

การเปรียบเทียบตัวทำปฏิกิริยาสำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้ง
ของอ้อยสำหรับกระบวนการฟิสเซอร์โทรปซ์



ปริญญานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
ปีการศึกษา 2559

การเปรียบเทียบตัวทำปฏิกิริยาสำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้ง
ของอ้อยสำหรับกระบวนการฟิสเซอร์โทรปซ์



ปริญญาานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปีการศึกษา 2559

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

COMPARATIVE GASIFYING AGENTS IN SUGARCANE LEFTOVER
GASIFICATION FOR FISCHER-TROPSCH PROCESS



A REPORT SUBMITTED IN PARTIAL FULFILLMENT OF THE REQUIREMENT
FOR THE DEGREE OF BACHELOR IN CHEMICAL ENGINEERING
FACULTY OF ENGINEERING
KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG
ACADEMIC YEAR 2016

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ปริญญานิพนธ์เรื่อง

การเปรียบเทียบตัวทำปฏิกิริยาสำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจาก
ส่วนเหลือทิ้งของอ้อยสำหรับกระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์

โดย

นายวรมธ กาญจนศร

อาจารย์ที่ปรึกษา

ผศ.ดร.ญาณิพร พ็ชรวรโชติ


สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์

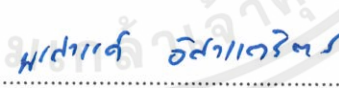
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปริญญานิพนธ์นี้ได้รับการพิจารณาอนุมัติให้นับเป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตร
วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี

คณะกรรมการตรวจสอบปริญญานิพนธ์


.....ประธานกรรมการ
(ผศ.ดร.ญาณิพร พ็ชรวรโชติ)


.....กรรมการ
(ผศ.ดร.ธนวรรณ พิณรัตน์)


.....กรรมการ
(ผศ.ดร.พรสวรรค์ อัสวแสงรัตน์)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ปริญญาานิพนธ์เรื่อง	การเปรียบเทียบตัวทำปฏิกิริยาสำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยสำหรับกระบวนการฟิสเซอร์โทรปซ์
โดย	นายวรเมธ กาญจนศร
ปริญญา	วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
ปีการศึกษา	2559
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์	ผศ.ดร.ญาณิพร พัทธวรโชติ

บทคัดย่อ

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลเป็นหนึ่งในกระบวนการที่น่าสนใจในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ โดยในโครงการนี้เลือกใช้ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยเป็นวัตถุดิบ ซึ่งแก๊สที่ได้มีจุดประสงค์เพื่อนำไปใช้สำหรับการผลิตเชื้อเพลิงเหลวสะอาดผ่านกระบวนการฟิสเซอร์โทรปซ์ ด้วยเหตุนี้โครงการจึงมุ่งเน้นที่จะพัฒนาแบบจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยการใช้ซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ เพื่อให้อัตราส่วนระหว่างไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เหมาะสมต่อการผลิตเชื้อเพลิงเหลวสะอาด ซึ่งกระบวนการนี้ควรดำเนินการร่วมกับการขจัดสิ่งปนเปื้อนและการปรับอัตราส่วนระหว่างไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ การจำลองกระบวนการจะทำได้โดยเปรียบเทียบการใช้ตัวทำปฏิกิริยาที่แตกต่างกัน ได้แก่ ไอน้ำ อากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศ พร้อมทั้งศึกษาอิทธิพลของภาวะดำเนินงานในเตาแก๊สซิฟายเพื่อหาภาวะที่เหมาะสมที่ทำให้ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด นอกจากนี้ยังศึกษาความเป็นไปได้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน ซึ่งจากการศึกษา พบว่าปริมาณแก๊สสังเคราะห์ที่ได้มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น และเริ่มคงที่ที่อุณหภูมิสูงกว่า 750 องศาเซลเซียส ซึ่งตัวทำปฏิกิริยาที่ให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด คือ ไอน้ำ โดยมีอัตราส่วนโมลของไอน้ำต่อชีวมวลที่เหมาะสมเท่ากับ 0.6 แต่การใช้ไอน้ำจะไม่สามารถดำเนินงานที่ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน ส่วนการใช้อากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศสามารถดำเนินงานที่ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน ซึ่งที่ภาวะนี้อากาศเป็นตัวที่ให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุดที่อัตราส่วนโมลของอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 1.309 นอกจากนี้ยังศึกษากระบวนการดูดซึมด้วยสารละลายมอนอเอทานอลามีนเพื่อลดไฮโดรเจนซัลไฟด์ให้ต่ำกว่า 1 มิลลิกรัมต่อลูกบาศก์เมตรที่ภาวะมาตรฐาน ซึ่งจากการศึกษา พบว่าความดันของหอดูดซึมที่เหมาะสมเท่ากับ 40 บาร์ จำนวนชั้นของหอดูดซึมเท่ากับ 10 และแก๊สสังเคราะห์ที่มีสัดส่วนโมลของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ต่ำกว่า 2 จะนำไปปรับสัดส่วนโดยเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สซิฟิเคชันก่อนนำไปใช้เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการฟิสเซอร์โทรปซ์

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Report Title	Comparative gasifying agents in sugarcane leftover gasification for Fischer-Tropsch process.
By	Mr. Worameth Kanjanasorn
Degree	Bachelor of Engineering
Program	Chemical Engineering
Year	2016
Advisor	Asst. Prof. Dr. Yaneeporn Patcharavorachot

ABSTRACT

Biomass gasification is one of attractive processes for syngas production. In this project, sugarcane leftover is selected to use as feedstock. The produced gas has a purpose to use for green liquid fuels production through Fischer-Tropsch process. Consequently, this project aims to develop the model of syngas production from sugarcane leftover by using AspenPlus™ simulation software. In order to obtain the optimal H₂/CO ratio for liquid fuels production, this process should be integrated with gas cleaning and H₂/CO ratio adjustment. The simulation was performed by comparing different gasifying agents, i.e., steam, air and steam-air. The effect of operating conditions in gasifier was also examined to find optimal conditions that provide the highest cold gas efficiency. In addition, the possibility of syngas production operated under a thermal self-sufficient condition was investigated. The results showed that syngas content increase significantly with an increase in temperature and it reaches a stable at temperature higher than 750°C. Gasifying agent that gives the highest cold gas efficiency is steam. The optimal steam to biomass molar ratio is 0.6. However, the thermal self-sufficient condition is not achieved in steam. While, using air and steam-air are possible. Under this condition, air offers the highest cold gas efficiency which the optimal air to biomass molar ratio is 1.309. Moreover, the absorption by MEA is studied to reduce H₂S in syngas (below 0.1 mg/Nm³). The results showed that the optimal pressure in absorber is 40 bar and number of tray equals to 10. If H₂/CO ratio in syngas is below 2, the water gas-shift reactor is required to adjust H₂/CO ratio.

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์เล่มนี้สำเร็จได้ด้วยความกรุณาจาก ผศ.ดร.ญาณิพร พัทธวรโชติ ผู้ซึ่งเป็นอาจารย์ที่ปรึกษาที่คอยให้ความช่วยเหลือ ให้คำปรึกษา อีกทั้งยังชี้แนะสิ่งที่ควรปรับปรุงต่างๆ ตลอดจนให้ความรู้ และถ่ายทอดประสบการณ์ที่ดีแก่ข้าพเจ้า

ขอขอบพระคุณ ดร.ณัฐนนท์ ไพบูลย์ศิลป์ อาจารย์ประจำภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ผู้ซึ่งชี้แนะข้อมูลเกี่ยวกับสารตั้งต้นที่นำมาใช้ในวิทยานิพนธ์ฉบับนี้

ขอขอบพระคุณ ผศ.ดร.อมรชัย อารมณ์วิธาน อาจารย์ประจำภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ผู้ซึ่งให้ความอนุเคราะห์ในการใช้ซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ ในการทำวิทยานิพนธ์ฉบับนี้

ขอขอบคุณ ดร.ศิษฐา อิมเอิบ ผู้ซึ่งให้คำปรึกษา แนะนำการจำลองกระบวนการ อีกทั้งยังเป็นผู้สร้างแรงบันดาลใจในการทำโครงการที่เกี่ยวข้องกับแนวทางการใช้ชีวมวล

ขอขอบคุณ นายณัฐนนท์ สกฤตคุณสวัสดิ์ ที่คอยให้คำปรึกษา สนับสนุน อีกทั้งยังช่วยชี้แนะแนวทางในการจำลองกระบวนการ

สุดท้ายนี้ขอขอบพระคุณผู้มีพระคุณที่ไม่ได้กล่าวนาม รวมไปถึงบิดา มารดาของข้าพเจ้าที่คอยสนับสนุน และให้กำลังใจจนวิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

สำหรับคุณงามความดีอันใดที่เกิดจากวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ ข้าพเจ้าขอมอบให้แก่บิดา มารดา ผู้ซึ่งเป็นที่รัก และเคารพยิ่งของข้าพเจ้า ตลอดจนครู อาจารย์ที่เคารพทุกท่านที่ได้ประสิทธิ์ประสาทความรู้ อีกทั้งยังถ่ายทอดประสบการณ์อันล้ำค่าแก่ข้าพเจ้า หากมีข้อผิดพลาดประการใด ข้าพเจ้าขออภัยมา ณ ที่นี้

วรเมธ กาญจนศร

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย.....	I
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ	II
กิตติกรรมประกาศ	III
สารบัญ.....	IV
สารบัญตาราง.....	VII
สารบัญรูป	X
สัญลักษณ์.....	XIII
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ที่มาและความสำคัญของโครงการ.....	1
1.2 วัตถุประสงค์.....	2
1.3 ขอบเขตการศึกษา.....	2
1.4 ประโยชน์ของโครงการ.....	3
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	4
2.1 พลังงานทดแทน (alternative energy).....	4
2.2 ชีวมวล (biomass).....	4
2.3 อ้อย (sugarcane).....	7
2.4 การวิเคราะห์โครงสร้างทางเคมีของชีวมวล	7
2.4.1 การวิเคราะห์แบบประมาณ (proximate analysis).....	7
2.4.2 การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (ultimate analysis).....	8
2.5 แก๊สซิฟิเคชัน (Gasification).....	8
2.5.1 การอบแห้ง (drying).....	8
2.5.2 การไพโรไลซิส (pyrolysis).....	8
2.5.3 การเผาไหม้ (combustion)	8
2.5.4 การรีดิวซ์ (reduction).....	9
2.6 เตาแก๊สฟายแบบฟลูอิดไคซ์เบดหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed gasifier).....	9

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญ (ต่อ)

หน้า

2.7 เทคโนโลยีชีวมวลสุ่ของเหลว (บีทีแอล) (biomass to liquid (BTL)).....	10
2.8 การสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปช์ (Fischer-Tropsch synthesis)	10
2.9 กระบวนการปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ (syngas treatment processes)	12
2.10 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	13
2.10.1 การผลิตแก๊สสังเคราะห์จากชีวมวลด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน.....	13
2.10.2 กระบวนการปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์.....	15
2.10.3 การผลิตเชื้อเพลิงเหลวสะอาดด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากชีวมวล ร่วมกับ กระบวนการสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปช์.....	16
บทที่ 3 วิธีดำเนินงาน.....	19
3.1 การผลิตแก๊สสังเคราะห์ด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย	19
3.1.1 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำ	19
3.1.2 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้อากาศ.....	19
3.1.3 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำร่วมกับอากาศ.....	20
3.1.4 รายละเอียดของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย	21
3.2 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์.....	23
3.2.1 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่ไม่ผ่านเครื่องปฏิกรณ์ วอเตอร์แก๊สชิฟต์.....	23
3.2.2 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่มีการผ่านเครื่องปฏิกรณ์ วอเตอร์แก๊สชิฟต์.....	24
3.2.3 รายละเอียดของกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์.....	25
3.3 วิธีการจำลองกระบวนการ.....	29
บทที่ 4 ผลและอภิปรายผลการจำลองกระบวนการ.....	36
4.1 การเปรียบเทียบผลจากการจำลองกระบวนการกับข้อมูลการทดลอง	36
4.2 ผลของภาวะดำเนินงานของเตาแก๊สฟาย.....	37
4.2.1 ไอน้ำ.....	37
4.2.2 อากาศ	43

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
4.2.3 ใอน้ำร่วมกับอากาศ.....	48
4.2.4 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการของแต่ละตัวทำปฏิกิริยา	54
4.3 ผลของภาวะดำเนินงานของหอดูดซึมโดยใช้สารละลายมอโนเอทานอลามีน	55
4.3.1 ผลของจำนวนชั้น และความดันของหอดูดซึมที่มีต่ออัตราการไหลของแก๊สกรดที่เหลือใน แก๊สสังเคราะห์ และร้อยละการดูดซึมแก๊สกรด.....	56
4.3.2 ผลของอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอโนเอทานอลามีนที่มีต่ออัตราการไหลของ แก๊สกรดที่เหลือในแก๊สสังเคราะห์ และร้อยละการดูดซึมแก๊สกรด.....	60
บทที่ 5 สรุปผลการดำเนินงาน.....	62
5.1 สรุปผลการจำลองกระบวนการ	62
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	63
เอกสารอ้างอิง.....	64
ภาคผนวก	67
ประวัติผู้เขียน.....	104

สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
2.1 คุณสมบัติของชีวมวลแต่ละชนิด	5
2.2 ผลการประเมินศักยภาพชีวมวลแต่ละชนิด	6
3.1 การวิเคราะห์แบบประมาณ (proximate analysis) และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (ultimate analysis) ของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ.....	22
3.2 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย	31
3.3 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่ไม่ผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน.....	32
3.4 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่มีการผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน.....	33
3.5 แสดงค่าพารามิเตอร์ที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์สำหรับระบบร่วมระหว่างกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันกับการสังเคราะห์ฟิซเซอร์ทรอปซ์.....	35
4.1 การวิเคราะห์แบบประมาณ (proximate analysis) และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (ultimate analysis) ของขานอ้อยคั่ว.....	37
4.2 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับข้อมูลการทดลอง	37
4.3 ภาวะดำเนินงานที่สามารถเกิดภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อนที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สซิฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส	53
4.4 ผลขององค์ประกอบ อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่ทำให้ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์สูงสุด และภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน.....	55
4.5 ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมของหอดูดซึม และผลของการจำลองกระบวนการหลังจากผ่านกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์สำหรับแต่ละตัวทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	61
ก.1 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อองค์ประกอบ และอัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล เท่ากับ 1.....	69
ก.2 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล เท่ากับ 1	70

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
ก.3	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊ซฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส... 71
ก.4	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่ออัตราการไหลแต่ละองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊ซฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส 72
ก.5	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊ซฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส 73
ก.6	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊ซฟายเท่ากับ 750 องศาเซลเซียส 74
ก.7	ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อองค์ประกอบ และอัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1 75
ก.8	ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1 76
ก.9	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊ซฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส... 77
ก.10	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่ออัตราการไหลแต่ละองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊ซฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส 78
ก.11	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊ซฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส 79
ก.12	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊ซฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส 80
ก.13	ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อองค์ประกอบ และอัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1 81

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
ก.14 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1	82
ก.15 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อองค์ประกอบ และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส.....	83
ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส	86
ข.1 ผลของจำนวนชั้น และความดันของหอดูดซึมที่มีต่ออัตราการไหลของแก๊สกรดที่เหลือในแก๊สสังเคราะห์ และร้อยละการดูดซึมแก๊สกรดโดยอัตราการป้อนสารละลายมอนอเอทานอลามีน เท่ากับ 500 กิโลโมลต่อชั่วโมง.....	100
ข.2 ผลของอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนที่มีต่ออัตราการไหลของแก๊สกรดที่เหลือในแก๊สสังเคราะห์ และร้อยละการดูดซึมแก๊สกรดโดยจำนวนชั้นหอดูดซึม เท่ากับ 10 และความดันเท่ากับ 40 บาร์.....	103

สารบัญรูป

รูปที่	หน้า
2.1	แผนผังสรุปการผลิตน้ำมันเชื้อเพลิงผ่านการสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปซ์..... 11
2.2	เทคโนโลยีการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบดูดซึมทางเคมี 12
3.1	กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำ 20
3.2	กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้อากาศ 21
3.3	กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำร่วมกับอากาศ..... 21
3.4	กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่ไม่ผ่านเครื่องปฏิกรณ์ วอเตอร์แก๊สชิฟต์ 27
3.5	กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่มีการผ่านเครื่องปฏิกรณ์ วอเตอร์แก๊สชิฟต์ 28
3.6	วิธีการจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์สำหรับระบบร่วมระหว่างกระบวนการ แก๊สซิฟิเคชันกับกระบวนการสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปซ์..... 29
4.1	ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อองค์ประกอบ และอัตราการไหลของ แก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล เท่ากับ 1..... 39
4.2	ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊ส สังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อ ชีวมวล เท่ากับ 1 39
4.3	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่อองค์ประกอบของ แก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สชิฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส... 41
4.4	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่ออัตราการไหลแต่ละ องค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สชิฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส 41
4.5	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อน ของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายใน เตาแก๊สชิฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส 42
4.6	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ใน กระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สชิฟายเท่ากับ 750 องศาเซลเซียส 42
4.7	ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อองค์ประกอบ และอัตราการไหลของ แก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1 45

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.8	ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1 45
4.9	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส... 46
4.10	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่ออัตราการไหลแต่ละองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส 46
4.11	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส 47
4.12	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส 47
4.13	ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อองค์ประกอบ และอัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1 51
4.14	ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1..... 51
4.15	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส 52
4.16	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส..... 52
4.17	ผลของจำนวนชั้น และความดันของหอดูดูดซึมที่มีต่ออัตราการไหลของแก๊สกรดที่เหลือในแก๊สสังเคราะห์โดยอัตราการป้อนสารละลายมอนอเอทานอลามีนเท่ากับ 500 กิโลโมลต่อชั่วโมง : (ก) คาร์บอนไดออกไซด์ และ (ข) ไฮโดรเจนซัลไฟด์ 57

สารบัญญรูป (ต่อ)

รูปที่

หน้า

- 4.18 ผลของจำนวนชั้น และความดันของหอดูดซึมที่มีต่อร้อยละการดูดซึมแก๊สกรดโดยอัตราการ
ป้อนสารละลายมอนอเอทานอลามีนเท่ากับ 500 กิโลโมลต่อชั่วโมง : (ก) คาร์บอนไดออกไซด์
และ (ข) ไฮโดรเจนซัลไฟด์..... 58
- 4.19 ผลของอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนที่มีต่ออัตราการไหลของแก๊ส
กรดที่เหลือในแก๊สสังเคราะห์ และร้อยละการดูดซึมแก๊สกรดโดยจำนวนชั้นหอดูดซึมเท่ากับ
10 และความดันเท่ากับ 40 บาร์ : (ก) คาร์บอนไดออกไซด์ และ (ข) ไฮโดรเจนซัลไฟด์ 59



สัญลักษณ์

สัญลักษณ์	ความหมาย	หน่วย
LTFT	กระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์อุณหภูมิต่ำ	
HTFT	กระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์อุณหภูมิสูง	
S/B	อัตราส่วนโมลของไอน้ำต่อชีวมวล	
A/B	อัตราส่วนโมลของอากาศต่อชีวมวล	
ER	อัตราส่วนโมลของอากาศต่อชีวมวล	
T_{Gs}	อุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานภายในเตาแก๊สฟาย	องศาเซลเซียส
P_{Gs}	ความดันที่ใช้ในการดำเนินงานภายในเตาแก๊สฟาย	บาร์
n_{H_2}	อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน	กิโลโมลต่อชั่วโมง
n_{CO}	อัตราการไหลเชิงโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์	กิโลโมลต่อชั่วโมง
$n_{Biomass}$	อัตราการไหลเชิงโมลของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย	กิโลโมลต่อชั่วโมง
LHV_{H_2}	ค่าความร้อนต่ำสุดของไฮโดรเจน	เมกกะจูลต่อโมล
LHV_{CO}	ค่าความร้อนต่ำสุดของคาร์บอนมอนอกไซด์	เมกกะจูลต่อโมล
$LHV_{Biomass}$	ค่าความร้อนต่ำสุดของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย	เมกกะจูลต่อโมล
CGE	ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์	
H_2+CO	ผลรวมของอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนกับคาร์บอนมอนอกไซด์	กิโลโมลต่อชั่วโมง

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ที่มาและความสำคัญของโครงการ

ปัจจุบันปริมาณการใช้พลังงานในประเทศไทยยังคงเติบโตสูงขึ้นตามการเติบโตทางเศรษฐกิจ จากรายงานสถานการณ์การใช้พลังงานขั้นสุดท้ายของประเทศไทยของกระทรวงพลังงาน [1] พบว่า สัดส่วนการใช้พลังงานส่วนใหญ่อยู่ในภาคอุตสาหกรรม และภาคการขนส่ง ซึ่งเมื่อจำแนกตามสาขา การใช้พลังงานจะพบว่า ร้อยละส่วนใหญ่มาจากน้ำมันสำเร็จรูป จากข้อมูลดังกล่าวชี้ให้เห็นว่า น้ำมันสำเร็จรูปมีความสำคัญต่อการขับเคลื่อนเศรษฐกิจ แต่ปริมาณของเชื้อเพลิงฟอสซิลทั่วโลกในปัจจุบันมีปริมาณที่ลดน้อยลงเรื่อยๆ นอกจากนี้ในกระบวนการผลิต หรือการนำไปใช้ยังก่อให้เกิดปัญหาในด้านมลพิษทางอากาศ ดังนั้น การศึกษา และวิจัยเพื่อหาเชื้อเพลิงที่มาจากแหล่งพลังงานทดแทนจึงเป็นทางเลือกที่น่าสนใจ

ชีวมวล (Biomass) ถือเป็นแหล่งพลังงานทางเลือกที่น่าสนใจ เนื่องจาก เป็นการหมุนเวียนของคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂ neutrality) หรือกล่าวคือ การไม่ปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สุทธิสู่ชั้นบรรยากาศ เพราะถือว่าในช่วงที่ปลูกมีการดูดซับการแพร่กระจายแก๊สพิษ และยังเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม นอกจากนี้ประเทศไทยยังคงมีสัดส่วนในภาคเกษตรกรรมที่สูง จึงทำให้เกิดสิ่งที่เหลืออยู่จากการทำเกษตรกรรมที่สูงเช่นเดียวกัน จากข้อมูลผลการประเมินศักยภาพพลังงานชีวมวลปี 2556 [2] พบว่า ชีวมวลที่เกิดจากอ้อยมีปริมาณสูงที่สุด โดยชีวมวลที่เกิดจากอ้อย ประกอบด้วย ใบอ้อย ยอดอ้อย และชานอ้อย ซึ่งใบและยอดอ้อย หรือเรียกรวมกันว่า ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย (sugarcane leftover) ถือว่ามีศักยภาพสูง เนื่องจากปริมาณคงเหลือที่ไม่ได้นำมาใช้ประโยชน์มีมาก อีกทั้งมีส่วนประกอบของไฮโดรเจน และคาร์บอนอยู่มาก ดังนั้น การนำใบและยอดอ้อยมาผลิตเพื่อเพิ่มมูลค่าจึงเป็นทางเลือกที่น่าสนใจ

ในปัจจุบันมีหลายเทคโนโลยีที่เปลี่ยนชีวมวลที่อยู่ในรูปของแข็งให้กลายเป็นพลังงานได้ และในจำนวนเทคโนโลยีที่มีอยู่ทั้งหมดนั้น กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) ถือเป็นวิธีการที่มีประสิทธิภาพสูงสุดสำหรับชีวมวล โดยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเริ่มต้นจากการใช้ถ่านหินเป็นเชื้อเพลิง แต่ปัจจุบันนำมาประยุกต์ใช้เป็นชีวมวลแข็งแทนได้ โดยทำปฏิกิริยากับตัวทำปฏิกิริยา (gasifying agent) เช่น อากาศ ออกซิเจน ไอน้ำ หรือคาร์บอนไดออกไซด์ เพื่อเกิดเป็นแก๊สสังเคราะห์ (synthesis gas) ถ่านชาร์ (char) และน้ำมันดิน (tar) นอกจากนี้กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันยังสามารถนำมาใช้ร่วมกับกระบวนการฟิชเชอร์ทรอปช์ (Fisher-Tropsch) หรือเรียกกระบวนการนี้ว่า BTL

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

(biomass to liquid) เพื่อผลิตเชื้อเพลิงเหลว ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่สะอาด ปราศจากกำมะถัน และพบปริมาณอะโรมาติกไฮโดรคาร์บอนน้อย โดยเมื่อนำไปเผาไหม้จะปล่อยแก๊สเสียในปริมาณที่ต่ำลง เมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงเหลวที่ได้มาจากน้ำมันดิบที่ผ่านกระบวนการกลั่น โดยก่อนที่จะนำแก๊สสังเคราะห์มาใช้เป็นสารตั้งต้นในการผลิตเชื้อเพลิงเหลว ต้องมีการกำจัดสิ่งเจือปนที่ติดมากับแก๊สสังเคราะห์ก่อน เช่น คาร์บอนไดออกไซด์ กำมะถัน น้ำมันดิน และอื่นๆ และต้องปรับอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ในแก๊สสังเคราะห์ให้เหมาะสมสำหรับกระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์

ในปัจจุบันประเทศไทยยังไม่มีโรงงานอุตสาหกรรมที่ใช้ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยเป็นวัตถุดิบในการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน เพื่อนำไปผลิตเชื้อเพลิงเหลว ดังนั้น โครงการนี้จัดทำขึ้นเพื่อจำลองกระบวนการโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป AspenPlus™ โดยมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ให้ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด และศึกษาความเป็นไปได้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะที่พึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน โดยเปรียบเทียบระหว่างตัวทำปฏิกิริยาที่ต่างกัน คือ ไอน้ำ อากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศ

1.2 วัตถุประสงค์

ศึกษาและพัฒนาแบบจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย เพื่อใช้เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงเหลวสะอาดจากกระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์ เพื่อหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ให้ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด และศึกษาความเป็นไปได้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะที่พึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อนโดยเปรียบเทียบตัวทำปฏิกิริยาที่ต่างกัน

1.3 ขอบเขตการศึกษา

1. ศึกษาและพัฒนาแบบจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์สำหรับใช้เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์ด้วยซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ เพื่อให้ได้แก๊สสังเคราะห์สะอาดที่ผ่านการปรับสภาพแล้วโดยใช้ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยเป็นสารตั้งต้น และเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับข้อมูลการทดลองเพื่อตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลอง

2. จำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์ด้วยวิธีแก๊สซิฟิเคชันโดยเปรียบเทียบระหว่างตัวทำปฏิกิริยาที่ต่างกัน คือ ไอน้ำ อากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศ เพื่อศึกษาอิทธิพลของภาวะดำเนินงานต่างๆ ในเตาแก๊สฟาย (gasifier) ที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ โดยมีรายละเอียดดังนี้

1) อุณหภูมิของเตาแก๊สฟาย (gasifier): ช่วงอุณหภูมิที่ศึกษา 500 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส

2) อัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศต่อชีวมวล: 0.04 ถึง 3.0

3) อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวล: 0.04 ถึง 3.0

3. จำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์ด้วยวิธีแก๊สซิฟิเคชันโดยเปรียบเทียบระหว่างตัวทำปฏิกิริยาที่ต่างกัน คือ ไอน้ำ อากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศ เพื่อศึกษาผลของอัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศต่อชีวมวล อัตราส่วนโดยโมลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวลที่มีต่อผลรวมการใช้พลังงานของระบบ และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ (cold gas efficient)

4. จำลองกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ เพื่อศึกษาอิทธิพลของภาวะดำเนินงานต่างๆในหอดูดูดซึม (absorber) ที่มีต่อแก๊สกรด คือ ไฮโดรเจนซัลไฟด์ และคาร์บอนไดออกไซด์ โดยมีรายละเอียดดังนี้

1) จำนวนชั้นของหอดูดูดซึม: 2 ถึง 10 ชั้น

2) ความดันที่ใช้ในหอดูดูดซึม: 5.0 ถึง 50.0 บาร์

3) อัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีน: 100 ถึง 1,000

กิโลโมลต่อชั่วโมง

1.4 ประโยชน์ของโครงการ

1.4.1 สามารถออกแบบจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์สะอาดสำหรับกระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์จากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยได้

1.4.2 ทราบภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ให้ได้ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด และตัวทำปฏิกิริยาที่เกิดภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน

1.4.3 ทราบตัวทำปฏิกิริยาที่เหมาะสมสำหรับผลิตแก๊สสังเคราะห์เพื่อให้ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุดด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

1.4.4 ทราบภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมในการดูดซึมแก๊สกรดโดยใช้สารละลายมอนอเอทานอลามีน เพื่อให้ปริมาณไฮโดรเจนซัลไฟด์ในแก๊สสังเคราะห์ไม่เกินค่ากำหนดสำหรับป้อนเป็นสารตั้งต้นในกระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์

บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 พลังงานทดแทน (alternative energy)

พลังงานที่นำมาใช้แทนน้ำมันเชื้อเพลิง สามารถแบ่งตามแหล่งที่มาได้เป็น 2 ประเภท [3] คือ พลังงานทดแทนจากแหล่งที่ใช้แล้วหมดไป ได้แก่ ถ่านหิน แก๊สธรรมชาติ นิวเคลียร์ หินน้ำมัน เป็นต้น และพลังงานทดแทนที่ใช้แล้วสามารถหมุนเวียนมาใช้ได้อีก เรียกว่า พลังงานหมุนเวียน ได้แก่ แสงอาทิตย์ ลม ชีวมวล น้ำ ชยะ ไฮโดรเจน เป็นต้น

2.2 ชีวมวล (biomass)

มวลของพืช หรือวัสดุจากพืชชนิดต่างๆ ทั้งบนพื้นดิน ในน้ำ และในทะเล รวมถึงมีชีวิตชั้นต่ำ ตลอดจนมูลสัตว์และของเสียอินทรีย์จากโรงงานอุตสาหกรรมเกษตร [3] เช่น ชานอ้อย แกลบ ชี้เลี้ยง เป็นต้น เป็นแหล่งพลังงานหมุนเวียนที่กักเก็บพลังงานจากธรรมชาติในรูปของสารอินทรีย์ที่สำคัญ ธาตุหลักประกอบด้วย คาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน ไนโตรเจน และมีกำมะถันเล็กน้อย สำหรับ ค่าความร้อน และความหนาแน่น การวิเคราะห์ธาตุหลักโดยวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (ultimate analysis) และการวิเคราะห์แบบประมาณ (proximate analysis) เป็นปัจจัยสำคัญที่ต้องคำนึงถึง เพื่อพิจารณาถึงความเหมาะสมในการเลือกชีวมวลมาแปรรูปเป็นพลังงานรูปแบบอื่น ๆ และนอกจากนี้ปัจจัยสำคัญที่มีผลต่อการเลือกสารตั้งต้นที่นำมาใช้ในโรงงาน คือ ผลการประเมินศักยภาพพลังงานชีวมวลแต่ละชนิด ดังแสดงในตารางที่ 2.1 และ 2.2 ตามลำดับ

จากตารางที่ 2.1 และ 2.2 แสดงให้เห็นว่าศักยภาพของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยมีมากที่สุด เนื่องจากปริมาณที่คงเหลืออยู่ในประเทศไทยยังมีอยู่มาก อีกทั้งค่าความร้อนยังสูงอีกด้วย โดยทั่วไป หากไม่นำมาใช้ประโยชน์มักจะถูกเผาทิ้งโดยเสียเปล่า ซึ่งก่อให้เกิดปัญหาด้านสิ่งแวดล้อมตามมา ดังนั้นในโรงงานนี้จึงเลือกส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยเป็นชีวมวลเพื่อจำลองกระบวนการผลิต แก๊สสังเคราะห์สะอาดที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์

ตารางที่ 2.1 คุณสมบัติของชีวมวลแต่ละชนิด [4]

	ขาน้อย (Bangasse)	ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย (sugarcane leftover)	เปลือก (Rice husk)	ฟางข้าว (Rice straw)	ไม้ยางพารา (Rubber wood)	ใยปาล์ม (Palm oil fiber)	กะลาปาล์ม (Palm oil shell)	ทะลายปาล์ม (Palm oil EFB)	ลำต้นปาล์ม (Palm oil tree)	ซังข้าวโพด (Corn cob)	เหง้ามันสำปะหลัง (Cassava rhizome)	เปลือกไม้ยูคาลิปตัส (Eucalyptus bark)
การวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate analysis) ร้อยละโดยน้ำหนัก												
ความชื้น (Moisture)	50.73	9.20	12.00	10.00	45.00	38.5	12.00	58.60	48.40	40.00	59.40	60.00
ปริมาณคาร์บอนคงตัว (Fixed carbon)	5.86	16.90	18.80	18.90	7.71	14.39	16.30	8.90	11.70	13.68	8.10	9.56
สารระเหย (Volatile matter)	41.98	67.80	56.46	60.70	45.70	42.68	68.20	30.46	38.70	45.42	31.00	28.00
เถ้า (Ash)	1.43	6.10	12.65	10.39	1.59	4.42	3.50	2.03	1.20	0.90	1.50	2.44
การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate analysis) ร้อยละโดยน้ำหนัก												
คาร์บอน (Carbon)	21.33	41.6	37.48	38.17	25.58	30.82	44.44	21.15	23.90	28.19	18.76	18.60
ไฮโดรเจน (Hydrogen)	3.06	5.08	4.41	5.02	3.19	3.74	5.01	2.56	3.04	3.36	2.48	2.12
ออกซิเจน (Oxygen)	23.29	37.42	33.27	35.28	24.48	21.61	34.70	15.34	22.91	27.42	17.50	16.68
ไนโตรเจน (Nitrogen)	0.12	0.40	0.17	0.58	0.14	0.84	0.28	0.27	0.56	0.12	0.32	0.15
กำมะถัน (Sulfur)	0.03	0.17	0.04	0.09	0.02	0.08	0.02	0.04	0.06	0.03	0.04	0.02
เถ้า (Ash)	1.43	6.10	12.65	10.39	1.60	4.42	3.52	2.03	1.20	0.90	1.50	2.44
ความชื้น (Moisture)	50.73	9.20	12.00	10.00	45.00	38.5	12.00	58.60	48.40	40.00	59.40	60.00

ตารางที่ 2.2 ผลการประเมินศักยภาพชีวมวลแต่ละชนิด [5]

ชนิดชีวมวล	ปริมาณที่เกิด (ตัน)	ปริมาณที่นำไปใช้ประโยชน์แล้ว (ตัน)	ปริมาณคงเหลือ (ตัน)	ค่าความร้อน (TJ)	เทียบเท่าน้ำมันดิบ (ktoe)	เทียบเท่าไฟฟ้า (GW-h)	กำลังการผลิตติดตั้ง (MW)
1. ฟางข้าว	19,005,628.14	8,112,801.26	10,892,826.89	134,308.56	3,188.71	7,461.59	942.12
2. แกลบ	8,145,269.20	8,006,283.36	138,985.84	1,879.09	44.61	104.39	13.18
3. ใบและยอดอ้อย	17,016,248.08	1,845,487.74	15,170,760.34	234,843.37	5,575.58	13,046.85	1,647.33
4. ชานอ้อย	28,026,761.54	28,026,761.54	0	0	0	0	0
5. ยอด ใบและลำต้นข้าวโพด	9,315,603.52	465,780.18	8,849,823.34	86,993.76	2,065.38	4,832.99	610.23
6. ชังข้าวโพด	1,215,078.72	1,094,081.58	120,997.14	1,163.99	27.64	64.67	8.16
7. เหน้้ำมันสำหรับหลัง	6,045,508.40	164,196.52	5,881,311.88	32,288.40	766.58	1,793.80	226.49
8. กากมันสำหรับหลัง	1,813,652.52	1,813,652.52	0	0	0	0	0
9. เปลือกมันสำหรับหลัง	8,463,711.76	8,463,711.76	0	0	0	0	0
10. ลำต้นปาล์มน้ำมัน	1,957,280.00	-	1,957,280.00	14,757.89	350.38	819.88	103.52
11. ใบและทางปาล์ม	18,065,006.01	1,707,454.87	16,357,551.14	28,789.29	683.51	1,599.41	201.95
12. ทะลายปาล์มเปล่า	4,099,859.52	1,891,985.90	2,207,873.62	15,985.00	379.51	888.06	112.13
13. เส้นใยปาล์ม	2,434,291.59	2,434,291.59	0	0	0	0	0
14. กะลาปาล์ม	512,482.44	512,482.44	0	0	0	0	0
15. ใบและลำต้นถั่วเหลือง เขียว ลิสง	65,017.48	3,250.87	61,766.61	1,002.47	23.8	55.69	7.03
16. ตอ รากและกิ่งก้านไม้ยางพารา	1,094,365.00	218,873.00	875,492.00	5,751.98	136.56	319.55	40.35
17. ปลายไม้ยางพารา	2,626,476.00	2,626,476.00	0	0	0	0	0
18. ปีกไม้ยางพารา	2,626,476.00	2,626,476.00	0	0	0	0	0
19. ชีเสื่อและเศษไม้ยางพารา	656,619.00	656,619.00	0	0	0	0	0
20. จั่นและทะลายมะพร้าว	292,909.57	56,824.46	236,085.11	3,635.71	86.32	201.98	25.5
21. เปลือกและกากมะพร้าว	333,310.89	329,976.78	3,334.11	54.11	1.28	3.01	0.38
22. กะลามะพร้าว	252,508.25	230,540.03	21,968.22	393.89	9.35	21.88	2.76
23. เปลือกมะม่วงหิมพานต์	70,038.56	1,674.28	68,364.29	375.32	8.91	20.85	2.63
รวม	134,134,102.21	71,289,681.68	62,844,420.53	562,222.85	13,348.12	31,234.60	3,943.76

