

การออกแบบและวิเคราะห์การผลิตไฮโดรเจนจากฟางข้าวผ่านกระบวนการเคมีคอลรูปปิงแก๊สซิฟิเคชัน
ชั้นร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี
คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ปีการศึกษา 2563
ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Design and analysis of hydrogen production from rice straw via chemical looping
gasification with carbon dioxide capture



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

Department of Chemical Engineering

FACULTY OF ENGINEERING

Chulalongkorn University

Academic Year 2020

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การออกแบบและวิเคราะห์การผลิตไฮโดรเจนจากฟางข้าวผ่านกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์
โดย	น.ส.ศศิตา ไชยธานี
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อภรณ์วิชานพ

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(ศาสตราจารย์ ดร.สุพจน์ เตชวรสินสกุล)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม)

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

..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พิมพ์พร พลเพชร)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ญาณิพร พัชรวรโชติ)

โศธิตา ไชยธานี : การออกแบบและวิเคราะห์การผลิตไฮโดรเจนจากฟางข้าวผ่าน
กระบวนการเคมีคอลลูบปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์. (Design and
analysis of hydrogen production from rice straw via chemical looping
gasification with carbon dioxide capture) อ.ที่ปรึกษาหลัก : ผศ. ดร.อมรรชัย อภรณ์
วิชานพ

งานวิจัยนี้ได้นำเสนอกระบวนการเคมีคอลลูบปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับ
คาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งเป็นการร่วมกันของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลที่มีการดักจับ
คาร์บอนไดออกไซด์และกระบวนการไอน้ำ-เหล็ก สำหรับผลิตไฮโดรเจนจากฟางข้าว โดยใช้เหล็กออกไซด์
(Fe_3O_4) เป็นตัวพาออกซิเจน และแคลเซียมออกไซด์ (CaO) เป็นตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ การสร้าง
แบบจำลองของกระบวนการที่นำเสนอจะอยู่บนพื้นฐานของวิธีการทางอุณหพลศาสตร์โดยใช้โปรแกรม
แอสเพนพลัส (Aspen Plus) จากการศึกษาผลกระทบของตัวแปรที่สำคัญพบว่า สัดส่วนผลได้ของ
ไฮโดรเจน และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงสามารถเพิ่มได้จากการเพิ่มอัตราส่วน
ของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนและอัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน
ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในสายผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนบริสุทธิ์มีค่าน้อยกว่า 50 ppm เมื่อ
อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำดำเนินการที่ 500 องศาเซลเซียส กระบวนการมีค่าประสิทธิภาพเชิงความ
ร้อนเป็น 58.01% เมื่อกระบวนการดำเนินการที่สภาวะที่เหมาะสม ซึ่งเกิดขึ้นได้เมื่ออุณหภูมิของเตา
ปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเท่ากับ 672.4 องศาเซลเซียส และอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง
ต่อคาร์บอน อัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน อัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน และ
อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนเท่ากับ 1.63 0.5 0.8 และ 1.44 ตามลำดับ
กระบวนการเคมีคอลลูบปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ถูกปรับปรุงประสิทธิภาพเชิง
ความร้อนด้วยการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนด้วยการวิเคราะห์จุดพินช์ นอกจากนี้ยังได้ทำ
การวิเคราะห์เอกเซอร์จี เพื่อระบุว่าส่วนใดในกระบวนการที่ใช้พลังงานไม่มีประสิทธิภาพ จากผลการ
วิเคราะห์พบว่า เตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (SR) มีการสูญเสียเอกเซอร์จีมากที่สุดในกระบวนการ โดยกระบวนการ
นี้มีประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จี 83.89% และสูญเสียเอกเซอร์จี 81,356.39 วัตต์

สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี

ลายมือชื่อนิสิต

ปีการศึกษา 2563

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก

5970414921 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORD: Chemical looping gasification, Steam iron process, Hydrogen

Sotida Chaitanee : Design and analysis of hydrogen production from rice straw via chemical looping gasification with carbon dioxide capture. Advisor: Asst. Prof. AMORNCHAI ARPORNWICHANOP, D.Eng.

The chemical looping gasification with carbon dioxide (CO₂) capture process, a combination of biomass gasification with CO₂ capture and steam-iron process, was proposed for hydrogen (H₂) production from rice straw using iron oxide (Fe₃O₄) as the oxygen carrier and calcium oxide (CaO) as an absorbent. Modelling of the proposed process was based on a thermodynamic approach in Aspen Plus simulator. The sensitivity analysis of critical operating parameters showed that the yield (kmol of H₂/kg of biomass) and purity of H₂ in a fuel reactor (FR) was improved by increasing the steam feed of the FR to carbon (S_{FR}/C) and CaO to carbon (CaO/C) molar ratio. The concentration of carbon monoxide (CO) in the high-H₂ purity stream lower than 50 ppm can be obtained at the operating T_{SR} of 500 °C. The energy efficiency of 58.01% was obtained at the optimal operating conditions as T_{FR} of 672.4°C and S_{FR}/C, Fe₃O₄/C, CaO/C and S_{SR}/C molar ratio of 1.63, 0.5, 0.8 and 1.44, respectively. The energy efficiency of the process was improved by heat designing a heat exchanger network based on a pinch analysis. In addition, the exergy analysis of the optimal design process was performed to identify a part of the process that use energy inefficiently. The results showed the highest exergy destruction occurred at the steam reactor (SR) and the proposed process had the exergy efficiency of 83.89% and exergy destruction of 81,356.39 W.

Field of Study: Chemical Engineering

Student's Signature

Academic Year: 2020

Advisor's Signature

กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยขอกราบขอบพระคุณอาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อารณวิธานพ เป็นอย่างสูงสำหรับการดูแลเอาใจใส่ ให้คำปรึกษาและคำแนะนำที่ดีในการทำวิจัย ตลอดจนการตรวจทานและแก้ไขวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ให้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี ตลอดระยะเวลาในการศึกษา ระดับปริญญาโทมาบัดนี้ อีกทั้งยังได้มอบโอกาสและกำลังใจในการศึกษาหาประสบการณ์การเรียนรู้ ด้านวิศวกรรมเคมีอีกด้วย

ขอขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม ประธานกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พิมพ์พร พลเพชร และ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ญานีพร พัทธวรโชติ กรรมการ ในการสอบวิทยานิพนธ์ครั้งนี้ ที่ได้ให้ข้อคิดเห็น คำแนะนำและตรวจสอบวิทยานิพนธ์ฉบับนี้

ขอบคุณศูนย์เชี่ยวชาญเฉพาะทางด้านวิศวกรรมระบบกระบวนการและพลังงาน (Center of Excellence in Process and Energy Systems Engineering) ที่ให้การสนับสนุนการทำวิทยานิพนธ์

ขอบคุณคณาจารย์และบุคลากรในภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์ มหาวิทยาลัย สำหรับคำแนะนำและความช่วยเหลืออำนวยความสะดวกในทุกๆ ด้าน อีกทั้งเพื่อนๆ ทั้ง รุ่นพี่และรุ่นน้อง โดยเฉพาะนางสาวกุลนันท์ วีรณรงค์กร ที่ได้ให้คำแนะนำปรึกษา กำลังใจ การสนับสนุนและความช่วยเหลือที่ดีเสมอมา

สุดท้ายนี้ ขอขอบคุณสมาชิกทุกคนในครอบครัว โดยเฉพาะอย่างยิ่ง คุณพ่อและคุณแม่ ที่ได้ให้กำลังใจและการสนับสนุนในทุกๆ ด้าน

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

โศธิดา ไชยธานี

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ค
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	ง
กิตติกรรมประกาศ.....	จ
สารบัญ.....	ฉ
สารบัญรูปภาพ.....	ฅ
สารบัญตาราง.....	ฉุ
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ที่มาและความสำคัญ.....	1
1.2 วัตถุประสงค์	5
1.3 ขอบเขตงานวิจัย	6
บทที่ 2 ทฤษฎี.....	7
2.1 ชีวมวล (Biomass).....	7
2.1.1 ฟางข้าว	7
2.2 การแปรสภาพเชื้อเพลิงชีวมวล (Biomass Conversion).....	8
2.2.1 กระบวนการทางชีวเคมี (Biochemical conversion).....	8
2.2.2 กระบวนการทางเคมีความร้อน (Thermochemical conversion).....	9
2.3 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification).....	10
2.3.1 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันในเตาผลิตแก๊ส	10
2.4 กระบวนการเคมีคอลลูปปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (Chemical looping gasification with carbon dioxide capture)	12
2.5 การวิเคราะห์พินช์ (Pinch analysis).....	14

2.5.1	วิธีสร้างกราฟ (Graphical method).....	14
2.5.2	วิธีขั้นตอนวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตาราง (Problem table algorithm)	18
2.5.3	การออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design).....	22
2.6	การวิเคราะห์ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จี (energy and exergy analysis).....	25
บทที่ 3	ทบทวนงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	32
3.1	กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบดั้งเดิม	32
3.2	การปรับปรุงกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	34
3.2.1	กระบวนการแคลเซียมลูปปิงแก๊สซิฟิเคชัน (Calcium looping gasification).....	34
3.2.2	กระบวนการเคมีคอลลูปปิงแก๊สซิฟิเคชัน (Chemical looping gasification).....	36
3.2.3	กระบวนการเคมีคอลลูปปิงที่เสริมด้วยตัวดูดซับ (Sorption enhanced chemical looping).....	37
3.3	กระบวนการไอน้ำ-เหล็ก (Steam-iron process).....	38
3.4	การวิเคราะห์เอกเซอร์จี (Exergy analysis)	39
บทที่ 4	การจำลองกระบวนการ.....	41
4.1	การจำลองกระบวนการเคมีคอลลูปปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อผลิตไฮโดรเจน	41
4.2	การตรวจสอบแบบจำลอง	46
บทที่ 5	การวิเคราะห์ประสิทธิภาพการทำงานของกระบวนการเคมีคอลลูปปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์.....	51
5.1	ผลกระทบของตัวแปรที่ส่งผลต่อกระบวนการ	51
5.1.1	ผลกระทบของอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน (S_{FR}/C) และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (T_{FR}).....	51
5.1.2	ผลกระทบของอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน (Fe_3O_4/C) และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (T_{FR})	56

5.1.3 ผลกระทบของอัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน (CaO/C) อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (T _{FR}).....	61
5.1.4 ผลกระทบของอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอน (S _{SR/C}) และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (T _{SR}).....	65
5.1.5 พลังงานความร้อนที่ใช้สุทธิ.....	70
5.2 การวิเคราะห์หาสภาวะที่เหมาะสมของกระบวนการ	73
บทที่ 6 การเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการเคมีคอลรูปปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน.....	77
6.1 การจัดทำข้อมูลสมดุลพลังงานและมวลสาร (Data extraction).....	77
6.2 การคำนวณพลังงานเป้าหมาย (Energy target calculation).....	80
6.3 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design).....	83
บทที่ 7 การวิเคราะห์เอกเซอร์จี.....	88
7.1 การวิเคราะห์เอกเซอร์จีของแต่ละหน่วยปฏิบัติการ	88
7.2 การวิเคราะห์เอกเซอร์จีของกระบวนการ.....	91
บทที่ 8 สรุปผลและข้อเสนอแนะ	92
8.1 สรุปผลการศึกษา	92
8.2 ข้อเสนอแนะ	94
บรรณานุกรม.....	95
ประวัติผู้เขียน.....	101

สารบัญรูปภาพ

หน้า

รูปที่ 2.1 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน 10

รูปที่ 2.2 แผนภาพแสดงกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์. 14

รูปที่ 2.3 ตัวอย่างการสร้างเส้นโค้งคอมโพสิทรีออน 17

รูปที่ 2.4 เส้นโค้งคอมโพสิทรีออนจากตัวอย่างกระแสทั้ง 4 จากตารางที่ 2.2..... 18

รูปที่ 2.5 กระแสและช่วงอุณหภูมิจากข้อมูลในตารางที่ 2.2..... 19

รูปที่ 2.6 การถ่ายเทความร้อนส่วนเกินจากช่วงอุณหภูมิที่ 1 ไปยัง ช่วงที่ 2..... 21

รูปที่ 2.7 แผนผังลำดับขั้น..... 22

รูปที่ 2.8 แผนภาพกริดของข้อมูลในตารางที่ 2.2..... 23

รูปที่ 2.9 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่เหนือพินซ์ จากข้อมูลตารางที่ 2.2..... 24

รูปที่ 2.10 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใต้พินซ์ จากข้อมูลในตารางที่ 2.2..... 24

รูปที่ 2.11การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่สำเร็จแล้ว..... 25

รูปที่ 2.12 สมดุลพลังงาน เอนโทรปี และเอกเซอร์จี ของระบบ 27

รูปที่ 4.1 แบบจำลองกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ จากโปรแกรมแอสเพนพลัส 44

รูปที่ 4.2 แบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์..... 48

รูปที่ 4.3 แบบจำลองกระบวนการไอน้ำ-เหล็ก 49

รูปที่ 5.1 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง และเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ ($Fe_3O_4/C = 0.5, CaO/C = 0.8, S_{SR}/C = 1.5, T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}C$)..... 54

รูปที่ 5.2 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมด ($Fe_3O_4/C = 0.5, CaO/C = 0.8, S_{SR}/C = 1.5, T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}C$)..... 54

รูปที่ 5.3 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($Fe_3O_4/C = 0.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}C$)..... 55

รูปที่ 5.4 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($Fe_3O_4/C = 0.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}C$)..... 55

รูปที่ 5.5 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อน ($Fe_3O_4/C = 0.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}C$)..... 56

รูปที่ 5.6 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ..... 59

รูปที่ 5.7 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($S_{FR}/C = 1.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}C$)..... 59

รูปที่ 5.8 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมด ($S_{FR}/C = 1.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}C$)..... 60

รูปที่ 5.9 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($S_{FR}/C = 1.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}C$)..... 60

รูปที่ 5.10 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อน ($S_{FR}/C = 1.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}C$)..... 61

รูปที่ 5.11 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ ($S_{FR}/C = 1.5$, $Fe_3O_4/C = 0.5$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}C$) 63

- รูปที่ 5.12** ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมด ($S_{FR}/C = 1.5$, $Fe_3O_4/C = 0.5$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500$ °C)..... 63
- รูปที่ 5.13** ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($S_{FR}/C = 1.5$, $Fe_3O_4/C = 0.5$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500$ °C)..... 64
- รูปที่ 5.14** ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($S_{FR}/C = 1.5$, $Fe_3O_4/C = 0.5$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500$ °C)..... 64
- รูปที่ 5.15** ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ ($S_{FR}/C = 1.5$, $Fe_3O_4/C = 0.5$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500$ °C)..... 65
- รูปที่ 5.16** ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ ($Fe_3O_4/C = 0.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{FR}/C = 1.5$, $T_{FR} = 650$ °C)..... 68
- รูปที่ 5.17** ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำที่ส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ ($Fe_3O_4/C = 0.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{FR}/C = 1.5$, $T_{FR} = 650$ °C)..... 68
- รูปที่ 5.18** ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำที่ส่งผลต่อความเข้มข้นของ CO ($Fe_3O_4/C = 0.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{FR}/C = 1.5$, $T_{FR} = 650$ °C)..... 69
- รูปที่ 5.19** ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อน ($Fe_3O_4/C = 0.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{FR}/C = 1.5$, $T_{FR} = 650$ °C)..... 69
- รูปที่ 5.20** ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อพลังงานความร้อนที่ใช้สุทธิในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($Fe_3O_4/C = 0.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500$ °C)..... 71

รูปที่ 5.21 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อพลังงานความร้อนที่ใช้สุทธิในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($S_{FR}/C = 1.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}C$).....	72
รูปที่ 5.22 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อพลังงานความร้อนที่ใช้สุทธิ ($Fe_3O_4/C = 0.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}C$).....	72
รูปที่ 5.23 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อพลังงานความร้อนที่ใช้สุทธิ ($S_{FR}/C = 1.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}C$).....	73
รูปที่ 5.24 แบบจำลองกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับการใช้ในการแก้ปัญหาเพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมของกระบวนการ.....	75
รูปที่ 6.1 แบบจำลองกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน.....	79
รูปที่ 6.2 แผนภาพของกระแสและช่วงอุณหภูมิ.....	81
รูปที่ 6.3 แผนผังลำดับชั้น (cascade diagram).....	82
รูปที่ 6.4 แผนภาพกริด.....	83
รูปที่ 6.5 ขั้นตอนการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน ดัดแปลงจาก.....	84
รูปที่ 6.6 แผนภาพกริดที่สำเร็จของการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์.....	85
รูปที่ 6.7 แผนภาพการจำลองกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน.....	87
รูปที่ 7.1 เอกเซอร์จีที่สูญเสียในแต่ละหน่วยปฏิบัติการ.....	90
รูปที่ 7.2 ประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีของแต่ละหน่วยปฏิบัติการ.....	90

สารบัญตาราง

หน้า

ตารางที่ 2.1	ผลการประเมินศักยภาพภาพชีวมวลแต่ละชนิด.....	8
ตารางที่ 2.2	ตัวอย่างข้อมูลกระแสจากกระบวนการทั้ง 4 กระแส.....	15
ตารางที่ 2.3	ตัวอย่าง ΔT_{min} ของกระบวนการต่าง ๆ.....	16
ตารางที่ 2.4	ตัวอย่างข้อมูลของกระแสของกระบวนการทั้ง 4 กระแส จากตารางที่ 2.2.....	19
ตารางที่ 2.5	การเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีสุทธิในช่วงอุณหภูมิต่าง ๆ จากข้อมูลในตารางที่ 2.2.....	20
ตารางที่ 2.6	ค่าเอกเซอร์จีมาตรฐาน.....	30
ตารางที่ 4.1	ข้อมูลวิเคราะห์เชิงปริมาณและเชิงละเอียดของฟางข้าว	43
ตารางที่ 4.2	ข้อมูลของสถานะการดำเนินการที่ใช้แบบจำลอง	43
ตารางที่ 4.3	รายละเอียดของหน่วยจำลองกระบวนการ	45
ตารางที่ 4.4	ข้อมูลวิเคราะห์เชิงปริมาณและเชิงละเอียดของชีวมวล.....	46
ตารางที่ 4.5	ข้อมูลสถานะที่ใช้ในการดำเนินการของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์.....	47
ตารางที่ 4.6	ข้อมูลสถานะที่ใช้ในการดำเนินการของกระบวนการไอน้ำ-เหล็ก	47
ตารางที่ 4.7	ข้อมูลองค์ประกอบของแก๊สของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ได้จากการทดลองและแบบจำลองกระบวนการ.....	50
ตารางที่ 4.8	ข้อมูลองค์ประกอบของแก๊สของกระบวนการเหล็ก-ไอน้ำ.....	50
ตารางที่ 5.1	ผลจากการจำลองในการแก้ปัญหาเพื่อหาสถานะที่เหมาะสมของกระบวนการ.....	76
ตารางที่ 6.1	สถานะที่ใช้ในการดำเนินการสำหรับออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน	78
ตารางที่ 6.2	ข้อมูลของกระแสสำหรับการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน.....	80
ตารางที่ 6.3	ข้อมูลกระแสจากการเลื่อนอุณหภูมิ	81
ตารางที่ 6.4	ช่วงอุณหภูมิและความร้อนที่ใช้	82
ตารางที่ 6.5	เปรียบเทียบการใช้พลังงานของกระบวนการก่อนและหลังการออกแบบเครือข่าย แลกเปลี่ยนความร้อน	86

ตารางที่ 7.1 ประสิทธิภาพเชิงความร้อน ประสิทธิภาพเอกเซอร์จี และเอกเซอร์จีสูญเสีย เมื่อกระบวนการดำเนินการ ณ สภาวะที่เหมาะสม	91
--	----



บทที่ 1

บทนำ

1.1 ที่มาและความสำคัญ

การเพิ่มขึ้นของประชากรและความก้าวหน้าของเทคโนโลยีส่งผลให้ความต้องการใช้พลังงานเพิ่มมากขึ้นเป็นเหตุให้เกิดการขาดแคลนพลังงาน พลังงานที่ใช้โดยทั่วไปคือพลังงานเชื้อเพลิงฟอสซิล ซึ่งเป็นเชื้อเพลิงที่มีอยู่อย่างจำกัด อีกทั้งเชื้อเพลิงฟอสซิลเป็นสาเหตุหนึ่งที่ส่งผลกระทบต่อภาวะโลกร้อน อันเนื่องมาจากการปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สู่ชั้นบรรยากาศ ด้วยเหตุนี้จึงได้มีการศึกษาการใช้พลังงานทางเลือกใหม่เพื่อนำมาใช้ทดแทนพลังงานเชื้อเพลิงฟอสซิล

ไฮโดรเจนเป็นหนึ่งในพลังงานทางเลือกที่น่าสนใจ เนื่องจากไฮโดรเจนเป็นพลังงานที่สะอาด เป็นมิตรกับสิ่งแวดล้อมเพราะเมื่อเกิดการเผาไหม้กับอากาศจะไม่มีคาร์บอนไดออกไซด์ออกมา และยังพบว่าความหนาแน่นของพลังงานและค่าความร้อนที่ได้สูงกว่าแก๊สธรรมชาติและถ่านหิน 3-4 เท่า (Phuluanlue และคณะ, 2015) นอกจากนี้ไฮโดรเจนยังสามารถใช้เป็นสารตั้งต้นในการผลิตสารเคมีต่าง ๆ อีกด้วย กระบวนการผลิตไฮโดรเจนโดยทั่วไปจะใช้เชื้อเพลิงฟอสซิลเป็นสารตั้งต้น เช่น แก๊สธรรมชาติ ถ่านหิน เป็นต้น แต่กระบวนการเหล่านี้ยังคงมีการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกมา (Mueller-Langer และคณะ, 2007) ดังนั้นการใช้พลังงานทดแทนเป็นสารตั้งต้นในการผลิตไฮโดรเจนเป็นเรื่องที่น่าสนใจมาก อย่างเช่น การแยกน้ำด้วยกระแสไฟฟ้า ชีวมวล แก๊สชีวภาพ เป็นต้น

ชีวมวลได้ถูกพิจารณาว่าเป็นพลังงานทางเลือกที่เหมาะสมในการผลิตไฮโดรเจน ซึ่งกระบวนการหลักในการการผลิตไฮโดรเจนจากชีวมวลแบ่งออกเป็น 2 กระบวนการ คือ กระบวนการทางชีวเคมี (Biochemical process) และกระบวนการทางเคมีความร้อน (Thermochemical process) (Balat และ Kirtay, 2010) สำหรับกระบวนการทางชีวเคมีเป็นการย่อยสลายหรือหมักด้วยจุลินทรีย์ เพื่อผลิตเชื้อเพลิงแต่อย่างไรก็ตามกระบวนการดังกล่าวต้องใช้ระยะเวลาที่ยาวนานในการทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลง อีกทั้งยังให้ประสิทธิภาพต่ำในด้านอุตสาหกรรมเมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการทางเคมีความร้อน สำหรับกระบวนการเคมีความร้อนที่ใช้ผลิตพลังงานจากชีวมวล มีอยู่ 4 กระบวนการ ได้แก่ กระบวนการเผาไหม้ (Combustion) กระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis) กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) และกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงเหลว (Liquidification) กระบวนการเผาไหม้และกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงเหลว ไม่เหมาะสำหรับใช้ในการผลิตไฮโดรเจน

เนื่องจากไฮโดรเจนที่ผลิตได้มีปริมาณน้อย สำหรับกระบวนการไพโรไลซิสและกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเหมาะสำหรับการใช้ผลิตไฮโดรเจน แม้ว่ากระบวนการไพโรไลซิสจะสามารถเปลี่ยนชีวมวลซึ่งความหนาแน่นของพลังงานต่ำไปเป็นผลิตภัณฑ์ที่มีความหนาแน่นของพลังงานสูงได้ แต่อย่างไรก็ตามเมื่อพิจารณาในแง่ของปริมาณไฮโดรเจนที่ผลิตได้ พบว่ากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันสามารถผลิตไฮโดรเจนได้มากกว่ากระบวนการไพโรไลซิส ด้วยเหตุนี้จากภาพรวมของกระบวนการเคมีความร้อน จะเห็นได้ว่ากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันมีประสิทธิภาพสูงสุดในการผลิตไฮโดรเจน (Levin และ Chahine, 2010 ; Parthasarathy และ Narayanan, 2014)

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลเป็นกระบวนการทางเคมีความร้อนในการเปลี่ยนชีวมวล ซึ่งมีลักษณะเป็นของแข็งเปลี่ยนเป็นแก๊สสังเคราะห์หรือไฮโดรเจน โดยที่ชีวมวลจะทำปฏิกิริยากับสารตัวกลางได้แก่ อากาศ ออกซิเจน น้ำ คาร์บอนไดออกไซด์ และสารผสมจากสารตัวกลางเหล่านี้ ในกรณีที่ใช้อากาศเป็นสารตัวกลางในการทำปฏิกิริยา พบว่าแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีความร้อนต่ำ เนื่องจากมีการปะปนของแก๊สไนโตรเจน การใช้น้ำและออกซิเจนเป็นตัวกลางจะให้ได้แก๊สสังเคราะห์ที่มีคุณภาพสูง (ค่าความร้อนสูง) อย่างไรก็ตามการใช้ ออกซิเจนบริสุทธิ์ มีข้อด้อยในเรื่องของต้นทุนการผลิต เนื่องจากต้องมีหน่วยปฏิบัติการเพิ่มเพื่อผลิตออกซิเจนที่มีความบริสุทธิ์ ซึ่งส่งผลต่อต้นทุนในการผลิตเพิ่มสูงขึ้น และจากการศึกษาการผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลจากการใช้สารตัวกลางต่างชนิดกัน พบว่าไอน้ำเป็นสารตัวกลางในการทำปฏิกิริยาสามารถผลิตแก๊สและทำให้กระบวนการมีประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จีของกระบวนการสูงสุด (Shayan และคณะ, 2018)

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลโดยใช้ไอน้ำเป็นตัวกลางในการทำปฏิกิริยาได้ถูกพิจารณาว่าเหมาะสำหรับการผลิตไฮโดรเจน แต่อย่างไรก็ตามกระบวนการนี้ยังมีข้อจำกัดในเรื่องของการปะปนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สผลิตภัณฑ์ ซึ่งส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนและปริมาณไฮโดรเจนที่ผลิตได้ ด้วยเหตุนี้จึงได้มีงานวิจัยที่ศึกษาเกี่ยวกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งวิธีที่นิยมใช้ในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน คือ วิธีแคลเซียมลูบปีงแก๊สซิฟิเคชัน โดยในกระบวนการนี้แคลเซียมออกไซด์ (CaO) ได้ถูกใช้เป็นตัวดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ หลักการของกระบวนการนี้คือ คาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันในเตาแก๊สซิฟิเคชันจะถูกดักจับด้วยแคลเซียมออกไซด์เกิดเป็นแคลเซียมคาร์บอเนต (CaCO_3) จากนั้นแคลเซียมคาร์บอเนตจะถูกแปรสภาพกลับเป็นแคลเซียมออกไซด์ (CaO) ภายในเตาแคลซิเนออร์ที่อุณหภูมิสูง และวนกลับมาใหม่อีกครั้ง ข้อดีของการใช้แคลเซียมออกไซด์คือ หาได้ง่าย ราคาถูก และมีความสามารถในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ นอกจากนี้ข้อดีของกระบวนการนี้คือ สามารถเพิ่มปริมาณไฮโดรเจนในแก๊สผลิตภัณฑ์ แต่อย่างไรก็ตามกระบวนการนี้จำเป็นต้องใช้ความร้อนจากภายนอกที่สูงมากในการแปรสภาพแคลเซียมคาร์บอเนตเป็นแคลเซียมออกไซด์ เนื่องจาก

ปฏิกิริยานี้เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน และต้องดำเนินการที่อุณหภูมิสูง (Rydén และ Ramos, 2012) ได้เสนอแนวคิดใหม่ที่เรียกว่ากระบวนการเคมีคอลลูปปิงรีฟอร์มมิงที่เสริมด้วยการดูดซับ โดยกระบวนการนี้ถูกพัฒนามาจากกระบวนการเคมีคอลลูปปิงแบบเผาไหม้ (Chemical looping combustion) ซึ่งกระบวนการเคมีคอลลูปปิงแบบเผาไหม้ จะเกี่ยวข้องกับการออกซิเดชันของเชื้อเพลิงในวัฏจักรปฏิกิริยารีดักชันและออกซิเดชันของโลหะออกไซด์ ซึ่งทำหน้าที่เป็นตัวพาออกซิเจน ข้อดีของเทคโนโลยีนี้คือ แก๊สผลิตภัณฑ์ไม่ถูกเจือปนด้วยไนโตรเจน (N_2) จากอากาศ ดังนั้น CO_2 จากแก๊สขาออกจึงถูกแยกออกได้ง่ายและใช้พลังงานต่ำ สำหรับกระบวนการเคมีคอลลูปปิงรีฟอร์มมิงที่เสริมด้วยการดูดซับจะใช้โลหะออกไซด์ เช่น นิกเกิลออกไซด์ (NiO) เป็นตัวพาออกซิเจน และใช้แคลเซียมออกไซด์ (CaO) เป็นตัวพาออกซิเจน กระบวนการนี้สามารถใช้ความร้อนที่คายออกมาจากปฏิกิริยารีดักชันในการเปลี่ยนโลหะออกไซด์ (NiO) เป็นโลหะ (Ni) สำหรับให้ความร้อนกับเตาแคลซิเนเตอร์ อย่างไรก็ตามกระบวนการเคมีคอลลูปปิงรีฟอร์มมิงที่เสริมด้วยตัวดูดซับยังไม่สามารถผลิตไฮโดรเจนที่บริสุทธิ์พอที่เหมาะสมสำหรับใช้ในเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเนื้อเยื่อแลกเปลี่ยนโปรตอนแบบอุณหภูมิต่ำ (LT-PEMFC) ที่ต้องมีคาร์บอนมอนอกไซด์ปนเปื้อนน้อยกว่า 50 ส่วนในล้านส่วน (ppm) (Garche และคณะ, 2013; O'hayre และคณะ, 2013)

เมื่อพิจารณาเทคโนโลยีที่สามารถผลิตไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูงได้ หนึ่งในนั้นคือกระบวนการไอน้ำ-เหล็ก ซึ่งเป็นกระบวนการเก่าแก่ที่ใช้ในการผลิตไฮโดรเจนที่คิดค้นโดย (Messerschmitt, 1910; Lane, 1913; Thursfield และคณะ, 2012) กระบวนการนี้ประกอบด้วยขั้นตอนหลัก 2 ขั้นตอน คือ ในขั้นตอนแรกเหล็กออกไซด์ในรูป hematite (Fe_2O_3) หรือ magnetite (Fe_3O_4) จะเข้าทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงคาร์บอนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (Fuel reactor; FR) เพื่อให้เหล็กออกไซด์เปลี่ยนรูปเป็น wustite ($Fe_{0.947}O$) ซึ่งจะได้ผลิตภัณฑ์หลักเป็นน้ำและคาร์บอนไดออกไซด์ จากนั้น $Fe_{0.947}O$ จะเข้าสู่ส่วนที่สองเพื่อทำปฏิกิริยากับไอน้ำภายในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (Steam reactor; SR) เพื่อเปลี่ยนรูปเป็น Fe_3O_4 จากนั้น Fe_3O_4 จะถูกวนกลับเข้าไปที่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงอีกครั้ง ข้อดีของกระบวนการนี้คือ ไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากเตาปฏิกรณ์ไอน้ำมีความบริสุทธิ์สูง แต่พบว่าแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงมักมีไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ (หรือแก๊สสังเคราะห์) ปนเปื้อนเนื่องด้วยข้อจำกัดด้านอุณหพลศาสตร์ (Kathe และคณะ, 2016) อีกทั้งเชื้อเพลิงที่เหมาะสมสำหรับใช้ในกระบวนการไอน้ำ-เหล็ก คือ แก๊สสังเคราะห์ ต่อมากระบวนการไอน้ำ-เหล็ก ได้ถูกพัฒนาเป็นกระบวนการเคมีคอลลูปปิงแบบแยกน้ำ โดยการเพิ่มเตาปฏิกรณ์อากาศเข้ามาเพื่อเปลี่ยนรูป Fe_3O_4 เป็น Fe_2O_3 ก่อนเข้าทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิง ดังนั้นกระบวนการนี้จึงประกอบไปด้วยเตาปฏิกรณ์จำนวน 3 เครื่อง ในส่วนแรกเหล็กออกไซด์ในรูป Fe_2O_3 ทำปฏิกิริยาออกซิเดชันกับเชื้อเพลิงในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง เปลี่ยนรูปเป็น $Fe_{0.947}O$ จากนั้นเหล็ก

ออกไซด์ในรูป $\text{Fe}_{0.947}\text{O}$ จะเข้าสู่ส่วนที่สองเพื่อทำปฏิกิริยากับไอน้ำในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำสำหรับผลิตไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูง หลังจาก $\text{Fe}_{0.947}\text{O}$ ทำปฏิกิริยากับไอน้ำจะอยู่ในรูป Fe_3O_4 และถูกส่งเข้าสู่ส่วนสุดท้าย ในส่วนสุดท้ายเหล็กออกไซด์ในรูป Fe_3O_4 จะถูกออกซิไดซ์ด้วยออกซิเจนให้อยู่ในรูปของ Fe_2O_3 ภายในเตาปฏิกรณ์อากาศ ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นนี้เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนอย่างมาก จึงสามารถนำความร้อนจากเตาปฏิกรณ์อากาศส่งผ่านไปยังเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงได้โดยใช้ตัวพาออกซิเจนเป็นตัวพาความร้อน ดังนั้นกระบวนการนี้จึงสามารถดำเนินการได้โดยไม่ต้องใช้ความร้อนจากภายนอก (Chiesa และคณะ, 2008) แม้ว่าการกระบวนการไอน้ำ-เหล็ก จะได้รับการพัฒนาแล้ว แต่พบว่ายังมีไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ปะปนกับแก๊สผลิตภัณฑ์ เนื่องจากมีการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วนของเชื้อเพลิง (Partial oxidation reaction) ร่วมด้วย จึงจำเป็นต้องใช้หน่วยแยกแก๊สเพิ่มเติม (Lachén และคณะ, 2020)

จากข้อดีของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และกระบวนการไอน้ำ-เหล็ก ทำให้มีความน่าสนใจในการนำสองกระบวนการนี้มาประยุกต์ใช้ร่วมกัน ในการปรับปรุงกระบวนการผลิตไฮโดรเจนโดยมีชื่อกระบวนการที่เรียกว่า กระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชัน ร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งจะประกอบด้วย 3 หลัก คือ 1) เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (Fuel reactor) หรือแก๊สซิไฟเออร์ (Gasifier) 2) เตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (Steam reactor) 3) เตาแคลซิเนอร์ (Calcination reactor) โดยใช้ไอน้ำเป็นตัวกลางในการทำปฏิกิริยา เหล็กออกไซด์ในรูป Fe_3O_4 ถูกนำมาใช้เป็นตัวพาออกซิเจน และใช้ CaO เป็นตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ สำหรับหลักการของกระบวนการนี้ เริ่มจากป้อน Fe_3O_4 และ CaO เข้าทำปฏิกิริยากับชีวมวลและไอน้ำในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ผลิตภัณฑ์ที่ได้ส่วนใหญ่เป็นไฮโดรเจน ภายหลังจากเกิดปฏิกิริยา Fe_3O_4 และ CaO จะถูกเปลี่ยนรูปเป็น $(\text{Fe}_{0.947}\text{O})$ และ CaCO_3 และจะถูกส่งเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำ โดยเหล็กออกไซด์ในรูป $\text{Fe}_{0.947}\text{O}$ จะถูกออกซิไดซ์ด้วยไอน้ำเปลี่ยนรูปเป็น Fe_3O_4 ผลิตภัณฑ์ที่ได้ในส่วนนี้คือไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูง จากนั้นอนุภาคของแข็งจากเตาปฏิกรณ์ไอน้ำจะถูกป้อนเข้าสู่เตาแคลซิเนอร์เพื่อแปรสภาพ CaCO_3 กลับเป็น CaO และถูกส่งวนกลับเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงอีกครั้ง ข้อดีของกระบวนการนี้คือ CO_2 ที่เกิดขึ้นในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงจะถูกดักจับทันที จึงไม่จำเป็นต้องใช้หน่วยแยกแก๊สเพิ่มเติม อีกทั้งไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากเตาปฏิกรณ์ไอน้ำยังมีความบริสุทธิ์สูงพอที่เหมาะสมสำหรับการนำไปใช้ในระบบเซลล์เชื้อเพลิงเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าอีกด้วย

ในงานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาการผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ผ่านการจำลองกระบวนการ โดยใช้ฟางข้าวเป็นชีวมวล เพื่อศึกษาผลของตัวแปรที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ สัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมด ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน และประสิทธิภาพเชิงความร้อน

ของกระบวนการ ตัวแปรที่นำมาศึกษาได้แก่ อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน (S_{FR}/C) อัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน (Fe_3O_4/C) อัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน (CaO/C) อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอน (S_{SR}/C) อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (T_{FR}) และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (T_{SR}) จากนั้นมีการประเมินหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการดำเนินการของกระบวนการเพื่อให้กระบวนการมีประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด และทำการปรับปรุงกระบวนการโดยการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อนำความร้อนที่ได้จากกระบวนการมาใช้ให้ได้มากที่สุดและใช้ความร้อนจากภายนอกให้น้อยที่สุด ในส่วนสุดท้ายจะทำการวิเคราะห์เอกเซอร์จีของแต่ละหน่วยปฏิบัติและประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีของกระบวนการด้วย

1.2 วัตถุประสงค์

เพื่อออกแบบและวิเคราะห์กระบวนการเคมีคอลลูปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จากฟางข้าวเพื่อผลิตไฮโดรเจน โดยใช้เหล็กออกไซด์ในรูป magnetite (Fe_3O_4) เป็นตัวพาออกซิเจน และแคลเซียมออกไซด์ (CaO) เป็นตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์

1.3 ขอบเขตงานวิจัย

1. จำลองกระบวนการเคมีคอลลูบปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยโปรแกรมแอสเพนพลัส (Aspen Plus)
2. ซีมวลที่ใช้ในการศึกษา คือ ฟางข้าว สำหรับตัวพาออกซิเจนจะใช้เหล็กออกไซด์ในรูป magnetite (Fe_3O_4) และใช้แคลเซียมออกไซด์ (CaO) เป็นตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์
3. ศึกษาผลกระทบของตัวแปร ได้แก่ อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน (S_{FR}/C) อัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน ($\text{Fe}_3\text{O}_4/C$) อัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน (CaO/C) อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอน (S_{SR}/C) อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (T_{FR}) และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (T_{SR}) ที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลผลิตของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ สัดส่วนผลผลิตของไฮโดรเจนทั้งหมด ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนและประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ
4. ประเมินหาสภาวะในการดำเนินการที่เหมาะสมของกระบวนการที่ทำให้กระบวนการมีประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด ภายใต้เงื่อนไขที่กำหนด
5. ออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการเคมีคอลลูบปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยการวิเคราะห์พินช์ เพื่อนำความร้อนที่เกิดขึ้นในกระบวนการมาใช้มากที่สุด ณ สภาวะที่กระบวนการดำเนินการภายใต้สภาวะที่เหมาะสม
6. วิเคราะห์เอกเซอร์จีของกระบวนการเคมีคอลลูบปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ เพื่อระบุว่าส่วนใดของกระบวนการมีการใช้พลังงานไม่มีประสิทธิภาพ

บทที่ 2

ทฤษฎี

ในบทนี้จะกล่าวถึงไฮโดรเจน ซึ่งถือเป็นเชื้อเพลิงที่ได้รับความนิยมเนื่องจากเป็นพลังงานสะอาด (clean fuel) และกระบวนการเผาไหม้เป็นการออกซิเดชันระหว่างไฮโดรเจนกับแก๊สออกซิเจนจึงทำให้ได้ไอน้ำ ข้อดีของเชื้อเพลิงไฮโดรเจนคือไม่ก่อให้เกิดปัญหามลพิษต่อสิ่งแวดล้อมและสุขภาพของมนุษย์ ไม่มีผลกระทบต่อภาวะโลกร้อน เนื่องจากการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยไฮโดรเจนสามารถผลิตได้จากหลายแหล่ง อย่างเช่นการนำชีวมวลมาใช้ในการผลิตไฮโดรเจน โดยฟางข้าวเป็นชีวมวลที่จัดอยู่ในกลุ่มชีวมวลของเหลือจากการเกษตร ซึ่งสามารถนำมาผลิตไฮโดรเจนได้โดยผ่านกระบวนการเคมีคอลูบปิ๊งแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ นอกจากนี้ยังมีการกล่าวถึงการวิเคราะห์จุดพินช์สำหรับใช้ในการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพของกระบวนการ รวมทั้งการวิเคราะห์เอ็กเซอร์จี

2.1 ชีวมวล (Biomass)

ชีวมวล หรือ มวลชีวภาพ (Biomass) คือ สารอินทรีย์ต่างๆ ไปจากธรรมชาติ ที่จะสะสมพลังงานเก็บเอาไว้ในตัวของมันเอง และสามารถนำพลังงานของมันที่เก็บสะสมเอาไว้มาใช้ประโยชน์ได้ ตัวอย่างของสารอินทรีย์เหล่านั้น เช่น เศษหญ้า เศษไม้ เศษวัสดุเหลือทิ้งจากการเกษตรหรือจากการอุตสาหกรรม เช่น ชี้เลี้ยง ฟางข้าว แกลบ ชานอ้อย เป็นต้น พลังงานชีวมวลซึ่งเป็นพลังงานชนิดหนึ่งหรือรูปแบบหนึ่งที่มนุษย์ได้นำมาใช้กันตั้งแต่อดีตถึงปัจจุบันในชีวิตประจำวันของเรา โดยจะมีการนำเอาเทคโนโลยีต่าง ๆ เข้ามาช่วยให้พลังงานเหล่านี้เกิดประโยชน์สูงขึ้น

2.1.1 ฟางข้าว

ฟางข้าวเป็นผลผลิตพลอยได้ชนิดหนึ่งจากเกษตรกรรม คือ ลำต้นแห้งของธัญพืชหลังจากการเก็บเกี่ยว ฟางข้าวเกิดขึ้นจากต้นของธัญพืช อาทิ ข้าวบาร์เลย์ ข้าวโอ๊ต ข้าวเจ้า ข้าวไรย์ ข้าวสาลี เป็นต้น ประโยชน์ของฟางข้าวมีมากมาย ตั้งแต่ใช้เป็นอาหารสัตว์ วัสดุธรรมชาติไปจนถึงพลังงานทดแทน และเนื่องจากประเทศไทยมีการปลูกข้าวเยอะ ดังนั้นในแต่ละปีปริมาณฟางข้าวจะเยอะพอสมควร

ตารางที่ 2.1 ผลการประเมินศักยภาพชีวมวลแต่ละชนิด (กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์
พลังงาน 2556)

ชนิดชีวมวล	ปริมาณที่เกิด (ตัน)	ปริมาณที่นำไปใช้ ประโยชน์แล้ว (ตัน)	ปริมาณคงเหลือ (ตัน)
ฟางข้าว	19,005,628.14	8,112,801.26	10,892,826.89
แกลบ	8,145,269.20	8,006,283.36	138,985.84
ใบและยอดอ้อย	17,016,248.08	1,845,487.74	15,170,760.34
ชานอ้อย	28,026,761.54	28,026,761.54	0
ยอด ใบ และลำต้น ข้าวโพด	9,315,603.52	465,780.18	8,849,823.34
ชังข้าวโพด	1,215,078.72	1,094,081.58	120,997.14

หมายเหตุ ข้อมูลของปีการเพาะปลูก พ.ศ. 2556

2.2 การแปรสภาพเชื้อเพลิงชีวมวล (Biomass Conversion)

การเลือกใช้วิธีการแปลงสภาพชีวมวลไปเป็นพลังงานรูปแบบต่างๆ ควรจะเลือกใช้วิธีที่มีประสิทธิภาพ และเหมาะสมกับชนิดของชีวมวลและความต้องการตามสภาพท้องถิ่น ๆ การแปรรูปชีวมวลให้เป็นแหล่งพลังงานกระทำได้โดยใช้กระบวนการแปรรูป 2 หลักการด้วยกัน คือ

2.2.1 กระบวนการทางชีวเคมี (Biochemical conversion)

เป็นการเปลี่ยนแปลงที่อาศัยจุลินทรีย์สลายโมเลกุลชีวมวลภายใต้สภาวะที่เหมาะสมได้พลังงานทั้งในสถานะของเหลว เช่น เอทานอล และสถานะแก๊ส เช่น แก๊สชีวภาพ เป็นต้น กระบวนการนี้แบ่งออกเป็น

1) กระบวนการหมักในสภาวะไร้ออกซิเจน (Anaerobic Digestion) เป็นการสลายโมเลกุลชีวมวลที่สภาวะไร้อากาศให้กลายเป็นแก๊ส เรียกว่า แก๊สชีวภาพ (biogas) ซึ่งมีองค์ประกอบสำคัญเป็นมีเทน (CH_4)

2) กระบวนการหมัก (fermentation) เป็นการหมักคาร์โบไฮเดรตโดยจุลินทรีย์หรือยีสต์ได้ผลผลิตเป็นเมทานอลและเอทานอล ซึ่งสามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงและในอุตสาหกรรมอื่น ๆ เช่น อุตสาหกรรมปิโตรเคมี

2.2.2 กระบวนการทางเคมีความร้อน (Thermochemical conversion)

การเปลี่ยนชีวมวลเป็นพลังงานโดยอาศัยกระบวนการทางเคมีความร้อน (Thermochemical Conversion) เป็นการสลายพันธะเคมีของชีวมวลไปเป็นแหล่งพลังงานที่อยู่ในรูปของแข็ง ของเหลว หรือแก๊ส วิธีการเปลี่ยนรูปโดยความร้อนขึ้นอยู่กับชนิดหรือประเภทชีวมวลและเป้าหมายในการใช้งาน แบ่งออกเป็น

1) การเผาไหม้ (Combustion) เป็นกระบวนการที่เกิดขึ้นโดยการเกิดปฏิกิริยาทางเคมีของสารที่ติดไฟได้กับออกซิเจน ซึ่งในการเผาไหม้จะปล่อยพลังงานออกมาในรูปของความร้อนและแสงสว่าง โดยในการเกิดปฏิกิริยาจะใช้ปริมาณออกซิเจนหรืออากาศในปริมาณที่มากเกินพอในการทำปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นที่อุณหภูมิมากกว่า 900 องศาเซลเซียส สิ่งที่ต้องคำนึงถึงในการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวล คือ ความชื้นที่มีอยู่ในชีวมวล เพราะในการเผาไหม้จะต้องใช้พลังงานส่วนหนึ่งในการระเหยความชื้นออกจากชีวมวลให้หมดก่อน จากนั้นชีวมวลที่ถูกเผาไหม้จึงสามารถให้พลังงานออกมาได้

2) ไพโรไลซิส (Pyrolysis) เป็นการสลายพันธะเคมีของเชื้อเพลิงชีวมวลด้วยความร้อนโดยไม่พึ่งพาออกซิเจน หรืออากาศในการทำปฏิกิริยา โดยเกิดขึ้นในช่วงอุณหภูมิประมาณ 200-600 องศาเซลเซียส ภายใต้ความดันบรรยากาศปกติ เช่น การทำถ่าน ผลที่ได้จากกระบวนการนี้ประกอบด้วยของแข็ง 30-50 เปอร์เซ็นต์ ของเหลว 18-20 เปอร์เซ็นต์ และแก๊ส 20-30 เปอร์เซ็นต์ของปริมาณผลผลิต แต่ละชนิดขึ้นอยู่กับข้อกำหนดเงื่อนไขของอัตราการให้ความร้อน เวลาในการทำปฏิกิริยาและอุณหภูมิสูงสุด

3) แก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) เป็นกระบวนการผลิตแก๊สจากชีวมวล โดยการเผาไหม้ชีวมวลในที่จำกัดปริมาณอากาศหรือออกซิเจน (Partial Combustion) หรือการใช้ออกซิเจนบางส่วนในการทำปฏิกิริยา (ประมาณร้อยละ 30 ของปริมาณอากาศที่ใช้สำหรับการเผาไหม้) โดยกระบวนการจะเกิดขึ้นที่อุณหภูมิ 600-900 องศาเซลเซียส แก๊สที่ได้จากกระบวนการนี้จะประกอบด้วยคาร์บอนมอนอกไซด์ ไฮโดรเจน และมีเทน เป็นหลัก ซึ่งถือว่าเป็นแก๊สที่ให้พลังงานได้ โดยสามารถนำแก๊สที่ได้ไปเผาให้ความร้อนโดยตรง หรือทำให้ควบแน่นแล้วนำไปกลั่นเป็นเมทานอล นอกจากนี้ยังสามารถนำแก๊สนี้ไปแยกองค์ประกอบแล้วใช้ตามวัตถุประสงค์ที่แตกต่างกันตามคุณสมบัติของแก๊สแต่ละชนิด

4) การผลิตเชื้อเพลิงเหลว (Liquidification) คือการสลายโมเลกุลชีวมวลด้วยความร้อนให้เป็นรูปเชื้อเพลิงเหลว มีอยู่ 2 ระบบ คือ

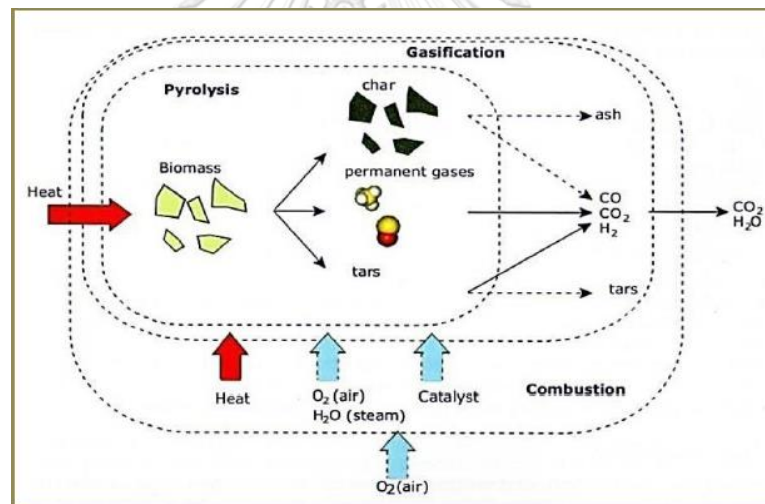
- 1) ระบบการเปลี่ยนทางอ้อม (indirect conversion)
- 2) ระบบการเปลี่ยนทางตรง (direct conversion)

2.3 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification)

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) หรือกระบวนการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง เป็นกระบวนการแปลงสภาพเชื้อเพลิงแข็งที่มีสารซึ่งประกอบด้วยคาร์บอนโดยปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วน (Partial oxidation) ที่อุณหภูมิสูงกับตัวกลางในการทำปฏิกิริยา (gasifying agent) เช่น อากาศ ออกซิเจน และ/หรือไอน้ำ เป็นต้น ในช่วงอุณหภูมิ 800-1,000 องศาเซลเซียส ทำให้เกิดการแตกตัวมาเป็นแก๊สเชื้อเพลิง (Producer gas) มีองค์ประกอบหลัก คือ ไฮโดรเจน (H_2) คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) คาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) และมีเทน (CH_4)

2.3.1 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันในเตาผลิตแก๊ส

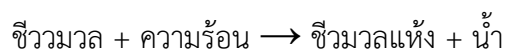
ปฏิกิริยาที่ใช้ในการผลิตแก๊สจะประกอบด้วย 4 โซน ได้แก่ โซนอบแห้ง โซนไพโรไลซิส โซนเผาไหม้ และโซนรีดักชัน โดยทั่วไปกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะเกิดขึ้นที่เวลาเดียวกันในส่วนต่างๆ ของแก๊สซิฟิเคเตอร์



รูปที่ 2.1 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Knoef และ Ahrenfeldt, 2005)

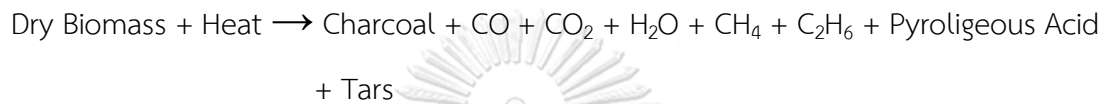
1) โซนอบแห้ง (Drying zone)

ในขั้นตอนนี้จะลดปริมาณความชื้นในเชื้อเพลิงชีวมวล โดยทั่วไปจะมีความชื้นตั้งแต่ 5-35 เปอร์เซ็นต์ กระบวนการอบแห้งเพื่อลดความชื้นให้ที่ค่าต่ำกว่า 5 เปอร์เซ็นต์ โดยจะใช้อุณหภูมิประมาณ 100-200 องศาเซลเซียส



2) โซนไพโรไลซิส (Pyrolysis zone)

โซนนี้จะอยู่ติดกับโซนเผาไหม้และได้รับความร้อนโดยตรงจากโซนเผาไหม้ ในขั้นนี้เชื้อเพลิงชีวมวลจะถูกย่อยสลายด้วยความร้อนโดยปราศจากแก๊สออกซิเจนหรืออากาศ เพื่อแปลงสภาพชีวมวลให้กลายเป็นไอสารระเหย (volatile matter) ถ่านชาร์ (char) ไขมันหนัก (tar) ไอน้ำ (H₂O) และแก๊สต่าง ๆ อุณหภูมิในโซนนี้จะเกิดขึ้นระหว่าง 200-500 องศาเซลเซียส ส่วนที่เป็นแก๊สและไขมันหนักจะไหลออกไปจากเตาของแข็งที่เหลืออยู่ ถ่านชาร์ (char) จะไปทำปฏิกิริยาต่อในโซนรีดักชัน และโซนเผาไหม้



3) โซนเผาไหม้ (Oxidation zone)

เป็นโซนที่ผลิตความร้อนเพื่อส่งความร้อนไปสู่โซนอื่นในเตาแก๊สซิฟิเคชัน ในโซนนี้เกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ หรือปฏิกิริยาออกซิเดชัน วัตถุประสงค์หรือถ่านคาร์บอนจากโซนไพโรไลซิสถูกเผาไหม้เกิดเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และความร้อน ความร้อนที่เกิดขึ้นถูกถ่ายเทโดยตรงให้กับโซนรีดักชันและโซนไพโรไลซิส และถ่ายเทให้กับโซนอบแห้ง



ปฏิกิริยาดังกล่าวเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ความร้อนที่เกิดขึ้นจะถูกนำไปใช้ในปฏิกิริยาคายความร้อนในบริเวณอื่นภายในเตาปฏิกรณ์ อุณหภูมิในบริเวณการเผาไหม้มีค่าประมาณ 1,100-1,500 องศาเซลเซียส

4) โซนรีดักชัน (Reduction zone)

เป็นโซนที่ผลิตแก๊สสังเคราะห์ ประกอบด้วยแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจน เป็นผลิตภัณฑ์หลัก โดยกระบวนการแปรรูปถ่านคาร์บอนให้เป็นแก๊สสังเคราะห์ปฏิกิริยาเกิดในช่วงอุณหภูมิประมาณ 800-1,000 องศาเซลเซียสของการเผาไหม้ภายใต้สภาวะการจำกัดปริมาณอากาศ ซึ่งจะทำให้ถ่านชาร์และน้ำมันดินแตกตัวเป็นแก๊สสังเคราะห์

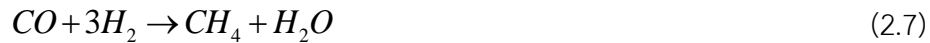
ปฏิกิริยาบูดูยาร์ด (Boudouard Reaction)



ปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊ส (Water Gas Reaction)



ปฏิกิริยาการเกิดมีเทน (Methanation Reaction)



2.4 กระบวนการเคมีคอลลูปปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (Chemical looping gasification with carbon dioxide capture)

กระบวนการเคมีคอลลูปปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นการรวมของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และกระบวนการเคมีคอลลูปปิงแบบแยกน้ำหรือกระบวนการไอน้ำ-เหล็ก โดยใช้เหล็กออกไซด์ (Fe_3O_4) เป็นตัวพาออกซิเจน และแคลเซียมออกไซด์ (CaO) เป็นตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ กระบวนการนี้จะประกอบไปด้วยเตาปฏิกรณ์จำนวน 3 เครื่อง ได้แก่ เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง เตาปฏิกรณ์ไอน้ำ และเตาแคลซิเนอร์ ดังรูปที่ 2.2 โดยภายในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงซึ่งมีมวลเกิดการสลายตัวเป็นสารประกอบต่างๆ และเข้าทำปฏิกิริยากับไอน้ำและเหล็กออกไซด์ (Fe_3O_4) แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นจะถูกดูดซับด้วยแคลเซียมออกไซด์ ผลิตภัณฑ์ที่ได้คือแก๊สสังเคราะห์ (องค์ประกอบหลักคือไฮโดรเจน) จากนั้นของแข็งจากเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงซึ่งประกอบด้วย $Fe_{0.947}O$ และ $CaCO_3$ ถูกส่งยังเตาปฏิกรณ์ไอน้ำเพื่อผลิตไฮโดรเจนจากปฏิกิริยาไอน้ำ-เหล็ก ระหว่าง $Fe_{0.947}O$ และไอน้ำเปลี่ยนเป็น Fe_3O_4 ซึ่งไฮโดรเจนที่ได้จากเตาปฏิกรณ์ไอน้ำจะมีความบริสุทธิ์สูง จากนั้นอนุภาคของแข็งถูกป้อนเข้าสู่เตาแคลซิเนอร์ เพื่อทำการแปรสภาพ $CaCO_3$ เป็น CaO จากนั้น Fe_3O_4 และ CaO จะถูกป้อนกลับเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงอีกครั้ง สำหรับปฏิกิริยาหลักที่เกิดขึ้นในกระบวนการแสดงดังสมการที่ (2.9) – (2.21)

เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง

ปฏิกิริยาคาร์บอน



ปฏิกิริยาการเกิดมีเทน



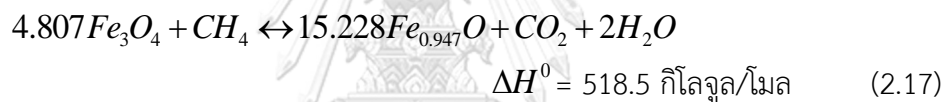
ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์



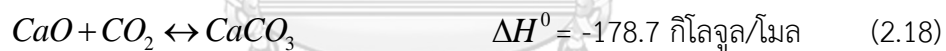
ปฏิกิริยาการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ



ปฏิกิริยาออกซิเดชัน

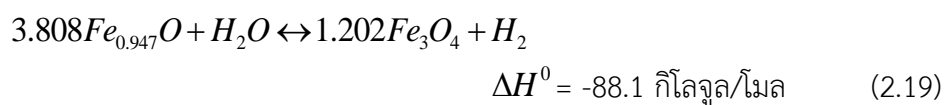


ปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน

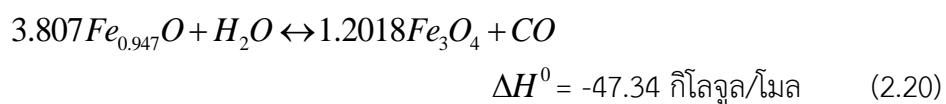


เตาปฏิกรณ์ไอน้ำ

ปฏิกิริยาไอน้ำ-เหล็ก



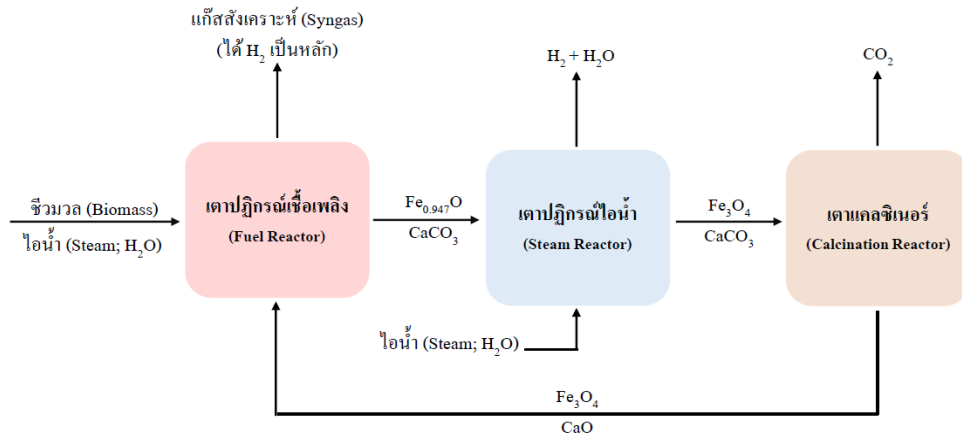
ปฏิกิริยาออกซิเดชัน



เตาแคลซิเนอร์

ปฏิกิริยาแคลซิเนชัน





รูปที่ 2.2 แผนภาพแสดงกระบวนการเคมีคอลลูบปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

2.5 การวิเคราะห์พินช์ (Pinch analysis)

ในการปรับปรุงกระบวนการให้มีประสิทธิภาพในด้านการนำพลังงานที่เกิดขึ้นภายในกระบวนการมาใช้ให้เกิดประโยชน์สูงสุด ถือเป็นแนวทางอย่างหนึ่งในการประหยัดพลังงานเพื่อลดการใช้พลังงานจากภายนอก โดย (Linnhoff และ Hindmarsh, 1983) ได้นำเสนอการวิเคราะห์พินช์ ซึ่งเป็นวิธีการที่นิยมอย่างแพร่หลายในเชิงอุตสาหกรรม เป็นการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design) โดยอาศัยหลักการทางเทอร์โมไดนามิกส์ เพื่อคำนวณหาพลังงานเป้าหมาย โดยการคำนวณการวิเคราะห์พินช์สามารถหาได้จาก 2 วิธี คือ วิธีสร้างกราฟ (Graphical method) และวิธีตาราง (Problem table algorithm)

2.5.1 วิธีสร้างกราฟ (Graphical method) วิทยาลัย

วิธีสร้างกราฟเป็นวิธีหนึ่งที่ใช้ในการวิเคราะห์พินช์ ที่ใช้ในการคำนวณหาพลังงานเป้าหมาย ซึ่งมีขั้นตอนการคำนวณดังนี้ ขั้นตอนแรก คือ จำแนกสายหรือกระแสทั้งหมดที่มีในกระบวนการ ซึ่งจะประกอบไปด้วยกระแสร้อน (Hot stream) และกระแสนเย็น (Cold stream) กระแสร้อน คือ กระแสที่ต้องการลดอุณหภูมิให้ต่ำลงหรือต้องการถ่ายเทความร้อนให้กับกระแสนเย็น ส่วนกระแสนเย็น เป็นกระแสที่ต้องการเพิ่มอุณหภูมิให้สูงขึ้น หรือต้องการความร้อนจากกระแสร้อน โดยข้อมูลทั้งหมดของแต่ละกระแส จะประกอบด้วย อัตราการไหล สมบัติทางความร้อน การเปลี่ยนแปลง ช่วงอุณหภูมิและการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปี โดยตัวอย่างข้อมูลกระแสจากกระบวนการทั้ง 4 กระแส แสดงดังตารางที่

2.2

ตารางที่ 2.2 ตัวอย่างข้อมูลกระแสจากกระบวนการทั้ง 4 กระแส (Kemp 2011)

กระแสและชนิดของ กระแส	อัตราการไหลความจุ ความร้อน (kW/°C)	อุณหภูมิเริ่มต้น (°C)	อุณหภูมิเป้าหมาย (°C)
(1) เย็น	2.0	20	135
(2) ร้อน	3.0	170	60
(3) เย็น	4.0	80	140
(4) ร้อน	1.5	150	30

ในการวิเคราะห์พีพินซ์จำเป็นต้องใช้ข้อมูลที่สำคัญของกระแส ได้แก่ การเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีของกระแส (Enthalpy change) อุณหภูมิต้นแหล่ง (Supply temperature) และอุณหภูมิเป้าหมาย (Target temperature) ของกระแสและอัตราการไหลของกระแส โดยข้อมูลเหล่านี้สามารถหาได้จากสมดุลมวลและสมดุลพลังงานที่ได้จากการจำลองกระบวนการ หรือค่าที่วัดได้จากกระบวนการจริง ซึ่งการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีของกระแสสามารถคำนวณได้จากสมการ 2.22

$$\Delta H = mC_p(T_s - T_t) = CP(T_s - T_t) \quad (2.22)$$

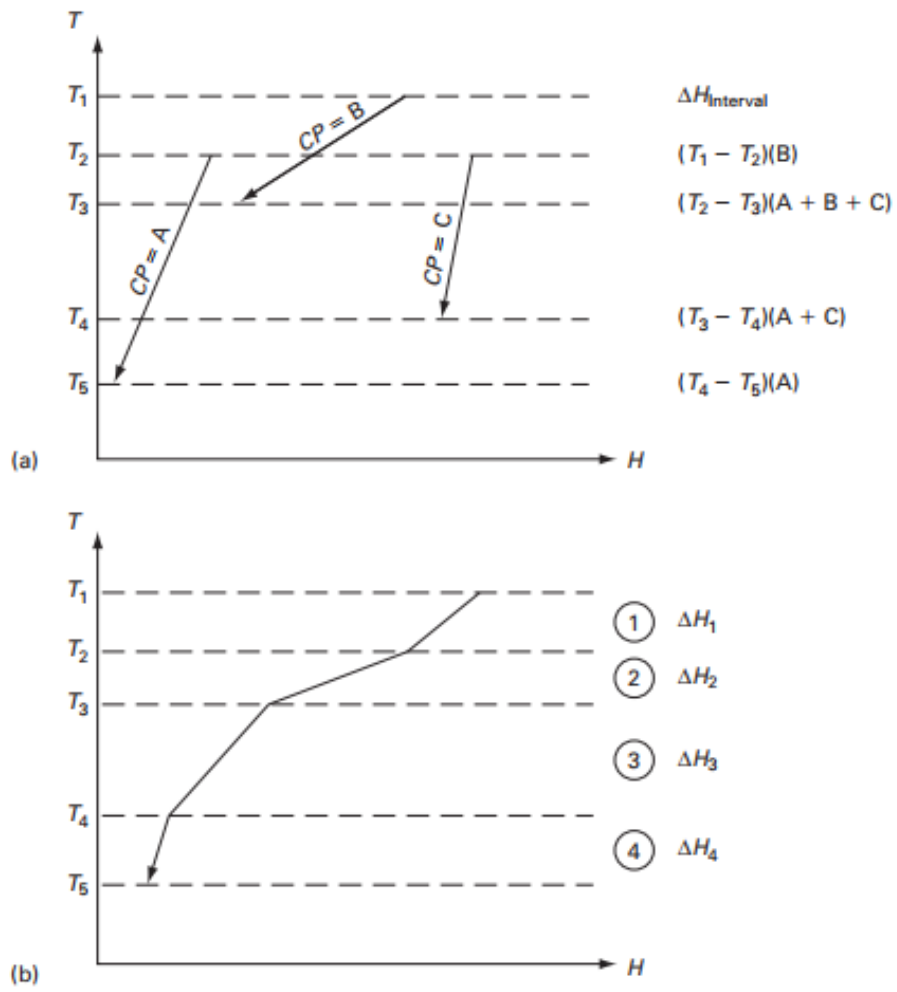
เมื่อ ΔH คือ อัตราการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปี m คือ อัตราการไหลเชิงมวล C_p คือ ค่าความจุความร้อนเฉพาะ T_s และ T_t คือ อุณหภูมิต้นแหล่งและอุณหภูมิเป้าหมาย และ CP คือ อัตราการไหลความจุความร้อน ซึ่งมีค่าเท่ากับ mC_p โดยในการศึกษาครั้งนี้ C_p ของกระแสถูกสมมติให้คงที่ และค่าของ ΔH คือ ปริมาณความร้อนสำหรับการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและเฟสของกระแส

ขั้นตอนต่อมาคือ การสร้างเส้นโค้งคอมโพสิตของกระแสร้อน ซึ่งเป็นกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิและการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปี ตัวอย่างเส้นโค้งคอมโพสิตของกระแสร้อนที่มีการรวมของกระแสร้อนทั้งหมดแสดงไว้ในรูปที่ 2.3 เมื่อพิจารณาในรูปที่ 2.3 (a) ซึ่งประกอบด้วยกระแสร้อน 3 กระแสในช่วงอุณหภูมิ T_1 ถึง T_5 แต่ในช่วงอุณหภูมิ T_1 ถึง T_2 มีค่ากระแส B เท่านั้น ดังนั้นในช่วงอุณหภูมิ T_1 ถึง T_2 แปรเอนทาลปีจึงคำนวณได้จาก $CP_B(T_1 - T_2)$ ส่วนช่วงอุณหภูมิ T_2 ถึง T_3 การเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีคำนวณได้จาก $(CP_4 + CP_B + CP_C)(T_2 - T_3)$ สำหรับในช่วงอุณหภูมิ T_3 ถึง T_4 และ T_4 ถึง T_5 สามารถคำนวณได้จากวิธีเดียวกัน เมื่อคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีครบทุกช่วงอุณหภูมิแล้ว เส้นโค้งคอมโพสิตของกระแสร้อน แสดงดังรูปที่ 2.3 (b) สำหรับการสร้างเส้นโค้งโพสิทีฟของกระแเย็น สามารถใช้หลักการและวิธีการคำนวณได้เช่นเดียวกับการสร้างเส้นโค้งคอมโพสิทีฟร้อน เส้นโค้งคอมโพสิทีฟกระแสร้อนและกระแเย็นจากตัวอย่างในตารางที่ 2.2 แสดงดังรูปที่ 2.4

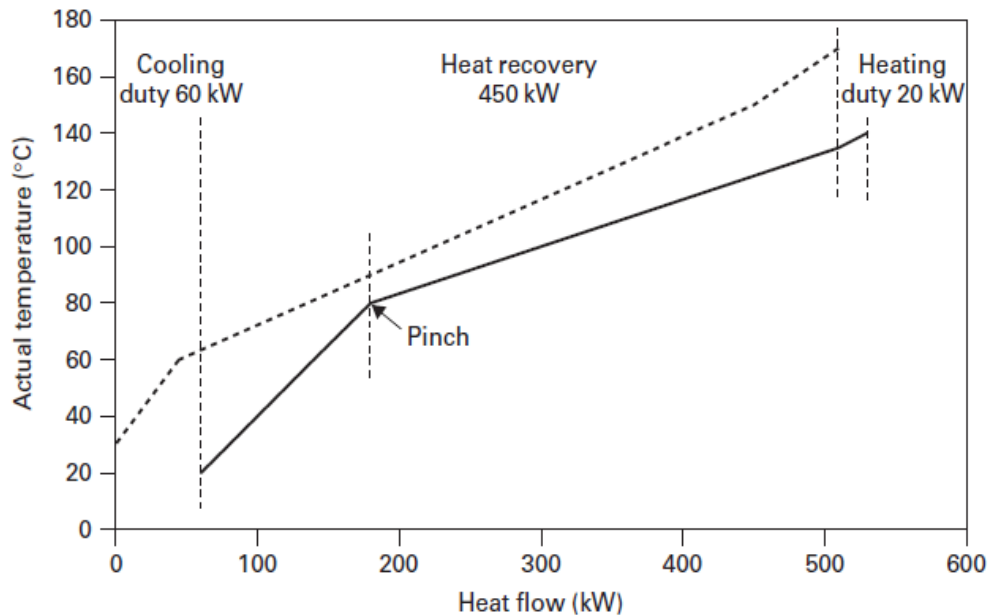
เมื่อเขียนเส้นโค้งคอมโพสิทกระแสร้อนและคอมโพสิทกระแสนเย็นรวมกันจะสามารถแสดงความร้อนมากที่สุดที่สามารถแลกเปลี่ยนได้ภายในกระบวนการ จากเส้นโค้งคอมโพสิทส่วนเกินด้านล่างของเส้นโค้งคอมโพสิทกระแสร้อน หมายถึง ปริมาณความต้องการสารทำความเย็น ส่วนเกินด้านบนของเส้นโค้งคอมโพสิทเย็น หมายถึง ปริมาณความต้องการสารทำความร้อน สำหรับการวิเคราะห์พินช์ เส้นโค้งคอมโพสิทร้อนจะถูกกำหนดให้อยู่ด้านซ้ายมือ จากนั้นเส้นโค้งคอมโพสิทเย็นจะถูกเลื่อนไปทางขวา เลื่อนไปจนกระทั่งพบผลต่างของอุณหภูมิที่น้อยที่สุด (ΔT_{min}) โดย ΔT_{min} เป็นผลต่างของอุณหภูมิที่น้อยที่สุดระหว่างกราฟเส้นโค้งทั้งสอง หรือจุดที่ทำให้เส้นโค้งทั้งสองอยู่ใกล้กันที่สุด เรียกว่า จุดพินช์ ซึ่งเป็นตัวกำหนดสารทำความเย็นและเย็นที่กระบวนการต้องการ ในการเลือกใช้ค่า ΔT_{min} จะส่งผลต่อความต้องการความร้อนน้อยที่สุดที่กระบวนการต้องการจากสารทำความเย็น การเลือกค่า ΔT_{min} ที่มีค่าน้อย จะช่วยลดการใช้สารทำความเย็นจากภายนอก แต่ต้องใช้พื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนมาก ดังนั้น เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้จึงมีขนาดใหญ่ ทำให้ต้องใช้เงินลงทุนสูงสำหรับการติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ในทางกลับกันการเลือกค่า ΔT_{min} ที่มีค่ามาก ทำให้ต้องการพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนน้อยลง และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้มีขนาดเล็ก ซึ่งลดต้นทุนสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน แต่ทำให้กระบวนการจำเป็นต้องใช้สารทำความเย็นจากภายนอกเพิ่มมากขึ้น ดังนั้น จึงจำเป็นต้องเลือก ΔT_{min} ให้เหมาะสมกับกระบวนการ ในตารางที่ 2.3 แสดงค่า ΔT_{min} ที่เหมาะสมในแต่ละกระบวนการจากประสบการณ์ของ (Linnhoff, 1998)

ตารางที่ 2.3 ตัวอย่าง ΔT_{min} ของกระบวนการต่าง ๆ (Linnhoff, 1998)

อุตสาหกรรม	ΔT_{min}
โรงกลั่นน้ำมัน	20 - 30 °C
ปิโตรเคมี	10 - 20 °C
กระบวนการเคมี	10 - 20 °C
กระบวนการอุณหภูมิต่ำ	3 - 5 °C



รูปที่ 2.3 ตัวอย่างการสร้างเส้นโค้งคอมโพสิทร้อน (Kemp 2011)



รูปที่ 2.4 เส้นโค้งคอมโพสิตจากตัวอย่างกระแสทั้ง 4 จากตารางที่ 2.2 (Kemp 2011)

2.5.2 วิธีขั้นตอนวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตาราง (Problem table algorithm)

วิธีขั้นตอนการแก้ปัญหาโดยใช้ตารางเป็นอีกหนึ่งวิธีของการวิเคราะห์พินช์ สำหรับหาพลังงานเป้าหมายที่ต่ำที่สุด ซึ่งถูกนำเสนอโดย Linnhoff และ Flower (1978) ข้อดีของวิธีนี้คือทำได้ง่ายและมีความแม่นยำมากกว่าวิธีการสร้างกราฟ โดยอาศัยการคำนวณแบบขั้นต่อขั้น

ขั้นตอนแรกของวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตาราง เริ่มจากกำหนดค่า ΔT_{\min} จากตัวอย่างในตารางที่ 2.2 กระบวนการดังกล่าวได้กำหนดค่า ΔT_{\min} ไว้ที่ 10 °C จากนั้นทำการเลื่อนอุณหภูมิเริ่มต้นและอุณหภูมิเป้าหมาย โดยที่อุณหภูมิของกระแสน้ำจะถูกเลื่อนลงและกระแสน้ำเย็นจะถูกเลื่อนขึ้นไปครึ่งหนึ่งของ ΔT_{\min} ตามตัวอย่างคือ 5 °C ข้อมูลที่ได้ทำการเลื่อนอุณหภูมิเรียบร้อยแล้วแสดงดังตารางที่ 2.3 จากนั้นเขียนแผนภาพอุณหภูมิปกติและอุณหภูมิที่ถูกเลื่อนของแต่ละกระแสในแนวตั้ง ดังแสดงในรูปที่ 2.5 ผลจากการเลื่อนอุณหภูมิทำให้กระแสน้ำร้อนและกระแสน้ำเย็นสามารถแลกเปลี่ยนความร้อนกันได้ในช่วงอุณหภูมิต่างๆ ยกตัวอย่างในช่วงอุณหภูมิที่ 2 ของการเลื่อนอุณหภูมิช่วง 145 และ 140 °C พบว่าในช่วงอุณหภูมินี้มีกระแสน้ำร้อน 2 สาย คือกระแส 2 และ 4 มีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิจาก 150 ไปเป็น 145 °C ในขณะที่กระแส 3 ซึ่งเป็นกระแสน้ำเย็นได้มีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิจาก 135 °C ไปเป็น 140 °C ซึ่งจะเห็นได้ว่าตลอดทั้งช่วงของอุณหภูมินี้ อุณหภูมิของกระแสน้ำร้อนจะสูงกว่าอุณหภูมิของกระแสน้ำเย็น สำหรับพลังงานสุทธิของแต่ละช่วงของอุณหภูมิจำนวนได้จากสมการที่ 2.23 ดังตัวอย่างผลการคำนวณที่แสดงไว้ในตารางที่ 2.5

ตารางที่ 2.4 ตัวอย่างข้อมูลของกระแสของกระบวนการทั้ง 4 กระแส จากตารางที่ 2.2 (Kemp 2011)

กระแสและชนิด ของกระแส	CP (kW/K)	อุณหภูมิจริง		อุณหภูมิเลื่อน	
		T_s (°C)	T_t (°C)	S_s (°C)	S_t (°C)
1. เย็น	2	20	135	25	140
2. ร้อน	3	170	60	165	55
3. เย็น	4	80	140	85	145
4. ร้อน	1.5	150	30	145	25

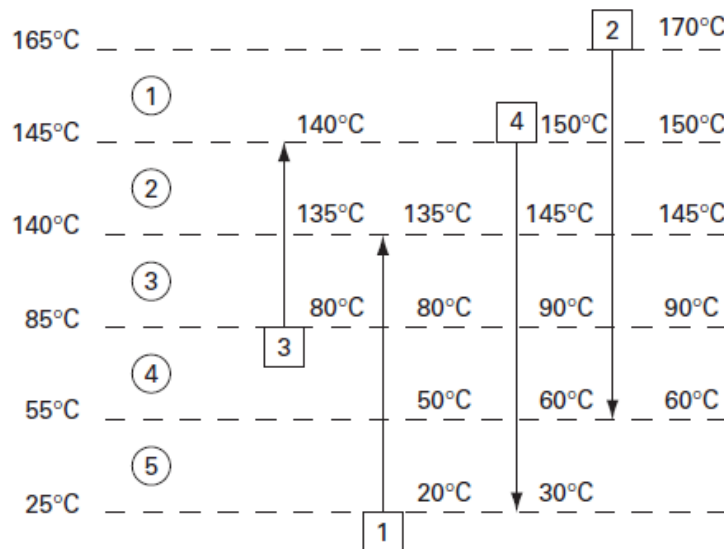
$$\Delta H_i = (S_i - S_{i+1})(\sum CP_H - \sum CP_C)_i \quad (2.23)$$

โดยที่ S_i และ S_{i+1}

คือการเลื่อนอุณหภูมิในช่วงที่ i และ $i+1$

$\sum CP_H$ และ $\sum CP_C$

คือผลรวมของอัตราการไหลความร้อนในกระแสร้อน และ กระแสเย็น ในช่วงอุณหภูมิ i ตามลำดับ



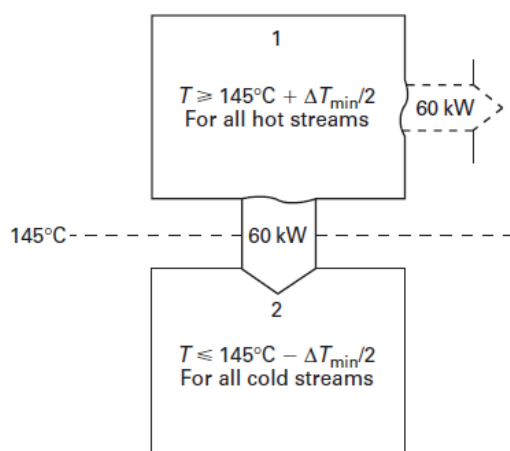
รูปที่ 2.5 กระแสและช่วงอุณหภูมิจากข้อมูลในตารางที่ 2.2 (Kemp 2011)

ตารางที่ 2.5 การเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีสุทธิในช่วงอุณหภูมิต่าง ๆ จากข้อมูลในตารางที่ 2.2(Kemp 2011)

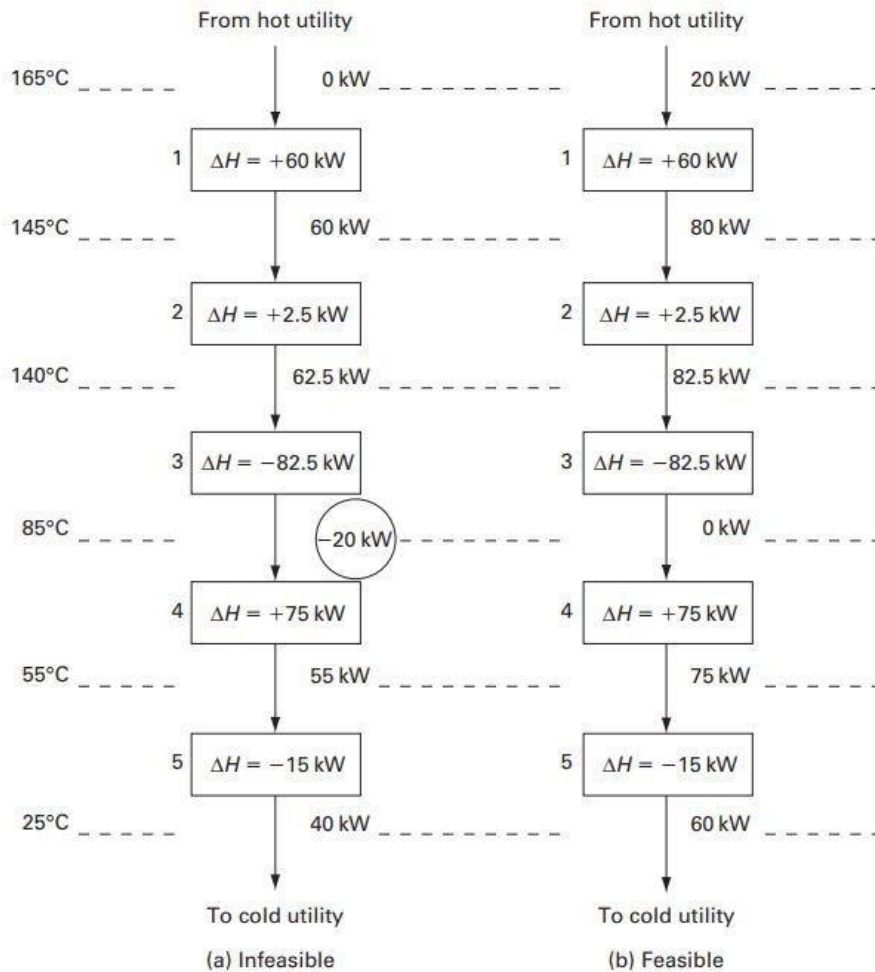
อุณหภูมิเลื่อน (°C)	ช่วง	$S_i - S_{i+1}$ (°C)	$\sum CP_H - \sum CP_C$ (kW/°C)	ΔH_i (kW)
$S_1 = 165$	1	20	+3.0	+60
$S_2 = 145$	2	5	+0.5	+2.5
$S_3 = 140$	3	55	-1.5	-82.5
$S_4 = 85$	4	30	+2.5	+75
$S_5 = 55$	5	30	-0.5	-15
$S_6 = 25$				

ขั้นตอนถัดมา คือการคำนวณการไหลผ่านของพลังงานที่เกิดขึ้นในแต่ละช่วงอุณหภูมิในรูปแบบลำดับขั้น (Cascade) ภายใต้สมมติฐานอุณหภูมิของการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีในช่วงอุณหภูมิ $i+1$ ต่ำกว่าช่วงอุณหภูมิ i ดังนั้นจึงทำให้สามารถเกิดการถ่ายเทความร้อนจากช่วงอุณหภูมิ i ไปยังช่วงอุณหภูมิ $i+1$ ในรูปที่ 2.6 เป็นตัวอย่างการคำนวณการถ่ายเทความร้อนระหว่างช่วงอุณหภูมิ 1 และ 2 โดยที่ความร้อนส่วนที่เกินจากช่วงอุณหภูมิ 1 ปริมาณ 60 kW จะถ่ายเทไปยังช่วงอุณหภูมิที่ 2 ซึ่งมีความร้อนส่วนเกินอยู่แล้ว 2.5 kW ดังนั้นความร้อนส่วนเกินสุทธิที่ออกมาจากอุณหภูมิช่วงที่ 2 คือ 62.5 kW โดยความร้อนส่วนนี้จะถูกถ่ายเทไปยังช่วงอุณหภูมิที่ 3 ที่ขาดความร้อนอยู่ 82.5 kW ทำให้ที่ช่วงอุณหภูมิที่ 3 ต้องการความร้อน 20 kW จากนั้นความร้อนในส่วนนี้จะถูกถ่ายเทไปยังช่วงอุณหภูมิที่ 4 และ 5 ต่อไปตามลำดับซึ่งพลังงานความร้อนส่วนเกิน 40 kW ในช่วงอุณหภูมิที่ 5 จะถูกถ่ายเทไปยังสารหล่อเย็น จากแผนภาพการคำนวณแบบลำดับขั้นในรูปที่ 2.7 ในช่วงอุณหภูมิที่ 4 และ 5 พบว่าความร้อนสุทธิมีค่าติดลบ ซึ่งเป็นไปไม่ได้ตามเทอร์โมไดนามิกส์ที่กระแสน้ำสามารถถ่ายเทความร้อนให้กับกระแสน้ำ ดังนั้นเพื่อแก้ปัญหาดังกล่าวจะต้องเพิ่มสารหล่อเย็นร้อนเข้าไป 20 kW สำหรับวิธีการนี้ อุณหภูมิของจุดพินช์สามารถหาได้จากจุดที่มีการถ่ายเทความร้อนสุทธิที่มีค่าเท่ากับ 0 kW ซึ่งจากตัวอย่างอุณหภูมิที่จุดพินช์ของกระแสน้ำคือ 90 °C

อุณหภูมิที่จุดพินช์ของกระแสร้อน คือ 80°C โดยที่กระบวนการต้องการสารหล่อเย็นน้อยที่สุด 20 kW และสารหล่อเย็นน้อยที่สุด 60 kW จากผลการคำนวณด้วยวิธีสร้างกราฟและวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตารางให้คำตอบเท่ากัน อย่างไรก็ตามวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตารางมีความสะดวกมากกว่าและเหมาะกับระบบที่มีขนาดใหญ่และมีความซับซ้อน เนื่องจากไม่จำเป็นต้องวาดเส้นโค้งคอมโพสิต อีกทั้งยังสามารถคำนวณผ่านคอมพิวเตอร์ได้



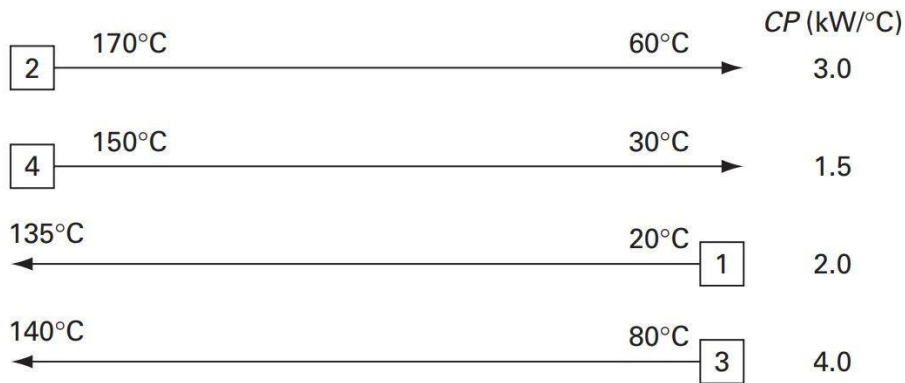
รูปที่ 2.6 การถ่ายเทความร้อนส่วนเกินจากช่วงอุณหภูมิที่ 1 ไปยัง ช่วงที่ 2 (Kemp, 2011)



รูปที่ 2.7 แผนผังลำดับชั้น (Kemp 2011)

2.5.3 การออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design)

เมื่อสามารถคำนวณหาพลังงานเป้าหมายที่ต่ำที่สุดได้แล้วจากวิธีสร้างกราฟหรือวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตาราง ต่อมาคือการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน เพื่อให้บรรลุตามพลังงานเป้าหมายที่คำนวณได้ ขั้นแรก คือการวาดแผนภาพกริด (Grid diagram) ของกระแสจากกระบวนการ ตัวอย่างแผนภาพกริดของกระบวนการที่ประกอบด้วย 4 กระแสจากตารางที่ 2.2 แสดงดังรูปที่ 2.8 เริ่มจากแผนภาพกริดจะถูกแบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ เหนือพินช์ (above pinch) และใต้พินช์ (below pinch) ในส่วนเหนือพินช์นั้นต้องการเพียงสารหล่อเย็นเท่านั้น สำหรับใต้พินช์ จะต้องการแค่สารหล่อเย็น ดังนั้นความเป็นไปได้ของการลดอุณหภูมิของกระแสสายร้อนไปที่อุณหภูมิจุดพินช์ ทำได้โดยจับคู่กระแสสายร้อนและกระแสสายเย็น จากนั้นสารหล่อเย็นจะถูกใช้กับกระแสสายเย็นที่ยังเหลืออยู่เพื่อให้ได้อุณหภูมิเป้าหมาย

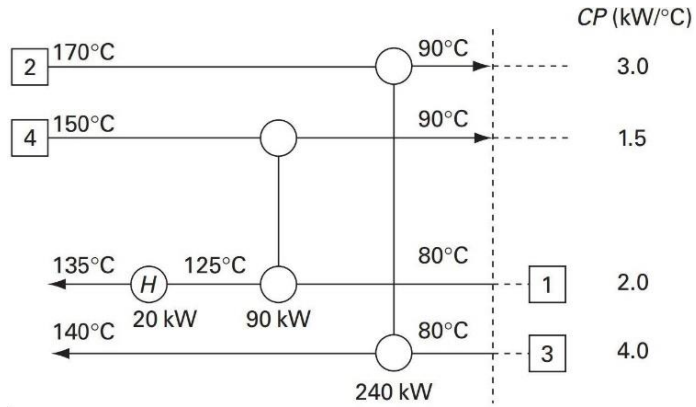


รูปที่ 2.8 แผนภาพกริดของข้อมูลในตารางที่ 2.2 (Kemp, 2011)

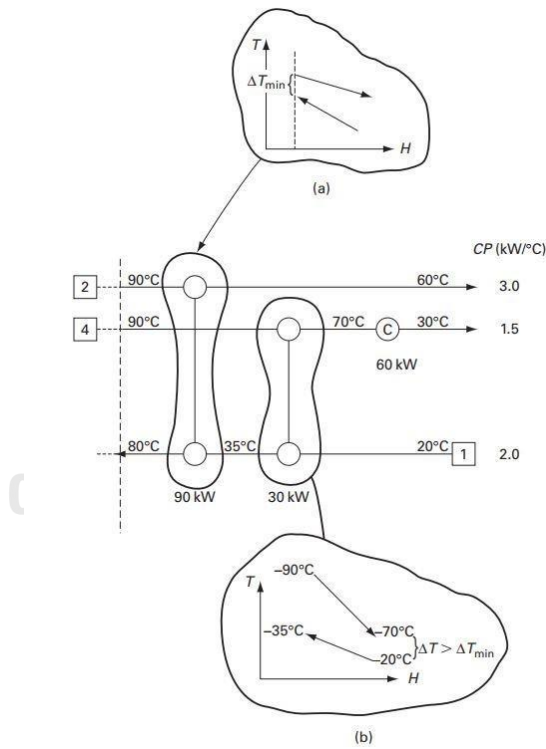
ตัวอย่างการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนโดยใช้ข้อมูลจากตารางที่ 2.2 อุณหภูมิจุดพินช์ของกระแสร้อนและกระแสนเย็นคือ 90 °C และ 80 °C ซึ่งพลังงานเป้าหมายที่คำนวณได้คือ 80 kW แบ่งเป็นสารฐานรูปโกลด์ร้อน 20 kW และสารฐานรูปโกลด์เย็น 60 kW และกำหนดค่า ΔT_{\min} เท่ากับ 10 °C ในกรณีอุณหภูมิเหนือพินช์ หลักในการจับคู่กระแส คือ อัตราการไหลความจุความร้อนของกระแสนร้อนต้องน้อยกว่าหรือเท่ากับกระแสนเย็น ตามสมการที่ 2.24 การเลือกใช้หลักเกณฑ์นี้เพื่อป้องกันความต่างของอุณหภูมิของกระแสนร้อนและกระแสนเย็นในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมากกว่า ΔT_{\min} กระแสนร้อน 2 กระแสนเย็น 3 สามารถจับคู่กันได้ เนื่องจาก $CP_2 < CP_3$ กระแสนร้อนที่ 2 ต้องการปล่อยความร้อนออก 240 kW เพื่อให้อุณหภูมิไปถึงอุณหภูมิพินช์ และกระแสนเย็นที่ 3 ต้องการความร้อน 240 kW ดังนั้นการจับคู่ของกระแสทั้งสองสามารถแลกเปลี่ยนความร้อนกันได้อย่างเหมาะสม สำหรับกระแสนร้อน 4 และกระแสนเย็น 1 ถูกพิจารณาภายใต้หลักเกณฑ์ $CP_4 < CP_1$ ในการแลกเปลี่ยนความร้อน กระแสนร้อน 4 ปล่อยความร้อนออกมา 90 kW ซึ่งสามารถเพิ่มอุณหภูมิให้กับกระแสนเย็น 1 มีอุณหภูมิ 125 °C แต่อุณหภูมิเป้าหมายที่ต้องการ คือ 135 °C ดังนั้นกระแสนเย็น 1 จึงต้องการสารฐานรูปโกลด์ร้อนอีก 20 kW เพื่อให้ได้อุณหภูมิเป้าหมายตามที่คำนวณไว้ ตามรูปที่ 2.9 ในกรณีอุณหภูมิใต้พินช์ การออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะมีหลักเกณฑ์ต่างเหนือจุดพินช์ โดยที่อัตราการไหลความจุความร้อนของกระแสนร้อนต้องมากกว่าหรือเท่ากับกระแสนเย็น ตามสมการที่ 2.25 การออกแบบใต้จุดพินช์จะใช้วิธีการเหมือนกับการออกแบบเหนือจุดพินช์ แต่ต่างกันตรงที่กระแสนร้อนต้องได้รับความร้อนเพียงพอเพื่อให้มีอุณหภูมิไปที่อุณหภูมิพินช์และต้องการเพียงสารฐานรูปโกลด์เย็นเท่านั้น ตัวอย่างการจับคู่กระแสใต้จุดพินช์ แสดงดังรูปที่ 2.10

$$CP_{HOT} \leq CP_{COLD} \quad (2.24)$$

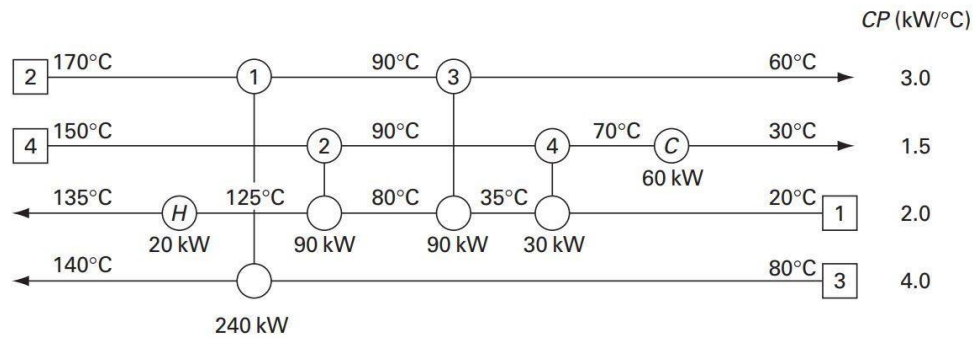
$$CP_{HOT} \geq CP_{COLD} \tag{2.25}$$



รูปที่ 2.9 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่เหนือพินช์ จากข้อมูลตารางที่ 2.2 (Kemp, 2011)



รูปที่ 2.10 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่ได้พินช์ จากข้อมูลในตารางที่ 2.2 (Kemp, 2011)



รูปที่ 2.11 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่สำเร็จแล้ว (Kemp 2011)

ขั้นตอนสุดท้ายของการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน คือ การนำการออกแบบเหนือพินช์ และได้พินช์มารวมกัน ดังแสดงในรูปที่ 2.11 โดยจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ในกระบวนการนี้ มีทั้งหมด 6 เครื่อง (เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 4 เครื่อง ฮีตเตอร์ 1 เครื่อง และ कुलเลอร์ 1 เครื่อง)

2.6 การวิเคราะห์ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จี (energy and exergy analysis)

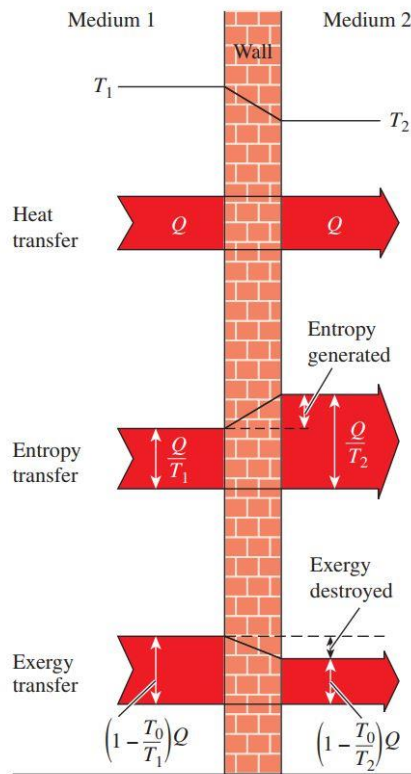
การวิเคราะห์พลังงานสามารถทำได้โดยใช้ประสิทธิภาพทางความร้อนของกระบวนการตามกฎข้อที่หนึ่งของอุณหพลศาสตร์ ประสิทธิภาพทางความร้อนสามารถคำนวณได้จากพลังงานความร้อนที่ต้องการและพลังงานความร้อนที่ได้จากกระบวนการผ่านสมดุลพลังงานตามกฎข้อที่หนึ่งของอุณหพลศาสตร์ การวิเคราะห์พลังงานเป็นการวิเคราะห์ในเชิงปริมาณโดยถือว่าพลังงานทุกรูปแบบมีค่าเท่ากัน สำหรับกระบวนการผลิตไฮโดรเจนผ่านกระบวนการเคมีคอลรูปปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์นี้ ประสิทธิภาพทางความร้อนของกระบวนการสามารถคำนวณได้จากพลังงานของไฮโดรเจนที่ผลิตได้หารด้วยพลังงานทั้งหมดที่ป้อนให้กับกระบวนการพลังงานที่ป้อนให้กับกระบวนการ คือ ผลรวมความร้อนของเครื่องปฏิกรณ์ ความร้อนที่ป้อนให้กับทุกสาย และพลังงานในสายป้อน ซึ่งสามารถคำนวณได้ตามสมการที่ 2.26

$$\eta_{th} (\%) = \frac{\text{Energy}_{H_2 \text{ product stream}}}{\text{Total energy to system}} = \frac{\dot{N}_{H_2} \times LHV_{H_2}}{Q_{total} + (\dot{N}_{Biomass} \times LHV_{Biomass})} \times 100 \quad (2.26)$$

เมื่อ \dot{N}_{H_2} และ $\dot{N}_{Biomass}$ คือ อัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจนในสายที่ผลิตได้ และชีวมวลที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการ LHV_{H_2} และ $LHV_{Biomass}$ คือ ค่าความร้อนต่ำสุดของไฮโดรเจนและชีวมวล คือ ความร้อนทั้งหมดที่ให้กับกระบวนการ

การวิเคราะห์พลังงานจะใช้หลักการตามกฎข้อที่หนึ่งของอุณหพลศาสตร์ จึงทำให้ข้อมูลที่ได้ไม่เพียงพอเกี่ยวกับปริมาณงานที่สูญเสียไปจากการเปลี่ยนรูปพลังงาน และเพื่อประเมินประสิทธิภาพของกระบวนการ โดยคำนึงถึงการผันกลับไม่ได้ของระบบจึงใช้การวิเคราะห์เอกเซอร์จี ซึ่งการวิเคราะห์เอกเซอร์จีจะใช้หลักการของกฎข้อที่หนึ่งและข้อที่สองของอุณหพลศาสตร์ เอกเซอร์จีคือ ศักยภาพในการทำงานของตัวพลังงาน กล่าวคือเป็นพลังงานที่สามารถนำมาใช้ได้สูงสุดเมื่อระบบทำงานภายใต้สภาวะเริ่มต้นค่าหนึ่ง (T, P) ถึงสมดุลกับสภาวะแวดล้อมอ้างอิง (T₀, P₀) สำหรับในงานวิจัยนี้จะใช้ T₀ = 25 °C และ P₀ = 1 atm ดังนั้นการวิเคราะห์เอกเซอร์จีของกระบวนการสามารถบอกได้ว่าส่วนใดของกระบวนการที่ไม่มีประสิทธิภาพในการใช้พลังงาน ซึ่งเป็นผลมาจากการผันกลับไม่ได้ของระบบ

กฎข้อที่หนึ่งของอุณหพลศาสตร์เป็นกฎที่ว่าด้วยการอนุรักษ์พลังงาน กล่าวคือ พลังงานไม่สามารถสูญหายได้ แต่จะมีการเปลี่ยนรูปหนึ่งไปเป็นอีกรูปหนึ่งได้ ด้วยเหตุนี้จึงเกิดสมดุลพลังงาน แต่สมดุลเอนโทรปีและเอกเซอร์จีแตกต่างจากสมดุลพลังงาน เนื่องจากระบบจะต้องสร้างเอนโทรปี ส่งผลให้เกิดการทำลายเอกเซอร์จีเสมอเพราะการผันกลับไม่ได้ของระบบดังแสดงในรูปที่ 2.12



รูปที่ 2.12 สมดุลพลังงาน เอนโทรปี และเอกเซอร์จี ของระบบ
(Boles และ Yunus A. Cengel, 2014)

เอกเซอร์จีที่ถูกทำลาย หรือ เอกเซอร์จีสูญเสียน สามารถคำนวณได้สมดุลเอกเซอร์จีที่สภาวะคงที่ภายใต้ปริมาตรคงที่ของระบบที่มีสายเข้าและสายออก ตามสมการที่ 2.27

$$(\sum Ex)_{in} = (\sum Ex)_{out} + Ex_d \quad (2.27)$$

เมื่อ $(\sum Ex)_{in}$ และ $(\sum Ex)_{out}$ คือ ผลรวมของเอกเซอร์จีเข้า และเอกเซอร์จีออก ตามลำดับ และ Ex_d คือ เอกเซอร์จีที่ถูกทำลาย

การถ่ายโอนของเอกเซอร์จี แบ่งออกเป็น 3 ประเภท ได้แก่ การถ่ายโอนเอกเซอร์จีโดยความร้อน การถ่ายโอนเอกเซอร์จี โดยงานและการถ่ายโอนเอกเซอร์จีโดยมวล (เอกเซอร์จีของสารที่มีการไหล) การถ่ายโอนเอกเซอร์จีโดยพลังงานจลน์และพลังงานศักย์ไม่ได้ถูกนำมาคำนวณในการศึกษานี้ เนื่องจากมีค่าน้อยมากเมื่อเปรียบเทียบกับ การถ่ายโอนเอกเซอร์จีโดยความร้อนและการไหลเอกเซอร์จี ในกระบวนการทางเคมีความร้อน การถ่ายโอนความร้อนทั้งหมดสามารถคำนวณได้ตามสมการ 2.28

$$\sum Ex = \sum Ex_s + \sum Ex_Q + \sum Ex_w \quad (2.28)$$

เมื่อ $\sum Ex_s$, $\sum Ex_Q$, และ $\sum Ex_w$ คือการถ่ายโอนทั้งหมดของเอกเซอร์จีโดยความร้อน โดยงาน และโดยมวล ตามลำดับ

การถ่ายโอนเอกเซอร์จีโดยความร้อนและงานสามารถคำนวณได้ตามสมการที่ 2.29 และ 2.30

$$Ex_Q = \left(1 - \frac{T_0}{T_s}\right) Q_s \quad (2.29)$$

$$Ex_w = W \quad (2.30)$$

เมื่อ Ex_Q and Ex_w คือ การถ่ายโอนเอกเซอร์จีโดยความร้อนและโดยงาน ตามลำดับ T_0 คืออุณหภูมิที่สิ่งแวดล้อมอ้างอิง T_s คืออุณหภูมิของระบบ Q_s and W คือ ความร้อนและงานที่ถ่ายโอนผ่านกระบวนการ เมื่อความร้อนและงานถ่ายโอนเข้าสู่กระบวนการการถ่ายโอนเอกเซอร์จีโดยความร้อนและงานจะถูกรวมอยู่ในเทอมของการถ่ายโอนเอกเซอร์จีที่เข้าสู่กระบวนการ ในทางกลับกัน เมื่อความร้อนและงานมีการปล่อยจากกระบวนการการถ่ายโอนเอกเซอร์จีโดยความร้อนและงานจะถูกรวมอยู่ในเทอมของการถ่ายโอนเอกเซอร์จีที่ออกจากกระบวนการ ในการศึกษาแหล่งความร้อนที่ป้อนให้กับกระบวนการไม่ได้ถูกนำมาพิจารณา ดังนั้นเมื่อความร้อนของ Q_s ของกระบวนการดำเนินการที่ T_s แหล่งให้ความร้อนจะถูกสมมติให้อยู่ที่ T_s การถ่ายโอนเอกเซอร์จีโดยมวลสามารถคำนวณได้ตามสมการ 2.31

$$Ex_{s,j} = F_j \times ex_{s,j} \quad (2.31)$$

เมื่อ $Ex_{s,j}$ คือการไหลของเอกเซอร์จีในสาย j , F_j คืออัตราการไหลในเชิงโมลในสาย j และ $ex_{s,j}$ การไหลจำเพาะของเอกเซอร์จีในสาย j

ปริมาณเอกเซอร์จีโดยมวลของสารที่มีการไหล ประกอบไปด้วย 2 ประเภท คือ เอกเซอร์จีเชิงเคมีและเอกเซอร์จีเชิงกายภาพ ซึ่งสามารถเขียนผลรวมการไหลของเอกเซอร์จีได้ตามสมการที่ 2.32 เอกเซอร์จีเชิงกายภาพ คือ งานที่ใช้ประโยชน์ได้สูงสุดจากสารนั้น ณ อุณหภูมิและความดันที่จุดอ้างอิง สามารถคำนวณได้สมการที่ 2.33 สำหรับเอกเซอร์จีเชิงเคมี คือ งานที่ใช้ประโยชน์ได้สูงสุดจากสารที่มีการไหล เมื่ออุณหภูมิและความดันของระบบมีการเปลี่ยนแปลงต่างไปจากสิ่งแวดล้อมอ้างอิง ซึ่งสามารถคำนวณได้จากสมการที่ 2.34

$$ex_{S,j} = ex_{ph,j} + ex_{ch,j} \quad (2.32)$$

$$ex_{ph,j} = (h_j - h_{0,j}) - (s_j - s_{0,j}) \quad (2.33)$$

$$ex_{ch,j} = f_j^V (\sum y_{i,j} \bar{ex}_{ch,j} + RT_0 \sum y_{i,j} \ln y_{i,j}) + f_j^L (\sum x_{i,j} \bar{ex}_{ch,j}) + f_j^S \sum z_{i,j} \bar{ex}_{ch,j} \quad (2.34)$$

เมื่อ h_j และ s_j คือ ค่าเอนโทรปีและเอนทาลปีจำเพาะเชิงโมลของสารในสาย j ที่สภาวะของระบบ (T และ P) $h_{0,j}$ และ $s_{0,j}$ คือ ค่าเอนโทรปีและเอนทาลปีจำเพาะเชิงโมลของสารในสาย j ที่สภาวะสิ่งแวดล้อม (T_0 และ P_0) f_j^V f_j^L และ f_j^S คือ สัดส่วนโดยโมลของแก๊ส ของเหลว และของแข็งในสาย j y_{ij} x_{ij} และ z_{ij} คือ สัดส่วนโดยโมลองค์ประกอบของสาร i ในสถานะแก๊ส ของเหลว และของแข็งในสาย j $\bar{ex}_{ch,j}$ คือ ค่าเอกเซอร์จีเชิงเคมีจำเพาะของสาร ณ สภาวะอ้างอิง สำหรับค่าเอกเซอร์จีเชิงเคมีจำเพาะของสาร ณ สภาวะอ้างอิง ที่ใช้ในกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชัน ร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้แสดง ไว้ในตารางที่ 2.6

ตารางที่ 2.6 ค่าเอกเซอร์จีมาตรฐาน (Szargut 2005)

สาร	สถานะ	เอกเซอร์จีเชิงเคมีจำเพาะของสาร	
		(กิโลจูล/กิโลโมล)	
CH ₄	g	831600	
CO	g	275100	
CO ₂	g	19870	
H ₂	g	236090	
H ₂ O	g	9500	
H ₂ S	g	812000	
NH ₃	g	337900	
CL	g	87100	
S	s. rhombic	609600	
N ₂	g	720	
O ₂	g	3970	
C	s. graphite	409870	
CAO	s	110200	
CACO ₃	s (aragonite)	1000	
FE ₃ O ₄	s	116300	
FE _{0.947} O	s	111300	
H ₂ O	l	900	

สำหรับอัตราการไหลเอกเซอร์จีของชีวมวล ($\dot{E}x_{biomass}$) สามารถคำนวณได้จากสมการที่ 2.35 (Parvez และคณะ, 2016; Zhang และคณะ, 2018)

$$\dot{E}x_{biomass} = \beta \dot{m}_{biomass} LHV_{biomass} \quad (2.35)$$

เมื่อ β คืออัตราส่วนของเอกเซอร์จีเชิงเคมีและ LHV ของชีวมวล ซึ่ง β สามารถหาได้จากความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วนโมลของคาร์บอน (C) ไนโตรเจน (N) ออกซิเจน (O) และไฮโดรเจน (H) ที่อยู่ในชีวมวล (Parvez และคณะ, 2016; Zhang และคณะ, 2018) ได้ตามสมการที่ 2.36

$$\beta = \frac{1.044 + 0.016\left(\frac{H}{C}\right) - 0.3493\left(\frac{O}{C}\right)\left(1 + 0.0531\left(\frac{H}{C}\right)\right) + 0.0493\left(\frac{N}{C}\right)}{1 - 0.4124\left(\frac{O}{C}\right)} \quad (2.36)$$

การวิเคราะห์เอกเซอร์จีสามารถประเมินประสิทธิภาพของกระบวนการในแง่ของคุณภาพของพลังงานที่ได้รับจากกระบวนการได้ โดยประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีของกระบวนการและประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีของแต่ละหน่วยปฏิบัติการ ซึ่งหาได้จากค่าเอกเซอร์จีของไฮโดรเจนที่ได้จากกระบวนการหารด้วยเอกเซอร์จีที่ป้อนเข้าไปทั้งหมด ตามสมการที่ 2.37 เพื่อให้สอดคล้องในการเปรียบเทียบกับประสิทธิภาพเชิงความร้อน สำหรับประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีของแต่ละหน่วยปฏิบัติการสามารถคำนวณได้จากสมการที่ 2.38

$$\eta_{ex} (\%) = \frac{Ex_{H_2, productstream}}{(\sum Ex)_{in}} \quad (2.37)$$

$$\eta_{ex,i} (\%) = \frac{(\sum Ex)_{out}}{(\sum Ex)_{in}} = 1 - \frac{Ex_d}{(\sum Ex)_{in}} \quad (2.38)$$

บทที่ 3

ทบทวนงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

ในปัจจุบันพลังงานทางเลือกได้รับความสนใจเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง เพื่อพัฒนาเชื้อเพลิงที่สะอาดสำหรับทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิล หนึ่งในเทคโนโลยีที่ได้รับความนิยมในการผลิตไฮโดรเจนและแก๊สสังเคราะห์ คือ กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ซึ่งมีนักวิจัยหลายท่านได้ให้ความสนใจศึกษาเกี่ยวกับแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวล สำหรับในบทนี้จะกล่าวถึงการทบทวนงานวิจัยของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน การปรับปรุงกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน รวมทั้งกระบวนการไอน้ำ-เหล็ก โดยพิจารณาผลกระทบจากตัวแปรต่างๆ ที่ส่งผลต่อกระบวนการ ตลอดจนปัญหาที่เกิดขึ้นในกระบวนการ เพื่อนำไปสู่การประยุกต์ใช้กระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับผลิตไฮโดรเจน

3.1 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบดั้งเดิม

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลเป็นกระบวนการเชิงเคมีความร้อนที่สามารถเปลี่ยนชีวมวลให้กลายเป็นแก๊สสังเคราะห์ผ่านการทำปฏิกิริยากับสารตัวกลาง เช่น อากาศ ไอน้ำ ออกซิเจน เป็นต้น ที่อุณหภูมิสูง ซึ่งการใช้สารตัวกลางแต่ละชนิดนั้นให้ผลค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่แตกต่างกัน และจากผลการศึกษาของ (Shayan และคณะ, 2018) พบว่าการใช้ไอน้ำเป็นสารตัวกลางสามารถผลิตไฮโดรเจนที่มีสัดส่วนผลได้สูงสุดและให้ประสิทธิภาพของกระบวนการสูงสุดเมื่อเทียบกับการใช้สารตัวกลางอื่นๆ

Lv และคณะ (2004) ได้พัฒนาแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลในเตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไธซ์เบดขนาดเล็ก โดยใช้อากาศและไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยา เพื่อศึกษาผลกระทบของอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (steam to biomass ratio, S/B) อัตราส่วนปริมาณอากาศที่ใช้จริงต่ออากาศที่ใช้ทางทฤษฎี (equivalent ratio, ER) และขนาดของชีวมวล ที่ส่งผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ จากผลการทดลองแสดงให้เห็นว่า อุณหภูมิเป็นตัวแปรที่สำคัญ โดยเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นปริมาณไฮโดรเจนที่ผลิตได้จะเพิ่มสูงขึ้น ในการทดลองครั้งนี้ ทำให้พบว่าการใช้ไอน้ำในแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลเป็นการเพิ่มคุณภาพของแก๊ส แต่เมื่อเพิ่มปริมาณไอน้ำมากเกินไปจะทำให้อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันลดลงส่งผลให้คุณภาพของแก๊สลดลง ซึ่งในส่วนของการเพิ่มขึ้นของค่า ER ผลที่ได้คือทำให้ค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ลดลง ซึ่งค่า ER ที่ดีที่สุดคือ 0.23 นอกจากนี้ชีวมวลขนาดเล็กจะมีประสิทธิภาพมากกว่าขนาดใหญ่

Franco และคณะ (2003) ทำการศึกษาการผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้ไอน้ำเป็นสารตัวกลางในการทำปฏิกิริยา พบว่าการเพิ่มอัตราส่วนของไอน้ำต่อชีวมวลและอุณหภูมิของเตาแก๊สซิไฟเออร์ ส่งผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ ซึ่งนอกจากทำให้สามารถผลิตไฮโดรเจนได้เพิ่มขึ้นแล้ว ยังช่วยลดปริมาณทาร์ที่เกิดในกระบวนการ โดยการดำเนินการของกระบวนการในครั้งนี้ควรดำเนินการที่อัตราส่วนของไอน้ำต่อชีวมวลอยู่ระหว่าง 0.6-0.7 และอุณหภูมิของแก๊สซิไฟเออร์เป็น 1103 K ต่อมา Kalinci และคณะ (2009) ได้ทำการศึกษาผลกระทบของอัตราส่วนของไอน้ำต่อชีวมวลของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลโดยใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาเพื่อผลิตไฮโดรเจน จากผลการทดลองพบว่าการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล ส่งผลให้ได้ H_2 และ CO_2 เพิ่มขึ้น ในขณะที่ CH_4 และ CO ลดลง เป็นผลจากปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊ส ปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซิฟ และปฏิกิริยาการรีฟอร์มมิงมีเทนด้วยไอน้ำ นอกจากนี้ De Lasa และคณะ (2011) ได้ทำการศึกษาผลของอุณหภูมิของเตาแก๊สซิไฟเออร์ โดยพบว่าการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิของเตาแก๊สซิไฟเออร์ช่วยเพิ่มปริมาณไฮโดรเจนที่ผลิตได้ อีกทั้งยังเพิ่มค่าความร้อนให้กับแก๊สผลิตภัณฑ์ และช่วยลดปริมาณทาร์

Song และคณะ (2012) ได้ศึกษาการผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวล ในเตาปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบต่อเนื่อง (interconnect fluidized bed) ซึ่งจะแบ่งเป็นสองส่วนคือ ส่วนแก๊สซิไฟเออร์จะเป็น สปาทฟลูอิดเบด (spout fluid bed) และส่วนเผาไหม้จะเป็นฟลูอิดไคซ์เบดที่มีความเร็วสูง ทำให้แบ่งโซนแก๊สซิฟิเคชันกับเผาไหม้ออกจากกัน ซึ่งจากการทดลองพบว่ากระบวนการนี้สามารถผลิตไฮโดรเจนได้ปริมาณสูง และไม่มีการปนเปื้อนของไนโตรเจน โดยไฮโดรเจนที่ผลิตได้มีค่าสูงสุดเมื่อกระบวนการดำเนินการที่อัตราของไอน้ำต่อชีวมวลอยู่ที่ 1.4 และอุณหภูมิของแก๊สซิไฟเออร์เป็น 1093 K สัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ คือ $0.553 \text{ Nm}^3 \text{ kg}_{\text{biomass}}^{-1}$ จากนั้นจึงลดลงอย่างต่อเนื่อง เป็นผลมาจากปริมาณน้ำที่เพิ่มมากเกินไปเป็นการเพิ่มความเร็วกว่าฟลูอิดไคซ์ ส่งผลให้ถ่านชาร์หลุดไปในส่วนที่ว่างด้านบน (freeboard) ดังนั้นการเกิดปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันของถ่านชาร์จึงลดลง

Yaghoubi และคณะ (2018) ได้ทำการศึกษากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลในเตาแก๊สซิไฟเออร์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบคู่ เพื่อผลิตไฮโดรเจน ซึ่งในการทดลองครั้งนี้พบว่าการใช้ไอน้ำเป็นสารตัวกลางในการทำปฏิกิริยามีความเหมาะสมในการผลิตไฮโดรเจนมากกว่าการใช้อากาศ แต่อย่างไรก็ตามเมื่อกระบวนการดำเนินการที่อุณหภูมิสูง (มากกว่า 1093 K) พบว่าไฮโดรเจนที่ผลิตได้มีค่าลดลงเนื่องจากการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมินั้นส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซิฟิเคชันลดลง

การจำลองกระบวนการผ่านโปรแกรมแอสเพนพลัส (Aspen Plus) ได้รับความนิยมในการจำลองกระบวนการทางเคมี เนื่องจากช่วยลดความซับซ้อน ประหยัดเวลาและสามารถทำนายแนวโน้มผลที่ได้จากกระบวนการ ซึ่งได้มีงานวิจัยที่นำโปรแกรมนี้มาใช้ในการศึกษากระบวนการแก๊ส

ซิฟิเคชันของชีวมวล Doherty และคณะ (2013) จำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส เพื่อพัฒนาแบบจำลองเตา Fast internally fluidized bed เป็นเตาปฏิกรณ์ฟลูอิดไรซ์เบดแบบคู่ (dual fluidized bed) ชนิดหนึ่ง โดยศึกษาตัวแปรที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพของเตาปฏิกรณ์ ได้แก่ อุณหภูมิของแก๊สซิฟิเคชันซึ่งอยู่ในช่วง 850 – 950 องศาเซลเซียส ความชื้นของชีวมวล อัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิง (air – fuel ratio) ซึ่งจากผลการจำลองพบว่าเมื่อเปรียบเทียบกับข้อมูลการทดลองแล้วให้ค่าใกล้เคียงกันสามารถยอมรับได้ Niu และคณะ (2013) ได้พัฒนาแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลจากขยะชุมชนในเตาปฏิกรณ์ฟลูอิดไรซ์เบดแบบพองอากาศ (bubbling fluidized bed) โดยใช้อากาศและไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยา ด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยใช้วิธี restricted equilibrium เพื่อให้ได้ค่าที่ถูกต้องใกล้เคียงกับข้อมูลการทดลอง เนื่องจากในระบบแก๊สซิฟิเคชันไม่ได้เข้าสู่สภาวะสมดุลทั้งหมด นอกจากนี้ยังศึกษาผลของเปอร์เซ็นต์ออกซิเจนที่ผสมในอากาศ พบว่าเมื่อเพิ่มเปอร์เซ็นต์ของออกซิเจน ทำให้ไฮโดรเจน (H_2) และคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) เพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัดและยังเพิ่ม CGE เมื่อกระบวนการดำเนินการที่อุณหภูมิต่ำ แต่เมื่ออุณหภูมิของแก๊สซิฟิเคชันสูงมากกว่า 900 จะส่งผลเพียงเล็กน้อยเท่านั้น

3.2 การปรับปรุงกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

3.2.1 กระบวนการแคลเซียมลูปปิงแก๊สซิฟิเคชัน (Calcium looping gasification)

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้ไอน้ำเป็นตัวกลางในการทำปฏิกิริยาเป็นกระบวนการที่ถูกระบุแนะและพบว่ามีเหมาะสมสำหรับการผลิตไฮโดรเจน แต่อย่างไรก็ตามกระบวนการนี้มีข้อเสียคือ คาร์บอนไดออกไซด์ที่ปนเปื้อนในแก๊สผลิตภัณฑ์ซึ่งส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน ซึ่งเป็นปัญหาอย่างหนึ่งของกระบวนการ ด้วยเหตุนี้นักวิจัยจึงได้มีการศึกษาเพื่อหาวิธีแยก CO_2 ออกจากแก๊สผลิตภัณฑ์ สำหรับวิธีการแยก CO_2 ได้ถูกนำเสนอหลายวิธี แต่วิธีการที่นิยมใช้คือ แคลเซียมลูปปิง โดยใช้ CaO ซึ่งมีคุณสมบัติที่ดีสำหรับการดูดซับ CO_2 ที่เกิดขึ้นในกระบวนการ เนื่องจากหาได้ง่ายและมีราคาถูกและนอกจาก CaO จะมีบทบาทที่เป็นตัวดูดซับ CO_2 แล้วยังเป็นตัวที่สามารถเร่งปฏิกิริยาให้กับปฏิกิริยารีดักชันของถ่าน จึงทำให้ปริมาณ H_2 ที่ผลิตได้มีปริมาณที่เพิ่มสูงขึ้น (Florin and Harris 2008) (Florin and Harris 2008) การปรับปรุงกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลที่เพิ่มปริมาณของไฮโดรเจนที่ผลิตได้โดยใช้ไอน้ำเป็นตัวกลางในการทำปฏิกิริยาได้ถูกนำเสนอโดย Mahishi และ Goswami (2007) โดยการเพิ่มตัวดูดซับเข้าไปในกระบวนการ ตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ใช้คือ แคลเซียมออกไซด์ (CaO) และดำเนินการภายใต้ความดันบรรยากาศ อุณหภูมิที่ใช้อยู่ในช่วง 500-700 องศาเซลเซียส ซึ่งพบว่า การใช้ CaO เป็นตัวดูดซับน่าจะทำให้เกิดการรีฟอร์มมิงของน้ำมันถ่านและสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ซึ่งส่งผลให้ไฮโดรเจนและแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ผลิตได้เพิ่มขึ้น ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์และมีเทนมีปริมาณต่ำลง นอกจากนี้ Pfeifer และคณะ (2009) ได้

ทำการทดลองเปรียบเทียบการใช้และไม่ใช้ตัวดักจับ CO_2 ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลในเตาปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบคู่ พบว่ากระบวนการที่ไม่มีตัวดักจับ ทำให้ไฮโดรเจนที่ผลิตได้มีความเข้มข้น 40% (vol) (มาตรฐานแห้ง) ในขณะที่กระบวนการที่มีตัวดักจับ CO_2 ทำให้ความเข้มข้นของไฮโดรเจนที่ได้สูงไปถึง 75% vol Acharya และคณะ (2010) ได้ศึกษาทดลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้ CaO เป็นตัวดักจับเพื่อผลิตไฮโดรเจน ซึ่งเขาพบว่า ความเข้มข้นของไฮโดรเจนและผลที่ได้ของไฮโดรเจนที่ผลิตได้เพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราส่วนของมวลของ CaO ต่อชีวมวล CaO/B โดย Acharya และคณะ (2017) ได้ทำการทดลองเพื่อศึกษากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลในเตาปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนวนแบบแคลเซียมลูปีง เพื่อผลิตไฮโดรเจนโดยชีวมวลที่ใช้คือขี้เลื่อยและไอน้ำถูกใช้เป็นตัวกลางในการทำปฏิกิริยา ซึ่ง CO_2 ที่เกิดขึ้นในกระบวนการจะถูกดักจับด้วย CaO ผลจากการทดลองครั้งนี้พบว่า ไฮโดรเจนที่ผลิตได้มีความเข้มข้นสูงถึง 81% และปริมาณ CO_2 ที่เหลืออยู่ประมาณ 5% นอกจากนี้พวกเขายังได้ทำการวิเคราะห์เอ็กเซอร์จีของระบบ โดยพบว่ามีประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จี เท่ากับ 78.77%

Han และคณะ (2011) ได้พัฒนาการผลิตไฮโดรเจนโดยได้ทำการศึกษาทดลอง ด้วยการใส่แคลเซียมออกไซด์ CaO เป็นตัวดักจับผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ชีวมวลที่ได้คือ ขี้เลื่อยและใช้เตาปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบฟองอากาศ (CaO/C) ศึกษาผลของอัตราส่วนของน้ำต่อคาร์บอน ($\text{H}_2\text{O/C}$) และอุณหภูมิที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาที่ส่งผลต่อปริมาณไฮโดรเจน พบว่า ปริมาณของไฮโดรเจนที่ผลิตได้จะเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราส่วนของ CaO/C และ $\text{H}_2\text{O/C}$ การเกิดปฏิกิริยาออกเตอรแก๊สซิฟิเคชัน และเมื่ออุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เพิ่มสูงขึ้น ไฮโดรเจนที่ผลิตได้มีปริมาณเพิ่มขึ้นเช่นเดียวกัน ในขณะที่ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น ดังนั้นอุณหภูมิจึงมีผลต่อการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วย โดยจะเห็นได้ว่าการใช้แคลเซียมออกไซด์ทำให้ไฮโดรเจนที่ผลิตได้มีความเข้มข้นหรือบริสุทธิ์สูงขึ้น และยังช่วยลดคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งให้ผลสอดคล้องกับงานวิจัยที่ผ่านมา

Udomsirichakorn และ Salam (2014) ได้ทำการศึกษาการผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่เสริมด้วยตัวดักจับในเตาปฏิกรณ์แบบบับบิ่งฟลูอิดไคซ์เบดและใช้ CaO เป็นตัวดักจับ CO_2 จากการศึกษาพบว่า กระบวนการให้ผลความเข้มข้นของไฮโดรเจนมากที่สุด 63.07% และความเข้มข้นของ CO_2 น้อยสุด 18.68% เมื่อกระบวนการดำเนินที่สภาวะอัตราส่วนของไอน้ำต่อชีวมวลเป็น 3.41 และอุณหภูมิของเตาแก๊สซิไฟเออร์เป็น 923 K นอกจากนี้ที่อัตราส่วนของไอน้ำต่อชีวมวลเป็น 3.41 และอุณหภูมิของเตาแก๊สซิไฟเออร์เป็น 973 K ปริมาณไฮโดรเจนมากที่สุดที่ผลิตได้เป็น $256.81 \text{ ml g}^{-1}_{\text{biomass}}$ และปริมาณทาร์น้อยสุดเป็น 6.45 g Nm^{-3}

3.2.2 กระบวนการเคมีคอลลูบปิงแก๊สซิฟิเคชัน (Chemical looping gasification)

Acharya และคณะ (2009) ได้ทำการศึกษาเกี่ยวกับกระบวนการเคมีคอลลูบปิงกับแก๊สซิฟิเคชันโดยการใช้เหล็กออกไซด์เป็นตัวพาออกซิเจนในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง อัตราการเกิดปฏิกิริยารีดอกซ์ของถ่านชาร์และเหล็กออกไซด์จะเกิดขึ้นได้ แต่การเปลี่ยนแปลงของคาร์บอนต่ำเนื่องจากเกิดในสภาวะที่เป็นของแข็งทั้งคู่ ทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาดำ ดังนั้นเพื่อปรับปรุงกระบวนการนี้จึงมีการใช้อิน้ำมาเป็นตัวกลางในการเกิดปฏิกิริยาดำ และได้ทำอัตราส่วนที่เหมาะสมที่สุดของตัวพาออกซิเจนต่อถ่านชาร์และชีวมวล ซึ่งจะพบว่าสามารถทำให้คาร์บอนเกิดการเปลี่ยนแปลงได้ถึง 80%

Zeng และคณะ (2016) ได้ทำการศึกษากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบเคมีคอลลูบปิงในเตาปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบคู่โดยใช้ซีลีเยอเป็นวัสดุติบ ซึ่งสามารถเพิ่มอัตราส่วนระหว่างไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ โดยเตาปฏิกรณ์ 2 เครื่องจะประกอบไปด้วย เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงซึ่งซีลีเยอจะทำปฏิกิริยากับตัวพาออกซิเจน ส่งผลให้ได้แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในปริมาณสูง ส่วนเตาปฏิกรณ์ไอน้ำโลหะที่มาจากเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงจะทำปฏิกิริยากับไอน้ำได้ไฮโดรเจนเป็นผลิตภัณฑ์ ผลที่ได้จากงานวิจัยนี้คือสามารถผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่มีปริมาณไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น และเมื่อพิจารณาในด้านต้นทุนการผลิตพบว่ากระบวนการนี้มีต้นทุนต่ำ

Aziz และ Zaini (2017) ได้ทำการศึกษากระบวนการผลิตไฮโดรเจนจากสาหร่าย โดยมีวัตถุประสงค์เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพของพลังงานภายในระบบ แนวคิดที่นำเสนอจะเริ่มตั้งแต่การอบแห้ง การเกิดแก๊สซิฟิเคชัน และเคมีคอลลูบปิงเข้าด้วยกัน โดยใช้น้ำและใช้ตัวพาออกซิเจนในการทำปฏิกิริยากับชีวมวล ผ่านการจำลองด้วยโปรแกรม Aspen plus เพื่อศึกษาผลของความชื้นของชีวมวล ไอน้ำต่อชีวมวล และความดันที่ใช้ในการดำเนินการของกระบวนการ พบว่ากระบวนการนี้สามารถผลิตไฮโดรเจนได้เพิ่มขึ้นและมีประสิทธิภาพการใช้พลังงานสูงกว่า 70% ซึ่งปริมาณความชื้นและอัตราส่วนระหว่างไอน้ำกับชีวมวลมีผลต่อประสิทธิภาพของพลังงาน ในทางกลับกันความดันจะส่งผลต่อประสิทธิภาพพลังงานรวม

Wu และคณะ (2019) ได้ทำการศึกษากระบวนการเคมีคอลลูบปิงแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้ฟางข้าวเป็นวัสดุติบ มีเฟอร์ริกออกไซด์เป็นตัวพาออกซิเจนในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง ซึ่งพบว่าการใช้เฟอร์ริกออกไซด์เป็นตัวพาออกซิเจนจะทำให้สารระเหยได้ ทาร์ และชาร์ เกิดปฏิกิริยา สามารถเพิ่มประสิทธิภาพของการเปลี่ยนแปลงของคาร์บอนและแก๊สซิฟิเคชันได้ อย่างไรก็ตามปริมาณของตัวพาออกซิเจนที่มากเกินไปจะส่งผลต่อความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้และประสิทธิภาพของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันลดลง ซึ่งพบว่าอัตราส่วนของตัวพาออกซิเจนต่อคาร์บอนที่ 0.2 จะให้ประสิทธิภาพของแก๊สซิฟิเคชันสูงสุด นอกจากนี้อุณหภูมิยังส่งผลต่อกระบวนการเคมีคอลลูบปิงแก๊สซิฟิเคชัน อุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อยจะทำให้ปฏิกิริยาระหว่างตัวพาออกซิเจนกับทาร์และชาร์เกิดขึ้นได้ดีขึ้น ซึ่งอุณหภูมิที่เหมาะสมที่สุดในกระบวนการนี้คือ 800 องศาเซลเซียส

3.2.3 กระบวนการเคมีคอลลูบิ๊งที่เสริมด้วยตัวดูดซับ (Sorption enhanced chemical looping)

Rydén และ Ramos (2012) ได้นำเสนอกระบวนการเพื่อผลิตไฮโดรเจนร่วมกับการดักจับ CO₂ ที่เรียกว่ากระบวนการเคมีคอลลูบิ๊งแบบรีฟอร์มมิงที่เสริมด้วยการดูดซับ โดยใช้ NiO เป็นตัวพาออกซิเจน และ CaO เป็นตัวดูดซับ CO₂ ซึ่งกระบวนการนี้ประกอบไปด้วย เตาปฏิกรณ์ 3 เครื่อง ได้แก่ เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง เตาแคลซิเนอร์ และเตาปฏิกรณ์อากาศ ในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงนั้น เชื้อเพลิงจะเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันกับตัวพาออกซิเจนในขณะที่ CO₂ จะถูกดักจับด้วย CaO ทำให้กระบวนการนี้สามารถผลิต H₂, N₂ และ CO₂ ที่มีความบริสุทธิ์สูงได้โดยไม่ต้องมีหน่วยแยกแก๊สเพิ่มเติม อีกทั้งกระบวนการนี้ยังสามารถดำเนินการภายใต้สภาวะอโตเทอร์มอล และสามารถผลิตไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์ถึง 98% เมื่อกระบวนการดำเนินการที่สภาวะความดัน 1 บาร์ นอกจากนี้กระบวนการเคมีคอลลูบิ๊งแบบรีฟอร์มมิงที่เสริมด้วยตัวดูดซับเพื่อผลิตไฮโดรเจน ได้มีการศึกษาโดยการวิเคราะห์ทางอุณหพลศาสตร์ (Antzara และคณะ, 2015) จากผลการวิเคราะห์พบว่า การเพิ่ม CaO ในระบบจะทำให้มีเทนลดลง ซึ่งทำให้ผลได้และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น ในส่วนของการเพิ่ม NiO จะช่วยลดความต้องการความร้อนจากภายนอกของกระบวนการ ทำให้กระบวนการนี้มีประสิทธิภาพสูงเมื่อเทียบกับกระบวนการรีฟอร์มมิงมีเทนด้วยไอน้ำ แต่อย่างไรก็ตาม การเพิ่มของ NiO ทำให้ผลได้ของไฮโดรเจนลดลง เนื่องจากไฮโดรเจนทำปฏิกิริยากับ NiO เกิดเป็น H₂O นอกจากนี้ยังมีการศึกษาเกี่ยวกับผลกระทบของตัวดูดซับ CaO และตัวเร่งปฏิกิริยา NiO ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันด้วยไอน้ำ พบว่าการเพิ่ม CaO ร่วมกับตัวเร่งปฏิกิริยา NiO จะช่วยเพิ่มผลได้ของไฮโดรเจนที่ผลิตได้และลดปริมาณ CO₂ ในแก๊สผลิตภัณฑ์ ต่อมา Detchusananard และคณะ (2017) ได้นำเสนอกระบวนการเคมีคอลลูบิ๊งแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลที่เสริมด้วยการดูดซับ ผ่านการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรม Aspen Plus โดยใช้ NiO เป็นตัวพาออกซิเจน และ CaO เป็นตัวดูดซับ CO₂ ซึ่งจากผลการวิเคราะห์ชี้ให้เห็นว่าการเพิ่มอัตราส่วนของไอน้ำต่อชีวมวล และอุณหภูมิของแก๊สซิฟิเคชัน ส่งผลให้ประสิทธิภาพของกระบวนการลดลง และกระบวนการมีประสิทธิภาพสูงสุดเป็น 57.67% เมื่อดำเนินการที่สภาวะอัตราส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอนเป็น 2.6 และอุณหภูมิของแก๊สซิฟิเคชันเป็น 636 องศาเซลเซียส แต่อย่างไรก็ตามไฮโดรเจนที่ได้จากกระบวนการเคมีคอลลูบิ๊งแก๊สซิฟิเคชันที่เสริมด้วยตัวดูดซับยังมีความบริสุทธิ์ไม่มากพอที่จะเหมาะสมสำหรับนำไปใช้ในเซลล์เชื้อเพลิงบางประเภท เช่น ระบบเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเยื่อแลกเปลี่ยนโปรตอนแบบอุณหภูมิต่ำ (Low temperature electrolyte membrane fuel cells; LT-PEMFC) เนื่องจากเซลล์เชื้อเพลิงชนิดนี้จำเป็นต้องใช้ไฮโดรเจนสายป้อนที่มีความบริสุทธิ์สูง และมีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำกว่า 50 ส่วนในล้านส่วนโดยโมล (ppm) (Garche และคณะ 2013; O'hayre และคณะ 2016)

3.3 กระบวนการไอน้ำ-เหล็ก (Steam-iron process)

กระบวนการไอน้ำ-เหล็ก เป็นกระบวนการเก่าแก่ในอุตสาหกรรมการผลิตไฮโดรเจน โดยกระบวนการนี้ถูกนำเสนอโดย (Messerschmitt, 1910; Lane, 1913) หลักการของกระบวนการนี้คือ ให้เหล็กออกไซด์ (Fe_3O_4) เป็นตัวพาออกซิเจน ซึ่งปัจจุบันนี้อาจรู้จักในชื่อกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแบบแยกน้ำ (Chemical looping water splitting, CLWS) กระบวนการไอน้ำ-เหล็กเดิมนั้นจะประกอบไปด้วยสองส่วน ในส่วนแรกเหล็กออกไซด์ในรูป magnetite (Fe_3O_4) จะถูกรีดิวซ์ให้อยู่ในรูป wustite ($Fe_{0.947}O$) ด้วยเชื้อเพลิงไฮโดรคาร์บอน ได้ผลิตภัณฑ์หลักเป็น H_2O และ CO_2 จากนั้นเหล็กออกไซด์ในรูป wustite ($Fe_{0.947}O$) จะเข้าสู่ในส่วนที่สอง โดยจะถูกออกซิไดซ์ด้วยไอน้ำกลับไปเป็น magnetite (Fe_3O_4) ได้ผลิตภัณฑ์หลักเป็น H_2 และ H_2O และเหล็กออกไซด์ในรูป magnetite (Fe_3O_4) จะถูกวนกลับไปใช้ใหม่อีกครั้ง

Cormos (2010) ได้ศึกษาการทำงานร่วมกับของการผลิตกระแสไฟฟ้าและการผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการเคมีคอลลูบปีง โดยใช้เหล็กออกไซด์ (Fe_3O_4) เป็นตัวพาออกซิเจน โดยแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันทำปฏิกิริยากับเหล็กออกไซด์ในรูป Fe_3O_4 เปลี่ยนเป็น $Fe_{0.947}O$ จากนั้น $Fe_{0.947}O$ ซึ่งถูกออกซิไดซ์ด้วยไอน้ำในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำได้ไฮโดรเจนเป็นผลิตภัณฑ์ ซึ่งจากผลการทดลองพบว่ากระบวนการนี้สามารถผลิตกระแสไฟฟ้าได้ถึง 400 MW นอกจากนี้ CO_2 ยังถูกจับได้มากกว่าการดูดซับด้วยแก๊สและของเหลว เนื่องจากส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพของการบวกรวมเพียงเล็กน้อย Chen และคณะ (2012) ได้นำเสนอการทำงานร่วมกันของกระบวนการไอน้ำ-เหล็กและเคมีคอลลูบปีงแบบเผาไหม้เพื่อผลิตไฮโดรเจนและกระแสไฟฟ้าโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus ซึ่งเป็นการนำแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการทำปฏิกิริยาระหว่างแก๊สสังเคราะห์ที่ใช้เป็นเชื้อเพลิงกับเหล็กออกไซด์ในรูป Fe_3O_4 ไปทำปฏิกิริยาเผาไหม้กับ NiO ซึ่งสามารถดักจับ CO_2 ได้อย่างสมบูรณ์ แม้ว่ากระบวนการไอน้ำ-เหล็กสามารถผลิตไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูงได้ อีกทั้งยังสามารถดักจับ CO_2 ใดๆก็ตามที่ตามกระบวนการนี้ยังมีข้อเสียในเรื่องของขีดจำกัดในเรื่องอุณหพลศาสตร์ เป็นสาเหตุให้ผลิตไฮโดรเจนได้น้อย เนื่องจากแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงมีการปนเปื้อนของ H_2 และ CO ดังนั้นจึงได้มีการปรับปรุงกระบวนการด้วยการเพิ่มเตาปฏิกรณ์อากาศเข้ามา ทำให้กระบวนการเคมีคอลลูบปีงแบบแยกน้ำจะประกอบไปด้วยเตาปฏิกรณ์ 3 เครื่อง คือ เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง เตาปฏิกรณ์ไอน้ำ และเตาปฏิกรณ์อากาศ โดยเตาปฏิกรณ์อากาศมีหน้าที่เป็นเหล็กออกไซด์ในรูปของ Fe_3O_4 เป็น Fe_2O_3 แทนเพื่อลดเรื่องขีดจำกัดเรื่องอุณหพลศาสตร์ในการทำปฏิกิริยากับมีเทน และเนื่องจากเหล็กออกไซด์ในรูป Fe_2O_3 ได้มาจากการทำปฏิกิริยาออกซิเจน

สมบัติของ Fe_3O_4 กับอากาศ ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน โดยสามารถใช้ความร้อนเหล่านี้ในกระบวนการทำให้สามารถดำเนินการได้ในสภาวะอโตเทอมอร์ได้ (Abad, 2015)

Chiesa และคณะ (2008) ได้ศึกษากระบวนการเคมีคอลลูบปีงแบบใช้เตาปฏิกรณ์ 3 เครื่อง มาเปรียบเทียบกับกระบวนการดั้งเดิม เช่นกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ พวกเขาพบว่ากระบวนการให้ผลเหมือนกันในด้านของประสิทธิภาพของกระบวนการ แต่ให้ผลดีกว่าในด้านการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยต่อมามีการจำลองกระบวนการเคมีคอลลูบปีงโดยให้เหล็กออกไซด์เป็นตัวพาออกซิเจน ซึ่งพบว่ากระบวนการมีประสิทธิภาพดีกว่ากระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของมีเทน (Kathe และคณะ, 2016)

แม้ว่ากระบวนการไอน้ำ-เหล็ก ได้มีการพัฒนาเป็นกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแบบแยกน้ำที่มีเตาปฏิกรณ์ 3 เครื่อง และสามารถผลิตไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูง อีกทั้งยังสามารถดำเนินการได้โดยไม่ต้องใช้แหล่งความร้อนจากภายนอก แต่เนื่องจากแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงมีการปนเปื้อนของไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ ทำให้ต้องมีหน่วยแยกแก๊สเพิ่ม นอกจากนี้ยังมีปัญหาการปิดทับด้วยคาร์บอนบนตัวพาออกซิเจนในระหว่างการเกิดปฏิกิริยาในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง

3.4 การวิเคราะห์เอกเซอร์จี (Exergy analysis)

Wei และคณะ (2014) ได้ศึกษาการผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้ไอน้ำเป็นสารตัวกลางจากชีวมวลชนิดต่างๆ (ขี้เลื่อย ก้านฝ้าย ลำต้นข้าวโพก แกลบ และฟางข้าว) ที่ภาวะการดำเนินงานของเตาแก๊สซิไฟเออร์ 650 องศาเซลเซียส และอัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน (CaO/C) เท่ากับ 1 พบว่า แกลบมีประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีต่ำที่สุด (10.28 %) เนื่องจากผลได้ของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ต่ำ (6.56 โมล/กก.) โดยประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีของกระบวนการการนั้นจะถูกกำหนดหนด (1) เอกเซอร์จีของไฮโดรเจน และ (2) เอกเซอร์จีเชิงเคมีของชีวมวล และเนื่องจากเอกเซอร์จีของแก๊สจะพิจารณาเฉพาะผลได้ของไฮโดรเจน ดังนั้นประสิทธิภาพของเอกเซอร์จีที่ได้จากกระบวนการจะขึ้นอยู่กับ (1) ผลได้ของไฮโดรเจน (ผลได้ของไฮโดรเจนสูง ทำให้ประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีสูง) และ (2) เอกเซอร์จีเชิงเคมีของชีวมวล (เอกเซอร์จีเชิงเคมีของชีวมวลต่ำ ทำให้ประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีสูง) ซึ่งในบรรดาชีวมวลทั้ง 5 ที่ชนิดที่พวกเขาศึกษา พบว่า ฟางข้าวมีประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีสูงที่สุด

Pala และคณะ (2017) ศึกษาการผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้ไอน้ำเป็นสารตัวกลางจากชีวมวลต่างชนิดกัน (เศษอาหาร ขี้เลื่อย เศษไม้ ไม้สับ ขยะสีเขียว เปลือกเมล็ดกาแฟ และขยะมูลฝอย) โดยพบว่าเมื่ออุณหภูมิของเตาแก๊สซิไฟเออร์เป็น 900 องศาเซลเซียส และ

อัตราส่วนของไอน้ำต่อชีวมวล (S/B) เป็น 0.2 ชีวมวลที่มาจากเศษอาหาร ส่งผลให้กระบวนการมีประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จีต่ำที่สุด ในขณะที่ขยะมูลฝอยทำให้กระบวนการมีประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จีสูงสุด (49.38 %) เนื่องมาจากสามารถผลิตไฮโดรเจนได้สูงเป็นอันดับสอง (32.94 โมล/กก.) และชีวมวลมีค่าเอ็กเซอร์จีเชิงเคมีต่ำ

Zhang และคณะ (2018) ได้เสนอการวิเคราะห์ทางอุณหพลศาสตร์และเศรษฐศาสตร์ของการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิชั่นของชีวมวล โดยมีการแบ่งชีวมวลส่วนหนึ่งที่ไม่เกิดปฏิกิริยาไปใช้เป็นเชื้อเพลิงให้กับหม้อต้มไอน้ำ โดยพบว่ากระบวนการมีประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จี 68.0 % ต่อมา Mehrpooya และคณะ (2018) ได้ทำการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิชั่นของชีวมวลหลากหลายชนิด เพื่อวิเคราะห์ประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จี จากการศึกษาประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จีของกระบวนการโดยใช้ชีวมวลเป็นวัตถุดิบ ได้แก่ แกลบ เศษไม้ และไม้สน พบว่าประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จีของการอบแห้งสูงที่สุด (ประมาณ 90 %) และมีการสูญเสียเอ็กเซอร์จีของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนต่ำกว่าส่วนอื่นของกระบวนการ นอกจากนี้ Detchusananard และคณะ (2020) ได้จำลองกระบวนการเคมีคอลลูบปิ๊งแก๊สซิฟิเคชั่นที่เสริมด้วยตัวดูดซับ ซึ่งจากผลการจำลองพบว่ากระบวนการนี้มีประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จีเท่ากับ 56% เมื่อกระบวนการดำเนินงานที่สภาวะเหมาะสม โดยอุณหภูมิของแก๊สซิไฟเออร์เป็น 700 องศาเซลเซียส และอัตราส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอนเท่ากับ 4.5

บทที่ 4

การจำลองกระบวนการ

แบบจำลองกระบวนการเป็นเครื่องมือที่มีประโยชน์ที่ช่วยให้สามารถเข้าใจพฤติกรรมของกระบวนการทางเคมี ในบทนี้ได้มีการอธิบายถึงรายละเอียดการสร้างแบบจำลองของกระบวนการเคมี คอลลูบิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อผลิตไฮโดรเจนโดยใช้ฟางข้าวเป็นวัตถุดิบผ่านโปรแกรมจำลองกระบวนการแอสเพนพลัส (Aspen Plus) โดยเนื้อหาภายในบทนี้ประกอบด้วย รายละเอียดแบบจำลองของหน่วยปฏิบัติการที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ ตลอดจนการตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลองกับข้อมูลการทดลองของงานวิจัยในก่อนหน้า

4.1 การจำลองกระบวนการเคมีคอลลูบิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อผลิตไฮโดรเจน

การจำลองกระบวนการเคมีคอลลูบิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จะประกอบด้วย 3 ส่วนหลัก คือ 1) เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (Fuel reactor) หรือแก๊สซิไฟเออร์ (Gasifier) 2) เตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (Steam reactor) และ 3) เตาแคลซิเนออร์ (Calcination reactor) ชีวมวลที่นำมาใช้เป็นวัตถุดิบคือฟางข้าว ข้อมูลวิเคราะห์เชิงปริมาณ (Proximate analysis) และข้อมูลวิเคราะห์เชิงละเอียด (Ultimate analysis) ของชีวมวลฟางข้าวแสดงในตารางที่ 4.1 โดยแบบจำลอง HCOALGEN และ DCOALIGT ในโปรแกรมแอสเพนพลัสได้ถูกนำมาใช้ในการคำนวณเอนทัลปีและความหนาแน่นของชีวมวลจากค่าการวิเคราะห์ชีวมวลเชิงปริมาณและเชิงละเอียดของชีวมวลฟางข้าว

สมมติฐานที่สำคัญภายใต้การจำลองกระบวนการเคมีคอลลูบิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อผลิตไฮโดรเจนด้วยโปรแกรมแอสเพนพลัส (Aspen Plus) ได้แก่

- 1) กระบวนการดำเนินการที่สภาวะคงตัว (Steady state) และที่อุณหภูมิคงที่ (Isothermal)
- 2) ถ่านชาร์แทนด้วยองค์ประกอบของคาร์บอนทั้งหมด
- 3) ไม่มีการเกิดปฏิกิริยาของซีไธ
- 4) ไม่พิจารณาน้ำมันทาร์ (Tar)

รูปที่ 4.1 แสดงแผนภาพแบบจำลองกระบวนการเคมีคอลลูบิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จากโปรแกรมแอสเพนพลัส ซึ่งประกอบด้วยหน่วยจำลองของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ประกอบไปด้วยเครื่องปฏิกรณ์ 3 เครื่อง (DCOMP, GASI และ GASI-II) หน่วยจำลอง RYield (DECOMP) ซึ่งถูกใช้จำลองการสลายตัวของชีวมวลให้เป็นสารประกอบ คาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน ซัลเฟอร์ ไนโตรเจน และซีไธ เป็นต้น โดยกำหนดค่าเปอร์เซ็นต์ผลได้ (yield

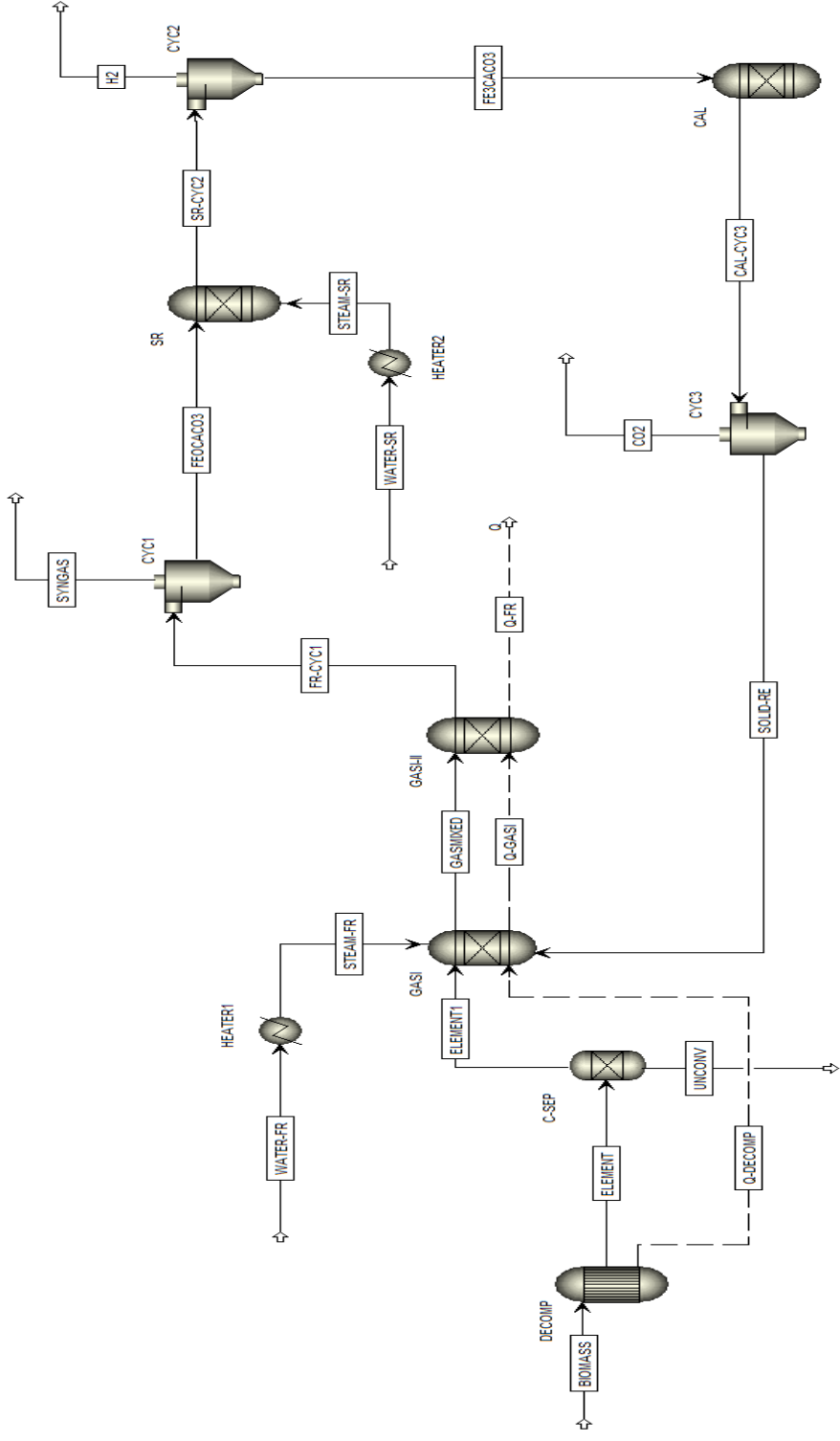
distribution) จากข้อมูลวิเคราะห์เชิงละเอียดของชีวมวลโดยใช้บล็อกการคำนวณ (Calculator block) ขณะที่สารประกอบของ คาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน ซัลเฟอร์ และไนโตรเจน จะถูกแยกออกจากซีเถ้าและคาร์บอนบางส่วนที่ไม่เกิดปฏิกิริยาด้วยหน่วยจำลอง Sep (C-SEP) จากนั้นจะถูกส่งเข้าไปในหน่วยจำลองเครื่องปฏิกรณ์ RGibbs ตัวที่หนึ่ง (GASI) เพื่อทำปฏิกิริยากับไอน้ำจากสาย STEAM-FR ที่ถูกเพิ่มอุณหภูมิด้วย HEATER1 และของแข็งจากสาย SOLID-RE ซึ่งประกอบด้วย CaO และ Fe_3O_4 ส่วนหน่วยจำลองเครื่องปฏิกรณ์ RGibbs ตัวที่สอง (GASI-II) เพื่อปรับค่าสารประกอบที่ได้จาก GASI ให้มีค่าใกล้เคียงกับผลการทดลอง โดยการกำหนดอุณหภูมิการเข้าสู่สมดุล (Temperature approach) ของปฏิกิริยาการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (สมการที่ 2.5) ให้ต่ำกว่าอุณหภูมิของแก๊สซิฟิเคชัน 125 องศาเซลเซียส และปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน (สมการที่ 2.14) ให้สูงกว่าอุณหภูมิของแก๊สซิฟิเคชัน 110 องศาเซลเซียส จากนั้นแก๊สผลิตภัณฑ์และของแข็งจากเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงจะถูกส่งไปที่ CYC1 ซึ่งจำลองโดยใช้หน่วย SSplit เพื่อแยกอนุภาคของแข็งออกจากแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยแก๊สผลิตภัณฑ์หลักที่ได้จากเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงคือแก๊สสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้นของไฮโดรเจนสูง ส่วนของแข็งในสาย FEOCACO3 จะถูกป้อนไปยังเตาปฏิกรณ์ไอน้ำซึ่งจำลองด้วยเครื่องปฏิกรณ์ RGibbs (SR) ซึ่งเหล็กจะเกิดปฏิกิริยากับไอน้ำจากสาย STEAM-SR ที่ถูกเพิ่มอุณหภูมิด้วย HEATER2 ก่อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำเพื่อผลิตไฮโดรเจน ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเตาปฏิกรณ์ไอน้ำถูกส่งไปแยกที่ CYC2 ได้แก๊สผลิตภัณฑ์หลักที่ได้จากเตาปฏิกรณ์ไอน้ำเป็นไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูง (H_2) ขณะที่ของแข็งในสาย FE3CACO3 จะถูกป้อนเข้าสู่เตาแคลซิเนอร์ (CAL) ซึ่งจำลองโดยใช้หน่วยเครื่องปฏิกรณ์ RGibbs เพื่อทำการแปรสภาพ CaCO_3 เป็น CaO โดยการคายซับแก๊ส CO_2 ผ่านปฏิกิริยาแคลซิเนชัน หลังจากนั้นแก๊ส CO_2 จะถูกแยกออกจากของแข็งด้วย CYC3 ของแข็งในสาย SOLID-RE ซึ่งประกอบด้วย Fe_3O_4 และ CaO จะถูกป้อนกลับเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเพื่อทำปฏิกิริยาอีกครั้ง สำหรับปฏิกิริยาต่าง ๆ ที่เกิดขึ้นในกระบวนการภายในเตาปฏิกรณ์แต่ละหน่วยได้ถูกอธิบายไว้ในบทที่ 2 สภาวะการดำเนินการและรายละเอียดการจำลองของหน่วยจำลองกระบวนการที่ใช้ในแบบจำลองแสดงในตารางที่ 4.2 และ 4.3 ตามลำดับ

ตารางที่ 4.1 ข้อมูลวิเคราะห์เชิงปริมาณและเชิงละเอียดของฟางข้าว (Garivait และคณะ, 2006)

ค่าวิเคราะห์เชิงปริมาณ (Proximate analysis) [% โดยมวล]	
ความชื้น (Moisture content)	6.71
คาร์บอนคงตัว (Fixed carbon)	11.09
สารระเหย (Volatile matter)	58.64
เถ้า (Ash)	23.55
ค่าวิเคราะห์เชิงละเอียด (Ultimate analysis) [% โดยมวล]	
C	44.40
H	5.00
N	0.60
S	0.01
O	30.80

ตารางที่ 4.2 ข้อมูลของสภาวะการดำเนินการที่ใช้ในแบบจำลอง

พารามิเตอร์	ค่า
อัตราการไหลของชีวมวล (กก./ชม.)	100
อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน	0.5-4
อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอน	0.5-4
อัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน	0-1
อัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน	0-1
อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (องศาเซลเซียส)	600-750
อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (องศาเซลเซียส)	500
อุณหภูมิของเตาแคลซิเนอร์ (องศาเซลเซียส)	860
อุณหภูมิของไอน้ำ (องศาเซลเซียส)	400
ความดัน (บรรยากาศ)	1



รูปที่ 4.1 แบบจำลองกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จากโปรแกรมแอสเพนพลัส

ตารางที่ 4.3 รายละเอียดของหน่วยจำลองกระบวนการ

ชนิด	ชื่อย่อ	คำอธิบาย
RYield	DECOMP	ทำหน้าที่เปลี่ยนสารที่ไม่สามารถระบุโครงสร้างโมเลกุลได้ (Non-conventional component) ให้เป็นสารที่มีสูตรโมเลกุล (Conventional component) โดยคำนวณจากสมการสมดุลของธาตุองค์ประกอบ
RGibbs	GASI	ทำหน้าที่จำลองการเกิดปฏิกิริยาของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน
	GASI-II	ทำหน้าที่จำลองการเกิดปฏิกิริยาของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยการกำหนดอุณหภูมิการเข้าสู่สมดุลของบางปฏิกิริยา
	SR	ทำหน้าที่จำลองการเกิดปฏิกิริยาไอน้ำ-เหล็ก
	CAL	ทำหน้าที่จำลองการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชัน เปลี่ยน CaCO_3 ให้เป็น CaO
SEP	C-SEP	ทำหน้าที่แยกซีไธและคาร์บอนบางส่วนที่ไม่เกิดปฏิกิริยา
SSplit	CYC1	ทำหน้าที่แยกของแข็งกับก๊าซสังเคราะห์ที่ผลิตได้จากเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง
	CYC2	ทำหน้าที่แยกของแข็งกับไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ
	CYC3	ทำหน้าที่แยกของแข็งกับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากรีเจนเนอเรเตอร์
HEATER	HEATER1	ทำหน้าที่เพิ่มอุณหภูมิให้กับน้ำเพื่อเปลี่ยนเป็นไอน้ำป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง
	HEATER2	ทำหน้าที่เพิ่มอุณหภูมิให้กับน้ำเพื่อเปลี่ยนเป็นไอน้ำป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำ

4.2 การตรวจสอบแบบจำลอง

การจำลองกระบวนการเคมีคอลลูบปิ๊งแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เป็นการรวมกันของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์กับกระบวนการเคมีคอลลูบปิ๊งแบบแยกน้ำหรือกระบวนการไอน้ำ-เหล็ก ซึ่งเป็นแบบจำลองที่มีข้อจำกัดของข้อมูลในการตรวจสอบ แต่อย่างไรก็ตามแบบจำลองกระบวนการควรได้รับการตรวจสอบความแม่นยำในการทำนาก่อนนำไปใช้ ด้วยเหตุนี้จึงได้แบ่งการตรวจสอบผลการจำลองเป็นสองส่วน ในส่วนแรกเป็นการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อผลิตไฮโดรเจนจากชีวมวลโดยเทียบกับผลการทดลองของ Cheng และคณะ (2010) ซึ่งมีข้อมูลวิเคราะห์เชิงปริมาณและเชิงละเอียดของชีวมวลดังแสดงในตารางที่ 4.4 ส่วนในตารางที่ 4.5 แสดงข้อมูลสถานะที่ใช้ดำเนินการของกระบวนการ ในส่วนที่สองคือการจำลองกระบวนการเคมีคอลลูบปิ๊งแบบแยกน้ำหรือกระบวนการไอน้ำ-เหล็ก โดยทั่วไปแล้ว Fe_3O_4 สามารถเกิดปฏิกิริยากับแก๊สได้ง่ายกว่าของแข็ง และด้วยข้อจำกัดด้านข้อมูลการทดลองของกระบวนการที่ใช้ Fe_3O_4 ทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงของแข็งโดยตรง ดังนั้นงานวิจัยที่นำมาใช้ในการอ้างอิงจึงเป็นผลการจำลองกระบวนการไอน้ำ-เหล็กของ Lopez-Ortiz และคณะ (2017) โดยกระบวนการนี้ใช้ Fe_3O_4 เป็นตัวพาออกซิเจน และใช้มีเทนเป็นเชื้อเพลิง สำหรับสถานะที่ใช้ในการดำเนินการของกระบวนการแสดงไว้ในตารางที่ 4.6

ตารางที่ 4.4 ข้อมูลวิเคราะห์เชิงปริมาณและเชิงละเอียดของชีวมวล (Cheng และคณะ, 2010)

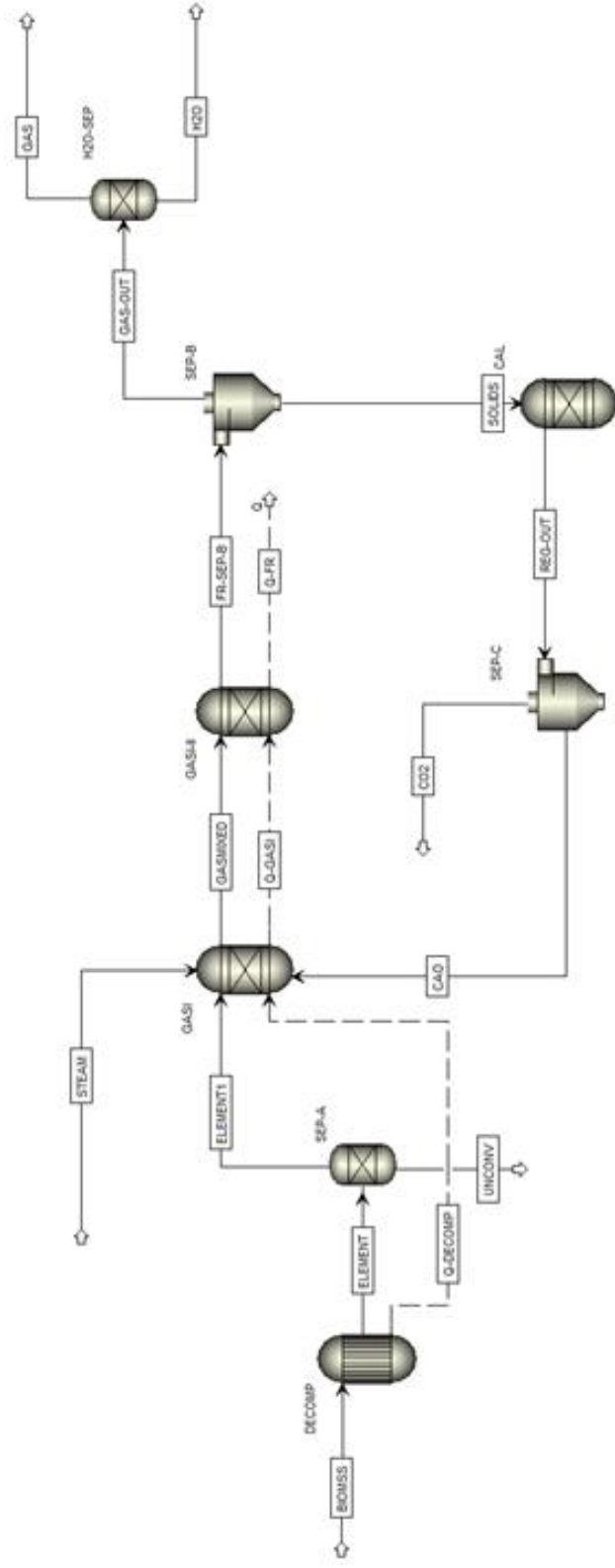
ค่าวิเคราะห์เชิงปริมาณ (Proximate analysis) [% โดยมวล]	
ความชื้น (Moisture content)	8.84
คาร์บอนคงที่ (Fixed carbon)	17.99
สารระเหย (Volatile matter)	68.48
ขี้เถ้า (Ash)	4.69
ค่าวิเคราะห์เชิงละเอียด (Ultimate analysis) [% โดยมวล]	
C	46.15
H	3.07
N	1.27
S	0.07
O	49.44

ตารางที่ 4.5 ข้อมูลสภาวะที่ใช้ในการดำเนินของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (Cheng และคณะ, 2010)

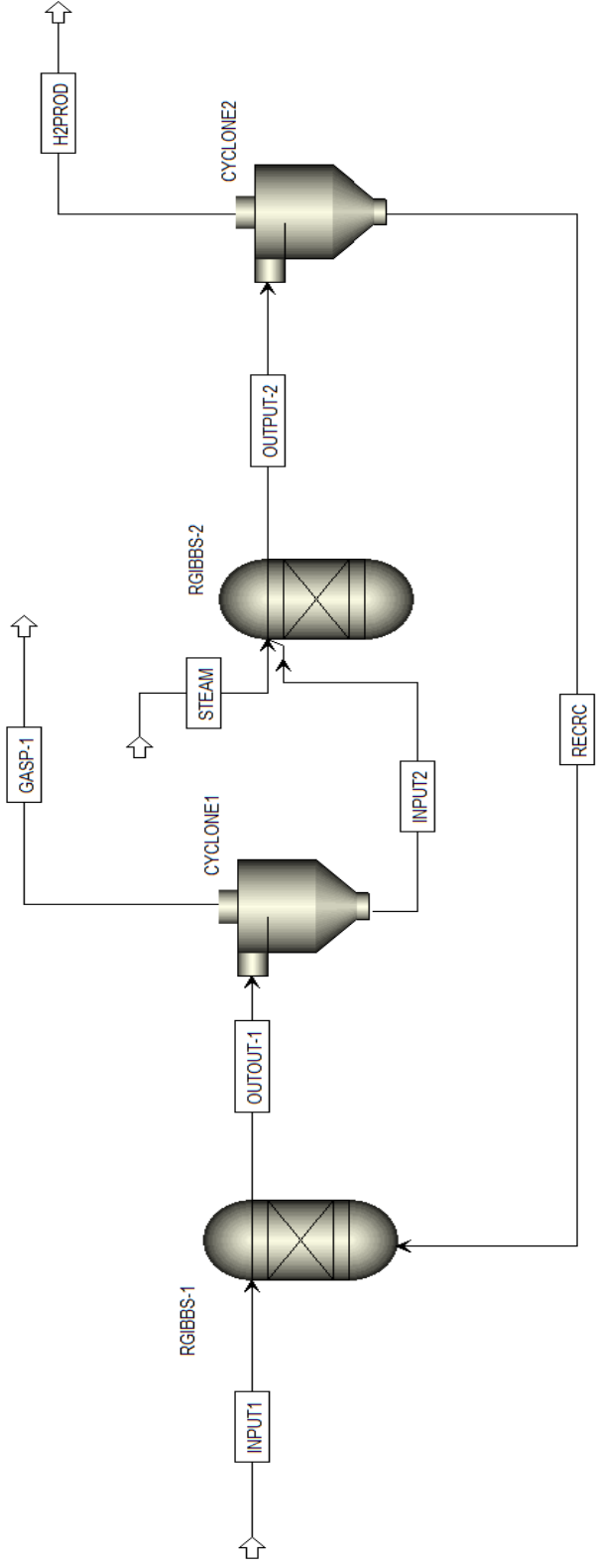
พารามิเตอร์	ค่า
อัตราการไหลของชีวมวล (กก./ชม.)	40
อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล	0.7
อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล	0.5
อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน (องศาเซลเซียส)	700
อุณหภูมิรีเจนเนอเรเตอร์ (องศาเซลเซียส)	900
ความดัน (บาร์)	1

ตารางที่ 4.6 ข้อมูลสภาวะที่ใช้ในการดำเนินการของกระบวนการไอน้ำ-เหล็ก(Lopez-Ortiz และคณะ, 2017)

พารามิเตอร์	ค่า
อัตราการป้อนมีเทน (กก/ชม.)	1
อัตราการป้อนตัวพาออกซิเจน (กก/ชม.)	1
อัตราการป้อนไอน้ำเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (กก/ชม.)	8.2
อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (องศาเซลเซียส)	700
อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (องศาเซลเซียส)	600
ความดัน (บรรยากาศ)	1



รูปที่ 4.2 แบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟเคชั่นที่มีการตั้งคาร์บอนไดออกไซด์



รูปที่ 4.3 แบบจำลองกระบวนการได้ออกน้ำ-เหล็ก



แบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และแบบจำลองกระบวนการไอน้ำ-เหล็ก แสดงในรูปที่ 4.2 และรูปที่ 4.3 และผลการตรวจสอบแบบจำลองของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แสดงในตารางที่ 4.7 พบว่าผลที่ได้จากการจำลองมีค่าใกล้เคียงกับผลการทดลองของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ของ Cheng และคณะ (2010) โดยให้เปอร์เซ็นต์ความคลาดเคลื่อนขององค์ประกอบของแก๊สที่ออกจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ระหว่างแบบจำลองและผลการทดลองไม่เกิน 3% และเมื่อพิจารณาผลการจำลองกระบวนการไอน้ำ-เหล็ก ดังแสดงในตารางที่ 4.8 พบว่ามีค่าเท่ากับงานวิจัยของ Lopez-Ortiz และคณะ (2017) ดังนั้นจากการตรวจสอบแบบจำลองทำให้ยืนยันได้ว่าแบบจำลองที่สร้างขึ้นสามารถนำไปประยุกต์ใช้กับการจำลองกระบวนการเคมีคอลลูปปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้

ตารางที่ 4.7 ข้อมูลองค์ประกอบของแก๊สของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้จากการทดลองและแบบจำลองกระบวนการ

องค์ประกอบ	Cheng และคณะ (2010)	ผลการจำลอง	ความคลาดเคลื่อน (%)
H ₂	51.01	51.00	0.02
CO	19.02	19.17	0.79
CO ₂	20.92	20.58	1.63
CH ₄	9.05	9.25	2.21

ตารางที่ 4.8 ข้อมูลองค์ประกอบของแก๊สของกระบวนการเหล็ก-ไอน้ำ

อัตราการผลิต (กิโลโมลต่อชั่วโมง)	GASP-1		H2PROD	
	Lopez-Ortiz และคณะ (2017)	ผลการจำลอง	Lopez-Ortiz และคณะ (2017)	ผลการจำลอง
H ₂	1.536	1.536	1.359	1.359
CO	0.704	0.704	0	0
CO ₂	0.196	0.196	0	0
CH ₄	0.100	0.100	0	0

บทที่ 5

การวิเคราะห์ประสิทธิภาพการทำงานของกระบวนการเคมีคอลรูปึงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

ในบทนี้จะกล่าวถึงผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการเคมีคอลรูปึงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อผลิตไฮโดรเจนบริสุทธิ์สำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเยื่อแลกเปลี่ยนโปรตอนแบบอุณหภูมิต่ำ (LT-PEMFC) โดยใช้ฟางข้าวเป็นวัตถุดิบ โดยพิจารณาตัวแปรที่ส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพการทำงานของกระบวนการ ได้แก่ อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน (S_{FR}/C) อัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน (Fe_3O_4/C) อัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน (CaO/C) อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอน (S_{SR}/C) อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (T_{FR}) และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (T_{SR}) ที่ส่งผลกระทบต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจน ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ (η) นอกจากนี้ การประเมินหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการดำเนินการของกระบวนการจะถูกวิเคราะห์ในส่วนสุดท้าย

5.1 ผลกระทบของตัวแปรที่ส่งผลกระทบต่อกระบวนการ

ในหัวข้อนี้จะศึกษาผลกระทบของตัวแปรต่าง ๆ ที่ส่งผลกระทบต่อกระบวนการ ได้แก่ อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน อัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน อัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน และอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอน ที่ส่งผลกระทบต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจน ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ รวมถึงการพิจารณาความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ปนเปื้อนในไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ เพื่อให้อยู่ในค่าที่เหมาะสมสำหรับการนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเยื่อแลกเปลี่ยนโปรตอนแบบอุณหภูมิต่ำ

5.1.1 ผลกระทบของอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน (S_{FR}/C) และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (T_{FR})

เมื่อกระบวนการเคมีคอลรูปึงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ดำเนินงานภายใต้สภาวะความดัน 1 บรรยากาศ โดยที่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (T_{FR}) ทำงานที่อุณหภูมิระหว่าง 600 – 750 องศาเซลเซียส และกำหนดให้เตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (T_{SR}) ทำงานที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส

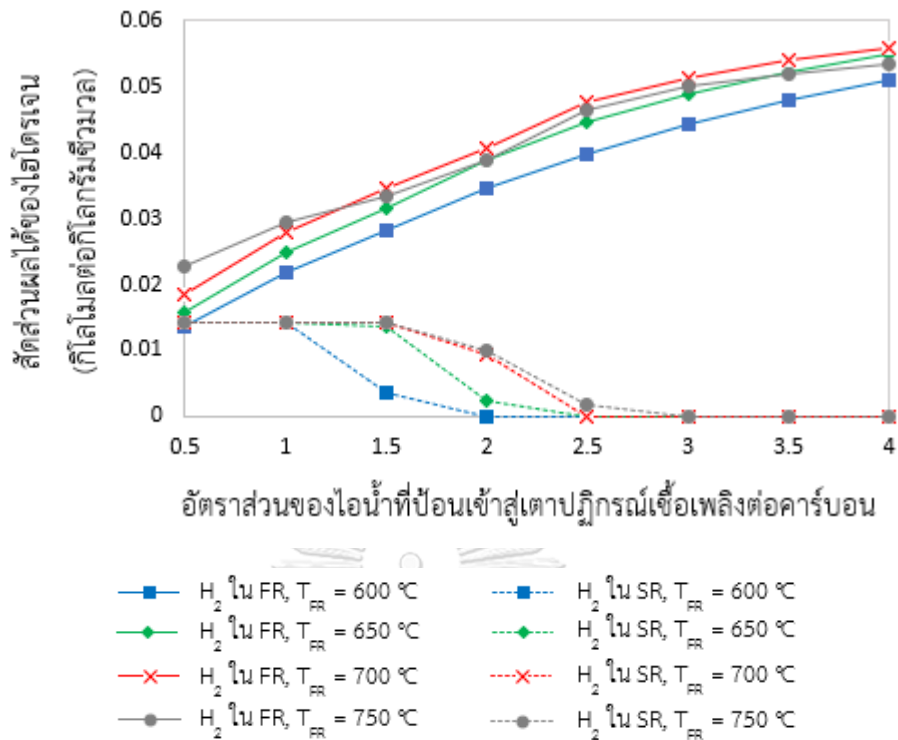
อัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน อัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน และอัตราส่วนอัตราส่วนไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนมีค่าเท่ากับ 0.5, 0.8 และ 1.5 ตามลำดับ การเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน (S_{FR}/C) ระหว่าง 0.5 ถึง 4 ได้ส่งผลกระทบต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ สัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมด ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน รวมถึงประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ ดังนี้

รูปที่ 5.1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนกับสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ พบว่าเมื่อเพิ่มอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ส่งผลให้สัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นแต่ในขณะเดียวกันกลับส่งผลให้ไฮโดรเจนที่ได้จากเตาปฏิกรณ์ไอน้ำลดลง เนื่องจากที่อัตราส่วนไอน้ำต่อคาร์บอนที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่ำ การเพิ่มขึ้นของปริมาณไอน้ำส่งผลดีกับปฏิกิริยาต่าง ๆ ได้แก่ ปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วนระหว่างมีเทนกับเหล็กออกไซด์เกิดเป็น $Fe_{0.947}O$ (สมการ 2.16) ปฏิกิริยาอวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (สมการ 2.14) และปฏิกิริยาการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (สมการที่ 2.15) ซึ่งเมื่อปริมาณของไอน้ำในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเพิ่มสูงขึ้นมากกว่า 1.5 ทำให้ $Fe_{0.947}O$ บางส่วนถูกรีดิวซ์ด้วยไอน้ำกลับเป็น Fe_3O_4 เสมือนการเกิดปฏิกิริยาไอน้ำ-เหล็ก (สมการ 2.19) จากการลดลงของ $Fe_{0.947}O$ ซึ่งเป็นตัวทำปฏิกิริยากับไอน้ำเพื่อผลิตไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ จึงทำให้สัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำลดลง อย่างไรก็ตาม เมื่อพิจารณาสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมดดังรูปที่ 5.2 พบว่าการเพิ่มขึ้นของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงส่งผลให้ได้ไฮโดรเจนทั้งหมดเพิ่มขึ้น ซึ่งที่อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนมากกว่า 2.5 ไฮโดรเจนที่ผลิตได้ส่วนใหญ่มาจากปฏิกิริยาการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของมีเทน (สมการ 2.15) ภายในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง และเมื่อพิจารณาในส่วนของคุณหมุมของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง พบว่า การเพิ่มขึ้นของคุณหมุม ส่งผลให้สัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมดเพิ่มขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยาหลักที่เกิดขึ้นในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงในการผลิตไฮโดรเจนมีสถานะดูดความร้อน

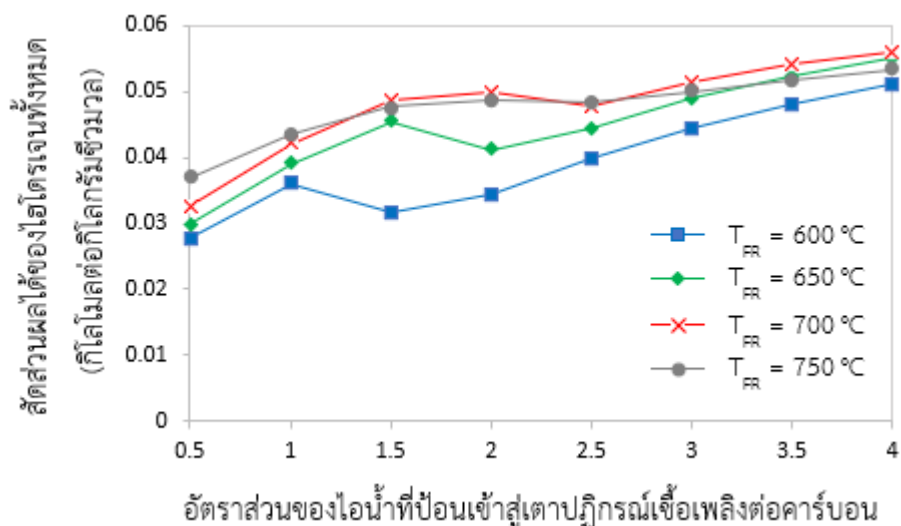
รูปที่ 5.3 การเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนส่งผลให้ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงลดลง เนื่องมาจากคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นในกระบวนการได้ทำปฏิกิริยากับไอน้ำด้วยปฏิกิริยาอวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (สมการ 2.14) และปฏิกิริยาดังกล่าวเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อนดังนั้นจึงสามารถเกิดขึ้นได้ดีที่อุณหภูมิต่ำ ซึ่งจะเห็นได้ว่าที่อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส มีปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์มีค่าสูง

รูปที่ 5.4 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนที่ส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน พบว่าการเพิ่มปริมาณของไอน้ำจะส่งผลให้ไฮโดรเจนมีความบริสุทธิ์เพิ่มขึ้น เนื่องจากไอน้ำได้ทำปฏิกิริยากับมีเทนและคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้น ด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำและปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิฟต์ ตามลำดับ (สมการ 2.15 และ 2.14) นอกจากนี้ เครื่องปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ทำงานที่สภาวะอุณหภูมิต่ำส่งผลดีต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน เนื่องจากคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นได้ถูกดักจับด้วยแคลเซียมออกไซด์ผ่านปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ทำให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ลดน้อยลง ส่งผลให้ได้ไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์เพิ่มขึ้น ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนในรูปที่ 5.5 แสดงให้เห็นว่า การเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน ส่งผลให้ประสิทธิภาพทางความร้อนในช่วงแรกมีค่าเพิ่มขึ้น เนื่องจากการเพิ่มขึ้นของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ แต่เมื่ออัตราส่วนของไอน้ำเพิ่มขึ้นต่อเนื่องจนกระทั่งมากกว่า 1.5 (เมื่ออุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเป็น 650 700 และ 750 องศาเซลเซียส) พบว่าประสิทธิภาพของระบบลดลง ซึ่งเป็นผลมาจากปริมาณไอน้ำที่มากเกินไปซึ่งจำเป็นต้องใช้ความร้อนจากภายนอกมาเพิ่มอุณหภูมิเพื่อเปลี่ยนน้ำให้กลายเป็นไอน้ำก่อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ ดังนั้นจึงส่งผลให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบลดลง ในส่วนของอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง เนื่องจากการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงส่งผลให้สามารถผลิตไฮโดรเจนได้เพิ่มขึ้น ด้วยเหตุนี้จึงทำให้กระบวนการมีประสิทธิภาพเพิ่มขึ้น

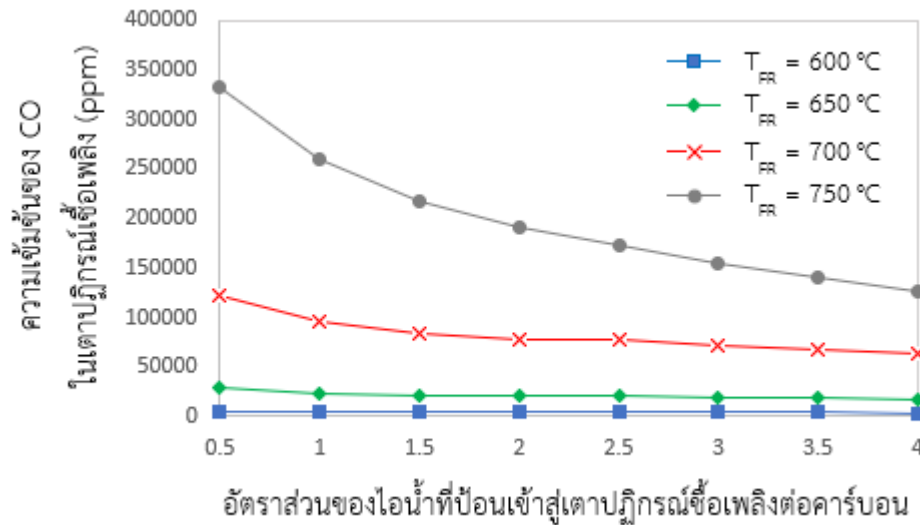
จากการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนเป็นสาเหตุที่ทำให้ไฮโดรเจนที่ได้ในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำลดลง และเมื่อพิจารณาความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงประกอบกับประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ พบว่าที่สภาวะการทำงานของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (T_{SR}) ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนเท่ากับ 0.5 อัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนเท่ากับ 0.8 และอัตราส่วนอัตราส่วนไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนเท่ากับ 1.5 กระบวนการเคมีคอลลูบิงแก๊สซิฟเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ควรทำงานที่อัตราส่วนของไอน้ำที่เหมาะสมที่ 1.5 อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเท่ากับ 650 องศาเซลเซียส ซึ่งในสภาวะดังกล่าวให้สัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนที่ผลิตจากเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำเท่ากับ 0.0317 และ 0.0138 ตามลำดับ โดยมีความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่ได้จากเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงคือ 82.43% และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการคือ 55.49%



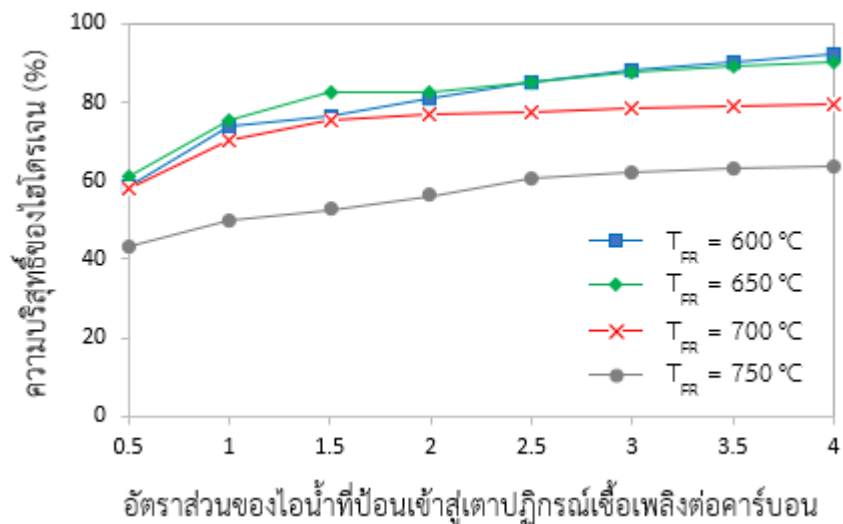
รูปที่ 5.1 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง และเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ ($\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{C} = 0.5$, $\text{CaO}/\text{C} = 0.8$, $S_{\text{SR}}/\text{C} = 1.5$, $T_{\text{SR}} = 500$ °C)



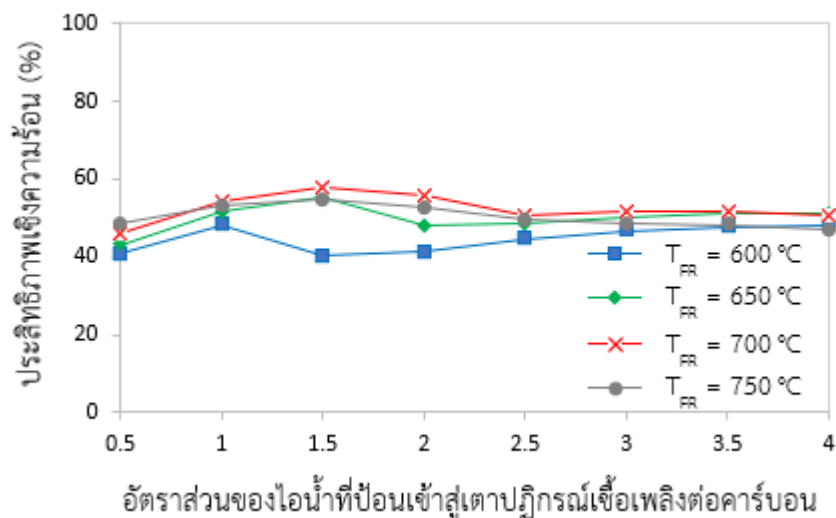
รูปที่ 5.2 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมด ($\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{C} = 0.5$, $\text{CaO}/\text{C} = 0.8$, $S_{\text{SR}}/\text{C} = 1.5$, $T_{\text{SR}} = 500$ °C)



รูปที่ 5.3 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอ้ที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{C} = 0.5$, $\text{CaO}/\text{C} = 0.8$, $S_{SR}/\text{C} = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}\text{C}$)



รูปที่ 5.4 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอ้ที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{C} = 0.5$, $\text{CaO}/\text{C} = 0.8$, $S_{SR}/\text{C} = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}\text{C}$)



รูปที่ 5.5 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อน ($\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{C} = 0.5$, $\text{CaO}/\text{C} = 0.8$, $S_{\text{SR}}/\text{C} = 1.5$, $T_{\text{SR}} = 500\text{ }^{\circ}\text{C}$)

5.1.2 ผลกระทบของอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน ($\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{C}$) และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (T_{FR})

ผลกระทบจากอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ สัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมดจากกระบวนการความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการแสดงในรูปที่ 5.6-5.10 ภายใต้สภาวะการทำงานของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่อุณหภูมิระหว่าง 600-750 องศาเซลเซียส เตาปฏิกรณ์ไอน้ำที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส และกำหนดให้อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนคือ 1.5 อัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนคือ 0.8 และอัตราส่วนอัตราส่วนไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอน 1.5 จากรูปที่ 5.6 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่มีต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ พบว่าเมื่ออุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเป็น 600 องศาเซลเซียส การเพิ่มอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำเพียงเล็กน้อย แต่เมื่ออุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น สัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำเพิ่มขึ้นอย่างมากเมื่อเพิ่มอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนจาก 0 ถึง 0.6 จากนั้นจึงเริ่มคงที่ที่อัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนมากกว่า 0.6 ในขณะที่สัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงค่อยๆ ลดลง ปรากฏการณ์ดังกล่าวเป็น

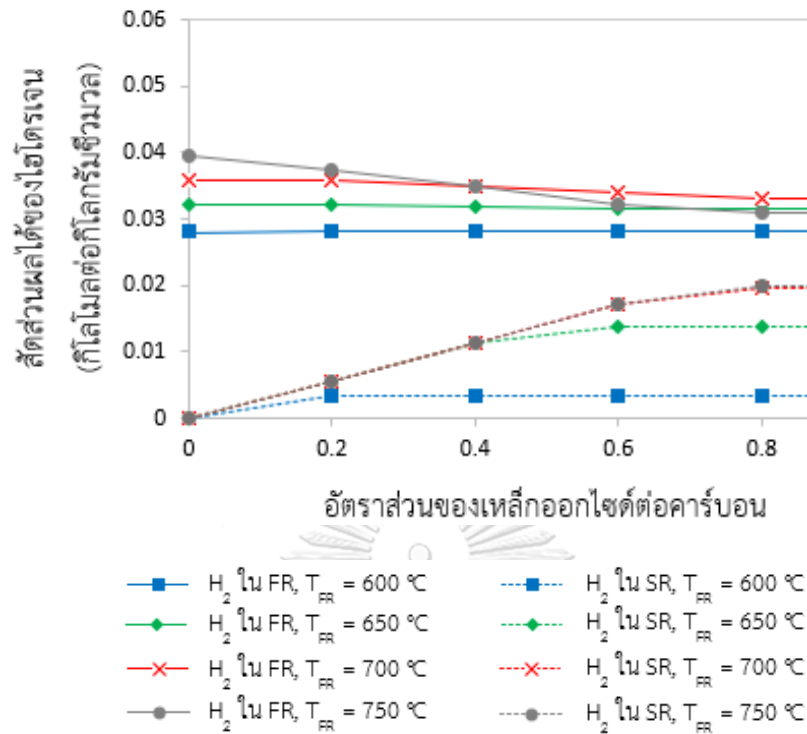
ผลมาจากการเพิ่มอัตราส่วนเหล็กต่อคาร์บอนภายในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงช่วยทำให้เกิดปฏิกิริยาระหว่าง CH_4 กับ Fe_3O_4 เป็น $\text{Fe}_{0.947}\text{O}$ (สมการ 2.16) ซึ่งปริมาณ $\text{Fe}_{0.947}\text{O}$ ที่เพิ่มขึ้นจะทำให้มีตัวทำปฏิกิริยาเพื่อเกิดปฏิกิริยาไอ้มน้ำ-เหล็ก (สมการ 2.19) กับไอ้มน้ำในเตาปฏิกรณ์ไอ้มน้ำเพิ่มขึ้น ส่งผลให้ไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ไอ้มน้ำที่ผลิตได้มีปริมาณเพิ่มขึ้น สำหรับปริมาณไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ลดลงนั้น เป็นผลมาจากเหล็กออกไซด์ที่เพิ่มขึ้นทำให้มีการเกิดปฏิกิริยาระหว่าง Fe_3O_4 กับ H_2 ซึ่งเป็นปฏิกิริยาย้อนกลับของปฏิกิริยาไอ้มน้ำ-เหล็ก (สมการ 2.19) อย่างไรก็ตาม จากปริมาณของไฮโดรเจนที่เพิ่มขึ้นอย่างมากจากเตาปฏิกรณ์ไอ้มน้ำ ส่งผลให้สัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมดเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนดังแสดงในรูปที่ 5.7

รูปที่ 5.8 แสดงการเพิ่มขึ้นของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนที่ส่งผลความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง พบว่า เมื่ออุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงดำเนินการที่ 600 และ 650 องศาเซลเซียส จะส่งผลให้ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงเล็กน้อย และเมื่ออุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นเป็น 700 องศาเซลเซียส ปริมาณเหล็กออกไซด์ที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้น โดยคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เพิ่มขึ้นนั้นเกิดจากการทำปฏิกิริยาระหว่างเหล็กออกไซด์ (Fe_3O_4) และมีเทนด้วยปฏิกิริยาการออกซิเดชันบางส่วน (สมการ 2.16) และเมื่ออุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเท่ากับ 750 องศาเซลเซียส ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์จะลดลงเมื่อเพิ่มปริมาณเหล็กออกไซด์เพิ่มขึ้น เนื่องจากที่อุณหภูมิสูงเหล็กออกไซด์จะเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันแบบสมบูรณ์กับมีเทน (สมการ 2.17) เกิดเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ และเมื่อพิจารณาในส่วนของอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่มีต่อความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์พบว่า อุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นทำให้ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้น โดยเป็นผลมาจากคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นมีความสามารถในการเกิดปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซิฟิเคชัน (สมการ 2.14) ลดน้อยลง โดยปฏิกิริยานี้เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนซึ่งสามารถเกิดขึ้นได้ดีที่อุณหภูมิต่ำ

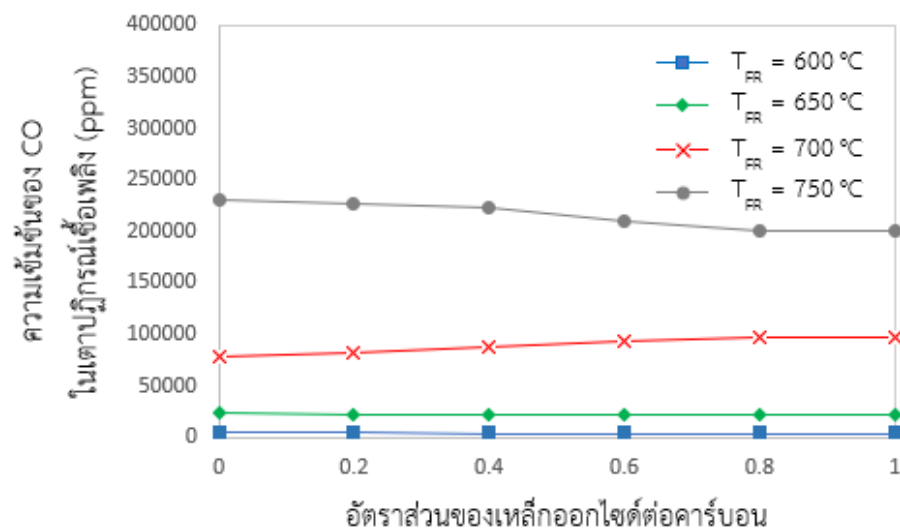
รูปที่ 5.9 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง แสดงให้เห็นว่าไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงมีความบริสุทธิ์เพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนภายใต้สภาวะอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงระหว่าง 600 -700 องศาเซลเซียส แต่ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนกลับลดลงเมื่อเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงของกระบวนการเคมีคอลูปปิ้งแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ทำงานที่อุณหภูมิเท่ากับ 750 องศาเซลเซียส เป็นผลมาจากปริมาณ Fe_3O_4 ที่เพิ่มขึ้นทำให้ปฏิกิริยาระหว่างมีเทนและเหล็กออกไซด์เกิดได้เพิ่มขึ้น โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้คือ CO และ CO_2 ซึ่งที่อุณหภูมิต่ำ CO_2 จะถูกดักจับด้วยแคลเซียมออกไซด์และ

CO สามารถเกิดปฏิกิริยากับไอน้ำด้วยปฏิกิริยาอวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (สมการ 2.14) ส่งผลให้ปริมาณของ CH_4 CO และ CO_2 ลดลง แต่ที่อุณหภูมิสูงปฏิกิริยาแคลซิเนชันเกิดขึ้นได้ยาก จึงทำให้ไฮโดรเจนที่ได้มีความบริสุทธิ์ลดลง

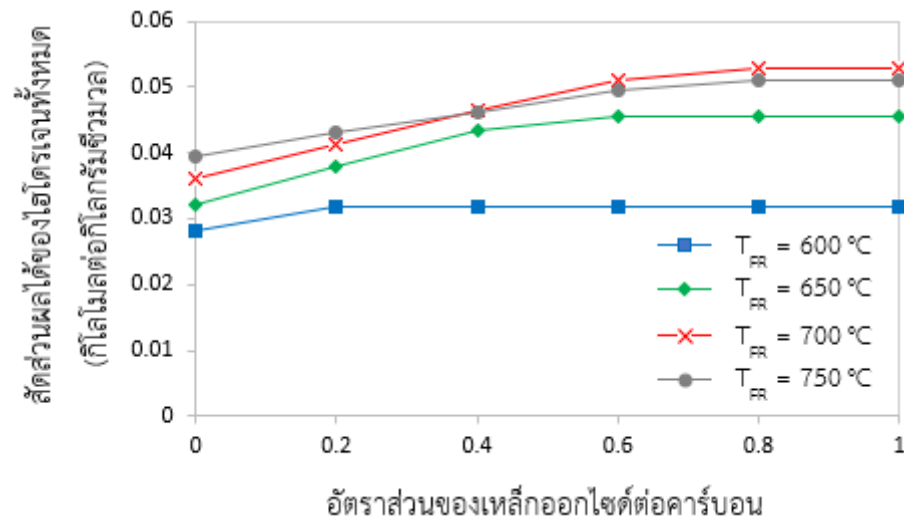
รูปที่ 5.10 แสดงผลของประสิทธิภาพเชิงความร้อนจากการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง พบว่าการเพิ่มขึ้นของเหล็กออกไซด์ส่งผลให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนเพิ่มขึ้นในทุกอุณหภูมิของการดำเนินการของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง เนื่องจากการเพิ่มขึ้นของไฮโดรเจนที่ผลิตได้ รวมทั้งความร้อนที่ได้จากเหล็กออกไซด์และแคลเซียมออกไซด์ที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงทำให้เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงมีความต้องการความร้อนจากภายนอกลดลง ด้วยเหตุนี้จึงทำให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อพิจารณาสถานะที่เหมาะสมของกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สชิฟต์เคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ แม้ว่าที่อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงดำเนินการที่ 700 องศาเซลเซียส กระบวนการมีประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุด แต่เมื่อพิจารณาถึงความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนร่วมด้วยแล้วพบว่าควรทำงานที่อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเท่ากับ 650 องศาเซลเซียส และอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์เท่ากับ 0.5 ซึ่งให้สัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำเท่ากับ 0.0138 และทำให้กระบวนการมีประสิทธิภาพเชิงความร้อนเป็น 55.49%



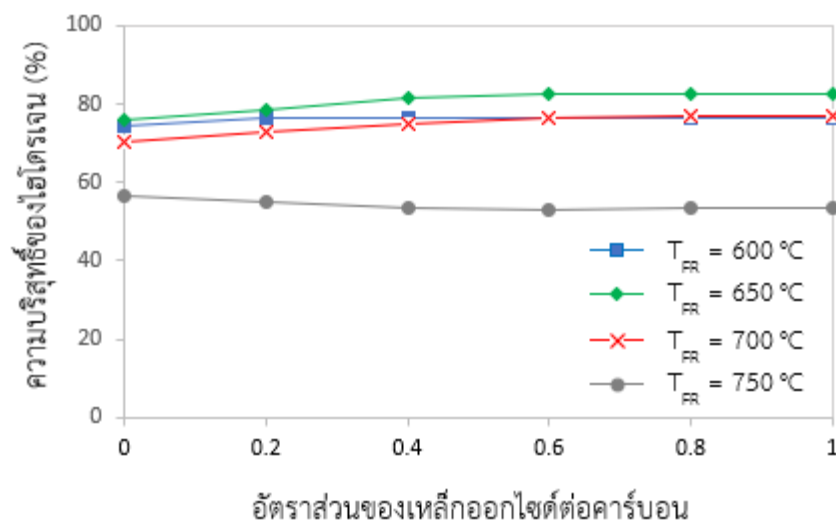
รูปที่ 5.6 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กลอกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ ($S_{FR}/C = 1.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500$ °C)



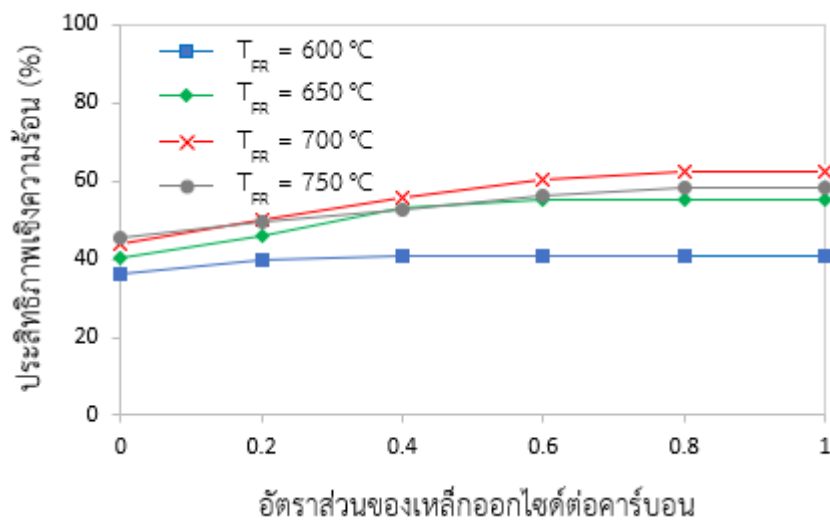
รูปที่ 5.7 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กลอกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($S_{FR}/C = 1.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500$ °C)



รูปที่ 5.8 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมด ($S_{FR}/C = 1.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}\text{C}$)



รูปที่ 5.9 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($S_{FR}/C = 1.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}\text{C}$)



รูปที่ 5.10 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กลime ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อน ($S_{FR}/C = 1.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}\text{C}$)

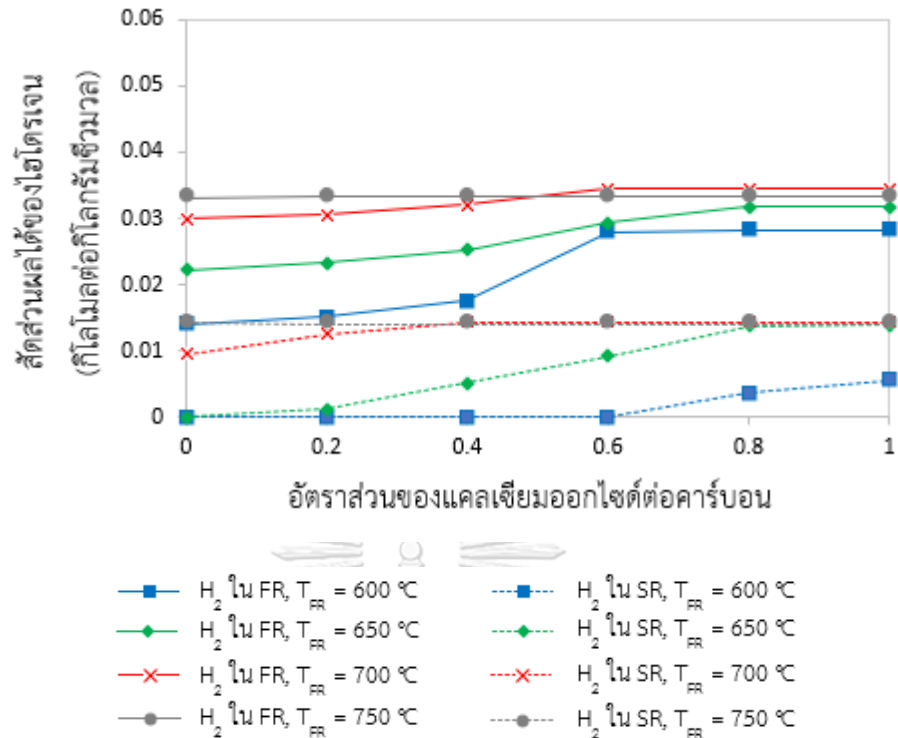
5.1.3 ผลกระทบของอัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน (CaO/C) อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (T_{FR})

ในหัวข้อนี้เป็นการศึกษาผลของอัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนที่มีการเปลี่ยนแปลงระหว่าง 0-1 ที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการทำงานของกระบวนการเคมิกอลลูบปิ้งแก๊สซิพีเคชั่นร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงภายในกระบวนการดำเนินการที่อุณหภูมิ 600-750 องศาเซลเซียส เตาปฏิกรณ์ไอน้ำดำเนินการที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนคือ 1.5 อัตราส่วนของเหล็กลime ต่อคาร์บอนคือ 0.5 และอัตราส่วนอัตราส่วนไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอน 1.5 เมื่อพิจารณาจากรูปที่ 5.11-5.15 พบว่าที่อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเท่ากับ 750 องศาเซลเซียส การเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ไม่ส่งผลกระทบต่อกระบวนการ เนื่องจากปฏิกิริยาคาร์บอนเซน (สมการ 2.18) เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนซึ่งสามารถเกิดได้ดีที่อุณหภูมิต่ำ ดังนั้นเมื่อเครื่องปฏิกรณ์เชื้อเพลิงดำเนินการที่อุณหภูมิสูงการเพิ่มอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์จึงไม่ส่งผลกระทบต่อกระบวนการ แต่เมื่ออุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงอยู่ระหว่าง 600-700 องศาเซลเซียส การเพิ่มของแคลเซียมออกไซด์ส่งผลให้ได้ผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำเพิ่มขึ้น ดังแสดงในรูปที่ 5.11 เนื่องจากการเพิ่มขึ้นของแคลเซียมออกไซด์เกิดได้ดีที่อุณหภูมิต่ำ ทำให้คาร์บอนไดออกไซด์

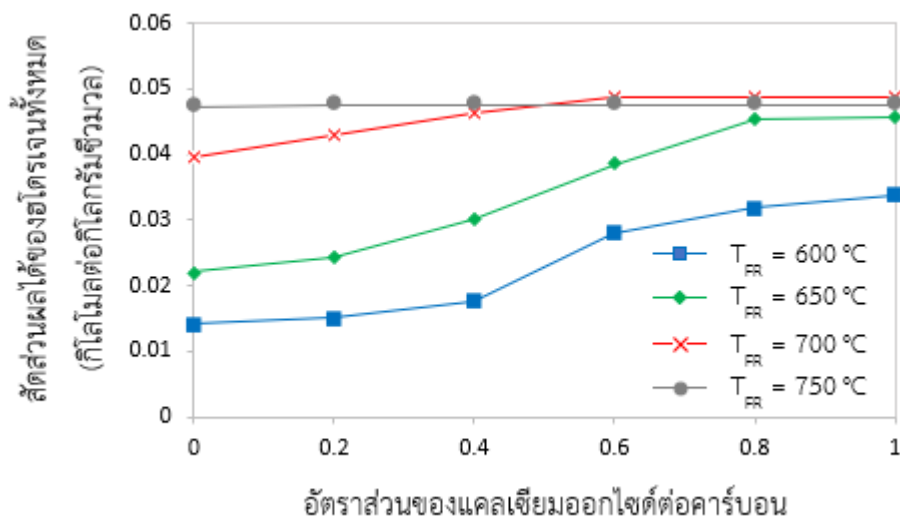
สามารถถูกดักจับด้วยแคลเซียมออกไซด์ด้วยปฏิกิริยาคาร์บอนชัน (สมการ 2.18) เพิ่มขึ้น ส่งผลให้สมดุลของการเกิดปฏิกิริยาออกเตอรแก๊สซิฟและปฏิกิริยาการรีฟอร์มมิงด้วยด้วยไอน้ำ (สมการ 2.14 และ 2.15) เลื่อนไปข้างหน้า จึงทำให้ได้ไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นทั้งในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ ดังนั้นสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมดจึงเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน ดังแสดงในรูปที่ 5.12

รูปที่ 5.13 แสดงผลของอัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนที่ส่งผลต่อความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง พบว่าที่อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเท่ากับ 600 650 และ 700 องศาเซลเซียส การเพิ่มขึ้นของเหล็กออกไซด์ส่งผลให้ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลง เนื่องจากคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นถูกดักจับด้วยแคลเซียมออกไซด์ด้วยปฏิกิริยาคาร์บอนชัน (สมการ 2.18) ทำให้ให้ปฏิกิริยาออกเตอรแก๊สซิฟเกิดขึ้นได้ดีส่งผลให้คาร์บอนมอนอกไซด์ลดลง ซึ่งส่งผลความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น ดังรูปที่ 14 และเมื่ออุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเพิ่มเป็น 800 องศาเซลเซียส พบว่าการเพิ่มขึ้นของแคลเซียมออกไซด์ไม่ส่งผลต่อกระบวนการ

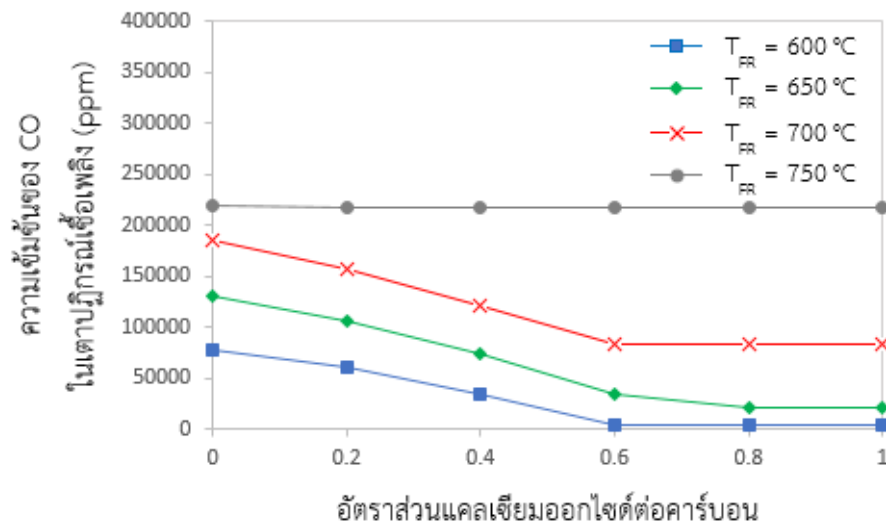
จากรูปที่ 5.15 แสดงถึงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ พบว่าเมื่อเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงดำเนินงานที่อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส การเพิ่มขึ้นของแคลเซียมออกไซด์ไม่ส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ ในขณะที่การดำเนินงานของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงในช่วงอุณหภูมิระหว่าง 600-700 องศาเซลเซียส การเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนส่งผลให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการเพิ่มขึ้น เนื่องจากปฏิกิริยาคาร์บอนชันเป็นปฏิกิริยาคายความร้อนซึ่งเกิดได้ดีที่อุณหภูมิต่ำ โดยการเติมแคลเซียมออกไซด์ช่วยเพิ่มการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (สมการ 2.18) ทำให้คาร์บอนไดออกไซด์ในระบบลดลง ส่งผลให้สมดุลของปฏิกิริยาออกเตอรแก๊สซิฟ (สมการ 2.14) เลื่อนไปข้างหน้า จึงได้ผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น นอกจากนี้ปฏิกิริยาคาร์บอนชันเป็นปฏิกิริยาคายความร้อนจึงช่วยลดภาระทางความร้อนจากการนำความร้อนจากภายนอกเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงอีกด้วย จากผลการศึกษาผลกระทบของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง พบว่าความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่ได้มีค่าสูงสุดเมื่อเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงดำเนินการที่อุณหภูมิ 650 องศาเซลเซียส และอัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนเท่ากับ 0.8 ซึ่งให้สัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมดคือ 0.0455 ให้ไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์ 82.98 % และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการเคมีคอลลูบิงแก๊สซิฟเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าเป็น 53.06 %



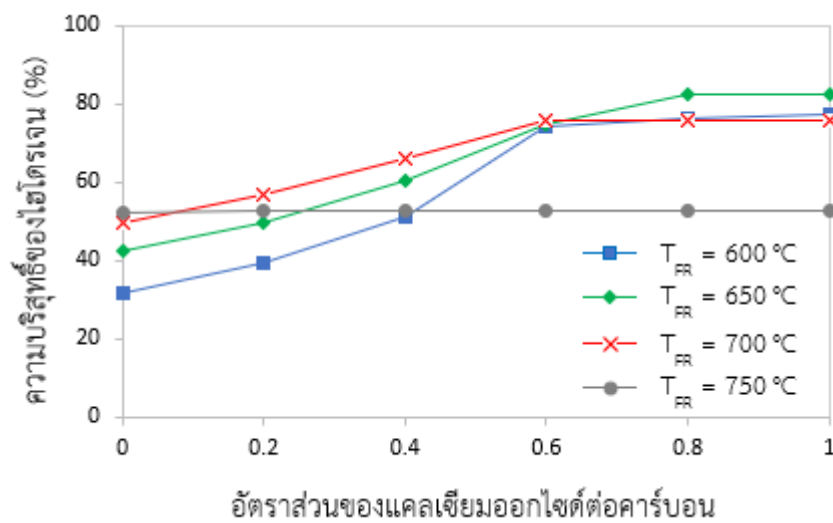
รูปที่ 5.11 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ ($S_{FR}/C = 1.5$, $Fe_3O_4/C = 0.5$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500$ °C)



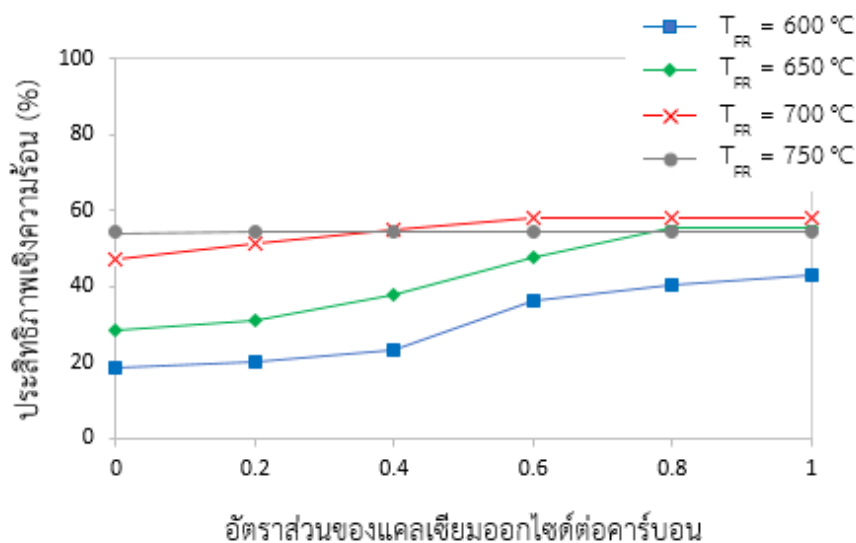
รูปที่ 5.12 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมด ($S_{FR}/C = 1.5$, $Fe_3O_4/C = 0.5$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500$ °C)



รูปที่ 5.13 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($S_{FR}/C = 1.5$, $Fe_3O_4/C = 0.5$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}\text{C}$)



รูปที่ 5.14 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($S_{FR}/C = 1.5$, $Fe_3O_4/C = 0.5$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}\text{C}$)



รูปที่ 5.15 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ ($S_{FR}/C = 1.5$, $Fe_3O_4/C = 0.5$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}\text{C}$)

5.1.4 ผลกระทบของอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอน (S_{SR}/C) และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (T_{SR})

ในหัวข้อนี้แสดงผลการศึกษาการวิเคราะห์ผลกระทบของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจน ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน และความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ ภายใต้การดำเนินการของเตาปฏิกรณ์ที่มีอุณหภูมิเท่ากับ $650\text{ }^{\circ}\text{C}$ อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนเท่ากับ 1.5 อัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนเท่ากับ 0.5 และอัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนเท่ากับ 0.8 โดยทำการศึกษาอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนระหว่าง 0.5-4 และศึกษาการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำระหว่าง 400-700 องศาเซลเซียส

รูปที่ 5.16 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำที่มีต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ พบว่าเมื่อกระบวนการเคมีคอลูปปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ดำเนินงานที่อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำเท่ากับ 400 500 และ 600 องศาเซลเซียส การเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนส่งผลให้สัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำเพิ่มขึ้นเล็กน้อยเท่านั้น เนื่องจากในช่วงแรกปริมาณน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำมีปริมาณเพียง

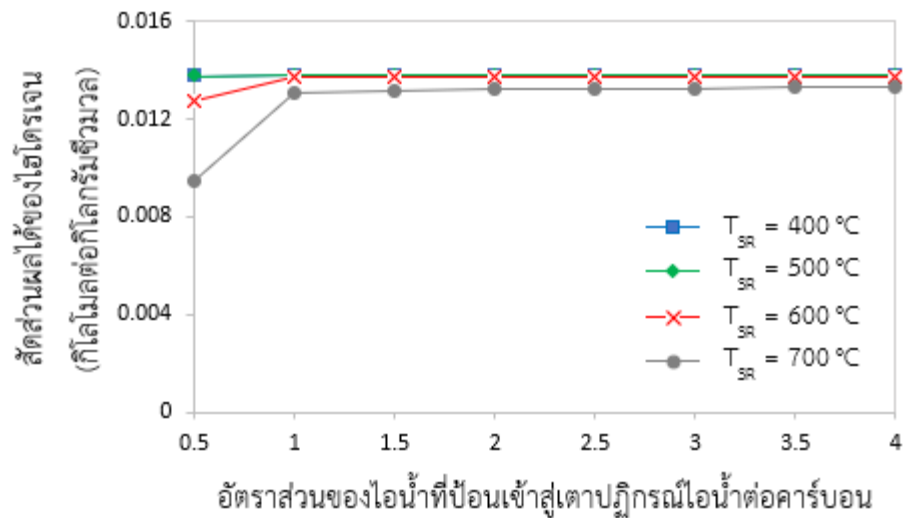
พอที่จะสามารถเปลี่ยน $\text{Fe}_{0.947}\text{O}$ เป็น FeO ได้ทั้งหมด และเมื่ออุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เพิ่มขึ้นเป็น $700\text{ }^{\circ}\text{C}$ พบว่าไฮโดรเจนที่ได้จะเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญเฉพาะในช่วง 0.5-1 จากนั้นมีการเปลี่ยนแปลงเพิ่มขึ้นเล็กน้อย เนื่องจากปริมาณไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำที่มากเกินไปในการเกิดปฏิกิริยาระหว่าง $\text{Fe}_{0.947}\text{O}$ กับไอน้ำ โดยในช่วงแรก $\text{Fe}_{0.947}\text{O}$ ได้เปลี่ยนเป็น Fe_3O_4 อย่างสมบูรณ์ด้วยปฏิกิริยาไอน้ำ-เหล็ก (สมการ 2.20) ต่อมาเมื่อเพิ่มปริมาณไอน้ำมากขึ้น ไอน้ำส่วนเกินจึงทำปฏิกิริยากับคาร์บอนมอนอกไซด์ด้วยปฏิกิริยาอวเตอรแก๊สซิฟ (สมการ 2.14) ด้วยเหตุนี้จึงทำให้สัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนจึงมีการเปลี่ยนแปลงเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อยเท่านั้นเมื่อเพิ่มปริมาณของไอน้ำ

รูปที่ 5.17 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำที่มีผลต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ พบว่าที่อุณหภูมิต่ำกว่า 600 องศาเซลเซียส ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากเตาปฏิกรณ์ไอน้ำจะคงที่ในช่วงแรก (น้อยกว่า 1.5) จากนั้นจึงค่อย ๆ ลดลงเมื่ออัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนเพิ่มขึ้น เนื่องจากที่อัตราส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอนต่ำ ก๊าซผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นจะเข้าสู่สมดุลของปฏิกิริยาระหว่างปฏิกิริยาก๊าซ-ของแข็ง (สมการ 2.19 - 2.21) ทำให้องค์ประกอบของก๊าซผลิตภัณฑ์คงที่ อย่างไรก็ตาม เมื่อเพิ่มอัตราส่วนไอน้ำต่อคาร์บอน $\text{Fe}_{0.947}\text{O}$ ถูกเปลี่ยนรูปเป็น Fe_3O_4 ทั้งหมดและความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนจะลดลงเนื่องจากปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่เพิ่มขึ้นจากปฏิกิริยาอวเตอรแก๊สซิฟ (สมการ 2.14) และปฏิกิริยาแคลซิเนชัน (สมการ 2.21) เมื่อพิจารณาผลของอุณหภูมิ พบว่าเมื่อเตาปฏิกรณ์ไอน้ำทำงานที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนจะลดลงอย่างชัดเจนจากการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชัน (สมการ 2.21) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคูดความร้อนและสามารถเกิดได้ดีที่อุณหภูมิสูง ทำให้มีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ปนอยู่ในแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้น ดังนั้นควรให้เตาปฏิกรณ์ไอน้ำทำงานที่อุณหภูมิต่ำลงที่ 500 องศาเซลเซียส ที่อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนเป็น 1.5 ซึ่งจะทำให้กระบวนการเคมีคอลลูปปิงแก๊สซิฟเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สามารถผลิตไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์ 99.93% และให้ผลได้ของไฮโดรเจนจากเตาปฏิกรณ์ไอน้ำเป็น 0.0138

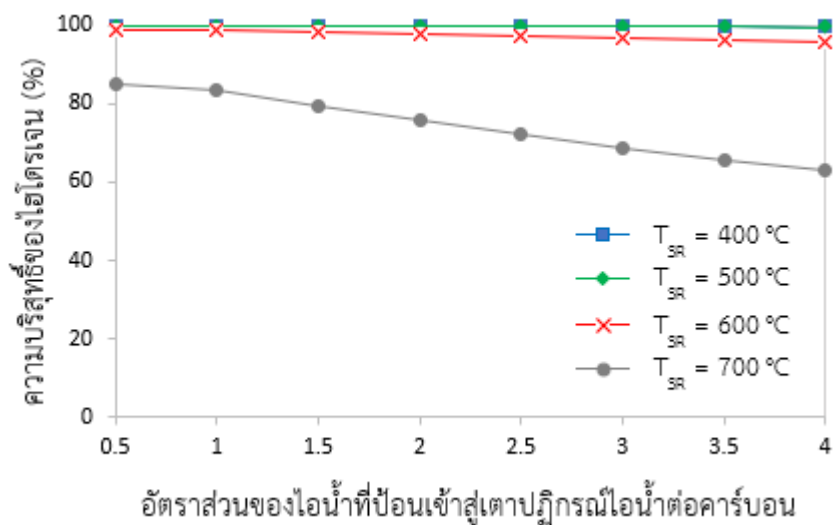
ปัญหาที่สำคัญของการใช้ไฮโดรเจนบริสุทธิ์เป็นเชื้อเพลิงสำหรับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเยื่อแลกเปลี่ยนโปรตอนแบบอุณหภูมิต่ำ (LT-PEMFC) คือการปนเปื้อนของคาร์บอนมอนอกไซด์ในเชื้อเพลิง ซึ่งค่าความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ควรมีปริมาณไม่เกิน 50 ppm (Pt/Ru เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา) ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้ศึกษาผลของความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ รูปที่ 5.18 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำที่ส่งผลต่อความเข้มข้น

ของ CO พบว่าการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอน ทำให้ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนนอกไซด์ลดลงในทุกช่วงอุณหภูมิ เนื่องจากการเพิ่มปริมาณไอน้ำทำให้เพิ่มการเกิดปฏิกิริยาอวอเตอร์แก๊สชิฟ (สมการ 2.14) ระหว่างไอน้ำและ CO เพื่อเปลี่ยนไปเป็นไฮโดรเจนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อพิจารณาผลของอุณหภูมิ พบว่าอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำที่เพิ่มขึ้นทำให้ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนนอกไซด์เพิ่มขึ้น เป็นผลมาจากปฏิกิริยาการนำกลับ CaCO_3 เป็น CaO ที่เกิดขึ้นได้ดีที่อุณหภูมิสูง อย่างไรก็ตาม แม้ว่าที่อุณหภูมิ 400 °C คาร์บอนมอนนอกไซด์ที่ได้จะมีความเข้มข้นต่ำ แต่เนื่องจากที่อุณหภูมิดังกล่าวทำให้ปฏิกิริยาไอน้ำ-เหล็ก (สมการ 2.19) มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ต่ำ ดังนั้นอุณหภูมิที่เหมาะสมของการเกิดปฏิกิริยาคควรอยู่ระหว่าง 500-600 องศาเซลเซียส จากรูปที่ 5.15 ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้มีความเข้มข้นต่ำกว่า 50 ppm เมื่อให้เตาปฏิกรณ์ไอน้ำทำงานที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส และอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนเป็น 1.5

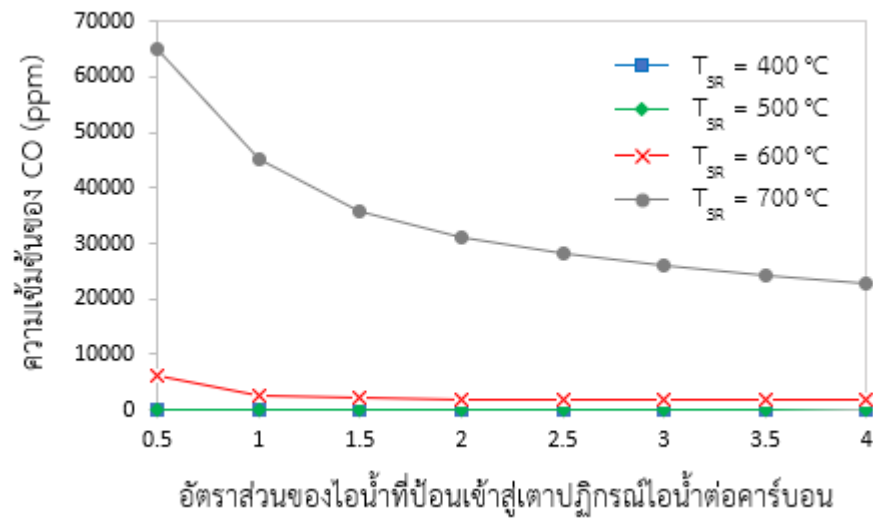
พิจารณารูปที่ 5.19 ซึ่งแสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อน พบว่าการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนทำให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการลดลง เป็นผลมาจากปริมาณไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำเพิ่มขึ้นแต่กลับผลิตไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นได้เพียงเล็กน้อย ในขณะที่กระบวนการต้องใช้ความร้อนจากภายนอกเพิ่มขึ้นสูงในการเพิ่มอุณหภูมิเพื่อเปลี่ยนน้ำให้เป็นไอน้ำก่อนป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำ ด้วยเหตุนี้จึงทำให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการลดลง จากการศึกษาพบว่าเมื่ออุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำเป็น 500 องศาเซลเซียส และอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนเป็น 1.5 ทำให้กระบวนการเคมีคอลลูปปิ้งแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์มีประสิทธิภาพเชิงความร้อนเท่ากับ 59.36%



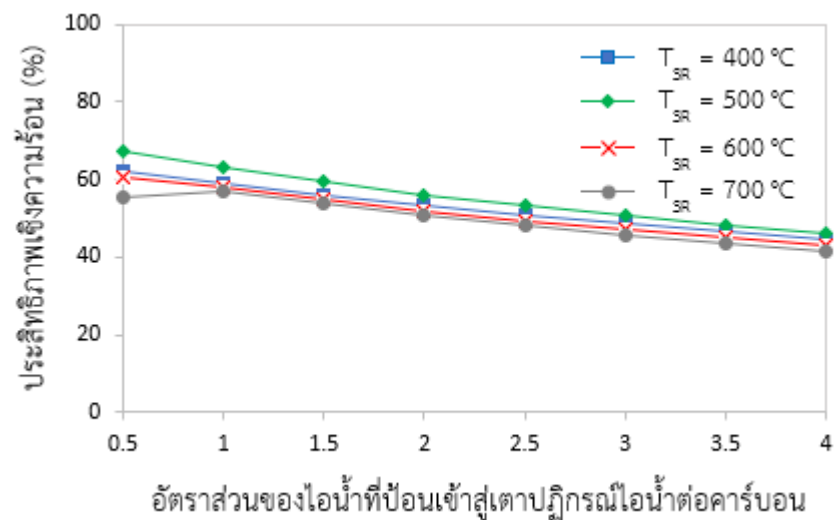
รูปที่ 5.16 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำที่ส่งผลต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ ($\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{C} = 0.5$, $\text{CaO}/\text{C} = 0.8$, $S_{FR}/\text{C} = 1.5$, $T_{FR} = 650\text{ }^{\circ}\text{C}$)



รูปที่ 5.17 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำที่ส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ ($\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{C} = 0.5$, $\text{CaO}/\text{C} = 0.8$, $S_{FR}/\text{C} = 1.5$, $T_{FR} = 650\text{ }^{\circ}\text{C}$)



รูปที่ 5.18 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำที่ส่งผลต่อความเข้มข้นของ CO ($\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{C} = 0.5$, $\text{CaO}/\text{C} = 0.8$, $S_{FR}/\text{C} = 1.5$, $T_{FR} = 650\text{ }^{\circ}\text{C}$)



รูปที่ 5.19 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อน ($\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{C} = 0.5$, $\text{CaO}/\text{C} = 0.8$, $S_{FR}/\text{C} = 1.5$, $T_{FR} = 650\text{ }^{\circ}\text{C}$)

5.1.5 พลังงานความร้อนที่ใช้สุทธิ

กระบวนการเคมีคอลลูปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ประกอบไปด้วยเตาปฏิกรณ์จำนวน 3 เครื่อง โดยมีปฏิกิริยาเคมีต่าง ๆ เกิดขึ้นภายในเตาปฏิกรณ์แต่ละเครื่อง ดังนั้นค่าภาระทางความร้อนหรือความต้องการความร้อนที่ใช้สุทธิจึงมีค่าไม่เท่ากัน ดังนั้นเพื่อให้สามารถเข้าใจถึงกระบวนการที่เกิดขึ้นเพิ่มมากขึ้น จึงมีการคำนวณความร้อนสุทธิอย่างง่ายซึ่งสามารถคำนวณได้โดยใช้สมการต่อไปนี้ สำหรับค่าภาระทางความร้อน (net heat duty) ที่ได้จากเตาปฏิกรณ์แต่ละเครื่องสามารถคำนวณได้จากสมการที่ 5.1

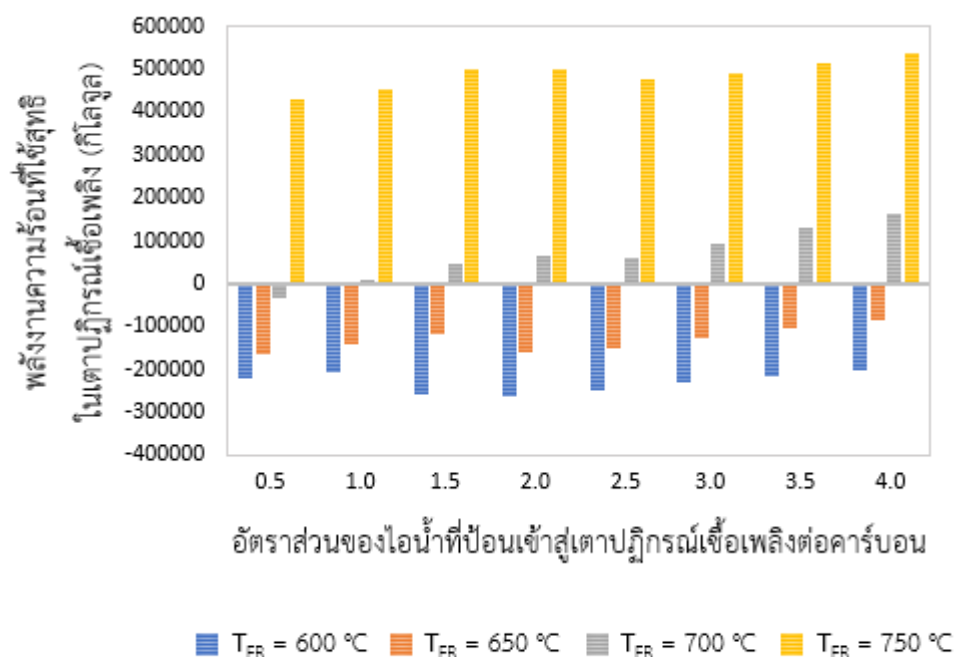
$$Q(\text{heat duty}) = \sum_{out} \dot{n}_i h_i - \sum_{in} \dot{n}_i h_i \quad (5.1)$$

เมื่อ \dot{n}_i และ h_i คืออัตราการไหลเชิงโมลและเอนทัลปีเชิงโมลจำเพาะขององค์ประกอบ i โดยภาระทางความร้อนสุทธิหรือความต้องการความร้อนสุทธิของเตาปฏิกรณ์ทั้งหมดสามารถคำนวณได้ตามสมการที่ 5.2

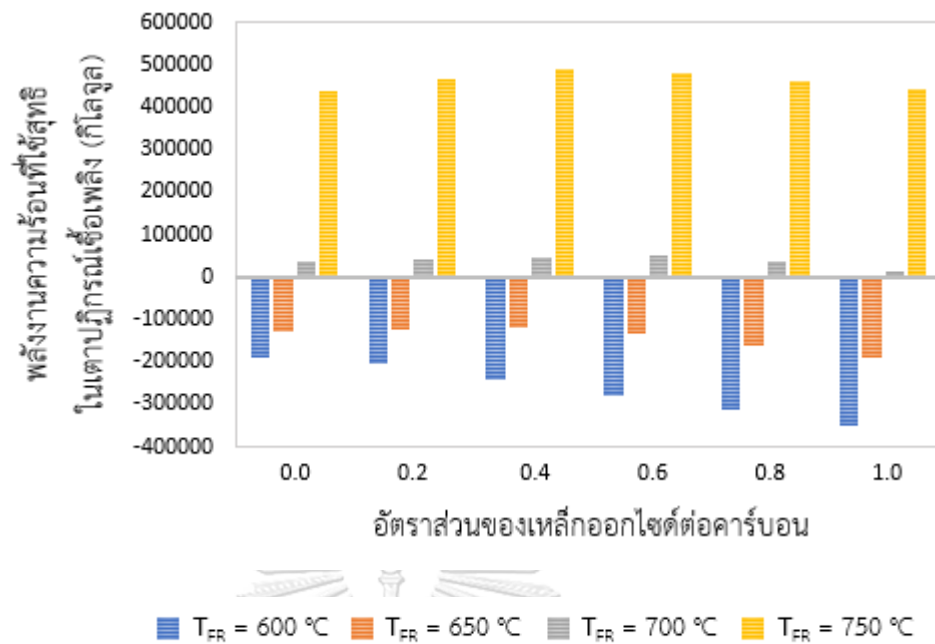
$$Q_{total, reactor} = Q_{FR} + Q_{SR} + Q_{CAL} \quad (5.2)$$

โดยเครื่องหมายบวกหรือลบของ Q บ่งบอกว่ากระบวนการดังกล่าวเป็นกระบวนการดูดความร้อนหรือคายความร้อนตามลำดับ ในรูปที่ 5.17 -5.18 แสดงผลของอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน และอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อพลังงานความร้อนที่ใช้สุทธิในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง พบว่าที่อุณหภูมิต่ำ (600-650 °C) เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเกิดสภาวะคายความร้อน เนื่องจากปฏิกิริยาออกเตอรแก๊สซิฟิเคชัน (สมการ 2.14) และปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน (สมการ 2.18) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นได้ดีที่อุณหภูมิต่ำ เมื่อพิจารณาผลของอัตราส่วนไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนและอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน พบว่าการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนส่งผลให้ภาระทางความร้อนของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงมีแนวโน้มสูงขึ้น (รูปที่ 5.20) ในขณะที่การเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน ทำให้ภาระทางความร้อนมีแนวโน้มลดลง (รูปที่ 5.21) เนื่องจากปริมาณไอน้ำที่สูงขึ้นทำให้เกิดปฏิกิริยากับมีเทนเพิ่มขึ้นด้วยปฏิกิริยาการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (สมการ 2.15) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน อีกทั้งยังต้องใช้ความร้อนเพิ่มขึ้นเพื่อให้ความร้อนกับไอน้ำ ทำให้พลังงานความร้อนสุทธิที่ต้องการในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงสูงขึ้น แตกต่างจากการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนของเหล็กต่อคาร์บอน ด้วยปริมาณของแข็งที่หมุนเวียนในกระบวนการจำนวนมาก ซึ่งมีส่วนช่วยในการนำกลับความร้อนมาให้กับเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ดังนั้นความร้อนสุทธิที่ต้องการใช้ในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงจึงลดลง

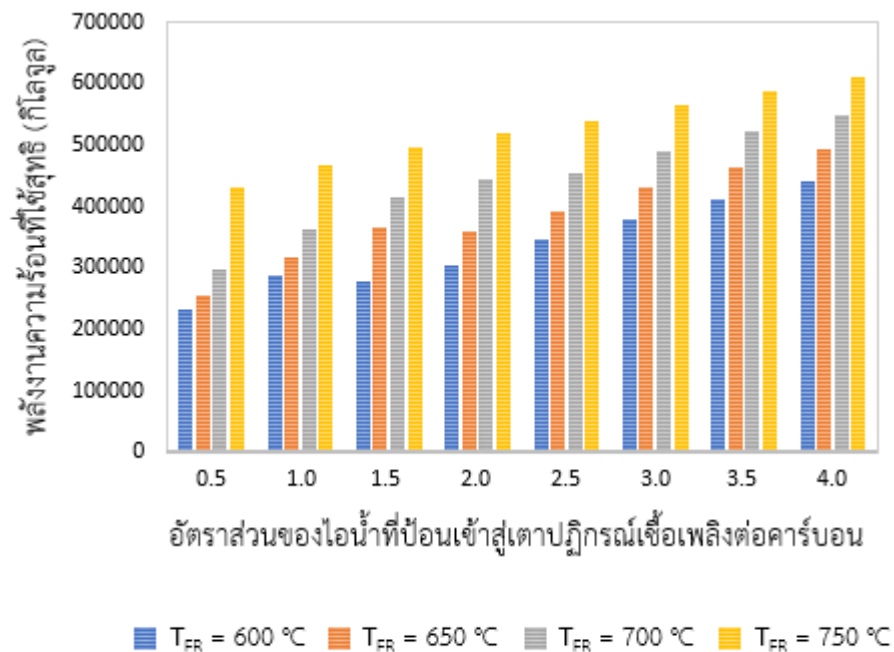
เมื่อพิจารณาความต้องการความร้อนสุทธิของเตาปฏิกรณ์ทั้งหมดของกระบวนการพบว่า ณ ทุกอุณหภูมิของการดำเนินการของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนที่เพิ่มขึ้น ส่งผลให้ความต้องการพลังงานความร้อนที่ใช้สุทธิเพิ่มขึ้น (รูปที่ 5.22) ในขณะที่การเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนส่งผลให้ความต้องการพลังงานความร้อนสุทธิเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อย (รูปที่ 5.23) โดยที่ความต้องการความร้อนทั้งหมดหรือพลังงานความร้อนที่ใช้สุทธิส่วนใหญ่ขึ้นอยู่กับภาระทางความร้อนของเตาแคลซิเนอร์ การเพิ่มไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน ทำให้ปริมาณของ CaCO_3 เพิ่มขึ้นจากการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้มากขึ้น ดังนั้นเตาแคลซิเนอร์จึงต้องการความร้อนเพิ่มขึ้นในการแปรสภาพของ CaCO_3 เป็น CaO ด้วย ปฏิกิริยาแคลซิเนชัน (สมการ 2.21) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน



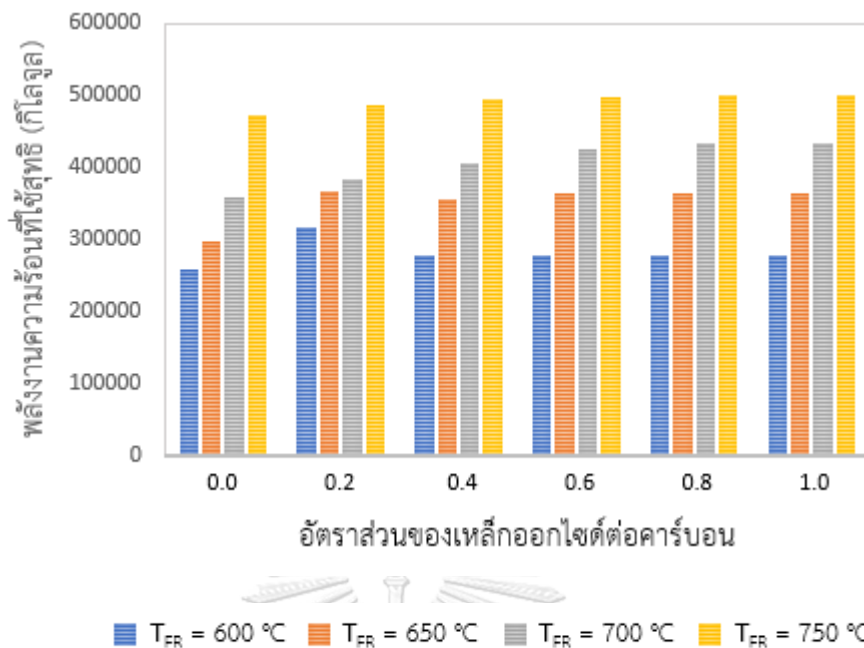
รูปที่ 5.20 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อพลังงานความร้อนที่ใช้สุทธิในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{C} = 0.5$, $\text{CaO}/\text{C} = 0.8$, $S_{SR}/\text{C} = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}\text{C}$)



รูปที่ 5.21 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อพลังงานความร้อนที่ใช้สุทธิในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ($S_{FR}/C = 1.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ °C}$)



รูปที่ 5.22 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อพลังงานความร้อนที่ใช้สุทธิ ($Fe_3O_4/C = 0.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ °C}$)



รูปที่ 5.23 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของเหล็กลime ต่อคาร์บอนและอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงที่ส่งผลต่อพลังงานความร้อนที่ใช้สุทธิ ($S_{FR}/C = 1.5$, $CaO/C = 0.8$, $S_{SR}/C = 1.5$, $T_{SR} = 500\text{ }^{\circ}\text{C}$)

5.2 การวิเคราะห์หาสภาวะที่เหมาะสมของกระบวนการ

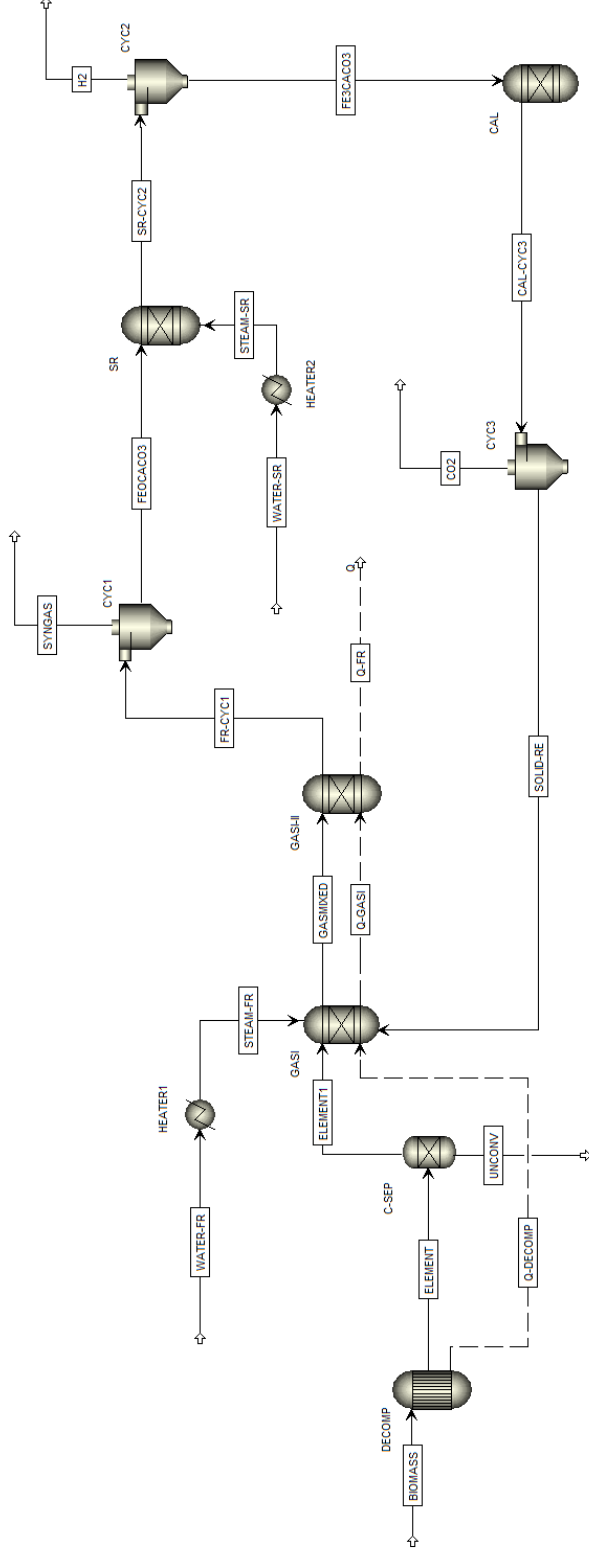
จากผลการศึกษาผลกระทบของตัวแปรต่าง ๆ ที่ส่งผลต่อกระบวนการก่อนหน้านี้ พบว่าตัวแปรทั้งหมดล้วนส่งผลกระทบต่อสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจน ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการทั้งสิ้น ด้วยเหตุนี้จึงนำมาสู่การหาสภาวะดำเนินการที่เหมาะสมของกระบวนการ โดยตัวแปรที่พิจารณา ได้แก่ อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอน อัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง โดยกำหนดให้อัตราส่วนของเหล็กลime ต่อคาร์บอนคือ 0.5 และอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำคือ 500 องศาเซลเซียส เนื่องจากเป็นอุณหภูมิที่เหมาะสมในการเกิดปฏิกิริยาเมื่อพิจารณาในด้านอุณหพลศาสตร์ สำหรับอุณหภูมิของเตาแคลซิเนเตอร์คือ 860 องศาเซลเซียส ซึ่งเป็นอุณหภูมิที่สูงพอที่ทำให้เกิดปฏิกิริยาเพื่อเปลี่ยนแคลเซียมคาร์บอเนตเป็นแคลเซียมออกไซด์ได้ทั้งหมด และกำหนดให้มีอัตราการป้อนของชีวมวลคือ 100 กิโลกรัมต่อชั่วโมง โดยมีวัตถุประสงค์ของการแก้ปัญหา (Objective function) คือ การหาค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนที่สูงที่สุด (η_{th}) ที่ได้จากกระบวนการ ซึ่งความร้อนที่ต้องการใช้ทั้งหมดสำหรับกระบวนการนี้สามารถหาได้จากสมการที่ 5.1

$$Q_{total} = Q_{FR} + Q_{SR} + Q_{CAL} + Q_{H1} + Q_{H2} \quad (5.1)$$

เมื่อ Q_{FR} Q_{SR} Q_{CAL} Q_{H1} และ Q_{H2} คือ ค่าภาระทางความร้อน (Heat duty) ของหน่วยจำลอง FR SR CAL HEATER1 และ HEATER2 ตามลำดับ

สำหรับการแก้ปัญหาเพื่อหาสถานะที่เหมาะสมของกระบวนการในครั้งนี้ จะดำเนินการภายใต้เงื่อนไข (Constraint) ดังต่อไปนี้ ได้แก่ (1) ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนที่ได้จากเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงมากกว่าหรือเท่ากับ 82% (2) ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำน้อยกว่าหรือเท่ากับ 50 ppm และ (3) ปริมาณไฮโดรเจนที่ได้จากเตาปฏิกรณ์ไอน้ำมากกว่าหรือเท่ากับ 1.4 กิโลโมลต่อชั่วโมง โดยเงื่อนไขเหล่านี้มาจากข้อมูลการศึกษาผลกระทบของตัวแปร และความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ต้องสามารถใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเยื่อแลกเปลี่ยนโปรตอนแบบอุณหภูมิต่ำ (LT-PEMFC)

เมื่อกำหนดตัวแปรและเงื่อนไขของการแก้ปัญหาเพื่อหาสถานะที่เหมาะสมของกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เรียบร้อยแล้ว จะอาศัยโปรแกรมเอสเพนพลัส เป็นเครื่องมือที่ใช้ในการแก้ปัญหาค้างนี้ โดยแบบจำลองที่ใช้ในการแก้ปัญหาแสดงดังรูปที่ 5.24 สำหรับผลของการแก้ปัญหาเพื่อหาสถานะที่เหมาะสมที่ทำให้กระบวนการมีประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุดและสอดคล้องกับเงื่อนไขที่กำหนด พบว่ากระบวนการมีประสิทธิภาพเชิงความร้อน 58.01% และมีสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมดเท่ากับ 0.0487 โดยผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ คือ 0.0346 และ 0.0141 ภายใต้สภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมเมื่อ อัตราการป้อนชีวมวล 100 กก./ชม. อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง เตาปฏิกรณ์ไอน้ำ และเตาแคลซิเนอ์ทำงานที่อุณหภูมิ 672.4 องศาเซลเซียส 500 องศาเซลเซียส และ 860 องศาเซลเซียส ตามลำดับ อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอน อัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน และอัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอนเป็น 1.63 1.44 0.5 และ 0.8 ตามลำดับ และกระบวนการดำเนินการภายใต้สภาวะที่ความดัน 1 บรรยากาศ ดังแสดงในตามตารางที่ 5.1



รูปที่ 5.24 แบบจำลองกระบวนการเคมีคอลูปปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

สำหรับใช้ในการแก้ปัญหาสถานะที่เหมาะสมของกระบวนการ

ตารางที่ 5.1 ผลจากการจำลองในการแก้ปัญหาเพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมของกระบวนการ

พารามิเตอร์	สภาวะที่เหมาะสม
ประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th}) (%)	58.01
ผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมด	0.0487
ผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง	0.0346
ผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ	0.0141
อัตราการป้อนชีวมวล (กก./ชม.)	100
อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน	1.63
อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอน	1.44
อัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน	0.80
อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (องศาเซลเซียส)	672.4
อัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน	0.5
อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (องศาเซลเซียส)	500
อุณหภูมิของเตาแคลซิเนอร์ (องศาเซลเซียส)	860
ความดัน (บรรยากาศ)	1

บทที่ 6

การเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการเคมีคอลูปปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน

ในบทนี้จะกล่าวถึงการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งอาศัยหลักการวิเคราะห์พินช์ (pinch analysis) ในหัวข้อที่ 5.2 เป็นการวิเคราะห์เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการดำเนินการของกระบวนการเคมีคอลูปปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงที่สุดภายใต้เงื่อนไขที่กำหนด สำหรับในบทนี้จะเป็นการดำเนินการปรับปรุงกระบวนการให้มีประสิทธิภาพเชิงความร้อนที่ดีขึ้นด้วยการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน โดยมีวัตถุประสงค์คือต้องการให้เกิดการแลกเปลี่ยนความร้อนภายในกระบวนการและลดการใช้พลังงานจากสาธารณูปโภคจากภายนอกกระบวนการให้มากที่สุด และการเปรียบเทียบประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการทั้งก่อนและหลังจากการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนจะถูกนำเสนอในส่วนสุดท้าย

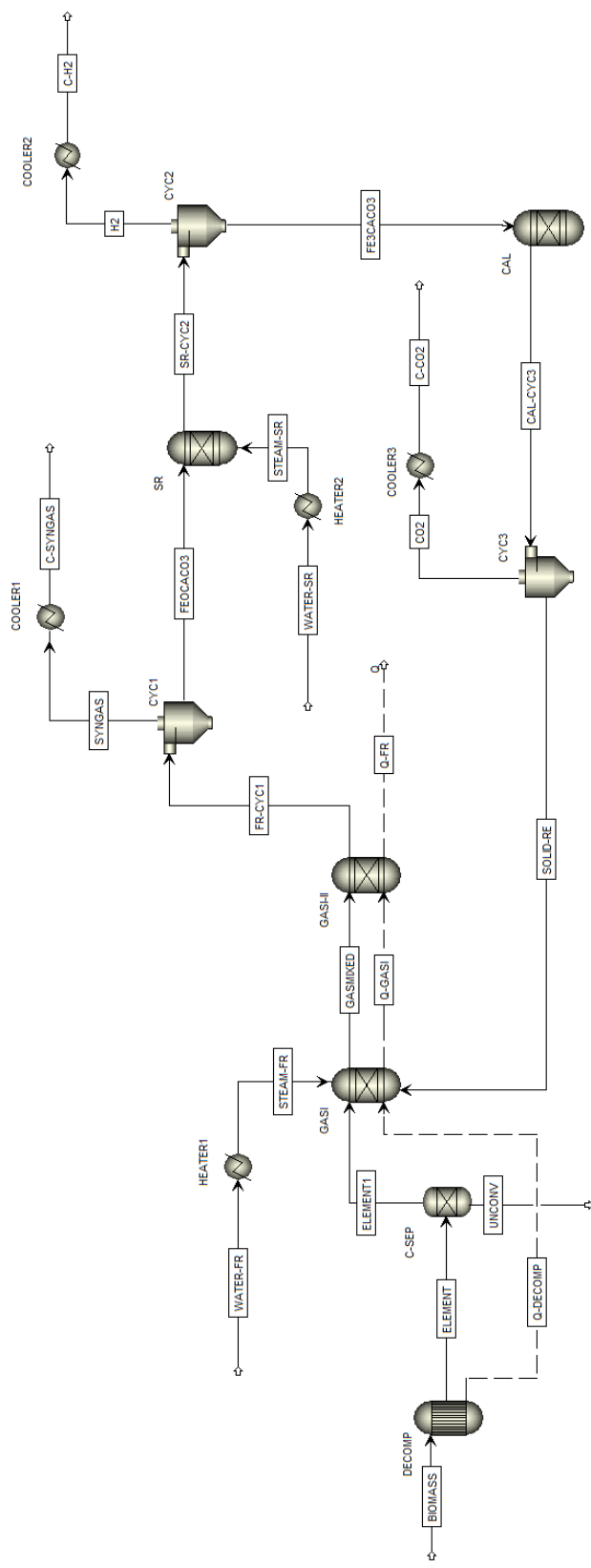
6.1 การจัดทำข้อมูลสมดุลพลังงานและมวลสาร (Data extraction)

ขั้นตอนแรกในการวิเคราะห์พินช์คือการกำหนดกระแสร้อนและกระแสน้ำเย็นของกระบวนการ โดยข้อมูลของตัวแปรที่ได้จากการคำนวณหาสภาวะที่เหมาะสมของกระบวนการแสดงในตารางที่ 6.1 และรูปที่ 6.1 แสดงแผนภาพแบบจำลองกระบวนการเคมีคอลูปปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน จากรูป กระบวนการต้องมีการเพิ่มอุณหภูมิของน้ำสาย WATER-FR และ WATER-SR จากอุณหภูมิ 25 °C เป็น 400 °C เพื่อเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเครื่องปฏิกรณ์ไอน้ำ โดยผ่านเครื่องทำความร้อน HEATER1 และ HEATER2 ตามลำดับ และเนื่องจาก WATER-FR และ WATER-SR มีอุณหภูมิเข้าและออกจากเครื่องทำความร้อนเท่ากัน ดังนั้นจึงพิจารณาให้รวมเป็นสายเดียวกันคือสาย WATER (1) เพื่อลดจำนวนสายที่ไม่จำเป็น ขณะที่แก๊สผลิตภัณฑ์ ได้แก่ สาย SYNGAS (2) สาย H₂ (3) และสาย CO₂ (4) ที่ออกจากเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง เตาปฏิกรณ์ไอน้ำ และเตาแคลซิเนออร์ ต้องถูกลดอุณหภูมิให้เหลือ 150 °C โดยผ่านเครื่องหล่อเย็น COOLER1 COOLER2 และ COOLER3 ตามลำดับ ก่อนปล่อยออกสู่สิ่งแวดล้อม ดังนั้นสามารถแสดงข้อมูลสมดุลพลังงานและมวลสารของแต่ละกระแสสำหรับการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนภายในกระบวนการได้ในตารางที่ 6.2

ตารางที่ 6.1 สภาวะที่ใช้ในการดำเนินการสำหรับออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน

พารามิเตอร์	สภาวะในการดำเนินการ
อัตราการป้อนชีวมวล (กก/ชม.)	100
อัตราส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง	1.63
อัตราส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอนในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ	1.44
อัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน	0.80
อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (องศาเซลเซียส)	672.4
อัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน	0.5
อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (องศาเซลเซียส)	500
อุณหภูมิของเตาแคลซิเนอร์ (องศาเซลเซียส)	860





รูปที่ 6.1 แบบจำลองกระบวนการเคมีคอลดูบิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนเพื่อออกไซด์ก่อนการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน

ตารางที่ 6.2 ข้อมูลของกระแสสำหรับการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน

	กระแส	ชนิด	T_s (°C)	T_t (°C)	ΔH (W)	CP (W/°C)
1	WATER	กระแสเย็น	25	400	171789.36	458.10
2	SYNGAS	กระแสร้อน	672.5	150	41355.47	79.16
3	H2	กระแสร้อน	500	150	16470.59	47.06
4	CO2	กระแสร้อน	860	150	22441.35	31.61

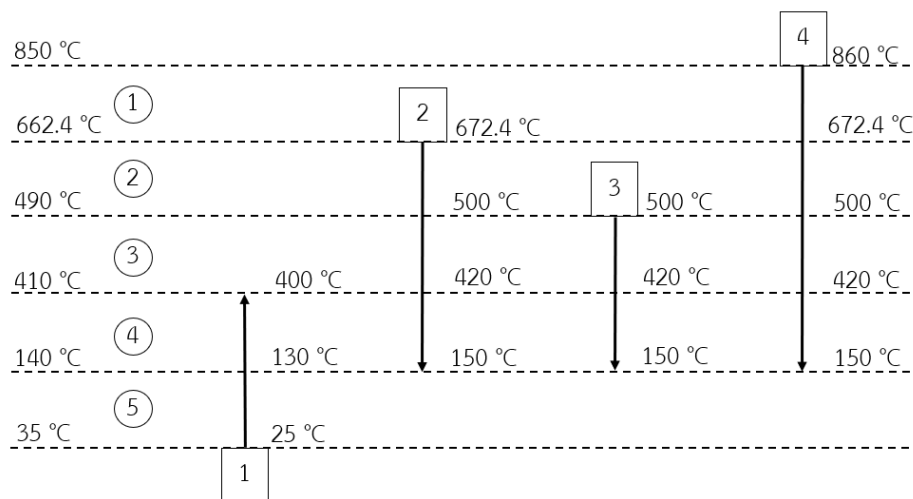
6.2 การคำนวณพลังงานเป้าหมาย (Energy target calculation)

เมื่อกำหนดข้อมูลกระแสจากกระบวนการเรียบร้อยแล้ว ขั้นตอนต่อมาคือการคำนวณหาพลังงานเป้าหมายที่น้อยที่สุด หรือพลังงานความร้อนที่สามารถนำกลับมาใช้ได้มากที่สุด โดยพลังงานเป้าหมายที่น้อยที่สุดที่ได้จากการวิเคราะห์พินช์ สามารถคำนวณได้จากวิธีกกราฟหรือขั้นตอนวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตาราง ซึ่งได้อธิบายรายละเอียดในการคำนวณไว้ในหัวข้อที่ 2.6 สำหรับวิธีที่เลือกใช้ในการการศึกษาระบวนการนี้ในการคำนวณหาพลังงานเป้าหมายที่น้อยที่สุดคือวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตาราง โดยกำหนดค่าผลต่างอุณหภูมิที่น้อยที่สุด (ΔT_{min}) เท่ากับ 20 °C โดยข้อมูลของการเลื่อนอุณหภูมิของแต่ละกระแสภายในกระบวนการแสดงดังตารางที่ 6.3 จากนั้นนำข้อมูลที่ได้ไปสร้างแผนภาพซึ่งจะประกอบด้วยอุณหภูมิปกติและอุณหภูมิที่ถูกเลื่อนของแต่ละกระแสวางในแนวตั้งดังรูปที่ 6.2 สำหรับผลการคำนวณความร้อนที่ใช้ในแต่ละช่วงของอุณหภูมิแสดงในตารางที่ 6.4

ค่าของพลังงานเป้าหมายที่น้อยที่สุดที่สามารถคำนวณได้จากขั้นตอนวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตารางผ่านการคำนวณปริมาณการไหลผ่านของพลังงานที่เกิดขึ้นในแต่ละช่วงของแผนผังลำดับขั้นดังแสดงในรูปที่ 6.3 พบว่ากระบวนการนี้ไม่มีจุดพินช์และต้องการใช้สารทำความร้อนเพียงอย่างเดียว โดยกระบวนการต้องการสารทำความร้อนเท่ากับ 91520.21 W

ตารางที่ 6.3 ข้อมูลกระแสจากการเลื่อนอุณหภูมิ

กระแส	ชนิด	CP (W/°C)	อุณหภูมิจริง (°C)		อุณหภูมิเลื่อน (°C)		
			T_s	T_t	T_s	T_t	
1	WATER	กระแสน้ำเย็น	458.10	25	400	35	410
2	SYNGAS	กระแสน้ำร้อน	79.16	672.5	150	662.4	140
3	H ₂	กระแสน้ำร้อน	47.06	500	150	490	140
4	CO ₂	กระแสน้ำร้อน	31.61	860	150	850	140



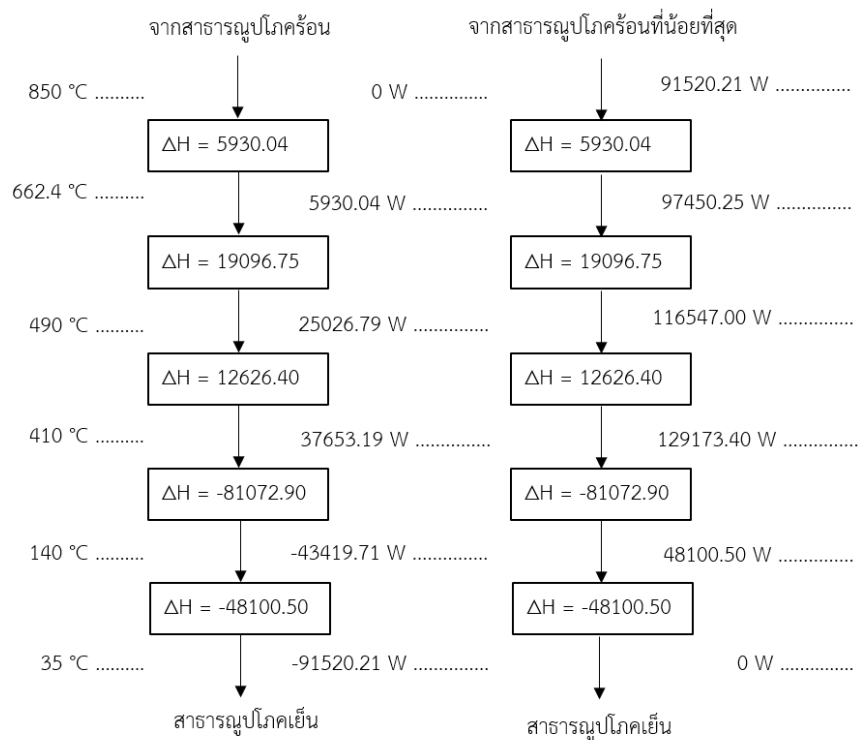
รูปที่ 6.2 แผนภาพของกระแสและช่วงอุณหภูมิ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตารางที่ 6.4 ช่วงอุณหภูมิและความร้อนที่ใช้

อุณหภูมิ (°C)	ช่วง	$S_i - S_{i+1}$ (°C)	$\sum CP_{Hot} - \sum CP_{Cold}$ (W·°C ⁻¹)	ΔH_i (W)
850	1	187.6	31.61	5930.04
662.4	2	172.4	110.77	19096.75
490	3	80	157.83	12626.40
410	4	270	-300.21	-81072.90
140	5	105	-458.10	-48100.50
35				



รูปที่ 6.3 แผนผังลำดับขั้น (cascade diagram)

6.3 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design)

เมื่อกำหนดค่า ΔT_{\min} และค่าพลังงานเป้าหมายที่ต่ำสุดของกระบวนการเรียบร้อยแล้ว ขั้นตอนต่อมาคือการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน โดยการจับคู่แลกเปลี่ยนความร้อนของ กระแสร้อนและกระแสเย็นอย่างเหมาะสม โดยเริ่มจากการคำนวณหาจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่น้อยที่สุดที่จะนำมาใช้ในกระบวนการ ซึ่งสามารถคำนวณได้จากสมการที่ (6.1)

$$N_u = (S_{above} + S_{u,above} - 1) + (S_{below} + S_{u,below} - 1) \quad (6.1)$$

โดยที่ N_u คือ จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

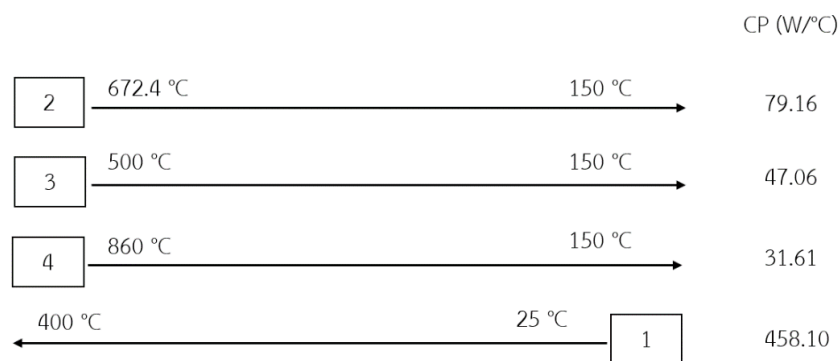
S_{above} คือ จำนวนกระแสที่เหนือจุดพินช์

S_{below} คือ จำนวนกระแสที่ใต้จุดพินช์

$S_{u,above}$ คือ จำนวนของสาธารณูปโภคเหนือจุดพินช์

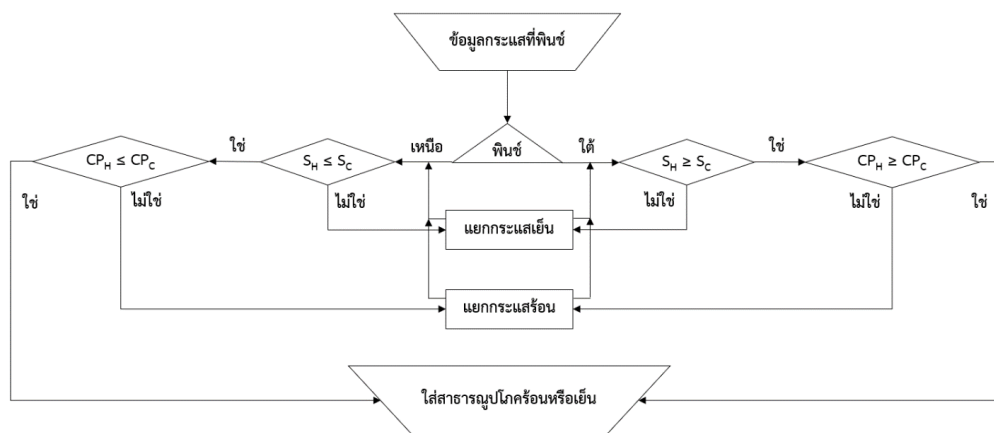
$S_{u,below}$ คือ จำนวนของสาธารณูปโภคใต้จุดพินช์

เมื่อพิจารณาจำนวนกระแสร้อนและกระแสเย็นของกระบวนการเคมีคอลลูปิงแก๊สซิฟิเคชัน ร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากข้อมูลในตารางที่ 6.2 พบว่ามีกระแสร้อนจำนวน 3 กระแส และกระแสเย็นจำนวน 1 กระแส ซึ่งสามารถเขียนแผนภาพกิริตรวมของกระแสได้ดังรูปที่ 6.4 เนื่องจากกระบวนการนี้ไม่มีจุดพินช์ และต้องการสาธารณูปโภคร้อนเพียงอย่างเดียว จึงใช้หลักการพิจารณาเฉพาะเหนือจุดพินช์ ดังนั้นจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่น้อยที่สุดที่คำนวณได้ของ กระบวนการนี้คือ 4 เครื่อง



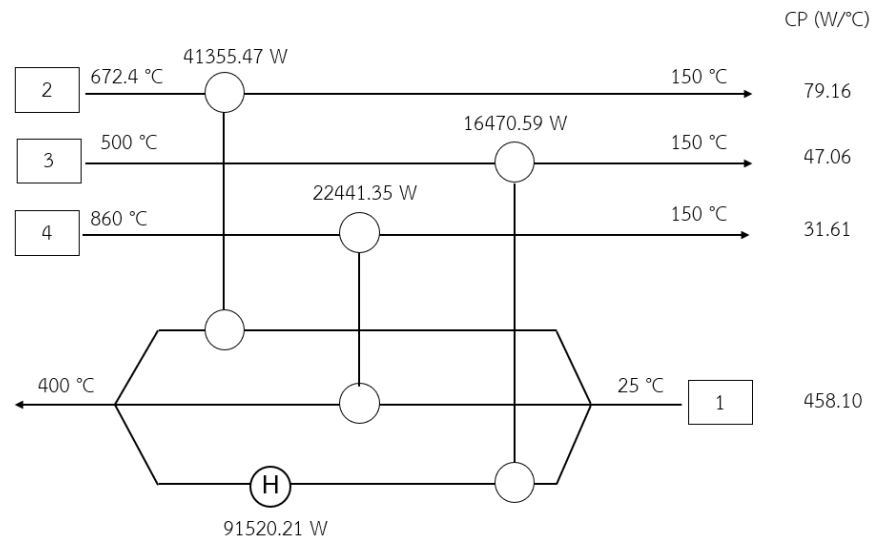
รูปที่ 6.4 แผนภาพกิริตรวม

การออกแบบเครือข่ายการแลกเปลี่ยนความร้อนโดยใช้แผนภาพกริดในการออกแบบจะเริ่มต้นจากจุดพินช์ อย่างไรก็ตาม สำหรับกระบวนการเคมีคอลรูปปึงแก๊สซีพีเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ไม่มีจุดพินช์ และต้องการสาธารณสุขปโมคร้อนเพียงอย่างเดียว (Threshold problem) จึงใช้กฎของการออกแบบพินช์โดยใช้หลักการในการออกแบบเหนือจุดพินช์ เริ่มต้นจากการพิจารณาจำนวนกระแสของสายร้อน โดยต้องมีจำนวนน้อยกว่าหรือเท่ากับจำนวนกระแสของสายเย็น ต่อมาจึงพิจารณาอัตราการไหลของความร้อน (CP) โดยที่อัตราการไหลของความร้อนของกระแสของสายร้อนจะต้องน้อยกว่าหรือเท่ากับอัตราการไหลของความร้อนของกระแสสายเย็น แต่หากว่าอัตราการไหลของความร้อนของกระแสสายร้อนมากกว่ากระแสสายเย็น จะต้องทำการแยกกระแส เนื่องจากตามกฎในการออกแบบเหนือจุดพินช์นั้นจะไม่สามารถใช้สายสาธารณสุขปโมคร้อนได้ ถ้าจำนวนกระแสของสายร้อนมากกว่าจำนวนกระแสของสายเย็น จะทำให้กระแสสายร้อนบางสายที่เหลือจากการจับคู่ต้องแลกเปลี่ยนกับสาธารณสุขปโมคร้อนเพิ่มเติม ซึ่งไม่เป็นไปตามกฎของการออกแบบพินช์ โดยการแยกกระแสสามารถทำได้โดยการแยกอัตราการไหลของกระแส ซึ่งอัตราการไหลที่ลดลงจะทำให้อัตราการไหลของความร้อนลดลง สำหรับวิธีการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนแสดงในรูปที่ 6.5



รูปที่ 6.5 ขั้นตอนการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน ดัดแปลงจาก

(Dimian และคณะ, 2014)

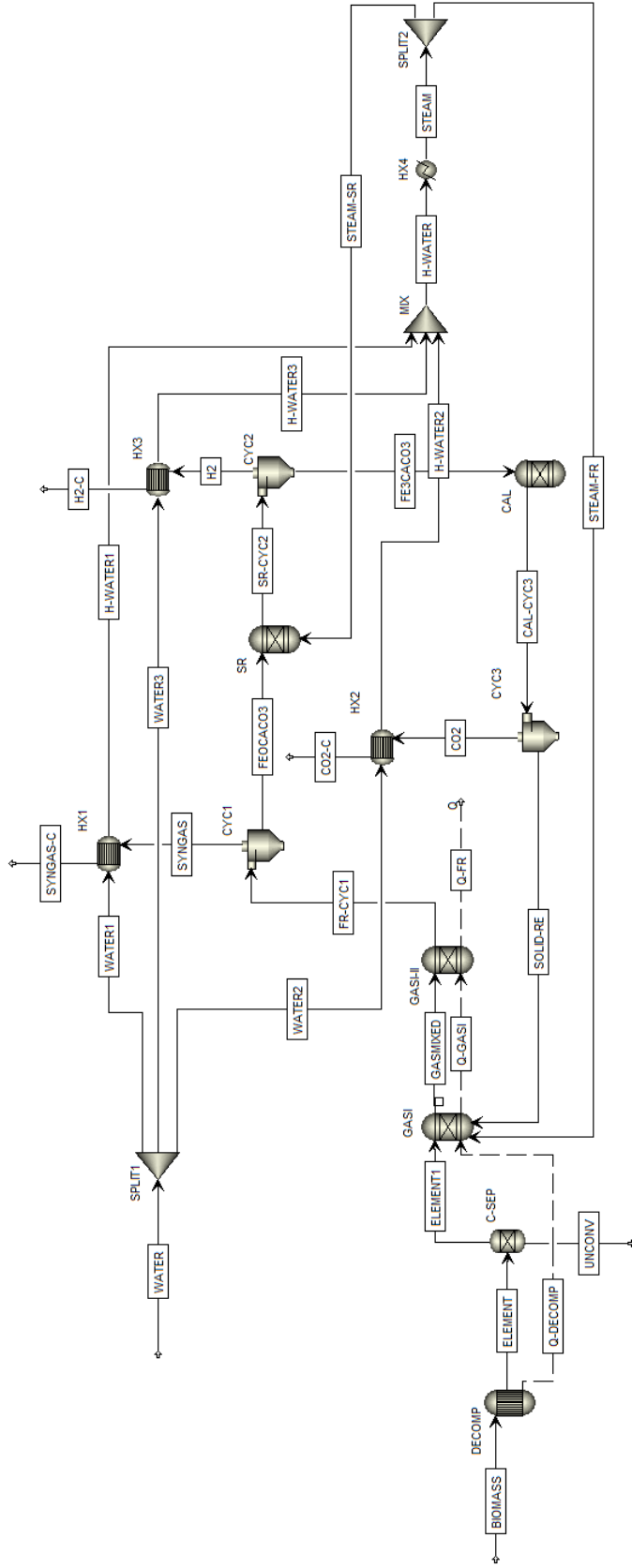


รูปที่ 6.6 แผนภาพกริดที่สำเร็จของการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิพีเคชั่นร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

รูปที่ 6.6 แสดงแผนภาพกริดที่ได้จากการดำเนินการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิพีเคชั่นร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อกำหนดให้ ΔT_{\min} มีค่าเท่ากับ 20 °C จากรูป กระแสสายเย็น WATER ได้ถูกแยกเป็น 3 กระแส เริ่มจากกระแสสายร้อน SYNGAS แลกเปลี่ยนกับกระแสสายเย็น WATER1 ที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตัวที่หนึ่ง โดยใช้ความร้อนเท่ากับ 41355.47 W เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตัวที่สองเป็นการแลกเปลี่ยนระหว่างกระแสสายร้อน CO₂ กับกระแสสายเย็น WATER2 โดยใช้ความร้อนเท่ากับ 22441.35 W และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตัวที่สามใช้ความร้อนที่ 16470.59 W ซึ่งเป็นการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระแสสายร้อน H₂ กับกระแสสายเย็น WATER3 และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตัวสุดท้ายใช้สำหรับแลกเปลี่ยนความร้อนกับสารอนุรูปโมคร้อนให้กับกระแสสายเย็น HWATER เพื่อเพิ่มอุณหภูมิของไอน้ำให้ถึงอุณหภูมิที่ต้องการคือ 400 °C โดยใช้สารอนุรูปโมคร้อนเท่ากับ 91520.21 W ซึ่งให้ผลสอดคล้องกับค่าพลังงานเป้าหมายที่น้อยที่สุดที่คำนวณได้จากการแก้ปัญหาโดยใช้ตาราง และใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนทั้งหมดในกระบวนการ 4 เครื่อง ซึ่งตรงกับผลการคำนวณหาจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่น้อยที่สุด สำหรับแผนภาพของกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิพีเคชั่นร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ผ่านการออกแบบเครือข่ายการแลกเปลี่ยนความร้อนจากโปรแกรม Aspen Plus แสดงดังรูปที่ 6.7 และผลจากการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการช่วยเพิ่มประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการจาก 58.01% เป็น 67.68% (เพิ่มขึ้น 9.67%) ผลการเปรียบเทียบการใช้พลังงานของกระบวนการก่อนและหลังการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนแสดงตามตารางที่ 6.5

ตารางที่ 6.5 เปรียบเทียบการใช้พลังงานของกระบวนการก่อนและหลังการออกแบบเครือข่าย
แลกเปลี่ยนความร้อน

	พลังงานที่ใช้ (W)	
	ก่อน HEN	หลัง HEN
HEATER1 และ HEATER2	171789.16	91520.21
พลังงานทั้งหมดที่ใช้	171789.16	91520.21
ประหยัดพลังงาน (%)		46.73%
COOLER1	41355.57	0.00
COOLER2	16472.22	0.00
COOLER3	22441.16	0.00
พลังงานทั้งหมดที่ใช้	80268.95	0.00
ประหยัดพลังงาน (%)		100%
ประสิทธิภาพรวมของระบบ (%)		67.68%



รูปที่ 6.7 แผนภาพการจำลองกระบวนการเคมีคอลดูรูปแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับคาร์บอนด์ออกไซด์ที่มีผลกระทบต่อการแยกเปลี่ยนความร้อน

บทที่ 7

การวิเคราะห์เอกเซอร์จี

ในบทที่ผ่านมาได้มีการศึกษาผลของตัวแปรต่าง ๆ ที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการทำงานของกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ จากนั้นได้ทำการแก้ปัญหาเพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมที่ทำให้กระบวนการมีประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุดภายใต้เงื่อนไขที่กำหนด ตลอดจนได้ทำการปรับปรุงประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการด้วยการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนโดยวิธีการวิเคราะห์พินช์ เพื่อให้มีการแลกเปลี่ยนความร้อนภายในกระบวนการมากที่สุดและใช้สารหล่อเย็นจากภายนอกน้อยที่สุด ซึ่งการศึกษาที่ผ่านมาเป็นการวิเคราะห์กระบวนการโดยใช้พื้นฐานของกฎเทอร์โมไดนามิกส์ข้อที่หนึ่ง ซึ่งเป็นการพิจารณาพลังงานในด้านปริมาณเท่านั้น ดังนั้น ในบทนี้จึงจะนำเสนอการวิเคราะห์เอกเซอร์จีที่เป็นการประเมินคุณภาพของพลังงาน โดยเอกเซอร์จีหมายถึงปริมาณพลังงานที่สามารถนำมาใช้ประโยชน์ได้เมื่อเทียบกับปริมาณพลังงานที่มีอยู่ทั้งหมด ซึ่งการวิเคราะห์เอกเซอร์จีสามารถช่วยบอกได้ถึงประสิทธิภาพในด้านพลังงานของแต่ละส่วนที่เกี่ยวข้องภายในกระบวนการ การวิเคราะห์เอกเซอร์จีในบทนี้จะคำนวณที่สภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสมของกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังจากการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนจากหัวข้อที่ 6.3

7.1 การวิเคราะห์เอกเซอร์จีของแต่ละหน่วยปฏิบัติการ

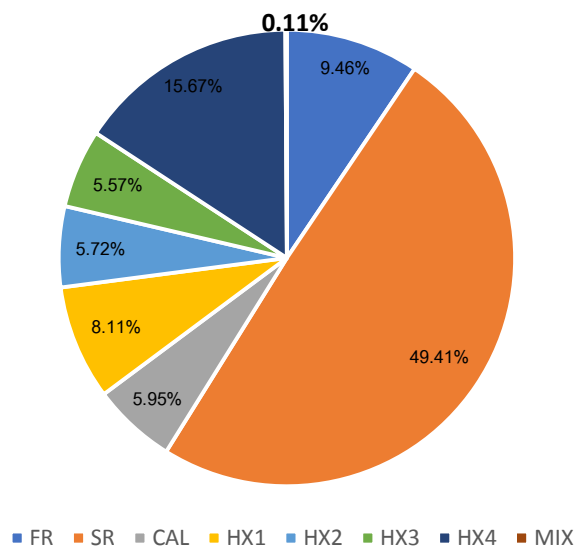
ประสิทธิภาพของเอกเซอร์จีของแต่ละหน่วยปฏิบัติการสามารถคำนวณได้จากสมการที่ 2.38 ในหัวข้อ 2.7 ซึ่งประกอบไปด้วยเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง (FR) เตาปฏิกรณ์ไอน้ำ (SR) แคลซิเนอร์ (CAL) เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX1 HX2 และ HX3) เครื่องทำความร้อน (HX4) และเครื่องผสม (MIX) โดยในแต่ละหน่วยปฏิบัติการมีการถ่ายโอนความร้อนและมีการเปลี่ยนสถานะและองค์ประกอบของสารเกิดขึ้น ทำให้เกิดการสร้างเอนโทรปีและมีการสูญเสียเอกเซอร์จี สำหรับไซโคลนและเครื่องแยกไม่ได้ถูกนำมาพิจารณาเพื่อคำนวณเอกเซอร์จีภายในกระบวนการ เนื่องจากไม่มีการเปลี่ยนแปลงของเอนโทรปีจึงไม่มีการสูญเสียเอกเซอร์จีเกิดขึ้น

เมื่อพิจารณาปริมาณค่าเอกเซอร์จีสูญเสียของแต่ละหน่วยปฏิบัติการซึ่งแสดงดังรูปที่ 7.1 พบว่าเอกเซอร์จีสูญเสียในกลุ่มเตาปฏิกรณ์เกิดขึ้นที่ SR สูงสุด รองลงมาคือ FR และ CAL คิดเป็น 49.41% 9.46 % และ 5.95% ตามลำดับ สำหรับเตาปฏิกรณ์ SR แม้ว่าค่าเอกเซอร์จีเชิงเคมีของน้ำซึ่งเป็นสารตั้งต้นสำหรับเกิดปฏิกิริยาในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำมีค่าต่ำกว่าค่าเอกเซอร์จีเชิงเคมีของไฮโดรเจน แต่ความร้อนที่เกิดขึ้นจากเตาปฏิกรณ์ไอน้ำไม่ได้ถูกนำมาใช้ อีกทั้งมีแก๊สอื่นที่ผสมใน

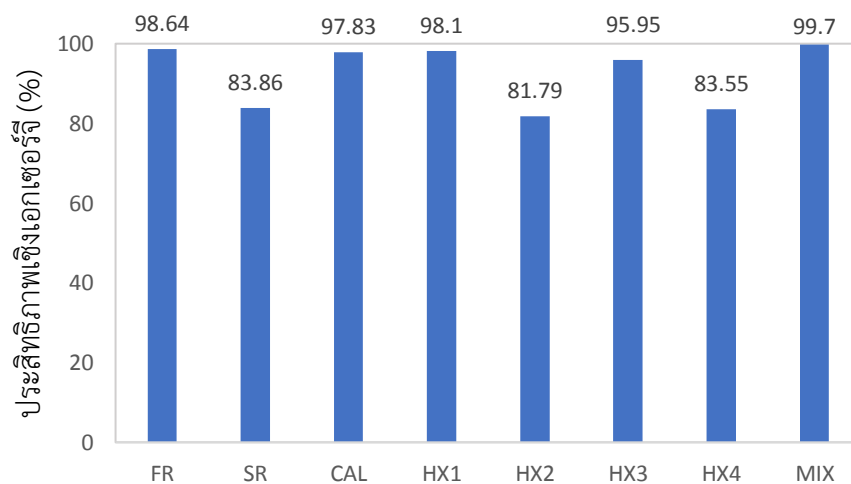
ผลิตภัณฑ์ จึงเป็นสาเหตุที่ทำให้เกิดการสูญเสียเอกเซอร์จีสูง สำหรับเตาปฏิกรณ์ FR นั้น สารชีวมวลที่มีค่าเอกเซอร์จีต่ำสามารถผลิตไฮโดรเจนที่มีเอกเซอร์จีสูงได้ แต่เนื่องจากภายในเตาปฏิกรณ์มีหลายปฏิกิริยาเกิดขึ้น และบางปฏิกิริยาเป็นปฏิกิริยาที่ผันกลับไม่ได้ นอกจากนี้เตาปฏิกรณ์มีสถานะคายความร้อน ดังนั้นความร้อนที่เกิดขึ้นไม่ได้นำมาใช้ประโยชน์ต่อจึงมีการสูญเสียเอกเซอร์จีเกิดขึ้น ในส่วนของเตาแคลซิเนอร์ (CAL) พบว่ามีการสูญเสียเอกเซอร์จีเกิดขึ้นน้อย แม้ว่าภายในเตาปฏิกรณ์จะมีการเกิดปฏิกิริยาและอยู่ในสถานะดูดความร้อน โดยเอกเซอร์สูญเสียในหน่วยปฏิบัติการนี้มีค่าน้อยเมื่อเทียบกับเอ็กเซอร์จีสูญเสียที่เกิดจากเตาปฏิกรณ์ SR และ FR เนื่องจากค่าเอ็กเซอร์จีเชิงเคมีของ CaCO_3 ที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ CAL มีค่าน้อยเมื่อเทียบกับเอ็กเซอร์จีของแก๊สผลิตภัณฑ์และของแข็งที่ได้จากเตาปฏิกรณ์ CAL ซึ่งก็คือ CO_2 และ CaO ส่วนในกลุ่มเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนและเครื่องทำความร้อน พบว่า HX4 มีการสูญเสียเอกเซอร์จีสูงที่สุด เนื่องจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน HX4 ต้องใช้ความร้อนจากภายนอกกระบวนการเพื่อเปลี่ยนน้ำร้อนให้กลายเป็นไอน้ำที่มีอุณหภูมิสูงถึง 400°C ทั้งสิ้น 91520.21 W ขณะที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน HX3 มีการสูญเสียเอกเซอร์จีน้อยสุดในกลุ่มเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน เนื่องจากผลต่างของอุณหภูมิของสายร้อนและสายเย็นที่น้อยสุด อย่างไรก็ตาม นอกจากผลต่างของอุณหภูมิที่ส่งผลทำให้เกิดการสูญเสียเอกเซอร์จีในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแล้ว ปริมาณความร้อนที่ถ่ายโอนในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นอีกสาเหตุหนึ่งส่งผลต่อการสูญเสียเอกเซอร์จี แม้ว่าผลต่างของอุณหภูมิของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน HX1 มีค่าต่ำกว่าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน HX2 แต่ภาระทางความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน HX1 เท่ากับ 41355.47 W ขณะที่ค่าภาระทางความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน HX2 เท่ากับ 22441.35 W ซึ่งมีค่าน้อยกว่าค่าภาระทางความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน HX1 มาก ด้วยเหตุนี้จึงทำให้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน HX1 มีการสูญเสียเอกเซอร์จิมากกว่าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน HX2 ส่วนหน่วยปฏิบัติการเครื่องผสม MIX นั้น พบว่ามีการสูญเสียเอกเซอร์จีน้อยสุดในกระบวนการนี้

ประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีในแต่ละหน่วยปฏิบัติการของกระบวนการแสดงดังรูปที่ 7.2 พบว่าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน HX2 มีประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีน้อยที่สุด เท่ากับ 81.79% เนื่องจากผลต่างของอุณหภูมิที่ใช้แลกเปลี่ยนความร้อนมีค่าสูง ในขณะที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตัวอื่น ๆ ให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนที่สูง เป็นผลมาจากผลต่างของอุณหภูมิของสายร้อนและสายเย็นมีค่าต่างกันน้อยกว่า เมื่อพิจารณาในส่วนของเตาปฏิกรณ์ (FR SR และ CAL) พบว่าเตาปฏิกรณ์ SR มีประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีน้อยที่สุด ในขณะที่เตาปฏิกรณ์ FR มีประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีสูงกว่า

CAL แม้ว่าจะมีการสูญเสียเอกเซอร์จีมากกว่า เนื่องจากชีวมวลซึ่งมีค่าเอกเซอร์จีที่ต่ำสามารถผลิตไฮโดรเจนซึ่งมีค่าเอกเซอร์จีสูงได้อย่างมีประสิทธิภาพ และจากภาพรวมทั้งหมดพบว่าประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีที่ได้จากแต่ละหน่วยปฏิบัติการของกระบวนการเคมีคอลูปปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าสูง โดยทุกหน่วยให้ประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีมากกว่า 80%



รูปที่ 7.1 เอกเซอร์จีที่สูญเสียในแต่ละหน่วยปฏิบัติการ



รูปที่ 7.2 ประสิทธิภาพเชิงเอกเซอร์จีของแต่ละหน่วยปฏิบัติการ

7.2 การวิเคราะห์เอ็กเซอร์จี้ของกระบวนการ

ประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จี้ของกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สามารถคำนวณได้จากสมการที่ 2.37 ตารางที่ 7.2 แสดงประสิทธิภาพเชิงความร้อน ประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จี้ และเอ็กเซอร์จี้สูญเสีย ที่คำนวณได้เมื่อกระบวนการดำเนินการ ณ สภาวะที่เหมาะสมโดยกระบวนการมีประสิทธิภาพเชิงความร้อนเป็น 67.68% ประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จี้เท่ากับ 83.89% และมีการสูญเสียเอ็กเซอร์จี้ทั้งสิ้น 81,356.39 วัตต์ (W)

ตารางที่ 7.1 ประสิทธิภาพเชิงความร้อน ประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จี้ และเอ็กเซอร์จี้สูญเสีย เมื่อกระบวนการดำเนินการ ณ สภาวะที่เหมาะสม

พารามิเตอร์	ค่า
η_{th} (%)	67.68
η_{ex} (%)	83.89
Ex_d (W)	81,356.39

บทที่ 8

สรุปผลและข้อเสนอแนะ

งานวิจัยนี้ได้ศึกษากระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ เพื่อผลิตไฮโดรเจน โดยใช้เหล็กออกไซด์ (Fe_3O_4) เป็นตัวพาออกซิเจนและแคลเซียมออกไซด์เป็นตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ (CaO) ซึ่งซีเมนต์ที่นำมาใช้เป็นสารตั้งต้นเพื่อผลิตไฮโดรเจนคือฟางข้าว ผลกระทบของตัวแปรที่ส่งผลต่อกระบวนการในด้านสัดส่วนผลได้ของไฮโดรเจน ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน รวมถึงประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ ได้มีการวิเคราะห์ด้วยวิธีการเชิงอุณหพลศาสตร์ และมีการหาสภาวะที่เหมาะสมของกระบวนการโดยมีเป้าหมายคือต้องการให้กระบวนการมีประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงที่สุดภายใต้ขอบเขตเงื่อนไขที่กำหนด นอกจากนี้ การวิเคราะห์จุดพินช์ได้ถูกนำมาใช้ในการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เมื่อกระบวนการดำเนินงานที่สภาวะเหมาะสม และมีการวิเคราะห์เอกเซอร์จีเพื่อระบุว่าส่วนใดของกระบวนการมีการใช้พลังงานไม่มีประสิทธิภาพ โดยสรุปผลการศึกษาและข้อเสนอแนะจะถูกนำเสนอในบทนี้

8.1 สรุปผลการศึกษา

จากการศึกษาการผลิตไฮโดรเจนด้วยกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จากซีเมนต์ฟางข้าว โดยใช้เหล็กออกไซด์เป็นตัวพาออกซิเจน และใช้แคลเซียมออกไซด์เป็นตัวดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ผ่านการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรมเอสเพนพลัส พบว่า ที่อุณหภูมิต่ำกว่า 700 องศาเซลเซียส การเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน และอัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน ช่วยเพิ่มผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมด และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน และลดความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง ในส่วนของอัตราส่วนเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอนที่เพิ่มขึ้น ส่งผลให้ผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำเพิ่มขึ้นและช่วยลดภาระทางความร้อนหรือความต้องการความร้อนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิง นอกจากนี้การเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอน ทำให้ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในเตาปฏิกรณ์ไอน้ำลดลง โดยความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์มีค่าต่ำกว่า 50 ppm เมื่อเตาปฏิกรณ์ไอน้ำทำงานที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส และอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอนเท่ากับ 1.5 และเมื่อพิจารณาในด้านประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ พบว่าเมื่อ

ปริมาณไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการเพิ่มสูงขึ้น ทำให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการลดลง ในขณะที่เมื่อเพิ่มปริมาณของของแข็งที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการ ส่งผลให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการเพิ่มขึ้น จากผลการศึกษาของตัวแปรที่สำคัญต่าง ๆ จะเห็นได้ว่าทุกตัวแปรล้วนส่งผลกระทบต่อกระบวนการทั้งสิ้น ด้วยเหตุนี้จึงมีการหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการดำเนินการของกระบวนการเคมีคอลลูบปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยมีเป้าหมายคือต้องการให้กระบวนการมีประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุดภายใต้เงื่อนไขที่กำหนด จากการแก้ปัญหาการหาค่าที่เหมาะสมด้วยโปรแกรมแอสเพนพลัส พบว่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการที่ดีที่สุดคือ 58.01% ณ สภาวะที่อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงเป็น 672.4 องศาเซลเซียส อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ไอน้ำคือ 500 องศาเซลเซียส อุณหภูมิของเตาแคลซิเนอร์ 860 องศาเซลเซียส อัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงต่อคาร์บอน อัตราส่วนของเหล็กออกไซด์ต่อคาร์บอน อัตราส่วนของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน และอัตราส่วนของไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไอน้ำต่อคาร์บอน คือ 1.63 0.5 0.8 และ 1.44 ตามลำดับ ที่อัตราการป้อนชีวมวลเป็น 100 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ภายใต้สภาวะความดัน 1 บรรยากาศ ซึ่งให้ผลได้ของไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเตาปฏิกรณ์ไอน้ำเป็น 0.0346 และ 0.0141 กิโลโมลต่อกิโลกรัมของชีวมวล และผลได้ของไฮโดรเจนทั้งหมดคือ 0.0487 กิโลโมลต่อกิโลกรัมชีวมวล

การวิเคราะห์พินช์ได้ถูกนำมาใช้ในการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการที่ทำการศึกษานี้ โดยมีวัตถุประสงค์คือ ต้องการนำความร้อนที่ได้จากกระบวนการกลับมาใช้ให้ได้มากที่สุด ผลจากการวิเคราะห์จุดพินช์ พบว่า เมื่อกำหนดให้ ΔT_{\min} เท่ากับ 20 °C กระบวนการนี้ต้องการสารธารณูปโภคร้อนเพียงอย่างเดียว โดยต้องการความร้อนจากภายนอกกระบวนการ 91520.21 W และจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่น้อยที่สุดของกระบวนการนี้คือ 4 เครื่อง ภายหลังจากการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการเคมีคอลลูบปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้นจาก 58.01% เป็น 67.68%

ในส่วนสุดท้าย คือการวิเคราะห์เอ็กเซอร์จีซึ่งเป็นการวิเคราะห์พลังงานในด้านคุณภาพเพื่อประเมินถึงประสิทธิภาพของแต่ละหน่วยปฏิบัติการภายในกระบวนการ โดยผลการศึกษาพบว่า เมื่อกระบวนการดำเนินการ ณ สภาวะที่เหมาะสม เครื่องปฏิกรณ์ SR มีการสูญเสียเอ็กเซอร์จีสูงสุด ตามด้วยเครื่องทำความร้อน HX4 และเตาปฏิกรณ์ FR อย่างไรก็ตาม ประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จีของแต่ละหน่วยปฏิบัติการมีค่าสูงมากกว่า 80% จากการประเมินประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จีของกระบวนการเคมีคอลลูบปิงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่ากระบวนการมีประสิทธิภาพเชิงเอ็กเซอร์จีเท่ากับ 83.89% และมีการสูญเสียเอ็กเซอร์จีทั้งสิ้น 81,356.39 วัตต์

8.2 ข้อเสนอแนะ

8.2.1 ในการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน ควรนำความร้อนที่ได้จากสภาวะคายความร้อนของเครื่องปฏิกรณ์มาแลกเปลี่ยนด้วย เพื่อลดพลังงานความร้อนที่ใช้จากภายนอกและสามารถปรับปรุงให้กระบวนการมีประสิทธิภาพเพิ่มขึ้น

8.2.2 ไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากเตาปฏิกรณ์ไอน้ำมีความบริสุทธิ์สูงเหมาะสำหรับใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเยื่อแลกเปลี่ยนโปรตอนแบบอุณหภูมิต่ำ ดังนั้นจึงควรทำการศึกษาต่อเกี่ยวกับการทำงานร่วมกันระหว่างกระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และระบบเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเยื่อแลกเปลี่ยนโปรตอนแบบอุณหภูมิต่ำ

8.2.3 ในวิทยานิพนธ์นี้เป็นการศึกษากระบวนการเคมีคอลลูบปีงแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ชีวมวลฟางข้าว ที่พิจารณาเฉพาะในด้านเทคนิคเกี่ยวกับคุณภาพของผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจน และประสิทธิภาพเชิงความร้อนและเอกเซอร์จีที่ได้จากกระบวนการ เพื่อพิจารณาความเป็นไปได้ในการลงทุน ควรมีการศึกษารวเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการเพิ่มเติม



บรรณานุกรม

- Abad, A. (2015). Chemical looping for hydrogen production. Calcium and Chemical Looping Technology for Power Generation and Carbon Dioxide (CO₂) Capture, Elsevier: 327-374.
- Acharya, B., A. Dutta and P. Basu (2009). "Chemical-looping gasification of biomass for hydrogen-enriched gas production with in-process carbon dioxide capture." Energy & fuels **23**(10): 5077-5083.
- Acharya, B., A. Dutta and P. Basu (2010). "An investigation into steam gasification of biomass for hydrogen enriched gas production in presence of CaO." International journal of hydrogen energy **35**(4): 1582-1589.
- Acharya, B., A. Dutta and P. Basu (2017). "Gasification of biomass in a circulating fluidized bed based calcium looping gasifier for hydrogen-enriched gas production: experimental studies." Biofuels **8**(6): 643-650.
- Antzara, A., E. Heracleous, D. Bukur and A. Lemonidou (2015). "Thermodynamic analysis of hydrogen production via chemical looping steam methane reforming coupled with in situ CO₂ capture." International Journal of Greenhouse Gas Control **32**: 115-128.
- Aziz, M. and I. N. Zaini (2017). "Production of hydrogen from algae: Integrated gasification and chemical looping." Energy Procedia **142**: 210-215.
- Balat, H. and E. Kirtay (2010). "Hydrogen from biomass—present scenario and future prospects." International Journal of Hydrogen Energy **35**(14): 7416-7426.
- Boles, M. and Y. Cengel (2014). "An Engineering Approach." New York: McGraw-Hill Education.
- Chen, S., Z. Xue, D. Wang and W. Xiang (2012). "Hydrogen and electricity co-production plant integrating steam-iron process and chemical looping combustion." International journal of hydrogen energy **37**(10): 8204-8216.
- Cheng, S., Q. Wang and H. Ji (2010). Simulation of hydrogen production from biomass catalytic gasification. 2010 International Conference on Digital Manufacturing & Automation, IEEE.

- Chiesa, P., G. Lozza, A. Malandrino, M. Romano and V. Piccolo (2008). "Three-reactors chemical looping process for hydrogen production." *International journal of hydrogen energy* **33**(9): 2233-2245.
- Cormos, C.-C. (2010). "Evaluation of iron based chemical looping for hydrogen and electricity co-production by gasification process with carbon capture and storage." *International journal of hydrogen energy* **35**(6): 2278-2289.
- De Lasa, H., E. Salaices, J. Mazumder and R. Lucky (2011). "Catalytic steam gasification of biomass: catalysts, thermodynamics and kinetics." *Chemical reviews* **111**(9): 5404-5433.
- Detchusananard, T., K. Im-orb, F. Maréchal and A. Arpornwichanop (2020). "Analysis of the sorption-enhanced chemical looping biomass gasification process: Performance assessment and optimization through design of experiment approach." *Energy* **207**: 118190.
- Detchusananard, T., P. Ponpesh, D. Saebea, S. Authayanun and A. Arpornwichanop (2017). "Modeling and analysis of sorption enhanced chemical looping biomass gasification." *Chemical Engineering Transactions* **57**: 103-108.
- Dimian, A. C., C. S. Bildea and A. A. Kiss (2014). Pinch point analysis. *Computer aided chemical engineering*, Elsevier. **35**: 525-564.
- Doherty, W., A. Reynolds and D. Kennedy (2013). "Aspen plus simulation of biomass gasification in a steam blown dual fluidised bed."
- Florin, N. H. and A. T. Harris (2008). "Enhanced hydrogen production from biomass with in situ carbon dioxide capture using calcium oxide sorbents." *Chemical Engineering Science* **63**(2): 287-316.
- Franco, C., F. Pinto, I. Gulyurtlu and I. Cabrita (2003). "The study of reactions influencing the biomass steam gasification process☆." *Fuel* **82**(7): 835-842.
- Garche, J., C. K. Dyer, P. T. Moseley, Z. Ogumi, D. A. Rand and B. Scrosati (2013). *Encyclopedia of electrochemical power sources*, Newnes.
- Garivait, S., U. Chaiyo, S. Patumsawad and J. Deakhuntod (2006). Physical and chemical properties of thai biomass fuels from agricultural residues. The 2nd Joint International Conference on Sustainable Energy and Environment.

- Han, L., Q. Wang, Y. Yang, C. Yu, M. Fang and Z. Luo (2011). "Hydrogen production via CaO sorption enhanced anaerobic gasification of sawdust in a bubbling fluidized bed." *International journal of hydrogen energy* **36**(8): 4820-4829.
- Kalinci, Y., A. Hepbasli and I. Dincer (2009). "Biomass-based hydrogen production: a review and analysis." *International journal of hydrogen energy* **34**(21): 8799-8817.
- Kathe, M. V., A. Empfield, J. Na, E. Blair and L.-S. Fan (2016). "Hydrogen production from natural gas using an iron-based chemical looping technology: Thermodynamic simulations and process system analysis." *Applied Energy* **165**: 183-201.
- Kemp, I. C. (2011). *Pinch analysis and process integration: a user guide on process integration for the efficient use of energy*, Elsevier.
- Lachén, J., J. Herguido and J. Peña (2020). "High purity hydrogen from biogas via steam iron process: Preventing reactor clogging by interspersed coke combustions." *Renewable Energy* **151**: 619-626.
- Lane, H. (1913). *Process for the production of hydrogen*, Google Patents.
- Linnhoff, B. (1998). "Introduction to pinch technology." Linnhoff March Limited, Targeting House Gadbrook Park Northwich, Cheshire CW9 7UZ, UK.
- Linnhoff, B. and E. Hindmarsh (1983). "The pinch design method for heat exchanger networks." *Chemical Engineering Science* **38**(5): 745-763.
- Lopez-Ortiz, A., M. Melendez-Zaragoza and V. J. I. J. o. H. E. Collins-Martinez (2017). "Hydrogen production by a Fe-based oxygen carrier and methane-steam redox process: Thermodynamic analysis." *Energy* **142**(51): 30195-30207.
- Lv, P., Z. Xiong, J. Chang, C. Wu, Y. Chen and J. Zhu (2004). "An experimental study on biomass air-steam gasification in a fluidized bed." *Bioresource technology* **95**(1): 95-101.
- Mahishi, M. R. and D. Goswami (2007). "An experimental study of hydrogen production by gasification of biomass in the presence of a CO₂ sorbent." *International Journal of Hydrogen Energy* **32**(14): 2803-2808.
- Messerschmitt, A. (1910). *Process of producing hydrogen*, Google Patents.
- Mueller-Langer, F., E. Tzimas, M. Kaltschmitt and S. Peteves (2007). "Techno-economic assessment of hydrogen production processes for the hydrogen economy for the short and medium term." *International Journal of Hydrogen Energy* **32**(16):

3797-3810.

Niu, M., Y. Huang, B. Jin and X. Wang (2013). "Simulation of syngas production from municipal solid waste gasification in a bubbling fluidized bed using Aspen Plus." *Industrial & Engineering Chemistry Research* **52**(42): 14768-14775.

O'hayre, R., S.-W. Cha, W. Colella and F. B. Prinz (2016). *Fuel cell fundamentals*, John Wiley & Sons.

Parthasarathy, P. and K. S. Narayanan (2014). "Hydrogen production from steam gasification of biomass: influence of process parameters on hydrogen yield—a review." *Renewable energy* **66**: 570-579.

Pfeifer, C., B. Puchner and H. Hofbauer (2009). "Comparison of dual fluidized bed steam gasification of biomass with and without selective transport of CO₂." *Chemical Engineering Science* **64**(23): 5073-5083.

Phuluanglue, W., S. Wongsakulphasatch, W. Kiatkittipong, A. Arpornwichanop and S. Assabumrungrat (2015). "Simulation of modified sorption enhanced chemical looping reforming for hydrogen production from biogas." *Int J Chem Environ Biol Sci (IJCEBS)* **3**(4): 339-343.

Rydén, M. and P. Ramos (2012). "H₂ production with CO₂ capture by sorption enhanced chemical-looping reforming using NiO as oxygen carrier and CaO as CO₂ sorbent." *Fuel Processing Technology* **96**: 27-36.

Shayan, E., V. Zare and I. Mirzaee (2018). "Hydrogen production from biomass gasification; a theoretical comparison of using different gasification agents." *Energy Conversion and management* **159**: 30-41.

Song, T., J. Wu, L. Shen and J. Xiao (2012). "Experimental investigation on hydrogen production from biomass gasification in interconnected fluidized beds." *Biomass and bioenergy* **36**: 258-267.

Szargut, J. (2005). *Exergy method: technical and ecological applications*, WIT press.

Thursfield, A., A. Murugan, R. Franca and I. S. Metcalfe (2012). "Chemical looping and oxygen permeable ceramic membranes for hydrogen production—a review." *Energy & Environmental Science* **5**(6): 7421-7459.

Udomsirichakorn, J. and P. A. Salam (2014). "Review of hydrogen-enriched gas production from steam gasification of biomass: the prospect of CaO-based

- chemical looping gasification." *Renewable and sustainable energy reviews* **30**: 565-579.
- Wu, Y., Y. Liao, G. Liu, X. Ma and H. Zhang (2019). "Reactivity investigation on biomass chemical looping conversion for syngas production." *Journal of the Energy Institute* **92**(4): 1137-1148.
- Yaghoubi, E., Q. Xiong, M. H. Doranehgard, M. M. Yeganeh, G. Shahriari and M. Bidabadi (2018). "The effect of different operational parameters on hydrogen rich syngas production from biomass gasification in a dual fluidized bed gasifier." *Chemical Engineering and Processing-Process Intensification* **126**: 210-221.
- Zeng, J., R. Xiao, D. Zeng, Y. Zhao, H. Zhang and D. Shen (2016). "High H₂/CO ratio syngas production from chemical looping gasification of sawdust in a dual fluidized bed gasifier." *Energy & fuels* **30**(3): 1764-1770.
- Zhang, C., X. Hu, Z. Zhang, L. Zhang, D. Dong, G. Gao, R. Westerhof and S. S. A. Syed-Hassan (2018). "Steam reforming of acetic acid over Ni/Al₂O₃ catalyst: Correlation of calcination temperature with the interaction of nickel and alumina." *Fuel* **227**: 307-324.
- Zhang, X., H. Li, L. Liu, C. Bai, S. Wang, J. Zeng, X. Liu, N. Li and G. Zhang (2018). "Thermodynamic and economic analysis of biomass partial gasification process." *Applied Thermal Engineering* **129**: 410-420.
- กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน (2556). "ฐานข้อมูลศักยภาพชีวมวลในประเทศไทย ประจำปีเพาะปลูก พ.ศ.2556 " สืบค้นที่ <http://webkc.dede.go.th/testmax/node/2450>.



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-สกุล	ไศริดา ไชยธานี
วัน เดือน ปี เกิด	22 ตุลาคม 2535
สถานที่เกิด	นครศรีธรรมราช
วุฒิการศึกษา	จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ผลงานตีพิมพ์	Pure and Applied Chemistry International Conference 2019 (PACCON 2019) (EE40-45) : Analysis of hydrogen production via chemical looping gasification with CO ₂ capture from rice straw



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY