

แก้สสังเคราะห์จากแก๊สฟิเคชั่นร่วมกับการเผาไหม้  
ของถ่านหินและชีวมวลในฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน



นายทัศนัย องค์กบิลย์

สถาบันวิทยบริการ

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2550

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

SYNGAS FROM COAL AND BIOMASS GASIFICATION  
INTEGRATED WITH COMBUSTION IN CIRCULATING FLUIDIZED BED



Mr. Tassanai Ongkabin

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

Department of Chemical Technology

Faculty of Science

Chulalongkorn University

Academic Year 2007

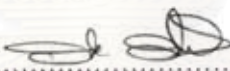
Copyright of Chulalongkorn University


หัวข้อวิทยานิพนธ์	แก๊สสังเคราะห์จากแก๊สซิโพลีเอทิลีนร่วมกับการเผาไหม้ของถ่านหินและ ชีวมวลในฟลูอิดไธร์เบดแบบหมุนเวียน
โดย	นายทัศนัย องค์กบิลย์
สาขาวิชา	เคมีเทคนิค
อาจารย์ที่ปรึกษา	รองศาสตราจารย์ ดร.เลอสรวง เมฆสุด
อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม	ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. ประพันธ์ คูชลธारा


คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัย  
หนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาโทบัณฑิต


  
..... คณบดีคณะวิทยาศาสตร์  
(ศาสตราจารย์ ดร.สุพจน์ หารหนองบัว)

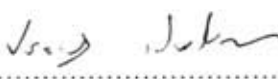
คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

  
..... ประธานกรรมการ  
(ศาสตราจารย์ ดร.ภัทรพรณ ประศาสน์สารกิจ)

  
..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก  
(รองศาสตราจารย์ ดร.เลอสรวง เมฆสุด)

  
..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม  
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. ประพันธ์ คูชลธारा)

  
..... กรรมการ  
(รองศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์)

  
..... กรรมการ  
(อาจารย์ ดร.ประเสริฐ เรียบร้อยเจริญ)

ทัศน์ย์ องค์กบิลย์ : แก๊สสังเคราะห์จากแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการเผาไหม้ของถ่านหินและชีวมวล  
 ในฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน. (SYNGAS FROM COAL AND BIOMASS GASIFICATION  
 INTEGRATED WITH COMBUSTION IN CIRCULATING FLUIDIZED BED) อ. ที่ปรึกษา :  
 รศ.ดร. เลอสรวง เมฆสุด, อ. ที่ปรึกษาร่วม : ผศ.ดร. ประพันธ์ คูชลธารา, 72 หน้า.

งานวิจัยนี้ศึกษาและออกแบบกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการเผาไหม้ของถ่านหินและชีวมวลในฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน เพื่อหาแนวทางในการปรับปรุงคุณภาพแก๊สสังเคราะห์จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยใช้หลักการแยกส่วนของแก๊สซิฟิเคชันและการเผาไหม้ออกจากกันและนำความร้อนจากส่วนการเผาไหม้มายังส่วนแก๊สซิฟิเคชันโดยการถ่ายโอนความร้อนผ่านทางวัสดุเบด คือทราย ในรูปของความร้อนแฝงของทราย พบว่าเครื่องปฏิกรณ์ที่ได้ออกแบบนั้นสามารถผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่มีองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์และค่าความร้อนสูง นอกจากนี้ได้ทำการศึกษาผลของตัวแปร ได้แก่ สัดส่วนของการผสมกะลาปาล์มกับถ่านหินและอุณหภูมิที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ จากผลการทดลองพบว่า เมื่อสัดส่วนของชีวมวลเพิ่มขึ้น ทำให้ร้อยละโดยปริมาตรของไฮโดรเจนลดลง คาร์บอนไดออกไซด์สูงขึ้น ส่วนมีเทนและคาร์บอนมอนอกไซด์มีการเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อย ส่วนผลของอุณหภูมิที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ พบว่า เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น ส่งผลให้ร้อยละโดยปริมาตรของไฮโดรเจนสูงขึ้น คาร์บอนไดออกไซด์ลดลง คาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้นเล็กน้อย และมีเทนลดลงเล็กน้อย นอกจากนี้ยังมีการนำองค์ประกอบของแก๊สที่ได้ไปเปรียบเทียบกับระบบที่ใช้ในอุตสาหกรรมโดยใช้หลักการเดียวกัน คือแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการเผาไหม้ คือกระบวนการ SilvaGas และ FICFB พบว่าแก๊สที่ผลิตได้จากงานวิจัยนี้ให้องค์ประกอบของไฮโดรเจนที่สูงกว่าอีกสองระบบ

## สถาบันวิทยบริการ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาควิชา.....เคมีเทคนิค.....ลายมือชื่อนิสิต.....ทัศน์ย์ องค์กบิลย์.....  
 สาขาวิชา.....เคมีเทคนิค.....ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา.....  
 ปีการศึกษา.....2550.....ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาร่วม.....

# # 4872298423: MAJOR CHEMICAL TECHNOLOGY

KEY WORD: SYNGAS / GASIFICATION / COMBUSTION / BIOMASS/ COAL

TASSANAI ONGKABIN : SYNGAS FROM COAL AND BIOMASS GASIFICATION  
INTEGRATED WITH COMBUSTION IN CIRCULATING FLUIDIZED BED. THESIS  
ADVISOR : ASSOC.PROF. LURSUANG MEKASUT, Dr. Ing., THESIS COADVISOR :  
ASST.PROF. PRAPAN KUCHONTHARA, Ph.D., 72 pp.

This work preliminarily designed and studied gasification integrated with combustion in circulating fluidized bed. The work was focused on the quality improvement of syngas production from gasification. This process had the combination of gasification and combustion that it was separated into two independent zones. Heat was transferred from combustion zone to gasification zone by means of latent heat of sand. The designed process produced the high quality gas and heating value. Moreover, this work studied the effect of ratio of palm shell with coal and reaction temperature on syngas composition. The increasing of palm shell component affected gas composition that hydrogen composition became lower but carbon dioxide became higher while carbon monoxide and methane were quite steady. An increase in temperature affected gas composition that hydrogen and carbon monoxide composition were higher and carbon monoxide was slightly increased. On the other hand, carbon dioxide and methane became lower and methane was slightly decreased. Moreover, the result of gas composition was compared with industrial processes, such as SilvaGas and FICFB. It showed that this work gave higher composition of hydrogen.

Department.....Chemical Technology....Student's signature.....*Tassanai Ongkabin*  
Field of study....Chemical Technology....Advisor's signature.....*L. Mekasut*  
Academic year.....2007.....Co-advisor's signature.....*Prapan Kuchonthara*

## กิตติกรรมประกาศ

ขอกราบขอบพระคุณรองศาสตราจารย์ ดร. เลอสรวง เมฆสุต อาจารย์ที่ปรึกษา และผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. ประพันธ์ คุชฌารา อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม ที่กรุณาให้คำปรึกษา แนะนำ และช่วยเหลือให้งานวิจัยสำเร็จลุล่วงไปด้วยดี รวมทั้งคณาจารย์ทุกท่านในภาควิชาเคมีเทคนิค ที่ได้ให้คำแนะนำ

งานวิจัยนี้ สำเร็จลุล่วงได้ด้วยดีโดยได้รับการสนับสนุนเงินทุนจากโครงการพัฒนาบัณฑิตศึกษาและวิจัยด้านเชื้อเพลิง ภายใต้โครงการพัฒนาบัณฑิตศึกษาด้านวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี ศูนย์ปิโตรเลียมและเทคโนโลยีปิโตรเคมี ทุนอุดหนุนโครงการวิจัยหรือค้นคว้าเพื่อทำวิทยานิพนธ์ ทุนสนับสนุนกลุ่มวิทยานิพนธ์เพื่อการตีพิมพ์เผยแพร่ และกองทุนเพื่อส่งเสริมการอนุรักษ์พลังงาน สำนักนโยบายและแผนพลังงาน ผู้วิจัยต้องขอขอบพระคุณมา ณ ที่นี้

ขอกราบขอบพระคุณ ศาสตราจารย์ ดร. ภัทรพรธม ประศาสน์สารกิจ ประธานกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ รองศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบุญ และอาจารย์ ดร. ประเสริฐ เรียบร้อยเจริญ กรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ที่กรุณาให้คำแนะนำในการจัดทำวิทยานิพนธ์ให้มีความสมบูรณ์

ขอขอบคุณบุคลากรในภาควิชาเคมีเทคนิคทุกท่าน ที่ได้อำนวยความสะดวกในการใช้ห้องปฏิบัติการจนงานวิจัยสำเร็จลงด้วยดี ขอขอบคุณพี่ ๆ เพื่อน ๆ ในภาควิชาเคมีเทคนิคและผู้อยู่เบื้องหลังทุกท่านที่ได้ให้ความช่วยเหลือและเป็นกำลังใจให้การทำวิทยานิพนธ์สำเร็จลุล่วง

สุดท้ายนี้ ขอกราบขอบพระคุณ บิดา มารดา พี่ น้อง ที่ได้ให้กำลังใจ ให้คำแนะนำความช่วยเหลือและให้การสนับสนุนเสมอมาจนสำเร็จการศึกษา

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ณ
สารบัญภาพ.....	ญ
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย.....	2
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย.....	2
1.4 ขั้นตอนในการดำเนินงานวิจัย.....	2
1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	3
บทที่ 2 ทฤษฎี.....	4
2.1 ถ่านหิน.....	4
2.2 ชีวมวล.....	7
2.3 การแปรรูปเชื้อเพลิง.....	8
2.4 ไพรอไลซิส.....	9
2.5 แก๊สซิฟิเคชัน.....	10
2.6 ระบบการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง.....	15
2.7 ประเภทของเครื่องแก๊สฟาย.....	16
2.8 หลักแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการเผาไหม้.....	22
2.9 กระบวนการในอุตสาหกรรมที่ใช้หลักแก๊สซิฟิเคชันร่วมกับการเผาไหม้.....	25
2.10 การคำนวณสมดุลทางอุณหพลศาสตร์ของปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชัน.....	29
2.11 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	31
บทที่ 3 เครื่องมือและวิธีดำเนินงานวิจัย.....	35
3.1 เครื่องมือและอุปกรณ์การทดลอง.....	35
3.2 สารตั้งต้นและสารเคมีที่ใช้ในการทดลอง.....	37
3.3 วิธีการทดลอง.....	37

	หน้า
บทที่ 4 ผลการทดลองและวิเคราะห์ผลการทดลอง.....	40
4.1 องค์ประกอบทางเคมีของถ่านหินและกะลาปาล์ม.....	40
4.2 การทดลองในเครื่องปฏิกรณ์ภาวะเสมือนจริง.....	41
4.3 การปรับเทียบ Screw feeder กับ Inverter.....	43
4.4 การหาภาวะที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการแกซีฟิเคชันร่วมกับการเผาไหม้	44
4.4.1 อัตราการป้อนของอากาศที่ใช้ในการหมุนเวียน.....	44
4.4.2 ปริมาณออกซิเจนที่ใช้ในการเผาไหม้ของถ่านไม้.....	44
4.4.3 อัตราการป้อนถ่านไม้.....	44
4.4.4 อัตราการดูดแก๊สเพื่อนำไปวิเคราะห์.....	45
4.5 ผลของการผสมกะลาปาล์มกับถ่านหินที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊ส ผลิตภัณฑ์.....	45
4.6 ผลของอุณหภูมิในส่วนไพโรไลซิสที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์.....	48
4.7 การเปรียบเทียบองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากระบบพลูอิดซ์ แบบหมุนเวียนกับระบบอื่นๆที่ใช้ในอุตสาหกรรม.....	51
4.8 ร้อยละการเปลี่ยนคาร์บอนเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์.....	53
4.9 ร้อยละการเกิดปฏิกิริยาที่สมดุลทางอุณหพลศาสตร์.....	54
บทที่ 5 สรุปผลการทดลอง และข้อเสนอแนะ.....	55
5.1 สรุปผลการทดลอง.....	55
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	56
รายการอ้างอิง.....	57
ภาคผนวก.....	61
ภาคผนวก ก.....	62
ภาคผนวก ข.....	64
ภาคผนวก ค.....	68
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	72



## สารบัญตาราง

ตาราง	หน้า
2.1 การเปลี่ยนแปลงขององค์ประกอบของถ่านหินศักดิ์ต่าง ๆ.....	5
2.2 ปฏิกริยาหลัก ๆ ที่เกิดภายใต้ภาวะที่แกซีฟาย.....	12
2.3 องค์ประกอบของแก๊สจากกระบวนการ SilvaGas .....	27
2.4 องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สจากกระบวนการ FICFB.....	28
2.5 สารปนเปื้อนในผลิตภัณฑ์แก๊สจากกระบวนการ FICFB .....	28
2.6 ปฏิกริยาหลักของกระบวนการแกซีฟิเคชัน.....	29
4.1 ผลการวิเคราะห์แบบประมาณของถ่านหินและกะลาปาล์ม.....	40
4.2 ผลการวิเคราะห์แบบแยกธาตุของถ่านหินและกะลาปาล์ม.....	40
4.3 การวัดอัตราการไหลของแก๊สโดย Peristatic pump.....	45
4.4 การเปรียบเทียบองค์ประกอบของแก๊สต่างๆที่ได้จากทั้ง 3 ระบบ.....	51



สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## สารบัญญภาพ

ภาพประกอบ	หน้า
2.1 ปฏิกริยาต่อเนื่องที่เกิดขึ้นในกระบวนการแกซีฟิเคชันถ่านหินหรือชีวมวล.....	11
2.2 กลไกปฏิกริยาในกระบวนการแกซีฟิเคชันของถ่านหิน.....	12
2.3 เครื่องแกซีฟายแบบ Updraft .....	17
2.4 เครื่องแกซีฟายแบบ Downdraft .....	18
2.5 เครื่องแกซีฟายแบบ Crossdraft.....	19
2.6 Bubbling Fluidized Bed Gasifier.....	21
2.7 Circulating Fluidized Bed Gasifier.....	22
2.8 กระบวนการแกซีฟิเคชันในระบบฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนรูปแบบที่ปฏิกริยาแกซีฟิเคชันและการเผาไหม้เกิดร่วมกันที่ส่วนไรเซอร์.....	23
2.9 กระบวนการแกซีฟิเคชันในระบบฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนรูปแบบที่ปฏิกริยาแกซีฟิเคชันเกิดขึ้นที่ส่วนไรเซอร์และการเผาไหม้เกิดขึ้นที่ส่วนดาวเนอร์.....	24
2.10 กระบวนการแกซีฟิเคชันในระบบฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนรูปแบบที่ปฏิกริยาแกซีฟิเคชันเกิดขึ้นที่ส่วนดาวเนอร์และการเผาไหม้เกิดขึ้นที่ส่วนไรเซอร์.....	25
2.11 กระบวนการ SilvaGas .....	26
2.12 กระบวนการ FICFB .....	28
2.13 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างค่าคงที่สมดุลกับอุณหภูมิของปฏิกริยาต่างๆ.....	31
3.1 เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในงานวิจัย.....	35
3.2 เครื่องโครมาโตกราฟที่ใช้ในงานวิจัย.....	39
4.1 เครื่องปฏิกรณ์ภาวะเสมือนจริง.....	41
4.2 ลักษณะของหัวฉีดอากาศด้านไรเซอร์.....	42
4.3 กราฟการปรับเทียบของ Screw feeder กับ Inverter.....	43
4.4 กราฟแสดงองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์สำหรับสัดส่วนชีวมวลต่างๆที่อุณหภูมิ 565 องศาเซลเซียส.....	46
4.5 กราฟแสดงองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์สำหรับสัดส่วนชีวมวลต่างๆที่อุณหภูมิ 550 องศาเซลเซียส.....	46
4.6 กราฟแสดงองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์สำหรับสัดส่วนชีวมวลต่างๆที่อุณหภูมิ 535 องศาเซลเซียส.....	47

4.7 กราฟแสดงผลของอุณหภูมิในส่วนไพโรไลซิสที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ สำหรับถ่านหิน.....	48
4.8 กราฟแสดงผลของอุณหภูมิในส่วนไพโรไลซิสที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ สำหรับถ่านหินผสมกะลาปาล์มร้อยละ 5 โดยน้ำหนัก.....	49
4.9 กราฟแสดงผลของอุณหภูมิในส่วนไพโรไลซิสที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ สำหรับถ่านหินผสมกะลาปาล์มร้อยละ 10 โดยน้ำหนัก.....	49
4.10 กราฟแสดงผลของอุณหภูมิในส่วนไพโรไลซิสที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ สำหรับถ่านหินผสมกะลาปาล์มร้อยละ 20 โดยน้ำหนัก.....	50
4.11 ระบบ SilvaGas.....	52
4.12 ระบบ FICFB.....	52
4.13 กราฟแสดงค่าร้อยละการเปลี่ยนคาร์บอนเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ที่สัดส่วนชีวมวลต่างๆ..	53
4.14 กราฟแสดงร้อยละการเกิดปฏิกิริยาแกซิฟิเคชันที่สมดุลที่ 500 ถึง 1000 องศา เซลเซียส.....	54

# บทที่ 1

## บทนำ

### 1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ในยุควิกฤติการณ์พลังงาน ไม่ว่าจะเป็นประเทศพัฒนาแล้วหรือกำลังพัฒนาก็ตาม ต่างได้รับความเดือดร้อนในเรื่องนี้โดยทั่วกัน เพราะเชื้อเพลิงที่ใช้กันอยู่ในปัจจุบันนั้นส่วนมากเป็น น้ำมันปิโตรเลียม แก๊สธรรมชาติ และถ่านหิน ซึ่งล้วนเป็นแหล่งพลังงานที่ต้องอาศัยเวลานานนับ ล้านปีจึงจะเกิดขึ้นได้ ซึ่งปัจจุบันอัตราการใช้พลังงานนั้นเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว ทำให้ในอนาคต ช่างหน้าเชื้อเพลิงเหล่านี้อาจจะหมดไป จึงทำให้มีการตื่นตัวในการค้นคว้าและวิจัยพลังงาน ต่างๆ ที่จะนำมาทดแทนเชื้อเพลิงเหล่านี้

ชีวมวล คือ อินทรีย์สารที่เป็นแหล่งธรรมชาติของพลังงานและยังนำมาใช้ผลิตพลังงานได้ด้วย เช่น แกลบ ชานอ้อย เศษไม้ ชี้อเลื่อย เป็นต้น ชีวมวลสามารถเปลี่ยนเป็นพลังงานได้ เพราะว่าการสังเคราะห์แสงของพืชนั้นใช้คาร์บอนไดออกไซด์และน้ำในการเปลี่ยนพลังงานแสงอาทิตย์เป็นน้ำตาลและแป้งแล้วเก็บไว้ในส่วนต่างๆของพืช ชีวมวลถือเป็นแหล่งพลังงานหมุนเวียนที่ไม่มีวันหมดเพราะวงจรชีวิตสั้น สามารถผลิตมาทดแทนได้ทันที อีกทั้งราคาไม่แพงและถ้าอยู่ไม่ไกลจากโรงงานก็จะสามารถประหยัดค่าขนส่งได้อีกทางหนึ่ง

ประเทศไทยมีแหล่งชีวมวลจำนวนมากและการใช้ประโยชน์จากชีวมวลก็เพิ่มขึ้นทุกวันทำให้ลดการนำเข้าเชื้อเพลิงที่มีราคาแพงและยังสร้างรายได้ภายในประเทศด้วย ประโยชน์อีกอย่างหนึ่งของชีวมวลก็คือเป็นสารที่อนุรักษ์สิ่งแวดล้อม เทคโนโลยีที่เหมาะสมในการผลิตพลังงานจากชีวมวลจะไม่ทำให้เกิดมลพิษและปรากฏการณ์เรือนกระจกเนื่องจากวัฏจักรในการใช้คาร์บอนไดออกไซด์ของพืชนั่นเอง

ในปัจจุบันนี้ปัญหาด้านสิ่งแวดล้อมเป็นสิ่งที่ทุกคนจะละเลยไม่ได้ สังเกตจากทุกโรงงานหันมาให้ความสำคัญกับเรื่องนี้เป็นอย่างมาก เมื่อพิจารณาถึงคุณภาพของสิ่งแวดล้อมพบว่าไฮโดรเจนเป็นเชื้อเพลิงที่สะอาดที่สุดเพราะเมื่อไฮโดรเจนเผาไหม้จะได้ผลิตภัณฑ์หลัก คือ น้ำ ซึ่งไม่มีไฮโดรคาร์บอน หรือ คาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งเป็นแก๊สเรือนกระจกอยู่

ไฮโดรเจนมีความสำคัญในอุตสาหกรรมเคมีเป็นอย่างมาก ซึ่งถ้าอยู่รวมกับคาร์บอนมอนอกไซด์ จะเป็น แก๊สสังเคราะห์ ซึ่งใช้เป็นสารตั้งต้นในอุตสาหกรรมปิโตรเคมีและอื่นๆ หรือ ใช้ไฮโดรเจนในเซลล์เชื้อเพลิงก็ได้ ซึ่งถือเป็นแหล่งพลังงานในอนาคตที่เริ่มมีความสำคัญในปัจจุบันแล้ว

ถึงแม้ว่าเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนส่วนใหญ่จะใช้ในการเผาไหม้ถ่านหินและในอุตสาหกรรมปิโตรเลียมแต่ในแก๊สซิเคชันก็มีข้อดีหลายประการ ดังนี้

1. ไม่มีข้อจำกัดทางด้านขนาดและชนิดของชีวมวลที่ใช้เป็นวัตถุดิบ
2. แก๊สที่ผลิตได้มีความหลากหลายตามความต้องการ เช่น การผลิตความร้อนและพลังงาน ผลิตภัณฑ์ของแก๊สสังเคราะห์ มีเทน และไฮโดรเจน เป็นต้น
3. ปัญหาด้านสิ่งแวดล้อมมีน้อยกว่า

## 1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1. ศึกษาการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากแก๊สซิเคชันร่วมกับการเผาไหม้ของถ่านหินและชีวมวลในฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน
2. ศึกษาผลของอัตราส่วนของชีวมวลต่อถ่านหินและผลของอุณหภูมิที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้

## 1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

แบ่งออกเป็นสองส่วน โดยส่วนแรกคือ การประกอบเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนและหาภาวะการทดลองที่สามารถเกิดกระบวนการแก๊สซิเคชันร่วมกับการเผาไหม้ได้ เพื่อเป็นข้อมูลพื้นฐานในการทดลองต่อไป

ส่วนที่สองคือ ศึกษาผลของปัจจัยต่างๆที่มีต่อกระบวนการแก๊สซิเคชันร่วมกับการเผาไหม้ของถ่านหินและชีวมวลในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน และวิเคราะห์องค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้

## 1.4 ขั้นตอนในการดำเนินงานวิจัย

1. ค้นคว้าข้อมูลและงานวิจัยที่เกี่ยวข้องจากตำรา ห้องสมุด อินเทอร์เน็ต ฯลฯ

- พลังงาน พลังงานฟอสซิล พลังงานหมุนเวียน
  - วิธีใช้เครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน
  - งานวิจัยที่เกี่ยวกับกระบวนการแกซีฟิเคชันของเชื้อเพลิงชนิดต่างๆ ในหลายรูปแบบ
  - วิธีการใช้เครื่องมือต่างๆ เช่น เครื่องมือวิเคราะห์ฟลูแก๊ส เครื่อง TG/DTA (Thermogravimetric Differential Thermal Analyzer) , เครื่อง GC (Gas Chromatography) , เครื่อง CHN Analyzer เป็นต้น
2. ออกแบบและสร้างเครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน
  3. ประกอบอุปกรณ์วัดค่าอุณหภูมิ ในตำแหน่งต่างๆของท่อไรเซอร์ (Riser) และดาวเนอร์ (Downer) และท่อป้อนเชื้อเพลิงด้วย
  4. ทดลองหาภาวะที่เหมาะสมทางอุทกพลศาสตร์
  5. เตรียมถ่านหิน (ซับบิทูมินัส) ชีวมวล (กะลาปาล์ม) และทราย
    - บดถ่านหินและชีวมวล ขนาด 0.6 ถึง 2.0 มิลลิเมตร
    - วัดขนาดของถ่านหิน ชีวมวล และทราย ด้วยเครื่องคัดแยกขนาด
    - ผสมถ่านหิน และชีวมวล
  6. ศึกษาแกซีฟิเคชันของถ่านหินและชีวมวลในเครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน โดยมีตัวแปรต่างๆดังนี้
    - อัตราส่วนของชีวมวลต่อถ่านหิน คือ 0 : 1, 0.05 : 0.95, 0.1 : 0.9 และ 0.2 : 0.8
    - อุณหภูมิ  
บันทึกอุณหภูมิ และ องค์ประกอบของแก๊สที่ได้
  7. วิเคราะห์ผลการทดลองที่ได้
  8. วิจาร์ณ สรุปผล และเขียนวิทยานิพนธ์

### 1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. เป็นแนวทางการผลิตแก๊สสังเคราะห์โดยแกซีฟิเคชันร่วมกับการเผาไหม้ของถ่านหินและชีวมวลในฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน
2. ได้ภาวะที่เหมาะสมในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ทั้งในด้านปริมาณและองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้ในฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน

## บทที่ 2

### ทฤษฎี

#### 2.1 ถ่านหิน

ถ่านหินเป็นเชื้อเพลิงแข็งที่ใช้กันมากที่สุดในโลก ในทางธรณีวิทยา ถ่านหินเป็นหินตะกอน (Sedimentary rock) ชนิดหนึ่ง แต่แตกต่างจากหินตะกอนอื่นเพราะมีองค์ประกอบเป็นสารอินทรีย์ สารอินทรีย์ในถ่านหินประกอบไปด้วยคาร์บอน และไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบหลัก นอกจากนั้นจะมี กำมะถัน ออกซิเจน ไนโตรเจน และสารประกอบอื่นๆที่ไม่ลุกไหม้ซึ่งเรียกว่าเถ้า (Ash) รวมไปถึงสารอินทรีย์ต่างๆเนื่องจากการเจือปนที่แหล่งต้นกำเนิด

องค์ประกอบที่สำคัญของถ่านหินได้แก่ ความชื้น เถ้า สารระเหย และคาร์บอนคงตัว องค์ประกอบดังกล่าวได้จากการวิเคราะห์แบบประมาณ (proximate Analysis)

ความชื้น (moisture) พบว่าถ่านหินอายุน้อยที่สุดจะมีความชื้นอยู่มาก เมื่ออายุมากขึ้น แร่ดินต่าง ๆ บนผิวโลกที่กดทับลงบนแนวถ่านหิน ทำให้ความชื้นน้อยลง ความชื้นในถ่านหินมี 2 ลักษณะ คือ

- ความชื้นที่ติดแน่นอยู่ในเนื้อถ่านหิน (inherent moisture) เกิดจากคุณสมบัติของ ถ่านหิน การดูดความชื้นเข้าไปในเนื้อถ่านหินเป็นปริมาณมากหรือน้อยขึ้นอยู่กับอายุ ของถ่านหิน อุณหภูมิ และความชื้น ณ แหล่งกำเนิด
- ความชื้นอิสระ (free or occidental moisture) เป็นความชื้นที่ถ่านหินดูดไ้ไ้ผิว ซึ่ง จะสูญเสียไปเมื่อทิ้งไว้ในอากาศ

สารระเหยได้ (volatile matter) เกิดจากเมื่อถ่านหินได้รับความร้อนในที่ที่ไม่มีอากาศใน ช่วงเวลาและอุณหภูมิที่กำหนด องค์ประกอบของถ่านหินที่สลายตัวง่ายจะระเหยออกมา แล้ว สลายตัวเป็น 3 องค์ประกอบสำคัญ คือ แก๊ส น้ำมันทาร์ และของเหลวสีที่มีแอมโมเนีย (ammonia liquor) และน้ำจากการแตกตัวของโมเลกุลที่มีน้ำเป็นองค์ประกอบ (hydrate) ซึ่งไม่ใช่ ความชื้นอิสระ

สารระเหยนี้มีความสำคัญมากในการวิเคราะห์ถ่านหิน เพราะส่วนประกอบของสารระเหย ได้แตกต่างกันตามศักดิ์ของถ่านหิน โดยลดลงเมื่อถ่านหินมีศักดิ์สูงขึ้น

เถ้า (ash) คือ ส่วนที่เหลือของสารอินทรีย์ภายหลังจากการเผาไหม้

คาร์บอนคงตัว (fixed carbon) เป็นของแข็งที่มีองค์ประกอบของคาร์บอนเป็นส่วนใหญ่ที่เหลืออยู่ในถ่านหิน ประมาณได้จากร้อยละที่เหลือจากการวิเคราะห์แบบประมาณ เมื่อหักค่าความชื้น สารระเหย และเถ้า ถ่านหินที่มีค่าคาร์บอนคงตัวสูงจะมีคาร์บอนคงตัวสูงด้วย เนื่องจากปริมาณความชื้นและสารระเหยต่ำ

ถ่านหินจะให้ค่าความร้อนมากหรือน้อยนั้นขึ้นอยู่กับอายุของถ่านหิน เพราะถ้ายังมีอายุมากร้อยละของคาร์บอนจะยิ่งสูง ดังตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 การเปลี่ยนแปลงขององค์ประกอบของถ่านหินศักดิ์ต่าง ๆ  
(Probstein and Hick, 1982)

Material	Mass Percent		
	Carbon	Hydrogen	Oxygen
Wood (cellulose)*	44	6	50
Peat*	59	6	35
Lignite	71	5	24
Subbituminous coal	74	5	21
Bituminous coal	84	5	11
Anthracite	94	3	3
Graphite*	100	-	-

\* Not a coal.

