

การศึกษาเปรียบเทียบการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต
ของกลีเซอรอลสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน



ปริญญานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
ปีการศึกษา 2559

การศึกษาเปรียบเทียบการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต
ของกลีเซอรอลสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน



ปริญญานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปีการศึกษา 2559

COMPARATIVE STUDY OF HYDROGEN PRODUCTION FROM
SUPERCRITICAL WATER REFORMING OF GLYCEROL FOR PROTON
EXCHANGE MEMBRANE FUEL CELLS




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 การศึกษาเปรียบเทียบการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากการรีฟอร์มมิงด้วย
น้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยน
โปรตรอน
โดย นายณัฐนนท์ สุกุลคุณสวัสดิ์
อาจารย์ที่ปรึกษา ผศ.ดร.ญาณิพร พัชวรวิโชติ
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปริญญานิพนธ์นี้ได้รับการพิจารณาอนุมัติให้นับเป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตร
วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี

คณะกรรมการตรวจสอบปริญญานิพนธ์


.....ประธานกรรมการ
(ผศ.ดร.ญาณิพร พัชวรวิโชติ)


.....กรรมการ
(ผศ.ดร.ธนาวรรณ พิณรัตน์)


.....กรรมการ
(ผศ.ดร.กุลนันท์ เกียรติกิตติพงษ์)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ปริญญาานิพนธ์เรื่อง	การศึกษาเปรียบเทียบการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน
โดย	นายณัฐนนท์ สกุลคุณสวัสดิ์
ปริญญา	วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
พ.ศ.	2559
อาจารย์ที่ปรึกษา	ผศ.ดร.ญาณิพร พัทธวรโชติ

บทคัดย่อ

กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลเป็นหนึ่งในกระบวนการที่น่าสนใจสำหรับการผลิตไฮโดรเจนเพื่อนำไปใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้าผ่านเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน (PEMFC) แต่แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ผลิตได้นั้นยังประกอบด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ และคาร์บอนมอนอกไซด์ในปริมาณที่มาก ซึ่งส่งผลต่อประสิทธิภาพของ PEMFC ด้วยเหตุนี้กระบวนการดูดซับจึงถูกนำมาใช้เพื่อจัดการคาร์บอนไดออกไซด์ โดยจุดประสงค์ของโครงการนี้ คือ เพื่อที่จะพัฒนาแบบจำลองการผลิตไฮโดรเจนของระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลที่มีการกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในด้วยซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ และเปรียบเทียบ 3 กระบวนการผลิต คือ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (SCW-STR) กระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิง (SCW-ATR) และกระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิง (SCW-CLR) โดยใช้น้ำเหนือวิกฤตเป็นตัวทำปฏิกิริยา ซึ่งแบบจำลองดังกล่าวจะถูกนำมาใช้เพื่อหากระบวนการที่เหมาะสมและภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับแต่ละกระบวนการซึ่งจะพิจารณาจากสัดส่วนของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ และการดำเนินงานภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน ผลจากการศึกษาพบว่า SCW-STR สามารถผลิตไฮโดรเจนได้ปริมาณสูงสุด และมีภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม คือ อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส และความดัน 240 บรรยากาศ โดยอัตราส่วนโดยโมลของน้ำต่อกลีเซอรอล (S/G) และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล (CaO/G) ที่เหมาะสมเท่ากับ 40 และ 2.5 ตามลำดับ เมื่อพิจารณาภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน พบว่ากระบวนการที่เป็นไปได้ คือ SCW-ATR และ SCW-CLR โดยผลการจำลองกระบวนการบ่งชี้ว่า SCW-CLR สามารถผลิตไฮโดรเจนได้บริสุทธิ์กว่า SCW-ATR ซึ่งภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม คือ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส และความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วน S/G เท่ากับ 20 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล (NiO/G) เท่ากับ 3.263 และ อัตราส่วน CaO/G เท่ากับ 2.5

Report Title	Comparative study of hydrogen production from supercritical water reforming of glycerol for proton exchange membrane fuel cells
By	Mr. Nattanon Sakulkhunsawatt
Degree	Bachelor of Engineering
Program	Chemical Engineering
Year	2016
Advisor	Asst. Prof. Dr. Yaneeporn Patcharaworachot

ABSTRACT

Supercritical water reforming of glycerol is one of the interesting processes for hydrogen production that uses to produce electricity through proton exchange membrane fuel cells (PEMFC). However, the obtained synthesis gas contains high amount of CO₂ and CO, which affects the performance of the PEMFC. For this reason, the adsorption process is used to remove CO₂. This project aims to develop models which integrated system of supercritical water reforming of glycerol with *in situ* CO₂ removal processes via the AspenPlus™ simulation software and compare between three production processes, i.e., steam reforming (SCW-STR), autothermal reforming (SCW-ATR) and chemical looping reforming (SCW-CLR) using supercritical water as a reactant was considered. Three models were used to determine the optimal process and conditions of each process by considering hydrogen fraction and thermal self-sufficient operation. The results showed that the SCW-STR can produce the maximum hydrogen content and the optimal conditions are temperature of 450 °C and pressure of 240 atm. The suitable steam to glycerol molar ratio (S/G) and calcium oxide to glycerol molar ratio (CaO/G) is 40 and 2.5, respectively. Considering the thermal self-sufficient condition, SCW-ATR and SCW-CLR are the possible processes. The simulation results indicated that the SCW-CLR can provide more purified hydrogen than SCW-ATR. The optimal conditions are temperature of 400 °C and pressure of 240 atm. The S/G ratio is 20, the nickel oxide to glycerol molar ratio (NiO/G) is 3.263 and the CaO/G ratio is 2.5.

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์เล่มนี้สำเร็จได้ด้วยความกรุณาจาก ผศ.ดร.ญาณิพร พัทธวรโชติ ผู้เป็นอาจารย์ที่ปรึกษาซึ่งคอยให้ความช่วยเหลือ ให้คำปรึกษา อีกทั้งยังชี้แนะสิ่งๆที่ควรปรับปรุงต่างๆในการทำโครงการ ตลอดจนให้ความรู้ และถ่ายทอดประสบการณ์ในการดำเนินชีวิตแก่ข้าพเจ้า

ขอขอบพระคุณ ผศ.ดร.อมรชัย อารณวิธานพ อาจารย์ประจำภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ผู้ซึ่งให้ความอนุเคราะห์ในการใช้ซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ ในการทำวิทยานิพนธ์เล่มนี้

ขอขอบพระคุณ นางสาวชิตยา ธรรมสิทธิ์ และนางสาววรรรัตน์ รัตนชัย ที่คอยให้คำปรึกษา และแนะแนวทางในการจำลองกระบวนการ

ขอขอบคุณ นายวรเมธ กาญจนคร และนายธนวัฒน์ ภูษิตธนานันท์ ที่คอยให้คำปรึกษา สนับสนุน อีกทั้งยังช่วยชี้แนะแนวทางในการทำวิทยานิพนธ์เล่มนี้จนสำเร็จ

สุดท้ายนี้ขอขอบพระคุณผู้มีพระคุณที่ไม่ได้กล่าวนาม รวมไปถึงบิดา มารดาของข้าพเจ้าที่คอยสนับสนุน และให้กำลังใจจนวิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

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

ณัฐนนท์ สกุลคุณสวัสดิ์

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	I
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	II
กิตติกรรมประกาศ.....	III
สารบัญ.....	IV
สารบัญตาราง.....	VII
สารบัญรูป.....	XIV
สัญลักษณ์.....	XX
บทที่ 1 บทนำ.....	I
1.1 ที่มาและความสำคัญของโครงการ.....	1
1.2 วัตถุประสงค์.....	3
1.3 ขอบเขตของโครงการ.....	3
1.4 ประโยชน์ของโครงการ.....	4
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	5
2.1 แก๊สไฮโดรเจน (Hydrogen).....	5
2.2 น้ำเหนือวิกฤต (Supercritical water).....	5
2.3 กลีเซอรอล (Glycerol).....	6
2.4 กระบวนการผลิตไฮโดรเจน (Hydrogen production).....	7
2.4.1 กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ.....	7
2.4.2 กระบวนการออกโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิง.....	8
2.4.3 กระบวนการเคมีคอล ลูบปีงรีฟอร์มมิง.....	8
2.5 กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide separation).....	9

สารบัญ (ต่อ)

หน้า

2.6 เซลล์เชื้อเพลิงสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน (Proton exchange membrane fuel cells, PEMFC)	10
2.7 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	12
2.7.1 การผลิตไฮโดรเจนจากกลีเซอรอลด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิง	12
2.7.2 การผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงร่วมกับกระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์	14
2.7.3 การผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต	16
บทที่ 3 วิธีการดำเนินงาน.....	18
3.1 การจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจน	18
3.1.1 กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต	18
3.1.2 กระบวนการออกซิเดชันรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต	19
3.1.3 กระบวนการเคมิกคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต	22
3.1.4 รายละเอียดของกระบวนการผลิตไฮโดรเจน	24
3.2 วิธีการจำลองกระบวนการ	27
บทที่ 4 ผลและการวิเคราะห์ผล.....	32
4.1 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับการทดลอง.....	32
4.1.1 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล	33
4.1.2 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการออกซิเดชันรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล	34
4.1.3 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกระบวนการเคมิกคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล	35
4.2 ผลของการจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลร่วมกับกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน	36

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
4.2.1 กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล	36
4.2.2 กระบวนการอโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล	48
4.2.3 กระบวนการเคมีคอล ลูปปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล	63
4.3 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนจาก 3 กระบวนการผลิต	78
บทที่ 5 สรุปผลการดำเนินงาน	80
5.1 สรุปผลการจำลองกระบวนการ.....	80
5.2 ข้อเสนอแนะ	81
เอกสารอ้างอิง	83
ภาคผนวก	86
ประวัติผู้เขียน.....	120

สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
3.1 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของ กลีเซอรอล	30
3.2 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของ กลีเซอรอล	30
3.3 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของ กลีเซอรอล	31
3.4 ค่าพารามิเตอร์เริ่มต้นที่ใช้ในการจำลองกระบวนการของระบบรวมของกระบวนการรีฟอร์มมิง กลีเซอรอลกับกระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์	31
4.1 ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่อุณหภูมิ 500 600 และ 700 องศาเซลเซียส จากการจำลอง กระบวนการเปรียบเทียบกับผลการทดลองของ Dou B. และคณะ	33
4.2 ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่อัตราส่วนโดยโมลของออกซิเจนต่อคาร์บอนเท่ากับ 0.1 0.2 และ 0.3 จากการจำลองกระบวนการเปรียบเทียบกับผลการทดลองของ Liu Y. และคณะ	34
4.3 ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่อุณหภูมิ 500 550 และ 600 องศาเซลเซียส จากการจำลอง กระบวนการเปรียบเทียบกับผลการทดลองของ Dou B. และคณะ	35
4.4 ผลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤต และอากาศต่อกลีเซอรอลมีต่ออัตราการไหลเชิง โมล และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน	62
4.5 ผลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤต และนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลมีต่ออัตราการ ไหลเชิงโมล และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน	77
4.6 ผลของภาวะดำเนินงาน และผลการจำลองกระบวนการจาก 3 กระบวนการผลิต	78
ก.1 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดย โมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5	87

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
ก.2	ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 88
ก.3	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5..... 89
ก.4	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 90
ก.5	ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis) 91
ก.6	ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis) 92
ก.7	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT 93

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
ก.8 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 จากสาย GAS-PDT	94
ก.9 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่อพลังงานความร้อนที่ใช้ภายในระบบของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5	95
ก.10 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5	96
ก.11 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5	97
ก.12 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5	98

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
ก.13 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิง โมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่ อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤต ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5	99
ก.14 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการ ไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือ วิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 ...100	
ก.15 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของ กระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตรา ส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อ กลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis)	101
ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของ กระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศ ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis)	102
ก.17 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดย โมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่ อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อ กลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT	103

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
ก.18 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT	104
ก.19 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 จากสาย GAS-PDT.....	105
ก.20 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่มีต่อพลังงานความร้อนรวมของระบบของกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5	106
ก.21 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ลูปปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5	108
ก.22 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ลูปปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5.....	109

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
ก.23 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนียววิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ลูบปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนียววิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5.....	110
ก.24 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ลูบปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนียววิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนียววิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5.....	111
ก.25 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ลูบปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนียววิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนียววิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1.....	112
ก.26 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ลูบปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนียววิกฤต ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนียววิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis).....	113
ก.27 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ลูบปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนียววิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนียววิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis).....	114

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
ก.28 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ลูปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT	115
ก.29 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ลูปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT	116
ก.30 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ลูปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 จากสาย GAS-PDT	117
ก.31 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่อพลังงานความร้อนรวมของระบบของกระบวนการเคมีคอล ลูปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5.....	118

สารบัญรูป

รูปที่	หน้า
2.1	แผนผังวัฏภาค (Phase diagram) ของน้ำ 5
2.2	ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ิฟิเคชัน (Transesterification) 7
2.3	กระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้ง สำหรับการผลิตแก๊สไฮโดรเจน 8
2.4	กระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ (CO ₂) โดยใช้แคลเซียมออกไซด์ (CaO) 10
2.5	เซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน 12
3.1	การผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต 20
3.2	การผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต 21
3.3	การผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต 23
3.4	วิธีการจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤต 28
4.1	ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CaCO ₃ 37
4.2	ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CaCO ₃ 39
4.3	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CaCO ₃ 42
4.4	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CaCO ₃ 43

สารบัญญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.5	ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis)..... 44
4.6	ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis)..... 45
4.7	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT..... 45
4.8	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 จากสาย GAS-PDT..... 46
4.9	ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่อความร้อนรวมที่ใช้ภายในระบบ ที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 47
4.10	ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CACO3..... 49
4.11	ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CACO3..... 50

สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.12 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CACO3.....	52
4.13 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CACO3.....	54
4.14 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CACO3.....	55
4.15 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis).....	57
4.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis).....	58
4.17 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT.....	58

สารบัญญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.18 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT	59
4.19 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 จากสาย GAS-PDT.....	59
4.20 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่มีต่อความร้อนรวมที่ใช้ภายในระบบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5	60
4.21 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย NI+CACO ₃	65
4.22 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย NI+CACO ₃	66
4.23 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย NI+CACO ₃	68

สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.24 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย NI+CaCO ₃	69
4.25 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย NI+CaCO ₃	70
4.26 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis).....	72
4.27 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis).....	73
4.28 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT	73
4.29 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT	74

สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.30	
ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 จากสาย GAS-PDT	74
4.31	
ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่อความร้อนรวมที่ใช้ภายในระบบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5.....	76



สัญลักษณ์

สัญลักษณ์	ความหมาย	หน่วย
SCW-STR	กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล	
SCW-ATR	กระบวนการอโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล	
SCW-CLR	กระบวนการเคมีคอล ลูปปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล	
PEMFC	เชื้อเพลิงสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน	
T_r	อุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์	องศาเซลเซียส
P_r	ความดันที่ใช้ในการดำเนินงานภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์	บรรยากาศ
S/G	อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	
A/G	อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอล	
NiO/G	อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	
CaO/G	อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ที่มาและความสำคัญของโครงการ

ปัจจุบันมีความต้องการพลังงานที่เพิ่มสูงขึ้น อีกทั้งพลังงานที่ได้ส่วนใหญ่มาจากเชื้อเพลิงฟอสซิล ซึ่งปริมาณของเชื้อเพลิงฟอสซิลมีอยู่อย่างจำกัด และลดน้อยลงเรื่อยๆ นั้น ทำให้เกิดการกระตุ้นให้มีการศึกษาเรื่องการใช้พลังงานทางเลือกเพิ่มมากขึ้น ซึ่งในบรรดาพลังงานทางเลือกที่มีหลากหลาย ไฮโดรเจนถือว่าเป็นแหล่งให้พลังงานที่สำคัญในอนาคต นอกจากใช้เป็นวัตถุดิบที่สำคัญในอุตสาหกรรมเคมี และปิโตรเคมี ยังสามารถนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงในเซลล์เชื้อเพลิงเพื่อใช้ผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยปราศจากการเผาไหม้ ทำให้ไม่มีการปลดปล่อยแก๊สพิษ ดังนั้นไฮโดรเจนจึงได้รับความสนใจอย่างมากในฐานะที่เป็นแหล่งพลังงานทดแทนที่ยั่งยืน

ในช่วงหลายปีที่ผ่านมา มีความพยายามอย่างมากในการพัฒนาเทคโนโลยีใหม่ ๆ สำหรับการผลิตไฮโดรเจนจากทรัพยากรทดแทน ซึ่งส่วนใหญ่มาจากการใช้ชีวมวลเป็นวัตถุดิบ โดยกลีเซอรอลถือว่าเป็นชีวมวลชนิดหนึ่งที่มีความสนใจเป็นอย่างมาก เพราะมีปริมาณมาก เนื่องจากเป็นผลิตภัณฑ์ข้างเคียงของปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน (Transesterification) ในการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันพืช โดยผลิตภัณฑ์กลีเซอรอลที่ได้จะประกอบด้วยส่วนผสมขององค์ประกอบอื่น ๆ อีกหลายชนิด เช่น เมทานอล หรือเอทานอล น้ำ กลีเซอริน กรดไขมันอิสระ ไตรกลีเซอไรด์ และเมทิลเอสเทอร์ ซึ่งในขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซลได้มีการกลั่นแยกแอลกอฮอล์เพื่อนำกลับไปใช้ใหม่แล้วส่วนหนึ่ง อีกทั้งในกลีเซอรอลดิบมีองค์ประกอบส่วนอื่นปริมาณน้อย ทำให้องค์ประกอบส่วนใหญ่ในกลีเซอรอลดิบเป็นกลีเซอรอล นอกจากนี้เมทานอล หรือเอทานอลที่เจือปนอยู่ในกลีเซอรอลดิบจากขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซลยังสามารถนำมาใช้เป็นสารตั้งต้นเพื่อผลิตไฮโดรเจนได้ [1] ดังนั้นจึงไม่มีความจำเป็นต้องทำกลีเซอรอลให้บริสุทธิ์

จากการศึกษางานวิจัยที่ผ่านมา พบว่ามีหลากหลายวิธีในการผลิตไฮโดรเจนจากกลีเซอรอล ได้แก่ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (steam reforming) [2] กระบวนการเอควีเฟสรีฟอร์มมิง (aqueous phase reforming) [3] กระบวนการออกซิเดชันบางส่วน (partial oxidation) [4] กระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิง (autothermal reforming) ซึ่งเป็นกระบวนการร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำกับออกซิเดชันบางส่วน [5] หรือกระบวนการเคมีคอล ลูปปิ้งรีฟอร์มมิง (chemical looping reforming) [6] ซึ่งแต่ละกระบวนการที่กล่าวมาข้างต้นมีจุดเด่น และ

จุดด้อยที่แตกต่างกัน ยกตัวอย่างเช่น กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำมีจุดเด่นที่สามารถผลิตไฮโดรเจนได้สูง แต่มีข้อจำกัดคือ ใช้พลังงานมากเนื่องจากปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นปฏิกิริยาคูดความร้อน [4,7] กระบวนการออกซิเดชันบางส่วนมีจุดเด่นที่สามารถดำเนินการในช่วงต้นได้เร็ว (fast start-up time) และเป็นภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน (thermal self-sufficient) กล่าวคือ เป็นช่วงที่ใช้พลังงานความร้อนรวมในระบบไม่เกินศูนย์ เนื่องจากเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน แต่มีข้อจำกัดที่ผลิตไฮโดรเจนได้ความเข้มข้นต่ำ [4,7] กระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงมีจุดเด่นที่สามารถผลิตไฮโดรเจนได้ในอัตราส่วนที่มากกว่ากระบวนการออกซิเดชันบางส่วน และใช้พลังงานน้อยกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ [5,7] และกระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงมีจุดเด่นที่สามารถหลีกเลี่ยงการสัมผัสกันโดยตรงระหว่างเชื้อเพลิงกับอากาศ จึงทำให้ไม่มีการสูญเสียความร้อนเนื่องจากแก๊สไฮโดรเจนที่ป้อนเข้าไปกับอากาศในกระบวนการ ทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้สูง และเป็นการเผาไหม้ที่มีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกโดยกลไกภายในกระบวนการเองทำให้ลดค่าใช้จ่ายในการแยกแก๊สผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นได้ [8-9] ซึ่งในโครงการนี้สนใจศึกษาการผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงโดยใช้น้ำเหนือวิกฤต เนื่องจากการใช้น้ำเหนือวิกฤตแทนไอน้ำที่สภาวะมาตรฐานมีข้อดีคือ ไม่จำเป็นต้องใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา และความร้อนที่ต้องใช้ในการรีฟอร์มมิงที่สภาวะเหนือวิกฤตนั้นต่ำกว่ากระบวนการอื่น รวมทั้งพลังงานจากความดันที่สูงยังสามารถเปลี่ยนไปเป็นพลังงานไฟฟ้าได้ด้วย [2] ดังนั้นโครงการนี้จึงพิจารณากระบวนการผลิตไฮโดรเจนจาก 3 กระบวนการ ได้แก่ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ กระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิง และกระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิง เพราะทั้ง 3 กระบวนการนี้ต้องใช้ตัวทำปฏิกิริยาเป็นน้ำ และมีประสิทธิภาพในการผลิตไฮโดรเจนค่อนข้างสูง

โครงการนี้มุ่งเน้นที่จะผลิตแก๊สไฮโดรเจนเพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน (Proton exchange membrane fuel cells, PEMFC) ซึ่งใช้ในการผลิตไฟฟ้า โดยสิ่งที่ต้องพิจารณา คือ เชื้อเพลิงไฮโดรเจนที่ใช้ต้องมีความบริสุทธิ์สูง รวมถึงปริมาณของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เจือปนมากับแก๊สไฮโดรเจนต้องมีค่าต่ำมาก เพราะคาร์บอนมอนอกไซด์จะไปส่งผลเสียต่อขั้วแอโนดของเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน [5,10] ซึ่งวิธีการลดปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์ทำได้โดยการนำแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงไปผ่านเครื่องปฏิกรณ์แบบวอเตอร์แก๊สชิฟต์ ดังนั้นจึงสามารถลดปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์ได้โดยการลดปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ และในปัจจุบันมีหลากหลายเทคโนโลยีที่นำมาใช้ในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากผลิตภัณฑ์ เช่น การดูดซึม (Absorbtion) การดูดซับ (Adsorbtion) เทคนิคไครโอเจนิค (Cryogenics) และการเลือกผ่านด้วยเมมเบรน (Membrane technology) ซึ่งใน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

โครงการนี้สนใจศึกษาการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้เทคนิคการดูดซับด้วยแคลเซียมออกไซด์ (CaO) มาใช้ร่วมกับกระบวนการรีฟอร์มมิง ซึ่งช่วยลดปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์เป็นไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูงขึ้น รวมถึงช่วยลดคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เป็นผลเสียต่อเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอนด้วย

โครงการนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมในการผลิตแก๊สไฮโดรเจนให้มีความบริสุทธิ์สูงสุด และการใช้พลังงานให้น้อยที่สุด โดยพิจารณาการลดปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์เพื่อนำไปผลิตกระแสไฟฟ้าผ่านเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน ซึ่งจะศึกษา และเปรียบเทียบกระบวนการผลิตจาก 3 กระบวนการ ได้แก่ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ กระบวนการออกซิเดชันมีลรีฟอร์มมิง และกระบวนการเคมิกคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิง โดยใช้น้ำเหนือวิกฤตเป็นตัวทำปฏิกิริยา ซึ่งจะทำการศึกษาโดยอาศัยการจำลองกระบวนการด้วยซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ เวอร์ชัน 8.4

1.2 วัตถุประสงค์

ศึกษากระบวนการผลิตไฮโดรเจนโดยใช้กลีเซอรอล จาก 3 กระบวนการผลิต ได้แก่ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ กระบวนการออกซิเดชันมีลรีฟอร์มมิง และกระบวนการเคมิกคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิง โดยใช้น้ำเหนือวิกฤตเป็นตัวทำปฏิกิริยา เพื่อหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับแต่ละกระบวนการ และหากระบวนการที่เหมาะสมโดยพิจารณาจากสัดส่วนของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ และการดำเนินงานภายใต้ภาวะที่พึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน รวมถึงพิจารณาข้อจำกัดด้านปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์ เพื่อนำแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ผลิตได้ไปผลิตเป็นกระแสไฟฟ้าผ่านเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน

1.3 ขอบเขตของโครงการ

1.3.1 ศึกษา และจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจน จากการใช้กลีเซอรอลดิบเป็นสารตั้งต้น โดยใช้ซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ และเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับข้อมูลการทดลองเพื่อตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลอง ซึ่งกำหนดให้สารตั้งต้นที่ใช้เป็นกลีเซอรอลดิบประกอบไปด้วยเมทานอล 20 เปอร์เซ็นต์ และกลีเซอรอล 80 เปอร์เซ็นต์

1.3.2 จำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนโดยเปรียบเทียบ 3 กระบวนการ ได้แก่ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ กระบวนการออกซิเดชันมีลรีฟอร์มมิง และกระบวนการเคมิกคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิง

โดยใช้น้ำเหนือวิกฤตเป็นตัวทำปฏิกิริยา และหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม รวมถึงศึกษาอิทธิพลของปัจจัยต่างๆที่มีผลต่อกระบวนการผลิตไฮโดรเจน โดยมีรายละเอียดดังนี้

- 1) อุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินการผลิตช่วง 400 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส
- 2) ความดันที่ใช้ในการดำเนินการผลิตช่วง 200 ถึง 300 บรรยากาศ
- 3) อัตราส่วนโดยโมลของน้ำต่อกลีเซอรอลช่วง 1 ถึง 99
- 4) อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลช่วง 1 ถึง 10
- 5) อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลช่วง 1 ถึง 10
- 6) อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลช่วง 0 ถึง 10

1.3.3 จำลองกระบวนการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยการใช้แคลเซียมออกไซด์ (CaO) เป็นตัวดูดซับมาใช้ร่วมกับกระบวนการรีฟอร์มมิง โดยจะป้อนแคลเซียมออกไซด์เข้าไปยังเครื่องรีฟอร์มเมอร์เพื่อให้เกิดการดูดซับแบบภายในเพื่อลดปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์เพื่อนำไปใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้าผ่านเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน

1.4 ประโยชน์ของโครงการ

1.4.1 สามารถออกแบบ และจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจน รวมถึงการทำไฮโดรเจนให้บริสุทธิ์ได้

1.4.2 ทราบภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่ใช้ในการผลิตแก๊สไฮโดรเจนสำหรับระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลที่มีการกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน

1.4.3 ทราบกระบวนการผลิตไฮโดรเจนที่เหมาะสมที่สุดสำหรับนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน

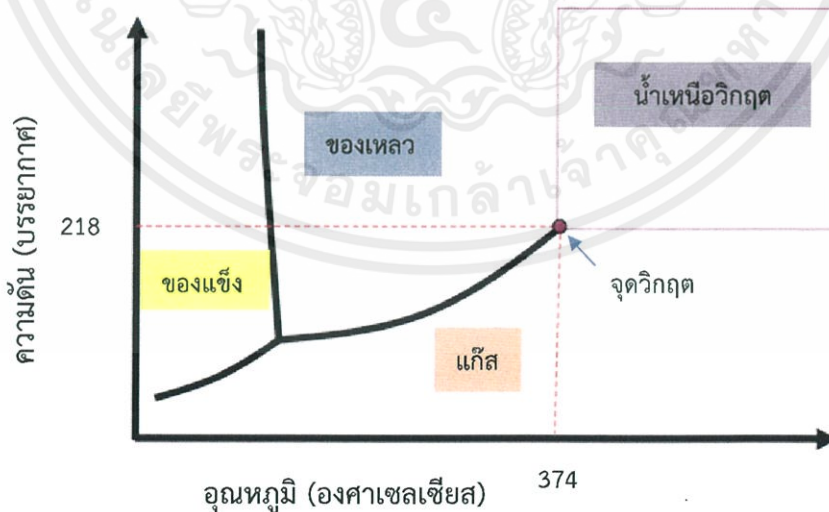
บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 แก๊สไฮโดรเจน (Hydrogen)

แก๊สไฮโดรเจนถือได้ว่าเป็นหนึ่งในแหล่งพลังงานทางเลือกที่มีศักยภาพ สามารถใช้ทดแทนพลังงานเชื้อเพลิงปิโตรเลียมได้ดี ซึ่งเป็นเชื้อเพลิงอนาคต เนื่องจากไม่ส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมเมื่อเกิดการเผาไหม้กับแก๊สออกซิเจน โดยจะมีเพียงไอน้ำเป็นผลพลอยได้ แตกต่างจากเชื้อเพลิงอื่นๆที่ทำให้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นผลพลอยได้ ซึ่งเป็นแก๊สเรือนกระจก (Greenhouse gas) ส่งผลกระทบโดยตรงต่อการทำให้เกิดภาวะโลกร้อน (Global warming) โดยการผลิตแก๊สไฮโดรเจนนั้นสามารถผลิตได้หลายกระบวนการ ทั้งกระบวนการทางความร้อน กระบวนการทางเคมีไฟฟ้า และกระบวนการทางชีวภาพ [11] ในโครงการนี้สนใจศึกษาการผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการทางความร้อน ได้แก่ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ กระบวนการออกโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิง และกระบวนการเคมีคอลลูบปิ้งรีฟอร์มมิง โดยการใช้กลีเซอรอลดิบเป็นสารตั้งต้น และใช้น้ำเหนือวิกฤตเป็นตัวทำปฏิกิริยา

2.2 น้ำเหนือวิกฤต (Supercritical water)

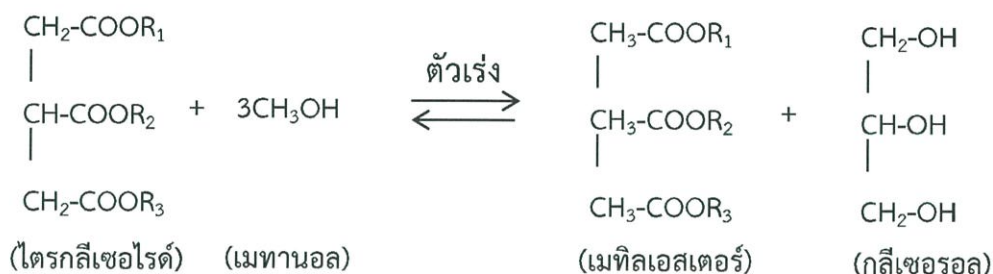


รูปที่ 2.1 แผนผังวัฏภาค (Phase diagram) ของน้ำ [13]

น้ำเหนียววิกฤตเป็นน้ำที่อุณหภูมิและความดันสูงเหนือกว่าจุดวิกฤต โดยมีอุณหภูมิวิกฤต (T_c) เท่ากับ 373.95 องศาเซลเซียส และความดันวิกฤต (P_c) เท่ากับ 218 บรรยากาศ ดังแสดงในรูปที่ 2.1 ทำให้น้ำเหนียววิกฤตมีสมบัติทางกายภาพอยู่ระหว่างแก๊ส และของเหลว เช่น ความหนืดของน้ำเหนียววิกฤตมีค่าต่ำกว่าน้ำที่สภาวะปกติ และค่าการถ่ายเทมวลสาร การควบคุมแพร่ดีกว่าน้ำที่สภาวะปกติ เมื่อน้ำอยู่ในสภาวะเหนียววิกฤต ค่า dielectric constant ของน้ำมีค่าต่ำ ส่งผลต่อการละลายขององค์ประกอบในน้ำเหนียววิกฤต กล่าวคือความสามารถในการละลายขององค์ประกอบที่เป็นสารอินทรีย์จะมีค่าเพิ่มขึ้น ทำให้สารตั้งต้นที่เป็นชีวมวลสามารถละลายในน้ำเหนียววิกฤตได้ดี ดังนั้นเวลาที่ใช้ในการทำปฏิกิริยา และพลังงานที่ต้องใช้ในเครื่องปฏิกรณ์จึงมีค่าลดลง นอกจากนี้แก๊สต่างๆ เช่น คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ มีเทน และไฮโดรเจนละลายได้ดีในน้ำเหนียววิกฤต ต่างกับสารอินทรีย์ที่มีขี้ เช่น กลีโอฟอสเฟตเซียมคลอไรด์ กลีโอฟอสเฟตคลอไรด์ที่ละลายได้น้อยมาก จึงทำให้สามารถแยกสารเหล่านี้ออกจากผลิตภัณฑ์ได้ง่าย นอกจากนี้ในน้ำเหนียววิกฤตมีความเข้มข้นของโปรตอน และไฮดรอกไซด์ไอออนที่สูง เนื่องจากน้ำที่มีอุณหภูมิสูงจะมีค่าคงที่การแตกตัวของน้ำ (K_w) ที่สูงด้วย ส่งผลให้น้ำเหนียววิกฤตประพฤติตัวเหมือนเป็นตัวเร่งกรด หรือเบสในปฏิกิริยาได้ดี กล่าวคือน้ำเหนียววิกฤตสามารถประพฤติตัวเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาของระบบได้ด้วย [2,12]

2.3 กลีเซอรอล (Glycerol)

กลีเซอรอลเป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้จากปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชันของน้ำมันพืชระหว่างกระบวนการผลิตไบโอดีเซลดังแสดงในรูปที่ 2.2 โดยกลีเซอรอลดิบซึ่งเป็นผลพลอยได้จะประกอบด้วยส่วนผสมขององค์ประกอบอื่นๆ เช่น เมทานอล หรือเอทานอล เมทิลเอสเตอร์ น้ำ กลีโอฟอสเฟต กรดไขมันอิสระ และสารอินทรีย์ต่างๆ ดังนั้นกลีเซอรอลดิบจึงมีราคาค่อนข้างถูก ซึ่งการทำกลีเซอรอลดิบให้บริสุทธิ์เพื่อนำไปใช้น้ำอุตสาหกรรมอาหาร ยา พอลิเมอร์ และเครื่องสำอางนั้นต้องนำไปผ่านกระบวนการกลั่นด้วยสูญญากาศ ซึ่งมีค่าใช้จ่ายในการดำเนินการสูง ทำให้ไม่คุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์มากนัก ดังนั้นในปัจจุบันจึงหันมาสนใจการเพิ่มมูลค่าของกลีเซอรอลดิบ โดยการใช้เป็นสารตั้งต้นเพื่อผลิตไฮโดรเจน เนื่องจากในกลีเซอรอลดิบองค์ประกอบส่วนใหญ่เป็นกลีเซอรอล และเมทานอล หรือเอทานอลซึ่งสามารถเกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงได้ผลผลิตเป็นไฮโดรเจนได้เช่นเดียวกัน ดังนั้นจึงไม่จำเป็นต้องทำกลีเซอรอลให้บริสุทธิ์ก่อน [1]



รูปที่ 2.2 ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ิฟิเคชัน (Transesterification)

2.4 กระบวนการผลิตไฮโดรเจน (Hydrogen production)

เทคโนโลยีที่ใช้ในการผลิตไฮโดรเจนมีหลายกระบวนการ ได้แก่ กระบวนการทางความร้อน กระบวนการทางเคมีไฟฟ้า กระบวนการทางชีวภาพ และกระบวนการใช้พลังงานแสง โดยกระบวนการที่ได้รับความนิยม และนำมาศึกษา คือ กระบวนการทางความร้อน โดยในโครงการนี้จะพิจารณากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ กระบวนการออกโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิง และกระบวนการเคมีคอล ลูปปีงรีฟอร์มมิง เพราะทั้ง 3 กระบวนการสามารถใช้น้ำเหนือวิกฤตเป็นตัวทำปฏิกิริยา ซึ่งแต่ละกระบวนการมีรายละเอียดดังนี้

2.4.1 กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ

เป็นกระบวนการป้อนไอน้ำที่อุณหภูมิสูง ความดันสูง และตัวเร่งปฏิกิริยาเข้าทำปฏิกิริยากับสารไฮโดรคาร์บอนในเครื่องปฏิกรณ์ อุณหภูมิของไอน้ำใช้ประมาณ 700 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส และความดันในช่วง 3 ถึง 25 บรรยากาศ สารไฮโดรคาร์บอนที่ใช้ในการทำปฏิกิริยา สามารถใช้ได้หลายชนิด แล้วแต่แหล่งวัตถุดิบของประเทศที่สามารถผลิตได้ เช่น แก๊สธรรมชาติ แก๊สชีวภาพ หรือชีวมวล โดยปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นจะทำให้เกิดแก๊สไฮโดรเจนที่ดึงมาจากน้ำ และสารไฮโดรคาร์บอน ส่วนออกซิเจน และคาร์บอนจะรวมตัวกันอยู่ในรูปของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ [14-15] โดยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยไอน้ำแสดงดังสมการ



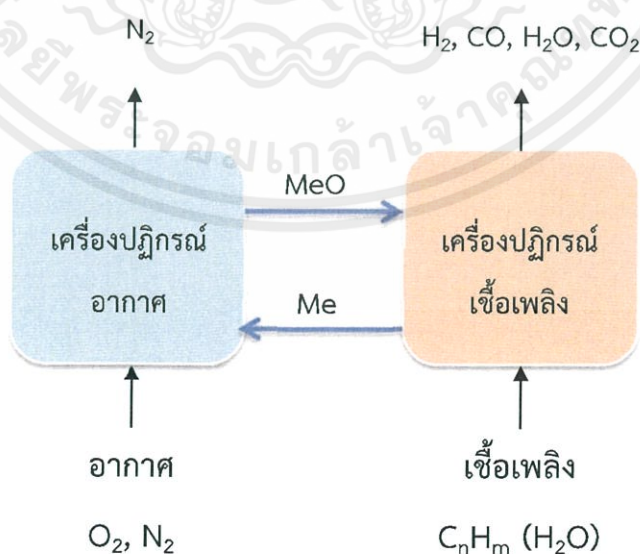
2.4.2 กระบวนการออกโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิง

เป็นกระบวนการที่ผสมผสานกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำกับกระบวนการออกซิเดชันบางส่วนเข้าด้วยกัน โดยการป้อนไอน้ำ และออกซิเจน เพื่อทำปฏิกิริยากับสารไฮโดรคาร์บอนที่สามารถผลิตอัตราส่วนไฮโดรเจนได้มากกว่ากระบวนการออกซิเดชันบางส่วน และใช้พลังงานน้อยกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ [14-15] โดยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยกระบวนการออกโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงแสดงดังสมการ



2.4.3 กระบวนการเคมีคอล ลูปปิงรีฟอร์มมิง

กระบวนการเคมีคอล ลูปปิง เป็นรูปแบบหนึ่งของกระบวนการทางเคมีซึ่งแบ่งออกได้เป็น 2 ประเภทหลัก คือ กรณีที่มีออกซิเจน และกรณีที่มีคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสารที่ถูกส่งผ่านในกระบวนการ แต่ส่วนใหญ่การประยุกต์ใช้งานกับกระบวนการผลิตพลังงานจะใช้กรณีที่มีสารส่งผ่านเป็นออกซิเจน ซึ่งกระบวนการเคมีคอล ลูปปิงแบ่งออกเป็น 2 ส่วนหลัก คือ มีวัสดุของแข็งในกระบวนการทำหน้าที่เป็นตัวพาสารที่ถูกส่งผ่าน (carrier) เพื่อคอยป้อนออกซิเจนที่มีปริมาณเพียงพอต่อการเกิดปฏิกิริยาเคมีที่เกี่ยวข้อง หรือคอยรับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ภายในกระบวนการส่วนที่หนึ่ง จากนั้นวัสดุของแข็งจะถูกส่งเข้าไปในกระบวนการส่วนที่สอง ซึ่งเป็นส่วนของการเติมสารที่ถูกส่งผ่านกลับเข้าไปในโครงสร้างของวัสดุของแข็ง หรือคายสารที่ถูกส่งผ่านออกจากโครงสร้างของวัสดุของแข็งก่อนที่จะวนวัสดุของแข็งกลับเข้าไปในกระบวนการส่วนที่หนึ่งต่อไป