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.3 อ้อย (sugarcane)

เป็นพืชล้มลุก ใบเดี่ยวจำพวกหญ้า สูงประมาณ 2-5 เมตร ลำต้นสีม่วงแดง เส้นผ่านศูนย์กลาง 2-5 เซนติเมตร ใบยาวเรียว มีข้อปล้องชัดเจน ไม่แตกกิ่งก้าน ชื่อวิทยาศาสตร์ *Saccharum officinarum* L. Poaceae [3] เป็นพืชเศรษฐกิจที่เกษตรกรนิยมปลูกกันมากเพื่อผลิตน้ำตาล และได้ขานอ้อย (bagasse) เป็นของเหลือทิ้งจากกระบวนการผลิตน้ำตาล อดีตนิยมนำขานอ้อยมาผลิตกระดาษ ทำปุ๋ย หรือวัสดุคลุมดิน ปัจจุบันใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับหม้อไอน้ำ หรือเตาเผาในโรงงานเกือบทั้งหมด นอกจากนี้ ยังนำกากน้ำตาล (molasses) ซึ่งเป็นของเหลือจากการตกผลึกน้ำตาลมาหมักเพื่อผลิตเอทานอลได้ ส่วนยอดและใบอ้อย หรือเรียกรวมกันว่า ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย เป็นของเหลือทิ้งที่เกิดบนพื้นที่เพาะปลูก เมื่อมีการเก็บเกี่ยวส่วนใหญ่จะถูกเผาทิ้ง เพื่อเตรียมพื้นที่สำหรับเพาะปลูกในรอบต่อไป ซึ่งการเผาทำให้ก่อมลพิษ ฝุ่น และควันที่เป็นอันตราย ถ้ามีการจัดเก็บที่เป็นระบบจะมีศักยภาพในการผลิตพลังงานสูง

2.4 การวิเคราะห์โครงสร้างทางเคมีของชีวมวล

นำมาเพื่อพิจารณาความเป็นไปได้ในการเลือกชีวมวลมาใช้เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยแบ่งได้เป็น 2 วิธี [3] คือ

2.4.1 การวิเคราะห์แบบประมาณ (proximate analysis)

การวิเคราะห์หาโครงสร้าง และองค์ประกอบหลักของเชื้อเพลิง จำแนกเป็น 4 กลุ่ม ดังนี้

2.4.1.1 ความชื้น (Moisture)

ปริมาณน้ำที่มีอยู่ในชีวมวล ซึ่งส่วนมากชีวมวลที่เป็นผลผลิตทางการเกษตรมักจะมี ความชื้นค่อนข้างสูง และหากพิจารณาในด้านการนำไปใช้ด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะต้องมีความชื้นไม่เกิน 30 เปอร์เซ็นต์ [13]

2.4.1.2 สารระเหย (Volatile matter)

ส่วนประกอบที่สามารถลุกไหม้ได้ง่าย หากชีวมวลมีค่าสารระเหยที่สูง แสดงว่าติดไฟได้ง่าย

2.4.1.3 คาร์บอนคงตัว (Fixed carbon)

ส่วนประกอบที่สามารถเผาได้ ซึ่งเป็นส่วนที่ให้ความร้อน โดยหากค่าคาร์บอนคงตัวสูงจะให้ความร้อนที่สูงตาม

2.4.1.4 ี่เถ้า (Ash)

ส่วนประกอบที่เผาไหม้ไม่ได้ กล่าวคือ เป็นส่วนที่เหลือหลังจากเผาไหม้

2.4.2 การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (ultimate analysis)

การวิเคราะห์หาสัดส่วนของธาตุ ทำให้ทราบองค์ประกอบของธาตุสำคัญต่างๆ ในเชื้อเพลิง เช่น คาร์บอน (C) ไฮโดรเจน (H) ไนโตรเจน (N) ออกซิเจน(O) และกำมะถัน (S) เพื่อใช้ในการหาค่าความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ โดยจะรายงานเป็นปริมาณร้อยละของธาตุต่างๆ

2.5 แก๊สซิฟิเคชัน (Gasification)

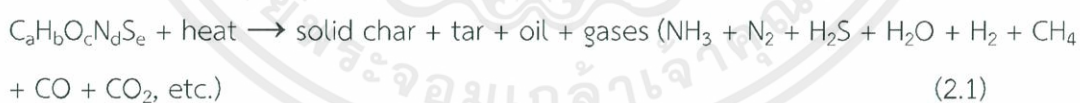
การเปลี่ยนทางอุณหเคมี (thermochemical conversion) ของเชื้อเพลิงแข็งให้เป็นแก๊สเชื้อเพลิง หรือกล่าวคือ การเกิดปฏิกิริยาระหว่างคาร์บอนกับออกซิเจน และ/หรือไอน้ำ ส่วนใหญ่ ดำเนินการที่อุณหภูมิสูงประมาณ 800 ถึง 1,300 องศาเซลเซียส ในภาวะออกซิเจนจำกัด และเกิดการเผาไหม้บางส่วน (partial oxidation) ประกอบด้วยกระบวนการย่อย 4 กระบวนการ [6] ดังนี้

2.5.1 การอบแห้ง (drying)

เป็นกระบวนการที่สารระเหย และน้ำจะถูกกำจัดออกจากเชื้อเพลิง หรือชีวมวลโดยความร้อนที่ใช้ในการระเหยสูงสุดอยู่ที่ประมาณ 160 องศาเซลเซียส ถึง 350 องศาเซลเซียส

2.5.2 การไพโรไลส์ (pyrolysis)

เป็นขั้นตอนแรกของการเปลี่ยนแปลงเมื่อเชื้อเพลิงได้รับความร้อน ในขั้นการไพโรไลส์ปฐมภูมิ (primary pyrolysis) สารระเหยถูกปลดปล่อยและเริ่มเกิดถ่านชาร์ ตามด้วยปฏิกิริยาทุติยภูมิ (secondary reaction) ที่ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่เป็นของแข็ง ได้แก่ ถ่านชาร์หรือคาร์บอน ผลิตภัณฑ์ของเหลว ได้แก่ ทาร์ ไฮโดรคาร์บอนหนัก และน้ำ และผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊ส ได้แก่ คาร์บอนมอนอกไซด์ ไอน้ำ คาร์บอนไดออกไซด์ ไฮโดรคาร์บอนเบา โดยปฏิกิริยาทั้งหมดภายในกระบวนการไพโรไลส์รวมได้ ดังสมการ [7]



2.5.3 การเผาไหม้ (combustion)

ในส่วนนี้ผลิตภัณฑ์ที่เป็นสารระเหย และถ่านชาร์จะทำปฏิกิริยากับออกซิเจน เพื่อเกิดผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊ส คือ คาร์บอนไดออกไซด์ และคาร์บอนมอนอกไซด์ โดยปฏิกิริยาที่เป็นไปได้ในกระบวนการ มีดังนี้

การสันดาป (Combustion)



2.5.4 การรีดิวซ์ (reduction)

ในกระบวนการนี้ถ่านชาร์จะทำปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำ เพื่อผลิตแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ และไฮโดรเจน โดยปฏิกิริยาที่เป็นไปได้ในกระบวนการ มีดังนี้

ปฏิกิริยาแก๊ส-น้ำ (Water gas)



ปฏิกิริยาบูดูอาร์ด (Boudouard)



ปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สชิฟต์ (Water-gas shift)



ปฏิกิริยาเมเทนชัน (Methanation)



ปฏิกิริยารีฟอร์มมีเทนด้วยไอน้ำ (Methane steam reforming)



ปฏิกิริยารีฟอร์มมีเทนด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ (Methane dry reforming)



2.6 เตาแก๊สฟลายแบบฟลูอิดไคซ์เบดหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed gasifier)

มีลักษณะการทำงานที่ค่อนข้างซับซ้อน เหมาะกับเชื้อเพลิงแข็งที่มีอนุภาคขนาดเล็ก ความหนาแน่นต่ำ เพื่อให้สามารถเกิดภาวะฟลูอิดไคซ์เซชัน (Fluidization) ภายในเตา โดยเบดจะถูกหมุนอยู่ในห้องเผาไหม้ (Reactor) และไซโคลน (Cyclone) ซึ่งในไซโคลนนี้จะเป็นส่วนที่ใช้ในการแยกซีเถ้าออกทางด้านล่าง ส่วนถ่าน (char) ที่ยังเหลือจะถูกป้อนกลับเข้าไปในห้องเผาไหม้อีกครั้งหนึ่ง ซึ่ง

ข้อดีของเตาประเภทนี้ [7] คือ การสัมผัสระหว่างอากาศ หรือสารร่วมทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงมี ประสิทธิภาพ ดำเนินงานได้ที่อุณหภูมิ 800 ถึง 900 องศาเซลเซียส ซึ่งต่ำกว่าอุณหภูมิการ หลอมเหลวของเถ้า เพื่อป้องกันโอกาสเกิดปัญหาเถ้าเกาะตัว (agglomeration)

2.7 เทคโนโลยีชีวมวลสุของเหลว (บีทีแอล) (biomass to liquid (BTL))

การผลิตเชื้อเพลิงเหลวสังเคราะห์จากชีวมวลผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับ กระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์ โดยสามารถเลือกใช้ชีวมวลเป็นวัตถุดิบตั้งต้นได้หลายชนิด เช่น แกลบ ชังข้าวโพด กะลาปาล์ม ทะลายปาล์ม ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย เป็นต้น สามารถนำเชื้อเพลิงเหลว หรือน้ำมันสังเคราะห์มาใช้ทดแทนน้ำมันปิโตรเลียมได้โดยตรง และลดการเกิดมลพิษจากการใช้งาน เนื่องจากปราศจากกำมะถัน มีปริมาณสารประกอบอะโรมาติกต่ำเกิดเขม่าน้อย [3]

2.8 การสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปซ์ (Fischer-Tropsch synthesis)

การเปลี่ยนทางอุณหเคมีที่เปลี่ยนถ่านหิน หรือชีวมวลเป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนเหลว ทางอ้อมโดยผ่านปฏิกิริยาการแก๊สซิฟิเคชันเป็นแก๊สสังเคราะห์ก่อน เพื่อนำมาสังเคราะห์ต่อด้วย ปฏิกิริยาฟิชเชอร์ทรอปซ์ ได้สารประกอบไฮโดรคาร์บอนผสมที่มีอะตอมคาร์บอนระหว่าง 1 ถึง 23 อะตอมขึ้นไป [3] อุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานอยู่ในช่วง 190 ถึง 350 องศาเซลเซียส และความดัน 15 ถึง 40 บาร์ สามารถแบ่งการดำเนินงานออกเป็น 2 รูปแบบ [7] คือ ฟิชเชอร์ทรอปซ์อุณหภูมิต่ำ (low-temperature Fischer-Tropsch, LTFT) ดำเนินงานที่อุณหภูมิต่ำในช่วง 190 ถึง 240 องศาเซลเซียส และฟิชเชอร์ทรอปซ์อุณหภูมิสูง (high-temperature Fischer-Tropsch, HTFT) ดำเนินงานที่อุณหภูมิในช่วง 300 ถึง 350 องศาเซลเซียส โดยตัวเร่งปฏิกิริยาออกไซด์ของโลหะทั่วไป ที่ใช้ คือ โคบอลต์ และเหล็ก ซึ่งโคบอลต์ และเหล็กเป็นตัวเร่งที่เหมาะสมสำหรับรูปแบบ ฟิชเชอร์ทรอปซ์อุณหภูมิต่ำ เพื่อผลิตไข (waxes) และดีเซล (diesel) ส่วนรูปแบบฟิชเชอร์ทรอปซ์ อุณหภูมิสูงมีตัวเร่งที่เหมาะสม คือ เหล็ก เพื่อผลิตเบนซิน ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการจะเป็น สารประกอบไฮโดรคาร์บอนผสม ซึ่งมีความยาวของสายไฮโดรคาร์บอน หรือส่วนประกอบอื่นๆ ที่แตกต่างกัน ดังนั้น เชื้อเพลิงเหลวที่ได้ต้องนำมาผ่านการปรับปรุงคุณภาพ และการแยกต่างๆก่อน เช่น การแตกตัวด้วยไฮโดรเจน หรือการกลั่นโดยใช้หอกลั่น เป็นต้น เพื่อให้ได้ส่วนกลั่นที่เป็นผลิตภัณฑ์ทาง การค้า ได้แก่ ดีเซล เบนซิน น้ำมันก๊าด แก๊สหุงต้ม น้ำมันหล่อลื่น และมีเทน สำหรับแผนผังสรุป กระบวนการผลิตเชื้อเพลิงเหลวจากกระบวนการสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปซ์ แสดงดังรูปที่ 2.1

สำหรับปฏิกิริยาที่เป็นไปได้ในกระบวนการสังเคราะห์ฟิซเซอร์ทรอปซ์ มีดังนี้

ปฏิกิริยาการเกิดแอลเคน (Alkanes)



ปฏิกิริยาการเกิดแอลคีน (Alkenes)



ปฏิกิริยาการเกิดแอลกอฮอล์ (Alcohol)



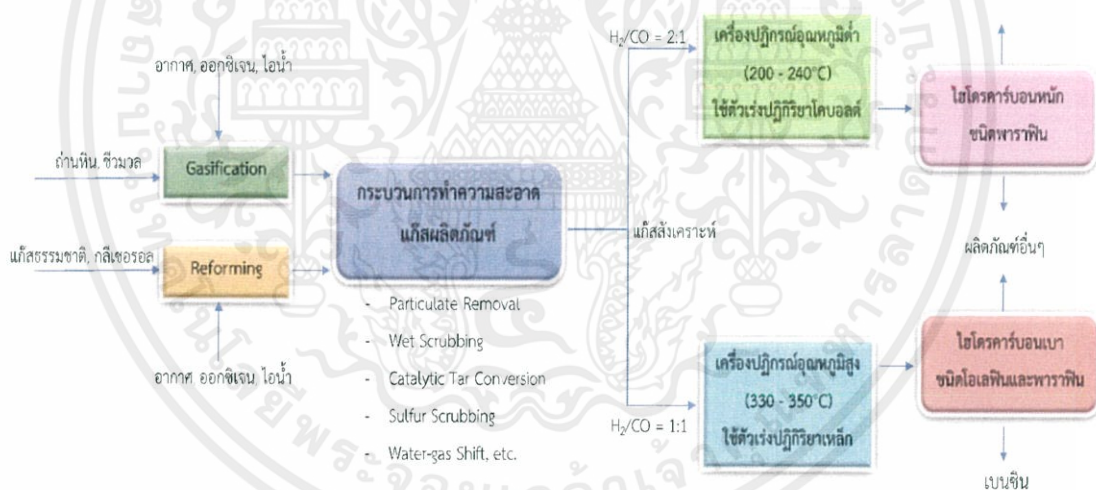
ปฏิกิริยาการเกิดแอลกอฮอล์ (Methane)



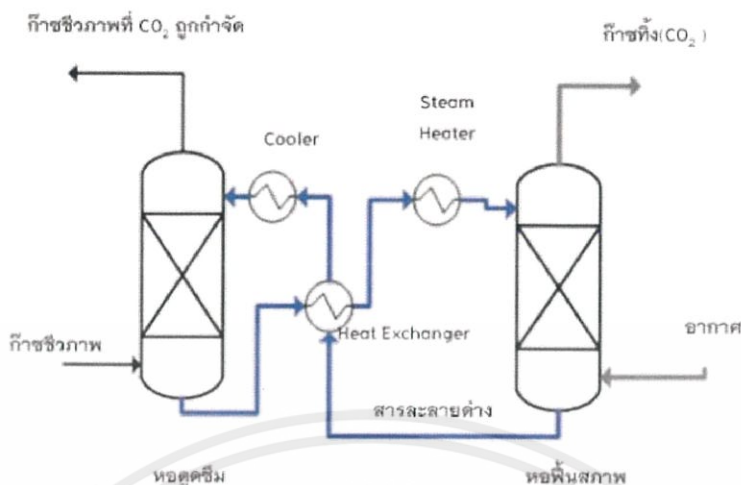
ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟท์ (Water-gas shift)



ปฏิกิริยาบูดูอาร์ด (Boudouard)



รูปที่ 2.1 แผนผังสรุปการผลิตน้ำมันเชื้อเพลิงผ่านการสังเคราะห์ฟิซเซอร์ทรอปซ์



รูปที่ 2.2 เทคโนโลยีการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบดูดซึมทางเคมี

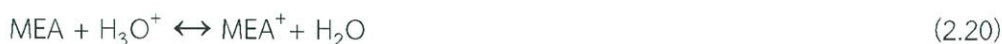
2.9 กระบวนการปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ (syngas treatment processes)

เนื่องจากสิ่งปนเปื้อนในแก๊สสังเคราะห์ เช่น คาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) มีผลต่อค่าความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ ผลต่อการกัดกร่อนอุปกรณ์ ผลต่อการก่อตัวเป็นไฮเดรต (Hydrate) ซึ่งจะมีผลต่อการอุดตัน กัดกร่อนระหว่างการไหลผ่านท่อ และผลต่อตัวเร่งปฏิกิริยาในกระบวนการสังเคราะห์ฟิซเซอร์ทอปซ์ ดังนั้น การปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์จึงจำเป็นก่อนนำมาใช้งาน ซึ่งมีกรรมวิธีที่ใช้ในการปรับสภาพด้วยหลายวิธี เช่น เทคนิคการดูดซึม (adsorption) เทคนิคการดูดซับ (absorption) และเทคนิคการเลือกผ่านโดยใช้เมมเบรน (membrane) ซึ่งการเลือกใช้เทคโนโลยีที่กล่าวมานั้นจะขึ้นอยู่กับลักษณะของผลิตภัณฑ์แก๊สผสมที่ได้จากกระบวนการ โดยในที่นี้เลือกใช้กระบวนการการดูดซึมทางเคมี (Chemical absorption) [8]

สำหรับกระบวนการนี้อาศัยสารละลายเคมี ซึ่งเหมาะกับการมีแก๊สกรดในสัดส่วนที่สูง เช่น ไฮโดรเจนซัลไฟด์ หรือคาร์บอนไดออกไซด์ กล่าวคือการใช้ตัวดูดซึมทางเคมีที่มีคุณสมบัติเป็นเบส โดยให้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ หรือไฮโดรเจนซัลไฟด์ในแก๊สสังเคราะห์ละลายในตัวดูดซึมทางเคมี ซึ่งหลักการของกระบวนการนี้ คือ อาศัยความแตกต่างด้านความสามารถในการละลายของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และแก๊สสังเคราะห์ในตัวดูดซึมทางเคมี ซึ่งตัวดูดซึมทางเคมีสามารถฟื้นฟูสภาพ (regenerate) ได้โดยการให้ความร้อนที่มีพลังงานสูงกว่าพลังงานพันธะเคมีระหว่างตัวดูดซึมทางเคมีและไฮโดรเจนซัลไฟด์ หรือคาร์บอนไดออกไซด์ ตัวอย่างตัวดูดซึมทางเคมีที่ใช้ในปัจจุบัน เช่น สารละลายที่มีอนุพันธ์ของหมู่ฟังก์ชันเอมีน และสารละลายแอมโมเนีย [9] โดยตัวอย่างสมการที่อธิบายกลไกการดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้สารมอโนเอทาโนลามีน (Monoethanolamine; MEA) มีดังนี้ [10-11]

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ปฏิกิริยารับโปรตอน (amine protonation)



ปฏิกิริยาสร้างไบคาร์บอเนต (bicarbonate formation)



ปฏิกิริยาสร้างคาร์บอเนต (carbonate formation)



ปฏิกิริยาสร้างคาร์บาเมต (carbamate formation)



ปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส (water hydrolysis)



ปฏิกิริยาแตกตัวไฮโดรเจนซัลไฟด์ (hydrogen sulphide deprotonation)



องค์ประกอบของระบบจะมีหอดูดซึม และหอคืนสภาพ (Regenerator) ในกรณีที่มีการไล่แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากสารละลาย และวนสารละลายกลับไปใช้ใหม่ ภายในหอดูดซึมกลางพลาสติกเพื่อเพิ่มพื้นที่ผิวในการถ่ายเทมวล ดังแสดงในรูปที่ 2.2

2.10 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.10.1 การผลิตแก๊สสังเคราะห์จากชีวมวลด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

Chutichat B. และคณะ [12] เสนอการพัฒนาแบบจำลองของเตาแก๊สซิฟายแบบฟลูอิดไธด์เบดหมุนเวียนโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป AspenPlus™ เพื่อวิเคราะห์ปัจจัยหลักในการดำเนินงานที่มีผลต่อประสิทธิภาพของเตาแก๊สซิฟายแบบฟลูอิดไธด์เบดหมุนเวียน สำหรับการผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่มีสัดส่วนไฮโดรเจนสูงโดยให้ชีวมวลทำปฏิกิริยากับไอน้ำ จากการศึกษาพบว่าแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จากงานวิจัยนี้ได้ปริมาณไฮโดรเจนในช่วงร้อยละ 50 ถึง 60 โดยปริมาตร และแก๊สสังเคราะห์จะมีประสิทธิภาพสูงสุดที่อุณหภูมิในช่วง 650 ถึง 700 องศาเซลเซียส ซึ่งที่อุณหภูมิของไอน้ำที่สูงจะทำให้การหมุนเวียนพลังงานภายในเตาแก๊สซิฟายไม่เพียงพอ จึงส่งผลทำให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนรวมของกระบวนการลดลงเหลือร้อยละ 16 นอกจากนี้ยังพบว่า การใช้ตัวทำปฏิกิริยาร่วมกันระหว่างอากาศ และไอน้ำ สามารถหลีกเลี่ยงการใช้พลังงานในกระบวนการที่สูง แต่จะทำให้ไฮโดรเจนที่ผลิตได้ลดลง ดังนั้น งานวิจัยนี้จึงเป็นแนวทางในการเลือกใช้เตาแก๊สซิฟาย เนื่องจากงานวิจัยนี้กล่าวว่า

เตาแก๊สฟลายแบบฟลูอิดไธซ์เบดหมุนเวียนถูกนำมาใช้อย่างแพร่หลายในเชิงการค้า เพราะมีข้อดีหลายประการ เช่น การผสมกันของของแข็งที่ดี ประสิทธิภาพเชิงความร้อนที่สูง และความสามารถในการขยายขนาดของอุปกรณ์ นอกจากนี้ยังได้แนวทางการกำหนดขอบเขตการศึกษาของปัจจัยหลักในการดำเนินงานของเตาแก๊สฟลาย

Im-orb K. และคณะ [13] ทำการวิเคราะห์การผลิตแก๊สสังเคราะห์จากฟางข้าวด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป AspenPlus™ ในการจำลองกระบวนการซึ่งตัวทำปฏิกิริยาที่ถูกนำมาใช้เป็นปัจจัยในการพิจารณา คือ ไอน้ำร่วมกับอากาศ และไอน้ำร่วมกับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการปรับอัตราส่วนโดยโมลไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ในแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน นอกจากนี้ยังศึกษาผลกระทบของการเปลี่ยนอัตราส่วนตัวทำปฏิกิริยาเทียบกับสัดส่วนผลได้ของแก๊สสังเคราะห์อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ พลังงานทั้งหมดที่ใช้ในระบบ และประสิทธิภาพของแก๊ส ซึ่งขอบเขตอุณหภูมิที่ศึกษาอยู่ในช่วง 500 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส จากการศึกษา พบว่า ตัวทำปฏิกิริยาทั้งสองระบบได้สัดส่วนผลได้ของแก๊สสังเคราะห์ที่เพิ่มขึ้นเป็นนัยสำคัญจนเริ่มคงที่ที่อุณหภูมิสูงกว่า 700 องศาเซลเซียส โดยระบบไอน้ำร่วมกับคาร์บอนไดออกไซด์จะให้อัตราการผลิตที่สูงกว่า แต่ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ต่ำกว่าด้านพลังงานทั้งหมดที่ใช้ในระบบ พบว่า ระบบที่ใช้ไอน้ำร่วมกับอากาศมีการใช้พลังงานน้อยกว่า และมีช่วงที่ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน ดังนั้น งานวิจัยนี้สามารถนำมาเป็นแนวทางในการศึกษาอิทธิพลของตัวทำปฏิกิริยาร่วมระหว่างไอน้ำและอากาศที่มีผลต่อกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากชีวมวล และทำให้ทราบช่วงขอบเขตของอุณหภูมิที่ใช้ในการศึกษาในโครงการ

Sommas K. และคณะ [14] ทำการทดลองเพื่อหาค่าศักยภาพของแก๊สสังเคราะห์จากเศษไม้ยางพาราโดยใช้เตาแก๊สฟลายฟลูอิดไธซ์แบบฟองแก๊ส ซึ่งในการทดลองใช้ตัวทำปฏิกิริยาเป็นอากาศ และมีขอบเขตการศึกษาของอัตราส่วนระหว่างอากาศกับชีวมวลอยู่ในช่วง 0.32 ถึง 0.43 จากการศึกษาพบว่า การเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศกับชีวมวลจะทำให้อุณหภูมิของเตาแก๊สฟลายสูงขึ้น ซึ่งส่งผลให้สัดส่วนผลได้ของแก๊สสังเคราะห์เพิ่มสูงขึ้น และสัดส่วนผลได้น้ำมันดินลดต่ำลง นอกจากนี้ยังส่งผลต่อค่าความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ลดต่ำลง เนื่องจากผลของไนโตรเจน และงานวิจัยนี้ยังทำการประเมินทางด้านเศรษฐศาสตร์ของแก๊สสังเคราะห์ในด้านการนำไปใช้ให้ความร้อน และผลิตกระแสไฟฟ้า โดยพบว่า การนำแก๊สสังเคราะห์จากไม้ยางพาราเข้ามาใช้ให้ความร้อนแทนน้ำมันหนักหรือแก๊สธรรมชาติสามารถลดค่าดำเนินงานต่อปีประมาณร้อยละ 70 และ 50 ตามลำดับ แต่ในด้านการนำไปผลิตกระแสไฟฟ้ายังไม่ใช่ตัวเลือกที่น่าสนใจ เนื่องจากราคาไฟฟ้าที่ผลิตได้ในประเทศไทยมีราคาสูง และต้องใช้เทคโนโลยีในการกำจัดสารปนเปื้อนในแก๊สสังเคราะห์ จากงานวิจัยนี้ จึงทำให้

ทราบถึงแนวโน้มการใช้ชีวมวลกับอากาศที่เป็นตัวทำปฏิกิริยา และความคุ้มค่าในการผลิตในเชิงเศรษฐศาสตร์ของแก๊สสังเคราะห์

จากงานวิจัยข้างต้น Sommas K. และคณะ [15] ได้ทำการศึกษาเพิ่มเติมโดยพิจารณาผลของความชื้นของเศษไม้ยางพารา เนื่องจาก โดยทั่วไปเศษไม้ยางพารามีความชื้นสูง จึงทำให้ก่อนเข้ากระบวนการแก๊สซิเคชัน ต้องทำการลดความชื้นเพราะหากความชื้นของเศษไม้ยางพาราเกินกว่าร้อยละ 30 จะทำให้ไม่สามารถนำมาดำเนินการได้ ในงานวิจัยนี้จึงผสมเศษยางรถยนต์ลงไปเพื่อลดความชื้นแทนการอบแห้ง จากการศึกษา พบว่า ผลของความชื้นที่สูงของเศษไม้ยางพาราทำให้อุณหภูมิเตาแก๊สซิฟายลดลง องค์กรประกอบของคาร์บอนมอนอกไซด์ และไฮโดรเจนในแก๊สสังเคราะห์ลดลง จึงเป็นผลให้ค่าความร้อนและประสิทธิภาพพลต่ำลง ส่วนการผสมเศษยางรถยนต์ที่มากขึ้นจะช่วยเพิ่มค่าความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และลดอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อชีวมวล ซึ่งเมื่อเทียบแบบไม่ผสมยางรถยนต์จะมีค่าลดอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อชีวมวลที่ต่ำกว่า จึงนำไปสู่การเพิ่มสัดส่วนคาร์บอนมอนอกไซด์ต่อคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สสังเคราะห์ แต่การผสมเศษยางรถยนต์เพิ่มเข้าไบนั้น ส่งผลให้มีปริมาณเถ้าลอยเพิ่มขึ้น แต่อย่างไรก็ตามประสิทธิภาพโดยรวมของกระบวนการแก๊สซิเคชันจากเศษไม้ยางพาราที่มีความชื้นสูงร่วมกับเศษยางรถยนต์ มีค่าเพิ่มสูงขึ้นแบบมีนัยสำคัญ เมื่อเทียบกับการใช้เศษไม้ยางพาราความชื้นสูงเพียงอย่างเดียว ซึ่งจากการศึกษางานวิจัยนี้ทำให้ได้แนวทางในการกำหนดขอบเขตความชื้น เนื่องจากทราบความชื้นสูงสุดที่เตาแก๊สซิฟายสามารถดำเนินงานได้ และแนวโน้มผลกระทบจากความชื้นของชีวมวล

2.10.2 กระบวนการปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์

Shehzad A. และคณะ [16] เสนอการวิเคราะห์แบบจำลองสำหรับผลิตแก๊สสังเคราะห์จากขยะมูลฝอยในปากีสถานที่ทำปฏิกิริยากับออกซิเจนผ่านกระบวนการแก๊สซิเคชันโดยใช้เตาแก๊สซิฟายฟลูอิดไชด์เบดหมุนเวียนร่วมกับกระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยการดักจับโดยใช้สารเคมี โดยในงานวิจัยนี้เลือกใช้ขยะมูลฝอยก็เพื่อช่วยลดปริมาณขยะที่จะนำไปกำจัดด้วยกระบวนการฝังกลบผลที่ได้จากการศึกษาในงานวิจัยนี้ พบว่า ปริมาณความชื้นที่สูงจะทำให้แก๊สสังเคราะห์มีประสิทธิภาพลดลง การเพิ่มปริมาณขยะมูลฝอยจะทำให้ต้องป้อนความร้อนที่สูงขึ้น ซึ่งเป็นการเพิ่มค่าดำเนินงานและอุณหภูมิของเตาแก๊สซิฟายมีผลต่อองค์กรประกอบของแก๊สสังเคราะห์มากกว่าปัจจัยอื่นๆ ซึ่งจากการศึกษางานวิจัยนี้จึงได้แนวทางในการศึกษากระบวนการปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ก่อนจะนำแก๊สสังเคราะห์ไปใช้เป็นสารตั้งต้นต่อไป ซึ่งจะมีขั้นตอนการจัดสิ่งเจือปน และการปรับอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์ให้เหมาะสม เช่น การเพิ่มความบริสุทธิ์ของ

แก๊สสังเคราะห์ด้วยกระบวนการดูดซึมโดยใช้สารที่มีหมู่เอมีนเป็นฟังก์ชัน เช่น MEA เป็นต้น และการปรับอัตราส่วนระหว่างไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์ผ่านปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซิฟต์

Chery-rod N. และคณะ [17] ได้ศึกษาการจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนจากกลีเซอรอลดิบโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป AspenPlus™ โดยวิเคราะห์ด้วยวิธีการหาค่าพลังงานอิสระของกิบส์ที่ต่ำที่สุด (Gibbs free energy minimization) เพื่อศึกษาผลของอุณหภูมิ ความดัน และอัตราส่วนโมลของไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และ อุณหภูมิและความดันในการดำเนินงานของเครื่องแยกแก๊ส-ของเหลวที่มีผลต่อร้อยละผลได้ของไฮโดรเจน ซึ่งจากการศึกษาทำให้ทราบภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และเครื่องแยกแก๊ส-ของเหลว โดยจากผลการจำลองกระบวนการ พบว่า แก๊สสังเคราะห์ที่ได้มีแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์อยู่ในปริมาณสูง จึงศึกษากระบวนการดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อปรับปรุงกระบวนการผลิต ซึ่งจากการศึกษาอิทธิพลของจำนวนชั้น ความดัน และความเข้มข้นของสารละลายมอนอเอทานอลามีน พบว่า เมื่อจำนวนชั้น ความดัน และความเข้มข้นของสารละลายมอนอเอทานอลามีนสูงขึ้นจะทำให้ดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้มากขึ้น ซึ่งภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม คือ ความดันของหอดูดซึมเท่ากับ 20 บรรยากาศ จำนวนชั้นของหอดูดซึมเท่ากับ 5 อัตราการป้อนสารละลายมอนอเอทานอลามีนเท่ากับ 4,834 กิโลกรัมต่อชั่วโมง โดยใช้ความเข้มข้นสารละลายมอนอเอทานอลามีนเท่ากับร้อยละ 40 โดยมวล ซึ่งภายใต้ภาวะดำเนินงานดังกล่าวจะมีแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เจือปนอยู่กับแก๊สสังเคราะห์ 50 ส่วนในล้านส่วน ดังนั้นจากงานวิจัยนี้ทำให้สามารถนำแนวทางการศึกษาอิทธิพลของหอดูดซึมที่ใช้สารละลายมอนอเอทานอลามีนมาใช้เพื่อลดปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สสังเคราะห์ก่อนนำไปเข้ากระบวนการอวเทอร์แก๊สซิฟต์ และกระบวนการสังเคราะห์ฟิซเซอร์ทรอปซ์ ตามลำดับ

2.10.3 การผลิตเชื้อเพลิงเหลวสะอาดด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากชีวมวล ร่วมกับกระบวนการสังเคราะห์ฟิซเซอร์ทรอปซ์

Im-orb K. และคณะ [18] ทำการวิเคราะห์ประสิทธิภาพ และหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมในการผลิตที่มีร้อยละผลได้ของดีเซลสูงที่สุด โดยวิเคราะห์ระบบที่ใช้ตัวทำปฏิกิริยาที่แตกต่างกัน คือ ออกซิเจนร่วมกับไอน้ำ และอากาศร่วมกับไอน้ำ ซึ่งในงานวิจัยนี้เลือกใช้ฟางข้าวเป็นสารป้อนในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน เนื่องจากเป็นแหล่งชีวมวลที่พบมากในประเทศไทย และแบบจำลองของเทคโนโลยีชีวมวลคู่ของเหลวนี้ประกอบด้วย 3 ส่วนหลัก คือ แก๊สซิฟิเคชัน การปรับสถานะของแก๊สซึ่งรวมถึงการรีฟอร์มม่าน้ำมันดินโดยใช้ไอน้ำกับปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซิฟต์ และการสังเคราะห์ฟิซเซอร์ทรอปซ์ จากการศึกษา พบว่า ผลกระทบของตัวทำปฏิกิริยาต่อประสิทธิภาพของทั้งสองระบบมีลักษณะเดียวกัน กล่าวคือ การเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลของออกซิเจนต่อชีวมวล ทำให้ผลิต

แก๊สสังเคราะห์ที่ได้มากขึ้นจนถึงจุดหนึ่งหลังจากนั้นจะลดลง นอกจากนี้ยังทำให้ต้องเพิ่มปริมาณไอน้ำ เพื่อคงภาวะที่พื้พาดตัวเองได้ทางความร้อนเพื่อลดพลังงานที่ให้กับระบบ อย่างไรก็ตามในระบบที่ใช้ อากาศร่วมกับไอน้ำ ต้องใช้อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อชีวมวลที่สูงกว่า แต่ปริมาณ แก๊สสังเคราะห์นั้นน้อยกว่า เนื่องจากผลของไนโตรเจน ส่วนการผลิตดีเซล พบว่า สัดส่วนโดยโมลของ ไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ในแก๊สสังเคราะห์ประมาณ 2 จะทำให้ได้อัตราการผลิตดีเซลที่สูงสุด แต่หากมองในด้านพลังงานรวมที่ใช้ภายในระบบ พบว่า ระบบที่ใช้อากาศร่วมกับไอน้ำมีการคายความร้อนที่สูงกว่าเสมอ ดังนั้น งานวิจัยนี้จึงเป็นแนวทางในการนำแบบจำลองของเทคโนโลยีชีวมวลสู่ ของเหลวมาประยุกต์ใช้ในส่วนของการปรับสถานะของแก๊ส เช่น สัดส่วนของแก๊สสังเคราะห์สะอาดที่เหมาะสมก่อนเข้าเตาปฏิกรณ์ฟิชเชอร์ทรอปซ์

Im-orb K. และคณะ [19] ทำการศึกษาผลของการนำแก๊สที่เหลือจากกระบวนการสังเคราะห์ ฟิชเชอร์ทรอปซ์กลับมาเป็นตัวทำปฏิกิริยาร่วมกับอากาศในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยพิจารณาเชิง เศรษฐศาสตร์ โดยในส่วนของการนำแก๊สที่เหลือจากกระบวนการสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปซ์ กลับมาเป็นตัวทำปฏิกิริยาจะพิจารณาผลของอัตราส่วนการนำแก๊สกลับมาใช้ และปริมาตรของ เตาปฏิกรณ์ฟิชเชอร์ทรอปซ์ต่อประสิทธิภาพของแก๊สสังเคราะห์ กระบวนการสังเคราะห์ ฟิชเชอร์ทรอปซ์ และประสิทธิภาพเชิงพลังงาน ส่วนการพิจารณาในเชิงเศรษฐศาสตร์ใช้หลักการมูลค่า ปัจจุบันสุทธิซึ่งเป็นตัวชี้วัดทางเศรษฐศาสตร์ โดยขอบเขตการศึกษาจะใช้อัตราส่วนโดยโมลของ ไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์เป็น 2.37 จากการศึกษา พบว่า ความเข้มข้นของ คาร์บอนไดออกไซด์ คาร์บอนมอนอกไซด์ และไฮโดรเจนในแก๊สที่เหลือจากฟิชเชอร์ทรอปซ์เพิ่มขึ้น เมื่ออัตราส่วนการนำแก๊สที่เหลือกลับมาใช้เพิ่มขึ้น นอกจากนี้ยังทำให้อัตราส่วนโดยโมลของออกซิเจน ต่อชีวมวลสูงขึ้น หากพิจารณาปริมาตรของเตาปฏิกรณ์ฟิชเชอร์ทรอปซ์ที่เพิ่มขึ้นจะให้ผลของความ เข้มข้นเช่นเดียวกัน แต่ปริมาณของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้ลดน้อยลง และผลต่อประสิทธิภาพของการ สังเคราะห์จากกระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์ จะพิจารณาจากการเปลี่ยนแปลงคาร์บอนมอนอกไซด์ โดยอัตราการผลิตดีเซลจะเพิ่มขึ้น เมื่อปริมาตรของเตาปฏิกรณ์ฟิชเชอร์ทรอปซ์เพิ่มขึ้น สำหรับการ วิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ พบว่า ทุกกรณีของการปรับอัตราส่วนการนำแก๊สที่เหลือกลับมาใช้ และ ปริมาตรของเตาปฏิกรณ์ฟิชเชอร์ทรอปซ์จะให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิเป็นลบ กล่าวคือ ไม่คุ้มค่าในการ ลงทุน ทำให้การทำแบบปล่อยแก๊สที่เหลือหลังจากลดความดันเพื่อผลิตไฟฟ้าแล้วน่าสนใจกว่า แต่ ความเป็นไปได้ของการนำแก๊สที่เหลือกลับมาใช้ขึ้นอยู่กับอายุของอุปกรณ์ อัตราดอกเบี้ย ค่าไฟฟ้า และน้ำมันดีเซลที่ผลิตได้ ดังนั้น จากงานวิจัยนี้จึงเป็นแนวในการศึกษาในกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงเหลว ด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากชีวมวล ร่วมกับกระบวนการสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปซ์โดยไม่ได้นำ แก๊สที่เหลือจากกระบวนการกลับมาใช้

