

การเลียนแบบกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรมเพื่อผลิตก๊าซไฮโดรเจน



นายศุภชัย อรุณรัตน์

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2552

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

SIMULATION OF INDUSTRIAL LPG-STEAM REFORMING PROCESS
FOR HYDROGEN PRODUCTION



Mr. Supachai Aroonrat

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

Department of Chemical Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

Academic Year 2009

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์

การเปลี่ยนแปลงกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำใน
อุตสาหกรรมเพื่อผลิตก๊าซไฮโดรเจน

โดย

นายศุภชัย อรุณรัตน์

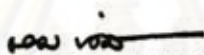
สาขาวิชา

วิศวกรรมเคมี

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้นับวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วน
หนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาโทฉบับนี้

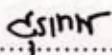


..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(รองศาสตราจารย์ ดร.บุญสม เลิศศิริวงษ์)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์



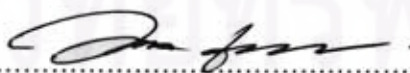
..... ประธานกรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.ธรรธร มงคลศรี)



..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม)



..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อารณวิธานนท์)



..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.วรพล เกียรติกิตติพงษ์)

ศูนย์วิจัยทรัพยากรพยากรณ์
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ศุภชัย อรุณรัตน์ : การเลียนแบบกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรม เพื่อผลิตก๊าซไฮโดรเจน. (SIMULATION OF INDUSTRIAL LPG-STEAM REFORMING PROCESS FOR HYDROGEN PRODUCTION) อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก : ผศ.ดร.สุรเทพ เขียวหอม, 91 หน้า.

งานวิจัยนี้ได้ศึกษาการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรม โดยใช้ซอฟต์แวร์สำเร็จรูปพัฒนาแบบจำลอง และตรวจสอบความถูกต้องด้วยข้อมูลจริงจากอุตสาหกรรม จากนั้นทำการจำลองกระบวนการโดยศึกษาและวิเคราะห์ผลกระทบของตัวแปรดำเนินการต่างๆประกอบด้วย อุณหภูมิภายในเครื่องรีฟอร์ม อัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการ และการใช้กรดประโยชน์ต่างๆ เพื่อที่จะปรับปรุงประสิทธิภาพของกระบวนการผลิตทั้งหมด ผลจากการศึกษาแสดงให้เห็นว่าการผลิตก๊าซไฮโดรเจนมีแนวเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิภายในเครื่องรีฟอร์มและอัตราการป้อนไอน้ำเพิ่มขึ้น โดยสภาวะดำเนินการที่เหมาะสมถูกนิยามไว้บนพื้นฐานของต้นทุนในการดำเนินงานต่ำสุด ประกอบด้วย ค่าวัตถุดิบ เชื้อเพลิง และน้ำหล่อเย็น ภายใต้ข้อจำกัดต่างๆของอุตสาหกรรม ซึ่งสภาวะดำเนินการที่เหมาะสมมีค่าอุณหภูมิที่ใช้ในเครื่องรีฟอร์มอยู่ที่ 850 องศาเซลเซียส และอัตราส่วนโดยโมลของไอน้ำต่อสายป้อนอยู่ที่ 12.77 โดยสภาวะดำเนินการดังกล่าวสามารถลดการใช้พลังงาน และลดต้นทุนในการดำเนินงานลงได้

ภาควิชา.....วิศวกรรมเคมี.....
สาขาวิชา.....วิศวกรรมเคมี.....
ปีการศึกษา.....2552.....

ลายมือชื่อผู้ผลิต.....ศุภชัย อรุณรัตน์.....
ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก.....สุรเทพ.....

5170632621 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORDS : SIMULATION / STEAM REFORMING / HYDROGEN

SUPACHAI AROONRAT : SIMULATION OF INDUSTRIAL LPG-STEAM REFORMING PROCESS FOR HYDROGEN PRODUCTION. THESIS ADVISOR : ASST. PROF.SOORATHEP KHEAWHOM, Ph.D., 91 pp.

In this work, the industrial LPG-steam reforming process for hydrogen production is investigated. The simulation model is developed using the commercial software and validated with the real industrial operating data. The simulation is then performed to study and analyze the effects of various operating variables including the operating temperature of reformer unit, the process steam flow rate and the utility consumption in order to improve the performance of the overall production process. The results show that hydrogen production increase when the operating temperature of reformer unit and the molar feed rate of steam increase. The optimal operating condition is defined based on the minimization of the cost of operation including raw materials, furnace fuel and cooling water under given constraints. At the optimal operating condition, which the temperature of reformer unit is 850°C and the molar ratio of process steam to feed stream is 12.77, the energy consumption and also operating costs can be drastically reduced.

Department : Chemical Engineering.....

Field of Study : Chemical Engineering.....

Academic Year : 2009.....

Student's Signature *Supachai Aroonrat*

Advisor's Signature *Soorathep Kheawhom*

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลงได้ต้องขอขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ สำหรับการอบรมสั่งสอนการปฏิบัติงาน คำแนะนำแนวทางในพัฒนางานวิจัยและความช่วยเหลือในอีกหลาย ๆ ด้านมาตลอดจนเสร็จสมบูรณ์

ขอขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร.ธราธร มงคลศรี ประธานกรรมการ, ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อภรณ์วิชานพ และ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.วรวพล เกียรติกิตติพิงษ์ ที่กรุณามาร่วมเป็นกรรมการในการสอบวิทยานิพนธ์ ซึ่งได้ให้ข้อคิดที่เป็นประโยชน์ต่องานวิจัยนี้เป็นอย่างมาก

ขอขอบพระคุณบริษัทเหล็กแผ่นรีดเย็นไทย จำกัด คุณศราวุฒิ ทองเสม ผู้จัดการฝ่ายประกันคุณภาพ, คุณบัณฑิต ร่อนแก้ว หัวหน้างานส่วนประกันคุณภาพ และพี่พนักงานของบริษัททุกท่าน สำหรับข้อมูลที่ใช้ในงานวิจัย คำแนะนำ การอำนวยความสะดวกในการปฏิบัติงานภายในบริษัท

ขอบคุณเพื่อน ๆ รุ่นพี่และน้อง ๆ สำหรับความช่วยเหลือหลาย ๆ ด้านและให้กำลังใจในการทำวิจัยด้วยดี

และสุดท้ายนี้ผู้วิจัยขอขอบพระคุณบิดามารดาและพี่น้องในครอบครัวทุกคนที่ให้การสนับสนุนและเป็นกำลังใจให้ตลอดมาจนสำเร็จการศึกษา

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ญ
สารบัญภาพ.....	ฎ
คำอธิบายสัญลักษณ์.....	ฏ
บทที่	
1. บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมาของงานวิจัย.....	1
1.2 วัตถุประสงค์.....	3
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย.....	3
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	4
2. งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	5
2.1 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับผลของการปรับเปลี่ยนสถานะดำเนินงานในกระบวนการรีฟอร์มมิง.....	5
2.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการอบตีไมซ์เพื่อหาสถานะดำเนินงานที่เหมาะสมในกระบวนการรีฟอร์มมิง.....	6
3. ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง.....	8
3.1 ก๊าซไฮโดรเจน.....	8
3.1.1 เทคโนโลยีการผลิตก๊าซไฮโดรเจน.....	8
3.1.2 การจัดเก็บก๊าซไฮโดรเจน.....	10
3.1.3 การนำก๊าซไฮโดรเจนไปใช้ประโยชน์.....	11
3.2 การผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ.....	11
3.2.1 การทำสายป้อนให้บริสุทธิ์.....	12
3.2.2 การรีฟอร์มด้วยไอน้ำ.....	12
3.2.3 Shift Conversion.....	15

บทที่	หน้า
3.2.4 Shift Conversion.....	17
3.3 จลนศาสตร์เคมีของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน.....	17
3.3.1 จลนศาสตร์เคมีของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงโพเทนด้วยไอน้ำ.....	18
3.3.2 จลนศาสตร์เคมีของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงบิวเทนด้วยไอน้ำ.....	19
3.3.3 จลนศาสตร์เคมีของปฏิกิริยาไฮโดรแครกกิ้ง.....	19
3.3.4 จลนศาสตร์เคมีของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงมีเทนด้วยไอน้ำ.....	20
3.3.5 จลนศาสตร์เคมีของปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ที่อุณหภูมิสูง.....	21
3.4 ผลของตัวแปรต่างๆที่มีผลต่อปริมาณของผลิตภัณฑ์ก๊าซผสม.....	22
3.5 ตัวเร่งปฏิกิริยาเคมี.....	23
3.5.1 ลักษณะตัวเร่งปฏิกิริยา.....	24
3.5.2 ตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีตัวรองรับ.....	25
3.6 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของกระบวนการ.....	27
3.6.1 สมดุลโมลของเครื่องปฏิกรณ์แบบแพคเบด.....	28
3.6.2 สมดุลพลังงานของเครื่องปฏิกรณ์แบบแพคเบด.....	30
4. การจำลองกระบวนการ.....	32
4.1 รายละเอียดการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำ ในอุตสาหกรรมจริง.....	32
4.2 การจำลองการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำ ในอุตสาหกรรมด้วยโปรแกรมไฮซิส (HYSYS).....	33
4.2.1 การจำลองเครื่องรีฟอร์มมิง.....	36
4.2.2 การจำลองเครื่อง High Temperature Shift Converter (HTSC).....	38
4.2.3 การจำลองเครื่องดูดซับแบบความดันสลับ (PSA).....	40
4.3 ผลการจำลองการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วย ไอน้ำในอุตสาหกรรมด้วยโปรแกรมไฮซิส (HYSYS).....	41
5. กรณีศึกษา.....	52
5.1 ผลการศึกษาผลกระทบของตัวแปรดำเนินการในกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน จากแบบจำลอง.....	52
5.2 ผลการหาสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจาก กระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำ.....	56

บทที่	หน้า
5.2.1 การกำหนดปัญหาของการออปติไมซ์.....	56
5.2.2 กรณีกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่สภาวะดำเนินงานปกติ (Base case).....	58
5.2.3 กรณีกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่สภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal).....	59
6. สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ.....	67
5.1 สรุปผลการวิจัย.....	67
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	67
รายการอ้างอิง.....	68
ภาคผนวก.....	71
ภาคผนวก ก ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ.....	72
ภาคผนวก ข ข้อมูลจากอุตสาหกรรม.....	74
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	91



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญญัตราจ

ตารางที่		หน้า
3.1	ค่าคงที่การดูดซับของสารสำหรับปฏิกิริยารีฟอร์มมิ่งมีเทนด้วยไอน้ำบนตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล.....	21
3.2	ค่าคงที่สมดุลและค่าคงที่จลนพลศาสตร์เคมีสำหรับปฏิกิริยารีฟอร์มมิ่งมีเทนด้วยไอน้ำบนตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล.....	21
4.1	ค่าพารามิเตอร์ต่างๆที่ใช้ในการจำลองเครื่องรีฟอร์ม.....	36
4.2	ค่าพารามิเตอร์ต่างๆที่ใช้ในการจำลองเครื่อง HTSC.....	39
4.3	ผลเปรียบเทียบของค้ประกอบระหว่างกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากอุตสาหกรรมกับการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมไฮซิสที่อัตราการไหลของสายป้อน 1.349 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 100 เปอร์เซ็นต์).....	43
4.4	สภาวะดำเนินงานจากอุตสาหกรรมที่ใช้ในการสร้างแบบจำลองการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิ่งแอลพีจีด้วยไอน้ำที่กำลังการผลิตต่างๆ.....	48
4.5	ผลเปรียบเทียบระหว่างกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากอุตสาหกรรมกับการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมไฮซิสที่อัตราการไหลของสายป้อน 0.5354 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 40 เปอร์เซ็นต์).....	49
4.6	ผลเปรียบเทียบระหว่างกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากอุตสาหกรรมกับการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมไฮซิสที่อัตราการไหลของสายป้อน 0.4952 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 50 เปอร์เซ็นต์).....	50
4.7	ผลเปรียบเทียบระหว่างกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากอุตสาหกรรมกับการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมไฮซิสที่อัตราการไหลของสายป้อน 0.8080 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 60 เปอร์เซ็นต์).....	50
4.8	ผลเปรียบเทียบระหว่างกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากอุตสาหกรรมกับการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมไฮซิสที่อัตราการไหลของสายป้อน 0.9432 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 70 เปอร์เซ็นต์).....	51
4.9	ผลเปรียบเทียบระหว่างกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากอุตสาหกรรมกับการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมไฮซิสที่อัตราการไหลของสายป้อน 1.0770 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 80 เปอร์เซ็นต์).....	51
5.1	ผลการศึกษารณีกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่สภาวะดำเนินงานปกติ.....	58

5.2	ผลการศึกษาระดับกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่สภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม.....	59
ก-1	ค่าพารามิเตอร์ต่างๆจากอุตสาหกรรมสำหรับใช้ในการสร้างแบบจำลองการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำ.....	72
ก-2	องค์ประกอบของแอลพีจีที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน.....	73
ก-3	ราคาวัตถุดิบและอรรถประโยชน์ต่างๆ.....	73
ข-1	ข้อมูลจากอุตสาหกรรมที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนของกำลังการผลิตที่ 40 %.....	74
ข-2	ข้อมูลจากอุตสาหกรรมที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนของกำลังการผลิตที่ 50 %.....	80
ข-3	ข้อมูลจากอุตสาหกรรมที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนของกำลังการผลิตที่ 60 %.....	82
ข-4	ข้อมูลจากอุตสาหกรรมที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนของกำลังการผลิตที่ 70 %.....	84
ข-5	ข้อมูลจากอุตสาหกรรมที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนของกำลังการผลิตที่ 80 %.....	88

สารบัญญภาพ

ภาพที่	หน้า
1.1	2
3.1	12
3.2	16
3.3	24
3.4	25
3.5	28
4.1	32
4.2	35
4.3	41
4.4	42
4.5	42
5.1	53
5.2	53
5.3	54

5.4	ผลกระทบของอุณหภูมิในเครื่องรีฟอร์ม และอัตราการป้อนไอน้ำเทียบกับปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่อัตราการไหลของสายป้อน 0.9432 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 70 เปอร์เซ็นต์).....	54
5.5	ผลกระทบของอุณหภูมิในเครื่องรีฟอร์ม และอัตราการป้อนไอน้ำเทียบกับปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่อัตราการไหลของสายป้อน 1.0770 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 80 เปอร์เซ็นต์).....	55
5.6	การเปรียบเทียบระหว่างอัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการที่สถานะดำเนินงานปกติ (Base case) กับสถานะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal).....	60
5.7	การเปรียบเทียบระหว่างอุณหภูมิขาออกจากเครื่องรีฟอร์มที่สถานะดำเนินงานปกติ (Base case) กับสถานะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal).....	61
5.8	การเปรียบเทียบระหว่างอัตราส่วนระหว่างจำนวนโมลของไอน้ำต่อจำนวนโมลของคาร์บอนในสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (LPG) ที่สถานะดำเนินงานปกติ (Base case) กับสถานะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal).....	62
5.9	การเปรียบเทียบระหว่างพลังงานความร้อนที่ใช้ในเครื่องรีฟอร์มที่สถานะดำเนินงานปกติ (Base case) กับสถานะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal).....	63
5.10	การเปรียบเทียบระหว่างพลังงานความเย็นที่ใช้ในเครื่องควบแน่นที่สถานะดำเนินงานปกติ (Base case) กับสถานะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal).....	63
5.11	การเปรียบเทียบระหว่างอัตราการไหลของการป้อนเชื้อเพลิงจากภายนอกที่สถานะดำเนินงานปกติ (Base case) กับสถานะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal).....	64
5.12	การเปรียบเทียบระหว่างต้นทุนในการดำเนินงานทั้งหมดที่สถานะดำเนินงานปกติ (Base case) กับสถานะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal).....	65

คำอธิบายสัญลักษณ์

A_c	พื้นที่หน้าตัดของท่อ (m^2)
A_j	pre-exponential factor ของค่าคงที่อัตราเร็วของสมการที่ j
B_i	pre-exponential factor ของค่าคงที่การดูดซับของสาร i
C_{p_i}	ค่าความจุความร้อนของสาร i ($kJ\ kgmole^{-1}\ K^{-1}$)
D_p	เส้นผ่านศูนย์กลางของตัวเร่งปฏิกิริยา (m)
E_j	พลังงานกระตุ้น (activation energy) ของสมการที่ j ($kJ\ mol^{-1}$)
\hat{E}_{sys}	พลังงานในระบบ (kJ)
$F_{H_2,desired}$	อัตราการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่ต้องการ ($kgmole\ h^{-1}$)
$F_{H_2,industrial}$	อัตราการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่ได้จากอุตสาหกรรม ($kgmole\ h^{-1}$)
F_{H_2O}	อัตราการไหลของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการ
F_i	อัตราการไหลโดยโมลของสาร i ($kgmole\ h^{-1}$)
F_T	อัตราการไหลโดยโมลของสารทั้งหมด ($kgmole\ h^{-1}$)
F_{T0}	อัตราการไหลโดยโมลของสารทั้งหมดที่ค่าเริ่มต้น ($kgmole\ h^{-1}$)
G	Superficial mass velocity ($kg\ m^{-2}\ s^{-1}$)
g_c	Gravitational conversion force = 1 (Dimensionless)
$H_i(T)$	ค่า enthalpy ของสาร i ที่อุณหภูมิ T ($kJ\ kgmole^{-1}$)
$K_{eq,j}$	ค่าคงที่สมดุลของสมการที่ j
K_i	ค่าคงที่การดูดซับของสาร i
k_j	ค่าคงที่อัตราเร็วของสมการที่ j
N_i	ปริมาณโดยโมลของสาร i ($kgmole$)
P	ความดัน (MPa)
P_0	ความดันเริ่มต้น (MPa)
P_i	ความดันย่อยของสาร i (MPa)
\dot{Q}	พลังงานที่ป้อนเข้าสู่ระบบ ($kJ\ h^{-1}$)
$Q_{ext,fuel}$	พลังงานเชื้อเพลิงจากภายนอก (kW)
$Q_{off-gas}$	พลังงานเชื้อเพลิงจาก PSA off-gas (kW)
$Q_{reformer}$	พลังงานที่ใช้ในเครื่องรีฟอร์ม (kW)

Q_{total}	พลังงานทั้งหมดที่ได้จาก PSA off-gas และเชื้อเพลิงแอลพีจี (kW)
R	ค่าคงที่ของก๊าซอุดมคติ มีค่า $8.314 \text{ (J K}^{-1} \text{ mol}^{-1}\text{)}$
r_A	อัตราการเกิดปฏิกิริยาของสาร A (base component) ($\text{mol gcat}^{-1} \text{ s}^{-1}$)
r_{ij}	อัตราการเกิดปฏิกิริยาของสาร i ที่เกิดจากสมการที่ j ($\text{mol gcat}^{-1} \text{ s}^{-1}$)
S/C	อัตราส่วนระหว่างจำนวนโมลของไอน้ำต่อจำนวนโมลของคาร์บอนในสารประกอบไฮโดรคาร์บอน
T	อุณหภูมิ (K)
T_0	อุณหภูมิเริ่มต้น (K)
$T_{HTSC,out}$	อุณหภูมิของก๊าซที่ออกจากเครื่อง HTSC ($^{\circ}\text{C}$)
$T_{reformer,out}$	อุณหภูมิขาออกจากเครื่องรีฟอร์ม
u	Superficial velocity (m s^{-1})
W	น้ำหนักของตัวเร่งปฏิกิริยา (kg)
\dot{W}	งานที่ป้อนเข้าสู่ระบบ (kJ h^{-1})
y	อัตราส่วนของความดัน P/P_0
y_{H_2}	สัดส่วนโดยโมลของก๊าซไฮโดรเจน
y_{H_2O}	สัดส่วนโดยโมลของไอน้ำ
ตัวห้อย	
A	Base component
i	ชนิดของสาร
j	ลำดับของสมการ
0	ค่าเริ่มต้น
in	สายเข้า
out	สายออก
อักษรกรีก	
$\Delta H_{Rx}(T)$	ค่าความร้อนของปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ T (kJ kgmole^{-1})
ε	สัดส่วนช่องว่าง
ν_i	ค่าสัมประสิทธิ์ของสาร i เทียบกับสัมประสิทธิ์ของสาร A (base component) ในสมการเคมี
μ	ความหนืดของก๊าซ ($\text{kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}$)

ρ_0	ความหนาแน่นของก๊าซ (kg m^{-3})
ρ_b	Bulk density ของตัวเร่งปฏิกิริยา (kg m^{-3})
ρ_s	Solid density ของตัวเร่งปฏิกิริยา (kg m^{-3})
φ_s	ความเป็นทรงกลมของตัวเร่งปฏิกิริยา



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 1

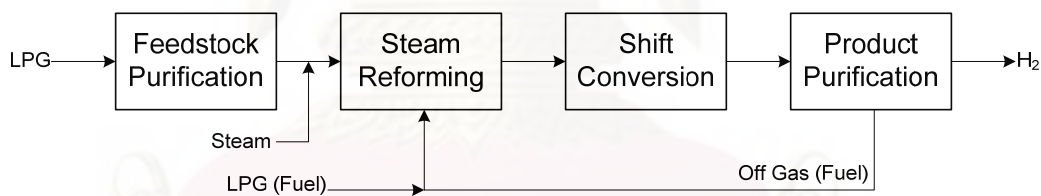
บทนำ

1.1 ความเป็นมาของงานวิจัย

อุตสาหกรรมเหล็กเป็นหนึ่งในอุตสาหกรรมขั้นพื้นฐานที่มีความสำคัญในการพัฒนาประเทศ เนื่องจากอุตสาหกรรมเหล็กเชื่อมโยงกับอุตสาหกรรมอื่นๆ เป็นจำนวนมากเช่น อุตสาหกรรมยานยนต์ อาหารกระป๋อง เครื่องจักรกล และอุตสาหกรรมก่อสร้าง เป็นต้น โดยในการผลิตแผ่นเหล็กม้วนกลม เตาอบอ่อนเป็นอุปกรณ์สำคัญที่ใช้ในกระบวนการอบอ่อน ซึ่งเป็นกระบวนการลดความเค้นในเนื้อเหล็ก โดยจะใช้กระบวนการทางความร้อนมาช่วยทำให้เหล็กนั้นอ่อนลงและสามารถขึ้นรูปต่อไปได้ ซึ่งกระบวนการดังกล่าวจะต้องทำการไล่อากาศออกด้วยไนโตรเจน เพื่อเป็นการป้องกันการเกิดปฏิกิริยาระหว่างอากาศและไฮโดรเจนซึ่งจะป้อนเข้าสู่ระบบในภายหลัง หลังจากนั้นจะมีการป้อนก๊าซไฮโดรเจนเข้าไปในระบบเพื่อใช้เป็นตัวกลางในการพาความร้อนไปยังแผ่นเหล็ก ทั้งนี้ก๊าซไฮโดรเจนมีความสามารถในการพาความร้อนสูงกว่าก๊าซไนโตรเจนประมาณ 6.5 เท่า รวมทั้งพบว่าเมื่อใช้ก๊าซไฮโดรเจน 100% เป็นตัวพาความร้อนแล้ว จะทำให้ลดเวลาของช่วงการให้ความร้อนและการเย็นตัวลง ซึ่งเป็นการประหยัดพลังงานได้มาก ดังนั้นกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจึงเป็นกระบวนการที่สำคัญที่ช่วยสนับสนุนกระบวนการอบอ่อนของการผลิตแผ่นเหล็กม้วนกลม โดยที่ก๊าซไฮโดรเจนสามารถสังเคราะห์ได้จากวัตถุดิบตามธรรมชาติหลากหลายประเภท อาทิเช่น วัสดุชีวมวล ก๊าซชีวภาพ ก๊าซธรรมชาติ ก๊าซหุงต้ม และถ่านหิน โดยผ่านกระบวนการเคมี

การผลิตก๊าซไฮโดรเจนสามารถทำได้หลายกระบวนการ แต่กระบวนการที่ปัจจุบันมีการศึกษาวิจัยมากที่สุดและได้รับการคาดว่าจะสามารถใช้จริงในเชิงพาณิชย์ได้ง่ายที่สุดคือ กระบวนการความร้อนเคมี (Thermo-chemical Processes) เช่น กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming) กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide reforming หรือ Dry reforming) กระบวนการออกซิเดชันบางส่วน (Partial oxidation) และ กระบวนการร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำกับออกซิเดชันบางส่วน (Autothermal reforming)

กระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำเป็นวิธีการหนึ่งที่มีประสิทธิภาพสูงในการผลิตก๊าซไฮโดรเจน เนื่องจากอุณหภูมิที่ใช้ในกระบวนการไม่สูงมาก และให้สัดส่วนผลได้ของก๊าซไฮโดรเจนสูง ขั้นตอนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำแสดงดังรูปที่ 1.1 โดยขั้นแรกจะต้องทำสายป้อนก๊าซปิโตรเลียมเหลว (LPG) ให้มีความบริสุทธิ์ โดยการกำจัดกำมะถันและคลอไรด์ เนื่องจากส่งผลเสียต่อตัวเร่งปฏิกิริยา ต่อมาสายป้อนที่ผ่านการกำจัดกำมะถันและคลอไรด์แล้วจะถูกป้อนเข้าเครื่องรีฟอร์ม โดยหลักการในขั้นตอนนี้คือ การป้อนไอน้ำ (Steam) เข้าสู่ระบบเพื่อทำปฏิกิริยากับสารไฮโดรคาร์บอนที่อยู่ในสถานะก๊าซ (LPG) ที่ได้จากส่วนก่อนหน้า โดยปฏิกิริยาหลักที่เกิดขึ้นเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน จึงต้องการพลังงานความร้อนจำนวนมากไปใช้ในปฏิกิริยาและรักษาอุณหภูมิของก๊าซสังเคราะห์ให้ได้ตามต้องการ ซึ่งพลังงานความร้อนจะได้มาจากการเผาไหม้แอลพีจีร่วมกับ Off-gas จากนั้นจะเป็นส่วนที่เรียกว่า Shift Conversion ซึ่งปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในส่วนนี้จะช่วยเพิ่มปริมาณก๊าซไฮโดรเจนและลดปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ลงได้ สุดท้ายจะเป็นส่วนที่ทำการแยกก๊าซไฮโดรเจนออกจากผลผลิตที่ได้จาก Shift Converter เพื่อให้ได้ก๊าซไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์ 99.99% ดังแสดงในรูปที่ 1.1



รูปที่ 1.1 ขั้นตอนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ

ในปัจจุบันความต้องการก๊าซไฮโดรเจนที่เพิ่มมากขึ้น รวมไปถึงต้นทุนของพลังงานที่นับวันมีแต่จะเพิ่มขึ้น การหาแนวทางที่ช่วยเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการผลิตจะเป็นประโยชน์อย่างยิ่งทั้งในด้านเศรษฐกิจ ทรัพยากร และสิ่งแวดล้อม สภาวะดำเนินงานของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนส่งผลโดยตรงต่อต้นทุนการผลิต และปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่ผลิตได้ ทำให้เกิดความคิดที่จะหาเงื่อนไขที่เหมาะสมในการผลิต ทั้งนี้เพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพของระบบสำหรับการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำ

เงื่อนไขที่มีการปรับเปลี่ยนในกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนคือ

1. อัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการ

2. คุณหมุมิภายในเครื่องรีฟอร์ม

การเปลี่ยนแปลงเงื่อนไขเหล่านี้ในกระบวนการ มีผลต่อความสามารถในการผลิตก๊าซไฮโดรเจน รวมไปถึงค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานอีกด้วย อาทิ เชื้อเพลิงที่ใช้ในเครื่องรีฟอร์ม น้ำหล่อเย็นในระบบ และพลังงานไฟฟ้า เป็นต้น แต่ในการเปลี่ยนแปลงเงื่อนไขเพื่อศึกษาผลกระทบจากตัวแปรนั้นๆ จะทำให้การดำเนินงานมีความยุ่งยาก และมีความเสี่ยงต่อกระบวนการผลิตจริง ดังนั้นการศึกษาโดยใช้แบบจำลองเพื่อเลียนแบบกระบวนการจึงเป็นหนทางที่สะดวก รวดเร็ว และปลอดภัยมากกว่า

เพราะฉะนั้นจึงสร้างแบบจำลองของกระบวนการ โดยใช้โปรแกรมไฮซิส (HYSYS) เพื่อทำการจำลองการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำ และศึกษาผลกระทบเนื่องมาจากตัวแปรดำเนินการแต่ละตัวที่กล่าวมาข้างต้น พร้อมทั้งหาสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสม เพื่อให้ต้นทุนในการผลิตต่ำสุด

1.2 วัตถุประสงค์

- 1.2.1 เพื่อจำลองการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรม
- 1.2.2 เพื่อศึกษาผลกระทบจากการเปลี่ยนแปลงตัวแปรดำเนินการ (Operating Variable) ในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำ
- 1.2.3 เพื่อหาสภาวะที่ดีที่สุดในการดำเนินงานเพื่อให้ต้นทุนในการผลิตต่ำสุด

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

- 1.3.1 จำลองการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำด้วยโปรแกรมไฮซิส (HYSYS)
- 1.3.2 ทำการปรับเปลี่ยนตัวแปรดำเนินการในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำ ได้แก่
 - อัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการ 9.71 – 19.42 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง
 - คุณหมุมิภายในเครื่องรีฟอร์ม ในช่วง 700 – 850 องศาเซลเซียส
- 1.3.3 ภายในเครื่องรีฟอร์ม ใช้นิกเกิลเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา (Nickel-based) ซึ่งอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีและค่าคงที่จลนศาสตร์เคมีได้มาจากงานวิจัยต่างๆ ดังนี้
 - Li และคณะ [1] สำหรับปฏิกิริยารีฟอร์มไพโรเพนด้วยไอน้ำ

- Bhatta และ Dixon [2] สำหรับปฏิกิริยารีฟอร์มมิงเทนด้วยไอน้ำ
- Xu และ Froment [3] สำหรับปฏิกิริยารีฟอร์มมิงเทนด้วยไอน้ำ และปฏิกิริยา
วอเตอร์แก๊สชิฟต์
- Oh และคณะ [4] สำหรับปฏิกิริยาไฮโดรแครกกิง

1.3.4 ภายใน Shift Converter จะใช้เหล็กเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา (Iron-based) ซึ่งอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีและค่าคงที่จลนศาสตร์เคมีได้มาจากงานวิจัยต่างๆดังนี้

- Hla และคณะ [5] สำหรับปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ที่อุณหภูมิสูง

1.3.5 ข้อมูลที่ใช้ในการตรวจสอบความถูกต้องของการจำลองกระบวนการ ได้มาจากการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรมจริง

1.3.6 พลังที่สิ้นเปลืองประสงค์เป็นฟังก์ชันของต้นทุนในการผลิต โดยคำนึงถึงต้นทุนของวัตถุดิบและต้นทุนของการดำเนินงานของทั้งกระบวนการผลิตดังนี้ แอลพีจี ไอน้ำ และน้ำหล่อเย็น ซึ่งทำภายใต้ข้อจำกัดของระบบจริงในอุตสาหกรรม

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

- 1.4.1 แบบจำลองที่สามารถอธิบายการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรม
- 1.4.2 สภาวะดำเนินงานที่ให้ประสิทธิภาพและผลได้ของการผลิตก๊าซไฮโดรเจนสูงสุด
- 1.4.3 ลดต้นทุนในการผลิตก๊าซไฮโดรเจน

บทที่ 2

งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

งานวิจัยนี้ได้ศึกษาผลของการปรับเปลี่ยนสภาวะดำเนินงานในการผลิตก๊าซไฮโดรเจน จากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำ และทำการออปติไมซ์เพื่อหาสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม ดังนั้นจึงได้ศึกษาและค้นคว้าข้อมูลที่เกี่ยวข้องกับงานวิจัย 2 ส่วน คือ งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับผลของการปรับเปลี่ยนสภาวะดำเนินงานในกระบวนการรีฟอร์มมิง และงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการออปติไมซ์เพื่อหาสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมในกระบวนการรีฟอร์มมิง

2.1 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับผลของการปรับเปลี่ยนสภาวะดำเนินงานในกระบวนการรีฟอร์มมิง

ในปีค.ศ. 2006 Liu และคณะ [6] ได้ทำการศึกษาเกี่ยวกับกระบวนการ Autothermal reforming และออปติไมซ์เพื่อหาสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม ด้วยโปรแกรม PRO/II จาก SIMSCI สำหรับประยุกต์ใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเยื่อแผ่นแลกเปลี่ยนโปรตอน ซึ่งผลของค่าการเปลี่ยนแปลง (Conversion) และความเข้มข้นของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ถูกพล็อตในรูปคอนทัวร์ (Contour) ที่อุณหภูมิสายป้อนเข้าเครื่องรีฟอร์ม และอัตราส่วนโดยโมลของไอน้ำต่อไฮโดรคาร์บอน ต่างๆกัน โดยค่าสภาวะที่เหมาะสมที่ทำให้ระบบมีประสิทธิภาพสูงสุด คืออุณหภูมิสายป้อนเข้าเครื่องรีฟอร์มที่ 425 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยโมลของไอน้ำต่อไฮโดรคาร์บอนที่ 2.08 และปริมาณสารสัมพันธ์ของอากาศ (Air Stoichiometry) ที่ 0.256 โดยจะให้ประสิทธิภาพแก่ระบบ 84.2%

ในปีค.ศ. 2007 Ersoz และคณะ [7] ได้ทำการจำลองระบบกระบวนการเบื้องต้นเพื่อศึกษาผลกระทบของตัวแปรดำเนินการ (Operating Variable) ที่มีต่อประสิทธิภาพการกระจายตัว และค่าการเปลี่ยนแปลง (Conversion) ของผลิตภัณฑ์ด้วยเชื้อเพลิงไฮโดรคาร์บอนในเครื่องรีฟอร์ม โดยใช้โปรแกรม ASPEN One HYSYS-2004 ซึ่งก๊าซธรรมชาติเป็นเชื้อเพลิงที่ทำให้ระบบมีประสิทธิภาพที่สุด เมื่อเทียบกับก๊าซโซลีนและดีเซล เนื่องจากมีองค์ประกอบส่วนใหญ่มาจากสารประกอบที่มีมวลโมเลกุลต่ำ โดยสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมของการรีฟอร์มด้วยไอน้ำ คืออัตราส่วนโดยโมลของไอน้ำต่อไฮโดรคาร์บอนที่ 3.5 และอุณหภูมิของเครื่องรีฟอร์มที่ 800 องศาเซลเซียส ส่วนสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมของ Autothermal reformer คืออัตราส่วนโดยโมลของ

ไอน้ำต่อไฮโดรคาร์บอนที่ 1.5 อัตราส่วนโดยโมลของออกซิเจนต่อไฮโดรคาร์บอนที่ 0.45 และ อุณหภูมิสายป้อนที่ 700 องศาเซลเซียส

ในปีค.ศ. 2009 Schadel และคณะ [8] ได้ทำการทดลองและศึกษาแบบจำลองของ กระบวนการรีฟอร์มมิงของมีเทน อีเทน โพรเพน บิวเทน และก๊าซธรรมชาติ บนตัวเร่งปฏิกิริยา โรเดียม และได้อธิบายรายละเอียดกลไกของการเปลี่ยนแปลง (Conversion) ของ ไฮโดรคาร์บอนที่มวลโมเลกุลสูงกว่ามีเทนที่อยู่ในก๊าซธรรมชาติ ซึ่งการกระจายตัวของผลิตภัณฑ์ ถูกวิเคราะห์จากฟังก์ชันของอุณหภูมิ (250 - 900 องศาเซลเซียส) และอัตราส่วนโดยโมลของไอน้ำ ต่อไฮโดรคาร์บอน (2.2 - 4.0) ที่สองความหนาแน่นของช่องรังผึ้งบนตัวเร่งปฏิกิริยา (600 และ 900 cpsi) โดยอีเทน โพรเพน และบิวเทน มีค่าการเปลี่ยนแปลง 100% ที่ประมาณ 600 องศาเซลเซียส ขณะที่มีเทนมีค่าการเปลี่ยนแปลงเพียงแค่ 50% เช่นเดียวกับส่วนผสมที่อยู่ในก๊าซธรรมชาติ และที่ ความหนาแน่นของช่องรังผึ้งบนตัวเร่งปฏิกิริยา 900 cpsi ให้ค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนสูงกว่า

2.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการออกแบบเพื่อหาสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมใน กระบวนการรีฟอร์มมิง

ในปีค.ศ. 2000 Rajesh และคณะ [9] ได้ทำการจำลองการให้ความร้อนแก่เครื่องรีฟอร์มม ด้วยแบบจำลองที่มีความแม่นยำโดยการทดสอบจลนศาสตร์เคมีของปฏิกิริยา ที่ส่งผลมาจากการ ส่งผ่านความร้อนภายในห้องเผาไหม้และการแพร่ในตัวเร่งปฏิกิริยา สภาวะที่เหมาะสมสามารถ นำไปปรับปรุงประสิทธิภาพของเครื่องรีฟอร์มมด้วยไอน้ำได้ ซึ่งสภาวะดังกล่าวหาได้จากการออกแบบ- ไม้ซ์ระบบ เพื่อให้อัตราการผลิตมีเทนน้อยที่สุด ขณะเดียวกันต้องทำให้อัตราการไหลของ คาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซสังเคราะห์มากที่สุดด้วย โดยที่อัตราการผลิตไฮโดรเจนไม่เปลี่ยนแปลง โดยผลที่ได้ถูกคาดหวังว่าจะทำให้มีความเข้าใจในกระบวนการมากขึ้น ซึ่งนำไปสู่สภาวะการ ทำงานของเครื่องรีฟอร์มมที่มีการใช้ต้นทุนในกระบวนการต่ำที่สุด และได้กำไรมากที่สุด

ในปีค.ศ. 2001 Rajesh และคณะ [10] ได้ทำการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน ด้วยแบบจำลองที่มีความแม่นยำของเครื่องรีฟอร์มมและเครื่อง Shift converter โดยทำการออกแบบ- ไม้ซ์เพื่อหาสภาวะดำเนินการที่เหมาะสม เพื่อให้ได้ผลผลิตของก๊าซไฮโดรเจนและไอน้ำที่ส่งออก สูงสุด โดยที่อัตราการป้อนของมีเทนไม่เปลี่ยนแปลง และข้อจำกัดต่างๆของระบบ ซึ่ง Pareto- optimal sets ของสภาวะดำเนินงานได้มาโดย non-dominated sorting genetic algorithm

(NSGA) สำหรับเงื่อนไขของกระบวนการต่างๆ ผลที่ได้จะสามารถช่วยลดต้นทุนในการดำเนินการของการผลิตก๊าซไฮโดรเจนได้

ในปีค.ศ. 2001 Oh และคณะ [11] ได้ศึกษาการปรับปรุงประสิทธิภาพของอุตสาหกรรมการผลิตไฮโดรเจนด้วยการออปติไมซ์กระบวนการโดย non-dominated sorting genetic algorithm (NSGA) ซึ่งปัญหาการออปติไมซ์ถูกแบ่งเป็นสองและสามฟังก์ชันวัตถุประสงค์ โดยจะกระทำที่อัตราการป้อนของมีเทนคงที่ เพื่อให้ได้อัตราการผลิตก๊าซไฮโดรเจนและไอน้ำที่ส่งออกสูงที่สุดสำหรับสองฟังก์ชันวัตถุประสงค์ ซึ่ง Heat flux profile บนเครื่องรีฟอร์มถูกใช้เป็นตัวแปรปรับ (Decision variable) แทนที่อุณหภูมิของก๊าซที่เผาไหม้ โดยผลที่ได้ดีกว่าผลที่ได้จากงานของ Rajesh (2001) จากนั้นการออปติไมซ์เพื่อให้เครื่องรีฟอร์มใช้พลังงานต่ำที่สุดถูกเลือกเป็นฟังก์ชันวัตถุประสงค์ที่สาม ซึ่งผลที่ได้สามารถใช้ปรับเปลี่ยนสภาวะดำเนินการได้ทุกเงื่อนไขของอัตราของสายป้อน อุณหภูมิของผนังท่อ และค่า activity ของตัวเร่งปฏิกิริยา

ในปีค.ศ. 2002 Oh และคณะ [4] ได้ใช้แบบจำลองที่มีความแม่นยำในการทำนายการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากไฮโดรคาร์บอนที่มีองค์ประกอบสูงกว่ามีเทนสำหรับการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำโดยใช้ Off-gas ที่ได้จากการกลั่น ซึ่งผลที่ได้จะเปรียบเทียบกับข้อมูลจริง จากนั้นทำการออปติไมซ์หาสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม ที่ช่วยปรับปรุงประสิทธิภาพของระบบ โดยทำให้ได้ก๊าซไฮโดรเจนและอัตราการไหลของไอน้ำที่ส่งออกภายนอกสูงสุด ทั้งยังคำนึงถึงปริมาณความร้อนที่ใช้ในเครื่องรีฟอร์มให้น้อยที่สุด ภายใต้ข้อจำกัดต่างๆ ซึ่งผลที่ได้ดีกว่าข้อมูลที่ได้จากอุตสาหกรรม

จากงานวิจัยทั้งหมดที่ได้กล่าวไปทำให้ทราบถึงปัจจัยต่างๆที่มีผลต่อการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิง และการรีฟอร์มมิงอีเทน โพรเพน และบิวเทน ด้วยไอน้ำจะมีค่าการเปลี่ยนแปลง (Conversion) สูงกว่ามีเทนที่อุณหภูมิเท่ากัน โดยการหาสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมของงานวิจัยส่วนใหญ่จะศึกษาจากการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงมีเทนด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรมเป็นหลัก ซึ่งไม่สามารถนำมาประยุกต์ใช้กับการรีฟอร์มมิงสารประกอบไฮโดรคาร์บอนชนิดอื่นได้ และข้อจำกัดที่ใช้ในการศึกษาของงานวิจัยต่างๆบางส่วนจะถูกนำมาพิจารณา โดยฟังก์ชันวัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้จะมุ่งเน้นเรื่องต้นทุนการผลิตเป็นหลัก

บทที่ 3

ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง

3.1 ก๊าซไฮโดรเจน [12, 13]

ไฮโดรเจน (Hydrogen) เป็นก๊าซที่โมเลกุลมี 2 อะตอม ไม่มีสี ไม่มีกลิ่น ติดไฟได้ เป็นอโลหะ และมีอิเล็กตรอนชั้นนอกสุด (เวเลนส์อิเล็กตรอน) ตัวเดียว ไฮโดรเจนเป็นธาตุเบาที่สุดและมีปริมาณในจักรวาลมากที่สุด มีอยู่ในโมเลกุลของน้ำ ในสารประกอบอินทรีย์ทุกตัว และสิ่งมีชีวิตทุกชนิด กล่าวได้ว่าเป็นพลังงานที่อยู่ในธรรมชาติ อาจได้มาจากแหล่งพลังงานอื่นเช่น ถ่านหิน ก๊าซธรรมชาติ ชีวมวล ก๊าซชีวภาพ น้ำ ลม แสงอาทิตย์และพลังงานนิวเคลียร์

3.1.1 เทคโนโลยีการผลิตก๊าซไฮโดรเจน

เทคโนโลยีการผลิตก๊าซไฮโดรเจนนั้นแบ่งเป็น 3 แบบคือ

- Thermal Processes เป็นการให้ความร้อนกับแหล่งพลังงาน เช่น ก๊าซธรรมชาติ ถ่านหิน ชีวมวล เชื้อเพลิงเหลว ฯลฯ เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจน เช่น Reforming, Gasification, Partial Oxidation, High-temperature Water Splitting
- Electrolytic Processes เป็นการใช้ไฟฟ้าเพื่อแยกน้ำเป็นไฮโดรเจนและออกซิเจน โดยไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นจะไม่ก่อให้เกิดมลพิษทางอากาศแต่ขึ้นกับแหล่งในการผลิตกระแสไฟฟ้า ตัวอย่างในการผลิตกระแสไฟฟ้า ได้แก่ พลังงานทดแทนหรือพลังงานหมุนเวียน (Renewable sources) น้ำและนิวเคลียร์
- Photolytic Processes หรือ Biophotolysis เป็นการใช้พลังงานแสงเพื่อแยกน้ำเป็นไฮโดรเจนและออกซิเจน เช่น Photo biological, Water Splitting, Photo electrochemical

ปัจจุบันการผลิตก๊าซไฮโดรเจนเชิงพาณิชย์ผลิตจากก๊าซธรรมชาติโดยผ่านกระบวนการความร้อนเคมี (Thermo-chemical Processes) เช่น กระบวนการรีฟอร์มมิง (แปรรูป) เป็นกระบวนการที่ปัจจุบันมีการศึกษาวิจัยมากที่สุดและได้รับการคาดว่าจะสามารถใช้จริงในเชิงพาณิชย์ได้ง่ายที่สุด ซึ่งแบ่งออกได้อีกหลายกระบวนการย่อยขึ้นอยู่กับสารที่ใช้ กระบวนการรีฟอร์มมิงหลักๆที่รู้จักกันอย่างแพร่หลาย คือ

3.1.1.1 กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming) ซึ่งเป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนสูง แต่เสียค่าใช้จ่ายน้อย จึงถูกนำมาใช้ในทางการค้าแล้ว

โดยหลักการของกระบวนการนี้คือ การป้อนไอน้ำ (Steam) เข้าสู่ระบบ เพื่อทำปฏิกิริยากับสารไฮโดรคาร์บอนที่อยู่ในสถานะก๊าซ เช่น ก๊าซธรรมชาติ ก๊าซชีวภาพ และเอทานอล เป็นต้น โดยไฮโดรเจนจะถูกดึงออกจากไอน้ำ (H_2O) สารไฮโดรคาร์บอน (CH) ส่วนออกซิเจนที่เหลือจากน้ำ และคาร์บอนที่เหลือจากไฮโดรเจนจะรวมตัวกันเป็นก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO)

3.1.1.2 กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide reforming หรือ Dry reforming) เป็นกระบวนการที่คล้ายคลึงกับกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ แต่จะต่างกันตรงที่ใช้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็นวัตถุดิบ ข้อดีของกระบวนการนี้คือ ช่วยลดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งเป็นก๊าซเรือนกระจกในบรรยากาศ อีกทั้งยังควบคุมระบบการทำงานได้ง่ายกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ แต่ข้อเสียคือ สัดส่วนของไฮโดรเจนที่ได้จากกระบวนการนี้จะต่ำกว่ากระบวนการแรก และตัวเร่งปฏิกิริยาจะเสื่อมสภาพเร็วกว่าเนื่องจากจะมีคาร์บอนจากคาร์บอนไดออกไซด์ไปเกาะอยู่ที่บริเวณผิวของตัวเร่งปฏิกิริยา

3.1.1.3 กระบวนการออกซิเดชันบางส่วน (Partial oxidation) ซึ่งเป็นกระบวนการระหว่างสารไฮโดรคาร์บอนกับออกซิเจน กระบวนการนี้มีข้อได้เปรียบกว่าสองกระบวนการแรกตรงที่ไม่จำเป็นต้องป้อนพลังงานจากภายนอก เนื่องจากปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นแบบคายความร้อนทำให้เกิดพลังงานขึ้นภายในระบบ แต่ข้อจำกัดของกระบวนการนี้คือ ปริมาณออกซิเจนที่ป้อนเข้าสู่ระบบต้องไม่สูงจนเกินไปเนื่องจากออกซิเจนที่เหลือจากกระบวนการจะกลับมาทำปฏิกิริยากับไฮโดรเจนที่ผลิตได้ กลายเป็นน้ำ ทำให้สูญเสียผลผลิตไฮโดรเจน

นอกจากนั้น ข้อจำกัดที่สำคัญอีกประการของการใช้กระบวนการนี้ในเชิงพาณิชย์คือ ค่าใช้จ่ายในการดำเนินการจะสูงกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงปกติ เนื่องจากต้องมีระบบแยกออกซิเจนจากอากาศก่อนป้อนเข้าสู่ระบบ เพราะหากไม่แยกออกซิเจนออก จะทำให้ปริมาณความเข้มข้นของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ลดลง เนื่องจากอากาศมีปริมาณไนโตรเจนสูง

3.1.1.4 กระบวนการร่วมระหว่างกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำกับออกซิเดชันบางส่วน หรือเรียกกันว่า ออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิง (Autothermal reforming) ซึ่งเป็นกระบวนการใหม่ที่นำข้อดีของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำและกระบวนการออกซิเดชันบางส่วนมารวมกัน โดยการป้อนทั้งน้ำและออกซิเจนเพื่อทำปฏิกิริยากับสารไฮโดรคาร์บอน ข้อดีของกระบวนการนี้คือ สามารถผลิตไฮโดรเจนได้ในอัตราส่วนที่มากกว่ากระบวนการออกซิเดชันบางส่วน และใช้

พลังงานน้อยกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ในปัจจุบันกระบวนการดังกล่าวกำลังเป็นที่นิยมและเริ่มมีการใช้งานจริงในเชิงพาณิชย์อย่างแพร่หลาย

3.1.2 การจัดเก็บก๊าซไฮโดรเจน

ส่วนรูปแบบของการจัดเก็บก๊าซไฮโดรเจน อาจกักเก็บได้ในถังในรูปแบบของ ของเหลว ก๊าซ หรือของแข็งในรูปแบบของสารประกอบเคมี การเก็บในรูปแบบก๊าซ ถังเก็บจะมีปริมาตรใหญ่ เนื่องจากก๊าซไฮโดรเจนจะเบา ความหนาแน่นน้อยกว่าความดันบรรยากาศเพื่อให้สามารถเก็บมวลไฮโดรเจนได้มากจึงต้องอัดไปที่ความดันสูงเพื่อลดปริมาตรของถังเก็บไฮโดรเจน

- การเก็บรูปของเหลว ต้องเก็บในถังความดันที่มีอุณหภูมิต่ำมากถึง -273 องศาเซลเซียส และมีปัญหาในการปล่อยก๊าซทิ้งเพื่อควบคุมความดันในถังเก็บ อีกทั้งต้องเสียค่าพลังงานไฟฟ้ามากในการทำให้อุณหภูมิต่ำ ซึ่งสูงถึงหนึ่งในสามของพลังงานไฮโดรเจน

- การเก็บไว้ในท่อถ่านนาโน (Carbon nanotube) โดยใช้คุณสมบัติการดูดซับทางกายภาพของถ่านซึ่งขึ้นอยู่กับอุณหภูมิและความดัน ที่อุณหภูมิต่ำ 70 เคลวิน ความดัน 40 บาร์ จะเก็บไฮโดรเจนได้ประมาณ 5 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก ซึ่งอยู่ระหว่างการพัฒนาเทคโนโลยีเพื่อให้เก็บไฮโดรเจนได้มากขึ้นและใช้งานต่อไป

- การเก็บในรูปแบบสารประกอบเคมีโดยใช้โลหะไฮดรไรด์ ต้องคำนึงถึงน้ำหนักถังและอุณหภูมิที่เหมาะสม และไฮดรไรด์สามารถเก็บไฮโดรเจนได้ประมาณ $2 - 3$ เปอร์เซ็นต์ของน้ำหนักถัง จึงเป็นปัญหาในเรื่องน้ำหนักถังเก็บ การบรรจุไฮโดรเจนเข้าถังเก็บต้องมีการระบายความร้อนออกจากถังเก็บ และในการจ่ายไฮโดรเจนออกจากถังเก็บก็ต้องให้ความร้อนกับโลหะไฮดรไรด์ถึงจะได้ก๊าซไฮโดรเจนออกมาที่แต่ละสภาวะของอุณหภูมิและความดัน การเก็บในรูปแบบสารประกอบไฮดรไรด์จำพวกโซเดียม โพแทสเซียม หรือลิเทียม โซเดียมไฮดรไรด์ (NaH) สามารถคายก๊าซไฮโดรเจนด้วยการทำปฏิกิริยากับน้ำได้สารประกอบโซเดียมไฮดรอกไซด์ (NaOH) และก๊าซไฮโดรเจน และในทางกลับกันเมื่อนำโซเดียมไฮดรอกไซด์มาให้ความร้อนก็จะได้โซเดียมไฮดรไรด์กับก๊าซออกซิเจนกลับมาใหม่ ดังนั้นโซเดียมไฮดรไรด์จึงเป็นพาหะพลังงาน ซึ่งสามารถอัดเม็ดและเคลือบผิวกันน้ำเพื่อสะดวกในการขนส่งโซเดียมไฮดรไรด์ให้สามารถเก็บไฮโดรเจนได้ประมาณ 4 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก

3.1.3 การนำก๊าซไฮโดรเจนไปใช้ประโยชน์

การบดอ่อนเหล็กม้วน จะมีการไล่อากาศออกด้วยไฮโดรเจน เพื่อเป็นการป้องกันการเกิดปฏิกิริยาระหว่างแผ่นเหล็กและอากาศ หลังจากนั้นจะมีการปล่อยก๊าซเฉื่อยเข้าไปใน Inner Cover เพื่อให้เป็นตัวพาความร้อนไปยังเหล็ก โดยมากนิยมใช้ก๊าซไนโตรเจน 94% ผสมกับไฮโดรเจน 6% แต่ปัจจุบันจะใช้ก๊าซไฮโดรเจน 100% เนื่องจากก๊าซไฮโดรเจนมีความสามารถในการพาความร้อนสูงกว่าก๊าซไนโตรเจนประมาณ 6.5 เท่า รวมทั้งพบว่าเมื่อใช้ก๊าซไฮโดรเจน 100% เป็นตัวพาความร้อนแล้ว จะทำให้ลดเวลาของช่วงการให้ความร้อนและการเย็นตัวลง ซึ่งเป็นการประหยัดพลังงานได้มาก

ไฮโดรเจนเป็นเชื้อเพลิงในอนาคตที่เผาไหม้แล้วไม่เกิดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และไม่ก่อให้เกิดมลภาวะ สามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงเพื่อเผาไหม้โดยตรงในการขับเคลื่อนรถยนต์ และสามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงผ่านเซลล์เชื้อเพลิง (Fuel Cell) ที่มีประสิทธิภาพสูงในการผลิตไฟฟ้าเพื่อใช้ในรถยนต์ในภาคการคมนาคมและภาคการผลิตไฟฟ้า

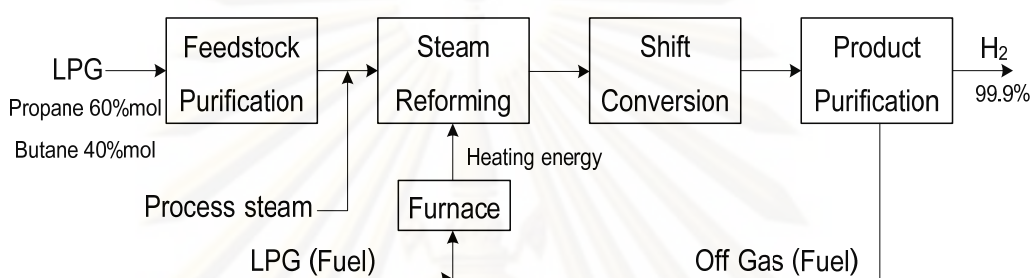
นอกจากนั้นแล้วยังได้มีการใช้ไฮโดรเจนในกระบวนการต่างๆอีกมากมาย เช่น การใช้ไฮโดรเจนในกระบวนการไฮโดรจีเนชั่น (Hydrogenation) เพื่อสังเคราะห์น้ำมันพืชและน้ำมันสัตว์ การใช้ร่วมกับคลอรีนเพื่อผลิตไฮโดรคลอไรด์ ใช้ร่วมกับออกซิเจนในการตัดชิ้นงานได้น้ำ การใช้ไฮโดรเจนเหลวเป็นเชื้อเพลิงของจรวด และเป็นส่วนผสมสำคัญในการสร้างปฏิกริยานิวเคลียร์

3.2 การผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Hydrogen Production by Steam Reforming) [14]

การผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ แสดงดังรูปที่ 3.1 ซึ่งมีขั้นตอนหลักเกี่ยวข้องกับปฏิกิริยาของไอน้ำกับสารประกอบไฮโดรคาร์บอนบนตัวเร่งปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 750 - 900 องศาเซลเซียส โดยเปลี่ยนไปอยู่ในรูปของไฮโดรเจนและคาร์บอนออกไซด์ อย่างไรก็ตามยังมีขั้นตอนอีกมากมาย เช่น การกำจัดความไม่บริสุทธิ์ และการเพิ่มปริมาณไฮโดรเจน โดยมีขั้นตอนหลักๆดังนี้

- การทำสายป้อนให้บริสุทธิ์ เป็นการกำจัดความเป็นพิษของกำมะถันและคลอไรด์
- การรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ เป็นปฏิกิริยาหลักในการผลิตก๊าซไฮโดรเจน

- Shift Conversion เป็นปฏิกิริยาระหว่างคาร์บอนมอนอกไซด์กับไอน้ำ ซึ่งจะให้ผลิตภัณฑ์เป็นคาร์บอนไดออกไซด์และเพิ่มปริมาณไฮโดรเจน
- การทำผลิตภัณฑ์ให้บริสุทธิ์ จะใช้เครื่องดูดซับแบบความดันสลับ (Pressure Swing Adsorption, PSA) ซึ่งสามารถแยกไฮโดรเจนให้มีความบริสุทธิ์ได้ถึง 99.99 % และ Off-gas ที่ได้จะถูกใช้เป็นเชื้อเพลิงในระบบ



รูปที่ 3.1 แผนผังการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำ

3.2.1 การทำสายป้อนให้บริสุทธิ์

ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้ในกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำจะเป็นพิษเนื่องจากส่วนประกอบเล็กน้อยที่อยู่ในสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่ป้อนเข้าสู่ระบบ โดยเฉพาะกำมะถัน คลอรีน และสารประกอบโลหะ ซึ่งกำมะถันจะเกิดปัญหาบ่อยที่สุด โดยชนิดและระดับของกำมะถันจะขึ้นกับแหล่งกำเนิด, Pre-treatment และมวลโมเลกุลของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน สารประกอบคลอรีนจะพบน้อยมาก และสารประกอบโลหะจะพบเมื่อป้อนสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลสูงบางชนิด เช่น แอลพีจี และเนปทา

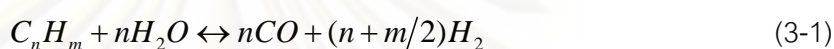
ทางที่ดีที่สุดที่จะกำจัดสารประกอบกำมะถันคือการเปลี่ยนองค์ประกอบของกำมะถันให้อยู่ในรูปของไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) ที่ทำบนตัวเร่งปฏิกิริยา Hydrodesulphurization (HDS) โดยตัวเร่งปฏิกิริยาดังกล่าวจะกำจัดองค์ประกอบของกำมะถันโดยทำปฏิกิริยากับไฮโดรเจน และในทำนองเดียวกันจะเปลี่ยนองค์ประกอบของคลอไรด์ให้อยู่ในรูปของไฮโดรเจนคลอไรด์ (HCl)

3.2.2 การรีฟอร์มด้วยไอน้ำ [15, 16]

กระบวนการนี้เป็นหัวใจหลักของการผลิตก๊าซไฮโดรเจน โดยปฏิกิริยาการรีฟอร์มมิงสารประกอบไฮโดรคาร์บอนด้วยไอน้ำ เป็นปฏิกิริยาที่ใช้ในกระบวนการผลิตก๊าซสังเคราะห์ซึ่งเป็น

ก๊าซผสมของคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และไฮโดรเจน (H₂) ปฏิริยาที่เกิดขึ้นเป็นปฏิริยา ดูดความร้อนและมีการเพิ่มจำนวนโมล ปฏิริยาจึงเกิดได้ดีที่อุณหภูมิสูงและความดันไม่สูงมาก เพื่อให้เกิดปฏิริยาได้ดีขึ้นจึงมีการใช้ตัวเร่งปฏิริยาเคมีเพื่อช่วยลดพลังงานกระตุ้นของปฏิริยา ลง

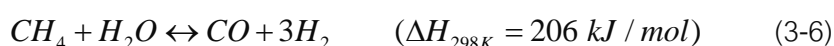
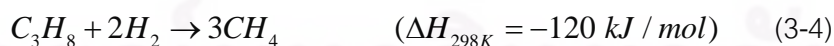
เมื่อมีการผ่านก๊าซไฮโดรคาร์บอนและไอน้ำที่ใช้เป็นสารตั้งต้น เข้าเครื่องปฏิกรณที่มีตัวเร่ง บรจรอยู่ และมีอุณหภูมิสูงพอสมควร ก๊าซไฮโดรคาร์บอนจะเข้าทำปฏิกริยากับไอน้ำเกิดเป็นก๊าซ คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และไฮโดรเจน (H₂) ดังสมการ (3-1)

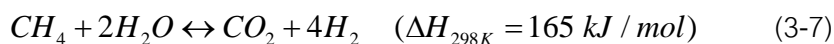


แอลพีจีเป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่ประกอบด้วยก๊าซสองชนิดเป็นส่วนใหญ่ คือ ก๊าซโพรเพน (C₃H₈) และก๊าซบิวเทน (C₄H₁₀) ในสัดส่วน 60:40 โดยโมล เมื่อนำมาใช้ในการทำ ปฏิกริยารีฟอร์มมิ่งกับไอน้ำ ซึ่งจะเทียบได้กับสมการ (3-1) ดังนี้



นอกจากปฏิกริยาหลักที่เกิดขึ้นระหว่างการรีฟอร์มมิ่งสารประกอบไฮโดรคาร์บอนแล้ว ยังสามารถเกิดปฏิกริยาข้างเคียงได้อีก ได้แก่ ปฏิกริยาไฮโดรแครกกิง (Hydrocracking) และการเกิดมีเทนขึ้นในระบบจากการผันกลับของปฏิกริยารีฟอร์มมิ่งมีเทนด้วยไอน้ำ [2, 17] ดังสมการ (3-4) - (3-7) ซึ่งปฏิกริยาดังกล่าวที่อุณหภูมิต่ำจะส่งเสริมให้เกิดมีเทนขึ้นในระบบ และเมื่อ อุณหภูมิสูงมีเทนที่เกิดขึ้นในระบบจะเกิดปฏิกริยาดังสมการ (3-6) และ (3-7) จะเกิดก๊าซไฮโดรเจน ขึ้นในระบบ

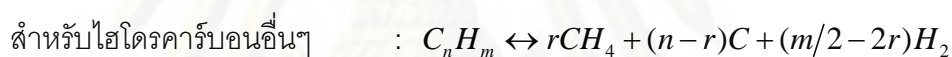
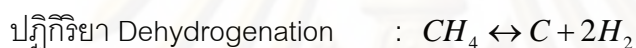




ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ที่เกิดขึ้นยังสามารถทำปฏิกิริยากับไอน้ำที่เหลือจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงเกิดเป็นก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) และไฮโดรเจน (H₂) ซึ่งเรียกว่า ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water Gas Shift, WGS) ดังสมการ (3-8)



การเกิดคาร์บอนไปสะสมบนตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นปัญหาสำคัญในการดำเนินการ ทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาเสื่อมสภาพลง ค่าความดันลดคร่อม (Pressure drop) เพิ่มขึ้น ปัญหาข้อนี้พบได้เสมอ จึงจำเป็นต้องหาทางป้องกันไม่ให้เกิดขึ้น โดยปฏิกิริยาของการเกิดคาร์บอนจะเป็นดังนี้



