

สำนักหอสมุดกลาง พระจอมเกล้าลาดกระบัง

การศึกษาการควมรวมหน่วยปฏิบัติการการสังเคราะห์ไฮโดรเจน

เข้ากับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

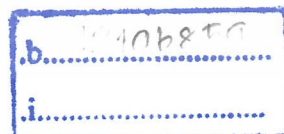
FEASIBILITY STUDY OF THE USE OF AN INTEGRATED SYSTEM OF
A HYDROGEN GENERATION UNIT AND SOLID OXIDE FUEL CELL AS
A POWER PLANT



เลขหมู่.....

เลขทะเบียน 104233

วัน,เดือน,ปี 30 ต.ค. 2552



ปริญญาานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปีการศึกษา 2551

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

การศึกษาการรวบรวมหน่วยปฏิบัติการการสังเคราะห์ไฮโดรเจน
เข้ากับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง



ปริญญานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปีการศึกษา 2551

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

**FEASIBILITY STUDY OF THE USE OF AN INTEGRATED SYSTEM OF
A HYDROGEN GENERATION UNIT AND SOLID OXIDE FUEL CELL AS
A POWER PLANT**



Mr.CHANWIT CHANSATIRAPANICH
MISS PREEYAPORN SAENGWIRUN

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

2008

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

หัวข้อปริญญานิพนธ์ การศึกษาการควมรวมหน่วยปฏิบัติการการสังเคราะห์ไฮโดรเจนเข้ากับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

โดย นายชาญวิทย์ จันสถิตพานิช
นางสาวปรียาพร แสงวิรุณ

อาจารย์ที่ปรึกษา ดร.วลัยรัตน์ สุขสมัย
ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปริญญานิพนธ์นี้ได้รับการพิจารณาอนุมัติให้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตร
ปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี

คณะกรรมการตรวจสอบปริญญานิพนธ์



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

หัวข้อปริญญานิพนธ์ การศึกษาการควมรวมหน่วยปฏิบัติการการสังเคราะห์ไฮโดรเจนเข้ากับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

โดย นายชาญวิทย์ จันสกรพานิช
 นางสาวปรียาพร แสงวิรุณ

อาจารย์ที่ปรึกษา ดร.วลัยรัตน์ สุขสมัย

ปริญญานิพนธ์ วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี
 คณะวิศวกรรมศาสตร์
 สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

บทคัดย่อ

โครงการนี้ได้ทำการศึกษาการควมรวมหน่วยปฏิบัติการการสังเคราะห์ไฮโดรเจนเข้ากับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง โดยศึกษาการสังเคราะห์ไฮโดรเจน 2 วิธี คือ วิธีรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ และวิธีออกซิเดชันบางส่วนที่อัตราการไหลของแก๊สมีเทนที่ 1,000 ลิตรต่อชั่วโมง เท่ากัน ซึ่งผลการผลิตไฟฟ้าที่ได้เมื่อนำมาเปรียบเทียบกับการผลิตไฟฟ้าด้วยกระบวนการพลังความร้อนร่วม จากการศึกษาพบว่ากำลังการผลิตไฟฟ้าที่ได้จากระบบที่ควมรวมหน่วยปฏิบัติการการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยวิธีรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเข้ากับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง มีค่าต่ำกว่ากำลังการผลิตไฟฟ้าจากกระบวนการพลังความร้อนร่วมประมาณ 30% ขณะที่หน่วยปฏิบัติการที่ควมรวมการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยวิธีออกซิเดชันบางส่วนกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง ให้กำลังการผลิตไฟฟ้าสูงกว่ากระบวนการพลังความร้อนร่วมประมาณ 15%

Report Title Feasibility Study of the Use of an Integrated System of
a Hydrogen Generation Unit and Solid Oxide Fuel Cell
as a Power Plant.

By Mr.Chanwit Chansatirapanich
 MISS Preeyaporn Saengwirun

Advisor Dr. Walairat Suksamai

Report for Bachelor Degree of Chemical Engineering
 Faculty of Engineering
 King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang

Abstract

This work presents an analysis of the integrated system of a solid oxide fuel cell (SOFC) with a hydrogen production unit to produce electricity. In this work, hydrogen production – SOFC combined systems were designed and simulated. Here, two cases studied of hydrogen production process, i.e. partial oxidation and steam reforming of methane, were performed. 1000 L/h of methane was fed into the hydrogen production unit and then hydrogen separated from the product stream through the palladium membrane was supplied to the SOFC where the electricity was produced. Other gas was fed to a combustor in the turbine system. The simulated results show that the integrated system of SOFC with the steam reforming unit could provide the electrical power lower than the co-generation system used in Bangprakong power plant by 30% while the combined system of SOFC with the partial oxidation unit could provide the electrical power higher than the co-generation system by 15%

กิตติกรรมประกาศ

ปริญญานิพนธ์ฉบับนี้ สำเร็จลุล่วงตามวัตถุประสงค์ เพราะได้รับความช่วยเหลือจากหลายฝ่าย ผู้จัดทำขอขอบพระคุณ

อาจารย์ที่ปรึกษา ดร.วลัยรัตน์ สุขสมัย ที่ให้ความช่วยเหลือในทุกด้านเป็นอย่างดีตลอดมา ทั้งความรู้ คำแนะนำ คำปรึกษา ชี้แนะแนวทางแก้ไขปัญหา

คุณชูเชิด วิเชียรฤทธิ์ เจ้าหน้าที่ฝ่ายผลิต การไฟฟ้าฝ่ายผลิตแห่งประเทศไทย สำหรับข้อมูลการผลิตไฟฟ้าเพื่อใช้ในการเปรียบเทียบประสิทธิภาพ

คุณรัตนกร ขวงสวัสดิ์ นักศึกษาปริญญาเอก สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ที่ให้คำปรึกษามาโดยตลอด

คุณณพงศ์ เทียรณโรจนกุล นักศึกษาปริญญาตรี สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง สำหรับการแนะนำข้อมูลและเป็นเพื่อนที่ร่วมอภิปรายออกความคิดเห็นในการปรับปรุงโครงงานมาตลอด

คุณพรทิพย์ ร้ายไพรี นักศึกษาปริญญาตรี สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง สำหรับการสอนและแนะนำการใช้โปรแกรม Aspen Pinch 11.1

สุดท้ายนี้ขอขอบพระคุณบุพการี คณาจารย์ทุกท่านและเพื่อนๆ ทุกคนที่คอยช่วยเหลือ ให้ความรู้ คำแนะนำ และกำลังใจที่ดีตลอดมา

ทั้งนี้หากมีข้อผิดพลาดประการใด ผู้จัดทำขออภัยและขออภัยมา ณ ที่นี้

สารบัญ

เรื่อง	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ก
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	ข
กิตติกรรมประกาศ.....	ค
สารบัญ.....	ง
สารบัญรูป.....	ช
สารบัญตาราง.....	ญ
คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ.....	ฎ
บทที่ 1 บทนำ	
1.1 ความสำคัญและความเป็นมา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของโครงการ.....	2
1.3 สมมติของโครงการ.....	2
1.4 แนวคิดที่ใช้ในการวิจัย.....	2
1.5 ขอบเขตการวิจัย.....	2
1.6 ขั้นตอนของการศึกษา.....	3
บทที่ 2 ทฤษฎีพื้นฐานที่ใช้ในโครงการและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	
2.1 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง.....	4
2.1.1 ชนิดออกซิเจนไอออนเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโทรไลต์.....	4
2.1.2 ชนิดไฮโดรเจนไอออนเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโทรไลต์.....	5
2.1.3 คุณสมบัติของวัสดุที่ใช้สร้างเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง.....	6
2.1.3.1 อิเล็กโทรไลต์.....	6
2.1.3.2 ขั้วแคโทด.....	6
2.1.3.3 ขั้วแอโนด.....	7
2.1.3.4 วัสดุเชื่อมต่อระหว่างเซลล์.....	7
2.1.4 รูปแบบของ Stack Designs สำหรับเซลล์เชื้อเพลิง SOFC.....	7
2.1.5 ลักษณะของเซลล์เชื้อเพลิงที่ถูกออกแบบเพื่อใช้งานที่นิยมในปัจจุบัน.....	8
2.1.5.1 Tubular Designs.....	8
2.1.5.2 Planar or Flat Plate Designs.....	8
2.1.5.3 Monolithic design.....	8

เอกสาร 2.2 การรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ.....
เอกสาร 2.2 การรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเป็นการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการ
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.2.1 การคำนวณหาปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์	11
2.3 กระบวนการออกซิเดชันบางส่วน	12
2.4 กระบวนการแยกแก็สด้วยเมมเบรน	13
2.4.1 วัสดุเมมเบรนและโมดูล	14
2.4.2 สมรรถนะของกระบวนการ	14
2.5 กฎข้อที่สองของเทอร์โมไดนามิกส์	16
2.5.1 การเปลี่ยนแปลงเอนโทรปีของแก็สอุดมคติ	16
2.6 ความร้อนของการเผาไหม้มาตรฐาน	17
2.7 วัฏจักรเบรยตัน	18
2.8 อากาศอุดมคติมาตรฐาน	24
2.9 การออกแบบเครื่องอัดแก็ส	25
2.10 กฎของฟาราเดย์	26
2.11 ทฤษฎีทางไฟฟ้าที่เกี่ยวข้อง	27
2.11.1 กระแสไฟฟ้า	27
2.11.2 กฎของโอห์ม	27
2.11.3 พลังงานและกำลังไฟฟ้า	27
2.12 การผลิตไฟฟ้าด้วยวิธีพลังความร้อนร่วม	28
2.12.1 ลักษณะการทำงาน	28
2.12.2 ส่วนประกอบที่สำคัญ	28
2.12.3 ลักษณะการใช้เชื้อเพลิงของหม้อน้ำชนิดต่างๆ ของโรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วม	29
2.12.4 คุณสมบัติเด่นของโรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วม	29
2.12.5 ข้อมูลการผลิตไฟฟ้าจากโรงไฟฟ้าบางปะกง	30
2.13 เทคนิคพินช์	30
2.13.1 ขั้นตอนการทำพินช์	31
บทที่ 3 แผนภูมิและขั้นตอนการทำงาน	
3.1 การคำนวณในกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยผลิตไฮโดรเจน ด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ	32
3.1.1 วิธีการคำนวณหาปริมาณสารแต่ละชนิดที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์	33
3.1.2 การคำนวณหาอุณหภูมิของสารก่อนเข้าเครื่องคอมเพรสเซอร์	34
3.1.3 การคำนวณหาปริมาณไฮโดรเจนที่แยกออกด้วยเมมเบรน	35
3.1.4 การคำนวณหากำลังการผลิตไฟฟ้าของ SOFC	35
3.1.5 การคำนวณหาความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้	36

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.1.6 การจับคู่สายแลกเปลี่ยนความร้อน.....	37
3.2 การคำนวณในกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจน ด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน.....	39
3.2.1 ขั้นตอนการทำงานในการคำนวณ.....	39
3.2.2 แผนผังขั้นตอนการทำงาน.....	39
3.2.2.1 แผนผังขั้นตอนการทำงานของฟังก์ชันหลัก.....	39
3.2.2.2 แผนผังขั้นตอนการทำงานของฟังก์ชันเอนเนอร์จี.....	44
3.2.2.3 แผนผังขั้นตอนการทำงานของฟังก์ชันคอมเพรส.....	44
3.2.2.4 แผนผังขั้นตอนการทำงานของฟังก์ชันคอมบัส.....	46
3.2.2.5 แผนผังขั้นตอนการทำงานของฟังก์ชันเทอร์ไบน์.....	47
3.2.2.6 แผนผังการทำงานของฟังก์ชันอินเทอร์โพเรต.....	48
3.2.2.7 แผนผังขั้นตอนการทำงานของฟังก์ชันเมมเบรน.....	49
3.2.2.8 แผนผังขั้นตอนการทำงานของฟังก์ชันคอมเมมบ์.....	53
3.2.3 การแลกเปลี่ยนความร้อนในระบบ โดยใช้หลักการพินช์.....	55
บทที่ 4 ผลการดำเนินโครงการ	
4.1 ผลการดำเนินงานของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยการผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ.....	57
4.1.1 การเชื่อมต่ออุปกรณ์ในระบบ.....	57
4.1.2 การจับคู่สายแลกเปลี่ยนความร้อน.....	57
4.1.3 ผลการทดสอบการทำงาน.....	60
4.2 ผลการดำเนินงานของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน.....	61
4.2.1 การเชื่อมต่ออุปกรณ์ในระบบ.....	61
4.2.2 ผลการทดสอบการทำงาน.....	61
4.2.3 ผลการทดสอบการทำงาน.....	63
4.3 การเปรียบเทียบผลระหว่างกระบวนการและกับโรงไฟฟ้า.....	64
บทที่ 5 สรุปผลการดำเนินโครงการ	
5.1 สรุปผลการดำเนินโครงการ.....	65
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	66
เอกสารอ้างอิง.....	67

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก. ข้อมูลดิบของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยผลิตไฮโดรเจน
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ด้วยวิธีการออกซิเดชัน..... 69
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ภาคผนวก ข. การติดตั้งใช้โปรแกรม START N02.exe สำหรับคำนวณกระบวนการผลิตไฟฟ้า ด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน.....	73
ภาคผนวก ค. โค้ดโปรแกรม STARTN02.exe.....	75
ภาคผนวก ง. ข้อดีกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยผลิตไฮโดรเจนด้วย วิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ.....	95
ภาคผนวก จ. การคำนวณของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง ที่มีการผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ ด้วยโปรแกรมเมเปิ้ล (Maple).....	99



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญรูป

	หน้า
รูปที่ 2.1 การทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งชนิดไอออนของออกซิเจนเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโทรไลต์.....	4
รูปที่ 2.2 การทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งชนิดไอออนของไฮโดรเจนเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโทรไลต์.....	5
รูปที่ 2.3 เซลล์เชื้อเพลิงชนิด SOFC.....	8
รูปที่ 2.4 ค่าการแปรผันทางเคมี และประสิทธิผลของผลิตภัณฑ์ที่ได้ของแต่ละตัวเร่งปฏิกิริยา.....	10
รูปที่ 2.5 ค่าการแปรผันทางเคมี ของมีเทนที่อุณหภูมิต่างๆ โดยมี NSAC เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	10
รูปที่ 2.6 ลักษณะการแพร่ผ่านเมมเบรนมีรูพรุน.....	13
รูปที่ 2.7 ไดอะแกรมแสดงกระบวนการแยกแก๊สด้วยเมมเบรน.....	15
รูปที่ 2.8 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างเพอร์มิเอตฟลักซ์และความแตกต่างของความดันของแก๊สไฮโดรเจน.....	15
รูปที่ 2.9 กลจักรความร้อนที่ละเมิดล้อยกคำกล่าวของ Kelvin – Planck ในกฎข้อที่สองทางเทอร์โมไดนามิกส์.....	16
รูปที่ 2.10 เครื่องยนต์กังหัน – แก๊สที่ทำงานในลักษณะวัฏจักรเปิด.....	18
รูปที่ 2.11 เครื่องยนต์กังหัน – แก๊สที่ทำงานในลักษณะวัฏจักรปิด.....	19
รูปที่ 2.12 แผนภาพ T – s.....	19
รูปที่ 2.13 แผนภาพ P – v.....	20
รูปที่ 2.14 เมื่อมีการกำหนดค่า T_{min} และ T_{max} แล้วงานสุทธิของวัฏจักรเบรยตันจะเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราส่วนความดันเพิ่มขึ้นหลังจากนั้นจะมีค่าสูงสุดที่ $r_p = (T_{max} / T_{min})^{k/2(k-1)}$ และสุดท้ายจะค่อย ๆ ลดลง.....	22
รูปที่ 2.15 สัดส่วนของงานที่ได้จากกังหันกับงานที่ถูกใช้ในการขับเคลื่อนอัดถูกเรียกว่า อัตราส่วน Back work.....	24
รูปที่ 2.16 กระบวนการเผาไหม้ถูกแทนที่ด้วยกระบวนการป้อนความร้อนในวัฏจักรอุดมคติ.....	25
รูปที่ 2.17 แผนผังโรงงานผลิตไฟฟ้าแบบพลังความร้อนร่วม.....	29
รูปที่ 2.18 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ (K) กับค่าเอนทัลปี (W) ของกระแสร้อนและกระแสเย็น.....	30
รูปที่ 2.19 แผนผังแสดงวิธีการพิจารณาการจับคู่สายแลกเปลี่ยนความร้อน.....	31
รูปที่ 3.1 แผนภูมิแสดงขั้นตอนการทำงานของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ.....	32

เอกสารเซลล์เชื้อเพลิงโดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านกา
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

รูปที่ 3.2	ผลรวมของกระแสร้อนและกระแสเย็นในกระบวนการผลิตไฟฟ้า ด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ	38
รูปที่ 3.3	กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ (K) กับค่าเอนทัลปี (J/g) ของกระแสร้อนและกระแสเย็น	55
รูปที่ 4.1	การเชื่อมโยงอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ	57
รูปที่ 4.2	แผนภาพแสดงการถ่ายเทความร้อนของสายร้อนและสายเย็น ในกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยการผลิตไฮโดรเจน ด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ	58
รูปที่ 4.3	ภาพโดยรวมของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยมี การผลิตไฟฟ้าด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ	59
รูปที่ 4.4	การเชื่อมโยงอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน	61
รูปที่ 4.5	แผนภาพแสดงการถ่ายเทความร้อนของสายร้อนและสายเย็น ในกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยการผลิตไฮโดรเจน ด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน	61
รูปที่ 4.6	การเชื่อมโยงอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน หลังจากปรับปรุง กระบวนการด้วยการทำพินช์	62
รูปที่ ข.1	การทำงานของโปรแกรม STARTN02.exe ในรูปแบบคำสั่งผ่านระบบDOS	74

สารบัญตาราง

	หน้า
ตารางที่ 3.1 ตัวอย่างข้อมูลที่ป้อนเข้าโปรแกรม Aspen Pinch ของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ.....	37
ตารางที่ 3.2 ตัวอย่างข้อมูลที่ป้อนเข้าโปรแกรม Aspen Pinch ของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน.....	55
ตารางที่ 4.1 แสดงข้อมูลพลังงานที่เหลือออกจากการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ.....	58
ตารางที่ 4.2 แสดงข้อมูลที่ได้จากการคำนวณกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยการผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ.....	60
ตารางที่ 4.3 แสดงแสดงข้อมูลพลังงานที่เหลือออกจากการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน.....	62
ตารางที่ 4.4 ตารางแสดงของกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงที่มีการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน.....	63
ตารางที่ 4.5 การเปรียบเทียบผลระหว่างกระบวนการ และ โรงไฟฟ้า.....	64

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ

ΔH°	คือ Heat of reaction ที่อุณหภูมิ T
ΔH_0°	คือ Heat of reaction ที่อุณหภูมิ 298.15 K
$\Delta H_{product}^\circ$	คือ ค่าเอนทัลปีของผลิตภัณฑ์
$\Delta H_{reactant}^\circ$	คือ ค่าเอนทัลปีของสารตั้งต้น
A	คือ พื้นที่ของอิเล็กโทรด (m^2)
Additive	คือ ปริมาณตัวเติมแต่ง (mol)
Ah	คือ พื้นที่ผิวในการแยกของเมมเบรน (m^2)
AllP	คือ อัตราการไหลเชิงโมลของสารผสมในสายเพอร์มิเอต (mol/h)
Areamemb	คือ พื้นที่ผิวของเมมเบรน (m^2)
Area	คือ พื้นที่ผิวของอิเล็กโทรไลต์ (cm^2)
C_p	คือ ค่าความจุความร้อนของสาร ที่สภาวะความดันคงที่ (kJ/mol.K)
Conductivity	คือ ค่าการนำไฟฟ้าของอิเล็กโทรไลต์ (S/cm)
CH_4 <small>reaction</small>	คือ อัตราการไหลของมีเทนที่ทำปฏิกิริยา (mol/h)
CH_4 <small>in</small>	คือ อัตราการไหลของมีเทนที่ใส่เข้าเครื่องปฏิกรณ์ (mol/h)
CH_4 <small>excess</small>	คือ อัตราการไหลของมีเทนที่เหลือจากเครื่องปฏิกรณ์ (mol/h)
CO	คือ อัตราการไหลของคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ได้ (mol/h)
eff	คือ ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนเบรยตัน
Energycomp	คือ พลังงานที่ใช้ในเครื่องอัดแก๊ส (W)
Entropy[10]	คือ ตัวแปรเก็บค่าเอนทัลปี (J/g)
F	คือ ค่าคงที่ฟาราเดย์ (C/mol)
Fe	คือ อัตราการไหลของมีเทนเริ่มต้น (L/h)
Fe2o3	คือ ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยา (mol)
h	คือ ค่าเอนทัลปีของสารในระบบ (kJ/kg)
h_{exit}	คือ ค่าเอนทัลปีที่ขาออก (kJ/kg)
h_{in}	คือ ค่าเอนทัลปีที่ขาเข้า (kJ/kg)
h_{number}	คือ ค่าเอนทัลปีที่ตำแหน่งตั้งตัวเลขกำกับ (kJ/kg)
H_2	คือ อัตราการไหลของไฮโดรเจนที่ได้ (mol/h)
H_2O	คือ อัตราการไหลของน้ำที่เหลือจากเครื่องปฏิกรณ์ (mol/h)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

H_2O <i>in</i>	คือ อัตราการไหลของน้ำที่ใส่เข้าเครื่องปฏิกรณ์ (mol/h)
H_2 <i>membrane</i>	คือ อัตราการไหลของไฮโดรเจนที่แยกออกมาจากสารผสมด้วยเมมเบรน (mol/h)
H_2O <i>reaction</i>	คือ อัตราการไหลของน้ำที่ทำปฏิกิริยา (mol/h)
Hcomb	คือ ค่าพลังงานในการเผาไหม้ (W)
I	คือ ค่ากระแสไฟฟ้า (A)
Integral	คือ ตัวแปรไร้มิติหน่วยในการอินทิเกรต
J _s	คือ ฟลักซ์ของไฮโดรเจนที่กระทำต่ออิเล็กโทรไลต์ของเซลล์เชื้อเพลิง (mol/m ² .s)
J	คือ ฟลักซ์ของสารที่ให้กับระบบ (mol/m ² .s)
J_A	คือ ฟลักซ์ที่กระทำต่อพื้นผิวเมมเบรน (mol/s. m ²)
k	คือ อัตราส่วนความร้อนจำเพาะ
Ka	คือ ค่าอัตราส่วนความดัน
l	คือ ความหนาของเมมเบรน (m)
lenghtmem	คือ ความยาวของเมมเบรน (m)
L	คือ ความยาวของ SOFC (cm)
molint	คือ อัตราการไหลเชิงโมลของแก๊สเฉื่อยในสายสวิตช์ (mol/h)
mCH ₄	คือ อัตราการไหลเชิงโมลของแก๊สมีเทน (mol/h)
mCO	คือ อัตราการไหลเชิงโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์ (mol/h)
mCO ₂	คือ อัตราการไหลเชิงโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (mol/h)
mFe	คือ อัตราการไหลเชิงปริมาตรของมีแก๊สเทน (L/h)
mH ₂	คือ อัตราการไหลเชิงโมลของแก๊สไฮโดรเจน (mol/h)
mH ₂ O	คือ อัตราการไหลเชิงโมลของไอน้ำ (mol/h)
Molair	คือ อัตราการไหลเชิงโมลของอากาศ (mol/h)
n	คือ จำนวนประจุลบที่เกี่ยวข้องกับปฏิกิริยา
$\eta_{th,Brayton}$	คือ ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนเบรยตัน
NCH ₄	คือ อัตราการไหลเชิงโมลของแก๊สมีเทนจากเครื่องปฏิกรณ์ (mol/h)
NCO	คือ อัตราการไหลเชิงโมลของคาร์บอนมอนอกไซด์จากเครื่องปฏิกรณ์ (mol/h)
NCO ₂	คือ อัตราการไหลเชิงโมลคาร์บอนไดออกไซด์จากเครื่องปฏิกรณ์ (mol/h)
NH ₂	คือ อัตราการไหลเชิงโมลของแก๊สไฮโดรเจนจากเครื่องปฏิกรณ์ (mol/h)
NH ₂ O	คือ อัตราการไหลเชิงโมลของไอน้ำจากเครื่องปฏิกรณ์ (mol/h)
P	คือ ความดันของสารในระบบ (atm)
P_A	คือ สัมประสิทธิ์ความสามารถในการแพร่ซึมของแก๊ส (m ³ /s)

เอกสารนี้เป็นเอกสารลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ห้ามเผยแพร่โดยไม่ได้รับอนุญาต
 ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

P_{A0}	คือ ความดันไอล้อยของสาร A ด้านสารป้อน (atm)
P_{AL}	คือ ความดันไอล้อยของสาร A ด้านเพอร์มิเอต (atm)
P_1	คือ ความดันสารบรรยากาศ (atm)
P_2	คือ ความดันสารหลังจากออกจากเครื่องอัดอากาศ (atm)
P_3	คือ ความดันสารที่ออกจากห้องเผาไหม้ (atm)
P_4	คือ ความดันสารที่ออกจากกังหันแก๊ส (atm)
P_h	คือ ความดันแก๊สผสมในการแยกแก๊สไฮโดรเจนด้วยเมมเบรน (atm)
P_{H2per}	คือ ความดันย่อยของแก๊สไฮโดรเจนในสายเพอร์มิเอต (atm)
P_{int}	คือ ความดันของแก๊สเฉื่อยในสายสวิตช์ (atm)
P_{number}	คือ ความดันที่ตำแหน่งดังตัวเลขกำกับ (atm)
P_o	คือ กำลังไฟฟ้าที่ได้จากเซลล์เชื้อเพลิง (W)
$P_{owernet}$	คือ กำลังสุทธิ (W)
$P_{ressMain}$	คือ ความดันแก๊สผสมในท่อหลัก (atm)
P_{tf}	คือ ความดันรวมของแก๊สผสมเมื่อออกจากเครื่องปฏิกรณ์ (atm)
q	คือ พลังงานของระบบ (kJ/kg)
q_{in}	คือ พลังงานสุทธิขาเข้า (kJ/kg)
Q_{Int}	คือ ปริมาตรการไหลของแก๊สเฉื่อย ($m^3 \text{ min}$)
q_{out}	คือ พลังงานสุทธิขาออก (kJ/kg)
Q_{pcool}	คือ พลังงานความร้อนที่ต้องใส่เข้าระบบ (W)
$Q_{pcoolset}$	คือ ค่าพลังงานความร้อนที่ต้องใส่เข้าระบบต้นแบบ (W)
Q_{phot}	คือ พลังงานความร้อนที่ต้องคายทิ้ง (W)
$Q_{photset}$	คือ ค่าพลังงานความร้อนที่ต้องคายทิ้งต้นแบบ (W)
Q_{tf}	คือ ปริมาตรการไหลของแก๊สผสมหลังออกจากเครื่องปฏิกรณ์ ($m^3 \text{ min}$)
Q	คือ ปริมาณกระแสไฟฟ้า (A)
r_{atioup}	คือ อัตราส่วนปริมาตรการไหลต่อปริมาตรย่อยของแก๊สไฮโดรเจนในเมมเบรน
r_p	คือ ค่าอัตราส่วนอัด
r_{pb}	คือ อัตราส่วนอัด
R_j	คือ ความต้านทาน (Ω)
R	คือ ค่าความต้านทานของโลหะ (ohm, Ω)
R_h	คือ ค่าคงที่แก๊ส ($m^3 \cdot atm / mol \cdot K$)
R_u	คือ ค่าคงที่ เท่ากับ 8.314 J/mol.K

RH2 ออกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนลิขสิทธิ์และเผยแพร่โดยไม่หวังผลตอบแทน
 2023-05-15 10:00:00 AM
 ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

s	คือ เอนโทรปีของสาร (kJ/kg)
SH ₂	คือ อัตราการไหลเชิงโมลของแก๊สไฮโดรเจนในสายเพอร์มิเอต (mol/h)
Summol	คือ อัตราไหลเชิงโมลของแก๊สผสม (mol/h)
Summolper	คือ อัตราการไหลเชิงโมลสะสมของแก๊สไฮโดรเจนในสายเพอร์มิเอต (mol/h)
T	คือ อุณหภูมิของสารในระบบ (K)
T_{number}	คือ อุณหภูมิที่ตำแหน่งตั้งตัวเลขกำกับ (K)
T1	คือ อุณหภูมิสารก่อนเข้าเครื่องอัดอากาศ (K)
T2	คือ อุณหภูมิสารหลังการอัดด้วยเครื่องอัดอากาศ (K)
T3	คือ อุณหภูมิสารที่ออกจากห้องเผาไหม้ (K)
T4	คือ อุณหภูมิสารที่ออกจากกังหันแก๊ส (K)
Thic	คือ ความหนาของ SOFC (cm)
Thickness	คือ ความหนาของอิเล็กโทรไลต์ (μm)
Tmb	คือ อุณหภูมิของสารก่อนเข้าระบบแยกแก๊สไฮโดรเจนด้วยเมมเบรน (K)
Totalmolfeed	คือ จำนวนโมลรวมของแก๊สผสมหลังจากออกจากเครื่องปฏิกรณ์ (mol/h)
Ts	คือ อุณหภูมิระบบแยกแก๊สด้วยเมมเบรน (K)
u	คือ พลังงานภายในของสารในระบบ (kJ/kg)
upF	คือ อัตราส่วนเปรียบเทียบปริมาณแก๊สมีเทน
v	คือ ปริมาตรของสารในระบบ (m ³ /kg)
V	คือ ความต่างศักย์ไฟฟ้าระหว่างจุด (volt, V)
Vh	คือ ปริมาตรการไหลของแก๊สไฮโดรเจนในสายเพอร์มิเอต (m ³ min)
w	คือ งานที่เพิ่มขึ้นในระบบ (kJ/kg)
W	คือ ความกว้างของ SOFC (cm)
W_{net}	คือ งานสุทธิที่เกิดขึ้นในระบบ (W)
xCH ₄	คือ เศษส่วน โมลของแก๊สมีเทน
xCO	คือ เศษส่วน โมลของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์
xCO ₂	คือ เศษส่วน โมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์
xH ₂ O	คือ เศษส่วน โมลของไอน้ำ
xmolfeed	คือ อัตราการไหลเชิงโมลของแก๊สไฮโดรเจนในท่อหลัก (mol/h)
xRH ₂	คือ เศษส่วน โมลของแก๊สไฮโดรเจน
$X(T)$	คือ ค่า ค่าการแปรผันทางเคมี ดูได้จากรูปที่ 2.5

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- Y คือ อัตราส่วนร้อยละของปริมาณไฮโดรเจนที่แยกออกมาด้วยเมมเบรน
ต่อปริมาณไฮโดรเจนที่เข้า (มีค่าประมาณร้อยละ 80 ค่านี้ได้จากการ
คำนวณด้วยโปรแกรมที่ได้เขียนเพื่อโครงการนี้ ดูได้จากภาคผนวก จ.)
- Y2o3 คือ น้ำหนักตัวรองรับ (g)



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาของโครงการ

ในปัจจุบันเป็นที่ทราบกันดีว่า พลังงานหลักของโลกล้วนมาจากเชื้อเพลิงฟอสซิล (Fossil Fuel) โดยเฉพาะน้ำมันเชื้อเพลิง ซึ่งวิธีส่วนใหญ่ที่จะทำให้เชื้อเพลิงฟอสซิลเปลี่ยนรูปให้เป็นพลังงานในรูปแบบต่างๆ นั้นนิยมใช้วิธีการสันดาปเพื่อทำให้เกิดความร้อน แล้วจึงนำพลังงานความร้อนนั้นไปใช้งานต่อไป วิธีการเช่นนี้เป็นเรื่องง่ายที่จะทำให้เกิดพลังงานขึ้นมาใช้ในกิจกรรมต่างๆ ของมนุษย์ จนทำให้มนุษย์เราบริโภคพลังงานอย่างฟุ่มเฟือยและมองข้ามผลกระทบที่มาพร้อมกับการเผาผลาญความสมดุลของระบบนิเวศบนโลกใบนี้ เนื่องจากปฏิกิริยาการสันดาปนั้น นำไปสู่การผลิตแก๊สเรือนกระจก เช่น คาร์บอนไดออกไซด์ และคาร์บอนมอนอกไซด์ เป็นต้น ซึ่งแก๊สเหล่านี้มีผลกระทบต่อสิ่งมีชีวิตบนโลก ทั้งทางตรงและทางอ้อม โดยผลกระทบที่เห็นชัดเจนในทุกวันนี้ เช่น ปัญหามลภาวะทางอากาศ ปัญหาการเปลี่ยนแปลงของฤดูกาล และปัญหาน้ำแข็งขั้วโลกละลาย เป็นต้น ทำให้หลายฝ่ายต้องร่วมมือกันในการหาพลังงานทดแทนเพื่อทดแทนพลังงานที่ได้จากการสันดาป เช่น พลังงานลม พลังงานแสงอาทิตย์ หรือพลังงานชีวมวล นอกจากนี้ยังมีอีกทางเลือกที่น่าสนใจ คือ เซลล์เชื้อเพลิง (Fuel cell)

เซลล์เชื้อเพลิง (Fuel cell) คือ อุปกรณ์ที่สามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยปฏิกิริยาทางเคมี โดยการทำงานจะทำการแปรสภาพสารไฮโดรเจน (H_2) และออกซิเจน (O_2) ให้กลายเป็นน้ำ (H_2O) ซึ่งในกระบวนการนี้จะมีกระแสไฟฟ้าเกิดขึ้นมาด้วย เซลล์เชื้อเพลิงจึงถือว่าเป็นอุปกรณ์ที่ผลิตพลังงานที่สะอาดชนิดหนึ่ง เพราะเซลล์เชื้อเพลิงไม่มีการปล่อยแก๊สเรือนกระจกหรือมีการปล่อยออกมาที่น้อยมาก ซึ่งขึ้นอยู่กับการออกแบบและชนิดของเซลล์เชื้อเพลิง ในปัจจุบันเซลล์เชื้อเพลิงมีอยู่หลายชนิด แต่ที่ได้รับความสนใจเป็นอย่างมาก คือ เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง (Solid Oxide Fuel Cell : SOFC)

หลักการการทำงานทั่วไปของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง คือ เซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้จะทำงานที่อุณหภูมิสูงประมาณ 650 ถึง 1000 °C โดยใช้วัสดุเซรามิกเป็นอิเล็กโทรไลต์ ซึ่งจากสภาวะการทำงานที่อุณหภูมิสูงนี้เองทำให้เซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้ไม่ต้องมีโลหะว่องไวที่มีราคาแพงเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาผสมในอิเล็กโทรไลต์ เพราะเหตุผลเหล่านี้ทางผู้จัดทำจึงมีความสนใจที่จะนำเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งมาประยุกต์ใช้ในการออกแบบและเปรียบเทียบประสิทธิภาพของการผลิตไฟฟ้าในกระบวนการทั่วไปกับกระบวนการที่มีการใช้เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง โดยหวังว่าผลที่ได้จะทำให้องค์กรและหรือหน่วยงานทางด้านพลังงานเกิดความสนใจในด้าน

ประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง จนถึงการนำไปใช้ได้จริงในอนาคต และตระหนักถึงผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม

1.2 วัตถุประสงค์ของโครงการ

ปริญญานิพนธ์ฉบับนี้ มุ่งหวังเพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการรวมกระบวนการผลิตไฮโดรเจนเข้ากับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งและเปรียบเทียบประสิทธิภาพ กับการผลิตไฟฟ้าแบบพลังความร้อนร่วม (Co-Generator) ที่ประกอบด้วยเครื่องผลิตไฟฟ้ากังหันแก๊ส 2 เครื่อง และเครื่องผลิตไฟฟ้ากังหันไอน้ำ 1 เครื่อง

1.3 สมมติฐานของโครงการ

การผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง น่าจะมีความสามารถในการผลิตพลังงานสูงกว่าการผลิตไฟฟ้าแบบพลังความร้อนร่วม และมีการปล่อยอากาศเสียในปริมาณที่น้อยกว่า เนื่องจากในกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งในโครงการนี้ มีกระบวนการเผาไหม้เชื้อเพลิงในปริมาณที่น้อยกว่า

1.4 แนวคิดที่ใช้ในการวิจัย

วิธีการศึกษาการควบรวมหน่วยปฏิบัติการสังเคราะห์ไฮโดรเจนเข้ากับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง เริ่มต้นด้วยการศึกษาแต่ละหน่วยปฏิบัติการ เช่น หน่วยสังเคราะห์ไฮโดรเจน เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง หน่วยอัดความดัน หน่วยเผาไหม้เชื้อเพลิง และหน่วยแยกด้วยเมมเบรน จากนั้นจึงนำหน่วยต่างๆมาประกอบรวมกันเป็นกระบวนการขึ้น วิธีการคำนวณต่างๆที่ใช้ในโครงการนี้จะใช้การเขียนโปรแกรมด้วยภาษาซี และโปรแกรมแมปเปิ้ล (MAPLE) เข้ามาช่วยในการคำนวณ จากนั้นจึงจับคู่สายแลกเปลี่ยนความร้อน โดยนำเทคนิคพินช์ (Pinch Technology) เข้ามาช่วย เพื่อให้ใช้พลังงานที่มีอยู่ให้เกิดประโยชน์สูงสุด

1.5 ขอบเขตการวิจัย

1. ศึกษาหลักการการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง
 2. ศึกษาหน่วยปฏิบัติการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ (Steam reforming) และการออกซิเดชันบางส่วน (Partial oxidation)
 3. ออกแบบระบบผลิตไฟฟ้าโดยใช้เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่มีค่าความต่างศักย์ไฟฟ้าเท่ากับ 0.75 โวลต์ มีพื้นที่ 100 cm^2 และความหนาแน่นกระแสไฟฟ้าเท่ากับ 0.42 A/cm^2 ต่อเซลล์เชื้อเพลิง 1 เซลล์ [1]
- เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามเผยแพร่ต่อสาธารณะ และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4. เปรียบเทียบประสิทธิภาพระหว่างระบบที่ทำการศึกษานี้ กับระบบการผลิตไฟฟ้าแบบพลังความร้อนร่วม 1 หน่วย ของ โรงไฟฟ้าบางประกง ซึ่งมีกำลังการผลิต 6,300,000 kW.h ต่อวัน ปริมาณแก๊สธรรมชาติที่ใช้เท่ากับ 54,000,000 m^3 ต่อวัน

1.6 ขั้นตอนของการศึกษา

ปฏิญานิพนธ์ฉบับนี้ได้แบ่งเนื้อหาออกเป็น 5 บทด้วยกันคือ

บทที่ 1 กล่าวถึงความเป็นมาของงานวิจัย ความมุ่งหมายและวัตถุประสงค์ สมมติฐาน แนวคิดของโครงการ ขอบเขตของการวิจัย และขั้นตอนการศึกษา

บทที่ 2 กล่าวถึงทฤษฎีพื้นฐานต่างๆ ที่เกี่ยวข้องกับโครงการ ซึ่งประกอบด้วย เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง หน่วยปฏิบัติการสังเคราะห์ไฮโดรเจน เครื่องอัดความดัน หน่วยแยกไฮโดรเจนด้วยเมมเบรน หน่วยเผาไหม้ กังหันเทอร์ไบน์ เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง ทฤษฎีทางไฟฟ้าที่เกี่ยวข้อง และการผลิตไฟฟ้าแบบพลังความร้อนร่วม

บทที่ 3 กล่าวถึงขั้นตอนการคำนวณของแต่ละกระบวนการ

บทที่ 4 จะกล่าวถึงผลของการดำเนินโครงการ

บทที่ 5 เป็นบทสรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

บทที่ 2

ทฤษฎีพื้นฐานที่ใช้ในโครงการและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

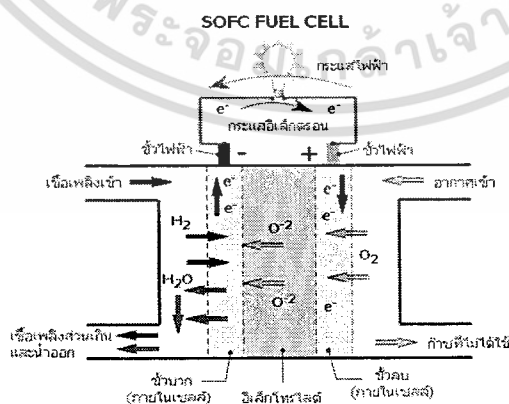
ในหัวข้อนี้จะกล่าวถึงทฤษฎีพื้นฐานต่างๆ ที่เกี่ยวข้องกับโครงการ ซึ่งประกอบด้วย เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง หน่วยปฏิบัติการสังเคราะห์ไฮโดรเจน เครื่องอัดความดัน หน่วยแยกไฮโดรเจนด้วยเมมเบรน หน่วยเผาไหม้ กังหันเทอร์ไบน์ เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง ทฤษฎีทางไฟฟ้าที่เกี่ยวข้อง และการผลิตไฟฟ้าแบบพลังความร้อนร่วม

2.1 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง (Solid Oxide Fuel Cell, SOFC) เป็นเซลล์เชื้อเพลิงที่ใช้วัสดุเซรามิกเป็นอิเล็กโทรไลต์ ซึ่งเซรามิกชนิดนี้จะเป็นสารประกอบออกไซด์ที่มีสมบัติเป็นตัวนำไอออน (Ion conductor) โดยแบ่งตามชนิดของอิเล็กโทรไลต์ได้เป็น 2 ชนิด คือ ชนิดออกซิเจนไอออนเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโทรไลต์ และชนิดไฮโดรเจนไอออนเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโทรไลต์ โดยนิยมใช้ SOFC ชนิดที่มีไอออนเป็นประจุลบ เช่น ออกซิเจนไอออน (O^{2-}) เคลื่อนที่จากแคโทดผ่านเซรามิกไปยังแอโนด ทำให้เกิดการรวมตัวกับไฮโดรเจนเกิดเป็นน้ำขึ้น

2.1.1 ชนิดออกซิเจนไอออนเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโทรไลต์

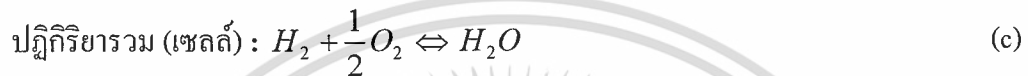
ปัจจุบันเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งประกอบด้วย Ni/ZrO₂ Cermet (สารผสมระหว่างเซรามิกกับโลหะ) เป็นแอโนด และ La-manganite เป็นแคโทด ระหว่างขั้วอิเล็กโทรดมี Y₂O₃ doped ZrO₂ (YSZ) เป็นอิเล็กโทรไลต์ซึ่งทำหน้าที่เป็นตัวนำออกซิเจน ดังในรูปที่ 2.1



รูปที่ 2.1 การทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งชนิดไอออนของออกซิเจนเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโทรไลต์

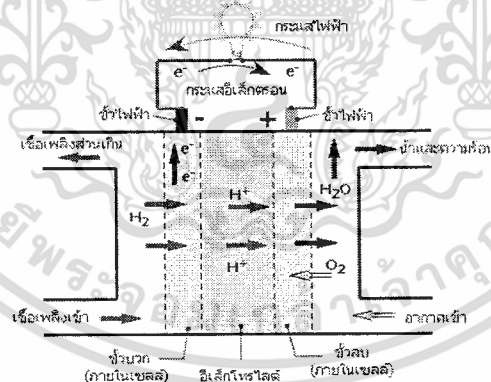
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

การทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งจะทำงานที่อุณหภูมิสูงประมาณ 600 ถึง 1000 °C โดยการทำงานของเป็นเชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งตั้งในรูปแบบที่ 2.1 ซึ่งเมื่อสภาวะการทำงานที่อุณหภูมิสูงที่ฝั่งแคโทด โมเลกุลของออกซิเจนจะรับอิเล็กตรอนเปลี่ยนรูปเป็นออกซิเจนไอออน โดยไอออนนี้จะเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโทรไลต์ไปทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงไฮโดรเจนที่ฝั่งแอโนด โดยปฏิกิริยานี้จะได้น้ำ และอิเล็กตรอนอิสระ ซึ่งปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นมีดังนี้ [2]



2.1.2 ชนิดไฮโดรเจนไอออนเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโทรไลต์

ปัจจุบันพบว่า เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งที่มีอิเล็กโทรไลต์ชนิดไฮโดรเจนไอออนเคลื่อนที่ผ่านมีความนิยมน้อยลง เนื่องจากอายุการใช้งานของอิเล็กโทรไลต์มีระยะเวลาที่สั้นกว่าชนิดออกซิเจนไอออนเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโทรไลต์ เพราะเกิดการเสื่อมสภาพของอิเล็กโทรไลต์และที่ขั้วไฟฟ้าเนื่องจากคาร์บอนและสิ่งเจือปน [3]



รูปที่ 2.2 การทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งชนิดไฮโดรเจนไอออนเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโทรไลต์

หลักการการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งโดยใช้อิเล็กโทรไลต์ชนิดไฮโดรเจนไอออนเคลื่อนที่รูปที่ 2.2 จะมีหลักการทำงานคล้ายคลึงกันกับการใช้อิเล็กโทรไลต์ชนิดออกซิเจนไอออนเคลื่อนที่ แต่ต่างกันตรงชนิดของอิเล็กโทรไลต์ที่ใช้จะยอมให้ไอออนประจุบวกของไฮโดรเจนเคลื่อนที่ผ่านเท่านั้น และการเกิดปฏิกิริยารวมของเซลล์จะเกิดที่ขั้วแคโทด ซึ่งอิเล็กโทรไลต์ที่นิยมใช้จะเป็น Metal-doped $BaCeO_3$ หรือ Y-doped $BaCeO_3$ เป็นต้น ซึ่งการทำงานจะอยู่เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ในช่วงอุณหภูมิระหว่าง 600 ถึง 900 °C และเมื่อเปลี่ยนเทียบค่า Conductivity พบว่าการใช้อิเล็กโตรไลต์ชนิดไฮโดรเจนไอออนเคลื่อนที่มีค่าที่ดีกว่าการใช้อิเล็กโตรไลต์ชนิดออกซิเจนไอออนเคลื่อนที่สภาวะการทำงานเดียวกัน [2]

โครงการนี้ จะทำการศึกษาเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งชนิดไอออนของออกซิเจนเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโตรไลต์ เพื่อนำไปประยุกต์ใช้และเปรียบเทียบประสิทธิภาพในการผลิตพลังงานไฟฟ้าเปรียบเทียบกับกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยกระบวนการพลังความร้อนร่วม

2.1.3 คุณสมบัติของวัสดุที่ใช้สร้างเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง

เนื่องจากการทำงานเซลล์เชื้อเพลิง SOFC จะเกิดขึ้นที่อุณหภูมิสูง (~ 1000°C) ซึ่งชี้ให้เห็นว่าแก๊สออกซิเจนจะเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโตรไลต์ได้ดีที่อุณหภูมิสูง ดังนั้นวัสดุที่ใช้สร้างเซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้ต้องแข็งแรงทนทานและเสถียรต่อสภาพแวดล้อมภายในเซลล์ เช่น ทนต่อความดันของแก๊สออกซิเจน (>20 กิโลปาสกาล) ที่เข้าไปในเซลล์ที่แคโทด ทนอุณหภูมิสูงได้ดี มีการขยายตัวน้อย มีความดันไอต่ำเพื่อเลี่ยงการสูญเสียวัสดุ ต้องสามารถใช้งานได้นานและควรมีราคาถูก ทำให้ปัจจุบันมีการวิจัยอย่างมากที่เกี่ยวข้องกับการพัฒนาวัสดุที่เหมาะสมที่ใช้สำหรับสร้างเซลล์เชื้อเพลิงชนิด SOFC ซึ่งจะกล่าวต่อไป [4,5]

2.1.3.1 อิเล็กโตรไลต์

อิเล็กโตรไลต์ที่ดีสำหรับเซลล์เชื้อเพลิง SOFC ต้องเป็นวัสดุที่มีสมบัติหลายประการดังที่กล่าวข้างต้น ในขณะนี้สารที่ใช้เป็นอิเล็กโตรไลต์ที่ดีที่สุดในเซลล์เชื้อเพลิงคือ Zirconia (ZrO_2) ที่ doped ด้วย trivalent metal oxide เช่น Y_2O_3 , Yb_2O_3 , Sc_2O_3 หรือ divalent metal oxide เช่น CaO, MgO เป็นต้น ปัจจุบันเซลล์เชื้อเพลิง SOFC ที่ใช้ในทางการค้าเชิงพาณิชย์จะใช้ 8% Yttria - Stabilized Zirconia (YSZ) เป็นอิเล็กโตรไลต์ ซึ่งเซลล์สามารถทำงานได้ที่อุณหภูมิประมาณ 1000 °C ปัญหาหลักของเซลล์เชื้อเพลิง SOFC คืออุณหภูมิที่เซลล์ทำงานสูงเกินไป ถ้าสามารถหาวัสดุทดแทนที่ทำงานได้ที่อุณหภูมิต่ำ จะลดต้นทุนของอิเล็กโตรไลต์และวัสดุที่เป็นตัวเชื่อมต่อของเซลล์เข้าด้วยกัน ทำให้มีการวิจัยเพื่อมุ่งเน้นหาแนวทางที่ทำให้เซลล์เชื้อเพลิง SOFC ทำงานได้ที่อุณหภูมิต่ำลง ซึ่งอาจทำได้โดยการใช้อิเล็กโตรไลต์ของแข็ง เช่น Ceria (CeO_2) doped ด้วย CaO, Y_2O_3 , Sm_2O_3 , Gd_2O_3 และ lanthanum gallate หรือ ทำให้ความหนาของอิเล็กโตรไลต์บางลง เป็นต้น [4,5]

2.1.3.2 ขั้วแคโทด

โดยทั่วไปวัสดุที่ใช้ทำขั้วแคโทดในเซลล์เชื้อเพลิง SOFC คือ doped La-manganite ($LaMnO_3$) ซึ่งมีสมบัติเป็นสารกึ่งตัวนำแบบ p-type ปัจจุบันนิยมใช้ Sr doped La-manganite (LSM) มากที่สุด แต่การเติม Sr มีทั้งข้อดีและข้อเสียคือ ทำให้การนำไฟฟ้าดี ขณะเดียวกันสัมประสิทธิ์การขยายตัวของแคโทดก็มากขึ้นด้วย ส่งผลให้เกิดการเปลี่ยนแปลงของ Morphology ที่ตรงบริเวณ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ผิวสัมผัสระหว่างแคโทดและอิเล็กโทรไลต์ซึ่งเป็นบริเวณที่เกิดปฏิกิริยา และยังเมื่อเวลาผ่านไปมากเท่าไร การเปลี่ยนแปลงก็มากขึ้นตามไปด้วย มีผลทำให้การแพร่ผ่านของแก๊สน้อยลง จึงทำให้มีการศึกษาวิจัยเพื่อหาวัสดุอื่นทดแทนสำหรับทำเป็นแคโทด เช่น La-Sr-cobaltite ที่นำไฟฟ้าและไอออนสามารถแพร่ซึมผ่านได้ดีกว่า LSM อย่างไรก็ตามข้อเสียคือ มีสัมประสิทธิ์การขยายตัวสูงและไม่เสถียร [4,5]

2.1.3.3 ขั้วแอโนด

โลหะที่ใช้ทำเป็นขั้วแอโนด ได้แก่ Ni, Co, Ru, Pt โดยโลหะ Ru จะทำหน้าที่เป็นแอโนดได้ดี เพราะมีความเสถียร แต่มีราคาแพงและเป็นพิษ จึงนิยมใช้ Ni ซึ่งมีราคาถูกทำหน้าที่เป็นแอโนดได้ดีพอสมควรและอยู่ในเกณฑ์เป็นที่ยอมรับได้ นอกจากนี้เพื่อคงไว้ซึ่งคุณลักษณะของความพรุนจึงใช้แอโนดในรูป Cermet ของโลหะกับ stabilized Zirconia ซึ่งจากการวิจัยพบว่า Ni/yttria-zirconia เป็นวัสดุที่ใช้ทำแอโนดได้ดีที่สุดในขณะนี้ [4, 5]

2.1.3.4 วัสดุเชื่อมต่อระหว่างเซลล์

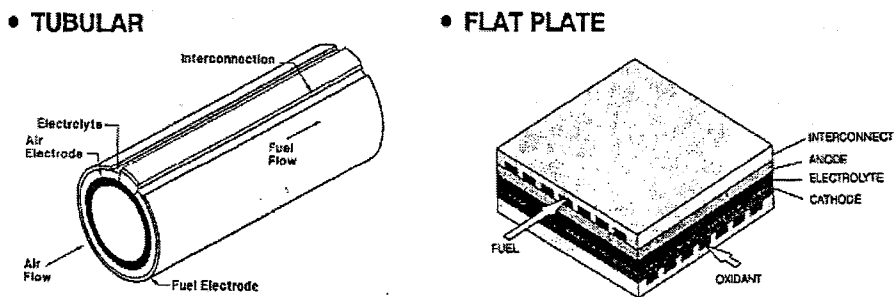
วัสดุที่ใช้เป็นตัวเชื่อมต่อภายในเซลล์เชื้อเพลิงต้องมีสมบัติต่อไปนี้คือ เป็นสารที่มีความสามารถในการนำไฟฟ้าและความร้อนได้ดี ไม่ผุกร่อนง่าย สัมประสิทธิ์การขยายตัวต่ำ ตัวอย่างของสารที่มีสมบัติดังกล่าว ได้แก่ เซรามิกส์ โลหะอัลลอยด์ที่ทนอุณหภูมิสูง และ Cermet เป็นต้น นอกจากนี้การเลือกใช้ตัวเชื่อมต่อที่เหมาะสมยังขึ้นอยู่กับลักษณะของการออกแบบเซลล์เชื้อเพลิงด้วย เช่น เซลล์เชื้อเพลิงแบบทรงกระบอกจะเลือกใช้เซรามิกส์ $La_{1-x}(Sr,Mg)_xCrO_3$ เป็นชั้นๆ เชื่อมต่อภายในเซลล์และแต่ละเซลล์จะต่อกันด้วยแผ่นโลหะนิกเกิล ปัจจุบันมีการศึกษาวิจัยและพัฒนาโลหะอัลลอยด์ของโครเมียมอย่างต่อเนื่อง เพื่อให้ได้โลหะอัลลอยด์ที่มีการขยายตัวได้พอเหมาะกับ Yttria-Zirconia ที่ทุกช่วงอุณหภูมิ แต่อย่างไรก็ตามยังคงต้องมีการวิจัยต่อไปอีกเพื่อให้ได้อัลลอยด์ที่เหมาะสมที่สุดสำหรับใช้เป็นตัวเชื่อมต่อภายในของเซลล์เชื้อเพลิง SOFC [4,5]

2.1.4 รูปแบบของ Stack Designs สำหรับเซลล์เชื้อเพลิง SOFC

ดังที่ได้กล่าวไปแล้วว่าการที่จะใช้เซลล์เชื้อเพลิงเป็นแหล่งกำเนิดพลังงานได้ต้องนำเซลล์เดี่ยวหลายๆ เซลล์มาต่อกันเป็น Fuel Cell Stack ซึ่งอาจจะมีรูปทรงเรขาคณิตแตกต่างกันมากมายแล้วแต่การออกแบบ ทำให้สามารถแบ่งรูปแบบของ Stack Designs ได้เป็น 2 ประเภทคือ

1. โครงสร้างของเซลล์เชื้อเพลิงเป็นตัวเซลล์เชื้อเพลิงเอง (Self supporting) ในที่นี้จะใช้อิเล็กโทรไลต์ที่มีความหนา 80-250 μm เป็นโครงสร้างของเซลล์เชื้อเพลิง
2. โครงสร้างของเซลล์เชื้อเพลิงเป็นตัวพองที่มีรูพรุน (Porous support structure) มีอิเล็กโทรไลต์เป็นชั้นบางๆ (< 50 μm) เกาะบนตัวพองที่มีความพรุนเป็นโครงสร้างของเซลล์เชื้อเพลิง [6]

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.3 เซลล์เชื้อเพลิงชนิด SOFC: (ก) Tubular design (ข) Planar or Flat Plate design [6]

2.1.5 ลักษณะของเซลล์เชื้อเพลิงที่ถูกออกแบบเพื่อใช้งานที่นิยมในปัจจุบัน ดังนี้

2.1.5.1 Tubular Designs

เป็นเซลล์เชื้อเพลิง SOFC ที่ออกแบบเป็นรูปทรงกระบอก หลอดที่เป็นตัวพองทำด้วย Ca-stabilized zirconia หรือแบบล่าสุดที่มีการออกแบบไว้ทำจาก LSM ซึ่งทำหน้าที่เป็นอิเล็กโทรดในตัว มี YSZ และ Ni/YSZ เป็นอิเล็กโทรไลต์และแอโนดตามลำดับ รูปทรงกระบอกของเซลล์เดี่ยวหนึ่งเซลล์แสดงในรูปที่ 2.3 (ก) ขณะนี้ SOFC แบบ Tubular Designs ที่ได้มีการพัฒนาไปได้มากที่สุดนั้นจะให้พลังงาน 25 กิโลวัตต์ จากการสร้างเซลล์โดยนำเซลล์เดี่ยวทรงกระบอกหลายๆ เซลล์มาต่อเข้าด้วยกันโดยใช้แผ่น Ni เป็นตัวเชื่อม [6]

ข้อดีของเซลล์รูปทรงกระบอก คือ ไม่ต้องใช้ตัวประสานระหว่างแคโทดและแอโนด แต่มีข้อเสียคือให้พลังต่อพื้นที่ต่ำเมื่อเทียบกับแบบอื่นๆ และมีราคาสูงมากเกินกว่าที่จะทำเพื่อประกอบการทางเชิงพาณิชย์ [7]

2.1.5.2 Planar or Flat Plate Designs

เป็นเซลล์เชื้อเพลิง SOFC ที่ออกแบบให้มีลักษณะเป็นแผ่นดังแสดงในรูปที่ 2.3 (ข) โดยที่อิเล็กโทรดและอิเล็กโทรไลต์จะทำให้เป็นชั้นบางๆ แผ่นที่ใช้เชื่อมระหว่างอิเล็กโทรดกับอิเล็กโทรไลต์ทำจากวัสดุที่เป็นเซรามิกส์หรือโลหะอัลลอยด์ที่มีความเสถียรที่อุณหภูมิสูงและมีช่องให้แก๊สผ่านเข้าไปได้ แต่ละเซลล์จะเชื่อมต่อกันด้วยตัวประสานที่ทนต่อความร้อนสูง เซลล์ที่ออกแบบด้วยวิธีนี้มีแนวโน้มว่าจะเป็นเซลล์ SOFC ที่ราคาถูกที่สุด [7]

2.1.5.3 Monolithic design

เซลล์เชื้อเพลิง SOFC ที่ออกแบบลักษณะนี้กำลังอยู่ในระหว่างการพัฒนาภายใต้หน่วยงาน Allied Signal Aerospace โดยมีข้อพิจารณาอยู่ 3 ประการคือการให้เชื้อเพลิงและตัวออกซิไดซ์ผ่านเข้าไปในเซลล์ในทิศทางเดียวกัน หรือให้ผ่านสวนทางกันหรืออาจให้ผ่านใน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ทิศทางการตัดกัน เซลล์ SOFC ในลักษณะนี้มีแนวโน้มให้พลังงานต่อพื้นที่สูง จึงเป็นที่น่าสนใจและดึงดูดใจที่จะพัฒนาขึ้นมาใช้สำหรับการเดินทางไปอวกาศ และประยุกต์ใช้ในการคมนาคมประเภทต่างๆ นอกจากนี้โรงงานอุตสาหกรรมหนักของ Mitsubishi ยังมีการลองออกแบบสร้าง SOFC ให้เป็นแบบผสมระหว่าง Monolithic และ Planar design เรียกว่า MOLB (Mono Block Layer Built) โดยใช้เทคนิค Screen-printing เพื่อให้อิเล็กโทรดเกาะ ติดบนแผ่นอิเล็กโทรไลต์ จากนั้นแล้วนำไปเผาที่อุณหภูมิ 1400°C จะได้แคโทด/อิเล็กโทรไลต์/แอโนดเป็นแผ่นแบนบางๆ และใช้ La-Mg-chromite เป็นตัวเชื่อมภายในเซลล์ ซึ่งเซลล์แบบ MOLB ที่ Mitsubishi สร้างประกอบด้วยเซลล์เชื้อเพลิง 40 เซลล์ จำนวน 3 stack ระบบให้พลังงาน 1.1 กิโลวัตต์ [5]

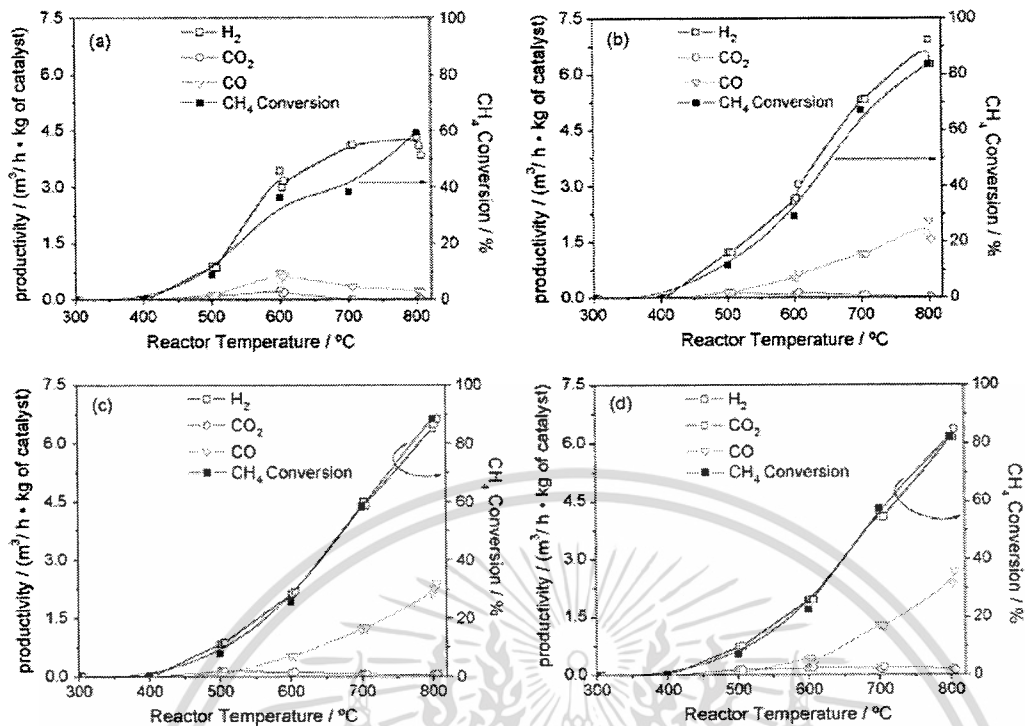
2.2 การรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ (Steam Reforming) [8]

เป็นกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์หรือไฮโดรเจน (H_2) กับคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) โดยการทำให้ปฏิกิริยาระหว่างสารไฮโดรคาร์บอนกับไอน้ำ โดยมีตัวเร่งปฏิกิริยา ดังสมการ



ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นนี้เป็นปฏิกิริยาคูดความร้อน สภาวะที่ใช้ในการทำงานมีอุณหภูมิระหว่าง 500 ถึง 800 องศาเซลเซียส ได้อัตราส่วนโดยประมาณของ H_2 : CO เท่ากับ 3:1 การทำงานของกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำนั้นจะทำในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อ ซึ่งจะถูกให้ความร้อนเพื่อให้มีอุณหภูมิที่เหมาะสม

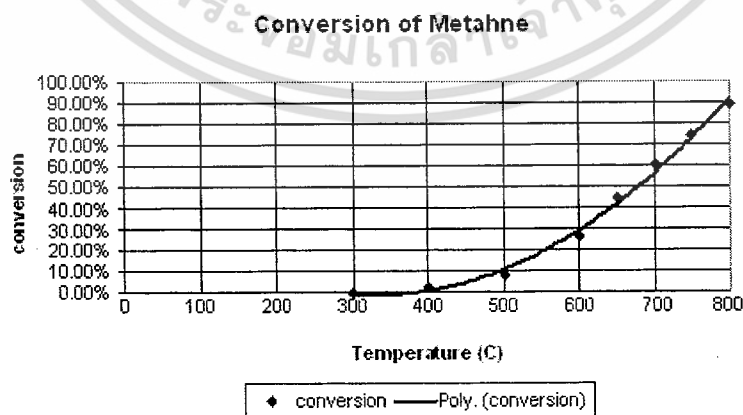
Jiahui Xu และคณะ [7] ศึกษา $Ni/SiO_2/Al_2O_3$ หรือ NSA เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในปฏิกิริยาการรี-ฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ และใส่สารเติมแต่ง ได้เป็น NSA-CN, NSA-CNP, NSAC และ NSA-M2 รายงานความสัมพันธ์ระหว่างค่าการแปรผันทางเคมีและประสิทธิภาพของสารผลิตภัณฑ์ กับอุณหภูมิ ของเครื่องปฏิกรณ์ ดังรูปที่ 2.4



รูปที่ 2.4 ค่าการแปรผันทางเคมี และประสิทธิภาพของผลิตภัณฑ์ที่ได้ของแต่ละตัวเร่งปฏิกิริยา a) NSAC-CN b) NSAC-CNP c) NSAC และ d) NSAC-M2 [8]

จากรูปที่ 2.4 เป็นการทดลองที่ค่า GHSV (Gas Hour Space Velocity) เท่ากับ $11,600 \text{ h}^{-1}$ มีอัตราส่วนสารป้อน CH₄:H₂O:N₂ เท่ากับ 25.1: 32.7: 42.2 % โดยปริมาตร

กระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำในโครงการนี้ จะใช้ NSAC เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา มีค่า GHSV เท่ากับ $11,600 \cdot 1/\text{ชั่วโมง}$ และอัตราส่วนของสารป้อน มีเทน 25.1 % น้ำ 32.7% และไนโตรเจน 42.2% โดยปริมาตร ค่าการแปรผันทางเคมี ขึ้นกับอุณหภูมิที่ใช้ทำปฏิกิริยา ดังรูปที่ 2.5



รูปที่ 2.5 ค่าการแปรผันทางเคมี ของมีเทนที่อุณหภูมิต่างๆ โดยมี NSAC เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา [8]

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.2.1 การคำนวณหาปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์

เริ่มต้นด้วยการหาปริมาณมีเทนที่ทำปฏิกิริยา (CH_4) ตามสมการที่ 2.1

$$CH_{4 \text{ reaction}} = CH_{4 \text{ in}} \times X(T) \quad (2.1)$$

เมื่อ $X(T)$ คือ ค่าการแปรผันทางเคมี ของมีเทนที่ขึ้นกับอุณหภูมิ ซึ่งอ่านค่าได้จาก รูปที่ 2.5

จากที่ได้กล่าวในข้างต้นว่า อัตราส่วน H_2 : CO เท่ากับ 3:1 จากการผลทดลองใน เอกสารอ้างอิงที่ 7 พบว่าปริมาณแก๊สไฮโดรเจนที่ได้ (H_2) คิดเป็น 76.9% โดยปริมาตร ปริมาณแก๊ส คาร์บอนมอนอกไซด์คิดเป็น 23.1% โดยปริมาตร จะได้ว่า

ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนที่ได้ (H_2)

$$H_2 = CH_{4 \text{ reaction}} \times 76.9\% \quad (2.2)$$

ปริมาณแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO)

$$CO = CH_{4 \text{ reaction}} \times 23.1\% \quad (2.3)$$

ปริมาณแก๊สมีเทนที่เหลือ ($CH_{4 \text{ excess}}$)

$$CH_{4 \text{ excess}} = CH_{4 \text{ in}} - CH_{4 \text{ reaction}} \quad (2.4)$$

ปริมาณน้ำที่เหลือ (H_2O)

$$H_2O = H_{2O \text{ in}} - H_{2O \text{ reaction}} \quad (2.5)$$

เมื่อ $X(T)$ คือ ค่าการแปรผันทางเคมี ดูได้จากรูปที่ 2.5

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

CH_4 <small>reaction</small>	คือ อัตราการไหลของมีเทนที่ทำปฏิกิริยา (mol/h)
CH_4 <small>in</small>	คือ อัตราการไหลของมีเทนที่ใส่เข้าเครื่องปฏิกรณ์ (mol/h)
H_2	คือ อัตราการไหลของไฮโดรเจนที่ได้ (mol/h)
CO	คือ อัตราการไหลของคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ได้ (mol/h)
CH_4 <small>excess</small>	คือ อัตราการไหลของมีเทนที่เหลือจากเครื่องปฏิกรณ์ (mol/h)
H_2O	คือ อัตราการไหลของน้ำที่เหลือจากเครื่องปฏิกรณ์ (mol/h)
H_2O <small>in</small>	คือ อัตราการไหลของน้ำที่ใส่เข้าเครื่องปฏิกรณ์ (mol/h)
H_2O <small>reaction</small>	คือ อัตราการไหลของน้ำที่ทำปฏิกิริยา (mol/h)

2.3 กระบวนการออกซิเดชันบางส่วน (Partial oxidation)

เป็นวิธีผลิตไฮโดรเจนที่มีวิธีการผลิตซึ่งสามารถให้ผลผลิตได้ใกล้เคียงกับกระบวนการเปลี่ยนรูปไฮโดรคาร์บอนด้วยไอน้ำ สารตั้งต้นที่ใช้อาจเป็นไฮโดรคาร์บอนทั้งที่เป็นของเหลวและแก๊ส โดยเชื้อเพลิงที่ใช้สำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็งนั้นเหมาะสมกับกระบวนการต่อไปนี้เป็น กระบวนการอีสต์แมน ใช้แก๊สธรรมชาติเป็นวัตถุดิบ นอกจากนี้ยังอาจใช้สารไฮโดรคาร์บอนอื่นๆ และพวกถ่านหินได้ โดยกระบวนการนี้จะมีการทำงานอยู่ที่อุณหภูมิประมาณ 700 ถึง 850 องศาเซลเซียส ซึ่งขึ้นอยู่กับชนิดของตัวเร่งปฏิกิริยาและการออกแบบ โดยปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเมื่อใช้มีเทนเป็นสารเริ่มต้นดังนี้ [9]



แก๊สผลิตภัณฑ์ มีองค์ประกอบที่ขึ้นกับอัตราส่วนของคาร์บอนกับไฮโดรเจน ในสารป้อนและปริมาณออกซิเจนที่เติมเข้าไป ความดันไม่มีผลที่เป็นนัยสำคัญต่อองค์ประกอบ และความดันของกระบวนการอยู่ที่ 2 ถึง 4 บรรยากาศ กระบวนการนี้ใช้เครื่องมือที่กะทัดรัดทำให้สามารถลดต้นทุนได้ต่ำลง [10]

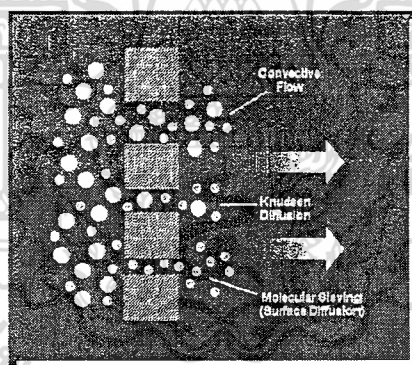
Nkayama และคณะ [11] ได้ศึกษาการผลิตไฮโดรเจน และแก๊สสังเคราะห์จากกระบวนการออกซิเดชันบางส่วนของมีเทนกับอากาศ โดยใช้ Fe_2O_3 เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาและทำการทดลองหาตัวเอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

รองรับ (Support) และสารเติมแต่ง (Additive) ที่เหมาะสมที่สุด โดยในการทดลองแบบกะที่อุณหภูมิ $800\text{ }^{\circ}\text{C}$ จะใช้สารตั้งต้นเป็นแก๊สมีเทนป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์เป็นเวลา 10 นาที แล้วจึงทำการฟื้นฟูตัวเร่งปฏิกิริยาด้วยการป้อนแก๊สออกซิเจนเข้าไปในปริมาณเดียวกันกับแก๊สมีเทนและใช้เวลา 10 นาทีเท่ากัน ซึ่งผลที่ได้พบว่า ตัวรองรับและตัวเติมแต่งที่ให้ผลิตภัณฑ์หลักที่ต้องการ คือ แก๊สไฮโดรเจน ที่ดีที่สุดคือ Y_2O_3 และ Rh_2O_3 ตามลำดับ

โดยพบว่าเมื่อทำการทดลองที่สภาวะ $800\text{ }^{\circ}\text{C}$ และทำการการป้อนแก๊สมีเทนปริมาณ 10 ml/min ในเวลา 10 นาที พบว่าได้แก๊สไฮโดรเจนออกมาเป็นผลิตภัณฑ์ 1.84 mmol และ คิดเป็นร้อยละของการเกิดปฏิกิริยาของสารตั้งต้นเป็น 35.4

2.4 กระบวนการแยกแก๊สด้วยเมมเบรน [12]

การแยกแก๊สด้วยเมมเบรน เกิดขึ้นได้จากสมบัติการเลือกของเมมเบรน ซึ่งมีอยู่ 2 ระดับ คือ เมมเบรนมีรูพรุน และเมมเบรนเนื้อแน่น โดยกลไกการแพร่ผ่านของแก๊สในเมมเบรนมีรูพรุน แสดงได้ดังรูปที่ 2.6