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Hunpinyo P. และคณะ [20] ได้ศึกษาทางเลือกของกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพจากกระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์จากโรงงานไฟฟ้าจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันขนาด 10 เมกกะวัตต์ที่มีอยู่ในประเทศไทย เดิมในช่วงปี 2009 สำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติได้สร้างโรงงานผลิตไฟฟ้าจากชีวมวลผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันขนาดนำร่องการผลิต (pilot scale) ขนาด 50 กิโลวัตต์ สำหรับงานวิจัยนี้จัดทำขึ้นเพื่อดูความเป็นไปได้ในการเพิ่มการผลิตดีเซลสะอาดจากชีวมวลต่อยอดในโรงงานไฟฟ้าจากชีวมวลโดยพิจารณาในเชิงเศรษฐศาสตร์ มีขอบเขตของกำลังการผลิตเป็นค่าความร้อนของชีวมวล 10 เมกกะวัตต์ แบ่งขนาดค่าความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ที่ป้อนเข้ากระบวนการสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปซ์ ที่แตกต่างกัน คือ 1 2 และ 3 เมกกะวัตต์ จากการศึกษา พบว่า ในด้านประสิทธิภาพพลังงานรวมขนาดค่าความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ 3 เมกกะวัตต์ จะให้ประสิทธิภาพสูงที่สุด ด้านการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ พบว่า ค่าความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ 3 เมกกะวัตต์ จะให้อัตราผลตอบแทนในการลงทุนที่สูงที่สุด และระยะเวลาคืนทุนเร็วที่สุด นอกจากนี้การวิเคราะห์ความอ่อนไหวยังพบว่า ปัจจัยหลักทางการเงินที่มีผลต่อประสิทธิภาพของระบบ เช่น ราคาตัวเร่งปฏิกิริยา การลดลงของเวลาในการดำเนินงาน การลดลงของค่าไฟฟ้าที่ต้องจ่ายเพื่อดำเนินการ ราคาต่อหน่วยที่ใช้ผลิตแก๊สสังเคราะห์ เป็นต้น จากงานวิจัยนี้ เป็นแนวทางในการศึกษาแนวทางของโรงงานผลิตดีเซลจากแก๊สสังเคราะห์โดยใช้แก๊สสังเคราะห์ทั้งหมดที่ผลิตได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

บทที่ 3

วิธีดำเนินงาน

งานวิจัยนี้มุ่งเน้นที่จะออกแบบและจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์ด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย สำหรับป้อนเป็นสารตั้งต้นในกระบวนการสังเคราะห์ฟิซเซอร์ทรอปซ์โดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป AspenPlus™ ซึ่งวิธีดำเนินงานแบ่งเป็น 3 ส่วน ได้แก่ การสร้างแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย โดยแสดงไว้ในหัวข้อที่ 3.1 การสร้างแบบจำลองกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ โดยแสดงไว้ในหัวข้อที่ 3.2 และหัวข้อที่ 3.3 แสดงวิธีการจำลองกระบวนการ

3.1 การผลิตแก๊สสังเคราะห์ด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย

3.1.1 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำ

รูปที่ 3.1 แสดงแผนภาพ (Flow sheet) ของแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำเพื่อผลิตแก๊สสังเคราะห์ โดยเริ่มต้นส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย (BIOMASS) ซึ่งจัดเป็น non-conventional component กล่าวคือ เป็นของแข็งผสมที่โปรแกรม AspenPlus™ ไม่สามารถกำหนดมวลโมเลกุลที่แน่นอนได้ จะถูกป้อนผ่านเครื่องให้ความร้อน (B-HEATER) เพื่อเพิ่มความร้อนก่อนป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบ (DECOMP) เพื่อให้สายป้อนแยกออกเป็นองค์ประกอบของธาตุ (ELEMENTS) โดยคำนวณสัดส่วนผลได้ของแต่ละธาตุในส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยจากการวิเคราะห์แบบประมาณ (proximate analysis) และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (ultimate analysis) จากนั้นองค์ประกอบของธาตุ (ELEMENTS) และไอน้ำ (STEAM) ที่ได้มาจากการนำน้ำ (WATER) มาผ่านเครื่องให้ความร้อน (S-HEATER) จะถูกป้อนสู่เตาแก๊สซิฟายแบบฟลูอิดเบดหมุนเวียน (GASIFIER) โดยปฏิกิริยาย่อยทั้งหมดของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะเกิดภายในเตาแก๊สซิฟาย ซึ่งแก๊สสังเคราะห์ (RAWGAS) ที่ได้จะนำไปแยกแถล่อย (ASH) ที่ปะปนมากับผลิตภัณฑ์ที่หน่วยแยกของแข็ง (C-SEP) สุดท้ายจึงได้ผลิตภัณฑ์ (SYNGAS) ออกมา

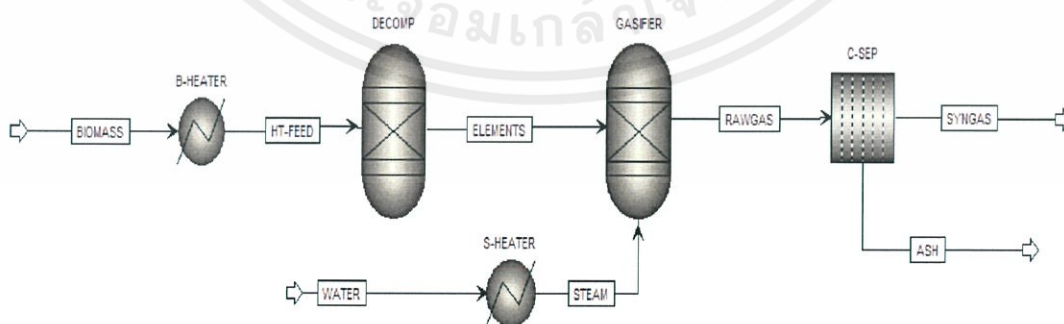
3.1.2 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้อากาศ

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้อากาศ เพื่อผลิตแก๊สสังเคราะห์ เริ่มต้นจากการนำส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย (BIOMASS) ซึ่งจัดเป็น non-conventional component ป้อนเข้าสู่เครื่องให้ความร้อน (B-HEATER) ก่อนเข้าเตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบ (DECOMP) เพื่อทำ

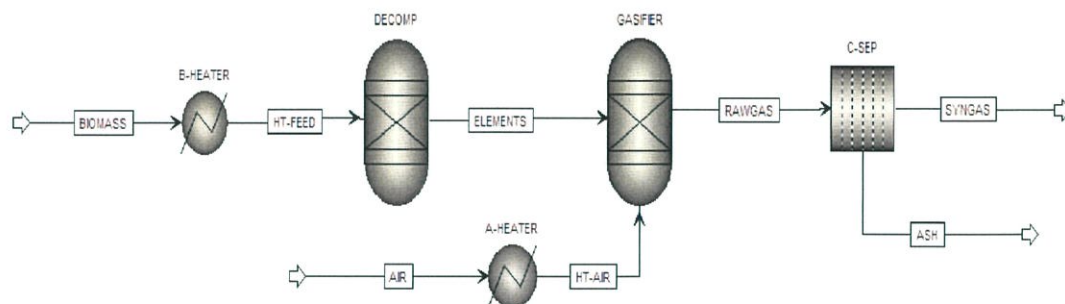
ให้สายป้อนแตกเป็นองค์ประกอบของธาตุ (ELEMENTS) โดยคำนวณองค์ประกอบจากสัดส่วนผลได้ของแต่ละธาตุซึ่งได้จากการวิเคราะห์แบบประมาณ และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย จากนั้นอากาศร้อน (HT-AIR) ที่ถูกเพิ่มอุณหภูมิด้วยเครื่องให้ความร้อน (A-HEATER) และองค์ประกอบของธาตุ (ELEMENTS) ป้อนสู่เตาแก๊สฟายแบบฟลูอิดไคซ์เบดหมุนเวียน (GASIFIER) โดยปฏิกิริยาย่อยทั้งหมดของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะเกิดภายในเตา โดยแก๊สสังเคราะห์ที่ได้ (RAWGAS) จะนำไปแยกเถ้าออกโดยใช้หน่วยแยกของแข็ง (C-SEP) สุดท้ายจึงได้ผลิตภัณฑ์ (SYNGAS) ออกมา โดยแผนภาพ (Flow sheet) ของแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้อากาศ แสดงดังรูปที่ 3.2

3.1.3 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำร่วมกับอากาศ

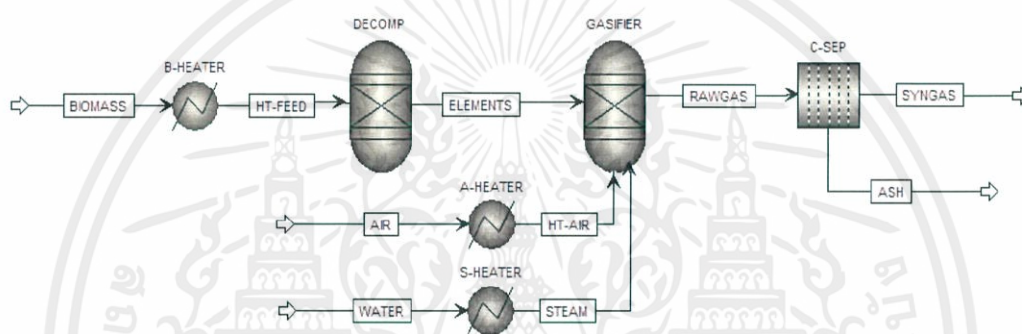
รูปที่ 3.3 แสดงแผนภาพ (Flow sheet) ของแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำร่วมกับอากาศ ซึ่งส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย (BIOMASS) จัดเป็น non-conventional component ถูกป้อนเข้าเตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบ (BRKDOWN) ก่อนเพื่อให้สายป้อนแยกออกเป็นองค์ประกอบของธาตุ (ELEMENTS) โดยองค์ประกอบของธาตุคำนวณได้จากการหาสัดส่วนผลได้ของแต่ละธาตุที่มีในส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย ซึ่งได้จากการวิเคราะห์แบบประมาณ และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ ส่วนไอน้ำ (STEAM) และอากาศ (AIR) จะก่อนป้อนเข้าสู่เตาแก๊สฟายแบบฟลูอิดไคซ์เบดหมุนเวียน (GASIFIER) ร่วมกับองค์ประกอบของธาตุ (ELEMENTS) จะนำไปเพิ่มอุณหภูมิโดยใช้เครื่องให้ความร้อนของน้ำ (S-HEATER) และเครื่องให้ความร้อนของอากาศ (A-HEATER) ซึ่งปฏิกิริยาทั้งหมดของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะเกิดภายในเตาแก๊สฟาย ซึ่งแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ (RAWGAS) ต้องนำไปผ่านการแยกเถ้า (ASH) โดยใช้หน่วยแยกของแข็ง (C-SEP) เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์สุดท้ายเป็นแก๊สสังเคราะห์ (SYNGAS)



รูปที่ 3.1 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำ



รูปที่ 3.2 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้อากาศ



รูปที่ 3.3 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยโดยใช้ไอน้ำร่วมกับอากาศ

3.1.4 รายละเอียดของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย

3.1.4.1 สารตั้งต้น (Feed)

ก. ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย

ส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยสามารถหาค่าประกอบได้จากข้อมูลการวิเคราะห์แบบประมาณ และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ ซึ่งข้อมูลองค์ประกอบของสารที่ใช้ในการจำลองกระบวนการได้ดัดแปลงมาจากตารางที่ 2.1 โดยแสดงดังตารางที่ 3.1 และภาวะดำเนินงานเริ่มต้นที่ใช้ใน คือ อัตราการป้อนส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย 100 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บาร์

ข. น้ำ

น้ำเป็นหนึ่งในตัวทำปฏิกิริยาสำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยน้ำที่ใช้ในกระบวนการเป็นน้ำที่มีสัดส่วนโมลเป็น 1 มีอัตราการป้อน 100 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บาร์ ซึ่งเมื่อผ่านการเพิ่มอุณหภูมิให้กลายเป็นไอน้ำแล้ว คิดเป็นสัดส่วนโดยโมลของไอน้ำต่อชีวมวล (S/B) เท่ากับ 1

ค. อากาศ

ออกซิเจน ถือเป็นหนึ่งในตัวทำปฏิกิริยาสำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน จะถูกป้อนเข้าสู่ระบบในรูปของอากาศ ซึ่งอากาศที่ใช้ประกอบด้วยร้อยละโดยโมลของไนโตรเจน 79 และร้อยละโดยโมลของออกซิเจน 21 ซึ่งอัตราการป้อนอากาศ 100 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และ ความดัน 1 บาร์ ซึ่งคิดเป็นส่วนโดยโมลของอากาศต่อชีวมวล (A/B) หรือ อัตราส่วนสมมูล (equivalence ratio หรือ ER) เท่ากับ 1

3.1.4.2 เตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบ (Decomposition reactor)

การนำส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย ซึ่งเป็นชีวมวลแข็งจำพวก non-convective component มาเข้ากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่จำลองผ่านโปรแกรม AspenPlus™ ต้องทำการเพิ่มเตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบ เพื่อให้ชีวมวลแข็งแตกองค์ประกอบออกมาในรูปแบบของธาตุ โดยสัดส่วนเป็นไปตามการวิเคราะห์แบบประมาณ และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ ซึ่งภาวะเริ่มต้นในการดำเนินงานของเตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบ คือ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บาร์ โดยภาวะดำเนินงานของเตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบจะเปลี่ยนแปลงไปตามการปรับเปลี่ยนภาวะดำเนินงานของเตาแก๊สฟายแบบฟลูอิดไคซ์เบดหมุนเวียน

ตารางที่ 3.1 การวิเคราะห์แบบประมาณ (proximate analysis) และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (ultimate analysis) ของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ

การวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate analysis) ร้อยละโดยน้ำหนัก	
ความชื้น (Moisture)	9.20
ปริมาณคาร์บอนคงตัว (Fixed carbon)	16.90
สารระเหย (Volatile matter)	67.80
เถ้า (Ash)	6.10
การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate analysis) ร้อยละโดยน้ำหนัก	
คาร์บอน (Carbon)	46.15
ไฮโดรเจน (Hydrogen)	5.63
ออกซิเจน (Oxygen)	41.48
ไนโตรเจน (Nitrogen)	0.44
กำมะถัน (Sulfur)	0.19
เถ้า (Ash)	6.10

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.1.4.3 เตาแก๊สฟลายแบบฟลูอิดไรซ์เบดหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed gasifier)

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะเกิดขึ้นภายในเตาแก๊สฟลาย ซึ่งในที่นี้ใช้แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์แบบ RGIBBS ในการจำลองกระบวนการ โดยใช้วิธีการหาค่าพลังงานอิสระของกิบส์ที่ต่ำที่สุด เพื่อทำนายองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ ซึ่งภาวะเริ่มต้นของการจำลองกระบวนการ คือ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บาร์ สำหรับการศึกษามวลของการปรับภาวะดำเนินงานและหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมถูกแสดงไว้ในหัวข้อ 3.3 นอกจากนี้ปฏิกิริยาที่คาดว่าจะเกิดขึ้นภายในเตาแก๊สฟลายแบบฟลูอิดไรซ์เบดหมุนเวียนแสดงดังสมการที่ (2.2) ถึง (2.13) เช่นเดียวกับการใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยา

3.1.4.4 หน่วยแยกของแข็ง (Solid Separator)

หน่วยแยกของแข็ง ทำหน้าที่กรองเถ้า และคาร์บอนที่ไม่ทำปฏิกิริยาออกจากแก๊สสังเคราะห์ โดยใช้ตัวกรองแก๊สสังเคราะห์ที่สามารถทนไฟได้ (thermal-resistant particle filter) [19]

3.2 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์

3.2.1 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่ไม่ผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์

กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่ใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยา โดยเริ่มต้นแก๊สสังเคราะห์ (SYNGAS) ถูกป้อนเข้าสู่เครื่องทำความเย็น (COOLER1) แล้วจึงนำมาผ่านคอมเพรสเซอร์ (COMPRES1) เพื่อเพิ่มความดันไปยังความดันที่เหมาะสมสำหรับหอดูดซึม จากนั้นแก๊สสังเคราะห์ที่ความดันสูง (HP-SYN) จะถูกลดอุณหภูมิให้เหมาะสมกับการดูดซึมที่เครื่องทำความเย็น (COOLER2) ซึ่งสายที่ออกจากเครื่องทำความเย็น (INLET) จะถูกป้อนเข้าสู่หอดูดซึม (ABSORBER) ที่ใช้สารละลายมोनอเอทานอลามีน (MIX-MEA) เป็นตัวดูดซึมไฮโดรเจนซัลไฟด์ และคาร์บอนไดออกไซด์ หลังจากแก๊สสังเคราะห์กำจัดไฮโดรเจนซัลไฟด์แล้ว (PUR-SYN) จะส่งต่อไปยังคอมเพรสเซอร์ (COMPRES2) เพื่อเพิ่มความดันไปยังความดันที่ใช้ในหน่วยแยกน้ำ แล้วจึงป้อนเข้าสู่เครื่องทำความเย็น (COOLER4) เพื่อปรับอุณหภูมิให้เหมาะสมแก่การแยกน้ำออกจากแก๊สสังเคราะห์ จากนั้นป้อนเข้าสู่หน่วยแยกน้ำ (FLASH) และส่งต่อไปยังส่งต่อไปยังคอมเพรสเซอร์ (COMPRES3) เพื่อเพิ่มความดันไปยังความดันที่เหมาะสมสำหรับการสังเคราะห์ฟิซเซอร์ทรอปซ์ ซึ่งแก๊สที่เพิ่มความดันแล้ว (HP-AJSYN) จะนำไปเพิ่มอุณหภูมิเป็น

อุณหภูมิที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยาฟิชเชอร์ทรอปซ์ด้วยเครื่องให้ความร้อน (HEATER2) เพื่อให้ได้แก๊สผลิตภัณฑ์สำหรับกระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์ (FT-FEED) ส่วนสารละลายมอนอเอทานอลามีนที่ผ่านการดูดซึ่มแล้ว (RICH) จะนำมาผ่านวาล์ว (VALVE) เพื่อลดความดันให้เหมาะสมสำหรับหอคืนสภาพ และนำมาผ่านเครื่องให้ความร้อน (HEATER1) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้เหมาะสมกับการแยกแก๊สกรด (H₂S) ออกจากสารละลายมอนอเอทานอลามีน (LEANMEA) ภายในหอคืนสภาพ (REGEN) จากนั้นจึงป้อนสารละลายมอนอเอทานอลามีนเข้าสู่หน่วยแยก (SPLITTER) เพื่อปรับสัดส่วนความเข้มข้นให้เหมาะสมก่อนป้อนเข้าปั๊ม (PUMP) เพื่อปรับความดันให้เหมาะสมกับหอดูดซึ่ม แล้วจึงป้อนสายรีไซเคิล (RE-MEA) ร่วมกับสารละลายมอนอเอทานอลามีนใหม่ (MAKEUP) ที่เครื่องผสม (MIXER) และสุดท้ายจึงนำไปปรับอุณหภูมิให้เหมาะสมแก่การดูดซึ่มด้วยเครื่องลดอุณหภูมิ (COOLER3) ก่อนจะป้อนกลับเข้าสู่หอดูดซึ่ม โดยแผนภาพ (Flow sheet) ของแบบจำลองกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์จากการใช้ไอน้ำ แสดงดังรูปที่ 3.4

3.2.2 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่มีการผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์

รูปที่ 3.5 แสดงแผนภาพ (Flow sheet) ของแบบจำลองกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่ใช้อากาศ หรือไอน้ำร่วมกับอากาศ เริ่มต้นจากการนำแก๊สสังเคราะห์ (SYNGAS) ป้อนเข้าสู่เครื่องทำความเย็น (COOLER1) แล้วจึงป้อนเข้าสู่คอมเพรสเซอร์ (COMPRES1) เพื่อเพิ่มความดันไปยังความดันที่เหมาะสมสำหรับหอดูดซึ่ม จากนั้นนำผ่านเครื่องทำความเย็น (COOLER1) เพื่อลดอุณหภูมิให้เหมาะสมแก่การดูดซึ่ม โดยสายที่ออกจากเครื่องทำความเย็น (INLET) จะถูกป้อนเข้าสู่หอดูดซึ่ม (ABSORBER) ซึ่งใช้สารละลายมอนอเอทานอลามีน (MIX-MEA) เพื่อดูดซึ่มแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ออกจากแก๊สสังเคราะห์ หลังจากนั้นป้อนแก๊สสังเคราะห์ที่กำจัดไฮโดรเจนซัลไฟด์ (PUR-SYN) เข้าสู่เครื่องให้ความร้อน (HEATER1) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิไปยังอุณหภูมิที่ใช้ในเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์ แล้วจึงป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์ (WGS) เพื่อปรับสัดส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ให้เหมาะสมกับการสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปซ์ จากนั้นป้อนแก๊สสังเคราะห์ที่ผ่านการปรับสภาพ (ADJSYN) เข้าสู่คอมเพรสเซอร์ (COMPRES 2) เพื่อเพิ่มความดันไปยังความดันที่เหมาะสมสำหรับการสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปซ์ แล้วจึงลดอุณหภูมิเพื่อให้เหมาะสมกับสำหรับการสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปซ์ที่เครื่องทำความเย็น (COOLER4) สุดท้ายจึงได้แก๊สสังเคราะห์ผลิตภัณฑ์สำหรับการสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปซ์ (FT-FEED) ส่วนสารละลายเอมีนที่ผ่านกระบวนการดูดซึ่มแล้ว (RICH) จะนำมาผ่านวาล์ว (VALVE) เพื่อลดความดันให้เหมาะสมสำหรับหอคืนสภาพ แล้วนำมาเพิ่มอุณหภูมิให้เหมาะสมแก่การแยกแก๊สกรดโดยใช้เครื่องให้ความร้อน

(HEATER2) ก่อนป้อนเข้าสู่หอคืนสภาพ (REGEN) โดยสุดท้ายสารละลายมอนอเอทานอลามีน (LEANMEA) ที่ได้จากหอคืนสภาพนำมาผ่านหน่วยแยก (SPLITTER) เพื่อปรับสัดส่วนความเข้มข้นให้เหมาะสมก่อนป้อนเข้าปั๊ม (PUMP) เพื่อปรับความดันให้เหมาะสมกับกระบวนการดูดซึม ซึ่งสุดท้ายสายรีไซเคิลที่ผ่านการเพิ่มความดัน (RE-MEA) จะป้อนร่วมกับสารละลายมอนอเอทานอลามีนใหม่ (MAKEUP) ที่เครื่องผสม (MIXER) ก่อนปรับอุณหภูมิให้เหมาะสมแก่การดูดซึมด้วยเครื่องลดอุณหภูมิ (COOLER3) แล้วจึงป้อนเข้าสู่หอดูดซึม

3.2.3 รายละเอียดของกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์

3.2.3.1 สารตั้งต้น (Feed)

ก. แก๊สสังเคราะห์

แก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ได้จากหัวข้อที่ 3.1 ดังนั้นองค์ประกอบ ภาวะดำเนินงาน และอัตราการป้อนสารจะขึ้นอยู่กับผลการจำลองภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมของแต่ละตัวทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

ข. สารละลายมอนอเอทานอลามีน

สารละลายมอนอเอทานอลามีนที่ใช้ในโครงการนี้ กำหนดให้สารละลายมีความเข้มข้นของมอนอเอทานอลามีนร้อยละ 20 โดยมวล และน้ำร้อยละ 80 โดยมวล เนื่องจากหากใช้สารละลายมอนอเอทานอลามีนเข้มข้นมากกว่าร้อยละ 20 โดยมวลจะทำให้เกิดปัญหาการกัดกร่อนอุปกรณ์ [21] ซึ่งกำหนดให้มีภาวะดำเนินงานเริ่มต้น คือ อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 1.4 บาร์ และอัตราการป้อนสารละลายมอนอเอทานอลามีน 500 กิโลโมลต่อชั่วโมง

ค. ไอน้ำ

ไอน้ำถูกนำมาใช้ทำปฏิกิริยาอวเตอรแก๊สซิฟิเดเพื่อปรับสัดส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนไดออกไซด์ให้เหมาะสมกับกระบวนการฟิชเชอร์ทรอปส์สำหรับแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากตัวทำปฏิกิริยาเป็นอากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศ ซึ่งไอน้ำที่ใช้เป็นน้ำที่มีสัดส่วนโมลเป็น 1 อุณหภูมิ 150 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บาร์

3.2.3.2 หอดูดซึมแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ (Hydrogen sulfide Absorber)

แก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันต้องทำการแยกเอาสิ่งเจือปน เช่น คาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ออกก่อน เพื่อป้องกันตัวเร่งปฏิกิริยาเสียหาย โดยหลังจากผ่านหน่วยแยกของแข็ง แก๊สสังเคราะห์จะถูกปรับภาวะดำเนินงานให้เหมาะสมแก่การดูดซึมแล้วป้อนทางด้านล่างหอ ส่วนสารละลายมอนอเอทานอลามีนที่ใช้ดูดซึมแก๊สกรดจะป้อนเข้าสู่ด้านบนของหอ

ดูดซึมทำให้เกิดการไหลแบบสวนทางกัน โดยภาวะเริ่มต้นหอดูดซึมมีจำนวนชั้น 5 ชั้น ดำเนินการภายใต้ความดัน 20 บาร์ [17] สารละลายมอนอเอทานอลามีนจะดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ไว้ แล้วไหลผ่านลงมาด้านล่างของหอดูดซึม ซึ่งจะถูกนำไปปรับภาวะดำเนินงานก่อนป้อนเข้าไปยังหอคืนสภาพ (Regenerator) เพื่อนำสารละลายกลับมาใช้ใหม่ ส่วนแก๊สสังเคราะห์ที่กำจัดไฮโดรเจนซัลไฟด์แล้วจะนำไปปรับสภาพให้เหมาะสมกับการสังเคราะห์ฟิซเซอร์ทรอปซ์ต่อไป

3.2.3.3 หอคืนสภาพ (Regenerator)

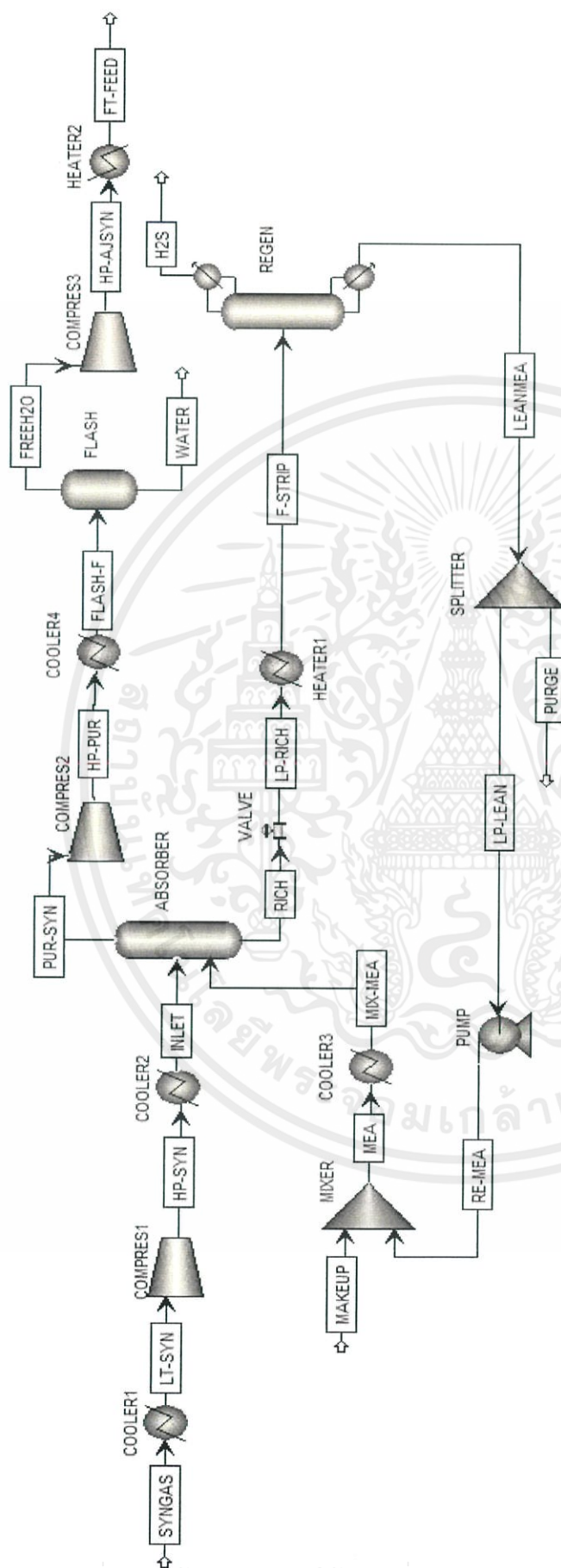
หอคืนสภาพ ทำหน้าที่แยกแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ หรือคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากสารละลายมอนอเอทานอลามีน เพื่อนำสารละลายกลับมาใช้ใหม่ ซึ่งสารละลายรีไซเคิลที่ได้จะถูกนำไปรวมกับสารละลายมอนอเอทานอลามีนที่ถูกป้อนใหม่ โดยมีจำนวนชั้นทั้งหมด 6 ชั้น และภาวะดำเนินงาน คือ อุณหภูมิ 80 องศาเซลเซียส และความดัน 1.4 บาร์ [17]

3.2.3.4 หน่วยแยกน้ำ (Water separation)

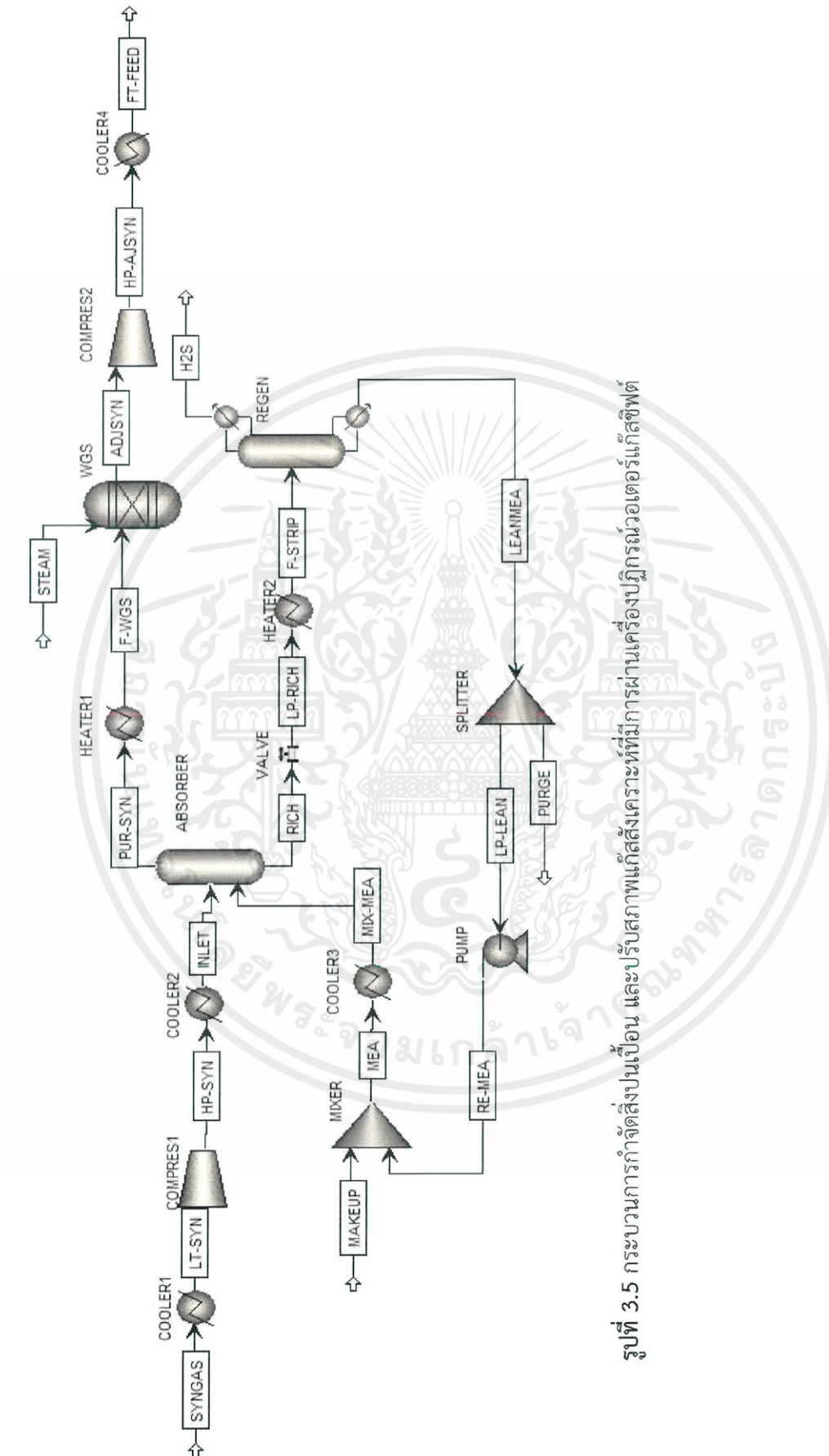
หน่วยแยกน้ำ ทำหน้าที่แยกน้ำที่เหลือในแก๊สสังเคราะห์ออก ซึ่งแก๊สสังเคราะห์ที่ผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้ตัวทำปฏิกิริยาเป็นไอน้ำแล้ว ยังคงมีไอน้ำปะปนมากับแก๊ส จึงต้องป้อนเข้าสู่หน่วยแยกน้ำ โดยเมื่อป้อนสังเคราะห์เข้าหน่วยแยกน้ำแล้วแก๊สสังเคราะห์จะแยกออกในส่วนบนของหน่วยแยก และน้ำจะออกทางด้านล่างของหน่วยแยก โดยภาวะดำเนินงานที่ใช้ คือ อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส และความดัน 10 บาร์

3.2.3.5 เครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water gas-shift reactor)

ผลิตภัณฑ์แก๊สสังเคราะห์ที่ผ่านการกำจัดสิ่งเจือปน หากอัตราส่วนโมลไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ยังไม่เหมาะสมสำหรับการสังเคราะห์ฟิซเซอร์ทรอปซ์ จะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์ เพื่อปรับสัดส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ให้เหมาะสมก่อนที่จะเข้ากระบวนการสังเคราะห์ฟิซเซอร์ทรอปซ์ โดยภาวะดำเนินงานที่ใช้ คือ อุณหภูมิ 150 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บาร์ [19] โดยแบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้ คือ RGIBBS ซึ่งใช้วิธีการหาค่าพลังงานอิสระของกิบส์ที่ต่ำที่สุด เพื่อทำนายองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ โดยปฏิกิริยาที่คาดว่าจะเกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์ แสดงดังสมการที่ (2.9)



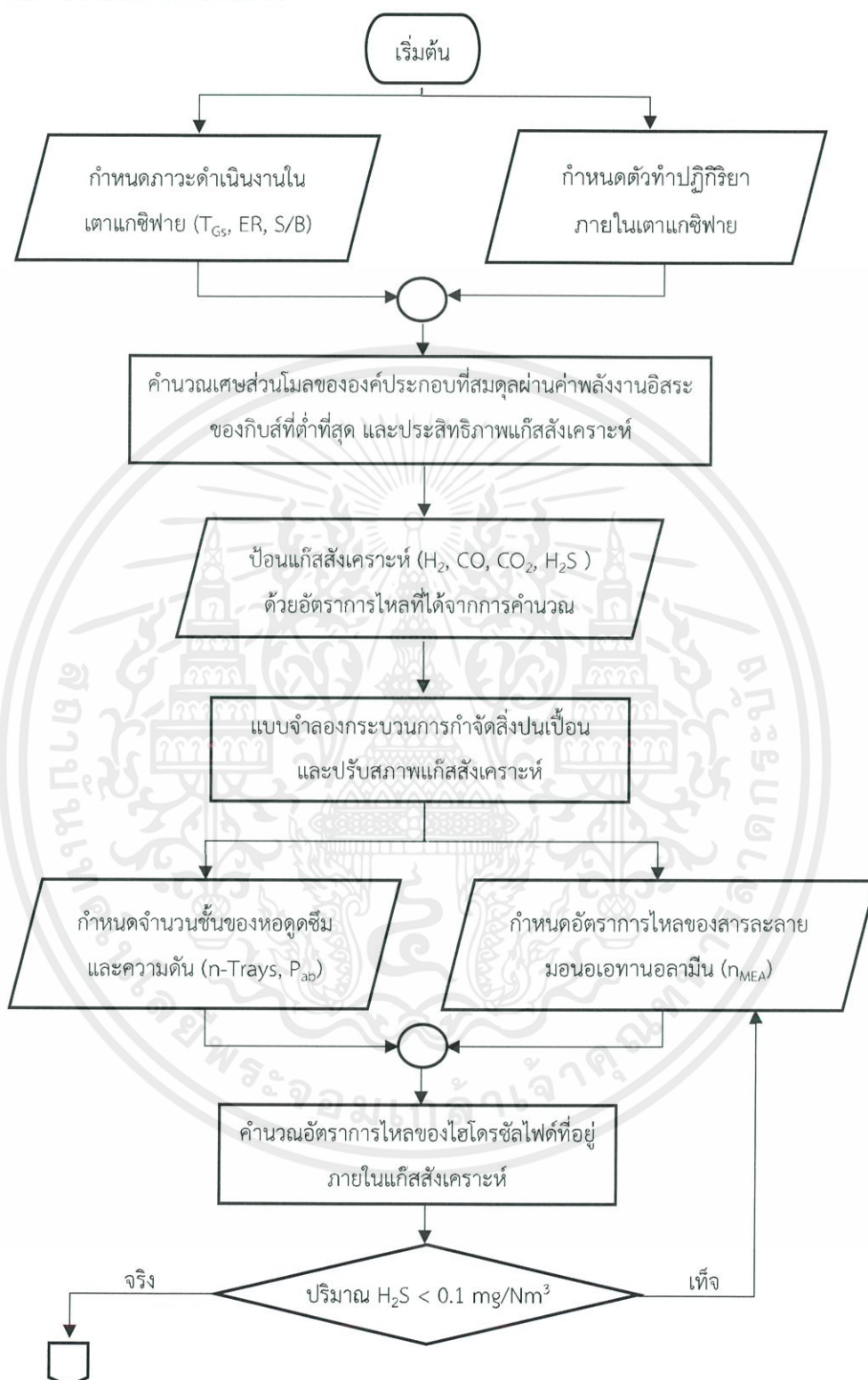
รูปที่ 3.4 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่ไม่ผ่านเครื่องวอเตอร์แก๊สซิฟต์



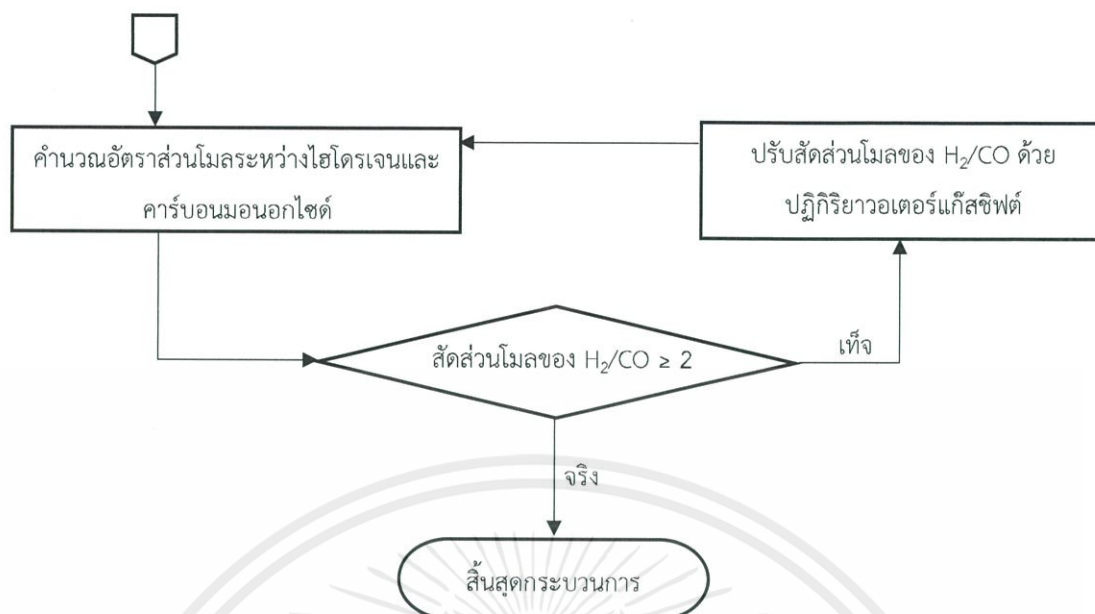
รูปที่ 3.5 กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่มีการผ่านเครื่องปฏิกรณ์เอวเออร์แกสซิฟด์

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.3 วิธีการจำลองกระบวนการ



รูปที่ 3.6 วิธีการจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์สำหรับระบบร่วมระหว่างกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันกับกระบวนการสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปซ์



รูปที่ 3.6 วิธีการจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์สำหรับระบบร่วมระหว่างกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันกับกระบวนการสังเคราะห์ฟิซเซอร์ทอปซ์ (ต่อ)

จากรูปที่ 3.6 วิธีการจำลองกระบวนการแบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ การผลิตแก๊สสังเคราะห์จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน และกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์

ส่วนแรก กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อยด้วยตัวทำปฏิกิริยาที่ต่างกัน คือ ไอน้ำ อากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศ ซึ่งเมื่อกำหนดภาวะดำเนินงานภายในเตาแก๊สซิฟาย ได้แก่ อุณหภูมิ (T_{GS}) อัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศต่อชีวมวล (Equivalence ratio, ER) และอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวล (Steam to biomass ratio, S/B) จะสามารถคำนวณหาองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่สมดุลได้จากวิธีการคำนวณค่าพลังงานอิสระของกิบส์ที่ต่ำที่สุด และใช้สมการทางเทอร์โมไดนามิกส์ (Equation of State) ของ Soave-Redlich-Kwong [22] ในการคำนวณ ซึ่งจุดประสงค์ในส่วนนี้เพื่อหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมเมื่อใช้ตัวทำปฏิกิริยาที่แตกต่างกัน โดยพิจารณาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตาแก๊สซิฟาย อัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ ดังแสดงในสมการ (3.1) และเปรียบเทียบผลที่ได้เพื่อหาตัวทำปฏิกิริยาที่เหมาะสมที่ทำให้ได้ประสิทธิภาพของแก๊สสังเคราะห์สูงที่สุด และศึกษาความเป็นไปได้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะที่พึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อนสำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยภาวะดำเนินงานที่ใช้จำลองกระบวนการแสดงดังตารางที่ 3.2

ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ (Cold Gas Efficiency, CGE)

$$\%CGE = \frac{(n_{H_2} \times LHV_{H_2}) + (n_{CO} \times LHV_{CO})}{(n_{Biomass} \times LHV_{Biomass})} \times 100 \quad (3.1)$$

โดยที่ n_{H_2} คือ อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน (กิโลโมลต่อชั่วโมง)

n_{CO} คือ อัตราการไหลเชิงโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)

$n_{Biomass}$ คือ อัตราการไหลเชิงโมลของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย (กิโลโมลต่อชั่วโมง)

LHV_{H_2} คือ ค่าความร้อนต่ำสุดของไฮโดรเจน (เมกกะจูลต่อโมล)

LHV_{CO} คือ ค่าความร้อนต่ำสุดของคาร์บอนมอนอกไซด์ (เมกกะจูลต่อโมล)

$LHV_{Biomass}$ คือ ค่าความร้อนต่ำสุดของส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย (เมกกะจูลต่อโมล)

ตารางที่ 3.2 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย

ชื่ออุปกรณ์	แบบจำลองที่ใช้	ภาวะดำเนินการเริ่มต้นที่ใช้	ภาวะดำเนินการที่ปรับเปลี่ยน
B-HEATER	Heater	อุณหภูมิ 250 องศาเซลเซียส	-
A-HEATER	Heater	อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส	-
S-HEATER	Heater	อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส	-
DECOMP	RYield	ความดัน 1 บาร์ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส	อุณหภูมิ 500 - 1,000 องศาเซลเซียส
GASIFIER	RGibbs	ความดัน 1 บาร์ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส	อุณหภูมิ 500 - 1,000 องศาเซลเซียส
C-SEP	FabFl	สัดส่วนการแยกของแข็งเป็น 1	-

ส่วนที่สอง คือ กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ เป็นการนำแก๊สสังเคราะห์ ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันมาผ่านกระบวนการเพื่อกำจัดสารที่ทำให้ความเสียหายต่อตัวเร่งปฏิกิริยา เช่น ไฮโดรเจนซัลไฟด์ ปรับอัตราส่วนโมลระหว่างไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ และปรับภาวะดำเนินงานของแก๊สสังเคราะห์ให้เหมาะสมก่อนนำไปใช้เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปซ์ โดยสมการทางเทอร์โมไดนามิกส์ (Equation of State) ที่ใช้ในการคำนวณในส่วนที่สอง คือ ELECNRTL เนื่องจากเป็นสมการที่เหมาะสมในการจำลองกระบวนการดูดซับด้วยสารละลายเอมีน [10] โดยรายละเอียดของอุปกรณ์และภาวะดำเนินงานที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ แบ่งเป็น 2 รูปแบบ แสดงดังตารางที่ 3.3 และ 3.4

ตารางที่ 3.3 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่ไม่ผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน

ชื่ออุปกรณ์	แบบจำลองที่ใช้	ภาวะดำเนินการเริ่มต้นที่ใช้	ภาวะดำเนินการที่ปรับเปลี่ยน
COOLER1	Heater	อุณหภูมิ 100 องศาเซลเซียส	-
COMPRES1	Compr	ความดัน 40 บาร์	-
COOLER2	Heater	อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส	-
MIXER	Mixer	-	-
COOLER3	Heater	อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส	-
ABSORBER	RadFrac	ความดัน 20 บาร์ จำนวนชั้นทางทฤษฎี 5 ชั้น	ความดัน 5 - 50 บาร์ จำนวนชั้นทางทฤษฎี 2 - 10 ชั้น
COMPRES2	Compr	ความดัน 10 บาร์	-
COOLER4	Heater	อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส	-
FLASH	Flash2	ความดัน 10 บาร์ อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส	-
COMPRES3	Compr	ความดัน 20 บาร์	-

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 3.3 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่ไม่ผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์ (ต่อ)

ชื่ออุปกรณ์	แบบจำลองที่ใช้	ภาวะดำเนินการเริ่มต้นที่ใช้	ภาวะดำเนินการที่ปรับเปลี่ยน
HEATER2	Heater	อุณหภูมิ 220 องศาเซลเซียส	-
VALVE	Valve	ความดัน 1.4 บาร์	-
HEATER1	Heater	อุณหภูมิ 80 องศาเซลเซียส	-
REGEN	RadFrac	ความดัน 1.4 บาร์ จำนวนชั้นทางทฤษฎี 6 ชั้น	-
SPLITTER	FSplit	-	-
PUMP	Pump	ความดัน 1.4 บาร์	-

ตารางที่ 3.4 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่มีการผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์

ชื่ออุปกรณ์	แบบจำลองที่ใช้	ภาวะดำเนินการเริ่มต้นที่ใช้	ภาวะดำเนินการที่ปรับเปลี่ยน
COOLER1	Heater	อุณหภูมิ 100 องศาเซลเซียส	-
COMP1	Compr	ความดัน 40 บาร์	-
COOLER2	Heater	อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส	-
MIXER	Mixer	-	-
COOLER3	Heater	อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส	-
ABSORBER	RadFrac	ความดัน 20 บาร์ จำนวนชั้นทางทฤษฎี 5 ชั้น	ความดัน 5 - 50 บรรยากาศ จำนวนชั้นทางทฤษฎี 2 - 10 ชั้น

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 3.4 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่มีการผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์ (ต่อ)

ชื่ออุปกรณ์	แบบจำลองที่ใช้	ภาวะดำเนินการเริ่มต้นที่ใช้	ภาวะดำเนินการที่ปรับเปลี่ยน
HEATER1	Heater	อุณหภูมิ 150 องศาเซลเซียส	-
WGS	RGibbs	ความดัน 1 บาร์ อุณหภูมิ 150 องศาเซลเซียส	-
COMP2	Compr	ความดัน 20 บาร์	-
COOLER4	Heater	อุณหภูมิ 220 องศาเซลเซียส	-
VALVE	Valve	ความดัน 1.4 บาร์	-
HEATER2	Heater	อุณหภูมิ 80 องศาเซลเซียส	-
REGEN	RadFrac	ความดัน 1.4 บาร์ จำนวนชั้นทางทฤษฎี 6 ชั้น	-
SPLITTER	FSplit	-	-
PUMP	Pump	ความดัน 1.4 บาร์	-

ค่าพารามิเตอร์ที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์สำหรับระบบร่วมระหว่างกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันกับการสังเคราะห์ฟิชเชอร์ทรอปซ์ แสดงดังตารางที่ 3.5

ตารางที่ 3.5 แสดงค่าพารามิเตอร์ที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์สำหรับระบบร่วมระหว่างกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันกับการสังเคราะห์ฟิซเซอร์ทโรปซ์

พารามิเตอร์	ค่าพารามิเตอร์
กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	
T_{Gs} (องศาเซลเซียส)	800
ER (อัตราส่วนสมมูล)	1
S/B (อัตราส่วนโดยโมลของไอน้ำต่อชีวมวล)	1
LHV_{H_2} (เมกกะจูลต่อกิโลโมล)	239.8200
LHV_{CO} (เมกกะจูลต่อกิโลโมล)	282.9120
$LHV_{Biomass}$ (เมกกะจูลต่อกิโลโมล)	330.7612
กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์	
n-tray (จำนวนชั้นของหอคูดูดซับ)	5
P_{abs} (บาร์)	20

บทที่ 4

ผลและอภิปรายผลการจำลองกระบวนการ

งานวิจัยนี้ทำการออกแบบและจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์ด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย เพื่อนำไปเป็นสารตั้งต้นในกระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์โดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป AspenPlus™ ซึ่งวิธีดำเนินงานแบ่งเป็น 3 ส่วน ได้แก่ การเปรียบเทียบผลจากการจำลองกระบวนการกับข้อมูลการทดลอง โดยแสดงไว้ในหัวข้อที่ 4.1 ผลของภาวะดำเนินงานของเตาแก๊สฟาย ซึ่งประกอบด้วยผลของอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงาน อัตราส่วนโดยโมลระหว่างอากาศต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวล เพื่อวิเคราะห์หาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่ผลิตแก๊สสังเคราะห์ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด และความเป็นไปได้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อนโดยไม่จำเป็นต้องป้อนพลังงานให้แก่ระบบ โดยแสดงไว้ในหัวข้อที่ 4.2 และหัวข้อที่ 4.3 ผลของกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมจากหัวข้อที่ 4.2

4.1 การเปรียบเทียบผลจากการจำลองกระบวนการกับข้อมูลการทดลอง

การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเพื่อผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่สร้างขึ้นเทียบกับการทดลองในงานวิจัยของ Filippis และคณะ [23] ซึ่งทำการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ (bench scale) ที่ใช้เตาแก๊สฟายแบบสองขั้นตอน และชานอ้อยคั่วบาเป็นสารตั้งต้น โดยผลการวิเคราะห์แบบประมาณ และแบบวิเคราะห์แยกธาตุของชานอ้อยคั่วบา แสดงได้ดังตารางที่ 4.1 และภาวะดำเนินงานที่ใช้มีค่าเช่นเดียวกับการทดลอง คือ อัตราการป้อนชีวมวลเป็น 0.8 กรัมต่อวินาที อัตราส่วนโดยมวลระหว่างไอน้ำต่อชีวมวลเป็น 2.4 อัตราส่วนโดยมวลระหว่างออกซิเจนต่อชีวมวลเป็น 0.49 อุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟายเท่ากับ 800 องศาเซลเซียส และความดันที่ใช้เท่ากับ 1 บาร์ ซึ่งการเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับข้อมูลการทดลอง แสดงได้ดังตารางที่ 4.2

ตารางที่ 4.2 แสดงให้เห็นว่าค่าที่ได้จากผลการจำลองของแต่ละองค์ประกอบต่ำกว่าเล็กน้อยเท่านั้น ยกเว้นปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากปริมาณอากาศที่ป้อนในการจำลองกระบวนการเกิดเป็นกระบวนการเผาไหม้ที่สมบูรณ์มากกว่าในการทดลอง ในขณะที่การรีฟอร์มของมีเทนจากการจำลองเกิดมากกว่าการทดลอง แต่เนื่องจากค่าที่ได้ยังคงเห็นได้ว่า ทุกองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากการจำลองกระบวนการมีความใกล้เคียงกับข้อมูลจากการทดลอง ดังนั้นแบบจำลองกระบวนการนี้สามารถนำมาใช้ในการทำโครงการต่อไปได้

ตารางที่ 4.1 การวิเคราะห์แบบประมาณ (proximate analysis) และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (ultimate analysis) ของชานอ้อยคั่ว [22]

การวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate analysis) ร้อยละโดยน้ำหนัก	
ความชื้น (Moisture)	11.10
ปริมาณคาร์บอนคงตัว (Fixed carbon)	9.30
สารระเหย (Volatile matter)	88.70
เถ้า (Ash)	2.00
การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate analysis) ร้อยละโดยน้ำหนัก	
คาร์บอน (Carbon)	42.90
ไฮโดรเจน (Hydrogen)	5.90
ออกซิเจน (Oxygen)	49.00
ไนโตรเจน (Nitrogen)	0.20
กำมะถัน (Sulfur)	0.00
เถ้า (Ash)	6.10

ตารางที่ 4.2 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับข้อมูลการทดลอง

องค์ประกอบของแก๊ส (ร้อยละโดยปริมาตร)	ข้อมูลการทดลอง	ผลการจำลองกระบวนการ
ไฮโดรเจน (H ₂)	46.80	45.63
คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO)	8.80	8.09
คาร์บอนไดออกไซด์ (CO ₂)	42.90	46.28
มีเทน (CH ₄)	1.50	0.00

4.2 ผลของภาวะดำเนินงานของเตาแก๊สฟาย

ผลของภาวะดำเนินงานของเตาแก๊สฟาย แบ่งตามตัวทำปฏิกิริยา ดังนี้

4.2.1 ไอน้ำ

ก. ผลของอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีต่อองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์

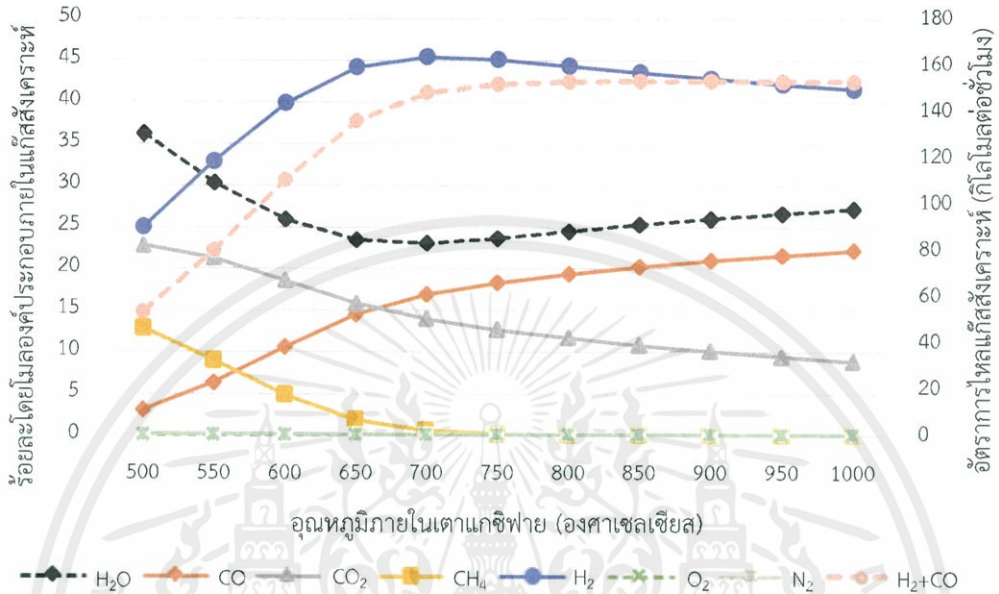
อุณหภูมิของเตาแก๊สฟายถูกศึกษาในช่วง 500 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส โดยป้อนอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 1 ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

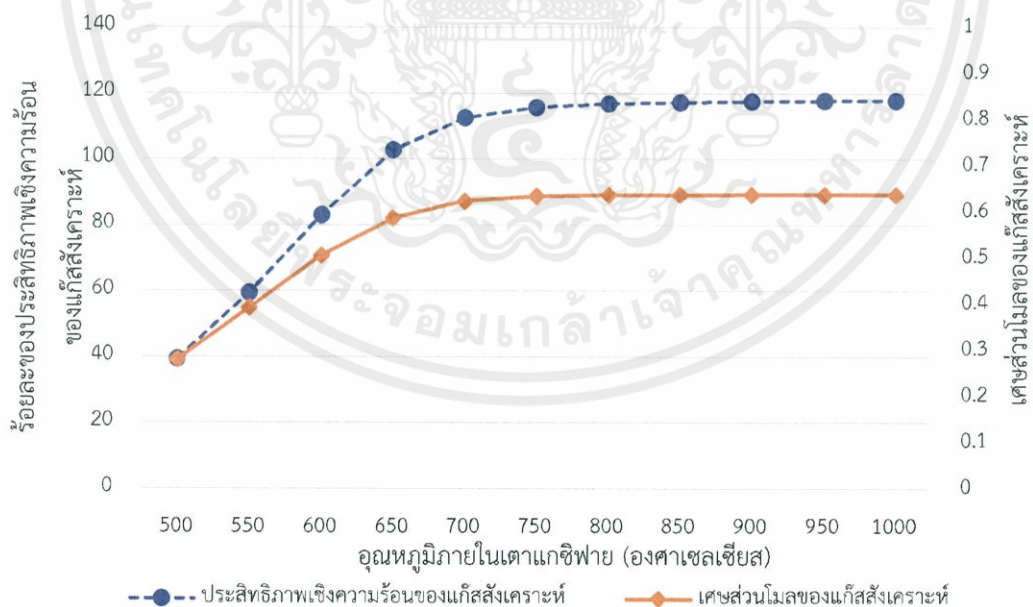
องค์ประกอบ และอัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ แสดงได้ดังรูปที่ 4.1 โดยจากการจำลองกระบวนการ พบว่า เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นจะทำให้ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ (ผลรวมของอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์ หรือกล่าวคือ เส้น H_2+CO โดยสามารถสังเกตค่าได้ที่แกนตั้งฝั่งขวาที่ได้มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ และเริ่มคงที่ที่อุณหภูมิสูงกว่า 750 องศาเซลเซียส เนื่องจากในช่วงอุณหภูมิ 500 ถึง 700 องศาเซลเซียส ร้อยละโดยโมลของไฮโดรเจนภายในแก๊สสังเคราะห์เพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ ซึ่งเป็นผลจากอิทธิพลของปฏิกิริยาแก๊ส-น้ำ ปฏิกิริยาริฟอร์มมีเทนด้วยไอน้ำ และปฏิกิริยาริฟอร์มมีเทนด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ (สมการที่ (2.7) และ (2.11) ถึง (2.13)) ดังพิจารณาจากร้อยละโดยโมลของน้ำ มีเทน และคาร์บอนไดออกไซด์ที่ลดลง โดยปฏิกิริยาทั้งหมดที่กล่าวมาเป็นปฏิกิริยาคูดความร้อน ดังนั้น เมื่ออุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานสูงขึ้นจึงทำให้ปฏิกิริยาดำเนินไปข้างหน้ามากยิ่งขึ้น ส่วนร้อยละโดยโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์มีแนวโน้มเช่นเดียวกับไฮโดรเจน แต่มีอิทธิพลของปฏิกิริยาบูดอาร์ดเข้ามาร่วมด้วย (สมการที่ (2.8)) และในช่วงอุณหภูมิที่สูงกว่า 700 องศาเซลเซียส ร้อยละโดยโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์ยังคงเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง ในขณะที่ร้อยละโดยโมลของไฮโดรเจนค่อยๆลดลง เนื่องจากอิทธิพลของปฏิกิริยาผันกลับของปฏิกิริยาอวเตอรแก๊สซิฟด์ (สมการที่ (2.9)) โดยสังเกตได้จากการลดลงของร้อยละโดยโมลของไฮโดรเจน และคาร์บอนไดออกไซด์ ส่วนร้อยละโดยโมลของน้ำ และคาร์บอนมอนอกไซด์นั้นเพิ่มขึ้น นอกจากนี้อิทธิพลของปฏิกิริยาริฟอร์มมีเทนยังเริ่มคงที่ เนื่องจากเกิดปฏิกิริยาริฟอร์มมีเทนอย่างสมบูรณ์เมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 700 องศาเซลเซียส

สำหรับการเลือกอุณหภูมิภายในเตาแก๊สไฟที่เหมาะสมนั้น ควรพิจารณาร่วมกับประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ ซึ่งแสดงในรูปของเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ (อัตราส่วนโดยโมลของผลรวมของอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์ต่ออัตราการไหลรวมของแก๊สทั้งหมดซึ่งสามารถสังเกตค่าได้ที่แกนตั้งฝั่งขวา) โดยผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ แสดงได้ดังรูปที่ 4.2 โดยจากการคำนวณ พบว่า ในช่วงอุณหภูมิต่ำกว่า 750 องศาเซลเซียส ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์จะเพิ่มขึ้นเป็นนัยสำคัญ และช่วงหลังจากอุณหภูมิสูงกว่า 750 องศาเซลเซียส ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์จะเพิ่มขึ้นเล็กน้อย เนื่องจากค่าความร้อนของไฮโดรเจนที่สูงกว่าคาร์บอนมอนอกไซด์ ทำให้เมื่อปริมาณไฮโดรเจนที่เพิ่มขึ้น มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนมากกว่าการลดลงของคาร์บอนมอนอกไซด์ ในขณะที่ความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์จะเริ่มคงที่ เพราะการเพิ่มขึ้นของไฮโดรเจน และการลดลงของคาร์บอนมอนอกไซด์มีปริมาณที่เท่าๆกัน ซึ่งสอดคล้องกับองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์

จากผลการจำลองกระบวนการทั้งหมดที่มีผลต่ออุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงาน จึงสรุปได้ว่าอุณหภูมิที่ใช้ภายในเตาแก๊สฟายที่เหมาะสมที่สุด คือ อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส นอกจากนี้ยังนำอุณหภูมิที่เหมาะสมไปใช้จำลองกระบวนการเพื่อศึกษาผลของภาวะดำเนินงานอื่นๆต่อไป



รูปที่ 4.1 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อองค์ประกอบ และอัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล เท่ากับ 1



รูปที่ 4.2 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล เท่ากับ 1

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

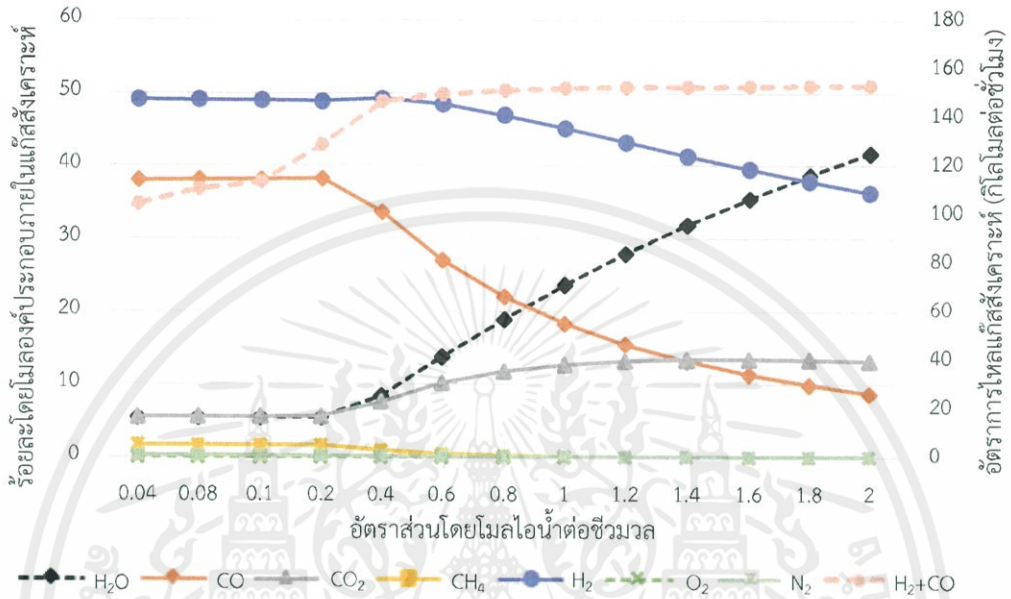
ข. ผลของอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีต่อองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์

อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลถูกศึกษาในช่วง 0.04 ถึง 3 ซึ่งจากการศึกษาพบว่า การเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลในช่วง 0.04 ถึง 2 จะมีอิทธิพลต่อองค์ประกอบและ อัตราการไหลแต่ละองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์ที่อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส ดังแสดงในรูปที่ 4.3 และ 4.4 ตามลำดับ (โดยที่อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลมากกว่า 2 แนวโน้มที่เกิดขึ้นมีลักษณะเช่นเดียวกับช่วงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 2) ซึ่งการวิเคราะห์จากร้อยละโดยโมลขององค์ประกอบของแก๊สจะเห็นการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นไม่ชัดเจน การอธิบายผลการจำลองจึงพิจารณาในส่วนของอัตราการไหลแต่ละองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์ ดังรูปที่ 4.4 โดยจากการจำลองกระบวนการ พบว่า เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลจะทำให้อัตราการไหลของไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มสูงขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ ซึ่งเป็นผลมาจากอิทธิพลของปฏิกิริยาแก๊ส-น้ำ และปฏิกิริยารีฟอร์มมีเทนด้วยไอน้ำ (สมการที่ (2.7) และ (2.11) ถึง (2.12)) จนกระทั่งอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.2 จะมีปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เพิ่มสูงขึ้น เมื่ออัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเพิ่มขึ้น ซึ่งเกิดจากปฏิกิริยาอวเตอรแก๊สซิฟต์ (สมการที่ (2.9)) โดยในช่วงนี้ปริมาณของคาร์บอนมอนอกไซด์ยังคงเพิ่มขึ้น เนื่องจากอิทธิพลของปฏิกิริยาแก๊ส-น้ำ และปฏิกิริยารีฟอร์มมีเทนด้วยไอน้ำมีอิทธิพลมากกว่าปฏิกิริยาอวเตอรแก๊สซิฟต์ และสุดท้ายในช่วงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลมากกว่า 0.4 ปริมาณมีเทนที่คงเหลือน้อย และขาดปฏิกิริยาแก๊ส-น้ำ เนื่องจากปริมาณถ่านชาร์ที่เกิดจากการไพโรไลส์หมดลง ทำให้อิทธิพลของปฏิกิริยาอวเตอรแก๊สซิฟต์มีอิทธิพลมากกว่าปฏิกิริยารีฟอร์มมีเทนด้วยไอน้ำ ซึ่งสังเกตได้จากการเพิ่มขึ้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ในขณะที่คาร์บอนมอนอกไซด์ลดลง

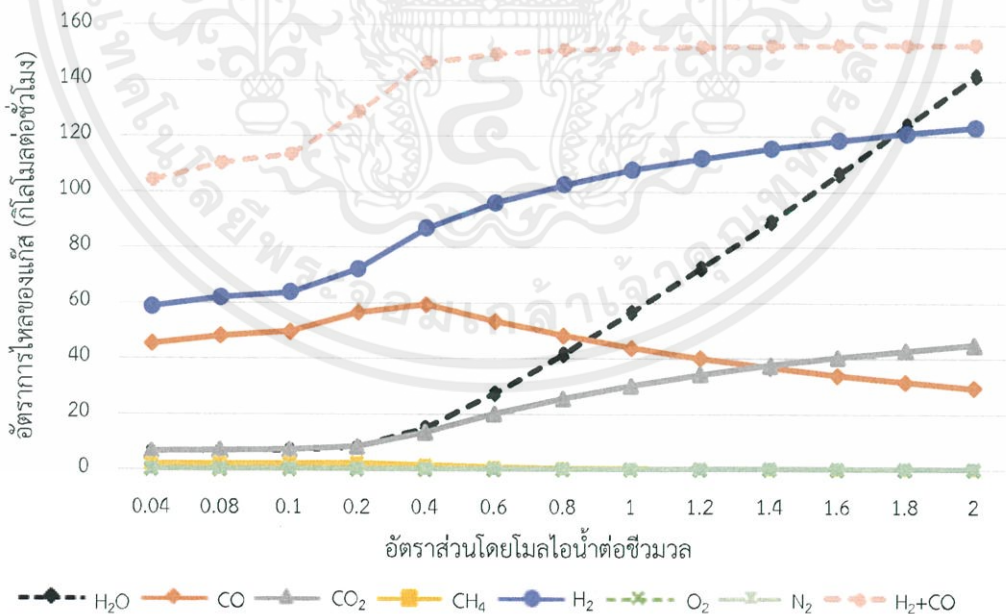
สำหรับการเลือกอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่ป้อนเข้าสู่เตาแก๊สฟายที่เหมาะสมนั้น ควรพิจารณาร่วมกับประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ ซึ่งแสดงในรูปของเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ โดยผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ แสดงได้ดังรูปที่ 4.5 โดยจากการคำนวณ พบว่า ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์จะเพิ่มขึ้นเป็นนัยสำคัญ เมื่ออัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเพิ่มขึ้น จนกระทั่งอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.6 หลังจากนั้นจึงเริ่มคงที่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลมากกว่า 0.6 ซึ่งเกิดขึ้นจากค่าความร้อนจากไฮโดรเจนที่เพิ่มขึ้น และค่าความร้อนที่ลดลงเนื่องจากปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงที่มีปริมาณที่เท่ากัน ส่วนความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์จะเริ่มลดลง เมื่ออัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลมากกว่า 0.2 ซึ่งเกิดขึ้นจากปริมาณ

ไอน้ำที่เหลือจากการทำปฏิกิริยามีมาก และภายหลังในส่วนการจัดสิ่งปนเปื้อนจะนำไปแยกไอน้ำออกจากแก๊สสังเคราะห์เพื่อเพิ่มความเข้มข้นโดยใช้หน่วยแยกแก๊ส-ของเหลว

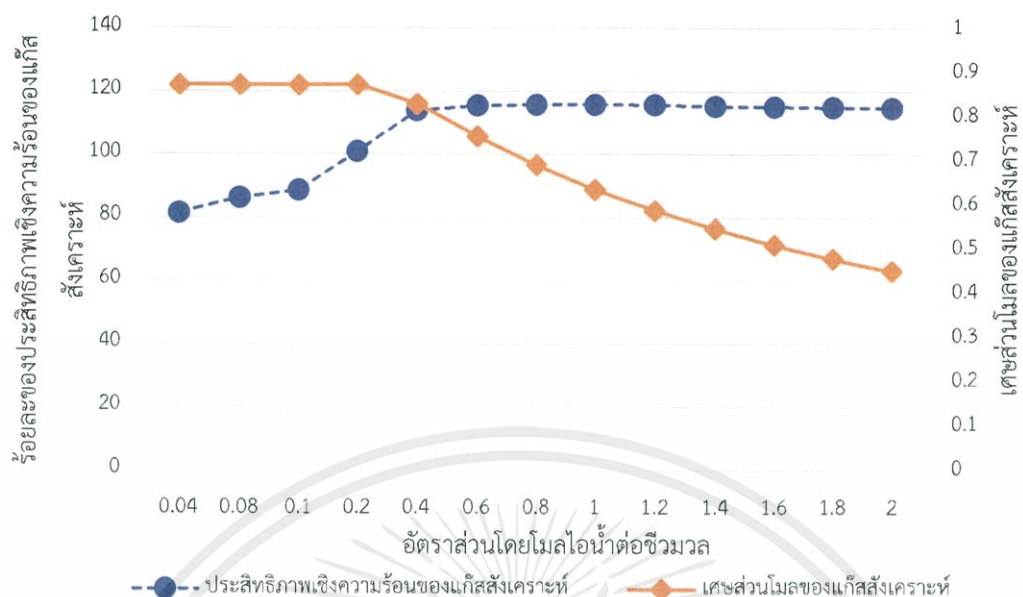
จากผลการจำลองกระบวนการทั้งหมดที่มีผลต่ออัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล จึงสรุปได้ว่าอัตราส่วนที่เหมาะสมสำหรับผลิตแก๊สสังเคราะห์ให้มีประสิทธิภาพมากที่สุด คือ 0.6



