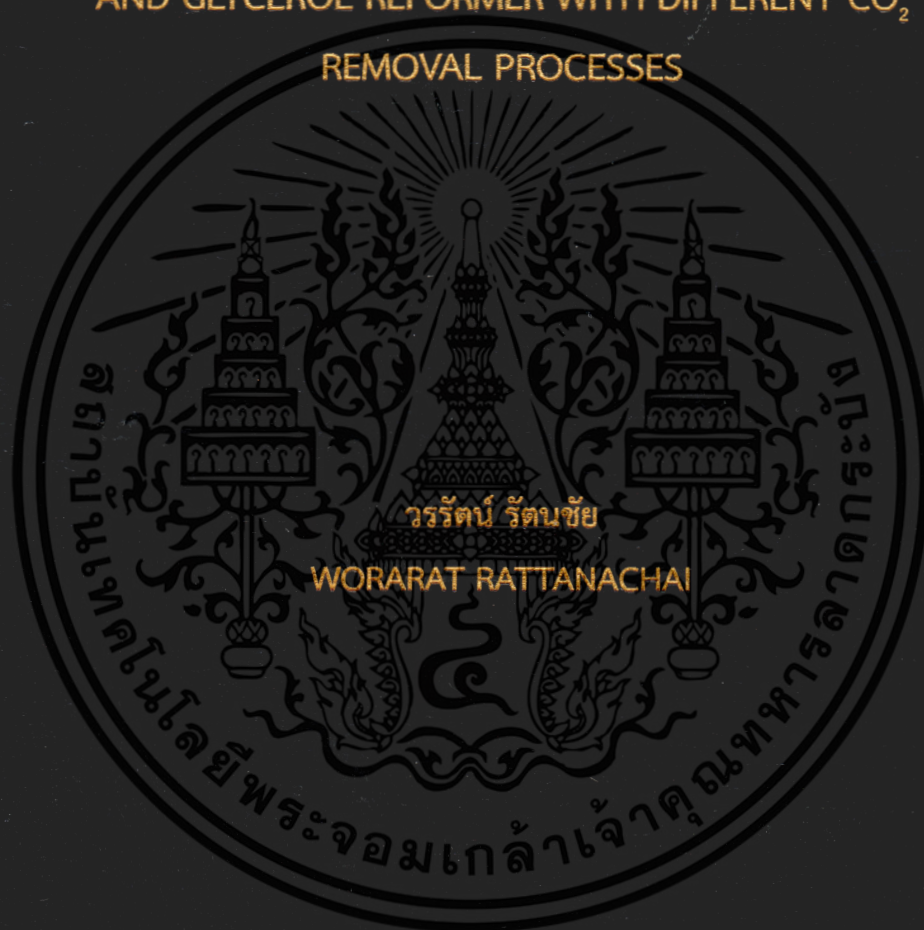


การจำลองระบบร่วมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง  
และเครื่องรีฟอร์มเมอร์ของกลีเซอรอลซึ่งใช้กระบวนการ  
แยกคาร์บอนไดออกไซด์ที่แตกต่างกัน

SIMULATION OF INTEGRATED SYSTEM OF PRESSURIZED SOFC  
AND GLYCEROL REFORMER WITH DIFFERENT CO<sub>2</sub>  
REMOVAL PROCESSES



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาคตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

พ.ศ. 2558

KMITL-2015-EN-M-220-108

การจำลองระบบรวมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง  
และเครื่องรีฟอร์มเมอร์ของกลีเซอรอลซึ่งใช้กระบวนการ  
แยกคาร์บอนไดออกไซด์ที่แตกต่างกัน

SIMULATION OF INTEGRATED SYSTEM OF PRESSURIZED SOFC  
AND GLYCEROL REFORMER WITH DIFFERENT CO<sub>2</sub>  
REMOVAL PROCESSES



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต  
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี  
คณะวิศวกรรมศาสตร์  
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง  
พ.ศ.2558

KMITL-2015-EN-M-220-108

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

SIMULATION OF INTEGRATED SYSTEM OF PRESSURIZED SOFC  
AND GLYCEROL REFORMER WITH DIFFERENT CO<sub>2</sub>  
REMOVAL PROCESSES



WORARAT RATTANACHAI

A THESIS SUBMITTED IN PARTIAL FULFILLMENT  
OF THE REQUIREMENT FOR THE DEGREE OF  
MASTER OF ENGINEERING IN CHEMICAL ENGINEERING  
FACULTY OF ENGINEERING  
KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG  
2015

KMITL-2015-EN-M-220-108

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



COPYRIGHT 2015

FACULTY OF ENGINEERING

KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

คณะวิศวกรรมศาสตร์  
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง  
ใบรับรองวิทยานิพนธ์

หัวข้อวิทยานิพนธ์ การจำลองระบบรวมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูงและเครื่องรีฟอร์มเมอร์ของกรีเซอรอลซึ่งใช้กระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ที่แตกต่างกัน

Thesis Title Simulation of Integrated System of Pressurized SOFC and Glycerol Reformer with Different CO<sub>2</sub> Removal Processes

นักศึกษา นางสาววรรีรัตน์ รัตนชัย

รหัสประจำตัว 57601384

ปริญญา วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ผศ.ดร.ญาณิพร พ็ชรวรโชติ

หมายเลขวิทยานิพนธ์ KMITL-2015-EN-M-220-108

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์		ลายมือชื่อ
รศ.ดร.ประกอบ	กิจไชยา	
ดร.ธนวรรณ	พัฒนรัตน์	
ผศ.ดร.สมหมาย	ผิวสอาด	
ดร.วัลย์รัตน์	จันทร์อำพร	
ผศ.ดร.ญาณิพร	พ็ชรวรโชติ	

วัน / เดือน / ปี ที่สอบ วันพุธที่ 15 กรกฎาคม พ.ศ. 2558 เวลา 09.00-11.00 น.  
สถานที่สอบ ณ อาคาร CCA ชั้น 4 ห้องประชุมภาควิชาวิศวกรรมเคมี

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง  
KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG

คณะวิศวกรรมศาสตร์ รับรองแล้ว



(รองศาสตราจารย์ ดร. คมสัน มาลีสี)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ณ บัดนี้ คณะวิศวกรรมศาสตร์  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้  
วันที่ 15 กรกฎาคม พ.ศ. 2558

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การจำลองระบบรวมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง และเครื่องรีฟอร์มเมอร์ของกลีเซอรอลซึ่งใช้กระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ที่แตกต่างกัน
นักศึกษา	นางสาววรรธน์ รัตนชัย
รหัสประจำตัว	57601384
ปริญญา	วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
พ.ศ.	2558
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์	ผศ. ดร. ญาณิพร พัชรวโรชิตี

### บทคัดย่อ

กระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตเป็นกระบวนการที่น่าสนใจสำหรับการผลิตไฮโดรเจนเพื่อนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง อย่างไรก็ตามแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้นั้นประกอบไปด้วยคาร์บอนไดออกไซด์จำนวนมาก ส่งผลให้ปริมาณไฮโดรเจนน้อยลงและสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงลดลงด้วย ด้วยเหตุนี้กระบวนการดูดซับจึงถูกนำมาใช้เพื่อกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิง งานวิจัยนี้มุ่งเน้นที่จะพัฒนาแบบจำลองการผลิตไฟฟ้าของระบบรวมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน และแบบภายนอก กับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง โดยแบบจำลองดังกล่าวจะถูกนำมาใช้เพื่อหาสภาวะในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุด ในการจำลองกระบวนการจะใช้โปรแกรม AspenPlus™ เพื่อคำนวณหาองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์จากกระบวนการรีฟอร์มมิงที่สภาวะสมดุล โดยใช้วิธีการคำนวณค่าพลังงานอิสระที่ต่ำที่สุดของกิบส์ และคำนวณหาสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงจากสมการทางไฟฟ้าเคมี ผลจากการจำลองกระบวนการแสดงให้เห็นว่าอุณหภูมิและความดันที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไฮโดรเจนทั้งสองกระบวนการคือ 800 องศาเซลเซียสและ 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลสำหรับการดูดซับแบบภายใน และแบบภายนอกมีค่าเป็น 10 20 2 และ 1 ตามลำดับ ในขณะที่อุณหภูมิและความดันที่เหมาะสมที่สุดในการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงคือ 900 องศาเซลเซียสและ 4 บรรยากาศ ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 10,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร ที่สภาวะนี้สามารถผลิตไฮโดรเจนได้ 87 เปอร์เซ็นต์ (dry basis) นำไปผลิตไฟฟ้าได้ค่าศักย์ไฟฟ้า 1.02 โวลต์ อัตราการใช้เชื้อเพลิง 0.85 ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง 71.56 เปอร์เซ็นต์ ประสิทธิภาพของระบบ 80.77 เปอร์เซ็นต์ สำหรับกระบวนการดูดซับแบบภายใน ในขณะที่กระบวนการดูดซับแบบภายนอกสามารถผลิตไฮโดรเจนได้ 75 เปอร์เซ็นต์ (dry basis) นำไปผลิตไฟฟ้าได้ค่าศักย์ไฟฟ้า 0.92 โวลต์ อัตราการใช้เชื้อเพลิง 0.87 ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง 62.12 เปอร์เซ็นต์ ประสิทธิภาพของระบบ 72.48 เปอร์เซ็นต์ นอกจากนี้ยังพบว่ากระบวนการดูดซับแบบภายในและแบบภายนอกคายความร้อน 178.03 กิโลวัตต์ และ 248.57 กิโลวัตต์ ตามลำดับ ดังนั้นระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในสามารถผลิตไฮโดรเจนได้มากกว่าและนำมาผลิตไฟฟ้าได้ด้วยสมรรถนะที่สูงกว่า อีกทั้งยังใช้ความร้อนน้อยกว่าระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

<b>Thesis</b>	Simulation of Integrated System of Pressurized SOFC and Glycerol Reformer with Different CO <sub>2</sub> Removal Process
<b>Student</b>	Miss Worarat Rattanachai
<b>Student ID.</b>	57601384
<b>Degree</b>	Master of Engineering
<b>Program</b>	Chemical Engineering
<b>Year</b>	2015
<b>Thesis Advisor</b>	Asst. Dr.Yaneeporn Patcharavorachot

### Abstract

Glycerol supercritical water reforming is a promising process for hydrogen production to be used as fuel in pressurized solid oxide fuel cells (SOFC). However, the synthesis gas obtained from reforming process contains high amount of CO<sub>2</sub>. This results in lower hydrogen content in gas product and this leads to the deterioration of SOFC performance. Consequently, the adsorption process is used to remove CO<sub>2</sub> from the synthesis gas before feeding into SOFCs. This work aims to develop models of an integrated system of glycerol supercritical water reforming with *in situ* and *ex situ* CO<sub>2</sub> removal processes and pressurized SOFC. The models are employed to identify the favorable operating condition. The AspenPlus™ simulation software was used to calculate the equilibrium compositions of the products from reforming process by the minimization of Gibbs free energy method. The SOFC performance can be computed by electrochemical equations. The simulation results show that the optimal conditions for reforming process are temperature and pressure of both processes are 800 °C and 240 atm. The appropriate steam to glycerol molar ratio for *in situ* and *ex situ* process is 10 and 20, respectively. The calcium oxide to glycerol molar ratio for *in situ* and *ex situ* process is 2 and 1, respectively. For SOFC, the optimal conditions are temperature at 900 °C pressure at 4 atm and current density at 10,000 A/m<sup>2</sup>. Under each operating condition, the integrated system can be achieved the maximum hydrogen of 87% (dry basis), the cell voltage of 1.02 volt, fuel utilization of 0.85, SOFC efficiency of 71.56% and system efficiency of 80.77% for *in situ* process and the maximum hydrogen of 75% (dry basis) cell voltage of 0.92 volt, fuel utilization of 0.87, SOFC efficiency of 62.12% and system efficiency of 72.48% for *ex situ* process. In addition, the results indicate that the required heat consumption for *in situ* and *ex situ* processes are 178.03 kw and 248.57 kw, respectively. The simulation results reveal that *in situ* process provide higher hydrogen, higher power generation and less required heat consumption than *ex situ* process.

## กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์เล่มนี้สำเร็จได้ด้วยความกรุณาจากอาจารย์ที่ปรึกษา ผศ.ดร.ญาณิพร พัชรวรโชติ ที่ให้ความช่วยเหลือ ให้คำปรึกษา และคำแนะนำในการแก้ไขปัญหาต่างๆ ตลอดจนให้ความรู้และประสบการณ์ที่ดีแก่ข้าพเจ้า

ขอขอบพระคุณ ผศ. ดร. อมรชัย อภรณ์วิชานพ อาจารย์ประจำภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ที่ให้ความอนุเคราะห์ให้ในการใช้โปรแกรม AspenPlus<sup>TM</sup> ในการทำวิทยานิพนธ์ฉบับนี้

ขอขอบคุณ นายชนวีร์ ลิขสิทธิ์ ที่คอยให้คำปรึกษาและชี้แนะแนวทางในการจำลองกระบวนการ

สุดท้ายขอขอบพระคุณผู้มีพระคุณที่ไม่ได้กล่าวนาม รวมไปถึงบิดา มารดาของข้าพเจ้า ที่คอยสนับสนุนและให้กำลังใจจนวิทยานิพนธ์นี้สำเร็จไปได้ด้วยดี

สำหรับคุณงามความดีอันใดที่เกิดจากวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ ข้าพเจ้าขอมอบให้กับบิดามารดา ซึ่งเป็นที่รักและเคารพยิ่ง ตลอดจนครูอาจารย์ที่เคารพทุกท่านที่ได้ประสิทธิ์ประสาทวิชาความรู้และถ่ายทอดประสบการณ์ที่ดีให้แก่ข้าพเจ้า หากมีข้อผิดพลาดประการใด ข้าพเจ้าขออภัยมา ณ ที่นี้

วรัรัตน์ รัตนชัย

# สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	I
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	II
กิตติกรรมประกาศ.....	III
สารบัญ.....	IV
สารบัญตาราง.....	VIII
สารบัญรูป.....	X
สัญลักษณ์.....	XIV
<b>บทที่ 1 บทนำ.....</b>	<b>1</b>
1.1 ที่มาและความสำคัญของงานวิจัย.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย.....	3
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย.....	3
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	3
<b>บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....</b>	<b>4</b>
2.1 ก्लीเซอรอล.....	4
2.2 น้ำเหนียววิกฤต.....	4
2.3 ไฮโดรเจน.....	5
2.4 การผลิตไฮโดรเจน.....	5
2.4.1 กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนียววิกฤต.....	6
2.4.2 กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนียววิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์.....	7
2.5 การแยกคาร์บอนไดออกไซด์.....	7
2.5.1 กระบวนการแยกแบบภายใน.....	7
2.5.2 กระบวนการแยกแบบภายนอก.....	8
2.6 เซลล์เชื้อเพลิง.....	8
2.6.1 องค์ประกอบของเซลล์เชื้อเพลิง.....	9
2.6.2 ชนิดของเซลล์เชื้อเพลิง.....	9
2.6.2.1 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน.....	9
2.6.2.2 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดต่าง.....	9

# สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
2.6.2.3 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดกรดฟอสฟอริก .....	9
2.6.2.4 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดเกลือคาร์บอนेटหลอม .....	10
2.6.2.5 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง .....	10
2.7 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง .....	10
2.7.1 ส่วนประกอบของเซลล์เชื้อเพลิง .....	10
2.7.1.1 ขั้วแอโนด .....	10
2.7.1.2 ขั้วแคโทด .....	11
2.7.1.3 อิเล็กโทรไลต์ .....	11
2.7.2 หลักการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง .....	11
2.7.3 การหาสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง .....	12
2.7.3.1 ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี .....	13
2.7.3.2 ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากความต้านทานไฟฟ้า .....	13
2.7.3.3 ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากผลของการถ่ายโอนมวล .....	13
2.8 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง .....	15
บทที่ 3 วิธีการดำเนินงาน .....	17
3.1 การผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤต .....	17
3.1.1 กระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน .....	18
3.1.1.1 สารตั้งต้น .....	18
3.1.1.2 ตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ .....	18
3.1.1.3 เครื่องปฏิกรณ์รีฟอร์มเมอร์ .....	18
3.1.1.4 เครื่องฟื้นคืนสภาพ .....	19
3.1.2 กระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก .....	19
3.1.1.1 สารตั้งต้น .....	19
3.1.1.2 ตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ .....	20
3.1.1.3 เครื่องปฏิกรณ์รีฟอร์มเมอร์ .....	20
3.1.1.4 เครื่องดูดซับ .....	20
3.1.1.5 เครื่องฟื้นคืนสภาพ .....	20

# สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
3.2 การผลิตไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง .....	21
3.2.1 สารตั้งต้น.....	22
3.2.2 ขั้วแคโทด .....	22
3.2.3 ขั้วแอโนด.....	22
3.3 การจำลองกระบวนการ .....	24
<b>บทที่ 4 ผลและการวิเคราะห์ผล .....</b>	<b>31</b>
4.1 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับการทดลอง.....	31
4.2 ผลของการจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอล ด้วยน้ำเหนือวิกฤต .....	34
4.2.1 ผลของสภาวะการดำเนินงานที่มีต่อเศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุล .....	34
4.2.1.1 ผลของอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงาน.....	35
4.2.1.2 ผลของความดันที่ใช้ในการดำเนินงาน .....	37
4.2.1.3 ผลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล.....	39
4.2.1.4 ผลของอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล .....	41
4.2.2 ผลของสภาวะการดำเนินงานที่มีต่อความร้อนที่ใช้ในระบบ.....	42
4.2.2.1 ผลของอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงาน.....	43
4.2.2.2 ผลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล.....	45
4.2.2.3 ผลของอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล .....	47
4.3 ผลของการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง แบบความดันสูง.....	48
4.3.1 ผลของสภาวะการดำเนินงานที่มีต่อการผลิตไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง.....	49
4.3.1.1 ผลของอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงาน.....	50
4.3.1.2 ผลของความดันที่ใช้ในการดำเนินงาน .....	53
4.3.1.3 ผลของความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า.....	56
4.3.2 ผลของสภาวะการดำเนินงานที่มีต่อความร้อนที่ใช้ในระบบ .....	61
4.3.2.1 ผลของอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงาน.....	61

# สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
บทที่ 5 สรุปผลการดำเนินงาน.....	64
5.1 สรุปผลการจำลองกระบวนการ.....	64
5.2 ข้อเสนอแนะ .....	65
เอกสารอ้างอิง.....	66
ภาคผนวก .....	67
ประวัติผู้เขียน .....	89



# สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
3.1 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤต ....	26
3.2 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง .....	27
3.3 ค่าพารามิเตอร์ที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ.....	28
4.1 แก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตและนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง .....	47
ก.1 ผลขององค์ประกอบที่สมดุลจากการจำลองกระบวนการที่อุณหภูมิต่างๆ โดยความดันคงที่ 240 บรรยากาศ อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมล 10 และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมล 2 .....	72
ก.2 ผลขององค์ประกอบที่สมดุลจากการจำลองกระบวนการที่ความดันต่างๆ โดยอุณหภูมิกว่า 800 องศาเซลเซียส อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมล 10 และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมล 2 .....	73
ก.3 ผลขององค์ประกอบที่สมดุลจากการจำลองกระบวนการที่อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมลค่าต่างๆ โดยอุณหภูมิกว่า 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมล 2 .....	74
ก.4 ผลขององค์ประกอบที่สมดุลจากการจำลองกระบวนการที่อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมลค่าต่างๆ โดยอุณหภูมิกว่า 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมล 10 .....	76
ก.5 ผลของความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนทั้งหมดที่ใช้ในระบบจากการจำลองกระบวนการที่อุณหภูมิต่างๆ โดยความดันคงที่ 240 บรรยากาศ อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมล 10 และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมล 2 .....	78
ก.6 ผลของความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนทั้งหมดที่ใช้ในระบบจากการจำลองกระบวนการที่อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมลค่าต่างๆ โดยอุณหภูมิกว่า 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมล 2 .....	79
ก.7 ผลของความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนทั้งหมดที่ใช้ในระบบจากการจำลองกระบวนการที่อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมลค่าต่างๆ โดยอุณหภูมิกว่า 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมล 10 .....	81

# สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
ข.1 ผลของการผลิตไฟฟ้าจากการจำลองกระบวนการที่อุณหภูมิต่างๆ โดยความดันคงที่ 4 บรรยากาศ และความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร.....	86
ข.2 ผลของการผลิตไฟฟ้าจากการจำลองกระบวนการที่ความดันต่างๆ โดยอุณหภูมิกคงที่ 1,000 องศาเซลเซียส และความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร.....	87
ข.3 ผลของการผลิตไฟฟ้าจากการจำลองกระบวนการที่ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า ค่าต่างๆ โดยอุณหภูมิกคงที่ 1,000 องศาเซลเซียส และความดันคงที่ 4 บรรยากาศ.....	88
ข.4 ผลของความร้อนทั้งหมดที่ใช้ในระบบจากการจำลองกระบวนการที่อุณหภูมิต่างๆ โดยความดันคงที่ 4 บรรยากาศ และความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้า 10,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร.....	89



# สารบัญ

รูปที่	หน้า
2.1 กระบวนการรีฟอร์มมิงที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน.....	8
2.2 กระบวนการรีฟอร์มมิงที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก .....	8
2.3 องค์ประกอบและหลักการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง .....	12
3.1 กระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน.....	17
3.2 กระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก.....	19
3.3 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง .....	21
3.4 วิธีการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าของระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง .....	24
3.5 ระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง .....	29
3.6 ระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอกกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง .....	30
4.1 ผลขององค์ประกอบที่สมดุลเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ 700 750 800 องศาเซลเซียส จากการจำลองกระบวนการเปรียบเทียบกับ การทดลองของ Byrd และคณะ [24] .....	32
4.2 ผลของศักย์ไฟฟ้าเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า ที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส จากการจำลองกระบวนการเปรียบเทียบกับ การทดลองของ Leng และคณะ [25] .....	33
4.3 ผลของความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า ที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส จากการจำลองกระบวนการเปรียบเทียบกับ การทดลองของ Leng และคณะ [25] .....	33
4.4 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อเศษส่วนโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 10 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 : (a) กระบวนการดูดซับแบบภายใน และ (b) กระบวนการดูดซับแบบภายนอก.....	35

## สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.5 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่อเศษส่วนโมลของแต่ละองค์ประกอบที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 10 และ อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 : (a) กระบวนการดูดซับแบบภายใน และ (b) กระบวนการดูดซับแบบภายนอก.....	37
4.6 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่อเศษส่วน โมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 : (a) กระบวนการดูดซับแบบภายใน และ (b) กระบวนการดูดซับแบบภายนอก.....	39
4.7 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่อ เศษส่วนโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 10 : (a) กระบวนการดูดซับแบบภายใน และ (b) กระบวนการดูดซับแบบภายนอก.....	41
4.8 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนรวม ที่ใช้ในระบบที่ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อ กลีเซอรอลเท่ากับ 10 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 : (a) แบบภายใน และ (b) แบบภายนอก .....	43
4.9 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่อ ความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนรวมที่ใช้ในระบบ ที่อุณหภูมิกคงที่ 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 : (a) แบบภายใน และ (b) แบบภายนอก.....	45
4.10 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่อ ความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนรวมที่ใช้ในระบบ ที่อุณหภูมิกคงที่ 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤต ต่อกลีเซอรอล 10 : (a) แบบภายใน และ (b) แบบภายนอก .....	47
4.11 ผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าในระบบที่มีการแยก คาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง และความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ .....	50

## สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.12 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ที่ความดัน 4 บรรยากาศ ความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้าเท่ากับ 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร .....	51
4.13 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีความหนาแน่นของกำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ที่ความดัน 4 บรรยากาศ ความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้าเท่ากับ 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร ....	51
4.14 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง ที่ความดัน 4 บรรยากาศ ความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้าเท่ากับ 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร .....	52
4.15 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อประสิทธิภาพของระบบ ที่ความดัน 4 บรรยากาศ ความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้าเท่ากับ 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร.....	53
4.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ที่อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส ความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร .....	54
4.17 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีความหนาแน่นของกำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ที่อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส ความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร .....	54
4.18 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง ที่อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส ความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร.....	55
4.19 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อประสิทธิภาพของระบบ ที่อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส ความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร .....	56
4.20 ผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ที่อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ .....	57
4.21 ผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อความหนาแน่นของกำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ที่อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ .....	58

## สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.22 ผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่ออัตราการใช้เชื้อเพลิงที่อุณหภูมิ 1,000 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ.....	59
4.23 ผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง ที่อุณหภูมิ 1,000 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ .....	59
4.24 ผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อสมรรถนะของระบบ ที่อุณหภูมิ 1,000 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ.....	60
4.25 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อความร้อนรวมของเซลล์เชื้อเพลิง ที่ความดันคงที่ 4 บรรยากาศ ความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้า 10,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร .....	61
4.26 ความร้อนรวมของกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง ที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศและความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้า 10,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร .....	62

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต่อ XIII จึงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

# สัญลักษณ์

สัญลักษณ์	ความหมาย	หน่วย
$CaO/G$	อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล	
$D_{eff, anode}$	สัมประสิทธิ์การแพร่ของก๊าซทางด้านขั้วแอโนด	$m^2/s$
$D_{eff, cathode}$	สัมประสิทธิ์การแพร่ของก๊าซทางด้านขั้วแคโทด	$m^2/s$
$E$	ศักย์ไฟฟ้าจริง	V
$E^0$	ศักย์ไฟฟ้าที่สภาวะความดันมาตรฐาน	V
$E^{OCV}$	ศักย์ไฟฟ้าทางทฤษฎี	V
$E_{anode}$	พลังงานกระตุ้นในการเกิดปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีของขั้วแอโนด	$kJ/mol$
$E_{cathode}$	พลังงานกระตุ้นในการเกิดปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีของขั้วแคโทด	$kJ/mol$
$F$	ค่าคงที่ของฟาราเดย์	$C/mol$
$i$	ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า	$A/m^2$
$i_{0, anode}$	ความหนาแน่นกระแสแลกเปลี่ยนที่ขั้วแอโนด	$A/m^2$
$i_{0, cathode}$	ความหนาแน่นกระแสแลกเปลี่ยนที่ขั้วแคโทด	$A/m^2$
$k_{anode}$	ค่าคงที่ pre-exponential สำหรับไฟฟ้าเคมีของขั้วแอโนด	$A/m^2$
$k_{cathode}$	ค่าคงที่ pre-exponential สำหรับไฟฟ้าเคมีของขั้วแคโทด	$A/m^2$
$L$	ความยาวของเซลล์	m
$LHV$	ค่าเอนทาลปีที่การเผาไหม้ขั้นต่ำ	$kJ/mol$
$n$	อัตราการไหลเชิงโมล	$mol/s$
$P$	ความดัน	atm
$p_i$	ความดันย่อยของก๊าซองค์ประกอบ $i$	atm
$P_{i, TPB}$	ความดันย่อยของก๊าซองค์ประกอบ $i$ ที่ตำแหน่งรอยต่อระหว่างขั้วไฟฟ้าและอิเล็กทรอนิกส์	atm
$P_W$	กำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง	W
$R$	ค่าคงที่ของแก๊ส	$kJ/mol \cdot K$
$R_{ohm}$	ความต้านทานของโอห์ม	$\Omega m^2$
$S/G$	อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	
$T$	อุณหภูมิ	K
$W$	ความกว้างของเซลล์	m
$U_f$	อัตราการใช้เชื้อเพลิง	
$y_i$	เศษส่วนโมลขององค์ประกอบ $i$ ที่สมดุล	

สัญลักษณ์กรีก	ความหมาย	หน่วย
$\eta_{act}$	ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี	V
$\eta_{ohm}$	ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากผลการถ่ายโอนมวล	V
$\eta_{conc}$	ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากความต้านทานไฟฟ้า	V
$\eta_{SOFC}$	ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง	%
$\eta_{sys}$	ประสิทธิภาพของระบบ	%
$\sigma_{anode}$	การนำไฟฟ้าของขั้วแอโนด	$1/\Omega m$
$\sigma_{cathode}$	การนำไฟฟ้าของขั้วแคโทด	$1/\Omega m$
$\sigma_{electrolyte}$	การนำไอออนของอิเล็กโทรไลต์	$1/\Omega m$
$\tau_{anode}$	ความหนาของขั้วแอโนด	$\mu m$
$\tau_{cathode}$	ความหนาของขั้วแคโทด	$\mu m$
$\tau_{electrolyte}$	ความหนาของอิเล็กโทรไลต์	$\mu m$



# บทที่ 1

## บทนำ

### 1.1 ที่มาและความสำคัญของงานวิจัย

ไฮโดรเจนเป็นสารที่สามารถใช้ประโยชน์ได้ในอุตสาหกรรมหลายประเภท 49 เปอร์เซ็นต์ของไฮโดรเจนถูกใช้ในการผลิตแอมโมเนียและ 37 เปอร์เซ็นต์ของไฮโดรเจนถูกใช้ในการกลั่นและถูกใช้เพื่อเพิ่มมูลค่าในอุตสาหกรรมปิโตรเลียมและปิโตรเคมี [1] ที่สำคัญยิ่งไปกว่านั้นไฮโดรเจนเป็นพลังงานทางเลือกสำหรับใช้เป็นเชื้อเพลิงในเซลล์เชื้อเพลิงแบบต่างๆ

กระบวนการผลิตไฮโดรเจนมีด้วยกันหลายกระบวนการ ในงานวิจัยนี้สนใจผลิตไฮโดรเจนจากกลีเซอรอล ซึ่งกลีเซอรอลเป็นผลพลอยได้หลักจากกระบวนการผลิตไบโอดีเซลด้วยปฏิกิริยาทรานเอสเทอริฟิเคชันของน้ำมันจากพืช [2] เนื่องจากการเพิ่มขึ้นของผลผลิตไบโอดีเซล ส่งผลให้กลีเซอรอลดิบซึ่งประกอบไปด้วย กลีเซอรอล เมทานอลหรือเอทานอล สบู่ ตัวเร่งปฏิกิริยา และสารอินทรีย์ต่างๆ มีปริมาณมากขึ้นตามไปด้วย ดังนั้นกลีเซอรอลดิบจึงมีราคาถูกและสามารถใช้เป็นสารตั้งต้นในการผลิตไฮโดรเจนผ่านกระบวนการรีฟอร์มมิงโดยไม่จำเป็นต้องทำให้กลีเซอรอลบริสุทธิ์ก่อน [3]

กระบวนการรีฟอร์มมิงเป็นกระบวนการที่นิยมใช้ในการผลิตไฮโดรเจน โดยทั่วไปแล้วกระบวนการรีฟอร์มมิงหลักๆมี 3 กระบวนการด้วยกัน คือ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (steam reforming) กระบวนการออกซิเดชันบางส่วน (partial oxidation) และกระบวนการออโตเทอร์มอลรีฟอร์มมิง (autothermal reforming) โดยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเป็นกระบวนการที่ให้ผลผลิตไฮโดรเจนสูงที่สุด [4] แต่อย่างไรก็ตามเนื่องจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อนจึงจำเป็นต้องใช้ความร้อนจากภายนอกจำนวนมาก ในปัจจุบันมีนักวิจัยหลายคนทำการศึกษากระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤต [4-7] เนื่องจากน้ำเหนือวิกฤตมีคุณสมบัติที่ดีหลายประการ ตัวอย่างเช่น มีค่า dielectric constant ต่ำ ส่งผลต่อการละลายของสารองค์ประกอบในน้ำเหนือวิกฤต กล่าวคือความสามารถในการละลายขององค์ประกอบที่เป็นสารอินทรีย์จะมีค่าเพิ่มขึ้น ในขณะที่องค์ประกอบที่เป็นสารอนินทรีย์จะมีค่าลดลง ดังนั้นเวลาที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาและพลังงานที่ต้องใช้ในเครื่องปฏิกรณ์จึงมีค่าลดลง [2,8] ยิ่งไปกว่านั้นน้ำเหนือวิกฤตไม่ได้เป็นเพียงแค่วัสดุกลางของระบบแต่ยังทำหน้าที่เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในปฏิกิริยารีฟอร์มมิงอีกด้วย [8] แต่อย่างไรก็ตามแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงมักจะประกอบด้วยคาร์บอนไดออกไซด์จำนวนมากซึ่งส่งผลให้ความเข้มข้นของไฮโดรเจนลดลงและเป็นเหตุผลการประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งลดต่ำลง ดังนั้นในกระบวนการรีฟอร์มมิงจำเป็นต้องมีกระบวนการกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์ร่วมด้วยเพื่อเพิ่มความบริสุทธิ์ให้กับไฮโดรเจน

กระบวนการกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์มีหลายกระบวนการด้วยกัน ตัวอย่างเช่น การดูดซับสลับความดัน (Pressure Swing Adsorption : PSA) การดูดซับสลับอุณหภูมิ (Temperature Swing Adsorption : TSA) การดูดซับทางกายภาพ (physical adsorption) และการดูดซับทางเคมี (chemical adsorption) กระบวนการดูดซับโดยใช้ตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เป็นกระบวนการที่น่าสนใจและนิยมใช้กันโดยทั่วไปร่วมกับกระบวนการรีฟอร์มมิง แคลเซียมออกไซด์ (CaO) เป็นตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่นิยมใช้กันอย่างกว้างขวาง เพราะมีราคาถูก หาซื้อได้ง่าย และมี

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ความสามารถในการดูดซับสูง [9] กระบวนการดูดซับหรือกระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากแก๊สที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงสามารถแบ่งได้เป็นสองประเภทด้วยกันคือกระบวนการแยกแบบภายใน (*in situ process*) และกระบวนการแยกแบบภายนอก (*ex situ process*) โดยกระบวนการแยกแต่ละแบบนี้มีข้อดีและข้อเสียแตกต่างกัน

ไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ สามารถนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงให้กับเซลล์เชื้อเพลิงดังที่ได้กล่าวไปข้างต้น เพื่อผลิตพลังงานไฟฟ้าที่สะอาด ปราศจากมลพิษจากคาร์บอน [10] นอกจากนี้ยังเป็นที่น่าสนใจว่าไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตมีความดันสูง ดังนั้นจึงง่ายต่อการจัดเก็บ นอกจากนี้ยังมีอุณหภูมิสูงซึ่งสามารถนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงที่ดำเนินงานด้วยอุณหภูมิสูง (High-temperature fuel cell) โดยเซลล์เชื้อเพลิงที่ดำเนินงานด้วยอุณหภูมิสูงมีอยู่ด้วยกัน 2 ชนิด คือ เซลล์เชื้อเพลิงชนิดเกลือคาร์บอเนตหลอม (Molten carbonate fuel cell : MCFC) และเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง (Solid oxide fuel cell : SOFC) เมื่อพิจารณาถึงลักษณะเฉพาะของเซลล์เชื้อเพลิงทั้งสองชนิดพบว่าเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งมีความน่าสนใจมากกว่า เพราะเป็นเซลล์เชื้อเพลิงที่มีประสิทธิภาพในการผลิตไฟฟ้าสูง เหมาะกับการผลิตพลังงานไฟฟ้าขนาดใหญ่และเนื่องจากไฮโดรเจนที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงมีความดันสูง ในงานวิจัยนี้จึงสนใจใช้เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง (pressurized SOFC) เพื่อที่จะลดภาระของหน่วยลดความดันก่อนป้อนไฮโดรเจนมายังเซลล์เชื้อเพลิง

งานวิจัยนี้สนใจศึกษากระบวนการผลิตไฟฟ้าจากระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีที่แตกต่างกัน (แบบภายในและแบบภายนอก) กับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง โดยอาศัยการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรม AspenPlus™ เพื่อหาสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมทั้งในส่วน of กระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตและเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง

## 1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1.2.1 เพื่อออกแบบและจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากระบบร่วมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่ความดันสูงกว่าบรรยากาศและกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤต

1.2.2 เพื่อศึกษาสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมในการผลิตไฟฟ้าจากระบบร่วมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่ความดันสูงกว่าบรรยากาศและกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่ใช้การดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่แตกต่างกัน

## 1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

1.3.1 จำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอก

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาค้นคว้าเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

1.3.2 ศึกษาผลของสภาวะในการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ ได้แก่ อุณหภูมิ ความดัน อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลและอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียม ออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่อการผลิตแก๊สไฮโดรเจน

1.3.3 จำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่ความดันสูงกว่าบรรยากาศโดยใช้แก๊สสังเคราะห์จากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตเป็น เชื้อเพลิง

1.3.4 ศึกษาผลของสภาวะในการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง ได้แก่ อุณหภูมิและความดันในเซลล์เชื้อเพลิง และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า ที่มีต่อสมรรถนะของเซลล์ เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

## 1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 สามารถออกแบบและจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากระบบร่วมของเซลล์เชื้อเพลิง ชนิดออกไซด์แข็งที่ความดันสูงกว่าบรรยากาศและกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วย น้ำเหนือวิกฤต

1.4.2 สามารถหาสภาวะที่เหมาะสมในการดำเนินงานของระบบให้ได้ผลผลิตไฮโดรเจนมาก ที่สุดและประสิทธิภาพในการผลิตกระแสไฟฟ้าสูงที่สุด

## บทที่ 2

# ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

### 2.1 กลีเซอรอล (Glycerol)

กลีเซอรอลเป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้หลักจากกระบวนการผลิตไบโอดีเซลด้วยปฏิกิริยาทรานเอสเทอริฟิเคชันของน้ำมันพืช [2] เนื่องจากการเพิ่มขึ้นของผลผลิตไบโอดีเซล ส่งผลให้กลีเซอรอลดิบซึ่งประกอบไปด้วย กลีเซอรอล เมทานอลหรือเอทานอล สบู่ ตัวเร่งปฏิกิริยา และสารอินทรีย์ต่างๆ มีปริมาณมากขึ้นตามไปด้วย ดังนั้นกลีเซอรอลดิบจึงมีราคาถูก [3] แม้ว่ากลีเซอรอลถูกนำมาใช้ในอุตสาหกรรมหลากหลายประเภท เช่น เครื่องสำอาง อาหารและยา และพอลิเมอร์ แต่ในอุตสาหกรรมเหล่านี้ต้องการความบริสุทธิ์ของกลีเซอรอลสูงและการทำกลีเซอรอลดิบให้บริสุทธิ์นั้น มีค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานสูง ในปัจจุบันนักวิจัยจึงหันมาสนใจการเพิ่มมูลค่าให้กับกลีเซอรอลดิบมากขึ้น โดยหนึ่งในวิธีการเพิ่มมูลค่าของกลีเซอรอลดิบที่น่าสนใจคือการใช้กลีเซอรอลเป็นสารตั้งต้นในการผลิตไฮโดรเจน เนื่องจากกลีเซอรอลดิบมักจะประกอบไปด้วยกลีเซอรอลและเมทานอลหรือเอทานอล ซึ่งสามารถเกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงได้ผลผลิตเป็นไฮโดรเจนได้เช่นเดียวกับกลีเซอรอล จึงไม่จำเป็นต้องทำให้กลีเซอรอลบริสุทธิ์ก่อน

### 2.2 น้ำเหนือวิกฤต (Supercritical Water)

น้ำเหนือวิกฤตคือน้ำที่อุณหภูมิและความดันสูงเหนือจุดวิกฤต มีอุณหภูมิวิกฤต 373.95 องศาเซลเซียส และ ความดันวิกฤต 218 บรรยากาศ น้ำเหนือวิกฤตมีคุณสมบัติที่ตีหลายประการที่เหมาะสมจะนำมาใช้เป็นตัวกลางในปฏิกิริยารีฟอร์มมิง เช่น มีค่า dielectric constant ต่ำ ส่งผลต่อการละลายของสารองค์ประกอบในน้ำเหนือวิกฤต กล่าวคือความสามารถในการละลายขององค์ประกอบที่เป็นสารอินทรีย์จะมีค่าเพิ่มขึ้น ทำให้สารตั้งต้นที่เป็นชีวมวลสามารถละลายในน้ำเหนือวิกฤตได้ ดังนั้นเวลาที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาและพลังงานที่ต้องใช้ในเครื่องปฏิกรณ์จึงมีค่าลดลง [2,8] นอกจากนี้แก๊สต่างๆ เช่น คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ มีเทนและไฮโดรเจน ละลายได้ดีในน้ำเหนือวิกฤตเช่นเดียวกัน ในขณะที่สารอนินทรีย์ที่มีขั้ว เช่น เกลือโพแทสเซียมคลอไรด์ เกลือโซเดียมคลอไรด์ ที่ละลายได้ดีในน้ำ จะละลายได้น้อยมากในน้ำเหนือวิกฤต ดังนั้นจะสามารถแยกสารเหล่านี้ออกจากผลิตภัณฑ์ได้ง่าย และยิ่งไปกว่านั้นในน้ำเหนือวิกฤตจะมีความเข้มข้นของโปรตอนหรือไฮดรอกไซด์ไอออนสูง ส่งผลให้น้ำเหนือวิกฤตมีพฤติกรรมเหมือนกับตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นกรดหรือเบสในปฏิกิริยา อาจกล่าวได้ว่าน้ำเหนือวิกฤตไม่เพียงเป็นตัวกลางแต่สามารถทำหน้าที่เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาของระบบด้วย [2,5]

### 2.3 ไฮโดรเจน (Hydrogen)

ไฮโดรเจนเป็นแก๊สที่มีการผลิตและนำไปใช้ประโยชน์ในอุตสาหกรรมหลายประเภทอย่างกว้างขวาง โดยหลักแล้วนำไปใช้ในการผลิตแอมโมเนีย การกลั่นน้ำมัน และที่สำคัญยิ่งไปกว่านั้นไฮโดรเจนเป็นพลังงานทางเลือกสำหรับเชื้อเพลิง เนื่องจากไฮโดรเจนเป็นพลังงานที่สะอาด เมื่อนำไฮโดรเจนไปทำปฏิกิริยากับออกซิเจนหรือเกิดกระบวนการเผาไหม้ ผลพลอยได้ที่เกิดขึ้นคือไอน้ำจึงไม่เป็นมลภาวะต่อสิ่งแวดล้อม แตกต่างจากเชื้อเพลิงอื่นๆ ซึ่งเมื่อเผาไหม้จะทำให้เกิดแก๊ส

เอกสารนี้เป็นเอกสารทบทวนเนื้อหาสำหรับการเรียนเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่นิยามให้นำไปใช้ประโยชน์ทางการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

คาร์บอนไดออกไซด์ [11] ในปัจจุบันนิยมนำไฮโดรเจนมาใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า และแม้ว่าไฮโดรเจนเป็นธาตุที่มีอยู่มากบนโลก แต่มักพบในรูปองค์ประกอบของน้ำหรือสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ดังนั้นจึงจำเป็นต้องอาศัยกระบวนการผลิตไฮโดรเจนเพื่อให้ได้ไฮโดรเจนบริสุทธิ์ที่เหมาะสมกับการนำไปใช้งาน โดยกระบวนการผลิตไฮโดรเจนจะกล่าวถึงในหัวข้อถัดไป

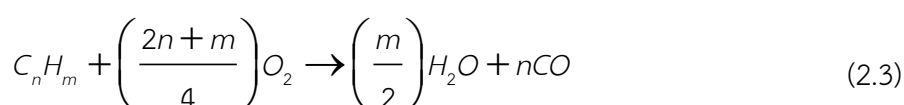
## 2.4 การผลิตไฮโดรเจน (Hydrogen Production) [12-13]

ไฮโดรเจนสามารถผลิตผ่านกระบวนการได้หลายกระบวนการ แต่กระบวนการที่ปัจจุบันมีการศึกษาวิจัยมากที่สุดและได้รับการคาดว่าจะสามารถใช้จริงในเชิงพาณิชย์ได้ง่ายที่สุดคือกระบวนการความร้อนเคมี (Thermo-chemical Processes) เช่น กระบวนการรีฟอร์มมิง ซึ่งแบ่งออกได้เป็นอีกหลายกระบวนการย่อยขึ้นอยู่กับสารที่ใช้ ดังนี้

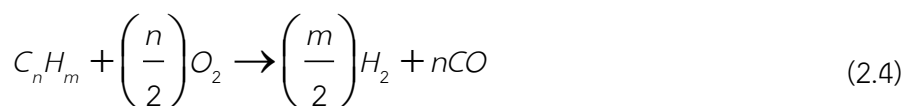
กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (steam reforming) เป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพในการผลิตไฮโดรเจนสูง เสียค่าใช้จ่ายน้อย โดยกระบวนการนี้ประกอบด้วย 2 ขั้นตอนคือ การทำปฏิกิริยาระหว่างสารตั้งต้นกับไอน้ำที่อุณหภูมิ 750 - 800 องศาเซลเซียส ดังสมการที่ (2.1) ซึ่งผลิตภัณฑ์ที่ได้คือแก๊สสังเคราะห์ (แก๊สไฮโดรเจนและแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์) จากนั้นจะเกิดปฏิกิริยาต่อเนื่องระหว่างคาร์บอนมอนอกไซด์กับน้ำโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา หรือที่เรียกว่าปฏิกิริยาเปลี่ยนน้ำเป็นแก๊ส (Water gas shift reaction, WGS) ดังสมการที่ (2.2) ผลิตภัณฑ์ที่ได้คือคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจน ซึ่งในปัจจุบันวิธีการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเป็นวิธีที่นิยมในการผลิตไฮโดรเจนจากก๊าซธรรมชาติที่ได้จากโรงกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมดิบ



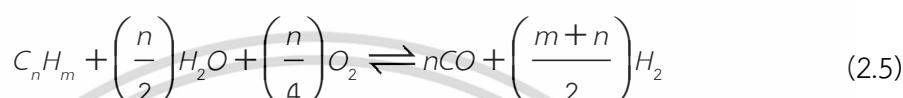
กระบวนการออกซิเดชันบางส่วน (partial oxidation) เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาเผาไหม้ระหว่างสารไฮโดรคาร์บอนกับแก๊สออกซิเจน ซึ่งเป็นปฏิกิริยาการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ ได้ผลิตภัณฑ์เป็นแก๊สไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ อีกทั้งปฏิกิริยาดังกล่าวเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ส่งผลให้ไม่ต้องป้อนพลังงานจากภายนอก แต่ข้อจำกัดของกระบวนการนี้คือ ปริมาณออกซิเจนที่ป้อนเข้าสู่ระบบต้องไม่สูงจนเกินไปเนื่องจากออกซิเจนที่เหลือจากกระบวนการจะกลับมาทำปฏิกิริยากับไฮโดรเจนที่ผลิตได้กลายเป็นน้ำ ทำให้สูญเสียผลผลิตไฮโดรเจน มีค่าใช้จ่ายในการดำเนินการสูง เพราะต้องมีระบบแยกออกซิเจนจากอากาศก่อนป้อนเข้าสู่ระบบเพื่อไม่ให้ปริมาณความเข้มข้นของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ลดลงเนื่องจากอากาศมีปริมาณไนโตรเจนสูง รูปแบบการเกิดปฏิกิริยาทั่วไปดังสมการที่ (2.3) และ (2.4) ตามลำดับ



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



กระบวนการออโตเทอร์มอลรีฟอร์มมิง (Autothermal reforming) เป็นกระบวนการใหม่ที่น่าสนใจของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำและกระบวนการออกซิเดชันบางส่วนมารวมกัน โดยการป้อนทั้งน้ำและออกซิเจนเพื่อทำปฏิกิริยากับสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ข้อดีของกระบวนการนี้คือสามารถผลิตไฮโดรเจนได้ในอัตราส่วนที่มากกว่ากระบวนการออกซิเดชันบางส่วน และใช้พลังงานน้อยกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ปฏิกิริยาออโตเทอร์มอลรีฟอร์มมิงแสดงได้ดังสมการที่ (2.5)



จากกระบวนการรีฟอร์มมิงทั้งสามกระบวนการ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเป็นกระบวนการที่ให้ผลผลิตไฮโดรเจนสูงที่สุด [4] แต่เนื่องจากกระบวนการนี้เป็นกระบวนการดูดความร้อนจึงจำเป็นต้องใช้ความร้อนจากภายนอกจำนวนมาก ในปัจจุบันมีนักวิจัยหลายคนทำการศึกษากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตเพื่อแก้ไขปัญหาดังกล่าว [4-7] เนื่องจากน้ำเหนือวิกฤตมีข้อดีดังที่กล่าวไปในหัวข้อ 2.2 ดังนั้นงานวิจัยนี้สนใจศึกษากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต

#### 2.4.1 กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤต

กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตประกอบด้วย 2 ขั้นตอนแสดงดังสมการที่ (2.1) และ (2.2) เช่นเดียวกับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ แต่เนื่องจากน้ำเหนือวิกฤตเป็นน้ำที่สภาวะความดันสูง (สูงกว่า 218 บรรยากาศ) ดังนั้นแก๊สที่ผลิตได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงน้ำเหนือวิกฤตจึงมีความดันสูง ส่งผลให้ง่ายต่อการจัดเก็บและยิ่งไปกว่านั้นยังสามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูงโดยไม่ต้องอาศัยการเพิ่มความดันจากภายนอก

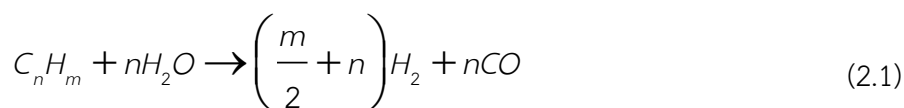
#### 2.4.2 กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ [14]

แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตมักจะประกอบด้วยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จำนวนมาก ซึ่งส่งผลให้ความเข้มข้นของแก๊สไฮโดรเจนลดลงและส่งผลกระทบต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งเมื่อนำไปใช้ร่วมกัน ดังนั้นในกระบวนการรีฟอร์มมิงจึงจำเป็นต้องมีกระบวนการกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์ร่วมด้วยเพื่อเพิ่มความบริสุทธิ์ให้กับไฮโดรเจน

## 2.5 การแยกคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide Separation)

กระบวนการดูดซับด้วยตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เป็นกระบวนการที่น่าสนใจและนิยมใช้กับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำ โดยแคลเซียมออกไซด์ (CaO) มักถูกใช้เป็นตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ เพราะมีราคาถูก หาซื้อได้ง่ายและมีความสามารถในการดูดซับสูง ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตและปฏิกิริยาดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยแคลเซียมออกไซด์แสดงดังสมการ (2.1) (2.2) และ (2.6)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



กระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ร่วมกับกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤตสามารถแบ่งประเภทได้เป็น 2 ประเภทด้วยกันคือ

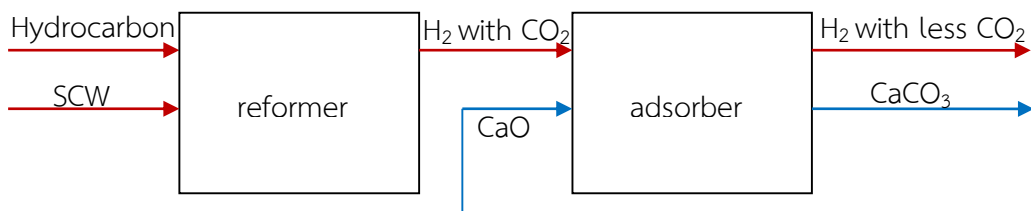
2.5.1 กระบวนการแยกแบบภายใน (*in situ process*) แคลเซียมออกไซด์จะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องรีฟอร์มเมอร์ ปฏิกริยารีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเหนือวิกฤตและปฏิกริยาการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์จะเกิดขึ้นพร้อมกันในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากปฏิกริยารีฟอร์มมิ่งจะถูกดูดซับด้วยปฏิกริยาดูดซับ ส่งผลให้สมดุลของปฏิกริยารีฟอร์มมิ่งดำเนินไปข้างหน้าเกิดไฮโดรเจนมากขึ้น จึงเป็นข้อดีของกระบวนการนี้ อีกทั้งปฏิกริยารีฟอร์มมิ่งเป็นปฏิกริยาดูดความร้อน ในขณะที่ปฏิกริยาดูดซับเป็นปฏิกริยาคายความร้อน ความร้อนที่ได้จากปฏิกริยาดูดซับสามารถให้กับปฏิกริยารีฟอร์มมิ่งได้โดยตรง จึงสามารถลดการใช้พลังงานความร้อนจากแหล่งความร้อนภายนอกได้ นอกจากนี้ยังมีความซับซ้อนของอุปกรณ์น้อยกว่าเนื่องจากใช้เครื่องรีฟอร์มเมอร์เพียงเครื่องเดียว ดังรูปที่ 2.1

Hydrocarbon



รูปที่ 2.1 กระบวนการรีฟอร์มมิ่งที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน

2.5.2 กระบวนการแยกแบบภายนอก (*ex situ process*) หลังจากกระบวนการรีฟอร์มมิ่งเสร็จสิ้นในเครื่องรีฟอร์มเมอร์แล้ว แก๊สสังเคราะห์ที่ได้จะถูกส่งต่อมายังเครื่องดูดซับที่มีแคลเซียมออกไซด์อยู่เพื่อแยกคาร์บอนไดออกไซด์ วิธีการนี้มีข้อดีคือควบคุมระบบได้ง่าย เนื่องจากปฏิกริยาเกิดแยกกันคนละหน่วยปฏิบัติการ แต่มีข้อเสียคือผลผลิตไฮโดรเจนที่ได้มีปริมาณน้อยกว่าและอาจสิ้นเปลืองพลังงานมากกว่า



รูปที่ 2.2 กระบวนการรีฟอร์มมิ่งที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก

## 2.6 เซลล์เชื้อเพลิง (Fuel cells) [15-16]

เซลล์เชื้อเพลิง คือ อุปกรณ์ที่ใช้ในการผลิตไฟฟ้ากระแสตรง โดยอาศัยการเกิดปฏิกิริยาระหว่างออกซิเจนกับไฮโดรเจน ซึ่งปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นสามารถเปลี่ยนไปเป็นพลังงานไฟฟ้าได้โดยตรง ไม่จำเป็นต้องผ่านกระบวนการเผาไหม้เหมือนกับการผลิตไฟฟ้าด้วยวิธีอื่น ผลพลอยได้จากการผลิตกระแสไฟฟ้าคือน้ำบริสุทธิ์และความร้อน จึงไม่ก่อให้เกิดมลภาวะต่อสิ่งแวดล้อม เซลล์เชื้อเพลิงมีความแตกต่างจากแบตเตอรี่คือไม่สามารถเก็บพลังงานไว้ได้เนื่องจากสารตั้งต้นและสารผลิตภัณฑ์ต้องผ่านเข้า-ออกเซลล์ตลอดเวลา ทำให้สามารถผลิตกระแสไฟฟ้าได้ทราบเท่าที่มีการป้อนเชื้อเพลิงสู่เซลล์เชื้อเพลิง ในขณะที่แบตเตอรี่สามารถเก็บพลังงานไว้ได้

### 2.6.1 องค์ประกอบสำคัญของเซลล์เชื้อเพลิง

เซลล์เชื้อเพลิงประกอบด้วยส่วนประกอบหลัก 3 ส่วน คือ ขั้วแอโนด (anode) เป็นขั้วไฟฟ้าที่ให้ประจุลบกับเซลล์เชื้อเพลิง มีหน้าที่ส่งผ่านประจุเล็กตรอนหรือประจุไฟฟ้าลบบอกไปทางขั้วไฟฟ้า เมื่อต่อสายไฟกับขั้วไฟฟ้า ประจุไฟฟ้าจะไหลออกไป ส่วนต่อมาคือขั้วแคโทด (cathode) เป็นขั้วไฟฟ้าที่ให้ประจุบวกกับเซลล์เชื้อเพลิง มีหน้าที่ต่อเข้ากับสายไฟภายนอก และส่วนประกอบสุดท้ายคืออิเล็กโทรไลต์ (electrolyte) ทำจากวัสดุต่าง ๆ เช่น สารละลาย แผ่นพลาสติก มีหน้าที่คือยอมให้อิออนลบหรืออิออนบวกเคลื่อนที่ผ่าน ผลพลอยได้จากการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงคือน้ำ ซึ่งจะเกิดน้ำขึ้นที่ขั้วแคโทดหรือขั้วแอโนดนั้นขึ้นกับชนิดของอิเล็กโทรไลต์

### 2.6.2 ชนิดของเซลล์เชื้อเพลิง แบ่งตามชนิดของสารอิเล็กโทรไลต์ ได้ดังต่อไปนี้

2.6.2.1 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน (Proton exchange membrane fuel cell : PEMFC) ใช้สารอิเล็กโทรไลต์ที่อยู่ในรูปของแผ่นเยื่อบางๆ ที่อิออนสามารถซึมผ่านได้ ทำจากพอลิเมอร์ชนิดฟลูออโรซัลโฟเนต (fluoro-sulfonate polymers) ซึ่งมีชื่อทางการค้าต่างๆ กัน เช่น แนฟิออน (Nafion) เฟลมิออน (Flemion) ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ขั้วไฟฟ้าที่นิยมใช้กันมากคือแพลทินัมหรือแพลทินัมผสมโลหะบางชนิด อุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงประมาณ 80 องศาเซลเซียส และมีประสิทธิภาพประมาณร้อยละ 40 - 50 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้มีความหนาแน่น มีขนาดกะทัดรัด และมีน้ำหนักเบากว่าเซลล์เชื้อเพลิงชนิดอื่น จึงเหมาะสำหรับการนำมาใช้ในบ้านเรือน ใช้กับรถยนต์หรือยานพาหนะต่างๆ แต่เนื่องจากไฮโดรเจนที่ใช้เป็นเชื้อเพลิงต้องมีความบริสุทธิ์สูงและตัวเร่งปฏิกิริยาประกอบด้วยแพลทินัมซึ่งมีราคาแพงมาก ทำให้ต้นทุนของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้สูงมากตามไปด้วย

2.6.2.2 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดต่าง (Alkaline fuel cell : AFC) เป็นเซลล์เชื้อเพลิงที่สามารถนำมาใช้งานได้จริงชนิดแรก ใช้เชื้อเพลิงเป็นไฮโดรเจนและออกซิเจนบริสุทธิ์ โดยทั่วไปเซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้ ตัวเร่งปฏิกิริยาทำด้วยแพลทินัม ซึ่งมีราคาสูงมาก และใช้สารแอลคาไลน์ เช่น สารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ในน้ำเป็นสารอิเล็กโทรไลต์ อุณหภูมิของเซลล์ที่ใช้ในการดำเนินงานไม่สูงมากประมาณ 150 - 200 องศาเซลเซียส มีประสิทธิภาพประมาณร้อยละ 70 เป็นเซลล์เชื้อเพลิงชนิดหนึ่งที่กำลังพัฒนาขึ้นมาสำหรับใช้งานภาคพื้นดิน โดยเฉพาะอย่างยิ่งใช้กับยานยนต์และบ้านพักอาศัย นอกจากนี้ในอดีต องค์การนาซาได้พัฒนาเซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้ขึ้นเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าและผลิตน้ำดื่มในยานอวกาศอะพอลโล

2.6.2.3 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดกรดฟอสฟอริก (Phosphoric-acid fuel cell : PAFC) ใช้ขั้วไฟฟ้าที่มีแพลทินัมเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาแพร่กระจายอยู่บนกระดาษคาร์บอน และใช้กรดฟอสฟอริกในเมทริกซ์ของซิลิคอนคาร์ไบด์เป็นสารอิเล็กโทรไลต์ อุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานประมาณ 150 - 200 องศาเซลเซียส แม้จะใช้อุณหภูมิไม่สูงมาก แต่เนื่องจากสารอิเล็กโทรไลต์มีฤทธิ์เป็นกรด อุปกรณ์ภายในเซลล์จึงต้องสามารถต้านทานการกัดกร่อนของกรดได้ดี มีประสิทธิภาพประมาณร้อยละ 40 - 80 สามารถใช้เชื้อเพลิงชนิดอื่นได้แทนไฮโดรเจนบริสุทธิ์ได้ เช่น แก๊สมีเทนหรือเชื้อเพลิงไฮโดรคาร์บอนอื่นที่แยกกำมะถันออกแล้ว

2.6.2.4 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดเกลือคาร์บอเนตหลอม (Molten carbonate fuel cell : MCFC) เป็นเซลล์เชื้อเพลิงชนิดอุณหภูมิสูง เกลือคาร์บอเนตที่นิยมใช้เป็นสารอิเล็กโทรไลต์ ได้แก่ โซเดียมคาร์บอเนต โพแทสเซียมคาร์บอเนตและแมกนีเซียมคาร์บอเนต ตัวเร่งปฏิกิริยามักใช้โลหะนิกเกิล และเชื้อเพลิงที่ใช้กับเซลล์ชนิดนี้นิยมผลิตจากถ่านหินหรือแก๊สธรรมชาติ อุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานของเซลล์จะสูงเหนือจุดหลอมเหลวของสารอิเล็กโทรไลต์หรือประมาณ 650 องศาเซลเซียส มีประสิทธิภาพประมาณร้อยละ 60 - 80 นิยมใช้เป็นแหล่งกำเนิดไฟฟ้าขนาดใหญ่

2.6.2.5 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง (Solid oxide fuel cell : SOFC) ใช้สารอิเล็กโทรไลต์แข็งเป็นเซรามิกทนความร้อนสูงที่ทำจากสารประกอบโลหะออกไซด์ เช่น แคลเซียมออกไซด์ (calcium oxide) หรือเซอร์โคเนียมออกไซด์ (zirconium oxide) โดยแคโทดทำด้วยโลหะแลนทานัมแมงกานेट (lanthanum manganate) ส่วนแอโนดทำด้วยโลหะนิกเกิล-เซอร์โคเนีย (nickel-zirconia) ขั้วไฟฟ้าและส่วนประกอบอื่นๆ ภายในเซลล์ทนความร้อนสูง โดยสามารถทำงานที่อุณหภูมิสูงถึง 1,000 องศาเซลเซียสได้ มีประสิทธิภาพประมาณร้อยละ 60 นำไปใช้ในการผลิตไฟฟ้า และสามารถนำไอน้ำซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้จากการผลิตไฟฟ้าซึ่งมีอุณหภูมิสูงไปใช้ป้อนกังหันเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพได้อีกด้วย

## 2.7 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง (Solid Oxide Fuel Cell, SOFC) [17-18]

เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งเป็นเซลล์เชื้อเพลิงที่สามารถผลิตกระแสไฟฟ้าได้อย่างมีประสิทธิภาพและสะอาด ดำเนินการที่อุณหภูมิสูง 600 - 1,100 องศาเซลเซียส สามารถใช้เชื้อเพลิงได้หลากหลายชนิด ไม่จำเป็นต้องเป็นไฮโดรเจนบริสุทธิ์ ตัวอย่างเช่น สารประกอบไฮโดรคาร์บอน สารชีวมวล แก๊สที่ได้จากการเผาไหม้ถ่านหิน พลังงานหมุนเวียนอื่นๆ [19-20] โดยการใช้แก๊สเหล่านี้เป็นเชื้อเพลิงมีข้อดีว่าการใช้ไฮโดรเจนบริสุทธิ์ เนื่องจากไฮโดรเจนจัดเก็บได้ลำบากและเป็นอันตราย

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ต้องใส่ใจในเรื่องของความปลอดภัยเป็นพิเศษ นอกจากนี้ความร้อนที่ได้จากเซลล์เชื้อเพลิงสามารถนำไปใช้กับกังหันแก๊สเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิตไฟฟ้าให้สูงขึ้น

2.7.1 ส่วนประกอบของเซลล์เชื้อเพลิงแบ่งเป็นสามส่วนหลักเช่นเดียวกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดอื่น ดังนี้

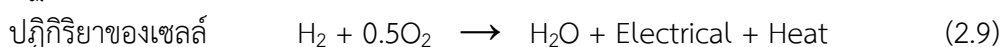
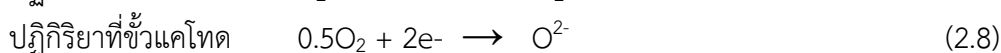
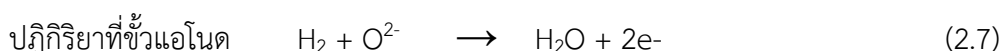
2.7.1.1 ขั้วแอโนด (anode) ขั้วแอโนดต้องมีความพรุนสูงเพื่อให้แก๊สเคลื่อนที่ผ่านได้ สามารถกระตุ้นให้เชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าสู่เซลล์ทำปฏิกิริยากับออกซิเจนไอออน ( $O^{2-}$ ) และมีคุณสมบัตินำไฟฟ้าให้อิเล็กตรอนที่เกิดขึ้นสามารถเคลื่อนที่สู่วงจรไฟฟ้าภายนอกได้ โลหะที่ใช้ทำเป็นขั้วแอโนด ได้แก่ นิกเกิล (Ni) โคบอลต์ (Co) รูบิเดียม (Ru) และแพลทินัม (Pt) ในปัจจุบันนิยมใช้โลหะผสมกับเซรามิก หรือที่เรียกกันว่า cermet ของนิกเกิลและอิทเทรียมสเตรปีไลซ์เซอร์โคเนีย (Ni/YSZ) เพื่อให้มีคุณสมบัติความพรุนโดยนิกเกิลเป็นตัวเหนี่ยวนำไฟฟ้าที่ดี มีความเสถียรและมีราคาถูกลง

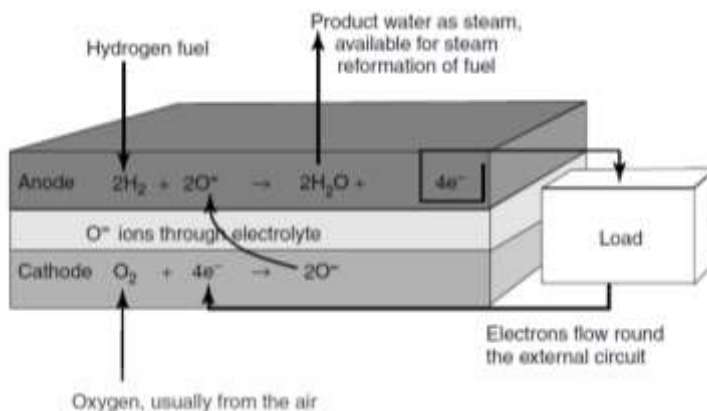
2.7.2.2 ขั้วแคโทด (cathode) ขั้วแคโทดต้องมีความพรุนสูงเช่นเดียวกับขั้วแอโนด และสามารถทำให้แก๊สออกซิเจนแตกตัวเป็นออกซิเจนไอออน สมัยก่อนนิยมใช้โลหะแพลทินัม (Pt) แต่เนื่องจากมีราคาสูงในปัจจุบันจึงนิยมใช้สตรอนเทียม (Strontium) โดปด้วยแลนทานัมแมงกานิต (lanthanum manganite, LSM) แทน

2.7.2.3 อิเล็กโทรไลต์ (electrolyte) อิเล็กโทรไลต์ต้องมีลักษณะแน่นเพื่อป้องกันไม่ให้เชื้อเพลิงและอากาศรวมตัวกันได้ มีความสามารถในการเหนี่ยวนำไอออนได้ดีเพื่อให้ไอออนสามารถเคลื่อนที่ผ่านได้ และต้องเป็นฉนวนกันการเหนี่ยวนำไฟฟ้า โดยเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งมีอิเล็กโทรไลต์เป็นของแข็ง อิเล็กโทรไลต์ที่นิยมใช้คือเซอร์โคเนีย (Zirconia,  $ZrO_2$ ) ที่โดปด้วย 8 – 10 เปอร์เซ็นต์ โดยโมลของ yttria หรือที่เรียกกันโดยทั่วไปว่า อิทเทรียมสเตรปีไลซ์เซอร์โคเนีย (yttria-stabilized zirconia, YSZ)

2.7.2 หลักการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

แก๊สไฮโดรเจนถูกป้อนเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงที่ขั้วแอโนดเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันได้อิเล็กตรอน อิเล็กตรอนจะเคลื่อนที่ผ่านวงจรภายนอกเหนี่ยวนำให้เกิดไฟฟ้ากระแสตรง ขณะเดียวกันอากาศถูกป้อนเข้าที่ขั้วแคโทดโดยรับอิเล็กตรอนจากปฏิกิริยาออกซิเดชันแล้วเกิดปฏิกิริยารีดักชันได้เป็นออกซิเจนไอออน ( $O^{2-}$ ) ออกซิเจนไอออนจะเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโทรไลต์จากขั้วแคโทดไปยังขั้วแอโนด และจะไปทำปฏิกิริยากับแก๊สไฮโดรเจน ( $H_2$ ) ได้ผลิตภัณฑ์เป็นน้ำที่ขั้วแอโนดและมีความร้อนเกิดขึ้น สมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีแสดงดังนี้





รูปที่ 2.3 องค์ประกอบและหลักการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง [17]

### 2.7.3 การหาสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง

ศักย์ไฟฟ้าทางทฤษฎี (Reversible cell voltage หรือ Theoretical open-circuit potential, EOCV) เกิดจากความแตกต่างระหว่างศักย์ไฟฟ้าของปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นบริเวณขั้วไฟฟ้า (Electrode) เพื่อขับเคลื่อนประจุไฟฟ้ารอบวงจรไฟฟ้า แสดงได้ดังสมการที่ (2.10) ซึ่งเป็นสมการของเนิร์นสต์ (Nernst equation)

$$E^{\text{OCV}} = E^0 - \frac{RT}{2F} \ln \left( \frac{p_{\text{H}_2\text{O}}}{p_{\text{H}_2} p_{\text{O}_2}^{0.5}} \right) \quad (2.10)$$

โดยที่  $E^0$  คือศักย์ไฟฟ้าที่ความดันบรรยากาศซึ่งเป็นฟังก์ชันของอุณหภูมิ ที่สภาวะดำเนินงานดังสมการ

$$E^0 = 1.253 - 2.4516 \times 10^{-4} T(K) \quad (2.11)$$

ศักย์ไฟฟ้าจริง (Actual fuel cell voltage, E) คือศักย์ไฟฟ้าจริงภายในเซลล์เชื้อเพลิง ซึ่งมีค่าน้อยกว่าศักย์ไฟฟ้าทางทฤษฎี เนื่องจากเกิดการสูญเสียศักย์ไฟฟ้า (Voltage Drop) ในระหว่างการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง สาเหตุที่ทำให้เกิดการสูญเสียศักย์ไฟฟ้าแบ่งเป็น 3 สาเหตุหลักคือ ปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี ความต้านทานไฟฟ้าและผลของการถ่ายโอนมวลหรือความเข้มข้น ดังนั้นสมการสำหรับศักย์ไฟฟ้าจริงแสดงได้ดังนี้

$$E = E^{\text{OCV}} - (\eta_{\text{act}} + \eta_{\text{ohm}} + \eta_{\text{conc}}) \quad (2.12)$$

2.7.3.1 ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี (Activation losses,  $\eta_{\text{act}}$ ) คือการสูญเสียศักย์ไฟฟ้าเนื่องจากการเกิดปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีที่บริเวณผิวของขั้วไฟฟ้า ซึ่งต้องมีพลังงานในการเกิดปฏิกิริยามากกว่าพลังงานกระตุ้น (Activation energy,  $E_a$ ) จึงทำให้เกิดการ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สูญเสียศักย์ไฟฟ้าขึ้น และสมการสำหรับการสูญเสียเนื่องจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีมีลักษณะไม่เป็นเส้นตรง แสดงดังนี้

$$\eta_{act} = \eta_{act,anode} + \eta_{act,cathode} \quad (2.13)$$

$$\eta_{act,anode} = \frac{RT}{F} \ln \left( \frac{i}{2i_{0,anode}} + \sqrt{\left( \frac{i}{2i_{0,anode}} \right)^2 + 1} \right) \quad (2.14)$$

$$i_{0,anode} = \frac{RT}{2F} k_{anode} \exp \left( -\frac{E_{anode}}{RT} \right) \quad (2.15)$$

$$\eta_{act,cathode} = \frac{RT}{F} \ln \left( \frac{i}{2i_{0,cathode}} + \sqrt{\left( \frac{i}{2i_{0,cathode}} \right)^2 + 1} \right) \quad (2.16)$$

$$i_{0,cathode} = \frac{RT}{2F} k_{cathode} \exp \left( -\frac{E_{cathode}}{RT} \right) \quad (2.17)$$

2.7.3.2 ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากความต้านทานไฟฟ้า (Ohmic losses,  $\eta_{ohm}$ ) คือการสูญเสียศักย์ไฟฟ้าเนื่องจากความต้านทานการไหลของอิเล็กตรอนผ่านขั้วไฟฟ้าและความต้านทานการไหลของไอออนผ่านอิเล็กโทรไลต์ แสดงดังสมการ

$$\eta_{ohm} = iR_{ohm} \quad (2.18)$$

$$R_{ohm} = \frac{\tau_{anode}}{\sigma_{anode}} + \frac{\tau_{electrolyte}}{\sigma_{electrolyte}} + \frac{\tau_{cathode}}{\sigma_{cathode}} \quad (2.19)$$

2.7.3.3 ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากผลของการถ่ายโอนมวลหรือความเข้มข้น (Mass transport or Concentration losses,  $\eta_{conc}$ ) คือการสูญเสียศักย์ไฟฟ้าเนื่องจากความเข้มข้นของเชื้อเพลิงที่ทำปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีบริเวณพื้นผิวระหว่างขั้วไฟฟ้าและอิเล็กโทรไลต์ (Electrode-electrolyte interface) ลดลง ส่งผลให้เกิดความต้านทานของการถ่ายเทมวลสาร (Mass transfer) แสดงดังสมการ

$$\eta_{conc} = \eta_{conc,anode} + \eta_{conc,cathode} \quad (2.20)$$

$$\eta_{conc,anode} = \frac{RT}{2F} \ln \left( \frac{p_{H_2O,TPB}}{p_{H_2O}} \frac{p_{H_2}}{p_{H_2,TPB}} \right) \quad (2.21)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$\eta_{\text{conc,anode}} = \frac{RT}{4F} \ln \left( \frac{p_{\text{O}_2}}{p_{\text{O}_2,\text{TPB}}} \right) \quad (2.22)$$

โดย  $p_{\text{H}_2\text{O,TPB}}$   $p_{\text{H}_2,\text{TPB}}$  และ  $p_{\text{O}_2,\text{TPB}}$  คือ ความดันย่อยของน้ำ ไฮโดรเจน และ ออกซิเจน ที่บริเวณผิวรอยต่อระหว่างขั้วไฟฟ้ากับอิเล็กโทรไลต์ ซึ่งหาได้จากสมการดังต่อไปนี้

$$p_{\text{H}_2,\text{TPB}} = p_{\text{H}_2} - \frac{RT\tau_{\text{anode}}}{2FD_{\text{eff,anode}}} i \quad (2.23)$$

$$p_{\text{H}_2\text{O,TPB}} = p_{\text{H}_2\text{O}} - \frac{RT\tau_{\text{anode}}}{2FD_{\text{eff,anode}}} i \quad (2.24)$$

$$p_{\text{O}_2,\text{TPB}} = P - (P - p_{\text{O}_2}) \exp \left( \frac{RT\tau_{\text{cathode}}}{4FD_{\text{eff,cathode}}} \frac{i}{P} \right) \quad (2.25)$$

ค่าศักย์ไฟฟ้าจริง (E) ที่ได้นำไปใช้ในการคำนวณหาค่ากำลังไฟฟ้า อัตราการใช้เชื้อเพลิง ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของระบบ ซึ่งเป็นตัวแปรที่ใช้บอกสมรรถนะของ เซลล์เชื้อเพลิง แสดงได้ดังสมการที่ (2.26) ถึงสมการที่ (2.29)

กำลังไฟฟ้า แสดงดังสมการที่ (2.26)

$$P_w = iE \quad (2.26)$$

อัตราการใช้เชื้อเพลิง สามารถพิจารณาได้จากสมการที่ (2.27)

$$U_f = \frac{iLWn}{2F(4y_{\text{CH}_4,\text{in}} + y_{\text{CO},\text{in}} + y_{\text{H}_2,\text{in}})\dot{n}_{\text{total,in}}} \quad (2.27)$$

ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงแสดงดังสมการที่ (2.28)

$$\eta_{\text{SOFC}} = \frac{P_w}{(y_{\text{CH}_4,\text{in}} LHV_{\text{CH}_4,\text{in}} + y_{\text{CO},\text{in}} LHV_{\text{CO},\text{in}} + y_{\text{H}_2,\text{in}} LHV_{\text{H}_2,\text{in}})\dot{n}_{\text{total,in}}} \times 100 \quad (2.28)$$

สำหรับการทำงานของระบบรวมระหว่างการผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งกับ เซลล์เชื้อเพลิง สามารถคำนวณหาประสิทธิภาพของระบบได้ดังสมการที่ (2.29)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$\eta_{\text{sys}} = \frac{P_w}{\dot{n}_{\text{Fuel,in}} LHV_{\text{Fuel}}} \times 100 \quad (2.29)$$

## 2.8 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Y. Li และคณะ (2010) [21] ศึกษากระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยไอน้ำที่มีการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบ ตัวดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ใช้คือแคลเซียมออกไซด์ ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาผลของอุณหภูมิ ความดัน อัตราส่วนไอน้ำต่อกลีเซอรอลโดยโมล และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมล ที่มีต่อเศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุล พบว่าการเพิ่มแคลเซียมออกไซด์เข้ามาช่วยดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบ ส่งผลให้ปริมาณไฮโดรเจนเพิ่มสูงขึ้นโดยไม่จำเป็นต้องมีเครื่องปฏิกรณ์สำหรับเกิดปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซิฟ ในขณะที่ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลง

F.J. Gutierrez และคณะ [8] ประสบความสำเร็จในการผลิตไฮโดรเจนให้ได้ปริมาณสูงจากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตโดยไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา ส่งผลให้มีนักวิจัยสนใจศึกษางานวิจัยเกี่ยวกับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตตามมา โดยศึกษาผลของอุณหภูมิที่ 750 – 850 องศาเซลเซียส ความเข้มข้นของกลีเซอรอลที่ป้อน 5 – 30 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนักและเวลาที่ใช้ในเครื่องปฏิกรณ์ (residence time) 12 – 160 วินาที และให้ความดันคงที่ที่ 240 บาร์ พบว่าสามารถผลิตไฮโดรเจนปริมาณ 4 โมลต่อกลีเซอรอล 1 โมล ที่ความเข้มข้นของกลีเซอรอลที่ป้อนต่ำ อุณหภูมิและเวลาที่ใช้ในเครื่องปฏิกรณ์มีค่าสูง

S. Seidler และคณะ (2010) [22] ศึกษาการทำงานของระบบร่วมระหว่างเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูงกับกังหันแก๊สสำหรับโรงไฟฟ้าขนาด 50 กิโลวัตต์ ศึกษาผลการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งในช่วงความดัน 1.4 – 3 บาร์ พบว่าประสิทธิภาพในการผลิตกำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นเมื่อดำเนินงานที่ความดันสูงขึ้น โดยประสิทธิภาพเพิ่มขึ้น 8.3 เปอร์เซ็นต์ เมื่อความดันเพิ่มขึ้นจาก 1.4 บาร์ เป็น 2 บาร์ และประสิทธิภาพเพิ่มขึ้น 13.8 เปอร์เซ็นต์ เมื่อความดันเพิ่มขึ้นจาก 1.4 บาร์ เป็น 3 บาร์ โดยศักย์ไฟฟ้าเท่ากับ 0.9 โวลต์ อัตราส่วนของไฮโดรเจนต่อไนโตรเจนที่เข้าหัวแอนโนดเท่ากับ 1:1 และอุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส

S.K. Park และคณะ (2006) [23] ศึกษาการทำงานของระบบร่วมระหว่างเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งกับกังหันแก๊ส โดยเปรียบเทียบการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่ความดันสูงและความดันบรรยากาศ พบว่าระบบที่ดำเนินงานภายใต้ความดันสูงให้ประสิทธิภาพสูงกว่าทุกสภาวะดำเนินงานที่ทำการศึกษา ไม่เพียงแต่ให้ความต่างศักย์ของเซลล์ (cell voltage) สูงแต่ยังส่งผลให้ประสิทธิภาพในการดำเนินงานของกังหันแก๊สสูงตามไปด้วย ในขณะที่การดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่ความดันบรรยากาศร่วมกับกังหันแก๊สที่ความดันสูงให้ประสิทธิภาพต่ำกว่าการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่ความดันบรรยากาศเพียงอย่างเดียว



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

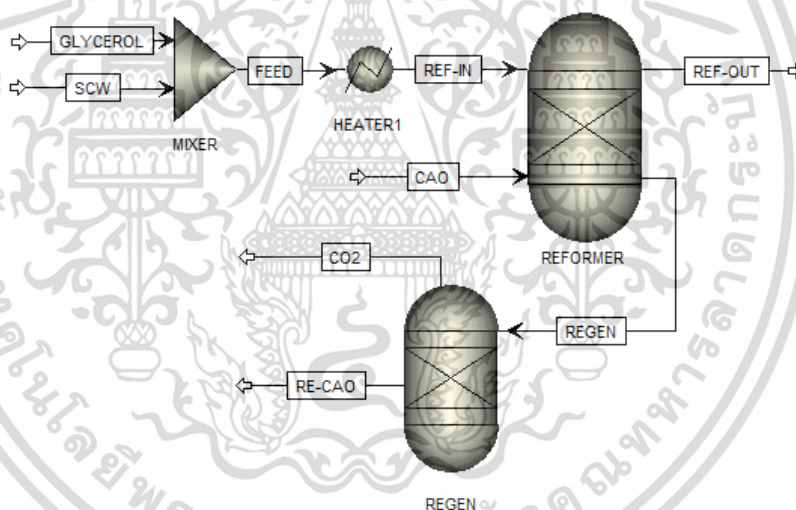
## บทที่ 3

### วิธีการดำเนินงาน

งานวิจัยนี้มุ่งเน้นที่จะออกแบบและจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากระบบรวมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูงและกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ หัวข้อที่ 3.1 แสดงรายละเอียดการออกแบบและจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ 2 แบบ คือ การแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน (*in situ*) และการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก (*ex situ*) หัวข้อที่ 3.2 แสดงรายละเอียดการออกแบบและจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่ความดันสูง ส่วนหัวข้อที่ 3.3 แสดงวิธีการจำลองกระบวนการ

#### 3.1 การผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤต

3.1.1 กระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน



รูปที่ 3.1 กระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน

รูปที่ 3.1 แสดงแผนภาพกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน โดยเริ่มต้นกลีเซอรอลดิบ (GLYCEROL) และน้ำเหนือวิกฤต (SCW) ถูกป้อนสู่เครื่องผสม (MIXER) จากนั้นถูกส่งต่อไปยังเครื่องให้ความร้อน (HEATER1) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิไปยังอุณหภูมิที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยาแล้วจึงป้อนสู่เครื่องรีฟอร์มเมอร์ (REFORMER) โดยแคลเซียมออกไซด์จะถูกใส่ไปในเครื่องรีฟอร์มเมอร์และเกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงไปพร้อมกับปฏิกิริยาดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ได้เป็นผลิตภัณฑ์แก๊สสังเคราะห์ จากนั้นแคลเซียมคาร์บอเนตจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องฟื้นคืนสภาพ (REGEN) เพื่อนำแคลเซียมออกไซด์ไปใช้ต่อ โดยรายละเอียดของกระบวนการมีดังนี้

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

### 3.1.1.1 สารตั้งต้น

สารตั้งต้นของกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน ประกอบไปด้วย กลีเซอรอลและน้ำเหนือวิกฤต โดยงานวิจัยนี้ใช้กลีเซอรอลดิบที่ประกอบไปด้วยกลีเซอรอล 80 เปอร์เซ็นต์โดยโมลและเมทานอล 20 เปอร์เซ็นต์โดยโมล สภาวะเริ่มต้นที่ใช้ในการดำเนินงานคือ อัตราการป้อนกลีเซอรอล 1.25 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บรรยากาศ สำหรับน้ำเหนือวิกฤตที่ใช้มีความบริสุทธิ์ 100 เปอร์เซ็นต์โดยโมล อัตราการป้อน 10 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส และความดัน 240 บรรยากาศ ซึ่งคิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล (S/G) เท่ากับ 10

### 3.1.1.2 ตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์

ตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ใช้ในงานวิจัยนี้คือแคลเซียมออกไซด์ ซึ่งจะป้อนเข้าสู่กระบวนการที่เครื่องรีฟอร์มเมอร์ด้วยอัตราการป้อน 2 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บรรยากาศ

### 3.1.1.3 เครื่องปฏิกรณ์รีฟอร์มเมอร์

กระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตและปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะเกิดภายในเครื่องปฏิกรณ์รีฟอร์มเมอร์ โดยสภาวะเริ่มต้นของการจำลองกระบวนการคืออุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส และความดัน 240 บรรยากาศ การปรับเปลี่ยนเพื่อศึกษาผลของสภาวะที่ใช้ในการจำลองกระบวนการแสดงในหัวข้อที่ 3.3 และปฏิกิริยาที่คาดว่าจะเกิดขึ้นภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์แสดงดังสมการที่ (3.1) – (3.7)



โดยปฏิกิริยาที่คาดว่าจะเกิดขึ้นทั้งหมดมีค่าความร้อนแสดงดังนี้

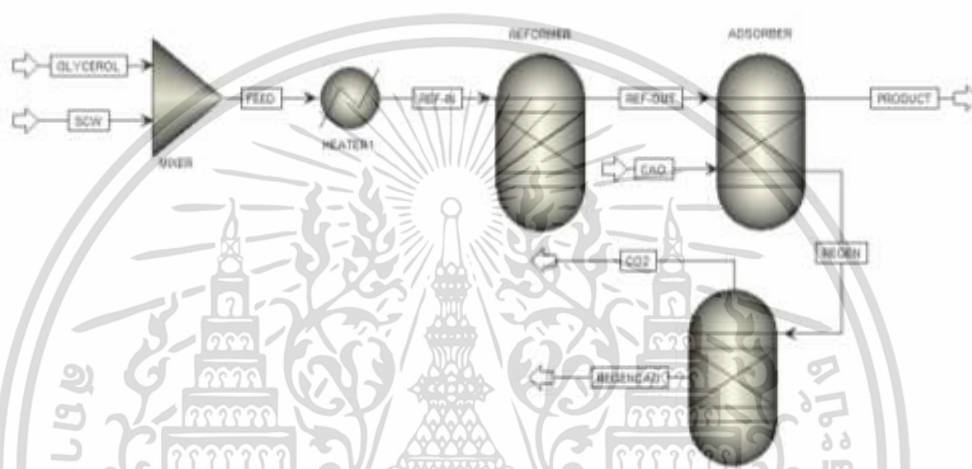


เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

### 3.1.1.4 เครื่องฟื้นคืนสภาพ (regenerator)

เครื่องฟื้นคืนสภาพ ทำหน้าที่นำแคลเซียมคาร์บอเนตที่ได้จากแคลเซียมออกไซด์ที่ผ่านการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์มาให้ความร้อน เพื่อฟื้นคืนสภาพเป็นแคลเซียมออกไซด์และนำกลับมาใช้งานได้อีกครั้ง สภาวะที่ใช้ในการดำเนินงานของเครื่องฟื้นคืนสภาพประกอบด้วยอุณหภูมิ 850 องศาเซลเซียสและความดัน 1 บรรยากาศ

3.1.2 กระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก



รูปที่ 3.2 กระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก

รูปที่ 3.2 แสดงแผนภาพกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก โดยเริ่มต้นกลีเซอรอลดิบ (GLYCEROL) และน้ำเหนือวิกฤต (SCW) ถูกป้อนสู่เครื่องผสม (MIXER) จากนั้นถูกส่งต่อไปยังเครื่องให้ความร้อน (HEATER1) เพื่อเพิ่มอุณหภูมิไปยังอุณหภูมิที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยาแล้วจึงป้อนสู่เครื่องรีฟอร์มเมอร์ (REFORMER) ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงจะเกิดภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ จากนั้นผลิตภัณฑ์ที่มีแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นองค์ประกอบจะถูกส่งไปยังเครื่องดูดซับ (ADSORBER) ที่มีแคลเซียมออกไซด์เพื่อเกิดปฏิกิริยาดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ภายนอกเครื่องรีฟอร์มเมอร์ จากนั้นแคลเซียมคาร์บอเนตจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องฟื้นคืนสภาพ (REGEN) เพื่อนำแคลเซียมออกไซด์ไปใช้ต่อ โดยรายละเอียดของกระบวนการมีดังนี้

#### 3.1.2.1 สารตั้งต้น

สารตั้งต้นของกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก ประกอบไปด้วยกลีเซอรอลและน้ำเหนือวิกฤตเช่นเดียวกับกรณีที่มีเอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

การแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน มีสถานะเริ่มต้นในการดำเนินงานเหมือนกัน คือ อัตราการป้อนกลีเซอรอล 1.25 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บรรยากาศ อัตราการป้อนน้ำเหนือวิกฤต 10 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส และความดัน 240 บรรยากาศ ซึ่งคิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 10

### 3.1.2.2 ตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์

ตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ใช้ในงานวิจัยนี้คือแคลเซียมออกไซด์ ซึ่งจะป้อนเข้าสู่กระบวนการที่เครื่องรีฟอร์มเมอร์ อัตราการป้อน 2 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บรรยากาศ เหมือนกับกรณีที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน

### 3.1.2.3 เครื่องปฏิกรณ์รีฟอร์มเมอร์

กระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตจะเกิดภายในเครื่องปฏิกรณ์รีฟอร์มเมอร์ โดยสถานะเริ่มต้นของการจำลองกระบวนการคืออุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส และความดัน 240 บรรยากาศ การปรับเปลี่ยนเพื่อศึกษาผลของสถานะที่ใช้ในการจำลองกระบวนการแสดงในหัวข้อที่ 3.3 และปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในเครื่องรีฟอร์มเมอร์แสดงดังสมการที่ (3.1) – (3.6)

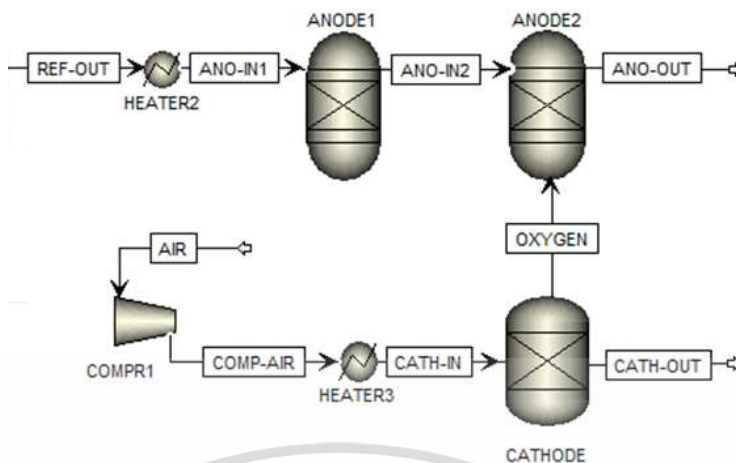
### 3.1.2.4 เครื่องดูดซับ (adsorber)

เครื่องดูดซับ ทำหน้าที่ ดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ โดยอาศัยตัวดูดซับ คือ แคลเซียมออกไซด์ สถานะที่ใช้ในการดำเนินงานประกอบด้วยอุณหภูมิ 850 องศาเซลเซียสและความดัน 1 บรรยากาศ และปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในเครื่องดูดซับแสดงดังสมการที่ (3.7)

### 3.1.2.5 เครื่องฟื้นคืนสภาพ (regenerator)

เครื่องฟื้นคืนสภาพ ทำหน้าที่นำแคลเซียมคาร์บอเนตที่ได้จากแคลเซียมออกไซด์ที่ผ่านการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์มาให้ความร้อน เพื่อฟื้นคืนสภาพเป็นแคลเซียมออกไซด์และนำกลับมาใช้งานได้อีกครั้ง สถานะที่ใช้ในการดำเนินงานของเครื่องฟื้นคืนสภาพประกอบด้วยอุณหภูมิ 850 องศาเซลเซียสและความดัน 1 บรรยากาศ เช่นเดียวกับการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน

## 3.2 การผลิตไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง



รูปที่ 3.3 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง

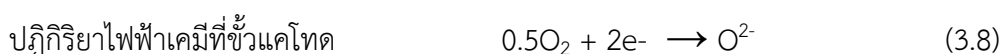
ในการจำลองการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง จะประกอบด้วย 2 ส่วนหลักคือ ขั้วแคโทดและขั้วแอโนด รูปที่ 3.3 แสดงแผนภาพแบบจำลองของ เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง โดยเริ่มต้นแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการ รีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตถูกให้ความร้อนด้วยเครื่องให้ความร้อน (HEATER2) และ ป้อนเข้าสู่ขั้วแอโนด1 (ANODE1) เพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิงของกระบวนการ เนื่องจากแก๊สสังเคราะห์ที่ ป้อนเข้าสู่ขั้วแอโนดประกอบไปด้วย ไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ มีเทนและ น้ำ ดังนั้นที่ขั้วแอโนดจะเกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของมีเทนและปฏิกิริยาออกซิเดชันแก๊สซึ่งจะ ทำให้ได้ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น จากนั้นแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากขั้วแอโนด1 (ANODE1) จะถูก ส่งต่อไปยังขั้วแอโนด2 (ANODE2) ในขณะเดียวกันที่ขั้วแคโทดจะป้อนอากาศ (AIR) ผ่านเครื่องอัด อากาศ (COMPR1) และเครื่องให้ความร้อน (HEATER3) เพื่อให้ได้ความดันและอุณหภูมิที่ใช้ในการ ดำเนินงานตามที่ต้องการ แล้วจึงป้อนสู่ขั้วแคโทด (CATHODE) ที่ขั้วแคโทดออกซิเจนไปทำปฏิกิริยา ไฟฟ้าเคมีกับไฮโดรเจนในขั้วแอโนด (ANODE2) รายละเอียดของกระบวนการมีดังนี้

### 3.2.1 สารตั้งต้น

สารตั้งต้นของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง ประกอบไปด้วยไฮโดรเจน จากแก๊สสังเคราะห์และออกซิเจนจากอากาศ มีสภาวะเริ่มต้นในการดำเนินงาน คือ แก๊สสังเคราะห์ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส และความดัน 4 บรรยากาศ อากาศ อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และ ความดัน 1 บรรยากาศ

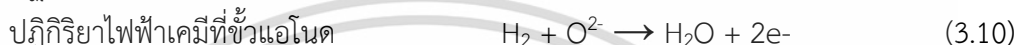
### 3.2.2 ขั้วแคโทด

ขั้วแคโทดออกซิเจนออกจากอากาศและทำปฏิกิริยากับอิเล็กตรอนเกิดเป็นออกซิเจนไอออน ( $O^{2-}$ ) ป้อนเข้าสู่แอโนด ดังสมการที่ (3.8)



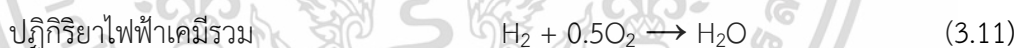
### 3.2.3 ชั่วแอโนด

เนื่องจากแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤต ประกอบด้วยไฮโดรเจน มีเทน คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ ซึ่งสามารถเกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงและปฏิกิริยาออกเตอรแก๊สซิฟในชั่วแอโนดได้อีก แต่ในการคำนวณค่าศักย์ไฟฟ้าจากโปรแกรม Aspen จะตั้งค่าไฮโดรเจนจากสายป้อน จึงแก้ปัญหาโดยการใช้เครื่องปฏิกรณ์ 2 ตัวต่อกันในการจำลองชั่วแอโนด เพื่อให้ชั่วแอโนด1 (ANODE1) เกิดปฏิกิริยาดังสมการที่ (3.3) และ (3.9) และชั่วแอโนด2 (ANODE2) เกิดปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี ดังสมการที่ (3.10)



โดยสภาวะเริ่มต้นของการจำลองกระบวนการคืออุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส และความดัน 4 บรรยากาศ การปรับเปลี่ยนเพื่อศึกษาผลของสภาวะที่ใช้ในการจำลองกระบวนการแสดงในหัวข้อที่ 3.3

แม้ว่าในความเป็นจริงปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีที่ชั่วแคโทดและชั่วแอโนดจะเป็นไปตามสมการที่ (3.8) และ (3.10) ตามลำดับ แต่เนื่องจากไม่สามารถจำลองการถ่ายโอนไอออนโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus ได้ ดังนั้นจึงแทนการเกิดปฏิกิริยาครีเซลล์เป็นปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีรวม (สมการที่ (3.11)) ซึ่งจะเกิดขึ้นที่ชั่วแอโนด (ANODE2) ดังนั้นที่ชั่วแอโนดจะจำลองโดยใช้แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ RGibbs ส่วนที่ชั่วแคโทด (CATHODE) จะจำลองโดยใช้แบบจำลองเครื่องแยก Sep เพื่อแยกออกซิเจนออกจากอากาศ



ความร้อนที่ใช้ในกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตและความร้อนที่ใช้ในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง คำนวณผ่านสมการที่ (3.12) และ (3.13) ตามลำดับ

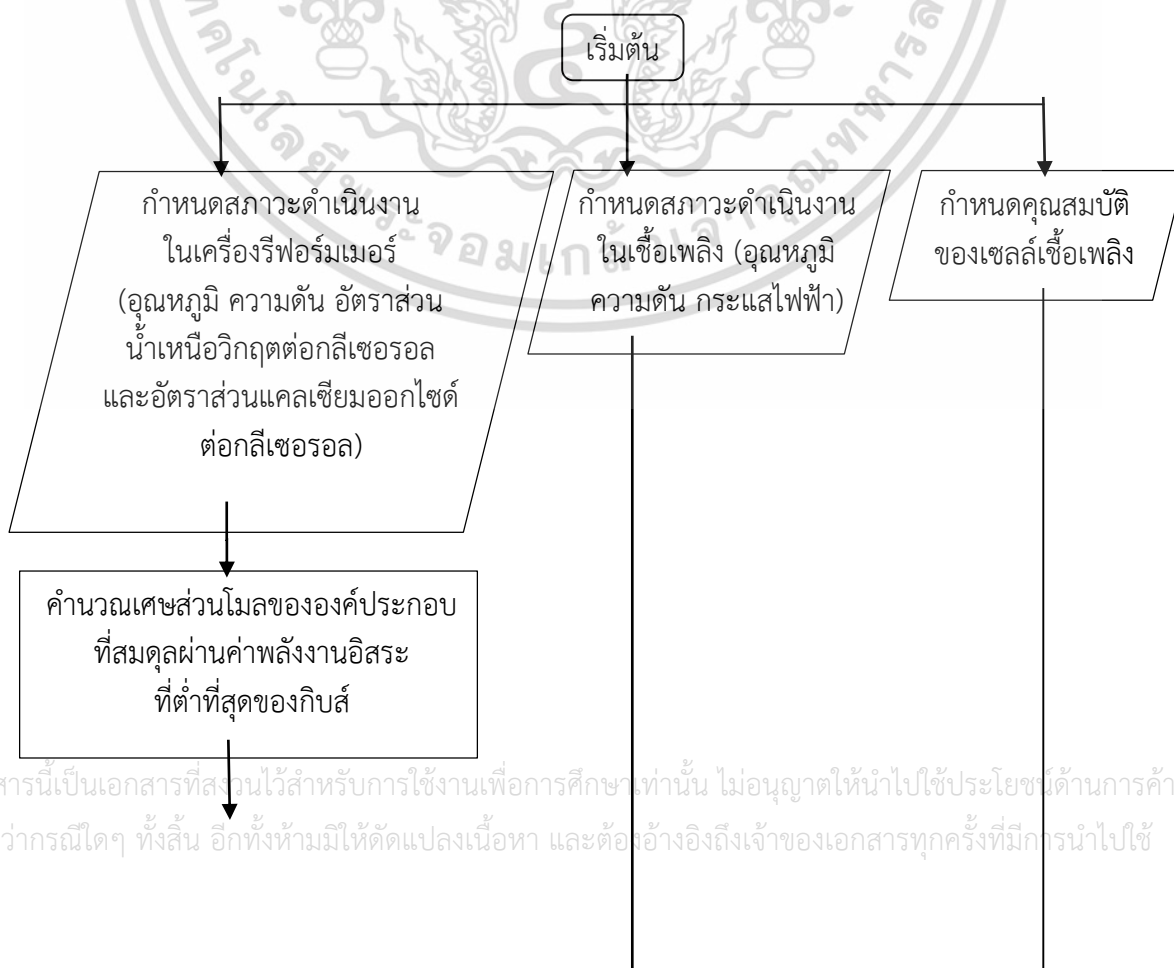
$$Q_{\text{reform}} = \left( \sum_0 \dot{n}_i^{\text{out}} h_i^{\text{out}} \right) - \left( \sum_0 \dot{n}_i^{\text{in}} h_i^{\text{in}} \right) \quad (3.12)$$

$$Q_{\text{SOFC}} = \left( \sum_0 \dot{n}_{i,\text{an}}^{\text{in}} h_{i,\text{an}}^{\text{in}} \right) + \left( \sum_0 \dot{n}_{i,\text{ca}}^{\text{in}} h_{i,\text{ca}}^{\text{in}} \right) - \left( \sum_0 \dot{n}_{i,\text{an}}^{\text{out}} h_{i,\text{an}}^{\text{out}} \right) - \left( \sum_0 \dot{n}_{i,\text{ca}}^{\text{out}} h_{i,\text{ca}}^{\text{out}} \right) - P_{\text{SOFC}} \quad (3.13)$$

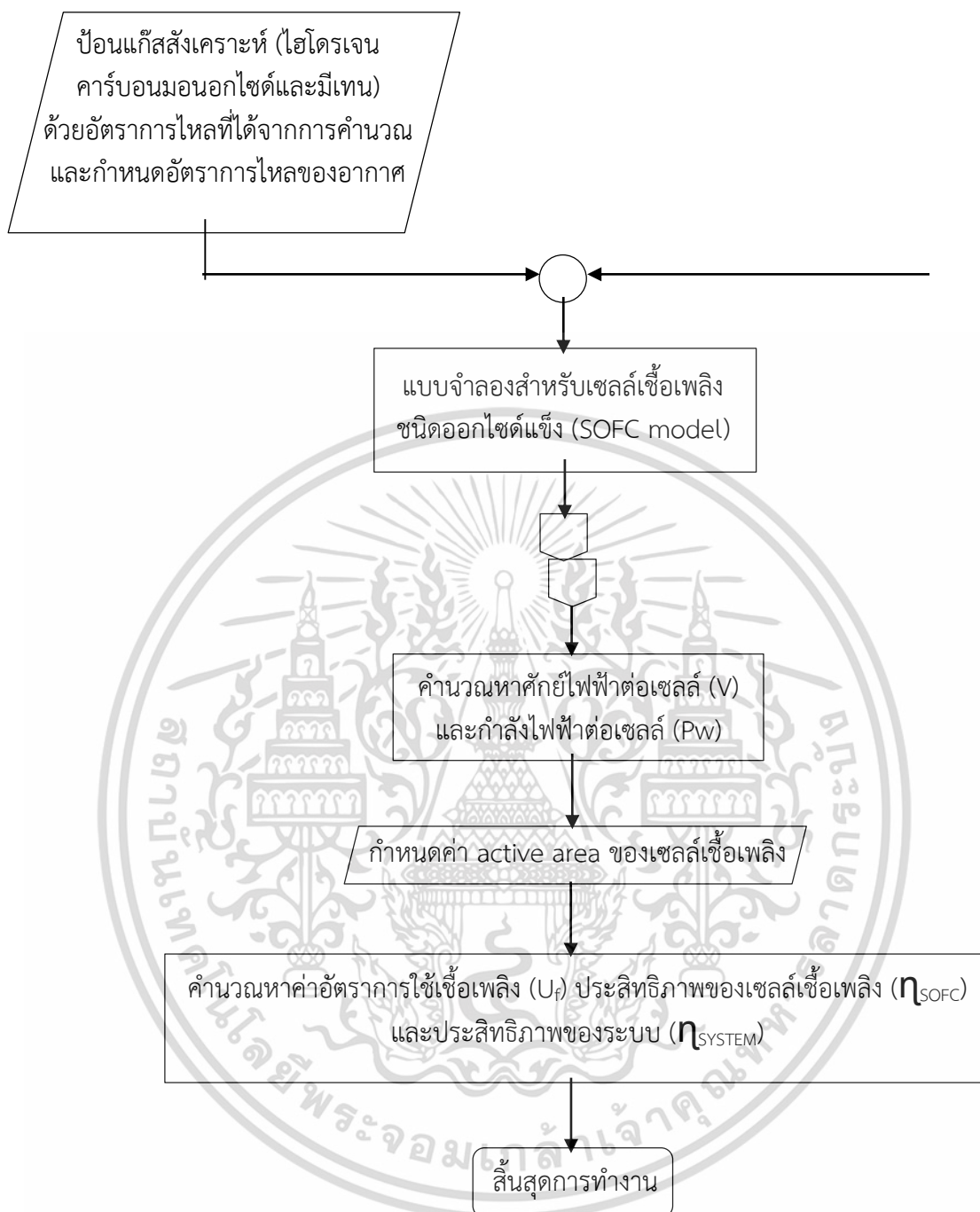
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

### 3.3 การจำลองกระบวนการ

ในการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากการทำงานของระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง จะทำโดยใช้โปรแกรม AspenPlus โดยวิธีการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าของระบบร่วมแสดงในรูปที่ 3.4



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สร้างไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 3.4 วิธีการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าของระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิง ก๊าซเซอร์อลด้วยน้ำเหนือวิกฤตกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง

จากรูปที่ 3.4 วิธีการจำลองกระบวนการแบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือการผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตและการผลิตไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง

ส่วนที่ 1 กระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อกำหนดสภาวะดำเนินงานในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ ได้แก่ อุณหภูมิ ความดัน อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล จะสามารถคำนวณหาองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่สภาวะสมดุลได้จากวิธีการคำนวณค่าพลังงานอิสระของกิบส์ที่ต่ำที่สุด ซึ่งในการคำนวณจะใช้สมการสภาวะของ Soave-Redlich-Kwong (SRK) โดยการจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ที่แตกต่างกัน (แบบภายในและแบบภายนอก) มีจุดประสงค์เพื่อหาสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมของแต่ละกระบวนการ โดยจะพิจารณาจากผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความดันของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลที่มีต่อแก๊สไฮโดรเจนที่ผลิตได้และความร้อนที่ใช้ในระบบ แบบจำลองและสภาวะที่ใช้ในการจำลองกระบวนการแสดงได้ดังตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤต

ชื่ออุปกรณ์	แบบจำลองที่ใช้	สภาวะเริ่มต้น	สภาวะที่ปรับเปลี่ยน
HEATER1	Heater	อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส	-
REFORMER	RGibbs	อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ	อุณหภูมิ 400 – 1,100 องศาเซลเซียส ความดัน 240 - 300 บรรยากาศ
ADSORBER	RGibbs	อุณหภูมิ 600 องศาเซลเซียส ความดัน 5 บรรยากาศ	-
REGEN	RGibbs	อุณหภูมิ 850 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บรรยากาศ	-

ส่วนที่ 2 คือ กระบวนการผลิตไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง เมื่อแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตเป็นเชื้อเพลิงในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง เศษส่วนโมลหรืออัตราการไหลโดยโมลของไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ มีเทน และน้ำ จะกลายเป็นพารามิเตอร์ขาเข้าในการเอกสารนี้เป็นเอกสารทบทวนวิสาสำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่นับผูกพันไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

คำนวณสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง และในการคำนวณสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง เมื่อกำหนดคุณสมบัติของวัสดุและโครงสร้างของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง เช่น ความหนาของขั้วแคโทด แอโนดและอิเล็กโทรไลต์ สัมประสิทธิ์การแพร่ของแก๊สที่ขั้วไฟฟ้า เป็นต้น และสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง ได้แก่ อุณหภูมิและความดันของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า จะสามารถคำนวณหาค่าศักย์ไฟฟ้าและกำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงได้จากแบบจำลองที่สร้างขึ้นร่วมกับสมการทางไฟฟ้าเคมีผ่านการคำนวณของฟังก์ชัน Calculator block ในโปรแกรม Aspen Plus โดยสมการที่ใช้ในการคำนวณจะต้องเขียนให้อยู่ในรูปแบบของ FORTRAN ดังที่แสดงไว้ในหัวข้อที่ 2.7.3 (สมการที่ (2.10) ถึง (2.26)) และเมื่อกำหนดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิงจะสามารถคำนวณหาค่าสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงได้ โดยแสดงเป็นค่าอัตราการใช้เชื้อเพลิง ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของระบบ ซึ่งคำนวณจากสมการที่ (2.27) ถึง (2.29) ในการศึกษาสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงและความร้อนที่ใช้ในระบบจะทำการวิเคราะห์จากผลของการปรับเปลี่ยนสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง ได้แก่ อุณหภูมิ ความดัน และความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้า แบบจำลองและสภาวะที่ใช้ในการจำลองกระบวนการสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแสดงได้ดังตารางที่ 3.2

ตารางที่ 3.2 รายละเอียดของแต่ละอุปกรณ์ในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง

ชื่ออุปกรณ์	แบบจำลองที่ใช้	สภาวะเริ่มต้น	สภาวะที่ปรับเปลี่ยน
HEATER2	Heater	อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส	-
ANODE1 ANODE2	RGibbs	อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ	อุณหภูมิ 800 – 1,000 องศาเซลเซียส ความดัน 4 - 8 บรรยากาศ
COMPR1	Compr	ความดัน 4 บรรยากาศ	-
HEATER3	Heater	อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส	-
CATHODE	Sep	เศษส่วนโดยโมลของออกซิเจน เป็น 0.21	-

ตารางที่ 3.3 แสดงค่าพารามิเตอร์ที่ใช้ในการจำลองกระบวนการของระบบรวมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง และแผนภาพของการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าของระบบรวมที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกแสดงดังรูปที่ 3.5 และ 3.6 ตามลำดับ

ตารางที่ 3.3 ค่าพารามิเตอร์ที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ

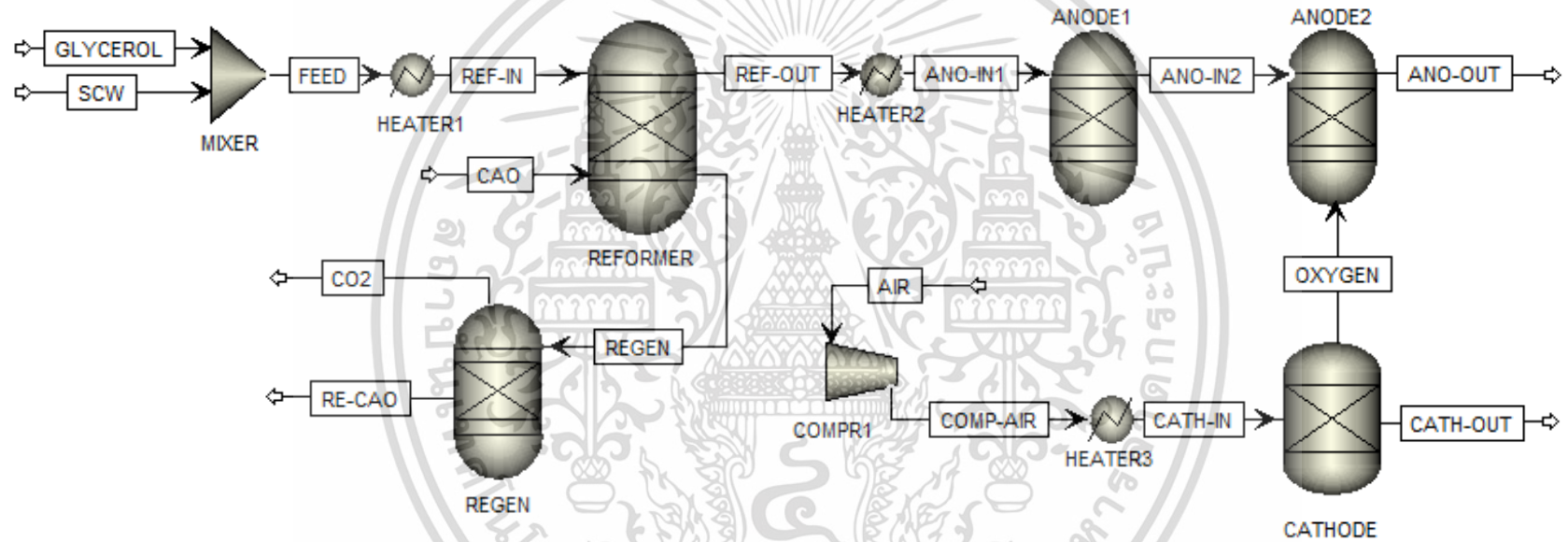
พารามิเตอร์	ค่าของพารามิเตอร์
กระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤต	

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนลิขสิทธิ์ไว้เพื่อใช้ในการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า

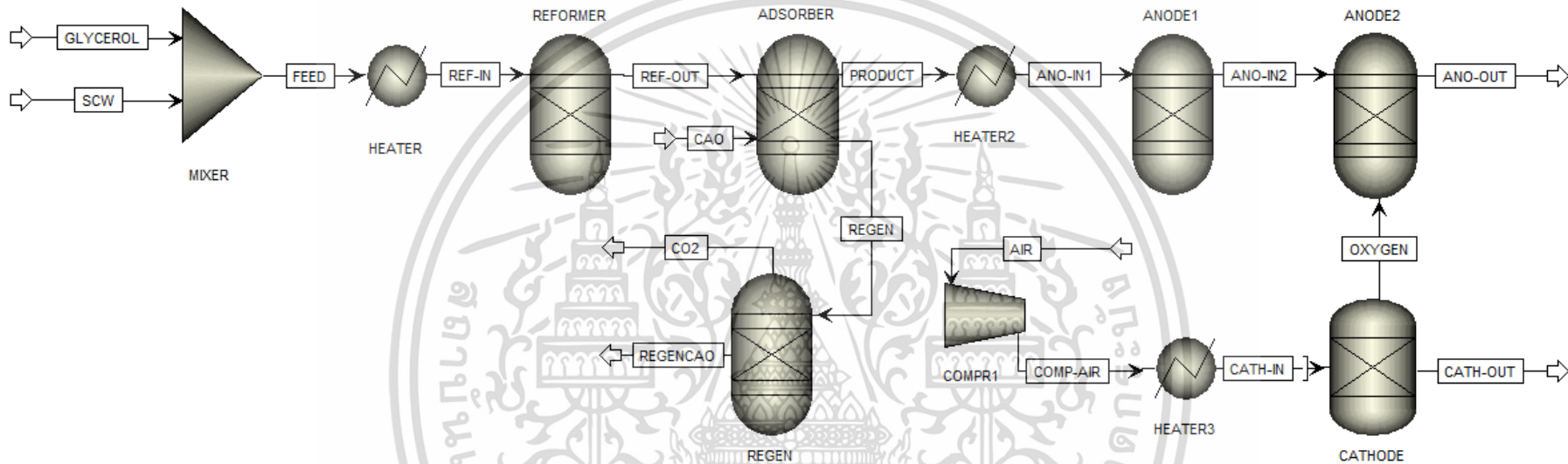
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Temperature ( $T$ , °C)	800
Pressure ( $P$ , atm)	240
S/G	10
CaO/G	2
เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง	
Temperature ( $T$ , °C)	800
Pressure ( $P$ , atm)	4
Current density ( $i$ , A/m <sup>2</sup> )	5,000
Cell length ( $L$ , m)	0.4
Cell width ( $W$ , m)	0.1
Faraday's constant ( $F$ , C/mol)	96,500
Pre-exponential factor of anode exchange current density ( $k_{\text{anode}}$ , A/m <sup>2</sup> )	$6.54 \times 10^{11}$
Pre-exponential factor of cathode exchange current density ( $k_{\text{cathode}}$ , A/m <sup>2</sup> )	$2.35 \times 10^{11}$
Activation energy of anode exchange current density ( $E_{\text{anode}}$ , kJ/mol)	140
Activation energy of cathode exchange current density ( $E_{\text{cathode}}$ , kJ/mol)	137
Anode thickness ( $\tau_{\text{anode}}$ , $\mu\text{m}$ )	500
Cathode thickness ( $\tau_{\text{cathode}}$ , $\mu\text{m}$ )	50
Electrolyte thickness ( $\tau_{\text{electrolyte}}$ , $\mu\text{m}$ )	20
Anode electrical conductivity ( $\sigma_{\text{anode}}$ , 1/ $\Omega\text{m}$ )	$\frac{4.27 \times 10^7}{T} \exp\left(\frac{-1,200}{T}\right)$
Cathode electrical conductivity ( $\sigma_{\text{cathode}}$ , 1/ $\Omega\text{m}$ )	$\frac{9.5 \times 10^7}{T} \exp\left(\frac{-1,150}{T}\right)$
Electrolyte ionic conductivity ( $\sigma_{\text{electrolyte}}$ , 1/ $\Omega\text{m}$ )	$\frac{33.4 \times 10^3}{T} \exp\left(\frac{-10,300}{T}\right)$
Anode diffusion coefficient ( $D_{\text{eff,anode}}$ , m <sup>2</sup> /s)	$3.66 \times 10^{-5}$
Cathode diffusion coefficient ( $D_{\text{eff,cathode}}$ , m <sup>2</sup> /s)	$1.37 \times 10^{-5}$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 3.5 ระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง



รูปที่ 3.6 ระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอกกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

## บทที่ 4

### ผลและการวิเคราะห์ผล

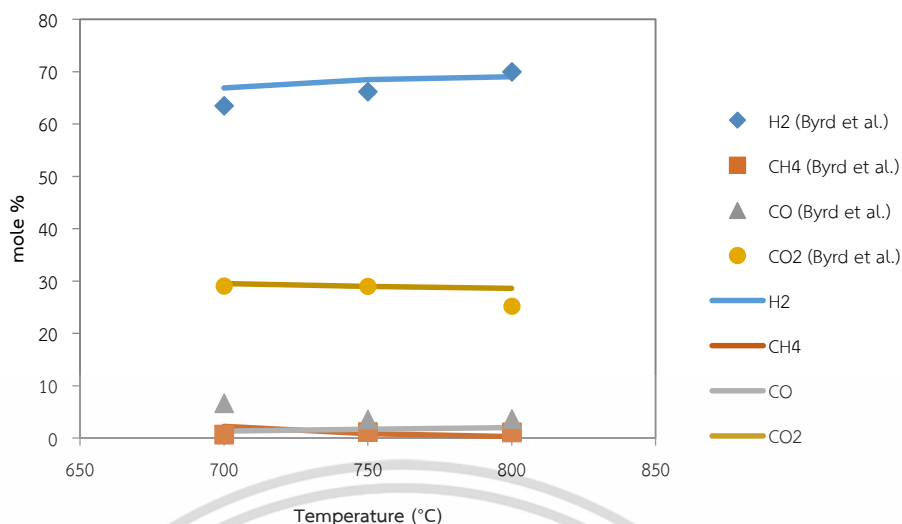
จากการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรม AspenPlus™ แบ่งการวิเคราะห์ผลการจำลองกระบวนการออกเป็น 3 ส่วน ได้แก่ ส่วนที่ 1 เป็นการเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับการทดลอง เพื่อตรวจสอบความน่าเชื่อถือของแบบจำลองที่สร้างขึ้น ส่วนที่ 2 แสดงการจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอก โดยศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อเศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุลและความร้อนที่ใช้ในระบบ และหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไฮโดรเจนเพื่อนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงให้กับเซลล์เชื้อเพลิงในส่วนต่อไป และส่วนที่ 3 นำเสนอการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง โดยศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงและความร้อนที่ใช้ในระบบ ดังแสดงในหัวข้อที่ 4.1, 4.2 และ 4.3 ตามลำดับ

#### 4.1 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับการทดลอง

การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับผลการทดลอง เพื่อตรวจสอบความน่าเชื่อถือของแบบจำลองการผลิตไฟฟ้าจากระบบรวมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตและเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง โดยแบ่งออกเป็น 2 ส่วนดังนี้

4.1.1 การเปรียบเทียบผลการจำลองการผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตกับการทดลอง

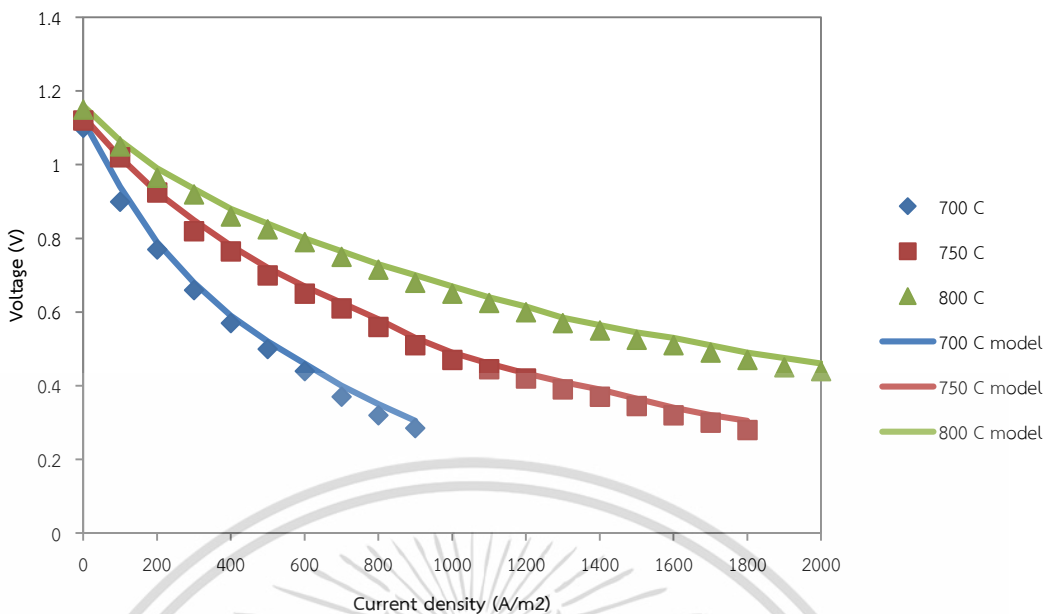
การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่สร้างขึ้นกับผลการทดลองจากงานวิจัยของ Byrd และคณะ [24] โดยใช้สภาวะในการดำเนินงานเดียวกัน คือ ความเข้มข้นของกลีเซอรอลขาเข้า 5 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก ความดัน 241 บาร์ ทำการศึกษาองค์ประกอบของไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ มีเทน และคาร์บอนไดออกไซด์ที่สมดุล เมื่อมีการปรับเปลี่ยนอุณหภูมิที่ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส ผลการจำลองกระบวนการเปรียบเทียบกับ การทดลองแสดงในรูปที่ 4.1 จะเห็นได้ว่า ที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส มีค่า  $R^2$  เท่ากับ 0.9270 0.9378 0.9996 และ 0.9843 ตามลำดับ ดังนั้นแบบจำลองกระบวนการนี้สามารถนำมาใช้กับงานวิจัยนี้ต่อไปได้



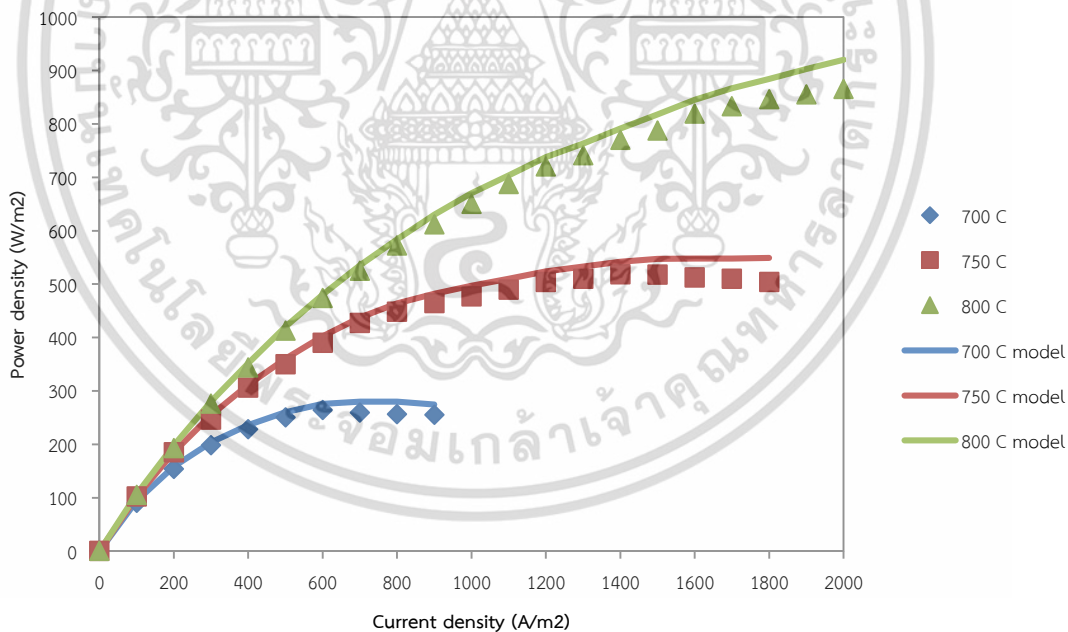
**รูปที่ 4.1** ผลขององค์ประกอบที่สมดุลเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส จากการจำลองกระบวนการเปรียบเทียบกับทดลองของ Byrd และคณะ [24]

4.1.2 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูงกับการทดลอง

การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่สร้างขึ้น กับผลการทดลองจากงานวิจัยของ Leng และคณะ [25] โดยใช้วัสดุ องค์ประกอบของเชื้อเพลิงขาเข้า และสถานะในการดำเนินงานเดียวกัน คือ Ni-YSZ เป็นขั้วแอโนดที่มีความหนา 1,000 ไมโครเมตร LSM เป็นขั้วแคโทดที่มีความหนา 23 ไมโครเมตร และ YSZ เป็นอิเล็กโทรไลต์ มีความหนา 45 ไมโครเมตร เชื้อเพลิงขาเข้าคือไฮโดรเจนบริสุทธิ์ 100 เปอร์เซ็นต์โดยโมล และใช้อากาศเป็นตัวออกซิแดนซ์ ทำการศึกษาค่าศักย์ไฟฟ้าและความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าที่ได้เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า ที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส ภายใต้ความดันบรรยากาศ ผลการจำลองกระบวนการเปรียบเทียบกับทดลองแสดงดังรูปที่ 4.2 และ 4.3 พบว่าค่าศักย์ไฟฟ้าและความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าที่ได้จากการจำลองกระบวนการมีค่าใกล้เคียงกับผลจากการทดลอง โดยในรูปที่ 4.2 ที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส มีค่า  $R^2$  เท่ากับ 0.9448 0.9364 และ 0.9460 ตามลำดับ และในรูปที่ 4.3 ที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส มีค่า  $R^2$  เท่ากับ 0.9393 0.9328 และ 0.9354 ตามลำดับ ดังนั้นแบบจำลองกระบวนการนี้สามารถนำมาใช้กับงานวิจัยนี้ต่อไปได้



รูปที่ 4.2 ผลของศักย์ไฟฟ้าเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า ที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส จากการจำลองกระบวนการเปรียบเทียบกับ การทดลองของ Leng และคณะ [25]



รูปที่ 4.3 ผลของศักย์ไฟฟ้าเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า ที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส จากการจำลองกระบวนการเปรียบเทียบกับ การทดลองของ Leng และคณะ [25]

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

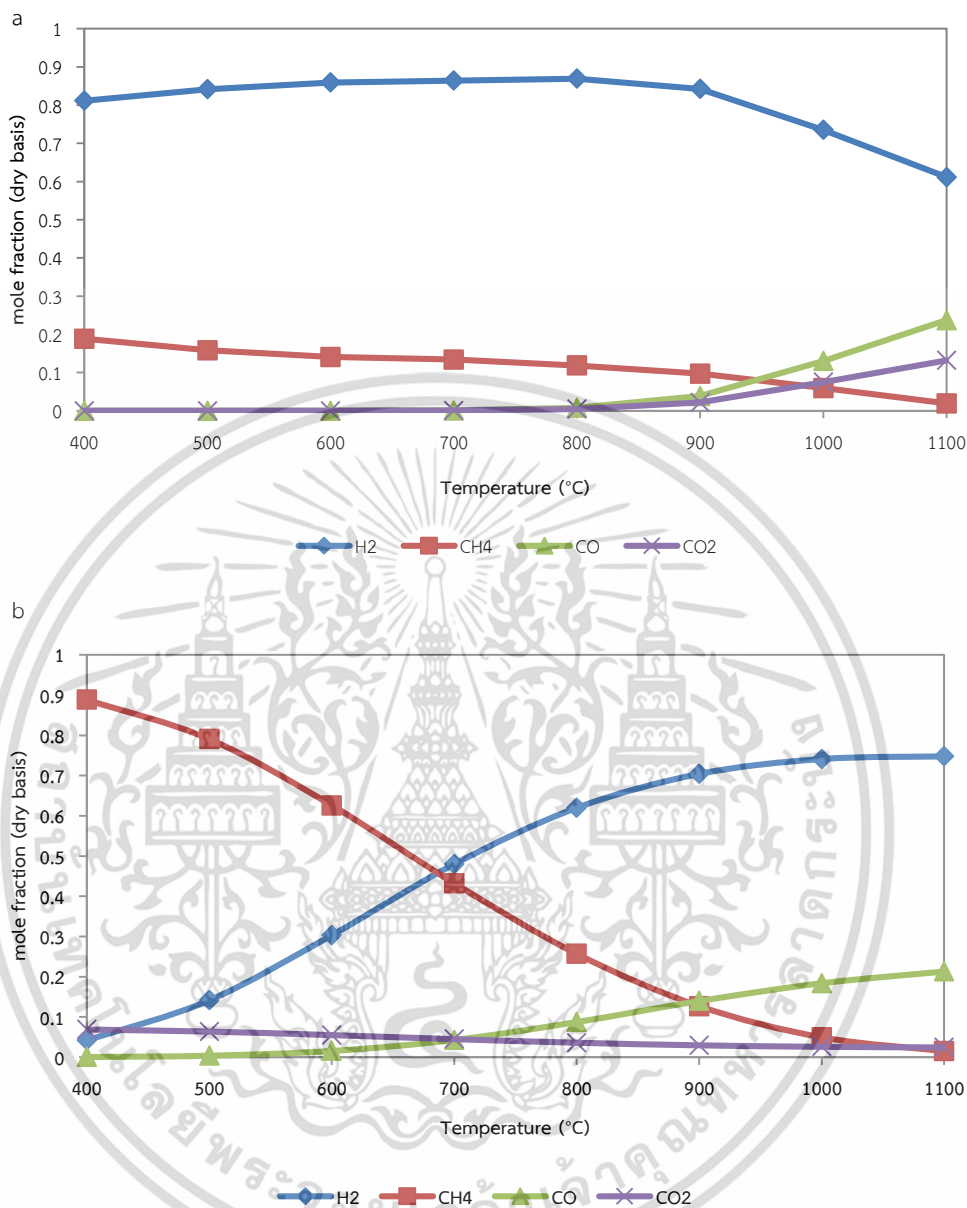
## 4.2 ผลของการจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤต

ที่สภาวะมาตรฐานมีอัตราการป้อนกลีเซอรอล 1.25 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บรรยากาศ และอัตราการป้อนน้ำเหนือวิกฤต 10 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส และความดัน 240 บรรยากาศ ซึ่งคิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 10 และอัตราการป้อนแคลเซียมออกไซด์ 2 กิโลโมลต่อชั่วโมง คิดเป็นอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 ภายใต้สภาวะดังกล่าวแก๊สองค์ประกอบที่สมดุลสำหรับระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน ประกอบด้วยไฮโดรเจน 87 เปอร์เซ็นต์ คาร์บอนมอนอกไซด์ 0.7 เปอร์เซ็นต์ คาร์บอนไดออกไซด์ 0.3 เปอร์เซ็นต์ และมีเทน 12 เปอร์เซ็นต์ (dry basis) ในขณะที่ระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก ประกอบด้วยไฮโดรเจน 62 เปอร์เซ็นต์ คาร์บอนมอนอกไซด์ 8.7 เปอร์เซ็นต์ คาร์บอนไดออกไซด์ 4.3 เปอร์เซ็นต์ และมีเทน 25 เปอร์เซ็นต์ (dry basis) จากผลการจำลองกระบวนการจะเห็นได้ว่าระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน ให้ผลผลิตไฮโดรเจนสูงกว่าภายใต้สภาวะการดำเนินงานเดียวกัน จากนั้นจะทำการศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อเศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุลและความร้อนที่ใช้ในระบบ ซึ่งปัจจัยที่สนใจศึกษา ได้แก่ อุณหภูมิ ความดัน อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลและอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล และจากการจำลองกระบวนการพบว่าค่าการแปลงผันของกลีเซอรอล (conversion) เป็น 100 เปอร์เซ็นต์ ในทุกสภาวะที่ใช้ในการดำเนินงาน ผลการจำลองกระบวนการแสดงดังนี้

### 4.2.1 ผลของสภาวะการดำเนินงานที่มีต่อเศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุล

ในการศึกษาสภาวะการดำเนินงาน ได้แก่ อุณหภูมิและความดันที่ใช้ในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล ที่มีผลต่อเศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุล จะพิจารณาผลิตภัณฑ์แก๊สสังเคราะห์ที่แสดงในเส้น REF-OUT สำหรับระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน (รูปที่ 3.1) ในขณะที่ระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอกจะพิจารณาผลิตภัณฑ์แก๊สสังเคราะห์ในเส้น PRODUCT (รูปที่ 3.2) ผลการจำลองกระบวนการแสดงดังนี้

#### 4.2.1.1 ผลของอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงาน



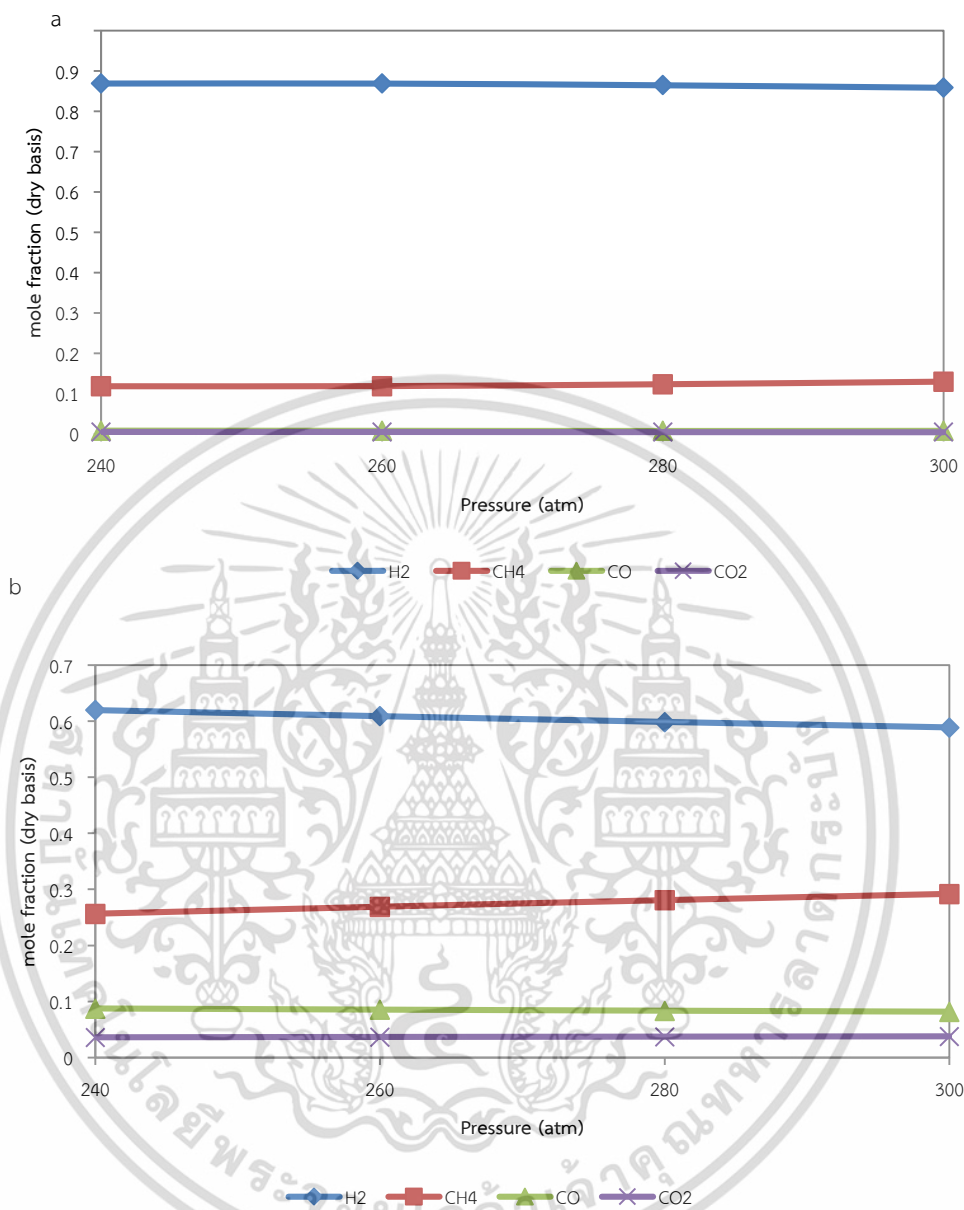
รูปที่ 4.4 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อเศษส่วนโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 10 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 : (a) กระบวนการดูดซับแบบภายใน และ (b) กระบวนการดูดซับแบบภายนอก

รูปที่ 4.4a และ 4.4b แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในเครื่องปฏิกรณ์ที่มีต่อเศษส่วนโมลของแต่ละองค์ประกอบที่สภาวะสมดุล โดยทำการศึกษาผลของอุณหภูมิในช่วง 400 ถึง 1,100 องศาเซลเซียส ที่ความดันคงที่ที่ 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่ 10 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 สำหรับระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอก ตามลำดับ จากรูปที่ 4.4a จะเห็นได้ว่าเศษส่วนโมลของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นในช่วง 400 ถึง 800 องศาเซลเซียส เนื่องจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตและปฏิกิริยาการสลายตัวของกลีเซอรอล (สมการที่ (3.1) และ (3.2)) เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ดังนั้นเมื่ออุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานสูงขึ้นจึงทำให้ปฏิกิริยาดำเนินไปข้างหน้ามากขึ้น ส่งผลให้ได้ไฮโดรเจนซึ่งเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ในปริมาณมากขึ้น นอกจากนี้ยังพบว่าในระบบที่มีการดูดซับภายใน คาร์บอนไดออกไซด์ที่เป็นผลิตภัณฑ์จากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงถูกดูดซับในปฏิกิริยาการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ (สมการที่ (3.7)) ส่งผลให้สมดุลของปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ดำเนินไปข้างหน้ามากยิ่งขึ้น เกิดเป็นไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นตามไปด้วย แต่อย่างไรก็ตามเมื่ออุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานสูงกว่า 800 องศาเซลเซียส จะสังเกตเห็นว่าเศษส่วนโมลของไฮโดรเจนลดลง ในขณะที่เศษส่วนโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าสูงขึ้น เป็นผลมาจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงเป็นปฏิกิริยาผันกลับได้และถูกจำกัดโดยสมดุลทางเคมีที่อุณหภูมินั้นๆ และยิ่งไปกว่านั้นยังแสดงให้เห็นว่ากระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกยับยั้งที่อุณหภูมิสูง

จากรูปที่ 4.4b ผลจากการจำลองกระบวนการแสดงให้เห็นว่าระบบที่มีการดูดซับภายนอก เศษส่วนโมลของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้น นอกจากนี้เศษส่วนโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ไม่ต้องการจะเพิ่มสูงขึ้นเมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 800 องศาเซลเซียส และจะประกอบด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ในปริมาณเล็กน้อย ยิ่งไปกว่านั้นจะสังเกตเห็นว่าที่อุณหภูมิต่ำ เศษส่วนโมลของมีเทนจะมีค่าสูงกว่าเศษส่วนโมลของไฮโดรเจน เพราะปฏิกิริยาการเกิดมีเทนซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อนจะส่งผลต่อกระบวนการมากกว่าปฏิกิริยารีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่อุณหภูมิต่ำเมื่อเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการของการดูดซับภายในและภายนอกจะพบว่าเศษส่วนโมลของคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์ในระบบที่มีการดูดซับภายในมีปริมาณน้อยกว่า เนื่องจากคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบที่มีการดูดซับภายในจะถูกดูดซับทันที ส่งผลให้ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ดำเนินไปข้างหน้ามากขึ้น คาร์บอนมอนอกไซด์ที่เป็นสารตั้งต้นของปฏิกิริยาจึงมีปริมาณลดลง

จากผลการจำลองกระบวนการทั้งหมดสามารถสรุปได้ว่าอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดสำหรับทั้งสองระบบคือ 800 องศาเซลเซียส

## 4.2.1.2 ผลของความดันที่ใช้ในการดำเนินงาน



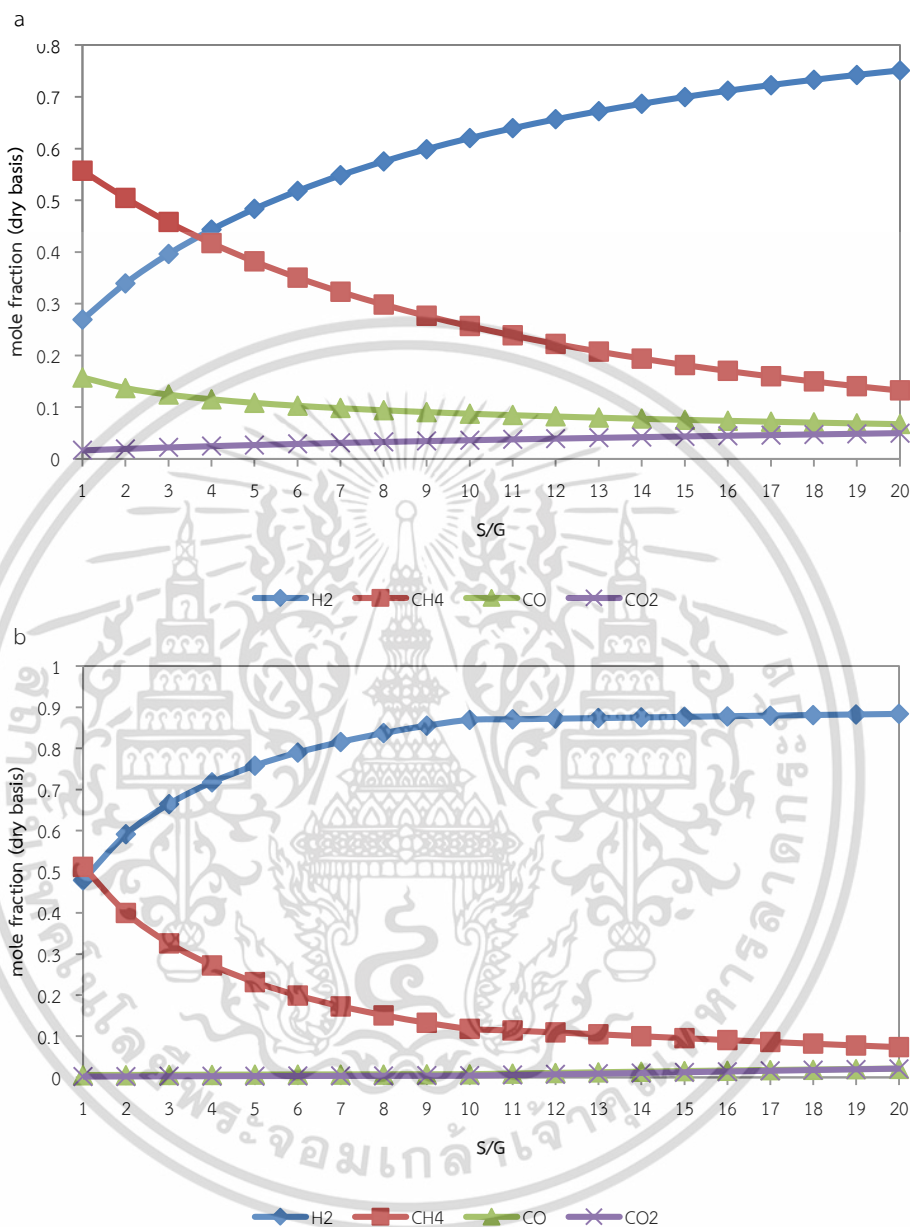
รูปที่ 4.5 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันที่มีต่อเศษส่วนโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 10 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 : (a) กระบวนการดูดซับแบบภายใน และ (b) กระบวนการดูดซับแบบภายนอก

งานวิจัยนี้ศึกษาการเปลี่ยนแปลงความดันของเครื่องปฏิกรณ์ในช่วง 240 ถึง 300 บรรยากาศ ในขณะที่อุณหภูมิคงที่ที่ 800 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 10 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 ผลของความดันที่มีต่อเศษส่วนโมลของไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์และมีเทนแสดงในรูปที่ 4.5 ผลจากการจำลองกระบวนการแสดงให้เห็นว่าเศษส่วนโมลของไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ลดลงเล็กน้อย ในขณะที่เศษส่วนโมลของมีเทนเพิ่มขึ้นเล็กน้อยเมื่อความดันเพิ่มขึ้น เป็นผลเนื่องมาจากการเพิ่มขึ้นของความดันทำให้สมดุลของระบบดำเนินย้อนกลับมาทางสารตั้งต้นในทั้งสองระบบ ดังนั้นเศษส่วนโมลที่มากที่สุดของไฮโดรเจนทั้งสองระบบจะเกิดขึ้นเมื่อใช้ความดันในการดำเนินงานเป็น 240 บรรยากาศ



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

#### 4.2.1.3 ผลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล

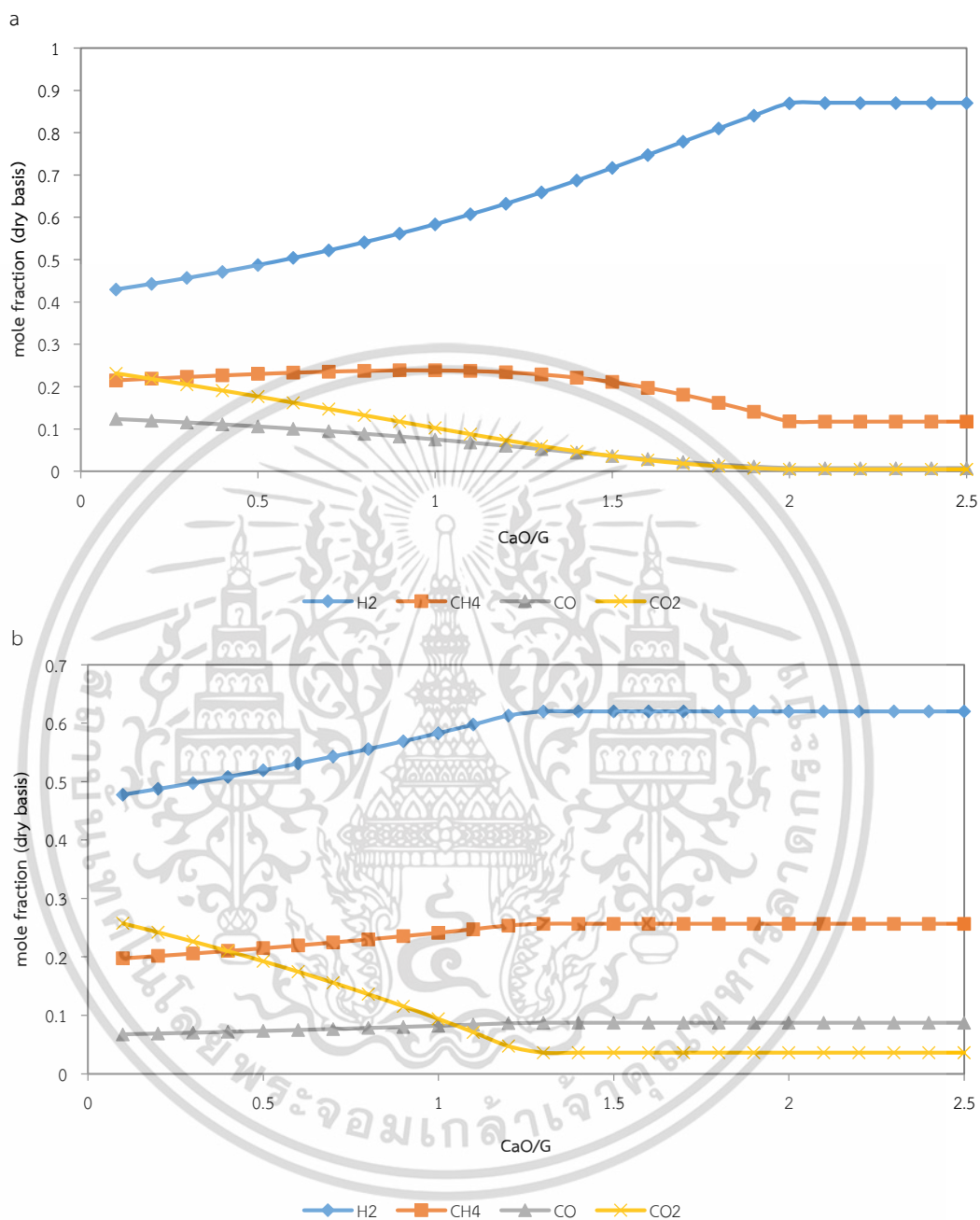


รูปที่ 4.6 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่อเศษส่วนโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 : (a) กระบวนการดูดซับแบบภายใน และ (b) กระบวนการดูดซับแบบภายนอก

ในการศึกษาผลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล จะทำการปรับเปลี่ยนอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลในช่วง 1 ถึง 20 ในขณะที่อุณหภูมิและความดันคงที่ที่ 800 องศาเซลเซียส 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 ผลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่อเศษส่วนโมลของสารในระบบแสดงในรูปที่ 4.6 จากผลการจำลองกระบวนการจะเห็นได้ว่าเศษส่วนโมลของไฮโดรเจนในทั้งสองระบบเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น เนื่องจากการเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเป็นการเพิ่มน้ำซึ่งเป็นสารตั้งต้นเข้าไปในระบบทำให้สมดุลดำเนินไปข้างหน้ามากขึ้น สำหรับระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน เศษส่วนโมลของไฮโดรเจนจะเพิ่มขึ้นเป็นอย่างมากเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้นในช่วง 1 ถึง 10 และหลังจากนั้นเมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลให้มีค่าสูงกว่า 10 เศษส่วนโมลของไฮโดรเจนจะเพิ่มขึ้นเล็กน้อยดังแสดงในรูป 4.6a จากผลการจำลองกระบวนการแสดงให้เห็นว่าที่อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลมีค่าเป็น 10 เป็นสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดโดยให้ผลผลิตเป็นไฮโดรเจนมากที่สุด 87 เปอร์เซ็นต์ (dry basis) และไม่พบคาร์บอนมอนอกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ในทุกช่วงของค่าอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่ทำการศึกษา แต่ในกรณีที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอกพบว่าได้ผลผลิตเป็นไฮโดรเจนมากที่สุด 75 เปอร์เซ็นต์ (dry basis) ที่อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเป็น 20 แสดงให้เห็นว่าอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่ใช้ในระบบที่มีการแยกแบบภายนอกมีค่ามากกว่าระบบที่มีการแยกแบบภายในถึงสองเท่า เนื่องจากระบบที่มีการแยกแบบภายในมีการดึงคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากระบบส่งผลให้ปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซิฟิเคชันดำเนินไปข้างหน้ามากขึ้น เกิดเป็นผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนมากขึ้นตามไปด้วย ในระบบที่มีการดูดซับแบบภายในจึงให้ผลผลิตไฮโดรเจนสูงกว่าเมื่อใช้อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากัน ดังนั้นระบบที่มีการแยกแบบภายนอกจึงจำเป็นต้องใช้อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลมากกว่าเพื่อให้ได้ผลผลิตเป็นไฮโดรเจนสูงขึ้น แต่อย่างไรก็ตามเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลสูงขึ้นจะส่งผลให้ขนาดของเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้ใหญ่ขึ้นและเสียค่าใช้จ่ายในการให้ความร้อนมากขึ้นตามไปด้วย

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

## 4.2.1.4 ผลของอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อก๊าซเซอร์คอล



รูปที่ 4.7 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อก๊าซเซอร์คอลที่มีต่อเศษส่วนโมลของแต่ละองค์ประกอบ ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อก๊าซเซอร์คอลเท่ากับ 10 : (a) กระบวนการดูดซับแบบภายใน และ (b) กระบวนการดูดซับแบบภายนอก

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

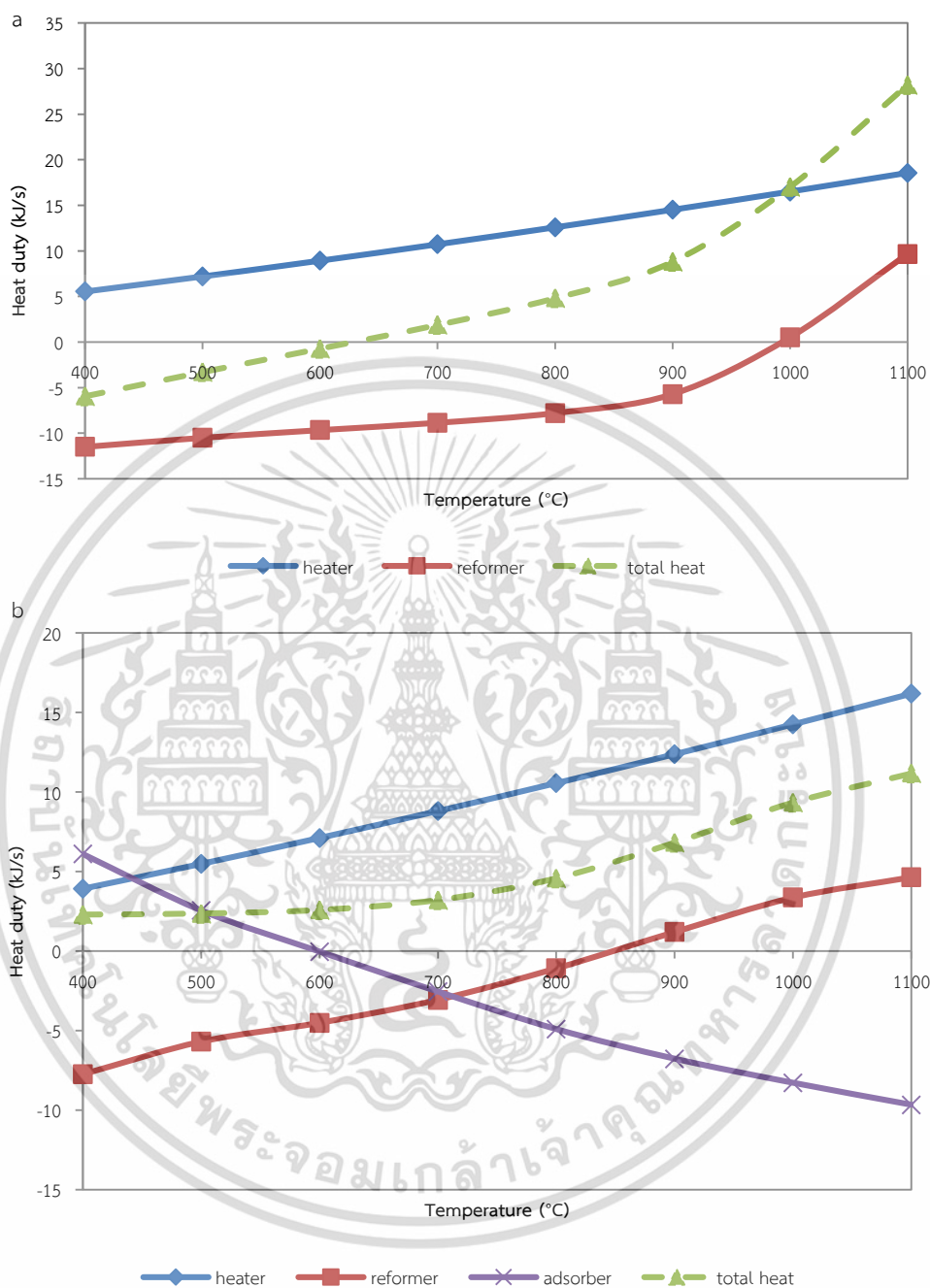
ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล ในช่วง 0.1 ถึง 2.5 ที่มีต่อเศษส่วนโมลของสารในระบบแสดงในรูปที่ 4.7 จากผลการจำลอง กระบวนการจะเห็นได้ว่าเมื่อเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลส่งผลให้ เศษส่วนโมลของไฮโดรเจนมีปริมาณเพิ่มขึ้น เนื่องจากแคลเซียมออกไซด์เป็นตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนั้นสมดุลของปฏิกิริยาจึงดำเนินไปข้างหน้ามากขึ้น ปริมาณไฮโดรเจนจึงมากขึ้นตามไปด้วย โดยปริมาณของไฮโดรเจนมีค่าสูงสุดที่อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 สำหรับระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน (รูปที่ 4.7a) ในขณะที่ระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก จะได้ปริมาณของไฮโดรเจนมีค่าสูงสุดที่อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 (รูปที่ 4.7b) โดยระบบที่มีการแยกแบบภายใน ใช้อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลมากกว่าเนื่องจากมีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์มากกว่า เมื่อคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นถูกดูดซับ สมดุลของปฏิกิริยา วอเตอร์แก๊สชิฟจะดำเนินไปข้างหน้ามากขึ้นเพื่อชดเชยคาร์บอนไดออกไซด์ที่หายไป ส่งผลให้ต้องใช้แคลเซียมออกไซด์มากขึ้นในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์

#### 4.2.2 ผลของสภาวะการดำเนินงานที่มีต่อความร้อนที่ใช้ในระบบ

ในส่วนนี้จะศึกษาผลของสภาวะดำเนินงาน ได้แก่ อุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงาน อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล ที่มีต่อความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนรวมที่ใช้ในระบบ โดยในระบบที่มีการแยกแบบภายใน จะศึกษาความร้อนที่ใช้ของเครื่องให้ความร้อน (heater) และเครื่องปฏิกรณ์ (reformer) ในขณะที่ระบบที่มีการแยกแบบภายนอก จะศึกษาความร้อนที่ใช้ของเครื่องดูดซับ (adsorber) เพิ่มเข้ามา แต่อย่างไรก็ตามในงานวิจัยนี้จะไม่รวมความร้อนที่ใช้ของเครื่องฟื้นคืนสภาพ (regenerator) ดังนั้นความร้อนจริงทั้งหมดที่ใช้ในระบบย่อมมีค่าสูงกว่าที่แสดงในการจำลองกระบวนการ โดยความร้อนที่ใช้เป็นไปตามสมการที่ (3.11) ดังนี้

$$Q_{reform} = \left( \sum_0 \dot{n}_i^{out} h_i^{out} \right) - \left( \sum_0 \dot{n}_i^{in} h_i^{in} \right) \quad (3.12)$$

## 4.2.2.1 ผลของอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงาน



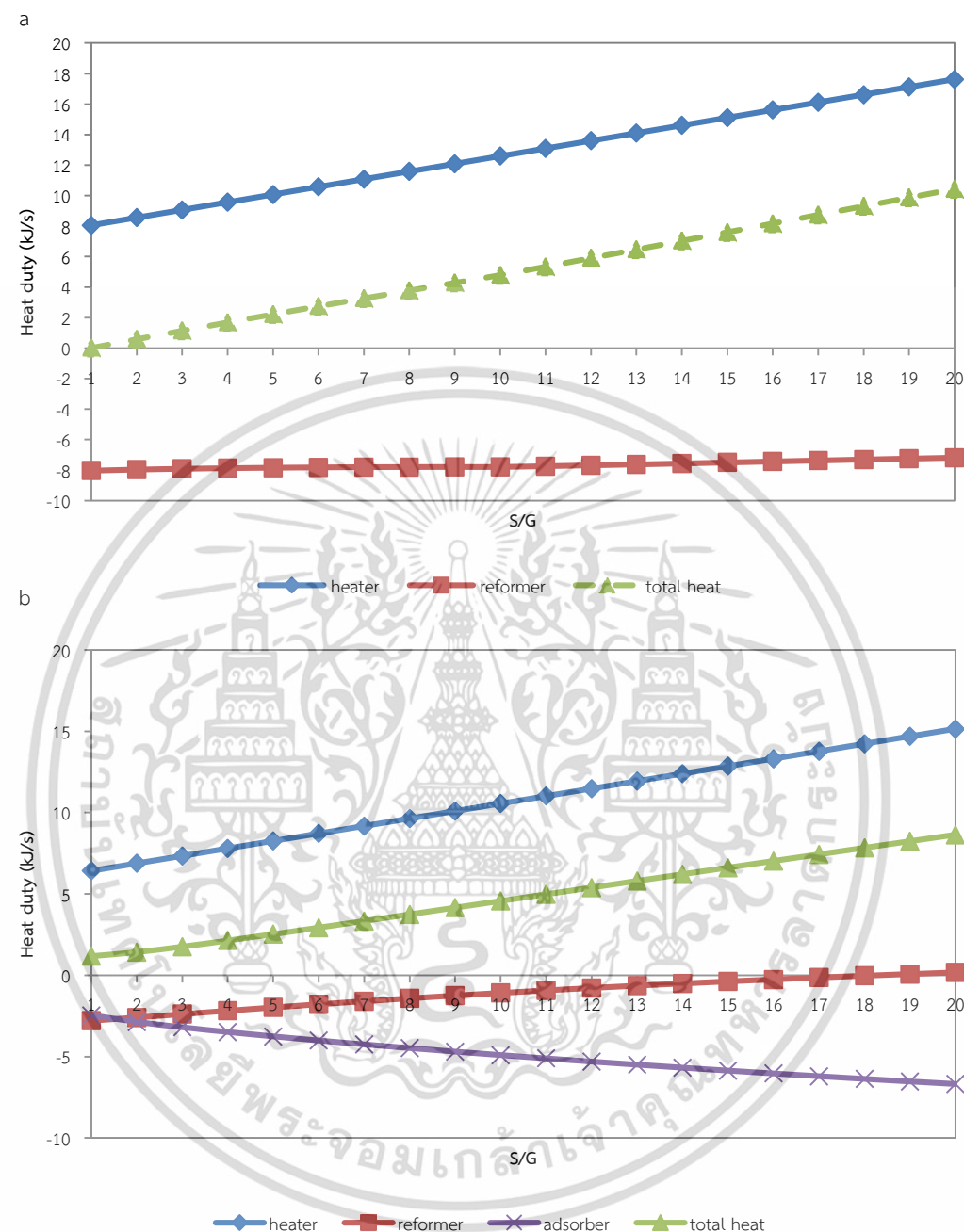
รูปที่ 4.8 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนรวมที่ใช้ในระบบที่ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 10 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 : (a) แบบภายใน และ (b) แบบภายนอก

