

การวิเคราะห์สมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งที่ใช้ก๊าซที่ระบายออกจากระบบ
สำหรับการผลิตไฟฟ้า



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี
คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ปีการศึกษา 2561
ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

PERFORMANCE ANALYSIS OF SOLID OXIDE FUEL CELL USING FLARE GAS FOR
ELECTRICITY GENERATION



A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements
for the Degree of Master of Engineering in Chemical Engineering

Department of Chemical Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

Academic Year 2018

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การวิเคราะห์สมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ ของแข็งที่ใช้ก๊าซที่ระบายออกจากระบบสำหรับการผลิต ไฟฟ้า
โดย	น.ส.จุฑามาศ ไชยชาญสกุล
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อภรณ์วิชานพ

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่ง
ของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

..... คณะบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(ศาสตราจารย์ ดร.สุพจน์ เตชวรสินสกุล)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(ศาสตราจารย์ ดร.ศราวุธ ริมดูลิต)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อภรณ์วิชานพ)

..... กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.กษิติศ หนูทอง)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.แดง แซ่เป๋)

จุฬามาศ ไชยชาญสกุล : การวิเคราะห์สมรรถนะของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งที่ใช้ก๊าซที่
 ระบายออกจากระบบสำหรับการผลิตไฟฟ้า. (PERFORMANCE ANALYSIS OF SOLID OXIDE
 FUEL CELL USING FLARE GAS FOR ELECTRICITY GENERATION) อ.ที่ปรึกษาหลัก : ผศ. ดร.
 อมรชัย อารณวิธานพ

ก๊าซที่ถูกปล่อยออกมาจากหอเผาทิ้งในกระบวนการผลิตปิโตรเลียมและปิโตรเคมีส่วนใหญ่มี
 องค์ประกอบที่เป็นก๊าซเรือนกระจก ปัจจุบันได้มีการศึกษาเพื่อลดปริมาณการปลดปล่อยก๊าซจากหอเผาทิ้ง ซึ่งจะ
 ช่วยลดปริมาณก๊าซเรือนกระจกและการสูญเสียพลังงานจากการเผาไหม้ก๊าซในหอเผาทิ้งอีกด้วย งานวิจัยนี้ได้
 ศึกษาการนำก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากระบบการผลิตที่ผ่านกระบวนการรีฟอร์มมิงกลับมาใช้เป็นเชื้อเพลิงใน
 การผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยใช้เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์แข็ง แบบจำลองระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ใช้ก๊าซทิ้งจาก
 กระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม ซึ่งมีก๊าซ ไฮโดรเจน และสารประกอบไฮโดรคาร์บอนอื่น ๆ เป็นองค์ประกอบ
 หลัก ถูกพัฒนาขึ้นโดยใช้โปรแกรมจำลองกระบวนการ แอสเพน พลัส แบบจำลองระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ได้ถูก
 นำมาใช้ในการศึกษาผลของสภาวะการดำเนินงานของระบบเซลล์เชื้อเพลิง ที่มีต่อประสิทธิภาพการใช้เชื้อเพลิงใน
 ก๊าซทิ้ง การผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิง และความสามารถในการลดปริมาณก๊าซทิ้งที่ระบายออกจาก
 กระบวนการผลิตที่จะส่งไปยังหอเผาทิ้ง จากการวิจัยพบว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่มีค่าสัดส่วน
 คาร์บอนต่อไอน้ำเป็น 2.5 สามารถเปลี่ยนรูปก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมเป็น
 ก๊าซไฮโดรเจนได้สูงกว่ากระบวนการอื่น ซึ่งมีประสิทธิภาพในการผลิตคือร้อยละ 27.37 ที่อุณหภูมิ 700 องศา
 เซลเซียส ในขณะที่กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอนเป็น 0.7 และ
 กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เหมาะสำหรับการเปลี่ยนรูปก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่น
 น้ำมันให้เป็นก๊าซมีเทน ซึ่งมีประสิทธิภาพในการผลิตคือร้อยละ 69.02 และ 59.99 ที่อุณหภูมิ 300 และ 760
 องศาเซลเซียสตามลำดับ ก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมที่ผ่านกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่
 อุณหภูมิต่ำสามารถผลิตพลังงานงานไฟฟ้าได้ดีที่สุด (1472.68 kW) และมีประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของเซลล์
 เชื้อเพลิงคือร้อยละ 32.30 โดยการป้อนก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมปริมาณ 435 กิโลกรัมต่อ
 ชั่วโมง เข้าไปในกระบวนการและสามารถลดการปลดปล่อยปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ก๊าซ
 คาร์บอนไดออกไซด์จากการเผาไหม้ของหอเผาทิ้งได้สูงถึงร้อยละ 76.76 และ 76.38 ตามลำดับ

สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี
 ปีการศึกษา 2561

ลายมือชื่อนิสิต
 ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก

5971003821 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORD: Solid Oxide Fuel Cell, Flare Gas, Electrical Energy, Process design, Reforming

Juthamart Chaichansakul : PERFORMANCE ANALYSIS OF SOLID OXIDE FUEL CELL USING FLARE GAS FOR ELECTRICITY GENERATION. Advisor: Asst. Prof. AMORNCHAI ARPORNWICHANOP, D.Eng.

Flare gas in petroleum and petrochemical industries is a significant source of greenhouse gas emissions. Thus, many studies have been explored to reduce this flare gas emission. A flare gas recovery is considered an interesting approach to minimize greenhouse gas emissions and to reduce energy consumption in a gas flaring system. In this study, the use of flare gas to produce electrical energy via a reforming and solid oxide fuel cell (SOFC) integrated system is investigated. Modeling of the SOFC system using the flare gas from a refinery process consisting of hydrogen and other hydrocarbons is performed by using Aspen Plus simulator. The developed model is validated with experimental data reported in the literature and used to analyze the effect of operating parameters on the electrical efficiency of the SOFC and the reduction of flare gas vent to flare system. The results show that the steam reforming process of flare gas with the with steam to carbon (S/C) ratio of 2.5 can produce hydrogen with the efficiency of 27.37 % at 700 °C whereas the low- temperature steam conversion process with S/C ratio of 0.7 and the dry reforming process produce mostly methane at the efficiency of 69.02 and 59.99 % at 300 and 760 °C respectively. The SOFC integrated with the low-temperature steam conversion can maximize the electricity generation (1,472.68 kW) with the electrical efficiency of 32.30% based on the flare gas feed rate of 435 kg pre hr. In addition, it is found that the SOFC integrated system can reduce the release of carbon monoxide and carbon dioxide up to 76.76 % and 76.38 % respectively, compared to the conventional combustion-based flare system.

Field of Study: Chemical Engineering

Student's Signature

Academic Year: 2018

Advisor's Signature

กิตติกรรมประกาศ

งานวิจัยฉบับนี้เสร็จสมบูรณ์ได้เนื่องจากได้รับความอนุเคราะห์จากหลายบุคคล ผู้วิจัยขอขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. อมรชัย อภรณ์วิชานพ ซึ่งเป็นอาจารย์ที่ปรึกษางานวิจัยที่ได้เสียสละเวลาเพื่อชี้แนะแนวทางและให้คำปรึกษาต่างๆ จนผู้วิจัยผ่านพ้นอุปสรรคต่างๆ มาได้ด้วยดี อีกทั้งยังให้ความกรุณาตรวจสอบแก้ไขงานวิจัยจนกระทั่งงานวิจัยนี้สำเร็จเป็นฉบับสมบูรณ์ ผู้วิจัยขอขอบพระคุณ ศาสตราจารย์ ดร. ศราวุธ ริมตุสิต รองศาสตราจารย์ ดร.กษิติศ หนูทอง และ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.แดง แซ่เบ๊ ประธาน และ กรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ที่ได้กรุณาชี้ข้อบกพร่องต่างๆซึ่งนำไปสู่การแก้ไขปรับปรุงผลงานให้ดีขึ้น

ขอขอบคุณหน่วยปฏิบัติการวิจัยวิศวกรรมกระบวนการเชิงคำนวณ และโครงการแผนพัฒนาวิชาการจุฬาฯ สร้างเสริมพลังจุฬาฯ ก้าวสู่ศตวรรษที่ 2 ที่ให้การสนับสนุนงานวิจัย

ขอขอบคุณภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เป็นอย่างยิ่งที่สนับสนุนการทำงานวิจัย และเป็นแหล่งสืบค้นข้อมูลต่างๆ จนงานวิจัยนี้สำเร็จคล่อง

ผู้วิจัยขอขอบคุณประโยชน์และความสำเร็จอันพึงได้จากวิทยานิพนธ์ฉบับนี้แต่ทุกๆท่าน ที่มีส่วนเกี่ยวข้องและจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย หากงานวิจัยฉบับนี้มีข้อบกพร่องประการใดผู้เขียนขอน้อมรับไว้แต่เพียงผู้เดียว



จุฑามาศ ไชยชาญสกุล

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ค
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	ง
กิตติกรรมประกาศ.....	จ
สารบัญ.....	ฉ
บทที่ 1	1
บทนำ	1
1. ที่มาและความสำคัญ 1.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ในการวิจัย	5
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย.....	5
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัยนี้.....	7
บทที่ 2	8
ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง.....	8
2.1 กระบวนการผลิตไฮโดรเจน.....	8
2.1.1 กระบวนการผลิตทางความร้อนเคมี.....	8
2.1.2 กระบวนการผลิตทางไฟฟ้า.....	14
2.1.3 กระบวนการผลิตทางชีวภาพ	14
2. หอเผาทั้ง 2	15
2.2.1 ความหมายของหอเผาทั้ง.....	15
2.2. เทคโนโลยีเพื่อลดการใช้หอเผาทั้ง 2.....	15
2.2.3 สมการการเผาไหม้ของหอเผาทั้ง	26
2.3 เซลล์เชื้อเพลิง.....	30

2.3.1 เซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง (Solid oxide fuel cell).....	34
บทที่ 3	44
งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	44
3.การผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิง 1.....	44
3.การนำก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตกลับไปใช้ใหม่ 2	48
3.เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง 3.....	50
บทที่ 4	53
วิธีการศึกษา	53
4.วิธีการศึกษากระบวนการรีฟอร์มมิงเพื่อเปลี่ยนองค์ประกอบของสารประกอบ 1	
ไฮโดรคาร์บอน	53
4.1. แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ 1	
(Steam reforming).....	55
4.1.2 แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ	
(Low-temperature steam conversion).....	58
4.1.3 แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Dry Reforming).....	61
4.1.การคำนวณประสิทธิภาพของการผลิตก๊าซไฮโดรเจนและมีเทน 4	64
4.การสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส.....	65
4.3 การทดสอบแบบจำลองการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง .	70
4.4 การคำนวณเกี่ยวกับเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง (SOFC calculation) [25] ...	71
4.5 การศึกษาเพื่อหาสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง	75
4.6 การสร้างแบบจำลองการกำจัดก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิตด้วยหอเผาไหม้	77
4.3 การสร้างแบบจำลองการทำงานของหอเผาไหม้ด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส	87

บทที่ 5	90
ผลการศึกษาเรื่องกระบวนการรีฟอร์มมิงเพื่อเปลี่ยนองค์ประกอบของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน	90
5.1 ผลการศึกษากระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ	92
5.2 ผลการศึกษากระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ	98
5.3 ผลการศึกษากระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์	102
5.สรุปผล 4การศึกษากระบวนการรีฟอร์มมิง	105
บทที่ 6	107
ผลการศึกษาการจำลองกระบวนการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง	107
6.1 ผลการศึกษาการจำลองกระบวนการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่ระบบอ้างอิง	107
6. 2ผลการศึกษาการจำลองกระบวนการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่ทำงานร่วมกับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ	108
6.ผลการศึกษาการจำลองกระบวนการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่ทำงานร่วมกับ 3 กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ	111
6.ผลการศึกษาการจำลองกระบวนการดำเนินงาน 4านของเซลล์เชื้อเพลิงที่ทำงานร่วมกับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ ที่มีขนาดของเซลล์เชื้อเพลิง 576. 6m ²	116
6.สรุปผลศึกษากระบวนการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิง 5ชนิดออกไซด์ของแข็ง	117
6.สรุปผลการศึกษากระบวนการทำงานของห่อเผาทั้งในการกำจัดก๊าซทิ้งที่ระบายออกจาก 6 กระบวนการผลิต	120
6.สร 7ุผลการศึกษาปริมาณการปลดปล่อยมลพิษจากการเผาไหม้ของห่อเผาทั้งเปรียบเทียบกับ การปลดปล่อยมลพิษจากการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง	122
บทที่ 7	124

สรุปและวิเคราะห์ผลการวิจัย.....	124
ข้อเสนอแนะจากการทำการศึกษา.....	128
บรรณานุกรม.....	130
ภาคผนวก.....	135
ภาคผนวก ก ผลการจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ บนโปรแกรม ASPEN PLUS.....	136
ภาคผนวก ข ผลการจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ บนโปรแกรม ASPEN PLUS	180
ภาคผนวก ค ผลการจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ บนโปรแกรม ASPEN PLUS	200
ภาคผนวก จ ผลการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง โดยใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอนบนโปรแกรม ASPEN PLUS.....	210
ภาคผนวก ง ผลการจำลองกระบวนการทำงานของหอเผาทิ้ง บนโปรแกรม ASPEN PLUS.....	226
ประวัติผู้เขียน.....	238

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ที่มาและความสำคัญ

ในโรงงานอุตสาหกรรมกลุ่มการผลิตปิโตรเลียมและปิโตรเคมี มักจะมีสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่เหลือใช้จากกระบวนการผลิตจำนวนมาก ซึ่งจะอยู่ในรูปของก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิตทั้งในสภาวะปกติ สภาวะหยุดระบบเพื่อซ่อมบำรุง สภาวะเริ่มดำเนินการผลิต และการหยุดเครื่องฉุกเฉิน สารประกอบไฮโดรคาร์บอนเหล่านี้ไม่สามารถที่จะปล่อยสู่ชั้นบรรยากาศได้ จึงมีความจำเป็นที่จะต้องทำการกำจัดเสียก่อน การเผาก๊าซทิ้งด้วยหอเผาทิ้งจึงเป็นวิธีการกำจัดสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่ได้รับความนิยมกันอย่างแพร่หลาย สารประกอบไฮโดรคาร์บอนจะเกิดการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ที่หอเผาทิ้ง ก่อนจะปล่อยสู่ชั้นบรรยากาศ แต่อย่างไรก็ตามก๊าซที่ถูกปล่อยออกมาจากหอเผาทิ้งในกระบวนการผลิตปิโตรเลียมและปิโตรเคมีส่วนใหญ่มีองค์ประกอบที่เป็นก๊าซเรือนกระจก ซึ่งส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม สิ่งมีชีวิต และชุมชน

สภาวะโลกร้อนได้ทวีความรุนแรงเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง โดยในช่วงระยะเวลา 137 ปีที่ผ่านมา นี้ อุณหภูมิของโลกได้เพิ่มขึ้นประมาณ 1 องศาเซลเซียส ซึ่งเป็นผลมาจากการเพิ่มขึ้นของก๊าซเรือนกระจก ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็นหนึ่งในองค์ประกอบของก๊าซเรือนกระจกที่ยังคงเป็นปัญหาของโลกมาจนถึงปัจจุบัน จากการรวบรวมข้อมูลการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ จากการใช้พลังงานของประเทศไทย สำนักงานนโยบายและแผนพลังงาน กระทรวงพลังงาน ในช่วงเดือน มกราคมถึง พฤษภาคม ปีพ.ศ. 2561 พบว่า ประเทศไทยมีการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ 108.9 ล้านตัน เพิ่มขึ้นจากช่วงเวลาเดียวกันของปีก่อนคิดเป็นร้อยละ 0.9 โดยมีการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จากภาคอุตสาหกรรมสูงถึง 33.7 ล้านตัน หรือคิดเป็นร้อยละ 31 สูงเป็นอันดับที่สองรองจากการผลิตไฟฟ้า [1,2]

จากสถานการณ์การปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สู่ชั้นบรรยากาศที่ยังคงมีแนวโน้มที่เพิ่มขึ้นนี้ ส่งผลให้มีการเข้ามาควบคุมการปล่อยมลพิษของทางภาครัฐที่เข้มงวดมากยิ่งขึ้น โดยทางกรมโรงงานอุตสาหกรรมจะเป็นผู้ที่ดูแลและควบคุมมลพิษที่ปล่อยจากโรงงานอุตสาหกรรม ทั้งนี้มลพิษทางอากาศนั้นไม่ได้มีแค่ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ หรือก๊าซเรือนกระจกเท่านั้น แต่ยังหมายความรวมถึง ก๊าซพิษ ฝุ่น คิววีไอ ไอเสีย เสียงดัง แสง และกลิ่นรบกวน [3] ซึ่งมลพิษเหล่านี้จะส่งผลกระทบต่อชุมชน

ที่อยู่ใกล้กับเขตอุตสาหกรรม อีกทั้งยังส่งผลกระทบต่อภาพลักษณ์ด้านสิ่งแวดล้อม และชุมชนของอุตสาหกรรมนั้น ๆ

ปัจจุบันมีการศึกษาเพื่อลดปริมาณการปลดปล่อยก๊าซจากหอเผาทิ้งในกลุ่มอุตสาหกรรมปิโตรเลียมและ ปิโตรเคมี รวมถึงการนำก๊าซที่ระบายออกจากกระบวนการผลิตก่อนส่งไปยังหอเผาทิ้งกลับมาใช้ประโยชน์ ซึ่งจะช่วยลดปริมาณก๊าซเรือนกระจกและการสูญเสียพลังงานจากการเผาไหม้ก๊าซในหอเผาทิ้งอีกด้วย กระบวนการนำก๊าซที่ทิ้งกลับมาใช้ใหม่ หรือ แฟลร์แก๊สรีคัฟเวอรี (Flare gas recovery system) เป็นกระบวนการที่นำเอาก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิตกลับมาใช้ในกระบวนการต่าง ๆ เช่น ใช้เป็นเชื้อเพลิงให้กับเครื่องกำเนิดไฟฟ้า ใช้เป็นเชื้อเพลิงให้กับเครื่องกำเนิดความร้อนและไอน้ำ ส่งกลับไปยังท่อหลักของก๊าซทิ้งที่ส่งไปยังแฟลร์เฮดเดอร์ (Flare Header) เพื่อเป็นการเพิ่มความดันให้กับก๊าซในท่อ และ นำเอาก๊าซทิ้งกลับไปใช้ในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพก๊าซธรรมชาติ [4] โดยกระบวนการนำก๊าซทิ้งกลับมาใช้ใหม่นั้น จะทำการติดตั้งระบบแฟลร์แก๊สรีคัฟเวอรีระหว่างอุปกรณ์ 2 ชนิดของระบบหอเผาทิ้ง คืออุปกรณ์ที่ใช้แยกของเหลวออกจากก๊าซทิ้ง (Knock out drum) และ อุปกรณ์ที่ทำหน้าที่ป้องกันไม่ให้ระบบท่อของหอเผาทิ้งเป็นสุญญากาศและ ไม่ให้เกิดการไหลย้อนกลับของก๊าซทิ้ง (Liquid seal) ระบบแฟลร์แก๊สรีคัฟเวอรีจะทำหน้าที่ดึงก๊าซทิ้งที่ระบายออกก่อนที่จะถูกส่งเข้าหอเผาทิ้งเพื่อนำกลับมาควบแน่น โดยระบบจะทำงานโดยอาศัยหลักการอัดความดันโดยใช้เครื่องอัดความดัน (Compressor) และลดอุณหภูมิลงโดยใช้สารทำความเย็นเพื่อนำสารประกอบไฮโดรคาร์บอนกลับมาใช้ใหม่ในกระบวนการผลิต [2] ปัจจุบันระบบแฟลร์แก๊สรีคัฟเวอรีที่กำลังได้รับความสนใจในการศึกษา ได้แก่ ระบบแฟลร์แก๊สรีคัฟเวอรีแบบอีเจคเตอร์ (Ejector) เป็นระบบที่ใช้หัวฉีดแรงดันสูงในการเพิ่มความดันให้กับก๊าซทิ้งแทนการใช้เครื่องอัดความดัน ซึ่งต้นทุนในการดำเนินงานของระบบแฟลร์แก๊สรีคัฟเวอรีแบบอีเจคเตอร์จะต่ำกว่าระบบที่ใช้เครื่องอัดความดัน และประสิทธิภาพของระบบยังสูงกว่าอีกด้วย เนื่องจากส่วนอัดความดันของระบบแฟลร์แก๊สรีคัฟเวอรีแบบอีเจคเตอร์นั้นไม่มีการเคลื่อนที่ของอุปกรณ์ จึงใช้พลังงานในการขับเคลื่อนน้อยกว่าเครื่องอัดความดัน [5]

จากข้อมูลองค์ประกอบของก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตปิโตรเลียมและปิโตรเคมี พบว่า มีองค์ประกอบหลักคือ ก๊าซไฮโดรเจน มีเทน อีเทน โพรเพน และบิวเทน [4] สามารถนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงในการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งซึ่งเป็นเซลล์เชื้อเพลิงที่ใช้เซรามิกออกไซด์เป็น อิเล็กโทรไลต์ ทั้งนี้เซลล์เชื้อเพลิงเป็นอุปกรณ์ที่ผลิตพลังงานไฟฟ้าจากกระบวนการไฟฟ้าเคมีระหว่างออกซิเจนกับก๊าซไฮโดรเจนโดยไม่ผ่านกระบวนการเผาไหม้ [6] กรณีที่ใช้เชื้อเพลิงไฮโดรคาร์บอนอื่น ๆ จำเป็นต้องเปลี่ยนรูปเชื้อเพลิงให้เป็นก๊าซไฮโดรเจนก่อน การเปลี่ยนรูปเชื้อเพลิงดังกล่าวสามารถดำเนินการได้ทั้งภายในและภายนอกเซลล์เชื้อเพลิง ปัจจุบันเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งได้รับความสนใจเป็นอย่างมากในการนำมาประยุกต์กับระบบผลิต

พลังงานไฟฟ้า มีการศึกษาและพัฒนาเซรามิกออกไซด์ที่ใช้เป็นอิเล็กโทรไลต์ รวมทั้งวัสดุอิเล็กโทรด [7] การทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งมีประสิทธิภาพการใช้พลังงานโดยรวมของระบบสูงถึง 90 % สามารถดำเนินงานได้ตั้งแต่อุณหภูมิ 600 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส ปัจจุบันได้มีการศึกษาเพื่อลดอุณหภูมิการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งให้ต่ำลง โดยที่ประสิทธิภาพและความสามารถในการผลิตพลังงานไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงไม่ลดลง ทั้งนี้เพื่อเป็นการยืดอายุของส่วนประกอบของระบบเซลล์เชื้อเพลิง [8]

เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งได้รับการพัฒนาและมีการประยุกต์ใช้ในโรงไฟฟ้า ยกตัวอย่างเช่น โรงไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งซึ่งตั้งอยู่ที่ จังหวัดคยองกี ประเทศเกาหลีใต้ ถือเป็นโรงไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งที่ใหญ่ที่สุดในโลก โดยใช้ก๊าซธรรมชาติเหลวและไปโอแก๊สเป็นเชื้อเพลิง สามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้สูงถึง 2.8 ล้านเมกะวัตต์ต่อหนึ่งกลุ่มเซลล์เชื้อเพลิง โดยโรงไฟฟ้าแห่งนี้มีกลุ่มเซลล์เชื้อเพลิงทั้งหมด 21 กลุ่มเซลล์เชื้อเพลิง [9,10] นอกจากความสนใจในการสร้างโรงไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงแล้ว ยังมีความสนใจในการนำเอาเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งไปใช้เป็นแหล่งพลังงานไฟฟ้าให้กับรถยนต์ บริษัทิสสันได้ทำการพัฒนารถยนต์ไฟฟ้าที่ใช้เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งเป็นแหล่งจ่ายไฟฟ้า โดยใช้เอทานอลเป็นเชื้อเพลิง บริษัทิสสันคาดการณ์ว่ารถยนต์เซลล์เชื้อเพลิงนี้จะสามารถจำหน่ายได้ในปี ค.ศ. 2020 [11,12,13,14] จากที่กล่าวมา จะเห็นได้ว่าเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งนั้นได้รับความสนใจในการศึกษาในหลายประเด็น และยังสามารถนำไปใช้งานได้อย่างหลากหลายอีกด้วย

เมื่อพิจารณาการทำงาน of เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง เชื้อเพลิงไฮโดรคาร์บอนอื่น ๆ ที่มีอยู่ในก๊าซที่ นอกเหนือจากก๊าซไฮโดรเจน จำเป็นจะต้องผ่านกระบวนการเปลี่ยนรูปเป็นก๊าซไฮโดรเจนก่อนที่จะส่งไปยังเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง กระบวนการทางความร้อนเคมี เช่น กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam Reforming) กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Dry Reforming) และกระบวนการรีฟอร์มมิงแบบอโตเทอร์มัล (Auto Thermal Reforming) เป็นกระบวนการที่นิยมใช้ในการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอนให้เป็นไฮโดรเจน หรือก๊าซสังเคราะห์ที่มีไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบหลักแล้ว [15,16] กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนสูง กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเป็นกระบวนการแบบดูดความร้อน และที่อุณหภูมิดำเนินงาน 650 องศาเซลเซียส สามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้สูงถึงร้อยละ 99.83 ของปริมาณก๊าซมีเทนที่ป้อนเข้าระบบ [16] กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ หรือ กระบวนการรีฟอร์มมิงแบบแห้ง เป็นกระบวนการที่ใช้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็นวัตถุดิบ ข้อดีของกระบวนการนี้คือช่วยลดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งเป็นก๊าซเรือนกระจกในบรรยากาศ อีกทั้งยังควบคุมระบบการทำงานได้ง่ายกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ แต่ข้อเสียคือ สัดส่วนของไฮโดรเจนที่ได้จากกระบวนการนี้จะต่ำกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิง

ด้วยไอน้ำ และตัวเร่งปฏิกิริยาจะเสื่อมสภาพเร็วกว่าเนื่องจากคาร์บอนจากก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จะไปเกาะอยู่ที่บริเวณผิวของตัวเร่งปฏิกิริยา กระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นกระบวนการดูดความร้อน โดยอุณหภูมิที่เหมาะสมในการดำเนินงานคือ 700-900 องศาเซลเซียส [17,18] กระบวนการรีฟอร์มมิ่งแบบออกซิเดชันบางส่วน (Partial Oxidation Reforming) เป็นกระบวนการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอนให้เป็นก๊าซไฮโดรเจนที่ไม่จำเป็นต้องป้อนพลังงานจากภายนอกให้กับระบบ เนื่องจากปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นแบบคายความร้อน ทำให้เกิดพลังงานขึ้นภายใน โดยอุณหภูมิดำเนินงานของกระบวนการต่ำกว่า 600 องศาเซลเซียส ข้อจำกัดของกระบวนการนี้ คือ ปริมาณออกซิเจนที่ป้อนเข้าสู่ระบบต้องไม่สูงจนเกินไป เนื่องจากออกซิเจนที่เหลือจากกระบวนการจะกลับมาทำปฏิกิริยากับไฮโดรเจนที่ผลิตได้กลายเป็นน้ำ ทำให้สูญเสียไฮโดรเจน กระบวนการร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำกับออกซิเดชันบางส่วน หรือ กระบวนการออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิ่ง เป็นกระบวนการที่นำข้อดีของกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำและกระบวนการออกซิเดชันบางส่วนมารวมกัน โดยการป้อนทั้งน้ำและออกซิเจนเพื่อทำปฏิกิริยากับสารไฮโดรคาร์บอน ข้อดีของกระบวนการนี้ คือ สามารถผลิตไฮโดรเจนได้ในอัตราส่วนที่มากกว่ากระบวนการออกซิเดชันบางส่วน และใช้พลังงานน้อยกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำ ปัจจุบันกระบวนการดังกล่าวกำลังเป็นที่นิยมและเริ่มมีการใช้งานจริงในเชิงพาณิชย์อย่างแพร่หลาย [16,18]

งานวิจัยนี้มีเป้าหมายที่จะศึกษาการนำก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการกลับมาใช้เป็นเชื้อเพลิงในการผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยใช้เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง และศึกษากระบวนการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่เป็นองค์ประกอบของก๊าซทิ้งให้อยู่ในรูปของก๊าซไฮโดรเจน โดยทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพในการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำ และกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ แบบจำลองกระบวนการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอนและการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งถูกพัฒนาขึ้นโดยใช้โปรแกรมจำลองกระบวนการ แอสเพน พลัส (Aspen Plus) และจะตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลองเซลล์เชื้อเพลิงกับข้อมูลการทดลองในเอกสารอ้างอิง แบบจำลองระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่ได้ถูกนำมาใช้ในการศึกษาผลของสัดส่วนองค์ประกอบของก๊าซทิ้งรวมทั้งสภาวะการดำเนินงานของระบบเซลล์เชื้อเพลิงที่มีต่อประสิทธิภาพการใช้เชื้อเพลิงในก๊าซทิ้ง การผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิง และการปลดปล่อยก๊าซมลพิษ (สารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่เกิดการเผาไหม้อย่างไม่สมบูรณ์ และก๊าซเรือนกระจก) เมื่อเทียบกับกระบวนการเผาไหม้ก๊าซในหอเผาทิ้ง

1.2 วัตถุประสงค์ในการวิจัย

- 1.2.1 เพื่อศึกษาและวิเคราะห์ผลของสภาวะการดำเนินงานของกระบวนการเปลี่ยนรูปก๊าซทิ้งเพื่อผลิตก๊าซไฮโดรเจน ด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ และกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์
- 1.2.2 เพื่อศึกษาและวิเคราะห์ประสิทธิภาพการเปลี่ยนก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตไปเป็นก๊าซไฮโดรเจน ด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ และกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์
- 1.2.3 เพื่อศึกษาสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งโดยใช้ก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมเป็นเชื้อเพลิง
- 1.2.4 เพื่อศึกษาประสิทธิภาพทางไฟฟ้า และพลังงานไฟฟ้าที่ผลิตได้จากเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง โดยใช้ก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมเป็นเชื้อเพลิง

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

- 1.3.1 ศึกษาการลดปริมาณการปลดปล่อยมลพิษของการกำจัดก๊าซทิ้งด้วยหอเผาทิ้ง โดยการจำลอง กระบวนการด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส
- 1.3.2 ศึกษาการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งโดยการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส
- 1.3.3 ศึกษาความเป็นไปได้ในการติดตั้งระบบการนำก๊าซทิ้งที่ระบายออกมาจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมกลับมาใช้ในการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง
- 1.3.4 ศึกษาการลดปริมาณการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จากกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งและ เปรียบเทียบการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จากกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งและการเผาไหม้ด้วยหอเผาทิ้ง
- 1.3.5 ศึกษากระบวนการเปลี่ยนสารประกอบไฮโดรคาร์บอนให้เป็นก๊าซไฮโดรเจน ด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ และกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ โดยการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมแอสเพนพลัส

- 1.3.6 ศึกษาโดยทำการสร้างแบบจำลองเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งโดยตรวจสอบความถูกต้องจากงานวิจัยของ Zhang และคณะ [25] โดยเซลล์เชื้อเพลิงดำเนินงานที่อุณหภูมิ 1,000 °C และความดัน 1.08 บาร์และป้อนเชื้อเพลิงเป็นก๊าซธรรมชาติ
- 1.3.7 ศึกษาองค์ประกอบของก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม โดยอ้างอิงจากงานวิจัยของ Gabriele [4] ดังแสดงในตารางที่ 1.1

ตารางที่ 1.1 แสดงองค์ประกอบของก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตน้ำมันปิโตรเลียม

ก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิต	สัดส่วนโดยโมล
Butane	0.0028
Carbon dioxide	0.0168
Carbon monoxide	0.003
Ethane	0.0578
Ethylene	0.0031
Hydrogen	0.3394
Iso Butane	0.0124
Iso Butylene	0.0033
Iso Pentane	0.0228
Methane	0.2414
Nitrogen	0.1087
Normal Butane	0.0301
Normal Pentane	0.0167
Propane	0.0552
Total Flare gas	0.9684

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัยนี้

- 1.4.1 สามารถนำไปเป็นแนวทางในการตัดสินใจในการเลือกใช้เทคโนโลยีในการลดการปล่อยมลพิษจากกระบวนการเผาไหม้จากห่อเผาไหม้ได้
- 1.4.2 สามารถทราบถึงวิธีการ และปัจจัยในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม เพื่อเป็นประโยชน์ต่อการลดการปล่อยมลพิษของโรงงานอุตสาหกรรม
- 1.4.3 สามารถทราบถึงประสิทธิภาพของการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งโดยใช้เชื้อเพลิงที่มาจากก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม
- 1.4.4 สามารถนำข้อมูลจากงานวิจัยนี้ไปใช้ประกอบการตัดสินใจในการพิจารณาเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง เพื่อเป็นทางเลือกในการผลิตพลังงานไฟฟ้าเพื่อเป็นพลังงานสำรองใช้ในโรงงานอุตสาหกรรมในอนาคตได้

บทที่ 2

ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง

2.1 กระบวนการผลิตไฮโดรเจน

ก๊าซไฮโดรเจนและเซลล์เชื้อเพลิง ถือได้ว่าเป็นทางเลือกสำหรับการเปลี่ยนแปลงในการพัฒนาพลังงาน และการขนส่งในระยะยาว ดังนั้นการศึกษาเกี่ยวกับกระบวนการผลิตไฮโดรเจน เพื่อนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงจึงได้รับความนิยมกันอย่างแพร่หลาย

ปัจจุบันเทคโนโลยีในการผลิตก๊าซไฮโดรเจน สามารถแบ่งได้เป็น 4 ประเภท คือ การผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยเทคโนโลยีไฟฟ้าเคมี การผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยเทคโนโลยีโฟโตไบโอโอลิจิคอล การผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยเทคโนโลยีโฟโตเคมีคอล และ การผลิตไฮโดรเจนด้วยเทคโนโลยีทางความร้อนเคมี [16]

กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน นั้นสามารถแบ่งได้เป็น 3 กระบวนการดังนี้ กระบวนการผลิตทางความร้อนเคมี กระบวนการผลิตทางไฟฟ้า และ กระบวนการผลิตทางชีวภาพ [16]

2.1.1 กระบวนการผลิตทางความร้อนเคมี ณ มหาวิทยาลัย

กระบวนการผลิตทางความร้อนเคมี เป็นกระบวนการที่ได้รับความนิยมในการศึกษาสูงสุดในปัจจุบัน เนื่องจากสามารถนำไปประยุกต์ใช้จริงในเชิงพาณิชย์ได้ง่ายที่สุด กระบวนการผลิตทางความร้อน สามารถแบ่งออกได้เป็นกระบวนการย่อย 4 กระบวนการดังแสดงในตารางที่ 2.1

ตารางที่ แสดงกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนทางความร้อน 2.1 เคมี [16]

กระบวนการ	สารตั้งต้น	จุดแข็งของกระบวนการ	จุดอ่อนของกระบวนการ
กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ	ก๊าซธรรมชาติ	<ol style="list-style-type: none"> 1. ได้รับความนิยมสูง และเป็นกระบวนการ และเป็นการพลังงานสูง เนื่องมาจากหลักการการผลิตก๊าซไฮโดรเจนในปัจจุบัน 2. มีประสิทธิภาพทางความร้อนสูงกว่า 3. สามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้สูงกว่าก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ถึง 3 เท่า 4. สามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์ได้ถึงร้อยละ 99.95 	<ol style="list-style-type: none"> 1. ระบบมีความต้องการพลังงานสูง เนื่องจากเป็นระบบดูดความร้อน 2. มีค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานที่สูง 3. มีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สู่ชั้นบรรยากาศ 4. ตัวเร่งปฏิกิริยามีการเสื่อมสภาพเนื่องจากการเกิดโค้ก
เอทานอล		<ol style="list-style-type: none"> 1. อุณหภูมิดำเนินงานต่ำกว่าการใช้ก๊าซธรรมชาติเป็นสารตั้งต้น 2. เป็นการใช้สารชีวมวลเป็นสารตั้งต้น 	<ol style="list-style-type: none"> 1. เกิดปฏิกิริยาข้างเคียง เช่น ปฏิกิริยาการสลายตัว ปฏิกิริยาดีไฮโดรจีเนชัน และสภาวะขาดน้ำ
กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์	ก๊าซธรรมชาติ	<ol style="list-style-type: none"> 1. สามารถนำไปติดตั้งกับระบบเดิมที่มีการผลิตก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และต้องที่จะเปลี่ยนก๊าซคาร์บอน ไดออกไซด์เป็นก๊าซไฮโดรเจน 2. ราคาดำเนินงานรวมของระบบมีราคาต่ำ 	<ol style="list-style-type: none"> 1. สัดส่วนของก๊าซไฮโดรเจนต่อก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ผลิตได้ค่อนข้างต่ำ ประมาณ 1:1 2. มีโอกาสที่ตัวเร่งปฏิกิริยาจะเสื่อมสภาพมากกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ 3. การนำไปใช้งานจริงในโรงงานยังน้อยอยู่

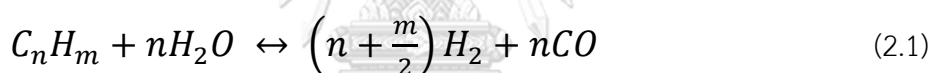
	<p>กว่าการลง ทุนติดตั้งกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำ</p> <p>3. มีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และมีเทนสู่ชั้นบรรยากาศน้อยกว่า</p> <p>4. สามารถใช้ก๊าซชีวภาพจากหลุมฝังกลบขยะมูลฝอย ก๊าซจากกากตะกอนจุลินทรีย์ หรือการหมักแบบไม่ใช้ออกซิเจนเป็นวัตถุดิบได้</p>
<p>กระบวนการรีฟอร์มมิ่งแบบ ก๊าซธรรมชาติ</p> <p>ออกซิเดชันบาง ส่วน</p>	<p>1. ไม่ต้องป้อนความร้อนเข้าไปในกระบวนการ เนื่องจากเป็นระบบคายความร้อน</p> <p>2. มีแนวโน้มทางเศรษฐกิจที่จะพัฒนาเป็นกระบวนการ การผลิตก๊าซสังเคราะห์</p>
<p>เอทานอล</p>	<p>1. เป็นสารตั้งต้นที่มาจากพลังงานหมุนเวียน</p> <p>2. เป็นปฏิกิริยาที่ดูดความร้อนน้อยกว่าการดูดความร้อนของกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำ ที่ใช้เอทานอลเป็นสารตั้งต้น</p>
<p>ออลิเทอร์มัลรีฟอร์มมิ่ง</p>	<p>1. ค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานต่ำกว่ากระบวนการอื่น ๆ</p> <p>1. ปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่ผลิตได้ต่ำกว่ากระบวนการ การรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำ</p>

-
2. เป็นกระบวนการที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการเปลี่ยนก๊าซเป็นของเหลว
 3. เป็นการเพิ่มประโยชน์ของการใช้พลังงาน
 4. มีค่าทางอุณหพลศาสตร์ที่ค่อนข้างต่ำ
จึงเป็นทางเลือกที่ดีกว่าสำหรับการใช้เชื้อเพลิงต่างๆ



2.1.1.1 เป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ไฮโดรเจนสูงและเสียค่าใช้จ่ายน้อยจึงนิยมนำมาใช้ในทางการค้า โดยที่กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเป็นกระบวนการแบบดูดความร้อน และที่อุณหภูมิดำเนินงาน 650 องศาเซลเซียส สามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้สูงถึงร้อยละ 99.83 ของปริมาณก๊าซมีเทนที่ป้อนเข้าระบบ โดยหลักการของกระบวนการนี้คือ การป้อนไอน้ำเข้าสู่ระบบเพื่อทำปฏิกิริยากับสารไฮโดรคาร์บอนที่อยู่ในสถานะก๊าซ โดยมีโลหะนิเกิลเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา เช่น ก๊าซธรรมชาติ ก๊าซชีวภาพ และเอทานอล เป็นต้น โดยไฮโดรเจนจะถูกดึงออกจากไอน้ำและสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ส่วนออกซิเจนที่เหลือนอกจากนี้และคาร์บอนที่เหลือนอกจากไฮโดรคาร์บอนจะรวมตัวกันเป็นก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำได้รับความนิยมนิดเป็นร้อยละ 80 - 85 ของการผลิตก๊าซไฮโดรเจนทั่วโลก โดยทั่วไปกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ จะประกอบไปด้วย 2 ปฏิกิริยาหลักคือ ปฏิกิริยารีฟอร์มมิง และ ปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซิฟต์[16],[17],[18]

สมการปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ :



ปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซิฟต์ :



2.1.1.2 กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ หรือ กระบวนการรีฟอร์มมิงแบบแห้ง เป็นกระบวนการที่คล้ายคลึงกับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ แต่จะต่างกันตรงที่ใช้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็นวัตถุดิบ ข้อดีของกระบวนการนี้คือช่วยลดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งเป็นก๊าซเรือนกระจกในบรรยากาศ อีกทั้งยังควบคุมระบบการทำงานได้ง่ายกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ แต่ข้อเสียคือสัดส่วนของ ไฮโดรเจน ที่ได้จากกระบวนการนี้จะต่ำกว่ากระบวนการแรก และตัวเร่งปฏิกิริยาจะเสื่อมสภาพเร็วกว่าเนื่องจากจะมีคาร์บอนจากคาร์บอนไดออกไซด์ไปเกาะอยู่ที่

บริเวณผิวของตัวเร่งปฏิกิริยา กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็นกระบวนการดูดความร้อน โดยอุณหภูมิที่เหมาะสมในการดำเนินงานคือ 700 - 900 องศาเซลเซียส [17],[18]

สมการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ :



2.1.1.3 กระบวนการรีฟอร์มมิงแบบออกซิเดชันบางส่วน ซึ่งเป็นกระบวนการระหว่างสารไฮโดรคาร์บอนกับออกซิเจน กระบวนการนี้มีข้อได้เปรียบกว่าสองกระบวนการแรก เนื่องจากไม่จำเป็นต้องป้อนพลังงานจากภายนอกเนื่องจากปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นแบบคายความร้อนทำให้เกิดพลังงานขึ้นภายใน โดยอุณหภูมิดำเนินงานของกระบวนการต่ำกว่า 600 องศาเซลเซียส แต่ข้อจำกัดของกระบวนการนี้ คือ ปริมาณออกซิเจนที่ป้อนเข้าสู่ระบบต้องไม่สูงจนเกินไป เนื่องจากออกซิเจนที่เหลือจากกระบวนการจะกลับมาทำปฏิกิริยากับไฮโดรเจน ที่ผลิตได้กลายเป็นน้ำ ทำให้สูญเสียผลิตไฮโดรเจนนอกจากนั้นข้อจำกัดที่สำคัญอีกประการของการใช้ กระบวนการนี้ในเชิงพาณิชย์ คือ ค่าใช้จ่ายในการดำเนินการจะสูงกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงปกติ เนื่องจากต้องมีระบบแยกออกซิเจนจากอากาศก่อนป้อนเข้าสู่ระบบ เพราะหากไม่แยกออกซิเจนออกจะทำให้ปริมาณความเข้มข้นของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ลดลง เนื่องจากอากาศมีปริมาณไนโตรเจนสูง [16],[17],[18]

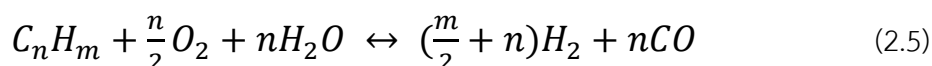
สมการปฏิกิริยาการรีฟอร์มมิงแบบออกซิเดชันบางส่วน :



2.1.1.4 กระบวนการร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำกับออกซิเดชันบางส่วน หรือ กระบวนการออกซิเดชันรีฟอร์มมิง ซึ่งเป็นกระบวนการใหม่ที่นำข้อดีของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำและกระบวนการออกซิเดชันบางส่วนมารวมกัน โดยการป้อนทั้งน้ำและออกซิเจนเพื่อทำปฏิกิริยากับสารไฮโดรคาร์บอน ข้อดีของกระบวนการนี้ คือ สามารถผลิตไฮโดรเจนได้ในอัตราส่วนที่มากกว่ากระบวนการออกซิเดชันบางส่วน และใช้พลังงานน้อยกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ

เนื่องจากเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ในปัจจุบันกระบวนการดังกล่าวกำลังเป็นที่นิยมและเริ่มมีการใช้งานจริงในเชิงพาณิชย์อย่างแพร่หลาย [16],[18]

สมการปฏิกิริยาอโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิง :



2.1.2 กระบวนการผลิตทางไฟฟ้า

การแยกไอออนโดยเฉพาะไอออนของสารละลายเคลื่อนผ่านเมมเบรนแลกเปลี่ยนไอออนได้ความเข้มข้นของไอออนบวกและลบที่สูงขึ้นในแต่ละช่องเซลล์เคมีไฟฟ้าโดยอาศัยความต่างศักย์หรือกระแสไฟฟ้าที่ให้กับระบบสารละลายความเข้มข้นต่ำจะเข้าสู่เซลล์เคมีไฟฟ้าที่มีเมมเบรนแลกเปลี่ยนไอออนลบและบวกคั่นอยู่ระหว่างขั้วไฟฟ้า ไอออนลบจะเคลื่อนที่ไปยังขั้วแอโนดผ่านเมมเบรนแลกเปลี่ยนไอออนลบ จากนั้นจะถูกกั้นด้วยเมมเบรนแลกเปลี่ยนไอออนบวก ส่วนไอออนบวกจะเคลื่อนที่ไปยังขั้วแคโทดผ่านเมมเบรนแลกเปลี่ยนไอออนบวกและถูกกั้นด้วยเมมเบรนแลกเปลี่ยนไอออนลบ ทำให้เกิดการกรองแยกเป็นส่วนที่มีความเข้มข้นสูงของไอออนลบและบวกคนละช่องของเซลล์ที่กั้นด้วยเมมเบรน การกรองแยกนี้นิยมใช้กันในรูปของเซลล์ที่ต่อเป็นแบบอนุกรมหลายเซลล์โดยคั่นด้วยเมมเบรนแลกเปลี่ยนไอออนลบและบวกสลับกันไป ผลพลอยได้ของกระบวนการนี้คือ เกิดแก๊สไฮโดรเจนที่ขั้วแคโทด และแก๊สออกซิเจนที่ขั้วแอโนดโดยมีกลไกเดียวกับการแยกน้ำด้วยไฟฟ้า [31]

2.1.3 กระบวนการผลิตทางชีวภาพ

การผลิตแก๊สไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูงด้วยกระบวนการทางชีวภาพผ่านสิ่งมีชีวิตจำพวกจุลินทรีย์สารตั้งต้นหลักของกระบวนการ ได้แก่ น้ำของเสียอินทรีย์ หรือชีวมวลจุลินทรีย์ที่มีการใช้งานในกระบวนการ ได้แก่ สาหร่าย แบคทีเรีย หรืออาร์เคีย โดยอาจต้องใช้เอนไซม์ หรือสารประกอบจำพวกโปรตีนช่วยเร่งปฏิกิริยาจำแนกการผลิตไฮโดรเจนชีวภาพได้ 2 แบบ ได้แก่ การจำแนกตามการใช้แสงภายในกระบวนการ คือกลุ่มที่ใช้และไม่ใช้แสง การจำแนกตามลักษณะของกระบวนการ การผลิตไฮโดรเจนภายในกระบวนการ แล

ทางตรงและทางอ้อม ปัจจุบันยังไม่มีเทคโนโลยีหลักที่ใช้ผลิตไฮโดรเจนชีวภาพเชิงพาณิชย์ เนื่องจากข้อจำกัดด้านความรู้ความเข้าใจ และประสิทธิภาพของกระบวนการต่ำ [31]

2.2 หอเผาทิ้ง

2.2.1 ความหมายของหอเผาทิ้ง

หอเผาทิ้งมีความสำคัญอย่างมากต่อโรงงานในอุตสาหกรรมปิโตรเลียม และปิโตรเคมี เนื่องจากเป็นอุปกรณ์ความปลอดภัยที่สร้างความมั่นใจว่าการระบาย และกำจัดก๊าซที่ระบายออก (Flare Gas) โดยของเหลวที่จะต้องถูกปล่อยออกจากกระบวนการผลิตจะถูกเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ เพื่อความปลอดภัยของโรงงาน โดยเฉพาะอย่างยิ่งในกรณีที่โรงงานมีความดันเกิดขึ้นในระบบการผลิตอย่างกะทันหันจากเหตุฉุกเฉิน อาทิ ไฟฟ้าดับ หรือกระบวนการผลิตขัดข้อง และจำเป็นต้องมีการระบายความดันดังกล่าว ซึ่งในสถานการณ์เช่นนี้ การทำงานที่ถูกต้องและเหมาะสมของระบบหอเผาทิ้งจะช่วยป้องกันความเสียหายรุนแรงในโรงงานได้ ในขณะที่เดียวกันจะสามารถลดผลกระทบด้านมลภาวะให้เกิดขึ้นน้อยที่สุด โดยทั่วไประบบหอเผาทิ้งในอุตสาหกรรมปิโตรเลียม และ ปิโตรเคมีสามารถใช้งานได้ตลอด 24 ชั่วโมงเพื่อเตรียมรับการขัดข้องในกระบวนการผลิตซึ่งอาจเกิดขึ้นได้ตลอดเวลา ดังนั้นการออกแบบระบบหอเผาทิ้งที่เหมาะสม และการมีมาตรการการใช้งานและการบำรุงรักษาที่ถูกต้อง จึงเป็นเรื่องที่สำคัญอย่างยิ่งในการสร้างความมั่นใจต่อความปลอดภัยของบุคคลากรในโรงงานและของชุมชนโดยรอบโรงงานด้วย ระบบหอเผาทิ้งที่ดีตามมาตรฐานสากล เช่น API 521 และ API 537 กำหนดว่าระบบหอเผาทิ้งควรถูกออกแบบให้สามารถทำหน้าที่ดังต่อไปนี้อย่างมีประสิทธิภาพ [32]

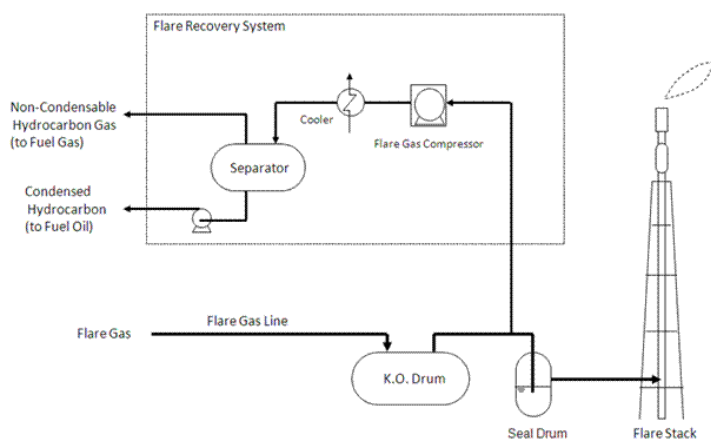
- กำจัดสารที่เป็นอันตราย (Hazardous Materials) ที่เกิดจากกระบวนการผลิตโดยการเผาอย่างปลอดภัย
- ระบายสารไวไฟ (Flammable Materials) ออกจากกระบวนการผลิตโดยการเผา
- ลดการปลดปล่อยสารอินทรีย์ระเหยง่าย (VOCs) และสารไฮโดรคาร์บอนออกสู่บรรยากาศ โดยการบำบัดด้วยการเผาไหม้

2.2.2 เทคโนโลยีเพื่อลดการใช้หอเผาทิ้ง

ในปัจจุบันการระบาย การเผา และการกำจัดไอสารเคมีและก๊าซที่ระบายออก ในกระบวนการผลิตทางหอเผาทิ้งของโรงงานในอุตสาหกรรมปิโตรเลียมและปิโตรเคมีนั้น

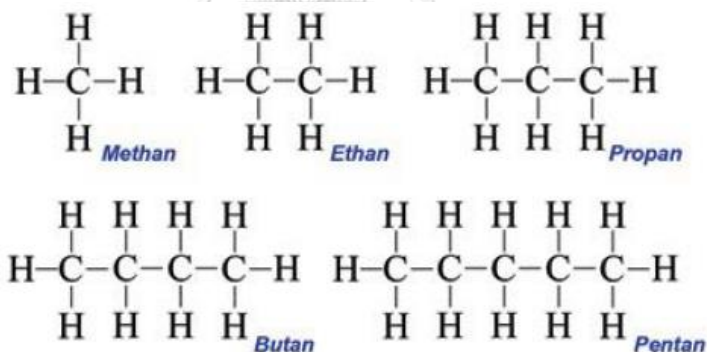
ก่อให้เกิดผลกระทบต่อสังคม สิ่งแวดล้อม และธุรกิจขององค์กร เนื่องจากในบางกรณีสารเคมีที่นำมาเผาไหม้เป็นวัตถุดิบที่สามารถนำกลับมาใช้ในการผลิตเป็นผลิตภัณฑ์ได้ และนอกจากนั้นการกำจัดสารทางหอเผาไหม้ยังส่งผลต่อการเพิ่มปริมาณก๊าซเรือนกระจก แสงเสียง และควันทาที่เป็นปัญหาต่อสภาพแวดล้อมและชุมชน ดังนั้นในปัจจุบันจึงมีความพยายามนำเทคโนโลยีที่สามารถนำสารที่เคยถูกส่งไปเผาไหม้ที่เป็นประโยชน์กลับมาใช้ใหม่ แนวทางการลดการเผาไหม้ก๊าซที่ระบายออก และแนวทางการป้องกันและลดการเกิดควันทาจากการเผาไหม้ อาทิ การใช้ สติมไมเซอร์ (Steamizer) [32]

2.2.2.1 การนำก๊าซที่ระบายออกกลับมาใช้ใหม่ คือกระบวนการการติดตั้งระบบ แพลร์แก๊สรีคัพเวอรี เนื่องจากก๊าซที่ระบายออกนั้นจะถูกปล่อยออกจากกระบวนการผลิตทั้งในสภาวะปกติ สภาวะหยุดระบบเพื่อการซ่อมบำรุง สภาวะเริ่มดำเนินการผลิต และการหยุดเครื่องฉุกเฉิน โดยจะสะสมในท่อแล้วจะถูกส่งเข้าหอเผาไหม้เพื่อความปลอดภัยในการกำจัดก๊าซตามที่ได้กล่าวมาแล้ว ในการนำก๊าซที่ระบายออกกลับมาใช้ใหม่นั้น จะติดตั้งระบบแพลร์แก๊สรีคัพเวอรี ระหว่างถังดักละอองของเหลว และของเหลวซีล เพื่อทำหน้าที่ดักก๊าซก่อนที่จะถูกส่งเข้าหอเผาไหม้เพื่อนำกลับมาควบแน่น ระบบแพลร์แก๊สรีคัพเวอรี ทำงานโดยอาศัยหลักการอัดความดันโดยใช้เครื่องอัดความดัน และลดอุณหภูมิลงโดยใช้สารทำความเย็นเพื่อนำสารไฮโดรคาร์บอนกลับมาใช้ใหม่ในกระบวนการผลิตดังแสดงรูปที่ 2.1 อนึ่งสารทำความเย็นนั้นอาจจะเป็นน้ำหรืออากาศ ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับชนิดของสารไฮโดรคาร์บอน และสารไฮโดรคาร์บอนที่ถูกควบแน่นนั้นจะถูกนำกลับเข้าสู่กระบวนการผลิตหรือเป็นเชื้อเพลิงต่อไป ซึ่งจะเป็นการลดการสูญเสียวัตถุดิบ สารตั้งต้น ลดการเผาไหม้ ลดควันทา และมลภาวะอีกด้วย [32]

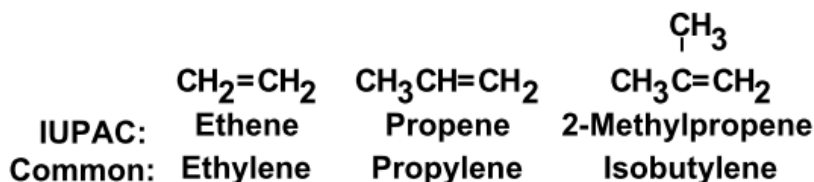


รูปที่ 2.1 ตัวอย่างระบบแฟลร์แก๊สรีคัพเวอรี [32]

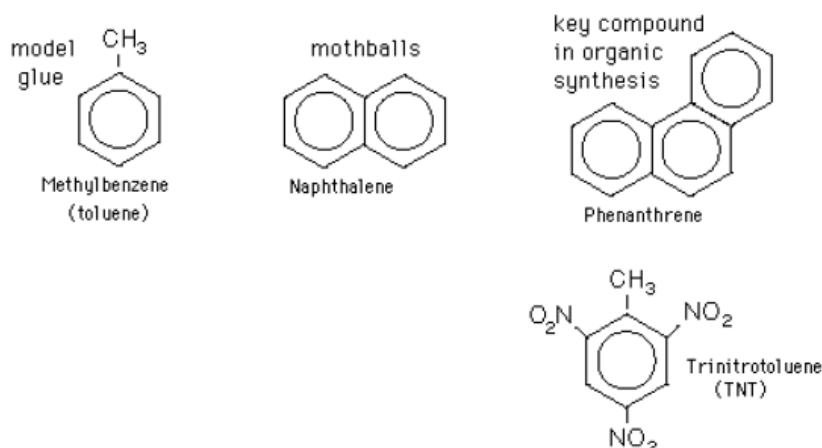
2.2.2.2 แนวทางการป้องกันและลดการเกิดควันดำจากการเผาไหม้ แนวทางอีกหนึ่งแนวทางในการลดผลกระทบของการเผาไหม้ที่ระบายออก คือการลดการเกิดควันดำ โดยการใช้ระบบหอเผาทิ้งไร้ควัน ระบบนี้สามารถลดการเกิดควันได้ในทุกช่วงอัตราการไหลของก๊าซ โดยการใช้แรงดันอากาศ ใอน้ำ หรืออุปกรณ์อื่นที่สามารถทำให้เกิดการผสมแบบปั่นป่วน และนำพาอากาศเข้าไปในกระแสของก๊าซ ทั้งนี้เพื่อให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ที่สุดเท่าที่จะเป็นไปได้ โดยปกติแล้วปัจจัยหนึ่งของการเกิดควันคือค่าความร้อนของก๊าซ หรือโครงสร้างพันธะภายในโมเลกุลของไฮโดรคาร์บอนของก๊าซที่ถูกเผา เช่น ไฮโดรคาร์บอนที่มีพันธะจับกันเป็นโซ่ตรง ดังแสดงในรูปที่ 2.2 มีแนวโน้มที่จะเกิดควันดำน้อย แต่ไฮโดรคาร์บอนชนิดโอเลฟินส์ คือสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีพันธะคู่ระหว่างโมเลกุลและ อโรมาติก คือสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่จับกันเป็นวงหกเหลี่ยม ดังแสดงในรูปที่ 2.4 และรูปที่ 2.3 ตามลำดับนั้น มีแนวโน้มที่เมื่อเผาไหม้แล้วจะเกิดควันดำขึ้นได้ [32]



รูปที่ 2.2. ตัวอย่างสารที่มีพันธะจับกันเป็นโซ่ตรง [33]



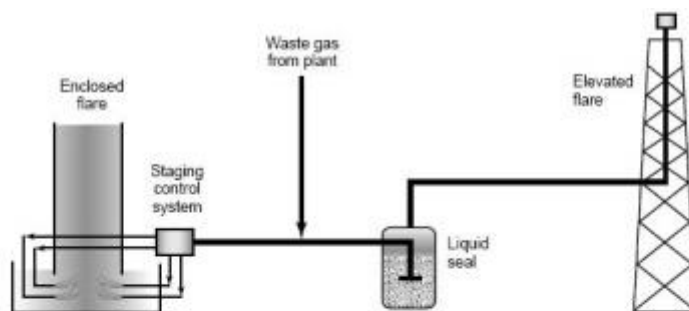
รูปที่ 2.3 ตัวอย่างสารไฮโดรคาร์บอนชนิดโอเลฟินส์ [32]



รูปที่ 2.4 ตัวอย่างสารไฮโดรคาร์บอนชนิดอโรมาติก[32]

ระบบหอเผาทิ้งไร้ควัน จะช่วยทำให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์โดยการเพิ่มตัวช่วย เช่นอากาศหรือไอน้ำ สังเกตได้ว่า ในระบบหอเผาทิ้งไร้ควัน แบบเพิ่มอากาศนั้นจะมีท่อสำหรับอัดอากาศเข้าสู่หอเผาทิ้ง โดยอากาศทำหน้าที่เป็นตัวช่วยให้เกิดการผสมระหว่างออกซิเจนและก๊าซที่ระบายออกในตำแหน่งปากปล่องของหอเผาทิ้งมากขึ้น โดยอาศัยอัตราการไหลที่เร็วส่งผลให้เกิดการไหลแบบปั่นป่วน เมื่อออกซิเจนเพียงพอกับปริมาณของสารไฮโดรคาร์บอนในก๊าซที่ระบายออกจึงทำให้เกิดการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์โดยไม่เกิดควันดำและเขม่า [32]

2.2.2.3 การใช้เทคโนโลยีร่วมระหว่างหอเผาทิ้งภายใน และหอเผาทิ้งทั่วไป การสร้างหอเผาทิ้งในบางกรณีจำเป็นต้องสร้างหอเผาทิ้งที่ปกปิดอย่างมิดชิด เนื่องจากต้องการลดผลกระทบที่เกิดจากความร้อน เสียง และแสง ต่อชุมชนรอบข้าง ซึ่งหอเผาทิ้งภายใน ถูกออกแบบเพื่อป้องกันผลกระทบด้านรังสีความร้อน เสียง และแสง ทำให้ไม่มีการกระจายรังสีความร้อนออกไปไกล เนื่องจากเกิดการเผาไหม้ที่ระดับใกล้พื้นดิน และมีผนังซึ่งสร้างด้วยวัสดุกันความร้อนปกปิดอย่างมิดชิด สามารถที่จะซ่อมบำรุงได้ง่าย ลดการเกิดแสงสว่างระหว่างการเผาไหม้ และช่วยสร้างภาพลักษณ์อันดีต่อชุมชนรอบข้างโรงงาน อจกัอย่างไรก็ตาม ซ์ของหอเผาทิ้งภายใน (หอเผาทิ้งชนิดที่มีผนังปกคลุมห้วเผา) คือ ปริมาณของก๊าซที่ระบายออกที่ส่งไปเผาที่หอเผาทิ้งไม่สูงมากนัก แต่สามารถแก้ไขปัญหานี้ได้โดยการใช้เทคโนโลยีร่วมระหว่างหอเผาทิ้งภายใน และหอเผาทิ้งทั่วไป ดังรูปที่ 2.5 เพื่อให้เกิดการใช้งานได้อย่างเหมาะสมและช่วยลดผลกระทบที่เกิดจากการใช้หอเผาทิ้งภายในเพียงอย่างเดียว [32]



Enclosed Ground Flare

รูปที่ 2.5 ตัวอย่างการใช้เทคโนโลยีร่วมระหว่างหอเผาทิ้งภายใน และหอเผาทิ้งทั่วไป[34]

2.2.2.4 ระบบสตีมน้ำร้อน นั้นถูกออกแบบให้มีการฉีดไอน้ำความดันสูง เพื่อให้มีปริมาณของไอน้ำ และอากาศที่เพียงพอในการเผาไหม้ลดการเกิดควันดำ โดยมีระบบควบคุมปริมาณและความดันของไอน้ำเจท ให้พอเหมาะกั้อัตราการไหลของก๊าซที่ถูกส่งไปเข้าหอเผาทิ้งสตีมน้ำร้อน ประกอบด้วย 2 ส่วน คือส่วนการฉีดไอน้ำที่ส่วนบนและส่วนล่างของหัวเผาไหม้ดังแสดงในรูปที่ 2.6 ไอน้ำที่มีความดันและความเร็วสูงนี้จะทำหน้าที่ดูดอากาศเข้าไปช่วยให้ของผสมที่จะเผาไหม้เกิดการผสมแบบปั่นป่วน นอกจากนี้รูปแบบของท่อที่ปลายแคบลงส่งผลให้ก๊าซที่ระบายออกไหลตัดกับไอน้ำ และอากาศ ส่งผลให้เกิดการผสมกันดีขึ้นทำให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์และลดการเกิดควันได้ [32]



รูปที่ 2.6 รูปประกอบสตีมนิวเคลียร์ [32]

2.2.2.5 การลดการใช้หอเผาทิ้ง เป็นความพยายามในการใช้หอเผาทิ้งให้น้อยที่สุด และใช้ในกรณีจำเป็นเท่านั้น ความพยายามในการลดการใช้หอเผาทิ้งดังกล่าวสามารถทำได้ ทั้งในลักษณะโครงการสมัครใจโดยภาคอุตสาหกรรม หรือโดยการออกระเบียบปฏิบัติจาก ภาครัฐ เช่น การออกระเบียบปฏิบัติในการใช้หอเผาทิ้งโดย Bay Area Air Quality Management District: BAAQM ของมลรัฐแคลิฟอร์เนีย สหรัฐอเมริกา ในบทบัญญัติที่ 12 หัวข้อที่ 12 นการลดที่กำหนดให้โรงกลั่นน้ำมันในพื้นที่ควบคุมจะต้องใช้ความพยายามใน จำนวนครั้งและลดปริมาณของการเผาไหม้ของหอเผาทิ้ง และมีการห้ามใช้หอเผาทิ้งสำหรับ กรณีที่ไม่ใช่เหตุฉุกเฉิน ยกเว้นแต่การใช้ดังกล่าวสอดคล้องกับเงื่อนไขที่ได้รับการอนุมัติไว้ ล่วงหน้าแล้วภายใต้กรอบของแผนการพิจารณาการลดการใช้หอเผาทิ้ง นอกเหนือจากนั้น ข้อบัญญัติยังมีการกำหนดให้โรงกลั่นน้ำมันจะต้องทำรายงานสถิติการใช้หอเผาทิ้งในอดีตและ จัดทำแผนการลดการใช้หอเผาทิ้งในอนาคตที่สะท้อนถึงการเพิ่มความพยายามอย่างเต็มที่ของ โรงงานในการลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมเพื่อการอนุมัติของคณะกรรมการกำกับดูแลแผน ด้วย [32]

แนวปฏิบัติของหน่วยงานในการลดการใช้หอเผาทิ้ง เช่น

- การกำหนดนโยบายการใช้หอเผาทิ้งอย่างชัดเจน
- การกำหนดเป้าหมายจำนวนครั้งและลดปริมาณของการเผาไหม้ในการใช้หอเผาทิ้งแต่ ละปล่อง

- การแจ้งเหตุของการใช้ห่อเผาทิ้งและการรายงานถึงสาเหตุและความจำเป็นในการใช้ห่อเผาทิ้งทุกครั้งต่อเจ้าพนักงานเมื่อมีการใช้ห่อเผาทิ้งเกินข้อกำหนด
- การจัดทำรายงานและการจดบันทึกตัวแปรที่สำคัญของการใช้ห่อเผาทิ้งตลอดเวลา อาทิ ระดับน้ำในวอเตอร์ซีลปริมาณก๊าซที่ส่งเข้าเผา
- การจัดทำและการส่งรายงานประเมินผลประจำปี ต่อคณะกรรมการควบคุมการใช้ห่อเผาทิ้ง ซึ่งบ่งบอกถึงความพยายามของโรงงานในการปฏิบัติตามแผนการลดการใช้ห่อเผาทิ้งที่โรงงานได้ให้ไว้
- การเพิ่มหน่วยรีคัพเวอรี สำหรับการเก็บสารก่อนเข้าสู่ห่อเผาทิ้ง เช่น การแยกถังดักละอองน้ำ ที่รับความดันสูงและต่ำ เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพของการแยกชั้น หรือค้ำน้ำถึงขนาดของถังดักละอองน้ำ ที่เพียงพอ เพื่อสามารถดึงสารส่วนที่เป็นของเหลวกลับมาให้มากที่สุด
- การนำก๊าซที่ระบายออกซึ่งมีคุณสมบัติใกล้เคียงกับเชื้อเพลิงนำกลับไปใช้แทนเชื้อเพลิงในกระบวนการผลิต

การทำลายก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิตนั้นส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม และสุขภาพของคนในชุมชนที่อาศัยอยู่ในบริเวณใกล้เคียงอุตสาหกรรม ดังนั้นกระทรวงอุตสาหกรรมจึงได้มีการประกาศข้อบังคับเกี่ยวกับการปล่อยมลพิษออกสู่ชั้นบรรยากาศ โดยได้ประกาศไว้ในประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม พ.ศ. ๒๕๕๓ เรื่อง กำหนดปริมาณสารเจือปนในอากาศที่ระบายออกจากโรงงานกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม โดยได้ให้นิยามของ “เตา” (Furnace) หมายความว่า ระบบหรืออุปกรณ์ใด ๆ ที่ใช้ในการผลิตความร้อนด้วยวิธีเผาไหม้โดยใช้เชื้อเพลิง ในสถานะที่มีก๊าซออกซิเจนเพียงพอ ความร้อนที่ได้ถูกใช้ในกระบวนการผลิต ซึ่งอนุมาณได้ห่อเผาทิ้งเป็นเตาชนิดหนึ่ง และให้นิยามของ “อากาศที่ระบายออกจากโรงงาน” ซึ่งหมายความว่า อากาศที่ระบายออกจากปล่องหรือช่อง หรือท่อระบายอากาศของโรงงานไม่ว่าผ่านระบบบำบัดหรือไม่ก็ตาม ซึ่งอนุมาณได้ว่าก๊าซที่ปล่อยออกมาจากห่อเผาทิ้งว่าเป็นอากาศที่ระบายออกจากโรงงาน [45]

ซึ่งมีการกำหนดปริมาณอากาศที่ระบายออกจากโรงงานกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมต้องมีปริมาณสารเจือปนแต่ละชนิดไม่เกินค่าที่กำหนดไว้ ดังแสดงในตารางที่ 2.5

ตารางที่ 2.5 ตารางแสดงปริมาณอากาศที่ระบายออกจากโรงงานกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมต้องมีปริมาณสารเจือปนที่สามารถปลดปล่อยได้

แหล่งกำเนิดสาร เจือปนในอากาศ	ชนิดของ เชื้อเพลิง	ค่าปริมาณสารเจือปนในอากาศ					
		ฝุ่น ละออง (มิลลิกรัม ต่อ ลูกบาศก์ เมตร)	ซัลเฟอร์ได ออกไซด์ (ส่วนใน ล้านส่วน)	ออกไซด์ ไนโตรเจนใน รูปของไนโตร เจนได ออกไซด์ (ส่วนในล้าน ส่วน)	คาร์บอน มอนอกไซด์ (ส่วน ในล้านส่วน)	ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (ส่วน ในล้านส่วน)	ปรอท (มิลลิกรัม ต่อ ลูกบาศก์ เมตร)
1. กังหันก๊าซ (Gas Turbine)	-	60	60	200	690	-	-
2. เตา (Furnace) และ/หรือ หม้อน้ำ(Boiler) และ/ หรือ หน่วยแตกโมเลกุล (Cracking Unit) ประเภทที่ไม่มี การคืนสภาพตัวเร่งปฏิกิริยา หรือ ประเภทที่ไม่มีการใช้ตัวเร่ง ปฏิกิริยาในหน่วยแตกโมเลกุล	เชื้อเพลิง เหลวที่ใช้ ในโรงงาน กลั่น น้ำมัน ปิโตรเลียม	240	950	200	690	2.4	5
	เชื้อเพลิง	60	60	200	690	-	-

ตารางที่ 2.6 ตารางแสดงปริมาณอากาศที่ระบายออกจากโรงงานกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมต้องมีปริมาณสารเจือปนที่สามารถปลดปล่อยได้ (ต่อ)

แหล่งกำเนิดสาร เจือปนในอากาศ	ชนิดของ เชื้อเพลิง	ค่าปริมาณสารเจือปนในอากาศ						
		ฝุ่นละออง (มิลลิกรัม ต่อ ลูกบาศก์ เมตร)	ซัลเฟอร์ได ออกไซด์ (ส่วนใน ล้านส่วน)	ออกไซด์ของ ไนโตรเจนใน รูปของไนโตร เจนได ออกไซด์ (ส่วนในล้าน ส่วน)	คาร์บอน มอนอกไซด์ (ส่วนในล้าน ส่วน)	ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (ส่วน ในล้านส่วน)	ปรอท (มิลลิกรัม ต่อ ลูกบาศก์ เมตร)	ตะกั่ว (มิลลิกรัม ต่อ ลูกบาศก์ เมตร)
3. หน่วยแตก โมเลกุล (Cracking Unit) ประเภทที่มีการ เผาไหม้ของโค้ก (Coke)	-	320	700	400	690	-	2.4	5
4. หน่วยกำจัด กำมะถัน (Sulfur Recovery Unit)	-	-	500	200	690	60	-	-

กรณีโรงงานกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม ที่มีการระบายออกทางปล่องระบายรวมเป็นแหล่งกำเนิดประเภทเดียวกัน ให้ใช้ค่าปริมาณของสารเจือปนในอากาศที่กำหนดสำหรับแหล่งกำเนิดนั้น

กรณีโรงงานกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม ที่มีการระบายออกทางปล่องระบายรวมเป็นแหล่งกำเนิดต่างประเภทกัน ให้ใช้ค่าปริมาณของสารเจือปนในอากาศไม่เกินค่าที่คำนวณโดยสูตรการคำนวณดังต่อไปนี้

$$\text{ค่าปริมาณของสารเจือปนในอากาศ} = \frac{\sum_{i=1}^n Q_i C_i}{\sum_{i=1}^n Q_i} \quad (2.6)$$

เมื่อ Q_i หมายถึง อัตราการไหลของสารเจือปนในอากาศที่ระบายออกจากช่องหรือท่อระบายสารเจือปนในอากาศที่ i ของแต่ละแหล่งกำเนิดของโรงงานกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม (ลูกบาศก์เมตร ต่อ ชั่วโมง)

C_i หมายถึง ค่ามาตรฐานของปริมาณสารเจือปนในอากาศที่ระบายออกจากช่องหรือท่อระบายสารเจือปนในอากาศที่ i ของแต่ละแหล่งกำเนิดของโรงงานกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมที่เป็นก๊าซ (ส่วนในล้านส่วน) หรือที่เป็นฝุ่นละออง (มิลลิกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

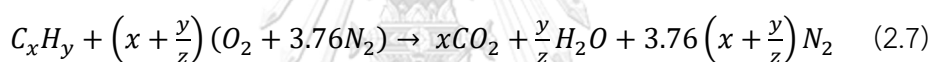
n หมายถึง จำนวนช่องหรือท่อระบายสารเจือปนในอากาศออกจากแต่ละแหล่งกำเนิดของโรงงานกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม

i หมายถึง 1, 2, 3,n

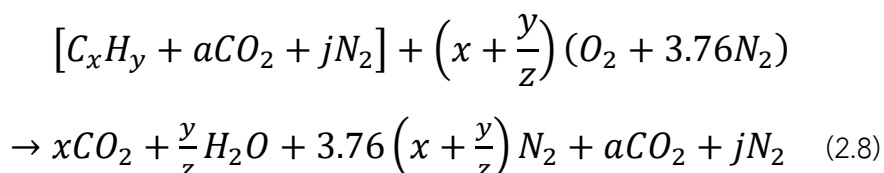
2.2.3 สมการการเผาไหม้ของห่อเผาที่

งานวิจัยของ G. Ezaina Umukoro และ O. Saheed Ismail [46,47] ได้ทำการศึกษาสมการสมดุลมวลของการเผาไหม้ในห่อเผาที่ และการประมาณค่าปริมาณการปลดปล่อยสารที่ไม่ใช่สารประกอบไฮโดรคาร์บอนออกจากห่อเผาที่ เช่น ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ก๊าซไนโตรเจนออกไซด์ (NO) ก๊าซไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO₂) และ ก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO₂)

การเผาไหม้ภายในห่อเผาที่นั้นจะแบ่งเป็น 2 ประเภทใหญ่ๆ คือ แบบที่ 1 การเผาไหม้สมบูรณ์ (Complete Combustion) ซึ่งจะเกิดขึ้นเมื่อก๊าซที่ระบายออกจากกระบวนการผลิตทั้งหมดเป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนประเภท แอลเคน ซึ่งเป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนอะซิติคที่อิ่มตัว กล่าวคือ อัลเคนคือไฮโดรคาร์บอนที่ยึดกันด้วยพันธะเดี่ยว สมการการเผาไหม้สมบูรณ์แสดงในสมการที่ 2.7



การเผาไหม้แบบที่ 2 คือการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ (Incomplete Combustion) ซึ่งเกิดขึ้นได้จากหลายสาเหตุ เช่นการที่ก๊าซที่ระบายออกจากกระบวนการผลิตนั้นมีโครงสร้างที่ซับซ้อน หรือมีสารประกอบไฮโดรคาร์บอนประเภทแอลเคนอยู่น้อย หรือการเผาไหม้นั้นเกิดในสถานะที่มีออกซิเจนไม่เพียงพอ สมการการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ภายในห่อเผาที่แสดงดังสมการที่ 2.8



เมื่อ x คือจำนวนโมเลกุลของคาร์บอน (C) ในสารประกอบไฮโดรคาร์บอนนั้น

y คือจำนวนโมเลกุลของไฮโดรเจน (H) ในสารประกอบไฮโดรคาร์บอนนั้น

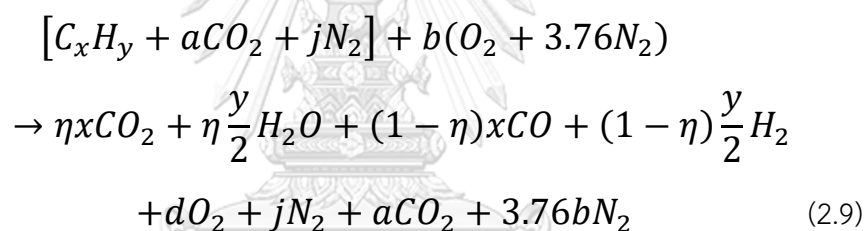
z มีค่าเท่ากับ 4 สำหรับการเผาไหม้สมบูรณ์

a คือค่าสัมประสิทธิ์ปริมาณสัมพันธ์ (stoichiometric coefficients) ของก๊าซไนโตรเจน (N_2) ในก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิต

j คือค่าสัมประสิทธิ์ปริมาณสัมพันธ์ (stoichiometric coefficients) ของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) ในก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิต

สำหรับสมการการเผาไหม้อย่างไม่สมบูรณ์นั้นยังสามารถแบ่งได้อีกเป็น 6 รูปแบบตามอุณหภูมิของการเผาไหม้

สมการการเผาไหม้แบบไม่สมบูรณ์รูปแบบที่ 1 การเผาไหม้ของก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิตที่ไม่มีก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์เป็นส่วนประกอบ (Sweet gas) ที่ไม่ก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้ต่ำกว่า 1200 เคลวิน ($T < 1200 \text{ K}$)



$$\text{เมื่อ } d = \left[x \left(\frac{1}{2} - \frac{\eta}{2} \right) + y \left(\frac{1}{2} - \frac{\eta}{4} \right) \right] \quad (2.10)$$

a คือค่าสัมประสิทธิ์ปริมาณสัมพันธ์ (stoichiometric coefficients) ของก๊าซคาร์บอนได-ออกไซด์ (CO_2) ในก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิต

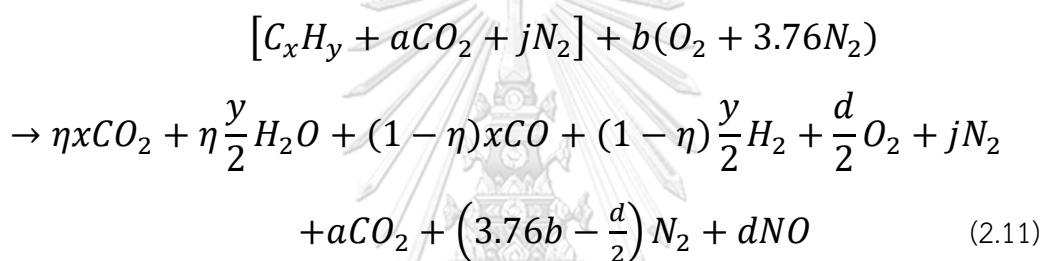
b คือค่าสัมประสิทธิ์ปริมาณสัมพันธ์ (stoichiometric coefficients) ของอากาศที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการเผาไหม้

j คือค่าสัมประสิทธิ์ปริมาณสัมพันธ์ (stoichiometric coefficients) ของก๊าซไนโตรเจน (N_2) ในก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิต

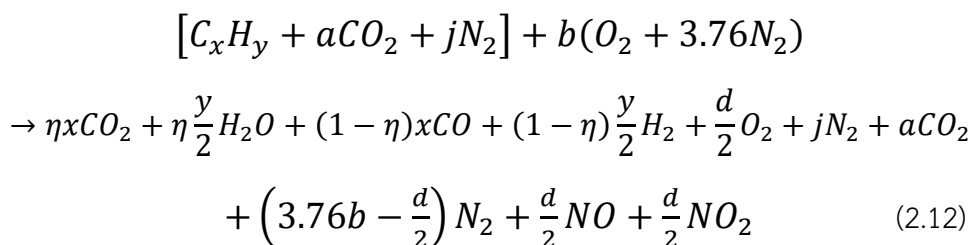
d คือค่าสัมประสิทธิ์ปริมาณสัมพันธ์ (stoichiometric coefficients) ของปริมาณออกซิเจนส่วนเกิน (Excess oxygen) จากการเผาไหม้

η คือค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้เชิงมวล (Combustion efficiency, mass based) แสดงในรูปแบบของสัมประสิทธิ์ปริมาณสัมพันธ์ (stoichiometric coefficients)

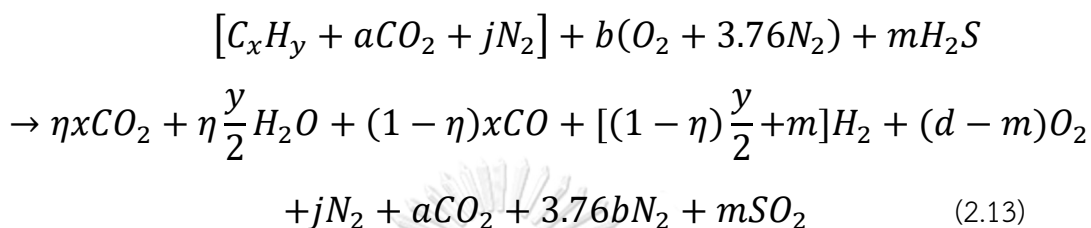
สมการการเผาไหม้แบบไม่สมบูรณ์รูปแบบที่ 2 การเผาไหม้ของก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากระบวนการผลิตที่ไม่มีก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์เป็นส่วนประกอบ (Sweet gas) ที่ก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ในรูปแบบของไนตริกออกไซด์ (NO) เท่านั้น เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้อยู่ระหว่าง 1200 - 1600 เคลวิน ($1200 \geq T \leq 1600 \text{ K}$)



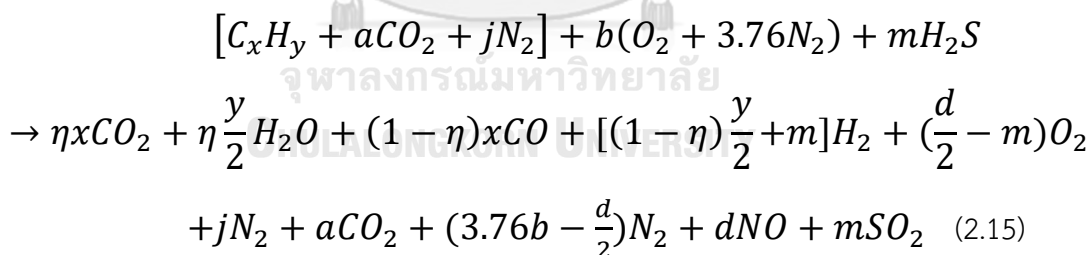
สมการการเผาไหม้แบบไม่สมบูรณ์รูปแบบที่ 3 การเผาไหม้ของก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากระบวนการผลิตที่ไม่มีก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์เป็นส่วนประกอบ (Sweet gas) ที่ก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ในรูปแบบของไนตริกออกไซด์ (NO) และไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO_2) เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้สูงกว่า 1600 เคลวิน ($T \geq 1600 \text{ K}$)



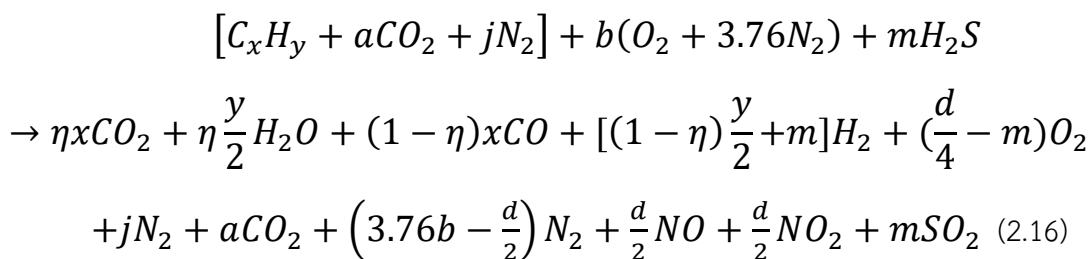
สมการการเผาไหม้แบบไม่สมบูรณ์รูปแบบที่ 4 การเผาไหม้ของก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากระบวนการผลิตที่มีก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) เป็นส่วนประกอบ (Sour gas) ที่ไม่ก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้ต่ำกว่า 1200 เคลวิน ($T < 1200$ K)



สมการการเผาไหม้แบบไม่สมบูรณ์รูปแบบที่ 5 การเผาไหม้ของก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากระบวนการผลิตที่มีก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) เป็นส่วนประกอบ (Sour gas) ที่ก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ในรูปแบบของไนตริกออกไซด์ (NO) เท่านั้น เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้อยู่ระหว่าง 1200 - 1600 เคลวิน ($1200 \geq T \leq 1600$ K)



สมการการเผาไหม้แบบไม่สมบูรณ์รูปแบบที่ 6 การเผาไหม้ของก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากระบวนการผลิตที่มีก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) เป็นส่วนประกอบ (Sour gas) ที่ก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ในรูปแบบของไนตริกออกไซด์ (NO) และ ไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO_2) เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้สูงกว่า 1600 เคลวิน ($T \geq 1600$ K)



2.3 เซลล์เชื้อเพลิง

เซลล์เชื้อเพลิง คือ อุปกรณ์ที่ทำให้เกิดปฏิกิริยาเคมีไฟฟ้า ระหว่างออกซิเจนกับไฮโดรเจนซึ่งไม่ต้องผ่านการเผาไหม้ ทำให้ สามารถเปลี่ยนแปลงพลังงานของเชื้อเพลิงไปเป็นพลังงานไฟฟ้าโดยตรง เซลล์เชื้อเพลิงนี้เป็นอุปกรณ์ที่ไม่ก่อให้เกิดมลภาวะทางอากาศ ทั้งยังมีประสิทธิภาพสูงกว่า เครื่องยนต์เผาไหม้ 1-3 เท่า

การทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงมีลักษณะคล้ายกับการทำงานของแบตเตอรี่มาก ต่างกันเพียงแต่เซลล์เชื้อเพลิงไม่สามารถเก็บพลังงานไว้ได้เหมือนแบตเตอรี่ แต่เซลล์เชื้อเพลิงจะให้พลังงานไฟฟ้าออกมาเรื่อยๆเมื่อมีการให้เชื้อเพลิงและตัวออกซิไดซ์ในเซลล์อย่างต่อเนื่อง นอกจากนี้แล้วการใช้งานของเซลล์เชื้อเพลิง ยังให้ผลดีในแง่ที่ไม่เกิดการเผาไหม้ทำให้ปราศจากมลภาวะรวมถึงไม่มีเสียงดังรบกวนเกิดขึ้น จากข้อดีที่กล่าวถึงนี้ทำให้นักวิจัยพยายามที่จะพัฒนาเซลล์เชื้อเพลิงเพื่อใช้เป็นแหล่งพลังงาน โดยเริ่มแรกจะเป็นพัฒนาเซลล์เชื้อเพลิงที่ใช้กับยานอวกาศ องค์การนาซาต้องจ่ายเงินถึงสิบล้านดอลลาร์เพื่อใช้เซลล์เชื้อเพลิงเป็นแหล่งกำเนิดพลังงานไฟฟ้าในการส่งยานอพอลโลไปยังดวงจันทร์เมื่อปี ค.ศ.1960 เซลล์เชื้อเพลิงนี้จะใช้แก๊สไฮโดรเจนเป็นเชื้อเพลิงและทำหน้าที่เป็นตัวรีดิวส์ (Reducing agent) และใช้แก๊สออกซิเจนเป็นตัวออกซิไดซ์ (Oxidizing agent) ซึ่งนอกจากจะได้พลังงานไฟฟ้าจากปฏิกิริยาในเซลล์เชื้อเพลิง และยังมีน้ำเกิดขึ้นเป็นผลพลอยได้ซึ่งมีความบริสุทธิ์สูงจนสามารถใช้เป็นน้ำดื่มในยานอวกาศได้ ปัจจุบันมีการทดลองใช้เซลล์เชื้อเพลิงในระบบขนส่งมวลชน เช่น รถโดยสารในซิดนีย์-โก และแวนคูเวอร์ หรือใช้เป็นแหล่งกำเนิดพลังงานในบ้านพักอาศัย เป็นต้น [35]

ปัจจุบันมีการคิดค้นและพัฒนาเซลล์เชื้อเพลิงขึ้นมาหลายประเภท ขึ้นอยู่กับชนิดของเซลล์เชื้อเพลิง และอิเล็กโทรไลต์ที่ใช้เซลล์เชื้อเพลิงหนึ่งหน่วยประกอบด้วย ขั้วแอโนด (anode) อิเล็กโทรไลต์ (electrolyte) และแคโทด (cathode) สารตั้งต้นที่ใช้ในเซลล์เชื้อเพลิงมี 2 ส่วน คือ เชื้อเพลิง (fuel) และสารออกซิแดนท์จะเป็นออกซิเจน หรืออากาศ เมื่อเกิดปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี ในเซลล์จะได้กระแสไฟฟ้า ซึ่งเป็นไฟฟ้ากระแสตรง และเกิดน้ำเป็นผลิตภัณฑ์ [41]

เซลล์เชื้อเพลิงในปัจจุบันมีอยู่ 5 ประเภท ได้แก่

1. เซลล์เชื้อเพลิงชนิดอัลคาไลน์ (Alkaline Fuel Cell, AFC)
2. เซลล์เชื้อเพลิงชนิดเยื่อแลกเปลี่ยนโปรตอน (Proton Exchange Membrane Fuel Cell, PEMFC)
3. เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง (Solid Oxide Fuel Cell, SOFC)
4. เซลล์เชื้อเพลิงชนิดกรดฟอสฟอริก (Phosphoric Acid Fuel Cell, PAFC)
5. เซลล์เชื้อเพลิงชนิดคาร์บอนเนตหลอมเหลว (Molten Carbonate Fuel Cell, MCFC)



ตารางที่ 2.7 ลักษณะและสมบัติของเซลล์เชื้อเพลิงแต่ละประเภท [41]

ชนิดของเซลล์เชื้อเพลิง	อุณหภูมิดำเนินงาน	กำลังไฟฟ้า	ประสิทธิภาพเชิงไฟฟ้า	การนำไปใช้	ข้อดี	ความท้าทาย
เซลล์เชื้อเพลิงชนิดเยื่อแลกเปลี่ยนโปรตอน	ต่ำกว่า 120 องศาเซลเซียส	1 - 100 กิโลวัตต์	60% เมื่อใช้ไฮโดรเจนบริสุทธิ์ 40% เมื่อใช้ไฮโดรเจนที่ได้จากการรีฟอร์มมิ่งเชื้อเพลิงอื่น	- สำรองไฟฟ้า - อุปกรณ์พกพา - ใช้กับยานพาหนะ	- ทำงานอุณหภูมิต่ำ - เริ่มการทำงานได้เร็ว	- ตัวเร่งปฏิกิริยามีราคาสูง
เซลล์เชื้อเพลิงชนิดอัลคาไลน์	ต่ำกว่า 100 องศาเซลเซียส	100 กิโลวัตต์	60%	- การทหารสถานีอวกาศ - สำรองไฟฟ้า ยานพาหนะ	- ต้นทุนต่ำ - ทำงานอุณหภูมิต่ำ - เริ่มการทำงานได้เร็ว	- ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในเชื้อเพลิงมีผลต่อเซลล์เชื้อเพลิง - การจัดการอิเล็กโทรไลต์ (สารละลาย)
เซลล์เชื้อเพลิงชนิดกราดฟอสฟอริก	150 - 200 องศาเซลเซียส	5 - 400 กิโลวัตต์	40%	- ใช้เป็นแหล่งพลังงานผลิตไฟฟ้าขนาดเล็ตามพื้นที่ต่างๆ	- เหมาะสำหรับระบบผลิตไฟฟ้าแบบความถี่รวม - สามารถใช้เชื้อเพลิงที่มีสิ่งเจือปนได้	- ตัวเร่งปฏิกิริยามีราคาสูง - เริ่มทำงานช้า - เซลล์เพอร์มีผลต่อเซลล์เชื้อเพลิง

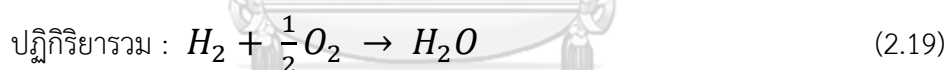
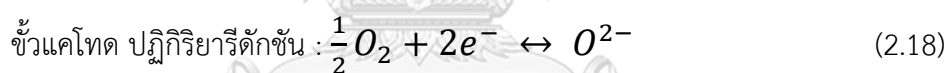
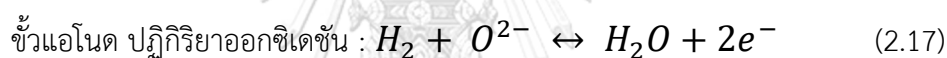
ตารางที่ 2.8 ลักษณะและสมบัติของเซลล์เชื้อเพลิงแต่ละประเภท (ต่อ) [41]

ชนิดของเซลล์เชื้อเพลิง	อุณหภูมิดำเนินงาน	กำลังไฟฟ้า	ประสิทธิภาพเชิงไฟฟ้า	การนำไปใช้	ข้อดี	ความท้าทาย
เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง	600 - 700 องศาเซลเซียส	300 กิโลวัตต์ - 3 เมกะวัตต์	50%	- ใช้เป็นแหล่งผลิตไฟฟ้าตามพื้นที่ต่างๆ	- ประสิทธิภาพสูง - ใช้เชื้อเพลิงได้หลากหลาย (ทั้งก๊าซไฮโดรเจน และ สารประกอบไฮโดรคาร์บอน) - เหมาะสำหรับการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม	- เกิดการเสื่อมสภาพเมื่อทำงานที่อุณหภูมิสูง - เริ่มทำงานช้า - ความหนาแน่นกระแสต่ำ
เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง	600 - 1000 องศาเซลเซียส	3 กิโลวัตต์ - 2 เมกะวัตต์	60%	- ใช้เป็นแหล่งผลิตไฟฟ้าตามพื้นที่ต่างๆ	- ประสิทธิภาพสูง - ใช้เชื้อเพลิงได้หลากหลาย (ทั้งก๊าซไฮโดรเจน และ สารประกอบไฮโดรคาร์บอน) - อิเล็กโทรไลต์เป็นของแข็ง - เหมาะสำหรับการระบบผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม	- เกิดการเสื่อมสภาพเมื่อทำงานที่อุณหภูมิสูง - เริ่มทำงานช้า - ควรใช้งานอย่างต่อเนื่อง

2.3.1 เซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง (Solid oxide fuel cell)

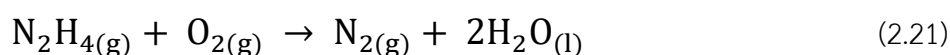
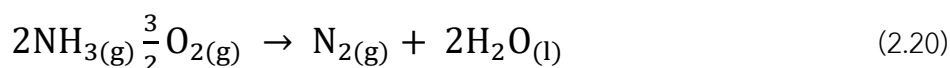
ส่วนประกอบหลักของเซลล์เชื้อเพลิงประกอบด้วยขั้วอิเล็กโทรด (Electrode) สองขั้ว คือ แคโทด (Cathode) และแอโนด (Anode) คั่นด้วยอิเล็กโทรไลต์ (Electrolyte) มีการเติมเชื้อเพลิง เช่น แก๊สไฮโดรเจนเข้าไปที่แอโนดในขณะที่แก๊สออกซิเจน (จากอากาศ) ผ่านเข้าไปในเซลล์เชื้อเพลิงที่แคโทด เมื่อมีตัวเร่งปฏิกิริยาแก๊สไฮโดรเจน (H_2) จะถูกออกซิไดซ์ให้แตกตัวออกเป็นโปรตอน (H^+) และอิเล็กตรอน ซึ่งโปรตอนจะเคลื่อนที่ผ่านอิเล็กโทรไลต์ไปยังแคโทดในขณะที่อิเล็กตรอนเคลื่อนที่ผ่านวงจรภายนอกให้กระแสไฟฟ้าออกมาและวิ่งไปยังแคโทดเพื่อรีดิวซ์แก๊สออกซิเจนให้เป็นออกซิเจนไอออน (O^{2-}) ในที่สุดเมื่อโปรตอนและออกซิเจนไอออนรวมตัวกันจะได้ผลผลิตเป็นน้ำบริสุทธิ์ที่แคโทดพร้อมกับให้ความร้อนออกมาด้วย ปฏิกิริยาที่ขั้วแอโนด และแคโทดเกิด [35] ดังนี้

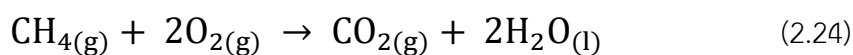
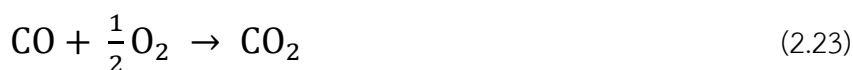
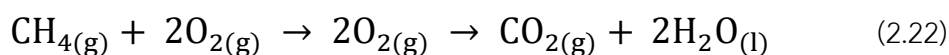
ปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีที่เกิดขึ้นในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งประกอบด้วย [35]



ซึ่งอิเล็กตรอนจากแอโนดจะเคลื่อนที่ผ่านวงจรภายนอกไปยังแคโทดเพื่อทำปฏิกิริยากับแก๊สออกซิเจนโดยปฏิกิริยารวมของเซลล์จะให้ผลผลิตเป็นไอน้ำและจะควบแน่นเป็นน้ำบริสุทธิ์ในสถานะ

ตัวอย่างอื่น ๆ ของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในเซลล์เชื้อเพลิงที่ใช้แอมโมเนีย (NH_3) ไฮดราซีน (N_2H_4) หรือแก๊สมีเทน (CH_4) เป็นเชื้อเพลิง [35] ได้แก่





สำหรับในทางปฏิบัติแล้ว เซลล์เชื้อเพลิงที่จะนำไปใช้ประโยชน์เกิดจากการนำ เซลล์เชื้อเพลิงเซลล์เดี่ยว (Single cell) หลายๆ เซลล์มาวางต่อกันเป็นชุดๆ โดยมีตัวเชื่อม ระหว่างเซลล์ แต่ละชุดของเซลล์ที่ต่อกันแล้วเรียกว่า Fuel Cell Stack ซึ่งอาจมีการนำเอา Fuel Cell Stack แต่ละอันมาเรียงต่อกันในลักษณะแบบต่างๆ ได้อีกหลากหลายขึ้นอยู่กับ การออกแบบ เรียกว่า Fuel Cell Stack Designs [35]



รูปที่ 2.7 SOFC stack [36]

ข้อดี เมื่อเปรียบเทียบเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งกับเทคโนโลยีเซลล์ เชื้อเพลิงประเภทอื่นๆ พบว่า เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งจะมีประสิทธิภาพเชิง พลังงานสูงสุด เนื่องจากการทำงานที่อุณหภูมิสูง ทำให้ปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมีภายในเซลล์ เชื้อเพลิงเกิดได้รวดเร็ว และไม่จำเป็นต้องใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทโลหะมีตระกูลที่มีราคา แพง นอกจากนี้ ความร้อนที่เกิดขึ้นสามารถนำไปผลิตพลังงานไฟฟ้าได้เพิ่มเติมหรือนำ กลับไปใช้ประโยชน์ในระบบได้อีกส่งผลให้ประสิทธิภาพการใช้พลังงานของระบบสูงถึง 60 เปอร์เซ็นต์ เซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้สามารถผลิตกระแสไฟฟ้าได้ในปริมาณที่สูง โดยสามารถผลิต ไฟฟ้าได้ตั้งแต่ 1 กิโลวัตต์ ถึง 2 เมกะวัตต์ [41]

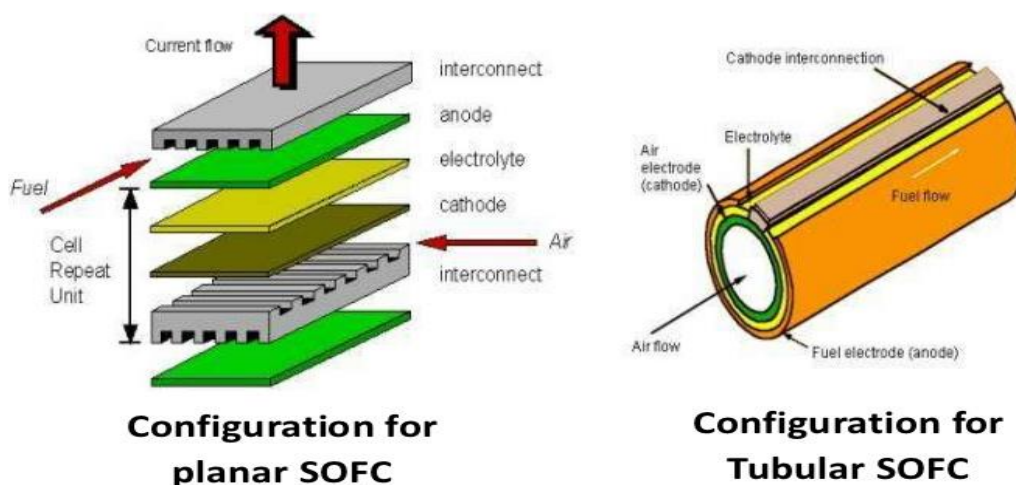
ข้อจำกัด เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งทำงานที่อุณหภูมิสูง ส่งผลให้เกิดการ เสื่อมสภาพได้ง่าย และวัสดุที่ใช้ประกอบเซลล์เชื้อเพลิงอาจเกิดการแตกหักเนื่องจากการ

ขยายตัวหรือหดตัวของวัสดุที่ใช้ภายในเซลล์เชื้อเพลิงแตกต่างกัน นอกจากนี้ยังต้องเวลาในการเริ่มการดำเนินงานนานกว่าเซลล์เชื้อเพลิงประเภทอื่นๆ

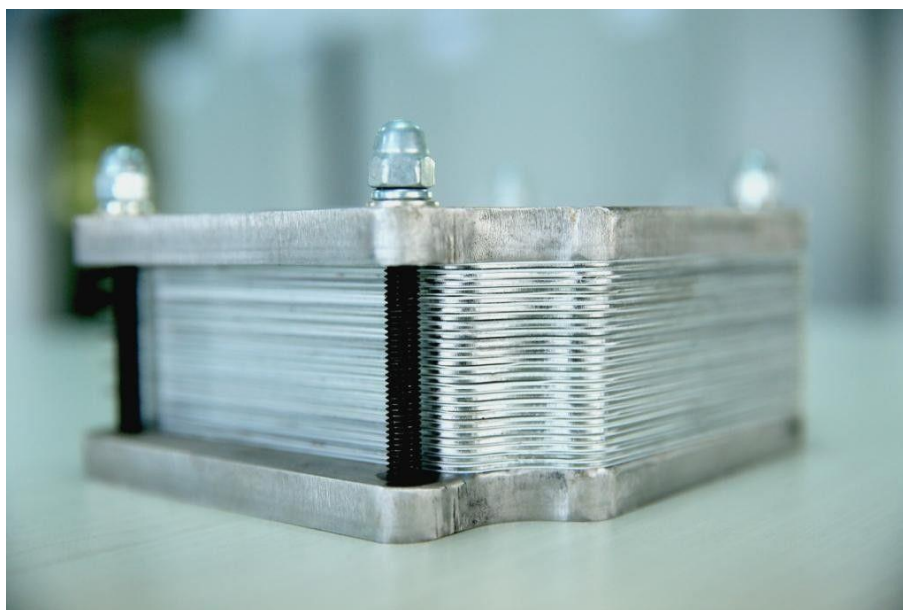
รูปร่างของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง

เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งที่มีการใช้งานอย่างแพร่หลายมีการออกแบบใน 2 ลักษณะ ได้แก่ แบบแผ่น (planar design) และแบบท่อ (tubular design) เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งที่ออกแบบให้มีลักษณะเป็นแผ่น แสดงในรูปที่ 2 โดยที่ขั้วแอโนด ชั้นแคโทด และอิเล็กโทรไลต์ มีลักษณะเป็นชั้นบาง ทำหน้าที่เป็นโครงสร้างรองรับ (support structure) แผ่นวัสดุที่ใช้เชื่อม (interconnect) ระหว่างขั้วอิเล็กโทรดของเซลล์เชื้อเพลิงแต่ละเซลล์ ทำจากเซรามิก หรือโลหะอัลลอยที่มีความเสถียรที่อุณหภูมิสูงและมีช่องให้แก๊สไหลผ่านได้ ข้อดีของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งแบบแผ่นคือ มีความยืดหยุ่นในการปรับเปลี่ยนรูปร่างของเซลล์และลักษณะช่องทางการไหลของแก๊สภายในเซลล์เชื้อเพลิง และทำให้ค่าไฟฟ้าต่อพื้นที่สูง แต่อย่างไรก็ตามการออกแบบเซลล์เชื้อเพลิงในลักษณะนี้มีข้อจำกัดในการขยายเซลล์เชื้อเพลิงให้มีขนาดใหญ่ขึ้น นอกจากนี้ เซลล์เชื้อเพลิงแบบแผ่นยังต้องใช้แผ่นซีล (gas sealing) ที่สามารถทนอุณหภูมิสูงได้ เพื่อป้องกันการรั่วไหลของก๊าซ

Configuration Of SOFC's

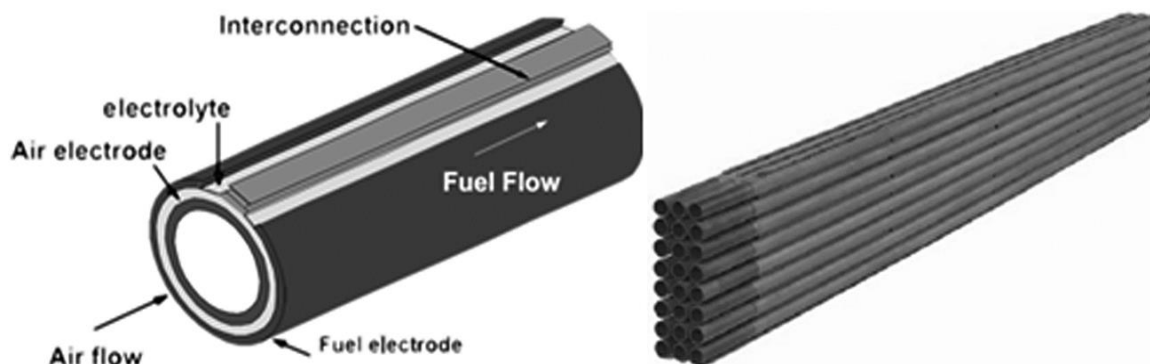


รูปที่ 2.8 แสดงการจำลองลักษณะของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง แบบแผ่น (planar design) และแบบท่อ (tubular design) [42]



รูปที่ 2.9 แสดงการลักษณะของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง แบบแผ่น (planar design) [43]

เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งที่มีลักษณะเป็นแบบท่อ (tubular design) ดังรูปที่ 5.1 องค์ประกอบของเซลล์เชื้อเพลิงทั้งในส่วนขั้วอิเล็กโทรไลต์เป็นชั้นบางๆ บนตัวรองรับโครงสร้างที่เป็นแบบท่อ จากรูปจะเห็นว่า บริเวณผนังท่อประกอบด้วยวัสดุ 3 ชั้น ได้แก่ ขั้วแอโนด (ผิวนอก) อิเล็กโทรไลต์ และขั้วแคโทด (ผิวใน) โดยอากาศจะไหลเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิงบริเวณช่องว่างภายในท่อ ขณะที่ก๊าซเชื้อเพลิงจะไหลผ่านบริเวณผิวด้านนอกของท่อ ข้อดีของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งแบบท่อคือ ไม่จำเป็นต้องใช้แผ่นซีลเพื่อป้องกันการรั่วของก๊าซ อย่างไรก็ตามเซลล์เชื้อเพลิงลักษณะนี้มักมีความต้านทานไฟฟ้าภายในที่สูง ทำให้ความหนาแน่นกำลังไฟฟ้าที่ผลิตได้มีค่าต่ำ นอกจากนี้ การออกแบบเพื่อประกอบเซลล์เพลิงหลายๆ เซลล์เข้าด้วยกัน (fuel cell bundle) ยังมีความยุ่งยากซับซ้อน



รูปที่ 2.10 แสดงการลักษณะของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง แบบท่อ (tubular design)

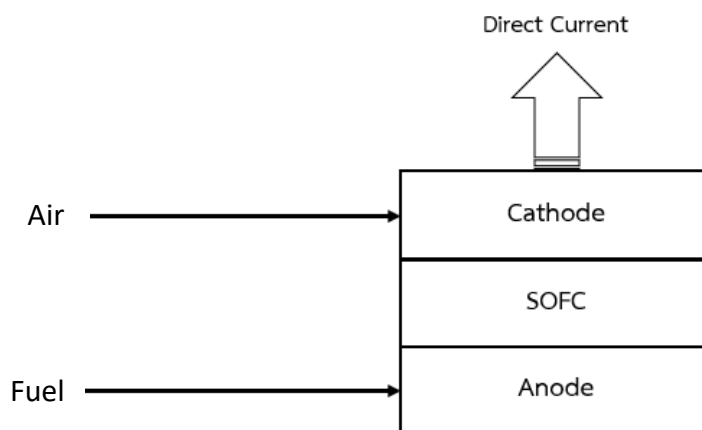
[44]



หลักการทำงาน ของ SOFC

SOFC เป็นเซลล์เชื้อเพลิงที่ใช้วัสดุเซรามิกส์เป็นอิเล็กโทรไลต์ ซึ่งเซรามิกส์นี้จะเป็นสารประกอบออกไซด์ที่มีสมบัติเป็นตัวนำไอออน (Ion conductor) โดยไอออนที่มีประจุลบ เช่น ออกซิเจนไอออน (O^{2-}) สามารถเคลื่อนที่จากแคโทดผ่านเซรามิกส์นี้ไปยังแอโนด ทำให้เกิดการรวมตัวกับโปรตอนเกิดน้ำขึ้น

ปัจจุบันเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง ประกอบด้วย Ni/ZrO₂ Cermet สารผสมระหว่างเซรามิกส์กับโลหะเป็นแอโนด และ La-manganite เป็นแคโทด ระหว่างขั้วอิเล็กโทรดมี Y₂O₃ doped ZrO₂ (YSZ) เป็น อิเล็กโทรไลต์ซึ่งทำหน้าที่เป็นตัวนำออกซิเจน [37] ดังในรูปที่ 2.11



รูปที่ 2.11 แบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง

การคำนวณเกี่ยวกับเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง (SOFC Calculation)

ตารางที่ 2.9 แสดงตัวแปรและคำนิยาม

ตัวแปร	คำนิยาม
P	ความดันขณะทำงาน (บาร์)
P_{ref}	ความดันที่สภาวะอ้างอิง (บาร์)
T	อุณหภูมิขณะทำงาน (องศาเซลเซียส)
T_{ref}	อุณหภูมิที่สภาวะอ้างอิง (องศาเซลเซียส)
I_C	ค่ากระแสต่อหนึ่งหน่วยพื้นที่ (มิลลิแอมป์ต่อตารางเซนติเมตร)
$\left(\frac{P_{H_2}}{P_{H_2O}} \right)$	ความดันย่อยของไฮโดรเจน ต่อความดันย่อยของไอน้ำ
$\left(\frac{P_{H_2}}{P_{H_2O}} \right)_{ref}$	ความดันย่อยของไฮโดรเจน ต่อความดันย่อยของไอน้ำ ที่สภาวะอ้างอิง
U_f	อัตราส่วนของไฮโดรเจนที่เข้าไปในเชื้อเพลิง (0.85)

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ค่าความต่างศักย์ของเซลล์ (Cell Actual Voltage) [25]

ค่าความต่างศักย์ของระบบเกิดจากผลรวมของความต่างศักย์ที่สภาวะอ้างอิง ความต่างศักย์ที่เกิดจากความดัน ความต่างศักย์ที่เกิดจากอุณหภูมิ ความต่างศักย์ที่ขั้วแอโนด ความต่างศักย์ที่ขั้วแคโทด

$$V_C(V) = V_{ref} + \Delta V_P + \Delta V_T + \Delta V_{anode} + \Delta V_{cathode} \quad (2.25)$$

V_C = ความต่างศักย์ของเซลล์เชื้อเพลิง

ΔV_P = ความต่างศักย์ที่เกิดจากความดันของเซลล์เชื้อเพลิง

ΔV_T = ความต่างศักย์ที่เกิดจากอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิง

ΔV_{anode} = ความต่างศักย์ที่ขั้วแอโนด

$\Delta V_{\text{cathode}}$ = ความต่างศักย์ที่ขั้วแคโทด

ค่าความต่างศักย์จากความดัน (Cell voltage from operating pressure) [25]

เป็นการคำนวณหาผลต่างของความต่างศักย์ที่เกิดจากความดันขณะทำงานโดยเทียบกับสภาวะอ้างอิง [17]

$$\Delta V_p = 76 \times \log\left(\frac{P}{P_{ref}}\right) \quad (2.26)$$

โดย P คือ ความดันขณะทำงาน (บาร์) และ P_{ref} คือ ความดันที่ระบบอ้างอิง ($P_{ref} = 1$ บาร์)

ค่าความต่างศักย์จากอุณหภูมิและค่ากระแสต่อหนึ่งหน่วยพื้นที่ (Cell voltage from operating temperature and current density) [25]

เป็นการคำนวณความต่างศักย์ที่มีผลมาจากอุณหภูมิขณะทำงานโดยเทียบกับอุณหภูมิที่สภาวะอ้างอิง

$$\Delta V_T (mV) = 0.008 \times (T - T_{ref}) \times I_C \left(\frac{mA}{cm^2}\right) \quad (2.27)$$

โดย T คือ อุณหภูมิขณะทำงาน (องศาเซลเซียส) และ T_{ref} คือ อุณหภูมิที่ระบบอ้างอิง ($T_{ref} = 1,000$ องศาเซลเซียส)

ค่าความต่างศักย์จากองค์ประกอบของสารที่ขั้วแอโนด (Cell voltage from fuel composition at anode) [25]

เป็นการคำนวณค่าความต่างศักย์ที่ขั้วแอโนด

$$\Delta V_{\text{anode}}(\text{mV}) = 172 \times \log\left(\frac{\left(\frac{P_{\text{H}_2}}{P_{\text{H}_2\text{O}}}\right)}{\left(\frac{P_{\text{H}_2}}{P_{\text{H}_2\text{O}}}\right)_{\text{ref}}}\right) \quad (2.28)$$

โดย $\left(\frac{P_{\text{H}_2}}{P_{\text{H}_2\text{O}}}\right)$ คืออัตราส่วนระหว่างความดันย่อยของไฮโดรเจนต่อความดันย่อยของไอน้ำ

$\left(\frac{P_{\text{H}_2}}{P_{\text{H}_2\text{O}}}\right)_{\text{ref}}$ คืออัตราส่วนระหว่างความดันย่อยของไฮโดรเจนต่อความดันย่อยของไอน้ำที่สภาวะอ้างอิง
 $\left(\frac{P_{\text{H}_2}}{P_{\text{H}_2\text{O}}}\right)_{\text{ref}} = 0.15$

ค่าความต่างศักย์จากตัวออกซิแดน (Cell voltage from oxidant composition) [25]

เป็นการคำนวณค่าความต่างศักย์ที่ขั้วแคโทด โดยเกิดจากค่าความดันย่อยของออกซิเจนเทียบกับความดันย่อยของออกซิเจนที่สภาวะอ้างอิง

$$\Delta V_{\text{cathod}}(\text{mV}) = 92 \times \log\frac{P_{\text{O}_2}}{(P_{\text{O}_2})_{\text{ref}}} \quad (2.29)$$

โดย P_{O_2} และ $(P_{\text{O}_2})_{\text{ref}}$ คือ ความดันย่อยของแก๊สออกซิเจนขณะระบบทำงานและที่สภาวะอ้างอิง

โดย $(P_{\text{O}_2})_{\text{ref}} = 0.164$

ปริมาณไฮโดรเจนที่มีอยู่ในเชื้อเพลิง (The equivalent hydrogen flow rate) [28]

การคำนวณไฮโดรเจนที่ต้องใช้ (Hydrogen Consumed)

$$n_{H_2,consumed} \left(\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right) = \left(\frac{\text{Current(A)}}{2F} \right) \left(\frac{3600s}{\text{hr}} \right) \quad (2.30)$$

การคำนวณปริมาณไฮโดรเจนในเชื้อเพลิง (The equivalent hydrogen) ซึ่งสามารถนำไปหาปริมาณเชื้อเพลิงที่ต้องใช้ในการทำปฏิกิริยา

$$n_{H_2,equivalent} \left(\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right) = \frac{n_{H_2,consumed}}{U_f} = \frac{0.0186 \times \text{Current(A)}}{U_f} \quad (2.31)$$

ปริมาณเชื้อเพลิงที่ต้องการ (The amount of fresh fuel required) [28]

เป็นการคำนวณหาปริมาณเชื้อเพลิงที่ต้องใช้เมื่อทราบองค์ประกอบของสารไฮโดรคาร์บอน

$$n_{fuel} \left(\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right) = \frac{n_{H_2,equivalent} \left(\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right)}{n_{H_2,in} + n_{CO,in} + 4n_{CH_4,in} + 7n_{C_2H_6,in} + 10n_{C_3H_8,in} + 13n_{C_4H_{10},in}} \quad (2.32)$$

ประสิทธิภาพทางพลังงานไฟฟ้า (The cell electrical efficiency) [28]

เป็นการคำนวณหาประสิทธิภาพทางพลังงานไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง โดยการหาอัตราส่วนกำลังไฟฟ้าที่ได้ต่อผลคูณของปริมาณเชื้อเพลิงที่ใช้กับค่าความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงนั้น

$$\eta = \frac{\text{Power}}{n_{fuel} \left(\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right) \times \text{LHV}_{fuel} \left(\frac{\text{J}}{\text{mol}} \right)} \quad (2.33)$$

$$= \frac{\text{Current (A)} \times V(V)}{n_{fuel} \left(\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right) \times \text{LHV}_{fuel} \left(\frac{\text{J}}{\text{mol}} \right)} \quad (2.34)$$

โดย n_{fuel} คืออัตราการไหลของเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าระบบ $\left(\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right)$

LHV_{fuel} คือค่าความร้อนต่ำของเชื้อเพลิง (Low Heating Value) $\left(\frac{\text{J}}{\text{mol}} \right)$

บทที่ 3

งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

3.1 การผลิตไฮโดรเจนด้วยวิธีการรีฟอร์มมิง

พลังงานทดแทนเป็นสิ่งที่ทั่วโลกให้ความสนใจ ซึ่งพลังงานจากไฮโดรเจนและเซลล์เชื้อเพลิงก็เป็นหนึ่งในพลังงานทดแทนที่ได้รับความสนใจ โดยมีความคาดหวังว่าในปี ค.ศ. 2080 นั้น พลังงานจากไฮโดรเจนจะคิดเป็นร้อยละ 90 ของพลังงานที่ใช้ทั้งหมด แต่ไฮโดรเจนนั้นไม่สามารถค้นพบได้ตามธรรมชาติ ดังนั้นจึงต้องมาจากกระบวนการผลิตไฮโดรเจนทั้งจากพลังงานเชื้อเพลิงและพลังงานทดแทน โดยกระบวนการผลิตไฮโดรเจนนั้นมักจะอยู่ในอุตสาหกรรมกลุ่มปิโตรเคมี ซึ่งวิธีการผลิตไฮโดรเจนมีด้วยกันหลายวิธีคือ กระบวนการผลิตทางความร้อนเคมี กระบวนการผลิตทางไฟฟ้า และกระบวนการผลิตทางชีวภาพ ซึ่งกระบวนการผลิตทางความร้อนเคมี หรือที่เรียกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิง ซึ่งเป็นที่นิยมมากที่สุด การรีฟอร์มมิงนั้นมีหลายวิธี สำหรับวิธีที่ได้รับความนิยมสูงสุด คือ การรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ซึ่งมีค่าผลได้ของไฮโดรเจนสูงที่สุด แต่กระบวนการนี้เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน จึงจำเป็นต้องมีการให้พลังงานความร้อนแก่ระบบ กระบวนการรีฟอร์มมิงแบบที่ 2 คือ กระบวนการรีฟอร์มมิงแบบออกซิเดชันบางส่วน มีข้อดีตรงที่เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน จึงไม่จำเป็นต้องให้พลังงานความร้อนแก่ระบบ แต่การรีฟอร์มมิงแบบออกซิเดชันบางส่วนนั้น มีค่าผลได้ของไฮโดรเจนที่ค่อนข้างต่ำ และสุดท้ายกระบวนการร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำกับออกซิเดชันบางส่วนหรือ ที่เรียกกันว่า ออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิง แม้ว่าจะมีค่าผลได้ของไฮโดรเจนที่ต่ำกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ แต่ก็มีค่าทางอุณหพลศาสตร์ที่ใกล้เคียงกับธรรมชาติมากกว่า จึงมีความเหมาะสมที่จะนำมาใช้ในการเปลี่ยนรูปเชื้อเพลิงไปเป็นไฮโดรเจน [19]

Benjamin [20] ได้ทำการศึกษาการเปลี่ยนรูป มีเทน อีเทน โพรเพน บิวเทน และก๊าซธรรมชาติที่ไม่มีองค์ประกอบซัลไฟด์เป็นไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโรเดียม แบบรังผึ้ง โดยได้ศึกษาผลของอุณหภูมิ และสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอนที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงของสารตั้งต้น ซึ่งได้ทำการศึกษาในช่วงอุณหภูมิตั้งแต่ 250 – 900 องศาเซลเซียส โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์แบบของไหลในท่อ จากการศึกษาพบว่าก๊าซมีเทนจะเกิดปฏิกิริยาได้ในช่วงอุณหภูมิ 400 – 850 องศาเซลเซียส โดยก๊าซมีเทนจะสามารถเกิดปฏิกิริยาได้ร้อยละ 50 ของก๊าซที่ป้อนเข้าระบบ ที่อุณหภูมิ 600 องศาเซลเซียส และ 650 องศาเซลเซียส โดยที่สัดส่วนของไอน้ำต่อ

คาร์บอนเป็น 4 และ 2.2 ตามลำดับ ที่อุณหภูมิต่ำกว่า 450 องศาเซลเซียส จะไม่มีก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์เกิดขึ้นในระบบที่อุณหภูมิ 845 องศาเซลเซียส ก๊าซมีเทนทั้งหมดในระบบจะเกิดปฏิกิริยา และค่าการเลือกเกิดของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์จะเพิ่มขึ้นเป็นร้อยละ 63.4 และ 46.5 ที่สัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอนเป็น 2.2 และ 4 ตามลำดับ

ก๊าซอีเทนและโพรเพนจะเริ่มเกิดปฏิกิริยาเมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 250 องศาเซลเซียส และจะเกิดปฏิกิริยาคิดเป็นร้อยละ 90 ของก๊าซที่ป้อนเข้าระบบ เมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 550 องศาเซลเซียส โดยที่สัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอนเป็น 2.5 และ เมื่อสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอนเพิ่มเป็น 4 อุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยาจะลดลงประมาณ 25 องศาเซลเซียส สำหรับก๊าซอีเทน ที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส และ 700 องศาเซลเซียส โดยค่าไอน้ำต่อคาร์บอนเป็น 2.5 และ 4 ตามลำดับ ผลผลิตหลักของปฏิกิริยา คือ ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ค่าการเลือกเกิดของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จะมีค่าสูงที่สุดที่อุณหภูมิ 580 องศาเซลเซียส และ 600 องศาเซลเซียส สำหรับก๊าซโพรเพน เมื่ออุณหภูมิเพิ่มสูงขึ้น ค่าการเลือกเกิดจะค่อยๆลดลง เนื่องจากเกิดปฏิกิริยาการดึงไฮโดรเจนออก หรือที่เรียกว่า ดีไฮโดรจีเนชัน (Dehydrogenation) หรือปฏิกิริยาควบคู่ ซึ่งมักพบเมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 800 องศาเซลเซียส [20]

ก๊าซบิวเทนจะเริ่มเกิดปฏิกิริยาเมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 300 องศาเซลเซียส และจะเกิดปฏิกิริยาทั้งหมดเมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 600 องศาเซลเซียส โดยที่สัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอนเป็น 2.5 และ เมื่อสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอนเพิ่มเป็น 4 อุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยาจะลดลงประมาณ 30 องศาเซลเซียส ซึ่งมีความคล้ายคลึงกับก๊าซอีเทนและโพรเพน [20]

ก๊าซธรรมชาติที่ไม่มีองค์ประกอบของซัลไฟด์ ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส และ 450 องศาเซลเซียส โดยที่สัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอนเป็น 4 และ 2.2 ตามลำดับ ก๊าซอีเทน โพรเพน และบิวเทน จะเกิดปฏิกิริยาเกือบทั้งหมด โดยที่ก๊าซมีเทนจะยังไม่เกิดปฏิกิริยาจนกว่าสารประกอบไฮโดรคาร์บอนอื่นๆจะเกิดปฏิกิริยาเกือบสมบูรณ์แล้ว ค่าการเลือกเกิดของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จะมีค่าเข้าใกล้ร้อยละ 100 ของก๊าซที่ป้อนเข้าที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส และลดลงเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น เนื่องจากมีเกิดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น [20]

จากการศึกษากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของก๊าซอีเทน โพรเพน และบิวเทน ทั้งด้านอุณหภูมิ ค่าการเปลี่ยนแปลง และค่าการเลือกเกิด พบว่าก๊าซเหล่านี้มีความแตกต่างจากก๊าซมีเทน

บริสุทธิ์ โดยก๊าซมีเทนจะเกิดปฏิกิริยาที่อุณหภูมิค่อนข้างสูง ซึ่งส่งผลต่อการเกิดปฏิกิริยาของสารประกอบไฮโดรคาร์บอนเหล่านี้ [20]

GUO Jianzhong [21] ทำการเปลี่ยนก๊าซมีเทน และ โพรเพนไปเป็น ไฮโดรเจน และก๊าซสังเคราะห์ ด้วยกระบวนการร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำกับออกซิเดชันบางส่วนหรือที่เรียกกันว่า ออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิง โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา Ni/SiO_2 ซึ่งในงานวิจัยนี้ได้ศึกษาผลของการรีฟอร์มมิงเมื่อขนาดอนุภาคของ Ni แตกต่างกัน จากการศึกษาตัวเร่งปฏิกิริยา Ni/SiO_2 ที่มีอนุภาค Ni ขนาดใหญ่ พบว่าหลังจากที่ทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส พบว่าไม่มีออกซิเจนและก๊าซโพรเพนเหลืออยู่ในระบบ ซึ่งค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน และคาร์บอนไดออกไซด์คิดเป็นร้อยละ 47.2 และ 27.5 ตามลำดับสำหรับสารตั้งต้นที่เป็นก๊าซมีเทน และค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน และ คาร์บอนไดออกไซด์คิดเป็นร้อยละ 45.9 และ 39.7 ตามลำดับสำหรับสารตั้งต้นที่เป็นก๊าซมีเทนผสมก๊าซโพรเพน โดยเมื่อเวลาผ่านไปค่าการเปลี่ยนแปลงจะค่อยๆลดลง

สำหรับตัวเร่งปฏิกิริยา Ni/SiO_2 ที่มีอนุภาค Ni ขนาดเล็กพบว่าค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน และ คาร์บอนไดออกไซด์ คิดเป็นร้อยละ 77 และ 71.9 สำหรับสารตั้งต้นที่เป็นก๊าซมีเทน และ ค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน และ คาร์บอนไดออกไซด์คิดเป็นร้อยละ 75.5 และ 72.6 ตามลำดับสำหรับสารตั้งต้นที่เป็นก๊าซมีเทนผสมก๊าซโพรเพน โดยเมื่อเวลาผ่านไปค่าการเปลี่ยนแปลงจะค่อยๆลดลง [21]

จากข้อมูลข้างต้นพบว่าค่าการเปลี่ยนแปลงของก๊าซมีเทนจะลดลงเล็กน้อยเมื่อค่าการเปลี่ยนแปลงของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้นจากการเติมก๊าซโพรเพนเพียงเล็กน้อยเข้าไปในสารตั้งต้น แสดงให้เห็นว่าก๊าซ โพรเพนมีคุณสมบัติในการช่วยเพิ่มค่าการเปลี่ยนแปลงให้กับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ [21]

Baralli [22] ศึกษาการผลิตไฟฟ้าแบบใช้ความร้อนร่วม ด้วยการใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ร่วมกับการการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง ในการทดสอบกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในการทำปฏิกิริยาของก๊าซไฮโดรเจน ก๊าซมีเทน ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ที่อุณหภูมิ 620 องศาเซลเซียส , 700 องศาเซลเซียส , 750 องศาเซลเซียส และ 800 องศาเซลเซียส พบว่าเมื่ออุณหภูมิ

เพิ่มสูงขึ้น ปริมาณของก๊าซมีเทน และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จะลดลง และปริมาณของก๊าซไฮโดรเจน และก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์จะเพิ่มสูงขึ้น นั่นหมายความว่าปฏิกิริยาเกิดได้ดีที่อุณหภูมิสูง ซึ่งเป็นอุณหภูมิที่อยู่ในช่วงการดำเนินงานของเซลล์แบบออกไซด์ของแข็ง จึงสามารถนำเอาสองระบบนี้มาทำงานร่วมกันได้ จากงานวิจัยนี้พบว่ากระบวนการที่ศึกษานี้สามารถลดปริมาณการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ได้ถึงร้อยละ 10 ของการปลดปล่อยแบบเดิม

จากการศึกษาการเปลี่ยนรูปก๊าซไฮโดรคาร์บอนต่างๆ พบว่าอุณหภูมิที่เหมาะสมในการทำปฏิกิริยารีฟอร์มมิงแบบต่างๆ 600 – 850 องศาเซลเซียส โดยที่กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ จะเป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพสูงที่สุดในการเปลี่ยนสารประกอบไฮโดรคาร์บอนให้เป็นก๊าซไฮโดรเจน แม้ว่าจะใช้อุณหภูมิในการดำเนินงานที่ค่อนข้างสูง เนื่องจากเป็นกระบวนการดูดความร้อน กระบวนการที่มีประสิทธิภาพรองลงมาคือกระบวนการออกโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิง ด้วยความที่ระบบนี้เป็นระบบแบบคายความร้อน จึงทำให้อุณหภูมิในการดำเนินงานไม่สูงมากนัก แต่การที่ปฏิกิริยานี้เป็นแบบคายความร้อนจึงทำให้ควบคุมอุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยาค่อนข้างยาก จึงไม่เป็นที่นิยมมากนัก และสำหรับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ นั้นกำลังได้รับความสนใจเนื่องจาก มีความคาดหวังว่ากระบวนการนี้จะสามารถลดปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่จะต้องปล่อยออกสู่ชั้นบรรยากาศได้ [20,21,22]

Zainab และคณะ [38] ได้ทำการศึกษการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิง จากก๊าซธรรมชาติจากหินดินดาน (shale gas) ซึ่งก๊าซจากหินดินดาน (shale gas) หรือ น้ำมันจากหินดินดาน (shale oil) คือก๊าซธรรมชาติ หรือน้ำมันที่เกิดจากการทับถมกันของซากพืชซากสัตว์อยู่ชั้นหินดินดานเป็นเวลานาน จนเกิดเป็นเชื้อเพลิงจากซากดึกดำบรรพ์ที่ประกอบด้วยสารประกอบไฮโดรคาร์บอนหลายชนิด ในงานวิจัยของ Zainab และคณะ ได้ทำการศึกษาระบบการรีฟอร์มมิงของ ก๊าซธรรมชาติจากหินดินดานที่ประกอบด้วย ก๊าซมีเทน (CH_4) ร้อยละ 79.4 ก๊าซอีเทน (C_2H_6) ร้อยละ 16.1 ก๊าซโพรเพน (C_3H_8) ร้อยละ 4 และ ก๊าซไนโตรเจน (N_2) ร้อยละ 0.4 ซึ่งได้ใช้เหล็กออกไซด์ (NiO) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา โดยอุณหภูมิดำเนินงานคือ 600-700 องศาเซลเซียส ซึ่งจากงานวิจัยนี้พบว่าที่อุณหภูมิดำเนินงาน 650 องศาเซลเซียส และค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 3 สามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจน ได้ร้อยละ 30 โดยมวล

S.I. Uskov และคณะ [39] ได้ทำการศึกษการผลิตก๊าซไฮโดรเจน ด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยใช้ก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิต (flare gas) ซึ่งประกอบด้วย มีเทน

(CH₄) อีเทน (C₂H₆) โพรเพน (C₃H₈) บิวเทน (C₄H₁₀) และเพนเทน (C₅H₁₂) เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการผลิต เป็นที่ทราบกันอย่างแพร่หลายว่าหน่วยการแตกพันธะ (cracking unit) นิยมใช้ในการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีโมเลกุลสูงๆ ให้เป็นก๊าซไฮโดรเจน และก๊าซมีเทน ซึ่งจะดำเนินการที่อุณหภูมิ 500 - 600 องศาเซลเซียส สำหรับในงานวิจัยนี้เป็นการเสนออีกหนึ่งกระบวนการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอนตั้งแต่ C₂ ขึ้นไปให้เป็นก๊าซไฮโดรเจน และก๊าซมีเทน นั่นคือกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ (Low-temperature steam conversion) ซึ่งจะดำเนินการที่อุณหภูมิ 250 - 350 องศาเซลเซียส และค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) อยู่ในช่วง 0.7 - 1 โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล (Ni based catalyst) S.I. Uskov และคณะ พบว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำนั้นนอกจากจะสามารถใช้ในการเปลี่ยนรูปก๊าซทั้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิต ให้เป็นก๊าซไฮโดรเจน และก๊าซมีเทนได้แล้ว ยังสามารถเปลี่ยนรูปเชื้อเพลิงจากซากดีด้าบรพอื่นๆ ได้อีก เช่น ก๊าซจากน้ำมันปิโตรเลียมต่างๆ ก๊าซในกระบวนการผลิต ก๊าซที่เป็นผลิตภัณฑ์ที่ไม่ต้องการ (off gas) และ ก๊าซธรรมชาติจากหินดินดาน (shale gas) เป็นต้น

Pail Rosha และคณะ [40] ได้ทำการศึกษาการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากก๊าซชีวภาพที่มีก๊าซมีเทน (CH₄) เป็นองค์ประกอบ ด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ แบบอโตเทอร์มัล โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล (pure nickel catalyst) สำหรับการศึกษากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่าเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นปฏิกิริยาจะเกิดได้ดีขึ้น โดยที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ก๊าซมีเทนจะเกิดปฏิกิริยา (CH₄ conversion) ร้อยละ 77.1 และค่าการเลือกเกิดของก๊าซไฮโดรเจน (H₂ selectivity) ร้อยละ 36.7 สำหรับการศึกษากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ แบบอโตเทอร์มัล พบว่าปฏิกิริยาจะเกิดเมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 850 องศาเซลเซียส และที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ก๊าซมีเทนจะเกิดปฏิกิริยา (CH₄ conversion) ร้อยละ 80.8 และค่าการเลือกเกิดของก๊าซไฮโดรเจน (H₂ selectivity) ร้อยละ 35.9

3.2 การนำก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตกลับไปใช้ใหม่

มลพิษที่ปล่อยออกมาจากหอเผาทิ้ง ไม่ได้มีเพียงแค่ออกไซด์คาร์บอนไดออกไซด์เท่านั้น แต่ยังประกอบไปด้วย สารประกอบซัลเฟอร์ออกไซด์ ไนโตรเจนออกไซด์ และสารระเหยต่างๆ ซึ่งล้วนแต่เป็นอันตรายต่อสิ่งแวดล้อม ดังนั้นการลดการใช้งานหอเผาทิ้ง จึงเป็นสิ่งที่ได้รับความสนใจเป็นอย่าง

มาก การนำก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตกลับมาใช้ใหม่ หรือที่เรียกว่า แพลร์แก๊สรีคัพเวอรี เป็นวิธีการที่ได้รับความนิยมสูงสุดในการเพิ่มประสิทธิภาพเชิงพลังงานของกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมในการลดการปล่อยก๊าซเรือนกระจก งานวิจัยของ Enayati สามารถการจำลองกระบวนการแพลร์รีคัพเวอรีแบบใช้เครื่องอัดความดัน โดยการนำเอาข้อมูลของก๊าซทิ้งจากท่อส่งก๊าซทิ้งไปยังหอเผาทิ้งมาทำการจำลองกระบวนการที่สภาวะคงที่ เพื่อคำนวณพลังงานของระบบ จากนั้นทำการจำลองกระบวนการแบบไดนามิกส์ เพื่อศึกษาพฤติกรรมและการเปลี่ยนแปลงของระบบ จากการจำลองกระบวนการนั้นสามารถนำเอาก๊าซทิ้งกลับมาใช้ใหม่ได้ $5,916 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ต่อการควบแน่นก๊าซ 24 ตันต่อชั่วโมง และจากการศึกษาเรื่องอุณหภูมิของระบบพบว่า เมื่ออุณหภูมิของระบบเพิ่มสูงขึ้นในขณะที่กระบวนการผลิตหยุดทำงานส่งผลให้ประสิทธิภาพของเครื่องอัดความดันลดลง ก๊าซที่นำกลับมาใช้ใหม่นั้นสามารถนำไปเป็นเชื้อเพลิงให้กับเครื่องกำเนิดความร้อนของระบบ [23] และในงานวิจัยของ Gabriele ได้ศึกษาถึงความเป็นไปได้ของการติดตั้งระบบแพลร์รีคัพเวอรีเข้ากับระบบการส่งก๊าซทิ้งไปยังหอเผาทิ้งของกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม ซึ่งได้ศึกษาเปรียบเทียบระหว่าง ระบบแพลร์รีคัพเวอรีแบบใช้หัวฉีดแบบ อีเจคเตอร์ และระบบแพลร์รีคัพเวอรีแบบเครื่องอัดความดันแบบวงแหวนของเหลว จากการศึกษาพบว่าระบบแพลร์รีคัพเวอรีแบบเครื่องอัดความดันแบบวงแหวนของเหลวมีความเหมาะสมในการนำมาใช้ในระบบการส่งก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมไปยังหอเผาทิ้ง เนื่องจากระบบแพลร์รีคัพเวอรีแบบเครื่องอัดความดันแบบวงแหวนของเหลวนั้น มีหอล้างด้วยเอมีน ซึ่งสามารถกำจัดก๊าซพิษบางชนิดได้ เช่น ไฮโดรเจนซัลไฟด์ ซึ่งพบมากในกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม ดังนั้นกระบวนการนี้จึงสามารถลดการปล่อยก๊าซของสารประกอบออกซิเจนซัลไฟด์ได้อีกด้วย [4]

ก๊าซทิ้งที่ผ่านการปรับปรุงคุณภาพ และกำจัดสารพิษบางตัวออกไปแล้วนั้นจะถูกส่งกลับไปยังท่อหลักของก๊าซทิ้งที่ส่งไปยังหอเผาทิ้ง หรือที่เรียกว่า แพลร์เฮดเดอร์ เพื่อเป็นการเพิ่มความดันให้กับก๊าซในท่อ ในงานวิจัยนี้ยังได้มีศึกษาด้านพลังงานด้วย โดยพบว่า ก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตนั้นมีปริมาณเฉลี่ย 400 kg/h และเมื่อติดตั้งระบบแพลร์รีคัพเวอรีแบบเครื่องอัดความดันแบบวงแหวนของเหลวเข้าไปแล้วสามารถลดการใช้พลังงานจากการเผาไหม้ได้ถึง 127.8 TJ หรือเทียบเท่ากับการลดการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ได้ถึง $6,600 \text{ ตัน}$ [4]

จากความสนใจด้านเศรษฐศาสตร์และสิ่งแวดล้อม ส่งผลให้การนำก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตกลับมาใช้ใหม่ได้รับความนิยมเพิ่มขึ้น เพราะนอกจากจะลดการปล่อยก๊าซเรือนกระจกสู่ชั้น

บรรยากาศแล้ว ยังสามารถลดการปล่อยมลภาวะทางเสียง ฝุ่น ควัน และคลื่นความร้อน รวมไปถึงการประหยัดงบประมาณในการดำเนินงาน และการบำรุงรักษาได้อีกด้วย โดยในอุตสาหกรรมการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมและก๊าซธรรมชาติได้ตั้งเป้าหมายที่ศึกษาวิธีการไม่ใช้หอเผาทิ้งในเมื่อกำจัดก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิต โดยในงานวิจัยนี้ได้ยกตัวอย่างกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมและก๊าซธรรมชาติ 2 บริษัท คือ บริษัท Tabriz Petroleum Refinery และ บริษัท Shahid Hashemi-Nejad (Khangiran) Natural Gas Refinery ซึ่งทั้ง 2 บริษัทตั้งอยู่ที่ประเทศอิหร่าน [24]

กระบวนการนำก๊าซทิ้งกลับมาใช้ใหม่นั้น โดยทั่วไปแล้วมักจะทำการดึงก๊าซทิ้งจากท่อหลักที่จะส่งไปยังหอเผาทิ้งกลับเข้ามาใช้ในกระบวนการผลิต หรือนำไปใช้เป็นก๊าซเชื้อเพลิงขึ้นอยู่กับองค์ประกอบของก๊าซทิ้ง โดยทั่วไปแล้วก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมและก๊าซธรรมชาตินั้นจะเป็นก๊าซที่สามารถติดไฟได้ ดังนั้นจึงมักนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงให้ความร้อนแก่ระบบ [24]

บริษัท Tabriz Petroleum Refinery ได้นำเอาก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตกลับมาใช้ใหม่ โดยการใช้เป็นเชื้อเพลิงให้กับเครื่องกำเนิดไฟฟ้า และยังได้ศึกษาการนำไปใช้ในการเป็นเชื้อเพลิงให้กับเครื่องกำเนิดความร้อนและไอน้ำ ซึ่งสามารถเพิ่มอัตราผลตอบแทนของระบบได้ ซึ่งสามารถนำเอาก๊าซทิ้งประมาณ 650 kg/h กลับมาใช้เป็นเชื้อเพลิงในระบบได้ และสามารถลดการปล่อยมลพิษจากการเผาไหม้ได้ถึงร้อยละ 85 [24]

บริษัท Shahid Hashemi-Nejad (Khangiran) Natural Gas Refinery เป็นบริษัทกลั่นก๊าซธรรมชาติที่สำคัญที่สุดในประเทศอิหร่าน ซึ่งมีการเผาไหม้ก๊าซทิ้งที่หอเผาไหม้สูงถึง 25,000 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง ซึ่งทางบริษัทได้นำเอาก๊าซทิ้งกลับไปใช้ในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพก๊าซธรรมชาติเพื่อลดการใช้สวิตแก๊ส จากการศึกษาการนำก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตกลับมาใช้ใหม่นี้ พบว่าทางบริษัทสามารถลดการปล่อยมลพิษจากการเผาไหม้ได้ถึงร้อยละ 70 [24]

3.3 เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง

เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งเป็นเทคโนโลยีที่เป็นความหวังในการผลิตพลังงานไฟฟ้า ซึ่งเซลล์เชื้อเพลิงเป็นอุปกรณ์ไฟฟ้าที่เปลี่ยนพลังงานเคมีเป็นพลังงานไฟฟ้าโดยตรง [25] และยังเป็นทางเลือกที่กำลังได้รับความสนใจอย่างมากในการนำมาใช้ในการผลิตพลังงานไฟฟ้า เนื่องจากสามารถ

ใช้เชื้อเพลิงได้หลากหลาย มีประสิทธิภาพสูง การปล่อยมลพิษต่ำ และมีกำลังการผลิตสูง [26] เซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งนั้นประกอบด้วย สื่อไฟฟ้าคั่นกลางระหว่างสองขั้วไฟฟ้า ประกอบด้วยขั้วแอโนด ทำให้เกิดออกซิเดชันของน้ำมันเชื้อเพลิง ในขณะที่อีกขั้วหนึ่ง คือ ขั้วแคโทด จะเกิดปฏิกิริยารีดักชัน ไอออนที่เกิดขึ้นในระหว่างการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันหรือปฏิกิริยารีดักชันจะถูกลำเลียงจากที่หนึ่งไปยังขั้วไฟฟ้าอื่น ๆ ผ่านตัวนำไอออน แต่ระบบจะมีฉนวนไฟฟ้าของขั้วไฟฟ้า ขั้วไฟฟ้ายังทำหน้าที่เป็นตัวขัดขวางระหว่างเชื้อเพลิงและตัวออกซิแดนท์ อิเล็กตรอนที่สร้างขึ้นที่ขั้วแอโนดในระหว่างการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันผ่านวงจรภายนอก จะทำให้เกิดการผลิตกระแสไฟฟ้า ในระหว่างทางที่จะเคลื่อนที่ไปยังแคโทดทำให้เสร็จสิ้นการเกิดปฏิกิริยารีดักชัน เชื้อเพลิงและตัวออกซิแดนท์จะไม่เกิดการผสมกันที่จุดใดๆ และไม่มีการเผาไหม้เกิดขึ้นจริง เซลล์เชื้อเพลิงจึงไม่ได้ถูกจำกัดโดยประสิทธิภาพของวัฏจักรคาร์โน และทฤษฎีต่างๆ จึงสามารถให้ประสิทธิภาพผลผลิตเป็น 100% การแยกประเภทของเซลล์เชื้อเพลิงในเบื้องต้นส่วนใหญ่เป็นไปตามวัสดุที่เป็นสื่อไฟฟ้า วิธีการเลือกวัสดุที่นำมาทำสื่อไฟฟ้ายังขึ้นอยู่กับควบคุมอุณหภูมิในการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิง [27]

งานวิจัยของ Kanghun ได้ศึกษาประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งโดยการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยทำการศึกษาเปรียบเทียบระบบ 3 แบบด้วยกัน คือ ระบบที่ไม่มีการนำก๊าซที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาไปป้อนกลับที่ขั้วแอโนด ระบบที่มีการนำก๊าซที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาไปป้อนกลับที่ขั้วแอโนด และระบบที่มีการนำก๊าซที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาไปป้อนกลับที่ขั้วแอโนดโดยมีการติดตั้งเครื่องฉีดเชื้อเพลิงที่ป้อนกลับ [26]

จากการศึกษาทั้ง 3 ระบบ พบว่า ระบบที่ 2 คือระบบที่มีการนำก๊าซที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาไปป้อนกลับที่ขั้วแอโนด เป็นระบบที่มีประสิทธิภาพสูงที่สุด เนื่องจากสามารถใช้เชื้อเพลิงได้คุ้มค่าที่สุด สำหรับระบบที่ 3 ระบบที่มีการนำก๊าซที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาไปป้อนกลับที่ขั้วแอโนดโดยมีการติดตั้งเครื่องฉีดเชื้อเพลิงที่ป้อนกลับ นั้นมีข้อจำกัดของค่าไอน้ำต่อคาร์บอนอยู่ที่ 2.5 เนื่องจากข้อจำกัดของความดันเริ่มต้นที่เครื่องฉีดเชื้อเพลิง [26]

งานวิจัยของ Zhang ได้ศึกษากระบวนการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งโดยใช้โปรแกรมแอสเพน พลัส ในการจำลองกระบวนการของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง โดยใช้ก๊าซธรรมชาติเป็นเชื้อเพลิง แบบจำลองนี้ยังสามารถแสดงถึงค่าต่างๆ ทางเทอร์โมไดนามิกและตัวแปรต่างๆที่เกี่ยวข้องกับการวิเคราะห์ผลการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง

โดยจุดประสงค์ของงานวิจัยนี้จึงมุ่งเน้นไปยังการศึกษาเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งในการผลิตพลังงานไฟฟ้า และศักยภาพในการลดการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ เพื่อลดสภาวะโลกร้อน [25]

งานวิจัยของ Ameri และคณะได้ศึกษาโดยผ่านโปรแกรม Aspen Plus existing function โดยทำการออกแบบเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งที่ดำเนินงานที่อุณหภูมิสูงมากประมาณ 1273 K ผลการศึกษาแสดงให้เห็นว่าเมื่อประสิทธิภาพและความต่างศักย์ลดลงอย่างต่อเนื่อง เนื่องจากมีการเพิ่มปริมาณของกระแส แต่อย่างไรก็ตามกำลังไฟฟ้าก็แปรผันตรงต่อปริมาณกระแส ดังนั้นระบบควรที่จะดำเนินงานที่ปริมาณกระแสต่อพื้นที่ต่ำๆ หากเป้าหมายคือการผลิตกระแสไฟฟ้าที่มีประสิทธิภาพสูง แต่อย่างไรก็ดีระบบที่ต้องการกำลังไฟฟ้าสูงจะต้องดำเนินงานที่ปริมาณกระแสสูงๆ [28]

จากสถานการณ์การลดลงอย่างต่อเนื่องของแหล่งพลังงานได้พิภพ หรือน้ำมันดิบจากบ่อน้ำมันดิบ ประเทศสหรัฐอเมริกาจึงได้มีแนวคิดที่จะนำเอา shale-oil มาใช้ เพื่อทดแทนน้ำมันดิบ Gladys จึงได้ทำการวิจัยเกี่ยวกับการนำเอา shale-oil มาเป็นเชื้อเพลิงในการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง เพื่อผลิตพลังงานไฟฟ้า 4.5 กิโลวัตต์ ซึ่งได้ทำการจำลองกระบวนการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งที่ดำเนินงานที่อุณหภูมิสูง ด้วยโปรแกรม แอสเพน พลัส เพื่อทำการวิเคราะห์ประสิทธิภาพในการผลิตพลังงานไฟฟ้า และความร้อนที่ออกจากกระบวนการ ผลการวิจัยนี้พบว่าจากสภาวะดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง สามารถทราบปริมาณพลักซ์ความร้อนที่ระบบต้องการได้ [29]

งานวิจัยของ Raffaello ทำการศึกษาการนำเอาไบโอแก๊สมาเป็นเชื้อเพลิงในการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง โดยมุ่งเน้นที่กระบวนการรีฟอร์มมิง และกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง ในส่วนของการศึกษากระบวนการรีฟอร์มเมอร์เมื่อก๊าซสังเคราะห์ที่ผ่านกระบวนการรีฟอร์มเมอร์ที่อุณหภูมิระหว่าง 600 – 800 องศาเซลเซียส พบว่าเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากกระบวนการรีฟอร์มเมอร์จะสูงขึ้นตามไปด้วย และจะส่งผลให้ประสิทธิภาพในการผลิตพลังงานไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งสูงขึ้นอีกด้วย และเมื่อทำการศึกษาการนำเอาระบบเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งที่มีกระบวนการรีฟอร์มมิงมาใช้ร่วมกับระบบโรงไฟฟ้าจากพลังงานหมุนเวียนโดยการจำลองกระบวนการขึ้น พบว่าสามารถนำเอาไบโอแก๊สที่เกิดจากกระบวนการหมักไปใช้ได้ทั้งหมด หรือคิดเป็นปริมาณเฉลี่ย 436 ลูกบาศก์เมตรต่อวัน[30]

บทที่ 4

วิธีการศึกษา

4.1 วิธีการศึกษากระบวนการรีฟอร์มมิงเพื่อเปลี่ยนองค์ประกอบของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน

ทำการสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยใช้โมเดลของอุปกรณ์ต่างๆ ในโปรแกรมแอสเพน พลัส จำลองการทำงานของส่วนประกอบของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน 3 กระบวนการคือ กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming) กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ (Low-temperature steam conversion) และกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Dry Reforming)

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาก๊าซที่มาจากกระบวนการผลิตของโรงกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม โดยองค์ประกอบของก๊าซที่มาจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม โดยอ้างอิงจากงานวิจัยของ Gabriele [4] ดังแสดงในตารางที่ 4.1 ก๊าซที่ระบายออกจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมมีสารประกอบไฮโดรคาร์บอนหลายชนิดเป็นองค์ประกอบ ซึ่งสามารถนำไปผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้ด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ และกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

ตารางที่ 4.1 แสดงองค์ประกอบของก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตน้ำมันปิโตรเลียม

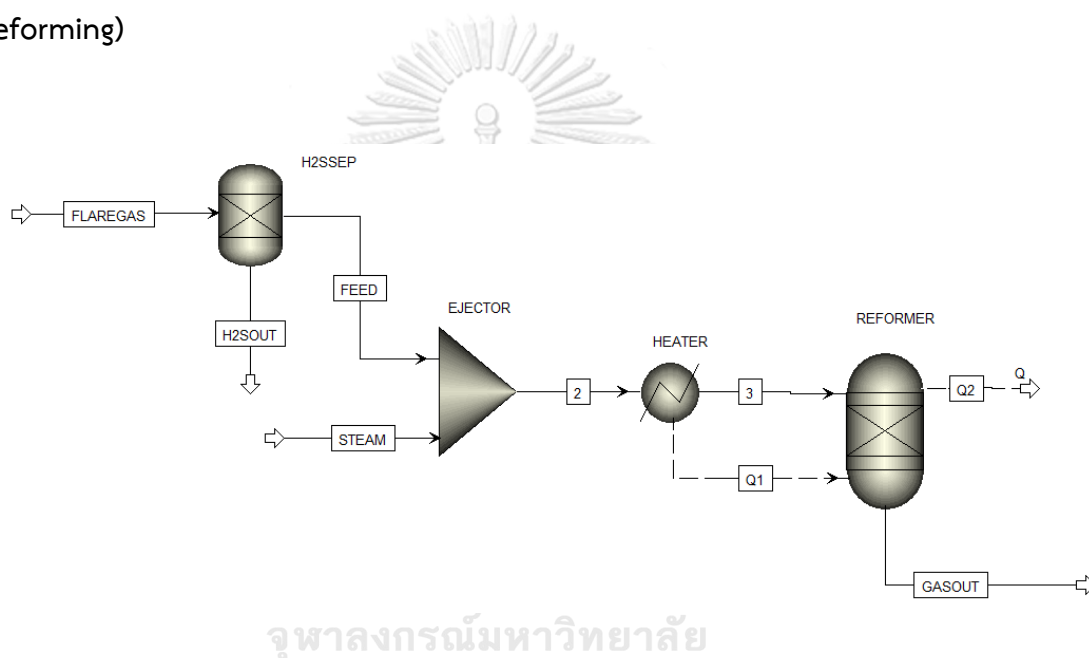
ก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิต	สัดส่วนโดยโมล
Butane	0.0028
Carbon dioxide	0.0168
Carbon monoxide	0.003
Ethane	0.0578
Ethylene	0.0031
Hydrogen	0.3394
Iso Butane	0.0124
Iso Butylene	0.0033
Iso Pentane	0.0228
Methane	0.2414
Nitrogen	0.1087
Normal Butane	0.0301
Normal Pentane	0.0167
Propane	0.0552
Hydrogen sulphide	0.0548
Total Flare gas	0.9684

จากงานวิจัยของ Gabriele [4] ที่สภาวะการดำเนินงานทั่วไปก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมจะมีปริมาณเฉลี่ย อุณหภูมิ และความดันในการดำเนินงานดังแสดงในตารางที่ 4.2

ตารางที่ 4.2 ข้อมูลของก๊าซทิ้งจากระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมที่สภาวะการดำเนินงาน

ข้อมูลของก๊าซทิ้งจากระบวนการผลิต	
ปริมาณเฉลี่ยของก๊าซทิ้งจากระบวนการผลิต (kg/hr)	443
อุณหภูมิดำเนินงาน (องศาเซลเซียส)	25
ความดันในการดำเนินงาน (บาร์)	1.03

4.1.1 แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming)



รูปที่ 4.1 แบบจำลองกระบวนการการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ

ด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

ผู้วิจัยได้ทำการสร้างแบบจำลองกระบวนการทำงานของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยใช้โมเดลของอุปกรณ์ต่างๆ ในโปรแกรมแอสเพน พลัส จำลองการทำงานของส่วนประกอบของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่มีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7, 1, 2.5 และ 4 ที่ช่วงอุณหภูมิดำเนินงาน 500 – 900 องศาเซลเซียส ดังนี้

สาย “FLAREGAS” เป็นตัวแทนของท่อรวมก๊าซทิ้งจากระบวนการผลิต (Flare Header) ทำหน้าที่ในการส่งก๊าซทิ้งจากระบวนการผลิตไปยังกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน

“H₂SE” เป็นตัวแทนอุปกรณ์ที่ใช้แยกของก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H₂S) ออกจากก๊าซที่
จากกระบวนการผลิต เนื่องจากไฮโดรเจนซัลไฟด์สามารถรวมตัวกับน้ำในกระบวนการผลิตก๊าซ
ไฮโดรเจน และเกิดเป็นกรดซัลฟิวริก (H₂SO₄) ได้ ซึ่งจะทำให้เกิดการกัดกร่อนในกระบวนการผลิต
ก๊าซไฮโดรเจน โปรแกรมแอสเพน พลัส ได้ใช้ ‘SEP’ ในการจำลองการทำงานของหน่วยแยกก๊าซ
ไฮโดรเจนซัลไฟด์

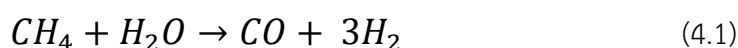
สาย “FEED” เป็นตัวแทนของท่อรวมก๊าซที่มาจากกระบวนการผลิตที่ปราศจากก๊าซไฮโดรเจน
ซัลไฟด์ และทำหน้าที่ในการส่งก๊าซที่มาจากกระบวนการผลิตไปยังกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน

ก๊าซในสาย “FEED” และ จะถูกหัวฉีด “EJECTOR” ดูดไปผสมกับไอน้ำในสาย “STEAM”
ในการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส นี้ได้ใช้ ‘MIXER’ เป็น
ตัวแทนของ “EJECTOR” เนื่องจากทำหน้าที่ในการรวมก๊าซที่และอากาศเข้าด้วยกัน

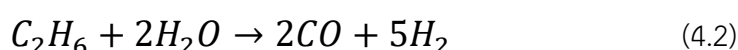
“HEATER” คือเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ในการปรับอุณหภูมิของก๊าซในระบบให้
เหมาะสมต่อการเกิดปฏิกิริยา ในการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยโปรแกรมแอสเพน
พลัส นี้ได้ใช้ ‘HEATER’ เป็นตัวแทนของ “HEATER” เนื่องจากทำหน้าที่ในการรวมก๊าซที่และ
อากาศเข้าด้วยกัน

และส่วนประกอบสุดท้ายของแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน ก็คือแบบจำลอง
ของเครื่องปฏิกรณ์ (Reactor) ซึ่งเป็นส่วนที่สำคัญที่สุดของระบบนี้ ได้ทำการจำลองโดยใช้เครื่อง
ปฏิกรณ์ชนิด ‘RGibbs’ เป็นตัวแทนการทำงานของเครื่องปฏิกรณ์ โดยใช้ชื่อว่า “REFORMER” ดัง
แสดงในรูปที่ 1 ซึ่ง “REFORMER” จะเป็นส่วนที่เกิดปฏิกิริยาการเปลี่ยนรูปสารประกอบ
ไฮโดรคาร์บอนอยู่ภายใน ซึ่งจะประกอบด้วยสมการเคมีดังนี้

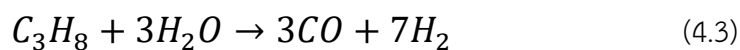
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซมีเทน (Methane) :



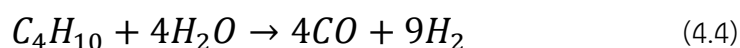
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซอีเทน (Ethane) :



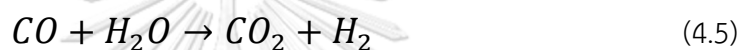
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซโพรเพน (Propane) :



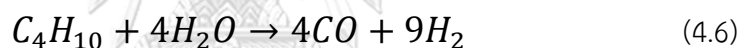
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซบิวเทน (Butane) :



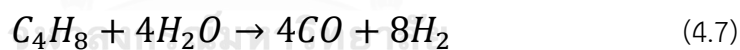
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (Carbon Monoxide) :



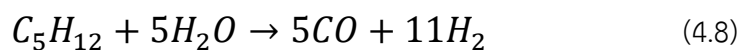
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซไอโซบิวเทน (Iso Butane) :



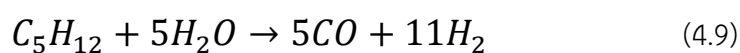
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซบิวทิลีน (Iso Butylene) :



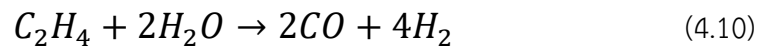
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซเพนเทน (Iso Pentane) :



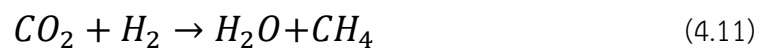
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซนอร์มอลเพนเทน (Normal Pentane) :



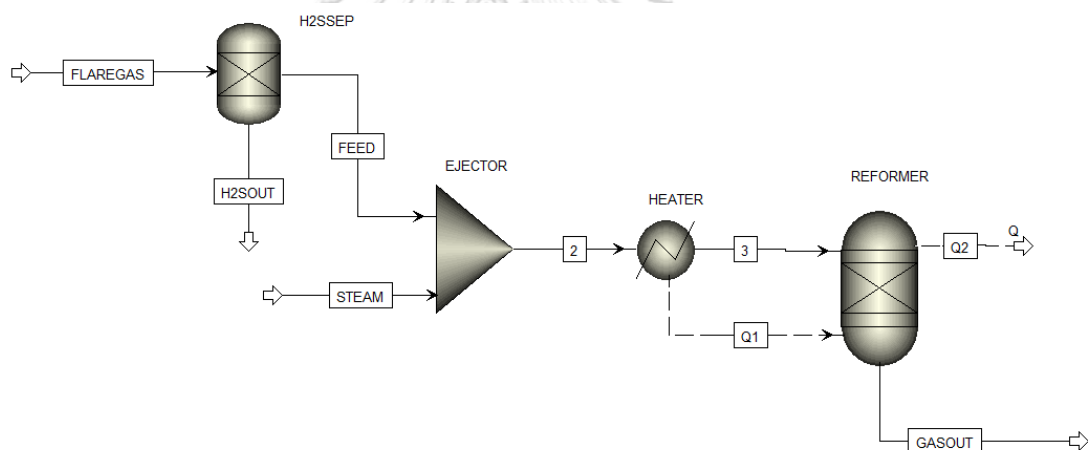
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซเอทิลีน (Ethylene) :



สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide) :



4.1.2 แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิ ต่ำ (Low-temperature steam conversion)



รูปที่ 4.2 แบบจำลองกระบวนการการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิง ที่อุณหภูมิต่ำด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

ผู้วิจัยได้ทำการสร้างแบบจำลองกระบวนการทำงานของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยใช้โมเดลของอุปกรณ์ต่างๆ ในโปรแกรมแอสเพน พลัส จำลองการทำงานของส่วนประกอบของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ ที่มีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7 และ 1.0 ที่ช่วงอุณหภูมิต่ำเนินงาน 250 – 350 องศาเซลเซียส ดังนี้

สาย “FLAREGAS” เป็นตัวแทนของท่อรวมก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิต (Flare Header) ทำหน้าที่ในการส่งก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตไปยังกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน

“H2SSEP” เป็นตัวแทนอุปกรณ์ที่ใช้แยกของก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) ออกจากก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิต เนื่องจากไฮโดรเจนซัลไฟด์สามารถรวมตัวกับน้ำในกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน และเกิดเป็นกรดซัลฟิวริก (H_2SO_4) ได้ ซึ่งจะทำให้เกิดการกัดกร่อนในกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนโปรแกรมแอสเพน พลัส ได้ใช้ ‘SEP’ ในการจำลองการทำงานของหน่วยแยกก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์

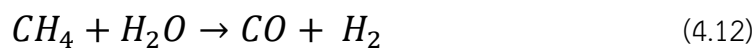
สาย “FEED” เป็นตัวแทนของท่อรวมก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตที่ปราศจากก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ และทำหน้าที่ในการส่งก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตไปยังกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน

ก๊าซในสาย “FEED” และ จะถูกหัวฉีด “EJECTOR” ดูดไปผสมกับไอน้ำในสาย “STEAM” ในการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส นี้ได้ใช้ ‘MIXER’ เป็นตัวแทนของ “EJECTOR” เนื่องจากทำหน้าที่ในการรวมก๊าซทิ้งและอากาศเข้าด้วยกัน

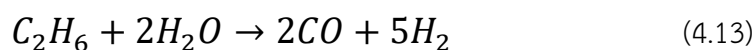
“HEATER” คือเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ในการปรับอุณหภูมิของก๊าซในระบบให้เหมาะสมต่อการเกิดปฏิกิริยา ในการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส นี้ได้ใช้ ‘HEATER’ เป็นตัวแทนของ “HEATER” เนื่องจากทำหน้าที่ในการรวมก๊าซทิ้งและอากาศเข้าด้วยกัน

และส่วนประกอบสุดท้ายของแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน ก็คือแบบจำลองของเครื่องปฏิกรณ์ (Reactor) ซึ่งเป็นส่วนที่สำคัญที่สุดของระบบนี้ ได้ทำการจำลองโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์ชนิด ‘RGibbs’ เป็นตัวแทนการทำงานของเครื่องปฏิกรณ์ โดยใช้ชื่อว่า “REFORMER” ดังแสดงในรูปที่ 2 ซึ่ง “REFORMER” จะเป็นส่วนที่เกิดปฏิกิริยาการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอนอยู่ภายใน ซึ่งจะประกอบด้วยสมการเคมีดังนี้

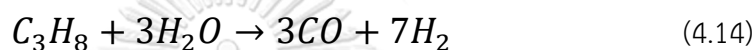
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซมีเทน (Methane) :



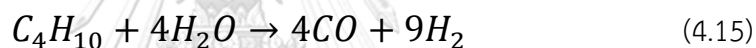
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซอีเทน (Ethane) :



สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซโพรเพน (Propane) :



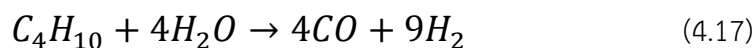
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซบิวเทน (Butane) :



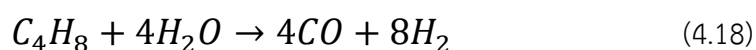
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (Carbon Monoxide) :



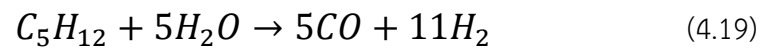
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซไอโซบิวเทน (Iso Butane) :



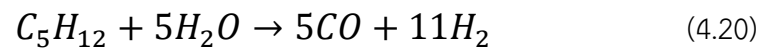
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซบิวทิลีน (Iso Butylene) :



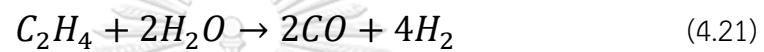
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซเพนเทน (Iso Pentane) :



สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซนอร์มอลเพนเทน (Normal Pentane) :



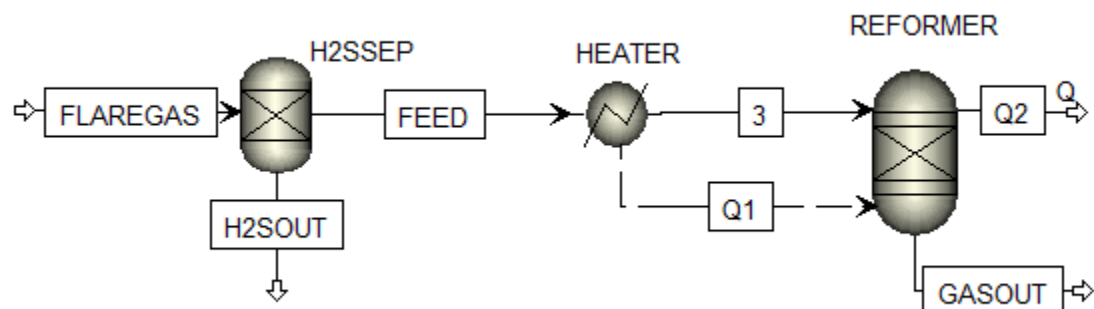
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซเอทิลีน (Ethylene) :



สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide) :



4.1.3 แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Dry Reforming)



รูปที่ 4.3 แบบจำลองกระบวนการการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วย
ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

ผู้วิจัยได้ทำการสร้างแบบจำลองกระบวนการทำงานของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยใช้โมเดลของอุปกรณ์ต่างๆ ในโปรแกรมแอสเพน พลัส จำลองการทำงานของส่วนประกอบของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยที่ใช้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีอยู่ในองค์ประกอบของก๊าซทั้งในการทำปฏิกิริยาโดยไม่มีการเติมก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เข้าไปเพิ่มเติม ส่งผลให้ค่าสัดส่วนของคาร์บอนต่อคาร์บอนไดออกไซด์ที่ป้อนเข้าไปในกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำคือ 26.5 และอุณหภูมิดำเนินงานอยู่ในช่วง 700 – 900 องศาเซลเซียส ดังนี้

สาย “FLAREGAS” เป็นตัวแทนของท่อรวมก๊าซที่มาจากกระบวนการผลิต (Flare Header) ทำหน้าที่ในการส่งก๊าซที่มาจากกระบวนการผลิตไปยังกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน

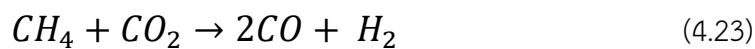
“H2SSEP” เป็นตัวแทนอุปกรณ์ที่ใช้แยกของก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) ออกจากก๊าซที่มาจากกระบวนการผลิต เนื่องจากไฮโดรเจนซัลไฟด์สามารถรวมตัวกับน้ำในกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน และเกิดเป็นกรดซัลฟิวริก (H_2SO_4) ได้ ซึ่งจะทำให้เกิดการกัดกร่อนในกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนโปรแกรมแอสเพน พลัส ได้ใช้ ‘SEP’ ในการจำลองการทำงานของหน่วยแยกก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์

สาย “FEED” เป็นตัวแทนของท่อรวมก๊าซที่มาจากกระบวนการผลิตที่ปราศจากก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ และทำหน้าที่ในการส่งก๊าซที่มาจากกระบวนการผลิตไปยังกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน

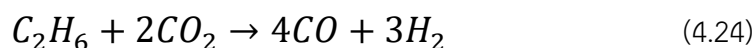
“HEATER” คือเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ในการปรับอุณหภูมิของก๊าซในระบบให้เหมาะสมต่อการเกิดปฏิกิริยา ในการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส นี้ได้ใช้ ‘HEATER’ เป็นตัวแทนของ “HEATER” เนื่องจากทำหน้าที่ในการรวมก๊าซที่และอากาศเข้าด้วยกัน

และส่วนประกอบสุดท้ายของแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน ก็คือแบบจำลองของเครื่องปฏิกรณ์ (Reactor) ซึ่งเป็นส่วนที่สำคัญที่สุดของระบบนี้ ได้ทำการจำลองโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์ชนิด ‘RGibbs’ เป็นตัวแทนการทำงานของเครื่องปฏิกรณ์ โดยใช้ชื่อว่า “REFORMER” ดังแสดงในรูปที่ 2 ซึ่ง “REFORMER” จะเป็นส่วนที่เกิดปฏิกิริยาการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอนอยู่ภายใน ซึ่งจะประกอบด้วยสมการเคมีดังนี้

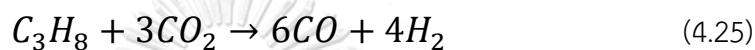
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซมีเทน (Methane) :



สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซอีเทน (Ethane) :



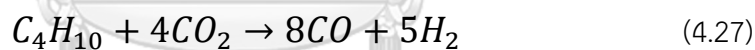
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซโพรเพน (Propane) :



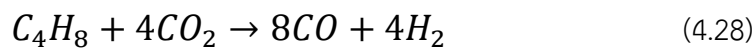
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซบิวเทน (Butane) :



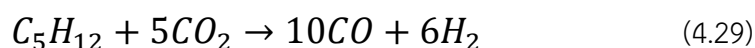
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซไอโซบิวเทน (Iso Butane) :



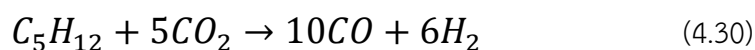
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซบิวทิลีน (Iso Butylene) :



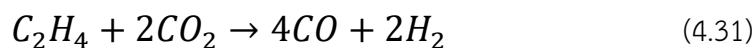
สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซเพนเทน (Iso Pentane) :



สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซนอร์มอลเพนเทน (Normal Pentane) :



สมการการเปลี่ยนรูปของก๊าซเอทิลีน (Ethylene) :



4.1.4 การคำนวณประสิทธิภาพของการผลิตก๊าซไฮโดรเจนและมีเทน

สมการคำนวณค่าประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซไฮโดรเจน และมีเทน

$$Efficiency = \frac{Output \left(\frac{kg}{hr}\right)}{Input \left(\frac{kg}{hr}\right)} \quad (4.32)$$

$$Efficiency = \frac{Hydrogen \text{ at outlet stream of reformer } \left(\frac{kg}{hr}\right)}{Flare \text{ gas feed to reformer unit } \left(\frac{kg}{hr}\right)} \quad (4.32)$$

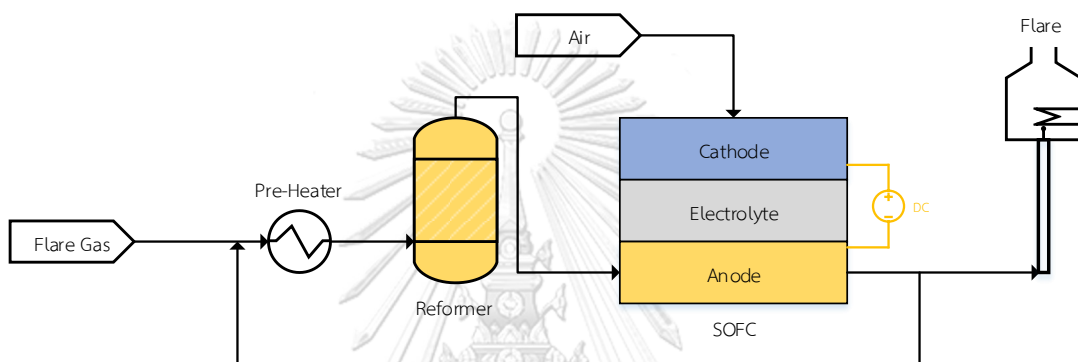
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

$$Efficiency = \frac{Methane \text{ at outlet stream of reformer } \left(\frac{kg}{hr}\right)}{Flare \text{ gas feed to reformer unit } \left(\frac{kg}{hr}\right)} \quad (4.33)$$

ปริมาณก๊าซทั้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันที่ป้อนเข้ากระบวนการรีฟอร์มมิง คือ
443 (kg/hr)

4.2 การสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

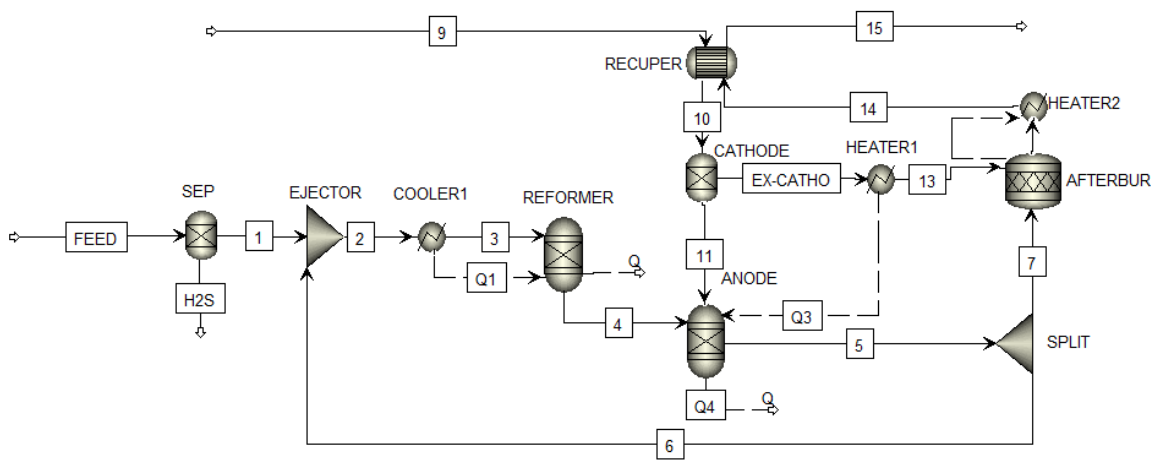
แบบจำลองเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งโดยประกอบด้วยกระบวนการหลักคือ กระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อน กระบวนการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอนเป็นก๊าซไฮโดรเจน เซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง และหอเผาทิ้ง ดังแสดงในรูปที่ 4.4



รูปที่ 4.4 แผนภาพแสดงกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง

กระบวนการผลิตกระแสไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งนั้นจะมีส่วนประกอบหลักอยู่ 2 ส่วน ได้แก่ ส่วนของการปรับอุณหภูมิของอากาศและเชื้อเพลิง หรือเรียกว่าส่วนของการ Pre-heat โดยใช้เครื่อง Heater และส่วนของการเกิดปฏิกิริยาเคมีของเซลล์เชื้อเพลิง โดยจะใช้เครื่อง Reactor สำหรับการเกิดปฏิกิริยาที่ Pre reformer และขั้ว Anode และจะใช้เครื่อง Separator สำหรับปฏิกิริยาที่ขั้ว Cathode รูปที่ 4.5 แสดงส่วนประกอบหลักในการจำลองกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง

การจำลองกระบวนการการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งโดยใช้โปรแกรมแอสเพน พลัส ซึ่งจะประกอบไปด้วยหน่วยดำเนินงาน 9 หน่วยดำเนินงาน ดังแสดงในรูปที่ 4.5



รูปที่ 4.5 การจำลองกระบวนการของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

- (1) ก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ที่อยู่ในก๊าซเชื้อเพลิงจะถูกแยกออกจากเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าไปยังระบบของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งด้วย “SEP” เพื่อปรับปรุงคุณภาพของเชื้อเพลิงให้เหมาะสมกับระบบการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งสำหรับกระบวนการบนโปรแกรมแอสเพน พลัส นั้นได้ใช้หน่วย ‘Sep’ ในการจำลองอุปกรณ์การแยก
- (2) Ejector มีหน้าที่รวมเชื้อเพลิงในสาย “1” กับก๊าซในสายรีไซเคิล “6” สำหรับกระบวนการบนโปรแกรมแอสเพน พลัส นั้นได้ใช้หน่วย ‘Mixer’ ในการจำลองเครื่อง Ejector
- (3) การปรับอุณหภูมิของอากาศและเชื้อเพลิง มีหน้าที่ในการปรับอุณหภูมิของก๊าซดังนี้ “COOLER1” จะมีหน้าที่ในการปรับลดอุณหภูมิของเชื้อเพลิงให้มีสถานะที่เหมาะสมในการเกิดปฏิกิริยาภายใน “REFORMER” ส่วน “HEATER1” จะทำการปรับอุณหภูมิของอากาศที่เหลือจากการแยกออกซิเจนของ “CATHODE” ให้มีอุณหภูมิเท่ากับเชื้อเพลิงที่ออกมาจาก “ANODE” และมีอุณหภูมิสูงมากพอสำหรับการเกิดปฏิกิริยาภายใน “AFTERBUR” สำหรับกระบวนการบนโปรแกรมแอสเพน พลัส นั้นได้ใช้หน่วย ‘Heater’ ในการจำลองเครื่องปรับอุณหภูมิที่กล่าวมานี้

- (4) RECUPER คือหน่วยของการแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งมีหน้าที่แลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างสาย “14” ซึ่งเป็นสายที่มีอุณหภูมิสูง กับสาย “9” ซึ่งเป็นสายที่มีอุณหภูมิต่ำกว่า เพื่อให้อากาศในสาย “10” มีอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิในการดำเนินงานที่ได้กำหนดไว้ สำหรับกระบวนการบนโปรแกรมแอสเพนพลัส นั้นได้ใช้หน่วย ‘HeatX’ ในการจำลองเครื่อง RECUPER
- (5) REFORMER คือหน่วยของการเปลี่ยน คาร์บอนมอนนอกไซด์ (CO) และสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ของเชื้อเพลิงในสาย “3” ให้เป็นไฮโดรเจน (H₂) โดยใช้ปฏิกิริยาเคมี 2 ปฏิกิริยา ดังนี้

สมการปฏิกิริยาการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ :



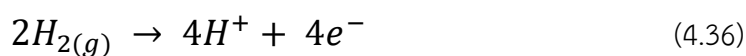
ปฏิกิริยาออกซิเดชันแก๊สซิฟต์ :



ทั้งสองปฏิกิริยาที่กล่าวไปข้างต้นนี้เรียกรวมกันว่า Pre-reformer ดังนั้นกระบวนการ Pre-reformer จึงเป็นกระบวนการที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ และสำหรับกระบวนการบนโปรแกรมแอสเพน พลัส นั้นได้ใช้หน่วย ‘RGibbs’ ในการจำลองเครื่องปฏิกรณ์ของกระบวนการ Pre-reformer

- (6) Anode คือหน่วยที่เป็นส่วนประกอบหลักของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง ในการผลิตกระแสไฟฟ้า ซึ่งตามทฤษฎีแล้ว Anode นั้นจะเป็นส่วนที่เกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันซึ่งจะเกิดอิเล็กตรอนอิสระขึ้น ซึ่งอิเล็กตรอนนี้จะเดินทางผ่านสารอิเล็กโทรไลต์ไปยัง Cathode ทำให้เกิดกระแสไฟฟ้า

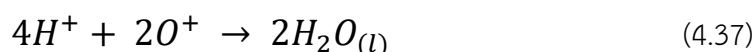
ปฏิกิริยาออกซิเดชัน :



ดังนั้น Anode จึงมีลักษณะคล้ายกับเครื่องปฏิกรณ์ โดยเชื้อเพลิงที่ผ่านกระบวนการ Pre-reformer เพื่อเพิ่มปริมาณไฮโดรเจนแล้ว จะถูกส่งไปยัง “ANODE” ผ่านทางสาย “4”

เพื่อทำปฏิกิริยา Oxidation ใน “ANODE” และ H^+ ที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยารวม นี้จะทำปฏิกิริยากับออกซิเจน ที่ส่งมาจาก “CATHODE” ทางสาย “11”

ปฏิกิริยารวม :



สำหรับกระบวนการบนโปรแกรมแอสเพน พลัส นั้นได้ใช้หน่วย ‘RGibbs’ ในการจำลองAnode

(7) Cathode คือหน่วยที่เป็นส่วนประกอบหลักของ SOFC ในการผลิตกระแสไฟฟ้า ซึ่งตามทฤษฎีแล้ว Cathode นั้นจะเป็นส่วนที่เกิดปฏิกิริยารีดักชัน โดยการรับอิเล็กตรอนจากปฏิกิริยาออกซิเดชัน ที่ Anode

ปฏิกิริยารีดักชัน :



สำหรับการจำลองกระบวนการบนโปรแกรมแอสเพน พลัส นั้นได้ใช้หน่วย ‘Sep’ ในการจำลอง Cathode เนื่องจากในการจำลองกระบวนการนั้น Cathode จะทำหน้าที่เป็น Separator ในการแยก ออกซิเจนออกจากอากาศ โดยอากาศจะถูกส่งไปยัง “CATHODE” ผ่านทางสาย “10” และออกซิเจนที่ถูกแยกโดย “CATHODE” จะถูกส่งไปยัง “ANODE” ทางสาย “11” และอากาศที่เหลือจากการแยกจะถูกส่งไปยัง “AFTERBUR” ทางสาย “13

(8) Splitter มีหน้าที่แยกก๊าซที่ออกจาก “Anode” ในสาย “5” โดยส่วนหนึ่งจะเป็นก๊าซในสายรีไซเคิล “6” เพื่อนำเชื้อเพลิงที่เหลือไปใช้เป็นสารตั้งต้นอีกครั้ง และก๊าซอีกส่วนหนึ่งจะถูกส่งไปยัง “AFTERBUR” โดยสาย “7” สำหรับกระบวนการบนโปรแกรมแอสเพน พลัส นั้นได้ใช้หน่วย ‘FSplit’ ในการจำลองเครื่อง Splitter

(9) After burner มีหน้าที่ในการเปลี่ยนสารไฮโดรคาร์บอนและคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เหลือจากการทำปฏิกิริยา ให้เป็นน้ำและคาร์บอนไดออกไซด์ โดยปฏิกิริยาดังต่อไปนี้ ปฏิกิริยาไฮโดรเจนออกซิเดชัน :



ปฏิกิริยาคาร์บอนมอนอกไซด์ออกซิเดชัน



ดังนั้น After burner จึงมีลักษณะเป็นเครื่องปฏิกรณ์ และสำหรับกระบวนการบนโปรแกรมแอสเพน พลัส นั้นได้ใช้หน่วย 'RStoic' ในการจำลอง After burner



4.3 การทดสอบแบบจำลองการผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง

การจำลองกระบวนการการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งโดยใช้โปรแกรม แอสเพน พลัส โดยทำการเปรียบเทียบกับแบบจำลองเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งของ W.Zhang [25] โดยการจำลองสภาวะดำเนินงานที่อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส ความดัน 1.08 บาร์ และองค์ประกอบของเชื้อเพลิงก๊าซธรรมชาติ (Natural gas) เป็นดังแสดงในตารางที่ 3 และข้อมูลค่าพารามิเตอร์ที่ใช้ในการคำนวณค่าศักยภาพไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง แสดงในตารางที่ 4.4

ตารางที่ 4.3 แสดงค่าองค์ประกอบของเชื้อเพลิงก๊าซธรรมชาติ [25]

องค์ประกอบของเชื้อเพลิง	สัดส่วนโดยโมล
CH ₄	0.81
C ₂ H ₆	0.029
C ₃ H ₈	0.04
C ₄ H ₁₀	0.002
N ₂	0.143
CO	0.009

ตารางที่ 4.4 ค่าพารามิเตอร์ที่ใช้ในการคำนวณค่าศักยภาพไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง [25]

สภาวะดำเนินงาน	ตัวแปร	หน่วย	ค่า
อุณหภูมิ (Temperature)	T	°C	1000
ความดัน (pressure)	P	bar	1.08
พื้นที่เซลล์เชื้อเพลิง (Area of fuel cell)	A	m ²	96.1 (1152 cell)

4.4 การคำนวณเกี่ยวกับเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง (SOFC calculation) [25]

ค่าความต่างศักย์ของเซลล์ (Cell Actual Voltage)

ค่าความต่างศักย์ของระบบเกิดจากผลรวมของความต่างศักย์ที่สภาวะอ้างอิง ความต่างศักย์ที่เกิดจากความดัน ความต่างศักย์ที่เกิดจากอุณหภูมิ ความต่างศักย์ที่ขั้วแอโนด ความต่างศักย์ที่ขั้วแคโทด [25]

$$V_C(V) = V_{ref} + \Delta V_P + \Delta V_T + \Delta V_{anode} + \Delta V_{cathode} \quad (4.41)$$

V_C = ความต่างศักย์ของเซลล์เชื้อเพลิง

ΔV_P = ความต่างศักย์ที่เกิดจากความดันของเซลล์เชื้อเพลิง

ΔV_T = ความต่างศักย์ที่เกิดจากอุณหภูมิของเซลล์เชื้อเพลิง

ΔV_{anode} = ความต่างศักย์ที่ขั้วแอโนด

$\Delta V_{cathode}$ = ความต่างศักย์ที่ขั้วแคโทด

ค่าความต่างศักย์จากความดัน (Cell voltage from operating pressure)

เป็นการคำนวณหาผลต่างของความต่างศักย์ที่เกิดจากความดันขณะทำงานโดยเทียบกับสภาวะอ้างอิง[25]

$$\Delta V_p = 76 \times \log\left(\frac{P}{P_{ref}}\right) \quad (4.42)$$

โดย P คือ ความดันขณะทำงาน และ P_{ref} คือ ความดันที่ระบบอ้างอิง ($P_{ref} = 1$ บาร์)

ค่าความต่างศักย์จากอุณหภูมิและค่ากระแสต่อหนึ่งหน่วยพื้นที่ (Cell voltage from operating temperature and current density)

เป็นการคำนวณความต่างศักย์ที่มีผลมาจากอุณหภูมิขณะทำงานโดยเทียบกับอุณหภูมิที่สภาวะอ้างอิง[25]

$$\Delta V_T (mV) = 0.008 \times (T - T_{ref})(^{\circ}C) \times I_C \left(\frac{mA}{cm^2} \right) \quad (4.43)$$

โดย T คือ อุณหภูมิขณะทำงาน (องศาเซลเซียส) และ T_{ref} คือ อุณหภูมิที่ระบบอ้างอิง ($T_{ref} = 1000$ องศาเซลเซียส)

ค่าความต่างศักย์จากองค์ประกอบของสารที่ขั้วแอโนด (Cell voltage from fuel composition at anode)

เป็นการคำนวณค่าความต่างศักย์ที่ขั้วแอโนด[6]

$$\Delta V_{anode} (mV) = 172 \times \log \left(\frac{\left(\frac{P_{H_2}}{P_{H_2O}} \right)}{\left(\frac{P_{H_2}}{P_{H_2O}} \right)_{ref}} \right) \quad (4.44)$$

โดย $\left(\frac{P_{H_2}}{P_{H_2O}} \right)$ คืออัตราส่วนระหว่างความดันย่อยของไฮโดรเจนต่อ ความดันย่อยของไอน้ำ

$\left(\frac{P_{H_2}}{P_{H_2O}} \right)_{ref}$ คืออัตราส่วนระหว่างความดันย่อยของไฮโดรเจนต่อ ความดันย่อยของไอน้ำ

ที่สภาวะอ้างอิง $\left(\frac{P_{H_2}}{P_{H_2O}} \right)_{ref} = 0.15$

ค่าความต่างศักย์จากตัวออกซิแดน (Cell voltage from oxidant composition)

เป็นการคำนวณค่าความต่างศักย์ที่ขั้วแคโทด โดยเกิดจากค่าความดันย่อยของออกซิเจนเทียบกับความดันย่อยของออกซิเจนที่สภาวะอ้างอิง [25]

$$\Delta V_{cathod} (mV) = 92 \times \log \frac{P_{O_2}}{(P_{O_2})_{ref}} \quad (4.45)$$

โดย P_{O_2} และ $(P_{O_2})_{ref}$ คือ ความดันย่อยของแก๊สออกซิเจนที่ขณะระบบทำงาน และที่สภาวะอ้างอิง โดย $(P_{O_2})_{ref} = 0.164$)

ปริมาณไฮโดรเจนที่มีอยู่ในเชื้อเพลิง (The equivalent hydrogen flow rate)

การคำนวณไฮโดรเจนที่ต้องใช้ (Hydrogen Consumed) [28]

$$n_{H_2,consumed} \left(\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right) = \left(\frac{\text{Current(A)}}{2F} \right) \left(\frac{3600s}{\text{hr}} \right) \quad (4.46)$$

การคำนวณปริมาณไฮโดรเจนในเชื้อเพลิงซึ่งสามารถนำไปหาปริมาณเชื้อเพลิงที่ต้องใช้ในการทำปฏิกิริยา

$$n_{H_2,equivalent} \left(\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right) = \frac{n_{H_2,consumed}}{U_f} = \frac{0.0186 \times \text{Current(A)}}{U_f} \quad (4.47)$$

ปริมาณเชื้อเพลิงที่ต้องการ (The amount of fresh fuel required)

เป็นการคำนวณหาปริมาณเชื้อเพลิงที่ต้องใช้เมื่อทราบองค์ประกอบของสารไฮโดรคาร์บอน[28]

$$n_{fuel} \left(\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right) = \frac{n_{H_2,equivalent} \left(\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right)}{n_{H_2,in} + n_{CO,in} + 4n_{CH_4,in} + 7n_{C_2H_6,in} + 10n_{C_3H_8,in} + 13n_{C_4H_{10},in}} \quad (4.48)$$

ประสิทธิภาพทางพลังงานไฟฟ้า (The cell electrical efficiency)

เป็นการคำนวณหาประสิทธิภาพทางพลังงานไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง โดยการหาอัตราส่วนกำลังไฟฟ้าที่ได้ต่อผลคูณของปริมาณเชื้อเพลิงที่ใช้กับค่าความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงนั้น[25]

$$\eta = \frac{\text{Power}}{n_{fuel} \left(\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right) \times LHV_{fuel} \left(\frac{\text{J}}{\text{mol}} \right)} \quad (4.49)$$

$$= \frac{\text{Current (A)} \times V(V)}{n_{fuel} \left(\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right) \times LHV_{fuel} \left(\frac{\text{J}}{\text{mol}} \right)} \quad (4.50)$$

โดย n_{fuel} คืออัตราการไหลของเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าระบบ $\left(\frac{\text{mol}}{\text{hr}}\right)$

LHV_{fuel} คือค่าความร้อนต่ำสุดของเชื้อเพลิง (Low Heating Value) $\left(\frac{\text{J}}{\text{mol}}\right)$



4.5 การศึกษาเพื่อหาสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง

การทดสอบหาสภาวะที่เหมาะสมนี้ เป็นการปรับเปลี่ยนชนิดของเชื้อเพลิง จากก๊าซธรรมชาติ เป็น ก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิต และสภาวะในการดำเนินงานโดย การปรับเปลี่ยนปัจจัยที่คาดว่าจะส่งผลต่อค่ากำลังไฟฟ้าที่ผลิตออกมาได้ ซึ่งได้แก่ อัตราการป้อนเชื้อเพลิง วิธีการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ความดันในการดำเนินงาน โดยก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการกลั่นน้ำมันมีองค์ประกอบดังที่แสดงในตารางที่ 4.1

เนื่องจากก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันนั้นเป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีองค์ประกอบหลากหลาย และมีสารประกอบบางชนิดไม่เหมาะกับการนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงให้กับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง จึงจำเป็นต้องมีการเปลี่ยนรูปองค์ประกอบของก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันให้ เหมาะสมสำหรับการนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงก่อนที่จะนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าไปในเซลล์เชื้อเพลิง โดยทำการหาสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาผลของกระบวนการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีผลต่อประสิทธิภาพการในการผลิตพลังงานไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง โดยได้นำเอาสภาวะการดำเนินงานที่ดีที่สุดของกระบวนการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอนจากบทที่ 5 ทำซึ่งได้หยิบยกมา 2 กระบวนการด้วยกันคือ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่สามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้ในปริมาณที่ค่อนข้างมาก และกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ ที่สามารถผลิตก๊าซมีเทนได้ในปริมาณมาก ซึ่งก๊าซมีเทนนั้นสามารถนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงให้กับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง และยังได้ทำการศึกษถึงผลของการเปลี่ยนแปลงความดันในการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง ที่มีต่อปริมาณพลังงานไฟฟ้าสูงสุดที่ผลิตได้ และทำการเปรียบเทียบกับ การเพิ่มขนาดของเซลล์เชื้อเพลิง โดยได้ออกแบบกระบวนการที่ทำการการศึกษาทั้งหมด 4 กระบวนการ ดังแสดงในตารางที่ 4.5 โดยได้ทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง 1000 องศาเซลเซียส เนื่องจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งเป็นเซลล์เชื้อเพลิงที่ดำเนินงานได้ดีที่อุณหภูมิสูง และอุณหภูมิสูงที่สุดที่เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งสามารถดำเนินงานได้คือ 1000 องศาเซลเซียส

ตารางที่ 4.5 แสดงกระบวนการที่ทำการศึกษา และสภาวะดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง

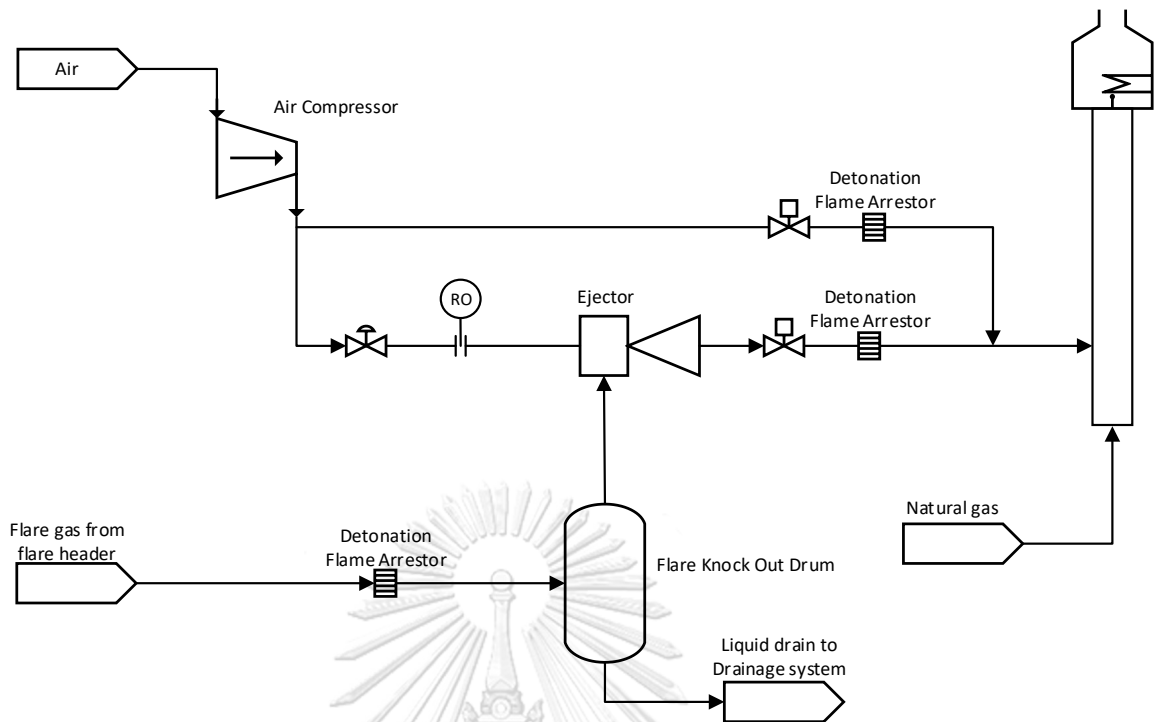
กระบวนการที่ 1 และ 2	
กระบวนการการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอน	กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ
อุณหภูมิดำเนินงานของหน่วย 'REFORMER'	700 องศาเซลเซียส
ค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอนที่ป้อนเข้าหน่วย 'REFORMER' (S/C ratio)	2.5
ความดันดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง	1 และ 3 บาร์
อุณหภูมิดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง	1000 องศาเซลเซียส
กระบวนการที่ 3 และ 4	
กระบวนการการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอน	กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ
อุณหภูมิดำเนินงานของหน่วย 'REFORMER'	300 องศาเซลเซียส
ค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอนที่ป้อนเข้าหน่วย 'REFORMER' (S/C ratio)	0.7
ความดันดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง	1 และ 3 บาร์
อุณหภูมิดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง	1000 องศาเซลเซียส

4.6 การสร้างแบบจำลองการกำจัดก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิตด้วยหอเผาไหม้

หอเผาไหม้หรือ Flare เป็นหน่วยปฏิบัติงานที่มีความสำคัญต่ออุตสาหกรรมปิโตรเลียมและปิโตรเคมีอย่างมากเนื่องจาก เป็นหน่วยปฏิบัติงานที่ทำหน้าที่กำจัดของเสีย ที่เรียกว่าก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิต (Gas Flaring) หรือสิ่งที่เหลือจากกระบวนการผลิต รวมไปถึงสารทั้งหมดในกระบวนการผลิตที่ถูกปล่อยมาในขณะที่เกิดเหตุฉุกเฉินขึ้นภายในกระบวนการผลิตของอุตสาหกรรมปิโตรเลียมและปิโตรเคมี

ระบบการทำงานของหอเผาไหม้ทำการศึกษาประกอบด้วย ท่อรวมก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิต (Flare Header) เครื่องป้องกันการไหลย้อนของเปลวไฟ (Detonation Flame Arrestor) อุปกรณ์ที่ใช้แยกของเหลวออกจากก๊าซทิ้ง (Knock out drum) หัวฉีดแรงดันสูงแบบอีเจคเตอร์ (Ejector) ใช้ในการเพิ่มความดันให้กับก๊าซทิ้งและผสมก๊าซทิ้งกับอากาศ เครื่องอัดอากาศ (Air Compressor) และหอเผาไหม้ (Flare) ดังแสดงในรูปที่ 4.6

ก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตจากหน่วยการผลิตต่างๆจะถูกส่งมารวมกันที่ท่อรวมก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิต (Flare Header) โดยมีเครื่องป้องกันการไหลย้อนของเปลวไฟอยู่ในระหว่างท่อรวมก๊าซ เพื่อป้องกันไฟลามในท่อที่มีก๊าซทิ้งเป็นเชื้อเพลิงอยู่ในท่อ จากนั้นจึงส่งไปทำการแยกของเหลวหรือแยกก๊าซที่เกิดการควบแน่นเป็นของเหลวขึ้นภายในท่อที่อุปกรณ์ที่ใช้แยกของเหลวออกจากก๊าซทิ้ง (Knock out drum) Knock out drum จะทำการแยกก๊าซและของเหลวออกจากกัน โดยถ้าหากมีของเหลว ของเหลว นั้นจะถูกปล่อยออกไปยังระบบระบายของเหลวเพื่อทำการบำบัด ส่วนก๊าซที่แยกออกมา นั้นจะถูกอีเจคเตอร์ดูดขึ้นไปผสมกับอากาศที่ออกมาจากเครื่องอัดอากาศ เพื่อส่งไปเผาที่หอเผาไหม้ โดยที่หอเผาไหม้จะมีการป้อนก๊าซธรรมชาติเข้ามาเลี้ยงเป็นเชื้อเพลิงเลี้ยงที่หอเผาไหม้ตลอดเวลา เพื่อป้องกันเปลวไฟที่หอเผาไหม้ดับ



รูปที่ 4.6 กระบวนการทำงานของหอเผาทิ้ง

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตของโรงกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม โดยองค์ประกอบของก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม โดยอ้างอิงจากงานวิจัยของ Gabriele [4] ดังแสดงในตารางที่ 4.1 ซึ่งพบว่าองค์ประกอบส่วนใหญ่คือ ก๊าซไฮโดรเจน (Hydrogen) ก๊าซมีเทน (Methane) และสารประกอบไฮโดรคาร์บอนต่าง แต่นอกจากสารประกอบไฮโดรคาร์บอนแล้ว ในก๊าซทิ้งยังมีองค์ประกอบอื่นๆ ซึ่งเมื่อทำการเผาไหม้แล้วจะก่อให้เกิดก๊าซเรือนกระจกขึ้น เช่น ก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ ซึ่งก่อให้เกิดสารประกอบซัลเฟอร์ออกไซด์ (SO_x) ซึ่งจะพบมากในรูปของก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO_2) ซึ่งสามารถรวมตัวกับน้ำฝนเกิดเป็นฝนกรดได้ อีกหนึ่งก๊าซเรือนกระจกที่พบมากคือ สารประกอบไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) ซึ่งจะพบมากในรูปของก๊าซไนตริกออกไซด์ (N_2O) และก๊าซไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO_2) เกิดจากการเผาไหม้ที่อุณหภูมิสูง ซึ่งสารประกอบไนโตรเจนไดออกไซด์สามารถทำปฏิกิริยาในละอองน้ำเกิดเป็นกรดไนตริก (HNO_2) ที่สามารถกัดกร่อนโลหะได้

จากงานวิจัยของ Gabriele [4] ที่สภาวะการดำเนินงานทั่วไปก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการ การกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมจะมีปริมาณเฉลี่ย อุณหภูมิ และความดันในการดำเนินงานดังแสดงในตารางที่ 4.6

ตารางที่ 4.6 ข้อมูลของก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมที่สภาวะการดำเนินงาน

ข้อมูลของก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิต	
ปริมาณเฉลี่ยของก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิต (kg/hr)	443
อุณหภูมิดำเนินงาน (องศาเซลเซียส)	25
ความดันในการดำเนินงาน (บาร์)	1.03

ก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิตในอุตสาหกรรมปิโตรเลียมและปิโตรเคมีโดยทั่วไปมักจะมีไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) เป็นองค์ประกอบ ดังนั้นในบางโรงงานอุตสาหกรรมจึงมีการบำบัดไฮโดรเจนซัลไฟด์ในก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิตก่อนที่จะส่งไปเผาที่หอเผาทิ้ง ซึ่งก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมที่ทำงานศึกษาในงานวิจัยนี้ก็มีก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์เป็นองค์ประกอบเช่นกัน ดังแสดงในตารางที่ 4.1 แต่ผู้วิจัยจะไม่ได้ทำการบำบัดก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ออกจากก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตก่อนส่งไปเผาที่หอเผาทิ้ง เพื่อทำการศึกษาปริมาณของมลพิษทั้งหมดที่จะเกิดขึ้นจากการเผาไหม้ของหอเผาไหม้

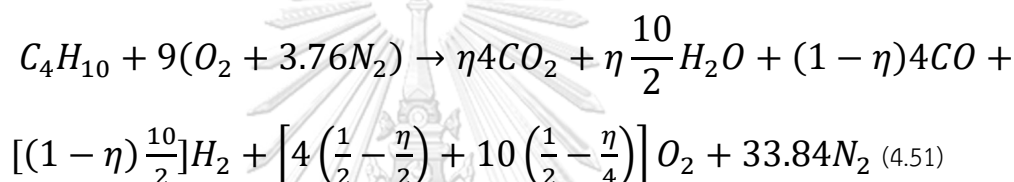
เนื่องจากก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียมที่ทำงานศึกษาในงานวิจัยนี้ก็มีก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์เป็นองค์ประกอบ ดังนั้นในการศึกษานี้จะทำการศึกษาโดยใช้สมการ sour gas จากงานวิจัยของ G. Ezaina Umukoro และ O. Saheed Ismail [46,47] และเนื่องจากการเผาไหม้ของหอเผาไหม้นั้นจะควบคุมอุณหภูมิได้ค่อนข้างยาก ดังนั้นจึงจะทำการศึกษาปฏิกิริยาการเผาไหม้ที่อุณหภูมิตั้งแต่ 1000 - 1600 เคลวิน ซึ่งจะสอดคล้องกับสมการการเผาไหม้แบบไม่สมบูรณ์รูปแบบที่ 4 - 6 ของ G. Ezaina Umukoro และ O. Saheed Ismail

เนื่องจากสมการการเผาไหม้ของ G. Ezaina Umukoro และ O. Saheed Ismail นั้นเป็นสมการผลรวมของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน แต่ในงานวิจัยนี้ ผู้วิจัยจะทำการศึกษาปฏิกิริยาการเผาไหม้ของแต่ละสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่เป็นองค์ประกอบของก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตดังนั้นจึงแบ่งการศึกษาเป็น 3 กรณีและเขียนสมการการเผาไหม้ได้ดังสมการที่ 2.9 - 2.16 และกำหนดให้

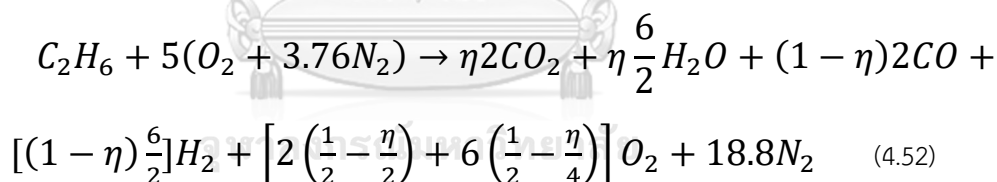
ค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้เชิงมวล (Combustion efficiency, η) มีค่าเท่ากับ 0.98 (ref. 2 & 3) เพื่อกำหนดค่าปริมาณออกซิเจนส่วนเกินให้มีค่า 20 %

กรณีที่ 1 สมการการเผาไหม้แบบไม่สมบูรณ์ที่ไม่ก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้ต่ำกว่า 1200 เคลวิน ($T < 1200 \text{ K}$) ดังแสดงในสมการที่ 4.51 – 4.62

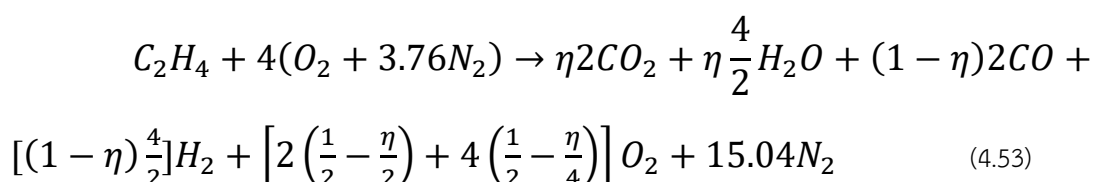
สมการการเผาไหม้ของก๊าซบิวเทน (Butane) :



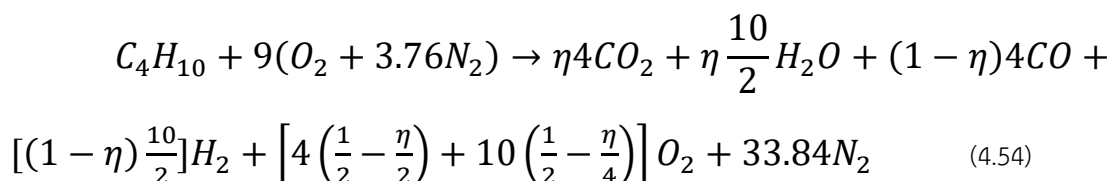
สมการการเผาไหม้ของก๊าซอีเทน (Ethane) :



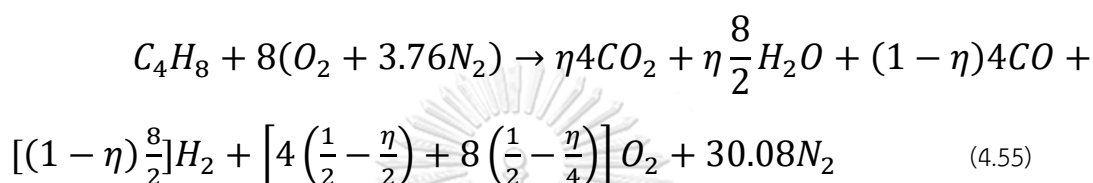
สมการการเผาไหม้ของก๊าซเอทิลีน (Ethylene) :



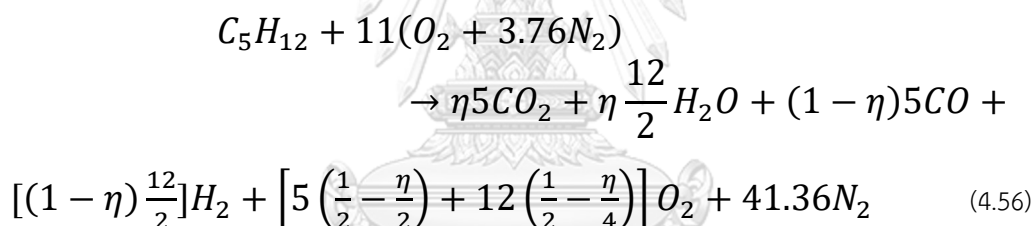
สมการการเผาไหม้ของก๊าซไอโซบิวเทน (Iso Butane) :



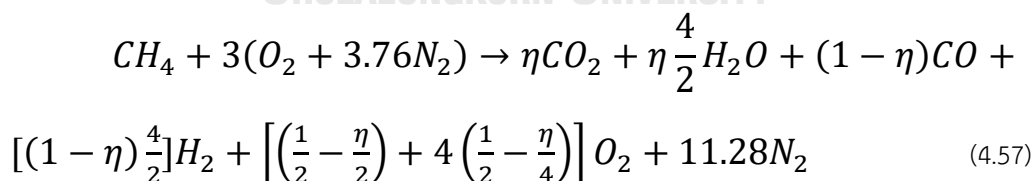
สมการการเผาไหม้ของก๊าซบิวทิลีน (Iso Butylene) :



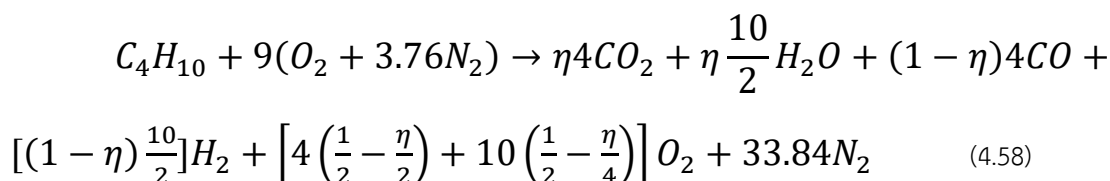
สมการการเผาไหม้ของก๊าซเพนเทน (Iso Pentane) :



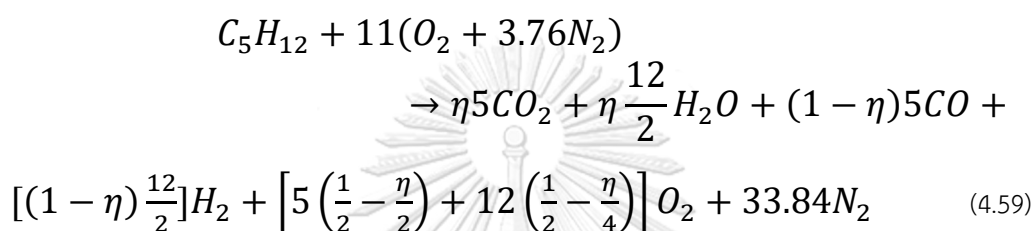
สมการการเผาไหม้ของก๊าซมีเทน (Methane) :



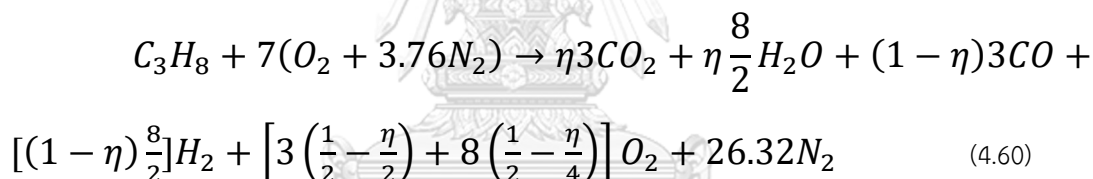
สมการการเผาไหม้ของก๊าซนอร์มอลบิวเทน (Normal Butane) :



สมการการเผาไหม้ของก๊าซนอร์มอลเพนเทน (Normal Pentane) :



สมการการเผาไหม้ของก๊าซโพรเพน (Propane) :



สมการการเผาไหม้ของก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (Hydrogen sulphide) :

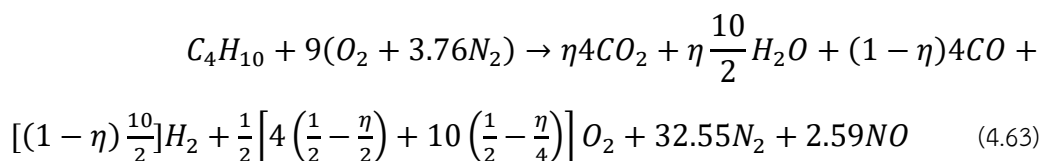


สมการการเผาไหม้ของก๊าซไฮโดรเจน (Hydrogen) :

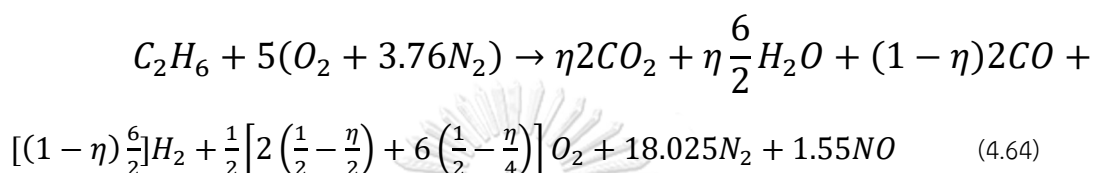


กรณีที่ 2 สมการการเผาไหม้แบบไม่สมบูรณ์ที่ก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ในรูปแบบของไนตริกออกไซด์ (NO) เท่านั้น เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้อยู่ระหว่าง 1200 - 1600 เคลวิน ($1200 \geq T \leq 1600$ K) ดังแสดงในสมการที่ 4.63 - 4.74

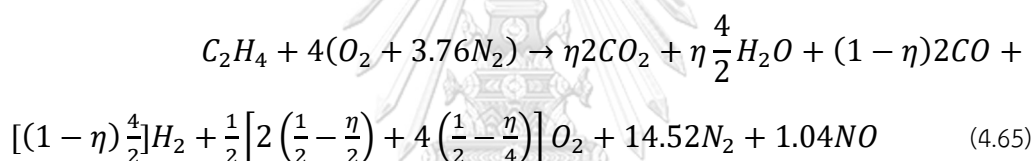
สมการการเผาไหม้ของก๊าซบิวเทน (Butane) :



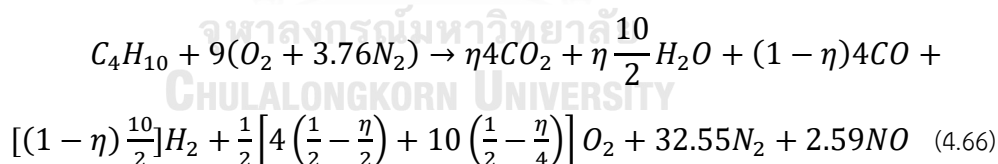
สมการการเผาไหม้ของก๊าซอีเทน (Ethane) :



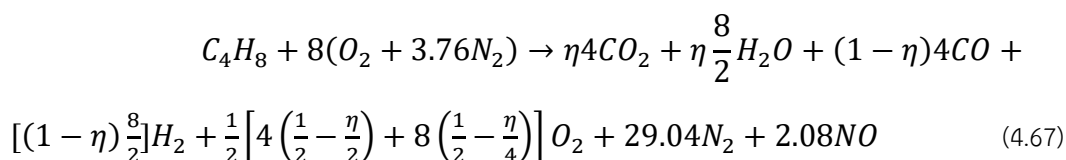
สมการการเผาไหม้ของก๊าซเอทิลีน (Ethylene) :



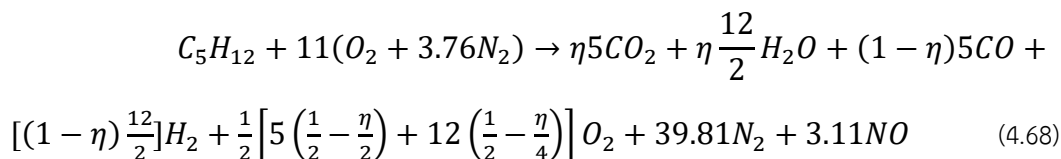
สมการการเผาไหม้ของก๊าซไอโซบิวเทน (Iso Butane) :



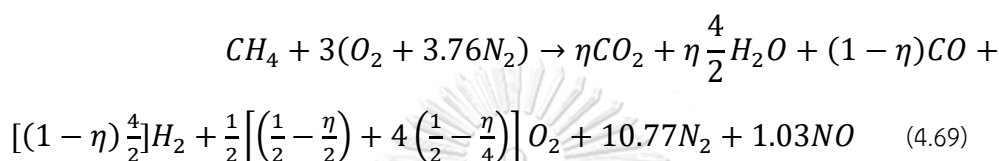
สมการการเผาไหม้ของก๊าซบิวทิลีน (Iso Butylene) :



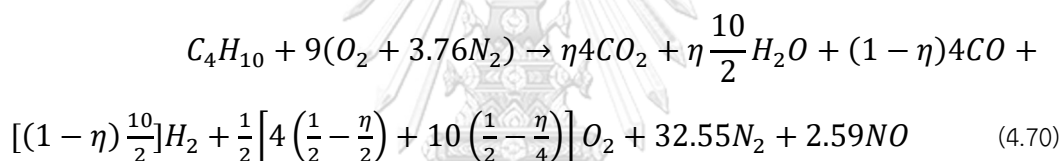
สมการการเผาไหม้ของก๊าซเพนเทน (Iso Pentane) :



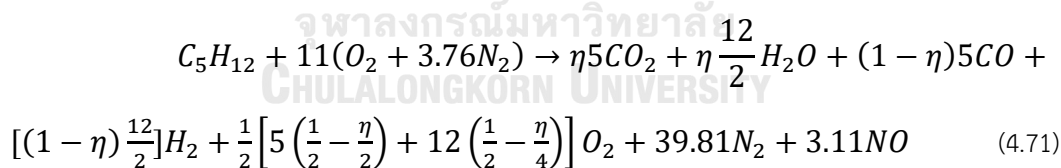
สมการการเผาไหม้ของก๊าซมีเทน (Methane) :



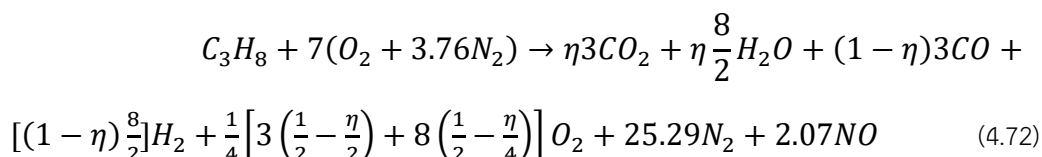
สมการการเผาไหม้ของก๊าซนอร์มอลบิวเทน (Normal Butane) :



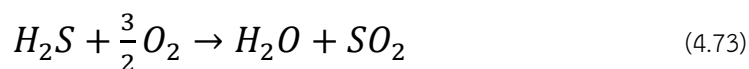
สมการการเผาไหม้ของก๊าซนอร์มอลเพนเทน (Normal Pentane) :



สมการการเผาไหม้ของก๊าซโพรเพน (Propane) :



สมการการเผาไหม้ของก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (Hydrogen sulphide) :

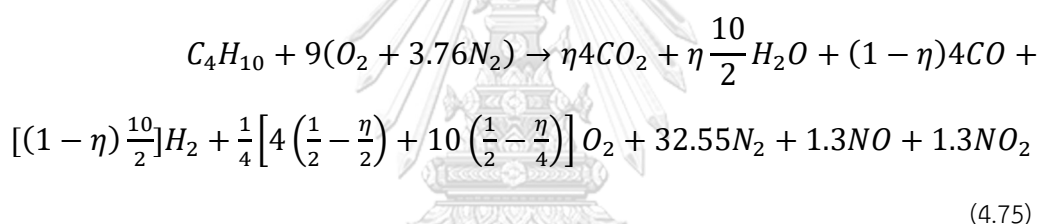


สมการการเผาไหม้ของก๊าซไฮโดรเจน (Hydrogen) :

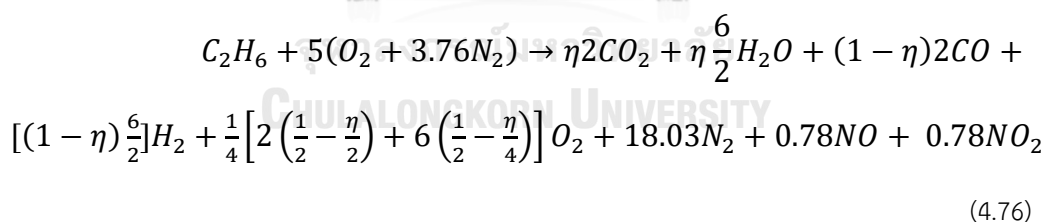


กรณีที่ 3 สมการการเผาไหม้แบบไม่สมบูรณ์ ที่ก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ในรูปแบบของไนตริกออกไซด์ (NO) และ ไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO_2) เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้สูงกว่า 1600 เคลวิน ($T \geq 1600$ K) ดังแสดงในสมการที่ 4.75 - 4.86

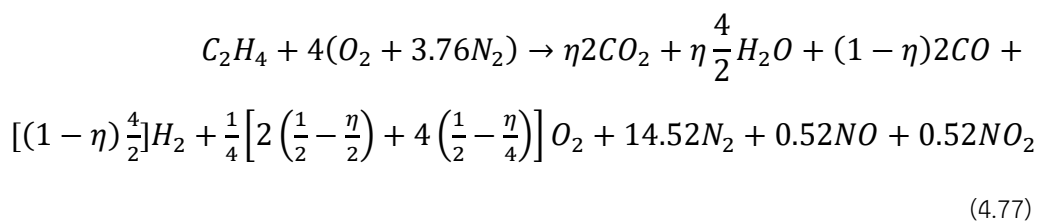
สมการการเผาไหม้ของก๊าซบิวเทน (Butane) :



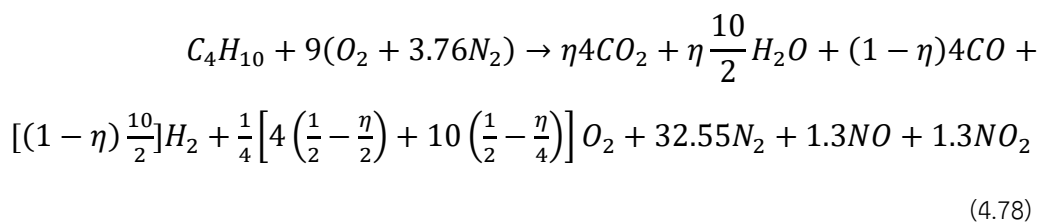
สมการการเผาไหม้ของก๊าซอีเทน (Ethane) :



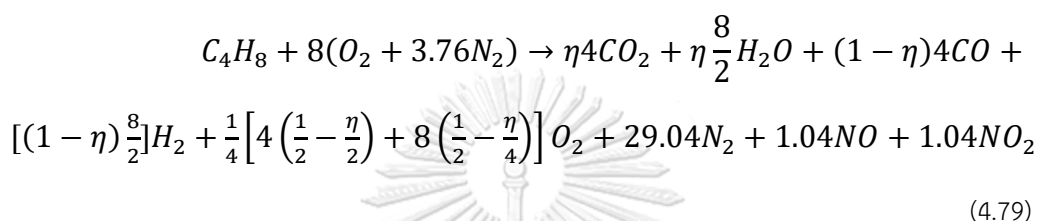
สมการการเผาไหม้ของก๊าซเอทิลีน (Ethylene) :



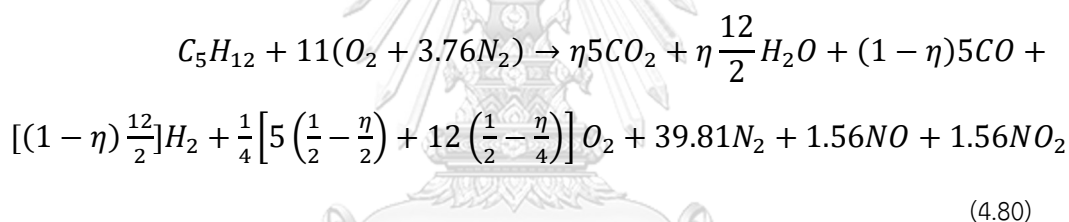
สมการการเผาไหม้ของก๊าซไอโซบิวเทน (Iso Butane) :



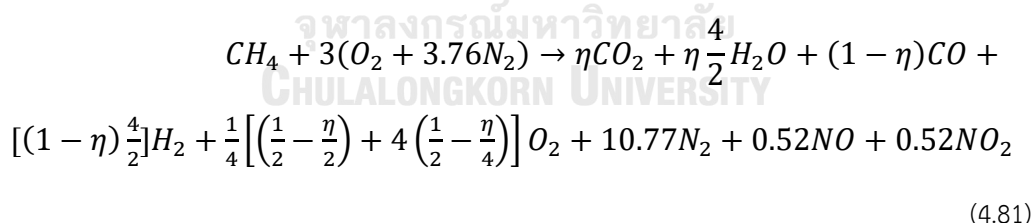
สมการการเผาไหม้ของก๊าซบิวทิลีน (Iso Butylene) :



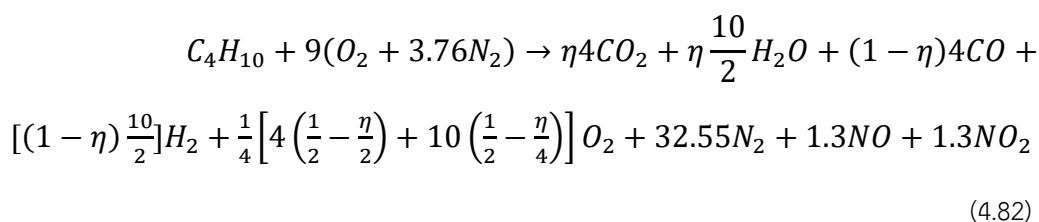
สมการการเผาไหม้ของก๊าซเพนเทน (Iso Pentane) :



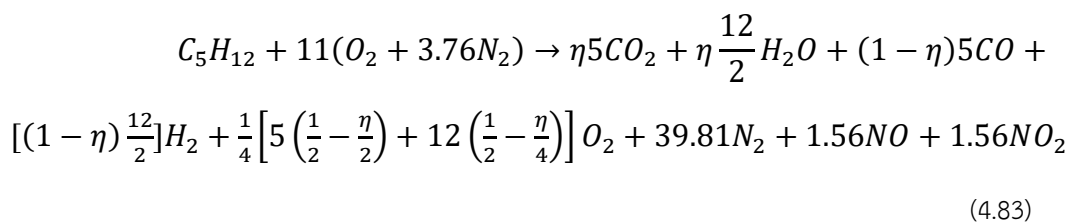
สมการการเผาไหม้ของก๊าซมีเทน (Methane) :



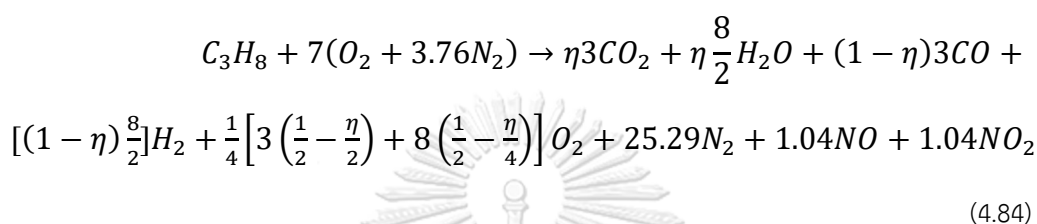
สมการการเผาไหม้ของก๊าซนอร์มอลบิวเทน (Normal Butane) :



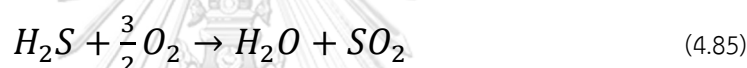
สมการการเผาไหม้ของก๊าซนอร์มอลเพนเทน (Normal Pentane) :



สมการการเผาไหม้ของก๊าซโพรเพน (Propane) :



สมการการเผาไหม้ของก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ (Hydrogen sulphide) :



สมการการเผาไหม้ของก๊าซไฮโดรเจน (Hydrogen) :



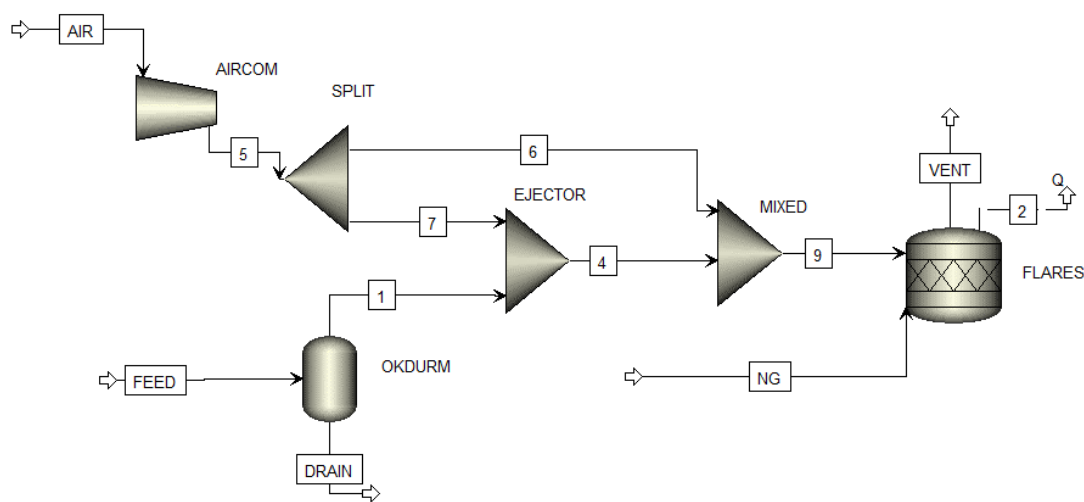
4.3 การสร้างแบบจำลองการทำงานของหอเผาทิ้งด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

จากรูปที่ 4.6 แสดงให้เห็นถึงส่วนประกอบต่างๆ และกระบวนการทำงานของหอเผาทิ้ง ซึ่งจะประกอบไปด้วยส่วนประกอบหลักได้แก่ ท่อรวมก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิต (Flare Header) อุปกรณ์ที่ใช้แยกของเหลวออกจากก๊าซทิ้ง (Knock out drum) หัวฉีดแรงดันสูงแบบอีเจคเตอร์ (Ejector) เครื่องอัดอากาศ (Air Compressor) และหอเผาทิ้ง (Flare)

ผู้วิจัยได้ทำการสร้างแบบจำลองกระบวนการทำงานของหอเผาทิ้งโดยใช้โปรแกรมแอสเพน พลัส ดังแสดงในรูปที่ 4.7 โดยใช้โมเดลของอุปกรณ์ต่างๆ ในโปรแกรม จำลองการทำงานของส่วนประกอบของกระบวนการทำงานของหอเผาไหม้ ดังนี้

ท่อ “FEED” เป็นตัวแทนของท่อรวมก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิต (Flare Header) ทำหน้าที่ในการส่งก๊าซทิ้งจากกระบวนการผลิตไปยังอุปกรณ์ที่ใช้แยกของเหลวออกจากก๊าซทิ้ง (Knock out drum)

สำหรับอุปกรณ์ที่ใช้แยกของเหลวออกจากก๊าซทิ้ง (Knock out drum) ทำหน้าที่ในการแยกของเหลวออกจากก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิต ก่อนจะส่งก๊าซที่ปราศจากของเหลวไปยังหอเผาทิ้งต่อไป ในการจำลองกระบวนการทำงานของหอเผาทิ้งด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส ได้ใช้ ‘Flash2’ ในการจำลองการทำงานของ Knock out drum ดังแสดงในชื่อ “OKDURM” ในรูปที่ 4.7



รูปที่ 4.7 แบบจำลองกระบวนการทำงานของหอเผาทิ้งด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

ก๊าซที่ออกมาจาก Knock out drum จะถูกหัวฉีดแรงดันสูงแบบอีเจคเตอร์ “EJECTOR” ดูดไปผสมกับอากาศที่ออกมาจากเครื่องอัดอากาศ “AIRCOM” ในการจำลองกระบวนการทำงานของหอเผาทิ้งด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส นี้ได้ใช้ ‘MIXER’ เป็นตัวแทนของ EJECTOR เนื่องจากทำหน้าที่ในการรวมก๊าซทิ้งและอากาศเข้าด้วยกัน

เครื่องอัดอากาศ (Air Compressor) ทำหน้าที่ในการดูดอากาศ และเพิ่มความดันให้กับอากาศ ก่อนจะส่งเข้าไปในระบบของหอเผาทิ้ง โดนในการจำลองกระบวนการทำงานของหอเผาทิ้งด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส นี้ได้ใช้เครื่อง ‘Compr’ เป็นตัวแทนของเครื่องอัดอากาศ โดยใช้ชื่อว่า “AIRCOM”

อากาศที่ออกมาจากเครื่องอัดอากาศจะถูกแบ่งเป็น 2 ส่วน ส่วนหนึ่งจะถูกส่งไปยังหอเผาทิ้ง โดยทำการผสมกับก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิตในบริเวณที่ใกล้หอเผาทิ้งที่สุด อีกส่วน

หนึ่งจะถูก Ejector ดูดเข้าไปผสมกับก๊าซทิ้งที่ออกมาจาก Knock out drum เพื่อให้ก๊าซทิ้งนั้นมีค่าความเข้มข้นที่ต่ำกว่าร้อยละ 50 ของค่าขอบเขตของการจุดติดไฟ (Explosive Limits) การจำลองการแยกสายของอากาศในโปรแกรมแอสเพน พลัส นั้นได้ใช้เครื่อง 'FSplit' ในการจำลองโดยใช้ชื่อว่า "Split" และส่วนของการนำสายอากาศกลับมารวมกับสายก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิตก่อนจะส่งเข้าไปทำการเผาในหอเผาทิ้งได้ใช้เครื่อง 'Mixer' ในการจำลองโดยใช้ชื่อว่า "Mixed" ดังแสดงในรูปที่ 4.7

และส่วนประกอบสุดท้ายของแบบจำลองการทำงานของหอเผาทิ้ง ก็คือหอเผาทิ้งซึ่งเป็นส่วนที่สำคัญที่สุดของระบบนี้ ได้ทำการจำลองโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์ชนิด 'RStoic' เป็นตัวแทนการทำงานของหอเผาทิ้ง โดยใช้ชื่อว่า "Flares" ดังแสดงในรูปที่ 4.7 ซึ่ง "Flares" จะเป็นส่วนที่เกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้อยู่ภายใน โดยในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาทั้งหมด 3 กรณีด้วยกันคือ

กรณีที่ 1 หอเผาทิ้งดำเนินงานที่อุณหภูมิของการเผาไหม้ 1000 เคลวิน ($T = 1000 \text{ K}$) ซึ่งจะไม่ก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้ต่ำกว่า 1200 เคลวิน ($T < 1200 \text{ K}$) สมการการเผาไหม้จะแสดงในสมการที่ 4.51 – 4.62

กรณีที่ 2 หอเผาทิ้งดำเนินงานที่อุณหภูมิของการเผาไหม้ 1500 เคลวิน ($T = 1500 \text{ K}$) ซึ่งจะไม่ก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ในรูปแบบของไนตริกออกไซด์ (NO) เท่านั้น เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้อยู่ระหว่าง 1200 – 1600 เคลวิน ($1200 \geq T \leq 1600 \text{ K}$) สมการการเผาไหม้จะแสดงในสมการที่ 4.63 – 4.74

และกรณีสุดท้าย กรณีที่ 3 หอเผาทิ้งดำเนินงานที่อุณหภูมิของการเผาไหม้ 1700 เคลวิน ($T = 1700 \text{ K}$) ที่ก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ในรูปแบบของไนตริกออกไซด์ (NO) และ ไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO_2) เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้สูงกว่า 1600 เคลวิน ($T \geq 1600 \text{ K}$) สมการการเผาไหม้จะแสดงในสมการที่ 4.75 – 4.86

บทที่ 5

ผลการศึกษาเรื่องกระบวนการรีฟอร์มมิงเพื่อเปลี่ยนองค์ประกอบของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน

เชื้อเพลิงจากก๊าซไฮโดรเจนเป็นเชื้อเพลิงที่กำลังได้รับความสนใจในการศึกษา เพื่อนำมาใช้เป็นพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงซากดึกดำบรรพ์ ในการนำมาเชื้อเพลิงในยานพาหนะ และผลิตไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิง เนื่องจากเป็นพลังงานสะอาดที่ไม่ก่อให้เกิดมลพิษต่อสิ่งแวดล้อม

ในปัจจุบันเทคโนโลยีการผลิตก๊าซไฮโดรเจนมีหลากหลายวิธี ซึ่งสามารถแบ่งได้เป็น 4 ประเภท คือ การผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยเทคโนโลยีไฟฟ้าเคมี การผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยเทคโนโลยีโฟโตไบโโอลจิคอล ไฮโดรเจนด้วยเทคโนโลยีโฟโตเคมีคอล และ การผลิตก๊าซการผลิตไฮโดรเจนด้วยเทคโนโลยีทางความร้อนเคมี [16]

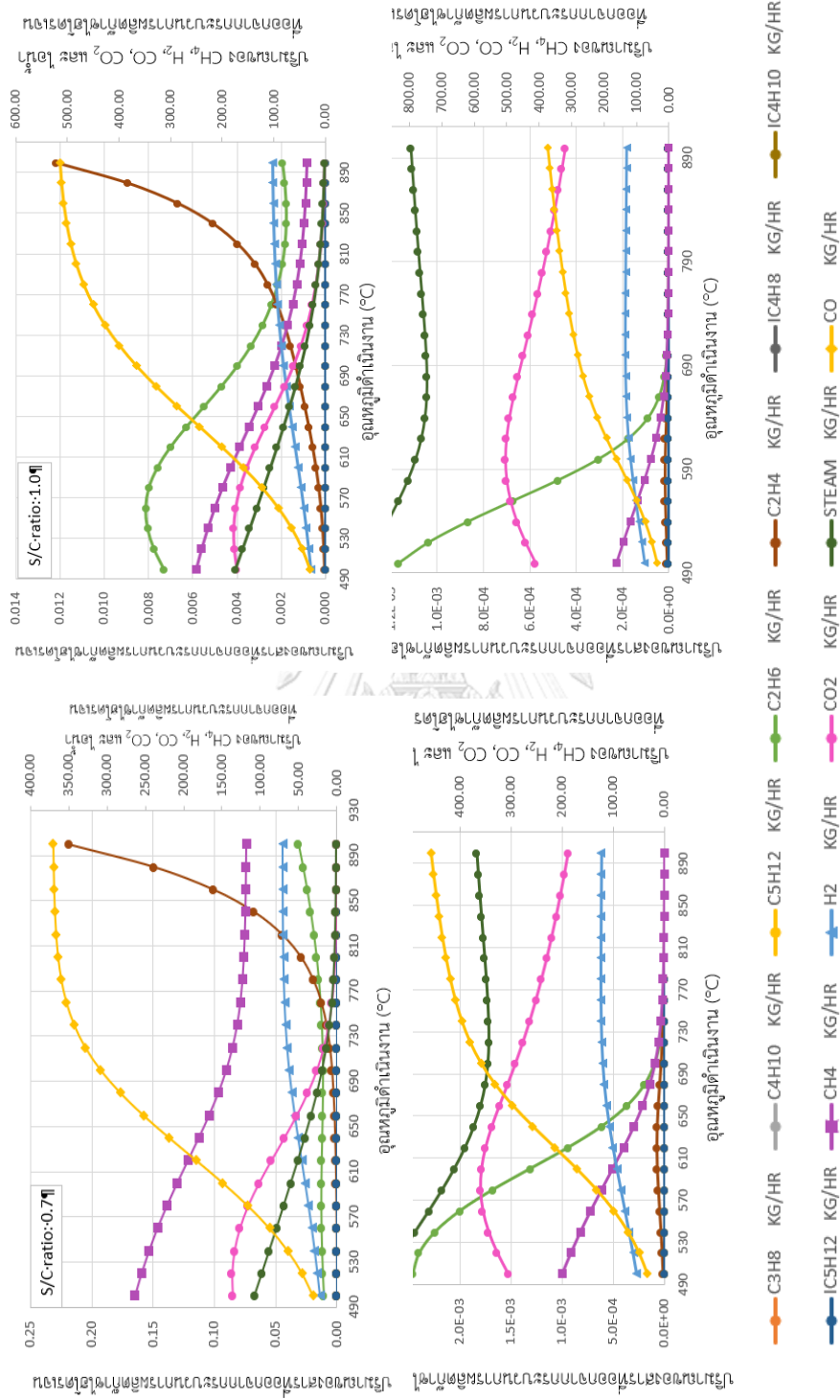
การผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยเทคโนโลยีทางความร้อนเคมี เป็นเทคโนโลยีการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่ได้รับความนิยมอย่างมากในระดับอุตสาหกรรม ซึ่งเทคโนโลยีการผลิตก๊าซไฮโดรเจนทางความร้อนเคมี มีหลายกระบวนการผลิตซึ่งกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่เป็นที่นิยม และมีประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนสูงคือ กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ แต่กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ก็ยังคงมีข้อเสียคือเป็นกระบวนการที่มีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ออกสู่ชั้นบรรยากาศ จึงมีการพัฒนากระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งมีการนำเอาก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์มาเป็นสารตั้งต้นในการผลิตก๊าซไฮโดรเจน จึงส่งผลให้สามารถลดการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ได้

การนำก๊าซไฮโดรเจนมาเป็นเชื้อเพลิงในการผลิตไฟฟ้าโดยใช้เซลล์เชื้อเพลิง เป็นเทคโนโลยีที่กำลังได้รับความสนใจที่จะพัฒนาและเป็นสิ่งที่พยายามผลักดันให้เกิดขึ้นในอนาคต ดังจะเห็นได้จากงานวิจัยต่างๆที่มีการศึกษาเกี่ยวกับการผลิตไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงหลาย ๆ ชนิดซึ่งส่วนใหญ่จะใช้ก๊าซไฮโดรเจนเป็นเชื้อเพลิง แต่สำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งนั้น เป็นเซลล์เชื้อเพลิงที่มีความพิเศษ คือสามารถใช้ทั้งก๊าซไฮโดรเจนและมีเทนเป็นสารตั้งต้น และยังมีประสิทธิภาพทางไฟฟ้าที่ค่อนข้างสูง ซึ่งในปัจจุบันนี้ ได้มีการสร้างโรงไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งขึ้นเพื่อผลิตไฟฟ้าสำหรับการใช้งานจริงแล้ว ซึ่งตั้งอยู่ที่ จังหวัดชัยภูมิ ประเทศไทยก็ได้ ถือเป็นโรงไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งที่ใหญ่ที่สุดในโลก สามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้สูงถึง 2.8

ล้านเมกะวัตต์ต่อหนึ่งกลุ่มเซลล์เชื้อเพลิง โดยโรงไฟฟ้าแห่งนี้มีกลุ่มเซลล์เชื้อเพลิงทั้งหมด 21 กลุ่ม
เซลล์เชื้อเพลิง [9,10]



5.1 ผลการศึกษากระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการฟอर्मมิงด้วยไอน้ำ



รูปที่ 5.1 กราฟแสดงปริมาณสารที่ออกจากการกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการฟอर्मมิงด้วยไอน้ำ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7, 1.0, 2.5, 4.0

จากรูปที่ 5.1 แสดงให้เห็นว่าเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น ปริมาณการเกิดของก๊าซไฮโดรเจน (H_2) และ ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ก็สูงขึ้นเช่นกัน แสดงให้เห็นว่าปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming) ที่ค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7, 1.0, 2.5 และ 4.0 จะเกิดปฏิกิริยาได้ดีเมื่อ 600 – 760 , 560 – 760, 520 – 700 และ 520 – 660 องศาเซลเซียส ตามลำดับ และ ปริมาณการเกิดของก๊าซไฮโดรเจน (H_2) และก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) จะเริ่มคงที่เมื่ออุณหภูมิ ในการเกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำสูงขึ้น

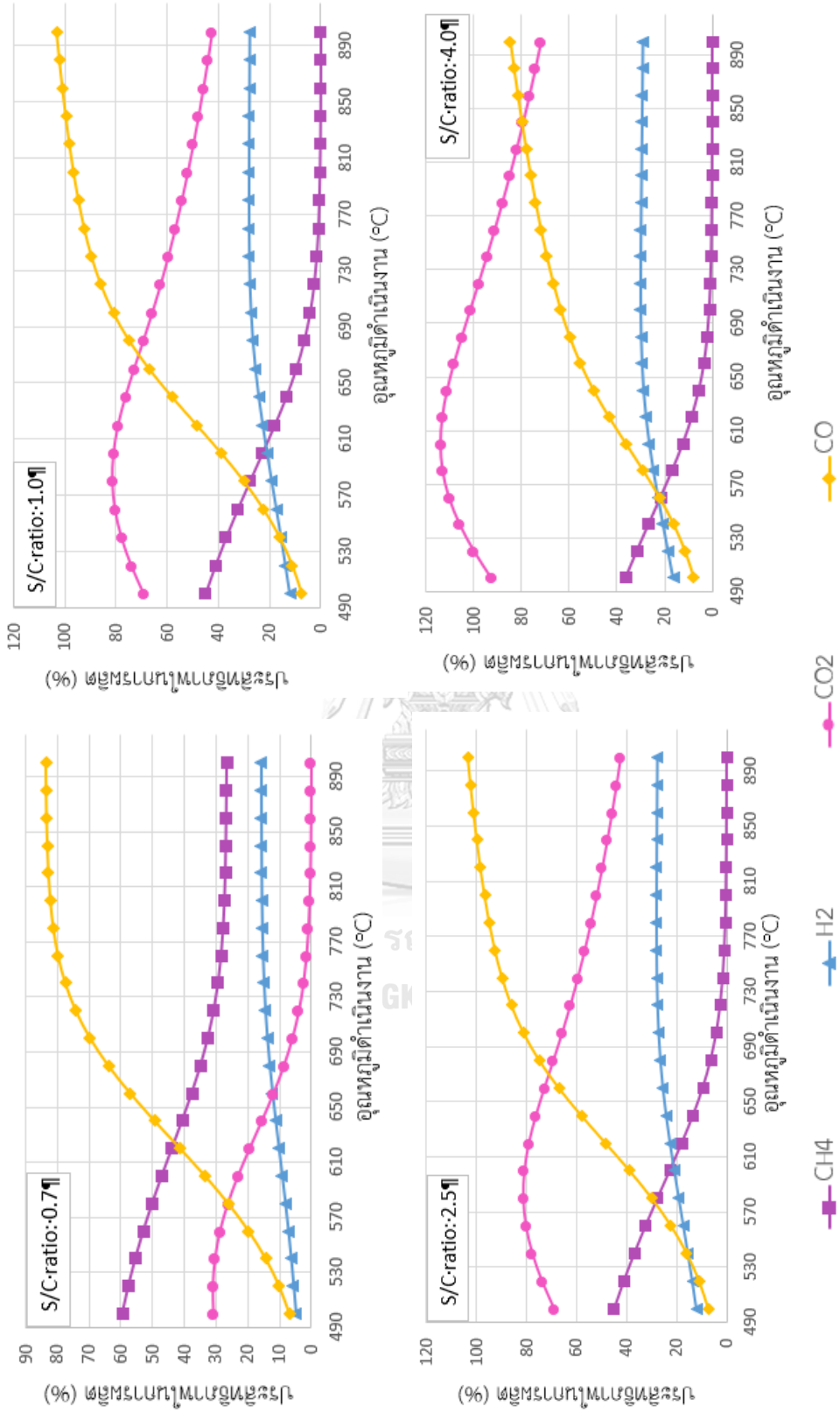
ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming) ที่ค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7, 1.0, 2.5 และ 4.0 สามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้ในปริมาณ 67.88, 92.32, 121.26 และ 131.10 kg/hr ตามลำดับ ที่อุณหภูมิ 760 องศาเซลเซียส สำหรับค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7 และ 1.0 และ อุณหภูมิ 700 และ 660 องศาเซลเซียส สำหรับค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 2.5 และ 4.0 ตามลำดับ และมีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ในปริมาณ 353.24, 450.23, 358.99, 245.39 kg/hr และจะมีแนวโน้มในการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์สูงขึ้นเมื่ออุณหภูมิดำเนินงานสูงขึ้น แตกต่างจากการเกิดของก๊าซไฮโดรเจนที่ไม่ได้เพิ่มสูงมากนักเมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 760 องศาเซลเซียส สำหรับค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7 และ 1.0 และ อุณหภูมิ 700 และ 660 องศาเซลเซียส สำหรับค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 2.5 และ 4.0 ตามลำดับ ดังนั้นอุณหภูมิที่เหมาะสมในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนคือ 760 องศาเซลเซียส สำหรับค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7 และ 1.0 และ อุณหภูมิ 700 และ 660 องศาเซลเซียส สำหรับค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 2.5 และ 4.0 ตามลำดับ

สำหรับสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่เป็นองค์ประกอบของก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม ซึ่งมีก๊าซมีเทน (CH_4) เป็นองค์ประกอบหลัก จากรูปที่ 5.1 แสดงให้เห็นว่า สารประกอบไฮโดรคาร์บอนจะลดลงเนื่องจากถูกใช้ไปในการเกิดปฏิกิริยา และเมื่อเพิ่มอุณหภูมิสูงขึ้น ปริมาณของสารไม่ได้เปลี่ยนแปลงมากนัก สำหรับปริมาณของก๊าซมีเทน (CH_4) ที่ปล่อยออกจากกระบวนการที่ค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7, 1.0, 2.5 และ 4.0 คือ 125.73, 63.23, 18.72 และ 15.42 kg/hr ปริมาณการปลดปล่อยก๊าซมีเทน ออกจากกระบวนการผลิตนั้นจะมีค่าลดลงอย่างรวดเร็วในช่วงอุณหภูมิดำเนินงานที่เหมาะสมของแต่ละกระบวนการที่มีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอนที่แตกต่างกัน จะเห็นได้ว่าปริมาณของก๊าซมีเทนนั้นจะสูงกว่าปริมาณของก๊าซมีเทนที่ป้อนเข้าไปในกระบวนการผลิต แสดงให้เห็นว่าเกิดปฏิกิริยาที่มีก๊าซมีเทนเกิดขึ้นและเกิดได้ดีที่อุณหภูมิ

กัมมันต์ต่ำ ซึ่งเมื่อเพิ่มอุณหภูมิขึ้นปริมาณของก๊าซมีเทนจะลดลง เพราะเกิดปฏิกิริยาการเปลี่ยนก๊าซมีเทนไปเป็นก๊าซไฮโดรเจนเกิดขึ้น

ตารางผลของการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส ได้แสดงไว้ในภาคผนวก ก





รูปที่ 5.2 กราฟแสดงประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7, 1.0, 2.5 และ 4.0

จากรูปที่ 5.2 แสดงให้เห็นว่าประสิทธิภาพในผลิตก๊าซไฮโดรเจนนั้นจะสูงขึ้นที่อุณหภูมิในการดำเนินงานของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนอยู่ในช่วง 600 – 760, 560 – 760, 520 – 700 และ 520 – 660 องศาเซลเซียส ของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน 0.7, 1.0, 2.5 และ 4.0 ตามลำดับ และประสิทธิภาพจะค่อนข้างคงที่เมื่ออุณหภูมิในการดำเนินงานของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนสูงกว่า 760 องศาเซลเซียส สำหรับกระบวนการที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอนที่ 0.7 และ 1.0 และอุณหภูมิในการดำเนินงานสูงกว่า 700 และ 660 องศาเซลเซียสสำหรับกระบวนการที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน 2.5 และ 4.0 ตามลำดับ ประสิทธิภาพในผลิตก๊าซไฮโดรเจนคือร้อยละ 15.32, 20.84, 27.37 และ 29.24 สำหรับกระบวนการที่มีอุณหภูมิในการดำเนินงาน 760 องศาเซลเซียส ค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอนที่ 0.7 และ 1.0 และอุณหภูมิในการดำเนินงาน 700 และ 660 องศาเซลเซียสสำหรับกระบวนการที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน 2.5 และ 4.0 ตามลำดับ

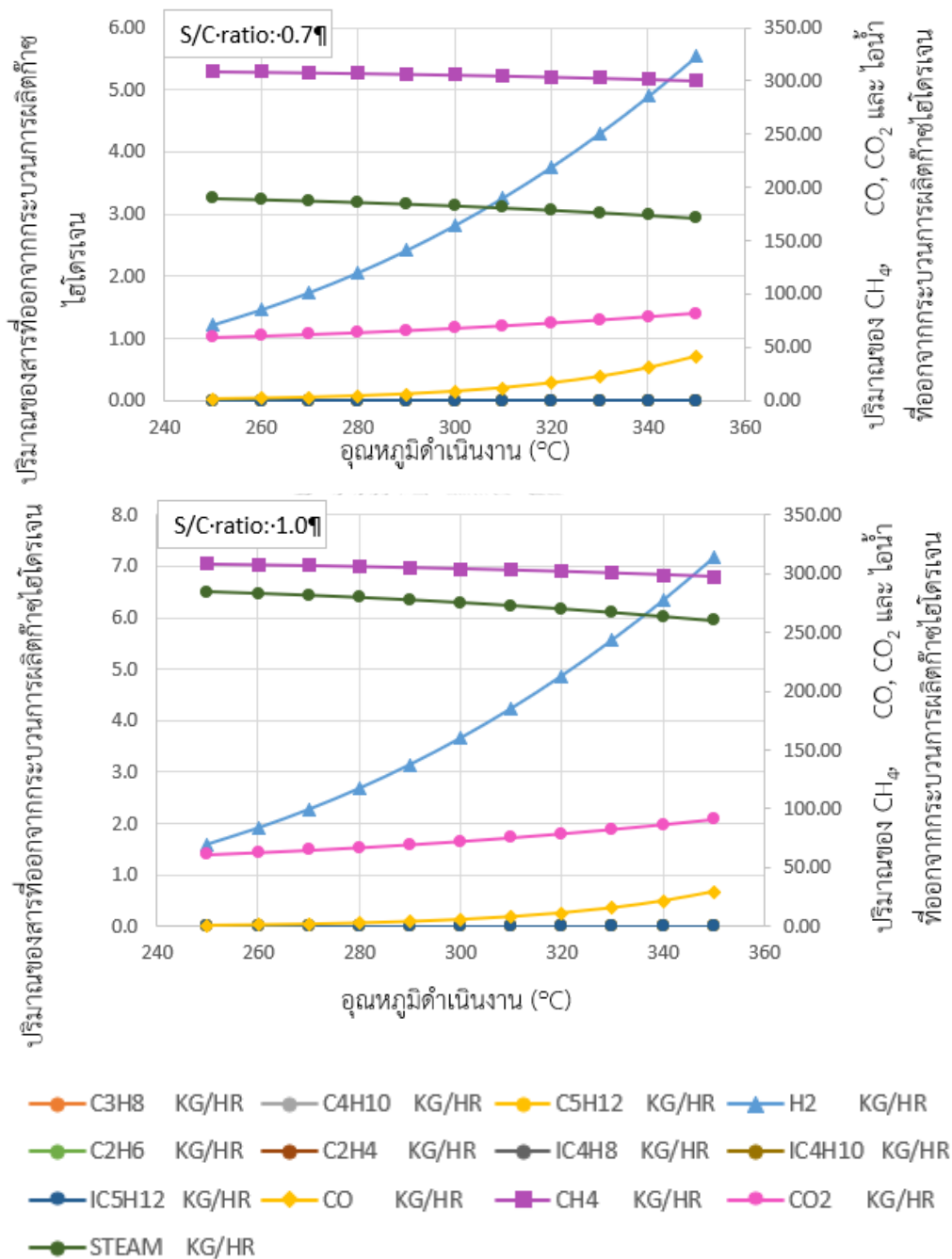
และที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ประสิทธิภาพในผลิตก๊าซไฮโดรเจน คือร้อยละ 15.89, 22.96, 27.88 และ 29.24 ของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน 0.7, 1.0, 2.5 และ 4.0 ตามลำดับ สำหรับกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนนั้นนอกจากจะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้แล้ว ยังมีก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) เป็นผลพลอยได้ของกระบวนการนี้ ซึ่งว่าประสิทธิภาพในเกิดก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) คือร้อยละ 79.74, 101.63, 81.04 และ 55.39 และประสิทธิภาพในเกิดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) คือร้อยละ 1.54, 5.86, 65.78 และ 108.12 และประสิทธิภาพในการใช้ก๊าซมีเทนในการทำปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ทำให้มีปริมาณก๊าซมีเทนเหลืออยู่ร้อยละ 28.38, 1.01, 4.23 และ 3.48 สำหรับกระบวนการที่มีอุณหภูมิในการดำเนินงาน 760 องศาเซลเซียส ค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอนที่ 0.7 และ 1.0 และอุณหภูมิในการดำเนินงาน 700 และ 660 องศาเซลเซียสสำหรับกระบวนการที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน 2.5 และ 4.0 ตามลำดับ

สำหรับก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์นั้นประสิทธิภาพในการเกิดขึ้นนั้นจะเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming) นั้นเกิดปฏิกิริยาได้ดีเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น แต่สำหรับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) นั้นจะมีแนวโน้มลดลงเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยาการเปลี่ยนก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์เป็นก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์นั้นเกิดลดลง ซึ่งปฏิกิริยานี้จะเริ่มเกิดน้อยลงเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น

อุณหภูมิในการดำเนินงานของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนอยู่ในช่วง 600 – 760 องศาเซลเซียส และประสิทธิภาพจะค่อนข้างคงที่เมื่ออุณหภูมิในการดำเนินงานของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนสูงกว่า 760 องศาเซลเซียส ประสิทธิภาพในผลิตก๊าซไฮโดรเจนเมื่ออุณหภูมิในการดำเนินงานเท่ากับ 760 องศาเซลเซียส คือร้อยละ 15.32 และที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ประสิทธิภาพในผลิตก๊าซไฮโดรเจน คือร้อยละ 15.89 สำหรับกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนนั้น นอกจากจะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้แล้ว ยังมีก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) เป็นผลพลอยได้ของกระบวนการนี้ ซึ่งว่าประสิทธิภาพในการเกิดก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) คือร้อยละ 79.74 และ 1.54 ที่อุณหภูมิ 760 องศาเซลเซียส และประสิทธิภาพในการใช้ก๊าซมีเทนในการทำปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ เมื่ออุณหภูมิในการดำเนินงานเท่ากับ 760 องศาเซลเซียส ทำให้มีปริมาณก๊าซมีเทนเหลืออยู่ ร้อยละร้อยละ 28.38 และที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส คือร้อยละ 26.65 สำหรับก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์นั้นประสิทธิภาพในการเกิดขึ้นนั้นจะเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming) นั้นเกิดปฏิกิริยาได้ดีเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น แต่สำหรับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) นั้นจะมีแนวโน้มลดลงเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยาการเปลี่ยนก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์เป็นก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์นั้นเกิดลดลง ซึ่งปฏิกิริยานี้จะเริ่มเกิดน้อยลงเมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 560 องศาเซลเซียส

ตารางผลของการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส ได้แสดงไว้ในภาคผนวก ก

5.2 ผลการศึกษากระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ



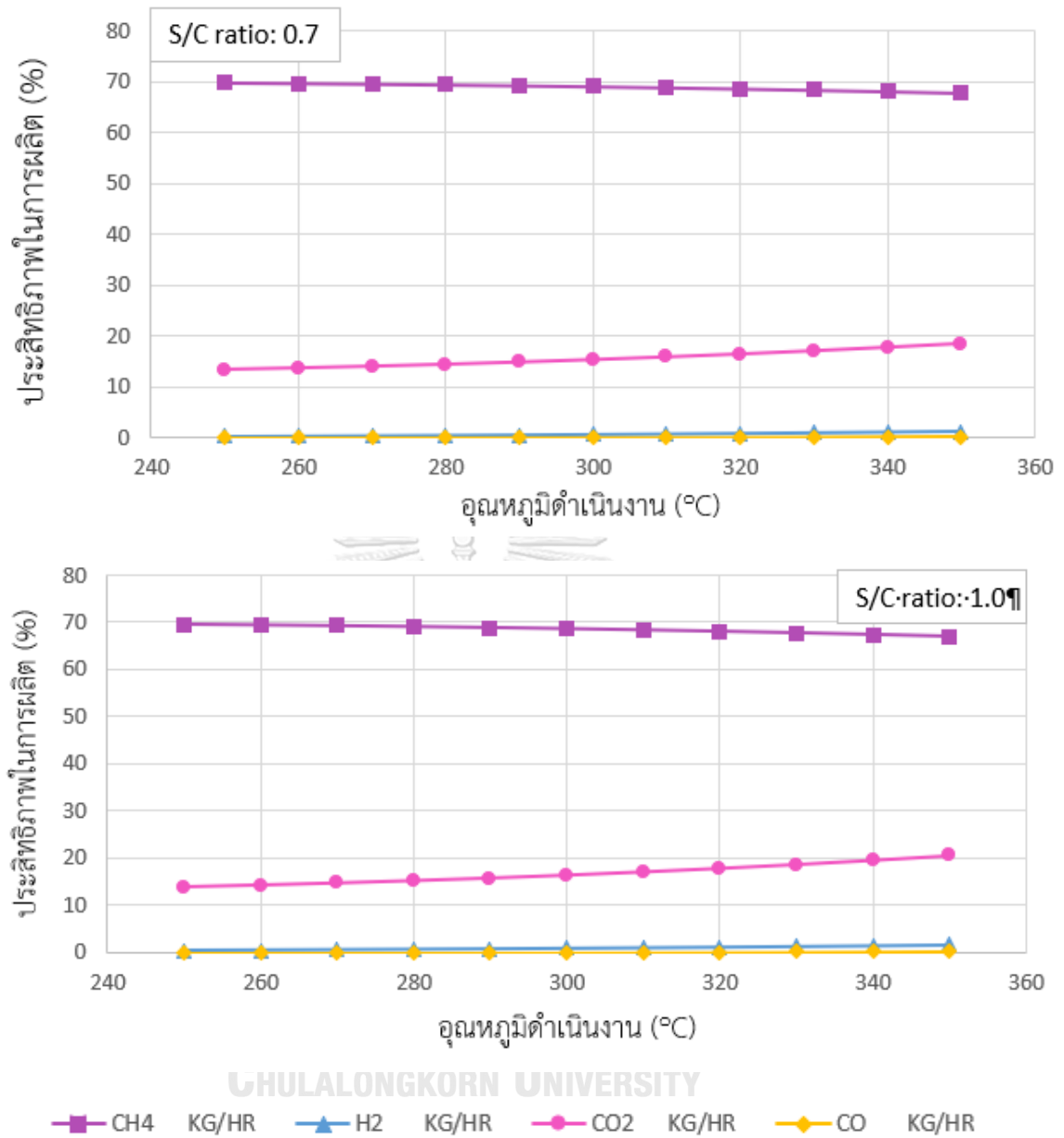
รูปที่ 5.3 กราฟแสดงปริมาณสารที่ออกจากกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิง ที่อุณหภูมิต่ำ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 250 - 350 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7 และ 1.0

จากรูปที่ 5.3 แสดงให้เห็นว่าเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น ปริมาณการเกิดของก๊าซไฮโดรเจน (H_2) และ ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ก็สูงขึ้นเช่นกัน แสดงให้เห็นว่าปฏิกิริยารีดิวซ์ที่อุณหภูมิต่ำ (Low-temperature steam conversion) ที่ค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7 และ 1.0 จะเกิดปฏิกิริยาได้ดีเมื่อ 250 – 350 องศาเซลเซียส ปริมาณของก๊าซมีเทนนั้นจะสูงกว่าปริมาณของก๊าซมีเทนที่ป้อนเข้าไปในกระบวนการผลิต แสดงให้เห็นว่าเกิดปฏิกิริยาที่มีก๊าซมีเทนเกิดขึ้น และเกิดได้ดีที่อุณหภูมิต่ำ จะเห็นได้จากเมื่อเพิ่มอุณหภูมิขึ้นปริมาณของก๊าซมีเทนจะลดลง เพราะเกิดปฏิกิริยาการเปลี่ยนก๊าซมีเทนไปเป็นก๊าซไฮโดรเจนเกิดขึ้น ซึ่งสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้ในปริมาณ 5.54 และ 7.16 kg/hr มีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ในปริมาณ 0.71 และ 0.67 kg/hr และปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) 82.04 และ 90.91 kg/hr ที่อุณหภูมิ 350 องศาเซลเซียส และจะมีแนวโน้มในการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สูงขึ้นเมื่ออุณหภูมิดำเนินงานสูงขึ้น

ปริมาณของก๊าซมีเทนที่ผลิตได้จากกระบวนการนี้คือ 308.95 และ 308.21 kg/hr ที่อุณหภูมิ 250 องศาเซลเซียส และจะค่อยๆลดลงจนกระทั่งที่อุณหภูมิ 350 องศาเซลเซียส ปริมาณก๊าซมีเทนที่ออกจากกระบวนการคือ 300.25 และ 297.04 kg/hr ตามลำดับ

จะเห็นได้ว่าปริมาณก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นในกระบวนการนั้นมากกว่าปริมาณของก๊าซไฮโดรเจน กระบวนการผลิตนี้จึงเป็นกระบวนการผลิตก๊าซมีเทนมากกว่ากระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน

ตารางผลของการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส ได้แสดงไว้ในภาคผนวก ข

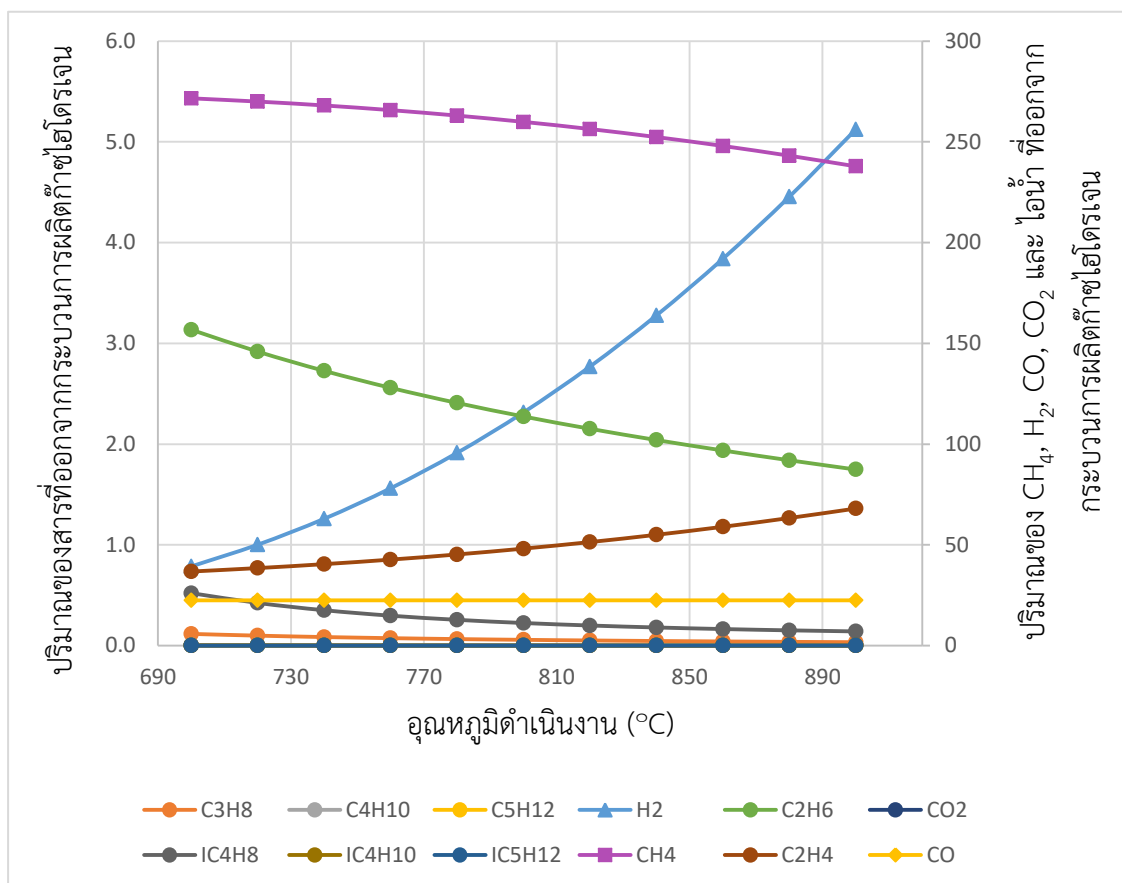


รูปที่ 5.4 กราฟแสดงประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 250 - 350 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7 และ 1.0

จากรูปที่ 5.4 แสดงให้เห็นว่าประสิทธิภาพในผลิตก๊าซไฮโดรเจนนั้นจะสูงขึ้นที่อุณหภูมิในการดำเนินงานของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนอยู่ในช่วง 250 – 350 องศาเซลเซียส ประสิทธิภาพในผลิตก๊าซไฮโดรเจนจะสูงขึ้นเมื่ออุณหภูมิในการดำเนินงานสูงกว่า 300 และ 280 องศาเซลเซียส สำหรับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน 0.7 และ 1.0 ตามลำดับ ส่วนประสิทธิภาพของการผลิตก๊าซมีเทนนั้นจะลดลงเมื่ออุณหภูมิในการดำเนินงานสูงกว่า 300 และ 280 องศาเซลเซียส ซึ่งที่อุณหภูมิในการดำเนินงาน 300 องศาเซลเซียส ประสิทธิภาพในผลิตก๊าซไฮโดรเจน คือร้อยละ 0.64 และ 0.61 และและก๊าซมีเทนคือร้อยละ 69.02 และ 69.08 ประสิทธิภาพสูงสุดในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนคือที่อุณหภูมิในการดำเนินงานเท่ากับ 250 องศาเซลเซียส ซึ่งประสิทธิภาพในผลิตคือ ร้อยละ 69.74 และ 69.74 สำหรับกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนนั้นนอกจากจะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้แล้ว ยังได้ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) เป็นผลพลอยได้ของกระบวนการนี้ ซึ่งว่าประสิทธิภาพในเกิดก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) คือร้อยละ 0.03 และ 0.02 และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) คือร้อยละ 15.31 และ 15.61 ที่อุณหภูมิ 300 และ 280 องศาเซลเซียส สำหรับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน 0.7 และ 1.0 ตามลำดับ ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์นั้น ประสิทธิภาพในการเกิดขึ้นนั้นจะเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming) นั้นเกิดปฏิกิริยาได้ดีเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น

ตารางผลของการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส ได้แสดงไว้ในภาคผนวก ข

5.3 ผลการศึกษากระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์



รูปที่ 5.5 กราฟแสดงปริมาณสารที่ออกจากกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 700 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์

จากรูปที่ 5.5 แสดงให้เห็นว่าเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น ปริมาณการเกิดของก๊าซไฮโดรเจน (H₂) และก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ก็สูงขึ้นเช่นกัน แสดงให้เห็นว่าปฏิกิริยารีฟอร์มมิ่งด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Dry reforming) จะเกิดปฏิกิริยาได้ดีเมื่อ 700 - 900 องศาเซลเซียส จะเห็นได้ว่าปริมาณของก๊าซมีเทนนั้นจะสูงกว่าปริมาณของก๊าซมีเทนที่ป้อนเข้าไปในกระบวนการผลิต แสดงให้เห็นว่าเกิดปฏิกิริยาที่มีก๊าซมีเทนเกิดขึ้น และเกิดได้ดีที่อุณหภูมิต่ำ ซึ่งเมื่อเพิ่มอุณหภูมิขึ้นปริมาณของก๊าซมีเทนจะลดลง เพราะเกิดปฏิกิริยาการเปลี่ยนก๊าซมีเทนไปเป็นก๊าซไฮโดรเจนเกิดขึ้น ซึ่งสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้ในปริมาณ 5.12 kg/hr มีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ใน

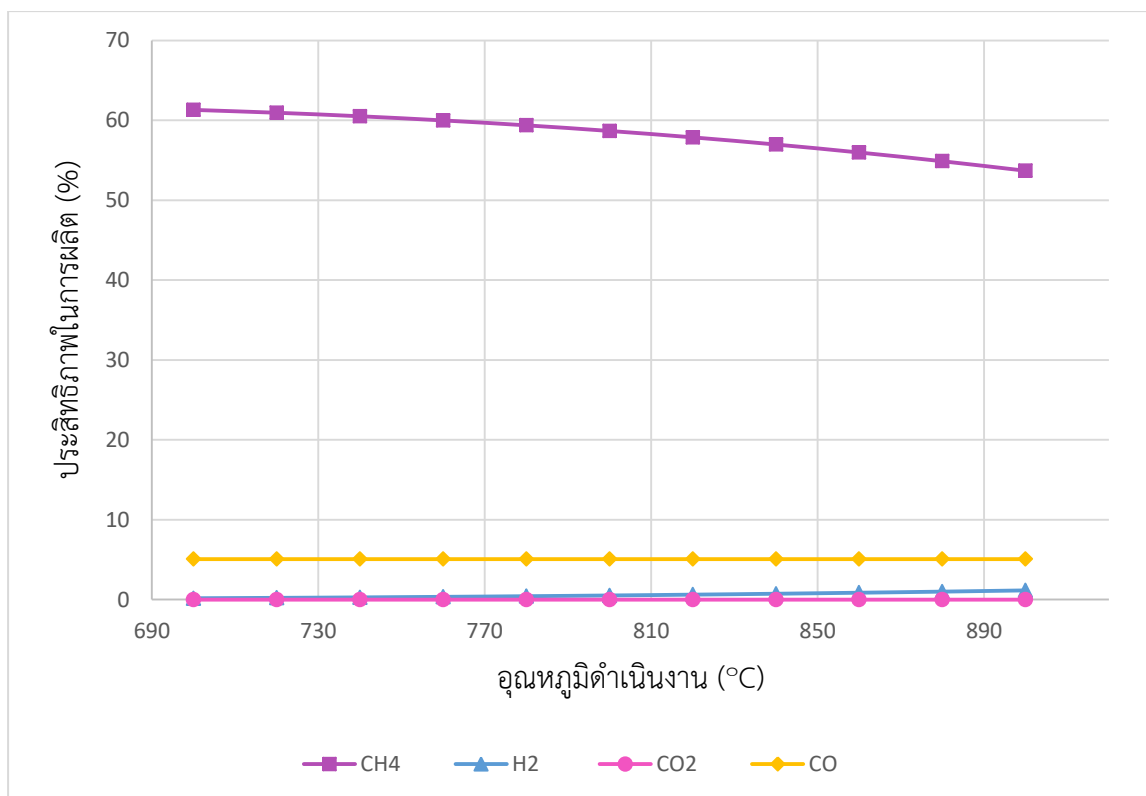
ปริมาณ 22.46 kg/hr และปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) 0.00001 kg/hr ที่อุณหภูมิ 350 องศาเซลเซียส เนื่องจากก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสารตั้งต้นในการทำปฏิกิริยาฟรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ส่งผลให้ปริมาณการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำ

ปริมาณของก๊าซมีเทนที่ผลิตได้จากกระบวนการนี้คือ 271.06 kg/hr ที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส และจะค่อยๆลดลงจนกระทั่งที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ปริมาณก๊าซมีเทนที่ออกจากกระบวนการคือ 237.85 kg/hr

จะเห็นได้ว่าปริมาณก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นในกระบวนการนั้นมากกว่าปริมาณของก๊าซไฮโดรเจน กระบวนการผลิตนี้จึงเป็นกระบวนการผลิตก๊าซมีเทนมากกว่ากระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน

ตารางผลของการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส ได้แสดงไว้ในภาคผนวก ค





รูปที่ 5.6 กราฟแสดงประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 700 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์

จากรูปที่ 5.6 แสดงให้เห็นว่าประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนนั้นจะสูงขึ้นที่อุณหภูมิในการดำเนินงานของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนอยู่ในช่วง 700 - 900 องศาเซลเซียส ประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจะสูงขึ้นเมื่ออุณหภูมิในการดำเนินงานสูงกว่า 760 องศาเซลเซียส ส่วนประสิทธิภาพของการผลิตก๊าซมีเทนนั้นจะลดลงเมื่ออุณหภูมิในการดำเนินงานสูงขึ้น ซึ่งที่อุณหภูมิในการดำเนินงาน 700 องศาเซลเซียส ประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซไฮโดรเจน และก๊าซมีเทนคือร้อยละ 0.18 และร้อยละ 61.31 และที่อุณหภูมิในการดำเนินงาน 900 องศาเซลเซียส ประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซไฮโดรเจน และก๊าซมีเทนคือร้อยละ 1.16 และร้อยละ 53.69 สำหรับกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนนั้นนอกจากจะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้แล้ว ยังได้ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) เป็นผลพลอยได้ของกระบวนการนี้ ซึ่งว่าประสิทธิภาพในการเกิดก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) คือร้อยละ 5.07

5.4 สรุปผลการศึกษาระบบการรีฟอร์มมิง

จากการศึกษาระบบการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming) ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ (Low temperature steam conversion) และ ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Dry reforming) สำหรับการศึกษากระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำได้ทำการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในการดำเนินงานในช่วงอุณหภูมิ 500-900 องศาเซลเซียส และสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7, 1.0, 2.5 และ 4.0 พบว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7 จะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจน 67.88 kg/hr และก๊าซมีเทน 125.73 kg/hr ที่อุณหภูมิ 760 องศาเซลเซียส กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 1.0 จะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจน 92.32 kg/hr และก๊าซมีเทน 25.95 kg/hr ที่อุณหภูมิ 760 องศาเซลเซียส กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 2.5 จะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจน 121.26 kg/hr และก๊าซมีเทน 18.72 kg/hr ที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 4.0 จะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจน 131.10 kg/hr และก๊าซมีเทน 15.42 kg/hr ที่อุณหภูมิ 660 องศาเซลเซียส

จากการศึกษาระบบการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 2.5 และ 4.0 จะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้ในปริมาณสูง แม้ว่าปฏิกิริยาที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 4.0 จะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้สูงกว่า แต่ก็ใช้ไอน้ำสูงถึง 794 – 937 kg/hr ในขณะที่ปฏิกิริยาที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 2.5 ใช้ไอน้ำในการทำปฏิกิริยาเพียง 367 – 543 kg/hr ดังนั้นด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 2.5 เหมาะสมในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนมากที่สุด

สำหรับการศึกษากระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ ได้ทำการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในการดำเนินงานในช่วงอุณหภูมิ 250 - 350 องศาเซลเซียส และสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7 และ 1.0 พบว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ ที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7 จะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจน 1.22 kg/hr และก๊าซมีเทน 308.95 kg/hr ที่อุณหภูมิ 250 องศาเซลเซียส และสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจน 5.54 kg/hr และก๊าซมีเทน 300.25 kg/hr ที่อุณหภูมิ 350 องศาเซลเซียส พบว่ากระบวนการรีฟอร์ม

มิงที่อุณหภูมิต่ำ ที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 1.0 จะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจน 1.59 kg/hr และก๊าซมีเทน 308.21 kg/hr ที่อุณหภูมิ 250 องศาเซลเซียส และสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจน 7.16 kg/hr และก๊าซมีเทน 297.04 kg/hr ที่อุณหภูมิ 350 องศาเซลเซียส

จากการศึกษากระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ ที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7 และ 1.0 จะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้ในปริมาณสูง แม้ว่าปฏิกิริยาที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 1.0 จะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้สูงกว่า แต่ก็ใช้ไอน้ำสูงถึง 260 - 285 kg/hr ในขณะที่ปฏิกิริยาที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7 ใช้ไอน้ำในการทำปฏิกิริยาเพียง 171 - 190 kg/hr แต่อย่างไรก็ตามปฏิกิริยารีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำนั้นสามารถผลิตก๊าซมีเทนได้ในปริมาณมากกว่าก๊าซไฮโดรเจน ดังนั้นจึงควรจะนำมาใช้ในการผลิตก๊าซมีเทนมากกว่าการผลิตก๊าซไฮโดรเจน และปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ ที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7 นั้นมีความเหมาะสมในการผลิตก๊าซมีเทนมากกว่า เนื่องจากปริมาณก๊าซมีเทนที่ผลิตได้นั้นไม่แตกต่างจาก ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ ที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 1.0 เพราะมีการใช้ปริมาณไอน้ำน้อยกว่า

สำหรับการศึกษากระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ได้ทำการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในการดำเนินงานในช่วงอุณหภูมิ 700 – 900 องศาเซลเซียส พบว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ จะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจน 0.79 kg/hr และก๊าซมีเทน 271.60 kg/hr ที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส และสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจน 5.12 kg/hr และก๊าซมีเทน 237.85 kg/hr ที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส แม้ว่ากระบวนการนี้จะสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนและมีเทนได้น้อย แต่ข้อดีของกระบวนการนี้คือ ปริมาณการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการนี้แทบจะเป็นศูนย์ กล่าวคือมีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เพียง 0.00001 kg/hr ที่อุณหภูมิ 350 องศาเซลเซียส กระบวนการนี้จึงเป็นทางเลือกในการพัฒนากระบวนการที่ช่วยลดการปลดปล่อยมลพิษออกสู่สิ่งแวดล้อม

บทที่ 6

ผลการศึกษาการจำลองกระบวนการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง

6.1 ผลการศึกษาการจำลองกระบวนการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่ระบบอ้างอิง

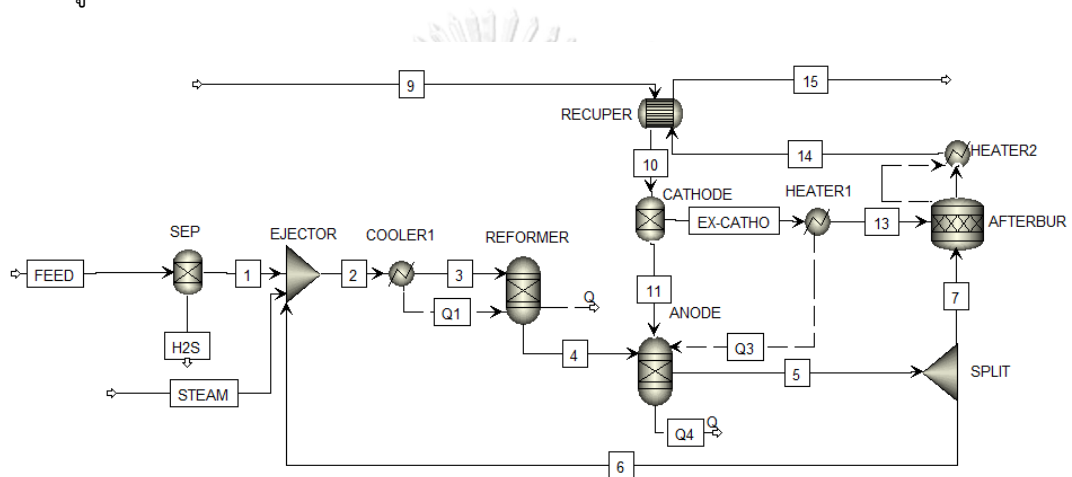
ก่อนที่จะนำแบบจำลองเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งที่พัฒนาขึ้นไปใช้ศึกษาการผลิตพลังงานไฟฟ้าโดยใช้ก๊าซหึ่งที่ระบายออกจากกระบวนการกลั่นน้ำมันดิบ ได้มีการทดสอบความถูกต้องของแบบจำลองโดยเปรียบเทียบค่ากำลังไฟฟ้า ความหนาแน่นกระแสไฟฟ้า ศักย์ไฟฟ้า ที่คำนวณได้จากแบบจำลองกับข้อมูลอ้างอิงของ Zhang และคณะ [25] โดยเซลล์เชื้อเพลิงดำเนินงานที่อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส และความดัน 1.08 บาร์ และป้อนเชื้อเพลิงก๊าซธรรมชาติ ที่ประกอบด้วย มีเทน 0.81 อีเทน 0.029 โพรเพน 0.04 บิวเทน 0.002 ไนโตรเจน 0.143 และ คาร์บอนมอนอกไซด์ 0.009 [25] ด้วยอัตราการไหล 1.07 kmol/h ดังแสดงในตารางที่ 6.1

ตารางที่ 6.1 แสดงการเปรียบเทียบค่าที่ได้จากการจำลองกระบวนการกับข้อมูลอ้างอิง [25]

	ผลจากข้อมูลอ้างอิง [25]	ผลจากการจำลอง กระบวนการ	ค่าความคลาดเคลื่อน (%)
Current density (มิลลิแอมป์ต่อตารางเซนติเมตร)	178	181.49	1.96
Cell voltage (V)	0.70	0.68	2.86
Power output (kW)	120	119.19	0.68

6.2 ผลการศึกษาการจำลองกระบวนการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่ทำงานร่วมกับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ

กระบวนการที่ 1 และ 2 การศึกษาผลของการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ดำเนินงานที่ความดัน 1 และ 3 บาร์ อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยใช้ก๊าซที่จางกระบวนการกลั่นน้ำมัน ที่ผ่านกระบวนการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่ อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส และสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 2.5 เป็นเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าเซลล์เชื้อเพลิง โดยทำการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส ดังแสดงในรูปที่ 6.1

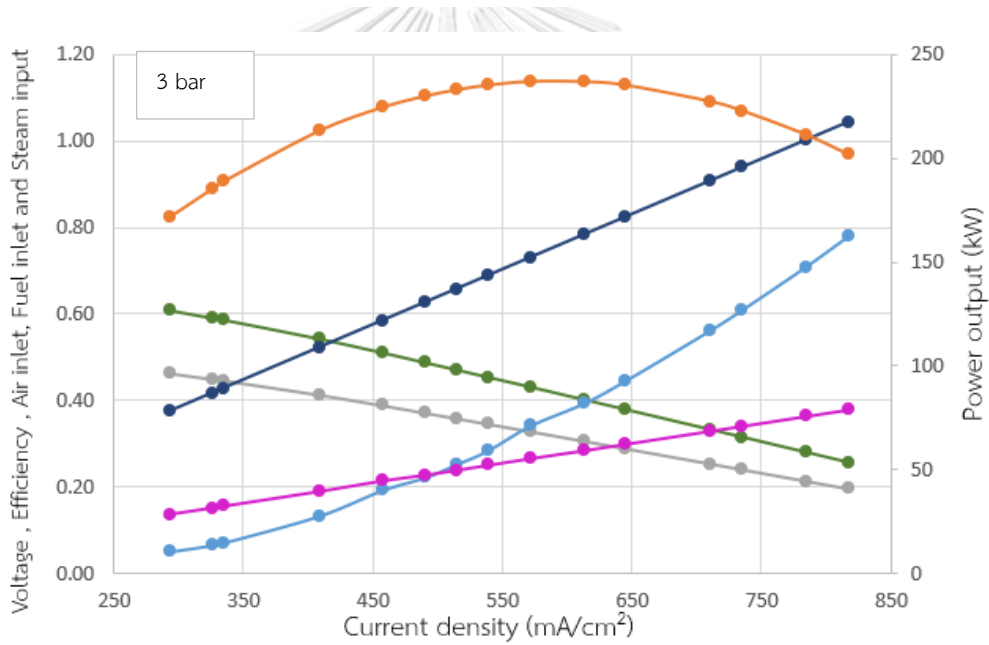
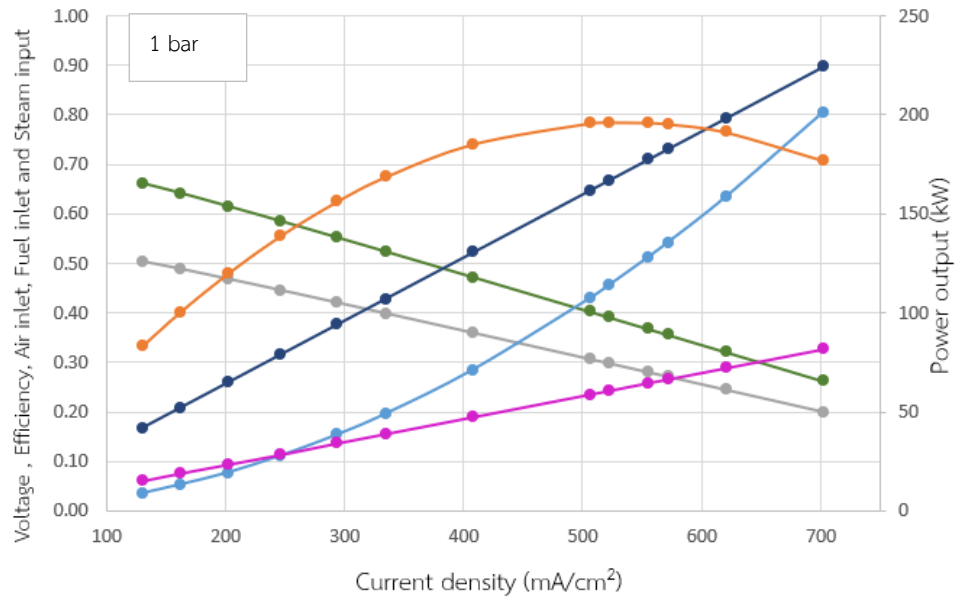


รูปที่ 6.1 การจำลองกระบวนการของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง และกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

การจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งนั้น พารามิเตอร์ที่เราจะต้องคำนึงถึงจะประกอบไปด้วย ปริมาณเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าสู่ระบบ ซึ่งจะสามารถนำไปคำนวณค่ากระแสไฟฟ้าต่อพื้นที่ได้ และจะมีค่าแปรผันตามกัน ปริมาณอากาศที่ป้อนเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิง เพื่อนำเอาออกซิเจนไปใช้ในการเกิดปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี ค่าศักย์ไฟฟ้าที่คำนวณได้จากการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง ค่ากำลังไฟฟ้าที่เซลล์เชื้อเพลิงผลิตขึ้นมาได้ ค่า split fraction ซึ่งเป็นค่าที่แสดงสัดส่วนการนำเอาก๊าซที่ออกมาจากเซลล์เชื้อเพลิงกลับมารีไซเคิลใหม่ในกระบวนการ และสุดท้ายคือค่าปริมาณไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการ เนื่องจากในงานวิจัยนี้ได้มีการนำเอากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ เข้ามาใช้ในการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอนให้มีความเหมาะสมแก่การนำเอาไปเป็นเชื้อเพลิงให้กับเซลล์เชื้อเพลิง ซึ่งได้กำหนดให้ค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอนที่ป้อนเข้าไปใน

กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำนี้มีค่าเท่ากับ 2.5 จึงจำเป็นต้องมีการป้อนไอน้ำความดันต่ำ (Low pressure steam) เข้าไปในกระบวนการ ซึ่งผลของการจำลองกระบวนการนั้นแสดงดังตารางในภาคผนวก จ





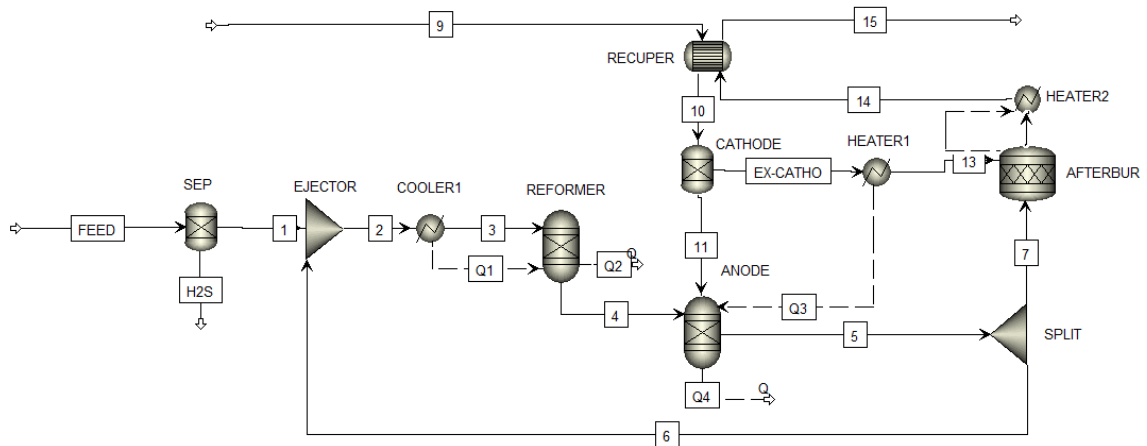
- V (VOLT)
- EFFICIENCY
- AIR INLET (KG/HR x 10²)
- FUEL INLET (KG/HR x 10²)
- STEAM INPUT (KG/HR x 10²)
- POWER OUTPUT (KW)

รูปที่ 6.2 กราฟแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 1 และ 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน

จากการจำลองกระบวนการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 1 และ 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน พบว่าเซลล์เชื้อเพลิงสามารถดำเนินงานได้ในช่วงอัตราการป้อนเชื้อเพลิง 17-90 และ 38-104 kg/hr โดยค่ากระแสต่อพื้นที่ ที่สามารถทำให้ได้ค่ากำลังไฟฟ้าสูงสุดคือ 522.89 และ 612.76 มิลลิแอมป์ต่อตารางเซนติเมตร ซึ่งมีอัตราการป้อนเชื้อเพลิงเป็น 67 และ 78 kg/hr ซึ่งค่ากำลังไฟฟ้าสูงสุดที่ได้คือ 196.26 และ 236.89 kW ประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ณ จุดที่เกิดกำลังไฟฟ้าสูงสุดคือ 29.73 และ 30.62 % และประสิทธิภาพทางไฟฟ้าสูงสุดของเซลล์เชื้อเพลิงคือ 50.35 % และ 46.29 ณ จุดที่กำลังไฟฟ้ามีค่าเท่ากับ 82.10 และ 171.88 kW ในการผลิตพลังงานไฟฟ้าสูงสุดมีการป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการ 24 และ 28 kg/hr สำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งที่มีความความดันในการดำเนินงานที่ 1 และ 3 บาร์ ตามลำดับ

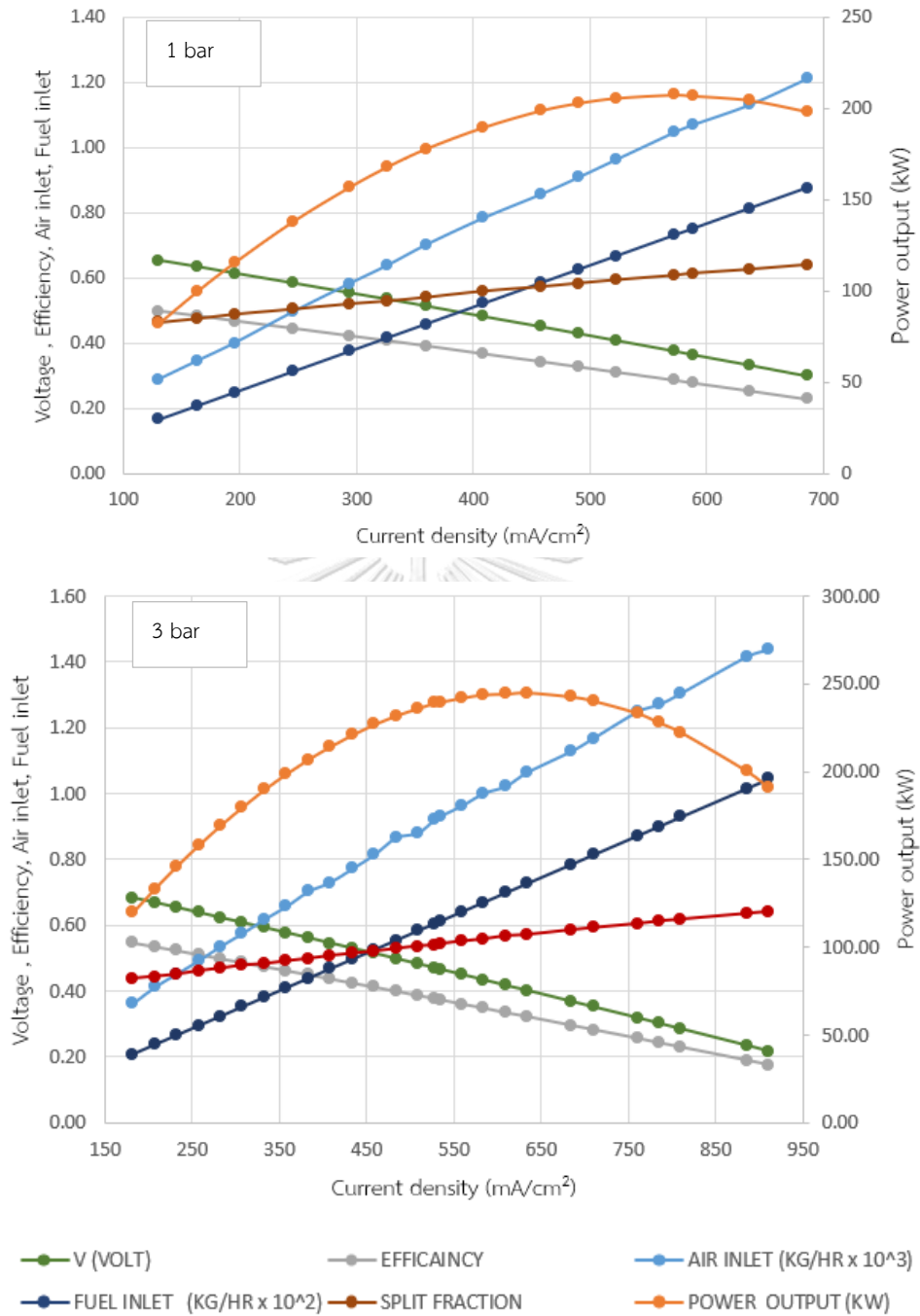
6.3 ผลการศึกษาการจำลองกระบวนการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่ทำงานร่วมกับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ

กระบวนการที่ 3 และ 4 การศึกษาผลของการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ดำเนินงานที่ความดัน 1 และ 3 บาร์ อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยใช้ก๊าซที่มาจากกระบวนการกลั่นน้ำมัน ที่ผ่านกระบวนการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่ อุณหภูมิ 300 องศาเซลเซียส และสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) 0.7 เป็นเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าเซลล์เชื้อเพลิง โดยทำการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส ดังแสดงในรูปที่ 6.3



รูปที่ 6.3 การจำลองกระบวนการของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็ง และกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ ด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

การจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งนั้น พารามิเตอร์ที่เราจะต้องคำนึงถึงจะประกอบไปด้วย ปริมาณเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าสู่ระบบ ซึ่งจะสามารถนำไปคำนวณค่ากระแสไฟฟ้าต่อพื้นที่ได้ และจะมีค่าแปรผันตามกัน ปริมาณอากาศที่ป้อนเข้าสู่เซลล์เชื้อเพลิง เพื่อนำเอาออกซิเจนไปใช้ในการเกิดปฏิกิริยาไฟฟ้าเคมี ค่าศักย์ไฟฟ้าที่คำนวณได้จากการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง ค่ากำลังไฟฟ้าที่เซลล์เชื้อเพลิงผลิตขึ้นมาได้ ค่า split fraction ซึ่งเป็นค่าที่แสดงสัดส่วนการนำเอาก๊าซที่ออกมาจากเซลล์เชื้อเพลิงกลับมารีไซเคิลใหม่ในกระบวนการ ซึ่งนอกจากจะมีสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่กลับมาเข้ากระบวนการแล้ว ไอน้ำที่ผลิตจากเซลล์เชื้อเพลิงก็ยังคงกลับเข้ามาในกระบวนการผลิตอีกด้วย ซึ่งในกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำนั้น ได้กำหนดค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอนที่เข้าไปทำปฏิกิริยาในหน่วย Reformer เพียง 0.7 ซึ่งปริมาณไอน้ำที่เซลล์เชื้อเพลิงผลิตขึ้นมาได้นั้นมีปริมาณเพียงพอต่อการเกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ ผลของการจำลองกระบวนการนั้นแสดงดังตารางในภาคผนวก จ



รูปที่ 6.4 กราฟแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 1 และ 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน

จากการจำลองกระบวนการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 1 และ 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน พบว่าเซลล์เชื้อเพลิงสามารถดำเนินงานได้ในช่วงอัตราการป้อนเชื้อเพลิง 17 - 88 และ 21-104 kg/hr โดยค่ากระแสต่อพื้นที่ ที่สามารถทำให้ได้ค่ากำลังไฟฟ้าสูงสุดคือ 588.25 และ 634.67 มิลลิแอมป์ต่อตารางเซนติเมตร ซึ่งมีอัตราการป้อนเชื้อเพลิงเป็น 75 และ 73 kg/hr ซึ่งค่ากำลังไฟฟ้าสูงสุดที่ได้คือ 206.94 และ 245.05 kW ประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ณ จุดที่เกิดกำลังไฟฟ้าสูงสุดคือ 27.86 และ 32.18 % และประสิทธิภาพทางไฟฟ้าสูงสุดของเซลล์เชื้อเพลิงคือ 49.81 และ 54.73 % ณ จุดที่กำลังไฟฟ้ามีค่าเท่ากับ 82.21 และ 119.69 kW สำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งที่มีความความดันในการดำเนินงานที่ 1 และ 3 บาร์ตามลำดับ

จากการศึกษากระบวนการที่ 1- 4 เป็นการศึกษาผลการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 1 และ 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ และ รีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ ในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน พบว่ากระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (กระบวนการที่ 3 และ 4) จะสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้มากกว่า กระบวนการที่ 1 และ 2 ซึ่งเป็นกระบวนการที่ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน และยังมีประสิทธิภาพทางไฟฟ้าที่สูงกว่าอีกด้วย

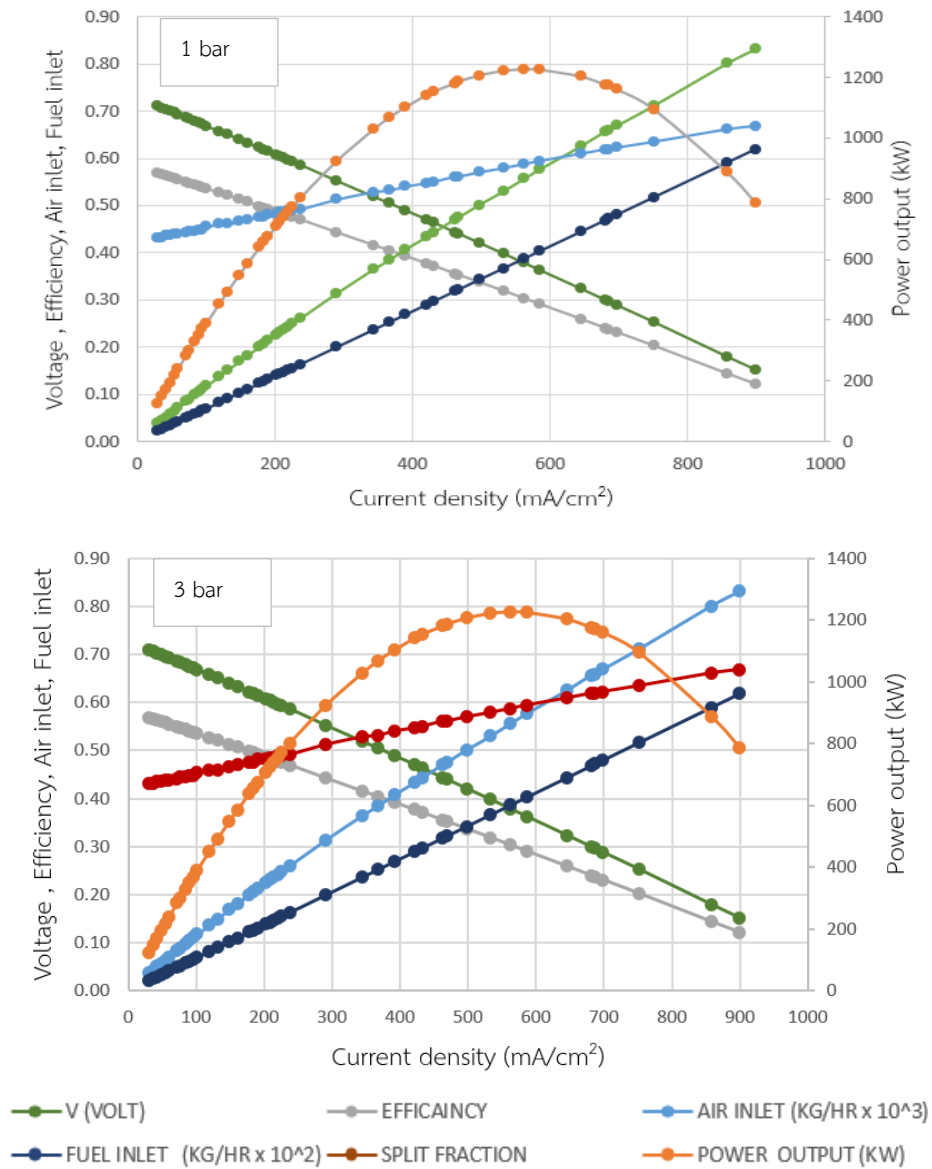
แต่อย่างไรก็ตาม กระบวนการทำการจำลองนั้นยังไม่สามารถรองรับปริมาณของก๊าซที่จากกระบวนการกลั่นน้ำมันได้ทั้งหมด เนื่องจากปริมาณก๊าซทั้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันจากงานวิจัยของ Gabriele [4] นั้นมีปริมาณเฉลี่ย 443 kg/hr แต่เซลล์เชื้อเพลิงที่ทำการศึกษาขึ้นเมื่อมีปริมาณเชื้อเพลิงก๊าซทั้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันเข้าไปในกระบวนการมากเกินกว่า 100 kg/hr นั้นค่ากระแสไฟฟ้าต่อพื้นที่จะเพิ่มขึ้น เนื่องจากขนาดของเซลล์เชื้อเพลิงมีขนาดไม่เพียงพอจนส่งผลให้ค่าศักย์ไฟฟ้าและค่าประสิทธิภาพทางไฟฟ้ามีค่าลดลง ดังนั้นผู้วิจัยจึงได้ทำการศึกษาขนาดของเซลล์เชื้อเพลิงที่เหมาะสมต่อการดำเนินงานที่สามารถรองรับก๊าซทั้งจากเซลล์เชื้อเพลิงได้ในปริมาณ 443 kg/hr ขึ้นไป

ขนาดเซลล์เชื้อเพลิงชนิดของแข็งออกไซด์ในงานวิจัยนี้ได้อ้างอิงจากงานวิจัยของ Zhang และคณะ [25] ซึ่งเป็นเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งแบบท่อ ที่มีพื้นที่เซลล์เชื้อเพลิง 96.1 m^3 ซึ่งจำนวนเซลล์เชื้อเพลิง 1152 เซลล์ จากการทำการศึกษาทั้ง 4 กระบวนการพบว่าขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิงนั้นมีผลต่อปริมาณของเชื้อเพลิงที่สามารถป้อนเข้าไปในเซลล์เชื้อเพลิง และ ประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ดังนั้นผู้วิจัยจึงได้ทำการศึกษขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิงที่เหมาะสมต่อการรับเชื้อเพลิงที่เป็นก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปริมาณ 443 kg/hr

การเพิ่มขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งแบบท่อนั้นสามารถทำได้โดยการเพิ่มจำนวนเซลล์เชื้อเพลิง โดยผู้วิจัยพบว่า ขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิงที่เหมาะสมในการรับเชื้อเพลิงก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันปริมาณ 443 kg/hr คือ 576.6 m^2 ซึ่งก็คือจำนวนเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง 6,912 เซลล์ ซึ่งได้ผลของการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่ความดัน 1 และ 3 บาร์ ดังแสดงในตารางที่ 5.14 และ 5.23 และรูปที่ 5.12 และ 5.13



6.4 ผลการศึกษาการจำลองกระบวนการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงที่ทำงานร่วมกับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ ที่มีขนาดของเซลล์เชื้อเพลิง 576.6 m²



รูปที่ 6.5 กราฟแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ซึ่งมีขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิง 576.6 m² (6,912 เซลล์) ที่ความดัน 1 และ 3 บาร์ อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน

จากการจำลองกระบวนการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ซึ่งมีขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิง 576.6 m^2 (6,912 เซลล์) ที่ความดัน 1 และ บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ ในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน พบว่าเซลล์เชื้อเพลิงสามารถดำเนินงานได้ในช่วงอัตราการป้อนเชื้อเพลิง 270-620 และ 60-630 kg/hr โดยค่ากระแสต่อพื้นที่ ที่สามารถทำให้ได้ค่ากำลังไฟฟ้าสูงสุดคือ 562.39 และ 633.32 มิลลิแอมป์ต่อตารางเซนติเมตร ซึ่งมีอัตราการป้อนเชื้อเพลิงเป็น 390 และ 435 kg/hr ซึ่งค่ากำลังไฟฟ้าสูงสุดที่ได้คือ 1226.59 และ 1472.68 kW ประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ณ จุดที่เกิดกำลังไฟฟ้าสูงสุดคือ 30.29 และ 32.30 % และประสิทธิภาพทางไฟฟ้าสูงสุดของเซลล์เชื้อเพลิงคือ 56.87 และ 59.11 % ณ จุดที่กำลังไฟฟ้ามักค่าเท่ากับ 124.35 และ 374.19 kW

6.5 สรุปผลศึกษากระบวนการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง

จากการศึกษากระบวนการทำงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งที่สภาวะการดำเนินงานต่างๆ ซึ่งประกอบไปด้วยความดันในการดำเนินงาน และกระบวนการเปลี่ยนรูปเชื้อเพลิงที่จะนำมาป้อนให้กับเซลล์เชื้อเพลิง พบว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ เป็นกระบวนการเปลี่ยนรูปเชื้อเพลิงที่เป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนต่างๆให้เป็นก๊าซสังเคราะห์ ที่สามารถผลิตก๊าซมีเทนได้เป็นองค์ประกอบหลักนั้น เมื่อนำมาเป็นส่วนหนึ่งของกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงโดยใช้ในการเปลี่ยนรูปของก๊าซที่มาจากกระบวนการกลั่นน้ำมัน ซึ่งมีสารประกอบไฮโดรคาร์บอนตั้งแต่ C1-C5 เป็นองค์ประกอบนั้น สามารถทำให้เซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้มากกว่า และยังมีประสิทธิภาพทางไฟฟ้าที่สูงกว่า ระบบที่นำเอากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำมาใช้ในการเปลี่ยนรูปเชื้อเพลิงที่จะทำการป้อนเข้าไปยังเซลล์เชื้อเพลิง นอกจากกระบวนการในการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอนของเชื้อเพลิงแล้ว พบว่าความดันในการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงก็มีผลต่อปริมาณการผลิตพลังงานไฟฟ้า และประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงเช่นกัน โดยที่เซลล์เชื้อเพลิงที่ดำเนินงานที่ความดัน 3 บาร์ จะสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้มากกว่า และมีประสิทธิภาพทางไฟฟ้าที่มากกว่าเซลล์เชื้อเพลิงที่ดำเนินงานที่ความดัน 1 บาร์ แต่อย่างไรก็ตามการดำเนินงานที่ความดันสูงนั้นก็จำเป็นที่จะต้องมีการติดตั้งอุปกรณ์เพิ่มความดันเข้าไปในกระบวนการซึ่งจะเป็นการเพิ่มเงินในการลงทุน และค่าดำเนินงานของกระบวนการ อีกทั้งการดำเนินงานที่ความดันสูงนั้นก็จำเป็นที่จะต้องออกแบบกระบวนการให้

ครอบคลุมกับความเสียหายของการเกิดความดันสูงจนเกินค่าที่อุปกรณ์จะทนได้ หรืออาจจะต้องออกแบบโดยใช้วัสดุทนแรงดันสูง ดังนั้นการจะออกแบบระบบที่ดำเนินงานที่ความดันสูงนั้นจึงจำเป็นต้องคำนึงถึงความคุ้มค่าในการเพิ่มความดัน เพื่อให้ได้ผลผลิตเพิ่มมากขึ้น กับความเสี่ยงด้านความปลอดภัย ค่าการลงทุนที่เพิ่มขึ้นเช่นกัน

ในการศึกษาครั้งนี้ผู้วิจัยยังพบว่าขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิงนั้นมีผลต่อปริมาณของเซลล์เชื้อเพลิงที่สามารถป้อนเข้าไปภายในเซลล์เชื้อเพลิงได้ และยังส่งผลไปถึงปริมาณพลังงานไฟฟ้าที่เซลล์เชื้อเพลิงผลิตได้ และประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง โดยผู้วิจัยได้ทำการศึกษาถึงขนาดพื้นที่ และจำนวนเซลล์ของเซลล์เชื้อเพลิงที่เพียงพอต่อการป้อนเชื้อเพลิงก๊าซซึ่งจากกระบวนการผลิตปริมาณ 443 kg/hr ซึ่งพบว่าเซลล์เชื้อเพลิงขนาด 576.6 m² หรือที่มีจำนวนเซลล์เชื้อเพลิงชนิดของแข็งออกไซด์แบบท่อ 6,912 เซลล์ นั้นสามารถรองรับเชื้อเพลิงปริมาณ 443 kg/hr ได้

ในรูปที่ 6.2 ได้แสดงให้เห็นถึงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 1 และ 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน พบว่าค่ากระแสต่อพื้นที่ ที่สามารถทำให้ได้ค่ากำลังไฟฟ้าสูงสุดคือ 522.89 และ 612.76 มิลลิแอมป์ต่อตารางเซนติเมตร ซึ่งมีอัตราการป้อนเชื้อเพลิงเป็น 67 และ 78 kg/hr ซึ่งค่ากำลังไฟฟ้าสูงสุดที่ได้คือ 196.26 และ 236.89 kW ประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ณ จุดที่เกิดกำลังไฟฟ้าสูงสุดคือ 29.73 % และ 30.62 สำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งที่ดำเนินงานที่ความดัน 1 และ 3 บาร์ ตามลำดับ

รูปที่ 6.4 ได้แสดงให้เห็นถึงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 1 และ 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน พบว่าค่ากระแสต่อพื้นที่ที่สามารถทำให้ได้ค่ากำลังไฟฟ้าสูงสุดคือ 588.25 และ 634.67 มิลลิแอมป์ต่อตารางเซนติเมตร ซึ่งมีอัตราการป้อนเชื้อเพลิงเป็น 75 และ 73 kg/hr ซึ่งค่ากำลังไฟฟ้าสูงสุดที่ได้คือ 206.94 และ 236.89 kW ประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ณ จุดที่เกิดกำลังไฟฟ้าสูงสุดคือ 27.86 และ 32.18 %

รูปที่ 6.5 ได้แสดงให้เห็นถึงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ซึ่งมีขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิง 576.6 m² (6,912 เซลล์) ที่ความดัน

1 และ 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน พบว่าเซลล์เชื้อเพลิงสามารถดำเนินงานได้ในช่วงอัตราการป้อนเชื้อเพลิง 270-620 และ 60-630 kg/hr โดยค่ากระแสต่อพื้นที่ที่สามารถทำให้ได้ค่ากำลังไฟฟ้าสูงสุดคือ 567.39 และ 633.32 มิลลิแอมป์ต่อตารางเซนติเมตร ซึ่งมีอัตราการป้อนเชื้อเพลิงเป็น 390 และ 435 kg/hr ซึ่งค่ากำลังไฟฟ้าสูงสุดที่ได้คือ 1226.59 และ 1472.68 kW ประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง ณ จุดที่เกิดกำลังไฟฟ้าสูงสุดคือ 30.29 และ 32.30 % สำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งที่ดำเนินงานที่ความดัน 1 และ 3 บาร์ ตามลำดับ



6.6 สรุปผลการศึกษาระบบการทำงานของหอเผาทั้งในการกำจัดก๊าซทั้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิต

จากการจำลองกระบวนการทำงานของหอเผาทั้งบนโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยทำการจำลองโดยใช้ก๊าซทั้งที่ระบายออกจากกระบวนการผลิตปริมาณ 443 kg/hr ซึ่งมีองค์ประกอบของก๊าซดังแสดงในตารางที่ 6.1 โดยทำการศึกษาระบบการเผาไหม้ของหอเผาทั้งทั้งหมด 3 กรณี คือกรณีที่ 1 หอเผาทั้งดำเนินงานโดยไม่ก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้ต่ำกว่า 1200 เคลวิน ($T < 1200 \text{ K}$) กรณีที่ 2 หอเผาทั้งดำเนินงานโดยก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ในรูปแบบของไนตริกออกไซด์ (NO) เท่านั้น เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้อยู่ระหว่าง 1200 - 1600 เคลวิน ($1200 \geq T \leq 1600 \text{ K}$) และกรณีสุดท้ายกรณีที่ 3 หอเผาทั้งดำเนินงานโดยก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ในรูปแบบของไนตริกออกไซด์ (NO) และ ไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO_2) เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้สูงกว่า 1600 เคลวิน ($T \geq 1600 \text{ K}$)

จากการศึกษาทั้งสามกรณีพบว่า ปริมาณการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) และก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO_2) ของทั้งสามกรณีมีค่าเท่ากันคือ 13.14 kg/hr 886.18 kg/hr และ 76.916 kg/hr ตามลำดับ ส่วนค่าการปลดปล่อยก๊าซไนตริกออกไซด์ (NO) จากกรณีที่ 2 และ 3 มีค่า 461.989 kg/hr และ 232.438 kg/hr ตามลำดับ และในกรณีที่ 3 มีการปลดปล่อย ไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO_2) 356.375 kg/hr

จากกรณีที่ 1 ปริมาณการปลดปล่อยก๊าซเรือนกระจกออกจากหอเผาทั้งคิดเป็นส่วนในล้านส่วนได้ดังนี้ ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) 268.06 ส่วนในล้านส่วน ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) 421.18 ส่วนในล้านส่วน และก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO_2) 613.11 ส่วนในล้านส่วน

จากกรณีที่ 2 ปริมาณการปลดปล่อยก๊าซเรือนกระจกออกจากหอเผาทั้งคิดเป็นส่วนในล้านส่วนได้ดังนี้ ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) 192.48 ส่วนในล้านส่วน ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) 302.43 ส่วนในล้านส่วน ก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO_2) 440.25 ส่วนในล้านส่วน และก๊าซไนตริกออกไซด์ (NO) 206.20 ส่วนในล้านส่วน

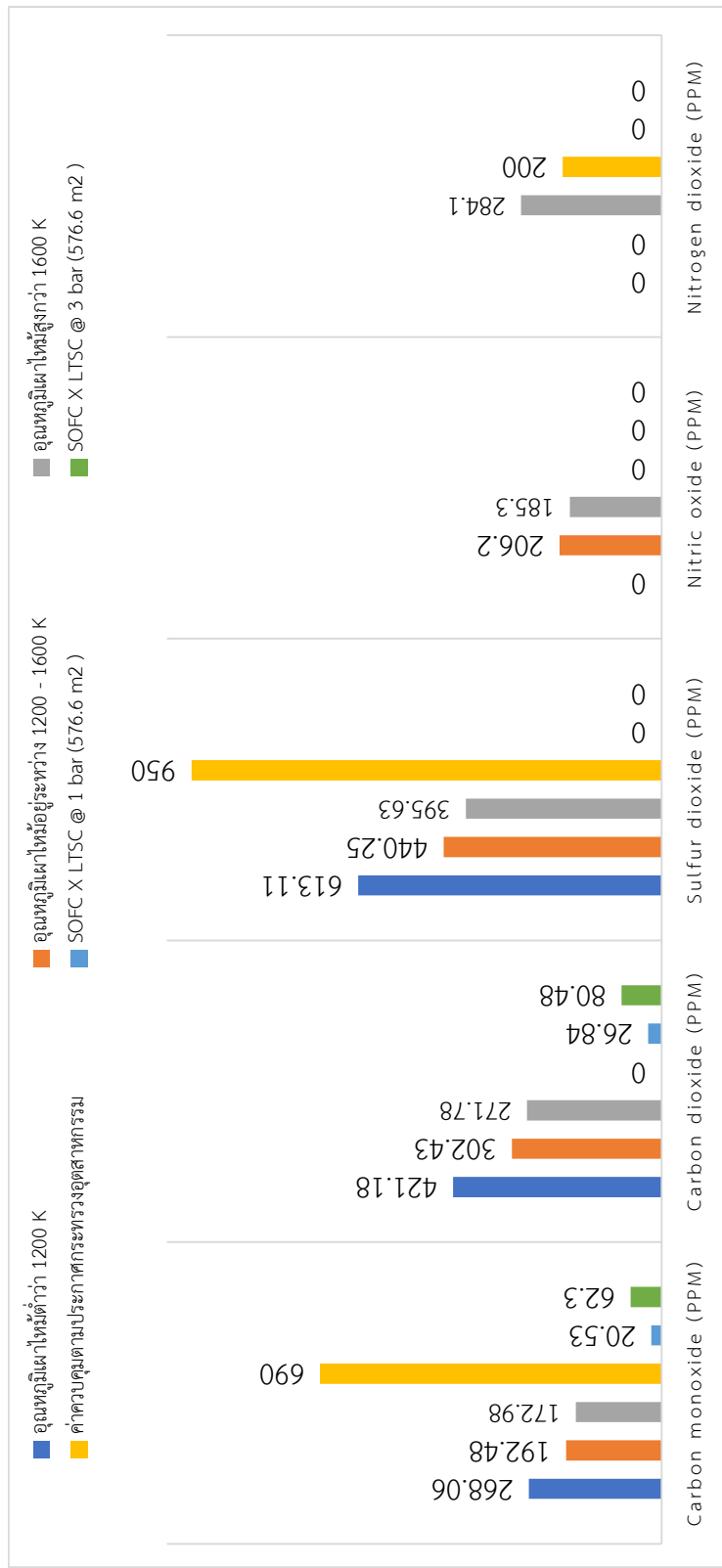
จากกรณีที่ 3 ปริมาณการปลดปล่อยก๊าซเรือนกระจกออกจากหอเผาทั้งคิดเป็นส่วนในล้านส่วนได้ดังนี้ ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) 172.98 ส่วนในล้านส่วน ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2)

271.78 ส่วนในล้านส่วน ก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO₂) 395.63 ส่วนในล้านส่วน ก๊าซไนตริกออกไซด์ (NO) 185.30 ส่วนในล้านส่วน และไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO₂) 284.10 ส่วนในล้านส่วน

ประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม พ.ศ. ๒๕๕๓ เรื่อง กำหนดปริมาณสารเจือปนในอากาศที่ระบายออกจากโรงงานกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม ได้กำหนดให้ปริมาณค่าปริมาณสารเจือปนในอากาศจากเตาเผาที่มีในโรงกลั่นน้ำมันไว้ดังนี้ ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) 690 ส่วนในล้านส่วน ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO₂) 950 ส่วนในล้านส่วน ออกไซด์ของไนโตรเจนในรูปของไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO₂) 200 ส่วนในล้านส่วน

จากการศึกษาทั้งสามกรณีพบว่าอุณหภูมิของปฏิกิริยาเผาไหม้นั้นมีผลต่อการเกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ซึ่งออกไซด์ของไนโตรเจนนั้นเกิดจากปฏิกิริยาการเผาไหม้ในอากาศที่อุณหภูมิสูงกว่า 1200 เคลวิน ในงานวิจัยนี้ปริมาณของก๊าซไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO₂) ที่ออกมาปล่อยของหอเผาที่นั่นมีค่าเกินกว่าค่ากำหนดที่ประกาศไว้ในกระทรวงอุตสาหกรรม พ.ศ. ๒๕๕๓ ดังนั้นโรงงานอุตสาหกรรมจึงควรควบคุมอุณหภูมิของปฏิกิริยาการเผาไหม้ของหอเผาที่ไม่ให้เกิน 1200 เคลวิน ส่วนก๊าซเรือนกระจกอื่นๆนั้น ย่อมเกิดขึ้นเสมอเมื่อมีการเผาไหม้เกิดขึ้น แม้ว่าปริมาณที่ปล่อยออกจากปล่องของหอเผาที่นั่นจะไม่เกินค่ากำหนดตามประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม แต่ก๊าซเรือนกระจกเหล่านี้ก็ส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม และเป็นตัวการในการเกิดสภาวะโลกร้อนอีกด้วย จึงควรลดปริมาณการปล่อยก๊าซเรือนกระจกให้ได้มากที่สุดเท่าที่จะเป็นไปได้

6.7 สรุปผลการศึกษาระดับผลผลิตของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง



รูปที่ 6.6 แผนภูมิสรุปผลการศึกษาระดับผลผลิตของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งที่ดำเนินการที่อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส และความดัน 1 และ 3 บาร์ ที่มีขนาดพื้นที่เซลล์ 576.6 m²

จากรูปที่ 6.6 พบว่าปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ที่ปล่อยออกมาจากกระบวนการเผาไหม้ของท่อเผาที่มีปริมาณสูงสุดที่ 268.06 ส่วนในล้านส่วน ในการเผาไหม้ที่อุณหภูมิ 1200 เคลวิน ซึ่งเมื่อเทียบกับการปลดปล่อยจากการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง มีปริมาณสูงสุดที่ 62.3 ส่วนในล้านส่วน ซึ่งลดลงกว่า 205.76 ส่วนในล้านส่วน หรือคิดเป็นร้อยละ 76.76 สำหรับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ปล่อยออกมาจากกระบวนการเผาไหม้ของท่อเผาที่มีปริมาณสูงสุดที่ 421.18 ส่วนในล้านส่วน ในการเผาไหม้ที่อุณหภูมิ 1200 เคลวิน ซึ่งเมื่อเทียบกับการปลดปล่อยจากการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง มีปริมาณสูงสุดที่ 80.48 ส่วนในล้านส่วน ซึ่งลดลงกว่า 340.7 ส่วนในล้านส่วน หรือคิดเป็นร้อยละ 76.38

จากการศึกษาการปลดปล่อยมลพิษจากท่อเผาที่เปรียบเทียบกับ การปลดปล่อยจากกระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งพบว่า มลพิษที่ปลดปล่อยออกมาจากการผลิตพลังงานไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงนั้นมีปริมาณน้อยกว่ามลพิษที่ถูกปลดปล่อยจากกระบวนการเผาไหม้หลายๆ และไม่มีการปลดปล่อย NO_x และ SO_x ซึ่งเป็นหนึ่งในสารทำให้เกิดสภาวะเรือนกระจก และฝนกรด ออกจากกระบวนการเลย เนื่องจากไม่เกิดการเผาไหม้ในกระบวนการ

บทที่ 7

สรุปและวิเคราะห์ผลการวิจัย

งานวิจัยฉบับนี้ ได้ทำการศึกษากระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ใช้ก๊าซที่จกกระบวนการกลั่นน้ำมันเป็นเชื้อเพลิง ก๊าซที่จกกระบวนการกลั่นน้ำมันนี้ประกอบไปด้วยสารประกอบไฮโดรคาร์บอนตั้งแต่ C1 - C5 ซึ่งมีบางองค์ประกอบไม่สามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งได้ จึงจำเป็นต้องมีกระบวนการเปลี่ยนรูปของก๊าซที่จกกระบวนการกลั่นน้ำมันให้เหมาะสมต่อการนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงให้กับเซลล์เชื้อเพลิง โดยในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษากระบวนการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอน 3 วิธีด้วยกัน คือ กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming) กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ (Low temperature steam conversion) และ กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Dry reforming) จากการศึกษาในบทที่ 4 พบว่ากระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming) นั้นเป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนสูง กล่าวคือสามารถผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้ปริมาณมาก เมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการอีก 2 กระบวนการ และ กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ (Low temperature steam conversion) นั้นมีประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซมีเทนสูง กล่าวคือสามารถผลิตก๊าซมีเทนได้ปริมาณมาก เมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการอีก 2 กระบวนการ ส่วนกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Dry reforming) นั้น แม้ว่าจะมีข้อดีคือมีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในปริมาณที่น้อยมาก แต่ประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนและมีเทนนั้นก็ต่ำกว่า กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming) และ กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ (Low temperature steam conversion) ดังนั้นกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Dry reforming) จึงยังไม่เหมาะสมต่อการนำมาพัฒนาเพื่อใช้ร่วมกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง

ผู้วิจัยจึงได้ทำการศึกษากระบวนการผลิตไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ใช้กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming) ที่อุณหภูมิต่ำ

700 องศาเซลเซียส ที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอนในสายป้อนเข้าหน่วยรีฟอร์มเมอร์เท่ากับ 2.5 และกระบวนการผลิตก๊าซมีเทนด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ (Low temperature steam conversion) ที่อุณหภูมิ 300 องศาเซลเซียส ที่มีค่าสัดส่วนไอน้ำต่อคาร์บอนในสายป้อนเข้าหน่วยรีฟอร์มเมอร์เท่ากับ 0.7 ในการเปลี่ยนรูปสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่เป็นองค์ประกอบของก๊าซทั้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมัน ให้มีความเหมาะสมในการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงในบพที่ 5 พบว่า กระบวนการที่นำเอาการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำมาใช้ในการเปลี่ยนองค์ประกอบของก๊าซทั้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมัน ก่อนที่จะส่งเข้าไปยังเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งนั้น สามารถให้ค่าพลังงานงานไฟฟ้า และประสิทธิภาพทางไฟฟ้าได้สูงกว่ากระบวนการที่นำเอาการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำมาใช้ในการเปลี่ยนองค์ประกอบของก๊าซทั้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมัน ซึ่งพลังงานไฟฟ้าที่สามารถผลิตได้สูงสุด คือ 206.94 kW ประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง คือ 27.86 % สำหรับกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 1 bar และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน และ 245.05 kW ประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงคือ 32.18 % สำหรับกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 3 bar และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ในขณะที่กระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงออกไซด์ของแข็ง โดยการใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำในการเปลี่ยนรูปองค์ประกอบของก๊าซทั้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันนั้นสามารถผลิตพลังงานงานไฟฟ้าได้สูงสุดเพียง 196.26 kW และ 236.89 kW ที่ความดันดำเนินงาน 1 และ 3 บาร์ตามลำดับ

ในการศึกษาครั้งนี้ผู้วิจัยยังพบว่าขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิงนั้นมีผลต่อปริมาณของเซลล์เชื้อเพลิงที่สามารถป้อนเข้าไปภายในเซลล์เชื้อเพลิงได้ และยังส่งผลไปถึงปริมาณพลังงานไฟฟ้าที่เซลล์เชื้อเพลิงผลิตได้ และประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง โดยผู้วิจัยได้ทำการศึกษาถึงขนาดพื้นที่ และจำนวนเซลล์ของเซลล์เชื้อเพลิงที่เพียงพอต่อการป้อนเชื้อเพลิงก๊าซทั้งจากกระบวนการผลิตปริมาณ 443 kg/hr ซึ่งพบว่าเซลล์เชื้อเพลิงขนาด 576.6 m² หรือเซลล์เชื้อเพลิงชนิดของแข็งออกไซด์แบบท่อที่มีจำนวน 6,912 เซลล์ นั้นสามารถรองรับเชื้อเพลิงปริมาณ 443 kg/hr ได้ ซึ่งเซลล์เชื้อเพลิงขนาด 576.6 m² สามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้สูงสุด 1226.59 kW ประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิง 30.29 % สำหรับกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 1 bar และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่

อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน และ 1472.68 kW ประสิทธิภาพทางไฟฟ้าของเซลล์เชื้อเพลิงคือ 32.30 % สำหรับกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 3 bar และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน

ในงานวิจัยนี้ก็ได้พิจารณาค่าพลังงานที่ใช้ในการแลกเปลี่ยนความร้อน เพื่อที่จะกำหนดอุณหภูมิของแต่ละหน่วยดำเนินงานภายในระบบ ดังนั้นประสิทธิภาพของกระบวนการที่แสดงในงานวิจัยนี้จึงเป็นเพียงประสิทธิภาพเชิงมวลเท่านั้น สำหรับการนำเอางานวิจัยนี้ไปพัฒนาเพื่อประยุกต์ใช้ในโรงงานอุตสาหกรรมจริงนั้น ควรพิจารณาค่าพลังงานต่างที่เกิดขึ้น และสูญเสียไปในการดำเนินงาน เพื่อพิจารณาประสิทธิภาพโดยรวมของระบบ ซึ่งพลังงานงานความร้อนที่ป้อนเข้าสู่ระบบนั้นจะเป็นเทคโนโลยีที่ขึ้นอยู่กับความเหมาะสมในการใช้งานของแต่ละอุตสาหกรรม

ในงานวิจัยฉบับนี้ยังมีการศึกษาการปลดปล่อยมลพิษจากการเผาไหม้ก๊าซทิ้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันด้วยหอเผาทิ้ง ซึ่งจากการศึกษาพบว่าการเกิดมลพิษจากหอเผาทิ้งนั้นขึ้นอยู่กับความร้อนในการเผาไหม้ของหอเผาทิ้ง โดยทำการศึกษาระบบการเผาไหม้ของหอเผาทิ้งทั้งหมด 3 กรณี คือกรณีที่ 1 หอเผาทิ้งดำเนินงานโดยไม่ก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้ต่ำกว่า 1200 เคลวิน ($T < 1200 \text{ K}$) พบว่าปริมาณการปลดปล่อยก๊าซเรือนกระจกออกจากหอเผาทิ้งคิดเป็นส่วนในล้านส่วนได้ดังนี้ ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) 268.06 ส่วนในล้านส่วน ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) 421.18 ส่วนในล้านส่วน และก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO_2) 613.11 ส่วนในล้านส่วน กรณีที่ 2 หอเผาทิ้งดำเนินงานโดยก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ในรูปแบบของไนตริกออกไซด์ (NO) เท่านั้น เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้อยู่ระหว่าง 1200 - 1600 เคลวิน ($1200 \geq T \leq 1600 \text{ K}$) พบว่าปริมาณการปลดปล่อยก๊าซเรือนกระจกออกจากหอเผาทิ้งคิดเป็นส่วนในล้านส่วนได้ดังนี้ ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) 192.48 ส่วนในล้านส่วน ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) 302.43 ส่วนในล้านส่วน ก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO_2) 440.25 ส่วนในล้านส่วน และก๊าซไนตริกออกไซด์ (NO) 206.20 ส่วนในล้านส่วน และกรณีสุดท้ายกรณีที่ 3 หอเผาทิ้งดำเนินงานโดยก่อให้เกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ในรูปแบบของไนตริกออกไซด์ (NO) และ ไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO_2) เนื่องจากอุณหภูมิของการเผาไหม้สูงกว่า 1600 เคลวิน ($T \geq 1600 \text{ K}$) พบว่าปริมาณการปลดปล่อยก๊าซเรือนกระจกออกจากหอเผาทิ้งคิดเป็นส่วนในล้านส่วนได้ดังนี้ ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) 172.98 ส่วนในล้านส่วน ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) 271.78 ส่วนในล้านส่วน ก๊าซซัลเฟอร์ได

ออกไซด์ (SO₂) 395.63 ส่วนในล้านส่วน ก๊าซไนตริกออกไซด์ (NO) 185.30 ส่วนในล้านส่วน และ ไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO₂) 284.10 ส่วนในล้านส่วน

ประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม พ.ศ. ๒๕๕๓ เรื่อง กำหนดปริมาณสารเจือปนในอากาศที่ระบายออกจากโรงงานกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม ได้กำหนดให้ปริมาณค่าปริมาณสารเจือปนในอากาศจากเตาเผาที่มีในโรงกลั่นน้ำมันไว้ดังนั้น ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) 690 ส่วนในล้านส่วน ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO₂) 950 ส่วนในล้านส่วน ออกไซด์ของไนโตรเจนในรูปของไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO₂) 200 ส่วนในล้านส่วน

จากการศึกษาทั้งสามกรณีพบว่าอุณหภูมิของปฏิกิริยาเผาไหม้นั้นมีผลต่อการเกิดสารประกอบออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ซึ่งออกไซด์ของไนโตรเจนนั้นเกิดจากปฏิกิริยาการเผาไหม้ในอากาศที่อุณหภูมิสูงกว่า 1200 เคลวิน ในงานวิจัยนี้ปริมาณของก๊าซไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO₂) ที่ออกมาจากปล่องของหอเผาทั้งนั้นมีค่าเกินกว่าค่ากำหนดที่ประกาศไว้ในกระทรวงอุตสาหกรรม พ.ศ. ๒๕๕๓ ดังนั้นโรงงานอุตสาหกรรมจึงควรควบคุมอุณหภูมิของปฏิกิริยาการเผาไหม้ของหอเผาทั้งไม่ให้เกิน 1200 เคลวิน ส่วนก๊าซเรือนกระจกอื่นๆนั้น ย่อมเกิดขึ้นเสมอเมื่อมีการเผาไหม้เกิดขึ้น แม้ว่าปริมาณที่ปล่อยออกจากปล่องของหอเผาทั้งจะไม่เกินค่ากำหนดตามประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม แต่ก๊าซเรือนกระจกเหล่านี้ก็ส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม และเป็นตัวการในการเกิดสภาวะโลกร้อนอีกด้วย จึงควรลดปริมาณการปล่อยก๊าซเรือนกระจกให้ได้มากที่สุดเท่าที่จะเป็นไปได้

จากการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งที่มีขนาด 576.6 m² หรือที่มีจำนวนเซลล์เชื้อเพลิงชนิดของแข็งออกไซด์แบบท่อ 6,912 เซลล์ พบว่าในการผลิตพลังงานไฟฟ้า 1226.59 kW ด้วย กระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 1 bar และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน พบว่ามีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากเซลล์เชื้อเพลิง 26.84 ส่วนล้านส่วน และมีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ 20.53 ส่วนในล้านส่วน และสำหรับการผลิตพลังงานไฟฟ้า 1472.68 kW กระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 3 bar และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน พบว่ามีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากเซลล์เชื้อเพลิง 80.48 ส่วนในล้านส่วน และมีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ 62.30 ส่วนในล้านส่วน

จากการศึกษาพบว่าก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ปลดปล่อยออกจากเซลล์เชื้อเพลิงของทั้งสองกระบวนการนี้มีปริมาณน้อยกว่ากระบวนการเผาไหม้ของท่อเผาทั้งทั้ง 3 กรณี ดังนั้นการนำเอาก๊าซทั้งจากกระบวนการกลั่นน้ำมันมาใช้ในการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งนั้นสามารถลดปริมาณการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ออกสู่ชั้นบรรยากาศ และยังไม่ก่อให้เกิดก๊าซเรือนกระจกอื่นๆ เช่น ก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO_2) และ ออกไซด์ของไนโตรเจนในรูปของไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO_2) เนื่องจากไม่เกิดกระบวนการเผาไหม้

ข้อเสนอแนะจากการทำการศึกษา

1. ในงานวิจัยนี้ได้พิจารณาเพียงผลผลิต และ ประสิทธิภาพเชิงมวลของแต่ละกระบวนการเท่านั้น ผู้ที่ต้องการจะนำเอางานวิจัยนี้ไปพัฒนาต่อ ควรที่จะศึกษาปริมาณมาณพลังงานที่ใช้ในการแลกเปลี่ยนความร้อนภายในระบบ และค่าการสูญเสียทางพลังงาน เพื่อเป็นการพิจารณาประสิทธิภาพโดยรวมของกระบวนการ ซึ่งพลังงานงานความร้อนที่ป้อนเข้าสู่ระบบนั้นจะเป็นเทคโนโลยีที่ขึ้นอยู่กับความเหมาะสมในการใช้งานของแต่ละอุตสาหกรรม
2. ในการทำงานวิจัยนี้พบว่า ความดันในการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิงนั้นมีผลต่อการดำเนินงานของเซลล์เชื้อเพลิง ซึ่งเซลล์เชื้อเพลิงที่ดำเนินงานที่ความดัน 3 bar จะสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้สูงกว่า และมีประสิทธิภาพทางไฟฟ้าสูงกว่าเซลล์เชื้อเพลิงที่ดำเนินงานที่ความดัน 1 bar แต่อย่างไรก็ตามการดำเนินงานที่ความดันสูงนั้นจะต้องคำนึงถึงความปลอดภัยของกระบวนการที่จะดำเนินงานที่ความดันสูง ซึ่งมีความเสี่ยงในการดำเนินงานที่สูงกว่า และจะต้องมีระบบป้องกันที่รัดกุมขึ้น นอกจากนี้กระบวนการที่ดำเนินงานที่ความดันสูงยังมีการลงทุนที่สูงกว่า เนื่องจากจะต้องมาการติดตั้งอุปกรณ์เพิ่มความดันเข้าไปในกระบวนการ ซึ่งนอกจากการลงทุนที่สูงขึ้นแล้ว ค่าดำเนินงานก็ยิ่งสูงขึ้นอีกด้วย ดังนั้นการนำเอากระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งนั้นควรจะทำการศึกษาความคุ้มค่าของปริมาณพลังงานไฟฟ้าที่เพิ่มขึ้นจากการผลิตที่ความดันสูง กับค่าการลงทุน และการดำเนินงานที่เพิ่มสูงขึ้น

3. การผลิตพลังงานไฟฟ้าด้วยเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งนั้นจะต้องคำนึงถึงขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิงที่เหมาะสมกับปริมาณก๊าซที่ต้องการจะป้อนเข้าไปในเซลล์เชื้อเพลิง เพื่อให้เซลล์เชื้อเพลิงสามารถดำเนินงานได้มีประสิทธิภาพสูงสุด และสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้สูงที่สุด ที่ปริมาณเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้ามาในเซลล์เชื้อเพลิง แต่อย่างไรก็ตามขนาดพื้นที่ที่เพิ่มขึ้นของเซลล์เชื้อเพลิงนั้นจะส่งผลให้ค่าการลงทุนของกระบวนการนั้นเพิ่มสูงขึ้นด้วย

4. กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนในปัจจุบันนี้มีหลากหลายกระบวนการซึ่งแต่ละกระบวนการมีความสามารถในการเปลี่ยนองค์ประกอบของสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่แตกต่างกัน ดังนั้นจึงควรศึกษากระบวนการที่เหมาะสมกับก๊าซที่เป็นสารตั้งต้นที่ต้องการจะเปลี่ยนรูป และศึกษากระบวนการที่นำก๊าซที่ได้ไปใช้ประโยชน์ เพื่อให้เกิดประโยชน์สูงสุดในการเปลี่ยนองค์ประกอบของก๊าซนั้นๆ



บรรณานุกรม



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

บรรณานุกรม

- [1] Global Temperature. (2561, สิงหาคม 8). Retrieved from NASA Global Climate Change Vital Signs of The Planet: <https://climate.nasa.gov/>
- [2] ไม่ปรากฏชื่อผู้แต่ง.(2561). การปล่อยCO2จากการใช้พลังงานของประเทศ.สำนักงานนโยบายและแผนพลังงาน กระทรวงพลังงาน .[หนังสืออิเล็กทรอนิกส์] เข้าถึงได้จาก .: URL : <http://www.eppo.go.th/index.php/th/energy-information/static-energy/static-> 7มิถุนายน.2561
- [3] ดร.ศิริกาญจน์ เหลืองสกุล. (2560) ระบบบำบัดมลพิษอากาศและกฎหมายที่เกี่ยวข้อง. กรมโรงงานอุตสาหกรรม. [หนังสืออิเล็กทรอนิกส์] เข้าถึงได้จาก .: URL : goo.gl/xBafeK. สืบค้นเมื่อวันที่ .2561 มิถุนายน 7จากเว็บไซต์ :
- [4] Gabriele Comodi, Massimiliano Renzi, Mose Rossi. (2016). Energy efficiency improvement in oil refineries through flare gas recovery technique to meet the emission trading targets. *Energy 109*(2016), 1-12.
- [5] Trevor Leagas , Greg Seefeldt and David Hoon. (2016). Ejector Technology for Efficient and Cost Effective Flare Gas Recovery . The GPA-GCC 24 th Annual Technical Conference. Kuwait City.
- [6] ชีระศักดิ์ เสภากล่อม. (2549). ทำความรู้จักกับเซลล์เชื้อเพลิง (Fuel Cell) พลังงานสะอาดแห่งอนาคต. อินดัสเทรียล เทคโนโลยี รีวิว (Industrial technology review). ปีที่ 12 ฉบับที่ 157 (ต.ค. 2549) หน้า 166-175. [หนังสืออิเล็กทรอนิกส์] เข้าถึงได้จาก .: URL : <https://goo.gl/mZYVPN>. 5 มิถุนายน 2561.
- [7] M.J. Sayagaues, F.J. Gotor, M. Pueyo, R. Poyato, F.J. Garcai-GarCai. (2018). Mechano-synthesis of Sr_{1-x}LaxTiO₃ anodes for SOFCs: Structure and electrical conductivity. *Journal of Alloys and Compounds*, 679-686.

- [8] Youcef Sahli, Hocine Ben Moussa, บาร์ิซา Zitouni. (2018). Optimization study of the produced electric power by SOFCs. *International journal of hydrogen energy*, 1-10.
- [9] เกาหลีใต้ลงทุนสร้างโรงไฟฟ้าจากเซลล์เชื้อเพลิงแห่งใหม่ขนาดใหญ่ที่สุดในโลก.(2015, Aug 29). Retrieved from www.voathai.com: <https://www.voathai.com/a/korea-fuel-cells/2935795.html>
- [10] Fuel Cell - Business. (2018, Nov. 15). Retrieved from eng.poscoenergy.com: <https://goo.gl/82qE5Z>
- [11] ชูบรรจง, ณ. (2015, June 15). Nissan Solid Oxide Fuel Cell อนาคตเอทานอลอาจไปไกลกว่าที่คิด. Retrieved from www.autodeft.com: <https://goo.gl/o2mYre>
- [12] Nissan unveils world's first Solid-Oxide Fuel Cell vehicle. (2016, Aug 4). Retrieved from nissannews.com: <https://goo.gl/6FYEKs>
- [13] Nissan announces development of the world's first SOFC-powered vehicle system that runs on bio-ethanol electric power. (2016, June 14). Retrieved from newsroom.nissan-global.com: <https://goo.gl/oGCE4n>
- [14] Nissan unveils first Solid-Oxide Fuel Cell vehicle; fueled by ethanol, 600 km range. (2016, August 5). Retrieved from www.greencarcongress.com: <https://goo.gl/EIVhcW>
- [15] Stephen H. Clarke, Andrew L. Dicks*, Kevin Pointon, Thomas A. Smith, Angie Swann. (1997). Catalytic aspects of the steam reforming of hydrocarbons in internal reforming fuel cells. *Catalysis Today* 38(1997), 411-423.
- [16] Tatiane da Silva Veras, Thiago Simonato Mozer, Danielleda Costa Rubim Messeder dos Santos และ Aldarada Silva César. (2017). Hydrogen: Trends, production and characterization of the main process worldwide. *international journal of hydrogen energy*, 2018-2033.

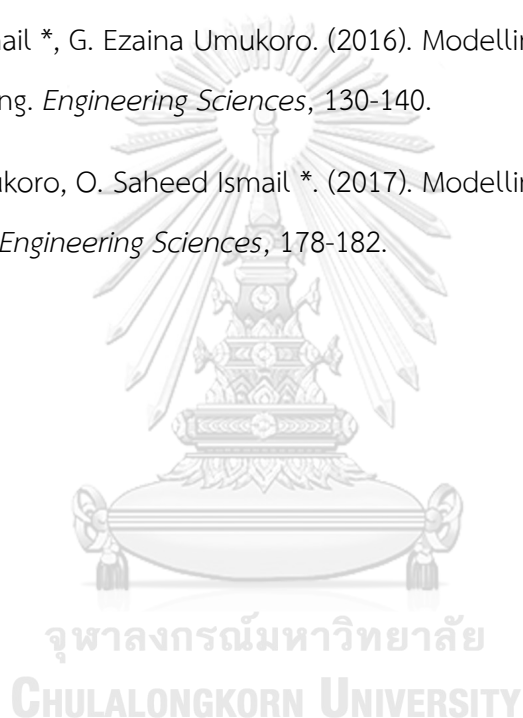
- [17] Yuchen Gao และคณะ. (2017). A review of recent developments in hydrogen production via biogas dry reforming. *Energy Conversion and Management* , 133–155.
- [18] สำนักนโยบายและแผนพลังงาน กระทรวงพลังงาน. (2015, เมษายน 10). เชื้อเพลิงไฮโดรเจน พลังงานทางเลือกใหม่ทดแทนน้ำมัน. Retrieved from สถาบันวิจัยและพัฒนาพลังงานนครพิงค์ :<http://erdi.cmu.ac.th/index.php/news/1254?category=11>
- [19] Tatiane da Silva Veras, Thiago Simonato Mozer, Danielleda Costa Rubim Messeder dos Santos และ Aldarada Silva César. (2017). Hydrogen: Trends, production and characterization of the main process worldwide. *international journal of hydrogen energy*, 2018-2033.
- [20] Benjamin T. Schadel, Matthias Duisberg และ Olaf Deutschmann. (2009). Steam reforming of methane, ethane, propane, butane, and natural gas over a rhodium-based catalyst. *Catalysis Today*, 42-51.
- [21] Jianzhong GUO, Zhaoyin HOU และ Xiaoming ZHENG . (2010). Autothermal Reforming of CH₄ and C₃H₈ to Syngas in a Fluidized-Bed Reactor. *CHINESE JOURNAL OF CATALYSIS*, 1115-1121.
- [22] L. Barelli, G.Bidinia, G.Cintia, F.Gallorinib และ M.Pönizc (2017). SOFC stack coupled with dry reforming. *Applied Energy*, 498-507.
- [23] M.Enayati Sangsaraki และ E. Anajafi. (2015). Design Criteria and Simulation of Flare Gas Recovery System. *International Conference on Chemical, Food and Environment Engineering (ICCFEE'15)*, (pp. 35-39). Dubai(UAE).
- [24] O.Zadakbar, A. Vatani and K. Karimpour . (2008). Flare Gas Recovery in Oil and Gas Refineries. *Oil & Gas Science and Technology* , 705-711.
- [25] Zhang, W. (2006). *Simulation of Solid Oxide Fuel Cell-Based Power*. Ontario,Canada: University of Waterloo.

- [26] Kanghun Lee, Sanggyu Kang และ Kook-Young Ahn. (2017). Development of a highly efficient solid oxide fuel cell system. *Applied Energy*, 822-833.
- [27] Ramani, V. (2006). Fuel Cell. *The Electrochemical Society Interface*, 41-43.
- [28] Mohamad Ameri และ Rasoul Mohammadi . (2011). simulation of an atmospheric SOFC and gas turbine hybrid system using Aspen plus software. *internal journal of energy research*, 412-425
- [29] Gladys A. Anyenya, Neal P. Sullivan, Robert J. Braun. (2017). Modeling and simulation of anovel 4.5 kWe multi-stack solid -oxide fuel cell prototype assembly for combined heat and power. *Energy Conversion and Management*, 247-259.
- [30] Raffaello Cozzolino*, Lidia Lombardi, Laura Tribiolo. (2017). Use of biogas from biowaste in a solid oxide fuel cell stack: Application to an off-grid power plant. *Renewable Energy*, 781-791.
- [31] กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน. (2557). ไฮโดรเจน. Retrieved from iEnergyGuru: <https://ienergyguru.com/2015/07/hydrogen-production/>
- [32] คู่มือหลักปฏิบัติที่ดีสำหรับการใช้หอเผาทิ้ง (Flare) ในโรงงานอุตสาหกรรม. (2554, ธันวาคม). Retrieved from กรมโรงงานอุตสาหกรรม :<http://php.diw.go.th/env/wp-content/uploads/2016/04/flare.pdf>
- [33] Gas Recovery Plants. (n.d.). Retrieved from <https://goo.gl/KmuWaz>
- [34] Flare system. (n.d.). Retrieved from <https://goo.gl/2shMWR>
- [35] อภิรัตน์ เล่าห์บุตรีเชลล์เชื้อเพลิงและการวิจัยพัฒนา .(2547) . Solid Oxide Fuel Cell.
- [36] ไม่ปรากฏชื่อผู้แต่ง. 2561. SOLID OXIDE FUEL CELLS .[หนังสืออิเล็กทรอนิกส์] เข้าถึงได้จาก . : URL : <http://goo.gl/WwMjiK>. 13 สิงหาคม 2561.
- [37] ประนุดา จิวากานนท์, พิมพา ลิมทองกุล และสุมิตรา จรสโรจน์กุล .(2550) . การพัฒนาแบบจำลองจุลภาคของเซลล์เชื้อเพลิงแบบออกไซด์ของแข็งของแข็งโดยใช้อาโนดเป็นฐาน

Micro Modeling of Anode-Supported SOFC. *การประชุมเชิงวิชาการเครือข่ายพลังงานแห่งประเทศไทยครั้งที่ 3*, .7-1

- [38] Zainab Ibrahim S G Adiya*, Valerie Dupont, Tariq Mahmud. (2019). Steam reforming of shale gas with nickel and calcium looping . *Fuel*, 142-151.
- [39] S.I. Uskov, D.I. Potemkin, A.B. Shigarov, P.V. Snytnikov, V.A. Kirillov, V.A. Sobyenin . (2019). Low-temperature steam conversion of flare gas for various applications. *Chemical Engineering Journal*, 533-540.
- [40] Pali Rosha, Saroj Kumar Mohapatra, Sunil Kumar Mahla, Amit Dhir. (2019). Hydrogen enrichment of biogas via dry and autothermal-dry reforming with pure nickel (Ni) nanoparticle. *Energy*, 733-739.
- [41] อารณวิชานพ, อ. (2561). ระบบเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งสำหรับการผลิตพลังงานไฟฟ้าสะอาด. กรุงเทพฯ :สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- [42] *EUROPEAN COMMISSION BACKS 3D PRINTED CLEAN ENERGY PROJECT CELL3DITOR*. (2019, June 3). Retrieved from 3D Printing Industry: <https://www.google.com/url?sa=i&source=images&cd=&ved=2ahUKEwikurqp-uriAhUJs48KHSAJDUIQjRx6BAgBEAU&url=https%3A%2F%2F3dprintingindustry.com%2Fnews%2F-european-commission-backs-3d-printed-clean-energy-project-cell3ditor-119467%2F&psig=AOvVaw2mVLikeZilPN55xx>
- [43] *NGK SPARK PLUG Expands the Use of Planar Solid-Oxide Fuel Cell (SOFC) Stacks from Household to Commercial and Industrial Applications*. (2017, Aug 07). Retrieved from NGKNTK.co.jp: https://www.google.com/url?sa=i&source=images&cd=&ved=2ahUKEWjdnaSV_OriAhXMRo8KHX0mC3oQjRx6BAgBEAU&url=https%3A%2F%2Fwww.ngkntk.co.jp%2Fenglish%2Fnews%2Fdetail%2F001449.html&psig=AOvVaw1wnKGT8MuYQ_oqPKfABMTP&ust=1560670171895981

- [44] Hamedani, H. A. (2019, Jun 03). *Solid oxide fuel cell configurations. Left: Tubular design and right: Planar design*. Retrieved from Researchgate:
https://www.researchgate.net/figure/Solid-oxide-fuel-cell-configurations-Left-Tubular-design-and-right-Planar-design_fig5_27541712
- [45] ประกาศกระทรวงอุตสาหกรรม เรื่อง กำหนดปริมาณสารเจือปนในอากาศที่ระบายออกจากโรงงานกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม พ.ศ. ๒๕๕๓. (2553, ธันวาคม 20). Retrieved from <http://www.diw.go.th/hawk/law/air/42.pdf>
- [46] O. Saheed Ismail *, G. Ezaina Umukoro. (2016). Modelling combustion reactions for gas flaring. *Engineering Sciences*, 130-140.
- [47] G. Ezaina Umukoro, O. Saheed Ismail *. (2017). Modelling emissions from natural gas flaring. *Engineering Sciences*, 178-182.





ภาคผนวก ก

ผลการจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ บนโปรแกรม ASPEN PLUS

ตารางที่ ก-1 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.850	24.850	102.35	76.814	500.000	500.000	24.850
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Flows	kmol/hr	21.214	20.014	12.45	32.462	32.462	39.876	1.201
WATER	kmol/hr	0	0	12.45	12.449	12.449	5.940	0
CARBO-MO	kmol/hr	0.066	0.066	0	0.066	0.066	1.111	0
CARBO-DI	kmol/hr	0.368	0.368	0	0.368	0.368	3.100	0
METHA-01	kmol/hr	5.289	5.289	0	5.289	5.289	16.394	0
HYDRO-01	kmol/hr	7.436	7.436	0	7.436	7.436	10.949	0
OXYGE-01	kmol/hr	0	0	0	0	0	0	0
NITRO-01	kmol/hr	2.381	2.381	0	2.381	2.381	2.381	0
ETHYL-01	kmol/hr	0.068	0.068	0	0.068	0.068	2.90E-06	0
ACETA-01	kmol/hr	0.000	0.000	0	0	0	1.25E-08	0
ETHAN-02	kmol/hr	1.266	1.266	0	1.266	1.266	3.45E-04	0

ตารางที่ ก-2 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.850	24.850	102.35	76.814	500.000	500.000	24.850
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Flows	kmol/hr	21.214	20.014	12.45	32.462	32.462	39.876	1.201
PROPA-01	kmol/hr	1.209	1.209	0	1.209	1.209	4.08E-08	0
N-BUT-01	kmol/hr	0.721	0.721	0	0.721	0.721	4.68E-12	0
H2S	kmol/hr	1.201	0	0	0	0	0	1.201
ISOBU-01	kmol/hr	0.272	0.272	0	0.272	0.272	3.21E-12	0
ISOBU-02	kmol/hr	0.072	0.072	0	0.072	0.072	1.14E-12	0
ISOPEN	kmol/hr	0.500	0.500	0	0.500	0.500	7.15E-16	0
N-PEN-01	kmol/hr	0.366	0.366	0	0.366	0.366	4.74E-16	0

ตารางที่ ก-3 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.850	24.850	102.35	76.814	500.000	500.000	24.850
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Fractions	-							
WATER	-	0	0	1	0.383	0.383	0.149	0
CARBO-MO	-	0.003	0.003	0	0.002	0.002	0.028	0
CARBO-DI	-	0.017	0.018	0	0.011	0.011	0.078	0
METHA-01	-	0.249	0.264	0	0.163	0.163	0.411	0
HYDRO-01	-	0.351	0.372	0	0.229	0.229	0.275	0
OXYGE-01	-	0	0	0	0	0	5.81E-29	0
NITRO-01	-	0.112	0.119	0	0.073	0.073	0.060	0
ETHYL-01	-	0.003	0.003	0	0.002	0.002	7.28E-08	0
ACETA-01	-	0.000	0.000	0	0.000	0.000	3.14E-10	0
ETHAN-02	-	0.060	0.063	0	0.039	0.039	8.65E-06	0

ตารางที่ ก-4 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.850	24.850	102.35	76.814	500.000	500.000	24.850
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Fractions	-							
PROPA-01	-	0.057	0.060	0	0.037	0.037	1.02E-09	0
N-BUT-01	-	0.034	0.036	0	0.022	0.022	1.17E-13	0
H2S	-	0.057	0.000	0	0	0	0	1
ISOBU-01	-	0.013	0.014	0	0.008	0.008	8.05E-14	0
ISOBU-02	-	0.003	0.004	0	0.002	0.002	2.86E-14	0
ISOPEN	-	0.024	0.025	0	0.015	0.015	1.79E-17	0
N-PEN-01	-	0.017	0.018	0	0.011	0.011	1.19E-17	0

ตารางที่ ก-5 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.850	24.850	102.35	76.814	500.000	500.000	24.850
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Flows	kg/hr	443	402.08	224.26	626.35	626.35	626.35	40.92
WATER	kg/hr	0	0	224.26	224.265	224.265	107.012	0
CARBO-MO	kg/hr	1.841	1.841	0	1.841	1.841	31.115	0
CARBO-DI	kg/hr	16.199	16.199	0	16.199	16.199	136.420	0
METHA-01	kg/hr	84.846	84.846	0	84.846	84.846	263.003	0
HYDRO-01	kg/hr	14.990	14.990	0	14.990	14.990	22.072	0
OXYGE-01	kg/hr	0.000	0.000	0	0.000	0.000	0.000	0
NITRO-01	kg/hr	66.713	66.713	0	66.713	66.713	66.713	0
ETHYL-01	kg/hr	1.905	1.905	0	1.905	1.905	8.15E-05	0
ACETA-01	kg/hr	0	0	0	0	0	5.52E-07	0
ETHAN-02	kg/hr	38.078	38.078	0	38.078	38.078	1.04E-02	0

ตารางที่ ก-6 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.850	24.850	102.35	76.814	500.000	500.000	24.850
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Flows	kg/hr	443	402.08	224.26	626.35	626.35	626.35	40.92
PROPA-01	kg/hr	53.329	53.329	0	53.329	53.329	1.80E-06	0
N-BUT-01	kg/hr	41.895	41.895	0	41.895	41.895	2.72E-10	0
H2S	kg/hr	40.919	0	0	0	0	0	40.92
ISOBU-01	kg/hr	15.790	15.790	0	15.790	15.790	1.86E-10	0
ISOBU-02	kg/hr	4.057	4.057	0	4.057	4.057	6.40E-11	0
ISOPEN	kg/hr	36.040	36.040	0	36.040	36.040	5.16E-14	0
N-PEN-01	kg/hr	26.398	26.398	0	26.398	26.398	3.42E-14	0

ตารางที่ ก-7 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.850	24.850	102.35	76.814	500.000	500.000	24.850
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Fractions	-							
WATER	-	0	0	1	0.358	0.358	0.171	0
CARBO-MO	-	0.004	0.005	0	0.003	0.003	0.050	0
CARBO-DI	-	0.037	0.040	0	0.026	0.026	0.218	0
METHA-01	-	0.192	0.211	0	0.135	0.135	0.420	0
HYDRO-01	-	0.034	0.037	0	0.024	0.024	0.035	0
OXYGE-01	-	0.000	0.000	0	0.000	0.000	0.000	0
NITRO-01	-	0.151	0.166	0	0.107	0.107	0.107	0
ETHYL-01	-	0.004	0.005	0	0.003	0.003	1.30E-07	0
ACETA-01	-	0.000	0.000	0	0.000	0.000	8.82E-10	0
ETHAN-02	-	0.086	0.095	0	0.061	0.061	1.66E-05	0

ตารางที่ ก-8 ผลการศึกษาระบบปริมาณสัดส่วนโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.850	24.850	102.35	76.814	500.000	500.000	24.850
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Fractions	-							
PROPA-01	-	0.120	0.133	0	0.085	0.085	2.87E-09	0
N-BUT-01	-	0.095	0.104	0	0.067	0.067	4.35E-13	0
H2S	-	0.092	0.000	0	0	0	0	1
ISOBU-01	-	0.036	0.039	0	0.025	0.025	2.98E-13	0
ISOBU-02	-	0.009	0.010	0	0.006	0.006	1.02E-13	0
ISOPEN	-	0.081	0.090	0	0.058	0.058	8.23E-17	0
N-PEN-01	-	0.060	0.066	0	0.042	0.042	5.46E-17	0
Volume Flow	l/min	8485.057	8006.715	6234.13	14844.513	33763.780	41484.888	477.445

ตารางที่ ก-9 ผลการศึกษาของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการฟอสมิงด้วยไอน้ำ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิ
 ดำเนินงาน 500 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน เท่ากับ 0.7

TEMP	CH4	C3H8	C4H10	C5H12	H2	C2H6	CO2	C2H4	IC4H8	IC4H10	IC5H12	STEAM	CO
C	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR
500	263.36	1.8E-06	2.8E-10	1.8E-14	21.92	0.01	136.11	8.1E-05	6.5E-11	1.9E-10	2.6E-14	107.54	30.68
520	254.89	2.1E-06	3.5E-10	4.7E-14	25.15	0.01	136.83	1.4E-04	1.1E-10	2.3E-10	7.0E-14	97.74	45.01
540	245.17	2.4E-06	4.2E-10	6.0E-14	28.68	0.01	133.82	2.2E-04	1.9E-10	2.7E-10	8.6E-14	88.05	63.91
560	234.10	2.6E-06	4.8E-10	7.2E-14	32.53	0.01	126.78	3.5E-04	2.9E-10	3.0E-10	1.0E-13	78.50	87.71
580	221.74	2.7E-06	5.2E-10	8.2E-14	36.69	0.01	115.88	5.3E-04	4.3E-10	3.1E-10	1.1E-13	69.09	116.23
600	208.31	2.8E-06	5.5E-10	8.8E-14	41.10	0.01	101.81	7.8E-04	6.0E-10	3.2E-10	1.2E-13	59.77	148.63
620	194.23	2.8E-06	5.6E-10	9.1E-14	45.67	0.01	85.66	1.1E-03	8.1E-10	3.2E-10	1.2E-13	50.57	183.49
640	180.11	2.7E-06	5.6E-10	9.2E-14	50.22	0.01	68.80	1.5E-03	1.1E-09	3.1E-10	1.2E-13	41.61	218.88
660	166.63	2.7E-06	5.6E-10	9.5E-14	54.56	0.01	52.61	2.1E-03	1.4E-09	3.0E-10	1.2E-13	33.10	252.71
680	154.48	2.7E-06	5.8E-10	1.0E-13	58.48	0.01	38.24	2.9E-03	1.9E-09	3.0E-10	1.3E-13	25.34	283.07
700	144.19	2.8E-06	6.2E-10	1.1E-13	61.82	0.01	26.44	4.1E-03	2.6E-09	3.2E-10	1.4E-13	18.62	308.55
720	136.03	3.0E-06	7.2E-10	1.4E-13	64.49	0.01	17.45	5.9E-03	3.9E-09	3.6E-10	1.7E-13	13.13	328.52

ตารางที่ ก-10 ผลการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน เท่ากับ 0.7 (ต่อ)

TEMP	CH4	C3H8	C4H10	C5H12	H2	C2H6	CO2	C2H4	IC4H8	IC4H10	IC5H12	STEAM	CO
C	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR
740	129.97	3.5E-06	8.8E-10	1.8E-13	66.48	0.01	11.08	8.6E-03	6.3E-09	4.4E-10	2.2E-13	8.94	343.15
760	125.73	4.1E-06	1.2E-09	2.6E-13	67.88	0.01	6.83	1.3E-02	1.1E-08	5.6E-10	3.1E-13	5.92	353.24
780	122.90	5.1E-06	1.6E-09	4.0E-13	68.82	0.01	4.15	1.9E-02	1.8E-08	7.6E-10	4.7E-13	3.86	359.87
800	121.08	6.4E-06	2.2E-09	6.4E-13	69.43	0.02	2.50	2.9E-02	3.3E-08	1.0E-09	7.4E-13	2.50	364.08
820	119.91	8.2E-06	3.2E-09	1.0E-12	69.82	0.02	1.51	4.5E-02	6.0E-08	1.5E-09	1.2E-12	1.62	366.71
840	119.17	1.1E-05	4.7E-09	1.7E-12	70.07	0.02	0.92	6.7E-02	1.1E-07	2.1E-09	1.9E-12	1.05	368.34
860	118.67	1.3E-05	6.7E-09	2.7E-12	70.22	0.02	0.57	1.0E-01	1.9E-07	3.0E-09	3.1E-12	0.69	369.35
880	118.33	1.7E-05	9.7E-09	4.4E-12	70.33	0.03	0.36	1.5E-01	3.4E-07	4.2E-09	4.9E-12	0.46	369.98
900	118.06	2.2E-05	1.4E-08	7.0E-12	70.40	0.03	0.23	2.2E-01	5.9E-07	5.9E-09	7.8E-12	0.31	370.38

ตารางที่ ก-11 ประสิทธิภาพในการผลิตของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ จากก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการกลั่นน้ำมัน 443 kg/hr โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7

Production efficiency (%)				
TEMP	CH4	H2	CO2	CO
°C	%	%	%	%
500	59.45	4.95	30.73	6.93
520	57.54	5.68	30.89	10.16
540	55.34	6.47	30.21	14.43
560	52.84	7.34	28.62	19.80
580	50.05	8.28	26.16	26.24
600	47.02	9.28	22.98	33.55
620	43.85	10.31	19.34	41.42
640	40.66	11.34	15.53	49.41
660	37.61	12.32	11.88	57.05
680	34.87	13.20	8.63	63.90
700	32.55	13.96	5.97	69.65
720	30.71	14.56	3.94	74.16
740	29.34	15.01	2.50	77.46
760	28.38	15.32	1.54	79.74
780	27.74	15.54	0.94	81.23
800	27.33	15.67	0.56	82.19
820	27.07	15.76	0.34	82.78
840	26.90	15.82	0.21	83.15
860	26.79	15.85	0.13	83.37
880	26.71	15.88	0.08	83.52
900	26.65	15.89	0.05	83.61

ตารางที่ ก-12 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	500.00	500.00	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Flows	kmol/hr	21.21	20.01	17.78	37.80	37.80	46.80	1.20
WATER	kmol/hr	0	0	17.78	17.78	17.78	9.68	0.00
CARBO-MO	kmol/hr	0.07	0.07	0	0.07	0.07	1.11	0.00
CARBO-DI	kmol/hr	0.37	0.37	0	0.37	0.37	3.90	0.00
METHA-01	kmol/hr	5.29	5.29	0	5.29	5.29	15.60	0.00
HYDRO-01	kmol/hr	7.44	7.44	0	7.44	7.44	14.13	0.00
OXYGE-01	kmol/hr	0	0	0	0.00	0.00	0.00	0.00
NITRO-01	kmol/hr	2.38	2.38	0	2.38	2.38	2.38	0.00
ETHYL-01	kmol/hr	0.07	0.07	0	0.07	0.07	0.00	0.00
ACETA-01	kmol/hr	0	0	0	0.00	0.00	0.00	0.00
ETHAN-02	kmol/hr	1.27	1.27	0	1.27	1.27	0.00	0.00

ตารางที่ ก-13 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	500.00	500.00	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Flows	kmol/hr	21.21	20.01	17.78	37.80	37.80	46.80	1.20
PROPA-01	kmol/hr	1.21	1.21	0	1.21	1.21	0.00	0.00
N-BUT-01	kmol/hr	0.72	0.72	0	0.72	0.72	0.00	0.00
H2S	kmol/hr	1.20	0	0	0.00	0.00	0.00	1.20
ISOBU-01	kmol/hr	0.27	0.27	0	0.27	0.27	0.00	0.00
ISOBU-02	kmol/hr	0.07	0.07	0	0.07	0.07	0.00	0.00
ISOPEN	kmol/hr	0.50	0.50	0	0.50	0.50	0.00	0.00
N-PEN-01	kmol/hr	0.37	0.37	0	0.37	0.37	0.00	0.00

ตารางที่ ก-14 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	500.00	500.00	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Fractions	-							
WATER	-	0	0	1.00	0.47	0.47	0.21	0.00
CARBO-MO	-	0.003	0.003	0.00	0.00	0.00	0.02	0.00
CARBO-DI	-	0.02	0.02	0.00	0.01	0.01	0.08	0.00
METHA-01	-	0.25	0.26	0.00	0.14	0.14	0.33	0.00
HYDRO-01	-	0.35	0.37	0.00	0.20	0.20	0.30	0.00
OXYGE-01	-	0	0	0	0	0	9.29E-29	0
NITRO-01	-	0.11	0.12	0.00	0.06	0.06	0.05	0.00
ETHYL-01	-	3.2E-03	3.4E-03	0	1.8E-03	1.8E-03	3.96E-08	0
ACETA-01	-	0	0	0	0	0	2.16E-10	0
ETHAN-02	-	0.06	0.06	0	0.03	0.03	5.18E-06	0

ตารางที่ ก-15 ผลการศึกษาระบบการผลิตแอมโมเนียของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยเอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	500.00	500.00	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Fractions	-							
PROPA-01	-	0.06	0.06	0	0.03	0.03	4.52E-10	0
N-BUT-01	-	0.03	0.04	0	0.02	0.02	3.82E-14	0
H2S	-	0.06	0	0	0	0	0	1
ISOBU-01	-	0.01	0.01	0	0.01	0.01	2.62E-14	0
ISOBU-02	-	3.4E-03	3.6E-03	0	1.91E-03	1.91E-03	8.48E-15	0
ISOPEN	-	0.02	0.02	0	0.01	0.01	4.30E-18	0
N-PEN-01	-	0.02	0.02	0	0.01	0.01	2.85E-18	0

ตารางที่ ก-16 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่ อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER	
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	500.00	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Flows	kg/hr	443.00	402.08	320.38	722.46	722.46	40.92
WATER	kg/hr	0	0	320.38	320.38	320.38	0
CARBO-MO	kg/hr	1.84	1.84	0	1.84	1.84	0
CARBO-DI	kg/hr	16.20	16.20	0	16.20	16.20	0
METHA-01	kg/hr	84.85	84.85	0	84.85	84.85	0
HYDRO-01	kg/hr	14.99	14.99	0	14.99	14.99	0
OXYGE-01	kg/hr	0	0	0	0	0	0
NITRO-01	kg/hr	66.71	66.71	0	66.71	66.71	0
ETHYL-01	kg/hr	1.91	1.91	0	1.91	1.91	0
ACETA-01	kg/hr	0	0	0	0	0	0
ETHAN-02	kg/hr	38.08	38.08	0	38.08	38.08	0

ตารางที่ ก-17 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่ อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER	
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	500.00	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Flows	kg/hr	443.00	402.08	320.38	722.46	722.46	40.92
PROPA-01	kg/hr	53.33	53.33	0	53.33	53.33	0
N-BUT-01	kg/hr	41.90	41.90	0	41.90	41.90	0
H2S	kg/hr	40.92	0	0	0	0	40.92
ISOBU-01	kg/hr	15.79	15.79	0	15.79	15.79	0
ISOBU-02	kg/hr	4.06	4.06	0	4.06	4.06	0
ISOPEN	kg/hr	36.04	36.04	0	36.04	36.04	0
N-PEN-01	kg/hr	26.40	26.40	0	26.40	26.40	0

ตารางที่ ก-18 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOULT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	500.00	500.00	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Fractions	-							
WATER	-	0	0	1.00	0.44	0.44	0.24	0
CARBO-MO	-	4.2E-03	4.6E-03	0	2.5E-03	2.5E-03	0.04	0
CARBO-DI	-	0.04	0.04	0	0.02	0.02	0.24	0
METHA-01	-	0.19	0.21	0	0.12	0.12	0.35	0
HYDRO-01	-	0.03	0.04	0	0.02	0.02	0.04	0
OXYGE-01	-	0	0	0	0	0	1.92E-28	0
NITRO-01	-	0.15	0.17	0.00	0.09	0.09	0.09	0
ETHYL-01	-	4.3E-03	4.7E-03	0	2.6E-03	2.6E-03	7.20E-08	0
ACETA-01	-	0	0	0	0	0	6.17E-10	0
ETHAN-02	-	0.09	0.09	0	0.05	0.05	1.01E-05	0

ตารางที่ ก-19 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOULT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	500.00	500.00	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Fractions	-							
PROPA-01	-	0.12	0.13	0	0.07	0.07	1.29E-09	0
N-BUT-01	-	0.09	0.10	0	0.06	0.06	1.44E-13	0
H2S	-	0.09	0.00	0	0.00	0.00	0	1
ISOBU-01	-	0.04	0.04	0	0.02	0.02	9.86E-14	0
ISOBU-02	-	0.01	0.01	0	0.01	0.01	3.08E-14	0
ISOPEN	-	0.08	0.09	0	0.05	0.05	2.01E-17	0
N-PEN-01	-	0.06	0.07	0	0.04	0.04	1.33E-17	0
Volume Flow	l/min	8485.06	8006.72	8905.89	17556.13	39308.76	48682.98	477.44

ตารางที่ ก-20 ผลการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0

TEMP	CH4	C3H8	C4H10	C5H12	H2	C2H6	CO2	C2H4	IC4H8	IC4H10	IC5H12	STEAM	CO
C	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR
500	250.29	9.3E-07	1.0E-10	9.6E-15	28.47	0.01	171.55	5.2E-05	2.2E-11	7.1E-11	1.5E-14	174.47	30.96
520	239.90	1.1E-06	1.3E-10	1.2E-14	32.63	0.01	176.66	8.7E-05	3.8E-11	8.3E-11	1.8E-14	160.71	45.85
540	228.07	1.1E-06	1.4E-10	1.5E-14	37.13	0.01	177.71	1.4E-04	6.0E-11	9.2E-11	2.1E-14	146.99	65.84
560	214.68	1.2E-06	1.6E-10	1.7E-14	42.02	0.01	174.08	2.1E-04	8.9E-11	9.7E-11	2.4E-14	133.44	91.53
580	199.72	1.2E-06	1.6E-10	1.8E-14	47.26	0.01	165.58	3.1E-04	1.2E-10	9.7E-11	2.4E-14	120.12	123.05
600	183.36	1.2E-06	1.5E-10	1.7E-14	52.84	0.01	152.60	4.4E-04	1.6E-10	9.0E-11	2.3E-14	107.06	159.88
620	165.96	1.1E-06	1.4E-10	1.5E-14	58.64	0.01	136.09	5.9E-04	1.9E-10	8.0E-11	2.0E-14	94.28	200.77
640	148.08	9.2E-07	1.2E-10	1.3E-14	64.53	0.01	117.38	7.6E-04	2.2E-10	6.6E-11	1.7E-14	81.86	243.90
660	130.37	7.8E-07	9.8E-11	1.0E-14	70.31	0.01	97.98	9.5E-04	2.3E-10	5.3E-11	1.3E-14	69.92	287.16
680	113.53	6.4E-07	7.7E-11	7.6E-15	75.80	0.00	79.26	1.1E-03	2.4E-10	4.1E-11	9.5E-15	58.67	328.48
700	98.11	5.2E-07	6.0E-11	5.6E-15	80.84	0.00	62.28	1.4E-03	2.4E-10	3.1E-11	6.9E-15	48.30	366.22
720	84.50	4.2E-07	4.6E-11	4.2E-15	85.30	0.00	47.64	1.6E-03	2.4E-10	2.3E-11	5.1E-15	39.01	399.30
740	72.87	3.4E-07	3.6E-11	3.1E-15	89.13	0.00	35.56	1.9E-03	2.4E-10	1.8E-11	3.8E-15	30.90	427.29
760	63.23	2.8E-07	2.9E-11	2.5E-15	92.32	0.00	25.95	2.2E-03	2.5E-10	1.4E-11	2.9E-15	24.00	450.23
780	55.45	2.5E-07	2.5E-11	2.1E-15	94.92	0.00	18.55	2.6E-03	2.7E-10	1.2E-11	2.4E-15	18.29	468.53

ตารางที่ ก-22 ผลการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0 (ต่อ)

TEMP	CH4	C3H8	C4H10	C5H12	H2	C2H6	CO2	C2H4	IC4H8	IC4H10	IC5H12	STEAM	CO
C	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR
800	49.32	2.2E-07	2.3E-11	1.9E-15	96.97	0.00	13.01	3.2E-03	3.0E-10	1.1E-11	2.2E-15	13.68	482.75
820	44.62	2.1E-07	2.2E-11	1.9E-15	98.56	0.00	8.97	4.0E-03	3.7E-10	1.0E-11	2.1E-15	10.06	493.53
840	41.09	2.1E-07	2.3E-11	2.0E-15	99.76	0.00	6.09	5.1E-03	4.8E-10	1.0E-11	2.3E-15	7.27	501.52
860	38.51	2.2E-07	2.5E-11	2.3E-15	100.64	0.00	4.09	6.7E-03	6.5E-10	1.1E-11	2.6E-15	5.19	507.31
880	36.65	2.5E-07	3.0E-11	2.9E-15	101.28	0.00	2.73	8.9E-03	9.4E-10	1.3E-11	3.3E-15	3.67	511.41
900	35.35	2.8E-07	3.7E-11	3.9E-15	101.73	0.00	1.81	1.2E-02	1.4E-09	1.6E-11	4.3E-15	2.58	514.27

ตารางที่ ก-23 ประสิทธิภาพในการผลิตของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำ จากก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการกลั่นน้ำมัน 443 kg/hr โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0

Production efficiency (%)				
TEMP	CH4	H2	CO2	CO
°C	%	%	%	%
500	56.50	6.43	38.72	6.99
520	54.15	7.36	39.88	10.35
540	51.48	8.38	40.11	14.86
560	48.46	9.48	39.29	20.66
580	45.08	10.67	37.38	27.78
600	41.39	11.93	34.45	36.09
620	37.46	13.24	30.72	45.32
640	33.43	14.57	26.50	55.06
660	29.43	15.87	22.12	64.82
680	25.63	17.11	17.89	74.15
700	22.15	18.25	14.06	82.67
720	19.07	19.25	10.75	90.14
740	16.45	20.12	8.03	96.45
760	14.27	20.84	5.86	101.63
780	12.52	21.43	4.19	105.76
800	11.13	21.89	2.94	108.97
820	10.07	22.25	2.03	111.41
840	9.28	22.52	1.38	113.21
860	8.69	22.72	0.92	114.52
880	8.27	22.86	0.62	115.44
900	7.98	22.96	0.41	116.09

ตารางที่ ก-24 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 2.5

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	92.15	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Flows	kmol/hr	21.21	20.01	44.46	64.47	64.47	79.76	1.20
WATER	kmol/hr	0	0	44.46	44.46	44.46	30.16	0
CARBO-MO	kmol/hr	0.07	0.07	0	0.07	0.07	1.19	0
CARBO-DI	kmol/hr	0.37	0.37	0	0.37	0.37	6.95	0
METHA-01	kmol/hr	5.29	5.29	0	5.29	5.29	12.46	0
HYDRO-01	kmol/hr	7.44	7.44	0	7.44	7.44	26.61	0
OXYGE-01	kmol/hr	0	0	0	0	0	2.0E-26	0
NITRO-01	kmol/hr	2.38	2.38	0	2.38	2.38	2.38	0
ETHYL-01	kmol/hr	0.07	0.07	0	0.07	0.07	5.7E-07	0
ACETA-01	kmol/hr	0	0	0	0	0	5.1E-09	0
ETHAN-02	kmol/hr	1.27	1.27	0	1.27	1.27	8.2E-05	0

ตารางที่ ก-25 ผลการศึกษาระบบการไหลโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 2.5 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	92.15	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Flows	kmol/hr	21.21	20.01	44.46	64.47	64.47	79.76	1.20
PROPA-01	kmol/hr	1.21	1.21	0	1.21	1.21	3.0E-09	0
N-BUT-01	kmol/hr	0.72	0.72	0	0.72	0.72	1.1E-13	0
H2S	kmol/hr	1.20	0	0	0	0	0	1.2
ISOBU-01	kmol/hr	0.27	0.27	0	0.27	0.27	7.4E-14	0
ISOBU-02	kmol/hr	0.07	0.07	0	0.07	0.07	2.2E-14	0
ISOPEN	kmol/hr	0.50	0.50	0	0.50	0.50	5.2E-18	0
N-PEN-01	kmol/hr	0.37	0.37	0	0.37	0.37	3.4E-18	0

ตารางที่ ก-26 ผลการศึกษาด้านปริมาณสัดส่วนโดยโมลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินการ 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินการ 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 2.5

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	92.15	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Fractions	-							
WATER	-	0	0	1.00	0.69	0.69	0.38	0
CARBO-MO	-	3.1E-03	3.3E-03	0	1.0E-03	1.0E-03	0.01	0
CARBO-DI	-	0.02	0.02	0	0.01	0.01	0.09	0
METHA-01	-	0.25	0.26	0	0.08	0.08	0.16	0
HYDRO-01	-	0.35	0.37	0	0.12	0.12	0.33	0
OXYGE-01	-	0	0	0	0	0	2.5E-28	0
NITRO-01	-	0.11	0.12	0	0.04	0.04	0.03	0
ETHYL-01	-	3.2E-03	3.4E-03	0	1.1E-03	1.1E-03	7.1E-09	0
ACETA-01	-	0	0	0	0	0	6.4E-11	0
ETHAN-02	-	0.06	0.06	0	0.02	0.02	1.0E-06	0

ตารางที่ ก-27 ผลการศึกษาด้านปริมาณสัดส่วนโดยโมลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินการ 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินการ 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 2.5 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	92.15	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Fractions	-							
PROPA-01	-	0.06	0.06	0	0.02	0.02	3.8E-11	0
N-BUT-01	-	0.03	0.04	0	0.01	0.01	1.4E-15	0
H2S	-	0.06	0	0	0	0	0	1
ISOBU-01	-	0.01	0.01	0	4.2E-03	4.2E-03	9.3E-16	0
ISOBU-02	-	3.4E-03	3.6E-03	0	1.1E-03	1.1E-03	2.7E-16	0
ISOPEN	-	0.02	0.02	0	0.01	0.01	6.5E-20	0
N-PEN-01	-	0.02	0.02	0	0.01	0.01	4.3E-20	0

ตารางที่ ก-28 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 2.5

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	92.15	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Flows	kg/hr	443.00	402.08	800.95	1203.03	1203.03	1203.03	40.92
WATER	kg/hr	0	0	800.95	800.95	800.95	543.33	0
CARBO-MO	kg/hr	1.84	1.84	0	1.84	1.84	33.42	0
CARBO-DI	kg/hr	16.20	16.20	0	16.20	16.20	306.05	0
METHA-01	kg/hr	84.85	84.85	0	84.85	84.85	199.85	0
HYDRO-01	kg/hr	14.99	14.99	0	14.99	14.99	53.65	0
OXYGE-01	kg/hr	0.00	0.00	0	0.00	0.00	0.00	0
NITRO-01	kg/hr	66.71	66.71	0	66.71	66.71	66.71	0
ETHYL-01	kg/hr	1.91	1.91	0	1.91	1.91	1.6E-05	0
ACETA-01	kg/hr	0	0	0	0.00	0.00	2.3E-07	0
ETHAN-02	kg/hr	38.08	38.08	0	38.08	38.08	2.5E-03	0

ตารางที่ ก-29 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 2.5 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	92.15	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Flows	kg/hr	443.00	402.08	800.95	1203.03	1203.03	1203.03	40.92
PROPA-01	kg/hr	53.33	53.33	0	53.33	53.33	1.3E-07	0
N-BUT-01	kg/hr	41.90	41.90	0	41.90	41.90	6.3E-12	0
H2S	kg/hr	40.92	0	0	0	0	0	40.92
ISOBU-01	kg/hr	15.79	15.79	0	15.79	15.79	4.3E-12	0
ISOBU-02	kg/hr	4.06	4.06	0	4.06	4.06	1.2E-12	0
ISOPEN	kg/hr	36.04	36.04	0	36.04	36.04	3.7E-16	0
N-PEN-01	kg/hr	26.40	26.40	0	26.40	26.40	2.5E-16	0

ตารางที่ ก-30 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 2.5

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	92.15	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Fractions	-							
WATER	-	0	0	1.00	0.67	0.67	0.45	0
CARBO-MO	-	4.2E-03	4.6E-03	0	1.5E-03	1.5E-03	0.03	0
CARBO-DI	-	0.04	0.04	0	0.01	0.01	0.25	0
METHA-01	-	0.19	0.21	0	0.07	0.07	0.17	0
HYDRO-01	-	0.03	0.04	0	0.01	0.01	0.04	0
OXYGE-01	-	0	0	0	0	0	5.4E-28	0
NITRO-01	-	0.15	0.17	0	0.06	0.06	0.06	0
ETHYL-01	-	4.3E-03	4.7E-03	0	1.6E-03	1.6E-03	1.3E-08	0
ACETA-01	-	0	0	0	0	0	1.9E-10	0
ETHAN-02	-	0.09	0.09	0	0.03	0.03	2.0E-06	0

ตารางที่ ก-31 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 2.5 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	92.15	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Fractions	-							
PROPA-01	-	0.12	0.13	0	0.04	0.04	1.1E-10	0
N-BUT-01	-	0.09	0.10	0	0.03	0.03	5.3E-15	0
H2S	-	0.09	0	0	0	0	0	1
ISOBU-01	-	0.04	0.04	0	0.01	0.01	3.6E-15	0
ISOBU-02	-	0.01	0.01	0	3.4E-03	3.4E-03	1.0E-15	0
ISOPEN	-	0.08	0.09	0	0.03	0.03	3.1E-19	0
N-PEN-01	-	0.06	0.07	0	0.02	0.02	2.1E-19	0
Volume Flow	l/min	8485.06	8006.72	22264.73	30979.24	67031.46	82965.50	477.44

ตารางที่ ก-32 ผลการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 2.5

TEMP	CH4	C3H8	C4H10	C5H12	H2	C2H6	CO2	C2H4	IC4H8	IC4H10	IC5H12	STEAM	CO
C	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR
500	199.86	1.3E-07	6.3E-12	2.5E-16	53.65	2.5E-03	306.05	1.6E-05	1.2E-12	4.3E-12	3.7E-16	543.34	33.42
520	182.82	1.3E-07	6.5E-12	2.6E-16	61.05	2.4E-03	327.39	2.4E-05	1.8E-12	4.3E-12	3.8E-16	515.47	49.58
540	164.24	1.2E-07	6.1E-12	2.4E-16	68.83	2.2E-03	344.29	3.6E-05	2.3E-12	3.9E-12	3.5E-16	487.69	71.27
560	144.21	1.1E-07	5.2E-12	2.1E-16	76.89	2.0E-03	355.49	4.8E-05	2.7E-12	3.2E-12	2.9E-16	460.61	99.11
580	123.03	8.7E-08	4.0E-12	1.5E-16	85.09	1.7E-03	360.17	6.1E-05	2.8E-12	2.4E-12	2.0E-16	434.91	133.11
600	101.30	6.3E-08	2.6E-12	9.1E-17	93.19	1.3E-03	358.20	7.2E-05	2.5E-12	1.5E-12	1.2E-16	411.31	172.31
620	79.91	4.0E-08	1.5E-12	4.5E-17	100.89	9.4E-04	350.30	7.6E-05	1.9E-12	8.4E-13	6.0E-17	390.53	214.68
640	60.01	2.2E-08	6.9E-13	1.8E-17	107.83	6.2E-04	337.89	7.3E-05	1.2E-12	3.8E-13	2.3E-17	373.26	257.33
660	42.74	1.0E-08	2.7E-13	5.6E-18	113.65	3.6E-04	322.84	6.3E-05	6.3E-13	1.4E-13	7.1E-18	360.02	297.06
680	28.91	4.3E-09	8.6E-14	1.4E-18	118.13	2.0E-04	306.93	4.8E-05	2.7E-13	4.5E-14	1.6E-18	351.01	331.33
700	18.72	1.6E-09	2.3E-14	2.8E-19	121.26	9.7E-05	291.42	3.4E-05	9.7E-14	1.2E-14	3.5E-19	345.92	358.99
720	11.76	5.4E-10	5.7E-15	5.0E-20	123.23	4.5E-05	276.97	2.3E-05	3.1E-14	2.9E-15	6.1E-20	344.01	380.35
740	7.26	1.7E-10	1.3E-15	8.2E-21	124.31	2.0E-05	263.73	1.4E-05	9.4E-15	6.5E-16	9.8E-21	344.39	396.63
760	4.47	5.5E-11	3.0E-16	1.3E-21	124.81	9.0E-06	251.62	8.9E-06	2.7E-15	1.4E-16	1.5E-21	346.20	409.22
780	2.76	1.7E-11	6.7E-17	2.1E-22	124.95	4.0E-06	240.49	5.5E-06	8.0E-16	3.2E-17	2.5E-22	348.84	419.28
800	1.72	5.7E-12	1.6E-17	3.5E-23	124.87	1.8E-06	230.20	3.4E-06	2.4E-16	7.3E-18	3.9E-23	351.88	427.65

ตารางที่ ก-33 ผลการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 2.5 (ต่อ)

TEMP	CH4	C3H8	C4H10	C5H12	H2	C2H6	CO2	C2H4	IC4H8	IC4H10	IC5H12	STEAM	CO
C	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR
820	1.08	1.9E-12	3.8E-18	6.1E-24	124.67	8.5E-07	220.65	2.1E-06	7.2E-17	1.7E-18	7.0E-24	355.08	434.84
840	0.69	6.5E-13	9.4E-19	1.1E-24	124.41	4.0E-07	211.73	1.3E-06	2.3E-17	4.3E-19	1.2E-24	358.29	441.19
860	0.45	2.3E-13	2.5E-19	2.1E-25	124.12	2.0E-07	203.40	8.5E-07	7.4E-18	1.1E-19	2.4E-25	361.43	446.92
880	0.29	8.5E-14	6.8E-20	4.4E-26	123.82	9.7E-08	195.59	5.5E-07	2.5E-18	2.9E-20	4.6E-26	364.45	452.16
900	0.20	3.2E-14	1.9E-20	9.3E-27	123.52	4.9E-08	188.27	3.6E-07	8.7E-19	8.3E-21	1.0E-26	367.34	456.99



ตารางที่ ก-34 ประสิทธิภาพในการผลิตของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำ จากก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการกลั่นน้ำมัน 443 kg/hr โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 2.5

Production efficiency (%)				
TEMP	CH4	H2	CO2	CO
C	%	%	%	%
500	45.11	12.11	69.09	7.54
520	41.27	13.78	73.90	11.19
540	37.07	15.54	77.72	16.09
560	32.55	17.36	80.25	22.37
580	27.77	19.21	81.30	30.05
600	22.87	21.04	80.86	38.90
620	18.04	22.77	79.07	48.46
640	13.55	24.34	76.27	58.09
660	9.65	25.65	72.88	67.06
680	6.53	26.67	69.28	74.79
700	4.23	27.37	65.78	81.04
720	2.65	27.82	62.52	85.86
740	1.64	28.06	59.53	89.53
760	1.01	28.17	56.80	92.37
780	0.62	28.20	54.29	94.65
800	0.39	28.19	51.96	96.53
820	0.24	28.14	49.81	98.16
840	0.16	28.08	47.80	99.59
860	0.10	28.02	45.91	100.89
880	0.07	27.95	44.15	102.07
900	0.04	27.88	42.50	103.16

ตารางที่ ก-35 ผลการศึกษาระบบการไหลโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 4.0

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From			H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To		H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	95.51305	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Flows	kmol/hr	21.21	20.01	71.13	91.15	91.15	111.33	1.20
WATER	kmol/hr	0	0	71.13	71.13	71.13	52.02	0
CARBO-MO	kmol/hr	0.07	0.07	0	0.07	0.07	1.27	0
CARBO-DI	kmol/hr	0.37	0.37	0	0.37	0.37	9.33	0
METHA-01	kmol/hr	5.29	5.29	0	5.29	5.29	10.01	0
HYDRO-01	kmol/hr	7.44	7.44	0	7.44	7.44	36.33	0
OXYGE-01	kmol/hr	0	0	0	0	0	4.51E-26	0
NITRO-01	kmol/hr	2.38	2.38	0	2.38	2.38	2.38	0
ETHYL-01	kmol/hr	0.07	0.07	0	0.07	0.07	2.7E-07	0
ACETA-01	kmol/hr	0	0	0	0	0	3.1E-09	0
ETHAN-02	kmol/hr	1.27	1.27	0	1.27	1.27	3.9E-05	0

ตารางที่ ก-36 ผลการศึกษาระบบการไหลโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 4.0 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From			H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To		H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	95.51305	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Flows	kmol/hr	21.21	20.01	71.13	91.15	91.15	111.33	1.20
PROPA-01	kmol/hr	1.21	1.21	0	1.21	1.21	8.4E-10	0
N-BUT-01	kmol/hr	0.72	0.72	0	0.72	0.72	1.8E-14	0
H2S	kmol/hr	1.20	0	0	0	0	0	1.20
ISOBU-01	kmol/hr	0.27	0.27	0	0.27	0.27	1.2E-14	0
ISOBU-02	kmol/hr	0.07	0.07	0	0.07	0.07	3.7E-15	0
ISOPEN	kmol/hr	0.50	0.50	0	0.50	0.50	5.0E-19	0
N-PEN-01	kmol/hr	0.37	0.37	0	0.37	0.37	3.3E-19	0

ตารางที่ ก-37 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยโมลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินการ 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินการ 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 4.0

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	95.51305	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Fractions	-							
WATER	-	0	0	1	0.78	0.78	0.47	0
CARBO-MO	-	3.1E-03	3.3E-03	0	7.2E-04	7.2E-04	1.1E-02	0
CARBO-DI	-	0.02	0.02	0	4.0E-03	4.0E-03	8.4E-02	0
METHA-01	-	0.25	0.26	0	5.8E-02	5.8E-02	9.0E-02	0
HYDRO-01	-	0.35	0.37	0	8.2E-02	8.2E-02	3.3E-01	0
OXYGE-01	-	0	0	0	0	0	4.05E-28	0
NITRO-01	-	0.11	0.12	0	2.6E-02	2.6E-02	2.1E-02	0
ETHYL-01	-	3.2E-03	3.4E-03	0	7.5E-04	7.5E-04	2.5E-09	0
ACETA-01	-	0	0	0	0	0	2.81E-11	0
ETHAN-02	-	6.0E-02	6.3E-02	0	1.4E-02	1.4E-02	3.48E-07	0

ตารางที่ ก-38 ผลการศึกษาด้านปริมาณสัดส่วนโดยโมลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินการ 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินการ 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 4.0 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	95.51305	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Fractions	-							
PROPA-01	-	5.7E-02	6.0E-02	0	1.3E-02	1.3E-02	7.59E-12	0
N-BUT-01	-	3.4E-02	3.6E-02	0	7.9E-03	7.9E-03	1.60E-16	0
H2S	-	5.7E-02	0	0	0	0	0	1
ISOBU-01	-	1.3E-02	1.4E-02	0	0.002981	0.002981	1.10E-16	0
ISOBU-02	-	3.4E-03	3.6E-03	0	0.000793	0.000793	3.28E-17	0
ISOPEN	-	2.4E-02	2.5E-02	0	0.00548	0.00548	4.50E-21	0
N-PEN-01	-	1.7E-02	1.8E-02	0	0.004014	0.004014	2.98E-21	0

ตารางที่ ก-39 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการฟอรัมมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 4.0

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	95.51305	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Flows	kg/hr	443	402.08	1281.51	1683.59	1683.59	1683.59	40.92
WATER	kg/hr	0	0	1281.51	1281.51	1281.51	937.08	0
CARBO-MO	kg/hr	1.84	1.84	0	1.84	1.84	35.48	0
CARBO-DI	kg/hr	16.20	16.20	0	16.20	16.20	410.48	0
METHA-01	kg/hr	84.85	84.85	0	84.85	84.85	160.61	0
HYDRO-01	kg/hr	14.99	14.99	0	14.99	14.99	73.23	0
OXYGE-01	kg/hr	0	0	0	0	0	1.4E-24	0
NITRO-01	kg/hr	66.71	66.71	0	66.71	66.71	66.71	0
ETHYL-01	kg/hr	1.91	1.91	0	1.91	1.91	7.7E-06	0
ACETA-01	kg/hr	0	0	0	0	0	1.4E-07	0
ETHAN-02	kg/hr	38.08	38.08	0	38.08	38.08	1.2E-03	0

ตารางที่ ก-40 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 4.0 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	95.51305	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Flows	kg/hr	443	402.08	1281.51	1683.59	1683.59	1683.59	40.92
PROPA-01	kg/hr	53.33	53.33	0	53.33	53.33	3.7E-08	0
N-BUT-01	kg/hr	41.90	41.90	0	41.90	41.90	1.0E-12	0
H2S	kg/hr	40.92	0	0	0	0	0	40.91863
ISOBU-01	kg/hr	15.79	15.79	0	15.79	15.79	7.1E-13	0
ISOBU-02	kg/hr	4.06	4.06	0	4.06	4.06	2.1E-13	0
ISOPEN	kg/hr	36.04	36.04	0	36.04	36.04	3.6E-17	0
N-PEN-01	kg/hr	26.40	26.40	0	26.40	26.40	2.4E-17	0

ตารางที่ ก-41 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 4.0

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	95.51305	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Fractions	-							
WATER	-	0	0	1	7.6E-01	7.6E-01	5.6E-01	0
CARBO-MO	-	4.2E-03	4.6E-03	0	1.1E-03	1.1E-03	2.1E-02	0
CARBO-DI	-	3.7E-02	4.0E-02	0	9.6E-03	9.6E-03	2.4E-01	0
METHA-01	-	1.9E-01	2.1E-01	0	5.0E-02	5.0E-02	9.5E-02	0
HYDRO-01	-	3.4E-02	3.7E-02	0	8.9E-03	8.9E-03	4.3E-02	0
OXYGE-01	-	0	0	0	0	0	8.56E-28	0
NITRO-01	-	1.5E-01	1.7E-01	0	4.0E-02	4.0E-02	4.0E-02	0
ETHYL-01	-	4.3E-03	4.7E-03	0	1.1E-03	1.1E-03	4.6E-09	0
ACETA-01	-	0	0	0	0	0	8.19E-11	0
ETHAN-02	-	8.6E-02	9.5E-02	0	2.3E-02	2.3E-02	6.93E-07	0

ตารางที่ ก-42 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 4.0 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	95.51305	500	500	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Fractions	-							
PROPA-01	-	1.2E-01	1.3E-01	0	3.2E-02	3.2E-02	2.21E-11	0
N-BUT-01	-	9.5E-02	1.0E-01	0	2.5E-02	2.5E-02	6.16E-16	0
H2S	-	9.2E-02	0	0	0	0	0	1
ISOBU-01	-	3.6E-02	3.9E-02	0	9.4E-03	9.4E-03	4.2E-16	0
ISOBU-02	-	9.2E-03	1.0E-02	0	2.4E-03	2.4E-03	1.2E-16	0
ISOPEN	-	8.1E-02	9.0E-02	0	2.1E-02	2.1E-02	2.1E-20	0
N-PEN-01	-	6.0E-02	6.6E-02	0	1.6E-02	1.6E-02	1.4E-20	0
Volume Flow	l/min	8485.057	8006.715	35623.57	44355.83	94752.85	115792.9	477.4446

ตารางที่ ก-43 ผลการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 4.0

TEMP	CH4	C3H8	C4H10	C5H12	H2	C2H6	CO2	C2H4	IC4H8	IC4H10	IC5H12	STEAM	CO
C	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR
500	160.61	3.7E-08	1.0E-12	2.4E-17	73.23	1.2E-03	410.48	7.7E-06	2.1E-13	7.1E-13	3.6E-17	937.08	35.48
520	139.72	3.2E-08	8.9E-13	2.0E-17	82.55	1.0E-03	442.11	1.1E-05	2.5E-13	5.9E-13	3.0E-17	900.68	51.82
540	117.95	2.6E-08	6.8E-13	1.5E-17	91.97	8.7E-04	468.51	1.4E-05	2.7E-13	4.3E-13	2.1E-17	865.42	73.04
560	95.87	1.8E-08	4.5E-13	8.9E-18	101.19	6.7E-04	488.13	1.7E-05	2.4E-13	2.8E-13	1.2E-17	832.60	99.09
580	74.39	1.2E-08	2.5E-13	4.3E-18	109.83	4.8E-04	499.95	1.8E-05	1.9E-13	1.5E-13	5.9E-18	803.63	129.08
600	54.64	6.2E-09	1.1E-13	1.6E-18	117.45	3.0E-04	503.81	1.8E-05	1.2E-13	6.5E-14	2.2E-18	779.88	161.10
620	37.82	2.8E-09	4.0E-14	4.7E-19	123.64	1.7E-04	500.49	1.5E-05	5.7E-14	2.3E-14	4.4E-19	762.34	192.59
640	24.72	1.1E-09	1.2E-14	1.0E-19	128.17	8.8E-05	491.59	1.2E-05	2.3E-14	6.6E-15	1.4E-19	751.27	221.13
660	15.42	3.7E-10	2.9E-15	1.9E-20	131.10	4.1E-05	478.98	8.0E-06	7.8E-15	1.6E-15	2.4E-20	745.99	245.39
680	9.33	1.2E-10	6.5E-16	3.0E-21	132.73	1.8E-05	464.35	5.1E-06	2.3E-15	3.5E-16	3.7E-21	745.15	265.34
700	5.56	3.5E-11	1.4E-16	3.5E-22	133.44	7.7E-06	448.91	3.2E-06	6.6E-16	7.1E-17	5.5E-22	747.24	281.74
720	3.31	1.0E-11	2.8E-17	6.4E-23	133.57	3.3E-06	433.39	1.9E-06	1.8E-16	1.4E-17	6.0E-23	751.06	295.54
740	1.99	3.1E-12	6.0E-18	9.0E-24	133.38	1.4E-06	418.20	1.2E-06	5.0E-17	3.0E-18	1.1E-23	755.79	307.52
760	1.20	9.5E-13	1.3E-18	1.4E-24	133.00	6.2E-07	403.54	7.2E-07	1.4E-17	6.3E-19	1.3E-24	760.92	318.22
780	0.74	3.0E-13	2.9E-19	2.1E-25	132.53	2.8E-07	389.48	4.4E-07	4.1E-18	1.4E-19	2.7E-25	766.15	327.98
800	0.46	9.9E-14	6.9E-20	4.0E-26	132.02	1.3E-07	376.06	2.7E-07	1.2E-18	3.2E-20	4.2E-26	771.33	337.00

ตารางที่ ก-44 ผลการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 4.0 (ต่อ)

TEMP	CH4	C3H8	C4H10	C5H12	H2	C2H6	CO2	C2H4	IC4H8	IC4H10	IC5H12	STEAM	CO
C	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR
820	0.29	3.4E-14	1.7E-20	7.0E-27	131.50	5.9E-08	363.29	1.7E-07	3.9E-19	7.8E-21	8.1E-27	776.37	345.43
840	0.19	1.2E-14	4.4E-21	1.3E-27	130.99	2.8E-08	351.14	1.1E-07	1.3E-19	2.0E-21	1.5E-27	781.22	353.34
860	0.12	4.3E-15	1.2E-21	2.7E-28	130.48	1.4E-08	339.60	7.2E-08	4.2E-20	5.3E-22	3.0E-28	785.87	360.80
880	0.08	1.6E-15	3.4E-22	5.7E-29	129.99	7.0E-09	328.64	4.7E-08	1.5E-20	1.5E-22	6.0E-29	790.31	367.85
900	0.05	6.3E-16	9.9E-23	1.3E-29	129.53	3.6E-09	318.24	3.2E-08	5.3E-21	4.3E-23	1.4E-29	794.54	374.52



ตารางที่ ก-45 ประสิทธิภาพในการผลิตของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ จากก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการกลั่นน้ำมัน 443 kg/hr โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 500 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 4.0

Production efficiency (%)				
TEMP	CH4	H2	CO2	CO
C	%	%	%	%
500	36.26	16.53	92.66	8.01
520	31.54	18.63	99.80	11.70
540	26.62	20.76	105.76	16.49
560	21.64	22.84	110.19	22.37
580	16.79	24.79	112.86	29.14
600	12.33	26.51	113.73	36.37
620	8.54	27.91	112.98	43.47
640	5.58	28.93	110.97	49.92
660	3.48	29.59	108.12	55.39
680	2.11	29.96	104.82	59.90
700	1.26	30.12	101.33	63.60
720	0.75	30.15	97.83	66.71
740	0.45	30.11	94.40	69.42
760	0.27	30.02	91.09	71.83
780	0.17	29.92	87.92	74.04
800	0.10	29.80	84.89	76.07
820	0.07	29.68	82.01	77.97
840	0.04	29.57	79.27	79.76
860	0.03	29.45	76.66	81.44
880	0.02	29.34	74.19	83.04
900	0.01	29.24	71.84	84.54

ภาคผนวก ข

ผลการจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำ บนโปรแกรม ASPEN PLUS

ตารางที่ ข-1 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการผลิตก๊าซไฮโดรเจนของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิดำเนินการคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินการ 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Phase	-	Vapor	Vapor	Vapor	Mixed	Vapor	Vapor	Vapor
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	76.81373	250	2.50E+02	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mole Flows	kmol/hr	21.21	20.01	12.45	32.46	32.46	34.15	1.20
WATER	kmol/hr	0	0	12.45	12.45	12.45	10.56	0
CARBO-MO	kmol/hr	0.07	0.07	0	0.07	0.07	8.6E-04	0
CARBO-DI	kmol/hr	0.37	0.37	0	0.37	0.37	1.35	0
METHA-01	kmol/hr	5.29	5.29	0	5.29	5.29	19.26	0
HYDRO-01	kmol/hr	7.44	7.44	0	7.44	7.44	0.61	0
OXYGE-01	kmol/hr	0	0	0	0	0	3.0E-40	0
NITRO-01	kmol/hr	2.38	2.38	0	2.38	2.38	2.38	0

ตารางที่ ข-2 ผลการศึกษาระบบการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิดำเนินงานคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Phase	-	Vapor	Vapor	Vapor	Mixed	Vapor	Vapor	Vapor
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	76.81373	250	2.50E+02	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mole Flows	kmol/hr	21.21	20.01	12.45	32.46	32.46	34.15	1.20
ETHYL-01	kmol/hr	0.07	0.07	0	0.07	0.07	1.7E-10	0
ACETA-01	kmol/hr	0	0	0	0	0	3.5E-12	0
ETHAN-02	kmol/hr	1.27	1.27	0	1.27	1.27	4.9E-05	0
PROPA-01	kmol/hr	1.21	1.21	0	1.21	1.21	1.5E-09	0
N-BUT-01	kmol/hr	0.72	0.72	0	0.72	0.72	4.4E-14	0
H2S	kmol/hr	1.20	0	0	0	0	0	1.2
ISOBU-01	kmol/hr	0.27	0.27	0	0.27	0.27	5.9E-14	0
ISOBU-02	kmol/hr	0.07	0.07	0	0.07	0.07	3.7E-17	0
ISOPEN	kmol/hr	0.50	0.50	0	0.50	0.50	2.9E-18	0
N-PEN-01	kmol/hr	0.37	0.37	0	0.37	0.37	1.2E-18	0

ตารางที่ ข-3 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิดำเนินงานคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Phase	-	Vapor	Vapor	Vapor	Mixed	Vapor	Vapor	Vapor
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	76.81373	250	2.50E+02	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mole Fractions	-							
WATER	-	0	0	1	3.8E-01	3.8E-01	3.1E-01	0
CARBO-MO	-	3.1E-03	3.3E-03	0	2.0E-03	2.0E-03	2.5E-05	0
CARBO-DI	-	1.7E-02	1.8E-02	0	1.1E-02	1.1E-02	3.9E-02	0
METHA-01	-	0.25	0.26	0	1.6E-01	1.6E-01	5.6E-01	0
HYDRO-01	-	0.35	0.37	0	2.3E-01	2.3E-01	1.8E-02	0
OXYGE-01	-	0	0	0	0	0	8.81E-42	0
NITRO-01	-	1.1E-01	1.2E-01	0	7.3E-02	7.3E-02	7.0E-02	0
ETHYL-01	-	3.2E-03	3.4E-03	0	2.1E-03	2.1E-03	5.0E-12	0
ACETA-01	-	0	0	0	0	0	1.03E-13	0

ตารางที่ ข-4 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิดำเนินงานคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Phase	-	Vapor	Vapor	Vapor	Mixed	Vapor	Vapor	Vapor
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	76.81373	250	2.50E+02	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mole Fractions	-							
ETHAN-02	-	6.0E-02	6.3E-02	0	3.9E-02	3.9E-02	1.42E-06	0
PROPA-01	-	5.7E-02	6.0E-02	0	3.7E-02	3.7E-02	4.39E-11	0
N-BUT-01	-	3.4E-02	3.6E-02	0	2.2E-02	2.2E-02	1.28E-15	0
H2S	-	5.7E-02	0	0	0	0	0	1
ISOBU-01	-	1.3E-02	1.4E-02	0	8.4E-03	8.4E-03	1.73E-15	0
ISOBU-02	-	3.4E-03	3.6E-03	0	2.2E-03	2.2E-03	1.09E-18	0
ISOPEN	-	2.4E-02	2.5E-02	0	1.5E-02	1.5E-02	8.43E-20	0
N-PEN-01	-	1.7E-02	1.8E-02	0	1.1E-02	1.1E-02	3.39E-20	0

ตารางที่ ข-5 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิดำเนินงานคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Phase	-	Vapor	Vapor	Vapor	Mixed	Vapor	Vapor	Vapor
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	76.81373	250	2.50E+02	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mass Flows	kg/hr	443	402.08	224.26	626.35	626.35	626.35	40.92
WATER	kg/hr	0	0	224.26	224.26	224.26	190.18	0
CARBO-MO	kg/hr	1.84	1.84	0	1.84	1.84	0.02	0
CARBO-DI	kg/hr	16.20	16.20	0	16.20	16.20	59.26	0
METHA-01	kg/hr	84.85	84.85	0	84.85	84.85	308.95	0
HYDRO-01	kg/hr	14.99	14.99	0	14.99	14.99	1.22	0
OXYGE-01	kg/hr	0	0	0	0	0	9.6E-39	0
NITRO-01	kg/hr	66.71	66.71	0	66.71	66.71	66.71	0
ETHYL-01	kg/hr	1.91	1.91	0	1.91	1.91	4.8E-09	0
ACETA-01	kg/hr	0	0	0	0	0	1.6E-10	0

ตารางที่ ข-6 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิดำเนินงานคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Phase	-	Vapor	Vapor	Vapor	Mixed	Vapor	Vapor	Vapor
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	76.81373	250	2.50E+02	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mass Flows	kg/hr	443	402.08	224.26	626.35	626.35	626.35	40.92
ETHAN-02	kg/hr	38.08	38.08	0	38.08	38.08	1.5E-03	0
PROPA-01	kg/hr	53.33	53.33	0	53.33	53.33	6.6E-08	0
N-BUT-01	kg/hr	41.90	41.90	0	41.90	41.90	2.5E-12	0
H2S	kg/hr	40.92	0	0	0	0	0	40.91863
ISOBU-01	kg/hr	15.79	15.79	0	15.79	15.79	3.43E-12	0
ISOBU-02	kg/hr	4.06	4.06	0	4.06	4.06	2.09E-15	0
ISOPEN	kg/hr	36.04	36.04	0	36.04	36.04	2.08E-16	0
N-PEN-01	kg/hr	26.40	26.40	0	26.40	26.40	8.34E-17	0

ตารางที่ ๗-7 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิดำเนินงานคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	76.81373	250	2.50E+02	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mass Fractions	-							
WATER	-	0	0	1	0.36	0.36	0.30	0
CARBO-MO	-	0.004156	0.004579	0	2.9E-03	2.9E-03	3.8E-05	0
CARBO-DI	-	0.036566	0.040287	0	2.6E-02	2.6E-02	9.5E-02	0
METHA-01	-	0.191527	0.211018	0	1.4E-01	1.4E-01	4.9E-01	0
HYDRO-01	-	0.033837	0.03728	0	2.4E-02	2.4E-02	2.0E-03	0
OXYGE-01	-	0	0	0	0	0	1.5E-41	0
NITRO-01	-	0.15	0.17	0	1.1E-01	1.1E-01	1.1E-01	0
ETHYL-01	-	4.3E-03	4.7E-03	0	3.0E-03	3.0E-03	7.7E-12	0
ACETA-01	-	0	0	0	0	0	2.5E-13	0
ETHAN-02	-	8.6E-02	0.09	0	6.1E-02	6.1E-02	2.3E-06	0

ตารางที่ ข-8 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิทำงานคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.3499	76.81373	250	2.50E+02	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mass Fractions	-							
PROPA-01	-	1.2E-01	0.13	0	8.5E-02	8.5E-02	1.1E-10	0
N-BUT-01	-	9.5E-02	0.10	0	6.7E-02	6.7E-02	4.0E-15	0
H2S	-	9.2E-02	0	0	0	0	0	1
ISOBU-01	-	3.6E-02	3.9E-02	0	2.5E-02	2.5E-02	5.5E-15	0
ISOBU-02	-	9.2E-03	1.0E-02	0	6.5E-03	6.5E-03	3.3E-18	0
ISOPEN	-	8.1E-02	9.0E-02	0	5.8E-02	5.8E-02	3.3E-19	0
N-PEN-01	-	6.0E-02	6.6E-02	0	4.2E-02	4.2E-02	1.3E-19	0
Volume Flow	l/min	8485.057	8006.715	6234.125	14844.51	22825.27	23557.95	477.4446

ตารางที่ ข-8 ผลการศึกษาลักษณะการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการฟอรัมมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยทำการศึกษาค่าที่อุณหภูมิดำเนินงาน 250-350 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7

TEMP	CH4	C3H8	C4H10	C5H12	H2	C2H6	CO2	C2H4	IC4H8	IC4H10	IC5H12	STEAM	CO
C	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR
250	308.95	6.6E-08	2.5E-12	8.3E-17	1.22	1.5E-03	59.26	4.8E-09	2.1E-15	3.4E-12	2.1E-16	190.18	0.02
260	308.46	7.9E-08	3.2E-12	1.1E-16	1.47	1.6E-03	60.58	8.2E-09	3.6E-15	4.2E-12	2.7E-16	189.10	0.04
270	307.90	9.3E-08	4.1E-12	1.5E-16	1.74	1.8E-03	62.08	1.4E-08	6.1E-15	5.1E-12	3.6E-16	187.85	0.05
280	307.27	1.1E-07	5.1E-12	2.0E-16	2.06	2.0E-03	63.78	2.3E-08	1.0E-14	6.2E-12	4.7E-16	186.45	0.07
290	306.55	1.3E-07	6.4E-12	2.7E-16	2.42	2.2E-03	65.70	3.7E-08	1.7E-14	7.5E-12	6.1E-16	184.86	0.10
300	305.75	1.5E-07	8.0E-12	3.6E-16	2.82	2.4E-03	67.84	5.9E-08	2.7E-14	9.0E-12	7.8E-16	183.08	0.15
310	304.85	1.8E-07	9.9E-12	4.7E-16	3.27	2.7E-03	70.20	9.3E-08	4.4E-14	1.1E-11	1.0E-15	181.11	0.20
320	303.86	2.1E-07	1.2E-11	6.2E-16	3.76	3.0E-03	72.81	1.5E-07	7.0E-14	1.3E-11	1.3E-15	178.92	0.28
330	302.76	2.4E-07	1.5E-11	8.1E-16	4.30	3.2E-03	75.65	2.2E-07	1.1E-13	1.5E-11	1.6E-15	176.53	0.39
340	301.56	2.8E-07	1.9E-11	1.1E-15	4.90	3.5E-03	78.73	3.4E-07	1.7E-13	1.8E-11	2.1E-15	173.92	0.53
350	300.25	3.2E-07	2.3E-11	1.4E-15	5.54	3.9E-03	82.04	5.2E-07	2.7E-13	2.2E-11	2.7E-15	171.09	0.71

ตารางที่ ข-9 ประสิทธิภาพในการผลิตของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ จากก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการกลั่นน้ำมัน 443 kg/hr โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 250 - 350 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 0.7

Production efficiency (%)				
TEMP	CH4	H2	CO2	CO
C	%	%	%	%
250	69.74	0.28	13.38	0.01
260	69.63	0.33	13.67	0.01
270	69.50	0.39	14.01	0.01
280	69.36	0.47	14.40	0.02
290	69.20	0.55	14.83	0.02
300	69.02	0.64	15.31	0.03
310	68.82	0.74	15.85	0.05
320	68.59	0.85	16.44	0.06
330	68.34	0.97	17.08	0.09
340	68.07	1.11	17.77	0.12
350	67.78	1.25	18.52	0.16

ตารางที่ ข-10 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิดำเนินงานคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	250	250	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mole Flows	kmol/hr	21.21	20.01	17.78	37.80	37.80	39.58	1.20
WATER	kmol/hr	0	0	17.78	17.78	17.78	15.80	0
CARBO-MO	kmol/hr	0.07	0.07	0	6.6E-02	6.6E-02	7.8E-04	0
CARBO-DI	kmol/hr	0.37	0.37	0	0.37	0.37	1.39	0
METHA-01	kmol/hr	5.29	5.29	0	5.29	5.29	19.21	0
HYDRO-01	kmol/hr	7.44	7.44	0	7.44	7.44	0.79	0
OXYGE-01	kmol/hr	0	0	0	0	0	4.6E-40	0
NITRO-01	kmol/hr	2.38	2.38	0	2.38	2.38	2.38	0
ETHYL-01	kmol/hr	6.8E-02	6.8E-02	0	6.8E-02	6.8E-02	1.2E-10	0
ACETA-01	kmol/hr	0	0	0	0	0	2.7E-12	0
ETHAN-02	kmol/hr	1.27	1.27	0	1.27	1.27	3.7E-05	0

ตารางที่ ข-11 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิดำเนินงานคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	250	250	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mole Flows	kmol/hr	21.21	20.01	17.78	37.80	37.80	39.58	1.20
PROPA-01	kmol/hr	1.21	1.21	0	1.21	1.21	8.7E-10	0
N-BUT-01	kmol/hr	0.72	0.72	0	0.72	0.72	1.9E-14	0
H2S	kmol/hr	1.20	0	0	0	0	0	1.20
ISOBU-01	kmol/hr	2.7E-01	2.7E-01	0	2.7E-01	2.7E-01	2.6E-14	0
ISOBU-02	kmol/hr	7.2E-02	7.2E-02	0	7.2E-02	7.2E-02	1.5E-17	0
ISOPEN	kmol/hr	5.0E-01	5.0E-01	0	5.0E-01	5.0E-01	9.8E-19	0
N-PEN-01	kmol/hr	3.7E-01	3.7E-01	0	3.7E-01	3.7E-01	3.9E-19	0

ตารางที่ ข-12 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยโมเลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิทำเป็นงานคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	250	250	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mole Fractions	-							
WATER	-	0	0	1	4.7E-01	4.7E-01	4.0E-01	0
CARBO-MO	-	3.1E-03	3.3E-03	0	1.7E-03	1.7E-03	2.0E-05	0
CARBO-DI	-	1.7E-02	1.8E-02	0	9.7E-03	9.7E-03	3.5E-02	0
METHA-01	-	2.5E-01	2.6E-01	0	1.4E-01	1.4E-01	4.9E-01	0
HYDRO-01	-	3.5E-01	3.7E-01	0	2.0E-01	2.0E-01	2.0E-02	0
OXYGE-01	-	0	0	0	0	0	1.2E-41	0
NITRO-01	-	0.11	0.12	0	6.3E-02	6.3E-02	6.0E-02	0
ETHYL-01	-	3.2E-03	3.4E-03	0	1.8E-03	1.8E-03	2.9E-12	0
ACETA-01	-	0	0	0	0	0	6.9E-14	0
ETHAN-02	-	6.0E-02	6.3E-02	0	3.4E-02	3.4E-02	9.4E-07	0

ตารางที่ ข-13 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิดำเนินงานคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	250	250	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mole Fractions	-							
PROPA-01	-	5.7E-02	6.0E-02	0	3.2E-02	3.2E-02	2.2E-11	0
N-BUT-01	-	3.4E-02	3.6E-02	0	1.9E-02	1.9E-02	4.9E-16	0
H2S	-	5.7E-02	0	0	0	0	0	1
ISOBU-01	-	1.3E-02	1.4E-02	0	0.007187	0.007187	6.64E-16	0
ISOBU-02	-	3.4E-03	3.6E-03	0	0.001913	0.001913	3.73E-19	0
ISOPEN	-	2.4E-02	2.5E-02	0	0.013216	0.013216	2.48E-20	0
N-PEN-01	-	1.7E-02	1.8E-02	0	0.00968	0.00968	9.96E-21	0

ตารางที่ ข-14 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิดำเนินงานคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	250	250	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mass Flows	kg/hr	443	402.08	320.38	722.46	722.46	722.46	40.92
WATER	kg/hr	0	0	320.38	320.38	320.38	284.63	0
CARBO-MO	kg/hr	1.84	1.84	0	1.84	1.84	0.02	0
CARBO-DI	kg/hr	16.20	16.20	0	16.20	16.20	61.30	0
METHA-01	kg/hr	84.85	84.85	0	84.85	84.85	308.21	0
HYDRO-01	kg/hr	14.99	14.99	0	14.99	14.99	1.59	0
OXYGE-01	kg/hr	0	0	0	0	0	1.5E-38	0
NITRO-01	kg/hr	66.71	66.71	0	66.71	66.71	66.71	0
ETHYL-01	kg/hr	1.91	1.91	0	1.91	1.91	3.2E-09	0
ACETA-01	kg/hr	0	0	0	0	0	1.2E-10	0
ETHAN-02	kg/hr	38.08	38.08	0	38.08	38.08	1.1E-03	0

ตารางที่ ข-15 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการฟอรัมมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิดำเนินงานคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	250	250	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mass Flows	kg/hr	443	402.08	320.38	722.46	722.46	722.46	40.92
PROPA-01	kg/hr	53.33	53.33	0	53.33	53.33	3.9E-08	0
N-BUT-01	kg/hr	41.90	41.90	0	41.90	41.90	1.1E-12	0
H2S	kg/hr	40.92	0	0	0	0	0	40.92
ISOBU-01	kg/hr	15.79	15.79	0	15.79	15.79	1.5E-12	0
ISOBU-02	kg/hr	4.06	4.06	0	4.06	4.06	8.3E-16	0
ISOPEN	kg/hr	36.04	36.04	0	36.04	36.04	7.1E-17	0
N-PEN-01	kg/hr	26.40	26.40	0	26.40	26.40	2.8E-17	0

ตารางที่ ข-16 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิดำเนินงานคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	250	250	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mass Fractions	-							
WATER	-	0	0	1	4.4E-01	4.4E-01	3.9E-01	0
CARBO-MO	-	4.2E-03	4.6E-03	0	2.5E-03	2.5E-03	3.0E-05	0
CARBO-DI	-	3.7E-02	4.0E-02	0	2.2E-02	2.2E-02	8.5E-02	0
METHA-01	-	1.9E-01	2.1E-01	0	1.2E-01	1.2E-01	4.3E-01	0
HYDRO-01	-	3.4E-02	3.7E-02	0	2.1E-02	2.1E-02	2.2E-03	0
OXYGE-01	-	0	0	0	0	0	2.0E-41	0
NITRO-01	-	1.5E-01	1.7E-01	0	9.2E-02	9.2E-02	9.2E-02	0
ETHYL-01	-	4.3E-03	4.7E-03	0	2.6E-03	2.6E-03	4.5E-12	0
ACETA-01	-	0	0	0	0	0	1.7E-13	0
ETHAN-02	-	8.6E-02	0.09	0	5.3E-02	5.3E-02	1.5E-06	0

ตารางที่ ข-17 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยอุณหภูมิดำเนินงานคือ 250 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0 (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	STEAM	2	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP		EJECTOR	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	EJECTOR	EJECTOR	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	102.35	82.04	250	250	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.05	1.03
Mass Fractions	-							
PROPA-01	-	1.2E-01	0.13	0	7.4E-02	7.4E-02	5.3E-11	0
N-BUT-01	-	9.5E-02	0.10	0	5.8E-02	5.8E-02	1.6E-15	0
H2S	-	9.2E-02	0	0	0	0	0	1
ISOBU-01	-	3.6E-02	3.9E-02	0	2.2E-02	2.2E-02	2.1E-15	0
ISOBU-02	-	9.2E-03	1.0E-02	0	5.6E-03	5.6E-03	1.1E-18	0
ISOPEN	-	8.1E-02	9.0E-02	0	5.0E-02	5.0E-02	9.8E-20	0
N-PEN-01	-	6.0E-02	6.6E-02	0	3.7E-02	3.7E-02	3.9E-20	0
Volume Flow	l/min	8485.06	8006.72	8905.89	17556.13	26569.02	27294.79	477.44

ตารางที่ ข-18 ผลการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงที่อุณหภูมิต่ำ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 250-350 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0

TEMP	CH4	C3H8	C4H10	C5H12	H2	C2H6	CO2	C2H4	IC4H8	IC4H10	IC5H12	STEAM	CO
C	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR
250	308.21	3.9E-08	1.1E-12	2.8E-17	1.59	1.1E-03	61.30	3.2E-09	8.3E-16	1.5E-12	3.1E-17	284.63	2.2E-02
260	307.58	4.6E-08	1.4E-12	3.9E-17	1.91	1.2E-03	63.01	5.5E-09	1.4E-15	1.9E-12	9.3E-17	283.22	3.2E-02
270	306.86	5.4E-08	1.8E-12	5.2E-17	2.27	1.4E-03	64.96	9.3E-09	2.4E-15	2.3E-12	1.2E-16	281.61	4.6E-02
280	306.04	6.4E-08	2.3E-12	7.0E-17	2.68	1.5E-03	67.17	1.5E-08	4.1E-15	2.8E-12	1.6E-16	279.79	6.7E-02
290	305.12	7.6E-08	2.9E-12	9.3E-17	3.14	1.7E-03	69.66	2.5E-08	6.7E-15	3.3E-12	2.1E-16	277.74	9.5E-02
300	304.08	8.9E-08	3.6E-12	1.2E-16	3.66	1.9E-03	72.43	4.0E-08	1.1E-14	4.0E-12	2.7E-16	275.44	1.3E-01
310	302.93	1.0E-07	4.4E-12	1.6E-16	4.23	2.1E-03	75.50	6.3E-08	1.8E-14	4.8E-12	3.4E-16	272.89	1.9E-01
320	301.66	1.2E-07	5.5E-12	2.1E-16	4.87	2.2E-03	78.89	9.9E-08	2.8E-14	5.8E-12	4.4E-16	270.07	2.6E-01
330	300.25	1.4E-07	6.8E-12	2.8E-16	5.57	2.5E-03	82.58	1.5E-07	4.4E-14	6.9E-12	5.6E-16	266.99	3.6E-01
340	298.71	1.6E-07	8.3E-12	3.6E-16	6.33	2.7E-03	86.59	2.3E-07	6.9E-14	8.2E-12	7.1E-16	263.62	4.9E-01
350	297.04	1.9E-07	1.0E-11	4.7E-16	7.16	2.9E-03	90.91	3.5E-07	1.1E-13	9.7E-12	9.0E-16	259.96	6.7E-01

ตารางที่ ข-19 ประสิทธิภาพในการผลิตของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งที่อุณหภูมิต่ำ จากก๊าซทิ้งที่ระบายออกจากกระบวนการกลั่นน้ำมัน 443 kg/hr โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 250 - 350 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์และมีค่าสัดส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 1.0

Production efficiency (%)				
TEMP	CH4	H2	CO2	CO
C	%	%	%	%
250	69.74	0.28	13.38	0.01
260	69.63	0.33	13.67	0.01
270	69.50	0.39	14.01	0.01
280	69.36	0.47	14.40	0.02
290	69.20	0.55	14.83	0.02
300	69.02	0.64	15.31	0.03
310	68.82	0.74	15.85	0.05
320	68.59	0.85	16.44	0.06
330	68.34	0.97	17.08	0.09
340	68.07	1.11	17.77	0.12
350	67.78	1.25	18.52	0.16

ภาคผนวก ค

ผลการจำลองกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ บนโปรแกรม ASPEN PLUS

ตารางที่ ค-1 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยอุณหภูมิดำเนินงานคือ 700 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์

	Units	FLAREGAS	FEED	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	700	700	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Flows	kmol/hr	21.21421	20.01361	20.01361	21.92876	1.200598
WATER	kmol/hr	0	0	0	4.91E-07	0
CARBO-MO	kmol/hr	0.065726	0.065726	0.065726	0.801855	0
CARBO-DI	kmol/hr	0.368066	0.368066	0.368066	1.63E-06	0
METHA-01	kmol/hr	5.288765	5.288765	5.288765	16.92942	0
HYDRO-01	kmol/hr	7.435819	7.435819	7.435819	0.389769	0
OXYGE-01	kmol/hr	0	0	0	4.95E-32	0
NITRO-01	kmol/hr	2.381478	2.381478	2.381478	2.381478	0
ETHYL-01	kmol/hr	0.067917	0.067917	0.067917	1.309946	0

ตารางที่ ค-2 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยโมลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยอุณหภูมิ
ดำเนินงานคือ 700 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	700	700	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Flows	kmol/hr	21.21421	20.01361	20.01361	21.92876	1.200598
ACETA-01	kmol/hr	0	0	0	3.15E-08	0
ETHAN-02	kmol/hr	1.266324	1.266324	1.266324	0.10427	0
PROPA-01	kmol/hr	1.209361	1.209361	1.209361	0.002632	0
N-BUT-01	kmol/hr	0.720797	0.720797	0.720797	6.57E-05	0
H2S	kmol/hr	1.200598	0	0	0	1.200598
ISOBU-01	kmol/hr	0.271668	0.271668	0.271668	3.39E-05	0
ISOBU-02	kmol/hr	0.072299	0.072299	0.072299	0.009283	0
ISOPEN	kmol/hr	0.499519	0.499519	0.499519	1.75E-06	0
N-PEN-01	kmol/hr	0.365876	0.365876	0.365876	1.42E-06	0

ตารางที่ ค-3 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยอุณหภูมิ
ดำเนินงานคือ 700 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์

	Units	FLAREGAS	FEED	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	700	700	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Fractions	-					
WATER	-	0	0	0	2.24E-08	0
CARBO-MO	-	0.003098	0.003284	0.003284	0.036566	0
CARBO-DI	-	0.01735	0.018391	0.018391	7.45E-08	0
METHA-01	-	0.249303	0.264258	0.264258	0.772019	0
HYDRO-01	-	0.350511	0.371538	0.371538	0.017774	0
OXYGE-01	-	0	0	0	2.26E-33	0
NITRO-01	-	0.112259	0.118993	0.118993	0.108601	0
ETHYL-01	-	0.003201	0.003394	0.003394	0.059736	0
ACETA-01	-	0	0	0	1.44E-09	0
ETHAN-02	-	0.059692	0.063273	0.063273	0.004755	0

ตารางที่ ค-4 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยโมเลกุลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยอนุกรมมี
 ค่าเงินงานคือ 700 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	700	700	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mole Fractions	-					
PROPA-01	-	0.057007	0.060427	0.060427	0.00012	0
N-BUT-01	-	0.033977	0.036015	0.036015	3.00E-06	0
H2S	-	0.056594	0	0	0	1
ISOBU-01	-	0.012806	0.013574	0.013574	1.54E-06	0
ISOBU-02	-	0.003408	0.003612	0.003612	0.000423	0
ISOPEN	-	0.023546	0.024959	0.024959	8.00E-08	0
N-PEN-01	-	0.017247	0.018281	0.018281	6.47E-08	0

ตารางที่ ค-5 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยอุณหภูมิ
ดำเนินงานคือ 700 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์

	Units	FLAREGAS	FEED	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	700	700	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Flows	kg/hr	443	402.0814	402.0814	402.0814	40.91863
WATER	kg/hr	0	0	0	8.85E-06	0
CARBO-MO	kg/hr	1.841016	1.841016	1.841016	22.46029	0
CARBO-DI	kg/hr	16.19853	16.19853	16.19853	7.19E-05	0
METHA-01	kg/hr	84.84638	84.84638	84.84638	271.5946	0
HYDRO-01	kg/hr	14.98972	14.98972	14.98972	0.785727	0
OXYGE-01	kg/hr	0	0	0	1.58E-30	0
NITRO-01	kg/hr	66.71348	66.71348	66.71348	66.71348	0
ETHYL-01	kg/hr	1.905328	1.905328	1.905328	36.74892	0
ACETA-01	kg/hr	0	0	0	1.39E-06	0
ETHAN-02	kg/hr	38.0779	38.0779	38.0779	3.135357	0

ตารางที่ ค-6 ผลการศึกษาเชิงปริมาณการไหลโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยอุณหภูมิ
ดำเนินงานคือ 700 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	700	700	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Flows	kg/hr	443	402.0814	402.0814	402.0814	40.91863
PROPA-01	kg/hr	53.32862	53.32862	53.32862	0.116041	0
N-BUT-01	kg/hr	41.89516	41.89516	41.89516	0.003817	0
H2S	kg/hr	40.91863	0	0	0	40.91863
ISOBU-01	kg/hr	15.79027	15.79027	15.79027	0.001969	0
ISOBU-02	kg/hr	4.056505	4.056505	4.056505	0.520855	0
ISOPEN	kg/hr	36.04042	36.04042	36.04042	0.000127	0
N-PEN-01	kg/hr	26.39803	26.39803	26.39803	0.000102	0

ตารางที่ ค-7 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยอุณหภูมิ
ดำเนินงานคือ 700 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์

	Units	FLAREGAS	FEED	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	700	700	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Fractions	-					
WATER	-	0	0	0	2.20E-08	0
CARBO-MO	-	0.004156	0.004579	0.004579	0.05586	0
CARBO-DI	-	0.036566	0.040287	0.040287	1.79E-07	0
METHA-01	-	0.191527	0.211018	0.211018	0.675472	0
HYDRO-01	-	0.033837	0.03728	0.03728	0.001954	0
OXYGE-01	-	0	0	0	3.94E-33	0
NITRO-01	-	0.150595	0.16592	0.16592	0.16592	0
ETHYL-01	-	0.004301	0.004739	0.004739	0.091397	0
ACETA-01	-	0	0	0	3.45E-09	0
ETHAN-02	-	0.085955	0.094702	0.094702	0.007798	0

ตารางที่ ค-8 ผลการศึกษาเชิงปริมาณสัดส่วนโดยมวลของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยอุณหภูมิ
ดำเนินงานคือ 700 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์ (ต่อ)

	Units	FLAREGAS	FEED	3	GASOUT	H2SOUT
From	-		H2SSEP	HEATER	REFORMER	H2SSEP
To	-	H2SSEP	HEATER	REFORMER		
Temperature	C	24.85	24.85	700	700	24.85
Pressure	bar	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Mass Fractions	-					
PROPA-01	-	0.120381	0.132631	0.132631	0.000289	0
N-BUT-01	-	0.094571	0.104196	0.104196	9.49E-06	0
H2S	-	0.092367	0	0	0	1
ISOBU-01	-	0.035644	0.039271	0.039271	4.90E-06	0
ISOBU-02	-	0.009157	0.010089	0.010089	0.001295	0
ISOPEN	-	0.081355	0.089635	0.089635	3.15E-07	0
N-PEN-01	-	0.059589	0.065653	0.065653	2.55E-07	0
Volume Flow	l/min	8485.057	8006.715	26210.65	28717.33	477.4446

ตารางที่ ค-9 ผลการศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 700 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์

TEMP	CH4	C3H8	C4H10	C5H12	H2	C2H6	CO2	C2H4	IC4H8	IC4H10	IC5H12	CO
C	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR
700	271.60	1.2E-01	3.8E-03	1.0E-04	0.79	3.14	7.2E-05	36.75	0.52	2.0E-03	1.3E-04	22.46
720	270.00	9.9E-02	3.0E-03	7.3E-05	1.00	2.92	6.1E-05	38.46	0.42	1.5E-03	8.9E-05	22.46
740	268.06	8.5E-02	2.4E-03	5.3E-05	1.26	2.73	5.2E-05	40.42	0.35	1.2E-03	6.4E-05	22.46
760	265.75	7.4E-02	1.9E-03	4.0E-05	1.56	2.56	4.4E-05	42.67	0.30	9.2E-04	4.7E-05	22.46
780	263.03	6.5E-02	1.6E-03	3.0E-05	1.91	2.41	3.7E-05	45.23	0.26	7.4E-04	3.6E-05	22.46
800	259.91	5.7E-02	1.3E-03	2.4E-05	2.31	2.27	3.2E-05	48.13	0.22	6.0E-04	2.7E-05	22.46
820	256.36	5.1E-02	1.1E-03	1.9E-05	2.77	2.15	2.7E-05	51.37	0.20	5.0E-04	2.1E-05	22.46
840	252.38	4.6E-02	9.2E-04	1.5E-05	3.28	2.04	2.2E-05	54.99	0.18	4.1E-04	1.7E-05	22.46
860	247.96	4.1E-02	7.9E-04	1.2E-05	3.84	1.94	1.9E-05	58.96	0.16	3.5E-04	1.4E-05	22.46
880	243.12	3.7E-02	6.8E-04	1.0E-05	4.45	1.84	1.6E-05	63.31	0.15	3.0E-04	1.1E-05	22.46
900	237.85	3.4E-02	5.9E-04	8.3E-06	5.12	1.75	1.3E-05	68.01	0.14	2.5E-04	9.2E-06	22.46

ตารางที่ ค.10 ประสิทธิภาพในการผลิตของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ จากก๊าซที่ระเหยออกจากกระบวนการกลั่นน้ำมัน 443 kg/hr โดยทำการศึกษาที่อุณหภูมิดำเนินงาน 700 - 900 องศาเซลเซียส ความดันดำเนินงาน 1.03 บาร์

Production efficiency (%)						
TEMP	CH4	H2	CO2	CO		
C	%	%	%	%	%	%
700	61.31	0.18	0.00	0.00	5.07	5.07
720	60.95	0.23	0.00	0.00	5.07	5.07
740	60.51	0.28	0.00	0.00	5.07	5.07
760	59.99	0.35	0.00	0.00	5.07	5.07
780	59.38	0.43	0.00	0.00	5.07	5.07
800	58.67	0.52	0.00	0.00	5.07	5.07
820	57.87	0.63	0.00	0.00	5.07	5.07
840	56.97	0.74	0.00	0.00	5.07	5.07
860	55.97	0.87	0.00	0.00	5.07	5.07
880	54.88	1.01	0.00	0.00	5.07	5.07
900	53.69	1.16	0.00	0.00	5.07	5.07

ภาคผนวก จ

ผลการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง โดยใช้กระบวนการฟอर्मมิงด้วยไอพ่นในการเปลี่ยนรูปของ

สารประกอบไฮโดรคาร์บอนแบบโปรแกรม ASPEN PLUS

ตารางที่ จ-1 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 1 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยใช้กระบวนการฟอर्मมิงด้วยไอพ่นในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน

Current density (mA/cm ²)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet (kg/hr x 10 ⁴)	Fuel Inlet (kg/hr x 10 ²)	Split Fraction	Steam/Carbon ratio (S/C ratio)	steam input (kg/hr x10 ²)
130.72	0.66	83.10	50.35	0.03	0.17	0.90	2.50	0.06
162.52	0.64	100.24	48.85	0.05	0.21	0.90	2.50	0.08
202.56	0.62	119.76	46.83	0.08	0.26	0.90	2.50	0.09
246.94	0.59	138.86	44.54	0.11	0.32	0.90	2.49	0.11
294.13	0.55	156.12	42.04	0.15	0.38	0.90	2.50	0.14
334.98	0.52	168.59	39.86	0.20	0.43	0.90	2.50	0.16
408.51	0.47	185.24	35.92	0.28	0.52	0.90	2.50	0.19
506.55	0.40	195.79	30.61	0.43	0.65	0.90	2.50	0.23
522.89	0.39	196.26	29.73	0.46	0.67	0.90	2.50	0.24

ตารางที่ จ-2 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 1 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (ต่อ)

Current density (mA/cm ²)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet (kg/hr x 10 ⁴)	Fuel Inlet (kg/hr x 10 ²)	Split Fraction	Steam/Carbon ratio (S/C ratio)	steam input (kg/hr x 10 ²)
555.57	0.37	196.07	27.95	0.51	0.71	0.90	2.50	0.26
571.91	0.36	195.43	27.07	0.54	0.73	0.90	2.50	0.27
620.93	0.32	191.29	24.40	0.63	0.79	0.90	2.50	0.29
702.63	0.26	176.99	19.95	0.81	0.90	0.90	2.50	0.33

ตารางที่ จ-3 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยใช้กระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน

Current density (mA/cm ²)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet (kg/hr x 10 ⁴)	Fuel Inlet (kg/hr x 10 ²)	Split Fraction	Steam/Carbon Ratio (S/C ratio)	Steam Input (kg/hr x 10 ²)
294.13	0.61	171.88	46.29	0.05	0.38	0.90	2.50	0.14
326.81	0.59	185.47	44.95	0.07	0.42	0.90	2.50	0.15
334.98	0.59	188.82	44.65	0.07	0.43	0.90	2.50	0.16
408.51	0.54	213.10	41.32	0.13	0.52	0.90	2.50	0.19
457.53	0.51	224.50	38.86	0.19	0.58	0.90	2.50	0.21
490.21	0.49	229.84	37.14	0.22	0.63	0.90	2.50	0.23
514.72	0.47	232.96	35.85	0.25	0.66	0.90	2.50	0.24
539.23	0.45	235.20	34.55	0.28	0.69	0.90	2.50	0.25
571.91	0.43	237.00	32.82	0.34	0.73	0.90	2.50	0.27
612.76	0.40	236.89	30.62	0.39	0.78	0.90	2.50	0.28
645.44	0.38	235.19	28.86	0.45	0.82	0.90	2.50	0.30
710.80	0.33	227.33	25.33	0.56	0.91	0.90	2.50	0.33
735.31	0.32	222.85	24.01	0.61	0.94	0.90	2.50	0.34
784.34	0.28	211.38	21.35	0.71	1.00	0.90	2.50	0.36
817.02	0.26	201.87	0.20	0.78	1.04	0.90	2.50	0.38

ตารางที่ จ-4 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 1 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน

Current density (mA/cm ²)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet (kg/hr x 10 ⁴)	Fuel Inlet (kg/hr x 10 ²)	Split Fraction	Steam/Carbon ratio (S/C ratio)
130.72	0.65	82.21	49.81	0.29	0.17	0.46	0.70
163.40	0.64	99.75	48.35	0.35	0.21	0.48	0.70
196.08	0.61	115.83	46.79	0.40	0.25	0.49	0.70
245.10	0.59	137.86	44.55	0.50	0.31	0.50	0.70
294.13	0.56	156.92	42.26	0.58	0.38	0.52	0.70
326.81	0.54	168.15	40.75	0.64	0.42	0.53	0.69
359.49	0.51	177.90	39.20	0.70	0.46	0.54	0.70
408.51	0.48	189.60	36.76	0.78	0.52	0.56	0.71
457.53	0.45	198.76	34.41	0.86	0.58	0.57	0.70
490.21	0.43	202.93	32.79	0.91	0.63	0.58	0.70
522.89	0.41	205.71	31.16	0.96	0.67	0.59	0.70
571.91	0.38	207.49	28.74	1.05	0.73	0.61	0.70
588.25	0.37	206.94	27.86	1.07	0.75	0.61	0.71
637.27	0.33	204.55	25.42	1.13	0.81	0.63	0.70
686.29	0.30	198.39	22.90	1.21	0.88	0.64	0.71

ตารางที่ จ-5 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน

Current density (mA/cm ²)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet (kg/hr x 10 ⁴)	Fuel Inlet (kg/hr x 10 ²)	Split Fraction	Steam/Carbon Ratio (S/C ratio)
182.23	0.68	119.69	54.73	0.36	0.21	0.70	0.44
207.37	0.67	133.29	53.57	0.41	0.24	0.70	0.44
232.50	0.65	146.16	52.39	0.45	0.27	0.69	0.45
257.64	0.64	158.08	51.13	0.49	0.30	0.70	0.46
282.77	0.62	169.37	49.91	0.54	0.32	0.70	0.47
307.91	0.61	179.79	48.66	0.58	0.35	0.71	0.48
333.04	0.59	189.78	47.49	0.62	0.38	0.70	0.48
358.18	0.58	198.71	46.23	0.66	0.41	0.70	0.49
383.31	0.56	206.97	45.00	0.70	0.44	0.70	0.50
408.45	0.55	214.24	43.71	0.73	0.47	0.70	0.51
433.59	0.53	220.95	42.47	0.77	0.50	0.70	0.51
458.72	0.51	226.91	41.22	0.81	0.53	0.70	0.52
483.86	0.50	231.94	39.95	0.87	0.55	0.70	0.53
508.99	0.48	236.04	38.65	0.88	0.58	0.70	0.54
527.51	0.47	239.04	37.76	0.92	0.60	0.70	0.54
534.13	0.47	239.62	37.38	0.93	0.61	0.70	0.54
559.26	0.45	242.04	36.07	0.96	0.64	0.70	0.55
584.40	0.43	243.92	34.78	1.00	0.67	0.70	0.56
609.53	0.42	244.31	33.40	1.02	0.70	0.71	0.57
634.67	0.40	245.05	32.18	1.07	0.73	0.70	0.57
684.94	0.37	242.67	29.53	1.13	0.78	0.70	0.59
710.07	0.35	240.33	28.21	1.17	0.81	0.70	0.59

ตารางที่ จ-6 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ที่ความดัน 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (ต่อ)

Current density (mA/cm ²)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet (kg/hr x 10 ⁴)	Fuel Inlet (kg/hr x 10 ²)	Split Fraction	Steam/Carbon Ratio (S/C ratio)
760.34	0.32	233.36	25.58	1.25	0.87	0.70	0.60
785.48	0.30	227.89	24.18	1.27	0.90	0.70	0.61
810.62	0.29	222.34	22.86	1.31	0.93	0.70	0.62
886.02	0.24	200.20	18.83	1.42	1.02	0.70	0.64
911.16	0.22	190.82	17.45	1.44	1.04	0.70	0.64

ตารางที่ จ-7 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ซึ่งมีขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิง 576.6 m² (6,912 เซลล์) ที่ความดัน 1 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยใช้กระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน

Current density (mA/cm ²)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet (kg/hr x 10 ⁴)	Fuel Inlet (kg/hr x 10 ³)	Split Fraction	Steam/Carbon Ratio (S/C ratio)
30.37	0.71	124.35	56.87	0.04	0.02	0.43	0.70
36.28	0.71	147.92	56.62	0.04	0.02	0.43	0.69
42.19	0.70	171.09	56.32	0.05	0.03	0.44	0.70
48.11	0.70	194.19	56.07	0.06	0.03	0.44	0.69
54.02	0.70	216.88	55.77	0.06	0.04	0.44	0.70
59.93	0.69	239.53	55.51	0.07	0.04	0.44	0.69
71.75	0.69	283.93	54.96	0.08	0.05	0.44	0.69
75.93	0.68	299.25	54.74	0.09	0.05	0.44	0.70
83.57	0.68	327.37	54.40	0.10	0.06	0.45	0.69
89.48	0.68	348.56	54.10	0.10	0.06	0.45	0.70
95.40	0.67	369.85	53.85	0.11	0.07	0.45	0.69

ตารางที่ จ-8 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ซึ่งมีขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิง 576.6 m² (6,912 เซลล์) ที่ความดัน 1 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยใช้กระบวนการฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (ต่อ)

Current density (mA/cm ²)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet (kg/hr x 10 ⁴)	Fuel Inlet (kg/hr x 10 ³)	Split Fraction	Steam/Carbon Ratio (S/C ratio)
101.31	0.67	390.12	53.48	0.12	0.07	0.46	0.71
119.04	0.66	451.17	52.64	0.14	0.08	0.46	0.70
130.86	0.65	491.18	52.13	0.15	0.09	0.46	0.69
148.60	0.64	548.60	51.28	0.17	0.10	0.47	0.69
160.42	0.63	585.46	50.69	0.18	0.11	0.47	0.70
178.15	0.62	639.02	49.82	0.20	0.12	0.48	0.70
184.07	0.62	656.84	49.56	0.21	0.13	0.48	0.69
189.98	0.61	673.06	49.21	0.21	0.13	0.48	0.70
201.80	0.61	707.46	48.69	0.22	0.14	0.48	0.69
207.71	0.60	723.40	48.37	0.23	0.14	0.48	0.70
213.62	0.60	740.00	48.11	0.24	0.15	0.48	0.69
219.53	0.60	755.36	47.79	0.24	0.15	0.49	0.70

ตารางที่ จ-9 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ซึ่งมีขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิง 576.6 cm² (6,912 เซลล์) ที่ความดัน 1 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการพอร์มิ่งด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (ต่อ)

Current density (mA/cm ²)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet (kg/hr x 10 ⁴)	Fuel Inlet (kg/hr x 10 ³)	Split Fraction	Steam/Carbon Ratio (S/C ratio)
225.44	0.59	771.52	47.53	0.25	0.16	0.49	0.69
237.27	0.59	802.07	46.95	0.26	0.16	0.49	0.69
290.47	0.55	924.57	44.21	0.31	0.20	0.51	0.71
343.67	0.52	1027.77	41.54	0.36	0.24	0.53	0.71
367.32	0.50	1068.73	40.41	0.38	0.25	0.53	0.69
390.96	0.49	1102.58	39.17	0.41	0.27	0.54	0.70
420.52	0.47	1141.37	37.70	0.43	0.29	0.55	0.69
432.34	0.46	1154.54	37.09	0.44	0.30	0.55	0.69
461.90	0.44	1180.95	35.51	0.47	0.32	0.56	0.70
467.81	0.44	1187.13	35.25	0.48	0.32	0.56	0.69
497.36	0.42	1206.57	33.69	0.50	0.34	0.57	0.70

ตารางที่ จ-10 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ซึ่งมีขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิง 576.6 cm^2 (6,912 เซลล์) ที่ความดัน 1 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยได้ใช้กระบวนการพอร์มิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (ต่อ)

Current density (mA/cm^2)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet ($\text{kg}/\text{hr} \times 10^4$)	Fuel Inlet ($\text{kg}/\text{hr} \times 10^3$)	Split Fraction	Steam/Carbon Ratio (S/C ratio)
532.83	0.40	1222.17	31.86	0.53	0.37	0.58	0.69
562.39	0.38	1226.59	30.29	0.56	0.39	0.59	0.70
586.03	0.36	1225.08	29.03	0.58	0.40	0.59	0.70
645.15	0.32	1203.34	25.91	0.63	0.44	0.61	0.70
680.62	0.30	1176.29	24.00	0.66	0.47	0.62	0.70
686.53	0.30	1173.02	23.73	0.66	0.47	0.62	0.69
698.35	0.29	1160.01	23.07	0.67	0.48	0.62	0.70
751.55	0.25	1094.41	20.23	0.71	0.52	0.63	0.69
857.95	0.18	887.46	14.37	0.80	0.59	0.66	0.71
899.33	0.15	787.44	12.16	0.83	0.62	0.67	0.70

ตารางที่ จ-11 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ซึ่งมีขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิง 576.6 m² (6,912 เซลล์) ที่ความดัน 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยใช้กระบวนการฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (ต่อ)

Current density (mA/cm ²)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet (kg/hr x 10 ⁴)	Fuel Inlet (kg/hr x 10 ³)	Split Fraction	Steam/Carbon Ratio (S/C ratio)
87.92	0.74	374.20	59.11	0.11	0.06	0.41	0.70
119.04	0.72	494.59	57.71	0.15	0.08	0.42	0.70
124.95	0.72	516.92	57.46	0.15	0.09	0.42	0.69
136.78	0.71	560.26	56.89	0.17	0.09	0.42	0.69
142.69	0.71	581.24	56.58	0.17	0.10	0.43	0.70
148.60	0.70	602.64	56.33	0.18	0.10	0.43	0.70
154.51	0.70	623.84	56.08	0.19	0.11	0.43	0.69
166.33	0.69	664.83	55.51	0.20	0.11	0.43	0.69
172.24	0.69	684.70	55.21	0.21	0.12	0.43	0.70
178.15	0.69	704.98	54.96	0.21	0.12	0.43	0.69
184.07	0.68	724.51	54.67	0.22	0.13	0.44	0.70
189.98	0.68	744.33	54.42	0.22	0.13	0.44	0.69
195.89	0.68	763.04	54.10	0.23	0.13	0.44	0.70

ตารางที่ จ-12 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ซึ่งมีขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิง 576.6 m² (6,912 เซลล์) ที่ความดัน 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยใช้กระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (ต่อ)

Current density (mA/cm ²)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet (kg/hr x 10 ⁴)	Fuel Inlet (kg/hr x 10 ³)	Split Fraction	Steam/Carbon Ratio (S/C ratio)
201.80	0.67	782.41	53.85	0.24	0.14	0.44	0.69
207.71	0.67	801.10	53.57	0.24	0.14	0.44	0.69
219.53	0.66	837.41	52.98	0.26	0.15	0.45	0.70
225.44	0.66	855.86	52.73	0.26	0.16	0.45	0.69
231.36	0.65	873.13	52.42	0.27	0.16	0.45	0.70
237.27	0.65	891.09	52.16	0.27	0.16	0.45	0.69
243.18	0.65	907.93	51.86	0.28	0.17	0.46	0.70
249.09	0.64	925.41	51.60	0.29	0.17	0.46	0.69
260.91	0.64	958.04	51.00	0.30	0.18	0.46	0.70
272.74	0.63	989.69	50.40	0.31	0.19	0.47	0.70
284.56	0.62	1022.11	49.89	0.32	0.20	0.47	0.69
296.38	0.62	1051.57	49.28	0.34	0.20	0.47	0.70
320.03	0.60	1109.70	48.16	0.36	0.22	0.48	0.69

ตารางที่ จ-13 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ซึ่งมีขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิง 576.6 m² (6,912 เซลล์) ที่ความดัน 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยใช้กระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (ต่อ)

Current density (mA/cm ²)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet (kg/hr x 10 ⁴)	Fuel Inlet (kg/hr x 10 ³)	Split Fraction	Steam/Carbon Ratio (S/C ratio)
325.94	0.60	1121.85	47.80	0.36	0.22	0.48	0.70
331.85	0.59	1136.05	47.55	0.37	0.23	0.48	0.70
337.76	0.59	1150.00	47.29	0.38	0.23	0.48	0.69
343.67	0.59	1161.22	46.93	0.38	0.24	0.49	0.71
349.58	0.58	1174.69	46.67	0.39	0.24	0.49	0.70
361.40	0.58	1200.56	46.14	0.40	0.25	0.49	0.69
367.32	0.57	1211.08	45.79	0.40	0.25	0.49	0.70
373.23	0.57	1223.60	45.53	0.41	0.26	0.49	0.69
385.05	0.56	1246.14	44.95	0.42	0.26	0.50	0.69
390.96	0.56	1255.05	44.59	0.43	0.27	0.50	0.71
402.78	0.55	1277.92	44.07	0.44	0.28	0.50	0.69
414.61	0.54	1296.70	43.44	0.45	0.29	0.51	0.70
432.34	0.53	1324.37	42.55	0.46	0.30	0.51	0.70

ตารางที่ จ-14 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ซึ่งมีขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิง 576.6 m² (6,912 เซลล์) ที่ความดัน 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยใช้กระบวนการฟอร์มมิงด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (ต่อ)

Current density (mA/cm ²)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet (kg/hr x 10 ⁴)	Fuel Inlet (kg/hr x 10 ³)	Split Fraction	Steam/Carbon Ratio (S/C ratio)
438.25	0.53	1334.25	42.28	0.47	0.30	0.51	0.69
450.07	0.52	1349.76	41.65	0.48	0.31	0.52	0.70
461.90	0.51	1365.37	41.06	0.49	0.32	0.52	0.70
503.28	0.49	1413.84	39.02	0.53	0.35	0.53	0.69
509.19	0.48	1417.51	38.67	0.53	0.35	0.54	0.70
515.10	0.48	1424.20	38.40	0.54	0.35	0.54	0.69
526.92	0.47	1433.73	37.79	0.55	0.36	0.54	0.69
532.83	0.47	1436.87	37.45	0.55	0.37	0.54	0.70
544.66	0.46	1444.98	36.85	0.56	0.37	0.55	0.70
574.21	0.44	1462.02	35.36	0.59	0.39	0.55	0.69
586.03	0.43	1466.12	34.75	0.60	0.40	0.56	0.69
591.95	0.43	1466.41	34.41	0.60	0.41	0.56	0.70
597.86	0.43	1469.67	34.14	0.61	0.41	0.56	0.69

ตารางที่ จ-14 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ซึ่งมีขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิง 576.6 m² (6,912 เซลล์) ที่ความดัน 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยใช้กระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (ต่อ)

Current density (mA/cm ²)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet (kg/hr x 10 ⁴)	Fuel Inlet (kg/hr x 10 ³)	Split Fraction	Steam/Carbon Ratio (S/C ratio)
603.77	0.42	1468.99	33.79	0.61	0.42	0.56	0.70
615.59	0.41	1470.87	33.19	0.62	0.42	0.57	0.70
633.32	0.40	1472.68	32.30	0.64	0.44	0.57	0.69
639.24	0.40	1472.00	31.98	0.64	0.44	0.57	0.69
668.79	0.38	1466.03	30.45	0.67	0.46	0.58	0.69
686.53	0.37	1456.10	29.46	0.68	0.47	0.59	0.70
692.44	0.36	1455.26	29.19	0.68	0.48	0.59	0.69
698.35	0.36	1449.87	28.84	0.69	0.48	0.59	0.70
704.26	0.36	1448.53	28.57	0.69	0.48	0.59	0.69
721.99	0.35	1436.66	27.64	0.71	0.50	0.59	0.69
727.91	0.34	1431.85	27.32	0.71	0.50	0.60	0.69
733.82	0.34	1426.85	27.01	0.72	0.50	0.60	0.69
751.55	0.33	1408.73	26.03	0.73	0.52	0.60	0.70

ตารางที่ จ-16 ตารางแสดงผลของการจำลองกระบวนการทำงานของระบบของเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็ง ซึ่งมีขนาดพื้นที่ของเซลล์เชื้อเพลิง 576.6 m² (6,912 เซลล์) ที่ความดัน 3 บาร์ และอุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส โดยใช้กระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิต่ำในการเปลี่ยนรูปของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (ต่อ)

Current density (mA/cm ²)	Voltage (volt)	Power Output (kw)	Efficiency (%)	Air Inlet (kg/hr x 10 ⁴)	Fuel Inlet (kg/hr x 10 ³)	Split Fraction	Steam/Carbon Ratio (S/C ratio)
787.02	0.30	1367.55	24.13	0.76	0.54	0.61	0.70
810.66	0.29	1334.21	22.86	0.78	0.56	0.62	0.70
834.31	0.27	1299.92	21.64	0.80	0.57	0.62	0.70
857.95	0.25	1260.77	20.41	0.82	0.59	0.63	0.69
863.87	0.25	1244.87	20.01	0.82	0.59	0.63	0.70
875.69	0.24	1221.97	19.38	0.83	0.60	0.63	0.70
887.51	0.23	1199.64	18.77	0.84	0.61	0.63	0.70
911.16	0.22	1141.48	17.40	0.86	0.63	0.64	0.71

ภาคผนวก ง

ผลการจำลองกระบวนการทำงานของหอเผาที่ 1 บนโปรแกรม ASPEN PLUS

ตารางที่ ง-1 ผลการศึกษาระบบการทำงานของหอเผาที่ 1 หอเผาที่ตั้งดำเนินงานที่อุณหภูมิของการเผาไหม้ 1000 เคลวิน

Description	Units	1	4	5	6	7	9	AIR	FEED	VENT
From		OKDURM	EJECTOR	AIRCOM	SPLIT	SPLIT	MIXED			FLARES
To		EJECTOR	MIXED	SPLIT	MIXED	EJECTOR	FLARES	AIRCOM	OKDURM	
Temperature	K	298.15	415.51	448.00	448.00	448.00	429.57	298.15	298	1000
Pressure	bar	0.983	1.015	3.013	3.013	3.013	1.015	1.013	1.03	1.013
Mole Flows	kmol/hr	21.21	140.52	238.62	119.31	119.31	259.83	238.62	21.21	261.15
Mass Flows	kg/hr	443	3885.07	6884.14	3442.07	3442.07	7327.14	6884.14	443	7327.14
WATER	H ₂ O	0	0	0	0	0	0	0	0	681.59
CARBO-MO	CO	1.841	1.841	0	0	0	1.841	0	1.841	13.141
CARBO-DI	CO ₂	16.199	16.199	0	0	0	16.199	0	16.199	886.18
METHA-01	CH ₄	84.846	84.846	0	0	0	84.846	0	84.846	0
HYDRO-01	H ₂	14.990	14.990	0	0	0	14.990	0	14.990	1.201
OXYGE-01	O ₂	0	801.72	1603.43	801.72	801.72	1603.43	1603.43	0	320.69
NITRO-01	N ₂	66.713	2707.07	5280.71	2640.35	2640.35	5347.42	5280.71	66.713	5347.42
ETHYL-01	C ₂ H ₄	1.905	1.905	0	0	0	1.905	0	1.905	0

ตารางที่ ง-2 ผลการศึกษาระบบการทำงานของหอเผาที่ 1 หอเผาที่ตั้งดำเนินงานที่อุตสาหกรรมใหม่ 1000 เครวิน (ต่อ)

Description	Units	1	4	5	6	7	9	AIR	FEED	VENT
From		OKDURM	EJECTOR	AIRCOM	SPLIT	SPLIT	MIXED			FLARES
To		EJECTOR	MIXED	SPLIT	MIXED	EJECTOR	FLARES	AIRCOM	OKDURM	
Temperature	K	298.15	415.51	448.00	448.00	448.00	429.57	298.15	298	1000
Pressure	bar	0.983	1.015	3.013	3.013	3.013	1.015	1.013	1.03	1.013
Mass Flows	kg/hr	443	3885.07	6884.14	3442.07	3442.07	7327.14	6884.14	443	7327.14
ETHAN-02	C ₂ H ₆	38.078	38.078	0	0	0	38.078	0	38.078	0
PROPA-01	C ₃ H ₈	53.329	53.329	0	0	0	53.329	0	53.329	0
N-BUT-01	C ₄ H ₁₀	41.895	41.895	0	0	0	41.895	0	41.895	0
H ₂ S	H ₂ S	40.919	40.919	0	0	0	40.919	0	40.919	0
ISOBU-01	C ₄ H ₁₀	15.790	15.790	0	0	0	15.790	0	15.790	0
ISOBU-02	C ₄ H ₈	4.057	4.057	0	0	0	4.057	0	4.057	0
ISOPEN	C ₅ H ₁₀	36.040	36.040	0	0	0	36.040	0	36.040	0
N-PEN-01	C ₅ H ₁₀	26.398	26.398	0	0	0	26.398	0	26.398	0
SO ₂	SO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	76.916
NITRI-01	NO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NITRO-02	NO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๓-3 ผลการศึกษาระบบการทำงานของหอเผาที่ 1 หอเผาที่ตั้งดำเนินงานที่อุตสาหกรรมปิโตรเคมีใหม่ 1000 เควิน (ต่อ)

Description	Units	1	4	5	6	7	9	AIR	FEED	VENT
From		OKDURM	EJECTOR	AIRCOM	SPLIT	SPLIT	MIXED			FLARES
To		EJECTOR	MIXED	SPLIT	MIXED	EJECTOR	FLARES	AIRCOM	OKDURM	
Temperature	K	298.15	415.51	448.00	448.00	448.00	429.57	298.15	298	1000
Pressure	bar	0.983	1.015	3.013	3.013	3.013	1.015	1.013	1.03	1.013
Mass Fractions										
WATER	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0.093
CARBO-MO	-	0.004	0.0005	0	0	0	0.0003	0	0.004	0.002
CARBO-DI	-	0.037	0.004	0	0	0	0.002	0	0.037	0.121
METHA-01	-	0.192	0.022	0	0	0	0.012	0	0.192	0
HYDRO-01	-	0.034	0.004	0	0	0	0.002	0	0.034	0.0002
OXYGE-01	-	0	0.206	0.233	0.233	0.233	0.219	0.233	0	0.044
NITRO-01	-	0.151	0.697	0.767	0.767	0.767	0.730	0.767	0.151	0.730
ETHYL-01	-	0.004	0.000	0	0	0	0.0003	0	0.004	0
ETHAN-02	-	0.086	0.010	0	0	0	0.0052	0	0.086	0
PROPA-01	-	0.120	0.014	0	0	0	0.0073	0	0.120	0
N-BUT-01	-	0.095	0.011	0	0	0	0.0057	0	0.095	0

ตารางที่ 3-4 ผลการศึกษาระบบการทำงานของหอเผาที่ 1 หอเผาที่จัดทำเป็นงานที่อุณหภูมิของการเผาใหม่ 1000 เคลวิน (ต่อ)

Description	Units	1	4	5	6	7	9	AIR	FEED	VENT
From		OKDURM	EJECTOR	AIRCOM	SPLIT	SPLIT	MIXED			FLARES
To		EJECTOR	MIXED	SPLIT	MIXED	EJECTOR	FLARES	AIRCOM	OKDURM	
Temperature	K	298.15	415.51	448.00	448.00	448.00	429.57	298.15	298	1000
Pressure	bar	0.983	1.015	3.013	3.013	3.013	1.015	1.013	1.03	1.013
Mass Fractions										
H ₂ S	-	0.092	0.011	0	0	0	0.0056	0	0.092	0
ISOBU-01	-	0.036	0.004	0	0	0	0.0022	0	0.036	0
ISOBU-02	-	0.009	0.001	0	0	0	0.0006	0	0.009	0
ISOPEN	-	0.081	0.009	0	0	0	0.0049	0	0.081	0
N-PEN-01	-	0.060	0.007	0	0	0	0.0036	0	0.060	0
SO ₂	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0105
NITRI-01	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NITRO-02	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Volume										
Flow	m ³ /hr	533.64	4781.98	2951.39	1475.69	1475.69	9141.88	5834.56	509.10	27287.6

ตารางที่ ๕-5 ผลการศึกษาระบบการทำงานของหอเผาที่ 2 หอเผาที่ดำเนินการที่อุณหภูมิของการเผาไหม้ 1500 เคลวิน

Description	Stream	1	4	5	6	7	9	AIR	FEED	VENT
From		OKDURM	EJECTOR	AIRCOM	SPLIT	SPLIT	MIXED			FLARES
To		EJECTOR	MIXED	SPLIT	MIXED	EJECTOR	FLARES	AIRCOM	OKDURM	
Temperature	K	298.15	419.68	448.00	448.00	448.00	432.18	298.15	298	1500
Pressure	bar	0.983	1.015	3.013	3.013	3.013	1.015	1.013	1.03	1.013
Mole Flows	kmol/hr	21.21	163.43	284.44	142.22	142.22	305.65	284.44	21.21	306.97
Mass Flows	kg/hr	443	4546.07	8206.15	4103.07	4103.07	8649.15	8206.15	443	8649.15
WATER	H ₂ O	0	0	0	0	0	0	0	0	681.594
CARBO-MO	CO	1.841	1.841	0	0	0	1.841	0	1.841	13.141
CARBO-DI	CO ₂	16.199	16.199	0	0	0	16.199	0	16.199	886.181
METHA-01	CH ₄	84.846	84.846	0	0	0	84.846	0	84.846	0
HYDRO-01	H ₂	14.990	14.990	0	0	0	14.990	0	14.990	1.201
OXYGE-01	O ₂	0	955.68	1911.35	955.68	955.68	1911.35	1911.35	0	382.270
NITRO-01	N ₂	66.713	3214.11	6294.80	3147.40	3147.40	6361.51	6294.80	66.713	6145.857
ETHYL-01	C ₂ H ₄	1.905	1.905	0	0	0	1.905	0	1.905	0
ETHAN-02	C ₂ H ₆	38.078	38.078	0	0	0	38.078	0	38.078	0
PROPA-01	C ₃ H ₈	53.329	53.329	0	0	0	53.329	0	53.329	0

ตารางที่ ๖-7 ผลการศึกษาระบบการทำงานของหอเผาที่ 2 หอเผาที่ดำเนินการที่อุณหภูมิของการเผาไหม้ 1500 เคลวิน (ต่อ)

Description	Stream	1	4	5	6	7	9	AIR	FEED	VENT
From		OKDURM	EJECTOR	AIRCOM	SPLIT	SPLIT	MIXED			FLARES
To		EJECTOR	MIXED	SPLIT	MIXED	EJECTOR	FLARES	AIRCOM	OKDURM	
Temperature	K	298.15	419.68	448.00	448.00	448.00	432.18	298.15	298	1500
Pressure	bar	0.983	1.015	3.013	3.013	3.013	1.015	1.013	1.03	1.013
Mass Fractions										
WATER	H ₂ O	-	0	0	0	0	0	0	0	0
CARBO-MO	CO	-	0.0042	0	0	0	0.0002	0	0.0042	0.002
CARBO-DI	CO ₂	-	0.0366	0	0	0	0.0019	0	0.037	0.102
METHA-01	CH ₄	-	0.1915	0.0187	0	0	0.0098	0	0.192	0
HYDRO-01	H ₂	-	0.0338	0.0033	0	0	0.0017	0	0.034	0.0001
OXYGE-01	O ₂	-	0	0.233	0.233	0.233	0.221	0.233	0	0.0442
NITRO-01	N ₂	-	0.151	0.707	0.767	0.767	0.736	0.767	0.151	0.7106
ETHYL-01	C ₂ H ₄	-	0.004	0.0004	0	0	0.0002	0	0.0043	0
ETHAN-02	C ₂ H ₆	-	0.086	0.0084	0	0	0.0044	0	0.0860	0
PROPA-01	C ₃ H ₈	-	0.120	0.0117	0	0	0.0062	0	0.1204	0
N-BUT-01	C ₄ H ₁₀	-	0.095	0.0092	0	0	0.0048	0	0.0946	0

ตารางที่ ๖-8 ผลการศึกษาระบบการทำงานของหอเผาที่ 2 หอเผาที่ดำเนินการที่อุณหภูมิของการเผาไหม้ 1500 เคลวิน (ต่อ)

Description	Stream	1	4	5	6	7	9	AIR	FEED	VENT
From		OKDURM	EJECTOR	AIRCOM	SPLIT	SPLIT	MIXED			FLARES
To		EJECTOR	MIXED	SPLIT	MIXED	EJECTOR	FLARES	AIRCOM	OKDURM	
Temperature	K	298.15	419.68	448.00	448.00	448.00	432.18	298.15	298	1500
Pressure	bar	0.983	1.015	3.013	3.013	3.013	1.015	1.013	1.03	1.013
Mass Fractions										
H ₂ S	-	0.092	0.0090	0	0	0	0.0047	0	0.0924	0
ISOBU-01	-	0.036	0.0035	0	0	0	0.0018	0	0.0356	0
ISOBU-02	-	0.009	0.0009	0	0	0	0.0005	0	0.0092	0
ISOPEN	-	0.081	0.0079	0	0	0	0.0042	0	0.0814	0
N-PEN-01	-	0.060	0.0058	0	0	0	0.0031	0	0.0596	0
SO ₂	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0.009
NITRI-01	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0.053
NITRO-02	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Volume Flow	m ³ /hr	533.64	5617.60	3518.16	1759.08	1759.08	10819.58	6955.01	509.10	44670.18

ตารางที่ ๙-9 ผลการศึกษาระบบการทำงานของหอเผาที่ 2 หอเผาที่ดำเนินการที่อุณหภูมิของการทำงานใหม่ 1700 เคลวิน

Description	Units	1	4	5	6	7	9	AIR	FEED	VENT
From		OKDURM	EJECTOR	AIRCOM	SPLIT	SPLIT	MIXED			FLARES
To		EJECTOR	MIXED	SPLIT	MIXED	EJECTOR	FLARES	AIRCOM	OKDURM	
Temperature	K	298.15	421.42	448.00	448.00	448.00	433.24	298.15	298	1700
Pressure	bar	0.983	1.015	3.013	3.013	3.013	1.015	1.013	1.03	1.013
Mole Flows	kmol/hr	21.21	175.10	307.78	153.89	153.89	328.99	307.78	21.21	326.44
Mass Flows	kg/hr	443	4882.77	8879.55	4439.77	4439.77	9322.55	8879.55	443	9322.55
WATER	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	681.59
CARBO-MO	kg/hr	1.841	1.841	0	0	0	1.841	0	1.841	13.14
CARBO-DI	kg/hr	16.199	16.199	0	0	0	16.199	0	16.199	886.18
METHA-01	kg/hr	84.846	84.846	0	0	0	84.846	0	84.846	0
HYDRO-01	kg/hr	14.990	14.990	0	0	0	14.990	0	14.990	1.201
OXYGE-01	kg/hr	0	1034.10	2068.20	1034.10	1034.10	2068.20	2068.20	0	413.64
NITRO-01	kg/hr	66.713	3472.39	6811.35	3405.67	3405.67	6878.06	6811.35	66.71	6661.06
ETHYL-01	kg/hr	1.905	1.905	0	0	0	1.905	0	1.905	0
ETHAN-02	kg/hr	38.078	38.078	0	0	0	38.078	0	38.078	0
PROPA-01	kg/hr	53.329	53.329	0	0	0	53.329	0	53.329	0

ตารางที่ ง-10 ผลการศึกษาระบบการทำงานของหอเผาที่ 2 หอเผาที่ดำเนินการเผาใหม่ 1700 เควิน (ต่อ)

Description	Units	1	4	5	6	7	9	AIR	FEED	VENT
From		OKDURM	EJECTOR	AIRCOM	SPLIT	SPLIT	MIXED			FLARES
To		EJECTOR	MIXED	SPLIT	MIXED	EJECTOR	FLARES	AIRCOM	OKDURM	
Temperature	K	298.15	421.42	448.00	448.00	448.00	433.24	298.15	298	1700
Pressure	bar	0.983	1.015	3.013	3.013	3.013	1.015	1.013	1.03	1.013
Mole Flows	kmol/hr	21.21	175.10	307.78	153.89	153.89	328.99	307.78	21.21	326.44
Mass Flows	kg/hr	443	4882.77	8879.55	4439.77	4439.77	9322.55	8879.55	443	9322.55
N-BUT-01	kg/hr	41.895	41.895	0	0	0	41.895	0	41.895	0
H2S	kg/hr	40.919	40.919	0	0	0	40.919	0	40.919	0
ISOBU-01	kg/hr	15.790	15.790	0	0	0	15.790	0	15.790	0
ISOBU-02	kg/hr	4.057	4.057	0	0	0	4.057	0	4.057	0
ISOPEN	kg/hr	36.040	36.040	0	0	0	36.040	0	36.040	0
N-PEN-01	kg/hr	26.398	26.398	0	0	0	26.398	0	26.398	0
SO2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	76.916
NITRI-01	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	232.438
NITRO-02	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	356.375

ตารางที่ ง-11 ผลการศึกษาระบบการทำงานของหอเผาที่ 2 หอเผาที่ดำเนินการเผาใหม่ 1700 เควิน (ต่อ)

Description	Units	1	4	5	6	7	9	AIR	FEED	VENT
From		OKDURM	EJECTOR	AIRCOM	SPLIT	SPLIT	MIXED			FLARES
To		EJECTOR	MIXED	SPLIT	MIXED	EJECTOR	FLARES	AIRCOM	OKDURM	
Temperature	K	298.15	421.42	448.00	448.00	448.00	433.24	298.15	298	1700
Pressure	bar	0.983	1.015	3.013	3.013	3.013	1.015	1.013	1.03	1.013
Mass Fractions										
WATER	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0.073
CARBO-MO	-	0.0042	0.0004	0	0	0	0.0002	0	0.004	0.001
CARBO-DI	-	0.0366	0.0033	0	0	0	0.0017	0	0.037	0.095
METHA-01	-	0.1915	0.0174	0	0	0	0.0091	0	0.192	0
HYDRO-01	-	0.0338	0.0031	0	0	0	0.0016	0	0.034	0.0001
OXYGE-01	-	0	0.212	0.233	0.233	0.233	0.222	0.233	0	0.0444
NITRO-01	-	0.151	0.711	0.767	0.767	0.767	0.738	0.767	0.151	0.7145
ETHYL-01	-	0.004	0.0004	0	0	0	0.0002	0	0.004	0
ETHAN-02	-	0.086	0.008	0	0	0	0.0041	0	0.086	0
PROPA-01	-	0.120	0.011	0	0	0	0.0057	0	0.120	0
N-BUT-01	-	0.095	0.009	0	0	0	0.0045	0	0.095	0

ตารางที่ ง-12 ผลการศึกษาระบบการทำงานของหอเผาที่ 2 หอเผาที่ดำเนินการดำเนินงานที่อุณหภูมิของการเผาไหม้ 1700 เคลวิน (ต่อ)

Description	Units	1	4	5	6	7	9	AIR	FEED	VENT
From		OKDURM	EJECTOR	AIRCOM	SPLIT	SPLIT	MIXED			FLARES
To		EJECTOR	MIXED	SPLIT	MIXED	EJECTOR	FLARES	AIRCOM	OKDURM	
Temperature	K	298.15	421.42	448.00	448.00	448.00	433.24	298.15	298	1700
Pressure	bar	0.983	1.015	3.013	3.013	3.013	1.015	1.013	1.03	1.013
Mass Fractions										
H2S	-	0.092	0.008	0	0	0	0.0044	0	0.092	0
ISOBU-01	-	0.036	0.003	0	0	0	0.0017	0	0.036	0
ISOBU-02	-	0.009	0.001	0	0	0	0.0004	0	0.009	0
ISOPEN	-	0.081	0.007	0	0	0	0.0039	0	0.081	0
N-PEN-01	-	0.060	0.005	0	0	0	0.0028	0	0.060	0
SO2	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0083
NITRI-01	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0249
NITRO-02	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0382
Volume Flow	m ³ /hr	533.6373	6043.67	3806.86	1903.43	1903.43	11674.46	7525.74	509.10	52860.34

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-สกุล	จุฑามาศ ไชยชาญสกุล
วัน เดือน ปี เกิด	08 ธันวาคม 2535
สถานที่เกิด	Thailand
วุฒิการศึกษา	วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์
ที่อยู่ปัจจุบัน	31/449 หมู่ 2 ต. ทับมา อ. เมืองระยอง จ. ระยอง 21000



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY