

การจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซีพีเคชั่นชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ แบบ
แคลเซียมลูปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี
คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ปีการศึกษา 2562
ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

SIMULATION OF AN ENHANCED BIOMASS GASIFICATION INTEGRATED WITH CALCIUM
LOOPING CO₂ CAPTURE FOR HYDROGEN PRODUCTION



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 2019

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวล ร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ แบบแคลเซียมลูปปิง สำหรับการผลิตไฮโดรเจน
โดย	น.ส.อริญกร สัมภาวะผล
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อภรณ์วิชานพ

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่ง
ของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

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

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พลัง บำรุงสกุลสวัสดิ์)

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

..... กรรมการ
(อาจารย์ ดร.พิมพ์พร พลเพชร)

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

อัญญากร สัมภาวะผล : การจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับ
การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ แบบแคลเซียมลูปปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน. (
SIMULATION OF AN ENHANCED BIOMASS GASIFICATION INTEGRATED WITH
CALCIUM LOOPING CO₂ CAPTURE FOR HYDROGEN PRODUCTION) อ.ที่ปรึกษา
หลัก : ผศ. ดร.อมรชัย อภรณ์วิชานพ

งานวิจัยนี้ได้นำเสนอเกี่ยวกับการวิเคราะห์สมรรถนะของการปรับปรุงกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีแคลเซียมลูปปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูง โดยใช้ทางปาล์มเป็นวัตถุดิบและใช้แคลเซียมออกไซด์เป็นตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ การจำลองกระบวนการจะถูกพัฒนาโดยใช้แบบจำลองแอสเพนพลัส (Aspen Plus simulator) และใช้ในการวิเคราะห์ผลกระทบของตัวแปรดำเนินการที่ศึกษา เช่น อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (S/B) อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล (CaO/B) และอุณหภูมิไรเซอร์ ต่อประสิทธิภาพของกระบวนการ ผลการศึกษาแสดงให้เห็นว่าการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันส่งผลดีต่อการผลิตไฮโดรเจน ปริมาณไอน้ำที่เพิ่มขึ้นส่งผลกระทบต่อการผลิตไฮโดรเจน การเพิ่มขึ้นของแคลเซียมออกไซด์ที่ใช้เป็นตัวดูดซับมีบทบาทอย่างสูงต่อการลดการผลิตคาร์บอนไดออกไซด์และสนับสนุนการผลิตไฮโดรเจนให้เพิ่มสูงขึ้น อุณหภูมิไรเซอร์ที่อุณหภูมิต่ำส่งเสริมการผลิตไฮโดรเจน ความเข้มข้นของไฮโดรเจนที่สูงที่สุดคือ 99 % สามารถทำได้ภายใต้สภาวะอุณหภูมิของแก๊สซิฟิเคชันที่ 650 °C อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล เท่ากับ 1 อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล เท่ากับ 1.6 และอุณหภูมิไรเซอร์ เท่ากับ 550 °C ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการได้ถูกปรับปรุงโดยการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนตามหลักการการวิเคราะห์จุดพินช์ เพื่อนำพลังงานความร้อนที่เหลือจากกระบวนการกลับมาใช้ให้เกิดประโยชน์สูงสุด พบว่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนรวมของระบบเพิ่มขึ้นจากเดิม 60.20 % ไปเป็น 75.30 %

สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี
ปีการศึกษา 2562

ลายมือชื่อนิสิต
ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก

5870431421 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORD: Oil palm fronds biomass gasification CO₂ capture calcium looping

Aranyakorn Sampavapon :

SIMULATION OF AN ENHANCED BIOMASS GASIFICATION INTEGRATED WITH
CALCIUM LOOPING CO₂ CAPTURE FOR HYDROGEN PRODUCTION. Advisor:
Asst. Prof. Amornchai Arpornwichanop, D.Eng.

Performance of an enhanced biomass gasification process integrated with calcium looping CO₂ capture for high-purity hydrogen production using oil palm fronds as feedstock and calcium oxide (CaO) as CO₂ absorbent is presented in this study. The process model is developed by using an Aspen Plus simulator and used to analysis of effects of key operating conditions, i.e., the temperature of gasification, steam to biomass ratio (S/B), calcium oxide to biomass ratio (CaO/B) and temperature of the riser on process performance. The results show that the increase of gasification temperature favors hydrogen production. A large amount of steam has crucial impact on hydrogen production. The addition of CaO sorbent plays an important role in reducing CO₂ and supports high-hydrogen production. The low temperature of riser improves hydrogen production. The maximum hydrogen concentration of 99% is obtained under the gasification temperature of 650 °C, steam to biomass ratio (S/B) of 1, calcium oxide to biomass ratio (CaO/B) of 1.6 and riser temperature of 550 °C. The thermal efficiency of the process is further improved via the heat exchanger network based on pinch analysis for maximum heat recovery and it is found that the overall thermal efficiency of the process increases from 60.20% to 75.30%.

Field of Study: Chemical Engineering

Student's Signature

Academic Year: 2019

Advisor's Signature

กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยขอกราบพระคุณอาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. อมรชัย อภรณ์ วิชาณพ เป็นอย่างสูงสำหรับการดูแลเอาใจใส่ ให้คำปรึกษาและคำแนะนำที่ดี ในการทำวิจัยตลอดจนการตรวจทานและแก้ไขวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ให้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี ตลอดระยะเวลาในการศึกษาระดับปริญญาโทมาบัดนี้ อีกทั้งยังได้มอบโอกาสและกำลังใจในการศึกษาหาประสบการณ์การเรียนรู้ด้านวิศวกรรมเคมีอีกด้วย ขอขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. พลัง บำรุงสกุลสวัสดิ์ ประธานกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ อาจารย์ ดร. พิมพ์พร พลเพชร และ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. ญาณิพร พัชรวรโชติ กรรมการในการสอบวิทยานิพนธ์ครั้งนี้ ที่ได้ให้ข้อคิดเห็น คำแนะนำและตรวจสอบวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ให้สำเร็จลุล่วง

ขอบคุณคณาจารย์และบุคลากรแห่งภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย สำหรับความรู้ และความช่วยเหลืออำนวยความสะดวกในทุก ๆ ด้าน ขอขอบคุณพี่ ๆ เพื่อน ๆ และน้อง ๆ สมาชิกห้องปฏิบัติการ ศูนย์เชี่ยวชาญเฉพาะทางด้านวิศวกรรมระบบกระบวนการและพลังงาน สำหรับความช่วยเหลือ คำปรึกษาและกำลังใจที่ดีเสมอมาตลอดระยะเวลาการทำวิจัย

สุดท้ายนี้ขอขอบคุณสมาชิกทุกคนในครอบครัว สำหรับความรักและกำลังใจ การสนับสนุนทุกอย่างที่มอบให้อย่างเต็มที่

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

อรัญกร สัมภาวะผล

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ค
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	ง
กิตติกรรมประกาศ.....	จ
สารบัญ.....	ฉ
สารบัญรูปภาพ.....	ญ
สารบัญตาราง.....	ฎ
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ที่มาและความสำคัญ.....	1
1.2 วัตถุประสงค์	4
1.3 ขอบเขตงานวิจัย	4
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	4
บทที่ 2 ทฤษฎี.....	5
2.1 ไฮโดรเจน (Hydrogen).....	5
2.2 ชีวมวล (Biomass).....	6
2.2.1 ปาล์มน้ำมัน (Oil Palm).....	7
2.3 การแปรสภาพเชื้อเพลิงชีวมวล (Biomass Conversion).....	8
2.3.1 กระบวนการทางชีวเคมี (Biochemical conversion).....	8
2.3.2 กระบวนการทางเคมีความร้อน (Thermochemical conversion).....	8
2.4 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification).....	9
2.4.1 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันในเตาผลิตแก๊ส	10
2.4.2 ตัวกลางที่ใช้ทำปฏิกิริยา (Gasifying agent).....	13

2.4.3 ชนิดของเตาปฏิกรณ์ (Type of Gasifier)	13
2.5 เทคโนโลยีการดักจับและการกักเก็บแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (carbon dioxide capture technologies)	19
2.5.1 การดักจับก่อนการเผาไหม้ (pre-combustion)	21
2.5.2 การดักจับหลังการเผาไหม้ (post-combustion).....	21
2.5.3 การดักจับหลังจากการเผาไหม้โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ (oxy-fuel combustion capture)	22
2.5.4 วิธีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์	23
2.6 การวิเคราะห์พินช์ (Pinch analysis)	25
2.6.1 วิธีสร้างกราฟ (Graphical method)	25
2.6.2 วิธีขั้นตอนวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตาราง (Problem table algorithm).....	29
2.7 การออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design) .	33
บทที่ 3 ทบทวนงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	37
3.1 แก๊สซิฟิเคชันชีวมวล.....	37
3.2 แก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์.....	40
บทที่ 4 การจำลองกระบวนการ	43
4.1 การปรับปรุงการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน	43
4.2. การตรวจสอบแบบจำลอง	47
บทที่ 5 ผลการจำลองกระบวนการและวิเคราะห์ผล	51
5.1 ผลกระทบของตัวแปรต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน ...	51
5.1.1 ผลกระทบของอุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันต่อองค์ประกอบของแก๊ส.....	51
5.1.2 ผลกระทบของอัตราส่วนปริมาณไอน้ำต่อชีวมวลต่อองค์ประกอบของแก๊ส.....	52
5.1.3 ผลกระทบของอัตราส่วนปริมาณแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวลต่อองค์ประกอบของแก๊ส	53

5.1.4 ผลกระทบของอุณหภูมิของโรเซอร์ต่อปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน.....	54
5.2 ผลกระทบของตัวแปรต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ.....	55
5.2.1 ผลกระทบของอุณหภูมิแก๊สซีพีเคชั่นต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ.	56
5.2.2 ผลกระทบของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ.....	57
5.2.3 ผลกระทบของอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ.....	58
5.2.4 ผลกระทบของอุณหภูมิโรเซอร์ต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ.....	58
5.3 การเปรียบเทียบการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการแคลเซียมลูปปิงแก๊สซีพีเคชั่น (CLG) และการปรับปรุงกระบวนการแคลเซียมลูปปิงแก๊สซีพีเคชั่น (CLGR).....	60
5.4 สรุปผล.....	60
บทที่ 6 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน.....	62
6.1 การจัดทำข้อมูลสมดุลพลังงานและมวลสาร (Data extraction).....	62
6.2 การคำนวณพลังงานเป้าหมาย (Energy target calculation).....	64
6.3 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design).....	68
6.4 สรุปผล.....	73
บทที่ 7 สรุปผลและข้อเสนอแนะ.....	74
7.1 สรุปผล.....	74
7.2 ข้อเสนอแนะ.....	75
บรรณานุกรม.....	76
ประวัติผู้เขียน.....	81
ภาคผนวก.....	82

สารบัญรูปภาพ

รูปที่ 2. 1	วัฏจักรคาร์บอนแบบปิดของเชื้อเพลิงชีวมวล	6
รูปที่ 2. 2	ต้นปาล์ม น้ำมัน และส่วนประกอบของทางปาล์ม	7
รูปที่ 2. 3	กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	11
รูปที่ 2. 4	เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงแบบไหลขึ้น	14
รูปที่ 2. 5	เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงแบบไหลลง	15
รูปที่ 2. 6	เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงแบบไหลขวาง	16
รูปที่ 2. 7	เตาผลิตแก๊สฟลูอิดไคซ์เบดแบบพองอากาศ	17
รูปที่ 2. 8	เตาผลิตแก๊สฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนวน	18
รูปที่ 2. 9	เตาเอนเทรนเบด	19
รูปที่ 2. 10	เทคโนโลยีการกักเก็บแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้	21
รูปที่ 2. 11	เทคโนโลยีการกักเก็บแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้	22
รูปที่ 2. 12	เทคโนโลยีการกักเก็บหลังการเผาไหม้โดยใช้ซ็อกซิเจนบริสุทธิ์	23
รูปที่ 2. 13	การทำงานของแคลเซียมออกไซด์ในระบบคาร์บอนชั่นและแคลซิเนอร์	24
รูปที่ 2. 14	ความดันของคาร์บอนไดออกไซด์ที่สภาวะสมดุลในช่วงอุณหภูมิต่าง ๆ	24
รูปที่ 2. 15	ตัวอย่างการสร้างเส้นโค้งคอมโพสิทรอน	28
รูปที่ 2. 16	เส้นโค้งคอมโพสิทจากตัวอย่างกระแสทั้ง 4 จากตารางที่ 2.2	28
รูปที่ 2. 17	กระแสและช่วงอุณหภูมิจากข้อมูลในตารางที่ 2.2	30
รูปที่ 2. 18	การถ่ายเทความร้อนส่วนเกินจากช่วงอุณหภูมิที่ 1 ไปยัง ช่วงที่ 2	32
รูปที่ 2. 19	แผนผังลำดับชั้น (Cascade diagram)	33
รูปที่ 2. 20	แผนภาพกริดของข้อมูลในตารางที่ 2.2	34
รูปที่ 2. 21	การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่เหนือพินซ์ จากข้อมูลตารางที่ 2.2	35
รูปที่ 2. 22	การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่ได้พินซ์ จากข้อมูลในตารางที่ 2.2	36

รูปที่ 2. 23 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่สำเร็จแล้ว.....	36
รูปที่ 4. 1 แบบจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน จากโปรแกรม Aspen Plus....	45
รูปที่ 4. 2 แบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์.....	48
รูปที่ 5.1 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันต่อองค์ประกอบของแก๊ส	52
รูปที่ 5.2 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (S/B) ต่อองค์ประกอบของแก๊ส	53
รูปที่ 5.3 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวลต่อองค์ประกอบของแก๊ส .	54
รูปที่ 5.4 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิไรเซอร์ต่อปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน (อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน = 650 °C , CaO/B = 1.6 และ S/B = 1).....	55
รูปที่ 5. 5 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบ ..	56
รูปที่ 5. 6 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (S/B) ต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบ (อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน = 650 °C , CaO/B = 1.6 และอุณหภูมิไรเซอร์ 550 °C).....	57
รูปที่ 5. 7 ผลกระทบของอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล (CaO/B) ต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบ (อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน = 650 °C , S/B = 1.6 และอุณหภูมิไรเซอร์ 550 °C).....	58
รูปที่ 5. 8 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิไรเซอร์ต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบ	59
รูปที่ 5.9เปรียบเทียบเปอร์เซ็นต์การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ของระบบ CLG และ CLGR	60
รูปที่ 6.1 แผนภาพการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน จากโปรแกรม Aspen Plus..	63
รูปที่ 6. 2 กระแสและช่วงอุณหภูมิ.....	65
รูปที่ 6. 3 แผนผังลำดับขั้น (cascade diagram).....	67
รูปที่ 6. 4 เส้นโค้งคอมโพสิตรวมของการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน	68
รูปที่ 6. 5 แผนภาพกริด	69
รูปที่ 6.6 ขั้นตอนการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่จุดพินช์.....	70

รูปที่ 6.7 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่สำเร็จแล้วของการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปิ้งสำหรับการผลิตไฮโดรเจน 71

รูปที่ 6.8 แผนภาพการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปิ้งสำหรับการผลิตไฮโดรเจน ในโปรแกรม Aspen Plus 72



สารบัญตาราง

ตารางที่ 2. 1 การเปรียบเทียบข้อดีข้อเสียของเตาปฏิกรณ์แต่ละประเภท.....	20
ตารางที่ 2. 2 ตัวอย่างข้อมูลกระแสจากกระบวนการทั้ง 4 กระแส	26
ตารางที่ 2. 3 ตัวอย่าง ΔT_{min} ของกระบวนการต่าง ๆ	29
ตารางที่ 2. 4 ตัวอย่างข้อมูลของกระแสของกระบวนการทั้ง 4 กระแส จากตารางที่ 2.2.....	30
ตารางที่ 2. 5 การเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีสุทธิในช่วงอุณหภูมิต่าง ๆ จากข้อมูลในตารางที่ 2.2.....	31
ตารางที่ 4. 1 ข้อมูลวิเคราะห์เชิงปริมาณและเชิงละเอียดของทางปาล์ม	44
ตารางที่ 4. 2 ข้อมูลสภาวะดำเนินการของแบบจำลอง	44
ตารางที่ 4. 3 รายละเอียดหน่วยจำลองที่ใช้ในกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน	47
ตารางที่ 4.4 ข้อมูลสภาวะดำเนินการ	48
ตารางที่ 4.5 ข้อมูลวิเคราะห์เชิงปริมาณและเชิงละเอียดของชีวมวล.....	49
ตารางที่ 4.6 ผลการเปรียบเทียบองค์ประกอบของแก๊ส (%โมล ความชื้นมาตรฐานแห้ง) ระหว่างการทดลองและแบบจำลอง	49
ตารางที่ 5. 1 ภาระความร้อนที่เหลือจากกระบวนการ	59
ตารางที่ 6. 1 สภาวะดำเนินการที่ดีที่สุดของการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน สำหรับการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน	63
ตารางที่ 6.2 ข้อมูลของกระแสจากการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน สำหรับการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน.....	64
ตารางที่ 6. 3 การเลื่อนอุณหภูมิ	65
ตารางที่ 6.4 ช่วงอุณหภูมิและความร้อนที่ใช้	66
ตารางที่ 6.5 เปรียบเทียบการใช้พลังงานของกระบวนการก่อนและหลังการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน	73

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ที่มาและความสำคัญ

เนื่องจากปัจจุบันสังคมได้ให้ความสำคัญกับสิ่งแวดล้อมมากยิ่งขึ้น โดยปัญหาสิ่งแวดล้อมที่เกิดขึ้นส่วนหนึ่งมาจากกระบวนการผลิตพลังงาน ดังนั้นแหล่งพลังงานที่สามารถมาทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิลนั้นจึงควรเป็นแหล่งพลังงานที่ยั่งยืน เป็นมิตรกับสิ่งแวดล้อม ลดการปล่อยแก๊สเรือนกระจก กระบวนการผลิตเพื่อให้ได้มาซึ่งพลังงานควรใช้เวลาไม่นานและให้พลังงานสูง สามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้หลากหลาย และราคาไม่แพง ไฮโดรเจน (Hydrogen, H₂) เป็นอีกหนึ่งทางเลือกที่กำลังได้รับความสนใจเป็นอย่างมากในการนำมาใช้เพื่อลดสัดส่วนการใช้เชื้อเพลิงจากฟอสซิล (Shanyan และคณะ (2018) อีกทั้งไฮโดรเจนยังเป็นสารตั้งต้นที่ใช้ในอุตสาหกรรมต่าง ๆ เช่น อุตสาหกรรมอาหาร อุตสาหกรรมการผลิตปุ๋ย ฯลฯ

โดยทั่วไปไฮโดรเจนมักอยู่ในรูปของสารประกอบ เช่น สารประกอบไฮโดรคาร์บอนต่าง ๆ (C_xH_y) เชื้อเพลิงฟอสซิล และน้ำ (H₂O) ดังนั้นไฮโดรเจนจึงไม่จัดว่าเป็นแหล่งพลังงานเบื้องต้น (primary energy source) หรือวัตถุดิบ (feedstock) ของการผลิตเชื้อเพลิง ที่ถูกต้องควรจะให้คำจำกัดความของไฮโดรเจนว่าสื่อพลังงาน (Energy carrier) ตัวอย่างของสื่อพลังงานที่เราคุ้นเคยคือไฟฟ้า ดังนั้นหากจะนำไฮโดรเจนมาใช้งาน จึงต้องเปลี่ยนสารประกอบไฮโดรเจนให้อยู่ในรูปของแก๊สไฮโดรเจนซึ่งต้องผ่านกรรมวิธีที่ซับซ้อน โดยกระบวนการผลิตไฮโดรเจนมีหลายวิธี ได้แก่ วิธีรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (steam reforming) วิธีแก๊สซิฟิเคชัน (gasification) และวิธีออกซิเดชันบางส่วน (partial oxidation) ซึ่งแต่ละวิธีขึ้นอยู่กับแหล่งพลังงานเบื้องต้นที่ใช้เป็นวัตถุดิบในการผลิต ซึ่งชีวมวลถือเป็นแหล่งพลังงานหมุนเวียนที่มีศักยภาพที่สามารถผลิตไฮโดรเจนได้

ชีวมวล (biomass) เป็นแหล่งกักเก็บพลังงานในธรรมชาติโดยกักเก็บพลังงานจากดวงอาทิตย์ผ่านกระบวนการสังเคราะห์ด้วยแสง ชีวมวลจึงเป็นเชื้อเพลิงที่มีการหมุนเวียนที่สามารถนำมาใช้เป็นแหล่งพลังงานที่ทดแทนพลังงานจากซากดึกดำบรรพ์ หรือพลังงานฟอสซิลได้ โดยสามารถแบ่งประเภทของชีวมวลได้ดังนี้ ชีวมวลที่เกิดจากการเพาะปลูก คือ ชีวมวลที่ปลูกขึ้นมาเพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิงชีวมวลโดยตรง เช่น ปาล์มน้ำมัน ข้าวโพด และมันสำปะหลัง เป็นต้น และชีวมวลที่เกิดจากของเสียทางการเกษตร เช่น แกลบ, ฟางข้าว, กะลาปาล์ม เป็นต้น (กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน 2556) ในเกษตรกรรมจากปาล์มน้ำมัน ทางปาล์มเป็นหนึ่งในเศรษฐกิจเหลือทิ้งที่มีเป็นจำนวนมาก ปาล์มน้ำมันเป็นพืชเศรษฐกิจที่มีบทบาทสำคัญในธุรกิจน้ำมันพืชเพื่อการบริโภค และเป็นวัตถุดิบสำหรับอุตสาหกรรมต่อเนื่อง นอกจากนี้ปาล์มน้ำมันยังมีบทบาทสำคัญในการใช้ผลิตไบโอ

ดีเซลสำหรับใช้เป็นพลังงานทดแทน โดยปลูกมากในจังหวัดทางภาคใต้ของไทย ปาล์มน้ำมันมีอายุการเก็บเกี่ยวผลผลิตประมาณ 25 ปี จากฐานข้อมูลศักยภาพชีวมวลในประเทศไทยประจำปีเพาะปลูก (2556) พบว่าสัดส่วนชีวมวลต่อผลผลิต ผลผลิตจากใบและทางปาล์มมีค่า 1.41 ตัน/ตันผลผลิต หมายความว่าทุก ๆ การเก็บเกี่ยวปาล์มน้ำมันจะมีทางปาล์มเป็นเศษวัสดุเหลือทิ้งจากการเก็บเกี่ยวเป็นปริมาณมาก ซึ่งโดยทั่วไปเกษตรกรจะนำทางปาล์มที่เหลือไปทำเป็นอาหารสัตว์ หรือนำมาใช้เป็นปุ๋ยอินทรีย์และใช้เพิ่มความชื้นให้กับสวนปาล์ม งานวิจัยนี้จึงสนใจที่จะนำทางปาล์มมาผลิตเป็นแก๊สเชื้อเพลิงผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันซึ่งยังไม่เป็นที่แพร่หลายมากนัก เพื่อเป็นการเพิ่มมูลค่าให้กับทางปาล์ม นอกเหนือจากการนำไปทำอาหารสัตว์ หรือเป็นปุ๋ย

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเป็นกระบวนการเชิงเคมีความร้อน (thermochemical conversion process) ที่ได้รับความนิยมสูงสุดในการเปลี่ยนเชื้อเพลิงที่เป็นแข็ง คือชีวมวลไปเป็นแก๊สสังเคราะห์ (syngas) กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลดำเนินงานโดยใช้ความร้อนที่อุณหภูมิสูง และอาศัยตัวกลางในการทำปฏิกิริยา (gasifying agent) ได้แก่ อากาศ น้ำ ออกซิเจนบริสุทธิ์ เป็นต้น กรณีการใช้อากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยาจะได้แก๊สที่มีค่าความร้อนต่ำ หากมีการเติมไอน้ำจะทำให้ได้แก๊สที่มีค่าความร้อนเพิ่มสูงขึ้น (Schuster และคณะ 2001) ส่วนกรณีการใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์แทนอากาศจะทำให้ได้แก๊สที่มีค่าความร้อนสูง ในทางปฏิบัติการผลิตออกซิเจนบริสุทธิ์ต้องใช้ต้นทุนในการดำเนินการสูง ดังนั้นการใช้น้ำเป็นตัวกลางในการทำปฏิกิริยาจึงมีประสิทธิภาพสูงที่สุดในการผลิตไฮโดรเจนเมื่อเทียบกับอากาศและออกซิเจนบริสุทธิ์ อีกทั้งแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีความสะอาดและส่งผลกระทบท่อสิ่งแวดล้อมน้อยกว่า

เตापฏิกิริยาแบบฟลูอิดไดซ์เบด (Fluidized bed gasifier) ได้รับความนิยมที่จะนำมาใช้กับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวล (Corella และคณะ 1998 และ Liu และคณะ 2000) แต่เนื่องจากเตापฏิกิริยาแบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบเดียวการเปลี่ยนแปลงสภาพของแข็งทำได้ไม่สูงมากนัก (Li และคณะ 2004) จึงมีการศึกษาและพัฒนาเตापฏิกิริยาแบบฟลูอิดไดซ์เบด โดยแยกออกเป็นเตापฏิกิริยาแบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนวน (circulating fluidized bed) ออกมาเป็นส่วนเผาไหม้ และเตापฏิกิริยาแบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบฟองอากาศ (bubbling fluidized bed) เป็นส่วนแก๊สซิฟิเคชัน (Hermann และคณะ 2002) โดยแก๊สซิฟิเคชันจะได้รับความร้อนจากการหมุนวนของเบดระหว่างเตापฏิกิริยาทั้งสอง เรียกเตापฏิกิริยานี้ว่า เตापฏิกิริยาแบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบคู่ (dual fluidized bed, DFB) Myohanen และคณะ (2018) ได้ศึกษาการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันด้วยไอน้ำ ดำเนินการในเตापฏิกิริยาแบบเบดคู่ ประกอบด้วยเตापฏิกิริยาแบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบฟองอากาศและเตापฏิกิริยาแบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนวน โดยการศึกษาจะใช้เตापฏิกิริยาแบบคู่ในการจำลองกระบวนการ

ในการผลิตไฮโดรเจนผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวล แก๊สผลิตภัณฑ์ (producer gas) ที่ได้จะมีปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) ถูกปลดปล่อยออกมาจำนวนมาก ซึ่งเป็นที่ทราบ

กันดีว่าแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสาเหตุที่ทำให้เกิดสภาวะโลกร้อน (global warming) จึงควรมีขั้นตอนการแยก CO₂ ออกจากแก๊สผลิตภัณฑ์ก่อนปล่อยสู่บรรยากาศ โดยวิธีที่นิยมนำมาใช้ในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันคือ วิธีแคลเซียมลูปปีงแก๊สซิฟิเคชัน (calcium looping gasification, CLG) มีจุดประสงค์เพื่อที่จะทำให้การผลิตไฮโดรเจนเกิดได้อย่างต่อเนื่อง โดยการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในเตาปฏิกรณ์ การวนลูปจะทำให้แคลเซียมออกไซด์สามารถฟื้นฟูสภาพและสามารถนำกลับมาใช้ใหม่ในกระบวนการได้ (Udomsirichakorn และคณะ 2014) Han และคณะ (2013) และ Acharya และคณะ (2012) ได้ศึกษากระบวนการแคลเซียมลูปปีงแก๊สซิฟิเคชันในเตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบคู่ พบว่านอกจากแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะลดลงแล้ว ปริมาณไฮโดรเจนที่ผลิตได้ก็มากขึ้นด้วย สำหรับวัสดุที่นิยมนำมาใช้เป็นตัวดูดซับในโรงงานอุตสาหกรรมคือสารละลายเอมีนเช่น โมโนเอทานอลามีน (MEA) แต่มีข้อจำกัดคือ ประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำ (กรัมของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ต่อกรัม MEA ต่ำ) เนื่องจาก MEA มีความเป็นเบสสูงทำให้เครื่องมือถูกกัดกร่อน (Fauth และคณะ 2005) จึงมีการศึกษาใช้ตัวดูดซับโลหะออกไซด์เพื่อลดข้อจำกัดดังกล่าว โดยแคลเซียมออกไซด์ (CaO) ได้รับความสนใจที่จะนำมาใช้สำหรับดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ มีข้อดีคือ หาง่าย ราคาถูก ใช้งานง่ายกับเครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไดซ์เบด (fluidized bed reactor) และมีความเฉพาะเจาะจงในการเลือกดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้แคลเซียมออกไซด์เป็นตัวดูดซับนั้น นอกจากจะช่วยด้านสิ่งแวดล้อมแล้ว ยังช่วยเพิ่มปริมาณไฮโดรเจนในแก๊สผลิตภัณฑ์อีกด้วย (พนิชา และอมรชัย 2016)

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปีงสามารถช่วยให้การผลิตไฮโดรเจนมีปริมาณมากขึ้นและยังช่วยลดปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่ปล่อยสู่บรรยากาศ แต่อย่างไรก็ตามเมื่อพิจารณาที่แก๊สผลิตภัณฑ์พบว่ายังมีปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์เหลืออยู่ นอกจากนี้กระบวนการแคลเซียมลูปปีงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลที่ใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาจะมีปัญหาหลักคือ ต้องการพลังงานจากภายนอกที่สูงมากเพื่อมาให้กับ รีเจนเนอเรเตอร์ (Detchusananard และคณะ 2017) ทำให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบมีค่าต่ำ ในการศึกษาครั้งนี้จึงมีวัตถุประสงค์ที่จะลดปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่เหลืออยู่ และต้องการไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูง โดยจะดำเนินปรับปรุงการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีว-มวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปีงผ่านโปรแกรม Aspen Plus ภายใต้สภาวะสมดุล และปรับปรุงประสิทธิภาพของกระบวนการ โดยการนำพลังงานที่เกิดขึ้นจากกระบวนการกลับมาใช้ให้ได้มากที่สุด เพื่อที่จะใช้พลังงานภายนอกให้น้อยที่สุด ด้วยการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนโดยอาศัยหลักการการวิเคราะห์จุดพินช์

1.2 วัตถุประสงค์

เพื่อวิเคราะห์และปรับปรุงการกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยกระบวนการแคลเซียมลูปปีง (calcium looping) ผ่านการจำลองกระบวนการ

1.3 ขอบเขตงานวิจัย

1.3.1 จำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไธด์เบด โดยใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยา ใช้ทางปาล์มเป็นวัตถุดิบและใช้แคลเซียมออกไซด์ (CaO) เป็นตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂)

1.3.2 ปรับปรุงการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปีง โดยการเพิ่มทอไรเซอร์ (riser) ที่แก๊สซิไฟเออร์

1.3.3 ศึกษาผลของพารามิเตอร์ ได้แก่ อุณหภูมิของแก๊สซิฟิเคชัน อุณหภูมิของทอไรเซอร์ อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวลที่ส่งผลต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ (syngas) และปริมาณไฮโดรเจน

1.3.4 ออกแบบเครื่องถ่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อนำกลับพลังงานความร้อนกลับมาใช้ให้มากที่สุด

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 เพิ่มมูลค่าให้กับทางปาล์ม สิ่งที่เหลือจากการเก็บเกี่ยวปาล์มน้ำมัน โดยการนำมาผลิตเป็นพลังงาน อีกทั้งยังเป็นแนวทางการศึกษางานวิจัยที่เกี่ยวกับแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลที่ใช้ทางปาล์มเป็นวัตถุดิบหลักซึ่งยังไม่แพร่หลายมากนัก

1.4.2 ลดการปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งเป็นแก๊สเรือนกระจกสาเหตุของการเกิดภาวะโลกร้อน

1.4.3 นำไฮโดรเจนที่ผลิตได้ไปใช้ในเซลล์เชื้อเพลิง (Fuel cell) ที่ต้องการแก๊สไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูง เพื่อป้องกันไม่ให้เกิดความเสียหายต่อเซลล์เชื้อเพลิง

1.4.4 ลดพลังงานที่ต้องป้อนให้กับระบบ เนื่องจากปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน (carbonation) เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนสามารถเป็นแหล่งความร้อนให้กับปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันซึ่งเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน

1.4.5 นำความร้อนที่ได้จากกระบวนการกลับมาใช้ในระบบให้เกิดประโยชน์สูงสุด เพื่อลดการใช้พลังงานจากภายนอกกระบวนการ

บทที่ 2

ทฤษฎี

ในบทนี้จะกล่าวถึงไฮโดรเจน ซึ่งเป็นเชื้อเพลิงที่ได้รับความสนใจเพื่อที่จะมาทดแทนพลังงานจากเชื้อเพลิงฟอสซิล รวมไปถึงชีวมวลที่ใช้สำหรับผลิตไฮโดรเจน ซึ่งชีวมวลที่ใช้ศึกษาคือ ทางปาล์ม กระบวนการที่แปลงสภาพชีวมวลไปเป็นพลังงานรูปแบบต่างๆ คือ กระบวนการทางชีวเคมี และกระบวนการทางความร้อนเคมี โดยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเป็นวิธีที่ได้รับความนิยมสูงสุด ชีวมวลไปเป็นแก๊สเชื้อเพลิง เตาปฏิกรณ์ที่ใช้กับแก๊สซิฟิเคชัน และกระบวนการการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีแคลเซียมออกไซด์เป็นตัวดูดซับ นอกจากนี้ยังศึกษาการวิเคราะห์จุดพินช์เพื่อใช้ในการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน

2.1 ไฮโดรเจน (Hydrogen)

แก๊สไฮโดรเจน (Hydrogen, H_2) ถือได้ว่าเป็นเชื้อเพลิงอนาคต ทั้งนี้เนื่องจากไม่ส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมเมื่อเกิดการเผาไหม้กับแก๊สออกซิเจน (O_2) โดยจะมีเพียงไอน้ำ (H_2O) เป็นผลพลอยได้ แตกต่างจากเชื้อเพลิงอื่น ๆ ที่ให้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) เป็นผลพลอยได้ โดยแก๊สไฮโดรเจนที่สามารถนำไปผลิตกระแสไฟฟ้าโดยป้อนเข้าเซลล์เชื้อเพลิง (Fuel cell) ซึ่งขณะนี้นักวิจัยทั่วโลกให้ความสนใจเป็นอย่างมากในการพัฒนาเซลล์เชื้อเพลิงมาประยุกต์ใช้ในด้านต่าง ๆ เนื่องจากประสิทธิภาพของเซลล์เชื้อเพลิงมีค่าสูงกว่าอุปกรณ์ผลิตไฟฟ้าแบบอื่น ๆ มาก ดังนั้นพลังงานไฮโดรเจนจึงเป็นอีกทางเลือกหนึ่งที่สามารถนำมาใช้ทดแทนพลังงานดั้งเดิมได้ เนื่องจากคุณสมบัติในต่าง ๆ โดยสรุปดังนี้

1) แหล่งพลังงานดั้งเดิมก่อให้เกิดแก๊สเรือนกระจก ซึ่งแก๊สชนิดนี้ส่งผลกระทบต่อสภาพเปลี่ยนแปลงภูมิอากาศของโลกโดยเฉพาะแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ ซึ่งเกิดจากการสันดาป (Combustion) ที่ไม่สมบูรณ์ของสารประกอบอินทรีย์ เช่น น้ำมัน แต่พลังงานไฮโดรเจนเป็นพลังงานสะอาดไม่ก่อให้เกิดแก๊สเรือนกระจก ดังนั้นจึงไม่ส่งผลให้เกิดภาวะโลกร้อน

2) การเผาไหม้ของเชื้อเพลิงดั้งเดิม ไม่ว่าจะมาจากยานพาหนะหรือแหล่งอุตสาหกรรมต่าง ๆ ก่อให้เกิดกลุ่มควันและฝุ่นละออง แต่พลังงานไฮโดรเจนไม่ก่อให้เกิดมลพิษทางอากาศเหล่านี้

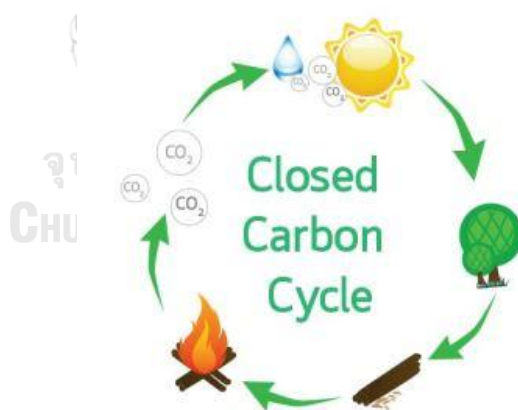
3) พลังงานไฮโดรเจนสามารถนำไปประยุกต์ใช้กับงานที่ต้องใช้พลังงานดั้งเดิมได้ เช่น ใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับเครื่องบิน เครื่องยนต์สันดาปภายใน เครื่องกังหัน และเครื่องไอพ่น

4) ค่าพลังงานเชื้อเพลิงที่ได้จากไฮโดรเจนจะมากกว่าค่าพลังงานเชื้อเพลิงของไฮโดรคาร์บอน และเชื้อเพลิงจากแอลกอฮอล์ เช่น เมทานอลและเอทานอลถึง 2.5 และ 5 เท่า ตามลำดับ

5) แก๊สไฮโดรเจนสามารถนำไปใช้กับเซลล์เชื้อเพลิง (Fuel cell) ในการผลิตไฟฟ้า ซึ่งอยู่ระหว่างการพัฒนาและคาดว่าจะนำมาใช้อย่างกว้างขวางในอนาคต

2.2 ชีวมวล (Biomass)

ชีวมวล หมายถึง สารอินทรีย์ที่ได้จากสิ่งมีชีวิตเช่นพืชและสัตว์ หรือกระบวนการที่เกิดขึ้นทางธรรมชาติ โดยเป็นแหล่งกักเก็บพลังงานจากธรรมชาติและสามารถนำมาเปลี่ยนรูปเป็นพลังงานได้ ชีวมวลสามารถแบ่งประเภทตามแหล่งกำเนิดได้ดังนี้ ชีวมวลที่เกิดจากการเพาะปลูก คือ ชีวมวลที่ปลูกขึ้นมาเพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิงชีวมวลโดยตรง เช่น ปาล์มน้ำมัน ข้าวโพด และ มันสำปะหลัง เป็นต้น ชีวมวลที่เกิดจากของเสียทางการเกษตร เช่น แกลบ, ฟางข้าว, กะลาปาล์ม เป็นต้น ชีวมวลที่เกิดขึ้นในป่าและอุตสาหกรรมป่าไม้ เช่น เศษใบไม้ กิ่งไม้ที่หักจากต้นไม้ หรือของเสียจากการแปรรูปไม้ เช่น ชี๊เลื่อย เป็นต้น ชีวมวลจากมูลสัตว์ เป็นสิ่งปฏิกูลที่เกิดจากการขับถ่ายของสัตว์ ชีวมวลจากขยะชุมชน หรือเรียกอีกชื่อหนึ่งว่า ขยะชุมชน (Municipal Solid Waste) ซึ่งชีวมวลเหล่านี้จะมีความชื้นที่สูงมาก ในการแปรรูปเชื้อเพลิงชีวมวลมาเป็นพลังงานมีต้นทุนที่ไม่สูง เนื่องจากเป็นแหล่งพลังงานที่เกิดขึ้นในธรรมชาติและสิ่งแวดล้อมในลักษณะเป็นวัฏจักร ทำให้วัฏจักรการปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดจากปฏิกิริยาความร้อนที่เกิดขึ้นจากการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลนั้นเป็นระบบปิด (Closed Carbon Cycle or Zero Carbon Emission Cycle) ดังแสดงในรูปที่ 2.1

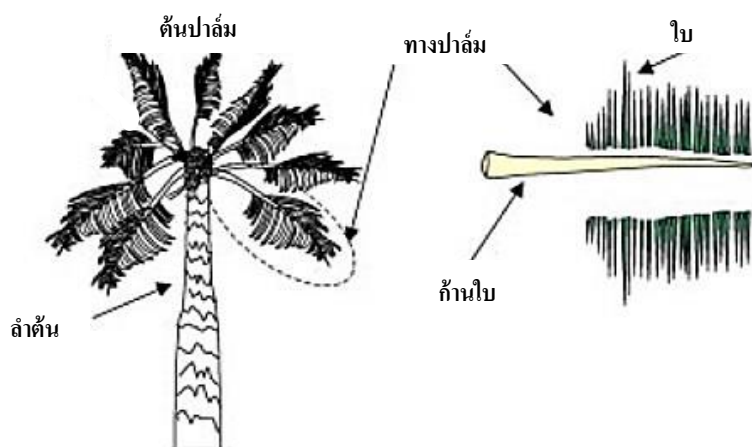


รูปที่ 2.1 วัฏจักรคาร์บอนแบบปิดของเชื้อเพลิงชีวมวล (สุรเชษฐ 2015)

2.2.1 ปาล์มน้ำมัน (Oil Palm)

ปาล์มน้ำมัน (African Oil Palm) ชื่อวิทยาศาสตร์ *Elaeis guineensis* Jacq เป็นพืชเศรษฐกิจที่มีบทบาทสำคัญในธุรกิจน้ำมันพืชเพื่อการบริโภค และเป็นวัตถุดิบสำหรับอุตสาหกรรมต่อเนื่อง นอกจากนี้ปาล์มน้ำมันยังมีบทบาทสำคัญในการใช้ผลิตไบโอดีเซลสำหรับใช้เป็นพลังงานทดแทน ปลูกมากในจังหวัดภาคใต้ของไทย ได้แก่ จังหวัดสุราษฎร์ธานี กระบี่ นครศรีธรรมราช เป็นต้น โดยมีพื้นที่ปลูกปาล์มน้ำมันทั้งสิ้น ประมาณ 4.5 ล้านไร่ในปี 2559 (ศูนย์สารสนเทศการเกษตร 2016) ผลผลิตปาล์มน้ำมันของไทยในไตรมาส 3/2559 อยู่ที่ 2.63 ล้านตัน เพิ่มขึ้นเมื่อเทียบกับไตรมาส 3/2558 ซึ่งอยู่ที่ 2.50 ล้านตัน หรือเพิ่มขึ้นร้อยละ 5.20 (สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร 2016)

ทางปาล์มน้ำมัน (Oil palm frond) คือ ส่วนของใบและก้านใบของต้นปาล์มน้ำมันนับเป็นผลพลอยได้จากการปลูกปาล์มน้ำมัน เกษตรกรจะต้องตัดใบกลางที่รองรับทะลายปาล์มน้ำมันก่อนการเก็บเกี่ยว หรือโค่นต้นทิ้งเพื่อปลูกใหม่เมื่อต้นปาล์มน้ำมันมีอายุ 15 – 20 ปี โดยทั่วไปเกษตรกรจะเก็บเกี่ยวทะลายปาล์มน้ำมันทุก ๆ 15 – 20 วัน เฉลี่ยแล้วทุกเดือนจะมีการตัดทางใบปาล์มน้ำมันออกอย่างน้อย 2 ทางใบต่อต้นหรือคิดเป็น 44 ทางใบต่อไร่ (อัตราปลูก 22 ต้นต่อไร่) ต้นปาล์มน้ำมันและส่วนประกอบของทางปาล์มแสดงดังรูปที่ 2.2



รูปที่ 2. 2 ต้นปาล์มน้ำมันและส่วนประกอบของทางปาล์ม ดัดแปลงจาก (Sulaiman และคณะ 2015)

2.3 การแปรสภาพเชื้อเพลิงชีวมวล (Biomass Conversion)

การเลือกใช้วิธีการแปลงสภาพชีวมวลไปเป็นพลังงานรูปแบบต่าง ๆ ควรเลือกวิธีที่มีประสิทธิภาพและเหมาะสมกับชนิดของชีวมวลและความต้องการตามสภาพท้องถิ่น ๆ กระบวนการแปรรูปชีวมวลให้เป็นพลังงานมี 2 กระบวนการ คือ

2.3.1 กระบวนการทางชีวเคมี (Biochemical conversion)

เป็นกระบวนการเปลี่ยนรูปชีวมวลที่อาศัยจุลินทรีย์สลายโมเลกุลชีวมวลภายใต้สภาวะที่เหมาะสม ได้พลังงานทั้งในสถานะของเหลว เช่น เอทานอล และสถานะแก๊ส เช่น แก๊สชีวภาพ เป็นต้น กระบวนการนี้แบ่งออกเป็น

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

2) กระบวนการหมัก (Fermentation) เป็นการหมักคาร์โบไฮเดรตโดยจุลินทรีย์หรือยีสต์ ได้ผลผลิตเป็นเมทานอลและเอทานอล ซึ่งสามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงและในอุตสาหกรรมอื่นๆ เช่น อุตสาหกรรมปิโตรเคมี

2.3.2 กระบวนการทางเคมีความร้อน (Thermochemical conversion)

เป็นกระบวนการเปลี่ยนรูปชีวมวลเป็นพลังงานโดยอาศัยกระบวนการทางเคมีความร้อน (Thermochemical conversion) ซึ่งเป็นการสลายพันธะเคมีของชีวมวลไปเป็นแหล่งพลังงานที่อยู่ในรูปของแข็ง ของเหลวหรือแก๊ส วิธีการเปลี่ยนรูปโดยความร้อนขึ้นอยู่กับชนิดหรือประเภทของชีวมวล และวัตถุประสงค์ในการใช้งาน ได้แก่

1) การเผาไหม้ (Combustion) เป็นกระบวนการที่เกิดขึ้นโดยการเกิดปฏิกิริยาทางเคมีของสารที่ติดไฟได้ กับออกซิเจนโดยจะปล่อยพลังงานออกมาในรูปของความร้อนและแสงสว่าง ปฏิกิริยาเกิดขึ้นที่อุณหภูมิมากกว่า 900 องศาเซลเซียส และจะใช้ปริมาณออกซิเจนหรืออากาศในปริมาณที่มากเกินไปในการทำปฏิกิริยา โดยสิ่งที่ต้องคำนึงถึงในการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลคือ ความชื้นที่มีอยู่ในชีวมวล เนื่องจากพลังงานส่วนหนึ่งจะถูกใช้ในการระเหยความชื้นออกจากชีวมวลให้หมดก่อนในระหว่างการเผาไหม้ จากนั้นชีวมวลที่ถูกเผาไหม้จึงสามารถให้พลังงานออกมาได้

2) ไพโรไลซิส (Pyrolysis) เป็นการสลายพันธะเคมีของเชื้อเพลิงชีวมวลด้วยความร้อนโดยไม่ใช้ออกซิเจนหรืออากาศในการทำปฏิกิริยา โดยเกิดขึ้นในช่วงอุณหภูมิประมาณ 200-600 องศาเซลเซียส ภายใต้ความดันบรรยากาศปกติ เช่น การทำถ่าน ผลที่ได้จากกระบวนการนี้ประกอบด้วย

ของแข็ง 30-50 % ของเหลว 18-20 % และแก๊ส 20-30 % ปริมาณผลผลิตแต่ละชนิดขึ้นอยู่กับ การกำหนดเงื่อนไขของอัตราการให้ความร้อน เวลาในการทำปฏิกิริยา และอุณหภูมิสูงสุด

3) แก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) เป็นกระบวนการผลิตแก๊สจากชีวมวลโดยการเผาไหม้ชีวมวล ในที่จำกัดปริมาณอากาศหรือออกซิเจน (Partial Combustion) หรือการใช้ออกซิเจนบางส่วนในการ ทำปฏิกิริยา (ประมาณร้อยละ 30 ของปริมาณอากาศที่ใช้สำหรับการเผาไหม้) โดยกระบวนการจะ เกิดขึ้นที่อุณหภูมิ 600-900 องศาเซลเซียส แก๊สที่ได้จากกระบวนการนี้ส่วนใหญ่ประกอบด้วย คาร์บอนมอนอกไซด์ ไฮโดรเจน และมีเทน ซึ่งเป็นแก๊สที่ให้พลังงานได้ โดยสามารถนำแก๊สที่ได้ไปเผา ให้ความร้อนโดยตรง นอกจากนี้ยังสามารถนำแก๊สนี้ไปแยกองค์ประกอบแล้วใช้ตามวัตถุประสงค์ที่ แตกต่างกันตามคุณสมบัติของแก๊สแต่ละชนิด

4) การผลิตเชื้อเพลิงเหลว (Liquidification) คือการสลายโมเลกุลชีวมวลด้วยความร้อนให้ อยู่ในรูปเชื้อเพลิงเหลว มีอยู่ 2 ระบบ คือ

4.1) ระบบการเปลี่ยนทางอ้อม (indirect conversion)

4.2) ระบบการเปลี่ยนทางตรง (direct conversion)

2.4 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification)

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน หรือกระบวนการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงเป็นกระบวนการแปลงสภาพ เชื้อเพลิงแข็งที่มีองค์ประกอบของคาร์บอนเป็นแก๊ส โดยผ่านปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วน (Partial oxidation) ที่อุณหภูมิสูงกับตัวกลางในการทำปฏิกิริยา (gasifying agent) เช่น อากาศ ออกซิเจน และ/หรือไอน้ำ เป็นต้น ในช่วงอุณหภูมิ 800-1,000 องศาเซลเซียส แก๊สเชื้อเพลิงที่ได้ (Producer gas) มีองค์ประกอบหลักคือ ไฮโดรเจน (H_2) คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) คาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) และมีเทน (CH_4) กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันสามารถแบ่งได้ตามตัวกลางที่ใช้ทำปฏิกิริยา เช่น

1) **Air-Blown Gasification** กระบวนการชนิดนี้เกิดขึ้นโดยใช้อากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยากับ เชื้อเพลิงในชั้นเผาไหม้ ได้รับความร้อนและคาร์บอนไดออกไซด์ และถูกส่งต่อไปเพื่อผลิตเป็นแก๊ส เชื้อเพลิงโดยกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน แก๊สที่ได้จะมีค่าความร้อนไม่สูงนักเนื่องจากมีไนโตรเจนที่อยู่ใน อากาศเป็นองค์ประกอบอยู่ในแก๊สเชื้อเพลิง 70 % และแก๊สที่ให้พลังงานคือคาร์บอนมอนอกไซด์ ไฮโดรเจน และมีเทน รวมถึงสารระเหยต่าง ๆ รวมกันประมาณ 30 %

2) **Oxidative Gasification** ลักษณะของปฏิกิริยาการเกิดแก๊สชนิดนี้ จะใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์แทนอากาศซึ่งทำให้ได้แก๊สเชื้อเพลิงที่มีค่าความร้อนสูง เพราะไม่มีไนโตรเจนเป็นองค์ประกอบในแก๊สเชื้อเพลิง การควบคุมกระบวนการเผาไหม้สามารถทำได้ดีกว่า แต่ในทางปฏิบัติต้องคำนึงถึงความคุ้มค่าทางด้านเศรษฐศาสตร์ เนื่องจากราคาของออกซิเจนบริสุทธิ์มีราคาสูง

3) **Steam Gasification** ในกระบวนการนี้ใช้น้ำช่วยในการทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิง ซึ่งจะช่วยให้ค่าความร้อนให้กับแก๊สเชื้อเพลิง โดยเป็นการเพิ่มไฮโดรเจน แต่อุณหภูมิการเกิดปฏิกิริยาจะต้องสูงโดยไม่ควรต่ำกว่า 800 องศาเซลเซียส จึงจะทำให้เกิดปฏิกิริยาได้

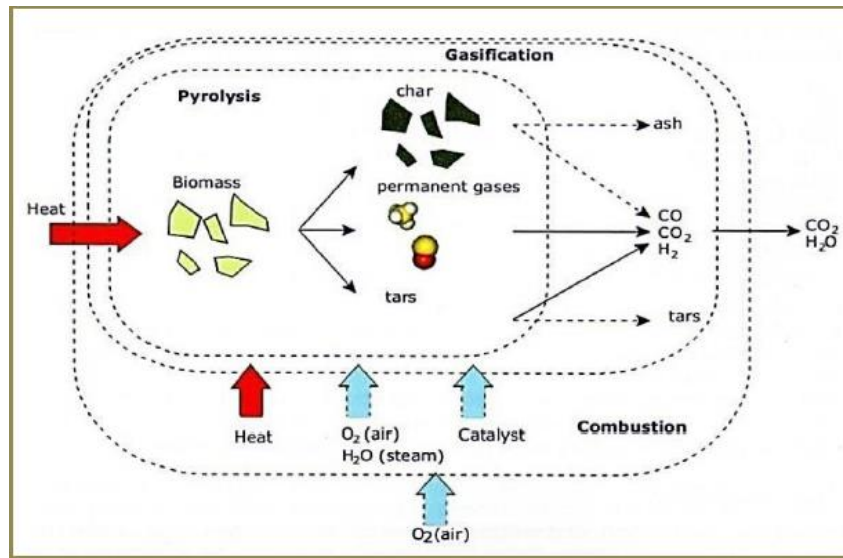
4) **Hydrogen Gasification** เป็นกระบวนการที่ใช้ไฮโดรเจนแทนอากาศทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงโดยไม่มีการใช้อากาศหรือออกซิเจนเข้าทำปฏิกิริยา ปกติจะเกิดปฏิกิริยาขึ้นที่อุณหภูมิประมาณ 750 องศาเซลเซียส ภายใต้ความดันสูง 20 เมกะปาสคาล (MPa) โดยแก๊สที่ได้ประกอบด้วยมีเทนเป็นส่วนใหญ่ ซึ่งโดยทั่วไปกระบวนการนี้จะสร้างขึ้นเพื่อใช้ในกระบวนการสังเคราะห์เชื้อเพลิง (Synthetic Fuel)

2.4.1 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันในเตาผลิตแก๊ส

ปฏิกิริยาในการผลิตแก๊สโดยทั่วไปถูกแบ่งออกเป็น 4 โซนสำคัญ ซึ่งแบ่งได้จากความแตกต่างของอุณหภูมิ ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้น และผลผลิตที่ได้ในแต่ละชั้น โดยที่ความเป็นจริงแต่ละโซนอาจอยู่เหลื่อมล้ำกัน (Overlap) ดังรูปที่ 2.3

1) โซนอบแห้ง (Drying zone)

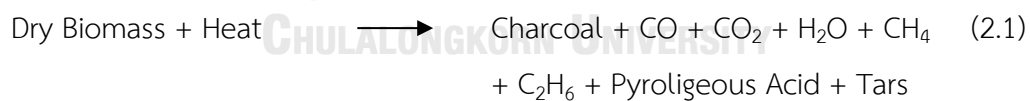
มีหน้าที่อบแห้งและระเหยน้ำหรือความชื้นออกจากวัตถุดิบด้วยความร้อน ในช่วงอุณหภูมิตั้งแต่ประมาณ 40 – 200 องศาเซลเซียส โดยที่อุณหภูมิดังกล่าวจะทำให้ความชื้นลดลงได้ประมาณร้อยละ 5 และค่าความชื้นของวัตถุดิบที่เหมาะสมในการนำมาใช้งานควรมีค่าต่ำกว่าร้อยละ 30 เพื่อให้วัตถุดิบเชื้อเพลิงมีความแห้งและง่ายต่อการติดไฟ จะเห็นได้ว่าวัตถุดิบที่นำมาใช้ควรมีความชื้นต่ำ เนื่องจากปริมาณความชื้นในวัตถุดิบมีผลต่อความเสถียรต่อการเผาไหม้เชื้อเพลิงในระบบ



รูปที่ 2.3 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Knoef และ Ahrenfeldt 2005)

2) โซนกลั่นสลาย (Pyrolysis zone)

เป็นโซนที่ติดอยู่กับโซนเผาไหม้และได้รับความร้อนโดยตรงจากโซนเผาไหม้ ในชั้นนี้เชื้อเพลิงจะถูกย่อยสลายด้วยความร้อนโดยปราศจากออกซิเจน เพื่อแปลงสภาพชีวมวลให้กลายเป็นไอสารระเหย (volatile matter) ถ่านชาร์ (char) ไขมันหนัก (tar) ไอน้ำ (H₂O) และแก๊สต่าง ๆ อุณหภูมิในโซนนี้จะเกิดขึ้นระหว่าง 200-500 องศาเซลเซียส ส่วนที่เป็นแก๊สและไขมันหนักจะไหลออกไปจากเตา ถ่านชาร์ (char) ซึ่งเป็นของแข็งที่เหลืออยู่จะไปทำปฏิกิริยาต่อในโซนรีดักชันและโซนเผาไหม้ ดังสมการที่ 2.1



3) โซนเผาไหม้ (Oxidation zone)

ในบริเวณโซนนี้เป็นตำแหน่งที่เชื้อเพลิงกับออกซิเจนทำปฏิกิริยาเคมีกัน โดยที่คาร์บอนและไฮโดรเจนที่มีอยู่ในเชื้อเพลิงจะเผาไหม้กับออกซิเจน ซึ่งทำให้เกิดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำ ในส่วนนี้ผลิตภัณฑ์ที่เป็นสารระเหยและถ่านชาร์ ที่หลงเหลืออยู่บางส่วนจะทำปฏิกิริยากับออกซิเจนหรือไอน้ำ เพื่อเกิดผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊สคือคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์ ดังสมการที่ 2.2 และ 2.3



ปฏิกิริยาดังกล่าวเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ความร้อนที่เกิดขึ้นจะถูกนำไปใช้ในปฏิกิริยาดูดความร้อนในบริเวณอื่นภายในเตาปฏิกรณ์ อุณหภูมิในบริเวณการเผาไหม้มีค่าประมาณ 1100 – 1500 องศาเซลเซียส

4) โซนรีดักชัน (Reduction zone) แก๊สร้อนจากบริเวณการเผาไหม้ได้แก่ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และไอน้ำ จะทำปฏิกิริยารีดักชันกับถ่านชาร์ ซึ่งปฏิกิริยาการเกิดแก๊สที่เกิดขึ้นในโซนเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน (Endothermic Reaction) โดยจะเปลี่ยนแก๊สที่เผาไหม้ไม่ได้ คาร์บอนไดออกไซด์ และ ไอน้ำ ให้กลายเป็นแก๊สที่เผาไหม้ได้คือ แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สไฮโดรเจน และแก๊สมีเทน โดยมีปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้น 3 กลุ่มปฏิกิริยา คือ

4.1) ปฏิกิริยาบูดูอาร์ด (Boudouard Reaction) เป็นปฏิกิริยาหลักในการผลิตแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ ซึ่งเป็นการเปลี่ยนคาร์บอนและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ ดังสมการที่ 2.4



4.2) ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊ส (Water Gas Reaction) เป็นการทำปฏิกิริยาระหว่างน้ำ และคาร์บอนได้ผลิตภัณฑ์เป็น แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และแก๊สไฮโดรเจน (H₂) ปฏิกิริยานี้จะเกิดขึ้นที่อุณหภูมิสูงกว่า 900 องศาเซลเซียส ดังสมการที่ 2.5



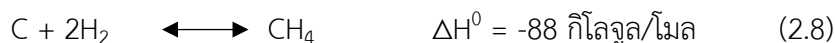
ในกรณีที่มีปริมาณไอน้ำในการทำปฏิกิริยามากเกินไป ไอน้ำจะทำปฏิกิริยากับแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ ได้ผลิตภัณฑ์เป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เรียกปฏิกิริยานี้ว่าปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟ (water-gas shift) ดังสมการที่ 2.6 มีผลทำให้ค่าความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิงลดลง



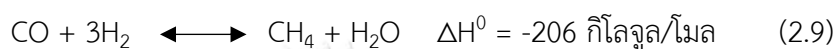
ถ้าไอน้ำมีปริมาณสูงมาก ไอน้ำจะทำปฏิกิริยากับคาร์บอนที่อุณหภูมิประมาณ 500-600 องศาเซลเซียส ดังสมการที่ 2.7 ปฏิกิริยานี้เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ทำให้ความร้อนจากการเผาไหม้ส่วนหนึ่งถูกใช้ไป ส่งผลให้อุณหภูมิภายในเตาลดลง



4.3) ปฏิกริยาการผลิตมีเทน (Methane Production) เป็นปฏิกริยาระหว่างคาร์บอนกับแก๊สไฮโดรเจนดังสมการที่ 2.8 ปฏิกริยานี้เกิดขึ้นได้ที่อุณหภูมิประมาณ 500 องศาเซลเซียส เป็นต้นไป แต่ในภาวะความดันบรรยากาศ โอกาสเกิดแก๊สมีเทนเป็นไปได้น้อย



ปฏิกริยาระหว่างแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์กับแก๊สไฮโดรเจนมี โอกาสเกิดแก๊สมีเทนได้เช่นกัน ดังสมการที่ 2.9 และ 2.10



แก๊สมีเทนที่เกิดขึ้นมีน้อยมาก และมีโอกาสเกิดขึ้นในโซนกลั่นสลายมากกว่า แต่ถ้า CO และ CO₂ ทำปฏิกริยากับแก๊สไฮโดรเจนที่อุณหภูมิสูงกว่า 1000 องศาเซลเซียส จะไม่ทำให้เกิดแก๊สมีเทน ปฏิกริยาการเกิดแก๊สมีเทนที่เหมาะสมอยู่ที่อุณหภูมิประมาณ 500 องศาเซลเซียส และในภาวะความดันสูง

2.4.2 ตัวกลางที่ใช้ทำปฏิกริยา (Gasifying agent)

ตัวกลางในการทำปฏิกริยา จะทำปฏิกริยากับคาร์บอนจากชีวมวล แล้วเปลี่ยนไปเป็นแก๊ส เช่น คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และไฮโดรเจน (H₂) โดยตัวกลางที่มักใช้ทำปฏิกริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน คือ ออกซิเจน (oxygen, O₂) อากาศ (air) และไอน้ำ (steam) การเลือกใช้ตัวกลางในการทำปฏิกริยานั้นจะส่งผลถึงค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ ตัวอย่างเช่น ใช้อากาศเป็นตัวทำปฏิกริยาจะได้แก๊สที่มีค่าความร้อนต่ำ เนื่องจากจะมีไนโตรเจนปนอยู่ในแก๊สเชื้อเพลิง หากมีการเติมไอน้ำจะทำให้ได้แก๊สที่มีค่าความร้อนปานกลาง ส่วนกรณีการใช้ ออกซิเจนบริสุทธิ์จะได้แก๊สที่มีค่าความร้อนสูงที่สุด เมื่อเทียบกับไอน้ำและอากาศ แต่ในทางปฏิบัติการผลิตออกซิเจนบริสุทธิ์จะไม่คุ้มทางด้านต้นทุนในการผลิต ไอน้ำมีประสิทธิภาพสูงที่สุดในการผลิตไฮโดรเจนเมื่อเทียบกับอากาศและออกซิเจนบริสุทธิ์ อีกทั้งแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีความสะอาดและส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมน้อยมาก

2.4.3 ชนิดของเตาปฏิกริยา (Type of Gasifier)

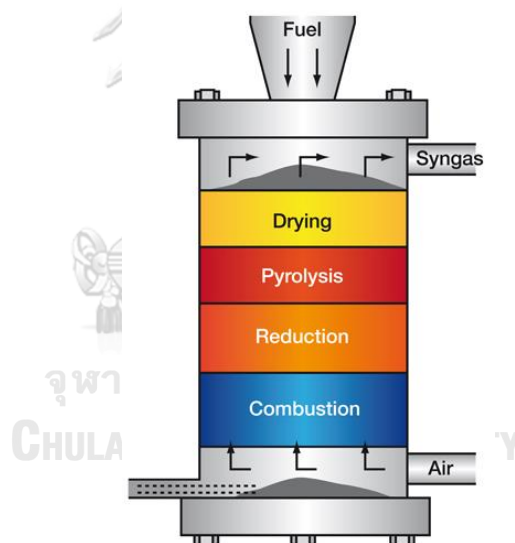
เตาปฏิกริยาที่ใช้ผลิตแก๊ส สามารถแบ่งออกได้ตามลักษณะของการเคลื่อนที่ของเชื้อเพลิงตามความเหมาะสมในการใช้งาน วัตถุประสงค์ที่ใช้และขนาดของวัตถุประสงค์ คุณสมบัติของแก๊สที่ได้ การเคลื่อนตัวของวัตถุดิบ ความชื้นของวัตถุดิบที่เหมาะสมรวมถึงการออกแบบและเทคโนโลยีที่ใช้ ตารางที่ 2.1 ได้มีการเปรียบเทียบข้อดีข้อเสียของเตาปฏิกริยาชนิดต่าง ๆ เตาปฏิกริยาแต่ละชนิดมีดังนี้

1) เตาปฏิกรณ์แบบชั้นเชื้อเพลิงนิ่ง (Fixed bed)

เตาปฏิกรณ์ชนิดนี้มีการใช้งานกันอย่างแพร่หลายในอดีต อุณหภูมิการทำงานจะอยู่ที่ประมาณ 800 – 1000 องศาเซลเซียส มีหลักการทำงานคือ เชื้อเพลิงถูกป้อนจากทางด้านบนและถูกเผาไหม้อย่างต่อเนื่อง เสมือนเชื้อเพลิงอยู่นิ่ง หรือหากมีการแทนที่ส่วนที่เกิดจากการเผาไหม้อย่างต่อเนื่องจะเรียกว่า “moving bed” สามารถแบ่งตามทิศการไหลของอากาศดังนี้

1.1) เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงแบบไหลขึ้น (Updraft gasifier /counter-current)

เตาชนิดนี้เป็นเตาที่ผลิตใช้เริ่มแรก และเป็นแบบที่ง่ายที่สุด เชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าทางส่วนบนของเตา และอากาศจะถูกส่งผ่านตะแกรงเข้ามาทางด้านล่างเป็นลักษณะการไหลแบบสวนทางกัน (counter-current) ดังรูปที่ 2.4 เหนือตะแกรงขึ้นไปจะเกิดการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงขึ้น ซึ่งเรียกบริเวณนี้ว่า โซนสันดาป (combustion zone) หรือฮาร์ทโซน (hearth zone) เมื่ออากาศผ่านเข้าไป บริเวณโซนสันดาปจะเกิดปฏิกิริยาขึ้น ได้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำ



รูปที่ 2. 4 เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงแบบไหลขึ้น (Sun และคณะ 2011)

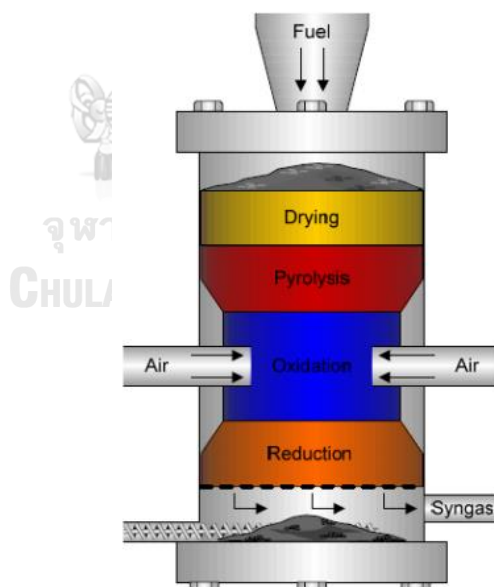
แก๊สร้อนที่ผ่านจากโซนเผาไหม้ที่มีอุณหภูมิสูงและจะถูกส่งผ่านไปยังโซนรีดักชัน (reduction zone) ซึ่งเป็นบริเวณที่มีคาร์บอนมากเพียงพอที่จะเกิดปฏิกิริยากับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และไฮโดรเจน (H₂) หลังจากนั้นแก๊สที่ได้จะไหลเข้าสู่บริเวณที่มีอุณหภูมิต่ำกว่าในชั้นของเชื้อเพลิง และกลั่นสลาย (pyrolysis zone) ในช่วงอุณหภูมิ 200-500 องศาเซลเซียส จากนั้นแก๊สจะไหลเข้าสู่ชั้นของเชื้อเพลิงที่ขึ้น ซึ่งเป็นโซนอบแห้ง (drying zone) เนื่องจาก

แก๊สยังคงมีอุณหภูมิสูงอยู่จึงไประเหยไอน้ำที่อยู่ในเชื้อเพลิงเหล่านี้ ทำให้แก๊สที่ออกจากเตามีอุณหภูมิต่ำลง

จุดเด่นของเตาผลิตแก๊สประเภทนี้คือจะไม่ซับซ้อน มีการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงมากและแก๊สเชื้อเพลิงที่ได้มีอุณหภูมิไม่สูงมาก สามารถใช้กับเชื้อเพลิงได้หลายชนิด แต่มีข้อจำกัดคือ แก๊สที่ผลิตได้จะมีการปนเปื้อนของสารประเภทน้ำมัน และมีน้ำมันดินเกิดขึ้นเป็นจำนวนมากในโซนกลั่นสลาย (pyrolysis zone) และจะกลั่นตัวเมื่ออยู่ในบริเวณที่มีอุณหภูมิต่ำกว่า ดังนั้นแก๊สที่ผลิตได้จากเตาชนิดนี้จึงไม่เหมาะสมต่อการนำไปใช้สำหรับหม้อน้ำ หรือการอบแห้งวัสดุทางการเกษตร (บุรีมภัทร 2552)

1.2) เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงแบบไหลลง (Downdraft gasifier/co-current)

เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงชนิดนี้ถูกออกแบบขึ้นมาเพื่อที่จะขจัดน้ำมันดินที่มีอยู่ภายในเชื้อเพลิงแข็งโดยเฉพาะ อากาศจะถูกป้อนจากด้านบนสู่ด้านล่างของเตาตั้งรูปที่ 2.5 ผ่านกลุ่มของหัวฉีด ซึ่งเรียกว่า Tuyers บริเวณหัวฉีดจะเป็นบริเวณของโซนสันดาป (combustion zone) แก๊สที่ได้จากโซนสันดาปจะถูกรีดักชันในขณะที่ไหลลงด้านล่างและผ่านชั้นของคาร์บอนร้อนซึ่งอยู่เหนือตะแกรงเล็กน้อย ขณะเดียวกันในชั้นของเชื้อเพลิงที่อยู่ทางด้านบนของโซนสันดาป



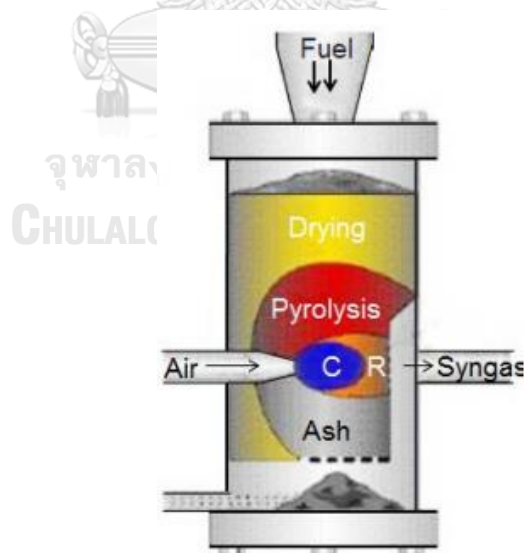
รูปที่ 2. 5 เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงแบบไหลลง (Sun และคณะ 2011)

จะมีปริมาณออกซิเจนน้อยมากทำให้เกิดการกลั่นสลาย ไอน้ำของน้ำมันดิน (tar) ที่เกิดจากการกลั่นสลายจะไหลผ่านชั้นของคาร์บอนที่ร้อนทำให้น้ำมันดินเกิดการแตกตัวเป็นแก๊ส ซึ่งการแตกตัวนี้จะเกิด

ที่อุณหภูมิคงที่ในช่วงระหว่าง 800-1000 องศาเซลเซียส ถ้าอุณหภูมิสูงกว่า 1,000 องศาเซลเซียส ปฏิกิริยาดูดความร้อนจะทำให้แก๊สที่ได้มีอุณหภูมิต่ำลง ในทางกลับกัน หากอุณหภูมิต่ำกว่า 1000 องศาเซลเซียส ปฏิกิริยาคายความร้อนจะทำให้แก๊สที่ได้มีอุณหภูมิสูงขึ้น แก๊สที่ผ่านโซนสันดาปจะมี ส่วนประกอบของน้ำมันทาร์และน้ำมัน ซึ่งจะมีปริมาณลดลงเหลือน้อยกว่า 10% ของน้ำมันดินและ น้ำมันที่ได้จากเตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงแบบไหลขึ้น และแก๊สที่ได้จะมีความสะอาดมากกว่าทำให้ใช้การ กรองน้อยลง เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงทั้งแบบไหลขึ้นและไหลลงจะมีความเร็วของอากาศไหลผ่านต่ำ และถ้ำจะอยู่บริเวณตะแกรง ดังนั้นจึงมีปริมาณถ้ำถ่านติดออกมากับแก๊สเชื้อเพลิงน้อยมาก อย่างไรก็ตาม ข้อจำกัดของเครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้คือเหมาะกับการผลิตขนาดเล็กไม่เกิน 1 เมกะวัตต์

1.3) เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงแบบไหลขวาง (Crossdraft gasifier/ cross-current)

ลักษณะการทำงานของเตาชนิดนี้คือ อากาศจะถูกจ่ายผ่านหัวฉีดซึ่งอยู่ในแนวราบ ดังรูปที่ 2.6 โซนสันดาป (combustion zone) จะอยู่ถัดจากหัวฉีดออกไป และถัดออกไปจะเป็นโซนรีดักชัน (reduction zone) จากนั้นแก๊สเชื้อเพลิงจะออกสู่ภายนอกโดยผ่านตะแกรงซึ่งอยู่ในแนวตั้งโดยรอบ บริเวณโซนสันดาปและโซนรีดักชันที่เป็นโซนไพโรไลซิส น้ำมันและน้ำมันดินที่ได้จากโซนไพโรไลซิสจะ ผ่านโซนรีดักชันก่อนที่จะออกไปสู่ภายนอกเตา ซึ่งเป็นสาเหตุทำให้น้ำมันและน้ำมันดินเกิดการแตกตัว เป็นแก๊สก่อนที่จะออกไปสู่ภายนอก ทำให้แก๊สเชื้อเพลิงที่ได้มี

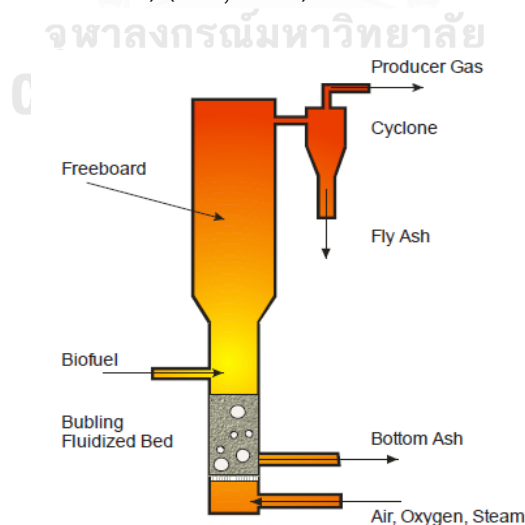


รูปที่ 2. 6 เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงแบบไหลขวาง (Sun และคณะ 2011)

ปริมาณน้ำมันและน้ำมันดินต่ำ เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงชนิดนี้ได้ถูกออกแบบให้สามารถใช้งานยาวนาน เนื่องจากมีน้ำหนักเบาและมีผลตอบสนองที่รวดเร็วต่อการเปลี่ยนแปลงของภาระที่กระทำอยู่ เชื้อเพลิงแข็งที่ควรนำมาใช้กับเตาชนิดนี้ควรเป็นถ่านไม้ที่มีคุณภาพสูง

2) เตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไคซ์เบด (Fluidized bed gasifier)

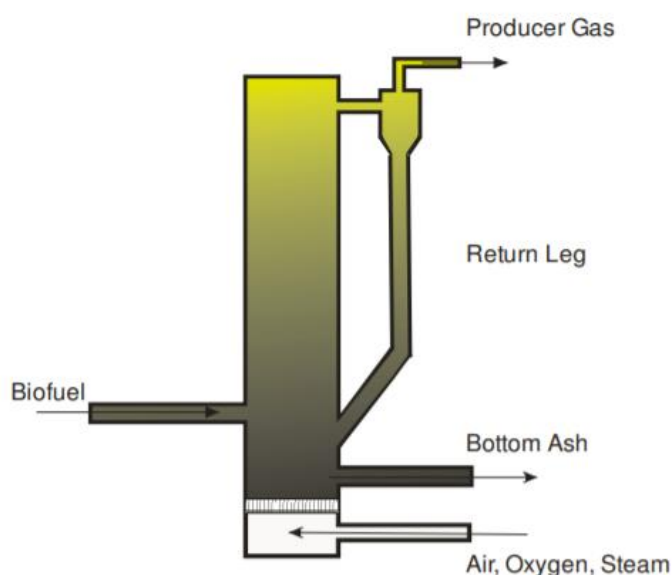
เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงที่กล่าวมาแล้วทั้ง 3 แบบข้างต้นมีการทำงานของกระบวนการในระบบขึ้นอยู่กับปฏิกิริยาทางเคมีและลักษณะทางกายภาพของเชื้อเพลิง โดยที่จะเกิดปัญหาจากตะกรัน (Slag) ทำให้เกิดการอุดตันในเตาบ่อยครั้ง และมีความดันตก (Pressure drop) มากเกินไป เพื่อแก้ปัญหาดังกล่าวจึงได้มีการนำเตาผลิตแก๊สแบบฟลูอิดไคซ์เบดมาใช้ ลักษณะของเตาชนิดนี้คือ อากาศจะไหลผ่านชั้นของเชื้อเพลิงแข็ง เมื่อเพิ่มความเร็วของอากาศที่ไหลผ่านสูงจนกระทั่งทำให้เชื้อเพลิงที่วางอยู่เริ่มลอยตัวขึ้นจนมีลักษณะคล้ายกับของไหลในขณะที่ยังติดไฟนั้น เตาจะเริ่มร้อนขึ้นจนมีอุณหภูมิถึงจุดติดไฟ หลังจากนั้นเชื้อเพลิงจึงจะถูกป้อนเข้าไปอย่างสม่ำเสมอ ภายในเตาจะใส่วัสดุเฉื่อย เช่น หินปูน หรือวัสดุเร่งปฏิกิริยา ได้แก่ หินปูน ซึ่งช่วยในการถ่ายเทความร้อนและช่วยในการทำความสะอาดแก๊สที่ได้จากเบด เตาแบบนี้มีข้อดีคือ การควบคุมอุณหภูมิในเตาเผาสามารถทำได้ง่าย จึงสามารถรักษาอุณหภูมิให้ต่ำกว่าจุดหลอมเหลวของเถ้าได้ ทำให้ไม่เกิดการจับตัวของตะกรันที่เกิดขึ้น จึงสามารถใช้กับเชื้อเพลิงที่มีเถ้ามากได้ ข้อเสียของเตาเผาชนิดนี้คือ แก๊สเชื้อเพลิงที่ออกจากเตาเผาจะมีปริมาณเถ้าและฝุ่นถ่านออกมาด้วย เนื่องจากความเร็วของอากาศภายในเตาสูง จึงต้องมีการนำไซโคลน (Cyclone) หรือ Baghouse มาใช้กับระบบนี้ด้วย เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงฟลูอิดไคซ์เบดสามารถแบ่งออกเป็น 2 ชนิด คือแบบเบดไหลวน (Circulating Fluidized Bed) และแบบเบดฟองอากาศ (Bubbling Fluidized Bed) (นคร, 2010)



รูปที่ 2. 7 เตาผลิตแก๊สฟลูอิดไคซ์เบดแบบฟองอากาศ (Brandin และคณะ 2011)

2.1) เตาฟลูอิดซ์เบดแบบฟองอากาศ (Bubbling fluidized bed, BFB)

ลักษณะการทำงานของเตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงชนิดนี้คือของแข็งจะมีการเคลื่อนที่ของวัสดุเบดคล้ายฟองอากาศ โดยเมื่อจ่ายอากาศเข้าทางด้านล่างของหัวจ่ายอากาศ (Air distributor) ส่วนหนึ่งจะทำให้เกิดการลอยตัวของวัสดุเบดของแข็ง แต่แก๊สอีกส่วนหนึ่งจะรวมตัวกันเป็นฟองแก๊สลอยขึ้นมา ดังรูปที่ 2.7 ซึ่งจะทำให้วัสดุเบดของแข็งที่ติดอยู่บนฟองแก๊สไหลจากส่วนบนของฟองแก๊สลงมายังส่วนล่าง นอกจากนี้บางส่วนของวัสดุเบดของแข็งจะลอยติดตามฟองแก๊สไปด้วย ลักษณะดังกล่าวทำให้ภายในเบดจะมีการเคลื่อนที่อย่างปั่นป่วน เบดชนิดนี้เรียกว่า เบดฟองอากาศ (Bubbling bed) ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นจะมีลักษณะแตกต่างกันไปขึ้นอยู่กับขนาดและรูปร่างของของแข็งความเร็วของแก๊ส และลักษณะของแผ่นกระจายอากาศ (นพคุณ และคณะ 2010)



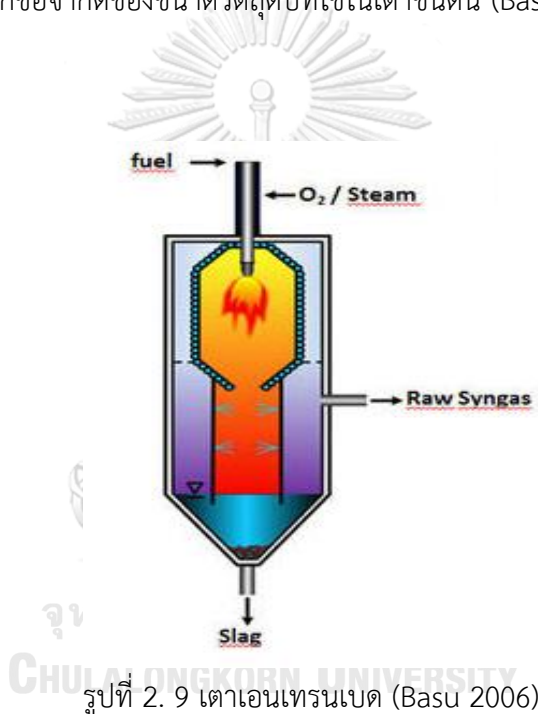
รูปที่ 2. 8 เตาผลิตแก๊สฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนวน (Brandin และคณะ 2011)

2.2) เตาฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนวน (Circulating fluidized bed, CFB)

เตาชนิดนี้ถูกพัฒนาเพื่อลดปริมาณถ่านที่หลุดรอดจากปฏิกิริยา (carbon carryover) สามารถทำงานโดยรองรับชีวมวลปริมาณมากได้ดี เช่น ในอุตสาหกรรมกระดาษ โดยเบดจะถูกหมุนอยู่ในห้องเผาไหม้ (Reaction vessel) และอุปกรณ์แยกตัวแบบไซโคลน (Cyclone separator) ดังรูปที่ 2.8 ซึ่งในไซโคลนนี้จะเป็นส่วนที่ใช้ในการแยกขี้เถ้าออกซึ่งจะออกทางด้านล่าง ขณะที่ถ่านจะถูกส่งเข้าไปในห้องเผาไหม้อีกครั้งหนึ่ง เตาผลิตแก๊สชนิดนี้สามารถทำงานได้ในสภาวะความดันสูง

3.) เตาเอนเทรนเบด (Entrained bed gasifier)

กระบวนการผลิตแก๊สระบบนี้เป็นระบบที่มีประสิทธิภาพสูง ให้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่สะอาด มีปริมาณน้ำมันทาร์ต่ำ มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาและการถ่ายเทความร้อนสูง การเกิดปฏิกิริยาภายในเตา จะไม่มีการแบ่งโซนปฏิกิริยาที่ชัดเจน แต่การเกิดปฏิกิริยาจะเป็นรูปแบบของการผสมกันระหว่าง เชื้อเพลิงและสารออกซิไดซ์ที่กระจายอยู่ทั่วแก๊สซิไฟเออร์ ดังรูปที่ 2.9 การทำงานของการถ่ายเทความร้อนคล้ายกับระบบเตาผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไอดีซ์เบด แต่จะมีข้อเสียคือ กระบวนการมีความ ซับซ้อนและยุ่งยาก เหมาะสำหรับระบบที่มีขนาดใหญ่เท่านั้น และต้องการวัตถุดิบที่มีขนาดเล็ก มากในช่วง 80 – 100 ไมโครเมตร ดังนั้นจึงไม่เหมาะกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวล (biomass gasification) เนื่องจากข้อจำกัดของขนาดวัตถุดิบที่ใช้ในเตาชนิดนี้ (Basu, 2006)



รูปที่ 2. 9 เตาเอนเทรนเบด (Basu 2006)

2.5 เทคโนโลยีการดักจับและการกักเก็บแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (carbon dioxide capture technologies)

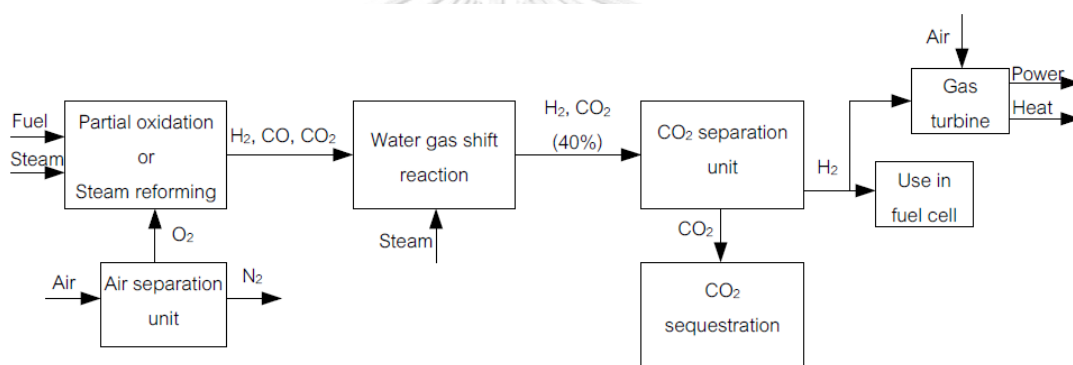
เนื่องจากปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ส่วนใหญ่มาจากกระบวนการเผาไหม้เชื้อเพลิง ดังนั้นการกักเก็บแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากกระบวนการดังกล่าวจึงเป็นสิ่งสำคัญ ปัจจุบันเทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบ่งออกเป็น 3 วิธี ได้แก่ การดักจับก่อนการเผาไหม้ (pre-combustion) การดักจับหลังการเผาไหม้ (post-combustion) และการดักจับหลังจากการเผาไหม้โดยใช้ ออกซิเจนบริสุทธิ์ (oxy-fuel combustion capture)

ตารางที่ 2. 1 การเปรียบเทียบข้อดีข้อเสียของเตาปฏิกรณ์แต่ละประเภท

ประเภทของเตาปฏิกรณ์	ข้อดี	ข้อเสีย
เตาปฏิกรณ์แบบไหลขึ้น (Updraft gasifier)	<ul style="list-style-type: none"> - สามารถรองรับเชื้อเพลิงที่มีความชื้นสูงได้ - แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ออกมามีอุณหภูมิไม่สูงมากนัก 	<ul style="list-style-type: none"> - แก๊สผลิตภัณฑ์มีน้ำมันทาร์ปนอยู่ในปริมาณที่สูง
เตาปฏิกรณ์แบบไหลลง (Downdraft gasifier)	<ul style="list-style-type: none"> - แก๊สผลิตภัณฑ์มีน้ำมันทาร์ปนอยู่ในปริมาณที่ต่ำ 	<ul style="list-style-type: none"> - เหมาะกับการใช้งานในขนาดเล็กเท่านั้น - ไม่เหมาะกับชีวมวลประเภทที่มีลักษณะเป็นเส้นใยหรือความหนาแน่นต่ำ - มีปัญหาด้านการควบคุมการกระจายตัวของตัวทำปฏิกิริยาเข้ามาในเบดให้สม่ำเสมอ
เตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิซเบด (Fluidized bed)	<ul style="list-style-type: none"> - รองรับเชื้อเพลิงที่มีความหลากหลายทางคุณสมบัติและเชื้อเพลิงที่มีความชื้นสูงได้ระดับหนึ่ง - การถ่ายเทความร้อนและมวลสารมีประสิทธิภาพ - รองรับชีวมวลปริมาณมากได้ดี 	<ul style="list-style-type: none"> - มีโอกาสเกิดปัญหาเกาะเกาะตัวของสูงกว่าจุดหลอมเหลวของถ่าน - ขนาดของเชื้อเพลิงจะต้องไม่ใหญ่หรือไม่เล็กจนเกินไป
เตาปฏิกรณ์แบบเอนทรainedเบด (entrained bed gasifier)	<ul style="list-style-type: none"> - อัตราการเกิดปฏิกิริยาสูง - แก๊สเชื้อเพลิงมีค่าความร้อนสูง เป็นแก๊สสะอาด มีปริมาณน้ำมันทาร์และมีเทนต่ำ 	<ul style="list-style-type: none"> - ต้องการการเตรียมเชื้อเพลิงให้มีขนาดเล็กมาก - กระบวนการมีความซับซ้อนเหมาะสมสำหรับระบบขนาดใหญ่เท่านั้น

2.5.1 การดักจับก่อนการเผาไหม้ (pre-combustion)

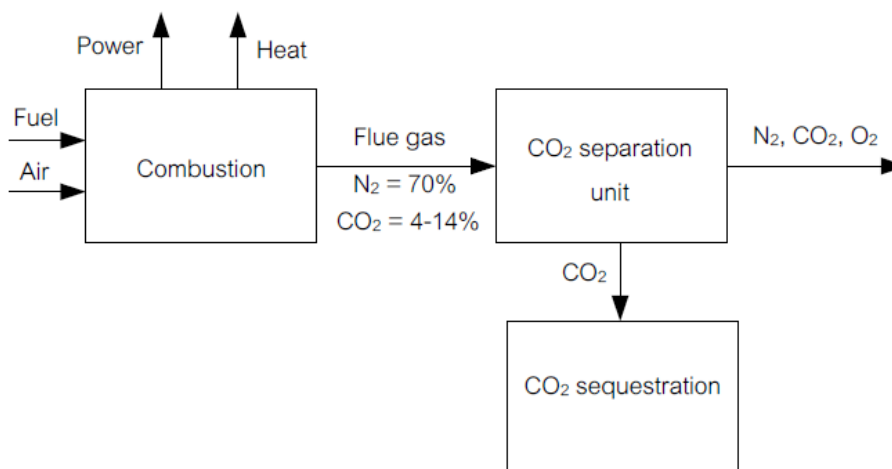
การดักจับก่อนการเผาไหม้นิยมนำมาประยุกต์ใช้กับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Figueroa และคณะ 2008) แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะถูกดักจับออกมา ก่อนที่จะมีการเผาไหม้ โดยเทคโนโลยีนี้สามารถนำไปติดตั้งในแหล่งผลิต แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ได้โดยตรง สามารถลดปริมาณ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ได้ 90% รูปที่ 2.10 แสดงเทคโนโลยีการกักเก็บแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้ มีขั้นตอนคือ เชื้อเพลิงจะถูกนำไปรวมกับอากาศหรือน้ำเพื่อเปลี่ยนเป็นแก๊สสังเคราะห์ (คาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจน) จากนั้นผ่านกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเพื่อเพิ่มสัดส่วนของไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งจะได้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ประมาณ 35-45 เปอร์เซ็นต์ คาร์บอนไดออกไซด์จะถูกดักจับออกจากกระบวนการก่อนที่จะเข้าสู่กระบวนการเผาไหม้ ส่วนไฮโดรเจนจะถูกนำไปใช้ในลักษณะของเชื้อเพลิง



รูปที่ 2. 10 เทคโนโลยีการกักเก็บแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้ (Witoon, 2011)

2.5.2 การดักจับหลังการเผาไหม้ (post-combustion)

การดักจับหลังการเผาไหม้ คาร์บอนไดออกไซด์จะถูกดักจับหลังจากเชื้อเพลิงถูกเผาไหม้แล้ว เหมาะสำหรับกระบวนการที่มีการใช้ถ่านหินในการเผาไหม้ รูปที่ 2.11 แสดงเทคโนโลยีการกักเก็บแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ เชื้อเพลิงจะถูกเผาไหม้ที่อัตราส่วนของอากาศที่มีออกซิเจนร้อยละ 21 และไนโตรเจนร้อยละ 78 ที่เหลือเป็นแก๊สต่าง ๆ เช่น คาร์บอนไดออกไซด์ อาร์กอน มีเทน และฮีเลียม แก๊สที่ได้จากการเผาไหม้เชื้อเพลิงจะเรียกว่าเป็น ไอเสีย (flue gas) ซึ่งเป็นไนโตรเจน ไอน้ำ และคาร์บอนไดออกไซด์ประมาณ 4-14 % ก่อนที่ปล่อยเข้าสู่ชั้นบรรยากาศ ไอเสียจะถูกบำบัดด้วยตัวดูดซับและตัวลดซัลเฟอร์ หลังการเผาไหม้อิเสียจะถูกส่งไปผ่านถึงบรรจุสารละลายแอมโมเนียหรือแอมโมเนียเย็น คาร์บอนไดออกไซด์จะรวมกันทำให้มีความเข้มข้นมากขึ้นจากนั้นสารละลายจะถูกทำให้ร้อน คาร์บอนไดออกไซด์จะแยกตัวออกเก็บไว้ ส่วนสารละลายที่เหลือจะถูกนำไปใช้ต่อไป

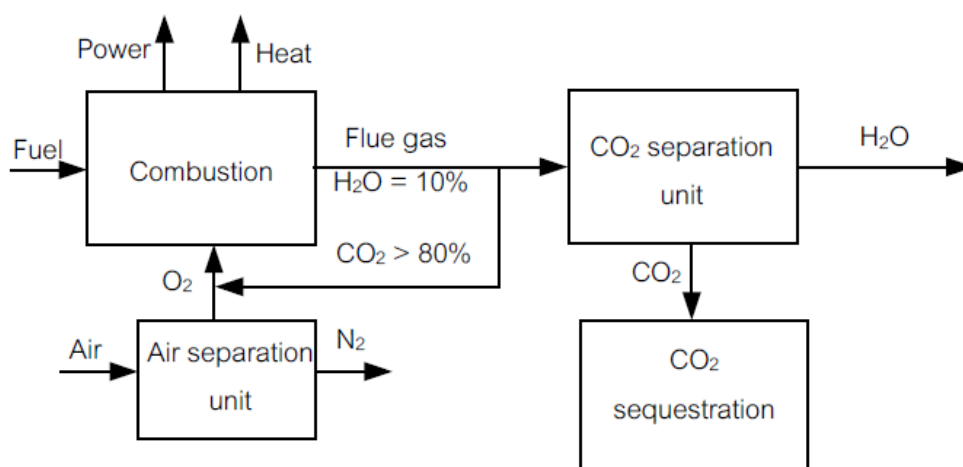


รูปที่ 2. 11 เทคโนโลยีการกักเก็บแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ (Witoon, 2011)

2.5.3 การดักจับหลังจากการเผาไหม้โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ (oxy-fuel combustion capture)

การดักจับหลังจากการเผาไหม้โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ เป็นเทคโนโลยีที่พัฒนาต่อมาจาก การดักจับหลังการเผาไหม้ โดยเชื้อเพลิงจะทำปฏิกิริยากับออกซิเจนบริสุทธิ์แทนการใช้อากาศได้เป็นพลังงานและความร้อน ดังรูปที่ 2.12 ข้อดีของการใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ในการเผาไหม้คือ องค์ประกอบ ขาออกของแก๊สผสมมีแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงถึง 80 เปอร์เซ็นต์ ทำให้สามารถเลือกใช้เทคนิคในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้หลากหลาย การใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ในการเผาไหม้ จะทำให้อุณหภูมิในเตาปฏิกรณ์สูงชันอย่างมาก ดังนั้นจึงมีการนำแก๊สผสมขาออกมารีไซเคิลกลับไปยังเตาปฏิกรณ์เพื่อทำให้อุณหภูมิในเตาไม่สูงเกินไป ข้อได้เปรียบอีกประการหนึ่งของวิธีนี้คือ ออกซิเจนบริสุทธิ์จะไม่ทำให้เกิดไนตรัสออกไซด์เป็นสารประกอบ อย่างไรก็ตามการใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ทำให้ต้องสิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายในการแยกออกซิเจนออกจากอากาศ

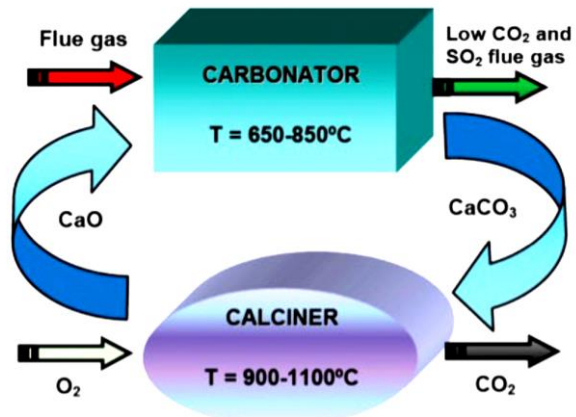
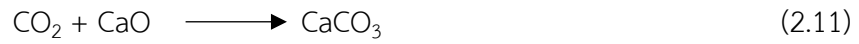
การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สามารถทำได้หลากหลายวิธี อาทิเช่น เทคนิคการดูดซึม (absorption) เทคนิคการดูดซับ (adsorption) การใช้เยื่อเลือกผ่าน (membrane) ซึ่งการเลือกเทคโนโลยีการแยกเหล่านี้ให้เหมาะสมขึ้นอยู่กับลักษณะของแก๊สผสมที่ปล่อยออกมา ในบทความนี้จะอธิบายเฉพาะเทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ (CaO) ข้อดีของแคลเซียมออกไซด์ คือ หาได้ง่าย ราคาถูก ใช้งานง่ายกับเครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไธด์เบด และมีความเฉพาะเจาะจงในการเลือกดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยเฉพาะที่อุณหภูมิสูงเกินกว่า 500 องศาเซลเซียส นอกจากแคลเซียมออกไซด์จะช่วยลดการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แล้วยังช่วยเพิ่มปริมาณไฮโดรเจน เนื่องจากช่วยให้ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟ (water gas shift) ไปข้างหน้าพร้อมกับเพิ่มการเกิดปฏิกิริยาการแตกตัวของน้ำมันทาร์ (tar cracking reaction) ซึ่งช่วยลดการเกิดน้ำมันทาร์ (Mostafavi และคณะ 2016)



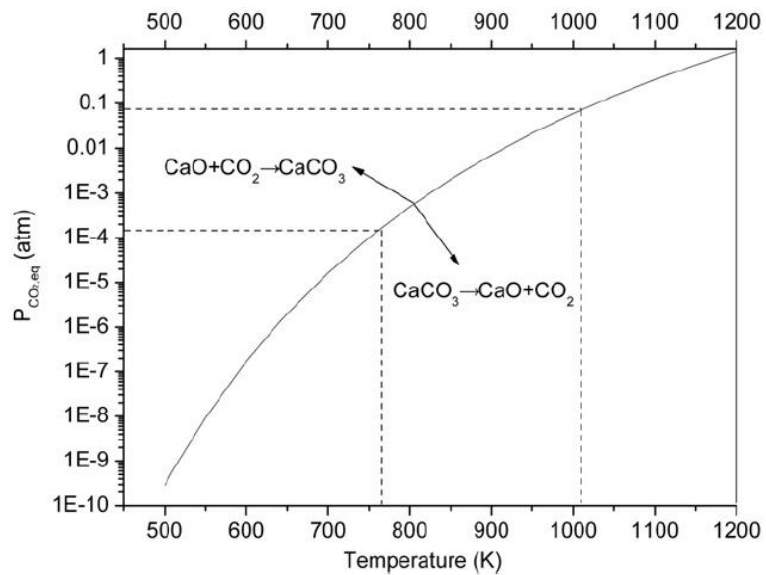
รูปที่ 2. 12 เทคโนโลยีการกักเก็บหลังการเผาไหม้โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ (Witoon, 2011)

2.5.4 วิธีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์

รูปที่ 2.13 แสดงการทำงานของแคลเซียมออกไซด์ในระบบคาร์บอนเนชันและแคลซิเนชัน ที่สภาวะความดันบรรยากาศ อุณหภูมิประมาณ 650 องศาเซลเซียส แคลเซียมออกไซด์จะทำปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีในแก๊สที่ได้จากกระบวนการเผาไหม้ (flue gas) เกิดเป็นแคลเซียมคาร์บอเนต (CaCO_3) เรียกปฏิกิริยานี้ว่า ปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน (Carbonation) จากนั้นแคลเซียมคาร์บอเนตจะถูกแยกออกจากแก๊สเผาไหม้ และส่งมายังหน่วยปฏิบัติการแคลซิเนชัน (calciner) เพื่อทำการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ (regeneration) ที่อุณหภูมิประมาณ 900 องศาเซลเซียส โดยจะเกิดปฏิกิริยาผันกลับของปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน นั่นคือปฏิกิริยาแคลซิเนชัน (Calcinations) ได้เป็น CO_2 บริสุทธิ์สำหรับกักเก็บ และ CaO สำหรับนำกลับไปใช้เป็นตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ในปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันต่อไป โดยอุณหภูมิที่เหมาะสมในการดำเนินการของปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันและปฏิกิริยาแคลซิเนชันแสดงดังรูปที่ 2.14 และเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการทำงานของระบบดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีดังกล่าว การออกแบบระบบมักพิจารณาการนำพลังงานภายในระบบมาใช้ให้เกิดประโยชน์สูงสุด กล่าวคือ ความร้อนที่ปลดปล่อยจากปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันสามารถนำมาใช้ในปฏิกิริยาแคลซิเนชันได้โดยตรง (พนิชา และอมรชัย 2016) ปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันและปฏิกิริยาแคลซิเนชันแสดงดังสมการที่ 2.11 และ 2.12 ตามลำดับ



รูปที่ 2. 13 การทำงานของแคลเซียมออกไซด์ในระบบคาร์บอนชั่นและแคลซิเนอร์ (พนิษาและอมรชัย 2016)



รูปที่ 2. 14 ความดันของคาร์บอนไดออกไซด์ที่สภาวะสมดุลในช่วงอุณหภูมิต่าง ๆ (Han และคณะ 2011)

แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกดูดซับไว้ หลังจากผ่านกระบวนการคายซับแล้ว สามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้ต่อไป เช่น การใช้สาหร่ายมาทำการตรึงแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และนำสาหร่ายไปผลิตน้ำมัน การใช้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสารตั้งต้นในการผลิตสารเคมีที่มีมูลค่า เช่น กรดฟอร์มิก เมทานอล และไดเมทิลอีเทอร์ โดยสังเคราะห์ผ่านกระบวนการไฮโดรจีเนชัน หรือกระบวนการสังเคราะห์ด้วยแสง เป็นต้น

2.6 การวิเคราะห์พินช์ (Pinch analysis)

การประหยัดพลังงานถือเป็นปัญหาใหญ่ของการพัฒนาอย่างยั่งยืน Linnhoff และ Hindmarsh (1983) ได้นำเสนอการวิเคราะห์พินช์เพื่อใช้พลังงานให้เกิดประโยชน์สูงสุดในกระบวนการอุตสาหกรรม การวิเคราะห์พินช์ได้รับความนิยมอย่างแพร่หลายสำหรับใช้ในการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design) โดยอาศัยหลักการทางเทอร์โมไดนามิกส์ เพื่อคำนวณหาพลังงานเป้าหมาย ซึ่งที่จุดพินช์จะเป็นจุดที่สามารถนำพลังงานกลับมาได้มากที่สุด โดยการจับคู่กระแสร้อนและกระแสนเย็น ทำให้ประสิทธิภาพทางพลังงานของกระบวนการเพิ่มสูงขึ้น การวิเคราะห์พินช์มีจุดประสงค์เพื่อหาความต้องการพลังงานที่น้อยที่สุดจากกระแสนสารอุณหภูมิต่างๆ โดยการคำนวณการวิเคราะห์พินช์สามารถหาได้จาก 2 วิธี คือ วิธีสร้างกราฟ (Graphical method) และวิธีตาราง (Problem table algorithm)

2.6.1 วิธีสร้างกราฟ (Graphical method)

หนึ่งในวิธีที่จะใช้ในการวิเคราะห์พินช์เพื่อคำนวณหาพลังงานเป้าหมายก็คือ วิธีสร้างกราฟ ซึ่งถือเป็นวิธีพื้นฐานสำหรับการวิเคราะห์พินช์ โดยมีขั้นตอนดังนี้ ขั้นตอนแรกจะต้องทำการบ่งชี้กระแสกระบวนการที่เราสนใจ กระแสร้อน (Hot stream) คือ กระแสที่ต้องการลดอุณหภูมิให้ต่ำลง หรือต้องการถ่ายเทความร้อนให้กับกระแสนเย็น กระแสนเย็น (Cold stream) คือ กระแสที่ต้องการเพิ่มอุณหภูมิให้สูงขึ้น หรือต้องการรับพลังงานความร้อนจากกระแสร้อน จากข้อมูลกระแสของกระบวนการทั้งหมดที่เราสนใจ จะต้องประกอบไปด้วย อัตราการไหล สมบัติทางความร้อน การเปลี่ยนแปลงเฟส ช่วงอุณหภูมิและการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปี ตัวอย่างข้อมูลของกระแสกระบวนการแสดงดังตารางที่ 2.2

ข้อมูลสำคัญของกระแสจากกระบวนการเพื่อใช้ในการวิเคราะห์พินช์คือ การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแส (Enthalpy change) อุณหภูมิต้นแหล่ง (Supply temperature) และอุณหภูมิเป้าหมาย (Target temperature) ของกระแส และอัตราการไหลของกระแส โดยข้อมูลทั้งหมดนี้หา

ได้จากสมมูลมวลและสมมูลพลังงานจากการจำลองกระบวนการ หรือการวัดค่าจากกระบวนการจริง การเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีของกระแสสามารถคำนวณได้จากสมการ 2.13

$$\Delta \dot{H} = \dot{m} C_p (T_s - T_t) = CP(T_s - T_t) \quad (2.13)$$

โดยที่ $\Delta \dot{H}$ คือ อัตราของการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปี \dot{m} คือ อัตราการไหลเชิงมวล C_p คือ ค่าความจุความร้อนจำเพาะ T_s คือ อุณหภูมิต้นแหล่ง T_t คือ อุณหภูมิเป้าหมาย และ CP คือ อัตราการไหลความจุความร้อน มีค่าเท่ากับ $\dot{m} C_p$ ในการศึกษาครั้งนี้จะสมมติให้ค่าอัตราการไหลความจุความร้อนมีค่าคงที่ โดยไม่ขึ้นกับอุณหภูมิในช่วงที่ดำเนินการ

เมื่อได้ข้อมูลของกระแสทั้งหมดแล้ว ขั้นตอนต่อไปคือการสร้างเส้นโค้งคอมโพสิท (composite curve) ซึ่งเป็นกราฟความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิและการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปี ตัวอย่างการสร้างเส้นโค้งคอมโพสิทร้อนจากกระแสร้อนทั้งหมดที่มีแสดงดังรูปที่ 2.15

เมื่อพิจารณาอุณหภูมิและเอนทาลปีในรูปที่ 2.15 (ก) ซึ่งประกอบด้วยกระแสร้อน 3 กระแส ในช่วงอุณหภูมิที่ T_1 ถึง T_5 โดยในช่วงอุณหภูมิ T_1 ถึง T_2 มีแค่กระแส B แค่วัสดุเดียว ดังนั้นการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีในช่วงนี้คำนวณได้จาก $CP_B(T_1-T_2)$. แต่ระหว่างช่วง T_2 ถึง T_3 การเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีในช่วงนี้มีค่าเท่ากับ $(CP_A + CP_B + CP_C)(T_2-T_3)$ ในช่วงอุณหภูมิที่เหลือคือ T_3 ถึง T_4 และ T_4 ถึง T_5 สามารถคำนวณได้จากวิธีเดียวกัน หลังจากที่คำนวณครบทุกช่วงอุณหภูมิแล้ว เส้นโค้งคอมโพสิทร้อนที่ได้แสดงดังรูปที่ 2.15 (ข) ในส่วนของการสร้างเส้นโค้งคอมโพสิทเย็น สามารถคำนวณได้จากการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีในแต่ละช่วงอุณหภูมิ เช่นเดียวกับการสร้างเส้นโค้งคอมโพสิทร้อน

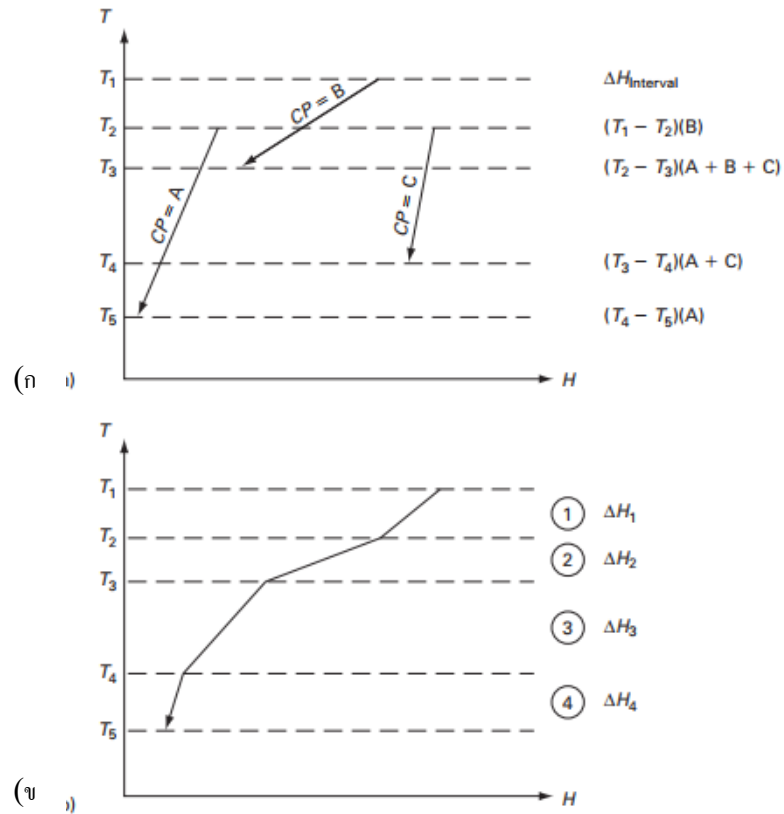
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตารางที่ 2. 2 ตัวอย่างข้อมูลกระแสจากกระบวนการทั้ง 4 กระแส (Kemp, 2011)

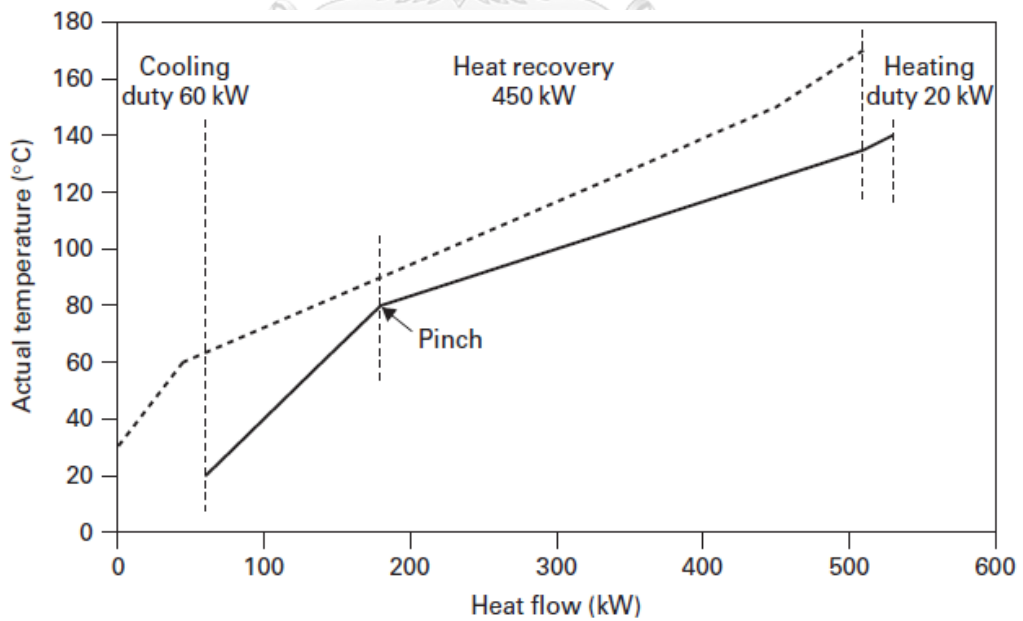
กระแสและชนิด ของกระแส	อัตราการไหลความจุ ความร้อน (kW/°C)	อุณหภูมิเริ่มต้น (°C)	อุณหภูมิเป้าหมาย (°C)
(1) เย็น	2.0	20	135
(2) ร้อน	3.0	170	60
(3) เย็น	4.0	80	140
(4) ร้อน	1.5	150	30

เส้นโค้งคอมโพสิทร้อนจะถูกกำหนดให้อยู่ด้านซ้ายมือ และเส้นโค้งคอมโพสิทเย็นจะถูกเลื่อนไปทางด้านขวา กระบวนการนี้ดำเนินการมาถึงขั้นตอนการกำหนดค่าผลต่างของอุณหภูมิที่น้อยที่สุดที่ยอมรับได้ (ΔT_{\min}) ที่กระแสน้ำสามารถทำให้เย็นลงเข้าใกล้กับอุณหภูมิกระแสเย็น โดย ΔT_{\min} คือค่าผลต่างอุณหภูมิที่น้อยที่สุดระหว่างเส้นโค้งคอมโพสิทร้อนและเส้นโค้งคอมโพสิทเย็นในแนวตั้ง หรือจุดที่เส้นโค้งคอมโพสิทร้อนและเย็นอยู่ใกล้กันที่สุด หรือเรียกว่า จุดพินช์ (Pinch point) ซึ่งจะเป็นตัวกำหนดกระแสสารอุณหภูมิต่ำและเย็นที่น้อยที่สุด การเลือกค่า ΔT_{\min} จะส่งผลให้ความต้องการพลังงานที่น้อยที่สุดของกระบวนการเปลี่ยนไป หากเลือกค่า ΔT_{\min} น้อย จะทำให้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพิ่มมากขึ้น ส่งผลให้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้มีขนาดใหญ่ขึ้น ถึงแม้จะช่วยลดการใช้สารทำความเย็นจากภายนอก แต่ต้องใช้งบลงทุนในการติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่สูงขึ้น ในทางกลับกัน หากเลือกค่า ΔT_{\min} ที่มีค่ามาก ทำให้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนที่ต้องการแลกเปลี่ยนความร้อนน้อยลงและเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้มีขนาดเล็กลงด้วย ทำให้ประหยัดเงินลงทุนสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน แต่จะส่งผลให้กระบวนการต้องการสารทำความเย็นเพิ่มมากขึ้น ตัวอย่างค่า ΔT_{\min} จากประสบการณ์ของ Linnhoff 1998 เพื่อใช้ในการเลือกค่า ΔT_{\min} แสดงดังตารางที่ 2.3

รูปที่ 2.16 แสดงเส้นโค้งคอมโพสิทรวมของกระแสน้ำและกระแสเย็นของข้อมูลจากตารางที่ 2.2 ผลต่างของเอนทัลปีของกระแสน้ำและกระแสเย็นด้านบนหมายถึงความต้องการกระแสสารทำความเย็นที่น้อยที่สุด ($Q_{H\min}$) ที่จะมาให้ความร้อนกับกระแสเย็น และผลต่างของเอนทัลปีด้านล่างของกระแสน้ำและกระแสเย็นหมายถึงความต้องการกระแสสารทำความเย็นที่น้อยที่สุด ($Q_{C\min}$) ที่จะนำมอลดอุณหภูมิของกระแสน้ำ ส่วนที่ซ้อนทับกันของกระแสน้ำและกระแสเย็นหมายถึง ความร้อนที่มากที่สุดที่สามารถแลกเปลี่ยนกันได้ในกระบวนการ สำหรับการวิเคราะห์พินช์



รูปที่ 2.15 ตัวอย่างการสร้างเส้นโค้งคอมโพสิทร้อน(Kemp, 2011)



รูปที่ 2.16 เส้นโค้งคอมโพสิทจากตัวอย่างกระแสทั้ง 4 จากตารางที่ 2.2 (Kemp 2011)

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

2.6.2 วิธีขั้นตอนวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตาราง (Problem table algorithm)

ถึงแม้ว่าวิธีสร้างกราฟจะสามารถหาพลังงานเป้าหมายที่ต่ำที่สุดได้เมื่อกำหนดค่า ΔT_{\min} แต่วิธีนี้ทำยากและไม่แม่นยำ เนื่องจากเส้นโค้งคอมโพสิตจำเป็นต้องวาดเท่านั้น ดังนั้น Linnhoff และ Flower (1978) จึงได้นำเสนอวิธีที่ใช้สำหรับหาพลังงานเป้าหมายที่ต่ำที่สุดจากหลักการการวิเคราะห์พินช์โดยใช้วิธีตาราง ซึ่งเป็นการคำนวณแบบขั้นต่อขั้น

ขั้นตอนแรกสำหรับขั้นตอนวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตารางคือกำหนดค่า ΔT_{\min} จากตารางที่ 2.2 กระแสจากกระบวนการได้ถูกกำหนดค่า ΔT_{\min} ไว้ที่ 10 °C จากนั้นอุณหภูมิต้นแหล่งและอุณหภูมิเป้าหมายจะถูกเลื่อน สำหรับกระแสร้อนอุณหภูมิจะถูกเลื่อนลงและอุณหภูมิกระแสนเย็นจะถูกเลื่อนขึ้นไปครึ่งหนึ่งของ ΔT_{\min} จากตัวอย่างคือ 5 °C ดังตารางที่ 2.4 แผนภาพของอุณหภูมิในแนวตั้งของอุณหภูมิปกติและอุณหภูมิที่ถูกเลื่อนของแต่ละกระแสแสดงดังรูปที่ 2.17 จากการเลื่อนอุณหภูมิจะทำให้มั่นใจได้ว่ากระแสร้อนและกระแสนเย็นสามารถแลกเปลี่ยนความร้อนกันได้ที่ช่วงอุณหภูมินั้น ๆ ยกตัวอย่างเช่นในอุณหภูมิช่วงที่ 2 ของการเลื่อนอุณหภูมิช่วง 145 และ 140 °C จะเห็นว่ามีกระแสที่ 2 และ 4 ซึ่งเป็นกระแสร้อน มีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิจาก 150 °C ไปเป็น 145 °C ในขณะที่กระแสที่ 3 ซึ่งเป็นกระแสนเย็นมีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิจาก 135 °C ไปเป็น 140 °C ดังนั้นในช่วงอุณหภูมินี้ อุณหภูมิของกระแสร้อนจะสูงกว่ากระแสนเย็นตลอดทั้งช่วง เราสามารถคำนวณพลังงานสุทธิในแต่ละช่วงอุณหภูมิได้จากสมการที่ 2.14 ซึ่งผลของการคำนวณในแต่ละช่วงอุณหภูมิแสดงในตารางที่ 2.5

ตารางที่ 2. 4 ตัวอย่างข้อมูลของกระแสของกระบวนกรทั้ง 4 กระแส จากตารางที่ 2.2 (Kemp 2011)

กระแสและชนิดของ	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

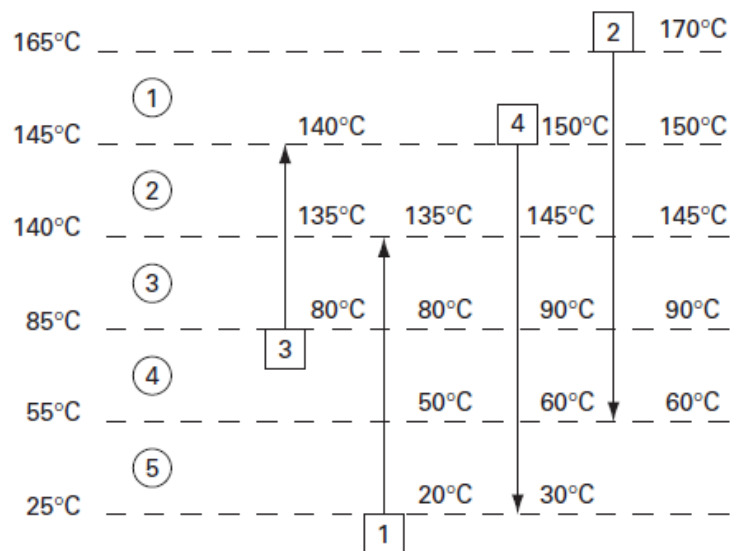
$$\Delta H_i = (S_i - S_{i+1})(\sum CP_H - \sum CP_C)_i \quad (2.14)$$

โดยที่ S_i และ S_{i+1}

คือการเลื่อนอุณหภูมิในช่วงที่ i และ $i+1$

$\sum CP_H$ และ $\sum CP_C$

คือผลรวมของอัตราการไหลความจุความร้อนในกระแสร้อน และ กระแสเย็นในช่วงอุณหภูมิ i ตามลำดับ



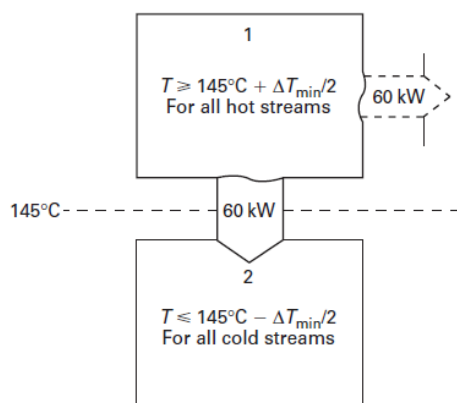
รูปที่ 2. 17 กระแสและช่วงอุณหภูมิจากข้อมูลในตารางที่ 2.2 (Kemp 2011)

จากตารางที่ 2.5 สัญลักษณ์บวกลบจากการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีสุทธิ หมายถึง พลังงานส่วนที่เกิน (Surplus energy) และสัญลักษณ์ลบ หมายถึงพลังงานส่วนที่ขาด (deficit energy) ขั้นตอนต่อไปคือการคำนวณปริมาณการไหลผ่านของพลังงานที่เกิดขึ้นในแต่ละช่วงอุณหภูมิในรูปแบบลำดับขั้น (Cascade) สมมติฐานที่ใช้ในการคำนวณคือ อุณหภูมิของการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีสุทธิในแต่ละช่วงอุณหภูมิ i จะต้องสูงกว่าช่วง $i+1$ ทำให้เกิดการถ่ายเทความร้อนจากช่วงอุณหภูมิ i ไป $i+1$ ตัวอย่างการคำนวณระหว่างอุณหภูมิช่วงที่ 1 และช่วงที่ 2 แสดงดังรูปที่ 2.18 ความร้อนส่วนที่เกินออกมา 60 kW จากช่วงอุณหภูมิที่ 1 จะถ่ายเทไปยังช่วงอุณหภูมิที่ 2 ซึ่งมีความร้อนส่วนเกินอยู่แล้วที่ 2.5 kW ดังนั้นความร้อนสุทธิที่เกินออกมาในช่วงอุณหภูมิที่ 2 มีค่าเท่ากับ 62.5 kW ความร้อนนี้ก็จะถูกถ่ายเทไปในช่วงอุณหภูมิที่ 3 ต่อไป โดยในช่วงอุณหภูมิที่ 3 ต้องการความร้อน 82.5 kW ความร้อนจากช่วงอุณหภูมิที่ 2 ทำให้ความร้อนสุทธิในช่วงที่ 3 ต้องการความร้อน 20 kW ซึ่งความร้อนส่วนนี้จะถูกถ่ายเทไปที่ช่วงอุณหภูมิที่ 4 ทำตามขั้นตอนนี้ไปจนถึงช่วงอุณหภูมิตสุดท้าย ความร้อนจะถูกถ่ายเทไปยังกระแสด้านธารน้ำเย็น

ตารางที่ 2. 5 การเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีสุทธิในช่วงอุณหภูมิต่าง ๆ จากข้อมูลในตารางที่ 2.2 (Kemp 2011)

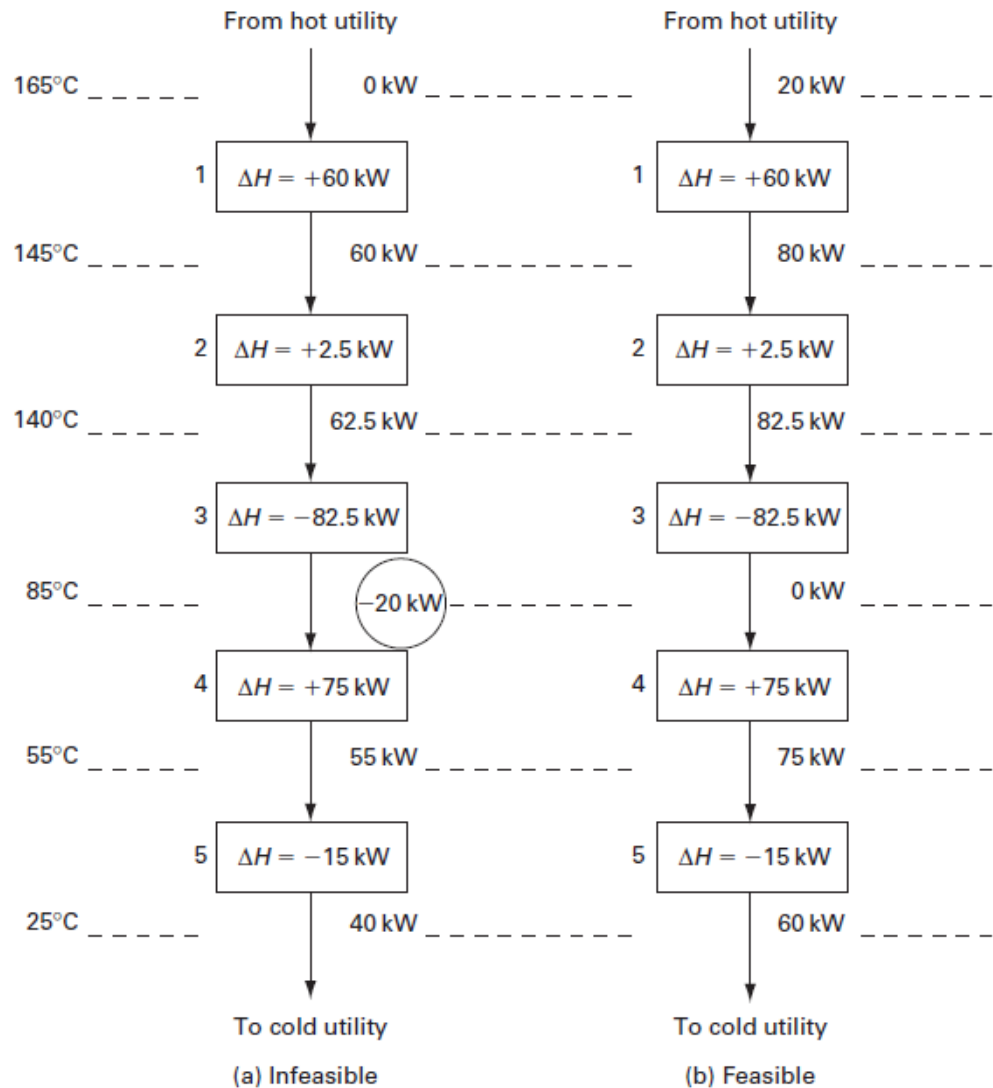
อุณหภูมิเลื่อน ($^{\circ}\text{C}$)	ช่วง	$S_i - S_{i+1}$ ($^{\circ}\text{C}$)	$\sum CP_H - \sum CP_C$ (kW/ $^{\circ}\text{C}$)	ΔH_i (kW)
$S_1 = 165$	1	20	+3.0	+60
$S_2 = 145$	2	5	+0.5	+2.5
$S_3 = 140$	3	55	-1.5	-82.5
$S_4 = 85$	4	30	+2.5	+75
$S_5 = 55$	5	30	-0.5	-15
$S_6 = 25$				

วิธีการคำนวณแบบลำดับขั้นแสดงดังรูปที่ 2.19 (a) อย่างไรก็ตาม จะเห็นว่าในช่วงอุณหภูมิที่ 3 และ 4 การถ่ายเทความร้อนสุทธิมีค่าติดลบ ซึ่งเป็นไปไม่ได้ตามหลักทางเทอร์โมไดนามิกส์ หากต้องการทำให้เป็นไปตามเทอร์โมไดนามิกส์จะต้องเพิ่มสาธารณูปโภคอื่นเข้าไป 20 kW แสดงดังรูปที่ 2.19 (b) เมื่อกำหนดถึงขั้นตอนสุดท้ายแล้ว จะได้ค่าสาธารณูปโภคอื่นและเย็นที่น้อยที่สุดจากการกำหนดค่า ΔT_{\min} จากตัวอย่างพบว่าค่าสาธารณูปโภคอื่นและเย็นที่น้อยที่สุดที่ระบบต้องการคือ 20 kW และ 60 kW ตามลำดับ นอกจากนี้อุณหภูมิที่จุดพินช์สามารถหาได้จากจุดที่การถ่ายเทความร้อนมีค่าเท่ากับ 0 ดังนั้นอุณหภูมิที่จุดพินช์ของตัวอย่างนี้คือ 85°C โดยอุณหภูมิที่จุดพินช์ของกระแสร้อนคือ 90°C และ 80°C สำหรับกระแสเย็น เมื่อเปรียบเทียบกับวิธีการที่กล่าวมาข้างต้น พบว่าคำตอบและข้อมูลมีค่าเดียวกัน แต่ขั้นตอนวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตารางมีความสะดวกมากกว่าสำหรับระบบขนาดใหญ่และมีความซับซ้อนสูง ซึ่งสามารถนำไปประยุกต์ใช้กับการคำนวณทางคอมพิวเตอร์ได้



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

2.18 รูปที่ 2. 18 การถ่ายเทความร้อนส่วนเกินจากช่วงอุณหภูมิที่ 1 ไปยัง ช่วงที่ 2
(Kemp, 2011)



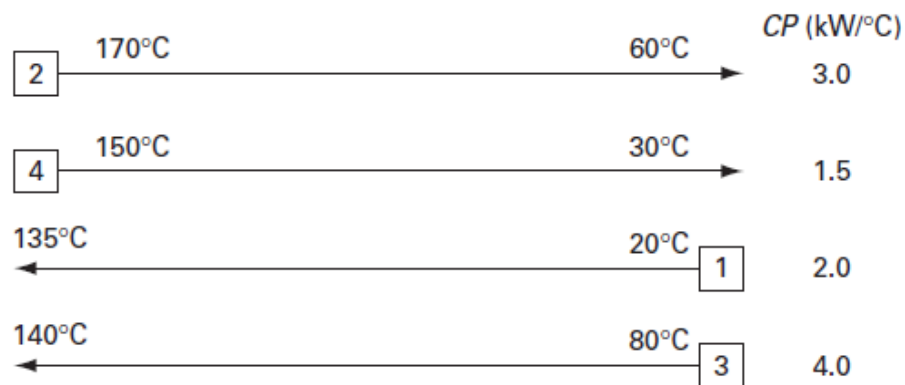
รูปที่ 2. 19 แผนผังลำดับขั้น (Cascade diagram) (Kemp, 2011)

2.7 การออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design)

เมื่อคำนวณพลังงานเป้าหมายได้แล้ว ขั้นตอนต่อไปคือการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน เพื่อให้ได้ตามเป้าหมายของพลังงานนั้น ขั้นตอนแรกคือ การวาดแผนภาพกริด (Grid diagram) ของกระแสจากกระบวนการ แผนภาพกริดจากตัวอย่างกระแสจากกระบวนการทั้ง 4 กระแสจากตารางที่ 2.2 แสดงดังรูปที่ 2.20 โดยแผนภาพนี้ได้ถูกนำเสนอโดย Linnhoff และ Flower (1978) เริ่มต้นจากการแบ่งแผนภาพกริดออกเป็น 2 ส่วน คือเหนือพินช์ (Above pinch) และใต้พินช์ (Below Pinch) เมื่อพิจารณาส่วนเหนือพินช์ พบว่ามีความต้องการกระแสสารอุณหภูมิร้อนเท่านั้น นั่นคือ ที่เหนือพินช์กระแสร้อนทั้งหมดจะถูกทำให้เย็นลงโดยการแลกเปลี่ยนความร้อนกับ

กระแสน้ำ ดังนั้นจึงต้องจับคู่สายที่เป็นไปได้ที่จะทำให้กระแสน้ำเย็นลงไปที่อุณหภูมิที่จุดพินช์โดยใช้การแลกเปลี่ยนความร้อนกับกระแสน้ำ และเพิ่มสารทำความร้อนให้กับกระแสน้ำที่ยังเหลืออยู่ การออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่เหนือจุดพินช์จึงต้องหาคำจับคู่มาเติมเต็มสถานะดังกล่าว

ตัวอย่างการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะใช้ข้อมูลจากตารางที่ 2.2 พลังงานเป้าหมายจากวิธีกราฟและขั้นตอนวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ $\Delta T_{min} 10^{\circ}\text{C}$ คือ 80 kW แบ่งออกเป็นสารทำความร้อน 20 kW และสารทำความเย็น 60 kW การออกแบบการจับคู่กระแสน้ำและกระแสน้ำที่จุดเหนือพินช์ จะต้องเริ่มจากอุณหภูมิที่จุดพินช์ เกณฑ์ที่ใช้ในการเลือกคือ อัตราการไหลของความร้อนของกระแสน้ำจะต้องน้อยกว่าหรือเท่ากับกระแสน้ำแสดงในสมการที่ 2.15 การเลือกใช้หลักเกณฑ์นี้เพื่อหลีกเลี่ยงความแตกต่างของอุณหภูมิในการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระแสน้ำและกระแสน้ำจะต้องมีค่าไม่เกิน ΔT_{min} เมื่อพิจารณากระแสน้ำที่ 2 และกระแสน้ำที่ 3 พบว่า $CP_2 < CP_3$ กระแสน้ำทั้งสองสามารถจับคู่กันได้



รูปที่ 2. 20 แผนภาพกริดของข้อมูลในตารางที่ 2.2 (Kemp, 2011)

ที่เหนือจุดพินช์ กระแสน้ำที่ 2 ต้องการปล่อยความร้อนออกมา 240 kW ในขณะที่กระแสน้ำที่ 3 ต้องการความร้อน 240 kW ดังนั้นการจับคู่กระแสน้ำที่ 2 และ 3 เป็นการจับคู่ที่เหมาะสม เมื่อพิจารณากระแสน้ำที่ 4 และกระแสน้ำที่ 1 พบว่า $CP_4 < CP_1$ จึงสามารถจับคู่กันได้ สำหรับการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระแสน้ำที่ 4 และ 1 กระแสน้ำที่ 4 สามารถแลกเปลี่ยนกับกระแสน้ำที่ 1 ได้ 90 kW ทำให้กระแสน้ำที่ 1 เปลี่ยนจากอุณหภูมิ 80 °C ไปเป็น 125 °C ในขณะที่ยังจำเป็นต้องเพิ่มอุณหภูมิให้ถึง 135 °C ดังนั้นกระแสน้ำที่ 1 จำเป็นต้องได้รับความร้อนจากสารทำความร้อนภายนอกอีก

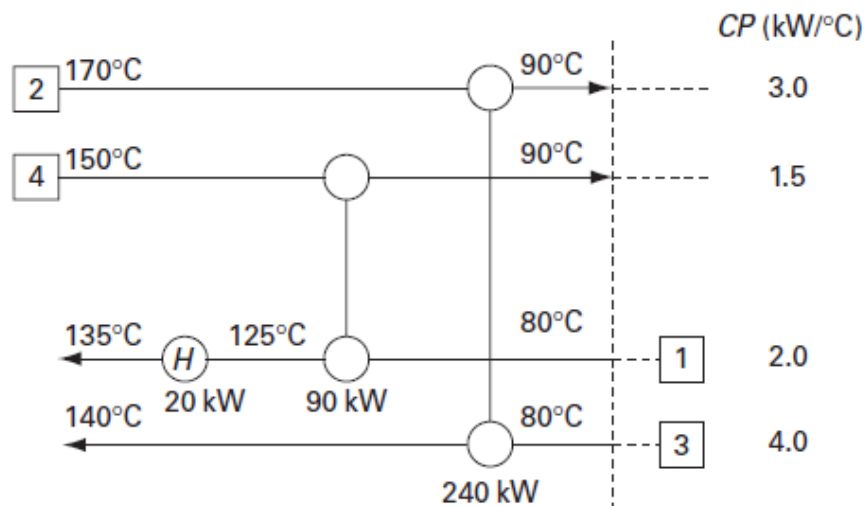
20 kW เพื่อจะเพิ่มอุณหภูมิจาก 125 °C ไปเป็น 135 °C การจับคู่กระแสร้อนและกระแสน้ำที่เหนือพินซ์แสดงดังรูปที่ 2.21

ลำดับถัดไปเมื่อพิจารณาที่ได้จุดพินซ์ การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนจะแยกออกจากที่เหนือจุดพินซ์ การออกแบบเริ่มต้นจากอุณหภูมิจุดพินซ์ โดยมีหลักการคือ อัตราการไหล ความจุความร้อนของกระแสร้อนจะต้องมากกว่าหรือเท่ากับกระแสน้ำตามสมการที่ 2.16 การออกแบบที่ได้จุดพินซ์จะใช้วิธีเดียวกับที่เหนือจุดพินซ์ มีจุดประสงค์เพื่อให้แน่ใจว่ากระแสน้ำจะได้รับความร้อนอย่างเพียงพอเพื่อไปที่อุณหภูมิจุดพินซ์ และต้องการสาธารณสุขปลอดภัยเท่านั้น การจับคู่กระแสที่ได้จุดพินซ์แสดงดังรูปที่ 2.22

$$CP_{HOT} \leq CP_{COLD} \quad (2.15)$$

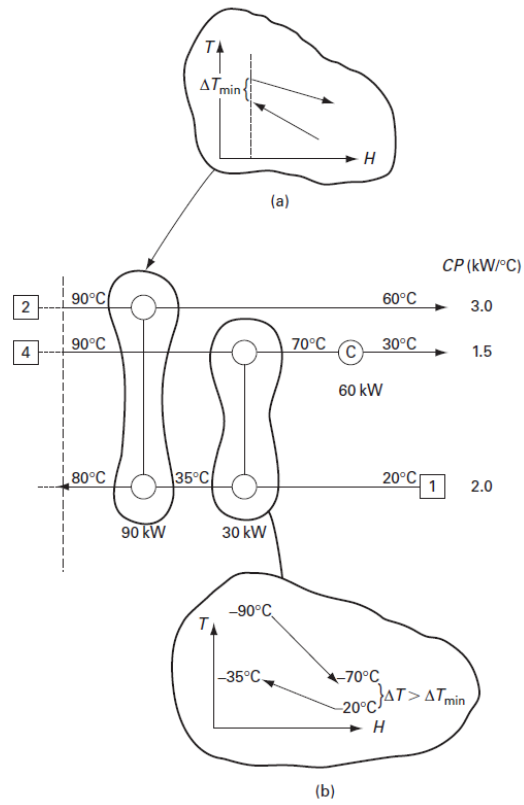
$$CP_{HOT} \geq CP_{COLD} \quad (2.16)$$

การออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่สมบูรณ์ ทำโดยนำการออกแบบที่เหนือจุดพินซ์และใต้จุดพินซ์มารวมกัน แสดงดังรูปที่ 2.23 จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ต้องใช้มีทั้งหมด 6 เครื่อง (รวมฮีตเตอร์และคูลลิ่ง)

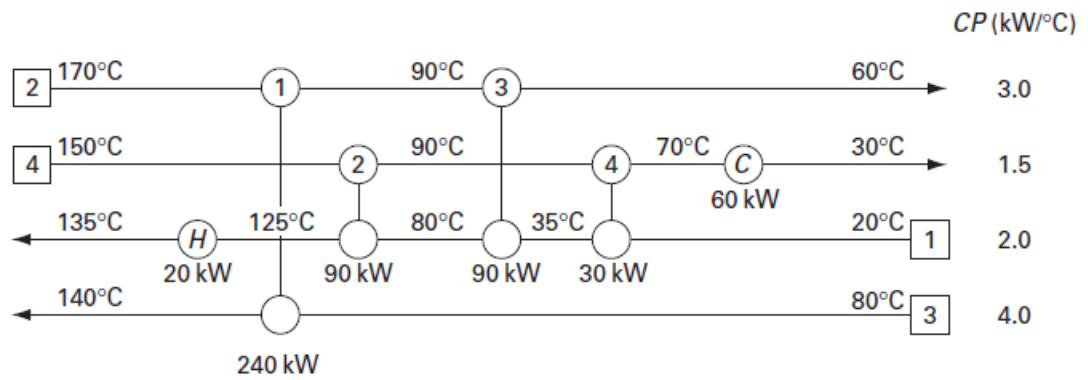


รูปที่ 2. 21 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่เหนือพินซ์ จากข้อมูลตารางที่ 2.2

(Kemp 2011)



รูปที่ 2. 22 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่ได้พินช์ จากข้อมูลในตารางที่ 2.2 (Kemp 2011)



รูปที่ 2. 23 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่สำเร็จแล้ว (Kemp 2011)

บทที่ 3

ทบทวนงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

3.1 แก๊สซิฟิเคชันชีวมวล

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันถือเป็นเทคโนโลยีที่ได้รับความนิยมอย่างแพร่หลาย ที่ใช้ในการเปลี่ยนชีวมวลให้เป็นแก๊สเชื้อเพลิง ซึ่งได้รับความสนใจอย่างมากจากนักวิจัยต่างๆ ทำให้มีงานวิจัยเกี่ยวกับแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลมากมาย มีทั้งศึกษาชีวมวลชนิดต่างๆ ที่จะนำมาใช้เป็นวัตถุดิบหลักสำหรับแก๊สซิฟิเคชัน ตัวกลางที่ใช้ทำปฏิกิริยา (gasifying agent) ได้แก่ อากาศ ไอน้ำ ออกซิเจน บริสุทธิ์ เป็นต้น เตาปฏิกรณ์ชนิดต่างๆ รวมถึงศึกษาพารามิเตอร์ (parameter) ต่างๆ เช่น อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน (gasification temperature) อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (steam to biomass ratio) อัตราส่วนปริมาณอากาศที่ใช้จริงต่ออากาศที่ใช้ทางทฤษฎี (equivalent ratio, ER) เป็นต้น ที่ส่งผลต่อการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (producer gas) การผลิตไฮโดรเจนประสิทธิภาพเชิงความร้อนระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (cold gas efficiency, CGE) และค่าความร้อน (heating value) พร้อมทั้งความคุ้มค่าของต้นทุนในการผลิตด้วย

Lv และคณะ 2004 ได้พัฒนาแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลในเตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิดเบดขนาดเล็ก โดยใช้อากาศและไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยา ศึกษาผลกระทบของอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (steam to biomass ratio, S/B) อัตราส่วนปริมาณอากาศที่ใช้จริงต่ออากาศที่ใช้ทางทฤษฎี (equivalent ratio, ER) และขนาดของชีวมวล ที่ส่งผลต่อองค์ประกอบของแก๊ส จากผลการทดลองแสดงให้เห็นว่า อุณหภูมิมีตัวแปรที่มีความสำคัญ โดยเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นปริมาณไฮโดรเจนจะเพิ่มสูงขึ้น การทดลองได้ให้ความมั่นใจว่า การใช้ไอน้ำในแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลเป็นการเพิ่มคุณภาพของแก๊ส แต่ถ้าเติมไอน้ำมากเกินไปจะทำให้อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันลดลงและลดคุณภาพของแก๊ส ชีวมวลขนาดเล็กจะมีประสิทธิภาพมากกว่าขนาดใหญ่ ซึ่งในส่วนของ ER จะส่งผลไม่ค่อยชัดเจนเหมือนพารามิเตอร์ตัวอื่นๆ ค่า ER ที่ดีที่สุดคือ 0.23

Song และคณะ 2012 ผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวล ในเตาปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบต่อเนื่อง (interconnect fluidized bed) ซึ่งจะแบ่งเป็นสองส่วนคือ ส่วนแก๊สซิฟิเคชันจะเป็น ซพาท์ฟลูอิดเบด (spout fluid bed) และส่วนเผาไหม้จะเป็นฟลูอิดเบดที่มีความเร็วสูง ทำให้แบ่งโซนแก๊สซิฟิเคชันกับเผาไหม้ออกจากกัน จากผลการทดลองพบว่าได้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีไฮโดรเจนจำนวนมากและไม่มีไนโตรเจนปนอยู่ และเมื่อเพิ่มอัตราส่วนระหว่างไอน้ำต่อชีวมวลจะทำให้ไฮโดรเจนเพิ่มสูงขึ้น และมีค่าสูงสุดอยู่ที่ 1.4 แต่หลังจากนี้ไฮโดรเจนลดลงเนื่องจาก ปริมาณน้ำที่

มากเกินไปทำให้ความเร็วของการฟลูอิดซ์เพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัด ทำให้ถ่านชาร์ที่จะทำปฏิกิริยาหลุดไปอยู่ในส่วนที่ว่างด้านบน (freeboard) ถ่านชาร์ที่จะเกิดปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันจึงลดลง

Warnecke 2000 เปรียบเทียบเตาปฏิกรณ์ 2 ชนิดที่ใช้ในแก๊สซิฟิเคชัน คือ เตาปฏิกรณ์แบบชั้นเชื้อเพลิงนิ่ง (Fixed bed gasifier) คือ เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงแบบไหลขึ้น (Updraft gasifier) และ เตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงแบบไหลลง (Downdraft gasifier) และเตาปฏิกรณ์แบบฟลูอิดซ์เบด (Fluidized bed gasifier) คือ เตาฟลูอิดซ์เบดแบบฟองอากาศ (Bubbling fluidized bed, BFB) และเตาฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนวน (Circulating fluidized bed, CFB) ซึ่งจะมีการเปรียบเทียบข้อดีข้อเสียต่างๆของเตาปฏิกรณ์ เช่น ขนาดชีวมวล คุณภาพของแก๊สเชื้อเพลิง การเริ่มต้นเดินเครื่อง (start-up) การเพิ่มขยายขนาด (scale up) เป็นต้น พบว่าประโยชน์ที่ได้จากเตาปฏิกรณ์แต่ละชนิดมีผลเพียงเล็กน้อย โดยที่มีผลหลักๆเลย คือ องค์ประกอบทางกายภาพของชีวมวล

หลังจากปาล์มน้ำมันหมดอายุการเก็บเกี่ยวแล้ว ส่วนของลำต้นมักจะไม่ได้นำไปใช้ประโยชน์ กลายเป็นเศษเหลือทิ้งทางการเกษตร ได้มีงานวิจัยที่ศึกษาเกี่ยวกับการนำลำต้นปาล์มมาใช้ให้เกิดประโยชน์ต่างๆมากมาย

Choong 2012 ศึกษาแนวทางการนำลำต้นปาล์มน้ำมัน ซึ่งมีโครงสร้างแตกต่างจากไม้เศรษฐกิจชนิดอื่นไปใช้ประโยชน์ โดยคำนึงถึงโครงสร้างและสมบัติในแต่ละส่วนของลำต้นปาล์ม พบว่าส่วนโคนต้นสามารถนำไปทำเฟอร์นิเจอร์ อุตสาหกรรมไม้อัด ไม้บาง ส่วนกลางและปลายของลำต้นมีปริมาณองค์ประกอบคาร์โบไฮเดรตพวกแป้งและน้ำตาลสูง ซึ่งมีศักยภาพในการนำไปใช้เป็นวัตถุดิบผลิต เอทานอลได้

Nipattummakul และคณะ 2012 ทำการทดลองนำลำต้นปาล์มซึ่งเป็นของเสียทางการเกษตร มาผลิตเป็นแก๊สสังเคราะห์ (syngas) ผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยา (gasifying agent) ภายในเตาปฏิกรณ์แบบกะ (batch reactor) โดยศึกษาผลกระทบจากอัตราการไหลของไอน้ำที่เข้าทำปฏิกิริยาที่ส่งผลต่อการผลิตแก๊สสังเคราะห์ จากผลการทดลองพบว่าเมื่อเพิ่มอัตราการไหลของไอน้ำ จะเร่งปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันเกิดได้เร็วขึ้น และใช้เวลาในการเกิดปฏิกิริยาลดลง คุณสมบัติของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากแก๊สซิฟิเคชันลำต้นปาล์มถูกนำไปเปรียบเทียบกับชีวมวลชนิดอื่น เช่น ไม้โกงกาง กระจดาช และเศษอาหาร เป็นต้น ภายใต้สภาวะปฏิบัติการเดียวกัน พบว่าลำต้นปาล์มให้ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ พลังงานและไฮโดรเจน มากกว่าชีวมวลชนิดอื่น

การผลิตไฮโดรเจนจากแก๊สซิฟิเคชันชีวมวล จะมีประสิทธิภาพสูงมากเมื่อเลือกใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยา แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้นั้นมีความสะอาดและส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมน้อยมาก (Franco, Pinto, Gulyurtlu, & Cabrita, 2003) พบว่าใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาจะประหยัดกว่าและผลิตไฮโดรเจนได้ปริมาณมากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับตัวทำปฏิกิริยาอื่นๆ (Pala, Wang, Kolb, & Hessel,

2017) ใช้น้ำช่วยเพิ่มคุณภาพให้กับแก๊สเชื้อเพลิง โดยเพิ่มความเข้มข้นไฮโดรเจน และยังมีประสิทธิภาพในการลดน้ำมันทาร์และถ่านชาร์ (Nipattummakul, Ahmed, Kerdsuwan, & Gupta, 2010) ผลิตแก๊สสังเคราะห์และไฮโดรเจนจากกากตะกอนจากน้ำเสีย (sewage sludge) ผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันมีไอน้ำและอากาศเป็นตัวกลาง พบว่าเมื่อใช้ไอน้ำเป็นตัวกลางปริมาณไฮโดรเจนที่ได้จะเพิ่มขึ้น 3 เท่าเมื่อเปรียบเทียบกับใช้อากาศเป็นตัวกลาง

โปรแกรม Aspen Plus ได้รับความนิยมนำมาใช้จำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน เนื่องจาก Aspen Plus สามารถลดความซับซ้อนของกระบวนการทางเคมีลงให้อยู่ในรูปหน่วยเล็กๆ และแยกทดสอบเป็นส่วนจำเพาะ ก่อนที่จะทุกส่วนจะถูกทดสอบพร้อมกัน นอกจากนี้จะอธิบายกระบวนการที่เกี่ยวข้องกับสถานะที่เป็นไอและของเหลวแล้ว ยังสามารถอธิบายกระบวนการที่เกี่ยวข้องกับของแข็งได้อีกด้วย ซึ่งเหมาะสมอย่างมากที่จะนำมาใช้ในการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลซึ่งเป็นของแข็ง

Ramzan และคณะ 2011 ทำการจำลองแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวล ด้วยโปรแกรม Aspen Plus เพื่อใช้ทำนายหาสมรรถนะที่ดีที่สุดของเตาปฏิกรณ์ โดยเตาจะแบ่งออกเป็นสามช่วง ช่วงแรกมีไวัระเหยความชื้นออกจากชีวมวล ช่วงที่สอง ชีวมวลถูกสลายตัวด้วยความร้อนกลายเป็นธาตุชนิดต่างๆ ช่วงสุดท้าย เกิดปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันโดยจะขึ้นกับ ค่าต่ำสุดของพลังงานอิสระของกิบส์ (Gibbs free energy minimization) มีการเปรียบเทียบประสิทธิภาพของชีวมวล 3 ชนิด คือ เศษอาหาร ขยะตามบ้านเรือน และมูลสัตว์ปีก โดยศึกษาผลกระทบของ อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ (gasifier temperature) อัตราส่วนปริมาณอากาศที่ใช้จริงต่ออากาศที่ใช้ทางทฤษฎี (equivalent ratio, ER) ปริมาณความชื้นของชีวมวล (moisture content) อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (steam to biomass ratio) ที่ส่งผลถึงปริมาณแก๊สเชื้อเพลิง ปริมาณไฮโดรเจน และประสิทธิภาพเชิงความร้อนระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (cold gas efficiency, CGE) ผลการจำลองกระบวนการนี้เปรียบเทียบกับค่าจากการทดลอง (Zaman, 2010) มีลักษณะสอดคล้องกันดี เศษอาหารให้ค่า เปอร์เซ็นต์ CGE และปริมาณไฮโดรเจนสูงที่สุดเทียบกับชีวมวลอีกสองชนิด การเพิ่มปริมาณไอน้ำจะสนับสนุนการผลิตไฮโดรเจน

Doherty และคณะ 2013 จำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลด้วยโปรแกรม Aspen Plus เพื่อพัฒนาแบบจำลองเตา Fast internally fluidized bed เป็นเตาปฏิกรณ์ฟลูอิดิซ์เบดแบบคู่ (dual fluidized bed) ชนิดหนึ่ง แล้วนำค่าการจำลองเปรียบเทียบกับผลการทดลอง ได้ค่าที่ยอมรับได้อยู่ในเกณฑ์ดีมาก โดยศึกษาพารามิเตอร์ที่มีอิทธิพลต่อประสิทธิภาพของเตาปฏิกรณ์ อุณหภูมิของแก๊สซิฟิเคชันที่เหมาะสมจะอยู่ในช่วง 850 – 950 องศาเซลเซียส ความชื้นของชีวมวลควรต่ำสุดเท่าที่จะเป็นไปได้ เพราะความชื้นส่งผลให้ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (cold gas

efficiency, CGE) ต่ำลง อัตราส่วนอากาศต่อเชื้อเพลิง (air – fuel ratio) ที่ป้อนต้องมั่นใจว่าเกิดการเผาไหม้สมบูรณ์ และมีความสนใจศึกษาการให้ความร้อนกับอากาศก่อนทำปฏิกิริยา

Niu และคณะ 2013 ใช้โปรแกรม Aspen Plus พัฒนาการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลจากขยะชุมชนในเตาปฏิกรณ์ฟลูอิดไรซ์เบดแบบฟองอากาศ (bubbling fluidized bed) ใช้อากาศและไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยา กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบ่งออกเป็น 3 ช่วงคือ การกลั่นสลาย (devolatilization) ออกซิเดชันบางส่วน (partial oxidation) และการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (steam reforming) โดยใช้วิธี restricted equilibrium เพื่อให้ได้ค่าที่ถูกต้องจากการเบี่ยงเบนเนื่องจากในระบบแก๊สซิฟิเคชันมีส่วนที่ยังไม่อยู่ในสภาวะสมดุล ศึกษาผลของเปอร์เซ็นต์ออกซิเจนในอากาศ เพื่อให้อากาศมีส่วนผสมของออกซิเจนมากกว่าอากาศธรรมดา (enriched air) และเจือจางไนโตรเจน พบว่าเมื่อเพิ่มเปอร์เซ็นต์ของออกซิเจน ทำให้ไฮโดรเจน (H_2) และคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) เพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัดและยังเพิ่ม CGE ที่อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันต่ำๆ แต่จะส่งผลเล็กน้อยเมื่ออุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันสูงกว่า 900 องศาเซลเซียส

3.2 แก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) เป็นแก๊สเรือนกระจก (greenhouse gas) หากปล่อยออกสู่บรรยากาศ จะเป็นสาเหตุการเกิดต่อภาวะโลกร้อน (global warming) แก๊สผลิตภัณฑ์ที่เกิดจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลมีปริมาณ CO_2 ในปริมาณมาก จึงมีการศึกษาเกี่ยวกับการลด CO_2 ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน วิธีที่ได้รับความนิยมคือ แคลเซียมลูปปิง โดยใช้ CaO เป็นตัวดูดซับที่ใช้กันอย่างแพร่หลาย เนื่องจากหาง่ายและราคาไม่แพง นอกจากจะช่วยลดการปล่อย CO_2 แล้ว ยังช่วยให้ H_2 ที่ผลิตได้มีปริมาณเพิ่มสูงขึ้นอีกด้วย CaO นอกจากจะมีบทบาทเป็นตัวดูดซับ CO_2 แล้ว ยังสามารถเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาให้กับปฏิกิริยารีฟอร์มมิงทาร์ ส่งให้ H_2 ที่ได้เพิ่มมากขึ้น จากการศึกษาของ Pfeifer และคณะ ได้ทำการเปรียบเทียบกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลในเตาปฏิกรณ์ฟลูอิดไรซ์เบดแบบคู่ ที่มีและไม่มีตัวดักจับ CO_2 (Pfeifer และคณะ 2009) จากการทดลองพบว่าระบบที่ไม่มีตัวดูดซับจะมีความเข้มข้นของไฮโดรเจน 40 %vol (มาตรฐานแห้ง) ในขณะที่ระบบที่มีตัวดูดซับ H_2 เพิ่มขึ้นไปถึง 75%

Mahishi และ Goswami 2007 ทำการทดลองแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลใช้น้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยา ซึ่งต้องการหาเทคนิคใหม่ๆ เพื่อให้ได้ปริมาณไฮโดรเจนที่สูงขึ้น โดยรวมปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันเข้ากับปฏิกิริยาการดูดซับ ใช้แคลเซียมออกไซด์ในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ดำเนินการภายใต้ความดันบรรยากาศ และอุณหภูมิช่วง 500 – 700 องศาเซลเซียส พบว่าที่อุณหภูมิ 600 องศาเซลเซียส ในกระบวนการที่มีแคลเซียมออกไซด์เป็นตัวดูดซับ มีปริมาณไฮโดรเจนและปริมาณแก๊ส

ทั้งหมดเพิ่มขึ้นถึง 48.6% และ 62.2% ตามลำดับ ทั้งนี้ น่าจะมาจากเกิดการรีฟอร์มมิ่งของน้ำมันทาร์ และสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ทำให้ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์และมีเทนในแก๊สเชื้อเพลิงต่ำมากเมื่อใช้ตัวดูดซึม โดยแคลเซียมออกไซด์มีบทบาทเป็นทั้งตัวดูดซึมและตัวเร่งปฏิกิริยา

Han และคณะ 2011 ทำการทดลองโดยใช้แคลเซียมออกไซด์ (CaO) เป็นตัวดูดซับ เพื่อพัฒนาการผลิตแก๊สไฮโดรเจน ผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันใช้เชื้อเพลิงเป็นชีวมวล ในเตาปฏิกรณ์ฟลูอิดไรเซดแบบพองอากาศ โดยศึกษาผลของตัวแปรต่างๆ เช่น อัตราส่วนโดยโมลของแคลเซียมออกไซด์ต่อคาร์บอน (CaO/C) อัตราส่วนน้ำต่อคาร์บอนโดยโมล (H₂O/C) และอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา ที่ส่งผลต่อปริมาณการผลิตไฮโดรเจน พบว่าเมื่อเพิ่มอัตราส่วนของ CaO/C และ H₂O/C ทำให้ปริมาณไฮโดรเจนสูงขึ้น เพราะว่าไปสนับสนุนการเกิดปฏิกิริยา water gas shift และเมื่อเพิ่มอุณหภูมิไฮโดรเจนก็มีปริมาณเพิ่มขึ้นเช่นเดียวกัน แต่คาร์บอนไดออกไซด์ก็เพิ่มขึ้นด้วย ดังนั้นอุณหภูมิที่เหมาะสมควรพิจารณาทั้งแก๊สซิฟิเคชันและคาร์บอนชัน เมื่อนำผลลัพธ์ที่ได้ไปเปรียบเทียบกับงานก่อนหน้า พบว่าการใช้แคลเซียมออกไซด์เป็นตัวดูดซับ ช่วยเพิ่มการผลิตไฮโดรเจนให้มีความเข้มข้นที่สูงขึ้น และคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำลง

Gopaul และคณะ 2014 ศึกษาการจำลองกระบวนการในการผลิตไฮโดรเจน โดยทำการเปรียบเทียบการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบหมุนเวียนสารเคมี (chemical looping gasification, CLG) 2 ชนิด ด้วยโปรแกรม Aspen Plus กระบวนการแรกคือ การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) โดยใช้แคลเซียมออกไซด์ (CaO) เป็นตัวดูดซับควบคู่ไปกับไอน้ำสำหรับรีฟอร์มมิ่งน้ำมันทาร์ (CLG1) ส่วนกระบวนการที่สองคือ ใช้สารประกอบของเหล็ก (iron-based) เป็นสารนำออกซิเจน ในปฏิกิริยารีดักชันออกซิเดชัน ชีวมวลที่ถูกเลือกมาใช้ในงานนี้คือ มูลสัตว์ปีก (poultry litter) โดยศึกษาหาสภาวะที่ดีที่สุดของอุณหภูมิและความดันในเตาปฏิกรณ์หลัก ผลจากการจำลองกระบวนการแสดงให้เห็นว่า ความดันบรรยากาศเป็นความดันที่เหมาะสมในการปฏิบัติการ ยกเว้นในส่วนของรีดักชันและออกซิเดชันของ CLG 2 ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จาก CLG 2 มากกว่า CLG 1 แต่ CLG 1 ให้ไฮโดรเจนที่บริสุทธิ์มากกว่า ทั้งนี้เนื่องจาก CLG 2 ไม่มีระบบกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์อยู่

Udomsirichakorn และคณะ 2014 ต้องการแก้ปัญหาจาก CO₂ และปริมาณทาร์ที่ไม่ต้องการในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลด้วยไอน้ำ โดยการเติม CaO เข้าไปในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาผลของอัตราการหมุนเวียนของแข็งร่วมกับบทบาทของ CaO ที่ทำหน้าที่ตัวเร่งปฏิกิริยารีฟอร์มมิ่งของทาร์และทำหน้าที่เป็นตัวดูดซับ CO₂ เพื่อปรับปรุงการผลิตไฮโดรเจน ทำการเปรียบเทียบอัตราการหมุนเวียนของแข็ง 3 ระบบ คือ CaO-based chemical looping gasification (CaO-CLG), Sand-based chemical looping gasification (Sand-CLG) และ CaO-based bubbling fluidized bed gasification (CaO-BFBG) ผลการทดลองพบว่าระบบ

CaO-CLG ให้ H_2 yield สูงกว่า Sand – CLG ถึง 3 เท่าและความเข้มข้นของ H_2 สูงกว่า 30% เมื่อเทียบ CaO-CLG กับ CaO-BFBG พบว่า CaO-CLG มีปริมาณผลได้ของไฮโดรเจนได้มากกว่าถึง 2 เท่า และมีความเข้มข้นของ H_2 มากกว่าถึง 15% ระบบCaO-CLG ยังทำให้เกิดปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่น้อยที่สุดที่ 2.48 g/Nm^3

Acharya และคณะ ได้ทำการทดลองเพื่อศึกษากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลในเตาปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนวนแบบแคลเซียมลูปีงสำหรับการผลิตแก๊สที่มีไฮโดรเจนปริมาณมาก มีชื่อเสียงเป็นวัตถุดิบและใช้ไอน้ำเป็นตัวกลางทำปฏิกิริยา (Acharya และคณะ 2017) ข้อดีของระบบนี้คือ จะเกิดการดักจับ CO_2 ระหว่างการดำเนินการและใช้ตัว CaO เป็นตัวดูดซับ ซึ่งหาได้ง่ายและราคาไม่แพง ผลการทดลองพบว่าแก๊สผลิตภัณฑ์มีปริมาณไฮโดรเจนสูงถึง 81% และปริมาณ CO_2 ที่น้อยมากประมาณ 5% นอกจากนี้ยังมีการวิเคราะห์เอ็กเซอร์จีของระบบพบว่ามีประสิทธิภาพของเอ็กเซอร์จี เท่ากับ 78.77%

จากการทบทวนงานวิจัยที่กล่าวมาข้างต้นนั้นจะเห็นว่าทางปาล์มสามารถนำมาผลิตเป็นเชื้อเพลิงผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ยังมีงานวิจัยที่ศึกษาด้านนี้ไม่แพร่หลายมากนักจึงเห็นสมควรที่จะจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันทางปาล์ม โดยใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาเนื่องจาก น้ำมีส่วนสำคัญในการผลิตไฮโดรเจน รวมถึงจะศึกษาร่วมกับการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ CaO เป็นตัวดูดซับ เพื่อลดปริมาณการปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกสู่บรรยากาศ และเพิ่มประสิทธิภาพให้กับแก๊สเชื้อเพลิง ด้วยการปรับปรุงกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปีงเพื่อให้ได้ไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูง

บทที่ 4

การจำลองกระบวนการ

ในบทนี้จะอธิบายถึงการปรับปรุงการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูบิ๊งสำหรับการผลิตไฮโดรเจน โดยการศึกษาการจำลองกระบวนการดังกล่าวจะถูกดำเนินการภายใต้โปรแกรมแอสเพนพลัส (Aspen Plus) โดยสมมติฐานของแบบจำลอง รายละเอียดของแบบจำลองหน่วยหน่วยปฏิบัติการที่ใช้ในกระบวนการจำลอง ข้อมูลของวัตถุดิบ รวมถึงการตรวจสอบการจำลองกระบวนการที่ศึกษากับผลการทดลองจากงานวิจัยจะถูกอธิบายไว้ในบทนี้เช่นกัน

4.1 การปรับปรุงการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูบิ๊งสำหรับการผลิตไฮโดรเจน

แผนภาพแสดงการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูบิ๊งสำหรับการผลิตไฮโดรเจน จากโปรแกรม Aspen Plus แสดงดังรูปที่ 4.1 สมมติฐานที่ใช้ในการจำลองกระบวนการมีดังนี้ 1) กระบวนการดำเนินการภายใต้สภาวะคงตัว 2) อุณหภูมิคงที่ (อุณหภูมิของเบดคงที่ตลอดทั้งเตาปฏิกรณ์) 3) ซัลเฟอร์ทำปฏิกิริยากับไฮโดรเจนได้ผลิตภัณฑ์เป็นแก๊สไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) เท่านั้น 4) ผลิตภัณฑ์ที่เกิดจากไฮโดรเจนจะมีเพียงแอมโมเนียเท่านั้น (NH_3) ไม่มีการเกิดออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) 5) ไม่พิจารณาน้ำมันทาร์ (Tar) และไฮโดรคาร์บอนหนัก (Heavy hydrocarbon) 6) ถ่านชาร์ (Char) ถูกสมมติให้เป็นคาร์บอน 100% (แกรไฟต์) 7) 2% ของคาร์บอนสลายไปเป็นซีเถ้า (Doherty และคณะ 2009) 8) โดยซีเถ้าเป็นสารเฉื่อยไม่เกี่ยวข้องกับปฏิกิริยาเคมี

การปรับปรุงการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูบิ๊ง แบ่งออกเป็น 3 ส่วนหลักๆ 1) ส่วนแก๊สซิฟิเคชัน ในส่วนนี้จะเกิดปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันและปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน 2) ส่วนรีเจนเนอเรเตอร์ เกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันแปรสภาพแคลเซียมคาร์บอเนตให้กลับเป็นแคลเซียมออกไซด์ และเกิดปฏิกิริยาเผาไหม้ของอากาศกับคาร์บอนที่ไม่เกิดปฏิกิริยาจากแก๊สซิฟิเคชัน 3) โรเซอร์ เป็นส่วนของแก๊สซิฟิเคชันที่ได้มีการออกแบบต่อท่อโรเซอร์ให้มีความยาวเพิ่มขึ้น เพื่อให้เกิดปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันรอบที่สอง ระบบดำเนินการในเตาปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบคู่

ทางปาล์มใช้เป็นวัตถุดิบ จะถูกกำหนดให้เป็นสารที่ไม่สามารถกำหนดสูตรโครงสร้างโมเลกุลได้ (Non – conventional component) ดังนั้นจึงใช้แบบจำลอง HCOALGEN และ DCOALIGT

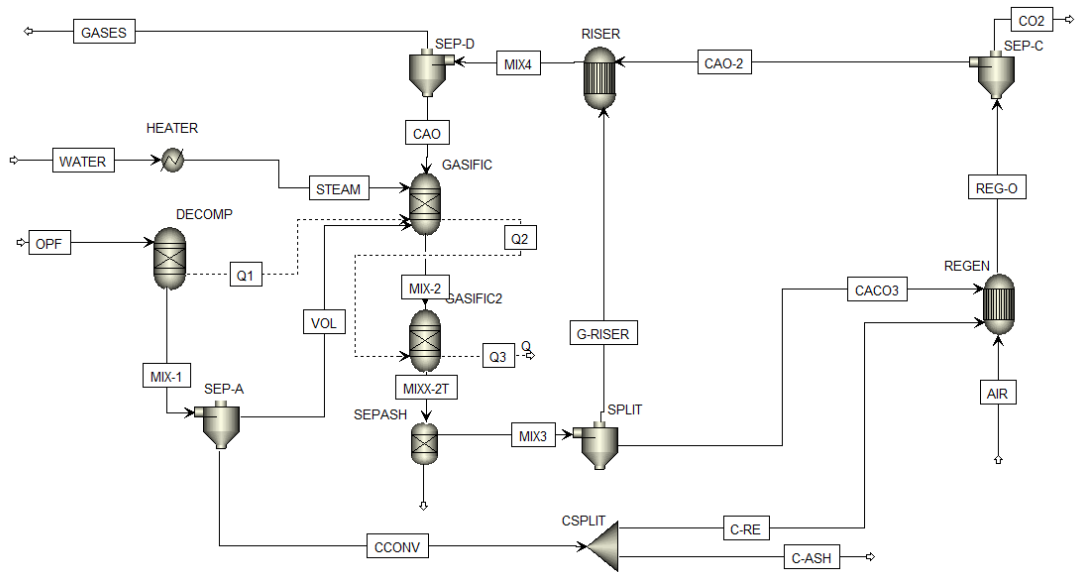
เพื่อใช้คำนวณค่าเอนทาลปีและความหนาแน่นของชีวมวลจากค่าข้อมูลวิเคราะห์เชิงปริมาณและเชิงละเอียดของชีวมวล ซึ่งชีวมวลที่ใช้เป็นวัตถุดิบในการศึกษาครั้งนี้คือทางปาล์ม ข้อมูลวิเคราะห์เชิงปริมาณ (Proximate analysis) และข้อมูลวิเคราะห์เชิงละเอียด (Ultimate analysis) ของทางปาล์มแสดงดังตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4. 1 ข้อมูลวิเคราะห์เชิงปริมาณและเชิงละเอียดของทางปาล์ม (Mustafa และคณะ 2015)

ค่าวิเคราะห์เชิงปริมาณ (Proximate analysis) [% โดยมวล]	
ความชื้น (Moisture content)	9.82
คาร์บอนคงที่ (Fixed carbon)	11.88
สารระเหย (Volatile matter)	83.28
ขี้เถ้า (Ash)	4.84
ค่าวิเคราะห์เชิงละเอียด (Ultimate analysis) [% โดยมวล]	
C	45.05
H	5.86
N	0.23
Cl	0
S	0.04
O	48.82

ตารางที่ 4. 2 ข้อมูลสภาวะดำเนินการของแบบจำลอง

พารามิเตอร์	ค่า
อัตราการไหลของชีวมวล (กก./ชม.)	100
อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล	0.2 - 1.2
อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล	0.2 - 1.8
อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน (°C)	500 - 900
อุณหภูมิไรเซอร์ (°C)	400-650
ความดัน (บาร์)	1



รูปที่ 4. 1 แบบจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปีงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน จากโปรแกรม Aspen Plus

ตารางที่ 4.3 แสดงรายละเอียดหน่วยจำลองที่ใช้ในกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปีงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน ภายใต้การดำเนินการในสภาวะอุณหภูมิคงที่ (isothermal) มีทางปาล์มเป็นวัตถุดิบซึ่งคือกระแส OPF ทางปาล์มจะถูกกำหนดเป็นสารประกอบที่ไม่มีสูตรโครงสร้างโมเลกุลที่แน่นอน (non-conventional component) โดยแบบจำลอง HCOALGEN และ DCOALIGT ในโปรแกรมแอสเพนพลัสจะถูกใช้ในการคำนวณค่าความหนาแน่นและเอนทัลปีของของแข็งชีวมวลจากค่าข้อมูลวิเคราะห์เชิงปริมาณและข้อมูลวิเคราะห์เชิงละเอียดจากรายการที่ 4.1 จากนั้นกระแส OPF จะถูกส่งไปที่แก๊สซิฟิเคชันประกอบด้วยแบบจำลองชื่อ (DCOMP, GASIFIC และ GASIFIC2) ดำเนินการที่อุณหภูมิ 650 °C แบบจำลอง RYield (DCOMP) ถูกใช้ในการจำลองการสลายตัวของชีวมวลเพื่อเปลี่ยนไปเป็นสารประกอบ เช่น คาร์บอน ไฮโดรเจน ซัลเฟอร์ ไนโตรเจนและซีเถ้า เป็นต้น โดยกำหนดค่าเปอร์เซ็นต์ผลได้ (yield distribution) ในบล็อกสำหรับการคำนวณ (Calculator block) โดยใช้ค่าข้อมูลวิเคราะห์เชิงละเอียดของชีวมวลในรายการที่ 4.1 เนื่องจากการเปลี่ยนแปลงคาร์บอนของชีวมวลส่วนใหญ่แล้วจะอยู่ในช่วง 90-99 % (Doherty และคณะ 2009) กระแส MIX-1 ซึ่งออกมาจากบล็อก DECOMP ประกอบด้วย คาร์บอน ไฮโดรเจน ซัลเฟอร์ ไนโตรเจน ออกซิเจนและซีเถ้าจะถูกส่งไปแยกคาร์บอนที่ไม่เกิดปฏิกิริยาออกที่ SEP-A (กระแส CCONV) ในการศึกษานี้จะกำหนดค่าคาร์บอนที่ไม่เกิดปฏิกิริยาที่ 5 % ส่วนกระแส VOL ประกอบด้วย คาร์บอน ไฮโดรเจน ซัลเฟอร์ ไนโตรเจน ออกซิเจนและซีเถ้า จะถูกส่งไปทำปฏิกิริยากับไอน้ำ จากกระแส WATER โดยจะป้อนเป็นอัตราส่วนของอัตราการไหลน้ำต่ออัตราการไหลชีวมวล รับความร้อนจาก HEATER เพื่อผลิตเป็นไอน้ำอุณหภูมิ

500 °C ก่อนเข้าสู่แก๊สซิไฟเออร์และแคลเซียมออกไซด์ เกิดปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันและคาร์บอนเนชัน ในบล็อกร GASFIC ใช้แบบจำลอง RGibbs บล็อกร GASFIC2 ซึ่งใช้แบบจำลอง RGibbs ทำให้หน้าปรับค่าสารประกอบที่ออกมาจาก GASIFIC ให้มีค่าใกล้เคียงกับการทดลองมากยิ่งขึ้น โดยการกำหนดอุณหภูมิเข้าใกล้ (Temperature approach) เพื่อความแม่นยำในการนำค่าจากการจำลองกระบวนการไปใช้ ซึ่งถ้าจะถูกแยกออกที่บล็อกร SEPASH ใช้แบบจำลอง SEP จากนั้นกระแส MIX3 ซึ่งประกอบด้วย H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , H_2O และ $CaCO_3$ จะถูกส่งไปแยกของแข็งซึ่งก็คือ $CaCO_3$ ที่ SPLIT เพื่อไปแปรสภาพในส่วนที่เป็นรีเจนเนอเรเตอร์ REGEN ใช้แบบจำลอง RGibbs ดำเนินการที่อุณหภูมิ 900 °C โดยการแปรสภาพของ $CaCO_3$ จะมีการป้อนอากาศที่กระแส AIR มาทำปฏิกิริยาเผาไหม้กับคาร์บอนที่ไม่เกิดปฏิกิริยาที่เหลือมาจากแก๊สซิไฟเออร์ เพื่อให้ความร้อนให้กับรีเจนเนอเรเตอร์ ผลิตภัณฑ์ที่ออกจาก REGEN ประกอบด้วย CO_2 , N_2 และ CaO จะถูกนำไปแยกที่ SEP-C โดยส่วนที่เป็นแก๊สซึ่งก็คือ CO_2 และ N_2 ซึ่งส่งไปยังขั้นตอนการแยกและจัดเก็บต่อไป ส่วนที่เป็นของแข็ง CaO จะถูกส่งไปที่ RISER ส่วนที่เป็นแก๊สของกระแส MIX3 จะถูกส่งไปที่โรเซอริซึ่งเป็นส่วนที่มีการออกแบบการต่อท่อโรเซอริให้มีความยาวเพิ่มขึ้น ที่แบบจำลอง RISER (RGibbs) เพื่อเกิดการปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันรอบที่สองกับ CaO ที่อุณหภูมิ 550 °C กระแส MIX4 ที่ออกจาก RISER ซึ่งประกอบด้วยไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูงจะถูกแยกออกจากของแข็ง CaO และ $CaCO_3$ ที่บล็อกร SEP-D เป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ในกระแส GASES ส่วนที่เป็ของแข็ง CaO และ $CaCO_3$ จะถูกส่งกลับไปยังแก๊สซิไฟเออร์ โดยสภาวะดำเนินการของแบบจำลองที่ศึกษาแสดงดังตารางที่ 4.2

ตารางที่ 4. 3 รายละเอียดหน่วยจำลองที่ใช้ในกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน

ชนิด	ชื่อย่อ	คำอธิบาย
RYield	DECOMP	ทำหน้าที่เปลี่ยนสารที่ไม่สามารถระบุโครงสร้างโมเลกุล (Non-conventional component) ให้เป็นสารที่มีสูตรโมเลกุล (Conventional component) โดยคำนวณจากสมการสมดุลของธาตุองค์ประกอบ
RGibbs	GASIFIC	จำลองการเกิดแก๊สซิฟิเคชันและปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน
	GASIFIC2	จำลองการเกิดแก๊สซิฟิเคชันและปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน โดยกำหนดอุณหภูมิเข้าใกล้ เพื่อให้ได้ผลใกล้เคียงกับการทดลองมากขึ้น
RGibbs	REGEN	จำลองการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชัน เปลี่ยน CaCO_3 ให้เป็น CaO
	RISER	จำลองการเกิดปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันครั้งที่ 2
SSplit	SEP-A	แยกสัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่เกิดปฏิกิริยา (unreacted carbon) ไปทำปฏิกิริยาเผาไหม้กับอากาศเพื่อให้ความร้อนกับรีเจนเนอเรเตอร์
	SEP-D	แยก CaO และหรือ CaCO_3 กับแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยส่วนของแข็งจะกลับไปแก๊สซิฟิเคชัน
	SPLIT	แยก CaCO_3 ที่ออกจากแก๊สซิฟิเคชัน เพื่อไปรีเจนเนอเรทในรีเจนเนอเรเตอร์
FSplit	CSPLIT	แยกสัดส่วนของคาร์บอนที่เปลี่ยนไปเป็นซีเมนต์
Heater	HEATER	ให้ความร้อนกับน้ำ เพื่อเปลี่ยนเป็นไอน้ำก่อนป้อนเข้าแก๊สซิฟิเคชัน
Sep	SEPASH	แยกซีเมนต์ออกจากแก๊สซิฟิเคชัน
	SEP-C	แยก CO_2 กับ CaO ที่ออกจากรีเจนเนอเรเตอร์

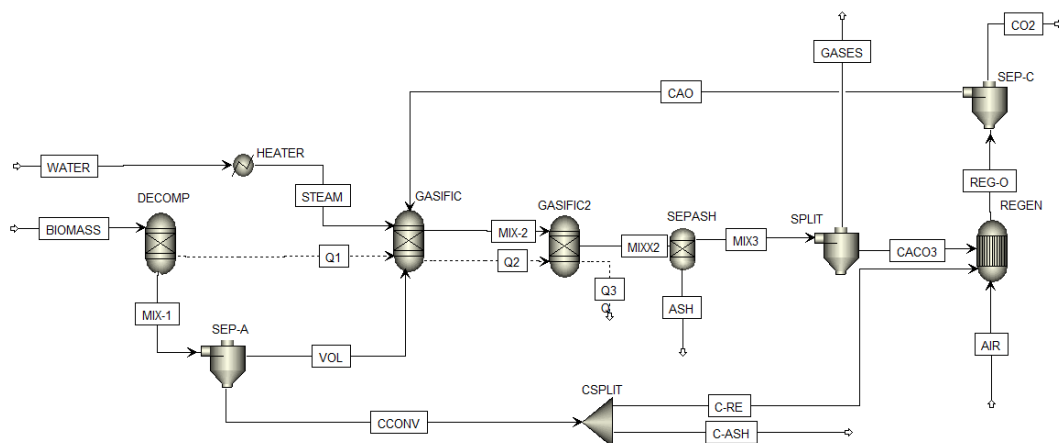
4.2. การตรวจสอบแบบจำลอง

ผลการคำนวณจากแบบจำลองกระบวนการการดักจับแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ จำเป็นต้องตรวจสอบแบบจำลองก่อนนำแบบจำลองดังกล่าวไปใช้ ซึ่งได้ถูกนำมาเปรียบเทียบกับข้อมูลผลการทดลองของ Cheng และคณะ (2010) และ Acharya และคณะ (2017) โดยงานวิจัยทั้งสองเป็นการศึกษากระบวนการเป็นการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปิง มีที่การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในเตาปฏิกรณ์ เตาปฏิกรณ์ที่ใช้เป็นแก๊สซิฟิเคชันแบบฟลูอิดไรเซชัน 2 เครื่อง โดยการทดลองจะแบ่งเตาปฏิกรณ์ออกเป็น 2 ส่วน คือ 1) แก๊สซิฟิเคชัน ในส่วนนี้จะ

เกิดปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันและปฏิกิริยาคาร์บอนชัน 2) รีเจนเนอเรเตอร์ เป็นส่วนที่ใช้ในการแปลงสภาพตัวดูดซับ ซึ่งเป็นงานวิจัยในส่วหนึ่งจากแบบจำลองที่ศึกษาที่กล่าวมาข้างต้น เหมาะสมที่จะใช้ในการตรวจสอบแบบจำลอง ข้อมูลวิเคราะห์เชิงปริมาณและข้อมูลวิเคราะห์เชิงละเอียดของชีวมวลที่ใช้ในแบบจำลองแสดงดังตารางที่ 4.5 และสภาวะการดำเนินการของการทดลองแสดงดังตารางที่ 4.4 แบบจำลองกระบวนการแสดงดังรูปที่ 4.2

ตารางที่ 4.4 ข้อมูลสภาวะดำเนินการ

พารามิเตอร์	(Cheng และ คณะ 2010)	Acharya และ คณะ (2017)
อัตราการไหลของชีวมวล (กก./ชม.)	40	0.2
อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล	0.7	7.5
อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล	0.5	5
อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน (°C)	700	600
อุณหภูมิรีเจนเนอเรเตอร์ (°C)	900	900
ความดัน (บาร์)	1	1



รูปที่ 4. 2 แบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

ตารางที่ 4.5 ข้อมูลวิเคราะห์เชิงปริมาณและเชิงละเอียดของชีวมวล

ค่าวิเคราะห์เชิงปริมาณ (Proximate analysis) [% โดยมวล]	Cheng และคณะ 2010	Acharya และคณะ 2017
ความชื้น (Moisture content)	8.84	3.70
คาร์บอนคงที่ (Fixed carbon)	17.99	8.14
สารระเหย (Volatile matter)	68.48	82.05
ขี้เถ้า (Ash)	4.69	6.11

ค่าวิเคราะห์เชิงละเอียด (Ultimate analysis) [% โดยมวล]	Cheng และคณะ 2010	Acharya และคณะ 2017
C	46.15	48.36
H	3.07	6.91
N	1.27	0.04
Cl	0.00	0.00
S	0.07	3.50
O	49.44	33.70

ตารางที่ 4.6 ผลการเปรียบเทียบองค์ประกอบของแก๊ส (%โมล ความชื้นมาตรฐานแห้ง) ระหว่างการทดลองและแบบจำลอง

	Cheng และ คณะ (2010)	แบบจำลอง	%ความคลาด เคลื่อน	Acharya และ คณะ (2017)	แบบจำลอง	%ความคลาด เคลื่อน
H ₂	51.01	51.00	0.02	80.94	80.45	0.60
CO	19.02	19.17	0.79	3.04	2.13	29.93
CO ₂	20.92	20.58	1.63	5.71	13.88	58.86
CH ₄	9.05	9.25	2.21	10.30	3.53	65.72

ผลจากการเปรียบเทียบองค์ประกอบของแก๊สระหว่างแบบจำลองและการทดลองของกระบวนการกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แสดงดังตารางที่ 4.6 พบว่าผลการจำลองกระบวนการมีค่าใกล้เคียงกับการทดลอง โดย H_2 ซึ่งเป็นองค์ประกอบหลักของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการมีค่าใกล้เคียงกับการทดลองที่ความคลาดเคลื่อนเพียง 0.02% เมื่อเทียบกับงานวิจัยของ Cheng และคณะ (2010) คลาดเคลื่อน 0.60% เมื่อเทียบกับงานวิจัยของ Acharya และคณะ (2017) จากการเปรียบเทียบผลการคำนวณของแบบจำลองเทียบกับข้อมูลจากการทดลองทั้งสองงานวิจัย ทำให้มั่นใจได้ว่าสามารถนำแบบจำลองไปประยุกต์ใช้กับการปรับปรุงกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูบิ๊งได้



บทที่ 5

ผลการจำลองกระบวนการและวิเคราะห์ผล

บทนี้จะกล่าวถึงผลที่ได้จากการปรับปรุงการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับการผลิตไฮโดรเจน ซึ่งใช้ทางปาล์มเป็นวัตถุดิบ โดยการศึกษาจะอยู่บนพื้นฐานของวิธีการเชิงอุณหพลศาสตร์ โดยศึกษาผลของตัวแปร ได้แก่ อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (S/B) อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล (CaO/B) และอุณหภูมิไรเซอร์ ต่อองค์ประกอบของแก๊ส ทั้งนี้ยังศึกษาผลของตัวแปรดังกล่าวที่มีผลต่อประสิทธิภาพรวมของกระบวนการ เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมของการจำลองกระบวนการ

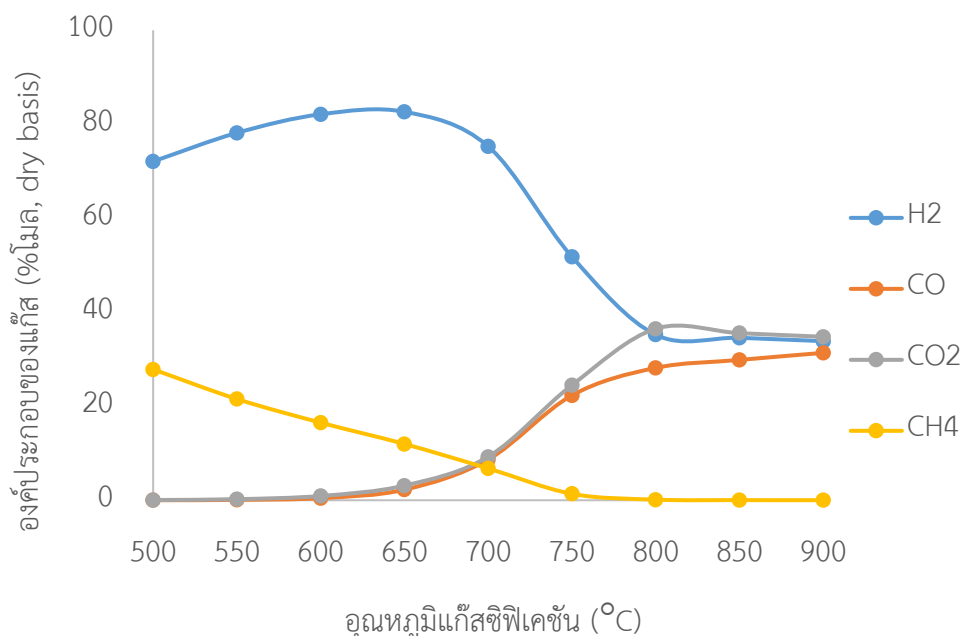
5.1 ผลกระทบของตัวแปรต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน

ในหัวข้อนี้จะศึกษาผลกระทบของตัวแปรที่ส่งผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีแคลเซียมลูบปิง ได้แก่ อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (S/B) อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล (CaO/B) และอุณหภูมิไรเซอร์ โดยจะดำเนินการภายใต้ความดันบรรยากาศ

5.1.1 ผลกระทบของอุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันต่อองค์ประกอบของแก๊ส

อุณหภูมิมีบทบาทสำคัญอย่างมากต่อการผลิตไฮโดรเจนในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวล ดังนั้นจึงมีการศึกษาการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ส่งผลต่อองค์ประกอบของแก๊ส ที่สภาวะเริ่มต้น กำหนดให้ชีวมวลมีค่าอัตราส่วนไอน้ำต่อ (S/B) เท่ากับ 1 อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล (CaO/B) เท่ากับ 1.6 อุณหภูมิไรเซอร์เท่ากับ 550 °C และความดัน 1 บาร์ จากนั้นทำการศึกษาผลของอุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันในช่วง 500 ถึง 900 °C ต่อองค์ประกอบของแก๊ส ผลขององค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ (ความเข้มข้นมาตรฐานแห้ง) ต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิแสดงดังรูปที่ 5.1 พบว่าเมื่ออุณหภูมิเพิ่มสูงขึ้นส่งผลให้ปริมาณไฮโดรเจน (H₂) คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) เพิ่มสูงขึ้นด้วย ในทางตรงกันข้ามปริมาณของมีเทน (CH₄) มีค่าลดลง ผลที่เกิดขึ้นนี้สามารถอธิบายได้ตามหลักของเลอชาเตอริเยร์ว่า เมื่ออุณหภูมิเพิ่มสูงขึ้นจะสนับสนุนการเกิดของสารตั้งต้นในปฏิกิริยาคายความร้อนและผลิตภัณฑ์ในปฏิกิริยาดูดความร้อนให้เพิ่มสูงขึ้น ซึ่งเป็นไปตามสมการที่ 2.9 และ 2.10 ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นทำให้เกิดปฏิกิริยาย้อนกลับ แต่ที่อุณหภูมิมากกว่า 650 °C พบว่า H₂ ค่อยๆลดลงจนไปคงที่ที่อุณหภูมิ 800 °C ทั้งนี้เนื่องจากผลของปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สซิฟ (สมการที่(2.6)) และปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน (สมการที่

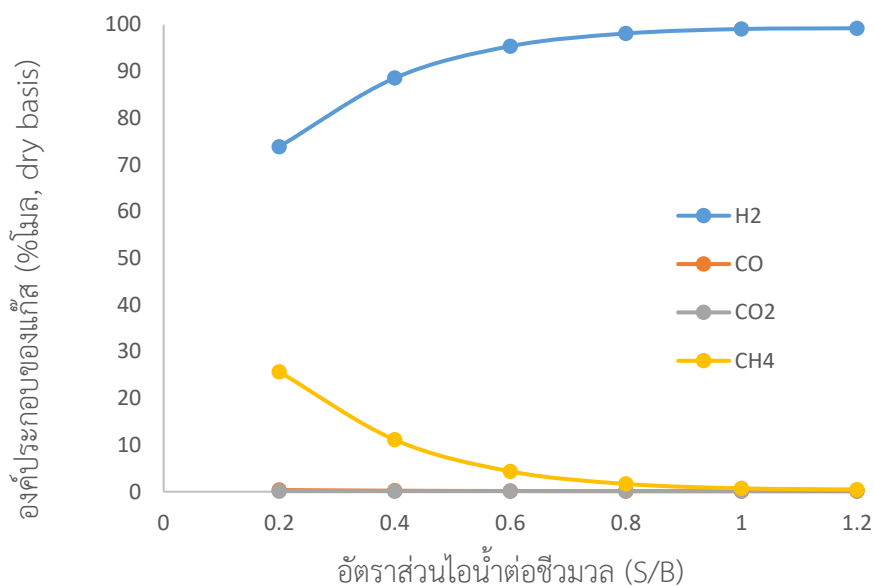
(2.11)) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อนส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาผันกลับ โดยอุณหภูมิที่ทำให้ H_2 มีองค์ประกอบมากที่สุดคือที่ $650\text{ }^{\circ}\text{C}$



รูปที่ 5.1 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันต่อองค์ประกอบของแก๊ส
($S/B = 1$, $CaO/B = 1.6$ อุณหภูมิไรเซอร์ $550\text{ }^{\circ}\text{C}$)

5.1.2 ผลกระทบของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลต่อองค์ประกอบของแก๊ส

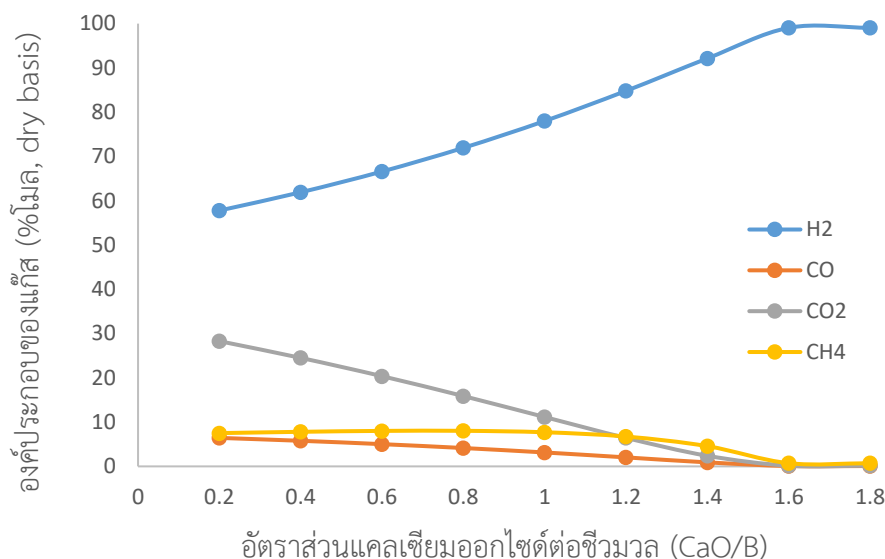
หัวข้อนี้จะศึกษาผลกระทบของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (S/B) ซึ่งมีอิทธิพลอย่างมากต่อองค์ประกอบของแก๊สไฮโดรเจนจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน เมื่อดำเนินการภายใต้อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันเท่ากับ $650\text{ }^{\circ}\text{C}$ อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล (CaO/B) เท่ากับ 1.6 อุณหภูมิไรเซอร์เท่ากับ $550\text{ }^{\circ}\text{C}$ และความดัน 1 บาร์ ผลการศึกษาการเปลี่ยนแปลง S/B ในช่วง 0.2 – 1.2 แสดงดังรูปที่ 5.2 จากรูปจะเห็นว่าปริมาณไอน้ำที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้ปริมาณ H_2 เพิ่มขึ้นอย่างชัดเจน โดยองค์ประกอบของแก๊สไฮโดรเจนจะเริ่มคงที่ที่ 99 % ที่อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 1 สาเหตุเนื่องจากปฏิกิริยาแวนเดอร์แก๊ส (สมการที่ (2.5)) และปฏิกิริยาแวนเดอร์แก๊สซิฟ (สมการที่ (2.6)) เมื่อไอน้ำที่เป็นสารตั้งต้นเพิ่มมากขึ้นจึงทำให้ปฏิกิริยาไปข้างหน้า ส่งผลให้ H_2 เพิ่มสูงขึ้น ในทางตรงกันข้ามองค์ประกอบของ CH_4 ลดลงเมื่ออัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเพิ่มขึ้น สามารถอธิบายได้จากสมการที่ (2.9) ไอน้ำซึ่งเป็นสารผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้นทำให้เกิดปฏิกิริยาย้อนกลับไปที่ทิศทางซ้าย ไฮโดรเจนมีค่ามากที่สุดเมื่อ S/B มีค่าเท่ากับ 1



รูปที่ 5.2 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (S/B) ต่อองค์ประกอบของแก๊ส (อุณหภูมิแก๊สซิทิกเคชัน = 650 °C , CaO/B = 1.6 และอุณหภูมิโรเซอร์ 550 °C)

5.1.3 ผลกระทบของอัตราส่วนปริมาณแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวลต่อองค์ประกอบของแก๊ส

หัวข้อนี้จะศึกษาผลกระทบของอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล (CaO/B) ที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊ส โดยกำหนดค่าอุณหภูมิแก๊สซิทิกเคชันเท่ากับ 650 °C อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 1 และอุณหภูมิโรเซอร์เท่ากับ 550 °C ช่วงของ CaO/B ที่ศึกษาคือ 0.2-1.8 แสดงดังรูปที่ 5.3 จากรูปเห็นได้ว่าเมื่อปริมาณ CaO เพิ่มมากขึ้นทำให้ H₂ เพิ่มสูงขึ้นจนถึงค่าสูงสุดและเริ่มคงที่ที่ CaO/B เท่ากับ 1.6 ขณะที่ CO และ CO₂ ลดลง ทั้งนี้เนื่องมาจากผลของปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน (สมการที่ (2.11)) และปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สซิทิก (สมการที่ (2.6)) เมื่อปริมาณ CaO เพิ่มขึ้น CO₂ จะถูกดักจับให้อยู่ในรูปของ CaCO₃ ทำให้ปริมาณของ CO₂ ในแก๊สผลิตภัณฑ์ลดลง ส่งผลให้ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สซิทิก (สมการที่ (2.6)) เกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้ามากขึ้นเป็นสาเหตุของ H₂ ที่เพิ่มสูงขึ้นและ CO ลดลง

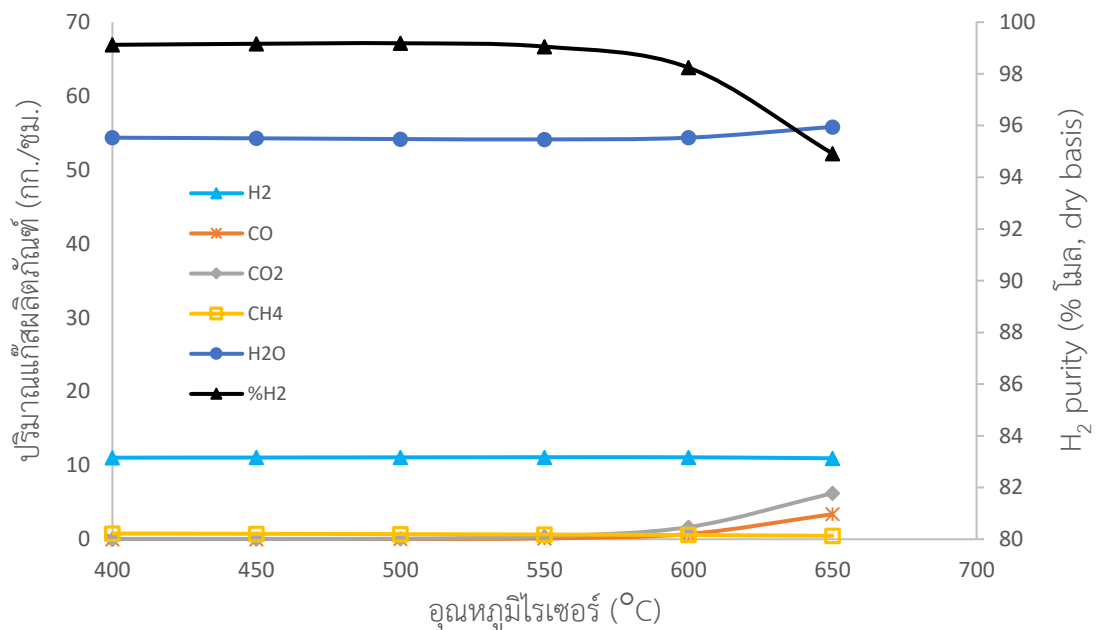


รูปที่ 5.3 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวลต่อองค์ประกอบของแก๊ส (อุณหภูมิแก๊สซีพีเคชั่น = $650\text{ }^{\circ}\text{C}$, S/B = 1.6 และอุณหภูมิโรเซอร์ $550\text{ }^{\circ}\text{C}$)

5.1.4 ผลกระทบของอุณหภูมิของโรเซอร์ต่อปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน

โรเซอร์เป็นส่วนต่อที่ต่อขยายมาจากแก๊สซีพีเคชั่นสำหรับการเกิดปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน (สมการที่ (2.11)) ระหว่างแก๊สผสมที่ออกจากแก๊สซีพีเคชั่นและแคลเซียมออกไซด์ที่แปรสภาพแล้วจากรีเจนเนอเรเตอร์ เพื่อเพิ่มความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน ดังนั้นจึงจำเป็นต้องศึกษาผลกระทบของอุณหภูมิโรเซอร์ที่มีผลต่อปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน รูปที่ 5.4 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิโรเซอร์ต่อปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์และความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน ที่อุณหภูมิแก๊สซีพีเคชั่นเท่ากับ $650\text{ }^{\circ}\text{C}$ อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (S/B) เท่ากับ 1 อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล (CaO/B) เท่ากับ 1.6 ความดัน 1 บาร์ และอุณหภูมิโรเซอร์เปลี่ยนแปลงระหว่าง 400 ถึง $650\text{ }^{\circ}\text{C}$ ผลพบว่าที่อุณหภูมิโรเซอร์ช่วง 400 ถึง $550\text{ }^{\circ}\text{C}$ H_2 CO CO_2 CH_4 และ H_2O มีค่าคงที่ โดยความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนมีค่าสูงที่สุดที่ 99% ทั้งนี้เนื่องจากอุณหภูมิในช่วงนี้เป็นอุณหภูมิที่สามารถเกิดปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน (สมการที่ (2.11)) ได้ดี เมื่อถึงอุณหภูมิสูงกว่า $550\text{ }^{\circ}\text{C}$ ปริมาณ H_2 และ CH_4 ค่อยๆ ลดลงเล็กน้อย ตรงกันข้าม CO , H_2O และ CO_2 เพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัด เมื่อพิจารณาความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจน พบว่า H_2 ค่อยๆ ลดลง สามารถอธิบายได้ว่าที่อุณหภูมิสูงๆ CaO จะมีข้อจำกัดทางสมดุลเคมีในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ตามรูปที่ 2.14 ทำให้ปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันเกิดปฏิกิริยาผันกลับเกิดเป็นปฏิกิริยาแคลซิเนชัน (สมการที่ (2.12)) ส่งผล

ให้ปริมาณ CO₂ เพิ่มขึ้นที่อุณหภูมิสูง เมื่อปริมาณ CO₂ เพิ่มขึ้นร่วมกับอุณหภูมิที่สูงขึ้น ทำให้ปฏิกิริยา วอเตอร์แก๊สชิฟ ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายร้อนเกิดปฏิกิริยาผันกลับเป็นสาเหตุให้ CO และ H₂O เพิ่มขึ้น ดังนั้นอุณหภูมิที่เหมาะสมของโรเซอร์คือ 550 °C



รูปที่ 5.4 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิโรเซอร์ต่อปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์และความบริสุทธิ์ของ ไฮโดรเจน (อุณหภูมิแก๊สชิฟเคชัน = 650 °C , CaO/B = 1.6 และ S/B = 1)

5.2 ผลกระทบของตัวแปรต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ

กระบวนการแก๊สชิฟเคชันชีวมวลที่ใช้ไอน้ำเป็นตัวกลางในการทำปฏิกิริยาร่วมกับการดักจับ คาร์บอนไดออกไซด์ระหว่างเกิดปฏิกิริยา จำเป็นต้องใช้ความร้อนจากภายนอกเป็นเพื่อมาให้กับแก๊สชิฟ ไฟเออร์และรีเจนเนอเรเตอร์ จึงจำเป็นต้องวิเคราะห์พลังงานของระบบ การวิเคราะห์พลังงานสามารถทำได้โดยการศึกษาประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ ซึ่งคำนวณได้จากสัดส่วนของปริมาณ ความร้อนที่ได้ต่อปริมาณความร้อนที่เข้าสู่ระบบ สำหรับการวิเคราะห์พลังงานของการปรับปรุงการ จำลองกระบวนการแก๊สชิฟเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หาได้จากพลังงานที่ได้ จากการผลิตไฮโดรเจนส่วนด้วยพลังงานที่ให้กับระบบ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ สามารถคำนวณได้จากสมการ 5.1

$$\eta (\%) = \frac{\text{พลังงานที่ได้จากแก๊สสังเคราะห์}}{\text{พลังงานสุทธิที่เข้าสู่กระบวนการ}} = \frac{\text{LHV}_{\text{H}_2} \times \dot{n}_{\text{H}_2}}{Q + (\text{LHV}_{\text{biomass}} \times \dot{m}_{\text{biomass}})} \times 100 \quad (5.1)$$

กำหนดให้

η คือ ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ

LHV_{H_2} คือ ค่าความร้อนต่ำของไฮโดรเจน มีหน่วยเป็น เมกะจูลต่อโมล

\dot{N}_{H_2} คือ ค่าอัตราการไหลเชิงโมลของไฮโดรเจน มีหน่วยเป็น โมลต่อชั่วโมง

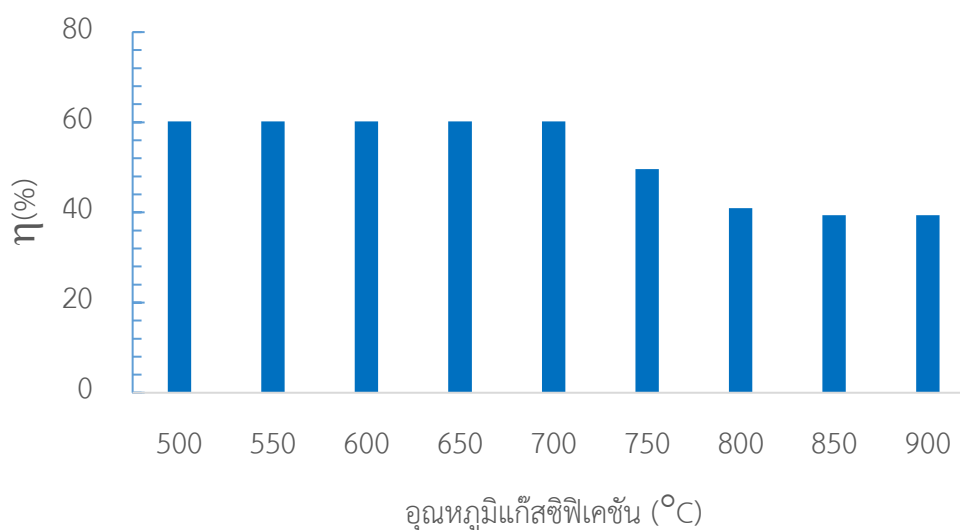
Q คือ ค่าพลังงานความร้อนสุทธิที่ใช้ในกระบวนการ มีหน่วยเป็น เมกะจูลต่อชั่วโมง

$LHV_{biomass}$ คือ ค่าความร้อนต่ำของชีวมวล มีหน่วยเป็น เมกะจูลต่อกิโลกรัม

$\dot{m}_{biomass}$ คือ ค่าอัตราการไหลเชิงมวลของชีวมวล มีหน่วยเป็น กิโลกรัมต่อชั่วโมง

5.2.1 ผลกระทบของอุณหภูมิแก๊สซิฟเคชันต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ

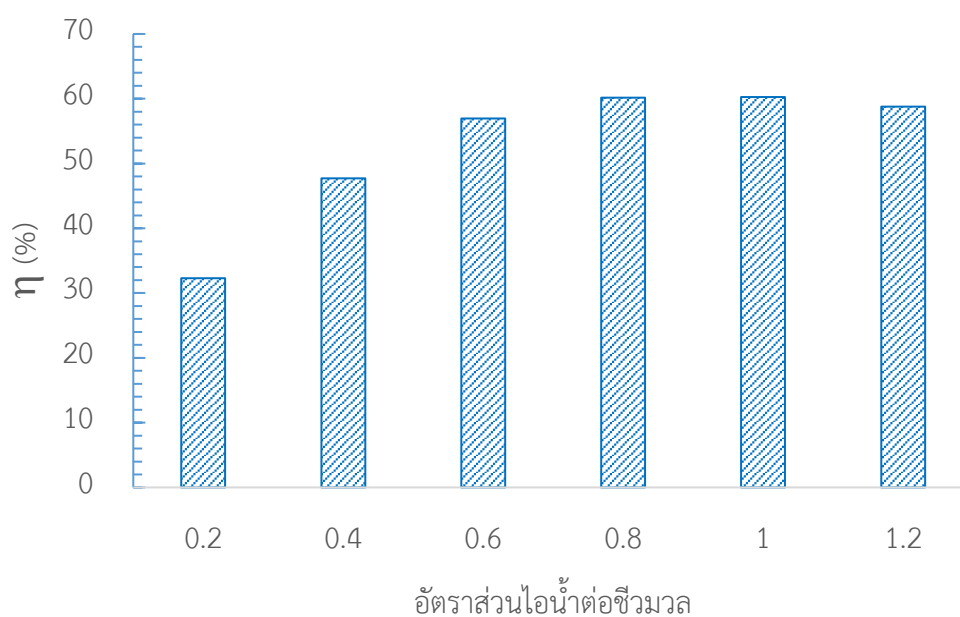
กำหนดให้ชีวมวลมีค่าอัตราส่วนไอน้ำต่อ (S/B) เท่ากับ 1 อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล (CaO/B) เท่ากับ 1.6 อุณหภูมิไรเซอร์เท่ากับ 550 °C และความดัน 1 บาร์ จากนั้นทำการศึกษาผลของอุณหภูมิแก๊สซิฟเคชันในช่วง 500 ถึง 900 °C ต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบแสดงดังรูปที่ 5.5 ผลการศึกษาพบว่าที่อุณหภูมิ 500 ถึง 700 °C ประสิทธิภาพเชิงความร้อนมีค่ามากที่สุดอยู่ที่ 60.20% เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นมากกว่า 700 °C ระบบมีประสิทธิภาพลดลง เนื่องจากปฏิกิริยาคาบอนเนชัน (สมการ (2.11)) และปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สซิฟ (สมการ (2.6)) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน จะเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้า ย้อนกลับทำให้ผลิตไฮโดรเจนได้สูงขึ้น ส่งผลให้ประสิทธิภาพของระบบเพิ่มขึ้น เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นทำให้เกิดปฏิกิริยาย้อนกลับการผลิตไฮโดรเจนเกิดได้น้อยลง ประสิทธิภาพจึงลดลง



รูปที่ 5.5 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิแก๊สซิฟเคชันต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบ (S/B = 1, CaO/B = 1.6 และอุณหภูมิไรเซอร์ 550 °C)

5.2.2 ผลกระทบของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ

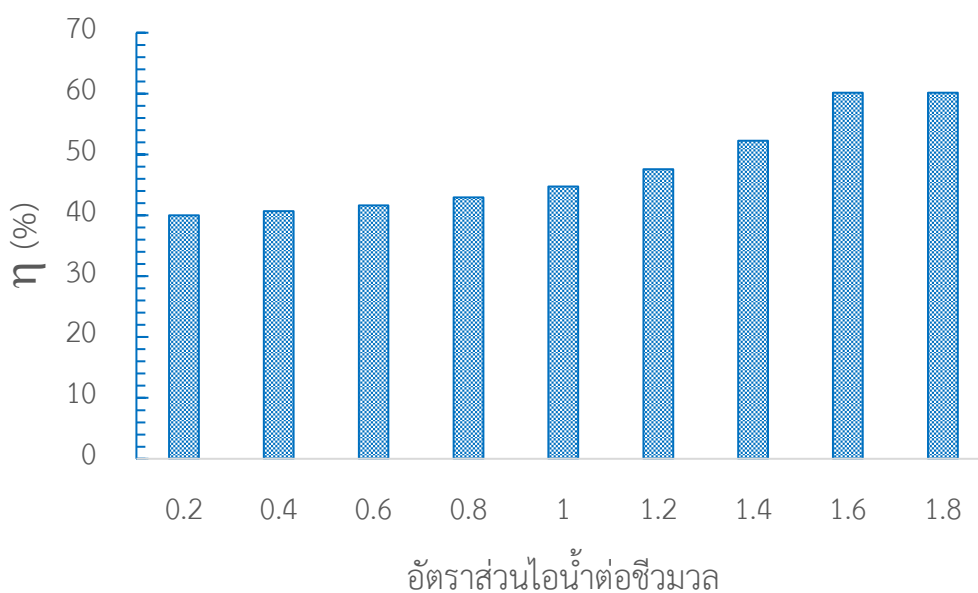
ดำเนินการภายใต้อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันเท่ากับ $650\text{ }^{\circ}\text{C}$ อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล (CaO/B) เท่ากับ 1.6 อุณหภูมิไรเซอร์เท่ากับ $550\text{ }^{\circ}\text{C}$ และความดัน 1 บาร์ ผลการศึกษาการเปลี่ยนแปลง S/B ในช่วง 0.2 – 1.2 แสดงดังรูปที่ 5.6 ผลการศึกษาพบว่า เมื่อเพิ่มปริมาณไอน้ำให้กับระบบ ทำให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบเพิ่มสูงขึ้น และมีค่ามากที่สุด 60.20% ที่อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลมีค่าเท่ากับ 1 สามารถอธิบายได้ว่าไอน้ำที่เพิ่มขึ้นทำให้ปฏิกิริยาออกเทอร์แก๊สซิฟ (สมการที่ (2.6)) เกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้า และปฏิกิริยาการเกิดมีเทน (สมการที่ (2.9)) เกิดปฏิกิริยาผันกลับ ทำให้เกิดไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น ส่งผลให้ประสิทธิภาพของระบบเพิ่มขึ้นด้วย หลังจากค่าอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลมากกว่า 1 พบว่าประสิทธิภาพของระบบลดลงเนื่องจากปริมาณไอน้ำที่มากเกินไปจำเป็นต้องใช้ความร้อนเพื่อมาเปลี่ยนน้ำให้เกิดเป็นไอน้ำส่งผลให้ประสิทธิภาพรวมของระบบลดลง



รูปที่ 5. 6 ผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (S/B) ต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบ (อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน = $650\text{ }^{\circ}\text{C}$, CaO/B = 1.6 และอุณหภูมิไรเซอร์ $550\text{ }^{\circ}\text{C}$)

5.2.3 ผลกระทบของอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ

โดยกำหนดค่าอุณหภูมิแก๊สซิฟเคชันเท่ากับ $650\text{ }^{\circ}\text{C}$ อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเท่ากับ 1 และอุณหภูมิไรเซอร์เท่ากับ $550\text{ }^{\circ}\text{C}$ ช่วงของ CaO/B ที่ศึกษาคือ 0.2-1.8 แสดงดังรูปที่ 5.7 จากรูปเห็นได้ว่าเมื่อเพิ่มปริมาณแคลเซียมออกไซด์ให้กับระบบ ประสิทธิภาพของระบบจะเพิ่มขึ้นเรื่อย ๆ จนมีค่าสูงสุด 60.20% ที่อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวลเท่ากับ 1.6 สามารถอธิบายได้ว่าการเติมแคลเซียมออกไซด์ ช่วยเพิ่มการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน (สมการ (2.11)) เมื่อคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบลดลง จะทำให้ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สซิฟ (สมการที่ (2.6)) เกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้าทำให้ผลิตไฮโดรเจนได้มากขึ้น

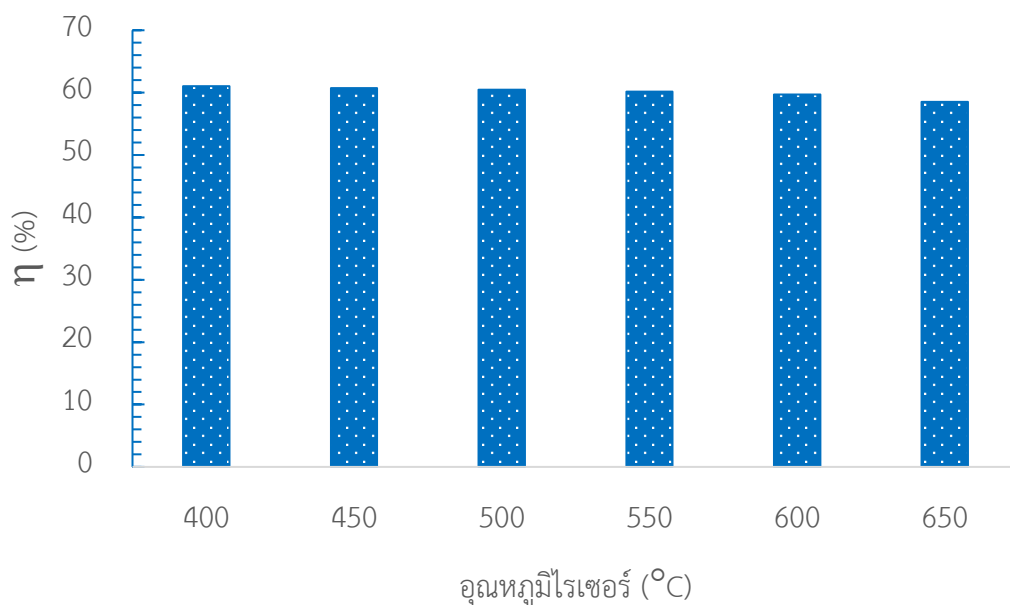


รูปที่ 5. 7 ผลกระทบของอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล (CaO/B) ต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบ (อุณหภูมิแก๊สซิฟเคชัน = $650\text{ }^{\circ}\text{C}$, S/B = 1.6 และอุณหภูมิไรเซอร์ $550\text{ }^{\circ}\text{C}$)

5.2.4 ผลกระทบของอุณหภูมิไรเซอร์ต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของกระบวนการ

ดำเนินการที่อุณหภูมิแก๊สซิฟเคชันเท่ากับ $650\text{ }^{\circ}\text{C}$ อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (S/B) เท่ากับ 1 อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล (CaO/B) เท่ากับ 1.6 ความดัน 1 บาร์ และอุณหภูมิไรเซอร์เปลี่ยนแปลงระหว่าง 400 ถึง $650\text{ }^{\circ}\text{C}$ แสดงดังรูปที่ 5.8 จากรูปจะเห็นว่าในช่วงอุณหภูมิ 400 ถึง $550\text{ }^{\circ}\text{C}$ ประสิทธิภาพของระบบมีค่าคงที่ เนื่องจากปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน (สมการที่ (2.11)) เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนจะเกิดได้ดีที่อุณหภูมิต่ำ เกิดการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดีขึ้น เมื่อคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง ทำให้ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สซิฟ (สมการที่ (2.6)) เกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้า

ส่งผลให้เกิดให้ไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น ทำให้ประสิทธิภาพของระบบมีค่าสูง ประสิทธิภาพจะเริ่มลดลงที่อุณหภูมิมากกว่า 550 °C เพราะอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นทำให้เกิดการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้น้อยลง ปริมาณไฮโดรเจนจึงน้อยลงด้วย



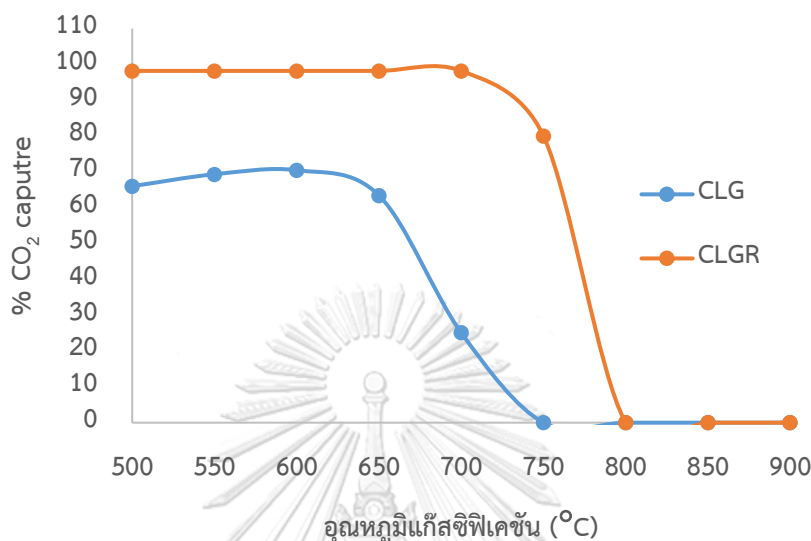
รูปที่ 5. 8 ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิไรเซอร์ต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบ (อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน = 650 °C , CaO/B = 1.6 และ S/B = 1)

ตารางที่ 5. 1 ภาระความร้อนที่เหลือจากกระบวนการ

บล็อก	ภาระความร้อน (วัตต์)
GASIFIER	-26,059.33
REGEN	141,516.83
RISER	-33,639.54

จากตารางที่ 5.1 แสดงค่าภาระความร้อน (heat duty) ของแต่ละบล็อกจากโปรแกรมแอสเพนพลัส ของแก๊สซิฟิเคชัน (GASIFIER) รีเจนเนอเรเตอร์ (REGEN) และ ไรเซอร์ (RISER) พบว่า REGEN เป็นส่วนที่ยังต้องการความร้อนจากภายนอกที่สูงถึง 141,516.83 วัตต์

5.3 การเปรียบเทียบการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการแคลเซียมลูปิงแก๊สซิฟิเคชัน (CLG) และการปรับปรุงกระบวนการแคลเซียมลูปิงแก๊สซิฟิเคชัน (CLGR)



รูปที่ 5.9 เปรียบเทียบเปอร์เซ็นต์การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ของระบบ CLG และ CLGR

(S/B = 1 CaO/B = 1.6 อุณหภูมิไโรเซอร์ 550 °C)

ผลการเปรียบเทียบเปอร์เซ็นต์การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการแคลเซียมลูปิงแก๊สซิฟิเคชัน (CLG) และการปรับปรุงกระบวนการแคลเซียมลูปิงแก๊สซิฟิเคชัน (CLGR) พบว่าการปรับปรุงกระบวนการที่มีการออกแบบโดยเพิ่มไโรเซอร์เพื่อให้มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์รอบที่สอง มีเปอร์เซ็นต์การดักจับที่มากถึง 99% เมื่อเทียบกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ของกระบวนการแคลเซียมลูปิงแก๊สซิฟิเคชัน (CLG) แบบเดิมที่สามารถดักจับได้เพียง 71%

5.4 สรุปผล

จากผลการศึกษาผลกระทบของตัวแปรดำเนินการที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊ส และการศึกษาผลกระทบของตัวแปรดำเนินงานต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนพบว่า ปริมาณไฮโดรเจนและความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนจะเพิ่มสูงขึ้นเมื่อแคลเซียมออกไซด์และไอน้ำที่ป้อนให้กับระบบเพิ่มมากขึ้น ค่า CaO/B และ S/B ที่เหมาะสมของกระบวนการคือ 1.6 และ 1 ตามลำดับ อุณหภูมิของแก๊สซิฟิเคชันที่เพิ่มขึ้นสนับสนุนการเกิดไฮโดรเจน อุณหภูมิที่เหมาะสมของแก๊สซิฟิเคชันคือ 650 °C เมื่อพิจารณาผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของไโรเซอร์ พบว่าปริมาณไฮโดรเจนและความบริสุทธิ์จะลดลงเมื่ออุณหภูมิของไโรเซอร์มีค่าต่ำ โดยอุณหภูมิที่เหมาะสมของไโรเซอร์คือ 550 °C และ

ประสิทธิภาพรวมที่ดีที่สุดของระบบมีค่า 60.20 % จากการศึกษาเปอร์เซ็นต์การดักจับคาร์บอนได้ออกไซด์พบว่า การปรับปรุงกระบวนการโดยการเพิ่มไรเซอร์ทำให้การดักจับคาร์บอนได้ออกไซด์เพิ่มขึ้นจาก 71% ไปเป็น 99% นอกจากนี้ระบบยังจำเป็นต้องการพลังงานจากภายนอกที่สูงมาก ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงสนใจที่จะปรับปรุงประสิทธิภาพทางความร้อนของกระบวนการ ด้วยวิธีการวิเคราะห์จุดพินช์ในการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน เพื่อนำความร้อนจากกระบวนการกลับมาใช้ให้ได้มากที่สุด โดยใช้พลังงานจากภายในนอกให้น้อยที่สุด



บทที่ 6

การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน

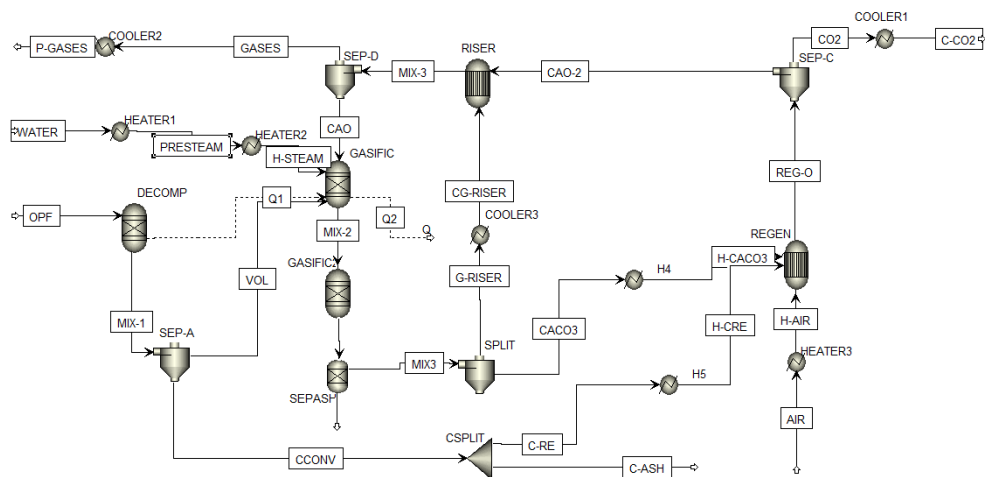
ในบทนี้จะกล่าวถึงการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน โดยอาศัยหลักการการวิเคราะห์จุดพินช์ เพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพทางความร้อนของการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบเคลือบมลูปปิ้งสำหรับการผลิตไฮโดรเจน โดยมีวัตถุประสงค์เพื่อให้เกิดการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระแสภายในกระบวนการให้ได้มากที่สุด และลดความต้องการพลังงานจากสาธารณูปโภคจากภายนอกกระบวนการให้มากที่สุด จากนั้นทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพเชิงความร้อนก่อนและหลังการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน

6.1 การจัดทำข้อมูลสมมูลพลังงานและมวลสาร (Data extraction)

ขั้นตอนแรกของการวิเคราะห์พินช์ คือต้องกำหนดกระแสร้อนและกระแสนเย็นจากกระบวนการ จากการศึกษาผลกระทบของตัวแปรดำเนินการที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊ส และการศึกษาผลกระทบของตัวแปรดำเนินการต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนทำให้ได้สถานะดำเนินการที่ดีที่สุดจากการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบเคลือบมลูปปิ้งสำหรับการผลิตไฮโดรเจน เพื่อใช้ในการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนดังตารางที่ 6.1 กำหนดกระแสร้อนและกระแสนเย็นจากแผนภาพของการจำลองกระบวนการแสดงดังรูปที่ 6.1 กระแส PRESTEAM ต้องมีการเพิ่มอุณหภูมิจาก 102 °C เป็น 500 °C ก่อนเข้าแก๊สซิฟิเคชัน กระแส AIR ต้องมีการเพิ่มอุณหภูมิจาก 25 °C เป็น 500 °C กระแส CACO3 และ C-RE ต้องการเพิ่มอุณหภูมิจาก 650 °C ไปเป็น 900 °C ก่อนเข้ารีเจนเนอเรเตอร์ กระแส GASES ต้องการลดอุณหภูมิจาก 550 °C ไปเป็น 150 °C กระแส G-RISER ต้องการลดอุณหภูมิจาก 650 °C ไปเป็น 550 °C และกระแส CO2 ต้องการลดอุณหภูมิจาก 900 °C ไปเป็น 70 °C จากข้อมูลกระแสที่กล่าวมาข้างต้น จึงกำหนดกระแส PRESTEAM AIR CACO3 และ C-RE เป็นกระแสนเย็น เนื่องจากเป็นกระแสที่ต้องการทำให้ร้อน ส่วนกระแส GASES G-RISER และ CO2 เป็นกระแสที่ต้องการทำให้เป็นอุณหภูมิเย็นลงจึงกำหนดเป็นกระแสร้อน ตารางที่ 6.2 แสดงข้อมูลสมมูลพลังงานและมวลสารจากการจำลองกระบวนการโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus

ตารางที่ 6. 1 สภาวะดำเนินการที่ดีที่สุดของการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน สำหรับการออกแบบเครื่องถ่ายแลกเปลี่ยนความร้อน

พารามิเตอร์	
อัตราการป้อนชีวมวล (กก./ชม.)	100
อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (S/B)	1
อัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวล (CaO/B)	1.6
อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน (°C)	650
อุณหภูมิโรเซอร์ (°C)	550
ความดัน (บาร์)	1



รูปที่ 6.1 แผนภาพการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน จากโปรแกรม Aspen Plus

ตารางที่ 6.2 ข้อมูลของกระแสจากการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปีงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน สำหรับการออกแบบเครื่องถ่ายแลกเปลี่ยนความร้อน

	กระแส	ชนิด	T_s (°C)	T_t (°C)	ΔH (W)	CP (W·°C ⁻¹)
C1	PRESTEAM	เย็น	102	500	22223.22	55.84
C2	AIR	เย็น	25	500	6928.64	14.59
C3	CACO3	เย็น	650	900	24464.94	97.86
C4	C-RE	เย็น	650	900	664.59	2.66
H5	GASES	ร้อน	550	150	-30549.39	76.37
H6	CO2	ร้อน	900	70	-46319.89	55.81
H7	G-RISER	ร้อน	650	550	-8609.59	86.10

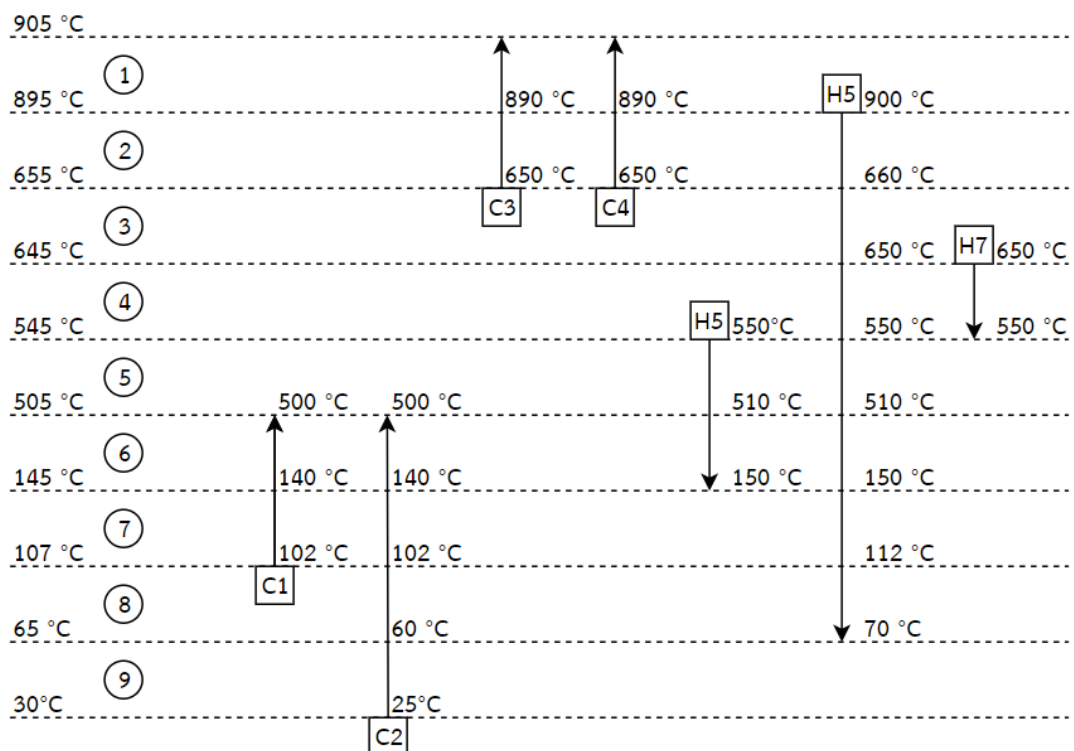
6.2 การคำนวณพลังงานเป้าหมาย (Energy target calculation)

เมื่อกำหนดข้อมูลกระแสจากกระบวนการเรียบร้อยแล้ว ขั้นตอนต่อไปก็คือคำนวณหาพลังงานเป้าหมายที่น้อยที่สุด หรือ ปริมาณความร้อนที่มากที่สุดที่นำกลับมาใช้ได้ โดยพลังงานเป้าหมายที่น้อยที่สุดจากการวิเคราะห์พินช์ สามารถคำนวณได้จากวิธีการหรือขั้นตอนวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตาราง การศึกษาครั้งนี้จะใช้ขั้นตอนวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตารางในการคำนวณหาพลังงานเป้าหมายที่น้อยที่สุด รายละเอียดวิธีการและขั้นตอนวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตารางได้อธิบายไว้ที่หัวข้อ 2.6 โดยจะกำหนดให้ ΔT_{\min} เท่ากับ 10 °C ข้อมูลของการเลื่อนอุณหภูมิของกระแสจากกระบวนการแสดงดังตารางที่ 6.3 จากนั้นนำข้อมูลที่ได้ไปสร้างแผนภาพของอุณหภูมิในแนวตั้งของอุณหภูมิปกติและอุณหภูมิที่ถูกเลื่อนของแต่ละกระแสดังรูปที่ 6.2 ผลของการคำนวณในแต่ละช่วงอุณหภูมิแสดงในตารางที่ 6.4

ผลลัพธ์ในการหาค่าพลังงานเป้าหมายที่น้อยที่สุดด้วยขั้นตอนวิธีการแก้ปัญหาโดยใช้ตารางผ่านการคำนวณปริมาณการไหลผ่านของพลังงานที่เกิดขึ้นในแต่ละช่วงของแผนผังลำดับชั้นแสดงดังรูปที่ 6.3 พบว่าสาธารณูปโภคร้อนที่น้อยที่สุดที่ระบบต้องการคือ 11735.60 W และสาธารณูปโภคเย็นที่น้อยที่สุดที่ระบบต้องการคือ 42931.33 W ที่อุณหภูมิจุดพินช์ 655 °C

ตารางที่ 6.3 การเลื่อนอุณหภูมิ

ชื่อกระแส	ชนิด	CP (W·°C ⁻¹)	อุณหภูมิจริง		อุณหภูมิเลื่อน		
			T _s (°C)	T _t (°C)	S _s (°C)	S _t (°C)	
C1	PRESTEAM	เย็น	55.84	102	500	107	505
C2	AIR	เย็น	14.59	25	500	30	505
C3	CACO3	เย็น	97.86	650	900	655	905
C4	C-RE	เย็น	2.66	650	900	655	905
H5	GASES	ร้อน	76.37	550	150	545	145
H6	CO2	ร้อน	55.81	900	70	895	65
H7	G-RISER	ร้อน	86.10	650	550	645	545

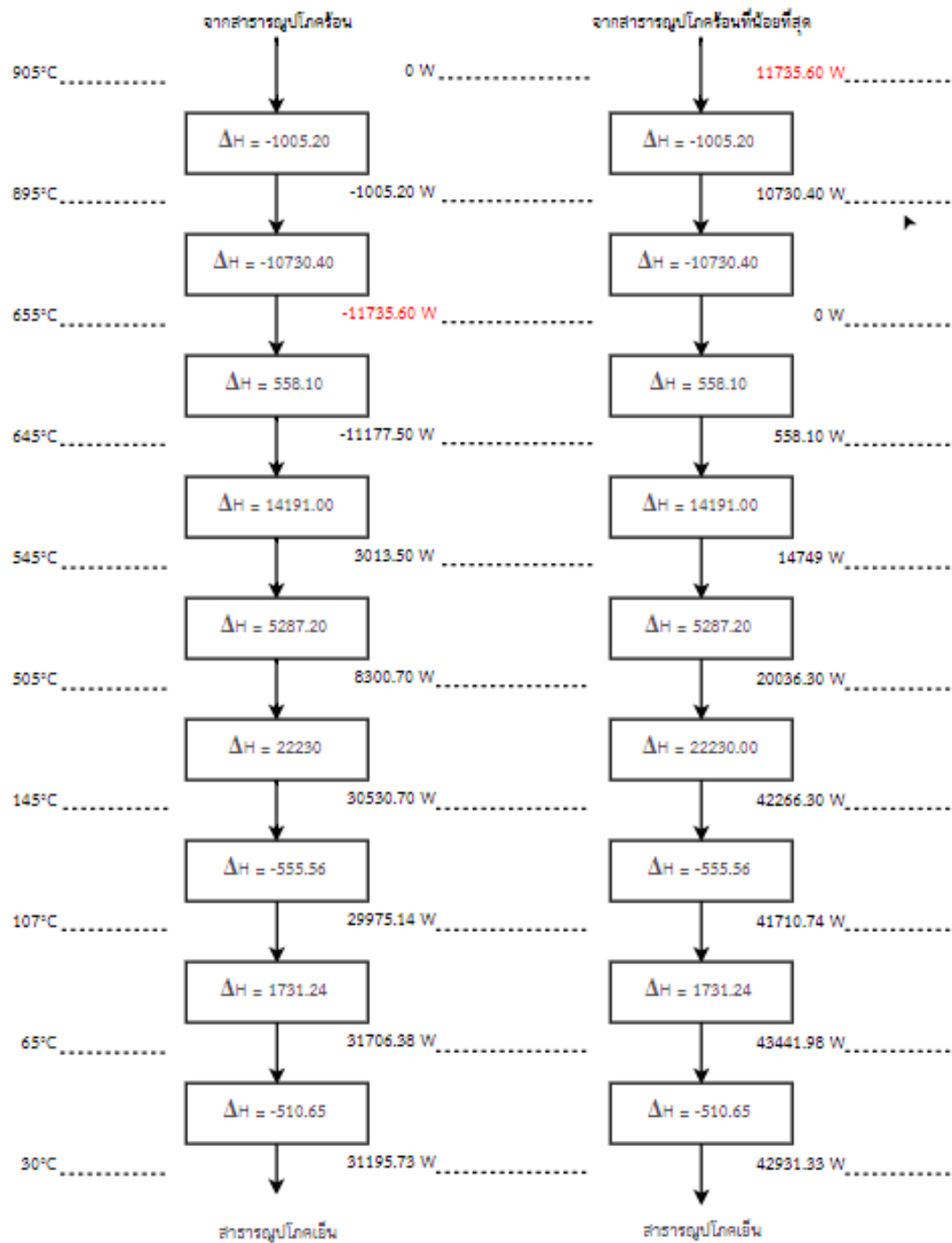


รูปที่ 6.2 กระแสและช่วงอุณหภูมิ

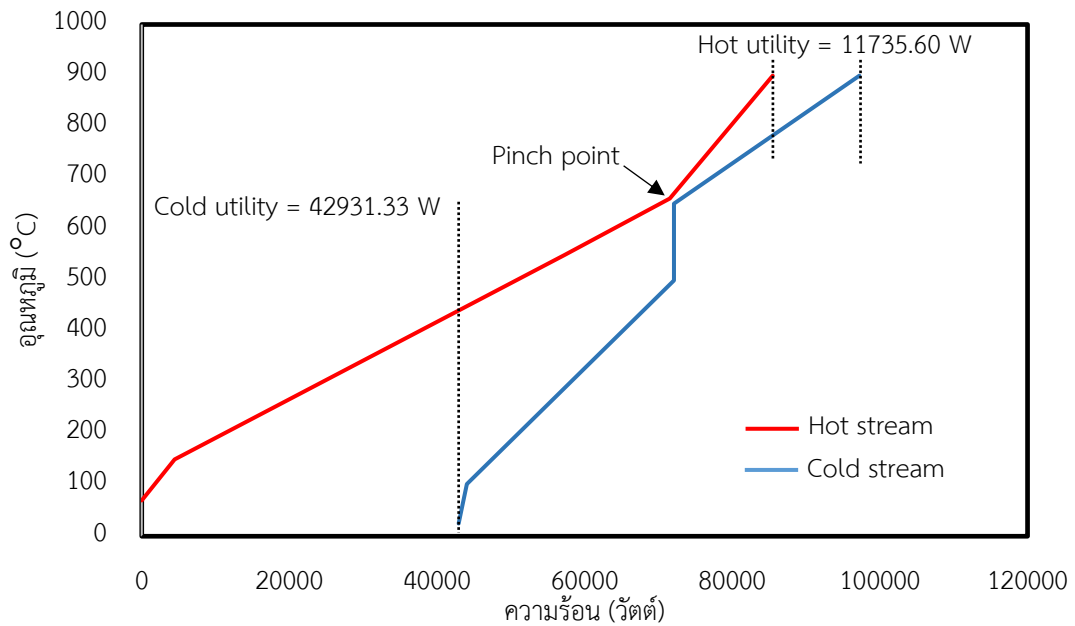
ตารางที่ 6.4 ช่วงอุณหภูมิและความร้อนที่ใช้

	อุณหภูมิเลื่อน (°C)	ช่วงที่	$S_i - S_{i+1}$ (°C)	$\Sigma CP_{hot} - \Sigma CP_{cold}$ (W·°C ⁻¹)	ΔH_i (W)
S1	905				
		1	10	-100.52	-1005.20
S2	895				
		2	240	-44.71	-10730.40
S3	655				
		3	10	55.81	558.10
S4	645				
		4	100	141.91	14191.00
S5	545				
		5	40	132.18	5287.20
S6	505				
		6	360	61.75	22230.00
S7	145				
		7	38	-14.62	-555.56
S8	107				
		8	42	41.22	1731.24
S9	65				
		9	35	-14.59	-510.65
S10	30				

เส้นโค้งคอมโพสิตร้อนและคอมโพสิตเย็นของการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปีงสำหรับการผลิตไฮโดรเจนแสดงดังรูปที่ 6.4 จะเห็นว่าที่อุณหภูมิที่จุดพินช์ กระแสสารานูปโภคร้อนและเย็นที่ต่ำที่สุดที่ระบบต้องการมีค่าเดียวกับขั้นตอนวิธีการแก้ปัญหาแบบตาราง



รูปที่ 6.3 แผนผังลำดับชั้น (cascade diagram)



รูปที่ 6. 4 เส้นโค้งคอมโพสิตรวมของการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับ การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปิ้งสำหรับการผลิตไฮโดรเจน

6.3 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design)

เมื่อกำหนดค่า ΔT_{\min} และค่าพลังงานเป้าหมายที่ต่ำที่สุดสำหรับกระบวนการแล้ว ขั้นตอนต่อไปคือการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน โดยการจับคู่กระแสร้อนและกระแสเย็น ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่เหมาะสม ขั้นตอนแรกคือต้องหาจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่น้อยที่สุดที่จะนำมาใช้ในกระบวนการ โดยสามารถคำนวณได้จากสมการที่ (6.1)

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

โดยที่ N_U คือ จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

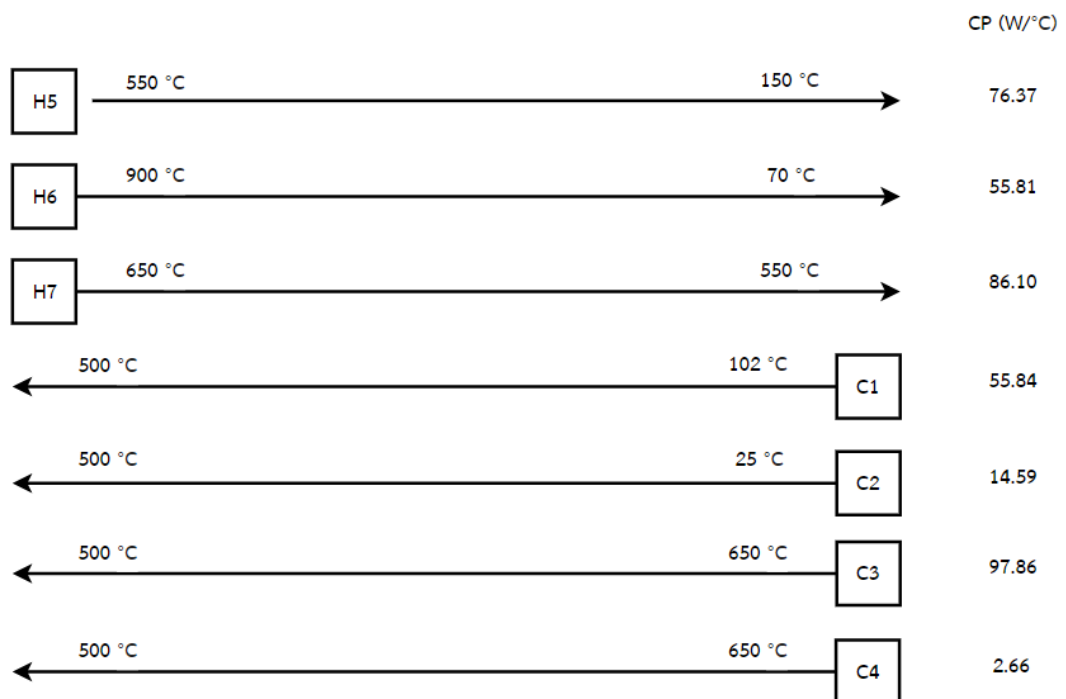
S_{above} คือ จำนวนกระแสที่เหนือจุดพินช์

S_{below} คือ จำนวนกระแสที่ใต้จุดพินช์

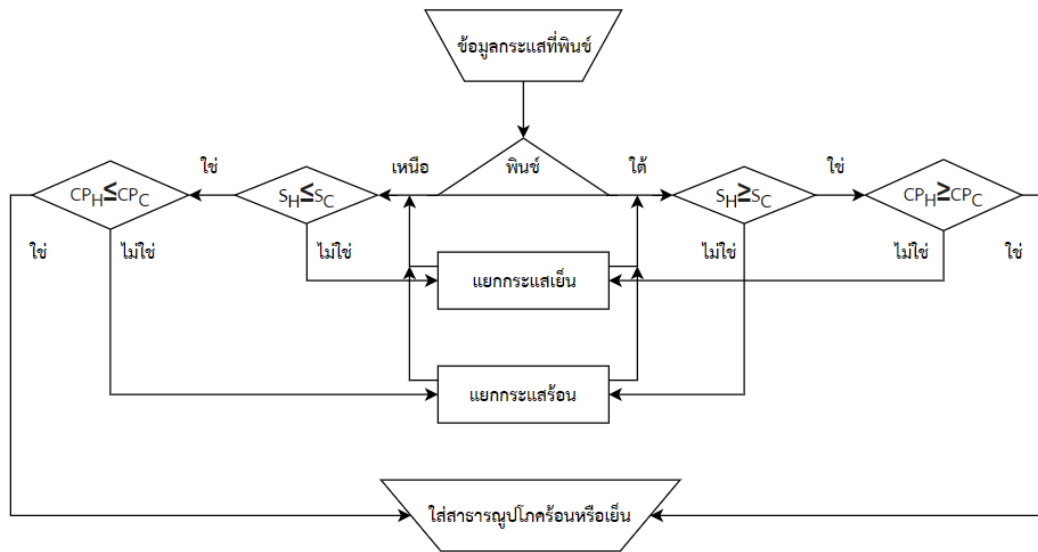
$S_{u,\text{above}}$ คือ จำนวนของสาธารณูปโภคเหนือจุดพินช์

$S_{u,\text{below}}$ คือ จำนวนของสาธารณูปโภคใต้จุดพินช์

การออกแบบเครื่องถ่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน จะคำนวณที่อุณหภูมิจุดพินช์เท่ากับ $655\text{ }^{\circ}\text{C}$ จากข้อมูลในตารางที่ 6.2 พบว่ามีกระแสร้อน 3 กระแส และกระแสเย็น 4 กระแส สามารถเขียนแผนภาพกริดรวมของกระแสได้ดังรูปที่ 6.5 เมื่อพิจารณาที่เหนือจุดพินช์มีกระแสทั้งหมด 3 กระแสและต้องการเพียงสารหล่อเย็นเพียงอย่างเดียว ส่วนใต้จุดพินช์มีกระแสทั้งหมด 5 กระแสและต้องการเพียงสารหล่อเย็นเท่านั้น ดังนั้นจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่น้อยที่สุดของกระบวนการนี้ที่คำนวณได้คือ 8 เครื่อง



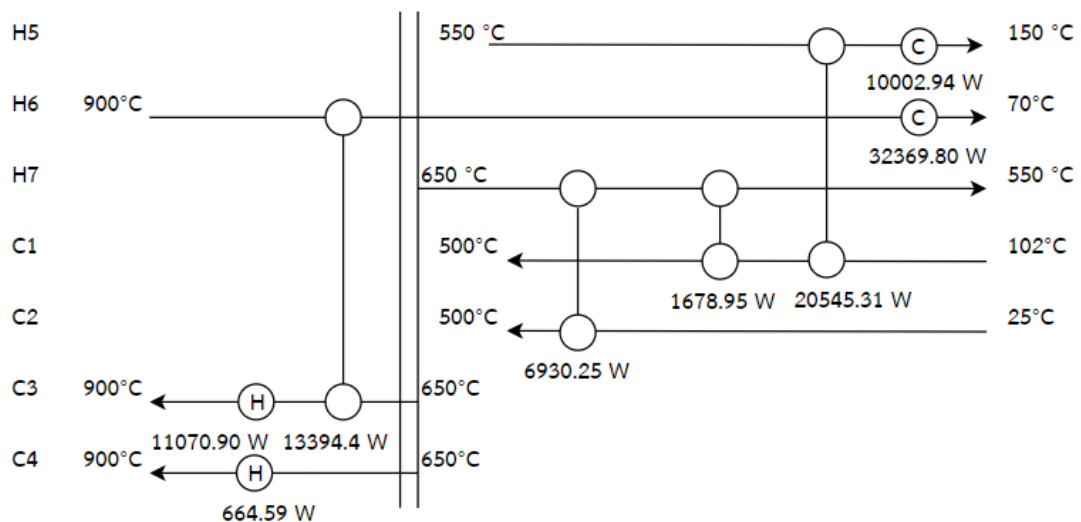
รูปที่ 6.5 แผนภาพกริด



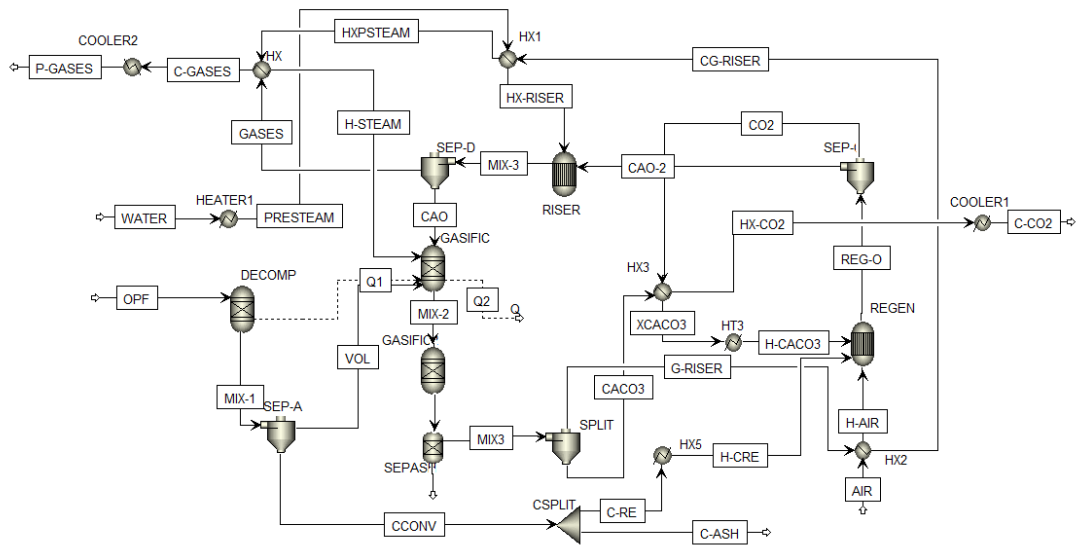
รูปที่ 6.6 ขั้นตอนการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่จุดพินช์ ดัดแปลงจาก (Dimian และคณะ 2014)

สำหรับการออกแบบเครื่องถ่ายแลกเปลี่ยนความร้อน โดยทั่วไปแล้วจะออกแบบเริ่มจากอุณหภูมิจุดพินช์โดยใช้แผนภาพกริด เมื่อพิจารณาที่เหนือจุดพินช์ จำนวนกระแสน้ำของสายเย็นจะต้องมากกว่าหรือเท่ากับจำนวนกระแสน้ำของสายร้อน จากนั้นจึงมาพิจารณาที่อัตราการไหลความจุความร้อน (CP) โดยที่อัตราการไหลความจุความร้อนของกระแสน้ำเย็นจะต้องมากกว่าหรือเท่ากับอัตราการไหลความจุความร้อนของกระแสน้ำร้อน แต่ถ้าอัตราการไหลความจุความร้อนของกระแสน้ำร้อนทั้งหมดมากกว่ากระแสน้ำเย็น หรือจำนวนกระแสน้ำร้อนมากกว่ากระแสน้ำเย็น จะต้องทำการแยกกระแสน้ำ เนื่องจากกฎของการวิเคราะห์พินช์ ที่เหนือจุดพินช์จะต้องการแค่เพียงสารละลายโคโรนเท่านั้น ไม่สามารถใส่สารละลายโคโรนได้ ดังนั้นถ้าหากอัตราการไหลความจุความร้อนของกระแสน้ำร้อนมากกว่ากระแสน้ำเย็น จะทำให้กระแสน้ำบางกระแสน้ำเหลืออยู่และต้องการสารละลายโคโรน ซึ่งจะไม่เป็นไปตามกฎของการออกแบบพินช์ การแยกกระแสน้ำทำได้โดยแยกอัตราการไหลของกระแสน้ำซึ่งจะส่งผลให้อัตราการไหลความจุความร้อนของกระแสน้ำลดลงด้วย ในส่วนของใต้จุดพินช์หลักเกณฑ์การจับคู่คือ จำนวนกระแสน้ำร้อนจะต้องมากกว่าหรือเท่ากับจำนวนกระแสน้ำเย็น และอัตราการไหลความจุความร้อนของกระแสน้ำร้อนจะต้องมากกว่าหรือเท่ากับอัตราการไหลความจุความร้อนของกระแสน้ำเย็น หากไม่เป็นไปตามหลักเกณฑ์ให้ทำการแยกกระแสน้ำเช่นเดียวกับการออกแบบที่เหนือจุดพินช์ หลักเกณฑ์ในการออกแบบแผนภาพกริดที่เหนือจุดพินช์และใต้จุดพินช์แสดงดังรูปที่ 6.6

รูปที่ 6.7 แสดงการออกแบบแผนภาพกริดสำหรับการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจนโดย ΔT_{\min} มีค่าเท่ากับ $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ เมื่อพิจารณาในส่วนของเหนือจุดพินช์ กระแสร้อน CO_2 (H6) มีการแลกเปลี่ยนกับกระแสเย็น CaCO_3 (C3) โดยใช้ความร้อนเท่ากับ 133394.4 W ทำให้กระแส (C3) มีอุณหภูมิ $786.87\text{ }^{\circ}\text{C}$ แต่อุณหภูมิเป้าหมายคือ $900\text{ }^{\circ}\text{C}$ จึงต้องใส่สารอนุบโภคร้อนให้กับ (C3) 11070.90 W จะเห็นว่ายังเหลือกระแสเย็น C-RE (C4) แต่ไม่มีกระแสร้อนให้จับคู่แล้ว ดังนั้นจึงใส่สารอนุบโภคร้อนให้กับกระแส 664.59 W เพื่อเพิ่มอุณหภูมิจาก $650\text{ }^{\circ}\text{C}$ ไปเป็น $900\text{ }^{\circ}\text{C}$ ต่อมาเมื่อพิจารณาที่ได้จุดพินช์ กระแสร้อน G-RISER (H7) แลกเปลี่ยนความร้อนกับกระแสเย็น AIR (C2) ไป 6930.25 W อุณหภูมิของกระแสร้อน H7 ลดลงไปที่ $569.5\text{ }^{\circ}\text{C}$ แต่อุณหภูมิเป้าหมายของกระแส H7 คือ $550\text{ }^{\circ}\text{C}$ จึงนำไปจับกับกระแส PRESTEAM (C1) แลกเปลี่ยนความร้อนกัน 1678.95 W ซึ่งภาระความร้อนของกระแสเย็น C1 ที่เหลือ 20545.31 W จะนำไปแลกเปลี่ยนความร้อนกับกระแสร้อน GASES (H5) ทำให้กระแส (H5) ลดลงไปที่อุณหภูมิ $280.98\text{ }^{\circ}\text{C}$ จากนั้นเพิ่มสารอนุบโภคเย็นให้กับกระแส H5 เพื่อให้ได้อุณหภูมิเป้าหมาย คือ $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ และใส่สารอนุบโภคเย็นให้กับกระแส H6 ที่เหลืออยู่ 10002.94 W จะได้เครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่สำเร็จแล้วดังรูปที่ 6.7 และแผนภาพการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนจากโปรแกรม Aspen Plus แสดงดังรูปที่ 6.8



รูปที่ 6.7 การออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่สำเร็จแล้วของการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจน



รูปที่ 6.8 แผนภาพการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของการจำลองกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปปิ้งสำหรับการผลิตไฮโดรเจน ในโปรแกรม Aspen Plus

ตารางที่ 6.5 แสดงการเปรียบเทียบพลังงานที่ใช้ก่อนและหลังการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน พลังงานที่ใช้ในการให้ความร้อนและทำให้เย็นก่อนการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการคือ 54281.39 W และ 85478.87 W ตามลำดับ ค่าประสิทธิภาพในการประหยัดพลังงานของการให้สาธารณูปโภคร้อนเท่ากับ 78.38% และ สาธารณูปโภคเย็นเท่ากับ 50.43%

ตารางที่ 6.5 เปรียบเทียบการใช้พลังงานของกระบวนการก่อนและหลังการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน

	พลังงานที่ใช้ (W)	
	ก่อน HEN	หลัง HEN
HEATER 2	22223.22	0.00
HEATER3	6928.64	0.00
H4	24464.94	11070.90
H5	664.59	664.59
พลังงานทั้งหมดที่ใช้	54281.39	11735.49
ประหยัดพลังงาน (%)		78.38
COOLER1	30549.39	32369.80
COOLER2	46319.89	10002.94
COOLER3	8609.59	0.00
พลังงานทั้งหมดที่ใช้	85478.87	42372.74
ประหยัดพลังงาน (%)		50.43
ประสิทธิภาพรวมของระบบ (%)		75.30

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

CHULALONGKORN UNIVERSITY

6.4 สรุปผล

จากการวิเคราะห์จุดพินช์เพื่อใช้ในการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนพบว่า จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่น้อยที่สุดที่คำนวณได้คือ 8 เครื่อง จากการคำนวณหาค่าพลังงานเป้าหมายที่น้อยที่สุดที่ระบบต้องการพบว่า ต้องการสารทำความร้อนที่ต่ำที่สุด เท่ากับ 11735.60 W และสารทำความเย็นที่ต่ำที่สุดเท่ากับ 42931.33 W ซึ่งการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนทำให้การใช้พลังงานลดน้อยลงและสามารถเพิ่มประสิทธิภาพเชิงความร้อนรวมของระบบจาก 60.2 % ไปเป็น 75.30 %

บทที่ 7

สรุปผลและข้อเสนอแนะ

7.1 สรุปผล

จากการวิเคราะห์ทางอุณหพลศาสตร์ของกระบวนการการปรับปรุงแก๊สซิฟิเคชันชีวมวล ร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบแคลเซียมลูปิงสำหรับการผลิตไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูง โดยใช้ทางปาล์มเป็นวัตถุดิบ ผ่านโปรแกรมการจำลองกระบวนการแอสเพนพลัส (Aspen Plus) จากผลการจำลองกระบวนการและการศึกษาผลกระทบของตัวแปรต่างๆ พบว่า ปริมาณไฮโดรเจนและความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนจะเพิ่มสูงขึ้นเมื่อแคลเซียมออกไซด์และไอน้ำที่ป้อนให้กับระบบเพิ่มมากขึ้น ค่า CaO/B และ S/B ที่เหมาะสมของกระบวนการคือ 1.6 และ 1 ตามลำดับ อุณหภูมิของแก๊สซิฟิเคชันที่เพิ่มขึ้นสนับสนุนการเกิดไฮโดรเจน แต่ที่อุณหภูมิสูงมากจะส่งผลต่อการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับทำให้ความบริสุทธิ์ของไฮโดรเจนลดลง ดังนั้นอุณหภูมิที่เหมาะสมของแก๊สซิฟิเคชันคือ $650\text{ }^{\circ}\text{C}$ เมื่อพิจารณาผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของไรเซอร์ พบว่าปริมาณไฮโดรเจนและความบริสุทธิ์จะลดลงเมื่ออุณหภูมิของไรเซอร์มีค่ามาก เนื่องจากปฏิกิริยาคาร์บอนขึ้นเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน โดยอุณหภูมิที่เหมาะสมของไรเซอร์คือ $550\text{ }^{\circ}\text{C}$ เมื่อเปรียบเทียบเปอร์เซ็นต์การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์พบว่า การปรับปรุงกระบวนการโดยการเพิ่มไรเซอร์ทำให้การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้นจาก 71% ไปเป็น 99%

สมรรถนะของการจำลองกระบวนการได้ถูกปรับปรุงโดยการออกแบบเครื่องถ่ายแลกเปลี่ยนความร้อน มีวัตถุประสงค์เพื่อนำพลังงานความร้อนที่ได้จากกระบวนการกลับมาใช้ในระบบให้ได้มากที่สุด เพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพทางความร้อนให้กับกระบวนการ ผลจากการวิเคราะห์จุดพินช์เมื่อกำหนดให้ ΔT_{\min} เท่ากับ $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ พบว่าระบบต้องการสาธารณูปโภคร้อนที่ต่ำที่สุด เท่ากับ 11735.60 W และสาธารณูปโภคเย็นที่ต่ำที่สุดเท่ากับ 42931.33 W และจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่น้อยที่สุดของกระบวนการนี้ที่คำนวณได้คือ 8 เครื่อง หลังจากการออกแบบเครื่องถ่ายแลกเปลี่ยนความร้อน พบว่าระบบมีการใช้พลังงานจากภายนอกลดน้อยลง โดยมีค่าประสิทธิภาพในการประหยัดพลังงานของการให้สาธารณูปโภคร้อนเท่ากับ 78.38% และสาธารณูปโภคเย็นเท่ากับ 50.43% และประสิทธิภาพเชิงความร้อนรวมของระบบเพิ่มขึ้นจาก 60.20 % เป็น 75.30 %

7.2 ข้อเสนอแนะ

7.2.1 ควรจะศึกษาการปรับปรุงการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ร่วมกับเซลล์เชื้อเพลิงชนิดเยื่อแลกเปลี่ยนโปรตอน (Proton exchange membrane fuel cells, PEMFC) เนื่องจาก H₂ ที่ได้จากการปรับปรุงการจำลองกระบวนการการดักจับแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลร่วมกับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ มีความบริสุทธิ์สูงมาก สามารถนำไปใช้ใน PEMFC ได้โดยตรง

7.2.2 ควรศึกษาการวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์เพิ่มเติม เพื่อหาความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ที่เหมาะสมต่อการลงทุน



บรรณานุกรม

- Acharya, B., Dutta, A., & Basu, P. (2012). Circulating-fluidized-bed-based calcium-looping gasifier: experimental studies on the calcination–carbonation cycle. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 51(25), 8652-8660.
- Acharya, B., Dutta, A., & Basu, P. (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.
- Basu, P. (2006). *Combustion and gasification in fluidized beds*: CRC press.
- Cheng, S., Wang, Q., & Ji, H. (2010). *Simulation of hydrogen production from biomass catalytic gasification*. Paper presented at the 2010 International Conference on Digital Manufacturing & Automation.
- Corella, J., Orío, A., & Aznar, P. (1998). Biomass gasification with air in fluidized bed: reforming of the gas composition with commercial steam reforming catalysts. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 37(12), 4617-4624.
- Detchusananard, T., Ponpesh, P., Saebea, D., Authayanun, S., & Arpornwichanop, A. (2017). Modeling and analysis of sorption enhanced chemical looping biomass gasification. *Chemical Engineering Transactions*, 57, 103-108.
- Dimian, A. C., Bildea, C. S., & Kiss, A. A. (2014). Pinch Point Analysis. *Computer Aided Chemical Engineering*, 35, 525-564.
- Doherty, W., Reynolds, A., & Kennedy, D. (2009). The effect of air preheating in a biomass CFB gasifier using ASPEN Plus simulation. *Biomass and bioenergy*, 33(9), 1158-1167.
- Doherty, W., Reynolds, A., & Kennedy, D. (2013). Aspen plus simulation of biomass gasification in a steam blown dual fluidised bed.
- Fauth, D. J., Frommell, E. A., Hoffman, J. S., Reasbeck, R. P., & Pennline, H. W. (2005). Eutectic salt promoted lithium zirconate: Novel high temperature sorbent for CO₂ capture. *Fuel processing technology*, 86(14-15), 1503-1521.
- Figuerola, J. D., Fout, T., Plasynski, S., McIlvried, H., & Srivastava, R. D. (2008). Advances in

- CO₂ capture technology—the US Department of Energy's Carbon Sequestration Program. *International journal of greenhouse gas control*, 2(1), 9-20.
- Franco, C., Pinto, F., Gulyurtlu, I., & Cabrita, I. (2003). The study of reactions influencing the biomass steam gasification process ☆. *Fuel*, 82(7), 835-842.
- Gopaul, S. G., Dutta, A., & Clemmer, R. (2014). Chemical looping gasification for hydrogen production: A comparison of two unique processes simulated using ASPEN Plus. *International Journal of Hydrogen Energy*, 39(11), 5804-5817.
- Han, L., Wang, Q., Luo, Z., Rong, N., & Deng, G. (2013). H₂ rich gas production via pressurized fluidized bed gasification of sawdust with in situ CO₂ capture. *Applied energy*, 109, 36-43.
- Han, L., Wang, Q., Yang, Y., Yu, C., Fang, M., & Luo, Z. (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.
- Hermann, H., Reinhard, R., Klaus, B., Reinhard, K., & Christian, A. (2002). *Biomass CHP plant Güssing—a success story*.
- Kemp, I. C. (2011). *Pinch analysis and process integration: a user guide on process integration for the efficient use of energy*: Elsevier.
- Knoef, H., & Ahrenfeldt, J. (2005). *Handbook biomass gasification*: BTG biomass technology group The Netherlands.
- Li, X., Grace, J., Lim, C., Watkinson, A., Chen, H., & Kim, J. (2004). Biomass gasification in a circulating fluidized bed. *Biomass and bioenergy*, 26(2), 171-193.
- Linnhoff, B., & Flower, J. R. (1978). Synthesis of heat exchanger networks: II. Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality. *AIChE Journal*, 24(4), 642-654.
- Linnhoff, B., & Hindmarsh, E. (1983). The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, 38(5), 745-763.
- Linnhoff, M. (1998). *Introduction to Pinch Technology*.
- Liu, P., Guo, X., Wu, C., Chen, Y., & Arai, N. (2000). Gasification characteristics of biomass wastes in fluidized bed gasifier. *Journal of Propulsion and Power*, 16(4), 606-608.
- Lv, P., Xiong, Z., Chang, J., Wu, C., Chen, Y., & Zhu, J. (2004). An experimental study on

- biomass air–steam gasification in a fluidized bed. *Bioresource technology*, 95(1), 95-101.
- Mahishi, M. R., & Goswami, D. (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.
- Mostafavi, E., Pauls, J. H., Lim, C. J., & Mahinpey, N. (2016). Simulation of high-temperature steam-only gasification of woody biomass with dry-sorption CO₂ capture. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 94(9), 1648-1656.
- Mustafa, N., Li, C. S., Doevendans, T., Chin, S. A., & Ghani, A. K. (2015). Fluidised bed gasification of Oil Palm Frond (OPF) and Napier Grass (NG): A preliminary study. *Chemical Engineering Transactions*, 45, 1441-1446.
- Myöhänen, K., Palonen, J., & Hyppänen, T. (2018). Modelling of indirect steam gasification in circulating fluidized bed reactors. *Fuel processing technology*, 171, 10-19.
- Nipattummakul, N., Ahmed, I. I., Kerdsuwan, S., & Gupta, A. K. (2010). Hydrogen and syngas production from sewage sludge via steam gasification. *International Journal of Hydrogen Energy*, 35(21), 11738-11745.
- Nipattummakul, N., Ahmed, I. I., Kerdsuwan, S., & Gupta, A. K. (2012). Steam gasification of oil palm trunk waste for clean syngas production. *Applied energy*, 92, 778-782.
- Niu, M., Huang, Y., Jin, B., & Wang, X. (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.
- Pala, L. P. R., Wang, Q., Kolb, G., & Hessel, V. (2017). Steam gasification of biomass with subsequent syngas adjustment using shift reaction for syngas production: An Aspen Plus model. *Renewable Energy*, 101, 484-492.
- Pfeifer, C., Puchner, B., & Hofbauer, H. (2009). Comparison of dual fluidized bed steam gasification of biomass with and without selective transport of CO₂. *Chemical Engineering Science*, 23(64), 5073-5083.
- Ramzan, N., Ashraf, A., Naveed, S., & Malik, A. (2011). Simulation of hybrid biomass

- gasification using Aspen plus: A comparative performance analysis for food, municipal solid and poultry waste. *Biomass and bioenergy*, 35(9), 3962-3969.
- Schuster, G., Löffler, G., Weigl, K., & Hofbauer, H. (2001). Biomass steam gasification—an extensive parametric modeling study. *Bioresource technology*, 77(1), 71-79.
- Shayan, E., Zare, V., & Mirzaee, I. (2018). Hydrogen production from biomass gasification; a theoretical comparison of using different gasification agents. *Energy Conversion and management*, 159, 30-41.
- Song, T., Wu, J., Shen, L., & Xiao, J. (2012). Experimental investigation on hydrogen production from biomass gasification in interconnected fluidized beds. *Biomass and bioenergy*, 36, 258-267.
- Sulaiman, S., Balamohan, S., Moni, M., At Naw, S., & Mohamed, A. (2015). Feasibility study of gasification of oil palm fronds. *Journal of Mechanical Engineering and Sciences*, 9, 1744-1757.
- Sun, C., Larpudomlert, R., & Thepwatee, S. (2011). Coal Conversion and utilization for reducing CO₂ emissions from a power plant.
- Udomsirichakorn, J., Basu, P., Salam, P. A., & Acharya, B. (2014). CaO-based chemical looping gasification of biomass for hydrogen-enriched gas production with in situ CO₂ capture and tar reduction. *Fuel processing technology*, 127, 7-12.
- Warnecke, R. (2000). Gasification of biomass: comparison of fixed bed and fluidized bed gasifier. *Biomass and bioenergy*, 18(6), 489-497.
- Zaman, A. U. (2010). Comparative study of municipal solid waste treatment technologies using life cycle assessment method. *International Journal of Environmental Science & Technology*, 7(2), 225-234.
- กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน. (2013). ศักยภาพชีวมวลในประเทศไทย. สืบค้นจาก http://biomass.dede.go.th/biomass_web/index.html
- นคร ทิพยาวงศ์. (2009). เทคโนโลยีการแปลงสภาพชีวมวล. กรุงเทพมหานคร: สมาคมส่งเสริมเทคโนโลยี (ไทย-ญี่ปุ่น).
- นพคุณ ปวงอินใจ. ปรีชา หงส์เวียงจันทร์ และปิยะณัฐ เจริญพร (2010). การศึกษากระบวนการเผาไหม้ของเปลือกถั่วลิสงและเปลือกมะขามในเตาเผาชนิดฟลูอิดซ์เบดแบบทรงกรวย โดยใช้ทรายและอลูมิน่าเป็นวัสดุเบด. (ปริญญาานิพนธ์วิศวกรรมศาสตร), มหาวิทยาลัยศิลปากร.
- พนินชา ทิพวรรณและอมรชัย อภรณ์วิชานพ (2016). การลดการปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จาก

โรงไฟฟ้าด้วยตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์. สืบค้นจาก

http://www.tpa.or.th/publisher/pdfFileDownloadS/tn247_p22-25.pdf

ศูนย์สารสนเทศการเกษตร สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร (2016). ปาล์มน้ำมัน: เนื้อที่ให้ผลผลิตและผลิตต่อไร่ ปี 2557 - 2559. สืบค้นจาก

<http://www.oae.go.th/download/prcai/farmcrop/palm.pdf>

สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร. (2016). ภาวะเศรษฐกิจการเกษตรไตรมาส 3 ปี 2559. สืบค้นจาก

<http://www.oae.go.th/download/bapp/2559/outlookO3-59.pdf>

สุรเชษฐ ย่านวารี. (2015). ชีวมวล (biomass) สืบค้นจาก

<https://ienergyguru.com/2015/08/%E0%B8%8A%E0%B8%B5%E0%B8%A7%E0%B8%A1%E0%B8%A7%E0%B8%A5-biomass/>



ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-สกุล	อรัญกร สัมภาวะผล
วัน เดือน ปี เกิด	10 พฤศจิกายน 2531
สถานที่เกิด	กรุงเทพมหานคร
วุฒิการศึกษา	วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต มหาวิทยาลัยศรีนครินทรวิโรฒ วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ที่อยู่ปัจจุบัน	กรุงเทพมหานคร
ผลงานตีพิมพ์	Sampavapon, A.; Ponpesh, P.; Arpornwichanop, A., Simulation and analysis of a novel dual fluidized-bed biomass gasification integrated with CO ₂ capture for high-purity hydrogen production, 2018 Chemistry Toward a Sustainable Future. The 2018 Pure and Applied Chemistry International Conference (PACCON 2018); EE248-253

ภาคผนวก

ตารางสรุปผลกระทบของสภาวะดำเนินการจากโปรแกรมแอสเพนพลัส



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ภาคผนวก ก

ตาราง ก.1 ผลกระทบของอุณหภูมิแก๊สที่เค้นต่อองค์ประกอบของแก๊ส (อุณหภูมิเรเซอร์ 550 °C CaO/B = 1.6 และ S/B = 1)

อุณหภูมิแก๊สที่เค้น (°C)	500	550	600	650	700	750	800	850	900
mole fraction									
H ₂ O	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.416	0.403	0.403	0.403
CO	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.008	0.042	0.042	0.042
CO ₂	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.025	0.189	0.189	0.189
H ₂	0.642	0.642	0.642	0.642	0.642	0.515	0.323	0.323	0.323
CH ₄	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.034	0.043	0.043	0.043

ตาราง ก.2 ผลกระทบของอัตราส่วนแคลเซียมออกไซด์ต่อชีวมวลต่อองค์ประกอบของแก๊ส (อุณหภูมิแก๊สที่เพิ่มขึ้น 650 °C S/B = 1 และ อุณหภูมิเรเซอร์ 550 °C)

CaO/B	0.2	0.4	0.6	0.8	1.0	1.2	1.4	1.6	1.8
mole fraction									
H ₂ O	0.411	0.419	0.426	0.431	0.432	0.425	0.402	0.350	0.350
CO	0.038	0.033	0.029	0.024	0.018	0.012	0.005	0.001	0.001
CO ₂	0.166	0.142	0.117	0.090	0.063	0.037	0.014	0.001	0.001
H ₂	0.340	0.359	0.381	0.409	0.442	0.487	0.550	0.642	0.642
CH ₄	0.044	0.045	0.046	0.046	0.044	0.039	0.027	0.005	0.005

ตาราง ก.3 ผลกระทบของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลต่อองค์ประกอบของแก๊ส (อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน 650 °C CaO/B = 1.6 และอุณหภูมิโรเซอร์ 550 °C)

S/B	0.2	0.4	0.6	0.8	1	1.2
Mole fraction						
H ₂ O	0.113	0.113	0.185	0.269	0.350	0.421
CO	0.002	0.002	0.001	0.001	0.001	0.000
CO ₂	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001
H ₂	0.784	0.784	0.776	0.716	0.642	0.573
CH ₄	0.098	0.098	0.035	0.012	0.005	0.003

ตาราง ก.4 ผลกระทบของอุณหภูมิโรเซอร์ต่อองค์ประกอบของแก๊ส (อุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน 650°C CaO/B = 1.6 และ S/B = 1)

อุณหภูมิโรเซอร์ (°C)	400	450	500	550	600	650
Mole fraction						
H ₂ O	0.353	0.352	0.351	0.350	0.350	0.351
CO	0.000	0.000	0.000	0.001	0.003	0.014
CO ₂	0.000	0.000	0.000	0.001	0.004	0.016
H ₂	0.641	0.641	0.642	0.642	0.638	0.615
CH ₄	0.006	0.005	0.005	0.005	0.004	0.003