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

รูปที่ 4.8 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานในเครื่องปฏิกรณ์ในช่วง 400 ถึง 1,100 องศาเซลเซียส ที่มีต่อความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนรวมที่ใช้ในระบบ ที่ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเป็น 10 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 จากผลการจำลองกระบวนการเป็นไปตามที่คาดไว้คือการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิส่งผลให้ความร้อนที่ใช้มีค่าสูงขึ้นในทั้งสองระบบ เนื่องจากการใช้อุณหภูมิสูงจะต้องการความร้อนที่สูงกว่าในการเกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงและการทำให้สารตั้งต้นกลายเป็นไอ ในทางตรงกันข้ามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานนั้นส่งผลให้ความร้อนที่ใช้ในเครื่องดูดซับลดลง เพราะปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในเครื่องดูดซับเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ความร้อนที่ใช้ในระบบจึงมีค่าลดลงเมื่ออุณหภูมิในการดำเนินงานสูงขึ้น ส่วนความร้อนรวมที่ใช้ในระบบของทั้งสองระบบนั้นมีค่าเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิ และจะสังเกตเห็นว่าความร้อนรวมที่ใช้ในระบบของระบบที่มีการแยกแบบภายในจะมีค่าต่ำกว่าระบบที่มีการแยกแบบภายนอก เมื่ออุณหภูมิต่ำกว่า 800 องศาเซลเซียส ในทางตรงกันข้ามเมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 800 องศาเซลเซียส ระบบที่มีการแยกแบบภายในใช้ความร้อนสูงกว่าระบบที่มีการแยกแบบภายนอก เนื่องจากในระบบที่มีการแยกแบบภายในที่อุณหภูมิต่ำกว่า 800 องศาเซลเซียส ปฏิกิริยาออกเตอร็อกซิซิฟ ปฏิกิริยาการเกิดมีเทน และปฏิกิริยาการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อนส่งผลให้เครื่องรีฟอร์มเมอร์ใช้ความร้อนน้อยกว่า ในขณะที่เมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 800 องศาเซลเซียส ปฏิกิริยาเหล่านี้จะเกิดได้ไม่ดี จึงจำเป็นต้องใช้ความร้อนมากขึ้น แต่อย่างไรก็ตามที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ซึ่งเป็นอุณหภูมิที่เหมาะสมที่ใช้ในการดำเนินงานทั้งสองระบบจะใช้ความร้อนใกล้เคียงกัน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

#### 4.2.2.2 ผลของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล



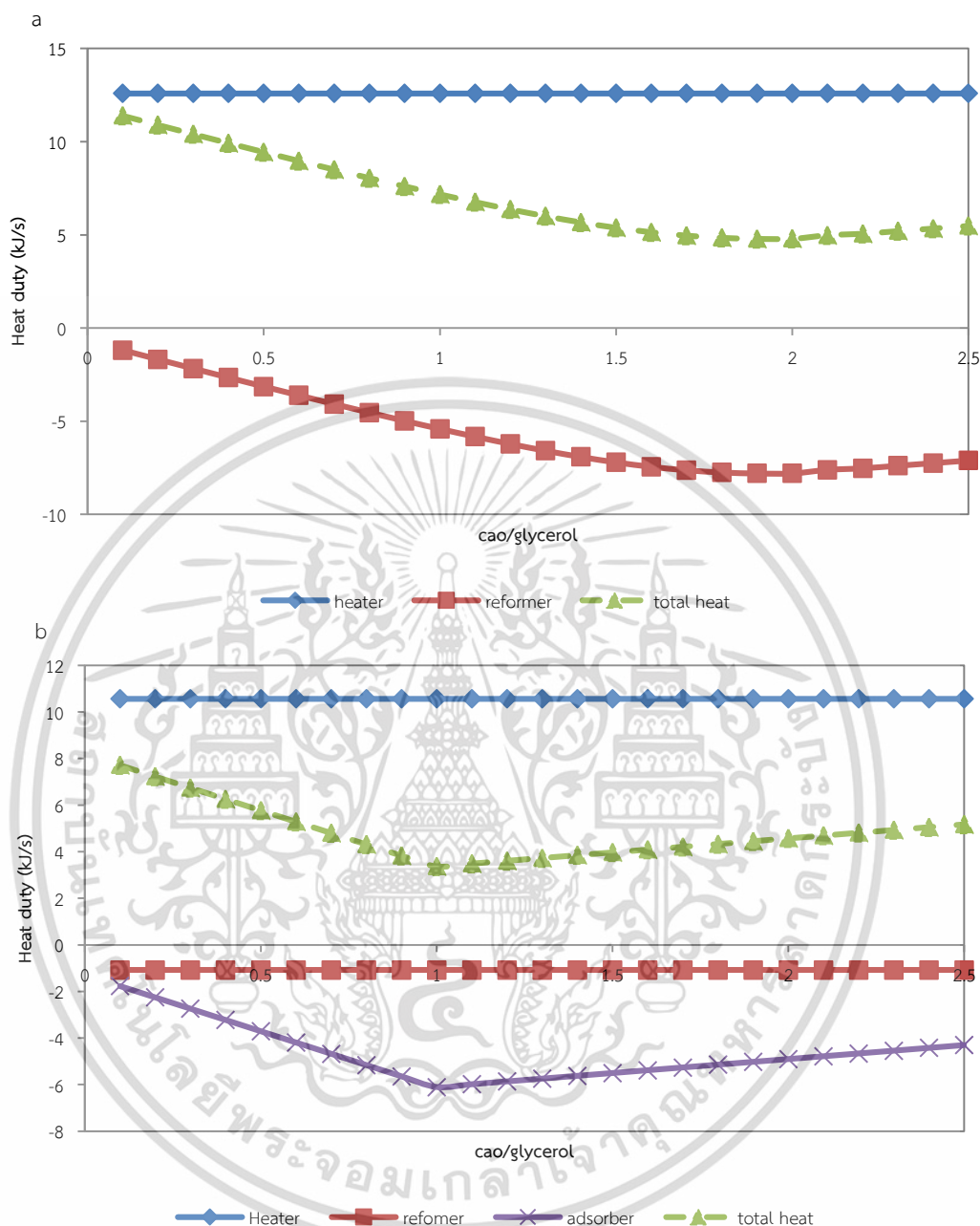
รูปที่ 4.9 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีต่อความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนรวมที่ใช้ในระบบ ที่อุณหภูมิคงที่ 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 : (a) แบบภายใน และ (b) แบบภายนอก

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

รูปที่ 4.9 แสดงความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนรวมที่ใช้ในระบบที่ขึ้นกับอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลตั้งแต่ 1 ถึง 20 ในขณะที่อุณหภูมิและความดันคงที่ที่ 800 องศาเซลเซียส และ 240 บรรยากาศ ตามลำดับ จากผลการจำลองกระบวนการพบว่าความร้อนที่ใช้ในเครื่องให้ความร้อน (heater) และเครื่องปฏิกรณ์ (reformer) มีค่าเพิ่มสูงขึ้นเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้น ส่วนเครื่องดูดซับ (adsorber) ในระบบที่มีการแยกแบบภายนอก จะใช้ความร้อนลดลงเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเพิ่มขึ้นดังแสดงในรูปที่ 4.9b เนื่องจากการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลไม่เพียงแต่เป็นการเพิ่มปริมาณไฮโดรเจนในระบบแต่ยังเป็นการเพิ่มปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ด้วย เมื่อคาร์บอนไดออกไซด์มีปริมาณเพิ่มขึ้นส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาการดูดซับเพิ่มขึ้น ดังนั้นความร้อนที่ใช้ในเครื่องดูดซับจึงมีค่าลดลง เมื่อเปรียบเทียบความร้อนรวมที่ใช้ของระบบที่มีการแยกแบบภายในและภายนอกแล้วพบว่าที่อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลมีค่าน้อยกว่า 10 ระบบที่มีการแยกแบบภายในใช้ความร้อนน้อยกว่า ในขณะที่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลมีค่าสูงกว่า 10 ระบบที่มีการแยกแบบภายในใช้ความร้อนมากกว่า จากเหตุผลข้างต้นที่กล่าวไปคือในระบบที่มีการแยกแบบภายใน เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลอยู่ในช่วงน้อยกว่า 10 การเพิ่มน้ำเหนือวิกฤตส่งผลให้คาร์บอนไดออกไซด์มีปริมาณมากขึ้นและเกิดการดูดซับมากขึ้น จึงใช้ความร้อนในเครื่องรีฟอร์มเมอร์น้อยลง แต่เมื่ออัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลมากกว่า 10 ไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์จะไม่เพิ่มขึ้น แต่จำเป็นต้องใช้ความร้อนมากขึ้น เนื่องจากปริมาณสารรวมในระบบเพิ่มขึ้น ในขณะที่ระบบที่มีการแยกแบบภายนอกยังสามารถเพิ่มปริมาณไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ได้อยู่

เนื่องจากอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่เหมาะสมที่สุดในการดำเนินงานของระบบทั้งสองแตกต่างกัน ความร้อนที่ใช้ในระบบทั้งหมดจึงเกิดความคลาดเคลื่อนได้ภายใต้สภาวะที่เหมาะสมดังกล่าว สำหรับระบบที่มีการแยกแบบภายในที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 10 ใช้ความร้อนทั้งหมด 4.79 กิโลจูลต่อวินาที ส่วนในระบบที่มีการแยกแบบภายนอกที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 20 ใช้ความร้อนทั้งหมด 8.64 กิโลจูลต่อวินาที แสดงให้เห็นว่าที่สภาวะที่เหมาะสมในการดำเนินงานของแต่ละระบบ ระบบที่มีการแยกแบบภายในต้องการใช้ความร้อนในระบบต่ำกว่าระบบที่มีการแยกแบบภายนอก

## 4.2.2.3 ผลของอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอล



รูปที่ 4.10 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลที่มีต่อความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนรวมที่ใช้ในระบบ ที่อุณหภูมิคงที่ 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลิเซอรอล 10 : (a) แบบภายใน และ (b) แบบภายนอก

รูปที่ 4.10 แสดงความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนรวมที่ใช้ในระบบที่ขึ้นกับอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลตั้งแต่ 0.1 ถึง 2.5 ในขณะที่อุณหภูมิคงที่ 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 10 จากผลการจำลองกระบวนการพบว่าความร้อนที่ใช้ในเครื่องให้ความร้อน (heater) มีค่าคงที่ในทั้งสองระบบเนื่องจากแคลเซียมออกไซด์ที่ป้อนเข้าสู่ระบบไม่ได้ผ่านเครื่องให้ความร้อนนี้ ความร้อนที่ใช้ในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ (reformer) มีค่าลดลงเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลน้อยกว่า 2 และเพิ่มสูงขึ้นเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลมากกว่า 2 ในกรณีที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน เนื่องจากที่อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลเท่ากับ 2 เป็นสภาวะที่เหมาะสม ในช่วงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลน้อยกว่า 2 การดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อนเกิดได้ดี ความร้อนที่ใช้จึงมีค่าลดลง และในช่วงอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลมากกว่า 2 จะไม่เกิดการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่ม แต่ยังคงมีการป้อนแคลเซียมออกไซด์เข้ามาในปริมาณมากขึ้น ส่งผลให้ความร้อนที่ใช้ในเครื่องรีฟอร์มเมอร์มีปริมาณมากขึ้น ในขณะที่ความร้อนที่ใช้ในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ (reformer) กรณีที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอกมีค่าคงที่ ส่วนเครื่องดูดซับ (adsorber) ในระบบที่มีการแยกแบบภายนอก จะใช้ความร้อนลดลงเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลน้อยกว่า 1 และเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอลมากกว่า 1 ดังแสดงในรูปที่ 4.10b ซึ่งสามารถอธิบายได้เช่นเดียวกับในกรณีที่มีการดูดซับภายใน

### 4.3 ผลของการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง

จากการศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อการผลิตไฮโดรเจนและองค์ประกอบอื่นที่สมดุลในกระบวนการรีฟอร์มมิ่งกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤต พบว่าที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลิเซอรอล 10 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอล 2 เป็นสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไฮโดรเจนสำหรับระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน ในขณะที่สภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไฮโดรเจนสำหรับระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอกคือ ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลิเซอรอล 20 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลิเซอรอล 1 แก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จากสภาวะดังกล่าวแสดงดังตารางที่ 4.1 และนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงให้กับเซลล์เชื้อเพลิงเพื่อศึกษาผลของอุณหภูมิ ความดัน และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า ที่มีต่อการผลิตไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงและความร้อนที่ใช้ในระบบ

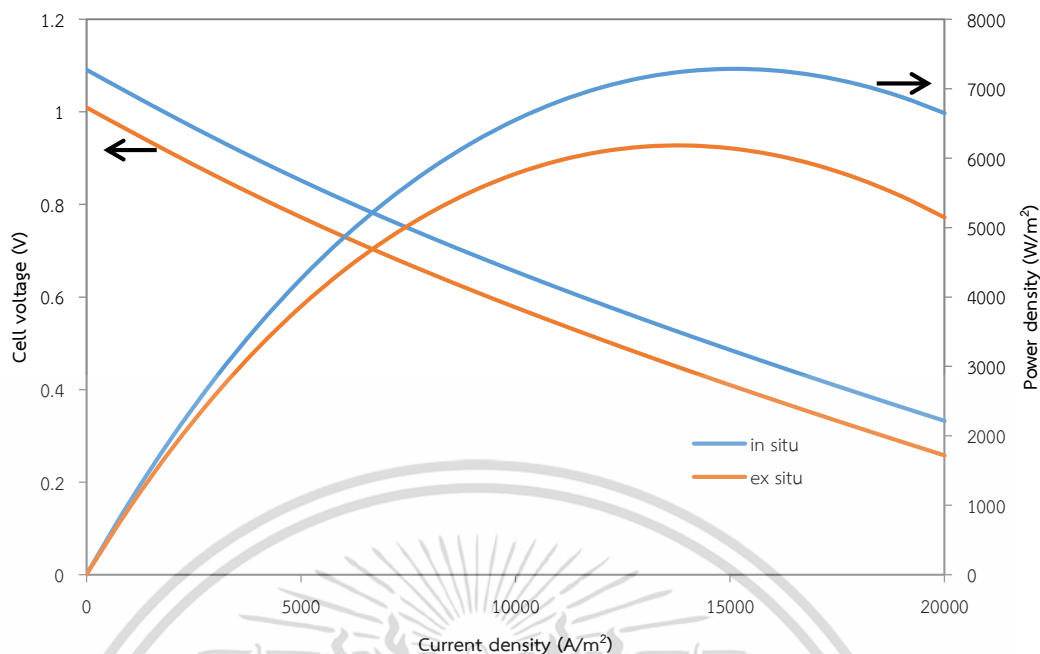
ตารางที่ 4.1 แก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตและนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง

พารามิเตอร์	ค่าพารามิเตอร์	
	แบบภายใน	แบบภายนอก
อัตราการไหลโดยโมลของไฮโดรเจน (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	2.59	2.81
อัตราการไหลโดยโมลของมีเทน (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	0.25	0.04
อัตราการไหลโดยโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	0.04	0.33

การจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง โดยใช้เชื้อเพลิงจากผลิตภัณฑ์ในกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยอัตราการไหลที่แสดงในตารางที่ 4.1 อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ และป้อนอากาศเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงด้วยอัตราการไหล 155 กิโลโมลต่อชั่วโมง ซึ่งใช้อัตราการไหลของอากาศมากกว่าอัตราการไหลของเชื้อเพลิงประมาณ 5 เท่า เนื่องจากปฏิกิริยาภายในเซลล์เชื้อเพลิงเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน การใช้อัตราการไหลของอากาศที่มากขึ้นจะช่วยในการถ่ายเทความร้อน ไม่ให้เซลล์เชื้อเพลิงมีความร้อนสูงเกินไป [26] อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บรรยากาศ ทำการศึกษาปัจจัยที่มีต่อสมรรถนะในการผลิตไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงและความร้อนที่ใช้ในระบบ ได้แก่ อุณหภูมิ ความดัน และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า โดยผลจากการจำลองกระบวนการแสดงในรูปของศักยภาพไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ความหนาแน่นกำลังไฟฟ้า อัตราการใช้เชื้อเพลิง ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของระบบ

#### 4.3.1 ผลของสภาวะการดำเนินงานที่มีต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง

ในการศึกษาสภาวะการดำเนินงาน ได้แก่ อุณหภูมิและความดันที่ใช้ในเซลล์เชื้อเพลิง และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า ที่มีผลต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง จะทำการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความดันในช่วงที่นิยมใช้ในการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง ในขณะที่จะทำการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้าในช่วงที่เหมาะสม โดยพิจารณาจากรูปที่ 4.11

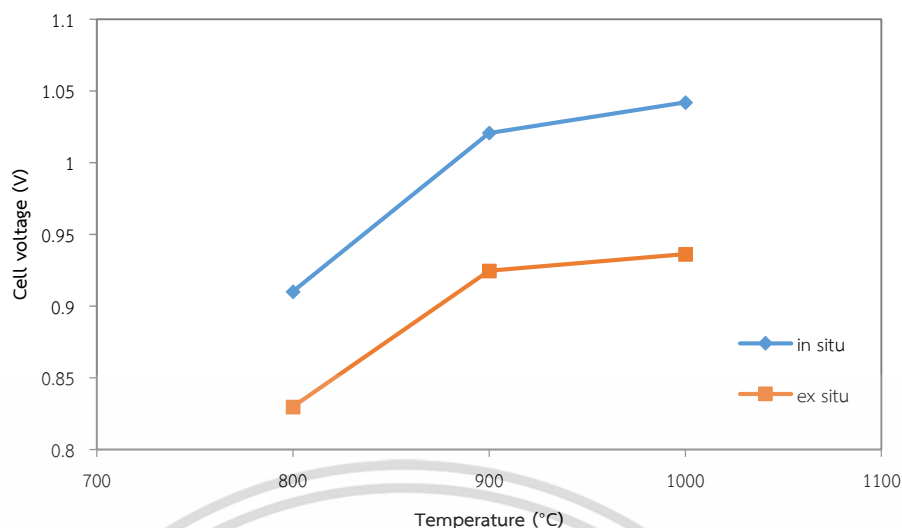


**รูปที่ 4.11** ผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงและความหนาแน่นกำลังไฟฟ้า ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ

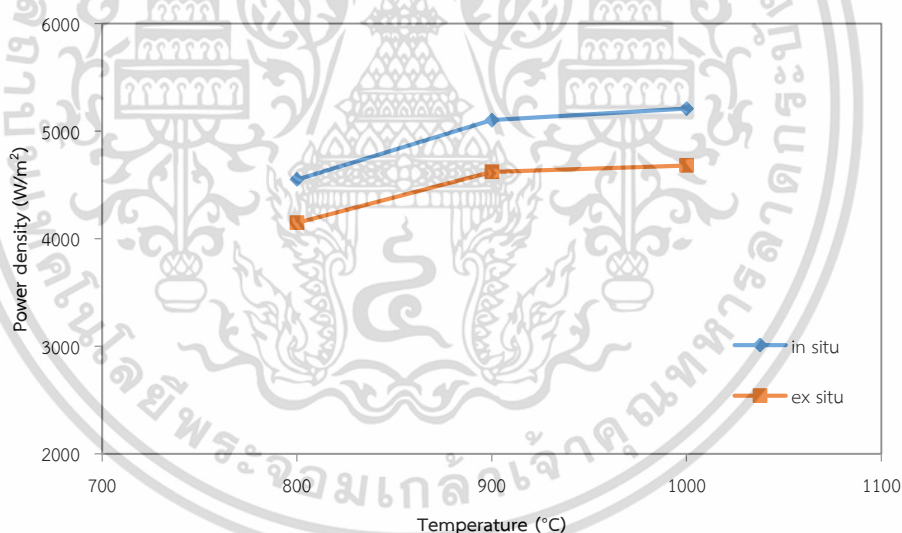
จากรูปที่ 4.11 ทำการศึกษาผลของความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าที่มีต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์และความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียสและความดัน 4 บรรยากาศ จะเห็นว่าช่วงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 5,000 – 10,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตรเป็นช่วงที่เหมาะสมในการศึกษาค่าศักย์ไฟฟ้าของเซลล์และความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าในทั้งสองระบบ เนื่องจากเป็นช่วงที่ให้ค่าศักย์ไฟฟ้าของเซลล์อยู่ในช่วง 0.6 ถึง 0.8 โวลต์ ซึ่งเป็นช่วงของค่าศักย์ไฟฟ้าที่เหมาะสมที่ทำให้ได้ค่าความหนาแน่นของกำลังไฟฟ้ามีค่าสูง [27] ดังนั้นจะทำการศึกษาผลของความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าที่มีต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงในช่วง 5,000 – 10,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

#### 4.3.1.1 ผลของอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงาน

เนื่องจากการปรับเปลี่ยนอุณหภูมิไม่ส่งผลต่ออัตราการใช้เชื้อเพลิง ดังนั้นในหัวข้อ 4.3.1.1 จะทำการศึกษาผลของอุณหภูมิที่มีต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ความหนาแน่นกำลังไฟฟ้า ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของระบบ โดยทำการปรับเปลี่ยนอุณหภูมิที่ 800 900 และ 1,000 องศาเซลเซียส ที่ความดันคงที่ที่ 4 บรรยากาศ และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าที่ 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร ผลจากการจำลองกระบวนการแสดงดังรูปที่ 4.12 ถึง 4.15



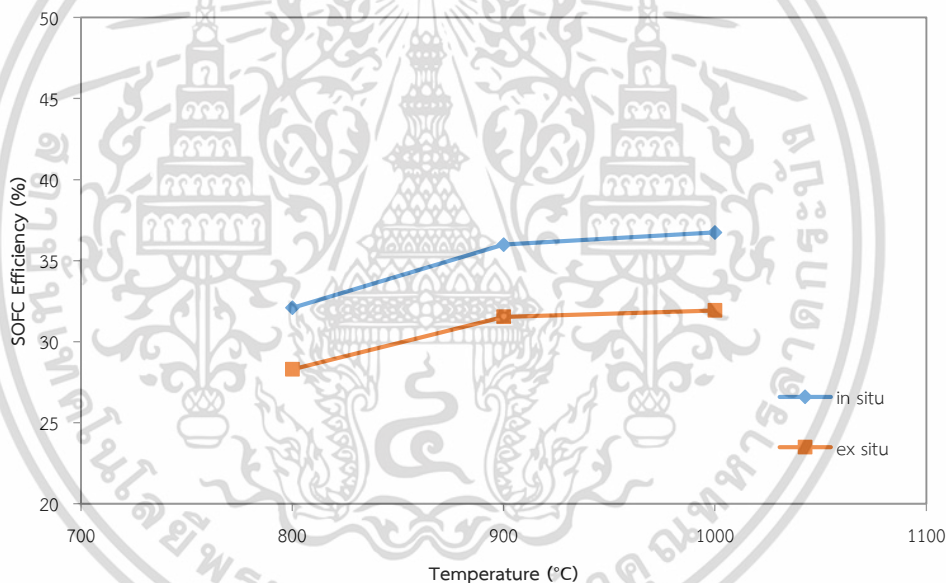
รูปที่ 4.12 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ที่ความดัน 4 บรรยากาศ ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเท่ากับ 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร



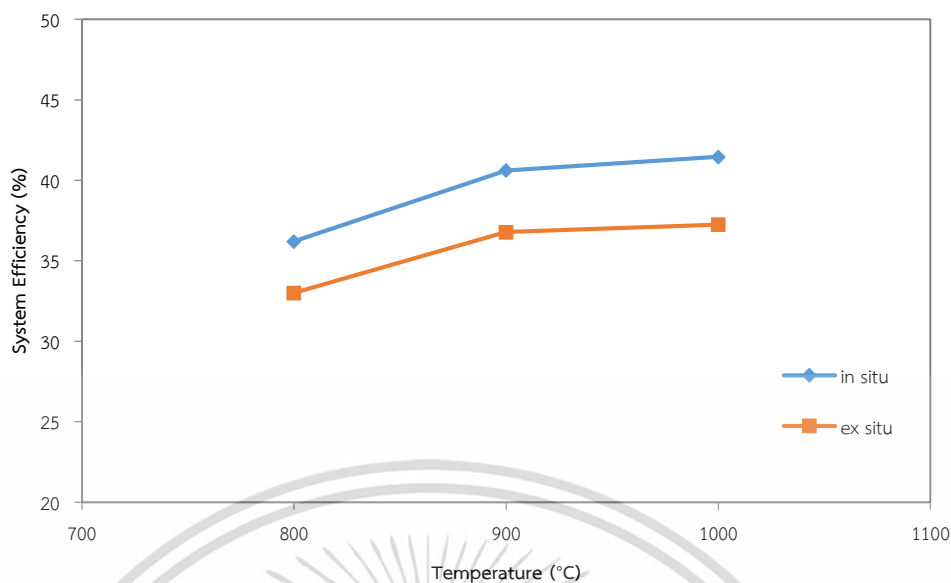
รูปที่ 4.13 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ที่ความดัน 4 บรรยากาศ ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเท่ากับ 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

รูปที่ 4.12 และรูปที่ 4.13 แสดงผลของอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงที่มีต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงและความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงตามลำดับ โดยจากรูปที่ 4.12 จะเห็นว่าเมื่ออุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงจะมีค่าเพิ่มขึ้นในทั้งสองระบบ โดยเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้น ผลรวมของศักย์ไฟฟ้าสูญเสียมีค่าลดลง เมื่อพิจารณาศักย์ไฟฟ้าสูญเสียทั้ง 3 ชนิด พบว่าศักย์ไฟฟ้าสูญเสียจากปฏิกิริยาเคมีและศักย์ไฟฟ้าสูญเสียจากความต้านทานไฟฟ้ามีค่าลดลง โดยเอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ค่าศักย์ไฟฟ้าสูญเสียจากปฏิกิริยาเคมีมีค่าลดลงเนื่องจากอัตราการเกิดปฏิกิริยามีค่าสูงขึ้น ค่าศักย์ไฟฟ้าสูญเสียจากความต้านทานไฟฟ้ามีค่าลดลงเนื่องจากเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น การนำไฟฟ้าของขั้วแอโนด ขั้วแคโทด และการนำไอออนของอิเล็กโทรไลต์มีค่าเพิ่มสูงขึ้น การสูญเสียศักย์ไฟฟ้าเนื่องจากความต้านทานไฟฟ้าจึงมีค่าลดลง ในขณะที่ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียจากการถ่ายโอนมวลมีค่าสูงขึ้น แต่มีค่าน้อยมากเมื่อเทียบกับศักย์ไฟฟ้าสูญเสียสองชนิดแรก ทำให้ผลรวมของศักย์ไฟฟ้าสูญเสียมีค่าลดลง โดยจากการจำลองกระบวนการพบว่าที่อุณหภูมิ 1,000 องศาเซลเซียส จะได้ค่าศักย์ไฟฟ้าสูงที่สุด และเมื่อพิจารณารูปที่ 4.13 จะเห็นว่าค่าความหนาแน่นกำลังไฟฟ้ามีแนวโน้มเช่นเดียวกับค่าศักย์ไฟฟ้า คือมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น เนื่องจากค่าความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าแปรผันตรงกับค่าศักย์ไฟฟ้า โดยระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในจะมีค่าศักย์ไฟฟ้าของเซลล์สูงกว่าระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก เนื่องจากปริมาณของเชื้อเพลิงไฮโดรเจนที่ได้จากระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในมีค่ามากกว่าระบบที่มีการแยกแบบภายนอก ดังนั้นค่าศักย์ไฟฟ้าของระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในจึงมีค่าสูงกว่า



**รูปที่ 4.14** ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง ที่ความดัน 4 บรรยากาศ ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเท่ากับ 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

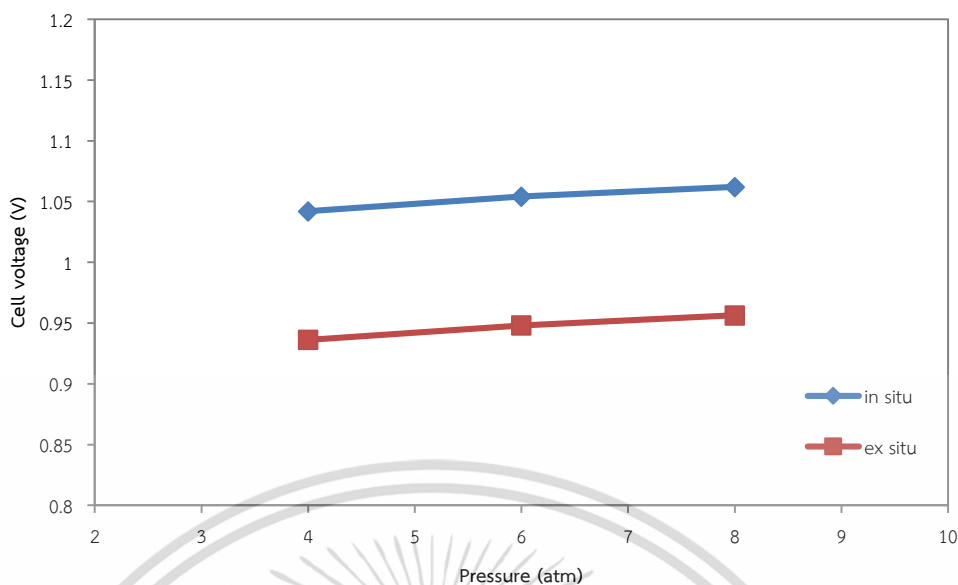


**รูปที่ 4.15** ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อประสิทธิภาพของระบบ ที่ความดัน 4 บรรยากาศ ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเท่ากับ 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

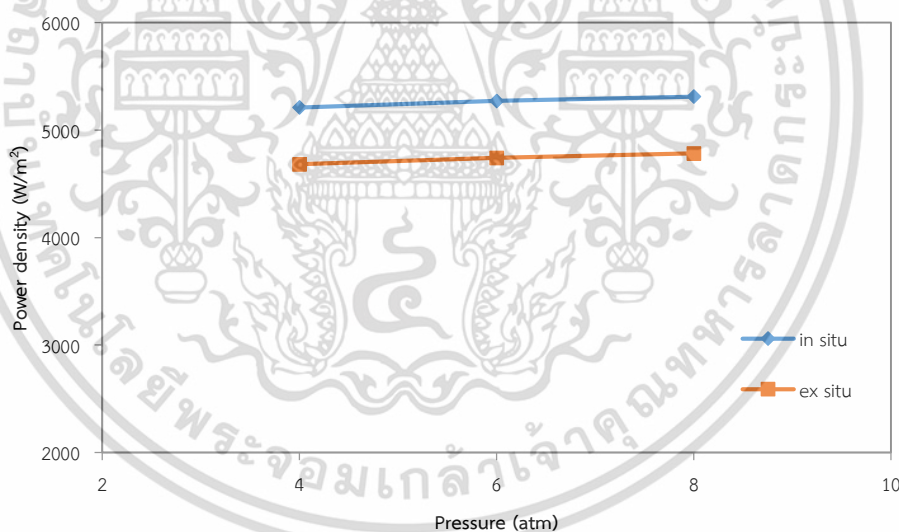
ต่อมาจะทำการศึกษาผลของอุณหภูมิที่มีต่อประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบ ดังแสดงในรูปที่ 4.14 และ 4.15 ตามลำดับ จากรูปจะเห็นว่าเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบมีค่าเพิ่มขึ้นในแนวโน้มเช่นเดียวกับค่าศักย์ไฟฟ้าและความหนาแน่นกำลังไฟฟ้า เนื่องจากประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบคำนวณจากความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าที่ผลิตได้ส่วนด้วยเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้ามา เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น ความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าจะมีค่าเพิ่มสูงขึ้น ในขณะที่เชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าสู่ระบบและป้อนเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงมีปริมาณเท่าเดิม ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบจึงมีค่าเพิ่มสูงขึ้น โดยระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในจะมีประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบมากกว่าระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก เนื่องจากระบบที่มีการแยกแบบภายในให้ค่าศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงสูงกว่า ในปริมาณการป้อนเชื้อเพลิงเท่ากัน

#### 4.3.1.2 ผลของความดันที่ใช้ในการดำเนินงาน

เนื่องจากการปรับเปลี่ยนความดันไม่ส่งผลต่ออัตราการใช้เชื้อเพลิงเช่นเดียวกับการปรับเปลี่ยนอุณหภูมิ ดังนั้นในหัวข้อ 4.3.1.2 จะทำการศึกษาผลของความดันที่มีต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ความหนาแน่นกำลังไฟฟ้า ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของระบบ โดยทำการปรับเปลี่ยนความดันที่ 4 6 และ 8 บรรยากาศ ที่อุณหภูมิคงที่ที่ 1,000 องศาเซลเซียส และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าที่ 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร ผลจากการจำลองกระบวนการแสดงดังรูปที่ 4.16 ถึง 4.19



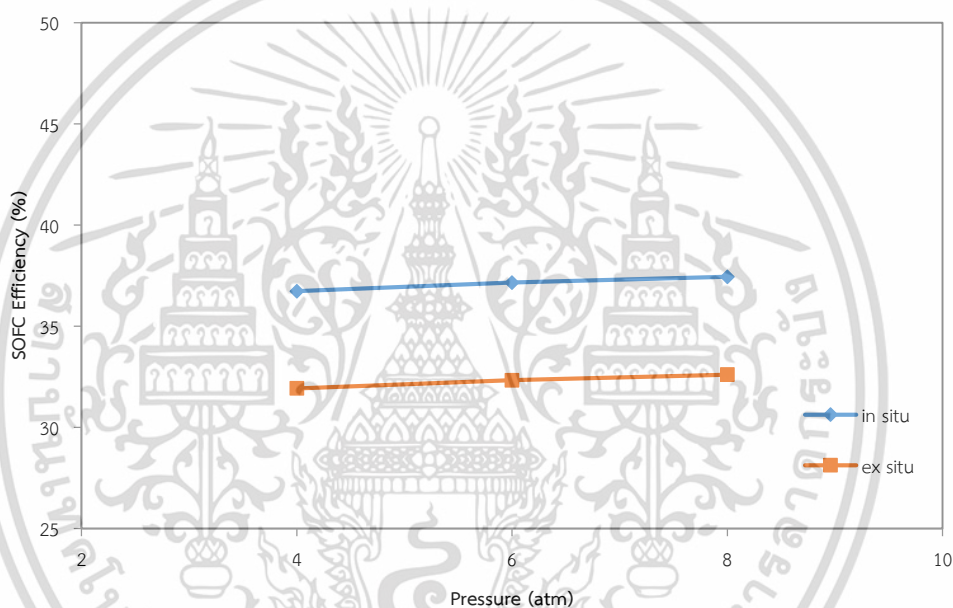
รูปที่ 4.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ที่อุณหภูมิ 1,000 องศาเซลเซียส ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร



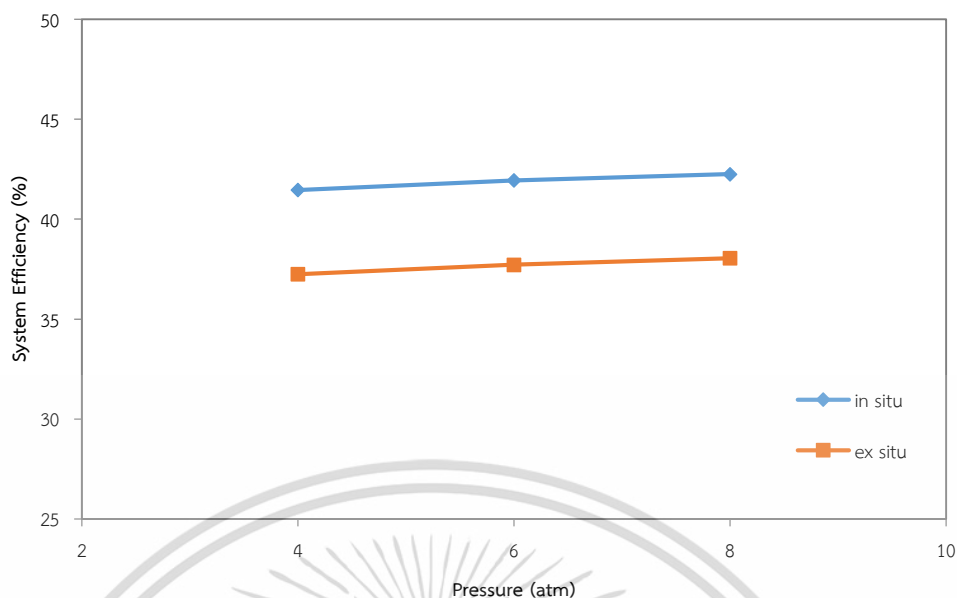
รูปที่ 4.17 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ที่อุณหภูมิ 1,000 องศาเซลเซียส ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

รูปที่ 4.16 และรูปที่ 4.17 แสดงผลของความดันที่มีต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงและความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงตามลำดับ จากรูปที่ 4.16 พบว่าเมื่อความดันที่ใช้ในการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงสูงขึ้น ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงมีค่าเพิ่มขึ้นเล็กน้อย เนื่องจากศักย์ไฟฟ้าทางทฤษฎีมีค่าเพิ่มขึ้น และผลรวมของศักย์ไฟฟ้าสูญเสียมีค่าลดลง เมื่อพิจารณาศักย์ไฟฟ้าสูญเสียทั้ง 3 ชนิดจะพบว่า ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียจากการถ่ายโอนมวลมีค่าลดลงเนื่องจากการเพิ่มความดัน อย่างไรก็ตามการเพิ่มความดันจะส่งผลให้ต้นทุนของระบบเพิ่มขึ้น เนื่องจากต้องใช้อุปกรณ์ที่มีความดันสูงมากขึ้น ไม่ว่าจะเป็นกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ดันส่งผลให้เกิดการแพร่ได้ดีขึ้น จึงสามารถแพร่ผ่านรอยต่อระหว่างขั้วไฟฟ้าและอิเล็กโทรไลต์ได้ง่ายขึ้น ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียจากการถ่ายโอนมวลจึงมีค่าลดลง ในขณะที่ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียจากปฏิกิริยาเคมีมีการเปลี่ยนแปลงน้อยมากและจากความต้านทานไฟฟ้าคงที่ เนื่องจากความดันไม่ส่งผลต่อศักย์ไฟฟ้าสูญเสียทั้งสองชนิดนี้ ผลรวมของศักย์ไฟฟ้าสูญเสียจึงมีค่าลดลงเล็กน้อย การเพิ่มความดันส่งผลต่อการเพิ่มขึ้นของศักย์ไฟฟ้าน้อยมาก และเมื่อพิจารณารูปที่ 4.17 จะเห็นว่าค่าความหนาแน่นกำลังไฟฟ้ามีแนวโน้มเช่นเดียวกับค่าศักย์ไฟฟ้า คือมีค่าเพิ่มขึ้นเล็กน้อยเมื่ออุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น เนื่องจากค่าความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าแปรผันตรงกับค่าศักย์ไฟฟ้า ดังนั้นสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการดำเนินงานคือที่ความดัน 4 บรรยากาศสำหรับทั้งสองระบบ โดยระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในมีค่าศักย์ไฟฟ้าสูงกว่าระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอกเช่นเดิม



รูปที่ 4.18 ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง ที่อุณหภูมิ 1,000 องศาเซลเซียส ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

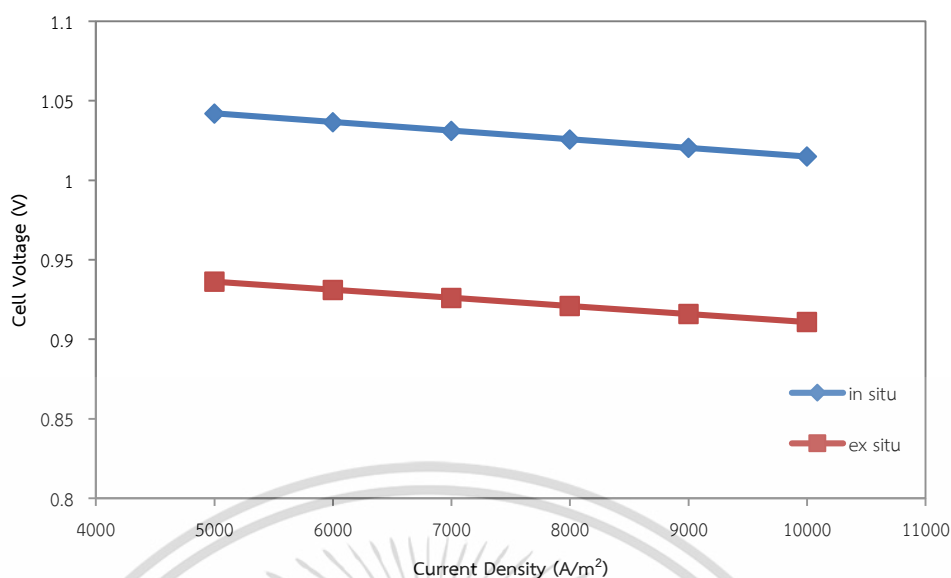


**รูปที่ 4.19** ผลของการเปลี่ยนแปลงความดันในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อประสิทธิภาพของระบบ ที่อุณหภูมิ 1,000 องศาเซลเซียส ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

ผลของความดันที่มีต่อประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบแสดงดังรูปที่ 4.18 และ 4.19 ตามลำดับ จากรูปจะเห็นว่าเมื่อความดันเพิ่มขึ้นประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบมีค่าเพิ่มขึ้นเล็กน้อยในแนวโน้มเช่นเดียวกับค่าศักย์ไฟฟ้าและความหนาแน่นกำลังไฟฟ้า เนื่องจากประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบคำนวณจากความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าที่ผลิตได้ส่วนด้วยเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้ามา เมื่อความดันสูงขึ้น ความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าจะมีค่าเพิ่มสูงขึ้นเล็กน้อย ในขณะที่เชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าสู่ระบบและป้อนเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงมีปริมาณเท่าเดิม ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบจึงมีค่าเพิ่มสูงขึ้นเล็กน้อย โดยระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในจะมีประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบมากกว่าระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก เนื่องจากระบบที่มีการแยกแบบภายในให้ค่าศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงสูงกว่า ในปริมาณการป้อนเชื้อเพลิงเท่ากันเช่นเดียวกับผลของการปรับเปลี่ยนอุณหภูมิ

#### 4.3.1.3 ผลของความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า

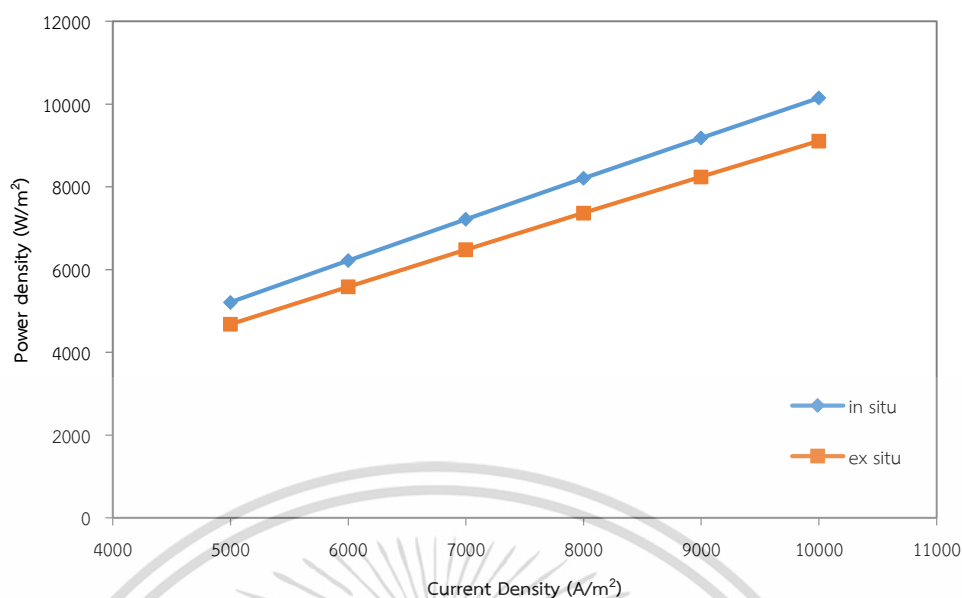
ในหัวข้อที่ 4.3.1.3 จะทำการศึกษาผลของความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าที่ 5,000 – 10,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร ที่อุณหภูมิคงที่ 1,000 องศาเซลเซียส และความดันคงที่ 4 บรรยากาศ ที่มีต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง อัตราการใช้เชื้อเพลิง ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของระบบ ซึ่งแสดงรูปที่ 4.20 ถึง 4.24



**รูปที่ 4.20** ผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ที่อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ

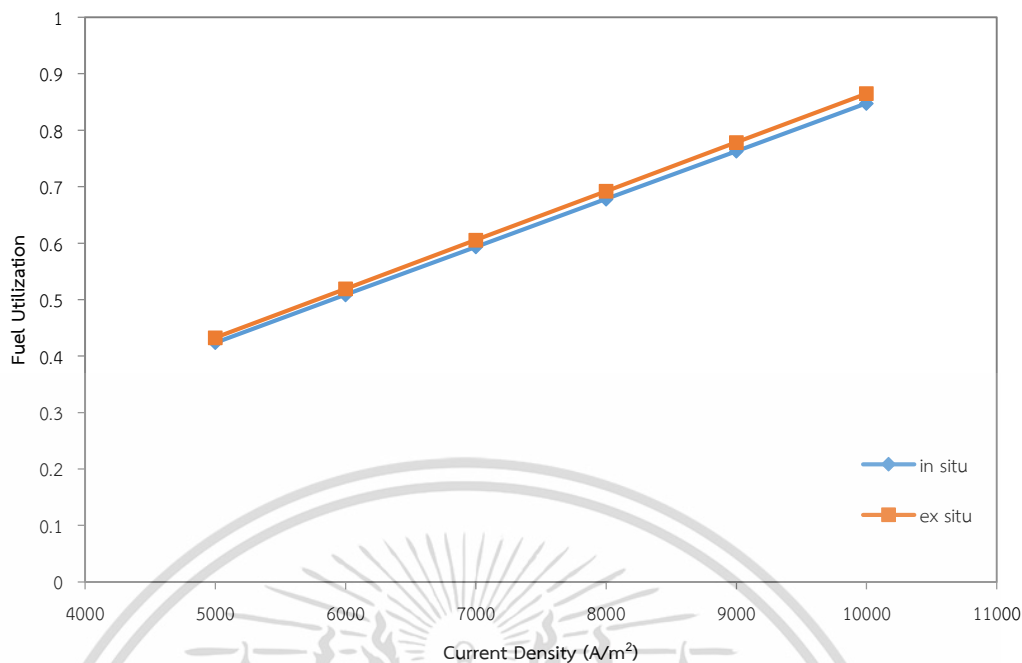
จากรูปที่ 4.20 สังเกตเห็นว่าเมื่อความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเพิ่มขึ้น ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงมีค่าลดลง โดยผลรวมของศักย์ไฟฟ้าสูญเสียมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อพิจารณาศักย์ไฟฟ้าสูญเสียทั้ง 3 ชนิดจะพบว่า ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียทั้ง 3 ชนิดมีค่าเพิ่มขึ้น โดยระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในมีค่าศักย์ไฟฟ้าสูงกว่าระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอกเช่นเดิม

แม้ว่าการเพิ่มขึ้นของความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าจะส่งผลในทางลบกับการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง แต่ยังไม่สามารถสรุปได้ว่าที่ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร เป็นสภาวะในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดของเซลล์เชื้อเพลิง เนื่องจากการเปลี่ยนแปลงของความหนาแน่นกระแสไฟฟ้ายังส่งผลต่อความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง อัตราการใช้เชื้อเพลิง ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบ จึงจำเป็นต้องพิจารณาผลของความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า อัตราการใช้เชื้อเพลิง ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบควบคู่ไปกับค่าศักย์ไฟฟ้าของเซลล์ ดังนี้

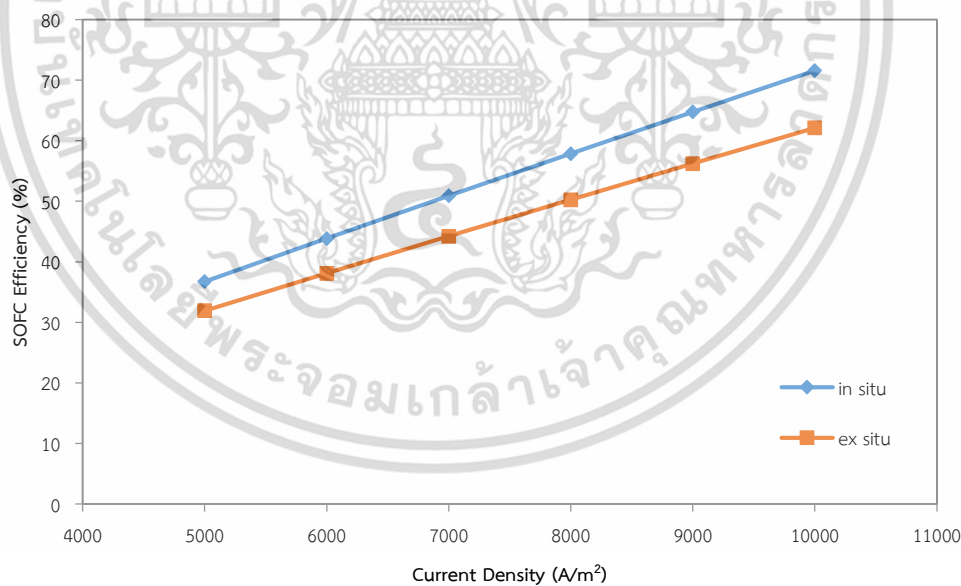


รูปที่ 4.21 ผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ที่อุณหภูมิ 1,000 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ

จากรูปที่ 4.21 จะเห็นว่าความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าเพิ่มขึ้นเมื่อความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเพิ่มขึ้น แม้ว่าค่าความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าจะขึ้นกับค่าศักย์ไฟฟ้าโดยตรง และศักย์ไฟฟ้ามีค่าลดลงเมื่อความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเพิ่มขึ้น แต่เนื่องจากการเพิ่มขึ้นของความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าส่งผลต่อความหนาแน่นกำลังไฟฟ้ามากกว่า และระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในมีค่าสูงกว่าระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอกเช่นเดิม

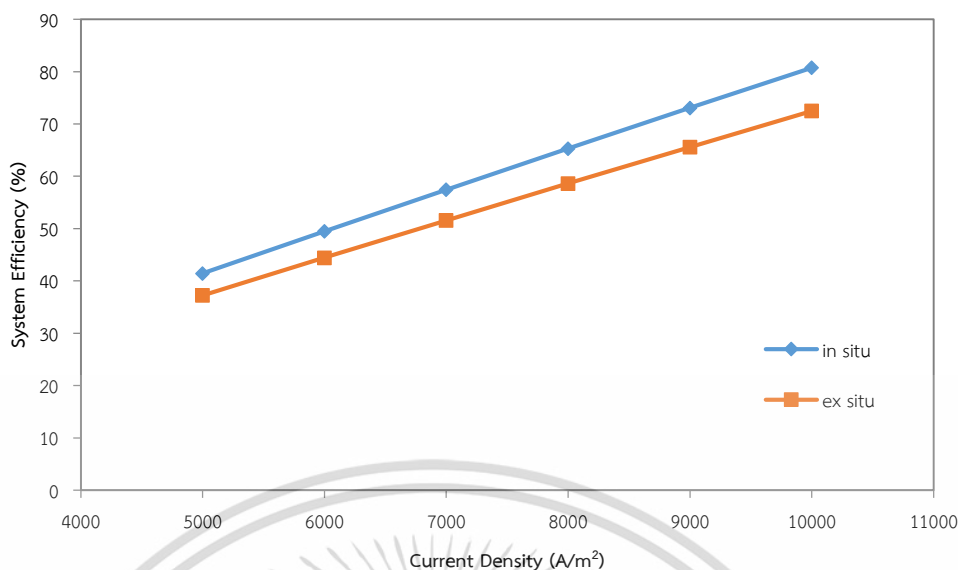


รูปที่ 4.22 ผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่ออัตราการใช้เชื้อเพลิง ที่อุณหภูมิ 1,000 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ



รูปที่ 4.23 ผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง ที่อุณหภูมิ 1,000 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



**รูปที่ 4.24** ผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อสมรรถนะของระบบ ที่อุณหภูมิ 1,000 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ

จากรูปที่ 4.22 ถึง 4.24 จะเห็นว่าเมื่อความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเพิ่มขึ้น อัตราการใช้เชื้อเพลิง ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบจะมีค่าเพิ่มขึ้น เนื่องจากการเพิ่มขึ้นของความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าหมายความว่ามีการใช้เชื้อเพลิงสำหรับผลิตไฟฟ้าในปริมาณมากขึ้นในขณะที่มีการป้อนเชื้อเพลิงเข้ามาในปริมาณเท่าเดิม ดังนั้นจึงส่งผลให้อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบเพิ่มขึ้นในทั้งสองระบบ โดยระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในจะมีอัตราการใช้เชื้อเพลิงน้อยกว่าระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอกเล็กน้อย เนื่องจากระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในมีปริมาณไฮโดรเจนมากกว่า ในขณะที่ขนาดของเซลล์เชื้อเพลิงและความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้ามีค่าเท่ากัน เมื่อพิจารณาประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบพบว่า ระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในมีค่าสูงกว่าระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก เนื่องจากระบบที่มีการแยกแบบภายในมีอัตราการใช้เชื้อเพลิงเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงน้อยกว่า และให้ค่าศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงสูงกว่า ในปริมาณการป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่ระบบเท่ากัน

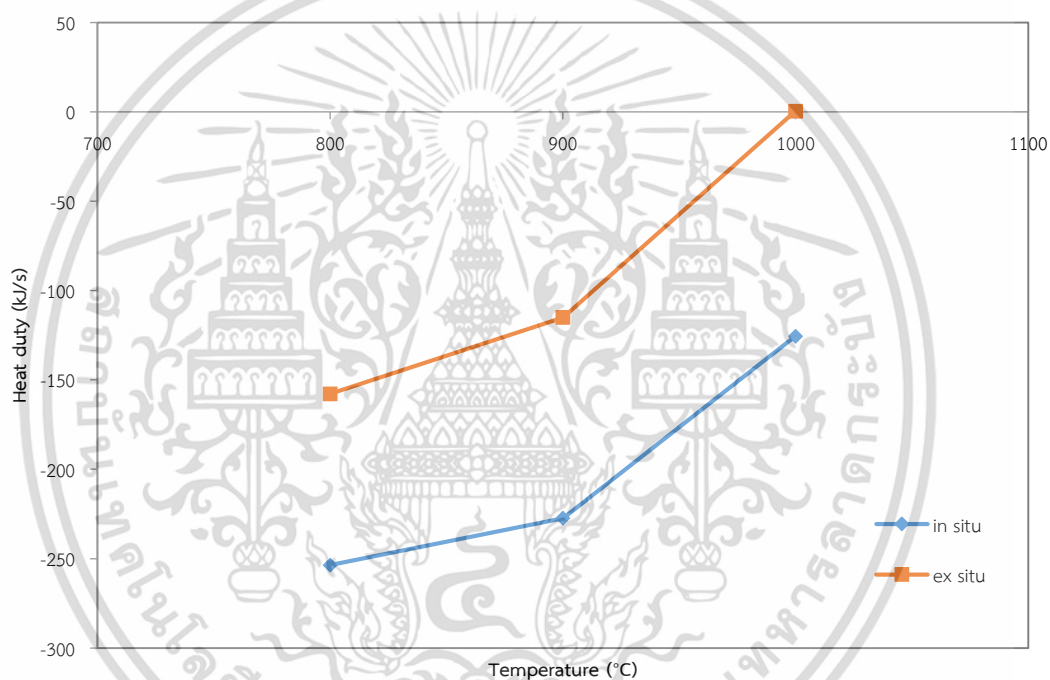
จากการเปลี่ยนแปลงค่าความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าในช่วง 5,000 – 10,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตรจะเห็นได้ว่า ที่ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 10,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตรเป็นค่าที่เหมาะสมที่สุดในการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง แม้ว่าจะให้ศักย์ไฟฟ้าต่ำลง แต่มีอัตราการใช้เชื้อเพลิงประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของระบบสูง

### 4.3.2 ผลของสภาวะการดำเนินงานที่มีต่อความร้อนที่ใช้ในระบบ

ในการพิจารณาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความดันที่มีต่อความร้อนที่ใช้ในระบบ จะพิจารณาความร้อนรวมของระบบจากอุปกรณ์ทั้งหมดที่ใช้ ได้แก่ HEATER2 ANODE1 ANODE2 CATHODE COMPR1 และ HEATER3 และใช้สมการ (3.12) ในการคำนวณความร้อนรวมของเซลล์ เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง

$$Q_{SOFC} = \left( \sum_0 \dot{n}_{i,an}^{in} h_{i,an}^{in} \right) + \left( \sum_0 \dot{n}_{i,ca}^{in} h_{i,ca}^{in} \right) - \left( \sum_0 \dot{n}_{i,an}^{out} h_{i,an}^{out} \right) - \left( \sum_0 \dot{n}_{i,ca}^{out} h_{i,ca}^{out} \right) - P_{SOFC} \quad (3.13)$$

#### 4.3.2.1 ผลของอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงาน



**รูปที่ 4.25** ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกที่มีต่อความร้อนรวมของเซลล์เชื้อเพลิง ที่ความดันคงที่ 4 บรรยากาศ ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 10,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

จากรูปที่ 4.25 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานในเซลล์เชื้อเพลิง ที่ 800 900 และ 1,000 องศาเซลเซียส ที่มีต่อความร้อนที่ใช้ในระบบ ที่ความดัน 4 บรรยากาศ และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 10,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้น ความร้อนรวมของระบบจะมีค่าเพิ่มขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีที่เกิดขึ้นในเซลล์เชื้อเพลิงเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ดังนั้นที่อุณหภูมิสูงขึ้น จะเกิดการคายความร้อนมากขึ้น

ดังนั้นเมื่อพิจารณาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงควบคู่กับความร้อนรวมของเซลล์เชื้อเพลิง พบว่าที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียสเป็นอุณหภูมิที่เหมาะสมที่สุดที่ใช้ในการดำเนินงานของระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ทั้งสองแบบ แม้ว่าการเพิ่มอุณหภูมิเป็น 1,000 องศาเซลเซียสจะได้ค่าศักย์ไฟฟ้า ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบเพิ่มขึ้น แต่มีค่าเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อย ในขณะที่ต้องใช้ความร้อนเพิ่มขึ้นในปริมาณมาก



รูปที่ 4.26 ความร้อนรวมของกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูงที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศและความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 10,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

จากการพิจารณาผลของสมรรถนะเซลล์เชื้อเพลิงควบคู่กับความร้อนรวมของระบบโดยการปรับเปลี่ยนสภาวะที่ใช้ในการดำเนินงาน พบว่าสภาวะที่เหมาะสมที่สุดที่ใช้ในการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูงคือที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 10,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร ที่สภาวะดังกล่าวระบบจะให้ความร้อน 227.37 กิโลจูลต่อวินาทีและ 115.03 กิโลจูลต่อวินาที สำหรับระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและภายนอกตามลำดับ

ความร้อนรวมของระบบรวมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูงแสดงดังรูปที่ 4.26 โดยจากรูปจะเห็นได้ว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตใช้ความร้อนน้อยกว่าเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูงมาก เนื่องจากในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูงจะป้อนอากาศด้วยอัตราการไหลมากกว่าอัตราการไหลของเชื้อเพลิงประมาณ 5 เท่า เนื่องจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีที่เกิดขึ้นภายในเซลล์เชื้อเพลิงเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน การใช้อัตราการไหลของอากาศมากจะช่วยให้การถ่ายเทความร้อนดีขึ้น ไม่ทำให้เซลล์เชื้อเพลิงมีความร้อนสูงเกินไป แต่เมื่ออัตราการป้อนอากาศมีค่ามากส่งผลให้ต้องใช้ความร้อนในเครื่องอัดอากาศและเครื่องให้ความร้อนในปริมาณมากตามมา ดังนั้นเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูงจึงใช้ความร้อนมากกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตค่อนข้างมาก

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

## บทที่ 5

# สรุปผลการดำเนินงาน

### 5.1 สรุปผลการจำลองกระบวนการ

งานวิจัยนี้ศึกษาการผลิตไฟฟ้าของระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและแบบภายนอกกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูงโดยใช้โปรแกรม AspenPlus™ แบ่งการจำลองกระบวนการออกเป็น 2 ส่วน ได้แก่

ส่วนที่ 1 การผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายในและแบบภายนอก ได้ทำการวิเคราะห์ทางเทอร์โมไดนามิกส์ผ่านวิธีการคำนวณค่าพลังงานอิสระที่ต่ำที่สุดของกิบส์ จากการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานมาตรฐาน คือ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 10 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 พบว่าแก๊สไฮโดรเจนที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงที่มีการดูดซับแบบภายในมีค่ามากกว่าค่าที่ได้จากการดูดซับภายนอก นอกจากนี้ยังทำการศึกษาค่าผลของการปรับเปลี่ยนสภาวะที่ใช้ในการดำเนินงาน ได้แก่ อุณหภูมิและความดันในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล ที่มีต่อปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์และความร้อนที่ใช้ในระบบ ซึ่งพบว่าสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับระบบที่มีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน คือ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมล 10 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 2 โดยได้แก๊สไฮโดรเจนสูงสุด 87 เปอร์เซ็นต์โดยโมล (dry basis) และใช้ความร้อนทั้งหมด 4.79 กิโลจูลต่อวินาที และสำหรับระบบที่มีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอก สภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมคืออุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล 20 และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 1 ให้ไฮโดรเจนสูงสุด 75 เปอร์เซ็นต์โดยโมล (dry basis) ใช้ความร้อนทั้งหมด 8.64 กิโลจูลต่อวินาที เมื่อเปรียบเทียบระบบที่มีการแยกแบบภายในและภายนอกพบว่าระบบที่มีการแยกแบบภายในให้ผลผลิตไฮโดรเจนสูงกว่าที่สภาวะดำเนินการเดียวกัน และใช้ความร้อนทั้งหมดน้อยกว่าระบบที่มีการแยกแบบภายนอก อีกทั้งยังเสียค่าใช้จ่ายในการติดตั้งอุปกรณ์น้อยกว่า โดยจากผลการจำลองกระบวนการพบว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์จะให้ไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูงเพียงพอโดยที่ไม่จำเป็นต้องมีเครื่องปฏิกรณ์สำหรับปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิฟ (water gas shift reactor)

ส่วนที่ 2 การผลิตไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง โดยใช้แก๊สสังเคราะห์จากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤตภายใต้สภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดจากส่วนที่ 1 เป็นเชื้อเพลิงของระบบ จากการจำลองกระบวนการในโปรแกรม AspenPlus™ ร่วมกับสมการที่เขียนในรูปแบบของ FORTRAN และศึกษาค่าผลของอุณหภูมิ ความดัน และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า ที่มีต่อการผลิตไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงและความร้อนที่ใช้ในระบบ พบว่าสภาวะดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูงที่เหมาะสมที่สุดในทั้ง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สองระบบคือ อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 10,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร จะได้ค่าศักย์ไฟฟ้าเท่ากับ 1.02 โวลต์ อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 0.85 ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 71.56 เปอร์เซ็นต์ ประสิทธิภาพของระบบเท่ากับ 80.77 เปอร์เซ็นต์ และใช้ความร้อน -227.37 กิโลจูลต่อวินาที สำหรับระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายใน และระบบที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แบบภายนอกมีค่าศักย์ไฟฟ้าเท่ากับ 0.92 โวลต์ อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 0.87 ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 62.12 เปอร์เซ็นต์ ประสิทธิภาพของระบบเท่ากับ 72.48 เปอร์เซ็นต์ และใช้ความร้อน -115.03 กิโลจูลต่อวินาที

## 5.2 ข้อเสนอแนะ

5.2.1 จากการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าของระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง จะมีเชื้อเพลิงที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี ซึ่งสามารถนำความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงในส่วนดังกล่าวมาใช้กับกังหันแก๊ส (gas turbine) เพื่อเพิ่มกำลังในการผลิตไฟฟ้าได้อีกส่วนหนึ่ง

5.2.2 ศึกษาปัจจัยอื่นๆ ที่มีผลต่อการผลิตไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง นอกเหนือจากอุณหภูมิ ความดันที่ใช้ในการดำเนินงาน และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า ตัวอย่างเช่น ความหนาแน่นของขั้วไฟฟ้า ความหนาแน่นของอิเล็กโทรไลต์ เป็นต้น

5.2.3 ศึกษาสารตั้งต้นชนิดอื่นในกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่นอกเหนือจากกลีเซอรอล เช่น มีเทน เมทานอล เอทานอล เป็นต้น และเปรียบเทียบกับกลีเซอรอล

## เอกสารอ้างอิง

- [1] Siddharth R.G. “Hydrogen Production by Supercritical Water Reforming by Bio-oil Components”, The degree of Master of science, Auburn University, 2012.
- [2] Francisco Javier G.O., Pedro O., Ana S. and Sebastian G. “Experimental study of the supercritical water reforming of glycerol without the addition of a catalyst”, **Energy**, 56, 2013, 193-206.
- [3] Elena M., Boris K., Joost G.B., Hero J.H., John V. and Zeljko, K. “Glycerol reforming in supercritical water; a short review”, **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, 23, 2013, 30 – 33.
- [4] Haisheng C., Tianfu Z., Bilin D., Valerie D., Paul W., Mojtaba G. and Yulong, D. “Thermodynamic analyses of adsorption-enhanced steam reforming of glycerol for hydrogen production”, **International Journal of Hydrogen Energy**, 34, 2009, 7208 – 7222.
- [5] Francisco Javier G.O., Pedro O., Ana S. and Sebastian G. “Thermodynamic study of the supercritical water reforming of glycerol”, **International Journal of Hydrogen Energy**, 36, 2011, 8994 – 9013.
- [6] Thirasak P., Eric C., Worapon K., Kunlanan K. Amornchai A. and Sutthichai A. “Hydrogen production from catalytic supercritical water reforming of glycerol with cobalt-based catalysts”, **International Journal of Hydrogen Energy**, 38, 2013, 4368 – 4379.
- [7] Bennakom J.G., Venderbosch R.H., Assink D. and Heeres H.J. “Reforming of methanol and glycerol in supercritical water”, **Journal of Supercritical Fluids**, 58, 2011, 99 – 113.
- [8] Francisco Javier G.O., Pedro O., Ana S. and Sebastian G. “Optimization of power and hydrogen production from glycerol by supercritical water reforming”, **Chemical Engineering Journal**, 218, 2013, 309 – 318.
- [9] Roger A.M. “CO<sub>2</sub> Capture Materials for Sorption Enhanced Steam Reforming”, The degree of doctor of philosophy, The university of Leeds and Roger Axel Molinder, 2012.
- [10] Wang H.M. “Experimental studies on hydrogen generation by methane autothermal reforming over nickel-based catalyst”, **Journal of Power Sources**, 177, 2008, 506–511
- [11] Shuai S., Ai W.S., Chun L.L., Rong Z.Y. and Wen S.D. “Hydrogen production from steam reforming of glycerol over Ni/CeZrO catalysts”, **Fuel Processing Technology**, 125, 2014, 1 – 7.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- [12] ผศ.ดร.นวดล เหล่าศิริพจน์. “ผลิตเชื้อเพลิง ไฮโดรเจน” [Online]. Available: [http://www.kalasin3.go.th/view.php?article\\_id=24359](http://www.kalasin3.go.th/view.php?article_id=24359).
- [13] อุณาโลม เวทย์วัฒน์ ฮาร์ทลี. “ไฮโดรเจน – การผลิตและการประยุกต์ใช้, วารสารวิชาการเทคโนโลยีอุตสาหกรรม”, 9, 2556, 116 – 126.
- [14] Binlin D., Valerie D., Gavin R., Neil B., Paul T.W., Haisheng C., Yulong D. and Mojtaba G. “Hydrogen production by sorption-enhanced steam reforming of glycerol”, **Bioresource Technology**, 100, 2009, 3540 – 3547.
- [15] “เซลล์เชื้อเพลิง” [Online]. Available: [http://www.il.mahidol.ac.th/e-media/electrochemistry/web/5fuel\\_kind.htm](http://www.il.mahidol.ac.th/e-media/electrochemistry/web/5fuel_kind.htm).
- [16] “การจำแนกชนิดของเซลล์เชื้อเพลิง” [Online]. Available: <http://kanchanapisek.or.th/kp6/sub/book/book.php?book=33&chap=5&page=t33-5-infodetail05.html>.
- [17] James L. and Andrew D. 2003. **Fuel Cell Systems Explained**. 2nd ed. England : John Wiley & Sons Ltd.
- [18] Reymond J.G. and John M.V. “Novel SOFC anodes for the direct electrochemical oxidation of hydrocarbons”, **Journal of Catalysis**, 216, 2003, 477 – 486.
- [19] Yongman C., Lin M.C. and Meilin L. “Rational design of novel cathode materials in solid oxide fuel cells using first-principles simulations”, **Journal of Power Sources**, 195, 2010, 1441 – 1445.
- [20] Aline L.S., and Iduvirges L.M. “Operation of solid oxide fuel cells on glycerol fuel: A thermodynamic analysis using the Gibbs free energy minimization approach”, **Journal of Power Sources**, 195, 2010, 5637 – 15644.
- [21] Yunhua L., Wenju W., Binghui C. and Yingyu C. “Thermodynamic analysis of hydrogen production via glycerol steam reforming with CO<sub>2</sub> adsorption”, **International Journal of Hydrogen Energy**, 35, 2010, 7768 – 7777.
- [22] Stephanie S., Moritz H., Josef K., Wolfgang G.B., Uwe, M. and Andreas F. “Pressurized solid oxide fuel cells : Experimental studies and modeling”, **Journal of Power Sources**, 196, 2011, 7195 – 7202.
- [23] Park S.K. and Kim T.S. “Comparison between pressurized design and ambient pressure design of hybrid solid oxide fuel cell–gas turbine systems”, **Journal of Power Sources**, 163, 2006, 490 – 499.
- [24] Byrd A.J., Pant K.K. and Ram B.G. “Hydrogen Production from glycerol by reforming in supercritical water over Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalyst”, **Fuel**, 87, 2008, 2956 – 2960.
- [25] Leng Y.J., Chan S.H., Khor K.A. and Jiang S.P. “Performance evaluation of anode-supported solid oxide fuel cells with thin film YSZ electrolyte”, **International Journal of Hydrogen Energy**, 29, 2004, 1025 - 1033.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- [26] Zhang W. “Simulation of Solid Oxide Fuel Cell-Based Power Generation Processes with CO<sub>2</sub> Capture” The degree of Master of engineering, University of Waterloo, 2006.
- [27] Aguiar P., Adjiman C.S. and Brandon N.P. “ Anode-supported intermediate-temperature direct internal reforming solid oxide fuel cell I: model-based steady- state performance” *Journal of Power Sources*, 138, 2004, 120–136.



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ภาคผนวก ก

ผลการจำลองการผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอล  
ด้วยน้ำเหนือวิกฤตที่มีการแยกคาร์บอนไดออกไซด์แตกต่างกัน



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ ก.1 ผลขององค์ประกอบที่สมดุลจากการจำลองกระบวนการที่อุณหภูมิต่างๆ โดยความดันคงที่ 240 บรรยากาศ อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมล 10 และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมล 2

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	เศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุลของระบบที่มี กระบวนการแยกแบบภายใน				เศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุลของระบบที่มี กระบวนการแยกแบบภายนอก			
	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน
400	0.8117	4.63E-08	1.69E-09	0.1883	0.0419	6.91E-02	5.77E-04	0.8885
500	0.8419	2.59E-06	4.71E-07	0.1581	0.1417	6.39E-02	3.88E-03	0.7906
600	0.8592	5.72E-05	4.83E-05	0.1407	0.3035	5.51E-02	1.56E-02	0.6258
700	0.8644	7.31E-04	8.90E-04	0.1340	0.4801	4.50E-02	4.29E-02	0.4320
800	0.8693	4.67E-03	7.66E-03	0.1184	0.6199	3.60E-02	8.75E-02	0.2566
900	0.8428	2.16E-02	3.85E-02	0.0971	0.7042	2.96E-02	1.40E-01	0.1266
1,000	0.7355	7.48E-02	1.30E-01	0.0596	0.7412	2.58E-02	1.84E-01	0.0491
1,100	0.6116	1.32E-01	2.37E-01	0.0193	0.7477	2.43E-02	2.13E-01	0.0152

ตารางที่ ก.2 ผลขององค์ประกอบที่สมดุลจากการจำลองกระบวนการที่ความดันต่างๆ โดยอุณหภูมิคงที่ 800 องศาเซลเซียส อัตราส่วนน้ำเหนียววิกฤตต่อกลีเซอรอล โดยโมล 10 และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมล 2

ความดัน (บรรยากาศ)	เศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุลของระบบที่มี กระบวนการแยกแบบภายใน				เศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุลของระบบที่มี กระบวนการแยกแบบภายนอก			
	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน
240	0.8694	0.0048	0.0078	0.1180	0.6199	0.0360	0.0875	0.2566
260	0.8693	0.0047	0.0077	0.1184	0.6090	0.0367	0.0853	0.2690
280	0.8650	0.0044	0.0076	0.1230	0.5986	0.0373	0.0834	0.2807
300	0.8587	0.0042	0.0077	0.1295	0.5887	0.0379	0.0816	0.2919

ตารางที่ ก.3 ผลขององค์ประกอบที่สมดุลจากการจำลองกระบวนการที่อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมลค่าต่างๆ โดยอุณหภูมิคงที่ 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมล 2

อัตราส่วนน้ำ เหนือวิกฤตต่อ กลีเซอรอลโดยโมล	เศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุลของระบบที่มี กระบวนการแยกแบบภายใน				เศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุลของระบบที่มี กระบวนการแยกแบบภายนอก			
	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน
1	0.4798	0.0022	0.0057	0.5124	0.2691	0.0164	0.1574	0.5572
2	0.5915	0.0026	0.0058	0.4002	0.3393	0.0194	0.1370	0.5043
3	0.6649	0.0029	0.0061	0.3261	0.3959	0.0221	0.1243	0.4577
4	0.7179	0.0032	0.0064	0.2725	0.4431	0.0245	0.1153	0.4171
5	0.7582	0.0034	0.0067	0.2316	0.4832	0.0268	0.1084	0.3816
6	0.7901	0.0037	0.0070	0.1993	0.5179	0.0289	0.1028	0.3505
7	0.8159	0.0039	0.0071	0.1730	0.5482	0.0308	0.0981	0.3229
8	0.8373	0.0042	0.0073	0.1513	0.5749	0.0326	0.0941	0.2984
9	0.8552	0.0044	0.0074	0.1330	0.5987	0.0344	0.0906	0.2764
10	0.8693	0.0047	0.0077	0.1184	0.6199	0.0360	0.0875	0.2566
11	0.8707	0.0060	0.0092	0.1141	0.6391	0.0376	0.0847	0.2387
12	0.8722	0.0076	0.0108	0.1095	0.6564	0.0391	0.0821	0.2224
13	0.8737	0.0092	0.0123	0.1049	0.6721	0.0406	0.0798	0.2076

ตารางที่ ก.3 (ต่อ) ผลขององค์ประกอบที่สมดุลจากการจำลองกระบวนการที่อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมลค่าต่างๆ โดยอุณหภูมิคงที่ 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมล 2

อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมล	เศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุลของระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายใน				เศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุลของระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายนอก			
	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน
14	0.8752	0.0108	0.0138	0.1002	0.6864	0.0420	0.0776	0.1940
15	0.8767	0.0125	0.0152	0.0956	0.6995	0.0433	0.0756	0.1815
16	0.8782	0.0143	0.0165	0.0910	0.7115	0.0447	0.0738	0.1700
17	0.8797	0.0160	0.0178	0.0865	0.7226	0.0460	0.0720	0.1594
18	0.8811	0.0178	0.0190	0.0821	0.7328	0.0472	0.0704	0.1496
19	0.8825	0.0195	0.0201	0.0779	0.7422	0.0485	0.0688	0.1405
20	0.8838	0.0212	0.0212	0.0738	0.7509	0.0497	0.0673	0.1321

ตารางที่ ก.4 ผลขององค์ประกอบที่สมดุลจากการจำลองกระบวนการที่อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมลค่าต่างๆ โดยอุณหภูมิคงที่ 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมล 10

อัตราส่วน แคลเซียมออกไซด์ต่อ กลีเซอรอลโดยโมล	เศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุลของระบบที่มี กระบวนการแยกแบบภายใน				เศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุลของระบบที่มี กระบวนการแยกแบบภายนอก			
	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน
0.1	0.4299	0.2314	0.1236	0.2151	0.4776	0.2574	0.0674	0.1977
0.2	0.4429	0.2182	0.1197	0.2192	0.4874	0.2422	0.0688	0.2017
0.3	0.4567	0.2047	0.1155	0.2231	0.4975	0.2263	0.0702	0.2059
0.4	0.4715	0.1908	0.1109	0.2268	0.5082	0.2098	0.0717	0.2103
0.5	0.4872	0.1766	0.1060	0.2302	0.5192	0.1926	0.0733	0.2149
0.6	0.5040	0.1621	0.1007	0.2332	0.5308	0.1746	0.0749	0.2197
0.7	0.5220	0.1473	0.0950	0.2357	0.5429	0.1558	0.0766	0.2247
0.8	0.5412	0.1323	0.0889	0.2376	0.5556	0.1361	0.0784	0.2300
0.9	0.5617	0.1173	0.0824	0.2386	0.5689	0.1154	0.0803	0.2354
1.0	0.5837	0.1024	0.0754	0.2386	0.5828	0.0938	0.0822	0.2412
1.1	0.6071	0.0877	0.0680	0.2372	0.5974	0.0710	0.0843	0.2473
1.2	0.6322	0.0734	0.0603	0.2341	0.6128	0.0471	0.0865	0.2536
1.3	0.6588	0.0598	0.0524	0.2290	0.6199	0.0360	0.0875	0.2566

ตารางที่ ก.4 (ต่อ) ผลขององค์ประกอบที่สมดุลจากการจำลองกระบวนการที่อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมลค่าต่างๆ โดยอุณหภูมิคงที่ 800 องศาเซลเซียสความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมล 10

อัตราส่วน แคลเซียมออกไซด์ต่อ กลีเซอรอลโดยโมล	เศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุลของระบบที่มี กระบวนการแยกแบบภายใน				เศษส่วนโมลขององค์ประกอบที่สมดุลของระบบที่มี กระบวนการแยกแบบภายนอก			
	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน	ไฮโดรเจน	คาร์บอนไดออกไซด์	คาร์บอนมอนอกไซด์	มีเทน
1.4	0.6870	0.0472	0.0444	0.2214	0.6199	0.0360	0.0875	0.2566
1.5	0.7166	0.0359	0.0365	0.2110	0.6199	0.0360	0.0875	0.2566
1.6	0.7473	0.0262	0.0289	0.1976	0.6199	0.0360	0.0875	0.2566
1.7	0.7786	0.0182	0.0221	0.1811	0.6199	0.0360	0.0875	0.2566
1.8	0.8099	0.0121	0.0161	0.1619	0.6199	0.0360	0.0875	0.2566
1.9	0.8403	0.0077	0.0113	0.1407	0.6199	0.0360	0.0875	0.2566
2.0	0.8693	0.0047	0.0077	0.1184	0.6199	0.0360	0.0875	0.2566
2.1	0.8703	0.0046	0.0075	0.1175	0.6199	0.0360	0.0875	0.2566
2.2	0.8703	0.0046	0.0075	0.1175	0.6199	0.0360	0.0875	0.2566
2.3	0.8703	0.0046	0.0075	0.1175	0.6199	0.0360	0.0875	0.2566
2.4	0.8703	0.0046	0.0075	0.1175	0.6199	0.0360	0.0875	0.2566
2.5	0.8703	0.0046	0.0075	0.1175	0.6199	0.0360	0.0875	0.2566

ตารางที่ ก.5 ผลของความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนทั้งหมดที่ใช้ในระบบจากการจำลองกระบวนการที่อุณหภูมิต่างๆ โดยความดันคงที่ 240 บรรยากาศ อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมล 10 และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมล 2

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายใน (kJ/s)			ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายนอก (kJ/s)			
	เครื่องให้ความร้อน	เครื่องรีฟอร์มเมอร์	ความร้อนรวมของระบบ	เครื่องให้ความร้อน	เครื่องรีฟอร์มเมอร์	เครื่องดูดซับ	ความร้อนรวมของระบบ
400	5.55	-11.51	-5.96	3.93	-7.74	6.11	2.29
500	7.20	-10.51	-3.31	5.49	-5.69	2.56	2.35
600	8.93	-9.67	-0.74	7.12	-4.51	-0.03	2.58
700	10.73	-8.87	1.86	8.81	-3.06	-2.55	3.20
800	12.59	-7.80	4.79	10.56	-1.08	-4.91	4.57
900	14.52	-5.73	8.79	12.38	1.21	-6.77	6.81
1,000	16.51	0.50	17.01	14.25	3.37	-8.28	9.34
1,100	18.56	9.65	28.21	16.18	4.65	-9.66	11.17

ตารางที่ ก.6 ผลของความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนทั้งหมดที่ใช้ในระบบจากการจำลองกระบวนการที่อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมลค่าต่างๆ โดยอุณหภูมิคงที่ 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมล 2

อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมล	ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายใน (kJ/s)			ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายนอก (kJ/s)			
	เครื่องให้ความร้อน	เครื่องรีฟอร์มเมอร์	ความร้อนรวมของระบบ	เครื่องให้ความร้อน	เครื่องรีฟอร์มเมอร์	เครื่องดูดซับ	ความร้อนรวมของระบบ
1	8.06	-8.04	0.02	6.43	-2.79	-2.46	1.18
2	8.56	-7.97	0.59	6.89	-2.59	-2.87	1.43
3	9.06	-7.92	1.15	7.35	-2.38	-3.20	1.77
4	9.57	-7.88	1.69	7.81	-2.18	-3.49	2.14
5	10.07	-7.85	2.22	8.26	-1.97	-3.76	2.53
6	10.57	-7.83	2.75	8.72	-1.78	-4.01	2.93
7	11.08	-7.81	3.27	9.18	-1.59	-4.25	3.34
8	11.58	-7.80	3.78	9.64	-1.42	-4.48	3.75
9	12.08	-7.80	4.28	10.10	-1.25	-4.69	4.16
10	12.59	-7.80	4.79	10.56	-1.08	-4.91	4.57
11	13.09	-7.75	5.34	11.02	-0.93	-5.11	4.98
12	13.60	-7.69	5.90	11.48	-0.78	-5.31	5.39
13	14.10	-7.63	6.47	11.94	-0.64	-5.50	5.80

ตารางที่ ก.6 (ต่อ) ผลของความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนทั้งหมดที่ใช้ในระบบจากการจำลองกระบวนการที่อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมลค่าต่างๆ โดยอุณหภูมิคงที่ 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมล 2


อัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมล	ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายใน (kJ/s)			ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายนอก (kJ/s)			
	เครื่องให้ความร้อน	เครื่องรีฟอร์มเมอร์	ความร้อนรวมของระบบ	เครื่องให้ความร้อน	เครื่องรีฟอร์มเมอร์	เครื่องดูดซับ	ความร้อนรวมของระบบ
14	14.60	-7.57	7.03	12.40	-0.50	-5.68	6.21
15	15.11	-7.51	7.60	12.85	-0.37	-5.86	6.62
16	15.61	-7.44	8.17	13.31	-0.25	-6.03	7.03
17	16.11	-7.38	8.74	13.77	-0.14	-6.20	7.43
18	16.62	-7.32	9.30	14.23	-0.03	-6.37	7.84
19	17.12	-7.25	9.87	14.69	0.08	-6.53	8.24
20	17.62	-7.20	10.43	15.15	0.18	-6.68	8.64

ตารางที่ ก.7 ผลของความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนทั้งหมดที่ใช้ในระบบจากการจำลองกระบวนการที่อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอลโดยโมลค่าต่างๆ โดยอุณหภูมิคงที่ 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมล 10

อัตราส่วน แคลเซียมออกไซด์ต่อ กลีเซอรอลโดยโมล	ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายใน (kJ/s)			ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายนอก (kJ/s)			
	เครื่องให้ความร้อน	เครื่องรีฟอร์มเมอร์	ความร้อนรวมของระบบ	เครื่องให้ความร้อน	เครื่องรีฟอร์มเมอร์	เครื่องดูดซับ	ความร้อนรวมของระบบ
0.1	10.56	-1.19	11.40	10.56	-1.08	-1.77	7.71
0.2	10.56	-1.69	10.90	10.56	-1.08	-2.25	7.22
0.3	10.56	-2.18	10.41	10.56	-1.08	-2.74	6.74
0.4	10.56	-2.66	9.93	10.56	-1.08	-3.22	6.25
0.5	10.56	-3.14	9.45	10.56	-1.08	-3.71	5.77
0.6	10.56	-3.61	8.97	10.56	-1.08	-4.19	5.28
0.7	10.56	-4.08	8.51	10.56	-1.08	-4.68	4.80
0.8	10.56	-4.54	8.05	10.56	-1.08	-5.16	4.31
0.9	10.56	-4.98	7.61	10.56	-1.08	-5.65	3.83
1.0	10.56	-5.41	7.17	10.56	-1.08	-6.11	3.37
1.1	10.56	-5.83	6.76	10.56	-1.08	-5.99	3.49
1.2	10.56	-6.22	6.37	10.56	-1.08	-5.87	3.61
1.3	10.56	-6.58	6.00	10.56	-1.08	-5.75	3.73

ตารางที่ ก.7 (ต่อ) ผลของความร้อนที่ใช้ในแต่ละอุปกรณ์และความร้อนทั้งหมดที่ใช้ในระบบจากการจำลองกระบวนการที่อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อกลีเซอรอล โดยโมลค่าต่างๆ โดยอุณหภูมิคงที่ 800 องศาเซลเซียส ความดันคงที่ 240 บรรยากาศ และอัตราส่วนน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลโดยโมล 10

อัตราส่วน แคลเซียมออกไซด์ต่อ กลีเซอรอลโดยโมล	ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายใน (กิโลจูลต่อวินาที)			ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายนอก (กิโลจูลต่อวินาที)			
	เครื่องให้ความร้อน	เครื่องรีฟอร์มเมอร์	ความร้อนรวมของระบบ	เครื่องให้ความร้อน	เครื่องรีฟอร์มเมอร์	เครื่องดูดซับ	ความร้อนรวมของระบบ
1.4	10.56	-6.91	5.67	10.56	-1.08	-5.63	3.85
1.5	10.56	-7.20	5.38	10.56	-1.08	-5.51	3.97
1.6	10.56	-7.44	5.14	10.56	-1.08	-5.39	4.09
1.7	10.56	-7.63	4.96	10.56	-1.08	-5.27	4.21
1.8	10.56	-7.75	4.84	10.56	-1.08	-5.15	4.33
1.9	10.56	-7.80	4.79	10.56	-1.08	-5.03	4.45
2.0	10.56	-7.80	4.79	10.56	-1.08	-4.91	4.57
2.1	10.56	-7.61	4.98	10.56	-1.08	-4.78	4.69
2.2	10.56	-7.52	5.07	10.56	-1.08	-4.66	4.81
2.3	10.56	-7.38	5.20	10.56	-1.08	-4.54	4.93
2.4	10.56	-7.24	5.34	10.56	-1.08	-4.42	5.05
2.5	10.56	-7.11	5.48	10.56	-1.08	-4.30	5.17



ภาคผนวก ข  
ผลการจำลองการผลิตไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จากสมการที่ใช้ในการคำนวณค่าศักย์ไฟฟ้าจริง (สมการที่ (2.10) ถึงสมการที่ (2.25)) สามารถคำนวณผ่านโปรแกรม AspenPlus™ โดยใช้ calculator block เขียนสมการให้อยู่ในรูป FORTRAN ได้ดังนี้

```

i      = 10000
PH2O   = P*YH2O
PH2    = P*YH2
PO2    = P*YO2
Ta     = 0.0005
Tc     = 0.00005
Te     = 0.00002
Ka     = 6.54E+11
Kc     = 2.35E+11
Ea     = 140000
Ec     = 137000
Da     = 3.66E-5
Dc     = 1.37E-5

c calculation of activation loss
C      = exp((-Ea)/(8.314*(T+273)))
IOA    = ((8.314*(T+273)*(6.54E+11))/(2*96500))*C
B      = i/(2*IOA)
A      = alog(B+((B**2)+1)**0.5)
EACTA  = ((8.314*(T+273))/96500)*A

N      = exp((-Ec)/(8.314*(T+273)))
IOC    = ((8.314*(T+273)*(2.35E+11))/(2*96500))*N
M      = i/(2*IOC)
D      = alog(M+((M**2)+1)**0.5)
EACTC  = ((8.314*(T+273))/96500)*D

EACT   = EACTA+EACTC

```

c calculation of ohmic loss

```

Ca     = (4.2E+7/(T+273))*exp(-1200/(T+273))
Cc     = (9.5E+7/(T+273))*exp(-1150/(T+273))
Ce     = (33.4E+3)*exp(-10300/(T+273))
ROHM   = (Ta/Ca)+(Te/Ce)+(Tc/Cc)

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$EOHM = i \cdot ROHM$$

c calculation of concentration loss

$$PH2TPB = PH2 - (i \cdot 0.0008206 \cdot (T+273) \cdot Ta / (2 \cdot 96500 \cdot (3.66E-5)))$$

$$PH2OTPB = PH2O + (i \cdot 0.0008206 \cdot (T+273) \cdot Ta / (2 \cdot 96500 \cdot (3.66E-5)))$$

$$G = \log((PH2OTPB/PH2O) \cdot (PH2/PH2TPB))$$

$$ECONCA = ((8.314 \cdot (T+273)) / (2 \cdot 96500)) \cdot (G)$$

$$H = \exp((0.0008206 \cdot (T+273) \cdot Tc \cdot i) / (4 \cdot 96500 \cdot (1.37E-5) \cdot P))$$

$$PO2TPB = P - (P - PO2) \cdot H$$

$$ECONCC = ((8.314 \cdot (T+273)) / (4 \cdot 96500)) \cdot \log(PO2/PO2TPB)$$

$$ECONC = ECONCA + ECONCC$$

c calculation of voltage

$$E0 = 1.253 - ((2.4516E-4) \cdot (T+273))$$

$$J = \log(PH2O / (PH2 \cdot (PO2^{**0.5})))$$

$$EOCV = E0 - (((8.314 \cdot (T+273)) / (2 \cdot 96500)) \cdot J)$$

$$E = EOCV - (EOHM + ECONC + EACT)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ ข.1 ผลของการผลิตไฟฟ้าจากการจำลองกระบวนการที่อุณหภูมิต่างๆ โดยความดันคงที่ 4 บรรยากาศ และความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายใน				ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายนอก			
	ศักย์ไฟฟ้า (โวลต์)	ความหนาแน่น กำลังไฟฟ้า (วัตต์ต่อตารางเมตร)	ประสิทธิภาพ ของเซลล์เชื้อเพลิง	ประสิทธิภาพ ของระบบ	ศักย์ไฟฟ้า (โวลต์)	ความหนาแน่น กำลังไฟฟ้า (วัตต์ต่อตารางเมตร)	ประสิทธิภาพ ของเซลล์เชื้อเพลิง	ประสิทธิภาพ ของระบบ
800	0.91	4550.52	32.08	36.21	0.83	4148.23	28.29	33.01
900	1.02	5103.56	35.98	40.61	0.92	4622.69	31.53	36.78
1,000	1.04	5210.18	36.73	41.46	0.94	4681.15	31.92	37.25

ตารางที่ ข.2 ผลของการผลิตไฟฟ้าจากการจำลองกระบวนการที่ความดันต่างๆ โดยอุณหภูมิคงที่ 1,000 องศาเซลเซียส และความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

ความดัน (บรรยากาศ)	ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายใน				ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายนอก			
	ศักย์ไฟฟ้า (โวลต์)	ความหนาแน่น กำลังไฟฟ้า (วัตต์ต่อตารางเมตร)	ประสิทธิภาพ ของเซลล์เชื้อเพลิง	ประสิทธิภาพ ของระบบ	ศักย์ไฟฟ้า (โวลต์)	ความหนาแน่น กำลังไฟฟ้า (วัตต์ต่อตารางเมตร)	ประสิทธิภาพ ของเซลล์เชื้อเพลิง	ประสิทธิภาพ ของระบบ
4	1.04	5210.18	36.73	41.46	0.94	4681.15	31.92	37.25
6	1.05	5270.42	37.16	41.94	0.95	4740.50	32.33	37.72
8	1.06	5310.35	37.44	42.26	0.96	4781.78	32.61	38.05

ตารางที่ ข.3 ผลของการผลิตไฟฟ้าจากการจำลองกระบวนการที่ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าค่าต่างๆ โดยอุณหภูมิคงที่ 1,000 องศาเซลเซียส และความดันคงที่ 4 บรรยากาศ

ความ หนาแน่น กระแสไฟฟ้า (แอมแปร์ต่อ ตารางเมตร)	ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายใน					ระบบที่มีกระบวนการแยกแบบภายนอก				
	ศักย์ไฟฟ้า (โวลต์)	ความหนาแน่น กำลังไฟฟ้า (วัตต์ต่อตาราง เมตร)	อัตราการ ใช้เชื้อเพลิง	ประสิทธิภาพ ของเซลล์ เชื้อเพลิง	ประสิทธิภาพ ของระบบ	ศักย์ไฟฟ้า (โวลต์)	ความหนาแน่น กำลังไฟฟ้า (วัตต์ต่อตาราง เมตร)	อัตราการ ใช้เชื้อเพลิง	ประสิทธิภาพ ของเซลล์ เชื้อเพลิง	ประสิทธิภาพ ของระบบ
5,000	1.04	5210.18	0.42	36.73	41.46	0.94	4681.15	0.43	31.92	37.25
6,000	1.04	6219.65	0.51	43.85	49.49	0.93	5586.92	0.52	38.10	44.46
7,000	1.03	7218.35	0.59	50.89	57.44	0.93	6482.57	0.61	44.21	51.58
8,000	1.03	8206.29	0.68	57.86	65.30	0.92	7368.09	0.69	50.25	58.63
9,000	1.02	9183.54	0.76	64.75	73.08	0.92	8243.49	0.78	56.22	65.60
10,000	1.02	10150.11	0.85	71.56	80.77	0.91	9108.80	0.87	62.12	72.48

ตารางที่ ข.4 ผลของความร้อนทั้งหมดที่ใช้ในระบบจากการจำลองกระบวนการที่อุณหภูมิต่างๆ โดยความดันคงที่ 4 บรรยากาศ และความหนาแน่นของกระแสไฟฟ้า 10,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	ความร้อนรวมของระบบที่ มีการแยกแบบภายใน (กิโลจูลต่อวินาที)	ความร้อนรวมของระบบที่ มีการแยกแบบภายนอก (กิโลจูลต่อวินาที)
800	-253.623	-157.76
900	-227.37	-115.03
1,000	-125.51	0.36



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

## ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-นามสกุล นางสาววรรรัตน์ รัตนชัย  
 วัน เดือน ปีเกิด 24 กรกฎาคม 2534  
 ที่อยู่ 319/53 ถ.ประจักษ์ ต.ในเมือง อ.เมือง จ.หนองคาย 43000  
 Email worarat\_r@outlook.com  
 โทรศัพท์ 082-224-0924

### ประวัติการศึกษา

- ระดับมัธยมศึกษาตอนปลาย โรงเรียนปทุมเทพวิทยาคาร จังหวัดหนองคาย พ.ศ.2552
- ระดับปริญญาตรี (วศ.บ.) สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง พ.ศ. 2556

### ประสบการณ์การฝึกงานและผลงานวิจัย

- ฝึกงานในตำแหน่ง Production Engineer ที่บริษัท UBE chemicals (asia) public company limited ระหว่าง 1 เมษายน – 31 พฤษภาคม 2556
- ทำปริญญานิพนธ์ในระดับปริญญาตรีเรื่อง Preparation of Micronized Spherical Wax by Supercritical Carbon Dioxide

### ผลงานทางวิชาการระหว่างศึกษาระดับปริญญาโท

- “Thermodynamic analysis of glycerol supercritical water reforming with different CO<sub>2</sub> removal process” นำเสนอแบบปากเปล่าในการประชุมวิชาการ The 4th Thai Institute of Chemical Engineering and Applied Chemistry (TIChE) International Conference 2014 ณ โรงแรมฟูราม่า จังหวัดเชียงใหม่