รูปที่ 2.6 ลักษณะการแพร่ผ่านเมมเบรนมีรูพรุน [12]

กลไกการแพร่ผ่านของแก๊สในเมมเบรนมีรูพรุนมีดังนี้

- 1) ถ้าขนาดของรูขนาดค่อนข้างใหญ่ กล่าวคือ อยู่ในช่วง $0.1 - 10$ ไมครอน แก๊สจะแพร่ซึมผ่านเมมเบรนโดยกลไกการพาและไม่มีการแยกเกิดขึ้น
- 2) ถ้าเมมเบรนมีรูพรุนเล็กกว่าในระดับ 0.1 ไมครอน ซึ่งทำให้เส้นผ่านศูนย์กลางรูพรุนมีขนาดเท่ากับหรือเล็กกว่าวิถีเฉลี่ย (Mean Free Path) กลไกการเคลื่อนที่ของโมเลกุลผ่านรูพรุนเรียกว่า การแพร่ชนิดเซน (Knudsen Diffusion)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- 3) ถ้ารูพรุนของเมมเบรนมีขนาดเล็กลงมากในระดับ 5 – 20 อังสตรอม การแยกแก๊สเกิดขึ้นด้วยกลไกการคัดขนาดโมเลกุล ซึ่งมีทั้งการแพร่ในเฟสแก๊ส และการแพร่ของโมเลกุลที่ถูกดูดซับอยู่ตามผนังของรู ซึ่งเรียกว่า การแพร่ที่พื้นผิว (Surface Diffusion)

2.4.1 วัสดุเมมเบรนและโมดูล

ระบบแยกแก๊สด้วยเมมเบรนเชิงอุตสาหกรรมเกือบทั้งหมดใช้เมมเบรนพอลิเมอร์ ยกเว้นการใช้เมมเบรนโลหะแพลเลเดียม (Palladium Membrane) ในการแยกแก๊สไฮโดรเจนบริสุทธิ์ กระบวนการแยกแก๊สด้วยเมมเบรนส่วนใหญ่ต้องการชั้นเมมเบรนที่มีความสามารถในการคัดเลือกที่มีความบางมาก ๆ เพื่อให้ได้ฟลักซ์สูง ดังนั้น โดยทั่วไปจึงให้ความหนาของเมมเบรนน้อยกว่า 0.5 ไมครอน

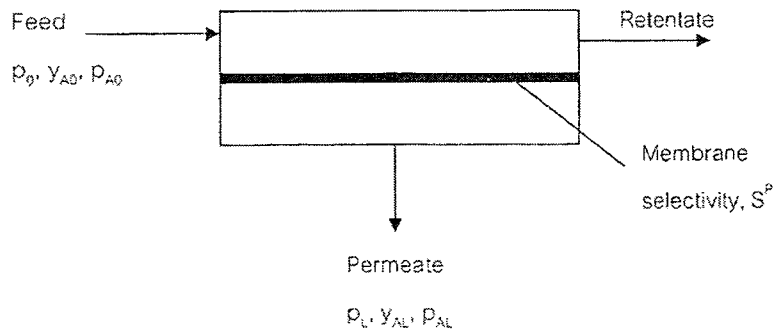
สำหรับโมดูลของเมมเบรนแยกแก๊ส มักอยู่ในรูปแบบที่เป็น โมดูลท่อม้วน (Spiral Wound Module) และ โมดูลเส้นใยกลวง (Hollow-Fiber Module) ผงอนุภาค ละอองน้ำมัน และสารอื่นๆ ที่มีโอกาสทำให้เกิดตะกรัน (Fouling) ที่ปะปนอยู่ในกระแสแก๊สป้อนสามารถกำจัดออกไปได้ทั้งหมดด้วยตัวกรองที่เรียกว่า โคลเลสซิงค์ฟิวเตอร์ (Coalescing Filter) ดังนั้นจึงสามารถควบคุมปัญหาของการเกิดตะกรันของเมมเบรน (Membrane Fouling) ได้ง่ายกว่ากรณีใช้เมมเบรนแยกของเหลว

2.4.2 สมรรถนะของกระบวนการ

ในระบบการแยกแก๊สรูปที่ 2.7 มีการป้อนแก๊สผสมที่ความดัน p_0 ขณะที่แก๊สเพอร์มิเอตถูกดึงออกจากระบบที่ความดัน p_L ซึ่งมีค่าต่ำกว่า ฟลักซ์ขององค์ประกอบ A แทนได้ด้วยสมการที่ 2.6

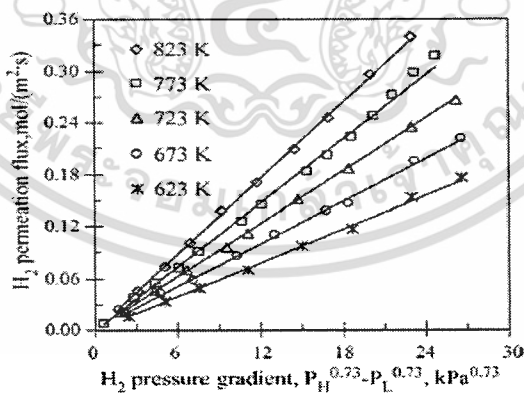
$$J_A = \frac{P_A}{l} (p_{A0} - p_{AL}) \quad (2.6)$$

เมื่อ	1	คือ ความหนาของเมมเบรน
	P_A	คือ สัมประสิทธิ์ความสามารถในการแพร่ซึมของแก๊ส
	p_{A0}	คือ ความดันไอย่อยของสาร A ด้านสารป้อน
	p_{AL}	คือ ความดันไอย่อยของสาร A ด้านเพอร์มิเอต



รูปที่ 2.7 ไออะแกรมแสดงกระบวนการแยกแก๊สด้วยเมมเบรน [12]

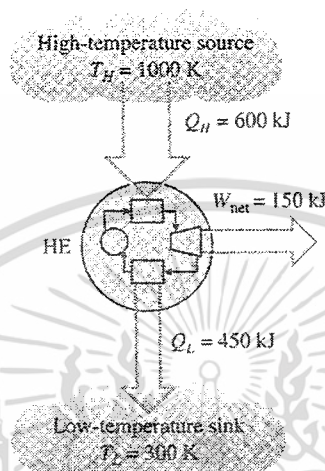
Tong และคณะ [13] ศึกษาการเตรียมเมมเบรนที่ใช้ในการแยกแก๊สไฮโดรเจน โดยเนื้อของเมมเบรนมีวัสดุหลักเป็นโลหะแพลเลเดียม (Palladium Membrane) ซึ่งสาระสำคัญของงานวิจัยชิ้นนี้ที่นำมาประยุกต์ใช้กับโครงการชิ้นนี้คือ การได้เมมเบรนที่มีคุณภาพของฟลักซ์ของไฮโดรเจนที่กระทำต่อผิวเมมเบรนที่สูงที่สุด ซึ่งจากงานวิจัยชิ้นนี้พบว่า การใช้เทคนิคการเตรียมแบบ ELP6-CVD3 เป็นขั้นตอนการเตรียมเมมเบรนแพลเลเดียมที่ได้คิดค้นขึ้น โดยจะกำหนดความหนาไว้ที่ 6 ไมโครเมตร อุณหภูมิที่ดีที่สุดพบว่าเป็น 550 °C ซึ่งจะได้ความสัมพันธ์ของฟลักซ์ไฮโดรเจนที่กระทำต่อผิวเมมเบรนกับความแตกต่างของค่าดันย่อยของไฮโดรเจนระหว่างสายเพอร์มิเอต (Permeate) กับรีเทนเทต (Retentate) ยกกำลัง 0.73 โดยเมื่อนำข้อมูลกราฟมาทำเป็นสมการโพลีโนเมียลลำดับสอง จะได้สมการ $y = -0.781x^2 + 26.63 + 0.011$ ซึ่งสมการนี้มีค่าสัมประสิทธิ์การตัดสินใจอยู่ที่ 0.999



รูปที่ 2.8 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างเพอร์มิเอตฟลักซ์และความแตกต่างของความดันของแก๊สไฮโดรเจน ($P_H^{0.73} - P_L^{0.73}$)

2.5 กฎข้อที่สองของเทอร์โมไดนามิกส์ [14]

ถ้อยคำกล่าวของ Kelvin – Planck ว่า “เป็นไปได้ที่อุปกรณ์ใดๆ จะทำงานเป็นวัฏจักรได้ โดยรับความร้อนจากแหล่งสะสมพลังงานเพียงแหล่งเดียวในการผลิตงานสุทธิ” นั้นหมายความว่า กลจักรความร้อนจะต้องทำงานโดยมีการแลกเปลี่ยนความร้อนกับแหล่งพลังงานที่อุณหภูมิต่ำ และแหล่งพลังงานที่อุณหภูมิสูง ดังรูปที่ 2.8



รูปที่ 2.9 กลจักรความร้อนที่ละเมิดถ้อยคำกล่าวของ Kelvin – Planck ในกฎข้อที่สองทางเทอร์โมไดนามิกส์ [14]

2.5.1 การเปลี่ยนแปลงเอนโทรปีของแก๊สอุดมคติ

สมการการเปลี่ยนแปลงเอนโทรปีของแก๊สอุดมคติสามารถหาได้โดยเริ่มจากการใช้สมการความสัมพันธ์ของสมบัติของแก๊สอุดมคติบางประการประยุกต์ร่วมกับสมการต่อไปนี้

$$ds = \frac{du}{T} + \frac{Pdv}{T} \quad (2.7)$$

และ

$$ds = \frac{dh}{T} - \frac{vdP}{T} \quad (2.8)$$

การเปลี่ยนแปลงเอนโทรปีของกระบวนการสามารถหาได้โดยการอินทิเกรตสมการข้างต้นจะได้

$$s_2 - s_1 = \int_1^2 C_v(T) \frac{dT}{T} + R \ln \frac{v_2}{v_1} \quad (2.9)$$

ในทำนองเดียวกัน ถ้าแทนค่า $dh = C_p dT$ และ $v = RT/P$ ลงในสมการที่ 2.8 และอินทิเกรตจะได้

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$s_2 - s_1 = \int_1^2 C_p(T) \frac{dT}{T} - R \ln \frac{P_2}{P_1} \quad (2.10)$$

โดยปกติค่าความร้อนจำเพาะของแก๊สอุดมคติจะขึ้นกับอุณหภูมิ ยกเว้นแก๊สที่มีโมเลกุลประกอบด้วยหนึ่งอะตอม (Monatomic Gases) เช่น ฮีเลียม เป็นต้น ดังนั้นการอินทิเกรตสมการที่ 2.9 และ 2.10 ไม่สามารถกระทำได้อ้าไม่ทราบสมการความสัมพันธ์ระหว่าง C_v (หรือ C_p) กับอุณหภูมิ และแม้ว่าจะทราบฟังก์ชัน $C_v(T)$ และ $C_p(T)$ ก็ตาม การอินทิเกรตก็จะยุ่งยาก จึงสามารถเลือกทำได้ง่าย ๆ 2 วิธี คือ

1. การอินทิเกรตโดยสมมติให้ค่าความร้อนจำเพาะคงที่
2. หาค่าอินทิเกรตเหล่านี้ลึกลงไปทำเป็นตาราง เวลาต้องการก็สามารถเปิดจากตารางได้ทันที

2.6 ความร้อนของการเผาไหม้มาตรฐาน (Standard Heat of Combustion) [15]

เป็นค่าที่มีประโยชน์ต่อการคำนวณความร้อนของปฏิกิริยาอีกค่าหนึ่ง ซึ่งหมายถึง การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีที่เกิดขึ้นเมื่อสารหนึ่งสารใดก็ตามทำปฏิกิริยากับโมเลกุลของออกซิเจน ได้ผลผลิตจากการเผาไหม้ขึ้น ความร้อนของการเผาไหม้มาตรฐานมีสถานะมาตรฐาน (Standard States) แตกต่างจากความร้อนของการเกิดมาตรฐาน แบบแผนที่นิยมใช้กับความร้อนของการเผาไหม้มาตรฐานได้แก่

1. สารประกอบถูกออกซิไดซ์กับออกซิเจน หรือกับสารประกอบอื่น กลายเป็นผลผลิต คือ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ น้ำ
2. สถานะมาตรฐานคือ อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บรรยากาศ
3. ค่าความร้อนของการเผาไหม้มาตรฐานของสารบางตัวซึ่งเป็นผลผลิตจากการเผาไหม้ ตัวอย่างเช่น แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และน้ำ เป็นต้น ได้ถูกกำหนดให้มีค่าเป็นศูนย์

ถ้ามีสารประกอบอื่น ๆ ที่เผาไหม้กับออกซิเจนได้อยู่ด้วย เช่น กำมะถัน ไนโตรเจน หรือคลอรีน จำเป็นต้องระบุให้ชัดเจนว่าสถานะและผลผลิตสุดท้ายคืออะไร เช่นเป็น แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ หรือแก๊สซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ หรือเป็นกรดซัลฟูริก หรือเป็นกรดซัลฟูริก เป็นต้น

ค่าความร้อนของการเผาไหม้มาตรฐานจะมีค่าเป็นลบเสมอ ถ้ามีค่าเป็นบวกแสดงว่าสารนั้นไม่สามารถจะเผาไหม้หรือถูกออกซิไดซ์ได้

สำหรับเชื้อเพลิงธรรมชาติได้แก่ ถ่านหิน แก๊สธรรมชาติ น้ำมันปิโตรเลียม ตลอดจนผลิตภัณฑ์น้ำมันประเภทต่าง ๆ ที่ได้จากการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม ซึ่งมีไฮโดรคาร์บอนบริสุทธิ์ เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

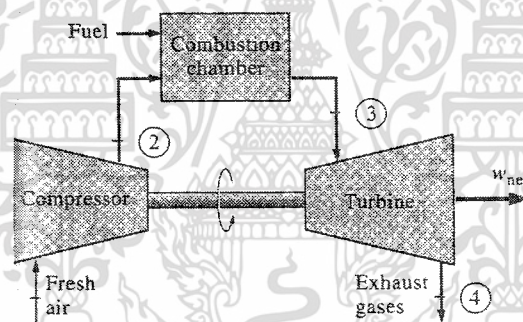
ใช้เทอม ค่าความร้อน (Heating Value) แสดงปริมาณความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ แทนในเทอม ความร้อนของการเผาไหม้มาตรฐานค่าความร้อนมีค่าเท่ากับความร้อนของการเผาไหม้มาตรฐานแต่ มีค่าเป็นบวก

การคำนวณจะคำนวณ โดยการหาค่าความร้อนของการเกิดปฏิกิริยามาตรฐานแล้วทำการหัก ลบกันระหว่างด้านสารตั้งต้นกับด้านสารผลิตภัณฑ์ โดยสมการที่ใช้ในการหาค่าความร้อนของการ เกิดปฏิกิริยามาตรฐาน คือ

$$dH_i^0 = C_p^0 dT \quad (2.11)$$

$$\Delta H^0 = \Delta H_0^0 + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^0}{R} dT \quad (2.12)$$

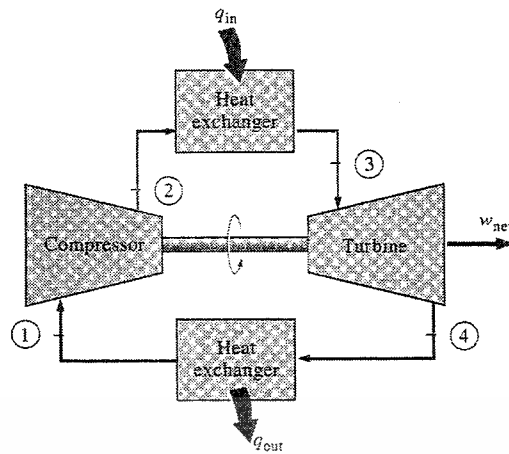
2.7 วัฏจักรเบรยตัน (Brayton) – วัฏจักรอุดมคติสำหรับเครื่องยนต์กังหันแก๊ส [14]



รูปที่ 2.10 เครื่องยนต์กังหัน – แก๊สที่ทำงานในลักษณะวัฏจักรเปิด [14]

วัฏจักรเบรยตัน (Brayton) ถูกเสนอครั้งแรกโดย จอร์จ เบรยตัน (George Brayton) เพื่อใช้ ในเครื่องยนต์แลกเปลี่ยนน้ำมันในการเผาไหม้ (Reciprocating Oil – Burning) ที่เขาเป็นผู้พัฒนาราว ปี ค.ศ. 1870 ในปัจจุบัน เครื่องยนต์นี้ถูกใช้ในกังหันแก๊ส (Gas-Turbine) เท่านั้น โดยที่กระบวนการอัดและการขยายตัวเกิดขึ้นภายในเครื่องจักรแบบหมุน (rotating machinery) โดยปกติ กังหันแก๊สจะ ทำงานในลักษณะวัฏจักรเปิด (Open Cycle) ดังแสดงในรูปที่ 2.9 อากาศบริสุทธิ์ที่อยู่รอบๆ จะถูก ดูดเข้าไปในเครื่องอัด ทำให้อุณหภูมิและความดันของอากาศเพิ่มสูงขึ้น และอากาศที่มีความดันสูง นี้จะเข้าสู่ห้องสันดาปที่ซึ่งเชื้อเพลิงจะเกิดการเผาไหม้ที่ความดันคงที่ หลังจากนั้นแก๊สที่มีอุณหภูมิ สูงนี้จะไหลเข้าสู่กังหันและเกิดการขยายตัวไปยังความดันบรรยากาศ ทำให้กำลังออกมา แก๊สจะ ถูกระบายออกจากกังหันและปล่อยออกไป ด้วยสาเหตุนี้วัฏจักรเบรยตันจึงถูกจัดในประเภทวัฏจักร เปิด

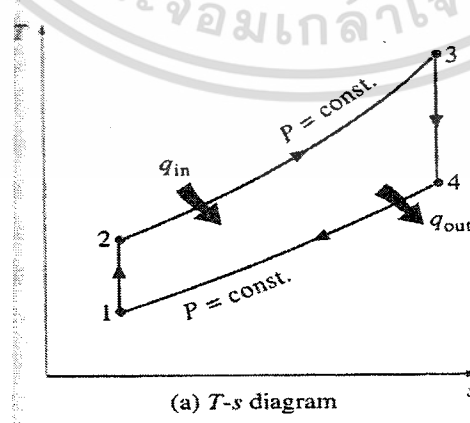
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.11 เครื่องยนต์กังหัน – แก๊สที่ทำงานในลักษณะวัฏจักรปิด [14]

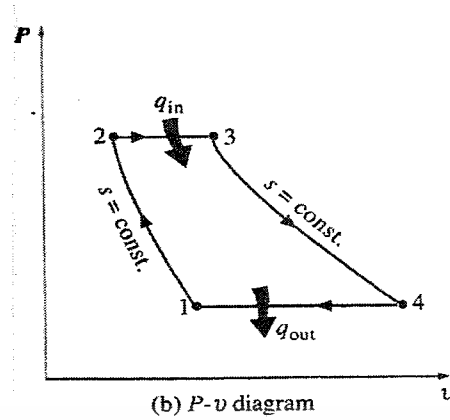
วัฏจักรกังหัน – แก๊สแบบเปิด (Open gas – Turbine Cycle) ที่กล่าวข้างต้น สามารถอธิบายในลักษณะวัฏจักรปิด ดังแสดงในรูปที่ 2.10 ได้โดยใช้อากาศอุดมคติมาตรฐาน (Air-Standard Assumption) กระบวนการอัดและการขยายตัวในวัฏจักรนี้จะยังคงเหมือนเดิม แต่กระบวนการเผาไหม้จะถูกแทนที่ด้วยกระบวนการป้อนความร้อนที่ความดันคงที่จากแหล่งพลังงาน ภายนอก และกระบวนการระบายแก๊สออกจะถูกแทนที่ด้วยกระบวนการปล่อยความร้อนที่ความดันคงที่ไปยังอากาศโดยรอบๆ วัฏจักรอุดมคติที่ของไหลทำการไหลอยู่ภายในวงปิดนี้เรียกว่าวัฏจักรเบรยตัน ซึ่งประกอบด้วยกระบวนการผันกลับได้แบบภายใน 4 กระบวนการด้วยกัน คือ

- 1 - 2 กระบวนการอัดแบบไอเซนโทรปิก (ภายในเครื่องอัด)
- 2 - 3 กระบวนการป้อนความร้อนที่ความดันคงที่
- 3 - 4 กระบวนการขยายตัวแบบไอเซนโทรปิก (ภายในกังหัน)
- 4 - 1 กระบวนการคายความร้อนที่ความดันคงที่



รูปที่ 2.12 แผนภาพ T – s [14]

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.13 แผนภาพ P - v [14]

แผนภาพ T - s และ P - v ของวัฏจักรอุดมคติเบเรตัน แสดงในรูปที่ 2.11 และ 2.12 ข้อสังเกตคือ กระบวนการทั้งสี่ของวัฏจักรเบเรตันเป็นกระบวนการที่เกิดขึ้นในอุปกรณ์การไหลแบบคงตัว ดังนั้นเราสามารถวิเคราะห์ในลักษณะกระบวนการไหลแบบคงตัว ถ้าการเปลี่ยนแปลงพลังงานจลน์และพลังงานศักย์น้อยมาก สมการอนุรักษ์พลังงานของกระบวนการการไหลแบบคงตัวสามารถแสดงได้ในเทอมของหนึ่งหน่วยมวล ดังนี้

$$q - w = h_{exit} - h_{inlet} \quad (2.13)$$

โดย q คือ พลังงานของระบบ

w คือ งานที่เกิดขึ้นในระบบ

h_{exit} คือ ค่าเอนทัลปีที่ขาออก

h_{in} คือ ค่าเอนทัลปีที่ขาเข้า

สมมติว่า ค่าความร้อนจำเพาะคงที่ที่อุณหภูมิห้อง (Cold - Air - Standard Assumption) ดังนั้นการถ่ายโอนความร้อนไปยัง และของไหลทำงานสามารถเขียนได้ดังนี้

$$q_{in} = h_3 - h_2 = C_p(T_3 - T_2) \quad (2.14)$$

$$q_{out} = h_4 - h_1 = C_p(T_4 - T_1) \quad (2.15)$$

โดย q_{in} คือ พลังงานสุทธิขาเข้า

q_{out} คือ พลังงานสุทธิขาออก

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

h_{number} คือ ค่าเอนทัลปีตำแหน่งที่ตั้งตัวเลขกำกับ

C_p คือ ค่าความจุความร้อนของสาร ที่สภาวะความดันคงที่

T_{number} คือ อุณหภูมิตำแหน่งที่ตั้งตัวเลขกำกับ

ดังนั้น ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของวัฏจักรอุดมคติเบรยตัน สามารถคำนวณได้ดังนี้

$$\eta_{th,Brayton} = \frac{W_{net}}{q_{in}} = 1 - \frac{q_{out}}{q_{in}} = 1 - \frac{C_p(T_4 - T_1)}{C_p(T_3 - T_2)} \quad (2.16)$$

$$\eta_{th,Brayton} = 1 - \frac{T_1(T_4 - T_1 - 1)}{T_2(T_3 - T_2 - 1)} \quad (2.17)$$

โดย $\eta_{th,Brayton}$ คือ ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนเบรยตัน
 W_{net} คือ งานสุทธิที่เกิดขึ้นในระบบ

กระบวนการ 1 - 2 และ 3 - 4 เป็นกระบวนการไอเซนโทรปิก และ $P_2 = P_3, P_4 = P_1$

ดังนั้น

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(k-1)/k} = \left(\frac{P_3}{P_4}\right)^{(k-1)/k} = \frac{T_3}{T_4} \quad (2.18)$$

โดย P_{number} คือ ความดันที่ตำแหน่งที่ตั้งตัวเลขกำกับ
 k คือ อัตราส่วนความร้อนจำเพาะ

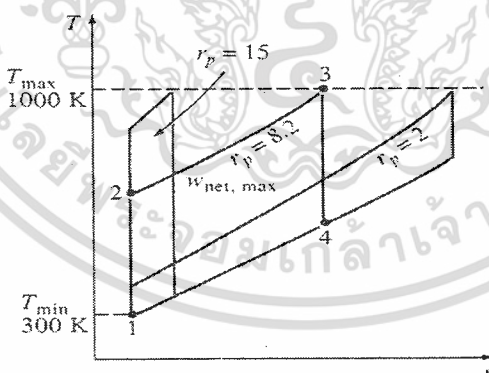
เมื่อแทนค่าสมการเหล่านี้ในสมการของประสิทธิภาพเชิงความร้อน และจัดเทอมใหม่
 จะได้

$$\eta_{th,Brayton} = 1 - \frac{1}{r_p^{(k-1)/k}} \quad (2.19)$$

$$\text{เมื่อ } r_p = \frac{P_2}{P_1}$$

โดย r_p คือ อัตราส่วนความดัน (Pressure Ratio) สมการที่ 2.19 แสดงให้เห็นว่าภายใต้เงื่อนไข Cold – Air – Standard Assumptions ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของวัฏจักรอูคมคติ เบรยตัน จะขึ้นอยู่กับอัตราส่วนความดันของกังหันแก๊ส และค่าอัตราส่วนความร้อนจำเพาะของของไหลทำงาน (ถ้าแตกต่างจากอากาศ) ประสิทธิภาพเชิงความร้อนจะเพิ่มขึ้นเมื่อค่าพารามิเตอร์ของทั้งสองเพิ่มขึ้น ซึ่งก็จะเป็นเช่นกัน ในกรณีของกังหันแก๊สจริง กราฟที่เขียนระหว่างประสิทธิภาพเชิงความร้อนและอัตราส่วนความดันได้แสดงไว้ในรูปที่ 2.9 สำหรับค่าอัตราส่วนความร้อนจำเพาะของอากาศที่อุณหภูมิ

อุณหภูมิสูงสุดในวัฏจักรจะเกิดขึ้นที่จุดสิ้นสุดของกระบวนการเผาไหม้ (สถานะที่ 3) และอุณหภูมิสูงสุดนี้จะถูกจำกัดด้วยอุณหภูมิที่ใบพัดของกังหันสามารถทนได้ และในทำนองเดียวกัน อัตราส่วนความดันที่สามารถถูกใช้ในวัฏจักรก็ถูกจำกัดด้วยเหตุผลเดียวกันเช่นกัน เมื่อกำหนดอุณหภูมิของของไหลที่ทางเข้ากังหันให้คงที่ที่ค่าหนึ่งแล้วงานสุทธิที่ได้ออกมาต่อหนึ่งวัฏจักรจะเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราส่วนความดันเพิ่มขึ้น และจะมีค่าเพิ่มสูงสุด หลังจากนั้นจะค่อยๆ ลดลง ดังแสดงในรูปที่ 2.13 ดังนั้นค่าที่เหมาะสมของอัตราส่วนความดันควรคำนึงถึงประสิทธิภาพเชิงความร้อนและงานสุทธิที่ได้ออกมา ถ้างานสุทธิที่ได้ออกมา (w) ต่อหนึ่งวัฏจักรยังมีค่าน้อย เราจะต้องยังเพิ่มอัตราการไหลเชิงมวลของของไหล (หมายความว่าเพิ่มขนาดของระบบ) เพื่อให้ได้กำลังออกมาเท่าเดิม ซึ่งไม่เหมาะสมในเชิงเศรษฐศาสตร์ ในการออกแบบทั่วไป อัตราส่วนความดันมักจะอยู่ในช่วง 11 – 16



รูปที่ 2.14 เมื่อมีการกำหนดค่า T_{\min} และ T_{\max} แล้วงานสุทธิของวัฏจักรเบรยตันจะเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราส่วนความดันเพิ่มขึ้น หลังจากนั้นจะมีค่าสูงสุดที่ $r_p = (T_{\max} / T_{\min})^{k/2(k-1)}$ และสุดท้ายจะค่อยๆ ลดลง [14]

อากาศในกังหันแก๊สจะมีหน้าที่ที่สำคัญ 2 ประการ คือ (1) อากาศเป็นตัวป้อนตัวออกซิไดส์ (ออกซิเจน) สำหรับการเผาไหม้เชื้อเพลิง และทำหน้าที่เป็นสารหล่อเย็น (Coolant) เพื่อรักษา

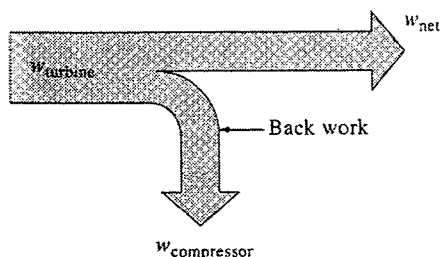
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

อุณหภูมิของส่วนประกอบต่างๆ ให้อยู่ในระดับความปลอดภัย (2) อากาศจะถูกป้อนเข้าไปมากขึ้น ความต้องการเพื่อให้การเผาไหม้เชื้อเพลิงเกิดขึ้นอย่างสมบูรณ์ อัตราส่วนของมวลของอากาศและเชื้อเพลิงภายในกังหันแก๊สอาจสูงถึง 50 หรือมากกว่า ซึ่งถือว่าไม่ผิดปกติ ดังนั้น ในการวิเคราะห์วัฏจักรการใช้อากาศเป็นตัวแทนของแก๊สเผาไหม้ จะไม่ทำให้เกิดความผิดพลาด นอกจากนี้ เนื่องจากอัตราการไหลเชิงมวลผ่านกังหันจะมากกว่าที่ไหลผ่านเครื่องอัด กล่าวคือ ผลต่างจะประมาณเท่ากับอัตราการไหลเชิงมวลของเชื้อเพลิง ดังนั้นการสมมติว่า อัตราการไหลเชิงมวลตลอดวัฏจักรมีค่าคงที่ จะก่อให้เกิดผลของการอนุรักษ์สำหรับเครื่องยนต์กังหันแก๊สแบบวงจรเปิด

ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเครื่องยนต์กังหันแก๊สจะขึ้นกับอุณหภูมิสูงสุดที่ยอมรับได้ที่ทางเข้าของกังหัน กล่าวคือ ถ้าเพิ่มอุณหภูมิที่ทางเข้าของกังหันจาก $900\text{ }^{\circ}\text{C}$ ไปเป็น $1,200\text{ }^{\circ}\text{C}$ จะทำให้กำลังที่ได้ออกมาเพิ่มขึ้น 71% และประสิทธิภาพเชิงความร้อนเพิ่มขึ้นเป็น 26% โดยในปัจจุบันกังหันแก๊สมีประสิทธิภาพสูงเกินกว่า 30% เพราะอุปกรณ์ที่ใช้ในระบบสามารถทนอุณหภูมิได้ถึง $1425\text{ }^{\circ}\text{C}$

เครื่องยนต์กังหันแก๊สที่ถูกผลิตขึ้นโดย General Electric ถูกรายงานว่า มีอัตราส่วนความดันที่ 13.5 และสามารถผลิตกำลังสุทธิออกมาที่ 135.7 MW โดยมีประสิทธิภาพเชิงความร้อน 33% อากาศในเครื่องยนต์จะถูกอัดด้วยระบบอัดแบบ axial – flow 18 ขั้นตอน และแก๊สเผาไหม้ที่มีอุณหภูมิ $1260\text{ }^{\circ}\text{C}$ จะขยายตัวในกังหัน 3 ขั้นตอน และระบายออกที่อุณหภูมิ $593\text{ }^{\circ}\text{C}$

เครื่องยนต์กังหันแก๊สถูกนำไปใช้ในงาน 2 ประเภทใหญ่ ๆ คือ เครื่องยนต์สำหรับขับเคลื่อนเครื่องบิน และการผลิตกระแสไฟฟ้า ถ้าเครื่องยนต์กังหันแก๊สถูกนำไปใช้เป็นเครื่องยนต์ขับเคลื่อนเครื่องบิน กังหันแก๊สจะให้กำลังเพียงพอสำหรับป้อนให้กับเครื่องอัดและเจนเนอเรเตอร์ตัวเล็ก ๆ เพื่อผลิตกำลังให้กับอุปกรณ์เสริมต่าง ๆ ส่วนแก๊สระบายออกด้วยความเร็วสูงจะมีหน้าที่ในการขับเคลื่อนเครื่องบิน นอกจากนี้กังหันแก๊สยังใช้ในโรงจักรกำลังเพื่อผลิตไฟฟ้า แต่กระแสไฟฟ้าส่วนใหญ่จะถูกผลิตโดยตรงจากไอน้ำขนาดใหญ่กว่า ส่วนโรงจักรกังหันแก๊สส่วนใหญ่จะใช้ในอุตสาหกรรมเคมีฉุกเฉินและช่วงเวลา peak เนื่องจากราคาค่อนข้างต่ำและเวลาในการตอบสนองจะสั้นกว่าวิธีอื่น นอกจากนี้กังหันแก๊สยังสามารถใช้ร่วมกับโรงจักรไอน้ำโดยเชื่อมต่อกับโรงไอน้ำด้านที่มีอุณหภูมิสูง ทำให้เกิดวัฏจักรแบบ dual กล่าวคือ โรงจักรประเภทนี้แก๊สที่ระบายออกจากกังหันแก๊ส จะใช้แหล่งให้พลังงานความร้อนแก่ไอน้ำในวัฏจักรหนึ่ง นอกจากนี้วัฏจักรกังหันแก๊สยังทำงานในลักษณะวัฏจักรปิดในโรงกำลังนิวเคลียร์อีกด้วย ในกรณีนี้ของไหลทำงานอาจจะไม่ไปสู่อากาศ และอาจจะเป็นแก๊สที่มีสมบัติตามที่ต้องการ เช่น ฮีเลียม เป็นต้น



รูปที่ 2.15 สัดส่วนของงานที่ได้จากกังหันกับงานที่ใช้ในการขับเคลื่อนเครื่องอัดถูกเรียกว่า อัตราส่วน Back work [14]

ในโรงจักรกำลังกังหันแก๊ส อัตราส่วนระหว่างงานที่ป้อนให้กับการอัด (Compressor Work) และงานที่ได้จากกังหัน (Turbine Work) จะถูกเรียกว่าอัตราส่วน Back work (Back Work ratio) จะมีค่าสูงมาก (รูปที่ 2.14) โดยปกติ จำนวนมากกว่าครึ่งหนึ่งของงานที่ได้จากกังหันจะถูกใช้ในการขับเคลื่อนเครื่องอัด และสถานะจะเลวร้ายมากกว่านี้เมื่อประสิทธิภาพอะไดเบติกของเครื่องอัดและกังหันมีค่าต่ำ นี่คือข้อแตกต่างกับโรงจักรกำลังไอน้ำ เพราะโรงจักรกำลังไอน้ำจะมีค่าอัตราส่วน back work เพียงไม่กี่เปอร์เซ็นต์เท่านั้น ซึ่งก็เป็นเรื่องที่ไม่น่าแปลกอะไร เพราะว่าของไหลที่ถูกอัดในเครื่องอัดของโรงจักรกำลังไอน้ำอยู่ในสถานะของเหลวแทนที่จะเป็นแก๊ส ทำให้งานที่ต้องป้อนให้กับการอัดน้อยกว่าเพราะงานสำหรับการไหลคงตัวแบบผันกลับได้ (Reversible Steady - Flow Work) เป็นสัดส่วนโดยตรงกับค่าปริมาตรจำเพาะของของไหลทำงาน ($w = -\int v dP$) เมื่อพลังงานจลน์และพลังงานศักย์ถูกสมมติว่าน้อยมาก

โรงจักรกำลังที่มีค่าอัตราส่วน Back work สูงจะต้องการกังหันที่มีขนาดใหญ่กว่าเพื่อสามารถป้อนกำลังให้กับเครื่องอัดได้อย่างเพียงพอ ดังนั้นกังหันที่ถูกใช้ในโรงจักรกำลังกังหันแก๊สจึงมีขนาดใหญ่กว่าที่ใช้ในโรงจักรกำลังไอน้ำที่ขนาด Power rating ที่เท่ากัน

2.8 อากาศอุดมคติมาตรฐาน (Air-Standard Assumption) [14]

ในวัฏจักรกำลังแก๊สของไหลทำงานจะอยู่ในสถานะแก๊สตลอดทั้งวัฏจักร ตัวอย่างของวัฏจักรกำลังแก๊สมีดังนี้คือ เครื่องยนต์ที่เชื้อเพลิงจุดระเบิดด้วยหัวเทียน เครื่องยนต์ดีเซล และกังหันแก๊ส เป็นต้น ในเครื่องยนต์เหล่านี้ พลังงานจะได้ออกมาจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในขอบเขตของระบบ ดังนั้นเราจึงเรียกเครื่องยนต์เหล่านี้ว่า เครื่องยนต์สันดาปภายใน เนื่องจากการเผาไหม้เกิดขึ้นในกระบวนการ ดังนั้น ส่วนประกอบทางเคมีของของไหลทำงานจึงมีการเปลี่ยนแปลงเนื่องจากการทำปฏิกิริยาระหว่างอากาศและเชื้อเพลิงไปเป็นผลิตภัณฑ์ที่เกิดการเผาไหม้ แต่กระนั้นเนื่องจากอากาศมีไนโตรเจนเป็นส่วนประกอบหลักซึ่งยากที่จะเกิดปฏิกิริยาทางเคมีในห้องสันดาปได้ ดังนั้นอากาศจึงถูกพิจารณาว่าเป็นของไหลทำงานในวัฏจักรกำลังนี้

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

วัฏจักรกำลังแก๊สจริงจะค่อนข้างสลับซับซ้อน ดังนั้นเพื่อลดความซับซ้อนเหล่านี้ให้อยู่ในระดับที่ควบคุมได้เราจึงได้สมมติสถานะบางอย่างดังจะกล่าวต่อไปนี้ซึ่งรู้จักกันในนามของ อากาศอุดมคติมาตรฐาน (Air-Standard Assumption) คือ

1. ของไหลทำงาน คือ อากาศที่หมุนเวียนอย่างต่อเนื่องในวงจรปิด และประพฤติตัวเหมือนแก๊สอุดมคติเสมอ
2. กระบวนการทั้งหมดที่เป็นส่วนประกอบของวัฏจักรเป็นกระบวนการผันกลับได้แบบภายใน
3. กระบวนการเผาไหม้ถูกแทนที่ด้วยกระบวนการป้อนความร้อนจากแหล่งภายนอก ดังรูปที่ 2.15
4. กระบวนการปล่อยไอเสียถูกแทนที่ด้วยกระบวนการปล่อยความร้อนออกซึ่งจะทำให้ของไหลทำงานกลับสู่สถานะเริ่มต้น



รูปที่ 2.16 กระบวนการเผาไหม้ถูกแทนที่ด้วยกระบวนการป้อนความร้อนในวัฏจักรอุดมคติ [14]

นอกจากนี้ยังมีข้อสมมติที่มักใช้บ่อยเพื่อทำให้การวิเคราะห์ง่ายขึ้นคือ สมมติว่าให้อากาศมีความร้อนจำเพาะคงที่ที่อุณหภูมิห้อง (25°C หรือ 77°C) และเมื่อมีการใช้ข้อสมมตินี้ เราจะเรียกอากาศอุดมคติมาตรฐาน (Air-Standard Assumption) นี้ว่า Cold-Air-Standard Assumption และเรียกวัฏจักรที่ใช้ Air-Standard Assumption นี้ว่า วัฏจักร Air-Standard.

2.9 การออกแบบเครื่องอัดแก๊ส [16]

เมื่อไรก็ตามที่เราต้องการใช้สารเคมีที่อยู่ในสถานะแก๊ส เรามักจะจำเป็นต้องใช้เครื่องอัดแก๊ส โดยในการออกแบบเครื่องอัดแก๊สนั้นเราจะประมาณจากทฤษฎีกำลังม้าของเครื่องอัดแก๊สแบบเหวี่ยงตามแนวแกน โดยมีสมการดังนี้

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$hp = \left(\frac{3.03 \times 10^{-5}}{\gamma} \right) P_m Q_m \left[\left(\frac{P_{out}}{P_m} \right)^\gamma - 1 \right] \quad (2.20)$$

- โดย hp คือ กำลังของเครื่องอัดแก๊ส, hp.
 P_m คือ ความดันขาเข้าของของไหลที่เข้าเครื่องอัดแก๊ส, lbf / ft^2
 Q_m คือ ปริมาตรการไหลของของไหลที่เข้าเครื่องอัดแก๊ส, ft^3 / min
 γ คือ ตัวแปรไร้หน่วยที่เป็นความสัมพันธ์ของ $(C_p / C_v - 1) / (C_p / C_v)$
 C_v คือ ค่าความจุความร้อนของแก๊สที่สภาวะปริมาตรคงที่, $J / mol.K$

2.10 กฎของฟาราเดย์ (Faraday's law of electrolysis) [17]

ไมเคิล ฟาราเดย์ ได้ศึกษาเกี่ยวกับการแยกสารละลายด้วยกระแสไฟฟ้า และได้ตั้งกฎการแยกสารละลายด้วยไฟฟ้า (Faraday's law) ว่า “ปริมาณไฟฟ้าที่ผ่านเข้าในเซลล์ เป็นสัดส่วนโดยตรงกับปริมาณการเปลี่ยนแปลงสมมูลของสารที่เกิดขึ้นที่ขั้วไฟฟ้าของเซลล์นั้น”

ค่าคงที่ฟาราเดย์คือปริมาณประจุไฟฟ้าที่ถูกพาไปด้วยอิเล็กตรอน 1 โมล

$$F = \text{Avogadro's Number} \times \text{charge on electron in coulombs}$$

$$F = 6.022 \times 10^{23} \text{ 1/mol} \times 1.602192 \times 10^{-19} \text{ C}$$

$$F = 96,484 \text{ C/mol}$$

สมการรวมทางไฟฟ้าเคมีจะได้



กฎของฟาราเดย์ จะได้ว่า

$$J = \frac{I}{A \times n \times F} \quad (2.21)$$

โดยที่ J = ฟลักซ์ของสารที่ให้กับระบบ ($mol/m^2.s$)

I = ปริมาณกระแสไฟฟ้า (A)

n = จำนวนประจุลบ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$F =$ ค่าคงที่ฟาราเดย์ (C/mol)

$A =$ พื้นที่ของอิเล็กโทรด (m^2)

2.11 ทฤษฎีทางไฟฟ้าที่เกี่ยวข้อง [18]

2.11.1 กระแสไฟฟ้า

กระแสไฟฟ้าเป็นผลที่เกิดเนื่องจากการเคลื่อนที่ของประจุ ซึ่งเป็นได้ทั้งประจุบวก และประจุลบ การเคลื่อนที่ของประจุจะทำให้เกิดการถ่ายทอดพลังงานไฟฟ้า โดยนิยามกระแสไฟฟ้าด้วย I มีค่าเท่ากับ อัตราส่วนการไหลของประจุที่ผ่านพื้นที่ใดๆ ในหนึ่งหน่วยเวลา หน่วยของกระแสไฟฟ้า คือ คูลอมบ์ต่อวินาที หรือ แอมแปร์ (Ampere)

กระแสไฟฟ้าจะมีทิศเดียวกับทิศทางการเคลื่อนที่ของประจุบวก หรือมีทิศตรงข้ามกับทิศการเคลื่อนที่ของประจุลบ และประจุบวกจะเคลื่อนที่จากจุดที่มีศักย์ไฟฟ้าสูงไปยังจุดที่มีศักย์ไฟฟ้าต่ำกว่า ซึ่งมีทิศตรงข้ามกับการเคลื่อนที่ของอิเล็กตรอนอิสระ

2.11.2 กฎของโอห์ม

นักฟิสิกส์ชาวเยอรมัน George Simon Ohm ได้ตั้งกฎของโอห์ม โดยมีใจความว่า “ในโลหะตัวนำที่มีอุณหภูมิคงที่ อัตราส่วนของความต่างศักย์ไฟฟ้าระหว่าง 2 จุดใดๆ ในตัวนำต่อกระแสไฟฟ้าที่ไหลผ่านนั้น มีค่าคงที่” นั่นคือ $\frac{V}{I} =$ ค่าคงที่ โดยค่าคงที่นั่นคือ ค่าความต้านทานไฟฟ้า (R) จะได้สมการว่า

$$V = IR \quad (2.22)$$

เมื่อ V คือ ความต่างศักย์ไฟฟ้าระหว่างจุด (volt, V)

I คือ กระแสไฟฟ้าที่ไหลผ่านตัวต้านทาน (amp, A)

R คือ ค่าความต้านทานของโลหะ (ohm, Ω)

2.11.3 พลังงานและกำลังไฟฟ้า

ในกรณีที่มีกระแสไฟฟ้าไหลผ่านตัวต้านทาน ตัวต้านทานจะได้รับพลังงานจากกระแสไฟฟ้า เมื่อตัวต้านทานได้รับพลังงานแล้ว ในกรณีที่ต่อตัวต้านทาน R มีความต่างศักย์คร่อมเท่ากับ V และมีกระแสไหล I จะได้พลังงานที่ใช้ในการเคลื่อนที่ประจุ Q ผ่านเครื่องไฟฟ้า เรียกว่า พลังงานไฟฟ้า

$$W = QV = ItV = I^2Rt = \frac{V^2}{R}t \quad (2.23)$$

เมื่อ W คือ พลังงานไฟฟ้า (J)

กำลังไฟฟ้า (P) คือพลังงานไฟฟ้าที่ใช้ในการเคลื่อนที่ประจุ Q ผ่านเครื่องใช้ไฟฟ้า 1 หน่วย เวลา

$$P = IV = I^2R = \frac{V^2}{R} \quad (2.24)$$

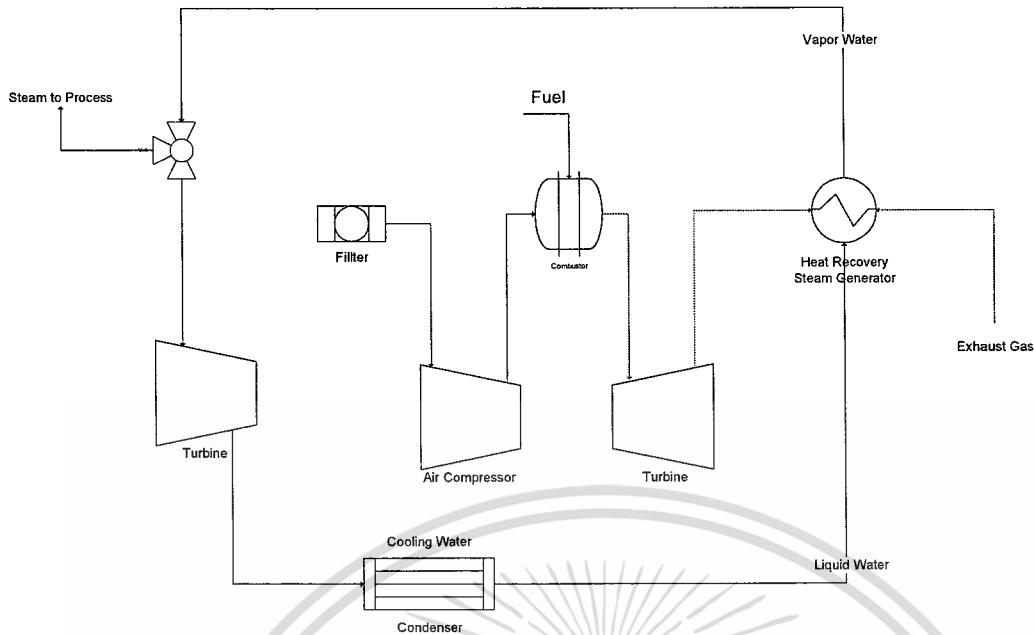
2.12 การผลิตไฟฟ้าด้วยวิธีพลังความร้อนร่วม [19]

2.12.1 ลักษณะการทำงาน

โรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วม เป็นการนำเอาเทคโนโลยีของโรงไฟฟ้ากังหันแก๊ส และโรงไฟฟ้าพลังไอน้ำมาใช้งานเป็นระบบร่วมกัน โดยการนำไอเสียจากโรงไฟฟ้ากังหันแก๊ส ซึ่งมีความร้อนสูง (ประมาณ 500 องศาเซลเซียส) ไปผ่านหม้อน้ำ (Heat Recovery Steam Generator) และถ่ายเทความร้อนให้กับน้ำ ทำให้น้ำเดือดกลายเป็นไอ เพื่อขับกังหันไอน้ำ สำหรับผลิตพลังงานไฟฟ้าต่อไป โดยทั่วไปโรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วมจะประกอบด้วยเครื่องกังหันแก๊ส 1 – 4 เครื่อง ร่วมกับกังหันไอน้ำ 1 เครื่อง โดยมีประสิทธิภาพรวม 40-45% มีอายุการใช้งานประมาณ 20 ปี และใช้เป็นโรงไฟฟ้าผลิตพลังงานปานกลางถึงระดับฐาน (Medium to Base Load Plant)

2.12.2 ส่วนประกอบที่สำคัญ

โรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วมประกอบด้วย ส่วนสำคัญ 3 ส่วนคือ เครื่องกังหันแก๊ส (เช่นเดียวกับโรงไฟฟ้ากังหันแก๊ส) หม้อน้ำ (Waste Heat Boiler หรือ Heat Recovery Load Generator) และเครื่องกังหันไอน้ำ (เช่นเดียวกับโรงไฟฟ้าพลังไอน้ำ) ดังรูปที่ 2.16



รูปที่ 2.17 แผนผังโรงงานผลิตไฟฟ้าแบบพลังความร้อนร่วม

โรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วม สามารถแยกประเภทตามลักษณะของหม้อน้ำ ได้เป็นแบบ Unfired Type และ Fired Type ซึ่งยังแบ่งออกเป็น Supplementary Fired และ Exhaust Fired

2.12.3 ลักษณะการใช้เชื้อเพลิงของหม้อน้ำชนิดต่างๆของโรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วม

โรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วมชนิดหม้อน้ำแบบ Unfired เป็นชนิดที่ไม่มีการใช้เชื้อเพลิง เพื่อการเผาไหม้ในหม้อน้ำแต่ใช้ไอเสียจากกังหันแก๊สเพียงอย่างเดียว โรงไฟฟ้าประเภทนี้กำลังผลิตประมาณ 70 % จะเป็นกำลังผลิตจากเครื่องกังหันแก๊สและอีกประมาณ 30% จะเป็นกำลังผลิตจากเครื่องกังหันไอน้ำ โรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วมชนิดหม้อน้ำแบบ Supplementary Fired มีการใช้เชื้อเพลิงเผาไหม้ในหม้อน้ำเพิ่มกำลังผลิตของกังหันไอน้ำให้ประมาณ 50% ของกำลังผลิตทั้งหมด โรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วมชนิดหม้อน้ำแบบ Exhaust Fired เพิ่มระบบเชื้อเพลิงและการเผาไหม้ให้มากขึ้นอีก เพื่อใช้ประโยชน์จากการเผาไหม้ออกซิเจนที่เหลืออยู่ในไอเสีย จากเครื่องกังหันแก๊สให้เต็มที่ ซึ่งจะเพิ่มกำลังผลิตจากกังหันไอน้ำให้สูงถึงประมาณ 80% ของกำลังผลิตทั้งหมด

2.12.4 คุณสมบัติเด่นของโรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วม

1. ประหยัดค่าเชื้อเพลิงในหน่วยผลิตไฟฟ้ากังหันไอน้ำ
2. ทำการก่อสร้างได้เร็วกว่าโรงไฟฟ้าชนิดอื่น ๆ
3. มีความเหมาะสมในการเพิ่มกำลังผลิตไฟฟ้า และเสริมความมั่นคงต่อระบบไฟฟ้า
4. สามารถออกแบบให้ใช้เชื้อเพลิงแก๊สธรรมชาติและน้ำมันเตา

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

5. ประสิทธิภาพรวมของโรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วมสูงถึง 50 % เปรียบเทียบกับโรงไฟฟ้าพลังความร้อนทั่วไปซึ่งมีค่าเพียง 40 %
6. มีผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมน้อยมาก เพราะหน่วยผลิตไฟฟ้ากังหันไอน้ำไม่ได้ใช้เชื้อเพลิงจากภายนอก

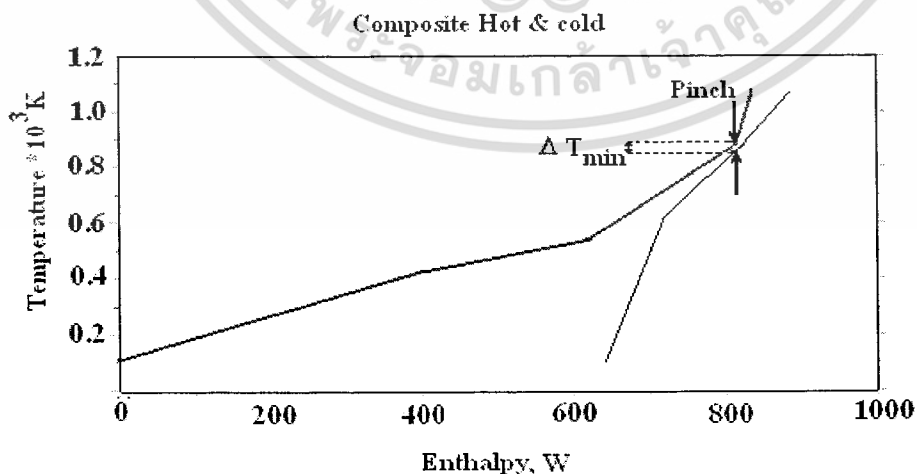
2.12.5 ข้อมูลการผลิตไฟฟ้าจากโรงไฟฟ้าบางปะกง

ใช้เชื้อเพลิงแก๊สธรรมชาติ เท่ากับ 54 ล้าน ลบ.ฟุตต่อวัน โดยมีค่า Fuel Gas Heating Value (Sat) = 934 BTU/cu.ft ได้กำลังไฟฟ้า 6,300,000 kWh. ต่อวัน โดยโรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วม 1 หน่วย ประกอบด้วย กังหันแก๊ส 2 ชุด และ กังหันไอน้ำ 1 ชุด

2.13 เทคนิคพินช์ (Pinch Technology) [20]

เทคนิคพินช์เป็นเทคนิคที่ประยุกต์มาจากกฎข้อที่หนึ่งและกฎข้อที่สองของเทอร์โมไดนามิกส์ โดยจะทำการควบคุมมวลสารหรือพลังงาน และทำการออกแบบกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อน

โดยปกติแล้วโรงงานอุตสาหกรรมจะมีกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนมากกว่าหนึ่งคู่ขึ้นไป ซึ่งเป็นเรื่องยากที่จะตัดสินใจได้ว่าการจับคู่สายแลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหนจะเหมาะสมที่สุด ดังนั้นจึงต้องนำเทคนิคพินช์เข้ามาช่วยในการจับคู่สายแลกเปลี่ยนความร้อน โดยการรวมกระแสน้ำ แต่ละสายเข้าด้วยกัน และรวมสายเย็นแต่ละสายเข้าด้วยกัน แล้วนำสายทั้งสองมาเขียนกราฟความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ (K) กับค่าเอนทัลปี (W) ของกระแสน้ำและกระแสน้ำเย็น (Composite Curve) ดังรูปที่ 2.17



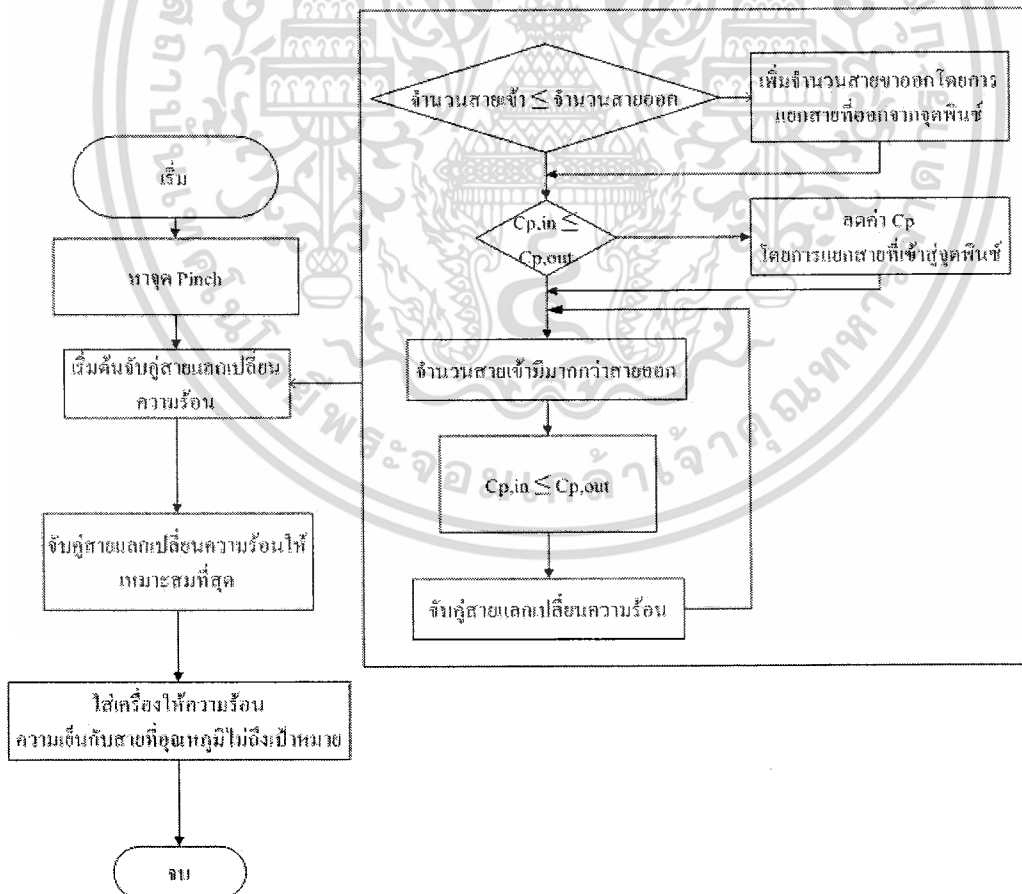
รูปที่ 2.18 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ (K) กับค่าเอนทัลปี (W) ของกระแสน้ำและกระแสน้ำเย็น

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จากรูปที่ 2.17 ผลต่างระหว่างอุณหภูมิที่น้อยที่สุด (ΔT_{\min}) ระหว่างกราฟสองเส้นก็คือ จุดที่เส้นกราฟอยู่ห่างกันน้อยที่สุด เรียกว่า จุดพินช์ (Pinch) ซึ่งจะไม่มีการถ่ายเทความร้อนข้ามจุดนี้

2.13.1 ขั้นตอนการทำพินช์

1. คำนวณหาจุดที่แคบสุดของความแตกต่างของอุณหภูมิระหว่างกระแสร้อนและกระแสเย็นที่เกิดขึ้นในการแลกเปลี่ยนความร้อน ช่วงอุณหภูมิที่แคบที่สุดเรียกว่า “Pinch Temperature”
2. สร้างตารางการจับคู่ (Mapping Diagram) โดยแบ่งครึ่งช่วงที่ Pinch Temperature แล้วคำนวณอัตราการรับหรือคายความร้อนจากอุณหภูมิเริ่มต้น ไปยัง Pinch Temperature และจาก Pinch Temperature ไปยังอุณหภูมิสุดท้าย
3. จับคู่กระแสร้อนและกระแสเย็น โดยพิจารณาจากหลักของการสมดุลพลังงาน ความร้อนระหว่างการรับและการคายความร้อนของกระแสร้อนและกระแสเย็นที่เกิดขึ้น ดังรูปที่ 2.18

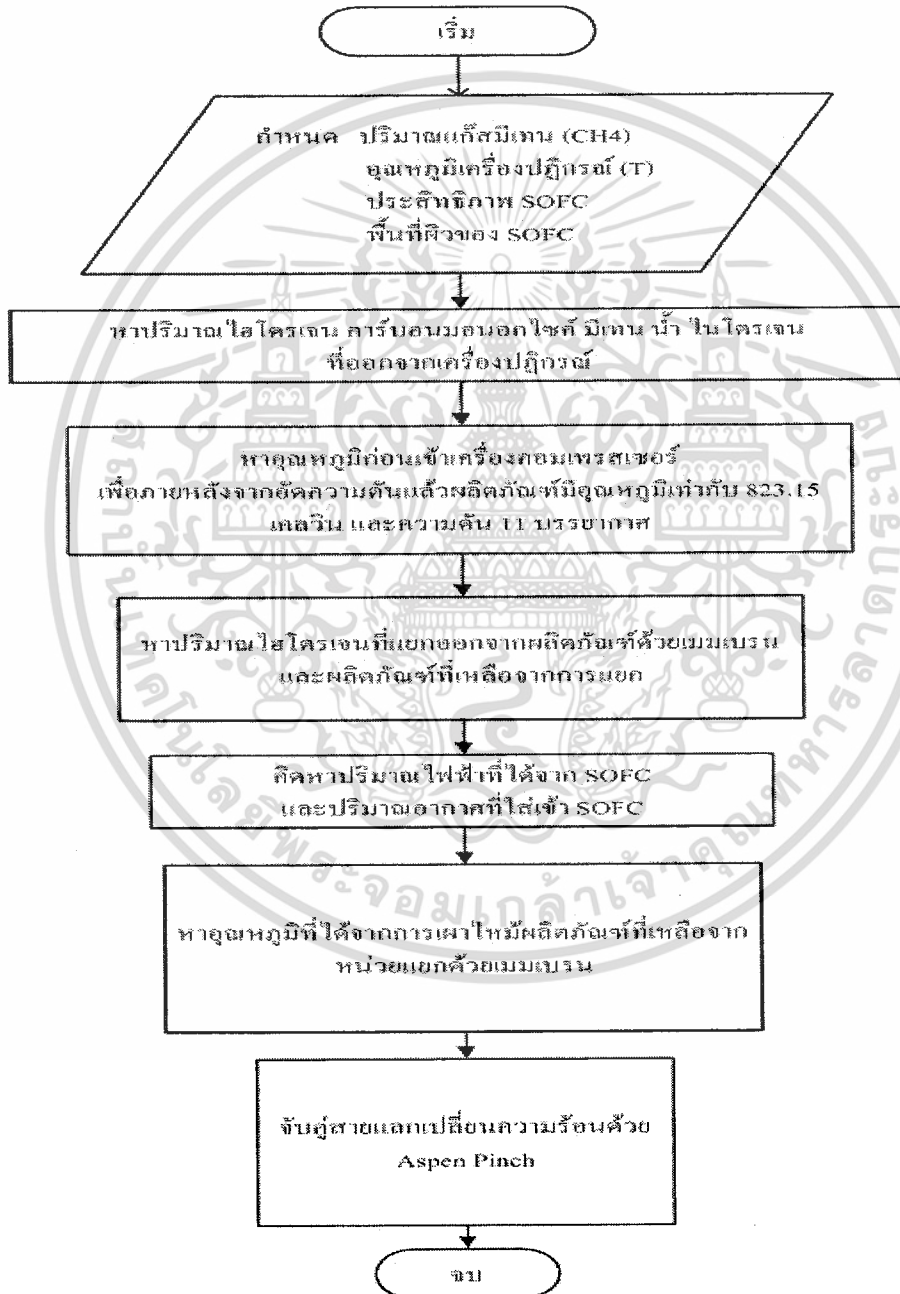


รูปที่ 2.19 แผนผังแสดงวิธีการพิจารณาการจับคู่สายแลกเปลี่ยนความร้อน เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 3

แผนภูมิและขั้นตอนการทำงาน

3.1 การคำนวณในกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ



รูปที่ 3.1 แผนภูมิแสดงขั้นตอนการทำงานของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.1.1 วิธีการคำนวณหาปริมาณสารแต่ละชนิดที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์ และพลังงานที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยา

เริ่มต้นด้วยการหาปริมาณมีเทนที่ทำปฏิกิริยา (CH_4) ตามสมการที่ 2.1

$$CH_4_{\text{reaction}} = CH_4_{\text{in}} \times X(T) \quad (2.1)$$

ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนที่ได้ (H_2) จากสมการที่ 2.2

$$H_2 = CH_4_{\text{reaction}} \times 76.9\% \quad (2.2)$$

ปริมาณแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) จากสมการที่ 2.3

$$CO = CH_4_{\text{reaction}} \times 23.1\% \quad (2.3)$$

ปริมาณแก๊สมีเทนที่เหลือ (CH_4) จากสมการที่ 2.4

$$CH_4_{\text{excess}} = CH_4_{\text{in}} - CH_4_{\text{reaction}} \quad (2.4)$$

ปริมาณน้ำที่เหลือ (H_2O) จากสมการที่ 2.5

$$H_2O = H_2O_{\text{in}} - H_2O_{\text{reaction}} \quad (2.5)$$

ปฏิกิริยาการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ดังนั้นจึงต้องมีการใส่พลังงานให้กับเครื่องปฏิกรณ์ ปริมาณพลังงานนี้หาได้จากสมการ 3.1

$$\Delta H^o = \Delta H_o^o + \sum H^o_{\text{product}} - \sum H^o_{\text{reactant}} \quad (3.1)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

โดย ΔH°	คือ Heat of reaction ที่อุณหภูมิ T
ΔH_0°	คือ Heat of reaction ที่อุณหภูมิ 298.15 K
$\Delta H_{product}^\circ$	คือ ค่าเอนทาลปีของผลิตภัณฑ์
$\Delta H_{reactant}^\circ$	คือ ค่าเอนทาลปีของสารตั้งต้น

3.1.2 การคำนวณหาอุณหภูมิของสารก่อนเข้าเครื่องคอมเพรสเซอร์

จากสมการที่ 2.10 จะได้ว่า

$$\Delta S = (C_p^{ig})_s \ln \frac{T_2}{T_1} - Ru \ln \frac{P_2}{P_1}$$

จากกฎข้อที่ 2 ของเทอร์โมไดนามิกส์ จะได้ว่า เอนโทรปีมีค่าเท่ากับศูนย์

$$\frac{(C_p^{ig})_s}{Ru} \ln \frac{T_2}{T_1} = \ln \frac{P_2}{P_1} = \ln \frac{11}{1} = 2.3978$$

หรือ

$$\ln T_1 = \ln T_2 - \frac{2.3978}{\frac{(C_p^{ig})_s}{Ru}}$$

$$T_1 = \exp\left(\ln T_2 - \frac{2.3978}{\frac{(C_p^{ig})_s}{Ru}}\right) \quad (3.2)$$

เมื่อ

T1 คือ อุณหภูมิขาเข้า (K)

T2 คือ อุณหภูมิขาออก (K)

P1 คือ ความดันขาเข้า (atm)

P2 คือ ความดันขาออก (atm)

Ru คือ ค่าคงที่ เท่ากับ 8.134 J/mol.K

C_p คือ ค่าความจุความร้อนของสาร ที่สภาวะความดันคงที่ (kJ/mol.K)

เนื่องจากสารที่เข้าเครื่องคอมเพรสเซอร์เป็นสารผสม ทำให้มีความยุ่งยากในการคำนวณค่า

$\frac{(C_p^{ig})_s}{R}$ ซึ่งเป็นค่าที่ขึ้นกับชนิดของสารและอุณหภูมิ ในโครงการนี้การคำนวณค่าดังกล่าวจะใช้

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

โปรแกรมเมเปิ้ล (MAPLE) เข้ามาช่วย โดยมีการกำหนดอัตราส่วนของสารผสมแต่ละชนิด และค่าคงที่ของสารแต่ละชนิดที่ใช้ในการหาค่า $\frac{(C_p^{ig})_s}{R}$

3.1.3 การคำนวณหาปริมาณไฮโดรเจนที่แยกออกด้วยเมมเบรน

จากข้อมูลการคำนวณหาปริมาณไฮโดรเจนออกด้วยเมมเบรน ปริมาณไฮโดรเจนที่แยกออกมาได้คิดเป็นร้อยละ Y ของปริมาณไฮโดรเจนที่มีอยู่ในสารผสม ดังนั้นปริมาณไฮโดรเจนที่แยกออกมาได้ หาได้จาก

$$H_{2 \text{ membrane}} = H_2 \times Y\% \quad (3.3)$$

เมื่อ $H_{2 \text{ membrane}}$ คือ ปริมาณไฮโดรเจนที่แยกออกมาจากสารผสมด้วยเมมเบรน (mol/h)
 Y คือ อัตราส่วนร้อยละของปริมาณไฮโดรเจนที่แยกออกมาด้วยเมมเบรน ต่อปริมาณไฮโดรเจนที่เข้า (มีค่าประมาณร้อยละ 80 ค่านี้ได้จากการคำนวณด้วยโปรแกรมที่ได้เขียนเพื่อโครงการนี้ ดูได้จากภาคผนวก จ.)

3.1.4 การคำนวณหาค่าการผลิตไฟฟ้าของ SOFC

จากกฎของฟาราเดย์ สมการที่ 2.21

$$J = \frac{I}{A \times n \times F}$$

จะได้ปริมาณกระแสไฟฟ้าที่ผลิตได้จาก

$$I = J \times A \times n \times F$$

หาค่าความต้านทาน (R) ของระบบจาก

$$R = \frac{\text{Thickness}}{\text{Conductivity} \times \text{Area}} \quad (3.4)$$

เมื่อ R คือ ค่าความต้านทาน (Ω)

Thickness คือ ความหนาของอิเล็กโทรไลต์ (μm)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Conductivity คือ ค่าการนำไฟฟ้าของอิเล็กโทรไลต์ (S/cm)

Area คือ พื้นที่ผิวของอิเล็กโทรด (cm^2)

กำลังการผลิตหาได้จากสมการที่ 2.24

$$P = I^2 R$$

3.1.5 การคำนวณหาความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้

ในส่วนของการเผาไหม้นี้จะประกอบไปด้วย 2 ยูนิต คือ คอมเพรสเซอร์ และเครื่องเผาไหม้ (Combustor) โดยคอมเพรสเซอร์จะมีวิธีการคิดเหมือนกับหัวข้อ 3.1.2

ส่วนเครื่องเผาไหม้ (Combustor) จะเริ่มต้นโดยการคำนวณหาพลังงานที่ได้จากเชื้อเพลิง ซึ่งก็คือ มีเทนและไฮโดรเจนที่เหลือออกจากเมมเบรนโดยสมการ

$$Heat = H^0 + \left\{ (Ru \times (A + \frac{B}{2}) \times T0b \times \frac{Ts}{(T0b+1)} + \left[\left(\frac{C \times T0b^2}{3} \right) \cdot \left(\frac{Ts}{T0b} \right)^2 + \left(\frac{Ts}{T0b} \right) + 1 \right] \right\} \times (Ts - T0b) \quad (3.5)$$

เมื่อ Heat คือ ค่าพลังงานที่ได้จากการเผาไหม้

H^0 คือ ค่าความร้อนเริ่มต้น

A, B, C คือ ค่าคงที่ของสาร

Ts คือ อุณหภูมิของเชื้อเพลิงที่เข้า

$T0b$ คือ อุณหภูมิห้อง เท่ากับ 298.15 K

แล้วนำความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้สารทั้งสองมารวมกัน ได้เป็นพลังงานที่ได้จากการเผาไหม้เชื้อเพลิง จากนั้นทำการหาอุณหภูมิของแก๊สร้อนที่ออกจากเครื่องเผาไหม้โดยการ Trail & error โดยการเปลี่ยนค่าอุณหภูมิไปเรื่อยๆ จนแก๊สร้อนมีพลังงานเท่ากับพลังงานที่ได้จากเชื้อเพลิง

$$Cp_x = 3.355 + (5.75 \times 10^{-4} T - \frac{1.6 \times 10^3}{T^2}) \quad (3.6)$$

$$Cp = (Cp1 + Cp2) / 2 * R \quad (3.7)$$

$$H = m * Cp * (T2 - T1) \quad (3.8)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เมื่อ	C_{p_x}	คือ ค่าความจุความร้อนของอากาศที่อุณหภูมิ T ความดันคงที่
	C_p	คือ ค่าความจุความร้อนของอากาศเฉลี่ยความดันคงที่
	H	คือ ค่าพลังงานของอากาศที่ได้
	m	คือ โมลของอากาศ
	T1	คือ อุณหภูมิขาเข้า (K)
	T2	คือ อุณหภูมิขาออก (K)

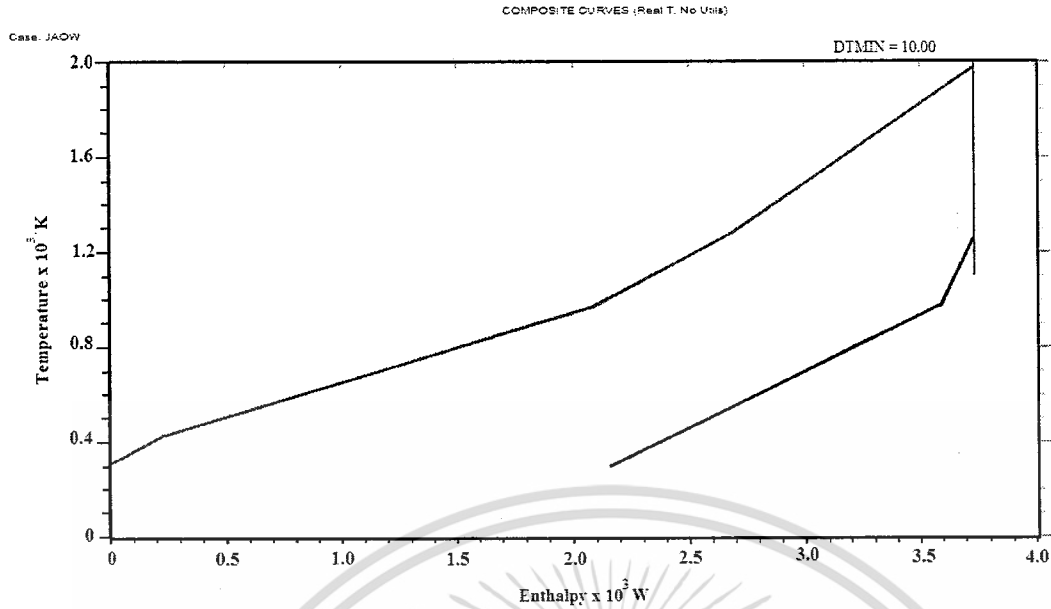
3.1.6 การจับคู่สายแลกเปลี่ยนความร้อน

การจับคู่สายแลกเปลี่ยนความร้อนในโครงการนี้จะใช้โปรแกรม Aspen Pinch ช่วยในการทำงาน เริ่มต้นด้วยการใส่ข้อมูลโดยข้อมูลที่ป้อนเข้าสู่โปรแกรมได้แก่ ชื่อสาย อุณหภูมิเข้า – ออก พลังงานของสายนั้นๆ ตัวอย่างข้อมูลดังตารางที่ 3.1 โดยพลังงานของแต่ละสายหาได้จากสมการ 3.9

$$Q = MC_p \Delta T \quad (3.9)$$

ตารางที่ 3.1 ตัวอย่างข้อมูลที่ป้อนเข้าโปรแกรม Aspen Pinch ของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ

Name	T _{in}	T _{out}	Duty	MCP	Type
	K	K	W	J/sec-K	
FEED	298.15	973.15	1163.43	1.72	COLD
PRODUCT	973.15	432.31	794.50	1.47	HOT
N2 MEM	298.15	823.15	188.48	0.36	COLD
MEMSOFC	823.15	1273.15	230.18	0.51	COLD
SOFC	1273.15	313.15	400.32	0.42	HOT
HOTGAS	2024.23	313.15	2617.95	1.53	HOT
AIR	298.15	1273.15	0.78	8×10^{-4}	COLD



รูปที่ 3.2 ผลรวมของกระแสร้อน และกระแสเย็น ในกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ

จากรูปที่ 3.2 จะเห็นว่าระบบนี้ไม่เกิดจุดพินช์ เนื่องจากสายร้อนและสายเย็นมีอุณหภูมิต่างกันมากกว่า DT_{min} ดังนั้นการจับคู่สายแลกเปลี่ยนความร้อนจะขึ้นกับค่า MC_p จากรูปที่ 3.2 จะเห็นว่าอยู่ด้านล่างพินช์ การจับคู่สายแลกเปลี่ยนความร้อนจะดูว่า ค่า MC_p ของสายร้อนจะต้องมากกว่าสายเย็นที่จับคู่ด้วย

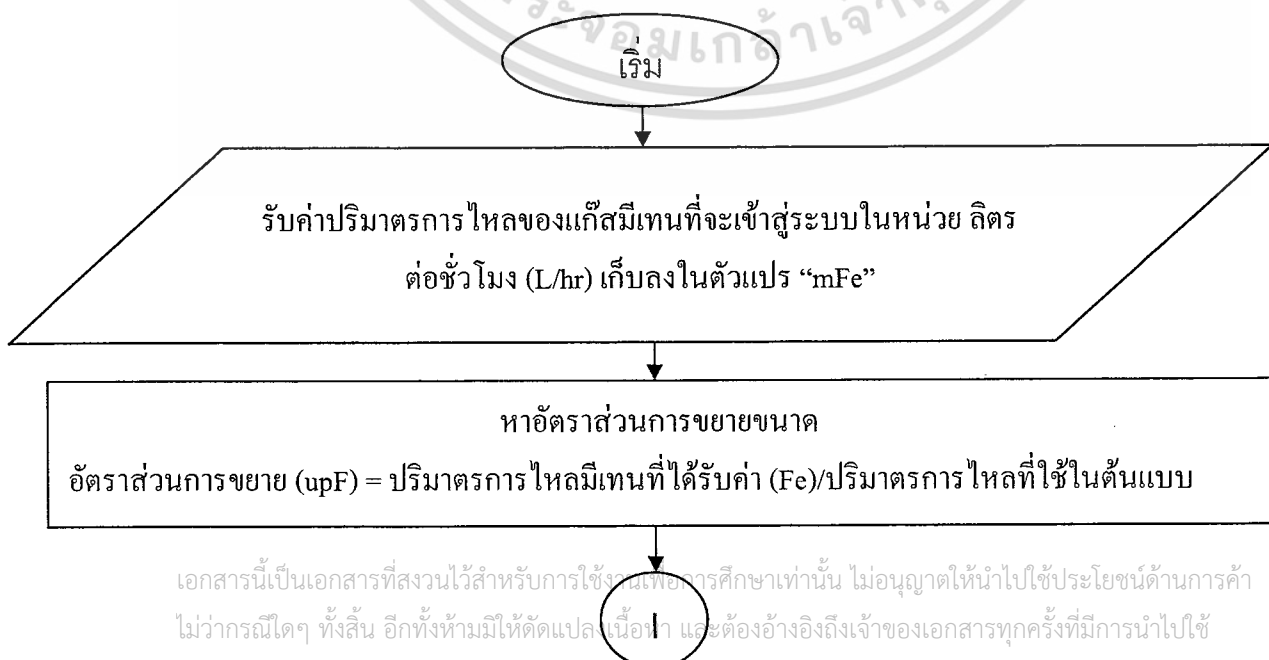
3.2 การคำนวณในกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน

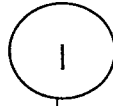
3.2.1 ขั้นตอนการทำงานในการคำนวณ

1. ทำการศึกษาและออกแบบการทำงานของระบบผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยนำมาควมรวมกับกระบวนการออกซิเดชันบางส่วน
2. จำลองระบบการทำงานโดยการใช้ความสัมพันธ์ทางคณิตศาสตร์ออกแบบระบบการทำงานของอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน
3. จัดทำแผนผังขั้นตอนการทำงานของลำดับความคิด
4. นำลำดับความคิดที่เป็นแผนผังขั้นตอนการทำงานและความสัมพันธ์ทางคณิตศาสตร์ เขียนลงในเทอร์โบซีพลาสติก คอมพิวเตอร์ ซึ่งอุปกรณ์ที่ใช้ในการจัดการความสัมพันธ์ทางคณิตศาสตร์
5. จัดระบบแสดงผล และตั้งค่าโปรแกรมในรูปแบบไฟล์ค้อทอิเอ็กอี (File.exe) ซึ่งทำงานบนระบบวินโดว (Window) ในรูปพื้นฐาน
6. ทำการตรวจสอบโปรแกรมและทดสอบข้อมูลการทำงาน
7. เปรียบเทียบข้อมูลที่ได้จากการทำงานของโปรแกรมกับระบบผลิตไฟฟ้าที่อยู่ใช้จริง

3.2.2 แผนผังขั้นตอนการทำงาน

3.2.2.1 แผนผังขั้นตอนการทำงานของฟังก์ชันหลัก (function main()) การคำนวณสถานะในระบบหลัก





คำนวณหาอัตราไหลเชิง โมลของแก๊สต่างๆ ที่ได้ออกมาจากเครื่องปฏิกรณ์โดยคิดเทียบกันเป็นอัตราส่วนจากการทดลองต้นแบบ

อัตราการไหลโดย โมลสารนั้น = อัตราส่วนการขยาย * อัตราการไหลโดย โมลของสารนั้นจากการทดลองต้นแบบ

หาปริมาณการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา สารเติมแต่ง และตัวรองรับ ต่อหนึ่งเครื่องปฏิกรณ์ที่ต้องใช้โดยคิดตามลำดับดังนี้

ตัวเร่งปฏิกิริยา Fe_2O_3 ที่ใช้ = อัตราส่วนการขยาย * ตัวเร่งปฏิกิริยา Fe_2O_3 ที่ใช้ในการทดลองต้นแบบ

สารเติมแต่ง Rh_2O_3 ที่ใช้ = อัตราส่วนการขยาย * สารเติมแต่ง Rh_2O_3 ที่ใช้ในการทดลองต้นแบบ

ตัวรองรับ Y_2O_3 ที่ใช้ = อัตราส่วนการขยาย * ตัวเร่งปฏิกิริยา Y_2O_3 ที่ใช้ในการทดลองต้นแบบ

ส่งค่าอัตราส่วนความดัน โดยกำหนดค่าที่เหมาะสมคือ 11 ไปยังฟังก์ชัน commemb()

commemb(rpb);

รับค่าอุณหภูมิขาเข้าของเครื่องอัดแก๊สผสมจากฟังก์ชัน commemb() เก็บในตัวแปร Tmb

Tmb=commemb(rpb);

กำหนดให้ความดันแก๊สผสมขาออกจากเครื่องอัดแก๊สก่อนเข้าระบบการแยกแก๊สด้วยเมมเบรน มีค่าเท่ากับ อัตราส่วนความดัน โดยกำหนดค่าที่เหมาะสมคือ 11

Ph = rpb

คำนวณอัตราการเชิง โมลรวมในสายที่ออกจากเครื่องอัดแก๊สก่อนเข้าระบบการแยกแก๊สด้วยเมมเบรน

$$\text{Totalmolfeed} = \text{NH}_2\text{O} + \text{NCO} + \text{NCO}_2 + \text{NCH}_4 + \text{NH}_2;$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



II

หาอัตราการไหลเชิงปริมาตรของแก๊สผสมที่ออกจากเครื่องอัดอัดแก๊สก่อนเข้าระบบการแยกแก๊สด้วยเมมเบรนด้วยสมการแก๊สอุดมคติ $PV = nRT$

$$Q_{tf} = (\text{totalmolfeed}) \cdot (R_h) \cdot (T_{mb}) / (P_{tf});$$

คำนวณพลังงานที่ต้องการใช้ของเครื่องอัดแก๊สจากสมการ

$$Power = \left(\frac{3.03 \times 10^{-5}}{\gamma} \right) P_{in} Q_{in} \left[\left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\gamma} - 1 \right]$$

และนำค่ากำลังที่ได้เก็บในตัวแปร Energycomp

ส่งค่า NH₂O , NCO , NH₂ , NCO₂ , NCH₄, Ph เข้าสู่ฟังก์ชัน membrane() เพื่อทำการคำนวณ membrane(NH₂O , NCO , NH₂ , NCO₂ , NCH₄, Ph);

หาอัตราการไหลเชิงโมลของแก๊สเฉื่อยที่ใช้เป็นสายสวீป (sweep) ในระบบการแยกแก๊สด้วยเมมเบรน โดยใช้สมการแก๊สอุดมคติ และเก็บค่าที่หาได้ลงในตัวแปร molint

$$\text{molint} = (P_{int}) \cdot (Q_{int}) / (R_h) / (T_s);$$

กำหนดให้ตัวแปร SH₂ และ RH₂ เก็บค่าอัตราการไหลเชิงโมลของแก๊สไฮโดรเจนของสายเพอร์มิเอต (Permeate) และรีเทนเทต (Retentate) ตามลำดับ

$$SH_2 = (\text{Summolper}) \cdot (\text{ratioup});$$

$$RH_2 = (x_{\text{molfeed}}) \cdot (\text{ratioun});$$

หาค่ากระแสไฟฟ้าที่เกิดจากเซลล์เชื้อเพลิง โดยใช้สมการ $I = JAnF$

$$J = SH_2 / 3600;$$

$$I = (J) \cdot (A) \cdot (2) \cdot (96284);$$

III

III

คำนวณหาพื้นที่ผิวสัมผัสของอิเล็กโทรไลต์และหาความต้านทานของเซลล์เชื้อเพลิง

โดยใช้สมการต่อไปนี้ตามลำดับ พื้นที่ = กว้าง*ยาว , $R = \frac{l \cdot \rho}{A}$

$$A=(W).(L);$$

$$R=6.25(thic)/(A);$$

หาค่ากำลังไฟฟ้าที่ได้จากเซลล์เชื้อเพลิง โดยใช้สมการ $P = I^2 * R$

$$Po=I^2.R;$$

ส่งค่า RH2,NCH4,Ts,xRH2,xCH4 เข้าสู่ฟังก์ชัน energy() เพื่อทำการคำนวณค่าพลังงานความร้อนที่เกิดจากการเผาไหม้ของแก๊สผสมในสายรีเทนเทรต และให้ตัวแปร Hcomb รับค่าพลังงานจากฟังก์ชันนี้กลับสู่ฟังก์ชันหลัก

$$Hcomb=energy(RH2,NCH4,Ts,xRH2,xCH4);$$

ทำการคำนวณความดันในระบบแก๊สเทอร์ไบน์ โดยใช้ค่าอัตราส่วนอัดเป็นตัวดำเนินการ ซึ่งค่าที่ใช้สำหรับส่วนนี้จะกำหนดให้อัตราส่วนอัดเป็น 16

$$P2=(P1).(rp);$$

$$P4=P1;$$

$$P3=P2;$$

ส่งค่าอุณหภูมิขาเข้าของอากาศและอัตราส่วนอัดของเครื่องอัดอากาศในระบบแก๊สเทอร์ไบน์ ไปยังฟังก์ชัน compress() เพื่อให้ได้อุณหภูมิของอากาศที่ออกจากเครื่องอัดอากาศ

$$temp=compress(T1,rp);$$

$$T2=temp;$$

IV

IV

ส่งค่าอุณหภูมิที่ออกจากเครื่องอัดอากาศและตัวแปร RH2,NCH4,Hcomb ไปยังฟังก์ชัน combus() เพื่อหาอุณหภูมิที่ออกจากห้องเผาไหม้

temp=combus(T2,RH2,NCH4,Hcomb);
T3=temp;

ส่งค่า T3,rp เข้าไปยังฟังก์ชัน turbine() เพื่อหาอุณหภูมิที่ออกจากเทอร์ไบน์

T4=turbine(T3,rp);

ส่งค่าอุณหภูมิ T1,T2,T3,T4 ไปยังฟังก์ชัน interpolate() เพื่อทำการคำนวณค่าเอนทัลปี

หาพลังงานสุทธิที่ได้จากระบบแก๊สเทอร์ไบน์ โดยเป็นการหักลบพลังงานที่เกิดขึ้นและพลังงานที่ใช้ไปของระบบ

Entrapy[5]=(Entrapy[3]-Entrapy[4]) - (Entrapy[2]-Entrapy[1]);

หาค่าประสิทธิภาพ โดยใช้สมการประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเบรยตัน

$$\eta_{th,Brayton} = 1 - \frac{1}{r_p^{(k-1)/k}}$$

หาค่ากำลังสุทธิในการแลกเปลี่ยนความร้อนหลังจากทำพินช์ (Pinch) โดยเทียบจากข้อมูลต้นแบบแล้วคูณปริมาตร การไหล แล้วจึงทำการหักลบระหว่างกำลังที่ต้องการให้เข้ากับกำลังที่ได้ทั้งหมดของการผลิต

Qphot = (Qphotset).(Fe)/(setP);

Qpcool = (Qpcoolset).(Fe)/(setP);

Powernet = Powernet- Qpcool;

ทำการแสดงผลข้อมูลที่ได้จากการคำนวณ

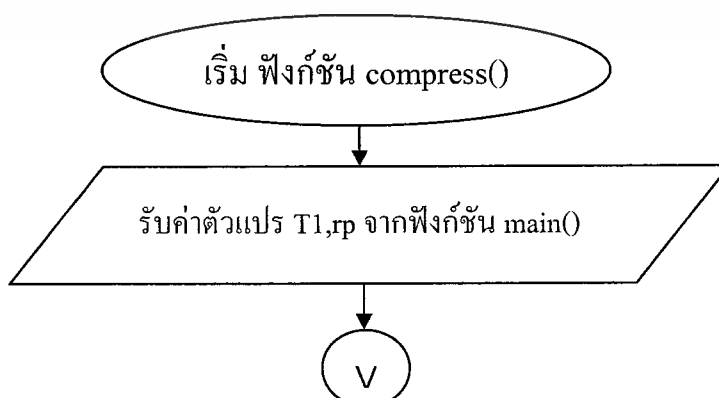
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้เฉพาะในการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จบ

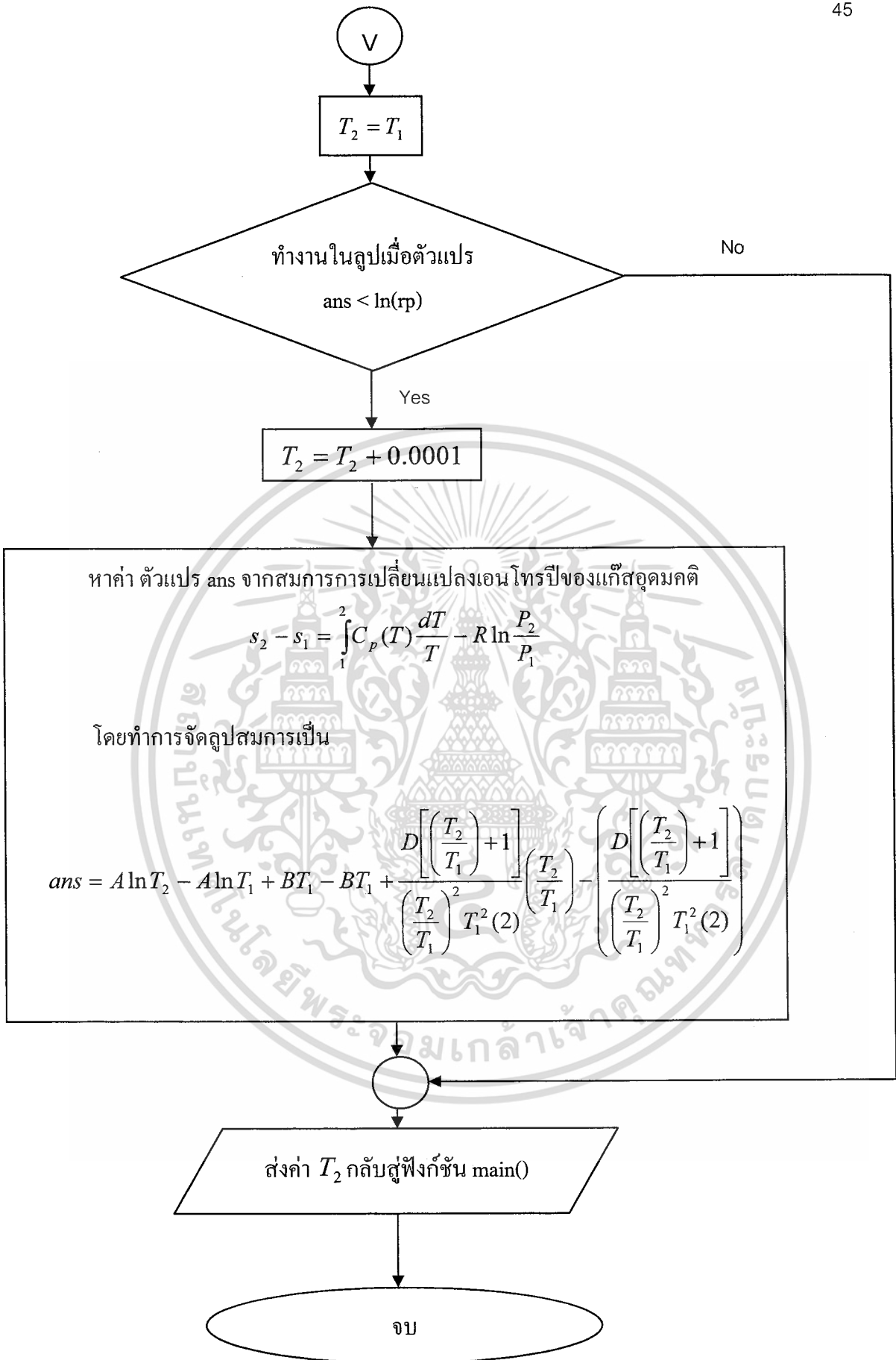
3.2.2.2 แผนผังขั้นตอนการทำงานของฟังก์ชันเอนเนอร์จี (function energy()) เพื่อหาค่าพลังงานจากการเผาไหม้ของแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สมีเทน



3.2.2.3 แผนผังขั้นตอนการทำงานของฟังก์ชันคอมเพรส (function compress()) เพื่อคำนวณสถานะของเครื่องอัดอากาศในระบบแก๊สเทอร์ไบน์



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

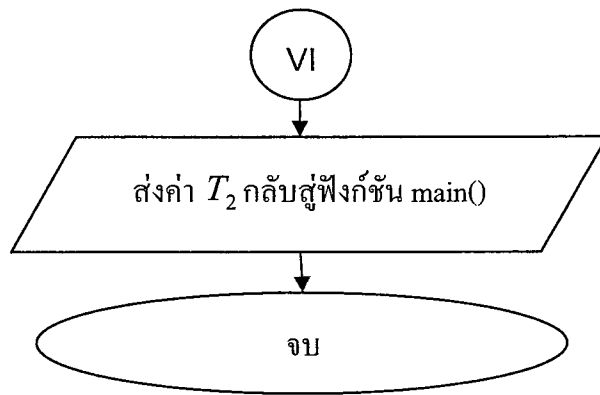


3.2.2.4 แผนผังขั้นตอนการทำงานของฟังก์ชันคอมบัส (function combus())

เพื่อคำนวณสถานะของห้องเผาไหม้ในระบบแก๊สเทอร์ไบน์

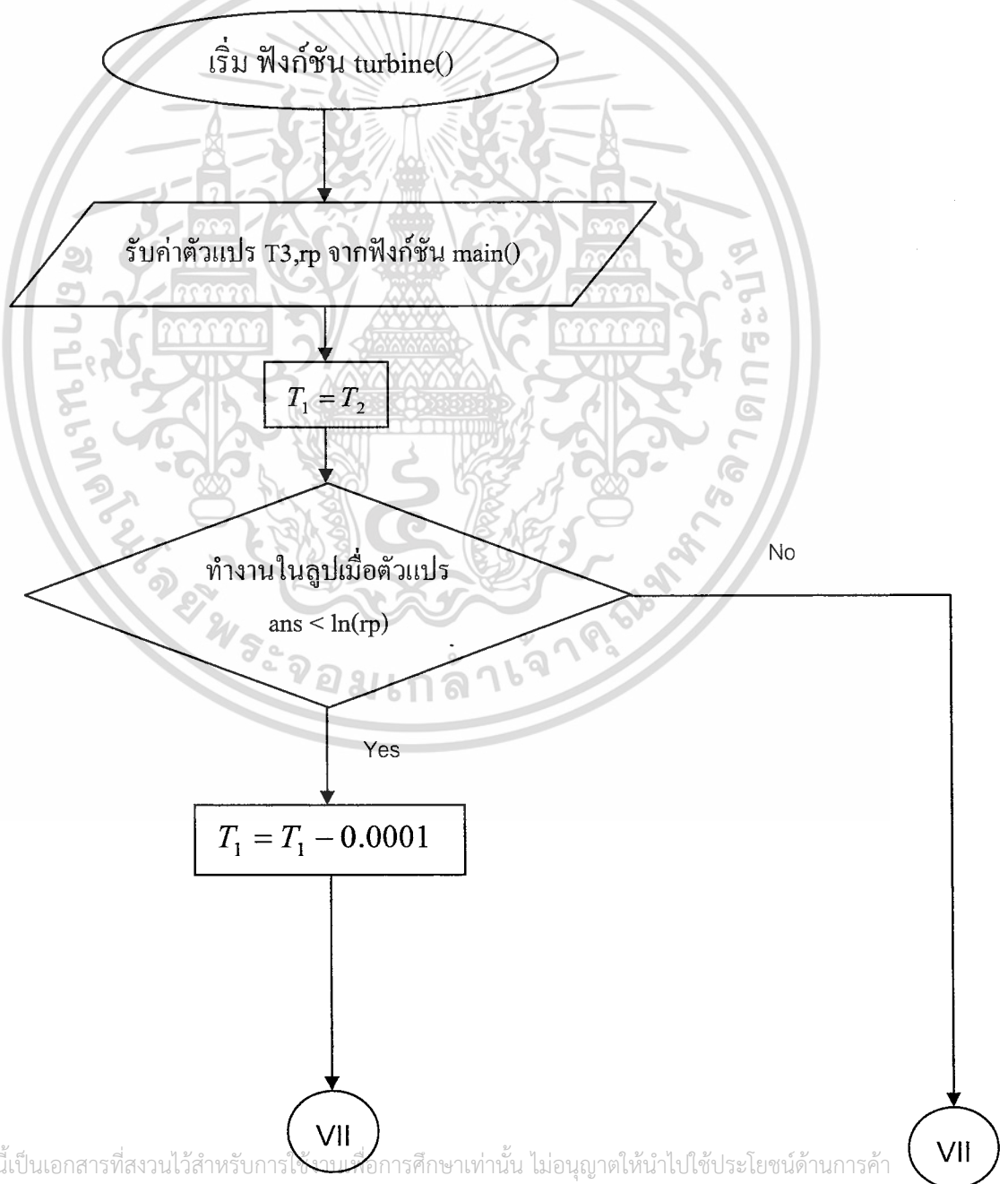


เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้เพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

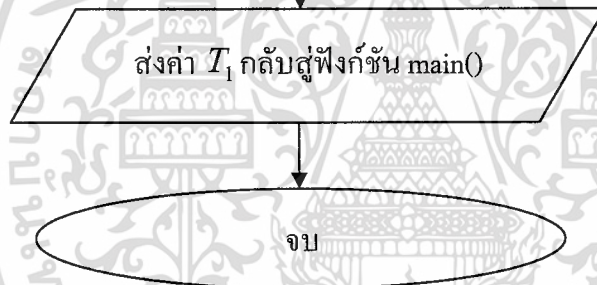
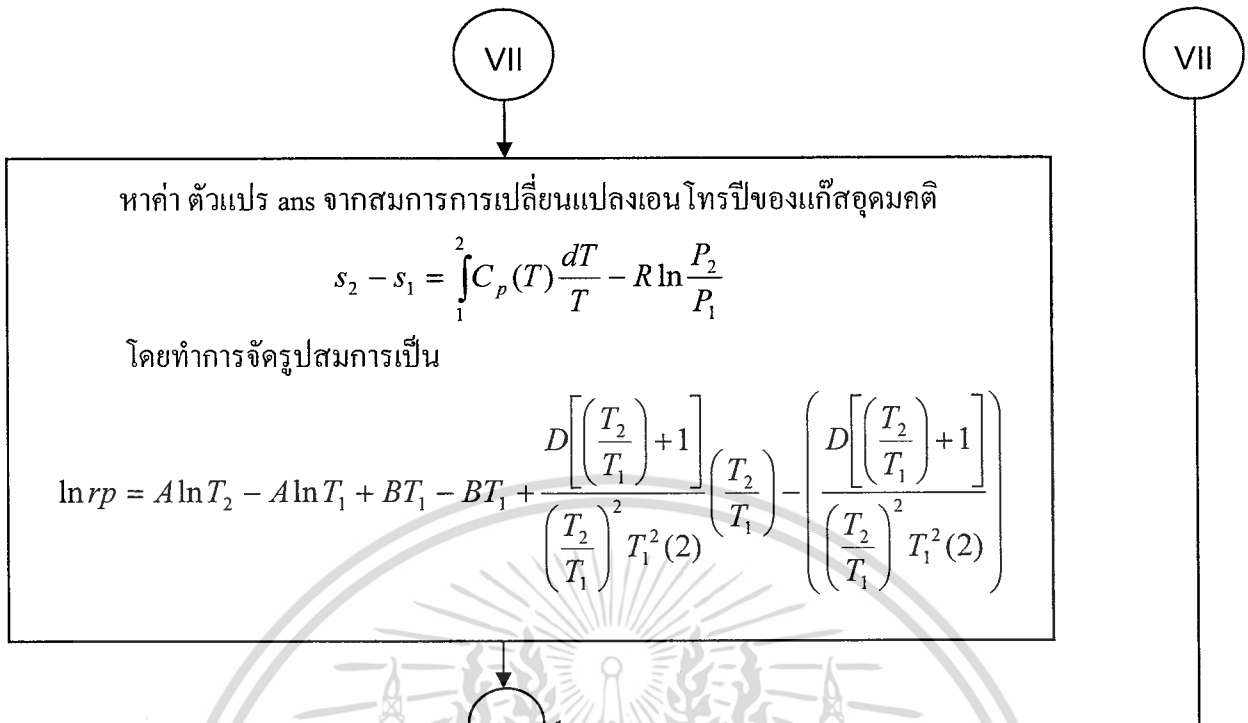


3.2.2.5 แผนผังขั้นตอนการทำงานของฟังก์ชันเทอร์ไบน์ (function turbine)

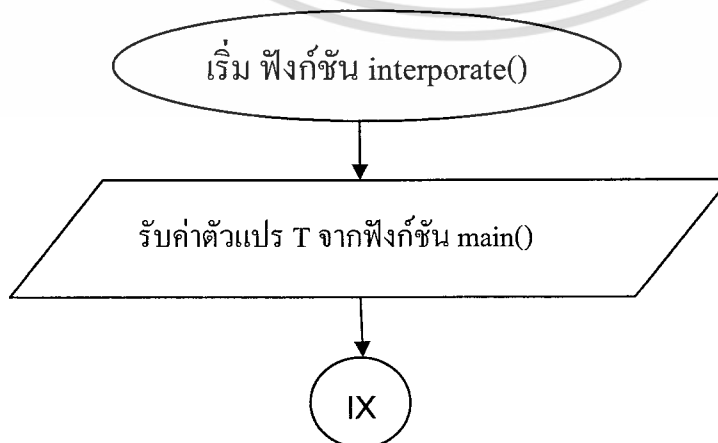
เพื่อคำนวณสถานะของกังหันแก๊สในระบบแก๊สเทอร์ไบน์



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



3.2.2.6 แผนผังการทำงานของฟังก์ชันอินเทอร์โพรต (function interperate)) เพื่อคำนวณค่าเอนทัลปีของอากาศ ในระบบแก๊สเทอร์ไบน์



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

IX

หาค่าเอนทัลปีจากสมการที่ได้จากการเขียนกราฟระหว่าง ค่าเอนทัลปีของอากาศ (J/g) กับอุณหภูมิ (K) คือ

$$h = -9 \times 10^{-11} T^4 + 2 \times 10^{-7} T^3 - 7 \times 10^{-5} T^2 + 0.998 T + 2.285$$

โดยกราฟพบว่ามีความสัมพันธ์การตัดสีนใจ (r^2) = 1

ส่งค่า h กลับสู่ฟังก์ชัน main()

จบ

3.2.2.7 แผนผังขั้นตอนการทำงานของฟังก์ชันเมมเบรน (function membrane())

เพื่อคำนวณสถานะการทำงานของระบบแยกแก๊สไฮโดรเจนด้วยเมมเบรนชนิดโลหะแพลเลเดียม (Palladium membrane)

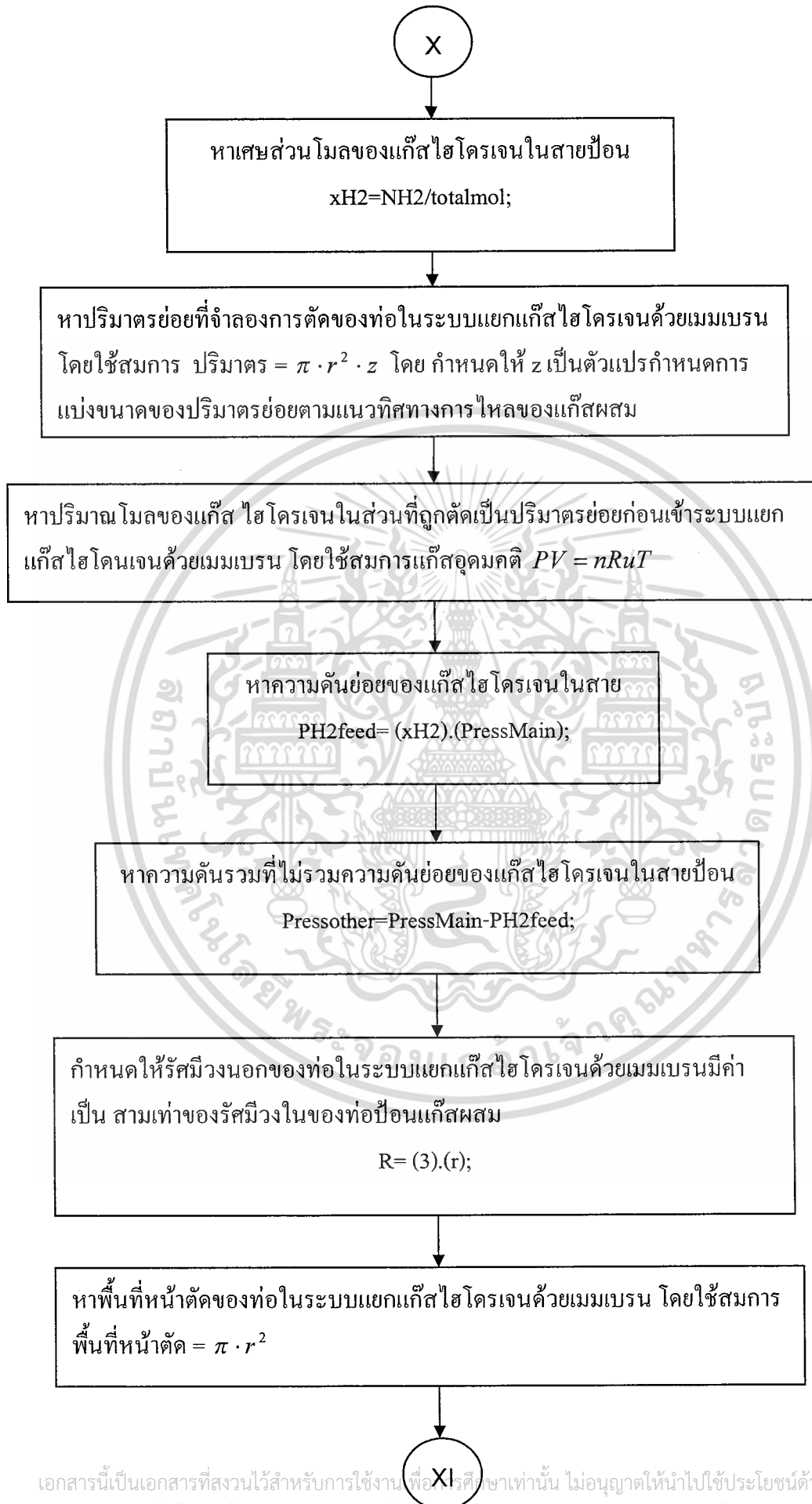
เริ่ม ฟังก์ชัน membrane()

รับค่าตัวแปร NH₂O ,NCO ,NH₂ ,NCO₂ ,NCH₄,Ph จากฟังก์ชัน main()

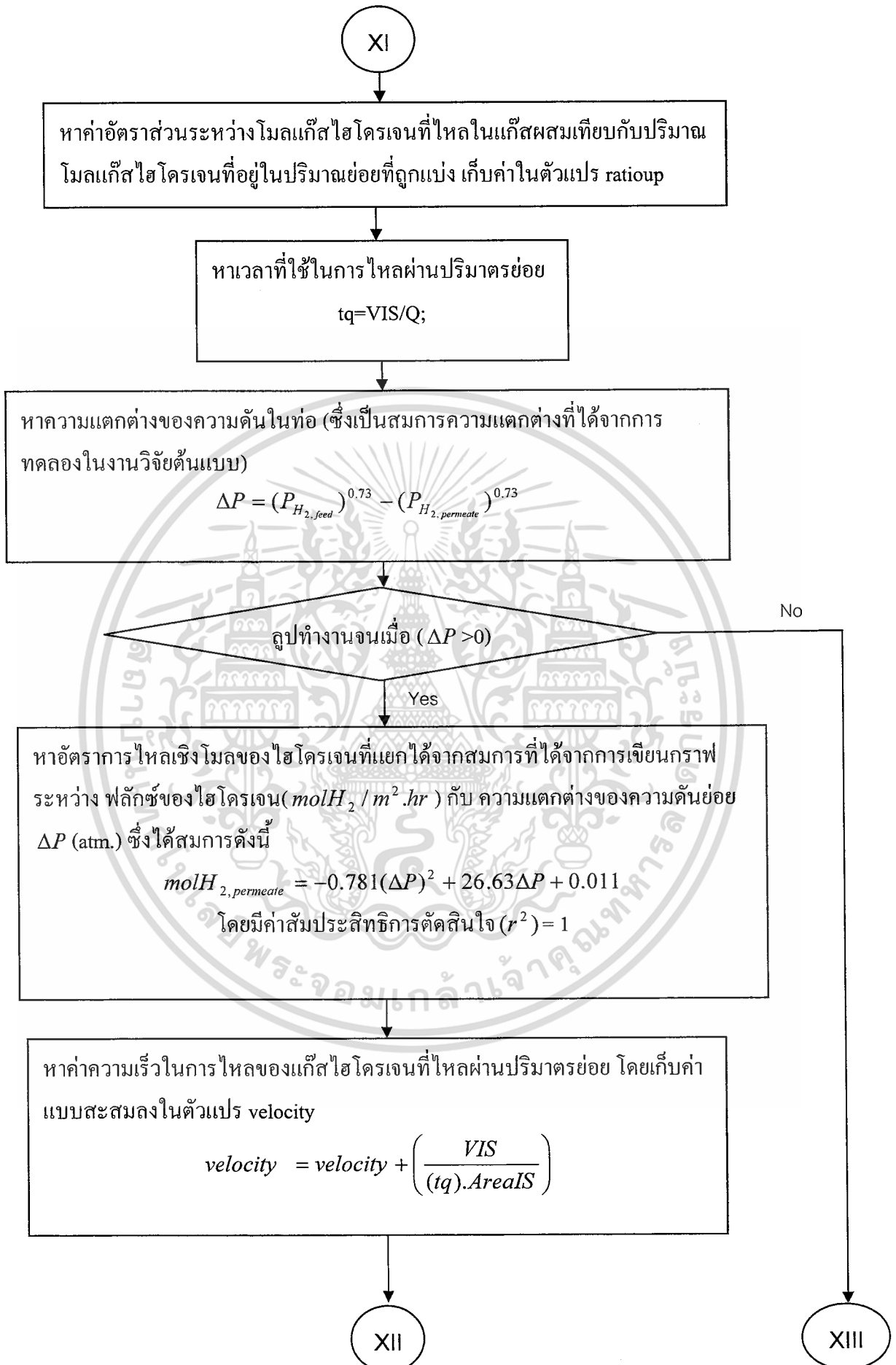
รับคาร์สมิของท่อที่ใช้ในการป้อนแก๊สผสมเข้าสู่ระบบแยกแก๊สไฮโดรเจนด้วยเมมเบรน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

X



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

XII

หาค่าความดันของแก๊สไฮโดรเจนใหม่ของสายป้อนหลังจากที่ได้ผ่านไปในระบบแยกแก๊สไฮโดรเจนด้วยเมมเบรน ในระยะ z โดยใช้สมการแก๊สอุดมคติได้ว่า

$$\frac{P_2}{mol_2} = \frac{P_1}{mol_1}$$

หาค่าความดันของแก๊สไฮโดรเจนใหม่ของเพอร์มิเอต (Permeate) หลังจากที่ได้ผ่านไปในระบบแยกแก๊สไฮโดรเจนด้วยเมมเบรน ในระยะ z โดยใช้สมการแก๊สอุดมคติได้ว่า และให้ตัวแปร PH_{2per} เริ่มต้นมีค่าเป็นศูนย์และจะทำงานแบบสะสมค่า

$$P_2 = P_1 + \frac{mol \cdot Ru \cdot T}{V_{constan t}}$$

หรือ

$$PH_{2per} = PH_{2per} + \left(\frac{xmolper \cdot Ru \cdot T}{VOS} \right)$$

หาเวลาใหม่ที่แก๊สไฮโดรเจนใช้ในการไหลผ่านปริมาตรย่อย โดยใช้สมการแก๊สอุดมคติ

$$T_2 = \left(\frac{P_2}{P_1} \cdot \frac{mol_1}{mol_2} \right) \cdot T_1$$

หาความแตกต่างของความดันในท่อ (ซึ่งเป็นสมการความแตกต่างที่ได้จากการทดลองในงานวิจัยต้นแบบ)

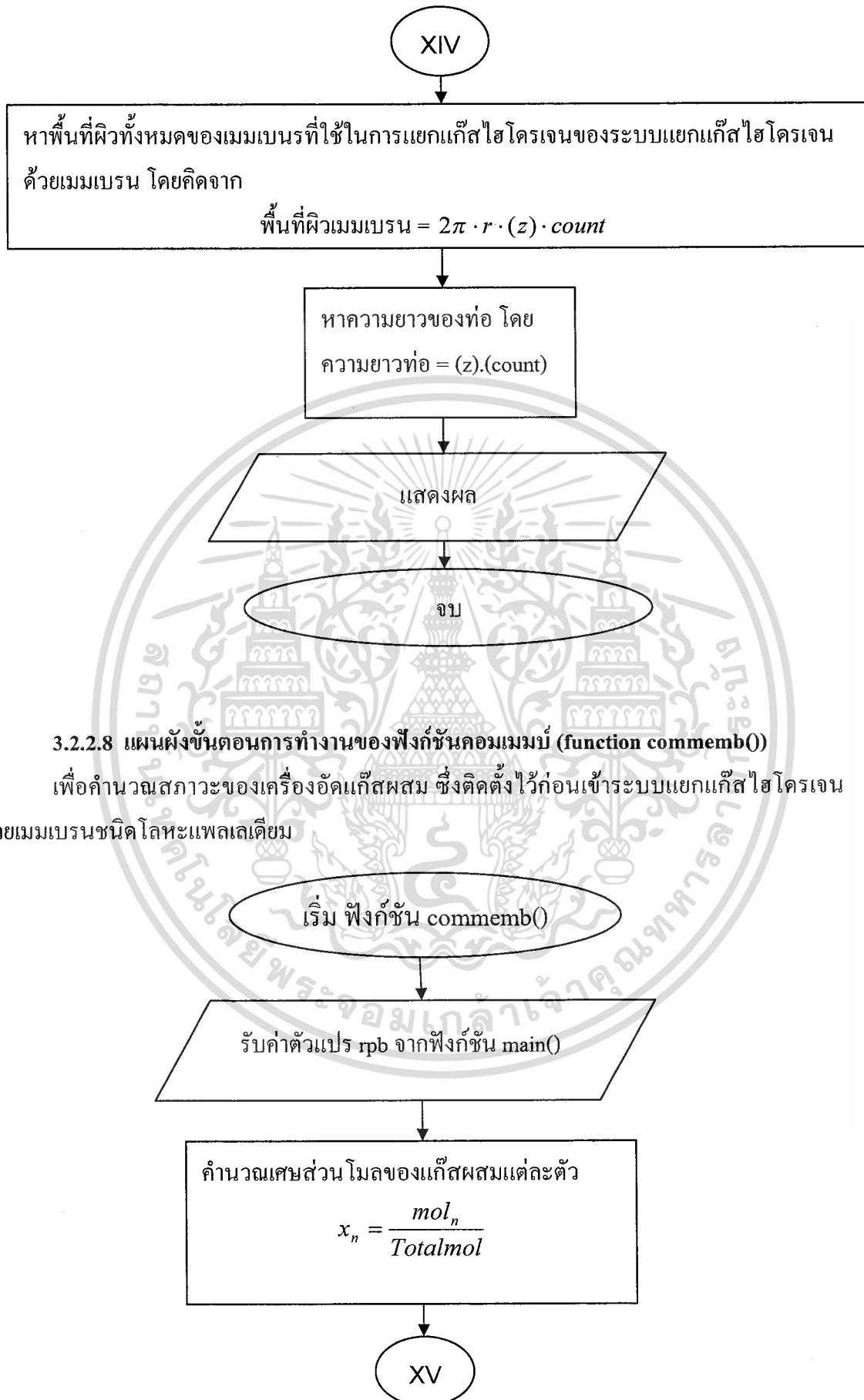
$$\Delta P = (P_{H_2, feed})^{0.73} - (P_{H_2, permeate})^{0.73}$$

ให้ตัวแปร Summolpermeate สะสมค่าของแก๊สไฮโดรเจนที่ไหลผ่านเมมเบรนมาได้

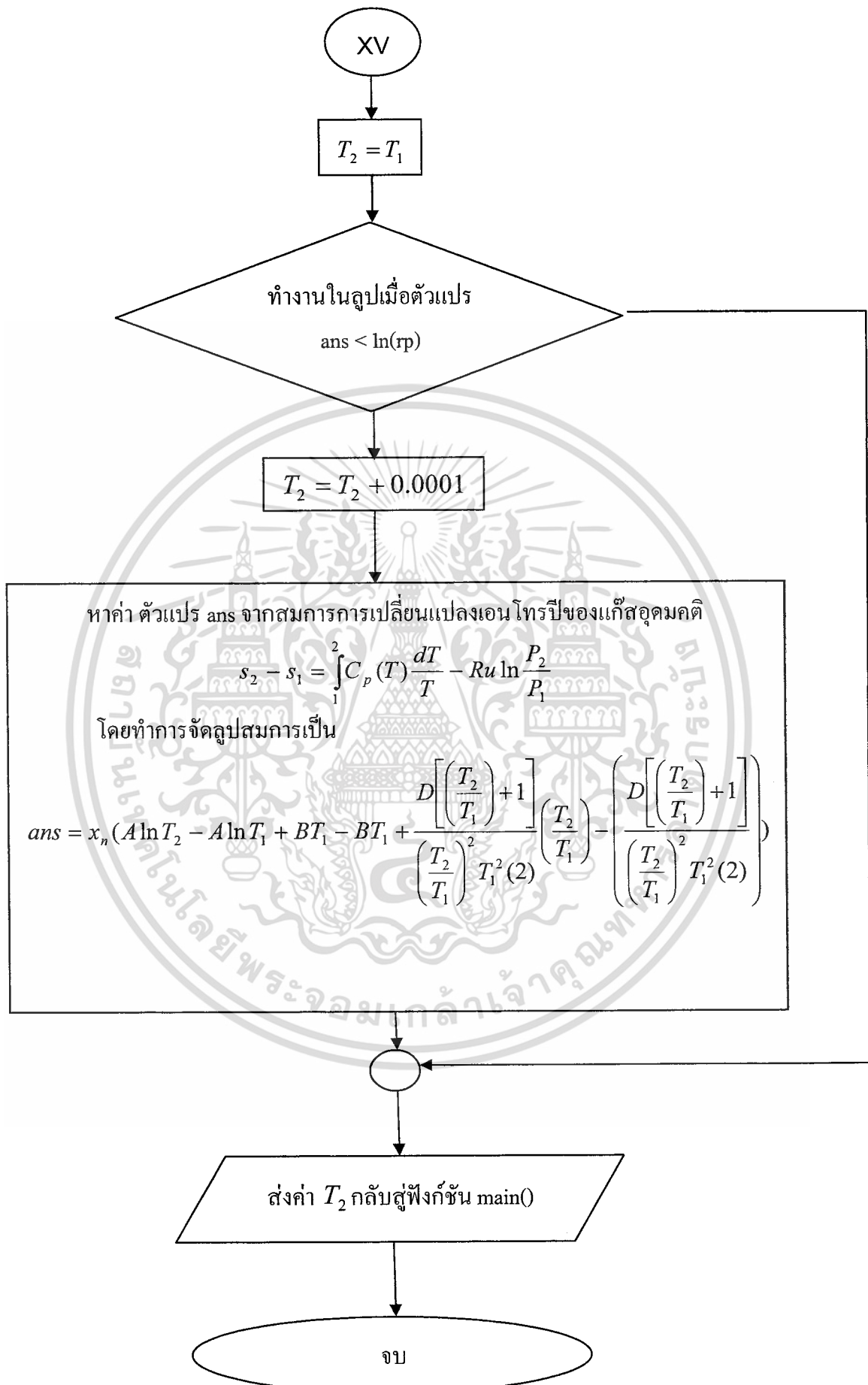
ให้ตัวแปร count เป็นตัวแปรที่นับค่าจำนวนรอบของลูบที่ทำงาน

XI

XIII



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



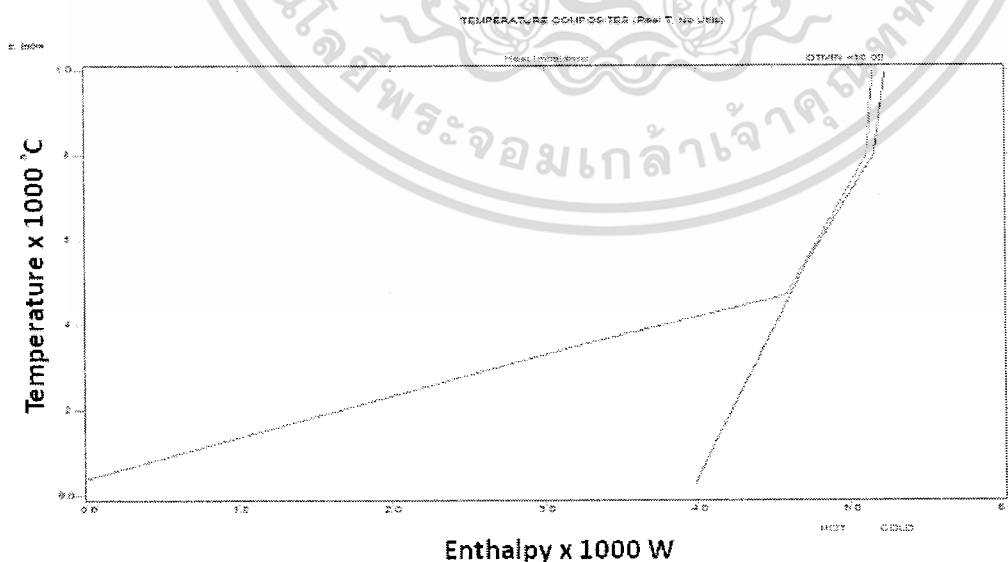
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.2.3 การแลกเปลี่ยนความร้อนในระบบโดยใช้หลักการพินช์ (Pinch)

การจับคู่สายแลกเปลี่ยนความร้อน ในโครงการนี้จะใช้โปรแกรม Aspen Pinch ช่วยในการทำงาน เริ่มต้นด้วยการใส่ข้อมูล โดยข้อมูลที่ป้อนเข้าสู่โปรแกรมได้แก่ ชื่อสาย อุณหภูมิเข้า – ออก พลังงานของสาย นั้นๆ ตัวอย่างข้อมูลดังตารางที่ 3.2 โดยพลังงานของแต่ละสายหาได้จากสมการ $Q = MC_p\Delta T$

ตารางที่ 3.2 ตัวอย่างข้อมูลที่ป้อนเข้าโปรแกรม Aspen Pinch 11.1 ของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน

ชื่อ (สาย)	อุณหภูมิขาเข้า (K)	อุณหภูมิขาออก (K)	กำลังความร้อน (J/s)	ค่าความจุความร้อน (J/mol. °C)	ชนิด
1	25	800	714.76	74.44	เย็น
2	25	800	332.26	34.61	เย็น
3	800	35	325.83	34.60	ร้อน
4	800	350	446.10	52.77	ร้อน
5	550	1000	144.50	31.82	เย็น
6	1000	350	130.90	33.56	ร้อน
7	25	1000	70.75	35.49	เย็น
8	470	40	4252.19	31.42	ร้อน



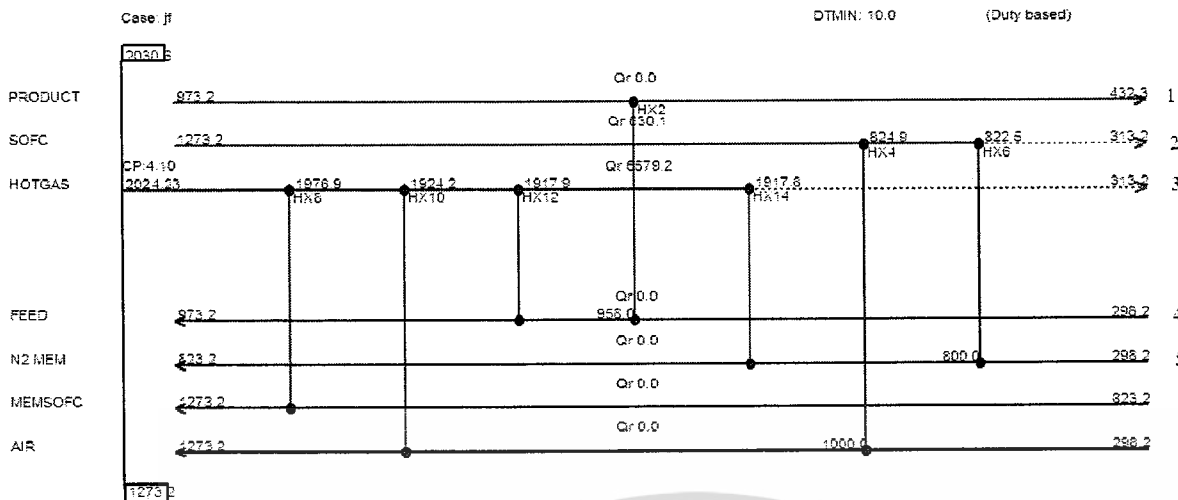
รูปที่ 3.3 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ (°C) กับค่าเอนทัลปี (W) ของกระแสร้อนและกระแสเย็น

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จากรูปที่ 3.3 เป็นรูปภาพแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ (K) กับค่าเอนทัลปี (J/g) ของกระแสร้อนและกระแสนเย็น ซึ่งได้จากการแลกเปลี่ยนพลังงานความร้อนด้วยโปรแกรม Aspen Pinch 11.1 โดยกำหนดใช้แลกเปลี่ยนทางอุณหภูมิ (ΔT_{\min}) อยู่ที่ 10°C ซึ่งพบว่าจุดพินช์จะมีอุณหภูมิอยู่ที่ 555°C หรือ ดังรูปที่ 3.3



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 4.2 แผนภาพแสดงการถ่ายเทความร้อนของสายร้อนและสายเย็นกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยการผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ

จากรูปที่ 4.2 จะเห็นได้ว่า มีพลังงานเหลืออยู่ในสายร้อน โดยพลังงานในสายที่ 3 เป็นแก๊สร้อนจากการเผาไหม้ พลังงานที่เหลืออยู่มีปริมาณมาก และค่าความดันของสายนี้ค่อนข้างสูง จึงนำไปปั่นเทอร์ไบน์ เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า ส่วนในสายที่ 2 เป็นสายที่ออกจากเซลล์เชื้อเพลิง เมื่อผ่านการแลกเปลี่ยนความร้อนแล้วจะเหลือพลังงานอยู่จำนวนหนึ่ง แต่ว่าสายนี้ค่าความดันที่มีอยู่นั้นมีค่าประมาณความดันบรรยากาศ ทำให้ไม่สามารถนำไปปั่นกังหันเทอร์ไบน์ได้ ความร้อนในสายนี้จึงต้องนำไปให้กับระบบอื่น เช่น ถ้ากระบวนการนี้อยู่ในโรงงานอุตสาหกรรมอาจจะนำพลังงานในส่วนนี้ไปให้ความร้อนกับยูนิตอื่นๆ ได้

ตารางที่ 4.1 แสดงข้อมูลพลังงานที่เหลือออกจากการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ

ชื่อ (สาย)	อุณหภูมิที่ได้ (°C)	อุณหภูมิเป้าหมาย (°C)	กำลังความร้อน (J/s)	สถานะ
1	159.15	159.15	0	-
2	549.45	40	630.1	คาย
3*	1751.08	40	6,553	คาย
4	700	700	0	-
5	550	550	0	-
6	1,000	1000	0	-
7	1,000	1000	0	-

หมายเหตุ: *สายที่ 3 พลังงานที่เหลือนำไปหมุนกังหันเทอร์ไบน์

เอกสารนี้เป็นเอกสารลิขสิทธิ์ของโรงเรียนเพื่อใช้ในการศึกษาเท่านั้น เมื่ออนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.1.3 ผลการทดสอบการทำงานโดยป้อนแก๊สมีเทนเข้าระบบ 1000 ลิตรต่อชั่วโมง ที่อุณหภูมิ 25 °C ความดัน 1 บรรยากาศ ได้ผลดังนี้

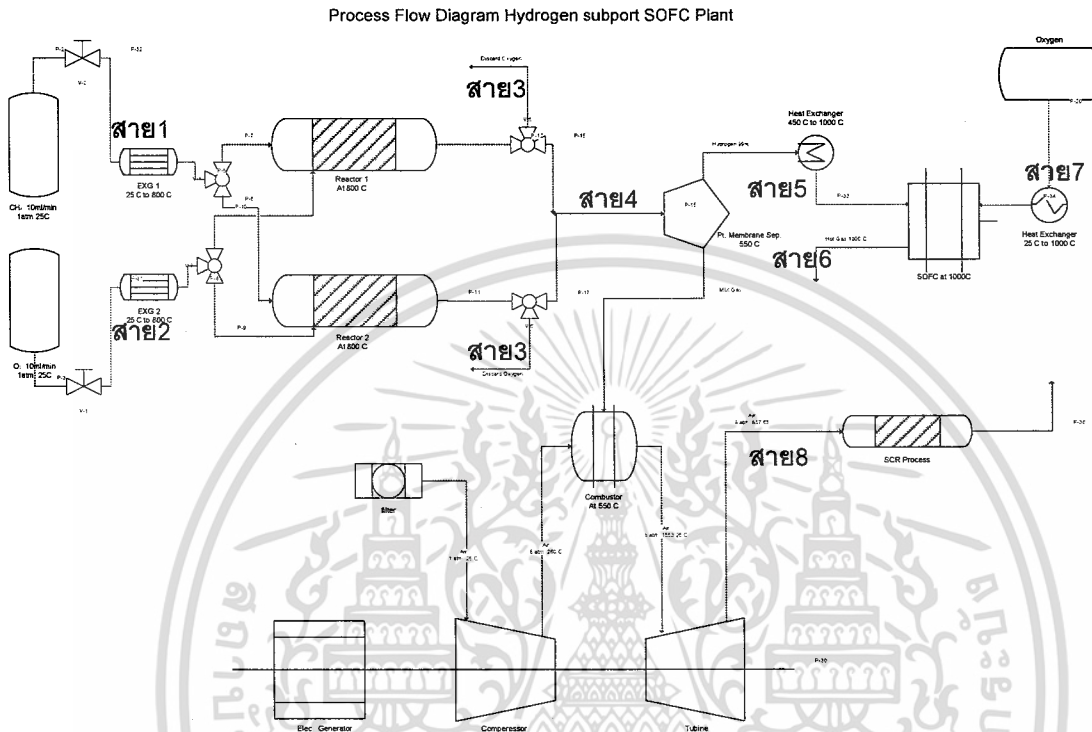
ตารางที่ 4.2 แสดงข้อมูลที่ได้จากการคำนวณกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยการผลิไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ

เรื่อง	ผลที่ได้	หน่วย
ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์ MSR	73.66	mol/h
ปริมาณแก๊สมีเทนที่เหลือจากเครื่องปฏิกรณ์ MSR	28.82	mol/h
ขนาดเครื่องปฏิกรณ์		
- ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยา NSAC	0.688	kg
พลังงานที่ใส่ให้เครื่องปฏิกรณ์	1,524.83	W.
การแยกแก๊สไฮโดรเจนที่ด้วยเมมเบรน :		
- สายเพอร์มิเอต	58.93	mol/h
- สายรีเทนเทรต	14.73	mol/h
SOFC :		
- กำลังไฟฟ้า	2,367.89	W.
Compressor :		
- กำลังไฟฟ้า	1,433.10	W.
Gas turbine :		
- กำลังไฟฟ้า	3,463.69	W.
Pinch :		
- พลังงานที่ต้องกำจัดทิ้ง	630.1	W.
พลังงานสุทธิ	2,873.65	W.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

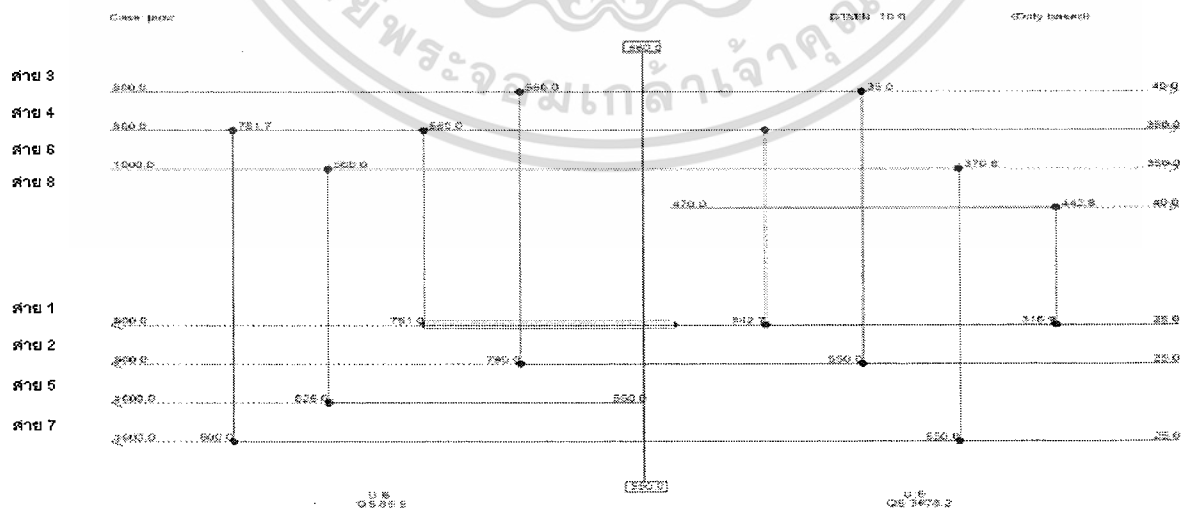
4.2 ผลการดำเนินงานของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน (POX)

4.2.1 การเชื่อมต่ออุปกรณ์ในระบบ จะได้ภาพของการเชื่อมโยงอุปกรณ์ ดังรูปที่ 4.4



รูปที่ 4.4 การเชื่อมโยงอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน

4.2.2 ผลการทำพินช์ ซึ่งได้ข้อมูล ดังรูปที่ 4.4



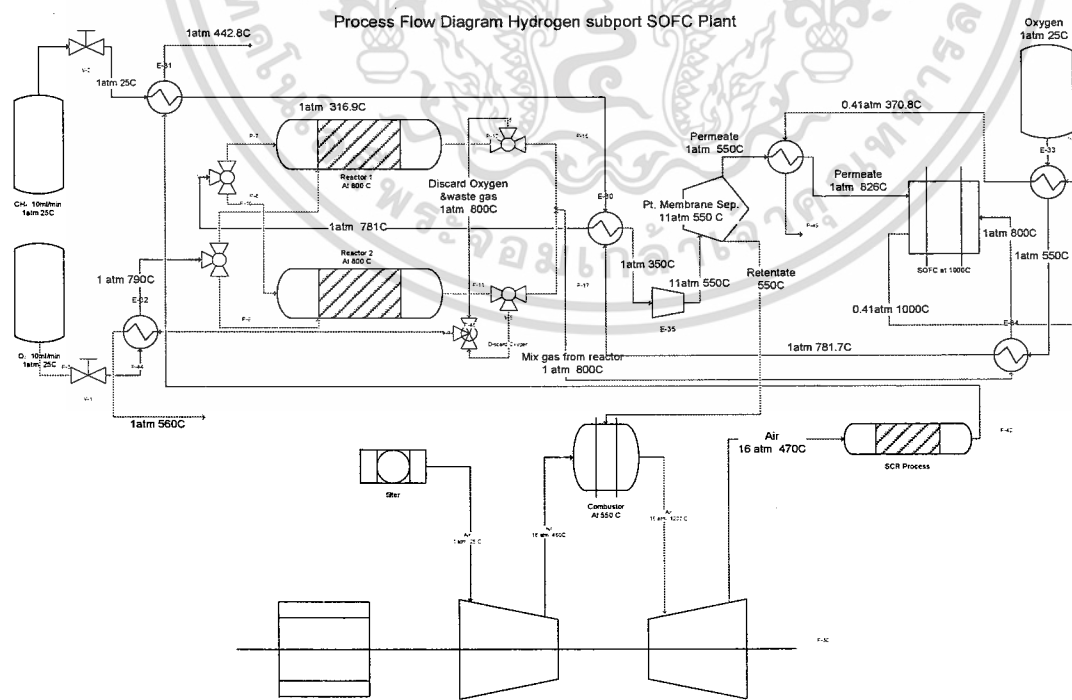
รูปที่ 4.5 แผนภาพแสดงการถ่ายเทความร้อนของสายร้อนและสายเย็น

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จากรูปที่ 4.5 จะทราบได้ว่าสายใดมีอุณหภูมิเข้าและขาออกเป็นอย่างไรและผลสุดท้าย จะต้องการพลังงานหรือต้องการคายพลังงานออกเท่าใด โดยสรุปได้ดังตารางต่อไปนี้

ตารางที่ 4.3 แสดงแสดงข้อมูลพลังงานที่เหลือออกจากการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน

ชื่อ (สาย)	อุณหภูมิขาออก ($^{\circ}\text{C}$)	อุณหภูมิเป้าหมาย ($^{\circ}\text{C}$)	กำลังความร้อน (J/s)	ค่าความจุความร้อน ($\text{J/mol.}^{\circ}\text{C}$)	สถานะ
1	781	800	17.52	74.44	ดูด
2	790	800	4.28	34.60	ดูด
3	35	35	0	34.60	คาย
4	350	350	0	52.77	คาย
5	826	1000	55.87	31.82	ดูด
6	370.8	350	0.23	33.56	คาย
7	800	1000	14.51	35.49	ดูด
8	442.8	40	3983.22	31.42	คาย



รูปที่ 4.6 การเชื่อมโยงอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงโดยผลิตไฮโดรเจน ด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน หลังจากปรับปรุงกระบวนการด้วยการทำพินช์ ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.2.3 ผลการทดสอบการทำงาน โดยป้อนแก๊สมีเทนเข้าระบบ 1000 ลิตรต่อชั่วโมง ที่อุณหภูมิ 25 °C ความดัน 1 บรรยากาศ พบว่าได้ผลดังตารางที่ 4.4

ตารางที่ 4.4 ตารางแสดงของกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงที่มีการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน

เรื่อง	ผลที่ได้	หน่วย
ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์ (POX)	18.4	mol/h
ปริมาณแก๊สมีเทนที่เหลือจากเครื่องปฏิกรณ์ (POX)	28.82	mol/h
ขนาดเครื่องปฏิกรณ์		
- ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยา Fe_2O_3	33.33	mol
- Additive Rh_2O_3	0.83	mol
- ตัวรองรับ Y_2O_3	1.66	kg
การแยกแก๊สไฮโดรเจนที่ด้วยเมมเบรน :		
- สายเพอร์มิเอต	14.72	mol/h
- สายรีเทนเทอร์ด	3.68	mol/h
- พื้นที่ผิว	1.46	m^2
SOFC :		
- กำลังไฟฟ้า	591.77	W.
Gas turbine :		
- กำลังไฟฟ้า	4196.69	W.
Pinch :		
- พลังงานที่ต้องชดเชย	92.18	W.
- พลังงานที่ต้องกำจัดทิ้ง	3983.22	W.
พลังงานสุทธิ	4695.86	W.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.3 การเปรียบเทียบผลระหว่างกระบวนการ และโรงไฟฟ้า ได้ดังตารางที่ 4.5

ตารางที่ 4.5 การเปรียบเทียบผลระหว่างกระบวนการ และ โรงไฟฟ้า

	กระบวนการ MSR	กระบวนการ POX	โรงไฟฟ้า
ปริมาณเชื้อเพลิงที่ใช้	1,000 L/h	1,000 L/h	63,721,325 L/h
พลังงานสุทธิ	2.87 kW	4.70 kW	262500 kW
เชื้อเพลิง 1 L/h ได้ พลังงาน	0.00287 kW	0.00469 kW	0.00411 kW
เปรียบเทียบพลังงานที่ ได้กับโรงไฟฟ้า	0.69	1.14	1

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 5

สรุปผลการดำเนินโครงการ

5.1 สรุปผลการดำเนินโครงการ

จากการศึกษาพบว่า กระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงที่มีการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำนั้น พบว่าปริมาณไฮโดรเจนที่ผลิตได้มีปริมาณสูงเนื่องจากมีการแปรผันทางเคมี (Conversion) อยู่ที่ร้อยละ 60 ของแก๊สมีเทน ที่อุณหภูมิ 700 °C ทำให้เซลล์เชื้อเพลิงมีกำลังการผลิตกระแสไฟฟ้าที่สูงกว่าเมื่อเทียบกับกระบวนการการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงที่มีการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน ซึ่งมีค่าการแปรผันทางเคมีอยู่ที่ร้อยละ 35.4 ของแก๊สมีเทน ที่อุณหภูมิ 800 °C แต่เมื่อทำการเปรียบเทียบพลังงานสุทธิที่ผลิตได้จากทุกหน่วยของกระบวนการ พบว่ากระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงที่มีการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำสามารถผลิตกระแสไฟฟ้าสุทธิได้ต่ำกว่ากระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงที่มีการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน เนื่องจากกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงที่มีการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำเกิดปฏิกิริยาาคความร้อนที่เครื่องปฏิกรณ์เคมี ดังนั้นจึงต้องมีการให้พลังงานงานความร้อนแก่เครื่องปฏิกรณ์เคมีซึ่งเป็นผลให้เกิดการสูญเสียพลังงานไฟฟ้าที่ระบบผลิตได้ แต่กระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงที่มีการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วนนั้นจะเกิดปฏิกิริยาคายความร้อนขึ้นที่เครื่องปฏิกรณ์เคมี

จากการเปรียบเทียบผลของทั้งสามกระบวนการคือ กระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงที่มีการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ กระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงที่มีการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน และกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าพลังความร้อนร่วมของโรงไฟฟ้าบางประกง จะพบพลังงานไฟฟ้าที่ได้ (กิโลวัตต์) ต่อหน่วยเชื้อเพลิงที่ใช้ (ลิตรต่อชั่วโมง) ของกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงที่มีการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วนจะมีค่าสูงที่สุด กระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าพลังความร้อนร่วมของโรงไฟฟ้าบางประกงมีค่ารองลงมา และกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงที่มีการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำจะมีค่าต่ำที่สุด โดยเมื่อสังเกตค่าอัตราส่วนของการผลิตไฟฟ้าต่อหน่วยเชื้อเพลิงทุกกระบวนการการผลิตเทียบกับกระบวนการการผลิตกระแสไฟฟ้าพลังความร้อนร่วมของโรงไฟฟ้าบางประกง พบว่ากระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงที่มีการสังเคราะห์ไฮโดรเจน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ด้วยการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ กระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงที่มีการสังเคราะห์ไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วนมีค่าเทียบกับการผลิตไฟฟ้าด้วยกระบวนการพลังความร้อนร่วมเท่ากับ 0.68 และ 1.14 เท่าตามลำดับ

ซึ่งผลที่เป็นเช่นนี้อาจเกิดจากการออกแบบแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของโครงการนี้ส่วนใหญ่ใช้สมการจำลองในเชิงอุดมคติจึงเป็นทำให้ข้อมูลที่ได้อาจมีโอกาสที่จะออกห่างจากความเป็นจริงแต่อย่างไรก็ตามการจัดทำแบบจำลองครั้งนี้ก็ทำให้เห็นถึงโอกาสความเป็นไปได้ของกระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงว่ามีโอกาสที่จะทำให้การใช้เชื้อเพลิงในการผลิตกระแสไฟฟ้าที่มีประสิทธิภาพสูงกว่ากระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าของโรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วม

5.2 ข้อเสนอแนะ

1. สมการที่ใช้ในการคำนวณทางคณิตศาสตร์ของโครงการนี้ ยังคงเป็นสมการทางด้านอุดมคติซึ่งมีความคลาดเคลื่อนจากความเป็นจริงอยู่มาก เช่น การคิดค่าสภาวะของแก๊สยังคงใช้สมการแก๊สอุดมคติ ซึ่งตรงนี้สามารถนำสมการแก๊สจริงที่มีอยู่มาพัฒนาต่อไปได้
2. ในระบบที่ได้ออกแบบของโครงการนี้อาจไม่ใช่วิธีที่ดีที่สุด ซึ่งควรมีการวิเคราะห์ระบบวิเคราะห์เทคโนโลยีการผลิตไฮโดรเจน และหาทางจัดการกับความร้อนที่เหลือทิ้งในปริมาณมากต่อไป เช่น การนำความร้อนนั้นไปต้มน้ำแล้วจึงทำการปั่นกังหันไอน้ำต่อไป เป็นต้น
3. โครงการครั้งนี้ยังมีอุปกรณ์ในบางส่วนที่มีความสำคัญในการใช้งานจริง แต่ยังไม่ได้จำลองและทำการคำนวณลงไป เช่น ระบบท่อ ระบบกำจัดแก๊สเสียที่ออกจากกังหันแก๊ส เป็นต้น ซึ่งสิ่งต่างเหล่านี้ล้วนแล้วแต่มีความสำคัญที่ต้องคิดเพื่อให้ระบบเข้าใกล้ความเป็นจริง
4. การศึกษาเซลล์เชื้อเพลิงสำหรับโครงการนี้ใช้รูปแบบการต่อเซลล์เชื้อเพลิงในลักษณะต่อแบบขนานกัน ซึ่งไม่ได้เป็นวิธีที่ดีที่สุดในแง่ของประสิทธิภาพแต่เป็นวิธีที่ดีสำหรับการบำรุงรักษา โดยในความเป็นจริงนั้นลักษณะการต่อเซลล์เชื้อเพลิงไม่มีข้อกำหนดตายตัว ซึ่งหากทำการต่อด้วยวิธีอื่นนอกเหนือจากนี้อาจจะทำให้ประสิทธิภาพของระบบสูงขึ้นหรือต่ำลงได้
5. โครงการนี้ยังมีได้คำนึงความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ ซึ่งในปัจจุบันมูลค่าของเซลล์เชื้อเพลิงมีราคาสูง ซึ่งอาจจะทำให้ไม่คุ้มค่าในการลงทุน

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เอกสารอ้างอิง

- [1] Matthias Pfafferoth, Peter Heidebrecht, Michael Stelter and Kai Sundmacher, “**Model-based prediction of suitable operating range of a SOFC for an Auxiliary Power Unit**”, Journal of Power Sources, vol.149, 2005. pp.53-62
- [2] Walairat Suksamai, “**Intermediate Temperature Operation of a Proto-Conducting Solid Oxide Fuel Cell.**”, Ph. D. THESIS, University of Manchester for the degree of Doctor of Philosophy in the Faculty of Engineering and Physical Sciences, England. 2002
- [3] G. Fehring, S. Janes*, M. Wildersohn, R. Clasen, “**Proton—conducting ceramics as electrode/electrolyte—materials for SOFCs: Preparation, mechanical and thermal-mechanical properties of thermal sprayed coatings, material combination and stacks**”, Journal of the European Ceramic Society, vol.24, 2004. pp.705–715.
- [4] A. B. Stambouli, and E. Traversa, “**Fuel cells, an alternative to standard sources of energy**” Renewable and Sustainable Energy Reviews, Vol.6, 2002. Pp. 297-306.
- [5] S. P. S. Badwel, and K. Foger, “**Solid oxide electrolyte fuel cell review**”, Ceramics International, Vol. 22, 1996. pp. 257-265
- [6] EG&G Technical Services, Inc. **Fuel Cell Handbook**, EG&G Technical Services, Inc., U.S. Department of Energy Office of Fossil Energy, National Energy Technology Laboratory, Virginia, 2004.
- [7] อภิรัตน์ เลาห์บุตรี และ นัทธมน คุณแสง , “**Fuel Cell and Research Development of Solid Oxide Fuel Cell**”, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, ประเทศไทย.
- [8] Jiahui Xu, Connie M.Y. Yeung, Jun Ni, Frederic Meunier, Nadia Acerbi, Martin Fowles, Shik Chi Tsang, “**Methane steam reforming for hydrogen production using low water-ratios without carbon formation over ceria coated Ni catalysts**”, Applied Catalysis A: General, vol.345, 2008. pp.119–127
- [9] Tinghua Wua, Qiangu Yana, Huilin Wan, “**Partial oxidation of methane to hydrogen and carbon monoxide over a Ni/TiO₂ catalyst**”, Journal of Molecular Catalysis A: Chemical vol.226, 2005. pp. 41–48
- [10] ไพศาล นาคพิพัฒน์, **กระบวนการอุตสาหกรรมสำหรับวิศวกรรมเคมี, แผนกตำรา คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง, 2550**

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- [11] Osmi Nkayama, Na-OkI Ikenaga, Takanori Miyake, Eriko Yagasaki, Toshimitsu Suzuki,
“Partial oxidation of Methane with air to produce pure hydrogen and syngas”,
 Catalysis Today, vol.138, 2008. pp. 141-146
- [12] ชันทอง สุนทรภา, เทคโนโลยีการแยกด้วยเมมเบรน (Membrane Separation Technology),
 สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2548.
- [13] Jianhua Tong , Caili Su , Koji Kuraoka , Hiroyuki Suda , Yasuyuki Matsumura,
**“Preparation of thin Pd membrane on CeO_2 -modified porous metal by a combined
 method of electroless plating and chemical vapor deposition”**, Journal of Membrane
 Science, vol.269, 2006. pp. 101-108
- [14] Yunus A. Cengel and Michael A. Boles. **Thermodynamic**. 5th ED. McGraw-Hill
 International Enterprises. USA. 2004.
- [15] กัญญา บุญเกียรติ, การคำนวณขั้นต้นในวิชาวิศวกรรมเคมี, สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์
 มหาวิทยาลัย, 2547
- [16] James M. Douglas, **Conceptual Design of Chemical Process**, McGraw-hill Book Company,
 New York, USA, 1988.
- [17] Frank Walsh, **A First course in Electrochemical Engineering**, the electrochemical
 consultancy, 1993.
- [18] พีระ บูชาบุพพารักษ์, **ENTRANCE PART 4**, Ideal Physics Academic Center, 2005
- [19] บริษัท เอ็กซ์เซลลันท์ เอ็นเนอร์ยี อินเตอร์เนชั่นแนล จำกัด, “โรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วม”
 [ONLINE] Available: <http://www.eei.co.th/thai/cogeneration.php>. 2009.
- [20] Robin Smith, **Chemical Process Design and Integration**, John Wiley & Sons, Ltd, 2005



ภาคผนวก ก.

ข้อมูลดิบของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง

โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชัน

ข้อมูลดิบของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชัน

*****DATA Of Scale Up *****

Feed methane	: 1000.000000 L/hr
value up scale ratio	: 1666.666626
New product H ₂ O malar flowrate	: 5.500000 mol/h
New product CO malar flowrate	: 8.500000 mol/h
New product CO ₂ malar flowrate	: 6.400000 mol/h
New product CH ₄ malar flowrate	: 28.820385 mol/h
New product H ₂ malar flowrate	: 18.400000 mol/h
Reactor size :	
Catalysts Fe ₂ O ₃	: 33.333332 mol
Additive	: 0.833333 mol
Support Y ₂ O ₃	: 1.666667 kg
*****DATA Of Seperation Process *****	
Temperature befor go to compressor of membrane seperation is	: 459.827972 K
Compressor use power	: 0.424818 watt
Total Pressure berfor go to seperation process	: 11.000000 atm
You have use Area of membrane seperation	: 1.990080 m ²
Volume flow rate inert gas sweep line	: 1.459307 m ³ /hr
mol flow rate inert gas sweep line	: 21.604103 mol/hr
Pressure feed after seperation process	: 8.605454 atm
Pressure Hydrogen of permeate	: 0.598635 atm

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Pressure Inert gas of permeate	: 0.401365 atm
mol Hydrogen in feed after separation process in shell	: 0.000272 mol
mol Hydrogen in permeate separation process in shell	: 0.001089 mol
Hydrogen in feed after separation process	: 3.679993 mol/hr
Hydrogen in permeate separation process	: 14.719957 mol/hr
length tube	: 1.1056 m.

*****DATA Of SOFC *****

Side of electrolyte (W:L:thic) cm.	: (10.000000:10.000000:0.001000) cm.
Flux	: 0.000002 mol/s.cm ²
Current of Fuel Cell	: 42.063671 A.
Airea:cosection	: 100.000000 cm ²
Resistant	: 0.000063 ohm
Voltage	: 0.750000 Volt.
Use sofc stach cell about	: 18.758005 single cell
Electric Power	: 591.772949 Watt.

***** AT Gas Turbine Peocess *****

Energy from combustor	: 34370644.000000 J/mol	
Compression ratio(rp)	: 16.000000	
Compress Feed mol air	: 1132.965088 gmol/hr:	
Temp 1 : 298.149994 K	Pressure1 : 1.000000 atm	Ennergy : 2721.622803 W.
Temp 2 : 643.572998 K	Pressure2 : 16.000000 atm	Ennergy : 5963.819336 W.
Temp 3 : 1558.949463 K	Pressure3 : 16.000000 atm	Ennergy : 14731.910156 W.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Temp 4 : 779.405029 K Pressure4 : 1.000000 atm Ennergy : 7293.020996 W.

Total Energy of Gasturbine : 4196.692383 W.

Gas Turbine Thermal Eff. : 53.672701 persen

***** Pinch *****

Cool Feed need enrgy : 92.180000 W.

Hot Feed edicate enrgy : 3983.219971 W.

***** Result *****

Net Power of Plant : 4695.860352 W.



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

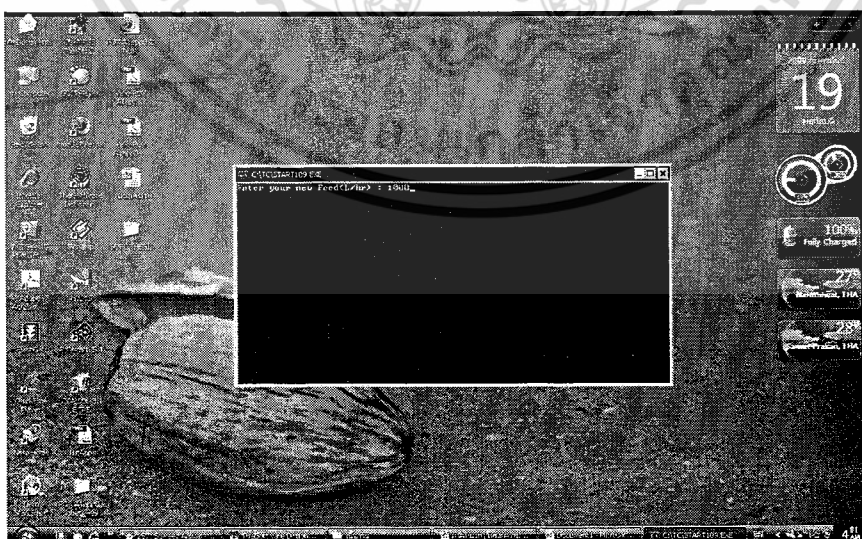


ภาคผนวก ข.
การติดตั้งใช้โปรแกรม START N02.exe สำหรับคำนวณกระบวนการผลิตไฟฟ้า
ด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน

การติดตั้งใช้โปรแกรม START N02.exe สำหรับคำนวณกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์- เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชันบางส่วน

โปรแกรมขึ้นออกแบบมาเพื่อหาค่ากำลังไฟฟ้าและส่วนประกอบที่จำเป็นของระบบโดยผู้ใช้สามารถใช้งานได้โดยทำการติดตั้งและป้อนค่าปริมาตรการไหลของแก๊สมีเทนที่ต้องการให้โปรแกรมคำนวณในหน่วย ลิตร/ชั่วโมง และทำการใส่ค่ารัศมีท่อของระบบแยกแก๊สไฮโดรเจนด้วยเมมเบรนโลหะแพลเลเดียมในหน่วย เซนติเมตร และระบบทั้งหมดจะดำเนินการทำงาน โดยท่านต้องทำการติดตั้งโปรแกรมดังนี้

1. นำแผ่นโปรแกรมที่มาพร้อมกับปฏิญานิพนธ์เล่มนี้ใส่เข้าเครื่องคอมพิวเตอร์ของท่าน
2. ทำการคัดลอกเอาตัวโปรแกรมที่ชื่อ STARTN02.exe มาวางไว้บน Drive: C ของท่าน
3. ตั้ง Folder ใหม่ชื่อว่า PROJECT ในบริเวณ Drive: C ของท่าน
4. เข้าไปใน Folder : PROJECT ที่ท่านทำการตั้งขึ้นมา แล้วทำการตั้ง Folder ให้อีกตัวชื่อว่า DATA
5. หลังจากนั้นท่านจะมี Folder คือ C:PROJECT\DATA ตรงนี้จะเป็นจุดที่โปรแกรมจะส่งค่าคำตอบออกมาเป็นรูป File.txt
6. ทำการใช้โปรแกรมได้ทันทีครับ



รูปที่ ข.1 การทำงานของโปรแกรม STARTN02.exe ในรูปแบบคำสั่งผ่านระบบDOS

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

โค้ดโปรแกรม STARTN02.exe

```

#include<stdio.h>
#include<conio.h>
#include<math.h>
#include<string.h>
#include<stdlib.h>

/* function of Operation Separation*/
float energy(float mh2,float mch4 ,float T,float xRH2,float xCH4);
void membrane(float H2O ,float CO ,float H2 ,float CO2 ,float CH4,float Ph);
float compress(float ,float );
float combus(float ,float ,float ,float );
float turbine(float ,float);
float interpolate(float T);
float commemb(float);

/* Gobal Factor */
float molair=0;
float integal=0.1; /* value integal use in process trial and calculation */

/* Gobal Factor of membrane seperation */
float   Areamemb      ,/* Area of membrane do use in process ,m2 *//
QInt      ,/* Volume flow rate of inert gas ,m3/h *//
PressMain ,/* Pressure overall of feed ,atm*//
PH2per=0   ,/* Pressure of Hydrogen in permeate ,atm *//
xmolfeed,/* mol flow rate in feed ,mol/hr *//
Summolper=0 ,/* Sumation of mol in permeate ,mol/hr *//
ratioup      ,/*ratio of simulate shell diff*//
lenghtmemb  ;/* lenght of membrane in pipe use seperation ,m *//

void main()
{
    /* Factor of get value */
    float   Fe          ,
           W=2.5      ,/* wlide ,cm)*//

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

L=2.5 ,/* long ,cm*/
 thic=0.003 ; /* thickness ,cm*/

/* Factor calculate & send data of Partial Oxidation */

float upF ,/* upscale value */
 mFe=0.6 ,/* old's Feed ,(L/hr)*/
 mH2O=0.0033 ,/* old's H2O ,(mol/hr)*/
 mCO=0.0051 ,/* old's CO ,(mol/hr)*/
 mH2=0.01104 ,/* old's H2 ,(mol/hr)*/
 mCO2=0.00384 ,/* old's CO2 ,(mol/hr)*/
 mCH4=0.017292231 ,/* old's CH4 ,(mol/hr)*/
 NH2O ,/* new's H2O ,(mol/hr)*/
 NCO ,/* new's CO ,(mol/hr)*/
 NH2 ,/* new's H2 ,(mol/hr)*/
 NCO2 ,/* new's CO2 ,(mol/hr)*/
 NCH4 ,/* new's CH4 ,(mol/hr)*/
 Ptf=1 ,/* Pressure total of feed befor out from Reactor ,atm*/
 Qtf ,/* Volumemetic flow rate total of feed befor out from Reactor ,m3/hr */
 totalmolfeed=0 ; /* Total mol flow rate of feed befor out from Reactor ,mol/hr*/

/* Factor of process membrane seperation */

float AllP ,/* total permeate flow mole rate ,mol/hr */
 SH2 ,/* Hydrogen at Permeate ,mol/hr */
 RH2 ,/* Hydrogen at Retentate ,mol/hr*/
 // sep=99.9 ,/* persen seperation pure of permeate */
 Ts=823.15 ,/* Temp at membrane seperation process ,K */
 Vh ,/* Volume of Hydrogen befor sep. ,m3*/
 Rh=82.06*0.000001 ,/* Value of the Universal Gas Constant ,(m3.atm/mol.K) */
 Ph=11 ,/* pressure of process into membrane seperation */
 Ah ,/* Airea of membrane seperation for sep. 100% */
 molint ,/* Mol flow rate inert gas Sweep line ,molhr */
 Pint=1 ; /* Press of Mol inert gas ,atm*/

/* Factor of calculate electrical process */

float J ,/* flux of H2 done on electrolyte ,mol/s */
 I ,/* current of fuel cell ,A */

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
 ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

A      ,/* airea of electrolyte ,cm2 */
R      ,/* resistant of electrolyte ,ohm */
Po     ,/* Electic Power ,Watt */
Powernet; /* Overall Power of plant ,Watt*/

```

```
/* Factor of Gas Turbine Process */
```

```

float  Hcomb      ,/* Total heat of combustion at combustor unit ,J/mol */
rp=16   ,/* Compression ratio in Gas turbine process */
T1=298.15 ,/* Temp at surrounding befor go to compressor ,K */
P1=1    ,/* Pressure at surrounding befor go to compressor ,atm */
T2      ,/* Temp after compressor ,befor combustor ,K */
P2      ,/* Pressure after compressor ,befor combustor ,atm */
T3      ,/* Temp after combustor ,befor Turbine ,K */
P3      ,/* Pressure after combustor ,befor Turbine ,atm */
T4      ,/* Temp after Turbine ,K */
P4      ,/* Pressure after Turbine ,atm */
tm[5]   ,/* temp get data free 5 ru */
Entrapy[10] ; /* Entrapy of air , J/s */

```

```
/* Factor Thermal Eff. Brayton */
```

```

float  k      ,/* specific thermal ratio */
eff    ; /* Thermal Eff. Brayton */

```

```
/* General Factor use in main function */
```

```

char   chec;
float  temp;
int    i=0;

```

```
/* Factor of calculate mol faction */
```

```

float  xH20  ,
       xRH2  ,
       xCO2  ,
       xCO   ,
       xCH4  ,
       Summol ;

```

```
***Factor of compressor to membrane seperation ***
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

float Tmb          ,/*Temperature befor go to compressor of membrane seperation ,K*/
rpb=11            ,/*compression ratio of compressor of membrane seperation*/
tempE            ,/*factor of GB. get value other if you want */
Energycomp       ;/*Energy of compressor of membrane seperation,J/s*/

/**** Factor of Pinch & calculate heat intregation ****/
float Qphot       ,/* Heat Energy Overall eradicate from process at sink ,j/s);*/
Qpcool           ,/* Heat Energy Overall input to process at heat Ex ,j/s);*/
Qphotset=3983.22,/* Haet Energy in hot feed need eradicate Energy from main model of Pinch ,j/s*/
Qpcoolset=92.18  ,/* Energy in Cool feed need Energy from main model of Pinch ,j/s*/
setP=1000        ;/* fedd at 100 l/hr of orginal model of Pinch*/

/**** Factor of Reactor for scale up ****/
float Fe2o3       = 20 *0.001 ,/* Catalysts : Fe2o3(mol) , Original model is 20 mmol*/
additive = 0.5*0.001 ,/* Additive (mol) , Original model is 20 mmol */
Y2o3             = 1 *0.001 ,/* Support : Y2o3(kg) , Original model is 1 g. */

FILE *super;

clrscr();

super=fopen("C:\PROJECT\DATA\START109.txt","w+");

printf("Enter your new Feed(L/hr) : ");
scanf("%f",&Fe);

/**** Feed & Convert Product *****/
upF=Fe/mFe;

NH2O=upF*mH2O;
NCO=upF*mCO;
NH2=upF*mH2;
NCO2=upF*mCO2;
NCH4=upF*mCH4;

/**** Reactor Scale Up *****/

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

Fe2o3 *= upF;
additive *= upF;
Y2o3 *= upF;

/**** ***** Compressor***** */
Tmb=commemb(rpb);
Ph=rpb;

totalmolfeed = NH2O+NCO+NCO2+NCH4+NH2;
Qtf=totalmolfeed*Rh*Tmb/Ptf;
/* *****Thinking Energy***** */
tempE = Ts/Tmb;
tempE = log(tempE)/ log(rpb);
Energycomp = (3.03*pow(10,-5)/tempE)*Ptf*Qtf*(Ts/Tmb-1)*( pow(10,6)/60/9.86923);

/**** Unit Separation : input % permeate ****/
membrane(NH2O ,NCO ,NH2 ,NCO2 ,NCH4,Ph);
SH2=Summolper*ratioup;
RH2=xmolfeed*ratioup;
molint = Pint*QInt/Rh/Ts;

/**** SOFC Calculation ****/

J=SH2/3600;
I=J*2*96284;

A=W*L;
R=6.25*thic/A;
/* *****Thinking Energy***** */
Po=pow(I,2)*R;

printf("\n\nPower is %f Wh. from SOFC",Po);
//
getch();

/**** Gas Turbine Section : 1 Calculate Heat of combustion ****/

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

    /**** At temp : Seperation unit ****/

/** heat of combustion of methane & Hydrogen in rententate line **/

Summol=RH2+NCH4+NCO+NCO2+NH2O;
xRH2 = RH2/Summol;
xCH4 = NCH4/Summol;

Hcomb=energy(RH2,NCH4,Ts,xRH2,xCH4);

// printf("\n\nEnergy of Combustor : %f J/mol",Hcomb);
// getch();

P2=P1*rp;
P4=P1;
P3=P2;

temp=compress(T1,rp);
T2=temp;
temp=combust(T2,RH2,NCH4,Hcomb);
T3=temp;
T4=turbine(T3,rp);

tm[1]=T1;
tm[2]=T2;
tm[3]=T3;
tm[4]=T4;

for(i=1;i<5;i++)
    Entropy[i]=interpolate(tm[i])*molair*29/3600; /* J/g *(mol/hr * g/mol * 1hr/60s. */

Entropy[5]=(Entropy[3]-Entropy[4]) - (Entropy[2]-Entropy[1]);
Powernet = Po+Entropy[5]-Energycomp;

/***** Thermal Eff. Brayton *****/
temp= log(P2/P1) / log(T2/T1);
k= -temp/(1-temp);

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

temp= (k-1)/k;
eff=1-(1/pow(rp,temp));

/***** Pinch Calculation *****/

Qphot = Qphotset*Fe/setP;
Qpcool = Qpcoolset*Fe/setP;

Powernet -= Qpcool;

/**** Show Answer of process in std. Output ****/
printf("\n\nvalue up scale ratio : %f ",upF);
printf("\n\nNew product H2O malar flowrate : %f mol/h",NH2O);
printf("\n\nNew product CO malar flowrate : %f mol/h",NCO);
printf("\n\nNew product CO2 malar flowrate : %f mol/h",NCO2);
printf("\n\nNew product CH4 malar flowrate : %f mol/h",NCH4);
printf("\n\nNew product H2 malar flowrate : %f mol/h",NH2);

printf("\n\nMmbrane Seperation process at %f K",Ts);
printf("\n\nTemperature befor go to compressor of membrane seperation is : %f K",Tmb);
printf("\n\nCompressor use power      : %f watt",Energycomp);
printf("\n\nYou have use Area of membrane seperation      : %f m2",Areamemb);
printf("\n\nVolume flow rate inert gas sweep line      : %f m3/hr\tml flow rate : %f mol/hr",QInt,molint);
printf("\n\nPressure feed after seperation process      : %f atm",PressMain);
printf("\n\nPressure Hydrogen of permeate      : %f atm",PH2per);
printf("\n\nmol Hydrogen in feed after seperation process in shell : %f mol",xmolfeed);
printf("\n\nmol Hydrogen in permeate seperation process in shell : %f mol",Summolper);
printf("\n\nHydrogen in feed after seperation process      : %f mol/hr",xmolfeed*ratioup);
printf("\n\nHydrogen in permeate seperation process      : %f mol/hr",Summolper*ratioup);
printf("\n\nlenght tube      : %.4f m.",lenghtmem);

printf("\n\nFlux : %f mol/s.m2",J);
printf("\n\nCurrent of Fuel Cell : %f A.",I);
printf("\n\nAarea:cosection : %f cm2",A);
printf("\n\nResistant : %f ohm",R);

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

printf("\n\nElectric Power : %f Watt.",Po);

printf("\n\n\n AT Gas Turbine Peocess ");
printf("\nEnergy from combustor : %f J/mol",Hcomb);
printf("\nCompression ratio(rp) : %f : ",rp);

printf("\nTemp 1 : %f K\tPressure1 : %f atm\tEntrapy      : %f W.",T1,P1,Entrapy[1]);
printf("\nTemp 2 : %f K\tPressure2 : %f atm\tEntrapy      : %f W.",T2,P2,Entrapy[2]);
printf("\nTemp 3 : %f K\tPressure3 : %f atm\tEntrapy      : %f W.",T3,P3,Entrapy[3]);
printf("\nTemp 4 : %f K\tPressure4 : %f atm\tEntrapy      : %f W.",T4,P4,Entrapy[4]);
printf("\nTotal Energy of Gasturbine      : %f W.",Entrapy[5]);
printf("\n\nPinch calculation Energy : ");
printf("\nCool Feed need enrgy      : %f Watt.",Qpcool);
printf("\nHot Feed edicate enrgy : %f Watt.",Qphot);
printf("\n\n\nNet Power of Plant      : %f W.",Powernet);
//
getch();

/**** Show Answer of process in TEXT file "STARTUP9.txt" ****/
fprintf(super,"\n*****DATA Of Scale Up *****");
fprintf(super,"\n\nFeed methane      : %f L/hr",Fe);
fprintf(super,"\n\nvalue up scale ratio      : %f ",upF);
fprintf(super,"\n\nNew product H2O malar flowrate      : %f mol/h",NH2O);
fprintf(super,"\n\nNew product CO malar flowrate : %f mol/h",NCO);
fprintf(super,"\n\nNew product CO2 malar flowrate      : %f mol/h",NCO2);
fprintf(super,"\n\nNew product CH4 malar flowrate      : %f mol/h",NCH4);
fprintf(super,"\n\nNew product H2 malar flowrate      : %f mol/h",NH2);
fprintf(super,"\n\nReactor size :");
fprintf(super,"\nCatalysts Fe2O3      : %f mol",Fe2o3);
fprintf(super,"\nAdditive      : %f mol",additive);
fprintf(super,"\nSupport Y2O3      : %f kg ",Y2o3);

fprintf(super,"\n\n\n*****DATA Of Seperation Process *****");
fprintf(super,"\n\nTemperature befor go to compressor of membrane seperation is : %f K",Tmb);
fprintf(super,"\nCompressor use power      : %f
watt",Energycomp);

fprintf(super,"\nTotal Pressure berfor go to seperation process      : %f atm",Ph);

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

fprintf(super,"\n\nYou have use Area of membrane separation           : %f m2",Areamemb);
fprintf(super,"\nVolume flow rate inert gas sweep line           : %f m3/hr\tmol flow rate : %f
mol/hr",QInt,molint);

fprintf(super,"\nPressure feed after separation process           : %f atm",PressMain);
fprintf(super,"\nPressure Hydrogen of permeate                       : %f atm",PH2per);
fprintf(super,"\nPressure Inert gas of permeate                           : %f atm",1-PH2per);
fprintf(super,"\nmol Hydrogen in feed after separation process in shell : %f mol",xmolfeed);
fprintf(super,"\nmol Hydrogen in permeate separation process in shell  : %f mol",Summolper);
fprintf(super,"\n\nHydrogen in feed after separation process           : %f mol/hr",xmolfeed*ratioup);
fprintf(super,"\nHydrogen in permeate separation process                   : %f mol/hr",Summolper*ratioup);
fprintf(super,"\nlenght tube                                           : %.4f m. ",lenghtmem);

fprintf(super,"\n\n*****DATA OF SOFC *****");
fprintf(super,"\n\nSide of electrolyte (W:L:thic) : (%f:%f:%f)",W,L,thic);
fprintf(super,"\n\nFlux                               : %f mol/s.m2",J);
fprintf(super,"\n\nCurrent of Fuel Cell                 : %f A.",I);
fprintf(super,"\n\nArea:cosection                       : %f cm2",A);
fprintf(super,"\n\nResistant                             : %f ohm",R);
fprintf(super,"\n\nElectic Power                         : %f Watt.",Po);

fprintf(super,"\n\n***** AT Gas Turbine Peocess *****");
fprintf(super,"\n\nEnergy from combustor                : %f J/mol",Hcomb);
fprintf(super,"\n\nCompression ratio(rp)                : %f ",rp);
fprintf(super,"\n\nCompress Feed mol air                 : %f gmol/hr: ",molair);
fprintf(super,"\n\nTemp 1 : %f K\tPressure1 : %f atm\tEnnergy : %f W.",T1,P1,Entrapy[1]);
fprintf(super,"\n\nTemp 2 : %f K\tPressure2 : %f atm\tEnnergy : %f W.",T2,P2,Entrapy[2]);
fprintf(super,"\n\nTemp 3 : %f K\tPressure3 : %f atm\tEnnergy : %f W.",T3,P3,Entrapy[3]);
fprintf(super,"\n\nTemp 4 : %f K\tPressure4 : %f atm\tEnnergy : %f W.",T4,P4,Entrapy[4]);
fprintf(super,"\n\n\nTotal Energy of Gasturbine          : %f W.",Entrapy[5]);
fprintf(super,"\n\n\nGas Turbine Thermal Eff. : %f persen",eff*100);

fprintf(super,"\n\n***** Pinch *****");
fprintf(super,"\n\nCool Feed need enrgy                  : %f W.",Qpcool);
fprintf(super,"\n\nHot Feed edicate enrgy                : %f W.",Qphot);
fprintf(super,"\n\n***** Result *****");
fprintf(super,"\n\n\nNet Power of Plant                    : %f W.",Powernet);

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

fclose(super);
getch();
}

float energy(float mh2,float mch4,float T,float xRH2,float xCH4)
{
/* Factor of Gas Turbine Process */
float Ts /* Temp at seperation process ,K */
T0b=298.15 /* temp at standard combustion ,K */
H0me=890649 /* Heat of combustion of methane at 298 K ,J/mol */
H0h2=285830 /* Heat of combustion of Hydrogen at 298 K,J/mol */
Hme /* Total heat of combustion at temp sep.Unit of Methane ,J/mol */
Hh2 /* Total heat of combustion at temp sep.Unit of Hydrogen ,J/mol */
Hcomb /* Total heat of combustion at combustor unit ,J/mol */
R=8.314 /* Gas constant ,J/mol.K */

/* constan factor for calculate Cp termodynamic */
float Am=1.702
Bm=9.081*0.001
Cm=-2.164*0.000001
Ah=3.249
Bh=0.422*0.001
Dh=0.083*100000

Ts=xCH4*PressMain*T;
Hme=H0me+R*( Am+( Bm/2*T0b*(Ts/T0b+1) )+(Cm/3*T0b*T0b*(pow((Ts/T0b),2)+(Ts/T0b)+1) )*(Ts-
T0b);
printf("\n\nEnergy methane 1 mol : %f j/mol",Hme);
Hme=Hme*mch4;

Ts=xRH2*PressMain*T;
Hh2=H0h2+R*( Ah+( Bh/2*T0b*(Ts/T0b+1) )+ ( Dh/(Ts/T0b)/T0b/T0b ) )*(Ts-T0b);
printf("\n\nEnergy Hydrogen 1 mol : %f j/mol",Hh2);
Hh2*=mh2;

Hcomb=Hme+Hh2;

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

printf("\n\nEnergy of Combustor : %f J/mol",Hcomb);
//
getch();
return(Hcomb);
}

float compress(float T1,float rp)
{
float    A=3.355,
          B=0.575*0.001,
          D=-0.016*100000,
          ln8=log(rp),
          ans=-1,
//      T1=298.15,
          T2=533;

//      int    i=0,j=0;

printf("\n ln8 : %f",ln8);
printf("\n Please wait. Computer is compiling NOW. Jai Yen Yen na");
//      T2=T1+0.001;
while(ans<ln8)
{
    T2+=integral;
    ans=A*log(T2/T1)+(B*T1 + (D/pow((T2/T1),2) / (T1*T1) * (T2/T1+1) / 2)) *(T2/T1-1);
    printf("\nCal.at comp ans : %.4f\tT2 : %.4f",ans,T2);
}

printf("\n\n Last T2 used in operate Brayton is : %f",T2);

//      getch();

return(T2);
}

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```
float combust(float T,float H2,float CH4 ,float Heat)
```

```
{
    float    Ho=0
            ,
            T1=T
            , /* K */
            T2
            ,
            Cp
            ,
            Cp1
            ,
            Cp2
            ;

    /* factor use for calculate mass air */
    float R=8.314
            ,/* Gas constant ,J/(mol.K) */
            ma
            ,/* mol of air ,mol */
            facCH4=9.5238
            ,/* factor molair for combustion Methane */
            facH2=2.3809
            ,/* factor molair for combustion Hydrogen */
            ra=4
            ;/* ratio of air more than use combustion in combustor unit */

    ma=(CH4*facCH4)+(H2*facH2);
    ma= ma*ra;
    molair=ma;

    printf("\n\n Mol of Air At Combustor : %f mol",ma);
//
    while(Heat>Ho)
    {
        T2=T1+integral;

        Cp1=3.355+0.575*0.001*T1-0.016*100000/pow(T1,2);
        Cp2=3.355+0.575*0.001*T2-0.016*100000/pow(T2,2);
        Cp=(Cp1+Cp2)/2*R;

        Ho+= ma*Cp*(T2-T1);

        T1=T2;

        printf("\ncal.at Combustor Ho : %.4f\tT3 : %.4f",Ho,T1);
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

}

printf("\n\nCalculate at Combustor : T3 Temperature is : %f ",T1);

//
getch();
return(T1);
}

float turbine(float T,float rp)
{
float    A=3.355,
          B=0.575*0.001,
          D=0.016*100000,
          ln8=log(rp),
          ans=-1,
          T2=T,
          T1=800;

printf("\n ln8 : %f",ln8);
printf("\n Please wait. Computer is compiling NOW. Jai Yen Yen na");
//
T1=T2-0.001;
while(ans<ln8)
{
    T1=integral;
    ans=A*log(T2/T1)+(B*T1 + (D/pow((T2/T1),2) / (T1*T1) * (T2/T1+1) / 2)) *(T2/T1-1);
    printf("\ncal.at Turbine ans : %.4f\tT4 : %.4f",ans,T1);
}

printf("\n\n Caculat at Turbine : Last T4 used in operate Brayton is : %f ",T1);

//
getch();
return(T1);
}

float interperate(float T)

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

{
float    h;

h= -9*pow(10,-11)*pow(T,4) + 2*pow(10,-7)*pow(T,3) - 7*pow(10,-5)*pow(T,2) + 0.998*T + 2.285;

return(h);
}

void membrane(float H2O ,float CO ,float H2 ,float CO2 ,float CH4,float Ph)
{
/* Factor of membrane seperation */

float    totalmol=0          /* Overall mol flow rate befor go to membrane ,mol/h */
        PH2feed              /* Pressure of Hydrogen in feed ,atm */
//      PH2per=0              /* Pressure of Hydrogen in permeate ,atm */
//      PressMain=4           /* Pressure overall of feed ,atm*/
        dP                    /* differnt Perssure between feed vs. permeate */
        xH2                   /* partial mol of Hydrogen */
//      xmolfed               /* mol flow rate in feed ,mol/hr */
        xmolper=0             /* mol flow rate in permeate ,mol/hr */
//      Summolper=0           /* Sumation of mol in permeate ,mol/hr */
        Pressother            /* Pressure all solution have not partial pressure hydrogen ,atm */
        r                      /* Radius in side of pipe ,m. */
        R                      /* Radius out side of pipe ,m. */
        T=723.15              /* Temperature Operation ,K */
        velocity=0            /* Velocity of fuid in pipe , m/h */
        AreaIS                 /* Area inside pipe ,m2 */
        AreaOS                 /* Area outside pipe ,m2 */
        Q                      /* Volume flow rate ,m3/h */
        Ru=82.06*0.000001     /* Gas Constant ,m3*atm/mol/K */
        VIS                    /* Volume inside integal ,m3 */
        VOS                    /* Volume outside integal ,m3 */
        z=0.0001              /* integal lenght ,m */
//      Nm3                   /* Flux of volum flow rate on membrane ,Nm3/m2.h */
        count=0                /* Counter factor */
//      Areamemb              /* Area of membrane do use in process ,m2 */

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```
//          lengtmem          ,/* length of membrane in pipe use seperation ,m */
//          QInt              ;/* Volume flow rate of inert gas ,m3/h */
```

```
/* Factor Support from main function */
```

```
float NH2O    = H2O          ,/* new's H2O ,(mol/hr)*/
      NCO     = CO           ,/* new's CO ,(mol/hr)*/
      NCO2    = CO2         ,/* new's H2 ,(mol/hr)*/
      NCH4    = CH4         ,/* new's CO2 ,(mol/hr)*/
      NH2     = H2          ;/* new's CH4 ,(mol/hr)*/
```

```
/* New Factor for New Idea of Rlif */
```

```
float // ratioup          ,/*ratio of simulate shell diff*/
      temp[10]          ,/*keep some factor in sometime */
      q                 ,/*partial vol folw ,m3*/
      tq                ,/*time of partial vol folw ,hr*/
```

```
clrscr();
```

```
PressMain=Ph;
```

```
xmolfeed=NH2;
```

```
totalmol=NH2O+NCO+NH2+NCO2+NCH4;
```

```
xH2=NH2/totalmol;
```

```
PH2feed= xH2*PressMain;
```

```
Pressother=PressMain-PH2feed;
```

```
printf("\n\nEnter your radius (cm.) feed pipe : ");
```

```
scanf("%f",&r);
```

```
r=r/100;
```

```
R= r*3;
```

```
AreaIS=22/7*pow(r,2);
```

```
AreaOS=22/7*pow((R-r),2);
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

Q=xmolfeed*Ru*T/PH2feed;

VIS=22/7*pow(r,2)*z;
VOS=22/7*pow((R-r),2)*z;

temp[3]=xmolfeed;
xmolfeed=PH2feed*VIS/Ru/T;

ratioup=temp[3]/xmolfeed;
tq=VIS/Q;

dP=pow(PH2feed,0.73)-pow(PH2per,0.73);

printf("\n\nAreaIS : %f m2",AreaIS);
printf("\n\nAreaOS : %f m2",AreaOS);
printf("\n\nxmolfeed : %f mol/h\nxmolper : %f mol/h",xmolfeed,xmolper);
printf("\n\nVIS : %f\nVOS : %f",VIS,VOS);
printf("\n\nPH2feed : %f atm\nPH2per : %f atm\ndP : %f atm",PH2feed,PH2per,dP);
printf("\n\nxH2 : %f\ntq : %f hr",xH2,tq);

//
getch();
while(dP>0)
{
    xmolper = (-0.781*pow(dP,2)+26.63*dP+0.011) * (2*22/7*r*z) *tq;
    velocity += VIS/tq/AreaIS;

    if(xmolper>xmolfeed)
    {
        printf("\n\nIt has more thane Hydrogen in mol feed : %f",xmolper-xmolfeed);
        //
        xmolper=xmolfeed;
    }
    else
    {
        temp[1] = PH2feed;
        temp[2] = xmolfeed-xmolper;
        PH2feed = (xmolfeed-xmolper)*PH2feed/xmolfeed;

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

PH2per += xmolper*Ru*T/VOS;

tq= PH2feed/temp[1]*xmolfeed/temp[2]*tq;

xmolfeed-= xmolper;
dP=pow(PH2feed,0.73)-pow(PH2per,0.73);

Summolper += xmolper;
count++;
printf("\n\ndP : %f atm\t",dP);
}
}
totalmol = totalmol-NH2+xmolfeed;
PressMain = Pressother + PH2feed;
Q= xmolfeed*Ru*T/PressMain;

velocity = velocity/count;
QInt = velocity*AreaOS;

Areamemb = 2*22/7*r*(z*count);
lenghtmem = z*count;

/*
printf("\n\nYou have use Area of membrane seperation      : %f m2",Areamemb);
printf("\nVolume flow rate inert gas sweep line          : %f m3/hr",QInt);
printf("\nPressure feed after seperation process            : %f atm",PressMain);
printf("\nPressure Hydrogen of permeate                      : %f atm",PH2per);
printf("\nmol Hydrogen in feed after seperation process in shell : %f mol",xmolfeed);
printf("\nmol Hydrogen in permeate seperation process in shell : %f mol",Summolper);
printf("\n\nHydrogen in feed after seperation process          : %f mol/hr",xmolfeed*ratioup);
printf("\nHydrogen in permeate seperation process            : %f mol/hr",Summolper*ratioup);
printf("\nlenght tube                                           : %.4f m. ",lenghtmem);

*/

//
getch();
}

float commemb(float rpb)
{

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```
float /* CO2 */
Aco2=5.457,
Bco2=1.045*0.001,
Cco2=0,
Dco2=-1.157*100000;
```

```
float /* CO */
Aco=3.376,
Bco=0.557*0.001,
Cco=0,
Dco=-0.031*100000;
```

```
float /* H2O */
Ah2o=3.470,
Bh2o=1.450*0.001,
Ch2o=0,
Dh2o=-0.121*100000;
```

```
float /* H2 */
Ah2=3.249,
Bh2=0.422*0.001,
Ch2=0,
Dh2=-0.083*100000;
```

```
float /* CH4 */
Ach4=1.702,
Bch4=9.081*0.001,
Cch4=-2.164*0.000001,
Dch4=0;
```

```
float T2=823,
T1=460,
ln7=log(rpb),
ans=0;
```

```
float total
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

yco    =0.051  ,
yco2   =0.0384,
yh2o    =0.033  ,
yh2     =0.1104,
ych4    =4.40141*0.001;