การป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการที่มากเกินไป โดยอัตราส่วนระหว่างจำนวนโมลของไอน้ำต่อจำนวนโมลของคาร์บอนในสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (S/C) จะต้องไม่น้อยกว่า 3 เพื่อหลีกเลี่ยงการเกิดคาร์บอนสะสมบนตัวเร่งปฏิกิริยา และช่วยส่งเสริมปฏิกิริยารีฟอร์มมิง [17]

ในการเลือกพิจารณาชนิดของสารป้อนและสภาวะการดำเนินงาน มักจะพิจารณาโดยน้ำหนักของสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่ป้อน และอาจเกี่ยวข้องกับ 2 - 3 ชนิดของตัวเร่งปฏิกิริยาในการทำให้กระบวนการมีประสิทธิภาพสูงสุด ซึ่งชนิดของตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นไปตามนี้

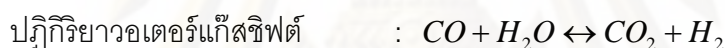
- การรีฟอร์มมิงสารประกอบไฮโดรคาร์บอนมวลโมเลกุลเบา เช่น Natural gas, Refinery off gas และ Pre-reformed feeds ซึ่งจะใช้ตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลที่มีตัวรองรับเป็นแอลฟาอะลูมินาหรือแคลเซียมอะลูมินา
- การรีฟอร์มมิงสารประกอบไฮโดรคาร์บอนมวลโมเลกุลกลางๆ เช่น C₂+ ไปจนถึงแอลพีจี การป้อนไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลหนักจะมีเป็นการเพิ่มแนวโน้มที่จะทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาเกิด deactivation เนื่องจากการเกิดคาร์บอนบนตัวเร่งปฏิกิริยา ดังนั้นจึงต้องการตัวเร่งปฏิกิริยาชนิด

พิเศษ 30 - 50% ในส่วนบนของท่อที่ใช้รีฟอร์ม ซึ่งสิ่งเหล่านี้มีแนวโน้มที่จะเกิดขึ้นกับการป้อนสารประกอบไฮโดรคาร์บอนมวลโมเลกุลเบาเช่นกัน เมื่อป้อนอัตราส่วนระหว่างจำนวนโมลของไอน้ำต่อจำนวนโมลของคาร์บอนในสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (S/C) ที่ระดับต่ำ หรือ Heat Flux ที่ระดับสูง

- การรีฟอร์มมิงสารประกอบไฮโดรคาร์บอนมวลโมเลกุลหนัก เช่น การป้อนเนปทา ซึ่งจะมีแนวโน้มสูงที่จะเกิดการสะสมของคาร์บอน ดังนั้นจึงต้องการตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดพิเศษสูง

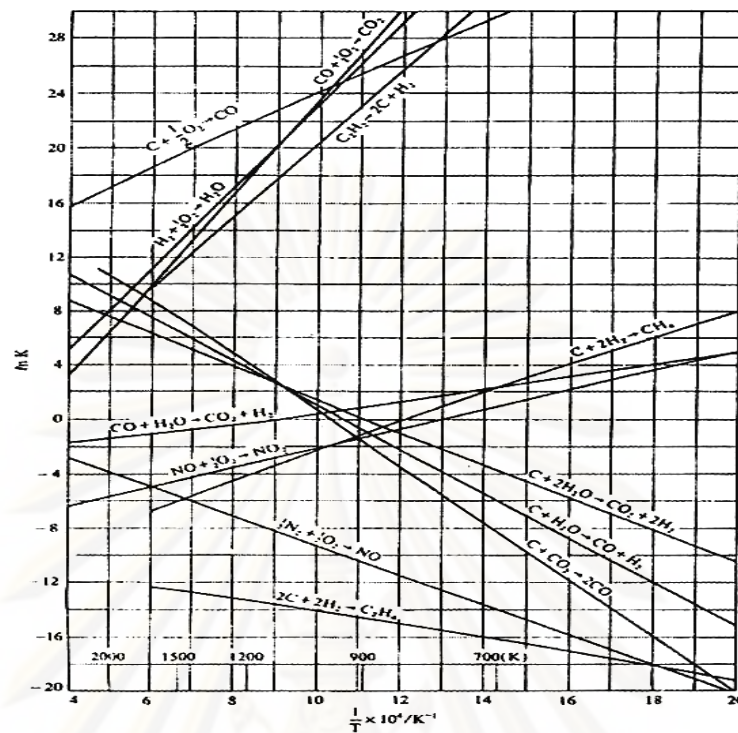
3.2.3 Shift Conversion [18, 19]

ในส่วนนี้จะเกิดปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (WGS) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน โดยปฏิกิริยาดังกล่าวได้พัฒนาขึ้นมาในกระบวนการการผลิตแอมโมเนีย เพื่อที่จะเพิ่มปริมาณก๊าซไฮโดรเจนและลดปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เป็นพิษต่อตัวเร่งปฏิกิริยาในกระบวนการสังเคราะห์แอมโมเนีย และกระบวนการไฮโดรจิเนชัน ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์แสดงได้ดังสมการ



ในกระบวนการนี้จะใช้ปริมาณไอน้ำมากเกินไปเพื่อให้ปฏิกิริยาเกิดขึ้นอย่างสมบูรณ์ โดยที่ระบบนั้นจะมีค่าการเปลี่ยนแปลงสูงสุด (Maximum Conversion) ที่อุณหภูมิต่ำ นอกจากนี้ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นจะไม่ถูกรบกวนจากการเปลี่ยนแปลงค่าความดันในขณะดำเนินการผลิตตามหลักของเลอ ชาเตอลิเยร์ (Le Chatelier's Principal) และกระบวนการนี้ได้ใช้เหล็กออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาโดยค่าคงที่สมดุล (Equilibrium Constant) นั้นจะเปลี่ยนตามอุณหภูมิ สามารถแสดงได้ดังรูปที่ 3.2

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 3.2 ค่าคงที่สมดุลของปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ที่อุณหภูมิต่างๆ [20]

ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ในทางอุตสาหกรรมจะมีการแบ่งขั้นตอนในการเกิดปฏิกิริยาออกเป็น 2 ขั้นตอน คือ

3.2.3.1 ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ที่อุณหภูมิสูง (High Temperature Water Gas Shift Reaction, HTS)

ในขั้นตอนนี้จะมีอัตราการเกิดปฏิกิริยาสูงโดยสภาวะที่ทำการดำเนินการคือ ที่อุณหภูมิ 350 - 475 องศาเซลเซียส และมีเปอร์เซ็นต์การแปรสภาพก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ไปเป็นสารผลิตภัณฑ์ประมาณ 90 - 95 เปอร์เซ็นต์ ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้คือ Fe_3O_4 และมีการเติมโครเมียมเล็กน้อยเพื่อเป็นตัวโปรโมเตอร์ โดยองค์ประกอบของตัวเร่งปฏิกิริยาประกอบด้วย Fe 55% และ Cr 6% และอาจมีการเติมกำมะถันเล็กน้อยเพื่อป้องกันตัวเร่งปฏิกิริยาเสื่อมสภาพในการเกิดปฏิกิริยานั้นจะมีการเติมไอน้ำด้วยปริมาณมากเกินพอเพื่อที่จะทำให้เกิดปฏิกิริยาได้มาก และยังสามารถป้องกันการเกิดโค้ก (Coking) ได้อีกด้วย

3.2.3.2 ปฏิกริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ที่อุณหภูมิต่ำ (Low Temperature Water Gas Shift Reaction, LTS)

ในขั้นตอนนี้จะดำเนินการที่อุณหภูมิต่ำ 200 - 250 องศาเซลเซียส โดยมีตัวเร่งปฏิกิริยา คือทองแดงและซิงค์ออกไซด์ (Copper and Zinc Oxide) โดยที่ตัวทองแดงจะเป็นองค์ประกอบหลักในการเปลี่ยนก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ส่วนสังกะสีเติมไปเพื่อที่จะป้องกันการเกิดความเป็นพิษของโลหะทองแดงจากการดูดซับกำมะถันที่มากับก๊าซสังเคราะห์ และซิงค์ออกไซด์ยังทำหน้าที่เป็นตัวรองรับ (Supporter) ให้กับโลหะทองแดงอีกด้วย ตัวเร่งปฏิกิริยานี้จะสามารถเกิดการหลอมตัวกัน (Sintering) ได้ง่ายกว่าเหล็กเนื่องจากทองแดงมีจุดหลอมเหลวต่ำกว่า ดังนั้นจึงต้องมีการควบคุมอุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยาให้คงที่ โดยปกติไม่เกิน 250 องศาเซลเซียส ซึ่งก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์จะสามารถเปลี่ยนไปเป็นผลิตภัณฑ์ได้อย่างดี โดยจะมีปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์เหลืออยู่ประมาณ 0.2 - 0.4 โมลเปอร์เซ็นต์

3.2.4 การทำผลิตภัณฑ์ให้บริสุทธิ์ [21]

เครื่องดูดซับแบบความดันสลับ (Pressure Swing Adsorption, PSA) เป็นอุปกรณ์ที่ใช้แยกองค์ประกอบของสารด้วยหลักทางกายภาพ ซึ่งอยู่บนพื้นฐานของการเพิ่มและลดความดันที่มีผลต่อความสามารถในการดูดซับ ในขั้นแรกจะใช้ความดันสูงเพื่อให้องค์ประกอบของสารติดอยู่บนตัวดูดให้มากที่สุดเมื่ออิ่มตัวแล้วก็เปลี่ยนไปใช้เครื่องดูดซับตัวที่สอง ระหว่างนั้นเครื่องดูดซับตัวแรกที่อิ่มตัวจะถูกลดความดันลงเพื่อให้องค์ประกอบที่ถูกดูดซับอยู่นั้นคลายตัวออกมาจนตัวดูดซับกลับมามีสภาพดั้งเดิมและสามารถใช้ดูดซับได้ใหม่ ซึ่งกลไกนี้จะทำสลับกันไปมาตลอดเวลา เครื่อง PSA นี้สามารถใช้แยกก๊าซผสมออกจากกันได้เพราะว่าก๊าซที่แตกต่างกันมีแนวโน้มมากหรือน้อยที่จะถูกดูดซับบนพื้นผิวของตัวดูดซับที่แตกต่างกัน โดยปกติแล้วเครื่อง PSA จะสามารถแยกไฮโดรเจนออกมาได้ระหว่าง 70 - 80% และได้ก๊าซไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์ถึง 99.99 % ส่วน Off-gas ที่เหลือจะถูกใช้เป็นเชื้อเพลิงในเครื่องรีฟอร์มต่อไป

3.3 จลนศาสตร์เคมีของกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน [22]

จลนศาสตร์เคมี เป็นสาขาหนึ่งของวิชาเคมีที่ว่าด้วยอัตราการเกิดปฏิกิริยาและกลไกของปฏิกิริยาเคมี อัตราการเกิดปฏิกิริยาบอกให้ทราบว่าสารตั้งต้นของปฏิกิริยาถูกใช้ไป และผลิตภัณฑ์ของปฏิกิริยานั้นเกิดขึ้นเร็วเพียงใด การวัดอัตราเร็วของปฏิกิริยานั้นโดยมากวัดเป็นความเข้มข้น

ของสารใดสารหนึ่งที่เปลี่ยนไปต่อหน่วยเวลาได้ จลนศาสตร์เคมีอธิบายให้ทราบถึงปัจจัยต่างๆที่มีอิทธิพลต่ออัตราการเกิดปฏิกิริยา ซึ่งได้แก่

- ธรรมชาติของสารตั้งต้น (Reactant) และผลิตภัณฑ์ (Product) โดยปฏิกิริยาจะเกิดช้าหรือเร็วขึ้นอยู่กับธรรมชาติของสาร เช่น เมื่อสารที่ทำปฏิกิริยาเป็นสารไอออนิกทั้งคู่จะเกิดปฏิกิริยาเร็วกว่าสารที่เป็นโควาเลนต์ สารที่ทำปฏิกิริยาเป็นก๊าซทั้งคู่จะทำปฏิกิริยาได้เร็วกว่าปฏิกิริยาที่สารอยู่ในสถานะต่างกัน

- ความเข้มข้นของสารตั้งต้นและผลิตภัณฑ์ จะมีผลต่ออัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี ซึ่งเมื่อเวลาในการทำปฏิกิริยาผ่านไปนานเท่าใดอัตราการเกิดปฏิกิริยาจะยิ่งลดลงเท่านั้น

- พื้นที่ผิว จะมีผลต่ออัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี โดยปฏิกิริยาวิวิธพันธุ์เกิดขึ้นที่ผิวของวัสดุภาค ดังนั้นยิ่งเพิ่มพื้นที่ผิวของตัวทำปฏิกิริยา ปฏิกิริยาก็ยิ่งเกิดขึ้นเร็ว

- อุณหภูมิ การเพิ่มอุณหภูมิทำให้ปฏิกิริยาเร็วขึ้น เป็นที่พบเป็นอยู่เสมอว่าเมื่อใดต้องการให้ปฏิกิริยาเกิดเร็วขึ้น เราจะต้องต้มหรือเผาตัวทำปฏิกิริยา ถ้าปล่อยให้สารทำปฏิกิริยากันเองในอุณหภูมิธรรมดา บางทีอาจไม่เกิดปฏิกิริยาขึ้นเลยหรือเกิดช้ามาก

- ตัวเร่งปฏิกิริยา คือสารซึ่งเพิ่มอัตราของปฏิกิริยาโดยตัวเองไม่ได้เปลี่ยนแปลงไปด้วยเมื่อเสร็จสิ้นปฏิกิริยา

- ความดัน จะมีผลต่อปฏิกิริยาในกรณีที่ปฏิกิริยาเกี่ยวข้องกับก๊าซ กล่าวคือเมื่อเพิ่มความดัน โมเลกุลของก๊าซชนกันมากขึ้นทำให้มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาเร็วขึ้น

3.3.1 จลนศาสตร์เคมีของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงโพรเพนด้วยไอน้ำ

Li และคณะ [1] ได้พัฒนาจลนศาสตร์เคมีของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงโพรเพนด้วยไอน้ำบนตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล ซึ่งเกิดปฏิกิริยาดังสมการ (3-2) โดยอัตราของการรีฟอร์มมิงโพรเพนด้วยไอน้ำขึ้นอยู่กับความดันย่อยของโพรเพนและไอน้ำ ดังนี้

$$-r_{C_3H_8,(3-2)} = \frac{A_{(3-2)} \exp\left(\frac{-E_{(3-2)}}{RT}\right) K_{C_3H_8} P_{C_3H_8} K_{H_2O} P_{H_2O}}{\left(1 + K_{C_3H_8} P_{C_3H_8} + K_{H_2O} P_{H_2O}\right)^2} \quad (3-9)$$

โดยที่ $-r_{C_3H_8,(3-2)}$ คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาของโพรเพนที่เกิดจากสมการ (3-2)

$$A_{(3-2)} = 4.3 \text{ mol (gcat)}^{-1} \text{ s}^{-1}$$

$$E_{(3-2)} = 42.5 \text{ kJ mol}^{-1}$$

$$K_{C_3H_8} = 723.42 \text{ MPa}^{-1}$$

$$K_{H_2O} = 11.25 \text{ MPa}^{-1}$$

3.3.2 จลนศาสตร์เคมีของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงบิวเทนด้วยไอน้ำ

Bhatta และ Dixon [2] ได้พัฒนาจลนศาสตร์เคมีของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงบิวเทนด้วยไอน้ำบนตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล ซึ่งเกิดปฏิกิริยาดังสมการ (3-3) โดยข้อมูลจลนศาสตร์เคมีได้มาจากการเปลี่ยนความดันย่อยของสารตั้งต้น ซึ่งอัตราของการรีฟอร์มมิงบิวเทนด้วยไอน้ำเป็นดังนี้

$$-r_{C_4H_{10},(3-3)} = A_{(3-3)} \exp\left(\frac{-E_{(3-3)}}{RT}\right) P_{C_4H_{10}} P_{H_2O} \quad (3-10)$$

โดยที่ $-r_{C_4H_{10},(3-3)}$ คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาของบิวเทนที่เกิดจากสมการ (3-3)

$$A_{(3-3)} = 25.821 \text{ mol (gcat)}^{-1} \text{ s}^{-1} \text{ MPa}^{-2}$$

$$E_{(3-3)} = 54.392 \text{ kJ mol}^{-1}$$

3.3.3 จลนศาสตร์เคมีของปฏิกิริยาไฮโดรแครกกิง

Oh และคณะ [4] ได้จำลองการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงไฮโดรคาร์บอนที่มีองค์ประกอบสูงกว่ามีเทนด้วยไอน้ำ ภายใต้สมมติฐานที่ว่า สารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีองค์ประกอบสูงกว่ามีเทนจะเกิดปฏิกิริยาไฮโดรแครกกิง ดังสมการ (3-4) สำหรับโพรเพน และสมการ (3-5) สำหรับบิวเทน โดยมีอัตราการเกิดปฏิกิริยาดังนี้

$$-r_{C_3H_8,(3-4)} = \frac{A_{(3-4)} \exp\left(\frac{-E_{(3-4)}}{RT}\right) P_{C_3H_8}}{P_{H_2}^3} \quad (3-11)$$

โดยที่ $-r_{C_3H_8,(3-4)}$ คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาของโพรเพนที่เกิดจากสมการ (3-4)

$$A_{(3-4)} = 1.029 \times 10^{12} \text{ mol (gcat)}^{-1} \text{ s}^{-1} \text{ MPa}^2$$

$$E_{(3-4)} = 267.74 \text{ kJ mol}^{-1}$$

$$-r_{C_4H_{10},(3-5)} = \frac{A_{(3-5)} \exp\left(\frac{-E_{(3-5)}}{RT}\right) P_{C_4H_{10}}}{P_{H_2}^{1.59}} \quad (3-12)$$

โดยที่ $-r_{C_4H_{10},(3-5)}$ คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาของบิวเทนที่เกิดจากสมการ (3-5)

$$A_{(3-5)} = 1.571 \times 10^{11} \text{ mol (gcat)}^{-1} \text{ s}^{-1} \text{ MPa}^{0.59}$$

$$E_{(3-5)} = 237.81 \text{ kJ mol}^{-1}$$

3.3.4 จลนศาสตร์เคมีของปฏิกิริยาฟอรัมมีเทนด้วยไอน้ำ

Xu และ Froment [3] ได้พัฒนาจลนศาสตร์เคมีของปฏิกิริยาฟอรัมมีเทนกับไอน้ำบนตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล ซึ่งมีสามปฏิกิริยาหลักดังสมการ (3-6) - (3-8) โดยค่าคงที่การดูดซับของสาร และค่าคงที่จลนศาสตร์เคมี แสดงดังตารางที่ 3.1 และ 3.2 ตามลำดับ และมีแบบจำลองจลนศาสตร์เคมี ดังนี้

$$-r_{CH_4,(3-6)} = \frac{k_{(3-6)}}{P_{H_2}^{2.5}} \left(P_{CH_4} P_{H_2O} - \frac{P_{H_2}^3 P_{CO}}{K_{eq,(3-6)}} \right) / Den^2 \quad (3-13)$$

$$-r_{CH_4,(3-7)} = \frac{k_{(3-7)}}{P_{H_2}^{3.5}} \left(P_{CH_4} P_{H_2O}^2 - \frac{P_{H_2}^4 P_{CO_2}}{K_{eq,(3-7)}} \right) / Den^2 \quad (3-14)$$

$$-r_{CO,(3-8)} = \frac{k_{(3-8)}}{P_{H_2}} \left(P_{CO} P_{H_2O} - \frac{P_{H_2} P_{CO_2}}{K_{eq,(3-8)}} \right) / Den^2 \quad (3-15)$$

โดยที่ $-r_{CH_4,(3-6)}$ คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาของมีเทนที่เกิดจากสมการ (3-6)

$-r_{CH_4,(3-7)}$ คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาของมีเทนที่เกิดจากสมการ (3-7)

$-r_{CO,(3-8)}$ คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาของคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดจากสมการ (3-8)

$$Den = 1 + K_{CO} P_{CO} + K_{H_2} P_{H_2} + K_{CH_4} P_{CH_4} + K_{H_2O} P_{H_2O} / P_{H_2}$$

$$k_j = A_j \exp\left(\frac{-E_j}{RT}\right) \quad , \quad j = (3-6), (3-7), (3-8)$$

$$K_i = B_i \exp\left(\frac{-\Delta H_i}{RT}\right) \quad , \quad i = CO, H_2, CH_4, H_2O$$

ตารางที่ 3.1 ค่าคงที่การดูดซับของสารสำหรับปฏิกิริยารีฟอร์มมิงมีเทนด้วยไอน้ำบนตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล

	B_i	ΔH_i [kJ mol ⁻¹]
CO	8.23×10^{-4} [MPa ⁻¹]	-70.65
H ₂	6.12×10^{-8} [MPa ⁻¹]	-82.90
CH ₄	6.65×10^{-3} [MPa ⁻¹]	-38.28
H ₂ O	1.77×10^5	-88.68

ตารางที่ 3.2 ค่าคงที่สมดุลและค่าคงที่จลนศาสตร์เคมีสำหรับปฏิกิริยารีฟอร์มมิงมีเทนด้วยไอน้ำบนตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล

ปฏิกิริยา ที่	$K_{eq,j}$	k_j	
		A_j	E_j [kJ mol ⁻¹]
(3-6)	$5.75 \times 10^{10} \exp(-11476/T)$ [MPa ²]	3.711×10^{11} [mol MPa ^{0.5} (gcat) ⁻¹ s ⁻¹]	240.1
(3-7)	$7.24 \times 10^8 \exp(-21646/T)$ [MPa ²]	8.959×10^{10} [mol MPa ^{0.5} (gcat) ⁻¹ s ⁻¹]	243.9
(3-8)	$1.26 \times 10^{-2} \exp(4639/T)$	5.431×10^3 [mol MPa ⁻¹ (gcat) ⁻¹ s ⁻¹]	67.13

3.3.5 จลนศาสตร์เคมีของปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ที่อุณหภูมิสูง

Hla และคณะ [5] ได้พัฒนาจลนศาสตร์เคมีของปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ที่อุณหภูมิสูง ดังสมการที่ (3-8) ซึ่งกระทำบนตัวเร่งปฏิกิริยา Fe₃O₄ / Cr₂O₃ ในถังปฏิกรณ์แบบท่อไหล โดยมีแบบจำลอง ดังนี้

$$-r_{CO,(3-8)HTS} = A_{(3-8)HTS} \exp\left(\frac{-E_{(3-8)HTS}}{RT}\right) P_{CO} P_{CO_2}^{-0.36} P_{H_2}^{-0.09} \left(1 - \frac{1}{K_{eq,(3-8)}} \frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{P_{CO} P_{H_2O}}\right) \quad (3-16)$$

โดยที่ $-r_{CO,(3-8)_{HTS}}$ คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาของคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดจากสมการ (3-8) ในเครื่อง High Temperature Shift

$$A_{(3-8)_{HTS}} = 31267.86 \text{ mol (gcat)}^{-1} \text{ s}^{-1} \text{ MPa}^{-0.55}$$

$$E_{(3-8)_{HTS}} = 111 \text{ kJ mol}^{-1}$$

3.4 ผลของตัวแปรต่างๆที่มีผลต่อปริมาณของผลิตภัณฑ์ก๊าซผสม [16, 23]

เพื่อต้องการให้ปฏิกิริยาหลักในกระบวนการรีฟอร์มมิงเกิดขึ้นได้ดีและพยายามลดโอกาสที่จะเกิดปฏิกิริยาอื่น เมื่อพิจารณาตามความสัมพันธ์เชิงปริมาตร การที่ทำให้ก๊าซสังเคราะห์เกิดได้มากขึ้นต้องตั้งเงื่อนไขของปฏิกิริยาดังนี้

- 1) ความดันต่ำ
- 2) อุณหภูมิสูง
- 3) อัตราส่วนไอน้ำต่อคาร์บอนสูง (Steam to Carbon Ratio) อัตราส่วนไอน้ำต่อคาร์บอนได้นิยามดังนี้คือ “อัตราส่วนระหว่างจำนวนโมลของไอน้ำต่อจำนวนโมลของคาร์บอนในสารประกอบไฮโดรคาร์บอน”

ในปัจจุบันนี้มีการศึกษาวิจัยพัฒนากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำเป็นอย่างมาก และได้มีการปรับปรุงสภาวะให้เหมาะสมยิ่งขึ้น ทั้งในแง่ประโยชน์ใช้งาน เศรษฐศาสตร์ และความเป็นไปได้ในแง่ของการเกิดปฏิกิริยาซึ่งสรุปได้ดังนี้

- ความดัน ในช่วงแรกปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ กระทำที่ความดัน 1 บรรยากาศ เมื่อมีการศึกษามากขึ้น พบว่าถ้ากระทำที่ความดันสูงขึ้นจะได้ประโยชน์มากขึ้น แต่มีข้อเสียคือเกิดก๊าซสังเคราะห์ลดลง ซึ่งข้อนี้ชดเชยได้โดยการเพิ่มอุณหภูมิให้สูงขึ้น

ข้อดีของการดำเนินการที่ความดันสูง

- 1) ก๊าซผลิตภัณฑ์จากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ เพื่อนำไปป้อนกระบวนการอื่นที่ดำเนินการที่ความดันสูง เช่น กระบวนการผลิตแอมโมเนียซึ่งต้องการก๊าซไฮโดรเจนความดันสูง จากกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ จึงไม่ต้องมีคอมเพรสเซอร์อีก
- 2) การนำความร้อนในระบบกลับมาใช้ได้อีก ทำได้ง่ายที่ระดับความดันสูง
- 3) ขนาดของเครื่องมือรวมถึงระบบท่อต่างๆมีขนาดเล็ก

ข้อเสียของการดำเนินการที่ความดันสูง

- 1) การเปลี่ยนจากสารเข้าทำปฏิกิริยาเป็นผลิตภัณฑ์ลดลง
- 2) เครื่องมือและอุปกรณ์ต่างๆ ต้องมีความแข็งแรงคงทนต่อแรงอัดและแรงดันของก๊าซ

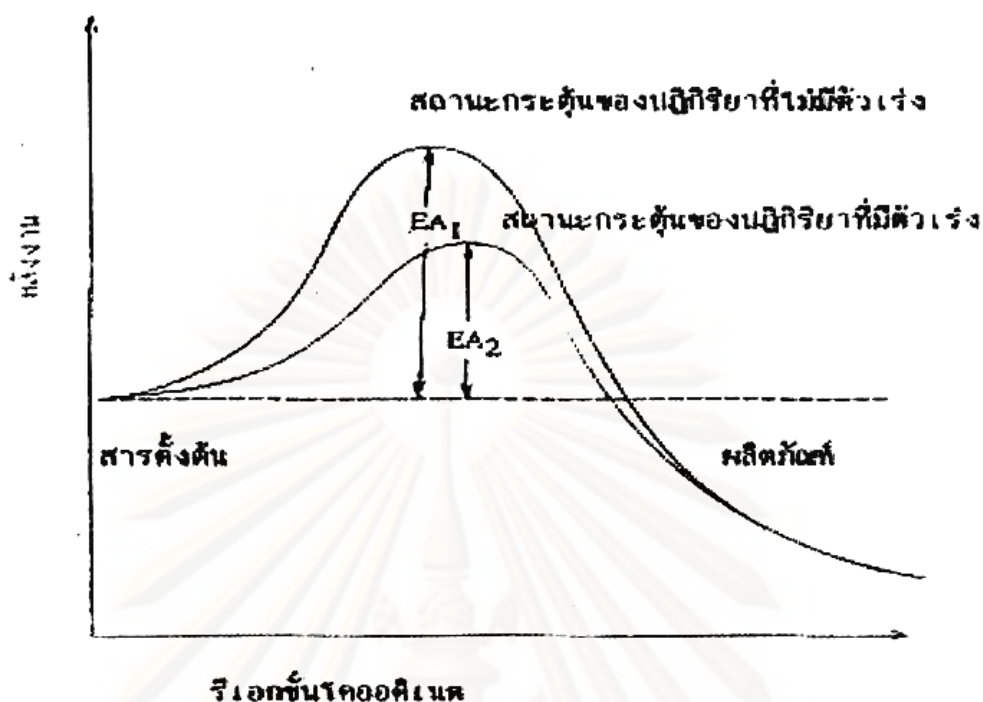
- อุณหภูมิ การดำเนินการที่อุณหภูมิสูง ช่วยทำให้เกิดผลิตภัณฑ์ได้มากขึ้นรวมทั้งใช้ชุดขยายสภาพการดำเนินการที่ความดันสูง

- อัตราส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน โดยทั่วไปปฏิกิริยา riforming ด้วยไอน้ำ มักใช้ปริมาณของไอน้ำมากเกินไปเพื่อป้องกันการสะสมของคาร์บอนบนตัวเร่งปฏิกิริยา (Carbon Deposition) แต่ต้องไม่สูงเกินไปมิฉะนั้นแล้วประสิทธิภาพการถ่ายเทความร้อนในระบบ (Thermal Efficiency of Process) จะลดลง

3.5 ตัวเร่งปฏิกิริยาเคมี (Catalyst) [18, 19, 24]

คำว่า “ตัวเร่งปฏิกิริยา” มาจากภาษากรีก 2 คำ ได้แก่คำว่า คตะตะ (Cata) หมายถึงหัก (Down) และคำว่าไลไซน์ (Lysein) หมายถึงแยกหรือแตก (Split of Break) ดังนั้น “ตัวเร่งปฏิกิริยา” จึงหมายถึงตัวที่ทำให้เกิดการแตกหักของแรงที่เกิดขึ้นบนโมเลกุล ตัวเร่งปฏิกิริยาเคมีมีหน้าที่เร่งอัตราเร็วของปฏิกิริยา โดยเลือกเร่งเฉพาะปฏิกิริยาที่ต้องการให้เกิด ในขณะที่เดียวกันก็ไม่ส่งเสริมปฏิกิริยาอื่นที่อาจเกิดขึ้นข้างเคียง การเลือกตัวเร่งปฏิกิริยาเคมีมาใช้ยังคงต้องอาศัยวิธีการทดลองเป็นหลัก

ความว่องไวและความสามารถในการทำงานของตัวเร่งปฏิกิริยาเคมี มีอิทธิพลโดยตรงจากลักษณะโครงสร้างพื้นผิวของของแข็ง ได้มีความพยายามที่จะอธิบายถึงการทำงานของตัวเร่งปฏิกิริยาเคมี โดยมองภาพว่าโมเลกุลของสารตั้งต้นที่ถูกเปลี่ยนสภาพไปมีพลังงานเพิ่มขึ้นหรือกลายเป็นสารผลิตภัณฑ์ระหว่างปฏิกิริยา หลายทฤษฎีได้พยายามอธิบายปรากฏการณ์ดังกล่าว ตัวอย่างเช่น ทฤษฎีสถานะทรานสิชัน (Transition state theory) อธิบายว่าตัวเร่งปฏิกิริยาเคมีเป็นตัวช่วยลดพลังงานศักย์ขวางกั้น (Potential energy barrier) ซึ่งสารตั้งต้นต้องมีเพื่อเปลี่ยนเป็นสารผลิตภัณฑ์ คือ ลดพลังงานกระตุ้นของปฏิกิริยาให้ต่ำลงนั่นเอง แสดงดังรูปที่ 3.3



รูปที่ 3.3 แผนภาพพลังงานศักย์ของปฏิกิริยาที่มีตัวเร่งปฏิกิริยาเปรียบเทียบกับปฏิกิริยาที่ไม่มีตัวเร่งปฏิกิริยา [19]

ถึงแม้ว่าตัวเร่งปฏิกิริยาเคมีจะช่วยทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาสูงขึ้น แต่ไม่มีผลต่อสมดุลของปฏิกิริยาหรือค่าการเปลี่ยนแปลง (Conversion) ซึ่งถูกควบคุมโดยอุณหพลศาสตร์เพียงอย่างเดียว