รูปที่ 2.3 กระบวนการเคมีคอล ลูปปิง สำหรับการผลิตแก๊สไฮโดรเจน

การนำกระบวนการเคมีคอล ลูบปีง มาประยุกต์กับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจะมีขั้นตอนของกระบวนการที่เกิดขึ้นดังนี้ คือ เชื้อเพลิงจะเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้กับออกซิเจนที่ได้มาจากวัสดุของแข็งในกระบวนการ ที่เป็นพวกออกไซด์ของโลหะ หรือสารประกอบของโลหะที่มีออกซิเจนเป็นองค์ประกอบ (Me_xO_y) เมื่อผ่านการเกิดปฏิกิริยาดังกล่าว วัสดุของแข็งจะเปลี่ยนรูปกลายเป็นโลหะบริสุทธิ์ (Me) หรือออกไซด์ของโลหะที่มีปริมาณของออกซิเจนลดลง ($\text{Me}_x\text{O}_{y-1}$) จากนั้นโลหะบริสุทธิ์หรือออกไซด์ของโลหะที่มีปริมาณออกซิเจนลดลงถูกนำเข้าสู่ปฏิกิริยาการเติมออกซิเจนด้วยอากาศได้ออกไซด์ของโลหะเดิมที่พร้อมจะนำไปป้อนกลับเข้าสู่กระบวนการในรอบต่อไป ส่วนแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากขั้นตอนนี้จะเป็นแก๊สไนโตรเจน และแก๊สออกซิเจนที่ยังไม่ผ่านการเกิดปฏิกิริยาเคมีดังที่แสดงในรูปที่ 2.3 เมื่อทำการพิจารณาถึงปฏิกิริยาเคมีรวมของทั้งกระบวนการ พบว่าปฏิกิริยาการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นในกระบวนการนี้ยังเหมือนการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงโดยตรงด้วยอากาศ ความร้อนที่ได้รับจะยังมีปริมาณเท่ากับความร้อนที่ได้จากกระบวนการปกติ แต่จะไม่มี การสูญเสียความร้อนเนื่องจากแก๊สไนโตรเจนที่ป้อนเข้าไปกับอากาศในกระบวนการ ทำให้อุณหภูมิการเผาไหม้สูงขึ้น ประสิทธิภาพการเผาไหม้จึงสูงตามไปด้วย กล่าวคือเป็นการหลีกเลี่ยงการสัมผัสกันโดยตรงของเชื้อเพลิงกับอากาศที่จะส่งผลให้ประสิทธิภาพทางความร้อนที่ได้รับลดลง [8]

ตัวอย่างปฏิกิริยารีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยกระบวนการเคมีคอล ลูบปีงรีฟอร์มมิง แสดงดังสมการปฏิกิริยาออกซิเดชัน (Oxidation)



ปฏิกิริยาออกซิเดชัน (Oxidation)



2.5 กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide separation)

เทคโนโลยีที่ใช้ในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีหลายกระบวนการหลักๆ ได้แก่ การดูดซึมทางกายภาพ (Physical absorption) โดยใช้ตัวทำละลายที่เหมาะสมกับแก๊สกรดนั้น การดูดซับทางกายภาพ (Physical adsorption) โดยใช้ตัวดูดซับของแข็ง (Solid adsorbent) และการดูดซึมทางเคมี (Chemical absorption) โดยใช้ตัวทำละลายเพื่อทำปฏิกิริยากับแก๊สกรดนั้น ซึ่งในโครงการนี้จะพิจารณากระบวนการการดูดซับทางกายภาพ โดยอาศัยตัวดูดซับของแข็งที่มีคุณสมบัติพิเศษ คือ มี

พื้นที่ผิวสูง มีความจำเพาะของขนาดรูพรุนที่เหมาะสมที่จะดูดสารปนเปื้อนนั่น และหมู่ฟังก์ชันจำเพาะที่จะยอมให้สารปนเปื้อนมาดูดซับเป็นพิเศษ ซึ่งตัวดูดซับกลุ่มนี้จะเป็นโมเลกุลควิลาร์ซีฟ (Molecular sieves) และถ่านกัมมันต์ (Activated carbons) โดยในโครงการนี้เลือกใช้แคลเซียมออกไซด์ (CaO) เป็นตัวดูดซับของแข็ง การทำงานจะมีลักษณะแบบ 2 หอควบคู่กันไป เพื่อให้มีการฟื้นฟูตัวดูดซับ (Regeneration) ไปพร้อมกันดังแสดงในรูปที่ 2.4 ซึ่งข้อดีของการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ คือ การที่แก๊สผลิตภัณฑ์มีความเข้มข้นของไฮโดรเจนสูงขึ้น และช่วยลดปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์ด้วย [16]

ตัวอย่างปฏิกิริยาที่เกิดในกระบวนการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แสดงได้ดังสมการ

ปฏิกิริยาคาร์บอนเนชั่น (Carbonation)

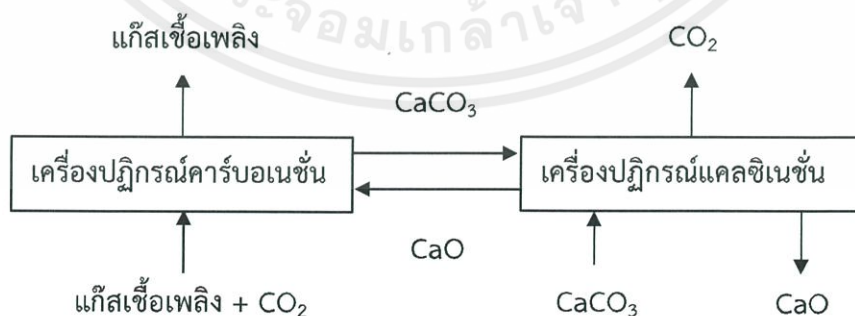


ปฏิกิริยาแคลซิเนชั่น (Calcination)



2.6 เซลล์เชื้อเพลิงสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน (Proton exchange membrane fuel cells, PEMFC)

เซลล์เชื้อเพลิง คือ อุปกรณ์ที่ใช้ในการผลิตไฟฟ้ากระแสตรง โดยอาศัยการเกิดปฏิกิริยาระหว่างออกซิเจนกับไฮโดรเจน ซึ่งปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นสามารถเปลี่ยนไปเป็นพลังงานไฟฟ้าได้โดยตรง ไม่จำเป็นต้องผ่านกระบวนการเผาไหม้เหมือนกับกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยวิธีอื่น ผลพลอยได้จากการผลิตกระแสไฟฟ้า คือ น้ำบริสุทธิ์ และพลังงานความร้อน จึงไม่ก่อให้เกิดมลภาวะต่อสิ่งแวดล้อม

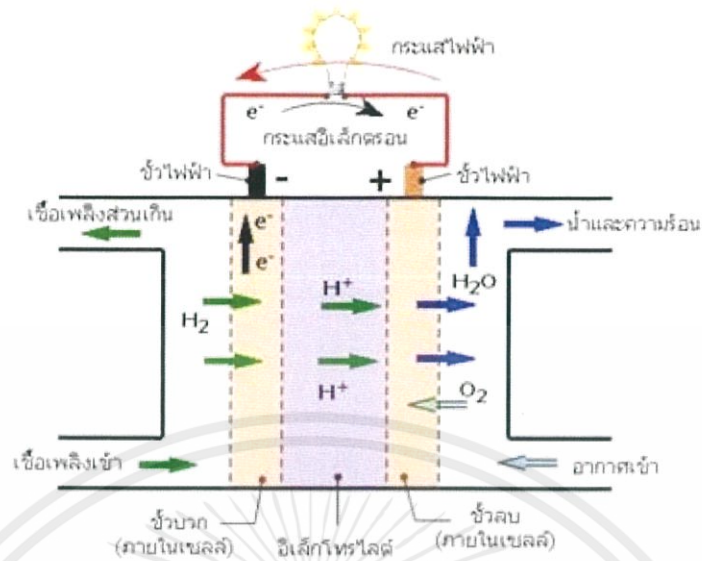


รูปที่ 2.4 กระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) โดยใช้แคลเซียมออกไซด์ (CaO) [17]

องค์ประกอบหลักที่สำคัญของเซลล์เชื้อเพลิง ได้แก่ ขั้วอิเล็กโทรด (Electrode) ที่ประกอบด้วยขั้วแคโทด (Cathode) และขั้วแอโนด (Anode) ซึ่งขั้วทั้งสองนี้ถูกคั่นด้วยสารพาประจุหรืออิเล็กโทรไลต์ (Electrolyte) การทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงเกิดขึ้นได้เมื่อมีการเติมเชื้อเพลิง โดยป้อนแก๊สไฮโดรเจนเข้าไปที่ขั้วแอโนด และป้อนแก๊สออกซิเจนจากอากาศเข้าไปที่ขั้วแคโทด อะตอมของแก๊สไฮโดรเจนจะเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงทางขั้วแอโนด ถูกออกซิไดซ์แตกตัวให้โปรตอน (H^+) และถูกปฏิกิริยาทางเคมีดึงอิเล็กตรอน (e^-) ออกมาทำให้ไฮโดรเจนอะตอมอยู่ในสภาวะไอออไนซ์ (Ionized) ซึ่งโปรตอนจะเคลื่อนที่ผ่านสารพาประจุไปยังขั้วแคโทด ในขณะที่อิเล็กตรอนเคลื่อนที่ผ่านวงจรภายนอกเซลล์ไปยังขั้วแคโทดเพื่อรีดิวซ์แก๊สออกซิเจน พร้อมให้กระแสไฟฟ้าออกมา ซึ่งโปรตอนจะเคลื่อนที่จากขั้วแอโนดผ่านอิเล็กโทรไลต์แล้วเกิดการรวมตัวกับโมเลกุลของออกซิเจนที่ขั้วแคโทดได้ผลผลิตเป็นน้ำบริสุทธิ์ และความร้อน

เซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน เรียกอีกอย่างว่า เซลล์เชื้อเพลิงชนิดเยื่ออิเล็กโทรไลต์พอลิเมอร์ (Polymer Electrolyte Membrane) เป็นเซลล์เชื้อเพลิงชนิดที่ใช้แผ่นโพลิเมอร์ (Polymer) บางๆ เป็นตัวพาประจุ ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ขั้วไฟฟ้าที่นิยมใช้กันมาก คือ แพลทินัมหรือแพลทินัมผสมโลหะบางชนิด อุณหภูมิการทำงานอยู่ในช่วง 40 ถึง 80 องศาเซลเซียส มีประสิทธิภาพในการใช้ผลิตพลังงานไฟฟ้าประมาณ 53 ถึง 58 เปอร์เซ็นต์ เซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้มีความทนทาน กะทัดรัด และน้ำหนักเบาจึงนิยมนำไปใช้กับยานพาหนะต่างๆ โดยการใช้เซลล์เชื้อเพลิงชนิดเยื่อแลกเปลี่ยนโปรตอนนั้นมีข้อจำกัดในการใช้งานอยู่หลายประการตั้งแต่ต้นทุนในการผลิตเซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้ยังมีราคาสูงอยู่ เนื่องจากขั้วไฟฟ้าที่ใช้ทำจากแพลทินัมจึงมีราคาค่อนข้างสูง โดยจำเป็นต้องใช้เชื้อเพลิงไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูง [19-20] รวมถึงมีข้อจำกัดด้านปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เจือปนต้องมีไม่เกิน 50 ส่วนในล้านส่วน [21] เนื่องจากแพลทินัมนั้นมีความไวต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ ดังนั้นถ้ามีปริมาณมากจะส่งผลให้ขั้วไฟฟ้าเสื่อมได้ง่าย และรูปที่ 2.5 แสดงหลักการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน ซึ่งปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในเซลล์เชื้อเพลิงแสดงได้ดังนี้





รูปที่ 2.5 เซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน [18]

2.7 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.7.1 การผลิตไฮโดรเจนจากกลีเซอรอลด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิง

Gutiérrez Ortiz F.J. และคณะ [2] ศึกษาการผลิตไฮโดรเจนจากกลีเซอรอลดิบ และกลีเซอรอลบริสุทธิ์ด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตโดยใช้ซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ เพื่อวิเคราะห์หาวิธีการทางเทอร์โมไดนามิกส์ที่เหมาะสมที่สุดที่ใช้ในการจำลองกระบวนการภายใต้สภาวะน้ำเหนือวิกฤต ซึ่งพบว่าสมการสถานะ Predictive Soave-Redlich-Kwong (PSRK) มีความเหมาะสมที่สุดในการคำนวณทางเทอร์โมไดนามิกส์ เนื่องจากมีความแม่นยำในการทำนายปฏิกิริยาที่เกิดใน 2 เฟส และสารผสมที่เกิดจากสารมีซิว และมีซิว เช่น กลีเซอรอลและน้ำ นอกจากนี้ยังศึกษาปัจจัยที่ส่งผลต่อการผลิตไฮโดรเจน ตลอดจนวิเคราะห์หาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดเพื่อให้ได้ร้อยละผลได้ของไฮโดรเจนสูงสุด พบว่าภาวะดำเนินงานที่ให้ร้อยละผลได้ของไฮโดรเจนสูงที่สุดซึ่งมีค่าเท่ากับ 97.2 คือ อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และความเข้มข้นของกลีเซอรอลในสายป้อนเท่ากับร้อยละ 1 โดยโมล โดยถ้าพิจารณาอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนจะพบว่าการใช้กลีเซอรอลบริสุทธิ์เป็นสารตั้งต้นจะทำให้ผลิตไฮโดรเจนได้มีปริมาณสูงสุด แต่หากพิจารณาความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน พบว่าการใช้กลีเซอรอลดิบเป็นสารตั้งต้นจะทำให้ได้ไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูงกว่า ดังนั้นในโครงการนี้จึงเลือกที่จะนำกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำมาเปรียบเทียบ เนื่องจากเป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพ และสามารถผลิต

ไฮโดรเจนได้ในปริมาณสูง โดยเลือกใช้กลีเซอรอลดิบเป็นสารตั้งต้น เนื่องจากต้องการให้ได้ร้อยละผลได้ของไฮโดรเจนสูงสุด อีกทั้งกลีเซอรอลดิบยังมีราคาที่ถูกกว่ากลีเซอรอลบริสุทธิ์ด้วย

Gutiérrez Ortiz F.J. และคณะ [5] ศึกษาการผลิตไฮโดรเจนจากกลีเซอรอลดิบ และกลีเซอรอลบริสุทธิ์ด้วยกระบวนการออกโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิง โดยใช้ น้ำ เหนือวิกฤตเป็นตัวทำปฏิกิริยา และทำการศึกษาโดยใช้ซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ เพื่อวิเคราะห์หาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม และปัจจัยที่ส่งผลต่อการผลิตไฮโดรเจน ซึ่งขอบเขตที่ใช้ในการศึกษา ได้แก่ ช่วงอุณหภูมิที่ใช้ทำปฏิกิริยา 400 ถึง 1000 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำต่อกลีเซอรอลตั้งแต่ 5 ถึง 99 ช่วงความดัน 200 ถึง 300 บรรยากาศ พบว่ากลีเซอรอลดิบจะให้ร้อยละผลได้ของไฮโดรเจนสูงกว่ากลีเซอรอลบริสุทธิ์ แม้ว่าจะได้อัตราการไหลของไฮโดรเจนต่ำกว่าก็ตาม โดยภาวะที่เหมาะสมที่ใช้ดำเนินการที่ให้ร้อยละผลได้ของไฮโดรเจนเป็น 88.4 คือ ให้ทำปฏิกิริยาที่ 900 องศาเซลเซียส โดยมีอัตราส่วนโดยโมลของน้ำต่อกลีเซอรอลเป็น 99 และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเป็น 0.41 จากงานวิจัยนี้ทำให้ทราบขอบเขตที่ใช้ศึกษาในการทำปฏิกิริยา ดังนั้นในโครงการนี้จึงนำกระบวนการออกโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงมาดำเนินการเปรียบเทียบกับ เพราะเป็นกระบวนการที่น่าสนใจ เนื่องจากไม่ต้องป้อนพลังงานจากภายนอก และสามารถให้ร้อยละผลได้ของไฮโดรเจนที่สูงกว่ากระบวนการออกซิเดชันบางส่วน

Phanicha T. และคณะ [6] ศึกษากระบวนการผลิตไฮโดรเจนจากกลีเซอรอลด้วยกระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้ง รีฟอร์มมิงโดยใช้ซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ ซึ่งจะใช้นิกเกิลออกไซด์ (NiO) เป็นของแข็งที่ใช้เป็นตัวพาออกซิเจน (oxygen carrier) โดยจะเปรียบเทียบระหว่างกระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงแบบที่มี และไม่มีแคลเซียมออกไซด์ (CaO) เป็นตัวดูดซับของแข็ง โดยพิจารณาปัจจัยที่มีผลต่อการผลิตไฮโดรเจน และการใช้พลังงานในการดำเนินงาน พบว่าเพื่อที่จะทำให้ได้ร้อยละผลได้ของไฮโดรเจนสูง และบริสุทธิ์นั้นสามารถทำได้โดยนำแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ผลิตได้ไปผ่านกระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ โดยภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุด คือ การรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิ 580 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำต่อกลีเซอรอล คือ 3.2 อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลต้องมากกว่า 2.6 เพื่อให้จับคาร์บอนไดออกไซด์ได้หมด และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล คือ 1.84 แต่ถ้าพิจารณาถึงการใช้พลังงาน อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่เหมาะสมจะเป็น 1.87 ดังนั้นในโครงการนี้จึงได้มีการนำกระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงมาเปรียบเทียบกับ เนื่องจากเป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพในการผลิตไฮโดรเจน และเป็น

กระบวนการที่หลีกเลี่ยงการสัมผัสกันโดยตรงของเชื้อเพลิงกับอากาศ จะไม่มีการสูญเสียความร้อน เนื่องจากแก๊สไนโตรเจนที่ป้อนเข้าไปกับอากาศในกระบวนการ ทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้สูง

Galera S. และคณะ [22] ได้ศึกษากระบวนการผลิตไฮโดรเจนจากกลีเซอรอลโดยใช้ซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ โดยทำการเปรียบเทียบ 2 กระบวนการผลิตได้แก่ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต และกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต เพื่อใช้เป็นแนวทางสำหรับแผนในอนาคตสำหรับการสร้างโรงงานไฟฟ้า โดยนำไปผลิตกระแสไฟฟ้าจากเอกซ์เพนเดอร์ (expander) และเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน ซึ่งจะพิจารณาถึงปริมาณกระแสไฟฟ้าที่สามารถผลิตได้จากแต่ละกระบวนการเปรียบเทียบกับราคาในเชิงเศรษฐศาสตร์ ได้แก่ ราคาค่าก่อสร้าง และราคาในการดำเนินการผลิต พบว่าสำหรับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตสามารถผลิตกระแสไฟฟ้าได้ 718.4 กิโลวัตต์ และไฮโดรเจนได้ 58.6 กิโลกรัมต่อชั่วโมง แต่หากนำไฮโดรเจนทั้งหมดไปผลิตกระแสไฟฟ้าผ่านเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน จะคิดประสิทธิภาพในการผลิตพลังงานเป็น 35.8 เปอร์เซ็นต์ และสำหรับกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตสามารถผลิตกระแสไฟฟ้าได้ 711.2 กิโลวัตต์ และไฮโดรเจนได้ 59.5 กิโลกรัมต่อชั่วโมง แต่หากนำไฮโดรเจนทั้งหมดไปผลิตกระแสไฟฟ้าผ่านเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน จะคิดประสิทธิภาพในการผลิตพลังงานเป็น 36 เปอร์เซ็นต์ ดังนั้นทางด้านพลังงานสามารถสรุปได้ว่ากระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตดีกว่า แต่หากพิจารณาเรื่องราคาแล้วกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตมีราคาที่สูงกว่า ดังนั้นในโครงการนี้จึงได้เลือกนำกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต และกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตมาใช้ในการพิจารณา เนื่องจากเป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพในการผลิตไฮโดรเจนเมื่อเปรียบเทียบกับเทคโนโลยีพลังงานทดแทนชนิดอื่น และพิจารณากระบวนการเคมีคอล ลูปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตร่วมด้วย โดยนำมาเปรียบเทียบกันทั้งในด้านประสิทธิภาพในการผลิตไฮโดรเจน รวมถึงพลังงานที่ต้องใช้สำหรับแต่ละกระบวนการ เนื่องจากการศึกษาโดยเปรียบเทียบ ทั้ง 3 กระบวนการนี้ยังไม่ได้รับการศึกษามากนัก

2.7.2 การผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงร่วมกับกระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์

Likkasith C. และคณะ [23] ศึกษากระบวนการผลิตไฮโดรเจนจากมีเทนด้วยการใช้ซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ โดยเปรียบเทียบระหว่างกระบวนการที่มี และไม่มีการจับคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งเลือกใช้แคลเซียมออกไซด์เป็นตัวดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากมี

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ราคาที่ถูก สามารถหาได้ง่าย และมีความสามารถในการดูดซับสูง ในงานวิจัยนี้ได้ทำการวิเคราะห์หาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม และปัจจัยที่ส่งผลต่อการผลิตไฮโดรเจน พบว่าสำหรับกระบวนการที่ไม่มีการจับคาร์บอนไดออกไซด์จะมีความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนเป็น 78 เปอร์เซ็นต์ โดยป้อนอัตราส่วนโดยโมลของน้ำต่อคาร์บอนเป็น 6 ทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 627 องศาเซลเซียส สำหรับกระบวนการที่มีการจับคาร์บอนไดออกไซด์จะมีความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนเป็น 99 เปอร์เซ็นต์ โดยป้อนอัตราส่วนโดยโมลของน้ำต่อคาร์บอนเป็น 5 ทำปฏิกิริยาในช่วงอุณหภูมิ 427 ถึง 577 องศาเซลเซียส ซึ่งมีข้อดีกว่ากระบวนการที่ไม่มีการจับคาร์บอนไดออกไซด์ คือ สามารถผลิตไฮโดรเจนได้มีความบริสุทธิ์มากกว่า โดยใช้ น้ำ และอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาน้อยกว่า นอกจากนี้ยังใช้พลังงานน้อยกว่าด้วย จากการศึกษาข้างต้นจึงเป็นเหตุให้ในโครงการนี้เลือกใช้แคลเซียมออกไซด์เป็นตัวดูดซับในกระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อเพิ่มความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ และเพื่อลดพลังงานที่ต้องใช้ในการดำเนินงาน

Yunhua L. และคณะ [10] ศึกษากระบวนการผลิตไฮโดรเจนจากกลีเซอรอลพร้อมกับกระบวนการจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยอาศัยการวิเคราะห์ทางเทอร์โมไดนามิกส์ ในงานวิจัยนี้ใช้แคลเซียมออกไซด์ ตัวดูดซับของแข็งเป็นตัวดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยทำการวิเคราะห์หาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไฮโดรเจนให้มีความบริสุทธิ์ที่สูงพอเพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอนที่มีข้อจำกัดเรื่องความบริสุทธิ์ของเชื้อเพลิงไฮโดรเจน และความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ พบว่าภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุด คือ ดำเนินการผลิตที่อุณหภูมิ 627 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำต่อกลีเซอรอลเป็น 4 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเป็น 10 จะทำให้ได้ความเข้มข้นไฮโดรเจน 96.80 เปอร์เซ็นต์ ความเข้มข้นคาร์บอนมอนอกไซด์ 0.73 เปอร์เซ็นต์ และไม่เกิดถ่านโค้ก ซึ่งจากงานวิจัยนี้จะเห็นได้ว่าการใช้แคลเซียมออกไซด์เป็นตัวดูดซับ จะสามารถลดได้ทั้งปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ โดยแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะเหมาะสมกับการนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน

วรรัตน์ รัตนชัย [19] ศึกษากระบวนการระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน และแบบภายนอกกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูงโดยใช้ซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ โดยทำการวิเคราะห์หาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไฮโดรเจนเพื่อนำไปใช้ในการผลิตไฟฟ้า พบว่าภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดสำหรับระบบที่มีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน คือ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ

10 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 2 โดยใช้ความร้อนทั้งหมด 4.79 กิโลจูลต่อวินาที ซึ่งสามารถผลิตแก๊สไฮโดรเจนได้ 87 เปอร์เซ็นต์โดยโมล สำหรับภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดสำหรับระบบที่มีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก คือ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 20 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 1 โดยใช้ความร้อนทั้งหมด 8.64 กิโลจูลต่อวินาที ซึ่งสามารถผลิตแก๊สไฮโดรเจนได้ 75 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ดังนั้นในโครงการนี้จึงเลือกใช้ระบบที่มีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน เพื่อให้สามารถผลิตแก๊สไฮโดรเจนให้มีร้อยละผลได้สูงที่สุด

2.7.3 การผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต

Wongsakulphasatch S. และคณะ [24] ศึกษากระบวนการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (fuel gas, H_2+CO) จากไบโอเอทานอล (Bioethanol) เพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง (solid oxide fuel cell) โดยการเปรียบเทียบ 2 กระบวนการผลิต ได้แก่ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ และกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต รวมถึงการวิเคราะห์หาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมและปัจจัยที่ส่งผลต่อการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง พบว่าภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ คือ ที่ความดัน 1 บรรยากาศ อุณหภูมิ 577 องศาเซลเซียส และสายป้อนมีอัตราส่วนโดยโมลของเอทานอลต่อไอน้ำเท่ากับ 1 ต่อ 20 ซึ่งภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต คือ ที่ความดัน 218 บรรยากาศ อุณหภูมิ 1,027 องศาเซลเซียส และสายป้อนมีอัตราส่วนโดยโมลของเอทานอลต่อไอน้ำเท่ากับ 1 ต่อ 20 โดยเมื่อเปรียบเทียบระหว่าง 2 กระบวนการแล้วจะได้ว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจะต้องสิ้นเปลืองพลังงานมากกว่าในการดำเนินงานที่ภาวะอุณหภูมิ และความดันสูง แต่หากมองว่ามีกังหันแก๊ส (turbine) เพิ่มจะได้พลังงานกลับคืนมามากกว่า และถ้ามองในภาพรวมจะได้ว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจะใช้พลังงานในการดำเนินงานน้อยกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ และมีข้อดีที่เหนือกว่าอีก คือ เกิดปฏิกิริยาเร็ว และมีสมรรถนะการเลือก (selectivity) สำหรับไฮโดรเจนที่สูงทำให้สามารถแยกผลิตภัณฑ์ออกโดยง่าย ดังนั้นในโครงการนี้จึงได้เลือกกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต เนื่องจากมีข้อดีที่เป็นตัวทำลายอินทรีย์ ดังนั้นจึงผสมเข้ากับสารประกอบอินทรีย์ได้ดี กล่าวคือพลังงานที่ต้องใช้ในเครื่องปฏิกรณ์จึงมีค่าลดลง และยังประหยัดตัวเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาของระบบได้ด้วยทำให้มีความน่าสนใจว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำที่สภาวะ

ปกติ อีกทั้งในโครงการนี้ยังได้จำลองกระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงโดยใช้น้ำเหนือวิกฤตด้วย ซึ่งถือว่าเป็นกระบวนการใหม่ในการผลิตไฮโดรเจนที่น่าสนใจ และยังไม่ได้รับการศึกษามากนัก



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 3

วิธีการดำเนินงาน

โครงการวิจัยนี้มุ่งเน้นที่จะศึกษา และเปรียบเทียบกระบวนการผลิตไฮโดรเจน 3 กระบวนการ ได้แก่ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ กระบวนการออกโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิง และกระบวนการเคมีคอล ลูปีงรีฟอร์มมิง โดยใช้น้ำเหนือวิกฤต พร้อมทั้งหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่ใช้ในการผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากกลีเซอรอล เพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน โดยแบ่งวิธีการดำเนินงานออกเป็น 2 ส่วน ได้แก่ การสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนทั้ง 3 กระบวนการโดยใช้น้ำเหนือวิกฤตพร้อมกับกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ ซึ่งแสดงในหัวข้อที่ 3.1 และในหัวข้อที่ 3.2 จะกล่าวถึงวิธีการจำลองกระบวนการ

3.1 การจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจน

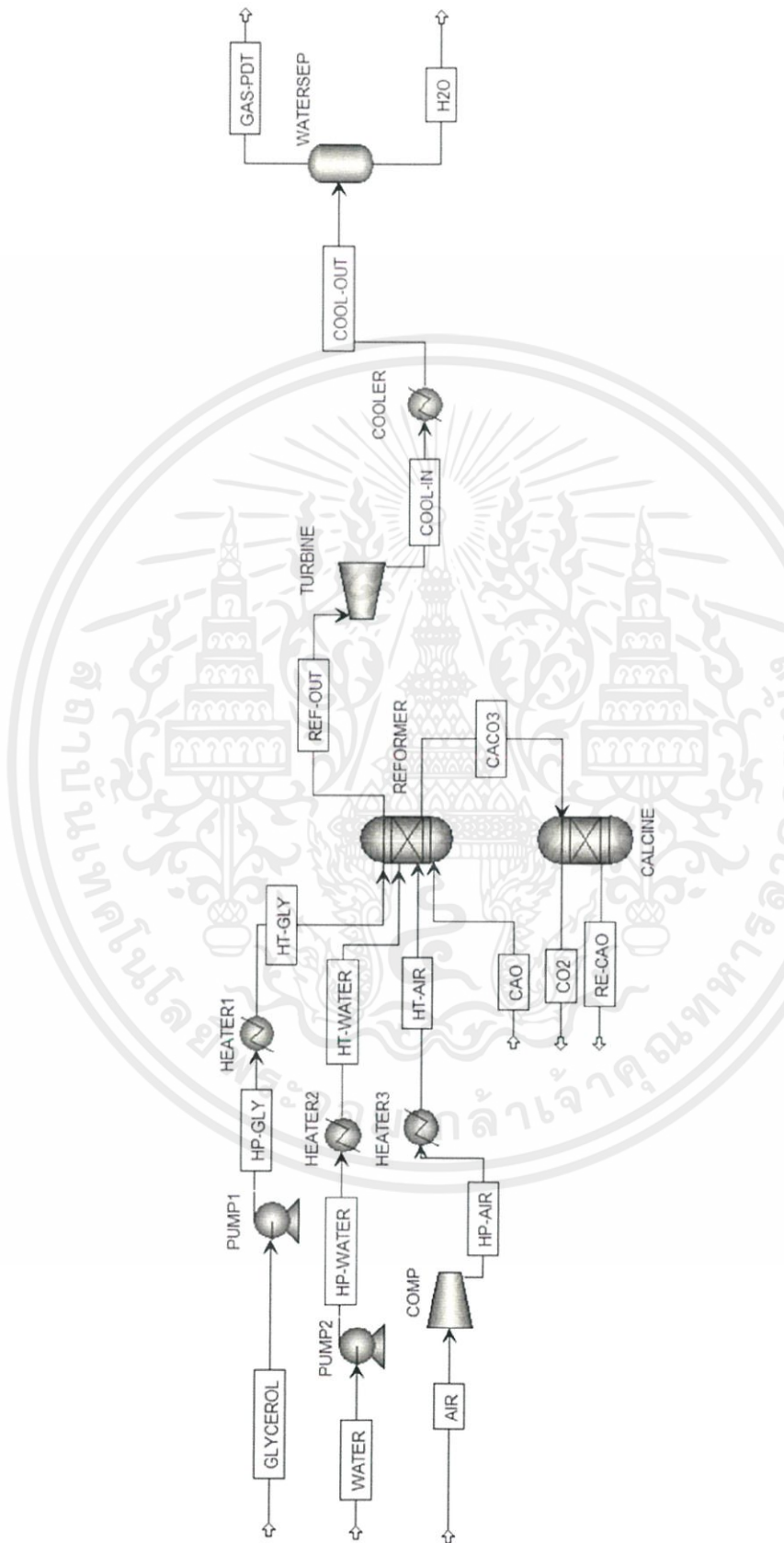
3.1.1 กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต

รูปที่ 3.1 แสดงแผนภาพ (Flowsheet) ของแบบจำลองการผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต โดยเริ่มต้นจากกลีเซอรอลดิบ (GLYCEROL) จะถูกป้อนเข้าปั๊ม (PUMP1) และเครื่องให้ความร้อน (HEATER1) เพื่อเพิ่มความดัน และอุณหภูมิของกลีเซอรอลก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ให้เท่ากับที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยาแล้วจึงป้อนเข้าสู่เครื่องรีฟอร์มเมอร์ (REFORMER) ซึ่งน้ำเหนือวิกฤตจะเริ่มโดยป้อนน้ำ (WATER) เข้าปั๊ม (PUMP2) และเครื่องให้ความร้อน (HEATER2) เพื่อเพิ่มความดัน และอุณหภูมิของน้ำก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ และตัวดูดซับ คือ แคลเซียมออกไซด์ (CAO) จะถูกป้อนเข้าเครื่อง รีฟอร์มเมอร์เพื่อให้เกิดการดูดซับแบบภายใน คือให้เกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงไปพร้อมกับการเกิดปฏิกิริยาคาร์บอนเนชั่นในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ จากนั้นผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการทำปฏิกิริยาจะออกจากเครื่องรีฟอร์มเมอร์ (REF-OUT) และถูกลดความดันด้วยกังหันแก๊ส (TURBINE) จากนั้นจะถูกลดอุณหภูมิด้วยเครื่องทำความเย็น (COOLER) โดยสายที่ออกมาจากเครื่องทำความเย็น (COOL-OUT) จะถูกส่งต่อไปแยกน้ำออกจากแก๊สที่เครื่องแยกน้ำ (WATERSEP) ซึ่งแก๊สผลิตภัณฑ์ (GAS-PDT) จะถูกแยกออกที่ด้านบนของเครื่องแยกน้ำ และน้ำ (H₂O) จะถูกปล่อยออกทางด้านล่างของเครื่องแยก โดยแคลเซียมคาร์บอเนต (CACO₃) ที่ออกมาจากเครื่องรีฟอร์มเมอร์ ซึ่งเกิดจากแคลเซียมออกไซด์ที่ผ่านกระบวนการดูดซับ

คาร์บอนไดออกไซด์มาแล้วนั้นจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์แคลซิเนชัน (CALCINE) และทำการคืนสภาพ (regenerate) ให้กับแคลเซียมออกไซด์โดยการให้ความร้อนกับแคลเซียมคาร์บอเนต เพื่อให้สามารถนำแคลเซียมออกไซด์กลับมาใช้ในกระบวนการดูดซับได้อีกครั้ง

3.1.2 กระบวนการอโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต

กระบวนการอโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตนั้นมีความแตกต่างจากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต คือ ออกซิเจนจะถูกป้อนเข้าไปทำปฏิกิริยารีฟอร์มมิงภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ในรูปแบบของอากาศด้วย โดยเริ่มต้นกลีเซอรอลดิบ (GLYCEROL) จะถูกป้อนเข้าปั๊ม (PUMP1) และเครื่องให้ความร้อน (HEATER1) เพื่อเพิ่มความดัน และอุณหภูมิของกลีเซอรอลก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ให้เท่ากับที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยาแล้วจึงป้อนเข้าสู่เครื่องรีฟอร์มเมอร์ (REFORMER) โดยน้ำเหนือวิกฤตจะเริ่มจากน้ำ (WATER) ที่ถูกป้อนเข้าปั๊ม (PUMP2) และเครื่องให้ความร้อน (HEATER2) เพื่อเพิ่มความดัน และอุณหภูมิของน้ำก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ส่วนออกซิเจนถูกป้อนเป็นอากาศ (AIR) โดยจะถูกเพิ่มความดัน และอุณหภูมิผ่านคอมเพรสเซอร์ (COMP) และเครื่องให้ความร้อน (HEATER3) แล้วจึงป้อนเข้าสู่เครื่องรีฟอร์มเมอร์เพื่อทำปฏิกิริยารีฟอร์มมิง โดยตัวดูดซับ คือ แคลเซียมออกไซด์ (CAO) จะถูกป้อนไปในเครื่องรีฟอร์มเมอร์เพื่อให้เกิดการดูดซับแบบภายใน ซึ่งผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการทำปฏิกิริยาจะออกจากเครื่องรีฟอร์มเมอร์ (REF-OUT) และถูกลดความดันด้วยกังหันแก๊ส (TURBINE) จากนั้นจะถูกป้อนเข้าเครื่องทำความเย็น (COOLER) เพื่อลดอุณหภูมิ โดยสายที่ออกมาจากเครื่องทำความเย็น (COOL-OUT) จะถูกส่งต่อไปแยกน้ำออกจากแก๊สที่เครื่องแยกน้ำ (WATERSEP) ซึ่งแก๊สผลิตภัณฑ์ (GAS-PDT) จะถูกแยกออกที่ด้านบนของเครื่องแยกน้ำ และน้ำ (H₂O) จะถูกปล่อยออกทางด้านล่างของเครื่องแยก โดยแคลเซียมคาร์บอเนต (CACO₃) ที่ออกมาจากเครื่องรีฟอร์มเมอร์ ซึ่งเกิดจากแคลเซียมออกไซด์ที่ผ่านกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์มาแล้วนั้นจะถูกให้ความร้อนผ่านเครื่องปฏิกรณ์แคลซิเนชัน (CALCINE) เพื่อทำการคืนสภาพ (regenerate) ให้กับแคลเซียมออกไซด์ และสามารถนำกลับมาใช้ในกระบวนการดูดซับได้อีกครั้ง โดยแผนภาพ (Flowsheet) ของแบบจำลองการผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการอโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตแสดงได้ดังรูปที่ 3.2

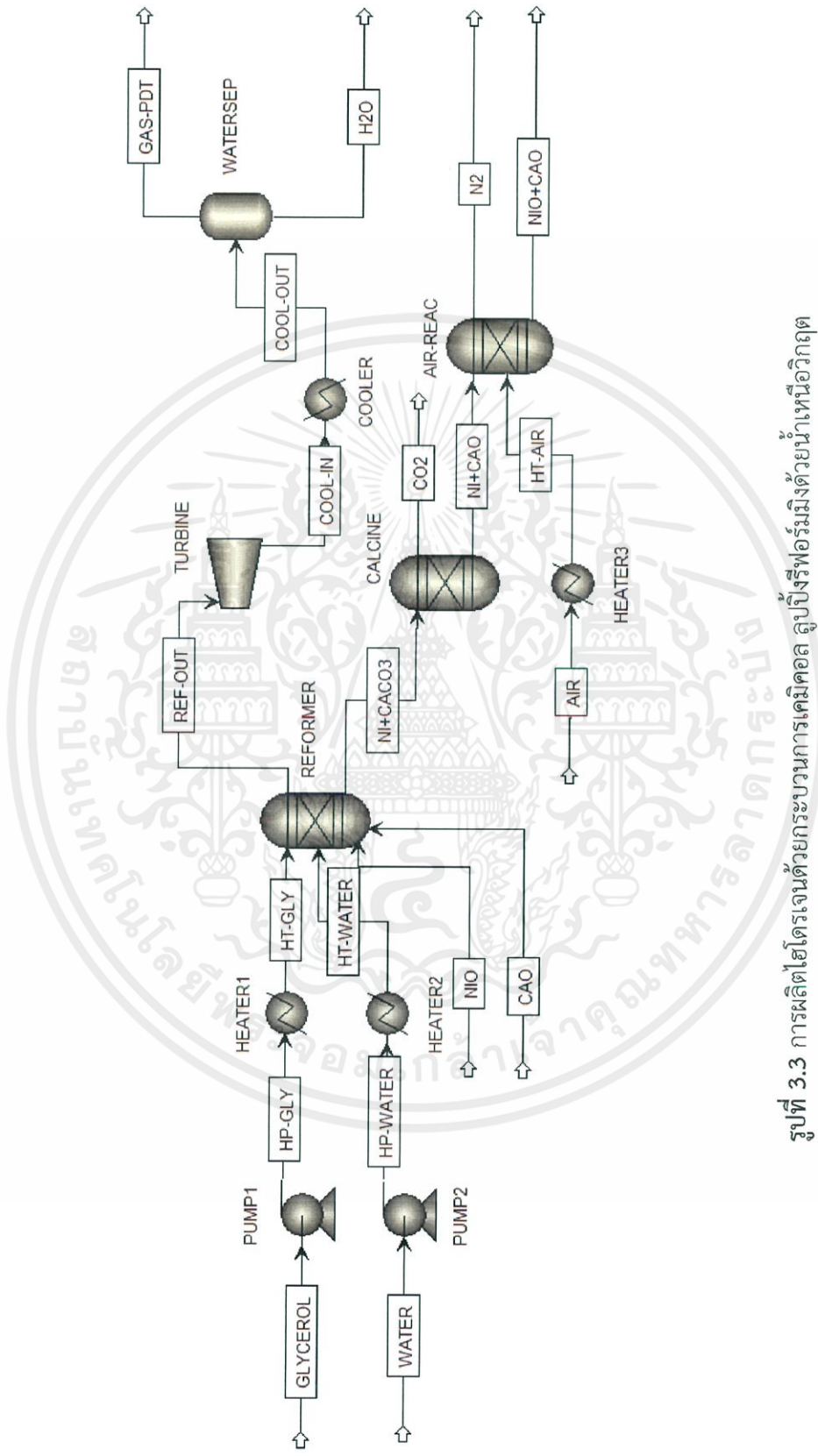


รูปที่ 3.2 การผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการออกไซด์รีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำแทนเอทิลแอลกอฮอล์

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.1.3 กระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต

กระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต จะป้อนสารตั้งต้นเป็นกลีเซอรอลดิบ น้ำเหนือวิกฤต และออกซิเจน ซึ่งมีความคล้ายกับกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต โดยเริ่มต้นจากกลีเซอรอลดิบ (GLYCEROL) จะถูกป้อนเข้าปั๊ม (PUMP1) และเครื่องให้ความร้อน (HEATER1) เพื่อเพิ่มความดัน และอุณหภูมิของกลีเซอรอลก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ให้เท่ากับที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยาแล้วจึงป้อนเข้าสู่เครื่องรีฟอร์มเมอร์ (REFORMER) โดยน้ำเหนือวิกฤต จะเริ่มจากน้ำ (WATER) จะถูกความดัน และอุณหภูมิผ่านปั๊ม (PUMP2) และเครื่องให้ความร้อน (HEATER2) ก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ส่วนออกซิเจนจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องรีฟอร์มเมอร์โดยใช้วัสดุของแข็ง คือ นิกเกิลออกไซด์ (NIO) เป็นตัวพาออกซิเจน ซึ่งจะแตกต่างจากกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่ป้อนออกซิเจนในรูปแบบของอากาศ และตัวดูดซับ คือ แคลเซียมออกไซด์ (CAO) จะถูกป้อนเข้าเครื่องรีฟอร์มเมอร์เพื่อให้เกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงไปพร้อมกับการเกิดปฏิกิริยาคาร์บอนเนชั่น โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการทำปฏิกิริยารีฟอร์มมิงจะออกจากเครื่องรีฟอร์มเมอร์ (REF-OUT) จากนั้นจะถูกลดความดัน และอุณหภูมิด้วยกังหันแก๊ส (TURBINE) และเครื่องทำความเย็น (COOLER) ซึ่งแก๊สที่ออกมาจากเครื่องทำความเย็น (COOL-OUT) จะถูกส่งต่อไปแยกน้ำออกจากแก๊สที่เครื่องแยกน้ำ (WATERSEP) ซึ่งแก๊สผลิตภัณฑ์ (GAS-PDT) จะถูกแยกออกที่ด้านบนของเครื่องแยกน้ำ และน้ำ (H₂O) จะถูกปล่อยออกทางด้านล่างของเครื่องแยก โดยนิกเกิล (NI) และแคลเซียมคาร์บอเนต (CaCO₃) ที่ออกมาจากเครื่องรีฟอร์มเมอร์หลังจากผ่านการทำปฏิกิริยา และการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ตามลำดับ จะถูกให้ความร้อนโดยเครื่องปฏิกรณ์แคลซิเนชั่น (CALCINE) เพื่อทำการคืนสภาพให้กับแคลเซียมออกไซด์ จากนั้นแคลเซียมออกไซด์ และนิกเกิลจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์อากาศ (AIR-REAC) เพื่อทำการคืนสภาพให้กับนิกเกิลออกไซด์ โดยการป้อนอากาศเข้าไปทำปฏิกิริยาออกซิเดชัน (Oxidation) ทำให้สามารถนำนิกเกิลออกไซด์ และแคลเซียมออกไซด์กลับมาใช้งานได้อีกครั้ง ซึ่งแผนภาพ (Flowsheet) ของแบบจำลองการผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตแสดงได้ดังรูปที่ 3.3



รูปที่ 3.3 การผลิตไนโคเตอเจนด้วยกระบวนการเคมิกอล ลูบิ๊งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.1.4 รายละเอียดของกระบวนการผลิตไฮโดรเจน

3.1.4.1 สารตั้งต้น (Feed)

ก. ก๊าซเซอร์บอลดิบ

ก๊าซเซอร์บอลดิบประกอบด้วยส่วนผสมขององค์ประกอบอื่นๆ เช่น เมทานอล หรือ เอทานอล เมทิลเอสเทอร์ น้ำ เกลืออนินทรีย์ กรดไขมันอิสระ และสารอินทรีย์ต่างๆ ดังนั้นเพื่อลดผลกระทบที่จะเกิดขึ้นกับอุปกรณ์ ในโครงการนี้จึงกำหนดให้ก๊าซเซอร์บอลดิบที่นำมาป้อนนั้นผ่านการบำบัดเบื้องต้น (pretreatment) แล้ว ซึ่งกำหนดให้ก๊าซเซอร์บอลดิบประกอบด้วยก๊าซเซอร์บอล 80 เมทานอล 20 เปอร์เซ็นต์โดยโมล และไม่มีน้ำอยู่ในองค์ประกอบ โดยมีอัตราการป้อนก๊าซเซอร์บอลดิบ 100 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บรรยากาศ

ข. น้ำเหนือวิกฤต

น้ำเหนือวิกฤตเริ่มต้นด้วยการป้อนน้ำบริสุทธิ์ 100 เปอร์เซ็นต์โดยโมล โดยภาวะดำเนินงานเริ่มต้นที่ใช้ คือ อัตราการป้อนน้ำ 4,000 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บรรยากาศ ซึ่งคิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของน้ำต่อก๊าซเซอร์บอล (S/G) เท่ากับ 40

ค. อากาศ

ออกซิเจนจะถูกป้อนเข้าไปทำปฏิกิริยาฟรีฟอร์มมิ่งในรูปแบบอากาศ โดยอากาศประกอบด้วยออกซิเจน 21 และ ไนโตรเจน 79 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ซึ่งถูกป้อนโดยมีภาวะดำเนินงานเริ่มต้นที่ใช้ คือ ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บรรยากาศ และป้อนด้วยอัตรา 100 กิโลโมลต่อชั่วโมง ซึ่งคิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อก๊าซเซอร์บอล (A/G) เท่ากับ 1

ง. นิกเกิลออกไซด์

ออกซิเจนจะถูกป้อนเข้าไปทำปฏิกิริยาฟรีฟอร์มมิ่งโดยใช้ตัวพาของแข็ง คือ นิกเกิลออกไซด์ ซึ่งมีภาวะดำเนินงานเริ่มต้นที่ใช้ คือ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราการป้อน 100 กิโลโมลต่อชั่วโมง ซึ่งคิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อก๊าซเซอร์บอล (NiO/G) เท่ากับ 1

3.1.4.2 ตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ (Adsorbent)

ตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ใช้ในโครงการนี้ คือ แคลเซียมออกไซด์ซึ่งจะป้อนเข้าสู่เครื่องรีฟอร์มเมอร์เพื่อให้เกิดการดูดซับแบบภายในด้วยอัตราการป้อน 250 กิโลโมลต่อชั่วโมง ซึ่งคิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล (CaO/G) เท่ากับ 2.5 ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส และความดัน 240 บรรยากาศ

3.1.4.3 เครื่องรีฟอร์มเมอร์ (Reformer)

กระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤต และกระบวนการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในจะเกิดภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ ซึ่งในโครงการนี้ใช้แบบจำลองเครื่องรีฟอร์มเมอร์เป็น RGIBBS โดยจะใช้วิธีการหาค่าพลังงานอิสระที่ต่ำที่สุดของกิบส์ (Gibbs free energy minimization) เพื่อทำนายองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่ภาวะสมดุล ซึ่งภาวะดำเนินงานเริ่มต้นที่ใช้ คือ อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส และความดัน 240 บรรยากาศ โดยการศึกษาการปรับเปลี่ยนภาวะดำเนินงาน และการหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่ใช้ในการจำลองกระบวนการจะแสดงในหัวข้อที่ 3.2

ปฏิกิริยาที่คาดว่าจะเกิดขึ้นในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่เกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำแสดงได้ดังนี้



ปฏิกิริยาที่คาดว่าจะเกิดขึ้นในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่เกิดปฏิกิริยาอโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงแสดงได้ดังนี้



ปฏิกิริยาที่คาดว่าจะเกิดขึ้นในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่เกิดปฏิกิริยาเคมีคอล ลูปิ้งรีฟอร์มมิงแสดงได้ดังนี้



โดยที่ปฏิกิริยาอื่นๆที่คาดว่าจะเกิดขึ้นในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ทั้ง 3 กระบวนการ ได้แก่

ปฏิกิริยาคาร์บอนเซชัน (Carbonation)



ปฏิกิริยาการสลายตัวของกลีเซอรอล (Glycerol decomposition)



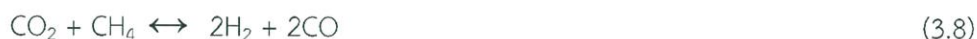
ปฏิกิริยาอวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water-gas shift reaction)



ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของมีเทน (Methane steam reforming)



ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของมีเทน (Methane dry reforming)



ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของเมทานอล (Methanol reforming)



ปฏิกิริยาการสลายตัวของเมทานอล (Methanol decomposition)



ปฏิกิริยาเมเทนชันของคาร์บอนมอนอกไซด์ (Methanation of CO)



ปฏิกิริยาเมเทนชันของคาร์บอนไดออกไซด์ (Methanation of CO₂)



ปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วนของกลีเซอรอล (Glycerol partial oxidation)



ปฏิกิริยาเผาไหม้สมบูรณ์ของกลีเซอรอล (Glycerol complete combustion)



3.1.4.4 เครื่องปฏิกรณ์แคลซิเนชัน (Calcination Reactor)

เครื่องปฏิกรณ์แคลซิเนชันทำหน้าที่คืนสภาพให้กับแคลเซียมออกไซด์ โดยการนำแคลเซียมคาร์บอเนตที่เกิดจากแคลเซียมออกไซด์ที่ผ่านการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์จากเครื่องรีฟอร์มเมอร์แล้วมาทำปฏิกิริยาแคลซิเนชัน (Calcination) โดยให้ความร้อนเพื่อให้คายคาร์บอนไดออกไซด์ที่ดูดซับไว้ และกลับเป็นแคลเซียมออกไซด์เพื่อนำกลับมาใช้งานได้อีกครั้ง ซึ่งในโครงการนี้ใช้แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์แคลซิเนชันเป็น RGIBBS โดยภาวะดำเนินงานที่ใช้ คือ ที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บรรยากาศ โดยปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์แคลซิเนชันแสดงได้ดังสมการนี้



3.1.4.5 เครื่องปฏิกรณ์อากาศ (Air Reactor)

เครื่องปฏิกรณ์อากาศทำหน้าที่คืนสภาพให้กับนิกเกิลออกไซด์ ซึ่งเป็นวัสดุของแข็งที่ใช้เป็นตัวพาออกซิเจน โดยการนำนิกเกิลที่ออกมาจากเครื่องรีฟอร์มเมอร์หลังจากเกิดปฏิกิริยาดังสมการที่ (2.3) แล้ว มาทำปฏิกิริยากับออกซิเจนในอากาศให้เกิดปฏิกิริยาออกซิเดชัน (Oxidation) และกลับเป็นนิกเกิลออกไซด์เพื่อนำกลับไปใช้เป็นสารตั้งต้นอีกครั้ง ซึ่งในโครงการนี้ใช้แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์อากาศเป็น RIGIBBS โดยภาวะดำเนินงานที่ใช้ คือ ที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บรรยากาศ โดยปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์อากาศแสดงได้ดังสมการ

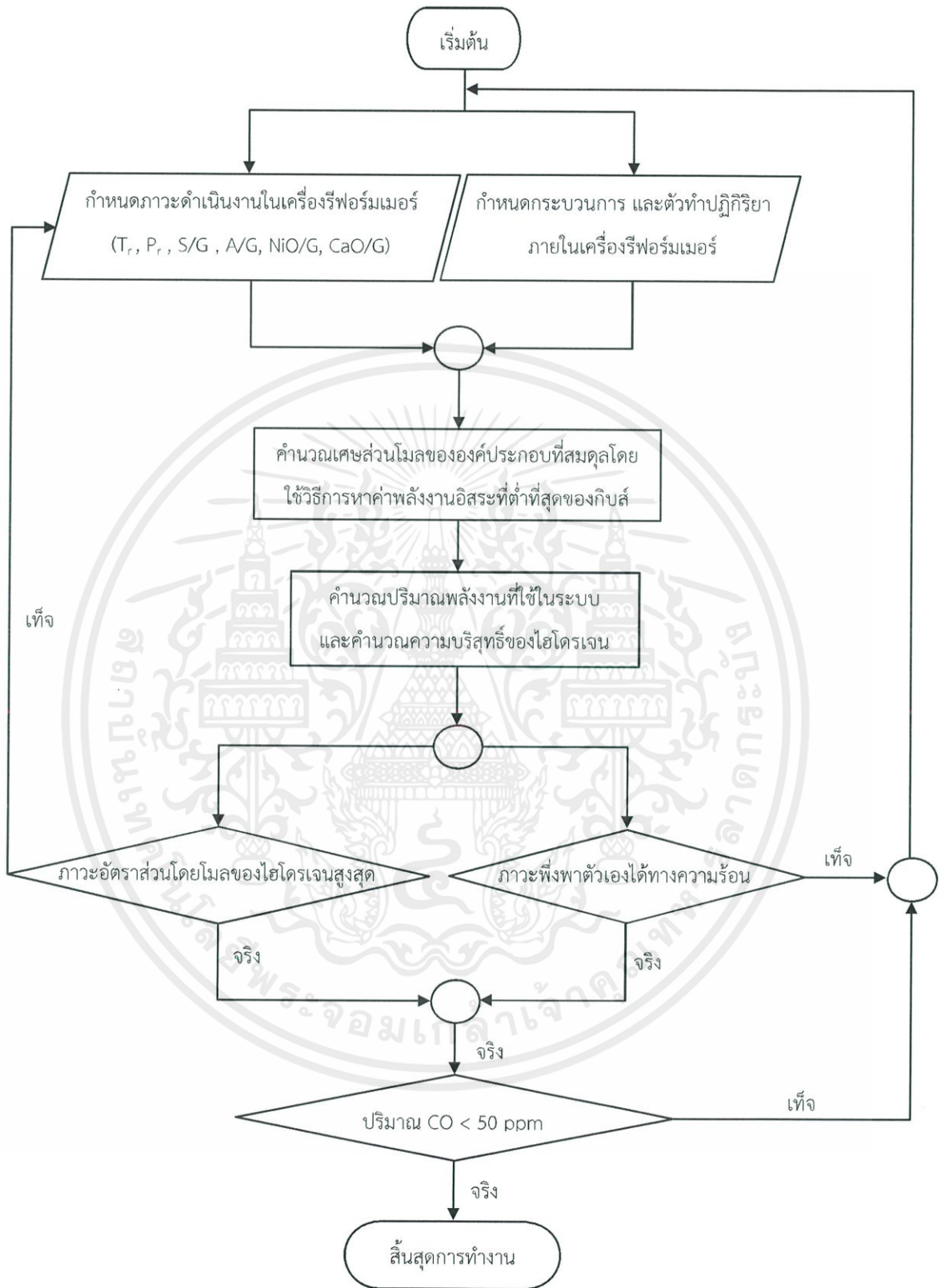


3.1.4.6 เครื่องแยกน้ำ (Water Separator)

แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิง และกระบวนการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในจากเครื่องรีฟอร์มเมอร์แล้วจะถูกป้อนเข้าเครื่องแยกน้ำ เพื่อทำการแยกน้ำซึ่งเหลือจากที่ใช้เป็นสารตั้งต้นออกจากแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยแก๊สผลิตภัณฑ์หลังจากผ่านการแยกน้ำแล้วจะประกอบด้วยแก๊สไฮโดรเจน แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ และแก๊สมีเทนจะออกทางด้านบนของเครื่องแยก ซึ่งน้ำจะออกทางด้านล่างของเครื่องแยกน้ำ ซึ่งในโครงการนี้ใช้แบบจำลองเครื่องแยกน้ำเป็น Flash2 โดยภาวะดำเนินงานที่ใช้ คือ ที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บรรยากาศ

3.2 วิธีการจำลองกระบวนการ

ในการจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนจากสตีเซอรอลด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิง เพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน จะทำโดยใช้ซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ เพื่อวิเคราะห์หาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม ซึ่งวิธีการจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนแสดงในรูปที่ 3.4



รูปที่ 3.4 วิธีการจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำ เหนือวิกฤต

โดยกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตซึ่งมีกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน เมื่อกำหนดภาวะดำเนินงานในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ ได้แก่ อุณหภูมิ ความดัน อัตราส่วนโดยโมลของน้ำต่อกลีเซอรอล อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอล อัตราส่วนโดย โมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล ให้เหมาะสมสำหรับแต่ละกระบวนการรีฟอร์มมิงที่นำมาใช้พิจารณา ได้แก่ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล กระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล และกระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล จะสามารถคำนวณหาค่าประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่สภาวะสมดุลได้จากวิธีการคำนวณค่าพลังงานอิสระที่ต่ำที่สุดของกิบส์ ซึ่งในการคำนวณจะใช้ Predictive Soave-Redlich-Kwong (PSRK) เป็นสมการสภาวะ (Equation of state) ทางเทอร์โมไดนามิกส์ [2] โดยการจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตซึ่งมีกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน มีจุดประสงค์เพื่อหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมของทั้ง 3 กระบวนการผลิตไฮโดรเจนที่นำมาพิจารณาในการดำเนินงานภายใต้ภาวะอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงสุด และภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน โดยพิจารณาสัดส่วนของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ พลังงานความร้อนที่ใช้ภายในระบบ รวมถึงข้อจำกัดด้านปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์ เพื่อนำแก๊สผลิตภัณฑ์ที่มีผลิตได้ไปใช้เป็นเชื้อเพลิงในการผลิตเป็นกระแสไฟฟ้าผ่านเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน โดยจะพิจารณาจากผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ ความดัน อัตราส่วนโดยโมลของน้ำต่อกลีเซอรอล อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอล อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีผลต่อแก๊สไฮโดรเจน และอัตราส่วนโดยโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์ในแก๊สผลิตภัณฑ์ รวมถึงพิจารณาพลังงานที่ใช้ในระบบ โดยภาวะดำเนินงานที่ใช้ในการจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล กระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล และกระบวนการ เคมีคอลลูบปิ้งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล แสดงดังตารางที่ 3.1 ถึง 3.3 ตามลำดับ

ตารางที่ 3.1 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของ
กลีเซอรอล

ชื่ออุปกรณ์	แบบจำลองที่ใช้	ภาวะดำเนินการเริ่มต้นที่ใช้	ภาวะดำเนินการที่ปรับเปลี่ยน
PUMP1	Pump	ความดัน 240 บรรยากาศ	ความดัน 200 - 300 บรรยากาศ
HEATER1	Heater	อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส	อุณหภูมิ 400 - 1,000 องศาเซลเซียส
PUMP2	Pump	ความดัน 240 บรรยากาศ	ความดัน 200 - 300 บรรยากาศ
HEATER2	Heater	อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส	อุณหภูมิ 400 - 1,000 องศาเซลเซียส
REFORMER	RGibbs	ความดัน 240 บรรยากาศ อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส	ความดัน 200 - 300 บรรยากาศ อุณหภูมิ 400 - 1,000 องศาเซลเซียส
CALCINE	RGibbs	ความดัน 1 บรรยากาศ อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส	-
TURBINE	Compr	ความดัน 1.4 บรรยากาศ	-
COOLER	Heater	อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส	-
WATERSEP	Flash2	ความดัน 1 บรรยากาศ อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส	-

ตารางที่ 3.2 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือ
วิกฤตของกลีเซอรอล

ชื่ออุปกรณ์	แบบจำลองที่ใช้	ภาวะดำเนินการเริ่มต้นที่ใช้	ภาวะดำเนินการที่ปรับเปลี่ยน
PUMP1	Pump	ความดัน 240 บรรยากาศ	ความดัน 200 - 300 บรรยากาศ
HEATER1	Heater	อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส	อุณหภูมิ 400 - 1,000 องศาเซลเซียส
PUMP2	Pump	ความดัน 240 บรรยากาศ	ความดัน 200 - 300 บรรยากาศ
HEATER2	Heater	อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส	อุณหภูมิ 400 - 1,000 องศาเซลเซียส
COMP	Compr	ความดัน 240 บรรยากาศ	ความดัน 200 - 300 บรรยากาศ
HEATER3	Heater	อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส	อุณหภูมิ 400 - 1,000 องศาเซลเซียส
REFORMER	RGibbs	ความดัน 240 บรรยากาศ อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส	ความดัน 200 - 300 บรรยากาศ อุณหภูมิ 400 - 1,000 องศาเซลเซียส
CALCINE	RGibbs	ความดัน 1 บรรยากาศ อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส	-
TURBINE	Compr	ความดัน 1.4 บรรยากาศ	-
COOLER	Heater	อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส	-
WATERSEP	Flash2	ความดัน 1 บรรยากาศ อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส	-

ตารางที่ 3.3 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการเคมีคอล ลูปรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือ
วิกฤตของกลีเซอรอล

ชื่ออุปกรณ์	แบบจำลองที่ใช้	ภาวะดำเนินการเริ่มต้นที่ใช้	ภาวะดำเนินการที่ปรับเปลี่ยน
PUMP1	Pump	ความดัน 240 บรรยากาศ	ความดัน 200 - 300 บรรยากาศ
HEATER1	Heater	อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส	อุณหภูมิ 400 - 1,000 องศาเซลเซียส
PUMP2	Pump	ความดัน 240 บรรยากาศ	ความดัน 200 - 300 บรรยากาศ
HEATER2	Heater	อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส	อุณหภูมิ 400 - 1,000 องศาเซลเซียส
REFORMER	RGibbs	ความดัน 240 บรรยากาศ อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส	ความดัน 200 - 300 บรรยากาศ อุณหภูมิ 400 - 1,000 องศาเซลเซียส
CALCINE	RGibbs	ความดัน 1 บรรยากาศ อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส	-
HEATER3	Heater	อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส	-
AIR-REAC	RGibbs	ความดัน 1 บรรยากาศ อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส	-
TURBINE	Compr	ความดัน 1.4 บรรยากาศ	-
COOLER	Heater	อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส	-
WATERSEP	Flash2	ความดัน 1 บรรยากาศ อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส	-

ค่าพารามิเตอร์ที่ใช้ในการจำลองกระบวนการของระบบร่วมของกระบวนการรีฟอร์มมิ่ง
กลีเซอรอลกับกระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน แสดงดังตารางที่ 3.4

ตารางที่ 3.4 ค่าพารามิเตอร์เริ่มต้นที่ใช้ในการจำลองกระบวนการของระบบร่วมของกระบวนการ
รีฟอร์มมิ่งกลีเซอรอลกับกระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์

พารามิเตอร์	ค่าพารามิเตอร์
T_{ref} (องศาเซลเซียส)	500
P_{ref} (บรรยากาศ)	240
S/G	40
A/G	1
NiO/G	1
CaO/G	2.5

บทที่ 4

ผลและการวิเคราะห์ผล

การจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนเพื่อนำไปใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้าผ่านเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตร่วมกับกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในด้วยซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ โดยแบ่งการวิเคราะห์ผลการจำลองกระบวนการออกเป็น 3 ส่วน ได้แก่ ส่วนที่ 1 แสดงการเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับการทดลอง เพื่อตรวจสอบความน่าเชื่อถือของแบบจำลองที่สร้างขึ้น ส่วนที่ 2 แสดงการจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตร่วมกับกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน โดยศึกษาปัจจัยที่ส่งผลต่อปริมาณแก๊สไฮโดรเจน แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ผลิตได้ และพลังงานที่ต้องใช้ภายในระบบ รวมถึงการหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตแก๊สไฮโดรเจน ส่วนที่ 3 แสดงการเปรียบเทียบทั้ง 3 กระบวนการที่นำมาพิจารณาในโครงการนี้โดยพิจารณาสัดส่วนของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ การดำเนินงานภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน และข้อจำกัดด้านปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์เพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน โดยแสดงในหัวข้อที่ 4.1 4.2 และ 4.3 ตามลำดับ

4.1 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับการทดลอง

การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับผลการทดลอง เพื่อตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนเพื่อนำไปใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้าผ่านเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตร่วมกับกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน โดยแบ่งออกเป็น 3 ส่วนเพื่อแสดงผลการเปรียบเทียบของทั้ง 3 กระบวนการผลิตที่นำมาพิจารณาดังนี้

4.1.1 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล

การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล ร่วมกับกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในกับผลการทดลองของกระบวนการรีฟอร์มมิงของกลีเซอรอลร่วมกับกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในจากงานวิจัยของ Dou B. และคณะ [25] โดยใช้ภาวะดำเนินงานเดียวกัน คือ สารตั้งต้นถูกป้อนเป็นสารผสมระหว่างกลีเซอรอล และน้ำ โดยมีอัตราการป้อน 4 มิลลิลิตรต่อชั่วโมง ในอัตราส่วนน้ำต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 3 และตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เป็นแคลเซียมออกไซด์ถูกป้อนด้วยอัตรา 5 กรัมต่อชั่วโมง ให้เกิดการดูดซับแบบภายในที่ความดัน 1 บรรยากาศ โดยทำการศึกษาความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ เมื่อมีการปรับเปลี่ยนอุณหภูมิที่ 500 600 และ 700 องศาเซลเซียส โดยการเปรียบเทียบผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการกับการทดลองแสดงได้ดังตารางที่ 4.1 ซึ่งเห็นได้ว่าที่อุณหภูมิ 500 600 และ 700 องศาเซลเซียส ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนจากการจำลองกระบวนการ และจากการทดลองมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเหมือนกัน โดยมีเปอร์เซ็นต์ความแตกต่างจากการทดลอง 4.06 5.34 และ 4.84 ตามลำดับ ซึ่งอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ ดังนั้นแบบจำลองกระบวนการนี้สามารถนำมาใช้กับงานวิจัยนี้ต่อไปได้

ตารางที่ 4.1 ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่อุณหภูมิ 500 600 และ 700 องศาเซลเซียส จากการจำลองกระบวนการเปรียบเทียบกับผลการทดลองของ Dou B. และคณะ [25]

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน (เปอร์เซ็นต์)		เปอร์เซ็นต์ความแตกต่าง
	แบบจำลอง	การทดลองของ Dou B. และคณะ	
500	91.78	88.20	4.06
600	91.12	86.50	5.34
700	76.74	73.20	4.84

4.1.2 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการออกโอโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล

การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการออกโอโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลร่วมกับกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในกับผลการทดลองของกระบวนการออกโอโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงของกลีเซอรอลจากงานวิจัยของ Liu Y. และคณะ [26] โดยใช้ภาวะดำเนินงานเดียวกัน คือ สารตั้งต้นถูกป้อนในอัตราส่วนน้ำต่อคาร์บอนเท่ากับ 0.8 ที่ความดัน 1 บรรยากาศ อุณหภูมิ 650 องศาเซลเซียส โดยทำการศึกษาความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ เมื่อมีการปรับเปลี่ยนอัตราส่วนโดยโมลของออกซิเจนต่อคาร์บอนเท่ากับ 0.1 0.2 และ 0.3 โดยการเปรียบเทียบผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการกับการทดลองแสดงได้ดังตารางที่ 4.2 ซึ่งเห็นได้ว่าอัตราส่วนโดยโมลของออกซิเจนต่อคาร์บอนเท่ากับ 0.1 0.2 และ 0.3 ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนจากการจำลองกระบวนการ และจากการทดลองมีแนวโน้มลดลงเหมือนกัน โดยมีเปอร์เซ็นต์ความแตกต่างจากการทดลอง 6.64 7.55 และ 3.49 ตามลำดับ ซึ่งอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ ดังนั้นแบบจำลองกระบวนการนี้สามารถนำมาใช้กับงานวิจัยนี้ต่อไปได้

ตารางที่ 4.2 ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่อัตราส่วนโดยโมลของออกซิเจนต่อคาร์บอนเท่ากับ 0.1 0.2 และ 0.3 จากการจำลองกระบวนการเปรียบเทียบกับผลการทดลองของ Liu Y. และคณะ [26]

อัตราส่วนโดยโมลของออกซิเจนต่อคาร์บอน (O_2/C)	ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน (เปอร์เซ็นต์)		เปอร์เซ็นต์ความแตกต่าง
	แบบจำลอง	การทดลองของ Liu Y. และคณะ	
0.10	57.58	54.00	6.64
0.20	56.47	52.50	7.55
0.30	54.85	53.00	3.49

4.1.3 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล

การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลร่วมกับกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในกับผลการทดลองของกระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงของกลีเซอรอลร่วมกับกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในจากงานวิจัยของ Dou B. และคณะ [27] โดยใช้ภาวะดำเนินงานเดียวกัน คือ สารตั้งต้นถูกป้อนเป็นสารผสมระหว่างกลีเซอรอล และน้ำ โดยมีอัตราการป้อน 4 มิลลิลิตรต่อชั่วโมง ในอัตราส่วนน้ำต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 3 โดยป้อนตัวเร่งปฏิกิริยา และตัวดูดซับเป็นแคลเซียมออกไซด์ในอัตราส่วนเท่ากับ 1 ซึ่งตัวเร่งปฏิกิริยามีองค์ประกอบของนิกเกิลออกไซด์อยู่ 42.1 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก ที่ความดัน 1 บรรยากาศ ทำการศึกษาความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน เมื่อมีการปรับเปลี่ยนอุณหภูมิที่ 500 550 และ 600 องศาเซลเซียส โดยการเปรียบเทียบผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการกับการทดลองแสดงได้ดังตารางที่ 4.3 ซึ่งเห็นได้ว่าอุณหภูมิที่ 500 550 และ 600 องศาเซลเซียส ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนจากการจำลองกระบวนการจะสูงขึ้นเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น แต่จากการทดลองจะเห็นว่าความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนลดลงเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น เนื่องจากในการทดลองแคลเซียมออกไซด์มีการสูญหายไปขณะใช้งาน ส่งผลให้เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นจึงได้ไฮโดรเจนเพิ่มมากขึ้นจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของกลีเซอรอลซึ่งเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน โดยการจำลองความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนมีเปอร์เซ็นต์ความแตกต่างจากการทดลอง 5.84 2.49 และ 7.38 ตามลำดับ ซึ่งอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ ดังนั้นแบบจำลองกระบวนการนี้สามารถนำมาใช้กับงานวิจัยนี้ต่อไปได้

ตารางที่ 4.3 ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่อุณหภูมิ 500 550 และ 600 องศาเซลเซียส จากการจำลองกระบวนการเปรียบเทียบกับผลการทดลองของ Dou B. และคณะ [27]

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน (เปอร์เซ็นต์)		เปอร์เซ็นต์ความแตกต่าง
	แบบจำลอง	การทดลองของ Dou B. และคณะ	
500	99.49	94.00	5.84
550	97.37	95.00	2.49
600	89.38	96.50	7.38

4.2 ผลของการจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลร่วมกับกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน

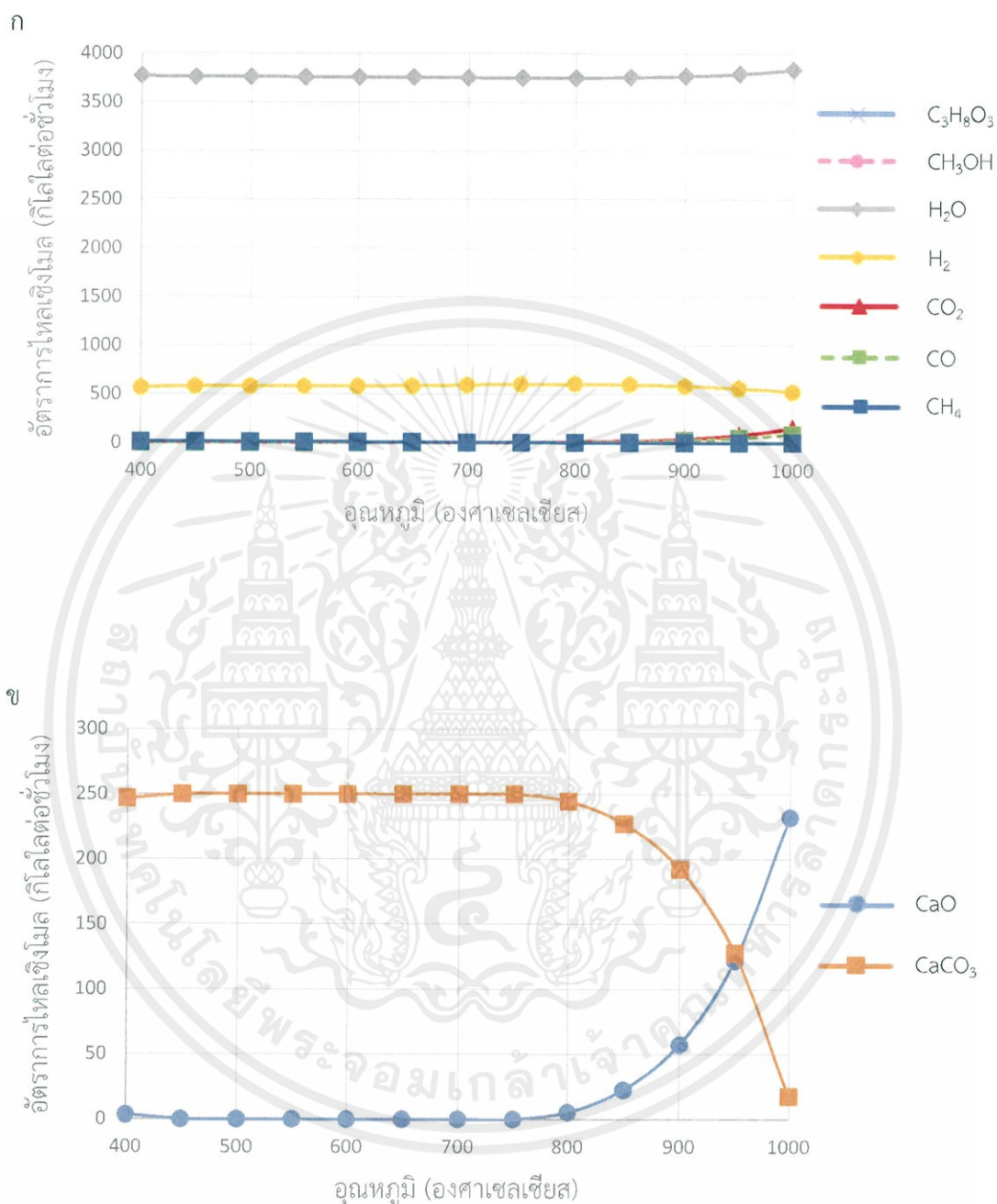
4.2.1 กระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล

ที่ภาวะมาตรฐานป้อนกลีเซอรอลดิบประกอบด้วยกลีเซอรอล 80 และเมทานอล 20 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ด้วยอัตรา 100 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บรรยากาศ และป้อนน้ำเหนือวิกฤตเป็นน้ำบริสุทธิ์ด้วยอัตรา 4,000 กิโลโมลต่อชั่วโมง ซึ่งคิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล (S/G) เท่ากับ 40 อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บรรยากาศ ซึ่งจะถูกเพิ่มความดัน และอุณหภูมิผ่านปั๊ม และเครื่องให้ความร้อนในลำดับถัดไป ป้อนแคลเซียมออกไซด์ด้วยอัตรา 250 กิโลโมลต่อชั่วโมง คิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล (CaO/G) เท่ากับ 2.5 โดยป้อนเข้าไปทำปฏิกิริยาภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ ภายใต้ภาวะดังกล่าวแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ออกจากเครื่องแยกน้ำ (GAS-PDT) มีองค์ประกอบที่สมดุล ประกอบด้วยอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนเท่ากับ 0.94 คาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับ 10.24 ส่วนในล้านส่วน คาร์บอนมอนอกไซด์ 0.76 ส่วนในล้านส่วน มีเทนเท่ากับ 0.02 และน้ำเท่ากับ 0.04 จากนั้นทำการศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่สมดุล และพลังงานที่ต้องใช้ภายในระบบ ได้แก่ อุณหภูมิ ความดัน อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล ซึ่งจากการจำลองกระบวนการพบว่าค่าการแปลงผันของกลีเซอรอล (conversion) เป็น 100 เปอร์เซ็นต์ในทุกภาวะดำเนินงาน โดยผลของการศึกษาภาวะดำเนินงานที่ส่งผลต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่สมดุล และพลังงานที่ต้องใช้ภายในระบบแสดงได้ดังนี้

4.2.1.1 ผลของภาวะดำเนินงานที่ส่งผลต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่สมดุล

ในการศึกษาผลของภาวะดำเนินงาน ได้แก่ อุณหภูมิ และความดันที่ดำเนินงานภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล ที่มีผลต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่สมดุล โดยพิจารณาจากสายผลิตภัณฑ์ที่ออกมาจากเครื่องรีฟอร์มเมอร์ (REF-OUT) และสายของแข็งที่จะนำไปคืนสภาพ (CACO3) โดยผลการจำลองกระบวนการแสดงได้ดังนี้

ก. ผลของอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงาน

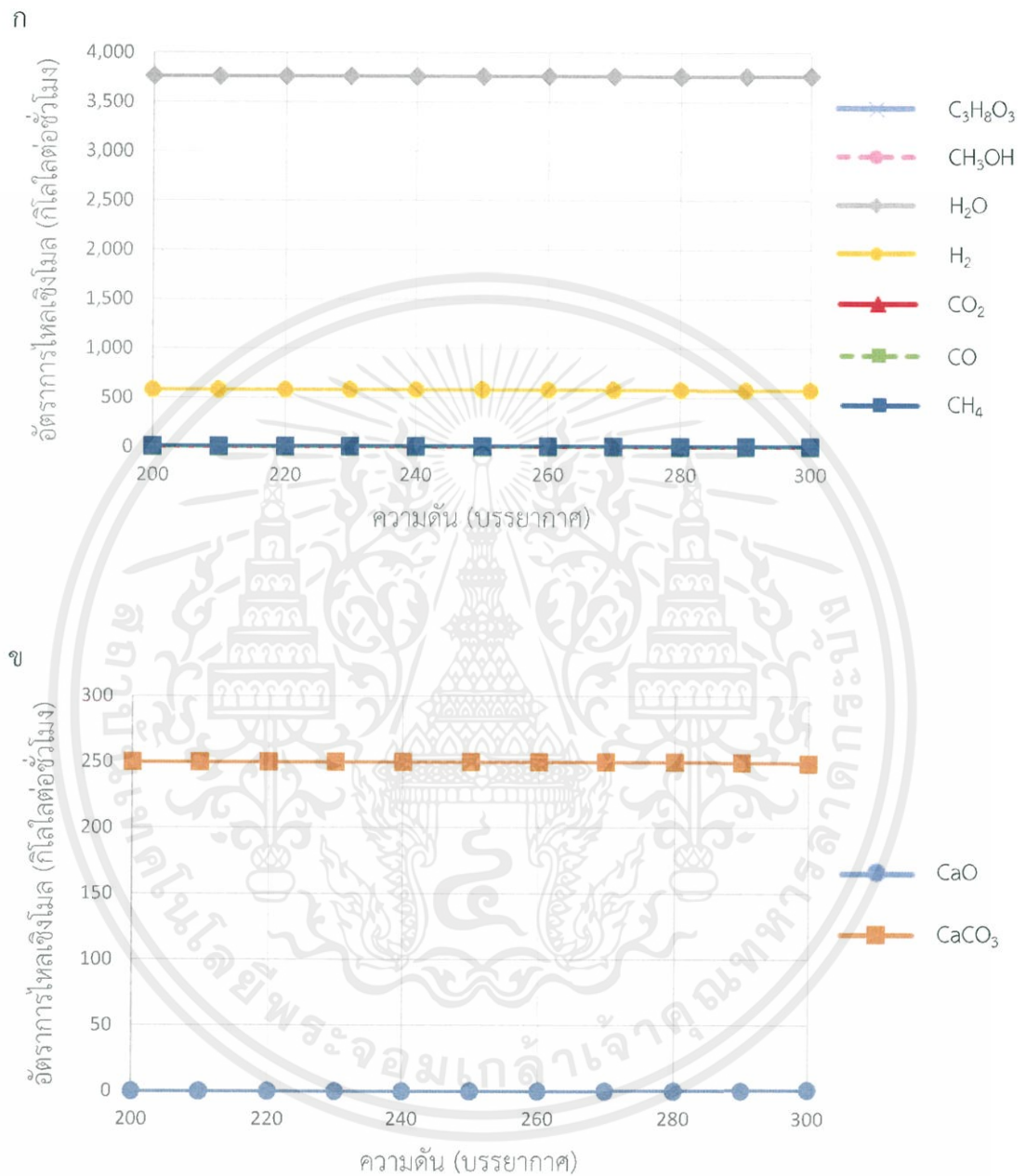


รูปที่ 4.1 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CaCO₃

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

รูปที่ 4.1ก และ 4.1ข แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ภาวะสมดุล โดยทำการศึกษาผลของอุณหภูมิในช่วง 400 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากรูปที่ 4.1ก จะเห็นได้ว่าอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นจาก 400 เป็น 450 องศาเซลเซียส จากนั้นจะเริ่มคงที่เนื่องจากคาร์บอนไดออกไซด์ในช่วงอุณหภูมิต่ำนั้นมีปริมาณน้อย ซึ่งภายในระบบมีการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน ซึ่งคาร์บอนไดออกไซด์ที่เป็นผลิตภัณฑ์จากปฏิกริยารีฟอร์มมิงจะถูกดูดซับด้วยแคลเซียมออกไซด์ด้วยปฏิกริยาคาร์บอนเนชั่น ดังสมการที่ (3.4) และส่งผลให้สมดุลของปฏิกริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล และปฏิกริยาออเตอร์แก๊สซิฟด์ ดังสมการที่ (3.1) และ(3.6) ที่จะดำเนินไปข้างหน้ามากขึ้นนั้นมีผลลดน้อยลง โดยที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียสจะได้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนที่สูงที่สุด เนื่องจากปฏิกริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล ปฏิกริยาการสลายตัวของกลีเซอรอล ปฏิกริยารีฟอร์มมิงของเมทานอล และปฏิกริยาการสลายตัวของเมทานอลดังสมการที่ (3.1) (3.5) (3.9) และ (3.10) ตามลำดับ เป็นปฏิกริยาดูดความร้อน ดังนั้นเมื่ออุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานสูงขึ้น จึงทำให้ปฏิกริยาในการดำเนินไปข้างหน้าเพิ่มมากขึ้น ส่งผลให้ได้ไฮโดรเจนซึ่งเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ในปริมาณที่มากขึ้น แต่อย่างไรก็ตามเมื่ออุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินการสูงกว่า 800 องศาเซลเซียส จะสังเกตเห็นว่าอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเริ่มลดลง ในขณะที่อัตราการไหลเชิงโมลของน้ำ คาร์บอนไดออกไซด์ และคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้น ซึ่งเป็นผลมาจากปฏิกริยารีฟอร์มมิงถูกจำกัดโดยสมดุลทางเคมีที่อุณหภูมินั้นๆ รวมทั้งเป็นผลมาจากปฏิกริยาออเตอร์แก๊สซิฟด์ เนื่องจากเป็นปฏิกริยาคายความร้อนซึ่งที่อุณหภูมิสูงจะส่งผลให้เกิดการผันกลับของปฏิกริยา อีกทั้งที่อุณหภูมิสูงกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกยับยั้งทำให้แคลเซียมออกไซด์ดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ไม่ดี ดังแสดงในรูปที่ 4.1ข จะเห็นได้ว่าที่อุณหภูมิตั้งแต่ 750 องศาเซลเซียสขึ้นไป แคลเซียมออกไซด์จะไม่สามารถดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ และเกิดเป็นแคลเซียมคาร์บอเนตได้ทั้งหมด ส่งผลให้สมดุลของปฏิกริยารีฟอร์มมิง และปฏิกริยาออเตอร์แก๊สซิฟด์ย้อนกลับ อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนที่ได้จึงลดลง

ข. ผลของความดันที่ใช้ในการดำเนินงาน



รูปที่ 4.2 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CaCO₃

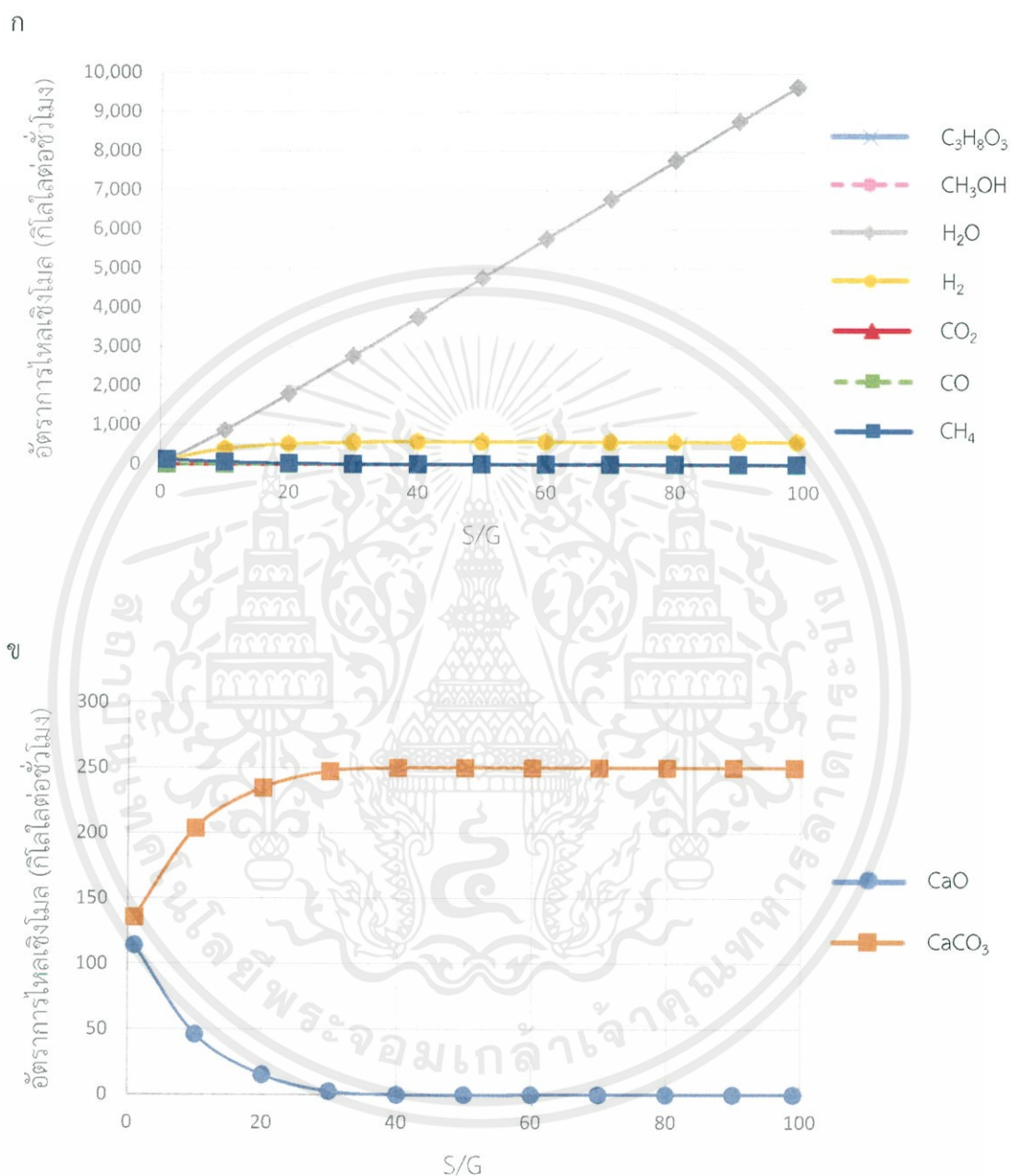
รูปที่ 4.2ก และ 4.2ข แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงความดันภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ภาวะสมดุล โดยทำการศึกษาผลของความดันในช่วง 200 ถึง 300 บรรยากาศ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากรูปที่ 4.2ก จะเห็นได้ว่าอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนจะคงที่เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงความดันในช่วง 200 ถึง 300 บรรยากาศ เนื่องจากเมื่อความดันที่ใช้ในการดำเนินงานสูงขึ้น จะส่งผลให้เกิดสมดุลย้อนกลับของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล ปฏิกิริยาการสลายตัวของกลีเซอรอล ปฏิกิริยาออกเตอร็อกซิซิฟิเคชัน ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของเมทานอล และปฏิกิริยาการสลายตัวของเมทานอล ดังสมการที่ (3.1) (3.5) (3.6) (3.9) และ (3.10) ตามลำดับ ทำให้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนลดลง แต่จากผลของความดันที่สูงขึ้นจนทำให้น้ำเป็นน้ำเหนือวิกฤตนั้นจะส่งผลให้สามารถละลายกลีเซอรอลได้ดีทำให้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนจึงเพิ่มขึ้น ซึ่งจากเหตุผลที่ทำให้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น และลดลงเป็นผลให้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนนั้นคงที่ โดยจากรูป 4.2ข จะเห็นได้ว่าความดันที่ใช้ในการดำเนินงานในช่วง 200 ถึง 300 บรรยากาศนั้นไม่ส่งผลใดๆต่อการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของแคลเซียมออกไซด์

รูปที่ 4.3ก และ 4.3ข แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ภาวะสมดุล โดยทำการศึกษาผลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลในช่วง 1 ถึง 99 ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากรูปที่ 4.3ก จะเห็นได้ว่าอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น และอัตราการไหลเชิงโมลของมีเทนลดลงเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น โดยจะคงที่ตั้งแต่ช่วงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 ถึง 99 เนื่องจากการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเป็นการเพิ่มน้ำ ซึ่งเป็นสารตั้งต้นเข้าไปในระบบส่งผลให้สมดุลของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล และเมทานอลดังสมการที่ (3.1) และ (3.9) ตามลำดับ ดำเนินไปข้างหน้ามากขึ้นทำให้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น แต่อย่างไรก็ตามในช่วงต้นนั้นอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลยังมีค่าน้อย จึงทำให้สมดุลของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของมีเทนดังสมการที่ (3.7) ดำเนินย้อนกลับส่งผลให้อัตราการไหลเชิงโมลของมีเทนในช่วงแรกมีค่าสูง และจากรูปที่ 4.3ข จะเห็นได้ว่าอัตราการไหลเชิงโมลของแคลเซียมคาร์บอเนตจะเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น โดยจะคงที่ที่อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 เนื่องจากใน

ช่วงแรกมีการป้อนอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลน้อย ส่งผลให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์จากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของกลีเซอรอล และเมทานอลนั้นมีค่าน้อย ดังนั้นอัตราการไหลเชิงโมลของแคลเซียมออกไซด์จึงมีค่าสูงในช่วงต้น และน้อยลงโดยเปลี่ยนเป็นแคลเซียมคาร์บอเนตเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น

รูปที่ 4.4ก และ 4.4ข แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ภาวะสมดุล โดยทำการศึกษาผลของอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลในช่วง 0 ถึง 10 ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 จากรูปที่ 4.4ก จะเห็นได้ว่าอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น และอัตราการไหลเชิงโมลของน้ำ คาร์บอนไดออกไซด์ และมีเทนลดลงเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น และจะคงที่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 เนื่องจากการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล ซึ่งเป็นตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เข้าไปในระบบเป็นการดึงคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากระบบ ส่งผลให้สมดุลของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล ปฏิกิริยาออกเตอร่าแก๊สซิฟิเคชัน และปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของเมทานอลดังสมการที่ (3.1) (3.6) และ (3.9) ตามลำดับ ดำเนินไปข้างหน้ามากขึ้น และส่งผลให้เกิดสมดุลย้อนกลับของปฏิกิริยาเมเทนชันของคาร์บอนไดออกไซด์ดังสมการที่ (3.12) ทำให้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น และส่งผลให้อัตราการไหลเชิงโมลของน้ำ คาร์บอนไดออกไซด์ และมีเทนลดลง และจากรูปที่ 4.4ข จะเห็นได้ว่าอัตราการไหลเชิงโมลของแคลเซียมคาร์บอเนตจะเพิ่มขึ้น และคงที่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 เนื่องจากในช่วงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 0 ถึง 2.5 นั้นปริมาณแคลเซียมออกไซด์ยังมีปริมาณน้อย ไม่เพียงพอที่จะใช้ดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ทั้งหมด และเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลสูงกว่า 2.5 แคลเซียมออกไซด์จะมีปริมาณมากเกินไปที่จะใช้ดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนั้นอัตราการไหลเชิงโมลของแคลเซียมคาร์บอเนตจึงคงที่ ซึ่งส่งผลให้อัตราการไหลเชิงโมลของแคลเซียมออกไซด์สูงขึ้นเรื่อยๆเมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล

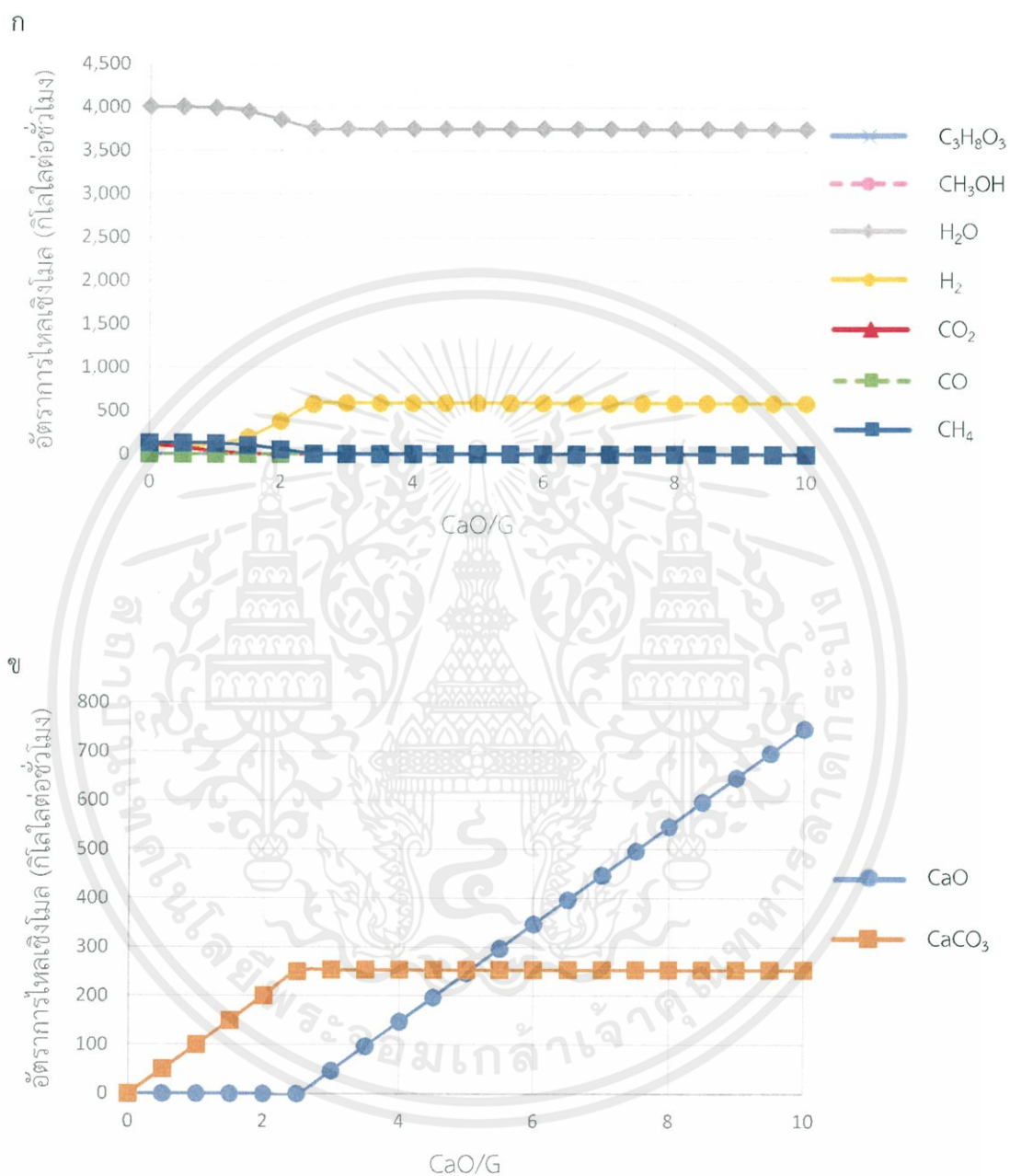
ค. ผลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล



รูปที่ 4.3 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CaCO₃

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ง. ผลของอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล



รูปที่ 4.4 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CaCO₃

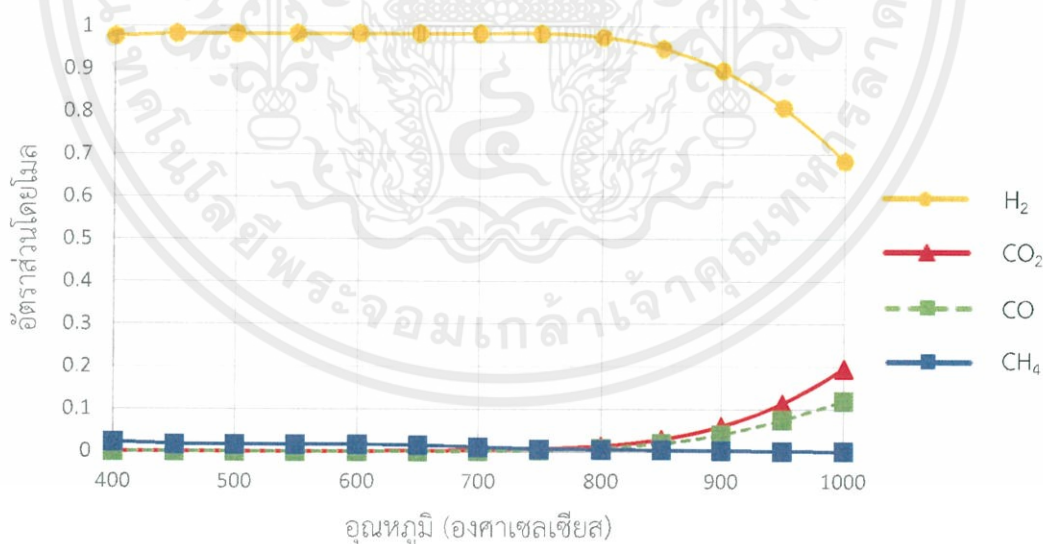
4.2.1.2 การหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วย ไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล

ก. พิจารณาอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงสุด

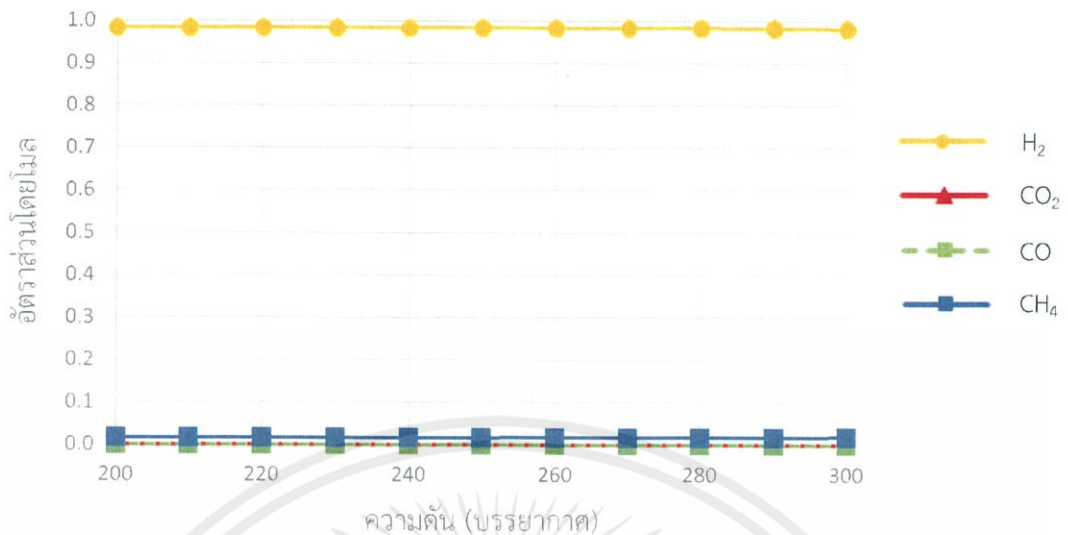
ในการศึกษาหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลเพื่อให้ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงสุด และพิจารณาข้อจำกัดด้านปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์เพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอนแสดงได้ดังนี้

จากรูปที่ 4.5 จะพบว่าอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนจะเพิ่มขึ้น เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น โดยเริ่มคงที่ที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส จนถึงอุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส จากนั้นอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนจะลดลงเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นซึ่งเป็นผลมาจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิง และการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุด คือ 450 องศาเซลเซียส เนื่องจากเป็นอุณหภูมิช่วงแรกที่ทำให้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนเริ่มคงที่ และมีค่าสูงสุด

จากรูปที่ 4.6 จะเห็นได้ว่าการเปลี่ยนแปลงความดันนั้นไม่มีผลต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ดังนั้นจึงเลือกใช้ความดันที่เหมาะสมที่สุดในการดำเนินงานคือ 240 บรรยากาศ เนื่องจากเป็นความดันที่พิจารณาเพื่อไว้สำหรับความดันลดที่เกิดขึ้นภายในระบบ

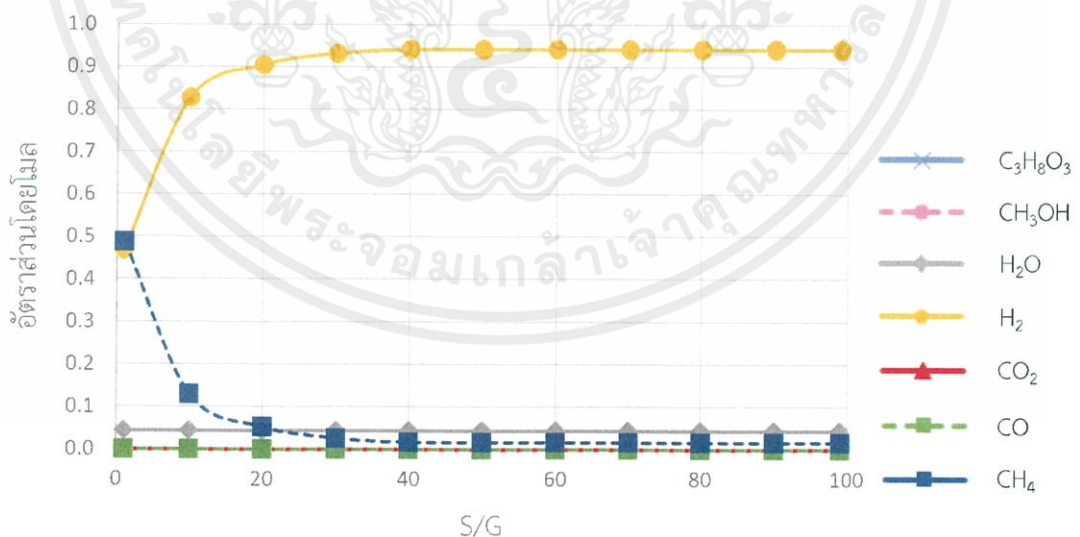


รูปที่ 4.5 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis)

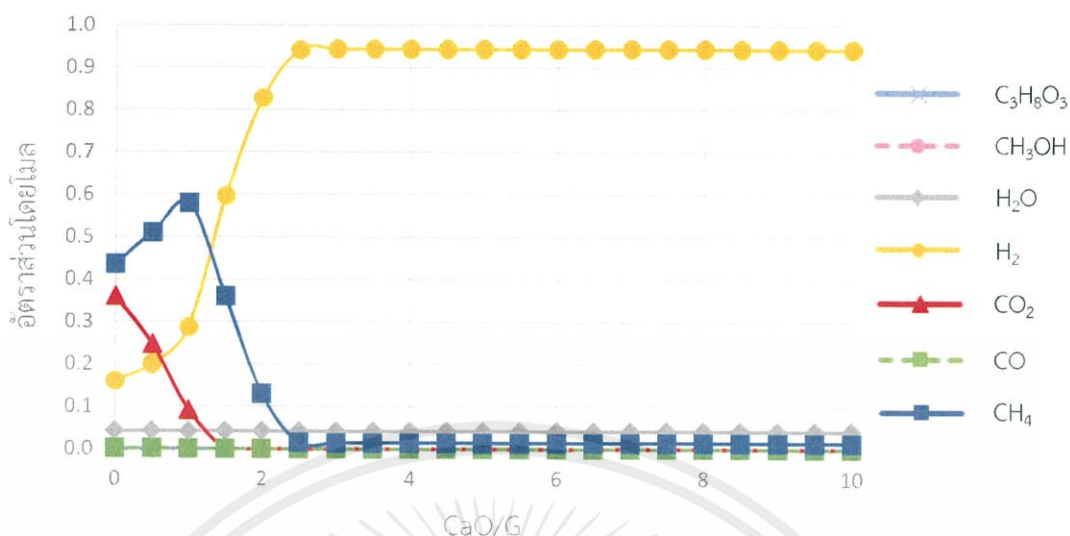


รูปที่ 4.6 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis)

ดังนั้นจากการศึกษาผลของภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุด ได้แก่ อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส และความดัน 240 บรรยากาศ ซึ่งจะนำค่าที่เหมาะสมนี้ไปใช้ในการพิจารณาปัจจัยอื่นๆต่อไปเพื่อให้ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงสุดจากสายแก๊สผลิตภัณฑ์ (GAS-PDT) โดยผลการจำลองกระบวนการแสดงได้ดังนี้



รูปที่ 4.7 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศและอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT



รูปที่ 4.8 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 จากสาย GAS-PDT

จากรูปที่ 4.7 จะเห็นว่าอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนจะเพิ่มขึ้น เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น และจะคงที่ที่อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 ดังนั้นสามารถสรุปได้ว่าอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่ใช้ในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดคือ 40 เนื่องจากทำให้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนเริ่มคงที่ และมีค่าสูงสุด

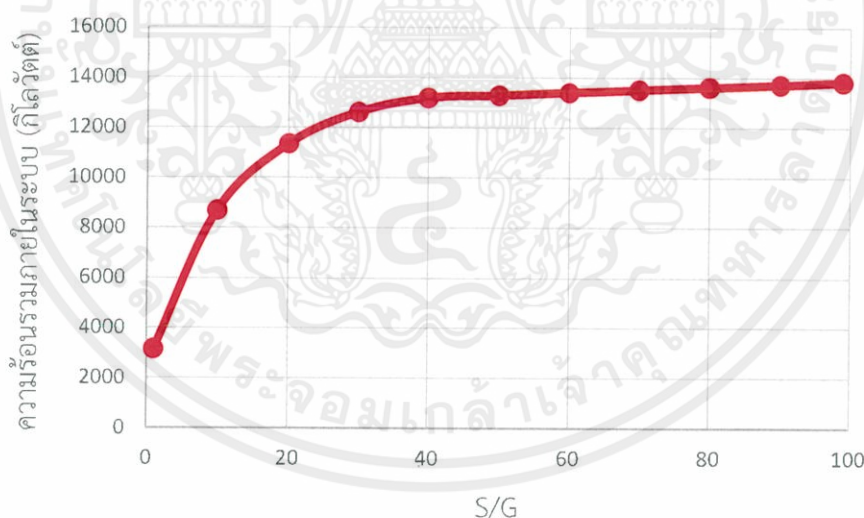
จากรูปที่ 4.8 จะเห็นว่าอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนจะเพิ่มขึ้น และคงที่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 ดังนั้นสามารถสรุปได้ว่าอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่ใช้ในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุด คือ 2.5 เพื่อที่จะทำให้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนเริ่มคงที่ และมีค่าสูงสุด

จากผลการจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลจะพบว่าภาวะดำเนินการที่เหมาะสมที่ทำให้ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงสุดเพื่อที่จะนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน คือ ที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 ซึ่งจะทำให้ได้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเท่ากับ 579.96 กิโลโมลต่อชั่วโมง อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์เท่ากับ 0.94 และ 0.03 ส่วนในล้านส่วนตามลำดับ ซึ่งไม่เกินข้อจำกัดที่กำหนดไว้ คือ 50 ส่วนในล้านส่วน ที่จะนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน

ข. พิจารณาภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน

ในการศึกษาหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน โครงการนี้จะพิจารณาจากอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ และข้อจำกัดด้านปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์เพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน

จากรูปที่ 4.9 จะศึกษาผลของภาวะดำเนินงาน คือ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่อความร้อนรวมที่ใช้ภายในระบบ ซึ่งเห็นได้ว่าความร้อนรวมภายในระบบนั้นจะเพิ่มขึ้น เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลมีค่าสูงขึ้น เนื่องมาจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลดังสมการที่ (3.1) นั้นเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ซึ่งการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเป็นการเพิ่มขึ้นของน้ำซึ่งเป็นสารตั้งต้นของปฏิกิริยาจะส่งผลให้สมดุลของปฏิกิริยาดำเนินไปข้างหน้ามากขึ้น ทำให้ต้องการพลังงานความร้อนไปใช้ในการทำปฏิกิริยามากขึ้น ดังนั้นจึงสรุปได้ว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลนั้นไม่สามารถเกิดภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน



รูปที่ 4.9 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่อความร้อนรวมที่ใช้ภายในระบบ ที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5

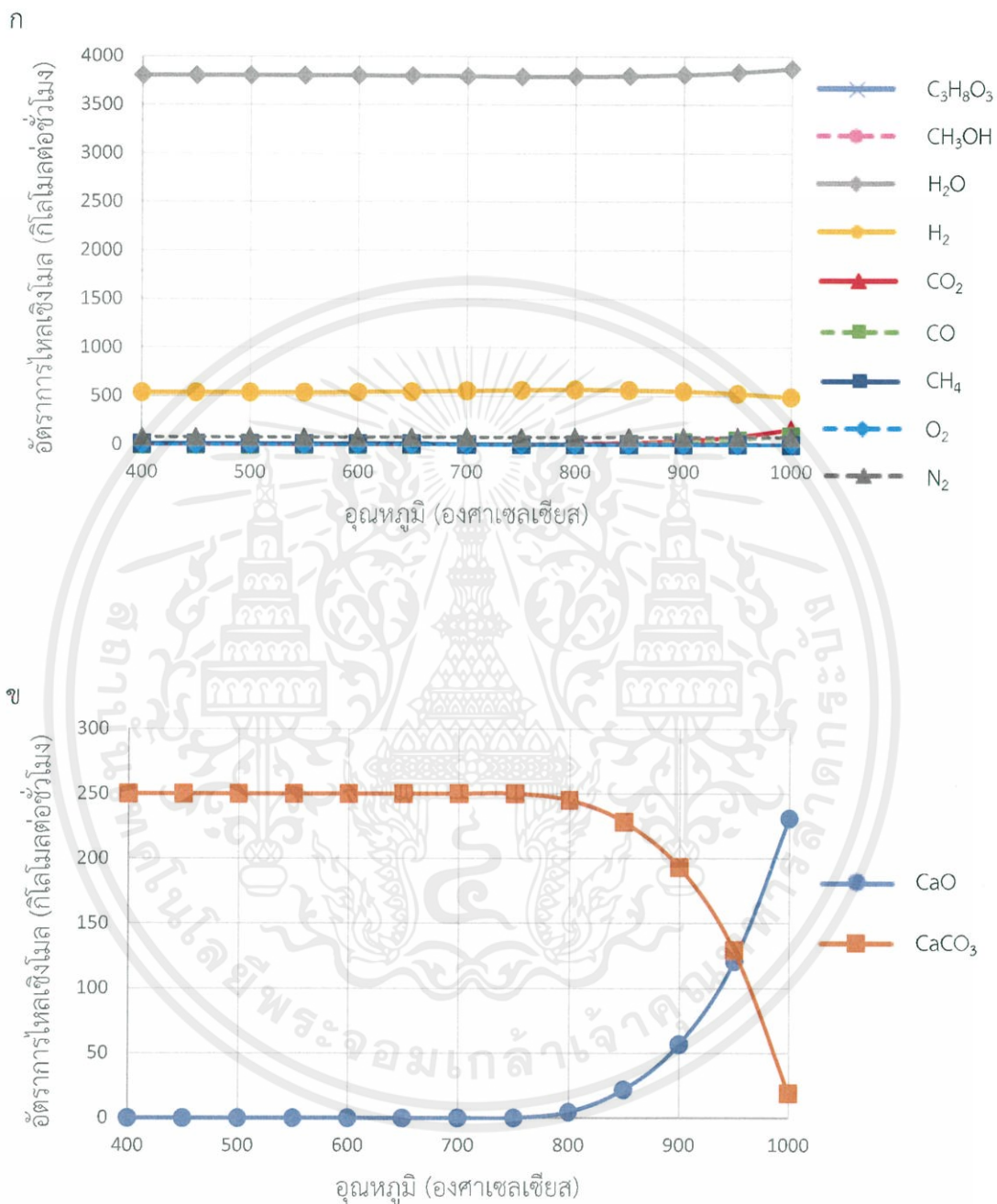
4.2.2 กระบวนการออกซิเดชันรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนื่อวิกฤตของกลีเซอรอล

ที่ภาวะมาตรฐานป้อนกลีเซอรอลดิบประกอบด้วยกลีเซอรอล 80 และเมทานอล 20 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ด้วยอัตรา 100 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บรรยากาศ ป้อนน้ำเหนื่อวิกฤตเป็นน้ำบริสุทธิ์ด้วยอัตรา 4,000 กิโลโมลต่อชั่วโมง ซึ่งคิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนื่อวิกฤตต่อกลีเซอรอล (S/G) เท่ากับ 40 อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บรรยากาศ และป้อนออกซิเจนเป็นอากาศด้วยอัตรา 100 กิโลโมลต่อชั่วโมง ซึ่งคิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอล (A/G) เท่ากับ 1 อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บรรยากาศ ซึ่งสารตั้งต้นทั้งหมดจะถูกเพิ่มความดัน และอุณหภูมิผ่านปั๊ม และเครื่องให้ความร้อนในลำดับถัดไป ป้อนแคลเซียมออกไซด์ด้วยอัตรา 250 กิโลโมลต่อชั่วโมง คิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล (CaO/G) เท่ากับ 2.5 โดยป้อนเข้าไปทำปฏิกิริยาภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ ภายใต้ภาวะดังกล่าวแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ออกจากเครื่องแยกน้ำ (GAS-PDT) มีองค์ประกอบที่สมดุล ประกอบด้วยอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนเท่ากับ 0.82 คาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับ 13.56 ส่วนในล้านส่วน คาร์บอนมอนอกไซด์เท่ากับ 0.94 ส่วนในล้านส่วน มีเทนเท่ากับ 0.02 น้ำเท่ากับ 0.04 และไนโตรเจนเท่ากับ 0.12 จากนั้นทำการศึกษาศักยภาพที่มีผลต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่สมดุล และพลังงานที่ต้องใช้ภายในระบบ ได้แก่ อุณหภูมิ ความดัน อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนื่อวิกฤตต่อกลีเซอรอล อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล ซึ่งจากการจำลองกระบวนการพบว่าค่าการแปลงผันของกลีเซอรอล (conversion) เป็น 100 เปอร์เซ็นต์ในทุกภาวะดำเนินงาน โดยผลของการศึกษาระดับภาวะดำเนินงานที่ส่งผลกระทบต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่สมดุล และพลังงานที่ต้องใช้ภายในระบบแสดงได้ดังนี้

4.2.2.1 ผลของภาวะดำเนินงานที่ส่งผลกระทบต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่สมดุล

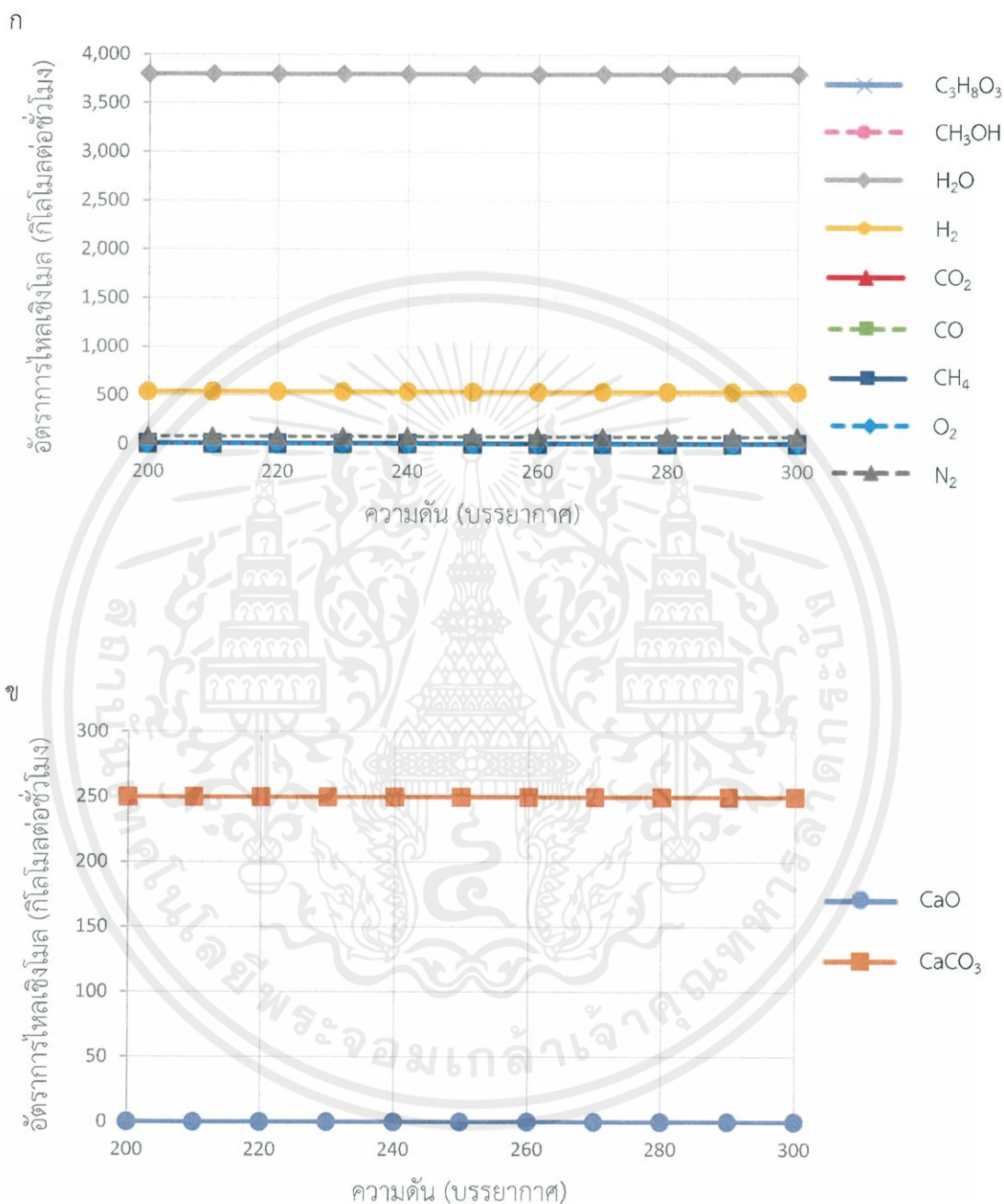
ในการศึกษาผลของภาวะดำเนินงาน ได้แก่ อุณหภูมิ และความดันที่ดำเนินงานภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนื่อวิกฤตต่อกลีเซอรอล อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล ที่มีผลต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่สมดุล โดยพิจารณาจากสายผลิตภัณฑ์ที่ออกมาจากเครื่องรีฟอร์มเมอร์ (REF-OUT) และสายของแข็งที่จะนำไปคืนสภาพ (CACO3) โดยผลการจำลองกระบวนการแสดงได้ดังนี้

ก. ผลของอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงาน



รูปที่ 4.10 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CaCO₃

ข. ผลของความดันที่ใช้ในการดำเนินงาน

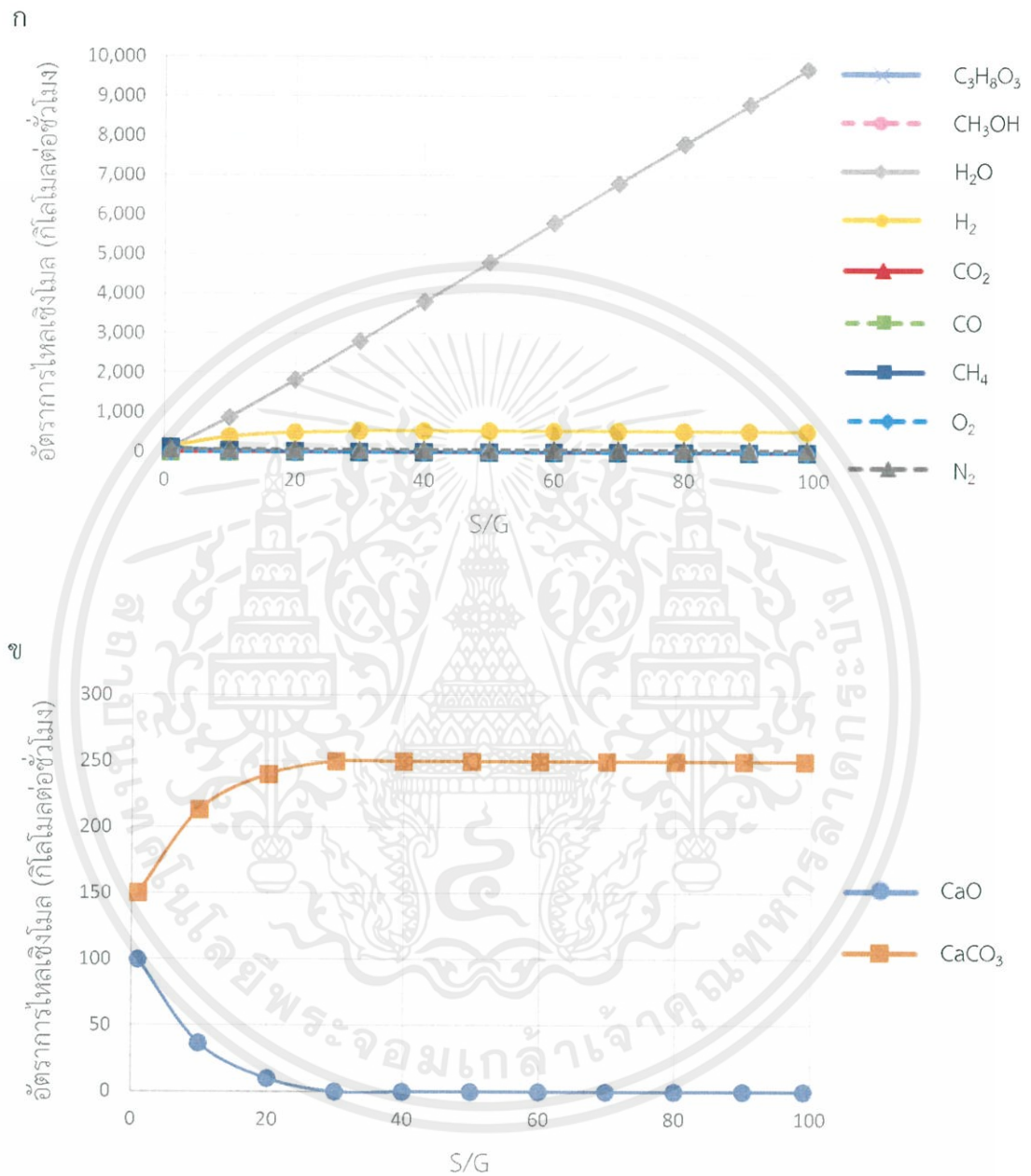


รูปที่ 4.11 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CACO3

จากรูปที่ 4.10ก และ 4.10ข แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ภาวะสมดุล โดยทำการศึกษามวลของอุณหภูมิในช่วง 400 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากรูปที่ 4.10ก จะเห็นได้ว่าในช่วงอุณหภูมิ 400 ถึง 600 องศาเซลเซียส อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนคงที่ และจะเริ่มเพิ่มขึ้นเรื่อยๆจนสูงสุดที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส เนื่องจากปฏิกิริยาออกโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล ปฏิกิริยาการสลายตัวของกลีเซอรอล ปฏิกิริยารีฟอร์มมิ่งของเมทานอล และปฏิกิริยาการสลายตัวของเมทานอลดังสมการที่ (3.2) (3.5) (3.9) และ (3.10) ตามลำดับ นั้นเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ดังนั้นเมื่ออุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานสูงขึ้น จึงทำให้ปฏิกิริยาดำเนินไปข้างหน้าเพิ่มมากขึ้น ส่งผลให้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนสูงขึ้น จากนั้นเมื่ออุณหภูมิเพิ่มสูงกว่า 800 องศาเซลเซียส อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนจะลดลง ในขณะที่อัตราการไหลเชิงโมลของน้ำ คาร์บอนไดออกไซด์ และคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้น เนื่องจากกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกยับยั้งที่อุณหภูมิสูง ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์จึงเพิ่มสูงขึ้นทำให้เกิดสมดุลย้อนกลับของปฏิกิริยารีฟอร์มมิ่งของกลีเซอรอล และเมทานอล ซึ่งจากรูปที่ 4.10ข จะเห็นได้ว่าที่อุณหภูมิตั้งแต่ 750 องศาเซลเซียสขึ้นไป แคลเซียมออกไซด์จะไม่สามารถดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และเกิดเป็นแคลเซียมคาร์บอเนตได้ทั้งหมด เนื่องจากปฏิกิริยาคาร์บอเนชันดังสมการที่ (3.4) เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน

จากรูปที่ 4.11ก และ 4.11ข แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงความดันภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ภาวะสมดุล โดยทำการศึกษามวลของความดันในช่วง 200 ถึง 300 บรรยากาศ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากรูปที่ 4.11ก และ 4.11ข จะเห็นได้ว่าความดันที่ใช้ในการดำเนินงานในช่วง 200 ถึง 300 บรรยากาศนั้นไม่ทำให้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน และการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของแคลเซียมออกไซด์เปลี่ยนแปลงไป เนื่องจากการเพิ่มความดันจะส่งผลให้เกิดสมดุลย้อนกลับของปฏิกิริยารีฟอร์มมิ่ง ทำให้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนลดลง แต่อย่างไรก็ตามการใช้ น้ำเหนือวิกฤตที่สามารถละลายกลีเซอรอลได้ดีในการทำปฏิกิริยา ซึ่งจะส่งผลให้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น ดังนั้นอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนจึงคงที่

ค. ผลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล

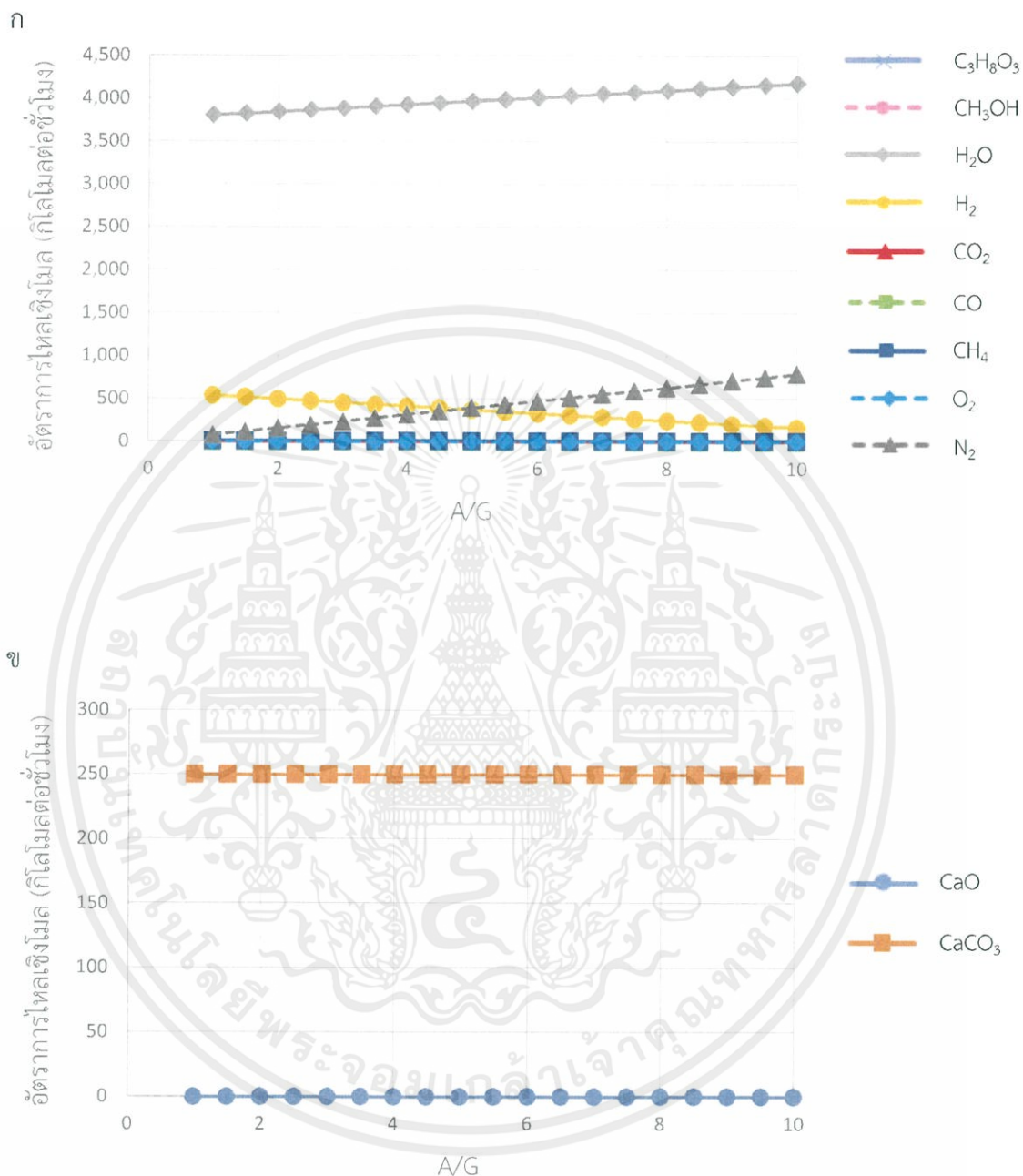


รูปที่ 4.12 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย $CaCO_3$

จากรูปที่ 4.12ก และ 4.12ข แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ภาวะสมดุล โดยทำการศึกษามวลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลในช่วง 1 ถึง 99 ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากรูปที่ 4.12ก และ 4.12ข จะเห็นได้ว่าอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น และอัตราการไหลเชิงโมลของมีเทนจะลดลง ในขณะที่อัตราการไหลเชิงโมลของแคลเซียมคาร์บอเนตเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น โดยจะคงที่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 30 เนื่องจากการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเป็นการเพิ่มน้ำ ซึ่งเป็นสารตั้งต้นทำให้สมดุลของปฏิกิริยาไฮโดรเจนมีเทนด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล ปฏิกิริยาไฮโดรเจนมีเทนด้วยไอน้ำของมีเทน และปฏิกิริยาไฮโดรเจนมีเทนของเมทานอลดังสมการที่ (3.2) (3.7) และ (3.9) ตามลำดับดำเนินไปข้างหน้ามากขึ้น

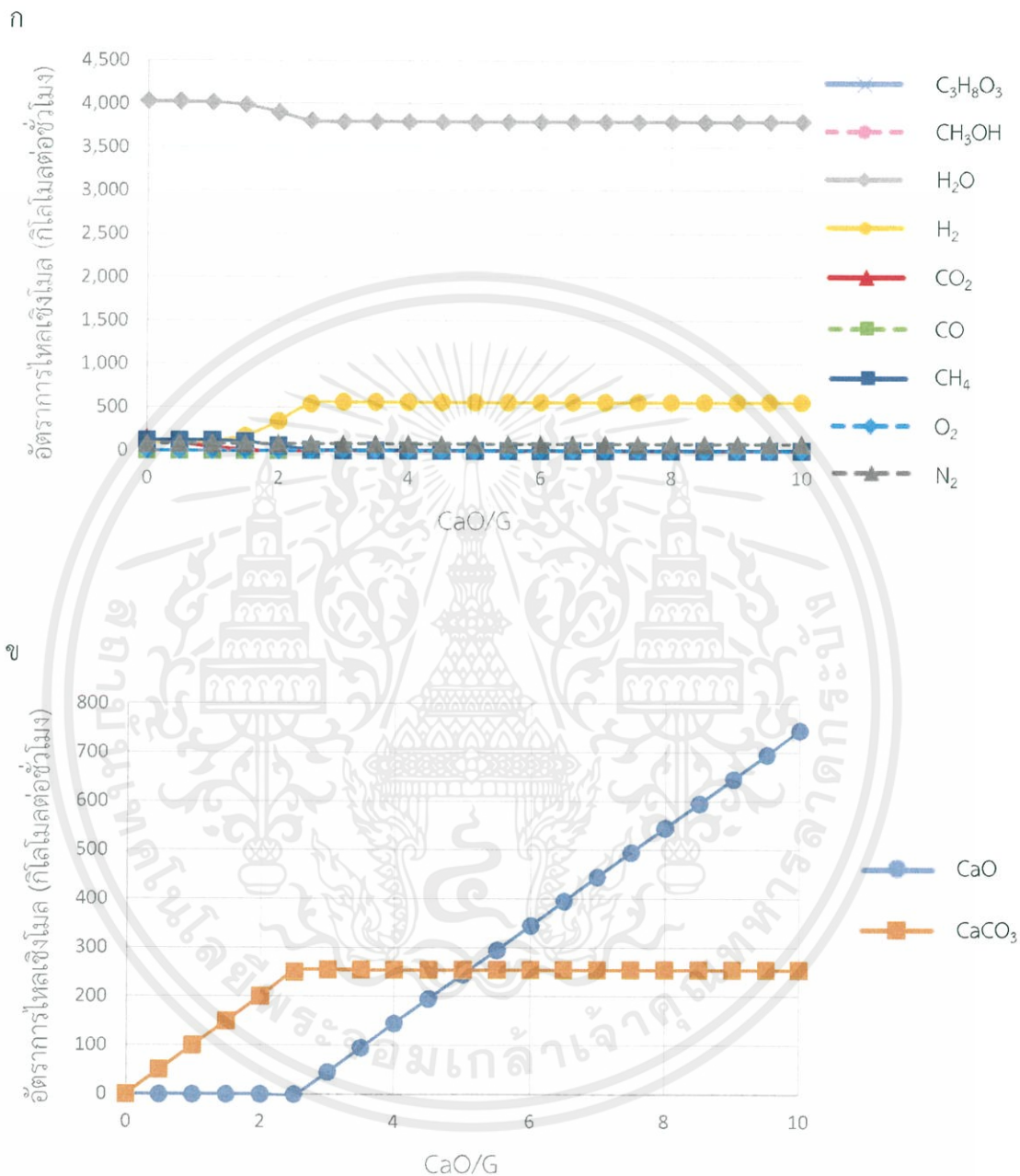
จากรูปที่ 4.13ก และ 4.13ข แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ภาวะสมดุล โดยทำการศึกษามวลของอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลในช่วง 1 ถึง 10 ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากรูปที่ 4.13ก จะเห็นได้ว่าอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนลดลง ในขณะที่อัตราการไหลเชิงโมลของน้ำ และไนโตรเจนเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น เนื่องจากอากาศที่ถูกป้อนนั้นประกอบด้วยออกซิเจน 21 และ ไนโตรเจน 79 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ดังนั้นการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเป็นการเพิ่มออกซิเจน โดยเมื่อออกซิเจนมีปริมาณสูงขึ้นจะส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วน หรือการเผาไหม้สมบูรณ์ของกลีเซอรอลดังสมการที่ (3.13) และ (3.14) ซึ่งทำให้ได้เพียงคาร์บอนไดออกไซด์ คาร์บอนมอนอกไซด์ และน้ำ ดังนั้นอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนจึงลดลง แต่อย่างไรก็ตามเมื่ออากาศถูกป้อนเข้ามาทำปฏิกิริยามากขึ้น ไนโตรเจนซึ่งเป็นองค์ประกอบของอากาศจึงเพิ่มขึ้น เนื่องจากไม่ได้ถูกนำไปทำปฏิกิริยาใดๆ และจากรูปที่ 4.13ข จะเห็นได้ว่าการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลนั้น ไม่มีผลใดๆต่อกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของแคลเซียมออกไซด์

ง. ผลของอัตราส่วนโดยโมลของอากาศตอกลิเซอรอล



รูปที่ 4.13 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของอากาศตอกลิเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตตอกลิเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ตอกลิเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย CaCO₃

จ. ผลของอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอล



รูปที่ 4.14 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 1 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย $CaCO_3$

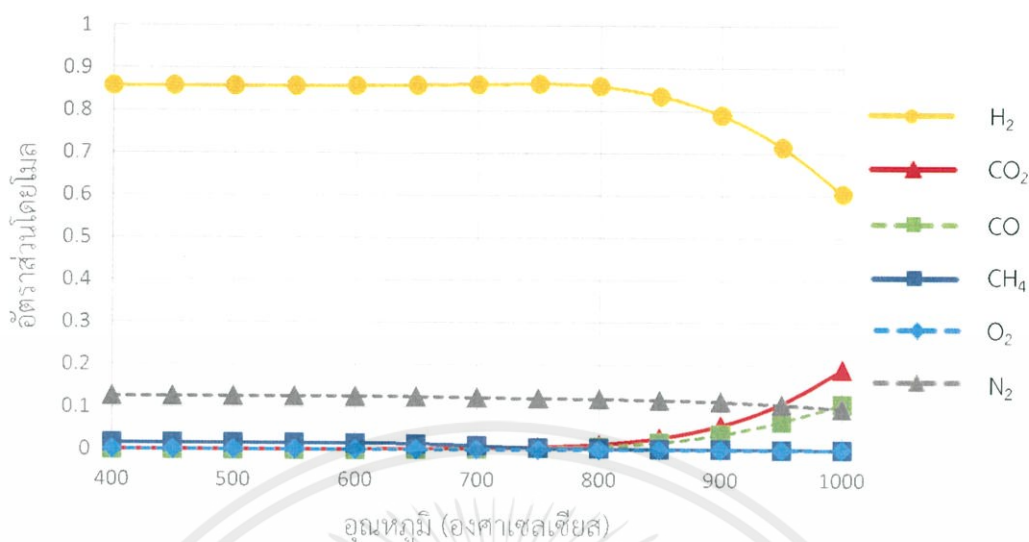
รูปที่ 4.14ก และ 4.14ข แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของ แคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ภาวะสมดุล โดย ทำการศึกษาผลของอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลในช่วง 0 ถึง 10 ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล เท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 จากรูปที่ 4.14ก จะเห็นได้ว่า อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น ในขณะที่อัตราการไหลเชิงโมลของน้ำ และมีเทนลดลงเมื่อ อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น และจะคงที่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของ แคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 เนื่องจากการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียม ออกไซด์ต่อกลีเซอรอล เป็นการดึงคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากระบบทำให้สมดุลของปฏิกิริยา ออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล และปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของเมทานอลดัง สมการที่ (3.1) และ (3.9) ตามลำดับ ดำเนินไปข้างหน้ามากขึ้น และส่งผลให้เกิดสมดุลย้อนกลับของ ปฏิกิริยาเมเทนชันของคาร์บอนไดออกไซด์ดังสมการที่ (3.12) และจากรูปที่ 4.4ข จะเห็นได้ว่าอัตรา การไหลเชิงโมลของแคลเซียมคาร์บอเนตจะเพิ่มขึ้น และคงที่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียม ออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 เนื่องจากในช่วงแรกปริมาณแคลเซียมออกไซด์ยังมีปริมาณน้อย ไม่ เพียงพอที่จะใช้ดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ทั้งหมด และเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ ต่อกลีเซอรอลสูงกว่า 2.5 พบว่าแคลเซียมออกไซด์จะมีปริมาณมากเกินไปที่จะใช้ดูดซับ คาร์บอนไดออกไซด์

4.2.2.2 การหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการออโตเทอร์มัล รีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล

ก. พิจารณาอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงสุด

ในการศึกษาหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการออโตเทอร์มัล รีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลเพื่อให้ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงสุด และ พิจารณาข้อจำกัดด้านปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์เพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยน โพรตอนแสดงได้ดังนี้

จากรูปที่ 4.15 จะพบว่าอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนที่เริ่มต้นจะคงที่ตั้งแต่ 400 ถึง 750 องศาเซลเซียสจะคงที่ และลดลงเมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 750 องศาเซลเซียส ดังนั้นจึงสรุปได้ว่า อุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุด คือ 400 องศาเซลเซียส เนื่องจากเป็นอุณหภูมิแรกๆ ที่ให้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนคงที่ และมีค่าสูงสุด



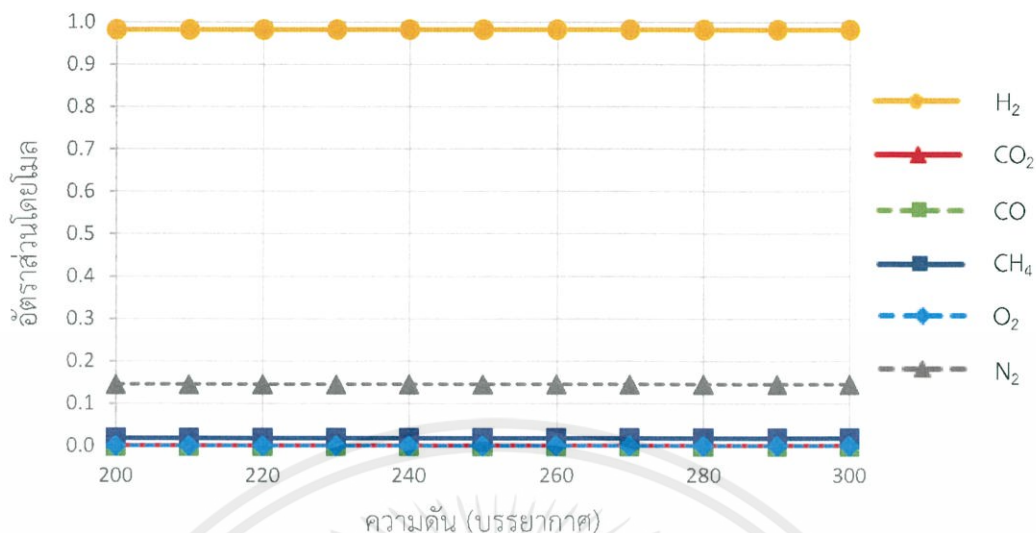
รูปที่ 4.15 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis)

จากรูปที่ 4.16 จะเห็นได้ว่าการเปลี่ยนแปลงความดันนั้นไม่ทำให้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนเปลี่ยนแปลง ดังนั้นความดันที่เลือกใช้ในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดคือ 240 บรรยากาศ เนื่องจากเป็นความดันที่พิจารณาเพื่อไว้สำหรับความดันลดที่เกิดขึ้นภายในระบบ

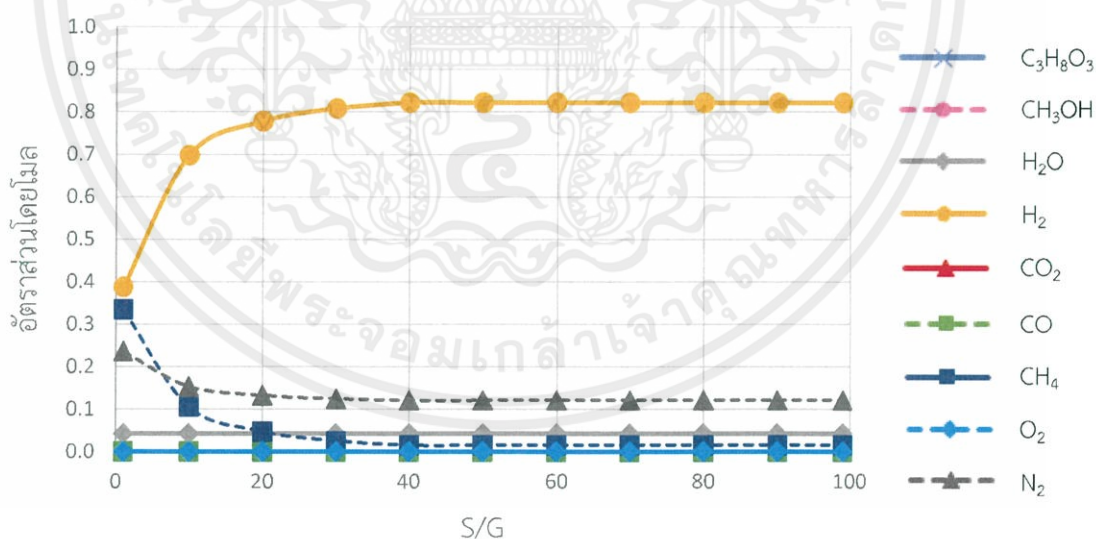
ดังนั้นจากการศึกษาผลของภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุด ได้แก่ อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส และความดัน 240 บรรยากาศ ซึ่งจะนำค่าที่เหมาะสมนี้ไปใช้ในการพิจารณาปัจจัยอื่นๆต่อไปเพื่อให้ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงสุดจากสายแก๊สผลิตภัณฑ์ (GAS-PDT) โดยผลการจำลองกระบวนการแสดงได้ดังนี้

จากรูปที่ 4.17 จะเห็นว่าอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนเพิ่มสูงขึ้น และจะคงที่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 ดังนั้นจึงสามารถสรุปได้ว่าอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่ใช้ในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดคือ 40 เนื่องจากจะทำให้อัตราส่วนโดย โมลของไฮโดรเจนเริ่มคงที่ และมีค่าสูงสุด

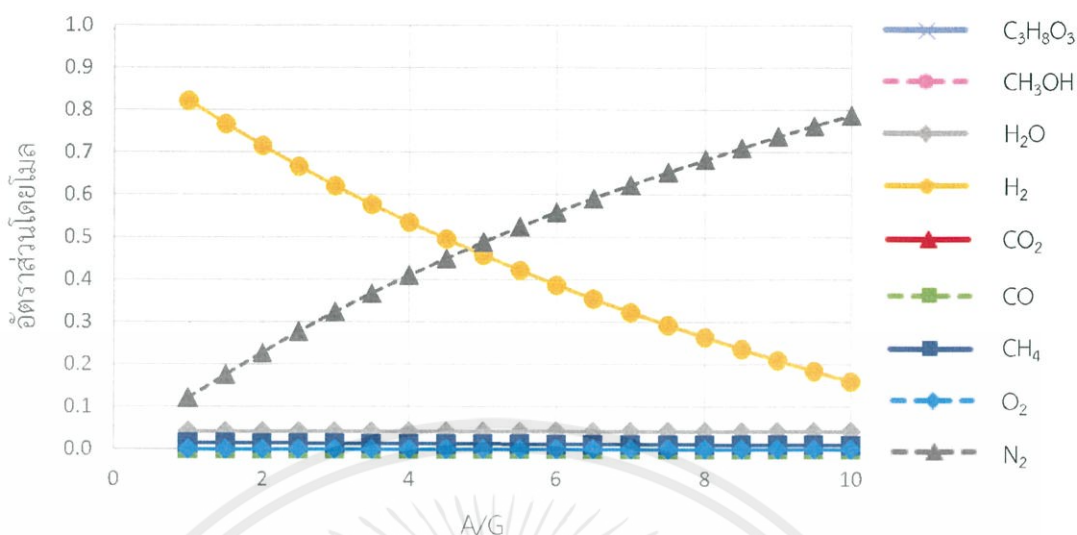
จากรูปที่ 4.18 จะเห็นว่าเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น จะทำให้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนลดลง ดังนั้นเพื่อให้ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงสุด อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่เหมาะสมที่สุดจึง เท่ากับ 1



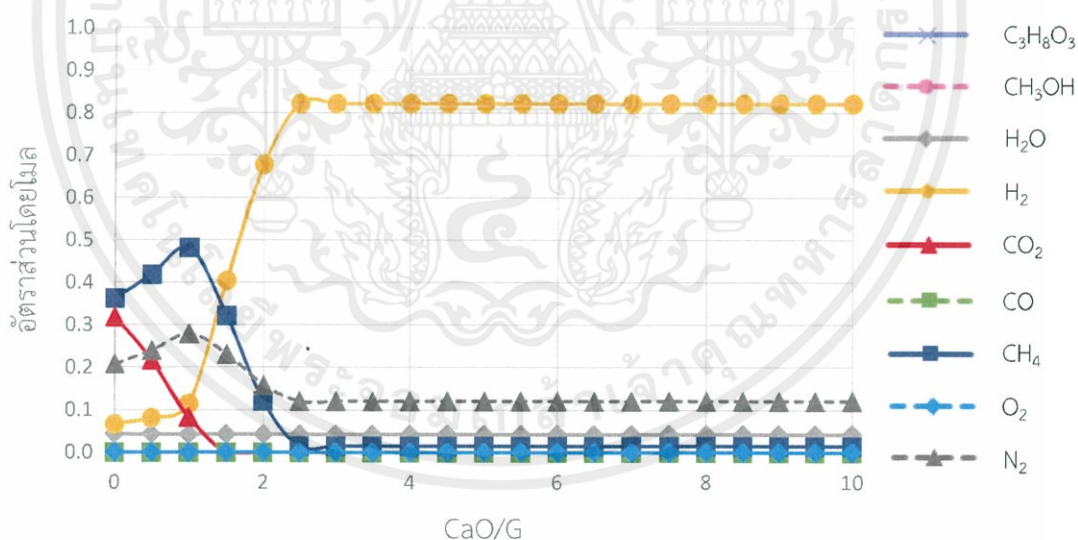
รูปที่ 4.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis)



รูปที่ 4.17 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT



รูปที่ 4.18 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT



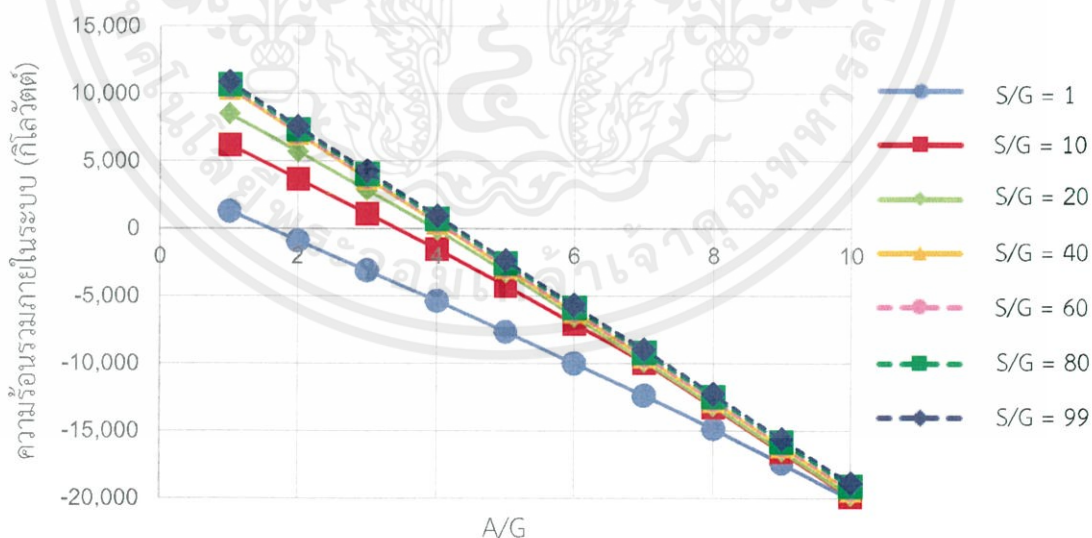
รูปที่ 4.19 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 จากสาย GAS-PDT

จากรูปที่ 4.19 จะเห็นว่าอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนจะเพิ่มสูงขึ้น และเริ่มคงที่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 ดังนั้นสามารถสรุปได้ว่าอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่ใช้ในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดคือ 2.5 เนื่องจากจะทำให้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนเริ่มคงที่ และมีค่าสูงสุด

จากผลการจำลองกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลจะพบว่าภาวะดำเนินการที่เหมาะสมที่ทำให้ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงสุด เพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน คือ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 ซึ่งจะทำให้ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์เท่ากับ 0.82 และ 1.51 ส่วนในพันล้านส่วนตามลำดับ

ข. พิจารณาภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน

ในการศึกษาหาภาวะดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน โครงการนี้จะพิจารณาจากอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ และข้อจำกัดด้านปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์เพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน



รูปที่ 4.20 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่มีต่อความร้อนรวมที่ใช้ภายในระบบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5

จากรูปที่ 4.20 ศึกษาผลของภาวะดำเนินงาน คือ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่มีต่อความร้อนรวมที่ใช้ภายในระบบ ซึ่งจะเห็นได้ว่าความร้อนภายในระบบนั้นจะสูงขึ้นเรื่อยๆ เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลมีค่าสูงขึ้น และจะลดลงเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลมีค่าสูงขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยาอีพอกซิเดชันของกลีเซอรอลด้วยกระบวนการออกซิเดชันของอีพอกซิเดชันที่ (3.2) นั้นเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ซึ่งการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลทำให้ต้องการพลังงานความร้อนไปใช้ในการทำปฏิกิริยามากขึ้น โดยการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลทำให้พลังงานความร้อนรวมที่ต้องใช้ภายในระบบลดน้อยลง เนื่องจากปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วน และเผาไหม้สมบูรณ์ของกลีเซอรอลดังสมการที่ (3.13) และ (3.14) ตามลำดับ เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน โดยพบว่ากระบวนการออกซิเดชันของอีพอกซิเดชันด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลมีความเป็นไปได้ที่จะเกิดภายใต้ภาวะที่พื้พาดตัวเองได้ทางความร้อน

จากตารางที่ 4.4 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่มีผลต่ออัตราการใช้เชื้อเพลิงและความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน ภายใต้ภาวะที่พื้พาดตัวเองได้ทางความร้อนที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จะเห็นว่าเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น จะส่งผลให้อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้นด้วยเพื่อให้กระบวนการออกซิเดชันของอีพอกซิเดชันด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลสามารถเกิดภายใต้ภาวะที่พื้พาดตัวเองได้ทางความร้อนได้ โดยพบว่าอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่เหมาะสมที่สุดคือ 20 และ 3.976 ตามลำดับ ซึ่งจะทำได้ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนสูงสุดเท่ากับ 52.98 เปอร์เซ็นต์ และได้อัตราส่วนโดยโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์เท่ากับ 1.11 ส่วนในพันล้านส่วน ซึ่งไม่เกินข้อกำหนดที่กำหนดไว้ คือ 50 ส่วนในล้านส่วน ที่จะนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน

ดังนั้นจึงสามารถสรุปได้ว่าภายใต้ภาวะที่พื้พาดตัวเองได้ทางความร้อน ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการออกซิเดชันของอีพอกซิเดชันด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลคือ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 20 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 3.976 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 ซึ่งจะทำได้อัตราการใช้เชื้อเพลิงเท่ากับ 409.29 กิโลโมลต่อชั่วโมง และอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนเท่ากับ 0.53

ตารางที่ 4.4 ผลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤต และอากาศต่อกลีเซอรอลมีต่ออัตราการไหลเชิงโมล และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน

S/G	A/G	อัตราการไหลเชิง โมลของ H ₂ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ความบริสุทธิ์ ของ H ₂ (เปอร์เซ็นต์)	S/G	A/G	อัตราการไหลเชิง โมลของ H ₂ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ความบริสุทธิ์ ของ H ₂ (เปอร์เซ็นต์)
1	1.597	137.38	35.80	60	4.161	405.20	52.16
	2	142.11	34.14		5	369.97	45.71
	3	152.57	30.76		6	327.98	38.68
	10	156.04	15.61		10	160.16	15.97
10	3.428	345.57	50.99	70	4.193	403.85	51.90
	4	339.45	47.55		5	369.97	45.71
	5	325.85	42.06		6	327.98	38.68
	10	160.00	15.96		10	160.25	15.98
20	3.976	404.11	52.98	80	4.225	402.50	51.65
	4	403.50	52.81		5	369.96	45.71
	5	369.99	45.71		6	327.98	38.68
	10	160.01	15.96		10	160.36	15.99
30	4.064	409.29	52.94	90	4.258	401.12	51.38
	5	369.98	45.71		5	369.96	45.71
	6	327.99	38.68		6	327.98	38.68
	10	160.02	15.96		10	160.50	16.00
40	4.097	407.90	52.67	99	4.287	399.89	51.16
	5	369.98	45.71		5	369.96	45.71
	6	327.98	38.68		6	327.98	38.68
	10	160.05	15.96		10	160.65	16.01
50	4.129	406.55	52.41				
	5	369.97	45.71				
	6	327.98	38.68				
	10	160.09	15.97				

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.2.3 กระบวนการเคมีคอล ลูปปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล

ที่ภาวะมาตรฐานป้อนกลีเซอรอลดิบประกอบด้วยกลีเซอรอล 80 และเมทานอล 20 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ด้วยอัตรา 100 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บรรยากาศ ป้อนน้ำเหนือวิกฤตเป็นน้ำบริสุทธิ์ด้วยอัตรา 4,000 กิโลโมลต่อชั่วโมง ซึ่งคิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล (S/G) เท่ากับ 40 อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บรรยากาศ และป้อนออกซิเจนโดยใช้ตัวพาของแข็งเป็นนิกเกิลออกไซด์ด้วยอัตรา 100 กิโลโมลต่อชั่วโมง ซึ่งคิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล (NiO/G) เท่ากับ 1 ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ ซึ่งกลีเซอรอล และน้ำจะถูกเพิ่มความดัน และอุณหภูมิผ่านปั๊ม และเครื่องให้ความร้อนในลำดับถัดไป ป้อนแคลเซียมออกไซด์ด้วยอัตรา 250 กิโลโมลต่อชั่วโมง คิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล (CaO/G) เท่ากับ 2.5 โดยป้อนเข้าไปทำปฏิกิริยาภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ ภายใต้สภาวะดังกล่าวแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ออกจากเครื่องแยกน้ำ (GAS-PDT) มีองค์ประกอบที่สมดุลประกอบด้วยอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนเท่ากับ 0.94 คาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับ 25 ส่วนในล้านส่วน คาร์บอนมอนอกไซด์เท่ากับ 1.57 ส่วนในล้านส่วน มีเทนเท่ากับ 0.02 และน้ำเท่ากับ 0.04 จากนั้นทำการศึกษาระบบที่มีผลต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่สมดุล และพลังงานที่ต้องใช้ภายในระบบ ได้แก่ อุณหภูมิ ความดัน อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล ซึ่งจากการจำลองกระบวนการพบว่าค่าการแปลงผันของกลีเซอรอล (conversion) เป็น 100 เปอร์เซ็นต์ในทุกภาวะดำเนินงาน โดยผลของการศึกษาภาวะดำเนินงานที่ส่งผลต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่สมดุล และพลังงานที่ต้องใช้ภายในระบบแสดงได้ดังนี้

4.2.3.1 ผลของภาวะดำเนินงานที่ส่งผลต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่สมดุล

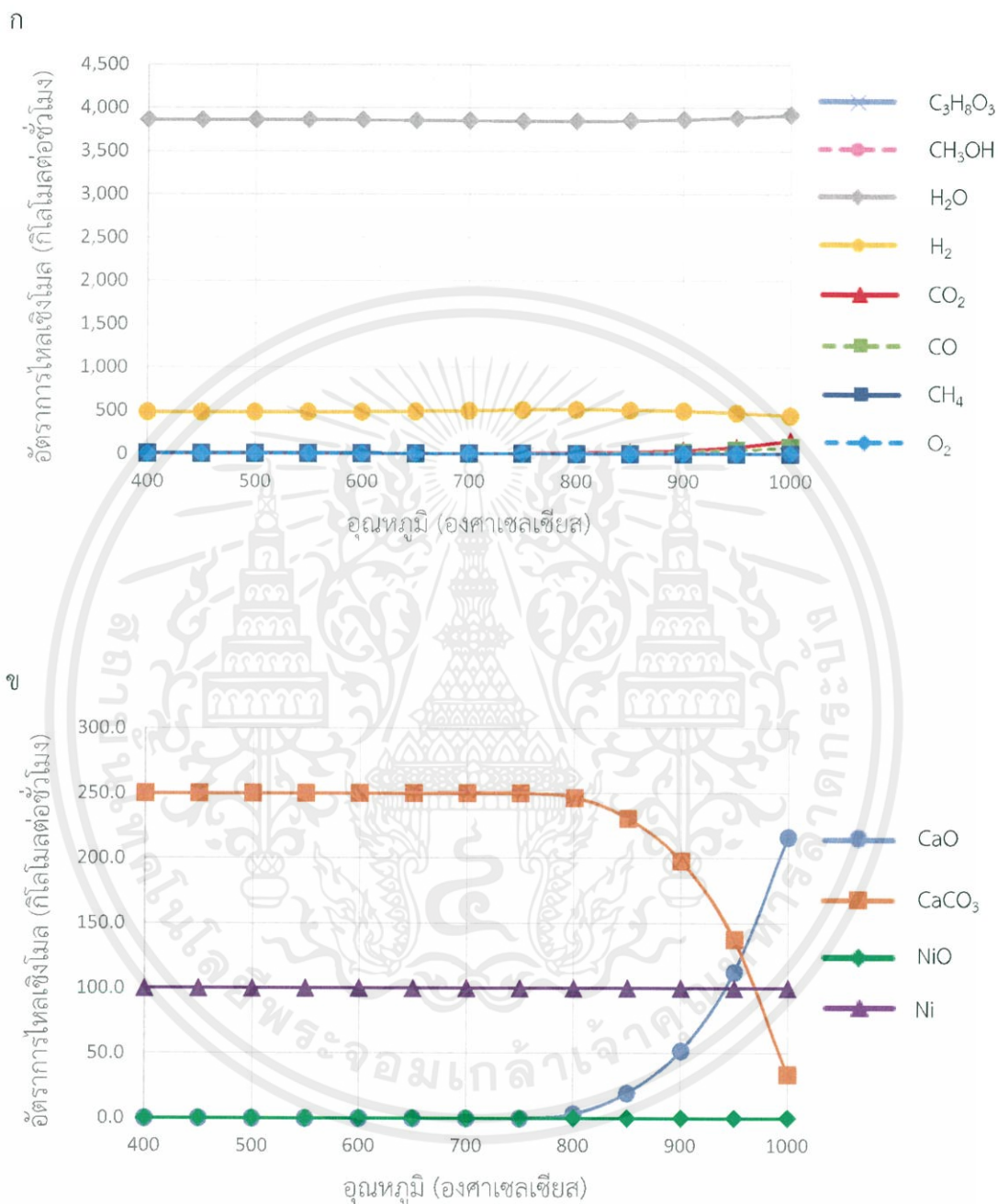
ในการศึกษาผลของภาวะดำเนินงาน ได้แก่ อุณหภูมิ และความดันที่ดำเนินงานภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล ที่มีผลต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่สมดุล โดยพิจารณาจากสายผลิตภัณฑ์ที่ออกมาจากเครื่องรีฟอร์มเมอร์ (REF-OUT) และสายของแข็งที่จะนำไปคืนสภาพ (NI+CaCO₃) โดยผลการจำลองกระบวนการแสดงได้ดังนี้

จากรูปที่ 4.21ก และ 4.21ข แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ภาวะสมดุล โดยทำการศึกษาผลของอุณหภูมิในช่วง 400 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากรูปที่ 4.21ก จะเห็นได้ว่า ในช่วงอุณหภูมิ 400 ถึง 600 องศาเซลเซียส อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนคงที่ และจะเริ่มเพิ่มขึ้นเรื่อยจนสูงสุดที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส เนื่องจากปฏิกิริยาเคมีคอล ลูปป์รีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล ปฏิกิริยาการสลายตัวของกลีเซอรอล ปฏิกิริยารีฟอร์มมิ่งของเมทานอล และปฏิกิริยาการสลายตัวของเมทานอลดังสมการที่ (3.3) (3.5) (3.9) และ (3.10) ตามลำดับ นั้นเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ดังนั้นเมื่ออุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานสูงขึ้น จึงทำให้ปฏิกิริยาในการดำเนินไปข้างหน้าเพิ่มมากขึ้น ส่งผลให้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนสูงขึ้น จากนั้นอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนจะลดลง ในขณะที่อัตราการไหลเชิงโมลของน้ำ คาร์บอนไดออกไซด์ และ คาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิเพิ่มสูงขึ้น ซึ่งมีความคล้ายคลึงกับทั้ง 2 กระบวนการที่กล่าวมาแล้ว คือที่อุณหภูมิสูงการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์นั้นจะเกิดได้ไม่ดี ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์จึงเพิ่มสูงขึ้นทำให้เกิดสมดุลย้อนกลับของปฏิกิริยารีฟอร์มมิ่งของกลีเซอรอล และเมทานอล ซึ่งจะเห็นได้จากรูปที่ 4.21ข ที่อุณหภูมิตั้งแต่ 750 องศาเซลเซียสขึ้นไป แคลเซียมออกไซด์จะไม่สามารถดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อเกิดเป็นแคลเซียมคาร์บอเนตได้ทั้งหมด สำหรับนิกเกิลออกไซด์ที่ป้อนเข้าไปทำปฏิกิริยาเคมีคอล ลูปป์รีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลดังสมการที่ (3.3) พบว่านิกเกิลออกไซด์จะถูกใช้ในการทำปฏิกิริยาจนหมด โดยอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานนั้นไม่ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงนิกเกิลออกไซด์เป็นนิกเกิล

จากรูปที่ 4.22ก และ 4.22ข แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงความดันภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ภาวะสมดุล โดยทำการศึกษาผลของความดันในช่วง 200 ถึง 300 บรรยากาศ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากรูปที่ 4.22ก จะเห็นได้ว่าการเปลี่ยนแปลงความดันที่ใช้ในการดำเนินงานนั้นไม่ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน และองค์ประกอบอื่นๆ โดยจะคงที่เนื่องจากผลของการใช้น้ำเหนือวิกฤตเป็นตัวทำปฏิกิริยา และจากรูปที่ 4.22ข พบว่าการเปลี่ยนแปลงความดันไม่ส่งผลต่อการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของแคลเซียมออกไซด์ และออกซิเจนที่นำมาใช้ในการทำปฏิกิริยา

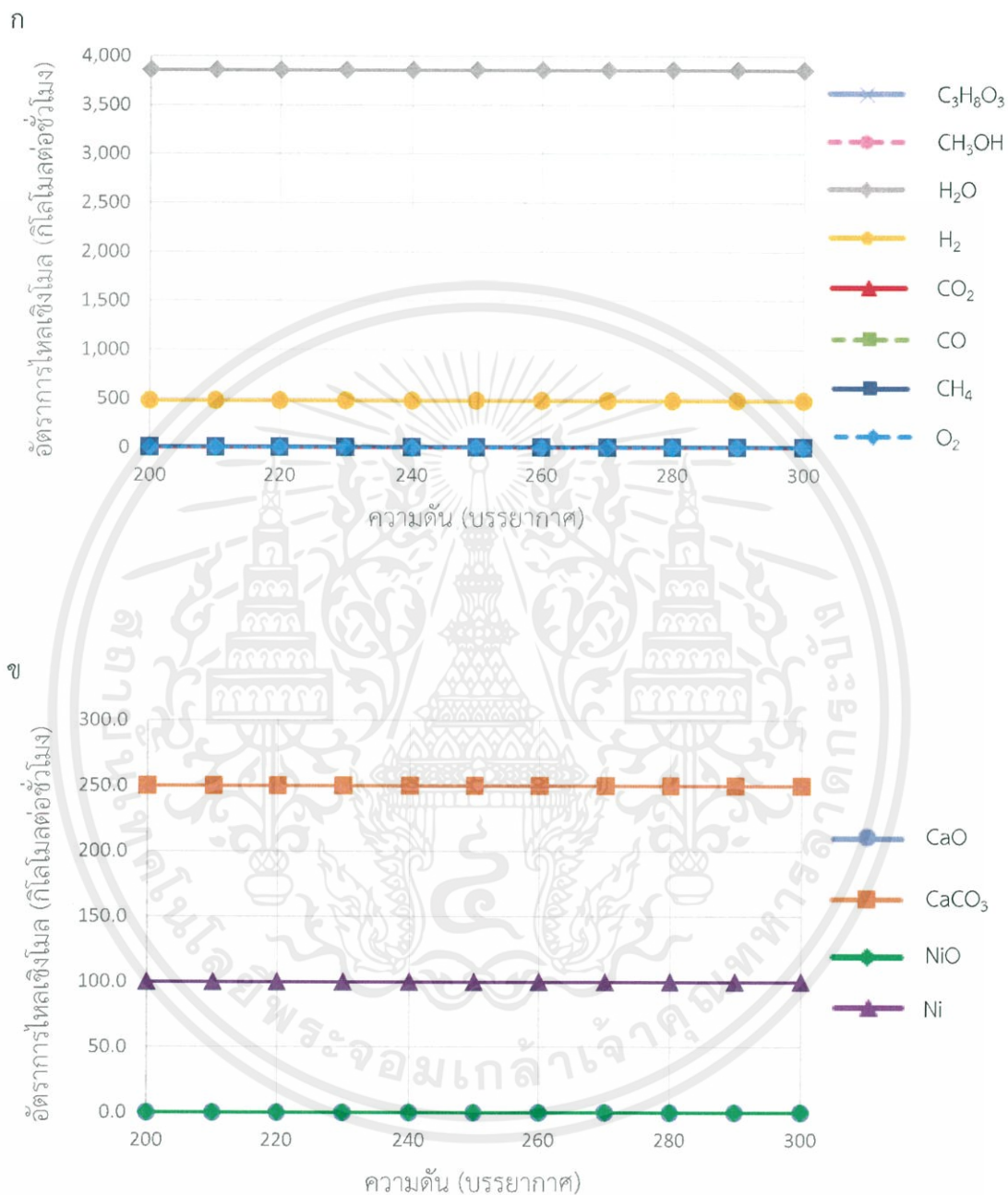
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ก. ผลของอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงาน



รูปที่ 4.21 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนียววิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย NI+CaCO₃

ข. ผลของความดันที่ใช้ในการดำเนินงาน



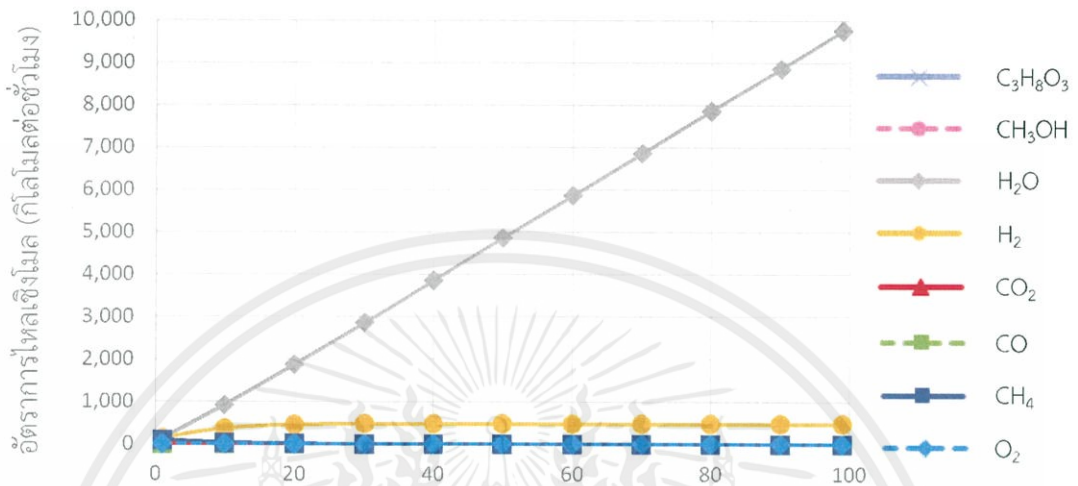
รูปที่ 4.22 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย NI+CaCO₃

จากรูปที่ 4.23ก และ 4.23ข แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ภาวะสมดุล โดยทำการศึกษาผลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลในช่วง 1 ถึง 99 ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากรูปที่ 4.23ก จะเห็นได้ว่าอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น และอัตราการไหลเชิงโมลของมีเทนจะลดลง เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น โดยจะคงที่ในช่วงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 30 ถึง 99 ซึ่งมีความคล้ายคลึงกับทั้ง 2 กระบวนการที่กล่าวมาแล้ว เนื่องจากการเพิ่มน้ำซึ่งเป็นสารตั้งต้นเข้าไปในระบบจะส่งผลให้สมดุลของปฏิกิริยาเคมีคอล ลูบปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของมีเทน และปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของเมทานอลดังสมการที่ (3.3) (3.7) และ (3.9) ตามลำดับ ดำเนินไปข้างหน้ามากขึ้นทำให้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น และอัตราการไหลเชิงโมลของมีเทนลดลง และจากรูปที่ 4.23ข พบว่าอัตราการไหลเชิงโมลของแคลเซียมคาร์บอเนตเพิ่มขึ้น และคงที่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 30 เนื่องจากในช่วงแรกมีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์น้อยกว่าปริมาณแคลเซียมออกไซด์ที่ใช้ในการดูดซับ และพบว่าการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลไม่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงนิกเกิลออกไซด์เป็นนิกเกิล

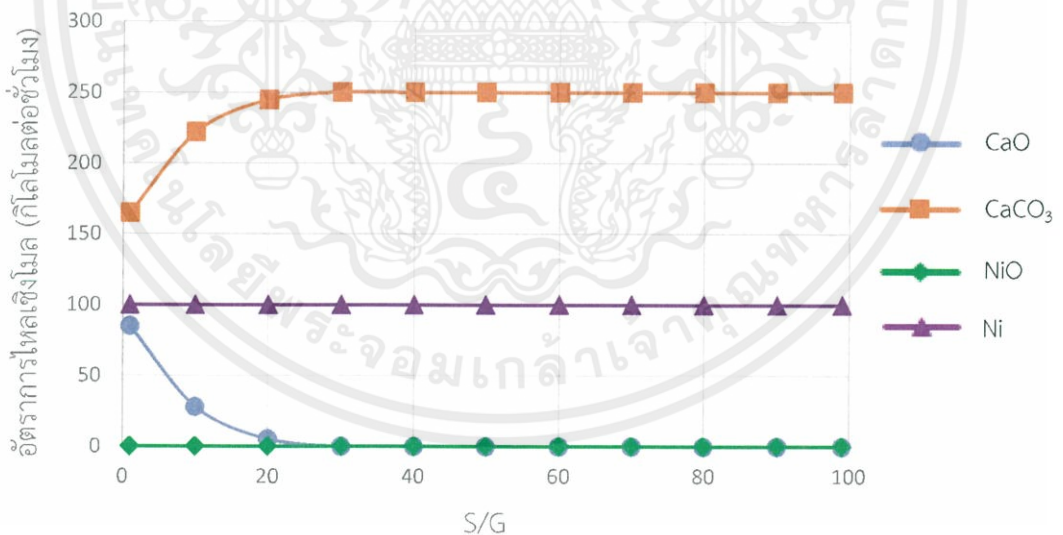
จากรูปที่ 4.24ก และ 4.24ข แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ภาวะสมดุล โดยทำการศึกษาผลของอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลในช่วง 1 ถึง 10 ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากรูปที่ 4.24ก จะเห็นได้ว่าอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนลดลง ในขณะที่อัตราการไหลเชิงโมลของน้ำเพิ่มขึ้น เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น โดยจะคงที่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 6 เนื่องจากการเพิ่มออกซิเจนให้มีปริมาณสูงขึ้นจะส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วน หรือการเผาไหม้สมบูรณ์ของกลีเซอรอลดังสมการที่ (3.13) และ (3.14) ตามลำดับ และจากรูปที่ 4.24ข จะเห็นได้ว่าเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลมากกว่า 6 จะพบว่าปริมาณออกซิเจนนั้นมากเกินไป ส่งผลให้นิกเกิลออกไซด์ที่ป้อนเข้าไปไม่เปลี่ยนแปลงเป็นนิกเกิล และทำให้อัตราการไหลเชิงโมลของนิกเกิลออกไซด์มีค่าสูงขึ้น ในขณะที่อัตราการไหลเชิงโมลของนิกเกิลมีค่าคงที่

ค. ผลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล

ก

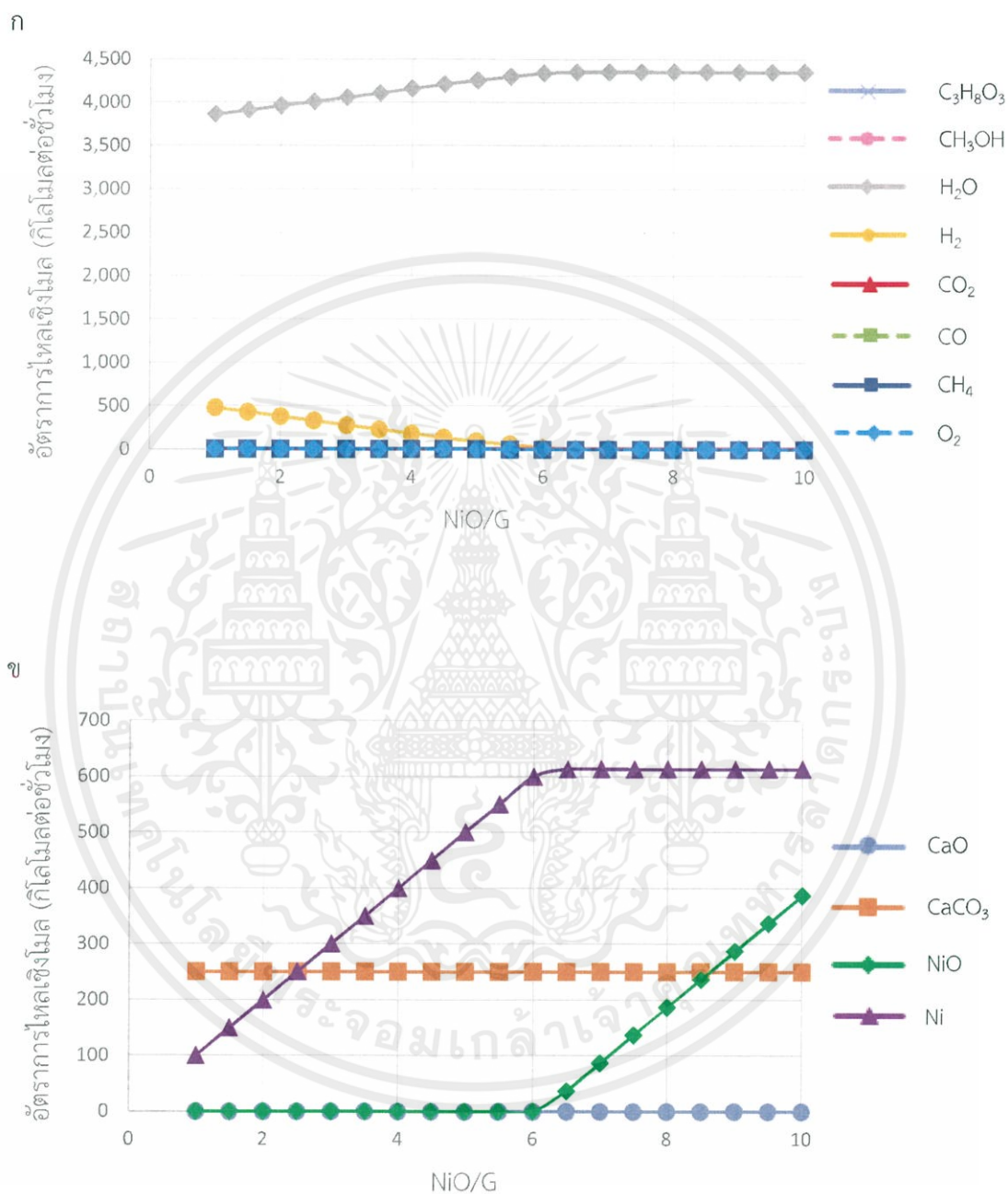


ข



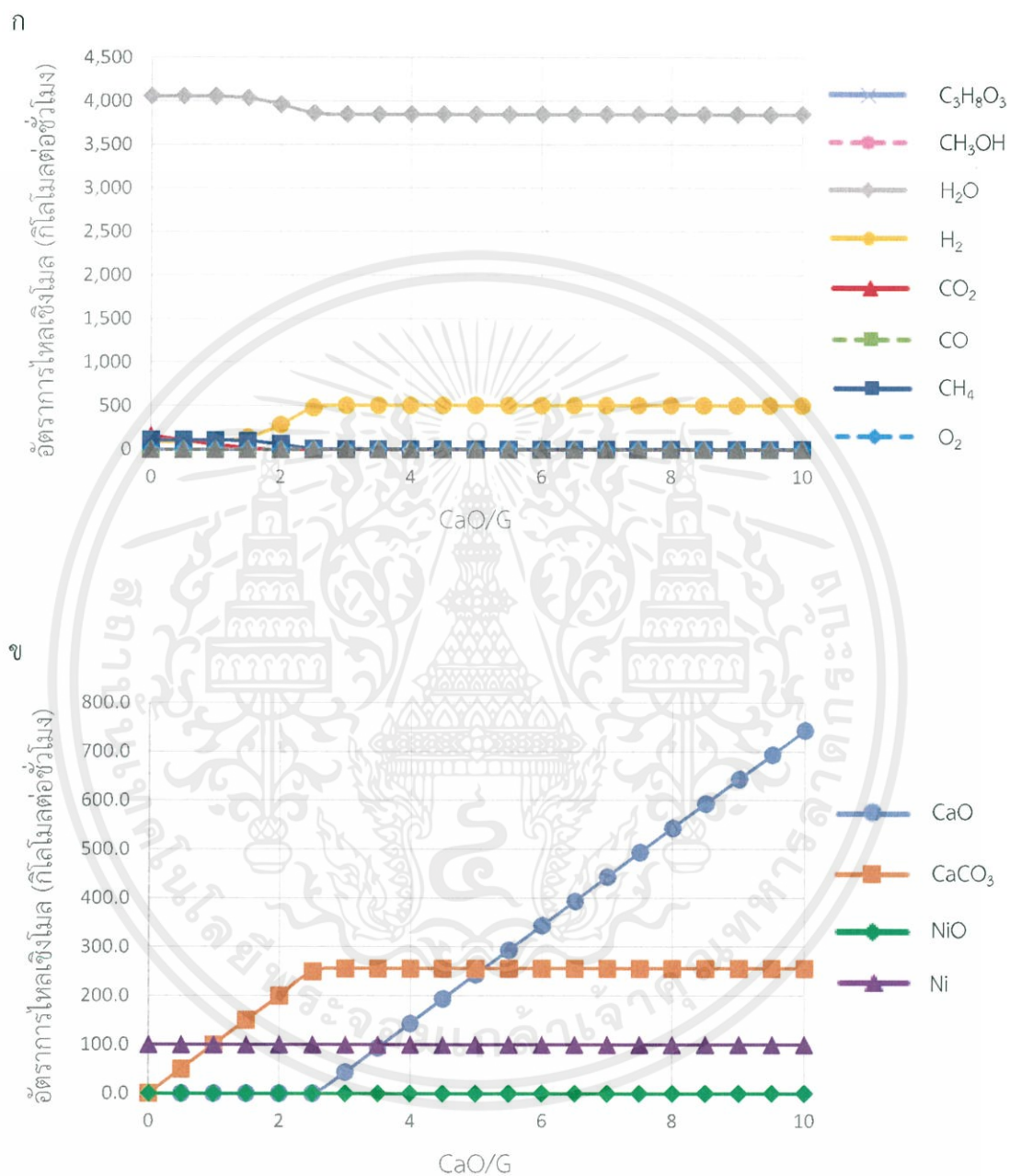
รูปที่ 4.23 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย NI+CaCO₃

ง. ผลของอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล



รูปที่ 4.24 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย NI+CACO3

จ. ผลของอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอล



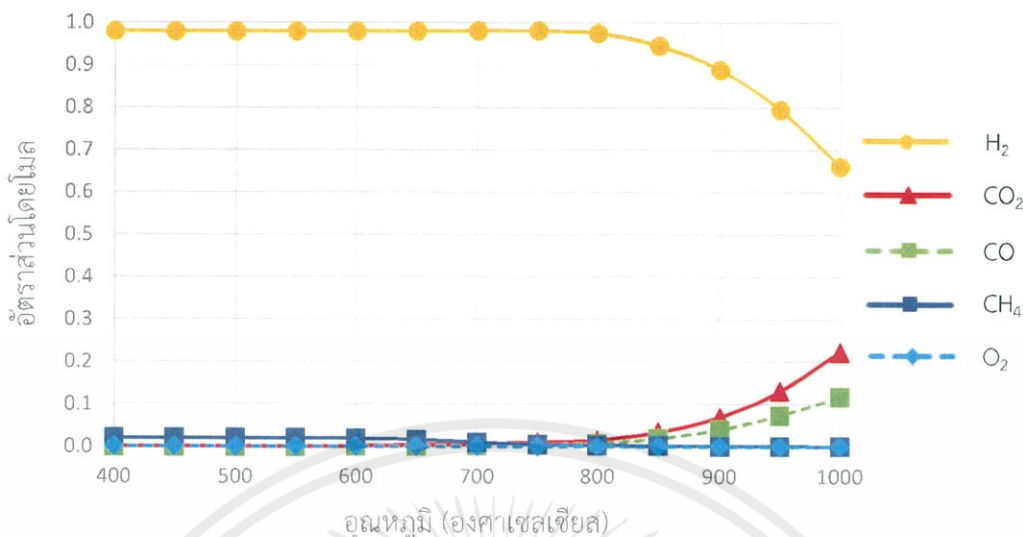
รูปที่ 4.25 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลที่มีต่ออัตราการผลิตเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนียววิกฤตต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 1 : (ก) สาย REF-OUT และ (ข) สาย NI+CaCO₃

รูปที่ 4.25ก และ 4.25ข แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของ แคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบที่ภาวะสมดุล โดย ทำการศึกษาผลของอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลในช่วง 0 ถึง 10 ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล เท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 จากรูปที่ 4.25ก จะเห็น ได้ว่าอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น ในขณะที่อัตราการไหลเชิงโมลของน้ำ คาร์บอนไดออกไซด์ และมีเทนลดลงเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล เพิ่มขึ้น และจะเริ่มคงที่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 เนื่องจากการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล เป็นการดึง คาร์บอนไดออกไซด์ออกจากระบบทำให้สมดุลของปฏิกิริยาเคมีคอล ลูบปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือ วิกฤตของกลีเซอรอล และปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของเมทานอลดังสมการที่ (3.3) และ (3.9) ตามลำดับ ดำเนินไปข้างหน้ามากขึ้น และส่งผลให้เกิดสมดุลย้อนกลับของปฏิกิริยาเมเทนชันของ คาร์บอนไดออกไซด์ดังสมการที่ (3.12) ซึ่งจากรูปที่ 4.25ข จะเห็นว่าเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของ แคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลมีค่ามากกว่า 2.5 ปริมาณแคลเซียมออกไซด์จะมีมากเกินไปที่จะใช้ใ นการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ผลิตออกมาได้ ทำให้อัตราการไหลเชิงโมลของแคลเซียมคาร์บอเนต คงที่ ในขณะที่อัตราการไหลเชิงโมลของแคลเซียมออกไซด์สูงขึ้น และพบว่า การเปลี่ยนแปลง อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลนั้นไม่ส่งผลใดๆต่อการเปลี่ยนแปลงจากนิกเกิล ออกไซด์เป็นนิกเกิล

4.2.3.2 การหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการเคมีคอล ลูบปีง รีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล

ก. พิจารณาอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงสุด

ในการศึกษาหาภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการเคมีคอล ลูบปีง รีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลเพื่อให้ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงสุด และ พิจารณาข้อจำกัดด้านปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์เพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยน โพรตอนแสดงได้ดังนี้



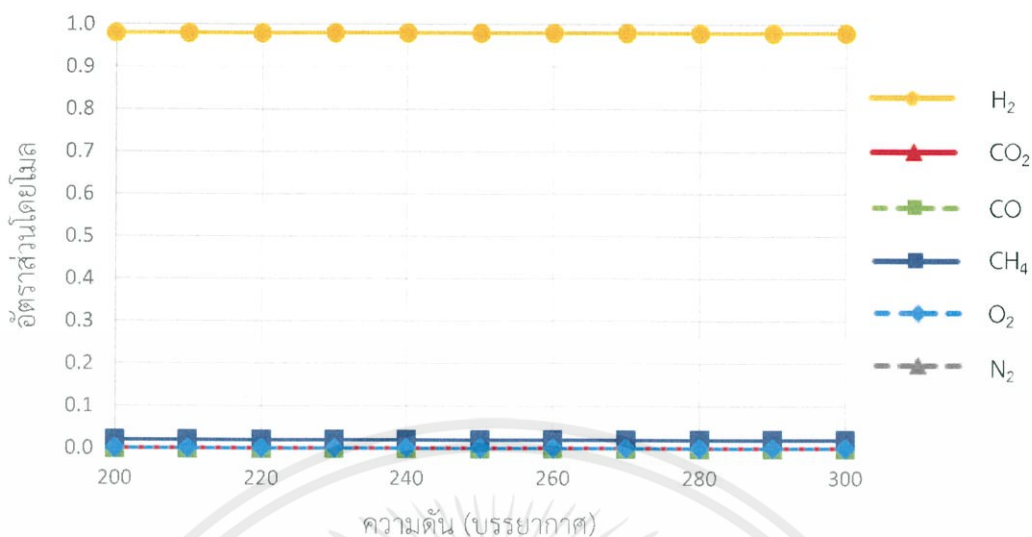
รูปที่ 4.26 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis)

จากรูปที่ 4.26 จะเห็นว่าอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนจะคงที่ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส และลดลงเมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 750 องศาเซลเซียส ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดคือ 400 องศาเซลเซียส เนื่องจากเป็นอุณหภูมิช่วงแรกที่ทำให้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนคงที่ และมีค่าสูงสุด

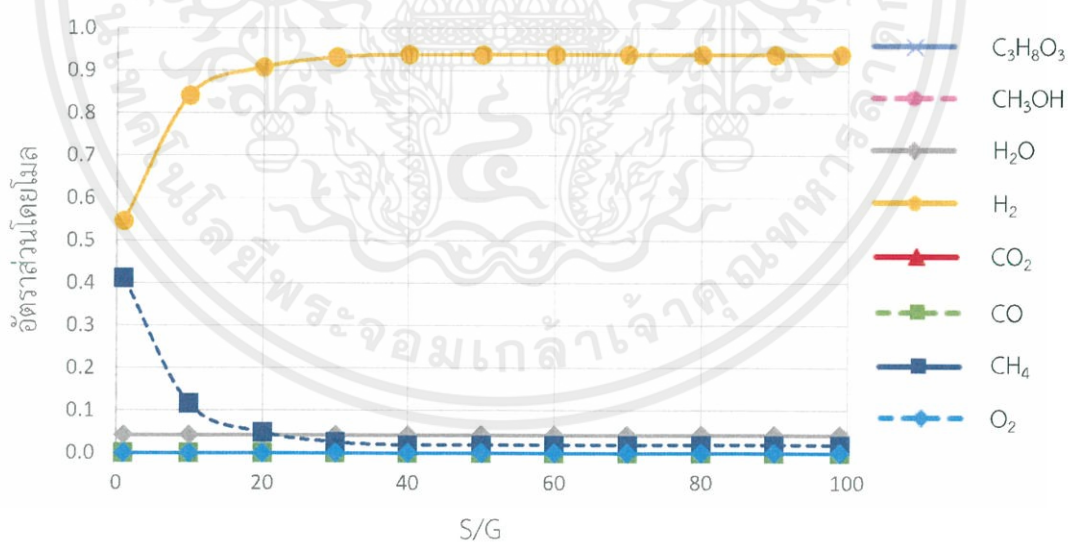
จากรูปที่ 4.27 จะเห็นว่าการเปลี่ยนแปลงความดันนั้นไม่มีผลกับระบบ ดังนั้นจึงเลือกใช้ความดันในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดคือ 240 บรรยากาศ เนื่องจากเป็นความดันที่พิจารณาเพื่อไว้สำหรับความดันลดที่เกิดขึ้นภายในระบบ

ดังนั้นจากการศึกษาผลของภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุด ได้แก่ อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส และความดัน 240 บรรยากาศ ซึ่งจะนำค่าที่เหมาะสมนี้ไปใช้ในการพิจารณาปัจจัยอื่นๆต่อไปเพื่อให้ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงสุดจากสายแก๊สผลิตภัณฑ์ (GAS-PDT) โดยผลการจำลองกระบวนการแสดงได้ดังนี้

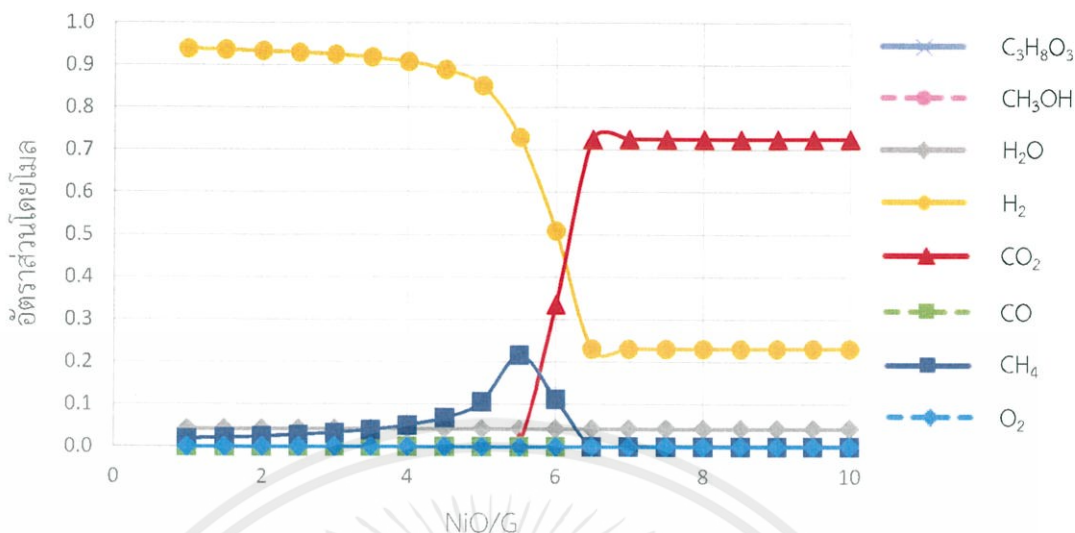
จากรูปที่ 4.28 จะเห็นว่าอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนจะเพิ่มขึ้น และคงที่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 ดังนั้นจึงสามารถสรุปได้ว่าอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่ใช้ในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดคือ 40 เนื่องจากจะทำให้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนเริ่มคงที่ และมีค่าสูงสุด



รูปที่ 4.27 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis)

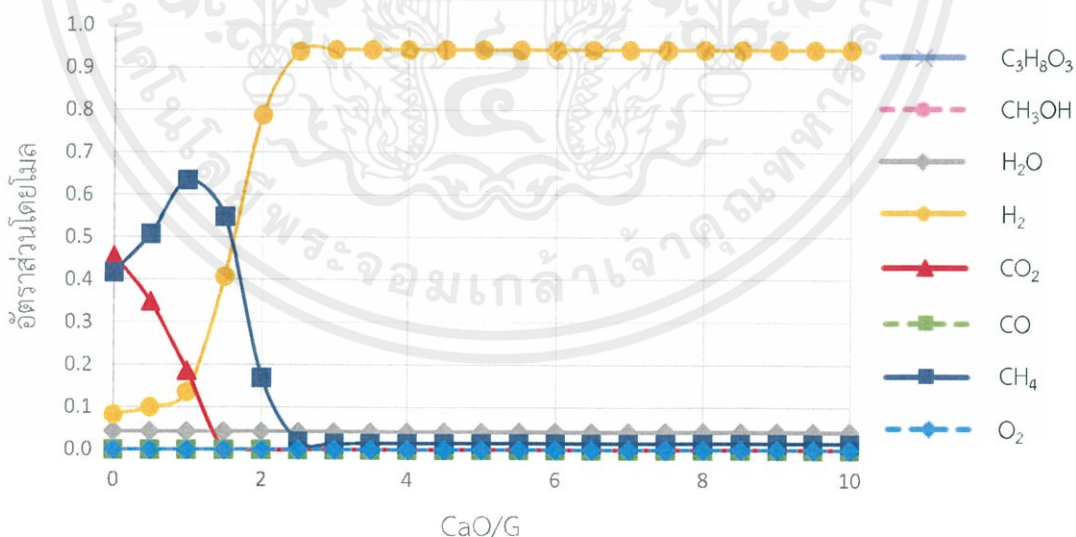


รูปที่ 4.28 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT



รูปที่ 4.29 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT

จากรูปที่ 4.29 จะเห็นว่าเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น จะทำให้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนลดลง ดังนั้นเพื่อให้ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงสุด อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่เหมาะสมที่สุด เท่ากับ 1



รูปที่ 4.30 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 จากสาย GAS-PDT

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จากรูปที่ 4.30 สามารถสรุปได้ว่าอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่ใช้ในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดคือ 2.5 เนื่องจากเป็นอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่ทำให้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนเริ่มคงที่ และไม่เกิดการสูญเสียแคลเซียมออกไซด์ที่ป้อนเข้าไปมากเกินไปที่จะใช้ดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์

จากผลการจำลองกระบวนการเคมีคอล ลูปปิ้งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลจะพบว่าภาวะดำเนินการที่เหมาะสมที่ทำให้ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงสุด เพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน คือ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 ซึ่งจะทำให้ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์เท่ากับ 0.94 และ 2.23 ส่วนในพันล้านส่วนตามลำดับ

ข. พิจารณาภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน

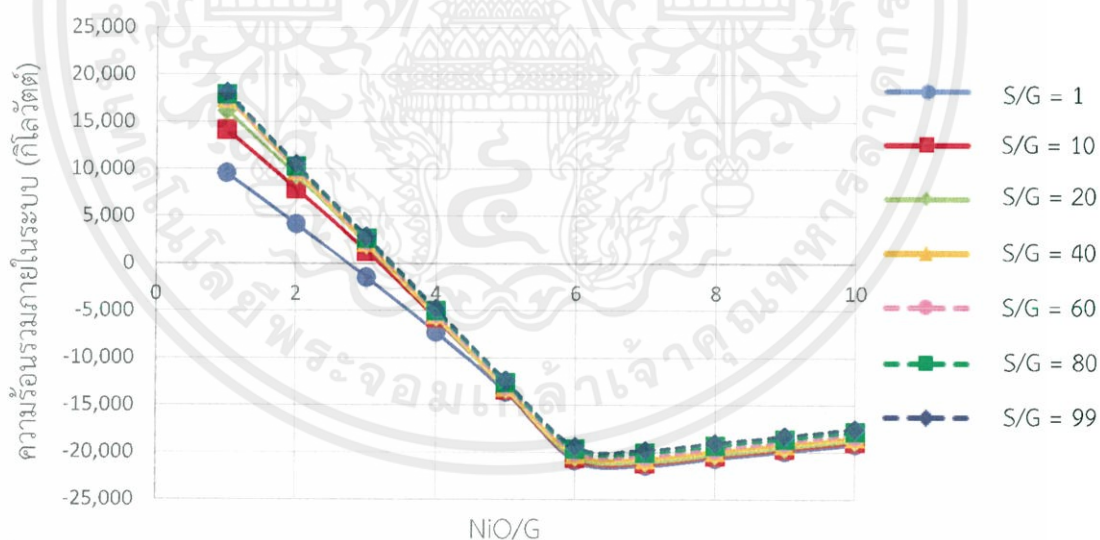
ในการศึกษาหาภาวะดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการเคมีคอล ลูปปิ้งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน โครงการนี้จะพิจารณาจากอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ และข้อจำกัดด้านปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์เพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน

จากรูปที่ 4.31 ศึกษาผลของภาวะดำเนินการ คือ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่อความร้อนรวมที่ใช้ภายในระบบ จะเห็นได้ว่าพลังงานความร้อนรวมภายในระบบนั้นจะสูงขึ้นเรื่อยๆ เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลมีค่าสูงขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยาเคมีคอล ลูปปิ้งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลดังสมการที่ (3.3) นั้นเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ซึ่งการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลทำให้ต้องการพลังงานความร้อนไปใช้ในการทำปฏิกิริยามากขึ้น โดยที่พลังงานความร้อนรวมภายในระบบนั้นจะลดลงเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลมีค่าสูงขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยาออกซิเดชัน และเผาไหม้สมบูรณ์ของกลีเซอรอลดังสมการที่ (3.13) และ (3.14) ตามลำดับ เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน แต่อย่างไรก็ตามเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลมีค่ามากกว่า 6.5 พลังงานความร้อนรวมภายในระบบที่ต้องการนั้นจะสูงขึ้น เนื่องจากเมื่อมีการป้อนนิกเกิลออกไซด์ซึ่งใช้เป็นตัวพาออกซิเจนเข้ามามาก การคืนสภาพจากนิกเกิลให้กลับเป็นนิกเกิลออกไซด์นั้นจะถูกป้อนผ่านเครื่องปฏิกรณ์แคลซิเนชัน ก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์อากาศซึ่งทำให้ต้องการพลังงานที่มากขึ้นด้วย โดยพบว่า

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

กระบวนการเคมีคอล ลูบปิ้งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลมีความเป็นไปได้ที่จะเกิดภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน

จากตารางที่ 4.5 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีผลต่ออัตราการผลิตไฮโดรเจนและความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน ภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อนที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จะเห็นว่าเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น จะส่งผลให้อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้นด้วยเพื่อให้กระบวนการสามารถเกิดภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อนได้ โดยพบว่าอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่เหมาะสมที่สุด คือ 20 และ 3.263 ตามลำดับ ซึ่งจะทำได้ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนเท่ากับ 92.14 เปอร์เซ็นต์ และได้อัตราส่วนโดยโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์เท่ากับ 4.40 ส่วนในพันล้านส่วน ซึ่งไม่เกินข้อจำกัดที่กำหนดไว้ คือ 50 ส่วนในล้านส่วน ที่จะนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน



รูปที่ 4.31 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่อความร้อนรวมที่ใช้ภายในระบบ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5

ตารางที่ 4.5 ผลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤต และนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลมีต่อ อัตราการไหลเชิงโมล และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน

S/G	A/G	อัตราการไหลเชิง โมลของ H ₂ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ความบริสุทธิ์ ของ H ₂ (เปอร์เซ็นต์)	S/G	A/G	อัตราการไหลเชิง โมลของ H ₂ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	ความบริสุทธิ์ ของ H ₂ (เปอร์เซ็นต์)
1	2.741	136.35	69.18	60	3.319	248.04	92.06
	3	135.25	71.38		4	179.95	90.73
	4	123.59	80.14		5	80.25	85.17
	10	0.43	4.01		10	3.84	31.03
10	3.197	246.26	90.79	70	3.333	246.63	92.04
	4	179.99	90.73		4	179.95	90.73
	5	79.99	85.13		5	80.43	85.19
	10	0.96	8.84		10	4.41	34.53
20	3.263	253.68	92.14	80	3.347	245.22	92.02
	4	179.98	90.73		4	179.96	90.73
	5	79.99	85.13		5	80.67	85.23
	10	1.54	13.90		10	4.98	37.75
30	3.277	252.26	92.12	90	3.361	243.82	92.00
	4	179.97	90.73		4	179.97	90.73
	5	80.01	85.13		5	80.99	85.27
	10	2.12	18.65		10	5.55	40.71
40	3.292	250.75	92.10	99	3.374	242.52	91.98
	4	179.96	90.73		4	179.99	90.73
	5	80.05	85.14		5	81.35	85.32
	10	2.69	23.10		10	6.07	43.17
50	3.306	249.34	92.08				
	4	179.95	90.73				
	5	80.12	85.15				
	10	3.27	27.22				

ดังนั้นจึงสามารถสรุปได้ว่าภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการเคมีคอล ลูปปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล คือ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 20 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 3.263 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 ซึ่งจะได้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเท่ากับ 253.68 กิโลโมลต่อชั่วโมง และอัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนเท่ากับ 0.92

4.3 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนจาก 3 กระบวนการผลิต

ตารางที่ 4.6 ผลของภาวะดำเนินงาน และผลการจำลองกระบวนการจาก 3 กระบวนการผลิต

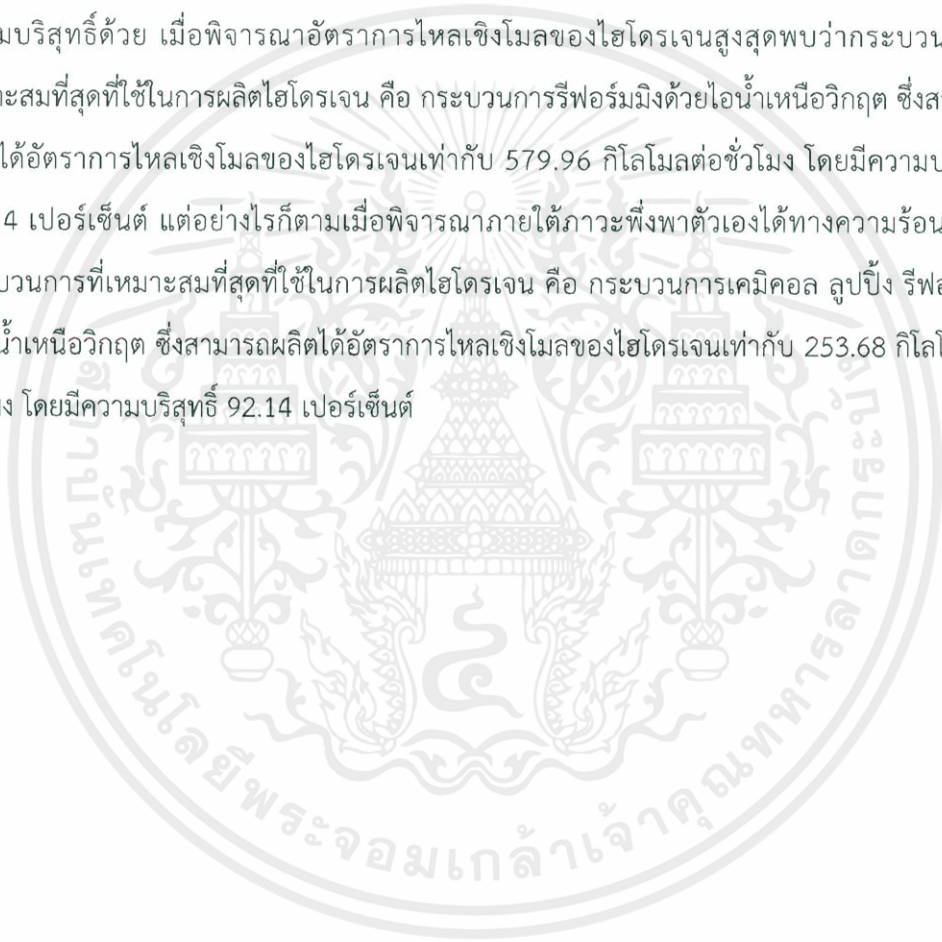
ภาวะดำเนินงาน	SCW-STR		SCW-ATR		SCW-CLR	
	ภาวะที่ 1	ภาวะที่ 2	ภาวะที่ 1	ภาวะที่ 2	ภาวะที่ 1	ภาวะที่ 2
อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	450	-	400	400	400	400
ความดัน (บรรยากาศ)	240	-	240	240	240	240
S/G	40	-	40	20	40	20
A/G	-	-	1	3.976	-	-
CaO/G	2.5	-	2.5	2.5	2.5	2.5
NiO/G	-	-	-	-	1	3.263
ผลการจำลองกระบวนการ	ภาวะที่ 1	ภาวะที่ 2	ภาวะที่ 1	ภาวะที่ 2	ภาวะที่ 1	ภาวะที่ 2
อัตราส่วนโดยโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์ (ส่วนในล้านส่วน)	3.16×10^{-2}	-	1.51×10^{-3}	1.11×10^{-3}	2.23×10^{-3}	4.40×10^{-3}
อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	579.96	-	537.72	404.11	479.95	253.68
ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน (เปอร์เซ็นต์)	94.14	-	82.16	52.98	93.81	92.14

หมายเหตุ

ภาวะที่ 1 คือ ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมพิจารณาอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนสูงสุด

ภาวะที่ 2 คือ ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมพิจารณาภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน

จากตารางที่ 4.6 แสดงผลของภาวะดำเนินงาน และผลการจำลองกระบวนการประกอบด้วย อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ภายใต้ภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่ทำให้ได้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนสูงสุด และภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อนจาก 3 กระบวนการผลิต คือ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต กระบวนการอโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต และกระบวนการเคมิกคอล ลูบปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต เพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอนโดยพิจารณาจากความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน เนื่องจากการผลิตกระแสไฟฟ้าผ่านเซลล์เชื้อเพลิงนั้นขึ้นอยู่กับความดันไอของสารซึ่งขึ้นกับความบริสุทธิ์ด้วย เมื่อพิจารณาอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนสูงสุดพบว่ากระบวนการที่เหมาะสมที่สุดที่ใช้ในการผลิตไฮโดรเจน คือ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต ซึ่งสามารถผลิตได้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเท่ากับ 579.96 กิโลโมลต่อชั่วโมง โดยมีความบริสุทธิ์ 94.14 เปอร์เซ็นต์ แต่อย่างไรก็ตามเมื่อพิจารณาภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อนพบว่า กระบวนการที่เหมาะสมที่สุดที่ใช้ในการผลิตไฮโดรเจน คือ กระบวนการเคมิกคอล ลูบปีง รีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ซึ่งสามารถผลิตได้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนเท่ากับ 253.68 กิโลโมลต่อชั่วโมง โดยมีความบริสุทธิ์ 92.14 เปอร์เซ็นต์



บทที่ 5

สรุปผลการดำเนินงาน

5.1 สรุปผลการจำลองกระบวนการ

โครงการนี้ได้ศึกษากระบวนการผลิตไฮโดรเจนของระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลที่มีการกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน เพื่อนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับผลิตกระแสไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน ซึ่งจะทำการศึกษาโดยอาศัยการจำลองกระบวนการด้วยซอฟต์แวร์สำเร็จรูป AspenPlus™ โดยพิจารณา 3 กระบวนการผลิต ได้แก่ กระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล กระบวนการออกซิเดชันรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล และกระบวนการเคมีคอล ลูปีนรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอล โดยมีการจำลองกระบวนการที่ภาวะดำเนินงานมาตรฐาน คือ อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดย โมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 สำหรับแต่ละกระบวนการเพื่อทำการวิเคราะห์ทางเทอร์โมไดนามิกส์ผ่านวิธีการคำนวณค่าพลังงานอิสระที่ต่ำที่สุดของกิบส์ ซึ่งมีการศึกษาผลของการปรับเปลี่ยนภาวะดำเนินงานที่ใช้ ได้แก่ อุณหภูมิ และความดันที่เครื่องรีฟอร์มเมอร์ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอล อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล โดยพบว่าภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่ทำให้ได้อัตราส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนสูงที่สุดเพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอนสำหรับกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต คือ อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 ซึ่งจะทำให้ได้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน 579.96 กิโลโมลต่อชั่วโมง โดยมีความบริสุทธิ์ 94.14 เปอร์เซ็นต์ สำหรับกระบวนการออกซิเดชันรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤต คือ อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 ซึ่งจะทำให้ได้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน 537.72 กิโลโมลต่อชั่วโมง โดยมีความบริสุทธิ์ 82.16 เปอร์เซ็นต์ และ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สำหรับกระบวนการเคมีคอล ลูบปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต คือ อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 2.5 ซึ่งจะทำให้ได้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน 479.95 กิโลโมลต่อชั่วโมง โดยมีความบริสุทธิ์ 93.81 เปอร์เซ็นต์ ดังนั้นจะเห็นว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตเป็นกระบวนการที่ดี และเหมาะสมที่สุดในการผลิตไฮโดรเจนเพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน แต่อย่างไรก็ตามหากพิจารณาในด้านพลังงานที่ต้องใช้ในการดำเนินงานพบว่าโดยพบว่าภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อนสำหรับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตนั้นไม่สามารถดำเนินงานภายใต้ภาวะนี้ได้ สำหรับกระบวนการอโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต คือ อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 20 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 3.976 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 2.5 ซึ่งจะทำให้ได้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน 404.11 กิโลโมลต่อชั่วโมง โดยมีความบริสุทธิ์ 52.98 เปอร์เซ็นต์ และสำหรับกระบวนการเคมีคอล ลูบปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต คือ อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 20 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 3.263 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 2.5 ซึ่งจะทำให้ได้อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน 253.68 กิโลโมลต่อชั่วโมง โดยมีความบริสุทธิ์ 92.14 เปอร์เซ็นต์ ดังนั้นจึงสามารถสรุปได้ว่ากระบวนการที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไฮโดรเจนเพื่อนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน และสามารถดำเนินงานภายใต้ภาวะพึ่งพาตัวเองได้ทางความร้อน คือ กระบวนการเคมีคอล ลูบปีงรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต

5.2 ข้อเสนอแนะ

5.2.1 ควรที่จะศึกษาการผลิตกระแสไฟฟ้าในเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอนจากการใช้ไฮโดรเจนเป็นเชื้อเพลิงเพิ่มเติมเพื่อที่จะได้เปรียบเทียบกระบวนการผลิตไฮโดรเจนทั้ง 3 กระบวนการได้ดีขึ้นในด้านปริมาณกระแสไฟฟ้าที่ผลิตได้ รวมถึงพลังงานที่ต้องใช้ในการดำเนินงาน

5.2.2 ศึกษาภาวะดำเนินงานอื่นเพิ่มเติมที่หน่วยต่างๆภายในกระบวนการ เช่น ความดันและอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงาน

5.2.3 ศึกษาสารตั้งต้นชนิดอื่นในกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนื่อวิกฤต เช่น มีเทน และนำมาเปรียบเทียบกับผลการจำลองของกลีเซอรอล

5.2.4 ศึกษาความคุ้มค่าในการดำเนินงานของแต่ละกระบวนการเพิ่มเติมทางด้านเศรษฐศาสตร์



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เอกสารอ้างอิง

- [1] วรารัตน์ เลิศสนเมธากุลม. (2553). กระบวนการผลิตกลีเซอรอลคาร์บอนเนตจากกลีเซอรอลดิบที่ได้จากกระบวนการผลิตไบโอดีเซล. วิทยานิพนธ์. วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมีมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์
- [2] Gutiérrez Ortiz FJ, Ollero P, Serrera A, Sanz A. (2011). Thermodynamic study of the supercritical water reforming of glycerol. *Int J Hydrogen Energy*. 36, 8994–9013.
- [3] Wen G, Xua Y, Ma H, Xu Z, Tian Z. (2008). Production of hydrogen by aqueous-phase reforming of glycerol. *Int J Hydrogen Energy*. 33, 6657-6666.
- [4] Wang W. (2010). Thermodynamic analysis of glycerol partial oxidation for hydrogen production. *Fuel Process. Technol.* 91, 1401–1408.
- [5] Gutiérrez Ortiz FJ, Ollero P, Serrera A. (2011). Thermodynamic analysis of the autothermal reforming of glycerol using supercritical water. *Int J Hydrogen Energy*. 36,12186-12199.
- [6] Tippawan P, Thammasit T, Assabumrungrat S, Arpornwichanop A. (2016). Using glycerol for hydrogen production via sorption-enhanced chemical looping reforming: Thermodynamic analysis. *Energy Convers Manage*. 124,325-332.
- [7] ดร.สุจิตา อรรถยานันทน์ และผศ.ดร.อมรชัย อภรณ์วิชานพ. (2556). ทำความรู้จักกับ “กลีเซอรอล” ว่าที่แหล่งพลังงานทดแทนในอนาคต. วารสารส่งเสริมเทคโนโลยี. ฉบับที่ 226.
- [8] ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ. (2555). Chemical Looping ทางเลือกใหม่ในการผลิตพลังงานที่ยั่งยืน. วารสารวิทยาศาสตร์บูรพา. ฉบับที่ 221.
- [9] L.S. Fan. (2010). *Chemical Looping Systems for Fossil Energy Conversions*. John Wiley & Sons, Inc., New Jersey, Canada.
- [10] Li Y, Wang W, Chen B, Cao Y. (2010). Thermodynamic analysis of hydrogen production via glycerol steam reforming with CO₂ adsorption. *Int J Hydrogen Energy*. 35,7768-7777.

- [11] ผศ.ดร.รัชนีกร วันจันทร์. (2554). แก๊สไฮโดรเจน : ความคาดหวังเพื่อเป็นแหล่งพลังงานที่ยั่งยืน. วารสารวิทยาศาสตร์บูรพา. ฉบับที่ 1: 131-140.
- [12] Byrd AJ. (2011). *Hydrogen Production in Supercritical Water*. A dissertation submitted to the Graduate Faculty of Auburn University in partial fulfillment of the requirements for the Degree of Doctor of Philosophy.
- [13] “Technical data” [ระบบออนไลน์]. แหล่งที่มา http://www.itec-es.co.jp/English/rd/data_01.html (11 กันยายน 2559)
- [14] คุณทองศักดิ์ วัฒนา. (2553). Hydrogen Engine กับการประยุกต์ใช้ในเครื่องยนต์สันดาปภายใน. วารสารส่งเสริมเทคโนโลยี. ฉบับที่ 212.
- [15] ภิกษุ รุ่งโรจน์ชัยพร. (2557). กลีเซอรอล: การใช้ประโยชน์เพื่อการผลิตแก๊สไฮโดรเจน. วารสารวิทยาศาสตร์ลาดกระบัง ปีที่ 23. ฉบับที่ 2.
- [16] ผศ. ดร.มาลี สันติคุณากรณ์. วัตถุดิบเบื้องต้นในอุตสาหกรรมปิโตรเคมี: Petrochemical Industry. กรุงเทพฯ: คณะวิศวกรรมเคมี มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์.
- [17] Sun Z, Wang J, Du W, Lu G, Li P, Song X, Yu J. (2016). Density functional theory study on the thermodynamics and mechanism of carbon dioxide capture by CaO and CaO regeneration. RSC Adv.
- [18] “เซลล์เชื้อเพลิง แหล่งพลังงานสำหรับศตวรรษที่ 21” [ระบบออนไลน์]. แหล่งที่มา http://www.neutron.rmutphysics.com/physicsglossary/index.php?option=com_content&task=view&id=4831&Itemid=67 (23 เมษายน 2559)
- [19] พลากร พรหมเมศร์. (2558). เซลล์เชื้อเพลิงพลังงานทางเลือกใหม่สำหรับอนาคต. วารสารมหาวิทยาลัยนราธิวาสราชนครินทร์ ปีที่ 7. ฉบับที่ 2.
- [20] วรรัตน์ รัตนชัย. (2558). การจำลองระบบร่วมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง และเครื่องรีฟอร์มเมอร์ของกลีเซอรอลซึ่งใช้กระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ที่แตกต่างกัน. วิทยานิพนธ์. วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง.
- [21] “PEMFC” [ระบบออนไลน์]. แหล่งที่มา <http://fuelcelltoday.com/technologies/pemfc> (5 พฤษภาคม 2560)

- [22] Galera S, Gutiérrez Ortiz FJ. (2015). **Techno-economic assessment of hydrogen and power production from supercritical water reforming of glycerol.** *Fuel*.144, 307-316.
- [23] Likkasith C, Saebea D, Arpornwichanop A, Piemnernkoom N, Patcharavorachot Y. (2014). **Simulation of Hydrogen Production with In Situ CO₂ Removal Using Aspen Plus.** *CET*. 39, 2283-9216.
- [24] Wongsakulphasatch S, Kiatkittipong W, Assabumrungrat S. (2013). **Comparative study of fuel gas production for SOFC from steam and supercritical-water reforming of bioethanol.** *Int J Hydrogen Energy*. 38, 5555-5562.
- [25] Dou B, Rickett GL, Dupont V, Williams PT, Chen H, Ding Y, Ghadiri M. (2010). **Steam reforming of crude glycerol with in situ CO₂ sorption.** *Bioresour Technol*. 101, 2436–2442.
- [26] Liu Y, Farrauto R, Lawal A. (2013). **Autothermal reforming of glycerol in a dual layer monolith catalyst.** *Chem Eng Sci*. 89, 31-39.
- [27] Dou B, Song Y, Wang C, Chen H, Yang M, Xu Y. (2014). **Hydrogen production by enhanced-sorption chemical looping steam reforming of glycerol in moving-bed reactors.** *Appl Energy*. 130, 342-349.



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ ก.1 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการฟอร์มมิงด้วยไอพ่นในวิกฤต ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำในวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ

2.5

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	อัตราการไหลเชิงโมล (กิโลโมลต่อชั่วโมง)									
	สาย REF-OUT					สาย CACO3				
กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	แคลเซียมออกไซด์	แคลเซียมคาร์บอเนต		
400	0.00E+00	6.23E-08	3766.6550	566.6910	6.62E-05	1.01E-06	13.3272	3.3273	246.6727	
450	0.00E+00	1.84E-07	3759.9990	580.0028	6.79E-04	1.95E-05	9.9993	0.0000	250.0000	
500	0.00E+00	6.18E-07	3759.9870	580.0267	6.33E-03	4.67E-04	9.9932	0.0000	250.0000	
550	0.00E+00	1.78E-06	3759.9020	580.2077	4.25E-02	1.26E-02	9.9449	0.0000	250.0000	
600	1.25E-25	4.46E-06	3759.4900	581.0959	2.18E-01	7.49E-02	9.7073	0.0000	250.0000	
650	1.66E-24	9.33E-06	3757.9840	584.3694	8.39E-01	3.37E-01	8.8233	0.0000	250.0000	
700	9.22E-24	1.48E-05	3754.4790	592.0924	2.23E+00	1.05E+00	6.7141	0.0000	250.0000	
750	1.76E-23	1.66E-05	3750.0020	602.1487	3.92E+00	2.15E+00	3.9244	0.0000	250.0000	
800	5.08E-23	2.15E-05	3750.4450	603.9975	7.81E+00	4.89E+00	2.7787	5.4795	244.5205	
850	2.39E-22	3.25E-05	3756.8810	598.3684	1.82E+01	1.21E+01	2.3754	22.6861	227.3139	
900	8.68E-22	4.51E-05	3770.3400	585.9160	3.91E+01	2.66E+01	1.8719	57.5493	192.4507	
950	2.39E-21	5.62E-05	3794.7630	562.5401	7.86E+01	5.21E+01	1.3482	121.9731	128.0269	
1000	4.48E-21	6.07E-05	3833.4170	524.8948	1.50E+02	9.17E+01	0.8439	232.3086	17.6913	

ตารางที่ ก.2 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการฟอร์มมิงด้วยเอนาเทนิวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล

เท่ากับ 2.5

ความดัน (บรรยากาศ)	อัตราการไหลเชิงโมล (กิโลโมลต่อชั่วโมง)										
	สาย REF-OUT							สาย CACO3			
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	แคลเซียมออกไซด์	แคลเซียมคาร์บอเนต		
200	0.00E+00	6.43E-07	3759.9770	580.0470	1.12E-02	7.07E-04	9.9881	0.0000	250.0000		
210	0.00E+00	6.36E-07	3759.9800	580.0406	9.67E-03	6.33E-04	9.9897	0.0000	250.0000		
220	0.00E+00	6.30E-07	3759.9830	580.0352	8.36E-03	5.70E-04	9.9911	0.0000	250.0000		
230	0.00E+00	6.24E-07	3759.9850	580.0306	7.26E-03	5.15E-04	9.9922	0.0000	250.0000		
240	0.00E+00	6.18E-07	3759.9870	580.0267	6.33E-03	4.67E-04	9.9932	0.0000	250.0000		
250	0.00E+00	6.12E-07	3759.9890	580.0234	5.53E-03	4.24E-04	9.9940	0.0000	250.0000		
260	0.00E+00	6.05E-07	3759.9900	580.0206	4.85E-03	3.87E-04	9.9948	0.0000	250.0000		
270	0.00E+00	5.99E-07	3759.9910	580.0181	4.27E-03	3.54E-04	9.9954	0.0000	250.0000		
280	0.00E+00	5.93E-07	3759.9920	580.0160	3.76E-03	3.25E-04	9.9959	0.0000	250.0000		
290	0.00E+00	6.03E-07	3760.5040	578.9915	3.43E-03	3.08E-04	10.2520	0.2558	249.7442		
300	0.00E+00	6.46E-07	3762.0810	575.8392	3.33E-03	3.11E-04	11.0401	1.0438	248.9562		

ตารางที่ ก.3 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนียววิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนียววิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5

อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนียววิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราการไหลเชิงโมล (กิโลโมลต่อชั่วโมง)										
	สาย REF-OUT						สาย CACO3				
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	แคลเซียมออกไซด์	แคลเซียมคาร์บอเนต		
1	1.65E-26	8.37E-07	88.3502	123.2996	3.23E-04	1.11E-04	124.1751	114.1755	135.8245		
10	0.00E+00	1.18E-06	852.2190	395.5623	1.30E-03	2.13E-04	56.1093	46.1108	203.8891		
20	0.00E+00	8.59E-07	1790.8640	518.2730	2.27E-03	2.64E-04	25.4316	15.4342	234.5658		
30	0.00E+00	5.89E-07	2765.1050	569.7899	3.17E-03	2.88E-04	12.5524	2.5559	247.4441		
40	0.00E+00	6.18E-07	3759.9870	580.0267	6.33E-03	4.67E-04	9.9932	0.0000	250.0000		
50	0.00E+00	7.71E-07	4759.9720	580.0568	1.36E-02	8.43E-04	9.9856	0.0000	250.0000		
60	0.00E+00	9.21E-07	5759.9480	580.1053	2.53E-02	1.37E-03	9.9733	0.0000	250.0000		
70	0.00E+00	1.07E-06	6759.9120	580.1778	4.29E-02	2.07E-03	9.9550	0.0000	250.0000		
80	0.00E+00	1.21E-06	7759.8610	580.2800	6.78E-02	2.95E-03	9.9293	0.0000	250.0000		
90	0.00E+00	1.35E-06	8759.7930	580.4181	1.01E-01	4.04E-03	9.8945	0.0000	250.0000		
99	0.00E+00	1.47E-06	9659.7140	580.5780	1.41E-01	5.21E-03	9.8542	0.0000	250.0000		

ตารางที่ ก.4 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการพอร์รมิ่งด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40

อัตราส่วนโดยโมลของ แคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	สาย REF-OUT						อัตราการไหลเชิงโมล (กิโลโมลต่อชั่วโมง)			สาย CACO3	
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	แคลเซียมออกไซด์	แคลเซียมคาร์บอเนต		
0	5.26E-21	5.60E-05	4005.8350	90.1489	1.26E+02	1.82E+00	132.0079	0.0000	0.0000		
1	8.99E-22	3.91E-05	3993.3900	113.8767	3.30E+01	6.56E-01	126.3667	0.0000	100.0000		
2	2.23E-25	5.60E-06	3859.6540	380.7015	1.69E-01	9.05E-03	59.8223	0.0000	200.0000		
3	0.00E+00	4.15E-07	3753.7190	592.5615	4.03E-03	3.02E-04	6.8596	46.8638	253.1361		
4	0.00E+00	4.15E-07	3753.7190	592.5615	4.03E-03	3.02E-04	6.8596	146.8639	253.1361		
5	0.00E+00	4.15E-07	3753.7190	592.5615	4.03E-03	3.02E-04	6.8596	246.8639	253.1361		
6	0	4.1508E-07	3753.719	592.5615	0.00402606	0.000301784	6.85956	346.8639	253.1361		
7	0	4.1508E-07	3753.719	592.5615	0.00402606	0.000301784	6.85956	446.8639	253.1361		
8	0	4.1508E-07	3753.719	592.5615	0.00402606	0.000301784	6.85956	546.8639	253.1361		
9	0	4.1508E-07	3753.719	592.5615	0.00402606	0.000301784	6.85956	646.8639	253.1361		
10	0	4.1508E-07	3753.719	592.5615	0.00402606	0.000301784	6.85956	746.8639	253.1361		

ตารางที่ ก.5 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไฮโดรเจนที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนียวที่ต่ออัตราส่วนโดยโมลของแก๊สไฮโดรเจนเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแก๊สไฮโดรเจนต่อแก๊สไฮโดรเจนเท่ากับ 2.5 (dry basis)

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	ไฮโดรเจน	อัตราส่วนโดยโมล			มีเทน
		คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	คาร์บอนไดออกไซด์	
400	0.9770	1.14E-07	1.74E-09	0.0230	
450	0.9831	1.15E-06	3.30E-08	0.0169	
500	0.9831	1.07E-05	7.91E-07	0.0169	
550	0.9831	7.20E-05	2.13E-05	0.0168	
600	0.9831	3.68E-04	1.27E-04	0.0164	
650	0.9832	1.41E-03	5.68E-04	0.0148	
700	0.9834	3.71E-03	1.75E-03	0.0112	
750	0.9837	6.41E-03	3.52E-03	0.0064	
800	0.9750	1.26E-02	7.89E-03	0.0045	
850	0.9482	2.88E-02	1.92E-02	0.0038	
900	0.8966	5.98E-02	4.07E-02	0.0029	
950	0.8100	1.13E-01	7.50E-02	0.0019	
1000	0.6842	1.95E-01	1.20E-01	0.0011	

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ ก.6 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis)

ความดัน (บรรยากาศ)	อัตราส่วนโดยโมล			มีเทน
	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	
200	0.9831	1.90E-05	1.20E-06	0.0169
210	0.9831	1.64E-05	1.07E-06	0.0169
220	0.9831	1.42E-05	9.66E-07	0.0169
230	0.9831	1.23E-05	8.72E-07	0.0169
240	0.9831	1.07E-05	7.91E-07	0.0169
250	0.9831	9.37E-06	7.19E-07	0.0169
260	0.9831	8.22E-06	6.56E-07	0.0169
270	0.9831	7.23E-06	6.01E-07	0.0169
280	0.9831	6.37E-06	5.51E-07	0.0169
290	0.9826	5.82E-06	5.23E-07	0.0174
300	0.9812	5.68E-06	5.29E-07	0.0188

ตารางที่ ก.7 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเห็นวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเห็นวิกฤต ที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล

เท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT

อัตราส่วนโดยโมลของน้ำ เห็นวิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมล							
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	
1	0.0000	6.10E-10	0.0425	0.4688	1.92E-07	3.08E-08	0.4887	
10	0.0000	1.76E-10	0.0424	0.8271	4.22E-07	2.70E-08	0.1305	
20	0.0000	7.20E-11	0.0423	0.9046	6.09E-07	2.72E-08	0.0531	
30	0.0000	3.55E-11	0.0423	0.9316	7.88E-07	2.75E-08	0.0261	
40	0.0000	2.21E-11	0.0423	0.9414	1.10E-06	3.16E-08	0.0162	
50	0.0000	2.21E-11	0.0423	0.9414	2.29E-06	5.54E-08	0.0162	
60	0.0000	2.21E-11	0.0423	0.9414	4.17E-06	8.80E-08	0.0162	
70	0.0000	2.20E-11	0.0423	0.9414	6.93E-06	1.30E-07	0.0162	
80	0.0000	2.19E-11	0.0423	0.9414	1.08E-05	1.84E-07	0.0162	
90	0.0000	2.18E-11	0.0423	0.9414	1.59E-05	2.49E-07	0.0162	
99	0.0000	2.17E-11	0.0423	0.9414	2.18E-05	3.18E-07	0.0162	

ตารางที่ ก.8 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการพอร์มิ่งด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 จากสาย GAS-PDT

อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมล									
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน			
0	0.0000	3.67E-09	0.0425	0.1600	3.60E-01	1.28E-03	0.4363			
1	0.0000	2.43E-09	0.0425	0.2866	9.16E-02	4.82E-04	0.5789			
2	0.0000	1.99E-10	0.0424	0.8271	3.77E-05	7.91E-07	0.1305			
3	0.0000	1.98E-11	0.0423	0.9431	9.65E-07	2.79E-08	0.0146			
4	0.0000	1.98E-11	0.0423	0.9431	9.65E-07	2.79E-08	0.0146			
5	0.0000	1.98E-11	0.0423	0.9431	9.65E-07	2.79E-08	0.0146			
6	0.0000	1.98E-11	0.0423	0.9431	9.65E-07	2.79E-08	0.0146			
7	0.0000	1.98E-11	0.0423	0.9431	9.65E-07	2.79E-08	0.0146			
8	0.0000	1.98E-11	0.0423	0.9431	9.65E-07	2.79E-08	0.0146			
9	0.0000	1.98E-11	0.0423	0.9431	9.65E-07	2.79E-08	0.0146			
10	0.0000	1.98E-11	0.0423	0.9431	9.65E-07	2.79E-08	0.0146			

ตารางที่ ก.9 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอร์อลที่มีต่อพลังงานความร้อนที่ใช้ภายในระบบของกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมเลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอร์อลเท่ากับ 2.5

อัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอร์อล	พลังงานความร้อนในแต่ละอุปกรณ์ (กิโลวัตต์)										รวม
	บีมตัวที่ 1	เครื่องให้ความร้อนตัวที่ 1	บีมตัวที่ 2	เครื่องให้ความร้อนตัวที่ 2	เครื่องรีฟอร์มเมอร์	เครื่องปฏิกรณ์แคลซิเนชัน	กึ่งแห้ง	เครื่องทำความเย็น	เครื่องแยกน้ำ	รวม	
1	1.39E+02	2.88E+03	5.44E+01	1.38E+03	-8.08E+03	9.20E+03	-1.31E+03	-1.14E+03	3.87E+01	3.16E+03	
10	1.39E+02	2.88E+03	2.97E+02	1.40E+04	-7.17E+03	1.28E+04	-4.63E+03	-9.76E+03	6.91E+01	8.69E+03	
20	1.39E+02	2.88E+03	5.15E+02	2.81E+04	-6.62E+03	1.45E+04	-8.03E+03	-2.03E+04	8.33E+01	1.14E+04	
30	1.39E+02	2.88E+03	7.22E+02	4.23E+04	-6.27E+03	1.53E+04	-1.13E+04	-3.12E+04	8.96E+01	1.26E+04	
40	1.39E+02	2.88E+03	9.23E+02	5.64E+04	-6.03E+03	1.56E+04	-1.45E+04	-4.23E+04	9.21E+01	1.32E+04	
50	1.39E+02	2.88E+03	1.12E+03	7.05E+04	-5.89E+03	1.56E+04	-1.77E+04	-5.35E+04	9.19E+01	1.33E+04	
60	1.39E+02	2.88E+03	1.32E+03	8.46E+04	-5.78E+03	1.56E+04	-2.08E+04	-6.47E+04	9.17E+01	1.34E+04	
70	1.39E+02	2.88E+03	1.51E+03	9.88E+04	-5.69E+03	1.56E+04	-2.40E+04	-7.58E+04	9.15E+01	1.35E+04	
80	1.39E+02	2.88E+03	1.70E+03	1.13E+05	-5.61E+03	1.56E+04	-2.71E+04	-8.70E+04	9.13E+01	1.36E+04	
90	1.39E+02	2.88E+03	1.89E+03	1.27E+05	-5.54E+03	1.56E+04	-3.03E+04	-9.82E+04	9.10E+01	1.37E+04	
99	1.39E+02	2.88E+03	2.06E+03	1.40E+05	-5.48E+03	1.56E+04	-3.31E+04	-1.08E+05	9.09E+01	1.38E+04	

ตารางที่ ก.10 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการออกโทเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำ
 เป็นอวกาศ ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเป็นอวกาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ
 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแกลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	อัตราการไหลเชิงโมล (กิโลโมลต่อชั่วโมง)										
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	แกลเซียมออกไซด์	แกลเซียมคาร์บอเนต
400	0.00E+00	4.95E-08	3802.1180	537.7639	6.62E-05	9.89E-07	10.0590	#####	79.0000	0.0591	249.9409
450	0.00E+00	1.98E-07	3801.9980	538.0039	9.60E-04	2.61E-05	9.9990	#####	79.0000	0.0000	250.0000
500	0.00E+00	6.67E-07	3801.9820	538.0375	8.91E-03	6.19E-04	9.9905	5.00E-25	79.0000	0.0000	250.0000
550	0.00E+00	1.92E-06	3801.8640	538.2882	5.96E-02	1.66E-02	9.9238	5.36E-23	79.0000	0.0000	250.0000
600	1.89E-25	4.77E-06	3801.2980	539.5012	3.02E-01	9.78E-02	9.6003	3.37E-21	79.0000	0.0000	250.0000
650	2.27E-24	9.64E-06	3799.3380	543.7487	1.12E+00	4.24E-01	8.4568	1.34E-19	79.0000	0.0000	250.0000
700	1.02E-23	1.43E-05	3795.2640	552.6970	2.76E+00	1.22E+00	6.0196	3.59E-18	79.0000	0.0000	250.0000
750	1.51E-23	1.48E-05	3790.8000	562.7067	4.45E+00	2.31E+00	3.2467	6.93E-17	79.0000	0.0000	250.0000
800	3.17E-23	1.72E-05	3790.8280	565.0376	7.94E+00	4.69E+00	2.0670	1.04E-15	79.0000	4.6998	245.3002
850	1.48E-22	2.59E-05	3797.1520	559.3269	1.85E+01	1.16E+01	1.7604	1.24E-14	79.0000	21.8904	228.1095
900	5.39E-22	3.58E-05	3810.2220	547.0180	3.98E+01	2.55E+01	1.3802	1.22E-13	79.0000	56.6615	193.3385
950	1.45E-21	4.44E-05	3833.7260	524.2980	8.01E+01	4.98E+01	0.9879	1.02E-12	79.0000	120.8807	129.1193
1000	2.67E-21	4.77E-05	3870.6490	488.1232	1.53E+02	8.74E+01	0.6141	7.63E-12	79.0000	230.9282	19.0717

ตารางที่ ก.11 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมเลกุลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการไอเทออร์มัลฟอสมิ่งด้วยน้ำ เหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมเลกุลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมเลกุลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมเลกุลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5

ความดัน (บรรยากาศ)	อัตราการไหลเชิงโมเลกุล (กิโลโมลต่อชั่วโมง)										
	สาย REF-OUT						สาย CACO3				
กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	แคลเซียมออกไซด์	แคลเซียมคาร์บอเนต	
200	0.00E+00	6.94E-07	3801.9670	538.0662	1.58E-02	9.36E-04	9.9832	5.08E-25	79.0000	0.0000	250.0000
210	0.00E+00	6.87E-07	3801.9720	538.0570	1.36E-02	8.38E-04	9.9855	5.04E-25	79.0000	0.0000	250.0000
220	0.00E+00	6.80E-07	3801.9760	538.0494	1.18E-02	7.55E-04	9.9875	5.02E-25	79.0000	0.0000	250.0000
230	0.00E+00	6.74E-07	3801.9790	538.0429	1.02E-02	6.82E-04	9.9891	5.01E-25	79.0000	0.0000	250.0000
240	0.00E+00	6.67E-07	3801.9820	538.0375	8.91E-03	6.19E-04	9.9905	5.00E-25	79.0000	0.0000	250.0000
250	0.00E+00	6.60E-07	3801.9840	538.0328	7.78E-03	5.63E-04	9.9917	5.01E-25	79.0000	0.0000	250.0000
260	0.00E+00	6.53E-07	3801.9860	538.0288	6.82E-03	5.14E-04	9.9927	5.03E-25	79.0000	0.0000	250.0000
270	0.00E+00	6.46E-07	3801.9880	538.0254	6.00E-03	4.71E-04	9.9935	5.05E-25	79.0000	0.0000	250.0000
280	0.00E+00	6.39E-07	3801.9890	538.0224	5.29E-03	4.32E-04	9.9943	5.08E-25	79.0000	0.0000	250.0000
290	0.00E+00	6.32E-07	3801.9900	538.0199	4.67E-03	3.98E-04	9.9949	4.74E-25	79.0000	0.0000	250.0000
300	0.00E+00	6.26E-07	3801.9910	538.0176	4.14E-03	3.67E-04	9.9955	5.16E-25	79.0000	0.0000	250.0000

ตารางที่ ก.12 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเอเทอรัลมีฟังก์ชันด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5

อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราการไหลเชิงโมล (กิโลโมลต่อชั่วโมง)										
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	แคลเซียมออกไซด์	สาย CACO3
1	0.00E+00	7.66E-07	101.6771	138.6459	4.15E-04	1.41E-04	109.8385	4.45E-28	79.0000	99.8390	150.1610
10	0.00E+00	1.01E-06	875.1916	391.6170	1.37E-03	2.21E-04	46.5956	0.00E+00	79.0000	36.5972	213.4027
20	0.00E+00	7.08E-07	1821.9590	498.0814	2.32E-03	2.61E-04	19.9795	0.00E+00	79.0000	9.9822	240.0178
30	9.33E-29	4.99E-07	2801.9930	538.0144	3.39E-03	2.94E-04	9.9963	2.19E-25	79.0000	0.0000	250.0000
40	0.00E+00	6.67E-07	3801.9820	538.0375	8.91E-03	6.19E-04	9.9905	5.00E-25	79.0000	0.0000	250.0000
50	0.00E+00	8.31E-07	4801.9610	538.0789	1.89E-02	1.11E-03	9.9800	9.48E-25	79.0000	0.0000	250.0000
60	0.00E+00	9.91E-07	5801.9280	538.1455	3.50E-02	1.79E-03	9.9632	1.60E-24	79.0000	0.0000	250.0000
70	0.00E+00	1.15E-06	6801.8790	538.2445	5.91E-02	2.68E-03	9.9382	2.48E-24	79.0000	0.0000	250.0000
80	0.00E+00	1.30E-06	7801.8100	538.3836	9.31E-02	3.81E-03	9.9031	3.62E-24	79.0000	0.0000	250.0000
90	0.00E+00	1.45E-06	8801.7170	538.5706	1.39E-01	5.20E-03	9.8560	5.06E-24	79.0000	0.0000	250.0000
99	0.00E+00	1.58E-06	9701.6100	538.7863	1.92E-01	6.67E-03	9.8018	6.63E-24	79.0000	0.0000	250.0000

ตารางที่ ก.13 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมเลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการ
 ออโตเทอร์มิกรีฟอริมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล
 เท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมเลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5

อัตราส่วนโดยโมเลของ อากาศต่อกลีเซอรอล	อัตราการไหลเชิงโมเล (กิโลโมลต่อชั่วโมง)											
	สาย REF-OUT						สาย CACO3					
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	แคลเซียมออกไซด์	แคลเซียมคาร์บอเนต	
1	0.00E+00	6.67E-07	3801.9820	538.0375	8.91E-03	6.19E-04	9.9905	5.00E-25	79.0000	0.0000	250.0000	
2	0.00E+00	7.25E-07	3843.9730	496.0541	1.29E-02	8.35E-04	9.9863	6.88E-25	158.0000	0.0000	250.0000	
3	0.00E+00	7.95E-07	3885.9600	454.0806	1.93E-02	1.15E-03	9.9796	7.51E-25	237.0000	0.0000	250.0000	
4	0.00E+00	8.79E-07	3927.9390	412.1244	2.99E-02	1.62E-03	9.9685	9.45E-25	316.0000	0.0000	250.0000	
5	0.00E+00	9.83E-07	3969.9010	370.2000	4.82E-02	2.36E-03	9.9494	1.22E-24	395.0000	0.0000	250.0000	
6	0.00E+00	1.11E-06	4011.8330	328.3383	8.19E-02	3.56E-03	9.9145	1.60E-24	474.0000	0.0000	250.0000	
7	0.00E+00	1.27E-06	4053.6990	286.6080	1.48E-01	5.60E-03	9.8466	2.19E-24	553.0000	0.0000	250.0000	
8	1.45E-26	1.48E-06	4095.4170	245.1759	2.87E-01	9.28E-03	9.7037	3.10E-24	632.0000	0.0000	250.0000	
9	3.41E-26	1.73E-06	4136.7730	204.4706	6.05E-01	1.63E-02	9.3783	4.63E-24	711.0000	0.0000	250.0000	
10	7.97E-26	1.97E-06	4177.2380	165.5544	1.37E+00	2.96E-02	8.6040	7.34E-24	790.0000	0.0000	250.0000	

ตารางที่ ก.14 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการใช้โมเลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการอิเทอริฟิเคชันด้วยน้ำเหนียวที่อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนียวที่ติดต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมเลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1

อัตราส่วนโดยโมเลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	อัตราการใช้โมเล (กิโลโมลต่อชั่วโมง)										
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	แคลเซียมออกไซด์	สาย CACO3
0	4.61E-21	5.24E-05	4027.6010	88.6565	1.36E+02	1.86E+00	121.8709	0.00E+00	79.0000	0.0000	0.0000
1	9.96E-22	3.83E-05	4016.7820	109.2043	4.22E+01	7.68E-01	117.0068	1.11E-23	79.0000	0.0000	100.0000
2	4.25E-25	6.28E-06	3901.4260	339.1615	2.80E-01	1.36E-02	59.7062	1.22E-24	79.0000	0.0000	200.0000
3	0.00E+00	3.31E-07	3792.2890	557.4213	4.04E-03	2.88E-04	5.1446	4.66E-25	79.0000	45.1489	254.8511
4	0.00E+00	3.31E-07	3792.2890	557.4213	4.04E-03	2.88E-04	5.1446	4.66E-25	79.0000	145.1489	254.8511
5	0.00E+00	3.31E-07	3792.2890	557.4213	4.04E-03	2.88E-04	5.1446	4.66E-25	79.0000	245.1489	254.8511
6	0.00E+00	3.31E-07	3792.2890	557.4213	4.04E-03	2.88E-04	5.1446	4.66E-25	79.0000	345.1489	254.8511
7	0.00E+00	3.31E-07	3792.2890	557.4213	4.04E-03	2.88E-04	5.1446	4.66E-25	79.0000	445.1489	254.8511
8	0.00E+00	3.31E-07	3792.2890	557.4213	4.04E-03	2.88E-04	5.1446	4.66E-25	79.0000	545.1489	254.8511
9	0.00E+00	3.31E-07	3792.2890	557.4213	4.04E-03	2.88E-04	5.1446	4.66E-25	79.0000	645.1489	254.8511
10	0.00E+00	3.31E-07	3792.2890	557.4213	4.04E-03	2.88E-04	5.1446	4.66E-25	79.0000	745.1489	254.8511

ตารางที่ ก.15 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการอัดเทอร์มัลพอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และ อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis)

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	อัตราส่วนโดยโมล					
	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน
400	0.8579	1.06E-07	1.58E-09	0.0160	0.00E+00	0.1260
450	0.8581	1.53E-06	4.16E-08	0.0159	0.00E+00	0.1260
500	0.8581	1.42E-05	9.87E-07	0.0159	7.98E-28	0.1260
550	0.8581	9.50E-05	2.64E-05	0.0158	8.55E-26	0.1259
600	0.8584	4.80E-04	1.56E-04	0.0153	5.36E-24	0.1257
650	0.8593	1.77E-03	6.70E-04	0.0134	2.12E-22	0.1249
700	0.8613	4.29E-03	1.91E-03	0.0094	5.59E-21	0.1231
750	0.8634	6.82E-03	3.54E-03	0.0050	1.06E-19	0.1212
800	0.8578	1.21E-02	7.13E-03	0.0031	1.58E-18	0.1199
850	0.8345	2.76E-02	1.74E-02	0.0026	1.85E-17	0.1179
900	0.7897	5.75E-02	3.68E-02	0.0020	1.76E-16	0.1140
950	0.7141	1.09E-01	6.78E-02	0.0013	1.39E-15	0.1076
1000	0.6041	1.89E-01	1.08E-01	0.0008	9.44E-15	0.0978

ตารางที่ ก.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมเลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการออกโทเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำ เหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมเลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis)

ความดัน (บรรยากาศ)	อัตราส่วนโดยโมล						
	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	
200	0.9818	2.89E-05	1.71E-06	0.0182	9.26E-28	0.1441	
210	0.9818	2.49E-05	1.53E-06	0.0182	9.20E-28	0.1441	
220	0.9818	2.15E-05	1.38E-06	0.0182	9.16E-28	0.1441	
230	0.9818	1.87E-05	1.24E-06	0.0182	9.14E-28	0.1441	
240	0.9818	1.63E-05	1.13E-06	0.0182	9.13E-28	0.1442	
250	0.9818	1.42E-05	1.03E-06	0.0182	9.15E-28	0.1442	
260	0.9818	1.24E-05	9.38E-07	0.0182	9.17E-28	0.1442	
270	0.9818	1.09E-05	8.59E-07	0.0182	9.22E-28	0.1442	
280	0.9818	9.65E-06	7.89E-07	0.0182	9.27E-28	0.1442	
290	0.9818	8.52E-06	7.26E-07	0.0182	8.66E-28	0.1442	
300	0.9818	7.55E-06	6.70E-07	0.0182	9.42E-28	0.1442	

ตารางที่ ก.17 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยมูลค่าของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมเลกุลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการ
 ออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมเลกุลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1
 และอัตราส่วนโดยโมเลกุลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT

อัตราส่วนโดยโมเลกุลของน้ำ		อัตราส่วนโดยโมเลกุล									
อัตราส่วนโดยโมเลกุลของน้ำ	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน		
1	0.0000	1.12E-10	0.0425	0.3874	2.09E-08	1.85E-09	0.3343	0.0000	0.2357		
10	0.0000	3.99E-11	0.0424	0.6979	4.43E-08	1.49E-09	0.1062	0.0000	0.1535		
20	0.0000	1.81E-11	0.0424	0.7777	6.43E-08	1.48E-09	0.0476	0.0000	0.1323		
30	0.0000	9.73E-12	0.0424	0.8077	8.30E-08	1.49E-09	0.0255	0.0000	0.1244		
40	0.0000	5.86E-12	0.0424	0.8216	1.01E-07	1.51E-09	0.0154	0.0000	0.1207		
50	0.0000	5.85E-12	0.0424	0.8217	1.94E-07	2.47E-09	0.0153	0.0000	0.1207		
60	0.0000	5.85E-12	0.0424	0.8217	3.32E-07	3.71E-09	0.0153	0.0000	0.1207		
70	0.0000	5.83E-12	0.0424	0.8217	5.22E-07	5.25E-09	0.0153	0.0000	0.1207		
80	0.0000	5.80E-12	0.0424	0.8217	7.74E-07	7.09E-09	0.0153	0.0000	0.1207		
90	0.0000	5.77E-12	0.0424	0.8217	1.09E-06	9.26E-09	0.0153	0.0000	0.1207		
99	0.0000	5.74E-12	0.0424	0.8217	1.45E-06	1.15E-08	0.0153	0.0000	0.1207		

ตารางที่ ก.18 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการ
 ออโตเทอร์มิกรีฟอรัมมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 40 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล
 เท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT

อัตราส่วนโดยโมลของ	อัตราส่วนโดยโมล									
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	
1	0.0000	5.86E-12	0.0424	0.8216	1.01E-07	1.51E-09	0.0154	0.0000	0.1207	
2	0.0000	6.23E-12	0.0424	0.7153	1.38E-07	1.97E-09	0.0144	0.0000	0.2279	
3	0.0000	6.73E-12	0.0424	0.6202	1.98E-07	2.63E-09	0.0137	0.0000	0.3237	
4	0.0000	7.33E-12	0.0425	0.5346	2.94E-07	3.60E-09	0.0130	0.0000	0.4100	
5	0.0000	8.08E-12	0.0425	0.4571	4.57E-07	5.08E-09	0.0124	0.0000	0.4880	
6	0.0000	9.03E-12	0.0425	0.3868	7.50E-07	7.46E-09	0.0118	0.0000	0.5589	
7	0.0000	1.03E-11	0.0425	0.3225	1.32E-06	1.15E-08	0.0113	0.0000	0.6237	
8	0.0000	1.19E-11	0.0425	0.2637	2.52E-06	1.89E-08	0.0108	0.0000	0.6830	
9	0.0000	1.43E-11	0.0425	0.2096	5.46E-06	3.39E-08	0.0104	0.0000	0.7375	
10	0.0000	1.79E-11	0.0425	0.1596	1.41E-05	6.95E-08	0.0100	0.0000	0.7879	

ตารางที่ ก.19 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 จากสาย GAS-PDT

อัตราส่วนโดยโมลของ แคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมล									
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	
0	0.0000	1.79E-09	0.0425	0.0671	3.19E-01	3.29E-04	0.3633	0.0000	0.2079	
1	0.0000	1.23E-09	0.0425	0.1142	8.26E-02	1.26E-04	0.4816	0.0000	0.2790	
2	0.0000	5.46E-11	0.0424	0.6785	3.66E-06	3.93E-08	0.1204	0.0000	0.1586	
3	0.0000	5.86E-12	0.0424	0.8216	1.01E-07	1.51E-09	0.0154	0.0000	0.1207	
4	0.0000	5.86E-12	0.0424	0.8216	1.01E-07	1.51E-09	0.0154	0.0000	0.1207	
5	0.0000	5.86E-12	0.0424	0.8216	1.01E-07	1.51E-09	0.0154	0.0000	0.1207	
6	0.0000	5.86E-12	0.0424	0.8216	1.01E-07	1.51E-09	0.0154	0.0000	0.1207	
7	0.0000	5.86E-12	0.0424	0.8216	1.01E-07	1.51E-09	0.0154	0.0000	0.1207	
8	0.0000	5.86E-12	0.0424	0.8216	1.01E-07	1.51E-09	0.0154	0.0000	0.1207	
9	0.0000	5.86E-12	0.0424	0.8216	1.01E-07	1.51E-09	0.0154	0.0000	0.1207	
10	0.0000	5.86E-12	0.0424	0.8216	1.01E-07	1.51E-09	0.0154	0.0000	0.1207	

ตารางที่ ก.20 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่มีต่อพลังงานความร้อนรวมของระบบของการออกซิเดชันที่มีตัวนำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5

อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)	อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)	อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)	อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)	อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)
1	1	1.29E+03	20	1	8.49E+03	40	1	1.02E+04				
	2	-8.81E+02		2	5.71E+03		2	6.94E+03				
	3	-3.09E+03		3	2.86E+03		3	3.63E+03				
	4	-5.34E+03		4	-7.24E+01		4	3.18E+02				
	5	-7.64E+03		5	-3.20E+03		5	-2.99E+03				
	6	-9.97E+03		6	-6.51E+03		6	-6.30E+03				
	7	-1.24E+04		7	-9.82E+03		7	-9.61E+03				
	8	-1.48E+04		8	-1.31E+04		8	-1.29E+04				
	9	-1.74E+04		9	-1.64E+04		9	-1.62E+04				
	10	-2.00E+04		10	-1.98E+04		10	-1.95E+04				
10	1	6.19E+03	30	1	9.62E+03	50	1	1.04E+04				
	2	3.69E+03		2	6.65E+03		2	7.04E+03				
	3	1.12E+03		3	3.52E+03		3	3.73E+03				
	4	-1.52E+03		4	2.12E+02		4	4.25E+02				
	5	-4.23E+03		5	-3.10E+03		5	-2.88E+03				
	6	-7.03E+03		6	-6.41E+03		6	-6.19E+03				
	7	-9.93E+03		7	-9.72E+03		7	-9.50E+03				
	8	-1.32E+04		8	-1.30E+04		8	-1.28E+04				
	9	-1.65E+04		9	-1.63E+04		9	-1.61E+04				
	10	-1.99E+04		10	-1.96E+04		10	-1.94E+04				

ตารางที่ ก.20 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอลที่มีต่อพลังงานความร้อนรวมของระบบของการออโตเทอร์มิกรีฟอรัมมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (ต่อ)

อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)	อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)	อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมลของอากาศต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)
60	1	1.05E+04	80	1	1.07E+04	99	1	1.09E+04
	2	7.15E+03		2	7.36E+03		2	7.57E+03
	3	3.80E+03		3	4.05E+03		3	4.26E+03
	4	5.31E+02		4	7.45E+02		4	9.47E+02
	5	-2.78E+03		5	-2.57E+03		5	-2.36E+03
	6	-6.09E+03		6	-5.87E+03		6	-5.67E+03
	7	-9.40E+03		7	-9.18E+03		7	-8.98E+03
	8	-1.27E+04		8	-1.25E+04		8	-1.23E+04
	9	-1.60E+04		9	-1.58E+04		9	-1.56E+04
	10	-1.93E+04		10	-1.91E+04		10	-1.89E+04
70	1	1.06E+04	90	1	1.08E+04		1	1.08E+04
	2	7.26E+03		2	7.47E+03		2	7.47E+03
	3	3.95E+03		3	4.16E+03		3	4.16E+03
	4	6.38E+02		4	8.51E+02		4	8.51E+02
	5	-2.67E+03		5	-2.46E+03		5	-2.46E+03
	6	-5.98E+03		6	-5.77E+03		6	-5.77E+03
	7	-9.29E+03		7	-9.08E+03		7	-9.08E+03
	8	-1.26E+04		8	-1.24E+04		8	-1.24E+04
	9	-1.59E+04		9	-1.57E+04		9	-1.57E+04
	10	-1.92E+04		10	-1.90E+04		10	-1.90E+04

ตารางที่ ก.21 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ลูบิ๊งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำ
 เหนียวิกฤต ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนียวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล
 เท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	อัตราการไหลเชิงโมล (กิโลมอลต่อชั่วโมง)											
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน	แคลเซียมออกไซด์	แคลเซียมคาร์บอเนต	นิกเกิลออกไซด์	นิกเกิล
400	3.74E-32	5.61E-08	3860.0000	480.0003	8.51E-05	1.14E-06	9.9999	6.39E-30	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
450	0.00E+00	2.25E-07	3859.9970	480.0054	1.33E-03	3.26E-05	9.9986	2.44E-27	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
500	3.40E-28	7.56E-07	3859.9740	480.0532	1.27E-02	8.02E-04	9.9865	6.26E-25	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
550	1.32E-26	2.17E-06	3859.8060	480.4105	8.62E-02	2.19E-02	9.8919	6.73E-23	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
600	2.95E-25	5.30E-06	3859.0060	482.1157	4.33E-01	1.27E-01	9.4392	4.22E-21	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
650	3.05E-24	1.02E-05	3856.4210	487.6823	1.53E+00	5.24E-01	7.9484	1.67E-19	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
700	1.04E-23	1.38E-05	3851.7740	497.8293	3.42E+00	1.38E+00	5.1983	4.42E-18	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
750	1.19E-23	1.31E-05	3847.5030	507.3675	5.06E+00	2.37E+00	2.5647	8.53E-17	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
800	1.54E-23	1.30E-05	3846.9160	510.2951	7.70E+00	4.13E+00	1.3946	1.28E-15	3.2192	246.7808	0.0000	100.0000
850	7.12E-23	1.95E-05	3852.6070	505.0286	1.79E+01	1.02E+01	1.1822	1.53E-14	19.3521	230.6478	0.0000	100.0000
900	2.52E-22	2.68E-05	3864.3440	493.8112	3.86E+01	2.25E+01	0.9226	1.51E-13	52.0029	197.9970	0.0000	100.0000
950	6.81E-22	3.30E-05	3885.4540	473.2315	7.77E+01	4.41E+01	0.6574	1.28E-12	112.4543	137.5457	0.0000	100.0000
1000	1.24E-21	3.53E-05	3918.5940	440.5930	1.48E+02	7.78E+01	0.4067	9.60E-12	216.3534	33.6465	0.0000	100.0000

ตารางที่ ก.22 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ลูปปรีฟอร์มมิงด้วยน้ำ เหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5

ความดัน (บรรยากาศ)	อัตราการไหลเชิงโมล (กิโลโมลต่อชั่วโมง)											
	สาย REF-OUT					สาย NI+CACO3						
กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน	แคลเซียมออกไซด์	แคลเซียมคาร์บอเนต	นิกเกิลออกไซด์	นิกเกิล	
200	4.12E-28	7.88E-07	3859.9530	480.0958	2.30E-02	1.23E-03	9.9757	6.35E-25	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
210	3.93E-28	7.80E-07	3859.9590	480.0822	1.97E-02	1.10E-03	9.9792	6.31E-25	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
220	3.75E-28	7.72E-07	3859.9650	480.0708	1.70E-02	9.84E-04	9.9820	6.28E-25	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
230	3.57E-28	7.64E-07	3859.9700	480.0613	1.47E-02	8.87E-04	9.9845	6.26E-25	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
240	3.40E-28	7.56E-07	3859.9740	480.0532	1.27E-02	8.02E-04	9.9865	6.26E-25	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
250	3.24E-28	7.48E-07	3859.9770	480.0464	1.10E-02	7.28E-04	9.9882	6.27E-25	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
260	3.08E-28	7.40E-07	3859.9800	480.0405	9.63E-03	6.62E-04	9.9897	6.29E-25	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
270	2.93E-28	7.32E-07	3859.9830	480.0355	8.42E-03	6.05E-04	9.9910	6.32E-25	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
280	2.79E-28	7.24E-07	3859.9850	480.0312	7.38E-03	5.53E-04	9.9921	6.36E-25	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
290	2.65E-28	7.16E-07	3859.9870	480.0275	6.48E-03	5.08E-04	9.9930	6.40E-25	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
300	2.52E-28	7.08E-07	3859.9880	480.0242	5.71E-03	4.67E-04	9.9938	6.46E-25	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000

ตารางที่ ก.23 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลของน้ำหนักอวกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมเลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ดูปรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนืออวกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมเลของน้ำหนักอวกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมเลของแคลเซียมอวกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5

อัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนืออวกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราการไหลเชิงโมเล (กิโลโมลต่อชั่วโมง)											
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน	แคลเซียมอวกฤต	แคลเซียมคาร์บอเนต	นิกเกิลอวกฤต	นิกเกิล
1	0.00E+00	8.44E-07	130.2793	139.4415	3.60E-04	1.05E-04	95.1396	6.51E-28	85.1400	164.8599	0.0000	100.0000
10	0.00E+00	9.28E-07	916.0477	367.9047	1.31E-03	1.93E-04	38.0237	2.04E-26	28.0252	221.9747	0.0000	100.0000
20	0.00E+00	6.07E-07	1870.5820	458.8356	2.25E-03	2.32E-04	15.2910	###	5.2935	244.7065	0.0000	100.0000
30	0.00E+00	5.70E-07	2859.9900	480.0205	4.84E-03	3.79E-04	9.9948	2.42E-25	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
40	3.40E-28	7.56E-07	3859.9740	480.0532	1.27E-02	8.02E-04	9.9865	6.26E-25	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
50	6.12E-28	9.38E-07	4859.9450	480.1122	2.70E-02	1.44E-03	9.9716	1.18E-24	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
60	9.61E-28	1.11E-06	5859.8980	480.2072	5.00E-02	2.33E-03	9.9476	1.99E-24	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
70	1.49E-27	1.29E-06	6859.8280	480.3484	8.45E-02	3.51E-03	9.9120	3.08E-24	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
80	2.10E-27	1.45E-06	7859.7290	480.5465	1.33E-01	4.99E-03	9.8621	4.49E-24	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
90	2.81E-27	1.61E-06	8859.5970	480.8121	1.98E-01	6.80E-03	9.7953	6.26E-24	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
99	3.55E-27	1.75E-06	9759.4460	481.1172	2.73E-01	8.72E-03	9.7185	8.20E-24	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000

ตารางที่ ก.24 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมเลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ดูปิ่งรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมเลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5

อัตราส่วนโดยโมเลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	อัตราการไหลเชิงโมเล (กิโลโมลต่อชั่วโมง)											
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	สาย REF-OUT	อัตราการไหลเชิงโมเล (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	สาย Ni+CaCO ₃	นิกเกิล	นิกเกิลออกไซด์	นิกเกิลออกไซด์		
1	3.40E-28	7.56E-07	3859.9740	480.0532	1.27E-02	8.02E-04	9.9865	6.26E-25	0.0000	250.0000	0.0000	100.0000
2	1.07E-27	9.63E-07	3959.9390	380.1234	2.97E-02	1.55E-03	9.9687	1.01E-24	0.0000	250.0000	0.0000	200.0000
3	4.59E-27	1.30E-06	4059.8190	280.3659	8.87E-02	3.65E-03	9.9076	1.87E-24	0.0000	250.0000	0.0000	300.0000
4	3.35E-26	1.93E-06	4159.1670	181.6772	4.10E-01	1.20E-02	9.5777	4.34E-24	0.0000	250.0000	0.0000	400.0000
5	2.84E-25	2.55E-06	4253.4050	93.2452	3.27E+00	5.57E-02	6.6748	1.56E-23	0.0000	250.0000	0.0000	500.0000
6	3.30E-28	9.54E-08	4340.1530	19.7370	9.90E+00	4.29E-02	0.0550	3.12E-22	0.0000	250.0000	0.0000	600.0000
7	0.00E+00	3.75E-09	4353.4650	6.5334	9.98E+00	1.51E-02	0.0007	2.75E-21	0.0000	250.0000	86.5514	613.4486
8	0.00E+00	3.75E-09	4353.4650	6.5334	9.98E+00	1.51E-02	0.0007	2.75E-21	0.0000	250.0000	186.5514	613.4486
9	0.00E+00	3.75E-09	4353.4650	6.5334	9.98E+00	1.51E-02	0.0007	2.75E-21	0.0000	250.0000	286.5514	613.4486
10	0.00E+00	3.75E-09	4353.4650	6.5334	9.98E+00	1.51E-02	0.0007	2.75E-21	0.0000	250.0000	386.5514	613.4486

ตารางที่ ก.25 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราการไหลเชิงโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ดูปริงฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1

อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	อัตราการไหลเชิงโมล (กิโลมอลต่อชั่วโมง)										
	สาย REF-OUT					สาย NH+CACO3					
กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน	แคลเซียมออกไซด์	แคลเซียมคาร์บอเนต	นิกเกิลออกไซด์	นิกเกิล
0	4.60E-21	5.06E-05	4058.6950	84.5783	1.50E+02	1.97E+00	108.3632	2.06E-23	0.0000	0.0000	100.0000
1	1.23E-21	3.89E-05	4051.4550	98.0035	5.38E+01	9.14E-01	105.2707	1.37E-23	0.0000	100.0000	100.0000
2	9.53E-25	7.55E-06	3958.9780	282.0642	5.00E-01	2.11E-02	59.4787	1.72E-24	0.0000	200.0000	100.0000
3	0.00E+00	2.68E-07	3847.4450	505.1112	3.96E-03	2.59E-04	3.7221	5.68E-25	43.7264	256.2736	100.0000
4	0.00E+00	2.68E-07	3847.4450	505.1112	3.96E-03	2.59E-04	3.7221	5.68E-25	143.7264	256.2736	100.0000
5	0.00E+00	2.68E-07	3847.4450	505.1112	3.96E-03	2.59E-04	3.7221	5.68E-25	243.7264	256.2736	100.0000
6	0.00E+00	2.68E-07	3847.4450	505.1112	3.96E-03	2.59E-04	3.7221	5.68E-25	343.7264	256.2736	100.0000
7	1.37E-29	2.68E-07	3847.4450	505.1112	3.96E-03	2.59E-04	3.7221	5.68E-25	443.7264	256.2736	100.0000
8	1.37E-29	2.68E-07	3847.4450	505.1112	3.96E-03	2.59E-04	3.7221	5.68E-25	543.7264	256.2736	100.0000
9	1.37E-29	2.68E-07	3847.4450	505.1112	3.96E-03	2.59E-04	3.7221	5.68E-25	643.7264	256.2736	100.0000
10	1.37E-29	2.68E-07	3847.4450	505.1112	3.96E-03	2.59E-04	3.7221	5.68E-25	743.7264	256.2736	100.0000

ตารางที่ ก.26 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ลูบิ๊งรีฟอร์มมิงด้วยน้ำ เหนือวิกฤต ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเกิดออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคตลิสต์ออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis)

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	อัตราส่วนโดยโมล				ออกซิเจน
	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	
400	0.9796	1.74E-07	2.33E-09	0.0204	1.30E-32
450	0.9796	2.71E-06	6.65E-08	0.0204	4.97E-30
500	0.9796	2.59E-05	1.64E-06	0.0204	1.28E-27
550	0.9796	1.76E-04	4.47E-05	0.0202	1.37E-25
600	0.9797	8.81E-04	2.59E-04	0.0192	8.58E-24
650	0.9799	3.07E-03	1.05E-03	0.0160	3.35E-22
700	0.9803	6.74E-03	2.71E-03	0.0102	8.71E-21
750	0.9807	9.78E-03	4.59E-03	0.0050	1.65E-19
800	0.9747	1.47E-02	7.88E-03	0.0027	2.44E-18
850	0.9451	3.35E-02	1.92E-02	0.0022	2.86E-17
900	0.8884	6.94E-02	4.05E-02	0.0017	2.71E-16
950	0.7944	1.30E-01	7.41E-02	0.0011	2.14E-15
1000	0.6606	2.22E-01	1.17E-01	0.0006	1.44E-14

ตารางที่ ก.27 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ลูปิ้งฟอร์มมิงด้วยน้ำ เหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (dry basis)

ความดัน (บรรยากาศ)	อัตราส่วนโดยโมล				ออกซิเจน
	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	
200	0.9796	4.70E-05	2.50E-06	0.0204	1.30E-27
210	0.9796	4.03E-05	2.24E-06	0.0204	1.29E-27
220	0.9796	3.46E-05	2.01E-06	0.0204	1.28E-27
230	0.9796	2.99E-05	1.81E-06	0.0204	1.28E-27
240	0.9796	2.59E-05	1.64E-06	0.0204	1.28E-27
250	0.9796	2.25E-05	1.48E-06	0.0204	1.28E-27
260	0.9796	1.96E-05	1.35E-06	0.0204	1.28E-27
270	0.9796	1.72E-05	1.23E-06	0.0204	1.29E-27
280	0.9796	1.51E-05	1.13E-06	0.0204	1.30E-27
290	0.9796	1.32E-05	1.04E-06	0.0204	1.31E-27
300	0.9796	1.17E-05	9.53E-07	0.0204	1.32E-27

ตารางที่ ก.28 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีอัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล สู่ปิ้งไฟฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT

อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมล									
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน		
1	0.0000	1.34E-10	0.0424	0.5455	2.60E-08	1.77E-09	0.4120	0.0000		
10	0.0000	3.92E-11	0.0424	0.8413	5.49E-08	1.61E-09	0.1163	0.0000		
20	0.0000	1.69E-11	0.0423	0.9081	7.94E-08	1.63E-09	0.0496	0.0000		
30	0.0000	8.84E-12	0.0423	0.9317	1.02E-07	1.66E-09	0.0260	0.0000		
40	0.0000	6.66E-12	0.0423	0.9381	1.66E-07	2.23E-09	0.0195	0.0000		
50	0.0000	6.65E-12	0.0423	0.9381	3.19E-07	3.68E-09	0.0195	0.0000		
60	0.0000	6.61E-12	0.0423	0.9381	5.45E-07	5.56E-09	0.0195	0.0000		
70	0.0000	6.56E-12	0.0423	0.9381	8.58E-07	7.89E-09	0.0195	0.0000		
80	0.0000	6.51E-12	0.0423	0.9381	1.27E-06	1.07E-08	0.0195	0.0000		
90	0.0000	6.46E-12	0.0423	0.9381	1.80E-06	1.40E-08	0.0195	0.0000		
99	0.0000	6.41E-12	0.0423	0.9381	2.38E-06	1.75E-08	0.0195	0.0000		

ตารางที่ ก.29 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่อออกไซด์ของอลูมิเนียมต่ออัตราส่วนโดยโมลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ดูปิ่งรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่ออโลหะอลูมิเนียมเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่ออโลหะอลูมิเนียมเท่ากับ 2.5 จากสาย GAS-PDT

อัตราส่วนโดยโมลของนิกเกิลออกไซด์ต่ออโลหะอลูมิเนียม	อัตราส่วนโดยโมล									
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน		
1	0.0000	6.66E-12	0.0423	0.9381	1.66E-07	2.23E-09	0.0195	0.0000		
2	0.0000	8.38E-12	0.0423	0.9331	4.37E-07	4.94E-09	0.0246	0.0000		
3	0.0000	1.12E-11	0.0423	0.9246	1.52E-06	1.39E-08	0.0330	0.0000		
4	0.0000	1.69E-11	0.0423	0.9073	9.10E-06	6.16E-08	0.0504	0.0000		
5	0.0000	3.49E-11	0.0424	0.8514	2.45E-04	9.65E-07	0.1060	0.0000		
6	0.0000	5.48E-11	0.0424	0.5092	3.35E-01	2.73E-04	0.1132	0.0000		
7	0.0000	1.35E-12	0.0424	0.2310	7.25E-01	1.73E-04	0.0013	0.0000		
8	0.0000	1.35E-12	0.0424	0.2310	7.25E-01	1.73E-04	0.0013	0.0000		
9	0.0000	1.35E-12	0.0424	0.2310	7.25E-01	1.73E-04	0.0013	0.0000		
10	0.0000	1.35E-12	0.0424	0.2310	7.25E-01	1.73E-04	0.0013	0.0000		

ตารางที่ ก.30 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลกุลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่ออัตราส่วนโดยโมเลกุลของแต่ละองค์ประกอบของกระบวนการเคมีคอล ลูปิ้งฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนียวที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมเลกุลของน้ำเหนียวที่ถูกต้องต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 40 และอัตราส่วนโดยโมเลกุลของน้ำเหนียวที่ถูกต้องเท่ากับ 1 จากสาย GAS-PDT

อัตราส่วนโดยโมเลกุลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมเลกุล									
	กลีเซอรอล	เมทานอล	น้ำ	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ออกซิเจน	
0	0.0000	1.82E-09	0.0425	0.0825	4.56E-01	4.54E-04	0.4182	0.0000		
1	0.0000	1.38E-09	0.0425	0.1358	1.86E-01	2.54E-04	0.6351	0.0000		
2	0.0000	6.62E-11	0.0424	0.7887	7.95E-06	7.45E-08	0.1690	0.0000		
3	0.0000	5.24E-12	0.0423	0.9422	1.24E-07	1.69E-09	0.0154	0.0000		
4	0.0000	5.24E-12	0.0423	0.9422	1.24E-07	1.69E-09	0.0154	0.0000		
5	0.0000	5.24E-12	0.0423	0.9422	1.24E-07	1.69E-09	0.0154	0.0000		
6	0.0000	5.24E-12	0.0423	0.9422	1.24E-07	1.69E-09	0.0154	0.0000		
7	0.0000	5.24E-12	0.0423	0.9422	1.24E-07	1.69E-09	0.0154	0.0000		
8	0.0000	5.24E-12	0.0423	0.9422	1.24E-07	1.69E-09	0.0154	0.0000		
9	0.0000	5.24E-12	0.0423	0.9422	1.24E-07	1.69E-09	0.0154	0.0000		
10	0.0000	5.24E-12	0.0423	0.9422	1.24E-07	1.69E-09	0.0154	0.0000		

ตารางที่ ก.31 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมเลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่อพลังงานความร้อนรวมของระบบของกระบวนการเคมีคอล คูบิงรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมเลของแกลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5

อัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมเลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)	อัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมเลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)	อัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมเลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)	อัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)
1	1	9.57E+03	20	1	1.62E+04	40	1	1.75E+04		
	2	4.18E+03		2	9.36E+03		2	9.86E+03		
	3	-1.46E+03		3	2.01E+03		3	2.22E+03		
	4	-7.26E+03		4	-5.65E+03		4	-5.02E+03		
	5	-1.36E+04		5	-1.33E+04		5	-1.31E+04		
	6	-2.09E+04		6	-2.04E+04		6	-2.01E+04		
	7	-2.14E+04		7	-2.10E+04		7	-2.07E+04		
	8	-2.07E+04		8	-2.02E+04		8	-1.99E+04		
	9	-1.99E+04		9	-1.95E+04		9	-1.92E+04		
	10	-1.92E+04		10	-1.87E+04		10	-1.84E+04		
10	1	1.41E+04	30	1	1.71E+04	50	1	1.76E+04		
	2	7.89E+03		2	9.75E+03		2	9.97E+03		
	3	1.31E+03		3	2.11E+03		3	2.33E+03		
	4	-5.74E+03		4	-5.52E+03		4	-5.31E+03		
	5	-1.34E+04		5	-1.32E+04		5	-1.29E+04		
	6	-2.06E+04		6	-2.03E+04		6	-2.00E+04		
	7	-2.11E+04		7	-2.08E+04		7	-2.05E+04		
	8	-2.04E+04		8	-2.01E+04		8	-1.98E+04		
	9	-1.96E+04		9	-1.93E+04		9	-1.90E+04		
	10	-1.89E+04		10	-1.86E+04		10	-1.83E+04		

ตารางที่ ก.31 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมเลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่อพลังงานความร้อนรวมของระบบของการเคมีคอล คูปิ้งฟอรัมมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤต ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมเลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2.5 (ต่อ)

อัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมเลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)	อัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมเลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)	อัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	อัตราส่วนโดยโมเลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)	อัตราส่วนโดยโมเลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)	อัตราส่วนโดยโมเลของนิกเกิลออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	พลังงานความร้อนรวม (กิโลวัตต์)
60	1	1.77E+04	80	1	1.79E+04	99	1	1.81E+04				
	2	1.01E+04		2	1.03E+04		2	1.05E+04				
	3	2.43E+03		3	2.65E+03		3	2.85E+03				
	4	-5.20E+03		4	-4.99E+03		4	-4.79E+03				
	5	-1.28E+04		5	-1.26E+04		5	-1.24E+04				
	6	-1.99E+04		6	-1.96E+04		6	-1.94E+04				
	7	-2.04E+04		7	-2.01E+04		7	-1.98E+04				
	8	-1.96E+04		8	-1.93E+04		8	-1.90E+04				
	9	-1.89E+04		9	-1.86E+04		9	-1.83E+04				
	10	-1.81E+04		10	-1.78E+04		10	-1.75E+04				
70	1	1.78E+04	90	1	1.80E+04		1	1.80E+04				
	2	1.02E+04		2	1.04E+04		2	1.04E+04				
	3	2.54E+03		3	2.75E+03		3	2.75E+03				
	4	-5.10E+03		4	-4.88E+03		4	-4.88E+03				
	5	-1.27E+04		5	-1.25E+04		5	-1.25E+04				
	6	-1.98E+04		6	-1.95E+04		6	-1.95E+04				
	7	-2.02E+04		7	-1.99E+04		7	-1.99E+04				
	8	-1.95E+04		8	-1.92E+04		8	-1.92E+04				
	9	-1.87E+04		9	-1.84E+04		9	-1.84E+04				
	10	-1.80E+04		10	-1.77E+04		10	-1.77E+04				

ประวัติผู้เขียน

- ชื่อ-นามสกุล นายณัฐนนท์ สกุลคุณสวัสดิ์
- วัน เดือน ปีเกิด 16 มกราคม พ.ศ.2538
- ที่อยู่ 59/22 ม.5 ต.เสม็ด อ.เมืองชลบุรี จ.ชลบุรี 20000
- Email non_1601@hotmail.com
- โทรศัพท์ 080-442-3370
- ประวัติการศึกษา
- ระดับมัธยมศึกษาตอนปลาย โรงเรียนชลราษฎรอำรุง จังหวัดชลบุรี พ.ศ. 2555
- ประสบการณ์การฝึกงาน
- ฝึกงานในตำแหน่ง Refinery Economist ที่บริษัท Thai Oil Public Company Limited ระหว่าง 1 มิถุนายน – 29 กรกฎาคม พ.ศ. 2559