```

```
clrscr();
```

```
total = yco+yco2+yh2o+yh2+ych4;
```

```
yco = yco/total;
```

```
yco2 = yco2/total;
```

```
yh2o = yh2o/total;
```

```
yh2 = yh2/total;
```

```
ych4 = ych4/total;
```

```
ln7 *= (yco+yco2+yh2o+yh2+ych4);
```

```
while(ans<=ln7)
```

```
{
```

```
    T1=0.0001;
```

```
    ans= yco*( Aco*log(T2/T1)+(Bco*T1 + (Cco*pow(T1,2) + Dco/ pow((T2/T1),2) / (T1*T1) *
(T2/T1+1) / 2)) *(T2/T1-1) )
        + yco2*( Aco2*log(T2/T1)+(Bco2*T1 + (Cco2*pow(T1,2) + Dco2/ pow((T2/T1),2) /
(T1*T1) * (T2/T1+1) / 2)) *(T2/T1-1) )
        + yh2o*( Ah2o*log(T2/T1)+(Bh2o*T1 + (Ch2o*pow(T1,2) + Dh2o/ pow((T2/T1),2) /
(T1*T1) * (T2/T1+1) / 2)) *(T2/T1-1) )
        + ych4*( Ach4*log(T2/T1)+(Bch4*T1 + (Cch4*pow(T1,2) + Dch4/ pow((T2/T1),2) /
(T1*T1) * (T2/T1+1) / 2)) *(T2/T1-1) )
        + yh2*( Ah2*log(T2/T1)+(Bh2*T1 + (Ch2*pow(T1,2) + Dh2/ pow((T2/T1),2) / (T1*T1) *
(T2/T1+1) / 2)) *(T2/T1-1) )
```

```
    ;
```

```
    printf("\n\nans : %f\tT2 : %f",ans,T1);
```

```
}
```

```
printf("\n\n Temperature befor go to compressor of membrane seperation is : %f",T1);
```

```
return(T1);
```

```
}
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ข้อดีบ : กระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิง โดยผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการออกซิเดชัน

Feed methane : 1000.000000 L/hr

Product line

H₂O malar flowrate : 28.76 mol/h

H₂O malar flowrate : 68.80 mol/h

CO malar flowrate : 24.55 mol/h

CH₄ malar flowrate : 16.36 mol/h

H₂ malar flowrate : 73.66 mol/h

Reactor size :

Catalysts NSAC : 0.6 kg

*****DATA Of Separation Process*****

Temperature before go to compressor of membrane separation is : 437.40 K

Compressor use power : 690.29 watt

Total Pressure before go to separation process : 11.000000 atm

You have use Area of membrane separation : 6.76 m²

Volume flow rate inert gas sweep line : 5.20 m³/hr

Pressure feed after separation process : 7.944 atm

Pressure Hydrogen of permeate : 0.763 atm

mol Hydrogen in feed after separation process in shell : 0.01421 mol

mol Hydrogen in permeate separation process in shell : 0.056867 mol

Hydrogen in feed after separation process : 14.72 mol/hr

Hydrogen in permeate separation process : 58.89 mol/hr

length tube : 5.38 m.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

*****DATA Of SOFC *****

Side of electrolyte (W:L:thic) cm. : (10.000000:10.000000:0.001000) cm.

Flux : 0.00016369 mol/s.cm²

Current of Fuel Cell : 42.063671 A.

Airea:cosession : 100.000000 cm²

Resistant : 0.000063 ohm

Voltage : 0.750000 Volt.

Use sofc stach cell about : 75 single cell

Electric Power : 2367.89 Watt.

***** AT Combustor *****

Energy from combustor : 1.934E7 J/mol

Compression ratio(rp) : 8.000000

Compress Feed mol air : 381.85 gmol/hr:

Temp 1 : 298.15 K Pressure1 : 1.000000 atm

Temp 2 : 533.23 K Pressure2 : 8.000000 atm

Temp 3 : 2024.23 K Pressure3 : 8.000000 atm

***** AT Turbine *****

Energy from turbine : 3464.69 W

***** Pinch *****

Hot Feed edicate enrgy : 630.1 W.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

***** Result *****

Net Power of Plant : 2873.65 W.



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

The seal of Rajabhat Buriram University is a circular emblem. It features a central sun with rays, flanked by two traditional Thai stupas. Below the sun is a crown-like structure. The entire emblem is surrounded by a decorative border containing Thai text. The text at the top reads 'มหาวิทยาลัยราชภัฏบุรีรัมย์' and the text at the bottom reads 'พระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง'.

ภาคผนวก จ.

การคำนวณของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง ที่มีการผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ ด้วยโปรแกรมเมเปิ้ล (Maple)

การคำนวณของกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง ที่มีการผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิ่งด้วยน้ำ ด้วยโปรแกรมเมเปิ้ล (Maple)

Input Data

```
> freshmethane := 1000:
> Treactor := 700:
> TKreactor := Treactor + 273.15:
```

```
> PMSR := 1:
> GHSV := 11600:
> R := 0.082:
> Troom := 298.15:
> Pmem := 11:
> rmem := 20:
> ASOFC := 10*10:
```

data for Cp

```
> CO2
> Aco2 := 5.457:
> Bco2 := 1.045*0.001:
> Cco2 := 0:
> Dco2 := -1.157*100000:
> CO
> Aco := 3.376:
> Bco := 0.557*0.001:
> Cco := 0:
> Dco := -0.031*100000:
> H2O
> Ah2o := 3.470:
> Bh2o := 1.450*0.001:
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- > $Ch2o := 0 :$
- > $Dh2o := 0.121 * 100000 :$
- > H2
- > $Ah2 := 3.249 :$
- > $Bh2 := 0.422 * 0.001 :$
- > $Ch2 := 0 :$
- > $Dh2 := 0.083 * 100000 :$
- > CH4
- > $Ach4 := 1.702 :$
- > $Bch4 := 9.081 * 0.001 :$
- > $Cch4 := - 2.164 * 0.000001 :$
- > $Dch4 := 0 :$
- > N2
- > $An2 := 3.280 :$
- > $Bn2 := 0.593 * 0.001 :$
- > $Cn2 := 0 :$
- > $Dn2 := 0.04 * 100000 :$
- >

Methane Steam Reforming

$$> WMSR := \frac{freshmethane \cdot 32.7}{25.1} :$$

> WMSR

1302.78884:

$$> NMSR := \frac{freshmethane \cdot 42.2}{25.1} :$$

> NMSR

1681.274900

$$> molmethane := \frac{PMSR \cdot freshmethane}{R \cdot Troom} :$$

> molmethane

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

40.9026394

> $molWMSR := \frac{PMSR \cdot WMSR}{R \cdot Troom} :$

> $molWMSR$

53.2875024

> $molNMSR := \frac{PMSR \cdot NMSR}{R \cdot Troom} :$

> $molNMSR$

68.7685810

> $VOLCAT := \frac{(freshmethane + WMSR + NMSR)}{GHSV} :$

> $VOLCAT$

0.343453771

> $MASSCAT := \frac{VOLCAT}{0.499} :$

> $MASSCAT$

0.688284110

> **if** $TKreactor = 773.15$ **then** $CONV := 0.08$: **elif** $TKreactor = 873.15$ **then** $CONV := 0.26$: **elif** $TKreactor = 923.15$ **then** $CONV := 0.45$: **elif** $TKreactor = 973.15$ **then** $CONV := 0.60$: **elif** $TKreactor = 1023.15$ **then** $CONV := 0.74$: **elif** $TKreactor = 1073.15$ **then** $CONV := 0.89$: **end if**

 $CONV := 0.60$

> $HMSR := molmethane \cdot CONV \cdot 3 :$

> $HMSR$

73.6247509

> $COMSR := molmethane \cdot CONV \cdot 1 :$

> $COMSR$

24.5415836

> $exmethane := molmethane \cdot (1 - CONV) :$

> $exmethane$

16.3610557

> $exwater := molWMSR - (molmethane \cdot CONV) :$

> $exwater$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับ 28.7459187 การศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

> $totalMSR := HMSR + COMSR + exmethane + exwater$
 + $molNMSR :$

> $totalMSR$

212.041890:

> $fcpH$ kJ/molK

$$:= \frac{(3.249 + ((0.422 \cdot 10^{-3}) \cdot T) + ((0.083 \cdot 10^5) \cdot T^{-2})) \cdot 8.314}{1000}$$

kJ/molK

$$fcpH := 0.02701218600 + 0.000003508508000T + \frac{69.00620000}{T^2}$$

> $fcpch4$

$$:= \frac{1}{1000} ((1.702 + ((9.081 \cdot 10^{-3}) \cdot T) + ((-2.164 \cdot 10^{-6}) \cdot T)) \cdot 8.314)$$

$$fcpch4 := 0.01415042800 + 0.00007548144250T$$

> $MSRenergy := HMSR \cdot \left(\frac{206}{3} \right) + (HMSR \cdot 19.81 + COMSR \cdot 20.82$
 + $exmethane \cdot (int(fcpch4, T = 298.15..923.15)) + exwater$
 · 24.92) - $molmethane \cdot (int(fcpch4, T = 298.15..923.15))$
 - $molWMSR \cdot 24.92$

$$MSRenergy := 5489.41279$$

>

> $MSRenergy := \frac{MSRenergy}{3600} \cdot 100C$

$$MSRenergy := 1524.836888$$

>

>

Compressor

> $T1 := T1 :$

> $T1$

$T1$

> $T2 := 823.15 :$

> $totalmols := \frac{totalMSR}{3600} :$

> $totalmols$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
 ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

0.0589005250

$$> \text{fracHMSR} := \frac{\text{HMSR}}{\text{totalMSR}} :$$

> fracHMSR

0.347217952

$$> \text{fracCOMSR} := \frac{\text{COMSR}}{\text{totalMSR}} :$$

> fracCOMSR

0.115739317:

$$> \text{fracexmethane} := \frac{\text{exmethane}}{\text{totalMSR}} :$$

> fracexmethane

0.0771595450:

$$> \text{fracexwater} := \frac{\text{exwater}}{\text{totalMSR}} :$$

> fracexwater

0.135567168:

$$> \text{fracnitrogen} := \frac{\text{molNMSR}}{\text{totalMSR}} :$$

> fracnitrogen

0.324316016

$$> \tau := \frac{T1}{T2} :$$

$$> A := \text{fracHMSR} \cdot \text{Ah}2 + \text{fracCOMSR} \cdot \text{Aco} + \text{fracexmethane} \cdot \text{Ach}4 \\ + \text{fracexwater} \cdot \text{Ah}2\text{o} + \text{fracnitrogen} \cdot \text{An}2 :$$

> A

3.184347211

$$> B := \text{fracHMSR} \cdot \text{Bh}2 + \text{fracCOMSR} \cdot \text{Bco} + \text{fracexmethane} \cdot \text{Bch}4 \\ + \text{fracexwater} \cdot \text{Bh}2\text{o} + \text{fracnitrogen} \cdot \text{Bn}2 :$$

> B

0.00130057039

$$> C := \text{fracHMSR} \cdot \text{Ch}2 + \text{fracCOMSR} \cdot \text{Cco} + \text{fracexmethane} \cdot \text{Cch}4 \\ + \text{fracexwater} \cdot \text{Ch}2\text{o} + \text{fracnitrogen} \cdot \text{Cn}2 :$$

> C

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$-1.66973255510^{-7}$$

$$> Dc := \text{fracHMSR} \cdot Dh2 + \text{fracCOMSR} \cdot Dco + \text{fracexmethane} \cdot Dch4 \\ + \text{fracexwater} \cdot Dh2o + \text{fracnitrogen} \cdot Dn2 :$$

> Dc

$$5460.74393$$

$$> H2 := \left(\frac{B}{2}\right) \cdot TI \cdot (\tau + 1) :$$

> H2

$$0.000650285198071 (0.00121484541171 + 1)$$

$$> H3 := \left(\frac{C}{3}\right) \cdot TI^2 \cdot (1 + \tau \cdot (1 + \tau)) :$$

> H3

$$-5.56577518310^{-8} TI^2 (1 + 0.00121484541171 (0.00121484541171 \\ + 1))$$

$$> H4 := \frac{Dc}{(\tau \cdot TI^2)} :$$

> H4

$$\frac{4.49501136710^6}{TI^3}$$

$$> S2 := C \cdot TI^2 + \frac{Dc}{(\tau \cdot \tau \cdot TI \cdot TI)} :$$

> S2

$$-1.66973255510^{-7} TI^2 + \frac{3.70006860710^9}{TI^4}$$

$$> S3 := \frac{(\tau + 1)}{2} :$$

> S3

$$0.000607422705571 + \frac{1}{2}$$

$$> S4 := \frac{(\tau - 1)}{\ln(\tau)} :$$

> S4

$$\frac{0.00121484541171 - 1}{\ln(0.00121484541171)}$$

$$> MCPS := A + B \cdot TI + S2 \cdot S3 \cdot S4 :$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

> *MCPS*

$$3.184347218 + 0.001300570396T1 + \frac{1}{\ln(0.001214845411T1)} \left(\left(-1.66973255510^{-7} T1^2 + \frac{3.70006860710^9}{T1^4} \right) \left(0.0006074227055T1 + \frac{1}{2} \right) (0.001214845411T1 - 1) \right)$$

> $MCPS \cdot \ln\left(\frac{T2}{T1}\right) - \ln\left(\frac{Pmem}{PMSR}\right) = 0$

$$\left(3.184347218 + 0.001300570396T1 + \frac{1}{\ln(0.001214845411T1)} \left(\left(-1.66973255510^{-7} T1^2 + \frac{3.70006860710^9}{T1^4} \right) \left(0.0006074227055T1 + \frac{1}{2} \right) (0.001214845411T1 - 1) \right) \right) \ln\left(\frac{823.15}{T1}\right) - \ln(11) = 0$$

> *fsolve* ((36), T1 = 400)

437.4045068

> $T1 := 437.4045068$:

> $MCPH := A + H2 + H3 + H4$:

> *MCPH*

3.65432846

> $Cph := MCPH \cdot 8.314$:

> *Cph*

30.3820868

> $WisentropicJ := Cph \cdot (T2 - T1)$:

> *WisentropicJ*

>

> $WisentropicW := Cph \cdot (T2 - T1) \cdot \left(\frac{totalMSR}{3600}\right)$:

> *WisentropicW*

690.299609

> **Membrane**

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

> $r := 20$:

> r

20

> $xmolper := 0$:

>

> $Summolper := 0$:

> $Ru := 82.06 * 0.000001$:

> $z := 0.01$:

> $count := 0$:

> $velocity := 0$:

> $xmolfeed := HMSR$:

> $xmolfeed$

73.6247509!

>

> $fracHMSR$

0.347217952!

> $xmolper := 0$:

> $PH2per := 0$:

> $PH2feed := fracHMSR \cdot Pmem$:

> $PH2feed$

3.81939747!

> $Pother := Pmem - PH2feed$:

> $Pother$

7.18060252.

> $r := \frac{r}{100}$:

> r

$\frac{1}{5}$

> $R1 := r \cdot 3$:

> $R1$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$\frac{3}{5}$$

$$> \text{AreaIS} := \frac{22}{7} * r^2 :$$

> AreaIS

$$\frac{22}{175}$$

$$> \text{AreaOS} := \frac{22}{7} * (RI - r)^2 :$$

> AreaOS

$$\frac{88}{175}$$

$$> Q := \frac{(x\text{molfeed} * Ru * T2)}{PH2\text{feed}} :$$

> Q

$$1.302085421$$

$$> \text{VIS} := \frac{22}{7} * r^2 * z :$$

> VIS

$$0.00125714285$$

$$> \text{VOS} := \frac{22}{7} * (RI - r)^2 * z :$$

> VOS

$$0.00502857142$$

$$> \text{temp3} := x\text{molfeed} :$$

> temp3

$$73.62475091$$

$$> x\text{molfeed} := \frac{PH2\text{feed} * \text{VIS}}{Ru * T2} :$$

> xmolfeed

$$0.07108353121$$

$$> \text{ratioup} := \frac{\text{temp3}}{x\text{molfeed}} :$$

> ratioup

$$1035.749761$$

$$> \text{tq} := \text{VIS} / Q :$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

> tq

0.000965484164

> $dP := PH2feed^{0.73} - PH2per^{0.73} :$

> dP

2.65984448:

> $temp2 := xmolfeed :$

>

while $dP \geq 0$ **and** $temp2 \geq 0$ **do** $xmolper := (-0.781 * dP^2 + 26.63$

$* dP + 0.011) * \left(2 * \frac{22}{7} * r * z \right) * tq : velocity := velocity$

$+ \frac{VIS}{tq \cdot ArealS} : temp1 := PH2feed :$

$temp2 := xmolfeed - xmolper :$

$PH2feed := (xmolfeed - xmolper) * \frac{PH2feed}{xmolfeed} :$

$PH2per := PH2per + xmolper * Ru * \frac{T2}{VOS} : tq := \frac{PH2feed}{temp1}$

$* \frac{xmolfeed}{temp2} * tq : xmolfeed := xmolfeed - xmolper : dP$

$:= PH2feed^{0.73} - PH2per^{0.73} : Summolper := Summolper$

$+ xmolper : count := count + 1 : **od**$

$xmolper := 0.000792789251$

$velocity := 10.35749761$

$temp1 := 3.819397471$

$temp2 := 0.0702907419$

$PH2feed := 3.776800021$

$PH2per := 0.0106493628$

$tq := 0.000965484164$

$xmolfeed := 0.0702907419$

$dP := 2.601852931$

$Summolper := 0.000792789251$

$count := 1$

$xmolper := 0.000776937591$

$velocity := 20.71499531$

$temp1 := 3.776800021$

$temp2 := 0.0695138043$

$PH2feed := 3.735054301$

$PH2per := 0.0210857938$

$tq := 0.000965484164$

$xmolfeed := 0.0695138043$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$dP := 2.55706343$
 $Summolper := 0.00156972684$
 $count := 2$
 $xmolper := 0.000764650998$
 $velocity := 31.0724930$
 $temp1 := 3.73505430$
 $temp2 := 0.0687491533$
 $PH2feed := 3.69396875$
 $PH2per := 0.0313571817$
 $tq := 0.000965484164$
 $xmolfeed := 0.0687491533$
 $dP := 2.51593355$
 $Summolper := 0.00233437784$
 $count := 3$
 $xmolper := 1.39075801510^{-7}$
 $velocity := 5551.61890$
 $temp1 := 0.763897034$
 $temp2 := 0.0142168935$
 $PH2feed := 0.763889561$
 $PH2per := 0.763876979$
 $tq := 0.000965484172$
 $xmolfeed := 0.0142168935$
 $dP := 0.000009878$
 $Summolper := 0.0568666376$
 $count := 536$
 $xmolper := 1.36705454710^{-7}$
 $velocity := 5561.97639$
 $temp1 := 0.763889561$
 $temp2 := 0.0142167568$
 $PH2feed := 0.763882216$
 $PH2per := 0.763878815$
 $tq := 0.000965484172$
 $xmolfeed := 0.0142167568$
 $dP := 0.000002669$
 $Summolper := 0.0568667743$
 $count := 537$
 $xmolper := 1.34375574310^{-7}$
 $velocity := 5572.33389$
 $temp1 := 0.763882216$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับใช้ในกรณีฉุกเฉินเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
 ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

temp2 :=0.0142166224
PH2feed :=0.763874996
PH2per :=0.763880620
tq :=0.000965484172
xmolfeed :=0.0142166224
dP := -0.000004415
Summolper :=0.0568669087
count :=538

```

>

```
> totalmolretentate := totalMSR - HMSR + xmolfeed :
```

```
> totalmolretentate
```

138.4313551

```
> Pretentate := Pother + PH2feed :
```

```
> Pretentate
```

7.94447751

```
> Q := xmolfeed * Ru * T2 / Pretentate :
```

```
> Q
```

0.000120876418

```
> velocity :=  $\frac{\text{velocity}}{\text{count}}$  :
```

```
> velocity
```

10.3574979:

```
> Qinertgas := velocity * AreaOS :
```

```
> Qinertgas
```

5.208341820

```
> Amem :=  $2 * \frac{22}{7} * r * (z * \text{count})$  :
```

```
> Amem
```

6.76342857:

```
> lenght := count * z :
```

```
> lenght
```

5.38

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

"\n\nYou have use Area of membrane separation
: %f m2'
"\nVolume flow rate inert gas sweep line
: %f m3/hr'
"\nPressure feed after seperation process
: %f atm"
"\nPressure Hydrogen of permeate
: %f atm"
printf ("\nmol Hydrogen in feed after seperation process in shell :
%f mol", xmolfeed );
printf ("\nmol Hydrogen in permeate seperation process in shell :
%f mol", Summolper );
printf ("\n\nHydrogen in feed after seperation process
: %f mol/hr", xmolfeed * ratioup );
printf ("\nHydrogen in permeate seperation process
: %f mol/hr", Summolper * ratioup );
printf ("\nlenght tube
: %.4f m. ", lenght );

```

>

```

You have use Area of membrane separation :6.763429 m2
Volume flow rate inert gas sweep line :5.208342 m3/hr
Pressure feed after seperation process : 7.944478 atm
Pressure Hydrogen of permeate : 0.763881 atm
mol Hydrogen in feed after seperation process in shell:
0.014217 mol
mol Hydrogen in permeate seperation process in shell: 0.056867
mol

```

```

Hydrogen in feed after seperation process: 14.724863 mol/hr
Hydrogen in permeate seperation process : 58.899888 mol/hr
lenght tube : 5.3800 m.

```

>

Solid Oxide Fuel Cell

$$> 0.369 = \frac{(456 - a)}{(a - 324.8)}$$

$$0.369 = \frac{456 - a}{a - 324.8}$$

> solve({ (27) })

$$\{a = 420.6363769\}$$

> a := 420.63

$$a := 420.63$$

$$> J1 := \frac{a \cdot 10^{-3} \cdot 100}{2 \cdot 96485} :$$

$$> J2 := a \cdot 10 \cdot 10^{-3} :$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

> $Hh := \text{Summolper} \cdot \text{ratioup} :$

> $Hs := \frac{Hh}{3600} :$

> $\text{num1} := \frac{Hs}{JI} :$

> $V := 0.75 :$

> $IT := \text{num1} \cdot II :$

> $POW := IT \cdot V :$

> POW

2367.898181

Combustor

> $Tairin := 298.15 :$

> $Tairout := Tout :$

> $Pairin := 1 :$

> $rp := 8 :$

> $Pairout := Pairin \cdot rp :$

>

> air

> $Aair := 3.355 :$

> $Bair := 0.575E-3 :$

> $Cair := 0 :$

> $Eair := -0.016E5 :$

>

> $Fch4 := 9.5238 :$

> $FH := 2.3809 :$

> $ra := 2 :$

> $Mair := (\text{xmolfeed} \cdot \text{ratioup} \cdot FH) + (\text{exmethane} \cdot Fch4) :$

> $Mair$

190.877850:

> $Mair := Mair \cdot ra :$
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

> *Mair*

381.755700

> *molair* := *Mair* : mol/h

> *molair*

381.755700

> *molsair* := $\frac{\textit{molair}}{3600}$: mol/s

> *molsair*

0.106043250

> $\tau := \frac{\textit{Tairin}}{\textit{Tairout}}$:

> τ

> $H2 := \left(\frac{\textit{Bair}}{2} \right) \cdot \textit{Tairout} \cdot (\tau + 1)$:

> *H2*

0.0002875000000 $\textit{Tout} \left(\frac{298.15}{\textit{Tout}} + 1 \right)$

> $H3 := \left(\frac{\textit{Cair}}{3} \right) \cdot \textit{Tairout}^2 \cdot (1 + \tau \cdot (1 + \tau))$:

> *H3*

> $H4 := \frac{\textit{Eair}}{(\tau \cdot \textit{Tairout}^2)}$:

> *H4*

$-\frac{5.366426295}{\textit{Tout}}$

> $S2 := \textit{Cair} \cdot \textit{Tairout}^2 + \frac{\textit{Eair}}{(\tau \cdot \tau \cdot \textit{Tairout} \cdot \textit{Tairout})}$:

> *S2*

-0.0179990819

> $S3 := \frac{(\tau + 1)}{2}$:

> *S3*

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$\frac{149.0750000}{T_{out}} + \frac{1}{2}$$

$$> S4 := \frac{(\tau - 1)}{\ln(\tau)} :$$

> S4

$$\frac{\frac{298.15}{T_{out}} - 1}{\ln\left(\frac{298.15}{T_{out}}\right)}$$

$$> MCPH := Aair + H2 + H3 + H4 :$$

> MCPH

$$3.355 + 0.0002875000000T_{out} \left(\frac{298.15}{T_{out}} + 1 \right) - \frac{5.366426295}{T_{out}}$$

$$> ICPH := MCPH \cdot (T - T0) :$$

> ICPH

$$\left(3.355 + 0.0002875000000T_{out} \left(\frac{298.15}{T_{out}} + 1 \right) - \frac{5.366426295}{T_{out}} \right) (T - T0)$$

$$> MCPS := Aair + (Bair \cdot Tairout + S2 \cdot S3) \cdot S4 :$$

> MCPS

$$3.355 + \frac{1}{\ln\left(\frac{298.15}{T_{out}}\right)} \left(\left(0.000575T_{out} - \frac{2.683213148}{T_{out}} - 0.008999540995 \right) \left(\frac{298.15}{T_{out}} - 1 \right) \right)$$

$$> ICPS := MCPS \cdot \ln(\tau) :$$

> ICPS

$$\left(3.355 + \frac{1}{\ln\left(\frac{298.15}{T_{out}}\right)} \left(\left(0.000575T_{out} - \frac{2.683213148}{T_{out}} - 0.008999540995 \right) \left(\frac{298.15}{T_{out}} - 1 \right) \right) \right) \ln\left(\frac{298.15}{T_{out}}\right)$$

>

>

$$> MCPS \cdot \ln\left(\frac{Tairout}{Tairin}\right) - \ln\left(\frac{Pairout}{Pairin}\right) = 0$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$\left(3.355 + \frac{1}{\ln\left(\frac{298.15}{T_{out}}\right)} \left(\left(0.000575T_{out} - \frac{2.683213148}{T_{out}} \right) - 0.008999540995 \right) \left(\frac{298.15}{T_{out}} - 1 \right) \right) \ln(0.003354016435T_{out}) - 3 \ln(2) = 0$$

> *fsolve* ((46), *Tout* = 298)

533.230971:

> *Tout* := 533.2309712:

> *Tout*

533.230971:

> *MCPH*

3.58395804:

> *MCPH*·8.314

29.7970272:

> *Wiscom2* := *MCPH*·8.314·(*Tout* - *Tairin*) : J/mol

> *Wiscom2*

7004.71409:

> *Wiscom2watt* := *Wiscom2*·*molsair* : J/s

> *Wiscom2watt*

742.802648:

> *Wscm2* := $\frac{\text{Wiscom2}}{0.75}$:

> *energy*

> CH4

> *Ach4* := 1.702:

> *Bch4* := 9.081*0.001:

> *Cch4* := -2.164*0.000001:

> *Dch4* := 0:

> H2

> *Ah2* := 3.249:

> *Bh2* := 0.422*0.001:

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

> Ch2 := 0:

> Dh2 := 0.083*100000:

> Ts := 823.15:

> T0b := 298.15:

> H0m := 890649:

> H0h := 285830:

> exmethane

16.3610557!

> Summolper

0.0568669087!

$$Hm := H0m + \left(8.314 \cdot \left(Ach4 + \frac{Bch4 \cdot T0b \cdot \left(\frac{Ts}{T0b} \right)^2}{2} + \frac{Cch4 \cdot T0b \cdot T0b \cdot \left(\left(\frac{Ts}{T0b} \right)^2 + \left(\frac{Ts}{T0b} \right) + 1 \right)}{3} \right) \right) \cdot (Ts)$$

>

> Hm

9.11151170610⁵

> Hm1 := Hm·exmethane :

> Hm1

1.49073951310⁷

$$Hh := H0h + 8.314 \cdot \left(Ah2 + \left(\frac{Dh2}{\left(\frac{Ts}{T0b} \right) \cdot T0b \cdot T0b} \right) \right) \cdot (Ts - T0b) :$$

>

> Hh

3.00914587010⁵

> xmolfeed·ratioup

14.7248633!

> Hh1 := Hh·xmolfeed·ratioup :

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

> *Hh1*

4.43092618710⁶

> *Hcomb* := *Hh1* + *Hml* :

> *Hcomb*

1.93383213210⁷

> *comb*

> *INT* := 1 :

> *Tc* := *Tout* :

> *T1* := *Tc* :

> *count* := 0 :

>

> *H0* := 0 :

> *Hcomb*

1.93383213210⁷

```

while Hcomb > H0 do T2 := T1 + INT : Cp1 := 3.355 + (0.575
*0.001*T1) -  $\left(0.016 \cdot \frac{100000}{T1^2}\right)$  : Cp2 := 3.355 + (0.575
*0.001*T2) -  $\left(0.016 \cdot \frac{100000}{T2^2}\right)$  : Cp :=  $\frac{(Cp1 + Cp2)}{2}$ 
*8.314 : H0 := H0 + Mair · Cp · (T2 - T1) : T1 := T2 : count
:= count + 1 : od;

```

>

T2 := 534.230971:

Cp1 := 3.65598064:

Cp2 := 3.65657669:

Cp := 30.3983008

H0 := 11604.7246

T1 := 534.230971:

count := 1

T2 := 535.230971:

Cp1 := 3.65657669:

Cp2 := 3.65717262

Cp := 30.4032559:

H0 := 23211.3409

T1 := 535.230971:

count := 2

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

T2 := 2023.23097;
Cp1 := 4.51739155;
Cp2 := 4.51796694;
Cp := 37.5599852;
H0 := 1.933507203107;
T1 := 2023.23097;
count := 149;
T2 := 2024.23097;
Cp1 := 4.51796694;
Cp2 := 4.51854232;
Cp := 37.5647690;
H0 := 1.934941259107;
T1 := 2024.23097;
count := 1491

```

> Turbine for hotgas

> Ta := 1911.4;

> Tb := 313.15:

H2O

> Ah2o := 3.470:

> Bh2o := 1.450*0.001:

> Ch2o := 0:

> Dh2o := 0.121*100000:

>

CO

> CO

> Aco := 3.376:

> Bco := 0.557*0.001:

> Cco := 0:

> Dco := -0.031*100000:

>

> CO2

> Aco2 := 5.457: นี่เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

> $B_{co2} := 1.045 * 0.001 :$

> $C_{co2} := 0 :$

> $D_{co2} := -1.157 * 100000 :$

>

N2

> $A_{n2} := 3.280 :$

> $B_{n2} := 0.593 * 0.001 :$

> $C_{n2} := 0 :$

> $D_{n2} := 0.04 * 100000 :$

>

> $water := 2 \cdot exmethane + exwater + 2 \cdot xmolfeed \cdot ratioup :$

> water

90.9177570

> COMSR

24.5415836

> molNMSR

68.7685810

> $CO2 := exmethane :$

> CO2

16.3610557

> $TAL := water + COMSR + molNMSR + CO2 ; mol/h$

> TAL

200.5889770

> $TALS := \frac{TAL}{3600} :$

> TALS

0.0557191604

> $FACW := \frac{water}{TAL} :$

> $FACCO := \frac{COMSR}{TAL} :$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$> FACCO2 := \frac{CO2}{TAL} :$$

$$> FACN := \frac{molNMSR}{TAL} :$$

$$AT := Ah2o \cdot FACW + Aco \cdot FACCO + Aco2 \cdot FACCO2 + An2 \cdot FACN :$$

$$BT := Bh2o \cdot FACW + Bco \cdot FACCO + Bco2 \cdot FACCO2 + Bn2 \cdot FACN :$$

$$CT := Ch2o \cdot FACW + Cco \cdot FACCO + Cco2 \cdot FACCO2 + Cn2 \cdot FACN :$$

$$ET := Dh2o \cdot FACW + Dco \cdot FACCO + Dco2 \cdot FACCO2 + Dn2 \cdot FACN :$$

$$> \tau := \frac{Tb}{Ta} :$$

$$> H2 := \left(\frac{BT}{2} \right) \cdot Ta \cdot (\tau(Ta, Tb) + 1) :$$

$$> H3 := \left(\frac{CT}{3} \right) \cdot Ta^2 \cdot (1 + \tau \cdot (1 + \tau)) :$$

$$> H4 := \frac{ET}{(\tau \cdot Ta^2)} :$$

$$> S2 := CT \cdot Ta^2 + \frac{ET}{(\tau \cdot \tau \cdot Ta \cdot Ta)} :$$

$$> S3 := \frac{(\tau + 1)}{2} :$$

$$> S4 := \frac{(\tau - 1)}{\ln(\tau)} :$$

$$> MCPH := AT + H2 + H3 + H4 :$$

$$> ICPH := MCPH \cdot (Tb - Ta) :$$

$$> MCPS := AT + (BT \cdot Ta + S2 \cdot S3) \cdot S4 :$$

$$> ICPS := MCPS \cdot \ln(\tau) :$$

$$> MCPS \cdot \ln\left(\frac{Tb}{Ta}\right) - 8.314 \ln\left(\frac{p}{8}\right) = 0$$

$$-8.037228254 - 8.314 \ln\left(\frac{1}{8} p\right) = 0$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

> *fsolve* (**(9)**, *p* = 1)

3.042657720

> *MCPH*

4.678221859

> *Wis* := *MCPH* · 8.314 · (*Ta* – *Tb*) : J/mol

> *Wis*

62163.5126

> *WisWATT* := *Wis* · *TALS* : J/s

> *WisWATT*

3463.698730

>

Summary

> *Totalenergy* := *POW* + *WisWATT* – *WisentropicW* – *Wiscom2watt*
– *MSRenergy* :

> *Totalenergy*, watt

2873.65