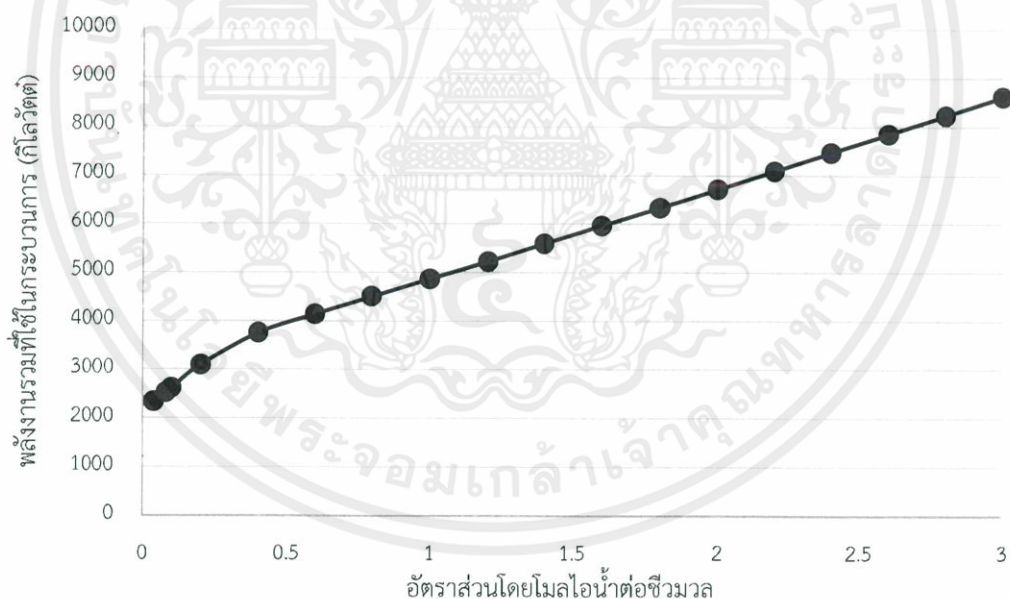
รูปที่ 4.3 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สเฟส เท้ากับ 750 องศาเซลเซียส



รูปที่ 4.4 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่ออัตราการไหลแต่ละองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สเฟส เท้ากับ 750 องศาเซลเซียส



รูปที่ 4.5 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส



รูปที่ 4.6 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

ค. ผลของอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ
อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลถูกศึกษาในช่วง 0.04 ถึง 3 ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มีต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่อุณหภูมิ 750 องศา

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เซลเซียส แสดงได้ดังรูปที่ 4.6 โดยจากการจำลองกระบวนการ พบว่า เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลจะทำให้พลังงานที่ต้องใช้ในกระบวนการเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง ซึ่งเป็นผลมาจากอิทธิพลของปฏิกิริยาดูดความร้อนที่เกิดภายในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้ไอน้ำ ทำให้การใช้พลังงานรวมในระบบมากกว่าศูนย์ ดังนั้น ระบบจึงต้องการแหล่งเชื้อเพลิงจากภายนอก และไม่พบภาวะฟิงพาตัวเองทางความร้อน

4.2.2 อากาศ

ก. ผลของอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีต่อองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์

อุณหภูมิของเตาแก๊สซิฟิเคชันศึกษาในช่วง 500 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส โดยป้อนอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 1 ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อองค์ประกอบ และอัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ แสดงได้ดังรูปที่ 4.7 โดยจากการจำลองกระบวนการ พบว่า เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นจะทำให้ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ที่ได้มีแนวโน้มการเพิ่มขึ้นที่คล้ายคลึงกับไอน้ำ โดยในช่วงอุณหภูมิ 500 ถึง 700 องศาเซลเซียส ร้อยละโดยโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์ภายในแก๊สสังเคราะห์เพิ่มขึ้นอย่างเป็นนัยสำคัญ ซึ่งเป็นผลมาจากอิทธิพลของปฏิกิริยาแก๊ส-น้ำ ปฏิกิริยาบูดูอาร์ด ปฏิกิริยารีฟอร์มมีเทนด้วยไอน้ำ และปฏิกิริยารีฟอร์มมีเทนด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ (สมการที่ (2.7) (2.8) และ (2.11) ถึง (2.13)) ซึ่งสังเกตได้จากร้อยละโดยโมลของน้ำ มีเทน และคาร์บอนไดออกไซด์ที่ลดลง โดยปฏิกิริยาที่กล่าวมาเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ดังนั้น เมื่ออุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานสูงขึ้นจึงทำให้ปฏิกิริยาดำเนินไปข้างหน้ามากยิ่งขึ้น ส่วนร้อยละโดยโมลของไฮโดรเจนมีแนวโน้มเช่นเดียวกับคาร์บอนมอนอกไซด์ แต่ไม่มีอิทธิพลของปฏิกิริยาบูดูอาร์ดมาเกี่ยวข้อง ส่วนช่วงอุณหภูมิที่สูงกว่า 700 องศาเซลเซียส ลักษณะการเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์คล้ายคลึงกับผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของไอน้ำ

สำหรับการเลือกอุณหภูมิภายในเตาแก๊สซิฟิเคชันที่เหมาะสมนั้น ถูกพิจารณาร่วมกับประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ ซึ่งแสดงในรูปของเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ โดยผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ แสดงได้ดังรูปที่ 4.8 โดยจากการคำนวณ พบว่า ลักษณะของการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นเหมือนกับระบบไอน้ำ แต่ทั้งประสิทธิภาพเชิงความร้อน และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ในระบบไอน้ำมีค่าสูงกว่าการใช้อากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยา เนื่องจากปฏิกิริยาส่วนใหญ่ที่เกิดจากการใช้อากาศเป็นปฏิกิริยาสันดาป (สมการที่ (2.2)) ซึ่งผลิตได้แค่คาร์บอนมอนอกไซด์ จึงทำให้ค่าความร้อนที่ได้ต่ำกว่า ส่วนความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ในอากาศจะต่ำกว่า เนื่องจากผลของความเข้มข้นของไนโตรเจนในอากาศ โดย

อุณหภูมิที่ทำให้ทั้งประสิทธิภาพเชิงความร้อน และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์เริ่มคงที่ คือ 750 องศาเซลเซียส

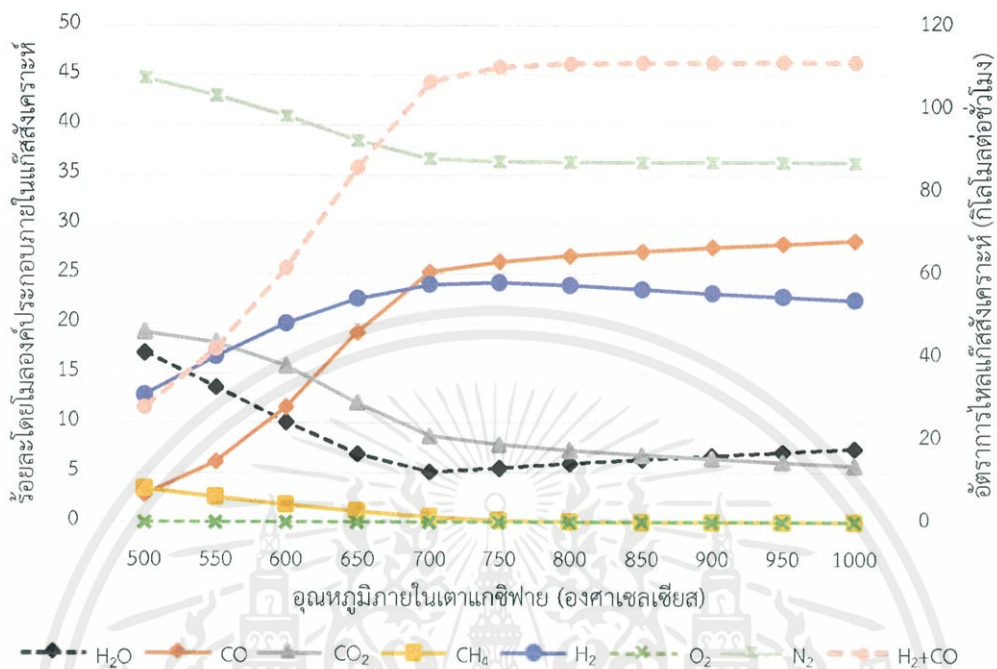
จากผลการจำลองกระบวนการทั้งหมดที่มีผลต่ออุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงาน จึงสรุปได้ว่าอุณหภูมิที่ใช้ภายในเตาแก๊สฟายที่เหมาะสมที่สุด คือ อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส นอกจากนี้ยังนำอุณหภูมิที่เหมาะสมไปใช้จำลองกระบวนการเพื่อศึกษาผลของภาวะดำเนินงานอื่นๆต่อไป

ข. ผลของอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีต่อองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์

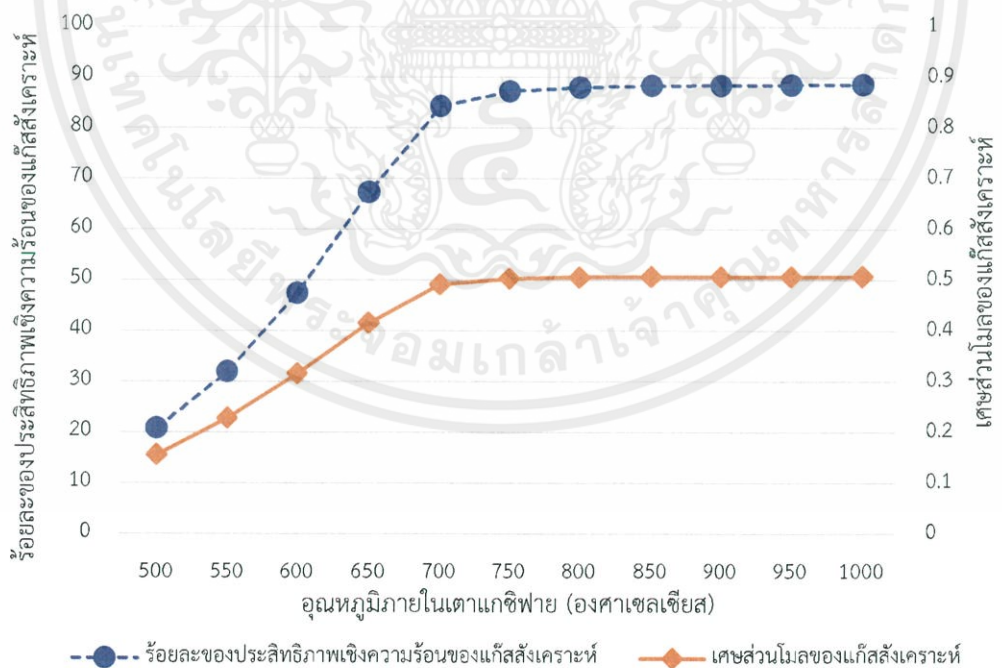
อัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลถูกศึกษาในช่วง 0.04 ถึง 3 ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อองค์ประกอบ และอัตราการไหลแต่ละองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์ที่อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส แสดงได้ดังรูปที่ 4.9 และ 4.10 ตามลำดับ โดยรูปจะแสดงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลถึง 2 เนื่องจากที่อัตราส่วนมากกว่า 2 แนวโน้มที่เกิดขึ้นมีลักษณะเช่นเดียวกับช่วงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 2 ซึ่งการวิเคราะห์จากร้อยละโดยโมลขององค์ประกอบของแก๊สจะเห็นการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นไม่ชัดเจน เนื่องจากความเข้มข้นของไนโตรเจนในอากาศมีผลมากกว่า ดังนั้น การอธิบายผลการจำลองจึงพิจารณาในส่วนของอัตราการไหลแต่ละองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์ ดังรูปที่ 4.10 โดยจากการจำลองกระบวนการ พบว่าเมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลจะทำให้อัตราการไหลของคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มสูงขึ้นอย่างต่อเนื่อง ในขณะที่อัตราการไหลของไฮโดรเจนค่อนข้างคงที่ ซึ่งเป็นผลมาจากอิทธิพลของปฏิกิริยาสันดาป (สมการที่ (2.2)) จนกระทั่งอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 0.6 จะมีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่เพิ่มสูงขึ้น ในขณะที่อัตราการไหลของไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงอย่างเป็นนัยสำคัญ เมื่ออัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเพิ่มขึ้น ซึ่งเป็นผลมาจากปฏิกิริยาสันดาป (สมการที่ (2.3) ถึง (2.6))

สำหรับการเลือกอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่ป้อนเข้าสู่เตาแก๊สฟายที่เหมาะสมนั้น ควรพิจารณาร่วมกับประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ แสดงได้ดังรูปที่ 4.11 โดยจากการคำนวณ พบว่า ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์จะเพิ่มขึ้นเป็นนัยสำคัญ เมื่ออัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเพิ่มขึ้นจนกระทั่งอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 0.6 ซึ่งเกิดขึ้นจากค่าความร้อนจากคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เพิ่มขึ้น ส่วนความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์จะเริ่มลดลง เมื่ออัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเพิ่มขึ้น ซึ่งเกิดขึ้นจากผลของความเข้มข้นไนโตรเจนในอากาศ

จากผลการจำลองกระบวนการทั้งหมดที่มีผลต่ออัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล จึงสรุปได้ว่าอัตราส่วนที่เหมาะสมสำหรับผลิตแก๊สสังเคราะห์ให้มีประสิทธิภาพมากที่สุด คือ 0.6

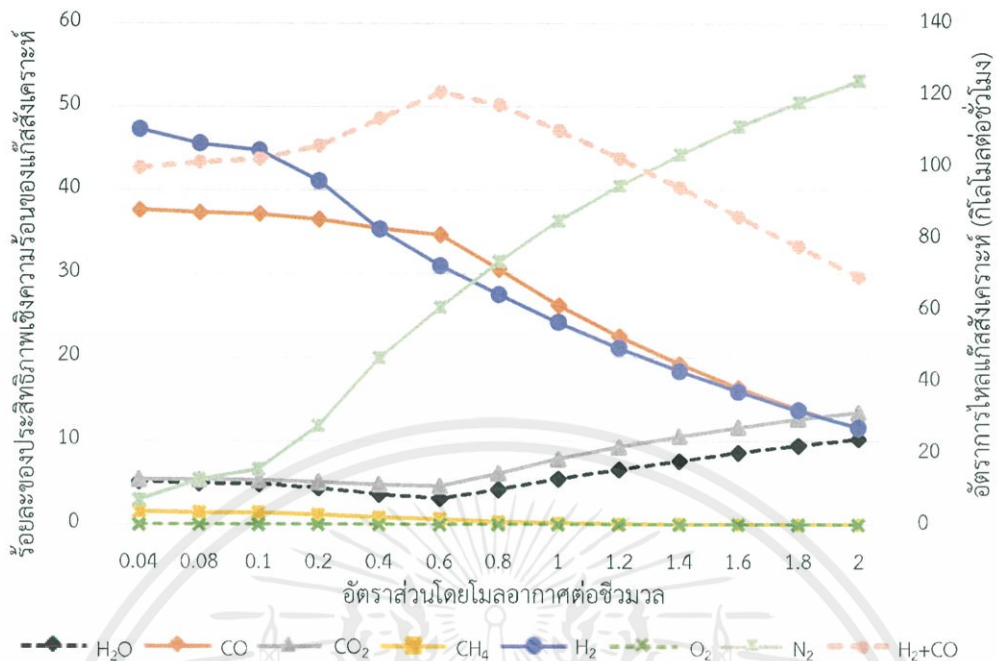


รูปที่ 4.7 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อองค์ประกอบ และอัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1

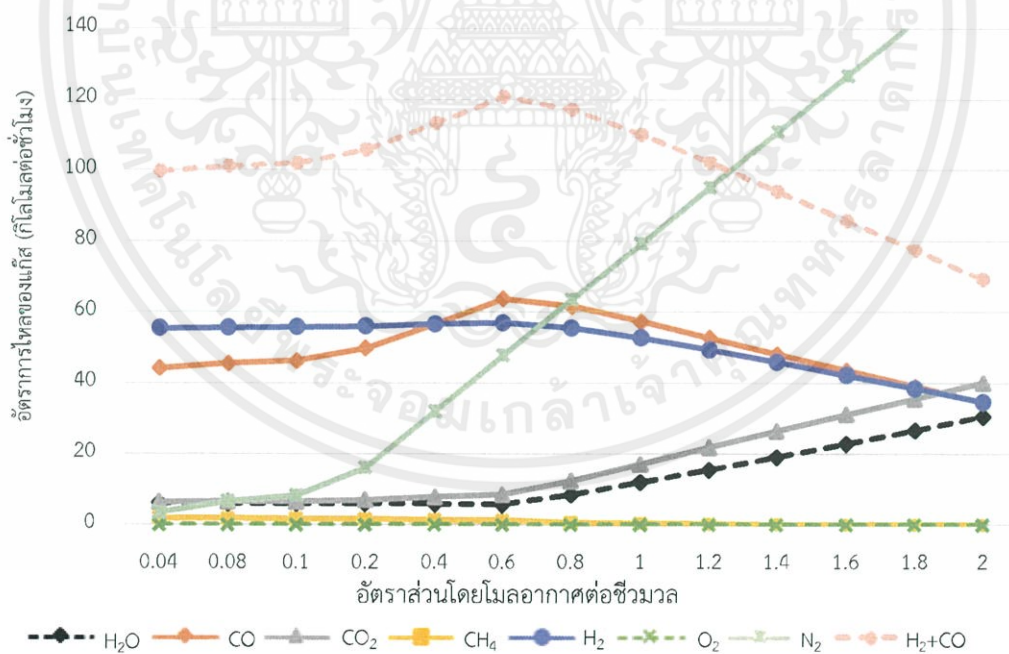


รูปที่ 4.8 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

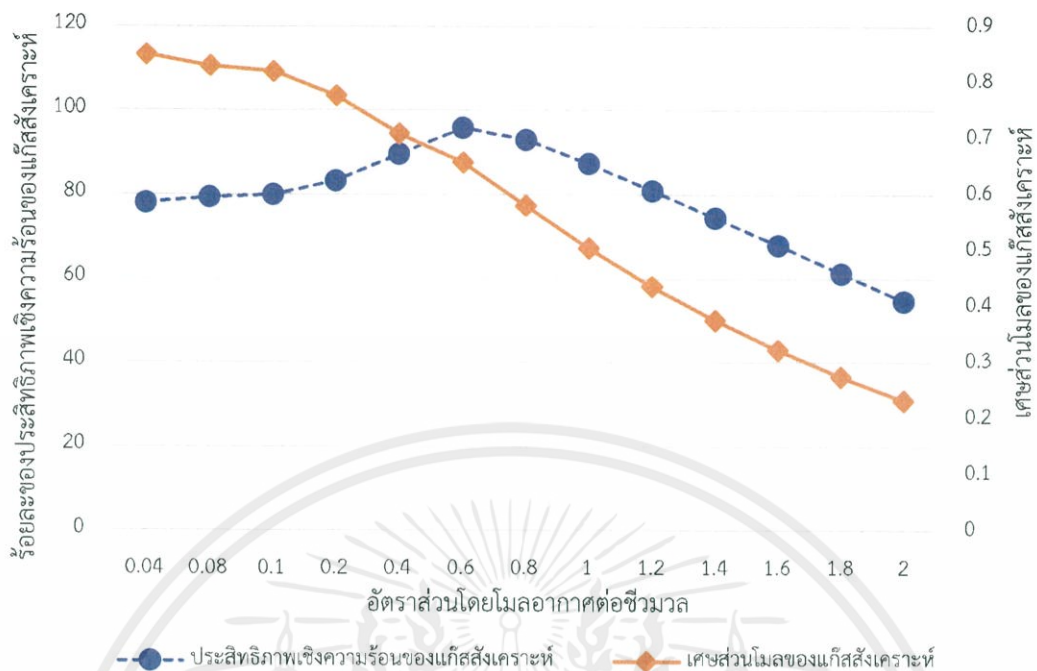


รูปที่ 4.9 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สพาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส



รูปที่ 4.10 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่ออัตราการไหลแต่ละองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สพาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 4.11 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส



รูปที่ 4.12 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ค. ผลของอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ

อัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลถูกศึกษาในช่วง 0.04 ถึง 3 ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส แสดงได้ดังรูปที่ 4.12 โดยจากการจำลองกระบวนการ พบว่า เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลจะทำให้พลังงานที่ต้องใช้ในกระบวนการลดลงอย่างต่อเนื่อง ซึ่งเป็นผลมาจากอิทธิพลของปฏิกิริยาสันดาปที่เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ทำให้เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลมากกว่า 1.309 จะพบช่วงที่การใช้พลังงานรวมในระบบต่ำกว่าศูนย์ หรือกล่าวคือ ภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อน ซึ่งที่ภาวะนี้จุดที่ทำให้ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนที่สูงที่สุด คือ จุดแรกที่สามารถเกิดภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อนได้ หรือที่อัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 1.309 ดังนั้น การใช้อากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยาจึงมีช่วงที่ไม่ต้องการแหล่งเชื้อเพลิงจากภายนอก หรือพบภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อน

4.2.3 ไอน้ำร่วมกับอากาศ

ก. ผลของอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินการที่มีต่อองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์

อุณหภูมิของเตาแก๊สฟายถูกศึกษาในช่วง 500 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส โดยป้อนอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 1 ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินการที่มีผลต่อองค์ประกอบ และอัตราการใช้ของแก๊สสังเคราะห์ แสดงได้ดังรูปที่ 4.13 โดยจากการจำลองกระบวนการ พบว่า เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นจะทำให้ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ที่ได้มีแนวโน้มการเพิ่มขึ้นที่คล้ายคลึงกับไอน้ำ และอากาศ โดยในช่วงอุณหภูมิ 500 ถึง 600 องศาเซลเซียส ร้อยละโดยโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์ และไฮโดรเจนภายในแก๊สสังเคราะห์เพิ่มขึ้นอย่างเป็นนัยสำคัญ ซึ่งอิทธิพลหลักที่เกิดมาจาก ปฏิกิริยาแก๊ส-น้ำ ปฏิกิริยาบูตวาร์ด ปฏิกิริยารีฟอร์มมีเทนด้วยไอน้ำ และปฏิกิริยารีฟอร์มมีเทนด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ (สมการที่ (2.7) (2.8) และ (2.11) ถึง (2.13)) โดยสังเกตได้จากร้อยละโดยโมลของน้ำ มีเทน และคาร์บอนไดออกไซด์ที่ลดลง ต่อมาเมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 600 องศาเซลเซียส จะมีปฏิกิริยาย้อนกลับของปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ร่วมเกิดขึ้น (สมการที่ (2.9)) ซึ่งสังเกตได้จากร้อยละโดยโมลของน้ำที่เริ่มเพิ่มขึ้น แต่ปริมาณไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์ยังคงเพิ่มขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นตั้งแต่ช่วงอุณหภูมิ 500 ถึง 600 องศาเซลเซียส มีอิทธิพลมากกว่าปฏิกิริยาย้อนกลับของปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ และช่วงอุณหภูมิที่สูงกว่า 650 องศาเซลเซียส ปฏิกิริยารีฟอร์มมีเทนเริ่มเกิดขึ้นอย่างสมบูรณ์แล้ว จึงทำให้ปฏิกิริยาย้อนกลับของปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์กลับมาจะมีอิทธิพลมากกว่าปฏิกิริยาอื่น ซึ่งสังเกตได้จากการลดลงของร้อยละโดยโมลของไฮโดรเจน และคาร์บอนไดออกไซด์ ส่วนร้อยละโดยโมลของน้ำ และ

คาร์บอนมอนอกไซด์นั้นเพิ่มขึ้น โดยปฏิกิริยาที่เหลือที่กล่าวมาเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ดังนั้น เมื่ออุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานสูงขึ้นจึงทำให้ปฏิกิริยาดำเนินไปข้างหน้ามากยิ่งขึ้น

สำหรับการเลือกอุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟายที่เหมาะสมนั้น ถูกพิจารณาร่วมกับ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ ซึ่งแสดงในรูปของเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ โดยผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ แสดงได้ดังรูปที่ 4.14 โดยจากการคำนวณ พบว่า ลักษณะของการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นเหมือนกับระบบไอน้ำ และอากาศ แต่ความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์ในระบบไอน้ำร่วมกับอากาศมีค่าต่ำที่สุด เนื่องจากผลของความเข้มข้นของไนโตรเจนในอากาศ อีกทั้งยังมีผลของน้ำที่ยังเหลืออยู่ปะปนในแก๊สสังเคราะห์ก่อนเข้าสู่กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ โดยอุณหภูมิที่ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์เริ่มคงที่ คือ 750 องศาเซลเซียส ในขณะที่ความเข้มข้นของแก๊สสังเคราะห์เริ่มคงที่ที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส

จากผลการจำลองกระบวนการทั้งหมดที่มีผลต่ออุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงาน จึงสรุปได้ว่าอุณหภูมิที่ใช้ภายในเตาแก๊สฟายที่เหมาะสมที่สุด คือ อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส นอกจากนี้ยังนำอุณหภูมิที่เหมาะสมไปใช้จำลองกระบวนการเพื่อศึกษาผลของภาวะดำเนินงานอื่นๆต่อไป

ข. ผลของอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีต่อองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์

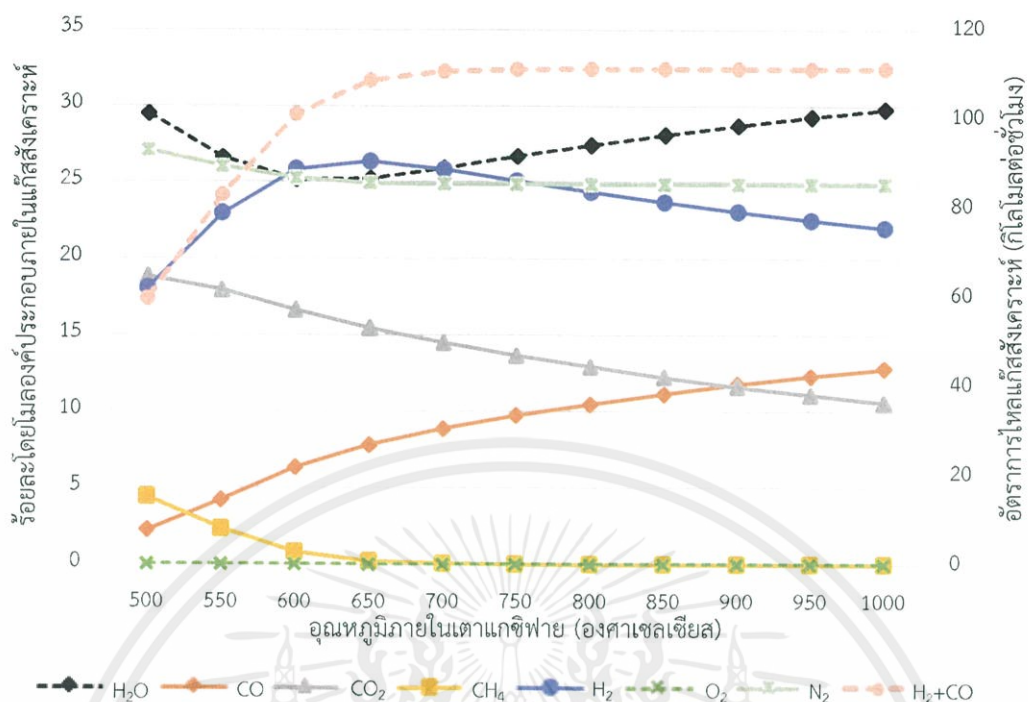
อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล ถูกศึกษาในช่วง 0.04 ถึง 1 ซึ่งหากศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำ และอากาศต่อชีวมวลในรูปขององค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์จะพิจารณาในรูปแบบกราฟได้ยาก จึงแสดงในรูปแบบของประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์แทน โดยอุณหภูมิที่ใช้คือ 750 องศาเซลเซียส แสดงได้ดังรูปที่ 4.15 โดยจากรูปจะเห็นได้ว่า แสดงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอากาศต่อชีวมวล ถึง 1 เนื่องจากที่อัตราส่วนมากกว่า 1 แนวโน้มที่เกิดมีลักษณะเช่นเดียวกับช่วงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 1 โดยจากการคำนวณ พบว่า ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์จะเพิ่มขึ้นเป็นนัยสำคัญ เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลจนกระทั่งเริ่มคงที่ที่อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.6 เช่นเดียวกับในระบบไอน้ำ ซึ่งอิทธิพลของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นถูกกล่าวไว้ในระบบไอน้ำแล้ว ส่วนการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลจะเพิ่มประสิทธิภาพเชิงความร้อนในช่วงต้นของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.1 และ 0.2 เนื่องจากยังมีปริมาณถ่านชาร์ที่เหลือจากชั้นไพโรไลส์ ซึ่งนอกจากช่วงที่กล่าวมา การเพิ่มอัตราส่วนอากาศโดยโมลต่อชีวมวลจะลดประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ลง เนื่องจากการใช้อากาศทำให้

ปฏิกิริยาที่เกิดส่วนใหญ่มีเพียงคาร์บอนมอนอกไซด์ที่มีค่าความร้อนที่สูง ในขณะที่การใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาจะเกิดทั้งไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์ โดยอิทธิพลของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเมื่อเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลถูกกล่าวไว้แล้วระบบอากาศ ดังนั้น หากต้องการผลิตแก๊สสังเคราะห์ให้ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนที่สูงที่สุด ควรใช้อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.8 และใช้อัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลให้น้อยที่สุดเท่าที่เป็นไปได้ ซึ่งในที่นี้คือ 0.04

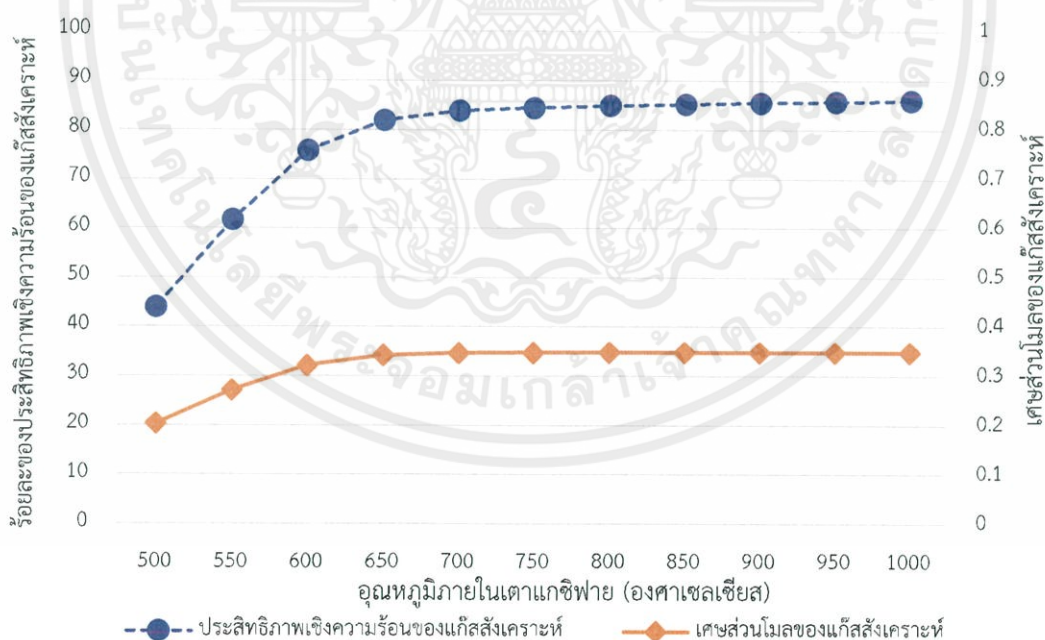
ค. ผลของอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ

อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลถูกศึกษาในช่วง 0.04 ถึง 2.2 ส่วนอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลถูกศึกษาในช่วง 0.04 ถึง 3 ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำ และอากาศต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส แสดงได้ดังรูปที่ 4.17 โดยจากการจำลองกระบวนการ พบว่า เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลจะทำให้พลังงานที่ต้องใช้ในกระบวนการเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง ซึ่งเป็นผลมาจากอิทธิพลของปฏิกิริยาดูดความร้อน ในขณะที่เพิ่มอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลจะทำให้พลังงานที่ต้องใช้ในกระบวนการลดลงอย่างต่อเนื่อง ซึ่งเป็นอิทธิพลของปฏิกิริยาสันดาปที่เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ดังนั้น เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลมากขึ้นจึงสามารถพบช่วงที่ใช้พลังงานรวมในระบบต่ำกว่าศูนย์ หรือกล่าวคือภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อน ซึ่งที่สภาวะนี้เมื่อใช้อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลที่มากขึ้นจะทำให้ต้องเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มากขึ้นเพื่อให้เริ่มเกิดภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อนได้ เนื่องจากการใช้ไอน้ำมีการใช้พลังงานจากปฏิกิริยาที่ส่วนใหญ่เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ขณะที่การเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลจะช่วยกระตุ้นปฏิกิริยาสันดาป ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน โดยภาวะดำเนินงานที่สามารถเกิดภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อน แสดงไว้ดังตารางที่ 4.3

จากตารางจะเห็นได้ว่า ภาวะดำเนินงานที่ทำให้ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนที่สูงที่สุด คือจุดแรกที่สามารถเกิดภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อนได้ หรือที่อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.1 และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 1.375 ดังนั้น การใช้ไอน้ำร่วมกับอากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยาจึงมีช่วงที่ไม่ต้องการแหล่งเชื้อเพลิงจากภายนอก หรือพบภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อน

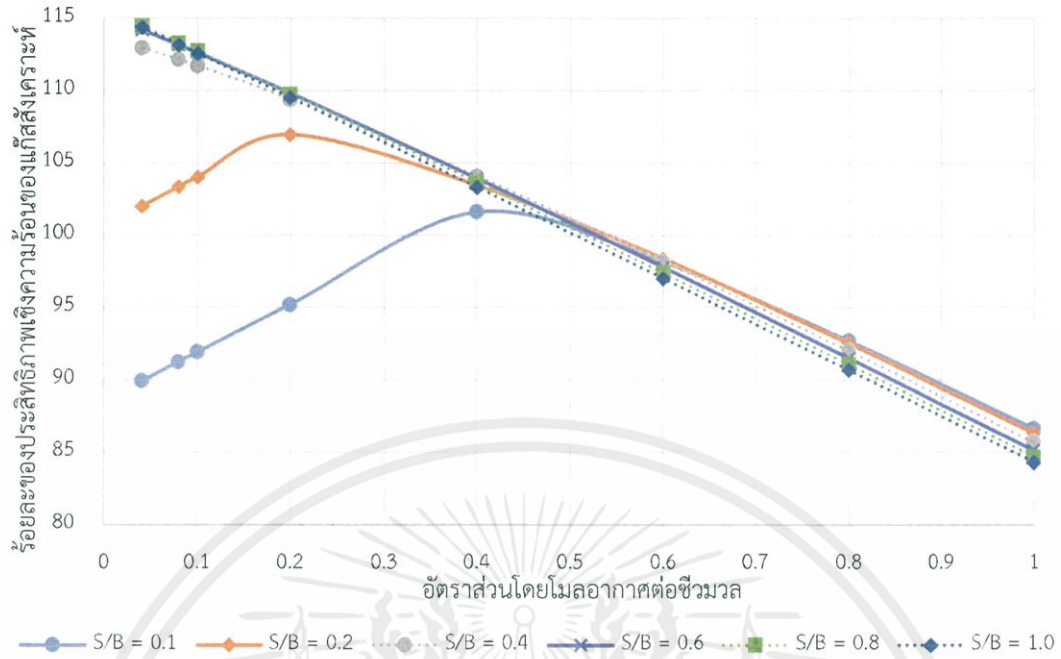


รูปที่ 4.13 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อองค์ประกอบ และอัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1

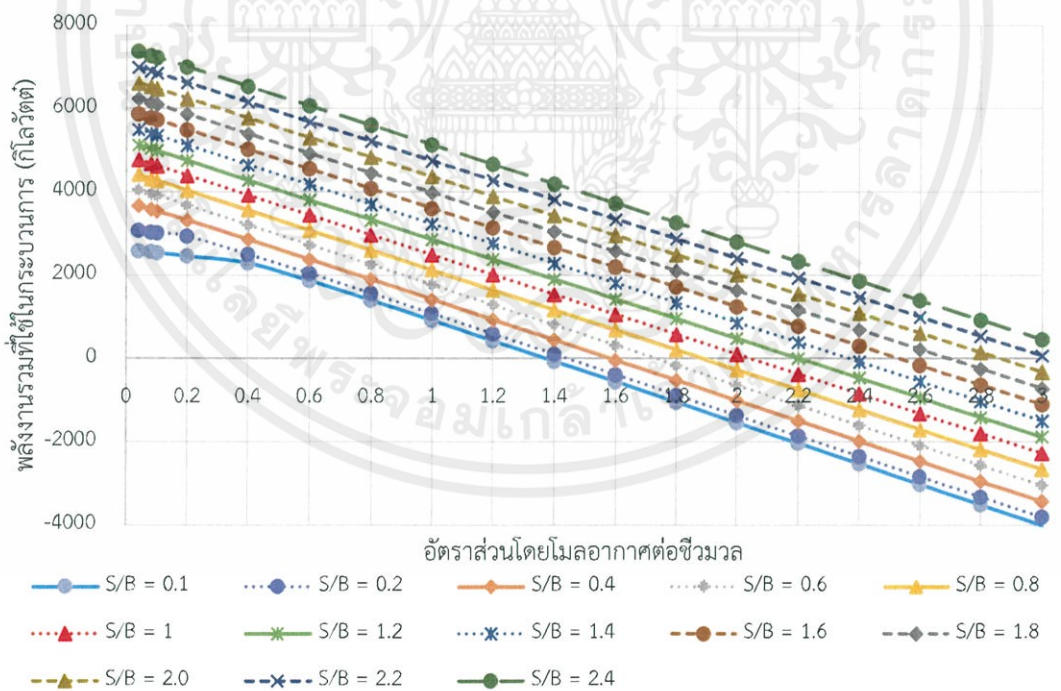


รูปที่ 4.14 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 4.15 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สพาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส



รูปที่ 4.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สพาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 4.3 ภาวะดำเนินงานที่สามารถเกิดภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อนที่ภาวะดำเนินงาน อุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

อัตราส่วนโดยโมล ไอน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโดยโมล อากาศต่อชีวมวล	อัตราการไหลแก๊สสังเคราะห์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ร้อยละของประสิทธิภาพเชิง ความร้อนของแก๊สสังเคราะห์
0.1	1.375	95.03	74.76
	1.600	85.72	67.38
	2.400	52.24	40.96
	3.000	27.05	21.17
0.2	1.443	92.26	72.16
	1.600	85.74	67.02
	2.400	52.25	40.74
	3.000	27.05	21.06
0.4	1.585	86.40	66.92
	1.600	85.77	66.43
	2.400	52.25	40.38
	3.000	27.05	20.88
0.6	1.734	80.18	61.63
	2.400	52.25	40.10
	3.000	27.05	20.74
0.8	1.887	73.78	56.36
	2.400	52.25	39.88
	3.000	27.05	20.62
1	2.046	67.11	51.01
	2.400	52.25	39.69
	3.000	27.05	20.53

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 4.3 ภาวะดำเนินงานที่สามารถเกิดภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อนที่ภาวะดำเนินงาน อุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส (ต่อ)

อัตราส่วนโดยโมล ไอน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโดยโมล อากาศต่อชีวมวล	อัตราการไหลแก๊สสังเคราะห์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ร้อยละของประสิทธิภาพเชิง ความร้อนของแก๊สสังเคราะห์
1.2	2.206	60.40	45.72
	2.400	52.25	39.54
	3.000	27.05	20.45
1.4	2.368	53.59	40.43
	2.400	52.25	39.41
	3.000	27.05	20.39
1.6	2.532	46.71	35.12
	3.000	27.05	20.33
1.8	2.697	39.78	29.84
	3.000	27.05	20.29
2	2.862	32.85	24.58
	3.000	27.05	20.24

4.2.4 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการของแต่ละตัวทำปฏิกิริยา

จากตารางที่ 4.4 แสดงผลขององค์ประกอบ อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ และ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่ทำให้ได้ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์สูงสุด และภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน โดยตัวทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่แตกต่างกัน 3 ตัว คือ ไอน้ำ อากาศ และไอน้ำ ร่วมกับอากาศเพื่อนำไปผ่านกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ เมื่อ พิจารณาภายใต้ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมพบว่า ตัวทำปฏิกิริยาที่สามารถให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์มากที่สุด คือ ไอน้ำ โดยมีร้อยละของประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์เท่ากับ 115.36 แต่อย่างไรก็ตามหากพิจารณาภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อนพบว่า ตัวทำปฏิกิริยาที่เหมาะสมที่สุด คือ อากาศ โดยมีร้อยละของประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์เท่ากับ 77.21

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 4.4 ผลขององค์ประกอบ อัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ภายใต้ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่ทำให้ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์สูงสุด และภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน

ภาวะดำเนินงาน	ไอน้ำ		อากาศ		ไอน้ำร่วมกับอากาศ	
	ภาวะที่ 1	ภาวะที่ 2	ภาวะที่ 1	ภาวะที่ 2	ภาวะที่ 1	ภาวะที่ 2
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	750	-	750	750	750	750
ความดัน (บาร์)	1	-	1	1	1	1
อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล	0.6	-	-	-	0.8	0.1
อัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล	-	-	0.6	1.309	0.04	1.375
ผลการจำลองกระบวนการ	ภาวะที่ 1	ภาวะที่ 2	ภาวะที่ 1	ภาวะที่ 2	ภาวะที่ 1	ภาวะที่ 2
อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	95.87	-	56.93	47.38	101.58	49.97
อัตราการไหลเชิงโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	53.48	-	63.68	50.10	47.70	44.89
อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนซัลไฟด์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	0.11	-	0.11	0.11	0.11	0.11
ร้อยละของประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์	115.36	-	95.75	77.21	114.45	74.76

หมายเหตุ

ภาวะที่ 1 คือ ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมพิจารณาประสิทธิภาพเชิงความร้อนที่สูงสุด

ภาวะที่ 2 คือ ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมพิจารณาภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน

4.3 ผลของภาวะดำเนินงานของหอดูดซึมโดยใช้สารละลายมอนอเอทานอลามีน

จากกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์ผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ซึ่งผลิตภัณฑ์ที่ได้ออกมายังคงมีส่วนประกอบของแก๊สกรดปะปนมาด้วย เช่น ไฮโดรเจนซัลไฟด์ และคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นต้น ซึ่งการนำแก๊สสังเคราะห์เพื่อไปใช้ผลิตเชื้อเพลิงเหลวสังเคราะห์ จำเป็นต้องกำจัดไฮโดรเจนซัลไฟด์ให้ต่ำกว่าข้อกำหนด [7, 24] ดังนั้นจึงจำเป็นต้องศึกษาผลของความดัน จำนวนชั้นของหอดูดซึม และอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีน เพื่อหาค่าที่เหมาะสมของแต่ละตัวทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ แบ่งได้เป็น 2 รูปแบบ คือ ระบบที่ต้องผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์เพื่อ

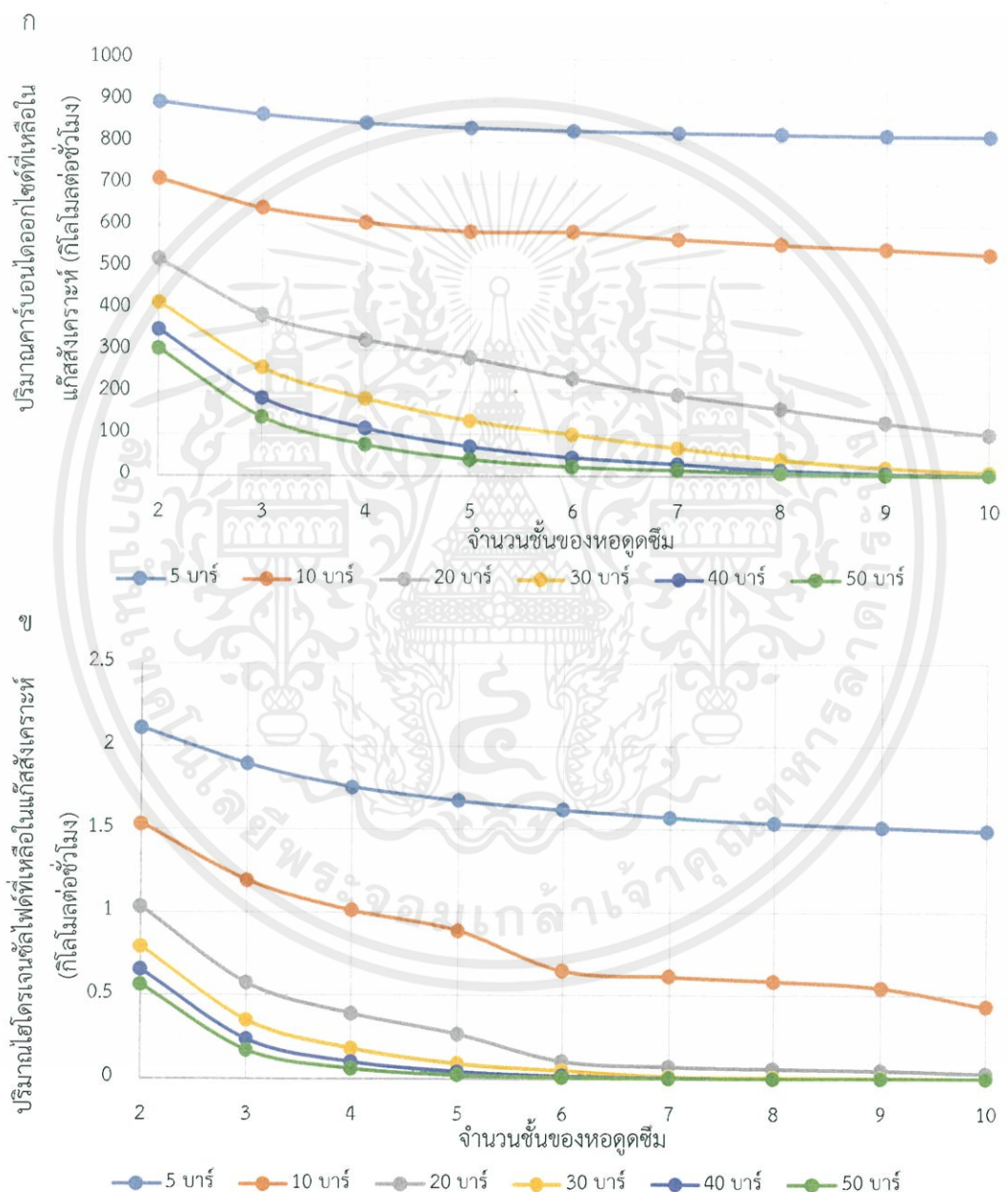
ปรับอัตราส่วนโดยโมลไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ และระบบที่ไม่ต้องผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์ ซึ่งในส่วนนี้เป็นการนำแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จากกระบวนการแก๊สชิฟต์เคชันภายใต้ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมจากส่วนที่หนึ่งของแต่ละตัวทำปฏิกิริยา กล่าวคือ ใช้น้ำใช้ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่ทำให้ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด ส่วนอากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศใช้ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อน โดยใช้ระบบไอน้ำร่วมกับอากาศเพื่อหาผลของภาวะดำเนินงานของหอดูดซึม เนื่องจากมีปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์มากที่สุด

4.3.1 ผลของจำนวนชั้น และความดันของหอดูดซึมที่มีต่ออัตราการไหลของแก๊สกรดที่เหลือในแก๊สสังเคราะห์ และร้อยละการดูดซึมแก๊สกรด

จำนวนชั้นของหอดูดซึมถูกศึกษาในช่วง 2 ถึง 10 ส่วนความดันของหอดูดซึมถูกศึกษาในช่วง 5 ถึง 50 โดยอัตราการป้อนสารละลายมอเอทานอลามีนเท่ากับ 500 กิโลโมลต่อชั่วโมง ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้น และความดันของหอดูดซึมต่อปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่เหลือในแก๊สสังเคราะห์ และร้อยละการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ออกจากแก๊สสังเคราะห์ถูกศึกษาโดยใช้ข้อมูลแก๊สสังเคราะห์จากค่าที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการแก๊สชิฟต์เคชันโดยใช้ระบบไอน้ำร่วมกับอากาศ ซึ่งแสดงได้ดังรูปที่ 4.17 และ 4.18 ตามลำดับ โดยจากการจำลองกระบวนการ พบว่า เมื่อกำหนดความดันคงที่ การเพิ่มจำนวนชั้นของหอดูดซึมจะส่งผลให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ภายในแก๊สสังเคราะห์ลดน้อยลง หรือกล่าวคือ มีการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ออกจากแก๊สสังเคราะห์ได้ดีมากขึ้น เนื่องจากภายในหอดูดซึมมีการทำปฏิกิริยาระหว่างสารละลายมอเอทานอลามีนกับคาร์บอนไดออกไซด์ และสารละลายมอเอทานอลามีนกับไฮโดรเจนซัลไฟด์ ดังนั้น การเพิ่มจำนวนชั้นของหอดูดซึมจะช่วยทำให้มีการสัมผัสกันระหว่างสารละลายมอเอทานอลามีนกับแก๊สกรดได้มากขึ้น และเมื่อพิจารณาผลของความดันภายในหอดูดซึม จะพบว่า การเพิ่มความดันจะส่งผลให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ภายในแก๊สสังเคราะห์ลดน้อยลง หรือกล่าวคือ มีการดูดซึมแก๊สกรดออกจากแก๊สสังเคราะห์ได้ดียิ่งขึ้นเช่นเดียวกันกับผลของจำนวนชั้น เนื่องจากการเพิ่มความดันจะทำให้เกิดความแตกต่างของความดันระหว่างแก๊สกรด และสารละลายมอเอทานอลามีน ซึ่งถือเป็นแรงขับเคลื่อน (driving force) ที่ทำให้เกิดการสัมผัส และถ่ายเทมวลกันได้ดียิ่งขึ้น

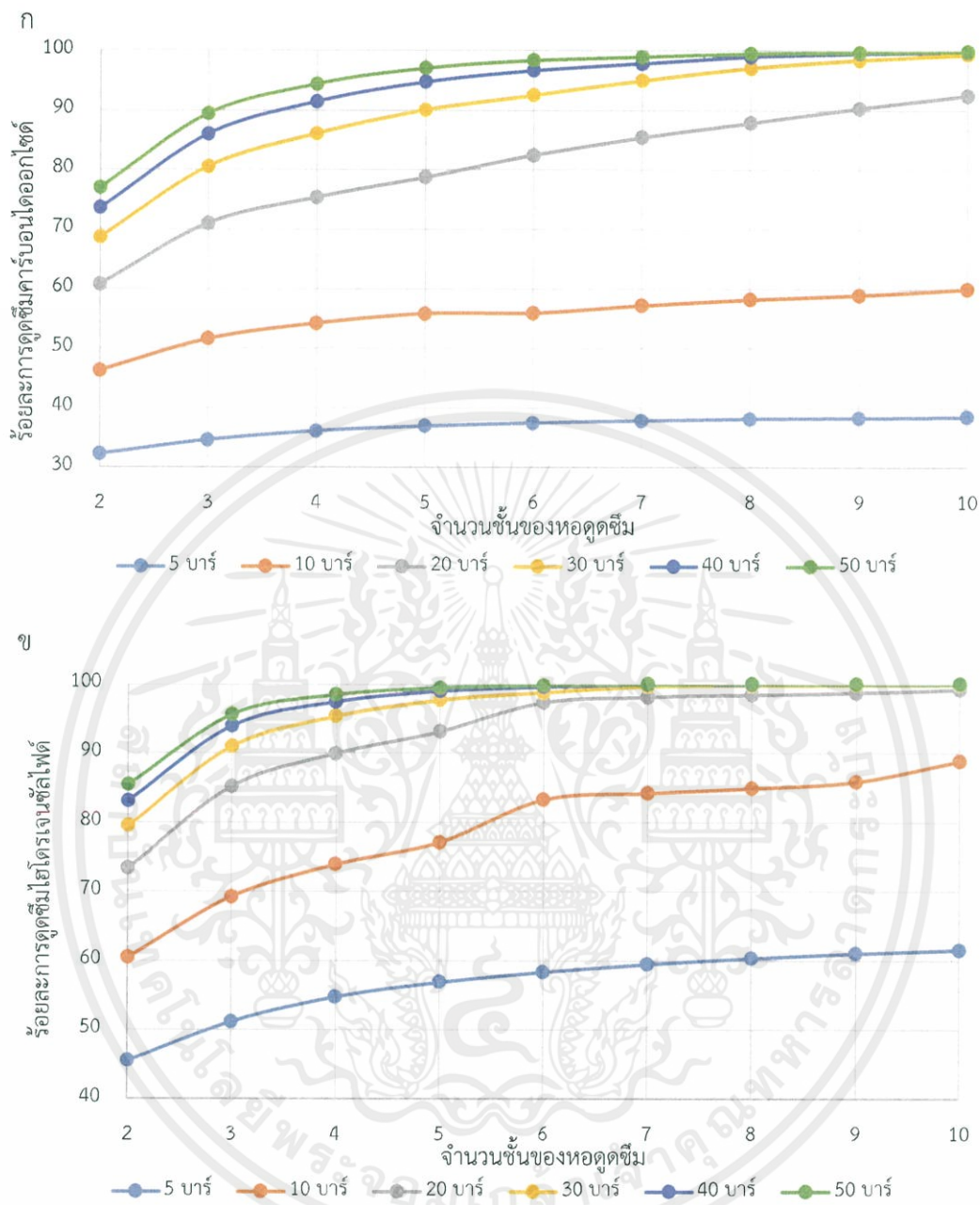
เมื่อพิจารณาภาวะดำเนินงานของหอดูดซึมที่เหมาะสม พบว่า หอดูดซึมที่มีจำนวนชั้นเท่ากับ 10 และความดันภายในหอดูดซึมเท่ากับ 40 บาร์ เป็นภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม เนื่องจากการใช้ความดันภายในหอดูดซึมที่สูงจะส่งผลให้เกิดการดูดซึมทางกายภาพที่เพิ่มมากขึ้น ทำให้ปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์บางส่วนถูกดูดซึมไปด้วย ดังนั้น ควรใช้ความดันที่ต่ำที่สุดที่สามารถดูดซึม

ไฮโดรเจนซัลไฟด์ให้ต่ำกว่าค่าที่ยอมรับได้สำหรับป้อนเข้าสู่กระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์ ซึ่งที่ความดันเท่ากับ 40 บาร์ มีแค่จำนวนชั้นเท่ากับ 10 ที่สามารถลดไฮโดรเจนซัลไฟด์ให้ต่ำกว่าค่าที่กำหนดได้ โดยค่าที่กำหนดคือ มีปริมาณไฮโดรเจนซัลไฟด์ไม่เกิน 0.1 มิลลิกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ณ ภาวะดำเนินงานมาตรฐาน (ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บาร์) หรือประมาณร้อยละ 99.99

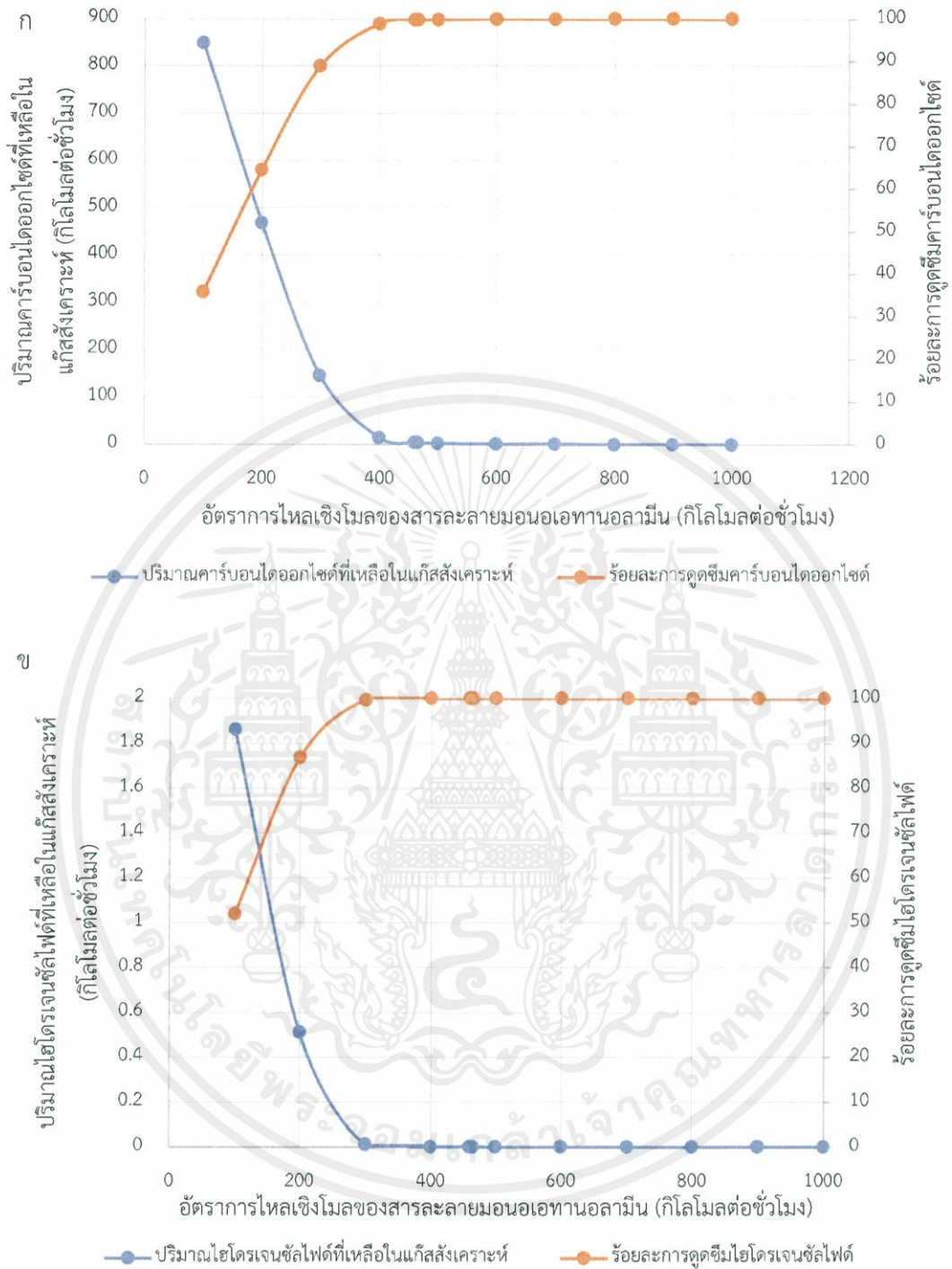


รูปที่ 4.17 ผลของจำนวนชั้น และความดันของหอดูดซึมที่มีต่ออัตราการไหลของแก๊สกรดที่เหลือในแก๊สสังเคราะห์โดยอัตราการป้อนสารละลายมอนอเอทานอลามีนเท่ากับ 500 กิโลโมลต่อชั่วโมง : (ก) คาร์บอนไดออกไซด์ และ (ข) ไฮโดรเจนซัลไฟด์

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 4.18 ผลของจำนวนชั้น และความดันของหอดูดซับที่มีต่อร้อยละการดูดซับแก๊สกรดโดยอัตราการป้อนสารละลายมอนอเอทานอลามีนเท่ากับ 500 กิโลโมลต่อชั่วโมง : (ก) คาร์บอนไดออกไซด์ และ (ข) ไฮโดรเจนซัลไฟด์



รูปที่ 4.19 ผลของอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนที่มีต่ออัตราการไหลของแก๊สกรดที่เหลือในแก๊สสังเคราะห์ และร้อยละการดูดซึมแก๊สกรดโดยจำนวนชั้นหอดูดซึมเท่ากับ 10 และความดันเท่ากับ 40 บาร์ : (ก) คาร์บอนไดออกไซด์ และ (ข) ไฮโดรเจนซัลไฟด์

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.3.2 ผลของอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนที่มีต่ออัตราการไหลของแก๊สกรดที่เหลือในแก๊สสังเคราะห์ และร้อยละการดูดซึมแก๊สกรด

อัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนสำหรับระบบไอน้ำร่วมกับอากาศ ถูกศึกษาในช่วง 100 ถึง 1,000 กิโลโมลต่อชั่วโมง โดยใช้จำนวนชั้นของหอดูดซึม เท่ากับ 10 และความดันภายในหอ เท่ากับ 40 บาร์ ซึ่งผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนต่อปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่เหลือในแก๊สสังเคราะห์ และร้อยละการดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ออกจากแก๊สสังเคราะห์ถูกศึกษาโดยใช้ข้อมูลแก๊สสังเคราะห์จากค่าที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยใช้ระบบไอน้ำร่วมกับอากาศ ซึ่งแสดงได้ดังรูปที่ 4.19 โดยจากการจำลองกระบวนการ พบว่า เมื่อเพิ่มอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนจะมีผลทำให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนซัลไฟด์ภายในแก๊สสังเคราะห์ลดลง หรือกล่าวคือ มีการดูดซึมแก๊สกรดได้เพิ่มมากขึ้น เนื่องจากการเพิ่มอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนจะทำให้เกิดการสัมผัส และถ่ายเทมวลระหว่างสารละลายมอนอเอทานอลามีนกับแก๊สกรดได้ดียิ่งขึ้น

จากการจำลองกระบวนการเพื่อหาภาวะที่เหมาะสมสำหรับแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากแต่ละตัว ทำปฏิกิริยาภายในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน เมื่อกำหนดให้ปริมาณไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่มีในแก๊สสังเคราะห์ที่ยอมรับได้เพื่อป้อนเข้าสู่กระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์ คือ ไม่เกิน 0.1 มิลลิกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ณ ภาวะดำเนินงานมาตรฐาน สามารถสรุปได้ดังตารางที่ 4.5

ตารางที่ 4.5 ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมของหอดูดซึม และผลของการจำลองกระบวนการหลังจากผ่านกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์สำหรับแต่ละตัวทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

ภาวะดำเนินงาน	ไอน้ำ	อากาศ	ไอน้ำร่วมกับอากาศ
	ภาวะที่ 1	ภาวะที่ 2	ภาวะที่ 2
ความดันของหอดูดซึม (บาร์)	40	40	40
จำนวนชั้นของหอดูดซึม	10	10	10
อัตราการไหลเชิงโมลของ MEA (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	325	450	465
ผลการจำลองกระบวนการ	ภาวะที่ 1	ภาวะที่ 2	ภาวะที่ 2
ปริมาณไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่เหลือ (มิลลิกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)	0.0911	0.0989	0.0989
ระบบผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน	ไม่ผ่าน	ผ่าน	ผ่าน
อัตราการไหลเชิงโมลของแก๊สสังเคราะห์ (H_2+CO) หลังผ่านกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	139.37	88.20	86.45
ร้อยละประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์หลังผ่านกระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์	106.72	67.77	66.43

หมายเหตุ

ภาวะที่ 1 คือ ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมพิจารณาประสิทธิภาพเชิงความร้อนที่สูงสุด

ภาวะที่ 2 คือ ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมพิจารณาภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน

บทที่ 5

สรุปผลการดำเนินงาน

5.1 สรุปผลการจำลองกระบวนการ

โครงการนี้ศึกษา และพัฒนาแบบจำลองกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย เพื่อเป็นสารตั้งต้นในการผลิตเชื้อเพลิงเหลวสะอาดจากกระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์โดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป AspenPlus™ ซึ่งแบ่งการจำลองกระบวนการออกเป็น 2 ส่วน ได้แก่

ส่วนที่หนึ่ง การผลิตแก๊สสังเคราะห์ด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากส่วนที่เหลือทิ้งของอ้อย ซึ่งตัวทำปฏิกิริยาในกระบวนการที่นำมาเปรียบเทียบเพื่อศึกษา คือ ไอน้ำ อากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศ ซึ่งแก๊สสังเคราะห์ที่ได้ถูกวิเคราะห์ผ่านคำนวณหาองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่สมมูลได้โดยวิธีการคำนวณค่าพลังงานอิสระของกิบส์ที่ต่ำที่สุด และใช้สมการทางเทอร์โมไดนามิกส์ของ Soave-Redlich-Kwong จากการศึกษาจำลองกระบวนการที่ภาวะเริ่มต้นในการดำเนินงาน คือ อุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย 800 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บาร์ อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 1 พบว่า ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาที่ให้อัตราการไหลเชิงโมลและประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ที่สูงที่สุด ในขณะที่ศึกษาภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อน พบว่า มีเพียงอากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศที่สามารถดำเนินงานภายใต้ภาวะดำเนินงานนี้ได้ ซึ่งภายใต้ภาวะดำเนินงานนี้ อากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยาที่ให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ที่สูงที่สุด นอกจากนี้ยังทำการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงภาวะดำเนินงานภายในเตาแก๊สฟาย ได้แก่ อุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีต่อองค์ประกอบและอัตราการไหลแต่ละองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ และอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ ซึ่งพบว่า ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่ทำให้ผลิตแก๊สสังเคราะห์ได้ประสิทธิภาพสูงสุดของแต่ละตัวทำปฏิกิริยา คือ อุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย 750 องศาเซลเซียส และเมื่อใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาจะใช้อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.6 สำหรับการใช้อากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยาจะใช้อัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 0.6 และหากใช้ไอน้ำร่วมกับอากาศจะใช้อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 0.8 และควรใช้อัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลให้น้อยที่สุดเท่าที่เป็นไปได้ ซึ่งในที่นี้คือ 0.04 ส่วนภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองทางความร้อนที่ทำให้ผลิตแก๊สสังเคราะห์ได้ประสิทธิภาพสูงสุดของแต่ละตัวทำปฏิกิริยา คือ อุณหภูมิ

ภายในเตาแก๊สฟาย 750 องศาเซลเซียส และเมื่อใช้อากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยาจะใช้อัตราส่วนโดยโมล อากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 1.309 สำหรับไอน้ำร่วมกับอากาศ คือ ที่อัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล เท่ากับ 0.1 และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลเท่ากับ 1.375

ส่วนที่สอง กระบวนการกำจัดสิ่งปนเปื้อน และปรับสภาพแก๊สสังเคราะห์ ซึ่งแบ่งได้เป็น 2 รูปแบบ คือ ระบบที่ต้องผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์เพื่อปรับอัตราส่วนโดยโมลไฮโดรเจนต่อ คาร์บอนมอนอกไซด์ และระบบที่ไม่ต้องผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์ โดยในส่วนนี้เป็นการนำ แก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันภายใต้ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมจากส่วนที่ หนึ่งของแต่ละตัวทำปฏิกิริยา ซึ่งจากการจำลองกระบวนการเพื่อศึกษาผลของจำนวนชั้น ความดัน ของหอดูดซึม และอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนที่มีต่ออัตราการไหลของ แก๊สกรดที่เหลือในแก๊สสังเคราะห์ และร้อยละการดูดซึมแก๊สกรด เพื่อให้ปริมาณไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่มี ในแก๊สสังเคราะห์ต่ำกว่าค่าที่ยอมรับได้เพื่อป้อนเข้าสู่กระบวนการฟิชเชอร์ทรอปซ์ พบว่า ภาวะ ดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับทุกตัวทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน คือ จำนวนชั้นของหอดูดซึมเท่ากับ 10 และดำเนินงานที่ความดันเท่ากับ 40 บาร์ โดยอัตราการไหลเชิงโมลของสารละลาย มอนอเอทานอลามีนของแต่ละตัวทำปฏิกิริยา คือ สำหรับไอน้ำจะต้องใช้อัตราการไหลเชิงโมลเท่ากับ 325 กิโลโมลต่อชั่วโมง สำหรับอากาศจะต้องใช้อัตราการไหลเชิงโมลเท่ากับ 450 กิโลโมลต่อชั่วโมง และ สำหรับไอน้ำร่วมกับอากาศจะต้องใช้อัตราการไหลเชิงโมลเท่ากับ 465 กิโลโมลต่อชั่วโมง โดยเมื่อผ่าน หอดูดซึมเพื่อลดปริมาณไฮโดรเจนซัลไฟด์แล้ว การใช้อากาศ และไอน้ำร่วมกับอากาศจำเป็นต้อง นำมาผ่านเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์เพื่อปรับอัตราส่วนโดยโมลไฮโดรเจนต่อ คาร์บอนมอนอกไซด์ให้เหมาะสมก่อน ในขณะที่การใช้ไอน้ำจะนำไปแยกน้ำโดยใช้หน่วยแยกน้ำ เนื่องจากมีอัตราส่วนโดยโมลไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เหมาะสมแล้ว

5.2 ข้อเสนอแนะ

5.2.1 ควรศึกษาอัตราส่วนโดยโมลไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ทำให้ได้ปริมาณน้ำมัน ดีเซลล์ที่มากที่สุด โดยพิจารณาหลังจากการผ่านกระบวนการกลั่น และกระบวนการแตกสลาย (Cracking Process)

5.2.2 ควรมีการเปรียบเทียบผลจากการจำลองกระบวนการกับข้อมูลการทดลองในส่วนของ กระบวนการดูดซึมโดยใช้สารละลายมอนอเอทานอลามีน

5.2.3 ควรศึกษาความคุ้มค่าเชิงเศรษฐศาสตร์ในการใช้ตัวทำปฏิกิริยาภายในกระบวนการ แก๊สซิฟิเคชันที่แตกต่างกัน พร้อมทั้งเปรียบเทียบความคุ้มค่าในการดำเนินงานระหว่างภาวะที่ทำให้ได้ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด หรือภาวะพึงพาตัวเองทางความร้อนได้

เอกสารอ้างอิง

- [1] ศูนย์สารสนเทศข้อมูลพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์ พลังงาน กระทรวงพลังงาน. (2558). สถานการณ์พลังงานของประเทศไทย: รายงานดุลยภาพพลังงานของประเทศไทย ปี 2558. ฉบับที่ 2: 15.
- [2] ศูนย์สารสนเทศข้อมูลพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์ พลังงาน กระทรวงพลังงาน. (2558). ตารางศักยภาพเชิงพลังงานจากชีวมวลของแข็ง จำแนกตามรายจังหวัด ปี 2558: รายงานพลังงานทดแทนของประเทศไทย ปี 2558. ฉบับที่ 14: 42.
- [3] กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. (2557). สารานุกรมพลังงานทดแทน. พิมพ์ครั้งที่ 1. Thailand: Media Expertise International
- [4] ศูนย์ส่งเสริมพลังงานชีวมวล มูลนิธิพลังงานเพื่อสิ่งแวดล้อม. (2551). ผลการวิเคราะห์ของพืชพลังงาน พ.ศ.2550: ชีวมวล (Biomass). พิมพ์ครั้งที่ 1. กรุงเทพฯ:ศูนย์ส่งเสริมพลังงานชีวมวล.
- [5] กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. (2556). “ผลการประเมินศักยภาพพลังงานชีวมวลแต่ละชนิด” [Online]. Available:http://biomass.dede.go.th/biomass_web/index.html
- [6] เกียรติศักดิ์ มงคลสวัสดิ์ชัย. (2557). A case study of the system of the downdraft gasifier. รายงานการปฏิบัติงานสหกิจศึกษา. คณะวิศวกรรมศาสตร์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยสยาม.
- [7] Strezov V, Evans T J. (2014). Gasification of Biomass: Biomass Processing Technologies. Washington, DC: CRC Press.
- [8] ผศ. ดร.มาลี สันติคุณาภรณ์. วัตถุดิบเบื้องต้นในอุตสาหกรรมปิโตรเคมี: Petrochemical Industry. กรุงเทพฯ: คณะวิศวกรรมเคมี มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์.
- [9] Stewart C, Hessami M. (2005). A study of methods of carbon dioxide capture and sequestration—the sustainability of a photosynthetic bioreactor approach, Energy Convers Manage. Vol. 46, 403-420.
- [10] Abu-Zahra M RM, Schneiders L HJ, Niederer J PM, Feron P HM, Versteeg G F. (2007). CO₂ capture from power plants Part I. A parametric study of the technical performance based on Monoethanolamine. Int. J. Greenh. Gas Control. 1, 37-46.
- [11] White C W. ASPEN Plus Simulation of CO₂ Recovery Process. Final report. Morgantown, US: EG&G Technical Services, Inc; 2002 Sep. DOE/NETL-2002/1182.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- [12] Chutichat B, Patcharavorachot Y, Assabumrungrat S, Arpornwichanop A. (2015). Parametric analysis of a circulating fluidized bed biomass gasifier for hydrogen production. *Energy*. 82, 406-413.
- [13] Im-orb K, Simasatitkul L, Arpornwichanop A. (2016). Analysis of synthesis gas production with a flexible H₂/CO ratio from rice straw gasification. *Fuel*. 164, 361-373
- [14] Kaewluan S, Pipatmanomai S. (2011). Potential of Synthesis Gas Production from Rubber Wood Chip Gasification in a Bubbling Fluidised Bed Gasifier, *Energy Convers Manage*. 52, 75–84.
- [15] Kaewluan S, Pipatmanomai S. (2011). Gasification of high moisture rubber woodchip with rubber waste in a bubbling fluidized bed. *Fuel Process Technol*. 92, 671–677.
- [16] Shehzad A, Bashir M JK, Sethupathi S. (2016). System analysis for synthesis gas (syngas) production in Pakistan from municipal solid waste gasification using a circulating fluidized bed gasifier, *Renew Sust Energ Rev*. 60, 1302-1311.
- [17] Chery-rod N, Nudchapong S, Patcharavorachot Y. (2012). Hydrogen production from glycerol by using supercritical water reforming. Bachelor thesis in Chemical Engineering, King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang.
- [18] Im-orb K, Simasatitkul L, Arpornwichanop A. (2015). Performance analysis and optimization of the biomass gasification and Fischer-Tropsch integrated process for green fuel productions. *Comput Aided Chem Eng*. 37, 275-280.
- [19] Im-orb K, Simasatitkul L, Arpornwichanop A. (2016). Techno-economic analysis of the biomass gasification and Fischer-Tropsch integrated process with off-gas recirculation. *Energy*. 94, 483-496.
- [20] Hunpinyo P, Cheali P, Narataruksa P, Tungkamani S, Chollacoop N. (2014). Alternative route of process modification for biofuel production by embedding the Fischer-Tropsch plant in existing stand-alone power plant (10 MW) based on biomass gasification - Part I: a conceptual modeling and simulation approach (a case study in Thailand). *Energy Conserv Manag*. 88, 1179-1192.

- [21] Kohl A L, Nielsen R B. (2008). **Gas Purification**. Houston, Gulf Publishing Company.
- [22] Edwards J E. (2008). **Process modelling selection of thermodynamic methodes**. Thornaby, P&I Design Ltd.
- [23] Filippis PD, Borgianni C, Paolucci M, Pochetti F. (2004). **Gasification process of Cuban bagasse in a two-stage reactor**. Biomass Bioenergy. 27, 247-52.
- [24] Chiche D, Diverchy C, Lucquin A C, Porcheron F, Defoor F. (2013). **Synthesis Gas Purification**. Oil Gas Sci Technol. 68, 707-723.





เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ ก.1 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อองค์ประกอบและอัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล เท่ากับ 1

อุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟลาย (องศาเซลเซียส)	ร้อยละโดยโมลขององค์ประกอบในแก๊สสังเคราะห์										ปริมาณงานสารตั้งต้นเพื่อ (กิโลเมตรต่อชั่วโมง)	อัตราการไหลแก๊สสังเคราะห์ (กิโลเมตรต่อชั่วโมง)
	น้ำ	คาร์บอนมอนอกไซด์	คาร์บอนไดออกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	ไนโตรเจน	น้ำมันดิน			
500	36.2161	3.0253	22.7828	12.8576	24.9567	4.37E-26	0.1615	3.62E-15	1.0716	53.1748		
550	30.2865	6.3240	21.3281	9.0147	32.8958	1.85E-24	0.1509	9.90E-15	0.0000	79.7395		
600	25.8821	10.6104	18.6084	4.8773	39.8814	5.72E-23	0.1403	5.93E-15	0.0000	110.3968		
650	23.4473	14.4716	15.8822	1.8799	44.1862	1.53E-21	0.1327	6.64E-16	0.0000	135.6610		
700	23.0426	16.8824	13.9791	0.5396	45.4271	3.83E-20	0.1292	1.56E-17	0.0000	147.9280		
750	23.6390	18.3114	12.7002	0.1432	45.0780	8.18E-19	0.1282	2.17E-19	0.0000	151.6816		
800	24.4607	19.3490	11.7015	0.0404	44.3204	1.37E-17	0.1280	3.44E-21	0.0000	152.6646		
850	25.2622	20.2090	10.8520	0.0126	43.5364	1.81E-16	0.1279	7.33E-23	0.0000	152.9318		
900	25.9906	20.9548	10.1093	0.0043	42.8130	1.92E-15	0.1279	2.13E-24	0.0000	153.0112		
950	26.6413	21.6112	9.4540	0.0016	42.1640	1.68E-14	0.1279	8.13E-26	0.0000	153.0370		
1000	27.2203	22.1921	8.8734	0.0006	41.5856	1.23E-13	0.1279	4.10E-27	0.0000	153.0461		

ตารางที่ ก.2 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล เท่ากับ 1

อุณหภูมิภายในเตาแก๊สพ่าย (องศาเซลเซียส)	ร้อยละของประสิทธิภาพเชิง ความร้อนของแก๊สสังเคราะห์	เศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ (ไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์)
500	39.3039	0.2798
550	59.4910	0.3922
600	83.0667	0.5049
650	102.7227	0.5866
700	112.4783	0.6231
750	115.6866	0.6339
800	116.7352	0.6367
850	117.2011	0.6375
900	117.4929	0.6377
950	117.7171	0.6378
1000	117.9054	0.6378

ตารางที่ ก.3 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลกุลอัตราส่วนต่อส่วนต่อของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สพิพาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

อัตราส่วนโมเลกุลของอัตราส่วนต่อส่วนต่อ	ร้อยละโดยโมเลกุลขององค์ประกอบในแก๊สสังเคราะห์										ปริมาณผ่านซาร์คังเหลือ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	อัตราการไหลแก๊สสังเคราะห์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)
	น้ำ	คาร์บอนมอนอกไซด์	คาร์บอนไดออกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	น้ำมันดิน				
0.04	5.4173	38.0200	5.5500	1.6741	49.0819	3.62E-20	0.2568	2.58E-13	20.4918	104.0682		
0.08	5.4193	38.0869	5.5697	1.6694	49.0123	3.64E-20	0.2424	2.57E-13	17.1834	110.2344		
0.10	5.4202	38.1176	5.5788	1.6672	48.9804	3.64E-20	0.2358	2.56E-13	15.5293	113.3174		
0.20	5.4240	38.2491	5.6176	1.6580	48.8438	3.67E-20	0.2076	2.54E-13	7.2583	128.7328		
0.40	8.4169	33.6442	7.6138	0.9601	49.1912	8.71E-20	0.1737	8.35E-15	0.0000	146.2708		
0.60	13.7967	26.9954	10.1703	0.4487	48.4342	2.41E-19	0.1548	1.06E-16	0.0000	149.4956		
0.80	18.9107	22.0512	11.7610	0.2427	46.8943	4.84E-19	0.1402	2.44E-18	0.0000	150.9273		
1.00	23.6390	18.3114	12.7002	0.1432	45.0780	8.18E-19	0.1282	2.17E-19	0.0000	151.6816		
1.20	27.9625	15.4277	13.2099	0.0897	43.1919	1.25E-18	0.1182	9.83E-21	0.0000	152.1210		
1.40	31.8989	13.1636	13.4363	0.0588	41.3327	1.77E-18	0.1097	2.26E-21	0.0000	152.3945		
1.60	35.4791	11.3567	13.4753	0.0400	39.5467	2.39E-18	0.1024	3.33E-22	0.0000	152.5733		
1.80	38.7378	9.8935	13.3902	0.0280	37.8546	3.11E-18	0.0959	5.77E-23	0.0000	152.6946		
2.00	41.7089	8.6931	13.2237	0.0201	36.2640	3.93E-18	0.0903	1.16E-23	0.0000	152.7796		
2.20	44.4241	7.6968	13.0043	0.0147	34.7749	4.85E-18	0.0853	2.61E-24	0.0000	152.8407		
2.40	46.9116	6.8612	12.7517	0.0110	33.3837	5.87E-18	0.0808	6.59E-25	0.0000	152.8855		
2.60	49.1965	6.1538	12.4795	0.0083	32.0851	6.99E-18	0.0767	1.81E-25	0.0000	152.9189		
2.80	51.3010	5.5498	12.1970	0.0064	30.8727	8.21E-18	0.0731	5.22E-26	0.0000	152.9444		
3.00	53.2443	5.0301	11.9106	0.0050	29.7402	9.53E-18	0.0697	1.50E-26	0.0000	152.9641		

ตารางที่ ก.4 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลไอน้ำต่อซีเมนต์ที่มีผลต่ออัตราการไหลแต่ละองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

อัตราส่วนโมเลของไอน้ำต่อซีเมนต์	อัตราการไหลขององค์ประกอบในแก๊สสังเคราะห์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)										ปริมาณผ่านวอร์คิงหรือ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	อัตราการไหลแก๊สสังเคราะห์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)
	น้ำ	คาร์บอนมอนอกไซด์	คาร์บอนไดออกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	น้ำมันดิน				
0.04	6.4725	45.4258	6.6311	2.0001	58.6424	4.33E-20	0.3068	3.08E-13	20.4918	104.0682		
0.08	6.8587	48.2035	7.0491	2.1128	62.0309	4.60E-20	0.3068	3.25E-13	17.1834	110.2344		
0.10	7.0518	49.5923	7.2582	2.1691	63.7252	4.74E-20	0.3068	3.34E-13	15.5293	113.3174		
0.20	8.0172	56.5363	8.3034	2.4507	72.1965	5.42E-20	0.3068	3.76E-13	7.2583	128.7328		
0.40	14.8626	59.4090	13.4444	1.6954	86.8618	1.54E-19	0.3068	1.48E-14	0.0000	146.2708		
0.60	27.3440	53.5028	20.1569	0.8892	95.9928	4.78E-19	0.3068	2.10E-16	0.0000	149.4956		
0.80	41.3971	48.2718	25.7458	0.5313	102.6555	1.06E-18	0.3068	5.33E-18	0.0000	150.9273		
1.00	56.5647	43.8165	30.3896	0.3427	107.8651	1.96E-18	0.3068	5.19E-19	0.0000	151.6816		
1.20	72.5642	40.0357	34.2803	0.2329	112.0853	3.24E-18	0.3068	2.55E-20	0.0000	152.1210		
1.40	89.2026	36.8109	37.5735	0.1645	115.5836	4.95E-18	0.3068	6.32E-21	0.0000	152.3945		
1.60	106.3418	34.0395	40.3896	0.1198	118.5338	7.18E-18	0.3068	9.97E-22	0.0000	152.5733		
1.80	123.8802	31.6385	42.8209	0.0894	121.0561	9.96E-18	0.3068	1.85E-22	0.0000	152.6946		
2.00	141.7413	29.5421	44.9385	0.0682	123.2375	1.34E-17	0.3068	3.93E-23	0.0000	152.7796		
2.20	159.8667	27.6981	46.7978	0.0529	125.1426	1.75E-17	0.3068	9.41E-24	0.0000	152.8407		
2.40	178.2111	26.0649	48.4422	0.0417	126.8206	2.23E-17	0.3068	2.50E-24	0.0000	152.8855		
2.60	196.7388	24.6093	49.9062	0.0334	128.3096	2.80E-17	0.3068	7.23E-25	0.0000	152.9189		
2.80	215.4214	23.3046	51.2172	0.0270	129.6398	3.45E-17	0.3068	2.19E-25	0.0000	152.9444		
3.00	234.2359	22.1289	52.3978	0.0221	130.8352	4.19E-17	0.3068	6.59E-26	0.0000	152.9641		

ตารางที่ ก.5 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลน้ำต่อชีวมวลที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมเลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

อัตราส่วนโมเลของเอน้ำต่อชีวมวล	ร้อยละของประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์	เศษส่วนโดยโมเลของแก๊สสังเคราะห์ (ไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์)
0.04	81.3736	0.8710
0.08	86.2063	0.8710
0.10	88.6227	0.8710
0.20	100.7044	0.8709
0.40	113.7948	0.8284
0.60	115.3635	0.7543
0.80	115.7201	0.6895
1.00	115.6866	0.6339
1.20	115.5126	0.5862
1.40	115.2908	0.5450
1.60	115.0594	0.5090
1.80	114.8346	0.4775
2.00	114.6231	0.4496
2.20	114.4272	0.4247
2.40	114.2469	0.4024
2.60	114.0815	0.3824
2.80	113.9300	0.3642
3.00	113.7912	0.3477

ตารางที่ ก.6 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลต่อปริมาณต่อปริมาณรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุดมภูมิภายในเตาแก๊สฟายเท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

อัตราส่วนโมเลของเอนต่อปริมาณ	พลังงานที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)						พลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ (กิโลวัตต์)
	เครื่องให้ความร้อนปริมาณ	เครื่องให้ความร้อนน้ำ	เตาแก๊สฟาย	หน่วยแยกของแข็ง	เตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบ		
0.04	264.4652	67.7211	-1645.7838	-2.26E-11	3652.8452	2339.2477	
0.08	264.4652	135.4422	-1523.1556	-2.42E-11	3652.8452	2529.5969	
0.10	264.4652	169.3028	-1461.8417	-2.42E-11	3652.8452	2624.7714	
0.20	264.4652	338.6056	-1155.2738	-2.79E-11	3652.8452	3100.6421	
0.40	264.4652	677.2112	-832.9499	-4.66E-13	3652.8452	3761.5716	
0.60	264.4652	1015.8168	-791.5056	0.00E+00	3652.8452	4141.6215	
0.80	264.4652	1354.4224	-767.3149	0.00E+00	3652.8452	4504.4178	
1.00	264.4652	1693.0279	-744.6402	3.73E-12	3652.8452	4865.6980	
1.20	264.4652	2031.6335	-719.6557	1.21E-11	3652.8452	5229.2881	
1.40	264.4652	2370.2391	-691.5235	1.86E-11	3652.8452	5596.0259	
1.60	264.4652	2708.8447	-660.2885	3.17E-11	3652.8452	5965.8665	
1.80	264.4652	3047.4503	-626.2541	4.47E-11	3652.8452	6338.5065	
2.00	264.4652	3386.0559	-589.7754	5.59E-11	3652.8452	6713.5908	
2.20	264.4652	3724.6615	-551.1889	8.57E-11	3652.8452	7090.7829	
2.40	264.4652	4063.2671	-510.7910	1.12E-10	3652.8452	7469.7863	
2.60	264.4652	4401.8726	-468.8356	1.40E-10	3652.8452	7850.3474	
2.80	264.4652	4740.4782	-425.5369	-2.98E-11	3652.8452	8232.2516	
3.00	264.4652	5079.0838	-381.0755	-2.98E-11	3652.8452	8615.3187	

ตารางที่ ก.7 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อองค์ประกอบ และอัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1

อุณหภูมิภายในเตาแก๊สพาย (องศาเซลเซียส)	ร้อยละโดยโมลขององค์ประกอบในแก๊สสังเคราะห์										ปริมาณผ่านคาร์ดทะเลือ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	อัตราการไหลแก๊สสังเคราะห์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)
	น้ำ	คาร์บอนมอนอกไซด์	คาร์บอนไดออกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	น้ำมันดิน				
500	17.0864	2.7747	19.1641	3.4024	12.8381	3.67E-26	44.7343	1.10E-16	29.6230	27.6790		
550	13.5976	6.0726	18.1328	2.5140	16.6812	1.45E-24	43.0018	1.94E-15	25.2711	41.9642		
600	10.0793	11.5722	15.7483	1.7265	20.0150	3.44E-23	40.8588	5.40E-15	18.1687	61.3107		
650	6.8501	19.0874	12.0312	1.1170	22.4760	5.04E-22	38.4384	1.26E-14	8.0399	85.7543		
700	5.0556	25.1869	8.6871	0.5362	23.9278	6.65E-21	36.6064	4.51E-15	0.0000	106.4057		
750	5.4326	26.1957	7.8059	0.1364	24.1126	1.51E-19	36.3168	3.58E-17	0.0000	109.8606		
800	5.8722	26.7938	7.2398	0.0362	23.8138	2.74E-18	36.2442	4.72E-19	0.0000	110.7358		
850	6.2976	27.2595	6.7822	0.0106	23.4245	3.89E-17	36.2257	6.95E-21	0.0000	110.9597		
900	6.6892	27.6625	6.3815	0.0034	23.0429	4.39E-16	36.2205	1.47E-22	0.0000	111.0223		
950	7.0447	28.0214	6.0233	0.0012	22.6905	4.04E-15	36.2189	4.32E-24	0.0000	111.0416		
1000	7.3660	28.3438	5.7011	0.0005	22.3703	3.12E-14	36.2183	1.71E-25	0.0000	111.0480		

ตารางที่ ก.8 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1

อุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย (องศาเซลเซียส)	ร้อยละของประสิทธิภาพเชิง ความร้อนของแก๊สสังเคราะห์	เศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ (ไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์)
500	20.7098	0.1561
550	31.8856	0.2275
600	47.3801	0.3159
650	67.3075	0.4156
700	84.2593	0.4911
750	87.1080	0.5031
800	87.9280	0.5061
850	88.2270	0.5068
900	88.3885	0.5071
950	88.5053	0.5071
1000	88.6020	0.5071

ตารางที่ ก.9 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลอากาศต่ออัตราก้าวหน้าที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สฟาย
เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

อัตราส่วนโมเลอากาศต่ออัตราก้าวหน้า	ร้อยละโดยโมเลอากาศประกอบในแก๊สสังเคราะห์										ปริมาณถ่านชาร์คเหลือ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	อัตราการไหลแก๊สสังเคราะห์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)
	น้ำ	คาร์บอนมอนอกไซด์	คาร์บอนไดออกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	น้ำมันดิน				
0.04	5.4173	38.0200	5.5500	1.6741	49.0819	3.62E-20	0.2568	2.58E-13	20.4918	99.4889		
0.08	5.4193	38.0869	5.5697	1.6694	49.0123	3.64E-20	0.2424	2.57E-13	17.1834	101.0605		
0.10	5.4202	38.1176	5.5788	1.6672	48.9804	3.64E-20	0.2358	2.56E-13	15.5293	101.8412		
0.20	5.4240	38.2491	5.6176	1.6580	48.8438	3.67E-20	0.2076	2.54E-13	7.2583	105.6991		
0.40	8.4169	33.6442	7.6138	0.9601	49.1912	8.71E-20	0.1737	8.35E-15	0.0000	113.2390		
0.60	13.7967	26.9954	10.1703	0.4487	48.4342	2.41E-19	0.1548	1.06E-16	0.0000	120.6157		
0.80	18.9107	22.0512	11.7610	0.2427	46.8943	4.84E-19	0.1402	2.44E-18	0.0000	116.9914		
1.00	23.6390	18.3114	12.7002	0.1432	45.0780	8.18E-19	0.1282	2.17E-19	0.0000	109.8606		
1.20	27.9625	15.4277	13.2099	0.0897	43.1919	1.25E-18	0.1182	9.83E-21	0.0000	102.0481		
1.40	31.8989	13.1636	13.4363	0.0588	41.3327	1.77E-18	0.1097	2.26E-21	0.0000	93.9390		
1.60	35.4791	11.3567	13.4753	0.0400	39.5467	2.39E-18	0.1024	3.33E-22	0.0000	85.6890		
1.80	38.7378	9.8935	13.3902	0.0280	37.8546	3.11E-18	0.0959	5.77E-23	0.0000	77.3680		
2.00	41.7089	8.6931	13.2237	0.0201	36.2640	3.93E-18	0.0903	1.16E-23	0.0000	69.0099		
2.20	10.9804	9.5548	14.2034	0.0016	9.7695	3.76E-18	55.4904	2.36E-25	0.0000	60.6318		
2.40	11.6753	7.7709	14.8487	0.0007	8.0812	6.21E-18	57.6233	9.29E-27	0.0000	52.2430		
2.60	12.3273	6.1701	15.4149	0.0003	6.5260	1.06E-17	59.5615	2.78E-28	0.0000	43.8485		
2.80	12.9419	4.7288	15.9120	0.0001	5.0868	1.93E-17	61.3303	6.84E-30	0.0000	35.4510		
3.00	13.5240	3.4269	16.3488	0.0000	3.7492	3.87E-17	62.9510	0.00E+00	0.0000	27.0520		

ตารางที่ ก.10 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลกุลต่ออัตรการไหลแต่ละองค์ประกอบภายในแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

อัตราส่วนโมเลกุลอากาศต่อชีวมวล	อัตราการไหลขององค์ประกอบเป็นแก๊สสังเคราะห์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)										ปริมาณถ่านชาร์หรือ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	อัตราการไหลแก๊สสังเคราะห์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)
	น้ำ	คาร์บอนมอนอกไซด์	คาร์บอนไดออกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	น้ำมันดิน				
0.04	6.0499	44.0665	6.3620	1.8214	55.4224	4.15E-20	3.4668	2.70E-13	20.4918	99.4889		
0.08	6.0163	45.4814	6.5114	1.7599	55.5791	4.25E-20	6.6268	2.52E-13	17.1834	101.0605		
0.10	6.0003	46.1878	6.5862	1.7307	55.6534	4.30E-20	8.2068	2.43E-13	15.5293	101.8412		
0.20	5.9285	49.7093	6.9614	1.5984	55.9898	4.55E-20	16.1068	2.06E-13	7.2583	105.6991		
0.40	5.8148	56.7134	7.7161	1.3873	56.5257	5.04E-20	31.9068	1.54E-13	0.0000	113.2390		
0.60	5.7289	63.6816	8.4750	1.2261	56.9341	5.53E-20	47.7068	1.19E-13	0.0000	120.6157		
0.80	8.4385	61.5453	12.3883	0.6152	55.4462	1.39E-19	63.5068	3.34E-15	0.0000	116.9914		
1.00	11.8635	57.2048	17.0460	0.2979	52.6558	3.30E-19	79.3068	9.89E-17	0.0000	109.8606		
1.20	15.4205	52.6556	21.7422	0.1511	49.3926	6.80E-19	95.1068	3.72E-18	0.0000	102.0481		
1.40	19.0728	48.0533	26.4171	0.0783	45.8856	1.29E-18	110.9068	1.20E-19	0.0000	93.9390		
1.60	22.8066	43.4621	31.0459	0.0408	42.2269	2.31E-18	126.7068	5.55E-21	0.0000	85.6890		
1.80	26.6158	38.9108	35.6169	0.0211	38.4572	4.02E-18	142.5068	2.89E-22	0.0000	77.3680		
2.00	30.4980	34.4140	40.1242	0.0106	34.5959	6.89E-18	158.3068	1.52E-23	0.0000	69.0099		
2.20	34.4522	29.9791	44.5646	0.0051	30.6527	1.18E-17	174.1068	7.40E-25	0.0000	60.6318		
2.40	38.4777	25.6102	48.9362	0.0023	26.6328	2.05E-17	189.9068	3.06E-26	0.0000	52.2430		
2.60	42.5745	21.3098	53.2381	0.0010	22.5387	3.67E-17	205.7068	9.59E-28	0.0000	43.8485		
2.80	46.7424	17.0789	57.4696	0.0004	18.3720	6.95E-17	221.5068	2.47E-29	0.0000	35.4510		
3.00	50.9814	12.9184	61.6303	0.0001	14.1335	1.46E-16	237.3068	0.00E+00	0.0000	27.0520		

ตารางที่ ก.11 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สพิวย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

อัตราส่วนโมลของอากาศต่อชีวมวล	ร้อยละของประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์	เศษส่วนโดยโมลของแก๊สสังเคราะห์ (ไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์)
0.040	77.8763	0.8490
0.080	79.2002	0.8285
0.100	79.8582	0.8189
0.200	83.1142	0.7755
0.400	89.4936	0.7075
0.600	95.7499	0.6564
0.800	92.8437	0.5793
1.000	87.1080	0.5031
1.200	80.8508	0.4352
1.309	77.2099	0.4011
1.400	74.3717	0.3751
1.600	67.7918	0.3218
1.800	61.1657	0.2742
2.000	54.5196	0.2316
2.20	47.8673	0.1932
2.40	41.2157	0.1585
2.60	34.5690	0.1270
2.80	27.9291	0.0982
3.00	21.2973	0.0718

ตารางที่ ก.12 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลกุลต่ออัตรารวมที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอนุมัติภายในเตาแก๊สฟาย
เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

อัตราส่วนโมเลกุลของอากาศต่อชีวมวล	พลังงานที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)					พลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ (กิโลวัตต์)
	เครื่องให้ความร้อนชีวมวล	เครื่องให้ความร้อนอากาศ	เตาแก๊สฟาย	หม้อแยกของแข็ง	เตาปฏิกรณ์แก๊สองค์ประกอบ	
0.040	264.4652	15.9512	-1816.7665	-2.14E-11	3652.8452	2116.4950
0.080	264.4652	31.9024	-1865.3535	-1.91E-11	3652.8452	2083.8592
0.100	264.4652	39.8780	-1889.7265	-1.93E-11	3652.8452	2067.4618
0.200	264.4652	79.7560	-2012.2834	-1.84E-11	3652.8452	1984.7829
0.400	264.4652	159.5120	-2260.0825	-1.70E-11	3652.8452	1816.7398
0.600	264.4652	239.2680	-2510.3703	-1.49E-11	3652.8452	1646.2080
0.800	264.4652	319.0240	-2999.9822	-1.44E-11	3652.8452	1236.3520
1.000	264.4652	398.7800	-3558.3278	-2.47E-11	3652.8452	757.7625
1.200	264.4652	478.5359	-4127.7076	-3.91E-11	3652.8452	268.1387
1.309	264.4652	522.0030	-4440.1083	-4.66E-11	3652.8452	-0.7951
1.400	264.4652	558.2919	-4701.5239	-5.45E-11	3652.8452	-225.9217
1.600	264.4652	638.0479	-5277.1000	-7.82E-11	3652.8452	-721.7417
1.800	264.4652	717.8039	-5853.2312	-1.01E-10	3652.8452	-1218.1170
2.000	264.4652	797.5599	-6429.3320	4.84E-11	3652.8452	-1714.4618
2.200	264.4652	877.3159	-7005.1012	9.13E-11	3652.8452	-2210.4750
2.400	264.4652	957.0719	-7580.3778	1.77E-10	3652.8452	-2705.9956
2.600	264.4652	1036.8279	-8155.0736	0.00E+00	3652.8452	-3200.9354
2.800	264.4652	1116.5839	-8729.1397	-9.31E-13	3652.8452	-3695.2455
3.000	264.4652	1196.3399	-9302.5494	-1.86E-12	3652.8452	-4188.8992

ตารางที่ ก.13 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินงานที่มีผลต่อองค์ประกอบ และอัตราการไหลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1

อุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟาย (องศาเซลเซียส)	ร้อยละโดยโมลขององค์ประกอบในแก๊สสังเคราะห์										ปริมาณถ่านชาร์คิงเหลือ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	อัตราการไหลแก๊สสังเคราะห์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)
	น้ำ	คาร์บอนมอนอกไซด์	คาร์บอนไดออกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	น้ำมันดิน				
500	29.4609	2.2216	18.8071	4.3994	18.0600	5.52E-26	27.0510	1.16E-16	0.0000	59.4604		
550	26.5941	4.2180	17.9180	2.3203	22.9325	2.94E-24	26.0171	3.51E-18	0.0000	82.7614		
600	25.1597	6.3144	16.6255	0.8107	25.8232	1.29E-22	25.2665	3.63E-18	0.0000	100.8738		
650	25.2240	7.8073	15.4579	0.1999	26.3481	4.97E-21	24.9628	9.56E-20	0.0000	108.5118		
700	25.9065	8.8494	14.4977	0.0462	25.8139	1.50E-19	24.8863	9.92E-22	0.0000	110.4638		
750	26.6816	9.7054	13.6601	0.0116	25.0722	3.37E-18	24.8691	1.19E-23	0.0000	110.9048		
800	27.4174	10.4607	12.9093	0.0032	24.3445	5.72E-17	24.8650	1.97E-25	0.0000	111.0111		
850	28.0906	11.1391	12.2320	0.0010	23.6734	7.57E-16	24.8638	4.52E-27	0.0000	111.0396		
900	28.7008	11.7509	11.6206	0.0003	23.0638	8.06E-15	24.8635	1.40E-28	0.0000	111.0480		
950	29.2526	12.3032	11.0684	0.0001	22.5122	7.08E-14	24.8634	5.63E-30	0.0000	111.0507		
1000	29.7515	12.8022	10.5694	0.0001	22.0134	5.25E-13	24.8634	2.89E-31	0.0000	111.0516		

ตารางที่ ก.14 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ได้ดำเนินงานที่มีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ และเศษส่วนโมลของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอัตราส่วนโดยโมลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวล เท่ากับ 1

อุณหภูมิภายในเตาแก๊สพิพาย (องศาเซลเซียส)	ร้อยละของประสิทธิภาพเชิง ความร้อนของแก๊สสังเคราะห์	เศษส่วนโดยโมลของแก๊สสังเคราะห์ (ไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์)
500	43.9609	0.2028
550	61.6820	0.2715
600	75.7217	0.3214
650	81.9090	0.3416
700	83.7669	0.3466
750	84.4447	0.3478
800	84.8364	0.3481
850	85.1391	0.3481
900	85.3995	0.3481
950	85.6310	0.3482
1000	85.8390	0.3482

ตารางที่ ก.15 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อองค์ประกอบ และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สพาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

อัตราส่วนโมลน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมลอากาศต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมลขององค์ประกอบในแก๊สสังเคราะห์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)										ปริมาณคาร์บอน (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ร้อยละของประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์
		น้ำ	คาร์บอนมอนอกไซด์	คาร์บอนไดออกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	น้ำมันดิน				
0.10	0.04	7.0094	51.0513	7.4183	2.0968	63.7983	4.84E-20	3.4668	3.11E-13	13.9824	89.9237		
	0.08	6.9744	52.4683	7.5673	2.0351	63.9568	4.94E-20	6.6268	2.91E-13	12.4782	91.2506		
	0.10	6.9577	53.1756	7.6420	2.0056	64.0325	4.99E-20	8.2068	2.82E-13	11.7256	91.9105		
	0.20	6.8815	56.7033	8.0163	1.8703	64.3793	5.23E-20	16.1068	2.45E-13	7.9590	95.1793		
	0.40	6.7578	63.7212	8.7692	1.6488	64.9461	5.73E-20	31.9068	1.89E-13	0.4097	101.5930		
	0.60	9.9805	61.0199	12.7095	0.8205	63.3800	1.44E-19	47.7068	5.08E-15	0.0000	98.1469		
	0.80	13.6503	57.1001	17.0334	0.4153	60.5205	3.21E-19	63.5068	1.40E-16	0.0000	92.7209		
	1.00	17.4710	52.9154	21.4155	0.2179	57.0946	6.36E-19	79.3068	8.10E-18	0.0000	86.6575		
	0.20	0.04	7.9741	57.9964	8.4634	2.3786	72.2702	5.53E-20	3.4668	3.53E-13	5.7104	102.0067	
		0.08	7.9381	59.4147	8.6122	2.3165	72.4303	5.62E-20	6.6268	3.33E-13	4.2054	103.3360	
0.10		7.9209	60.1229	8.6868	2.2866	72.5072	5.67E-20	8.2068	3.26E-13	3.4525	103.9974		
0.20		7.9874	63.2717	9.1791	2.0980	72.8180	6.14E-20	16.1068	2.48E-13	0.0000	106.9161		
0.40		11.5612	60.5062	12.9750	1.0676	71.3050	1.48E-19	31.9068	7.65E-15	0.0000	103.4536		
0.60		15.4338	56.9901	16.9967	0.5620	68.4436	3.12E-19	47.7068	3.33E-16	0.0000	98.3715		
0.80		19.4788	53.1507	21.0939	0.3043	64.9140	5.96E-19	63.5068	1.69E-17	0.0000	92.5283		
1.00		23.6390	49.1839	25.1972	0.1677	61.0271	1.06E-18	79.3068	1.17E-18	0.0000	86.3172		

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ ก.15 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลได้อัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อองค์ประกอบ และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สฟลาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส (ต่อ)

อัตราส่วนไฮโดรเจนต่อชีวมวล	อัตราส่วนออกซิเจนต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมลขององค์ประกอบในแก๊สสังเคราะห์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)										ปริมาณถ่านชาร์คแห้ง (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ร้อยละของประสิทธิภาพเชิงความร้อนของแก๊สสังเคราะห์
		น้ำ	คาร์บอนมอนอกไซด์	คาร์บอนไดออกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	น้ำมันดิน				
0.40	0.04	15.6907	58.8878	14.1594	1.5016	86.3075	1.77E-19	3.4668	8.78E-15	0.0000	112.9471		
	0.08	16.5133	58.3585	14.8528	1.3375	85.8131	2.02E-19	6.6268	4.93E-15	0.0000	112.1359		
	0.10	16.9290	58.0841	15.2022	1.2626	85.5472	2.16E-19	8.2068	3.77E-15	0.0000	111.7084		
	0.20	19.0464	56.6294	16.9708	0.9487	84.0577	2.96E-19	16.1068	9.51E-16	0.0000	109.3841		
	0.40	23.4342	53.4311	20.5760	0.5418	80.4837	5.31E-19	31.9068	6.77E-17	0.0000	104.0571		
	0.60	27.9670	50.0206	24.2148	0.3134	76.4077	9.03E-19	47.7068	5.41E-18	0.0000	98.1847		
	0.80	32.6036	46.5186	27.8476	0.1826	72.0325	1.48E-18	63.5068	4.77E-19	0.0000	92.0170		
	1.00	37.3221	42.9891	31.4531	0.1067	67.4660	2.35E-18	79.3068	4.41E-20	0.0000	85.6871		
	0.60	0.04	28.3115	52.9139	20.8359	0.7990	95.0919	5.31E-19	3.4668	1.31E-16	0.0000	114.2066	
		0.08	29.2649	52.3421	21.4852	0.7216	94.2934	5.87E-19	6.6268	8.16E-17	0.0000	113.1385	
0.10		29.7439	52.0526	21.8104	0.6858	93.8859	6.16E-19	8.2068	6.46E-17	0.0000	112.5955		
0.20		32.1606	50.5760	23.4404	0.5325	91.7758	7.84E-19	16.1068	2.03E-17	0.0000	109.8025		
0.40		37.0845	47.5198	26.7065	0.3225	87.2719	1.24E-18	31.9068	2.11E-18	0.0000	103.9228		
0.60		42.1034	44.3917	29.9611	0.1960	82.5059	1.91E-18	47.7068	2.30E-19	0.0000	97.7917		
0.80		47.1980	41.2402	33.1896	0.1191	77.5652	2.90E-18	63.5068	2.60E-20	0.0000	91.5137		
1.00		52.3569	38.0932	36.3836	0.0720	72.5005	4.32E-18	79.3068	2.95E-21	0.0000	85.1498		

ตารางที่ ก.15 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อองค์ประกอบ และประสิทธิภาพเชิง
ร้อยละของแก๊สสังเคราะห์ (ต่อ)

อัตราส่วนไนโตรเจนต่อชีวมวล	อัตราส่วนออกซิเจนต่อชีวมวล	อัตราการไหลขององค์ประกอบในแก๊สสังเคราะห์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)										ปริมาณคาร์บอนที่เหลือ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ร้อยละของประสิทธิภาพเชิง ความร้อนของแก๊สสังเคราะห์
		น้ำ	คาร์บอนมอนอกไซด์	คาร์บอนไดออกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	น้ำมันดิน				
0.80	0.04	42.4604	47.6975	26.3697	0.4817	101.5777	1.15E-18	3.4668	5.11E-18	0.0000	114.4474		
	0.08	43.5053	47.1481	26.9620	0.4387	100.6187	1.25E-18	6.6268	3.37E-18	0.0000	113.2822		
	0.10	44.0292	46.8721	27.2580	0.4187	100.1347	1.31E-18	8.2068	2.74E-18	0.0000	112.6951		
	0.20	46.6634	45.4801	28.7369	0.3318	97.6745	1.60E-18	16.1068	9.74E-19	0.0000	109.7208		
	0.40	51.9946	42.6580	31.6824	0.2085	92.5899	2.36E-18	31.9068	1.26E-19	0.0000	103.6202		
	0.60	57.3960	39.8147	34.6033	0.1308	87.3438	3.43E-18	47.7068	1.67E-20	0.0000	97.3845		
	0.80	62.8568	36.9737	37.4934	0.0817	81.9812	4.95E-18	63.5068	2.21E-21	0.0000	91.0663		
	1.00	68.3699	34.1491	40.3492	0.0506	76.5303	7.09E-18	79.3068	2.88E-22	0.0000	84.6980		
	1.00	0.04	57.7013	43.2764	30.9598	0.3126	106.6749	2.11E-18	3.4668	3.48E-19	0.0000	114.3617	
		0.08	58.8165	42.7640	31.4994	0.2864	105.6120	2.27E-18	6.6268	2.37E-19	0.0000	113.1527	
0.10		59.3753	42.5072	31.7674	0.2742	105.0777	2.35E-18	8.2068	1.96E-19	0.0000	112.5457		
0.20		62.1795	41.2192	33.1093	0.2203	102.3812	2.80E-18	16.1068	7.57E-20	0.0000	109.4889		
0.40		67.8354	38.6316	35.7751	0.1421	96.8818	3.96E-18	31.9068	1.15E-20	0.0000	103.2882		
0.60		73.5464	36.0443	38.4133	0.0912	91.2725	5.55E-18	47.7068	1.73E-21	0.0000	97.0081		
0.80		79.3055	33.4696	41.0211	0.0582	85.5796	7.74E-18	63.5068	2.56E-22	0.0000	90.6781		
1.00		85.1082	30.9152	43.5970	0.0367	79.8198	1.08E-17	79.3068	3.70E-23	0.0000	84.3171		

ตารางที่ ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมเลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สเพียง เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส

อัตราส่วนโมเลของไอน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมเลของอากาศต่อชีวมวล	พลังงานที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)						พลังงานรวมที่ใช้ในระบบการ (กิโลวัตต์)
		เครื่องให้ความร้อนชีวมวล	เครื่องให้ความร้อนอากาศ	เครื่องให้ความร้อนน้ำ	เตาแก๊ส	หน่วยแยกของแข็ง	เตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบ	
0.1	0.040	264.4652	15.9512	169.3028	-1510.1539	-2.33E-11	3652.8452	2592.4104
	0.080	264.4652	31.9024	169.3028	-1558.6717	-2.37E-11	3652.8452	2559.8438
	0.100	264.4652	39.8780	169.3028	-1583.0018	-2.33E-11	3652.8452	2543.4893
	0.200	264.4652	79.7560	169.3028	-1705.2812	-2.14E-11	3652.8452	2461.0879
	0.400	264.4652	159.5120	169.3028	-1952.3537	-1.91E-11	3652.8452	2293.7714
	0.600	264.4652	239.2680	169.3028	-2454.7242	-1.30E-11	3652.8452	1871.1569
	0.800	264.4652	319.0240	169.3028	-3004.1576	-2.19E-11	3652.8452	1401.4794
	1.000	264.4652	398.7800	169.3028	-3567.2447	-3.49E-11	3652.8452	918.1484
	1.200	264.4652	478.5359	169.3028	-4136.3150	-5.08E-11	3652.8452	428.8341
	1.375	264.4652	548.3224	169.3028	-4636.4789	-6.80E-11	3652.8452	-1.5434
	1.400	264.4652	558.2919	169.3028	-4708.0229	-7.08E-11	3652.8452	-63.1179
	1.600	264.4652	638.0479	169.3028	-5280.7969	-9.31E-11	3652.8452	-556.1358
	1.800	264.4652	717.8039	169.3028	-5853.8514	-1.21E-10	3652.8452	-1049.4343
	2.000	264.4652	797.5599	169.3028	-6426.7746	7.17E-11	3652.8452	-1542.6015
	2.200	264.4652	877.3159	169.3028	-6999.3431	1.28E-10	3652.8452	-2035.4141
	2.400	264.4652	957.0719	169.3028	-7571.4330	2.38E-10	3652.8452	-2527.7480
	2.600	264.4652	1036.8279	169.3028	-8142.9750	9.31E-13	3652.8452	-3019.5340
	2.800	264.4652	1116.5839	169.3028	-8713.9307	0.00E+00	3652.8452	-3510.7337
	3.000	264.4652	1196.3399	169.3028	-9284.2796	0.00E+00	3652.8452	-4001.3266

ตารางที่ ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลกุลต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมเลกุลต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะ
 ดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส (ต่อ)

อัตราส่วนโมเลกุลไอน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมเลกุลอากาศต่อชีวมวล	พลังงานที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)					พลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ (กิโลวัตต์)	
		เครื่องให้ความร้อนชีวมวล	เครื่องให้ความร้อนอากาศ	เครื่องให้ความร้อนน้ำ	เตาแก๊สฟาย	หม้อแยกของแข็ง	เตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบ	พลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ (กิโลวัตต์)
0.2	0.040	264.4652	15.9512	338.6056	-1203.5538	-2.75E-11	3652.8452	3068.3133
	0.080	264.4652	31.9024	338.6056	-1252.0179	-2.79E-11	3652.8452	3035.8004
	0.100	264.4652	39.8780	338.6056	-1276.3142	-2.65E-11	3652.8452	3019.4797
	0.200	264.4652	79.7560	338.6056	-1406.6254	-2.24E-11	3652.8452	2929.0465
	0.400	264.4652	159.5120	338.6056	-1911.6410	-1.12E-11	3652.8452	2503.7869
	0.600	264.4652	239.2680	338.6056	-2451.8606	-1.96E-11	3652.8452	2043.3233
	0.800	264.4652	319.0240	338.6056	-3008.4181	-2.93E-11	3652.8452	1566.5217
	1.000	264.4652	398.7800	338.6056	-3572.6658	-4.28E-11	3652.8452	1082.0301
	1.200	264.4652	478.5359	338.6056	-4140.5640	-6.24E-11	3652.8452	593.8879
	1.400	264.4652	558.2919	338.6056	-4710.1329	-8.48E-11	3652.8452	104.0749
	1.443	264.4652	575.4395	338.6056	-4832.6993	-8.85E-11	3652.8452	-1.3439
	1.600	264.4652	638.0479	338.6056	-5280.3548	-1.10E-10	3652.8452	-386.3909
	1.800	264.4652	717.8039	338.6056	-5850.6850	5.59E-11	3652.8452	-876.9651
	2.000	264.4652	797.5599	338.6056	-6420.8229	9.59E-11	3652.8452	-1367.3471
	2.200	264.4652	877.3159	338.6056	-6990.5993	1.70E-10	3652.8452	-1857.3675
	2.400	264.4652	957.0719	338.6056	-7559.9177	-3.73E-12	3652.8452	-2346.9299
	2.600	264.4652	1036.8279	338.6056	-8128.7235	-3.73E-12	3652.8452	-2835.9797
	2.800	264.4652	1116.5839	338.6056	-8696.9863	0.00E+00	3652.8452	-3324.4866
	3.000	264.4652	1196.3399	338.6056	-9264.6906	0.00E+00	3652.8452	-3812.4348

ตารางที่ ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลกุลต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมเลกุลต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สเพียง เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส (ต่อ)

อัตราส่วนโมเลกุลไอน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมเลกุลอากาศต่อชีวมวล	พลังงานที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)						พลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ (กิโลวัตต์)
		เครื่องให้ความร้อนชีวมวล	เครื่องให้ความร้อนอากาศ	เครื่องให้ความร้อนน้ำ	เตาแก๊สเพียง	หน่วยแยกทองแดง	เตาปฏิกรณ์เตงกส์ประกอบ	
0.4	0.040	264.4652	15.9512	677.2112	-934.5771	-3.26E-12	3652.8452	3675.8956
	0.080	264.4652	31.9024	677.2112	-1037.6056	-5.12E-12	3652.8452	3588.8183
	0.100	264.4652	39.8780	677.2112	-1089.5938	-7.45E-12	3652.8452	3544.8057
	0.200	264.4652	79.7560	677.2112	-1353.5547	-1.12E-11	3652.8452	3320.7228
	0.400	264.4652	159.5120	677.2112	-1896.0259	-1.91E-11	3652.8452	2858.0075
	0.600	264.4652	239.2680	677.2112	-2450.0478	-3.17E-11	3652.8452	2383.7417
	0.800	264.4652	319.0240	677.2112	-3010.1573	-4.66E-11	3652.8452	1903.3881
	1.000	264.4652	398.7800	677.2112	-3573.4487	-6.61E-11	3652.8452	1419.8527
	1.200	264.4652	478.5359	677.2112	-4138.3422	-8.38E-11	3652.8452	934.7152
	1.400	264.4652	558.2919	677.2112	-4703.9567	-1.10E-10	3652.8452	448.8567
	1.585	264.4652	632.0662	677.2112	-5227.3517	-1.33E-10	3652.8452	-0.7640
	1.600	264.4652	638.0479	677.2112	-5269.7893	6.15E-11	3652.8452	-37.2199
	1.800	264.4652	717.8039	677.2112	-5835.5474	9.97E-11	3652.8452	-523.2220
	2.000	264.4652	797.5599	677.2112	-6401.0586	1.67E-10	3652.8452	-1008.9772
	2.200	264.4652	877.3159	677.2112	-6966.2209	-1.86E-12	3652.8452	-1494.3835
	2.400	264.4652	957.0719	677.2112	-7530.9743	0.00E+00	3652.8452	-1979.3809
	2.600	264.4652	1036.8279	677.2112	-8095.2841	-1.86E-12	3652.8452	-2463.9348
	2.800	264.4652	1116.5839	677.2112	-8659.1314	-1.86E-12	3652.8452	-2948.0261
	3.000	264.4652	1196.3399	677.2112	-9222.5070	1.86E-12	3652.8452	-3431.6456

ตารางที่ ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลน้ำตาลและอัตราส่วนโดยโมเลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สเพียง เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส (ต่อ)

อัตราส่วนโมเลของไอน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมเลของอากาศต่อชีวมวล	พลังงานที่เพิ่มแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)						พลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ (กิโลวัตต์)
		เครื่องให้ความร้อนชีวมวล	เครื่องให้ความร้อนอากาศ	เครื่องให้ความร้อนน้ำ	เตาแก๊สพาย	หน่วยแยกทองแดง	เตาปฏิกรณ์แตกตัวประกอบ	
0.6	0.040	264.4652	15.9512	1015.8168	-899.0063	-5.59E-12	3652.8452	4050.0720
	0.080	264.4652	31.9024	1015.8168	-1007.0650	-7.45E-12	3652.8452	3957.9645
	0.100	264.4652	39.8780	1015.8168	-1061.2847	-1.12E-11	3652.8452	3911.7204
	0.200	264.4652	79.7560	1015.8168	-1334.0238	-1.77E-11	3652.8452	3678.8592
	0.400	264.4652	159.5120	1015.8168	-1885.6375	-3.26E-11	3652.8452	3207.0016
	0.600	264.4652	239.2680	1015.8168	-2442.3878	-4.75E-11	3652.8452	2730.0072
	0.800	264.4652	319.0240	1015.8168	-3002.0031	-6.43E-11	3652.8452	2250.1480
	1.000	264.4652	398.7800	1015.8168	-3563.1643	-8.66E-11	3652.8452	1768.7427
	1.200	264.4652	478.5359	1015.8168	-4125.0943	-1.13E-10	3652.8452	1286.5687
	1.400	264.4652	558.2919	1015.8168	-4687.3278	-1.38E-10	3652.8452	804.0912
	1.600	264.4652	638.0479	1015.8168	-5249.5829	1.03E-10	3652.8452	321.5921
	1.734	264.4652	691.4844	1015.8168	-5626.2170	1.40E-10	3652.8452	-1.6055
	1.800	264.4652	717.8039	1015.8168	-5811.6873	1.62E-10	3652.8452	-160.7563
	2.000	264.4652	797.5599	1015.8168	-6373.5353	0.00E+00	3652.8452	-642.8483
	2.200	264.4652	877.3159	1015.8168	-6935.0624	-1.86E-12	3652.8452	-1124.6195
	2.400	264.4652	957.0719	1015.8168	-7496.2300	0.00E+00	3652.8452	-1606.0310
	2.600	264.4652	1036.8279	1015.8168	-8057.0154	0.00E+00	3652.8452	-2087.0604
	2.800	264.4652	1116.5839	1015.8168	-8617.4067	3.73E-12	3652.8452	-2567.6957
	3.000	264.4652	1196.3399	1015.8168	-9177.3984	-1.86E-12	3652.8452	-3047.9315

ตารางที่ ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมเลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิภายในเตาแก๊สเฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส (ต่อ)

อัตราส่วนโมเลของไอน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมเลของอากาศต่อชีวมวล	พลังงานที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)						พลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ (กิโลวัตต์)
		เครื่องให้ความร้อนชีวมวล	เครื่องให้ความร้อนอากาศ	เครื่องให้ความร้อนน้ำ	เตาแก๊สเฟาย	หน่วยแยกของแข็ง	เตาปฏิกรณ์แยกองค์ประกอบ	
0.8	0.040	264.4652	15.9512	1354.4224	-876.7266	-6.52E-12	3652.8452	4410.9572
	0.080	264.4652	31.9024	1354.4224	-986.4065	-1.21E-11	3652.8452	4317.2285
	0.100	264.4652	39.8780	1354.4224	-1041.3386	-1.49E-11	3652.8452	4270.2721
	0.200	264.4652	79.7560	1354.4224	-1316.8015	-2.05E-11	3652.8452	4034.6872
	0.400	264.4652	159.5120	1354.4224	-1870.7882	-4.10E-11	3652.8452	3560.4565
	0.600	264.4652	239.2680	1354.4224	-2427.4076	-6.24E-11	3652.8452	3083.5931
	0.800	264.4652	319.0240	1354.4224	-2985.5253	-8.48E-11	3652.8452	2605.2314
	1.000	264.4652	398.7800	1354.4224	-3544.4450	-1.07E-10	3652.8452	2126.0677
	1.200	264.4652	478.5359	1354.4224	-4103.7347	-1.34E-10	3652.8452	1646.5339
	1.400	264.4652	558.2919	1354.4224	-4663.1239	1.06E-10	3652.8452	1166.9007
	1.600	264.4652	638.0479	1354.4224	-5222.4420	1.56E-10	3652.8452	687.3386
	1.800	264.4652	717.8039	1354.4224	-5781.5813	2.42E-10	3652.8452	207.9553
	1.887	264.4652	752.4978	1354.4224	-6024.7328	1.86E-12	3652.8452	-0.5023
	2.000	264.4652	797.5599	1354.4224	-6340.4737	-1.86E-12	3652.8452	-271.1811
	2.200	264.4652	877.3159	1354.4224	-6899.0769	-3.73E-12	3652.8452	-750.0284
	2.400	264.4652	957.0719	1354.4224	-7457.3653	-3.73E-12	3652.8452	-1228.5607
	2.600	264.4652	1036.8279	1354.4224	-8015.3238	0.00E+00	3652.8452	-1706.7633
	2.800	264.4652	1116.5839	1354.4224	-8572.9448	0.00E+00	3652.8452	-2184.6282
	3.000	264.4652	1196.3399	1354.4224	-9130.2249	-1.86E-12	3652.8452	-2662.1524

ตารางที่ ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมเลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สพวย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส (ต่อ)

อัตราส่วนโมเลของน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมเลของอากาศต่อชีวมวล	พลังงานที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)						พลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ (กิโลวัตต์)
		เครื่องให้ความร้อนชีวมวล	เครื่องให้ความร้อนอากาศ	เครื่องให้ความร้อนน้ำ	เตาแก๊สพวย	หน่วยแยกของแข็ง	เตาปฏิกรณ์แยกองค์ประกอบ	
1.0	0.040	264.4652	15.9512	1693.0279	-854.7149	-7.45E-12	3652.8452	4771.5746
	0.080	264.4652	31.9024	1693.0279	-964.9333	-1.40E-11	3652.8452	4677.3073
	0.100	264.4652	39.8780	1693.0279	-1020.0922	-1.96E-11	3652.8452	4630.1241
	0.200	264.4652	79.7560	1693.0279	-1296.3212	-2.98E-11	3652.8452	4393.7730
	0.400	264.4652	159.5120	1693.0279	-1850.4553	-5.31E-11	3652.8452	3919.3950
	0.600	264.4652	239.2680	1693.0279	-2406.0456	-7.73E-11	3652.8452	3443.5606
	0.800	264.4652	319.0240	1693.0279	-2962.4611	-9.87E-11	3652.8452	2966.9012
	1.000	264.4652	398.7800	1693.0279	-3519.2986	-1.25E-10	3652.8452	2489.8197
	1.200	264.4652	478.5359	1693.0279	-4076.2987	1.06E-10	3652.8452	2012.5755
	1.400	264.4652	558.2919	1693.0279	-4633.2938	1.47E-10	3652.8452	1535.3364
	1.600	264.4652	638.0479	1693.0279	-5190.1748	2.25E-10	3652.8452	1058.2114
	1.800	264.4652	717.8039	1693.0279	-5746.8714	-1.86E-12	3652.8452	581.2708
	2.000	264.4652	797.5599	1693.0279	-6303.3382	0.00E+00	3652.8452	104.5600
	2.046	264.4652	815.9038	1693.0279	-6431.2898	3.73E-12	3655.8452	-2.0477
	2.200	264.4652	877.3159	1693.0279	-6859.5465	3.73E-12	3652.8452	-371.8923
	2.400	264.4652	957.0719	1693.0279	-7415.4788	1.86E-12	3652.8452	-848.0687
	2.600	264.4652	1036.8279	1693.0279	-7971.1250	1.86E-12	3652.8452	-1323.9589
	2.800	264.4652	1116.5839	1693.0279	-8526.4800	0.00E+00	3652.8452	-1799.5579
	3.000	264.4652	1196.3399	1693.0279	-9081.5420	-5.59E-12	3652.8452	-2274.8639

ตารางที่ ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมเลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอนุญาตภายใต้เงื่อนไขที่กำหนด (ต่อ) 750 องศาเซลเซียส (ต่อ)

อัตราส่วนโมเลไอน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมเลอากาศต่อชีวมวล	พลังงานที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)						พลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ (กิโลวัตต์)
		เครื่องให้ความร้อนชีวมวล	เครื่องให้ความร้อนอากาศ	เครื่องให้ความร้อนน้ำ	เตาแก๊สฟาย	หน่วยแยกของแข็ง	เตาปฏิกรณ์เตกกอัสประกอบ	
1.2	0.040	264.4652	15.9512	2031.6335	-829.9133	-9.31E-12	3652.8452	5134.9817
	0.080	264.4652	31.9024	2031.6335	-940.2535	-1.30E-11	3652.8452	5040.5928
	0.100	264.4652	39.8780	2031.6335	-995.4521	-1.77E-11	3652.8452	4993.3698
	0.200	264.4652	79.7560	2031.6335	-1271.6963	-3.35E-11	3652.8452	4757.0035
	0.400	264.4652	159.5120	2031.6335	-1825.1555	-5.96E-11	3652.8452	4283.3003
	0.600	264.4652	239.2680	2031.6335	-2379.4554	-8.94E-11	3652.8452	3808.7564
	0.800	264.4652	319.0240	2031.6335	-2934.2183	-1.12E-10	3652.8452	3333.7495
	1.000	264.4652	398.7800	2031.6335	-3489.1954	1.02E-10	3652.8452	2858.5284
	1.200	264.4652	478.5359	2031.6335	-4044.2223	1.47E-10	3652.8452	2383.2575
	1.400	264.4652	558.2919	2031.6335	-4599.1898	2.12E-10	3652.8452	1908.0460
	1.600	264.4652	638.0479	2031.6335	-5154.0256	-3.73E-12	3652.8452	1432.9662
	1.800	264.4652	717.8039	2031.6335	-5708.6819	0.00E+00	3652.8452	958.0658
	2.000	264.4652	797.5599	2031.6335	-6263.1277	5.59E-12	3652.8452	483.3761
	2.200	264.4652	877.3159	2031.6335	-6817.3429	0.00E+00	3652.8452	8.9169
	2.206	264.4652	879.7086	2031.6335	-6833.9656	-3.73E-12	3655.8452	-2.3132
	2.400	264.4652	957.0719	2031.6335	-7371.3154	-5.59E-12	3652.8452	-465.2996
	2.600	264.4652	1036.8279	2031.6335	-7925.0382	-3.73E-12	3652.8452	-939.2664
	2.800	264.4652	1116.5839	2031.6335	-8478.5079	0.00E+00	3652.8452	-1412.9802
	3.000	264.4652	1196.3399	2031.6335	-9031.7236	1.86E-12	3652.8452	-1886.4398

ตารางที่ ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมเลอากาคต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สพวย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส (ต่อ)

อัตราส่วนโมเลของไอน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมเลของอากาคต่อชีวมวล	พลังงานที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)						พลังงานรวมที่ใช้ในระบบการ (กิโลวัตต์)
		เครื่องให้ความร้อนชีวมวล	เครื่องให้ความร้อนอากาค	เครื่องให้ความร้อนน้ำ	เตาแก๊สพวย	หน่วยแยกของแข็ง	เตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบ	
1.4	0.040	264.4652	15.9512	2370.2391	-801.7607	-3.73E-12	3652.8452	5501.7400
	0.080	264.4652	31.9024	2370.2391	-912.0474	-9.31E-12	3652.8452	5407.4044
	0.100	264.4652	39.8780	2370.2391	-967.2080	-1.68E-11	3652.8452	5360.2195
	0.200	264.4652	79.7560	2370.2391	-1243.1617	-3.54E-11	3652.8452	5124.1437
	0.400	264.4652	159.5120	2370.2391	-1795.6508	-6.52E-11	3652.8452	4651.4106
	0.600	264.4652	239.2680	2370.2391	-2348.6351	-9.31E-11	3652.8452	4178.1823
	0.800	264.4652	319.0240	2370.2391	-2901.8762	-1.25E-10	3652.8452	3704.6972
	1.000	264.4652	398.7800	2370.2391	-3455.2129	1.47E-10	3652.8452	3231.1165
	1.200	264.4652	478.5359	2370.2391	-4008.5365	2.03E-10	3652.8452	2757.5488
	1.400	264.4652	558.2919	2370.2391	-4561.7734	3.73E-12	3652.8452	2284.0679
	1.600	264.4652	638.0479	2370.2391	-5114.8739	3.73E-12	3652.8452	1810.7234
	1.800	264.4652	717.8039	2370.2391	-5667.8047	3.73E-12	3652.8452	1337.5486
	2.000	264.4652	797.5599	2370.2391	-6220.5439	-3.73E-12	3652.8452	864.5655
	2.200	264.4652	877.3159	2370.2391	-6773.0772	3.73E-12	3652.8452	391.7881
	2.368	264.4652	944.3109	2370.2391	-7237.0398	5.59E-12	3655.8452	-2.1795
	2.400	264.4652	957.0719	2370.2391	-7325.3962	1.86E-12	3652.8452	-80.7749
	2.600	264.4652	1036.8279	2370.2391	-7877.4959	-5.59E-12	3652.8452	-553.1185
	2.800	264.4652	1116.5839	2370.2391	-8429.3739	0.00E+00	3652.8452	-1025.2406
	3.000	264.4652	1196.3399	2370.2391	-8981.0300	0.00E+00	3652.8452	-1497.1407

ตารางที่ ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลอากาศต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมเลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอนุญาตให้มีในเตาแก๊สเพียง เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส (ต่อ)

อัตราส่วนโมเลออกซิเจนต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมเลอากาศต่อชีวมวล	พลังงานที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)						พลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ (กิโลวัตต์)	
		เครื่องให้ความร้อนชีวมวล	เครื่องให้ความร้อนอากาศ	เครื่องให้ความร้อนน้ำ	เตาแก๊สเพียง	หมวดยกของแข็ง	เตาปฏิกรณ์แยกองค์ประกอบ	พลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ (กิโลวัตต์)	
1.6	0.040	264.4652	15.9512	2708.8447	-770.4168	9.31E-12	3652.8452	5871.6894	
	0.080	264.4652	31.9024	2708.8447	-880.5759	-1.30E-11	3652.8452	5777.4816	
	0.100	264.4652	39.8780	2708.8447	-935.6660	-1.12E-11	3652.8452	5730.3670	
	0.200	264.4652	79.7560	2708.8447	-1211.2098	-3.35E-11	3652.8452	5494.7012	
	0.400	264.4652	159.5120	2708.8447	-1762.6522	-6.52E-11	3652.8452	5023.0148	
	0.600	264.4652	239.2680	2708.8447	-2314.3862	-9.69E-11	3652.8452	4551.0368	
	0.800	264.4652	319.0240	2708.8447	-2866.2547	1.40E-10	3652.8452	4078.9243	
	1.000	264.4652	398.7800	2708.8447	-3418.1495	1.94E-10	3652.8452	3606.7854	
	1.200	264.4652	478.5359	2708.8447	-3969.9963	-1.86E-12	3652.8452	3134.6947	
	1.400	264.4652	558.2919	2708.8447	-4521.7437	5.59E-12	3652.8452	2662.7032	
	1.600	264.4652	638.0479	2708.8447	-5073.5568	0.00E+00	3652.8452	2190.8462	
	1.800	264.4652	717.8039	2708.8447	-5624.8117	0.00E+00	3652.8452	1719.1472	
	2.000	264.4652	797.5599	2708.8447	-6176.0928	-5.59E-12	3652.8452	1247.6222	
	2.200	264.4652	877.3159	2708.8447	-6727.1897	0.00E+00	3652.8452	776.2812	
	2.400	264.4652	957.0719	2708.8447	-7278.0962	0.00E+00	3652.8452	305.1307	
2.532	264.4652	1009.7108	2708.8447	-7641.5885	-3.73E-12	3655.8452	-2.7226		
2.600	264.4652	1036.8279	2708.8447	-7828.8089	-5.59E-12	3652.8452	-165.8260		
2.800	264.4652	1116.5839	2708.8447	-8379.3263	0.00E+00	3652.8452	-636.5874		
3.000	264.4652	1196.3399	2708.8447	-8929.6483	-3.73E-12	3652.8452	-1107.1534		

ตารางที่ ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลกุลน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมเลกุลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สพาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส (ต่อ)

อัตราส่วนโมเลกุลน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมเลกุลอากาศต่อชีวมวล	พลังงานที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)						พลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ (กิโลวัตต์)
		เครื่องให้ความร้อนชีวมวล	เครื่องให้ความร้อนอากาศ	เครื่องให้ความร้อนน้ำ	เตาแก๊สพาย	หน่วยแยกของแข็ง	เตาปฏิกรณ์แตกตัวประกอบ	
1.8	0.040	264.4652	15.9512	3047.4503	-736.2374	1.49E-11	3652.8452	6244.4744
	0.080	264.4652	31.9024	3047.4503	-846.2401	-1.86E-12	3652.8452	6150.4229
	0.100	264.4652	39.8780	3047.4503	-901.2481	0.00E+00	3652.8452	6103.3905
	0.200	264.4652	79.7560	3047.4503	-1176.3461	-2.98E-11	3652.8452	5868.1705
	0.400	264.4652	159.5120	3047.4503	-1726.7590	-6.52E-11	3652.8452	5397.5136
	0.600	264.4652	239.2680	3047.4503	-2277.3393	-1.01E-10	3652.8452	4926.6893
	0.800	264.4652	319.0240	3047.4503	-2827.9798	1.92E-10	3652.8452	4455.8048
	1.000	264.4652	398.7800	3047.4503	-3378.6056	0.00E+00	3652.8452	3984.9350
	1.200	264.4652	478.5359	3047.4503	-3929.1643	0.00E+00	3652.8452	3514.1323
	1.400	264.4652	558.2919	3047.4503	-4479.6194	1.86E-12	3652.8452	3043.4332
	1.600	264.4652	638.0479	3047.4503	-5029.9455	-3.73E-12	3652.8452	2572.8630
	1.800	264.4652	717.8039	3047.4503	-5580.1255	0.00E+00	3652.8452	2102.4390
	2.000	264.4652	797.5599	3047.4503	-6130.1477	7.45E-12	3652.8452	1632.1728
	2.200	264.4652	877.3159	3047.4503	-6680.0046	3.73E-12	3652.8452	1162.0720
	2.400	264.4652	957.0719	3047.4503	-7229.6916	-3.73E-12	3652.8452	692.1409
	2.600	264.4652	1036.8279	3047.4503	-7779.2062	-3.73E-12	3652.8452	222.3823
	2.697	264.4652	1075.5095	3047.4503	-8045.6584	0.00E+00	3654.8452	-3.3883
	2.800	264.4652	1116.5839	3047.4503	-8328.5476	0.00E+00	3652.8452	-247.2031
	3.000	264.4652	1196.3399	3047.4503	-8877.7157	-3.73E-12	3652.8452	-716.6152

ตารางที่ ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมเลกุลอากาศต่อชีวมวลที่มีต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอนุญาตภายใต้กฎหมายในเตาแก๊สฟลาย เเทกกับ 750 องศาเซลเซียส (ต่อ)

อัตราส่วนโมเลกุลไอน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมเลกุลอากาศต่อชีวมวล	พลังงานที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)						พลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ (กิโลวัตต์)
		เครื่องให้ความร้อนชีวมวล	เครื่องให้ความร้อนอากาศ	เครื่องให้ความร้อนน้ำ	เตาแก๊สฟลาย	หน่วยแยกของแข็ง	เตาปฏิกรณ์แตกตัวประกอบ	
2.0	0.040	264.4652	15.9512	3386.0559	-699.6023	2.61E-11	3652.8452	6619.7151
	0.080	264.4652	31.9024	3386.0559	-809.4414	5.59E-12	3652.8452	6525.8272
	0.100	264.4652	39.8780	3386.0559	-864.3652	5.59E-12	3652.8452	6478.8790
	0.200	264.4652	79.7560	3386.0559	-1139.0201	-2.98E-11	3652.8452	6244.1021
	0.400	264.4652	159.5120	3386.0559	-1688.4602	-6.52E-11	3652.8452	5774.4180
	0.600	264.4652	239.2680	3386.0559	-2237.9898	1.81E-10	3652.8452	5304.6444
	0.800	264.4652	319.0240	3386.0559	-2787.5338	0.00E+00	3652.8452	4834.8563
	1.000	264.4652	398.7800	3386.0559	-3337.0389	0.00E+00	3652.8452	4365.1072
	1.200	264.4652	478.5359	3386.0559	-3886.4673	-5.59E-12	3652.8452	3895.4348
	1.400	264.4652	558.2919	3386.0559	-4435.7925	0.00E+00	3652.8452	3425.8656
	1.600	264.4652	638.0479	3386.0559	-4984.9958	0.00E+00	3652.8452	2956.4184
	1.800	264.4652	717.8039	3386.0559	-5534.0643	3.73E-12	3652.8452	2487.1058
	2.000	264.4652	797.5599	3386.0559	-6082.9896	0.00E+00	3652.8452	2017.9365
	2.200	264.4652	877.3159	3386.0559	-6631.7659	0.00E+00	3652.8452	1548.9162
	2.400	264.4652	957.0719	3386.0559	-7180.3898	-7.45E-12	3652.8452	1080.0483
	2.600	264.4652	1036.8279	3386.0559	-7728.8597	7.45E-12	3652.8452	611.3344
	2.800	264.4652	1116.5839	3386.0559	-8277.1749	0.00E+00	3652.8452	142.7752
	2.862	264.4652	1141.3082	3386.0559	-8447.1212	0.00E+00	3654.8452	-0.4467
	3.000	264.4652	1196.3399	3386.0559	-8825.3355	0.00E+00	3652.8452	-325.6295

ตารางที่ ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมเลอากาศต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอนุญาตให้มีภายในเตาแก๊สฟาย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส (ต่อ)

อัตราส่วนโมเลของไอน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมเลของอากาศต่อชีวมวล	พลังงานที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)						พลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการ (กิโลวัตต์)
		เครื่องให้ความร้อนชีวมวล	เครื่องให้ความร้อนอากาศ	เครื่องให้ความร้อนน้ำ	เตาแก๊สฟาย	หน่วยแยกของแข็ง	เตาปฏิกรณ์แตกองค์ประกอบ	
2.2	0.040	264.4652	15.9512	3724.6615	-660.8598	4.66E-11	3652.8452	6997.0632
	0.080	264.4652	31.9024	3724.6615	-770.5385	2.98E-11	3652.8452	6903.3357
	0.100	264.4652	39.8780	3724.6615	-825.3804	1.30E-11	3652.8452	6856.4694
	0.200	264.4652	79.7560	3724.6615	-1099.6122	-1.86E-11	3652.8452	6622.1156
	0.400	264.4652	159.5120	3724.6615	-1648.1504	-5.40E-11	3652.8452	6153.3333
	0.600	264.4652	239.2680	3724.6615	-2196.7285	1.86E-12	3652.8452	5684.5112
	0.800	264.4652	319.0240	3724.6615	-2745.2925	0.00E+00	3652.8452	5215.7032
	1.000	264.4652	398.7800	3724.6615	-3293.8037	0.00E+00	3652.8452	4746.9481
	1.200	264.4652	478.5359	3724.6615	-3842.2342	-3.73E-12	3652.8452	4278.2735
	1.400	264.4652	558.2919	3724.6615	-4390.5644	7.45E-12	3652.8452	3809.6993
	1.600	264.4652	638.0479	3724.6615	-4938.7803	7.45E-12	3652.8452	3341.2394
	1.800	264.4652	717.8039	3724.6615	-5486.8722	-3.73E-12	3652.8452	2872.9035
	2.000	264.4652	797.5599	3724.6615	-6034.8337	-3.73E-12	3652.8452	2404.6980
	2.200	264.4652	877.3159	3724.6615	-6582.6605	-7.45E-12	3652.8452	1936.6272
	2.400	264.4652	957.0719	3724.6615	-7130.3500	-7.45E-12	3652.8452	1468.6937
	2.600	264.4652	1036.8279	3724.6615	-7677.9010	1.12E-11	3652.8452	1000.8986
	2.800	264.4652	1116.5839	3724.6615	-8225.3132	0.00E+00	3652.8452	533.2424
	3.000	264.4652	1196.3399	3724.6615	-8772.5868	0.00E+00	3652.8452	65.7249

ตารางที่ ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลกุลต่อชีวมวล และอัตราส่วนโดยโมเลกุลต่อชีวมวลที่มีผลต่อพลังงานรวมที่ใช้ในกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานอุณหภูมิกายในเตาแก๊สพวย เท่ากับ 750 องศาเซลเซียส (ต่อ)

อัตราส่วนโมเลกุลของเอน้ำต่อชีวมวล	อัตราส่วนโมเลกุลอากาศต่อชีวมวล	พลังงานที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)						พลังงานรวมที่ใช้ในระบบการ (กิโลวัตต์)
		เครื่องให้ความร้อนชีวมวล	เครื่องให้ความร้อนอากาศ	เครื่องให้ความร้อนน้ำ	เตาแก๊สพวย	หน่วยแยกของแข็ง	เตาปฏิกรณ์เตาถลุงประกอบ	
2.4	0.040	264.4652	15.9512	4063.2671	-620.3123	6.33E-11	3652.8452	7376.2163
	0.080	264.4652	31.9024	4063.2671	-729.8383	4.66E-11	3652.8452	7282.6415
	0.100	264.4652	39.8780	4063.2671	-784.6028	3.54E-11	3652.8452	7235.8525
	0.200	264.4652	79.7560	4063.2671	-1058.4385	-5.59E-12	3652.8452	7001.8949
	0.400	264.4652	159.5120	4063.2671	-1606.1483	-1.86E-12	3652.8452	6533.9411
	0.600	264.4652	239.2680	4063.2671	-2153.8660	1.86E-12	3652.8452	6065.9794
	0.800	264.4652	319.0240	4063.2671	-2701.5519	0.00E+00	3652.8452	5598.0494
	1.000	264.4652	398.7800	4063.2671	-3249.1775	-7.45E-12	3652.8452	5130.1798
	1.200	264.4652	478.5359	4063.2671	-3796.7219	-3.73E-12	3652.8452	4662.3915
	1.400	264.4652	558.2919	4063.2671	-4344.1701	-3.73E-12	3652.8452	4194.6992
	1.600	264.4652	638.0479	4063.2671	-4891.5117	0.00E+00	3652.8452	3727.1136
	1.800	264.4652	717.8039	4063.2671	-5438.7392	0.00E+00	3652.8452	3259.6421
	2.000	264.4652	797.5599	4063.2671	-5985.8476	-3.73E-12	3652.8452	2792.2897
	2.200	264.4652	877.3159	4063.2671	-6532.8338	0.00E+00	3652.8452	2325.0595
2.400	264.4652	957.0719	4063.2671	-7079.6958	-3.73E-12	3652.8452	1857.9555	
2.600	264.4652	1036.8279	4063.2671	-7626.4327	3.73E-12	3652.8452	1390.9725	
2.800	264.4652	1116.5839	4063.2671	-8173.0444	0.00E+00	3652.8452	924.1169	
3.000	264.4652	1196.3399	4063.2671	-8719.5310	-3.73E-12	3652.8452	457.3862	



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ ข.1 ผลของจำนวนชั้น และความถี่ของหอดูดาวที่มีต่ออัตราการไหลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดจากการปล่อยไอระเหยของสารละลายเอทานอลที่มีเท่ากับ 500 กิโลกรัมต่อชั่วโมง (ต่อ)

ความถี่ของหอดูดาว (บาร์)	จำนวนชั้นของหอดูดาว	อัตราการไหลเชิงมวล (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)		ร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์		
		คาร์บอนไดออกไซด์	ไฮโดรเจนซัลไฟด์	คาร์บอนไดออกไซด์	ไฮโดรเจนซัลไฟด์	
20	2	519.9278	1.0339	3.31E-24	60.7227	73.3304
	3	384.0674	0.5753	8.48E-32	70.9861	85.1605
	4	326.1554	0.3908	2.80E-39	75.3610	89.9200
	5	281.8625	0.2657	8.38E-47	78.7070	93.1466
	6	233.0455	0.1041	6.68E-57	82.3949	97.3151
	7	193.7475	0.0721	5.84E-64	85.3636	98.1399
	8	160.8167	0.0599	1.12E-69	87.8513	98.4551
	9	127.8190	0.0483	2.45E-74	90.3441	98.7535
	10	99.4715	0.0302	1.31E-78	92.4855	99.2213
	30	2	415.3235	0.7953	2.58E-24	68.6249
3		258.4786	0.3509	5.97E-32	80.4735	90.9478
4		184.6094	0.1815	1.54E-39	86.0539	95.3177
5		132.1288	0.0906	3.66E-47	90.0185	97.6622
6		98.9967	0.0474	9.07E-55	92.5214	98.7783
7		66.7363	0.0122	4.43E-65	94.9585	99.6858
8		39.5689	0.0068	4.34E-71	97.0108	99.8236
9		20.1539	0.0037	8.69E-76	98.4775	99.9034
10		8.1066	0.0013	5.21E-80	99.3876	99.9673

ตารางที่ ข.1 ผลของจำนวนชั้น และความถี่ของหอดูดูดที่มีต่ออัตราการไหลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดจากการปล่อยและการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยอัตรการปล่อยและการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (ต่อ)

ความถี่ของหอดูดูด (บาร์)	จำนวนชั้นของหอดูดูด	อัตราการไหลเชิงมวล (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)		ร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์	
		คาร์บอนไดออกไซด์	ไฮโดรเจนซัลไฟด์	คาร์บอนไดออกไซด์	ไฮโดรเจนซัลไฟด์
40	2	349.8300	0.6554	73.5725	83.0930
	3	185.6879	0.2367	85.9724	93.8941
	4	113.6369	0.0998	91.4154	97.4259
	5	69.6511	0.0412	94.7383	98.9362
	6	44.1486	0.0173	96.6648	99.5535
	7	28.8766	0.0033	97.8185	99.9157
	8	13.9754	0.0013	98.9442	99.9657
	9	5.9465	0.0006	99.5508	99.9847
	10	2.1262	0.0002	99.8394	99.9947
	50	2	304.5949	0.5634	76.9897
3		140.2529	0.1719	89.4048	95.5671
4		74.1681	0.0604	94.3971	98.4422
5		39.1595	0.0210	97.0417	99.4584
6		21.7918	0.0077	98.3538	99.8024
7		13.8802	0.0011	98.9514	99.9714
8		6.7018	0.0004	99.4937	99.9904
9		2.8865	0.0001	99.7819	99.9965
10		1.1126	0.0000	99.9159	99.9988

ตารางที่ ข.2 ผลของอัตราการไหลเชิงโมเลกุลของสารละลายมอนอเอทานอลามีนที่มีต่ออัตราการไหลของแก๊สที่เกิดสภาวะที่เหนือในแก๊สสังเคราะห์ และร้อยละการดูดซึมแก๊สการดูดซึมขึ้นที่อุณหภูมิ 10 และความดันเท่ากับ 40 บาร์

อัตราการไหลเชิงโมเลกุล สารละลายมอนอเอทานอลามีน (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	อัตราการไหลเชิงมวล (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)		ซีลเฟอร์	ร้อยละการดูดซึมแก๊สการ		อัตราการไหลแก๊สสังเคราะห์หลัง ผ่านหอดูดซึมที่ภาวะมาตรฐาน (ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง)	ปริมาณไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่เหลือ (มิลลิกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
	คาร์บอนไดออกไซด์	ไฮโดรเจนซัลไฟด์		คาร์บอนไดออกไซด์	ไฮโดรเจนซัลไฟด์		
100	849.7780	1.86E+00	2.82E-78	35.8045	51.9613	5500.8490	338.5536
200	468.9133	5.12E-01	2.33E-80	64.5765	86.7998	5236.1700	97.7312
300	146.5752	1.06E-02	1.15E-86	88.9271	99.7276	4784.2160	2.2071
400	14.7661	1.80E-03	4.29E-82	98.8845	99.9537	4640.4640	0.3872
465	4.0058	4.49E-04	3.02E-82	99.6974	99.9884	4541.4270	0.0989
500	2.1262	2.04E-04	6.69E-83	99.8394	99.9947	4489.1970	0.0455
600	0.6334	2.97E-05	9.13E-86	99.9521	99.9992	4342.5530	0.0069
700	0.5908	9.00E-06	1.71E-92	99.9554	99.9998	4138.3840	0.0022
800	0.0890	1.37E-06	1.62E-91	99.9933	100.0000	4141.2850	0.0003
900	0.0070	2.92E-08	1.70E-97	99.9995	100.0000	3843.8680	0.0000
1000	0.0006	7.47E-10	2.02E-104	100.0000	100.0000	3508.6160	0.0000

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-นามสกุล นายวรมธ กาญจนศร
 วัน เดือน ปีเกิด 2 กรกฎาคม พ.ศ.2537
 ที่อยู่ 130/20 ม.6 ต.บ้านสวน อ.เมืองชลบุรี จ.ชลบุรี 20000
 Email voramate.kan1@gmail.com
 โทรศัพท์ 092-379-5550

ประวัติการศึกษา

- ระดับมัธยมศึกษาตอนปลาย โรงเรียนชลราษฎรอำรุง จังหวัดชลบุรี พ.ศ. 2555

ประสบการณ์การฝึกงาน

- ฝึกงานในตำแหน่ง Process Engineer ที่บริษัท Esso (Thailand) Public Company Limited ระหว่าง 30 พฤษภาคม – 5 สิงหาคม พ.ศ. 2559