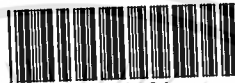


สำนักหอสมุดกลาง พระจอมเกล้าลาดกระบัง

ผลกระทบของการปล่อยออกของไฮโดรเจนที่มีผลต่อสมรรถนะ
ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEM

EFFECT OF HYDROGEN PURGING PERIOD ON SYSTEM
PERFORMANCE OF PEMFC



T123101

นายธีรวัฒน์ ปอกเพชร
TEERAWAT POKPHET

ศพ.
๑/๒๖๓
๑๖๕๕

เลขหมู่.....
เลขทะเบียน.....123101
วันเดือนปี.....1.8.๓๐. 2555

๑๒๔๓๗๕๕๔
b.....
i.....

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมไฟฟ้า

คณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

พ.ศ.2555

KMITL-2012-EN-M-020-104

**EFFECT OF HYDROGEN PURGING PERIOD ON SYSTEM
PERFORMANCE OF PEMFC**



**A THESIS SUBMITTED IN PARTIAL FULFILLMENT
OF THE REQUIREMENT FOR THE DEGREE OF
MASTER OF ENGINEERING IN ELECTRICAL ENGINEERING
FACULTY OF ENGINEERING
KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG
2012
KMITL-2012-EN-M-020-104**



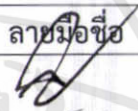

COPYRIGHT 2012

FACULTY OF ENGINEERING

KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG

คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
ใบรับรองวิทยานิพนธ์

หัวข้อวิทยานิพนธ์ ผลกระทบของการปล่อยออกของไฮโดรเจนที่มีผลต่อสมรรถนะของระบบ เซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEM
Thesis Title Effect of Hydrogen Purging Period on System Performance of PEMFC
นักศึกษา นายธีรวัฒน์ ปอกเพชร
รหัสประจำตัว 50060210
ปริญญา วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชา วิศวกรรมไฟฟ้า
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ รศ.ร.อ.ดร.วีระเชษฐุ์ ชื่นเงิน
หมายเลขวิทยานิพนธ์ KMITL-2012-EN-M-020-104

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์		ลายมือชื่อ
รศ.ดร.สุพัฒน์	กิตติรัตน์สัจจา	
รศ.ดร.อนุวัฒน์	จางวนิชเลิศ	
รศ.ดร.ไพบุลย์	นาคมหาขลาสินธุ์	
ผศ.ดร.สมยศ	เกียรติวนิชวิไล	
รศ.ร.อ.ดร.วีระเชษฐุ์	ชื่นเงิน	

วัน / เดือน / ปี ที่สอบ วันพฤหัสบดีที่ 31 พฤษภาคม พ.ศ. 2555 เวลา 08.00-10.00 น.
สถานที่สอบ ณ อาคาร A ชั้น 5 ห้องประชุม 4

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
KING MONUKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG

คณะวิศวกรรมศาสตร์ รับรองแล้ว



(รองศาสตราจารย์ ดร.สุขขีวีร์ สุวรรณสวัสดิ์)

คณบดี คณะวิศวกรรมศาสตร์

วันที่ 31 พฤษภาคม พ.ศ. 2555

หัวข้อวิทยานิพนธ์	ผลกระทบของการปล่อยออกของไฮโดรเจนที่มีผลต่อ สมรรถนะของระบบเซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEM
ชื่อนักศึกษา	นายธีรวัฒน์ ปอกเพชร
รหัสประจำตัว	50060210
ปริญญา	วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชา	วิศวกรรมไฟฟ้า
พ.ศ.	2555
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์	รศ.ร.อ.ดร. วีระเชษฐ ชันเงิน

บทคัดย่อ

วิทยานิพนธ์นี้นำเสนอเกี่ยวกับการศึกษาผลกระทบของการปล่อยออกไฮโดรเจนที่มีผลต่อสมรรถนะของระบบเซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEM จุดมุ่งหมายเพื่อทำให้สมรรถนะของระบบเซลล์เชื้อเพลิงดีขึ้นทำให้แหล่งจ่ายกำลังมีความน่าเชื่อถือ การประกอบรวมทั้งเมมเบรนและอิเล็กโทรดของเซลล์ชนิด PEM (โปรตอนแลกเปลี่ยนเมมเบรน) เข้าด้วยกันและทำงานแล้วจะมีการเป็ยกขึ้นภายในมีผลทำให้สมรรถนะของเซลล์ลดลง อย่างไรก็ตามปัจจัยหลายอย่างก็มีผลทำให้สมรรถนะของเซลล์ลดลงและเป็นอันตรายต่อชั้นเซลล์และลดการเกิดปฏิกิริยาทางเคมี วิทยานิพนธ์ให้ความสนใจต่อการจัดการควบคุมเวลาการปล่อยไฮโดรเจนออกเพื่อที่จะผลักหยดน้ำและสิ่งสกปรกต่างของก๊าซเฉื่อยจากทางด้านฝั่งแอโนดของเซลล์ ผลการทดลอง ที่โหลด 100 วัตต์และ 400 วัตต์ สรุปว่าการปล่อยออกไฮโดรเจนในอัตราสูงขึ้นมีผลดีในการรักษาสมรรถนะของระบบการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงแต่มีผลทำให้มีการสูญเสียไฮโดรเจนมากขึ้น

Thesis	EFFECT OF HYDROGEN PURGING PERIOD ON SYSTEM PERFORMANCE OF PEMFC
Student	Mr. Teerawat Pokphet
Student ID	50060210
Degree	Master of Engineering
Program	Electrical Engineering
Year	2012
Thesis Advisor	Assoc. Prof. Dr. Werachet Khan-ngern

ABSTRACT

This thesis presents the study on the effect of hydrogen purging period on the performance of proton exchange membrane fuel cell (PEMFC) system. It aims to improve PEMFC performance to be a reliable power source for power supply unit. The membrane electrode assembly of a PEMFC has to be wet for the fuel cells to work efficiently. Despite many factors causing cell degradation and jeopardize the stack performance and attenuate the electrochemical reaction, this thesis only focuses on an arrangement of hydrogen purging period to remove water droplets and residue of inert gas from the anode side of the fuel cell. Experiment at 100 W and 400 W loads results that the higher purging rate can improve the system operating reliability of the power source while it can cause the hydrogen waste.

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์เล่มนี้สำเร็จได้ต้องขอขอบพระคุณ รศ.ร.อ.ดร.วีระเชษฐ์ ชั้นเงิน อาจารย์ที่ปรึกษาที่ได้สละเวลาในการช่วยเหลือ ให้ความรู้ คำปรึกษา ตลอดจนช่วยแนะนำ และแก้ไขในข้อบกพร่องต่างๆ ตรวจสอบแก้ไขวิทยานิพนธ์จนสำเร็จลุล่วงด้วยดี

ขอขอบพระคุณ รศ.ดร.จารุวัตร เจริญสุข อาจารย์ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกลที่ได้สละเวลาในการช่วยเหลือ ให้ความรู้ คำปรึกษา ตลอดจนช่วยแนะนำในการทำงานวิจัย

ขอขอบคุณ บริษัท กรีนกรีน จำกัด ที่อนุเคราะห์สถานที่ทำการศึกษาค้นคว้าทดลอง รวมทั้งอุปกรณ์และเครื่องมือในการวิจัย ขอขอบคุณน้องเตี๋ย (คุณอลงกรณ์ ปั้นเจริญ) ขอขอบคุณน้องแมน (คุณบุญเดช เกลี้ยงกลม) ที่เป็นทั้งน้องและเพื่อนที่ได้ช่วยเหลือและสนับสนุนในการทำวิจัย

ขอขอบพระคุณ คุณพ่อไสว คุณแม่ทองมี คุณสนธยา คุณณัฐพงษ์ และคุณกฤษฎดากร ปอกเพชร ที่ได้อบรมสั่งสอนและเป็นกำลังใจในการศึกษาวิจัยเสมอมา รวมถึงสนับสนุนทุนการศึกษาวิจัย ขอขอบคุณ คุณเพ็ญจันทร์ คำบางผู้ที่เป็นทั้งกำลังใจ คอยช่วยเหลือการทำวิทยานิพนธ์และช่วยผลักดันให้งานนี้สำเร็จด้วยดีและขอบคุณเพื่อนๆและพี่ๆ วิศวกรรมศาสตร์ทุกท่านที่เป็นกำลังใจและช่วยเหลือให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

ธีรวัฒน์ ปอกเพชร

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	I
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	II
กิตติกรรมประกาศ.....	III
สารบัญ.....	IV
สารบัญตาราง.....	VII
สารบัญภาพ.....	IX
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 ความมุ่งหมายและวัตถุประสงค์ของการศึกษา.....	1
1.3 สมมติฐานของการศึกษา.....	1
1.4 ขอบเขตการวิจัย	2
1.5 ขั้นตอนของการวิจัย.....	2
บทที่ 2 เซลล์เชื้อเพลิงแบบเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน.....	4
2.1 เซลล์เชื้อเพลิงแบบเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน.....	4
2.1.1 โครงสร้างของเซลล์เชื้อเพลิง.....	4
2.1.2 เซลล์เชื้อเพลิงแบบแกว.....	5
2.2 ปฏิกิริยาภายในเซลล์เชื้อเพลิง.....	9
2.2.1 ปฏิกิริยาเคมีพื้นฐาน.....	9
2.2.2 ปฏิกิริยาความร้อน.....	10
2.2.3 ค่าความร้อนสูง – ต่ำของไฮโดรเจน.....	11
2.2.4 ทฤษฎีงานทางไฟฟ้า (theoretical electrical work).....	12
2.2.5 ทฤษฎีศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง (theoretical fuel cell potential).....	12
2.2.6 ผลของอุณหภูมิ.....	14
2.2.7 ทฤษฎีประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง.....	16
2.2.8 Carnot Efficiency Myth.....	18
2.2.9 ผลของความดัน.....	19
2.3 หลักการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEMFC.....	23
2.4 การทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงภายใต้สภาวะการทำงานต่างๆ.....	25
2.4.1 การทำงานภายใต้สภาวะความดัน.....	25
2.4.2 การทำงานภายใต้สภาวะอุณหภูมิ.....	26
2.4.3 อัตราการไหลของสารตั้งต้น.....	28
2.4.4 ความชื้นของสารตั้งต้น.....	31

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
2.5 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	32
บทที่ 3 ปัญหาและการจัดการเซลล์เชื้อเพลิง.....	36
3.1 บทนำ.....	36
3.2 การวัดการเกิดน้ำท่วม และการแห้งของเซลล์เชื้อเพลิง.....	37
3.3 แนวคิดพื้นฐาน.....	38
3.4 การจัดการน้ำและความร้อนภายในเซลล์เชื้อเพลิง.....	39
3.5 การสูญเสียที่เกิดขึ้นภายในเซลล์เชื้อเพลิง.....	40
3.6 ช่องการไหลของแก๊สในเซลล์เชื้อเพลิง.....	41
3.6.1 ส่วนประกอบอิเล็กทรอนิกส์โทรดเมมเบรนและอิเล็กทรอนิกส์.....	45
3.6.2 เซลล์เชื้อเพลิงแกว.....	46
3.7 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเซลล์เชื้อเพลิง.....	48
3.7.1 State Observe Design.....	51
3.8 ระบบจัดการเซลล์เชื้อเพลิง.....	56
3.8.1 ระบบเซลล์เชื้อเพลิง (PEM Fuel Cells system).....	57
3.8.2 ระบบควบคุม (control system).....	59
3.8.3 ระบบทางไฟฟ้า (electrical system).....	61
บทที่ 4 การออกแบบแหล่งจ่ายกำลังด้วยระบบเซลล์เชื้อเพลิง.....	63
4.1 เซลล์เชื้อเพลิง.....	63
4.2 ระบบควบคุมเซลล์เชื้อเพลิง.....	64
4.2.1 ชุดควบคุมความดัน (Pressure control unit).....	66
4.2.2 ชุดควบคุมอุณหภูมิทำงาน (operating temperature control unit).....	67
4.2.3 ชุดควบคุมการไหลของออกซิเจน (oxidation air flow).....	68
4.2.4 ชุดสร้างความชื้นให้กับไฮโดรเจน (hydrogen humidifier or bubbling system).....	68
4.2.5 ชุดสร้างความชื้นทางด้านออกซิเจน (oxygen humidifier).....	69
4.2.6 ชุดประจุแบตเตอรี่ (battery charger).....	70
4.2.7 ปั๊มน้ำ (water pump).....	70
4.2.8 โซลินอยด์วาล์ว (solenoid valve).....	71
4.2.9 ระบบควบคุมอัตโนมัติ (Fuel Processor Subsystem).....	71
4.2.10 ระบบไล่น้ำออกจากระบบ (purging system).....	72
4.3 ระบบทางไฟฟ้า (electrical system).....	73
4.3.1 แหล่งจ่ายไฟช่วยแบบดีซี-ดีซี.....	73

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
บทที่ 5 ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลอง.....	76
บทที่ 6 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ.....	98
6.1 สรุปผลการวิจัย.....	98
6.2 ข้อเสนอแนะ.....	99
เอกสารอ้างอิง.....	100
ภาคผนวก.....	103
ภาคผนวก ก. ผลงานวิจัยที่ได้รับการตีพิมพ์เผยแพร่.....	104
ภาคผนวก ข. งานวิจัยที่นำมาอ้างอิง.....	119
ประวัติผู้เขียน.....	155



สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
2.1 แสดงลักษณะของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดต่าง.....	7
2.2 เอนทัลปีและเอนโทรปีที่เกิดจากสารปฏิกิริยาและผลิตภัณฑ์ของเซลล์เชื้อเพลิง Formation for fuel cell reactants and product.....	13
2.3 เอนทัลปี, เอนโทรปี และค่าพลังงานอิสระของกิบส์ของกระบวนการออกซิเดชันของ ไฮโดรเจน.....	14
2.4 สัมประสิทธิ์ของอุณหภูมิ C_p ($Jmol^{-1} K^{-3}$).....	15
2.5 ค่าการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปี, พลังงานอิสระของกิบส์ และเอนโทรปีของไฮโดรเจน/ ออกซิเจนจากปฏิกิริยาของเซลล์เชื้อเพลิง ($kJmol^{-1} K^{-1}$) กับอุณหภูมิ และผลลัพธ์ ของศักย์ไฟฟ้า.....	15
2.6 ผลรวมของสารตั้งต้นไฮโดรเจนและออกซิเจน และการเกิดน้ำ (ต่อกระแส และต่อ เซลล์).....	29
5.1 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่คาบ การปล่อยออกไฮโดรเจน 3 วินาที.....	79
5.2 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่คาบ การปล่อยออกไฮโดรเจน 3 วินาที.....	80
5.3 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่คาบ การปล่อยออกไฮโดรเจน 6 วินาที.....	81
5.4 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่คาบ การปล่อยออกไฮโดรเจน 6 วินาที.....	82
5.5 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่คาบ การปล่อยออกไฮโดรเจน 9 วินาที.....	83
5.6 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่คาบ การปล่อยออกไฮโดรเจน 9 วินาที.....	84
5.7 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่คาบ การปล่อยออกไฮโดรเจน 12 วินาที.....	85
5.8 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่คาบ การปล่อยออกไฮโดรเจน 12 วินาที.....	86
5.9 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่คาบ การปล่อยออกไฮโดรเจน 15 วินาที.....	87
5.10 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ คาบการปล่อยออกไฮโดรเจน 15 วินาที.....	88
5.11 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ คาบการปล่อยออกไฮโดรเจน 18 วินาที.....	89

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
5.12 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ คาบการปล่อยออกไฮโดรเจน 18 วินาที.....	90
5.13 ค่ากำลังไฟฟ้าที่ได้ในระบบ.....	96
5.14 ประสิทธิภาพของเซลล์และระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ได้จากการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ณ คาบการปล่อยออกไฮโดรเจนต่างกัน.....	96
5.15 ประสิทธิภาพของเซลล์และระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ได้จากการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ณ คาบการปล่อยออกไฮโดรเจนต่างกัน.....	97



สารบัญภาพ

ภาพที่	หน้า
1.1 กระบวนการวิจัย.....	3
2.1 องค์ประกอบของเซลล์เชื้อเพลิง.....	5
2.2 โครงสร้างเซลล์เชื้อเพลิงแบบแถว.....	6
2.3 ปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีภายในเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEMFC.....	10
2.4 การเผาไหม้ของ $H_2 + \frac{1}{2}O_2$ ในคาร์บอริเมทริกซ์ เป็นการประเมินค่าความร้อนสูง.....	11
2.5 การเผาไหม้ของไฮโดรเจนร่วมกับออกซิเจนที่เกินพอดีในคาร์บอริเมทริกซ์เป็นการประเมินค่าความร้อนต่ำ.....	11
2.6 ความร้อนจำเพาะ Cp ที่อุณหภูมิการทำงานของไฮโดรเจน ออกซิเจน และน้ำ (ไอน้ำ)	15
2.7 เอนทัลปี และพลังงานอิสระของกิบส์ของเซลล์เชื้อเพลิงไฮโดรเจน/ออกซิเจนในการทำงานที่อุณหภูมิต่างๆ.....	16
2.8 ประสิทธิภาพของกระบวนการเปลี่ยนแปลงพลังงาน.....	16
2.9 พลังงานที่นำเข้าและถูกปลดปล่อยจากเซลล์เชื้อเพลิงซึ่งเป็นพลังงานที่ผันกลับได้.....	17
2.10 Carnot process efficiency.....	18
2.11 ประสิทธิภาพกับเส้นโค้งพลังงานของสมมติฐาน Carnot engine.....	18
2.12 Theoretical efficiency ของ Carnot engine และการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่อุณหภูมิต่างๆ.....	19
2.13 แก๊สไฮโดรเจนถูกปล่อยไปในด้านแอโนด.....	23
2.14 ปฏิกิริยาการแตกตัวออกเป็น โปรตอนและอิเล็กตรอนของแก๊สไฮโดรเจน.....	24
2.15 การเคลื่อนที่ของประจุอิเล็กตรอนและโปรตอน.....	24
2.16 ปฏิกิริยาการเกิดน้ำ.....	25
2.17 สมรรถนะการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่ระดับความดันต่างๆ.....	26
2.18 ลักษณะการทำงานของความดันในเซลล์เชื้อเพลิงจากแหล่งจ่ายแก๊ส.....	27
2.19 ลักษณะการทำงานของตัวจ่ายสารตั้งต้น.....	30
3.1 กลไกการเกิดน้ำท่วม และการแห้งของเซลล์เชื้อเพลิง.....	36
3.2 วิธีการวัดแหล่งกำเนิดน้ำท่วมและการแห้งของเซลล์.....	38
3.3 ลักษณะเส้นทางไหลของแก๊สแบบเลื้อยซัด (Serpentine flow field).....	42
3.4 ลักษณะช่องการไหลของแก๊สแบบอนุกรมชุด (สามช่อง) (series-sweep (three channels).....	43
3.5 ลักษณะช่องการไหลของแก๊สชนิด (ก) ขนานแบบดั้งเดิม และ (ข) แบบประสานนิ้วมือ	43
3.6 แผนผังระบบ State Observer Design.....	52
3.7 แผนผังการคำนวณ Closed-loop observer (error at voltage).....	56
3.8 บล็อกไดอะแกรมของระบบจัดการเซลล์เชื้อเพลิง.....	57
3.9 ระบบเซลล์เชื้อเพลิงและอุปกรณ์ที่ใช้ต่อพ่วง.....	59

สารบัญภาพ (ต่อ)

ภาพที่	หน้า
3.10 อุปกรณ์ที่ต่ออยู่กับระบบควบคุม.....	61
3.11 ภาพด้านหน้าของต้นแบบชุดเซลล์เชื้อเพลิงสำหรับแหล่งจ่ายพลังงานไฟฟ้า.....	62
3.12 ภาพด้านหลังของต้นแบบชุดเซลล์เชื้อเพลิงสำหรับแหล่งจ่ายพลังงานไฟฟ้า.....	62
4.1 บล็อกไดอะแกรมของระบบจัดการเซลล์เชื้อเพลิง.....	63
4.2 เซลล์เชื้อเพลิงจริงที่ใช้ในงานวิจัย.....	64
4.3 วงจรของระบบเซลล์เชื้อเพลิงและอุปกรณ์ประกอบ.....	65
4.4 ระบบเซลล์เชื้อเพลิงและอุปกรณ์ที่ใช้ต่อพ่วง.....	65
4.5 โครงสร้างจริงของระบบแหล่งจ่ายจากเซลล์เชื้อเพลิงขนาด 1 กิโลวัตต์ที่นำเสนอ.....	66
4.6 โครงสร้างจริงของระบบแหล่งจ่ายจากเซลล์เชื้อเพลิงชุดวัดความดันแก๊สไฮโดรเจน.....	67
4.7 ตำแหน่งติดตั้งเทอร์มิสเตอร์วัดอุณหภูมิของสแตกเซลล์เชื้อเพลิง.....	67
4.8 ตำแหน่งติดตั้งพัดลมดูดอากาศสำหรับควบคุมการไหลของอากาศ.....	68
4.9 ตำแหน่งติดตั้งกระเปาะสร้างความชื้นให้ไฮโดรเจน.....	69
4.10 ตำแหน่งติดตั้งกระเปาะสร้างความชื้นให้อากาศ.....	69
4.11 วงจรประจุแบตเตอรี่.....	70
4.12 ตำแหน่งติดตั้งปั้มน้ำ.....	71
4.13 ตำแหน่งติดตั้งโซลินอยด์วาล์วสำหรับปล่อยไฮโดรเจนออก.....	73
4.14 อุปกรณ์ที่ต่ออยู่กับระบบควบคุม.....	74
4.15 วงจรแหล่งจ่ายไฟช่วยแบบฟลายแบ็ก.....	74
4.16 วงจรแหล่งจ่ายไฟช่วยจริงแบบฟลายแบ็ก.....	75
5.1 นิยามของคาบการปล่อยออกและพัลส์การปล่อยออก.....	77
5.2 รูปคลื่นสัญญาณการปล่อยออกไฮโดรเจนที่คาบเวลา 6 วินาที.....	77
5.3 รูปคลื่นสัญญาณแรงดันและกระแสที่คาบการปล่อยออกไฮโดรเจน 6 วินาที.....	78
5.4 รูปคลื่นสัญญาณคาบการปล่อยออกไฮโดรเจน 6 วินาที.....	78
5.5 รูปคลื่นสัญญาณพัลส์การปล่อยออกไฮโดรเจนที่ 10 มิลลิวินาที.....	79
5.6 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบ เซลล์เชื้อเพลิงที่คาบการปล่อยออกไฮโดรเจน 3 วินาที.....	80
5.7 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์ เชื้อเพลิงที่คาบการปล่อยออกไฮโดรเจน 3 วินาที.....	81
5.8 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์ เชื้อเพลิงที่คาบการปล่อยออกไฮโดรเจน 6 วินาที.....	82
5.9 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการ.....	83
5.10 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบ เซลล์เชื้อเพลิงที่คาบการปล่อยออกไฮโดรเจน 9 วินาที.....	84

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

จากสถานการณ์น้ำมันในตลาดโลกมีราคาสูงขึ้น ส่งผลกระทบต่อการใช้น้ำมันทั่วโลก โดยเฉพาะประเทศที่ต้องพึ่งพาการนำเข้าน้ำมันอย่างประเทศไทย การหาพลังงานทดแทนที่มีความยั่งยืนและไม่ทำลายสิ่งแวดล้อม จึงเป็นมาตรการสำคัญในการแก้ปัญหา ตัวอย่างเช่น พลังงานลม พลังงานแสงอาทิตย์ พลังงานน้ำ พลังงานชีวมวลและพลังงานไฮโดรเจนซึ่งพลังงานไฮโดรเจนเป็นพลังงานที่สามารถผลิตได้จากหลายแหล่ง มีศักยภาพและให้พลังงานสูง สามารถแปลงเป็นพลังงานอื่นได้ง่าย ทั้งนี้การนำแก๊สไฮโดรเจนไปใช้ประโยชน์ในปัจจุบันจะอยู่ในรูปของการใช้เป็นเซลล์เชื้อเพลิง^[1]

เซลล์เชื้อเพลิง (Fuel Cell) เป็นพลังงานทดแทนที่สามารถนำมาใช้ได้ในระดับอุตสาหกรรม คมนาคมขนส่ง และการผลิตกระแสไฟฟ้า เช่น รถยนต์ ตู้โทรศัพท์สาธารณะ และคอมพิวเตอร์เน็ตบุค เป็นต้น เซลล์เชื้อเพลิงมีหลายชนิดได้แก่ เซลล์เชื้อเพลิงอัลคาไลน์ (Alkaline fuel cell: AFC), เซลล์เชื้อเพลิงกรดฟอสฟอริก (Phosphoric-acid fuel cell: PAFC), เซลล์เชื้อเพลิงโซลิดออกไซด์ (Solid oxide fuel cell: SOFC), เซลล์เชื้อเพลิงแบบคาร์บอนหลอม (Molten carbonate fuel cell: MCFC) และเซลล์เชื้อเพลิงเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน (Proton exchange membrane fuel cell: PEMFC/PEM)

ปัจจุบันเซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEM มีการพัฒนามากที่สุด เนื่องจากองค์ประกอบไม่ซับซ้อน ทั้งยังทำงานได้ที่อุณหภูมิต่ำส่งผลให้เซลล์ทำงานได้เร็ว อุปกรณ์สึกกร่อนน้อย ใช้พลังงานไฮโดรเจนและออกซิเจนเป็นเชื้อเพลิง แต่ปัจจุบันเซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEM ยังมีข้อจำกัดในเรื่องสมรรถนะการทำงานหลายด้าน ได้แก่ แรงดันขาออก ประสิทธิภาพ และกำลังไฟฟ้า รวมถึงระบบการจัดการน้ำในเมมเบรนซึ่งเป็นปัจจัยสำคัญที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEM ซึ่งต้องมีการศึกษาและพัฒนาประสิทธิภาพต่อไป^[2]

1.2 ความมุ่งหมายและวัตถุประสงค์ของการศึกษา

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้มุ่งหวังเพื่อศึกษาผลกระทบของการปล่อยออกของแก๊สไฮโดรเจนที่มีผลต่อสมรรถนะของระบบเซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEM เซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้ทำงานได้ไม่ดีที่อุณหภูมิสูงเนื่องจากมีปัญหาในส่วนของเมมเบรน เมมเบรนที่ใช้ในปัจจุบันคือ แนฟฟิออน (Nafion) ซึ่งมีข้อจำกัดคือ มีราคาแพง และใช้งานได้ดีในช่วงอุณหภูมิต่ำประมาณ 80 องศาเซลเซียส หากอุณหภูมิสูงกว่า 80 องศาเซลเซียส จะทำให้เมมเบรนภายในเซลล์แห้ง นอกจากนี้ระบบการจัดการน้ำในเมมเบรนก็เป็นอีกปัจจัยสำคัญประการหนึ่งที่ต้องรักษาความสมดุลระหว่างน้ำเข้าและน้ำออก ทำให้เมื่อมีการต่อเข้าเป็นเซลล์เชื้อเพลิงแถว (stack) จะส่งผลให้มีประสิทธิภาพน้อยกว่าที่เป็นเซลล์เดี่ยว

ดังนั้นวิทยานิพนธ์ฉบับนี้จึงทำการศึกษาเปรียบเทียบผลของช่วงเวลากการปล่อยออกของแก๊สไฮโดรเจนที่ 3, 6, 9, 12, 15 และ 18 วินาที ต่อแรงดันขาออก ประสิทธิภาพ กำลังไฟฟ้า และอุณหภูมิ เพื่อให้การทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEM มีสมรรถนะที่ดีขึ้น

1.3 สมมติฐานของการศึกษา

การเลือกช่วงเวลาการปล่อยออกของแก๊สไฮโดรเจนที่เหมาะสมต่อการทำงานของระบบเซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEM จะส่งผลให้สมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEM มีประสิทธิภาพมากขึ้น และสามารถควบคุมปัญหาการปล่อยออกของน้ำในเมมเบรนได้

1.5 ขอบเขตการวิจัย

ทำการวิจัยถึงสมรรถนะการทำงานของระบบเซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEM โดยศึกษาการปล่อยออกของแก๊สไฮโดรเจนและผลกระทบที่เกิดขึ้นจากการปล่อยออกของน้ำในเมมเบรนที่คาบเวลาการปล่อยออก 3, 6, 9, 12, 15 และ 18 วินาที โดยทำการวิจัยที่บริษัท กรีนกริท จำกัด เป็นระยะเวลา 1 ปี ตั้งแต่เดือน พฤศจิกายน พ.ศ. 2551 ถึงเดือน ธันวาคม พ.ศ. 2552

1.6 ขั้นตอนของการวิจัย

วิทยานิพนธ์เล่มนี้ได้ทำการวิจัยโดยแบ่งออกเป็น 5 ขั้นตอน ซึ่งมีกระบวนการวิจัยแสดงดังรูปที่ 1 และรายละเอียดในการวิจัยดังต่อไปนี้

บทที่ 1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา ความมุ่งหมายและวัตถุประสงค์ ของการวิจัย สมมติฐานของการวิจัย ขอบเขตของการวิจัย และขั้นตอนการวิจัย

บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

บทที่ 3 ปัญหาและการจัดการเซลล์เชื้อเพลิง

บทที่ 4 การออกแบบเซลล์เชื้อเพลิง

บทที่ 5 ผลการวิจัย

บทที่ 6 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ



ภาพที่ 1.1 กระบวนการวิจัย

บทที่ 2

เซลล์เชื้อเพลิงแบบเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน (Proton Exchange Membrane Fuel Cells: PEM)

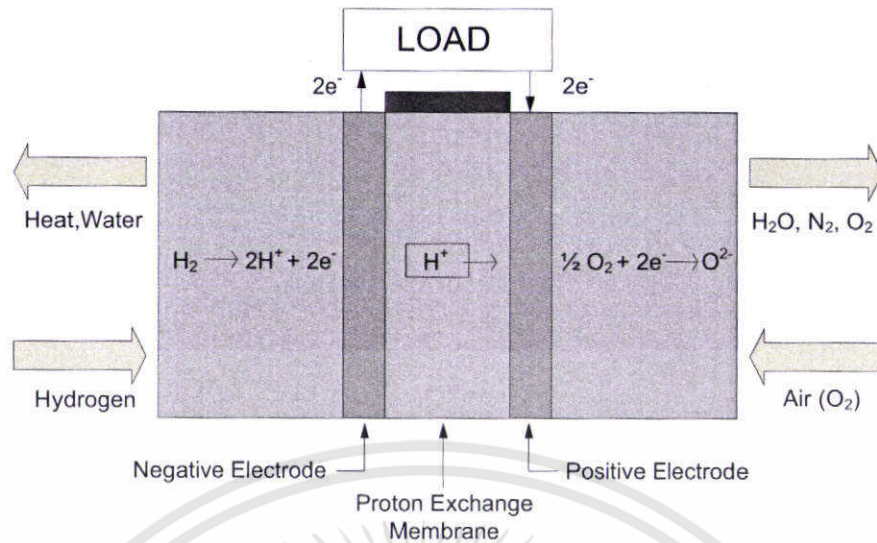
2.1 เซลล์เชื้อเพลิงแบบเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน (Proton Exchange Membrane Fuel Cells: PEM)

เซลล์เชื้อเพลิงแบบเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน หรือ PEM เป็นเซลล์เชื้อเพลิงผลิตพลังงานไฟฟ้ากระแสตรง (DC Current) และความร้อน ด้วยกระบวนการเคมีไฟฟ้าไปเป็นพลังงานโดยตรง (Electrochemical energy conversion device) โดยใช้เมมเบรนในการแลกเปลี่ยนโปรตอน

2.1.1. โครงสร้างของเซลล์เชื้อเพลิง

โครงสร้างของเซลล์เชื้อเพลิง PEMFC ประกอบด้วย 5 โครงสร้าง ดังภาพที่ 2.1 โครงสร้างแต่ละส่วนมีหน้าที่และความสำคัญแตกต่างกันดังนี้

- เยื่อแลกเปลี่ยนโปรตอน (proton exchange membrane): เป็นส่วนที่ยอมให้โปรตอนในไฮโดรเจนสามารถไหลผ่านจากขั้วแอโนดไปยังแคโทดได้
- ตัวเร่งปฏิกิริยา (catalyst layers): เป็นส่วนที่ช่วยให้เชื้อเพลิงเกิดปฏิกิริยาในขั้นตอนการแตกตัวและรวมตัวของโปรตอนและอิเล็กตรอนส่วนใหญ่จะใช้แพลทินัมเป็นหลัก
- ชั้นกระจายตัวของเชื้อเพลิง (gas diffusion layers): เป็นส่วนที่ช่วยให้เชื้อเพลิงไหลผ่านรูพรุนเพื่อแยกอิเล็กตรอน
- ปะเก็น (gaskets): ใช้เพื่อป้องกันไม่ให้เชื้อเพลิงรั่วและยังช่วยกระจายแรงที่เกิดจากการประกอบกันของเซลล์ ทำมาจากซิลิกอน เทฟลอน
- แผ่นประกบยึด (end plates): ใช้ยึดเซลล์แต่ละเซลล์ให้รวมกันเป็นชั้นๆ วัสดุส่วนใหญ่ทำมาจากสแตนเลส แกรไฟท์ พิวรีซี

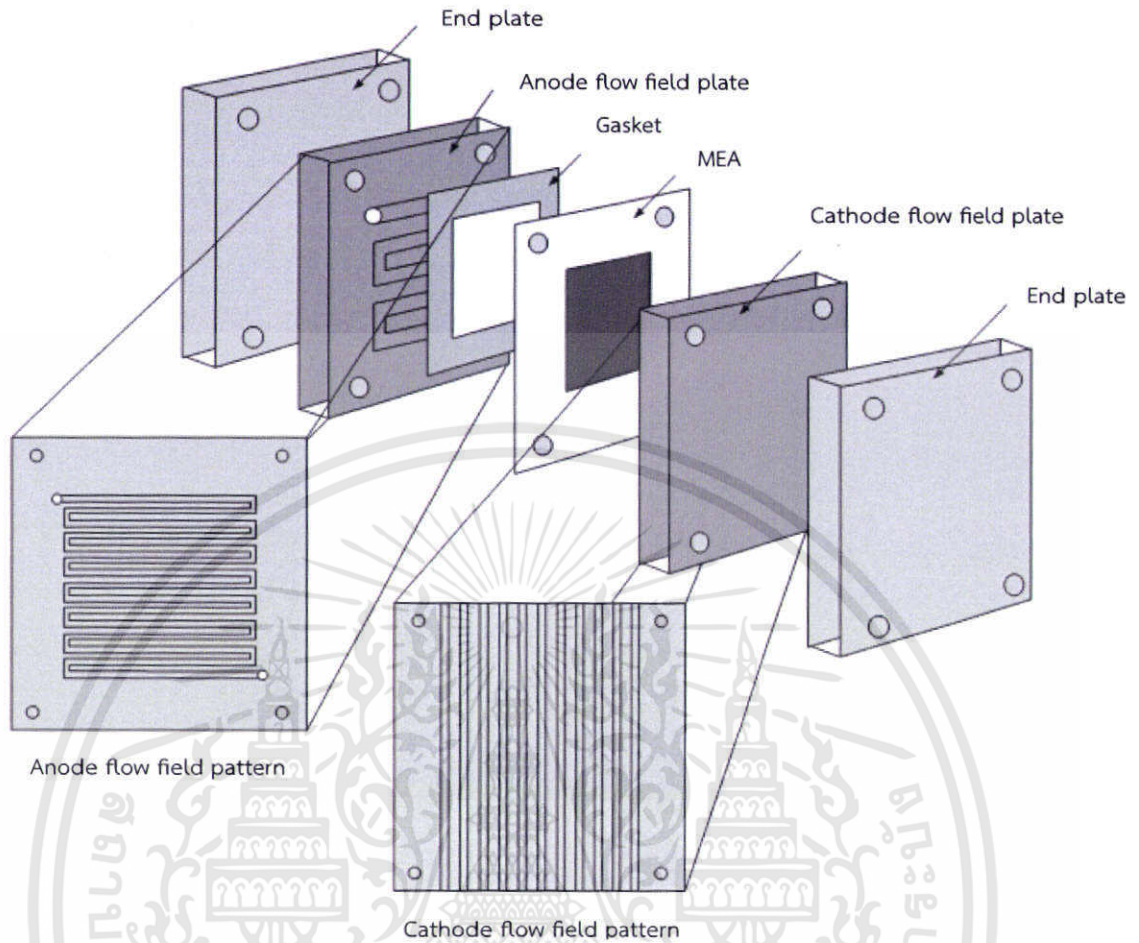


ภาพที่ 2.1 องค์ประกอบของเซลล์เชื้อเพลิง^[3]

2.1.2 เซลล์เชื้อเพลิงแบบแฉว

เซลล์เชื้อเพลิงแบบแฉว เป็นการนำเซลล์เชื้อเพลิงหลายเซลล์มาต่อเข้าด้วยกัน เพื่อให้ได้แรงดันไฟฟ้าตามต้องการ ดังภาพที่ 2.2 เซลล์เชื้อเพลิงจะทำด้วยโลหะเบาที่เป็นตัวนำไฟฟ้า เช่น ไททานเนียม ช่วยในการลดน้ำหนักและปริมาตรของเซลล์ ส่วนการประกอบเซลล์เข้าด้วยกันจะใช้วัสดุเป็นฟิล์มเทอร์โมพลาสติกหรือยาง เช่น โพลีคาร์บอเนตโพลีซิลิโคน และโพลีอิมิดช่วยให้สมรรถนะการทำงานสูงขึ้น

ระบบจ่ายไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิง PEM ได้พัฒนาเป็นระบบหน่วยเซลล์เชื้อเพลิงที่ผลิตแก๊สได้ (Regenerative Fuel Cells, RFC) ซึ่งถูกนำไปใช้งานในประเทศสเปน และสหรัฐอเมริกา สำหรับประเทศไทยนั้น บริษัท ทีโอที จำกัด มหาชน ติดตั้งโทรศัพท์ทางไกลขนบหนึ่งในถิ่นห่างไกลโดยใช้เซลล์แสงอาทิตย์ผลิตกระแสไฟฟ้าและเก็บไว้โดยใช้แบตเตอรี่ตะกั่วกรด



ภาพที่ 2.2 โครงสร้างเซลล์เชื้อเพลิงแบบแกว [4]

เซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้มีการพัฒนาอย่างต่อเนื่องและนำไปใช้งานอย่างแพร่หลาย เช่น ใช้เป็นแหล่งจ่ายไฟฟ้าในยานพาหนะ หรือสถานที่ต่าง ๆ ซึ่งการนำเซลล์เชื้อเพลิงไปใช้งานนั้นต้องคำนึงถึงคุณลักษณะและสภาวะการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงแต่ละชนิด เนื่องจากเซลล์เชื้อเพลิงมีหลายชนิด และมีความเฉพาะเจาะจงกับลักษณะของงานที่นำไปใช้ประโยชน์ ดังตารางที่ 1.1

ตารางที่ 2.1 แสดงลักษณะของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดต่างๆ^[5]

	PEMFC	DEMFC	AFC	PAFC	MCFC	SOFC
1. การใช้งาน	Automotive and stationary power	Portable power	Space vehicles and drinking water	Stationary power	Stationary power	Vehicle auxiliary power
2. อิเล็กโทรไลต์	แผ่นโพลีเมอร์ (พลาสติก)	แผ่นโพลีเมอร์ (พลาสติก)	30-50% โฟสเฟตเซียมไฮดรอกไซด์	กรดฟอสฟอริกเข้มข้น 100%	คาร์บอนเนตเหลวในเซรามิกของลิเทียมอลูมิเนียม	อิตเทรียมเสถียรในเซอร์โคเนียมไดออกไซด์
3. ช่วงอุณหภูมิการทำงาน	50 - 100°C	0 - 60°C	50 - 200°C	150 - 220°C	600 - 700°C	700 - 1000°C
4. ตัวแลกเปลี่ยนประจุ	H ⁺	H ⁺	OH ⁻	H ⁺	CO ₃ ²⁻	O ²⁻
5. Prime cell components	Carbon-based	Carbon-based	Carbon-based	แกรไฟต์	สแตนเลส สตีล	เซรามิก
6. ตัวเร่งปฏิกิริยา	แพลทินัม	Pt-Pt/Ru	แพลทินัม	แพลทินัม	นิกเกิล	Perovskites
7. เชื้อเพลิงหลัก	ไฮโดรเจน	เมทานอล	ไฮโดรเจน	ไฮโดรเจน	ไฮโดรเจน, คาร์บอนมอนอกไซด์, มีเทน	ไฮโดรเจน, คาร์บอนมอนอกไซด์, มีเทน

ตารางที่ 2.1 (ต่อ)

	PEMFC	DEMFC	AFC	PAFC	MCFC	SOFC
8. เวลาเริ่มต้นการทำงาน	1 วินาที	1 วินาที	-	1 ชั่วโมง	1 ชั่วโมง	1 ชั่วโมง
9. ความหนาแน่นพลังงาน (kW/m ³)	3.8 - 6.5	-0.6	-1	0.8 - 1.9	1.5 - 2.6	0.1 - 1.5
10. ประสิทธิภาพของวงจรถือเซลล์เชื้อเพลิง	50 - 60%	30 - 40% (no combined cycle)	50 - 60%	55%	55 - 65%	55 - 65%

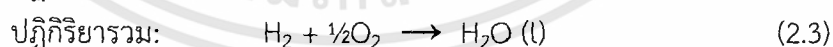
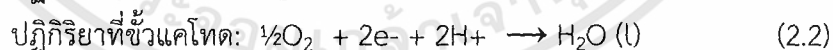
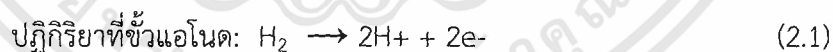
จากตารางที่ 1.1 จะเห็นได้ว่าเซลล์เชื้อเพลิงมีหลายชนิด ได้แก่ เซลล์เชื้อเพลิงแบบเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน (Proton Exchange Membrane Fuel Cells: PEMFC, PEM), เซลล์เชื้อเพลิงแบบป้อนสารเมทานอลโดยตรง (Direct Methanol Fuel Cells: DMFC), เซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง (Solid Oxide Fuel Cells: SOFC), เซลล์เชื้อเพลิงแบบกรดฟอสฟอริก (Phosphoric Acid Fuel Cells: PAFC), และเซลล์เชื้อเพลิงแบบเกลือคาร์บอเนตหลอม (Molten Carbonate Fuel Cells: MCFC) และถูกนำไปใช้ในลักษณะงานที่แตกต่างกัน แต่เมื่อพิจารณาเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM นั้นพบว่ามีคุณลักษณะที่เหมาะสมสำหรับการนำไปใช้งานได้ดีกว่าเซลล์เชื้อเพลิงชนิดอื่นๆ และมีประสิทธิภาพสูงกว่าเครื่องยนต์ที่มีการเผาไหม้โดยทั่วไป และไม่ก่อให้เกิดมลภาวะต่อสิ่งแวดล้อม แต่มีข้อจำกัดในการใช้งานที่แตกต่างจากแบตเตอรี่ เซลล์เชื้อเพลิงสามารถทำงานได้เมื่อมีการป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่ระบบเท่านั้น^[6]

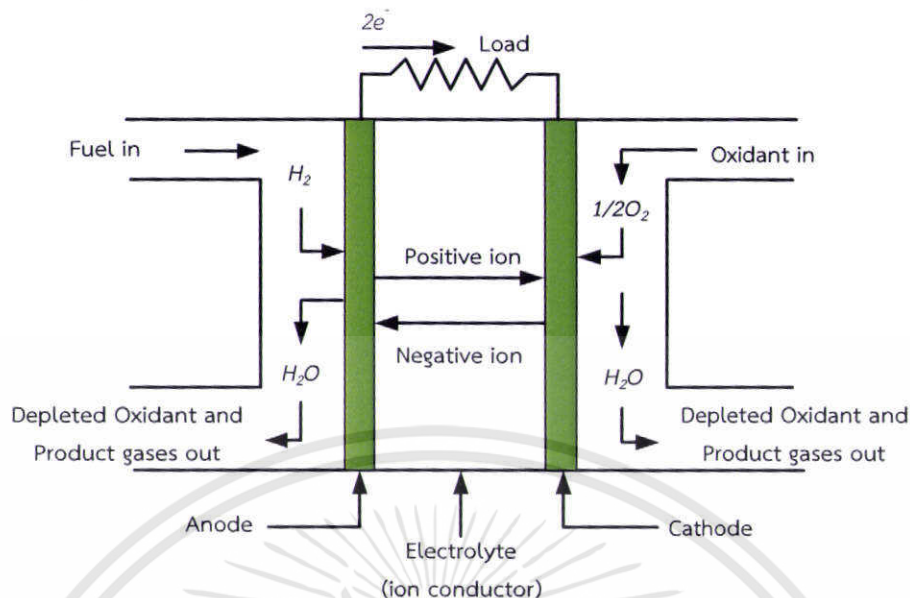
2.2 ปฏิกริยาภายในเซลล์เชื้อเพลิง^[7]

2.2.1 ปฏิกริยาเคมีพื้นฐาน

ปฏิกริยาทางไฟฟ้าเคมีเกิดขึ้นภายในเซลล์เชื้อเพลิงเป็นปฏิกริยารีดอกซ์ โดยที่ขั้วอิเล็กโทรดของเซลล์ไฟฟ้าชนิดนี้ใช้ตัวเร่งปฏิกริยาแพลทินัม (Pt) และขั้วอิเล็กโทรไลต์ใช้แนฟฟิออน (Nafion (R)) เป็นเยื่อเลือกผ่านประจุ โดยมีสารปฏิกริยาเป็นแก๊สไฮโดรเจน และออกซิเจน (อากาศ) โดยก๊าซไฮโดรเจนแตกตัวบนพื้นผิวตัวเร่งปฏิกริยาที่ด้านแอโนด ให้โปรตอน และอิเล็กตรอน ตามปฏิกริยาออกซิเดชัน แต่ในเซลล์เชื้อเพลิงที่ใช้แนฟฟิออนเป็นเยื่อเลือกผ่านไอออนที่มีประจุบวกเท่านั้นจึงจะผ่านได้

ปฏิกริยาทางไฟฟ้าเคมีเกิดขึ้นโดยโปรตอนเคลื่อนที่ไปยังขั้วแคโทด ส่วนอิเล็กตรอนจะเคลื่อนที่ออกจากเซลล์ไฟฟ้าเคมีไปยังขั้วแคโทด โดยผ่านภาระทางไฟฟ้า หรือโหลด (Load) จากนั้นอิเล็กตรอน โปรตอน และแก๊สออกซิเจนจะรวมตัวกันกลายเป็นน้ำ และความร้อนตามปฏิกริยารีดักชัน ดังสมการ และภาพที่ 2.3





ภาพที่ 2.3 ปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีภายในเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEMFC^[8]

2.2.2 ปฏิกิริยาความร้อน^[7]

จากปฏิกิริยารวม (ดังสมการที่ 2.3) เป็นปฏิกิริยาการเผาไหม้ไฮโดรเจน ซึ่งเป็นกระบวนการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นภายนอกนั้นหมายความว่ามีการปลดปล่อยพลังงานออกมาดังสมการที่ 2.4



ความร้อน (หรือเอนทาลปี) ที่เกิดขึ้นนั้นแตกต่างกันตามปฏิกิริยาเคมีของผลิตภัณฑ์ และสารปฏิกิริยา ดังสมการที่ 2.5

$$\Delta H = (h_f)_{\text{H}_2\text{O}} - (h_f)_{\text{H}_2} - \frac{1}{2}(h_f)_{\text{O}_2} \quad (2.5)$$

ความร้อนที่เกิดขึ้นจากน้ำมีค่าเท่ากับ -286 kJ mol^{-1} ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความร้อนที่เกิดขึ้นที่สภาวะธรรมชาติ

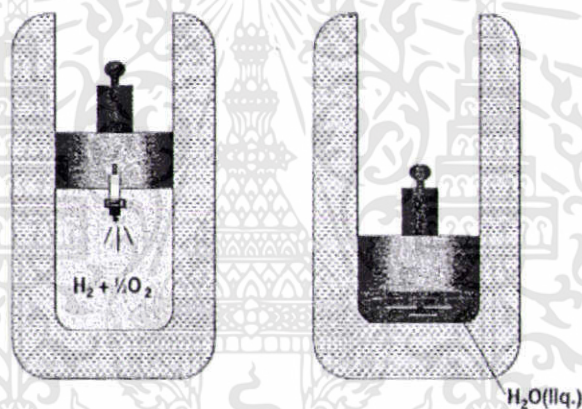
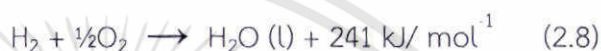
$$\Delta H = (h_f)_{\text{H}_2\text{O}} - (h_f)_{\text{H}_2} - \frac{1}{2}(h_f)_{\text{O}_2} = -286 \text{ kJ/g} - 0 - 0 = -286 \text{ kJ mol}^{-1} \quad (2.6)$$

เอนทาลปีของปฏิกิริยาเคมี หมายถึง ความร้อนที่ถูกปลดปล่อยในปฏิกิริยาความร้อนสามารถเขียนเป็นสมการดังนี้

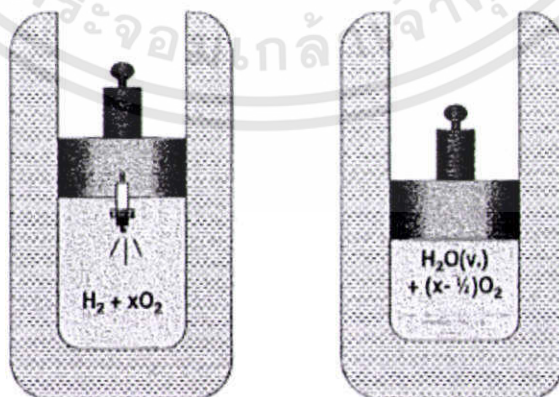


2.2.3 ค่าความร้อนสูง – ต่ำของไฮโดรเจน

เอนทาลปีของปฏิกิริยาการเผาไหม้ไฮโดรเจน เรียกว่า ค่าความร้อนของไฮโดรเจนเป็นการประเมินค่าความร้อนที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ของไฮโดรเจน 1 โมล การประเมินค่าความร้อนที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้ในคาร์อริเมทริกซ์ หาก ไฮโดรเจน 1 โมล เผาไหม้ในคาร์อริเมทริกซ์ด้วยออกซิเจน $\frac{1}{2}$ โมลที่อุณหภูมิต่ำกว่า 25 องศาเซลเซียส ที่ความดันบรรยากาศ จะได้น้ำจากการเผาไหม้ ดังภาพที่ 2.8 ซึ่งค่าความร้อนลดลงจาก 286 กิโลจูล นั้นหมายความว่าค่าความร้อนของไฮโดรเจนสูงขึ้น อย่างไรก็ตามถ้าการเผาไหม้ไฮโดรเจนมากเกินไปเกิดด้วยออกซิเจน (หรืออากาศ) ที่อุณหภูมิต่ำกว่า 25 องศาเซลเซียส ซึ่งน้ำที่เกิดขึ้นนั้นอยู่ในรูปไอผสมกับแก๊สออกซิเจน หรือไนโตรเจน ทำให้ความร้อนลดลงตามลำดับ และค่าความร้อนลดต่ำลง



ภาพที่ 2.4 การเผาไหม้ของ $\text{H}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2$ ในคาร์อริเมทริกซ์ เป็นการประเมินค่าความร้อนสูง



ภาพที่ 2.5 การเผาไหม้ของไฮโดรเจนร่วมกับออกซิเจนที่เกินพอดีในคาร์อริเมทริกซ์เป็นการประเมินค่าความร้อนต่ำ

ค่าความร้อนระหว่างสูงและต่ำ เป็นค่าความร้อนของการกลายเป็นไอของน้ำ (ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส) ดังสมการที่ 2.9

$$H_{fg} = 286 - 241 = 45 \text{ kJ mol}^{-1} \quad (2.9)$$

2.2.4 ทฤษฎีงานทางไฟฟ้า (theoretical electrical work)

ค่าความร้อนของไฮโดรเจนถูกใช้ในการประเมินค่าพลังงานที่เข้าเซลล์เชื้อเพลิง พลังงานที่เข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงสามารถเปลี่ยนไปเป็นไฟฟ้า ในทุกๆ ปฏิริยาเคมีจะเกิดบางเอนทัลปี เนื่องจากค่าความร้อนของไฮโดรเจนบางส่วนไม่สามารถเปลี่ยนกลับไปใช้ประโยชน์ได้ ปฏิริยาเอนทัลปีบางส่วน (หรือค่าความร้อนของไฮโดรเจนที่สูงขึ้น) สามารถเปลี่ยนกลับเป็นพลังงานไฟฟ้าได้ในเซลล์เชื้อเพลิง เหมือนกับสมการพลังงานอิสระของกิบส์ (Gibbs free energy)

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (2.10)$$

เช่นเดียวกันกับ ΔH ของปฏิริยา ความร้อนที่เกิดขึ้นจากปฏิริยาเคมีนั้นแตกต่างจากความร้อนที่เกิดจากการผลิต และ reactant, ΔS ที่แตกต่างระหว่างเอนทัลปีที่เกิดจากผลิตภัณฑ์และสารปฏิริยา ดังสมการที่ 2.11

$$\Delta H = (S_f)_{H_2O} - (S_f)_{H_2} - 1/2(S_f)_{O_2} \quad (2.11)$$

ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ได้พลังงาน 286.02 kJ mol⁻¹, 237.34 kJ mol⁻¹ สามารถผันกลับมาเป็นพลังงานไฟฟ้า และผันกลับเป็นความร้อน 48.68 kJ mol⁻¹ ความร้อนที่เกิดขึ้นจากน้ำมีค่าเท่ากับ -286 kJ mol⁻¹ ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความร้อนที่เกิดขึ้นที่สภาวะธรรมชาติ

2.2.5 ทฤษฎีศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง (theoretical fuel cell potential)

โดยทั่วไปงานทางไฟฟ้า คือ การผลิตประจุไฟฟ้าและศักย์ไฟฟ้า (electrical work is product of charge and potential)

$$W_{el} = qE \quad (2.12)$$

โดยที่

- W_{el} คือ งานทางไฟฟ้า electrical work
- q คือ ประจุไฟฟ้า (Coulombs mol⁻¹)
- E คือ ศักย์ไฟฟ้า (โวลต์)

ตารางที่ 2.2 เอนทัลปีและเอนโทรปีที่เกิดจากสารปฏิกิริยาและผลิตภัณฑ์ของเซลล์เชื้อเพลิง
Formation for fuel cell reactants and product

	h_f (kJ mol ⁻¹)	S_f (kJ mol ⁻¹ K ⁻¹)
ไฮโดรเจน, H ₂	0	0.13066
ออกซิเจน, O ₂	0	0.20517
น้ำ (ของเหลว), H ₂ O (l)	-286.02	0.06996
น้ำ (ไอน้ำ), H ₂ O (g)	-241.98	0.18884

ประจุไฟฟ้าทั้งหมดที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาภายในเซลล์เชื้อเพลิง (จากตารางที่ 1.2) ต่อโมลของไฮโดรเจน ดังสมการที่ 2.13

$$q = nN_{AVG} q_{el} \quad (2.13)$$

โดยที่

n คือ จำนวนอิเล็กตรอนต่อโมเลกุลของไฮโดรเจน เท่ากับ 2 อิเล็กตรอนต่อโมเลกุล

N_{AVG} คือ จำนวนโมเลกุลต่อโมล (จำนวนของอาโวกาโด) Avogadro's number
เท่ากับ 6.022×10^{23} โมเลกุล/โมล

q_{el} คือ ประจุไฟฟ้า 1 อิเล็กตรอน เท่ากับ 1.602×10^{-19} Coulomb/อิเล็กตรอน

ผลผลิตของเลขอาโวกาโด และประจุไฟฟ้า 1 อิเล็กตรอน เป็นค่าคงที่ของฟาราเดย์

$$F = 96,485 \text{ Coulomb/อิเล็กตรอน-โมล}$$

สมการงานทางไฟฟ้า คือ

$$W_{el} = nFE \quad (2.14)$$

เช่นเดียวกับค่าพลังงานไฟฟ้าสูงสุดในเซลล์เชื้อเพลิงในสมการพลังงานอิสระของกิบส์, ΔG

$$W_{el} = -\Delta G \quad (2.15)$$

ดังนั้นทฤษฎีศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงเป็นดังนี้

$$E = \frac{-\Delta G}{nF} \quad (2.16)$$

เนื่องจาก ΔG , n และ F เป็นตัวแปรในทฤษฎีศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงของไฮโดรเจน/ออกซิเจน สามารถคำนวณได้ดังนี้

$$E = \frac{-\Delta G}{nF} = \frac{237,340 \text{ Jmol}^{-1}}{296,485 \text{ ASmol}^{-1}} = 1.23 \text{ Volts} \quad (2.17)$$

ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงของไฮโดรเจน/ออกซิเจน มีค่า 1.23 โวลต์

2.2.6 ผลของอุณหภูมิ

ศักย์ไฟฟ้าของประจุไฟฟ้ากับอุณหภูมิ ดังสมการที่ 2.18

$$E = \left[\frac{\Delta G - T\Delta S}{nF} \right] \quad (2.18)$$

เห็นได้ชัดว่าเมื่ออุณหภูมิเซลล์เพิ่มขึ้นค่าศักย์ไฟฟ้าจะลดลง ค่า ΔH และ ΔS มีค่าติดลบ ดังตารางที่ 1.3 ทั้ง ΔH และ ΔS มีอุณหภูมิการทำงานดังนี้

$$h_T = h_{298.15} + \int_{298.15}^T C_p dT \quad (2.19)$$

$$S_T = S_{298.15} + \int_{298.1}^T C_p dT \quad (2.20)$$

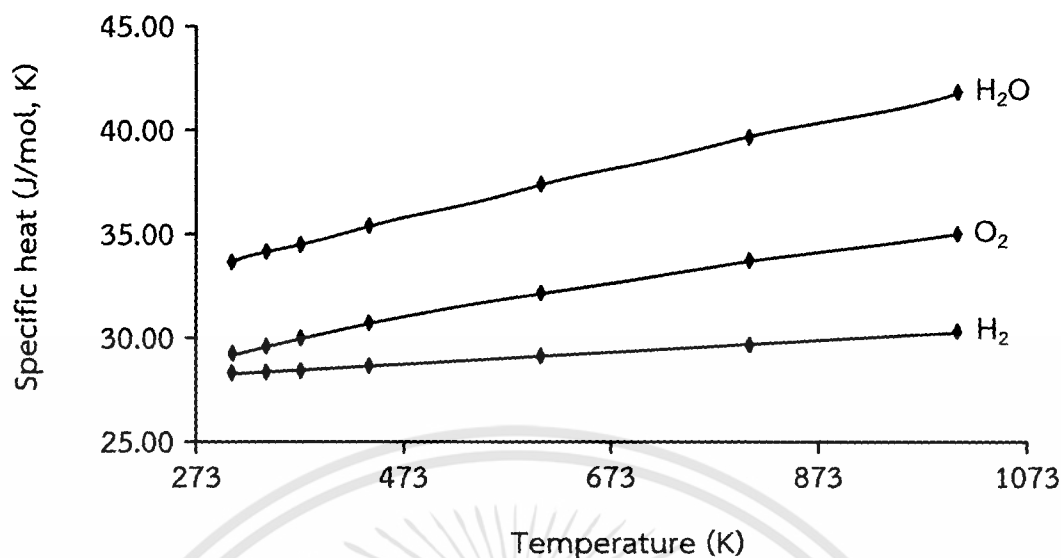
ความร้อนจำเพาะของแก๊สที่อุณหภูมิการทำงาน (ดังภาพที่ 2.6) ความสัมพันธ์ของสมการ อาจใช้

$$C_p = a + bT + cT^2 \quad (2.21)$$

โดยที่ a, b และ c เป็นค่าสัมประสิทธิ์ซึ่งแตกต่างจากแก๊สที่แสดงในตารางที่ 2.4

ตารางที่ 2.3 เอนทาลปี, เอนโทรปี และค่าพลังงานอิสระของกิบส์ของกระบวนการออกซิเดชันของ ไฮโดรเจน

	$\Delta H \text{ (kJmol}^{-1}\text{)}$	$\Delta S \text{ (kJmol}^{-1}\text{K}^{-1}\text{)}$	$\Delta G \text{ (kJmol}^{-1}\text{)}$
$\text{H}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{O (l)}$	-286.02	-0.1633	-237.34
$\text{H}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{O (g)}$	-241.98	-0.0444	-228.74



ภาพที่ 2.6 ความร้อนจำเพาะ C_p ที่อุณหภูมิการทำงานของไฮโดรเจน ออกซิเจน และน้ำ (ไอน้ำ)

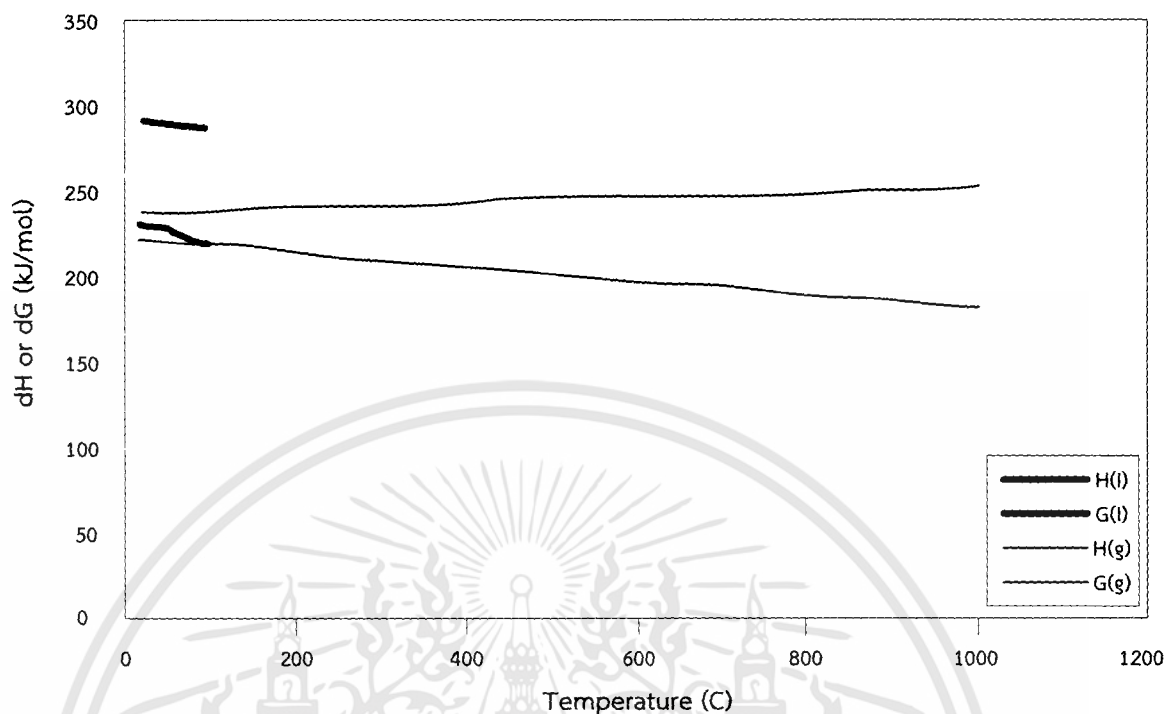
ที่อุณหภูมิต่ำกว่า 100 องศาเซลเซียส ค่าของ C_p , ΔH และ ΔS มีการเปลี่ยนแปลงน้อยมาก ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์จะลดลงตามอุณหภูมิ ในการทำงานทั่วไปของเซลล์เชื้อเพลิงเมื่ออุณหภูมิเซลล์สูงขึ้นจะส่งผลให้ศักย์ไฟฟ้าสูงตามไปด้วย นั้นเป็นเพราะว่าการสูญเสียแรงดันไฟฟ้าในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่อุณหภูมิลดลง และเป็นการชดเชยการสูญเสียสำหรับทางศักย์ไฟฟ้าที่มากพอ ดังตารางที่ 2.5 และภาพที่ 2.7

ตารางที่ 2.4 สัมประสิทธิ์ของอุณหภูมิ C_p ($\text{Jmol}^{-1} \text{K}^{-3}$)

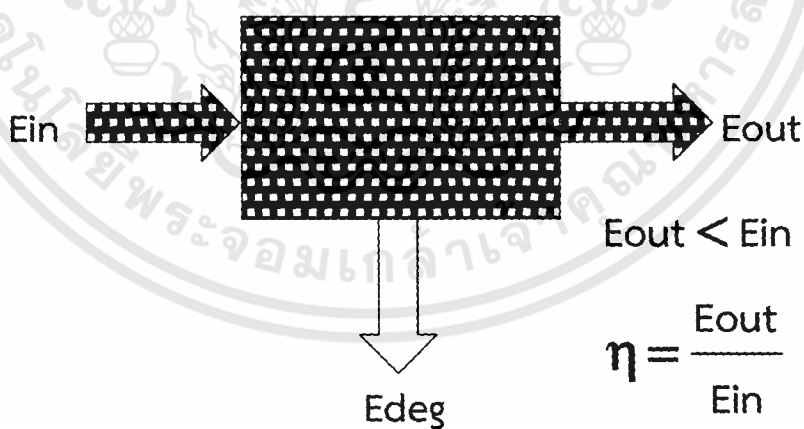
	a	b	c
H ₂	28.91404	-0.00084	2.01E-06
O ₂	25.84512	0.012987	-3.9E-06
H ₂ O (g)	30.62644	0.009621	1.18E-06

ตารางที่ 2.5 ค่าการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปี, พลังงานอิสระของกิบส์ และเอนโทรปีของไฮโดรเจน/ออกซิเจนจากปฏิกิริยาของเซลล์เชื้อเพลิง ($\text{kJmol}^{-1} \text{K}^{-1}$) กับอุณหภูมิ และผลลัพท์ของศักย์ไฟฟ้า

T(K)	ΔH	ΔG	ΔS	$E_{th}(V)$
298.15	-286.02	-237.34	-0.16328	1.230
333.15	-284.85	-231.63	-0.15975	1.200
353.15	-284.18	-228.42	-0.15791	1.184
373.15	-283.52	-225.24	-0.15617	1.167



ภาพที่ 2.7 เอนทาลปี และพลังงานอิสระของกิบส์ของเซลล์เชื้อเพลิงไฮโดรเจน/ออกซิเจน
ในการทำงานที่อุณหภูมิต่างๆ



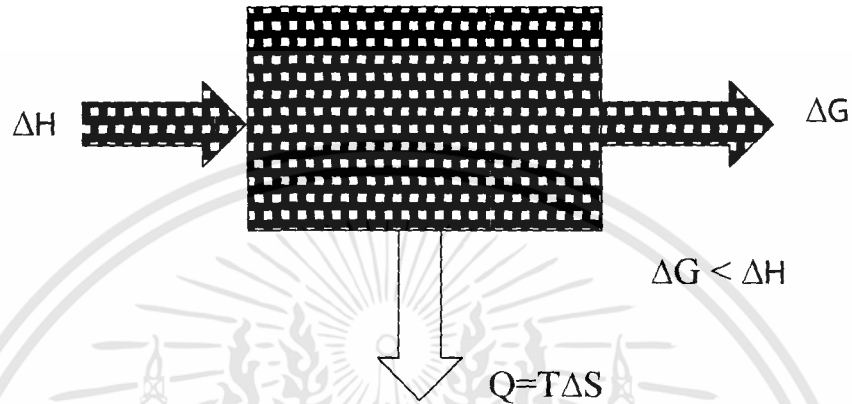
ภาพที่ 2.8 ประสิทธิภาพของกระบวนการเปลี่ยนแปลงพลังงาน

2.2.7 ทฤษฎีประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง

ประสิทธิภาพของการเปลี่ยนแปลงพลังงาน เป็นอัตราส่วนระหว่างพลังงานที่นำเข้าและพลังงานที่ถูกปล่อยออก (ดังภาพที่ 2.7) พลังงานที่นำเข้า คือ พลังงานไฟฟ้าที่ผลิตขึ้น และพลังงานที่

ถูกปล่อยออก คือ เอนทัลปีของไฮโดรเจน หรือค่าความร้อนที่สูงขึ้นของไฮโดรเจน (ดังภาพที่ 2.8) พลังงานอิสระของกิบส์สามารถผันกลับเป็นพลังงานไฟฟ้าได้

$$\eta = \frac{\Delta G}{\Delta H} = \frac{237.34}{286.02} = 83\% \quad (2.22)$$



ภาพที่ 2.9 พลังงานที่นำเข้าและถูกปลดปล่อยจากเซลล์เชื้อเพลิงซึ่งเป็นพลังงานที่ผันกลับได้

การใช้ความร้อนที่ต่ำกับเซลล์เชื้อเพลิง และการเผาไหม้ภายในจะทำให้เกิดไอน้ำขึ้นในกระบวนการ ดังนั้นค่าความแตกต่างระหว่างความร้อนสูงและต่ำ ซึ่งการใช้ค่าความร้อนที่ต่ำนั้นอาจทำให้เกิดความสับสน ดังเช่นเหตุการณ์ในปี 1990 เกิดการควบแน่นเป็นน้ำในหม้อน้ำที่ประเทศเยอรมัน เนื่องจากใช้ค่าความร้อนต่ำในเซลล์ ทั้งนี้ค่าความร้อนต่ำนั้นไม่สามารถรายงานค่าความร้อนที่มาให้เกิดการควบแน่นในการเกิดน้ำได้

จาก ΔG และ ΔH ในสมการ 2.10 ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงอาจคิดเป็นอัตราส่วนของ 2 ศักย์ไฟฟ้า

$$\eta = \frac{-\Delta G}{-\Delta H} = \frac{\frac{-\Delta G}{nF}}{\frac{-\Delta H}{nF}} = \frac{1.23}{1.482} = 0.83 \quad (2.23)$$

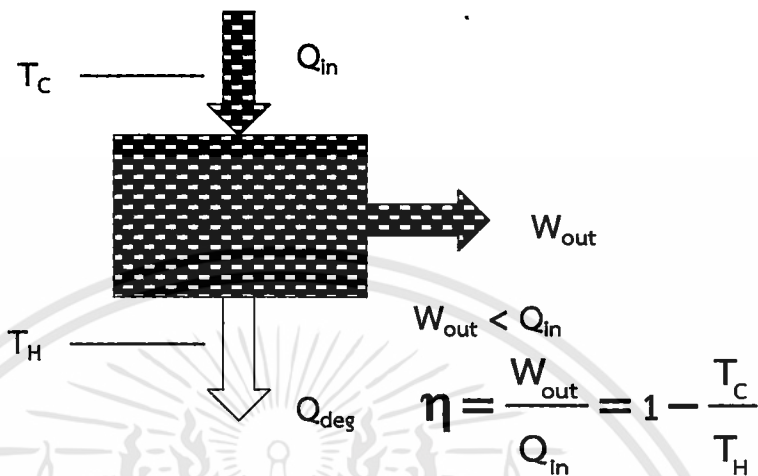
โดยที่

$$\frac{-\Delta G}{nF} = 1.23 \text{ V เป็นศักย์ไฟฟ้าของเซลล์}$$

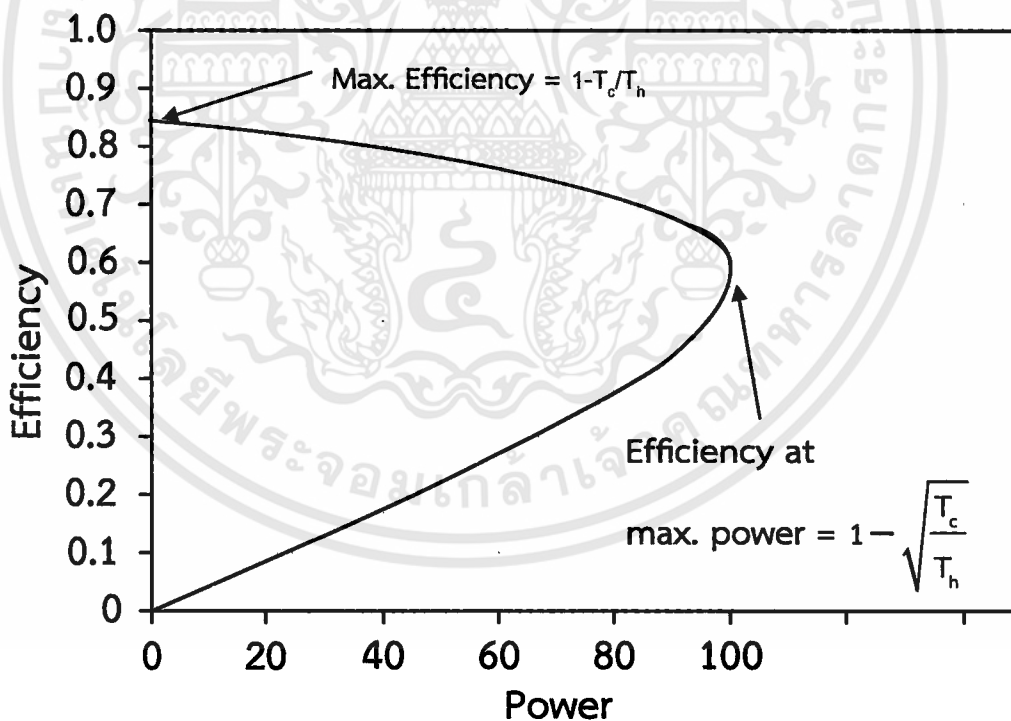
$$\frac{-\Delta H}{nF} = 1.482 \text{ V เป็นศักย์ไฟฟ้าของค่าความร้อนที่สูงขึ้นของไฮโดรเจน หรือเรียกว่า thermoneutral potential}$$

2.2.8 Carnot Efficiency Myth

Carnot Efficiency เป็นค่าประสิทธิภาพสูงสุดของค่าความร้อนระหว่าง 2 อุณหภูมิ ดังภาพที่ 2.10



ภาพที่ 2.10 Carnot process efficiency



ภาพที่ 2.11 ประสิทธิภาพ กับเส้นโค้งพลังงานของสมมุติฐาน Carnot engine

Carnot efficiency เป็นค่าที่เกิดขึ้นจริง และมีค่าประสิทธิภาพสูงสุดในสมมุติฐาน Carnot engine แต่ไม่ทำให้เกิดพลังงาน (ดังภาพที่ 2.11) การทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงตาม

สมมุติฐานประสิทธิภาพไม่ทำให้เกิดกระแสไฟ และไม่ทำให้ให้เกิดค่า practical ประสิทธิภาพพลังงานสูงสุดของ Carnot engine คือ

$$\eta = 1 - \sqrt{\frac{T_c}{T_H}} \quad (2.24)$$

Carnot efficiency ไม่สามารถประยุกต์ใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงได้ เนื่องจากเซลล์เชื้อเพลิงนั้นไม่มีค่า heat engine แต่ใช้ได้กับพลังงานไฟฟ้าเคมีของคอนเวอร์เตอร์ นี่จึงเป็นเหตุผลที่เซลล์เชื้อเพลิงทำงานได้ที่อุณหภูมิต่ำ theoretical efficiency ของเซลล์เชื้อเพลิงที่อุณหภูมิสูงอาจจะต่ำกว่า theoretical (Carnot) efficiency ของ heat engine ระหว่าง 2 อุณหภูมิที่เท่ากัน (ดังภาพที่ 2.12)

2.2.9 ผลของความดัน

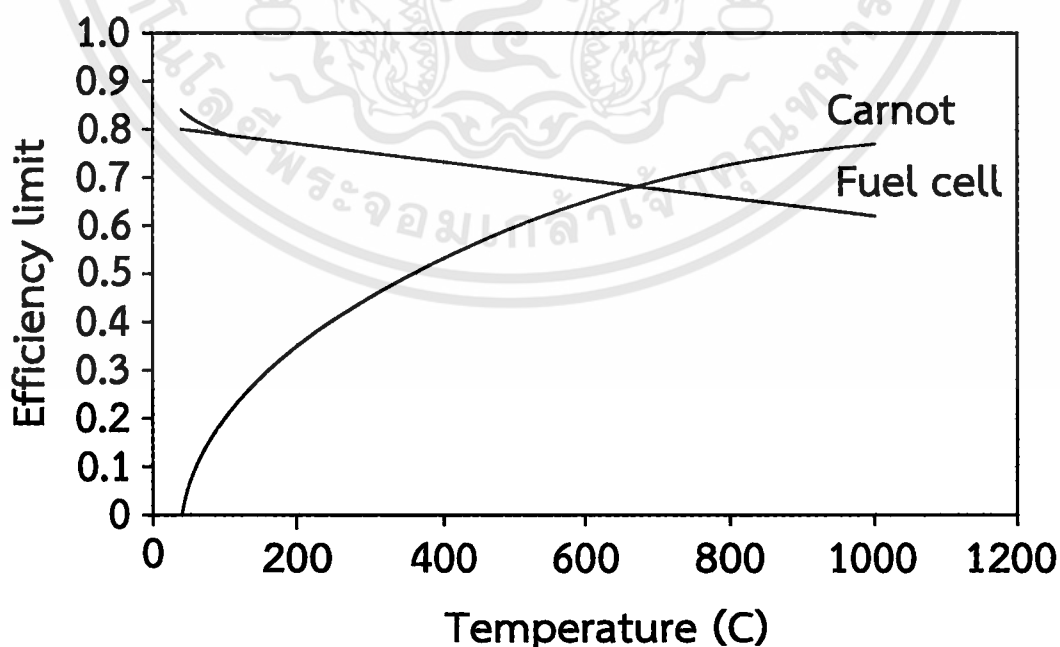
เซลล์เชื้อเพลิงอาจจะทำงานได้ในหลายความดัน ที่อุณหภูมิบรรยากาศ 6-7 บาร์ ดังแสดงในสมการที่ 2.25

$$dG = V_m dP \quad (2.25)$$

โดยที่

V_m คือ molar volume, $m^3 mol^{-1}$

P คือ ความดัน, Pa



ภาพที่ 2.12 Theoretical efficiency ของ Carnot engine และการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่อุณหภูมิ ต่างๆ

เพราะฉะนั้น

$$dG = RT \frac{dP}{P} \quad (2.26)$$

หลังจากอินทิเกรต

$$G = G_0 + RT \ln \left[\frac{P}{P_0} \right] \quad (2.27)$$

G_0 เป็นค่าพลังงานอิสระของกิบส์ที่อุณหภูมิและความดันมาตรฐาน (ที่ 25 องศาเซลเซียส และ 1 บรรยากาศ) และ P_0 เป็นค่าอ้างอิง หรือความดันมาตรฐาน (1 บรรยากาศ) ได้เป็นปฏิกิริยาเคมี ดังสมการ 2.28



การเปลี่ยนแปลงค่าพลังงานอิสระของกิบส์เป็นการเปลี่ยนแปลงระหว่างผลิตภัณฑ์และสาร
ปฏิกิริยา

$$\Delta G = mG_C + nG_D - jG_A - kG_B \quad (2.29)$$

ได้เป็น

$$\Delta G = \Delta G_0 + RT \ln \left[\frac{\left(\frac{P_C}{P_0} \right)^m \left(\frac{P_D}{P_0} \right)^n}{\left(\frac{P_A}{P_0} \right)^j \left(\frac{P_B}{P_0} \right)^k} \right] \quad (2.30)$$

จากสมการของเนิร์นส์ P เป็นความดันของสารปฏิกิริยา หรือชนิดของสารผลิตภัณฑ์ และ P_0 เป็นค่าความดันอ้างอิง (1 ความดันบรรยากาศ หรือ 101.25 kPa) สำหรับปฏิกิริยาไฮโดรเจน/ออกซิเจนของเซลล์เชื้อเพลิงในสมการของเนิร์นส์ คือ

$$\Delta G = \Delta G_0 + RT \ln \left[\frac{P_{H_2O}}{P_{H_2} P_{O_2}^{0.5}} \right] \quad (2.31)$$

เมื่อรวมสมการที่ 2.16 เข้ากับสมการ 2.31 ได้เป็น

$$E = E_0 + \frac{RT}{nF} \ln \left[\frac{P_{H_2} P^{0.5}_{O_2}}{P_{H_2O}} \right] \quad (2.32)$$

จากสมการข้างต้นเป็นสมการที่ใช้กับสารผลิตภัณฑ์และสารปฏิกิริยาเท่านั้น ส่วนการผลิตที่เกิดขึ้นในเซลล์เชื้อเพลิงนั้น P_{H_2O} เท่ากับ 1 ในสมการ 2.31 เมื่อความดันของสารปฏิกิริยาสูงขึ้น ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์ก็สูงตามไปด้วย หากสารปฏิกิริยาถูกเจือจางในตัวอย่าง และใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์แทนอากาศ ทำให้ความดันเป็นส่วนสัดส่วนกับศักย์ไฟฟ้าของเซลล์ต่ำลง เป็นกรณีการสูญเสียแรงดันไฟฟ้าของอากาศและออกซิเจน คือ

$$\Delta E = E_{O_2} - E_{Air} = \left[\frac{RT}{nF} \right] \left[\frac{P_{O_2}^{0.5}}{P_{Air}} \right] = \left[\frac{RT}{nF} \right] \ln \left[\frac{1}{0.21} \right] \quad (2.33)$$

สมรรถนะจริงในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงจะได้ค่าศักย์ไฟฟ้าจริงลดต่ำกว่าศักย์ไฟฟ้าสมบูรณ์ หรือเรียกศักย์ไฟฟ้าสมดุล เนื่องจากในเซลล์เชื้อเพลิงจริงมีการสูญเสียแบบไม่ผันกลับ มีปรากฏการณ์หลายอย่างที่มีส่วนทำให้เกิดการสูญเสียแบบไม่ผันกลับภายในเซลล์เชื้อเพลิงจริง ความสูญเสีย (η) ซึ่งเรียกหลายชื่อว่า โพลาริเซชัน (polarization) ศักย์ส่วนเกิน (over potential) หรือแรงดันส่วนเกิน (over voltage) นี้ เกิดขึ้นจากเหตุหลักสามส่วน คือ การสูญเสียกัมมันต์ (η_{act}) การสูญเสียโอห์ม (η_{ohm}) และการสูญเสียความเข้มข้น (η_{conc}) หรือความสูญเสียการถ่ายโอนมวล ความสูญเสียเหล่านี้ทำให้แรงดันของเซลล์ (V) ลดลงจากค่าศักย์สมบูรณ์ (E) คือ

$$V = (E - \eta) \quad (2.34)$$

ความสูญเสียทั้งสามชนิดนี้เกิดขึ้นในส่วนประกอบอิเล็กทรอนิกส์โทรดเมมเบรน ในช่วงที่ค่ากระแสต่ำ ความสูญเสียจะเป็นความสูญเสียกัมมันต์ (Activation loss) เป็นหลัก เมื่อมีกระแสมากขึ้นความสูญเสียโอห์ม (ohm loss) จากความต้านทานไฟฟ้าภายในเซลล์จะมีส่วนสำคัญ และเมื่อกระแสมีค่าสูงขึ้นไปอีก การถ่ายโอนของแก๊สเชื้อเพลิงเข้าไปทำปฏิกิริยาที่ตัวเร่งปฏิกิริยาจะไม่ทันการณ์ ทำให้ความสูญเสียการถ่ายโอน (transport loss) เข้ามามีบทบาทร่วมอย่างสำคัญ

ความสูญเสียกระตุ้นและความเข้มข้นเกิดขึ้นที่ขั้วแอโนดและแคโทด ในขณะที่ความสูญเสียโอห์มเกิดขึ้นในตัวนำไอออนภายในเซลล์ ดังนั้น ศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงจะเป็น

$$V_{cell} = E^0 - \eta^a_{conc} - \eta^c_{conc} - \eta^a_{act} - IR_{ionic} \quad (2.35)$$

เซลล์เชื้อเพลิงใช้งาน จะเดินเครื่องอยู่ระหว่าง 0.5 – 0.8 โวลต์ ซึ่งความสัมพันธ์ระหว่างแรงดันไฟฟ้ากับความหนาแน่นกระแสค่อนข้างเป็นลักษณะเส้นตรง และสมการอาจแทนด้วยสมการเส้นตรงได้

การสูญเสียที่เกิดขึ้นภายในเซลล์เชื้อเพลิงเป็นปรากฏการณ์การทำงานที่เกิดขึ้นภายในเซลล์จะมีความซับซ้อน เนื่องจากเซลล์ประกอบไปด้วยชั้นฟิล์มของสารหลายชนิดที่ทำงานด้วยพฤติกรรมที่แตกต่างกัน โดยเฉพาะในส่วนของเมมเบรนอิเล็กโทรด คือ ชั้นแพร่แก๊สจะเกี่ยวกับปรากฏการณ์การถ่ายโอนอย่างเดียว (การแพร่) ชั้นนี้เป็นชั้นรูพรุนที่มีแต่แก๊สแพร่กระจายอย่างเดียว ดังนั้นจึงคำนึงถึงการถ่ายโอนและความร้อนเท่านั้น โดยไม่คำนึงถึงอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีด้วย แต่ชั้นอิเล็กโทรดซึ่งมีตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นส่วนประกอบ ดังนั้นจะมีทั้งปรากฏการณ์การถ่ายโอนมวลสารและความร้อนเกิดขึ้นพร้อมๆ กับการเกิดปฏิกิริยาด้วย ส่วนในชั้นเมมเบรนจะมีทั้งปรากฏการณ์ถ่ายโอนโปรตอนและการถ่ายโอนมวลสารโดยไม่มีปฏิกิริยาเกิดขึ้น ดังนั้นการทำความเข้าใจพฤติกรรมเหล่านี้ เพื่อให้ทราบถึงสมรรถนะในการทำงานของระบบ และเป็นข้อมูลในการออกแบบจึงจำเป็นต้องอาศัยแบบจำลองที่คำนึงถึงปรากฏการณ์การถ่ายโอนและปรากฏการณ์การเกิดปฏิกิริยา รวมไปถึงปรากฏการณ์การถ่ายโอนประจุไฟฟ้าที่เคลื่อนที่ภายในเซลล์

อิทธิพลต่างๆ ที่เกิดขึ้นในปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี หากจากศักย์ไฟฟ้าของเซลล์ที่แท้จริง โดยอาศัยสมการเนิร์นสต์ (Nernst) ควบคุมเกี่ยวกับสมการของศักย์ไฟฟ้าที่สูญเสียภายในอิเล็กโทรดและศักย์ไฟฟ้าที่สูญเสียภายในเมมเบรน ทั้งนี้เนื่องจากสมการเนิร์นสต์ เป็นสมการที่บ่งบอกถึงศักย์ไฟฟ้าสูงสุดทางทฤษฎีซึ่งเป็นศักย์ไฟฟ้าของเซลล์ที่ยังไม่พิจารณาการสูญเสียเนื่องจากความต้านทานต่างๆ ความต้านทานที่เกิดขึ้นในเชื้อเพลิงจะแบ่งออกเป็น 3 ชนิด คือ ความต้านทานเนื่องจากปฏิกิริยาเคมีของเซลล์เชื้อเพลิงบนตัวเร่งปฏิกิริยา เรียกรวมการสูญเสียแก๊ส ความต้านทานจากการนำโปรตอนและอิเล็กตรอน เรียกรวมการสูญเสียไอโอม และความต้านทานจากการถ่ายโอนแก๊ส เรียกรวมการสูญเสียถ่ายโอนมวลสาร ดังนั้นการคำนวณจึงต้องคำนึงถึงความสูญเสียที่เกิดขึ้นเหล่านี้ โดยจะต้องพิจารณาสมการของศักย์ไฟฟ้าที่สูญเสียภายในอิเล็กโทรดและศักย์ไฟฟ้าที่สูญเสียเมมเบรนด้วย ผลของแบบจำลองที่ได้พบว่าเป็นไปตามทฤษฎีโดยกราฟความสัมพันธ์ระหว่างกระแสไฟฟ้าและศักย์ไฟฟ้าที่ได้ จะสามารถแบ่งออกเป็น 3 ส่วน ซึ่งส่วนแรกจะเป็นส่วนที่เกิดความต้านทานเนื่องจากปฏิกิริยาเคมีของเชื้อเพลิงบนตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งเป็นการสูญเสียแก๊ส ทำให้ศักย์ไฟฟ้าลดลงอย่างรวดเร็วเนื่องจากอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ต่ำ ส่วนที่สองจะเป็นส่วนที่เกิดความต้านทานขึ้นจากการนำประจุไฟฟ้า ซึ่งเป็นการสูญเสียไอโอม ในช่วงนี้ศักย์ไฟฟ้าจะค่อยๆ ลดลงตามความหนาแน่นกระแสที่ใช้ ส่วนสุดท้ายเป็นส่วนที่เกิดขึ้นจากความต้านทานจากการถ่ายโอนแก๊ส ซึ่งเป็นการสูญเสียถ่ายโอนมวลสาร อันเป็นส่วนที่ศักย์ไฟฟ้าลดลงเนื่องจากการถ่ายโอนมวลสารเกิดได้ช้าเมื่อเทียบกับอัตราความต้องการมวลสารในการเกิดปฏิกิริยา

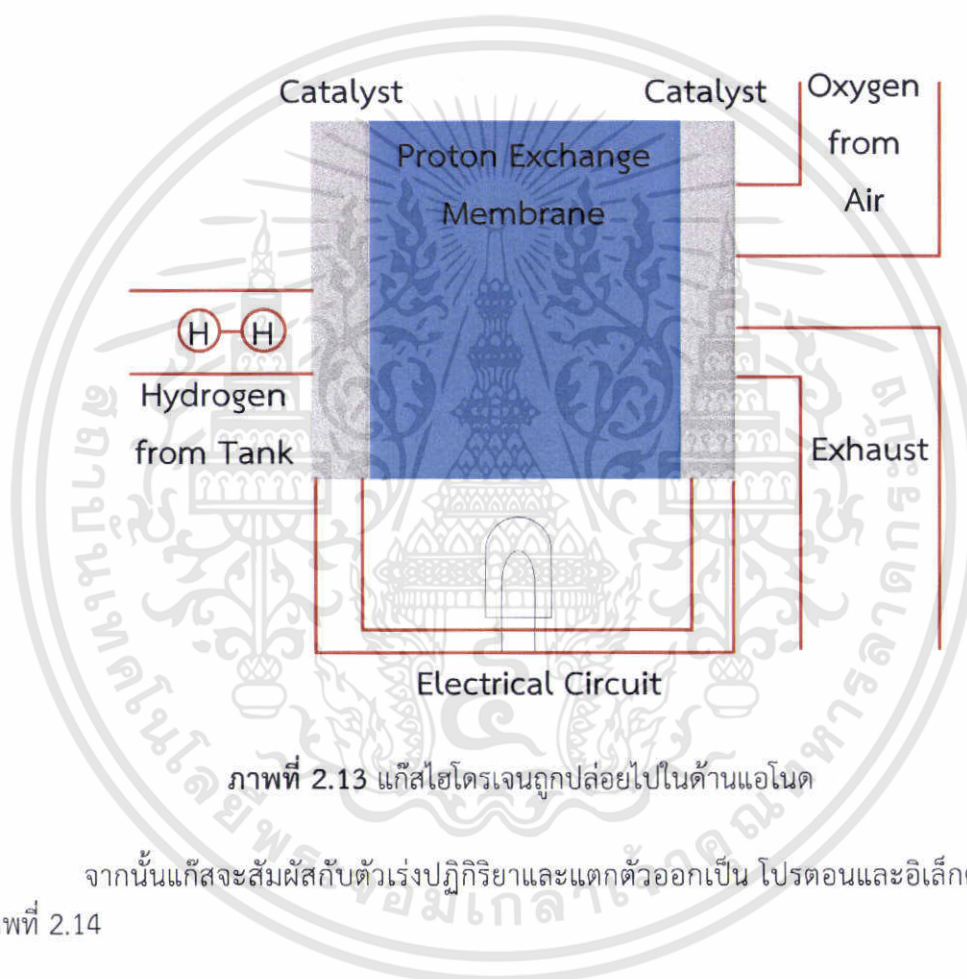
จากที่กล่าวมาข้างต้นจะเห็นได้ว่าปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงล้วนมีความเกี่ยวข้องกัน อย่างเช่น หากอุณหภูมิของเซลล์ต่ำเกินไปเป็นสาเหตุให้น้ำท่วมและกีดขวางการเคลื่อนที่ของแก๊ส ซึ่งเป็นสาเหตุสำคัญที่ทำให้ความต่างศักย์ของเซลล์ลดลง หรือในทางกลับกัน อุณหภูมิของเซลล์สูงเกินไปทำให้เซลล์แห้งเป็นสาเหตุให้ความต่างศักย์ลดลงเนื่องจากความต้านทานของเมมเบรนที่เพิ่มขึ้น แต่ทั้งนี้สมรรถนะของเซลล์ยังมีความเกี่ยวข้องปัจจัยอื่นๆ อีกหลายปัจจัย เช่น ปรากฏการณ์ที่เกี่ยวข้องกับการถ่ายโอนมวลสาร โมเมนต์ และพลังงาน

เพื่อให้เข้าใจถึงปัญหาการจัดการน้ำและความร้อนในระบบให้ดียิ่งขึ้น จึงต้องมีการศึกษาเรื่องอุณหภูมิสูงสุด การหายไปของน้ำในเมมเบรน และการเกิดน้ำท่วม รวมไปถึงสมรรถนะโดยรวมของระบบเซลล์เชื้อเพลิง ซึ่งสามารถทำได้โดยการสร้างแบบจำลองและการจำลองปรากฏการณ์ไฮโดรไดนามิกส์ การถ่ายเทความร้อนและมวล รวมถึงประจุไฟฟ้าที่เคลื่อนที่ภายในเซลล์ เพื่อทำนายการ

กระจายของตัวแปรที่เกี่ยวข้องกับกายภาพทางเคมีที่เกิดขึ้นในเซลล์เชื้อเพลิง เช่น อุณหภูมิ องค์ประกอบของแก๊ส การกระจายของกระแสไฟฟ้า เป็นต้น ซึ่งตัวแปรเหล่านี้จะเป็นปัจจัยที่สำคัญในการออกแบบและเดินระบบเซลล์เชื้อเพลิงให้เหมาะสมและมีประสิทธิภาพ

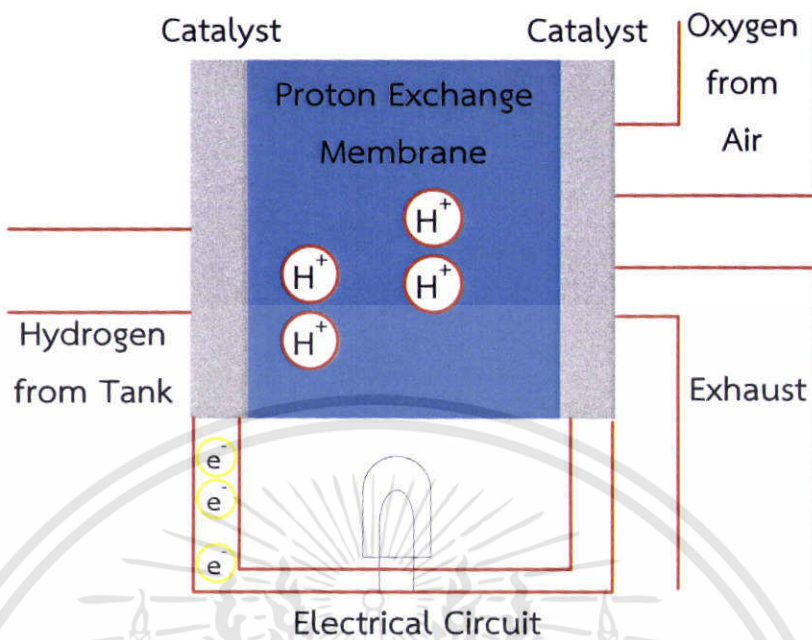
2.3 หลักการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEMFC

การทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้เริ่มตั้งแต่แก๊สไฮโดรเจนจากถังถูกปล่อยไปในด้านแอโนดของเซลล์เชื้อเพลิง ดังภาพที่ 2.13



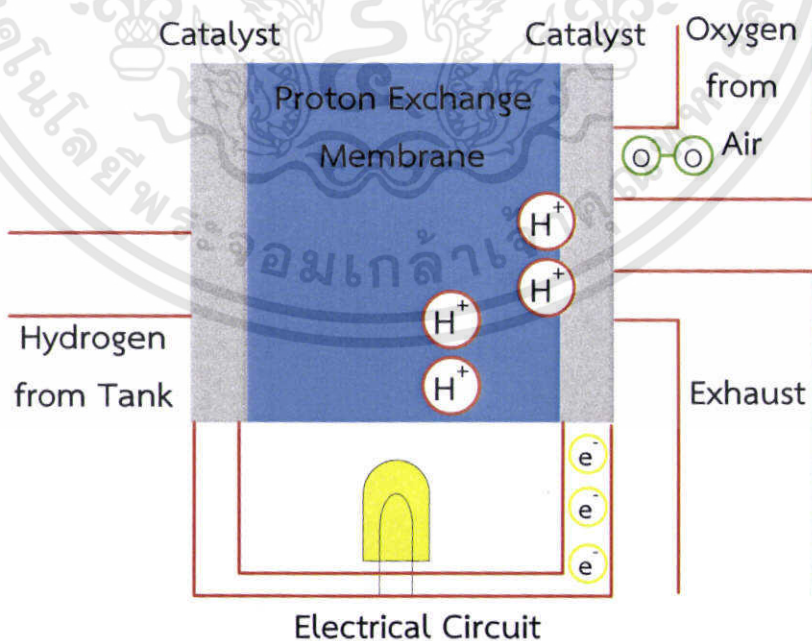
ภาพที่ 2.13 แก๊สไฮโดรเจนถูกปล่อยไปในด้านแอโนด

จากนั้นแก๊สจะสัมผัสกับตัวเร่งปฏิกิริยาและแตกตัวออกเป็น โปรตอนและอิเล็กตรอน ดังภาพที่ 2.14



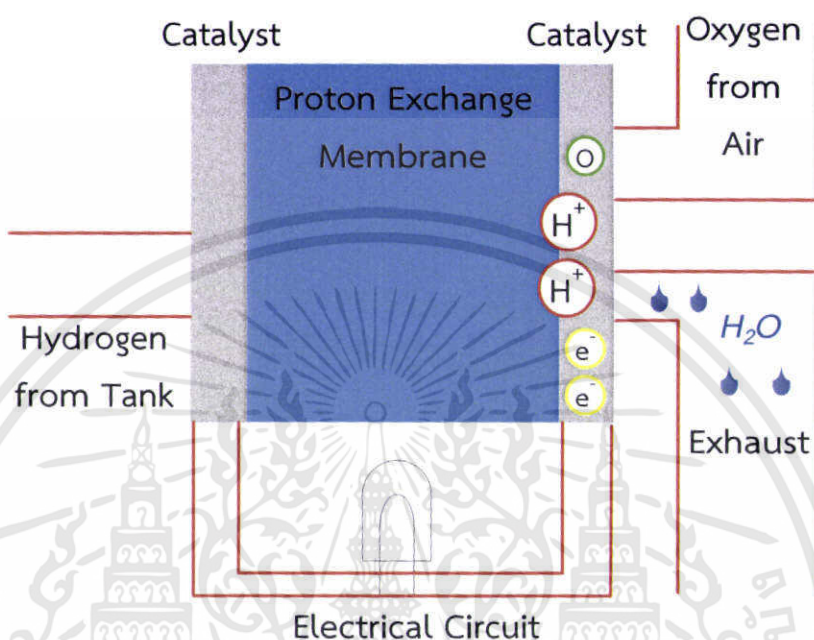
ภาพที่ 2.14 ปฏิกิริยาการแตกตัวออกเป็น โปรตอนและอิเล็กตรอนของแก๊สไฮโดรเจน

ต่อจากนั้นอิเล็กตรอนที่เกิดจากการแตกตัวจะถูกส่งต่อไปยังวงจรภายนอก ส่วนโปรตอนนั้นจะผ่านช่องเยื่อแลกเปลี่ยนโปรตอนไปยังขั้วแคโทด ดังภาพที่ 2.15



ภาพที่ 2.15 การเคลื่อนที่ของประจุอิเล็กตรอนและโปรตอน

โปรตอนที่ผ่านมาช่องเยื่อแลกเปลี่ยนโปรตอนไปยังขั้วแคโทดจะรวมตัวกับอิเล็กตรอนที่รับมาจากวงจรภายนอก และอะตอมของออกซิเจนที่แตกตัวจากการเร่งของตัวเร่งปฏิกิริยา เกิดเป็นโมเลกุลของน้ำ ดังภาพที่ 2.16



ภาพที่ 2.16 ปฏิกิริยาการเกิดน้ำ

การไหลของอิเล็กตรอนนี้เกิดเป็นไฟฟ้ากระแสตรงและนำไปใช้ประโยชน์ต่อไป แต่แก๊สไฮโดรเจนเป็นแก๊สอันตรายติดไฟได้ จึงได้มีการพัฒนาโดยใช้เครื่อง Reformer เปลี่ยนน้ำและออกซิเจนเป็นแก๊สไฮโดรเจน แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ และคาร์บอนไดออกไซด์ และใช้เครื่อง Catalytic Converter เปลี่ยนแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์เป็นคาร์บอนไดออกไซด์ จากนั้นนำแก๊สไฮโดรเจนมาใช้ประโยชน์ และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ปล่อยสู่อากาศต่อไป ซึ่งวิธีการนี้ช่วยให้ประหยัด และปลอดภัย

2.4 การทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงภายใต้สภาวะการทำงานต่างๆ

2.4.1 การทำงานภายใต้สภาวะความดัน

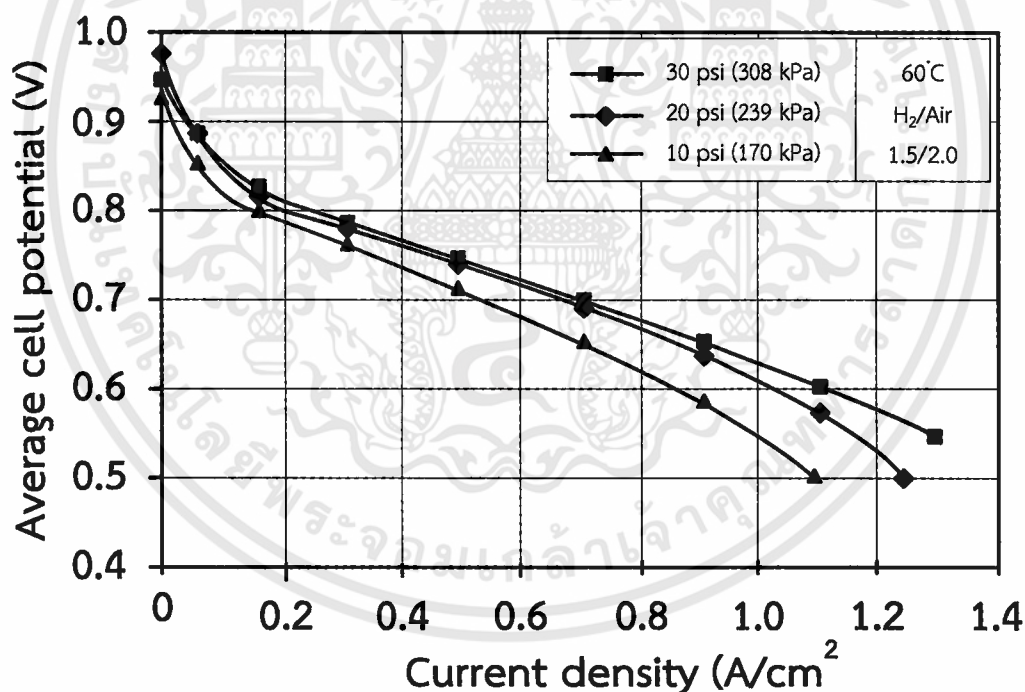
เซลล์เชื้อเพลิงอาจทำงานได้ในสภาพความดันบรรยากาศ หรือทำงานได้ภายใต้สภาวะแรงดัน ทั้งนี้เซลล์เชื้อเพลิงจะมีศักยภาพบ้างเมื่อความดันเพิ่มขึ้น ดังภาพที่ 2.17 ทั้งนี้ปัญหาความดันยังเกี่ยวข้องกับการจัดการน้ำ และต้องทำให้เป็นมาตรฐาน

เมื่อปล่อยแก๊สจากถังความดันเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิง โดยที่ถังความดันจะถูกควบคุมโดยจุดควบคุมแรงดันปล่อยกลับที่จุดปล่อยออก ดังภาพที่ 2.18 a) โดยที่ตัวควบคุมความดันจะเก็บถูกตั้งค่าตามต้องการ ซึ่งจะถูกตั้งไว้ล่วงหน้าที่จุดปล่อยออก บ่อยครั้งการทดลองในห้องแล็บจะไม่ได้บันทึก

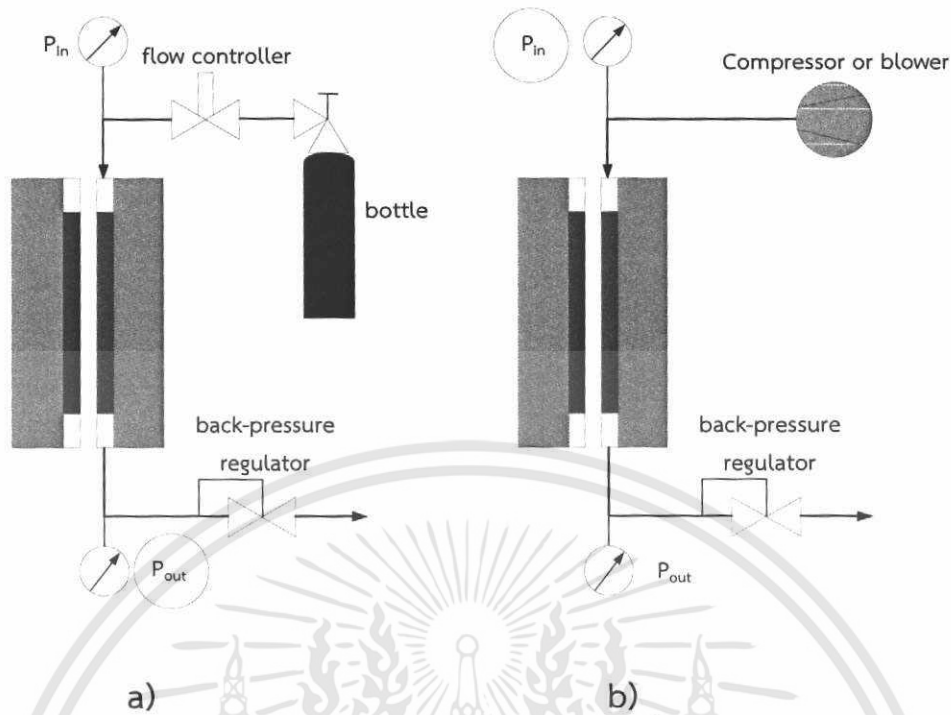
ความดันขาเข้า ความดันขาเข้านั้นจะมีแรงดันสูงเพราะความดันจะลดลงอย่างไม่แน่นอนในช่องภายในเซลล์เชื้อเพลิง อย่างไรก็ตามแก๊ส (แก๊สตัวอย่าง, อากาศ) ที่ปล่อยเข้าเซลล์เชื้อเพลิงโดยอุปกรณ์เชิงกล พัดลม หรือเครื่องอัดอากาศ ในทางปฏิบัติ ซึ่งก็คือความดันขาเข้า ดังภาพที่ 2.18b พัดลม หรือเครื่องอัดต้องสามารถตั้งค่าความดันของอัตราการไหลไว้ล่วงหน้าได้ ทั้งนี้ยังต้องมีตัวควบคุมความดันของเซลล์เชื้อเพลิง หรือหากไม่มี ต้องมีตัววัดแก๊สที่ปล่อยออกของเซลล์เชื้อเพลิงที่ความดันบรรยากาศ ทั้งนี้ที่ความดันบรรยากาศจะขึ้นอยู่กับสภาพอากาศ หรือการยกระดับ (จากการรายงานการทดลองเซลล์เชื้อเพลิงใน Los Alamos Nation Laboratory ที่สภาวะปกติ ความดันมาตรฐาน, การยกระดับ)

2.4.2 การทำงานภายใต้สภาวะอุณหภูมิ

อุณหภูมิเซลล์เชื้อเพลิง คือ พารามิเตอร์อื่นๆในการทำงานซึ่งสามารถกำหนดได้แน่นอน โดยทั่วไป การทำงานภายใต้สภาวะอุณหภูมิสูงศักยภาพในการทำงานจะสูง แต่อย่างไรก็ตามสามารถใช้ได้กับเซลล์ที่ถูกออกแบบมาเพื่อรองรับอุณหภูมิที่เหมาะสม



ภาพที่ 2.17 สมรรถนะการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่ระดับความดันต่างๆ



ภาพที่ 2.18 ลักษณะการทำงานของความดันในเซลล์เชื้อเพลิงจากแหล่งจ่ายแก๊ส

a) จากแหล่งจ่ายถึงความดันสูง b) จากแหล่งจ่ายอุปกรณ์เชิงกล เครื่องอัดอากาศ หรือพัดลม

ลักษณะการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงภายใต้อุณหภูมิมีลักษณะคล้ายกับการทำงานภายใต้ความดัน แต่จำเป็นต้องพิจารณาระบบ โดยไม่ดูแต่เพียงสมรรถนะเท่านั้น แต่ต้องพิจารณาความต้องการของระบบขนาดของอนุภาค และความต้องการกำลังไฟฟ้าในการจัดการความร้อนภายในระบบ เซลล์เชื้อเพลิงผลิตความร้อนเป็นผลิตภัณฑ์สุดท้ายของปฏิกิริยาอิเล็กโทรเคมีคอล กล่าวได้ว่าความร้อนจะถูกขับออกจากเซลล์เชื้อเพลิง ความร้อนบางส่วนอยู่ที่ผิวด้านนอกของเซลล์เชื้อเพลิง และบางส่วนถูกขับออกด้วยระบบระบายความร้อน โดยทั่วไป ความร้อนอาจเป็นอากาศ น้ำ หรือระบบหล่อเย็นพิเศษ การออกแบบภายในเซลล์เชื้อเพลิงจะต้องสามารถให้ความร้อนเคลื่อนที่ได้ ในบางครั้งเซลล์เชื้อเพลิงขนาดเล็กต้องการระบบตัวควบคุมความร้อนในการทำงานภายใต้สภาวะอุณหภูมิ แต่ในเซลล์เชื้อเพลิงส่วนใหญ่นั้นความร้อนจะถูกขับออกที่ผิวด้านนอกของเซลล์เชื้อเพลิง และสามารถเพิ่มตัวควบคุมความร้อนได้หากต้องการ สมการต่อไปนี้เป็นสมการสมดุลของความร้อน

$$Q_{\text{gen}} + Q_{\text{react,in}} = Q_{\text{dis}} + Q_{\text{react,out}} + Q_{\text{cool}} \quad (2.36)$$

การเกิดความร้อนในเซลล์เชื้อเพลิงเกิดขึ้นจากแก๊สตัวเร่ง โดยที่แก๊สตัวเร่งออกจากเซลล์และระบบทำความเย็นเกิดเป็นความร้อนที่ผิวเซลล์ และบริเวณรอบๆ อุณหภูมิภายในเซลล์เชื้อเพลิงอาจจะแตกต่างกันขึ้นอยู่กับช่องทางเข้าและช่องทางออก หรือขั้วแคโทดและแอโนด อุณหภูมิของเซลล์อาจจะประเมินได้จากอุณหภูมิที่พื้นผิว อุณหภูมิของอากาศที่ออกจากเซลล์ และอุณหภูมิของระบบหล่อเย็นที่ออกจากเซลล์ เนื่องจากว่าที่สภาวะอุณหภูมิต่างกัน ความต้องการในการขนส่งความร้อนในเซลล์ย่อยแตกต่างกันด้วย

2.4.3 อัตราการไหลของสารตั้งต้น

อัตราการไหลของสารตั้งต้นในช่องทางเข้าของเซลล์เชื้อเพลิงต้องเท่ากัน หรือสูงกว่า อัตราการไหลของสารตั้งต้นในเซลล์ อัตราการไหล (หน่วย mols^{-1}) ของแก๊สไฮโดรเจน และออกซิเจน ที่นำเข้า และน้ำที่เกิดจากกฎของฟาราเดย์

$$N_{\text{H}_2} = \frac{I}{2F} \quad (2.37)$$

$$N_{\text{O}_2} = \frac{I}{4F} \quad (2.38)$$

$$N_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{I}{2F} \quad (2.39)$$

โดยที่

N = consumption rate (mols^{-1})

I = current (A)

F = Faraday's constant (Cmol^{-1})

อัตราการไหลของสารตั้งต้น (in g s^{-1}) ดังนี้

$$m_{\text{H}_2} = \frac{I}{2F} \quad (2.40)$$

$$m_{\text{O}_2} = \frac{I}{4F} M_{\text{O}} \quad (2.41)$$

อัตราการไหลของน้ำที่เกิดขึ้น (in g s^{-1}) ดังนี้

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{I}{2F} M_{\text{H}} \quad (2.42)$$

โดยทั่วไปอัตราการไหลของแก๊สจะอยู่ที่ 1 ลิตร/นาที (slpm) โดยทั่วไปลิตร คือปริมาตรของแก๊สที่ปรากฏปริมาณที่ระดับมาตรฐาน เช่นเดียวกันที่ความดันบรรยากาศ 101.3 kPa ที่ 15 องศาเซลเซียส คู่มือและตำราเรียนเคมีมีส่วนมากหมายถึงที่ 25 องศาเซลเซียสที่ระดับมาตรฐาน หรืออ้างถึงอุณหภูมิ แต่ส่วนข้อมูลทางวิชาการด้าน Fluid Mechanics อุณหภูมิที่ระดับมาตรฐาน คือ 15 องศา

เซลเซียส ในประเทศยุโรปโดยทั่วไปใช้ ลิตร หรือ normal m^3 ซึ่งที่อุณหภูมิปกติ คือ 0 องศาเซลเซียส

สำหรับทฤษฎีแก๊สในอุดมคติ โมลและปริมาตรที่สภาวะเท่ากัน

$$PV = NRT \quad (2.43)$$

ปริมาตรโมลาร์ คือ

$$V_m = \frac{V}{N} = \frac{RT}{P} \quad (2.44)$$

ที่สภาวะมาตรฐาน หรือที่ความดันบรรยากาศ และ 15 องศาเซลเซียส ปริมาตรโมลาร์ คือ

$$\begin{aligned} V_m &= \frac{RT}{P} = \frac{8.314 \times 288.15}{101,300} = 0.02365 \text{ m}^3 \text{ mol}^{-1} \\ &= 23.651 \text{ mol}^{-1} = 23,650 \text{ cm}^3 \text{ mol}^{-1} \end{aligned}$$

ปริมาตรอัตราการไหลของสารตั้งต้น (ที่ระดับมาตรฐาน ลิตร/นาที หรือ slpm) คือ

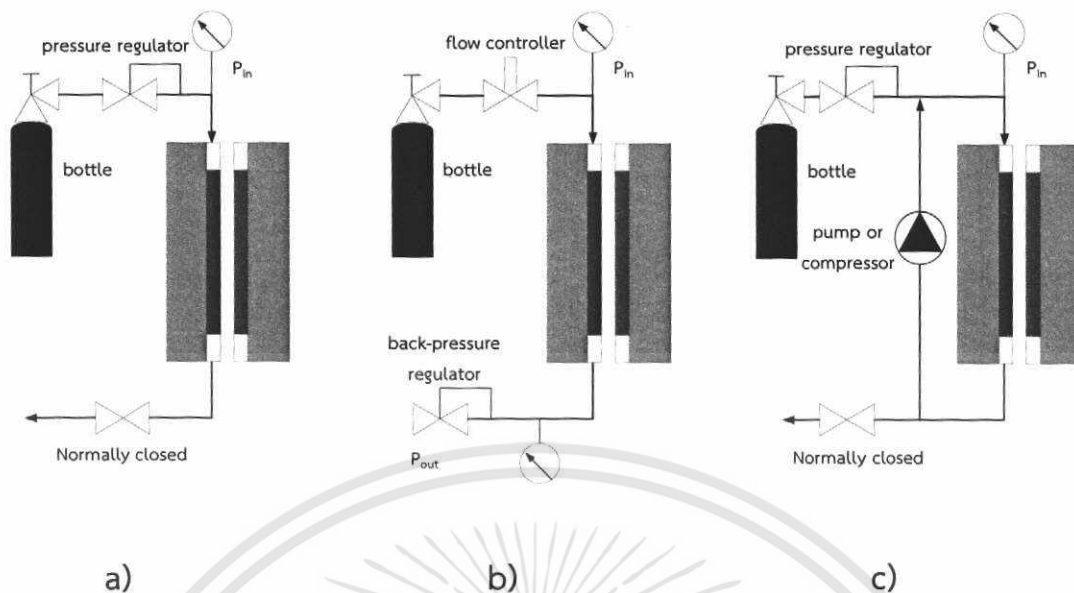
$$V_{H_2} = 23.65 \times 60 \times \frac{I}{2F} \quad (2.45)$$

$$V_{H_2} = 23.65 \times 60 \times \frac{I}{4F} \quad (2.46)$$

ผลรวมของสารตั้งต้นไฮโดรเจนและออกซิเจน และการเกิดน้ำในเซลล์เชื้อเพลิงดังแสดงในตารางที่ 1.2

ตารางที่ 2.6 ผลรวมของสารตั้งต้นไฮโดรเจนและออกซิเจน และการเกิดน้ำ (ต่อกระแส และต่อเซลล์)

	ผลรวมของไฮโดรเจน	ผลรวมของออกซิเจน	การเกิดน้ำ (liq.)
mols^{-1}	5.18×10^{-6}	2.59×10^{-6}	5.18×10^{-6}
gs^{-1}	10.4×10^{-6}	82.9×10^{-6}	93.3×10^{-6}
$\text{cm}^3 \text{ s}^{-1}$	0.1225	0.06125	93.3×10^{-6}
slpm	0.00735	0.003675	N/A
$\text{Nm}^3 \text{ h}^{-1}$	0.418×10^{-3}	0.209×10^{-3}	N/A



a) Dead-end mode b) flow-through mode c) recirculation mode

อัตราส่วนระหว่างการไหลจริงของสารตั้งต้นที่ช่องทางเข้าและอัตราการไหลรวมของสารตั้งต้น เรียกว่า อัตราส่วน stoichiometric

$$S = \frac{N_{act}}{N_{cons}} = \frac{m_{act}}{m_{cons}} = \frac{V_{act}}{V_{cons}} \quad (2.47)$$

ไฮโดรเจนจะถูกจ่ายด้วยอัตราที่แน่นอนหรือเรียกว่า Dead-end mode (ดังภาพที่ 2.18a) ถ้าไฮโดรเจนมีความดันสูง ตัวอย่างเช่นถูกเก็บไว้ในแท็งก์ความดันสูง Dead-end mode จะไม่สามารถควบคุมได้ Dead-end mode $S = 1$ ถ้าไฮโดรเจนสูญเสียไปเนื่องจากการแทรก หรือกระแสภายใน เป็นผลให้อัตราการไหลของไฮโดรเจนในช่องทางเข้าของเซลล์เชื้อเพลิงสูงกว่าอัตราการไหลรวมเป็นผลให้กระแสไฟฟ้าที่เกิดขึ้น

$$S = \frac{N_{cons} + N_{loss}}{N_{cons}} > 1 \quad (2.48)$$

การใช้ประโยชน์ของเซลล์เชื้อเพลิงคือการย้อนกลับของอัตราส่วน stoichiometric

$$\eta_{fn} = \frac{1}{S} \quad (2.49)$$

ที่การทำงาน Dead-end mode ไฮโดรเจนถูกเผาไหม้เป็นระยะๆ เนื่องจากมีการสะสมของแก๊สเฉื่อยหรือน้ำ ความถี่และระยะระหว่างการเผาไหม้ขึ้นอยู่กับความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนด้วย อัตราการ

แทรกของแก๊สไฮโดรเจนในเมมเบรน และการขนส่งน้ำผ่านเมมเบรน ในการคำนวณประสิทธิภาพของ เซลล์เชื้อเพลิง การสูญเสียไฮโดรเจนขึ้นอยู่กับค่าการเผาไหม้ของเชื้อเพลิง

$$\eta_{fn} = \frac{N_{\text{cons}}}{N_{\text{cons}} + N_{\text{loss}} + N_{\text{purg}} + \tau_{\text{purg}} + f_{\text{purg}}} \quad (2.49)$$

โดยที่

N_{loss} = อัตราการสูญเสียของไฮโดรเจน (mols^{-1})

N_{purg} = อัตราการเผาไหม้ของไฮโดรเจน (mols^{-1})

τ_{purg} = ระยะเวลาของการเผาไหม้ไฮโดรเจน (S)

f_{purg} = ความถี่ของการเผาไหม้ไฮโดรเจน (S^{-1})

ในช่วงของการเผาไหม้ไฮโดรเจนจากแหล่งถ้า $S > 1$ เรียกว่า flow-through mode (ดังภาพที่ 2.18b) อากาศเกือบทั้งหมดจะถูกจ่ายเข้าสู่ flow-through mode พร้อมกับ Stoichiometry ที่ $S = 2$ หรือมากกว่า ในกรณีการเผาไหม้สารตั้งต้น (ไฮโดรเจน หรือ ออกซิเจน) จะเข้าสู่โหมดระบบการหมุนเวียน (Reculation mode) เพื่อใช้ประโยชน์ (ดังภาพที่ 2.18c) ซึ่งในกรณีนี้แก๊สจะถูกนำมาใช้ใหม่ด้วยปั๊ม หรือพัดลม หรือบางครั้งอาจจะผ่านเข้าไป เช่น เครื่องเป่า (ขึ้นอยู่กับช่อง Venturi) สำหรับกรณีระบบการหมุนเวียนนี้ เซลล์จะทำงานที่อัตราส่วน Stoichiometric ซึ่งมากกว่า 1

2.4.4 ความชื้นของสารตั้งต้น

เนื่องจากเมมเบรนต้องการน้ำเพื่อใช้ในการนำโปรตรอน ซึ่งแก๊สที่เป็นสารตั้งต้นทั้งคู่นั้น ต้องการความชื้นก่อนเข้าสู่เซลล์ ในบางกรณีก็ต้องการเปียก แต่บางกรณีก็ต้องการแค่ชื้นในชั่วแอโนด ด้านใน และต้องการเปียกน้อยกว่าที่ขั้วแคโทดด้านใน

อัตราส่วนความชื้นเป็นอัตราส่วนระหว่างไอน้ำในแก๊สและในแก๊สในสถานะแห้ง อัตราส่วนของมวลความชื้น (กรัมของไอน้ำ/กรัมของแก๊สในสถานะแห้ง) คือ

$$X = \frac{G_v}{G_a} \quad (2.50)$$

อัตราส่วนโมลาร์ความชื้น (โมลของไอน้ำ/โมลของแก๊ส) คือ

$$X = \frac{N_v}{N_a} \quad (2.51)$$

ความสัมพันธ์ระหว่างมวลและอัตราส่วนโมลาร์ความชื้น คือ

$$X = \frac{M_w}{M_a} X \quad (2.52)$$

อัตราส่วนโมลาร์ของแก๊สเหมือนกับอัตราส่วนของความดัน

$$X = \frac{P_v}{P_a} = \frac{P_v}{P - P_v} \quad (2.53)$$

โดยที่ P เป็นความดันรวม และ P_v และ P_a คือ ความดันไอ และแก๊ส

2.5 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Bulk J. (2006) ได้ทำการทดลองหาผลขององค์ประกอบในชั้นตัวเร่งปฏิกิริยาต่อสมรรถนะ และคุณลักษณะของเซลล์เชื้อเพลิง PEM ชั้นตัวเร่งปฏิกิริยาของเซลล์เชื้อเพลิง PEM มีส่วนผสมของพอลิเมอร์ คาร์บอน และแพลทินัม ลักษณะของตัวเร่งมีบทบาทสำคัญต่อสมรรถนะการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM โดยในการศึกษาครั้งนี้ได้พิจารณาถึงชั้นตัวเร่งโดยใช้การทดลองแบบ CCD โดยมี 2 ปัจจัย คือ แนนฟิออน และ carbon loading โดยพื้นที่ผิวของตัวเร่งแพลทินัมคงที่ สำหรับชั้นตัวเร่งอื่นๆ เส้นโค้งโพลาร์ไรซ์จะแสดงถึงสมรรถนะการทำงานที่สภาวะต่างๆ Electrochemical Impedance Spectroscopy (EIS), and Cyclic Voltammetry (CV) สามารถอธิบายได้ถึงสาเหตุของการเปลี่ยนแปลงที่มีผลต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง ความต้านทานโอห์มและพื้นที่ตัวเร่งของเซลล์เชื้อเพลิงไม่สามารถเทียบกับประสิทธิภาพของชั้นตัวเร่ง และจากการสังเกตค่าการเปลี่ยนแปลงในค่าความต้านทานของเซลล์ และพื้นที่ทำงานของตัวเร่งไม่มีนัยสำคัญต่อส่วนประกอบชั้นตัวเร่ง

Chen D. and Peng H. (2004) ได้ทำการศึกษากonstruktionแบบจำลองและการจำลองระบบควบคุมความชื้นของเซลล์เชื้อเพลิง PEM โดยการดูแลรักษาความชื้นของเมมเบรนให้เหมาะสมเป็นส่วนสำคัญที่มีผลต่อประสิทธิภาพสูงสุดของเซลล์เชื้อเพลิง สำหรับการใช้งานรถยนต์ และสภาพแวดล้อมที่เปลี่ยนแปลงตลอดเวลา ดังนั้นความชื้นของเมมเบรนจำเป็นต้องมีการควบคุมอย่างถูกต้อง ในระหว่างการทดลอง ระบบความชื้นต้องใช้ไอน้ำในการแลกเปลี่ยนเมมเบรนเป็นแบบจำลอง และในการวิจัยครั้งนี้ ซึ่งแบบจำลองนี้ประกอบด้วย 4 ขั้นตอนทำงานกับเซลล์เชื้อเพลิงแถว ขั้นตอนวิธีควบคุมการเข้า และออกเป็นการพัฒนาเพื่อให้เซลล์เชื้อเพลิงรักษาปริมาณน้ำในเยื่อหุ้มสูงสุดภายใต้โดยที่น้ำไม่ท่วม

Galvita, V. และ Sundmacher, K. (2007) ได้ศึกษา Cyclic water gas shift reactor (CWGS) สำหรับการกำจัดคาร์บอนมอนอกไซด์จากแก๊สไฮโดรเจนที่ปล่อยเข้าเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM โดยพิจารณาจากความเข้มข้น จากการศึกษาพบว่า สามารถกำจัดคาร์บอนมอนอกไซด์จากแก๊สไฮโดรเจนที่ปล่อยเข้าเซลล์เชื้อเพลิงได้ถึง 10-50 ppm ทั้งนี้การเพิ่ม หรือลดอุณหภูมิในการเกิด CWGS นั้นจะเป็นไปตามการออกซิเดชันของคาร์บอนมอนอกไซด์ที่อยู่ในเซลล์เชื้อเพลิง ซึ่ง

คาร์บอนมอนอกไซด์จากปฏิกิริยา CWGS นั้นจะลดลงโดยขึ้นอยู่กับปฏิกิริยารีดอกซ์ของเหล็กนั่นเอง . ในระหว่างขั้นตอนรีดักชันแก๊สผสมระหว่างแก๊สไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์จะผลิต Cr_2O_3 – Fe_3O_4 – CeO_2 – ZrO_2 ส่วนในระหว่างขั้นตอนการออกซิเดชันจะเกิดเหล็กและไฮโดรเจน

โดยที่ Cr_2O_3 – Fe_3O_4 – CeO_2 – ZrO_2 จะเกิดขึ้นในระหว่างการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ และรีออกซิเดชันด้วยน้ำและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยที่ Cr_2O_3 – Fe_3O_4 – CeO_2 – ZrO_2 มีพลังงานสูงและเสถียรเมื่อการเกิดปฏิกิริยารีดักชัน/ออกซิเดชันซ้ำ 100 ครั้ง คาร์บอนมอนอกไซด์บางส่วนในแก๊สไฮโดรเจนเป็นไอน้ำระหว่างขั้นตอนรีออกซิเดชันซึ่งการเกิดเป็นไอน้ำของคาร์บอนขึ้นอยู่กับพื้นที่ผิวของเหล็ก การก่อตัวของคาร์บอนสามารถยับยั้งได้โดยการควบคุมแก๊สออกซิเจนให้อยู่ในรูป Cr_2O_3 – Fe_3O_4 – CeO_2 – ZrO_2 ซึ่งกระบวนการดังกล่าวจะแปรสภาพแก๊สไฮโดรเจนด้วยคาร์บอนมอนอกไซด์ที่มีความเข้มข้นอย่างน้อย 10 ppm

Haile S. M. (2003) ได้ศึกษาความเป็นไปได้ของเซลล์เชื้อเพลิงในการกำเนิดไฟฟ้าและเพิ่มพลังงานอย่างปลอดภัยโดยที่ไม่มีผลต่อสภาวะแวดล้อม โดยศึกษาเซลล์เชื้อเพลิงแบบ SOFC และ PEM เช่น ระบบอิเล็กโทรไลต์แบบแข็งที่ต้องบรรจุสารกีดกร่อนเหลว และนักพัฒนาทั้งหลายมักให้ความสำคัญกับพวกแอลคาไลน์, กรดฟอสฟอริก หรือเซลล์เชื้อเพลิงแบบคาร์บอนเนต การปรับปรุงความหนาแน่นของกำลังไฟฟ้าในระบบเซลล์เชื้อเพลิงแบบ SOFC และ PEM ด้วยการลดความหนาของอิเล็กโทรไลต์และการควบคุมโครงสร้างอิเล็กโทรไลต์ ในปัจจุบันมีวัตถุประสงค์ในการลดต้นทุนเซลล์เชื้อเพลิงแบบ SOFC โดยให้อุณหภูมิการทำงานต่ำที่ 500–800 °C และลดความซับซ้อนของระบบเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM โดยพัฒนาเมมเบรนแบบไร้น้ำซึ่งสามารถทำงานได้ที่อุณหภูมิต่ำประมาณ 100 °C

Hao L. et.al. (2008) ได้ทำการศึกษาพฤติกรรมชั่วคราวของการเกิดน้ำในเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM โดยที่ผลกระทบของการเกิดน้ำต่อสมรรถนะการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM โดยใช้วิธีการ periodical linear sweep method ความแตกต่างทั้ง 3 ของเส้นโค้ง I-V ซึ่งจะสะท้อนความแตกต่างของจำนวนการเกิดน้ำในเซลล์เชื้อเพลิง การเกิดน้ำในปริมาณที่มากเป็นสาเหตุของการท่วมในเซลล์เชื้อเพลิง และการเกิด Hysteresis

ในการศึกษาครั้งนี้ได้ทำการทดลองตามทฤษฎี ในการวิเคราะห์เชิงปริมาณในการเกิดน้ำ และปรากฏการณ์การขนส่งน้ำ ผลจากการทดลองแสดงให้เห็นว่าปริมาตรน้ำที่เกิดขึ้นในเซลล์เชื้อเพลิงภายใต้สภาวะน้ำท่วม คือ 27.837 mg cm⁻² ซึ่งการตอบสนองชั่วคราวของความต้านทานภายใน คือ ความถี่สูง (HFR) ล่าช้า ค่าของกระแสมีค่าประมาณ 20 วินาที ผลกระทบของกระบวนการเผาไหม้บนความต้านทานของเซลล์เชื้อเพลิงพบว่า เซลล์ที่ทำหน้าที่อย่างต่อเนื่อง 8 นาที ในกระบวนการเผาไหม้สามารถทำงานได้ต่อเนื่องและอยู่ในสภาพแห้ง

Kirubakaran A. et.al (2009) ได้ศึกษาระบบแปลงผันกระแสตรงเป็นกระแสตรงของเซลล์เชื้อเพลิง PEM โดยการออกแบบการสร้างแบบจำลองเซลล์เชื้อเพลิง NexaTM ขนาด 1.2 kW ด้วยระบบแปลงผันกระแสเทียบกับเซลล์เชื้อเพลิงสองแถว โดยการวิเคราะห์โหลดที่แตกต่างกันในการควบคุมการไหลของกระแสไฟฟ้าให้มีประสิทธิภาพเพิ่มขึ้น

Lee S. Y., et.al. (2008) ได้ทำการศึกษาลักษณะเฉพาะของการกำจัดน้ำของเซลล์เชื้อเพลิงโดยใช้วิธีการเผาไหม้ด้วยแก๊สแห้ง โดยที่การกำจัดน้ำจากเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM นั้นมีความสำคัญเป็นอย่างมากเพื่อพัฒนาความสามารถในการทำงาน และลดความเสียหายเมื่อเซลล์เชื้อเพลิงทำงานภายใต้สภาวะอุณหภูมิต่ำ ซึ่งในการศึกษาครั้งนี้ได้รายงานถึง ลักษณะเฉพาะภายใต้เงื่อนไขต่างๆ ในสภาวะที่หยุดทำงานด้วยการเผาไหม้ด้วยแก๊สแห้ง โดยทำการสังเกตระดับคาน้ำของเซลล์อิเล็กโทรไลต์ ความต้านทานความถี่สูงของเซลล์เชื้อเพลิง ด้วยวิธีการวัดปริมาณน้ำในเซลล์เชื้อเพลิงที่กำจัดออก โดยใช้วิธีการดูการเปลี่ยนระยะของน้ำ และความสำเร็จครั้งนี้สามารถนำไปประยุกต์ในการตรวจสอบลักษณะของการกำจัดน้ำออก ซึ่งการทำงานนี้ขึ้นอยู่กับผลของจำนวนพารามิเตอร์ เช่น ระยะเวลาการเผาไหม้ ระดับการเผาไหม้ กระแสที่ใช้ในการทำงาน และอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิง แลวซึ่งมีผลต่อปริมาณที่กำจัดออก

Rodatz P. et.al. (2002) ทำการศึกษาประสิทธิภาพด้วยการจ่ายแก๊สไฮโดรเจนเป็นจังหวะเข้าสู่ระบบเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM ทั้งนี้การประกอบชิ้นไฟฟ้าเมมเบรนของเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM จำเป็นต้องเปียก เพื่อให้เกิดประสิทธิภาพในการทำงาน แต่อย่างไรก็ตามหากมีน้ำมากเกินไปจะทำให้ไปขัดขวางการขนส่งสารตั้งต้น และการเกิดปฏิกิริยาทางไฟฟ้า ดังนั้นในงานวิจัยครั้งนี้จึงเลือกใช้คลื่นความดันในการกำจัดไอน้ำ และแก๊สเฉื่อยจากเซลล์เชื้อเพลิง ซึ่งจากการทดลองแสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพการทำงานที่ดีทั้งในระยะสั้น และระยะยาว

Takata H. et.al. (2005) ได้ทำการศึกษาการเกิดน้ำของเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM ด้วยวิธีการ tritiated water sorption method ซึ่งการเกิดน้ำในเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM นั้นจำเป็นต้องทำความเข้าใจถึงความเหมาะสมและประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิง โดยที่โครงสร้างของน้ำ การดูดซับน้ำทางเคมี อนุภาคของน้ำ และกลุ่มเคมีบางพวก ประกอบด้วยไฮโดรเจนซึ่งจับกันด้วยแรงเป็นโครงสร้าง ทั้งนี้จำนวนโครงสร้างไม่สามารถประเมินได้ด้วยวิธีการดูดซับน้ำเพราะจำนวนโครงสร้างน้ำไม่ได้ขึ้นอยู่กับความดันไอ จำนวนการดูดซับกับจำนวนโครงสร้างน้ำสามารถประเมินได้จากการวิจัยครั้งนี้ โดยใช้วิธีการ tritiated ซึ่งจะเกิดปฏิกิริยาการแลกเปลี่ยนไอโซโทประหว่างไอน้ำในน้ำ และโครงสร้างไฮโดรเจนในโครงสร้างน้ำจะทำให้เกิดความเป็นไปได้ทั้งด้านการหาจำนวนและโครงสร้างของน้ำ

จากค่าสังเกตจำนวนทั้งหมดของการเกิดน้ำ ซึ่งประกอบด้วยโครงสร้างน้ำ คือ 0.45-0.57 ($\text{H}_2\text{O}/\text{cm}^3$ PEM) ที่อุณหภูมิห้อง มีค่าประมาณ 1.5 ครั้ง ซึ่งเป็นจำนวนมากกว่าการรายงานจากการดูดซับได้จากการทดลอง พฤติกรรมการซึมผ่านของแก๊สไฮโดรเจน ออกซิเจน และไฮโดรคาร์บอนบนฟิล์มของเซลล์เชื้อเพลิง PEM ซึ่งได้จากการประเมินในการศึกษาครั้งนี้ และการเปลี่ยนแปลงความดันบางส่วนของแก๊สไฮโดรเจน หรือ ออกซิเจน ในเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM ที่จุดหยุดไหลของเซลล์เชื้อเพลิง

Taniguchi A. et.al. (2004) ทำการวิเคราะห์การเสื่อมของอิเล็กโทรไลต์ในเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM ซึ่งเป็นสาเหตุมาจากการย้อนกลับในระหว่างการทำงาน โดยความเสียหายเกิดจากการย้อนกลับของเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM ในระหว่างการทำงานด้วยการหยุดจ่ายเชื้อเพลิง ทำการทดลองด้วยเซลล์เชื้อเพลิงแบบเดี่ยว ตัวอย่างเช่น การเสื่อมของ MEAs คือ การวิเคราะห์คุณสมบัติ

ทางเคมีของชั้นตัวเร่งด้านแอโนด โดยกระจายพลังงาน EDX ซึ่งแสดงการละลายของลูทีเนียมจากอนุภาคตัวเร่งด้านแอโนด การเสื่อมสลายของลูทีเนียมอย่างรุนแรงสังเกตได้จากทางด้านปล่อยออกของเซลล์เชื้อเพลิง การลดคาร์บอนมอนอกไซด์พบได้จากเครื่องวัด CO stripping voltammetry และการวัดการเสื่อมสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง การสูญเสียที่พื้นที่ผิวของแพลทินัมด้านแคโทดโดยตรวจสอบได้จากเครื่องวิเคราะห์ transmission electron microscopy (TEM) และเครื่อง cyclic voltammetry

Wang C. et.al. (2005) ได้ศึกษาแบบจำลองทางพลวัต (Dynamic Models) และแบบจำลองตรวจสอบ (Models Validation) สำหรับเซลล์เชื้อเพลิง PEM ด้วยวงจรไฟฟ้า จากงานวิจัยแสดงให้เห็นถึงการพัฒนาแบบจำลองทางพลวัต (Dynamic Models) สำหรับเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM ด้วยวงจรไฟฟ้าโดยใช้โปรแกรม MATLAB/SIMULINK และโปรแกรม PSPICE environment โดยแบบจำลองดังกล่าวจะเกิดผลของแผ่นคู่ขั้ว และปรากฏการณ์เทอร์โมไดนามิกส์ ข้อมูลจากการทดลองจะถูกประเมินด้วย Avista Labs SR-12 500-W

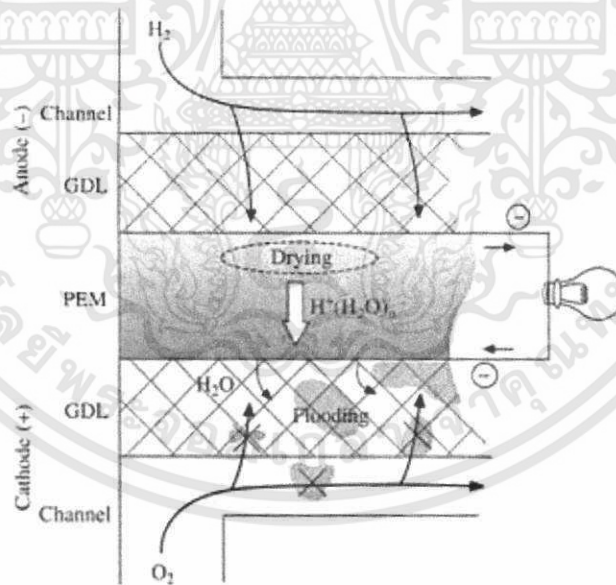


บทที่ 3

ปัญหาและการจัดการเซลล์เชื้อเพลิง

3.1 บทนำ^[7]

เครื่องกำเนิดไฟฟ้าใหม่ที่มีประสิทธิภาพสูงที่มีประสิทธิภาพกับการปล่อยมลพิษต่ำ (หรือไม่ปล่อยมลพิษ) เป็นสิ่งที่จำเป็นในการแก้ปัญหาเชื้อเพลิงที่และการแพร่กระจายของมลพิษในสิ่งแวดล้อม ในบรรดาหลายชนิดของเซลล์เชื้อเพลิงคือ เซลล์ของเซลล์อิเล็กโทรไลต์โพลีเมอร์เมมเบรนน้ำมันเชื้อเพลิง (PEM) สามารถทำงานได้ที่อุณหภูมิต่ำ (ต่ำกว่า 100°C) และสร้างพลังงานที่เฉพาะเจาะจงและความหนาแน่นพลังงานสูงกว่าเซลล์เชื้อเพลิงอื่น ๆ ผลประโยชน์เหล่านี้ทำให้เลือกใช้เซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM กับแหล่งพลังงานในการขนส่งแบบพกพาและแบบอยู่กับที่ แต่ไม่ได้รับความนิยมเนื่องจากค่าใช้จ่ายและความทนทานของเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM เหตุผลคือว่าปัญหาน้ำที่เพิ่มขึ้นระหว่างการเดินระบบของเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM และนี่ปัญหาที่ทำให้ประสิทธิภาพการทำงานลดปัญหาน้ำเป็นปัญหาที่แท้จริงของเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM ที่เกิดจากการดำเนินงานมีอุณหภูมิต่ำและโดยลักษณะของเมมเบรน ซึ่งปัญหาดังกล่าวสามารถจำแนกได้ 2 ลักษณะ ดังภาพที่ 3.1 คือ น้ำท่วมที่เกิดขึ้นในชั้นการแพร่กระจายแก๊ส (GDL) และช่องการไหล และการแห้งของเมมเบรน



ภาพที่ 3.1 กลไกการเกิดน้ำท่วมและการแห้งของเซลล์เชื้อเพลิง

การเกิดน้ำท่วมในเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM เกิดจากกลไกที่ น้ำ หรือไอน้ำที่ชื้นตัวเร่งปฏิกิริยาเกิดจากการควบแน่นเป็นไอในช่อง GDL และไหลเมื่อแรงดันไอน้ำมีขนาดใหญ่กว่าแรงดันไอน้ำอ้อมตัวน้ำซึ่งน้ำที่เพิ่มขึ้นนั้นจะไปขัดขวางการจ่ายแก๊สส่งผลให้แรงดันไฟฟ้าเซลล์ลดลงและหยุดการผลิตไฟฟ้า การแห้งของเซลล์เกิดจาก electro - osmotic โมเลกุลน้ำในเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM ร่วมกับ

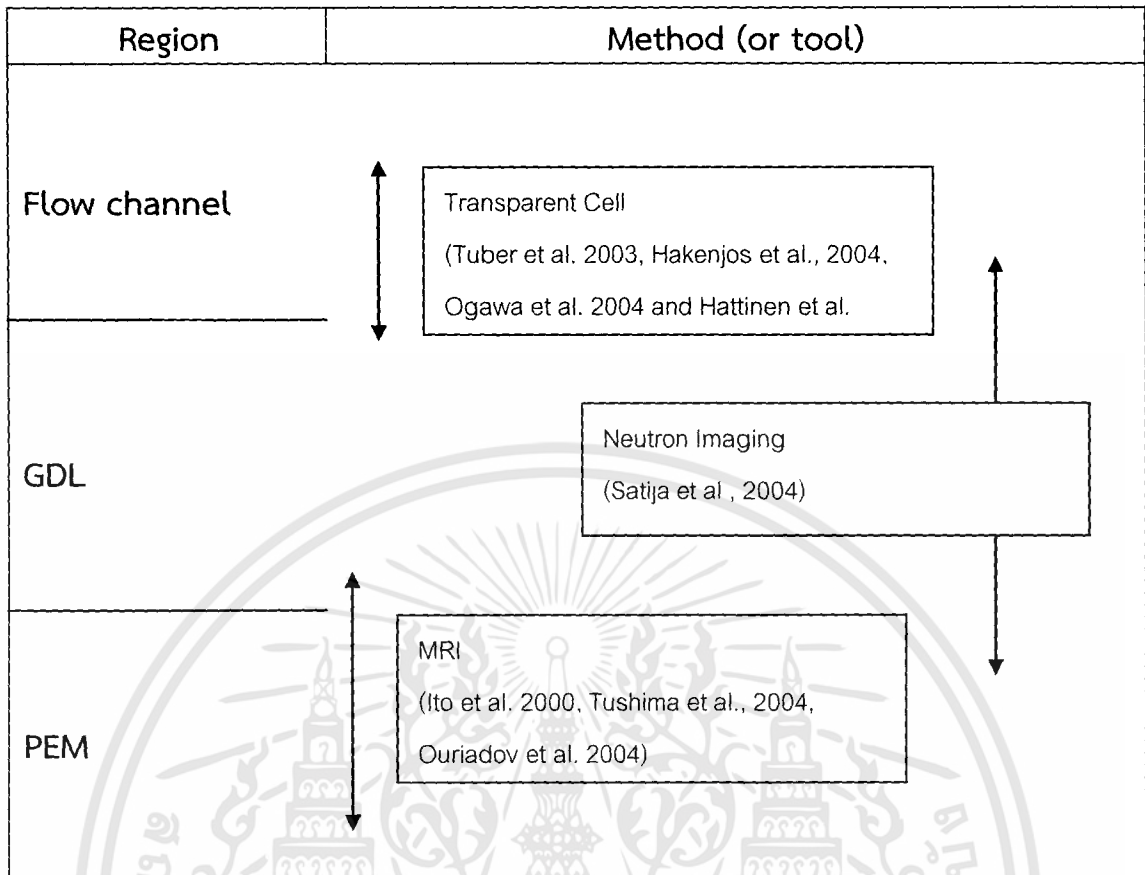
การนำโปรตอนจากขั้วแอโนดไปขั้วแคโทดเป็นผลให้ปริมาณน้ำลดลงโดยเฉพาะอย่างยิ่งใกล้ขั้วแอโนด เมื่อแห้งเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM ความต้านทานไอออนิกจะเพิ่มขึ้น และแรงดันไฟฟ้าของเซลล์ลดลง

ปัญหาน้ำท่วมและการแห้งของเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM นั้นจึงเป็นปัญหาสำคัญมากที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิง เพื่อให้เซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM ได้มีการใช้งานอย่างแพร่หลายจึงจำเป็นที่จะต้อง เพิ่มประสิทธิภาพของการออกแบบและการดำเนินการเพื่อป้องกันปัญหาน้ำท่วมและการแห้งของเซลล์ที่เกิดขึ้น โดยพัฒนาทั้ง 2 ด้าน คือ ในการวัดหรือการสังเกตแหล่งกำเนิดของน้ำท่วมและการแห้ง และการจำลองเชิงตัวเลขที่เชื่อมร้อยร่วมกับผลการวัด จากนั้นทำการออกแบบและดำเนินงานตามวิธีการทั้งสอง

3.2 การวัดการเกิดน้ำท่วม และการแห้งของเซลล์เชื้อเพลิง

เพื่อทำความเข้าใจเกี่ยวกับการเกิดน้ำในเซลล์เชื้อเพลิง จำเป็นต้องวัดการเกิดในช่องการไหลและชั้นแพร่กระจายแก๊ส (GDL) และการวัดปริมาณน้ำทั้งหมดในเซลล์เชื้อเพลิง PEM จากการรายงานผลการทดลองจำนวนมากได้ทำการสังเกตน้ำท่วมในช่องการไหล ส่วนใหญ่ทำการทดลองในเซลล์โปร่งใส Tuber et al. (2003) ได้ทำการทดลองโดยใช้กล้องดิจิทัลบันทึกการเกิดน้ำท่วมในช่องการไหลของเซลล์ โดยวางกล้องอยู่ด้านนอกเซลล์ ส่วน Hakenjos et al. (2004) ได้ศึกษาการวัดอุณหภูมิด้วยกล้อง IR เคลือบด้วยสังกะสีซีลีไนต์ ซึ่งอธิบายความสัมพันธ์ระหว่างการเกิดน้ำ อุณหภูมิ และกระแส ส่วน Ogawa et al. (2004) ศึกษาเปรียบเทียบแรงดันของเซลล์และรวมถึงการสังเกตการณ์เปลี่ยนแปลงในการเกิดน้ำท่วม นอกจากนี้ Hottinen et al. (2004) ได้ทำการสังเกตน้ำท่วมบริเวณขั้วแคโทด และที่ผิว GDL Mench et al. (2003) ไม่ได้ทำการวัดน้ำท่วมแต่ศึกษาการแพร่กระจายไอน้ำในช่องการไหลด้วยวิธีแก๊สโครมาโตกราฟ ซึ่งนับเป็นการวัดการเกิดน้ำท่วมที่ปรากฏใน GDL

Satija et al. (2004) ประสบความสำเร็จในการวัดการเกิดน้ำท่วมใน GDL โดยใช้ทฤษฎีและวิธีการสังเกต ซึ่งวิธีการดังกล่าวใช้เทคนิค และวิธีการขั้นสูงของนิวตรอนของน้ำ นับเป็นความคิดที่ประสบความสำเร็จในการวัดการเกิดน้ำท่วมใน GDL ส่วนการแห้งของเซลล์นั้นคือ น้ำที่กระจายอยู่ในเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM สามารถวัดได้โดยวิธีการ Magnetic resonance imaging (MRI) นอกจากนี้ Ito et al. (2000) ได้ทำการวัดปริมาณน้ำในเซลล์เชื้อเพลิงโดยใช้เทคนิค heavy water และ chemical shift imaging ทำการศึกษาการแพร่กระจายน้ำและระยะเวลา และค่าสัมประสิทธิ์การแพร่กระจายน้ำในเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM โดยใช้เซลล์ตัวอย่าง ร่วมกับตัวคัดแยกสองตัวที่ทำจากอะครีลิก เรซิน ร่วมกับโพลดกระแส ส่วน Ouriadov et al. (2004) ได้ทำการวัดการกระจายของน้ำในเซลล์เชื้อเพลิงแบบ PEM โดย MRI ด้วยเทคนิค employing surface-shape RF coil ทั้งนี้วิธีการวัดทั้งหมดอธิบายดังภาพที่ 3.2



ภาพที่ 3.2 วิธีการวัดแหล่งกำเนิดน้ำท่วมและการแห้งของเซลล์

3.3 แนวคิดพื้นฐาน

การจัดการกับปริมาณน้ำในเซลล์เชื้อเพลิง เป็นปัจจัยที่สำคัญในการถ่ายเทโปรตอนของเมมเบรน กรณีที่เมมเบรนมีปริมาณน้ำมากเกินไป น้ำไปยับยั้งการถ่ายเทโปรตอน (H^+) บน Active layers ทำให้ประสิทธิภาพการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงลดลง ในทางตรงกันข้าม กรณีที่เมมเบรนมีปริมาณน้ำน้อยเกินไป ซึ่งสามารถเกิดได้จากหลายสาเหตุ เช่น ความชื้นในแก๊สไฮโดรเจนและอากาศที่ป้อนเข้ามีน้อยเกินไป หรือไม่มี ความชื้น จะส่งผลทำให้เกิดการพาโปรตอนผ่านเมมเบรนได้น้อย และอาจเกิดการ Crossover ของแก๊สไฮโดรเจนและออกซิเจนที่ข้ามไปมาระหว่างขั้วแคโทดและแอโนด ส่งผลให้ไม่เกิดกระแสไฟฟ้าขึ้นเลย หรือมีน้อยมาก ถ้าเมมเบรนแห้งมากเป็นเวลานาน อาจจะทำให้เกิดการฉีกขาดของเมมเบรนได้

ดังนั้นการควบคุมปริมาณน้ำอย่างมีประสิทธิภาพจึงมีความจำเป็นที่จะต้องตรวจวัด แต่การวัดปริมาณน้ำโดยตรงนั้นค่อนข้างจะซับซ้อน หรือทำได้ยากเนื่องจากเซลล์เชื้อเพลิงมีขนาดเล็กและยากที่จะทำการติดตั้งชุดอุปกรณ์ตรวจวัดปริมาณน้ำที่สามารถตรวจวัดอย่างต่อเนื่อง เพื่อที่จะแก้ข้อจำกัดดังกล่าว ตรวจวัดปริมาณน้ำในเซลล์เชื้อเพลิงโดยใช้เทคนิคของ Parameter Estimation ที่ใช้การประมาณค่าของตัวแปรภายในระบบที่ไม่ทราบค่า หรือวัดไม่ได้โดยอาศัยแบบจำลองคณิตศาสตร์ (Mathematical Modeling) ที่สามารถใช้อธิบายปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นเซลล์เชื้อเพลิงร่วมกับ State Observer จึงได้ถูกศึกษาในงานวิจัยนี้ การประยุกต์ใช้เทคนิค Parameter Estimation ประมาณ

ค่าตัวแปรในระบบเซลล์เชื้อเพลิงนั้น จะมุ่งเน้นไปที่การตรวจวัดปริมาณน้ำที่เกิดขึ้นที่ระบบเซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEMFC โดยอาศัยตัวแปรที่สามารถวัดค่าได้ เช่น อัตราการไหลของอากาศและแก๊สไฮโดรเจนค่าความต่างศักย์ และกระแส

เทคนิคในการประมาณค่าปริมาณน้ำในเซลล์เชื้อเพลิงที่พัฒนา จะช่วยทำให้การตรวจสอบประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงขณะทำงานง่ายขึ้น ซึ่งเป็นจุดเบื้องต้นในการปรับปรุงเซลล์เชื้อเพลิงและระบบการควบคุมเซลล์เชื้อเพลิงให้มีประสิทธิภาพสูง ทำให้สามารถนำเซลล์เชื้อเพลิงไปใช้เป็นแหล่งพลังงานทดแทนในอนาคต ช่วยประเทศชาติลดการนำเข้าน้ำมันจากต่างประเทศ

3.4 การจัดการน้ำและความร้อนภายในเซลล์เชื้อเพลิง

สมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงจะขึ้นอยู่กับการจัดการน้ำและความชื้นภายในเซลล์เป็นอย่างมาก หากมีน้ำน้อยเกินไปเซลล์อยู่ในลักษณะแห้งจะทำให้โปรตอนผ่านไม่ได้ แต่ถ้ามีน้ำมากเกินไปจนเต็มรูพรุนต่างๆ เซลล์จะอยู่ในลักษณะน้ำท่วมจะทำให้แก๊สแพร่ผ่านไม่ได้ นอกจากนี้การจัดการน้ำจะมีผลกระทบโดยตรงต่ออายุของเซลล์ การสะสมน้ำด้านแคโทดจะมีสองกลไก คือ น้ำที่เกิดจากปฏิกิริยาและน้ำที่ถ่ายโอนมาจากแอโนดไปยังแคโทดโดย Electro-Osmotic Drag อิทธิพลที่จะทำให้สมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงตกลงอย่างรวดเร็วจะเนื่องจากน้ำเกิดการอุดตันในรูพรุนของชั้นแพร่แก๊ส จะทำให้แก๊สออกซิเจนไหลไปยังตัวเร่งปฏิกิริยาได้ยาก ในทางตรงข้ามปริมาณของน้ำที่น้อยเกินไปใน PEM จะไปเพิ่มความต้านทานของเมมเบรนทำให้เกิดการสูญเสียเป็นการสูญเสียโอห์ม (Ohmic losse) สูง การจัดการน้ำที่มีประสิทธิภาพจะพิจารณาจากความชื้นของแก๊สทางด้านแอโนดและแคโทด การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและการออกแบบเซลล์

การเกิดน้ำภายในเมมเบรนจะขึ้นอยู่กับความชื้นของแก๊สเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าไปในระบบ โดยทั่วไปการให้ความชื้นกับแก๊สที่ป้อนจะทำได้โดยใช้หอฟองแก๊ส (bubble column) โดยให้ฟองแก๊สเคลื่อนที่ผ่านหอน้ำที่มีอุณหภูมิสูงก่อนป้อนแก๊สเหล่านั้นเข้าไปในเซลล์ อุณหภูมิของหอฟองแก๊สที่ใช้ในการให้ความชื้นเป็นตัวแปรที่สำคัญในการกำหนดสภาวะการเคลื่อนที่ที่เหมาะสม ถ้าอุณหภูมิต่ำเกินไปจะพบว่าเกิดการสูญเสียน้ำภายในเมมเบรน แต่ถ้าอุณหภูมิสูงเกินไปจะทำให้เกิดน้ำท่วมที่ส่วนประกอบเมมเบรนอิเล็กโทรดได้ โดยน้ำที่เกิดขึ้นมานี้เป็นผลผลิตที่เกิดจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีและรวมกับน้ำที่อยู่ในกระแสของแก๊สต่างๆ การเกิดน้ำท่วมนี้จะส่งผลทำให้รูพรุนของขั้วอิเล็กโทรดอุดตันและการถ่ายโอนมวลสารของแก๊สไปยังตัวเร่งปฏิกิริยาซึ่งเกาะอยู่บนขั้วอิเล็กโทรดจะเกิดได้ยาก หยอดน้ำที่เกิดขึ้นจะกีดขวางทางไหลของแก๊สในช่องการไหลของแผ่นขั้วคู่ ในกรณีนี้ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงจะต่ำลง เมื่อการไหลของแก๊สถูกกีดขวางกระแสไฟฟ้าที่ได้จะน้อยลงหรือไม่มีเลย จึงต้องมีการกำจัดน้ำที่สะสมออกอย่างรวดเร็วจึงทำให้เซลล์ทำงานได้อีก นอกจากนี้ยังมีประเด็นที่สำคัญที่ต้องพิจารณาในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงอีก คือ การกระจายความร้อนบนระนาบของเซลล์ และควรหลีกเลี่ยง การปฏิกิริยาที่อุณหภูมิสูงกว่า 130 องศาเซลเซียส เพราะจะทำให้เมมเบรนเกิดความเสียหายได้ แต่อย่างไรก็ตาม ขีดจำกัดของอุณหภูมิที่ใช้จะอยู่ที่ 100 องศาเซลเซียส ณ ความดันบรรยากาศ เพราะที่อุณหภูมิสูงกว่านี้ น้ำจะระเหยออกจากเมมเบรน กลายเป็นไอจนหมดทำให้เซลล์แห้งได้

งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับกลไกของการไหลของน้ำในเซลล์ ได้มีการศึกษาถึงการกระจายน้ำภายในเซลล์เชื้อเพลิง โดยทำการพิจารณาสมการที่อธิบายอัตราการไหลของน้ำสุทธิซึ่งประกอบด้วยเทอม

ของ Electro-Osmotic Drag, Pressure Gradient Flow และการแพร่ของน้ำ โดยในเทอมของ Electro-Osmotic Drag จะเป็นเทอมของการไหลของน้ำที่เกิดขึ้นเนื่องจากการถ่ายโอนของโปรตอนจากแอโนดไปยังแคโทดซึ่งในเทอมนี้จะขึ้นกับปัจจัยที่สำคัญ คือ ปริมาณน้ำภายในเมมเบรน และกระแสไฟฟ้า ส่วนในเทอมของ Pressure Gradient Flow จะเป็นเทอมของการไหลของน้ำภายในรูพรุนที่เกิดขึ้นเนื่องจากความดันที่แตกต่าง ซึ่งในเทอมนี้จะมีปัจจัยที่สำคัญหลายตัว ได้แก่ ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของน้ำภายในเมมเบรน ความหนาแน่นของเมมเบรน ปริมาณน้ำภายในเมมเบรน อุณหภูมิ และความดันที่แตกต่างกันของแคโทดและแอโนด และในเทอมสุดท้ายเทอมของการแพร่ของน้ำ จะเป็นเทอมการไหลของน้ำที่เกิดขึ้นเนื่องจากความแตกต่างของน้ำภายในเซลล์ โดยขึ้นกับค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของน้ำภายในเมมเบรน ความหนาแน่นของเมมเบรนและปริมาณน้ำภายในเมมเบรน โดยที่ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของน้ำภายในเมมเบรนจะขึ้นอยู่กับปัจจัยที่สำคัญที่สุด คือ อุณหภูมิของเซลล์ ผลที่ได้จากงานวิจัยพบว่า ความชื้นของแก๊สจะเพิ่มขึ้นตามแนวช่องการไหล ทั้งนี้เนื่องมาจากอุณหภูมิของแก๊สที่ลดลง

3.5 การสูญเสียที่เกิดขึ้นภายในเซลล์เชื้อเพลิง

ปรากฏการณ์การทำงานที่เกิดขึ้นภายในเซลล์จะมีความซับซ้อนเนื่องจากเซลล์ประกอบด้วยชั้นฟิล์มของสารหลายชนิดที่ทำงานด้วยพฤติกรรมที่แตกต่างกัน บางชั้นฟิล์มจะเกี่ยวกับปรากฏการณ์การถ่ายโอนอย่างเดียว (การแพร่) แต่บางชั้นฟิล์มจะมีปรากฏการณ์การเกิดปฏิกิริยาร่วมด้วย อย่างเช่น ชั้นแพร่แก๊ส จะเป็นชั้นรูพรุนที่มีแต่แก๊สแพร่กระจายอย่างเดียว ดังนั้นจึงคำนึงการถ่ายโอนมวลและความร้อนเท่านั้นโดยไม่คำนึงถึงอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีด้วย แต่ชั้นอิเล็กโทรดซึ่งมีตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นส่วนประกอบ ดังนั้นจะมีทั้งปรากฏการณ์การถ่ายโอนมวลสารและความร้อนเกิดขึ้นพร้อมๆ กับการเกิดปฏิกิริยาเคมีด้วย ส่วนชั้นในเมมเบรนจะมีทั้งปรากฏการณ์ถ่ายโอนโปรตอนและการถ่ายโอนมวลสารโดยไม่มีปฏิกิริยาเกิดขึ้น ดังนั้นการทำนายพฤติกรรมเหล่านี้เพื่อให้ทราบถึงสมรรถนะในการทำงานของระบบและเป็นข้อมูลในการออกแบบจึงจำเป็นต้องอาศัยแบบจำลองที่คำนึงถึงปรากฏการณ์ถ่ายโอนและปรากฏการณ์เกิดปฏิกิริยา รวมไปถึงปรากฏการณ์การถ่ายโอนประจุไฟฟ้าที่เคลื่อนที่ภายในเซลล์

ในงานวิจัยที่อธิบายถึงอิทธิพลต่างๆ ที่เกิดขึ้นในปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี ได้ทำการหาค่าศักย์ไฟฟ้าของเซลล์ที่แท้จริง โดยอาศัยสมการเนิร์นสต์ (Nernst) ควบคู่ไปกับสมการของศักย์ไฟฟ้าที่สูญเสียภายในอิเล็กโทรดและศักย์ไฟฟ้าที่สูญเสียภายในเมมเบรน ทั้งนี้เนื่องจากสมการเนิร์นสต์ เป็นสมการที่บ่งบอกถึงศักย์ไฟฟ้าสูงสุดทางทฤษฎีซึ่งขึ้นกับศักย์ไฟฟ้าของเซลล์ที่ยังไม่พิจารณาการสูญเสียเนื่องจากความต้านทานต่างๆ ความต้านทานที่เกิดขึ้นในเชื้อเพลิงจะแบ่ง 3 ชนิด คือ ความต้านทานเนื่องจากปฏิกิริยาเคมีเชื้อเพลิงบนตัวเร่งปฏิกิริยา เรียกรวมการสูญเสียกัมมันต์ (activation loss) ความต้านทานจากการนำโปรตอนและอิเล็กตรอน เรียกรวมการสูญเสียโอห์ม (Ohmic loss) และความต้านทานจากการถ่ายโอนแก๊ส เรียกรวมการสูญเสียถ่ายโอนมวล (mass transport loss) ดังนั้นการคำนวณจึงต้องคำนึงถึงความสูญเสียที่เกิดขึ้นเหล่านี้ โดยต้องพิจารณาสมการของศักย์ไฟฟ้าที่สูญเสียภายในอิเล็กโทรดและศักย์ไฟฟ้าที่สูญเสียภายในเมมเบรนด้วย ผลของแบบจำลองที่ได้ พบว่าเป็นไปตามทฤษฎีโดยกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างกระแสไฟฟ้าและศักย์ไฟฟ้าที่ได้ จะสามารถแบ่งออกได้เป็น 3 ส่วน ซึ่งส่วนแรกจะเป็นส่วนที่เกิดความต้านทานเนื่องจากปฏิกิริยาเคมีของเชื้อเพลิงบนตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งเป็นการ

สูญเสียกัมมันต์ ทำให้ศักย์ไฟฟ้าลดลงอย่างรวดเร็วเนื่องจากอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ต่ำ ส่วนที่สองจะเป็นส่วนที่เกิดความต้านทานขึ้นจากการนำประจุไฟฟ้า ซึ่งเป็นการสูญเสียโอห์ม ในช่วงนี้ศักย์ไฟฟ้าจะค่อยๆ ลดลงตามความหนาแน่นกระแสที่ใช้ ส่วนสุดท้ายเป็นส่วนที่เกิดขึ้นจากความต้านทานจากการถ่ายโอนแก๊ส ซึ่งเป็นการสูญเสียการถ่ายโอนมวล อันเป็นส่วนที่ศักย์ไฟฟ้าลดลงเนื่องจากการถ่ายโอนมวลสารเกิดได้ช้าเมื่อเทียบกับอัตราความต้องการมวลสารในการเกิดปฏิกิริยา

จากที่กล่าวมาข้างต้นจะเห็นได้ว่าปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงล้วนมีความเกี่ยวข้องกัน อย่างเช่น ถ้าหากอุณหภูมิของเซลล์ต่ำเกินไปก็จะเป็นสาเหตุที่ทำให้เกิดน้ำท่วมและกีดขวางการเคลื่อนที่ของแก๊ส ซึ่งเป็นสาเหตุสำคัญที่ทำให้เกิดความต่างศักย์ของเซลล์ลดลง หรือในทางกลับกันหากอุณหภูมิของเซลล์สูงเกินไปก็จะทำให้เซลล์แห้งเป็นสาเหตุให้ความต่างศักย์ลดลงเนื่องจากความต้านทานของเมมเบรนที่เพิ่มขึ้น แต่ทั้งนี้สมรรถนะของเซลล์ยังมีความเกี่ยวข้องปัจจัยอื่นๆ อีกหลายปัจจัย เช่น ปฏิกิริยาการเกิดที่เกี่ยวกับการถ่ายโอนมวลสาร โมเมนตัม และพลังงาน

เพื่อให้เข้าใจถึงปัญหาการจัดการน้ำและความร้อนในระบบให้ดียิ่งขึ้น จึงต้องมีการศึกษาเรื่องอุณหภูมิสูงสุด การหายไปของน้ำในเมมเบรน และการเกิดน้ำท่วม รวมไปถึงสมรรถนะโดยรวมของระบบเซลล์เชื้อเพลิง ซึ่งสามารถทำได้โดยการสร้างแบบจำลองและการจำลองปรากฏการณ์ไฮโดรไดนามิกส์ การถ่ายเทความร้อนและมวล รวมถึงประจุไฟฟ้าเคลื่อนที่ภายในเซลล์ เพื่อทำนายการกระจายของตัวแปรที่เกี่ยวกับกายภาพทางเคมีที่เกิดขึ้นในเซลล์เชื้อเพลิง เช่น อุณหภูมิ องค์ประกอบของแก๊ส การกระจายของกระแสไฟฟ้า เป็นต้น ซึ่งตัวแปรเหล่านี้จะเป็นปัจจัยที่สำคัญในการออกแบบและเดินระบบเซลล์เชื้อเพลิงให้มีความเหมาะสม

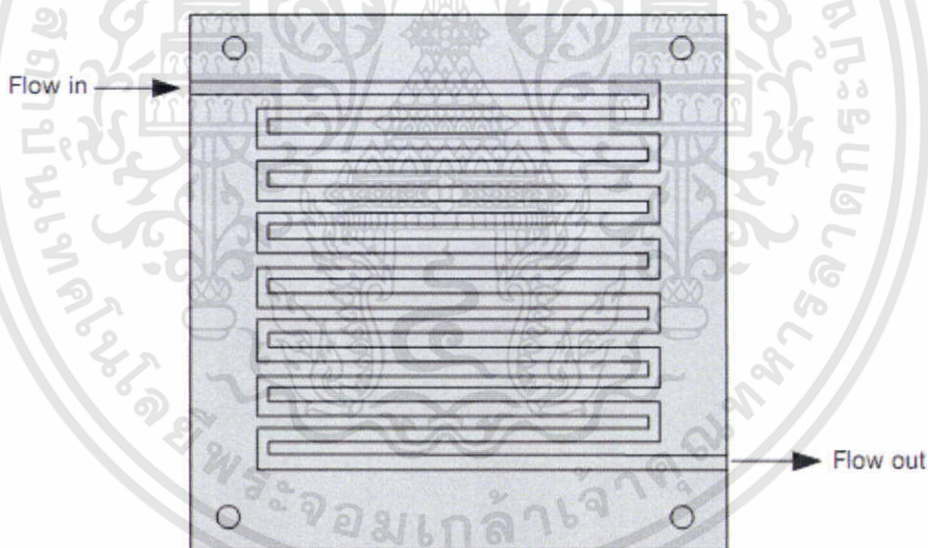
3.6 ช่องการไหลของแก๊สในเซลล์เชื้อเพลิง ^{[20][21]}

การเดินเซลล์เชื้อเพลิงจะเกี่ยวข้องกับการถ่ายโอนแก๊สเชื้อเพลิงไปยังตัวเร่งปฏิกิริยา จลนพลศาสตร์ของปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี และการถ่ายโอนโปรตอนผ่านเมมเบรน ปฏิกิริยาออกซิเดชันของ H_2 ทางขั้วแอโนดจะเกิดขึ้นได้เร็วมาก ดังนั้นการสูญเสียสมรรถนะของเซลล์จะเกิดขึ้นเนื่องจากปฏิกิริยารีดักชันของออกซิเจน (หรืออากาศ) ที่ขั้วแคโทดที่เกิดได้ช้า สมรรถนะของแคโทดขึ้นอยู่กับปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีทางขั้วแคโทด ซึ่งจะขึ้นกับปริมาณออกซิเจนที่ทำปฏิกิริยากับชั้นตัวเร่งปฏิกิริยา ดังนั้นการถ่ายโอนออกซิเจนจึงเป็นปัจจัยที่สำคัญในการทำงานและสมรรถนะของเซลล์ PEM การป้อนออกซิเจนเข้าในเซลล์โดยทั่วไปมักจะให้ไหลผ่านช่องยาวดังภาพที่ 1.3 แก๊สออกซิเจนจะไหลผ่านชั้นแพร่กระจายแก๊สไปยังชั้นตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งจะเกิดปฏิกิริยารีดักชันขึ้นที่นี้ การที่ออกซิเจนถูกใช้เรื่อยๆ ตลอดความยาวช่อง ดังนั้นปริมาณออกซิเจนจะลดลงไปตามความยาวช่องการไหลในขณะที่ถูกใช้ไป การวิเคราะห์สมรรถนะของเซลล์โดยทั่วไป มักจะสนใจศึกษาที่ความต้านข้ามเซลล์เท่านั้น แต่ในเซลล์จริงมีส่วนประกอบของช่องการไหลของออกซิเจนเพื่อกระจายออกซิเจน ความเข้มข้นของแก๊สป้อนที่ทางเข้าของช่องจะแตกต่างจากความเข้มข้นที่ทางออก ถ้าอัตราการป้อนออกซิเจนทางเข้าคงที่ เมื่อเพิ่มความหนาแน่นกระแสจะทำให้ออกซิเจนถูกใช้ไปและเหลือน้อยลงในบริเวณที่ใกล้ทางออก ในทางตรงกันข้ามความเข้มข้นของไอน้ำจะเพิ่มขึ้นที่บริเวณทางออก เนื่องจากมีการผลิตน้ำจากปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีมากขึ้นตามความยาวของช่องการไหล ซึ่งมีแฟกเตอร์สองชนิดที่เกิดขึ้นแข่งกัน ได้แก่ การลดลงของความเข้มข้นของออกซิเจน ทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีลดลง และเกิด

ปริมาณน้ำมากขึ้น ซึ่งจะทำให้การนำไฟฟ้าของเมมเบรนสูงขึ้น อิทธิพลเหล่านี้จะมีผลต่อการไหลตามช่องการไหล

ชั้นช่องการไหลของแก๊สในเซลล์เชื้อเพลิงเป็นชั้นที่อยู่ถัดจากชั้นแพร่แก๊ส ทำหน้าที่ช่วยในการถ่ายโอนมวลแก๊สที่เข้ามาไปยังชั้นแพร่แก๊ส (GDL) และช่วยในการกำจัดน้ำที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาให้ออกไปจากระบบ ชั้นทางไหลของแก๊สในปัจจุบันมีการออกแบบหลายลักษณะ ซึ่งแบบดั้งเดิมนั้นจะเป็นเส้นทางไหลแบบเลื้อยขด (serpentine flow field) แสดงดังภาพที่ 3.3 ซึ่งช่องการไหลลักษณะนี้ จะมีลักษณะของช่องการไหลที่ไม่ซับซ้อน และง่ายต่อการผลิต แต่มีข้อเสีย คือ ประสิทธิภาพการถ่ายโอนมวลของแก๊สยังไม่ดีมากนัก และเกิดความดันตกคร่อมที่สูงทำให้การจัดการน้ำออกจากระบบยังไม่มีดีเท่าที่ควร

มีงานวิจัยที่อธิบายลักษณะช่องการไหลแบบเลื้อยขด โดยได้ทำการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ 3 มิติ และคิดเฉพาะด้านแอโนด แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่หาได้จะทำการแก้สมการหาความสัมพันธ์ระหว่างขนาดของช่องการไหลของแก๊สกับเปอร์เซ็นต์การใช้แก๊สไฮโดรเจน โดยใช้โปรแกรม Fluent 6.0 และ Gambit ผลของแบบจำลอง ขนาดของช่องการไหลที่เหมาะสม คือ มีความกว้างของช่อง 1.5 มิลลิเมตร ความลึก 1.5 มิลลิเมตร และระยะห่างของแต่ละช่อง 0.5 มิลลิเมตร

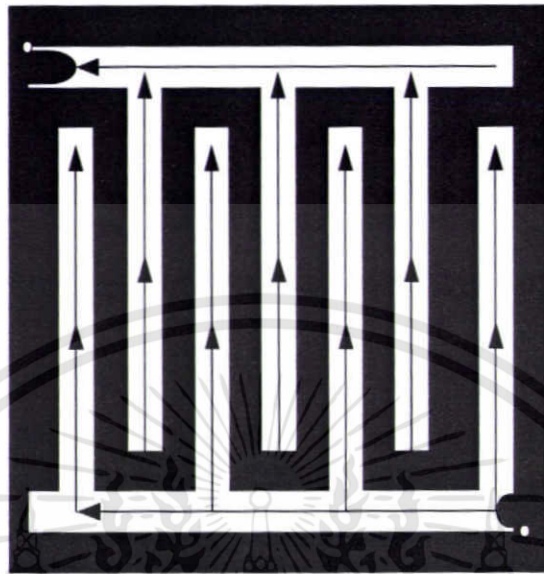


ภาพที่ 3.3 ลักษณะเส้นทางไหลของแก๊สแบบเลื้อยขด (Serpentine flow field)

จากปัญหาเกี่ยวกับประสิทธิภาพการถ่ายโอนมวลของแก๊สยังไม่ดีมากนัก และเกิดความต่างศักย์ตกคร่อมที่สูงทำให้การจัดการน้ำออกจากระบบยังไม่มีดีเท่าที่ควร จึงได้มีการออกแบบลักษณะช่องการไหลของแก๊สแบบใหม่ขึ้นมาเรียกว่า แบบอนุกรมขุด (สามช่อง) (series-sweep (three channels)) ลักษณะช่องการไหลของแก๊ส ซึ่งช่องการไหลแบบนี้ช่วยลดปัญหาในเรื่องความดันตกคร่อมให้น้อยลง แต่ยังมีปัญหาในเรื่องการถ่ายโอนมวลของแก๊สที่ยังไม่ดี

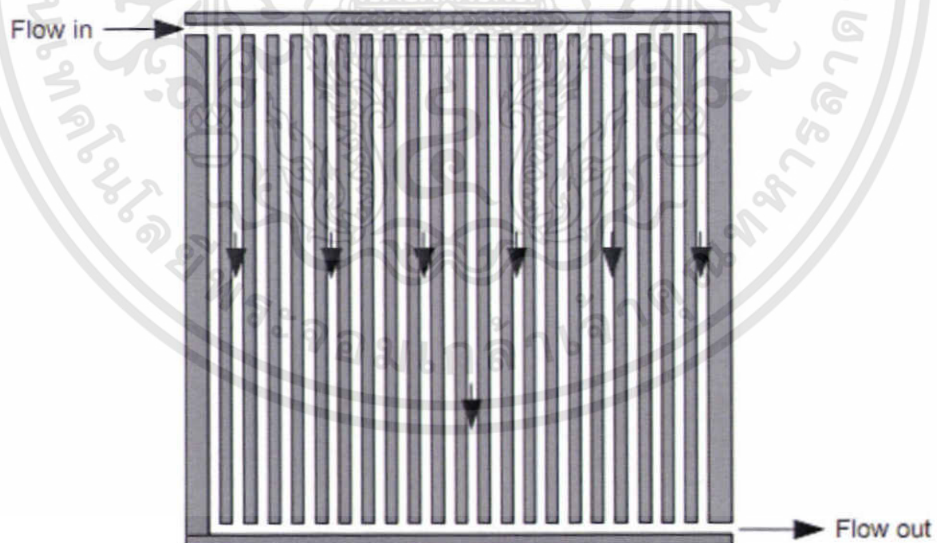
ต่อมาได้มีการออกแบบช่องการไหลแบบใหม่ขึ้นมาเรียกว่าแบบเลื้อยขดสามชั้น (triple - serpentine) เพื่อแก้ปัญหारेื่อง ประสิทธิภาพในการถ่ายโอนมวลของแก๊สที่ไม่ค่อยดี ซึ่งช่องการไหล

ของแก๊สลักษณะนี้ประสิทธิภาพในการถ่ายโอนมวลของแก๊สที่ดี และมีความดันตกคร่อมที่น้อยกว่าแบบเลี้ยวขดและแบบอนุกรมชุด (สามช่อง) จึงมีประสิทธิภาพในการกำจัดน้ำออกจากระบบได้ดีขึ้น

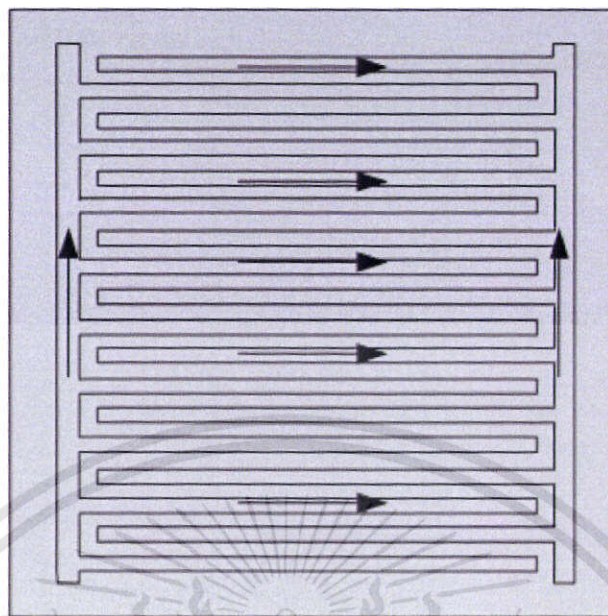


ภาพที่ 3.4 ลักษณะช่องการไหลของแก๊สแบบอนุกรมชุด (สามช่อง) (series-sweep (three channels))

ต่อมาได้มีการออกแบบลักษณะแผ่นการไหลของแก๊สขึ้นมาใหม่อีก 2 แบบ คือ แบบขนานดั้งเดิม (parallel) และแบบประสานนิ้วมือ (interdigitated flow field) ซึ่งแสดงดังภาพที่ 3.5 (ก) และภาพที่ 3.5 (ข)



(ก) ขนานแบบดั้งเดิม



(ข) แบบประสานนิ้วมือ

ภาพที่ 3.5 ลักษณะช่องการไหลของแก๊สชนิด (ก) ขนานแบบดั้งเดิม และ (ข) แบบประสานนิ้วมือ

งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับลักษณะช่องการไหลของแก๊สขนานแบบดั้งเดิม และแบบประสานนิ้วมือ ในอดีตจะเป็นการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์แบบ 1 และ 2 มิติ โดยแบบจำลอง 2 มิติ [35] เป็นแบบจำลองเพื่อการศึกษาสมรรถนะการทำงานของเซลล์โดยใช้ช่องการไหลของแก๊สแบบดั้งเดิม แต่แบบจำลองนี้ไม่สามารถอธิบายอิทธิพลของความกว้างของช่องการไหลที่มีต่อการกระจายตัวและความเร็วของแก๊สได้

สำหรับงานวิจัยที่เกี่ยวกับแผ่นทางไหลแบบประสานนิ้วมือ ได้มีการสร้างแบบจำลองที่พัฒนามาจากแบบจำลอง 2 มิติ เพื่ออธิบายลักษณะการไหลและการถ่ายโอนมวลของแก๊ส ซึ่งแบบจำลองแบบ 2 มิตินี้ ไม่สามารถอธิบายการเปลี่ยนแปลงส่วนประกอบของแก๊สตามความยาวของช่องการไหลได้เช่นกัน

ต่อมาได้มีแบบจำลองคณิตศาสตร์ 3 ทิศทาง เพื่อเปรียบเทียบลักษณะการกระจายตัวของแก๊ส และลักษณะการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงโดยเปรียบเทียบลักษณะช่องการไหล 2 แบบ คือ แบบขนานแบบดั้งเดิม ดังภาพที่ 3.5 (ก) และแบบประสานนิ้วมือ (ข) จะมีประสิทธิภาพที่ดีกว่าแบบขนานแบบดั้งเดิมที่บริเวณความหนาแน่นกระแสสูงๆ เนื่องจากที่ความหนาแน่นสูงๆ ประสิทธิภาพของเซลล์จะลดลง เพราะการเข้าไปทำปฏิกิริยาของแก๊สออกซิเจนลดลง ส่วนลักษณะของแผ่นทางไหลแบบประสานนิ้วมือ มีการถ่ายโอนมวลของแก๊สที่ดี เพราะมีการถ่ายโอนแบบการพา ส่วนแบบขนานแบบดั้งเดิม จะมีการแพร่เพียงอย่างเดียว แต่แผ่นทางไหลแบบประสานนิ้วมือ จะมีข้อเสีย คือ จะมีการสูญเสียความดันที่สูงในบริเวณชั้นอิเล็กโทรด

3.6.1 ส่วนประกอบอิเล็กโทรดเมมเบรนและอิเล็กโทรด

ส่วนประกอบของเซลล์เชื้อเพลิงที่สำคัญที่ประกอบอยู่ระหว่าง แผ่นขั้วคู่ (bipolar plate) สองแผ่น คือ ส่วนประกอบอิเล็กโทรดเมมเบรน (membrane electrode assembly, MEA) แผ่นขั้วคู่สองแผ่นจะประกบ MEA อยู่ MEA คือ ชั้นส่วนอิเล็กโทรดกับเมมเบรน ซึ่งประกอบด้วยชั้นของเมมเบรนที่มีตัวเร่งปฏิกิริยาเคลือบบางๆ อยู่บนผิวของเมมเบรนทั้งสองด้าน และมีชั้นแพร่แก๊สประกบอยู่ทั้งสองด้านแล้วจึงมีแผ่นขั้วคู่ประกบอยู่ชั้นนอกสุดอีกทีหนึ่ง ดังนั้นชั้นตัวเร่งปฏิกิริยาจึงอยู่ระหว่างชั้นของเมมเบรนและชั้นแพร่แก๊ส การเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชัน-รีดักชันของเซลล์เชื้อเพลิงนั้น จะมีอัตราการเกิดช้ามาก ดังนั้นตัวเร่งปฏิกิริยาจะช่วยเพิ่มอัตราการเกิดปฏิกิริยาขึ้น โดยทั่วไปโลหะแพลทินัมจะเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้ได้อย่างมีประสิทธิภาพ การใช้แพลทินัมในปริมาณที่เพิ่มขึ้นจะทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีสูงขึ้น แต่แพลทินัมเป็นโลหะที่มีราคาแพง ทำให้เป็นการเพิ่มค่าใช้จ่ายของระบบ นอกจากนี้พบว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยารีดักชันด้านแคโทดจะช้ากว่าด้านแอโนด 100 เท่า ทำให้ปฏิกิริยาด้านแคโทดเป็นข้อจำกัดของสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง ดังนั้นจำเป็นต้องหาตัวเร่งปฏิกิริยาอื่นๆ หรือ พัฒนาวิธีการใหม่ๆ ในการสร้าง MEA เพื่อเพิ่มอัตราการเกิดปฏิกิริยาภายในเซลล์

มีงานวิจัยมากมายที่มุ่งเน้นในการพัฒนาเซลล์เชื้อเพลิง เช่น ศึกษาการลดปริมาณแพลทินัมลงแต่ให้ความหนาแน่นกำลังเซลล์เชื้อเพลิงสูง ศึกษากลไกการเกิดปฏิกิริยาด้านแคโทดและกลไกของอนุภาคแพลทินัมภายในแนฟฟิออน ศึกษาการเตรียมสารละลายหมึกต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง และศึกษาลักษณะทางกายภาพของชั้นแพร่แก๊สมีผลอย่างไรต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง การที่จะลดปัญหาค่าที่สูงของแพลทินัม และพัฒนาสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิง ทำได้โดยหาตัวเร่งปฏิกิริยาอื่นๆ หรืออาจจะลดขนาดอนุภาคของแพลทินัมลง ให้อยู่ในช่วงนาโนเมตร ซึ่งทำให้เพิ่มพื้นที่ผิวต่ออัตราการเกิดปฏิกิริยาได้ นอกเหนือจากวิธีการดังกล่าวอาจจะพัฒนาการใช้แพลทินัม (Pt utilization) ที่อยู่ระหว่างแผ่นเมมเบรนและแผ่นชั้นแพร่แก๊ส โดยการออกแบบโครงสร้างของ MEA ที่เหมาะสม ประสิทธิภาพการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา (catalyst utilization) เป็นการบ่งบอกสัดส่วนของพื้นที่ผิวของตัวเร่งปฏิกิริยาที่ไวต่อการเกิดปฏิกิริยาต่อพื้นที่ผิวตัวเร่งปฏิกิริยาทั้งหมด การเพิ่มค่าการใช้แพลทินัมทำได้โดยเติมสารพอลิเมอร์ที่สามารถนำโปรตอน เช่น แนฟฟิออนลงไปในชั้นของตัวเร่งปฏิกิริยา ทำให้ประสิทธิภาพการใช้แพลทินัมเพิ่มขึ้นได้มากกว่า 20% อย่างไรก็ตามการเติมสารเพิ่มค่าการใช้แพลทินัม ก็ยังต้องคำนึงถึงผลที่มีต่อการไหลผ่านของแก๊ส และการนำโปรตอน การเติมจะต้องไม่ส่งผลต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงด้วย วิธีการหนึ่งที่ทำให้การใช้ประโยชน์แพลทินัมได้สูงคือเตรียมสารละลายหมึกแล้วเคลือบบนเมมเบรนได้โดยตรง ชั้นตอนนี้เป็นชั้นตอนที่สำคัญและมีผลต่อค่าการใช้แพลทินัม นอกจากนี้ในขณะที่เซลล์เชื้อเพลิงทำงาน เมมเบรนจะมีความเครียดเชิงกลเกิดมากขึ้นได้ เนื่องมาจากสถานะของเมมเบรนที่เปลี่ยนแปลงตลอดเวลา บางช่วงเมมเบรนจะมีน้ำท่วม บางช่วงเมมเบรนจะแห้ง อีกทั้งยังมีการไหลของแก๊สผ่านด้วย การประกบชั้นตัวเร่งปฏิกิริยาและชั้นเมมเบรนให้แนบสนิทกันมากที่สุดจะทำให้ลดความต้านทานการสูญเสียทางไฟฟ้าและลดความเครียดเชิงกลที่เกิดขึ้นในเมมเบรนได้

ในปัจจุบันมีการพัฒนาวิธีการเคลือบตัวเร่งปฏิกิริยาแบบฟิล์มบาง (thin-film method) บนเมมเบรน ซึ่งจะทำได้สมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงสูงและใช้ปริมาณแพลทินัมต่ำ วิธีเป็นการเตรียมฟิล์มบางที่มีตัวเร่งปฏิกิริยาเกาะเชื่อมกับเทฟลอนโดยมีแนฟฟิออน (Nafion) เกาะติดอยู่ด้วยวิธีการดังกล่าวจะเพิ่มพื้นที่ผิวที่ไวต่อปฏิกิริยาจาก 22% เป็น 45% วิธีการทำชั้นตัวเร่งปฏิกิริยาบางๆ

บนเมมเบรน ทำได้ 2 วิธี คือ วิธีแรกเป็นการลอกโอน (decal transfer) ทำได้โดยเตรียมชั้นตัวเร่งปฏิกิริยาบนแผ่น PTFE ก่อนจากนั้นลอกชั้นตัวเร่งปฏิกิริยานี้ลงบนเมมเบรน วิธีที่สองคือ ผสมสารละลายแนฟฟิออน ตัวเร่งปฏิกิริยาเกลือ และน้ำให้เป็นเนื้อเดียวกัน แล้วนำมาเคลือบบนเมมเบรนได้โดยตรงซึ่งเมมเบรนจะอยู่ในรูปของโซเดียมไอออน เมื่อให้ความร้อนภายใต้สภาวะสุญญากาศที่อุณหภูมิ 160 องศาเซลเซียส จะทำให้ตัวทำละลายถูกระเหยไป จากนั้นนำเมมเบรนที่มีชั้นของตัวเร่งปฏิกิริยานี้ไปต้มด้วยกรดซัลฟูริกอ่อนเพื่อให้เมมเบรนอยู่ในรูปของไฮโดรเนียมไอออน

นอกจากนี้มีการปรับปรุงวิธีการเคลือบแบบฟิล์มบางๆ ซึ่งจะใช้แพลทินัมในปริมาณน้อยกว่า วิธีนี้จะไม่เติมตัวทำละลายอินทรีย์ลงไป วิธีการดังกล่าวนี้จะให้สมรรถนะสูงกว่า เนื่องจากการประกบระหว่างชั้นเมมเบรนและชั้นตัวเร่งปฏิกิริยาจะแนบสนิทพอดี ทำให้การเคลื่อนที่ของโปรตอนดีด้วย วิธีที่ปรับปรุงมาจากวิธีฟิล์มบางๆ นี้จะให้สมรรถนะสูงและใช้แพลทินัมน้อย ซึ่งน้อยลงเป็น 0.05 มิลลิกรัมต่อตารางเซนติเมตร ซึ่งน้อยมากๆ เมื่อเปรียบเทียบกับวิธีอื่นๆ

ชั้นตัวเร่งปฏิกิริยาทางด้านแคโทดของเซลล์เชื้อเพลิงประกอบด้วยส่วนผสมแนฟฟิออน อนุภาคคาร์บอน และอนุพลทินัม ถ้ามีแนฟฟิออนในชั้นตัวเร่งปฏิกิริยาเพิ่มขึ้นจะทำให้การเคลื่อนที่ของโปรตอนได้ดีแต่จะลดช่องว่างลงเป็นผลให้การเคลื่อนที่ของออกซิเจนไม่ดี และถ้าปริมาณแพลทินัมเพิ่มขึ้นจะทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีสูงขึ้น แต่ก็จะทำให้เพิ่มค่าใช้จ่ายเช่นกัน ดังนั้นปริมาณแนฟฟิออนและปริมาณแพลทินัมที่เหมาะสมเท่านั้นที่จะทำให้เซลล์เชื้อเพลิงมีสมรรถนะสูงสุด Fournier et al. ได้ทำการเปรียบเทียบสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงระหว่างการใช้แพลทินัมเพียงอย่างเดียว กับการใช้แพลทินัมที่มีคาร์บอน หรือแกรไฟต์เป็นตัวรองรับ ซึ่งพบว่าการใช้แพลทินัมที่มีคาร์บอน หรือแกรไฟต์เป็นตัวรองรับจะทำให้ใช้แพลทินัมลดลงและไม่ทำให้สมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงลดลงด้วย Passalacqua et al. ศึกษาผลของโครงสร้างและสารประกอบของอิเล็กโทรดที่แตกต่างกันต่อสมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงและพบว่าประสิทธิภาพจะเพิ่มขึ้นเมื่อใส่ชั้นของคาร์บอนที่มีพฤติกรรมไม่ชอบน้ำเข้าไประหว่างชั้นของตัวเร่งปฏิกิริยาและกระดาษคาร์บอน ซึ่งชั้นดังกล่าวจะทำให้หน้าที่ย้ายกับชั้นแพร่แก๊ส วิธีที่สามารถจะลดปริมาณของแพลทินัมได้อีกวิธีหนึ่งก็คือ การเติมไอโอโนเมอร์ชนิดแนฟฟิออนลงไปในสารละลายหมึกตัวเร่งปฏิกิริยา (catalyst ink)

ผลการศึกษาของแนฟฟิออนที่มีต่อสมรรถนะของอิเล็กโทรด พบว่าโดยทั่วไป ปริมาณแนฟฟิออนที่เหมาะสมอยู่ในช่วง 27 ถึง 40% โดยน้ำหนัก ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับความแตกต่างของปริมาณแพลทินัม ความแตกต่างของคาร์บอนที่ใช้รองรับแพลทินัม และความแตกต่างของวิธีการเตรียมสารละลายหมึก

3.6.2 เซลล์เชื้อเพลิงแก้ว

การสร้างเซลล์เชื้อเพลิงแก้วได้มีการทดลองและทดสอบหลายลักษณะ โดยเฉพาะวัสดุที่ใช้สร้างแผ่นขั้วคู่ มีความสำคัญต่อการสูญเสียโอห์มในบริเวณสัมผัสกับ MEA โดยเฉพาะอย่างยิ่งวัสดุ SS 316 จะมี passive film ที่ผิวทำให้ความต้านทานสูง ส่วนวัสดุ SS 310 จะมี passive film บางกว่า และมีการสูญเสียโอห์มต่ำกว่าด้วยโดยมีความต้านทานต่อการกัดกร่อนที่ อายุใช้งาน 1,400 ชั่วโมงไม่แตกต่างกัน

การลดน้ำหนักและขนาดปริมาตรของเซลล์เชื้อเพลิงแก้ว จะทำได้โดยใช้โลหะเบา เช่น ไทเทเนียมใช้ทำส่วนประกอบที่เป็นตัวนำไฟฟ้า ในส่วนประกอบที่ไม่เป็นตัวนำไฟฟ้าจะสร้างด้วยวัสดุ

เทอร์โมพลาสติก เช่น โพลีคาร์บอเนต โพลีซัลโฟน และโพลีอิมิด ซึ่งชิ้นส่วนเหล่านี้สามารถประกอบเป็นเซลล์เชื้อเพลิงสมรรถนะสูงได้

การเพิ่มความดันของแก๊สในเซลล์เชื้อเพลิงจะช่วยให้สมรรถนะดีขึ้น โดยเฉพาะอย่างยิ่งทางด้านแคโทดซึ่งป้อนและเกิดปฏิกิริยาออกซิเจน โดยที่ความดันที่เพิ่มขึ้นจะช่วยเพิ่มอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่อิเล็กโทรดทั้งสอง ในกรณีเช่นนี้การออกแบบเซลล์เชื้อเพลิงแถวเป็นรูปทรงกระบอกจะทำให้มีความแข็งแรงเพิ่มขึ้น

ในการทดสอบการประกอบเซลล์เชื้อเพลิงแถวโดยใช้แผ่นขั้วคู่เปรียบเทียบกับการใช้แผ่นขั้วคู่เทียม (pseudo-bipolar) และแผ่นขั้วเดี่ยว (monopolar) พบว่า แผ่นขั้วคู่ทำงานได้ดี แต่ต้องมีการจัดการน้ำ ความร้อน เชื้อเพลิง และอากาศที่เหมาะสม แต่หากเซลล์ใดเซลล์หนึ่งเสียไป จะทำให้เซลล์เชื้อเพลิงทั้งชุดไม่ทำงาน ส่วนชนิดแผ่นแผ่นขั้วคู่เทียม นั้นทำงานได้ดีเช่นกัน แต่ต้องมีส่วนป้อนแก๊ส และอากาศแยกกัน ส่วนแผ่นขั้วเดี่ยวนั้นจะใช้ช่องการไหลร่วม หากเซลล์ใดเสียไปจะไม่ส่งผลกระทบต่อสมรรถนะของเซลล์แถวมาก เหมาะสำหรับงานกำลังต่ำและโวลต์สูงเพราะมีความต้านทานภายในสูง

การประกอบส่วนประกอบเซลล์เข้าด้วยกันจะมีปะเก็นซึ่งเป็นฟิล์มเทอร์โมพลาสติก หรือยาง โดย MEA จะซีลด้วยฟิล์มเทอร์โมพลาสติก และระหว่าง MEA จะซีลด้วยยางทำให้ได้ชุด MEA ที่สะดวกในการประกอบเป็นแถว

สำหรับระบบจ่ายไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิง PEM (PEM fuel cell, PEMFC) ได้พัฒนาเป็นระบบหน่วยเซลล์เชื้อเพลิงที่ผลิตแก๊สได้ (Regenerate Fuel Cells, RFC, หรือใช้ชื่อว่า Unitised Regenerate Fuel Cells, URFC) โดยป้อนไฟฟ้าเข้าเซลล์เชื้อเพลิงซึ่งทำหน้าที่แยกน้ำด้วยไฟฟ้าได้ แก๊สไฮโดรเจนและออกซิเจน เก็บที่ความดันต่ำและนำแก๊สที่ได้เป็นเชื้อเพลิงป้อนกลับเข้าเซลล์ที่ทำหน้าที่ผลิตไฟฟ้า ระบบนี้ใช้เมื่อมีไฟฟ้าเหลือและนำมาเก็บไว้ในรูปแก๊สแทนการเก็บด้วยแบตเตอรี่ หากใช้ควบกับเซลล์แสงอาทิตย์ในที่ห่างไกลจะเป็นหน่วยที่อยู่ได้ด้วยตนเอง โดยผลิตแก๊สเมื่อมีแสงแดด และผลิตไฟฟ้าเมื่อแสงแดดหมดแล้ว ประเทศสเปนได้ทดสอบระบบ URFC นี้กับระบบโทรคมนาคมและได้ผลดี ได้มีการทดสอบระบบที่แคลิฟอร์เนีย โดยมีการนำน้ำที่เกิดกลับมาวนซ้ำด้วย และได้ผลดีเช่นกัน ระบบประกอบด้วย เซลล์แสงอาทิตย์ใช้ป้อนไฟฟ้าสำหรับการแยกน้ำ มี PEM ซึ่งรับไฟฟ้าจากแสงอาทิตย์มาผลิตแก๊สไฮโดรเจนจากน้ำ มีส่วนเก็บแก๊สไฮโดรเจนที่ความดันต่ำ และมีเซลล์เชื้อเพลิงส่วนหนึ่ง ใช้ผลิตไฟฟ้าเมื่อไม่มีพลังงานแสงอาทิตย์ ที่เหลืออีกสองส่วนจะเป็นส่วนจัดการความร้อน และส่วนควบคุม นอกจากนี้ได้มีงานทดสอบและสาธิตการใช้งานร่วมกับภาคเอกชนในสหรัฐอเมริกาด้วย

โดยทั่วไปแล้วความเข้มข้นของแก๊สและอุณหภูมิบนระนาบของอิเล็กโทรดไม่สม่ำเสมอในเซลล์ คือในบางส่วนของเซลล์ น้ำอาจเกิดเป็นของเหลวควบแน่นอยู่ที่ผิวของชั้นตัวเร่งปฏิกิริยา ในชั้นแพร่แก๊ส หรือในช่องการไหล ทำให้เกิดปัญหาในการถ่ายโอนมวลแก๊สป้อนในเซลล์ เป็นต้น เมื่อเซลล์เชื้อเพลิงใหญ่ขึ้น จะมีการสูญเสียประสิทธิภาพและความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าในการขยายขนาดหน้าตัดพื้นที่ของอิเล็กโทรดและการเพิ่มจำนวนเซลล์ในเซลล์เชื้อเพลิงแถว สาเหตุที่สำคัญอันหนึ่ง คือเมื่อพื้นที่อิเล็กโทรด หรือจำนวนเซลล์ในแถวของเซลล์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น จะมีความยากมากขึ้นในการจัดการ กำจัด และควบคุมน้ำและไอน้ำภายในเซลล์เชื้อเพลิง

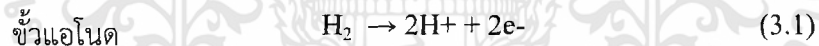
การประกอบและเดินเครื่องเซลล์เชื้อเพลิงจะมีความซับซ้อน การนำชิ้นส่วนเซลล์เชื้อเพลิงที่ซื้อมาจากต่างประเทศมาทดลองประกอบใช้ ก็ยังไม่สามารถเดินเครื่องให้ได้สมรรถนะตามที่ระบุในข้อกำหนด ดังนั้นการศึกษาถึงอิทธิพลของสภาวะต่างๆ ที่มีต่อสมรรถนะของเซลล์จะมีความสำคัญยิ่ง

นอกจากนี้การสร้างความรู้ให้กับบุคลากรและนักวิจัยในประเทศจึงเป็นสิ่งจำเป็นต่อการออกแบบและเดินเครื่องให้มีประสิทธิภาพโดยประกอบขึ้นส่วนต่างๆ ขึ้นเองจากวัตถุดิบ

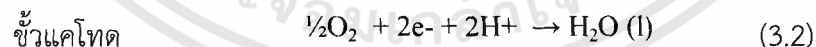
สำหรับในประเทศนั้น บริษัททีโอที จำกัด มหาชน ได้ติดตั้งโทรศัพท์ทางไกลชนบทในถิ่นห่างไกลใช้เซลล์แสงอาทิตย์ผลิตไฟฟ้าและเก็บไว้โดยใช้แบตเตอรี่ตะกั่ว ขนาดกำลังไฟฟ้า 350 วัตต์ ในลักษณะนี้จะเก็บรักษาพลังงานไฟฟ้าได้มากขึ้น หากใช้ควบกับเซลล์เชื้อเพลิง PEM งานวิจัยนี้จึงมีเป้าหมายเบื้องต้นในการพัฒนาระบบผลิตไฟฟ้าเซลล์เชื้อเพลิงขนาด 500 วัตต์ขึ้นก่อน ซึ่งสามารถใช้เพิ่มสมรรถนะของพลังไฟฟ้าในระบบโทรศัพท์ทางไกลชนบท โดยเฉพาะในแหล่งที่ห่างไกลจากเครือข่ายการจ่ายไฟฟ้า และอาจใช้กับบ้านเรือนแต่ละหลังได้ด้วยเช่นกัน จากนั้นจึงพัฒนาขนาด 1 กิโลวัตต์ และ 3 กิโลวัตต์ ซึ่งจะใช้งานในบ้านเรือนทั่วไปได้มากขึ้น ในระยะต่อไป

3.7 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเซลล์เชื้อเพลิง

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเซลล์เชื้อเพลิงที่นำมาประยุกต์ใช้นั้นอ้างอิงจากงานวิจัยโดยอาศัยแบบจำลองที่นำเสนอของ Haluk Gorun และคณะ น้ำที่อยู่ในเซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEMFC นั้นเกิดจากปฏิกิริยาระหว่างไฮโดรเจนและออกซิเจนโดยน้ำที่เกิดขึ้น ส่วนหนึ่งจะถูกนำไปกับแก๊สขาออก บางส่วนจะแพร่กลับไปยังเมมเบรนเพื่อให้มีปริมาณน้ำที่เพียงพอและพอเหมาะ และอีกส่วนจะแพร่จากขั้วแคโทดไปยังขั้วแอโนด เพื่อให้ขั้วทั้งสองมีความชื้นเท่ากัน น้ำเป็นตัวการที่สำคัญต่อการแพร่ผ่านของโปรตอนจากขั้วแอโนดไปยังขั้วแคโทด โดยน้ำที่อยู่ในเมมเบรนเป็นตัวพาโปรตอนผ่านแผ่นเมมเบรน โดยที่ขั้วแอโนด (Anode) เกิดปฏิกิริยาออกซิเดชัน แก๊สไฮโดรเจนแตกตัวให้โปรตอนและอิเล็กตรอนดังสมการที่ 3.1



ที่ขั้วแคโทด (Cathode) แก๊สออกซิเจนจะรวมโปรตอนที่แพร่ผ่านเมมเบรนมาจากขั้วแอโนดและอิเล็กตรอน เกิดปฏิกิริยารีดักชันให้กลายเป็นน้ำ ซึ่งก่อให้เกิดการไหลของอิเล็กตรอนดังสมการที่ 3.2



อัตราการเปลี่ยนแปลงค่าความดันย่อยของไฮโดรเจนที่ขั้วแอโนด (p_{H_2}) และออกซิเจนที่ขั้วแคโทด (p_{O_2}) สามารถอธิบายได้จากสมการ

$$\frac{d}{dt} p_{\text{H}_2} = \frac{RT}{\text{Vol}_a} \frac{1}{M_a} \frac{P_{\text{H}_2^{\text{in}}}}{P_{\text{atm}}} F_{\text{ai}} - \frac{1}{M_{\text{ao}}} \frac{P_{\text{H}_2}}{P_a} F_{\text{ao}} - \frac{nI}{2F} \quad (3.3)$$

$$\frac{d}{dt} p_{\text{O}_2} = \frac{RT}{\text{Vol}_c} \frac{1}{M_c} \frac{P_{\text{O}_2^{\text{in}}}}{P_{\text{atm}}} F_{\text{ci}} - \frac{1}{M_{\text{co}}} \frac{P_{\text{O}_2}}{P_c} F_{\text{co}} - \frac{nI}{4F} \quad (3.4)$$

โดยที่

P_{H_2}, p_{O_2}	=	ความดันย่อยของไฮโดรเจนและออกซิเจน
Vol_a, Vol_c	=	ปริมาตรด้านแอโนดและแคโทด
P_a, P_c	=	ความดันทั้งหมดที่ด้านแอโนดและแคโทด
P_{H_2in}, P_{O_2in}	=	ความดันย่อยของไฮโดรเจนและออกซิเจนขาเข้า
P_{ain}, P_{cin}	=	ความดันรวมขาเข้าด้านแอโนดและแคโทด
F_{ai}, F_{ci}	=	อัตราการไหลเชิงมวลทั้งหมดที่เข้าด้านแอโนดและแคโทด
F_{ao}, F_{co}	=	อัตราการไหลเชิงมวลทั้งหมดที่ออกจากด้านแอโนดและแคโทด
M_{ai}, M_{ci}	=	น้ำหนักโมเลกุลเฉลี่ยของแก๊สที่เข้าด้านแอโนดและแคโทด
M_{ao}, M_{co}	=	น้ำหนักโมเลกุลเฉลี่ยของแก๊สที่ออกด้านแอโนดและแคโทด

ค่าความดันย่อยของ p_{H_2} และ p_{O_2} จะมีผลต่อค่าศักย์ไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ในทางทฤษฎีค่าศักย์ไฟฟ้าสามารถคำนวณได้จากสมการ

$$E_a = -\frac{\Delta g^{\circ f}}{nF} + \frac{RT}{2F} \left[\ln \left[\frac{P_{H_2}^{av}}{P_o} \right] + \frac{1}{2} \ln \left[\frac{P_{O_2}^{av}}{P_o} \right] \right] \quad (3.5)$$

โดยที่

$-\Delta g^{\circ f}$	=	ค่าการเปลี่ยนแปลงสำหรับการก่อเกิดที่ความดันมาตรฐาน, P_o ซึ่งค่า $\Delta g^{\circ f}$ จะมีค่าน้อยกว่าศูนย์
R	=	ค่าคงที่ของแก๊ส
F	=	ค่าคงที่ฟาราเดย์
T	=	อุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิง
$P_{H_2}^{av}$	=	ความดันย่อยเฉลี่ยของไฮโดรเจนที่ข้ามผ่านระหว่างขั้วแอโนดและแคโทด
$P_{O_2}^{av}$	=	ความดันย่อยเฉลี่ยของออกซิเจนที่ข้ามผ่านระหว่างขั้วแอโนดและแคโทด

ค่า $P_{H_2}^{av}$ และ $P_{O_2}^{av}$ นั้นได้จากการประมาณค่าเฉลี่ยระหว่างค่าความดันย่อยขาเข้าและค่าความดันย่อยที่ขั้ว ของขั้วแอโนดและแคโทด ดังสมการ (3.7)

$$P_{H_2}^{av} = \frac{P_{H_2} + P_{H_2in}}{2} \quad P_{O_2}^{av} = \frac{P_{O_2} + P_{O_2in}}{2} \quad (3.6)$$

ค่าความต่างศักย์ของเซลล์เชื้อเพลิงที่ใช้งานจริงจะแตกต่างจากค่าความต่างศักย์ทางทฤษฎีเนื่องจากการเกิดการสูญเสียความต่างศักย์ขึ้นภายในเซลล์เชื้อเพลิงซึ่งสามารถแบ่งการสูญเสียออกได้เป็น 3 ส่วน คือ

- The activation losses, V_a : เกิดขึ้นเนื่องจากปฏิกิริยาเคมีซึ่งดำเนินไปอย่างช้าๆ บนพื้นที่ผิวของอิเล็กโทรด โดยบางส่วนของความต่างศักย์ซึ่งถูกผลิตขึ้นจะสูญเสียไปกับการขับเคลื่อนปฏิกิริยาทางเคมีที่มีการถ่ายเทอิเล็กตรอนสู่อิเล็กโทรด โดยค่า V_a สามารถหาได้จากสมการ

$$V_a = \frac{RT}{2\alpha F} \ln \left[\frac{i}{i_0} \right] \quad i > i_0 \quad (3.7)$$

โดยที่

α = สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนประจุ
 i = ความหนาแน่นของกระแส (Current Density)
 i_0 = ความหนาแน่นของกระแสเริ่มต้น ($i = 0$) ที่คำนวณมาจาก Polarization curve

ค่าความหนาแน่นกระแสสามารถหาได้จากค่ากระแสไฟฟ้าสุทธิหารด้วยพื้นที่ของเมมเบรน (A_m) ดังสมการ

$$i = \frac{I}{A_m} \quad (3.8)$$

- The mass transport losses, V_{mass} : เกิดขึ้นเนื่องจากการเปลี่ยนแปลงของความเข้มข้นของสารตั้งต้นบนผิวอิเล็กโทรดในกรณีที่เชื้อเพลิงได้ถูกนำไปใช้ ความเข้มข้นของสารละลายจะส่งผลต่อความต่างศักย์ โดยค่า V_{mass} สามารถหาได้สมการ

$$V_{mass} = -B \ln \left[1 - \frac{i}{i_{lim}} \right] \quad i < i_{lim} \quad (3.9)$$

- The ohmic losses, V_{ohm} : เกิดขึ้นเนื่องจากความต้านทานต่อการไหลของอิเล็กตรอนในอิเล็กโทรด และในบริเวณข้อต่อต่างๆ ทั้งนี้รวมถึงความต้านทานต่อการไหลของไอออนผ่านอิเล็กโทรไลต์สำหรับเซลล์เชื้อเพลิงจำนวน n เซลล์ สามารถหาค่าความต่างศักย์สุทธิ (V_{st}) ที่วัดได้จากเซลล์เชื้อเพลิง คือ

$$V_{st} = n(E - V_a - V_{ohm} - V_{mass}) \quad (3.10)$$

ดังนั้นค่าความต่างศักย์ที่สูญเสียจากความต้านทาน คำนวณได้จาก

$$V_{ohm} = (E - V_a - V_{mass}) - \frac{V_{st}}{n} \quad (3.11)$$

ความสัมพันธ์ระหว่างค่าความต่างศักย์ที่สูญเสียจากความต้านทาน และค่าความต้านทานของเมมเบรน (Membrane resistant, R_m) สามารถคำนวณจากสมการ

$$R_m = \frac{V_{ohm}}{I} - r \quad (3.12)$$

R_m = ความต้านทานของเมมเบรน

r = ผลรวมค่าความต้านทานอื่นๆ ที่ส่งผลกระทบต่อเซลล์เชื้อเพลิง เช่น ความต้านทานการเหนี่ยวนำไฟฟ้าตลอดทั้งเซลล์เชื้อเพลิง ความต้านทานจากการสัมผัส (Contact Resistant) และความต้านทานอิเล็กโทรด

ค่าความต้านทานของเมมเบรนนั้นแปรกับปริมาณน้ำที่อยู่ในเมมเบรน ซึ่งนิยามโดยอัตราส่วนของปริมาณโมเลกุลน้ำต่อจำนวนของช่องว่างประจุ โดยปริมาณน้ำ (λ) ที่อยู่ในเซลล์เชื้อเพลิงจะมีผลกระทบต่อเมมเบรนดังสมการ

$$R_m = \frac{T_m}{A_m (0.00154 \lambda_m - 0.00326)} \times \exp \left[1268 \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{303} \right) \right] \quad (3.13)$$

T_m = ความหนาของเมมเบรน (The membrane thickness)

A_m = พื้นที่ของเมมเบรน (Area of membrane) เท่ากับพื้นที่หน้าตัดกัมมันต์

λ = ปริมาณน้ำซึ่งนิยามโดยจำนวนโมเลกุลของน้ำต่อจำนวนโมลของกรดซัลโฟนิก [19]
ดังสมการ

$$\lambda = \frac{EW}{\rho_{dry}} C_{H_2O} \quad (3.14)$$

EW = น้ำหนักของเมมเบรนแห้งต่อจำนวนโมลของกลุ่มซัลโฟเนต (1.1 kg/mol^{-1})

ρ_{dry} = ความหนาแน่นของโพลีเมอร์แห้ง ($2,020 \text{ kg/mol}^{-1}$)

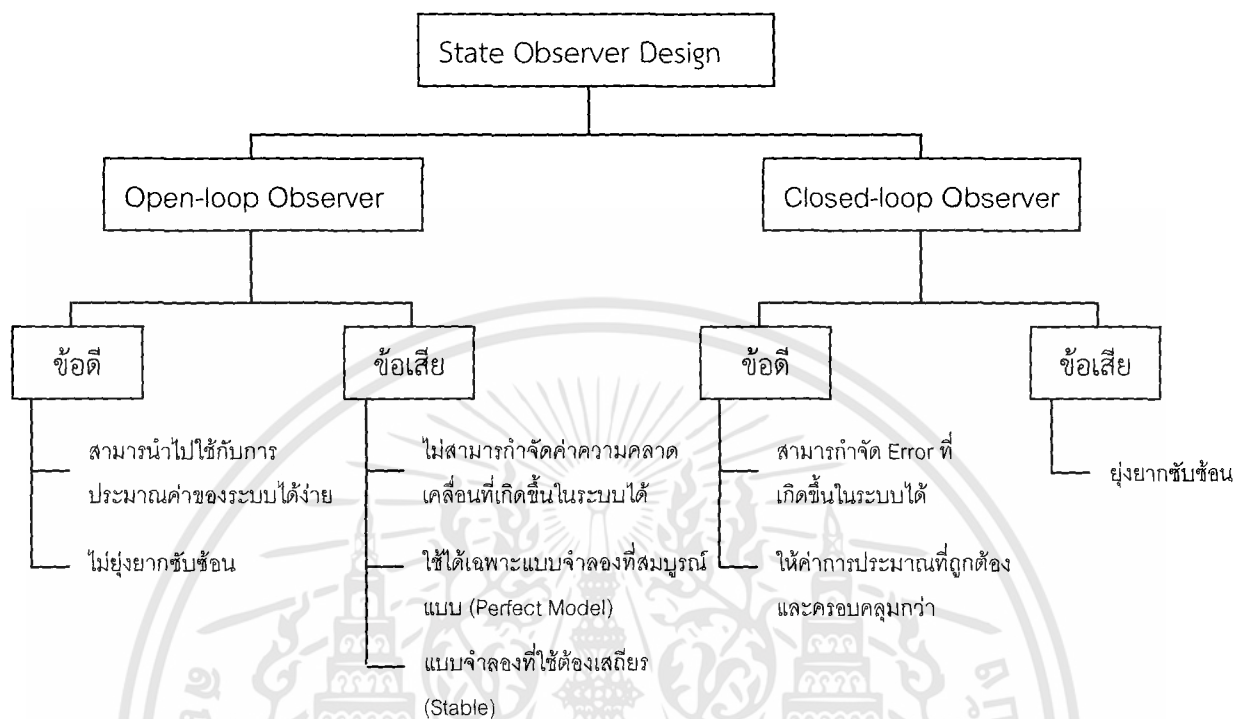
C_{H_2O} = ความเข้มข้นของน้ำในเมมเบรน (mol/m^3)

3.7.1 State Observe Design

การออกแบบตัวสังเกตการณ์ (State Observe Design) เป็นเทคนิคการประมาณค่าตัวแปรสเตท (State Variable) ที่ไม่สามารถหาค่าได้ในแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ ซึ่งแบ่งออกเป็น 2 ประเภท หลักๆ คือ Open loop Observe และ Close- loop Observe โดยข้อดีและข้อเสียของแต่ละวิธีนั้นแสดงในแผนผังในภาพที่ 3.6

ในงานวิจัยครั้งนี้ Nonlinear closed-loop observe จะถูกนำมาประยุกต์ใช้ เนื่องจากข้อดีที่สามารถกำจัดค่าความแตกต่างในกรณีที่มีความแตกต่างระหว่าง กระบวนการและแบบจำลอง

โดยอ้างอิงเทคนิคการออกแบบ closed-loop reduced-order observer ที่เสนอโดย Soroush et al. ประยุกต์ร่วมกับวิธี Extended Luenberger



ภาพที่ 3.6 แผนผังระบบ State Observer Design

3.7.1.1 Closed-loop Reduced-order Observer

การประมาณค่าการเปลี่ยนแปลงของระบบย่อย η ที่อยู่ในระบบของสมการอนุพันธ์ (Differential equations) ดังสมการ

$$\dot{\eta} = F_{\eta} \begin{bmatrix} \eta, y, u \end{bmatrix} + L \left[y - F_y \begin{bmatrix} \eta, y, u \end{bmatrix} \right] \quad (3.15)$$

โดย L เป็น Observer Gain ซึ่งเป็นค่าคงที่ที่จะต้องทำการปรับให้เหมาะสมกับระบบ, η คือ ค่าประมาณของตัวแปรระบบย่อย สำหรับการทำให้ Closed-loop reduced-order observer จะกำหนด Observer ใหม่ให้อยู่ในรูปของ z-dynamics โดย $z = \eta - Ly$ ดังนั้น Observer ใหม่จะเป็นดังสมการ

$$\dot{z} = F_{\eta} (z + Ly, y, u) - LF_y (z + Ly, y, u) \quad (3.16)$$

ขณะที่ Observer-error dynamics จะอยู่ในรูป

$$\dot{e} = F_{\eta} (e + \eta, y, u) - F_{\eta} (\eta, y, u) - L \{ F_y (e + \eta, y, u) - F_y (\eta, y, u) \}$$

$$\dot{e} = \text{เป็นค่าความคลาดเคลื่อน (Error) ที่เกิดขึ้นในระบบ} \quad (3.17)$$

3.7.1.2 Extended Luenburger Observer

เป็นเทคนิคการออกแบบตัวสังเกตการณ์ที่นิยมใช้ในกระบวนการทางเคมีที่ไม่เป็นเชิงเส้นตรง (Nonlinear system) โดยในที่นี้ จะอ้างถึงเทคนิคของ Vallui และ Soroush ซึ่งกระบวนการนั้น มีแบบจำลองคณิตศาสตร์เป็นไปตามสมการ

$$\dot{x} = f(x) + g(x)u, \quad x(0) = x_0 \quad (3.18)$$

$$y = h$$

โดยที่ x = เวกเตอร์ของตัวแปรสแตท (state variable) โดยมีจำนวน n ตัวแปร
 y = ตัวแปรที่สามารถวัดค่าได้ โดยมีจำนวน m ตัวแปร
 u = ค่าป้อนเข้าที่วัดค่าได้ โดยมีจำนวน m ตัวแปร
 h, g = ฟังก์ชันของสเกลลาร์เวกเคราะห์ (Scalar vector function) ที่มีความต่อเนื่อง

โดยสมการของ Extended Luenburger Observer จะแสดงความสัมพันธ์ดังสมการ

$$\dot{\hat{x}} = f(\hat{x}) + g(\hat{x})u + L_1 [y - h(\hat{x})], \quad \hat{x}(0) = \hat{x}_0 \quad (3.19)$$

โดยที่ $L_1 = [L_1 \dots L_n]^T$ คือ Observer Gain ซึ่งเป็นค่าที่ต้องเลือกให้เหมาะสม

3.7.1.3 การออกแบบตัวสังเกตการณ์ของความดันย่อยของไฮโดรเจนและออกซิเจน (Partial Pressure Estimator) ที่ใช้ในการประมาณค่าตัวแปร

ในการออกแบบตัวสังเกตการณ์ที่ใช้ในการประมาณค่าปริมาณน้ำนั้นจะอยู่บนสมมติฐานที่ว่า ค่าตัวแปรของความดันรวมขาเข้าและความดันรวมด้านแอนโนดและแคโทด (P_{ain} , P_a , P_{cin} , P_c) อัตราการไหลเชิงมวลขาเข้าและขาออกด้านแอนโนดและแคโทด (F_{ain} , F_a , F_{cin} , F_c) สามารถทำการตรวจวัดได้ ดังนั้น การประมาณค่าความดันย่อยขาออกของไฮโดรเจนและออกซิเจน (\hat{P}_{H_2} , \hat{P}_{O_2}) สามารถคำนวณได้จากสมการ

$$\frac{d\hat{P}_{H_2}}{dt} = \frac{RT}{Vol_a} \left[\frac{1}{M_{a1}} \frac{P_{H_2in}}{P_{ain}} F_{a1} - \frac{1}{\hat{M}_{aO}} \frac{\hat{P}_{H_2}}{P_a} F_{aO} - \frac{nl}{2F} \right] \quad (3.20)$$

$$\frac{d\hat{P}_{O_2}}{dt} = \frac{RT}{VOL_c} \left[\frac{1}{M_{ci} P_{cin}} P_{O_2in} F_{ci} - \frac{1}{\hat{M}_{co} P_c} \hat{P}_{O_2} F_{co} - \frac{nl}{4F} \right] \quad (3.21)$$

โดยที่ค่าของ \hat{M}_{aO} , \hat{M}_{cO} สามารถประมาณ จาก

$$\hat{M}_{aO} = \frac{\hat{P}_{H_2}}{P_a} M_{H_2} + \frac{P_a - \hat{P}_{H_2}}{P_a} \delta_a \quad (3.22)$$

$$\hat{M}_{cO} = \frac{\hat{P}_{O_2}}{P_c} M_{O_2} + \frac{P_c - \hat{P}_{O_2}}{P_c} \delta_c \quad (3.23)$$

M_{H_2} = น้ำหนักโมเลกุลของไฮโดรเจน
 M_{O_2} = น้ำหนักโมเลกุลของออกซิเจน
 δ_a = น้ำหนักโมเลกุลเฉลี่ยของแก๊สอื่นๆ ขาออกของด้านแอโนด
 δ_c = น้ำหนักโมเลกุลเฉลี่ยของแก๊สอื่นๆ ขาออกของด้านแคโทด

โดยใช้ค่าความดันย่อยเฉลี่ยของไฮโดรเจนและออกซิเจนที่ขั้วแคโทดและแอโนดสามารถคำนวณได้จากสมการ

$$P_{H_2}^{av} = \frac{\hat{P}_{H_2} - P_{H_2in}}{2} \quad P_{O_2}^{av} = \frac{\hat{P}_{O_2} - P_{O_2in}}{2} \quad (3.24)$$

เพื่อที่จะแก้ปัญหาค่าความผิดพลาดของการประมาณค่าความดันย่อยอันเนื่องมาจากความแตกต่างระหว่างแบบจำลองและกระบวนการ เทคนิคของ Closed-loop reduced order observer จึงถูกนำมาใช้ โดยการออกแบบ z-dynamic สามารถอธิบายได้โดยสมการ

$$\frac{d\hat{P}_{H_2}}{dt} = \frac{RT}{Vol_a} \left[\frac{1}{M_{ai} P_{ain}} P_{H_2in} F_{ai} - \frac{1}{\hat{M}_{aO} P_a} \hat{P}_{H_2} F_{aO} - \frac{nl}{2F} \right] \quad (3.25)$$

$$\frac{d\hat{P}_{O_2}}{dt} = \frac{RT}{VOL_c} \left[\frac{1}{M_{ci} P_{cin}} P_{O_2in} F_{ci} - \frac{1}{\hat{M}_{cO} P_c} \hat{P}_{O_2} F_{co} - \frac{nl}{4F} \right] \quad (3.26)$$

โดยที่

$$\begin{aligned} e_1 &= V_{st} - \hat{V}_{st} \\ L_1, L_2 &= \text{Tuning gain} \\ Z_1 &= \text{ค่า observer ของความดันย่อยของแก๊สไฮโดรเจน} \\ Z_2 &= \text{ค่า observer ของความดันย่อยของแก๊สออกซิเจน} \end{aligned}$$

ดังนั้นค่าประมาณของความดันย่อยของแก๊สไฮโดรเจนและออกซิเจนที่ได้มีการแก้ไขค่าความคลาดเคลื่อน จะอยู่ในรูปของสมการ

$$\hat{P}_{H_2} = z_1 + L_1 e_1 \quad (3.27)$$

$$\hat{P}_{O_2} = z_2 + L_2 e_1 \quad (3.28)$$

ดังนั้นค่าดันย่อยที่ได้ทำการแก้ไขดังสมการ (3-27, 3-28) จะถูกนำไปใช้ในการคำนวณหาค่าศักย์ทางทฤษฎี (E_a) จากอัตราการเปลี่ยนแปลงของค่าศักย์ไฟฟ้าดังสมการ (3-29)

$$\frac{d\hat{E}_a}{dt} = \frac{RT}{2F} \left(\frac{P_o}{P_{H_2}} \frac{d}{dt} \left(\frac{P^{av}_{H_2}}{P_o} \right) + \frac{1}{2} \frac{P_o}{P^{av}_{O_2}} \frac{d}{dt} \left(\frac{P^{av}_{O_2}}{P_o} \right) \right) \quad (3.29)$$

ในสภาวะการทดลองของเซลล์เชื้อเพลิง ค่า V_a , V_{mass} , V_{Ohm} จะมีการเปลี่ยนแปลงน้อย จึงถูกสมมติให้เป็นค่าคงที่ การคำนวณหาค่าความต้านทานของเมมเบรน (R_m) สามารถคำนวณหาโดยอาศัยความสัมพันธ์ของค่าความต่างศักย์ (V_{st}) และค่ากระแสไฟฟ้า (I) ที่วัดได้ โดยมีความสัมพันธ์ดังสมการ

$$V_{st} = n(E - V_a - V_{Ohm} - V_{mass} + d_1) \quad (3.30)$$

$$V_{mass} = (E - V_a - V_{mass}) - \frac{V_{st}}{n} (R_m + r) I \quad (3.31)$$

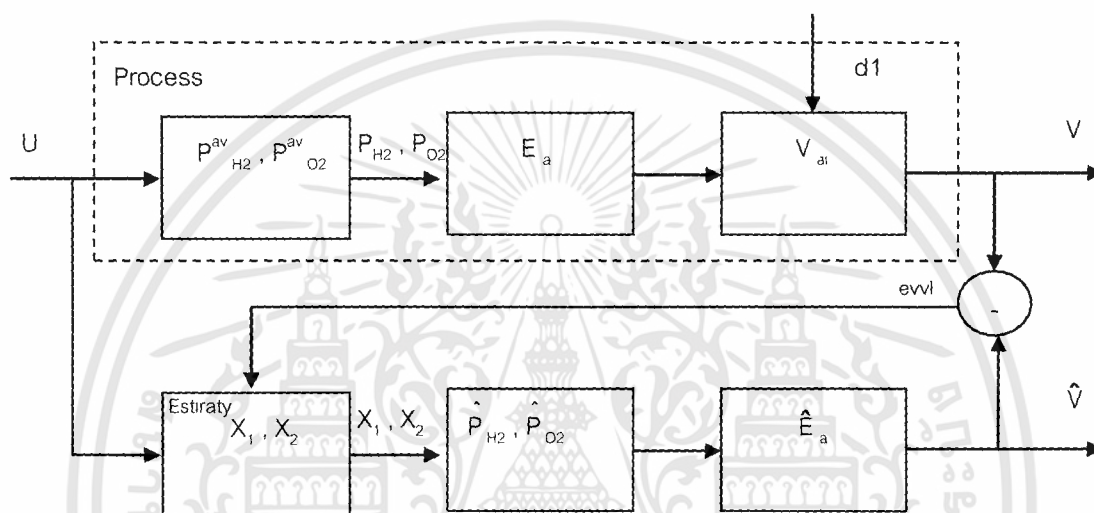
$$R_m = \frac{V_{Ohm}}{I} - r \quad (3.32)$$

$$R_m = \frac{t_m}{A_m(0.00154 \lambda_m - 0.00326)} \times \exp \left[1268 \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{303} \right) \right] \quad (3.33)$$

ค่าปริมาณของน้ำในเซลล์เชื้อเพลิง (C_{H_2O}) ณ ขณะเวลาใดๆ สามารถหาผ่านจากค่าปริมาณน้ำในเมมเบรน (Λ_m) ได้ดังสมการที่ (3.34)

$$C_{H_2O} = \frac{\Lambda_m - P_{dry}}{EW} \quad (3.34)$$

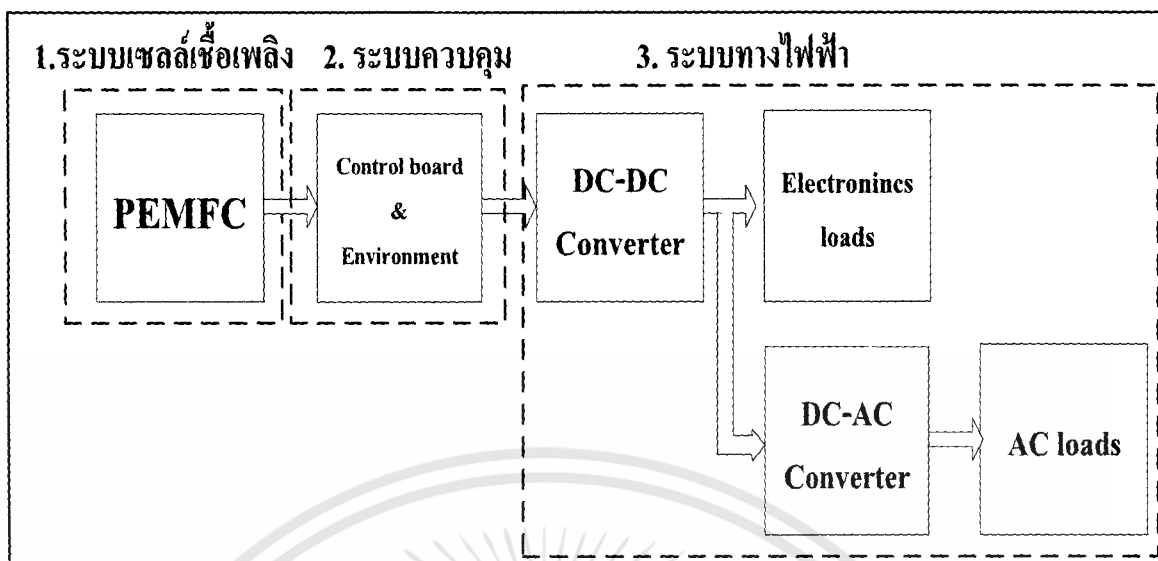
โดยหลักการวิธีการคำนวณค่าประมาณของความดันย่อยของไฮโดรเจนและออกซิเจน จะแสดงได้ดังภาพที่ 3.7



ภาพที่ 3.7 แผนผังการคำนวณ Closed-loop observer (error at voltage)

3.8 ระบบจัดการเซลล์เชื้อเพลิง

ในงานวิจัยระบบของเซลล์เชื้อเพลิงสามารถแบ่งได้เป็นสามส่วนใหญ่ๆ ตามภาพที่ 3.8 ได้ดังนี้ คือ 1.ระบบเซลล์เชื้อเพลิง 2.ระบบควบคุม 3.ระบบทางไฟฟ้า



ภาพที่ 3.8 บล็อกไดอะแกรมของระบบจัดการเซลล์เชื้อเพลิง

3.8.1 ระบบเซลล์เชื้อเพลิง (PEM Fuel Cells system)

ส่วนประกอบของระบบเซลล์เชื้อเพลิงและอุปกรณ์ต่อพ่วงมีเงื่อนไขและการทำงานดังภาพที่ 3.7 ซึ่งมีรายละเอียดดังนี้

3.8.1.1 ชุดควบคุมความดัน (operating pressure control unit)^[16]

ความดันที่ใช้ในเซลล์เชื้อเพลิงจะมาจากถังไฮโดรเจนที่ปรับให้รักษาระดับอยู่ที่ 0.3-0.8 บาร์ ทั้งนี้เพราะถ้าหากมากกว่านี้จะทำให้เซลล์เสียหายได้เนื่องจากความดันสูง จะทำให้ปะเก็น (gaskets) ของเซลล์เสียหายและเป็นผลทำให้เชื้อเพลิงรั่วออกจากเซลล์ได้ ในระบบได้ใช้อุปกรณ์ตรวจจับความดัน (pressure sensor) เพื่อส่งค่าไปยังบอร์ดควบคุมและแสดงผลผ่านจอแสดงผล เพื่อให้ผู้ใช้ได้ควบคุมความดันของระบบผ่านการปรับได้ผ่านทางวาล์วควบคุม (pressure regulator) โดยที่หากความดันในระบบต่ำกว่า 0.3 บาร์จะมีเสียงเตือนให้ผู้ใช้เพิ่มความดันของไฮโดรเจนเพื่อให้เพียงพอต่อการใช้งานของระบบเซลล์เชื้อเพลิง

3.8.1.2 ชุดควบคุมอุณหภูมิทำงาน (operating temperature control unit)

อุณหภูมิการทำงานก็เป็นอีกตัวแปรหนึ่งที่ต้องให้ความสำคัญ โดยทั่วไปอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงจะแปรผันตามการจ่ายโหลด เงื่อนไขการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงนั้นอุณหภูมิต้องไม่เกิน 50 องศาเซลเซียส โดยในระบบจะใช้เทอร์มิสเตอร์ (thermister) เพื่อวัดอุณหภูมิที่ชุดเซลล์เชื้อเพลิง โดยจะส่งข้อมูลไปยังบอร์ดควบคุม หากค่าเกินกว่าที่กำหนดระบบก็จะหยุดการทำงาน และส่งเสียงเตือน (warning) เพื่อให้ผู้ใช้งานมาตรวจสอบข้อผิดพลาดของระบบต่อไป

3.8.1.3 ระบบไล่น้ำออกจากระบบ (purging system)

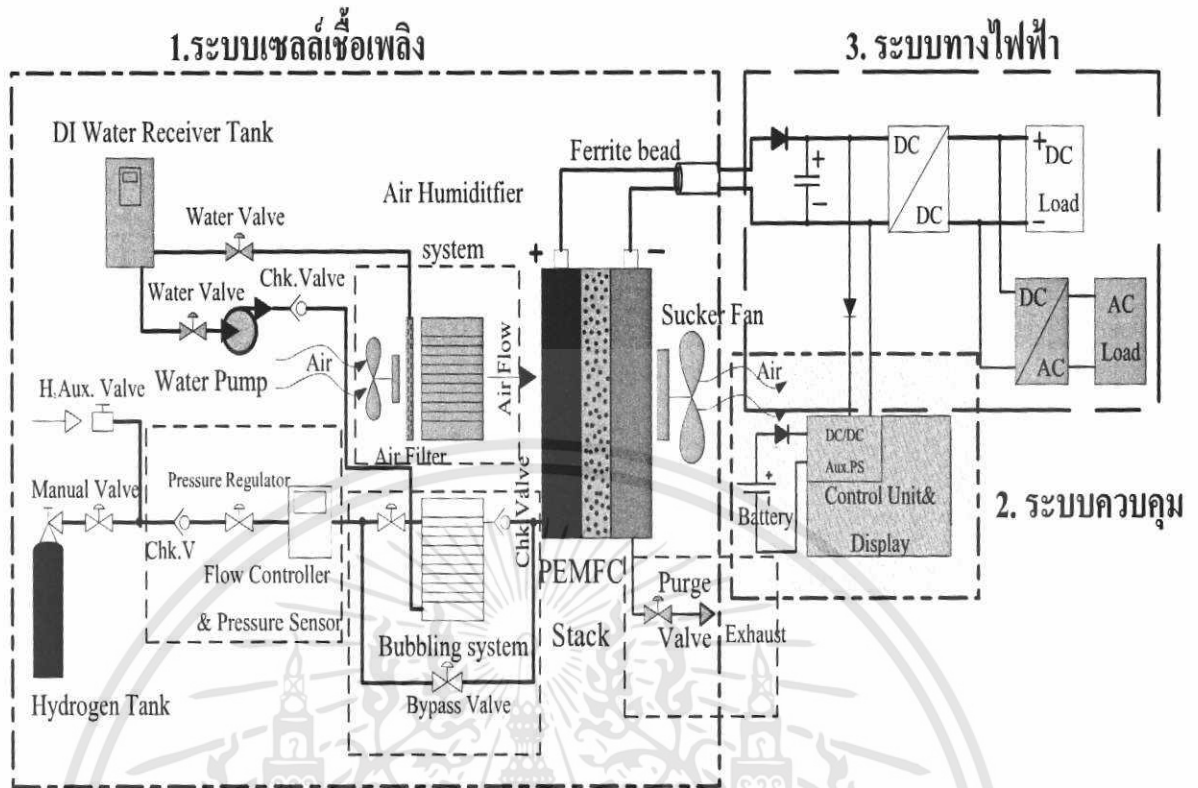
เนื่องจากการทำปฏิกิริยากันระหว่างไฮโดรเจนกับออกซิเจนจะได้พลังงานไฟฟ้าและน้ำ ดังนั้นจึงต้องมีความจำเป็นที่จะต้องนำออกจากฝั่งแคโทดของเซลล์ด้วยการใช้ระบบไล่น้ำ (purging system) ซึ่งเงื่อนไขของระบบนี้จะมีอัตราการไล่น้ำ (purging period) ที่ 6 วินาที เนื่องจากหากอัตราการไล่น้ำออกจากระบบนานกว่า 6 วินาทีค่าแรงดันของระบบก็จะลดลงเพราะน้ำที่เกิดขึ้นในระบบจะไปขวางการไหลของไฮโดรเจนทำให้การเกิดปฏิกิริยาทางไฟฟ้าได้ไม่เต็ม^[22]

3.8.1.4 ชุดควบคุมการไหลของออกซิเจน (oxidation air flow)

ปริมาณออกซิเจนที่ผ่านเข้าสู่ชุดเซลล์นั้นได้มาจากการใช้พัดลมดูดออกซิเจนจากอากาศภายนอกเข้า ผ่านชุดกรองอากาศและเพิ่มความชื้นให้กับออกซิเจนด้วยชุดสร้างความชื้นแล้วจึงไหลเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิง อัตราการไหลของออกซิเจนนั้นขึ้นอยู่กับความเร็วของพัดลมดูดอากาศ ซึ่งความเร็วของพัดลมก็จะแปรผันตามปริมาณการจ่ายไหลของเซลล์เชื้อเพลิง ซึ่งบอร์ดควบคุมจะเป็นตัวจัดการปรับค่าความเร็วของพัดลมนี้ตามปริมาณของไหล

3.8.1.5 ชุดสร้างความชื้นให้กับไฮโดรเจน (hydrogen humidifier or bubbling system)

การเพิ่มความชื้นให้กับไฮโดรเจนจะทำงานตอนเริ่มระบบเท่านั้นเป็นการกระตุ้นเซลล์ให้พร้อมที่จะจ่ายไหลการทำงานคือ โปรแกรมจะสั่งให้โซลีนอยด์วาล์วที่ต่ออยู่กับชุดเพิ่มความชื้นทำงานดังนั้นไฮโดรเจนก็จะไหลเข้าไปในชุดเพิ่มความชื้น (bubbling system) หลังจากนั้นระบบก็จะไล่ความชื้นและน้ำในระบบออกด้วยอัตราการไล่น้ำ (purging period) ที่ 1 วินาทีนานประมาณ 20 วินาที โดยเมื่อเพิ่มความชื้นให้กับระบบเสร็จแล้วต่อไประบบก็จะทำงานด้วยการใช้อัตราการไล่น้ำ (purging period) ที่ 6 วินาทีตามเดิม



ภาพที่ 3.9 ระบบเซลล์เชื้อเพลิงและอุปกรณ์ที่ใช้ต่อพ่วง

3.8.2 ระบบควบคุม (control system)

ระบบควบคุมมีหน้าที่ในการรับ-ส่งข้อมูลจากส่วนต่างๆเข้ามาประมวลผลและควบคุมให้เป็นไปตามเงื่อนไขที่ตั้งไว้ของชุดเซลล์โดยระบบควบคุมจะประกอบไปด้วยอุปกรณ์ต่อพ่วงที่มีความจำเป็นในการทำให้ชุดเซลล์เชื้อเพลิงสามารถทำงานได้เต็มประสิทธิภาพ โดยที่งานวิจัยชิ้นนี้ใช้ dsPIC30F6010A ของบริษัทไมโครชิพ เป็นตัวประมวลผลและควบคุมโดยจะรับข้อมูลต่างๆจากอุปกรณ์ที่ต่อพ่วงเข้ามาเพื่อประมวลผล และส่งค่ากลับไปควบคุม(feedback control) และ/หรือแสดงผลผ่านทางจอแสดงผล(monitoring) ก็ขึ้นอยู่กับเงื่อนไขของพารามิเตอร์นั้นๆ ส่วนข้อมูลที่แสดงผลนั้นมีดังนี้ อุณหภูมิ ความชื้นสัมพัทธ์ ความดันทางด้านไฮโดรเจนขาเข้า พารามิเตอร์ทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง พารามิเตอร์ทางไฟฟ้าของดีซี-ดีซีคอนเวอร์เตอร์ และพารามิเตอร์ทางไฟฟ้าของอินเวอร์เตอร์ สำหรับอุปกรณ์ที่ต่อพ่วงที่ใช้รับ-ส่งสัญญาณไปที่บอร์ดควบคุมมีดังนี้

3.8.2.1 พัดลมดูดอากาศ (sucker fans)

หน้าที่หลักของพัดลมดูดอากาศคือ ดูดออกซิเจนเข้ามาทำปฏิกิริยากับไฮโดรเจนระบายความร้อนซึ่งเกิดขณะเซลล์ทำงาน พัดลมที่ใช้ดูดอากาศต้องมีความแรงพอที่จะดูดออกซิเจนผ่านช่องว่างของเซลล์ได้ โดยงานวิจัยชิ้นนี้ใช้พัดลมที่มีความเร็วลม 3000 รอบต่อนาทีและอัตราการไหลที่ 105 ลูกบาศก์ฟุตต่อนาที โดยความเร็วของพัดลมจะแปรผันตรงกับโหลด

3.8.2.2 ชุดสร้างความชื้นทางด้านออกซิเจน (oxygen humidifier)

ขณะที่ชุดเซลล์ทำงานความร้อนที่เกิดขึ้นจะทำให้เซลล์แห้งได้ ดังนั้นจึงมีวิธีการเพิ่มความชื้นให้เซลล์ สองวิธีคือ เพิ่มความชื้นด้านออกซิเจนและด้านไฮโดรเจน การเพิ่มความชื้นด้านออกซิเจนทำโดยการใช้ชุดสร้างความชื้นทางด้านออกซิเจนโดยมีเปียโซอิเล็กทริก (piezo electric) เป็นตัวสร้างความชื้น โดยอัตราการบ่อนความชื้นจะขึ้นกับอยู่ไหลดที่ต่ออยู่กับชุดเซลล์ซึ่งความชื้นสัมพัทธ์ที่ผ่านเข้าไปยังเซลล์จะมีการตรวจสอบโดย เซนเซอร์วัดความชื้นสัมพัทธ์ เพื่อไม่ให้เกินค่าประมาณ 70 %RH ถ้าหากค่าความชื้นสัมพัทธ์สูงไปก็จะทำให้เซลล์เปียกเกินไป เกิดการขวางการไหลของไฮโดรเจนค่าแรงดันและประสิทธิภาพของระบบจะต่ำลง หากความชื้นมากไปวิธีแก้คือทำการลดค่าแอมพลิจูดของแรงดันที่บ่อนให้กับเปียโซอิเล็กทริก (piezo electric) ค่าความชื้นก็จะมีค่าลดลง

3.8.2.3 ชุดชาร์จแบตเตอรี่ (battery charger)

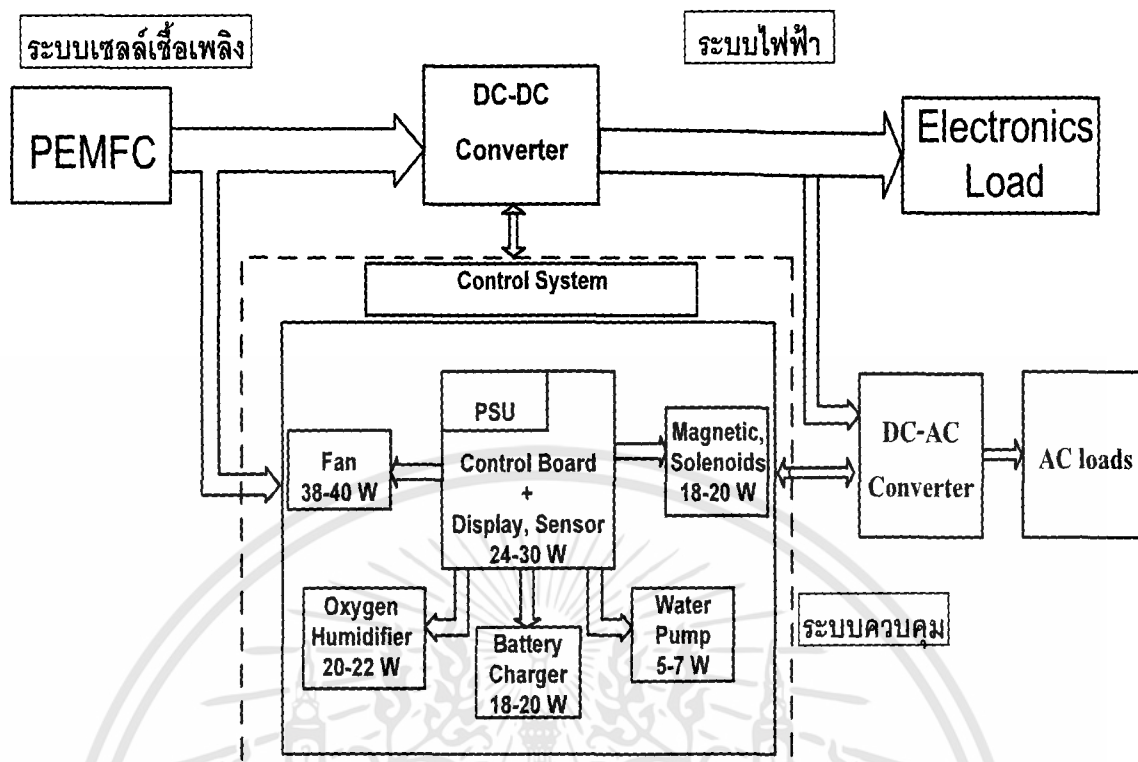
ในการเริ่มการทำงานของชุดเซลล์เชื้อเพลิงนั้นจะใช้พลังงาน จากแบตเตอรี่เพื่อเป็นแหล่งจ่ายให้กับบอร์ดควบคุมในการสั่งงานให้ชุดเซลล์เชื้อเพลิงทำงานเพื่อเป็นการรักษาระดับแรงดันของแบตเตอรี่จึงใช้ชุดประจุแบตเตอรี่ขนาด 12 โวลต์ 2.8 แอมป์ จำนวน 3 ลูก ประจุกระแส 280 มิลลิแอมแปร์ไว้ประจุแบตเตอรี่เพื่อใช้เป็นตัวสำรองไฟให้กับบอร์ดควบคุม

3.8.2.4 ปั๊มน้ำ (water pump)

มีหน้าที่ในการปั๊มน้ำเข้าสู่ชุดสร้างความชื้นให้กับไฮโดรเจน (Hydrogen Humidifier) การทำงานจะขึ้นอยู่กับระดับน้ำภายในชุดสร้างความชื้นเองโดยใช้สวิทช์ลูกลอยเป็นตัวเซ็นระดับ หากระดับน้ำต่ำกว่าที่กำหนดสวิทช์ก็จะเปลี่ยนสถานะและส่งค่ามายังบอร์ดควบคุมเพื่อสั่งให้ปั๊มน้ำทำงาน

3.8.2.5 โซลินอยด์วาล์ว (solenoid valve)

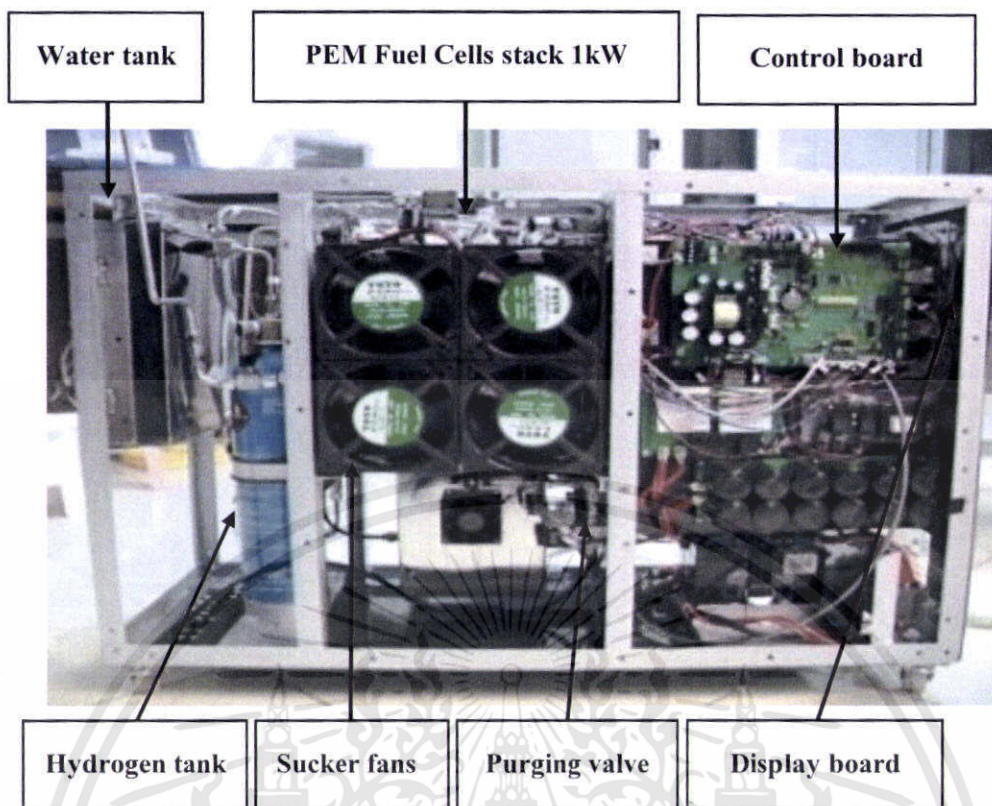
เป็นส่วนที่ใช้ทำหน้าที่เป็นสวิทช์เปิด-ปิดไฮโดรเจนฝั่งอินพุต และควบคุมการปล่อยไฮโดรเจนที่ทำปฏิกิริยาแล้วกับน้ำออกทางฝั่งเอาต์พุต (purgig system) โดยที่โซลินอยด์ทุกตัวจะรับคำสั่งจากบอร์ดควบคุม ตามเงื่อนไขของโปรแกรมที่ได้ตั้งไว้



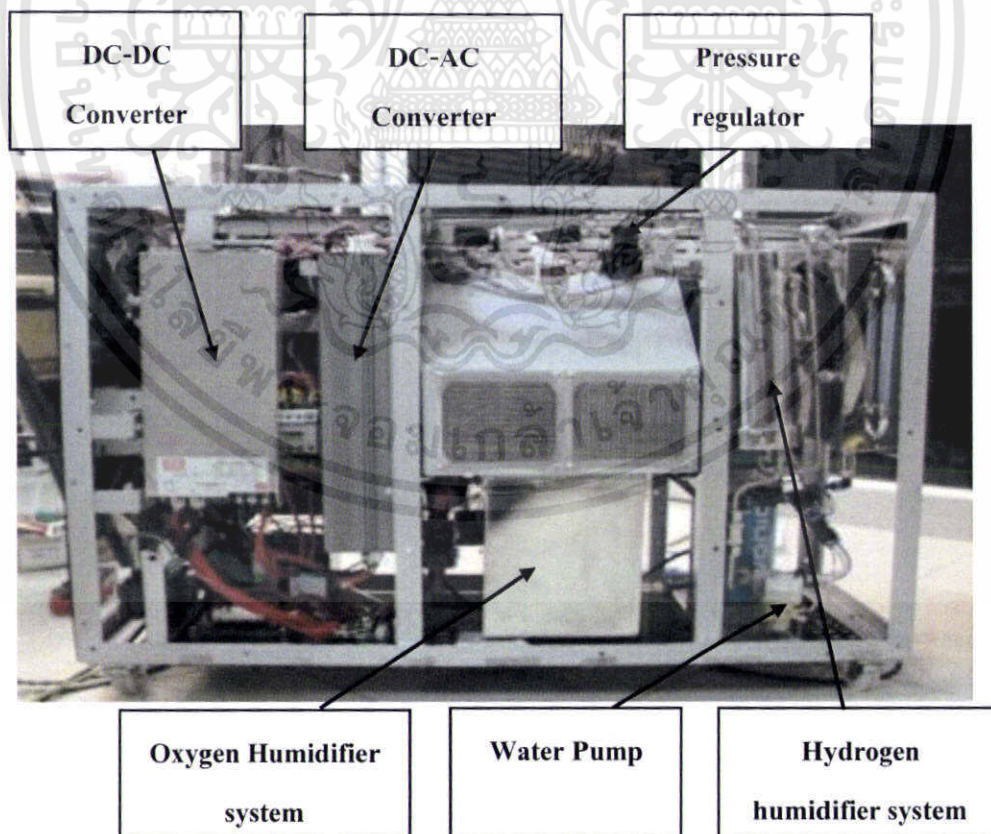
ภาพที่ 3.10 อุปกรณ์ที่ต่ออยู่กับระบบควบคุม

3.8.3 ระบบทางไฟฟ้า (electrical system)

เนื่องจากเซลล์เชื้อเพลิงมีแรงดันเอาต์พุตเป็นไฟฟ้ากระแสตรงที่มีช่วงแรงดันค่อนข้างกว้าง การตอบสนองต่อการจ่ายโหลดช้าและมีความไม่เสถียร ดังนั้นเพื่อแก้ปัญหาดังกล่าวจึงได้ใช้ ดีซี-ดีซี คอนเวอร์เตอร์เข้ามาแก้ปัญหาดังกล่าวเพื่อเป็นแหล่งจ่ายไฟฟ้ากระแสตรง นอกจากนี้ยังได้นำ อินเวอร์เตอร์มาใช้ต่อกับชุดเซลล์เชื้อเพลิงเพื่อเป็นแหล่งจ่ายไฟฟ้ากระแสสลับให้ใช้กับโหลดไฟ กระแสสลับอีกด้วย ซึ่งจากส่วนประกอบพื้นฐานและเงื่อนไขที่กำหนดขึ้นทำให้ได้รูปแบบของเซลล์ เชื้อเพลิงสำหรับแหล่งจ่ายพลังงานไฟฟ้า ดังภาพที่ 3.11 และ 3.12



ภาพที่ 3.11 ภาพด้านหน้าของต้นแบบชุดเซลล์เชื้อเพลิงสำหรับแหล่งจ่ายพลังงานไฟฟ้า



ภาพที่ 3.12 ภาพด้านหลังของต้นแบบชุดเซลล์เชื้อเพลิงสำหรับแหล่งจ่ายพลังงานไฟฟ้า

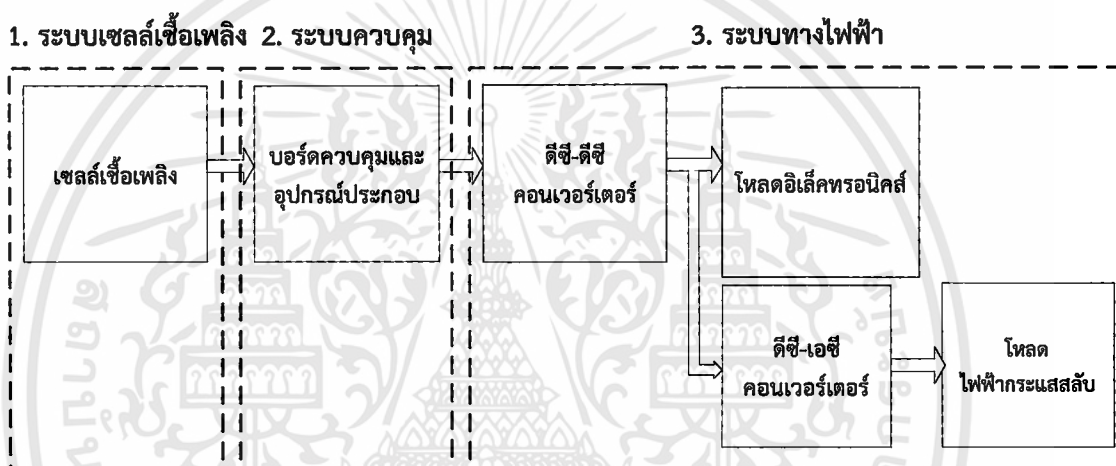
บทที่ 4

การออกแบบแหล่งจ่ายกำลังด้วยระบบเซลล์เชื้อเพลิง

4. การออกแบบระบบแหล่งจ่ายกำลังด้วยเซลล์เชื้อเพลิง

ในงานวิจัยชิ้นนี้นำเสนอระบบเซลล์เชื้อเพลิงออกเป็นสามส่วนใหญ่ๆ คือ

- 4.1 เซลล์เชื้อเพลิง
- 4.2 ระบบควบคุม
- 4.3 ระบบทางไฟฟ้า

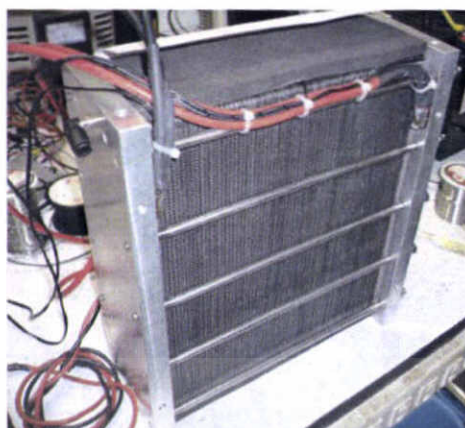


ภาพที่ 4.1 บล็อกไดอะแกรมของระบบจัดการเซลล์เชื้อเพลิง

4.1 เซลล์เชื้อเพลิง

เซลล์เชื้อเพลิงและสแต็กที่ใช้ในงานวิจัยประกอบด้วยพารามิเตอร์ดังต่อไปนี้ แสดงดังภาพที่ 4.2

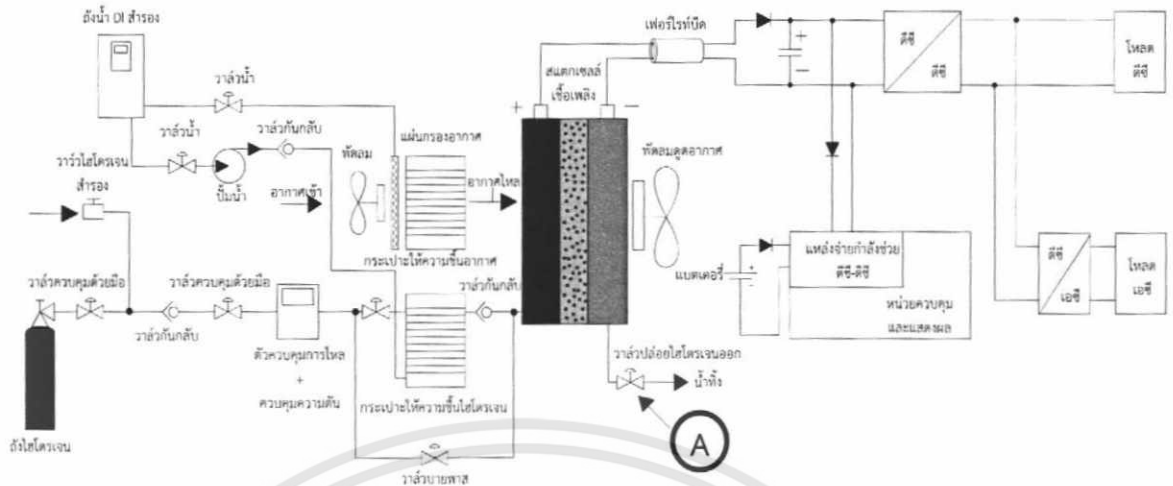
• จำนวนสแต็กของเซลล์เชื้อเพลิง	70	เซลล์
• กำลังไฟฟ้าสูงสุด	1	กิโลวัตต์
• กำลังไฟฟ้าต่อเซลล์	14.45	วัตต์ต่อเซลล์
• แรงดันปกติ	42	โวลท์
• พื้นที่ใช้งาน	85	ตารางเซนติเมตร
• เงื่อนไขโพลดที่ทดสอบ	100, 400	วัตต์
• เงื่อนไขคาบเวลาการปล่อยออก	3, 6, 9, 12, 15, 18	วินาที
• เงื่อนไขเวลาที่ทดสอบโพลด	8	นาที



ภาพที่ 4.2 เซลล์เชื้อเพลิงจริงที่ใช้ในงานวิจัย

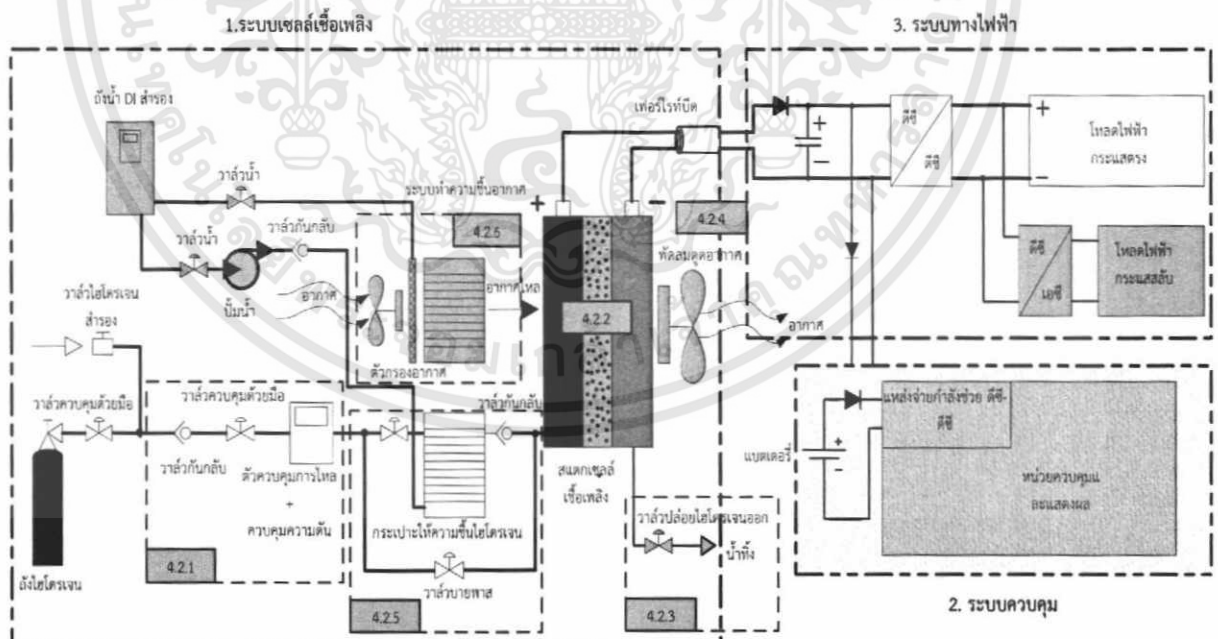
4.2 ระบบควบคุมเซลล์เชื้อเพลิง

ในการออกแบบระบบควบคุมการทำงานของแหล่งจ่ายกำลังด้วยเซลล์เชื้อเพลิงจำเป็นต้องมีอุปกรณ์ต่อพ่วงและระบบควบคุมเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพสูงสุด ในงานวิจัยนี้เลือกใช้ไมโครคอนโทรลเลอร์เบอร์ dsPIC30F6010a ของบริษัทไมโครชิพเป็นตัวควบคุม โดยจะรับข้อมูลจากอุปกรณ์ตรวจจับและส่งสัญญาณควบคุมไปที่อุปกรณ์ต่อพ่วงตามเงื่อนไขของพารามิเตอร์ นอกจากนี้ยังมีการเก็บข้อมูลพารามิเตอร์ไว้ใน EEPROM ของไมโครคอนโทรลเลอร์เบอร์ dsPIC30F6010a ติดต่อกับคอมพิวเตอร์ผ่านพอร์ต RS-232 อุลนทุมิ และส่งค่าพารามิเตอร์ไปแสดงผลแบบเวลาจริงที่จอแอลซีดีแบบอักขระขนาด 20x4 ข้อมูลที่แสดงผลมีดังนี้ อุลนทุมิ ความชื้นสัมพัทธ์ ความดันของไฮโดรเจนด้านเข้า แรงดัน กระแสไฟฟ้าของสแตก แรงดันไฟฟ้าของแบตเตอรี่ แรงดัน กระแสไฟฟ้าของชุดดีซีบูตัสคอนเวอร์เตอร์ กำลังไฟฟ้า แรงดันไฟฟ้า กระแสไฟฟ้า ความถี่ กำลังไฟฟ้าจริง กำลังไฟฟ้าปรากฏ กำลังไฟฟารีแอกทีฟ ของชุดดีซีบูตัสคอนเวอร์เตอร์ รวมทั้งระยะเวลาการทำงานของระบบจะถูกเก็บใน EEPROM ทั้งหมด จากภาพที่ 4.3 เป็นวงจรของระบบเซลล์เชื้อเพลิงและอุปกรณ์ประกอบ

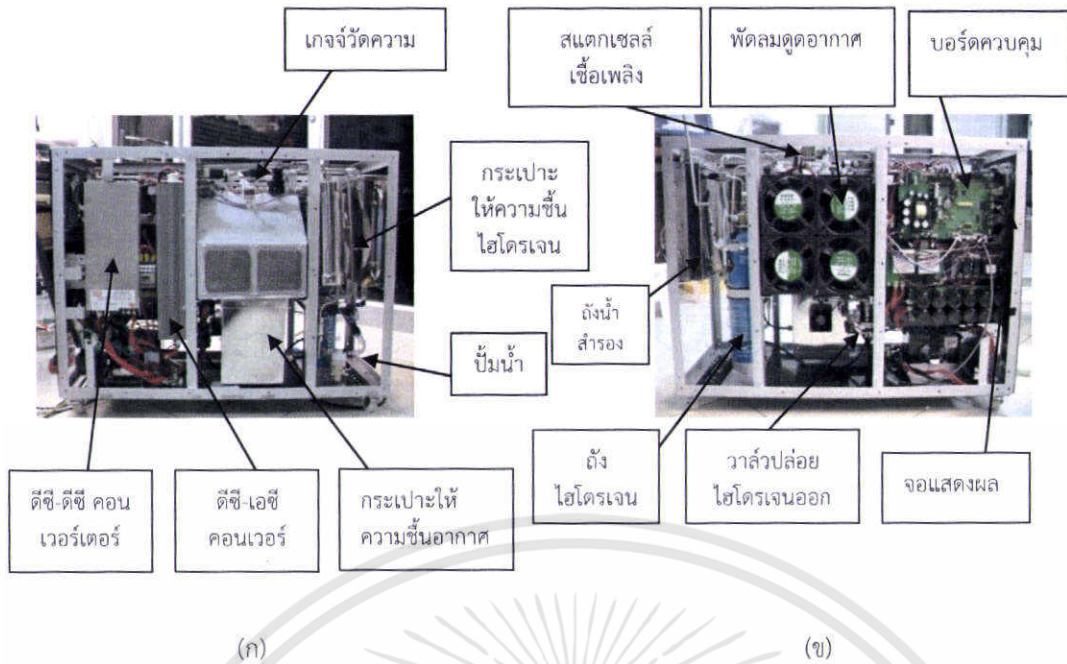


ภาพที่ 4.3 วงจรของระบบเซลล์เชื้อเพลิงและอุปกรณ์ประกอบ

ในการควบคุมระบบการทำงานของแหล่งจ่ายกำลังด้วยเซลล์เชื้อเพลิงจำเป็นต้องมีอุปกรณ์ต่อพ่วงและระบบควบคุมเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพสูงสุด เพื่อให้เข้าใจง่ายขึ้นจะแยกออกเป็นระบบย่อย ดังภาพที่ 4.4 เป็นการแสดงส่วนประกอบของระบบเซลล์เชื้อเพลิงและอุปกรณ์ต่อพ่วง ส่วนภาพที่ 4.5 โครงสร้างจริงของระบบแหล่งจ่ายจากเซลล์เชื้อเพลิงขนาด 1 กิโลวัตต์ที่นำเสนอ ซึ่งเงื่อนไขและหลักการทำงานมีดังนี้



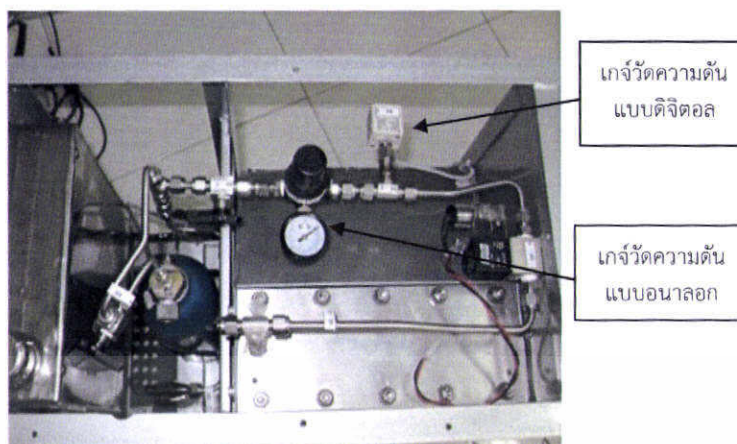
ภาพที่ 4.4 ระบบเซลล์เชื้อเพลิงและอุปกรณ์ที่ใช้ต่อพ่วง



ภาพที่ 4.5 โครงสร้างจริงของระบบแหล่งจ่ายจากเซลล์เชื้อเพลิงขนาด 1 กิโลวัตต์ที่นำเสนอ

4.2.1 ชุดควบคุมความดัน (Pressure control unit)

ระบบเซลล์เชื้อเพลิงจะต้องทำงานที่ความดันและอุณหภูมิความที่ค่าเหมาะสม ระดับแรงดัน จะเกิดการเปลี่ยนแปลงเมื่อความดันเปลี่ยนเนื่องความดันมีผลต่อการสะสมของน้ำในเซลล์ ดังนั้นจึง ต้องมีการรักษาระดับความดันในระบบให้มีความเหมาะสม ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้ทำการรักษาระดับ ความดันที่ใช้ในเซลล์เชื้อเพลิงซึ่งมาจากถังไฮโดรเจนและปรับให้รักษาระดับอยู่ที่ 0.3-0.8 บาร์ เนื่องจากว่าความดันสูงจะทำให้เซลล์เสียหายได้ ผลของความดันสูงอาจทำให้เชื้อเพลิงรั่วออกจาก เซลล์ได้ โดยในงานวิจัยนี้ได้นำเอาอุปกรณ์ตรวจจับความดัน (pressure sensor) มาใช้สำหรับวัด ความดันเพื่อส่งค่าไปยังชุดประมวลผล ควบคุมและแสดงผล ในกรณีที่ความดันต่ำกว่า 0.3 บาร์หรือ สูงกว่า 0.8 บาร์จะมีสัญญาณเตือนให้ผู้ใช้ปรับความดันของไฮโดรเจนให้อยู่ในระดับผ่านทางวาล์ว ควบคุม (pressure regulator) หรือหากว่าความดันอยู่ระดับที่ต่ำกว่าหรือมากกว่าที่ออกแบบในเวลา ที่นานเกินปกติ ชุดควบคุมและประมวลผลก็จะสั่งให้ระบบหยุดทำงาน ดังในภาพที่ 4.6 จะเป็น ตำแหน่งการติดตั้งเซนเซอร์ความดันแบบดิจิตอลและแบบควบคุมด้วยมือ

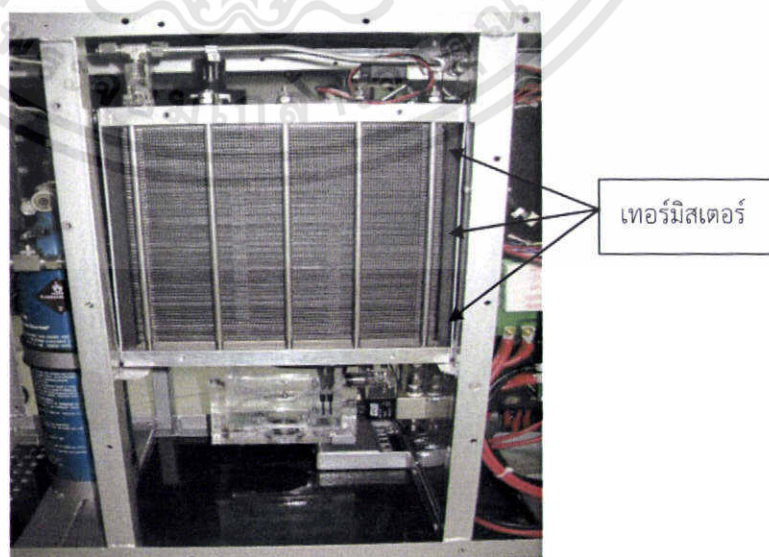


ภาพที่ 4.6 โครงสร้างจริงของระบบแหล่งจ่ายจากเซลล์เชื้อเพลิงวัดความดันแก๊สไฮโดรเจน

4.2.2 ชุดควบคุมอุณหภูมิทำงาน (operating temperature control unit)

อุณหภูมิเป็นพารามิเตอร์อีกตัวหนึ่งที่มีผลต่อการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่ต้องมีการควบคุม โดยปกติแล้วอุณหภูมิที่เซลล์ยิ่งสูงก็จะทำให้ระดับแรงดันของเซลล์สูงตามไปด้วย แต่อย่างไรก็ตามการออกแบบระบบเซลล์เชื้อเพลิงจะต้องมีการควบคุมในระดับอุณหภูมิที่เหมาะสม

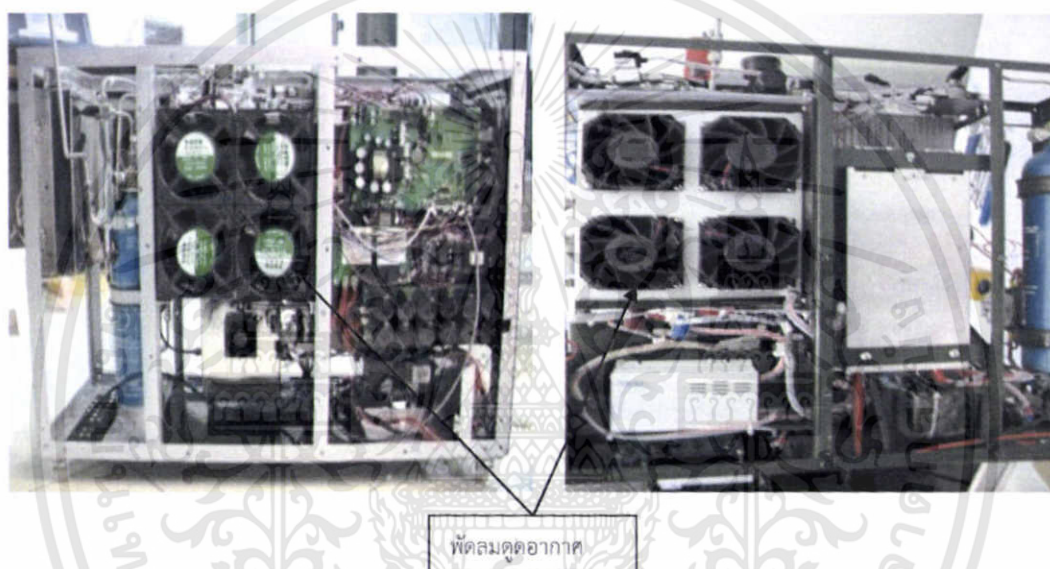
โดยทั่วไปอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงจะแปรผันตรงตามการจ่ายโหลด ในงานวิจัยนี้จะออกแบบระบบตรวจจับอุณหภูมิโดยใช้เทอร์มิสเตอร์ (Thermister) วัดอุณหภูมิเฉลี่ยจาก 3 จุด ดังภาพที่ 4.7 โดยการติดตั้งเทอร์มิสเตอร์จะติดตั้งที่กระจายที่ชุดเซลล์เชื้อเพลิงและส่งค่าไปยังชุดประมวลผลและควบคุม เพื่อควบคุมความเร็วพัดลมโดยพัดลมชุดนี้จะเป็นชุดเดียวกับชุดดูดอากาศ (ออกซิเจน) เข้าสู่เซลล์ ในงานวิจัยทำการรักษาอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงไม่ให้เกิน 50°C โดยพัดลมจะเริ่มทำงานที่อุณหภูมิ 30°C และจะมีสัญญาณเตือนอุณหภูมิสูงที่ 45°C หากอุณหภูมิถึง 50°C ระบบจะหยุดทำงาน



ภาพที่ 4.7 ตำแหน่งติดตั้งเทอร์มิสเตอร์วัดอุณหภูมิของสแตกเซลล์เชื้อเพลิง

4.2.3 ชุดควบคุมการไหลของออกซิเจน (oxidation air flow)

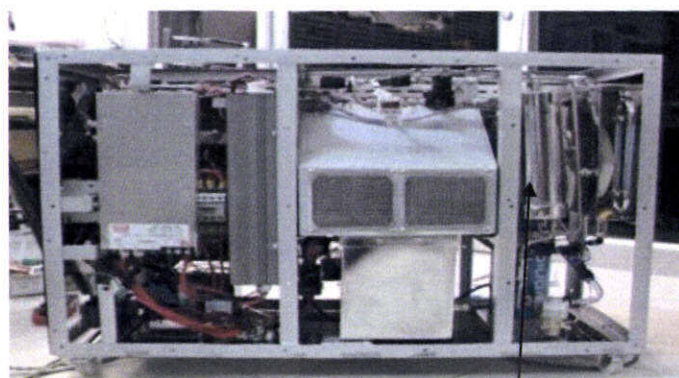
ปริมาณออกซิเจนจะมีผลต่อระดับแรงดันของเซลล์เชื้อเพลิงเช่นกัน ดังนั้นการควบคุมอากาศที่ผ่านเข้าสู่ชุดเซลล์นั้นจะต้องได้ปริมาณที่เหมาะสม ในงานวิจัยเลือกใช้การจ่ายออกซิเจน(อากาศ)เข้าสู่เซลล์โดยการใช้พัดลมดูดอากาศจากภายนอกเข้ามาผ่านชุดสร้างความชื้นเพื่อเพิ่มความชื้นให้กับออกซิเจน หลังจากนั้นจึงผ่านชุดกรองอากาศเข้าสู่เซลล์ อัตราการไหลของออกซิเจนขึ้นอยู่กับความเร็วของพัดลมดูดอากาศ ซึ่งแปรผันตามปริมาณการจ่ายไหลของเซลล์เชื้อเพลิง ในงานวิจัยนี้ใช้พัดลมจำนวน 4 ตัว ซึ่งมีพิกัดความเร็วลม 3000 รอบต่อนาทีและอัตราการไหลของอากาศที่ 105 ลูกบาศก์ฟุตต่อนาที ในภาพที่ 4.8 แสดงตำแหน่งการติดตั้งพัดลมดูดอากาศ



ภาพที่ 4.8 ตำแหน่งติดตั้งพัดลมดูดอากาศสำหรับควบคุมการไหลของอากาศ

4.2.4 ชุดสร้างความชื้นให้กับไฮโดรเจน (hydrogen humidifier or bubbling system)

โดยทั่วไปแล้วความชื้นของไฮโดรเจนที่เข้าสู่เซลล์จะมีผลต่อทั้งระดับแรงดัน อายุการใช้งานของเซลล์(ป้องกันการแห้งข้างในเซลล์)เชื้อเพลิง ในงานวิจัยนี้จึงต้องออกแบบชุดเพิ่มความชื้นในกับไฮโดรเจนโดยอาศัยหลักการซึมซับของอากาศเมื่อไหลผ่านน้ำ โดยจะสร้างกระเปาะ ดังภาพที่ 4.9 ซึ่งมีน้ำอยู่ในระบบสุญญากาศแล้วปล่อยไฮโดรเจนผ่านกระเปาะเพื่อรับเอาความชื้นแล้วส่งเข้าสู่เซลล์ ซึ่งโดยปกติแล้วการเพิ่มความชื้นให้กับไฮโดรเจนจะทำงานเฉพาะตอนเริ่มระบบเท่านั้นเพื่อเป็นการกระตุ้นเซลล์ให้พร้อมที่จะจ่ายไหลโดยตอนเริ่มระบบวาล์วโซลินอยด์จะเปิดให้ไฮโดรเจนไหลผ่านชุดสร้างความชื้นเข้าสู่เซลล์สลับกับชุดบายพาส(ไม่ผ่านชุดสร้างความชื้น)ด้วยอัตรา 0.1 วินาทีต่อ 15 วินาที ประมาณ 1 นาที

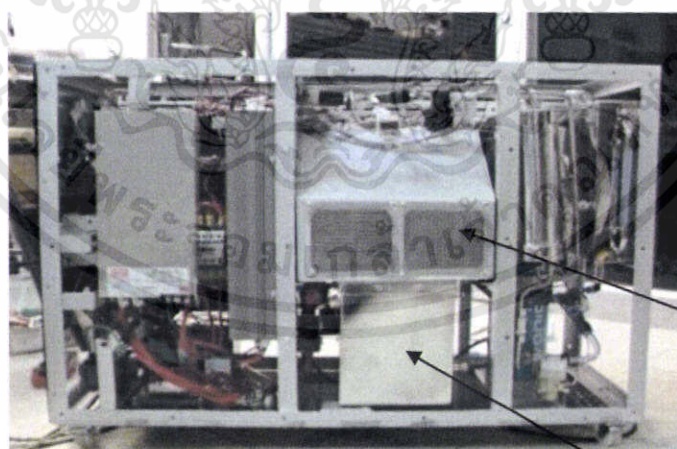


กระบะสร้างความชื้นให้ไฮโดรเจน

ภาพที่ 4.9 ตำแหน่งติดตั้งกระบะสร้างความชื้นให้ไฮโดรเจน

4.2.5 ชุดสร้างความชื้นทางด้านออกซิเจน (oxygen humidifier)

โดยปกติแล้วขณะที่ชุดเซลล์ทำงานจะมีความร้อนเกิดขึ้นทำให้เซลล์แห้ง เพื่อให้การทำงานของเซลล์มีประสิทธิภาพสูงสุด ไฮโดรเจนและอากาศที่จ่ายให้เซลล์ต้องไม่แห้งจนเกินไปในงานวิจัยนี้จึงออกแบบชุดสร้างความชื้นให้อากาศ(ออกซิเจน)ที่จะจ่ายเข้าเซลล์ ดังนั้นจึงต้องมีการเพิ่มความชื้นของออกซิเจนฝั่งแคโทดให้เซลล์ ในงานวิจัยใช้วิธีการสร้างหมอกซึ่งมีความชื้นด้วยเปียโซอิเล็กทริก (Piezo electric) ซึ่งอยู่ในกระบะ แล้วใช้พัดลมดูดอากาศซึ่งผ่านแผ่นกรองอากาศผ่านหมอกเข้าเซลล์ โดยความชื้นสัมพัทธ์ที่ใช้คือ 70 %RH ดังภาพที่ 4.10 แสดงตำแหน่งติดตั้งชุดสร้างความชื้นให้อากาศ



พัดลมดูดอากาศ

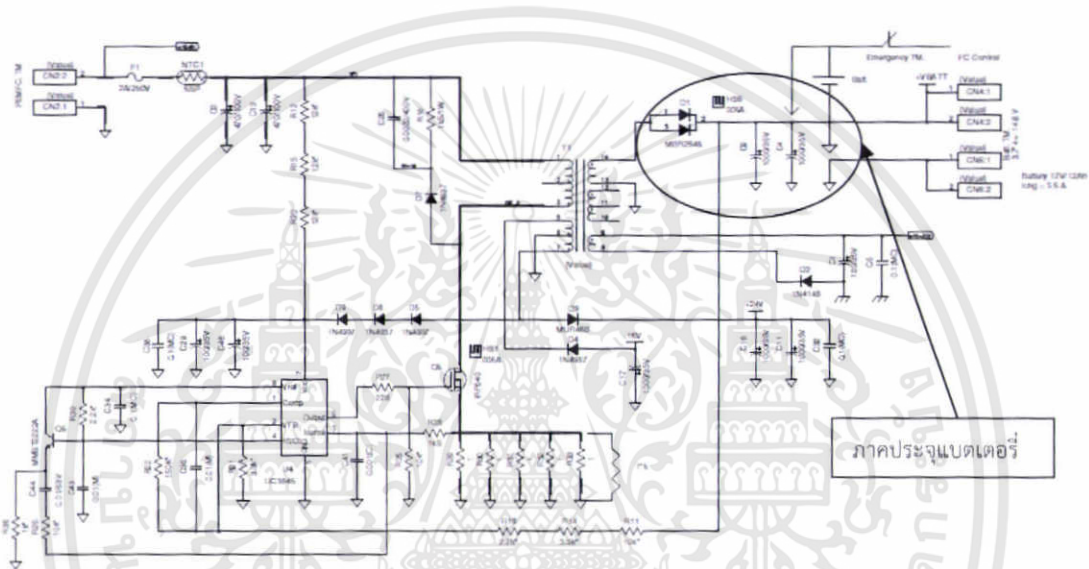
กระบะสร้างความชื้นให้อากาศ

ภาพที่ 4.10 ตำแหน่งติดตั้งกระบะสร้างความชื้นให้อากาศ

4.2.6 ชุดประจุแบตเตอรี่ (battery charger)

โดยปกติแล้วเซลล์เชื้อเพลิงไม่สามารถทำงานตอนเริ่มด้วยตัวเองได้ จำเป็นต้องมีแบตเตอรี่เพื่อเป็นแหล่งจ่ายให้กับชุดควบคุม พัดลมดูดอากาศและอุปกรณ์ต่อพ่วง หลังจากเซลล์เชื้อเพลิงทำงานจนมีเสถียรภาพ ระบบจึงตัดการใช้พลังงานจากแบตเตอรี่มาใช้พลังงานจากเซลล์เชื้อเพลิงแทน และประจุแบตเตอรี่เก็บไว้ ขนาดของแบตเตอรี่ที่ใช้ 36 V 2.8 Ah กระแสประจุ 280 มิลลิแอมแปร์

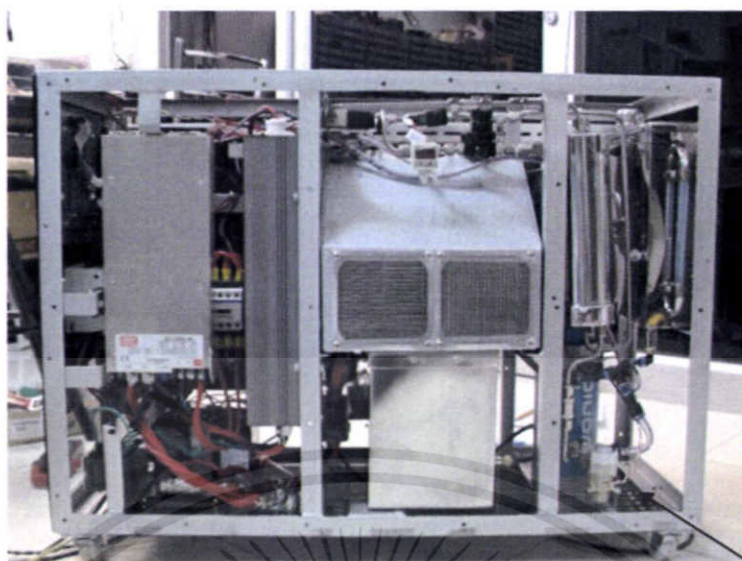
ในกรณีที่ไหลดมีการเปลี่ยนแปลงอย่างรวดเร็วระบบจะมีการจ่ายไฟจากแบตเตอรี่ร่วมกับเซลล์เชื้อเพลิงอีกทางหนึ่งเพื่อให้ระบบมีเสถียรภาพ



ภาพที่ 4.11 วงจรประจุแบตเตอรี่

4.2.7 ปั๊มน้ำ (water pump)

ในการสร้างความความชื้นให้กับไฮโดรเจนกับออกซิเจนใช้น้ำกลั่นบริสุทธิ์ (De-ionized water) และมีการสูญเสียน้ำเกิดขึ้นในกระบวนการ ในระบบนี้จะมีถังสำรองน้ำและใช้ปั๊มส่งน้ำเพื่อรักษาระดับน้ำในชุดสร้างความชื้น



ปั๊มน้ำ

ภาพที่ 4.12 ตำแหน่งติดตั้งปั๊มน้ำ

4.2.8 โซลินอยด์วาล์ว (solenoid valve)

โดยปกติแล้วในระบบใช้ก๊าซไฮโดรเจนเป็นแหล่งพลังงานมีโอกาสรั่วออกจากเซลล์หรือแนวเดินท่อ ในระบบนี้จึงต้องมีชุดตรวจจับไฮโดรเจนรั่วและส่งสัญญาณไปที่ตัวควบคุมเพื่อสั่งปิดโซลินอยด์วาล์วด้านอินพุท นอกจากนี้โซลินอยด์วาล์วยังทำหน้าที่ ปิด-เปิด ไฮโดรเจนด้านอินพุทด้วย

4.2.9 ระบบควบคุมอัตโนมัติ (Fuel Processor Subsystem)

เพื่อให้สามารถควบคุมการทำงานที่ซับซ้อนของระบบเซลล์เชื้อเพลิงจำเป็นต้องมีหน่วยประมวลผลกลางมาควบคุมอีกที ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงเลือกใช้ไมโครคอนโทรลเลอร์ตระกูล MICROCHIP เบอร์ dsPIC30F6011a ซึ่งมีจำนวนขาอินพุท-เอาต์พุทให้เลือกใช้อย่างเพียงพอ โดยคุณสมบัติหลักของไมโครคอนโทรลเลอร์ที่เลือกใช้มีดังนี้

- โครงสร้างสถาปัตยกรรมแบบฮาร์ด
- ใช้โปรแกรมภาษาซีในการคอมไพล์
- คำสั่งพื้นฐาน 84 คำสั่ง
- 24 บิตคำสั่ง 16 บิตข้อมูล
- พื้นที่โปรแกรมแบบแฟลช 144 กิโลไบต์
- หน่วยความจำแบบ RAM 8 กิโลไบต์
- ความเร็วสูงสุดถึง 30 ล้านคำสั่งต่อวินาที
- อินเทอร์รัพภายใน 44 แหล่ง
- อินเทอร์รัพภายนอก 5 แหล่ง

- สามารถเลือกลำดับความสำคัญของอินเตอร์รัพต์ได้ถึง 8 ระดับ
- สามารถจ่ายกระแสหรือทนกระแสต่อขา 25 มิลลิแอมป์
- ไทมเมอร์/เคาเตอร์ขนาด 16 บิต จำนวน 5 ตัว
- ฟังก์ชัน PWM ขนาด 16 บิต จำนวน 8 ช่อง
- พอร์ตสื่อสารแบบ UART จำนวน 2 ช่อง
- สามารถแปลงสัญญาณอนาล็อกเป็นดิจิตอลความละเอียดขนาด 10 บิต จำนวน 16 ช่อง

4.2.10 ระบบไล่น้ำออกจากระบบ (purging system)

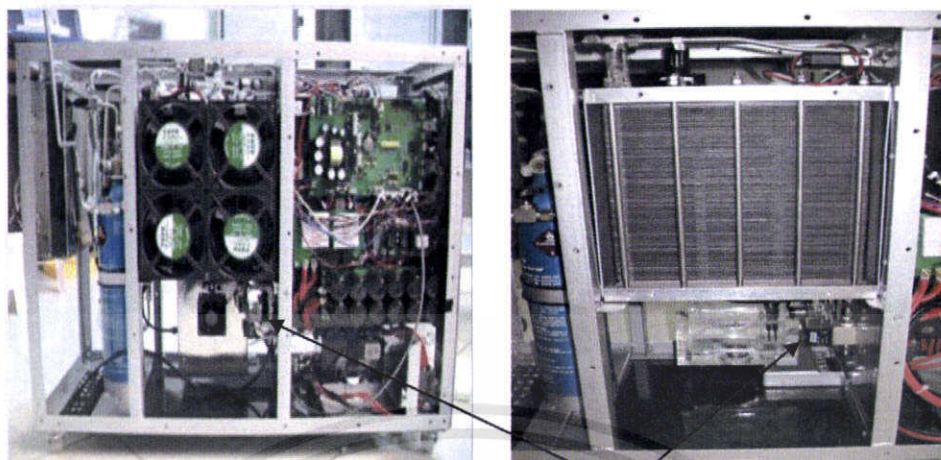
งานของระบบการจัดการน้ำเพื่อรักษาความชุ่มชื้นของเมมเบรนพอลิเมอร์และป้องกันน้ำท่วมเซลล์เชื้อเพลิงทำให้เกิดการสูญเสียโพลารไรซ์ การจัดการระบบความร้อน การจัดการระบบพลังงาน และการควบคุมความชื้นที่เหมาะสม จะมีผลทำให้เซลล์มีอายุการใช้งานที่

การควบคุมที่แม่นยำของการไหลของสารตั้งต้นและความดัน อุณหภูมิสแตก เมมเบรนและความชื้นคือพารามิเตอร์ที่มีความสำคัญต่อการทำงานอย่างมีประสิทธิภาพและความทนทานเซลล์เชื้อเพลิง

โดยปกติแล้วอัตราการไหลของสารตั้งต้นที่เข้าของเซลล์เชื้อเพลิงจะต้องเท่ากับหรือสูงกว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่มีต่อการบริโภคในเซลล์ ดังนั้นจึงต้องมีการควบคุมอัตราการไหลของไฮโดรเจนและออกซิเจนเข้าสู่เซลล์ให้เหมาะสมและไฮโดรเจนที่จ่ายให้เซลล์ต้องมีความบริสุทธิ์สูงมาก แต่ถึงอย่างไรก็ตามก็ต้องมีการปล่อยออกเป็นระยะ (Flow through mode) เพื่อจัดการสะสมของน้ำหรืออีกทางหนึ่งคือการนำไฮโดรเจนกลับมาให้ใหม่ (circulation mode) ส่วนในงานวิจัยนี้ได้นำเสนอวิธีไหลผ่าน (Flow through mode)

การบริโภคไฮโดรเจนที่ทางเข้าเซลล์ และการใช้เชื้อเพลิงในโหมดต่างๆของการทำงานโดยสรุปมีดังนี้ในโหมดที่ตายสิ้นสุด (Dead-end mode) และโหมดการไหลวนกลับ (Circulation mode): โดยทั่วไปจะให้ประสิทธิภาพที่ดีเนื่องจากไฮโดรเจนบริสุทธิ์อาจจะถูกใช้หมดในโหมดที่ตายสิ้นสุด (Dead-end mode) ส่วนไฮโดรเจนที่ใช้ในโหมดการไหลผ่าน (Flow through mode) จะใช้ไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์น้อยกว่าซึ่งหมายความว่าจะมีสิ่งเจือปนมากกับไฮโดรเจนเมื่อทำงานในกับโหมดการไหลผ่าน (ในการศึกษาในปัจจุบันนี้) จะต้องมีการปล่อยออกเป็นจังหวะ การไหลที่แน่นอนเป็นตัวแปรที่ต้องมีการออกแบบ ถ้าอัตราการไหลสูงเกินไปประสิทธิภาพจะต่ำ (เพราะไฮโดรเจนจะถูกทำลาย) และถ้าอัตราการไหลต่ำเกินไปประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงอาจได้รับจากความเสียหายของเซลล์จากการตกค้างของน้ำและสิ่งเจือปน

ในงานวิจัยนี้ได้นำเสนอผลการศึกษาวិธีการไล่น้ำออกจากเซลล์แบบไหลผ่าน (Flow through) เนื่องจากการทำปฏิกิริยาเคมีกันระหว่างไฮโดรเจนกับออกซิเจนจะได้พลังงานไฟฟ้าและน้ำ ซึ่งน้ำที่เกิดขึ้นจะขังอยู่ในชั้นกระจายตัวของเชื้อเพลิง (Gas diffusion layers) และไปขัดขวางการไหลของไฮโดรเจนทำให้อัตราการเกิดพลังงานไฟฟ้าลดลง จึงต้องมีระบบไล่น้ำออกมา ในการทำงานของระบบครั้งแรกจะไล่น้ำด้วยอัตรา 10 มิลลิวินาที ทุกๆ 0.5 วินาที เป็นเวลา 12 วินาที หลังจากนั้นจะไล่น้ำทุกๆ 6 วินาทีด้วยอัตราเท่าเดิม [4]



วาล์วปล่อยไฮโดรเจนออก (Purging valve)

ภาพที่ 4.13 ตำแหน่งติดตั้งโซลินอยด์วาล์วสำหรับปล่อยไฮโดรเจนออก

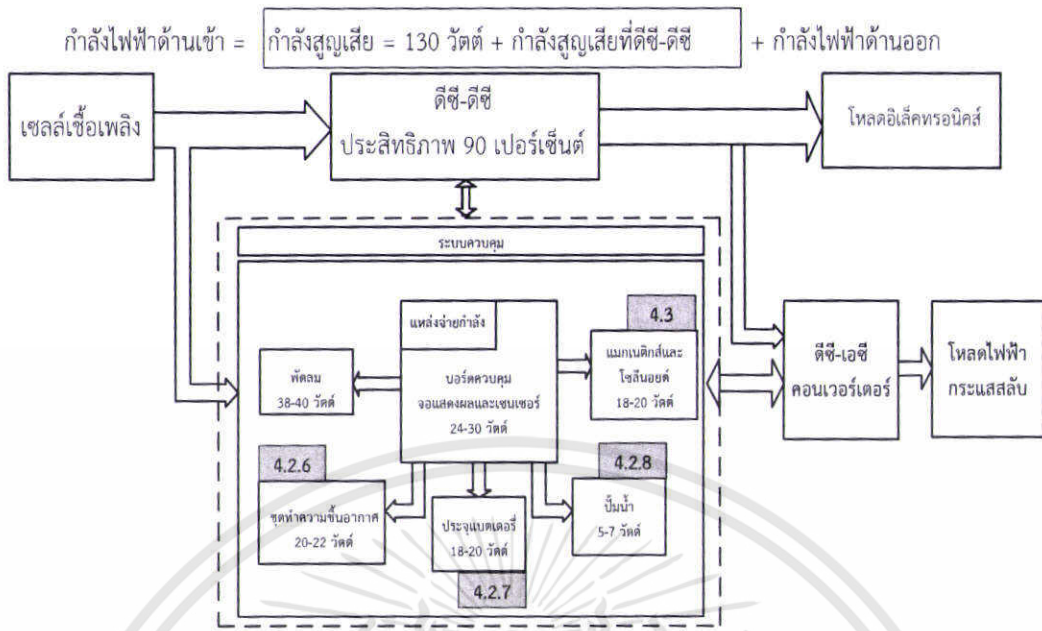
4.3 ระบบทางไฟฟ้า (electrical system)

4.3.1 แหล่งจ่ายไฟช่วยแบบดีซี-ดีซี

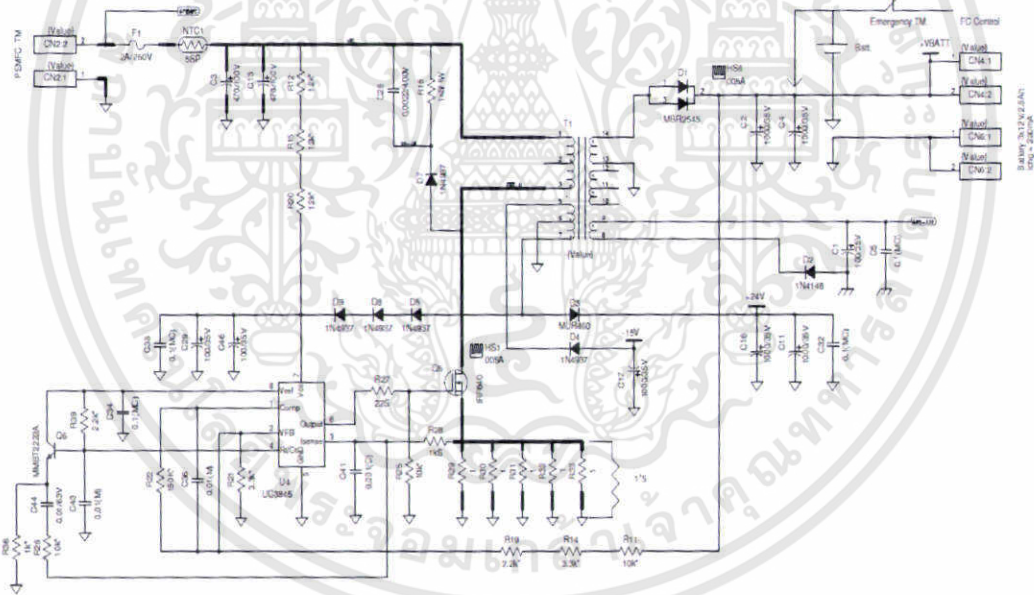
ในการออกแบบระบบแหล่งจ่ายกำลังด้วยเซลล์เชื้อเพลิงนั้นจำเป็นต้องมีแหล่งจ่ายกำลังช่วยในการเริ่มทำงานของระบบ ซึ่งในงานวิจัยนี้จะใช้แบตเตอรี่ขนาด 12 โวลต์ 2.8 แอมป์-ชั่วโมง จำนวน 3 ลูกเป็นแหล่งจ่ายช่วย โดยแหล่งจ่ายกำลังนี้จะเป็นวงจรสวิตซ์แบบฟลายแบ็กแปลงไฟฟ้ากระแสตรงย่าน 28-70 โวลต์ เป็น 4 ระดับแรงดันดังนี้

- 41.4 โวลต์สำหรับประจุแบตเตอรี่
- 24 โวลต์สำหรับแหล่งจ่ายในวงจรควบคุม
- 15 โวลต์สำหรับแหล่งจ่ายในวงจรควบคุม
- 5 โวลต์สำหรับระบบสื่อสารแบบ RS-232 ซึ่งเป็นแบบแยกกราวด์

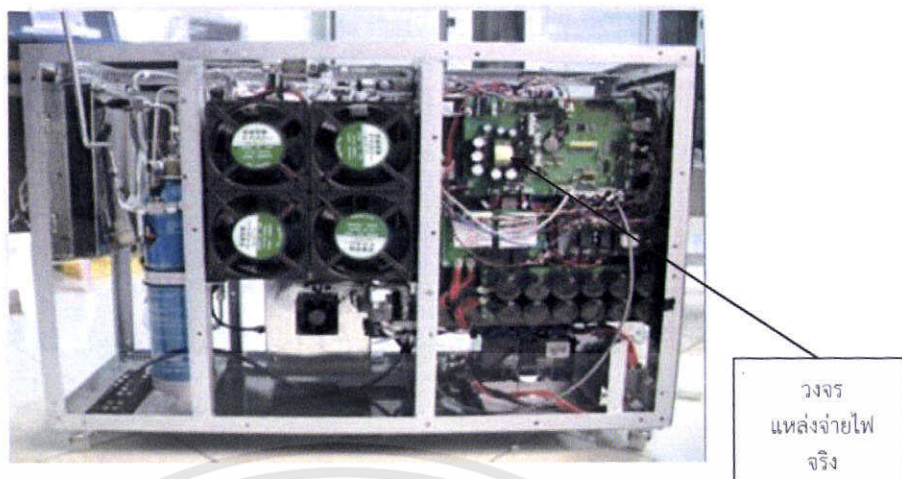
กำลังไฟฟ้าที่จ่ายให้อุปกรณ์ใช้เลี้ยงระบบ(Self operating system) มีค่าประมาณ 140-170 วัตต์ซึ่งมาจากอุปกรณ์ที่บอร์ดควบคุมตามภาพที่ 4 จากตารางที่ 1 ใช้กำลังไฟฟ้าประมาณ 130 วัตต์ และค่ากำลังไฟฟ้าสูญเสียที่คอนเวอร์เตอร์และอินเวอร์เตอร์อีกประมาณ 10-40 วัตต์



ภาพที่ 4.14 อุปกรณ์ที่อยู่กับระบบควบคุม

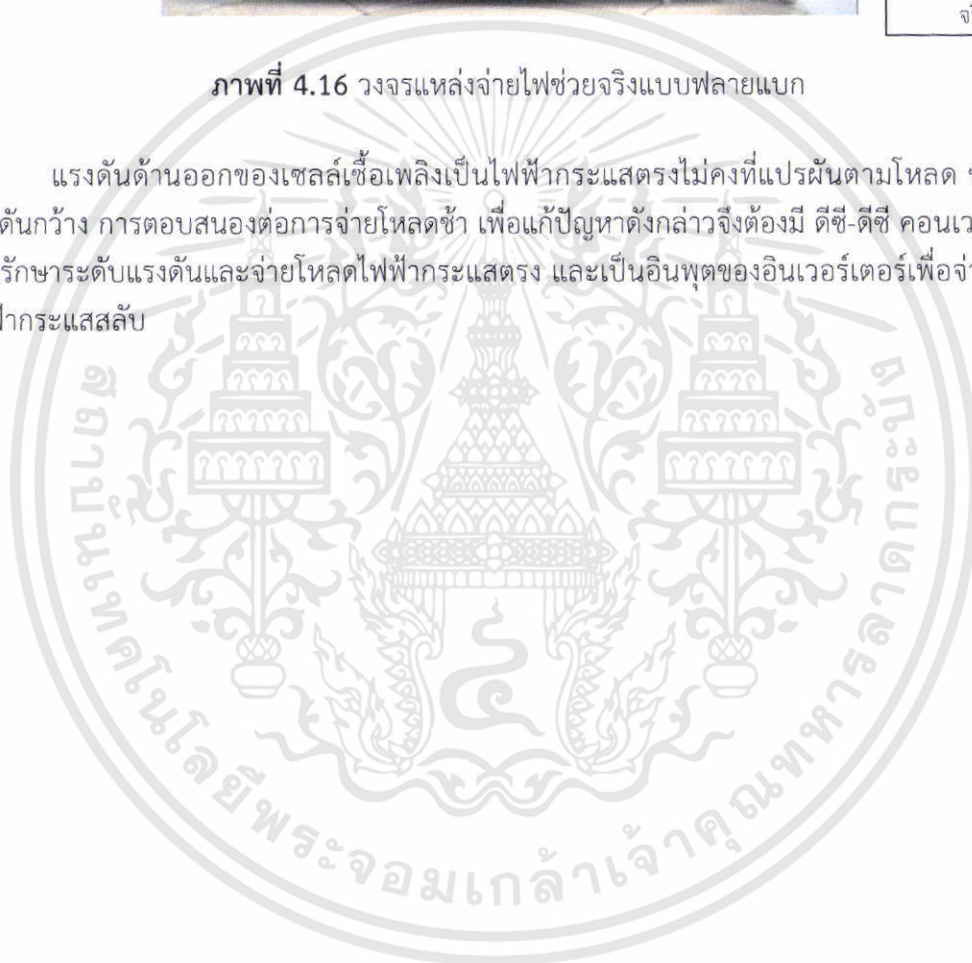


ภาพที่ 4.15 วงจรแหล่งจ่ายไฟช่วยแบบหลายแบบ



ภาพที่ 4.16 วงจรแหล่งจ่ายไฟช่วยจริงแบบฟลายแบ็ก

แรงดันด้านออกของเซลล์เชื้อเพลิงเป็นไฟฟ้ากระแสตรงไม่คงที่แปรผันตามโหลด ช่วงของแรงดันกว้าง การตอบสนองต่อการจ่ายโหลดช้า เพื่อแก้ปัญหาดังกล่าวจึงต้องมี ดีซี-ดีซี คอนเวอร์เตอร์ เพื่อรักษาระดับแรงดันและจ่ายโหลดไฟฟ้ากระแสตรง และเป็นอินพุตของอินเวอร์เตอร์เพื่อจ่ายโหลดไฟฟ้ากระแสสลับ



บทที่ 5

ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลอง

5. การทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลอง

บทนี้จะเป็นผลการทดลองที่ได้จากการทดสอบจากระบบจริงที่ทำการออกแบบ โดยจะแยกออกเป็นการทดสอบที่โหลด 100 วัตต์และ 400 วัตต์ โดยกำหนดคาบเวลาการปล่อยไฮโดรเจนออกที่ 3, 6, 9, 12, 15 และ 18 วินาที อัตราการปล่อยออก 10 มิลลิวินาที ทำการรักษาความดันของไฮโดรเจนของระบบไว้ที่ 0.35 บาร์ ความเร็วของพัดลมดูดอากาศด้านออกซิเจนที่ 3000 รอบต่อนาที ความชื้นสัมพัทธ์ประมาณ 60-75 %RH

ผลที่ได้จากการทดสอบสามารถคำนวณหาประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงและของระบบได้จากสมการ

$$\eta_{LHV} = \frac{P_{output}}{P_{input}} = \frac{P_{output}}{\dot{m}(LHV)} \quad (5.1)$$

ซึ่ง

P_{output} คือ กำลังไฟฟ้าด้านออกที่ได้จากการวัดจริง

LHV คือ ค่าพลังงานความร้อนของไฮโดรเจน เท่ากับ $120.0 \left(\frac{MJ}{kg}\right)$

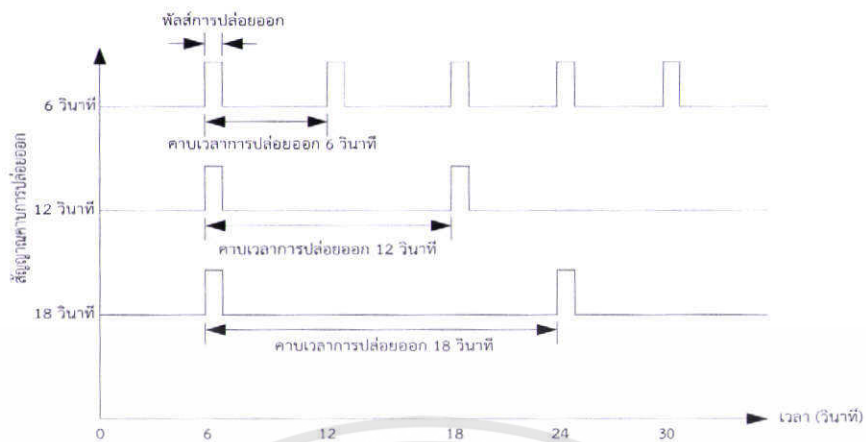
\dot{m} คือ อัตราการไหลเชิงมวล $\left(\frac{kg}{s}\right)$

ρ คือ ความหนาแน่นของไฮโดรเจนที่ 20 องศาเซลเซียสและที่ 1 ความดันบรรยากาศ เท่ากับ 0.08375 kg/m^3

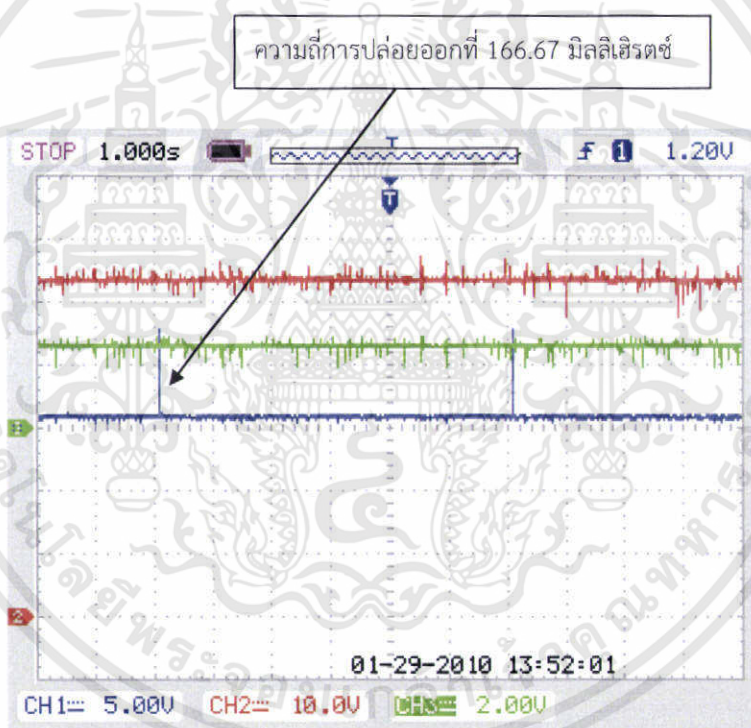
\dot{v} คือ อัตราการไหลของไฮโดรเจนที่ได้จากการวัดจริง $\left(\frac{L}{min}\right)$

ดังนั้น

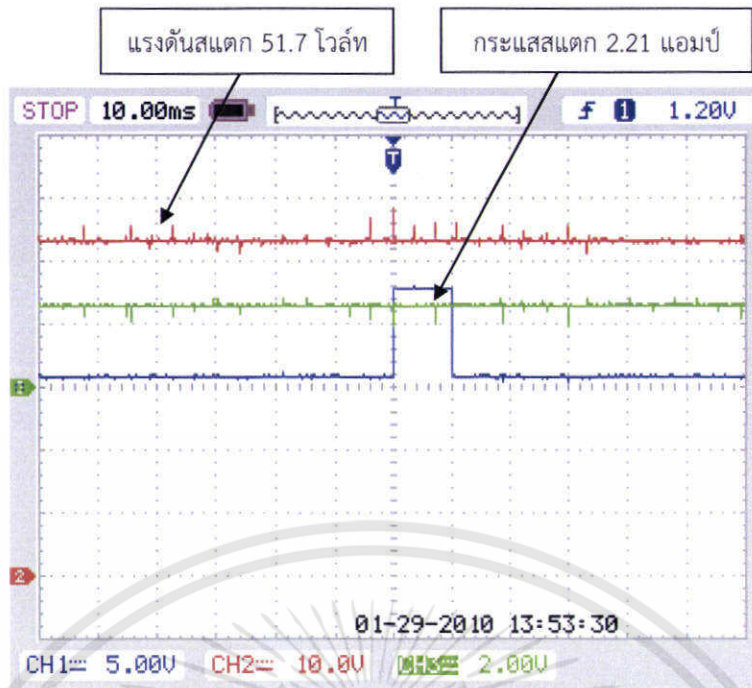
$$\begin{aligned} \eta_{LHV} &= \frac{P_{output}}{P_{input}} = \frac{P_{output}}{\dot{m}(LHV)} \\ &= \frac{P_{output}}{\frac{\dot{v}(\rho)}{60000}(LHV)} \\ &= \frac{P_{output}}{\frac{\dot{v}(0.08375)}{60000}(120 \text{ MJ})} \\ &= \frac{P_{output}}{167.5(\dot{v})} \end{aligned}$$



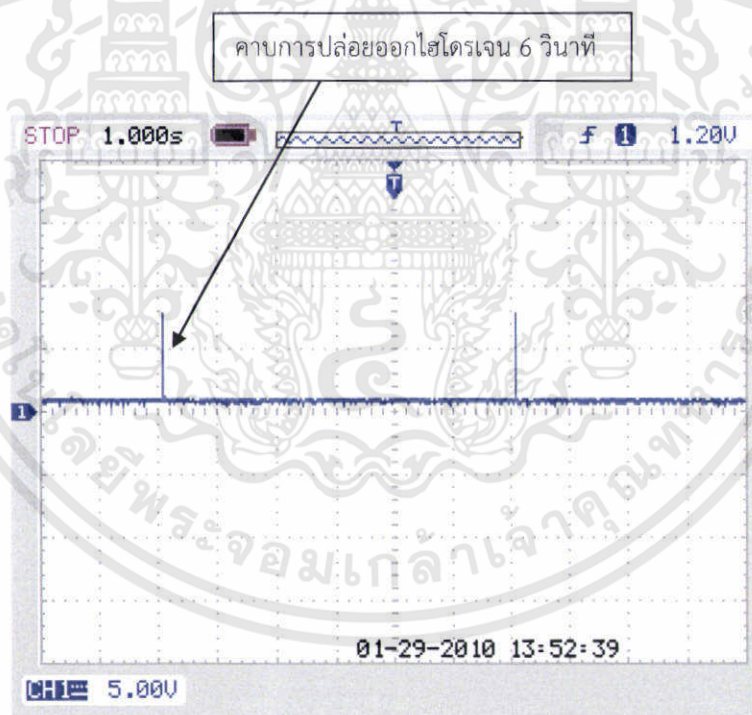
ภาพที่ 5.1 คำนียามของคาบการปล่อยออกและพัลส์การปล่อยออก



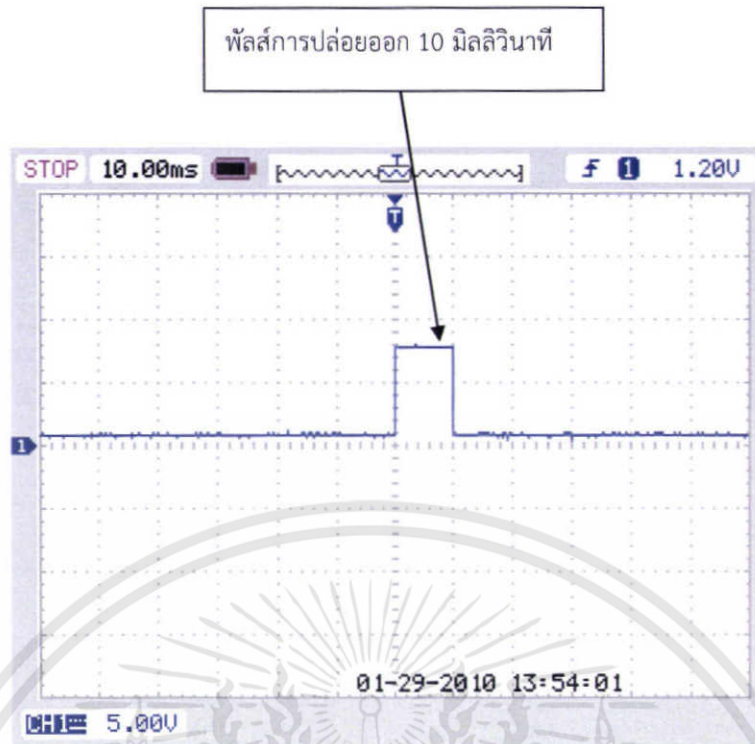
ภาพที่ 5.2 รูปคลื่นสัญญาณการปล่อยออกไฮโดรเจนที่คาบเวลา 6 วินาที



ภาพที่ 5.3 รูปคลื่นสัญญาณแรงดันและกระแสที่คาบการปล่อยออกไฮโดรเจน 6 วินาที



ภาพที่ 5.4 รูปคลื่นสัญญาณคาบการปล่อยออกไฮโดรเจน 6 วินาที



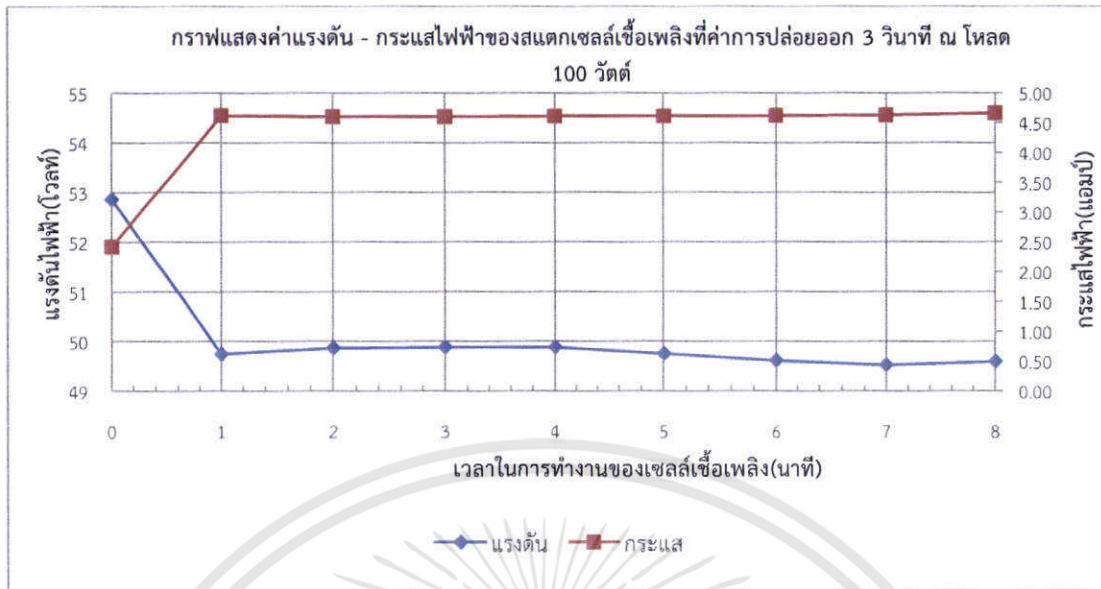
ภาพที่ 5.5 รูปคลื่นสัญญาณพัลส์การปล่อยออกไฮโดรเจนที่ 10 มิลลิวินาที

ผลการทดลองที่ค่าการปล่อยออก 3, 6, 9, 12, 15 และ 18 แสดงดังนี้

ตารางที่ 5.1 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 3 วินาที

เวลาในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันที่ของเซลล์เชื้อเพลิง	กระแสที่ของเซลล์เชื้อเพลิง	กำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง	แอมแปร์ที่เดินรถ	กระแสที่ที่รับ	กำลังไฟฟ้าที่รับ	อุณหภูมิเซลล์	อุณหภูมิของน้ำ	อุณหภูมิของอากาศ	อุณหภูมิของน้ำที่รับ	พลังงานที่เพิ่มขึ้น
นาที	โวลต์	แอมป์	วัตต์	โวลต์	แอมป์	วัตต์	องศาเซลเซียส	องศาเซลเซียส	องศาเซลเซียส	องศาเซลเซียส	วัตต์
0	52.86	2.37	125.28	48.10	0.02	0.00	28.95	28.25	68.00	27.00	125.28
1	49.74	4.59	228.31	48.00	2.08	99.84	27.54	28.50	71.00	28.00	128.47
2	49.86	4.57	227.86	48.00	2.08	99.84	27.89	28.52	71.00	28.00	128.02
3	49.88	4.56	227.45	48.00	2.08	99.84	28.25	28.74	70.00	29.00	127.61
4	49.88	4.58	228.45	48.00	2.08	99.84	28.62	28.86	67.00	29.00	128.61
5	49.75	4.60	228.85	48.00	2.08	99.84	28.74	28.62	63.00	29.00	129.01
6	49.61	4.62	229.20	48.00	2.08	99.84	28.62	28.37	60.00	29.00	129.36
7	49.52	4.62	228.78	48.00	2.08	99.84	28.37	28.25	62.00	29.00	128.94
8	49.59	4.61	228.61	48.00	2.08	99.84	28.62	28.50	65.00	29.00	128.77
ค่าเฉลี่ยของข้อมูล	49.73	4.59	228.44	48.00	2.08	99.84	28.33	28.56	66.13	28.75	128.60
ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน	0.14	0.02	0.56	0.00	0.00	0.00	0.42	0.20	4.29	0.46	0.56

*หมายเหตุ: ข้อมูลที่ได้ไม่รวมที่ 0 นาที

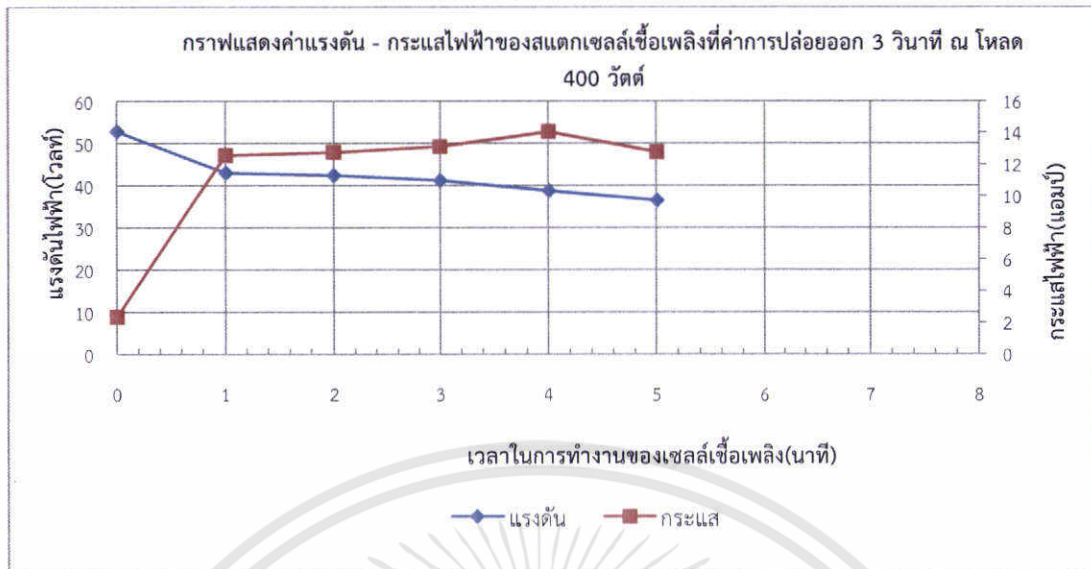


ภาพที่ 5.6 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 3 วินาที

ตารางที่ 5.2 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 3 วินาที

เวลาในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันไฟฟ้าของสแตกเซลล์เชื้อเพลิง	กระแสไฟฟ้าของสแตกเซลล์เชื้อเพลิง	กำลังไฟฟ้าของสแตกเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันไฟฟ้าด้านออก	กระแสไฟฟ้าด้านออก	กำลังไฟฟ้าด้านออก	อุณหภูมิที่เซลล์	อุณหภูมิในวาล์ว	เปอร์เซ็นต์ความชื้นสัมพัทธ์	พลังงานที่ขึ้นระบบ	
นาที	โวลต์	แอมป์	วัตต์	โวลต์	แอมป์	วัตต์	องศาเซลเซียส	องศาเซลเซียส	ด้านเข้า	ด้านออก	วัตต์
0	52.86	2.37	125.28	48.10	0.02	0.00	28.95	26.25	68.00	27.00	125.28
1	42.96	12.57	540.01	47.70	8.58	399.73	30.09	28.98	71.00	31.00	140.28
2	42.36	12.75	540.09	47.80	8.37	400.09	32.38	29.35	67.00	33.00	140.00
3	41.15	13.11	539.48	47.70	8.38	399.73	34.10	29.47	61.00	34.00	139.75
4	38.70	14.05	543.74	47.70	8.38	399.73	36.44	29.22	55.00	35.00	144.01
5	36.40	12.77	464.83	47.70	8.38	399.73	37.10	29.22	50.00	36.00	65.10
6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ค่าเฉลี่ยของข้อมูล	40.31	13.05	525.63	47.72	8.38	399.80	34.02	29.25	60.80	33.80	125.83
ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน	2.73	0.59	34.03	0.04	0.00	0.16	2.89	0.18	8.56	1.92	33.99

* หมายเหตุ: ข้อมูลที่ได้ไม่รวมที่ 0 นาที

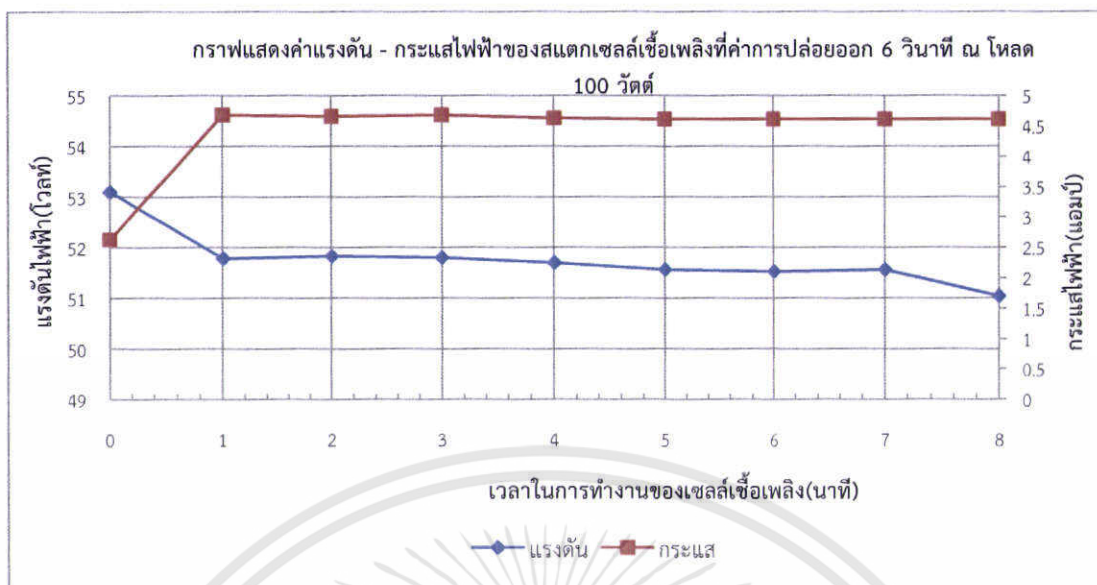


ภาพที่ 5.7 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 3 วินาที

ตารางที่ 5.3 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 6 วินาที

เวลาในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง	กระแสไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง	กำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันไฟฟ้าด้านเอาต์	กระแสไฟฟ้าด้านเอาต์	กำลังไฟฟ้าด้านเอาต์	อุณหภูมิที่เซลล์	อุณหภูมิที่คอม	เปอร์เซ็นต์ความชื้นสัมพัทธ์	หลังจากที่ขึ้นระบบ	
นาที	โวลต์	แอมป์	วัตต์	โวลต์	แอมป์	วัตต์	องศาเซลเซียส	องศาเซลเซียส	ด้านเข้า	ด้านออก	วัตต์
0	53.10	2.63	139.65	48.10	0.02	0.96	26.48	25.21	67.00	26.00	138.69
1	51.78	4.68	242.33	48.00	2.08	99.84	27.06	27.30	75.00	28.00	142.49
2	51.83	4.66	241.33	48.00	2.08	99.84	27.54	27.66	75.00	28.00	141.69
3	51.80	4.68	242.42	48.00	2.08	99.84	27.89	27.66	75.00	29.00	142.58
4	51.70	4.63	239.37	48.00	2.08	99.84	28.01	27.66	69.00	29.00	139.53
5	51.56	4.61	237.89	48.00	2.08	99.84	28.01	27.42	66.00	28.00	137.85
6	51.52	4.61	237.51	48.00	2.08	99.84	27.77	27.18	64.00	28.00	137.67
7	51.56	4.61	237.69	48.00	2.08	99.84	27.66	27.30	67.00	28.00	137.85
8	51.04	4.61	235.29	48.00	2.08	99.84	27.89	27.54	68.00	29.00	135.45
ค่าเฉลี่ยของข้อมูล	51.60	4.64	239.23	48.00	2.08	99.84	27.73	27.47	69.88	28.38	139.39
ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน	0.26	0.03	2.63	0.00	0.00	0.00	0.32	0.19	4.49	0.52	2.63

* หมายเหตุ: ข้อมูลที่ได้ไม่รวมที่ 0 นาที

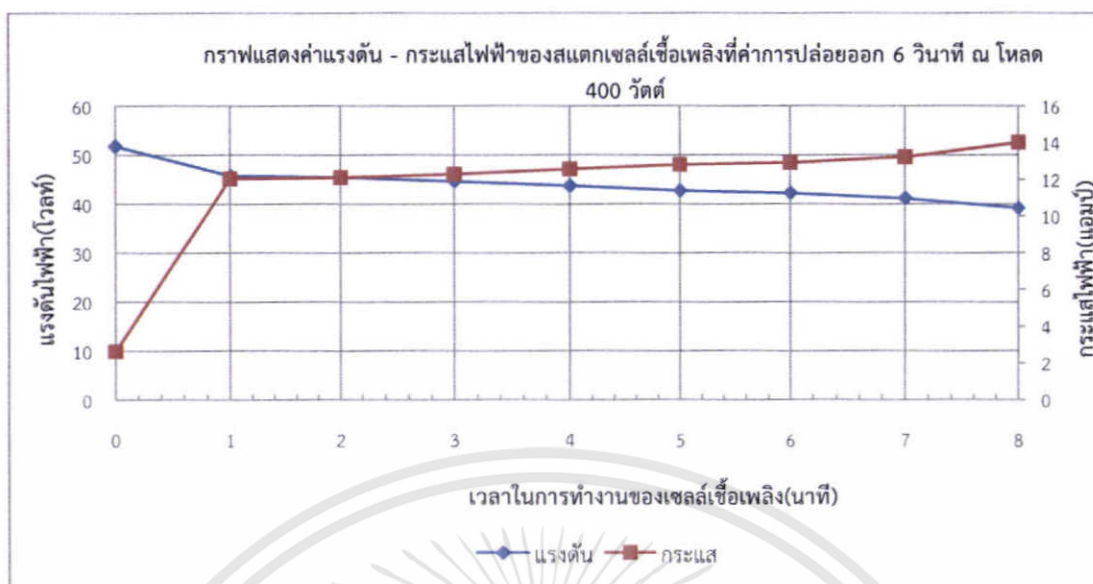


ภาพที่ 5.8 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 6 วินาที

ตารางที่ 5.4 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 6 วินาที

เวลาในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง	กระแสไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง	กำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันไฟฟ้าตัวออก	กระแสไฟฟ้าตัวออก	กำลังไฟฟ้าตัวออก	อุณหภูมิของเซลล์	อุณหภูมิแวดล้อม	เปอร์เซ็นต์ความชื้นสัมพัทธ์		พลังงานที่ขึ้นระบบ
นาที	โวลต์	แอมป์	วัตต์	โวลต์	แอมป์	วัตต์	องศาเซลเซียส	องศาเซลเซียส	ด้านเข้า	ด้านออก	วัตต์
0	51.78	2.63	136.18	48.10	0.02	0.96	26.48	25.21	67.00	26.00	135.22
1	45.74	12.04	550.71	47.70	8.41	401.16	29.96	28.50	75.00	32.00	149.55
2	45.43	12.10	549.70	47.70	8.41	401.16	31.60	28.61	70.00	33.00	148.55
3	44.60	12.28	547.69	47.60	8.40	399.84	33.09	28.50	64.00	34.00	147.85
4	43.72	12.56	549.12	47.70	8.39	400.20	34.10	28.50	60.00	34.00	148.92
5	42.73	12.81	547.37	47.60	8.40	399.84	35.19	28.62	60.00	35.00	147.53
6	42.24	12.91	545.32	47.70	8.41	401.16	36.44	28.86	61.00	36.00	144.16
7	41.14	13.23	544.28	47.70	8.39	400.20	37.73	29.35	61.00	38.00	144.08
8	39.12	14.02	548.46	47.70	8.38	399.73	39.21	29.72	58.00	38.00	148.74
ค่าเฉลี่ยของข้อมูล	43.09	12.74	547.83	47.68	8.40	400.41	34.66	28.83	63.63	35.00	147.42
ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน	2.25	0.66	2.17	0.05	0.01	0.64	3.12	0.46	5.88	2.20	2.13

* หมายเหตุ: ข้อมูลที่ได้ไม่รวมที่ 0 นาที

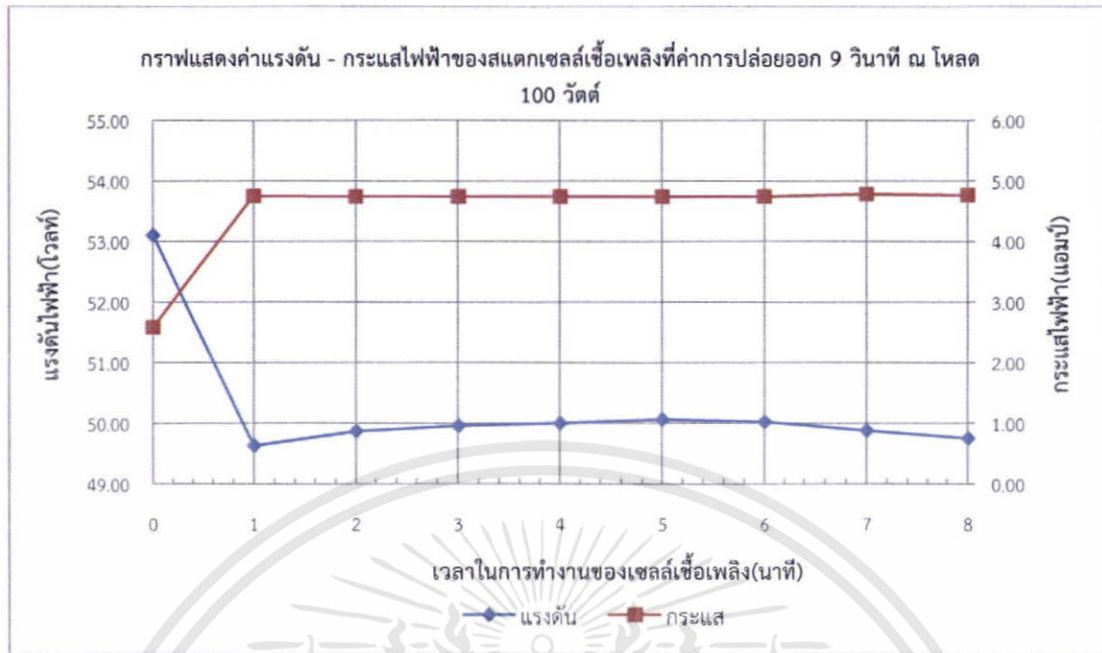


ภาพที่ 5.9 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการ

ตารางที่ 5.5 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 9 วินาที

เวลาในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันไฟฟ้า		กำลังไฟฟ้า		แรงดันไฟฟ้า		อุณหภูมิ		เปอร์เซ็นต์ความชื้นสัมพัทธ์		พลังงานที่ใช้ในระบบ
	ของเซลล์เชื้อเพลิง	ของเซลล์เชื้อเพลิง	ของเซลล์เชื้อเพลิง	วัตต์	ด้านออก	ด้านออก	ด้านออก	เซลล์	แวลวอม	ด้านเข้า	
นาที	โวลต์	แอมป์	วัตต์	โวลต์	แอมป์	วัตต์	องศา	องศา	ด้านเข้า	ด้านออก	วัตต์
0	53.10	2.58	137.00	48.10	0.02	0.96	26.83	27.89	66.00	27.00	136.04
1	49.63	4.75	235.74	48.00	2.08	99.84	27.18	28.25	71.00	28.00	135.90
2	49.87	4.74	236.38	48.00	2.08	99.84	27.66	28.50	71.00	28.00	136.54
3	49.96	4.74	236.81	48.00	2.08	99.84	28.01	28.50	71.00	29.00	136.97
4	50.00	4.74	237.00	48.00	2.08	99.84	28.25	28.74	70.00	29.00	137.16
5	50.06	4.74	237.26	48.00	2.08	99.84	28.62	28.50	65.00	29.00	137.44
6	50.02	4.74	237.09	48.00	2.08	99.84	28.50	28.37	61.00	29.00	137.25
7	49.88	4.78	238.43	48.00	2.08	99.84	28.37	28.01	62.00	29.00	138.59
8	49.75	4.76	236.81	48.00	2.08	99.84	28.37	28.13	64.00	29.00	136.97
ค่าเฉลี่ยของข้อมูล	49.90	4.75	236.94	48.00	2.08	99.84	28.12	28.38	66.88	28.75	137.10
ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน	0.15	0.01	0.77	0.00	0.00	0.00	0.48	0.24	4.32	0.46	0.77

*หมายเหตุ: ข้อมูลที่ได้ไม่รวมที่ 0 นาที

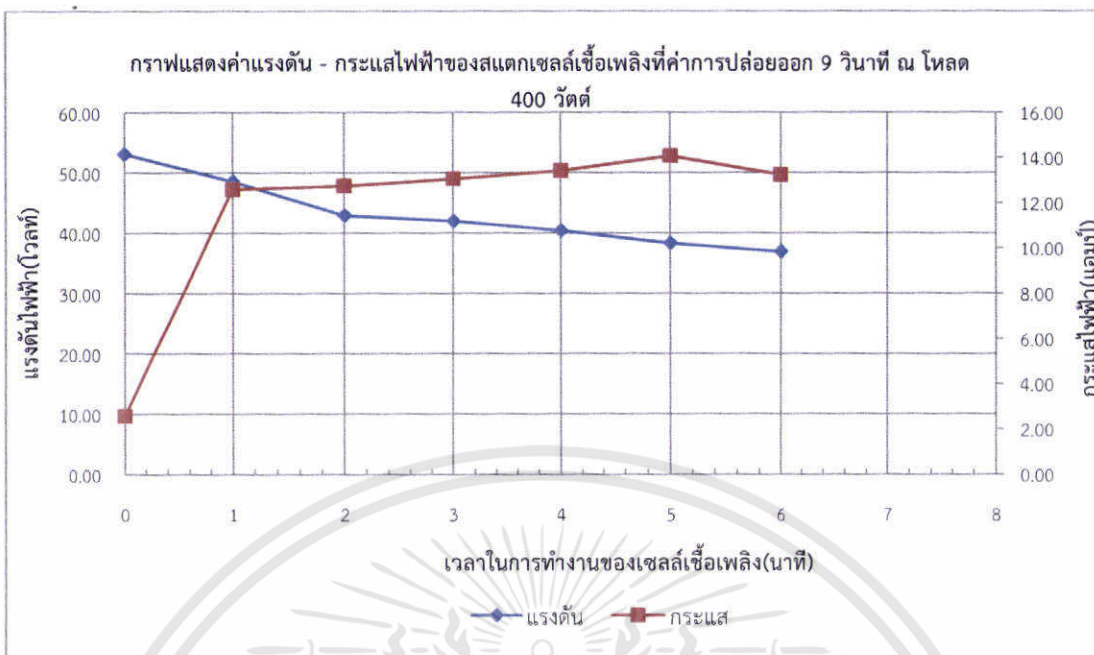


ภาพที่ 5.10 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 9 วินาที

ตารางที่ 5.6 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 9 วินาที

เวลาในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันที่หัวของเซลล์เชื้อเพลิง	กระแสไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง	กำลังไฟของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันที่หัวขั้วออก	กระแสไฟฟ้าขาออก	กำลังไฟฟ้าขาออก	อุณหภูมิที่หัวขั้วออก	อุณหภูมิที่หัวขั้วออก	เปอร์เซ็นต์ความชื้นในฟีด	พลังงานที่สิ้นเปลือง	
นาที	โวลต์	แอมป์	วัตต์	โวลต์	แอมป์	วัตต์	องศาเซลเซียส	องศาเซลเซียส	ล้านเปอร์เซ็นต์	วัตต์	
0	53.10	2.58	137.00	48.10	0.02	0.96	26.83	27.89	66.00	27.00	136.04
1	49.85	12.59	610.99	47.80	8.38	400.56	29.96	28.98	73.00	31.00	210.43
2	42.86	12.74	546.04	47.80	8.38	400.56	31.22	28.98	67.00	32.00	145.47
3	41.93	13.06	547.61	47.80	8.38	400.56	33.29	28.98	61.00	33.00	147.04
4	40.40	13.42	542.17	47.80	8.38	400.56	34.50	28.86	58.00	34.00	141.60
5	38.28	14.08	538.98	47.80	8.38	400.56	36.44	29.10	57.00	35.00	138.42
6	36.86	13.24	488.03	47.80	8.38	400.56	38.17	29.47	56.00	37.00	87.46
7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ค่าเฉลี่ยของข้อมูล	41.48	13.19	545.64	47.80	8.38	400.56	33.93	29.06	62.00	33.67	145.07
ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน	4.11	0.53	39.12	0.00	0.00	0.00	3.10	0.21	6.69	2.16	39.12

* หมายเหตุ: ข้อมูลที่ได้ไม่รวมที่ 0 นาที

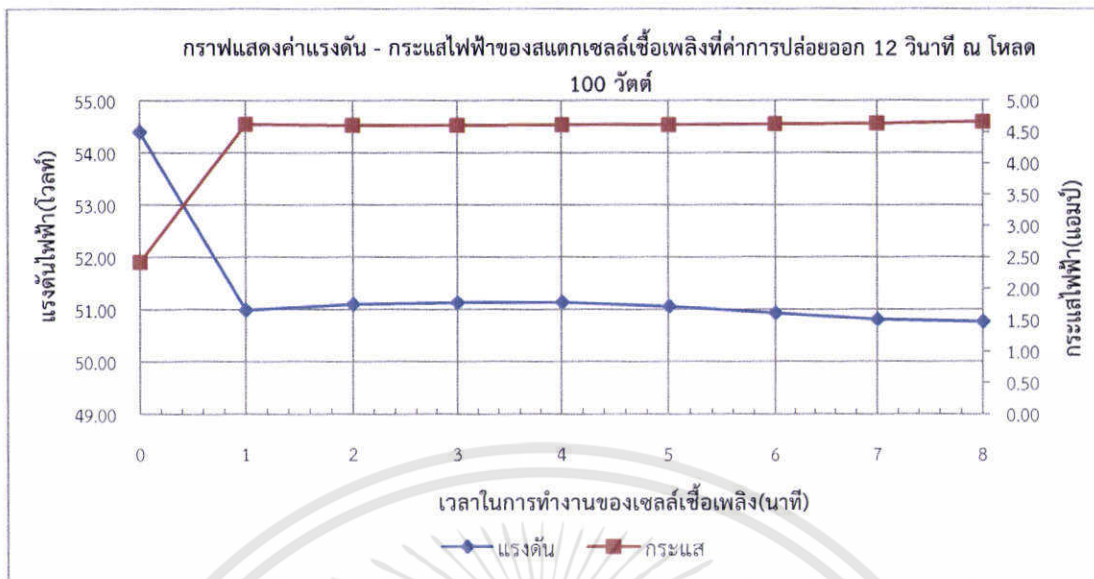


ภาพที่ 5.11 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 9 วินาที

ตารางที่ 5.7 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 12 วินาที

เวลาในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง		กำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันไฟฟ้าด้านออก	กระแสไฟฟ้าด้านออก	กำลังไฟฟ้าด้านออก	อุณหภูมิเซลล์	อุณหภูมิแวดล้อม	เปอร์เซ็นต์ความชื้นสัมพัทธ์		พลังงานที่สิ้นเปลือง
	โวลต์	แอมป์							ค่าเข้า	ค่าออก	
0	54.40	2.42	131.65	48.10	0.02	0.96	27.42	28.13	66.00	27.00	130.69
1	50.99	4.62	235.57	48.00	2.08	99.84	27.77	28.38	68.00	28.00	135.73
2	51.10	4.60	235.06	48.00	2.08	99.84	28.13	28.62	69.00	29.00	135.22
3	51.13	4.60	235.20	48.00	2.08	99.84	28.50	28.86	69.00	29.00	135.36
4	51.14	4.61	235.76	48.00	2.08	99.84	28.62	28.86	67.00	29.00	135.92
5	51.06	4.61	235.39	48.00	2.08	99.84	28.74	28.62	64.00	29.00	135.55
6	50.93	4.62	235.30	48.00	2.08	99.84	28.62	28.37	61.00	29.00	135.46
7	50.81	4.63	235.25	48.00	2.08	99.84	28.37	28.13	61.00	28.00	135.41
8	50.77	4.66	236.59	48.00	2.08	99.84	28.25	28.13	64.00	29.00	136.75
ค่าเฉลี่ยของข้อมูล	50.99	4.62	235.51	48.00	2.08	99.84	28.38	28.50	65.38	28.75	135.67
ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน	0.14	0.02	0.49	0.00	0.00	0.00	0.32	0.29	3.34	0.46	0.49

* หมายเหตุ: ข้อมูลที่ได้ไม่รวมที่ 0 นาที

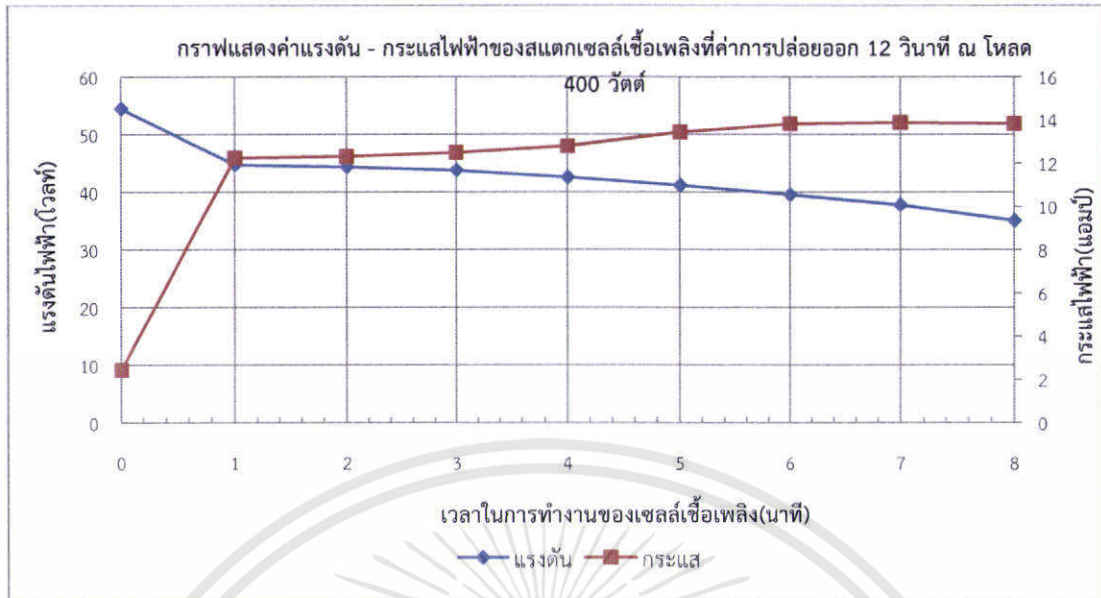


ภาพที่ 5.12 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 12 วินาที

ตารางที่ 5.8 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 12 วินาที

เวลาในการทำงานของ เซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันไฟฟ้าของ		กำลังไฟฟ้าของเซลล์ เชื้อเพลิง	แรงดันไฟฟ้าของ ออก	กระแสไฟฟ้าที่ ออก		กำลังไฟฟ้าที่ ออก	อุณหภูมิที่ เซลล์	อุณหภูมิที่ เซลล์		กำลังที่ เข้า	กำลังที่ ออก	พลังงานที่ ใช้ ระบบ
	แรงดันไฟฟ้าของ เซลล์เชื้อเพลิง	กระแสไฟฟ้าของ เซลล์เชื้อเพลิง			แอมป์	วัตต์			แอมป์	วัตต์			
0	54.40	2.42	131.65	48.10	0.02	0.96	27.42	28.13	66.00	27.00	130.69		
1	44.70	12.25	547.58	47.80	8.38	400.56	29.72	28.86	72.00	31.00	147.01		
2	44.38	12.32	546.76	47.80	8.38	400.56	31.22	29.10	70.00	32.00	146.20		
3	43.81	12.50	547.63	47.80	8.38	400.56	32.77	29.35	64.00	33.00	147.06		
4	42.63	12.80	545.66	47.80	8.38	400.56	34.50	29.22	58.00	34.00	145.10		
5	41.18	13.44	553.46	47.80	8.38	400.56	35.60	28.98	54.00	34.00	152.90		
6	39.50	13.82	545.89	47.80	8.38	400.56	36.72	29.10	55.00	35.00	145.33		
7	37.75	13.87	523.59	47.80	8.38	400.56	38.31	29.47	56.00	36.00	123.03		
8	35.00	13.83	484.05	47.80	8.38	400.56	39.96	30.11	51.00	37.00	83.49		
ค่าเฉลี่ยของข้อมูล	41.12	13.10	536.83	47.80	8.38	400.56	34.85	29.27	60.00	34.00	136.26		
ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน	3.47	0.71	23.08	0.00	0.00	0.00	3.51	0.39	7.76	2.00	23.08		

* หมายเหตุ: ข้อมูลที่ได้ไม่รวมที่ 0 นาที

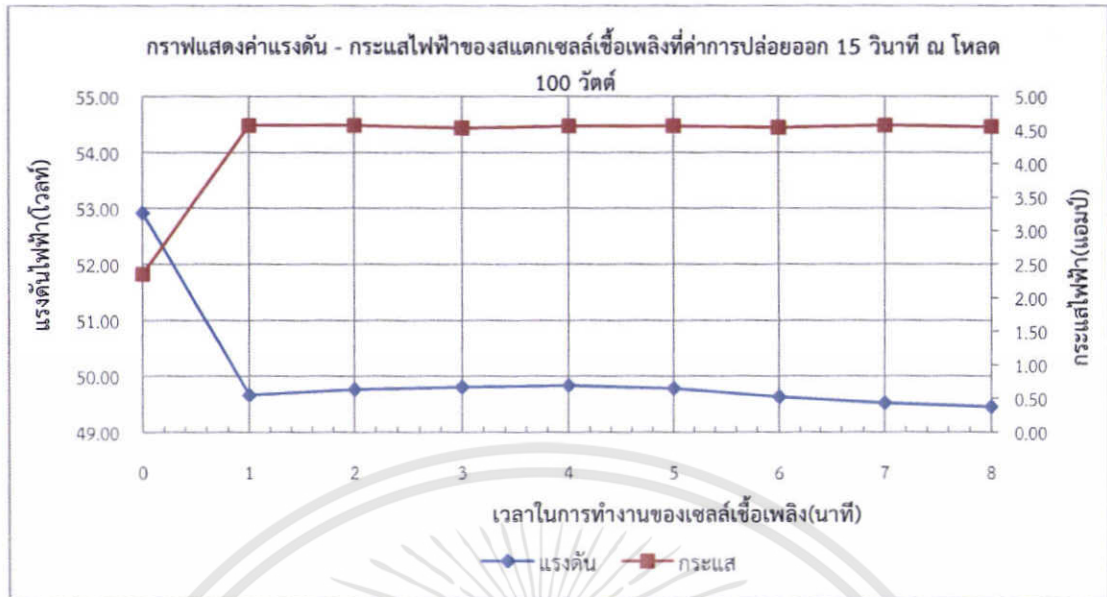


ภาพที่ 5.13 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 12 วินาที

ตารางที่ 5.9 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 15 วินาที

เวลาในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง		กำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง	กำลังไฟฟ้าของ	แรงดันไฟฟ้าที่ด้าน	กระแสไฟฟ้าที่ด้าน	กำลังไฟฟ้าที่ด้าน	อุณหภูมิที่เซลล์	อุณหภูมิในวอเตอร์	เปอร์เซ็นต์ความชื้นสัมพัทธ์		พลังงานที่ใช้ในระบบ
	โวลต์	แอมป์								วัตต์	โวลต์	
0	52.92	2.35	124.36	48.10	0.02	0.96	27.42	28.13	65.00	27.00	123.40	
1	49.66	4.57	226.95	48.00	2.08	99.84	27.77	28.50	68.00	28.00	127.11	
2	49.76	4.57	227.40	48.00	2.08	99.84	28.16	28.62	68.00	29.00	127.56	
3	49.80	4.53	225.59	48.00	2.08	99.84	28.37	28.86	68.00	29.00	125.75	
4	49.83	4.56	227.22	48.00	2.08	99.84	28.62	28.98	69.00	29.00	127.38	
5	49.78	4.56	227.00	48.00	2.08	99.84	28.86	28.98	64.00	29.00	127.16	
6	49.63	4.54	225.32	48.00	2.08	99.84	28.74	28.50	61.00	29.00	125.48	
7	49.52	4.57	226.31	48.00	2.08	99.84	28.62	28.37	59.00	29.00	126.47	
8	49.45	4.55	225.00	48.00	2.08	99.84	28.37	28.25	62.00	29.00	125.16	
ค่าเฉลี่ยของข้อมูล	49.68	4.56	226.35	48.00	2.08	99.84	28.44	28.63	64.88	28.88	126.51	
ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน	0.14	0.02	0.93	0.00	0.00	0.00	0.35	0.28	3.87	0.35	0.93	

* หมายเหตุ: ข้อมูลที่ได้ไม่รวมที่ 0 นาที

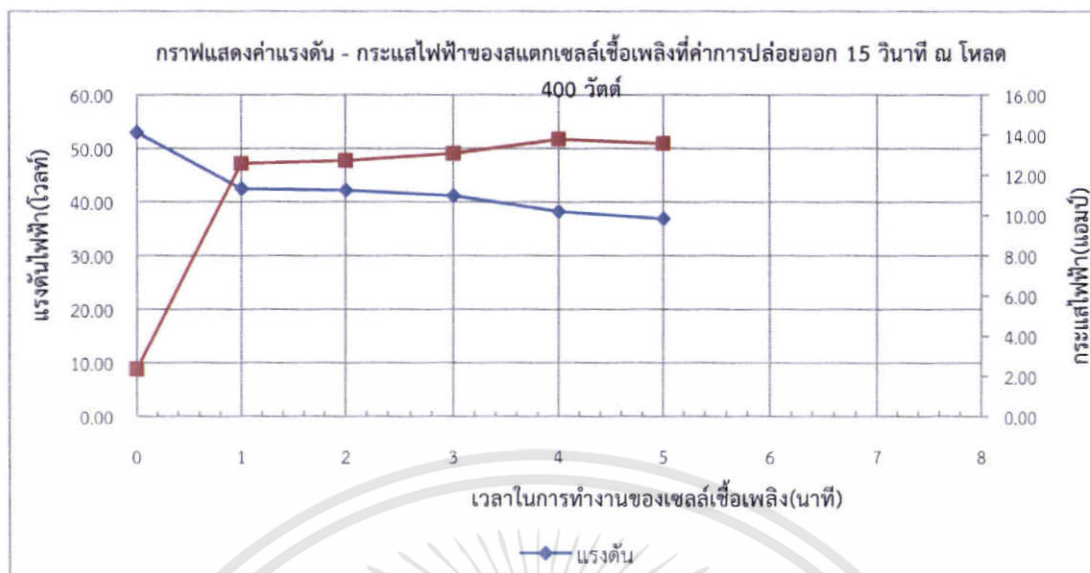


ภาพที่ 5.14 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 15 วินาที

ตารางที่ 5.10 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 15 วินาที

เวลาในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง		กำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง		แรงดันไฟฟ้าที่ตัวต้านทาน		กระแสไฟฟ้าที่ตัวต้านทาน		กำลังไฟฟ้าที่ตัวต้านทาน		พลังงานที่ใช้ในระบบ
	โวลต์	แอมป์	วัตต์	โวลต์	แอมป์	วัตต์	องศาเซลเซียส	องศาเซลเซียส	ค่าน้ำ	ค่าน้ำ	
0	52.92	2.35	124.36	48.10	0.02	0.96	27.42	28.13	65.00	27.00	123.40
1	42.47	12.58	534.27	47.86	8.38	400.56	29.72	28.74	76.00	31.00	133.71
2	42.23	12.73	537.59	47.70	8.38	399.75	31.86	29.22	68.00	33.00	137.86
3	41.22	13.10	539.98	47.70	8.38	399.73	33.83	29.35	62.00	34.00	140.26
4	39.24	13.80	527.71	47.70	8.38	399.73	35.48	29.35	56.00	35.00	127.99
5	36.87	13.58	500.69	47.70	8.38	399.73	37.12	29.20	51.00	36.00	100.97
6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ค่าเฉลี่ยของข้อมูล	40.21	13.16	528.05	47.72	8.38	399.89	33.60	29.17	61.60	33.80	128.16
ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน	2.51	0.53	15.97	0.04	0.00	0.37	2.92	0.25	8.26	1.92	15.90

* หมายเหตุ: ข้อมูลที่ได้ไม่รวมที่ 0 นาที

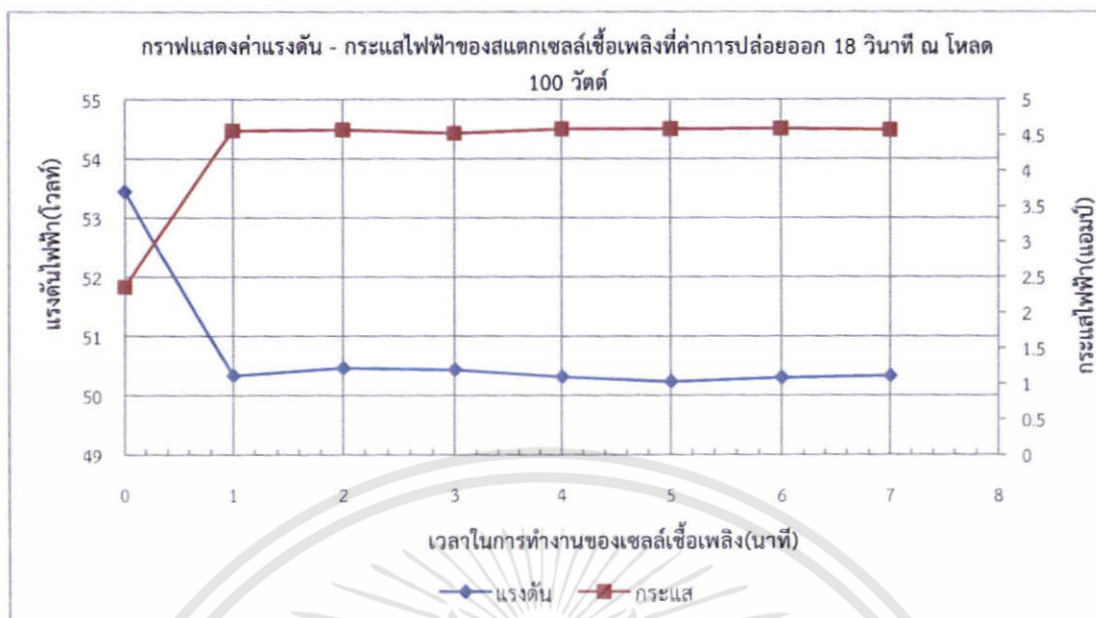


ภาพที่ 5.15 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 15 วินาที

ตารางที่ 5.11 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 18 วินาที

เวลาในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันที่ารองเซลล์เชื้อเพลิง	กระแสไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง	กำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันไฟฟ้าด้านออก	กระแสไฟฟ้าด้านออก	กำลังไฟฟ้าด้านออก	อุณหภูมิที่เซลล์	อุณหภูมิเวดลอม	เปอร์เซ็นต์ความชื้นสัมพัทธ์	กำลังงานที่ใช้ในระบบ	
นาที	โวลต์	แอมป์	วัตต์	โวลต์	แอมป์	วัตต์	องศา	องศาเซลเซียส	ด้านเข้า	ด้านออก	วัตต์
0	53.44	2.36	126.12	48.10	0.02	0.96	26.59	28.25	72.00	27.00	125.16
1	50.33	4.56	229.50	48.00	2.07	99.36	27.18	28.50	74.00	28.00	130.14
2	50.46	4.57	230.60	48.00	2.07	99.36	27.66	28.62	73.00	28.00	131.24
3	50.43	4.52	227.94	48.00	2.07	99.36	27.86	28.50	67.00	28.00	128.58
4	50.31	4.58	230.42	48.00	2.07	99.36	27.89	28.13	64.00	28.00	131.06
5	50.23	4.58	230.05	48.00	2.07	99.36	28.01	28.25	67.00	28.00	130.69
6	50.30	4.59	230.88	48.00	2.07	99.36	28.25	28.50	68.00	29.00	131.52
7	50.33	4.57	230.01	48.00	20.70	99.36	28.62	28.62	68.00	29.00	130.65
8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ค่าเฉลี่ยของข้อมูล	50.34	4.57	229.92	48.00	4.73	99.36	27.92	28.45	68.71	28.29	130.56
ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน	0.08	0.02	0.98	0.00	7.04	0.00	0.45	0.19	3.55	0.49	0.98

*หมายเหตุ: ข้อมูลที่ได้ไม่รวมที่ 0 นาที

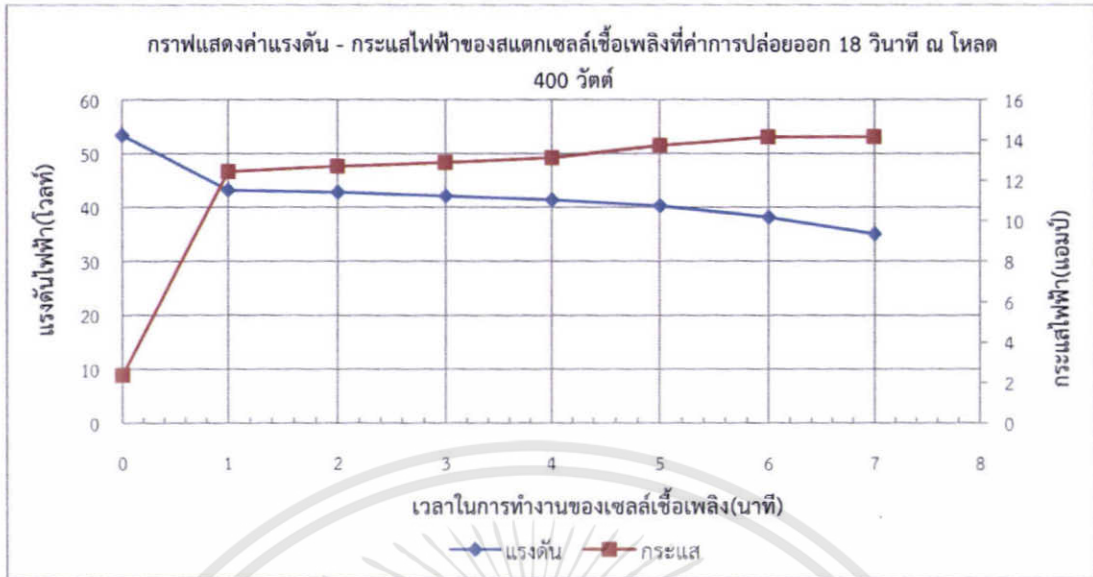


ภาพที่ 5.16 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 18 วินาที

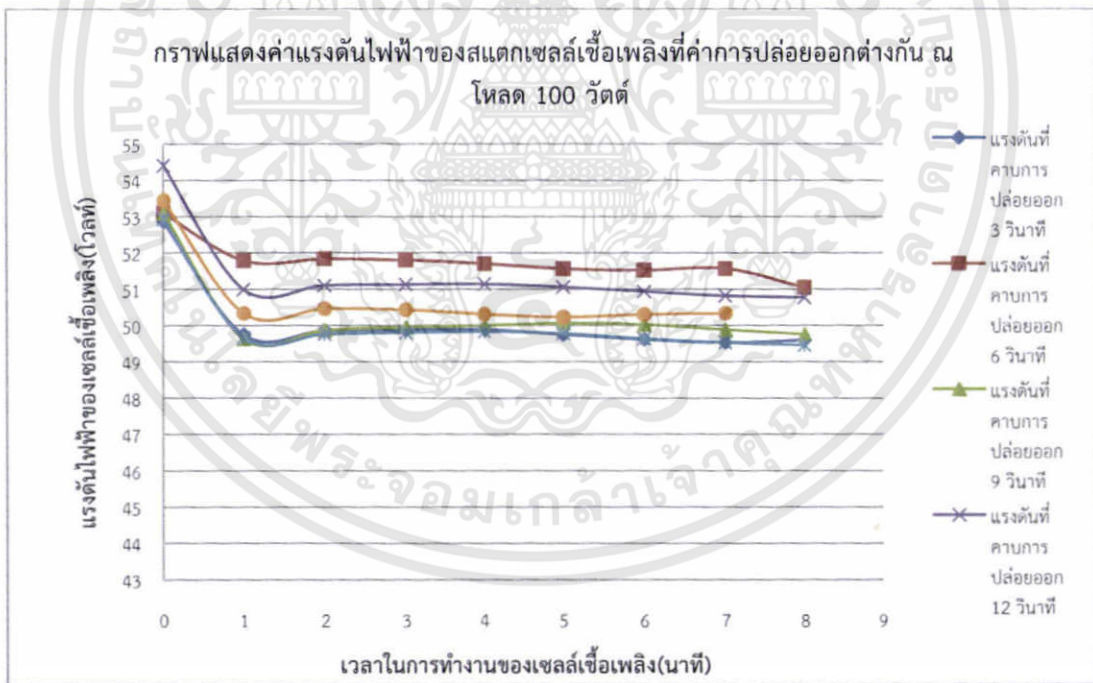
ตารางที่ 5.12 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 18 วินาที

เวลาในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิง	แรงดันไฟฟ้า		กำลังไฟฟ้า		แรงดันไฟฟ้า		อุณหภูมิ		เปอร์เซ็นต์ความชื้นสัมพัทธ์		พลังงานที่ใช้ในระบบ
	ของเซลล์เชื้อเพลิง	ของเซลล์เชื้อเพลิง	ของเซลล์เชื้อเพลิง	วัตต์	ด้านออก	ด้านออก	ด้านออก	เซลล์	แวลว้อม	ด้านเข้า	
นาที	โวลต์	แอมป์	วัตต์	โวลต์	แอมป์	วัตต์	องศา	องศา	ด้านเข้า	ด้านออก	วัตต์
0	53.44	2.36	126.12	48.10	0.02	0.96	26.59	28.25	72.00	27.00	125.16
1	43.20	12.43	536.98	47.70	8.45	403.07	30.09	28.50	67.00	31.00	133.91
2	42.80	12.71	543.99	47.70	8.45	403.07	31.86	28.50	62.00	32.00	140.92
3	42.12	12.90	543.35	47.70	8.45	403.07	32.90	28.50	62.00	33.00	140.28
4	41.40	13.13	543.58	47.70	8.45	403.07	34.77	28.98	63.00	34.00	140.52
5	40.25	13.74	553.04	47.70	8.45	403.07	36.42	29.59	61.00	36.00	149.97
6	38.12	14.15	539.40	47.70	8.46	403.54	38.17	29.72	58.00	37.00	135.86
7	35.00	14.16	495.60	47.70	8.46	403.54	38.18	29.74	41.00	36.00	92.06
8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ค่าเฉลี่ยของข้อมูล	40.41	13.32	536.56	47.70	8.45	403.20	34.63	29.08	59.14	34.14	133.36
ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน	14.14	0.59	339.84	23.12	4.62	274.74	16.39	10.42	18.38	14.85	18.91

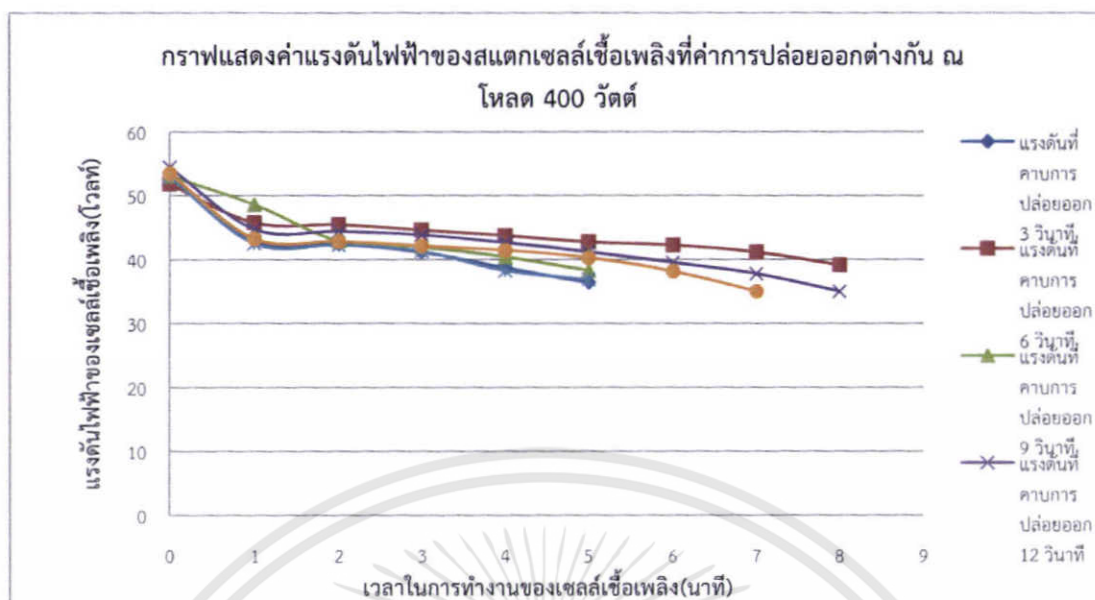
*หมายเหตุ: ข้อมูลที่ได้ไม่รวมที่ 0 นาที



ภาพที่ 5.17 กราฟกระแสและแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจน 18 วินาที



ภาพที่ 5.18 กราฟแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ คับการปล่อยออกไฮโดรเจนต่างกัน



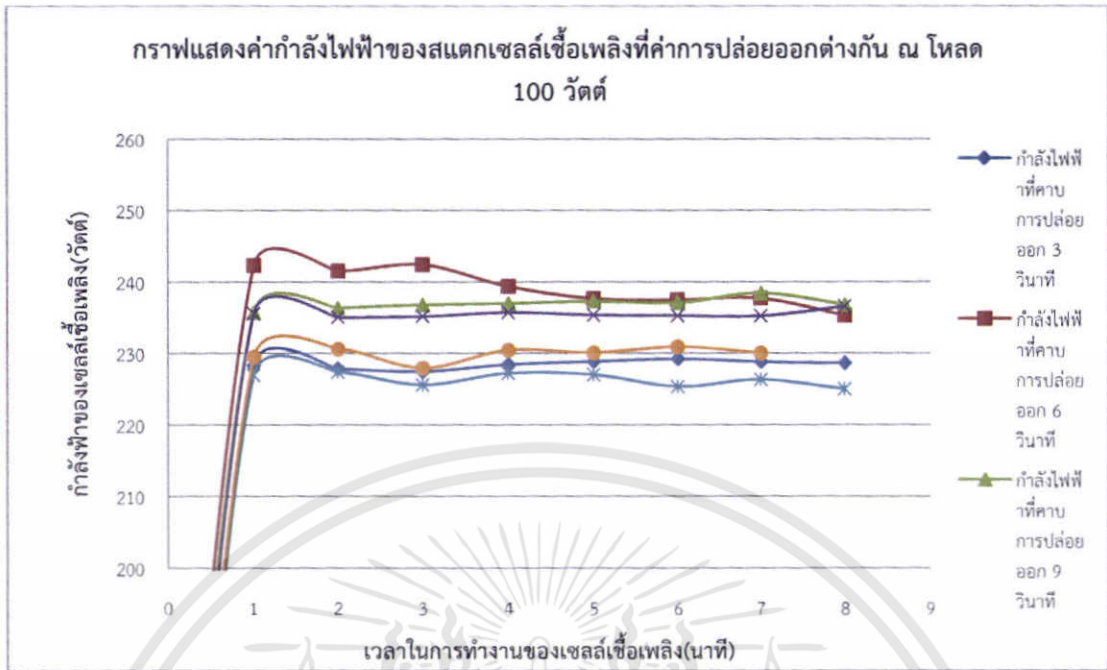
ภาพที่ 5.19 กราฟแรงดันที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ คาบการปล่อยออกไฮโดรเจนต่างกัน

ผลที่ได้จากการวัดค่าแรงดันเปรียบเทียบกับคาบเวลาการปล่อยออกไฮโดรเจนที่โหลด 100 วัตต์ และ 400 วัตต์ แสดงดังตารางที่ 5.1-5.12 และกราฟที่ 5.6-5.19 ค่าพารามิเตอร์ของสแตกและเงื่อนไขที่การจ่ายโหลด 100 วัตต์และ 400 วัตต์ดังนี้

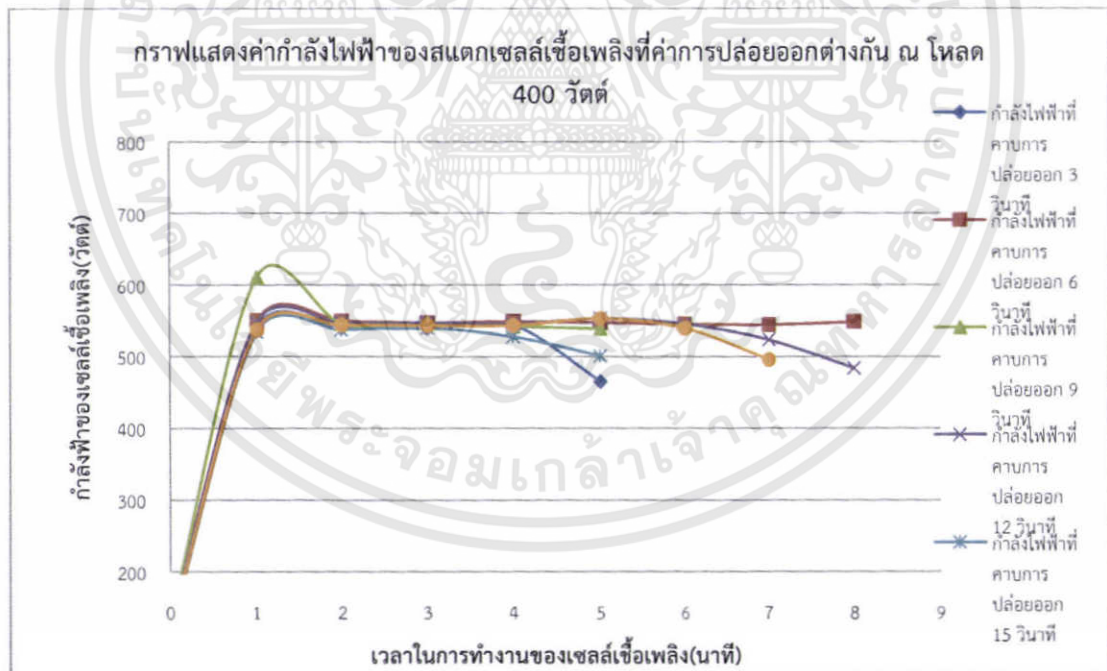
ความดันไฮโดรเจน 0.35 บาร์ ความชื้นสัมพัทธ์ 64-66 %RH อุณหภูมิห้องประมาณ 27-29 องศาเซลเซียส ความเร็วพัดลมดูดอากาศ 3000 รอบต่อนาทีอัตราการไหลของอากาศ 105 ลูกบาศก์ฟุตต่อนาที

ในกรณีการจ่ายโหลด 100 วัตต์เมื่อคาบการปล่อยไฮโดรเจนเพิ่มจาก 6, 9, 12, 15 และ 18 วินาที ค่าแรงดันจะมีค่าต่ำลงเนื่องจากการสะสมของน้ำในชั้นเซลล์ ในส่วนของคาบการปล่อยออก 3 วินาที แรงดันมีค่าต่ำเนื่องจากการปล่อยออกของไฮโดรเจนที่เร็วเกินไป ทำให้การเกิดปฏิกิริยาทางเคมีน้อย ค่าแรงดันที่ได้ที่คาบเวลาการปล่อยไฮโดรเจน 3, 6, 9, 12, 15 และ 18 วินาที ดังนี้ 49.73 โวลต์ 51.67 โวลต์ 49.90 โวลต์ 51.02 โวลต์ 49.68 โวลต์และ 50.34 โวลต์ ตามลำดับ ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน 0.8 และ 1.34 ตามลำดับ

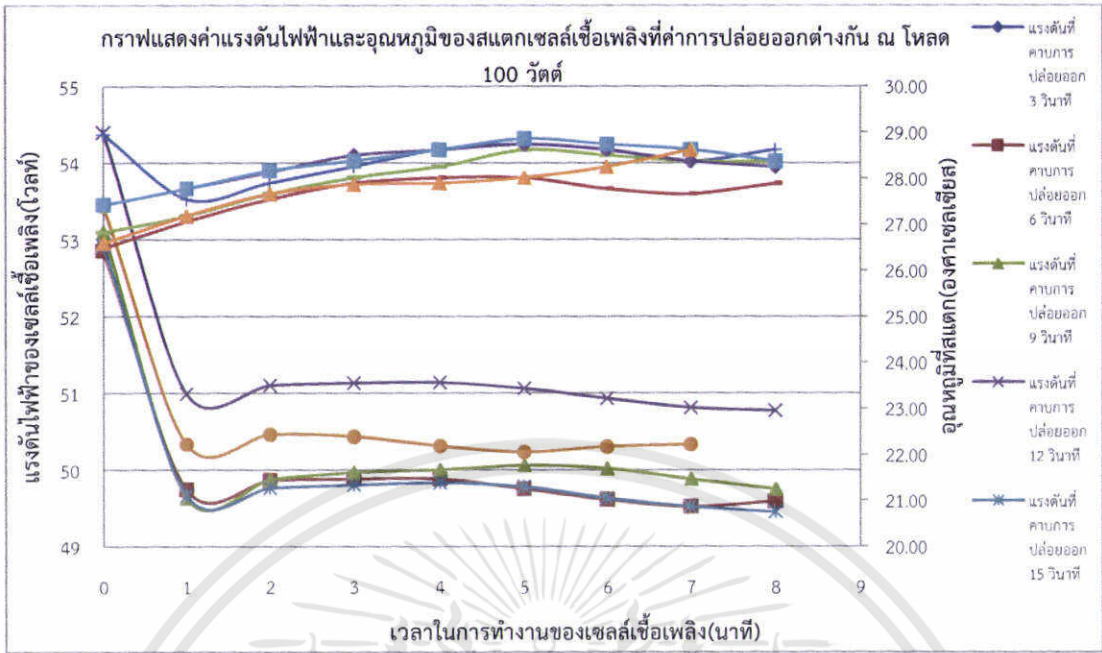
ในกรณีการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ค่าแรงดันที่ได้ที่คาบเวลาการปล่อยไฮโดรเจน 3, 6, 9, 12, 15 และ 18 วินาที ดังนี้ 40.31 โวลต์ 43.66 โวลต์ 41.48 โวลต์ 41.99 โวลต์ 40.21 โวลต์และ 40.41 โวลต์ ตามลำดับ



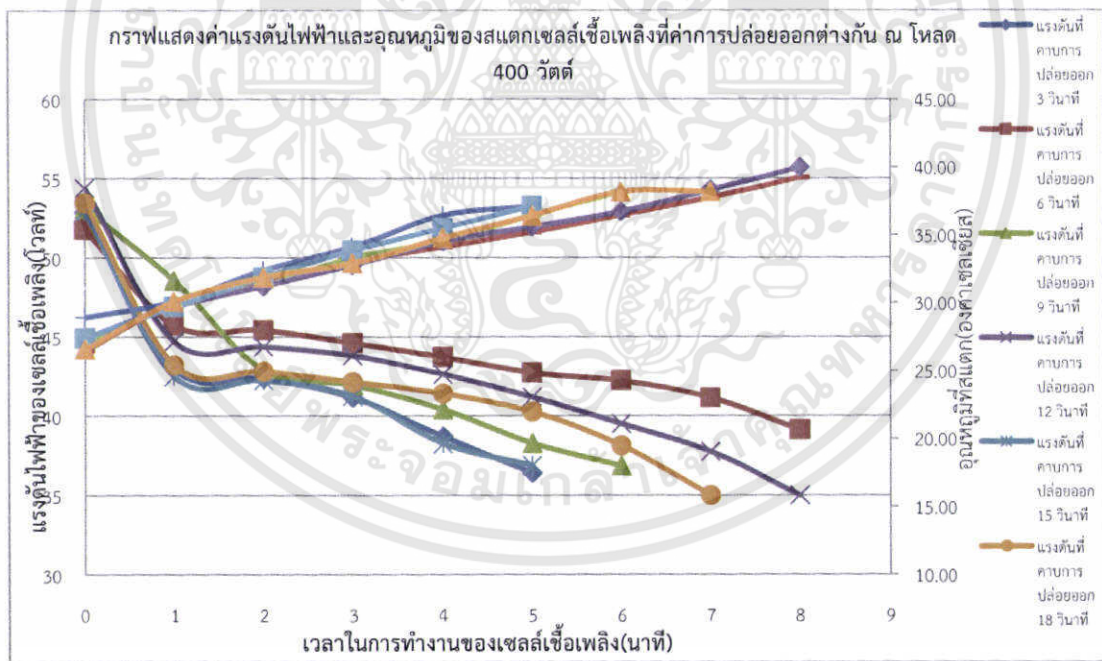
ภาพที่ 5.20 กราฟกำลังไฟฟ้าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจนต่างกัน



ภาพที่ 5.21 กราฟกำลังไฟฟ้าที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ค่าการปล่อยออกไฮโดรเจนต่างกัน

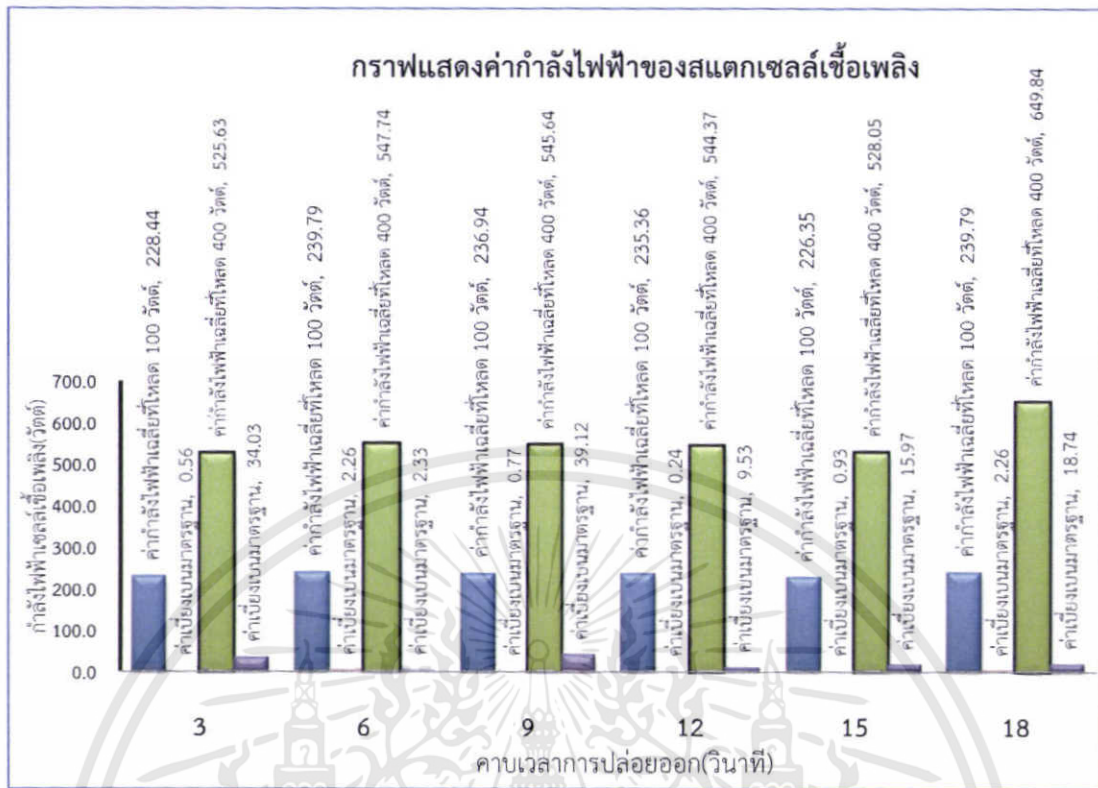


ภาพที่ 5.22 กราฟแรงดันและอุณหภูมิที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่คับการปล่อยออกไฮโดรเจนต่างกัน

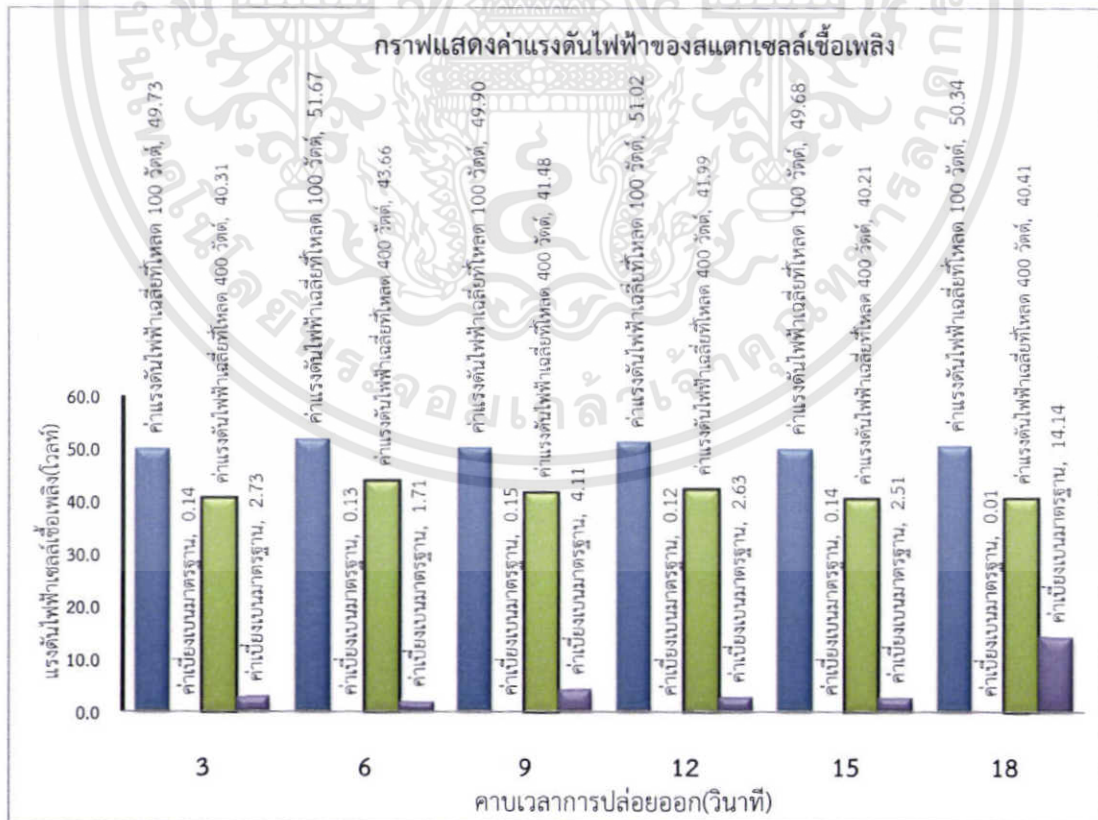


ภาพที่ 5.23 กราฟแรงดันและอุณหภูมิที่ได้จากการทดสอบการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่คับการปล่อยออกไฮโดรเจนต่างกัน

อุณหภูมิของสแตกจะค่อยๆเพิ่มจากตอนเริ่มทำงานจนครบการทำงานที่ 8 นาที จะมีการเปลี่ยนแปลงประมาณ 1 องศาเซลเซียส ที่การจ่ายโหลด 100 วัตต์ ส่วนผลของคับเวลาการปล่อยไฮโดรเจนต่ออุณหภูมิมีค่าน้อยมากดังแสดงภาพที่ 5.22-5.23



ภาพที่ 5.24 กราฟแสดงแรงดันไฟฟ้าของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่คาบการปล่อยออกไฮโดรเจนต่างกัน



ภาพที่ 5.25 กราฟแสดงกำลังไฟฟ้าของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่คาบการปล่อยออกไฮโดรเจนต่างกัน

ตารางที่ 5.13 ค่ากำลังไฟฟ้าที่ใช้ในระบบ

หัวข้อ	อุปกรณ์ในระบบ	กำลังไฟฟ้าที่ใช้ (วัตต์)
1	พัดลม	38-40
2	ชุดทำความชื้น	20-22
3	โซลีนอยด์วาล์ว	12-14
4	ชุดประจุแบตเตอรี่	18-20
5	ปั้มน้ำ	5-7
6	แมกเนติกส์	4-6
7	บอร์ดควบคุมและแสดงผล	24-30
8	ดีซี-ดีซีคอนเวอร์เตอร์ (ประสิทธิภาพ 90 เปอร์เซ็นต์)	10-40

ในตารางที่ 5.13 แสดงค่ากำลังไฟฟ้าที่ใช้ในระบบ จากรายการที่ 1-7 กำลังไฟฟ้าที่ใช้ประมาณ 130 วัตต์ ซึ่งกำลังไฟฟ้านี้จะใช้สำหรับเลี้ยงระบบ ส่วนค่าสูญเสียที่มาจากชุดดีซี-ดีซีประมาณ 10-40 วัตต์ (ขึ้นอยู่กับภาระโหลด)

ตารางที่ 5.14 ประสิทธิภาพของเซลล์และระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ได้จากการจ่ายโหลด 100 วัตต์ ณ คาบการปล่อยออกไฮโดรเจนต่างกัน

คาบเวลาการปล่อยออกไฮโดรเจน (วินาที)	กำลังไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง (วัตต์)	กำลังไฟฟ้าด้านเข้า (วัตต์)	ประสิทธิภาพของสแตก (เปอร์เซ็นต์)	อัตราการไหลของไฮโดรเจน (ลิตรต่อนาที)	ประสิทธิภาพของระบบ (เปอร์เซ็นต์)
3	228.44	633.15	36.08	3.78	15.79
6	239.23	594.63	40.23	3.55	16.82
9	236.94	564.48	41.98	3.37	17.72
12	235.51	520.93	45.21	3.11	19.20
15	226.35	527.63	42.90	3.15	18.95
18	229.92	534.33	43.03	3.19	18.72

ตารางที่ 5.15 ประสิทธิภาพของเซลล์และระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ได้จากการจ่ายโหลด 400 วัตต์ ณ
คาบการปล่อยออกไฮโดรเจนต่างกัน

คาบเวลาการปล่อย ออกไฮโดรเจน (วินาที)	กำลังไฟฟ้า ของเซลล์ เชื้อเพลิง (วัตต์)	กำลังไฟฟ้าด้าน เข้า (วัตต์)	ประสิทธิภาพ ของสแตก (เปอร์เซ็นต์)	อัตราการไหล ของไฮโดรเจน (ลิตรต่อนาที)	ประสิทธิภาพ ของระบบ (เปอร์เซ็นต์)
3	525.63	1,867.63	28.14	11.15	21.42
6	547.83	1,809.00	30.28	10.80	22.11
9	545.64	1,752.05	31.14	10.46	22.83
12	536.83	1,693.43	31.70	10.11	23.62
15	528.05	1,680.03	31.43	10.03	23.81
18	536.56	1,663.28	32.26	9.93	24.05

1. ที่คาบการปล่อยออกของไฮโดรเจนสั้นจะมีผลทำให้ระดับแรงดันด้านออกของเซลล์เชื้อเพลิงสูง ซึ่งหมายความว่าที่คาบการปล่อยออกของไฮโดรเจนสั้นจะทำให้ระบบมีเสถียรภาพสูงแต่ประสิทธิภาพของระบบจะต่ำเนื่องจากการสูญเสีย

2. ที่คาบการปล่อยออกของไฮโดรเจนยาว (ความถี่ต่ำ) มีผลทำให้ระดับแรงดันด้านออกของเซลล์เชื้อเพลิงต่ำเนื่องจากการสะสมของน้ำและก๊าซเฉื่อยในเซลล์ ดังนั้นควรเลือกใช้คาบการปล่อยออกของไฮโดรเจนที่ยาวเพื่อลดค่ากำลังไฟฟ้าที่ใช้ในการจ่ายให้กับอุปกรณ์สำหรับปล่อยออกและค่าการสูญเสียไฮโดรเจนและประสิทธิภาพก็จะสูงกว่าที่คาบการปล่อยออก

3. ในกรณีที่ระบบต้องการโหลดเบาควรเลือกใช้คาบการปล่อยออกของไฮโดรเจนที่ยาวเพื่อรักษาเสถียรภาพของระบบเพื่อลดค่ากำลังไฟฟ้าที่ใช้ในการจ่ายให้กับอุปกรณ์สำหรับปล่อยออกและค่าการสูญเสียไฮโดรเจนและประสิทธิภาพก็จะสูงกว่าที่คาบการปล่อยออกสั้น สำหรับระบบที่ต้องการจ่ายโหลดปานกลางหรือโหลดมากควรเลือกใช้คาบการปล่อยออกที่สั้นเพื่อที่จะรักษาเสถียรภาพของระบบแต่จะทำให้ประสิทธิภาพของระบบต่ำ

4. สำหรับระบบที่ต้องการจ่ายโหลดปานกลางหรือโหลดมากควรเลือกใช้คาบการปล่อยออกที่สั้นเพื่อที่จะรักษาเสถียรภาพของระบบ

บทที่ 6

สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

6.1 สรุปผลการวิจัย

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาผลของการปรับค่าคาบเวลาการปล่อยไฮโดรเจนด้านออกของระบบ แหล่งจ่ายกำลังของเซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEM ขนาด 1 กิโลวัตต์ เพื่อใช้ในเชิงพาณิชย์

ที่คาบการปล่อยออกของไฮโดรเจนสั้นจะมีผลทำให้ระดับแรงดันด้านออกของเซลล์เชื้อเพลิงสูง ซึ่งหมายความว่าที่คาบการปล่อยออกของไฮโดรเจนสั้นจะทำให้ระบบมีเสถียรภาพสูงแต่ว่าประสิทธิภาพของระบบจะต่ำเนื่องจากการสูญเสียพลังงานซึ่งมาจากระบบควบคุม ระบบแสดงผล และการสูญเสียไฮโดรเจน ที่คาบการปล่อยออกของไฮโดรเจนยาว (ความถี่ต่ำ) จะมีผลทำให้ระดับแรงดันด้านออกของเซลล์เชื้อเพลิงต่ำเนื่องจากการสะสมของน้ำและก๊าซเฉื่อยในเซลล์ ดังนั้น ควรเลือกใช้คาบการปล่อยออกของไฮโดรเจนที่ยาวเพื่อลดค่ากำลังไฟฟ้าที่ใช้ในการจ่ายให้กับอุปกรณ์สำหรับปล่อยออกและค่าการสูญเสียไฮโดรเจนและประสิทธิภาพก็จะสูงกว่าที่คาบการปล่อยออกสั้น สำหรับระบบที่ต้องการจ่ายโหลดปานกลางหรือโหลดมากควรเลือกใช้คาบการปล่อยออกที่สั้น เพื่อที่จะรักษาเสถียรภาพของระบบ

1. ที่คาบการปล่อยออกของไฮโดรเจนสั้นจะมีผลทำให้ระดับแรงดันด้านออกของเซลล์เชื้อเพลิงสูง ซึ่งหมายความว่าที่คาบการปล่อยออกของไฮโดรเจนสั้นจะทำให้ระบบมีเสถียรภาพสูงแต่ว่าประสิทธิภาพของระบบจะต่ำเนื่องจากการสูญเสีย

2. ที่คาบการปล่อยออกของไฮโดรเจนยาว (ความถี่ต่ำ) มีผลทำให้ระดับแรงดันด้านออกของเซลล์เชื้อเพลิงต่ำเนื่องจากการสะสมของน้ำและก๊าซเฉื่อยในเซลล์ ดังนั้นควรเลือกใช้คาบการปล่อยออกของไฮโดรเจนที่ยาวเพื่อลดค่ากำลังไฟฟ้าที่ใช้ในการจ่ายให้กับอุปกรณ์สำหรับปล่อยออกและค่าการสูญเสียไฮโดรเจนและประสิทธิภาพก็จะสูงกว่าที่คาบการปล่อยออก

3. ในกรณีที่ระบบต้องการโหลดต่ำควรเลือกใช้คาบการปล่อยออกของไฮโดรเจนที่ยาวเพื่อรักษาเสถียรภาพของระบบเพื่อลดค่ากำลังไฟฟ้าที่ใช้ในการจ่ายให้กับอุปกรณ์สำหรับปล่อยออกและค่าการสูญเสียไฮโดรเจนและประสิทธิภาพก็จะสูงกว่าที่คาบการปล่อยออกสั้น สำหรับระบบที่ต้องการจ่ายโหลดปานกลางหรือโหลดมากควรเลือกใช้คาบการปล่อยออกที่สั้นเพื่อที่จะรักษาเสถียรภาพของระบบแต่จะทำให้ประสิทธิภาพของระบบต่ำ

4. สำหรับระบบที่ต้องการจ่ายโหลดปานกลางหรือโหลดมากควรเลือกใช้คาบการปล่อยออกที่สั้นเพื่อที่จะรักษาเสถียรภาพของระบบ

อุณหภูมิของสแตคจะค่อยๆเพิ่มจากตอนเริ่มทำงานจนครบการทำงานที่ 8 นาที จะมีการเปลี่ยนแปลงประมาณ 1-2 องศาเซลเซียส ที่การจ่ายโหลด 100 วัตต์ ส่วนผลของคาบเวลาการปล่อยไฮโดรเจนต่ออุณหภูมิมีค่าน้อยมาก

เนื่องจากระบบจัดการที่ทำการออกแบบด้วยการใช้ไมโครคอนโทรลเลอร์ควบคุมค่า ความดัน ความชื้น และอุณหภูมิ สำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอนขนาด 1 กิโลวัตต์ มี การทำงานสอดคล้องกันทั้งระบบประมวลผล ควบคุม ระบบแจ้งเตือนและแสดงผลค่าพารามิเตอร์ ทางไฟฟ้า ค่าพารามิเตอร์สำหรับควบคุมส่วนค่ากำลังไฟฟ้าที่ใช้ในระบบประมาณ 130 ถึง 170 วัตต์ (รวมกำลังไฟฟ้าสูญเสียจากคอนเวอร์เตอร์) จากการทดลองที่โหลด 100 และ 400 วัตต์ ทำให้ได้ ประสิทธิภาพรวมของระบบอยู่ที่ประมาณ 16-19% และ 21-24% ตามลำดับส่วนประสิทธิภาพของ เซลล์เชื้อเพลิงมีค่าประมาณ 36-43% และ 28-32%

6.2 ข้อเสนอแนะ

ในการออกแบบแหล่งจ่ายพลังงานไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงควรมีการออกแบบระบบควบคุมการ ปลดปล่อยไฮโดรเจนหรือออกแบบเป็นระบบปิดให้มีการเปลี่ยนแปลงคาบเวลาตามโหลดของระบบ เพื่อที่จะรักษาระดับแรงดันหรือกำลังไฟฟ้าและเสถียรภาพของระบบ นอกจากนี้ยังจะทำให้ระบบ เกิดการสูญเสียน้อยและประสิทธิภาพสูงขึ้นด้วย



เอกสารอ้างอิง

- [1] ละอองดาว แสงหล้าม, วิระศักดิ์ เทพจันทร์ และธวัชชัย ศุภดิษฐ์. 2550. “ไฮโดรเจน : เชื้อเพลิงแห่งอนาคตที่ไม่มีวันสูญสิ้น.” วารสารการจัดการสิ่งแวดล้อม. 3(1): 47–60.
- [2] สุกัตรา เพชรอาวุธ, (ผู้รวบรวม) ม.ป.ป. เซลล์เชื้อเพลิงชนิด PEMFC พลังงานทางเลือกที่สะอาดและเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม. กรุงเทพฯ : สถาบันวิศวกรรมพลังงาน.
- [3] Gemma, C. 2006. “Proton Exchange Membrane (PEM) Fuel Cells. ” *Fuel Cell Today: Opening doors to fuel cell commercialisation*. March 2006.
- [4] Murphy, O.J. et al. 1998. *Electrochimica Acta*. 43(24) : 3829 -3840.
- [5] C. Spiegel. 2008. *PEM Fuel Cell Modeling and Simulation Using MATLAB*. Elsevier Inc.
- [6] BASU , S. 2007. *Recent Trends in Fuel Cell Science and Technology*. New Delhi. Anamaya Publishers.
- [7] Frano Barbir. 2005. *PEM Fuel Cells: Theory and Practice*. Elsevier Inc.
- [8] Bulk, J. 2006. “Experimental Investigation of the Effect of Composition on the Performance and Characteristics of PEM Fuel Cell.” Master of Science in Mechanical Engineering.
- [9] Chen, D. and Peng, H. 2004. *Modeling and Simulation of a PEM Fuel Cell Humidification System*. Processing of the 2004 American Control Conference Boston, Massachusetts June 30 – July 2, 2004. 822-827.
- [10] Galvita, V. and Sundmacher, K. 2007. Cyclic water gas shift reactor (CWGS) for carbon monoxide removal from hydrogen feed gas for PEM fuel cells . *Chemical Engineering Journal*. 134 (2007) : 168–174.
- [11] Lee, S. Y. et.al. 2008. Water removal characteristics of proton exchange membrane fuel cells using a dry gas purging method. *Journal of Power Sources*. 180 (2008) : 784–790.

- [12] Rodatz, P. et al. 2002. **EFFICIENCY IMPROVEMENTS BY PULSED HYDROGEN SUPPLY IN PEM FUEL CELL SYSTEMS.** IFAC15th Triennial World Congress, Barcelona, Spain
- [13] Takata, H. 2005. Study on water uptake of proton exchange membrane by using tritiated water sorption method. **International Journal of Hydrogen Energy.** 30 (2005) : 1017 – 1025.
- [14] Taniguchi, A. et al. 2004. Analysis of electrocatalyst degradation in PEMFC caused by cell reversal during fuel starvation. **Journal of Power Sources.** 130 (2004) : 42–49.
- [15] S. M. Haile. 2003. “Fuel cell materials and components.” **Acta Materialia**, 51 : 5981–6000.
- [16] Hao, L. et al. 2008. Transient behavior of water generation in a proton exchange membrane fuel cell. **Journal of Power Sources.** 177 (2008) : 404–411.
- [17] Kirubakaran, A. et al. 2009. “The PEM Fuel Cell System with DC/DC Boost Converter: Design, Modeling and Simulation ” **International Journal of Recent Trends in Engineering.** 11(3) : 157-161.
- [18] รศ. ดร. เทิดไทย วัฒนธรรม, รศ. ดร. สุนันท์ ลิ้มตระกูล, ดร. ชนินทร์ ปัญจพรผล, ผศ. ดร. ศิริโรจน์ ศิริสุขประเสริฐ, รศ. ดร. พงศา พรชัยวิเศษกุล และคณะ. 2550. “ต้นแบบเซลล์เชื้อเพลิงแกวกำลังไฟฟ้า 1 กิโลวัตต์. เริ่มต้น.” วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี บัณฑิตวิทยาลัย, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.
- [19] Wang, C. et al. 2005. “Dynamic Models and Model Validation for PEM Fuel Cells Using Electrical Circuits.” **IEEE Transaction on energy conversion**, 20(2) : 442 - 451.
- [20] BAGOTSKY V. S. 2009. **FUEL CELLS Problems and Solutions.** Published by John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey.
- [21] Spiegel C. 2008. **PEM Fuel Cell Modeling and Simulation Using MATLAB®.** Elsevier Inc.

- [22] Breakthrough Technologies Institute. 2011. **Fuel Cells 2000**. [online]. Available : www.fuelcells.org/index.html.





ภาคผนวก



ภาคผนวก ก.

ผลงานวิจัยที่ได้รับการตีพิมพ์เผยแพร่

1. T. Pokphet, W. Khan-ngern and J. Jaroensuk, “**Effect of Hydrogen Purging Period on System Performance of PEMFC,**” The 2010 ECTI International Conference on Electrical Engineering/Electronics, Computer, Telecommunications and Information Technology (ECTICON’2010), pp. 88-92, Chiang Mai, Thailand, May 19-21, 2010.
2. บุญเดช เกลี้ยงกลม, อีรวัดน์ ปอกเพชร, วุฒิพล ชาราธิรเศรษฐ์และ วีระเชษฐ์ ชันเงิน, “**ระบบจัดการเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอนสำหรับแหล่งจ่ายกำลัง,**” The 33rd Electrical Engineering Conference (EECON-33) pp. 33-36, Chiang Mai, Thailand, December 1-3, 2010. Organized by KMITL, CMU, MUT.



ECTI-CON 2010

The 2010 ECTI International Conference on Electrical Engineering/Electronics,
Computer, Telecommunications and Information Technology

Empress Convention Centre
Chiang Mai, Thailand
19-21 May 2010

Copyright © 2010 ECTI. All rights reserved.
IEEE Catalog Number: CFP1006E-GDR
ISBN: 978-974-672-491-3
Organized by



TAM1-4-5 (1418) : Effect of Hydrogen Purging Period on System Performance of PEMFC

T. Pokphet, W. Khan-ngern and J. Charoensuk

Faculty of Engineering,

*King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang, Bangkok, 10520,
Thailand.*

Phone +66-23264550, Fax +66-23264550, E-mail: p_trawat@hotmail.com

Abstract

This paper concerns with the study on the effect of hydrogen Purging period on the performance of PEMFC system. It is aimed to improve PEMFC performance to be a reliable power source for power supply unit. The membrane electrode assembly of a PEMFC (Proton Exchange Membrane Fuel Cell) has to be wet for the fuel cells to work efficiently. Despite many factors causing cell degradation and jeopardize the stack performance and attenuate the electrochemical reaction, this paper only focuses on an arrangement of hydrogen purging period to remove water droplets and residue of inert gas from the anode side of the fuel cell. Experiments show the stack performance as well as its efficiency at various purging periods at 100 W and 400 W loads.

Effect of Hydrogen Purging Period on System Performance of PEMFC

T. Pokphet, W. Khan-ngern and J. Charoensuk

Faculty of Engineering,

King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang, Bangkok, 10520, Thailand.

Phone +66-23264550, Fax +66-23264550, E-mail: p_trawat@hotmail.com

Abstract—This paper concerns with the study on the effect of hydrogen Purging period on the performance of PEMFC system. It is aimed to improve PEMFC performance to be a reliable power source for power supply unit. The membrane electrode assembly of a PEMFC (Proton Exchange Membrane Fuel Cell) has to be wet for the fuel cells to work efficiently. Despite many factors causing cell degradation and jeopardize the stack performance and attenuate the electrochemical reaction, this paper only focuses on an arrangement of hydrogen purging period to remove water droplets and residue of inert gas from the anode side of the fuel cell. Experiments show the stack performance as well as its efficiency at various purging periods at 100 W and 400 W loads.

Key words— Purging period, Purging pulse, Purging cycle, Dead-end mode, Flow-through mode, Recirculation mode, PEMFC

I. INTRODUCTION

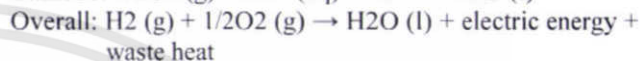
Fuel cells have a great potential for development as a renewable power sources. In particular, the Proton Exchange Membrane Fuel Cell (PEMFC) technology is the best candidate among other fuel cell technologies including Solid Oxide Fuel Cell (SOFC), Molten Carbonate Fuel Cell (MCFC), Phosphoric Acid Fuel Cell (PAFC), and Alkaline Fuel cell (AFC) [1], because of its low operating temperature, high-power density, and relatively short startup time.

In order to improve the system efficiency, it is necessary to estimate the influence of a change in the operating conditions on the performance and the life time of the PEMFC. A hydrogen purging period is one significant parameters of the operating condition. We therefore propose to determine the effect of different purging period of hydrogen gas on the behavior of fuel cell stacks, especially voltage regulation and efficiency. This purging is essential for this stack configuration as it helps removing water droplets and inert gas blankets from the fuel cell channel[5-15].

II. BASIC FUEL CELL OPERATION

Fuel cell consists of a negatively charged electrode (anode), a positively charged electrode (cathode), and an electrolyte membrane. Hydrogen is oxidized on the anode and oxygen is reduced on the cathode. Protons are transported from the anode to the cathode through the electrolyte membrane, and the electrons are carried to the cathode over the external circuit,

as shown in Figure 1. A typical PEM fuel cell has the following reactions [2-4, 16]:



Reactants are transported by diffusion and/or convection to the catalyzed electrode surfaces where the electrochemical reactions take place. The water and waste heat generated by the fuel cell must be continuously removed and this present critical issues for PEM fuel cells[1].

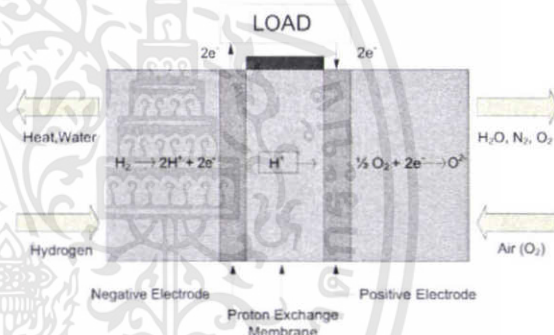


Fig. 1. A single PEM fuel cell configuration[4].

Some advantages of fuel cell systems are as follows:

- Fuel cells have the potential for a high operating efficiency.
- There are many types of fuel sources, and methods of supplying fuel to a fuel cell.
- Fuel cells have a highly scalable design.
- Fuel cells produce no pollutants.
- Fuel cells are low maintenance because they have no moving parts.
- Fuel cells do not need to be recharged, and they provide power instantly when supplied with fuel.

Some limitations common to all fuel cell systems include the following:

- Fuel cells are currently costly due to the need for materials with specific properties. There is an issue with finding low-cost replacements. This includes the need for replacement of platinum and Nafion material.
- Fuel reformation technology can be costly and heavy and needs power in order to run.

• If another fuel besides hydrogen is fed into the fuel cell, the performance gradually decreases over time due to catalyst degradation and electrolyte poisoning.

Fuel cell operating condition are as follows [2, 3]:

1. Operating Pressure

A fuel cell may be operated at ambient pressure or it may be pressurized. A fuel cell gains some potential when the pressure is increased. The issue of pressurization is also related to the issue of water management, and therefore must be addressed from a system perspective.

2. Operating Temperature

The cell temperature is another operating parameter that may be selected and preset. In general, a higher operating temperature results in higher cell potential, however, for each fuel cell design there is an optimal temperature.

3. Reactants Flow Rates

The reactants flow rate at the inlet of a fuel cell must be equal to or higher than the rate reactants are consumed in the cell. They must be supplied in excess of consumption. The rates at which hydrogen and oxygen are consumed and water is generated are determined [2, 3]. For example, this is always necessary on the cathode side where water is produced and must be carried out from the cell with excess flow. The ratio between the actual flow rate of reactant at the cell inlet and the consumption rate of that reactant should be pre-determined. Hydrogen may be supplied at the exact rate at which it is being consumed, in so-called dead-end mode (Figure 2) [2, 10]. If hydrogen is available at elevated pressure, such as in a high-pressure storage tank, the dead-end mode does not require any controls, that is, hydrogen is being supplied as it is being consumed. If hydrogen loss due to crossover permeation or internal currents is taken into account then the hydrogen flow rate at the fuel cell inlet is slightly higher than the consumption rate corresponding to the electrical current being generated. Even in dead-end mode, hydrogen has to be periodically purged, because of accumulation of inserts or water [13]. The period (frequency) and pulse of purges depends on purity of hydrogen rate of permeation through membrane [12], and water through the membrane. In calculating the fuel cell efficiency, the loss of hydrogen due to purging must be taken into account through fuel utilization. Instead of purging, hydrogen may be supplied in excess in so-called flow-through mode (Figure 2). Air is almost always supplied in a flow-through mode. In case of pure reactants, a recirculation mode

may be utilized (Figure 2). In this case the unused gas is returned to the inlet by a pump or compressor, or sometimes a passive device may be employed. Note that in case of recirculation, a cell may operate because unused reactant is not wasted but returned for consumption back to the cell inlet. Fuel utilization in various modes of operation is summarized below. In dead-end mode and recirculation mode: In general, higher flow rates results in better fuel cell performance. Although pure hydrogen may be supplied in a dead-end mode, hydrogen in mixture of gases must be supplied with flow-through mode (in this present study). The exact flow is actually a design variable. If the flow rate is too high the efficiency will be low (because hydrogen would be wasted), and if the flow rate is too low the fuel cell performance may suffer from cell damage.

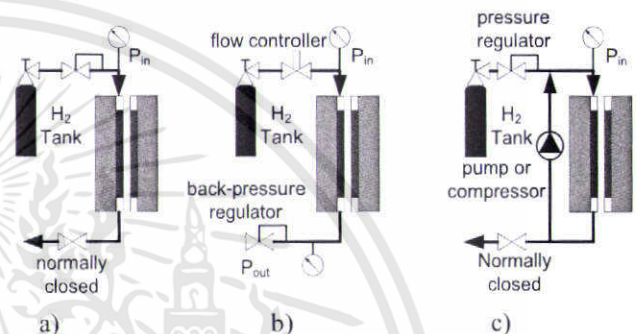


Fig. 2 Model of reactant supply: a) dead-end mode, b) flow-through mode, c) recirculation mode.

III. FUEL CELLS SYSTEM DESIGN

The fuel cell system which was used to determine the specific model parameters of a PEMFC stack is presented in Figure 3. The stack under consideration has 70 cells, with maximum capacity of 1 kW, 14.45 W/Cell, Nominal voltage is 42 V. The stack contains an active area of 85 cm². The inlet gas flows are humidified by a bubbler; the humidifier can be optionally bypassed. The gas flow is controlled by manual mass flow controller, and the stack is actively cooled by humidified air drawn through the stack air channel by a fan circuit. The data logger records the data to EEPROM located on the controller boards. The control strategy is implemented in a DSCs of Microchip Inc. and interfaced with a PC via RS-232 port. The temperatures, relative humidity, pressures of the hydrogen inlet, the stack voltage and stack current, Battery voltage, DC-DC voltage, current, power, DC-AC(Inverter) voltage, current and frequency (f) Real power(P), Apparent power(S), Reactive power (Q) as well as timing operation were recorded to EEPROM on the control boards.

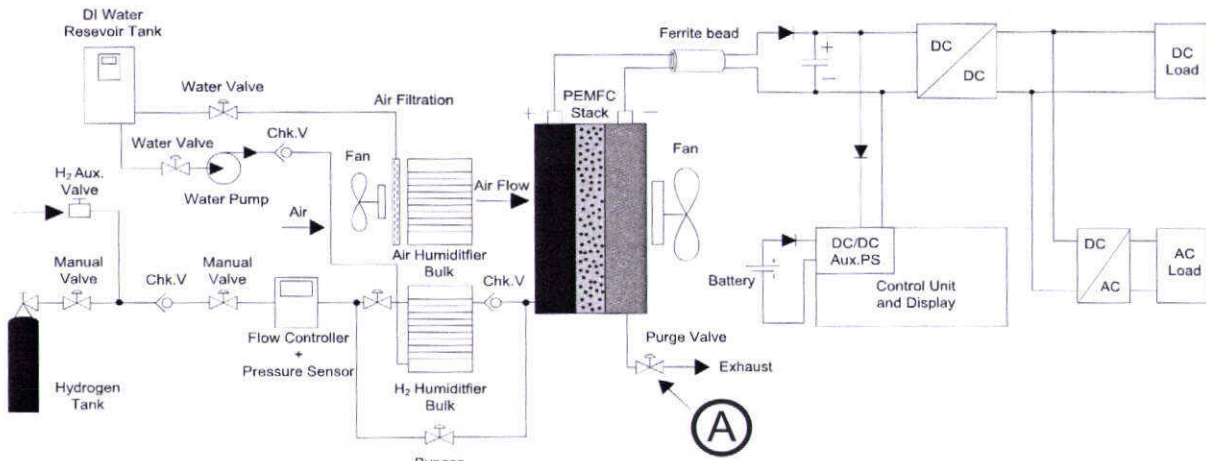


Fig. 3 Fuel Cell system and environment schematic.

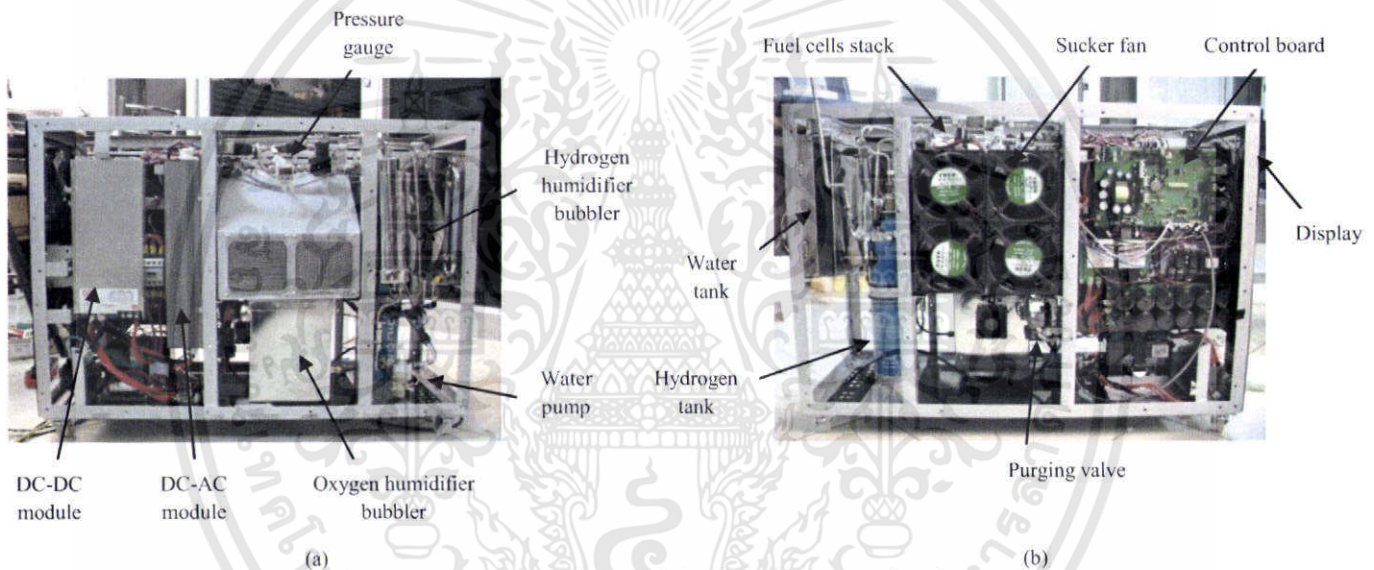


Fig. 4. A structure of proposed 1 kW fuel cell power supply unit.

IV. RESULTS AND DISCUSSION

The stack efficiency is defined as [1,3]

$$\eta_{LHV} = \frac{P_{output}}{P_{input}} = \frac{P_{output}}{\dot{m}(LHV)}$$

where :

P_{output} = system output power from measurement

LHV = hydrogen lower heating value [3]

$$= 120. \left(\frac{MJ}{kg} \right)$$

\dot{m} = mass flow rate $\left(\frac{kg}{s} \right)$

ρ = hydrogen density 20 °C and 1 atm. [3]

$$= 0.08375 \text{ kg/m}^3$$

\dot{v} = measured hydrogen flow rate $\left(\frac{L}{min} \right)$

So

$$\begin{aligned} \eta_{LHV} &= \frac{P_{output}}{P_{input}} = \frac{P_{output}}{\dot{m}(LHV)} \\ &= \frac{P_{output}}{\frac{\dot{v}(\rho)}{60000}(LHV)} \\ &= \frac{P_{output}}{\frac{\dot{v}(0.08375)}{60000}(120 \text{ MJ})} \\ &= \frac{P_{output}}{335(\dot{v})} \end{aligned} \tag{1}$$

The system usually has the efficiency less than 100 due to energy loss or consumed within the system, as seen in figure 5. The data of parasitic load are given in table 1 below.

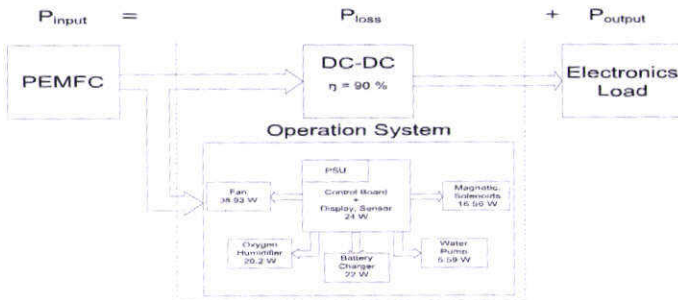


Fig. 5.; System block diagram for consideration.

Table 1, Operating power consumption.

No.	System Device	Power consumption (W)
1	Fan	38-40
2	Humidifier	20-22
3	Solenoid valve	12-14
4	Battery charger	18-20
5	Water pump	5-7
6	Magnetic contactor	4-6
7	Control board	24-30
8	DC-DC loss (efficiency 90%)	10-40

In table 1, the average consumption for device 1-7 is about 130 W. This power is used for the PEMFC self-operation.

The definition of purging periods are shown on figure 6 to clarify the period of 6 s, 12 s and 18 s, where the purging pulse are fixed

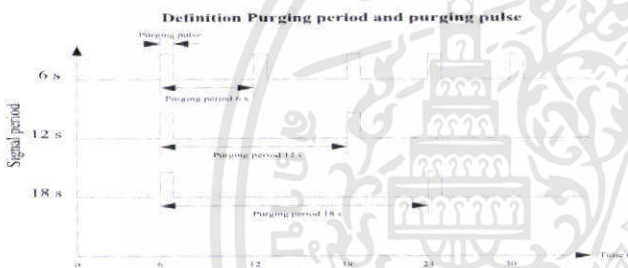


Fig. 6.; Definition of purging period and purging pulse.

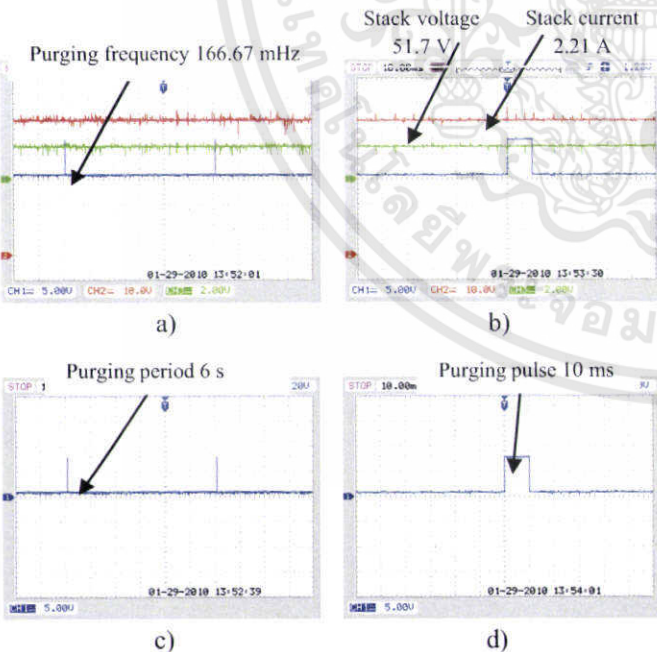


Fig. 7.; V, I waveforms when purging period is 6 s a) purging frequency b) fuel cells stack voltage and current c) purging period d) purging pulse

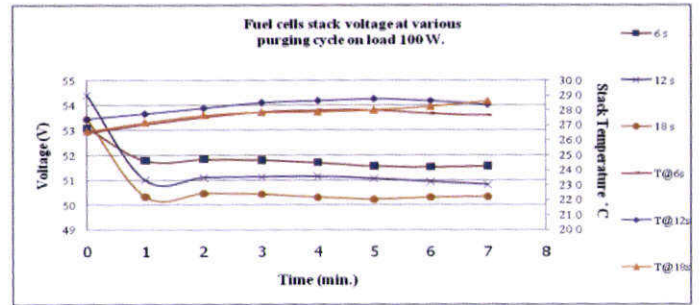


Fig. 8, Fuel cells stack voltage and Fuel cells stack temperature at various purging cycle on load 100 W

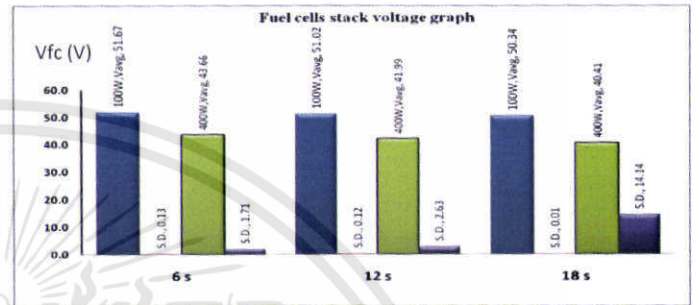


Fig. 9, Fuel cells stack voltage graph

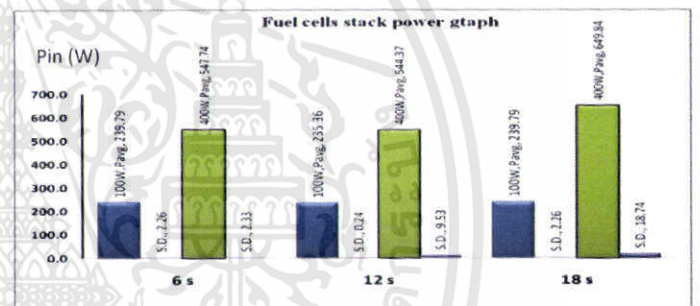


Fig. 10, Fuel cells stack power graph

The result of PEMFC voltage measurement versus purging period at loading of 100 W and 400 W is given in figure 9.

The stack parameters and corresponding condition at loading of 100 W are as follows:

Pressure 0.35 bar, Relative Humidity 64-66 % RH, Ambient temperature 27-29°C, Fan speed is 3000 RPM, Air flow rate 105 CFM.

From figure 7, the purging period is 6 sec. operating on electrical loading of 100 W and 400 W the Vdc link or PEMFC voltage is 51.67 V, 43.66 V, S.D. is 0.13 and 1.71 respectively.

1. When purging period increases from 6 to 12 and 18 s, PEMFC voltage decreases due to water accumulation, suggesting that the voltage per cell has decreased, see figures 9 and 10. The average stack cells voltages at purging periods of 6, 12 and 18 s are 51.67 V, 51.02 V and 50.34 V respectively.

For the case with electronic loading of 400 W: the average stack voltages at purging periods of 6, 12 and 18 sec are 43.66 V, 41.99 V and 40.41 V respectively.

2. The stack temperature increases from the start up stage. The unit is left at the testing condition for 8 minutes, after which the temperature variation is about 1 °C on load carrying of 100 W. The temperature difference affected by the variation of purging period is very low.

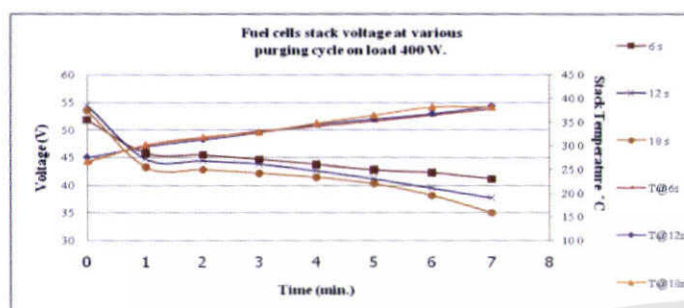


Fig. 11, Fuel cells stack voltage and Fuel cells stack temperature at various purging cycle on load 400 W

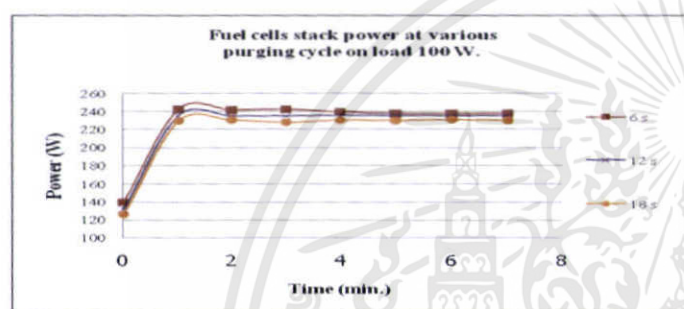


Fig. 12, Fuel cells stack power at various purging cycle on load 100 W

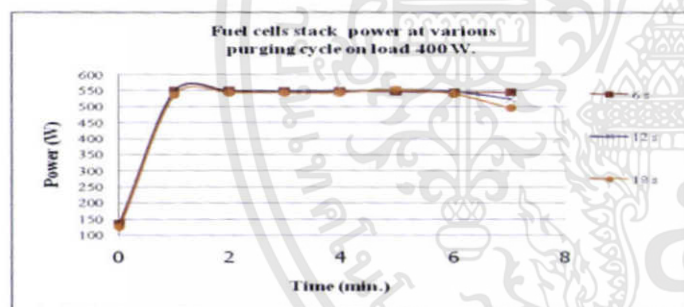


Fig. 13, Fuel cells stack power at various purging cycle on load 400 W

V. CONCLUSIONS

The short purging period results in higher PEMFC voltage level, which means desirable stability but can attenuate the system efficiency due to energy loss by parasitic load of control and monitoring system and hydrogen loss. Longer purging period (low frequency) can attenuate the PEMFC voltage due to accumulation of water and inert gas in the fuel stream inside the call channel. The system can vary the period of purging based on different electrical loading. Therefore long purging period should be selected to reduce the average power consumption from purging device and hydrogen loss. So the efficiency is greater than that operating with short purging period. On the other hand, when system supply medium or

heavy electronic loading, short purging period should be selected for regulation stability.

SUGGESTION

When design PEMFC system power supply ones should design a purging system control or feedback control to maintain voltage and/or power to increase system efficiency. The purging period must be adaptively controlled according to load for achieving the system stability and low system loss..

ACKNOWLEDGMENT

The authors would like to thank Green GRIT Co.,Ltd (Green Research Innovation Technology), Green GRIT's staff, MTEC (National Metal and Materials Technology Center,Thailand), MTEC's staff for their supports on the present work.

REFERENCES

- [1] EG&G Technical Services, Inc., "Fuel Cell Handbook," *Knowledge Publications.com*, Seventh Edition, 2004, pp. 1-14.
- [2] Colleen S. Spiegel, "PEM Fuel Cell Modeling and Simulation Using MATLAB," *Elsevier Inc.*, 2008, pp. 1-4.
- [3] Colleen S. Spiegel, "Designing & Building Fuel Cells," *The McGraw-Hill Companies*, 2007, pp. 16-84.
- [4] S.Y. Lee, et al., "Water removal characteristics of proton exchange membrane fuel cells using a dry gas purging method," *J. Power Sources* 180 (2008) 784-790.
- [5] L. Hao, et al., "Transient behavior of water generation in a proton exchange membrane fuel cell," *J. Power Sources* 177 (2008) 404-411.
- [6] H. Takata, et al., "Study on water uptake of proton exchange membrane by using trifurcated water sorption method," *J. Hydrogen Energy* 30 (2005) 1017 - 1025.
- [7] M.G. Santarelli, and M.F. Torchio, "Experimental analysis of the effects of the operating variables on the performance of a single PEMFC," *Energy Conversion and Management* 48 (2007) 40-51.
- [8] P. Rodatz, A. Tsukada, M. Mladek, and L. Guzzella, "EFFICIENCY IMPROVEMENTS BY PULSED HYDROGEN SUPPLY IN PEM FUEL CELL SYSTEMS," 2002 IFAC 15th Triennial World Congress, Barcelona, Spain
- [9] M. Luo, C. Huang, W. Liu, Z. Luo, and M. Pan, "Degradation behaviors of polymer electrolyte membrane fuel cell under freeze/thaw cycles," *J. Hydrogen Energy* XXX (2009) 1-8.
- [10] J. Hou, H. Yu, S. Zhang, and S. Sun, "Analysis of PEMFC freeze degradation at -20 °C after gas purging," *J. Power Sources* 162 (2006) 513-520.
- [11] Z. Shengsheng, et al., "Effects of Freeze/thaw Cycles and Gas Purging Method on Polymer Electrolyte Membrane Fuel Cells," *Chinese J. Chem. Eng.*, 14(6) 802-805 (2006).
- [12] A. Taniguchi, T. Akita, K. Yasuda, and Y. Miyazaki, "Analysis of electrocatalyst degradation in PEMFC caused by cell reversal during fuel starvation", *J. Power Sources* 130 (2004) 42-49.
- [13] L. Hao, et al., "Transient behavior of water generation in a proton exchange membrane fuel cell," *J. Power Sources* 177 (2008) 404-411.
- [14] L. Hao, et al., "Transient behavior of water generation in a proton exchange membrane fuel cell," *J. Power Sources* 177 (2008) 404-411.
- [15] P.J.H. Wingelaar, J.L. Duarte, and M.A.M. Hendrix, "Dynamic characteristics of PEM fuel cells," 1635-1641
- [16] FranoBarbir, "PEM Fuel Cells: Theory and Practice", *Elsevier Inc.*, Series Editor Richard C. Dorf, 2005, pp. 17-124.



การประชุมวิชาการ ทางวิศวกรรมไฟฟ้า ครั้งที่ ๓๓

33rd Electrical Engineering Conference (EECON-33)

- ไฟฟ้ากำลัง (PW)
- อิเล็กทรอนิกส์กำลัง (PE)
- งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับวิศวกรรมไฟฟ้า (GN)
- ไฟฟ้าสื่อสาร (CM)
- อิเล็กทรอนิกส์ (EL)
- การประมวลผลสัญญาณดิจิทัล (DS)
- ระบบควบคุมและการวัด (CT)
- ไฟโตนิกส์ (PH)
- คอมพิวเตอร์และเทคโนโลยีสารสนเทศ (CP)
- วิศวกรรมชีวการแพทย์ (BE)



ร่วมจัดโดย
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
มหาวิทยาลัยศรีนครินทรวิโรฒ
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี



111 Years Engineering
Innovation

PE 13

วันศุกร์ที่ 3 ธันวาคม 2553 เวลา 15.00 - 17.00 น.

ห้อง : Chiang Roong

ประธานกลุ่มย่อย : ดร.ยุทธนา ขำสุวรรณ

มหาวิทยาลัยเชียงใหม่

PE-062 เวลา 15.00 - 15.20 น.

การเปรียบเทียบเครื่องควบคุมการไหลสำหรับหลอดกึ่งตัวนำ
สุทธาณี แซ่ซื่อ และ อรุณรัตน์ งามนิลชาติ

บทความนี้นำเสนอการเปรียบเทียบเครื่องควบคุมการไหลสำหรับหลอดกึ่งตัวนำ... โดยเครื่องที่นำเสนอประกอบด้วยวงจรควบคุมแรงดันไฟฟ้ากระแสสลับที่มีตัวเหนี่ยวนำขนานสวิตช์ที่ควบคุมการทำงานด้วยไมโครคอนโทรลเลอร์ PIC16F877A และวงจรควบคุมแรงดันไฟฟ้าที่นำเสนอสามารถควบคุมการไหลในย่านแรงดันต้นออกที่กว้างกว่า โดยทำให้อัตราสลับต่ำกว่าและทำให้หลอดไม่เกิดความร้อน ซึ่งสามารถประหยัดมากกว่า 50% ค่าตั้งไฟฟ้าด้านอินพุตคือ 20% อีกทั้งยังปรับปรุงตัวประกอบกำลังของแหล่งจ่ายแรงดันให้ดีขึ้นกว่าวงจรควบคุมแรงดันไฟฟ้ากระแสสลับ

PE-063 เวลา 15.20 - 15.40 น.

ลินแอมอร์ตรอนความถี่สูงที่ปรับจูนของรีจันต์ 3 เฟส 3 ขั้ว สำหรับใช้ควบคุม
ร็อนจางเบบหมื่นฉวน

หมื่นฉวน อี้ซุนหมื่น ฉางชอง ซุนเจียงจิน ซุนชอง เบลีฉือฉานหมื่น
ฮวนวีชอง แซงฮวง และ ซันฉี กุ๋นเกี๋ย

บทความนี้นำเสนอการออกแบบวงจรอินเวอร์เตอร์ 3 เฟส 3 ขั้วแบบปรับจูน... สำหรับเป็นให้ควบคุมอินเวอร์เตอร์ 3 เฟส 3 ขั้ว... ที่ใช้รีเลย์ 3 ตัว... ซึ่งสามารถปรับจูนความถี่ได้ตั้งแต่ 10 ถึง 1000 Hz... และสามารถควบคุมกำลังไฟฟ้าที่เข้าที่จุดต่ออินเวอร์เตอร์ได้ด้วยการควบคุมความถี่และดีดิวซ์... ซึ่งทำให้ในวงจรที่ไม่มีโหลด ระบบสามารถตอบสนองต่อการทำงานได้อย่างรวดเร็วถึงหกเท่าที่ค่าให้กระแสที่อินเวอร์เตอร์

PE-064 เวลา 15.40 - 16.00 น.

การควบคุมกำลังการไหลที่แม่นยำกว่าความถี่ของรูปคลื่นอินเวอร์เตอร์
เรจินเนซันเบบหมื่นฉวน

ฮวนวีชอง แซงฮวง, อี้ซุนหมื่น, ฉางชอง, ซุนเจียงจิน, ซุนชอง, เบลีฉือฉานหมื่น, ฮวนวีชอง, แซงฮวง, อี้ซุนหมื่น, ฉางชอง, ซุนเจียงจิน, ซุนชอง, เบลีฉือฉานหมื่น

บทความนี้นำเสนอการควบคุมกำลังการไหลที่แม่นยำกว่าความถี่ของรูปคลื่นอินเวอร์เตอร์... โดยใช้ dsPIC30F2010 ในการสร้างสัญญาณความถี่สูงถึง 31 กิโลเฮิรตซ์... ซึ่งวิธีการควบคุมที่เสนอเป็นวิธีที่ง่ายและสามารถควบคุมกำลังไฟฟ้าได้สูงสุด 1,200 วัตต์... ซึ่งมีความถี่ด้านเข้า 150 วัตต์ มีค่าตัวประกอบกำลังด้านเข้า 0.99 ซึ่งสามารถปรับความถี่ของผลลัพธ์

PE-065 เวลา 16.00 - 16.20 น.

ระบบจัดการเชื้อเพลิงชนิดแบบแปรผันโปรตอนสำหรับแหล่งจ่ายกำลัง
บุญเดช เกตุเกษม วีรวัฒน์ ป๋อภพร วุฒิชัย ชารวีศรีภรณ์ และ วีระพงษ์ ชัยวัฒน์

บทความนี้นำเสนอระบบจัดการเชื้อเพลิงชนิดแบบแปรผันโปรตอนสำหรับแหล่งจ่ายกำลัง... ซึ่งได้ออกแบบโครงสร้าง ส่วนประกอบ และเงื่อนไขที่ใช้ในการควบคุมการทำงานของแหล่งจ่ายกำลังขนาด 1 kW... โดยไม่ใช้ไมโครคอนโทรลเลอร์... ซึ่งสามารถผลิตได้ 100 วัตต์ถึง 400 วัตต์

PE-066 เวลา 16.20 - 16.40 น.

การชดเชยแรงดันไฟฟ้าที่เครื่องจ่ายเชื้อเพลิง-ชอปเปอร์ควบคุมโดย SPWM แบบใช้
แรงดันชั่วขณะ

ฮวนวีชอง แซงฮวง, อี้ซุนหมื่น, ฉางชอง, ซุนเจียงจิน, ซุนชอง, เบลีฉือฉานหมื่น

บทความนี้นำเสนอการชดเชยแรงดันไฟฟ้าที่เครื่องจ่ายเชื้อเพลิง-ชอปเปอร์... โดยใช้เทคนิคการควบคุมสัญญาณแบบ SPWM... ซึ่งสามารถชดเชยแรงดันได้อย่างรวดเร็ว... และสามารถปรับจูนความถี่ได้ตั้งแต่ 10 ถึง 1000 Hz... และสามารถควบคุมกำลังไฟฟ้าที่เข้าที่จุดต่ออินเวอร์เตอร์ได้ด้วยการควบคุมความถี่และดีดิวซ์... ซึ่งทำให้ในวงจรที่ไม่มีโหลด ระบบสามารถตอบสนองต่อการทำงานได้อย่างรวดเร็วถึงหกเท่าที่ค่าให้กระแสที่อินเวอร์เตอร์

PE-067 เวลา 16.40 - 17.00 น.

การควบคุมคุณภาพแรงดันจากการผลิตกระแสไฟฟ้าของกังหันลม ด้วยชุดทดสอบ
แรงดันไฟฟ้าที่สมบูรณ์

วราวุฒ ศิริธรรม ปวีระบุศกุลทอง เกษณัฐธรรม ภูมิวิมลดิษฐ์ และ วรวิทย์

บทความนี้เป็นการนำเสนอการปรับปรุงควบคุมการชดเชยแรงดันไฟฟ้าที่สมบูรณ์ (STATCOM)... ซึ่งสามารถปรับจูนความถี่ได้ตั้งแต่ 10 ถึง 1000 Hz... และสามารถควบคุมกำลังไฟฟ้าที่เข้าที่จุดต่ออินเวอร์เตอร์ได้ด้วยการควบคุมความถี่และดีดิวซ์... ซึ่งทำให้ในวงจรที่ไม่มีโหลด ระบบสามารถตอบสนองต่อการทำงานได้อย่างรวดเร็วถึงหกเท่าที่ค่าให้กระแสที่อินเวอร์เตอร์

PE

ระบบจัดการเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอนสำหรับแหล่งจ่ายกำลัง Proton Exchange Membrane Fuel Cells System Management for Power Supply Unit

บุญเดช เกลิ่งกลม¹, ธีรวัฒน์ ปอกเพชร^{2,3}, วุฒิพล ชาราธิรเศรษฐ์⁴ และ วีระเชษฐ ชันจิน²

¹สาขาวิชาวิศวกรรมยานยนต์, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

²สาขาวิชาวิศวกรรมไฟฟ้า, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

³ฝ่ายวิจัยและพัฒนา, บริษัท กรีนกริฟ จำกัด, 22 ซ.ลาดพร้าว 84 วังทองหลาง กรุงเทพมหานคร 10310

⁴วิทยาลัยร่วมด้านเทคโนโลยีการบันทึกข้อมูลและการประยุกต์ใช้งาน, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ถนนฉลองกรุง แขวงลาดกระบัง เขตลาดกระบัง กรุงเทพมหานคร 10520, E-mail: ktvuttip@kmitl.ac.th

บทคัดย่อ

บทความนี้นำเสนอระบบจัดการเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอนสำหรับแหล่งจ่ายกำลัง ซึ่งได้ออกแบบโครงสร้าง ส่วนประกอบ และเงื่อนไขที่ใช้ในการควบคุมการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงขนาด 1 kW ให้ทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยนำไมโครคอนโทรลเลอร์เข้ามาประมวลผล ควบคุม แสดงผล รับ-ส่งข้อมูลจากอุปกรณ์ต่อพ่วงและตรวจจับ ผลการทดสอบระบบที่ได้แสดงที่โหลด 100 วัตต์และ 400 วัตต์

คำสำคัญ: เซลล์เชื้อเพลิงชนิดเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน ตัวสร้างความชื้นให้อากาศ ตัวสร้างความชื้นให้ไฮโดรเจน การไล่ไอน้ำ

Abstract

This paper proposes a Proton Exchange Membrane fuel cell (PEMFC) system management for power supply unit. The designed structure, auxiliary components, and controlling conditions of the 1 kW PEMFC system are presented. The controlling conditions: operating temperature, pressure, air flow, humidity and purging system are monitored and/or controlled using a microcontroller. From the experimental results show 100 W and 400 W load conditions.

Keywords: PEM Fuel Cells, Oxygen Humidifier, Hydrogen Humidifier, Purging

1. คำนำ

เซลล์เชื้อเพลิง คือ อุปกรณ์ที่ใช้เปลี่ยนพลังงานเคมีไปเป็นพลังงานไฟฟ้า หรือสามารถกล่าวได้ว่าเซลล์เชื้อเพลิงเป็นอุปกรณ์แปลงพลังงานเพื่อใช้เป็นแหล่งจ่ายพลังงานทางไฟฟ้า[1] นอกจากนี้เซลล์เชื้อเพลิงยังมีแหล่งเชื้อเพลิงที่หลากหลาย เป็นแหล่งพลังงานที่ไม่มีมลพิษ ไม่สร้างภาวะเรือนกระจก ถือว่าเป็นแหล่งพลังงานสะอาด แต่ก็มี

ข้อจำกัดในส่วนเทคโนโลยีการผลิตไฮโดรเจนบริสุทธิ์ที่มีราคาสูง ประสิทธิภาพและอายุการใช้งานของเซลล์เชื้อเพลิงจะลดลง หากระบบเซลล์เชื้อเพลิงใช้ไฮโดรเจนไม่บริสุทธิ์เพราะส่วนแคตตาไลสของเซลล์จะเสื่อมคุณภาพลง [2]

การควบคุมและจัดการระบบเซลล์เชื้อเพลิงมีความจำเป็นเนื่องจากเซลล์เชื้อเพลิงมีตัวแปรและเงื่อนไขที่ต้องควบคุมหลายตัวแปร เช่น ความดัน อุณหภูมิ ความชื้น เป็นต้น[3] ดังนั้นในงานวิจัยชิ้นนี้จึงใช้ไมโครคอนโทรลเลอร์เข้ามาควบคุม จัดการระบบเซลล์เชื้อเพลิงเพื่อให้มีความเที่ยงตรงในการควบคุมและมีอายุการใช้งานที่นานขึ้น ตลอดจนใช้เป็นแหล่งกำเนิดพลังงานทางไฟฟ้าได้อย่างมีประสิทธิภาพ

2. ทฤษฎีเซลล์เชื้อเพลิง

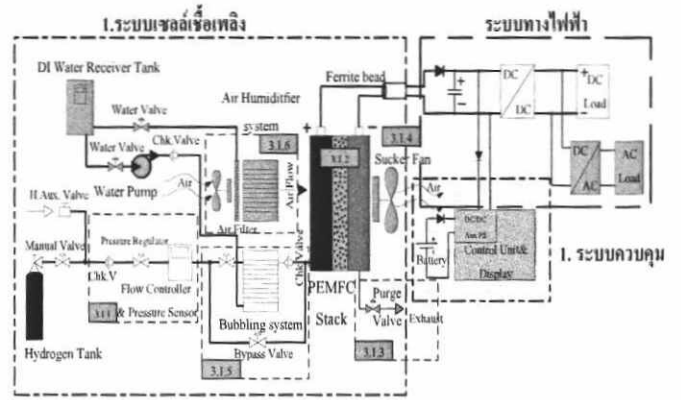
เซลล์เชื้อเพลิงจะมีส่วนประกอบพื้นฐานสามส่วนคือ 1. ขั้วประจุลบ (ขั้วแอโนด) 2. ขั้วประจุบวก(ขั้วแคโทด) 3. สารอิเล็กโตรไลต์ [1] จากรูปที่ 1. จะเห็นหลักการทำงานทั่วไปคือ ไฮโดรเจนที่มีความดันจะถูกปล่อยเข้าไปทางด้านแอโนดของเซลล์เมื่อไฮโดรเจนสัมผัสกับตัวเร่งปฏิกิริยาจะเกิดการแตกตัวออกเป็นโปรตอนและอิเล็กตรอน โดยโปรตอนจะไหลผ่านแผ่นอิเล็กโตรไลต์ไปยังขั้วแคโทดได้ ส่วนอิเล็กตรอนไม่สามารถผ่านแผ่นอิเล็กโตรไลต์ได้ จึงไหลผ่านวงจรภายนอกไปรวมตัวและทำปฏิกิริยาทางเคมีอีกครั้งที่ขั้วแคโทด เกิดเป็นความร้อนและน้ำขึ้น นอกจากนี้เซลล์เชื้อเพลิงยังมีอยู่หลายประเภท แต่ที่ได้รับความนิยมและเป็นประเภทที่ใช้ไฮโดรเจนเป็นเชื้อเพลิงหลักก็คือ เซลล์เชื้อเพลิงชนิดเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน(Proton Exchange Membrane Fuel Cell: PEM Fuel Cells) ดังนั้นในงานวิจัยชิ้นนี้จึงเลือกใช้เซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้มาทำการสร้างต้นแบบเป็นแหล่งจ่ายกำลัง

ส่วนประกอบทั่วไปของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอนมีรายละเอียดดังนี้

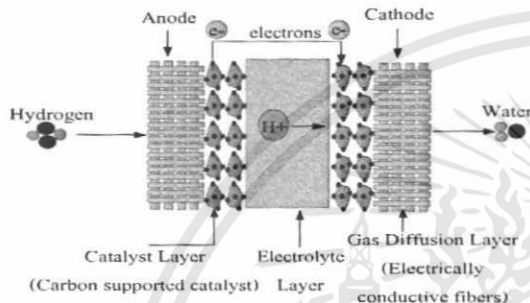
1. เมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน (proton exchange membrane): เป็นส่วนที่ขอมให้โปรตอนในไฮโดรเจนสามารถไหลผ่านจากขั้วแอโนดไปยังแคโทดได้

2. ชั้นแคตตาลิสต์ (catalyst layers): เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาไฮโดรเจนให้แตกตัวเป็นโปรตอนและอิเล็กตรอน โปรตอนจะรวมตัวกับออกซิเจนกลายเป็นน้ำที่ฝั่งแคโทดและอิเล็กตรอนไหลผ่านโพลีเมอร์ไอออนิก โดยส่วนใหญ่แคตตาลิสต์จะใช้แพลทินัมเป็นหลัก
3. ชั้นกระจายตัวของเชื้อเพลิง (gas diffusion layers): เป็นส่วนที่ช่วยให้เชื้อเพลิงไหลผ่านรูพรุนเพื่อแยกอิเล็กตรอน
4. ปะเก็น (gaskets): ใช้เพื่อป้องกันไม่ให้เชื้อเพลิงรั่วและยังช่วยกระจายแรงที่เกิดจากการประกอบกันของเซลล์ ที่มาจากซิลิกอน, เทฟลอน
5. แผ่นประกบซีด (end plates): ใช้ยึดเซลล์แต่ละเซลล์ให้รวมกันเป็นชั้นๆ วัสดุส่วนใหญ่ทำมาจากสแตนเลส, แกรไฟท์, พีวีซี [1]

ส่วนประกอบของระบบเซลล์เชื้อเพลิงและอุปกรณ์ต่อพ่วง ซึ่งใช้ 16 ชิ้น และหลักการการทำงานมีดังนี้



รูปที่ 3 ระบบเซลล์เชื้อเพลิงและอุปกรณ์ที่ใช้ต่อพ่วง

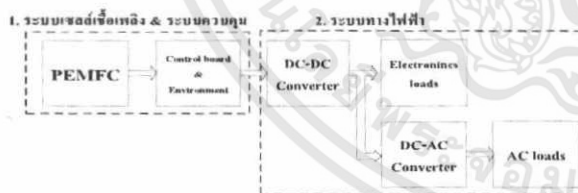


รูปที่ 1 โครงสร้างและหลักการการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิง

ชนิดเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอน

3. ข้อเสนอแนะระบบจัดการเซลล์เชื้อเพลิง (Proposed PEMFC system management)

ในงานวิจัยชิ้นนี้นำเสนอระบบเซลล์เชื้อเพลิงออกเป็นสองส่วนใหญ่ๆ คือ 1.เซลล์เชื้อเพลิงและระบบควบคุม 2.ระบบทางไฟฟ้า ตามรูปที่ 2



รูปที่ 2 บล็อกไดอะแกรมของระบบจัดการเซลล์เชื้อเพลิง

3.1 เซลล์เชื้อเพลิงและระบบควบคุม (PEM Fuel Cells and control system)

ในการทำงานของชุดเซลล์เชื้อเพลิงจำเป็นต้องมีอุปกรณ์ต่อพ่วงและระบบควบคุมเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพสูงสุด ในงานวิจัยนี้เลือกใช้ไมโครคอนโทรลเลอร์เบอร์ dsPIC30F6010a ของบริษัทไมโครชิพเป็นตัวควบคุม โดยจะรับข้อมูลจากอุปกรณ์ตรวจวัดและส่งสัญญาณควบคุมไปที่อุปกรณ์ต่อพ่วงตามเงื่อนไขของพารามิเตอร์ นอกจากนี้ยังมีการส่งค่าพารามิเตอร์ไปแสดงผลที่จอแอลซีดีแบบอักษร ข้อมูลที่แสดงผลมีดังนี้ อุณหภูมิ ความชื้นสัมพัทธ์ ความดันทางด้านไฮโดรเจนขาเข้า พารามิเตอร์ทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ดีซีดีซีคอนเวอร์เตอร์ และอินเวอร์เตอร์ จากรูปที่ 3. เป็นการแสดง

3.1.1 ชุดควบคุมความดัน (operating pressure control unit) [5]

ความดันที่ใช้ในเซลล์เชื้อเพลิงจะมาจากถังไฮโดรเจนที่ปรับให้รักษาระดับอยู่ที่ 0.3-0.8 บาร์ เนื่องจากความดันสูงจะทำให้เซลล์เสียหายได้ ผลพวงของความดันสูงอาจทำให้เชื้อเพลิงรั่วออกจากเซลล์ได้ ในระบบนี้ได้นำเอาอุปกรณ์ตรวจวัดความดัน (pressure sensor) มาใช้สำหรับวัดความดันเพื่อส่งค่าไปยังบอร์ดควบคุมและแสดงผล ในกรณีที่ความดันต่ำกว่า 0.3 บาร์หรือสูงกว่า 0.8 บาร์จะมีสัญญาณเตือนให้ผู้ใช้ปรับความดันของไฮโดรเจนให้อยู่ในระดับผ่านทางวาล์วควบคุม (pressure regulator)

3.1.2 ชุดควบคุมอุณหภูมิทำงาน (operating temperature control unit)

โดยทั่วไปอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงจะแปรผันตรงตามการจ่ายโพลีเมอร์ ในระบบนี้จะใช้เทอร์มิสเตอร์ (thermister) วัดอุณหภูมิเฉลี่ยจาก 3 จุดที่กระจายที่ชุดเซลล์เชื้อเพลิงและส่งค่าไปยังบอร์ดควบคุมเพื่อควบคุมความเร็วพัดลมให้รักษาอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิงไม่ให้เกิน 50 °C โดยพัดลมจะเริ่มทำงานที่อุณหภูมิ 30 °C และจะมีสัญญาณเตือนอุณหภูมิสูงที่ 45 °C หากอุณหภูมิถึง 50 °C ระบบจะหยุดทำงาน

3.1.3 ระบบไล่น้ำออกจากระบบ (purging system)

เนื่องจากการทำปฏิกิริยาเคมีกันระหว่างไฮโดรเจนกับออกซิเจนจะได้พลังงานไฟฟ้าและน้ำ ซึ่งน้ำที่เกิดขึ้นจะขังอยู่ในชั้นกระจายตัวของเชื้อเพลิง (gas diffusion layers) และไปขัดขวางการไหลของไฮโดรเจนทำให้อัตราการเกิดพลังงานไฟฟ้าลดลง จึงต้องมีระบบไล่น้ำออกมา ในการทำงานครั้งแรกจะไล่น้ำด้วยอัตรา 10 มิลลิวินาที ทุกๆ 0.5 วินาที เป็นเวลา 12 วินาที หลังจากนั้นจะไล่น้ำทุกๆ 6 วินาทีด้วยอัตราเท่าเดิม [4]

3.1.4 ชุดควบคุมการไหลของออกซิเจน (oxidation air flow)

ปริมาณออกซิเจนที่ผ่านเข้าสู่ชุดเซลล์นั้นได้มาจากการใช้พัดลมดูดอากาศจากภายนอกเข้ามาผ่านชุดสร้างความชื้นเพื่อเพิ่มความชื้นให้กับออกซิเจน หลังจากนั้นจึงผ่านชุดกรองอากาศเข้าสู่เซลล์ อัตราการไหลของออกซิเจนขึ้นอยู่กับความเร็วของพัดลมดูดอากาศ ซึ่งแปรผันตามปริมาณการจ่ายโพลีเมอร์ของเซลล์เชื้อเพลิง ในงานวิจัยนี้ใช้พัดลมจำนวน 4 ตัว ซึ่งมีพิสัยความเร็วลม 3000 รอบต่อนาทีและอัตราการไหลของอากาศที่ 105 ลูกบาศก์ฟุตต่อนาที

3.1.5. ชุดสร้างความชื้นให้กับไฮโดรเจน (hydrogen humidifier or bubbling system)

การเพิ่มความชื้นให้กับไฮโดรเจนจะทำงานเฉพาะตอนเริ่มระบบเท่านั้นเพื่อเป็นการกระตุ้นเซลล์ให้พร้อมที่จะจ่ายโหลด โดยคอนเริ่มระบบโซลีนอยด์จะต่อไฮโดรเจนผ่านชุดสร้างความชื้นเข้าสู่เซลล์ สลับกับการไม่ผ่านชุดสร้างความชื้นด้วยอัตรา 0.1 วินาทีต่อ 15 วินาที ประมาณ 1 นาที

3.1.6 ชุดสร้างความชื้นทางด้านออกซิเจน (oxygen humidifier)

ขณะที่ชุดเซลล์ทำงานจะมีความร้อนเกิดขึ้นทำให้เซลล์แห้ง ดังนั้นจึงต้องมีการเพิ่มความชื้นของออกซิเจนฝั่งแคโอดให้เซลล์ ในที่นี้ใช้วิธีการสร้างหมอกด้วยเปียโซอิเล็กทริก (piezo electric) แล้วใช้พัดลมดูดอากาศผ่านหมอกเข้าเซลล์ โดยความชื้นสัมพัทธ์ที่ใช้คือ 70%RH [4]

3.1.7 ชุดประจุแบตเตอรี่ (battery charger)

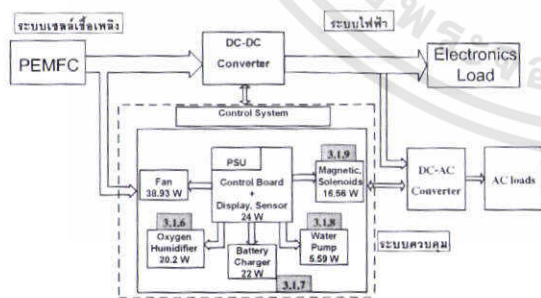
โดยปกติแล้วเซลล์เชื้อเพลิงไม่สามารถทำงานคอนเริ่มด้วยตัวเองได้ จำเป็นต้องมีแบตเตอรี่เพื่อเป็นแหล่งจ่ายให้กับชุดควบคุมและอุปกรณ์ต่อพ่วง ดังนั้นเมื่อเซลล์เชื้อเพลิงทำงานคอนเริ่มระบบ จะมีเสถียรภาพแล้วจึงต้องมีการประจุแบตเตอรี่เก็บไว้ ขนาดของแบตเตอรี่ที่ใช้ 36 V 2.8 Ah กระแสประจุ 280 มิลลิแอมป์

3.1.8 ปั๊มน้ำ (water pump)

ในการสร้างความชื้นให้กับไฮโดรเจนกับออกซิเจนใช้น้ำกลั่นบริสุทธิ์ (deionized water) และมีการสูญเสียน้ำเกิดขึ้นในกระบวนการ ในระบบนี้จึงต้องมีชุดตรวจจับไฮโดรเจนรั่วและส่งสัญญาณไปที่ตัวควบคุมเพื่อสั่งปิดโซลีนอยด์วาล์วด้านอินพุท นอกจากนี้โซลีนอยด์วาล์วยังทำหน้าที่ปิด-เปิด ไฮโดรเจนด้านอินพุทด้วย

3.1.9 โซลีนอยด์วาล์ว (solenoid valve)

โดยปกติแล้วก๊าซไฮโดรเจนมีโอกาสรั่วออกจากเซลล์หรือแนวเดินท่อ ในระบบนี้จึงต้องมีชุดตรวจจับไฮโดรเจนรั่วและส่งสัญญาณไปที่ตัวควบคุมเพื่อสั่งปิดโซลีนอยด์วาล์วด้านอินพุท นอกจากนี้โซลีนอยด์วาล์วยังทำหน้าที่ปิด-เปิด ไฮโดรเจนด้านอินพุทด้วย



รูปที่ 4 อุปกรณ์ที่ต่ออยู่กับระบบควบคุม

ตารางที่ 1 ผลการทดสอบเซลล์เชื้อเพลิงขณะที่ต่อโหลด 100 วัตต์

รายการอุปกรณ์	พลังงานไฟฟ้า (วัตต์)
บอร์ดควบคุมและแสดงผล	12
พัดลมดูดอากาศ	34.3
ชุดสร้างความชื้นด้านออกซิเจน	20.2

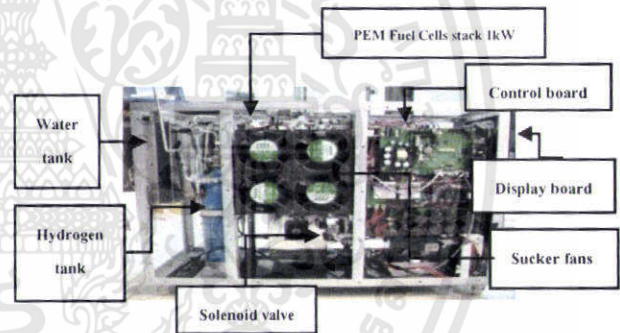
ชุดประจุแบตเตอรี่	18	117
ปั๊มน้ำ	5.59	
ชุดแยกแก๊สและโซลีนอยด์วาล์ว	13.56	
รวม	103.65	
ค่าพลังงานจากคอนเวอร์เตอร์และอินเวอร์เตอร์	72	

กำลังไฟฟ้าที่จ่ายให้อุปกรณ์ใช้เลี้ยงระบบ (self operating system) มีค่าประมาณ 175 วัตต์ซึ่งมาจากอุปกรณ์ที่บอร์ดควบคุมตามรูปที่ 4 จากตารางที่ 1 ใช้กำลังไฟฟ้าประมาณ 103 วัตต์ และค่ากำลังไฟฟ้าสูญเสียที่คอนเวอร์เตอร์และอินเวอร์เตอร์อีก 72 วัตต์

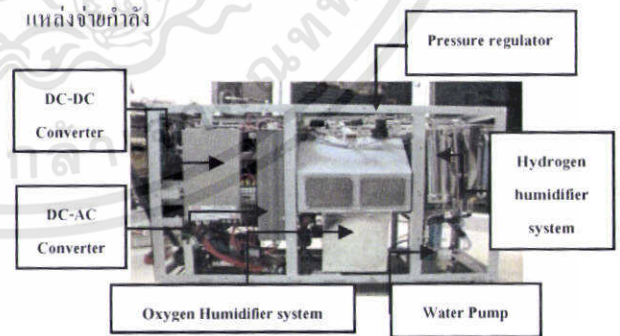
3.2 ระบบทางไฟฟ้า (electrical system)

แรงดันด้านออกของเซลล์เชื้อเพลิงเป็นไฟฟ้ากระแสตรงไม่คงที่แปรผันตามโหลด ช่วงของแรงดันกว้าง การตอบสนองต่อการจ่ายโหลดช้า [3] เพื่อแก้ปัญหาดังกล่าวจึงต้องมี ดีซี-ดีซี คอนเวอร์เตอร์เพื่อรักษาแรงดันและจ่ายโหลดไฟฟ้ากระแสตรง และเป็นอินพุทของอินเวอร์เตอร์เพื่อจ่ายโหลดไฟฟ้ากระแสสลับ

ส่วนประกอบของระบบและเงื่อนไขที่กล่าวมาทำให้ได้ต้นแบบของเซลล์เชื้อเพลิงสำหรับแหล่งจ่ายกำลัง ดังรูปที่ 5 และ 6



รูปที่ 5 ภาพด้านหน้าของต้นแบบชุดเซลล์เชื้อเพลิงสำหรับแหล่งจ่ายกำลัง



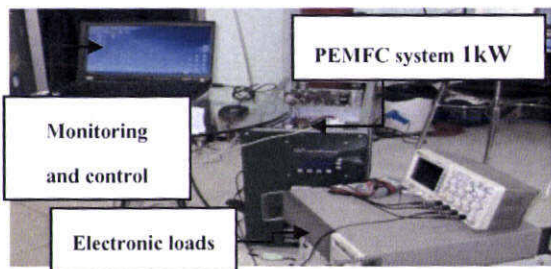
รูปที่ 6 ภาพด้านหลังของต้นแบบชุดเซลล์เชื้อเพลิงสำหรับแหล่งจ่ายกำลัง

4. การทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลอง

จากรูปที่ 7 เป็นการทดสอบเซลล์เชื้อเพลิงขนาด 1 kW เงื่อนไขที่โหลด 100 วัตต์และ 400 วัตต์ ผลทดสอบที่ได้แสดงในตารางที่ 2 และ 3 ตามลำดับ

5. สรุป

เนื่องจากระบบจัดการที่ทำการออกแบบด้วยกริไฟ ไมโครคอนโทรลเลอร์ควบคุมค่าความดัน ความชื้น และอุณหภูมิ สำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเมมเบรนแลกเปลี่ยนโปรตอนขนาด 1 kW มีการทำงานสอดคล้องกันทั้งระบบประมวลผล ควบคุม ระบบแจ้งเตือน และแสดงผลค่าพารามิเตอร์ทางไฟฟ้า ค่าพารามิเตอร์สำหรับควบคุม ส่วนค่ากำลังไฟฟ้าที่ใช้ในระบบประมาณ 175 วัตต์ ผลการทดสอบที่ โหลด 100 และ 400 วัตต์ ประสิทธิภาพรวมของระบบอยู่ที่ 16-22% ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงมีค่าอยู่ในช่วง 38-40%



รูปที่ 7 ลักษณะการต่อระบบทดสอบเซลล์เชื้อเพลิงสำหรับ เป็นแหล่งจ่ายกำลัง

ซึ่งประสิทธิภาพรวมของระบบและเซลล์เชื้อเพลิงหาได้โดย ใช้สมการที่ 1[4]

$$\eta_{system} = \frac{P_{output}}{P_{input}} = \frac{P_{output}}{\dot{m}(LHV)} = \frac{P_{output}}{\frac{\dot{V}(\rho)}{60000}(LHV)}$$

$$\eta_{system} = \frac{P_{output}}{\frac{\dot{V}(0.08375)}{60000}(120 MJ)} = \frac{P_{output}}{167.5(\dot{V})} \quad (1)$$

P_{output} = กำลังไฟฟ้าด้านออกของระบบ

LHV (H_2 lower heating value) = ค่าพลังงานไฮโดรเจน = $120 \frac{MJ}{kg}$ [3]

\dot{m} = อัตราการไหลเชิงมวล ($\frac{kg}{s}$)

ρ = ความหนาแน่นของไฮโดรเจนที่ $20^\circ C = 0.08375 \text{ kg/m}^3$ [3]

\dot{V} = อัตราการไหลของไฮโดรเจน ($\frac{L}{min}$)

ตารางที่ 2 ผลการทดสอบเซลล์เชื้อเพลิงขณะที่ต่อ โหลด 100 วัตต์

Load 100 W ; Fixed Purged cycle = 6 second, Hydrogen Pressure = 0.35 bar											
Time (min.)	Parameter of Fuel cell			Parameter of DC-DC converter			PEMFC Efficiency (%)	System Efficiency (%)	Temp. Tcell (°C)	RH %RH	
	Vfc (V)	Ifc (A)	Pfc (W)	Vo (V)	Io (A)	Pout (W)					
0	53.10	2.63	139.65	48.10	0.02	0.96	23.49	0.16	26.48	67	
1	51.78	4.68	242.33	48.00	2.08	99.84	40.75	16.79	27.06	66	
2	51.83	4.66	241.53	48.00	2.08	99.84	40.62	16.79	27.54	66	
3	51.80	4.68	242.42	48.00	2.08	99.84	40.77	16.79	27.89	66	
4	51.70	4.63	239.37	48.00	2.08	99.84	40.26	16.79	28.01	68	
5	51.56	4.61	237.69	48.00	2.08	99.84	39.97	16.79	28.01	66	
6	51.52	4.61	237.51	48.00	2.08	99.84	39.94	16.79	29.04	64	
7	51.56	4.61	237.69	48.00	2.08	99.84	39.97	16.79	29.35	67	

RH: Relative Humidity
Flow rate of Hydrogen 3.55 L/min

ตารางที่ 3 ผลการทดสอบเซลล์เชื้อเพลิงขณะที่ต่อ โหลด 400 วัตต์

Load 400 W ; Fixed Purged cycle = 6 second, Hydrogen Pressure = 0.35 bar											
Time (min.)	Parameter of Fuel cell			Parameter of DC-DC converter			PEMFC Efficiency (%)	System Efficiency (%)	Temp. Tcell (°C)	RH %RH	
	Vfc (V)	Ifc (A)	Pfc (W)	Vo (V)	Io (A)	Pout (W)					
0	51.78	2.63	249.46	48.10	0.02	0.96	13.79	0.05	26.48	67	
1	45.74	12.04	691.99	47.70	8.41	401.16	38.25	22.18	29.96	75	
2	45.43	12.10	690.98	47.70	8.41	401.16	38.20	22.18	31.60	70	
3	44.60	12.28	688.97	47.60	8.40	399.84	38.09	22.10	33.03	64	
4	43.72	12.56	690.40	47.70	8.39	400.20	38.16	22.12	34.10	60	
5	42.73	12.81	688.65	47.60	8.40	399.84	38.07	22.10	35.18	60	
6	42.24	12.91	686.60	47.70	8.41	401.16	37.95	22.18	36.44	61	
7	42.00	13.23	696.94	47.70	8.39	400.20	38.53	22.12	37.73	61	

RH: Relative Humidity
Flow rate of Hydrogen 10.8 L/min

จากการทดลองที่โหลด 100 และ 400 วัตต์ ทำให้ได้ ประสิทธิภาพรวมของระบบอยู่ที่ประมาณ 16-22% และประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงมีค่าประมาณ 38-40 %

6. เอกสารอ้างอิง

[1] Colleen S. Spiegel, *PEM Fuel Cell Modeling and Simulation Using MATLAB*, Elsevier Inc., 2008, pp.1-4.
 [2] Colleen S. Spiegel, *Designing & Building Fuel Cells*, The McGraw-Hill, 2007, pp. 16-84.
 [3] Frano Barbir, *PEM Fuel Cells: Theory and Practice*, Elsevier Inc., 2005, pp. 17-124.
 [4] T. Pokphet, W. Khan-ngern and J. Charoensuk, "Effect of Hydrogen Purging Period on System Performance of PEMFC", ECTI-CON, 2010, pp. 88-92.
 [5] P. Rodatz, A. Tsukada, M. Mladek, and L. Guzzella, "Efficiency Improvement by Pulsed Hydrogen supply in PEM Fuel cells system", IFAC 15th Triennial World Congress, 2002.



บุญเดช เกียรติภมม จันการศึกษาวศ.บ (ไฟฟ้า) ปัจจุบัน กำลังศึกษาต่อในระดับปริญญาโท สาขาวิศวกรรมยานยนต์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง



ธีรวิวัฒน์ ปอกเพชร จบการศึกษาวศ.บ (ไฟฟ้า) จากสถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ปัจจุบันกำลังศึกษาต่อในระดับปริญญาโท สาขาวิศวกรรมไฟฟ้า สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง



วุฒิพล ธาราธีรเศรษฐ์ จบการศึกษาวศ.บ (ไฟฟ้า) และ วศ.ม. (ไฟฟ้า) จากสถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ปริญญาเอกจาก Politecnico di Torino ปัจจุบันดำรงตำแหน่งอาจารย์ประจำ วิทยาลัยร่วมด้านเทคโนโลยีการบันทึกข้อมูลและการประยุกต์ใช้งาน สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง



วีระเชษฐ ชันเงิน จบการศึกษาวศ.บ (ไฟฟ้า) วศ.ม. (ไฟฟ้า) จากสถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง, Ph.D จาก Imperial College, University of London, UK. ปัจจุบันดำรงตำแหน่งรองศาสตราจารย์ ประจำภาควิชาวิศวกรรมไฟฟ้า สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง



Modeling and Simulation of a PEM Fuel Cell Humidification System

Dongmei Chen Huei Peng¹
Department of Mechanical Engineering
University of Michigan, Ann Arbor, MI 48109-2125

Abstract—Maintaining proper fuel cell membrane humidification is a key challenge in achieving optimal fuel cell performance. For automotive applications, the load and environment conditions are constantly changing. Therefore, the membrane humidity needs to be properly controlled during transient. A humidifier system using water vapor exchange membrane is modeled and analyzed in this paper. The 4-state humidifier model is integrated with a fuel cell stack. Feedback and feed-forward control algorithms are developed so that the fuel cell maintains its highest membrane water content under a wide range of operation conditions without flooding.

I. INTRODUCTION

Polymer electrolyte membrane fuel cells (PEMFC) have drawn much attention in recent years. They offer a highly efficient and environmentally friendly option for energy conversion [1]. They are actively studied for commercial stationary power generation, residential applications and transportation technologies, especially in ground vehicle applications. PEMFCs commonly employ hydrated Nafion films or other hydrated perfluorinated ionomeric materials as the electrolyte membrane [2]. These membranes need to be properly hydrated in order to achieve maximum performance and extended life. Partial dehydration of the membrane decreases the protonic conductivity and lead to increased resistive loss, decreased net power, and local hot spots that may dramatically reduce the life of the membrane. On the other hand, if excessive water is present in the membrane and/or the gas diffusion layer, a situation that generally referred as flooding, the fuel cell performance will also be adversely affected due to the water blockage of the flow channels, porous electrodes and backing layers [2]. Therefore, water management was recognized as a critical issue for PEMFCs' performance. In addition, PEMFCs for automotive applications operate in a dynamic environment, where the power required from the fuel cells is constantly changing because of the road conditions and the drivers' behavior. The membrane humidity has to be controlled during transient.

There were many papers in the literature discussing the

fuel cell water management issues. A number of experimental studies were conducted to understand the water transport phenomena and to characterize the factors that affect the membrane water content [3-6]. Innovative channel designs have been proposed to better maintain the humidity [7, 8]. A number of mathematic models have been developed to optimize the fuel cell design to maintain high humidity [2, 9-14]. In addition, several types of humidifiers have been designed and analyzed to enhance the stack humidity [15-18]. All of these works aimed to maintain proper membrane water content for improved performance. However, the main purpose of these works is either to understand the system or to size the components. Few dynamic models that are suitable for control purposes exist. Furthermore, the component and channel sizing analysis results in a design optimized around one stack current value, or the average of the whole fuel cell current range. This type of steady state analysis enables the fuel cell to achieve its peak performance when it operates around the points where the design is optimized. It does guarantee a good performance, however, under other operation conditions or during transients.

Previous research has found that the membrane humidity is a function of water diffusion coefficient, electro-osmotic drag coefficient, water sorption isotherms, membrane conductivity and thickness [3, 12, 13, 19]. The membrane humidity is also affected by the fuel cell current, the temperature rise inside the fuel cell, and the inlet gas humidity condition [2, 9, 12, 20, 21]. When the fuel cell is running, the fuel cell current and steady-state temperature are determined by the stack power and the operation of auxiliary devices (e.g., cooling system). In addition, stack temperature significantly influences the efficiency of the membrane and thus should be tightly regulated. The most feasible parameter that can be used to control the membrane humidity is the inlet gas relative humidity, which can be manipulated through an inlet gas humidifier.

This paper is focused on the development of a dynamic humidifier model, and the application of which for fuel cell humidity control. The model presented in this paper captures the fluid flow dynamics, water exchange through the membrane, and the temperature dynamics of the humidifier. Unlike conventional humidifier analysis that assumes steady state condition, this model includes the time varying aspect of gas flow, temperature, pressure and gaseous and membrane RH. Simulations of the humidifier

¹Corresponding author, Associate Professor, Department of Mechanical Engineering, University of Michigan, Ann Arbor, MI 48109-2133, 734-936-0352, hpeng@umich.edu

are conducted to predict the behavior of the humidifier under transient conditions, especially when there is a sudden change in air flow, corresponding to variation of fuel cell stack current. A feedback control algorithm is developed to reject the effect of the disturbance. The humidifier model is subsequently integrated with a fuel cell system model. A feed-forward control algorithm is developed to compensate the current variation. Simulation results of the integrated humidifier and fuel cell system show that a properly controlled humidifier could help the fuel cell to achieve the best membrane humidity with minimum flooding.

II. ANALYSIS OF HUMIDIFICATION SYSTEM

There exist several humidification mechanisms for PEMFC applications. A simple method that has been widely adopted involves using a spray nozzle to atomize coolant water that leaves the power production section of the stack. The droplets are sprayed uniformly onto a cloth or wire mesh substrate. As the inlet air passes through these wet surfaces, it becomes more humid. If the air is not preheated, however, the amount of water absorbed is inlet temperature dependent. Due to the fact that the air temperature decreases as the water droplet vaporizes into the air, the effectiveness of subsequent layers decreases. Therefore, the RH drops as the air enters the fuel cell stack and reaches the stack operating temperature. Another simple technique commonly used for smaller stacks is to bubble the reactant gas streams through heated bottles of water. Again, the RH achieved is temperature dependent. Furthermore, a considerable pressure drop across the humidifier is common, which requires higher inlet pressure. Therefore, this technique may not be suitable for low pressure fuel cells. In addition, both of the above humidifiers are burdens in the fuel cell system with respect to weight, complexity, cost and parasitic loss [18]. Their existence lowers the overall vehicle efficiency. This is especially a big concern for ground transportation applications. In the effort to overcome the above shortages, An "Enthalpy Wheel" concept was developed [22]. It reuses the fuel cell exhaust gas to humidify the dry inlet gas. Another humidification mechanism also recycles the exhaust energy is the membrane humidification. This humidification method was studied in several previous works [16-18].

This paper will use fuel cell cooling water to humidify and increase the temperature of the dry gas. In this approach, water diffuses from one side of the membrane to the other side, where the gases flow in parallel to the wet membrane. The water transfer is predominately determined by the water and gases flow rates (convective driving force), membrane pressure differential (diffusive driving force), membrane thickness, and the fluid temperatures. A humidifier cell is shown in Fig. 1. There are three channels in each humidifier unit: the humidification channel marked with 'A', a heat transfer channel marked with 'B', and a

water channel marked with 'C', where the fuel cell cooling water passes through. The dry inlet gas can be directed to go through either channel 'A' or channel 'B'. When the inlet gas passes through channel 'A', both heat and water vapor exchanges with channel 'C' will occur. On the contrary, when the gas passes through channel 'B', only heat exchange will happen. Depending on the position of the sliding plate, the gas will be directed to go through either channel 'A' to be humidified, or channel 'B' to be heated only.

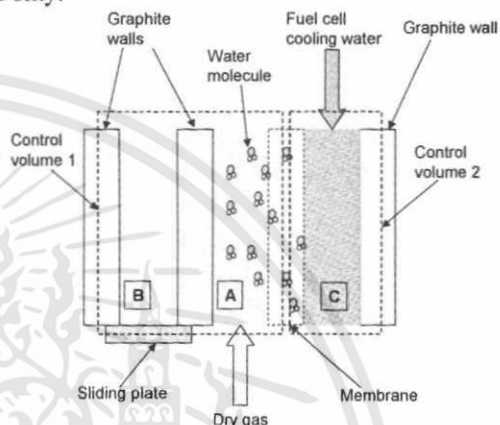


Fig. 1: Structure of a humidifier cell

Based on the size and load of a fuel cell stack, the size and number of humidifier units can be calculated. Assuming there are N humidifier units, the number of units designated as type 'A' can be any number between 0 and N , depending on the desired relative humidity of the exiting air. For example, if the desired humidifier outlet air relative humidity is 100%, the sliding plates are moved so that all the gas goes through the 'A' channels. Similarly, if the desired relative humidity is 0%, all the 'A' channels will be closed. In general, the number of channel 'A' will be $0 \leq n \leq N$, and is calculated based on the fuel cell stack current, the desired relative humidity and the inlet air relative humidity and temperature. It should be noted that the authority of the humidifier in reducing humidity is limited (or non-existent, if heat exchange effect is ignored). For example, when the inlet air has a non-zero relative humidity, we will not be able to get 0% relative humidity at the outlet even through no channel 'A' is used.

III. CONTROL VOLUMES DEFINITION AND MODELING ASSUMPTIONS

To derive the governing thermodynamic equations, we first need to define the control volumes of the humidifier system. For the humidifier design presented above, two control volumes are defined as shown in Fig. 2. Control Volume 1 includes either Channel 'A' or Channel 'B'. Control Volume 2 includes Channel 'C'. For Control Volume 1, the dry gas inlet mass flow rate, pressure, temperature, and relative humidity (RH) are denoted as $M_{1,ms}$, $P_{1,ms}$, $T_{1,ms}$ and $\Phi_{1,ms}$ respectively. The gas outlet mass flow rate, pressure, temperature, and RH are denoted as

$M_{1,out}$, $P_{1,out}$, $T_{1,out}$, and $\Phi_{1,out}$ respectively. If Control Volume 1 includes Channel 'A', both vapor transfer $M_{v,tr}$ and heat transfer Q_l occur. If Control Volume 1 includes Channel 'B', only heat transfer Q_l occurs. For Control Volume 2, the water inlet mass flow rate, pressure, and temperature are denoted as $M_{2,in}$, $P_{2,in}$, and $T_{2,in}$ respectively. The water outlet mass flow rate, pressure, and temperature are denoted as $M_{2,out}$, $P_{2,out}$, and $T_{2,out}$ respectively.

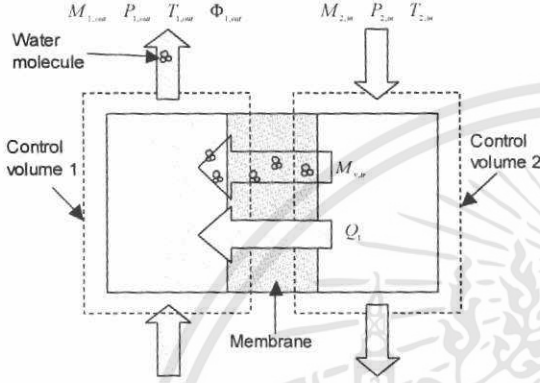


Fig. 2: Control volumes of one unit humidifier

The model assumptions are: 1) The flows in both control volumes are fully developed laminar flows; 2) All gases follow the ideal gas law; 3) The humidifier units are well insulated from its surroundings thus heat transfer only occurs across the membrane, between channel 'A' and 'C' or 'B' and 'C' (which are assumed to have the same heat conductivity); 4) The kinetic and potential energies of the gas molecules are neglected; 5) No external work is done to the system; 6) The flow specific heats are constant; 7) The overall convection heat transfer coefficient is constant; 8) The membrane water transfer is a function of water concentration and temperature gradients; 9) The nominal fuel cell cooling water temperature is assumed to be 80°C; 10) Water is incompressible; 11) The following inlet gas properties are the inputs to the dynamic system: $M_{1,ins}$, $P_{1,ins}$, $T_{1,ins}$, $\Phi_{1,ins}$, $P_{2,ins}$, $P_{2,outs}$, and $T_{2,ins}$.

IV. HUMIDIFIER MODELING

Apply the 1st law of thermodynamics to Control Volume 1, the energy equation is [23]

$$\begin{aligned} \dot{m}_{a,1} u_{a,1} + \dot{m}_{v,1} u_{v,1} + \dot{m}_{a,1} u_{a,1} + \dot{m}_{v,1} u_{v,1} = \dot{Q}_1 + \dot{m}_{a,in} h_{a,in} \\ + \dot{m}_{v,in} h_{v,in} + \dot{m}_{v,tr} h_{mem} - \dot{m}_{a,out} h_{a,out} - \dot{m}_{v,out} h_{v,out} \end{aligned} \quad (1)$$

$$u_{k1,1} = \int C_{v,k1} \dot{T}_{1,out} \quad h_{k1,k2} = \int C_{p,k1} \dot{T}_{1,k2} \quad h_{v,tr} = \int C_{p,v} \dot{T}_{mem}$$

where $C_{v,a}$, $C_{v,v}$, $C_{p,a}$, $C_{p,v}$ are the specific heats of the air and vapor. Subscript $kl = a$ or v , represents air or vapor, l represents Control Volume 1, tr represents membrane transfer, $k2=in$ or out , representing inlet and outlet, respectively. It is also assumed that T_{mem} equals $T_{2,in}$.

Apply the 1st law of thermodynamics to Control Volume 2, the energy equation is

$$\dot{m}_{w,2} C_{p,w} \dot{T}_{2,out} = -\dot{Q}_1 + \dot{m}_{2,in} h_{w,in} - \dot{m}_{2,out} h_{w,out} - \dot{m}_{v,tr} h_{mem} \quad (2)$$

where $h_{w,k2} = \int C_{p,w} \dot{T}_{2,k2}$. $C_{p,w}$ is the specific heat of water. Subscript w represents water, and 2 represents Control Volume 2. $\dot{m}_{a,1}$ and $\dot{m}_{v,1}$ are calculated from the mass continuity equation as

$$\dot{m}_{a,1} = \dot{m}_{a,in} - \dot{m}_{a,out} \quad (3)$$

$$\dot{m}_{v,1} = \dot{m}_{v,in} + \dot{m}_{v,tr} - \dot{m}_{v,out} \quad (4)$$

$$\dot{m}_{1,k2} = \dot{m}_{a,k2} + \dot{m}_{v,k2} \quad (5)$$

$$\omega_{1,k2} = \frac{M_v P_{v,k2}}{M_{air} P_{a,k2}} \quad (6)$$

$$\dot{m}_{a,k2} = \frac{1}{1 + \omega_{1,k2}} \dot{m}_{k2,1} \quad (7)$$

Assuming the flow restriction between the humidifier outlet and the fuel cell inlet is described by a nozzle equation, $\dot{m}_{1,out}$ can be calculated from

$$\dot{m}_{1,out} = C_{r1} \sqrt{P_{1,out} - P_{fc,in}} \quad (8)$$

where $P_{fc,in}$ is the fuel cell inlet pressure, and C_{r1} is a constant which changes with orifice size and the gas density and can be obtained through experiments. $\dot{m}_{w,2}$ can be calculated as

$$\dot{m}_{w,2} = \dot{m}_{2,in} - \dot{m}_{v,tr} - \dot{m}_{2,out} \quad (9)$$

A vapor mass transfer $\dot{m}_{v,tr}$ occurs between the two control volumes and is calculated from [14, 20]

$$\dot{m}_{v,tr} = D_w \frac{C_2 - C_1}{t_m} M_v A \quad D_w = D_\lambda e^{(2416(\frac{1}{303} - \frac{1}{T_w}))} \quad (10)$$

where D_w is the membrane coefficient of diffusion. C_2 and C_1 are water concentrations in Control Volume 2 and Control Volume 1, and are defined in Eq. (12). t_m is the membrane thickness. T_w is the membrane temperature in Kelvin, M_v is the vapor molar mass. A is the mass transfer area (i.e., the membrane area). The coefficient D_λ is determined empirically and has a piecewise-linear form [14, 20]

$$D_\lambda = \begin{cases} 10^{-6} & \lambda < 2 \\ 10^{-6}(1+2(\lambda-2)) & 2 \leq \lambda \leq 3 \\ 10^{-6}(3-1.67(\lambda-3)) & 3 < \lambda < 4.5 \\ 1.25 \cdot 10^{-6} & \lambda \geq 4.5 \end{cases} \quad (11)$$

The water concentrations in the water channel and the gas channel are

$$C_{k3} = \frac{\rho_{m,dry}}{M_{m,dry}} \lambda_{k3} \quad (12)$$

where $\rho_{m,dry}$ is the membrane dry density and $M_{m,dry}$ is the membrane dry equivalent weight. The subscript $k3$ is either 1 or 2, which represent Control Volume 1 and 2. Water content λ_1 and λ_2 are calculated from [14, 20]

$$\lambda_1 = (0.043 + 17.81a_1 - 39.85a_1^2 + 36.0a_1^3) \quad a_1 = \frac{P_{v,1}}{P_{sat,1}} \quad (13)$$

$$\lambda_2 = 14$$

where $P_{v,1}$ is the vapor partial pressure of Control Volume 1. $P_{sat,1}$ is the saturation pressure of Control Volume 1, and is determined by [14, 20]

$$\log_{10}(P_{sat,1}) = 2.95 \cdot 10^{-2} T_{a,out} - 9.18 \cdot 10^{-5} T_{a,out}^2 + 1.44 \cdot 10^{-7} T_{a,out}^3 - 2.18 \quad (14)$$

The vapor partial pressure of Control Volume 1 is obtained from the ideal gas law.

$$\begin{aligned} P_{v,1} V_{c1} &= R_v T_1 m_{v,1} \\ P_{a,1} V_{c1} &= R_a T_1 m_{a,1} \\ P_{l,k2} &= P_{v,k2} + P_{a,k2} \end{aligned} \quad (15-17)$$

where R_a and R_v are the air and vapor gas constant, V_{c1} is the volume of Control Volume 1, $P_{a,1} = P_{a,out}$, $P_{v,1} = P_{v,out}$.

The heat transfer rate between the two control volumes can be calculated as [24]

$$\dot{Q}_1 = \bar{h} A \Delta T_{2,1} \eta_0 \quad (18)$$

where A is the heat transfer area, η_0 is the heat transfer efficiency, \bar{h} is the heat transfer coefficient defined as

$$\bar{h} = \frac{k N_{uD}}{D_h} \quad (19)$$

where k is the membrane thermal conductivity, N_{uD} is Nusselt number and D_h is the channel hydraulic diameter. $\Delta T_{2,1}$ is the temperature difference between the water and the gas. For counter flow,

$$\Delta T_{2,1} = \frac{(T_{w,in} - T_{g,out}) - (T_{w,out} - T_{g,in})}{\ln((T_{w,in} - T_{g,out}) / (T_{w,out} - T_{g,in}))} \quad (20)$$

The model, based on the equations listed above, is summarized as follows. The states are:

$$x = [m_{a,1} \quad m_{v,1} \quad T_{1,out} \quad T_{2,out}]^T$$

Possible measurements include: $y = [\dot{Q}_1 \quad \dot{m}_{v,dr} \quad \dot{m}_{1,out} \quad P_{1,out} \quad \Phi_{1,out} \quad \dot{m}_{2,out}]^T$. The control

input is: $u = \frac{1}{N} [n]$. The performance variable is: $z = [\dot{m}_{v,dr}]$,

and the external disturbances include:

$$w = [\dot{m}_{1,in} \quad T_{1,in} \quad P_{1,in} \quad \Phi_{1,in} \quad P_{2,in} \quad P_{2,out} \quad T_{2,in}]^T$$

V. SIMULATION RESULTS AND ANALYSIS

Simulations are performed with the assumption that all the air goes through ‘A’ channels. The results of changing the inlet air condition are shown in Fig. 3 and Fig. 4. Fig. 3 shows that when there is a step increase in the airflow rate, in order to compensate the air flow increase, the membrane vapor transfer rate and the heat transfer rate both increase with some transient fluctuations. This transient effect adds more water to the inlet, and may cause flooding in the fuel cell. Fig. 4 shows that when there is a step decrease of the inlet air temperature, the heat transfer rate increases and the membrane vapor transfer rate decreases. The decrease and the transient fluctuations may cause the fuel cell to become dehydrated. These issues need to be addressed to maintain fuel cell performance and life.

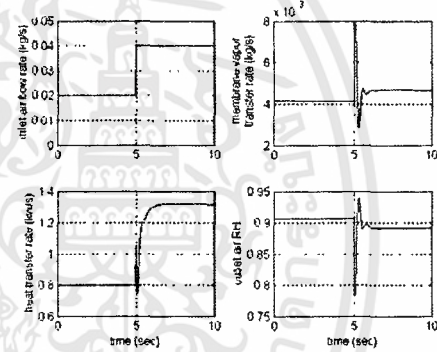


Fig. 3: System responses under step increase of the inlet airflow rate

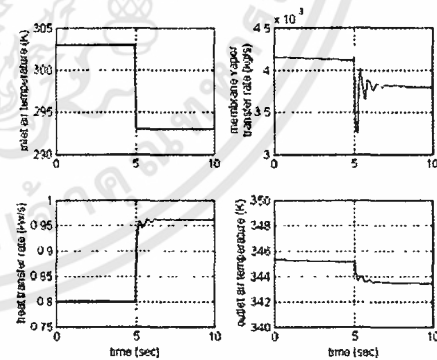


Fig. 4: System responses under step decrease of the inlet air temperature

A simple proportional feedback control strategy is used here to control ‘n’, the number of humidifying cells, and the results are shown in Fig. 5 and Fig. 6. Fig. 5 shows that the large transient deviation in vapor transfer rate is eliminated by the feedback control strategy. Fig. 6 confirms that the temperature disturbance does not affect the output variable under the feedback control.

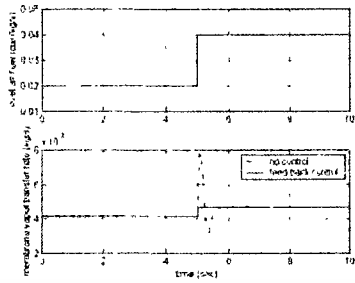


Fig. 5: System response with and without feedback control under step increase of the inlet airflow rate

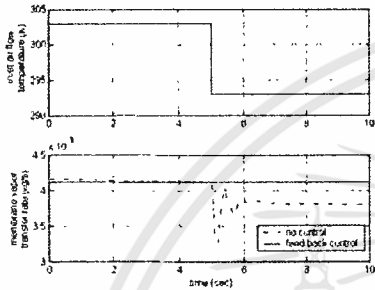


Fig. 6: System response with and without feedback control under step decrease of the inlet temperature

VI. HUMIDIFIER AND FUEL CELL INTEGRATION

The humidifier model is integrated with the dynamic fuel cell model developed in [12], which was based on the Ford P2000 experimental vehicle. The fuel cell membrane water content is described by the following equation [14, 20]

$$\lambda_m = \begin{cases} 0.043 + 17.81a_m - 39.85a_m^2 + 36.0a_m^3 & 0 < a_m \leq 1 \\ 14 + 1.4(a_m - 1) & 1 < a_m \leq 3 \end{cases} \quad (21)$$

where $a_m = \frac{a_{ca} + a_{an}}{2}$, a_{ca} and a_{an} are cathode and anode RH respectively.

Since the membrane water content is a function of the RH of the anode and cathode gases, their relationship is studied. Fig. 7 shows that there is a significant improvement in membrane water content if cathode is amply humidified. The improvement is small if anode inlet gas is also completely humidified. In addition, it is known that anode humidifier is not easy to implement because change in hydrogen temperature creates large variation in RH. Therefore, this paper is focused on adding a humidifier at the fuel cell cathode inlet. Fig. 8 shows the result of the fuel cell with 100% RH at the cathode inlet, under varying fuel cell stack current. The fuel cell membrane water content increases from 10A to 60A, then decreases after 60A despite the fact more water is generated at the cathode. This is caused by decreasing anode RH after 60A, due to proton osmotic drag. From Eq. (21), one can see that the membrane water content is proportional to the anode and cathode RH. When the anode RH decreased, the membrane water content reduces accordingly. Another observation is that the cathode flooding is increased after 60A. This is mainly due to the

fact more water is generated at cathode at higher stack current, while the cathode inlet gas is (improperly) maintained at 100% RH. Obviously, proper control of the RH of cathode inlet gas is necessary to prevent flooding.

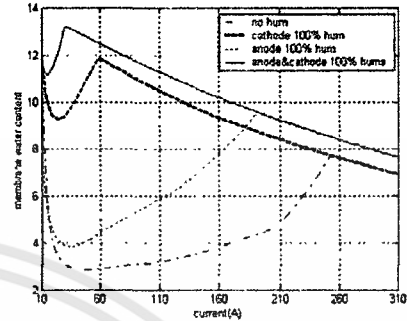


Fig. 7: Membrane water content under 4 inlet humidification conditions

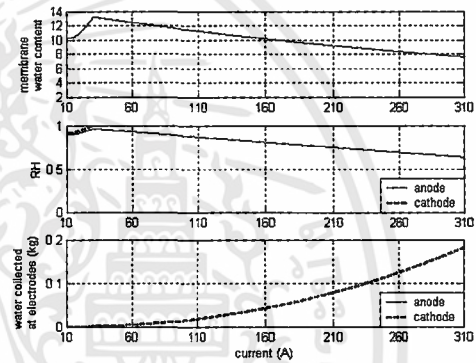


Fig. 8: Membrane water content, anode and cathode RH and water liquid collected at anode and cathode under 100% cathode inlet RH

An optimization search is conducted to find the desired cathode inlet gas RH to maintain high fuel cell membrane water content with minimum flooding. The result is shown in Fig. 9. Since more water is generated when current increases, the fuel cell requires less water from its inlet gas. The desired cathode inlet gas RH will be the desired output of the humidifier.

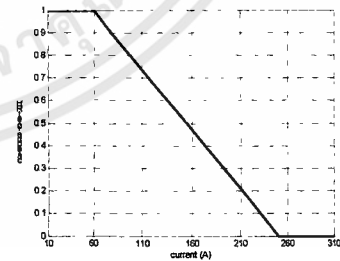


Fig. 9: Desired cathode inlet air RH vs. PEMFC current

Based on this result, a feed-forward control map is developed and implemented in the integrated system. The integrated system block diagram is shown in Fig. 10. The simulation result of this integrated system is shown in Fig. 11, which reveals that a properly controlled cathode inlet RH will maintain the highest fuel cell membrane water content with minimum flooding.

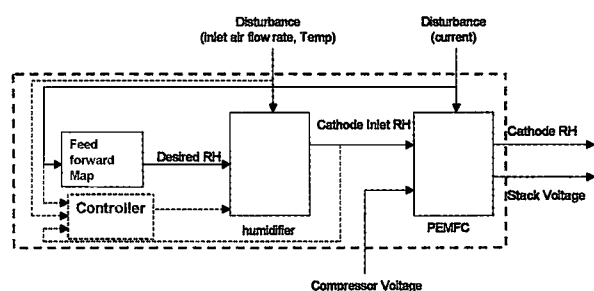


Figure 10: Integrated fuel cell and humidifier system

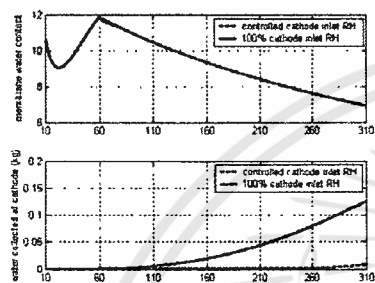


Figure 11: Fuel cell membrane water content and flooding condition under controlled and non-controlled cathode inlet air RH

VII. CONCLUSIONS

A membrane humidifier for automotive fuel cell systems is modeled and analyzed in this paper based on basic thermodynamic laws. This lumped model describes the transient behavior of the humidification phenomena and captures the time varying aspect of the flow rate, temperature, pressure and relative humidity. The humidifier model is subsequently integrated with a fuel cell model. By controlling the number of humidification cell units, we can actively control the fuel cell inlet air to maintain proper membrane humidification for the fuel cell stack. A simple proportional feedback control algorithm is developed to regulate the inlet air relative humidity. The humidifier simulation results show that the feed back control algorithm works well under many uncertainties, such as inlet air flow rate change and the inlet air temperature variation. A feed forward algorithm is developed to compensate the fuel cell current change. Simulation results on the integrated humidifier and fuel cell system show that the fuel cell membrane water content is humidified with minimum flooding.

ACKNOWLEDGMENT

The authors wish to acknowledge the support from the University of Michigan Rackham Graduate School Fellowship, and the valuable inputs from Jay Pukrushpan, Joe Lin, Sangseok Yu and Prof. Claus Borgnakke.

REFERENCES

- [1] M. Ciureanu and R. Roberge, *Electrochemical Impedance Study of PEM Fuel Cells, Experimental Diagnostics and Modeling of Air Cathodes*, *Journal of Phys. and Chem.*, v.105, pp.3531-3539, 2001.
- [2] T.E. Springer, T.A. Zawodzinski and S. Gottesfeld, *Polymer Electrolyte Fuel Cell Model*, *Journal of Electrochemical Society*, v.138, No.8, pp.2334-2342, 1991.
- [3] K. Broka and P. Ekdunge, *Oxygen and Hydrogen Permeation Properties and Water Uptake of Nafion 117 Membrane and Recast Film for PEM Fuel Cell*, Sweden, Chapman & Hall, 1997.
- [4] J. St-Pierre, D.P. Wilkinson, S. Knights and M. Bos, *Relationships between Water Management, Contamination and Lifetime*

Degradation in PEFC, *Journal of New Materials for Electrochemical Systems*, v.3, pp.99-106, 2000.

- [5] T.J.P. Freire and E.R. Gonzalez, *Effect of Membrane Characteristics and Humidification Conditions on the Impedance Response of Polymer Electrolyte Fuel Cells*, *Journal of Electroanalytical Chemistry*, v.503, pp.57-68, 2001.
- [6] D. Chu and R.Z. Jiang, *Performance of Polymer Electrolyte Membrane Fuel Cell (PEMFC) Stacks Part I. Evaluation and Simulation of an Air-Breathing PEMFC Stack*, *Journal of Power Sources*, 83, pp.128-pp.133, 1999.
- [7] T.H. Yang, Y.G. Yoon, C.S. Kim, S.H. Kwak and K.H. Yoon, *A Novel Preparation Method of a Self-humidifying Polymer Electrolyte Membrane*, *Journal of Power Source*, v.106, pp.328-332, 2002.
- [8] D. Staschewski and Z.Q. Mao, *Hydrogen-Air PEMFC Operation with Extraordinarily Low Gas Pressures and Internal Humidification-Conception and Experimental Prototype Stack*, *International Journal of Hydrogen Energy*, v.24, pp.543-548, 1999.
- [9] S. Shimpalee and S. Dutta, *Numerical Prediction of Temperature Distribution in PEM Fuel Cells*, *Journal of Numerical Heat Transfer, Part A*, v.38, pp.111-128, 2000.
- [10] L. Pisani, G. Murgia, M. Valentini and B. D'Aguzzo, *A Working Model of Polymer Electrolyte Fuel Cells-Comparisons between Theory and Experiments*, *Journal of the Electrochemical Society*, v.149, No.7, pp.898-904, 2002.
- [11] J.J. Baschuk and X. Li, *Modeling of Polymer Electrolyte Membrane Fuel Cells with Variable Degrees of Water Flooding*, *Journal of Power Sources*, v.86, pp.181-196.
- [12] M. Ceraolo, C. Miulli and A. Pozio, *Modelling Static and Dynamic Behavior of Proton Exchange Membrane Fuel Cells on the Basis of Electro-chemical Description*, *Journal of Power Sources*, v.113, pp.131-144, 2003.
- [13] G.J.M. Janssen and M.L.J. Overvelde, *Water Transport in the Proton-Exchange-Membrane Fuel Cell: Measurements of the Effective Drag Coefficient*, *Journal of Power Sources*, v. 101, pp.117-125, 2001.
- [14] T.V. Nguyen and R.E. White, *A Water and Heat Management-Membrane Fuel Cells*, *Journal of Electrochemical Society*, v.140, No.8, pp.2178-2186, 1993.
- [15] D. Picot, R. Metkemeijer, J.J. Beziau and L. Rouveyre, *Impact of the Water Symmetry Factor on Humidification and Cooling Strategies for PEM Fuel Cell Stacks*, *Journal of Power Sources*, v.75, p.251-p.260, 1998.
- [16] P. Sridhar, R. Perumal, N. Rajalakshmi, M. Raja and K.S. Dhathathreyan, *Humidification Studies on Polymer Electrolyte Membrane Fuel Cell*, *Journal of Power Sources*, v.101, pp.72-78, 2001.
- [17] K.H. Choi, D.J. Park, Y.W. Rho, Y.T. Kho and T.H. Lee, *A Study of the Internal Humidification of An Integrated PEMFC Stack*, *Journal of Power Sources*, v.74, pp.146-150, 1998.
- [18] F.N. Buchi and S. Srinivasan, *Operating Proton Exchange Membrane Fuel Cells without External Humidification of the Reactant Gases-Fundamental Aspects*, *Journal of Electrochemical Society*, v.144, No.8, pp.2767-2772, 1997.
- [19] D. R. Morris and X. Sun, *Water-Sorption and Transport Properties of Nafion 117H*, *Journal of Applied Polymer Science*, v. 50, pp. 1445-1452, 1993.
- [20] J.T. Pukrushpan, H. Peng and A.G. Stefanopoulou, *Simulation and Analysis of Transient Fuel Cell System Performance Based on a Dynamic Reactant Flow Model*, *Proceeding of 2002 ASME International Mechanical Engineering Congress & Exposition*, New Orleans, Louisiana.
- [21] S. Ahmed, J. Kopasz, R. Kumar and M. Krumpelt, *Water Balance in a Polymer Electrolyte Fuel Cell System*, *Journal of Power Sources*, v. 112, pp. 519-530, 2002.
- [22] R. A. Dubose, *Enthalpy Wheel Humidifiers*, *Presentation from 2002 Fuel Cell Seminar*.
- [23] R.E. Sonntag, C. Borgnakke and G.J. Van Wylen, *Fundamentals of Thermodynamics*, 5th edition, John Wiley & Sons, Inc., 1998.
- [24] F.P. Incropera and D.P. DeWitt, *Introduction to Heat Transfer*, 3rd edition, John Wiley & Sons, Inc., 1996.

Cyclic water gas shift reactor (CWGS) for carbon monoxide removal from hydrogen feed gas for PEM fuel cells

Vladimir Galvita^{a,*}, Kai Sundmacher^{a,b}

^a Max Planck Institute for Dynamics of Complex Technical Systems, Sandtorstraße 1, 39106 Magdeburg, Germany

^b Otto von Guericke University, Process Systems Engineering, Universitätsplatz 2, 39106 Magdeburg, Germany

Abstract

Reduction of the carbon monoxide content in a hydrogen-rich reformat feed gas for fuel cell applications down to a level of 10–50 ppm normally involves high and low temperature water gas shift reactors followed by selective oxidation of residual carbon monoxide. In this contribution it is shown that the carbon monoxide content can be reduced in one single reactor, namely by a cyclic water gas shift reaction process (CWGS) which is based on an iron redox cycle. During the reduction phase of the cycle, the raw gas mixture of H₂ and CO reduces a Cr₂O₃–Fe₃O₄–CeO₂–ZrO₂ sample, while during the oxidation phase steam re-oxidizes the iron and simultaneously hydrogen is being produced. The activity of Cr₂O₃–Fe₃O₄–CeO₂–ZrO₂ was investigated during the reduction by H₂ and CO, and the re-oxidation by H₂O and CO₂. The Cr₂O₃–Fe₃O₄–CeO₂–ZrO₂ showed high activity and stability during 100 repeated reduction/oxidation cycles. Some carbon monoxide in the hydrogen product stream was observed during the re-oxidation phase which was formed by steam gasification of carbon deposited on the iron surface. The carbon formation can be suppressed by controlled oxygen conversion in the Cr₂O₃–Fe₃O₄–CeO₂–ZrO₂. The investigated cyclic process generated hydrogen with a CO content less than 10 ppm.

© 2007 Elsevier B.V. All rights reserved.

Keywords: Water gas shift reaction; Iron oxide; Hydrogen production; Carbon monoxide reduction; PEM fuel cell

1. Introduction

Fuel cell technology allows the highly efficient conversion of chemical energy into electrical energy without emissions of environmental pollutants, thereby making fuel cells one of the most promising sources for future power generation.

High-purity hydrogen is required for the operation of the low temperature polymer electrolyte membrane fuel cell (PEMFC). Hydrogen can be produced from hydrocarbon fuels or alcohols by reforming processes. The product streams of reforming processes typically contain mixtures of hydrogen, carbon monoxide, carbon dioxide and steam. The carbon monoxide level in the gas has to be reduced to a level below 20 ppm in order to avoid poisoning of the catalyst at the fuel cell electrodes [1–3]. Conventionally, this is accomplished by a multi-step purification train including high and low temperature water gas shift (WGS) reactors and a preferential oxidation reactor (PROX) or a methanation unit for CO removal [1,2].

The homogeneous WGS reaction, i.e. $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2$, has been employed for 40 years in industrial processes for H₂ production [4,5]. The role of the WGS reaction is to increase the H₂ yield and to decrease the CO concentration [5–7]. The WGS reaction is traditionally carried out in two fixed bed adiabatic reactors, connected in series with a cooler between them [5]. The first reactor operates at temperatures ranging from 300 to 500 °C and employs a Fe/Cr catalyst. The second reactor with a Cu/Zn/Al catalyst operates at lower temperatures (180–300 °C) in order to increase the possible equilibrium conversion of CO, since the WGS reaction is exothermic.

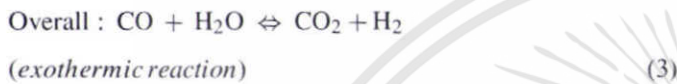
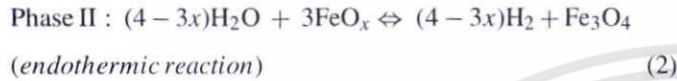
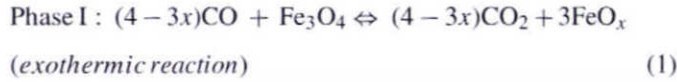
A final reactor for CO preferential oxidation (CO-PROX: $\text{CO} + 0.5\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$) is capable to completely remove the CO down to a limit of 20 ppm [2]. During the PROX process the desired CO oxidation reaction is accompanied by undesired H₂ oxidation which – by consuming hydrogen – leads to a loss of fuel efficiency.

As an alternative to the described conventional technology, hydrogen purification from CO can be achieved by a novel cyclic water gas shift reactor which is based on the iron redox cycle [8–12]. This process can be carried out in one single reactor without any additional post-processing steps for the gas. The process is based on repeated reduction/re-oxidation cycles of iron oxides.

* Corresponding author.

E-mail address: galvita@mpi-magdeburg.mpg.de (V. Galvita).

During the reduction phase of each cycle, CO reduces the iron oxide Fe_3O_4 to iron in lower oxidation state, FeO_x , according to Eq. (1). During the re-oxidation phase, steam oxidizes FeO_x and simultaneously hydrogen is being produced according to Eq. (2). The product gas contains also steam and can be supplied directly to a PEMFC. The overall reaction of the process is the water gas shift reaction according to Eq. (3):



Overall, this scheme can be seen as a mediated WGS reaction where the CO reducing phase and H_2 production phase are decoupled in time, using iron oxide material as a mediator which can store oxygen. This enables the simple and complete removal of carbon monoxide from any syngas feed.

Fig. 1 illustrates the described novel process concept for CO- and CO_2 -free hydrogen production by the WGS reaction. The concept is based on a multi-tubular reactor system which consists of a bundle of simultaneously operated fixed bed reactors (here only two tubes shown for illustration), some of them being in the reduction phase of iron oxide ($\text{Fe}_3\text{O}_4 \rightarrow \text{FeO}_x$) and some of them being in the oxidation phase ($\text{FeO}_x \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4$). The operating temperature ranges between 650 and 750 °C. While the first tubes are fed with CO/ H_2 gas which reduces the iron oxide, the latter are fed with steam for hydrogen production whereby the iron metal is taking up oxygen into its lattice. When the reduction phase of the iron oxides is completed, the first reactor tubes are switched to the re-oxidation mode, i.e. they are fed with water vapour for hydrogen production. Simultaneously, the other reactor tubes are switched from steam feed to CO/ H_2 feed. In this manner, a redox cycle is established by switching the feed valves at discrete times. In principle, the proposed one step hydrogen purification process has three major advantages:

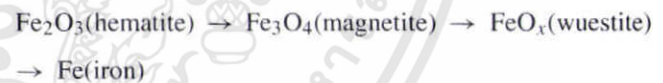
- (i) Saving of investment costs by cyclic operation of one single process instead of a sequential train of purification units.
- (ii) Saving of investment and operational costs by using iron oxides as inexpensive material having oxygen-storage properties.
- (iii) In situ separation of the two WGS reaction products CO_2 and H_2 whereby high-purity hydrogen gas is produced which will give a high Nernstian voltage of the PEM fuel cell.

The objective of the present work is to report and discuss experimental performance data for this cyclic hydrogen production process being based on the iron redox cycle. In particular, it will be shown that this process is able to decrease the CO content of syngas down to a level of 10–20 ppm which is an acceptable level for PEM fuel cell operation. In order to identify suitable operating conditions for the process cycle, first the reduction phase and the oxidation phase were investigated separately, and then the behaviour of several subsequent cycles was elucidated.

2. Materials and set-up

2.1. Preparation of oxide materials

The principle of carbon oxide elimination by an iron redox cycle is analogous to the traditional steam iron technology [15,16] for the production of hydrogen-rich gases by reduction of iron ores. Reduction of iron oxides was studied by a great number of research groups, see e.g. [17]. The reduction of hematite (Fe_2O_3) to metallic iron at temperatures higher than 570 °C can be expressed by the following consecutive reaction scheme:



During the re-oxidation of metallic iron by steam at high temperatures, iron can be oxidized to magnetite (Fe_3O_4) [8,12]:

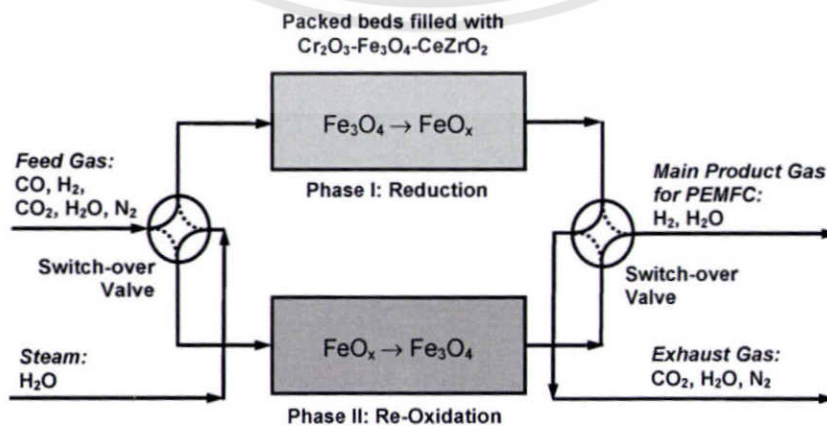


Fig. 1. Flow scheme of the periodically operated water gas shift reactor based on iron oxide, illustrated with two parallel packed beds.

The further oxidation of Fe_3O_4 to Fe_2O_3 can be only achieved by application of gaseous oxygen. Therefore, once the freshly prepared material underwent a reduction–re-oxidation cycle, the iron oxide with highest attainable oxygen content is Fe_3O_4 . Already used Fe_3O_4 can be recycled many times. But the reduction/re-oxidation kinetics and the activity of iron oxide over several cycles are significantly affected by fast sintering. We found that the addition of Ce– ZrO_2 and Cr cations to iron oxides essentially decreases the sintering rate of metallic iron and/or iron oxides during the redox cycles [20].

Therefore, in the present study, 5 wt.% Cr_2O_3 –40 wt.% Fe_2O_3 – CeO_2 – ZrO_2 was applied as material for the proposed cyclic redox process. The samples were prepared via urea hydrolysis according to recipes given in [13,14]. Fe–Ce–Zr mixed oxides were synthesized from $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$ (99.0%, Fluka), $\text{Ce}(\text{NO}_3)_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ (99.0%, Fluka) and $\text{ZrO}(\text{NO}_3)_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ (99.0%, Fluka). The starting metal salts were dissolved in distilled water in the desired concentration (0.1 M). The ratio between the metal salts can be altered depending on the desired concentration. Here, 40 wt.% Fe_2O_3 in Fe_2O_3 – CeO_2 – ZrO_2 was chosen. The mixed metal salt solution was added to a 0.4 M solution of urea (99.0%, Fluka) with a salt to urea solution ratio of 2:1 (v/v). This mixture was kept at 100 °C for 24 h. Subsequently, the sample was allowed to cool to room temperature prior to being centrifuged in order to separate a gel product from the solution. The gel product was then washed with ethanol and dried overnight in an oven at 110 °C. Finally, the materials were calcined at 850 °C for 4 h. The amount of Cr_2O_3 added by impregnation to the Fe_2O_3 – CeO_2 – ZrO_2 was adjusted to 5 wt.%.

2.2. Experimental set-up

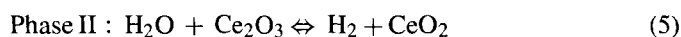
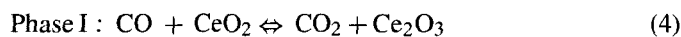
The activity tests for the reduction and re-oxidation of the prepared Cr_2O_3 – Fe_2O_3 – CeO_2 – ZrO_2 were carried out in a packed bed quartz tube reactor (inner diameter 10 mm). Typically, 0.05–5 g of oxygen-storage materials were packed between layers of quartz wool. The reactor was placed in an electrical furnace equipped with K-type thermocouples. The temperature of the sample bed was measured by thermocouples fixed to the inside and outside of the reactor tube at the position of the sample bed.

The reduction phase of the cycle was performed by gas mixtures containing carbon monoxide in helium, hydrogen in helium or CO/H_2 in helium. All experiments presented in this work were performed at 740 °C because at temperatures below 720 °C carbon was predicted as stable component from thermodynamic calculations [9].

Before the re-oxidation phase was started, the mixture of rest-hydrogen and carbon monoxide in the lines was removed by helium purging for 10 min. Subsequently, the re-oxidation of the reduced sample by steam (phase II of the process cycle) was performed at a flow rate of 120 ml/min. The concentration of the reagents and products was monitored using an MS Agilent 5973 Network Mass Selective Detector.

The oxygen conversion by sample reduction, X_{O_2} , was calculated as the ratio of the moles of oxygen being released as gaseous products H_2O and CO_2 , to the molar amount of oxygen which theoretically can be stored in the Fe_3O_4 and CeO_2 . The

latter compound also participates in the redox cycle via Eqs. (4) and (5):



The freshly prepared sample contains Fe_2O_3 which is not stable under the here applied process conditions, but in fact Fe_3O_4 is the iron oxide of highest iron oxidation state being present in this process. Moreover, it is reasonable to assume that the oxygen molecules bound in Cr_2O_3 and ZrO_2 do not participate in the redox cycle. Therefore, X_{O_2} is defined as

$$X_{\text{O}_2} = \frac{N_{\text{H}_2\text{O}} + 2N_{\text{CO}_2}}{4N_{\text{Fe}_3\text{O}_4} + 0.5N_{\text{CeO}_2}} \times 100\% \quad (6)$$

where N_i stands for the number of moles of component i .

3. Results and discussion

3.1. Reduction and re-oxidation experiments

First, experiments were carried out using hydrogen or carbon monoxide as reducing gas. The formation rates of H_2O and CO_2 during the reduction step were measured on-line as a function of time by use of mass spectrometry. Fig. 2 presents the formation

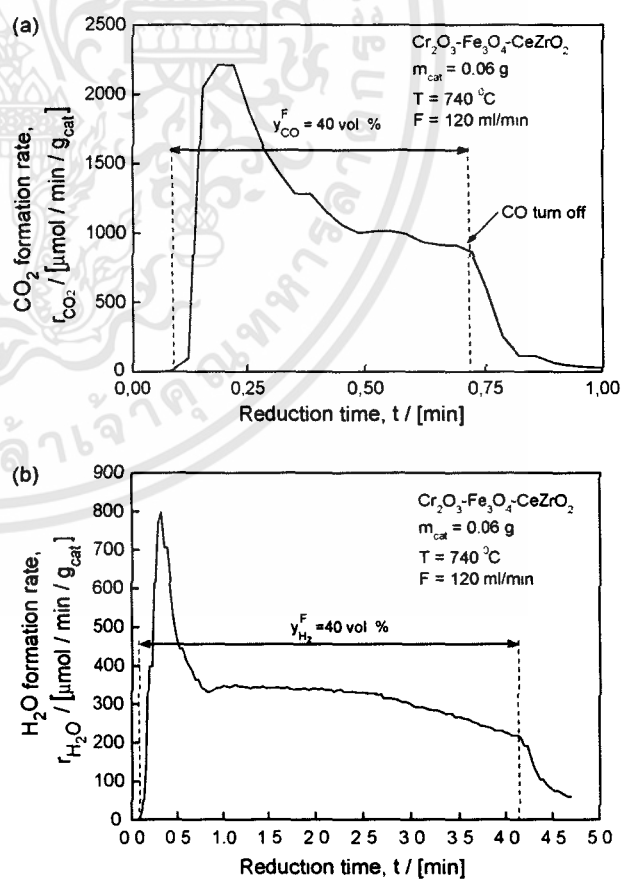


Fig. 2. (a) Formation rate of CO_2 during the reduction phase with CO/He feed; (b) formation rate of H_2O during the reduction phase with H_2/He feed (reaction conditions are given in the legends).

rates obtained with the fixed bed reactor filled with 6 mg of $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{-Fe}_2\text{O}_3\text{-CeO}_2\text{-ZrO}_2$ being fed with a mixture of 40 vol.% CO in helium (Fig. 2a) or 40 vol.% H_2 in helium (Fig. 2b). It can be seen that the formation rates pass over sharp maxima in the initial phase of the reaction and then decrease because of the decreasing amount of movable rest-oxygen being stored in the iron oxide sample. The formation rate of H_2O is considerably lower than that for CO_2 . This means that, at the same reduction time, with CO one is able to reduce the sample substantially more deeply than with H_2 . In both cases, the rate peak is followed by a long tailing which is due to diffusion resistances of iron ion transport within the material [21].

By averaging of the CO_2 or H_2O formation rates over a certain period of time (here: 20 s), effective formation rates were determined. The results at different feed mole fractions of carbon monoxide and hydrogen in helium, $y_{\text{CO}_2}^F$ and $y_{\text{H}_2}^F$, respectively, are depicted in a logarithmic diagram in Fig. 3. Obviously, increasing the feed concentrations of both species leads to a significant increase of average formation rates and thereby also of the oxygen conversion degree. The effective reaction orders w.r.t. carbon monoxide and hydrogen were $m = 0.54$ and $n = 0.60$, respectively. This indicates a significant influence of internal diffusion resistances [21].

By contacting the reduced sample with steam, hydrogen was produced and thereby Fe_3O_4 and CeO_2 were formed for the reduction phase period of the next cycle. The observed rate of hydrogen production as a function of time of re-oxidation is shown in Fig. 4 for two samples of same mass. The difference between these two samples was their oxygen uptake capacity, i.e. the oxygen conversion degree during the preceding reduction phase. Due to the fact that the hydrogen-reduced sample lead had a lower initial oxygen content, more hydrogen was produced than in case of the CO-reduced sample.

Thus, the obtained results from single-phase experiments indicate that H_2/CO gas mixtures can be purified from CO by use of an iron redox cycle over the prepared $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{-Fe}_3\text{O}_4\text{-CeO}_2\text{-ZrO}_2$ sample. During the reduction phase, carbon monoxide is consumed and during the subsequent oxidation phase, CO-free hydrogen is produced from water vapour.

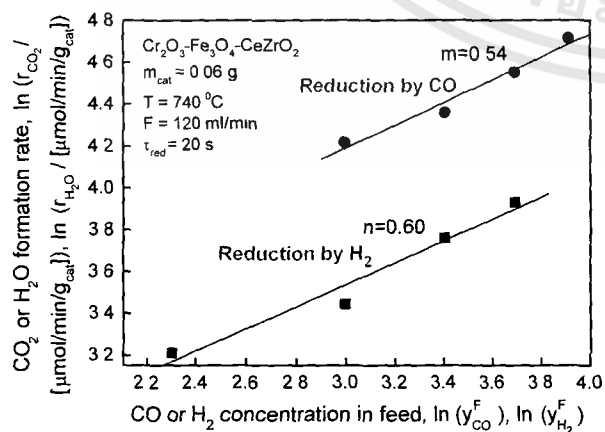


Fig. 3. Average formation rates of CO_2 and H_2O during the reduction phase with CO/He or H_2/He , respectively, vs. the mole fraction of the reducing species in the feed (reaction conditions are given in the legend).

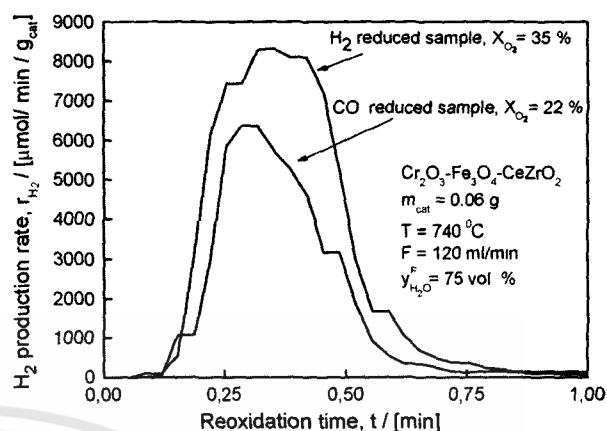


Fig. 4. Formation rates of H_2 during the re-oxidation phase with $\text{H}_2\text{O}/\text{He}$ for two samples after initial sample reduction using H_2 or CO (reaction conditions are given in the legend).

3.2. Redox cycle experiments

Fig. 5 shows the amount of produced hydrogen over 15 subsequent redox cycles with a reducing feed gas mixture of 20 vol.% H_2 and 10 vol.% of CO with helium as carrier gas. (In the real process N_2 will act as carrier gas. But for analytical reasons, N_2 was replaced by He .) Obviously, a stable operation of the cyclic water gas shift reactor was feasible. Because a typical reformat gas mixture usually contains CH_4 , CO_2 , and H_2O besides H_2 and CO , during the cycles 6–10, 4 vol.% of CO_2 and 8 vol.% of H_2O were mixed into the reducing feed gas. As can be seen, the presence of water and carbon dioxide lead to a substantial decrease of the hydrogen production. This is a result of the lower “reducing power” of the $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{O}$ -containing feed gas. Thereby, a lower degree of oxygen conversion of the sample is attained and less hydrogen is formed in the re-oxidation phase of the process cycle.

More detailed single-phase experiments were performed in order to elucidate the influence of the oxidizing components CO_2 and H_2O in the reducing gas on the amount of hydrogen being generated in the re-oxidation phase. Fig. 6a shows the dependency of the hydrogen amount on the molar CO_2/CO ratio, and

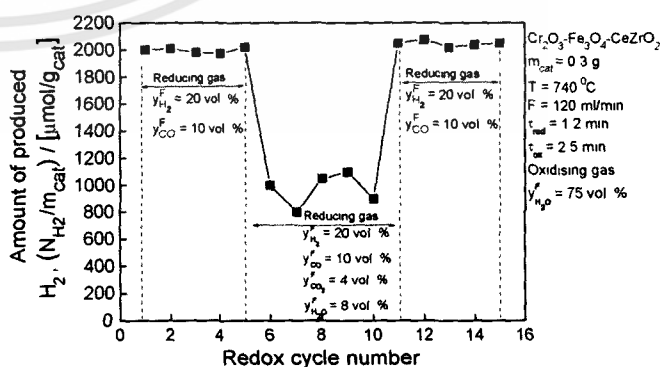


Fig. 5. Amount of hydrogen being produced during 15 subsequent redox cycles using a H_2/CO feed gas mixture in the absence (cycles 1–5 and 11–15) and in presence of H_2O and CO_2 (cycles 6–10) in the feed (reaction conditions are given in the legend).

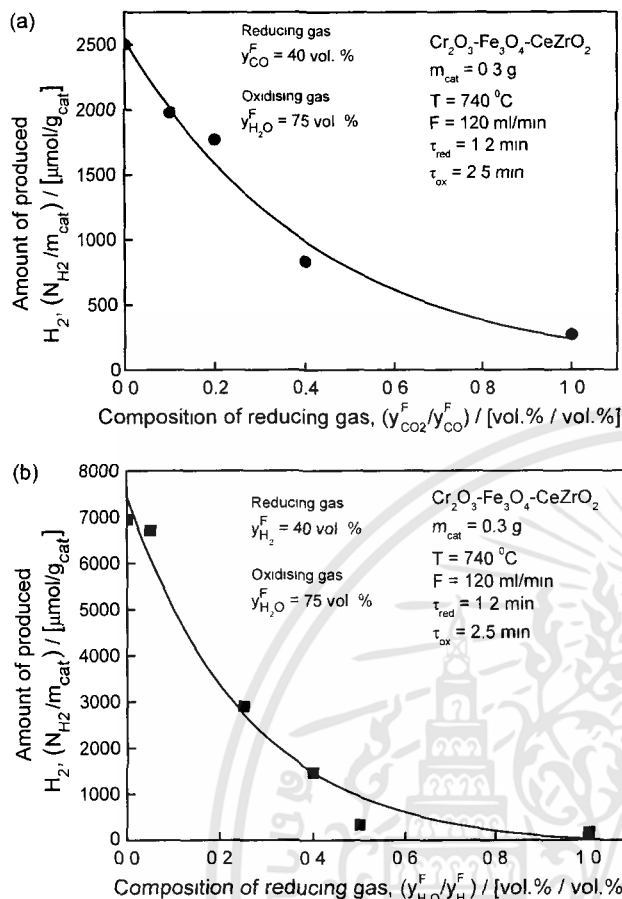
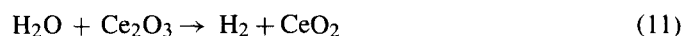
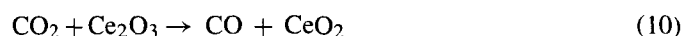
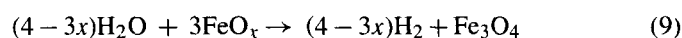
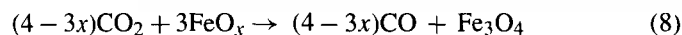


Fig. 6. Amount of hydrogen being produced during the re-oxidation phase in dependence on the composition of the gas being applied in the reduction phase: (a) reduction by CO_2/CO mixtures; (b) reduction by $\text{H}_2\text{O}/\text{H}_2$ mixtures (reaction conditions are given in the legend).

Fig. 6b presents the analogous dependency for the molar $\text{H}_2\text{O}/\text{H}_2$ ratio. In these experiments, the sample was reduced always by 40 vol.% CO in helium, while in the re-oxidation phase the water content in the $\text{H}_2\text{O}/\text{He}$ gas was always 75 vol.%. The reduction time span was the same for all experiments. Obviously, the hydrogen production rate decreases strongly with increasing H_2O or CO_2 content in the feed. This is due to fact that the driving force for the desired conversion direction is lowered by the following reverse reactions which take place during the reduction phase if some H_2O and/or CO_2 are present in the reducing gas:



As a confirmation for Eqs. (8) and (10), Fig. 7 shows that CO can be formed from CO_2 at the reduced $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{-Fe}_3\text{O}_4\text{-CeO}_2\text{-ZrO}_2$ sample. In other words: the cyclic water gas shift process can also be used to generate CO-rich gas mixtures from carbon dioxide sources.

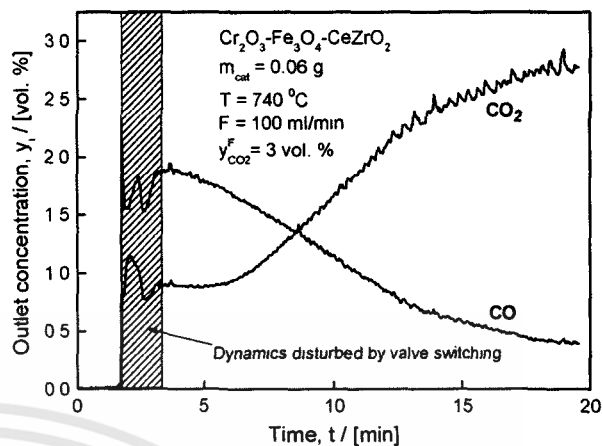


Fig. 7. CO formation during re-oxidation with CO_2/He mixture of a sample being previously reduced by H_2/He feed gas (reaction conditions are given in the legend).

3.3. Carbon deposition

As mentioned above, for PEM fuel cell applications, the CO content in the hydrogen feed gas has to be below 20 ppm. The re-oxidation reactions, Eqs. (2) and (5), do not produce any carbon monoxide. But carbon oxides can be released from the process due to steam gasification of carbon deposits which were formed during the preceding $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{-Fe}_3\text{O}_4\text{-CeO}_2\text{-ZrO}_2$ reduction phase by CO. Carbon can be produced on the sample surface by the Boudouard reaction, Eq. (12):



or via the formation of iron carbide according to Eq. (13):



Both reactions are thermodynamically feasible at temperatures lower than $750 \text{ }^\circ\text{C}$ if the oxygen conversion of the iron oxide material is higher than 80% [9,18]. We detected the formation of carbon oxides during the re-oxidation phase in all our experiments in which CO was used in the preceding reduction phase. Table 1 compares the amount of carbon on the sample surface with the oxygen conversion degree in iron oxide materials. It can be seen that the formation of carbon oxides could be minimized by keeping the oxygen conversion below a certain degree.

Table 1

Amount of carbon formed in dependence on the oxygen conversion degree during the reduction of the $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{-Fe}_3\text{O}_4\text{-CeZrO}_2$ sample by carbon monoxide and hydrogen

Oxygen conversion degree (%)	Amount of carbon (μmol)
30	0.026
60	0.028
80	0.052
100	0.143

Reaction conditions: $T = 740 \text{ }^\circ\text{C}$; $y_{\text{CO}}^F = 40 \text{ vol.}\%$; $y_{\text{H}_2}^F = 40 \text{ vol.}\%$.

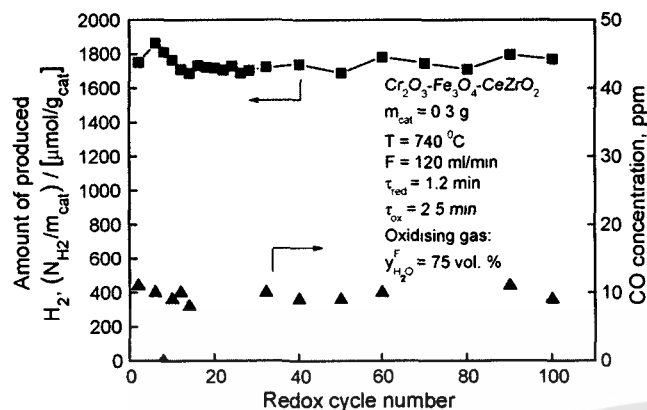


Fig. 8. Amount of hydrogen being produced and CO outlet concentration during 100 subsequent redox cycles using a H₂/CO/He feed gas mixture $y_{\text{H}_2}^{\text{F}} = 20 \text{ vol.}\%$; $y_{\text{CO}}^{\text{F}} = 10 \text{ vol.}\%$.

3.4. Long-term stability of process cycle

Fig. 8 illustrates the amount of produced hydrogen during 100 redox cycles with 0.3 g of the Cr₂O₃–Fe₃O₄–CeO₂–ZrO₂ sample. The reduction time for each cycle was 1.2 min, while the re-oxidation time was 2.5 min. The formation rate of hydrogen remained nearly constant over time which confirmed clearly the stability of the material activity. The concentration of carbon monoxide arising from carbon deposits, being formed via Eqs. (12) and (13), was around 10 ppm as long as the oxygen conversion degree of the material was kept below 20%.

Fig. 9a provides a more detailed view on the sample reduction phase of the sixth redox cycle. The stability of the re-oxidation phase is confirmed by Fig. 9b where hydrogen production rate data of three selected cycles are plotted together. The shape of the rate curves of both phases reveal qualitative differences to the single-phase experiments given in Figs. 2 and 4. These differences are due to the fact that a higher amount of sample was applied in the long-term cycle experiments, i.e. the sample-mass-to-feed-flow-ratio and also the sample distribution along the space coordinate will change the curve shapes.

However, the obtained data support the feasibility of the proposed iron redox process and the appropriateness of the prepared mixed-oxide sample. The cyclic water gas shift process is a suitable downstream process for CO removal from syngas down to an acceptable level of 10–20 ppm directly after the conversion of the hydrocarbon fuel to syngas, e.g. by partial oxidation.

In order to ensure reliable operation of the iron oxide sample, we define a characteristic ratio R which indicates the gas composition being required for the reduction of the sample:

$$R = \frac{y_{\text{CO}}^{\text{F}} + y_{\text{H}_2}^{\text{F}}}{y_{\text{CO}_2} + y_{\text{H}_2\text{O}}} \quad (14)$$

A reactor with $R > 4$ operates with a high rate of iron oxide reduction. A reactor with $1 < R < 2$ also reduces the sample but the reduction rate is low. At values $R < 1$ the application of this type of reactor is not reasonable. These rough criteria were derived using thermodynamic data for the chemical equilibria of the main redox reactions, Eqs. (1) and (2), given in [19].

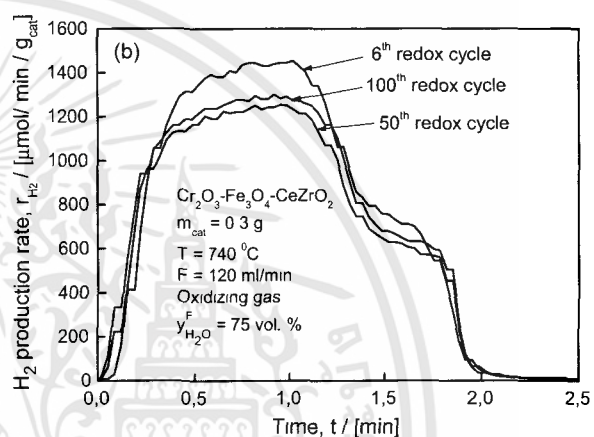
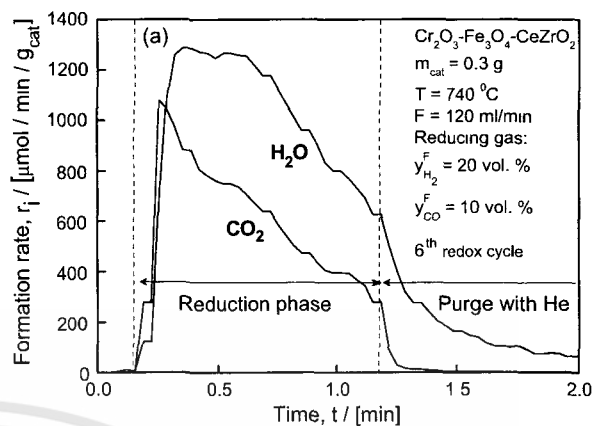


Fig. 9. (a) Formation rates of CO₂ and H₂O during reduction phase of one selected redox cycle vs. time; (b) formation rates of H₂ during the re-oxidation phase of three selected cycles vs. time (reaction conditions are given in the legends).

4. Conclusions

It was possible to demonstrate via systematic experiments that the carbon monoxide content in hydrogen stream for low temperature fuel cells can be effectively decreased with a cyclic water gas shift (CWGS) process. The process is based on a periodic reduction/re-oxidation cycle of iron oxides. The applied, self-prepared iron oxide material, 5 wt.% Cr₂O₃–40 wt.% Fe₂O₃–CeO₂–ZrO₂, showed high activity and stability during 100 repeated reduction/re-oxidation cycles. In the product hydrogen stream of the process, some carbon monoxide was observed which was formed during the re-oxidation phase of the sample by steam gasification of deposited carbon on the sample surface. The carbon formation rate on the sample surface can be controlled by restricted oxygen conversion of the material.

Under technical conditions the proposed process will be performed in a bundle of parallel fixed bed reactor tubes which are fed alternately with syngas and steam. For optimization of a technical scale CWGS process, it is reasonable to describe the obtained rate data by means of an appropriate gas–solid reaction model. As demonstrated in [21], the shrinking core model (SCM) with combined reaction and diffusion control is a suitable basis for description of the reaction of Fe₃O₄ with CO to FeO

and subsequently to Fe, and also for the re-oxidation reaction of Fe with steam to FeO and Fe₃O₄.

Acknowledgments

The funding for this research work by the German federal state of Saxony-Anhalt within the joint project “Dezentrales Brennstoffzellen-basiertes Energieerzeugungssystem für den stationären Betrieb in der Leistungsklasse 20 kW” is gratefully acknowledged.

References

- [1] C. Song, *Catal. Today* 77 (2002) 17.
- [2] D.L. Trimm, *Appl. Catal. A: Gen.* 296 (2005) 1.
- [3] J.N. Armor, *Appl. Catal. A: Gen.* 176 (1999) 159.
- [4] Y. Lei, N.W. Cant, D.L. Trimm, *Chem. Eng. J.* 114 (2005) 81.
- [5] C. Rhodes, G.J. Hutchings, A.M. Ward, *Catal. Today* 23 (1995) 43.
- [6] R.L. Keiski, O. Desponds, Y.F. Chang, G.A. Somorjai, *Appl. Catal. A: Gen.* 101 (1993) 317.
- [7] R.L. Keiski, T. Salmi, P. Niemistö, J. Ainassaar, V.J. Pohjola, *Appl. Catal. A: Gen.* 137 (1996) 349.
- [8] V. Galvita, K. Sundmacher, *Appl. Catal. A: Gen.* 289 (2005) 121.
- [9] V. Galvita, T. Schröder, B. Munder, K. Sundmacher, *Int. J. Hydrogen Energy*, submitted for publication.
- [10] V. Hacker, G. Faleschini, H. Fuchs, R. Fankhauser, G. Simader, M. Ghaemi, B. Spreity, K. Friedrich, *J. Power Sources* 71 (1998) 226.
- [11] S. Rossini, U. Cornaro, F. Mizra, A. Malandrino, V. Piccoli, D. Sanfilippo, I. Miracca, DGMK-Conference Innovation in the manufacture and use of hydrogen, Dresden, Germany, October 15–17, 2003, pp. 41–47.
- [12] K. Otsuka, C. Yamada, T. Kaburagi, S. Takenaka, *Int. J. Hydrogen Energy* 28 (2003) 335.
- [13] S. Pengpanich, V. Meeyoo, T. Rirksomboon, K. Bunyakiat, *Appl. Catal. A: Gen.* 234 (2002) 221.
- [14] J. Subrt, J. Bohacek, V. Stengl, T. Grygar, P. Bezdicka, *Mater. Res. Bull.* 34 (1999) 905.
- [15] P.B. Tarman, R. Biljetina, *Coal Process. Technol.* 5 (1979) 114.
- [16] V. Hacker, R. Fankhauser, G. Faleschini, H. Fuchs, K. Friedrich, M. Muhr, K. Kordesch, *J. Power Sources* 86 (2000) 531.
- [17] A. Pineau, N. Kanari, I. Gaballah, *Thermochim. Acta*, in press.
- [18] K. Mondal, H. Lorethova, E. Hippo, T. Wiltowski, S.B. Lalvani, *Fuel Process. Technol.* 86 (2004) 33.
- [19] *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, vol. 18, 6th ed., Wiley-VCH, Weinheim, 2003, pp. 430–446.
- [20] V. Galvita, K. Sundmacher, *Appl. Catal. A: Gen.*, in preparation.
- [21] K. Sundmacher, V. Galvita, *Chem. Eng. Sci.*, in preparation.



Water removal characteristics of proton exchange membrane fuel cells using a dry gas purging method

Sang-Yeop Lee^a, Sang-Uk Kim^{a,b}, Hyoung-Juhn Kim^a, Jong Hyun Jang^a,
In-Hwan Oh^a, Eun Ae Cho^a, Seong-Ahn Hong^a, Jaejun Ko^c,
Tae-Won Lim^c, Kwan-Young Lee^b, Tae-Hoon Lim^{a,*}

^a Center for Fuel Cell Research, Korea Institute of Science and Technology, 39-1 Hawolgok-dong, Sungbuk-gu, Seoul 136-791, South Korea

^b Department of Chemical Engineering, Korea University, Anam-dong, Sungbuk-gu, Seoul 136-701, South Korea

^c Fuel Cell Vehicle Team I, Hyundai-Kia Corporate Research and Development Division, 104 Mabuk-Dong, Giheung-Gu, Yongin-Si, Gyeonggi-do 446-912, South Korea

Received 1 November 2007; received in revised form 2 January 2008; accepted 4 January 2008

Available online 12 January 2008

Abstract

Water removal from proton exchange membrane fuel cells (PEMFC) is of great importance to improve start-up ability and mitigate cell degradation when the fuel cell operates at subfreezing temperatures. In this study, we report water removal characteristics under various shut down conditions including a dry gas-purging step. In order to estimate the dehydration level of the electrolyte membrane, the high frequency resistance of the fuel cell stack was observed. Also, a novel method for measuring the amount of residual water in the fuel cell was developed to determine the amount of water removal. The method used the phase change of liquid water and was successfully applied to examine the water removal characteristics. Based on these works, the effects of several parameters such as purging time, flow rate of purging gas, operation current, and stack temperature on the amount of residual water were investigated.

© 2008 Elsevier B.V. All rights reserved.

Keywords: Cold start-up; Dry gas purging; Freeze-thaw cycles; Proton exchange membrane fuel cell (PEMFC)

1. Introduction

There are several technical barriers to be overcome before commercializing proton exchange membrane fuel cells (PEMFC) as power sources in automobiles, even though they have advantages such as cleanliness and high efficiency. One of the emerging problems is their operation in cold climates. PEMFCs are mainly operated in the temperature range of 60–80 °C, but it is common for them to shut down and start-up fuel cells under subfreezing temperatures. Several studies revealed that the residual water in the fuel cell hinders cold start-up and causes irreversible degradation of PEMFCs when they are kept in subfreezing temperatures [1–8].

The main cause of cell degradation, which occurs under subfreezing temperatures, is ice formation. It physically damages the cell components, such as gas diffusion media (GDM), the catalyst layer, and the electrolyte membrane. First, when volume expansion due to the ice formation occurs in the GDM, the hydrophobic material coated on carbon fibers is delaminated and the pore structure is destructed. Oszcipok et al. showed by using contact angle measurements that the hydrophobicity of the GDM was appreciably reduced along flow patterns after operation at temperatures below 0 °C [5]. They reported that water droplets agglomerated along flow patterns in the GDM of the cathode side, which indicates that the hydrophobic treatment was degraded. In addition to the contact angle measurements, SEM evaluations confirming damage of the GDM were performed by Yan et al. [6]. Second, the interface between a membrane and catalyst layers is also deteriorated by ice lens formation. Several studies have shown that a catalyst layer was delaminated

* Corresponding author. Tel.: +82 2 9585273; fax: +82 2 9585199.
E-mail address: thlim@kist.re.kr (T.-H. Lim).

from the membrane because of the frost heave mechanism due to ice lens formation [1,6–9]. Cho et al. carried out two different kinds of freeze-thaw cycles: one contained a water-removal step in the shut down procedure and the other did not. When water was not removed from fuel cell, the ohmic and charge transfer resistance increased significantly after four freeze-thaw cycles whereas no performance degradation was observed when the water removal step was adopted [3]. Third, ice formation also degrades the membrane. Yan et al. observed pin holes in the membrane near cathode outlet regions after operation at -15°C [6]. Considering these several studies, there seem little doubt that water removal is essential in order to mitigate the physical deterioration of fuel cell components.

Water removal in the shut down process is essential not only to prevent cell degradation but also to improve the start-up ability under cold conditions. Oszcipok et al. examined the relation between the start-up ability and operating conditions using statistical methods [5]. They concluded that a drier membrane is extremely advantageous to start-up PEMFCs at subfreezing temperatures since heat generation originating from ohmic losses is large when the membrane is dry. Moreover, in the same article, the authors observed, with pressure drop measurements, that gas channels were blocked with ice, resulting in start-up failure and electrode deterioration due to localized fuel starvation. The water removal at shut down could reduce the channel blockage in a cold start-up. In addition, if there is a significant amount of water in the fuel cell stack, the water acts as a thermal mass, resulting in an obstacle for cold start-up.

Purging dry gas in the shut down step is one of the simplest and most effective ways to remove water from the fuel cell stack [3,10–12]. It was reported that the purging method is able to prevent cell degradation due to ice formation [3]. In addition, the purging method has a distinct advantage in that the power systems do not need to adopt extra devices. Even though it is most beneficial to completely remove water, this requires much energy and time. In order to reduce parasitic energy losses and enhance the user's convenience, a purging method that consumes less energy and requires less time should be developed. Therefore, the characteristics of water removal by dry gas purging must be investigated. In this report, the ohmic resistance and the total amount of residual water were measured to investigate the effects of purging time, the flow rate of purging gas, the operation current, and the stack temperature on the water removal.

2. Experimental

2.1. Stack fabrication and operating conditions

A PEMFC short stack consisting of three cells was fabricated. The cells consisted of commercially available MEA (250 cm^2), gas diffusion media (GDM), and bipolar plates. The assembled stack was activated for 24 h with fully humidified hydrogen and air.

Prior to the shut down process, the PEMFC stack was operated at 65°C for 90 min to generate and distribute water in the stack. The reactant gases were fully humidified in a bubbler type humidifier whose temperature was 65°C . After the oper-

ation, we executed the shut down process, which consisted of disconnecting the load and purging dry nitrogen with these two operations being carried out simultaneously. The electronic load was decreased to zero, and dry nitrogen was supplied to the stack to discharge water.

2.2. Measurement of residual water

The dehydration level of the electrolyte membrane and the total amount of residual water were measured to examine the water removal characteristics. First, a milliohm meter (Hioki 3560) was employed to observe the resistance of the membrane. The measured resistance can be converted to the hydration level of the membrane by applying an empirical correlation between proton conductivity and water content [13].

In order to measure the total amount of residual water in the stack, a novel method using the phase change of liquid water to gas was developed. The main idea of the method is that the amount of water can be estimated by considering the change of internal pressure in the stack after all of the water in the stack evaporates. However, it is difficult to completely vaporize liquid water under moderate temperatures. As liquid water is changed to vapor, the pressure in the stack rises exceedingly so that the boiling point of water rises above 100°C . Therefore, the temperature of the stack should be maintained much higher than 100°C to vaporize all of the liquid water even though keeping the cell above 200°C causes deterioration of sulfonic acid groups in the polymer electrolyte.

To solve this problem, it was considered that the boiling point decreases consistently with pressure. Fig. 1 represents the principles of the method. Two vacuum tanks with internal volumes of 40 L each were employed to depressurize the stack: one was used for the anode, and the other was used for the cathode. The tanks were purged with dry nitrogen with a flow rate of 10 L min^{-1} for an hour in a climate chamber at 100°C to completely eliminate water. Then, the nitrogen was evacuated from the tanks

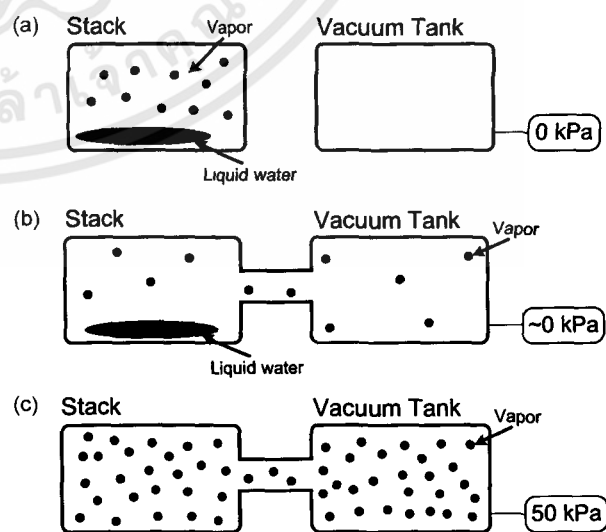


Fig. 1. Principles of the method using the phase change of water for the measurement of residual water: (a) before connecting the stack to vacuum tanks, (b) immediately after connecting, and (c) equilibrium state.

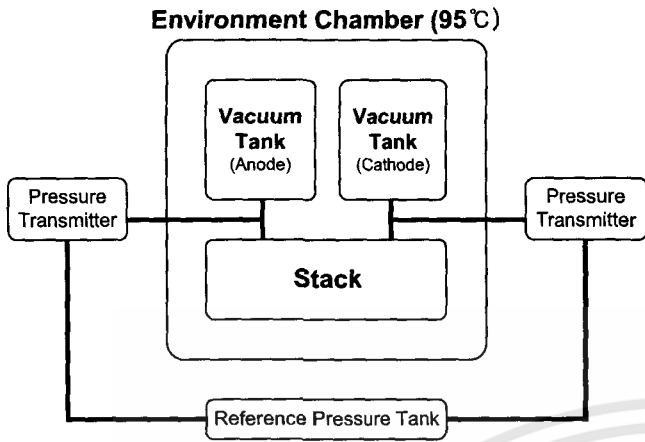


Fig. 2. Schematic sketch of experimental devices for measuring the amount of residual water.

by a diaphragm pump. After the fuel cell stack was operated under specific conditions, it was transferred and connected to the two tanks, which were kept under reduced pressure in the climate chamber (Fig. 1(b)). The stack and tanks were maintained at 95 °C for a few hours in the climate chamber to attain an equilibrium state (Fig. 1(c)). Fig. 2 shows the entire set of devices used for the measurement. The climate chamber was used to constantly maintain the temperature of the stack and tanks. Pressure difference transmitters and a reference pressure tank were applied to observe the internal pressure change in the stack.

3. Results and discussion

3.1. Estimation of water content in the electrolyte membrane by measuring the resistance of the stack

The proton conductivity of perfluorosulfonated polymers such as Nafion depends on the amount of water in the polymer. Springer et al. provided an empirical correlation between the number of water molecules in each sulfonic acid group (λ) and proton conductivity (k) [13]. They reported that proton conductivity has a linear dependency on λ

$$k = (0.5139\lambda - 0.326) \exp \left[1268 \left(\frac{1}{303} - \frac{1}{T} \right) \right] \left[\frac{S}{m} \right] \quad (1)$$

where T is the temperature. Using this relationship, the membrane dehydration level can be estimated by measuring the resistance.

However, the measured resistance is attributed not only to the electrolyte as discussed previously but also to the contact resistance. Thus,

$$\begin{aligned} \text{Measured resistance} &= \text{membrane resistance} \\ &+ \text{contact resistance} \end{aligned} \quad (2)$$

Therefore, to accurately calculate the membrane dehydration level, it is required to subtract the contact resistance from the measured resistance. The contact resistance occurs at interfaces between a bipolar plate and GDM as well as between GDM

and the catalyst layer. Measurement of the contact resistance between a bipolar plate and GDM is comparatively easy and has already been performed in many studies [14–16]. On the contrary, it is not simple to directly measure the contact resistance between GDM and a catalyst layer.

We measured the high frequency resistance (HFR) of the fuel cell stack under different humidity conditions to estimate the contact resistance and validate Eq. (1). Humidified nitrogen was fed to the fuel cell stack with flow rates of 5 L min⁻¹ for the anode and cathode, while the temperature of the stack was maintained at 65 °C. The relative humidity of the nitrogen gas was varied using values of 63, 70, 80, 88, and 100% at 65 °C. Under the condition that membrane reaches equilibrium with humid nitrogen, these humidity conditions can be converted to λ values by the correlations below [13]:

$$\begin{aligned} \text{if } 0 < a \leq 1, \quad \lambda &= 0.043 + 17.18a - 39.85a^2 + 36.0a^3 \\ \text{if } 1 \leq a \leq 3, \quad \lambda &= 14 + 1.4(a - 1) \end{aligned} \quad (3)$$

where a is the water activity, which is defined as water vapor pressure divided by the saturated water vapor pressure. By using Eq. (3), the relative humidities of 63, 70, 80, 88, and 100% result in λ values for the electrolyte membrane of 4.05, 4.87, 6.64, 8.83, and 13.37, respectively.

A plot of λ versus measured resistance (■) is presented in Fig. 3. The resistance values calculated by Eq. (1) (○) and the differences between the total and the electrolyte membrane resistances (Δ) are also shown in Fig. 3. Firstly, the calculated membrane resistances show a similar tendency to the measured ones. In addition, the differences between the measured stack resistances and the predicted electrolyte membrane resistances varied only slightly by changing the gas humidity. The average value was 0.7140 m Ω with a standard deviation of only 0.030 m Ω . Therefore, it can be concluded that Eq. (1) agrees well with the experimental results and the contact resistance of the stack is estimated as 0.7140 m Ω .

Based on the measured contact resistance and Eq. (1), an empirical correlation between the water content in the membrane

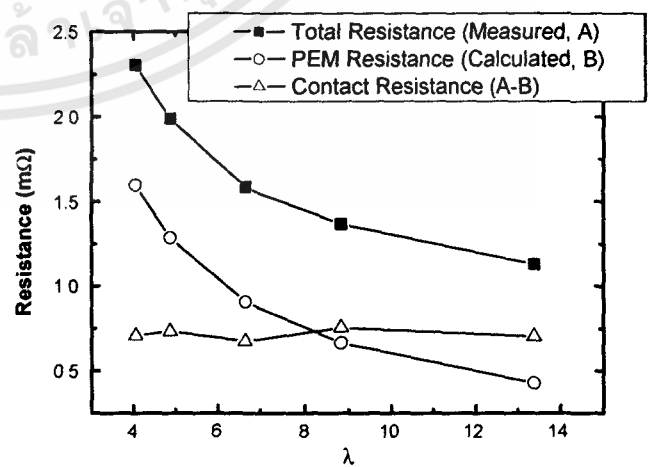


Fig. 3. Comparison of the measured stack resistance, the electrolyte membrane resistance predicted by Eq. (1), and the estimated contact resistance as a function of λ .

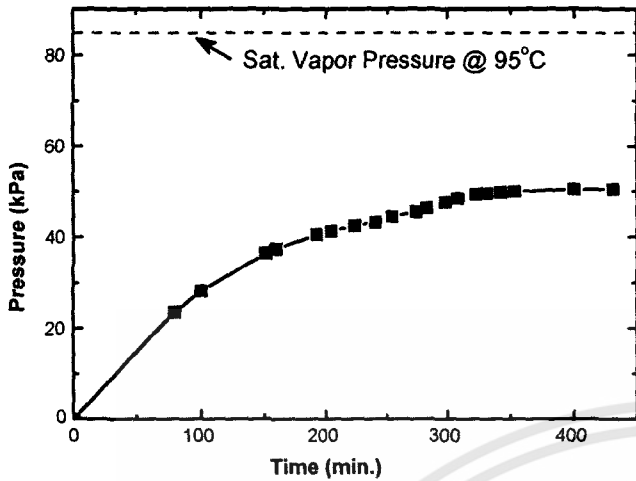


Fig. 4. Pressure built by vaporization after the stack was connected to the vacuum tanks.

(λ) and the stack resistance (r) was derived as follows:

$$r(\text{m}\Omega) = 0.7140 + \frac{4.32}{0.7926\lambda - 0.5028} \quad (4)$$

3.2. Measurement of the amount of residual water

The stack was operated at a constant current load of 175 A for 90 min and purged for a minute with dry nitrogen at flow rates of 3.1 and 9.9 L min⁻¹ for the anode and cathode, respectively. Then, the stack was transferred and connected to two vacuum tanks, which were described in Section 2, in the climate chamber at 95 °C. Fig. 4 displays the internal pressure change of the stack after it was connected to the tanks in the climate chamber. The internal pressure was almost zero immediately after the connection because the overall internal volume of the vacuum tanks was much bigger than that of the stack. The overall volume of the vacuum tanks was 80 L while that of the stack was only 141 mL. After 400 min, the pressure did not increase further, which means the system reached equilibrium. The fully developed pressure was 50.4 kPa, which is smaller than 84.55 kPa, which is the saturated vapor pressure at the temperature in the climate chamber (95 °C) [17]. Therefore, we can conclude that all of the liquid water in the stack evaporated into vapor.

Using the ideal gas equation, the amount of residual water can be calculated from the changes in vapor pressure. To examine the accuracy of the ideal gas equation, comparisons between values calculated by the equation and those obtained from experiment were carried out. The results are presented in Table 1. From the table, the differences between the calculated and experimental

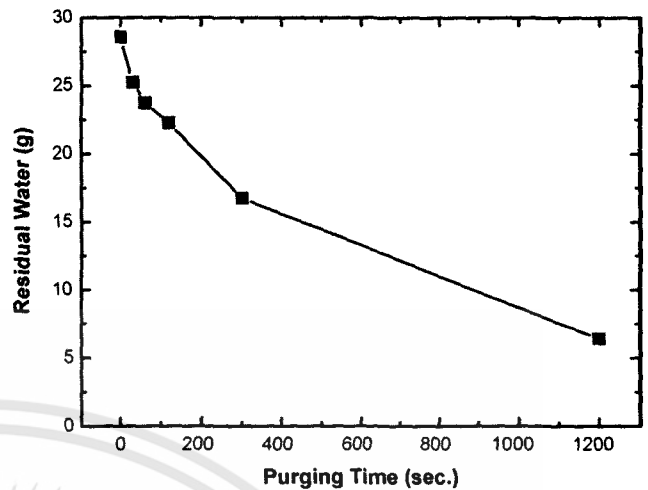


Fig. 5. Water removal by dry nitrogen purging with different execution times.

values are so small that the ideal gas equation is suitable for calculating the amount of water from the vapor pressure.

3.3. Effect of purging time

Water removal was examined using different purging times in order to investigate the effect of purging time on the amount of residual water. As described in Section 2, prior to shut down, the stack was operated at 65 °C with fully humidified hydrogen and air (operation current: 175 A). After the operations, dry nitrogen was purged for the following durations: no purge, 30, 60, 120, 300, and 1200 s. The flow rates of nitrogen were 3.3 and 9.9 L min⁻¹ for the anode and cathode, respectively.

Fig. 5 shows the total amount of residual water after applying the different nitrogen purging times. When the purge process was not executed at all, the amount of residual water was 28.58 g. Since the internal volume of the stack was 141 mL, about 20% of the total volume was filled with liquid water during the operation. While water was rapidly discharged from the stack in 60 s, the water removal rate decreased gradually as the nitrogen purging was extended further. Even though the stack was purged with dry gas for 1200 s, 6.42 g of water remained in the stack.

The dehydration characteristic of the electrolyte membrane as a function of purging is given in Fig. 6. Using Eq. (4), λ is presented on the right axis of the graph (a). As purging time increased, the resistance increased. The λ of the electrolyte membrane reached 4 in 100 s. After 120 s, the resistance surged upwards drastically because proton conductivity became very low. It was determined that the membrane was almost dehydrated in 300 s. However, according to Fig. 5, a significant

Table 1
Comparison between values calculated by the ideal gas equation and those obtained by experiment

Temperature (°C)	40	60	80	100
Saturated vapor pressure (kPa) [17]	7.384	19.940	47.39	101.350
Specific volume of vapor from the property table (m ³ kg ⁻¹) [17]	19.52	7.671	3.407	1.6729
Specific volume of vapor from the ideal gas equation (m ³ kg ⁻¹)	19.579	7.714	3.441	1.7000
Error (%)	0.30	0.56	0.98	1.24

amount of liquid water still existed in the fuel cell stack after purging for 300 s. This means that liquid water in GDM, channels, or manifolds was barely removed while the membrane was dehydrated.

Although the electrolyte membrane seemed to be dehydrated while purging was executed, the resistance decreased immediately after purging was stopped (Fig. 6). The rapid decrease of resistance may be attributed to the remaining water as shown in Fig. 5. After purging was stopped, the residual water may be well dispersed so that the membrane was hydrated again.

3.4. Effect of flow rate of purge gas and purging time

We investigated which is the more influential parameter on water removal between the flow rate of the purge gas and the purging time. To study the effects of these parameters, four different purging methods were carried out. We fixed the total amount of purging gases by changing the flow rate of the purge gas and the purging time. As the flow rate increased, the purging time was shortened to keep the total amount of purging gas constant. The purging cases are presented in Fig. 7. The 1Q represents flow rates of 1.6 and 5.0 L min⁻¹ for the anode and cathode, respectively. As mentioned in the previous section,

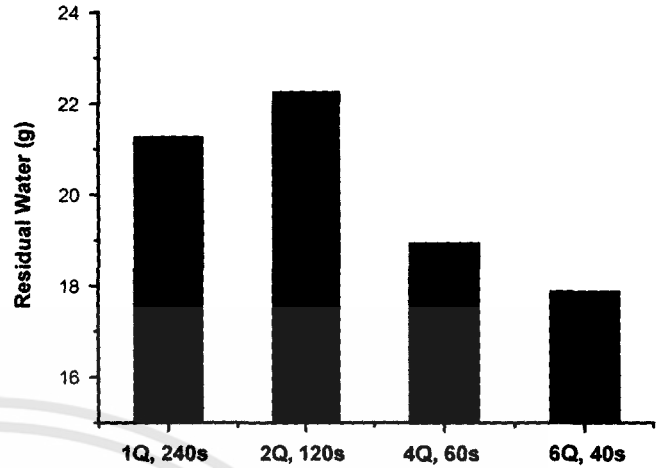


Fig. 7. Effect of the purge gas flow rate and purge time on the amount of residual water.

purging was carried out after the stack had been operated at 175 A for 90 min. The residual water amounts for the four cases are presented in Fig. 7. It was found that increasing the flow rate is extremely advantageous compared to extending the purging time to remove the water in the stack if the same amount of purging gas was used. The reason why water removal is more efficient at higher flow rates might be the gas speed in the gas channels of the stack. There are two mechanisms by which the dry nitrogen stream removes water from the fuel cell stack: vaporization and physically pushing liquid water droplets. In the case of the latter, stagnation pressure built up by the gas stream should be larger than the retention force between water droplets and the channel walls to remove the droplets in the gas channels. Since the stagnation pressure is directly proportional to the square of gas velocity, the flow rate is a primary factor affecting water removal.

Fig. 8 shows changes in ohmic resistance. The increasing rate of resistance was significantly larger with high flow rates than with low flow rates. However, as shown in Fig. 6, the electrolyte membrane was hydrated again after purging was completed.

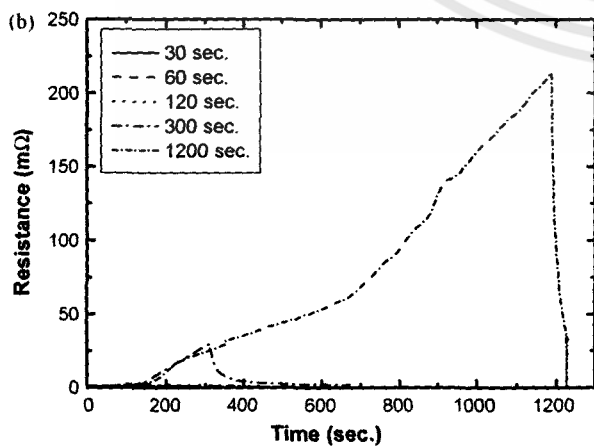
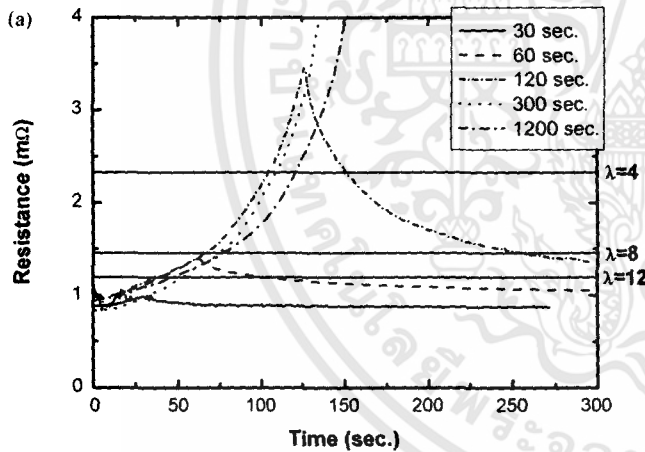


Fig. 6. The electrolyte membrane dehydration by dry nitrogen purging: (a) magnified and (b) original figures.

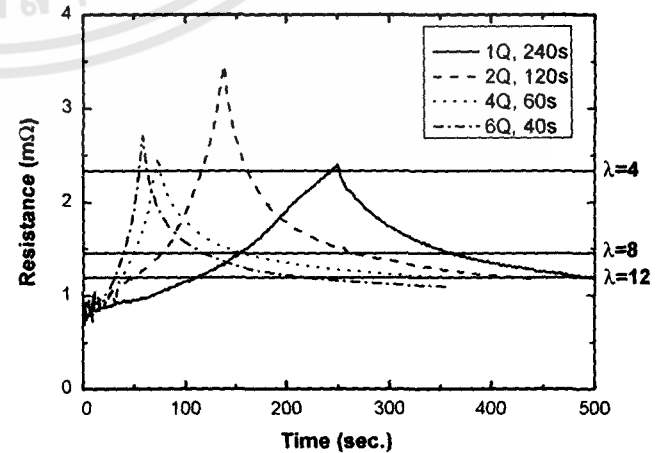


Fig. 8. Effect of purge gas flow rate and purge time on the electrolyte membrane dehydration.

3.5. Effect of operation current

The amount of residual water may be affected by the operation current since the water production rate is directly proportional to current. To investigate the effects of the operation current on the amount of residual water, the stack was operated at 30, 100, 175, 240, and 300 A. Fully humidified hydrogen and air with stoichiometries of 1.5 and 2.0 for the anode and cathode, respectively, were used for the operation. After operation, dry nitrogen was supplied for 5 min with flow rates of 3.3 and 9.9 L min⁻¹ for the anode and cathode, respectively.

Fig. 9 shows the amount of residual water in the purged and non-purged fuel cell stacks. First, when the purging was not executed, it is observed that the amount of residual water decreased with an increasing operation current. This might seem to be contradictory since the rate of water generation is directly proportional to current. However, it should be noticed that hydrogen and air flow rates are also directly proportional to current because the stoichiometries were fixed at 1.5 and 2.0 for the anode and cathode, respectively. The ratio of the amount of gas supplied to water generation was constant regardless of current. The high flow rate in the case of high current operation might be advantageous in water removal during stack operation. As mentioned in Section 3.4, gas streams with high speeds in the channels might be able to effectively push liquid water droplets to the outlet. Also, the amounts of residual water after purging decreased as the operation current increased. It was observed that 40.5% of the initial residual water was removed after the purging with operation at 30 A.

Fig. 10 presents the effects of varying the operation current on membrane dehydration. The electrolyte membrane dehydration occurred rapidly when the operation current was high. This phenomenon is considered to be caused by differences of residual water right before the purging step. However, the membrane hydration occurred again just after purging was finished. In conclusion, in the case of low current operation such as the parking mode of automobiles, the amount of residual water is so large that a rigorous water removal process should be adopted.

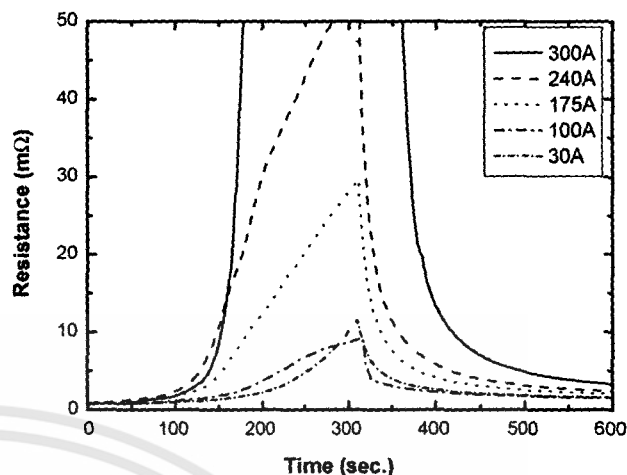


Fig. 10. Effect of operation current on electrolyte membrane dehydration.

3.6. Effect of cell temperature

In order to examine the effect of stack temperature on the amount of residual water remaining after the purging process, a series of purging tests was carried out at four different temperatures. First, the fuel cell stack was operated with a load of 175 A for 90 min at 65 °C. After the operation, the load was disconnected and all of the stack inlets and outlets were closed. Then, the temperature of the stack was adjusted to 10, 35, 65, and 90 °C in 2 h. Finally, purging was executed with dry nitrogen for 5 min with flow rates of 3.3 and 9.9 L min⁻¹ for the anode and cathode, respectively. The residual water remaining for each case is presented in Fig. 11. It is observed that water removal was much more effective at high temperatures compared to low temperatures. Considering that the initial residual water amount just before the purging step was about 28.58 g, as mentioned in Section 3.5, water in the stack was barely discharged when the temperature of the stack was 10 or 35 °C. These phenomena may originate from the low saturated vapor pressure of water in the low temperature cases. At 10 and 35 °C, the saturated water vapor pressure was so low that purging gas could not effi-

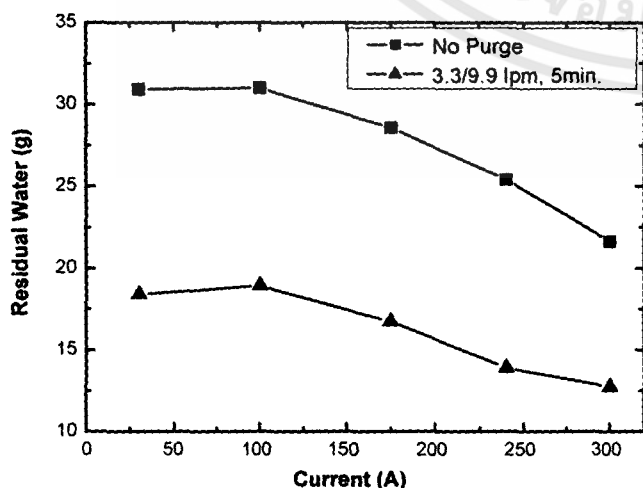


Fig. 9. Effect of operation current on the amount of residual water.

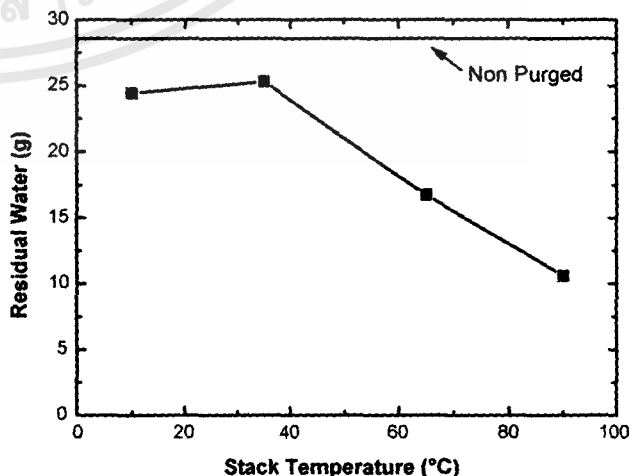


Fig. 11. Effect of stack temperature on the amount of residual water.

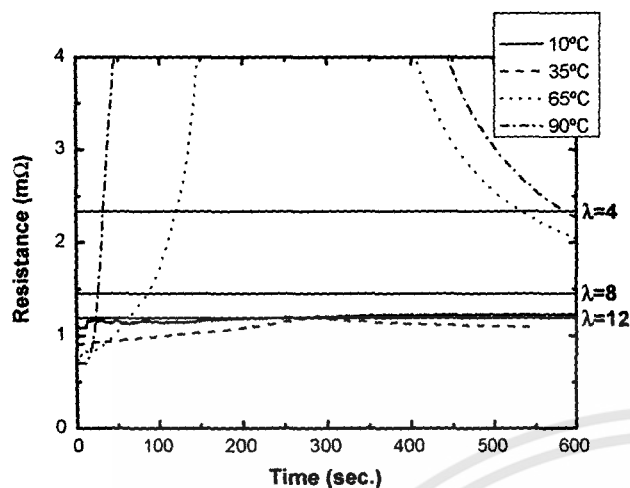


Fig. 12. Effect of stack temperature on electrolyte membrane dehydration.

ciently carry water by vaporization. On the contrary, at 90 °C, the amount of water that was discharged in the form of water vapor was largely due to the high-saturated vapor pressure, resulting in effective water removal, as shown in Fig. 11.

The effect of stack temperature on membrane dehydration is presented in Fig. 12. For temperatures of 10 and 35 °C, there was little change in the water content of the membrane, even though purging was carried out for 5 min. However, the electrolyte membrane was dehydrated rapidly at 90 °C. Therefore, for efficient water removal, it is advantageous to perform the purging step when the stack temperature is high.

4. Summary and conclusions

In order to investigate water removal characteristics by a dry gas purging method, the resistance of the electrolyte membrane and the total amount of residual water in the short stack were measured. The resistance measured by voltage excitation with high frequency was converted to water content in the electrolyte membrane by an empirical correlation. Also, a new method using the phase change of liquid water was developed and successfully adopted to measure the total amount of water in the fuel cell stack. Using these methods, the effects of four factors on water removal were examined: purging time, flow rate of purge gas, operation current, and stack temperature.

Water in the stack was not removed completely even though purging was carried out for long durations up to 20 min. In all cases, residual water hydrated the membrane again right after purging was stopped. When it comes to the effects of purging time, the water removal rate was observed to decrease with increasing purging time. In addition, water removal was more efficient with raising flow rates than with extending purging time when same amount of purge gas was used. The operation cur-

rent also affected the residual water amount. When hydrogen and air were supplied with constant stoichiometry, there was a remarkably larger amount of water remaining in the stack with a low current than with a high current. Therefore, if the fuel cell system in automobiles is operated with light loads such as in the parking mode, water removal methods must be more vigorous. Finally, it is advantageous to perform the purging step when the temperature of the stack is high. Once the stack had cooled to ambient temperatures, water removal by purging was very ineffective.

Acknowledgements

This work was supported by the New and Renewable Energy R&D Program and National RD&D Organization for Hydrogen and Fuel Cell under the Korea Ministry of Commerce, Industry, and Energy as a part of the development of 200 kW class PEMFC system for bus (2005-N-F12-P-01). Dr. J.H. Jang, was supported by the Korea Research Foundation Grant funded by the Korean Government (MOEHRD) (KRF-2006-214-D00036) while he was at University of Newcastle upon Tyne.

References

- [1] R. Borup, J. Meyers, B. Pivovar, Y.S. Kim, R. Mukundan, N. Garland, D. Myers, M. Wilson, F. Garzon, D. Wood, P. Zelenay, K. More, K. Stroh, T. Zawodzinski, J. Boncella, J.E. McGrath, M. Inaba, K. Miyatake, M. Hori, K. Ota, Z. Ogumi, S. Miyata, A. Nishikata, Z. Siroma, Y. Uchimoto, K. Yasuda, K. Kimijima, N. Iwashita, *Chem. Rev.* 107 (2007) 3904–3951.
- [2] E.A. Cho, J.-J. Ko, H.Y. Ha, S.-A. Hong, K.-Y. Lee, T.-W. Lim, I.-H. Oh, *J. Electrochem. Soc.* 150 (2003) A1667–A1670.
- [3] E.A. Cho, J.-J. Ko, H.Y. Ha, S.-A. Hong, K.-Y. Lee, T.-W. Lim, I.-H. Oh, *J. Electrochem. Soc.* 151 (2004) A661–A665.
- [4] M. Oszcipok, M. Zedda, D. Riemann, D. Geckeler, *J. Power Sources* 154 (2006) 404–411.
- [5] M. Oszcipok, D. Riemann, U. Kronenwett, M. Kreideweis, M. Zedda, *J. Power Sources* 145 (2005) 407–415.
- [6] Q. Yan, H. Toghiani, Y.-W. Lee, K. Liang, H. Causey, *J. Power Sources* 160 (2006) 1242–1250.
- [7] J. Hou, H. Yu, S. Zhang, S. Sun, H. Wang, B. Yi, P. Ming, *J. Power Sources* 162 (2006) 513–520.
- [8] R. Mukundan, Y.S. Kim, F. Garzon, B. Pivovar, 208th ECS Meeting Proceedings, Los Angeles CA, October 16–21, 2005.
- [9] S. He, M.M. Mench, *J. Electrochem. Soc.* 153 (2006) A1724–A1731.
- [10] J. A. Roberts, J. St-Pierre, M. E. van der Geest, A. Atbi, N. J. Fletcher, *United States Patent* 6,479,177 (2002).
- [11] S. Morishima, E. Tanaka, *United States Patent* 6,855,444 (2003).
- [12] E. Thompson, R. Fuss, *United States Patent* 6,887,598 (2002).
- [13] T.E. Springer, T.A. Zawodzinski, S. Gottesfeld, *J. Electrochem. Soc.* 138 (1991) 2334–2342.
- [14] E.A. Cho, U.-S. Jeon, H.Y. Ha, S.-A. Hong, I.-H. Oh, *J. Power Sources* 125 (2004) 178–182.
- [15] H. Wang, M.A. Sweikart, J.A. Turner, *J. Power Sources* 115 (2003) 243–251.
- [16] V. Mishra, F. Yang, R. Pitchumani, *J. Fuel Cell. Sci. Tech.* 1 (2004) 2–9.
- [17] G.J. Van Wylen, R.E. Sonntag, *Fundamentals of Classical Thermodynamics*, 3rd ed., John Wiley & Sons, New York, 1986, pp. 635–651.

EFFICIENCY IMPROVEMENTS BY PULSED HYDROGEN SUPPLY IN PEM FUEL CELL SYSTEMS

Paul Rodatz*, Akinori Tsukada**, Michael Mladek*, Lino Guzzella*

*Swiss Federal Institute of Technology (ETH), Zurich, Switzerland

**Paul Scherrer Institut (PSI), Villigen, Switzerland

Abstract: The membrane electrode assembly of a PEM fuel cell has to be wet for the fuel cell to work efficiently. However too much water impedes the delivery of reactants and impairs the electrochemical reaction. In this paper, an arrangement is presented which uses pressure waves to remove water droplets and inert gas blankets from the fuel cell. Experiments showed good short and long term performance of the proposed configuration. Copyright © 2002 IFAC

Keywords: Fuel cell, Systems Design

1. INTRODUCTION

The ever continuing rise in energy consumption and the ongoing discussion about carbon dioxide emissions has generated interest in alternative energy propulsion systems. Fuel cells are widely assumed to play a major role in the future. Depending on the hydrogen source, fuel cells can be operated totally free from any emissions, including carbon dioxide.

Proton Exchange Membrane (PEM) fuel cells work only efficiently if the membrane electrode assembly (MEA) is wet. The membrane not only acts as the electrolyte but also separates the reactant fluids (hydrogen and air). If the membrane dries out, the electrochemical reaction stops in that area. However, if the membrane is too wet, the delivery of the reactants is impeded. Therefore good humidification is necessary and excess product water and/or excess humidification water has to be removed from the fuel cell. Although many studies have been done to optimize the fuel cell system performance there is still little agreement for mobile solutions. Carlstrom and Maynard (2000) have described the usage of a pulsator to remove blankets of inert gas and excess humidification fluid from the fuel cell. This idea is also found in Schott et.al. (2000). In both papers scant attention has been given to the practical realization.

This study focuses on the hydrogen supply. Several system configurations were investigated and compared. A feasible solution that produced good results was found. The voltage levels are similar to static test

bench experiments where the fuel cell is operated under optimal conditions (favorable humidification, favorable temperature level, excess reactants flow on anode and cathode side).

After a short introduction and the description of the system the latest results will be discussed. First various arrangements of the hydrogen supply are described and compared. Next the most favorable solution is discussed in detail. Finally measurement results will be given to show the advantage of the solution found. The paper will end with a brief conclusion.

2. PROJECT AND SYSTEM DESCRIPTION

This work is part of an ongoing collaboration between the Paul Scherrer Institute (PSI), the Swiss Federal Institute of Technology (ETH) and industrial partners. The target of this project is the development and construction of a fuel cell powered electric vehicle with supercapacitor storage. The described experiments were conducted on a test bench which was built within the framework of this project.

The test bench comprises a PEM fuel cell stack which was developed at the Paul Scherrer Institut. It consists of 100 cells, each with an active area of approximately 200 cm². The nominal power output is 6.5 kW. The stack is supplied with pure hydrogen and air. It is operated at 2 bar_a and at temperatures below 70°C. The fuel cell is described in more details in Ruge and

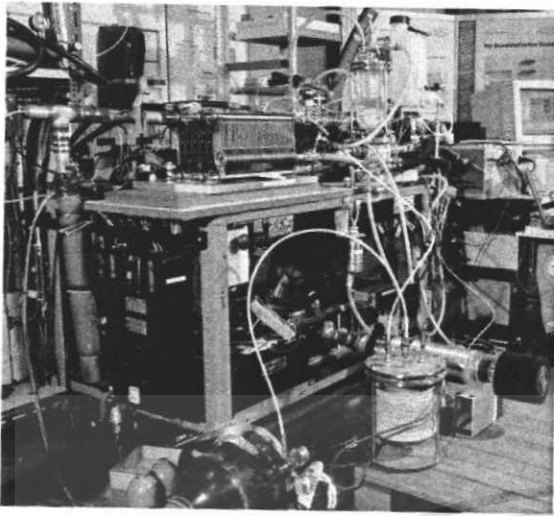


Fig. 1: View of test bench

Büchi (2001).

For the air supply a OpconTM twin-screw charger OA 1040 was used. The air was humidified using a LechlerTM supersonic atomizer. Because of the break down of the humidity sensor during the tests, no data on the actual humidity are available. Nevertheless, with rough estimations of the amount of water that was consumed by the humidification device, that was produced by the fuel cell reaction and that was recollected, it is assumed that the humidification was well below satisfactory levels. The cathode was supplied with 100% excess air.

The hydrogen is supplied from a high pressure tank at pressures up to 200 bar. The hydrogen is humidified by passing it through a vessel filled with liquid water. As the hydrogen supply is the main part of this paper, it will be discussed in detail below.

The control algorithms are centrally managed by a dSpaceTM MicroAutoBox (MABX) 1401/1504. It has a MotorolaTM PowerPC 603e running at 200MHz with a slave processor to handle the digital I/O units. Matlab/SimulinkTM is used to program the control algorithms. Logical sequences were programmed with the help of the Matlab toolbox StateflowTM. Euler's method was chosen as solver with a fixed step size of 5ms.

The MABX has only a limited number of I/O units. Therefore, the communication between the sensors and the MABX, as well as the communication to the actuators is handled by a CAN-Bus. For this purpose the highly flexible WAGOTM 750 CANopen series is installed, which is a modular I/O-system. Modules are available for almost every type of sensor signal or actuator output and the configuration can be expanded easily by adding additional elements.

3. RESULTS AND DISCUSSION

This section is divided into three parts. First, an evaluation of different hydrogen supply systems is performed. In the second part, the most favorable supply arrangement is described. Finally, measurement results are presented.

3.1 Comparison of different hydrogen supply systems

The most simple arrangement to supply the fuel cell with hydrogen is a dead-end system (arrangement A in Figure 2). In this arrangement only the amount of hydrogen which is needed to sustain the reaction is fed to the entrance of the fuel cell. The exit is sealed off by a valve which is only opened sporadically to remove inert gases which may have accumulated inside the fuel cell.

Since only the amount of hydrogen which is consumed by the fuel cell enters the stack, the dynamics that can be achieved are very limited. This disadvantage can be overcome if excess hydrogen is available. In this case a flow larger than required is passed through the fuel cell by opening the exit valve. If the excess hydrogen is released to the surrounding, the overall system efficiency will drop to very low levels. The hydrogen released to the environment not only leads to a deterioration of the efficiency, but is also a potential safety hazard, since it may react uncontrolled with air oxygen. A possible solution is the recirculation of the excess hydrogen to the stack entrance by means of a pump which compensates the pressure drop across the fuel cell (arrangement B). Although the pump is a parasitic power consumer, the system efficiency increases substantially when compared to the arrangement where the excess hydrogen is not circulated.

The hydrogen can also be recirculated using an ejector (arrangement C). In this device hydrogen is fed at high pressure and relative low velocity into a nozzle where it changes to a low pressure and high velocity stream. The relative low pressure attracts hydrogen to be pumped from the exit of the fuel cell stack. Momentum is exchanged between the fluids raising the pressure of the hydrogen being pumped. The mixture is then discharged and released to the entrance of the fuel cell stack. The ejector is a static device, therefore it works well only at one point of the flow spectrum.

In arrangement A the fuel cell voltage dropped slowly but continuously during two purging events when the exit valve remained closed. Whereas the voltage regenerated with each purging cycle. When the frequency of the purging events was increased the mean

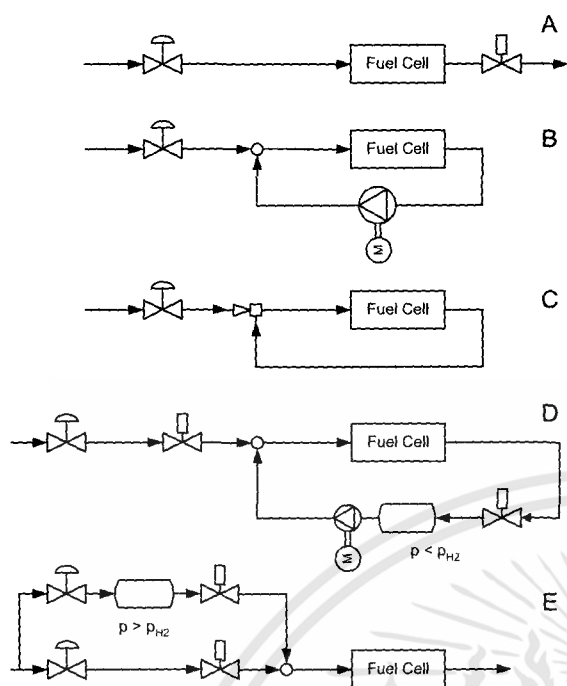


Fig. 2: Schematics of different hydrogen supply systems

voltage also increased. At high frequencies the voltage could almost be stabilized at levels similar to arrangement B where the fuel cell was operated with excess hydrogen. Of course the increase of the purging frequency resulted in an increase of the amount of hydrogen that was wasted to the environment.

The positive effect of the purging cannot be explained solely by the removal of inert gases from the system. Because of the pressure difference between both sides of the valve and because of the fast opening of the valve a shock wave is generated. This wave moves through the service channel and the fuel cell flow field at high speed. Thereby any water droplets that may have formed inside the fuel cell are dispersed. The wave is followed by a temporary increase in flow velocity. Consequently, the liquid water particles are blown out from the fuel cell, allowing for the delivery of additional hydrogen and thus preventing the reactant starvation of part of the fuel cell.

Further the diffusion layer which situated between the flow channel and the membrane electrode assembly is dynamically inflected by the pressure wave. These recurring expansions and contractions support the removal of unwanted liquid fluid from the membrane electrode assembly and the supply of hydrogen to the same. Also, blankets of inert gases (such as accumulated nitrogen) that may have formed in the flow field and/or the diffusion layer and thus impeding the supply of hydrogen to the membrane electrode assembly are carried away.

Arrangement D shows a system that is able to generate these pressure waves without wasting any hydro-

gen to the environment. Using a small pump low pressure (relative to the operating pressure of the fuel cell) is created inside a vessel. Between the fuel cell stack and the low pressure vessel a magnetic valve is installed. The pressure drop across this valve is similar to the pressure drop across the purging valve. Therefore, using the pump near-atmospheric conditions are created inside the vessel and the same effect as purging to the environment is achieved. The parasitic power loss by the pump is 5 to 10 times lower than the pump used in arrangement B.

The idea to use pressure waves to clear the flow field from any water-droplets can be enhanced even further. In arrangement D the pressure waves resulted in a difference in pressure between the fuel cell and the vessel, whereas the operating pressure of the fuel cell is higher than the one inside the vessel. Another possibility is to have a vessel where the pressure is higher than the operating pressure of the fuel cell (arrangement E). As the relative pressure difference is the same, the effect of the pressure wave is approximately the same as well. When using a high pressure hydrogen storage the pressure elevation is of course easily achieved.

With the pressure wave originating from the low pressure vessel water-droplets are pulled out, whereas the arrangement with the high pressure vessel the droplets are pushed out. A logical next step is the combination of both systems to maximizes the effect.

3.2 Analysis of final arrangement

Figure 3 shows the arrangement of the hydrogen supply that was realized on the test bench. Hydrogen is fed to the fuel cell using a variety of different paths. These paths will be discussed below.

The hydrogen is stored in two high pressure tanks, each with a volume of 50 liters. The tanks are separated from the rest of the system by a safety valve. A pressure reduction valve follows, where the pressure is reduced from a maximum value of 200 bar_a to 8 bar_a. This relative high pressure at the exit of the reduction valve is needed to guarantee a proper functioning of the subsequent ejector. Ahead of the ejector the control valve A is installed in the main hydrogen stream. This valve controls the pressure at the entrance to the fuel cell stack using the signal from the pressure sensor 4. In the ejector the main stream is mixed with the excess hydrogen flow, which was not consumed in the fuel cell reaction.

Between the pressure reduction valve and the control valve A part of the hydrogen flow is branched off and fed to the high pressure vessel. The pressure inside this vessel is controlled by means of control valve B using the signal from pressure sensor 5. With the help

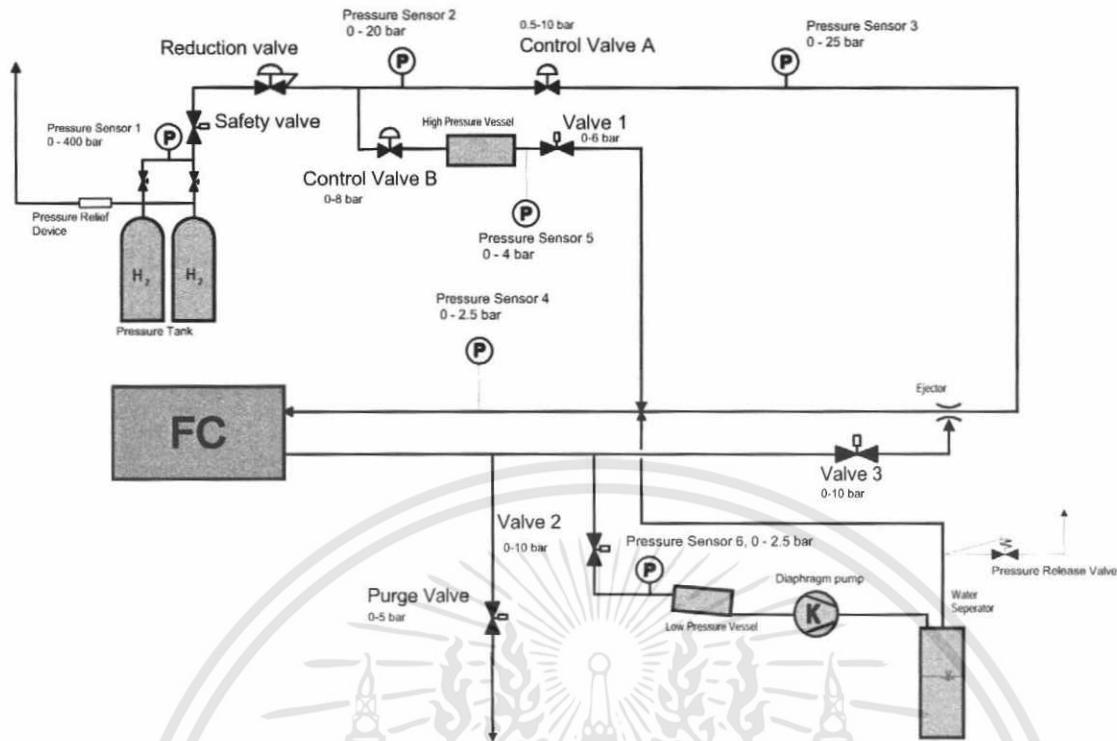


Fig. 3: Schema of hydrogen supply as realized on the test bench

from the magnetic valve 1 pressure waves are generated which are routed to the entrance of the fuel cell. This secondary hydrogen flow is combined with the main stream between the ejector and the fuel cell. Precaution has to be taken to avoid a migration of the pressure wave through the ejector. Because of the high pressure at the entrance of the ejector there is no risk that the pressure wave will migrate in that direction. Whereas the pressure wave is likely to take the recirculation path and enter the fuel cell from the exit. Since the pressure waves would collide inside the flow field and thereby jeopardize the scavenging effect, the magnetic valve 3 was installed in the recirculation path. This valve is closed (with a proper time delay) every time valve 1 is opened to block the pressure wave from travelling in the wrong direction. Otherwise valve 3 remains open.

The hydrogen flow that leaves the fuel cell at the exit of the stack is branched into three paths. The main flow being recirculated to the ejector, where the pressure is raised again to the level of the fuel cell entrance. In the second branch hydrogen is released periodically to the low pressure vessel. A diaphragm pump is used to create a low pressure inside this vessel. The pump discharges to the hydrogen feed between the ejector and the stack entrance. Similar to the high pressure vessel branch, the magnetic valve 2 is used to generate pressure waves. In this case the pressure waves are routed to the exit of the fuel cell as the pressure wave values are lower than the operating pressure of the fuel cell. Again valve 3 is used to pre-

vent the migration of the pressure waves in the wrong direction. Further, a third branch with a purging valve is installed allowing the removal of inert gases which inevitably accumulate inside the system. The operation of this purging valve is managed by open-loop control every 30 minutes.

Consequently the hydrogen system described above consists of five different "supply routes". The straightforward path from the pressurized storage tanks is assisted by a recirculation path using an ejector. Further, two pressure wave generators are installed, which differ in the sign of the pressure difference. Finally a purge valve enables the removal of inert gases.

Figure 4 shows measurements conducted on the test bench. The upper plot illustrates the progression of the hydrogen system pressure. The dashed line indicates the setpoint, the solid line the measurement. The fuel cell voltage is given in the lower plot, normalized with the initial value. The pressure setpoint is programmed to follow the instantaneous value of the pressure on the air side. As a consequence the setpoint is not a fixed value but an image of the oscillating air pressure. The actual pressure is characterized by a repeating sequence of two spikes. The first spike with a positive value is closely followed by a second spike with a negative value. After the second spike the pressure slowly climbs again to the vicinity of the setpoint. These two spikes represent the pressure waves mentioned above. The timing of the pressure waves

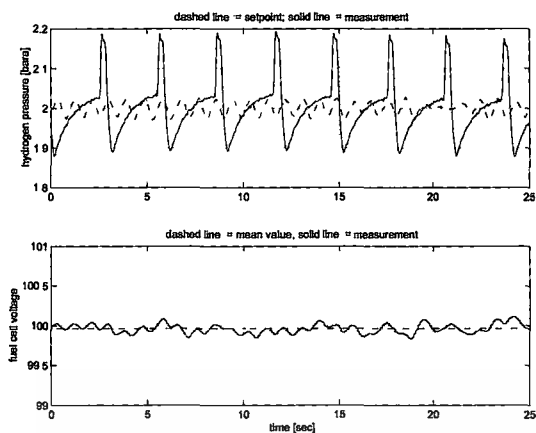


Fig. 4: Measurements of hydrogen system pressure and fuel cell voltage

was chosen to maximize the scavenging effect. First a wall of fresh hydrogen is pushed into the fuel cell by the first pressure wave and then is subsequently pulled out at the other side by the second wave, thereby removing any water droplets and/or inert gas pockets. The voltage plots demonstrate that a stable operation with only very small deviation from the mean value is achieved. Measurements over a longer time period verify this.

3.3 Measurements

Polarization curves in Figure 5 show the performance of different arrangements. The measuring points denote the mean value taken from a time span of 15 sec after the system had settled down. Both the current as well as the voltage are normalized by the respective maximum value. As a reference the fuel cell stack was run on a static test bench where the fuel cell was operated under optimal conditions. The operating temperature was 70°C, the humidity at the anode (hydrogen-side) 50%, respectively 70% at the cathode (air-side), the excess flow was 100% on both sides and the system pressure was 2 bar_a. The results are shown in Figure 5 by the solid line.

The crosses denote measurements done with arrangement A. As can be seen clearly the performance is very poor. The polarization curve has a steeper gradient and the maximum power falls short 50% of the result from the static test. Measurements with arrangement B are represented by diamonds. The results have increased substantially from arrangement A but are still well below the static test bench. In contrast, with arrangement E (denoted by the circles) very good performance was achieved. At some point even the results from the static test bench could be topped. Unfortunately due to the limitations of the electric load the whole power range of the fuel cell could not be measured, but there are no indication of a drop off in power at higher currents.

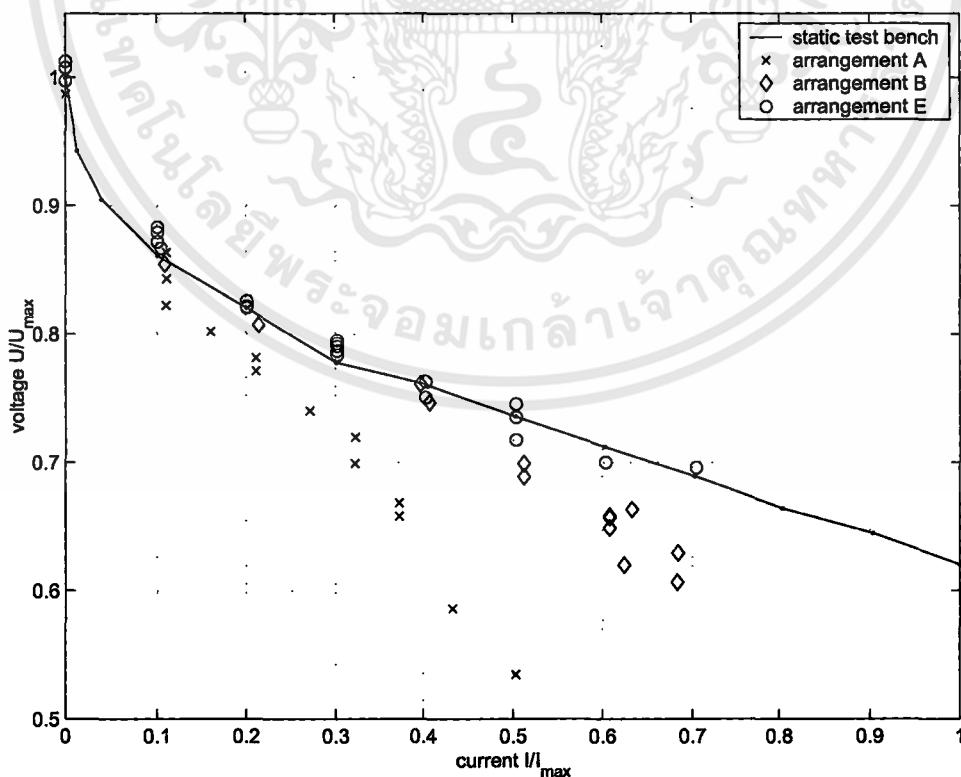


Fig. 5: Polarization curves of the different arrangements

4. CONCLUSION

In contrast to static fuel cell systems, fuel cells in mobile application are operated under transient conditions. Therefore, it is very difficult to obtain a satisfactory humidification of the membrane. Under these circumstances, a device by which excess water is removed from the fuel cell is highly desirable. Two pressure waves are used to clear the hydrogen side of the fuel cell from water droplets. Compared to conventional dead-end systems a substantial increase in system efficiency is achieved with the described hydrogen supply arrangement. In addition experiments show good long-term stability of the arrangement.

Water droplets that are formed on the air side are more easily removed from the fuel cell because of the much larger mass flow. Therefore the need for additional devices is less urgent. However, it is assumed that pulses will assist the removal of water droplets and/or nitrogen blankets. Hence further research will focus on the expected gains of the scavenging effect on the air side of the fuel cell.

REFERENCES

- Carlstrom, C.M. and W.B. Maynard (2000). Fuel Cell with Selective Pressure Variation and Dynamic Inflection. *US Patent 6093502*.
- Ruge, M. and F.N. Büchi (2001). Bipolar Elements for PE Fuel Cell Stacks Based on the Mould to Size Process of Carbon/Polymer Mixtures. *1st European PEFC Forum*, pp. 299.
- Schott, P., J.-P. Poirot and P. Baurens (2000). Modélisation et Simulation de la Source d'Énergie à Pile à Combustible du Véhicule Hydrogène. *Colloque P.à C. et Interfaces pr. le transport, Belfort*.



Study on water uptake of proton exchange membrane by using tritiated water sorption method

Hiroki Takata^{a,*}, Masabumi Nishikawa^a, Yusaku Arimura^a, Takayuki Egawa^a,
Satoshi Fukada^b, Masaru Yoshitake^c

^aDepartment of Advanced Energy Engineering Science, Interdisciplinary Graduate School of Engineering Sciences, Kyushu University, Hakozaki 6-10-1, Higashi-ku, Fukuoka-shi, Fukuoka 812-8581, Japan

^bDepartment of Applied Quantum Physics and Nuclear Engineering, Kyushu University, Hakozaki 6-10-1, Higashi-ku, Fukuoka-shi, Fukuoka 812-8581, Japan

^cResearch Center, Asahi Glass Co. Ltd., 1150, Hazawa-cho, Kanagawa-ku, Yokohama-shi, Kanagawa 221-8755, Japan

Available online 18 March 2005

Abstract

It is recognized that the behavior of water in the proton exchange membrane (PEM) is to be understood to optimize the performance of the proton exchange membrane fuel cell (PEMFC). It is considered by the present authors that a certain amount of structural water exists besides adsorbed water in the film of PEM. The structural water represents any chemically adsorbed water, crystal water and some chemical groups containing hydrogen which are strongly connected with the structure. Accordingly, the amount of structural water cannot be measured by the water adsorption method because the amount of structural water does not depend on the vapor pressure. The amount of adsorption together with the amount of structural water is measured in this study by using the tritiated water sorption method where the isotope exchange reaction between tritium in water vapor and hydrogen in structural water makes it possible to quantify the structural water. The observed values for the total amount of uptake water, which includes the structural water, is 0.45–0.57 (g H₂O/cm³ PEM) at the room temperature. This value is about 1.5 times larger than the amount reported so far from the water adsorption experiments. The permeation behavior of hydrogen, oxygen and helium through the film of PEM is also measured in this study and change of partial pressure of hydrogen or oxygen in PEMFC at stop of the fuel flows is estimated.

© 2005 International Association for Hydrogen Energy. Published by Elsevier Ltd. All rights reserved.

Keywords: PEMFC; Water uptake; Tritiated water vapor; Isotope exchange reaction

1. Introduction

Proton exchange membrane fuel cells (PEMFC) interest people for the power sources of an electric vehicle because it can be used at lower temperature and it can maintain higher current density comparing with the other fuel cells. One of the difficult problems for the PEMFC is the water

management. If water is not enough contained in the proton exchange membrane (PEM), the proton conductivity falls greatly and the output power also falls greatly. In order to saturate the PEM with water, a water bubbler humidifies the fuel gas; however, excessive water vapor reduces the catalyst activity and blocks the gas diffusion path, and the fall of output power is caused as a result. Accordingly, it is preferable to understand the water behavior in the PEM to develop the proper water management.

It is considered that the circulation flow of water is formed in the film of PEM resulting from the transport of water

* Corresponding author. Tel. +81 92 642 3785.

fax: +81 92 642 3784.

E-mail address: takatahi@nucl.kyushu-u.ac.jp (H. Takata)

Nomenclature

A	permeation area of the PEM, m^2	D_{He}	diffusion coefficient of helium in the PEM, m^2/s
b	constant of integral, dimensionless	D_{O_2}	diffusion coefficient of oxygen in the PEM, m^2/s
C	concentration of captured tritium, mol/m^3	dP_{H_2}	difference of the partial pressure of hydrogen between the primary side and the secondary side, Pa
C_1	average concentration of hydrogen at the primary side, mol/m^3	F	Faraday constant, C/mol
C_2	average concentration of hydrogen at the secondary, mol/m^3	i	current density, A/m^2
$C_{2,in}$	concentration of inlet gas at the secondary side, mol/m^3	J_{H_2}	diffusion flux of hydrogen in the PEM, $mol/s\ m^2$
$C_{2,out}$	concentration of outlet gas at the secondary side, mol/m^3	ka	mass transfer capacity coefficient, s^{-1}
C^*	equilibrium value with the vapor pressure in gas phase, mol/m^3	k_{fa}	mass transfer capacity coefficients representing R_f , s^{-1}
C_s^*	equilibrium amount of uptake water by R_s , mol/m^3	k_{sa}	mass transfer capacity coefficients representing R_s , s^{-1}
C_f^*	equilibrium amount of uptake water by R_f , mol/m^3	Q_2	gas flow rate at the secondary side, m^3/s
D_{H_2}	diffusion coefficient of hydrogen in the PEM, m^2/s	t	exposure time, s
		δ	thickness of the PEM, m

accompanying with proton from anode to cathode and the diffusion of water from cathode to anode due to difference of vapor pressure. Okada et al. [1], Fuller and Newman [2] and Zawodzinski et al. [3] have examined the transport of water accompanying with proton, and they have concluded that some water molecules are transported with a proton. These discussions indicate that quantitative understanding of water behavior in the film of PEM is important at discussion of performances of PEMFC. Hinatsu et al. [4] and Zawodzinski et al. [5] have measured the amount of water sorption to PEM mainly by using the water immersing method.

The amount of water trapped to surface of various metals or bulk of hydrophilic porous materials has been quantified by the present authors considering that water trapped to materials can be classified into physically adsorbed water, chemically adsorbed water and structural water [6]. The same technique using tritium is applied to measure the amount of structural water in PEM in this study. The amount of structural water can be measured by using tritiated water vapor because hydrogen in the structural water exchanges with tritium in the tritiated water vapor by the isotope exchange reaction.

The permeation behavior of hydrogen and oxygen through the film of PEM in molecular form should also be quantified for understanding of the water behavior in the PEM because the permeated hydrogen and oxygen react with each other to generate water molecules. The permeation behavior of hydrogen, oxygen and helium through the film of PEM is also measured in this study and change of partial pressure of hydrogen or oxygen in the flow channel of the PEMFC at stop of the fuel flows is estimated.

2. Theoretical background**2.1. Structural water**

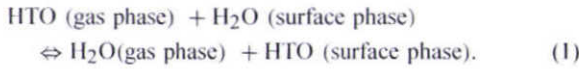
It is well known that PEM cannot have the satisfactory proton conductivity without water in it. However, the transport phenomenon of water in PEM has not been fully clarified yet. We considered in this study that the uptake water of PEM consists of physically adsorbed water, chemically adsorbed water and structural water, and these waters are defined as follows.

The physical adsorption of water vapor is caused by the van der Waal's force. Then, the amount of physically adsorbed water changes reversibly with the vapor pressure in the gas phase at the given temperature. The chemical adsorption of water is caused by the chemical force between the water molecule and the sulfonic group that exists at the end of side chain of the polymer. The amount of chemically adsorbed water cannot be desorbed by the purging operation at the same temperature as it is adsorbed. In other words, heating is required to desorb chemically adsorbed water.

The structural water represents any chemically adsorbed water, crystal water and some chemical groups containing hydrogen which are strongly connected with the structure, and tritium is exchanged with hydrogen in the structural water through the isotope exchange reaction. Accordingly, the amount of structural water does not change with vapor pressure or temperature. Therefore, the amount of structural water cannot be quantified by the adsorption method of water vapor.

In the adsorption method of tritiated water vapor, the amount of structural water can be quantified by measurement

of the amount of captured tritium, because tritiated water can be captured by the isotope exchange reaction as



This reaction proceeds until the H/T ratio in the surface phase becomes equal to the H/T ratio in the vapor phase. We assumed that there is no isotope effect in this reaction in estimation of the amount of water from the amount of tritium trapped to PEM. The amount of structural water can be quantified by deducting the amount of adsorption water, which is quantified by the adsorption method of water vapor, from the total amount of uptake water.

2.2. Permeation of hydrogen

The permeation process of hydrogen through a membrane consists of adsorption, absorption, diffusion and desorption. We assumed that the diffusion controls the permeation process of hydrogen through the PEM in this study.

The diffusion flux of hydrogen in the PEM, J_{H_2} (mol/s m²), is derived from Fick's law as

$$J_{\text{H}_2} = D_{\text{H}_2} \frac{(C_1 - C_2)}{\delta}, \quad (2)$$

where D_{H_2} (m²/s) is the diffusion coefficient of hydrogen in PEM, C_1 (mol/m³) is the average concentration of hydrogen at the primary side, C_2 (mol/m³) is the average concentration of hydrogen at the secondary side and δ (m) is the thickness of PEM.

The mass balance equation at the secondary side is expressed as

$$J_{\text{H}_2} = \frac{(C_{2,\text{out}} - C_{2,\text{in}}) Q_2}{A}, \quad (3)$$

where Q_2 (m³/s) is the gas flow rate at the secondary side and A (m²) is the permeation area of the PEM, $C_{2,\text{in}}$ (mol/m³) and $C_{2,\text{out}}$ (mol/m³) is the concentration of inlet gas and outlet gas at the secondary side, respectively.

The diffusion coefficient of hydrogen in PEM was obtained by solving the Eqs. (2) and (3) as

$$D_{\text{H}_2} = \frac{(C_{2,\text{out}} - C_{2,\text{in}}) Q_2 \delta}{(C_1 - C_2) A}. \quad (4)$$

3. Experimental

3.1. Exposure of PEM to tritiated water vapor

The thickness of the membrane used in this study was 52 and 157 μm , which were measured by a dial thickness gage. The ion-exchange capacity of the each membrane was 1.1 meq/g.

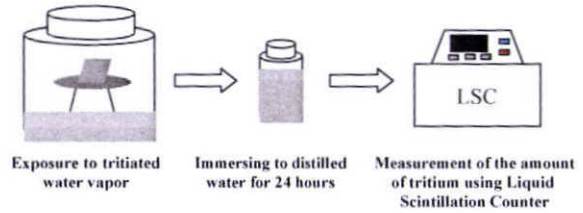


Fig. 1. Experimental procedure to obtain the amount of uptake water.

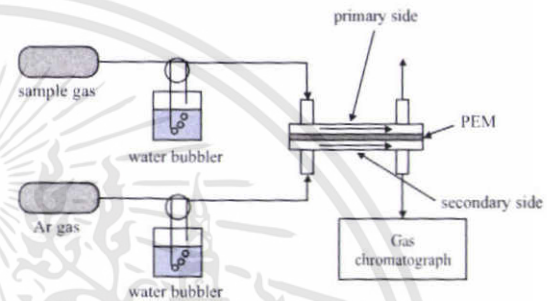


Fig. 2. Experimental apparatus to measure the amount of permeation.

Fig. 1 shows the experimental procedure. We poured a 50 cm³ of tritiated water of which tritium concentration was 1.03×10^6 Bq/cm³ into a sealed glass bottle of which volume was about 900 cm³. The glass bottle with tritiated water was left for about 24 h to obtain the saturated water vapor condition at a given temperature. Then, a sample sheet of PEM (1 cm \times 1 cm square) was placed in it and exposed to the tritiated water vapor. Several similar sets were prepared at the start of an experiment and the amount of tritium captured at a certain elapsed time was measured. In order to release captured tritium in the sample of PEM, the membrane was immersed in a 15 cm³ of distilled water for 24 h. The amount of tritium released to distilled water was measured by using a liquid scintillation counter after the proper dilution with distilled water.

3.2. Permeation of hydrogen, oxygen and helium

The amount of permeation was measured by using the experimental apparatus shown in Fig. 2. The sample gas, hydrogen, oxygen or helium of 100 kPa, was introduced to the primary side of the experimental cell and argon gas was introduced to the secondary side. The change of the concentration of outlet gas at the secondary side was measured with time by using a gas chromatograph. The measurement was performed for the following three combinations: (1) Dry sample gas and dry argon gas were introduced to the experimental cell. (2) Dry sample gas and humidified argon gas were introduced to the cell. (3) Humidified sample gas and

Table 1
Experimental condition

Temperature (K)	278–323
Effective area (cm ²)	25
Thickness (μm)	52
Flow rate (cm ³ /min)	Primary side: 50 Secondary side: 100
Partial pressure of water vapor (Pa)	3560

humidified argon gas were introduced to the cell. Humidification of gas flow was done by using a water bubbler kept at 300 K. The experimental conditions are shown in Table 1.

4. Results and discussion

4.1. The amount of uptake water

Observed amount of water trapped to a PEM sample from vapor of tritiated water is compared in Fig. 3. As can be seen from this figure that about 360 min is required to obtain the equilibrium condition. The estimated amounts of water uptake to the PEM sample from the tritium experiment are shown in Table 2, and this table shows that 0.60–0.70 g water is contained in a 1 cm³ of PEM film which is placed in the air with saturated vapor pressure at the room temperature. This value suggests that 2/3 volume of the PEM is occupied by water if the chemical form of water in the PEM film is water.

It can be also seen from Fig. 3 that the slow trapping of tritium occurs following the rapid trapping at the beginning. Accordingly, it is assumed in this study that the tritium trapping procedure consists of two first-order reactions with different reaction rates. Then, each reaction is represented as

$$\frac{dC}{dt} = ka(C^* - C), \quad (5)$$

where C (mol/m³) is the concentration of captured tritium, C^* (mol/m³) is the equilibrium value with the vapor pressure in gas phase, t (s) is the exposure time and ka (s⁻¹) is the mass transfer capacity coefficient. The following equation is obtained by solving the differential equation (5) as

$$\ln(C^* - C) = kat + b, \quad (6)$$

where b is the constant of integral. Fig. 4 shows the comparison of experimental data with relationship of the Eq. (6). The fast reaction, which controls the tritium capture at the beginning of experiments, is defined as R_f and another slow reaction is defined as R_s in this study. The mass transfer capacity coefficient of each reaction was obtained from the gradient of the lines representing experimental data and they are compared in Table 3, where $k_f a$ (s⁻¹) and $k_s a$ (s⁻¹) mean the mass transfer capacity coefficients representing R_f

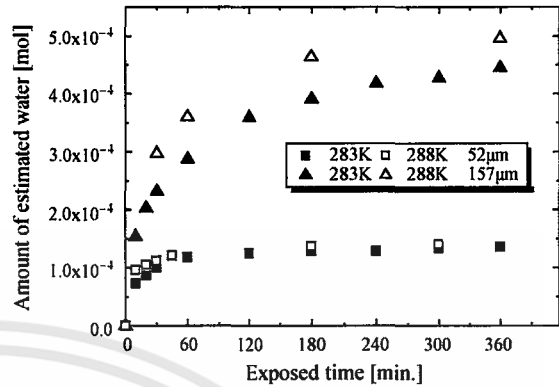


Fig. 3. Amount of water trapped to a PEM.

Table 2
Estimated amount of water uptake to a PEM

Temperature (K)	Thickness of membrane (μm)	Water uptake (g H ₂ O/cm ³ PEM)
283	52	0.47
	157	0.52
288	52	0.45
	157	0.57

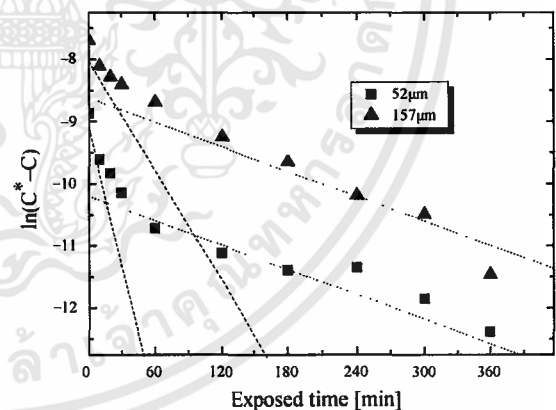


Fig. 4. Comparison of experimental data with the relationship of the Eq. (6).

and R_s , respectively. The equation for simulating the experimental results was expressed as

$$C = C_s^* \{1 - \exp(-k_s at)\} - C_f^* \{1 - \exp(-k_f at)\}, \quad (7)$$

$$C_s^* + C_f^* = C^*, \quad (8)$$

where C_s^* (mol/m³) and C_f^* (mol/m³) are the equilibrium amount of uptake water by R_s and R_f , respectively. The

Table 3
Obtained mass transfer capacity coefficients representing R_f and R_s

Temperature (K)	Thickness of membrane (μm)	Mass transfer capacity coefficient (s^{-1})
283	52	$k_f a = 1.47 \times 10^{-3}$ $k_s a = 1.10 \times 10^{-4}$
	157	$k_f a = 9.20 \times 10^{-4}$ $k_s a = 1.10 \times 10^{-4}$
288	52	$k_f a = 1.90 \times 10^{-3}$ $k_s a = 1.78 \times 10^{-4}$
	157	$k_f a = 9.91 \times 10^{-4}$ $k_s a = 1.78 \times 10^{-4}$

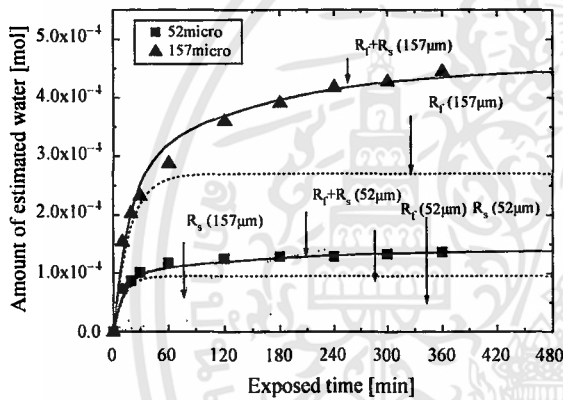


Fig. 5. Estimated curve using obtained mass transfer coefficients.

estimated curve using these mass transfer capacity coefficients shows good agreement with the experimental values as compared in Fig. 5. The mass transfer capacity coefficient representing the fast reaction inversely changes with thickness of the film though the capacity coefficient representing slow reaction has no thickness dependency as known from Fig. 4. It is assumed in this study that R_f represents the penetration of water into the PEM film following the adsorption of tritiated water vapor onto the film surface and R_s represents the isotope exchange reaction, since it is generally admitted that adsorption and diffusion of water through PEM film is fast. The values of water uptake for R_s and R_f are evaluated from Fig. 4 using the relationship shown by Eqs. (7) and (8) and compared in Table 4. This table implies that the amount of the structural water is about half of the adsorbed water detectable by water adsorption method in the air with saturated water vapor at 283 K. The amount of physically adsorbed water was also obtained by measuring the change of weight of previously dried membrane with time at a saturated vapor condition. The change of amount of physically adsorbed water in a PEM with time is compared

Table 4
Comparison of the obtained value with the values given by other researchers

	Present work	Zawodzinski et al. [5]	Hinatsu et al. [4]
Temperature (K)	283	303	353
Partial pressure of vapor (Pa)	1200	1200	1200
Water uptake (mol H ₂ O/mol SO ₃)	R_f : 8.2 R_s : 5.3	2.5–3.0	0.1–1.0
Water uptake (g H ₂ O/cm ³ PEM)	R_f : 0.31 R_s : 0.20	no data	no data

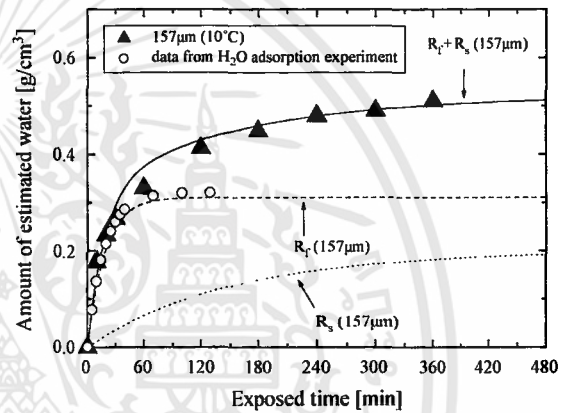


Fig. 6. Comparison of water adsorption experiment with tritiated water sorption experiment.

with the result of tritium experiment in Fig. 6. The change of water amount resulted from R_f shows good agreement with the results from water adsorption experiment. The fraction of the structural water is supposed to increase at the higher temperature because the amount of structural water does not change with temperature though the amount of physically adsorbed water in PEM decreases with temperature as can be seen from reported values by Zawodzinski et al. or Hinatsu et al. shown in Table 4.

4.2. Permeability coefficients of hydrogen, oxygen and helium in the PEM

Fig. 7 shows the observed values of the diffusion flux of hydrogen against the difference of partial pressure of hydrogen between the primary side and the secondary side.

We obtained the following equations by using the least-square method as

- introduction of humidified gas to both sides

$$J_{H_2} = 1.26 \times 10^{-10} (dP_{H_2})^{1.06}, \tag{9}$$

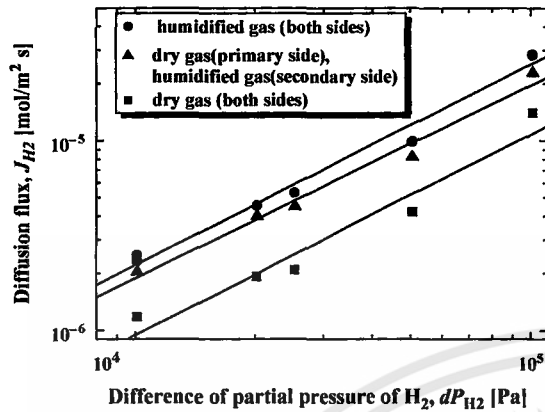


Fig. 7. Diffusion flux of hydrogen against the difference of partial pressure of hydrogen between the primary side and secondary side.

- introduction of dry gas to primary side and humidified gas to secondary side

$$J_{H_2} = 1.58 \times 10^{-10} (dP_{H_2})^{1.02}, \quad (10)$$

- introduction of dry gas to both sides

$$J_{H_2} = 5.37 \times 10^{-11} (dP_{H_2})^{1.06}, \quad (11)$$

where dP_{H_2} (Pa) is the difference of the partial pressure of hydrogen between the primary side and the secondary side. It is known from above equations that J_{H_2} is proportional to dP_{H_2} . According to the Sievert's law, the permeation flux of hydrogen in metal is proportional to the difference of the second root of the partial pressure of hydrogen between the primary side and secondary side, because hydrogen dissociate on the metal surface and diffuse in metal as an atom of hydrogen. While in PEM, J_{H_2} is proportional to dP_{H_2} , and this result reveals that molecular hydrogen permeates through PEM.

The value of $C_{2,in}$ in Eq. (4) is equal to zero in this study because pure argon gas was introduced to the secondary channel and the diffusion coefficient of molecular hydrogen in the PEM, D_{H_2} , is expressed as

$$D_{H_2} = \frac{C_{2,out}}{C_1 - C_2} \frac{Q_2}{A} \delta. \quad (12)$$

The concentration of hydrogen at the secondary side is negligibly small comparing with the concentration of hydrogen at the primary side in this experiment. Therefore, the approximate expression was applied as

$$D_{H_2} = \frac{C_{2,out}}{C_1} \frac{Q_2}{A} \delta. \quad (13)$$

The diffusion coefficient of hydrogen observed in PEM film is shown in Fig. 8, and obtained as

- humidified gas to both sides

$$D_{H_2} = 9.08 \times 10^{-10} \exp(-7.95(\text{kJ/mol})/RT), \quad (14)$$

- dry gas to primary side and humidified gas to secondary side

$$D_{H_2} = 1.74 \times 10^{-9} \exp(-9.85(\text{kJ/mol})/RT), \quad (15)$$

- dry gas to both sides

$$D_{H_2} = 6.57 \times 10^{-9} \exp(-13.8(\text{kJ/mol})/RT). \quad (16)$$

The diffusion coefficient of oxygen through the film of PEM was obtained using the same procedure as the case to estimate the diffusion of hydrogen permeation. Fig. 9 shows the temperature dependence of the diffusion coefficients of oxygen in PEM, and they were obtained as

- dry gas to both sides

$$D_{O_2} = 6.95 \times 10^{-11} \exp(-5.73(\text{kJ/mol})/RT), \quad (17)$$

- dry gas to primary side and humidified gas to secondary side

$$D_{O_2} = 6.48 \times 10^{-11} \exp(-5.20(\text{kJ/mol})/RT), \quad (18)$$

- humidified gas to both sides

$$D_{O_2} = 8.57 \times 10^{-11} \exp(-5.53(\text{kJ/mol})/RT), \quad (19)$$

where D_{O_2} (m^2/s) is the diffusion coefficient of oxygen in PEM.

The diffusion coefficient of oxygen obtained in this study is about 1/4 of the diffusion coefficient of hydrogen though about 1/3 is reported by Yoshida et al. [7], though permeability of hydrogen and oxygen obtained by them are about one order of magnitude larger than the values obtained in this study.

It is found that helium also permeates through the film of PEM and diffusion coefficient of helium is compared with diffusion coefficient of hydrogen or oxygen in Fig. 10. The diffusion coefficient of helium, D_{He} (m^2/s), obtained for the case when humidified gas is introduced to both side is represented by

$$D_{He} = 3.51 \times 10^{-8} \exp(-15.4(\text{kJ/mol})/RT). \quad (20)$$

Comparison in Fig. 10 indicates that helium can permeate through PEM about two times faster than hydrogen. Considering that helium is an inert gas and that it has a little

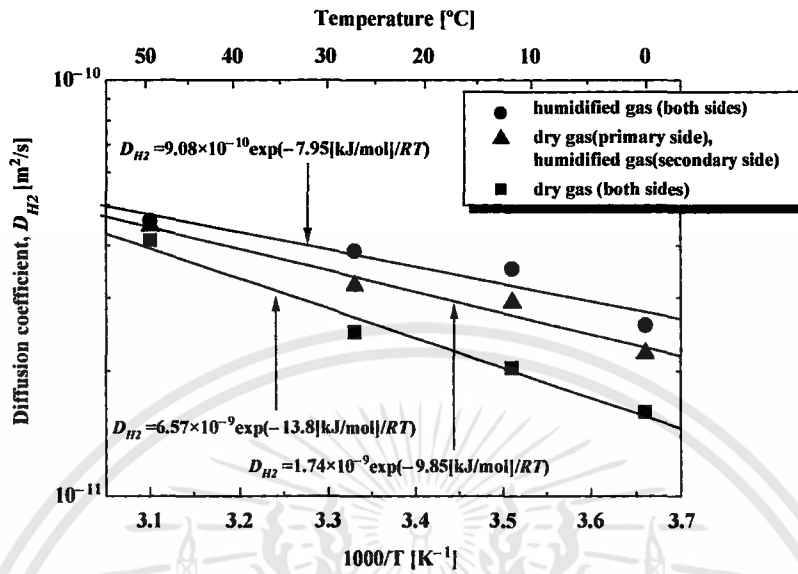


Fig. 8. Diffusion coefficient of hydrogen in PEM.

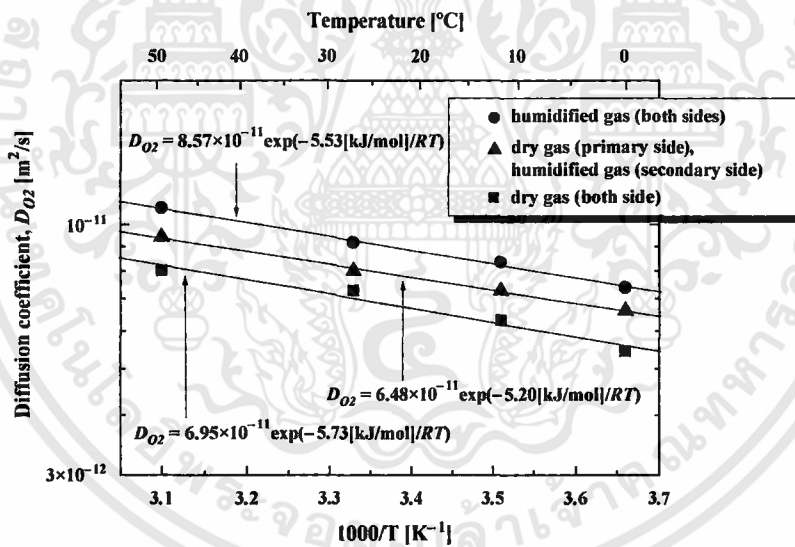


Fig. 9. Diffusion coefficient of oxygen in PEM.

smaller Van der Waal’s radius than hydrogen molecule, it is considered that the film of PEM has micro pores to permit permeation of gas molecules. The effective pore size for permeation of gas molecules becomes larger with increase of the water content in the film because larger diffusivity is observed when humidification is applied.

Hydrogen or oxygen permeates through the film of PEM as the form of molecule generates water on the precious metal catalyst at cathode side or anode side, respectively, and does not give any contribution to the electricity output.

Flux of hydrogen permeation or oxygen permeation and the equivalent current density has the following relationship.

$$i = 2J_{H_2} F, \tag{21}$$

$$i = 4J_{O_2} F, \tag{22}$$

where i (A/m^2) is the current density and F (C/mol) is the Faraday constant. The hydrogen permeation flux observed in this study corresponds with the equivalent current density of about $0.60 mA/cm^2$. The negative effect on the

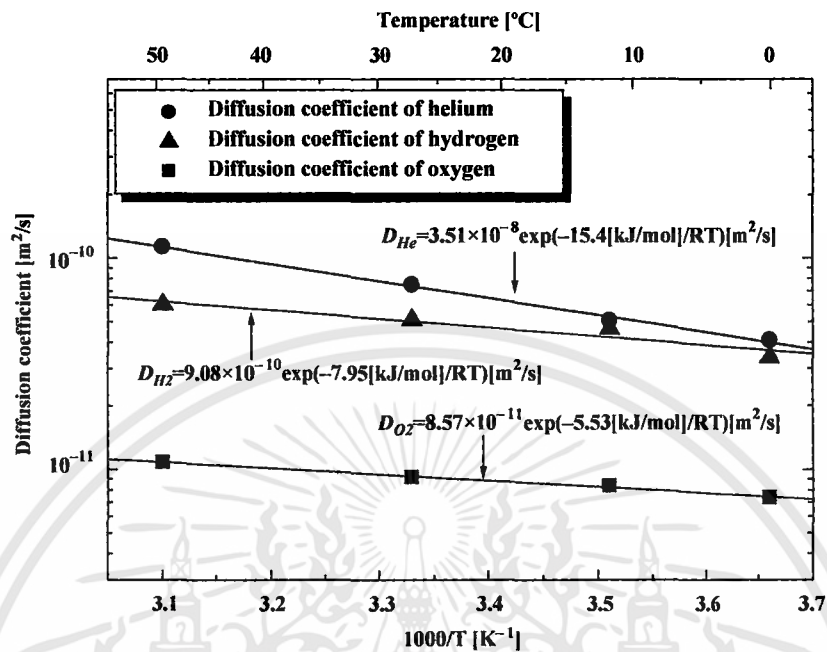


Fig. 10. Comparison of diffusion coefficient of helium with hydrogen and oxygen.

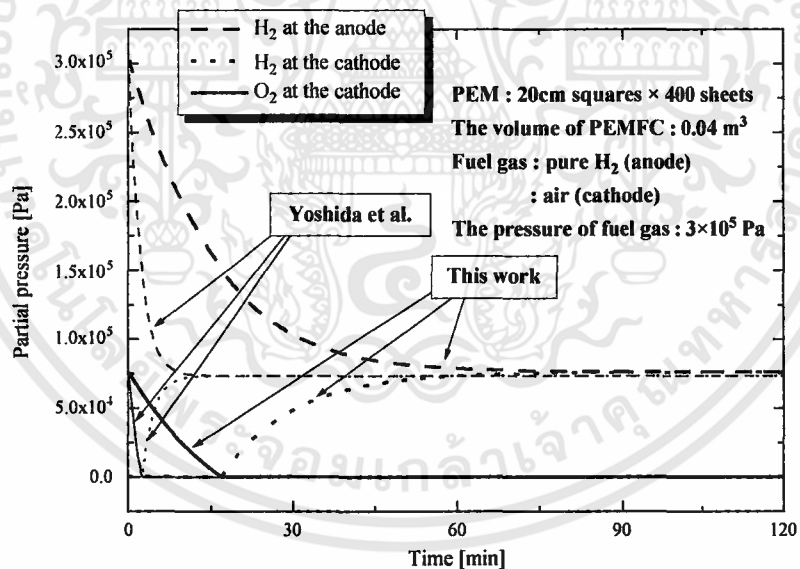


Fig. 11. Change of partial pressure of hydrogen and oxygen with time.

current density from permeation of hydrogen or oxygen is considered to be negligibly small because the expected current density for PEMFC in action is several hundred milliampere per square centimeter in general.

When introduction of flows is stopped, hydrogen permeates from cathode side to anode side to form water until partial pressure of hydrogen in the both flow channels of

fuel cell becomes same. On the other hand, oxygen permeates from cathode to anode to form water at cathode catalyst and permeation of oxygen is continued until whole oxygen disappears from each channel. Change of partial pressure of hydrogen and oxygen with time in the channels of PEMFC are shown in Fig. 11, where permeability obtained in this study is used with supposition that reaction of hydrogen with

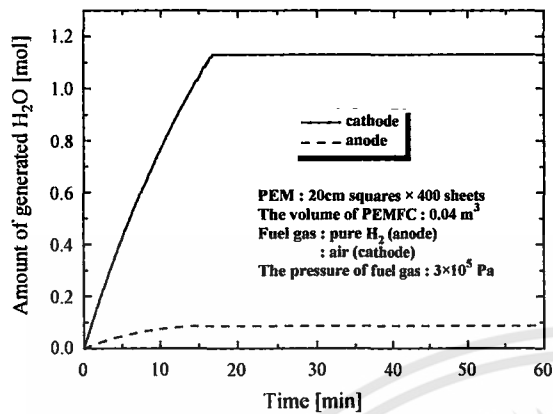


Fig. 12. Amount of water formed in PEMFC after stop of flows.

oxygen on the precious metal catalyst is fast. It is assumed in this estimation that a PEMFC consists of the 400 sheets of PEM, which has a surface area of 400 cm^2 , and the total volume of the channel space of PEMFC is 0.04 m^3 . It is also assumed that pure hydrogen of which pressure is 300 kPa is considered to be introduced to the primary side and air of 300 kPa to the secondary side. Fig. 11 shows that oxygen in the PEMFC disappears within one hour and transfer of hydrogen finishes within 2 h after stop of flow in the PEMFC. The similar estimation done by using the permeability given by Yoshida et al. [7] shows that consumption of oxygen finishes within several minutes as also compared in Fig. 11.

The amount of water formed in PEMFC after stop of the flows was compared in Fig. 12. This estimation indicates that the amount of water vapor becomes more than $200,000 \text{ ppm}$ during the stop of flow in the PEMFC for 1 h. This high vapor pressure may decrease the activity of precious metal catalyst

and dews formed in channels may give some hindering effect on flow through narrow channels.

5. Conclusion

The behavior of water uptake to PEM was discussed in this study by using tritium trapping method. It is observed that there are two tritium trapping process. The rapid process has the film thickness dependency and has the capacity of water uptake as $0.30\text{--}0.39 \text{ (g H}_2\text{O/cm}^3 \text{ PEM)}$. The slower process has no film thickness dependency and has the capacity of water uptake as $0.15\text{--}0.18 \text{ (g H}_2\text{O/cm}^3 \text{ PEM)}$.

The diffusion coefficient of hydrogen and oxygen in PEM were obtained in this study. Estimation using these coefficients indicates that the formed water becomes high vapor pressure, and it may decrease the activity of precious metal catalyst and dews formed in channels may give some hindering effect on flow through narrow channels.

References

- [1] Okada T, Ratkje SK, Olsen HH. *J Membrane Sci* 1992;66:179.
- [2] Fuller TF, Newman J. *J Electrochem Soc* 1992;139:1332.
- [3] Zawodzinski TA, Davey J, Valerio J, Gottesfeld S. *Electrochim Acta* 1995;40:297.
- [4] Hinatsu JT, Mizuhata M, Takenaka H. *J Electrochem Soc* 1994;141:1493.
- [5] Zawodzinski TA, Derouin C, Radzinski S, Sherman RJ, Smith VT, Springer TE, Gottesfeld S. *J Electrochem Soc* 1993;140:1041.
- [6] Nishikawa M, Nakashio N, Shiraishi T, Odoi S, Takeishi T, Kamimae K. *J Nucl Mater* 2000;277:99.
- [7] Yoshida N, Ishisaki T, Watakabe A, Yoshitake M. *Electrochim Acta* 1998;43:3749.

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ -นามสกุล	นายธีรวัฒน์ ปอกเพชร
วัน เดือน ปี สถานที่เกิด ที่อยู่	วันที่ 2 มกราคม 2523 เกิดที่จังหวัดสุรินทร์ 20 หมู่ที่ 18 ต.นาหนองไผ่ อ.ชุมพลบุรี จ. สุรินทร์ 32190 โทร. 081-2686975
ประวัติการศึกษา	1. ประกาศนียบัตรวิชาชีพชั้นสูง วิทยาลัยเทคนิคมีนบุรี 2. ปริญญาตรี สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณ ทหารลาดกระบัง
ความชำนาญเฉพาะด้าน	1. ออกแบบวงจรอิเล็กทรอนิกส์ 2. ออกแบบวงจรไฟฟ้า 2. เขียนโปรแกรมไมโครคอนโทรลเลอร์ 3. เขียนโปรแกรม PLC 2. ซ่อมอุปกรณ์ไฟฟ้าและอิเล็กทรอนิกส์ 3. ออกแบบและติดตั้งอุปกรณ์ประหยัดพลังงาน (เซลล์ เชื้อเพลิง อินเวอร์เตอร์)
ประสบการณ์ทำงาน	พ.ศ. 2548 - 2551 บริษัท ลีโอนิคส์ จำกัด พ.ศ. 2552 - 2553 บริษัท กรีนกริฟ จำกัด พ.ศ. 2553 - ปัจจุบัน บริษัท อิเล็กทริคัล ออโตเมชัน เทคโนโลยี จำกัด