3.5.1 ลักษณะตัวเร่งปฏิกิริยา

ตัวเร่งปฏิกิริยาเคมี เป็นสารช่วยควบคุมอัตราเร็วในการเกิดปฏิกิริยา โดยไม่ถูกใช้ไปในปฏิกิริยาเคมี แบ่งได้เป็น 2 ประเภท คือ

3.5.1.1 ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบเนื้อเดียว (Homogeneous catalyst) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีสถานะเดียวกับสารตั้งต้นโดยทั่วไปจะอยู่ในสถานะของเหลว

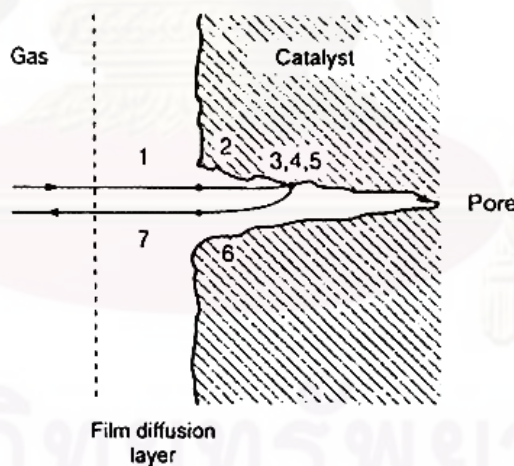
3.5.1.2 ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบเนื้อผสม (Heterogeneous catalyst) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีสถานะต่างกับสารตั้งต้น ตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดนี้ส่วนใหญ่เป็นของแข็ง ส่วนสารตั้งต้นและผลิตภัณฑ์จะอยู่ในรูปก๊าซหรือของเหลว ซึ่งนิยมใช้กันมากในอุตสาหกรรม

การเกิดปฏิกิริยาโดยอาศัยตัวเร่งปฏิกิริยาเคมีแบบเนื้อผสมนี้เนื่องจากความว่องไวและความสามารถในการทำงานของตัวเร่งปฏิกิริยา มีอิทธิพลโดยตรงจากลักษณะโครงสร้างพื้นผิวของ

ของแข็ง สารที่เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาจึงควรมีพื้นผิวต่อปริมาณมาก โดยนำตัวเร่งปฏิกิริยามาเคลือบบนวัสดุ (Support) ที่มีรูพรุนสูง ตัวเร่งปฏิกิริยาหลังจากที่ใช้ไปช่วงระยะเวลาหนึ่งจะเสื่อมสภาพลง จะต้องมีการบวนการปรับสภาพเดิมอีกเป็นระยะๆ เรียกว่า Activation

สำหรับตัวเร่งปฏิกิริยาเคมีที่เคลือบบนวัสดุที่มีความพรุนสูง (High Porosity) จะมีขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาดังนี้ และสามารถที่จะแสดงได้ดังรูปที่ 3.4

- 1) การถ่ายเทมวลสารจากของไหลภายนอกไปยังผิวนอกของตัวเร่งปฏิกิริยา (Mass transfer through external boundary layer)
- 2) การแพร่มวลสารเข้าไปในรูพรุนของตัวเร่งปฏิกิริยา (Diffusion into pores)
- 3) การดูดซับสารบนพื้นผิวของตัวเร่งปฏิกิริยา (Chemisorption)
- 4) การเกิดปฏิกิริยาเคมีบนผิวของตัวเร่งปฏิกิริยา (Reaction)
- 5) ผลิตภัณฑ์ที่เกิดหลุดจากผิวของตัวเร่งปฏิกิริยา (Desorption of products)
- 6) ผลิตภัณฑ์แพร่ออกจากรูพรุน (Diffusion of products out of pores)
- 7) การถ่ายเทมวลสารของผลิตภัณฑ์ออกสู่ของไหล (Mass transfer back to bulk fluid)



รูปที่ 3.4 ขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาเคมีที่มีตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธุ์มาเกี่ยวข้อง [24]

3.5.2 ตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีตัวรองรับ (Supported metal catalysis)

ปัจจัยที่มีผลต่อความว่องไวของตัวเร่งปฏิกิริยา คือพื้นที่ผิว ความมีรูพรุน ลักษณะทางเรขาคณิตของพื้นผิว ความสามารถในการต้านการเสื่อมสภาพของตัวเร่งปฏิกิริยา ปัจจัยเหล่านี้ในปฏิกิริยาบางชนิดตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีเฉพาะโลหะอย่างเดียวอาจไม่สามารถทำหน้าที่ได้ดี ถึงแม้ว่า

จะทำได้แต่ก็ไม่คุ้มกับการลงทุน จึงมีการนำเอาสารชนิดหนึ่งมาใช้ เรียกสารเหล่านี้ว่า ตัวรองรับ (Support)

ข้อดี หรือข้อได้เปรียบของตัวเร่งปฏิกิริยาของโลหะชนิดที่มีตัวรองรับ ได้แก่

- 1) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่สามารถจัดการ หรือเตรียมขึ้นได้ง่าย และปลอดภัย
- 2) สามารถใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาได้กับเครื่องปฏิกรณ์หลายชนิด และถ้าในเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้ตัวกลางเป็นของเหลวแล้วตัวเร่งปฏิกิริยานี้ยังสามารถนำมาใช้ได้อีก โดยวิธีการกรอง
- 3) อนุภาคที่เป็นโลหะสามารถถูกแยกจากกันได้เป็นอย่างดีโดยการกรองแบบซินเทอริง (Sintering)

สำหรับข้อดีอื่น ๆ นั้นขึ้นอยู่กับสมบัติเฉพาะของระบบตัวเร่งปฏิกิริยา อันได้แก่ ธรรมชาติของโลหะ และสารที่ใช้เป็นตัวรองรับ

คุณสมบัติที่สำคัญของตัวรองรับมีดังนี้

ก. เชิงเศรษฐศาสตร์

- 1) เพื่อลดต้นทุนโดยการขยายตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีราคาแพง

ข. เชิงกล

- 1) เพื่อให้ความแข็งแรงเชิงกล (Mechanical strength)
- 2) เพื่อปรับให้ความหนาแน่นของบัลค์ดีซีขึ้น (Optimize bulk density)
- 3) เพื่อเป็นแหล่งความร้อน
- 4) เพื่อเจือจางบริเวณที่มีความว่องไวในการเกิดปฏิกิริยามากเกินไป

ค. เชิงลักษณะทางเรขาคณิต

- 1) เพื่อเพิ่มพื้นที่ผิวของตัวเร่งปฏิกิริยา
- 2) เพื่อทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยามีรูพรุนสูงขึ้น
- 3) เพื่อปรับขนาดของผลึก และอนุภาค
- 4) เพื่อทำให้อนุภาคตัวเร่งปฏิกิริยามีสภาพที่เหมาะสมที่สุดในปฏิกิริยา

ง. เชิงเคมี

- 1) เพื่อให้เกิดปฏิกิริยากับตัวเร่งปฏิกิริยาได้ดี ทั้งนี้จะได้เพิ่มความว่องไวจำเพาะในการเกิดปฏิกิริยา
- 2) เพื่อยอมรับความเป็นไปได้ทางเคมีในการเกิดปฏิกิริยาตามกลไกของการหมุน

จ. การเชื่อมสภาพ

- 1) เพื่อให้ตัวเร่งปฏิกิริยามีเสถียรภาพต่อการชินเทอร์ริง
- 2) เพื่อลดความเป็นพิษลง

ตัวรองรับแต่ละชนิดที่นำมาใช้ต้องมีคุณสมบัติตามข้างต้นมากหรือน้อยเพียงใดขึ้นอยู่กับชนิดของตัวรองรับ จึงแล้วแต่ผู้ที่จะนำไปใช้ว่าจะยอมรับตัวรองรับชนิดไหนในปฏิกิริยานั้นๆ ตัวรองรับที่นิยมใช้ในอุตสาหกรรมมี 3 ชนิด คือ อลูมินา ซิลิกา และถ่านกัมมันต์

3.6 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของกระบวนการ

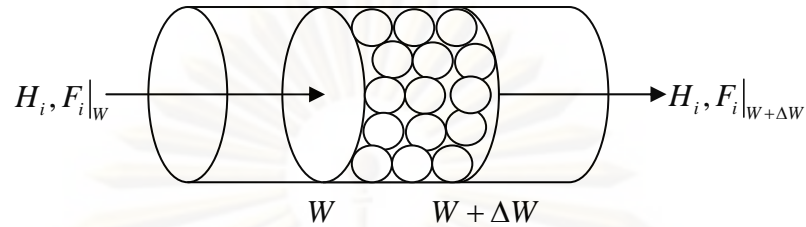
แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเครื่องรีฟอर्म และเครื่อง High temperature shift (HTSC) ถูกพัฒนามาบนพื้นฐานของสมดุลโมล และสมดุลพลังงานที่เกิดขึ้นบนเครื่องปฏิกรณ์แบบแพคเบด [25] และอยู่ภายใต้สมมุติฐาน ดังนี้

- สภาวะดำเนินการแบบคงตัว (Steady state)
- เครื่องรีฟอर्मมีอุณหภูมิคงที่ (Isothermal reactor) ($T_0 = T$)
- เครื่อง HTSC ไม่มีการได้รับหรือสูญเสียพลังงาน (Adiabatic reactor) ($\dot{Q} = 0$)
- ไม่มีงานเกิดขึ้นในระบบ ($\dot{W}_s = 0$)
- สารทุกตัวในสายเดียวกันมีอุณหภูมิเท่ากัน ($T_{i0} = T_0$)

ศูนย์วิจัยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

3.6.1 สมดุลโมลของเครื่องปฏิกรณ์แบบแพคเบด

เครื่องปฏิกรณ์แบบแพคเบดที่แสดงดังรูป 3.5 สามารถเขียนสมดุลโมลได้ ดังนี้



รูปที่ 3.5 เครื่องปฏิกรณ์แบบแพคเบด

$$\left[\begin{array}{c} \text{Rate of flow} \\ \text{of } i \text{ into} \\ \text{the system} \\ \text{(moles/time)} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Rate of flow} \\ \text{of } i \text{ out of} \\ \text{the system} \\ \text{(moles/time)} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Rate of generation} \\ \text{of } i \text{ by chemical} \\ \text{reaction within} \\ \text{the system} \\ \text{(moles/time)} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Rate of} \\ \text{accumulation} \\ \text{of } i \text{ within} \\ \text{the system} \\ \text{(moles/time)} \end{array} \right]$$

$$F_i|_W - F_i|_{W+\Delta W} + r_i \Delta W = \frac{dN_i}{dt}$$

เมื่อดำเนินการที่สภาวะคงตัวจะทำให้ $\frac{dN_i}{dt} = 0$ และหารทั้งสมการด้วย ΔW จะได้

$$\frac{F_i|_W - F_i|_{W+\Delta W}}{\Delta W} + r_i = 0$$

$$\frac{dF_i}{dW} = r_i \quad (3-17)$$

สำหรับสมดุลโมลของการเกิดหลายปฏิกิริยาเคมี เป็นดังนี้

$$\frac{dF_i}{dW} = \sum_{j=1}^n r_{ij} \quad ; \quad i = \text{ชนิดของสาร}, j = \text{ลำดับของสมการ} \quad (3-18)$$

โดยที่ F_i = อัตราการไหลโดยโมลของสาร i (kgmole h^{-1})

N_i = ปริมาณโดยโมลของสาร i (kgmole)

r_{ij} = อัตราการเกิดปฏิกิริยาของสาร i ที่เกิดจากสมการที่ j ($\text{mol gcat}^{-1} \text{s}^{-1}$)

W = น้ำหนักของตัวเร่งปฏิกิริยา (kg)

โดยปริมาณสารสัมพันธ์แสดงได้ ดังนี้

$$F_T = \sum_{i=1}^m F_i \quad (3-19)$$

$$P_i = P_0 \left(\frac{F_i}{F_T} \right) (y) \left(\frac{T_0}{T} \right) \quad ; \quad y = \frac{P}{P_0} \quad (3-20)$$

กรณีที่เกิดความดันลดคร่อม (Pressure drop) พจน์ y จะคิดจาก Ergun equation ในเครื่องปฏิกรณ์แบบแพคเบด ดังนี้

$$\frac{dy}{dw} = - \frac{\alpha F_T T}{2y F_{T0} T_0} \quad (3-21)$$

$$\text{เมื่อ} \quad \alpha = \frac{2\beta_0}{A_c \rho_s (1-\varepsilon) P_0}$$

$$\text{และ} \quad \beta_0 = \frac{\varphi_s G (1-\varepsilon)}{\rho_0 g_c D_p \varepsilon^3} \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{\varphi_s D_p} + 1.75G \right]$$

จากสมการ (3-19) และ (3-20) เมื่อเครื่องปฏิกรณ์มีอุณหภูมิคงที่ ($T_0 = T$) จะได้

$$P_i = P_0 \left(\frac{F_i}{F_T} \right) (y) \quad (3-22)$$

$$\frac{dy}{dw} = - \frac{\alpha F_T}{2y F_{T0}} \quad (3-23)$$

โดยที่ F_T = อัตราการไหลโดยโมลของสารทั้งหมด (kgmole h⁻¹)

F_{T0} = อัตราการไหลโดยโมลของสารทั้งหมดที่ค่าเริ่มต้น (kgmole h⁻¹)

P = ความดัน (MPa)

P_0 = ความดันเริ่มต้น (MPa)

P_i = ความดันย่อยของสาร i (MPa)

T = อุณหภูมิ (K)

T_0 = อุณหภูมิเริ่มต้น (K)

ε = สัดส่วนช่องว่าง

- ρ_s = ความเป็นทรงกลมของตัวเร่งปฏิกิริยา
 μ = ความหนืดของก๊าซ ($\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$)
 ρ_0 = ความหนาแน่นของก๊าซ (kg m^{-3})
 ρ_s = Solid density ของตัวเร่งปฏิกิริยา (kg m^{-3})
 D_p = เส้นผ่านศูนย์กลางของตัวเร่งปฏิกิริยา (m)
 g_c = Gravitational conversion force = 1 (Dimensionless)
 A_c = พื้นที่หน้าตัดของท่อ (m^2)
 G = $\rho_0 u$ = Superficial mass velocity ($\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$)
 u = Superficial velocity (m s^{-1})
 = อัตราการไหลโดยปริมาตร / พื้นที่หน้าตัดของท่อ

3.6.2 สมดุลพลังงานของเครื่องปฏิกรณ์แบบแพคเบด

$$\left[\begin{array}{c} \text{Rate of energy} \\ \text{added to the} \\ \text{system by mass} \\ \text{flow into the} \\ \text{system} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Rate of} \\ \text{energy leaving} \\ \text{system by mass} \\ \text{flow out of} \\ \text{the system} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Rate of flow} \\ \text{of heat to} \\ \text{the system} \\ \text{from the} \\ \text{surroundings} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Rate of work} \\ \text{done by} \\ \text{the system} \\ \text{on the} \\ \text{surroundings} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Rate of} \\ \text{accumulation} \\ \text{of energy} \\ \text{within the} \\ \text{system} \end{array} \right]$$

$$\sum_{i=1}^m H_i F_i \Big|_W - \sum_{i=1}^m H_i F_i \Big|_{W+\Delta W} + \dot{Q} - \dot{W} = \frac{d\hat{E}_{\text{sys}}}{dt}$$

โดยที่ \hat{E}_{sys} = พลังงานในระบบ (kJ)

$H_i(T)$ = ค่า enthalpy ของสาร i ที่อุณหภูมิ T (kJ kgmole^{-1})

\dot{Q} = พลังงานที่ป้อนเข้าสู่ระบบ (kJ h^{-1})

\dot{W} = งานที่ป้อนเข้าสู่ระบบ (kJ h^{-1})

เมื่อดำเนินการที่สภาวะคงตัว ($\frac{d\hat{E}_{\text{sys}}}{dt} = 0$), adiabatic reactor ($\dot{Q} = 0$) และไม่มีงานเกิดขึ้นในระบบ ($\dot{W} = 0$) และหารทั้งสมการด้วย ΔW จะได้

$$\frac{\sum_{i=1}^m H_i F_i \Big|_W - \sum_{i=1}^m H_i F_i \Big|_{W+\Delta W}}{\Delta W} = 0$$

$$\frac{d \sum_{i=1}^m (H_i F_i)}{dW} = 0$$

เมื่อกระจายเทอม $\frac{d \sum_{i=1}^m (H_i F_i)}{dW}$ จะได้ $\sum_{i=1}^m H_i \frac{dF_i}{dW} + \sum_{i=1}^m F_i \frac{dH_i}{dW} = 0$

เมื่อ $\frac{dF_i}{dW} = r_i = v_i (-r_A)$

และ $\frac{dH_i}{dW} = C_{P_i} \frac{dT}{dW}$

จะได้ $\sum_{i=1}^m H_i v_i (-r_A) + \sum_{i=1}^m F_i C_{P_i} \frac{dT}{dW} = 0$

โดยที่ $\sum_{i=1}^m H_i v_i = \Delta H_{Rx}(T)$ จะได้

$$\frac{dT}{dW} = \frac{(-r_A)(-\Delta H_{Rx}(T))}{\sum_{i=1}^m F_i C_{P_i}} \quad (3-24)$$

โดยที่ C_{P_i} = ค่าความจุความร้อนของสาร i ($\text{kJ kgmole}^{-1} \text{K}^{-1}$)

r_A = อัตราการเกิดปฏิกิริยาของสาร A (base component) ($\text{mol gcat}^{-1} \text{s}^{-1}$)

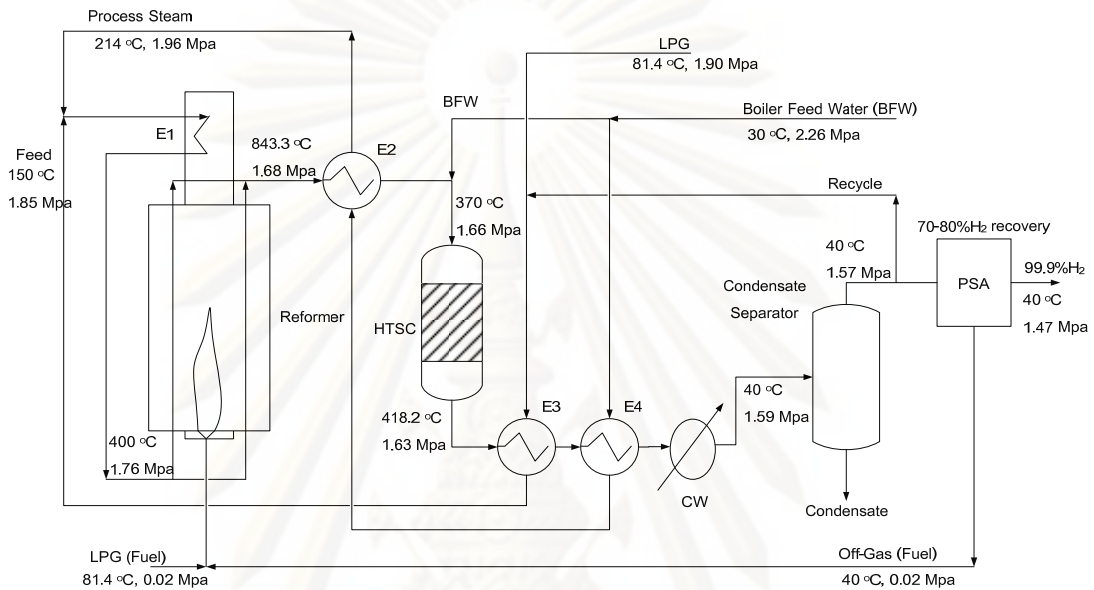
$\Delta H_{Rx}(T)$ = ค่าความร้อนของปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ T (kJ kgmole^{-1})

v_i = ค่าสัมประสิทธิ์ของสาร i เทียบกับสัมประสิทธิ์ของสาร A (base component) ในสมการเคมี

บทที่ 4

การจำลองกระบวนการ

4.1 รายละเอียดการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรมจริง



รูปที่ 4.1 รายละเอียดการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรมจริงที่กำลังการผลิต 100 เปอร์เซ็นต์

การผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรมจริงที่กำลังการผลิต 100 เปอร์เซ็นต์ แสดงดังรูปที่ 4.1 โดยก๊าซแอลพีจีถูกป้อนรวมกับสายรีไซเคิล ก่อนจะถูกเพิ่มอุณหภูมิด้วยการแลกเปลี่ยนความร้อนกับก๊าซที่ออกจากเครื่อง High Temperature Shift Converter (HTSC) (E3) จนมีอุณหภูมิประมาณ 150 องศาเซลเซียส ความดัน 1.85 MPa (Feed) ก่อนจะรวมกับไอน้ำที่มีอุณหภูมิประมาณ 214 องศาเซลเซียส ความดัน 1.96 MPa (Process steam) จากนั้นจะถูกเพิ่มอุณหภูมิด้วยความร้อนจากไอเสียที่ได้จากการเผาไหม้เชื้อเพลิงในห้องเผาไหม้ของเครื่องรีฟอร์ม (E1) จนมีอุณหภูมิประมาณ 400 องศาเซลเซียส ความดัน 1.76 MPa ก่อนจะป้อนเข้าสู่เครื่องรีฟอร์มจากด้านล่าง ภายในเครื่องรีฟอร์มจะอัดแน่นไปด้วยตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล ซึ่งตลอดอายุการใช้งานไม่พบว่ามีสารสะสมของคาร์บอนบนตัวเร่งปฏิกิริยา และมีการให้ความร้อนเพื่อส่งเสริมการเกิดปฏิกิริยา โดยมีช่วงการให้ความร้อนที่ 4.5

เมตรแรกของเครื่องรีฟอร์ม ซึ่งความร้อนทั้งหมดจะถูกบังคับให้ลอยขึ้นและออกทางส่วนบนของเครื่องรีฟอร์มเท่านั้น ดังนั้นช่วงที่เหลือของเครื่องรีฟอร์มจะได้รับพลังงานจากความร้อนที่ลอยขึ้น ทำให้ทุกจุดภายในเครื่องรีฟอร์มมีอุณหภูมิใกล้เคียงกัน ก๊าซที่ออกจากเครื่องรีฟอร์มจะมีอุณหภูมิประมาณ 843.3 องศาเซลเซียส ความดัน 1.68 MPa ซึ่งเป็นองค์ประกอบของก๊าซไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ มีเทน และไอน้ำ จากนั้นจะถูกลดอุณหภูมิลงด้วยการแลกเปลี่ยนความร้อนกับไอน้ำ (E2) แล้วจึงรวมกับน้ำบางส่วน (BFW) เพื่อส่งเสริมการเกิดปฏิกิริยาที่จะเกิดขึ้นในเครื่อง HTSC โดยมีอุณหภูมิประมาณ 370 องศาเซลเซียส ความดัน 1.66 MPa จากนั้นจึงป้อนเข้าเครื่อง HTSC ซึ่งภายในจะอัดแน่นไปด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาเหล็กและปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ก๊าซที่ออกจากเครื่อง HTSC จะมีอุณหภูมิประมาณ 418.2 องศาเซลเซียส ความดัน 1.63 MPa จากนั้นจะถูกลดอุณหภูมิลงด้วยการแลกเปลี่ยนความร้อนกับสายป้อน (E3) น้ำที่ใช้ป้อนเครื่องต้ม (E4) และ น้ำหล่อเย็น (CW) ตามลำดับ จนอุณหภูมิประมาณ 40 องศาเซลเซียส ความดัน 1.59 MPa เพื่อควบแน่นไอน้ำที่อยู่ในก๊าซผสม จากนั้นจึงแยกน้ำออกด้วยเครื่องแยกก๊าซที่ออกจากเครื่องแยกจะมีอุณหภูมิประมาณ 40 องศาเซลเซียส ความดัน 1.57 MPa โดยก๊าซประมาณ 1.23 เปอร์เซ็นต์ของก๊าซทั้งหมดจะถูกรีไซเคิลรวมกับแอลพีจี ส่วนก๊าซที่เหลือถูกส่งเข้าเครื่องดูดซับแบบความดันสลับ (Pressure Swing Adsorption, PSA) โดยจะสามารถแยกก๊าซไฮโดรเจนออกจากก๊าซอื่น ๆ ได้ประมาณ 70 - 80 เปอร์เซ็นต์ และก๊าซไฮโดรเจนที่ได้จะมีความบริสุทธิ์ 99.9 เปอร์เซ็นต์ อุณหภูมิประมาณ 40 องศาเซลเซียส ความดัน 1.47 MPa และ PSA off-gas ทั้งหมดจะถูกป้อนรวมกับเชื้อเพลิง (แอลพีจี) เพื่อใช้เผาไหม้ในเครื่องรีฟอร์มต่อไป

4.2 การจำลองการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรมด้วยโปรแกรมไฮซิส (HYSYS)

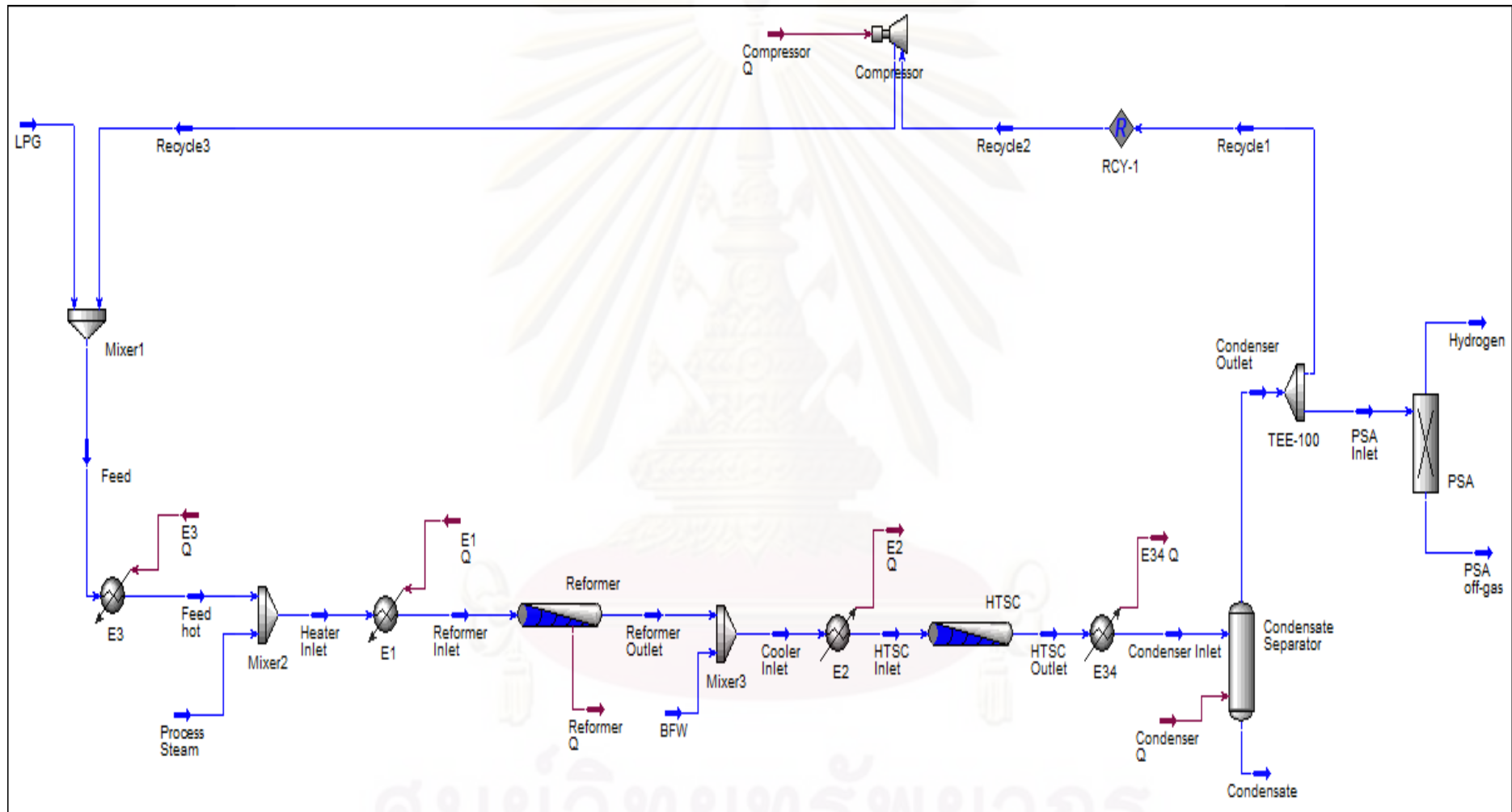
การผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรมถูกจำลองโดยใช้โปรแกรมไฮซิส (HYSYS) ภายใต้พื้นฐานของปฏิกิริยาจลนศาสตร์เคมี โดยข้อมูลที่ใช้ในการจำลองกระบวนการและตรวจสอบความถูกต้องได้จากอุตสาหกรรมจริง ซึ่งข้อมูลที่ได้จากอุตสาหกรรมทำให้สามารถกำหนดเงื่อนไขที่ใช้ในการจำลองได้ ดังนี้

- จำลองกระบวนการที่สถานะดำเนินการที่สถานะคงตัว (Steady state)

- จำลองภายใต้พื้นฐานของปฏิกิริยาจลนศาสตร์เคมี
- ไม่มีการสะสมของคาร์บอนบนตัวเร่งปฏิกิริยา
- ความดันลดคร่อม (Pressure drop) ของแต่ละอุปกรณ์คงที่
- อุณหภูมิภายในเครื่องรีฟอร์มคงที่ (Isothermal reactor)
- ท่อทั้งหมดในเครื่องรีฟอร์มถูกพิจารณาให้มีพฤติกรรมเหมือนกัน
- เครื่อง High Temperature Shift Converter (HTSC) ถูกจำลองให้เป็นระบบที่ไม่มี การได้รับหรือสูญเสียความร้อน (Adiabatic reactor)

แบบจำลองการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มแอลพีจีด้วยไอน้ำที่ได้จากการ ใช้โปรแกรมไฮซิส (HYSYS) แสดงดังรูปที่ 4.2 ซึ่งประกอบด้วย

- เครื่องปฏิกรณ์ (Plug Flow Reactor) 2 เครื่อง ใช้แทนเครื่องรีฟอร์มและเครื่อง HTSC
- เครื่องแยก (Separator) 1 เครื่อง ใช้แทนเครื่องควบแน่น
- เครื่องแยกองค์ประกอบ (Component Splitter) 1 เครื่อง ใช้แทนเครื่องดูดซับแบบ ความดันสลับ (PSA)
- ตัวแบ่ง Stream (Tee) 1 ตัว ใช้เป็นแบ่งสัดส่วนของสารเป็นสองส่วนเพื่อนำกลับไป รีไซเคิล และใช้ป้อนเข้าสู่เครื่อง PSA
- ตัวรวม Stream (Mixer) 3 ตัว ตัวแรกใช้รวมก๊าซแอลพีจีกับสายรีไซเคิลเพื่อใช้เป็น สายป้อน ตัวที่สองใช้รวมสายป้อนกับไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการก่อนป้อนเข้า เครื่องรีฟอร์ม ตัวที่สามใช้รวมก๊าซที่ออกจากเครื่องรีฟอร์มกับน้ำ (BFW) เพื่อป้อนเข้า เครื่อง HTSC
- เครื่องทำความร้อน (Heater) 2 เครื่อง เครื่องแรกใช้แทนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E3 เครื่องที่สองใช้แทนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E1
- เครื่องทำความเย็น (Cooler) 2 เครื่อง เครื่องแรกใช้แทนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E2 เครื่องที่สองแทนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E3 และ E4
- Compressor 1 เครื่อง ใช้เพิ่มความดันสายรีไซเคิลก่อนที่จะไปรวมกับก๊าซแอลพีจี
- Recycle 1 ตัว ในกรณีที่สารมีการป้อนกลับจะต้องมีตัว recycle



รูปที่ 4.2 แบบจำลองการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรมด้วยโปรแกรมไฮซิส (HYSYS)

4.2.1 การจำลองเครื่องรีฟอร์ม

ก๊าซแอลพีจี (โพรเพน 63.13 และบิวเทน 36.87 เปอร์เซ็นต์โดยโมล) ถูกป้อนรวมกับสายรีไซเคิล (Feed) และเพิ่มอุณหภูมิด้วยเครื่องทำความร้อน (E3) จนอุณหภูมิอยู่ที่ประมาณ 150 องศาเซลเซียส ก่อนที่จะรวมกับไอน้ำ (Process steam) ที่มีอุณหภูมิ 214 องศาเซลเซียส จากนั้นจะถูกเพิ่มอุณหภูมิไปอยู่ที่ประมาณ 400 องศาเซลเซียส ด้วยเครื่องทำความร้อน (E1) และความดันขาเข้าอยู่ที่ 1.76 MPa จากนั้นจะถูกส่งเข้าเครื่องรีฟอร์ม (ค่าพารามิเตอร์ต่างๆที่ใช้ในการจำลองเครื่องรีฟอร์ม แสดงดังตารางที่ 4.1) ซึ่งอุณหภูมิที่ใช้ดำเนินการภายในเครื่องรีฟอร์มอยู่ที่ 700 – 850 องศาเซลเซียส ความดันขาออกอยู่ที่ 1.68 MPa โดยเครื่องรีฟอร์มจะถูกจำลองให้ทุกจุดภายในเครื่องรีฟอร์มมีอุณหภูมิเท่ากัน (Isothermal reactor) ซึ่งปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ และจลนศาสตร์เคมีทั้งหมดที่ใช้ในการจำลองสำหรับเครื่องรีฟอร์ม มีรายละเอียดดังนี้

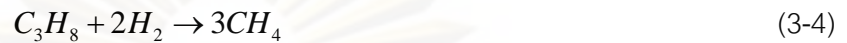
ตารางที่ 4.1 ค่าพารามิเตอร์ต่างๆที่ใช้ในการจำลองเครื่องรีฟอร์ม

	ค่า	หน่วย
- ความสูงของเบดภายในท่อ	8.42	เมตร
- เส้นผ่านศูนย์กลางภายในท่อ	0.0983	เมตร
- จำนวนท่อ	3	ท่อ
- สัดส่วนช่องว่าง (ε)	0.689	
<u>Catalyst data</u>		
- เส้นผ่านศูนย์กลาง (D_p)	15×10^{-3}	เมตร
- Bulk density (ρ_b)	980	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
- Solid density (ρ_s)	3150	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
- ความเป็นทรงกลม (ϕ_s)	0.456	

หมายเหตุ

- เครื่องรีฟอร์มที่ใช้เป็นเครื่องปฏิกรณ์แบบแพคเบด
- สัดส่วนช่องว่าง (ε) คำนวณจาก $\rho_b = \rho_s(1 - \varepsilon)$

ปฏิกิริยาเคมีทั้งหมดที่เกิดขึ้นภายในเครื่องรีฟอร์ม ประกอบด้วย



โดยเครื่องรีฟอร์มเป็นเครื่องปฏิกรณ์แบบแพคเบดที่เป็น isothermal

สมดุลโมล :
$$\frac{dF_i}{dW} = \sum_{j=1}^n r_{ij} \quad ; \quad i = \text{ชนิดของสาร}, j = \text{ลำดับของสมการ} \quad (3-18)$$

ความดันลดคร่อม :
$$\frac{dy}{dw} = -\frac{\alpha}{2y} \frac{F_T}{F_{T0}} \quad ; \quad y = \frac{P}{P_0} \quad (3-23)$$

เมื่อ
$$\alpha = \frac{2\beta_0}{A_c \rho_s (1-\varepsilon) P_0}$$

และ
$$\beta_0 = \frac{\varphi_s G (1-\varepsilon)}{\rho_0 g_c D_p \varepsilon^3} \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{\varphi_s D_p} + 1.75G \right]$$

อัตราการเกิดปฏิกิริยา :
$$-r_{C_3H_8, (3-2)} = \frac{A_{(3-2)} \exp\left(\frac{-E_{(3-2)}}{RT}\right) K_{C_3H_8} P_{C_3H_8} K_{H_2O} P_{H_2O}}{\left(1 + K_{C_3H_8} P_{C_3H_8} + K_{H_2O} P_{H_2O}\right)^2} \quad (3-9)$$

$$-r_{C_4H_{10}, (3-3)} = A_{(3-3)} \exp\left(\frac{-E_{(3-3)}}{RT}\right) P_{C_4H_{10}} P_{H_2O} \quad (3-10)$$

$$-r_{C_3H_8,(3-4)} = \frac{A_{(3-4)} \exp\left(\frac{-E_{(3-4)}}{RT}\right) P_{C_3H_8}}{P_{H_2}^3} \quad (3-11)$$

$$-r_{C_4H_{10},(3-5)} = \frac{A_{(3-5)} \exp\left(\frac{-E_{(3-5)}}{RT}\right) P_{C_4H_{10}}}{P_{H_2}^{1.59}} \quad (3-12)$$

$$-r_{CH_4,(3-6)} = \frac{k_{(3-6)}}{P_{H_2}^{2.5}} \left(P_{CH_4} P_{H_2O} - \frac{P_{H_2}^3 P_{CO}}{K_{eq,(3-6)}} \right) / Den^2 \quad (3-13)$$

$$-r_{CH_4,(3-7)} = \frac{k_{(3-7)}}{P_{H_2}^{3.5}} \left(P_{CH_4} P_{H_2O}^2 - \frac{P_{H_2}^4 P_{CO_2}}{K_{eq,(3-7)}} \right) / Den^2 \quad (3-14)$$

$$-r_{CO,(3-8)} = \frac{k_{(3-8)}}{P_{H_2}} \left(P_{CO} P_{H_2O} - \frac{P_{H_2} P_{CO_2}}{K_{eq,(3-8)}} \right) / Den^2 \quad (3-15)$$

เมื่อ $Den = 1 + K_{CO} P_{CO} + K_{H_2} P_{H_2} + K_{CH_4} P_{CH_4} + K_{H_2O} P_{H_2O} / P_{H_2}$

ปริมาณสารสัมพันธ์ : $F_T = \sum_{i=1}^m F_i \quad (3-19)$

$$P_i = P_0 \left(\frac{F_i}{F_T} \right) (y) \quad ; \quad y = \frac{P}{P_0} \quad (3-22)$$

4.2.2 การจำลองเครื่อง High Temperature Shift Converter (HTSC)

ก๊าซที่ออกจากเครื่องรีฟอร์มจะถูกรวมกับน้ำ (BFW) ที่อัตราการป้อน 0.542 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง ก่อนจะลดอุณหภูมิลงอยู่ที่ประมาณ 350 องศาเซลเซียส ด้วยเครื่องทำความเย็น (E2) และความดันขาเข้าอยู่ที่ 1.66 MPa จากนั้นจะถูกส่งเข้าเครื่อง HTSC (ค่าพารามิเตอร์ต่างๆที่ใช้ในการจำลองเครื่อง HTSC แสดงดังตารางที่ 4.2) โดยเครื่อง HTSC จะไม่มีการได้รับหรือสูญเสียความร้อน (Adiabatic reactor) ปฏิริยาที่เกิดขึ้นเป็นปฏิริยาคายความร้อน ดังนั้นอุณหภูมิของก๊าซที่ออกจากเครื่อง HTSC จะขึ้นอยู่กับปฏิริยาที่เกิดขึ้นเท่านั้น และความดันขาออกอยู่ที่ 1.63 MPa โดยปฏิริยาเคมีที่เกิดขึ้น แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ และจลนศาสตร์เคมีที่ใช้ในการจำลองสำหรับเครื่อง HTSC มีรายละเอียดดังนี้

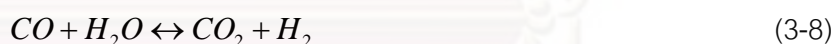
ตารางที่ 4.2 ค่าพารามิเตอร์ต่างๆที่ใช้ในการจำลองเครื่อง HTSC

	ค่า	หน่วย
- ความสูงของเบดภายในท่อ	1	เมตร
- เส้นผ่านศูนย์กลางภายในท่อ	0.5	เมตร
- จำนวนท่อ	1	ท่อ
- สัดส่วนช่องว่าง (ε)	0.704	
<u>Catalyst data</u>		
- เส้นผ่านศูนย์กลาง (D_p)	8.5×10^{-3}	เมตร
- Bulk density (ρ_b)	1220	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
- Solid density (ρ_s)	4120	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
- ความเป็นทรงกลม (ϕ_s)	0.843	

หมายเหตุ

- เครื่อง HTSC ที่ใช้เป็นเครื่องปฏิกรณ์แบบแพคเบด
- สัดส่วนช่องว่าง (ε) คำนวณจาก $\rho_b = \rho_s(1 - \varepsilon)$

ปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นภายในเครื่อง HTSC มีเพียงปฏิกิริยาเดียว คือ



โดยเครื่อง HTSC เป็นเครื่องปฏิกรณ์แบบแพคเบดที่เป็น adiabatic

สมดุลโมล : $\frac{dF_i}{dW} = r_i \quad ; \quad i = \text{ชนิดของสาร}, j = \text{ลำดับของสมการ} \quad (3-17)$

สมดุลพลังงาน : $\frac{dT}{dW} = \frac{(-r_A)(-\Delta H_{Rx}(T))}{\sum_{i=1}^m F_i C_{P_i}} \quad ; \quad \text{base component } A = CO \quad (3-24)$

ความดันลดคร่อม : $\frac{dy}{dw} = -\frac{\alpha F_T T}{2y F_{T0} T_0} \quad ; \quad y = \frac{P}{P_0} \quad (3-21)$

เมื่อ $\alpha = \frac{2\beta_0}{A_c \rho_s (1 - \varepsilon) P_0}$

$$\text{และ } \beta_0 = \frac{\varphi_s G(1-\varepsilon)}{\rho_0 g_c D_p \varepsilon^3} \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{\varphi_s D_p} + 1.75G \right]$$

อัตราการเกิดปฏิกิริยา :

$$-r_{CO,(3-8)_{HTS}} = A_{(3-8)_{HTS}} \exp\left(\frac{-E_{(3-8)_{HTS}}}{RT}\right) P_{CO} P_{CO_2}^{-0.36} P_{H_2}^{-0.09} \left(1 - \frac{1}{K_{eq,(3-8)}} \frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{P_{CO} P_{H_2O}}\right) \quad (3-16)$$

$$\text{ปริมาณสารสัมพันธ์ : } F_T = \sum_{i=1}^m F_i \quad (3-19)$$

$$P_i = P_0 \left(\frac{F_i}{F_T}\right) (y) \left(\frac{T_0}{T}\right) \quad ; \quad y = \frac{P}{P_0} \quad (3-20)$$

4.2.3 การจำลองเครื่องดูดซับแบบความดันสลับ (PSA)

ก๊าซที่ออกจากเครื่อง HTSC จะถูกลดอุณหภูมิด้วยเครื่องทำความเย็น (E34) จนอุณหภูมิลดอยู่ที่ประมาณ 166 องศาเซลเซียส ก่อนส่งเข้าเครื่องควบแน่นที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถัง 0.273 เมตร สูง 1.3 เมตร เพื่อแยกน้ำออกจากก๊าซอื่นๆ โดยลดอุณหภูมิลดอยู่ที่ประมาณ 40 องศาเซลเซียส ด้วยน้ำหล่อเย็น และความดันขาออกอยู่ที่ 1.57 MPa โดยก๊าซที่ได้จะถูกส่งเข้าตัวแบ่งเพื่อแยกก๊าซออกเป็นสายรีไซเคิลประมาณ 1.23 เปอร์เซ็นต์ของปริมาณก๊าซทั้งหมด และก๊าซที่เหลือจะถูกส่งเข้าเครื่องดูดซับแบบความดันสลับ ซึ่งถูกจำลองเหมือนกล่องดำด้วยประสิทธิภาพในการแยกก๊าซไฮโดรเจน 71.52 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งเป็นประสิทธิภาพเฉลี่ยที่ได้จากกำลังการผลิต 40, 50, 60, 70 และ 80 เปอร์เซ็นต์ ก๊าซไฮโดรเจนที่ได้มีความบริสุทธิ์ 99.9 เปอร์เซ็นต์ ที่อุณหภูมิประมาณ 40 องศาเซลเซียส ความดัน 1.47 MPa ส่วนก๊าซที่เหลือ (PSA off-gas) จะนำกลับไปรวมกับเชื้อเพลิงจากภายนอก (แอลพีจี) เพื่อใช้เผาไหม้ในเครื่องรีฟอร์มที่มีประสิทธิภาพการรับพลังงานอยู่ที่ 62.98 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งคิดจากประสิทธิภาพการรับพลังงานเฉลี่ยที่ได้จากกำลังการผลิต 40, 50, 60, 70 และ 80 เปอร์เซ็นต์ โดย

$$\text{ประสิทธิภาพการรับพลังงานของเครื่องรีฟอร์ม (\%)} = \frac{Q_{reformer}}{Q_{total}} \times 100 \quad (4-1)$$

$$\text{พลังงานจากเชื้อเพลิงภายนอก } (Q_{ext, fuel}) = Q_{total} - Q_{off-gas} \quad (4-2)$$

เมื่อ $Q_{reformer}$ = พลังงานที่ใช้ในเครื่องรีฟอร์ม (kW)

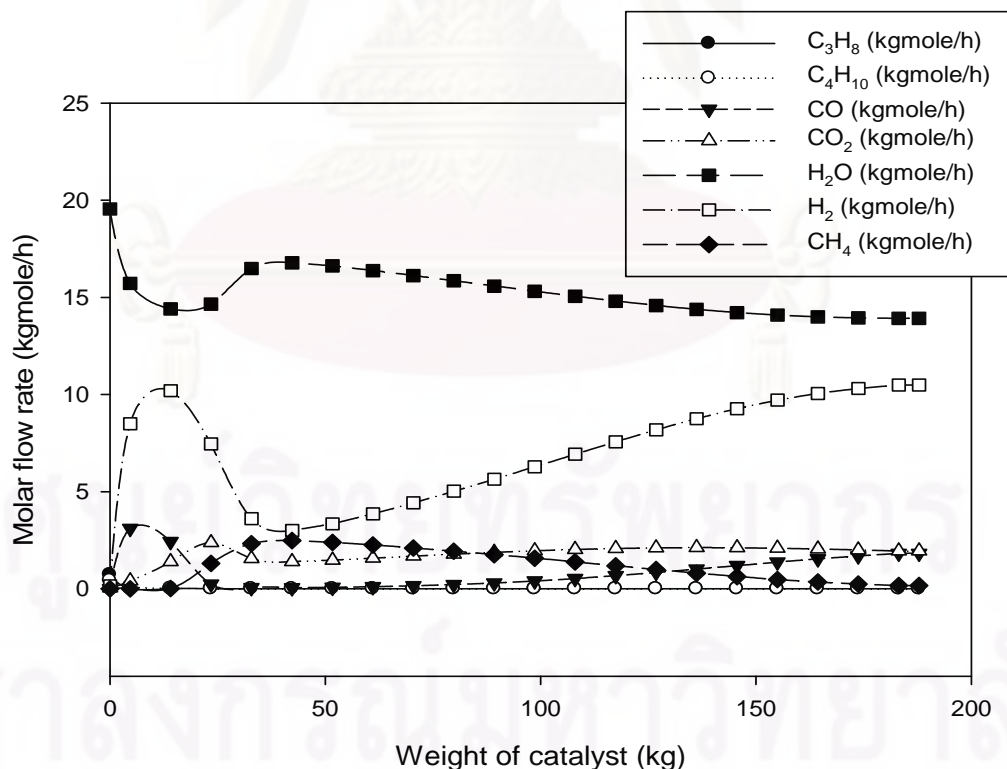
$$Q_{ext, fuel} = \text{พลังงานเชื้อเพลิงจากภายนอก (kW)}$$

$$Q_{off-gas} = \text{พลังงานเชื้อเพลิงจาก PSA off-gas (kW)}$$

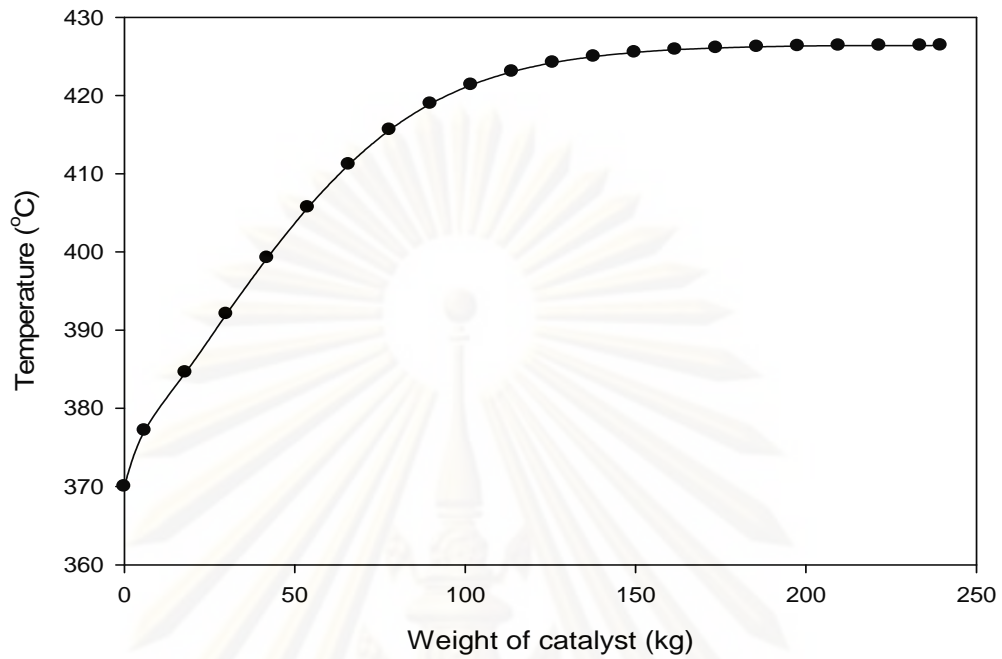
$$Q_{total} = \text{พลังงานทั้งหมดที่ได้จาก PSA off-gas และเชื้อเพลิงแอลพีจี (kW)}$$

4.3 ผลการจำลองการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรมด้วยโปรแกรมไฮซิส (HYSYS)

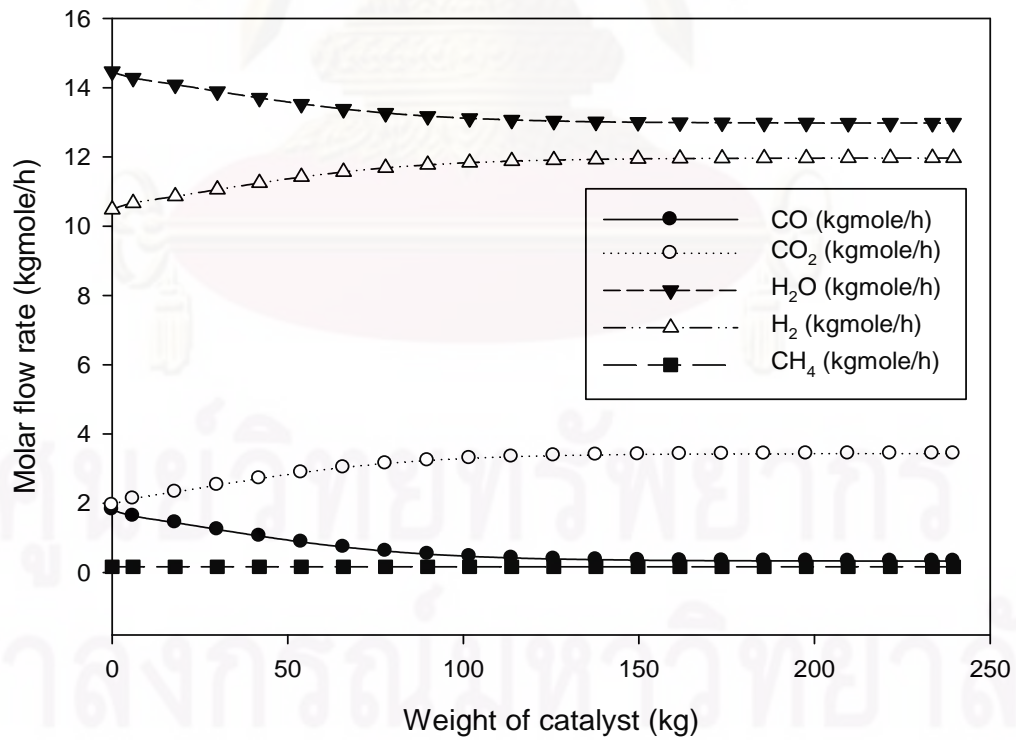
จากการจำลองการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรมด้วยโปรแกรมไฮซิส (HYSYS) ดังรายละเอียดตามที่กล่าวไว้ในหัวข้อ 4.2 ซึ่งผลการจำลองกระบวนการที่อัตราการไหลของสายป้อน (ก๊าซแอลพีจี และสายรีไซเคิล) 1.349 กิโลกรัม-โมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 100 เปอร์เซ็นต์) แสดงดังโปรไฟล์อัตราการไหลขององค์ประกอบต่างๆ และโปรไฟล์อุณหภูมิของเครื่องรีฟอร์มและเครื่อง HTSC ดังรูปที่ 4.3 - 4.5 (เนื่องจากเครื่องรีฟอร์มจำลองแบบ isothermal จึงมีเพียงโปรไฟล์อัตราการไหลเท่านั้น) และผลการจำลองถูกใช้เปรียบเทียบกับข้อมูลองค์ประกอบของแต่ละสายที่ได้จากอุตสาหกรรมจริง แสดงดังตารางที่ 4.3



รูปที่ 4.3 โปรไฟล์อัตราการไหลขององค์ประกอบต่างๆในเครื่องรีฟอร์ม เทียบกับน้ำหนักของตัวเร่งปฏิกิริยา



รูปที่ 4.4 โปรไฟล์อุณหภูมิในเครื่อง HTSC เทียบกับน้ำหนักของตัวเร่งปฏิกิริยา



รูปที่ 4.5 โปรไฟล์อัตราการไหลขององค์ประกอบต่างๆในเครื่อง HTSC เทียบกับน้ำหนักของตัวเร่งปฏิกิริยา

ตารางที่ 4.3 ผลเปรียบเทียบองค์ประกอบระหว่างกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจาก
อุตสาหกรรมกับการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมไฮซิสที่อัตราการไหลของ
สายป้อน 1.349 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 100 เปอร์เซนต์)

Stream	Industrial Data	HYSYS Result	Difference (%)
<u>Reformer Inlet</u>			
Reformer Inlet Temperature (°C)	400.0	400.0	0
Reformer Inlet Pressure (MPa)	1.76	1.76	0
Reformer Inlet Molar Flow of Hydrogen (kgmole/h)	0.143	0.147	2.80
Reformer Inlet Molar Flow of Carbon monoxide (kgmole/h)	0.005	0.004	18
Reformer Inlet Molar Flow of Carbon dioxide (kgmole/h)	0.041	0.042	2.44
Reformer Inlet Molar Flow of Methane (kgmole/h)	0.003	0.002	30
Reformer Inlet Molar Flow of Propane (kgmole/h)	0.719	0.728	1.25
Reformer Inlet Molar Flow of n-Butane (kgmole/h)	0.421	0.425	0.95
Reformer Inlet Molar Flow of Steam (kgmole/h)	19.548	19.548	0
Reformer Inlet Total Molar Flow (kgmole/h)	20.880	20.90	0.10
<u>Reformer Outlet</u>			
Reformer Outlet Temperature (°C)	843.3	843.3	0
Reformer Outlet Pressure (MPa)	1.68	1.68	0
Reformer Outlet Molar Flow of Hydrogen (kgmole/h)	10.439	10.482	0.41
Reformer Outlet Molar Flow of Carbon monoxide	1.705	1.820	6.75

Stream	Industrial Data	HYSYS Result	Difference (%)
(kgmole/h)			
Reformer Outlet Molar Flow of Carbon dioxide (kgmole/h)	2.028	1.947	3.97
Reformer Outlet Molar Flow of Methane (kgmole/h)	0.222	0.169	23.87
Reformer Outlet Molar Flow of Propane (kgmole/h)	0	0	0
Reformer Outlet Molar Flow of n-Butane (kgmole/h)	0	0	0
Reformer Outlet Molar Flow of Steam (kgmole/h)	13.873	13.922	0.35
Reformer Outlet Total Molar Flow (kgmole/h)	28.266	28.339	0.26
<u>High Temperature Shift Converter Inlet</u>			
HTSC Inlet Temperature (°C)	370.0	370.0	0
HTSC Inlet Pressure (MPa)	1.66	1.66	0
HTSC Inlet Molar Flow of Hydrogen (kgmole/h)	10.439	10.482	0.41
HTSC Inlet Molar Flow of Carbon monoxide (kgmole/h)	1.705	1.820	6.75
HTSC Inlet Molar Flow of Carbon dioxide (kgmole/h)	2.028	1.947	3.97
HTSC Inlet Molar Flow of Methane (kgmole/h)	0.222	0.169	23.87
HTSC Inlet Molar Flow of Steam (kgmole/h)	14.415	14.464	0.34
HTSC Inlet Total Molar Flow (kgmole/h)	28.809	28.881	0.25
<u>High Temperature Shift Converter Outlet</u>			
HTSC Outlet Temperature (°C)	418.2	426.4	1.96

Stream	Industrial Data	HYSYS Result	Difference (%)
HTSC Outlet Pressure (MPa)	1.63	1.63	0
HTSC Outlet Molar Flow of Hydrogen (kgmole/h)	11.752	11.969	1.85
HTSC Outlet Molar Flow of Carbon monoxide (kgmole/h)	0.393	0.333	15.27
HTSC Outlet Molar Flow of Carbon dioxide (kgmole/h)	3.340	3.434	2.81
HTSC Outlet Molar Flow of Methane (kgmole/h)	0.222	0.169	23.87
HTSC Outlet Molar Flow of Steam (kgmole/h)	13.103	12.977	0.96
HTSC Outlet Total Molar Flow (kgmole/h)	28.809	28.881	0.25
<u>Pressure Swing Adsorption Inlet</u>			
PSA Inlet Temperature (°C)	40.0	40.0	0
PSA Inlet Pressure (MPa)	1.57	1.57	0
PSA Inlet Molar Flow of Hydrogen (kgmole/h)	11.605	11.821	1.86
PSA Inlet Molar Flow of Carbon monoxide (kgmole/h)	0.388	0.329	15.21
PSA Inlet Molar Flow of Carbon dioxide (kgmole/h)	3.282	3.377	2.90
PSA Inlet Molar Flow of Methane (kgmole/h)	0.219	0.167	23.74
PSA Inlet Molar Flow of Steam (kgmole/h)	0.074	0.082	10.81
PSA Inlet Total Molar Flow (kgmole/h)	15.568	15.776	1.34
<u>Pressure Swing Adsorption Outlet</u>			
PSA Top Temperature (°C)	40.0	38.1	4.75
PSA Top Pressure (MPa)	1.47	1.47	0
PSA Top Molar Flow of Hydrogen (kgmole/h)	8.924	9.090	1.86

Stream	Industrial Data	HYSYS Result	Difference (%)
PSA Top Molar Flow of Carbon monoxide (kgmole/h)	0	0	0
PSA Top Molar Flow of Carbon dioxide (kgmole/h)	0	0	0
PSA Top Molar Flow of Methane (kgmole/h)	0	0	0
PSA Off gas Temperature (°C)	40.0	38.1	4.75
PSA Off gas Pressure (MPa)	0.02	0.02	0
PSA Off gas Molar Flow of Hydrogen (kgmole/h)	2.681	2.731	1.87
PSA Off gas Molar Flow of Carbon monoxide (kgmole/h)	0.388	0.329	15.21
PSA Off gas Molar Flow of Carbon dioxide (kgmole/h)	3.282	3.377	2.90
PSA Off gas Molar Flow of Methane (kgmole/h)	0.219	0.167	23.74
PSA Off gas Molar Flow of Steam (kgmole/h)	0.074	0.082	10.81
PSA Off gas Total Molar Flow (kgmole/h)	6.644	6.686	0.63
<u>Recycle</u>			
Recycle Temperature (°C)	40.0	40.0	0
Recycle Pressure (MPa)	1.57	1.57	0
Recycle Molar Flow of Hydrogen (kgmole/h)	0.144	0.147	2.08
Recycle Molar Flow of Carbon monoxide (kgmole/h)	0.005	0.004	18
Recycle Molar Flow of Carbon dioxide (kgmole/h)	0.041	0.042	2.44
Recycle Molar Flow of Methane (kgmole/h)	0.003	0.002	30

Stream	Industrial Data	HYSYS Result	Difference (%)
Recycle Total Molar Flow (kgmole/h)	0.193	0.196	1.55

หมายเหตุ

- Industrial Data คือ ข้อมูลที่ได้จากกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากอุตสาหกรรมจริง
- HYSYS Result คือ ผลของการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนโดยโปรแกรมไฮซิส
- Difference (%) คือ เปอร์เซ็นต์ความแตกต่างระหว่าง Industrial Data กับ HYSYS Result

$$\text{โดย } \text{Difference} (\%) = \frac{|\text{Industrial Data} - \text{HYSYS Result}|}{\text{Industrial Data}} \times 100$$

จากนั้นได้จำลองกระบวนการที่กำลังการผลิตส่วนใหญ่ที่เกิดขึ้นในปัจจุบันของ อุตสาหกรรมจริง ได้แก่ กำลังการผลิต 40, 50, 60, 70 และ 80 เปอร์เซ็นต์ หรือที่อัตราการไหลของ สายป้อน 0.5354, 0.6737, 0.8080, 0.9432 และ 1.0770 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง ตามลำดับ (ที่กำลังการผลิตดังกล่าว ข้อมูลจากอุตสาหกรรมไม่สามารถอธิบายถึงองค์ประกอบของสารแต่ละสายได้) สภาวะดำเนินงานจากอุตสาหกรรมที่ใช้ในการสร้างแบบจำลอง แสดงดังตารางที่ 4.4 และ ผลการจำลองที่ได้จะถูกเปรียบเทียบกับข้อมูลที่ได้จากอุตสาหกรรมจริง แสดงดังตารางที่ 4.5 - 4.9 ซึ่งอัตราการผลิตก๊าซไฮโดรเจน และอัตราของ PSA off-gas ที่เกิดขึ้นจากการจำลองมีค่าความคลาดเคลื่อนสูงสุดอยู่ที่ 4.88 และ 9.41 เปอร์เซ็นต์ ตามลำดับ ที่กำลังการผลิต 40 เปอร์เซ็นต์ โดย อุณหภูมิที่ออกจากเครื่อง HTSC มีค่าความคลาดเคลื่อนสูงสุดอยู่ที่ 3.16 เปอร์เซ็นต์ ที่กำลังการผลิต 80 เปอร์เซ็นต์ และพบว่าอัตราการป้อนเชื้อเพลิงภายนอกที่กำลังการผลิต 50 และ 80 เปอร์เซ็นต์ มีค่าความคลาดเคลื่อนอยู่ที่ 12.20 และ 25.99 เปอร์เซ็นต์ ตามลำดับ นับว่าเป็นค่าความคลาดเคลื่อนที่สูง (มากกว่า 10 เปอร์เซ็นต์) เนื่องจากปริมาณและองค์ประกอบของ PSA off-gas ที่เกิดขึ้นมีสัดส่วนแตกต่างกัน ทำให้ค่าพลังงานมีความแตกต่างกับสภาวะจริง และ ประสิทธิภาพการรับพลังงานของเครื่องรีฟอร์มที่ใช้ในการจำลองเป็นค่าเฉลี่ยที่ได้จากกำลังการผลิตทั้งหมด ส่งผลให้อัตราการป้อนเชื้อเพลิงภายนอกเกิดความคลาดเคลื่อนได้ จากตารางที่ 4.3 และ 4.5 - 4.9 แสดงให้เห็นว่าความคลาดเคลื่อนที่เกิดขึ้นจากการจำลองเป็นค่าที่สามารถยอมรับ

ได้ เนื่องจากปริมาณและองค์ประกอบของสารในแต่ละสายมีความแตกต่างจากข้อมูลที่ได้จากอุตสาหกรรมจริงเพียงเล็กน้อย ดังนั้นแบบจำลองที่พัฒนาด้วยโปรแกรมไฮซิส (HYSYS) สามารถใช้วิเคราะห์แทนกระบวนการจริงได้ แม้ว่าฟังก์ชันวัตถุประสงค์จะขึ้นกับอัตราการป้อนเชื้อเพลิงภายนอก แต่เมื่อพิจารณาแบบจำลองที่มีค่าความคลาดเคลื่อนสูงในการประมาณค่าอัตราการป้อนเชื้อเพลิงภายนอก พบว่าความคลาดเคลื่อนมีทิศทางเป็นบวก กล่าวคือการประมาณค่าจากแบบจำลองจะให้ค่าที่มากกว่าอัตราการป้อนเชื้อเพลิงภายนอกในกระบวนการจริง ดังนั้นในการออกแบบเพื่อหาสภาวะดำเนินงานซึ่งทำให้ต้นทุนต่ำสุดสามารถใช้แบบจำลองที่พัฒนาขึ้นได้

ตารางที่ 4.4 สภาวะดำเนินงานจากอุตสาหกรรมที่ใช้ในการสร้างแบบจำลองการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำที่กำลังการผลิตต่างๆ

Stream	กำลังการผลิต (%)				
	40	50	60	70	80
Feed Flow (kgmole/h)	0.5354	0.6737	0.8080	0.9432	1.0770
Feed Hot Temperature (°C)	94.0	128.3	141.4	157.3	165.6
Feed Hot Pressure (MPa)	1.85	1.85	1.85	1.85	1.85
Process Steam Flow (kgmole/h)	7.78	9.82	11.77	13.74	15.71
Process Steam Temperature (°C)	214.1	214.1	214.1	214.1	214.1
Process Steam Pressure (MPa)	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96
Reformer (isothermal reactor)					
Reformer Inlet Temperature (°C)	414.7	412.3	410.3	406.7	405.3
Reformer Inlet Pressure (MPa)	1.76	1.76	1.76	1.76	1.76
Reformer Outlet Temperature (°C)	807.1	811.6	811.6	815.0	820.0
Reformer Outlet Pressure (MPa)	1.68	1.68	1.68	1.68	1.68
HTSC (adiabatic reactor)					
HTSC Inlet Temperature (°C)	323.0	332.8	338.7	343.7	347.5
HTSC Inlet Pressure (MPa)	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66
HTSC Outlet Pressure (MPa)	1.63	1.63	1.63	1.63	1.63

Stream	กำลังการผลิต (%)				
	40	50	60	70	80
Condenser					
Condenser Outlet Temperature (°C)	36.0	36.0	36.0	36.0	36.0
Condenser Outlet Pressure (MPa)	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57
Condensate Temperature (°C)	36.0	36.0	36.0	36.0	36.0
Condensate Pressure (MPa)	1.57	1.57	1.57	1.57	1.57
Tee					
Recycle Flow (kgmole/h)	0.1785	0.1785	0.1785	0.1785	0.1785
PSA					
Hydrogen Product Temperature (°C)	29.1	30.2	29.8	30.5	28.8
Hydrogen Product Pressure (MPa)	1.47	1.47	1.47	1.47	1.47
PSA Off-gas Temperature (°C)	29.1	30.2	29.8	30.5	28.8
PSA Off-gas Pressure (MPa)	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02

ตารางที่ 4.5 ผลเปรียบเทียบระหว่างกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากอุตสาหกรรมกับการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมไฮซิสที่อัตราการไหลของสายป้อน 0.5354 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 40 เปอร์เซ็นต์)

Stream	Unit	Industrial Data	HYSYS Result	Difference (%)
Molar flow of Feed (LPG and recycle)	(kgmole/h)	0.5354	0.5354	0
Molar flow of Steam	(kgmole/h)	7.776	7.776	0
Molar flow of Hydrogen Product	(kgmole/h)	2.766	2.631	4.88
Molar flow of PSA off-gas	(kgmole/h)	2.498	2.263	9.41
Molar flow of External fuel	(kgmole/h)	0.8642	0.7991	7.53
HTSC outlet temperature	(°C)	355.8	359.4	1.01

ตารางที่ 4.6 ผลเปรียบเทียบระหว่างกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากอุตสาหกรรมกับการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมไฮซิสที่อัตราการไหลของสายป้อน 0.6737 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 50 เปอร์เซ็นต์)

Stream	Unit	Industrial Data	HYSYS Result	Difference (%)
Molar flow of Feed (LPG and recycle)	(kgmole/h)	0.6737	0.6737	0
Molar flow of Steam	(kgmole/h)	9.824	9.824	0
Molar flow of Hydrogen Product	(kgmole/h)	3.735	3.627	2.89
Molar flow of PSA off-gas	(kgmole/h)	3.234	3.132	3.15
Molar flow of External fuel	(kgmole/h)	1.028	0.9026	12.20
HTSC outlet temperature	(°C)	369.7	376.2	1.76

ตารางที่ 4.7 ผลเปรียบเทียบระหว่างกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากอุตสาหกรรมกับการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมไฮซิสที่อัตราการไหลของสายป้อน 0.8080 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 60 เปอร์เซ็นต์)

Stream	Unit	Industrial Data	HYSYS Result	Difference (%)
Molar flow of Feed (LPG and recycle)	(kgmole/h)	0.808	0.808	0
Molar flow of Steam	(kgmole/h)	11.77	11.77	0
Molar flow of Hydrogen Product	(kgmole/h)	4.560	4.561	0.02
Molar flow of PSA off-gas	(kgmole/h)	3.987	3.962	0.63
Molar flow of External fuel	(kgmole/h)	1.032	1.003	2.81
HTSC outlet temperature	(°C)	376	385.3	2.47

ตารางที่ 4.8 ผลเปรียบเทียบระหว่างกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากอุตสาหกรรมกับการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมไฮซิสที่อัตราการไหลของสายป้อน 0.9432 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 70 เปอร์เซ็นต์)

Stream	Unit	Industrial Data	HYSYS Result	Difference (%)
Molar flow of Feed (LPG and recycle)	(kgmole/h)	0.9432	0.9432	0
Molar flow of Steam	(kgmole/h)	13.74	13.74	0
Molar flow of Hydrogen Product	(kgmole/h)	5.501	5.518	0.31
Molar flow of PSA off-gas	(kgmole/h)	4.738	4.805	1.41
Molar flow of External fuel	(kgmole/h)	1.085	1.183	9.03
HTSC outlet temperature	(°C)	383.2	392.9	2.53

ตารางที่ 4.9 ผลเปรียบเทียบระหว่างกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากอุตสาหกรรมกับการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมไฮซิสที่อัตราการไหลของสายป้อน 1.0770 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 80 เปอร์เซ็นต์)

Stream	Unit	Industrial Data	HYSYS Result	Difference (%)
Molar flow of Feed (LPG and recycle)	(kgmole/h)	1.077	1.077	0
Molar flow of Steam	(kgmole/h)	15.71	15.71	0
Molar flow of Hydrogen Product	(kgmole/h)	6.425	6.484	0.92
Molar flow of PSA off-gas	(kgmole/h)	5.358	5.648	5.41
Molar flow of External fuel	(kgmole/h)	1.116	1.406	25.99
HTSC outlet temperature	(°C)	386.6	398.8	3.16

บทที่ 5

กรณีศึกษา

การศึกษาแบบจำลองของการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรมที่ได้แบ่งเป็น 2 กรณี โดยกรณีแรกศึกษาถึงผลกระทบจากการเปลี่ยนแปลงเงื่อนไขของตัวแปรดำเนินการต่อปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่ผลิตได้ ทำให้มีความเข้าใจถึงผลกระทบจากตัวแปรดำเนินการแต่ละตัวอย่างชัดเจน กรณีที่สองมีจุดประสงค์เพื่อหาสภาวะที่ดีที่สุดในการดำเนินงานเพื่อให้ต้นทุนในการผลิตต่ำสุด โดยใช้การออปติไมซ์เพื่อหาเงื่อนไขที่เหมาะสมสำหรับตัวแปรดำเนินการที่มีอยู่ ซึ่งมีรายละเอียดการศึกษา ดังนี้

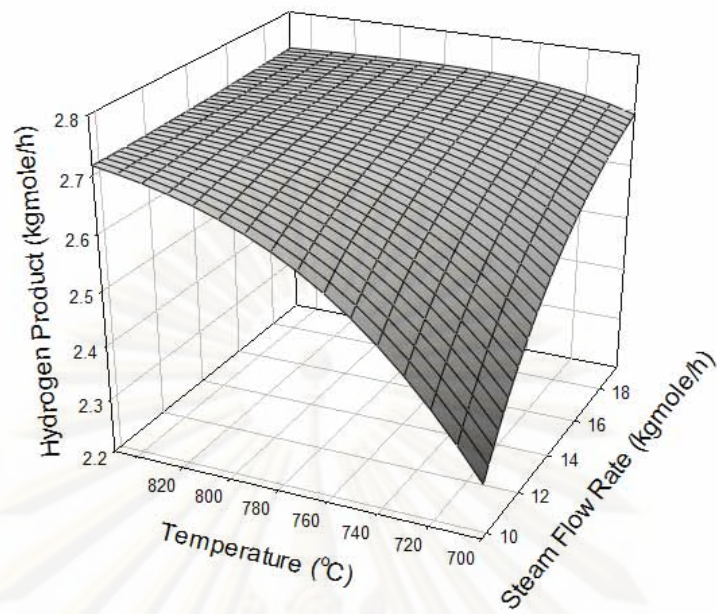
5.1 ผลการศึกษาผลกระทบของตัวแปรดำเนินการในกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากแบบจำลอง

จากการนำแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่ได้มาทำการศึกษาผลกระทบของตัวแปรดำเนินการ 2 ชนิด คือ อัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการ และอุณหภูมิภายในเครื่องรีฟอร์ม ที่ส่งผลต่อปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่ผลิตได้ ซึ่งการปรับเปลี่ยนตัวแปรดำเนินการจะอยู่ในขอบเขตของการดำเนินงานที่สภาวะปกติที่ใช้อยู่ในปัจจุบันของอุตสาหกรรม ดังนี้

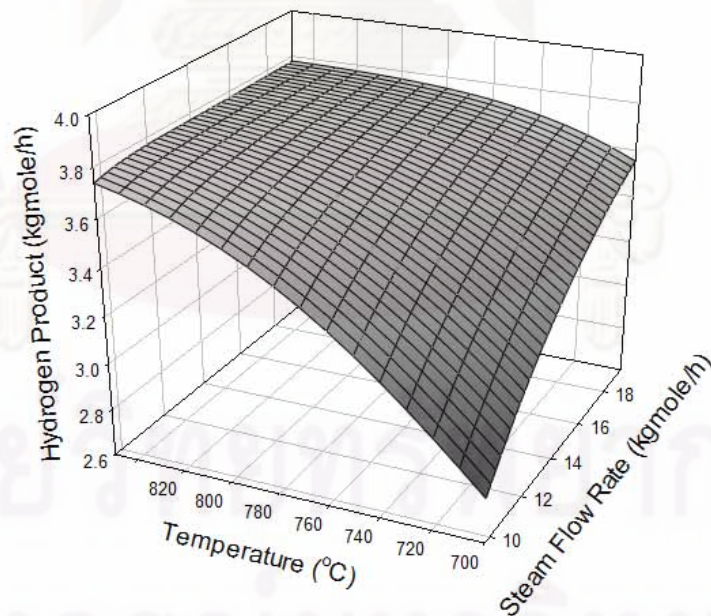
- อัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการตั้งแต่ 9.71 – 19.42 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง
- อุณหภูมิภายในเครื่องรีฟอร์มตั้งแต่ 700 – 850 องศาเซลเซียส

โดยการศึกษาผลกระทบจากตัวแปรดำเนินการดังกล่าวทำที่กำลังการผลิตส่วนใหญ่ที่เกิดขึ้นในอุตสาหกรรม ได้แก่ กำลังการผลิต 40, 50, 60, 70 และ 80 เปอร์เซ็นต์ หรือที่อัตราการไหลของสายป้อน 0.5354, 0.6737, 0.8080, 0.9432 และ 1.0770 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมงตามลำดับ โดยผลการศึกษาแสดงดังรูปที่ 5.1 – 5.5 ซึ่งกระทำภายใต้เงื่อนไข ดังนี้

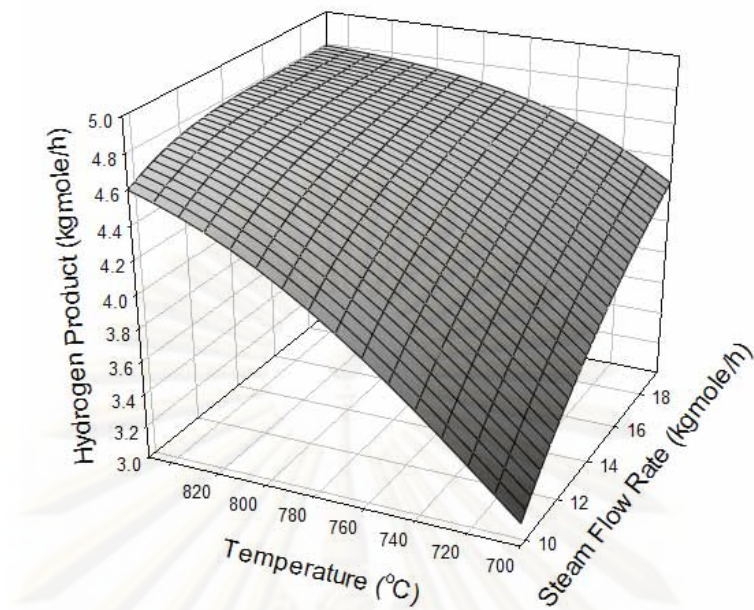
- อุณหภูมิ ความดัน และอัตราการไหลของสายป้อนคงที่
- ความดันลดคร่อม (Pressure drop) ของแต่ละอุปกรณ์คงที่
- อุณหภูมิ และความดันขาเข้าเครื่องรีฟอร์ม และเครื่อง HTSC คงที่
- อัตราการไหลของการรีไซเคิลคงที่
- ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีอุณหภูมิ และความดันคงที่



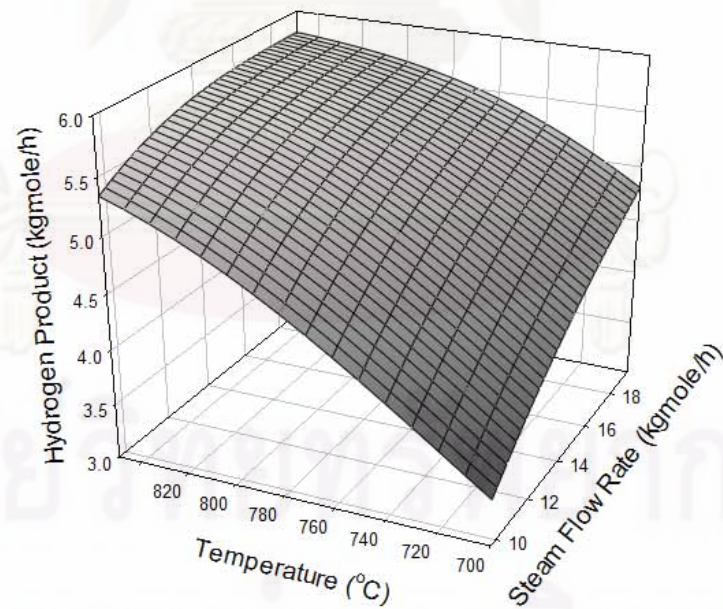
รูปที่ 5.1 ผลกระทบของอุณหภูมิในเครื่องรีฟอร์ม และอัตราการป้อนไอน้ำเทียบกับปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่อัตราการไหลของสายป้อน 0.5354 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 40 เปอร์เซ็นต์)



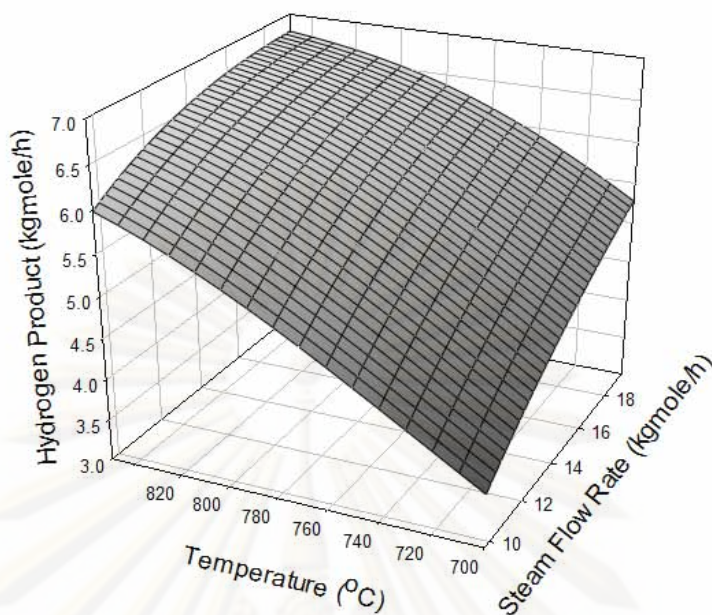
รูปที่ 5.2 ผลกระทบของอุณหภูมิในเครื่องรีฟอร์ม และอัตราการป้อนไอน้ำเทียบกับปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่อัตราการไหลของสายป้อน 0.6737 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 50 เปอร์เซ็นต์)



รูปที่ 5.3 ผลกระทบของอุณหภูมิในเครื่องรีฟอร์ม และอัตราการป้อนไอน้ำเทียบกับปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่อัตราการไหลของสายป้อน 0.8080 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 60 เปอร์เซ็นต์)



รูปที่ 5.4 ผลกระทบของอุณหภูมิในเครื่องรีฟอร์ม และอัตราการป้อนไอน้ำเทียบกับปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่อัตราการไหลของสายป้อน 0.9432 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 70 เปอร์เซ็นต์)



รูปที่ 5.5 ผลกระทบของอุณหภูมิในเครื่องรีฟอร์ม และอัตราการป้อนไอน้ำเทียบกับปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่อัตราการไหลของสายป้อน 1.0770 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 80 เปอร์เซ็นต์)

จากรูปที่ 5.1 – 5.5 แสดงแนวโน้มของปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นจากการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในเครื่องรีฟอร์ม และอัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการ จะเห็นว่าทุกอัตราการไหลของสายป้อน ปริมาณของก๊าซไฮโดรเจนมีแนวโน้มเพิ่มขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยาหลักในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นภายในเครื่องรีฟอร์มมาจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิง ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน เมื่อดำเนินงานที่อุณหภูมิสูงจึงทำให้ได้ผลิตภัณฑ์มากขึ้น และทำให้ได้ก๊าซไฮโดรเจนมากขึ้นด้วย ขณะที่ในเครื่อง HTSC เกิดปฏิกิริยาออกเทอร์แกสซิฟต์เพียงปฏิกิริยาเดียว ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน เมื่อดำเนินงานที่อุณหภูมิต่ำจะทำให้ได้ผลิตภัณฑ์มากขึ้น ดังนั้นสภาวะดำเนินงานที่ใช้ในกระบวนการสำหรับเครื่องรีฟอร์มควรจะดำเนินงานที่อุณหภูมิสูง และเครื่อง HTSC ควรจะดำเนินงานที่อุณหภูมิต่ำเท่าที่เป็นไปได้ เพื่อทำให้ได้ก๊าซไฮโดรเจนมากขึ้น

การป้อนไอน้ำสู่เข้ากระบวนการมากเกินไป (มากกว่าจำนวนโมลในสัดส่วนปริมาณสารสัมพันธ์ตามปฏิกิริยาเคมี) สามารถช่วยป้องกันการสะสมของคาร์บอนบนตัวเร่งปฏิกิริยาได้ และเมื่ออัตราการป้อนไอน้ำเพิ่มขึ้นยังช่วยส่งเสริมการเกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิง และปฏิกิริยาออกเทอร์แกสซิฟต์ ซึ่งจะทำให้ค่าการเปลี่ยนแปลง (Conversion) ของสารประกอบไฮโดรคาร์บอน และก๊าซ

คาร์บอนมอนอกไซด์สูงขึ้น ดังนั้นควรจะดำเนินงานที่อัตราการป้อนไอน้ำสูง เพื่อให้ได้ก๊าซไฮโดรเจนมากขึ้น

5.2 ผลการหาสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมสำหรับการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำ

จากผลการศึกษาตัวแปรดำเนินการ เมื่อเราพิจารณาการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่ปริมาณเท่ากันจะเห็นว่า มีสภาวะดำเนินงานแตกต่างกันหลายค่า ซึ่งสภาวะที่ใช้ดำเนินงานแต่ละค่าก็จะมีต้นทุนในการผลิตแตกต่างกัน แสดงให้เห็นถึงความเป็นไปได้ในการหาสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่ทำให้ต้นทุนในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนต่ำสุด ภายใต้ข้อจำกัดต่างๆของระบบ

5.2.1 การกำหนดปัญหาของการออปติไมซ์

ปัญหาการออปติไมซ์จะทำที่อัตราการไหลของสายป้อนที่ให้แก่ระบบคงที่ ในทางเศรษฐศาสตร์การดำเนินการของผลิตก๊าซไฮโดรเจนภายใต้เงื่อนไขดังกล่าวขึ้นอยู่กับ 3 ปัจจัยหลัก คือ ค่าใช้จ่ายของวัตถุดิบ ค่าใช้จ่ายของเชื้อเพลิงที่ป้อนแก่ระบบ และค่าใช้จ่ายของน้ำหล่อเย็น (ราคาวัตถุดิบและอรรถประโยชน์ แสดงในภาคผนวก ก ตารางที่ ก-3) ซึ่งปัจจัยเหล่านี้ถูกนำมาใช้กำหนดเป็นฟังก์ชันวัตถุประสงค์สำหรับการออปติไมซ์ เพื่อหาสภาวะในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่ทำให้ต้นทุนในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนต่ำสุด โดยปัญหาการออปติไมซ์สามารถเขียนได้ดังนี้

$$\text{Min Total costs} = \text{Raw material costs} + \text{Operating costs} \quad (5-1)$$

Subject to

$$F_{H_2, \text{industrial}} = F_{H_2, \text{desired}} \quad (5-2)$$

$$S/C \geq 3 \quad (5-3)$$

$$Q_{\text{ext, fuel}} > 0 \quad (5-4)$$

$$[Y_{H_2O} / Y_{H_2}]_{HTSC, in} \geq 0.3 \quad (5-5)$$

$$T_{HTSC, out} \leq 427 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (5-6)$$

โดยที่

- Raw material costs คือ ต้นทุนของแอลพีจี และไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการ (Baht h⁻¹)

- Operating costs คือ ต้นทุนของเชื้อเพลิงจากภายนอก (แอลพีจี) และน้ำหล่อเย็น (Baht h⁻¹)
- $F_{H_2, industrial}$ คือ อัตราการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่ได้จากอุตสาหกรรม (kgmole h⁻¹)
- $F_{H_2, desired}$ คือ อัตราการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่ต้องการ (kgmole h⁻¹)
- S/C คือ อัตราส่วนระหว่างจำนวนโมลของไอน้ำต่อจำนวนโมลของคาร์บอนในสารประกอบไฮโดรคาร์บอน
- $Q_{ext, fuel}$ คือ พลังงานของเชื้อเพลิงจากภายนอก (kW)
- $[Y_{H_2O}/Y_{H_2}]_{HTSC, in}$ คือ สัดส่วนโดยโมลของไอน้ำต่อสัดส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนก่อนป้อนเข้าเครื่อง HTSC
- $T_{HTSC, out}$ คือ อุณหภูมิของก๊าซที่ออกจากเครื่อง HTSC (°C)

จากสมการที่ (5-2) เป็นการควบคุมให้อัตราการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่ต้องการเท่ากับอัตราการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากอุตสาหกรรม สมการที่ (5-3) เป็นอัตราส่วนระหว่างจำนวนโมลของไอน้ำต่อจำนวนโมลของคาร์บอนในสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (S/C) ซึ่งกำหนดเพื่อหลีกเลี่ยงการสะสมของคาร์บอนภายในเครื่องรีฟอร์ม สมการที่ (5-4) ถูกกำหนดไว้เพื่อหลีกเลี่ยงสภาวะดำเนินการที่ทำให้ค่าพลังงานจากเชื้อเพลิงภายนอกติดลบ ซึ่งเกิดจากการที่มีสารประกอบไฮโดรคาร์บอนเหลือจากการรีฟอร์มมากขึ้น ทำให้ PSA off-gas มีค่าพลังงานความร้อนมากขึ้นตามไปด้วย ซึ่งมากเกินไปที่จะให้กับเครื่องรีฟอร์ม สมการที่ (5-5) เป็นสัดส่วนโดยโมลของไอน้ำต่อสัดส่วนโดยโมลของไฮโดรเจนก่อนเข้าเครื่อง HTSC ซึ่งควรจะมีค่ามากกว่า 0.3 เพื่อป้องกันการผันกลับของปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิฟต์เครื่องปฏิกรณ์ สมการที่ (5-6) กำหนดไว้เพื่อควบคุมให้อุณหภูมิของก๊าซที่ออกจากเครื่อง HTSC เป็นไปตามข้อกำหนดของอุตสาหกรรม

การกำหนดปัญหาการออกแบบที่ประกอบด้วยตัวแปรปรับ 2 ตัว คือ อุณหภูมิขาออกจากเครื่องรีฟอร์ม ($T_{reformer, out}$) และอัตราการไหลของไอน้ำที่ป้อนสู่กระบวนการ (F_{H_2O}) ซึ่งขอบเขตต่ำสุดของอุณหภูมิขาออกจากเครื่องรีฟอร์มกำหนดโดยใช้ค่าอุณหภูมิสูงสุดของอุณหภูมิขาเข้าเครื่องรีฟอร์ม โดยขอบเขตสูงสุดของทั้งอุณหภูมิขาออกจากเครื่องรีฟอร์มและอัตราการไหลของไอน้ำที่

ป้อนสู่กระบวนการเป็นค่าสูงสุดที่สามารถเป็นไปได้ภายใต้ข้อจำกัดของอุปกรณ์ของกระบวนการ ในอุตสาหกรรม ซึ่งแสดงดังสมการที่ (5-7) และ (5-8) ตามลำดับ

$$600 \leq T_{\text{reformer, out}} \leq 850 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad (5-7)$$

$$0 < F_{\text{H}_2\text{O}} < 19.42 \text{ kgmole/h} \quad (5-8)$$

5.2.2 กรณีกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่สภาวะดำเนินงานปกติ (Base case)

จากแบบจำลองกระบวนการที่สร้างขึ้นถูกนำมาใช้เป็นตัวแทนของกระบวนการจริงเพื่อศึกษาถึงต้นทุนในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำที่สภาวะดำเนินงานปกติ ที่อัตราการไหลของสายป้อน 0.5354, 0.6737, 0.8080, 0.9432 และ 1.0770 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง (กำลังการผลิต 40, 50, 60, 70 และ 80 เปอร์เซ็นต์ ตามลำดับ) แสดงดังตารางที่ 5.1

ตารางที่ 5.1 ผลการศึกษากรณีกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่สภาวะดำเนินงานปกติ

Stream	กำลังการผลิต (%)				
	40	50	60	70	80
Feed Flow (kgmole/h)	0.5354	0.6737	0.8080	0.9432	1.0770
Process Steam Flow (kgmole/h)	7.78	9.83	11.77	13.74	15.71
S/C	6.47	5.89	5.55	5.33	5.19
Reformer Outlet Temperature ($^{\circ}\text{C}$)	807.1	811.6	811.6	815.0	820
Hydrogen Product (kgmole/h)	2.63	3.63	4.56	5.52	6.48
Reformer Heating Energy (kW)	91.34	122.9	152.4	183.8	215.8
Condenser Cooling Energy (kW)	107.4	133.4	158.0	183.1	208.3
External Fuel Flow (kgmole/h)	0.799	0.903	1.003	1.183	1.406
Total Costs (Baht/h)	1296	1580	1854	2203	2589

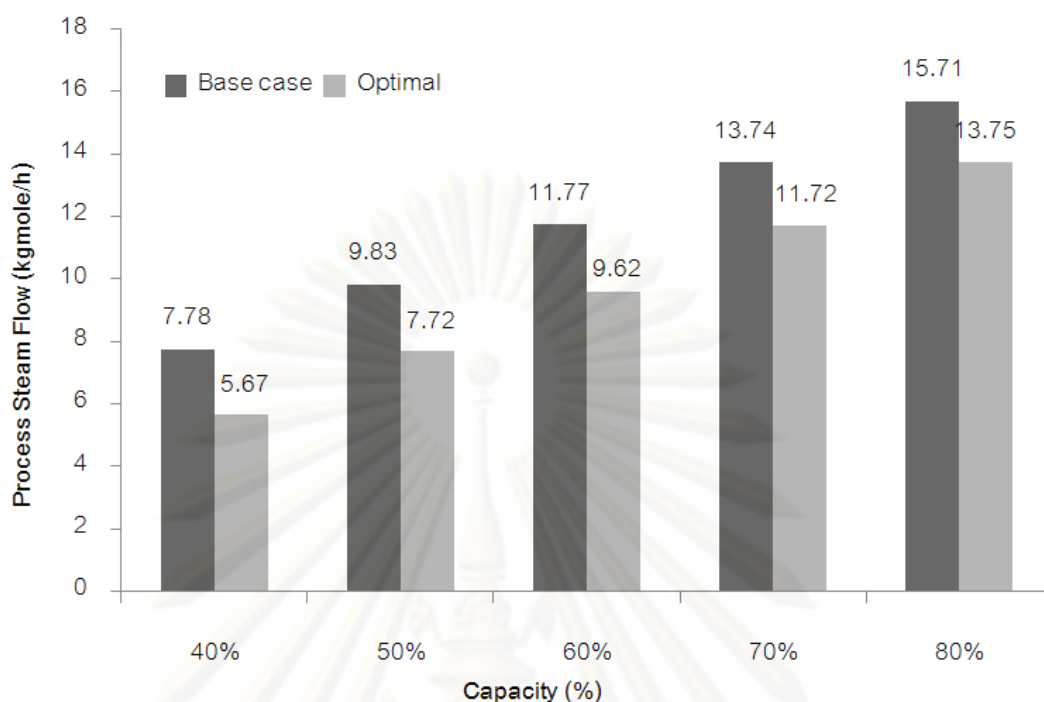
5.2.3 กรณีกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่สภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal)

ผลจากการปรับเปลี่ยนตัวแปรปรับ 2 ตัว ได้แก่ อุณหภูมิขาออกจากเครื่องรีฟอร์ม และ อัตราการไหลของไอน้ำที่ป้อนสู่ระบบ เพื่อทำต้นทุนในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนต่ำสุด และเป็นไปตามข้อจำกัดของอุตสาหกรรม ดังที่ได้กล่าวไว้ในหัวข้อ 5.2.1 แสดงดังตารางที่ 5.2

ตารางที่ 5.2 ผลการศึกษากรณีกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่สภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม

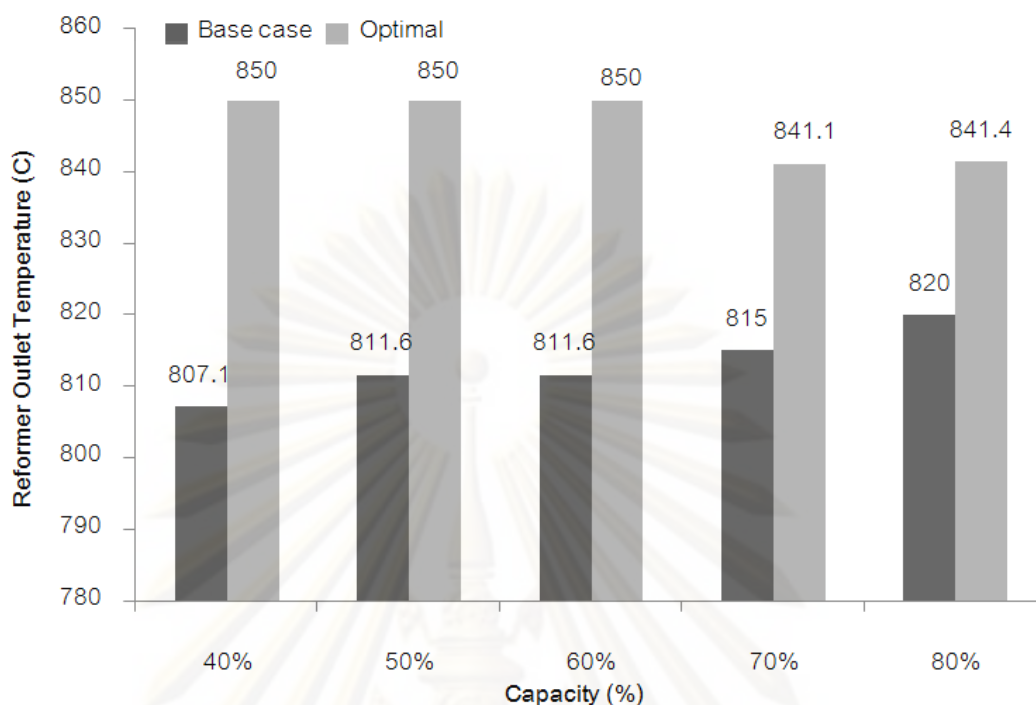
Stream	กำลังการผลิต (%)				
	40	50	60	70	80
Feed Flow (kgmole/h)	0.5354	0.6737	0.8080	0.9432	1.0770
Process Steam Flow (kgmole/h)	5.67	7.72	9.62	11.72	13.75
S/C	4.71	4.63	4.53	4.55	4.54
Reformer Outlet Temperature (°C)	850	850	850	841.1	841.4
Hydrogen Product (kgmole/h)	2.63	3.63	4.56	5.52	6.48
Reformer Heating Energy (kW)	87.23	120.1	149.7	181.5	213.4
Condenser Cooling Energy (kW)	77.92	103.9	127.7	154.6	180.6
External Fuel Flow (kgmole/h)	0.559	0.772	0.901	1.114	1.339
Total Costs (Baht/h)	1011	1396	1694	2077	2468

การเปรียบเทียบผลระหว่างการออกแบบเพื่อให้ได้สภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมที่ทำให้ต้นทุนในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนต่ำสุด (Optimal) เทียบกับผลที่สภาวะดำเนินงานปกติ (Base case) ที่กำลังการผลิต 40, 50, 60, 70 และ 80 เปอร์เซ็นต์ แสดงดังรูปที่ 5.6 - 5.12



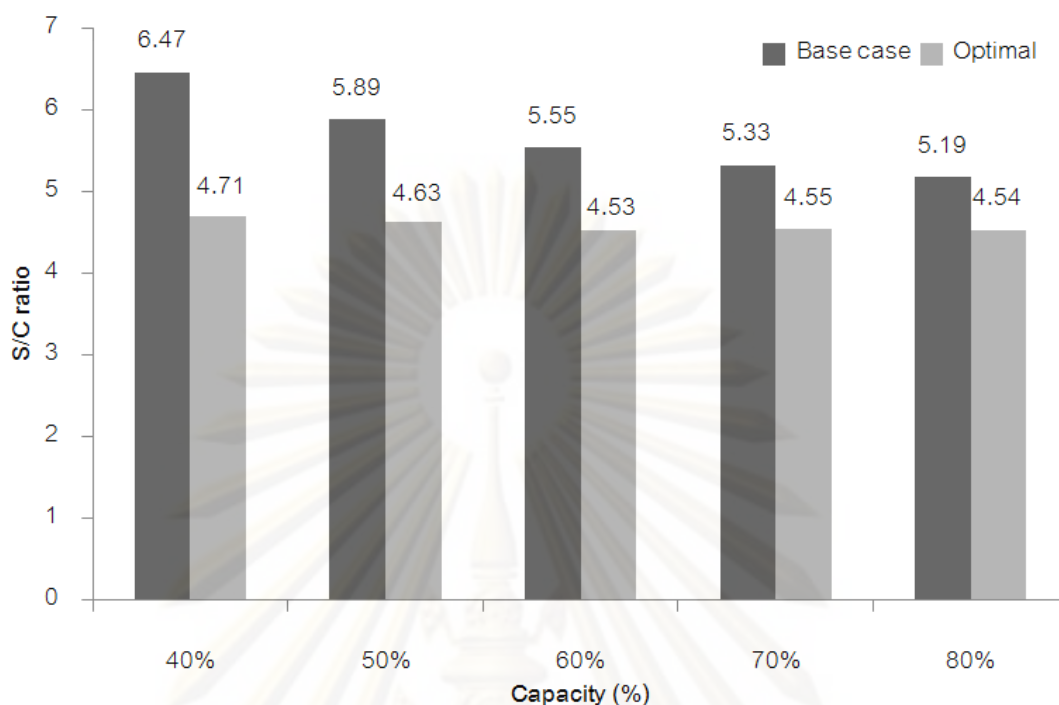
รูปที่ 5.6 การเปรียบเทียบระหว่างอัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการที่สภาวะดำเนินงานปกติ (Base case) กับสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal)

จากรูปที่ 5.6 แสดงถึงผลของอัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการที่สภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมเทียบกับสภาวะดำเนินงานปกติ โดยผลของอัตราการป้อนไอน้ำที่ได้สำหรับทุกกำลังการผลิตจะใช้อัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการน้อยลงจากสภาวะดำเนินงานปกติ ซึ่งเมื่อคิดเป็นอัตราส่วนระหว่างอัตราการป้อนไอน้ำต่ออัตราการไหลของสายป้อนของกำลังการผลิต 40, 50, 60, 70 และ 80% อยู่ที่ 10.59, 11.46, 11.91, 12.43 และ 12.77 ตามลำดับ ซึ่งสภาวะดำเนินงานปกติมีค่าประมาณ 14.56 โดยการลดลงของอัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่ระบบ ส่งผลให้อัตราการผลิตก๊าซไฮโดรเจนลดลงตามไปด้วย



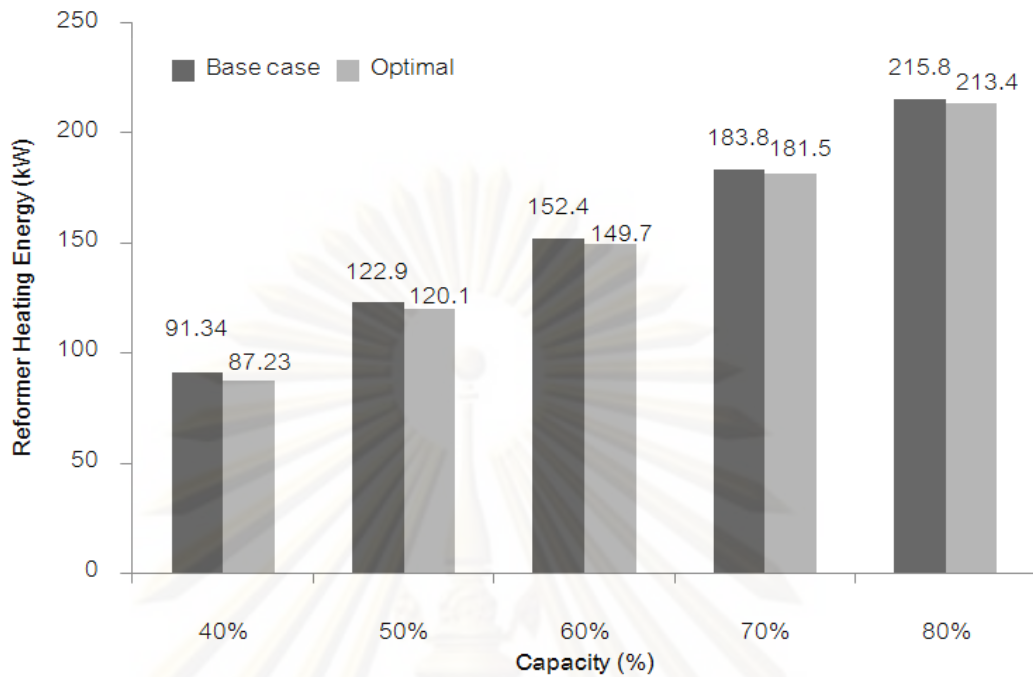
รูปที่ 5.7 การเปรียบเทียบระหว่างอุณหภูมิขาออกจากเครื่องรีฟอร์มที่สภาวะดำเนินงานปกติ (Base case) กับสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal)

จากรูปที่ 5.7 แสดงถึงผลของอุณหภูมิขาออกจากเครื่องรีฟอร์มที่สภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมเทียบกับสภาวะดำเนินงานปกติ โดยผลของอุณหภูมิที่ของทุกกำลังการผลิตมีค่าเฉลี่ยอยู่ที่ 847 องศาเซลเซียส ซึ่งเพิ่มขึ้นจากสภาวะดำเนินงานปกติ จากการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิขาออกจากเครื่องรีฟอร์มส่งผลให้อัตราการผลิตก๊าซไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นตามไปด้วย เนื่องจากปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในเครื่องรีฟอร์มส่วนใหญ่เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ดังนั้นเมื่อเพิ่มอุณหภูมิสูงขึ้นจะทำให้สารตั้งต้นเปลี่ยนแปลงไปเป็นผลิตภัณฑ์ได้มากขึ้น ซึ่งจะช่วยลดเขยปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่ลดลงเนื่องจากการปรับลดอัตราการป้อนไอน้ำลง และทำให้อัตราการผลิตก๊าซไฮโดรเจนเป็นไปตามที่กำหนดไว้

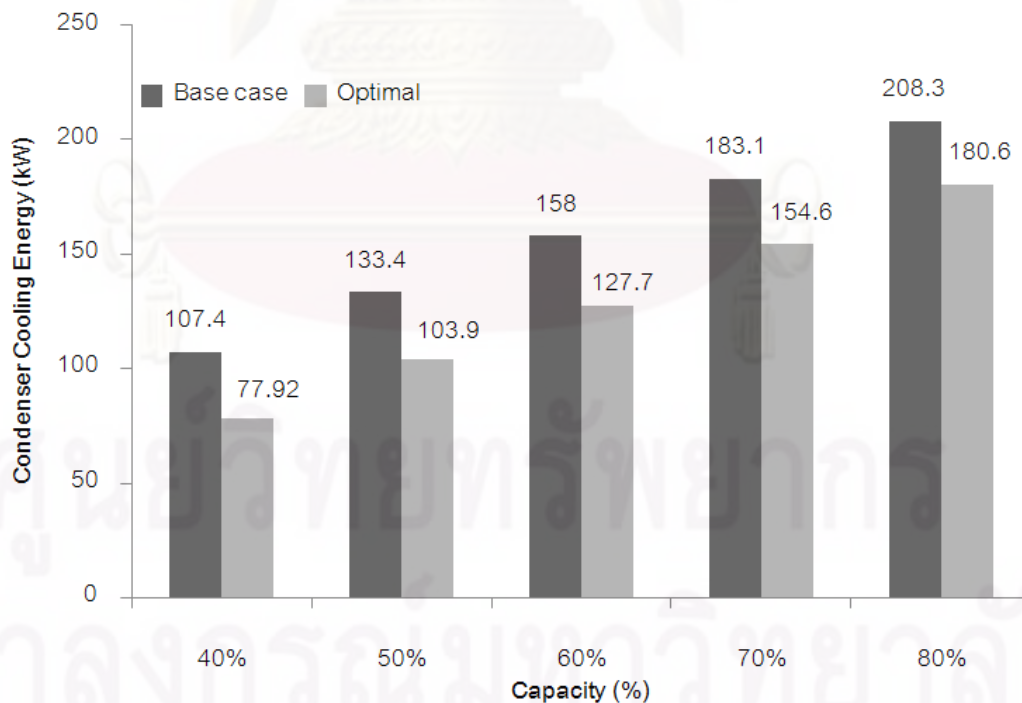


รูปที่ 5.8 การเปรียบเทียบระหว่างอัตราส่วนระหว่างจำนวนโมลของไอน้ำต่อจำนวนโมลของคาร์บอนในสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (LPG) ที่สภาวะดำเนินงานปกติ (Base case) กับสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal)

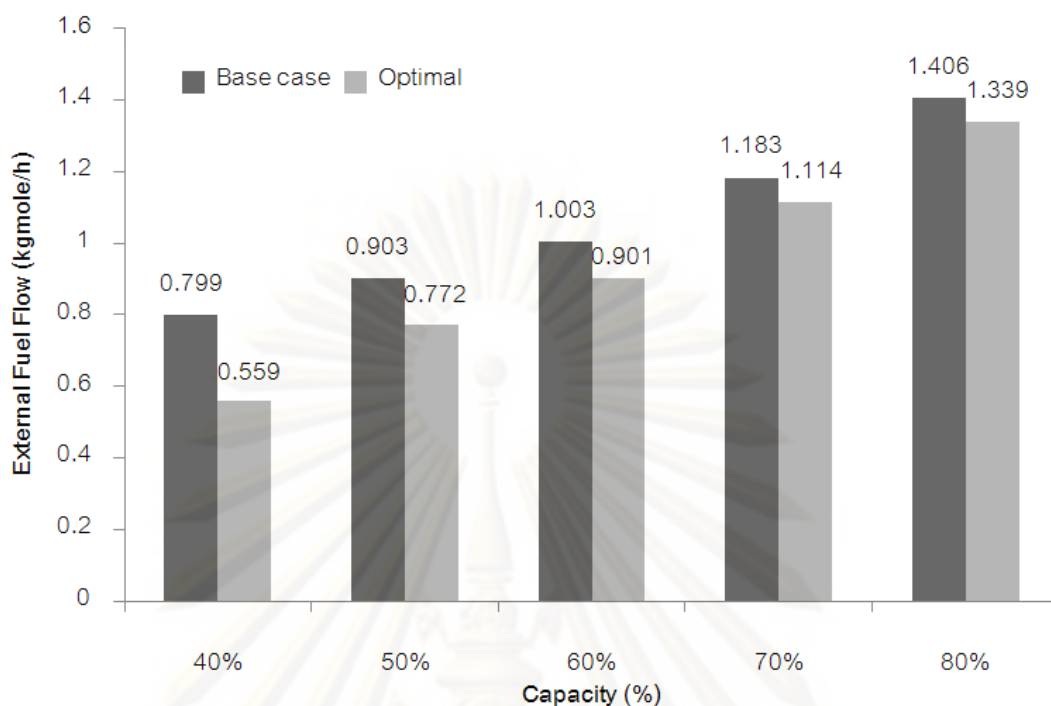
จากรูปที่ 5.8 แสดงถึงผลของอัตราส่วนระหว่างจำนวนโมลของไอน้ำต่อจำนวนโมลของคาร์บอนในสารประกอบไฮโดรคาร์บอน (LPG) ที่สภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมเทียบกับสภาวะดำเนินงานปกติ โดยผลของอัตราส่วนที่ได้สำหรับทุกกำลังการผลิตมีค่าเฉลี่ยอยู่ที่ 4.59 ซึ่งลดลงจากสภาวะดำเนินงานปกติที่มีค่าประมาณ 5.69 เนื่องจากที่สภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมได้ทำการปรับลดอัตราการผลิตไอน้ำลง แต่ค่าที่ได้ยังไม่ต่ำกว่า 3 ซึ่งเป็นขอบเขตที่กำหนดไว้เพื่อป้องกันการสะสมของคาร์บอนภายในเครื่องรีฟอร์ม [17]



รูปที่ 5.9 การเปรียบเทียบระหว่างพลังงานความร้อนที่ใช้ในเครื่องรีฟอร์มที่สภาวะดำเนินงานปกติ (Base case) กับสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal)

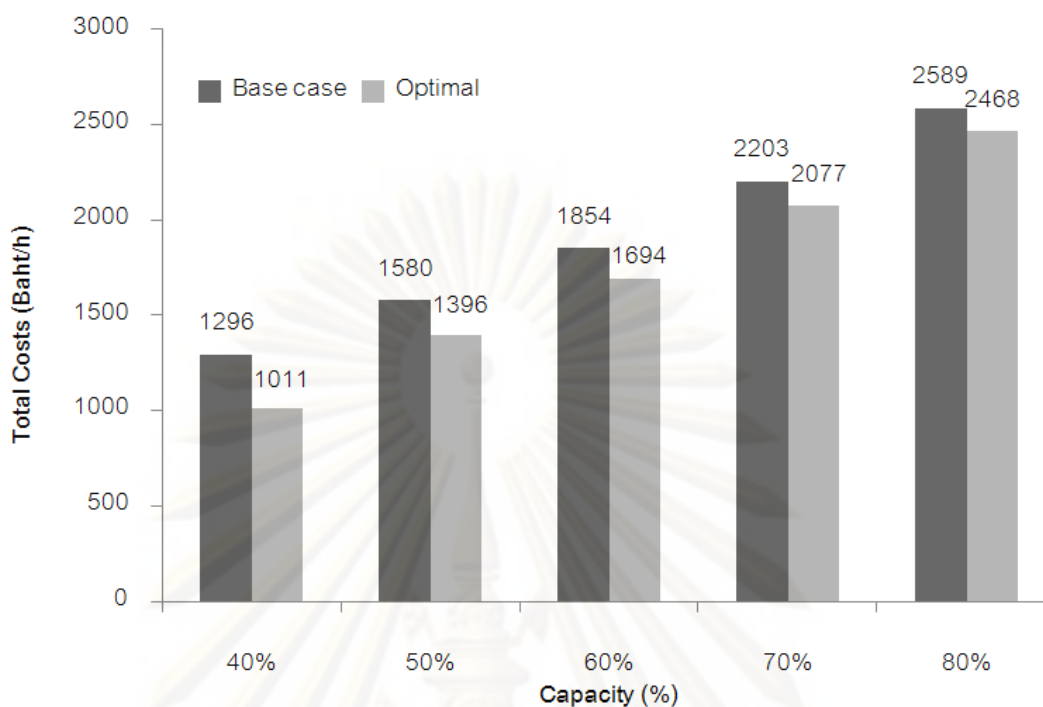


รูปที่ 5.10 การเปรียบเทียบระหว่างพลังงานความเย็นที่ใช้ในเครื่องควบแน่นที่สภาวะดำเนินงานปกติ (Base case) กับสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal)



รูปที่ 5.11 การเปรียบเทียบระหว่างอัตราการไหลของการป้อนเชื้อเพลิงจากภายนอกที่สภาวะดำเนินงานปกติ (Base case) กับสภาวะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal)

จากรูปที่ 5.9 และ 5.10 แสดงถึงผลของการใช้พลังงานความร้อนที่ใช้ในเครื่องรีฟอร์ม และพลังงานความเย็นที่ใช้ในเครื่องควบแน่น ที่สภาวะดำเนินงานที่เหมาะสมเทียบกับสภาวะดำเนินงานปกติ โดยผลที่ได้สำหรับทุกกำลังการผลิตจะใช้พลังงานในการดำเนินงานน้อยลง เนื่องจากการลดลงของอัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการ จะเห็นได้จากการที่ใช้พลังงานความร้อนในเครื่องรีฟอร์มน้อยลง แต่ยังทำให้อุณหภูมิขาออกจากเครื่องรีฟอร์มที่ได้มีอุณหภูมิสูงถึง 847 องศาเซลเซียส และการที่ใช้พลังงานความร้อนน้อยลงจะส่งผลไปถึงอัตราการไหลของการป้อนเชื้อเพลิงจากภายนอกที่น้อยลงด้วย แสดงดังรูปที่ 5.11 ในทำนองเดียวกันพลังงานความเย็นที่ใช้ในระบบก็จะน้อยลงเช่นกัน



รูปที่ 5.12 การเปรียบเทียบระหว่างต้นทุนในการดำเนินงานทั้งหมดที่สถานะดำเนินงานปกติ (Base case) กับสถานะดำเนินงานที่เหมาะสม (Optimal)

จากข้อมูลข้างต้นแสดงให้เห็นว่าสถานะที่เหมาะสมของทุกๆกำลังการผลิตจะใช้อัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการน้อยลงจากสถานะดำเนินงานปกติ ซึ่งทำให้อัตราการผลิตก๊าซไฮโดรเจนลดลง แต่ทำการเพิ่มอุณหภูมิที่ใช้ในเครื่องรีฟอร์มให้สูงขึ้น เพื่อที่จะทำให้อัตราการผลิตก๊าซไฮโดรเจนตามที่กำหนดไว้ และอยู่ภายใต้ข้อจำกัดต่างๆของระบบ ผลจากการปรับเปลี่ยนตัวแปรดำเนินการดังกล่าวสามารถลดต้นทุนในการดำเนินงานลงได้ ซึ่งเหตุผลหลักมาจากการลดอัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการลง ซึ่งส่งผลให้เครื่องรีฟอร์มใช้พลังงานความร้อนน้อยลงในการทำให้ได้อุณหภูมิตามต้องการ ทั้งยังสามารถทำให้อุณหภูมิที่ใช้ในเครื่องรีฟอร์มสูงขึ้นได้เพื่อทำให้อัตราการผลิตก๊าซไฮโดรเจนสูงขึ้น แต่ยังใช้พลังงานความร้อนน้อยกว่าสถานะดำเนินงานปกติ โดยสามารถช่วยประหยัดเชื้อเพลิงได้ ทำนองเดียวกันก็จะส่งผลให้การใช้น้ำหล่อเย็นในระบบน้อยลงตามไปด้วย

ผลการออปติไมซ์เพื่อหาสถานะดำเนินงานที่เหมาะสมที่ทำให้ต้นทุนในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนต่ำสุดที่กำลังการผลิตต่างๆ แสดงให้เห็นอย่างชัดเจนดังรูปที่ 5.12 ว่าสามารถลดต้นทุน

ในการดำเนินงานได้ และเพื่อให้ง่ายต่อการนำไปใช้จริงในอุตสาหกรรมจึงเลือกดำเนินงานที่
อุณหภูมิภายในเครื่องรีฟอร์ม 850 องศาเซลเซียส และอัตราส่วนโดยโมลของไอน้ำต่อสายป้อนที่
เข้าสู่กระบวนการที่ 12.77 เนื่องจากค่าทั้งสองเป็นค่าสูงสุดที่ไม่ทำให้อัตราการผลิตก๊าซไฮโดรเจน
ต่ำกว่าที่อุตสาหกรรมต้องการ



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 6

สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

6.1 สรุปผลการวิจัย

การผลิตก๊าซไฮโดรเจนในอุตสาหกรรมจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำที่ประกอบด้วย หน่วยรีฟอร์มด้วยไอน้ำ หน่วยเพิ่มปริมาณก๊าซไฮโดรเจน และหน่วยทำให้ก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ ถูกจำลองด้วยโปรแกรมไฮซิส (HYSYS) โดยอาศัยข้อมูลจากอุตสาหกรรม เพื่อศึกษาและวิเคราะห์ผลกระทบของตัวแปรดำเนินการต่างๆ ประกอบด้วย อุณหภูมิในเครื่องรีฟอร์ม อัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการ และอัตราประโยชน์ เพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพของกระบวนการผลิตซึ่งเป็นประโยชน์อย่างยิ่งทั้งในด้านเศรษฐศาสตร์ ทรัพยากร และสิ่งแวดล้อม โดยสถานะดำเนินงานที่เหมาะสมถูกนิยามไว้บนพื้นฐานที่ทำให้ต้นทุนในการดำเนินงานต่ำสุด ประกอบด้วย ค่าวัตถุดิบ เชื้อเพลิง และน้ำหล่อเย็น ภายใต้ข้อจำกัดต่างๆของอุตสาหกรรม

แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนถูกใช้ศึกษาผลกระทบของตัวแปรดำเนินการที่อัตราการไหลของสายป้อนต่างๆ โดยปรับเปลี่ยนอุณหภูมิในเครื่องรีฟอร์มตั้งแต่ 700 – 850 องศาเซลเซียส และอัตราการป้อนไอน้ำตั้งแต่ 9.71 – 19.42 กิโลกรัมโมลต่อชั่วโมง จากการศึกษาพบว่า ปริมาณของก๊าซไฮโดรเจนมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิในเครื่องรีฟอร์มและอัตราการป้อนไอน้ำเพิ่มขึ้น ซึ่งการหาสถานะดำเนินงานที่เหมาะสมอยู่บนพื้นฐานของการผลิตที่ทำให้ต้นทุนต่ำสุด ผลที่ได้สามารถลดต้นทุนในการดำเนินงานได้อย่างชัดเจน โดยการลดอัตราการป้อนไอน้ำและเพิ่มอุณหภูมิในเครื่องรีฟอร์มขึ้นจากเดิม ซึ่งค่าที่สถานะดำเนินงานที่เหมาะสมของกำลังการผลิตต่างๆ อยู่ที่อุณหภูมิ 850 องศาเซลเซียส และอัตราส่วนโดยโมลของไอน้ำต่อสายป้อน 12.77

งานวิจัยนี้สามารถหาสถานะดำเนินงานที่มีประสิทธิภาพในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรม โดยสามารถลดการใช้พลังงาน ลดต้นทุนในการดำเนินงาน และเพิ่มกำลังการผลิตได้

6.2 ข้อเสนอแนะ

- 1) หากลดศาสตร์เคมีของการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำในอุตสาหกรรมจริง เพื่อนำมาใช้ในการจำลอง
- 2) พิจารณาตัวแปรดำเนินการอื่นๆ เช่น ความดันที่ใช้ในระบบ อุณหภูมิที่ป้อนเข้าเครื่องรีฟอร์มและเครื่อง Shift Converter เป็นต้น

รายการอ้างอิง

- [1] Li, Y., Wang, X., Xie, C., and Song, C. Influence of ceria and nickel addition to alumina-supported Rh catalyst for propane steam reforming at low temperatures. Applied Catalysis A: General 357, 2 (2009): 213-222.
- [2] Bhatta, K. S. M., and Dixon, G. M. Role of Urania and Alumina as Supports in The Steam Reforming of n-Butane at Pressure over Nickel-Containing Catalysts. Product R&D 8, 3 (2002): 324-331.
- [3] Xu, J., and Froment, G. F. Methane steam reforming, methanation and water-gas shift: I. Intrinsic kinetics. AIChE Journal 35, 1 (1989): 88-96.
- [4] Oh, P. P., Rangaiah, G. P., and Ray, A. K. Simulation and Multiobjective Optimization of an Industrial Hydrogen Plant Based on Refinery Off-Gas. Industrial & Engineering Chemistry Research 41, 9 (2002): 2248-2261.
- [5] Hla, S. S., Park, D., Duffy, G. J., Edwards, J. H., Roberts, D. G., Ilyushechkin, A., Morpeth, L. D., and Nguyen, T. Kinetics of high-temperature water-gas shift reaction over two iron-based commercial catalysts using simulated coal-derived syngases. Chemical Engineering Journal 146, 1 (2009): 148-154.
- [6] Liu, Z., Mao, Z., Xu, J., Hess-Mohr, N., and Schmidt, V. M. Operation Conditions Optimization of Hydrogen Production by Propane Autothermal Reforming for PEMFC Application. Chinese Journal of Chemical Engineering 14, 2 (2006): 259-265.
- [7] Ersoz, A., Akgün, F., and Günen, E. Thermodynamic Efficiency Analysis of a Hydrogen Production System Fueled with Hydrocarbon Fuels for Fuel Cell Applications. Assessment of Hydrogen Energy for Sustainable Development (2007): 225-241.
- [8] Schadel, B. T., Duisberg, M., and Deutschmann, O. Steam reforming of methane, ethane, propane, butane, and natural gas over a rhodium-based catalyst. Catalysis Today 142, 1-2 (2009): 42-51.
- [9] Rajesh, J. K., Gupta, S. K., Rangaiah, G. P., and Ray, A. K. Multiobjective Optimization of Steam Reformer Performance Using Genetic Algorithm. Industrial & Engineering Chemistry Research 39, 3 (2000): 706-717.

- [10] Rajesh, J. K., Gupta, S. K., Rangaiah, G. P., and Ray, A. K. Multi-objective optimization of industrial hydrogen plants. Chemical Engineering Science 56, 3 (2001): 999-1010.
- [11] Oh, P. P., Ray, A. K., and Rangaiah, G. P. Triple-Objective Optimization of an Industrial Hydrogen Plant. Journal of Chemical Engineering of Japan 34, 11 (2001): 1341-1355.
- [12] นวัตกรรมพลังงาน. ไฮโดรเจน พลังงานยานยนต์ใหม่. รักษ์พลังงาน 60 (2552): 16-17.
- [13] นวดล เหล่าศิริพจน์. การผลิตเชื้อเพลิงไฮโดรเจน. โพสต์ทูเดย์ (3/12/2550): B6.
- [14] Hydrogen production by steam reforming. Object Technologies CEM, Inc.; Available from: <http://www.objecttechcem.com>.
- [15] ภัทรานิษฐ์ ไวกยสุวรรณ. จลนพลศาสตร์ของการรีฟอร์มแอลพีจีด้วยไอน้ำบนตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล/อลูมินา. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ, ภาควิชาเคมีเทคนิค จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2539.
- [16] พัชรพร เปาะและ และ สิริรัตน์ อยู่เวียงไชย. การผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำของกลีเซอรอล. โครงการการเรียนการสอนเพื่อเสริมประสบการณ์, ภาควิชาเคมีเทคนิค จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2550.
- [17] Avci, A. K., Trimm, D. L., Aksoylu, A. E., and Önsan, Z. I. Hydrogen production by steam reforming of n-butane over supported Ni and Pt-Ni catalysts. Applied Catalysis A: General 258, 2 (2004): 235-240.
- [18] วสิน กาญจนภุ. การทำไฮโดรเจนให้บริสุทธิ์จากแก๊สสังเคราะห์โดยวอเตอร์แก๊สชิฟต์และตัวดูดซับทางเคมี. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ, ภาควิชาเคมีเทคนิค จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2545.
- [19] Satterfield, C. N. Heterogeneous catalysis in industrial practice. 2 ed. New York: McGraw-Hill, 1991.
- [20] ภัทรพรพรรณ ประศาสน์สารกิจ. เทอร์โมไดนามิกส์วิศวกรรมเคมี. กรุงเทพฯ: จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2538.
- [21] Dalle Nogare, D., Baggio, P., Tomasi, C., Mutri, L., and Canu, P. A thermodynamic analysis of natural gas reforming processes for fuel cell application. Chemical Engineering Science 62, 18-20: 5418-5424.
- [22] Levenspiel, O. Chemical reaction engineering. 3 ed: John Wiley & Sons, 1999.

- [23] ลาวัลย์ เตียรถาวร. รีฟอร์มมิงของก๊าซ มีเทน คาร์บอนไดออกไซด์ ไอน้ำบนตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล อลูมินาในฟลูอิด์เบด. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ, ภาควิชาเคมีเทคนิค จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2535.
- [24] Hagen, J. Industrial catalysis : a practical approach. New York: Wiley, 1999.
- [25] Fogler, H. S. Elements of Chemical Reaction Engineering. 4 ed: Pearson Education, 2006.