ชนิดของถ่านหิน แบ่งตามลำดับค่าความร้อน ได้เป็น 5 ชนิด คือ

1. ถ่านพีท (Peat) \*
2. ถ่านลิกไนต์ (Lignite)
3. ถ่านซับบิทูมินัส (Sub-bituminous)
4. ถ่านบิทูมินัส (Bituminous)
5. ถ่านแอนทราไซต์ (Anthracite)

\* ถ่านหินอาจแบ่งได้เป็น 4 ชนิด โดยถือว่าถ่านพีทยังมีอายุไม่มากพอที่จะเป็นถ่านหิน



### 2.1.1 ถ่านพีท (Peat)

เกิดจากเศษซากพืชที่เน่าเปื่อย จัดเป็นถ่านหินที่มีคุณภาพต่ำที่สุดในบรรดาถ่านหินทั้งหลาย ลักษณะของถ่านพีทเป็นสีน้ำตาลมีรูพรุนคล้ายฟองน้ำมีร่องรอยของเนื้อไม้ปรากฏอยู่เมื่อนำไปเผาไหม้จะมีควันออกมามาก มีกลิ่น ให้ค่าความร้อนต่ำ ถ่านพีทจะมีปริมาณของคาร์บอนน้อยกว่าถ่านหินชนิดอื่นแต่มีความชื้นมาก จึงถือได้ว่าถ่านพีทเป็นวิวัฒนาการขั้นแรกที่พืชแปรสภาพเป็นถ่านหิน หากทิ้งไว้ใต้ดินเป็นเวลานานๆ ถ่านพีทก็จะแปรสภาพไปเป็นถ่านหินลิกไนต์ต่อไปได้

ค่าความร้อนทางเชื้อเพลิงของถ่านพีทไม่แน่นอนขึ้นอยู่กับส่วนประกอบของธาตุต่างๆ สำหรับถ่านพีทที่มีคุณภาพดีจะมีค่าความร้อนประมาณ 7,000-9,000 บีทียูต่อปอนด์ (4,000-5,500 แคลอรีต่อกรัม )

### 2.1.2 ถ่านลิกไนต์ (Lignite)

จัดเป็นถ่านหินที่มีคุณภาพต่ำ มีวิวัฒนาการมาจากถ่านพีท ซึ่งอาจต้องใช้เวลาการแปรสภาพถึงหลายร้อยล้านปีและบางครั้งยังมีร่องรอยของเนื้อไม้ปรากฏให้เห็นอยู่บ้าง ถ่านหินลิกไนต์ที่มีคุณภาพสูงจะเป็นสีดำ เมื่อนำไปเผาไหม้จะให้ความร้อนสูงกว่าและเกิดควันน้อยกว่าถ่านพีท

ถ่านหินชนิดนี้เป็นชนิดที่ให้ค่าความร้อนต่ำเพราะมีองค์ประกอบของคาร์บอนต่ำแต่มีความชื้นและเถ้าสูง เป็นถ่านหินชนิดเดียวกับที่มีอยู่ในประเทศไทยซึ่งมีเหมืองอยู่ที่จังหวัดลำพูน จังหวัดลำปางและจังหวัดกระบี่ โดยใช้เป็นเชื้อเพลิงของโรงไฟฟ้า

ปัจจุบันประเทศไทยมีแหล่งถ่านหินลิกไนต์อยู่หลายแห่งคือ เชียงใหม่ ลำปาง แพร่ ตาก เชียงราย น่าน อุตรดิตถ์ สุราษฎร์ธานี ตรัง กระบี่ นครราชสีมา และกาฬสินธุ์ ได้มีการสำรวจแหล่งที่พบแล้วและมีปริมาณพอแก่การผลิต ได้แก่ ที่จังหวัดลำพูนอำเภอลี้ ตำบลบ้านป่าคา และที่ตำบลบ้านปู้ ที่จังหวัดลำปาง อำเภอแม่เมาะ ที่จังหวัดกระบี่ อำเภอเมือง

### 2.1.3 ถ่านซับบิทูมินัส (Sub-bituminous)

เป็นถ่านหินที่จัดอยู่ระหว่างถ่านลิกไนต์กับถ่านบิทูมินัส ในบางกรณีถ่านลิกไนต์ชนิดคุณภาพสูงหรือที่เรียกว่าลิกไนต์ดำก็อาจจัดเข้าไปอยู่ในพวกถ่านซับบิทูมินัสได้ ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับส่วนประกอบของธาตุต่างๆ และค่าความร้อนทางเชื้อเพลิง ถ่านหินชนิดนี้จะมีอายุประมาณ 200 ล้านปี

ถ่านหินชนิดนี้ให้ค่าความร้อนสูงขึ้น ประกอบด้วยเนื้อถ่านหรือคาร์บอนร้อยละ 60 และ สารระเหยมากกว่าร้อยละ 30 โดยประมาณ ให้ค่าความร้อนประมาณ 10,000 บีทียูต่อปอนด์

#### 2.1.4 ถ่านบิทูมินัส

เป็นถ่านหินที่มีคุณภาพสูงกว่าถ่านลิกไนต์และถ่านซับบิทูมินัส ถ่านหินชนิดนี้นิยมใช้ในต่างประเทศมาก ลักษณะเนื้อถ่านมีสีดำเป็นมันเงา ไม่ปรากฏร่องรอยของเนื้อไม้ แต่เปราะ หลังการเผาไหม้จะมีเถ้าถ่านต่ำ และเกิดควันน้อยขณะเผาไหม้ เหมาะสำหรับนำไปใช้เป็นวัตถุดิบในการผลิตถ่านโค้ก ซึ่งนิยมใช้มากในอุตสาหกรรม นอกจากนี้ถ่านบิทูมินัสยังใช้ผลิตเป็นเชื้อเพลิงแก๊สสังเคราะห์ และผลิตภัณฑ์เคมีอื่นๆอีกมาก โดยทั่วไปถ่านหินชนิดนี้จะมีปริมาณคาร์บอนประมาณร้อยละ 70 และสารระเหยประมาณร้อยละ 20 ค่าความร้อนเชื้อเพลิงประมาณ 13,000 บีทียูต่อปอนด์

#### 2.1.5 ถ่านแอนทราไซต์

เป็นถ่านหินที่มีคุณภาพดีที่สุดในบรรดาถ่านหินทั้งหลาย ถ่านหินชนิดนี้จะมีปริมาณเนื้อถ่านมาก มีสีดำสนิท เวลาเผาไหม้เกิดควันน้อยมาก ให้ค่าความร้อนทางเชื้อเพลิงสูงและมีความแข็งมาก ติดไฟยาก แต่เมื่อติดไฟแล้วจะเผาไหม้เป็นเวลายาวนาน ดังนั้นถ่านหินชนิดนี้จึงมีราคาแพง

การใช้งานของถ่านหินชนิดนี้มีน้อยมาก เพราะต้องสั่งจากต่างประเทศเข้ามาและมีราคาแพง ถ่านแอนทราไซต์มีค่าความร้อนประมาณ 14,000 บีทียูต่อปอนด์

ถ่านหินชนิดนี้ ประกอบด้วยเนื้อถ่านหรือคาร์บอนสูงกว่าร้อยละ 90 นอกจากนั้นจะเป็นสารประกอบอื่นๆอีกเล็กน้อย

#### 2.2 ชีวมวล (Biomass)

ชีวมวล คือ สารอินทรีย์ที่เป็นแหล่งกักเก็บพลังงานจากธรรมชาติและสามารถนำมาใช้ผลิตพลังงานได้ เช่น เศษวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตร หรือกากจากกระบวนการผลิตในอุตสาหกรรมการเกษตร เช่น แกลบ ได้จากการสีข้าวเปลือก ชานอ้อย ได้จากการผลิตน้ำตาลทราย เศษไม้ ได้จากการแปรรูปไม้ยางพาราหรือไม้ยูคาลิปตัสเป็นส่วนใหญ่ และบางส่วนได้จากสวนป่าที่ปลูกไว้ กากปาล์ม ได้จากการสกัดน้ำมันปาล์มดิบออกจากผลปาล์มสด ชังข้าวโพด ได้จากการสี

ข่าวโศกเพื่อนำเมล็ดออก เป็นต้น ชีวมวลสามารถเปลี่ยนรูปเป็นพลังงานได้ เพราะในขั้นตอนของการเจริญเติบโตนั้น พืชใช้คาร์บอนไดออกไซด์และน้ำและเปลี่ยนพลังงานจากแสงอาทิตย์โดยผ่านกระบวนการสังเคราะห์แสงได้ออกมา เป็นแป้งและน้ำตาล แล้วกักเก็บไว้ตามส่วนต่างๆ ของพืช ดังนั้นเมื่อนำพืชมาเป็นเชื้อเพลิงจะได้พลังงานออกมา

### องค์ประกอบของชีวมวล

องค์ประกอบของชีวมวลหรือสสารทั่วไป แบ่งออกเป็น 3 ส่วนหลักคือ

- ความชื้น (Moisture)

ความชื้นหมายถึงปริมาณน้ำที่มีอยู่ ชีวมวลส่วนใหญ่จะมีความชื้นค่อนข้างสูง เพราะเป็นผลิตภัณฑ์ทางการเกษตร ถ้าต้องการแปรรูปชีวมวลเป็นพลังงานโดยการเผาไหม้ ชีวมวลควรมีความชื้นไม่เกินร้อยละ 50

- ส่วนที่เผาไหม้ได้ (Combustible substance)

ส่วนที่เผาไหม้ได้แบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือ สารระเหย (Volatile matter) และ คาร์บอนคงตัว (Fixed carbon) สารระเหย คือส่วนที่ลุกเผาไหม้ง่าย สลายตัวเมื่อได้รับความร้อนในที่ที่ไม่มีอากาศ ดังนั้นชีวมวลที่มีค่าสารระเหยสูงแสดงว่าติดไฟได้ง่าย ส่วนคาร์บอนคงตัวเป็นของแข็งที่เป็นคาร์บอนที่เหลืออยู่

- เถ้า (Ash)

เถ้าคือส่วนที่เผาไหม้ไม่ได้ ชีวมวลส่วนใหญ่จะมีเถ้าประมาณร้อยละ 1-3 ยกเว้นแกลบและฟางข้าวจะมีสัดส่วนเถ้าประมาณร้อยละ 10-20 ซึ่งจะมีปัญหาการเผาไหม้และกำจัดพอสมควร

### 2.3 การแปรรูปเชื้อเพลิง

การแปรรูปเชื้อเพลิงมีความสำคัญในด้านการนำเชื้อเพลิงไปใช้งานเพื่อให้เกิดความเหมาะสมและคุ้มค่าในทางเศรษฐศาสตร์ดังนั้นกระบวนการแปรรูปเชื้อเพลิงจึงมีความสำคัญโดยกระบวนการแปรรูปเป็นเชื้อเพลิงรูปแบบต่างๆ ได้ดังนี้

- กระบวนการทำให้เป็นเชื้อเพลิงแข็ง เป็นกระบวนการซึ่งได้ผลิตภัณฑ์ คือ ถ่านโค้ก (Coke) และผลผลิตพลอยได้ คือ แก๊สเชื้อเพลิงและของเหลวจากกรีทอर्थ

- กระบวนการทำให้เป็นเชื้อเพลิงเหลว เป็นการผลิตเชื้อเพลิงเหลวเพื่อใช้ทดแทนน้ำมันปิโตรเลียม โดยการทำให้องค์ประกอบของเชื้อเพลิงละลายลงในตัวทำละลายแล้วเติมไฮโดรเจน

ภายใต้คุณสมบัติและความดันสูง และต้องใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา เข้าร่วมด้วย ซึ่งเป็นกระบวนการที่ต้องใช้เทคโนโลยีสูงและจัดได้ว่าก้าวหน้าที่สุด

- กระบวนการทำให้เป็นแก๊สเชื้อเพลิง เป็นกระบวนการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง โดยทำปฏิกิริยาออกซิเดชันเพียงบางส่วน กับอากาศและออกซิเจนและหรือไอน้ำ

ในงานวิจัยนี้สนใจศึกษาการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากเชื้อเพลิงแข็ง ดังนั้นกระบวนการที่เหมาะสมคือ กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยมีไพโรไลซิสเป็นปฏิกิริยาในขั้นต้น

## 2.4 ไพโรไลซิส (Pyrolysis)

ไพโรไลซิส (pyrolysis) เป็นการสลายตัวทางเคมีของสารอินทรีย์หรือเชื้อเพลิงแข็งด้วยความร้อนที่ภาวะอับอากาศหรือจำกัดปริมาณออกซิเจน โดยทั่วไปกระบวนการนี้เกิดที่อุณหภูมิ 600-800 เคลวิน ความดัน 0.1-0.5 เมกะพาสคัล โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการนี้คือ น้ำมัน (liquid oil) ถ่านชาร์ (charcoal) และ ผลิตภัณฑ์แก๊ส (gaseous product) โดยแก๊สและไอน้ำจะถูกผลิตออกมาก่อนในช่วงแรก

กระบวนการไพโรไลซิสสามารถแบ่งเป็น ไพโรไลซิสแบบช้า (slow pyrolysis) และไพโรไลซิสแบบรวดเร็ว (fast pyrolysis) โดยทั่วไปกระบวนการไพโรไลซิสแบบช้าจะได้ถ่านชาร์เป็นผลิตภัณฑ์หลัก จึงไม่เหมาะสำหรับใช้ในการผลิตไฮโดรเจน สำหรับกระบวนการไพโรไลซิสแบบรวดเร็วเป็นกระบวนการที่ดำเนินการที่อุณหภูมิสูงและด้วยการเพิ่มอุณหภูมิอย่างรวดเร็วได้ผลิตภัณฑ์ทั้งส่วนที่เป็นของแข็ง ของเหลว และแก๊ส ผลิตภัณฑ์จากกระบวนการไพโรไลซิสประกอบด้วย

- ผลิตภัณฑ์แก๊ส ได้แก่ ไฮโดรเจน มีเทน คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ และแก๊สอื่นๆ
- ผลิตภัณฑ์ของเหลว ได้แก่ น้ำมันดินหรือน้ำมันทาร์ (tar) และน้ำมัน (oil) ที่อยู่ในสภาพของเหลวที่อุณหภูมิห้องยกตัวอย่างเช่น อะซิโตน (acetone) กรดอะซิติก (acetic acid) เป็นต้น
- ผลิตภัณฑ์ของแข็ง ได้แก่ ถ่านชาร์ และสารประกอบที่มีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบหลัก

กระบวนการไพโรไลซิสของเชื้อเพลิงแข็งแต่ละชนิดมีความคล้ายคลึงกัน แต่อาจมีสัดส่วนผลได้ของผลิตภัณฑ์แต่ละชนิด รวมทั้งอุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยาที่แตกต่างกันไป สำหรับถ่านหินจะได้ผลิตภัณฑ์ในส่วนที่เป็นน้ำมันทาร์น้อยกว่าชีวมวล เนื่องจากมีปริมาณสารระเหยในองค์ประกอบน้อยกว่า แต่จะเกิดการสลายตัวในช่วงอุณหภูมิที่สูงกว่า ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับศักดิ์ (rank) ของถ่านหิน สารประกอบที่มีจุดเดือดต่ำจะเกิดการระเหยตัวและกลั่นตัวออกมา โดยไม่เกิดการแตกตัวและพันธะเคมี แต่โมเลกุลที่มีน้ำหนักโมเลกุลสูงและมีลักษณะโมเลกุลที่มีพันธะเชื่อมขวาง (cross-linked) จะเกิดการแตกตัวของพันธะระหว่างคาร์บอน-ออกซิเจน (C-O) คาร์บอน-ซัลเฟอร์ (C-S) และคาร์บอน-คาร์บอน (C-C) พร้อมทั้งเกิดสารผลิตภัณฑ์ระหว่างปฏิกิริยา (intermediate) สารผลิตภัณฑ์ระหว่างปฏิกิริยาที่เกิดจากการสลายตัวครั้งแรก จะตั้งไฮโดรเจนอะตอมจากสารระหว่างปฏิกิริยาอื่นๆ แล้วกลั่นตัวและเกิดปฏิกิริยาพอลิเมอไรเซชันเกิดเป็นถ่านโค้ก (coke) ส่วนของแข็งที่ยังไม่เกิดปฏิกิริยาจะกลายเป็นถ่านชาร์ ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการสลายตัวในขั้นแรกมักเกิดการสลายตัวต่อไปอีกที่อุณหภูมิสูงเนื่องจากถ่านชาร์ที่ได้จากการไพโรไลซิสขั้นแรกมีความว่องไวต่ำมาก ในการไพโรไลซิสขั้นต่อไปจึงต้องอาศัยเวลาทำปฏิกิริยานานขึ้น และอุณหภูมิที่สูงกว่าขั้นแรก

ในการผลิตผลิตภัณฑ์แก๊สจากกระบวนการไพโรไลซิสต้องทำที่ภาวะอุณหภูมิสูง อัตราการให้ความร้อนสูงและต้องมีเวลาในการทำปฏิกิริยาของสารระเหยมากพอเพื่อให้สามารถทำปฏิกิริยาไปเป็นแก๊สได้ ตัวแปรดังกล่าวเปลี่ยนแปลงตามชนิดของเครื่องปฏิกรณ์และรูปแบบการถ่ายโอนความร้อนที่เกิดขึ้น เช่น การถ่ายโอนความร้อนแบบพาความร้อน (convective heat transfer) ระหว่างแก๊ส-ของแข็ง และ การถ่ายโอนความร้อนแบบนำความร้อน (conductive heat transfer) ระหว่างของแข็ง-ของแข็ง

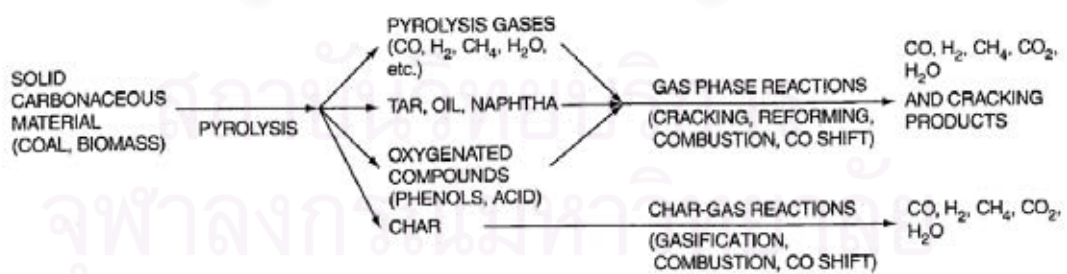
## 2.5 แก๊สซิฟิเคชัน (Gasification)

แก๊สซิฟิเคชัน เป็นกระบวนการเปลี่ยนเชื้อเพลิงที่มีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบ เช่น ถ่านหินหรือชีวมวลไปเป็นแก๊สสังเคราะห์ที่มีคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบหลัก โดยทั่วไปแก๊สสังเคราะห์ที่ได้มักมีคาร์บอนไดออกไซด์และมีเทนปนอยู่ด้วย นอกจากแก๊สสังเคราะห์แล้วยังมีของแข็ง (ถ่านชาร์) และของเหลว (อะโรมาติกไฮโดรคาร์บอน) หรือทาร์ ซึ่งสัดส่วนของแต่ละองค์ประกอบนั้นขึ้นอยู่กับภาวะที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยา เช่น อุณหภูมิ ความดัน ชนิดของแก๊สที่ใช้แก๊สฟาย อัตราป้อนของแก๊สที่ใช้แก๊สฟาย ชนิดของเชื้อเพลิง อัตราป้อนของเชื้อเพลิง อัตราการให้ความร้อน ลักษณะทางกายภาพของเชื้อเพลิง (ขนาด รูปร่าง พื้นที่ต่อปริมาตร) และการออกแบบเครื่องแก๊สฟาย (เบดนิ่ง ฟลูอิดไรเซชัน)

กระบวนการแกซีฟิเคชันเกิดจากการทำปฏิกิริยาของเชื้อเพลิงคาร์บอนกับอากาศ ออกซิเจน หรือไอน้ำที่อุณหภูมิสูงกว่า 700 องศาเซลเซียส ปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันถือว่าเป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพในการเปลี่ยนรูปสารอินทรีย์ให้เป็นพลังงาน ข้อดีของแกซีฟิเคชันคือการนำแก๊สสังเคราะห์ไปใช้จะสะดวกกว่าการเผาไหม้เชื้อเพลิงโดยตรง แก๊สสังเคราะห์นี้อาจนำไปเผาไหม้โดยตรงในห้องเผาไหม้ภายในก็ได้ อาจนำไปผลิตเมทานอลหรือไฮโดรเจน หรือจะนำไปผลิตเชื้อเพลิงสังเคราะห์โดยผ่านกระบวนการ Fischer-Tropsch ก็ได้

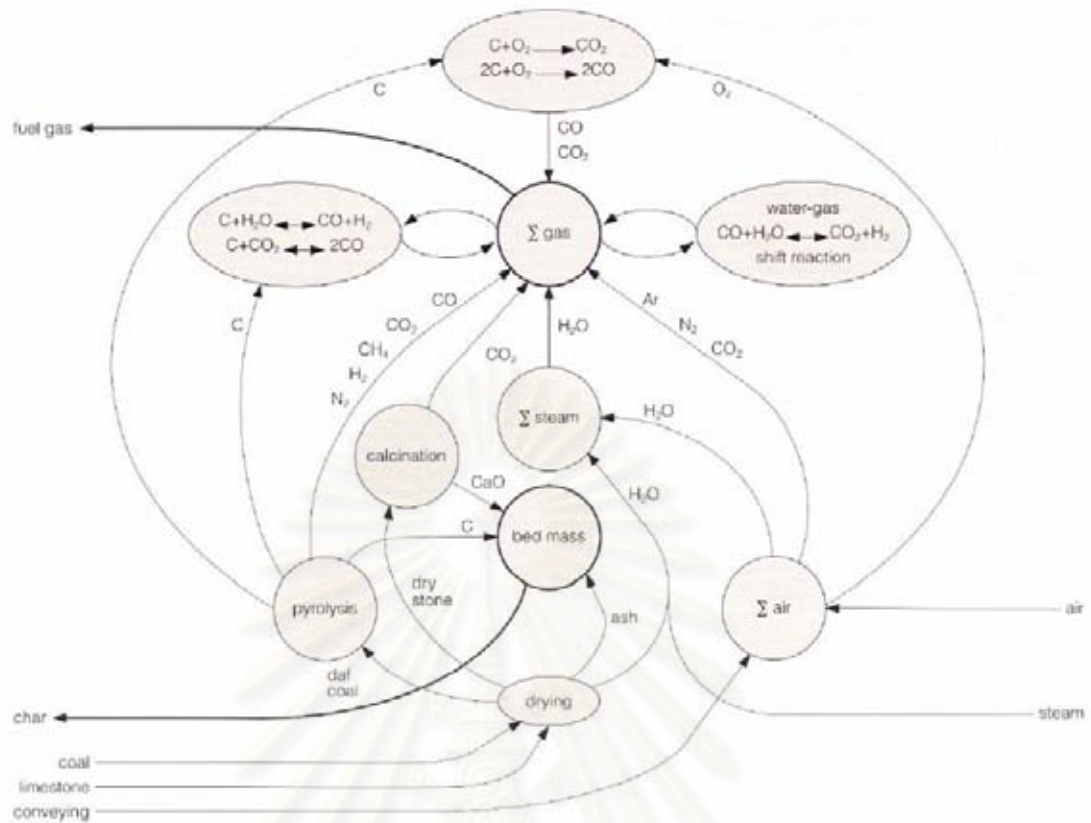
ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในกระบวนการแกซีฟิเคชันแตกต่างกันไป ขึ้นกับลักษณะหรือรูปแบบของกระบวนการ ออกซิเจนที่ป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์จะถูกใช้ในปฏิกิริยาออกซิเดชัน หรือก็คือปฏิกิริยาการเผาไหม้กับคาร์บอนและไฮโดรเจน เพื่อให้ความร้อนที่ใช้ในปฏิกิริยาอื่นๆ ในกระบวนการต่อไป

อย่างไรก็ตาม กลไกการเกิดปฏิกิริยาในกระบวนการแกซีฟิเคชันค่อนข้างซับซ้อน เนื่องจากมีปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นพร้อมๆ กันหลายปฏิกิริยา ส่วนใหญ่ในการอธิบายกระบวนการนิยมใช้กลไกแบบต่อเนื่องของกระบวนการไพโรไลซิสของเชื้อเพลิงแข็ง และกระบวนการแกซีฟิเคชันของผลิตภัณฑ์จากการไพโรไลซิส ดังแสดงไว้ในรูปที่ 2.1 กลไกดังกล่าวสามารถใช้อธิบายกระบวนการได้เป็นอย่างดี เนื่องจากกระบวนการไพโรไลซิสเกิดขึ้นในเวลาอันสั้นในช่วงต้นของกระบวนการ อย่างไรก็ตามในการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ในการคำนวณได้มีการเสนอกฎการเกิดปฏิกิริยาต่างๆ ไว้ดังแสดงไว้ในรูปที่ 2.2 ซึ่งปฏิกิริยาต่างๆ เหล่านี้เกิดขึ้นแบบคู่ขนาน หรือเกิดพร้อมๆ กันไปอย่างสลับซับซ้อน



รูปที่ 2.1 ปฏิกิริยาต่อเนื่องที่เกิดขึ้นในกระบวนการแกซีฟิเคชันถ่านหินหรือชีวมวล

(Higman and van der Burgt, 2003)



รูปที่ 2.2 กลไกปฏิกิริยาในกระบวนการแกซีฟิเคชันของถ่านหิน (Moreea-Taha, 2000)

ตารางที่ 2.2 ปฏิกิริยาหลัก ๆ ที่เกิดภายใต้ภาวะที่แกซีฟาย (Probstein and Hick, 1982)

Coal		$\xrightarrow{\text{Pyrolysis}}$	Chars (C) + Gas + Tar (CO, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, CH <sub>4</sub> , C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> )	(1)
2C	+ O <sub>2</sub>	$\xleftrightarrow{\text{Oxygasification}}$	2CO	$\Delta H = -$ (2)
C	+ H <sub>2</sub> O	$\xleftrightarrow{\text{Steam gasification}}$	CO + H <sub>2</sub>	$\Delta H = +$ (3)
C	+ CO <sub>2</sub>	$\xleftrightarrow{\text{Carboxygasification}}$	2CO	$\Delta H = +$ (4)
C	+ 2H <sub>2</sub>	$\xleftrightarrow{\text{Hydrogasification}}$	CH <sub>4</sub>	$\Delta H = -$ (5)
CO	+ H <sub>2</sub> O	$\xleftrightarrow{\text{Shift Conversion}}$	CO <sub>2</sub> + H <sub>2</sub>	$\Delta H = -$ (6)
Tar	+ H <sub>2</sub>	$\xleftrightarrow{\text{Hydrocracking}}$	CH <sub>4</sub>	$\Delta H = -$ (7)
Tar	+ H <sub>2</sub> O	$\xleftrightarrow{\text{Gasification}}$	CO + H <sub>2</sub>	$\Delta H = +$ (8)
C	+ O <sub>2</sub>	$\xrightarrow{\text{Combustion}}$	CO <sub>2</sub>	$\Delta H = -$ (9)
Coal Minerals	+ O <sub>2</sub>	$\xrightarrow{\text{Decomposition \& Oxidation}}$	Ash	(10)

ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในตารางที่ 2.2 จะมีการเรียกชื่อตามลักษณะของแก๊สที่เข้าทำปฏิกิริยา เช่น

ออกซิแกซิฟิเคชัน (oxygasification) เป็นปฏิกิริยาที่คาร์บอนทำปฏิกิริยากับออกซิเจนหรืออากาศ เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน โดยแก๊สที่เกิดขึ้นได้แก่ คาร์บอนมอนอกไซด์ได้แก่สมการที่ (2)

แกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำ (steam gasification) เป็นปฏิกิริยาที่คาร์บอนทำปฏิกิริยากับไอน้ำ เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน แก๊สที่ได้ส่วนใหญ่ได้แก่ คาร์บอนมอนอกไซด์ และไฮโดรเจน แก๊สเหล่านี้มีค่าความร้อนสูงพอที่จะนำมาทำแก๊สเชื้อเพลิงได้แก่สมการที่ (3)

คาร์บอกซีแกซิฟิเคชัน (carboxygasification) เป็นปฏิกิริยาที่คาร์บอนทำปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน แก๊สที่ได้ส่วนใหญ่เป็น คาร์บอนมอนอกไซด์ได้แก่สมการที่ (4)

ไฮโดรแกซิฟิเคชัน (hydrogasification) หรือ เมทาเนชัน (methanation) เป็นปฏิกิริยาที่คาร์บอนทำปฏิกิริยากับแก๊สไฮโดรเจนโดยตรงสมการที่ (5) เพื่อผลิตมีเทน เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน และเกิดข้างล่างที่อุณหภูมิสูง ผลิตภัณฑ์ที่ได้คือ แก๊สมีเทน ซึ่งเป็นแก๊สที่มีค่าความร้อนสูงจึงเป็นแก๊สที่ต้องการให้เกิดในแกซิฟิเคชันมาก แต่ว่าปฏิกิริยานี้เกิดน้อยมาก

ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟท์ (water-gas shift reaction) เป็นปฏิกิริยาย้อนกลับได้ของคาร์บอนมอนอกไซด์กับไอน้ำซึ่งแข่งขันกับปฏิกิริยาที่ 3 ได้คาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจนเป็นผลิตภัณฑ์ เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน

ในกระบวนการแกซิฟิเคชันประกอบด้วย 2 ขั้นตอน คือการไพโรไลซิสในขั้นตอนแรก ซึ่งจะมีการสูญเสียน้ำหนักเนื่องจากการระเหยไปของน้ำและสารระเหยรวมทั้งแก๊สต่าง ๆ ที่เกิดขึ้นด้วย หลังจากนั้นจะเกิดขึ้นตอนที่ 2 คือ กระบวนการแกซิฟิเคชัน โดยน้ำมันทาร์และซาร์จะเปลี่ยนไปเป็นแก๊สเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น

### ผลิตภัณฑ์ที่เป็นของแข็ง

มีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบหลักเรียกว่า ถ่านชาร์ สามารถนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงหรือผลิตสารเคมีอื่นได้อีก เช่น ถ่านกัมมันต์ แอฟทาลีน แอนทราซีน และสารประกอบไซยาโนเจน เป็นต้น แต่ส่วนใหญ่จะนำมาใช้เป็นวัสดุเชื้อเพลิงไร้ควัน เช่น ถ่านไร้ควัน เพื่อใช้ในบ้านเรือนและอุตสาหกรรมขนาดเล็กหรือกลางได้ดี เช่น เป็นเชื้อเพลิงให้หม้อไอน้ำ การเผาอิฐ การอบแห้ง ผลิตภัณฑ์ทางการเกษตร โรงงานผลิตหินปูนและซีเมนต์ หรือใช้ในโรงงานถลุงเหล็กและทองแดง เพราะไม่ก่อให้เกิดปัญหามลภาวะต่อสภาพแวดล้อมจากกลิ่นหรือควันที่เกิดจากสารระเหยและสารประกอบพวกไนโตรเจนและกำมะถัน



## ผลิตภัณฑ์ที่เป็นของเหลว

ประกอบด้วยน้ำและสารประกอบที่ละลายน้ำ อีกส่วนหนึ่งจะเป็นน้ำมันทาร์ องค์ประกอบของน้ำมันทาร์เป็นสารประกอบที่ซับซ้อนของไฮโดรคาร์บอน ที่มีโครงสร้างส่วนมากเป็นพวงวงแหวนแนพทาไลน์เชื่อมด้วยหมู่เอทีลีน โมเลกุลของน้ำมันทาร์มีองค์ประกอบของธาตุคาร์บอนตั้งแต่  $C_5-C_6$  ประกอบเป็นโครงสร้างของสารเคมีต่าง ๆ อาจมีมากกว่า 200 ชนิด โดยอาจแบ่งออกได้ตามคุณสมบัติที่ใช้ในการกลั่นเป็น 5 ส่วน คือ

- น้ำมันเบา(light oil) ช่วงอุณหภูมิ <200 องศาเซลเซียส ได้แก่ เบนซีน เบนโซลดิบ โทลูอีน เอทิลเบนซีน ไซลีน
- น้ำมันช่วงกลาง (middle oil) ช่วงอุณหภูมิ 200 – 250 องศาเซลเซียส ได้แก่ ฟีนอล ไพรดีน
- น้ำมันช่วงหนัก (heavy oil) ช่วงอุณหภูมิ 250 – 300 องศาเซลเซียส ได้แก่ ไดเมทิลแนพทาไลน์
- น้ำมันแอนทาซีน (anthracence) ช่วงอุณหภูมิ 300 – 350 องศาเซลเซียส ได้แก่ ฟลูออรีน พีแนพทีน
- พีทซ์ (pitch) ช่วงอุณหภูมิ >350 องศาเซลเซียส ได้แก่ น้ำมันหนักบางประเภทพวกไข (red wax) ซึ่งเป็นส่วนที่เหลือจากการกลั่น

## สมบัติทางเคมีของน้ำมันทาร์

เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิพบว่าปริมาณน้ำมันทาร์ที่เกิดจากการเผาไหม้และองค์ประกอบของน้ำมันทาร์เกิดการเปลี่ยนแปลง พบว่าเมื่ออุณหภูมิในกระบวนการสูงขึ้น ปริมาณออกซิเจนจะลดลง และสัดส่วนของ H/C อะตอมก็ลดลงเช่นกัน ซึ่งแสดงถึงการผันกลับของ highly oxygenate pyrolyzate ไปเป็น less oxygenate pyrolyzate และมีความคงที่ของอุณหภูมิมากกว่า (thermally highly aromatic structure stable) ซึ่งในที่สุดจะไม่มีออกซิเจน และคงเหลือแต่โครงสร้างที่เป็นอะโรมาติก

## ผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊ส

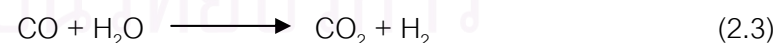
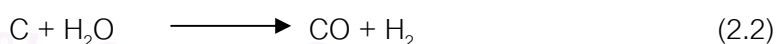
เป็นของผสมระหว่างแก๊สอินทรีย์และอนินทรีย์ โดยแก๊สอินทรีย์ ได้แก่ คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ ไฮโดรเจนและแอมโมเนีย ส่วนแก๊สอินทรีย์ ได้แก่ มีเทน อีเทน เอทิลีน เป็นต้น โดยแก๊สส่วนใหญ่จะเป็นไฮโดรเจน คาร์บอนไดออกไซด์ คาร์บอนมอนอกไซด์ และมีเทน ซึ่งสามารถนำไปใช้เป็นแก๊สเชื้อเพลิงในกระบวนการเผาไหม้ เพื่อให้ความร้อน หรือการผลิตไฟฟ้า

## 2.6 ระบบการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง

ในปัจจุบันกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันมีการทดลองอยู่ 3 ระบบ คือ

### 2.6.1 การผลิตแก๊สเชื้อเพลิงที่มีค่าความร้อนต่ำ (low heating value gas or low Btu gas)

แก๊สเชื้อเพลิงที่ได้มีค่าความร้อนประมาณ  $3.3\text{-}5.6 \text{ MJ/m}^3$  (90-150 Btu/SCF) เกิดจากการเผาไหม้บางส่วนของถ่านกับอากาศ โดยมากมักจะมีไอน้ำอยู่ด้วย ปฏิกริยาดังกล่าวเกิดขึ้นดังนี้

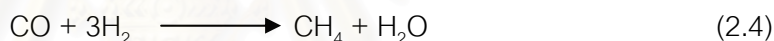


## 2.6.2 การผลิตแก๊สเชื้อเพลิงที่มีค่าความร้อนปานกลาง (medium heating value gas or medium Btu gas)

แก๊สเชื้อเพลิงที่มีค่าความร้อนประมาณ 9.3-20.5 MJ/m<sup>3</sup> (250-550 Btu/SCF) กระบวนการนี้ใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ที่ได้จากการแยกออกจากอากาศ เพื่อใช้ในการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วน (partial oxidation) การไม่มีไนโตรเจนจะทำให้ค่าความร้อนสูงขึ้น

## 2.6.3 การผลิตแก๊สเชื้อเพลิงที่มีค่าความร้อนสูง (high heating value gas or high Btu gas)

ค่าความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิงที่ได้เทียบเท่ากับ synthetic natural gas (SNG) ส่วนประกอบของแก๊สนี้มักเป็นมีเทนเกือบบริสุทธิ์ ซึ่งจาก medium Btu gas สามารถเปลี่ยนเป็น SNG ได้โดยกระบวนการมีเทนเนชัน (methanation) ที่อุณหภูมิต่ำ เกิดปฏิกิริยาของคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจนเป็นแก๊สมีเทนและน้ำ ดังสมการ



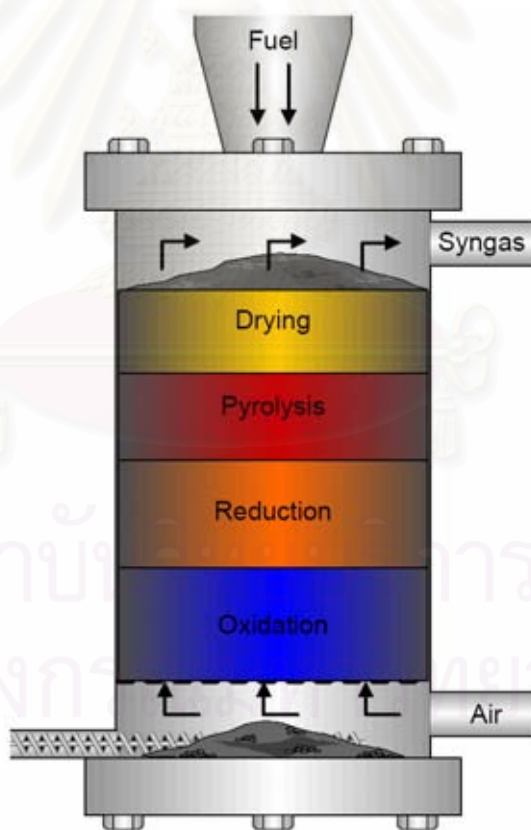
## 2.7 ประเภทของเครื่องแก๊สฟาย

### 2.7.1 เครื่องแก๊สฟายแบบ moving bed หรือเครื่องแก๊สฟายแบบเบดนิ่ง (fixed bed)

เครื่องแก๊สฟายแบบ moving bed (หรือเรียกว่าแบบเบดนิ่ง; fixed bed) เป็นเทคโนโลยีที่เก่าแก่ที่สุด ดังนั้นจึงถูกนำไปใช้มาเป็นระยะเวลายาวนานที่สุด ข้อดีของประเภทนี้คือออกแบบง่าย เนื่องจากเบดอยู่นิ่งดังนั้นการออกแบบจึงไม่ซับซ้อน ส่วนข้อเสียคือ ข้อจำกัดทางด้านปริมาณการป้อนเชื้อเพลิง อีกทั้งข้อจำกัดทางด้านกรขยายขนาดให้ใหญ่ขึ้นเนื่องจากเป็นเรื่องยากที่จะขยายขนาดโดยที่การกระจายอุณหภูมิในระบบคงที่ เพราะว่ายิ่งขนาดใหญ่ ความแตกต่างของอุณหภูมิก็ยังมีมาก

### 2.7.1.1 แก๊สฟายแบบ Updraft

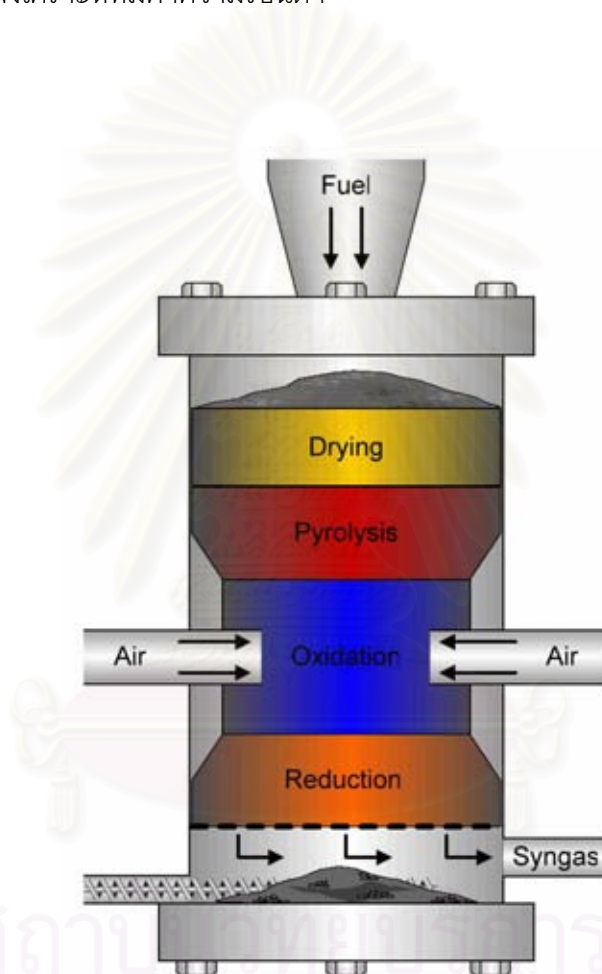
เชื้อเพลิงถูกป้อนทางด้านบน ส่วนสารแก๊สฟาย (อากาศ หรือออกซิเจน และ/หรือไอน้ำ) ถูกป้อนทางด้านล่างและไหลขึ้นสวนทางกับเชื้อเพลิง ดังรูปที่ 2.3 ที่ด้านล่างสุดของเบดเกิดการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ใน oxidation zone ขณะที่เกิดคาร์บอนไดออกไซด์ และไอน้ำในระบบที่อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส แก๊สร้อนผ่านไปที่ reduction zone จะถูกรีดิวซ์ได้ คาร์บอนมอนอกไซด์ และไฮโดรเจนและอุณหภูมิลดลงที่ 750 องศาเซลเซียส แก๊สที่ได้จะผ่านขึ้นไปยัง Pyrolysis zone สวนทางกับเชื้อเพลิงที่ลงมาด้านล่าง ได้ทาร์ปริมาณสูงและแก๊สบางส่วน ในขั้นสุดท้าย แก๊สที่ได้จะสัมผัสกับเชื้อเพลิงที่มีความชื้น เป็นการไล่ความชื้นใน drying zone จะได้แก๊สที่ อุณหภูมิประมาณ 500 องศาเซลเซียส



รูปที่ 2.3 เครื่องแก๊สฟายแบบ Updraft (Olofsson และคณะ, 2005)

### 2.7.1.2 แก๊สฟายแบบ Downdraft

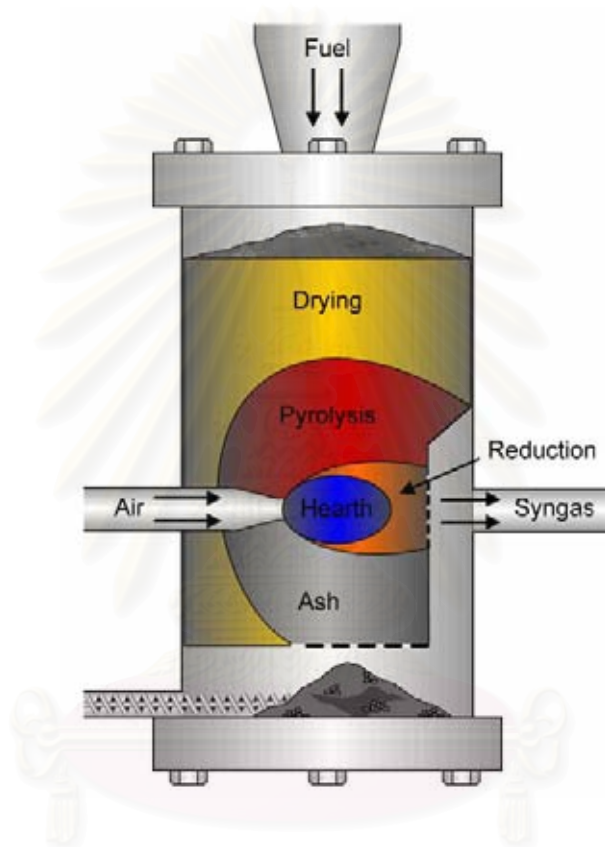
เชื้อเพลิงถูกป้อนทางด้านบน ส่วนสารแก๊สฟายถูกป้อนให้ไหลลงผ่านเบดนิ่ง จะได้แก๊สสังเคราะห์ทางด้านล่างสุด เครื่องแก๊สฟายแบบ Downdraft จะได้ปริมาณทาร์น้อยกว่า เพราะทาร์ถูกผลิตในชั้นไพโรไลซิสแล้วจะสลายตัวด้วยความร้อนในชั้นของการเผาไหม้ แสดงในรูปที่ 2.4 ระบบนี้จะได้แก๊สสังเคราะห์ที่มีค่าความร้อนต่ำ



รูปที่ 2.4 เครื่องแก๊สฟายแบบ Downdraft (Olofsson และคณะ, 2005)

### 2.7.1.3 แก๊สฟายแบบ Crossdraft

เชื้อเพลิงถูกป้อนทางด้านบน ส่วนสารแก๊สฟายถูกป้อนทางด้านข้างและไหลผ่านเชื้อเพลิงได้แก๊สสังเคราะห์ทางด้านตรงข้าม แสดงในรูปที่ 2.5



รูปที่ 2.5 เครื่องแก๊สฟายแบบ Crossdraft (Olofsson และคณะ, 2005)

### 2.7.2 เครื่องแก๊สฟายแบบฟลูอิดไคซ์เบด (fluidized bed)

งานวิจัยเกี่ยวกับฟลูอิดไคซ์เบดเพิ่มขึ้นอย่างมากมาเมื่อปลายยุค 70 หลังจากนั้นเกิดวิกฤตการณ์น้ำมันขึ้น นักวิจัยส่วนใหญ่หันมาสนใจกระบวนการแก๊สฟายเคชันเนื่องจากภาวะทางเศรษฐกิจ อุตสาหกรรมทางด้านความร้อนและพลังงานก็ทำการวิจัยทางด้านฟลูอิดไคซ์เรื่อยมาจนถึงวันนี้ก็กล่าวได้ว่าเทคโนโลยีฟลูอิดไคซ์เบดเป็นเทคโนโลยีที่พร้อมใช้งานทางด้านแก๊สฟายเคชันแล้ว

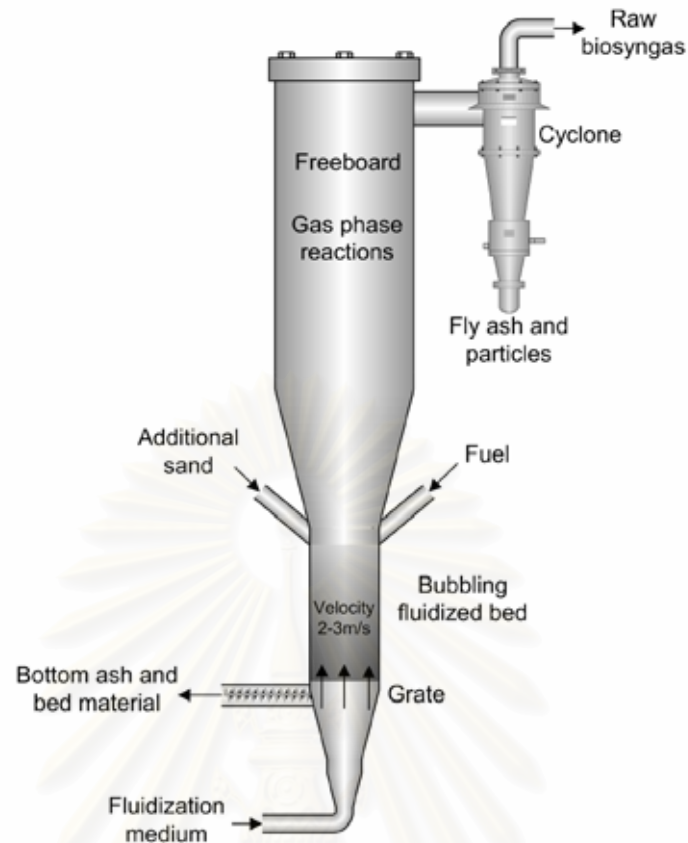
โดยปกติแล้วฟลูอิดไชน์เบดจะใช้ทรายเป็นวัสดุเบด ขนาดประมาณ 250 ไมครอน อย่างไรก็ตามวัสดุเบดที่เหมาะสมและใช้บ่อยๆชนิดอื่น เช่น โดโลไมต์ ก็สามารถใช้ได้ โดยที่ทรายทำหน้าที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนกับเชื้อเพลิง รวมไปถึงการเพิ่มการผสมกันและความเร็วในการเกิดปฏิกิริยา

สารฟลูอิดไชน์ส่วนใหญ่เป็นอากาศ โดยปกติจะถูกป้อนหลายชั้นตอนดังนี้ อากาศปฐมภูมิจะถูกป้อนที่ด้านล่างสุดของเบด เป็นสารฟลูอิดไชน์ ความเร็วของอากาศปฐมภูมิต่ำจะน้อยกว่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไชน์ ถ้าไม่อย่างนั้นทรายจะไม่ถูกยกขึ้นและจะไม่เกิดฟองอากาศเกิดขึ้น ความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไชน์เกิดขึ้นเมื่อความดันตกคงที่และเท่ากับความดันรวมของเบด เมื่อเกิดการฟลูอิดไชน์แล้วจะเกิดฟองอากาศขึ้นในทรายและเบดเริ่มลอยขึ้น ลักษณะนี้เรียกว่า Bubbling Fluidized Bed (BFB) เมื่อความเร็วอากาศสูงขึ้น ฟองอากาศจะใหญ่ขึ้นและเกิดเต็มท้อ ทำให้ทรายถูกยกเป็นชั้นๆไป และถ้าความเร็วสูงขึ้นอีก ทรายบางส่วนจะหลุดลอยออกไป เพื่อที่จะนำทรายกลับมาอีก ไชโคลนจึงถูกติดตั้งเพื่อนำทรายกลับมาในขณะที่แก๊สจะไหลผ่านไชโคลนออกไปทางด้านบน ถ้าทรายถูกนำกลับมาป้อนเข้าที่ด้านล่างของเบดอีกครั้ง ลักษณะนี้เรียกว่า Circulating Fluidized Bed (CFB)

#### 2.7.2.1 Bubbling Fluidized Bed Gasifier (BFBG)

เชื้อเพลิงถูกป้อนที่บริเวณด้านล่างของเครื่อง และสารแก๊สฟายถูกป้อนจากด้านล่างด้วยความเร็ว 2-3 เมตรต่อวินาที เกิดเป็นฟองอากาศไหลผ่านเบด ดังรูปที่ 2.6 ความเร็วของสารแก๊สฟายมีความสำคัญมากสำหรับขนาดและความเร็วของฟองอากาศซึ่งส่งผลต่อการผสมกันและการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างอนุภาคของเชื้อเพลิง แก๊สสังเคราะห์ที่ได้จะออกมาทางด้านบนของเครื่องแก๊สฟายโดยผ่านทางไชโคลนเพื่อที่จะแยกทรายและเถ้าลอยออกจากแก๊สสังเคราะห์

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



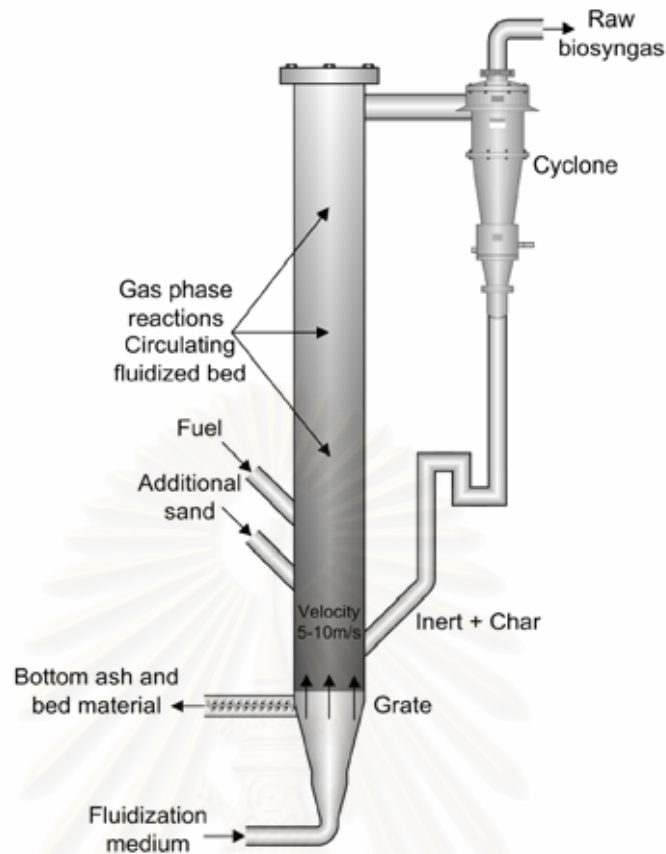
รูปที่ 2.6 Bubbling Fluidized Bed Gasifier (Olofsson และคณะ, 2005)

#### 2.7.2.2 Circulating Fluidized Bed Gasifier (CFBG)

เชื้อเพลิงถูกป้อนเข้าไปในทราย สารแก๊สฟายถูกป้อนจากด้านล่างด้วยความเร็ว 5-10 เมตรต่อวินาที ทรายจะถูกยกและหลุดลอยออกไปผ่านไซโคลนอนกลับมาใหม่ที่ด้านล่างของเบดอีกครั้งหนึ่ง ขณะที่แก๊สสังเคราะห์จะออกมาที่ด้านบนของไซโคลน ดังแสดงในรูปที่ 2.7

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย





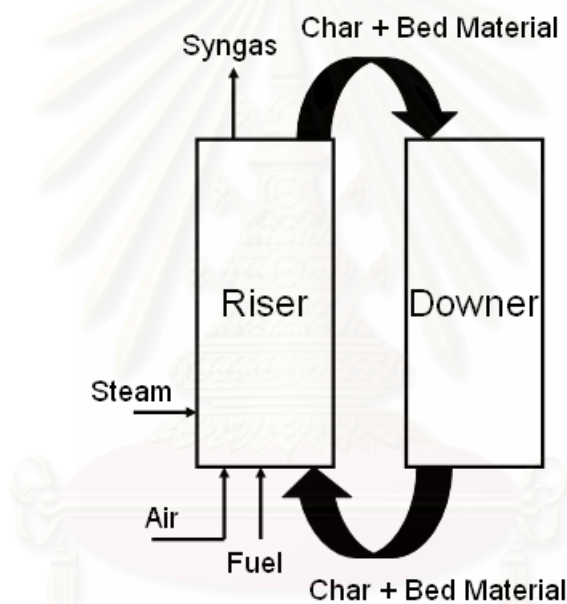
รูปที่ 2.7 Circulating Fluidized Bed Gasifier (Olofsson และคณะ, 2005)

## 2.8 หลักแกซีฟิเคชันร่วมกับการเผาไหม้ในฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน

เนื่องจากในระบบฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนนั้น การเกิดปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันขึ้น จะเกิดการเผาไหม้ขึ้นด้วย เมื่อพิจารณากระบวนการทั้งสองพบว่า การเผาไหม้เกิดปฏิกิริยาคายความร้อน ส่วนแกซีฟิเคชันนั้นเกิดปฏิกิริยาทั้งคายความร้อนและดูดความร้อน แต่ส่วนใหญ่จะเป็นแบบดูดความร้อน หมายความว่าความร้อนที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้สามารถที่จะถ่ายโอนไปยังส่วนของแกซีฟิเคชันได้ เป็นการลดการใช้แหล่งให้ความร้อนภายนอกได้ ซึ่งการที่จะนำความร้อนจากการเผาไหม้ไปยังส่วนแกซีฟิเคชันได้นั้น จะต้องมีตัวกลางในการนำความร้อนไป ซึ่งก็คือวัสดุเบดนั่นเอง เนื่องจากภายในระบบฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนนั้นวัสดุเบดมีการเคลื่อนที่หมุนเวียนทั้งระบบ ซึ่งความร้อนจากการเผาไหม้จะอยู่ในรูปความร้อนแฝงของวัสดุเบดนั่นเอง สำหรับรูปแบบการเกิดแกซีฟิเคชันร่วมกับการเผาไหม้ในฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนนั้นสามารถแบ่งได้เป็น 3 รูปแบบคือ

### 2.8.1 ปฏิกริยาแกซีฟิเคชันและการเผาไหม้เกิดร่วมกันที่ส่วนไรเซอร์

สำหรับรูปแบบนี้เชื้อเพลิง อากาศ และไอน้ำจะถูกป้อนเข้าสู่ส่วนไรเซอร์ทั้งหมด ทำให้เกิดการเผาไหม้และแกซีฟิเคชันพร้อมๆกัน ได้แก๊สผลิตภัณฑ์ออกทางด้านบนของไรเซอร์ ส่วนถ่านชาร์ที่เหลือจากปฏิกริยาจะถูกแยกโดยไซโคลนแล้ววนกลับมาในดาวเนอร์เพื่อเกิดปฏิกริยาอีกครั้งพร้อมกับวัสดุเบด ข้อดีของรูปแบบนี้คือเป็นรูปแบบที่ออกแบบง่ายที่สุดและไม่ซับซ้อน แต่ข้อเสียคือ แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีคุณภาพต่ำ เนื่องจากแก๊สเชื้อเพลิงที่ได้ถูกเจือจางด้วยไนโตรเจนในอากาศที่เหลือจากการเผาไหม้ รูปที่ 2.8 แสดงกระบวนการแกซีฟิเคชันในระบบฟลูอิดไรส์เบดแบบหมุนเวียนรูปแบบที่ปฏิกริยาแกซีฟิเคชันและการเผาไหม้เกิดร่วมกันที่ส่วนไรเซอร์

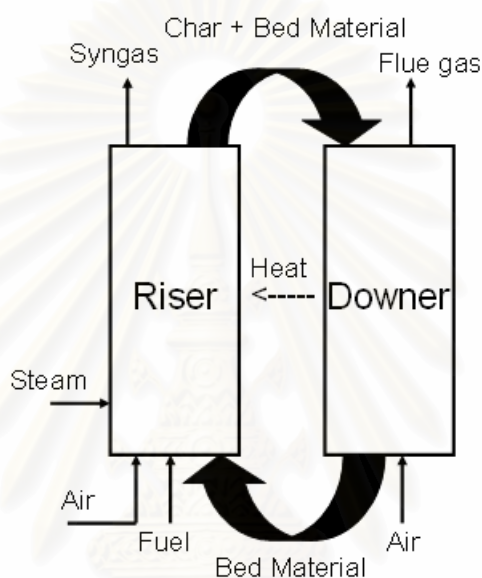


รูปที่ 2.8 กระบวนการแกซีฟิเคชันในระบบฟลูอิดไรส์เบดแบบหมุนเวียน  
รูปแบบที่ปฏิกริยาแกซีฟิเคชันและการเผาไหม้เกิดร่วมกันที่ส่วนไรเซอร์

### 2.8.2 ปฏิกริยาแกซีฟิเคชันเกิดขึ้นที่ส่วนไรเซอร์และการเผาไหม้เกิดขึ้นที่ส่วนดาวเนอร์

สำหรับรูปแบบนี้จะคล้ายกับรูปแบบแรก แต่จะแตกต่างกันตรงที่รูปแบบนี้จะมีการป้อนอากาศเข้าไปที่ส่วนดาวเนอร์สำหรับการเผาไหม้ของถ่านชาร์ ทำให้อุณหภูมิของวัสดุสูงขึ้นก่อนจะวนกลับเข้าสู่ส่วนไรเซอร์ รูปแบบนี้จะมีการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างส่วนดาวเนอร์สู่ส่วน

ของไรเซอร์ ได้แก่อผลผลิตก๊าซที่มีคุณภาพสูงขึ้นเนื่องจากแก๊สที่ได้จากการเผาไหม้จะเข้าไปปน ลดลง แต่ยังคงมีข้อเสียคือ อากาศที่ป้อนทางด้านไรเซอร์สำหรับทำให้วัสดุมีการเคลื่อนที่ไปยังดาว เนอร์นั้นไปเจือจางแก๊สผลผลิตก๊าซที่ได้ ทำให้ความเข้มข้นลดลง รูปที่ 2.9 แสดงกระบวนการแกซีฟิเคชันในระบบฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนรูปแบบที่ปฏิริยาแกซีฟิเคชันเกิดขึ้นที่ส่วนไรเซอร์และ การเผาไหม้เกิดขึ้นที่ส่วนดาวเนอร์

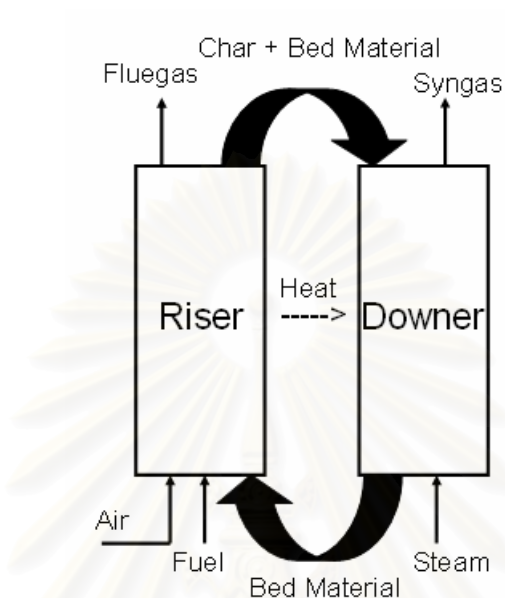


รูปที่ 2.9 กระบวนการแกซีฟิเคชันในระบบฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน รูปแบบที่ปฏิริยาแกซีฟิเคชันเกิดขึ้นที่ส่วนไรเซอร์และการเผาไหม้เกิดขึ้นที่ส่วนดาวเนอร์

### 2.8.3 ปฏิริยาแกซีฟิเคชันเกิดขึ้นที่ส่วนดาวเนอร์และการเผาไหม้เกิดขึ้นที่ส่วนไรเซอร์

สำหรับรูปแบบนี้เชื้อเพลิง และอากาศจะถูกป้อนเข้าทางด้านไรเซอร์สำหรับการเผาไหม้ แต่ยังคงมีถ่านชาร์เหลือจากการเผาไหม้ไหลเข้ามาสู่ส่วนดาวเนอร์ เนื่องจากเวลาที่ใช้ในการเผาไหม้สั้นกว่าแกซีฟิเคชัน ไอน้ำจะถูกป้อนเข้าในส่วนของดาวเนอร์และเกิดปฏิริยาแกซีฟิเคชันที่ส่วนนี้ ซึ่งมีเวลาในการทำปฏิริยานานกว่า ทำให้ได้แก๊สผลผลิตที่มีคุณภาพสูง เนื่องจากไม่มี ไนโตรเจนของอากาศในแก๊สเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ อีกทั้งรูปแบบนี้ยังมีการนำความร้อนจากการเผาไหม้ในส่วนไรเซอร์ถ่ายเทมายังส่วนดาวเนอร์ซึ่งเป็นส่วนที่ต้องการนำความร้อนไปใช้ในปฏิริยาใน รูปของความร้อนแฝงของวัสดุเบดอีกด้วย รูปที่ 2.10 แสดงกระบวนการแกซีฟิเคชันในระบบฟลูอิด

ไอดีส์เบดแบบหมุนเวียนรูปแบบที่ปฏิกิริยาแกซิปิเคชันเกิดขึ้นที่ส่วนดาวเนอร์และการเผาไหม้เกิดขึ้นที่ส่วนไรเซอร์



รูปที่ 2.10 กระบวนการแกซิปิเคชันในระบบฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนรูปแบบที่ปฏิกิริยาแกซิปิเคชันเกิดขึ้นที่ส่วนดาวเนอร์และการเผาไหม้เกิดขึ้นที่ส่วนไรเซอร์

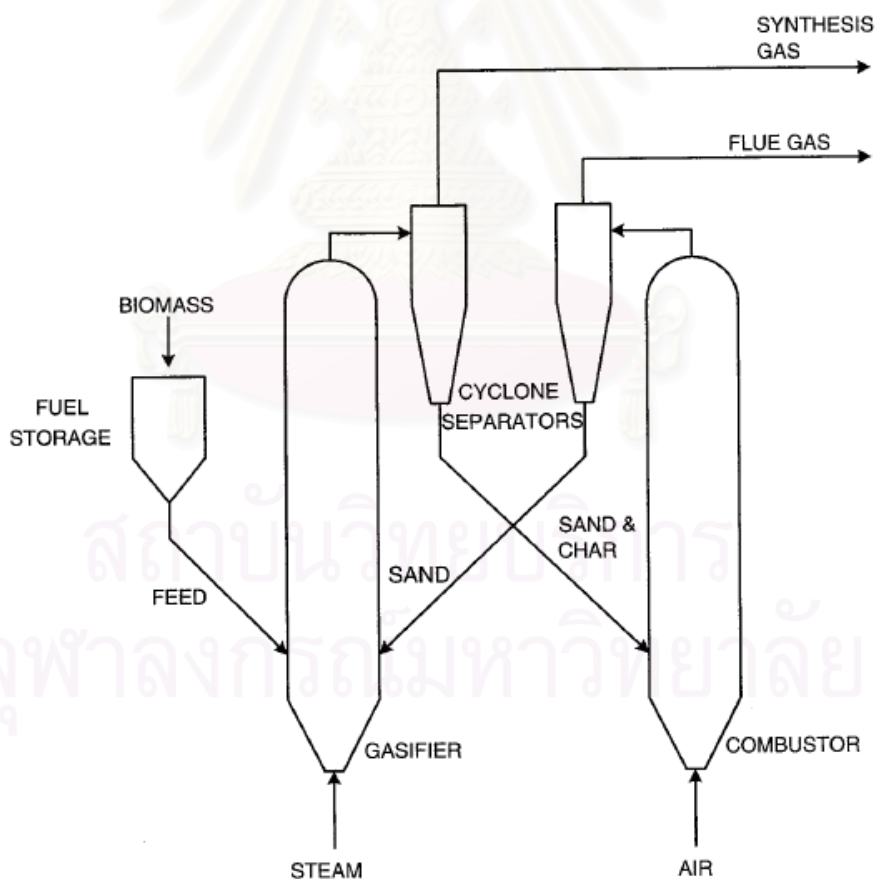
ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ให้มีคุณภาพสูงนั้น เมื่อพิจารณาจากทั้ง 3 รูปแบบที่กล่าวข้างต้นแล้ว พบว่ารูปแบบที่ 3 มีความเหมาะสมที่สุด เพราะว่าแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จะมีการเจือปนของอากาศน้อยที่สุด เนื่องจากได้แยกส่วนของการเผาไหม้และแกซิปิเคชันออกจากกัน อีกทั้งยังมีการถ่ายโอนความร้อนภายในระบบเองอีกด้วย

## 2.9 กระบวนการในอุตสาหกรรมที่ใช้หลักแกซิปิเคชันร่วมกับการเผาไหม้

กระบวนการรูปแบบต่างๆ ที่ใช้หลักแกซิปิเคชันร่วมกับการเผาไหม้ได้ถูกพัฒนาอย่างต่อเนื่อง ในที่นี้ขอยกตัวอย่าง ระบบแกซิปิเคชันชีวมวลที่ได้รับการพัฒนาและมีศักยภาพในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ 2 ระบบ คือ SilvaGas และ FICFB (Higman and van der Burgt, 2003)

### 2.9.1 กระบวนการ SilvaGas

กระบวนการ SilvaGas (รูปที่ 2.11) พัฒนาขึ้นโดย Battelle ภายหลังได้พัฒนาถึงระดับอุตสาหกรรมโดย Future Energy Resources (FERCO) ระบบประกอบด้วยเครื่องฟลูอิดไอดีซ์เบด 2 ส่วน ได้แก่ ส่วนของการแกซิฟิเคชัน และส่วนของการเผาไหม้ในกระบวนการนี้ ความร้อนที่ใช้ในการแกซิฟายชีวมวลมาจากความร้อนของวัสดุเบด เช่น ททราย ที่มาจากส่วนการเผาไหม้ที่อุณหภูมิสูง กระบวนการนี้ทำให้เกิดก๊าซสังเคราะห์ที่ได้มีความเข้มข้นสูง เนื่องจากการแยกส่วนของการเผาไหม้และแกซิฟิเคชันออกจากกัน ทำให้แก๊สจากการเผาไหม้ไม่ผสมปนอยู่กับส่วนของผลิตภัณฑ์แก๊ส สัดส่วนของแก๊สผสมโดยทั่วไปที่ได้จากกระบวนการนี้แสดงไว้ดังตารางที่ 2.3 พบว่ากระบวนการนี้สามารถผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่มีไฮโดรเจนอยู่ในสัดส่วนโดยปริมาตรประมาณร้อยละ 22 และคาร์บอนมอนอกไซด์สูงถึงร้อยละ 44.4



รูปที่ 2.11 กระบวนการ SilvaGas (Higman and van der Burgt, 2003)

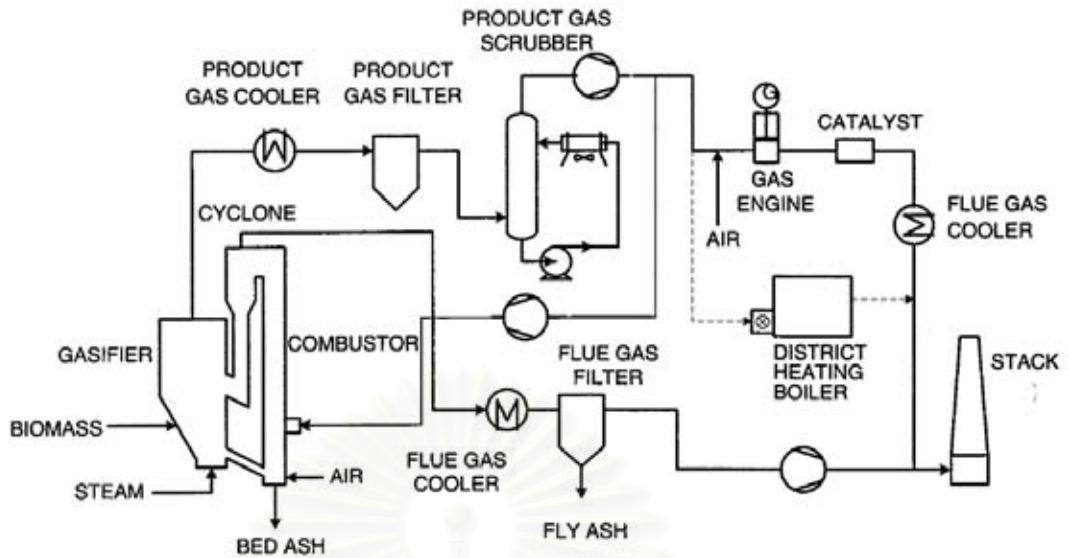
ตารางที่ 2.3 องค์ประกอบของแก๊สจากกระบวนการ SilvaGas (Higman and van der Burgt, 2003)

CO <sub>2</sub> , mol%	12.2
CO, mol%	44.4
H <sub>2</sub> , mol%	22.0
CH <sub>4</sub> , mol%	15.6
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> , mol%	5.1
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> , mol%	0.7
HHV, MJ/Nm <sup>3</sup>	17.3

### 2.9.2 กระบวนการ FICFB

FICFB (Fast Internal Circulating Fluidized Bed) ถูกพัฒนาขึ้นโดย Vienna University of Technology ประเทศ Austria FICFB (Fast Internally Circulating Fluidized Bed) เป็นกระบวนการที่ความร้อนสำหรับปฏิกิริยาแกซิฟิเคชัน ได้รับความร้อนจากการเผาไหม้ที่อยู่ในรูปของวัสดุเบดที่ร้อนขึ้นจากห้องเผาไหม้ และมีส่วนแกซิฟิเคชันกับส่วนการเผาไหม้ที่แยกจากกัน แต่จะอยู่ในเครื่องปฏิกรณ์เครื่องเดียว ระบบนี้ใช้วัสดุเบดเป็น olivine ซึ่งนอกจากทำหน้าที่เป็นตัวพาความร้อนแล้วยังทำหน้าที่ในการควบคุมปริมาณน้ำมันที่ที่เกิดขึ้น เนื่องจาก olivine เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่ช่วยให้ไขมันเกิดการแตกตัวเป็นสารโมเลกุลที่เล็กลง เช่น แก๊ส เป็นต้น

แผนผังของกระบวนการนี้แสดงไว้ในรูปที่ 2.12 ซึ่งมวลจะถูกแกซิฟายในส่วนของฟลูอิดิไดซ์เบดที่มีไอน้ำเป็น fluidizing agent ถ่านชาร์ที่เหลือจากปฏิกิริยาและวัสดุเบด (เช่น ททราย) จะไหลผ่านลงมาเข้าสู่ส่วนของโรเตอร์ ชาร์จะถูกเผาไหม้กับอากาศหรือออกซิเจนที่ป้อนเข้ามาทางด้านล่างของโรเตอร์ ความร้อนที่เกิดขึ้นทำให้วัสดุเบดร้อนขึ้น ไฮโดรเจนจะทำหน้าที่นำวัสดุเบดกลับมาสู่ส่วนของการแกซิฟิเคชัน ความร้อนของวัสดุเบดจะถูกใช้ในปฏิกิริยาดูดความร้อนต่างๆ ที่เกิดขึ้นในส่วนนี้ สัดส่วนของแก๊สผสมและสารปนเปื้อนในผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากกระบวนการนี้แสดงไว้ในตารางที่ 2.4 และ 2.5



รูปที่ 2.12 กระบวนการ FICFB (Higman and van der Burgt, 2003)

ตารางที่ 2.4 องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สจากกระบวนการ FICFB (Higman and van der Burgt, 2003)

CO <sub>2</sub> , mol%	15-25
CO, mol%	20-30
H <sub>2</sub> , mol%	30-34
CH <sub>4</sub> , mol%	8-12
N <sub>2</sub> , mol%	3-5
LHV, MJ/Nm <sup>3</sup>	12-14

ตารางที่ 2.5 สารปนเปื้อนในผลิตภัณฑ์แก๊สจากกระบวนการ FICFB (Higman and van der Burgt, 2003)

		Raw Gas	Clean Gas
Tar	g/Nm <sup>3</sup>	0.5-1.5	<0.020
Particulates	g/Nm <sup>3</sup>	10-20	<0.010
NH <sub>3</sub>	ppm	500-1000	<200
H <sub>2</sub> S	ppm	20-50	

จากตารางพบว่า แก๊สที่ได้มีคุณภาพค่อนข้างสูงคือ ไฮโดรเจนร้อยละ 30-34 โดยปริมาตร และคาร์บอนมอนอกไซด์ร้อยละ 20-30 โดยปริมาตร แต่มีการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลในการทดลองด้วย ซึ่งพบว่าระบบ FICFB มีข้อเสียที่ส่วนดาวเนอร์นั้นวัสดุเบดมีการไหลแบบฟลูอิไดซ์เบด ซึ่งมีเวลาที่ใช้ทำปฏิกิริยาสั้น ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงได้ทำการปรับปรุงที่ส่วนดาวเนอร์ให้มีเวลาที่ใช้ทำปฏิกิริยานานขึ้น โดยให้วัสดุเบดมีการไหลแบบเบดนิ่งหรือเบดไม่เคลื่อนที่ เพื่อปรับปรุงแก๊สสังเคราะห์ให้มีคุณภาพสูงขึ้น โดยไม่ต้องใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา

## 2.10 การคำนวณสมดุลทางอุณหพลศาสตร์ของปฏิกิริยาแกซีฟิเคชัน

ปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันมีหลายปฏิกิริยาและเกิดขึ้นอย่างสลับซับซ้อน มีทั้งปฏิกิริยาดูดความร้อนและคายความร้อน ซึ่งแต่ละปฏิกิริยานั้นก็ขึ้นกับปัจจัยต่างๆ เช่น อุณหภูมิและความดัน เป็นเรื่องซับซ้อนที่จะเข้าใจในแต่ละขั้นตอนของปฏิกิริยาต่างๆได้ แต่ในทางอุณหพลศาสตร์นั้นสามารถที่จะคำนวณหาค่าการเปลี่ยนแปลงของแก๊สแต่ละชนิดที่อุณหภูมิและความดันต่างๆได้ ซึ่งทำให้สามารถทำนายและกำหนดแนวโน้มไปในทิศทางที่เหมาะสมที่จะทำการทดลองได้ สำหรับปฏิกิริยาหลักของกระบวนการแกซีฟิเคชันนั้นสามารถแสดงได้ในตารางที่ 2.6

ตารางที่ 2.6 ปฏิกิริยาหลักของกระบวนการแกซีฟิเคชัน

Name of reaction	Chemical reaction	$\Delta H^\circ$ (kJ/mol)	$\Delta G^\circ$ (kJ/mol)	Equation number
Oxidation	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-393.52	-394.41	(i)
Steam gasification	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	131.29	91.43	(II)
Boudouard	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$	172.46	-120.09	(III)
Methanation	$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$	-74.85	-50.82	(IV)
Water-gas shift	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	-41.17	-28.66	(V)
Methane reforming	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$	206.14	142.25	(VI)

จากนั้นจึงทำการวิเคราะห์ปฏิกิริยาต่างๆที่สมดุลดังนี้

1. ปฏิกิริยา (I) เกิดขึ้นอย่างรวดเร็วและสมบูรณ์ ดังนั้นที่สมดุลจึงไม่มีปฏิกิริยา (I) เกิดขึ้นสามารถตัดทิ้งได้



2. ปฏิกิริยา (V) เกิดจากปฏิกิริยา (II) ลบด้วยปฏิกิริยา (III) ดังนั้นปฏิกิริยา (V) จึงไม่ใช่ปฏิกิริยาเสรี สามารถตัดทิ้งได้
3. ปฏิกิริยา (VI) เกิดจากปฏิกิริยา (II) ลบด้วยปฏิกิริยา (IV) ดังนั้นปฏิกิริยา (VI) จึงไม่ใช่ปฏิกิริยาเสรี สามารถตัดทิ้งได้

ที่สมดุลจึงเหลือแต่ปฏิกิริยา (II), (III) และ (IV) เกิดขึ้น จากนั้นจึงนำไปแทนในสมการสมดุล ดังนี้

- Steam gasification reaction

$$K_1 = \frac{y_{CO} y_{H_2}}{y_{H_2O}} P_t^\nu \quad (2.5)$$

- Boudard Reaction

$$K_2 = \frac{y_{CO}^2}{y_{CO_2}} P_t^\nu \quad (2.6)$$

- Methanation reaction

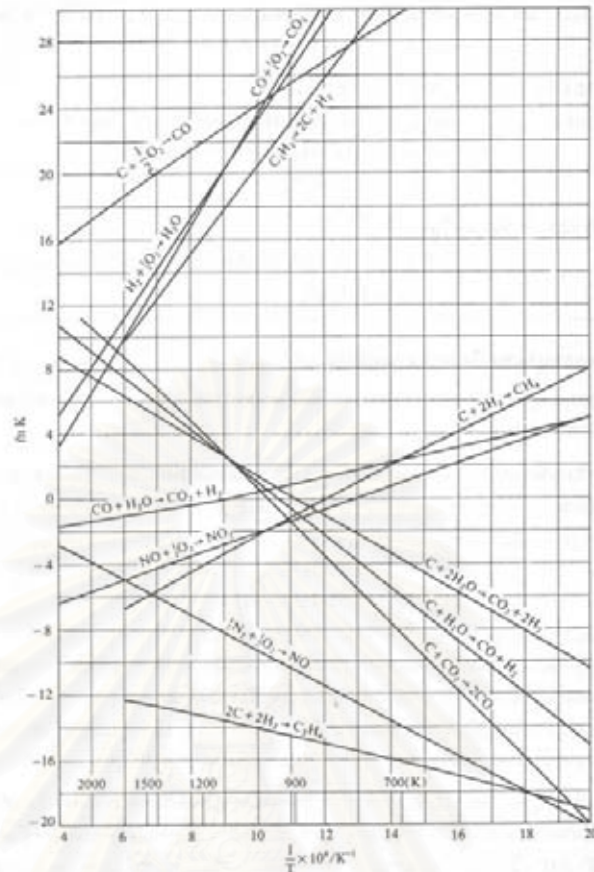
$$K_3 = \frac{y_{CH_4}}{y_{H_2}^2} P_t^\nu \quad (2.7)$$

ค่า  $y$  คือเศษส่วนโดยโมลของวัฏภาคแก๊ส

ค่า  $\nu$  คือสัมประสิทธิ์สโตอิชิโอเมตริกของปฏิกิริยาในวัฏภาคแก๊ส

โดยค่าคงที่สมดุลสามารถหาได้จากรูปที่ 2.13 เมื่อรู้ค่าอุณหภูมิก็อ่านค่าคงที่สมดุลได้จากนั้นจึงแทนค่าในสมการสมดุลเคมี ก็จะทราบค่าร้อยละการเปลี่ยนแปลงของแก๊สต่างๆที่สมดุลได้ นอกจากนี้ยังสามารถหาค่าพลังงานเสรีของกิบส์ (Gibb's free energy) ได้จากสมการ (2.8)

$$\ln K_e = -\frac{\Delta G^0}{RT} \quad (2.8)$$



รูปที่ 2.13 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างค่าคงที่สมดุลกับอุณหภูมิของปฏิกิริยาต่างๆ  
(Smith and Van Ness, 1987)

## 2.11 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

- Guan และคณะ (2007) ทำการศึกษาเทคโนโลยีแก๊สซิฟิเคชันชีวมวลแบบไม่ใช้อากาศ โดยการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยแคลเซียมออกไซด์ (CaO) เพื่อการผลิตไฮโดรเจน ทำการศึกษาสมดุลทางเทอร์โมไดนามิกส์ด้วยโปรแกรม FactSage 5.2 เครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้คือ ฟลูอิดไบลัดแบบหมุนเวียน ชีวมวลที่ใช้คือ ช้างข้าวโพด ทำการทดลองศึกษาผลของตัวแปรต่างๆ คือ อัตราส่วนของแคลเซียมต่อคาร์บอน ความดัน อุณหภูมิ และอัตราส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน ที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ อีกทั้งยังมีการเปรียบเทียบผลการทดลองกับผลการทดลองอื่นๆ ที่ผ่านมาที่ใช้ถ่านหินและชีวมวลชนิดอื่นเป็นเชื้อเพลิง พบว่าเมื่อเพิ่มอัตราส่วนของแคลเซียมต่อคาร์บอนจาก 0, 0.5 และ 1.0 ส่งผลให้ ไฮโดรเจนและมีเทนสูงขึ้น ส่วนคาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ และไอน้ำลดลง ส่วนที่อัตราส่วน 1.5 ให้ผลเหมือนกันกับที่อัตราส่วน 1.0 สำหรับผลของความดันนั้นที่ 0-0.6 เมกะพาสคัล แก๊สทุกชนิดค่อนข้างคงที่ แต่

ที่ความดันตั้งแต่ 0.6-3 เมกะพาสคัล พบว่าไฮโดรเจนสูงขึ้นในช่วงแรกแล้วค่อยๆลดลง โดยจะสูงสุดที่ 1.3 เมกะพาสคัล ส่วนคาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ และไอน้ำลดลง ส่วนมีเทนสูงขึ้น สำหรับผลของอุณหภูมิที่ 650-850 องศาเซลเซียส พบว่าไฮโดรเจนสูงขึ้น ส่วนคาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ และไอน้ำสูงขึ้นเล็กน้อย ส่วนมีเทนลดลง แต่ที่ 850-1200 องศาเซลเซียส ไฮโดรเจนลดลง ส่วนคาร์บอนมอนอกไซด์ และไอน้ำยังคงสูงขึ้น ขณะที่คาร์บอนไดออกไซด์สูงขึ้นในช่วงแรกแล้วลดลง และมีเทนลดลงแล้วค่อนข้างคงที่ สำหรับผลของอัตราส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอนที่ 1-2.5 พบว่า ไฮโดรเจนและไอน้ำสูงขึ้น ส่วนคาร์บอนมอนอกไซด์ และคาร์บอนไดออกไซด์คงที่ และมีเทนลดลงเล็กน้อย และผลของการเปรียบเทียบกับงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่าแก๊สไฮโดรเจนและมีเทนที่ได้จากถ่านหินสูงกว่าชีวมวล ส่วนคาร์บอนมอนอกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากถ่านหินและชีวมวลค่อนข้างใกล้เคียงกัน และไอน้ำที่ได้จากถ่านหินจะสูงกว่าที่ได้จากชีวมวลเล็กน้อย สิ่งที่ได้จากงานวิจัยนี้ คือ รูปแบบของกระบวนการแกซิฟิเคชันที่มีการถ่ายโอนความร้อนภายในระบบเองและแนวโน้มของแก๊สที่ได้จากผลของปัจจัยต่างๆ อีกทั้งยังมีการเปรียบเทียบผลที่ได้ระหว่างถ่านหินกับชีวมวลด้วย

- Florin และคณะ (2007) ทำการศึกษาสมดุลทางอุณหพลศาสตร์ของกระบวนการผลิตไฮโดรเจนโดยปฏิกิริยาแกซิฟิเคชันของชีวมวลโดยการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยแคลเซียมออกไซด์ (CaO) เพื่อที่จะพัฒนาแบบจำลองของสมดุลทางอุณหพลศาสตร์ในการเป็นข้อมูลพื้นฐานว่ามีปัจจัยใดบ้างที่ส่งผลต่อไฮโดรเจนที่ผลิตได้ ซึ่งปัจจัยที่ทำการศึกษาประกอบด้วย อุณหภูมิ ความดัน อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล และอัตราส่วนตัวดูดซับต่อชีวมวล จากแบบจำลองที่ได้สามารถทำนายความเข้มข้นของไฮโดรเจนได้สูงสุดที่ร้อยละ 83 โดยโมล ที่อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลเป็น 1.5 อัตราส่วนตัวดูดซับต่อชีวมวลเป็น 0.9 ซึ่งมากกว่ากรณีที่ไม่มีตัวดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ถึงประมาณร้อยละ 20 โดยโมล สิ่งที่ได้จากงานวิจัยนี้ คือ ผลของปัจจัยต่างๆที่มีผลต่อแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ภาวะสมดุล อีกทั้งการคำนวณที่ภาวะสมดุล ซึ่งเป็นความรู้เบื้องต้นที่สามารถกำหนดภาวะในการทดลองได้

- Turn และคณะ (1998) ทำการศึกษากการทดลองการผลิตไฮโดรเจนจากชีวมวลโดยใช้เครื่องแกซิฟายแบบฟลูอิดไธด์เบด โดยทำการศึกษปัจจัยต่างๆ คือ อุณหภูมิ อัตราส่วนสมมูล (Equivalence ratio) และอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล โดยใช้ชีลื้อยขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.72 มิลลิเมตร พบว่าผลของอุณหภูมิตั้งที่ 750 – 950 องศาเซลเซียสนั้น ส่งผลให้ไฮโดรเจนที่ได้สูงขึ้นเมื่อเพิ่มอุณหภูมิ สำหรับผลของอัตราส่วนสมมูลที่ 0 – 0.37 พบว่าเมื่อเพิ่มอัตราส่วนสมมูล ส่งผลให้ไฮโดรเจนมีแนวโน้มลดลง และผลของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวลที่ 1.1 – 4.7 พบว่าเมื่อเพิ่ม

อัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล ส่งผลให้ไฮโดรเจนมีแนวโน้มสูงขึ้น สิ่งที่ได้จากงานวิจัยนี้ คือ ผลของปัจจัยต่างๆที่มีผลต่อแก๊สผลิตภัณฑ์โดยเฉพาะแก๊สไฮโดรเจน

- Rabou (2005) ทำการศึกษาผลของการนำทาร์มาป้อนกลับเข้าไปใหม่ในกระบวนการแกซีฟิเคชันของชีวมวลโดยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน เพื่อเป็นการลดปริมาณทาร์ในแก๊สผลิตภัณฑ์อีกทั้งยังสามารถลดการใช้เชื้อเพลิงได้อีกด้วย โดยชีวมวลที่ใช้ คือ ซากไม้ (มีความชื้นร้อยละ 12) ทำการทดลองที่อุณหภูมิ 800 ถึง 900 องศาเซลเซียส ความดันเหนือบรรยากาศเล็กน้อย โดยแก๊สผลิตภัณฑ์หลังจากออกจากเครื่องฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน ก็จะมีไฮโดรเจนตัวแรกสำหรับดักอนุภาคเบดและเชื้อเพลิงที่ยังทำปฏิกิริยาได้อยู่ ถัดไปก็จะมีไฮโดรเจนอีก 2 ตัวทำหน้าที่กำจัดฝุ่นและเถ้า ถัดไปก็จะมี scrubber อีก 2 ตัว ทำหน้าที่ทำให้แก๊สเย็นลง กำจัดน้ำฝุ่น แอมโมเนีย และบางส่วนของทาร์ ถัดไปก็จะมี ElectroStatic Precipitator (ESP) ทำหน้าที่ดักฝุ่นที่เหลือ หยดน้ำ และทาร์โดยประจุไฟฟ้า ดังนั้นจะมีทาร์อยู่ 2 ส่วนที่เก็บได้สำหรับการนำมาป้อนกลับเข้าไปใหม่ จากผลการวิเคราะห์ปริมาณของทาร์ทั้งในส่วนของทั้งหมด และในส่วนของ ESP พบว่าปริมาณขององค์ประกอบทาร์ในส่วนของ ESP นั้นใกล้เคียงกับปริมาณขององค์ประกอบทาร์ทั้งหมด ยกเว้น ฟีนอล เนื่องจาก ฟีนอลนั้นละลายน้ำใน scrubber จากการวิเคราะห์ทาร์ในส่วนของ ESP พบว่ามีน้ำอยู่ด้วยถึงร้อยละ 85 โดยน้ำหนัก นอกจากนี้พบว่าเมื่อเริ่มมีการป้อนทาร์กลับเข้ามาพร้อมกับชีวมวลจะทำให้อุณหภูมิลดลงจาก 860 เป็น 790 องศาเซลเซียสเนื่องจากทาร์มีน้ำในปริมาณที่ค่อนข้างมากนั่นเอง และเมื่อหยุดป้อนทาร์ทำให้อุณหภูมิกลับขึ้นมาเป็น 850 องศาเซลเซียส ทำแบบนี้ไปเรื่อยๆจนกระทั่งเข้าสู่ภาวะคงตัว พบว่าสามารถลดปริมาณการใช้ชีวมวลลงได้จาก 94 เป็น 81 กิโลกรัมต่อชั่วโมง สิ่งที่ได้จากงานวิจัยนี้ คือ การลดปริมาณทาร์ที่เกิดขึ้นในระบบโดยวิธีนำกลับมาป้อนใหม่ และวิเคราะห์องค์ประกอบของทาร์ที่ได้

- Chen และคณะ (2004) ทำการศึกษาระบบการแกซีฟิเคชันของชีวมวลโดยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน ด้วยหลักแกซีฟิเคชันร่วมกับการไพโรไลซิสชีวมวลที่ใช้ในการทดลอง คือ มิสแคนทัส (Miscanthus) ทำเป็นทรงกระบอกมีเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ย 8 มิลลิเมตร ปฏิบัติในท่อไรเซอร์จะแบ่งเป็น 4 ส่วน คือ ส่วนเผาไหม้ ส่วนไพโรไลซิส ส่วนแกซีฟิเคชัน และส่วนการแตกสลายของทาร์ โดยจะทำการป้อนชีวมวลเข้าไปในส่วนของไพโรไลซิส โดยจะมีการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาด้วย ทำการทดลองที่อุณหภูมิเฉลี่ย 820 องศาเซลเซียส จากการทดลองสามารถผลิตแก๊สเชื้อเพลิงได้ 1.83 ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลกรัม ค่าความความร้อน 3.6 เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร ได้ออกประกอบของแก๊สคือ ไฮโดรเจนร้อยละ 5.24 โดยโมล คาร์บอนมอนอกไซด์ร้อยละ 10.99 โดยโมล คาร์บอนไดออกไซด์ร้อยละ 14 โดยโมล และมีเทนร้อยละ 2.14 โดยโมล สิ่ง

ที่ได้จากงานวิจัยนี้ คือ รูปแบบของกระบวนการแกซีฟิเคชันในฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนโดยการเผาไหม้และแกซีฟิเคชันเกิดขึ้นที่ไรเซอร์เหมือนกัน จากผลการทดลองบ่งชี้ว่าแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ยังมีคุณภาพไม่สูงนัก อีกทั้งค่าความร้อนค่อนข้างต่ำ ซึ่งนำไปสู่งานวิจัยในการปรับปรุงคุณภาพแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยการออกแบบกระบวนการที่แยกการเผาไหม้และแกซีฟิเคชันออกจากกัน

- Kim และคณะ (2001) ทำการศึกษากระบวนการแกซีฟิเคชันของถ่านหินซับบิทูมินัส ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางน้อยกว่า 2 มิลลิเมตร ที่ความดันบรรยากาศในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน โดยปฏิกริยาในท่อไรเซอร์(เส้นผ่านศูนย์กลาง 0.078 เมตร และสูง 8.8 เมตร) จะเป็นการเผาไหม้ แล้วนำความร้อนจากการเผาไหม้ถ่ายโอนมายังท่อดาวเนอร์(เส้นผ่านศูนย์กลาง 0.1 เมตร และสูง 5 เมตร) โดยมาในรูปความร้อนแฝงในการเพิ่มอุณหภูมิของทราย ซึ่งในท่อดาวเนอร์นี้เองที่จะเป็นส่วนทำปฏิกริยาแกซีฟิเคชันเกิดเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยจะทำการป้อนถ่านหินเข้าในส่วนบนของหน่วยแยกแก๊ส-ของแข็ง เพื่อรักษาสารระเหยได้ไว้ทำการทดลองที่ความดันบรรยากาศ อุณหภูมิในช่วง 750 ถึง 850 องศาเซลเซียส ป้อนถ่านหินด้วยอัตรา 5.0 ถึง 9.3 กิโลกรัมต่อชั่วโมง มีการใช้ตัวให้ความร้อนที่ไรเซอร์ (8 กิโลวัตต์) ที่ดาวเนอร์ (9 กิโลวัตต์) และที่ loop seal (6 กิโลวัตต์) โดยแบ่งการทดลองออกเป็น 2 กรณี คือการฉีดอากาศใน loop seal และการฉีดไอน้ำใน loop seal พบว่า ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนในกรณีของการฉีดไอน้ำจะสูงกว่ากรณีของการฉีดอากาศ เนื่องจากเกิดปฏิกริยา gas shift reaction มากขึ้นได้เป็นไฮโดรเจนมากขึ้นนั่นเอง ส่วนปริมาณแก๊สมีเทนในกรณีของการฉีดไอน้ำจะต่ำกว่ากรณีของการฉีดอากาศ เนื่องจากมีเทนถูกใช้ไปในปฏิกริยาฟอรัมมิงมากขึ้นนั่นเอง ส่วนแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในกรณีของการฉีดไอน้ำจะต่ำกว่ากรณีของการฉีดอากาศเนื่องจากคาร์บอนมอนอกไซด์ถูกใช้ในปฏิกริยา gas shift reaction มากขึ้นนั่นเอง และสำหรับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในกรณีของการฉีดไอน้ำจะต่ำกว่ากรณีของการฉีดอากาศเนื่องจากไอน้ำจะเข้าไปเจือจางอากาศแทนที่จะเป็นการเผาไหม้ทำให้คาร์บอนไดออกไซด์ลดลงนั่นเอง สิ่งที่ได้จากงานวิจัยนี้ คือ การเปรียบเทียบผลของแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยที่ป้อนสารเข้าทำแกซีฟิเคชันต่างกัน ระหว่างอากาศและไอน้ำ ซึ่งนำไปสู่การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ที่ดาวเนอร์ต่อไป

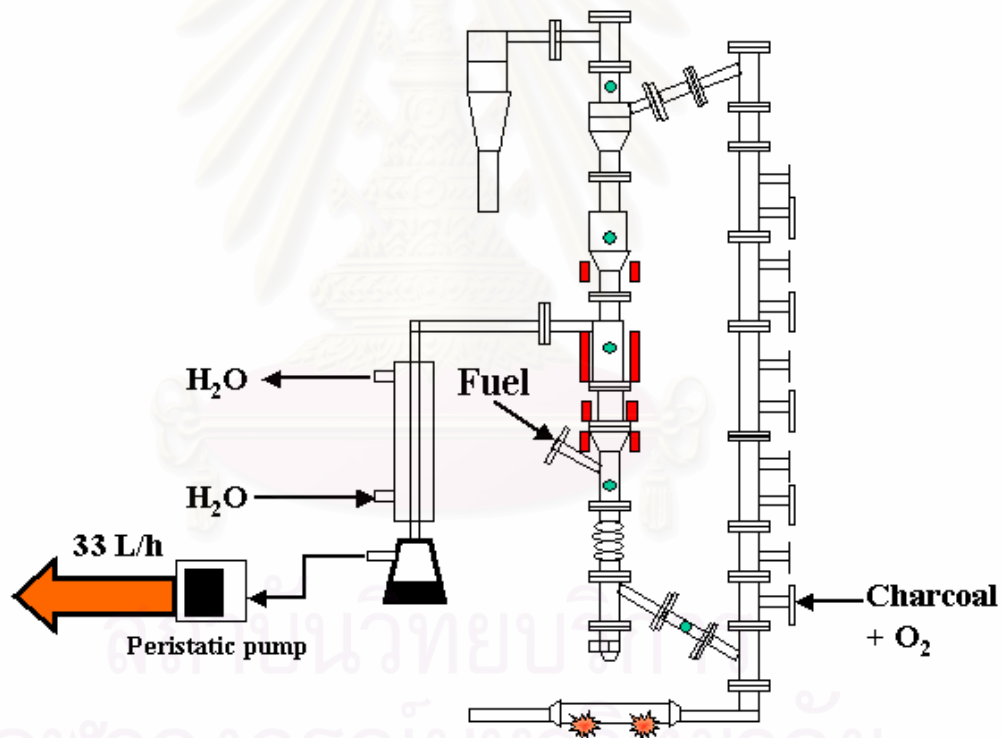
จากงานวิจัยที่กล่าวมาข้างต้นพบว่า รูปแบบเครื่องปฏิกรณ์ที่ได้องค์ประกอบของแก๊สคุณภาพสูง คือเครื่องฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการแยกส่วนการเผาไหม้และแกซีฟิเคชันออกจากกัน โดยงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่าในสวนดาวเนอร์มีลักษณะของเบดเป็นแบบฟลูอิด์เบด ทำให้เวลาที่ใช้ในการทำปฏิกริยานั้นสั้นเกินไป ซึ่งนำไปสู่ในงานวิจัยนี้คือ การปรับปรุงระบบในส่วนของดาวเนอร์ให้มีการเคลื่อนที่ของเบดเป็นแบบเบดนิ่งเพื่อให้เวลาในการทำปฏิกริยานานขึ้น แล้วสามารถผลิตแก๊สคุณภาพสูงได้โดยไม่ต้องใช้ตัวเร่งปฏิกริยาในการทดลอง

### บทที่ 3

## เครื่องมือ และวิธีการดำเนินงานวิจัย

### 3.1 เครื่องมือและอุปกรณ์การทดลอง

ระบบผลิตแก๊สสังเคราะห์ประกอบด้วยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่ทำจากเหล็กกล้าไร้สนิม (stainless steel 310S) ดังแสดงในรูปที่ 3.1 และส่วนประกอบอื่นๆ เพื่อให้ระบบสามารถทำงานได้ ดังนี้



รูปที่ 3.1 เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในงานวิจัย

### 3.1.1 ส่วนอุ่นอากาศป้อนเข้า

อากาศจากเครื่องอัดอากาศ (compressor) จะถูกป้อนผ่านไปยังท่อเหล็กขนาด  $\frac{3}{4}$  นิ้ว จำนวน 10 ท่อ ยาวประมาณ 80 เซนติเมตร ท่อทั้งหมดจะถูกเผาด้วยตัวแก๊สสองตัว เพื่อให้ อากาศร้อนขึ้น โดยจากการตรวจวัดด้วยเทอร์โมคัปเปิล พบว่าอุณหภูมิของอากาศร้อนที่ได้ ประมาณ 300-400 องศาเซลเซียส

### 3.1.2 ระบบการป้อนเชื้อเพลิง

ระบบป้อนเชื้อเพลิงแบบสกรู (screw feeder) ถูกติดตั้งทั้งในส่วนของโรเตอร์และดาวเนอร์ มีระบบป้อนเชื้อเพลิงในส่วนโรเตอร์ทำให้สามารถควบคุมอุณหภูมิของระบบได้ง่ายขึ้น เนื่องจาก สามารถควบคุมปริมาณเชื้อเพลิงที่เผาไหม้ในส่วนของโรเตอร์ได้รวดเร็วกว่า

### 3.1.3 ส่วนให้ความร้อนเพิ่มเติม

ส่วนให้ความร้อนกับเครื่องปฏิกรณ์ติดตั้งสำหรับช่วงการเริ่มเดินเครื่องจนกว่าอุณหภูมิ ภายในระบบจะสูงขึ้นแล้วจึงสามารถเปิดส่วนให้ความร้อนเหล่านี้ได้ ประกอบด้วย

- ขดลวดให้ความร้อนส่วนดาวเนอร์ โดยควบคุมอุณหภูมิของขดลวดไว้ที่ 600 องศาเซลเซียส
- หัวเผาแก๊สด้านนอกท่อด้านโรเตอร์ ทำให้ท่อร้อนแดงเพื่อช่วยให้ถ่านติดไฟ

### 3.1.4 ส่วนการเก็บแก๊ส

แก๊สที่ได้จากดาวเนอร์จะถูกดูดออกทางท่อผ่านคอนเดนเซอร์ซึ่งเป็นท่อสองชั้น โดยมีน้ำเย็นไหลอยู่ในท่อชั้นนอกเพื่อทำให้แก๊สร้อนเย็นตัวลง และเพื่อกำจัดไฮโดรคาร์บอน ทาร์ และไอน้ำออกจากแก๊สผลิตภัณฑ์ ก่อนส่งผ่านไปตามท่อเพื่อนำไปตรวจวิเคราะห์ต่อไป

แก๊สจะถูกดูดออกโดยใช้ peristaltic pump ซึ่งสามารถปรับอัตราการไหลของแก๊สได้โดยการปรับความเร็วรอบมอเตอร์ของปั๊ม อย่างไรก็ตามอัตราการไหลต้องไม่สูงเกินไปเพราะจะทำให้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ความเข้มข้นของไฮโดรเจนลดลง เนื่องจากจะเป็นการดูดอากาศออกมาด้วย ทำให้ไนโตรเจนในอากาศไปเจือจางแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้

### 3.2 สารตั้งต้นและสารเคมีที่ใช้ในการทดลอง

- 1) กะลาปาล์มขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.6-2.0 มิลลิเมตร
- 2) ถ่านหินซับบิทูมินัส จากบริษัท ยูนิคไมนิ่ง จำกัด
- 3) ถ่านไม้
- 4) ทราาย
- 5) แก๊สออกซิเจน 99.5% จาก บริษัท ฉัตรกร แล็บ จำกัด

### 3.3 วิธีการทดลอง

#### 3.3.1 การวิเคราะห์สมบัติของถ่านหิน, ชีวมวล และถ่านไม้

##### 3.3.1.1 การวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate Analysis)

วิเคราะห์ตามวิธีมาตรฐานของ ASTM D 3172-3175 ได้แก่ ปริมาณความชื้น, ปริมาณเถ้า, ปริมาณสารระเหยได้ และคาร์บอนคงตัว



### 3.3.1.2 การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis)

วิเคราะห์ปริมาณขององค์ประกอบต่าง ๆ ได้แก่ คาร์บอน ไฮโดรเจน และไนโตรเจน ด้วยเครื่องมือ CHN Analyzer

### 3.3.2 การทดลองแก๊สพีเคชันร่วมกับการเผาไหม้

1. ใส่ทรายลงไปเครื่องประมาณ 8 กิโลกรัม แล้วเปิดอากาศจากเครื่องอัดอากาศเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์โดยมีเครื่องวัดอัตราการไหลวัดค่าอากาศที่ 150 – 170 ลิตรต่อนาที
2. หลังจากตรวจสอบว่าทรายในระบบเกิดการหมุนเวียน จึงทำการให้ความร้อนที่ดาวเนอร์ผ่านขดลวดให้ความร้อน ตั้งอุณหภูมิไว้ที่ 600 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 2 ชั่วโมง
3. หลังจากนั้นจึงให้ความร้อนแก่อากาศที่ส่วนอุ่นอากาศป้อนเข้า เป็นเวลา 1 ชั่วโมง
4. หลังจากนั้นให้ความร้อนที่หัวเผาแก๊สด้านนอกท่อไรเซอร์ เป็นเวลา 2 ชั่วโมง
5. ทำการเผาไหม้ถ่านไม้ ที่อัตราป้อน 20 กรัมต่อนาที โดยป้อนออกซิเจนช่วยในการเผาไหม้ด้วย เป็นเวลา 2 - 3 ชั่วโมง
6. เมื่ออุณหภูมิถึงค่าที่ต้องการแล้ว จึงทำการป้อนเชื้อเพลิง ที่อัตรา 12 กรัมต่อนาที เป็นเวลาครึ่งชั่วโมง เพื่อให้เข้าสู่ภาวะคงตัว
7. หลังจากนั้นทำการต่อระบบแลกเปลี่ยนความร้อนกับแก๊สขาออก และส่วนป้อนสำหรับดูดแก๊สผลิตภัณฑ์ ที่อัตราดูด 33 ลิตรต่อชั่วโมง เก็บแก๊สในถุงเก็บแก๊ส
8. จากนั้นนำแก๊สที่เก็บได้ไปวิเคราะห์หาองค์ประกอบด้วยเครื่องแก๊สโครมาโตกราฟีต่อไป

### 3.3.3 การตรวจสอบแก๊สผลิตภัณฑ์ด้วยเครื่องแก๊สโครมาโตกราฟี

ในงานวิจัยนี้ใช้เครื่องโครมาโตกราฟี ยี่ห้อ SHIMADZU รุ่น GC-2014 ดังรูปที่ 3.9 แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ทำการวิเคราะห์ประกอบด้วย แก๊ส  $H_2$ ,  $CH_4$ ,  $CO$  และ  $CO_2$



รูปที่ 3.2 เครื่องโครมาโตกราฟที่ใช้ในงานวิจัย

ภาวะที่ใช้ในการตรวจสอบแก๊ส  $H_2$

- แก๊สดำพา : แก๊สไนโตรเจน
- อุณหภูมิอินเจคเตอร์ : 150 องศาเซลเซียส
- อุณหภูมิดีเทคเตอร์ : 150 องศาเซลเซียส
- อุณหภูมิคอลัมน์ : 100 องศาเซลเซียส
- ชนิดคอลัมน์ : Unibead C

ภาวะที่ใช้ในการตรวจสอบแก๊ส  $CH_4$ , CO และ  $CO_2$

- แก๊สดำพา : แก๊สฮีเลียม
- อุณหภูมิอินเจคเตอร์ : 120 องศาเซลเซียส
- อุณหภูมิดีเทคเตอร์ : 180 องศาเซลเซียส
- อุณหภูมิคอลัมน์ : 150 องศาเซลเซียส
- ชนิดคอลัมน์ : Unibead C

## บทที่ 4

### ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลอง

งานวิจัยนี้ศึกษาถึงการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากกระบวนการแกซิฟิเคชันร่วมกับการเผาไหม้ของถ่านหินและชีวมวลในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไบทซ์แบบหมุนเวียน ถ่านหินที่นำมาศึกษาคือ ถ่านหินอินโดนีเซีย มีศักยภาพของถ่านหินคือ ซับบิทูมินัส ชีวมวลที่นำมาศึกษาคือ กะลาปาล์ม ซึ่งเหมาะสมในการนำมาใช้เป็นแหล่งพลังงาน ในการทดลองได้ศึกษาปัจจัยต่าง ๆ ที่มีผลต่อกระบวนการแกซิฟิเคชันร่วมกับการเผาไหม้ของถ่านหินและชีวมวลได้แก่ อัตราส่วนของถ่านหินต่อชีวมวล และอุณหภูมิที่ส่งผลกระทบต่อองค์ประกอบของแก๊ส

#### 4.1 องค์ประกอบทางเคมีของถ่านหินและกะลาปาล์ม

ตารางที่ 4.1 ผลการวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate analysis) ของถ่านหินและกะลาปาล์ม

ชนิดของเชื้อเพลิง	องค์ประกอบ (ร้อยละโดยน้ำหนัก)			
	ความชื้น	เถ้า	สารระเหย	คาร์บอนคงตัว
ถ่านหิน	15.3	11.7	32.3	40.7
กะลาปาล์ม	6.0	17.4	55.4	21.2

ตารางที่ 4.2 ผลการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate analysis) ของถ่านหินและกะลาปาล์ม

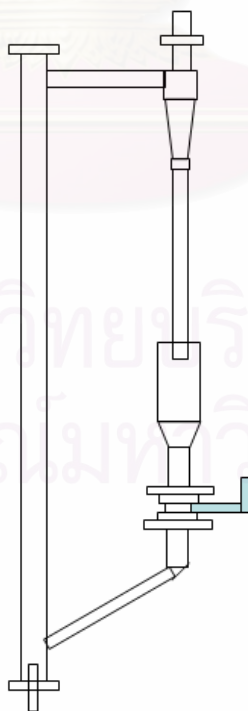
ชนิดของเชื้อเพลิง	ธาตุ (% daf) <sup>*</sup>			
	คาร์บอน	ไฮโดรเจน	ไนโตรเจน	ออกซิเจน(+ซัลเฟอร์)
ถ่านหิน	59.6	6.0	1.0	33.4
กะลาปาล์ม	38.9	5.2	0.5	55.4

<sup>\*</sup> daf = dry ash free

การวิเคราะห์แบบประมาณและแบบแยกธาตุ เป็นการวิเคราะห์ขั้นแรกเพื่อศึกษาสมบัติของตัวอย่าง โดยตัวอย่างที่ใช้ คือ ถ่านหินและกะลาปาล์ม แสดงดังตารางที่ 4.1 และ 4.2 พบว่ากะลาปาล์มมีสารระเหยเป็นองค์ประกอบมาก จากข้อมูลเบื้องต้นพบว่าการแกซีฟิเคชันถ่านหินและกะลาปาล์มให้ผลิตภัณฑ์เป็นแก๊สสังเคราะห์ที่มีแก๊สไฮโดรเจน แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สมีเทน และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นองค์ประกอบ

#### 4.2 การทดลองในเครื่องปฏิกรณ์ภาวะเสมือนจริง

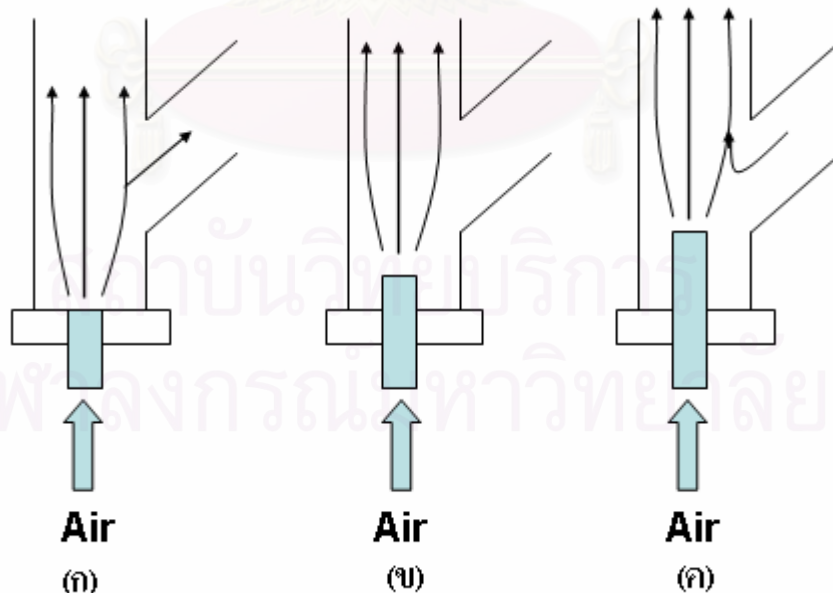
ในระบบของเครื่องปฏิกรณ์ภาวะเสมือนจริงถูกจัดสร้างโดยใช้อะคริลิกใสเป็นโครงสร้างของตัวเครื่องและใช้อะลูมินาขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 2 มิลลิเมตร เป็นวัสดุเบด ทำการทดลองโดยบรรจุอะลูมินาหนักประมาณ 15 กิโลกรัมลงในเครื่องปฏิกรณ์ อากาศจากเครื่องอัดอากาศถูกป้อนที่ทางด้านล่างของไรเซอร์ พบว่าอัตราการไหลของอากาศที่สามารถทำให้อะลูมินาเกิดการหมุนเวียนได้นั้นอยู่ที่ประมาณ 200 ลิตรต่อนาที แต่จะเกิดปรากฏการณ์การแยกชั้นของเบดในส่วนไรเซอร์ (Slugging) ซึ่งปรากฏการณ์นี้จะเกิดขึ้นเมื่อใช้อุณหภูมิขนาดใหญ่กว่า 1 มิลลิเมตร จึงต้องใช้อัตราการป้อนของอากาศสูงกว่านี้เพื่อให้ระบบเข้าสู่ภาวะปั่นป่วนและกระจายตัวดีขึ้น พบว่าอยู่ที่ประมาณ 250 ลิตรต่อนาที และอัตราการป้อนกลับของเบดประมาณ 1.5 กิโลกรัมต่อนาที



รูปที่ 4.1 เครื่องปฏิกรณ์ภาวะเสมือนจริง

เนื่องจากระบบฟลูอิดเบตแบบหมุนเวียนในงานวิจัยนี้ ต้องการให้ดาวเนอร์ซึ่งเป็นส่วนแกซีฟิเคชันนั้นมีลักษณะของเบตเป็นแบบเบตนิ่ง ดังนั้นเบตที่ดาวเนอร์จะต้องมีน้ำหนักมากกว่าความดันของอากาศที่ย้อนมาจากทางไรเซอร์ สำหรับการทดลองในเครื่องปฏิกรณ์ภาวะเสมือนจริง จะทำการทดสอบการไหลย้อนของอากาศจากไรเซอร์มาที่ดาวเนอร์ เนื่องจากการวัดปริมาณแก๊สที่ไหลย้อนไม่สามารถทำได้โดยตรง จึงใช้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ความบริสุทธิ์ร้อยละ 99.9 ป้อนที่ด้านล่างของดาวเนอร์และจุดแก๊สที่อัตราการไหลต่างๆ ทางด้านบนของดาวเนอร์แล้วนำแก๊สที่เก็บได้ไปวิเคราะห์หาความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ถ้าไม่มีอากาศไหลย้อนความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ต้องได้ใกล้เคียงกับที่ป้อนเข้าคือร้อยละ 99.9

จากการทดลองพบว่า ความสูงของเบตส่งผลต่อการไหลย้อนของอากาศโดยสังเกตได้จากฟองอากาศที่เกิดขึ้นในส่วนป้อนกลับ จึงทำการปรับความสูงของเบตด้านดาวเนอร์ พบว่าเมื่อความสูงของเบตเพิ่มขึ้นจะสังเกตเห็นฟองอากาศน้อยลง แต่ปริมาณอากาศที่ไหลย้อนยังคงมากอยู่ เนื่องจากความดันลดยังมีส่วนป้อนกลับยังมีค่าสูงอยู่ ดังนั้นจึงทำการปรับลักษณะของหัวป้อนอากาศให้สูงขึ้นดังแสดงในรูปที่ 4.2 ทำให้ความดันที่ทางออกของส่วนป้อนกลับต่ำลง ส่งผลให้ปริมาณอากาศที่ไหลย้อนไปที่ดาวเนอร์ลดลง ดังรูป 4.2 (ข) อย่างไรก็ตามการปรับความสูงของหัวป้อนอากาศที่สูงเกินไปจะทำให้อากาศไหลสวนมาที่ไรเซอร์แทน ดังแสดงในรูปที่ 4.2 (ค) เนื่องจากความดันของทางออกที่ป้อนกลับต่ำกว่าความดันในส่วนดาวเนอร์

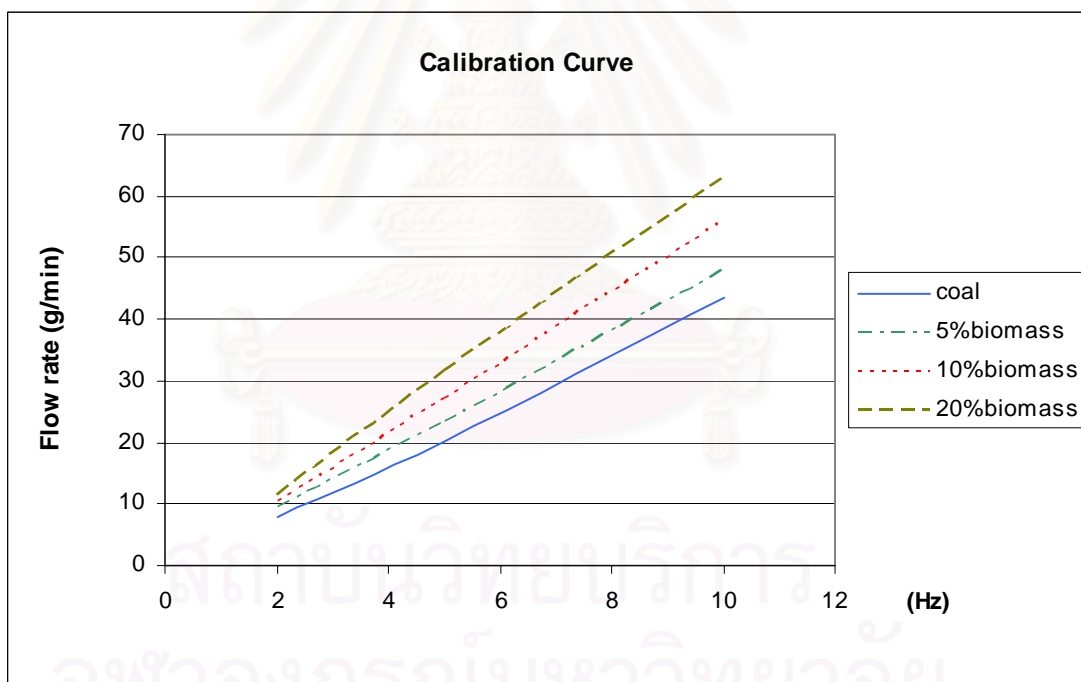


รูปที่ 4.2 ลักษณะของหัวฉีดอากาศด้านไรเซอร์

จากข้อมูลการทดลองเบื้องต้นพบว่า ที่ความสูงของหัวป้อนอากาศที่ระยะครึ่งหนึ่งของ ความสูงของทางออกที่ส่วนป้อนกลับสามารถลดปริมาณอากาศที่ไหลย้อนกลับได้ เนื่องจากความดันที่ทางออกลดลง แต่ยังไม่ต่ำกว่าความดันในส่วนดาวเนอร์ จากการทดลองของเครื่องปฏิกรณ์ ภาวะเสมือนจริงสามารถเป็นแนวทางนำไปสู่การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้ในการทดลองแกซีฟิเคชันต่อไปได้

#### 4.3 การปรับเทียบ Screw feeder กับ Inverter

เนื่องจากถ่านหินและกะลาปาล์มมีความหนาแน่นต่างกัน การป้อนเชื้อเพลิงทั้ง 2 ชนิดจึงมีอัตราการป้อนต่างกันที่ความถี่ของ Inverter เดียวกัน ดังนั้นจึงต้องทำการปรับเทียบค่าระหว่างความถี่และอัตราการป้อนของเชื้อเพลิงทั้ง ถ่านหิน และถ่านหินผสมกะลาปาล์มร้อยละ 5, 10 และ 20 โดยนำหน้าก รูปที่ 4.3 แสดงกราฟการปรับเทียบของ Screw feeder กับ Inverter



รูปที่ 4.3 กราฟการปรับเทียบของ Screw feeder กับ Inverter

#### 4.4 การหาภาวะที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการแกซีฟิเคชันร่วมกับการเผาไหม้

##### 4.4.1 อัตราการป้อนของอากาศที่ใช้ในการหมุนเวียน

อากาศที่ใช้ในการทดลอง จะต้องม้อัตราการป้อนสูงพอที่จะทำให้ทรายสามารถหมุนเวียนจากโรเตอร์มายังดาวเนอร์ได้ เพื่อที่ทรายจะนำความร้อนจากการเผาไหม้ในโรเตอร์มาใช้ในการเกิดแกซีฟิเคชันที่ดาวเนอร์ ถ้าหากใช้อัตราการป้อนอากาศที่น้อยเกินไป จะทำให้ไม่เกิดการถ่ายโอนความร้อนผ่านทรายซึ่งเป็นตัวกลาง ในทางตรงกันข้ามถ้าหากใช้อัตราการป้อนอากาศที่มากเกินไป จะทำให้เกิดการหมุนเวียนอย่างรวดเร็วส่งผลให้อากาศย้อนมายังดาวเนอร์ผ่านทางท่อป้อนกลับได้ สำหรับการทดลองนี้ใช้อากาศที่อัตราการป้อนประมาณ 160 ลิตรต่อนาที ถ้าต่ำกว่า 140 ลิตรต่อนาที จะไม่เกิดการหมุนเวียนของทราย แต่ถ้าสูงกว่า 180 ลิตรต่อนาที จะทำให้อากาศไหลย้อนมาที่ดาวเนอร์ได้

##### 4.4.2 ปริมาณออกซิเจนที่ใช้ในการเผาไหม้ของถ่านไม้

การทดลองนี้มีการเผาไหม้ของถ่านไม้ที่โรเตอร์เพื่อให้เกิดความร้อนสำหรับใช้ในการแกซีฟิเคชันด้วย แต่ในระบบยังมีอุณหภูมิไม่สูงพอในการเผาไหม้ อีกทั้งการเผาไหม้ด้วยอากาศจะใช้เวลานานกว่าการเผาไหม้ด้วยออกซิเจนอีกด้วย ในการทดลองนี้จึงมีการใช้ออกซิเจนช่วยในการเผาไหม้ถ่านไม้ด้วย โดยทำการป้อนออกซิเจน 2 จุด ที่ตำแหน่งบนและล่างของจุดที่ป้อนถ่านไม้ ในช่วงอุณหภูมิสูงพอจะทำการป้อนออกซิเจนที่อัตราป้อนด้านบน 20 ลิตรต่อนาที และด้านล่าง 40 ลิตรต่อนาที เมื่ออุณหภูมิสูงพอที่จะเกิดปฏิกิริยาแกซีฟิเคชัน จึงทำการลดออกซิเจนลงมาที่อัตราป้อนด้านบน 12.5 ลิตรต่อนาที และด้านล่าง 17.5 ลิตรต่อนาที เนื่องจากต้องการให้อุณหภูมิเปลี่ยนแปลงอย่างช้าๆ และสามารถควบคุมอุณหภูมิได้โดยง่าย

##### 4.4.3 อัตราการป้อนถ่านไม้

การทดลองนี้ป้อนถ่านไม้เพื่อใช้ในการเผาไหม้ที่อัตราป้อน 1200 กรัมต่อชั่วโมง ถ้าป้อนถ่านไม้มากเกินไปจะทำให้ใช้เวลานานในการเพิ่มอุณหภูมิของระบบ ในทางตรงกันข้ามถ้าป้อนถ่านไม้มากเกินไปจะทำให้อากาศสามารถย้อนออกมาที่ Screw feeder ได้ง่ายขึ้น

#### 4.4.4 อัตราการดูดแก๊สเพื่อนำไปวิเคราะห์

การทดลองนี้ใช้ Peristatic pump ช่วยในการดูดแก๊สใส่ถุงเก็บแก๊สเพื่อนำไปวิเคราะห์ เพราะแก๊สที่ได้จากการทดลองมีแรงขับเคลื่อนน้อย สำหรับการวัดอัตราการไหลของแก๊ส โดย Peristatic pump แสดงในตารางที่ 4.3 ซึ่งถ้าใช้อัตราการดูดมากเกินไป จะทำให้แก๊สที่เก็บได้มีอากาศปนอยู่ในปริมาณสูง จากการทดลองเราใช้ค่าครึ่งหนึ่งของระดับที่มากที่สุดได้ค่าเฉลี่ยที่ 33 ลิตรต่อชั่วโมง

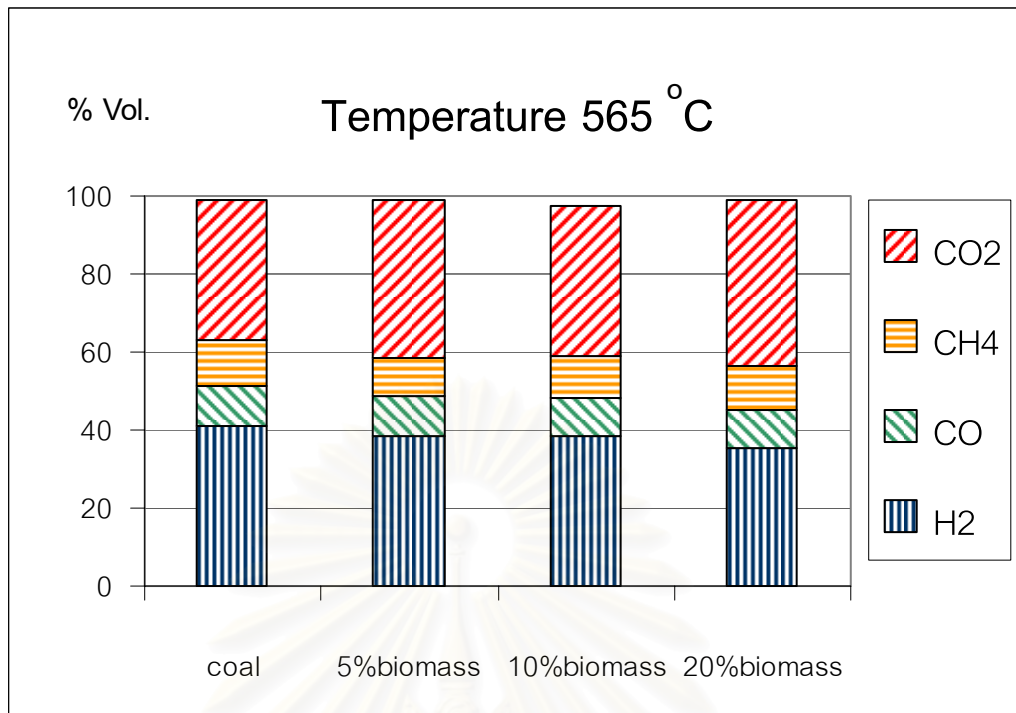
ตารางที่ 4.3 การวัดอัตราการไหลของแก๊สโดย Peristatic pump

จับเวลา (s)	ปริมาตร		
ครั้งที่	10 ml	20 ml	
1	1.03	2.19	s
2	1.1	2.25	s
3	1.15	2.18	s
4	1.06	2.13	s
5	1.09	2.19	s
6	1.09	2.16	s
เฉลี่ย	1.09	2.18	s
flow rate	552	550	ml/min
	33	33	l/hr

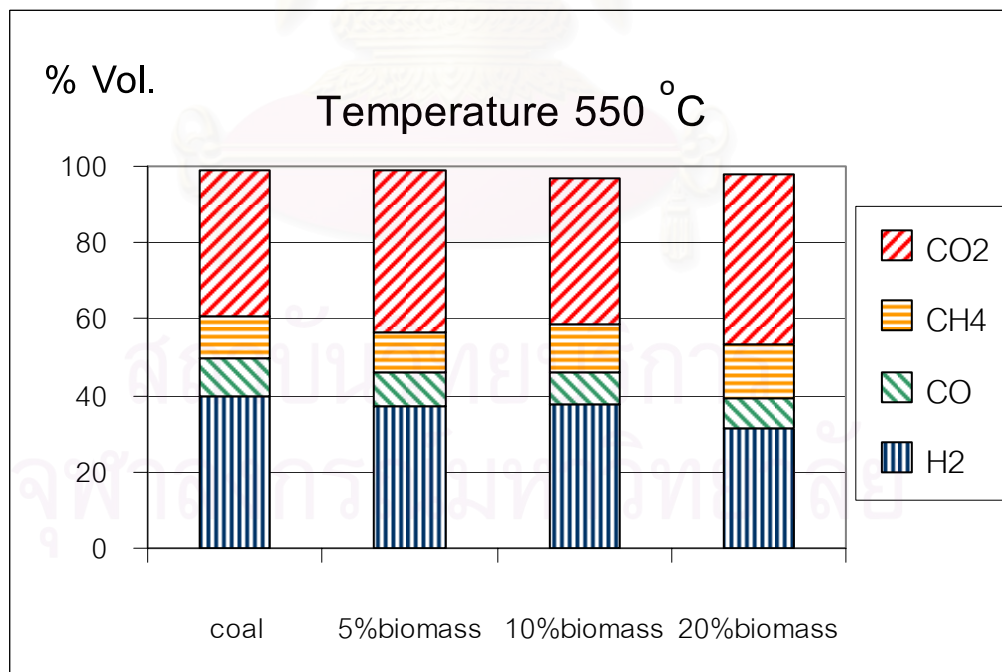
#### 4.5 ผลของการผสมกะลาปาล์มกับถ่านหินที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์

การทดลองนี้ทำการศึกษาผลของการเติมกะลาปาล์มลงไปในถ่านหิน ที่สัดส่วนร้อยละ 5, 10 และ 20 โดยน้ำหนัก ที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ จากรูปที่ 4.4 แสดงผลของการเพิ่มสัดส่วนชีวมวลในถ่านหินที่ส่งผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่อุณหภูมิ 565 องศาเซลเซียส โดยบันทึกค่าอุณหภูมิที่ตำแหน่งป้อนเชื้อเพลิง พบว่าเมื่อสัดส่วนของชีวมวลเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้องค์ประกอบของไฮโดรเจนมีแนวโน้มลดลง ขณะที่คาร์บอนไดออกไซด์มีแนวโน้มเพิ่มขึ้น ส่วนมีเทนและคาร์บอนมอนอกไซด์เปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อย สำหรับที่อุณหภูมิ 550 และ 535 องศาเซลเซียส ก็มีแนวโน้มไปในทางเดียวกันกับที่อุณหภูมิ 565 องศาเซลเซียสเช่นกัน ดังที่แสดงในรูปที่ 4.5 และ 4.6 ตามลำดับ

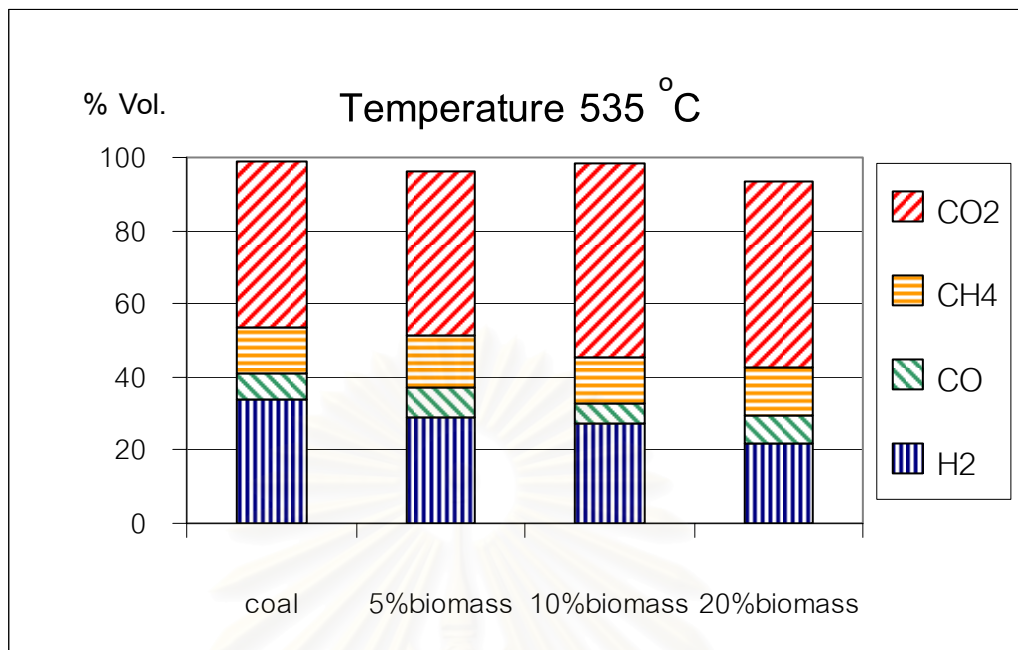




รูปที่ 4.4 กราฟแสดงผลของการเพิ่มสัดส่วนชีวมวลในถ่านหินที่ส่งผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่อุณหภูมิ 565 องศาเซลเซียส



รูปที่ 4.5 กราฟแสดงผลของการเพิ่มสัดส่วนชีวมวลในถ่านหินที่ส่งผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่อุณหภูมิ 550 องศาเซลเซียส

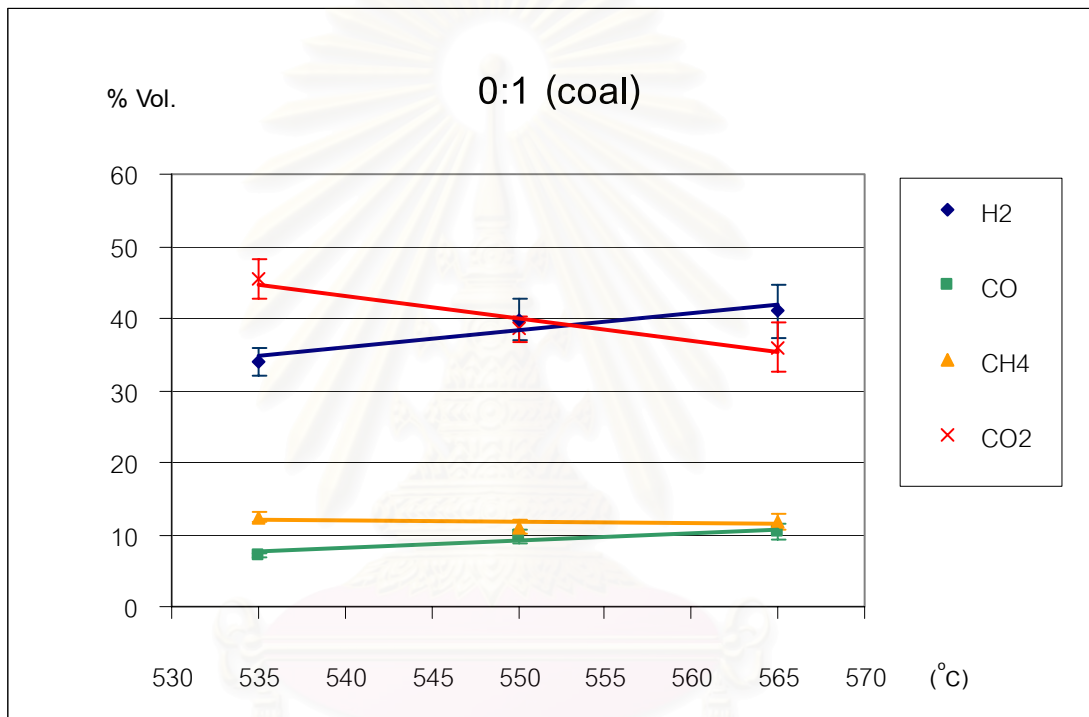


รูปที่ 4.6 กราฟแสดงผลของการเพิ่มสัดส่วนชีวมวลในถ่านหินที่ส่งผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่อุณหภูมิ 535 องศาเซลเซียส

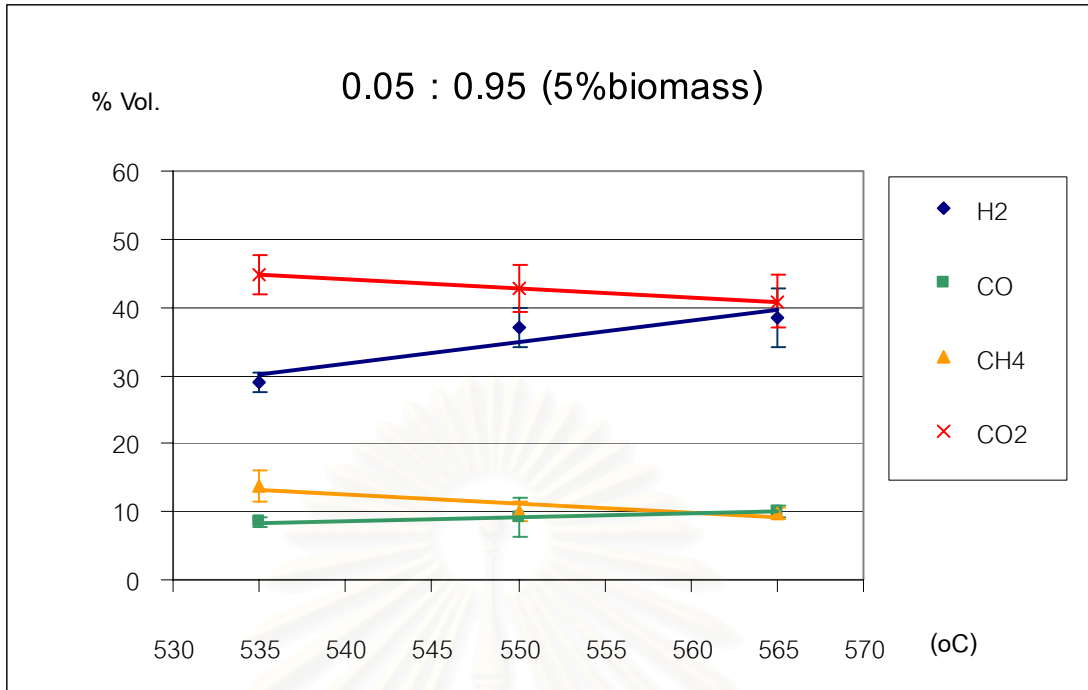
จากรูปที่ 4.4 ถึง 4.6 เมื่อเพิ่มสัดส่วนของชีวมวล พบว่าองค์ประกอบของไฮโดรเจนลดลง เนื่องจากในชีวมวลมีองค์ประกอบของคาร์บอนน้อยกว่าถ่านหิน ดังนั้นคาร์บอนที่ทำปฏิกิริยาแกซซิฟิเคชันจึงมีน้อยกว่าส่งผลให้เกิดไฮโดรเจนที่ลดลงเมื่อเพิ่มสัดส่วนชีวมวล ส่วนองค์ประกอบของคาร์บอนไดออกไซด์ที่เพิ่มขึ้นนั้นเนื่องจากในชีวมวลมีองค์ประกอบของออกซิเจนสูงกว่าถ่านหิน ดังนั้นจึงเกิดการออกซิเดชันบางส่วนขึ้นได้เป็นคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงขึ้นเมื่อเพิ่มสัดส่วนชีวมวล สำหรับองค์ประกอบของคาร์บอนมอนอกไซด์ที่มีการเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อยเมื่อเพิ่มสัดส่วนชีวมวล เนื่องจากการเพิ่มชีวมวลที่มีองค์ประกอบของคาร์บอนน้อยกว่าถ่านหิน อาจทำให้เกิด Boudard reaction ที่ได้คาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงแต่คาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นก็เกิดปฏิกิริยาต่อเนื่องใน Water-gas shift reaction ทำให้สัดส่วนของคาร์บอนมอนอกไซด์ค่อนข้างคงที่เมื่อเพิ่มสัดส่วนชีวมวล และองค์ประกอบของมีเทนที่เปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อยเมื่อเพิ่มสัดส่วนชีวมวล เนื่องจากเกิด Methanation reaction ได้มีเทนเกิดปฏิกิริยาต่อเนื่องใน Methane reforming ทำให้สัดส่วนของมีเทนค่อนข้างคงที่แม้จะเพิ่มสัดส่วนชีวมวลก็ตาม สำหรับร้อยละโดยปริมาตรขององค์ประกอบของแก๊สในรูปที่ 4.4 ถึง 4.6 ที่รวมกันแล้วไม่เป็น 100 เนื่องจากมีอากาศเฉื่อยปนอยู่ด้วยในตอนที่เก็บแก๊สในการทดลอง

#### 4.6 ผลของอุณหภูมิในส่วนไพโรไลซิสที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์

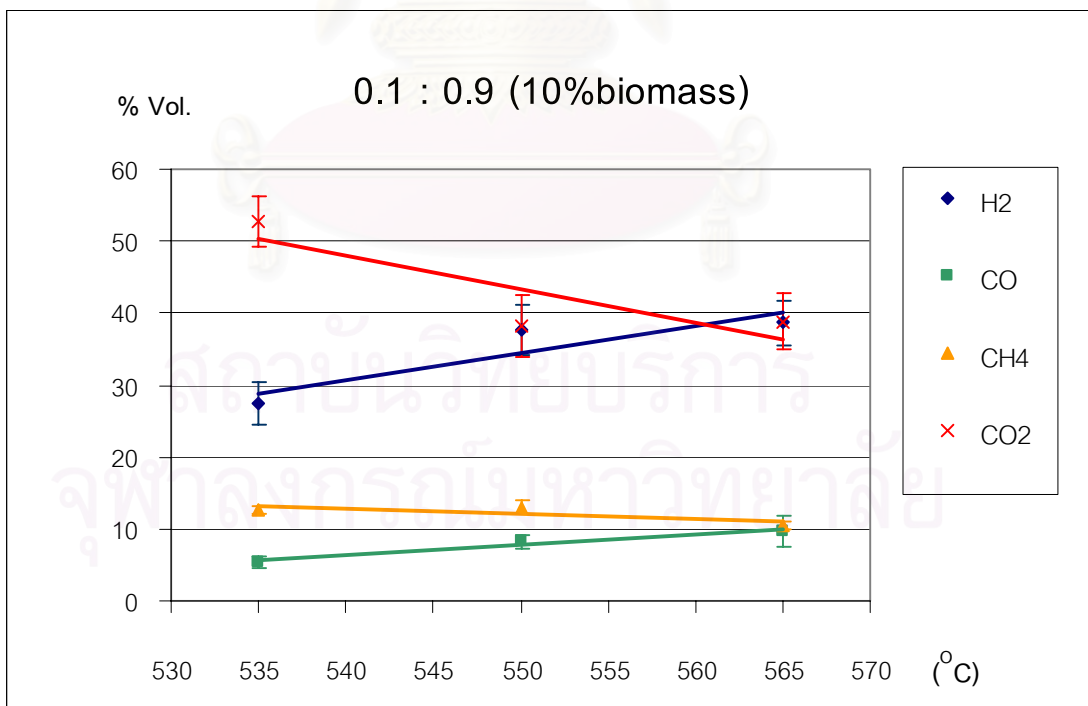
การทดลองนี้ทำการศึกษาผลของอุณหภูมิที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยทำการทดลองที่ค่าอุณหภูมิ 3 ค่า คือที่ 535, 550 และ 565 องศาเซลเซียส สำหรับรูปที่ 4.7, 4.8, 4.9 และ 4.10 แสดงผลของอุณหภูมิในส่วนไพโรไลซิสที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์สำหรับถ่านหิน, ถ่านหินผสมกะลาปาล์มร้อยละ 5 โดยน้ำหนัก, ถ่านหินผสมกะลาปาล์มร้อยละ 10 โดยน้ำหนัก และถ่านหินผสมกะลาปาล์มร้อยละ 20 โดยน้ำหนัก ตามลำดับ



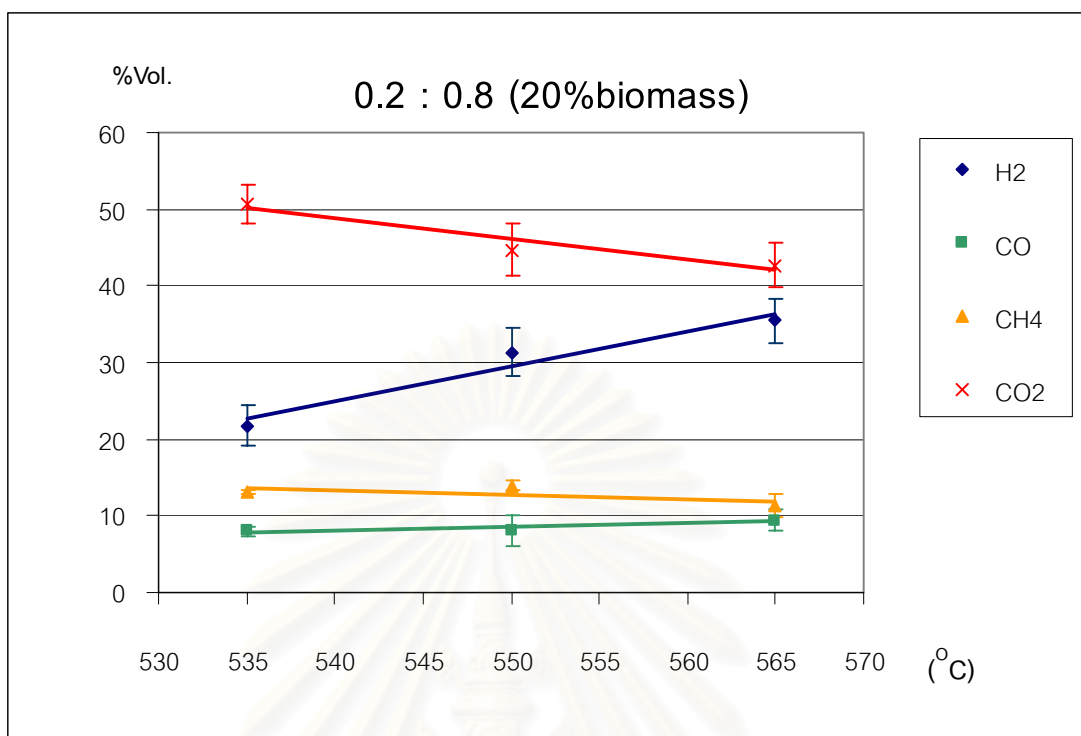
รูปที่ 4.7 กราฟแสดงผลของอุณหภูมิในส่วนไพโรไลซิสที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์สำหรับถ่านหิน



รูปที่ 4.8 กราฟแสดงผลของอุณหภูมิในส่วนไพโรไลซิสที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์สำหรับถ่านหินผสมกะลาปาล์มร้อยละ 5 โดยน้ำหนัก



รูปที่ 4.9 กราฟแสดงผลของอุณหภูมิในส่วนไพโรไลซิสที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์สำหรับถ่านหินผสมกะลาปาล์มร้อยละ 10 โดยน้ำหนัก



รูปที่ 4.10 กราฟแสดงผลของอุณหภูมิในส่วนไพโรไลซิสที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์สำหรับถ่านหินผสมกะลาปาล์มร้อยละ 20 โดยน้ำหนัก

จากรูปที่ 4.7 ถึง 4.10 พบว่าเมื่อเพิ่มอุณหภูมิให้สูงขึ้น จะมีแนวโน้มของการลดลงไปในทางเดียวกันสำหรับทุกๆอัตราส่วนของกะลาปาล์มที่ผสมลงไปในถ่านหิน คือองค์ประกอบของไฮโดรเจนจะมีแนวโน้มสูงขึ้น เนื่องจากในปฏิกิริยาแกซิฟิเคชันเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ดังนั้นเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นปฏิกิริยาจึงไปข้างหน้ามากขึ้น ไฮโดรเจนจึงมีแนวโน้มสูงขึ้น ส่วนองค์ประกอบของคาร์บอนไดออกไซด์มีแนวโน้มลดลง เนื่องจาก Water-gas shift reaction เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ดังนั้นเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นปฏิกิริยาจึงเกิดย้อนกลับมากขึ้น ส่งผลให้คาร์บอนไดออกไซด์มีแนวโน้มลดลง ขณะที่องค์ประกอบของคาร์บอนมอนอกไซด์มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเล็กน้อย เนื่องจาก Boudouard reaction เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ดังนั้นเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นปฏิกิริยาจึงไปข้างหน้ามากขึ้น คาร์บอนมอนอกไซด์จึงมีแนวโน้มสูงขึ้น และองค์ประกอบของมีเทนมีแนวโน้มลดลงเล็กน้อย เนื่องจาก Methanation reaction เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ดังนั้นเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นปฏิกิริยาจึงเกิดไปข้างหน้าลดลง ส่งผลให้มีเทนมีแนวโน้มลดลง

#### 4.7 การเปรียบเทียบองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากระบบพลูอิโดซ์แบบหมุนเวียนกับระบบอื่น ๆ ที่ใช้ในอุตสาหกรรม

เมื่อพิจารณาจากองค์ประกอบของแก๊สที่ได้พบว่า มีองค์ประกอบของไฮโดรเจนที่ค่อนข้างสูงคือ ร้อยละ 35-40 โดยปริมาตร ซึ่งเมื่อพิจารณาเปรียบเทียบกับระบบที่ใช้ในอุตสาหกรรมโดยมีหลักการเดียวกัน กล่าวคือ ระบบที่แยกส่วนการเผาไหม้และแก๊สที่เค้นออกจากกัน ในที่นี้ขอยกตัวอย่าง 2 ระบบคือ SilvaGas และ FICFB ดังแสดงในรูปที่ 4.11 และ 4.12 ตามลำดับ สำหรับการเปรียบเทียบองค์ประกอบของแก๊สต่างๆ ที่ได้จากทั้ง 3 ระบบแสดงในตารางที่ 4.4

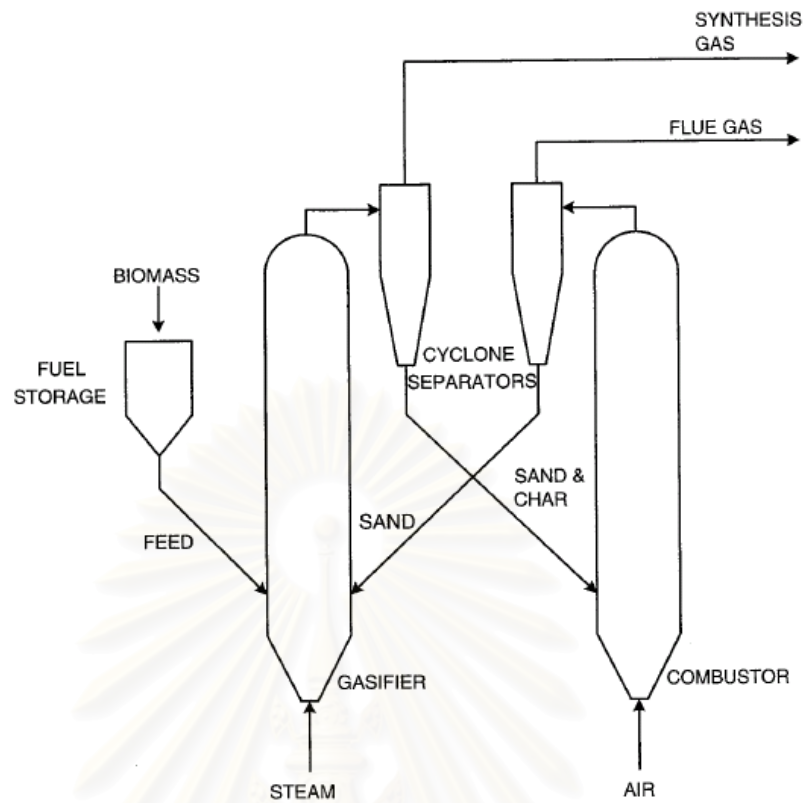
ตารางที่ 4.4 การเปรียบเทียบองค์ประกอบของแก๊สต่างๆ ที่ได้จากทั้ง 3 ระบบ

	My CFBG*	SilvaGas**	FICFB***
	% Vol.	% Vol.	% Vol.
H <sub>2</sub>	36-40	22	30-34
CO	9-10	44.4	20-30
CH <sub>4</sub>	10-12	15.6	8-12
CO <sub>2</sub>	35-42	12.2	15-25
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	-	5.1	-
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-	0.7	-
N <sub>2</sub>	1-2	-	3-5
HHV (MJ/Nm <sup>3</sup> )	10.6	17.3	11.2

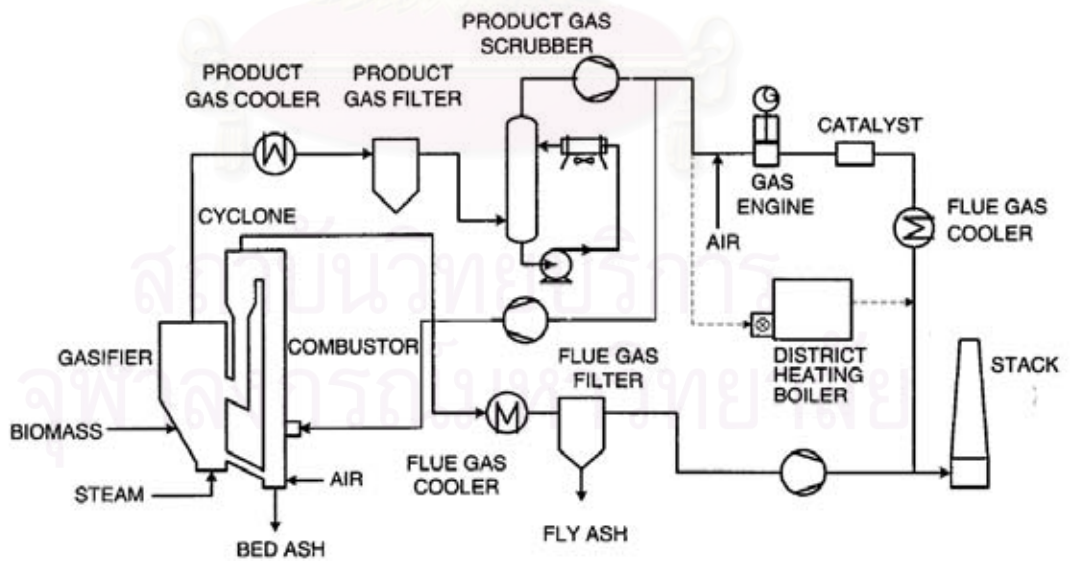
\* ใช้วัตถุดิบคือ ถ่านหินซับบิทูมินัสและถ่านหินผสมกะลาปาล์มร้อยละ 5-20 องค์ประกอบของแก๊สที่ได้คิดรวมไนโตรเจนในอากาศ

\*\* ใช้วัตถุดิบคือ ชีวมวล องค์ประกอบของแก๊สที่ได้ไม่คิดรวมไนโตรเจนในอากาศ

\*\*\* ใช้วัตถุดิบคือ ชีวมวล โดยมี Olivine เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา องค์ประกอบของแก๊สที่ได้คิดรวมไนโตรเจนในอากาศ



รูปที่ 4.11 ระบบ SilvaGas (Higman and van der Burgt, 2003)

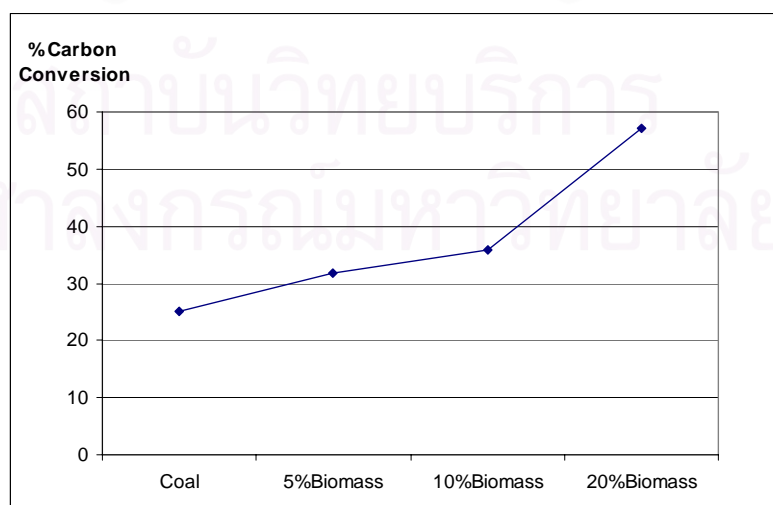


รูปที่ 4.12 ระบบ FICFB (Higman and van der Burgt, 2003)

จากตารางที่ 4.4 พบว่าระบบฟลูอิดไธด์แบบหมุนเวียนที่ทำการทดลองมีไฮโดรเจนสูงกว่าในระบบอื่นทั้งที่ไม่มีคาร์บอนเข้าทำแกซิฟิเคชัน เช่น ใอน้ำ อากาศ และ/หรือคาร์บอนไดออกไซด์ ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากในส่วนแกซิฟิเคชันจะใช้เวลาในการทำปฏิกิริยานานกว่าระบบอื่น แต่จะมีคาร์บอนมอนอกไซด์น้อยที่สุด เนื่องจากไม่มีการป้อนสารเข้าทำแกซิฟิเคชันนั่นเอง ส่วนมีเทนจะแตกต่างกันเพียงเล็กน้อย และคาร์บอนไดออกไซด์จะสูงที่สุด เนื่องจากไม่มีการป้อนสารเข้าทำแกซิฟิเคชันทำให้คาร์บอนไดออกไซด์ไม่สามารถเปลี่ยนเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ได้ สำหรับค่าความร้อนจากทั้ง 3 ระบบที่กล่าวมาจะใกล้เคียงกัน แม้ว่าระบบ SilvaGas ในตารางที่ 4.4 จะสูงที่สุดก็ตาม แต่เนื่องจากแก๊สที่ได้ไม่ได้คิดรวมไฮโดรเจนเหมือนอีก 2 ระบบ ซึ่งถ้าคิดรวมไฮโดรเจนด้วยจะได้ค่าความร้อนที่ใกล้เคียงกัน

#### 4.8 ร้อยละการเปลี่ยนคาร์บอนเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์

ร้อยละการเปลี่ยนคาร์บอนเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ หาได้จากปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์ขาออกที่มีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบหารด้วยปริมาณคาร์บอนที่ป้อนเข้า จากองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ เมื่อนำมาคำนวณค่าร้อยละการเปลี่ยนคาร์บอนเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ที่สัดส่วนชีวมวลต่างๆสามารถแสดงในรูปที่ 4.13 (คำนวณโดยมีสมมติฐานว่าถ่านไม้ร้อยละ 10 หลุดออกจากระบบและคาร์บอนในสารระเหยของถ่านหินและกะลาปาล์มเพียงร้อยละ 10 ที่ทำปฏิกิริยา) พบว่าเมื่อสัดส่วนของชีวมวลเพิ่มขึ้นส่งผลให้ร้อยละการเปลี่ยนคาร์บอนเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์สูงขึ้น เนื่องจากการเพิ่มสัดส่วนชีวมวลนั้นเป็นการเพิ่มปริมาณสารระเหย ซึ่งทำให้ได้องค์ประกอบของแก๊สสูงขึ้น อีกทั้งปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นยังเป็นปฏิกิริยาในวัฏภาคของแก๊สอีกด้วย

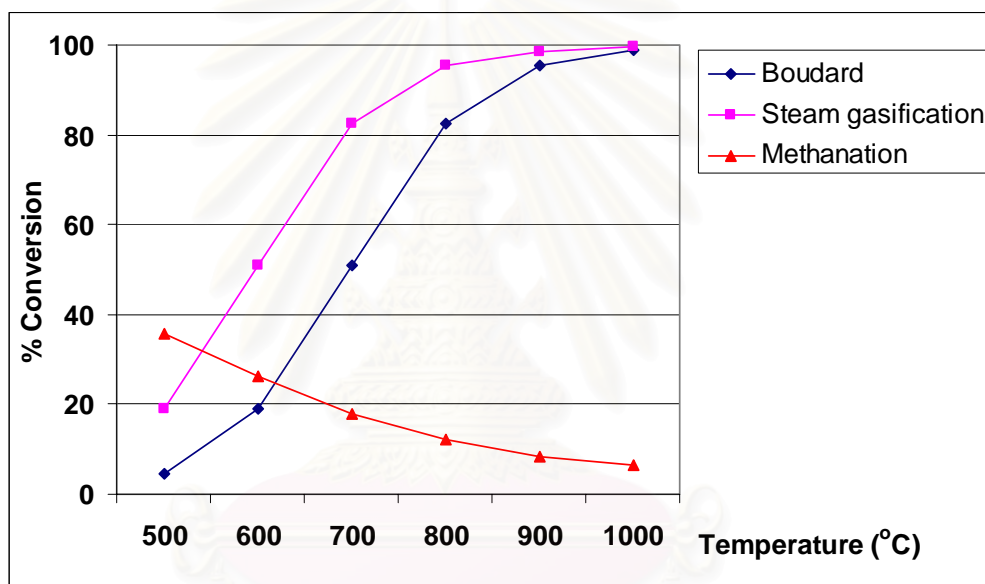


รูปที่ 4.13 กราฟแสดงค่าร้อยละการเปลี่ยนคาร์บอนเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ที่สัดส่วนชีวมวลต่างๆ



#### 4.9 ร้อยละการเกิดปฏิกิริยาที่สมดุลทางอุณหพลศาสตร์

จากการคำนวณทางอุณหพลศาสตร์ที่สมดุล สามารถหาค่าร้อยละการเกิดปฏิกิริยาของคาร์บอนได้ทำให้รู้ค่าขอบเขตสูงสุดของการเกิดปฏิกิริยา ซึ่งที่ภาวะหนึ่งค่าร้อยละการเกิดปฏิกิริยาไม่มีทางที่จะมากกว่าค่าที่คำนวณได้จากสมดุล ซึ่งจากการวิเคราะห์ความเป็นไปได้ในการเกิดปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันต่างๆที่สมดุลในหัวข้อ 2.10 ทำให้ทราบว่าปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเพียง 3 ปฏิกิริยา คือ Boudouard reaction, Steam gasification reaction และ Methanation reaction สำหรับร้อยละการเกิดปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 500-1000 องศาเซลเซียส แสดงในรูปที่ 4.14 ซึ่งการคำนวณแสดงไว้ในภาคผนวก ข โดยใช้ค่าความจุความร้อนจากโปรแกรม HYSYS



รูปที่ 4.14 กราฟแสดงร้อยละการเกิดปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันที่สมดุลที่ 500 ถึง 1000 องศาเซลเซียส

จากรูปที่ 4.14 พบว่า Boudouard reaction และ Steam gasification มีแนวโน้มไปในทางเดียวกันคือ เมื่อเพิ่มอุณหภูมิจะส่งผลให้ปฏิกิริยาไปข้างหน้ามากขึ้น ได้ร้อยละการเกิดปฏิกิริยาสูงขึ้น โดยที่อุณหภูมิ 1000 องศาเซลเซียส จะเกิดปฏิกิริยาโดยสมบูรณ์ ซึ่งสอดคล้องกับการที่ปฏิกิริยาเป็นการดูดความร้อน คือปฏิกิริยาไปข้างหน้ามากขึ้นเมื่อเพิ่มอุณหภูมิ สำหรับ Methanation reaction เมื่อเพิ่มอุณหภูมิจะส่งผลให้ปฏิกิริยาไปข้างหน้าลดลง ได้ร้อยละการเกิดปฏิกิริยาลดลง ซึ่งสอดคล้องกับการที่ปฏิกิริยาเป็นการคายความร้อน คือปฏิกิริยาไปข้างหน้าลดลงเมื่อเพิ่มอุณหภูมิ ซึ่ง Methanation reaction ส่งผลเพียงเล็กน้อยเท่านั้นเนื่องจากร้อยละการเกิดปฏิกิริยาเกิดขึ้นเพียงเล็กน้อย

## สรุปผลการทดลอง และข้อเสนอแนะ

### 5.1 สรุปผลการทดลอง

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้ เพื่อศึกษาการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากแก๊สพีเคชั่นร่วมกับการเผาไหม้ของถ่านหินและชีวมวลในเครื่องฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน เริ่มตั้งแต่การสร้างเครื่องฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน แล้วทำการทดลอง โดยศึกษาผลของปัจจัยที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ คือผลของการเพิ่มสัดส่วนของชีวมวลในถ่านหิน และผลของอุณหภูมิ อีกทั้งยังมีการเปรียบเทียบองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้กับงานวิจัยที่ผ่านมาที่ใช้ในอุตสาหกรรม โดยมีหลักการที่คล้ายคลึงกัน คือแยกส่วนของการเผาไหม้และแก๊สพีเคชั่นออกจากกัน โดยมีข้อสรุปดังนี้

1. สัดส่วนชีวมวลต่อถ่านหิน มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยเมื่อสัดส่วนชีวมวลเพิ่มขึ้นส่งผลให้องค์ประกอบของไฮโดรเจนลดลง คาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น ส่วนคาร์บอนมอนอกไซด์และมีเทนค่อนข้างคงที่ เปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อย
2. อุณหภูมิในส่วนไพโรไลซิส มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยเมื่ออุณหภูมิในส่วนไพโรไลซิสสูงขึ้นส่งผลให้องค์ประกอบของไฮโดรเจนสูงขึ้น ขณะที่คาร์บอนไดออกไซด์ลดลง ส่วนคาร์บอนมอนอกไซด์สูงขึ้นเล็กน้อยและมีเทนลดลงเล็กน้อย
3. การเปรียบเทียบองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้กับงานวิจัยที่ผ่านมาที่ใช้ในอุตสาหกรรม โดยมีหลักการที่คล้ายคลึงกัน คือแยกส่วนของการเผาไหม้และแก๊สพีเคชั่นออกจากกัน ในที่นี้คือ ระบบ SilvaGas และ FICFB พบว่า แก๊สที่ได้จากงานวิจัยนี้จะมีองค์ประกอบของไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์สูงที่สุด แต่จะมีคาร์บอนมอนอกไซด์ต่ำที่สุด และมีเทนจะใกล้เคียงกัน แต่ระบบในงานวิจัยนี้ไม่ได้ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาในการทดลอง

## 5.2 ข้อเสนอแนะ

1. แก๊สที่ได้จากระบบนี้มีคาร์บอนมอนอกไซด์ค่อนข้างต่ำ อีกทั้งคาร์บอนไดออกไซด์ยังสูงเกินไป ซึ่งควรจะมีการป้อนสารเข้าทำแกซีฟิเคชัน เช่น ไอน้ำ อากาศ และ/หรือคาร์บอนไดออกไซด์ เพื่อปรับปรุงคุณภาพของแก๊สผลิตภัณฑ์ให้ดีขึ้น
2. ควรมีระบบการเก็บถ่านชาร์และน้ำมันทาร์ เพื่อที่จะสามารถนำปริมาณที่เก็บได้มาคำนวณหาค่าร้อยละการเปลี่ยนคาร์บอนเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ได้ถูกต้องยิ่งขึ้น



สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## รายการอ้างอิง

### ภาษาไทย

- กัญญา บุญยเกียรติ. การคำนวณขั้นต้นในงานวิศวกรรมเคมี. กรุงเทพมหานคร: สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2550.
- กัญญา บุญยเกียรติ. เชื้อเพลิงและการเผาไหม้. กรุงเทพมหานคร: สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2544.
- ถาวร โชตะมังสะ และ วิโรจน์ สมองคุณ. เชื้อเพลิงและวัสดุหล่อลื่น. กรุงเทพมหานคร: เม็ดทรายพรินต์ติ้ง.
- ปิยะพันธ์ จะกอ. การควบคุมการปล่อยแก๊สของการเผาไหม้ถ่านหินและชีวมวลในฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต, ภาควิชาเคมีเทคนิค บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2547
- พัฒนาและส่งเสริมพลังงาน. สถานการณ์พลังงานของประเทศไทย. สำนักงานนโยบายและแผนทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม, 2548
- ภัทรพรรณ ประศาสน์สารกิจ. เทอร์โมไดนามิกส์วิศวกรรมเคมี. กรุงเทพมหานคร: สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2545.
- มนตรี พิรุณเกษตร. การถ่ายเทความร้อน. กรุงเทพมหานคร: สำนักพิมพ์วิทย์พัฒน์, 2545.
- สมศักดิ์ ดำรงค์เลิศ. ฟลูอิดไดซ์ชัน. กรุงเทพมหานคร: สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2528.

### ภาษาอังกฤษ

- Asadullah M., Ito S., Kunimori K., Yamada M. and Tomishige K. Biomass Gasification to Hydrogen and Syngas at Low Temperature: Novel Catalytic System Using Fluidized-Bed Reactor. Journal of Catalysis. 208 (2002): 255-259.
- Chen G., Andries J., Luo Z. and Spliethoff H. Biomass pyrolysis/gasification for product gas production: the overall investigation of parametric effects. Energy Conversion and Management 44(2003) : 1875-1884.

- Chen G., Andries J. and Spliethoff H. Catalytic pyrolysis of biomass for hydrogen rich fuel gas production. Energy Conversion and Management 44(2003) : 2289-2296.
- Chen G., Andries J., Spliethoff H., Fang M. and van de Enden P.J. Biomass gasification integrated with pyrolysis in a circulating fluidised bed . Solar Energy. 76 (2004): 345-349.
- Demirbas A. Yields of hydrogen-rich gaseous products via pyrolysis from selected biomass samples. Fuel 80 (2001): 1885-1891.
- Drift A., Doorn J. and Vermeulen J.W. Ten residual biomass fuels for circulating fluidized bed gasification. Biomass and Bioenergy 20 (2001): 45-56.
- Florin N.H. and Harris A.T. Hydrogen production from biomass coupled with carbon dioxide capture: The implications of thermodynamic equilibrium. International Journal of Hydrogen Energy 32 (2007): 4119-4134.
- Franco C., Pinto F., Gulyurtlu I. and Cabrita I. The study of reactions influencing the biomass steam gasification process. Fuel 82 (2003): 835-842.
- Grace J.R., Avidan A.A. and Knowlton T.M. Circulating Fluidized Bed. Blackie Academic & Professional. 1997.
- Guan J., Wang Q., Li X., Luo Z. and Cen K. Thermodynamic analysis of a biomass anaerobic gasification process for hydrogen production with sufficient CaO. Renewable Energy 32 (2007): 2502-2515.
- Hanaoka T., Yoshida T., Fujimoto S., Kamei K., Harada M., Suzuki Y., Hatano H., Yokoyama S. and Minowa T. Hydrogen production from woody biomass by steam gasification using a CO<sub>2</sub> sorbent. Biomass and Bioenergy 28 (2005): 63-68.
- Haykiri-Acma H., Yaman S. and Kucukbayrak S., Gasification of biomass chars in steam-nitrogen mixture, Energy Conversion and Management 47 (2006) 1004-1013.
- Higman C. and van der Burgt M. Gasification. Elsevier Science., 2003.
- Jianzhi W., Bingyan X., Zhenfang L. and Xiguang Z. Performance Analysis of a Biomass Circulating Fluidized Bed Gasifier . Biomass and Bioenergy. 3 (1992): 105-110.
- Jong W., Andries J. and Hein K.R.G. Coal/Biomass Co-Gasification in a Pressurised Fluidised Bed Reactor. Renewable Energy. 16 (1999): 1110-1113.

- Khadse A., Parulekar P., Aghalayam P. and Ganesh A. Equilibrium model for biomass gasification. *Advances in Energy Research*, 2006.
- Kim Y.J., Lee S.H. and Kim S.D. Coal gasification characteristics in a downer reactor. *Fuel* 80 (2001): 1915-1922.
- Kumabe K., Hanaoka T., Fujimoto S., Minowa T. and Sakanishi K. Co-gasification of woody biomass and coal with air and steam. *Fuel* 86 (2007): 684-689.
- Mahishi M.R. and Goswami D.Y. Thermodynamic optimization of biomass gasifier for hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy* 32 (2007): 3831-3840.
- Maschio G. Production of syngas from biomass. *Bioresource Technology* 48 (1994): 119-126.
- Matsukata M., Matsushita T. and Ueyama K. A novel hydrogen/syngas production process: catalytic activity and stability of Ni/SiO<sub>2</sub>. *Chemical Engineering Science* 51 (1996): 2769-2774.
- Moreea-Taha R. Modelling and simulation of coal gasification. *IEA coal research*, 2000.
- Olofsson I., Nordin A. and Soderlind U. Initial review and evaluation of process technologies and systems suitable for cost-efficient medium-scale gasification for biomass to liquids fuels. ETPC Report, 2005.
- Paisley M.A., Irving J.M. and Overend R.P. A promising power option-the FERCO SilvaGas™ biomass gasification process-operation experience at the Burlington gasifier. Proceedings of ASME Turbo EXPO 2001.
- Probstein and Hicks, *Synthetic Fuel*, McGraw Hill Inc., 1982.
- Rabou L.P.L.M. Biomass tar recycling and destruction in a CFB gasifier. *Fuel*. 84 (2005): 577-581.
- Rao M.S., Singh S.P., Sodha M.S., Dubey A.K. and Shyam M. Stoichiometric, mass, energy and exergy balance analysis of countercurrent fixed-bed gasification of post-consumer residues. *Biomass and Bioenergy* 27 (2004): 155-171.
- Scala F. and Chirone R. Fluidized bed combustion of alternative solid fuels. *Experimental Thermal and Fluid Sciences* 28 (2004): 691-699.

- Shen L., Gao Y. and Xiao J. Simulation of hydrogen production from biomass gasification in interconnected fluidized beds. Biomass and Bioenergy 32 (2008): 120-127.
- Smith J.M. and Van Ness H.C. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, McGraw-Hill, 1987.
- Speight J.G., Chemistry and Technology of Coal, Marcel Dekker Inc., 1994.
- Turn S., Kinoshita C., Zhang Z., Ishimura D. and Zhou J. An experimental investigation of hydrogen production from biomass gasification. International Journal of Hydrogen Energy 23 (1998): 641-648.
- Van Heek K. H. and Hodek W. Structure and pyrolysis behavior of different coals and relevant model substances. Fuel 73(1994): 886-896.
- Warnecke R. Gasification of biomass: comparison of fixed bed and fluidized bed gasifier. Biomass and Bioenergy 18 (2000): 489-497.
- Wei L., Xu S., Zhang L., Liu C., Zhu H. and Liu S. Steam gasification of biomass for hydrogen-rich gas in a free-fall reactor. International Journal of Hydrogen Energy 32 (2007): 24-31.



สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก

สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



## ภาคผนวก ก

### วิธีวิเคราะห์คุณสมบัติทางกายภาพของเชื้อเพลิง

#### 1. การวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate Analysis): ASTM D3172

##### 1.1 เถ้า (Ash): ASTM D3174

###### วิธีการทดลอง

- 1) เผาครุชชีเบลพร้อมฝานในเตาเผา (Muffle Furnace) ที่อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 1 ชั่วโมง นำออกมาทำให้เย็นในเดสิเคเตอร์ ชั่งน้ำหนักครุชชีเบลพร้อมฝาน
- 2) ชั่งน้ำหนักตัวอย่างแห้งใส่ครุชชีเบล ประมาณ 1 กรัม
- 3) นำไปเผาบนตะเกียงเบนเซนจนควันระเหยหมด
- 4) ใส่ครุชชีเบลพร้อมฝานในเตาเผาที่อุณหภูมิประมาณ 750 องศาเซลเซียส เป็นเวลา ประมาณ 2 ชั่วโมงหรือจนน้ำหนักคงที่
- 5) นำครุชชีเบลออกจากเตาเผาวางทิ้งไว้ให้เย็น แล้วนำไปใส่ในเดสิเคเตอร์ ชั่งน้ำหนักพร้อมบันทึกผล

###### สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$A = 100(W_3 - W_4) / W$$

- เมื่อ A = ร้อยละของเถ้า  
 $W_3$  = น้ำหนักของครุชชีเบลพร้อมฝานที่มีเถ้า (กรัม)  
 $W_4$  = น้ำหนักของครุชชีเบลพร้อมฝาน (กรัม)  
W = น้ำหนักของตัวอย่างแห้ง (กรัม)

##### 1.2 ปริมาณสารระเหย (Volatile Matter): ASTM D3175

###### วิธีการทดลอง

- 1) เผาครุชชีเบลพร้อมฝานในเตาเผาอุณหภูมิ 950 องศาเซลเซียส ประมาณ 30 นาที นำออกจากเตาเผา ทำให้เย็นในเดสิเคเตอร์ แล้วชั่งน้ำหนักครุชชีเบลพร้อมฝาน บันทึกผล

- 2) ชั่งตัวอย่างแห้งใส่ในครุชชีเบลประมาณ 1 กรัม แล้วปิดฝาให้เรียบร้อย
- 3) นำไปให้ความร้อนโดยอยู่เหนือปากเตาเผา (Tubular Furnace) อุณหภูมิประมาณ 300 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 3 นาที
- 4) หย่อนครุชชีเบลให้อยู่บริเวณปากเตา ที่อุณหภูมิประมาณ 600 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 3 นาที
- 5) หย่อนครุชชีเบลให้อยู่กึ่งกลางเตา อุณหภูมิประมาณ 950 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 6 นาที
- 6) นำครุชชีเบลออกมาทิ้งไว้ให้เย็น แล้วนำไปใส่ในเดสิเคเตอร์ประมาณ 15 นาที นำไปชั่งและบันทึกผล

สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$V = [100(W_5 - W_6) / W] - M$$

- เมื่อ
- V = ร้อยละของสารระเหย
  - $W_3$  = น้ำหนักของครุชชีเบลพร้อมฝารวมกับน้ำหนักตัวอย่างก่อนเผา (กรัม)
  - $W_4$  = น้ำหนักของครุชชีเบลพร้อมฝารวมกับน้ำหนักตัวอย่างหลังเผา (กรัม)
  - W = น้ำหนักของตัวอย่างแห้ง (กรัม)
  - M = ร้อยละของความชื้น

#### 1.4 ปริมาณคาร์บอนคงตัว (Fixed Carbon)

สูตรที่ใช้ในการคำนวณ

$$\text{ร้อยละของคาร์บอนคงตัว} = 100 - A - V$$

## ภาคผนวก ข

### การคำนวณร้อยละการเกิดปฏิกิริยาที่สมดุล

#### 1. Boudard Reaction

$C + CO_2 \Leftrightarrow 2CO$  ที่ 900 องศาเซลเซียส (1173 เคลวิน)

$$\text{จาก } \Delta G = \Delta H - T\Delta S$$

การคำนวณ  $\Delta H_{1173}$

$$\Delta H_{1173} = \Delta H_{298} + \Delta C_p(1173 - 298)$$

$$\Delta H_{298} = 2\Delta H_{f,CO}^\circ - \Delta H_{f,CO_2}^\circ = (2)(-110530) - (-393520) = 172460 \frac{J}{mol}$$

ใช้ค่า  $C_p$  จากโปรแกรม HYSYS

$$\Delta C_p = 2C_{p,CO} - C_{p,CO_2} - C_{p,C} = (2)(34.12) - 56.04 - 8.527 = 3.673 \frac{J}{mol * K}$$

$$\Delta H_{1173} = 172460 + (3.673)(1173 - 298) = 175673.875 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta S_{1173} = \Delta S_{298} + \Delta C_p \ln \frac{1173}{298}$$

การคำนวณ  $\Delta S_{1173}$

$$\Delta S_{298} = 2S_{CO} - S_{CO_2} - S_C = (2)(197.54) - (213.69) - 5.697 = 175.69 \frac{J}{mol * K}$$

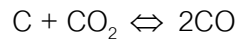
$$\Delta S_{1173} = 175.69 + 3.673 \ln \frac{1173}{298} = 180.72 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta G_{1173} = \Delta H_{1173} - T\Delta S_{1173} = 175673.875 - 1173(180.72) = -36310.68 \frac{J}{mol}$$

หาค่าคงที่สมดุล

$$\ln K = \frac{-\Delta G}{RT} = \frac{-(-36310.68)}{(8.314)(1173)} = 3.72$$

$$K = 41.26$$



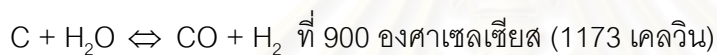
เริ่ม	1 โมล	1 โมล	-
เกิด	-x	-x	2x
เหลือ	1-x	1-x	2x

$$K = \frac{y_{CO}^2}{y_{CO_2}} P_t^v = \frac{\left(\frac{2x}{2}\right)^2}{\frac{1-x}{2}} (1) = \frac{4x^2}{2-2x}$$

$$41.26 = \frac{4x^2}{2-2x}$$

$$x = 0.955 = 95.50\%$$

## 2. Steam gasification



$$\text{จาก } \Delta G = \Delta H - T\Delta S$$

การคำนวณ  $\Delta H_{1173}$

$$\Delta H_{1173} = \Delta H_{298} + \Delta C_p (1173 - 298)$$

$$\Delta H_{298} = \Delta H_{f,CO}^o - \Delta H_{f,H_2O}^o = (-110530) - (-241820) = 131290 \frac{J}{mol}$$

ใช้ค่า  $C_p$  จากโปรแกรม HYSYS

$$\Delta C_p = C_{p,CO} + C_{p,H_2} - C_{p,H_2O} - C_{p,C} = 34.12 + 31.08 - 43.08 - 8.527 = 13.593 \frac{J}{mol \cdot K}$$

$$\Delta H_{1173} = 131290 + (13.593)(1173 - 298) = 143183.875 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta S_{1173} = \Delta S_{298} + \Delta C_p \ln \frac{1173}{298}$$

การคำนวณ  $\Delta S_{1173}$

$$\Delta S_{298} = S_{CO} + S_{H_2} - S_{H_2O} - S_C = 197.54 + 130.57 - 188.72 - 5.697 = 133.693 \frac{J}{mol \cdot K}$$

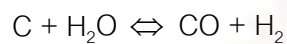
$$\Delta S_{1173} = 133.693 + 13.593 \ln \frac{1173}{298} = 152.32 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta G_{1173} = \Delta H_{1173} - T\Delta S_{1173} = 143183.875 - 1173(152.32) = -35487.485 \frac{J}{mol}$$

หาค่าคงที่สมดุล

$$\ln K = \frac{-\Delta G}{RT} = \frac{-(-35487.485)}{(8.314)(1173)} = 3.64$$

$$K = 38.05$$



เริ่ม 1 โมล 1 โมล - -

เกิด -x -x x x

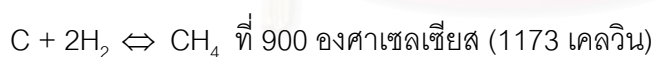
เหลือ 1-x 1-x x x

$$K = \frac{y_{CO} y_{H_2}}{y_{H_2O}} P_t^v = \frac{\left(\frac{x}{2}\right)\left(\frac{x}{2}\right)}{\left(\frac{1-x}{2}\right)} (1) = \frac{x^2}{2-2x}$$

$$38.05 = \frac{x^2}{2-2x}$$

$$x = 0.985 = 98.50\%$$

### 3. Methanation Reaction



$$\text{จาก } \Delta G = \Delta H - T\Delta S$$

การคำนวณ  $\Delta H_{1173}$

$$\Delta H_{1173} = \Delta H_{298} + \Delta C_p (1173 - 298)$$

$$\Delta H_{298} = \Delta H_{f,CH_4}^o = -74850 \frac{J}{mol}$$

ใช้ค่า  $C_p$  จากโปรแกรม HYSYS

$$\Delta C_p = C_{p,CH_4} - 2C_{p,H_2} - C_{p,C} = 77.58 - 2(31.08) - 8.527 = 6.893 \frac{J}{mol * K}$$

$$\Delta H_{1173} = -74850 + (6.893)(1173 - 298) = -68818.625 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta S_{1173} = \Delta S_{298} + \Delta C_p \ln \frac{1173}{298}$$

การคำนวณ  $\Delta S_{1173}$

$$\Delta S_{298} = S_{CH_4} - 2S_{H_2} - S_C = 186.27 - 2(130.57) - 5.697 = -80.567 \frac{J}{mol \cdot K}$$

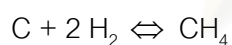
$$\Delta S_{1173} = -80.567 + (6.893) \ln \frac{1173}{298} = -71.12 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta G_{1173} = \Delta H_{1173} - T\Delta S_{1173} = -68818.625 - 1173(-71.12) = 14605.135 \frac{J}{mol}$$

หาค่าคงที่สมดุล

$$\ln K = \frac{-\Delta G}{RT} = \frac{-14605.135}{(8.314)(1173)} = -1.4976$$

$$K = 0.22$$



เริ่ม 1 โมล 1 โมล -  
เกิด -x -2x x  
เหลือ 1-x 1-2x x

$$K = \frac{y_{CH_4}}{y_{H_2}^2} P_t^v = \frac{\left(\frac{x}{2-2x}\right)}{\left(\frac{1-2x}{2-2x}\right)^2} (1) = \frac{2x - 2x^2}{1 - 4x + 4x^2}$$

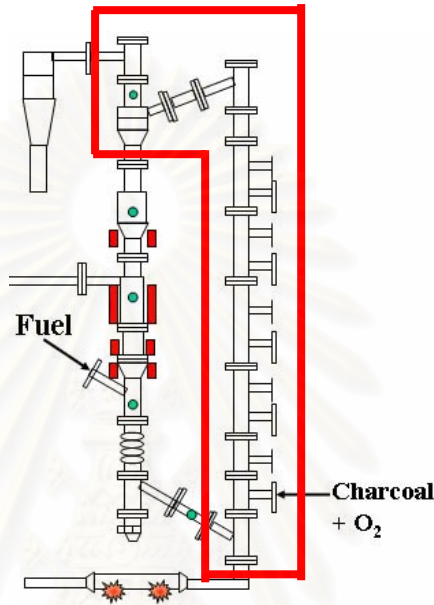
$$0.22 = \frac{2x - 2x^2}{1 - 4x + 4x^2}$$

$$x = 0.833 = 8.33\%$$

## ภาคผนวก ค

### การคำนวณ Carbon Conversion

การคำนวณ carbon conversion ของถ่านหินผสมกะลาปาล์มร้อยละ 20 โดยน้ำหนัก



ทำการคูณมวลและพลังงานที่ไรเซอร์

ถ่านหินผสมกะลาปาล์มร้อยละ 20 โดยน้ำหนักที่ป้อนเข้าดาวเนอร์ 720 กรัมต่อชั่วโมง  
หา C ที่เข้าสู่ระบบ

- ถ่านหิน =  $0.8 \times 600 \times 0.73 \times 0.596 = 208.84$  กรัมต่อชั่วโมง (daf)
- กะลาปาล์ม =  $0.2 \times 600 \times 0.766 \times 0.389 = 35.76$  กรัมต่อชั่วโมง (daf)

C ใน Fixed Carbon ที่เข้าสู่ไรเซอร์

- ถ่านหิน =  $208.84 \times (40.7 / 73) = 116.44$  กรัมต่อชั่วโมง
- กะลาปาล์ม =  $35.76 \times (21.2 / 76.6) = 9.90$  กรัมต่อชั่วโมง

ถ่านไม้ที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 1200 กรัมต่อชั่วโมง

$$C \text{ จากถ่านไม้ที่เข้าสู่ระบบ} = 1200 \times 0.785 \times 0.773 = 728.17 \text{ กรัมต่อชั่วโมง (daf)}$$

สารป้อนเข้า

$C = 116.44 + 9.90 + 728.17$  กรัมต่อชั่วโมง = 854.51 กรัมต่อชั่วโมง

$O_2 = 30$  ลิตรต่อนาที = 1.34 โมลต่อนาที

อากาศ = 130 ลิตรต่อนาที = 5.8 โมลต่อนาที  $\rightarrow O_2 = 1.22$  โมลต่อนาที

$\rightarrow N_2 = 4.58$  โมลต่อนาที

ทราย = 1.5 กิโลกรัมต่อนาที

หาความร้อนจากการเผาไหม้ที่ใช้ในการเพิ่มอุณหภูมิของทรายและอากาศ

$$\begin{aligned} \dot{m}_{sand} C_{p_{sand}} \Delta T + \dot{m}_{air} C_{p_{air}} \Delta T &= \left( 1.5 \frac{kg}{min} * 60 \frac{min}{h} \right) \left( 830 \frac{J}{kg^{\circ}C} \right) (750 - 500) \\ &+ \left( 5.8 \frac{mol}{min} * 60 \frac{min}{h} * 29.7 \frac{g}{mol} \right) \left( 1 \frac{J}{g^{\circ}C} \right) (750 - 500) \\ &= 21.26 \text{ MJ/h} \end{aligned}$$

หาความร้อนที่สูญเสียโดยการพาความร้อนที่โรเตอร์, ไซโคลนและท่อระหว่างโรเตอร์กับไซโคลน

$$\begin{aligned} Q = h\pi dL(T - T_{\infty}) &= \left( 7.9 \frac{W}{m^2 K} \right) \left( \frac{22}{7} * 1.25 * 2.54 * 10^{-2} m \right) [ (1m)(500 - 25) + (1m)(600 - 25) \\ &+ (1m)(700 - 25) + (0.2m)(750 - 25) ] + \left( 7.9 \frac{W}{m^2 K} \right) \left( \frac{22}{7} * 4 * 2.54 * 10^{-2} * 0.55 \right) (750 - 25) \\ &+ \left( 7.9 \frac{W}{m^2 K} \right) \left( \frac{22}{7} * 1.25 * 2.54 * 10^{-2} * 1 \right) (750 - 25) = 10.99 \frac{MJ}{h} \end{aligned}$$

หาความร้อนที่สูญเสียโดยการแผ่รังสีที่โรเตอร์, ไซโคลนและท่อระหว่างโรเตอร์กับไซโคลน

$$\begin{aligned} Q = \epsilon\sigma\pi dL(T^4 - T_{\infty}^4) &= \left( 0.97 * 5.67 * 10^{-8} \frac{W}{m^2 K^4} * \frac{22}{7} \right) [ (1.25 * 2.54 * 10^{-2} * 1)(773^4 - 298^4) \\ &+ (1.25 * 2.54 * 10^{-2} * 1)(873^4 - 298^4) \\ &+ (1.25 * 2.54 * 10^{-2} * 1)(973^4 - 298^4) \\ &+ (1.25 * 2.54 * 10^{-2} * 0.2)(1023^4 - 298^4) \\ &+ (4 * 2.54 * 10^{-2} * 0.55)(1023^4 - 298^4) \\ &+ (1.25 * 2.54 * 10^{-2} * 1)(1023^4 - 298^4) ] \\ &= 27597.87 \frac{J}{S} = 99.35 \frac{MJ}{h} \end{aligned}$$

ความร้อนที่สูญเสียทั้งหมด = 10.99 + 99.35 = 110.34 MJ / h

เนื่องจากในระบบมีการหุ้มฉนวน สมมติว่ามีการสูญเสียความร้อนเพียงร้อยละ 10



ความร้อนสูญเสีย =  $0.1 \times 110.34 = 11.03 \text{ MJ/h}$

หาปริมาณเชื้อเพลิงที่ใช้ในการเผาไหม้

สมมติว่าถ่านไม้ร้อยละ 10 โดยน้ำหนัก หลุดออกไปทางด้านบนของดาวเนอร์

ดังนั้น จะมีถ่านไม้ในการเผาไหม้ =  $0.9 \times 1200 \times 0.785 = 847.8 \text{ กรัมต่อชั่วโมง (daf)}$

=  $0.8478 \text{ กิโลกรัมต่อชั่วโมง}$

$$\dot{m}_{\text{charcoal}} \left( 32.47 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right) + \dot{m}_{\text{char}} \left( 32.8 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right) = \left( 21.26 + 11.03 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} \right)$$

$$(0.8748) \left( 32.47 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right) + \dot{m}_{\text{char}} \left( 32.8 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right) = \left( 21.26 + 11.03 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} \right)$$

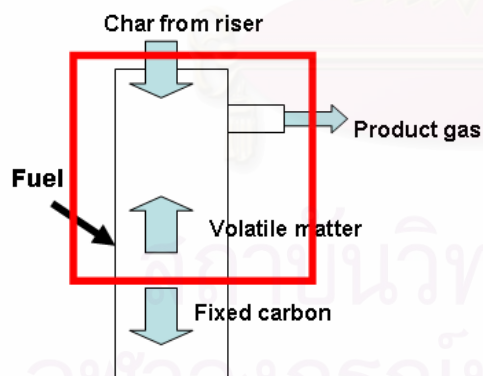
$$\dot{m}_{\text{char}} = \frac{\left( 3.89 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} \right)}{\left( 32.8 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right)} = 0.1186 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 118.60 \frac{\text{g}}{\text{h}}$$

### Output

C =  $116.44 + 9.9 - 118.60 \text{ กรัมต่อชั่วโมง} = 7.74 \text{ กรัมต่อชั่วโมง} = 0.645 \text{ โมลต่อชั่วโมง}$

O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> และทราย

ทำการดุลมวลที่เครื่องปฏิกรณ์ (ดาวเนอร์)



### หา Carbon conversion

CO = 10.01 %mol, CO<sub>2</sub> = 33.48 %mol และ CH<sub>4</sub> = 11.15 %mol

แก๊สขาออกที่มีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบ (CO + CO<sub>2</sub> + CH<sub>4</sub>) =  $10.01 + 33.48 + 11.15$

= 63.5 %mol

$$\text{Gas output (based on carbon)} = \left( 33 \frac{L}{h} * \frac{1 \text{ mol}}{22.4 L} * \frac{63.5}{100} \right) = 0.93 \frac{\text{mol}}{h}$$

C ใน Volatile Matter ที่เข้าสู่ดาวเนอร

- ถ่านหิน =  $208.84 \times (32.3 / 73) = 92.4$  กรัมต่อชั่วโมง

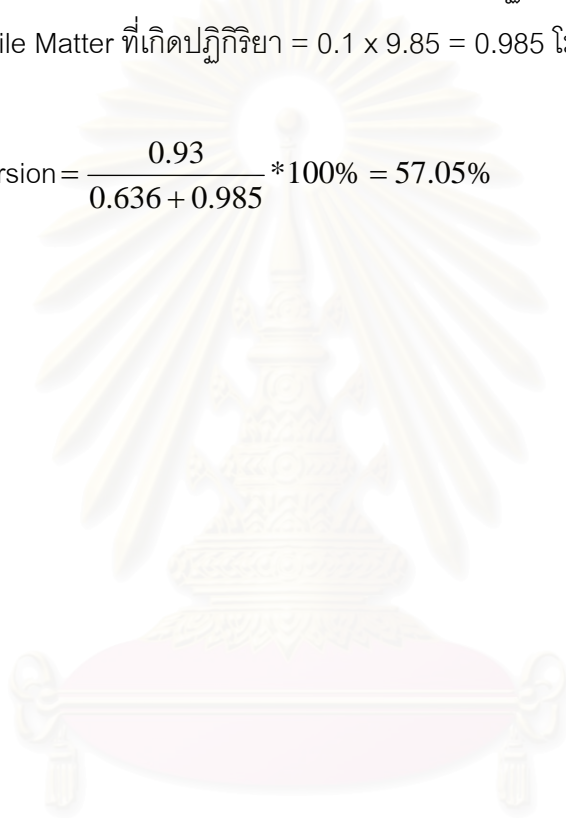
- กะลาปาล์ม =  $35.76 \times (55.4 / 76.6) = 25.86$  กรัมต่อชั่วโมง

รวม  $92.4 + 25.86 = 118.26$  กรัมต่อชั่วโมง = 9.85 โมลต่อชั่วโมง

สมมติว่ามีคาร์บอนใน Volatile Matter เพียงร้อยละ 10 ที่เกิดปฏิกิริยา

ดังนั้น C ใน Volatile Matter ที่เกิดปฏิกิริยา =  $0.1 \times 9.85 = 0.985$  โมลต่อชั่วโมง

$$\% \text{Carbon conversion} = \frac{0.93}{0.636 + 0.985} * 100\% = 57.05\%$$



สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นายทัศนัย องค์กบิลย์ เกิดวันที่ 15 มิถุนายน พ.ศ. 2526 สำเร็จการศึกษาปริญญาตรีวิทยาศาสตร์บัณฑิต ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีการศึกษา 2547 และเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อ พ.ศ. 2548



สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย