



รายงานการวิจัยฉบับสมบูรณ์

ระบบร่วมของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤติของกลีเซอรอลและ
เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง

Integrated System of Glycerol Supercritical Water Reforming
Process and Pressurized Solid Oxide Fuel Cell

ผศ.ดร.ญานีพร พัชรวรโชติ

ได้รับทุนสนับสนุนงานวิจัยจากเงินงบประมาณเงินรายได้ ประจำปีงบประมาณ 2558

คณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ชื่อโครงการ (ภาษาไทย) ระบบร่วมของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤติของกลีเซอรอลและเซลล์
เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง

แหล่งเงิน งบประมาณเงินรายได้

ประจำปีงบประมาณ 2558

จำนวนเงินที่ได้รับการสนับสนุน 50,000 บาท

ระยะเวลาทำการวิจัย 1 ปี

ตั้งแต่ ตุลาคม 2557 ถึง กันยายน 2558

หัวหน้าโครงการ ผศ.ดร.ญาณิพร พัชรวโรชิต

คณะวิศวกรรมศาสตร์

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้สนใจศึกษาการผลิตไฟฟ้าจากระบบร่วมของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤติของกลีเซอรอลและเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่มีความดันสูงกว่าบรรยากาศ โดยระบบร่วมดังกล่าวจะถูกออกแบบและจำลองกระบวนการโดยใช้ซอฟต์แวร์สำเร็จรูป Aspen Plus องค์ประกอบของก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงสามารถคำนวณโดยใช้วิธีการหาค่าพลังงานอิสระของกิบส์ที่ต่ำที่สุด ส่วนการคำนวณสมรรถนะการผลิตไฟฟ้าของระบบร่วมจะใช้แบบจำลองที่สร้างขึ้นในโปรแกรม Aspen Plus ร่วมกับสมการทางไฟฟ้าเคมีที่พิจารณาศักย์ไฟฟ้าสูญเสียทั้ง 3 ชนิด (ได้แก่ ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีความต้านทานไฟฟ้า และผลของการถ่ายโอนมวล) แบบจำลองที่สร้างขึ้นจะถูกนำมาใช้ในการศึกษาผลของสภาวะการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ (อุณหภูมิ ความดัน และอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล) และสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง (อุณหภูมิ ความดัน และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า) ที่มีผลต่อการผลิตไฟฟ้า ซึ่งพิจารณาจากศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของระบบการผลิตไฟฟ้า จากผลการจำลองกระบวนการพบว่าเมื่อกำหนดให้ระบบร่วมผลิตกำลังไฟฟ้า 10 กิโลวัตต์ สภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ คือ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 200 บรรยากาศ และอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 90 ซึ่งให้ก๊าซผลิตภัณฑ์ประกอบด้วยก๊าซไฮโดรเจน 67.1 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ 28.3 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ไอน้ำ 4.4 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ก๊าซมีเทน 0.2 เปอร์เซ็นต์โดยโมล และก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ 86 พีพีเอ็ม ส่วนสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งคือ อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 7,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร ภายใต้สภาวะการดำเนินงานดังกล่าวระบบร่วมจะได้ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 1 โวลต์ จำนวนของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 36 เซลล์ อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 75 เปอร์เซ็นต์ ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 60 เปอร์เซ็นต์ และประสิทธิภาพของระบบเท่ากับ 68 เปอร์เซ็นต์

คำสำคัญ : ไฮโดรเจน; การรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยไอน้ำ; น้ำเหนือวิกฤต; เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

Research Title: Integrated System of Glycerol Supercritical Water Reforming Process and Pressurized Solid Oxide Fuel Cell

Researcher: Asst.Prof.Dr.Yaneeporn Patcharavorachot

Faculty: Engineering

Department: Chemical Engineering

ABSTRACT

This research aims to investigate the power generation from an integrated system of glycerol supercritical water reforming and pressurized solid oxide fuel cell (SOFC). This integrated system was designed and simulated by using AspenPlusTM. The equilibrium composition of synthesis gas obtained from reforming process can be calculated based on the method of Gibbs free energy minimization. In order to compute the performance of integrated system, a flowsheet simulator in AspenPlusTM was applied with the electrochemical equations taking into account all voltage losses (i.e. activation, concentration and ohmic losses). The developed model was employed to study the effect of operating conditions of the reformer (i.e. temperature, pressure and supercritical water to glycerol ratio) and the operating conditions of the SOFC (i.e. temperature, pressure and current density) on the performance of the integrated system in terms of cell voltage, number of SOFC stack, fuel utilization, SOFC electrical efficiency and system electrical efficiency. The simulation results indicate that when the desired power generation of integrated system is set as 10 kW, the optimal operating conditions of the reformer are 800 °C, 200 atm and supercritical water to glycerol ratio of 90. The product stream consists of 67.1mol% of hydrogen, 28.3mol% of carbon dioxide, 4.4mol% of steam, 0.2mol% of methane and 86 ppm of carbon monoxide. While, the optimal operating conditions of the SOFC are 900 °C, 4 atm and current density of 7,000 A/m². Under these operating conditions, the integrated system can provide the cell voltage of 1 V, number of SOFC stack of 36, fuel utilization of 75%, SOFC electrical efficiency of 60% and system electrical efficiency of 68%.

Keywords : Hydrogen; Glycerol steam reforming; Supercritical water; Solid oxide fuel cell

กิตติกรรมประกาศ

งานวิจัยเรื่อง “ระบบร่วมของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤติของกลีเซอรอลและเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง” ได้รับทุนสนับสนุนการวิจัยจากสถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง จากแหล่งทุนงบประมาณเงินรายได้ คณะวิศวกรรมศาสตร์ ประจำปีงบประมาณ พ.ศ. 2558 โดยงานวิจัยนี้สามารถสำเร็จลุล่วงไปได้โดยได้รับความช่วยเหลือจาก ผศ.ดร.อมรชัย อารณวิธานพ ซึ่งให้คำแนะนำและเป็นที่ปรึกษาในการทำวิจัย

ผศ.ดร.ญาณิพร พัทธวรโชติ

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย	ก
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ	ข
กิตติกรรมประกาศ	ค
สารบัญ	ง
สารบัญตาราง	ฉ
สารบัญรูป	ช
สัญลักษณ์	ซ
บทที่ 1 บทนำ	
1.1 ที่มาและความสำคัญของงานวิจัย	1
1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย	2
1.3 ขอบเขตการศึกษา	2
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	2
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	3
2.1 เซลล์เชื้อเพลิง	3
2.2 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง	4
2.3 เชื้อเพลิงสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง	8
2.4 การผลิตก๊าซไฮโดรเจน	9
2.5 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	11
บทที่ 3 วิธีการดำเนินงาน	13
3.1 การผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจากกลีเซอรอล	13
3.2 เซลล์เชื้อเพลิง	15
3.3 วิธีการจำลองกระบวนการ	17
บทที่ 4 ผลและการอภิปรายผลการจำลองกระบวนการ	23
4.1 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับผลการทดลอง	23
4.2 ผลของสภาวะการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์	25
4.3 ผลของสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง	30
บทที่ 5 สรุปผลการจำลองกระบวนการและข้อเสนอแนะ	36
5.1 สรุปผลการจำลองกระบวนการ	36
5.2 ข้อเสนอแนะ	37
บทที่ 6 ผลงานวิจัยที่ผลิตได้	38
เอกสารอ้างอิง	39

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
ภาคผนวก.....	44
ภาคผนวก ก ผลการจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนจากกลีเซอรอลและไอน้ำเหนือวิกฤต.....	42
ภาคผนวก ข เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง	48
ภาคผนวก ค บทความวิจัยฉบับร่าง	51
ประวัติผู้วิจัย	71

สารบัญรูปภาพ

	หน้า
รูปที่ 2.1 ส่วนประกอบพื้นฐานและหลักการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง	5
รูปที่ 2.2 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าและศักย์ไฟฟ้า	8
รูปที่ 2.3 กระบวนการรีฟอร์มมิงภายใน (a) และกระบวนการรีฟอร์มมิงภายนอก (b).....	11
รูปที่ 3.1 แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต จากกลีเซอรอล.....	13
รูปที่ 3.2 แบบจำลองกระบวนการของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง	15
รูปที่ 3.3 แบบจำลองกระบวนการของระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกับเซลล์เชื้อเพลิง ออกไซด์แข็ง.....	20
รูปที่ 3.4 วิธีการจำลองกระบวนการของระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกับเซลล์เชื้อเพลิง ชนิดออกไซด์แข็ง	21
รูปที่ 4.1 ผลการเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับผลจากการทดลองระหว่าง ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้ากับศักย์ไฟฟ้า ที่อุณหภูมิ 873 973 และ 1,073 เคลวิน.....	24
รูปที่ 4.2 ผลการเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับผลจากการทดลองระหว่าง ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้ากับกำลังไฟฟ้า ที่อุณหภูมิ 873 973 และ 1,073 เคลวิน	24
รูปที่ 4.3 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความดันของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่มีผลต่อ ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง	31
รูปที่ 4.4 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความดันของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่มีผลต่อ จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง.....	31
รูปที่ 4.5 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความดันของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่มีผลต่อ อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง	32
รูปที่ 4.6 ผลการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าที่มีผลต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง.....	34
รูปที่ 4.7 ผลการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าที่มีผลต่อจำนวนเซลล์เชื้อเพลิง.....	34
รูปที่ 4.8 ผลการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าที่มีผลต่ออัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง .	35

สารบัญตาราง

	หน้า
ตารางที่ 3.1 แบบจำลองสภาวะการดำเนินงานของกระบวนการรีฟอร์มมิง.....	14
ตารางที่ 3.2 แบบจำลองสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง	16
ตารางที่ 3.3 ค่าพารามิเตอร์ที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ.....	22
ตารางที่ 4.1 ผลของอุณหภูมิและความดันของเครื่องรีฟอร์มเมอร์.....	28
ตารางที่ 4.2 ผลของอัตราส่วนระหว่างไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล	29
ตารางที่ ก.1 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 30	43
ตารางที่ ก.2 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 50	44
ตารางที่ ก.3 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 70.....	45
ตารางที่ ก.4 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 90	46
ตารางที่ ก.5 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 110	47
ตารางที่ ข.1 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเซลล์เชื้อเพลิง และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเท่ากับ 3,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร	49
ตารางที่ ข.2 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเซลล์เชื้อเพลิง และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเท่ากับ 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร	49
ตารางที่ ข.3 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเซลล์เชื้อเพลิง และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเท่ากับ 7,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร	50

คำอธิบายสัญลักษณ์

สัญลักษณ์	ความหมาย	หน่วย
$D_{\text{eff, anode}}$	สัมประสิทธิ์การแพร่ของก๊าซทางด้านขั้วแอโนด	m^2/s
$D_{\text{eff, cathode}}$	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
$i_{0, \text{anode}}$	ความหนาแน่นกระแสแลกเปลี่ยนที่ขั้วแอโนด	A/m^2
$i_{0, \text{cathode}}$	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	ค่าเอนทัลปีที่การเผาไหม้ขั้นต่ำ	kJ/mol
n	จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง	
n	อัตราการไหลเชิงโมล	mol/s
P	ความดัน	atm
p_i	ความดันย่อยของก๊าซองค์ประกอบ i	atm
$p_{i, \text{TPB}}$	ความดันย่อยของก๊าซองค์ประกอบ i ณ ขอบเขต 3 เฟส	atm
P_{SOFC}, P_w	กำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง	W
R	ค่าคงที่ของก๊าซ	kJ/kmol K
R_{ohm}	ความต้านทานของโอห์ม	$\Omega \text{ m}^2$
S/G	อัตราส่วนโดยโมลระหว่างน้ำเหนียววิกฤตต่อกลีเซอรอล	
T	อุณหภูมิ	K
V	ศักย์ไฟฟ้าในการดำเนินงาน	V
W	ความกว้างของเซลล์	m
U_f	อัตราการใช้เชื้อเพลิง	
y_i	เศษส่วนโมลของก๊าซองค์ประกอบ i	

สัญลักษณ์กรีก	ความหมาย	หน่วย
η_{act}	ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี	V
η_{cor}	ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากผลการถ่ายโอนมวล	V
η_{ohm}	ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากความต้านทานไฟฟ้า	V
η_{invert}	ประสิทธิภาพการแปลงหน่วยกระแสไฟฟ้า	%
η_{SOFC}	ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง	%
η_{sys}	ประสิทธิภาพของระบบ	%
σ_{anode}	การนำไฟฟ้าของขั้วแอโนด	$1/\Omega \text{ m}$
$\sigma_{cathode}$	การนำไฟฟ้าของขั้วแคโทด	$1/\Omega \text{ m}$
$\sigma_{electrolyte}$	การนำไอออนของอิเล็กโทรไลต์	$1/\Omega \text{ m}$
τ_{anode}	ความหนาของขั้วแอโนด	μm
$\tau_{cathode}$	ความหนาของขั้วแคโทด	μm
$\tau_{electrolyte}$	ความหนาของอิเล็กโทรไลต์	μm

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ในปัจจุบันมีการเติบโตของอุตสาหกรรมอย่างต่อเนื่องและประชากรที่เพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว ส่งผลให้มีความต้องการในการใช้พลังงานเพื่อใช้ผลิตกระแสไฟฟ้ามากขึ้นตามไปด้วย โดยแหล่งเชื้อเพลิงที่ใช้เป็นพลังงานหลักมาจากเชื้อเพลิงฟอสซิลที่รู้จักกันทั่วไปคือถ่านหิน น้ำมัน และก๊าซธรรมชาติ ซึ่งเป็นเชื้อเพลิงที่มีอยู่อย่างจำกัด และการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงเหล่านี้ทำให้เกิดปัญหาด้านสิ่งแวดล้อม จึงมีการค้นคว้าหาแหล่งพลังงานใหม่ขึ้นเพื่อนำมาใช้ทดแทนการผลิตไฟฟ้าในปัจจุบัน ทางเลือกหนึ่งที่มีความสนใจและน่าจับตามองคือ เซลล์เชื้อเพลิง (Fuel cell)

เซลล์เชื้อเพลิงที่พัฒนาขึ้นในปัจจุบันมีหลายชนิด โดยเซลล์เชื้อเพลิงที่เหมาะสมกับการผลิตพลังงานไฟฟ้าขนาดใหญ่ คือ เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง (Solid oxide fuel cell, SOFC) เนื่องจากเป็นเซลล์เชื้อเพลิงที่ดำเนินงานด้วยอุณหภูมิสูง จึงมีประสิทธิภาพการผลิตไฟฟ้าสูงกว่าเซลล์เชื้อเพลิงชนิดอื่น โดยเชื้อเพลิงที่ใช้ควรเป็นก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ แต่เนื่องจากเป็นสารที่ติดไฟง่ายจึงเกิดปัญหาด้านการขนส่ง [1] ในระบบการผลิตไฟฟ้าโดยเซลล์เชื้อเพลิงส่วนใหญ่จึงใช้ก๊าซไฮโดรเจนที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิง การเลือกใช้เชื้อเพลิงในการผลิตก๊าซไฮโดรเจน ก็เป็นอีกปัจจัยสำคัญที่ควรพิจารณา เมื่อพิจารณาถึงแนวโน้มของการลดลงของเชื้อเพลิงฟอสซิลดังที่กล่าวไปข้างต้นแล้ว การใช้เชื้อเพลิงจากแหล่งพลังงานหมุนเวียนจึงเป็นทางเลือกที่น่าสนใจ เพราะช่วยลดปัญหาการขาดแคลนพลังงานในอนาคตและปัญหาด้านสิ่งแวดล้อม

โดยปกติแล้วการผลิตก๊าซไฮโดรเจนสำหรับใช้ในเซลล์เชื้อเพลิงสามารถทำได้ 2 วิธีคือ (1) กระบวนการรีฟอร์มมิงภายนอก (External reforming) โดยก๊าซไฮโดรเจนจะถูกผลิตในเครื่องรีฟอร์มเมอร์แล้วจึงป้อนก๊าซสังเคราะห์ที่ได้เข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงและ (2) กระบวนการรีฟอร์มมิงภายใน (Internal reforming) ซึ่งวิธีนี้สามารถป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงได้โดยตรง แล้วกระบวนการรีฟอร์มมิงจะเกิดขึ้นภายในเซลล์เชื้อเพลิง แม้ว่าการดำเนินการแบบกระบวนการรีฟอร์มมิงภายในจะมีข้อดีในด้านการให้ประสิทธิภาพการผลิตไฟฟ้าสูง แต่เนื่องจากกระบวนการรีฟอร์มมิงเป็นปฏิกิริยาแบบดูดความร้อนสูงมาก ในขณะที่ปฏิกิริยาของเซลล์เชื้อเพลิงเป็นคายความร้อน จึงทำให้เกิดความแตกต่างของอุณหภูมิภายในเซลล์เชื้อเพลิงค่อนข้างมาก ซึ่งเป็นทำให้เซลล์เชื้อเพลิงอาจแตกหักได้นอกจากนี้ยังสามารถเกิดโค้ก (Coke) ที่ขี้ว้แอนด์ภายในเซลล์เชื้อเพลิงได้ [2] สำหรับการดำเนินการแบบกระบวนการรีฟอร์มมิงภายนอก แม้ว่าจะมีประสิทธิภาพการผลิตไฟฟ้าต่ำกว่า แต่เนื่องจากการแยกการทำงานของทั้งสองกระบวนการ จึงสามารถควบคุมความร้อนของระบบได้ดี นอกจากนี้สามารถนำความร้อนที่เหลือจากระบบไปใช้ประโยชน์ต่อได้ ดังนั้นโครงงานนี้จึงสนใจศึกษาการทำงานของระบบร่วมระหว่างกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง โดยกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่สนใจคือ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจากกลีเซอรอล (Glycerol supercritical water reforming) เนื่องจากการเติบโตของอุตสาหกรรมการผลิตไบโอดีเซล (Biodiesel) ส่งผลให้กลีเซอรอลดิบซึ่งเป็นผลพลอยได้มีปริมาณมากและมีราคาถูก อีกทั้งการใช้น้ำเหนือวิกฤตแทนไอน้ำหรือน้ำที่สภาวะมาตรฐานจะช่วยลดพลังงานในเครื่องปฏิกรณ์ และ

คุณสมบัติเด่นของไอน้ำเหนือวิกฤตที่สามารถละลายเข้าได้ดีกับสารอินทรีย์ซึ่งมีสมบัติไม่มีขั้ว ทำให้ใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาของสารลดลง [3]

เมื่อพิจารณาการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง โดยทั่วไปจะดำเนินงานที่อุณหภูมิสูงและความดันบรรยากาศ แต่จากการศึกษางานวิจัยที่ผ่านมาพบว่าเมื่อเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่ดำเนินงานที่ความดันสูงกว่าบรรยากาศ (Pressurized solid oxide fuel cell) จะมีประสิทธิภาพในการผลิตไฟฟ้าเพิ่มมากขึ้น [4] ซึ่งจากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจากกลีเซอรอลสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่มีอุณหภูมิสูงและความดันสูง จึงสามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับป้อนเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งได้โดยไม่ต้องมีหน่วยเพิ่มอุณหภูมิและลดความดันก่อนป้อนเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิง ดังนั้นโครงการนี้จึงนำกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจากกลีเซอรอลทำงานร่วมกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่ความดันสูงกว่าบรรยากาศเพื่อผลิตไฟฟ้าให้มีประสิทธิภาพสูงสุดและลดปัญหาด้านพลังงานและสิ่งแวดล้อม

1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

เพื่อออกแบบและจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากการทำงานของระบบระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจากกลีเซอรอลกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่ความดันสูงกว่าบรรยากาศ และศึกษาสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพสูงสุดในการผลิตไฟฟ้า โดยใช้ซอฟต์แวร์สำเร็จรูป Aspen Plus

1.3 ขอบเขตของโครงการวิจัย

1.3.1 จำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยวิธีรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจากกลีเซอรอล โดยศึกษาผลของสภาวะการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ (อุณหภูมิและความดันในการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และอัตราส่วนของไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล) ที่มีต่อการผลต่อการผลิตก๊าซไฮโดรเจน

1.3.2 ออกแบบระบบรวมของกระบวนการรีฟอร์มมิงและเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่ความดันสูงกว่าบรรยากาศ โดยใช้ซอฟต์แวร์สำเร็จรูป Aspen Plus

1.3.3 จำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากระบบรวมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งโดยใช้ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตเป็นเชื้อเพลิง และศึกษาผลของสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง (อุณหภูมิและความดันในการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงและความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า) ที่มีผลต่อประสิทธิภาพการผลิตไฟฟ้า

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

14.1 สามารถออกแบบและจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากการทำงานของระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจากกลีเซอรอลกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่ความดันสูงกว่าบรรยากาศ

14.2 ทราบสภาวะที่เหมาะสมเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพสูงสุดในการผลิตไฟฟ้า

14.3 เป็นแนวทางการผลิตไฟฟ้าสำหรับการกระบวนการจริง

บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 เซลล์เชื้อเพลิง (Fuel cell)

2.1.1 เซลล์เชื้อเพลิง

เซลล์เชื้อเพลิงเป็นอุปกรณ์ผลิตไฟฟ้ากระแสตรง ทำหน้าที่เปลี่ยนพลังงานเคมีของเชื้อเพลิง (ก๊าซไฮโดรเจน) และอากาศ (ก๊าซออกซิเจน) เป็นพลังงานไฟฟ้าได้โดยตรง มีน้ำและความร้อนเป็นผลพลอยได้จากปฏิกิริยา เนื่องจากเซลล์เชื้อเพลิงสามารถสามารถผลิตไฟฟ้าได้โดยไม่ต้องผ่านกระบวนการเผาไหม้จึงเป็นพลังงานที่สะอาดไม่ก่อให้เกิดมลภาวะต่อสิ่งแวดล้อมและมีประสิทธิภาพในการทำงานสูง โดยเซลล์เชื้อเพลิงไม่สามารถเก็บพลังงานเคมีได้เหมือนกับแบตเตอรี่ จึงทำให้ทราบได้ที่ยังมีการใส่เชื้อเพลิงให้กับเซลล์เชื้อเพลิงนี้พลังงานไฟฟ้าก็จะถูกผลิตออกมาตลอด โดยเซลล์เชื้อเพลิงมีองค์ประกอบสำคัญ 3 ส่วนหลัก คือ แอโนด (Anode) เป็นขั้วไฟฟ้าที่ให้ประจุลบกับเซลล์เชื้อเพลิง มีหน้าที่ส่งผ่านอิเล็กตรอนออกไปทางขั้วไฟฟ้า ส่วนหลักที่สองคือ แคโทด (Cathode) เป็นขั้วไฟฟ้าที่ให้ประจุบวกกับเซลล์เชื้อเพลิง มีหน้าที่ต่อเข้ากับสายไฟภายนอก รับอิเล็กตรอนมารวมกับอะตอมของก๊าซออกซิเจนกับก๊าซไฮโดรเจนกลายเป็นโมเลกุลของน้ำ และส่วนหลักสุดท้ายคืออิเล็กโทรไลต์ (Electrolyte) ทำจากวัสดุต่างๆ เช่น สารละลายแผ่นพลาสติก มีหน้าที่คือยอมให้อิออน (บวกหรือลบ) เคลื่อนที่ผ่าน สำหรับเซลล์เชื้อเพลิงแต่ละเซลล์จะประกอบรวมกันแบบอนุกรมบรรจุอยู่ในสแต็กเซลล์เชื้อเพลิง (Fuel cell stack) โดยแต่ละสแต็กเซลล์เชื้อเพลิงอาจบรรจุเซลล์เชื้อเพลิงไว้หลายร้อยเซลล์เพื่อสร้างกระแสไฟฟ้าที่เพียงพอสำหรับการนำไปใช้งาน

2.1.2 ชนิดของเซลล์เชื้อเพลิง [5]

โดยทั่วไปเซลล์เชื้อเพลิงสามารถจำแนกได้ 5 ประเภท ตามชนิดของอิเล็กโทรไลต์

1) เซลล์เชื้อเพลิงชนิดเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน (Proton exchange membrane fuel cell, PEMFC) หรือเซลล์เชื้อเพลิงแบบเยื่ออิเล็กโทรไลต์พอลิเมอร์ (Polymer electrolyte membrane, PEM) เป็นเซลล์เชื้อเพลิงที่ใช้พอลิเมอร์แข็งเป็นอิเล็กโทรไลต์ ดำเนินงานที่อุณหภูมิต่ำประมาณ 80 องศาเซลเซียส เหมาะสำหรับประยุกต์ใช้ในการขนส่งและจะถูกนำไปใช้กับรถยนต์ในอนาคต

2) เซลล์เชื้อเพลิงแบบอัลคาไลน์ (Alkaline fuel cell, AFC) เป็นเซลล์เชื้อเพลิงที่ใช้สารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์เป็นอิเล็กโทรไลต์ ดำเนินงานที่อุณหภูมิระหว่าง 100 ถึง 250 องศาเซลเซียส เชื้อเพลิงที่ใช้ต้องเป็นก๊าซไฮโดรเจนและก๊าซออกซิเจนบริสุทธิ์เท่านั้น ทำให้ระบบมีราคาสูงมาก ไม่สามารถนำมาขายในท้องตลาดได้ ทำให้การใช้เซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้จำกัดอยู่เฉพาะงานในด้านอวกาศเท่านั้น

3) เซลล์เชื้อเพลิงแบบกรดฟอสฟอริก (Phosphoric acid fuel cell, PAFC) เป็นเซลล์เชื้อเพลิงที่ใช้กรดฟอสฟอริกเข้มข้นร้อยละ 100 เป็นอิเล็กโทรไลต์ ดำเนินงานที่อุณหภูมิระหว่าง 150 ถึง 220 องศาเซลเซียส นำไปใช้ในการผลิตพลังงานไฟฟ้าและพลังงานความร้อนร่วมกัน แต่มีประสิทธิภาพการผลิตไฟฟ้าต่ำเมื่อเทียบกับเซลล์ชนิดอื่น

4) เซลล์เชื้อเพลิงแบบเกลือคาร์บอเนตหลอม (Molten carbonate fuel cell, MCFC) เป็นเชื้อเพลิงที่ใช้สารลิเทียมคาร์บอเนต หรือโซเดียมคาร์บอเนต หรือโพแทสเซียมคาร์บอเนต ที่หลอมเหลวเป็น อิเล็กโทรไลต์ ดำเนินงานที่อุณหภูมิระหว่าง 600 ถึง 700 องศาเซลเซียส นำไปใช้ในการผลิตไฟฟ้าและสามารถให้อิทธิพลความดันสูงเพื่อนำมาช่วยผลิตไฟฟ้า แต่ให้ประสิทธิภาพในการผลิตไฟฟ้าไม่สูงมากนัก

5) เซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง (Solid oxide fuel cell, SOFC) เป็นเชื้อเพลิงที่ใช้ของแข็งที่เป็นสารผสมระหว่างโลหะกับเซรามิก เช่น เซอร์โคเนียออกไซด์ เป็นอิเล็กโทรไลต์ ดำเนินงานที่อุณหภูมิระหว่าง 800 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส นำไปใช้ในการผลิตไฟฟ้าและสามารถ นำไอ้ความร้อนสูงที่ได้จากกระบวนการนี้ไปปั่นกังหันก๊าซได้ ทำให้ประสิทธิภาพเพิ่มขึ้นอย่างมาก

2.2 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง (Solid oxide fuel cell, SOFC)

2.2.1 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

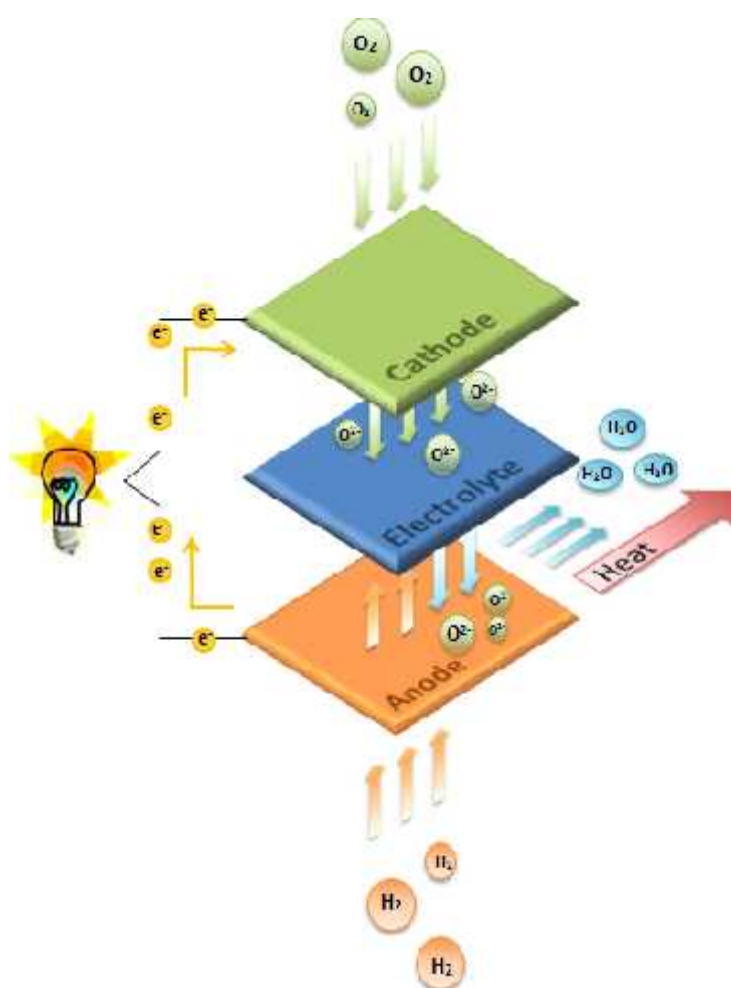
เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งเป็นเซลล์เชื้อเพลิงที่มีประสิทธิภาพสูง และคาดว่าจะสามารถใช้เป็นแหล่งกำเนิดไฟฟ้าสำหรับโรงผลิตไฟฟ้าในอนาคตเซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้ใช้ของแข็งจำพวกเซรามิกเป็นอิเล็กโทรไลต์ ทำให้สามารถดำเนินงานที่อุณหภูมิสูงประมาณ 800 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส โดยข้อดีของการดำเนินงานที่อุณหภูมิสูงคือ สามารถใช้เชื้อเพลิงได้หลากหลาย เช่น ก๊าซธรรมชาติ หรือก๊าซชีวมวล และสามารถนำไปประยุกต์ใช้ในระบบผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม อีกทั้งยังทำงานร่วมกับกังหันก๊าซเพื่อเพิ่มการผลิตไฟฟ้า [1] โดยเซลล์เชื้อเพลิงมีส่วนประกอบหลัก 3 ส่วน [6] คือ

1) ขั้วแอโนด (Anode) โลหะที่ใช้ทำเป็นขั้วแอโนด ได้แก่ Ni Co Ru และ Pt โดย โลหะ Ru จะทำหน้าที่เป็นแอโนดได้ดีเพราะมีความเสถียร แต่มีราคาแพง จึงนิยมใช้ Ni ซึ่งมีราคาถูกทำหน้าที่เป็นแอโนดได้ดีพอสมควรและอยู่ในเกณฑ์เป็นที่ยอมรับได้ นอกจากนี้เพื่อคงไว้ซึ่งคุณลักษณะของความพรุน จึงใช้แอโนดในรูป Cermet ของโลหะกับ Stabilized zirconia ซึ่งจากการวิจัยพบว่า Ni/yttria-zirconia เป็นวัสดุที่ใช้ทำแอโนดได้ดีที่สุดในขณะนี้

2) ขั้วแคโทด (Cathode) โดยทั่วไปวัสดุที่ใช้ทำขั้วแคโทดในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งคือ Doped La-manganite (LaMnO_3) มีสมบัติเป็นสารกึ่งตัวนำ ปัจจุบันนิยมใช้ Sr doped La-manganite (LSM) มากที่สุด แต่การเติม Sr มีทั้งข้อดีและข้อเสียคือ ทำให้การนำไฟฟ้าดี ขณะเดียวกันสัมประสิทธิ์การขยายตัวของแคโทดก็มากขึ้นด้วย ส่งผลทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงที่บริเวณผิวสัมผัสระหว่างแคโทดและ อิเล็กโทรไลต์ซึ่งเป็นบริเวณที่เกิดปฏิกิริยาเคมีและยิ่งเมื่อเวลาผ่านไปมากเท่าไรการเปลี่ยนแปลงก็มากขึ้นตามไปด้วย ส่งผลให้การแพร่ผ่านของก๊าซลดน้อยลง

3) อิเล็กโทรไลต์ (Electrolyte) สารที่ใช้เป็นอิเล็กโทรไลต์ที่ดีที่สุดในเซลล์เชื้อเพลิง ชนิดออกไซด์แข็งคือ Zirconia (ZrO_2) ที่ Doped ด้วย Trivalent metal oxide เช่น Y_2O_3 Yb_2O_3 Sc_2O_3 หรือ Divalent metal oxide เช่น CaO MgO เป็นต้น ปัจจุบันเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่ใช้ในทางการค้าเชิงพาณิชย์จะใช้ร้อยละ 8 Yttria-stabilized zirconia (YSZ) เป็นอิเล็กโทรไลต์ โดยสามารถดำเนินงานได้ที่อุณหภูมิประมาณ 1,000 องศาเซลเซียส ปัญหาหลัก

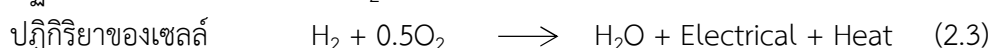
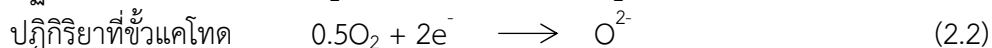
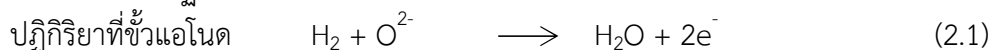
ของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งคืออุณหภูมิที่เซลล์ทำงานสูงเกินไป ถ้าสามารถหาวัสดุทดแทนที่ทำงานได้ที่อุณหภูมิต่ำจะช่วยลดต้นทุนของอิเล็กโทรด และวัสดุที่เป็นตัวเชื่อมต่อของเซลล์เข้าด้วยกัน ทำให้มีการวิจัยเพื่อมุ่งเน้นหาแนวทางที่ทำให้เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งดำเนินงานได้ที่อุณหภูมิต่ำลง ซึ่งอาจทำได้โดยการใช้อิเล็กโทรไลต์ของแข็ง เช่น Ceria (CeO_2) Doped ด้วย CaO Y_2O_3 Sm_2O_3 Gd_2O_3 และ Lanthanum gallate หรือทำให้ความหนาของอิเล็กโทรไลต์บางลง เป็นต้น



รูปที่ 2.1 ส่วนประกอบพื้นฐานและหลักการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

2.2.2 หลักการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

ก๊าซไฮโดรเจนถูกป้อนเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์แข็งที่ขั้วแอโนด เกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันได้อิเล็กตรอน อิเล็กตรอนจะเคลื่อนที่ผ่านวงจรภายนอกให้ไฟฟ้ากระแสตรง ขณะเดียวกันอากาศถูกป้อนเข้าที่ขั้วแคโทดเกิดปฏิกิริยารีดักชัน โดยรับอิเล็กตรอนจากปฏิกิริยาออกซิเดชัน เมื่อก๊าซออกซิเจน (O_2) แตกตัวเป็นออกซิเจนไอออน (O^{2-}) ที่อิเล็กโทรไลต์ ออกซิเจนไอออนจะเข้าทำปฏิกิริยากับก๊าซไฮโดรเจน (H_2) ได้ผลิตภัณฑ์เป็นน้ำที่ขั้วแอโนดและมีความร้อนเกิดขึ้น สมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีมีดังนี้



2.2.3 การหาสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง [7]

ศักย์ไฟฟ้าทางทฤษฎี (Reversible cell voltage หรือ Theoretical open-circuit potential, E^{OCV}) ขับเคลื่อนประจุไฟฟ้ารอบวงจรไฟฟ้า โดยเกิดจากความแตกต่างระหว่างศักย์ของปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นที่ขั้วไฟฟ้า (Electrode) สามารถแสดงได้ด้วยสมการของเนิร์นสต์ (Nernst equation) ดังนี้

$$E^{OCV} = E^0 - \frac{RT}{2F} \ln \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2} P_{O_2}^{0.5}} \quad (2.4)$$

โดยที่ E^0 คือศักย์ไฟฟ้าที่ความดันบรรยากาศ (Standard pressure) ซึ่งเป็นฟังก์ชันของอุณหภูมิที่สถานะดำเนินงาน ดังสมการ

$$E^0 = 1.253 - 2.4516 \times 10^{-4} T(K) \quad (2.5)$$

ศักย์ไฟฟ้าจริง (Actual fuel cell voltage, E) จะมีค่าน้อยกว่าศักย์ไฟฟ้าทางทฤษฎี เนื่องจากมีความต้านทานภายในเซลล์เชื้อเพลิง และการสูญเสียศักย์ไฟฟ้าที่เกิดขึ้นเนื่องจากการเกิดปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี (Electrochemical reaction) ที่บริเวณพื้นผิวระหว่างขั้วไฟฟ้าและอิเล็กโทรไลต์ที่เกิดปฏิกิริยา (Electrode-electrolyte interface)

$$E = E^{OCV} - (\eta_{act} + \eta_{ohm} + \eta_{conc}) \quad (2.6)$$

1) ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี (Activation overpotential, η_{act}) เป็นการสูญเสียศักย์ไฟฟ้าเนื่องจากการเกิดปฏิกิริยาทางไฟฟ้าเคมีที่บริเวณผิวของขั้วไฟฟ้า ซึ่งต้อง มีพลังงานการเกิดปฏิกิริยามากกว่าพลังงานกระตุ้น (Activation energy, E_a) จึงทำให้มีการสูญเสียศักย์ไฟฟ้าเนื่องจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี ดังสมการ

$$\eta_{act} = \eta_{act,anode} + \eta_{act,cathode} \quad (2.7)$$

$$\eta_{act,anode} = \frac{RT}{F} \ln \frac{i}{2i_{0,anode}} + \frac{i^2}{2i_{0,anode}} + 1 \quad (2.8)$$

$$i_{0,\text{anode}} = \frac{RT}{2F} k_{\text{anode}} \exp - \frac{E_{\text{anode}}}{RT} \quad (2.9)$$

$$\eta_{\text{act,cathode}} = \frac{RT}{F} \ln \frac{i}{2i_{0,\text{cathode}}} + \frac{i^2}{2i_{0,\text{cathode}}} + 1 \quad (2.10)$$

$$i_{0,\text{cathode}} = \frac{RT}{2F} k_{\text{cathode}} \exp - \frac{E_{\text{cathode}}}{RT} \quad (2.11)$$

2) ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากความต้านทานไฟฟ้า (Ohmic overpotential, η_{ohm}) เป็นการสูญเสียศักย์ไฟฟ้าเนื่องจากความต้านทานไฟฟ้าของขั้วไฟฟ้า และความต้านทานการไหลของประจุไฟฟ้าในอิเล็กโทรไลต์ ดังสมการ

$$\eta_{\text{ohm}} = iR_{\text{ohm}} \quad (2.12)$$

$$R_{\text{ohm}} = \frac{\tau_{\text{anode}}}{\sigma_{\text{anode}}} + \frac{\tau_{\text{electrolyte}}}{\sigma_{\text{electrolyte}}} + \frac{\tau_{\text{cathode}}}{\sigma_{\text{cathode}}} \quad (2.13)$$

3) ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากผลของการถ่ายโอนมวล (Concentration overpotential, η_{conc}) เป็นค่าการสูญเสียศักย์ไฟฟ้าเนื่องจากการลดลงของความเข้มข้นของก๊าซเชื้อเพลิงที่เข้าทำปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีบริเวณพื้นผิวระหว่างขั้วไฟฟ้าและอิเล็กโทรไลต์ (Electrode-electrolyte interface) มีความต้านทานของการถ่ายเทมวลสาร (Mass transfer) เกิดขึ้น ดังสมการ

$$\eta_{\text{conc}} = \eta_{\text{conc,anode}} + \eta_{\text{conc,cathode}} \quad (2.14)$$

$$\eta_{\text{conc,anode}} = \frac{RT}{2F} \ln \frac{p_{\text{H}_2\text{O,TPB}}}{p_{\text{H}_2\text{O}}} \frac{p_{\text{H}_2}}{p_{\text{H}_2,\text{TPB}}} \quad (2.15)$$

$$\eta_{\text{conc,cathode}} = \frac{RT}{4F} \ln \frac{p_{\text{O}_2}}{p_{\text{O}_2,\text{TPB}}} \quad (2.16)$$

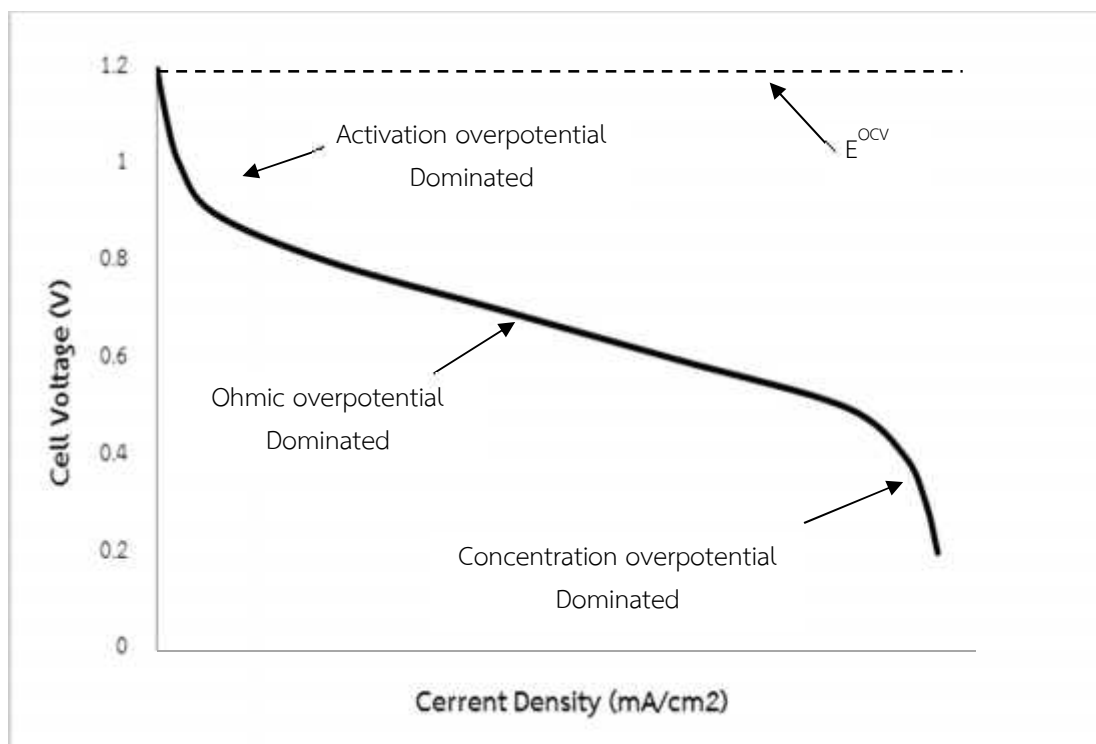
$$p_{\text{H}_2,\text{TPB}} = p_{\text{H}_2} - \frac{RT\tau_{\text{anode}}}{2FD_{\text{eff,anode}}} i \quad (2.17)$$

$$p_{\text{H}_2\text{O,TPB}} = p_{\text{H}_2\text{O}} - \frac{RT\tau_{\text{anode}}}{2FD_{\text{eff,anode}}} i \quad (2.18)$$

$$p_{\text{O}_2,\text{TPB}} = P - P - p_{\text{O}_2} \exp \frac{RT\tau_{\text{cathode}}}{4FD_{\text{eff,cathode}}P} i \quad (2.19)$$

4) กราฟสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง

สมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงสามารถดูได้จากกราฟความสัมพันธ์ระหว่างความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า (Current density) กับศักย์ไฟฟ้า (Cell voltage) แสดงดังรูปที่ 2.2 โดยเส้นประคือศักย์ไฟฟ้าทางทฤษฎีซึ่งก็คือค่าศักย์ไฟฟ้าสูงสุดที่เป็นไปได้ และเส้นทึบคือศักย์ไฟฟ้าจริงเมื่อกระแสไฟฟ้าไหลครบวงจรจะเกิดการสูญเสียศักย์ไฟฟ้า (Voltage loss) จาก 3 ส่วนหลัก คือ ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี ความต้านทานไฟฟ้า และผลของการถ่ายโอนมวลสาร



รูปที่ 2.2 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างความหนาแน่นกระแสไฟฟ้ากับศักย์ไฟฟ้า

ซึ่งตลอดการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงจะเห็นว่ากราฟแบ่งเป็น 3 ช่วง ตามปริมาณกระแสไฟฟ้า โดยกราฟในช่วงแรกศักย์ไฟฟ้าสูญเสียจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีส่งผลมากที่สุด เนื่องจากเซลล์เชื้อเพลิง ยังไม่เกิดปฏิกิริยาเคมี จึงต้องใช้พลังงานการเกิดปฏิกิริยาให้มากกว่าพลังงานกระตุ้นเพื่อให้เกิดปฏิกิริยาที่ชั่วไฟฟ้า เมื่ออิเล็กตรอนผ่านอิเล็กโทรไลต์และชั่วไฟฟ้าไปยังวงจรภายนอก การสูญเสียศักย์ไฟฟ้าเนื่องจากความต้านทานไฟฟ้า ซึ่งมีสมการเป็นเส้นตรงดังสมการที่ (2.12) จึงส่งผลให้กราฟในช่วงกลางนั้นเป็นเส้นตรง และในช่วงสุดท้ายการสูญเสียศักย์ไฟฟ้าจากผลของการถ่ายโอนมวลสาร มีผลมากที่สุดเนื่องจากเชื้อเพลิงที่ใกล้หมดไป ดังนั้นในการพิจารณาสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง จึงสามารถดูได้จากกราฟความสัมพันธ์ระหว่างกระแสไฟฟ้ากับศักย์ไฟฟ้า โดยถ้าต้องการดำเนินงานให้เซลล์เชื้อเพลิงมีสมรรถนะที่ดีนั้นสามารถทำได้โดยปรับสภาวะการดำเนินงาน หรือการออกแบบให้ได้เส้นกราฟศักย์ไฟฟ้าจริงเข้าใกล้ค่าศักย์ไฟฟ้าทางทฤษฎีมากที่สุด

2.3 เชื้อเพลิงสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

เชื้อเพลิงที่ใช้สำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งคือก๊าซไฮโดรเจน นอกจากนี้สามารถใช้สารประกอบไฮโดรคาร์บอนอื่นๆ เช่น ก๊าซธรรมชาติ ก๊าซมีเทน เอทานอล เมทานอล เป็นต้น เป็นเชื้อเพลิงได้เช่นกัน แต่ต้องถูกเปลี่ยนให้อยู่ในรูปก๊าซไฮโดรเจนก่อนนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิง และใช้ก๊าซออกซิเจนในอากาศเป็นตัวออกซิไดซ์ ซึ่งผลิตภัณฑ์ผลพลอยได้ที่จากปฏิกิริยาเคมีคือน้ำและความร้อน

2.4 การผลิตก๊าซไฮโดรเจน (Hydrogen production)

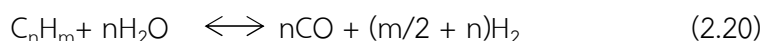
2.4.1 ก๊าซไฮโดรเจน

ก๊าซไฮโดรเจนเป็นหนึ่งในแหล่งพลังงานทางเลือกที่มีศักยภาพและคุณภาพที่สามารถใช้ทดแทนพลังงานเชื้อเพลิงปิโตรเลียมได้ดี โดยการผลิตก๊าซไฮโดรเจนเพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงมีหลายวิธี เช่น การแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้า (Electrolysis of water) ซึ่งใช้ไฟฟ้า เพื่อแยกน้ำเพื่อให้ได้ก๊าซไฮโดรเจนและก๊าซออกซิเจน การออกซิเดชันบางส่วน (Partial oxidation) ซึ่งจำกัดปริมาณอากาศหรือก๊าซออกซิเจนในการเผาไหม้เพื่อไม่ให้เกิดการเผาไหม้สมบูรณ์ และการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming) เป็นการทำปฏิกิริยาร่วมกับไอน้ำและใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา ในการผลิตก๊าซไฮโดรเจน เมื่อพิจารณาถึงข้อดีและข้อเสียของการผลิตก๊าซไฮโดรเจน การรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเป็นกระบวนการที่น่าสนใจเพราะได้ผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนสูง ดังนั้นโครงการนี้จึงสนใจ การผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ

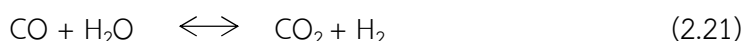
2.4.2 การรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming)

ปัจจุบันเทคโนโลยีที่มีประสิทธิภาพสูงในการผลิตก๊าซไฮโดรเจน คือ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ เป็นเทคโนโลยีที่มีความเหมาะสมในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนเพื่อใช้ในเชิงพาณิชย์ และส่งต่อสู่กระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์แข็งได้ [1] โดยมีสารตั้งต้นเป็นก๊าซธรรมชาติ เอทานอล หรือก๊าซชีวมวล เป็นต้น ซึ่งกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำประกอบด้วย 2 ขั้นตอน คือ

1) การทำปฏิกิริยาระหว่างสารตั้งต้นกับไอน้ำที่อุณหภูมิ 750 ถึง 800 องศาเซลเซียส ซึ่งผลิตภัณฑ์ที่ได้คือก๊าซสังเคราะห์ (ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์และก๊าซไฮโดรเจน) ดังสมการ



2) ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟ (Water-gas shift reaction, WGS) ซึ่งเกิดปฏิกิริยาต่อเนื่องจากขั้นตอนที่ 1 ระหว่างคาร์บอนมอนอกไซด์กับน้ำโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา ผลิตภัณฑ์ที่ได้คือก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และก๊าซไฮโดรเจน ดังสมการ



แม้ว่าในปัจจุบันการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเป็นวิธีที่นิยมในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนเนื่องจากสามารถให้ผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนสูง [8] แต่การใช้น้ำเหนือวิกฤตแทนการใช้น้ำจะทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนมีอุณหภูมิสูงและความดันสูง จึงสามารถป้อนเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งได้โดยไม่ต้องมีหน่วยเพิ่มอุณหภูมิและลดความดันก่อนป้อนเข้าเซลล์เชื้อเพลิง ดังนั้นน้ำเหนือวิกฤตจึงถือเป็นทางเลือกใหม่ที่กำลังนิยมอยู่ในตอนนี้

2.4.3 น้ำเหนือวิกฤต [3]

น้ำในสถานะของเหลวที่สภาวะปกติ (อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียสและความดัน 1 บรรยากาศ) เป็นตัวทำละลายที่ดีสำหรับสารประกอบที่มีขั้วและเกลืออนินทรีย์ แต่เมื่ออยู่ในสภาวะภายใต้อุณหภูมิและความดันสูงที่เหนือจุดวิกฤตของน้ำ (อุณหภูมิวิกฤต 373.95 องศาเซลเซียส และความดันวิกฤต 22.05 เมกะปาสกาล) ทำให้คุณสมบัติของน้ำเหนือวิกฤตนี้ บางลักษณะเหมือนก๊าซ

บางลักษณะเหมือนของเหลว เช่น ความหนืดของน้ำเหนือวิกฤตมีค่าต่ำกว่าน้ำที่สภาวะปกติและค่าการถ่ายเทมวลสาร การควบคุมการแพร่ รวมถึงค่าการนำความร้อนของน้ำเหนือวิกฤตที่สูงขึ้นเช่นกัน ส่งผลให้มีคุณสมบัติที่ดีในการถ่ายเทความร้อนเพื่อช่วยลดพลังงานที่ใช้ในเครื่องปฏิกรณ์ในการทำปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำได้

2.4.4 ก๊าซเซอร์อล [9]

ก๊าซเซอร์อลดิบเป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้จากกระบวนการผลิตไบโอดีเซล ซึ่งก๊าซเซอร์อลดิบมีสิ่งเจือปนอยู่มากจึงมีราคาค่อนข้างถูก การนำก๊าซเซอร์อลไปใช้ประโยชน์ในด้านอุตสาหกรรมก๊าซเซอร์อลที่ใช้ควรเป็นก๊าซเซอร์อลบริสุทธิ์ ซึ่งการนำก๊าซเซอร์อลดิบไปผ่านกระบวนการทำให้บริสุทธิ์จะมีค่าดำเนินการค่อนข้างสูง ในปัจจุบันนักวิจัยจึงสนใจเพิ่มมูลค่าให้กับก๊าซเซอร์อลดิบ โดยการนำก๊าซเซอร์อลดิบไปใช้เป็นสารตั้งต้นสำหรับผลิตก๊าซไฮโดรเจน ซึ่งสามารถนำก๊าซเซอร์อลดิบมาใช้ในการผลิตได้เลยโดยไม่ต้องผ่านกระบวนการทำให้เป็นก๊าซเซอร์อลบริสุทธิ์

2.4.5 การผลิตก๊าซไฮโดรเจนสำหรับเซลล์เชื้อเพลิง [2]

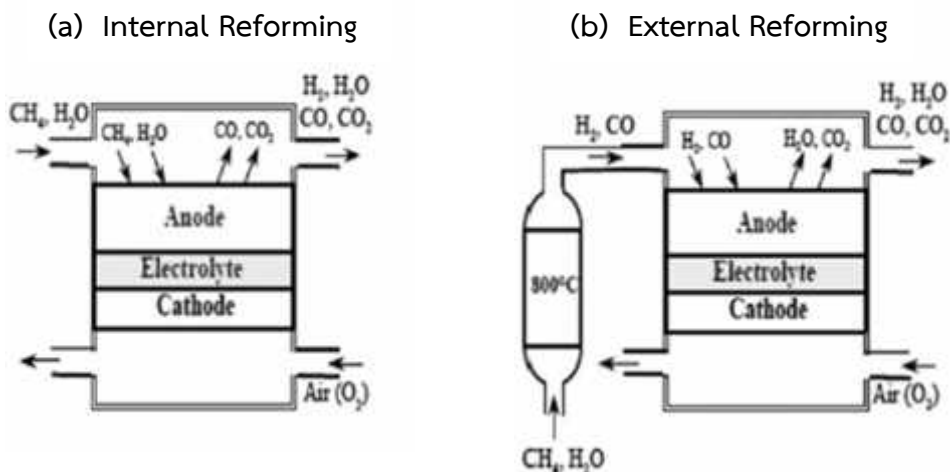
รูปแบบการใช้เชื้อเพลิงที่มาจากสารประกอบไฮโดรคาร์บอนในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง มีอยู่ด้วยกัน 2 รูปแบบ คือ กระบวนการรีฟอร์มมิงภายใน และกระบวนการรีฟอร์มมิงภายนอก โดยแต่ละรูปแบบมีรายละเอียดดังนี้

1) กระบวนการรีฟอร์มมิงภายใน (Internal reforming)

ปฏิกิริยาดูดความร้อนจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงและปฏิกิริยาคายความร้อนจากปฏิกิริยาออกซิเดชันเกิดขึ้นพร้อมกันภายในเซลล์เชื้อเพลิง ทำให้มีการถ่ายเทความร้อนระหว่างสองกระบวนการได้ดี ซึ่งการถ่ายเทความร้อนนี้คล้ายกับการดำเนินงานแบบออโตเทอร์มอล (Autothermal operation) นั่นคือ ไม่จำเป็นต้องรับพลังงานจากภายนอก เนื่องจากสามารถนำความร้อนจากปฏิกิริยาคายความร้อนให้กับปฏิกิริยารีฟอร์มมิงได้โดยตรง แต่ความร้อนที่ต้องการสำหรับปฏิกิริยารีฟอร์มมิงอาจไม่เหมาะสมกับความร้อนที่ได้จากส่วนของเซลล์เชื้อเพลิง ทำให้เกิดความแตกต่างของอุณหภูมิภายในเซลล์เชื้อเพลิงจึงเกิดการเสื่อมสภาพและการแตกหักได้ ลักษณะการดำเนินงานของกระบวนการรีฟอร์มมิงภายในแสดงดังรูปที่ 2.3(a)

2) กระบวนการรีฟอร์มมิงภายนอก (External reforming)

ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงจะเกิดขึ้นที่หน่วยรีฟอร์มเมอร์ในการผลิตก๊าซไฮโดรเจน ก่อนป้อนเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงทำปฏิกิริยาออกซิเดชัน จึงไม่มีการถ่ายเทความร้อนโดยตรงระหว่างการดำเนินงานของทั้งสองหน่วยแต่สามารถนำความร้อนที่ได้จากปฏิกิริยาภายในเซลล์เชื้อเพลิงไปใช้กับหน่วยอื่นได้ ลักษณะการดำเนินงานของกระบวนการรีฟอร์มมิงภายนอกแสดงดังรูปที่ 2.3(b)



รูปที่ 2.3 กระบวนการรีฟอร์มมิงภายใน (a) และกระบวนการรีฟอร์มมิงภายนอก (b)

2.5 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.5.1 การผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจากกลีเซอรอล

ณพัทธ์ เฌรอต และสิริรัตน์ นุชพงศ์ (2012) [10] ศึกษาการดำเนินงานของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกลีเซอรอลโดยใช้ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตเพื่อให้ได้ก๊าซไฮโดรเจนมากที่สุด พบว่าการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่เหมาะสมที่สุดคือ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียสและความดัน 230 บรรยากาศ ส่วนอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลดิบที่เหมาะสมที่สุดเท่ากับ 90 ซึ่งจะให้ก๊าซผลิตภัณฑ์ที่ประกอบด้วยก๊าซไฮโดรเจน 65 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ 23 เปอร์เซ็นต์โดยโมล และไอน้ำ 12 เปอร์เซ็นต์โดยโมล และศึกษาสภาวะการดำเนินงานของเครื่องแยกก๊าซ-ของเหลว เพื่อให้ก๊าซผลิตภัณฑ์ที่ได้มีความบริสุทธิ์ของก๊าซไฮโดรเจนเพิ่มมากขึ้น พบว่าที่สภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมคืออุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียสและความดัน 20 บรรยากาศ ซึ่งจะให้ก๊าซผลิตภัณฑ์ที่ประกอบด้วยก๊าซไฮโดรเจน 74 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ 25 เปอร์เซ็นต์โดยโมล และก๊าซอื่นๆ 1 เปอร์เซ็นต์โดยโมล

2.5.2 การผลิตไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง

Recknagle P.K. และคณะ (2010) [11] สร้างแบบจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิงมีเทน ด้วยไอน้ำภายในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งเมื่อดำเนินงานที่ความดันสูง เพื่อคาดการณ์การกระจายของอัตราการรีฟอร์มมิงภายใน อุณหภูมิ และกระแสไฟฟ้าที่มีผลต่อการดำเนินงานที่ความดันสูง การจำลองผลการดำเนินงานที่ความดันสูงแสดงให้เห็นว่าสามารถปรับปรุงประสิทธิภาพความร้อนและไฟฟ้าให้ดีขึ้น พบว่าอุณหภูมิเฉลี่ยและอุณหภูมิสูงสุดของเซลล์ลดลงร้อยละ 3 หรือ 20 องศาเซลเซียส และศักย์ไฟฟ้าเพิ่มขึ้นร้อยละ 9 เมื่อดำเนินงานที่ความดันเพิ่มขึ้นจาก 1 บรรยากาศ ถึง 10 บรรยากาศ

Seidler S. และคณะ (2010) [4] ศึกษาการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งดำเนินงานที่ความดันสูงกว่าบรรยากาศร่วมกับเครื่องกังหันก๊าซโดยการทดลองและสร้างแบบจำลองเพื่อศึกษาอิทธิพลในการดำเนินงานที่ความดัน 1.4 บาร์ ถึง 3 บาร์ ของเซลล์เชื้อเพลิงชนิด

ที่มีขั้วแอโนดเป็นโครงสร้างรองรับ 5 เซลล์สแต็ก พบว่าประสิทธิภาพของการทำงานจะเพิ่มขึ้นเมื่อดำเนินการที่ความดันสูงขึ้น โดยกำลังไฟฟ้าเพิ่มขึ้นจาก 248 มิลลิวัตต์ต่อตารางเซนติเมตร ที่ความดัน 1.4 บาร์ เป็น 307 มิลลิวัตต์ต่อตารางเซนติเมตร ที่ความดัน 2 บาร์ และ 323 มิลลิวัตต์ต่อตารางเซนติเมตร ที่ความดัน 3 บาร์ โดยศักย์ไฟฟ้าเท่ากับ 0.9 โวลต์ อัตราส่วนของไฮโดรเจนและไนโตรเจนที่เข้าขั้วแอโนดเท่ากับ 1:1 อากาศเข้าที่ขั้วแคโทด และดำเนินการที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส

Saebea D. และคณะ (2013) [12] ศึกษาการทำงานของระบบร่วมระหว่างเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งดำเนินการที่ความดันสูงกับกังหันก๊าซ โดยใช้เอทานอลเป็นสารตั้งต้น พบว่าการเพิ่มความดันในการดำเนินการสามารถปรับปรุงประสิทธิภาพการผลิตไฟฟ้าของระบบได้ดี โดยความดันที่เหมาะสมอยู่ในช่วง 4 บาร์ ถึง 6 บาร์ สามารถให้ประสิทธิภาพสูงสุดในการผลิตไฟฟ้า และพบว่าความร้อนเหลือทิ้งที่ได้จากกังหันก๊าซนั้นสูงกว่าความร้อนที่ต้องการสำหรับระบบร่วม ดังนั้นระบบร่วมระหว่างเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งกับกังหันก๊าซสามารถรักษาสภาวะในการดำเนินการได้ ด้วยตัวเองภายใต้การดำเนินการที่ความดันสูงระบบร่วมต้องการการนำความร้อนเหลือทิ้งจากขั้วแคโทดมาหมุนเวียนกลับมาใช้ในปริมาณมากเพื่อรักษาระบบให้ดำเนินการโดยไม่ต้องมีความร้อนจากระบบอื่น แต่การเพิ่มสัดส่วนการหมุนเวียนของความร้อนเหลือทิ้งจากขั้วแคโทดทำให้ประสิทธิภาพการผลิตไฟฟ้าของระบบลดลง

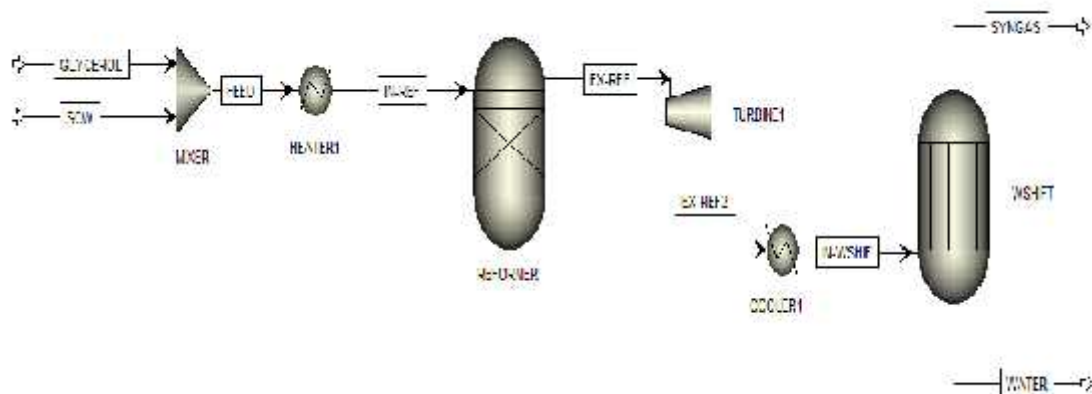
บทที่ 3

วิธีการดำเนินงาน

โครงการนี้สนใจศึกษาสถานะที่เหมาะสมเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพสูงสุดในการผลิตไฟฟ้าจากการทำงานของระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจากกลีเซอรอลกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง โดยสร้างแบบจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมสำเร็จรูป Aspen Plus ซึ่งข้อดีของการใช้โปรแกรมสำเร็จรูป Aspen Plus คือสามารถออกแบบกระบวนการผลิตในระดับอุตสาหกรรมและทำสมดุลมวลสารและพลังงานของกระบวนการผลิตเนื่องจากโปรแกรม Aspen Plus ช่วยให้การคำนวณที่ซับซ้อนสามารถทำได้ง่ายขึ้นและสามารถปรับเปลี่ยนปัจจัยในกระบวนการผลิตได้ง่าย ในหัวข้อที่ 3.1 แสดงการออกแบบกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจากกลีเซอรอล เพื่อผลิตก๊าซไฮโดรเจนสำหรับใช้เป็นเชื้อเพลิงเพื่อป้อนเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง และในหัวข้อที่ 3.2 นำเสนอการออกแบบเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่มีเชื้อเพลิงคือก๊าซไฮโดรเจนจากการกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจากกลีเซอรอล

3.1 การผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจากกลีเซอรอล

กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกลีเซอรอลและไอน้ำเหนือวิกฤต แสดงดังรูปที่ 3.1 ประกอบด้วยเครื่องปฏิกรณ์หลัก 2 เครื่องปฏิกรณ์ คือ เครื่องรีฟอร์มเมอร์ (Reformer) และเครื่องปฏิกรณ์ที่เกิดปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟ (Water gas-shift reactor) และตารางที่ 3.1 แสดงสถานะการดำเนินงานของกระบวนการรีฟอร์มมิง



รูปที่ 3.1 แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจากกลีเซอรอล

ตารางที่ 3.1 แบบจำลองสมภาวะการดำเนินงานของกระบวนการรีฟอร์มมิง

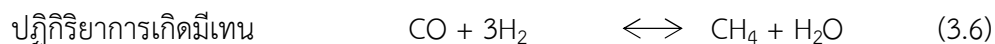
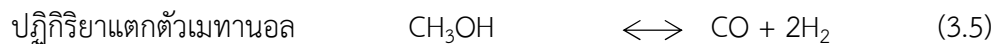
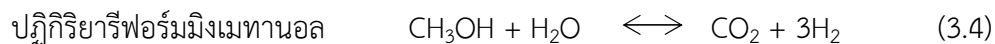
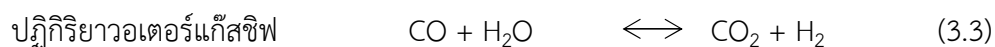
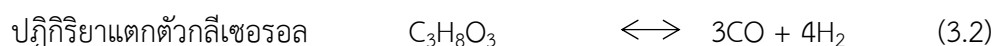
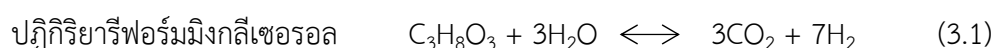
หน่วยปฏิบัติการ	แบบจำลอง	สมภาวะการดำเนินงาน	
		มาตรฐาน	ช่วงที่ศึกษา
HEATER1	Heater	500 °C	-
REFORMER	RGibbs Reactor	800 °C	600 - 1,000 °C
		240 atm	200 - 280 atm
TURBINE1	Turbine	4 atm	-
COOLER1	Heater	200 °C	-
WSHIFT	REquil Reactor	60 °C	-
		4 atm	-

3.1.1 สารตั้งต้น

สารตั้งต้นที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนประกอบด้วย 2 ส่วน คือ น้ำเหนือวิกฤตและกลีเซอรอลดิบ ซึ่งประกอบด้วย กลีเซอรอล 80 เปอร์เซ็นต์โดยโมล และเมทานอล 20 เปอร์เซ็นต์โดยโมล โดยน้ำเหนือวิกฤตและกลีเซอรอลจะป้อนรวมเข้ากันในเครื่องผสม (MIXER) จากนั้นถูกเพิ่มอุณหภูมิด้วยเครื่องให้ความร้อน (HEATER1) ก่อนถูกส่งไปทำปฏิกิริยาในเครื่องรีฟอร์มเมอร์

3.1.2 เครื่องรีฟอร์มเมอร์ (Reformer)

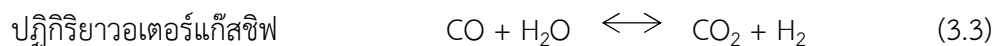
ในการจำลองกระบวนการของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ใช้แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ชนิด RGibbs โดยปฏิกิริยาที่สามารถเกิดขึ้นได้มีดังนี้



ในการศึกษาจะปรับเปลี่ยนสมภาวะการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ ในช่วงอุณหภูมิ 600 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส และความดัน 200 ถึง 280 บรรยากาศ

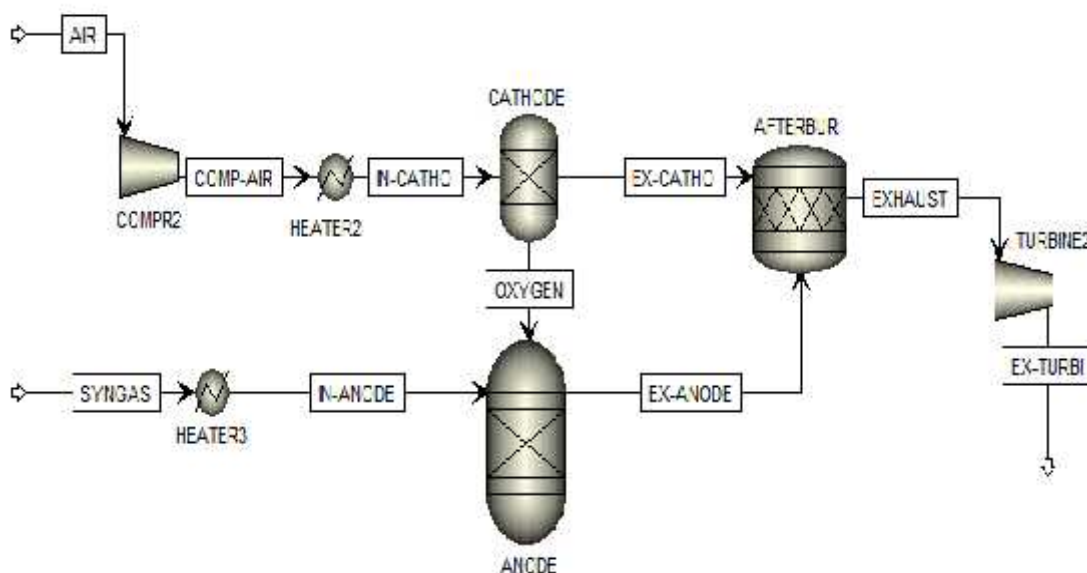
3.1.3 เครื่องปฏิกรณ์ที่เกิดปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟ (Water gas-shift reactor)

ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเครื่องรีฟอร์มเมอร์จะถูกลดความดันด้วยกังหัน (TURBINE) และทำให้เย็นลงด้วยเครื่องทำความเย็น (COOLER1) แล้วส่งไปยังเครื่องปฏิกรณ์ที่เกิดปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟ โดยก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์จะทำปฏิกิริยากับน้ำได้ก๊าซไฮโดรเจนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนี้



3.2 เซลล์เชื้อเพลิง

เซลล์เชื้อเพลิงประกอบด้วย 2 ส่วนหลัก คือขั้วแคโทดและขั้วแอโนด โดยแผนภาพกระบวนการของเซลล์เชื้อเพลิงแสดงดังรูปที่ 3.2 และตารางที่ 3.2 แสดงสถานะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง



รูปที่ 3.2 แบบจำลองกระบวนการของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

ตารางที่ 3.2 แบบจำลองสมภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

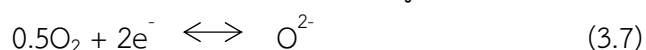
หน่วยปฏิบัติการ	แบบจำลอง	สมภาวะการดำเนินงาน	
		มาตรฐาน	ช่วงที่ศึกษา
COMPR	Compressor	4 atm	4 - 8 atm
HEATER2	Heater	800 °C	-
HEATER3	Heater	400 °C	-
CATHODE	Separator	Spit fraction (Oxygen) = 0.22	-
ANODE	RGibbs Reactor	800 °C	800 – 1,000 °C
		4 atm	4 - 8 atm
AFTERBUR	RStoic Reactor	1,100 °C	-
		4 atm	-
TURBINE2	Turbine	1 atm	-

3.2.1 สารตั้งต้น

สารตั้งต้นที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการของเซลล์เชื้อเพลิงประกอบด้วย 2 ส่วน คือ ก๊าซสังเคราะห์และอากาศ โดยก๊าซสังเคราะห์เป็นก๊าซที่ได้จากการกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจากกลีเซอรอล (SYNGAS) ประกอบไปด้วย ก๊าซไฮโดรเจน ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ก๊าซมีเทนและน้ำ ซึ่งจะถูกป้อนเข้าสู่ขั้วแอโนด (ANODE) ส่วนอากาศ (AIR) จะถูกเพิ่มความดันโดยป้อนเข้าสู่เครื่องอัดอากาศ (COMPR) และเพิ่มอุณหภูมิด้วยเครื่องให้ความร้อน (HEATER2) จากนั้นจึงเข้าสู่ขั้วแคโทด (CATHODE)

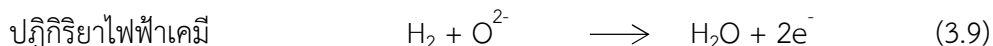
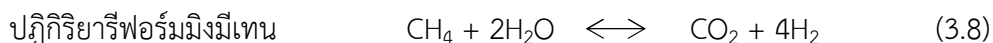
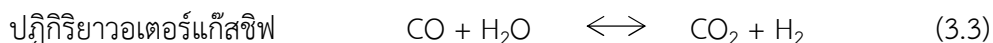
3.2.2 ขั้วแคโทด

ในการจำลองกระบวนการของขั้วแคโทดใช้แบบจำลองเครื่องแยก (Separator) แทนขั้วแคโทด เพื่อแยกก๊าซออกซิเจนให้เป็นออกซิเจนไอออน (O^{2-}) ป้อนเข้าสู่แอโนด ดังสมการ



3.2.3 ขั้วแอโนด

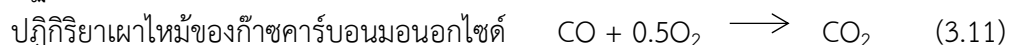
ขั้วแอโนดใช้แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ชนิด RGibbs ในการจำลองกระบวนการที่ขั้วแอโนดก๊าซมีเทนและคาร์บอนมอนอกไซด์ที่อยู่ในก๊าซสังเคราะห์ จะเกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ และปฏิกิริยาออกเตอรแกสซิฟกับน้ำ ซึ่งเป็นการเพิ่มปริมาณของก๊าซไฮโดรเจนที่ขั้วแอโนด โดยก๊าซไฮโดรเจนที่เกิดจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ และปฏิกิริยาออกเตอรแกสซิฟ และก๊าซไฮโดรเจนในก๊าซสังเคราะห์ จะเข้าทำปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีกับก๊าซออกซิเจน โดยปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นที่ขั้วแอโนด มีดังนี้



ในการศึกษาจะปรับเปลี่ยนสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง ในช่วงอุณหภูมิ 800 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส และความดัน 4 ถึง 8 บรรยากาศ

3.2.4 เครื่องอาฟเตอร์เบิร์นเนอร์ (Afterburner)

สำหรับกระบวนการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงที่เหลือจากหัวแอโนดและออกซิเจนที่เหลือจากหัวแคโทด จะทำปฏิกิริยาในเครื่องอาฟเตอร์เบิร์นเนอร์เพื่อนำความร้อนไปใช้กับหน่วยอื่น ในการจำลองกระบวนการใช้แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ชนิด RStoic โดยภายในเครื่องปฏิกรณ์มีปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นดังนี้



โดยกำหนดค่าแปรผันทางเคมีเท่ากับ 1 ของก๊าซไฮโดรเจน และกำหนดค่าแปรผันทางเคมีเท่ากับ 1 ของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ [13]

3.3 วิธีการจำลองกระบวนการ

โครงงานนี้เป็นการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากการทำงานร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตจากกลีเซอรอลกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus (ซึ่งมีแผนภาพของระบบรวมแสดงดังรูปที่ 3.3) เพื่อศึกษาหาสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมในการผลิตไฟฟ้าให้มีประสิทธิภาพสูงที่สุด โดยสมมติฐานที่ใช้ในการจำลองกระบวนการของระบบรวม คือ (1) ดำเนินงานที่สภาวะคงตัว (2) ไม่มีความดันลดในแต่ละอุปกรณ์ (3) ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงและปฏิกิริยาอวเตอรแก๊สซิฟที่หัวแอโนดเกิดขึ้นที่สมดุลเคมี (4) มีเพียงก๊าซไฮโดรเจนที่ทำปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี

วิธีการจำลองกระบวนการของระบบรวมแสดงดังรูปที่ 3.4 โดยเริ่มจากกำหนดสภาวะการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ (อุณหภูมิและความดันในการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์และอัตราส่วนของไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล) เพื่อใช้ในการจำลองกระบวนการในการคำนวณองค์ประกอบของก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงใช้วิธีการหาค่าพลังงานอิสระของกิบส์ที่ต่ำที่สุด (Gibbs free energy minimization) ซึ่งจากการจำลองกระบวนการจะได้อัตราการไหลเชิงโมลของผลิตภัณฑ์ (ก๊าซไฮโดรเจน ก๊าซมีเทน ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และน้ำ) โดยก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงจะกลายเป็นพารามิเตอร์ขาเข้าสำหรับการคำนวณสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง เมื่อกำหนดสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง (อุณหภูมิและความดันในการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า) และกำหนดคุณสมบัติของวัสดุและโครงสร้างของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

เช่น ความหนาของขั้วไฟฟ้าและอิเล็กโทรไลต์ และสัมประสิทธิ์การแพร่ของก๊าซที่ขั้วไฟฟ้า เป็นต้น จะสามารถคำนวณสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงได้จากแบบจำลองที่สร้างขึ้นในโปรแกรม Aspen Plus ร่วมกับสมการทางไฟฟ้าเคมี ซึ่งต้องเขียนสมการดังกล่าวในรูปแบบ FORTRAN ใน Calculator block ซึ่งเป็นฟังก์ชันที่อยู่ในโปรแกรม Aspen Plus

ในการคำนวณสมรรถนะการผลิตไฟฟ้าของระบบรวม เมื่อกำหนดกำลังไฟฟ้าของระบบรวมเท่ากับ 10 กิโลวัตต์ (เหมาะสำหรับนำไปใช้ในครัวเรือน [14]) จะสามารถคำนวณหาค่าศักย์ไฟฟ้าต่อหนึ่งเซลล์เชื้อเพลิงได้จากสมการดังนี้

$$E = E^{OCV} - (\eta_{act} + \eta_{ohm} + \eta_{conc}) \quad (2.6)$$

$$E^{OCV} = E^0 - \frac{RT}{2F} \ln \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2} P_{O_2}^{0.5}} \quad (2.4)$$

หรือ

$$E^{OCV} = E^0 - \frac{RT}{2F} \ln \frac{x_{H_2O} P}{(x_{H_2} P)(x_{O_2} P)^{0.5}}$$

โดย x_{H_2O} คือ เศษส่วนโมลของน้ำที่เหลือใน ANODE

x_{H_2} คือ เศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจนในก๊าซสังเคราะห์และที่เกิดขึ้นใน ANODE

x_{O_2} คือ เศษส่วนโมลของก๊าซออกซิเจนที่เข้า ANODE

และเมื่อคำนวณหาค่าศักย์ไฟฟ้าต่อหนึ่งเซลล์เชื้อเพลิง จะสามารถคำนวณหาค่ากำลังไฟฟ้าต่อหนึ่งเซลล์เชื้อเพลิง จากนั้นคำนวณหาจำนวนเซลล์เชื้อเพลิง อัตราการใช้เชื้อเพลิง (Fuel utilization, U_f) ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง (SOFC electrical efficiency, η_{SOFC}) และประสิทธิภาพของระบบ (System electrical efficiency, η_{sys})

โดยแฟกเตอร์ที่ใช้ในการพิจารณาสมรรถนะของระบบรวม คือ อัตราการใช้เชื้อเพลิง ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของระบบ ซึ่งแสดงดังสมการที่ (3.13) ถึง (3.16)

จำนวนเซลล์เชื้อเพลิงสามารถพิจารณาได้จากสมการที่ (3.12)

$$n = \frac{P_w}{iV} \quad (3.12)$$

อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงสามารถพิจารณาได้จากสมการที่ (3.13)

$$U_f = \frac{iLWn}{2F(4\dot{n}CH_{4,in} + \dot{n}CO_{in} + \dot{n}H_{2,in})} \quad (3.13)$$

ประสิทธิภาพหรือสมรรถนะการผลิตกระแสไฟฟ้าของระบบรวมสามารถพิจารณาได้จากสมการดังนี้

ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง

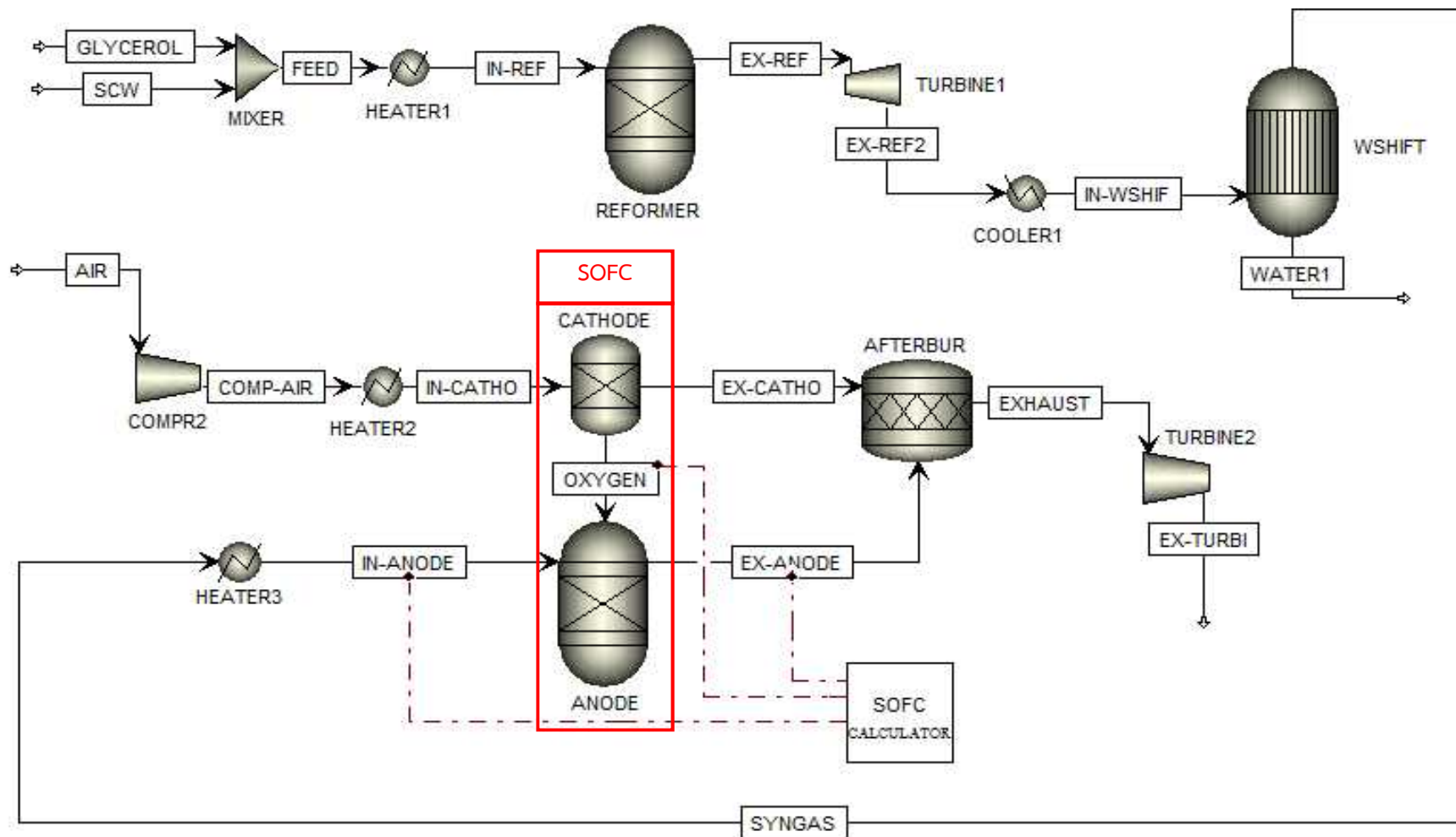
$$\eta_{SOFC} = \frac{P_{SOFC,AC}}{\dot{n}CH_{4,in}LHV_{CH_4} + \dot{n}CO_{in}LHV_{CO} + \dot{n}H_{2,in}LHV_{H_2}} \times 100 \quad (3.14)$$

ประสิทธิภาพของระบบ

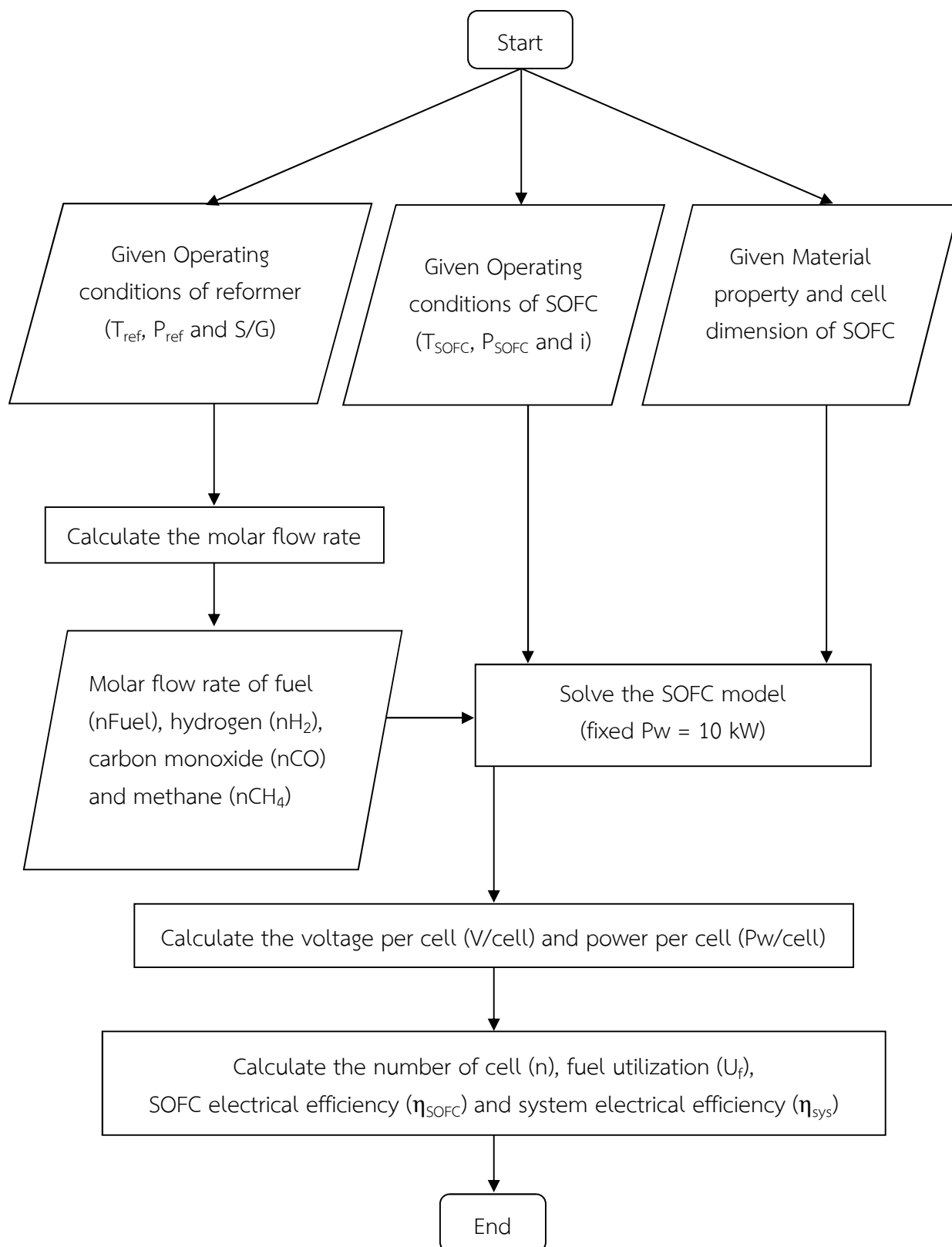
$$\eta_{\text{sys,AC}} = \frac{P_{\text{SOFC,AC}}}{\dot{m}_{\text{Fuel}} \eta_{\text{LHV(fuel)}}} \times 100 \quad (3.15)$$

การแปลงกระแสไฟฟ้ากระแสตรง (Direct current, DC) ให้เป็นกระแสไฟฟ้าสลับ (Alternating current, AC) โดยมีประสิทธิภาพการหน่วยแปลงกระแสไฟฟ้า (The dc-ac inverter efficiency, η_{invert}) เท่ากับ 0.94 [11] ดังนี้

$$P_{\text{SOFC,AC}} = P_{\text{SOFC,DC}} \times \eta_{\text{invert}} \quad (3.16)$$



รูปที่ 3.3 แบบจำลองกระบวนการของระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง



รูปที่ 3.4 วิธีการจำลองกระบวนการของระบบร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิ่งกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

ตารางที่ 3.3 ค่าพารามิเตอร์ที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ [15]

Parameters	Value
Reformer	
Temperature (T, °C)	800
Pressure (P, atm)	240
S/G	90
SOFC	
Temperature (T, °C)	800
Pressure (P, atm)	4
Current density (i, A/m ²)	5,000
Power (Pw, W)	10,000
Cell length (L, m)	0.4
Cell width (W, m)	0.1
Faraday's constant (F, C/mol)	9.65×10^4
Anode thickness (τ_{anode} , μm)	500
Cathode thickness ($\tau_{cathode}$, μm)	50
Electrolyte thickness ($\tau_{electrolyte}$, μm)	20
Pre-exponential factor of anode exchange current density (k_{anode} , A/m ²)	6.54×10^{11}
Pre-exponential factor of cathode exchange current density ($k_{cathode}$, A/m ²)	2.35×10^{11}
Activation energy of anode exchange current density (E_{anode} , kJ/mol)	140
Activation energy of cathode exchange current density ($E_{cathode}$, kJ/mol)	137
Anode diffusion coefficient ($D_{eff,anode}$, m ² /s)	3.66×10^{-5}
Cathode diffusion coefficient ($D_{eff,cathode}$, m ² /s)	1.37×10^{-5}
Anode electrical conductivity (σ_{anode} , 1/Ωm)	$\frac{4.2 \times 10^7}{T} \exp \frac{-1,200}{T}$
Cathode electrical conductivity ($\sigma_{cathode}$, 1/Ωm)	$\frac{9.5 \times 10^7}{T} \exp \frac{-1,150}{T}$
Electrolyte electrical conductivity ($\sigma_{electrolyte}$, 1/Ωm)	$33.4 \times 10^3 \exp \frac{-10,300}{T}$

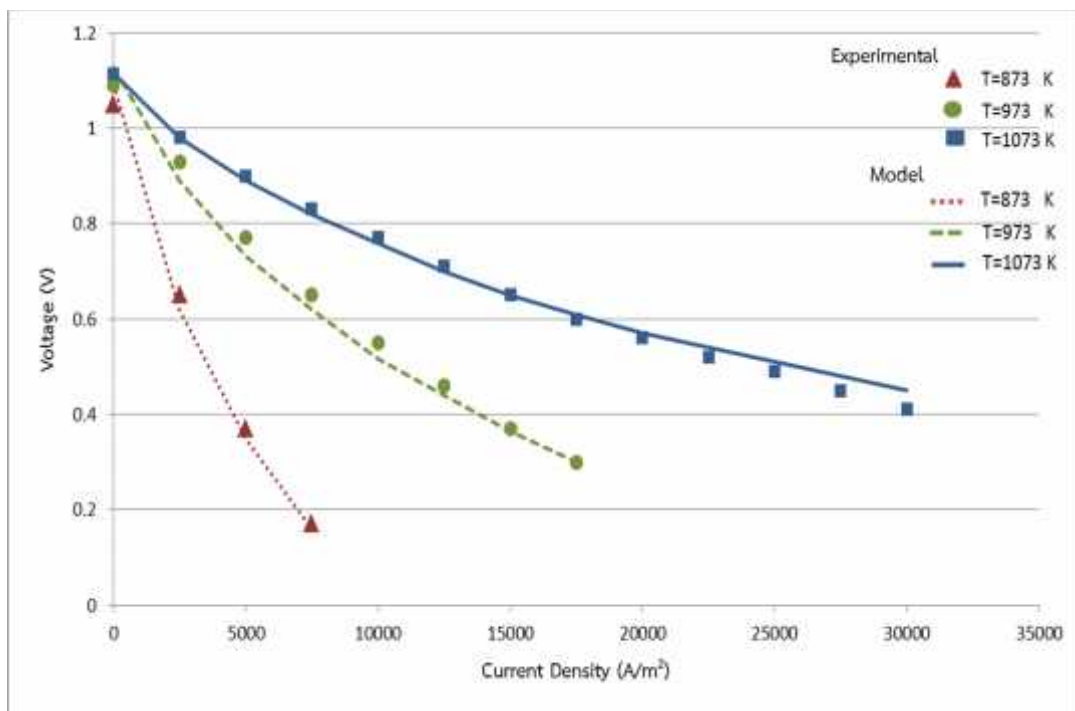
บทที่ 4

ผลและการอภิปรายผลการจำลองกระบวนการ

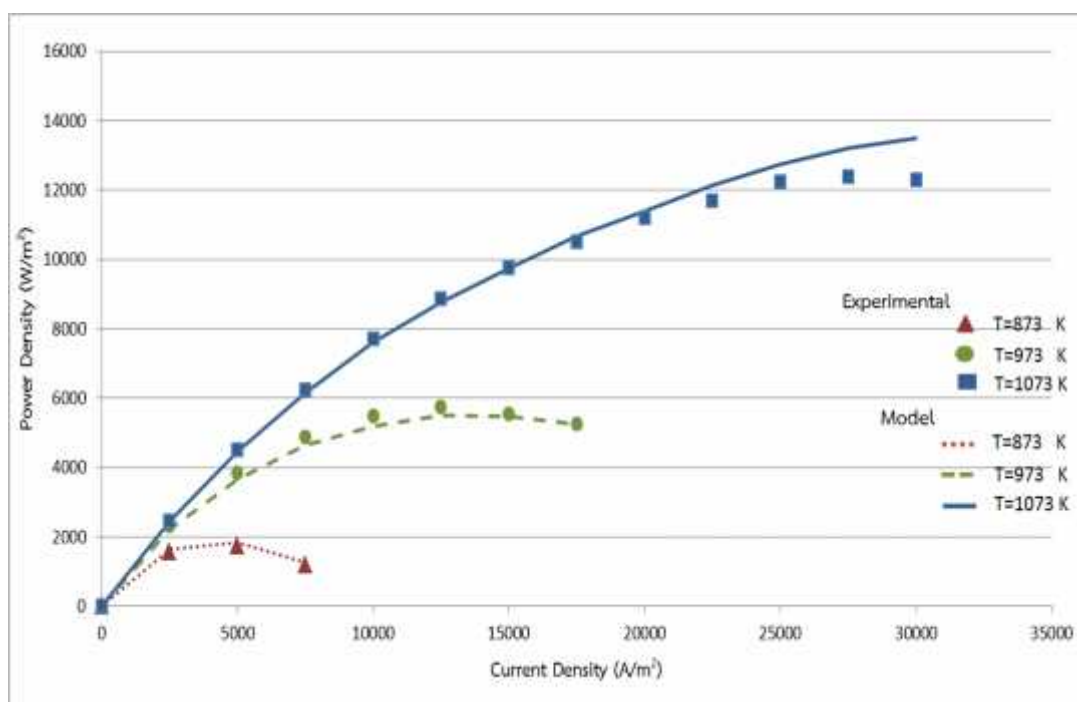
ผลจากการศึกษาโครงงานนี้แบ่งออกเป็น 3 ส่วน โดยในส่วนแรกเป็นการแสดงผลการเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับผลการทดลองเพื่อตรวจสอบความน่าเชื่อถือของแบบจำลอง และในส่วนที่สองแสดงผลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกลีเซอรอลโดยใช้ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต พิจารณาผลของอุณหภูมิและความดันของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล (S/G) ที่มีผลต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่ออกจากกระบวนการรีฟอร์มมิง ซึ่งนำไปเป็นเชื้อเพลิงป้อนให้กับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งเพื่อผลิตไฟฟ้าต่อไป จากการศึกษาในส่วนนี้ทำให้ทราบสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับการผลิตก๊าซไฮโดรเจน และในส่วนที่สามแสดงผลของกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง โดยพิจารณาผลของอุณหภูมิและความดันของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าที่ป้อนให้กับเซลล์เชื้อเพลิง ที่มีผลต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของระบบ

4.1 การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับผลการทดลอง

การเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับผลการทดลอง ทำขึ้นเพื่อตรวจสอบความน่าเชื่อถือของแบบจำลองเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่นำเสนอไว้ในหัวข้อที่ 2.2.3 โดยเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับผลจากการทดลองในงานวิจัยของ Zhao และ Virkar [16] โดยใช้สภาวะในการดำเนินงาน องค์ประกอบของเชื้อเพลิงขาเข้า และสมบัติของวัสดุเดียวกัน คือ ที่อุณหภูมิ 873 973 และ 1,073 เคลวิน ภายใต้ความดันบรรยากาศ เชื้อเพลิงขาเข้าประกอบด้วยก๊าซไฮโดรเจน 97 เปอร์เซ็นต์โดยโมล และน้ำ 3 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ความหนาของขั้วแอโนด 1,000 ไมโครเมตร ความหนาของขั้วแคโทด 20 ไมโครเมตร และความหนาของอิเล็กโทรไลต์ 8 ไมโครเมตร ซึ่งการเปรียบเทียบค่าศักย์ไฟฟ้าและความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าที่ได้จากแบบจำลองกระบวนการและผลจากการทดลองแสดงดังรูปที่ 4.1 และ 4.2 พบว่าค่าศักย์ไฟฟ้าและความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าที่ได้จากการจำลองกระบวนการมีค่าใกล้เคียงกับผลจากการทดลอง โดยในรูปที่ 4.1 ที่อุณหภูมิ 873 973 และ 1,073 เคลวิน มีค่า R^2 เท่ากับ 0.999 0.999 และ 0.996 ตามลำดับ และในรูปที่ 4.2 ที่อุณหภูมิ 873 973 และ 1,073 เคลวิน มีค่า R^2 เท่ากับ 0.989 0.996 และ 0.998 ตามลำดับ ดังนั้นแบบจำลองกระบวนการนี้จึงสามารถนำมาใช้ในการศึกษาโครงงานนี้ต่อไปได้



รูปที่ 4.1 ผลการเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับผลจากการทดลองของ Zhao และ Virkar [16] ระหว่างความหนาแน่นกระแสไฟฟ้ากับศักย์ไฟฟ้า ที่อุณหภูมิ 873 973 และ 1,073 เคลวิน



รูปที่ 4.2 ผลการเปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับผลจากการทดลองของ Zhao และ Virkar [16] ระหว่างความหนาแน่นกระแสไฟฟ้ากับกำลังไฟฟ้า ที่อุณหภูมิ 873 973 และ 1,073 เคลวิน

4.2 ผลของสภาวะการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์

การจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกลีเซอรอลและไอน้ำเหนือวิกฤต กำหนดอัตราส่วนระหว่างไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 90 โดยกลีเซอรอลป้อนเข้าสู่กระบวนการด้วยอัตราการไหล 0.04 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดันบรรยากาศ และไอน้ำเหนือวิกฤตป้อนเข้าสู่กระบวนการด้วยอัตราการไหล 3.6 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส ความดัน 200 บรรยากาศสภาวะการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 240 บรรยากาศซึ่งจากการจำลองกระบวนการ พบว่าสายผลิตภัณฑ์ประกอบด้วยก๊าซไฮโดรเจน 67 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ 28.3 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ไอน้ำ 4.4 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ก๊าซมีเทน 0.3 เปอร์เซ็นต์โดยโมล และก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ 85 พีพีเอ็ม จากนั้นนำเชื้อเพลิงที่ได้ป้อนเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง โดยการวิเคราะห์สมรรถนะของระบบรวมกำหนดให้ระบบรวมผลิตกำลังไฟฟ้า 10 กิโลวัตต์ เซลล์เชื้อเพลิงดำเนินงานที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

4.2.1 ผลของอุณหภูมิในเครื่องรีฟอร์มเมอร์

การศึกษาผลของอุณหภูมิในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ ที่มีผลต่อเศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจนในผลิตภัณฑ์ ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงจำนวนเซลล์เชื้อเพลิง อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงแสดงผลดังตารางที่ 4.1 ในการศึกษาจะปรับเปลี่ยนเฉพาะอุณหภูมิของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่ 600 800 และ 1,000 องศาเซลเซียส โดยตัวแปรอื่น ๆ มีค่าคงที่ ได้แก่ ความดัน 240 บรรยากาศ อัตราส่วนระหว่างไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 90 สภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร จากผลการจำลองกระบวนการจะเห็นว่าเมื่ออุณหภูมิของเครื่องรีฟอร์มเมอร์สูงขึ้น ส่งผลให้เศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจนในผลิตภัณฑ์เพิ่มมากขึ้น ซึ่งจะทำให้ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น จำนวนเซลล์เชื้อเพลิงลดลง อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงลดลง และประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงลดลง

เนื่องจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ซึ่งเกิดขึ้นได้ดีเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น ดังนั้นเมื่ออุณหภูมิของเครื่องรีฟอร์มเมอร์เพิ่มขึ้นก็จะทำให้ปฏิกิริยาเลื่อนไปข้างหน้า ส่งผลให้ได้เศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจนในผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้น แต่ผลการจำลองกระบวนการจะเห็นว่าอุณหภูมิของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่ 800 และ 1,000 องศาเซลเซียส เศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจนมีค่าใกล้เคียงกันเนื่องจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงเป็นปฏิกิริยาสมดุล ซึ่งอาจถูกจำกัดสมดุลที่อุณหภูมิช่วงนี้

เมื่อเศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจนในผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้น ส่งผลให้ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นตามไปด้วย เนื่องจากมีผลต่อความดันย่อยของก๊าซไฮโดรเจนในสมการศักย์ไฟฟ้า ทางทฤษฎี (สมการ (2.4)) นอกจากนั้นการเพิ่มขึ้นของเศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจน จะทำให้การแพร่ของก๊าซไฮโดรเจนในรูพรุนไปยังพื้นผิวระหว่างขั้วไฟฟ้าดีขึ้น ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากการถ่ายโอนมวลจึงมีค่าลดลงเมื่อศักย์ไฟฟ้าทางทฤษฎีเพิ่มขึ้น และศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากการถ่ายโอนมวลลดลง (สมการ (2.15)) ดังนั้นศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงจึงเพิ่มขึ้น เป็นผลให้จำนวนเซลล์เชื้อเพลิงที่ต้องการใช้ในการผลิตไฟฟ้าลดลง

เมื่อพิจารณาอัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงและประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง พบว่าเมื่ออุณหภูมิของเครื่องรีฟอร์มเมอร์สูงขึ้น ทำให้อัตราการไหลเชิงโมลของก๊าซไฮโดรเจนในผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้น อัตราการไหลเชิงโมลของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้นเล็กน้อย และอัตราการไหลเชิงโมลของก๊าซมีเทนลดลง แต่อัตราการไหลเชิงโมลของก๊าซมีเทนและก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์มีปริมาณเพียงเล็กน้อยเมื่อเทียบกับอัตราการไหลเชิงโมลของก๊าซไฮโดรเจน ดังนั้นอัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงจึงขึ้นอยู่กับอัตราการไหลเชิงโมลของก๊าซไฮโดรเจนและจำนวนเซลล์เชื้อเพลิงเป็นหลัก เมื่อจำนวนเซลล์เชื้อเพลิงลดลง ในขณะที่เศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น จึงส่งผลให้อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงลดลง

และเช่นเดียวกับอัตราการใช้เชื้อเพลิง ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงจะขึ้นกับอัตราการไหลเชิงโมลของก๊าซไฮโดรเจนเป็นหลัก เมื่อมีเชื้อเพลิงขาเข้ามากขึ้นแต่เซลล์เชื้อเพลิงสามารถผลิตไฟฟ้าได้เท่าเดิม ดังนั้นประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงจึงมีค่าลดลง

แม้ว่าจากการจำลองกระบวนการจะพบว่า การดำเนินงานที่อุณหภูมิสูงขึ้นได้ ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงลดลง แต่การพิจารณาสถานะการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ จะพิจารณาปริมาณก๊าซไฮโดรเจนเป็นหลัก จึงเลือกสถานะที่เหมาะสมคือ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส

4.2.2 ผลของความดันในเครื่องรีฟอร์มเมอร์

จากการศึกษาผลของอุณหภูมิในเครื่องรีฟอร์มเมอร์ พบว่าอุณหภูมิที่เหมาะสมในการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์คือ 800 องศาเซลเซียส ดังนั้นการศึกษาผลของความดันในเครื่อง รีฟอร์มเมอร์เลือกใช้ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส และปรับเปลี่ยนความดันของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่มีผลต่อเศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจนในผลิตภัณฑ์ ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง ในการศึกษาจะปรับเปลี่ยนความดันของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่ 200 240 และ 280 บาร์รยากาศ และสถานะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บาร์รยากาศ และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร โดยผลการจำลองกระบวนการแสดงดังตารางที่ 4.1 จะเห็นว่าเมื่อเพิ่มความดันของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ ส่งผลให้เศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจนในผลิตภัณฑ์ลดลงเพียงเล็กน้อยเนื่องจากการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ซึ่งเป็นช่วงถูกจำกัดสมดุลของปฏิกิริยารีฟอร์มมิง ดังนั้นปฏิกิริยาจะเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อยเมื่อเพิ่มความดันให้กับระบบ ซึ่งจะทำให้ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อย และจำนวนเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากัน

ดังนั้นจึงสรุปได้ว่า การเปลี่ยนแปลงความดันของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ส่งผลเพียงเล็กน้อยต่อเศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจนในผลิตภัณฑ์ ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง

4.2.3 ผลของอัตราส่วนระหว่างไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล

จากผลการศึกษาการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความดันของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ พบว่าที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 200 บรรยากาศ เป็นสภาวะที่เหมาะสมที่สุดจึงเลือกที่สภาวะดังกล่าวในการศึกษาผลของอัตราส่วนของไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล (30 - 110) ที่มีผลต่อเศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจนในผลิตภัณฑ์ ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลการจำลองกระบวนการแสดงดังตารางที่ 4.2 จะเห็นว่า การเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนระหว่างไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลมีผลต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ โดยอัตราส่วนระหว่างไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลจะแปรผันตรงกับเศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจน และจะแปรผกผันกับเศษส่วนโมลของก๊าซมีเทน แต่เมื่ออัตราส่วนระหว่างไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลมากกว่า 90 เศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจน และเศษส่วนโมลของก๊าซมีเทนจะเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อยจนเกือบคงที่ แต่ไม่ส่งผลต่อเศษส่วนโมลของไอน้ำ และก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์เนื่องจากการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ซึ่งเป็นช่วงถูกจำกัดสมดุลของปฏิกิริยารีฟอร์มมิง

การเพิ่มอัตราส่วนระหว่างไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล ทำให้มีน้ำในกระบวนการเพิ่มมากขึ้น ซึ่งส่งผลต่อสมดุลของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงและปฏิกิริยาออกซิเดชัน ทำให้ปฏิกิริยาเลื่อนไปข้างหน้า จึงได้ก๊าซไฮโดรเจนในปริมาณสูงขึ้น นอกจากนี้การเพิ่มน้ำในกระบวนการจะส่งผลต่อปฏิกิริยาการเกิดมีเทน ทำให้เกิดปฏิกิริยาย้อนกลับ ส่งผลให้ปริมาณก๊าซมีเทนในผลิตภัณฑ์ลดลงและได้ก๊าซไฮโดรเจนในปริมาณสูงขึ้น

ดังที่อธิบายในหัวข้อที่ 4.2.1 เมื่อเศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจนในผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้น ส่งผลให้ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นตามไปด้วย เนื่องจากมีผลต่อความดันย่อยของก๊าซไฮโดรเจนในสมการศักย์ไฟฟ้าทางทฤษฎี (สมการ (2.4)) นอกจากนี้การเพิ่มขึ้นของเศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจนยังมีผลต่อความดันย่อยของก๊าซไฮโดรเจนในสมการศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากการถ่ายโอนมวลที่ขั้วแอโนดทำให้มีค่าลดลง (สมการ (2.15)) ด้วยเหตุนี้จึงมีผลให้ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงมีค่าเพิ่มขึ้น แต่เศษส่วนโมลของก๊าซไฮโดรเจนในผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้นเล็กน้อย ทำให้ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงมีค่าเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อย จึงเป็นผลให้เซลล์เชื้อเพลิงมีจำนวนใกล้เคียงกัน ดังนั้นอัตราการใช้เชื้อเพลิงจึงขึ้นอยู่กับอัตราการใช้เชื้อเพลิงไฮโดรเจน ก๊าซมีเทนและก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์เท่านั้น ซึ่งค่าดังกล่าวมีการเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อย เป็นผลให้อัตราการใช้เชื้อเพลิงจึงมีค่าใกล้เคียงกัน และประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงซึ่งขึ้นกับการไหลเชิงโมลของก๊าซไฮโดรเจน ก๊าซมีเทนและก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ จึงทำให้ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงลดลงเพียงเล็กน้อยเช่นเดียวกัน

เมื่อพิจารณาปัจจัยทั้งหมดที่ส่งผลต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง พบว่าสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมของเครื่องรีฟอร์มเมอร์คือ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 200 บรรยากาศ และอัตราส่วนระหว่างไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 90 โดยประสิทธิภาพรวมของระบบรวมเท่ากับ 68.41 เปอร์เซ็นต์

ตารางที่ 4.1 ผลของอุณหภูมิและความดันของเครื่องรีฟอร์มเมอร์

อุณหภูมิของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ (องศาเซลเซียส)	ความดันของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ (บรรยากาศ)	เศษส่วนโมล			ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง (โวลต์)	จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง (เซลล์)	อัตราการใช้เชื้อเพลิง	ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง
		ก๊าซไฮโดรเจน	ก๊าซมีเทน	ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์				
600	200	0.575	0.083	57 ppm	0.918	54.454 $\approx$ 55	82.04%	64.11%
	240	0.552	0.103	52 ppm	0.916	54.567 $\approx$ 55	82.16%	64.81%
	280	0.529	0.123	48 ppm	0.914	54.687 $\approx$ 55	82.23%	65.38%
800	200	0.671	0.002	86 ppm	0.925	54.029 $\approx$ 55	81.32%	60.14%
	240	0.670	0.003	85 ppm	0.925	54.032 $\approx$ 55	81.19%	60.10%
	280	0.668	0.004	85 ppm	0.925	54.041 $\approx$ 55	81.41%	60.31%
1,000	200	0.674	46 ppm	87 ppm	0.926	54.017 $\approx$ 55	81.21%	59.95%
	240	0.673	70 ppm	87 ppm	0.926	54.021 $\approx$ 55	81.33%	60.04%
	280	0.673	102 ppm	87 ppm	0.926	54.021 $\approx$ 55	81.31%	60.03%

หมายเหตุ ประสิทธิภาพของระบบ เท่ากับ 68.41 เปอร์เซนต์

ตารางที่ 4.2 ผลของอัตราส่วนระหว่างไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอล

อัตราส่วน ระหว่างไอน้ำ เหนือวิกฤตต่อ กลีเซอรอล	เศษส่วนโมล			ศักย์ไฟฟ้าของ เซลล์เชื้อเพลิง (โวลต์)	จำนวน เซลล์เชื้อเพลิง (เซลล์)	อัตราการใช้ เชื้อเพลิง	ประสิทธิภาพ ของเซลล์ เชื้อเพลิง
	ก๊าซไฮโดรเจน	ก๊าซมีเทน	ก๊าซ คาร์บอนมอนอกไซด์				
30	0.626	0.040	220 ppm	0.922	54.219 $\approx$ 55	81.67%	62.24%
50	0.659	0.012	149 ppm	0.924	54.083 $\approx$ 55	81.52%	62.24%
70	0.668	0.004	110 ppm	0.925	54.041 $\approx$ 55	81.32%	60.48%
90	0.671	0.002	86 ppm	0.925	54.029 $\approx$ 55	81.32%	60.14%
110	0.673	0.001	70 ppm	0.926	54.020 $\approx$ 55	81.15%	59.95%

หมายเหตุ ประสิทธิภาพของระบบ เท่ากับ 68.41 เปอร์เซนต์

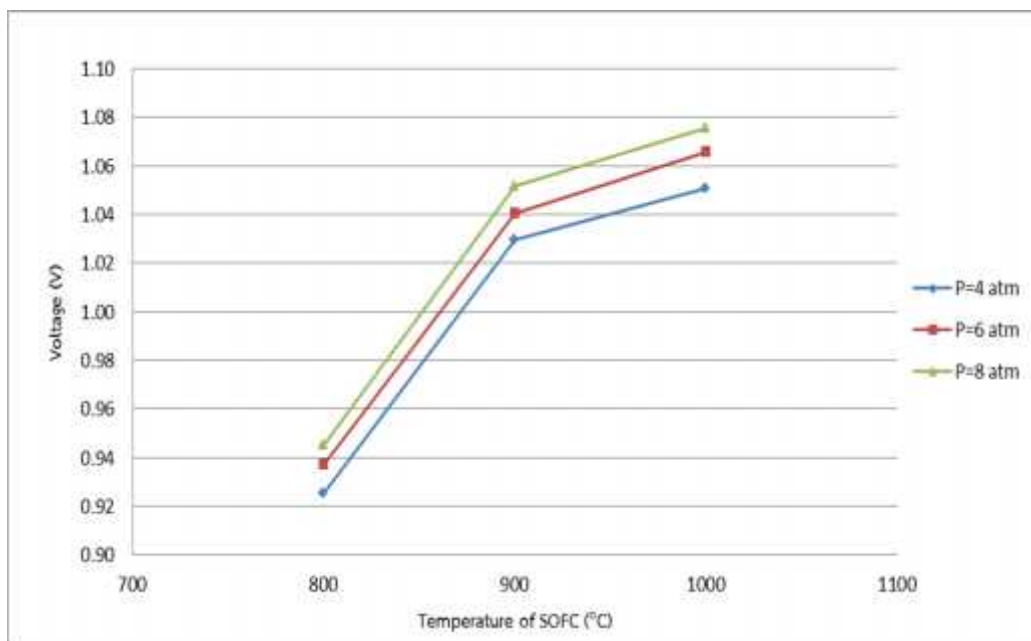
4.3 ผลของสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

จากผลการศึกษาการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความดันของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ พบว่าที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 200 บรรยากาศ และอัตราส่วนระหว่างไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 90 เป็นสภาวะที่เหมาะสมในการดำเนินงาน จึงเลือกที่สภาวะดังกล่าวมาศึกษาผลของสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งโดยกำหนดให้ระบบประมวลผลกำลังไฟฟ้า 10 กิโลวัตต์

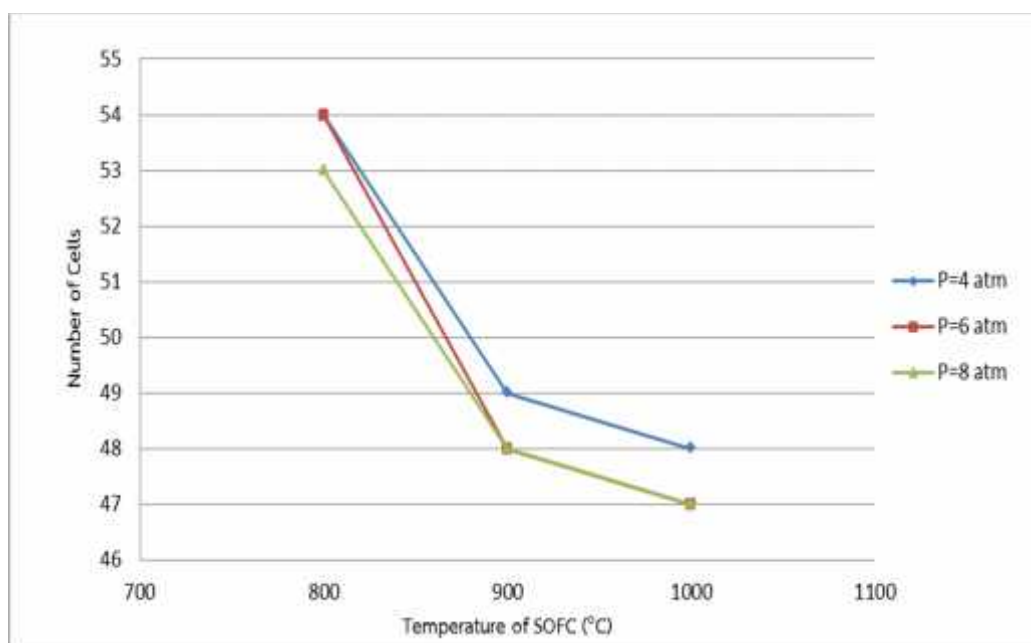
การจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง โดยใช้เชื้อเพลิงจากผลิตภัณฑ์ที่ออกจากกระบวนการรีฟอร์มมิง (SYNGAS) ซึ่งมีอัตราการไหล 0.365 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ และป้อนอากาศเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง ด้วยอัตราการไหล 1.67 กิโลโมลต่อชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บรรยากาศ ซึ่งใช้อัตราการไหลของอากาศให้มากกว่าอัตราการไหลของเชื้อเพลิง (ผลิตภัณฑ์จากกระบวนการรีฟอร์มมิง) ประมาณ 5 เท่า [17] เนื่องจากปฏิกิริยาภายในเซลล์เชื้อเพลิงเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน การใช้ อัตราการไหลของอากาศที่มากขึ้นจะช่วยให้การถ่ายเทความร้อน ไม่ให้เซลล์เชื้อเพลิงมีความร้อนสูงเกินไปในการดำเนินงานสำหรับสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงนั้นจะดำเนินงานที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร ซึ่งจากการจำลองกระบวนการจะได้ค่าศักย์ไฟฟ้าเท่ากับ 0.925 โวลต์ จำนวนเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 55 เซลล์ อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 81.32 เปอร์เซ็นต์ ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 60.14 เปอร์เซ็นต์ และประสิทธิภาพของระบบเท่ากับ 68.41 เปอร์เซ็นต์ จากนั้นทำการศึกษาผลการเปลี่ยนแปลงสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง ได้แก่ อุณหภูมิ ความดัน และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า ที่มีผลต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง และอัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง โดยในส่วนนี้จะ ไม่พิจารณาการเปลี่ยนแปลงของประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงเนื่องจากสภาวะการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์คงที่ จึงทำให้ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงมีค่าคงที่ และไม่พิจารณาประสิทธิภาพของระบบเนื่องจากอัตราการไหลของกลีเซอรอลที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการรีฟอร์มมิงคงที่จึงทำให้ประสิทธิภาพของระบบมีค่าคงที่เช่นกัน

4.3.1 ผลของอุณหภูมิในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

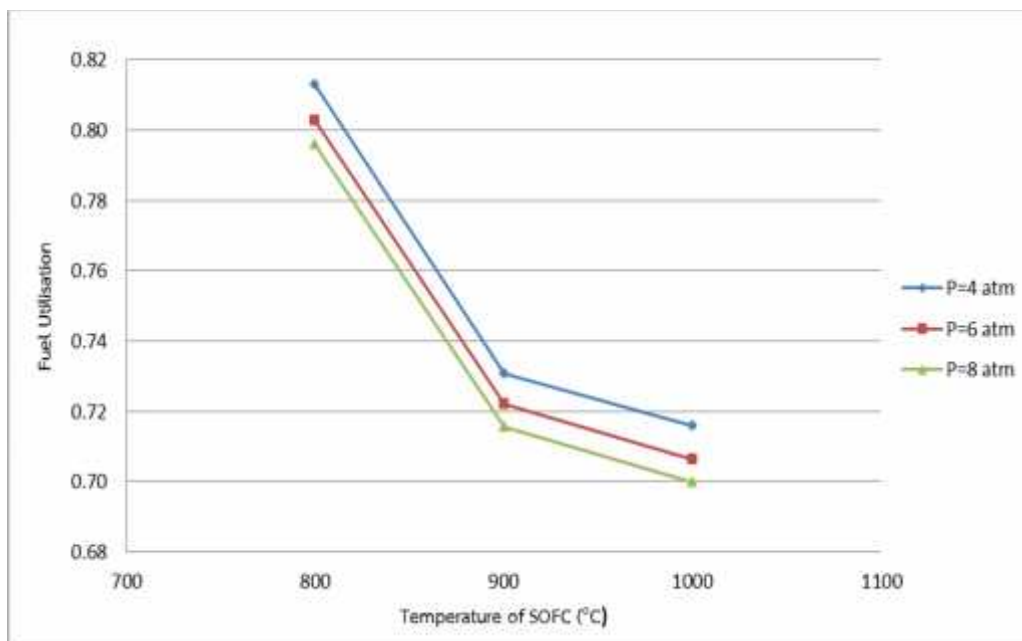
การศึกษาผลของอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิง โดยการปรับเปลี่ยนอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่มีผลต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง และอัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง แสดงดังรูปที่ 4.3 ถึง 4.5 ในการศึกษาจะปรับเปลี่ยนอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงที่ 800 900 และ 1,000 องศาเซลเซียส ที่ความดัน 4 บรรยากาศ และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร และสภาวะการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 200 บรรยากาศ และอัตราส่วนระหว่างไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 90 ผลการจำลองกระบวนการแสดงให้เห็นว่าเมื่ออุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงสูงขึ้น ส่งผลให้ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น จำนวนเซลล์เชื้อเพลิงลดลง และอัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงลดลง



รูปที่ 4.3 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความดันของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่มีผลต่อ ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง



รูปที่ 4.4 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความดันของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่มีผลต่อ จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง



รูปที่ 4.5 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความดันของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่มีผลต่ออัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง

เมื่ออุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงสูงขึ้นจะส่งผลให้ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น เนื่องจากศักย์ไฟฟ้าทางทฤษฎีมีค่าเพิ่มมากขึ้นและมีค่าศักย์ไฟฟ้าสูญเสียลดลง เมื่อพิจารณา ค่าศักย์ไฟฟ้าสูญเสียทั้ง 3 ชนิด พบว่าเมื่ออุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงสูงขึ้นจะส่งผลให้ค่าศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีที่ขั้วแอโนดและขั้วแคโทดลดลง (สมการ (2.8) ถึง (2.11)) และส่งผลต่อการนำไฟฟ้าที่ขั้วแอโนด ขั้วแคโทดและอิเล็กโทรไลต์เพิ่มขึ้น จึงทำให้เกิดสูญเสีย ศักย์ไฟฟ้าเนื่องจากความต้านทานไฟฟ้าลดลง (สมการ (2.13)) แต่จะส่งผลต่อค่าศักย์ไฟฟ้าสูญเสีย เนื่องจากการถ่ายโอนมวลที่ขั้วแอโนดและแคโทดเพิ่มมากขึ้น (สมการ (2.15) ถึง (2.19)) ดังนั้นเมื่อ ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น จึงส่งผลให้จำนวนเซลล์เชื้อเพลิงที่ต้องการใช้ในการผลิตไฟฟ้า ลดลงตามไปด้วย

อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงขึ้นอยู่กับจำนวนเซลล์เชื้อเพลิง และ อัตราการไหลเชิงโมลของก๊าซไฮโดรเจน ก๊าซมีเทน และก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ แต่เนื่องจากสภาวะ การดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์คงที่ ดังนั้นอัตราการไหลเชิงโมลของก๊าซไฮโดรเจน ก๊าซมีเทน และก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงจึงไม่เปลี่ยนแปลง อัตราการใช้เชื้อเพลิง ของเซลล์เชื้อเพลิงจึงขึ้นอยู่กับจำนวนเซลล์เชื้อเพลิง เมื่อจำนวนเซลล์เชื้อเพลิงที่ต้องการใช้ในการผลิต ไฟฟ้าลดลง ทำให้อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงลดลงตามไปด้วย

4.3.2 ผลของความดันในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

จากการศึกษาผลของอุณหภูมิในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง พบว่าอุณหภูมิ ที่เหมาะสมที่สุดในการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งคือ 900 องศาเซลเซียส ดังนั้น การศึกษาผลของความดันในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งจึงเลือกใช้ที่อุณหภูมิดังกล่าว

และปรับเปลี่ยนความดันของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่มีผลต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง และอัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง ในการศึกษาจะปรับเปลี่ยนความดันของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่ 4 6 และ 8 บรรยากาศ โดยผลการจำลองกระบวนการ แสดงดังรูปที่ 4.3 ถึง 4.5

ในความเป็นจริงแล้วการเพิ่มความดันของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง จะส่งผลให้ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น เนื่องจากการเพิ่มความดันจะทำให้ค่าศักย์ไฟฟ้าทางทฤษฎี เพิ่มขึ้น และค่าศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากการถ่ายโอนมวลลดลงเพราะการเพิ่มความดันจะส่งผลให้การแพร่ของก๊าซดีขึ้น เมื่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น จะส่งผลให้จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง ที่ต้องการใช้ในการผลิตไฟฟ้าลดลง และอัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงลดลงตามไปด้วย แต่จากการจำลองกระบวนการพบว่าเมื่อเพิ่มความดันของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง ส่งผลให้ ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง และอัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง เปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อย ดังนั้นการเพิ่มความดันของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งในช่วง 4 ถึง 8 บรรยากาศ จึงไม่เกิดการเปลี่ยนแปลงสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงอย่างมีนัยสำคัญ

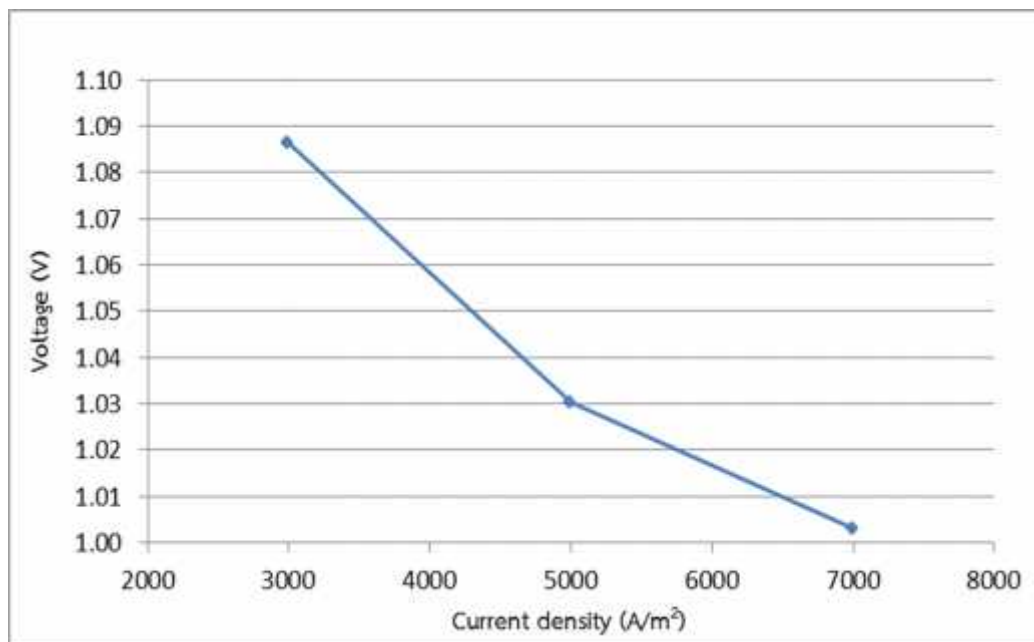
4.3.3 ผลของความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า

จากการศึกษาการเปลี่ยนสภาวะการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์และเซลล์ เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง พบว่าสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ คือ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 200 บรรยากาศ โดยมีอัตราส่วนระหว่างไอน้ำเหนือวิกฤต ต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 90 และสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง คือ 900 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ จึงเลือกที่สภาวะดังกล่าวมาศึกษาผลของความ หนาแน่นกระแสไฟฟ้า ที่มีผลต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง และอัตราการใช้ เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง ในการศึกษาจะปรับเปลี่ยนความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าที่ 3,000 5,000 และ 7,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตรแสดงดังรูปที่ 4.6 ถึง 4.8 จะเห็นว่าเมื่อเพิ่มความหนาแน่น กระแสไฟฟ้า ส่งผลให้ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงลดลงเล็กน้อย จำนวนเซลล์เชื้อเพลิงลดลงและ อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น

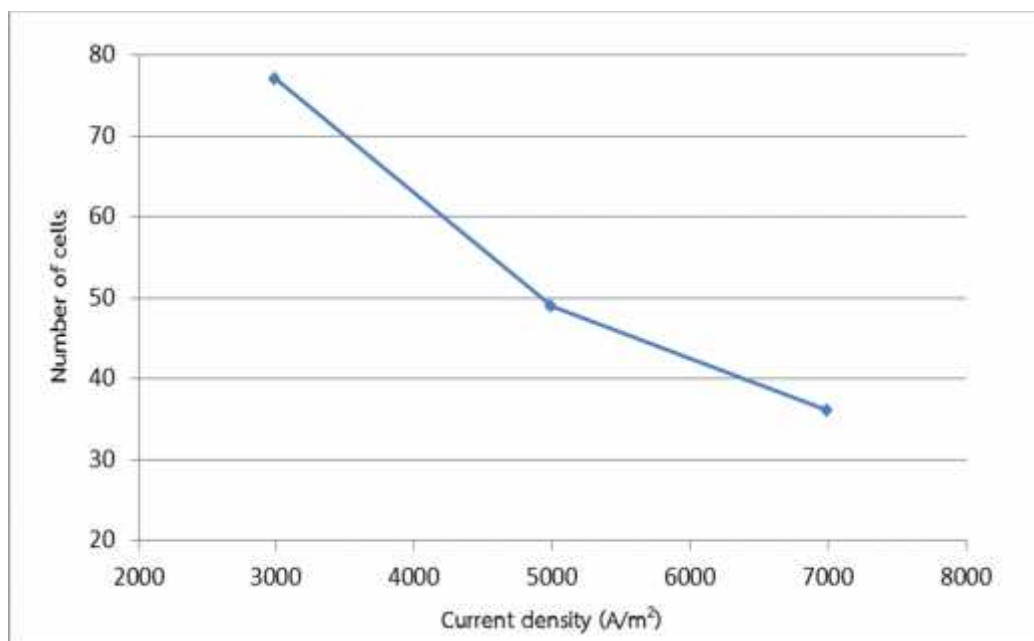
จากการจำลองกระบวนการพบว่าเมื่อความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเพิ่มขึ้นจะ ส่งผลให้ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงลดลง เนื่องจากการเพิ่มความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าจะทำให้มี ศักย์ไฟฟ้าสูญเสียเนื่องจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี ความต้านทานไฟฟ้า และผลของการถ่ายโอนมวลเพิ่ม มากขึ้นตามไปด้วย และเมื่อกำหนดให้ระบบรวมผลิตกำลังไฟฟ้า 10 กิโลวัตต์ เนื่องจากศักย์ไฟฟ้าต่อ หนึ่งเซลล์เชื้อเพลิงลดลง เป็นผลให้กำลังไฟฟ้าต่อหนึ่งเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มมากขึ้น จำนวนเซลล์ เชื้อเพลิงที่ใช้ในการผลิตไฟฟ้าจึงลดลง และการเพิ่มขึ้นของความหนาแน่นกระแสไฟฟ้านั้นหมายถึง การใช้เชื้อเพลิง ในการผลิตไฟฟ้าเพิ่มขึ้นในขณะที่มีการป้อนเชื้อเพลิงเข้ามาเท่าเดิม ดังนั้นจึงทำให้ อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มมากขึ้น

เมื่อพิจารณาปัจจัยทั้งหมดที่ส่งผลต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง พบว่าสภาวะ การดำเนินงานที่เหมาะสมของเครื่องรีฟอร์มเมอร์คือ อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียสความดัน 200 บรรยากาศ โดยมีอัตราส่วนระหว่างไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 90 และสภาวะ การดำเนินงานที่เหมาะสมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งคือ 900 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศและความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 7,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร ซึ่งจะได้ศักย์ไฟฟ้าของ

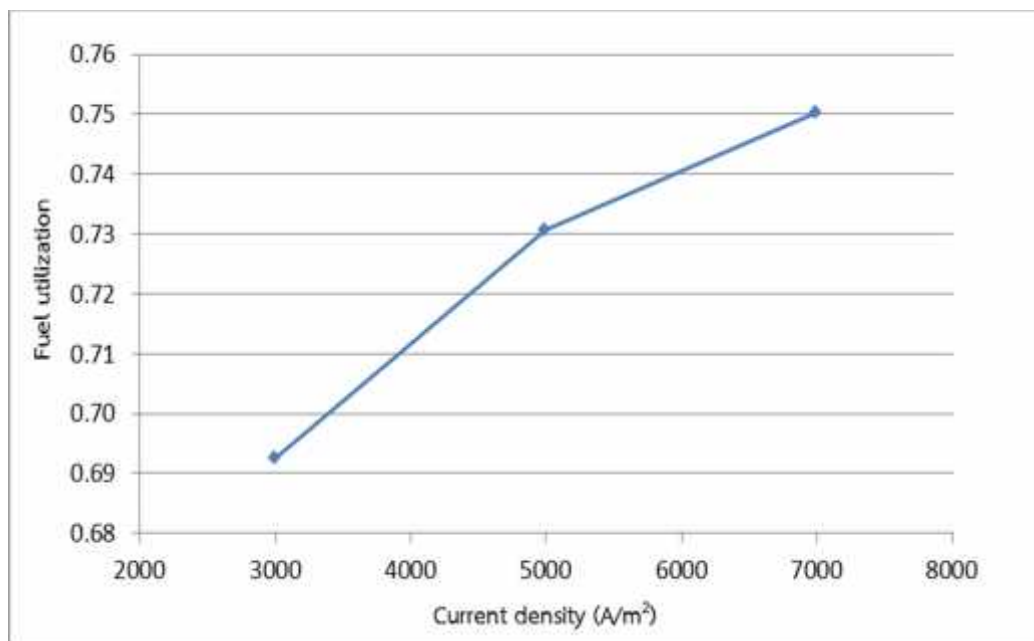
เซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 1.003 โวลต์ จำนวนเซลล์เชื้อเพลิงที่ใช้ในการผลิตไฟฟ้าเท่ากับ 36 เซลล์ อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 75.03 เปอร์เซ็นต์ ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 60.14 เปอร์เซ็นต์ และประสิทธิภาพของระบบเท่ากับ 68.41 เปอร์เซ็นต์



รูปที่ 4.6 ผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าที่มีผลต่อศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง



รูปที่ 4.7 ผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าที่มีผลต่อจำนวนเซลล์เชื้อเพลิง



รูปที่ 4.8 ผลของการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าที่มีผลต่ออัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง

บทที่ 5

สรุปผลการจำลองกระบวนการและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการจำลองกระบวนการ

การพิจารณาประสิทธิภาพการผลิตไฟฟ้าของระบบร่วมจะพิจารณาจากสภาวะการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์และสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง จากผลการศึกษาสภาวะการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ โดยการปรับเปลี่ยนอุณหภูมิและความดันของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลที่มีผลต่อประสิทธิภาพการผลิตไฟฟ้า เมื่อกำหนดให้ระบบร่วมผลิตกำลังไฟฟ้า 10 กิโลวัตต์ ซึ่งพิจารณาจากองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่ออกจากกระบวนการรีฟอร์มมิง ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของระบบการผลิตไฟฟ้า พบว่าสภาวะการดำเนินงานของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ที่ให้ประสิทธิภาพในการผลิต ก๊าซไฮโดรเจนสูงสุดคืออุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 200 บรรยากาศ และอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 90 ซึ่งให้ก๊าซผลิตภัณฑ์ประกอบด้วยก๊าซไฮโดรเจน 67.1 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ 28.3 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ไอน้ำ 4.4 เปอร์เซ็นต์โดยโมล ก๊าซมีเทน 0.2 เปอร์เซ็นต์โดยโมล และก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ 86 พีพีเอ็ม โดยเมื่อกำหนดให้ เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งดำเนินการที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร ค่าศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 0.925 โวลต์ จำนวนเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 55 เซลล์ อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 81.32 เปอร์เซ็นต์ ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 60.14 เปอร์เซ็นต์ และประสิทธิภาพของระบบเท่ากับ 68.41 เปอร์เซ็นต์ โดยจะนำสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ไปใช้ในการศึกษาสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

จากผลการศึกษาสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง โดยการปรับเปลี่ยนอุณหภูมิและความดันของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าที่ป้อนให้กับเซลล์เชื้อเพลิง ที่มีผลต่อประสิทธิภาพการผลิตไฟฟ้าเมื่อกำหนดให้ระบบร่วมผลิตกำลังไฟฟ้า 10 กิโลวัตต์ ซึ่งพิจารณาจากศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิง ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง และประสิทธิภาพของระบบการผลิตไฟฟ้า พบว่าสภาวะการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่ให้ประสิทธิภาพสูงสุดในการผลิตไฟฟ้าคือที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ความดัน 4 บรรยากาศ และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า 7,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร ซึ่งจะได้ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 1.003 โวลต์ จำนวนเซลล์เชื้อเพลิงที่ใช้ในการผลิตไฟฟ้าเท่ากับ 36 เซลล์ อัตราการใช้เชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 75.03 เปอร์เซ็นต์ ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงเท่ากับ 60.14 เปอร์เซ็นต์ และประสิทธิภาพของระบบเท่ากับ 68.41 เปอร์เซ็นต์

5.2 ข้อเสนอแนะ

1. จากการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าของระบบรวมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกับ เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง จะมีเชื้อเพลิงที่เหลือจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี ซึ่งสามารถนำความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงส่วนดังกล่าวมาใช้ในกังหันก๊าซ เพื่อเพิ่มกำลัง การผลิตไฟฟ้าได้อีกส่วนหนึ่ง

2. ควรมีการวิเคราะห์เกี่ยวกับการใช้พลังงานของแบบจำลองในระบบรวมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง เพื่อให้มีการผลิตไฟฟ้าที่เหมาะสมและมีความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ สำหรับใช้เป็นแนวทางในการผลิตไฟฟ้าในอนาคต

บทที่ 6

ผลงานวิจัยที่ผลิตได้

ผู้วิจัยได้จัดเตรียมบทความวิจัยเรื่อง “Integrated System of Glycerol Supercritical Water Reforming Process and Pressurized Solid Oxide Fuel Cell” เพื่อตีพิมพ์ในวารสารวิชาการระดับนานาชาติ โดยบทความวิจัยดังกล่าวแสดงในภาคผนวก ค

เอกสารอ้างอิง

- [1] Wanchanthuek R. 2011. "Hydrogen Gas: The Expectation to be a Promising Sustainable Energy Source." **Burapha Sci.** 16(1) : 131-140.
- [2] Laosiripojana N., Wiyaratn W., Kiatkittipong W., Arpornwichanop A., Soottitantawat A., Assabumrungrat S. 2009. "REVIEWS ON SOLID OXIDE FUEL CELL TECHNOLOGY." **Engineering Journal**, 13(1) : 65-83.
- [3] Byrd A. J. 2011. "Hydrogen Production in Supercritical Water." A dissertation submitted to the Graduate Faculty of Auburn University.
- [4] Seidler S., Henke M., Kallo J., Bessler G.W., Maier U., Friedrich K.A. 2011. "Pressurized solid oxide fuel cells: Experimental studies and modeling." **Journal of Power Sources**. 196 : 7195–7202.
- [5] U.S Department of Energy. 2011. **Fuel Cell Technologies Program**. [Online]. Available : <http://hydrogenandfuelcells.energy.gov>.
- [6] Stambouli A.B., and Traversa E. 2002. "Fuel cells, an alternative to standard sources of energy." **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, 6(1) : 297-306.
- [7] Larminie J., and Dicks A. 2003. **Fuel Cell Systems Explained**. 2nd ed. England : John Wiley & Sons Ltd.
- [8] Hayre R.O., Cha S.W., Colell A.W., Prinz F.B. 2006. **Fuel Cell Fundamentals**. New York : John Wiley & Sons Ltd.
- [9] วรรัตน์ เลิศสนเมธากุลม. 2553. "กระบวนการผลิตกลีเซอรอลคาร์บอนเนตจากกลีเซอรอลดิบที่ได้จากกระบวนการผลิตไบโอดีเซล." วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี, มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- [10] ณพัทธ์ เฉยรอด และสิริรัตน์ นุชพงศ์. 2555. "การผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกลีเซอรอลโดยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤต." วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง.
- [11] Recknagle P.K., Ryan M.A., Koepfel J.B., Mahoney A.L., Khaleel A.L. 2010. "Modeling of electrochemistry and steam–methane reforming performance for simulating pressurized solid oxide fuel cell stacks." **Journal of Power Sources**. 195 : 6637–6644.
- [12] Saebea D., Patcharavorachot Y., Assabumrungrat S., Arpornwichanop A. 2013. "Analysis of a pressurized solid oxide fuel cell-gas turbine hybrid power

system with cathode gas recirculation.” **International journal of hydrogen energy** : 1-12.

- [13] Thanomjit C. 2011. “Performance Analysis of Solid Oxide Fuel Cell Integrated with Ethanol Reforming Process.” M.Eng. Thesis of Chulalongkorn University.
- [14] Choudhury A., Chandra H., Arora A. 2013. “Application of Solid Oxide Fuel Cell Technology for Power Generation.” **Renewable and Sustainable Energy Reviews**.20 :430–442.
- [15] Patcharavorachot Y., Arpornwichanop A., Chuachuensuk A. 2008. “Electrochemical Study of a Planar Solid Oxide Fuel Cell :Role of Support Structure.” **Journal of Power Sources**.177 : 254-261.
- [16] Zhao F., Virkar V.A. 2005. “Dependence of Polarization in Anode-Supported SolidOxide Fuel Cells on Various Cell Parameters.” **Journal of Power Sources**.141 :79–95.
- [17] Zhang W. 2006. “Simulation of Solid Oxide Fuel Cell-Based Power Generation Processes with CO₂ Capture.” M.Eng. Thesis of University of Waterloo.
- [18] อมรชัย อารณวิธานพ. 2553. “เซลล์เชื้อเพลิงสำหรับการผลิตพลังงานไฟฟ้า.” **ช่างพูด**. 5(1) : 9-12.
- [19] Hartley Wetwatana U. 2009. “Hydrogen–Production and Application”. **The Journal of Industrial Technology**. 9(2) : 116 – 126.
- [20] Cocco D., Tola V. 2006. “Comparative Performance Analysis of Internal and External Reforming of Methanol in SOFC-MGT Hybrid Power Plants.” **Journal of engineering for gas turbine and power**.
- [21] Zhang W., Croiset E., Douglas P.L., Fowler M.W., Entchev E. 2005. “Simulation of a Tubular Solid Oxide Fuel Cell Stack Using Aspen Plus Unit Operation Models.” **Energy Conversion and Management**.46 : 181–196.
- [22] Doherty W., Reynolds A., KennedyD. 2010. “Computer Simulation of a Biomass Gasification-Solid Oxide Fuel Cell Power System Using Aspen Plus.” **Energy**.35 : 4545 – 4555.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก

ผลการจำลองกระบวนการผลิตไฮโดรเจนจากกลีเซอรอลและไอน้ำเหนือวิกฤต

ตารางที่ ก.1 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 30

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	ความดัน (บรรยากาศ)	อัตราการไหลเชิงโมลของสายผลิตภัณฑ์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	เศษส่วนโมล			
			ก๊าซไฮโดรเจน	ก๊าซมีเทน	ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์	ไอน้ำ
600	200	0.184	0.389	0.240	85 ppm	0.044
	240	0.175	0.360	0.265	76 ppm	0.044
	280	0.167	0.335	0.287	68 ppm	0.044
800	200	0.315	0.626	0.040	220 ppm	0.044
	240	0.303	0.613	0.051	207 ppm	0.044
	280	0.292	0.600	0.062	196 ppm	0.044
1000	200	0.365	0.671	0.002	272 ppm	0.044
	240	0.364	0.670	0.003	261 ppm	0.044
	280	0.362	0.669	0.004	269 ppm	0.044

ตารางที่ ก.2 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 50

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	ความดัน (บรรยากาศ)	อัตราการไหลเชิงโมลของสายผลิตภัณฑ์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	เศษส่วนโมล			
			ก๊าซไฮโดรเจน	ก๊าซมีเทน	ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์	ไอน้ำ
600	200	0.219	0.480	0.163	189 ppm	0.044
	240	0.206	0.452	0.187	180 ppm	0.044
	280	0.196	0.426	0.210	172 ppm	0.044
800	200	0.350	0.659	0.012	149 ppm	0.044
	240	0.343	0.653	0.018	235 ppm	0.044
	280	0.335	0.646	0.023	233 ppm	0.044
1000	200	0.368	0.673	358 ppm	240 ppm	0.044
	240	0.367	0.673	542 ppm	240 ppm	0.044
	280	0.367	0.673	774 ppm	240 ppm	0.044

ตารางที่ ก.3 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 70

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	ความดัน (บรรยากาศ)	อัตราการไหลเชิงโมลของสายผลิตภัณฑ์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	เศษส่วนโมล			
			ก๊าซไฮโดรเจน	ก๊าซมีเทน	ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์	ไอน้ำ
600	200	0.248	0.537	0.115	64 ppm	0.044
	240	0.234	0.511	0.138	58 ppm	0.044
	280	0.221	0.486	0.159	52 ppm	0.044
800	200	0.361	0.668	0.004	110 ppm	0.044
	240	0.358	0.666	0.007	108 ppm	0.044
	280	0.354	0.662	0.010	107 ppm	0.044
1000	200	0.368	0.673	112 ppm	112 ppm	0.044
	240	0.368	0.673	171 ppm	112 ppm	0.044
	280	0.368	0.673	246 ppm	112 ppm	0.044

ตารางที่ ก.4 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 90

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	ความดัน (บรรยากาศ)	อัตราการไหลเชิงโมลของสายผลิตภัณฑ์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	เศษส่วนโมล			
			ก๊าซไฮโดรเจน	ก๊าซมีเทน	ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์	ไอน้ำ
600	200	0.273	0.575	0.083	57 ppm	0.044
	240	0.257	0.552	0.103	52 ppm	0.044
	280	0.243	0.529	0.123	48 ppm	0.045
800	200	0.365	0.671	0.002	86 ppm	0.044
	240	0.364	0.670	0.003	85 ppm	0.044
	280	0.362	0.668	0.004	85 ppm	0.044
1000	200	0.368	0.674	46 ppm	87 ppm	0.044
	240	0.368	0.673	70 ppm	87 ppm	0.044
	280	0.368	0.673	102 ppm	87 ppm	0.044

ตารางที่ ก.5 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเครื่องรีฟอร์มเมอร์ และอัตราส่วนไอน้ำเหนือวิกฤตต่อกลีเซอรอลเท่ากับ 110

อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)	ความดัน (บรรยากาศ)	อัตราการไหลเชิงโมลของสายผลิตภัณฑ์ (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	เศษส่วนโมล			
			ก๊าซไฮโดรเจน	ก๊าซมีเทน	ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์	ไอน้ำ
600	200	0.293	0.602	0.061	52 ppm	0.044
	240	0.277	0.581	0.078	48 ppm	0.044
	280	0.263	0.560	0.096	44 ppm	0.045
800	200	0.367	0.673	0.001	70 ppm	0.044
	240	0.366	0.672	0.001	70 ppm	0.044
	280	0.365	0.671	0.002	70 ppm	0.044
1000	200	0.368	0.674	22 ppm	71 ppm	0.044
	240	0.368	0.674	34 ppm	71 ppm	0.044
	280	0.368	0.674	49 ppm	71 ppm	0.044

ภาคผนวก ข

ผลการจำลองกระบวนการผลิตไฟฟ้าของระบบรวม

ตารางที่ ข.1 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเซลล์เชื้อเพลิง และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเท่ากับ 3,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

อุณหภูมิ (องศา เซลเซียส)	ความดัน (บรรยากาศ)	ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์ เชื้อเพลิง (โวลต์)	จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง (เซลล์)	อัตราการใช้เชื้อเพลิง
800	4	0.979	85.119 $\approx$ 86	76.97%
	6	0.990	84.169 $\approx$ 85	76.11%
	8	0.998	83.536 $\approx$ 84	75.54%
900	4	1.040	80.142 $\approx$ 81	72.47%
	6	1.052	79.210 $\approx$ 80	71.63%
	8	1.060	78.591 $\approx$ 79	71.07%
1,000	4	1.046	79.672 $\approx$ 80	72.05%
	6	1.059	78.662 $\approx$ 79	71.13%
	8	1.068	77.992 $\approx$ 78	70.53%

หมายเหตุ ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง เท่ากับ 60.14 เปอร์เซ็นต์ และประสิทธิภาพของระบบ เท่ากับ 68.41 เปอร์เซ็นต์

ตารางที่ ข.2 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเซลล์เชื้อเพลิง และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเท่ากับ 5,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

อุณหภูมิ (องศา เซลเซียส)	ความดัน (บรรยากาศ)	ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์ เชื้อเพลิง (โวลต์)	จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง (เซลล์)	อัตราการใช้เชื้อเพลิง
800	4	0.925	54.029 $\approx$ 55	81.32%
	6	0.937	53.340 $\approx$ 54	80.28%
	8	0.945	52.888 $\approx$ 53	79.60%
900	4	1.030	48.553 $\approx$ 49	73.08%
	6	1.041	48.046 $\approx$ 49	72.31%
	8	1.052	47.532 $\approx$ 48	71.54%
1,000	4	1.051	47.570 $\approx$ 48	71.60%
	6	1.066	46.914 $\approx$ 47	70.61%
	8	1.076	46.490 $\approx$ 47	69.97%

หมายเหตุ ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง เท่ากับ 60.14 เปอร์เซ็นต์ และประสิทธิภาพของระบบ เท่ากับ 68.41 เปอร์เซ็นต์

ตารางที่ ข.3 ผลการจำลองกระบวนการที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆของเซลล์เชื้อเพลิง และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเท่ากับ 7,000 แอมแปร์ต่อตารางเมตร

อุณหภูมิ (องศา เซลเซียส)	ความดัน (บรรยากาศ)	ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์ เชื้อเพลิง (โวลต์)	จำนวนเซลล์เชื้อเพลิง (เซลล์)	อัตราการใช้เชื้อเพลิง
800	4	0.864	$41.355 \approx 42$	87.14%
	6	0.876	$40.749 \approx 41$	85.86%
	8	0.885	$40.359 \approx 41$	85.04%
900	4	1.003	$35.606 \approx 36$	75.03%
	6	1.017	$35.105 \approx 36$	73.97%
	8	1.027	$34.783 \approx 35$	73.29%
1,000	4	1.038	$34.413 \approx 35$	72.51%
	6	1.057	$33.795 \approx 34$	71.21%
	8	1.064	$33.564 \approx 34$	70.72%

หมายเหตุ ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง เท่ากับ 60.14 เปอร์เซ็นต์ และประสิทธิภาพของระบบ เท่ากับ 68.41 เปอร์เซ็นต์

ภาคผนวก ค

บทความวิจัยเรื่อง “Integrated System of Glycerol Supercritical Water Reforming Process and Pressurized Solid Oxide Fuel Cell ” ฉบับร่าง

Submitted to

Type of contribution: Research paper

**Integrated System of Glycerol Supercritical Water Reforming Process and
Pressurized Solid Oxide Fuel Cell**

Yaneeporn Patcharavorachot^{1,*}, Paphitchayakorn Tanthaworn¹, Pimprapai Urailert¹ and
Amornchai Arpornwichanop²

¹School of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, King Mongkut's Institute of
Technology Ladkrabang, Bangkok 10520, Thailand

²Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Chulalongkorn University,
Bangkok 10330, Thailand

* Corresponding author. Tel.: +66-2-329-8360; fax: +66-2-329-8360 ext. 4.

Email address: kpyaneep@kmitl.ac.th (Yaneeporn Patcharavorachot).

Abstract

This study aims to investigate the power generation consisting of glycerol supercritical water reforming process and pressurized solid oxide fuel cell. The performance of an integrated system can be determined by using a flowsheet simulator in AspenPlusTM which was applied with the electrochemical equations taking into account all voltage losses. The developed model was employed to study the effect of operating conditions of the reformer and SOFC on the performance of the integrated system (i.e., cell voltage, number of SOFC stack, fuel utilization, SOFC electrical efficiency and system electrical efficiency). When the desired power generation of integrated system is set as 10 kW, the simulation results indicate that the optimal operating conditions of the reformer are 800°C, 200 atm and supercritical water to glycerol ratio of 90. While, the optimal operating conditions of the SOFC are 900°C, 4 atm and current density of 7,000 A/m². Under these operating conditions, the integrated system can provide the cell voltage of 1 V, number of SOFC stack of 36, fuel utilization of 75%, SOFC electrical efficiency of 60% and system electrical efficiency of 68%.

Keyword: Integrated system, Glycerol supercritical water reforming, Solid oxide fuel cell

1. Introduction

Solid oxide fuel cell (SOFC) is the most promising type of fuel cell for distributed power generation due to having high efficiency and presenting clean technology [1]. In general, there are two approaches proposed for the SOFC operation: external reforming and internal reforming. Although the internal reforming system has higher efficiency than the external one, this approach has some problems: the possibility of carbon formation on the anode and the presence of a large thermal gradient within SOFC stack [2]. As a consequence, a power system consisting of SOFC integrated with an external reformer is investigated in this study. The attractive feature of this system is that the SOFC always provides a high-temperature exhaust gas which can be used for other heat-requiring units in the SOFC system. Furthermore, the investigation of an integrated system can extend to the design of heat integration or heat exchanger network to minimize energy demand in the system.

Among available fuels and reforming processes, there are many researchers focusing on the glycerol supercritical water reforming process [3-4]. Glycerol becomes an attractive alternative fuel for hydrogen production since it is a by-product from biodiesel production by biomass-derived feed. The utilization of supercritical water (374°C and 22.1 MPa) instead of steam in the reforming reaction offers some benefits over the conventional one; it can improve space time yield, thermal conductivity and specific heat, which can shift endothermic reforming reaction toward [4].

Although, hydrogen produced from supercritical water reforming has high temperature and pressure, the compressor unit is strongly required to reduce pressure of synthesis gas before feeding to the conventional SOFC operated under atmospheric pressure. In order to eliminate the external energy requirement for hydrogen compression, an integrated system of glycerol supercritical water reforming and pressurized SOFC has

been proposed in this study. The pressurized SOFC is referred to the SOFC operated under higher atmospheric pressure. It was reported in many previous investigations that higher pressure operation of SOFC can provide an improved power generation and enhanced efficiency [1-2,5].

In this study, glycerol supercritical water reforming process integrated with pressurized SOFC is designed and developed in the Aspen Plus simulator. The performance of integrated system is examined in terms of cell voltage, number of SOFC stack, fuel utilization, SOFC electrical efficiency and system electrical efficiency. The operating conditions of both reformer and pressurized SOFC are carefully determined to optimize the system performance.

2. Process description

Figure 1 presents the schematic of an integrated system of glycerol supercritical water reforming process and pressurized SOFC designed in the Aspen Plus flowsheet. The crude glycerol (80% glycerol and 20% methanol) and supercritical water are mixed in a mixer (MIX) and then, the mixture is increased temperature that specified for the reforming reaction in a heater (HEATER1). When the gas mixture is supplied to the reformer unit (REFORMER), the possible chemical reactions are carried out in the reforming process. RGibbs reactor is used to calculate the product composition under the conditions that minimize of Gibbs free energy. The components consisting of $C_3H_8O_3$, H_2O , CO , CO_2 , H_2 and CH_4 are considered as the possible species in supercritical water reforming of glycerol. Then, downstream from the reformer is reduced the pressure and the temperature in turbine (TURBINE1) and cooler (COOLER1), respectively before feeding to the water gas-shift reactor (WSHIFT). REquil reactor is used to model the water gas-shift reaction to remove CO and additional generate H_2 . The exit stream (SYNGAS) is further sent to the SOFC stack at the anode side (ANODE) as modeled by RGibbs reactor. At this side, the

remaining CH_4 is reformed via steam methane reforming, CO is shifted via water gas-shift reaction and H_2 is oxidized via electrochemical reaction. It is noted that since the ions transfer cannot be modeled in Aspen Plus and thus, the overall electrochemical reaction ($\text{H}_2 + 0.5\text{O}_2 \leftrightarrow \text{H}_2\text{O}$) is used instead of the cell half reactions [6]. While the stream 'SYNGAS' is fed to the anode, the stream 'AIR' which is compressed (COMPR2) and preheated (HEATER2) is simultaneously fed to the cathode side (CATHODE). For the cathode side, it is modeled as SEP to separate out the O_2 required for the electrochemical reaction. H_2 produced from the reforming and water gas-shift reactions and in the synthesis gas reacts with oxygen to generate the electrical power and steam via electrochemical reaction. Then, the depleted fuel from anode and oxidant from cathode are supplied to the afterburner (AFTERBUR) where complete combustion of the remaining fuel occurs. Finally, the exhaust gas is further fed into the gas turbine (TURBINE2) to generate more electricity.

3. SOFC model

The compositions of hydrogen and oxygen are used to determine the performance of SOFC (e.g., cell voltage, power density and cell efficiency) through the detailed electrochemical model. The open-circuit voltage which is the maximum voltage of SOFC can be determined by the Nernst equation. However, the operating cell voltage is always lower than open-circuit voltage since there are three main voltage losses occurred in real operation: activation loss, ohmic loss and (3) concentration loss. Table 1 lists the electrochemical equations of SOFC used in this study which were reported in our previous work [1].

4. Solution approach

In this study, the thermodynamic calculation is performed by using AspenPlusTM. The model is performed based on the following assumptions: (1) isothermal and steady state

operation are considered; pressure drops are neglected; reforming and shift reactions reach chemical equilibrium; and only H_2 is electrochemically oxidized. Figure 2 show a solution approach for determining the electrical performance of an integrated system. Firstly, for given operating conditions of reformer (temperature (T_{Ref}), pressure (P_{Ref}) and supercritical water-to-glycerol ratio (S/G)), the equilibrium compositions in the reforming process can be determined. The molar flow rate of CH_4 (n_{CH_4}), CO (n_{CO}) and H_2 (n_{H_2}) obtained from reforming process is further used as the input parameters for the SOFC calculation. It is noted that the electrochemical equations, as described in Section 3, is performed by a calculator block in the Aspen Plus flowsheet. When the operating conditions of SOFC (temperature (T_{SOFC}), pressure (P_{SOFC}) and current density (i_{SOFC})) and physical parameters of cell components are specified, the voltage per cell (V/cell) and power per cell (W/cell) can be calculated. When the desired power output of integrated system (P_w) is set as 10 kW, the number of cell stack (n), fuel utilization (U_f), SOFC electrical efficiency (ϵ_{SOFC}) and system electrical efficiency (ϵ_{sys}) are determined as follows:

$$n = \frac{P_w}{i_{SOFC} V} \quad (10)$$

$$U_f = \frac{i_{SOFC} L W n}{2F(4n_{CH_4} + n_{H_2} + n_{CO})} \quad (11)$$

$$\epsilon_{SOFC} = \frac{P_w}{n_{CH_4} LHV_{CH_4} + n_{H_2} LHV_{H_2} + n_{CO} LHV_{CO}} \times 100\% \quad (12)$$

$$\epsilon_{sys} = \frac{P_w}{n_{CH_4} LHV_{CH_4}} \times 100\% \quad (13)$$

5. Results and discussion

Table 2 shows the values of operating conditions of reformer and SOFC and cell geometry of SOFC used for simulation under nominal conditions. It is noted that values of structural and material property parameters for the SOFC are the values reported in the

literature [7]. Under the standard condition, it is found that the product stream consists of 67% H_2 , 0.3% CH_4 , 85 ppm of CO, 4.4% H_2O and 28.3 % CO_2 . In addition, the simulation results indicate that the integrated system can provide the cell voltage of 0.925 V, number of SOFC stack of 55, fuel utilization of 81.19%, SOFC electrical efficiency of 60.10% and system electrical efficiency of 68.41%.

5.1 Effect of operating conditions of reformer

In this section, the influence of operation conditions of reformer is studied. Table 3 shows the effect of temperature and pressure on equilibrium product compositions and system performance. As expected, the reformer temperature has a significant effect on hydrogen production. Since glycerol steam reforming reaction, as a reversible and endothermic reaction, can be shifted to the product side (right hand side of reaction) at higher temperature and thus, the mole fraction of H_2 can be improved from 0.552 at 600°C to 0.670 at 800°C. However, when the temperature is higher than 800°C, it is found that the mole fraction of H_2 is almost constant (0.673). This is in turn the fact that the chemical equilibrium is thermodynamically limited at this temperature. Unlike the temperature effect, the simulation results indicate that higher reformer pressure leads to decreases in mole fraction of H_2 and CO and an increase in mole fraction of CH_4 , according to Le chatelier's principle.

Considering each performance of SOFC, it is noted that product composition of H_2 has an important effect compared with that of CH_4 and CO. From Table 3, it can be seen that the cell voltage slightly increases with increasing H_2 concentration. This is because higher H_2 concentration leads to higher open-circuit voltage and lower concentration loss. In general, the SOFC operated under higher cell voltage requires lower area of SOFC (referred to number of cell stack). However, since there are a few differences of cell

voltage and thus, the number of cell is almost constant. In addition, the results also indicate that when the power generation of SOFC system is fixed as constant, an increase in mole fraction of H_2 can reduce both fuel utilization and cell efficiency. It is noted that since the molar flow rate of glycerol (0.04 kmol/hr) and supercritical water (3.6 kmol/hr) are fixed as constant for all case studies, the system efficiencies depending on molar flow rate of fuel feed are same (68.41%).

Effect of supercritical water-to-glycerol ratio on hydrogen production and system performance is further examined, as shown in Table 4. Higher S/G is meant that higher H_2O is fed into the system; it is more favorable to steam reforming and methanation reaction and thus, mole fraction of H_2 can be achieved. However, increasing S/G more than 90 insignificantly affects to mole fraction of H_2 , a choice of S/G should be carefully determined. As described in temperature effect, higher concentration of H_2 can improve the cell voltage whereas fuel utilization and cell efficiency are lower.

5.2 Effect of operating conditions of SOFC

Table 5 present the system performance in terms of cell voltage, number of cell and fuel utilization as a function of wider range of temperature (800-1000°C), pressure (4-8 atm) and current density (3000-7000 A/m²). It is noted that for all case studies, the synthesis gas from reforming process ($T_{Ref} = 800^\circ C$, $P_{Ref} = 200$ atm and S/G = 90) consisting of 67.1% H_2 , 0.2% CH_4 , 86 ppm of CO, 4.4% H_2O and 28.3 % CO_2 is fed into the SOFC stack and thus, the SOFC efficiencies are constant as 60.14% whereas the system efficiencies of 68.41% are also constant when the fuel is fed at a constant value. From Table 3, when P_{SOFC} and i_{SOFC} are kept constant as 4 atm and 5000 A/m², it can be seen that increasing SOFC temperature can achieve higher cell voltage. This is mainly caused by an increase in open-circuit voltage and decreases in all voltage losses. Since

higher cell voltage is meant that the required area of SOFC is lower and thus, number of cell can be reduced under high temperature operation. Since the operating condition of reformer is constant (molar flow rate of inlet fuel is constant), the fuel utilization is similar trend to number of cell. As a result, when the number of cell is lower, the fuel utilization is also decreased.

In order to study the pressure effect, T_{SOFC} and i_{SOFC} are kept constant as 900°C atm and 5000 A/m², respectively. In general, the SOFC operated at high pressure can provide higher cell voltage since higher partial pressure of H₂ can increase an open-circuit voltage. In addition, at high pressure operation, fuel and oxidant gases can easily diffuse to the reaction site and thus, the concentration loss is decreased. When cell voltage can be achieved, the number of cell and fuel utilization is reduced, as mentioned in the SOFC temperature effect. However, in this simulation, it is found that increasing SOFC pressure in range of 4-8 atm has a slight influence to cell performance.

Finally, the effect of current density is further investigated and found that increasing current density, varied from 3000 to 7000 A/m², can considerably reduce a number of cell and fuel utilization. Higher current density leads to increases in all voltage losses, resulting in a reduced cell voltage. When the desired power output is kept constant at 10 kW, decreasing cell voltage can provide higher power per cell, resulting in a decrease in number of cell. This implies that the SOFC operated at higher current density requires a lower area and thus, the cost of manufacture can be decreased.

6. Conclusions

An integrated system of glycerol supercritical water reforming process and pressurized SOFC is proposed in this study. An integrated system is designed and developed via the Aspen Plus simulator. Among various parameters considered in the

reformer operation, it is found that the reformer temperature and S/G are significant parameters on hydrogen production. Higher temperature and/or higher S/G lead to an achievement in H_2 concentration, resulting in an improved cell voltage. For SOFC operation, it can be seen that increases in SOFC temperature and/or current density cause a considerable lower required area of SOFC stack; therefore, the lower fixed and operating costs can be possible. The simulation results indicate that the optimal operating conditions of the reformer are 800°C, 200 atm and S/G of 90. When the product stream consisting of 67.1% H_2 , 0.2% CH_4 , 86 ppm of CO, 4.4% H_2O and 28.3 % CO_2 is supplied into the SOFC stack and the desired power generation of integrated system is set as 10 kW, it is found that optimal operating conditions of the SOFC are 900°C, 4 atm and current density of 7,000 A/m^2 , respectively. The integrated system can provide the cell voltage of 1 V, number of SOFC stack of 36, fuel utilization of 75%, SOFC electrical efficiency of 60% and system electrical efficiency of 68%.

7. Acknowledgement

The authors gratefully acknowledge the supports from Faculty of Engineering, King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang and the Thailand Research Fund.

8. References

- [1] Patcharavorachot Y, Arpornwichanop A, Chuachuensuk A. Electrochemical study of a planar solid oxide fuel cell: Role of support structures, *Journal of Power Sources*, 2008, 177: 254-261.
- [2] Arpornwichanop A, Chalermpanchai N, Patcharavorachot Y, Assabumrungrat S, Tade M. Performance of an anode-supported solid oxide fuel cell with direct-internal reforming of ethanol, *International Journal of Hydrogen Energy*, 2001, 26: 1103–1108.

- [3] Ortiz FJG, Ollero P, Serrera A, Sanz A. Thermodynamic study of the supercritical water reforming of glycerol. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2011, 36: 8994-9013.
- [4] Byrd AJ, Pant KK, Gupta RB. Hydrogen production from glycerol by reforming in supercritical water over Ru/Al₂O₃ catalyst, *Fuel* 2008, 87: 2956–2960.
- [5] Seidlera S, Henkea M, Kalloa J, Besslera GW, Maierb U, Friedricha KA. Pressurized solid oxide fuel cells: Experimental studies and modeling, *Journal of Power Sources*, 2011, 196 : 7195–7202.
- [6] Doherty W, Reynolds A, Kennedy D. Computer simulation of a biomass gasification-solid oxide fuel cell power system using Aspen Plus, *Energy*, 2010, 35: 4545-4555.
- [7] Saebea D, Patcharavorachot Y, Assabumrungrat S, Arpornwichanop A. Analysis of a pressurized solid oxide fuel cell–gas turbine hybrid power system with cathode gas recirculation, *International Journal of Hydrogen Energy*, 2013, 38: 4748-4759.

Figure captions

Figure 1 A schematic of glycerol supercritical water reforming process integrated with pressurized SOFC.

Figure 2 A solution approach for determining the electrical performance of an integrated system.

Lists of Table

Table 1 Electrochemical model of SOFC used in the present study

Table 2 Model input parameters and operating conditions [1,7]

Table 3 Effect of temperature and pressure on hydrogen production and system performance (at $S/G = 90$)

Table 4 Effect of supercritical water-to-glycerol ratio on hydrogen production and system performance (at $T_{\text{Ref}} = 800^{\circ}\text{C}$ and $P_{\text{Ref}} = 200 \text{ atm}$)

Table 5 Effect of operating condition of SOFC on system performance

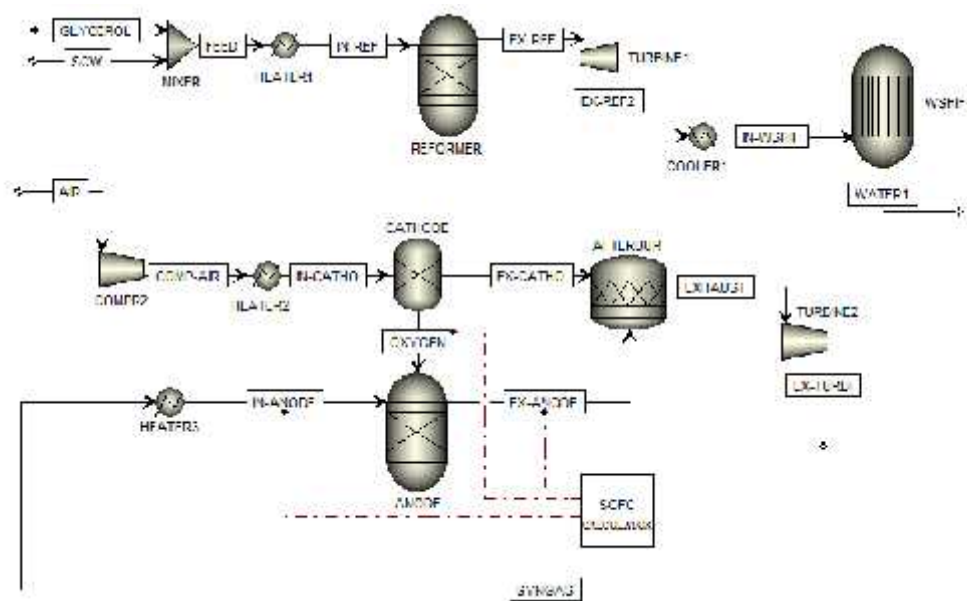


Figure 1 A schematic of glycerol supercritical water reforming process integrated with pressurized SOFC.

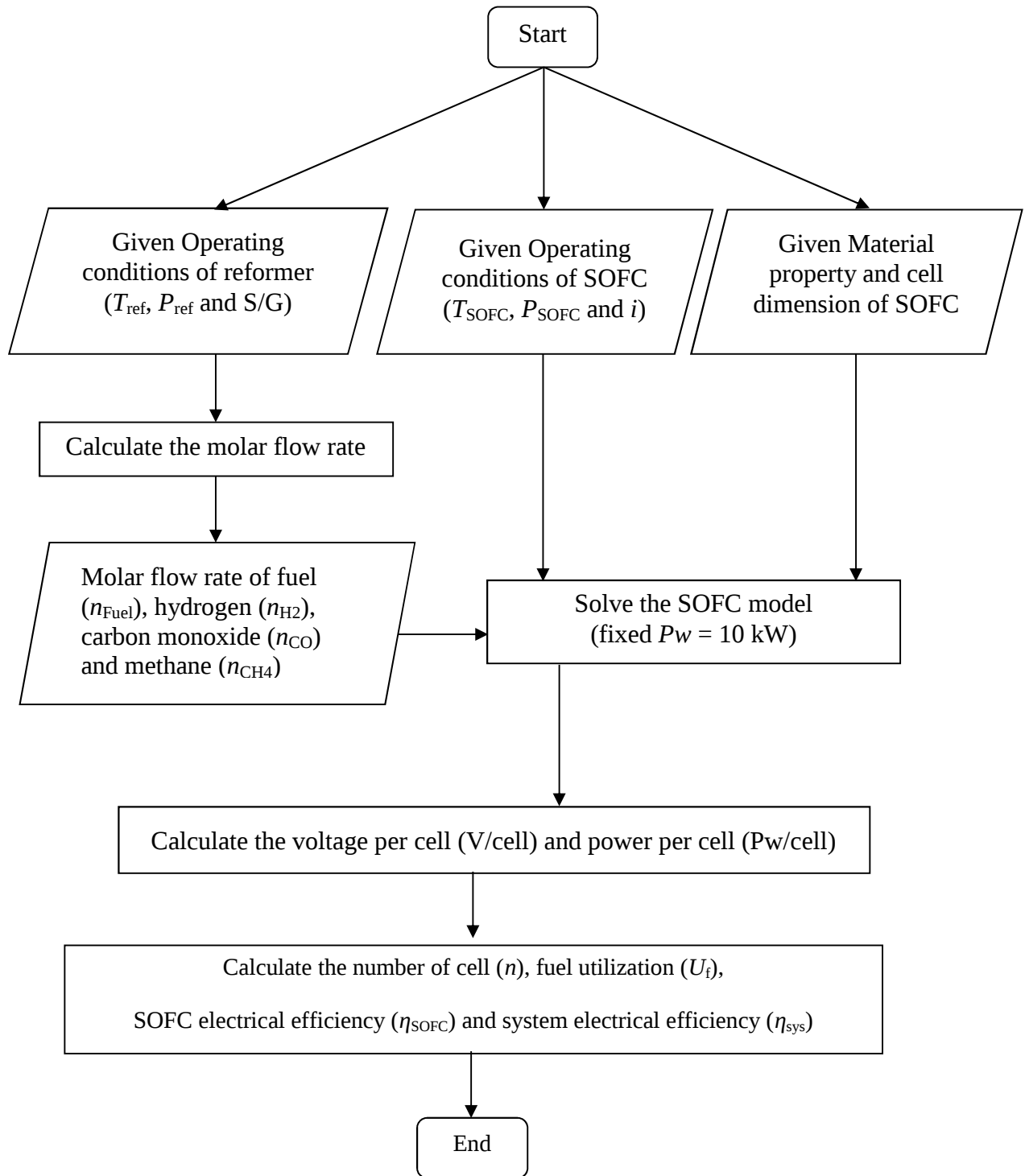


Figure 2 A solution approach for determining the electrical performance of an integrated system.

Table 1 Electrochemical model of SOFC used in the present study

Open-circuit voltage (E^{OCV}):

$$E^{\text{OCV}} = E^0 + \frac{\Re T}{2F} \ln \left(\frac{p_{\text{H}_2(\text{an})} p_{\text{O}_2(\text{ca})}^{0.5}}{p_{\text{H}_2\text{O}(\text{an})}} \right) \quad (1)$$

Operating voltage (V):

$$V = E^{\text{OCV}} - h_{\text{ohm}} - h_{\text{act}} - h_{\text{conc}} \quad (2)$$

Ohmic loss (h_{ohm}):

$$h_{\text{Ohm}} = i R_{\text{Ohm}} \text{ where } R_{\text{Ohm}} = \frac{t_{\text{an}}}{s_{\text{an}}} + \frac{t_{\text{ele}}}{s_{\text{ele}}} + \frac{t_{\text{ca}}}{s_{\text{ca}}} \quad (3)$$

Activation overpotential (h_{act}):

$$i = i_{0,\text{electrode}} \left[\exp \left(\frac{a n F}{\Re T} h_{\text{act},\text{electrode}} \right) - \exp \left(- \frac{(1-a) n F}{\Re T} h_{\text{act},\text{electrode}} \right) \right] \quad (4)$$

$$i_{0,\text{electrode}} = \frac{\Re T}{n F} k_{\text{electrode}} \exp \left(- \frac{E_{\text{electrode}}}{\Re T} \right) \quad (5)$$

Concentration overpotential (h_{conc}):

$$h_{\text{conc}} = \frac{\Re T}{2F} \ln \left(\frac{p_{\text{H}_2\text{O}(\text{an})}^{\text{I}} p_{\text{H}_2(\text{an})}}{p_{\text{H}_2\text{O}(\text{an})} p_{\text{H}_2(\text{an})}^{\text{I}}} \right) + \frac{\Re T}{4F} \ln \left(\frac{p_{\text{O}_2(\text{ca})}}{p_{\text{O}_2(\text{ca})}^{\text{I}}} \right) \quad (6)$$

$$\text{where } p_{\text{H}_2(\text{an})}^{\text{I}} = p_{\text{H}_2(\text{an})} - \frac{\Re T t_{\text{an}}}{2 F D_{\text{an,eff}}} i \quad (7)$$

$$p_{\text{H}_2\text{O}(\text{an})}^{\text{I}} = p_{\text{H}_2\text{O}(\text{an})} + \frac{\Re T t_{\text{an}}}{2 F D_{\text{an,eff}}} i \quad (8)$$

$$p_{\text{O}_2(\text{ca})}^{\text{I}} = P - (P - p_{\text{O}_2(\text{ca})}) \exp \left(\frac{\Re T t_{\text{ca}}}{4 F D_{\text{ca,eff}} P} i \right) \quad (9)$$

Table 2 Model input parameters and operating conditions [1,7]

Parameters	Value
<i>Operating conditions of Reformer</i>	
Reformer temperature, T_{ref}	800 °C
Reformer pressure, P_{ref}	240 atm
S/G	90
<i>Operating conditions of SOFC</i>	
SOFC temperature, T_{SOFC}	800 °C
SOFC pressure, P_{SOFC}	4 atm
Current density, i_{SOFC}	5000 A/m ²
Power, P_w	10 kW
<i>Dimensions of cell element</i>	
Cell length, L	0.4 m
Cell width, W	0.1 m
Fuel channel height, h_f	1 mm
Air channel height, h_a	1 mm
Anode thickness, t_{an}	500 μm
Cathode thickness, t_{ca}	50 μm
Electrolyte thickness, t_{ele}	20 μm

Table 3 Effect of temperature and pressure on hydrogen production and system performance (at S/G = 90)

T_{Ref} (°C)	P_{Ref} (atm)	Mole fraction			V (V)	n (cell)	U_f (%)	ϵ_{SOFC} (%)
		H ₂	CH ₄	CO				
600	200	0.575	0.083	57 ppm	0.918	55	82.04	64.11
	240	0.552	0.103	52 ppm	0.916	55	82.16	64.81
	280	0.529	0.123	48 ppm	0.914	55	82.23	65.38
800	200	0.671	0.002	86 ppm	0.925	55	81.32	60.14
	240	0.670	0.003	85 ppm	0.925	55	81.19	60.10
	280	0.668	0.004	85 ppm	0.925	55	81.41	60.31
1,000	200	0.674	46 ppm	87 ppm	0.926	55	81.21	59.95
	240	0.673	70 ppm	87 ppm	0.926	55	81.33	60.04
	280	0.673	102 ppm	87 ppm	0.926	55	81.31	60.03

Table 4 Effect of supercritical water-to-glycerol ratio on hydrogen production and system performance (at $T_{\text{Ref}} = 800^\circ\text{C}$ and $P_{\text{Ref}} = 200$ atm)

S/G	Mole fraction			V (V)	n (cell)	U_f (%)	ϵ_{SOFC} (%)
	H ₂	CH ₄	CO				
30	0.626	0.040	220 ppm	0.922	55	81.67	62.24
50	0.659	0.012	149 ppm	0.924	55	81.52	62.24
70	0.668	0.004	110 ppm	0.925	55	81.32	60.48
90	0.671	0.002	86 ppm	0.925	55	81.32	60.14
110	0.673	0.001	70 ppm	0.926	55	81.15	59.95

Table 5 Effect of operating condition of SOFC on system performance

T_{SOFC} (°C)	P_{SOFC} (atm)	$i_{\text{SOFC}} = 3000 \text{ A/m}^2$			$i_{\text{SOFC}} = 5000 \text{ A/m}^2$			$i_{\text{SOFC}} = 7000 \text{ A/m}^2$		
		V (V)	n (cell)	U_f (%)	V (V)	n (cell)	U_f (%)	V (V)	n (cell)	U_f (%)
800	4	0.979	86	76.97	0.925	55	81.32	0.864	42	87.14
	6	0.990	85	76.11	0.937	54	80.28	0.876	41	85.86
	8	0.998	84	75.54	0.945	53	79.60	0.885	41	85.04
900	4	1.040	81	72.47	1.030	49	73.08	1.003	36	75.03
	6	1.052	80	71.63	1.041	49	72.31	1.017	36	73.97
	8	1.060	79	71.07	1.052	48	71.54	1.027	35	73.29
1,000	4	1.046	80	72.05	1.051	48	71.60	1.038	35	72.51
	6	1.059	79	71.13	1.066	47	70.61	1.057	34	71.21
	8	1.068	78	70.53	1.076	47	69.97	1.064	34	70.72

ประวัติผู้วิจัย

1. ชื่อ - นามสกุล (ภาษาไทย) ผศ.ดร. ญาณิพร พัชวรโชติ
ชื่อ - นามสกุล (ภาษาอังกฤษ) Asst.Prof.Dr. Yaneeporn Patcharavorachot
2. ตำแหน่งปัจจุบัน ผู้ช่วยศาสตราจารย์
3. หน่วยงานและสถานที่อยู่ติดต่อได้สะดวก พร้อมหมายเลขโทรศัพท์ โทรสาร และไปรษณีย์อิเล็กทรอนิกส์ (e-mail)
ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
ถ. ฉลองกรุง แขวง/เขตลาดกระบัง กรุงเทพมหานคร 10520
โทรศัพท์ 02-3298360-3 ต่อ 151
โทรสาร 02-3298360-3 กด 4
E-mail: yaneeporn.p@hotmail.com และ kpyaneep@kmitl.ac.th
4. ประวัติการศึกษา
ปริญญาตรี มหาวิทยาลัยศรีนครินทรวิโรฒ วศ.บ. (วิศวกรรมเคมี), 2548
ปริญญาเอก จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย วศ.ด. (วิศวกรรมเคมี), 2553
5. สาขาวิชาการที่มีความชำนาญพิเศษ (แตกต่างจากวุฒิการศึกษา) ระบุสาขาวิชาการ
Process simulation/Renewable energy/Hydrogen production/Solid oxide fuel cell
6. ประสบการณ์ที่เกี่ยวข้องกับการบริหารงานวิจัยทั้งภายในและภายนอกประเทศ โดยระบุสถานภาพในการทำ
การวิจัยว่าเป็นผู้อำนวยการแผนงานวิจัย หัวหน้าโครงการวิจัย หรือผู้ร่วมวิจัยในแต่ละผลงานวิจัย
 - 6.1 หัวหน้าโครงการวิจัย
 - 6.1.1 การวิเคราะห์สมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบนำโปรตอนที่มีการเกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงออกไซด์เทอร์มัลแบบภายใน ด้วยทุนวิจัยจากเงินรายได้คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ประจำปีงบประมาณ 2555
 - 6.1.2 ระบบร่วมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบที่นำโปรตอนกับกระบวนการเกิดรีฟอร์มมิงแบบออกไซด์เทอร์มัลของเอทานอล ด้วยทุนวิจัยจากเงินรายได้คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ประจำปีงบประมาณ 2556
 - 6.1.3 การจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่มีการแยกก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในขั้นตอนเดียว โดยใช้ ASPEN PLUS ด้วยทุนวิจัยจากเงินรายได้คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ประจำปีงบประมาณ 2557
 - 6.1.4 ระบบร่วมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบนำโปรตอนที่ทำเนื้องานด้วยความดันสูงและการรีฟอร์มมิงกลีเซอรอลด้วยน้ำเหนือวิกฤต ด้วยทุนวิจัยจากสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) และ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ประจำปีงบประมาณ 2557
 - 6.1.5 ระบบร่วมของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเหนือวิกฤตของกลีเซอรอลและเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งแบบความดันสูง ด้วยทุนวิจัยจากเงินรายได้คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ประจำปีงบประมาณ 2558
 - 6.1.6 การประเมินสมรรถนะของระบบร่วมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งและเครื่องรีฟอร์มเมอร์ของกลีเซอรอลซึ่งใช้กระบวนการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ที่แตกต่างกัน ด้วยทุนวิจัยจาก

กองทุนวิจัยสถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ประจำปีงบประมาณ 2558

6.2 งานวิจัยที่ทำเสร็จแล้ว

6.2.1 ผลงานวิจัยตีพิมพ์เผยแพร่ (ตั้งแต่ 2011)

- 6.2.1.1 Thanomjit, C., **Patcharavorachot, Y.**, Ponpesh, P., and Arpornwichanop, A., Thermodynamic analysis of solid oxide fuel cell system using different ethanol reforming processes. International Journal of Hydrogen Energy 40 (2015) : 6950-6958.
- 6.2.1.2 Chutichai, B., **Patcharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S., and Arpornwichanop, A., Parametric analysis of a circulating fluidized bed biomass gasifier for hydrogen production. Energy 82 (2015) : 406-413.
- 6.2.1.3 Authayanun, S., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A., Evaluation of an integrated methane autothermal reforming and high-temperature proton exchange membrane fuel cell system. Energy 80 (2015) : 331-339.
- 6.2.1.4 **Patcharavorachot, Y.**, Sangduan, K., Ponpesh, P., Assabumrungrat, S., and Arpornwichanop, A., Integration of Ethanol Processor and CO₂ Absorption to Produce Hydrogen for Fuel Cell. Energy Procedia 61 (2014) : 2215-2218.
- 6.2.1.5 Saebea, D., Authayanun, S., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A., Thermodynamic Analysis of Hydrogen Production from the Adsorption-enhanced Steam Reforming of Biogas. Energy Procedia 61 (2014) : 2254-2257.
- 6.2.1.6 Authayanun, S., Patniboon, A., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A., Effect of Flow Pattern on Single and Multi-stage High Temperature Proton Exchange Membrane Fuel Cell Stack Performance. Computer Aided Chemical Engineering 33 (2014) : 1471-1476.
- 6.2.1.7 **Patcharavorachot, Y.**, Tiraset, S., Wiyaratn, W., Assabumrungrat, S., and Arpornwichanop, A., Using a membrane reactor for the oxidative coupling of methane: simulation and optimization. Clean Technologies and Environmental Policy 16 (2014) : 1295-1306.
- 6.2.1.8 **Patcharavorachot, Y.**, Chery-rod, N., Nudchapong, S., Authayanun, S., and Arpornwichanop, A., Hydrogen Production from Glycerol Steam

- Reforming in Supercritical Water with CO₂ Absorption Unit. Chemical Engineering Transactions 39 (2014) : 349-354.
- 6.2.1.9 Likkasith, C., Saebea, D., Arpornwichanop, A., Piemnernkoom, N., and **Patcharavorachot, Y.**, Simulation of Hydrogen Production with *in Situ* CO₂ Removal Using Aspen Plus. Chemical Engineering Transactions 39 (2014) : 415-420.
- 6.2.1.10 Arpornwichanop, A., Suwanmanee, U., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, and Authayanun, S., Study on a Proton Exchange Membrane Fuel Cell System Fuelled by a Mixture of Bio-ethanol and Methane. Chemical Engineering Transactions 39 (2014) : 1033-1038.
- 6.2.1.11 Saebea, D., Authayanun, S., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A., Enhancement of Hydrogen Production for Steam Reforming of Biogas in Fluidized Bed Membrane Reactor. Chemical Engineering Transactions 39 (2014) : 1177-1182.
- 6.2.1.12 Authayanun, S., Aunsup, P., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A., Theoretical analysis of a biogas-fed PEMFC system with different hydrogen purifications: Conventional and membrane-based water gas shift processes. Energy Conversion and Management 86 (2014) : 60-69.
- 6.2.1.13 Authayanun, S., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A., Effect of different fuel options on performance of high-temperature PEMFC (proton exchange membrane fuel cell) systems. Energy 68 (2014) : 989-997.
- 6.2.1.14 **Patcharavorachot, Y.**, Tiraset, S., Saebea, D., Paengjuntuek, W., and Arpornwichanop, A., Optimization of a Membrane-based Oxidative Coupling of Methane Reactor Using Surface Response Methodology. Chemical Engineering Transactions 35 (2013) : 121-126.
- 6.2.1.15 Arpornwichanop, A., and **Patcharavorachot, Y.**, Investigation of a proton-conducting SOFC with internal autothermal reforming of methane. Chemical Engineering Research and Design 91 (2013) : 1508-1516.
- 6.2.1.16 Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S., and Arpornwichanop, A., Analysis of a pressurized solid oxide fuel cell–gas turbine hybrid power system with cathode gas recirculation. International Journal of Hydrogen Energy 38 (2013) : 4748-4759.
- 6.2.1.17 Saebea, D., Authayanun, S., **Patcharavorachot, Y.**, Paengjuntuek, W., and Arpornwichanop, A., Use of different renewable fuels in a steam reformer integrated into a solid oxide fuel cell: Theoretical analysis and performance comparison. Energy 51 (2013) : 305-313.
- 6.2.1.18 **Patcharavorachot, Y.**, Wasuleewan, M., Assabumrungrat, S., and Arpornwichanop, A., Analysis of hydrogen production from methane

autothermal reformer with a dual catalyst-bed configuration. Theoretical Foundations of Chemical Engineering 46 (2012) : 658-665.

- 6.2.1.19 Thanomjit, C., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A., Design and Thermal Analysis of a Solid Oxide Fuel Cell System Integrated with Ethanol Steam Reforming. Computer Aided Chemical Engineering 30 (2012) : 287-291.
 - 6.2.1.20 Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A., Analysis of an ethanol-fuelled solid oxide fuel cell system using partial anode exhaust gas recirculation. Journal of Power Sources 208 (2012) : 120-130.
 - 6.2.1.21 Chaichana, K., **Patcharavorachot, Y.**, Chutichai, B., Saebea, D., Assabumrungrat, S., and Arpornwichanop, A., Neural network hybrid model of a direct internal reforming solid oxide fuel cell. International Journal of Hydrogen Energy 37 (2012) : 2498-2508.
 - 6.2.1.22 Saebea, D., Arpornwichanop, A., **Patcharavorachot, Y.**, and Assabumrungrat, S., Adsorption-membrane hybrid system for ethanol steam reforming: Thermodynamic analysis. International Journal of Hydrogen Energy 36 (2011) : 14428-14434.
 - 6.2.1.23 Arpornwichanop, A., Wasuleewan, M., **Patcharavorachot, Y.**, and Assabumrungrat, S., Investigation of a Dual-Bed Autothermal Reforming of Methane for Hydrogen Production. Chemical Engineering Transactions 25 (2011) : 929-934.
- 6.2.2 ผลงานที่นำเสนอในการประชุมวิชาการ (ตั้งแต่ 2011)
- 6.2.2.1 Rattanachai, W., Saebea, D., and **Patcharavorachot, Y.** Thermodynamic analysis of glycerol supercritical water reforming with different CO₂ removal process. The 4th TIChE International Conference 2014, Dec 18-19, 2014, Chiang Mai, Thailand.
 - 6.2.2.2 Mahisanan, C., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A. Optimization of an Integrated SOFC-SOEC System for Clean Power Generation. The 4th TIChE International Conference 2014, Dec 18-19, 2014, Chiang Mai, Thailand.
 - 6.2.2.3 Thongdee, S., Wiyaratn, W., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A. Theoretical Analysis of the Solid Oxide Steam Electrolysis Cell: Effect of Methane Addition. The 4th TIChE International Conference 2014, Dec 18-19, 2014, Chiang Mai, Thailand.
 - 6.2.2.4 Sampavapon, A., Saebea, D., Authayanun, S., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A. Effect of Different Feedstock Types on a Biomass Gasification. The 4th TIChE International Conference 2014, Dec 18-19, 2014, Chiang Mai, Thailand.

- 6.2.2.5 **Patcharavorachot, Y.**, Chery-rod, N., Nudchapong, S., Authayanun, S., and Arpornwichanop, A. Hydrogen Production from Glycerol Steam Reforming in Supercritical Water with CO₂ Absorption Unit. The 17th Conference “Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction” (PRES 2014), 23 – 27, August 2014, Prague, Czech Republic.
- 6.2.2.6 Likkasith, C., Saebea, D., Arpornwichanop, A., Piemnernkoom, N., and **Patcharavorachot, Y.** Simulation of Hydrogen Production with In Situ CO₂ Removal Using Aspen Plus. The 17th Conference “Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction” (PRES 2014), 23 – 27, August 2014, Prague, Czech Republic.
- 6.2.2.7 Arpornwichanop, A., Suwanmanee, U., Saebea, D., **Patcharavorachot, Y.**, and Authayanun, S. Study on a Proton Exchange Membrane Fuel Cell System Fuelled by a Mixture of Bio-Ethanol and Methane. The 17th Conference “Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction” (PRES 2014), 23 – 27, August 2014, Prague, Czech Republic.
- 6.2.2.8 Saebea, D., Authayanun, S., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A. Enhancement of hydrogen production for steam reforming of biogas in fluidized bed membrane reactor, The 17th Conference “Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction” (PRES 2014), 23 – 27, August 2014, Prague, Czech Republic.
- 6.2.2.9 **Patcharavorachot, Y.**, Tanthaworn, P., and Uraileert, P. Integrated system of glycerol supercritical water reforming process and pressurized solid oxide fuel cell. The 4th International Conference on Engineering and Applied Science (ICEAS 2014), 22-24 July 2014, Sapporo, Japan.
- 6.2.2.10 Patcharavorachot, Y., Assabumrungrat, S., and Arpornwichanop, A. Integration of ethanol processor and CO₂ absorption to produce hydrogen for fuel cell. The 6th International Conference on Applied Energy – ICAE2014, 30 May – 2 June, 2014, Taipei City, Taiwan.
- 6.2.2.11 Saebea, D., Authayanun, S., Patcharavorachot, Y., Arpornwichanop, A. Thermodynamic analysis of hydrogen production from the adsorption-enhanced steam reforming of biogas. The 6th International Conference on Applied Energy – ICAE2014, 30 May – 2 June, 2014, Taipei City, Taiwan.
- 6.2.2.12 Saebea, D., Arpornwichanop, A. and Patcharavorachot, Y. Integrated system of a proton-conducting SOFC and ethanol autothermal reformer: Design and performance evaluation. Fifth European Fuel Cell

- Technology & Applications Conference, Piero Lunghi Conference, December 11-13, 2013, Rome, Italy
- 6.2.2.13 Saebea, D., Authayanun, S., Patcharavorachot, Y., Arpornwichanop, A. design of energy recuperation in a solid oxide fuel cell-gas turbine hybrid system with ethanol as fuel, Fifth European Fuel Cell Technology & Applications Conference, Piero Lunghi Conference, December 11-13, 2013, Rome, Italy
- 6.2.2.14 Saebea, D., Arpornwichanop, A., and **Patcharavorachot, Y.**, Integrated system of a proton-conducting SOFC and ethanol autothermal reformer: Design and performance evaluation, The Fifth European Fuel Cell Technology & Applications Conference - Piero Lunghi Conference (EFC13), December 11-13, 2013, Rome, Italy.
- 6.2.2.15 **Patcharavorachot, Y.**, Chery-rod, N., and Nudchapong, S., Hydrogen Production from Glycerol Steam Reforming in Supercritical Water with CO₂ Absorption Unit. The 5th Regional Conference on Chemical Engineering (RCCHE2013), Feb 7-8, 2013, Pattaya, Thailand.
- 6.2.2.16 **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A., Investigation of a proton-conducting SOFC with internal autothermal reforming of methane. the 22nd European Symposium on Computer Aided Process Engineering (ESCAPE22), Jun 17 – 20, 2012, London.
- 6.2.2.17 Thanomjit, C., **Patcharavorachot, Y.**, and Arpornwichanop, A., Design and Thermal Analysis of a Solid Oxide Fuel Cell System Integrated with Ethanol Steam Reforming. The 22nd European Symposium on Computer Aided Process Engineering (ESCAPE22), Jun 17 – 20, 2012, London.
- 6.2.2.18 Supawimon, P., **Patcharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S. and Arpornwichanop, A., Analysis of Steam Biomass Gasification for Synthesis Gas Production. The 4th KKU International Engineering Conference 2012 (KKU-IENC 2012), May 10-12, 2012, Khon Kaen University, Thailand.
- 6.2.2.19 Saebea, D., Authayanun, A., **Patcharavorachot, Y.**, Paengjuntuek, W., and Arpornwichanop, A., Performance Analysis of SOFC Systems Integrated with Steam Reforming of Different Renewable Fuels. International Conference on Renewable Energies and Power Quality (ICREPQ'12), Mar 28 – 30, 2012, Santiago de Compostela (Spain).
- 6.2.2.20 Tippawan, P., **Patcharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S., and Arpornwichanop, A., Thermodynamic Evaluation of Ethanol Steam Reforming via Acetaldehyde as an Intermediate. The 21th Thai Institute of Chemical Engineering and Applied Chemistry International Conference (TICChE 2011), Nov. 10-11, 2011, Hatyai, Songkhla, Thailand.

- 6.2.2.21 Aunsup, P., **Patcharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S. and Arpornwichanop, A. (2011). Comparison of Different Hydrogen Production Processes from Biogas: Thermodynamic Analysis. The 21th Thai Institute of Chemical Engineering and Applied Chemistry International Conference (TICChE 2011), Nov. 10-11, 2011, Hatyai, Songkhla, Thailand.
- 6.2.2.22 Saebea, D., Arpornwichanop, A., **Patcharavorachot, Y.**, and Assabumrungrat, S., Design of a Solid Oxide Fuel Cell-Gas Turbine Hybrid Power System with Cathode Gas Recycling. 6th Asia Pacific Chemical Reaction Engineering Symposium (APCRE'11), Sep. 18-21, 2011, Beijing, China.
- 6.2.2.23 Arpornwichanop, A., Wasuleewan, M., **Patcharavorachot, Y.**, and Assabumrungrat, S., Investigation of a Dual-Bed Autothermal Reforming of Methane for Hydrogen Production. 14th International Conference on Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction (PRES11), May 8-11, 2011, Florence, Italy
- 6.2.2.24 Sangduan, K., **Patcharavorachot, Y.**, Assabumrungrat, S., and Arpornwichanop, A., Analysis of CO₂ absorption for purification of hydrogen in ethanol reforming processes. The 3rd Regional Conference on Chemical Engineering (RCCE), Jan. 20-21, 2011, Metro Manila, Philippines.