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก
ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ

ตารางที่ ก-1 ค่าพารามิเตอร์ต่างๆจากอุตสาหกรรมสำหรับใช้ในการสร้างแบบจำลองการผลิต
ก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการรีฟอร์มมิงแอลพีจีด้วยไอน้ำ

Reformer	ค่า	หน่วย
- ความสูงของเบดภายในท่อ	8.42	เมตร
- เส้นผ่าศูนย์กลางภายในท่อ	0.0983	เมตร
- จำนวนท่อ	3	ท่อ
- สัดส่วนช่องว่าง (ε)	0.689	
<u>Catalyst data</u>		
- เส้นผ่าศูนย์กลาง (D_p)	15×10^{-3}	เมตร
- Bulk density (ρ_b)	980	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
- Solid density (ρ_s)	3150	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
- ความเป็นทรงกลม (ϕ_s)	0.456	
HTS Converter		
- ความสูงของเบดภายในท่อ	1	เมตร
- เส้นผ่าศูนย์กลางภายในท่อ	0.5	เมตร
- จำนวนท่อ	1	ท่อ
- สัดส่วนช่องว่าง (ε)	0.704	
<u>Catalyst data</u>		
- เส้นผ่าศูนย์กลาง	8.5×10^{-3}	เมตร
- Bulk density (ρ_b)	1220	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
- Solid density (ρ_s)	4120	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
- ความเป็นทรงกลม	0.843	
Condensate Separation (แนวตั้ง)		
- ความสูงของถัง	1.3	เมตร
- เส้นผ่าศูนย์กลางของถัง	0.273	เมตร

ตารางที่ ก-2 องค์ประกอบของแอลพีจีที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน

องค์ประกอบ	โมลเปอร์เซ็นต์ (Mole %)
โพรเพน	63.13
บิวเทน	36.87

ตารางที่ ก-3 ราคาวัตถุดิบและอรรถประโยชน์ต่างๆ

อรรถประโยชน์	ราคา	หน่วย
LPG	18.5	บาทต่อกิโลกรัม
Process steam	1.70	บาทต่อกิโลกรัม
DI water (30°C)	0.013	บาทต่อกิโลกรัม
Cooling water (20-30°C)	2.62×10^{-7}	บาทต่อกิโลจูล
LPG combustion	8.41×10^{-3}	บาทต่อกิโลจูล

ภาคผนวก ข

ข้อมูลจากอุตสาหกรรม

ตารางที่ ข-1 ข้อมูลจากอุตสาหกรรมที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนของกำลังการผลิตที่ 40 %

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
1	0.5354	7.769	0.8120	807	824	801	810.67	2.793	2.472	99	416	324	359	25.4
2	0.5309	7.769	0.7897	807	824	802	811.00	2.802	2.489	96	417	324	359	26.0
3	0.5443	7.769	0.9369	806	824	800	810.00	2.820	2.516	95	416	323	358	29.2
4	0.5309	7.769	0.9369	808	826	802	812.00	2.837	2.521	94	414	322	357	32.0
5	0.5354	7.769	0.9190	808	825	802	811.67	2.824	2.543	93	414	322	355	31.6
6	0.5354	7.769	0.8432	809	825	803	812.33	2.797	2.525	92	414	323	357	27.7
7	0.5398	7.769	0.7897	808	823	802	811.00	2.824	2.476	91	416	324	359	27.7
8	0.5354	7.769	0.7986	808	824	803	811.67	2.811	2.503	91	419	325	361	26.6
9	0.5354	7.769	0.7986	807	823	802	810.67	2.815	2.503	91	419	325	360	26.7
10	0.5354	7.825	0.8075	806	823	801	810.00	2.855	2.503	91	417	325	360	27.2
11	0.5354	7.769	0.9770	807	823	800	810.00	2.770	2.507	91	417	325	360	27.1
12	0.5398	7.825	0.9503	806	822	800	809.33	2.753	2.476	113	413	325	360	27.6
13	0.5175	7.714	1.0172	805	821	798	808.00	2.748	2.503	109	417	325	360	27.0
14	0.5309	7.769	0.8655	806	823	800	809.67	2.766	2.498	106	418	325	360	26.9
15	0.5354	7.825	0.8521	806	823	800	809.67	2.766	2.525	103	418	325	361	26.5

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
16	0.5398	7.769	1.0439	813	830	808	817.00	2.869	2.561	90	399	316	348	33.1
17	0.5354	7.769	0.8923	803	820	800	807.67	2.770	2.498	109	415	325	360	29.7
18	0.5354	7.769	0.8610	802	819	799	806.67	2.766	2.543	107	413	323	358	35.2
19	0.5354	7.769	0.7986	801	820	799	806.67	2.757	2.552	104	414	323	356	39.0
20	0.5354	7.769	0.8387	803	822	800	808.33	2.699	2.489	99	417	325	359	25.7
21	0.5354	7.769	0.8120	800	821	798	806.33	2.748	2.485	98	415	323	357	28.8
22	0.5354	7.769	0.7763	798	820	798	805.33	2.762	2.547	96	413	321	352	34.2
23	0.5309	7.769	0.8521	799	820	798	805.67	2.788	2.538	96	414	322	353	36.8
24	0.5354	7.769	0.8655	802	822	800	808.00	2.775	2.556	95	411	322	353	33.5
25	0.5309	7.769	0.7852	802	822	800	808.00	2.708	2.552	94	415	323	355	32.4
26	0.5398	7.769	0.7763	801	822	799	807.33	2.869	2.454	93	414	323	354	29.6
27	0.5354	7.769	0.7852	801	822	800	807.67	2.726	2.485	92	415	324	356	28.0
28	0.5398	7.769	0.7941	803	823	801	809.00	2.690	2.507	91	417	325	358	27.5
29	0.5398	7.769	0.9012	803	822	800	808.33	2.712	2.498	91	417	325	359	26.9
30	0.5354	7.769	0.9101	809	826	805	813.33	2.806	2.405	80	412	319	349	23.2
31	0.5398	7.769	0.9235	812	828	808	816.00	2.824	2.449	77	412	321	352	24.2
32	0.5354	7.825	0.9280	811	829	807	815.67	2.873	2.476	78	417	323	358	27.1
33	0.5443	7.769	0.9190	811	829	806	815.33	2.820	2.489	78	416	324	359	26.9
34	0.5354	7.769	0.9280	807	826	803	812.00	2.779	2.507	91	414	323	356	26.9
35	0.5354	7.769	0.9146	807	826	803	812.00	2.820	2.512	91	415	323	357	29.4

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
36	0.5354	7.769	0.9101	805	825	801	810.33	2.833	2.538	91	412	320	353	34.0
37	0.5354	7.769	0.9012	804	824	801	809.67	2.837	2.530	92	412	321	351	35.2
38	0.5398	7.769	0.9056	804	824	801	809.67	2.815	2.530	93	414	323	355	35.0
39	0.5309	7.769	0.9056	805	824	801	810.00	2.739	2.552	93	414	322	356	34.0
40	0.5443	7.769	0.9146	806	824	802	810.67	2.846	2.467	92	415	323	355	29.6
41	0.5354	7.769	0.9235	808	825	804	812.33	2.793	2.507	91	417	325	359	28.6
42	0.5398	7.769	0.9280	808	825	803	812.00	2.739	2.507	91	417	324	358	27.8
43	0.5354	7.825	0.9146	808	825	803	812.00	2.775	2.494	91	418	325	360	27.4
44	0.5354	7.769	0.9146	805	824	801	810.00	2.739	2.431	89	412	320	355	24.2
45	0.5354	7.769	0.9235	805	824	801	810.00	2.704	2.472	85	411	315	339	22.9
46	0.5398	7.769	0.9993	800	819	798	805.67	2.628	2.547	116	410	320	349	35.0
47	0.5354	7.769	0.9904	802	821	798	807.00	2.784	2.503	112	411	320	350	35.3
48	0.5354	7.769	1.0038	804	822	800	808.67	2.672	2.516	106	411	321	352	32.1
49	0.5398	7.825	1.0172	808	825	803	812.00	2.735	2.498	102	413	323	354	28.6
50	0.5354	7.769	1.0216	812	827	805	814.67	2.784	2.485	98	417	325	359	27.5
51	0.5398	7.769	1.0350	813	828	806	815.67	2.811	2.467	95	417	325	360	26.9
52	0.5354	7.769	0.8878	813	829	807	816.33	2.855	2.472	93	417	325	360	26.8
53	0.5354	7.825	0.9413	810	828	805	814.33	2.869	2.480	92	414	323	358	26.8
54	0.5354	7.769	0.9235	808	827	804	813.00	2.775	2.480	91	413	322	355	27.0
55	0.5309	7.769	0.7941	806	822	803	810.33	2.748	2.463	90	418	325	358	24.7

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
56	0.5354	7.769	0.7852	803	822	800	808.33	2.748	2.476	90	417	324	357	24.7
57	0.5309	7.769	0.7897	806	822	802	810.00	2.784	2.472	90	417	324	358	26.1
58	0.5398	7.769	0.7852	806	822	803	810.33	2.811	2.480	90	414	323	357	29.0
59	0.5398	7.769	0.7763	805	822	802	809.67	2.770	2.503	90	413	323	357	30.0
60	0.5354	7.769	0.7897	802	821	800	807.67	2.726	2.489	91	417	324	357	28.0
61	0.5354	7.769	0.7897	804	821	802	809.00	2.726	2.498	90	418	325	358	25.9
62	0.5309	7.769	0.7941	805	821	802	809.33	2.730	2.472	90	419	325	359	25.6
63	0.5309	7.769	0.7852	806	822	803	810.33	2.686	2.498	90	415	324	358	25.3
64	0.5354	7.769	0.7897	805	821	802	809.33	2.672	2.476	89	414	324	356	25.2
65	0.5309	7.769	0.9458	805	821	801	809.00	2.677	2.476	89	417	324	357	25.0
66	0.5354	7.769	1.0172	807	822	802	810.33	2.730	2.472	89	416	324	358	25.0
67	0.5354	7.769	0.7852	801	821	799	807.00	2.726	2.472	89	413	321	352	27.0
68	0.5264	7.769	0.7852	803	822	801	808.67	2.762	2.489	91	416	323	355	28.5
69	0.5309	7.769	0.7807	801	821	800	807.33	2.739	2.512	91	414	322	355	31.1
70	0.5354	7.769	0.7718	801	820	799	806.67	2.797	2.512	91	412	321	352	33.6
71	0.5354	7.769	0.7807	803	821	801	808.33	2.788	2.507	92	416	323	354	31.4
72	0.5354	7.769	0.7852	805	822	802	809.67	2.802	2.525	91	416	324	356	31.4
73	0.5398	7.825	0.7941	806	823	803	810.67	2.757	2.512	91	418	325	359	29.2
74	0.5354	7.769	0.7941	806	822	803	810.33	2.726	2.507	89	415	324	357	27.5
75	0.5398	7.825	0.7897	802	821	800	807.67	2.735	2.485	90	417	324	358	26.9

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
76	0.5354	7.769	0.7897	802	821	799	807.33	2.708	2.498	90	414	322	354	26.8
77	0.5354	7.769	0.7897	803	822	801	808.67	2.744	2.467	90	417	325	357	26.2
78	0.5309	7.769	0.7986	806	822	803	810.33	2.744	2.503	90	418	324	358	25.0
79	0.5443	7.769	0.7807	802	822	799	807.67	2.730	2.498	96	414	324	357	27.5
80	0.5354	7.769	0.8030	802	821	799	807.33	2.775	2.472	95	415	323	356	29.4
81	0.5354	7.769	0.8432	801	821	799	807.00	2.757	2.521	94	412	321	353	32.3
82	0.5354	7.769	0.8209	801	821	799	807.00	2.779	2.494	94	413	321	351	33.9
83	0.5354	7.769	0.7718	800	820	798	806.00	2.726	2.556	93	412	320	351	34.5
84	0.5398	7.769	0.7718	800	820	799	806.33	2.708	2.525	94	413	321	351	33.6
85	0.5354	7.769	0.7763	802	821	800	807.67	2.820	2.467	93	414	323	354	29.5
86	0.5354	7.769	0.7852	803	822	801	808.67	2.730	2.480	91	416	324	356	28.2
87	0.5309	7.769	0.7941	804	822	801	809.00	2.717	2.512	91	415	323	355	27.5
88	0.5309	7.769	0.7897	806	823	803	810.67	2.748	2.503	91	418	325	359	27.6
89	0.5264	7.769	0.7986	806	823	803	810.67	2.788	2.467	90	418	325	358	27.1
90	0.5264	7.769	0.7852	804	822	801	809.00	2.788	2.445	90	417	324	358	26.9
91	0.5354	7.825	1.0038	794	815	794	801.00	2.708	2.565	116	406	319	350	37.9
92	0.5398	7.769	0.9815	795	817	795	802.33	2.663	2.516	111	407	317	342	38.1
93	0.5354	7.769	1.0038	797	818	796	803.67	2.677	2.498	107	407	318	345	35.5
94	0.5354	7.825	1.0083	800	821	798	806.33	2.712	2.530	103	411	321	347	30.9
95	0.5354	7.769	0.9726	808	825	803	812.00	2.797	2.476	97	417	326	363	26.9

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
96	0.5398	7.769	0.8700	807	824	802	811.00	2.784	2.480	96	417	325	359	26.9
97	0.5309	7.769	0.8209	805	823	801	809.67	2.788	2.472	96	417	325	359	27.2
AVE.	0.5354	7.775	0.8642				809.56	2.766	2.499	94	415	323	356	29.1

ศูนย์วิจัยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ ข-2 ข้อมูลจากอุตสาหกรรมที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนของกำลังการผลิตที่ 50 %

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
1	0.6737	9.822	1.0038	805	823	801	809.67	3.814	3.288	144	408	332	369	32.1
2	0.6737	9.822	1.0083	806	823	801	810.00	3.832	3.252	138	409	331	368	34.8
3	0.6737	9.822	0.9949	804	822	799	808.33	3.716	3.257	133	407	330	364	29.8
4	0.6737	9.822	0.9190	803	821	799	807.67	3.734	3.248	128	405	330	365	29.1
5	0.6737	9.767	0.9770	804	821	800	808.33	3.698	3.226	123	408	332	366	25.1
6	0.6781	9.822	1.0573	811	825	804	813.33	3.765	3.190	119	410	333	371	25.5
7	0.6737	9.822	1.0395	807	824	803	811.33	3.788	3.257	135	414	333	372	34.6
8	0.6692	9.822	1.0350	807	823	803	811.00	3.739	3.203	130	415	334	371	31.1
9	0.6826	9.822	1.0350	808	823	804	811.67	3.694	3.217	128	413	334	371	29.8
10	0.6737	9.822	1.0439	809	824	805	812.67	3.716	3.266	125	416	334	373	28.9
11	0.6781	9.822	1.0573	809	825	805	813.00	3.805	3.181	122	418	334	373	27.5
12	0.6737	9.767	1.0573	808	825	804	812.33	3.707	3.248	120	418	334	373	26.4
13	0.6737	9.822	1.0573	807	824	803	811.33	3.721	3.217	119	418	334	372	26.5
14	0.6781	9.822	1.0261	805	821	802	809.33	3.605	3.234	134	418	334	370	28.7
15	0.6737	9.822	1.0172	807	821	802	810.00	3.676	3.257	130	413	333	369	34.6
16	0.6737	9.822	1.0216	808	822	803	811.00	3.761	3.306	144	407	333	371	39.3
17	0.6692	9.822	1.0172	808	822	805	811.67	3.779	3.212	139	405	331	367	38.7
18	0.6737	9.767	1.0350	809	824	805	812.67	3.788	3.230	134	413	333	369	34.4

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
19	0.6737	9.822	1.0529	808	825	803	812.00	3.770	3.234	128	415	334	371	30.0
20	0.6870	9.878	1.0484	806	824	803	811.00	3.640	3.185	136	419	334	371	25.0
21	0.6603	9.822	1.0484	807	825	804	812.00	3.645	3.217	131	418	334	371	24.5
22	0.6647	9.822	1.0306	802	822	800	808.00	3.694	3.212	135	409	330	363	32.2
23	0.6692	9.822	1.0529	813	827	807	815.67	3.805	3.234	117	411	333	370	25.8
AVE.	0.6737	9.818	1.0277				811.04	3.734	3.233	130	412	333	370	30.2

ตารางที่ ข-3 ข้อมูลจากอุตสาหกรรมที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนของกำลังการผลิตที่ 60 %

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
1	0.8120	11.820	1.0618	807	823	802	810.67	4.658	3.997	111	412	339	378	28.0
2	0.8075	11.820	0.9235	806	824	804	811.33	4.729	4.127	157	402	338	377	31.6
3	0.8075	11.654	1.0841	811	825	803	813.00	4.667	3.948	124	410	339	377	26.2
4	0.7986	11.765	1.0618	809	823	803	811.67	4.617	3.988	127	405	339	378	26.7
5	0.8075	11.765	1.0529	806	821	801	809.33	4.497	3.948	131	408	339	376	26.6
6	0.8030	11.765	1.0529	805	823	803	810.33	4.515	3.948	149	414	340	378	29.0
7	0.8075	11.820	1.0573	808	825	804	812.33	4.622	4.006	152	412	339	378	34.8
8	0.8030	11.820	1.0573	808	825	805	812.67	4.595	4.015	148	414	340	377	32.7
9	0.8075	11.765	1.0439	806	823	805	811.33	4.546	4.020	148	408	338	374	34.2
10	0.8120	11.654	1.0663	808	824	805	812.33	4.497	3.926	150	415	340	379	26.9
11	0.8120	11.765	1.0573	803	822	803	809.33	4.600	4.051	152	408	336	372	37.6
12	0.8030	11.765	1.0796	805	823	805	811.00	4.591	3.971	145	405	336	372	29.7
13	0.8120	11.765	1.0707	804	823	803	810.00	4.591	3.979	140	409	337	373	26.8
14	0.8030	11.765	1.0573	812	827	807	815.33	4.649	4.020	154	407	338	375	37.8
15	0.7941	11.765	1.0529	811	826	809	815.33	4.662	4.002	150	406	338	375	37.5
16	0.8075	11.765	1.0038	807	822	804	811.00	4.390	3.966	139	415	340	376	26.0
17	0.8209	11.765	0.9726	806	821	804	810.33	4.435	3.913	139	415	340	377	26.4
18	0.8120	11.765	0.8030	805	820	804	809.67	4.354	3.988	141	413	340	376	26.1

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
19	0.8164	11.765	1.0038	806	821	804	810.33	4.359	3.944	140	415	340	376	25.7
20	0.8120	11.765	1.0707	811	827	807	815.00	4.640	3.975	132	412	338	375	25.8
AVE.	0.8079	11.765	1.0317				811.62	4.561	3.987	141	410	339	376	29.8

ตารางที่ ข-4 ข้อมูลจากอุตสาหกรรมที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนของกำลังการผลิตที่ 70 %

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
1	0.9458	13.762	1.0930	810	826	807	814.33	5.496	4.733	160	408	343	382	28.4
2	0.9458	13.762	1.0796	811	825	807	814.33	5.456	4.725	158	408	344	382	26.9
3	0.9458	13.707	1.0886	811	826	807	814.67	5.394	4.742	155	406	344	382	25.6
4	0.9458	13.762	1.1153	815	832	811	819.33	5.737	4.756	166	408	343	384	30.2
5	0.9458	13.707	1.1198	813	830	809	817.33	5.693	4.796	163	407	342	382	34.0
6	0.9413	13.762	1.1198	810	829	808	815.67	5.639	4.756	158	397	340	379	31.3
7	0.9324	13.707	1.1153	808	828	807	814.33	5.639	4.716	152	404	341	380	29.0
8	0.9324	13.762	1.1153	808	827	808	814.33	5.514	4.738	145	392	339	376	24.7
9	0.9458	13.818	1.0886	814	831	810	818.33	5.635	4.791	167	410	344	385	30.1
10	0.9324	13.707	1.0752	809	829	807	815.00	5.666	4.787	163	403	340	379	33.7
11	0.9458	13.707	1.0930	807	828	805	813.33	5.635	4.783	159	401	339	376	36.2
12	0.9413	13.762	1.1019	807	827	804	812.67	5.621	4.778	156	401	340	376	35.1
13	0.9503	13.707	1.1064	817	829	810	818.67	5.746	4.796	168	400	342	382	38.4
14	0.9413	13.762	1.1019	816	828	810	818.00	5.764	4.742	165	398	343	382	38.2
15	0.9413	13.707	1.1019	816	828	810	818.00	5.693	4.787	167	401	343	383	34.6
16	0.9369	13.762	1.1064	815	828	810	817.67	5.724	4.742	164	402	343	383	32.9
17	0.9413	13.707	1.1109	816	828	810	818.00	5.670	4.742	162	406	345	385	30.7
18	0.9413	13.707	1.1109	815	828	808	817.00	5.652	4.725	161	409	345	385	28.6

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
19	0.9503	13.762	1.1153	818	830	810	819.33	5.661	4.738	168	409	345	386	29.4
20	0.9458	13.873	1.1198	817	829	809	818.33	5.742	4.698	166	409	345	386	28.5
21	0.9413	13.818	1.1198	816	829	809	818.00	5.612	4.751	163	410	345	386	27.6
22	0.9458	13.762	1.0796	812	826	807	815.00	5.706	4.823	165	401	343	384	40.0
23	0.9503	13.818	1.0663	809	824	805	812.67	5.398	4.725	158	401	344	381	36.0
24	0.9280	13.651	1.0975	814	827	808	816.33	5.545	4.756	161	408	344	384	26.4
25	0.9503	13.762	1.0930	813	829	807	816.33	5.675	4.778	168	405	345	385	33.0
26	0.9369	13.651	1.0930	812	827	807	815.33	5.550	4.609	162	405	344	383	26.7
27	0.9458	13.707	1.1109	812	828	807	815.67	5.612	4.711	162	404	343	383	27.5
28	0.9503	13.707	1.1109	816	829	810	818.33	5.679	4.662	166	408	345	385	27.0
29	0.9369	13.707	1.1198	811	826	806	814.33	5.710	4.729	121	399	342	382	24.5
30	0.9458	13.762	1.0752	811	827	806	814.67	5.403	4.800	164	406	344	382	26.8
31	0.9324	13.762	1.1109	813	829	810	817.33	5.514	4.742	163	413	345	385	26.7
32	0.9503	13.707	1.0707	811	827	808	815.33	5.568	4.823	163	407	344	383	39.6
33	0.9413	13.707	1.0573	810	826	808	814.67	5.545	4.818	162	405	344	383	40.0
34	0.9369	13.707	1.0707	810	826	808	814.67	5.559	4.809	162	408	344	383	37.3
35	0.9503	13.707	1.1109	813	829	810	817.33	5.568	4.671	166	413	345	385	27.1
36	0.9413	13.707	1.0529	807	824	807	812.67	5.273	4.742	151	404	342	378	33.3
37	0.9369	13.707	1.0484	807	824	807	812.67	5.394	4.716	148	404	342	378	30.3
38	0.9324	13.707	1.0573	809	826	807	814.00	5.474	4.747	164	409	344	382	34.7

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
39	0.9369	13.818	1.0886	810	827	808	815.00	5.465	4.680	150	413	345	384	29.2
40	0.9369	13.762	1.0886	808	826	807	813.67	5.345	4.711	152	412	345	383	28.4
41	0.9503	13.762	1.0707	808	825	807	813.33	5.327	4.684	154	411	345	383	27.6
42	0.9369	13.762	1.0796	808	826	808	814.00	5.304	4.667	156	412	345	383	27.2
43	0.9413	13.707	1.0395	809	826	808	814.33	5.345	4.649	157	412	345	383	26.5
44	0.9458	13.707	1.0529	807	823	806	812.00	5.300	4.756	140	408	344	381	32.8
45	0.9413	13.818	1.0841	809	824	807	813.33	5.349	4.707	139	411	345	383	27.0
46	0.9413	13.707	1.0573	808	824	807	813.00	5.166	4.716	146	411	345	382	26.9
47	0.9413	13.762	1.1064	813	829	810	817.33	5.528	4.751	160	412	345	385	27.0
48	0.9592	13.762	1.0886	809	825	808	814.00	5.420	4.711	159	410	344	383	26.7
49	0.9458	13.762	1.0841	808	825	807	813.33	5.478	4.658	158	409	344	381	29.6
50	0.9458	13.762	1.0752	806	823	806	811.67	5.407	4.809	157	406	343	380	34.8
51	0.9324	13.707	1.0618	803	822	804	809.67	5.403	4.751	157	405	342	378	35.7
52	0.9458	13.762	1.1019	813	829	810	817.33	5.528	4.707	169	412	345	384	27.5
53	0.9413	13.818	1.0261	811	829	810	816.67	5.532	4.725	165	409	344	384	27.4
54	0.9413	13.707	1.1109	812	830	810	817.33	5.612	4.667	162	411	345	384	27.2
55	0.9503	13.651	1.0886	816	830	814	820.00	5.349	4.720	167	408	348	388	27.4
56	0.9458	13.707	1.0707	807	824	807	812.67	5.327	4.716	166	407	344	381	28.2
57	0.9458	13.707	1.0529	810	826	809	815.00	5.461	4.644	163	411	345	383	28.0
58	0.9458	13.707	1.1019	811	826	809	815.33	5.487	4.702	160	411	345	384	27.7

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
59	0.9547	13.707	1.0841	810	826	807	814.33	5.394	4.675	150	410	344	382	26.0
60	0.9503	13.762	1.0618	810	825	807	814.00	5.376	4.707	152	407	344	382	28.7
61	0.9413	13.707	1.0529	809	824	807	813.33	5.345	4.809	154	404	343	380	34.1
62	0.9413	13.651	1.0484	810	825	807	814.00	5.349	4.756	154	402	342	379	37.4
63	0.9413	13.707	1.0484	809	824	806	813.00	5.345	4.747	155	400	342	378	35.5
64	0.9503	13.707	1.0573	810	825	807	814.00	5.336	4.747	155	405	343	380	32.7
65	0.9458	13.762	1.0796	810	825	808	814.33	5.300	4.751	155	410	345	381	29.8
66	0.9413	13.707	1.0618	807	821	806	811.33	5.264	4.707	116	411	345	382	26.7
67	0.9503	13.707	1.0395	807	820	805	810.67	5.197	4.805	118	409	345	380	31.5
AVE.	0.9431	13.735	1.0849				815.10	5.502	4.736	157	407	344	382	30.5

ตารางที่ ข-5 ข้อมูลจากอุตสาหกรรมที่ใช้ในการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนของกำลังการผลิตที่ 80 %

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
1	1.0841	15.594	1.1242	814	830	811	818.33	6.464	5.331	154	403	347	385	27.6
2	1.0752	15.816	1.1198	815	830	813	819.33	6.389	5.367	161	405	348	387	27.4
3	1.0930	15.705	1.1287	816	832	814	820.67	6.469	5.358	166	404	347	387	27.1
4	1.0796	15.649	1.1644	819	836	814	823.00	6.647	5.380	170	409	347	389	29.2
5	1.0707	15.649	1.1644	818	835	814	822.33	6.723	5.376	172	407	347	388	28.5
6	1.0573	15.649	1.1466	818	830	811	819.67	6.589	5.371	167	405	348	389	29.8
7	1.0841	15.705	1.1510	819	832	812	821.00	6.612	5.318	171	406	348	389	27.1
8	1.0930	15.705	1.1376	819	832	813	821.33	6.687	5.345	174	405	348	389	29.8
9	1.0707	15.705	1.0707	820	832	814	822.00	6.692	5.429	175	401	348	389	34.2
10	1.0796	15.705	1.1153	818	830	811	819.67	6.527	5.371	168	406	348	389	27.8
11	1.0796	15.649	1.0886	819	831	812	820.67	6.603	5.394	171	406	348	389	27.4
12	1.0752	15.649	1.1644	820	833	813	822.00	6.612	5.336	174	406	348	389	27.1
13	1.0439	15.705	1.1287	816	832	812	820.00	6.643	5.523	170	400	346	385	39.1
14	1.0752	15.705	1.1109	818	832	813	821.00	6.710	5.461	171	393	346	386	38.5
15	1.0707	15.760	1.1332	815	830	810	818.33	6.576	5.470	166	400	346	386	35.0
16	1.0618	15.649	1.1376	814	830	811	818.33	6.571	5.510	172	396	345	384	36.2
17	1.0930	15.705	1.1599	819	832	813	821.33	6.594	5.349	167	405	348	388	26.1
18	1.0707	15.705	1.0707	813	830	810	817.67	6.496	5.398	169	396	345	382	28.0

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
19	1.0841	15.649	1.0707	811	826	808	815.00	6.161	5.385	156	400	347	384	31.7
20	1.0841	15.705	1.0618	811	827	810	816.00	6.210	5.389	164	399	346	382	33.3
21	1.0707	15.705	1.1555	818	832	813	821.00	6.527	5.358	175	405	348	389	27.7
22	1.0841	15.705	1.1153	819	833	813	821.67	6.589	5.269	175	404	348	388	27.5
23	1.0796	15.594	1.1421	817	833	815	821.67	6.482	5.318	164	410	348	388	30.0
24	1.0663	15.705	1.1510	817	832	814	821.00	6.415	5.407	167	409	348	388	28.9
25	1.0752	15.705	1.0484	817	833	815	821.67	6.509	5.291	170	409	349	389	28.0
26	1.0752	15.427	1.0261	815	831	814	820.00	6.331	5.300	168	408	348	387	26.5
27	1.0663	15.705	1.0975	815	829	813	819.00	6.188	5.349	159	408	348	386	27.1
28	1.0930	15.760	1.1153	815	830	814	819.67	6.166	5.358	164	409	348	386	26.6
29	1.0752	15.760	1.1153	814	830	812	818.67	6.380	5.420	153	405	348	386	33.6
30	1.0707	15.816	1.1376	819	834	816	823.00	6.576	5.438	177	407	348	389	28.3
31	1.0752	15.705	1.0886	812	827	812	817.00	6.268	5.331	155	404	347	385	27.7
32	1.0796	15.705	1.1421	816	830	814	820.00	6.464	5.300	165	407	348	388	27.7
33	1.0618	15.649	1.1555	820	834	815	823.00	6.487	5.300	172	410	348	388	25.5
34	1.0752	15.649	1.1287	816	831	813	820.00	6.273	5.331	164	410	348	387	27.8
35	1.0796	15.649	1.1287	817	832	814	821.00	6.335	5.354	168	410	348	387	26.8
36	1.0841	15.760	1.1376	819	833	815	822.33	6.384	5.313	170	410	348	388	26.2
37	1.0796	15.705	1.1555	820	834	815	823.00	6.451	5.322	171	410	348	388	25.7
38	1.0886	15.705	1.0395	814	829	813	818.67	5.800	5.340	153	406	347	382	26.6

No.	Feed Gas Flow (kgmole/hr)	Steam Flow (kgmole/hr)	External Fuel (kgmole/hr)	Tube A reformer Temp. (°C)	Tube B reformer Temp. (°C)	Tube C reformer Temp. (°C)	Temp. Average (°C)	Hydrogen Product (kgmole/hr)	Off Gas (kgmole/hr)	Feed Temp (°C)	Reformer Inlet Temp. (°C)	HTSC Inlet Temp. (°C)	HTS Outlet Temp. (°C)	H ₂ Temp. (°C)
39	1.0752	15.705	1.0707	815	829	813	819.00	5.969	5.331	162	408	347	383	26.9
40	1.0841	15.705	1.0886	816	830	814	820.00	6.174	5.296	166	409	348	384	26.9
41	1.0841	15.705	1.0930	814	829	812	818.33	6.090	5.296	159	407	348	384	25.1
42	1.0930	15.705	1.1198	813	827	810	816.67	6.366	5.282	136	403	346	384	24.9
43	1.0796	15.705	1.0930	812	827	810	816.33	6.076	5.291	148	406	348	384	25.0
AVE.	1.0772	15.691	1.1162				820.01	6.425	5.359	166	405	347	387	28.8

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นายศุภชัย อรุณรัตน์ เกิดเมื่อวันที่ 20 มิถุนายน พ.ศ. 2529 จังหวัดชลบุรี มีพี่น้องรวม 2 คน เป็นบุตรคนเล็กของครอบครัว สำเร็จการศึกษาระดับปริญญาตรีในปีการศึกษา 2550 จากมหาวิทยาลัยศรีนครินทรวิโรฒ วิทยาเขตองค์รักษ์ ในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ และศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย กรุงเทพมหานคร ในสาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ ในปีการศึกษา 2551



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย