

การแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนของเชื้อเพลิงแข็งผสมจากกากสับดำและของเสียกลีเซอรอล



นางสาววัชรารัตน์ จรัสมาศ

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต


สาขาวิชาวิทยาศาสตร์สิ่งแวดล้อม (สหสาขาวิชา)

บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2551

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

THERMOCHEMICAL CONVERSION OF MIXED SOLID FUELS FROM *Jatropha curcus*
AND GLYDEROL WASTES



Miss Watcharavalee Jarusmas

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

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

(Interdisciplinary Program)

Graduate School

Chulalongkorn University

Academic Year 2008

Copyright of Chulalongkorn University

511150

อ. อธิวัฒน์ อธิวัฒน์: การแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนของเชื้อเพลิงแข็งผสมจากกากสับคั่วและของเสียกลีเซอรอล (THERMOCHEMICAL CONVERSION OF MIXED SOLID FUELS FROM *Jatropha curcus* AND GLYCEROL WASTES) อ. ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก: อ. ดร. วิบูลย์ ศรีเจริญชัยกุล, อ. ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม: ดร. ดวงเดือน อางองค์, 99 หน้า.

กระบวนการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนเป็นเทคโนโลยีหนึ่งที่น่าสนใจที่จะนำมาใช้ในการจัดการกับกากของเสียหลากหลายชนิด ทั้งที่มีอยู่ในปัจจุบันและที่กำลังจะเกิดขึ้นในอนาคตเนื่องจากกระบวนการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนนั้น สามารถให้ผลิตภัณฑ์ที่มีคุณค่าและสามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้หลากหลาย งานวิจัยในครั้งนี้มุ่งเน้นที่จะศึกษาหาปริมาณผลิตภัณฑ์ชนิดต่าง ๆ (ของแข็ง ของเหลว แก๊ส) ที่เกิดจากกระบวนการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน รวมทั้งวิเคราะห์ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นและปริมาณอัตราส่วนโดยโมลของ H_2/CO ที่เกิดจากการทดลองในสภาวะที่แตกต่างกัน สำหรับงานวิจัยในครั้งนี้ใช้กากสับคั่วและกลีเซอรอลที่เป็นของเสียที่เกิดจากกระบวนการผลิตไบโอดีเซลมาเป็นวัตถุดิบในงานวิจัย โดยทำการป้อนวัตถุดิบเข้าสู่ระบบที่อัตรา 5 กรัมต่อนาที สำหรับตัวแปรที่ใช้ในการศึกษาคือ อัตราส่วนระหว่างกากสับคั่ว:กลีเซอรอล 100:0 - 70:30 อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา 700-900°C Equivalent ratio 0-0.6 อัตราการไหล O_2 หรือ N_2 รวม 15 ลิตรต่อนาที จากการทดลองพบว่าเมื่อเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาจาก 700°C เป็น 900°C ปริมาณผลิตภัณฑ์ที่เป็นของแข็งและของเหลวลดลงโดยเฉลี่ยร้อยละ 10.28% และ 50.85% ตามลำดับ และปริมาณผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊สเพิ่มขึ้นโดยเฉลี่ย 23.72% ส่วนปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO_2 มีแนวโน้มลดลงและปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนและไฮโดรเจนไปเป็น CO , CH_4 และ H_2 มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา เมื่อทำการเพิ่มค่า Equivalent ratio จาก 0 ไปเป็น 0.3 พบว่าปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO_2 และ CO มีแนวโน้มเพิ่มขึ้น ส่วนปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CH_4 มีแนวโน้มลดลง และสำหรับปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็น H_2 พบว่ามีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเมื่อทำการเพิ่มค่า Equivalent ratio จาก 0 ไปเป็น 0.3 (ยกเว้นสภาวะการทดลองที่ใช้อัตราส่วนระหว่างกากสับคั่ว:กลีเซอรอล 100:0 ปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็น H_2 จะมีแนวโน้มลดลง) และเมื่อทำการเพิ่มค่า Equivalent ratio จาก 0.3 ไปเป็น 0.6 พบว่าปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO และ CH_4 รวมทั้งปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็น H_2 มีค่าลดลง ส่วนปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO_2 จะมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อทำการเพิ่มค่า Equivalent ratio จาก 0.3 ไปเป็น 0.6 สำหรับค่าความร้อนที่สูงที่สุดของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการศึกษาในครั้งนี้คือ 17.24 MJ/m³ ซึ่งทำการทดลองที่สภาวะอัตราส่วนระหว่างกากสับคั่ว:กลีเซอรอล = 70:30 อุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยา 900°C และ Equivalent ratio เท่ากับ 0 โดยอัตราส่วนโดยโมลของ H_2/CO ที่มีค่าสูงที่สุดในการศึกษาในครั้งนี้คือ 0.59

สาขาวิชาวิทยาศาสตร์สิ่งแวดล้อม ลายมือชื่อนิสิต..... อธิวัฒน์ อธิวัฒน์
ปีการศึกษา.....2551..... ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก.....
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม.....

#4989177120: MAJOR ENVIRONMENTAL SCIENCE

KEY WORD: THERMOCHEMICAL CONVERSION/ BIOMASS/ PYROLYSIS/ GASIFICATION

WATCHARAVALEE JARUSMAS: THERMOCHEMICAL CONVERSION OF MIXED SOLID FUELS FROM *Jatropha curcus* AND GLYCEROL WASTES. THESIS PRINCIPAL ADVISOR: VIBOON SRICHAROENCHAIKUL, Ph.D., THESIS COADVISOR: DUANGDUEN ATONG, Ph.D., 99 pp.

Thermochemical conversion process has become an interesting technology for dealing with excess waste from various industries while, at the same time, producing value added fuel products. In the work reported here, the study on distribution of products (solid, liquid, and gas) via thermochemical conversion of *Jatropha curcus* and glycerol wastes from biodiesel production process was carried out using a small scale reactor with feeding rate of 5 g/min. Several important operating parameters were studied including the proportion between *Jatropha curcus* and glycerol wastes (100:0 - 70:30), reaction temperature (700-900°C) and equivalence ratio (ER) 0.0-0.6 in order to examine the optimum condition for the conversion process according to their heating value and mole ratio of H₂/CO of gas product. It was found that, when the temperature increased, the quantity of solid and liquid product decreased (10.3% and 50.9% respectively), inversely, the gas product increased (23.7%). For the conversion to CO₂, CO, CH₄ and H₂, when the temperature increased the conversion to CO₂ decreased while the conversion to CO, CH₄ and H₂ increased. Conversion to CO₂, CO, H₂ increased when equivalence ratio (0.0-0.3) increased (except for the case of 100:0 ratio of *Jatropha curcus* and glycerol wastes the conversion to H₂ decreased). Conversion to CH₄ decreased when equivalence ratio (0-0.3) increased. Conversion to CO, CH₄ and H₂ decreased when equivalence ratio (0.3-0.6) increased while conversion to CO₂ decreased. The maximum heating value of gas product in this study is 17.24 MJ/m³ (at 70:30 ratio of *Jatropha curcus* and glycerol wastes, reaction temperature of 900°C and equivalence ratio 0.0). The maximum of mole ratio of H₂/CO obtained is 0.59.

Field of Study.....Environmental Science.....Student's Signature.....*วิชรารัตน์ จรัสมาส*
 Academic Year 2008.....Advisor's Signature.....*[Signature]*
 Co-advisor's Signature.....*Duangduen Atong*.....

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี เนื่องด้วยความกรุณาของผู้เกี่ยวข้องทุกฝ่าย ขอกราบขอบพระคุณ ดร.วิบูลย์ ศรีเจริญชัยกุล อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ และ ดร.ดวงเดือน อางองค์ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม ที่กรุณาให้คำปรึกษา คำแนะนำตลอดจนข้อคิดเห็นต่าง ๆ ที่เป็นประโยชน์อย่างยิ่งต่อวิทยานิพนธ์ รวมทั้งความช่วยเหลือจนงานวิจัยครั้งนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

ขอกราบขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชาญวิทย์ โฆษิตานนท์ รองศาสตราจารย์ ดร.ธราพงษ์ วิทิตสานต์ และดร.ภาวดี อังค์วัฒน์ ที่ให้ความอนุเคราะห์เป็นกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

ขอขอบคุณศูนย์เทคโนโลยีโลหะและวัสดุแห่งชาติที่สนับสนุนเงินทุนและอุปกรณ์ในการวิจัย

ขอขอบคุณ เกரியง กาญจนวดี สำหรับความช่วยเหลือในเรื่องต่าง ๆ ที่เป็นประโยชน์ต่อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ และขอขอบคุณ เพื่อน ๆ พี่ ๆ ทุกคนที่ช่วยเหลือและให้คำแนะนำที่ดีเสมอมา

สุดท้ายนี้ขอขอบพระคุณมารดา และครอบครัวที่คอยให้กำลังใจ และการสนับสนุนเสมอมาจนสำเร็จการศึกษา

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ณ
สารบัญรูป.....	ญ
บทที่	
1. บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย.....	3
1.3 ขอบเขตของการวิจัย.....	3
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	4
2. ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	5
2.1 ชีวมวล.....	5
2.1.1 องค์ประกอบสำคัญของชีวมวล.....	5
2.1.2 ส่วนประกอบของชีวมวล.....	6
2.2 หลักการแปรรูปชีวมวล.....	6
2.2.1 การเผาไหม้โดยตรง (Direct Combustion).....	7
2.2.2 ขบวนการเคมีความร้อน (Thermochemical conversion).....	7
2.2.3 กระบวนการชีวเคมี (Biochemical Conversion).....	20
2.3 แก๊สสังเคราะห์ (Synthesis Gas หรือ Syngas).....	21
2.3.1 กระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์.....	21
2.3.2 การนำแก๊สสังเคราะห์ไปใช้ประโยชน์.....	22
2.4 น้ำมันดิน (Tar).....	25
2.5 วัตถุประสงค์ในงานวิจัย.....	26
2.5.1 กากสบูดำ.....	26
2.5.2 ก्लीเซอร์อล.....	31
2.6 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	35

บทที่	หน้า
3. วิธีดำเนินการวิจัย.....	39
3.1 เครื่องมือที่ใช้ในการวิจัย.....	39
3.1.1 เครื่องบดละเอียดความเร็วสูง.....	40
3.1.2 ตะแกรงร่อน.....	41
3.1.3 เครื่องผสม.....	41
3.1.4 เครื่องปฏิกรณ์สำหรับปฏิกิริยาการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน.....	42
3.1.5 อุปกรณ์ป้องกันวัตถุติดเข้าเครื่องปฏิกรณ์.....	43
3.1.6 อุปกรณ์ควบคุมอัตราการไหลของแก๊สไนโตรเจนและอากาศ.....	43
3.1.7 เตาเผาให้ความร้อนแบบท่อกลวงสำหรับเครื่องปฏิกรณ์.....	44
3.1.8 ชุดอุปกรณ์ดักจับฝุ่นของแข็งที่เกิดจากปฏิกิริยา.....	44
3.1.9 อุปกรณ์สกัดน้ำมันดินออกจากแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้.....	45
3.1.10 อุปกรณ์วัดอัตราการไหลของแก๊สที่เกิดขึ้น.....	45
3.1.11 เครื่องวิเคราะห์ปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากปฏิกิริยา.....	46
3.2 สารตั้งต้นและสารเคมีที่ใช้.....	46
3.3 ตัวแปรที่ทำการศึกษา.....	47
3.4 วิธีการทดลอง.....	47
4. ผลการวิเคราะห์ข้อมูล.....	49
4.1 ผลการวิเคราะห์สมบัติทางกายภาพและสมบัติทางเคมีของวัตถุดิบที่ใช้ในงานวิจัย.....	49
4.2 ผลจากการเพิ่มอุณหภูมิ.....	52
4.3 ผลจากการเพิ่ม Equivalence Ratio.....	64
4.4 ผลจากการเพิ่มกลีเซอรอล.....	75
4.5 อัตราส่วนโดยโมลของ H_2/CO	83
4.6 การเปรียบเทียบผลงานวิจัยในครั้งนี้กับงานวิจัยที่เกี่ยวข้องอื่น ๆ.....	85
5. สรุปผลการวิจัย และข้อเสนอแนะ.....	88
5.1 สรุปผลการวิจัย.....	88
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	91
รายการอ้างอิง.....	92
ภาคผนวก.....	96
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	99

ตารางที่	หน้า	
2.1	สูตรโครงสร้างและน้ำหนักโมเลกุลของสารประกอบคาร์โบไฮเดรตและลิกนิน.....	5
2.2	เปรียบเทียบลักษณะของเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไดซ์เบด.....	19
2.3	การเปรียบเทียบผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบทางเคมีของชีวมวล โดยใช้วิธีทางชีวเคมีและการใช้พลังงานความร้อน.....	20
2.4	อัตราส่วนของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการต่าง ๆ.....	22
2.5	การจำแนกประเภทขององค์ประกอบในน้ำมันดินตามน้ำหนักโมเลกุล.....	25
2.6	คุณสมบัติทางเคมีและองค์ประกอบของกรดไขมันในน้ำมันสุญต์.....	31
2.7	สมบัติทางกายภาพของกลีเซอรอล.....	33
4.1	ผลการวิเคราะห์ลักษณะสมบัติทางเคมี.....	50
4.2	ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบทางเคมี.....	50
4.3	ผลการวิเคราะห์สมบัติทางความร้อน.....	51
4.4	ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณผลิตภัณฑ์.....	54
4.5	ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO ₂	55
4.6	ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO.....	56
4.7	ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H ₂	57
4.8	ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CH ₄	58
4.9	ผลของอุณหภูมิที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ.....	61
4.10	ผลของอุณหภูมิที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ (ในแง่ของปริมาณและคุณภาพ).....	62
4.11	ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณผลิตภัณฑ์แก๊สและค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์.....	63
4.12	ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO ₂	65
4.13	ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO.....	66
4.14	ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H ₂	67
4.15	ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CH ₄	68
4.16	ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ.....	71
4.17	ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ (ในแง่ของปริมาณและคุณภาพ).....	72
4.18	ผลของการเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงจาก 0 ไปเป็น 0.3 ที่มีต่อปริมาณ ผลิตภัณฑ์แก๊สและค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์.....	73
4.19	ผลของการเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงจาก 0.3 ไปเป็น 0.6 ที่มีต่อ ปริมาณผลิตภัณฑ์แก๊สและค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์.....	74

ตารางที่	หน้า
4.20 ผลของกลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO_2	76
4.21 ผลของกลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO	77
4.22 ผลของกลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H_2	78
4.23 ผลของกลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CH_4	79
4.24 ผลของการเพิ่มกลีเซอรอลที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ.....	80
4.25 ผลของการเพิ่มกลีเซอรอลที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ (ในแง่ของปริมาณและคุณภาพ).....	81
4.26 ผลของการเพิ่มอัตราส่วนของกลีเซอรอลที่มีต่อปริมาณผลิตภัณฑ์แก๊สและค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์.....	83
4.27 อัตราส่วนโดยโมลของ H_2/CO ที่สภาวะการทดลองต่าง ๆ.....	84
4.28 ค่าต่ำสุดและค่าสูงสุดของร้อยละปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนและไฮโดรเจนที่มีอยู่ในวัตถุดิบตั้งต้นรวมทั้งค่าความร้อนต่ำของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากการศึกษาในครั้งนี้.....	85
4.29 การเปรียบเทียบผลงานวิจัยในครั้งนี้กับงานวิจัยที่เกี่ยวข้องอื่น ๆ.....	86

สารบัญภาพ

๗

รูปที่		หน้า
2.1	แสดงการผลิตไฟฟ้าจากชีวมวลด้วยการเผาไหม้โดยตรง.....	7
2.2	รถยนต์ที่ขับเคลื่อนด้วยแก๊สเชื้อเพลิงจากเตาปฏิกรณ์แก๊สซิไฟเออร์ในต่างประเทศ.....	8
2.3	เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดแก๊สไหลขึ้น (Updraft Gasifiers).....	14
2.4	เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดแก๊สไหลลง (Downdraft Gasifiers).....	15
2.5	เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดแก๊สไหลขวาง (Crossdraft Gasifiers).....	16
2.6	เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไดซ์เบดแบบฟองอากาศ.....	18
2.7	เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน.....	19
2.8	ลักษณะของต้นสบูดำ.....	27
2.9	ลักษณะใบของสบูดำ.....	27
2.10	ลักษณะของดอกสบูดำ.....	28
2.11	ลักษณะของผลสบูดำ.....	28
2.12	ลักษณะเมล็ดสบูดำ.....	29
2.13	สูตรโครงสร้างของกลีเซอรอล.....	31
2.14	ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน.....	35
3.1	แผนผังกระบวนการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนโดยรวม.....	40
3.2	เครื่องบดละเอียดความเร็วสูง.....	40
3.3	ตะแกรงร่อนเบอร์ 20 mesh.....	41
3.4	เครื่องผสม.....	41
3.5	เครื่องปฏิกรณ์สำหรับปฏิกิริยาการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน.....	42
3.6	อุปกรณ์ป้อนวัตถุดิบเข้าเครื่องปฏิกรณ์.....	43
3.7	อุปกรณ์ควบคุมอัตราการไหลของแก๊สไนโตรเจนและอากาศ.....	43
3.8	ชุดอุปกรณ์ดักจับฝุ่นของแข็งที่เกิดจากปฏิกิริยา.....	44
3.9	ชุดอุปกรณ์ดักจับฝุ่นของแข็งที่เกิดจากปฏิกิริยา.....	44
3.10	อุปกรณ์สกัดน้ำมันดินออกจากแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้.....	45
3.11	อุปกรณ์วัดอัตราการไหลของแก๊สที่เกิดขึ้น.....	45
3.12	เครื่องวิเคราะห์ปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากปฏิกิริยา.....	46
4.1	ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณผลิตภัณฑ์.....	53
4.2	ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO ₂	55
4.3	ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO.....	56

รูปที่	หน้า
4.4 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H ₂	57
4.5 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CH ₄	58
4.6 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ.....	61
4.7 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ (ในแง่ของปริมาณและคุณภาพ).....	62
4.8 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO ₂	65
4.9 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO.....	66
4.10 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H ₂	67
4.11 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CH ₄	68
4.12 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ.....	71
4.13 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ (ในแง่ของปริมาณและคุณภาพ).....	72
4.14 ผลของกลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO ₂	76
4.15 ผลของกลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO.....	77
4.16 ผลของกลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H ₂	78
4.17 ผลของกลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CH ₄	79
4.18 ผลของการเพิ่มกลีเซอรอลที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ.....	80
4.19 ผลของการเพิ่มกลีเซอรอลที่มีต่อค่าความร้อน (ในแง่ของปริมาณและคุณภาพ).....	81

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ปัญหาด้านพลังงานนับว่าเป็นปัญหาสำคัญของในหลายประเทศทั่วโลก และสำหรับประเทศไทยเองในแต่ละปีต้องนำเข้าน้ำมันจากต่างประเทศเป็นมูลค่ามหาศาลและเมื่อดูจากข้อมูลการนำเข้าน้ำมันพบว่าปริมาณเพิ่มสูงขึ้นมาโดยตลอด ด้วยเหตุนี้เองรัฐบาลจึงมีเป้าหมายที่จะให้มีการใช้พลังงานทดแทนร้อยละ 8 ภายในปี 2555 เพื่อเป็นการรักษาเสถียรภาพทางด้านพลังงานของประเทศ ไบโอดีเซลนับว่าเป็นหนึ่งในพลังงานทดแทนที่ได้รับการสนับสนุนจากรัฐบาลโดยรัฐบาลมีเป้าหมายไว้ว่าภายในปี 2555 ทุกทั้งประเทศจะมีการใช้ไบโอดีเซลเป็นปริมาณ 85 ล้านลิตรต่อวัน

ไบโอดีเซลหรือเมธิลเอสเทอร์หรือเอธิลเอสเทอร์ ผลิตมาจากการนำเอาไขมันหรือน้ำมันจากพืชหรือสัตว์มาผ่านขบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันกับเมทานอลหรือเอทานอล สำหรับสบู่ดำเป็นพืชน้ำมันชนิดหนึ่งที่ใช้เป็นวัตถุดิบในการผลิตไบโอดีเซล โดยสบู่ดำเป็นพืชที่สามารถปลูกได้ในทุกภาคของประเทศไทย เป็นพืชทนแล้ง เพาะปลูกได้ง่าย โตเร็ว สามารถให้ผลได้ 20 ถึง 50 ปี เก็บเกี่ยวได้ไม่เกิน 1 ปีหลังจากปลูก ดังนั้นแล้วสบู่ดำจึงเป็นพืชน้ำมันที่หลายจังหวัดในประเทศไทยให้การสนับสนุนในการเพาะปลูกเพื่อที่จะนำมาผลิตไบโอดีเซล

โดยทั่วไปของเสียที่เกิดจากขบวนการผลิตไบโอดีเซลที่ใช้พืชน้ำมันเป็นวัตถุดิบจะ ได้แก่ กากของพืชที่ถูกสกัดเอาน้ำมันออกไปแล้วและกลีเซอรอลที่เกิดจากปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน โดยในการผลิตไบโอดีเซลจะเกิดกลีเซอรอลประมาณร้อยละ 10 ของน้ำมันที่ใช้เป็นสารตั้งต้นในการผลิต แต่เนื่องด้วยกลีเซอรอลที่เกิดขึ้นเป็นกลีเซอรอลที่ไม่บริสุทธิ์ทำให้ในการนำไปใช้ประโยชน์มีข้อจำกัดหลายด้าน จึงทำให้กลีเซอรอลเป็นปัญหาหนึ่งของกระบวนการผลิตไบโอดีเซล และเมื่อดูจากตัวเลขปริมาณการใช้ไบโอดีเซลที่เป็นเป้าหมายของรัฐบาลที่ได้กล่าวไว้ในข้างต้นก็จะพบว่าอนาคตอันใกล้นี้จะมีปริมาณของเสียจากขบวนการผลิตไบโอดีเซลเป็นปริมาณมหาศาล ดังนั้นแล้วควรมีการหาแนวทางในการจัดการกับปัญหาที่กำลังจะเกิดขึ้นอย่างมีประสิทธิภาพและเหมาะสม

ชีวมวล คือ สารอินทรีย์ที่เป็นแหล่งกักเก็บพลังงานจากธรรมชาติและสามารถนำมาใช้ผลิตพลังงานได้ โดยที่ชีวมวลนั้นประกอบด้วยธาตุหลัก ๆ คือ คาร์บอน ไฮโดรเจน

ออกซิเจน รวมทั้งไนโตรเจนและธาตุอื่น ๆ อีกเล็กน้อย สำหรับกากสบู่นั้นก็นับว่าเป็นชีวมวลชนิดหนึ่งด้วยเช่นกัน โดยทั่วไปชีวมวลมักจะอยู่ในรูปของของแข็งไม่สะดวกในการนำมาใช้งานจึงมีการใช้เทคโนโลยีในการแปรรูปชีวมวลเพื่อให้อยู่ในรูปของเชื้อเพลิงที่นำไปใช้งานได้สะดวก โดยเทคโนโลยีที่ได้รับความนิยมในปัจจุบันเพื่อปรับปรุงสภาพของชีวมวลให้มีคุณค่ามากขึ้นกว่าเดิมนั้นสามารถจำแนกได้ 2 เทคโนโลยีหลัก ๆ คือกระบวนการเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบทางเคมีด้วยวิธีชีวเคมี และกระบวนการเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบทางเคมีโดยใช้พลังงานความร้อน สำหรับกระบวนการเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบทางเคมีโดยใช้พลังงานความร้อนมีความน่าสนใจทั้งในแง่ของปริมาณและคุณภาพของผลิตภัณฑ์ที่ได้ โดยกระบวนการไพโรไลซิสและแกซิฟิเคชันนั้นมีความน่าสนใจมากกว่ากระบวนการเผาไหม้ ทั้งนี้มีข้อได้เปรียบมากกว่ากระบวนการเผาไหม้อยู่หลายประการ เช่น การเผาไหม้ทำให้เกิดแก๊สออกไซด์ และไดออกซินที่เป็นอันตราย ความร้อนที่ได้ก็คือนำไปใช้ทันทีที่ไม่สามารถเก็บไว้ใช้ได้ง่ายอีกทั้งประสิทธิภาพโดยรวมของระบบก็ไม่สูง และนอกจากนั้นกระบวนการไพโรไลซิสและแกซิฟิเคชันนั้นยังให้ผลิตภัณฑ์ที่มีคุณค่ามากกว่ากระบวนการเผาไหม้ซึ่งได้พลังงานความร้อนเพียงอย่างเดียว

แกซิฟิเคชันเป็นกระบวนการเปลี่ยนเชื้อเพลิงแข็งให้อยู่ในสภาพแก๊สเชื้อเพลิง ซึ่งแก๊สเชื้อเพลิงจะเกิดจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งในสภาวะที่มีออกซิเจนจำกัด แก๊สเชื้อเพลิงที่ได้สามารถนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงของเครื่องยนต์หรือเป็นใช้สารตั้งต้นในกระบวนการผลิตสารเคมีอินทรีย์ รวมทั้งยังสามารถนำไปใช้ประโยชน์ในอุตสาหกรรมผลิตเหล็กกล้าได้อีกด้วย โดยทั่วไปเตาปฏิกรณ์ที่ใช้ในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงมีด้วยกัน 2 ประเภทได้แก่ เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดเบดนิ่งและเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไดซ์เบด ส่วนกระบวนการไพโรไลซิสนั้นมีความคล้ายคลึงกับกระบวนการแกซิฟิเคชันมาก เมื่อพิจารณาแล้วกระบวนการไพโรไลซิสนั้นนับว่าเป็นกระบวนการเริ่มต้น ซึ่งโดยทั่วไปแล้วกระบวนการไพโรไลซิสจะเกิดได้เร็วกว่ากระบวนการแกซิฟิเคชัน และสำหรับกากสบู่นั้นก็เกิดจากกระบวนการผลิตไบโอดีเซล เมื่อนำมาผสมกันด้วยอัตราส่วนที่เหมาะสม ก็จะสามารถนำมาเป็นเชื้อเพลิงแข็งเพื่อใช้ในกระบวนการไพโรไลซิสและแกซิฟิเคชันได้ ซึ่งการนำเอากากสบู่นั้นและกลีเซอรอลมาเป็นเชื้อเพลิงแข็งเพื่อใช้ในกระบวนการแกซิฟิเคชันนอกจากจะเป็นแนวทางในการจัดการของเสียที่เกิดจากกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแล้วยังสามารถเป็นพลังงานทางเลือกอีกชนิดหนึ่งสำหรับประเทศไทยอีกด้วย

ดังนั้นในงานวิจัยนี้จะทำการศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงภายในเตาปฏิกรณ์รวมทั้งหาอัตราส่วนที่เหมาะสมในการผสมกากสบู่นั้นกับกลีเซอรอลเพื่อใช้เป็น

เชื้อเพลิงแข็งในกระบวนการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน เพื่อใช้เป็นข้อมูลเบื้องต้นในการพัฒนาต่อไปในอนาคต

1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

ศึกษาหาแนวทางในการจัดการของเสียที่เกิดจากกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากสบูดำ

1.3 ขอบเขตของการวิจัย

1. การวิจัยในครั้งนี้ใช้กากสบูดำจากบริษัทผลิตน้ำมันสบูดำภายในประเทศ และใช้กลีเซอรอลจากบริษัทผลิตไบโอดีเซลภายในประเทศที่ใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา
2. ทำการวิเคราะห์ลักษณะสมบัติทางเคมีและวิเคราะห์องค์ประกอบทางเคมีของกากสบูดำที่ผสมกับกลีเซอรอลในอัตราส่วนที่เหมาะสมที่จะเป็นเชื้อเพลิงแข็งเพื่อใช้ในกระบวนการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน
3. ทำการศึกษาตัวแปรที่มีผลต่อปฏิกิริยาการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนภายในเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สซึ่งได้แก่ อัตราส่วนระหว่างกากสบูดำกับกลีเซอรอลที่ใช้เป็นเชื้อเพลิงแข็งตั้งต้น อุณหภูมิ ปริมาณออกซิเจนที่ใช้ และอัตราการไหลของอากาศและแก๊สพา รวมทั้งวิเคราะห์แก๊สที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยา
4. ทำการศึกษาปริมาณน้ำมันดินและถ่านชาร์ที่เกิดจากปฏิกิริยาการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. เป็นแนวทางในการจัดการของเสียที่เกิดจากกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากสบู่ดำ
2. ได้ข้อมูลสมบัติทางชีวมวลของกากสบู่ดำผสมกลีเซอรอลที่ได้จากกระบวนการผลิตไบโอดีเซล
3. เป็นข้อมูลเพื่อใช้ในการพัฒนาระบบผลิตพลังงานจากกากของเสียที่เกิดจากกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากสบู่ดำเพื่อเป็นอีกหนึ่งพลังงานทางเลือกให้แก่ประเทศไทย
4. เพิ่มทางเลือกในการใช้ประโยชน์จากของเสียที่เกิดจากกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากสบู่ดำ



ศูนย์วิทยพัทยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 2 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 ชีวมวล

ชีวมวล หมายถึง วัสดุที่ได้จากสิ่งมีชีวิตที่สามารถเจริญเติบโตได้อันได้แก่ พืชและสัตว์ พลังงานที่อยู่ในชีวมวลจะเป็นพลังงานเคมี ซึ่งได้แก่การแปรรูปจากแหล่งพลังงานแสงอาทิตย์ โดยผ่านปฏิกิริยาเคมีที่ซับซ้อนซึ่งเรียกว่าปฏิกิริยาสังเคราะห์แสง (Photosynthesis) ซึ่งเป็นกระบวนการที่พืชใช้ในการเปลี่ยนแปลงแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำให้เกิดเป็นโมเลกุลของสารอินทรีย์ต่าง ๆ ที่เผาไหม้ได้ (Prostein และ Hicks, 1982)

2.1.1 องค์ประกอบสำคัญของชีวมวล

ตารางที่ 2.1 สูตรโครงสร้างและน้ำหนักโมเลกุลของสารประกอบคาร์โบไฮเดรตและลิกนิน

	สูตรโมเลกุล	มอนอเมอร์	น้ำหนักโมเลกุล
พอลิแซคคาไรด์		D-glucose	> 100,000
เซลลูโลส	$(-C_6H_{10}O_5-)_n$	D-glucose	35,000-90,000
แป้ง	$(-C_6H_{10}O_5-)_n$	Various sugars	10,000-35,000
ไม้	-	Lignocellulose	5,000-10,000
เฮมิเซลลูโลส	$C_{36}H_{54}O_{23}$		
ลิกนิน	-	Hydroxyphenyl-propane (C_3H_7, C_6H_4OH)	5,000-10,000

ที่มา: Prostein และ Hicks, 1982

โดยทั่วไปชีวมวลมีองค์ประกอบที่สำคัญได้แก่ คาร์โบไฮเดรตและลิกนิน

ก. คาร์โบไฮเดรต คือสารพวก แซคคาไรด์ เซลลูโลส แป้ง และ เฮมิเซลลูโลส

- เซลลูโลสเป็นเส้นใยพอลิแซคคาไรด์ ซึ่งเป็นส่วนประกอบสำคัญของผนังของเซลล์พืชและมีอยู่มาก เซลลูโลสเป็นตัวที่ไม่ละลาย และไม่ค่อยทำปฏิกิริยาโดยเฉพาะไฮโดรไลซิส

- แป้งเป็นเม็ดพอลิแซคคาไรด์ ถูกเก็บไว้ในส่วนต่าง ๆ ของพืช ได้แก่พวก เมล็ด ราก หัว และลำต้น ประกอบด้วย 10-20% α -amylose ซึ่งละลายน้ำ และ 80-90% amylopectin ซึ่งไม่ละลายน้ำ

- เฮมิเซลลูโลสเป็นพอลิแซคคาไรด์ที่พบอยู่ร่วมกับเซลลูโลส แตกต่างกัน ที่เป็น amorphous และมีมวลโมเลกุลต่ำกว่า จึงละลายได้ดีกว่าเซลลูโลส

ข. ลิกนิน เป็นกลุ่มสำคัญที่มีในชีวมวลไม้ไซคาร์โบไฮเดรต เป็นองค์ประกอบพิเศษทำหน้าที่เป็นกาวเชื่อมเกาะให้เกิดความแข็งแรงเชิงกล เป็น amorphous และละลายได้ดีกว่าเซลลูโลส สามารถแยกจากเนื้อไม้ได้โดยใช้ไอน้ำ ลิกนินต้านทานปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส และไม่สามารถถูกย่อยโดยแบคทีเรียได้

2.1.2 ส่วนประกอบของชีวมวล (ศูนย์ส่งเสริมพลังงานชีวมวล, 2550)

- ความชื้น (Moisture) หมายถึง ปริมาณน้ำที่มีอยู่ ชีวมวลส่วนใหญ่มีความชื้นค่อนข้างสูง เพราะเป็นผลผลิตจากการเกษตร ถ้าต้องการแปรรูปชีวมวลเป็นพลังงานควรมีความชื้นของชีวมวลไม่เกินร้อยละ 50

- ส่วนที่เผาไหม้ได้ (Combustible substance) แบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือ สารระเหย (Volatile matter) และคาร์บอนคงตัว (Fixed carbon) สารระเหยคือส่วนที่เผาไหม้ได้ง่าย จะสลายตัวเมื่อได้รับความร้อนในที่ที่ไม่มีอากาศ ดังนั้นชีวมวลที่มีค่าสารระเหยสูงแสดงว่าติดไฟได้ง่าย ส่วนคาร์บอนคงตัวเป็นของแข็งที่เป็นคาร์บอนที่เหลืออยู่

- ขี้เถ้า (Ash) หมายถึง ส่วนที่เผาไหม้ไม่ได้ ชีวมวลส่วนใหญ่จะมีขี้เถ้าประมาณร้อยละ 1-3 ยกเว้นแกลบและฟางข้าวจะมีสัดส่วนขี้เถ้าประมาณร้อยละ 10-20 ซึ่งจะมีปัญหาการเผาไหม้และกำจัดพอสมควร (วสิน, 2545)

2.2 หลักการแปรรูปชีวมวล

การแปลงพลังงานที่ถูกเก็บสะสมไว้ในชีวมวลออกมาใช้งานนั้น สามารถทำได้หลายวิธีและให้ผลลัพธ์เป็นพลังงานในรูปแบบต่าง ๆ เช่น พลังงานความร้อน เชื้อเพลิง ในสถานะต่าง ๆ ทั้ง แก๊สของเหลว และของแข็งเชื้อเพลิง (นเรศ สัตยารักษ์ และคณะ, 2549) วิธีการดังกล่าว นั้นสามารถแบ่งเป็นกลุ่มใหญ่ ๆ ได้ 3 กลุ่ม คือ การเผาไหม้โดยตรง (Direct Combustion)

กระบวนการเคมีความร้อน (Thermochemical Conversion) และกระบวนการชีวเคมี (Biochemical Conversion)

2.2.1 การเผาไหม้โดยตรง (Direct Combustion)

ในกระบวนการเผาไหม้โดยตรง พลังงานที่ถูกเก็บสะสมอยู่ในชีวมวลจะถูกเปลี่ยนเป็นพลังงานความร้อนภายในหม้อน้ำ พลังงานความร้อนอาจถูกนำไปทำให้น้ำร้อน (น้ำมันร้อน) หรือต้มน้ำให้เป็นไอน้ำ เพื่อใช้ในโรงงานอุตสาหกรรม โรงพยาบาล โรงแรม เป็นต้น ไอน้ำที่ได้สามารถนำไปใช้หมุนกังหันไอน้ำ และเครื่องกำเนิดไฟฟ้าเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าโดยมีอุปกรณ์อย่างอื่นประกอบเพื่อให้การผลิตกระแสไฟฟ้าเป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพ และเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม เช่น เครื่องดักจับฝุ่น ปล่องระบาย เป็นต้น



รูปที่ 2.1 แสดงการผลิตไฟฟ้าจากชีวมวลด้วยการเผาไหม้โดยตรง
(นเรศ สัตยารักษ์ และคณะ, 2549)

2.2.2 กระบวนการเคมีความร้อน (Thermochemical conversion)

กระบวนการเคมีความร้อนมี 2 วิธี คือ กระบวนการแกซิฟิเคชัน (Gasification) ซึ่งเป็นกระบวนการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์เพื่อผลิตคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจน และกระบวนการลิกวิดิแฟคชัน (Liquefaction) ที่นำเอาแก๊สจากกระบวนการแกซิฟิเคชันมาแปรรูปเป็นเมทานอลและเอทานอล นอกจากนี้กระบวนการแกซิฟิเคชันสามารถผลิตแก๊สเพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิงให้แก่เครื่องยนต์สันดาปภายใน โดยการเพิ่มอุปกรณ์ทำความสะอาดแก๊ส และชุดหล่อเย็นเพื่อเพิ่มความหนาแน่นให้แก่แก๊สก่อนที่จะป้อนเข้าสู่เครื่องยนต์โดยตรง

2.2.2.1 กระบวนการแกซิฟิเคชัน

แกซิฟิเคชัน (Gasification) เป็นกระบวนการเปลี่ยนแปลงทางความร้อนที่ใช้เปลี่ยนรูปเชื้อเพลิงแข็งเช่น ถ่านหิน ไม้ หรือพวกชีวมวลต่าง ๆ ให้อยู่ในรูปของแก๊สเชื้อเพลิง เช่น แก๊สไฮโดรเจน (H_2) แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และแก๊สมีเทน (CH_4) เป็นต้น โดยกระบวนการแกซิฟิเคชันเป็นกระบวนการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน (Thermochemical Conversion Process) ได้จากปฏิกิริยาของคาร์บอนกับออกซิเจน และ/หรือไอน้ำที่อุณหภูมิสูง ความดันตั้งแต่ 1 บรรยากาศขึ้นไป ปฏิกิริยาเกิดขึ้นหลายขั้นตอนทั้งปฏิกิริยาดูดความร้อน และปฏิกิริยาคายความร้อน ในทางปฏิบัติกระบวนการแกซิฟิเคชันนั้นจะรวมขั้นตอนการเปลี่ยนแปลงทั้งหมด ตั้งแต่การเกิด การสลายวัตถุดิบภายใต้ความร้อนในขั้นต้น จนถึงการปรับปรุงคุณภาพแก๊สในขั้นตอนต่อไปด้วย (สุพัตรา, 2546)



รูปที่ 2.2 รถยนต์ที่ขับเคลื่อนด้วยแก๊สเชื้อเพลิงจากเตาปฏิกรณ์แก๊สซิฟิเคชันในประเทศ
(นเรศ สัตยารักษ์ และคณะ, 2549)

ก. วิวัฒนาการของกระบวนการแกซิฟิเคชัน การค้นพบแก๊สสังเคราะห์ เริ่มมีบันทึกไว้ประมาณปี พ.ศ. 2242 เมื่อ Clayton ทดลองกลั่นสลายถ่านหินแล้วพบว่าแก๊สที่ปล่อยออกจากเตาผลิตแก๊สสามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงได้ ต่อมาในปี พ.ศ. 2334 Gardner และ Barker ค้นพบว่าแก๊สร้อนที่ปล่อยออกมาจากปล่องควันของหม้อไอน้ำที่ใช้ถ่านหินเป็นเชื้อเพลิงสามารถนำกลับมาใช้เป็นเชื้อเพลิงเผาไหม้สำหรับหม้อน้ำได้อีกครั้งหนึ่ง เตาผลิตแก๊สในระยะแรกเป็นแบบใช้อากาศโดยการใส่ถ่านโค้ก ถ่านหิน หรือไม้ ลงไปในท่อทรงกระบอกเหนือแผ่นรองที่มีรูพรุน และเป่าอากาศผ่านขึ้นไปผลิตก๊าซที่ได้ส่วนใหญ่เป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ นอกนั้นจะเป็น

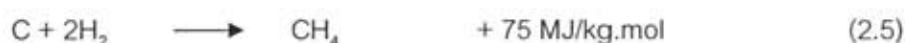
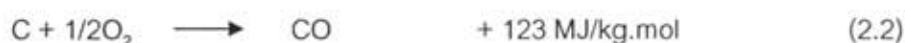
คาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) ไฮโดรเจน และมีเทนอีกเล็กน้อย เครื่องมือนี้อาจมีปัญหาในการทำงาน คือมีน้ำมันดินจำนวนมากปะปนอยู่กับแก๊สผลิตภัณฑ์ทำให้ไม่สามารถนำแก๊สนั้นไปใช้กับเครื่องยนต์ได้ จึงมีการพัฒนารูปแบบเตาผลิตแก๊สเป็นแบบ down-draught unit คือเตาที่มีการดึงเอาแก๊สผลิตภัณฑ์ออกที่ด้านล่างของเตาโดยผ่านชั้นเบดของคาร์บอนเพื่อกำจัดน้ำมันดินส่งผลให้แก๊สที่ได้สะอาดขึ้น

ระหว่างสงครามโลกครั้งที่ 2 (พ.ศ. 2482-2488) เกิดการขาดแคลนน้ำมันเชื้อเพลิงทำให้มีการหันมาค้นคว้ารูปแบบของเตาผลิตแก๊สให้ดีขึ้น ในช่วงนั้นแก๊สเชื้อเพลิงถูกนำมาใช้แทนน้ำมันในรถยนต์ เตาผลิตแก๊สจึงได้รับการพัฒนาเพื่อให้สามารถนำไปใช้ได้ทั้งเครื่องยนต์ดีเซล และเครื่องยนต์ออตโต (otto)

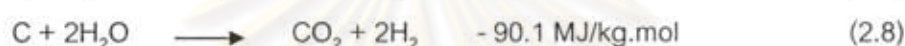
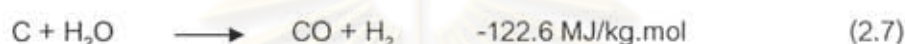
หลังสงครามโลกในช่วงปี พ.ศ. 2493-2503 ผลิตภัณฑ์ทางด้านปิโตรเลียมวางขายขึ้นอีกทั้งราคาถูก การใช้งานสะดวกเป็นเหตุให้การใช้แก๊สเชื้อเพลิงจากกระบวนการแกซิฟิเคชันลดลงจนแทบจะหมดไปที่ยังเหลืออยู่ก็ไม่มีการพัฒนาให้ดีขึ้นแต่อย่างใด สำหรับประเทศไทยแม้ว่าความรู้ทางด้านแก๊สชีววมวลยังมีเหลืออยู่บ้างจากสงครามโลกครั้งที่ 2 และได้มีการทดลองเกี่ยวกับการใช้แก๊สชีววมวลในเครื่องยนต์มาบ้างแล้วแต่ก็ยังไม่ได้มีการวิจัยพัฒนาอย่างจริงจัง และเป็นระบบ (สุพิศรา, 2546)

ข. ปฏิกริยาการเกิดแก๊ส (Gasification Reaction) การผลิตแก๊สจากเชื้อเพลิงชีววมวลโดยใช้กระบวนการผลิตแก๊สนั้นจะเกี่ยวข้องกับกระบวนการที่สำคัญ 2 กระบวนการ ซึ่งได้แก่ กระบวนการไพโรไลซิส และกระบวนการแกซิฟิเคชัน (Gasification) โดยการเกิดไพโรไลซิสจะเป็นการทำให้องค์ประกอบของเชื้อเพลิงชีววมวลเกิดการสลายตัวกลายเป็นสารระเหยได้ การเกิดไพโรไลซิสนั้นจะรู้จักกันในอีกชื่อหนึ่งว่า Devolatillization ซึ่งเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน โดยในขั้นนี้สารระเหยได้ 75-90% จะอยู่ในรูปของแก๊สและของเหลว ไฮโดรคาร์บอนส่วนที่เหลือซึ่งเป็นสารที่ไม่สามารถระเหยได้นั้นจะอยู่ในรูปของถ่าน ทั้งกระบวนการไพโรไลซิสและกระบวนการเกิดแก๊สนั้น จะเกี่ยวข้องกับปฏิกิริยาต่าง ๆ ทั้งที่เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน และปฏิกิริยาคายความร้อน (Brag และ Chittenden, 1979) ซึ่งสามารถสรุปได้ดังนี้

ปฏิกิริยาคายความร้อน



ปฏิกิริยาดูดความร้อน



ปฏิกิริยาที่ 2.1 เป็นการเผาไหม้คาร์บอนในบริเวณที่มีคาร์บอนและออกซิเจนมากเกินพอ เกิดเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ ส่วนปฏิกิริยาที่ 2.2 เป็นการเผาไหม้คาร์บอนที่กำลังลุกแดงภายใต้สภาวะที่มีออกซิเจนไม่เพียงพอ เกิดเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ หลังจากนั้นคาร์บอนไดออกไซด์จะทำปฏิกิริยากับคาร์บอนที่มากเกินพอ เกิดเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ ดังแสดงในปฏิกิริยาที่ 2.6 ซึ่งถือได้ว่าปฏิกิริยานี้เป็นปฏิกิริยาพื้นฐานในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงหรือเรียกปฏิกิริยานี้ว่า Boudouard Reaction และจากการศึกษาเกี่ยวกับความสามารถในการเกิดปฏิกิริยานี้ พบว่าอัตราเร็วของการเกิดปฏิกิริยาจะขึ้นอยู่กับธรรมชาติของเชื้อเพลิงและลักษณะเฉพาะของผิวของเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทำปฏิกิริยา และสำหรับปฏิกิริยาที่ 2.3 คาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาก่อนหน้านี้ จะเข้าทำปฏิกิริยากับออกซิเจนเหลือที่อยู่ได้เป็นคาร์บอนไดออกไซด์ ส่วนในกรณีที่มีการเติมน้ำเข้าไปในระบบจะเกิดการแตกตัวของน้ำแล้วเข้าทำปฏิกิริยากับคาร์บอนดังแสดงในปฏิกิริยาที่ 2.7 และ 2.8 หรือเรียกปฏิกิริยานี้ว่า Water Gasification สำหรับปฏิกิริยาที่ 2.4 คาร์บอนมอนอกไซด์จะเข้าทำปฏิกิริยากับน้ำเกิดเป็นคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจน ส่วนปฏิกิริยาที่ 2.5 จะเป็นปฏิกิริยาการเกิดมีเทนหรือ Methanation ไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นจะเข้าทำปฏิกิริยากับคาร์บอนได้เป็นแก๊สมีเทน

ความร้อนที่ทำให้เกิดปฏิกิริยาดูดความร้อนนั้น อาจจะเป็นความร้อนที่ถูกป้อนให้โดยตรงหรือความร้อนที่ถูกป้อนให้โดยอ้อมก็ได้ในกรณีที่ความร้อนถูกป้อนเข้าไปใช้ในการเกิดปฏิกิริยาโดยตรงนั้นจะมีการใช้ออกซิเจนหรือออกซิเจนเป็นสารออกซิแดนท์ (Oxidant) ซึ่ง

เชื้อเพลิงชีวมวลจะเข้าทำปฏิกิริยากับอากาศหรือออกซิเจนเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ (Combustion) คายความร้อนออกมา ซึ่งความร้อนนี้จำนวน 5-15% จะถูกนำไปใช้ในการเกิดไฟโรไลซิสซึ่งเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ในระบบของการผลิตแก๊สแบบให้ความร้อนโดยตรงนี้ อุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์แก๊สนั้นจะขึ้นกับอัตราการป้อนสารออกซิแดนท์ สำหรับการผลิตแก๊สแบบให้ความร้อนโดยอ้อมนั้น ก็เช่น การผลิตแก๊สแบบฟลูอิดไธร์เบด ซึ่งจะมีการใช้ทรายหรือเซรามิกร้อนเป็นเบด และใช้อากาศหรือไอน้ำเป็นตัวทำให้เกิดการฟลูอิดไธร์ เมื่อมีการป้อนเชื้อเพลิงเข้าไปภายในเตาปฏิกรณ์ แก๊สทรายหรือเซรามิกที่ร้อนจัดจะเป็นตัวให้ความร้อนกับเชื้อเพลิงชีวมวลเพื่อทำให้เกิดการไฟโรไลซิส

2.2.2.2 ประเภทของเตาปฏิกรณ์ที่ใช้ผลิตแก๊ส (พร้อมพวงศ., 2544)

โดยทั่วไปเตาปฏิกรณ์ที่ใช้ผลิตแก๊สสามารถแบ่งออกได้เป็น 2 ประเภทคือ เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดเบดนิ่งและเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไธร์เบด

2.2.2.2.1 เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดเบดนิ่ง (Fixed Bed)

สำหรับเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดนี้นั้นภายในเตาจะมีตัวรองรับเชื้อเพลิงอยู่ จึงเปรียบเสมือนว่าเชื้อเพลิงชีวมวลนั้นอยู่กับที่ตลอดเวลา เมื่อเปรียบเทียบกับการไหลของอากาศหรือออกซิเจนที่ป้อนเข้าไปภายในเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดเบดนิ่งนั้นจะสามารถแบ่งออกเป็นบริเวณต่าง ๆ ได้ 4 บริเวณ โดยจะขึ้นอยู่กับ อุณหภูมิ ปฏิกิริยา และผลผลิตที่เกิดขึ้นในแต่ละบริเวณ ซึ่งประกอบไปด้วย

- บริเวณเผาไหม้ (Combustion Zone หรือ Heat Zone) บริเวณนี้เป็นบริเวณที่เชื้อเพลิงชีวมวลมีการสัมผัสกับสาร Oxidant ที่ถูกป้อนเข้าไปในเตา ซึ่งสาร Oxidant นี้ อาจเป็นอากาศ ออกซิเจน หรือออกซิเจนผสมกับไอน้ำ ซึ่งจะทำให้เกิดปฏิกิริยาเคมีกันระหว่างออกซิเจนกับคาร์บอนและไฮโดรเจนในเชื้อเพลิง ซึ่งทำให้ได้คาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) และไอน้ำ (H₂O) ดังสมการที่ 2.9 และ 2.10



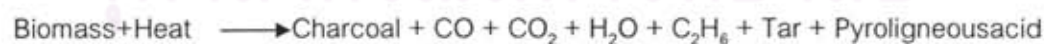
ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในบริเวณนี้จะเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน (Exothermic Reaction) โดยอุณหภูมิในบริเวณนี้จะอยู่ระหว่าง 900-1200 °C ความร้อนที่เกิดขึ้นในบริเวณเผาไหม้จะถูกนำไปใช้ในปฏิกิริยาคูดความร้อนในบริเวณที่เกิดการรีดักชันและไพโรไลซิส โดยผลผลิตหลักที่ได้จากปฏิกิริยาในบริเวณนี้คือความร้อนและถ่าน

- บริเวณที่เกิดการรีดักชัน (Reduction Zone) แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากบริเวณที่เกิดการเผาไหม้ จะไหลผ่านคาร์บอนที่ร้อนและเกิด CO ดังสมการที่ 2.11 และ 2.12



อุณหภูมิในบริเวณนี้จะมีค่าอยู่ในช่วง 600-700 °C Boudouard Reaction เป็นปฏิกิริยาคูดความร้อน (Endothermic Reaction) ในกรณีที่ต้องการเพิ่มปริมาณของ CO นั้นสามารถทำได้โดยการฉีดไอน้ำเข้าไป ซึ่งไอน้ำจะทำปฏิกิริยากับคาร์บอนได้แก๊ส CO และแก๊สไฮโดรเจน (H₂) เพิ่มขึ้นซึ่งเรียกปฏิกิริยานี้ว่า Water gas Reaction ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคูดความร้อนและจะเกิดได้ดีที่อุณหภูมิสูงกว่า 800 °C

- บริเวณที่เกิดการไพโรไลซิส (Pyrolysis Zone) ในบริเวณนี้จะเป็นบริเวณที่มีการสลายสารอินทรีย์ในเชื้อเพลิงชีวมวล โดยความร้อนที่ใช้ในบริเวณนี้เป็นความร้อนที่ได้จากบริเวณที่เกิดการเผาไหม้ โดยอุณหภูมิในบริเวณนี้จะอยู่ระหว่าง 450-600 °C สารระเหยที่ได้จากการสลายสารอินทรีย์นั้นจะประกอบไปด้วยเมธานอล กรดอะซิติก น้ำมันดิน (Tar) แก๊สต่าง ๆ ซึ่งเป็นแก๊สที่เผาไหม้ได้และเผาไหม้ไม่ได้ เช่น CO, CO₂, H₂, CH₄ นอกจากนี้ยังได้ของแข็งที่อยู่ในรูปของถ่าน ดังสมการ



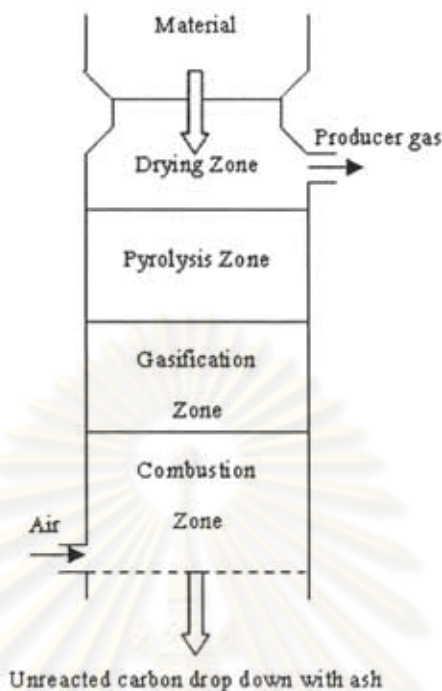
- บริเวณลดความชื้นหรือบริเวณอบแห้ง (Drying Zone) ในบริเวณนี้ อุณหภูมิจะไม่สูงพอที่จะทำให้เกิดการสลายตัวของสารระเหยต่าง ๆ โดยความร้อนที่ได้จากบริเวณ

ที่เกิดไพโรไลซิสจะระเหยความชื้นที่มีอยู่ในเชื้อเพลิงชีวมวลให้ออกมาในรูปของไอน้ำ โดยอุณหภูมิในบริเวณนี้จะอยู่ที่ประมาณ 100-135 °C

เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดเบดนิ่งเมื่อแบ่งตามทิศทางการไหลของอากาศ และเทียบกับการไหลเลื่อนของเชื้อเพลิงชีวมวลจะสามารถแบ่งได้ 3 ชนิดคือ

ก. *เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดแก๊สไหลขึ้น (Updraft Gasifiers)* เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดนี้จะเป็นแบบที่ง่ายและเก่าแก่ที่สุด โดยเชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าสู่เตาทางด้านบน โดยมีตะแกรงรองรับชีวมวลอยู่ด้านล่างของเตา อากาศหรือออกซิเจนจะถูกป้อนเข้าสู่เตาทางด้านล่างโดยผ่านตะแกรงขึ้นไปด้านบน ดังนั้นจึงสามารถเรียกเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดนี้ได้อีกชื่อหนึ่งตามทิศทางการไหลของอากาศหรือออกซิเจน ซึ่งมีทิศทางสวนกันกับการไหลของเชื้อเพลิงชีวมวลว่าเป็นเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สแบบ "Counter Current Flow Gasifier" เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดอากาศไหลขึ้นนี้จะประกอบด้วย บริเวณของการเกิดปฏิกิริยาเรียงตามลำดับดังแสดงในรูปที่ 2.3 ซึ่งเมื่อเรียงลำดับจากบริเวณที่มีอุณหภูมิสูงไปยังบริเวณที่มีอุณหภูมิต่ำจะสามารถเรียงลำดับได้ดังนี้คือ บริเวณการเผาไหม้ บริเวณที่เกิดการรีดักชัน บริเวณที่เกิดการไพโรไลซิส และบริเวณการเกิดการอบแห้งหรือลดความชื้น โดยทั่วไปเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดนี้จะถูกสร้างขึ้นเพื่อผลิตแก๊สเชื้อเพลิงที่เรียกว่า "แก๊สชีวมวล" เป็นผลิตภัณฑ์หลัก ส่วนถ่านและน้ำมันดินที่ได้เป็นผลิตภัณฑ์รอง (จิระศักดิ์, 2530)

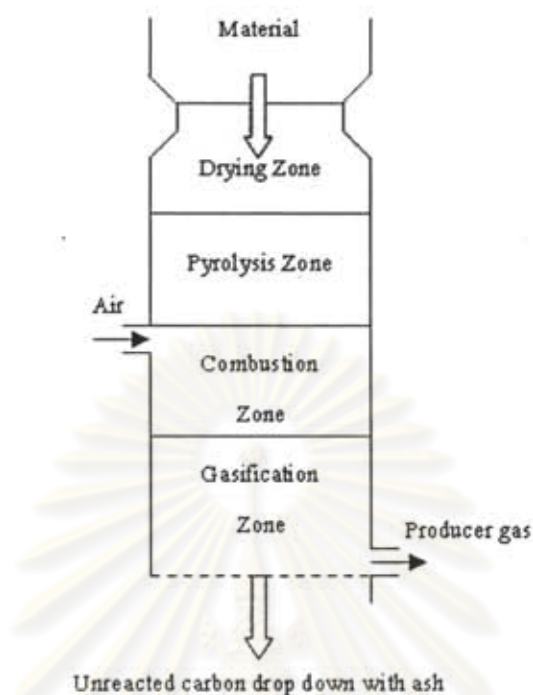
เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดนี้จะมีประสิทธิภาพทางความร้อนสูงที่สุด เนื่องจากแก๊สร้อนที่เกิดขึ้นจะมีการไหลผ่านชั้นของเชื้อเพลิง ซึ่งความร้อนสัมผัสในแก๊สร้อนจะถูกถ่ายเทให้กับเชื้อเพลิง ทำให้อุณหภูมิของแก๊สที่ออกจากเตามีอุณหภูมิต่ำลงมาก โดยอุณหภูมิของแก๊สที่ออกจากเตาจะอยู่ที่ประมาณ 100-300 °C ข้อดีของเตาชนิดนี้คือสามารถใช้กับชีวมวลที่มีความชื้นสูง ๆ ได้ ซึ่งอาจสูงได้ถึง 50% และความดันลด (Pressure Drop) ในระบบไม่สูงมากนัก ส่วนข้อเสียของเตาชนิดนี้คือแก๊สเชื้อเพลิงที่ผลิตได้จะมีปริมาณของน้ำมันดินปนเปื้อนอยู่สูงมาก ประมาณ 10-20% หรือประมาณ 50 mg/m³ ดังนั้นเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดนี้จึงจำเป็นต้องมีระบบในการทำความสะอาดแก๊สที่มีประสิทธิภาพสูง ก่อนที่จะมีการนำแก๊สเชื้อเพลิงนี้ไปใช้ในการเดินเครื่องยนต์สันดาปภายใน ถ้าระบบทำความสะอาดแก๊สไม่มีประสิทธิภาพสูงเพียงพอจะก่อให้เกิดปัญหาการอุดตันและสร้างความเสียหายให้แก่เครื่องยนต์ได้



รูปที่ 2.3 เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดแก๊สไหลขึ้น (Updraft Gasifiers)

(ใบอนุญาต, 2547)

ข. เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดแก๊สไหลลง (Downdraft Gasifiers) เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดนี้อาจรู้จักกันในอีกชื่อหนึ่งว่า "Cocurrent-flow Gasifier" เนื่องจากทิศทางการไหลของอากาศหรือออกซิเจนที่ป้อนเข้าสู่เตา จะมีทิศทางเดียวกันกับการไหลของเชื้อเพลิง เชื้อเพลิงชีวมวลจะถูกป้อนเข้าสู่เตาทางด้านบนของเตา ขณะที่อากาศจะถูกป้อนเข้าด้านข้างของเตาในบริเวณที่เกิดการเผาไหม้ โดยแก๊สเชื้อเพลิงที่ผลิตได้จะออกจากเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สทางด้านล่าง เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดไหลลงนี้ ส่วนล่างสุดจะเป็นบริเวณที่เกิดการรีดักชัน ถัดขึ้นมาคือบริเวณที่เกิดการเผาไหม้ บริเวณที่เกิดการไพโรไลซิส และบริเวณรอบแห้งหรือลดความชื้น ตามลำดับ ดังแสดงในรูปที่ 2.4



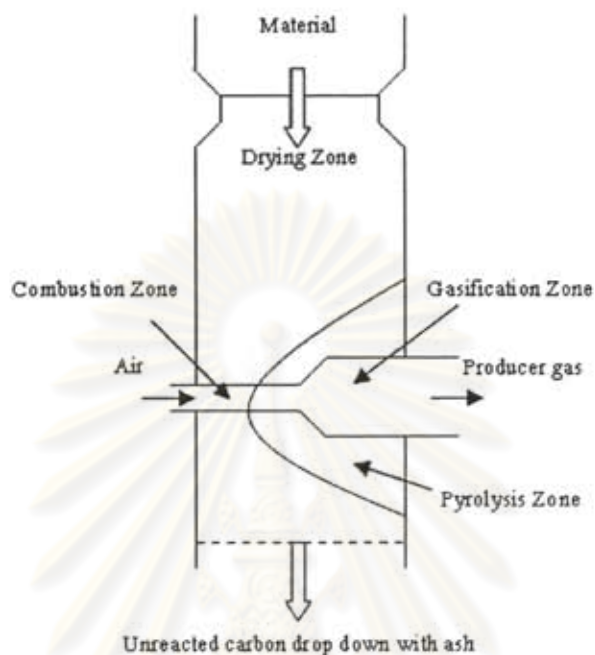
รูปที่ 2.4 เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดแก๊สไหลลง (Downdraft Gasifiers)

(เบญจมาศ, 2547)

น้ำมันดินที่ได้จากการไพโรไลซิสนั้นจะผ่านบริเวณเผาไหม้ไปพร้อมกับแก๊สอื่น ๆ น้ำมันดินเหล่านี้จะถูกทำให้สลายตัวไปเนื่องจากอุณหภูมิที่สูงมากของบริเวณที่เกิดการเผาไหม้ จึงทำให้แก๊สเชื้อเพลิงที่ผลิตได้นี้มีปริมาณของน้ำมันดินที่ปนเปื้อนอยู่ในปริมาณที่ต่ำมากน้อยกว่า $1 \text{ (mg/m}^3\text{)}$ ซึ่งเป็นข้อดีของเตาชนิดนี้ ส่วนข้อเสียของเตาชนิดนี้คือ อุณหภูมิของแก๊สที่ออกจากเตาจะมีค่าสูงประมาณ $600\text{--}800 \text{ }^\circ\text{C}$ จึงจำเป็นต้องมีระบบที่ช่วยในการลดอุณหภูมิของแก๊สที่ได้ และเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดนี้ไม่เหมาะกับเชื้อเพลิงชีวมวลที่มีความชื้นสูงกว่า 20% และปริมาณเถ้าสูงเกิน 6% เนื่องจากเถ้าอาจจะหลอมละลายติดกับคอคอด ซึ่งจะขัดขวางการไหลของเชื้อเพลิงและแก๊สได้ นอกจากนี้แก๊สเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ยังมีปริมาณของเถ้าและฝุ่นละอองปนเปื้อนอยู่สูง สำหรับประโยชน์ของเตาปฏิกรณ์ชนิดนี้คือสามารถใช้วัสดุที่ไม่ผ่านการคาร์บอนไนซ์และเป็นระบบที่ให้แก๊สเชื้อเพลิงสม่ำเสมอดีกว่าระบบเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดแก๊สไหลขึ้น

ค. เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดแก๊สไหลขวาง (Crossdraft Gasifiers) เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดนี้จะเป็นแบบที่เล็กและเบาที่สุดใน 3 แบบ อากาศที่ป้อนเข้าไปในเตาจะไหลทิศทางขวางกับการไหลเลื่อนของเชื้อเพลิง ดังรูปที่ 2.5 บริเวณเผาไหม้และบริเวณที่เกิดการรีดักชันจะอยู่ใกล้ติดกันมาก ดังนั้นจึงสามารถผลิตแก๊สได้อย่างรวดเร็วและแปรผันได้ง่าย โดย

ปกติบริเวณการเผาไหม้จะอยู่ที่กึ่งกลางของเตาปฏิกรณ์ แต่ขอบเขตการไหม้อาจขยายกว้างขึ้นได้เมื่อความเร็วของอากาศสูงขึ้น



รูปที่ 2.5 เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดแก๊สไหลขวาง (Crossdraft Gasifiers)
(เบญจมาศ, 2547)

แก๊สที่ได้จากเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดนี้จะมีอุณหภูมิและสิ่งปนเปื้อนค่อนข้างสูง เตาแบบนี้จะสามารถผลิตแก๊สเชื้อเพลิงได้เร็วกว่าอีกสองแบบ และอุณหภูมิภายในเตาจะไม่สูงมากนัก

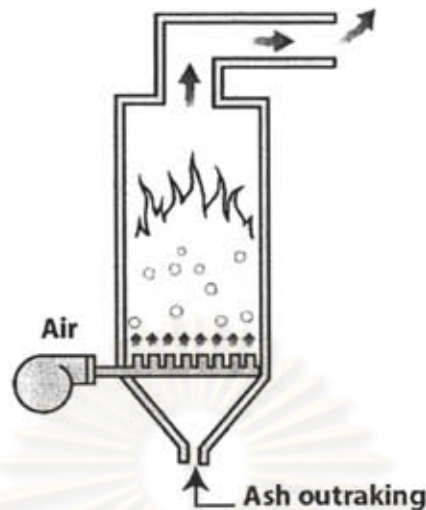
2.2.2.2.2 เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไคซ์เบด (Fluidized Bed)

เตาปฏิกรณ์ชนิดนี้สามารถใช้ได้กับเชื้อเพลิงชีวมวลที่มีคุณสมบัติบางอย่างไม่เหมาะสมที่จะนำไปใช้กับเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สแบบเบดนิ่ง กล่าวคือเตาชนิดนี้สามารถใช้ได้กับเชื้อเพลิงที่มีความชื้นสูงมาก ๆ ได้ รวมถึงสามารถใช้ได้กับเชื้อเพลิงที่มีความหนาแน่นต่ำ ปริมาณของเถ้าสูง และอุณหภูมิการหลอมเหลวของเถ้าต่ำได้ โดยทั่วไปแล้วเตาชนิดนี้จะทำงานที่อุณหภูมิประมาณ 750-950 °C เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไคซ์เบดนี้ประกอบด้วยเบดที่ร้อน โดยทั่วไปจะใช้ทรายหรือเซรามิกเป็นเบดเชื้อเพลิงชีวมวลจะถูกป้อนเข้าไปในเบดหรือถูกป้อนลงไปบนเบด และใช้จะใช้อากาศหรือแก๊สไนโตรเจนเป็นตัวกลางที่ทำให้เกิดการ

ฟลูอิดไดซ์ ซึ่งขึ้นอยู่กับขนาดและความหนาแน่นของเชื้อเพลิงซึ่งจะมีผลกระทบต่อความเร็วของเบด โดยถ้าอนุภาคของเชื้อเพลิงยิ่งเล็กก็จะทำให้ความเร็วของอากาศที่จะทำให้เกิดการฟลูอิดไดซ์เบดก็จะต่ำลง สำหรับเตาปฏิกรณ์แก๊สแบบนี้จะไม่สามารถแยกขั้นตอนในการเปลี่ยนแปลงชีวมวลออกเป็น 4 ขั้นตอนแบบเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สแบบเบดหนึ่งได้อย่างชัดเจน น้ำมันดินที่เกิดขึ้นจากการผลิตโดยใช้เตาชนิดนี้นั้นโดยทั่วไปจะมีค่าประมาณ 10 mg/m^3

ก. *เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไดซ์เบดแบบฟองอากาศ (Bubble Fluidized Bed Gasifier)* เมื่อความเร็วของอากาศที่ถูกป้อนเข้าไปในเตามีค่าต่ำ ๆ เบดที่อยู่ภายในเตาจะยังคงอยู่ในสภาพนิ่ง (Fixed Bed) แต่เมื่อความเร็วของอากาศสูงขึ้นจนมีค่าสูงกว่าความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไดซ์ (Minimum Fluidizing Velocity) อากาศจะเกิดการแทรกตัวผ่านเบด ทำให้เบดเกิดการขยายตัวมีลักษณะคล้ายฟอง โดยการขยายตัวของเบดนั้นจะน้อยเมื่อเทียบกับความสูงของเบดที่อยู่ในสภาพนิ่ง เมื่อเชื้อเพลิงถูกป้อนเข้าไปในเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊ส อัตราการถ่ายเทความร้อนจากเบดไปยังอนุภาคของเชื้อเพลิงชีวมวลจะสูงมากประมาณ $400 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ซึ่งอนุภาคของเชื้อเพลิงชีวมวลจะถูกทำให้ร้อนขึ้นอย่างรวดเร็ว ซึ่งจะทำให้เกิดการลดความชื้นและการไพโรไลซิสขึ้น (Drying and Pyrolysis) ซึ่งทำให้ได้ผลผลิตคือ แก๊สต่าง ๆ น้ำมันดิน และถ่าน ซึ่งเป็นผลผลิตหลัก

ปฏิกิริยาของแก๊สต่าง ๆ ที่เกิดในบริเวณที่เรียกว่า Freeboard เช่น ปฏิกิริยาการแตกพันธะ (Cracking Reaction) นั้น จะทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงในองค์ประกอบของแก๊สที่ได้ภายในเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สอย่างต่อเนื่อง ผลผลิตบางอย่างที่ได้จากการไพโรไลซิสบางชนิดจะถูกทำให้เปลี่ยนไปในบริเวณที่เรียกว่า Freeboard โดยการเกิดปฏิกิริยาแตกพันธะ (Cracking Reaction) ซึ่งจะทำให้องค์ประกอบของแก๊สที่ออกจากเตาเกิดการเปลี่ยนแปลง เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไดซ์เบดแบบฟองอากาศโดยทั่วไปจะประกอบด้วยห้องเผาไหม้ (Chamber) ซึ่งอาจถูกออกแบบให้มีลักษณะเป็นรูปทรงกระบอก (Cylindrical) หรือรูปทรงสี่เหลี่ยม (Rectangular) ดังแสดงในรูปที่ 2.6



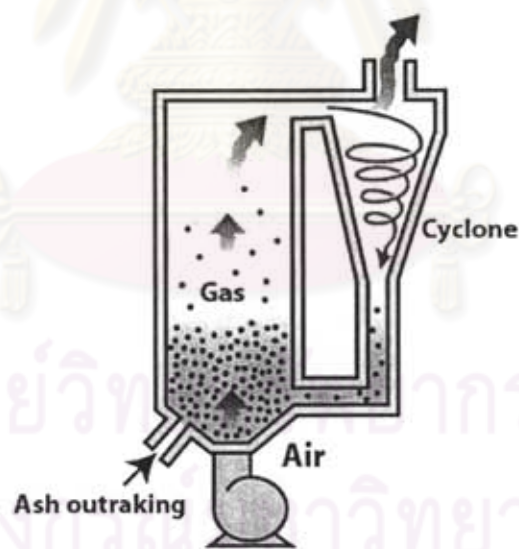
รูปที่ 2.6 เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไดซ์เบดแบบฟองอากาศ
(เบญจมาศ, 2547)

ข.เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (*Circulating Fluidized Bed Gasifier*) ในกรณีความเร็วของอากาศถูกเพิ่มให้สูงขึ้นจนมีค่าเท่ากับความเร็วสุดท้ายของการฟลูอิดไดซ์ (*Terminal Velocity*) ของอนุภาคแล้ว การสูญเสียอนุภาคออกจากตัวเตาจะมีมากขึ้น พื้นผิวหน้าของเบดจะสังเกตได้ไม่ชัดเจนเนื่องจากเบดจะถูกพาให้เคลื่อนที่ตลอดความสูงของหอ ซึ่งจะทำให้มีของแข็งปนเปื้อนออกมาพร้อมกับแก๊สที่ผลิตได้เป็นจำนวนมาก จึงได้มีการออกแบบระบบเพื่อให้มีการนำเบดกลับเข้าไปในเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สอีกครั้ง ซึ่งเบดที่ถูกนำกลับมาจะช่วยรักษาความสูงของเบดในเตา ในขณะที่อนุภาคของแข็งจะถูกนำกลับเข้ามาเพื่อให้ประสิทธิภาพในการเปลี่ยนรูปของคาร์บอน (*Carbon Conversion Efficiency*) สูงขึ้น ซึ่งเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สประเภทนี้จะเรียกว่าเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนโดยเตาปฏิกรณ์แก๊สชนิดนี้จะแตกต่างจากเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไดซ์เบดแบบฟองอากาศตรงที่ไม่สามารถแยกบริเวณที่มีอนุภาคของแข็งหนาแน่นกับบริเวณที่มีอนุภาคของแข็งเบาบางได้อย่างชัดเจน ข้อดีของเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สแบบฟลูอิดไดซ์เบดเมื่อเทียบกับเบดอยู่นิ่งคือมีความยืดหยุ่นต่อการเปลี่ยนแปลงชนิดของเชื้อเพลิงที่ใช้ มีการถ่ายเทความร้อนที่ทั่วถึงสม่ำเสมอภายในเบดจึงทำให้การเกิดปฏิกิริยาเป็นไปอย่างรวดเร็วและสม่ำเสมอ เราสามารถเปรียบเทียบลักษณะของเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไดซ์เบดเมื่อเทียบกับเบดอยู่นิ่งได้ดังตารางที่ 2.2

ตารางที่ 2.2 เปรียบเทียบลักษณะของเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไดรฟ์เบด

	Fixed Bed Downdraft	Fluidized Bed
Fuel : size (mm)	10-100	0-20
Ash content (%wt)	< 6	< 25
Operating Temperature (°C)	800-1400	750-950
Control	Simple	Average
Turn down ratio	4	3
Construction Material	Mild Steel + Refractory	Heat Resistant steel
Start-up time	Minutes	Hours
Tar Content (g/nm ³)	< 3	< 5
LHV (MJ/nm ³)	4.5	5.1

ที่มา: วสิน, 2545



รูปที่ 2.7 เตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สชนิดฟลูอิดไดรฟ์เบดแบบหมุนเวียน

(Circulating Fluidized Bed Gasifier) (เบญจมาศ, 2547)

ตารางที่ 2.3 การเปรียบเทียบผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบทางเคมีของชีวมวล โดยใช้วิธีทางชีวเคมีและการใช้พลังงานความร้อน

		วิธีทางชีวเคมี	วิธีการใช้พลังงานความร้อน
เชื้อเพลิง	สารเติมแต่ง	×	×
	แอลกอฮอล์	×	×
	ถ่านชาร์		×
	ดีเซล		×
	กระแสไฟฟ้า		×
	น้ำมันเตา		×
	แก๊ส	×	×
	เบนซิน		×
	ไฮโดรเจน	×	×
สารเคมี	อะซิโตน	×	
	บิวทานอล	×	
	เอทานอล	×	×
	สารปรับปรุงดิน	×	×
	สารแต่งเติม	×	×
	ไฮโดรเจน	×	×
	มีเทน	×	×
	เวซิน		×
สารอื่น ๆ ที่มีลักษณะเฉพาะ		×	

ที่มา: ชนิดา, 2550

หมายเหตุ × คือ ผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นเมื่อผ่านกระบวนการแปรรูปที่ได้จากการเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบทางเคมีของชีวมวล

2.2.3 กระบวนการชีวเคมี (Biochemical Conversion)

ในการแปลงชีวมวลให้เป็นเชื้อเพลิงด้วยวิธีชีวเคมีมี 2 วิธี คือ กระบวนการย่อยสลายสารอินทรีย์ในสภาวะไร้อากาศหรือออกซิเจน (Anaerobic Digestion) และกระบวนการหมัก (Fermentation) ที่ทำให้โมเลกุลที่สลับซับซ้อนของสารอินทรีย์ เช่น ในแป้งและน้ำตาล แตกตัวโดย

เชื้อแบคทีเรีย เช่น ยีสต์ สาหร่าย กลายเป็นแอลกอฮอล์ ซึ่งการแปรรูปชีวมวลทางชีวเคมีนั้นพบว่ามีข้อได้เปรียบที่ชัดเจนกว่าคือ ต้นทุนที่ต่ำกว่าและได้ผลิตภัณฑ์ที่ไม่แน่นอนซึ่งจะขึ้นอยู่กับองค์ประกอบทางเคมีของชีวมวล ต้นทุนที่สูงมาก อีกทั้งหลายกรณีไม่สามารถใช้วิธีทางชีวเคมีในการย่อยสลายชีวมวลได้ เช่น กรณีที่ชีวมวลมีส่วนผสมของสารที่เป็นพิษต่อจุลินทรีย์ที่ใช้ย่อยสลาย นอกจากนั้นแล้ววิธีทางชีวเคมีต้องใช้เวลาในการเกิดปฏิกิริยาให้สมบูรณ์รวมทั้งใช้พื้นที่ค่อนข้างมาก

2.3 แก๊สสังเคราะห์ (Synthesis Gas หรือ Syngas)

แก๊สสังเคราะห์ คือ แก๊สผสมระหว่างแก๊สไฮโดรเจน (Hydrogen) และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (Carbon Monoxide) ใช้ในอุตสาหกรรมเคมีหลายอย่าง หรือในกระบวนการถลุงเหล็ก แก๊สสังเคราะห์สามารถใช้ประโยชน์ได้ทั้งในรูปของแก๊สผสม หรือแยกไปเป็นแก๊สไฮโดรเจน หรือ แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์บริสุทธิ์ โดยการใช้ประโยชน์ในรูปของแก๊สผสมนั้นจะใช้ในกระบวนการสังเคราะห์เมทานอล (Methanol) ไดเมทิลอีเธอร์ หรือใช้เป็นแก๊สรีดิวซ์ (Reducing Gas) ในการถลุงเหล็ก ส่วนในการแยกใช้จะใช้อย่างมากในกระบวนการกลั่นแยก การผลิตแอมโมเนีย และใช้เป็นวัตถุดิบในการทำสารเคมีหลายชนิด (จเร, 2527)

2.3.1 กระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์ แก๊สสังเคราะห์โดยทั่วไปแล้วจะผลิตจากไฮโดรคาร์บอน ดังเช่น แก๊สธรรมชาติ น้ำมัน ถ่านหิน และชีวมวลโดยวิธีการ

- การรีฟอร์มแก๊สธรรมชาติหรือไฮโดรคาร์บอนเบาด้วยไอน้ำ หรือแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ หรือทั้งไอน้ำ และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์
- การออกซิไดซ์บางส่วนของน้ำมันหนัก (Partial oxidation of heavy oil)
- การแก๊สซิฟิเคชันถ่านหิน หรือ ถ่านโค้ก (Gasification of coal or coke)

วิธีการต่าง ๆ ดังที่กล่าวมาแล้วข้างต้นจะให้สัดส่วนของแก๊สไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์แตกต่างกันไป ซึ่งสามารถที่จะแสดงได้ดังตารางที่ 2.4

ตารางที่ 2.4 อัตราส่วนของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการต่าง ๆ

Method of Manufacture	H ₂ /CO Ratio
Oxygen-coke-steam	0.6
Air-coke-steam	0.9
Oxygen-coal-steam	1
Oxygen-fuel oil-steam	1
Propane-steam	1.33
Methane-oxygen	1.7
Methane-oxygen-steam	2.3
Methane-steam	3.0-5.0

ที่มา: Laminine และ Dicks, 2000

จากตารางที่ 2.4 จะเห็นได้ว่าแก๊สสังเคราะห์ที่ได้นั้นจะมีสัดส่วนของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ และแก๊สไฮโดรเจนในสัดส่วนต่าง ๆ ขึ้นกับกระบวนการที่ใช้สังเคราะห์และระบบการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง

2.3.2 การนำแก๊สสังเคราะห์ไปใช้ประโยชน์ (Volken, 1979)

การนำแก๊สสังเคราะห์ประโยชน์จะเป็นการใช้ในรูปแบบผลิตภัณฑ์ขั้นต้น (Primary product) ที่ได้จากการเกิดปฏิกิริยาโดยใช้แก๊สสังเคราะห์เป็นวัตถุดิบ แก๊สสังเคราะห์เป็นวัตถุดิบที่สำคัญในการผลิตสารเคมีอินทรีย์อื่น ๆ ได้อย่างมากมายซึ่งส่วนใหญ่จะเป็นสารพวกปิโตรเคมี ในตอนต้นของทศวรรษที่ 1920 นักวิทยาศาสตร์ชาวเยอรมันได้ค้นพบว่า แก๊สสังเคราะห์สามารถเปลี่ยนไปเป็นเมทานอลได้เป็นอย่างดีโดยใช้ซิงค์-โครเมียมออกไซด์ (Zinc-Chromium Oxide) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา และเปลี่ยนไปเป็นสารประกอบแอลเคน (Alkanes) ได้โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นโคบอลต์ ที่มีเหล็กเป็นโปรโมเตอร์และตัวรองรับ ปฏิกิริยาที่เปลี่ยนแก๊สสังเคราะห์ให้เป็นแอลเคนและแอลกอฮอล์ เป็นที่รู้จักกันทั่วโลกคือปฏิกิริยา ฟิชเชอร์-ทรอปส์ช (Fischer-Tropsch reaction) โดยจุดประสงค์ของปฏิกิริยานี้เพื่อที่จะผลิตเชื้อเพลิงเหลว (Liquid Fuel) ซึ่งเป็นสารแอลเคนที่มีโมเลกุลสูง

สำหรับการผลิตเมทานอลนั้นนอกจากจะนำไปใช้ประโยชน์โดยตรงแล้ว ยังนำไปใช้เป็นสารตั้งต้นในการผลิตสารปิโตรเคมีอื่น ๆ ได้อีกมากมาย เช่น ฟอรัลดีไฮด์

กรดแอซีติกเมทิลคลอไรด์ เป็นต้น นอกเหนือจากนี้ยังใช้เป็นตัวเติม (Additive) ในแก๊สโซลีนในรูปแบบของ Methyl tertiary butyl ether (MTBE)

นอกจากนี้แก๊สสังเคราะห์ยังสามารถนำไปใช้ประโยชน์ในอุตสาหกรรมผลิตเหล็กกล้า แร่เหล็กที่ขุดได้จากเหมืองในตอนแรกจะเป็นเหล็กออกไซด์เมื่อสัมผัสกับแก๊สสังเคราะห์ในอัตราส่วนที่เหมาะสมจะทำหน้าที่เป็นแก๊สรีดิวซ์ (Reducing Gas) ซึ่งพร้อมจะถูกนำไปผ่านกระบวนการต่าง ๆ เพื่อให้ได้เป็นเหล็กกล้าตามต้องการ

2.3.2.1 แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (ลาวัลย์, 2535)

นอกจากการใช้ประโยชน์แก๊สสังเคราะห์ในลักษณะรวมแล้วนั้น ยังสามารถแยกแต่ละแก๊สมาใช้ประโยชน์ในการสังเคราะห์สารเคมีตัวอื่น ๆ ได้อีกจึงจำเป็นต้องพิจารณาถึงประโยชน์ของแก๊สแต่ละชนิด

แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ เป็นแก๊สพิษที่ติดไฟได้ ไม่มีสี ไม่มีกลิ่น เกิดขึ้นได้จากการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ สามารถที่จะนำไปใช้ประโยชน์ได้มากมาย โดยสามารถที่จะแยกออกจากแก๊สสังเคราะห์ได้โดยวิธีการดูดซับด้วยทองแดงหลอมเหลว โดยมากแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์จะนำไปใช้ในปฏิกิริยาพื้นฐานที่สำคัญ 2 ปฏิกิริยา คือ คาร์บอนิลเลชัน (Carbonylation) และ ไฮโดรฟอรมิเลชัน (Hydroformylation) สำหรับปฏิกิริยาไฮโดรฟอรมิเลชันนั้นอาจเรียกอีกอย่างหนึ่งว่าปฏิกิริยาออกซิ (Oxo Reaction)

ในกระบวนการโอเลฟิน คาร์บอนิลเลชัน โดยทำปฏิกิริยากับน้ำ แอลกอฮอล์ เอมีน และกรดคาร์บอกซิลิก โดยไซโลหะกลุ่ม VIII เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา จะได้สารประกอบตัวใหม่ที่สามารนำไปใช้ในอุตสาหกรรมปิโตรเคมีได้ เช่น การผลิตกรดอะคริลิก (Acrylic acid) โดยใช้อะเซทิลีนทำปฏิกิริยากับน้ำและแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ โดยใช้ $\text{Ni}(\text{CO})_4$ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ที่อุณหภูมิ $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ ความดัน 30 บาร์ จะได้ปริมาณของกรดอะคริลิกมากกว่าร้อยละ 90 ดังปฏิกิริยาที่ 2.13



ในการผลิตการผลิตกรดโพพิโอนิกจากเอทิลีน สามารถทำได้โดยกระบวนการไฮดรอกซีคาร์บอนิลเลชัน (Hydroxycarbonylation) โดยใช้นิกเกิลโพพิเนต (Nickel

propionate) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 270 ถึง 320 °C ความดัน 200 ถึง 300 บาร์จะได้กรดโพรพิโนอิกมากกว่าร้อยละ 90 ดังปฏิกิริยาที่ 2.14



นอกจากนี้ยังสามารถนำแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ไปใช้ในอุตสาหกรรมอื่น ๆ เช่น อุตสาหกรรมการผลิตกรดฟอร์มิก และกรดโพรพิโนอิก ด้วยปฏิกิริยาไฮโดรฟอร์มิลชัน หรือในอุตสาหกรรมการผลิตอัลดีไฮด์ต่าง ๆ

2.3.2.2 แก๊สไฮโดรเจน (ชัยวัฒน์, 2537)

กระบวนการผลิตแก๊สไฮโดรเจนมีอยู่มากมาย โดยใช้วัตถุดิบเริ่มต้นต่าง ๆ กันซึ่งขึ้นอยู่กับความบริสุทธิ์และปริมาณแก๊สที่ต้องการผลิต ทั้งนี้ต้องคำนึงถึงปัจจัยต่าง ๆ ด้วยเช่น ราคาและความเหมาะสม วิธีการผลิตแก๊สไฮโดรเจนอย่างง่ายคือ การแยกสารละลายที่มีน้ำเป็นตัวทำละลาย (Electrolysis of an aqueous solution) เช่นการแยกน้ำเกลือด้วยไฟฟ้า นอกจากนี้ยังสามารถผลิตแก๊สไฮโดรเจนได้โดยการผ่านไอน้ำไปบนเหล็กสปองจ์ ที่อุณหภูมิประมาณ 650 °C และความดันบรรยากาศ และในปัจจุบันพบว่าแก๊สไฮโดรเจนเป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้จากโรงงานผลิตกระแสไฟฟ้าด้วยพลังงานนิวเคลียร์ ส่วนในอุตสาหกรรมที่มีการใช้แก๊สไฮโดรเจนเป็นสารตั้งต้นนั้นจะนิยมใช้กระบวนการรีฟอร์มมิง

ในปัจจุบันมีการใช้ประโยชน์แก๊สไฮโดรเจนในกระบวนการต่าง ๆ เช่น การสังเคราะห์แอมโมเนียนิยมใช้กระบวนการฮาเบอร์ (Haber Process) โดยใช้แก๊สไฮโดรเจนเป็นสารตั้งต้น ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน โดยจะเกิดขึ้นอย่างช้า ๆ ที่อุณหภูมิห้อง และจากหลักของ เลอ ชาเตอลิเยร์ (Le Chatelier's Principle) พบว่าควรทำที่ความดันสูงและอุณหภูมิต่ำ ๆ และยังมีการใช้โปรโมเตอร์เหล็กออกไซด์ (Fe_2O_3) ร่วมกับออกไซด์ของโลหะอื่น ๆ ในการเร่งปฏิกิริยาเพื่อให้มีค่าร้อยละการเปลี่ยนที่สูงขึ้น

การนำแก๊สไฮโดรเจนไปใช้ในอุตสาหกรรมกลั่นน้ำมันปิโตรเลียม จะใช้เพื่อปรับปรุงคุณภาพน้ำมันและผลิตภัณฑ์ปิโตรเคมีอื่น ๆ โดยใช้กระบวนการไฮโดรซัลเฟอร์ไรซิง (Hydrosulfurizing) และกระบวนการไฮโดรแครกกิง (Hydrocracking) และในปัจจุบันได้มีการนำ

แก๊สไฮโดรเจนที่ได้จากกระบวนการรีฟอร์มมิงไปใช้เพื่อเป็นสารตั้งต้นในเซลล์เชื้อเพลิงในการผลิตกระแสไฟฟ้าซึ่งต้องมีการกำจัดแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ให้มีปริมาณต่ำกว่า 10 ppm

ตารางที่ 2.5 การจำแนกประเภทขององค์ประกอบในน้ำมันดินตามน้ำหนักโมเลกุล

Group	Name	Composition
Class 1	GC-undetectable	Determined by subtracting the GC-detectable tar fraction from the total gravimetric tar.
Class 2	Heterocyclic aromatics	Pyridine, phenol, cresol, quinoline
Class 3	Aromatics (1 ring)	Xylene, styrene, toluene
Class 4	Light PAH compounds (2–3 ring)	Naphthalene, biphenyl, acenaphthylene, fluorene, phenanthrene, anthracene
Class 5	Heavy PAH compounds (4–7 ring)	Fluoranthene, pyrene, chrysene, benzo-fluoranthene, benzopyrene, perylene

ที่มา: Paasen และ Kiel, 2004

2.4 น้ำมันดิน (Tar)

น้ำมันดิน (Tar) หมายถึงผลิตภัณฑ์ที่เราไม่ต้องการที่เกิดจากแก๊สพีเคชั่นหรือเกิดจากการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ ลักษณะของน้ำมันดินเป็นของเหลวที่มีความหนืดสูง (High Viscous) และมีฤทธิ์กัดกร่อน (Corrosive) โดยทั่วไปมีสีน้ำตาลเข้มถึงดำ ประกอบไปด้วยสารไฮโดรคาร์บอนจำนวนมาก คำที่มีความหมายคล้าย ๆ กันได้แก่ Pyrolysis Oil, Pyrolytic Tar (อาภาณี, 2538)

เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิพบว่าปริมาณน้ำมันดินที่เกิดจากการเผาไหม้และองค์ประกอบของน้ำมันดินเกิดการเปลี่ยนแปลง จากการวิเคราะห์น้ำมันดินดิบ (Crude Tar) ที่ได้จากเตาปฏิกรณ์แก๊สแล้วคำนวณองค์ประกอบของน้ำมันดิน พบว่าเมื่ออุณหภูมิในกระบวนการสูงขึ้น ปริมาณออกซิเจนจะลดลง และสัดส่วนของ H/C จะตอมก็ลดลงเช่นกัน ซึ่งแสดงถึงการผันกลับของ HighlyOxygenate Pyrolyzate ไปเป็น Less Oxygenate Pyrolyzate และมีความคงที่ทางอุณหภูมิมากกว่า (Thermally Highly Aromatic Structure Stable) ซึ่งในที่สุดจะไม่มีออกซิเจน (Deoxygenate) และคงเหลือแต่โครงสร้างที่เป็นอะโรมาติก (Aromatic) น้ำมันดินสามารถจำแนกได้เป็น 5 ประเภทใหญ่ ๆ ดังแสดงในตารางที่ 2.5

2.5 วัตถุประสงค์ในงานวิจัย

2.5.1 กากสบู่ดำ

ชีวมวลที่นำมาเป็นเชื้อเพลิงเพื่อผลิตพลังงานนั้นมีหลายประเภท สำหรับในงานวิจัยในครั้งนี้ชีวมวลที่นำมาใช้ในการทดลองคือ กากสบู่ดำ ซึ่งกากสบู่ดำเป็นวัสดุเหลือทิ้งจากกระบวนการผลิตน้ำมัน

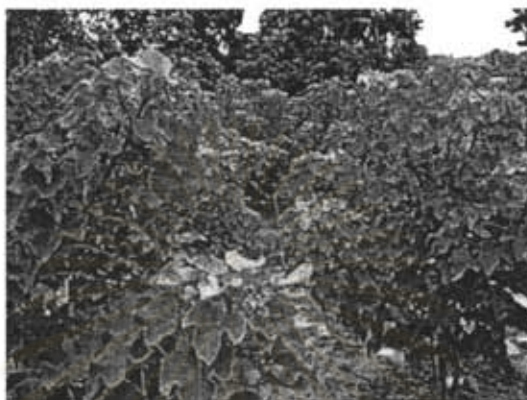
2.5.1.1 สบู่ดำ

สบู่ดำมีชื่อภาษาอังกฤษว่า *Physic nut* ชื่อวิทยาศาสตร์ว่า *Jatropha curcus* ปลูกในทุกภาคของประเทศ ทางเหนือเรียกว่า มะหุ้งฮั่ว หมากเยา มะเยา ภาคอีสานเรียกว่า หมากเยา หรือ มะเยา ภาคใต้ เรียกว่า มะหุ้งเทศ หรือ ละหุ้งเทศ

สบู่ดำมีถิ่นกำเนิดในทวีปอเมริกาเขตร้อน ชาวโปรตุเกสนำเข้ามาปลูกในทวีปเอเชียประมาณ 200 ปี มาแล้ว ซึ่งน่าจะรวมประเทศไทยด้วย ในปี 2525 คณะนักวิจัยของกรมวิชาการเกษตรออกสำรวจพบสบู่ดำทุกภาคของประเทศ ในแหล่งปลูกที่มีความสูงจากระดับน้ำทะเลจนถึงที่สูง 1,130 เมตร ที่ อ.ฮอด จ.เชียงใหม่ โดยเกษตรกรปลูกสบู่ดำทั่วไปตามแนวรั้วไว้กันวัว ควาย

สบู่ดำมีน้ำมันในเมล็ดประมาณ 30-35% ในระหว่างสงครามโลกครั้งที่ 2 ประเทศไทยเกิดการขาดแคลนน้ำมันแก๊สสำหรับจุดตะเกียง เกษตรกรทางภาคอีสานนำเมล็ดสบู่ดำมาตำให้ละเอียด ใช้จุดให้แสงสว่างแทนเทียนไขเป็นอย่างดี หรือมีการนำเอากากของเมล็ดที่สกัดน้ำมันออกแล้วมาใส่ในกระบอกไม้ไผ่ หรือกะทะเปลือกเมล็ดออกเหลือแต่เนื้อในสีขาวใช้ไม้เล็ก ๆ เสียบ เมล็ดสีขาวติดต่อกันยาวประมาณ 1 คืบ แล้วจุดไฟแทนเทียนไขได้ดีเช่นกัน น้ำมันสบู่ดำจะมีลักษณะใสที่อุณหภูมิต่ำ ซึ่งจะทำให้สามารถใช้น้ำมันได้ในประเทศที่มีอากาศหนาวเย็น และมีค่าไอโอดีนสูง มีคุณสมบัติเป็น semi drying oil คือมีคุณสมบัติแห้งเร็ว จึงมีการนำไปใช้เป็นน้ำมันทาสี น้ำมันขัดเงาได้ ซึ่งประเทศจีนกำลังให้ความสนใจการวิจัยและพัฒนาทางด้านนี้ ส่วนที่อินเดียให้ความสนใจในการนำน้ำมันสบู่ดำมาทดแทนน้ำมันดีเซล เช่นเดียวกับประเทศไทยและหลาย ๆ ประเทศในแอฟริกา (Sadakorn, 1982)

สบู่ดำ เป็นไม้พุ่มยืนต้นขนาดกลาง สูงประมาณ 2-7 เมตร มีอายุไม่น้อยกว่า 20 ปี จัดอยู่ในวงศ์ Euphorbiaceae เช่นเดียวกับยางพารา สบู่แดง ปัตตาเวีย มะละกอฝรั่ง หนุমানั่งแท่น โป๊ยเซียน มั่นสำปะหลัง มะยม มะขามป้อม ผักหวานบ้าน เป็นต้น



รูปที่ 2.8 ลักษณะของต้นสบู่ดำ (ไพจิตร, 2530)

ลำต้น มีเปลือกลำต้นเรียบ มีสีเทา-น้ำตาล ลำต้นเกลี้ยง อวบน้ำ เป็นไม้เนื้ออ่อน ไม่มีแก่น หักง่าย มีน้ำยางสีขาวใส

ใบ เป็นใบเดี่ยวรูปไข่ กว้างหรือค่อนข้างกลม จัดเรียงแบบสลับ โคนใบเว้ารูปหัวใจ ปลายใบแหลม ขอบใบเรียบหรือหยักเว้า 3-5 หยัก



รูปที่ 2.9 ลักษณะใบของสบู่ดำ (ไพจิตร, 2530)

ดอก มีช่อดอกแบบ Panicle หรือ panicle cyme ประกอบด้วยดอกตัวผู้และดอกตัวเมียอยู่ในช่อดอกเดียวกัน ดอกทั้ง 2 ชนิด มีกลีบรอง และกลีบดอก อย่างละ 5 กลีบ ดอกตัวผู้มีเกสรเรียงเป็นวง 2 วง วงละ 5 อัน ดอกตัวเมียมีรังไข่ ก้านเกสรตัวเมียมี 6 แฉก ดอกมีขนาดเล็กสีเขียวแกมเหลือง มีกลิ่นหอมอ่อน ๆ ออกเป็นช่อที่ซอกใบหรือปลายยอด ในช่อดอก

เดียวกันมีดอกตัวผู้มากกว่าดอกตัวเมีย ดอกแต่ละช่อบานไม่พร้อมกัน มีช่อดอกประมาณ 15-30 ช่อต่อดัน แต่ละช่อดอกมีดอกย่อย 70-120 ดอก แต่จะติดผลเพียง 8-14 ผล



รูปที่ 2.10 ลักษณะของดอกสบู่ดำ (ไพจิตร, 2530)

ผล ผลที่เกิดจากช่อดอกเดียวกันจะสุกแก่ไม่พร้อมกัน ผลอ่อนมีสีเขียว เมื่อแก่มีสีเหลืองคล้ายลูกจันทน์ ผลมีลักษณะกลมรีเล็กน้อย ผลมีขนาดปานกลาง กว้าง 2-3 เซนติเมตร ยาว 2.5-3.5 เซนติเมตรผลมี 3 พู ๆ ละ 1 เมล็ด เมื่อสุกแก่ผลจะปริแตก ผลสด 1 กิโลกรัม มีจำนวน 85-90 ผล



รูปที่ 2.11 ลักษณะของผลสบู่ดำ (ไพจิตร, 2530)

เมล็ด รูปกลมรี เปลือกนอกสีดำ เนื้อในสีขาว มีสารพิษ (curcin) หากบริโภคจะเกิดอาการอาเจียนและท้องเสีย เมล็ดกว้างประมาณ 1 เซนติเมตร ยาวประมาณ 2 เซนติเมตร น้ำหนัก 100 เมล็ด ประมาณ 70 กรัม เมล็ด 1 กิโลกรัม มีประมาณ 1,300-1,500 เมล็ด



รูปที่ 2.12 ลักษณะเมล็ดสบูดำ (ไพจิตร, 2530)

2.5.1.2 การใช้ประโยชน์จากสบูดำ (สุปรียา, 2548)

ก. ใบ

- ใช้เลี้ยงไหมอริ ใช้ทำปุ๋ยอินทรีย์

ข. ลำต้น

- ทำกระดาษ ทำไม้อัด ตัดเป็นท่อนต้มให้เด็กกินแก้โรคซางหรือตาลขโมย หรือแช่น้ำอาบแก้โรคพุพอง

ค. เปลือกต้น

- ใช้ทำสีย้อมผ้า สกัดเอาสารแทนนินมาใช้ในอุตสาหกรรมฟอกหนัง

ง. กิ่งใบ ลำต้นจากการตัดแต่ง

- ใช้เป็นเชื้อเพลิง (Biomass)

จ. น้ำยาง

- น้ำยางจากก้านใบรักษาโรคปากนกกระจอก ห้ามเลือด แก้ปวดฟัน ผสมน้ำมันมรดากวาดป้ายลิ้น เด็กที่เป็นฝีขาวหรือคอบเป็นตุ่ม

ฉ. ผล เปลือก

- วัสดุเพาะชำ ทำปุ๋ยหมัก ทำน้ำหมักชีวภาพ ทำเชื้อเพลิง

ช. เมล็ด

- สกัดน้ำมันจากเมล็ดโดยตรง ใช้กับเครื่องยนต์ดีเซลที่มีรอบต่ำ น้ำมันจากเมล็ดผลิตเป็นไบโอดีเซล ใช้ในเครื่องยนต์ดีเซลทั่วไปได้โดยตรงหรือผสมกับน้ำมันดีเซลตามอัตราที่ต้องการ

- กากเมล็ด หลังจากการบีบน้ำมันใช้เป็นเชื้อเพลิง (Biomass) หรือใช้ทำปุ๋ยหมัก น้ำมันจากเมล็ดใช้ทำแก๊สชีวภาพหรือชีวแก๊สอัดเหลว บรรเทาอาการปวดข้ออันเนื่องมาจากรูมาตอยด์

- น้ำมันและสารสกัดจากน้ำมัน สามารถนำมาใช้กำจัดศัตรูพืช เช่น หนอนเจาะสมอฝ้าย ศัตรูผัก มันฝรั่งและข้าวโพด สารสกัดเมธานอลจากสบู่ดำ ซึ่งประกอบด้วยสารพิษบางชนิด มีการทดลองนำมาใช้ควบคุมพยาธิในหอยที่นำมาบริโภค

2.5.1.3 กระบวนการสกัดน้ำมันจากสบู่ดำ (Tewari, 2002)

วิธีการสกัดแยกน้ำมันจากเมล็ดสบู่ดำที่นิยมทำกันมากคือ ใช้วิธีการบีบอัด (pressing) จะได้น้ำมันประมาณ 25-30% มีน้ำมันตกค้างในกาก 10-15% อาจใช้เครื่องอัดแบบไฮดรอลิก (hydraulic press) หรือเครื่องอัดแบบสกรู (screw press) การแยกด้วยวิธีนี้จะได้น้ำมันปริมาณมากหรือน้อยขึ้นกับแรงอัดที่ใช้ ถ้าใช้แรงอัดสูงจะได้น้ำมันมาก แต่น้ำมันที่ได้จะมีคุณภาพลดลง เนื่องจากความร้อนที่เกิดขึ้นจะไปเร่งปฏิกิริยาเคมีบางอย่าง ทำให้น้ำมันเสื่อมเสียได้เร็วขึ้น ดังนั้นการบีบอัดอาจทำได้ 2 แบบ คือ การบีบอัดโดยใช้แรงดันสูง เพื่อให้ได้น้ำมันมาก หรือการบีบอัดแบบ pre-press โดยบีบด้วยแรงดันต่ำก่อน แล้วจึงสกัดน้ำมันที่เหลือในกากต่อด้วยสารทำละลาย

2.5.1.4 คุณสมบัติทางเคมีและองค์ประกอบของกรดไขมันในน้ำมันสบู่ดำ

น้ำมันที่สกัดได้จากสบู่ดำมีคุณสมบัติทางเคมีและองค์ประกอบของกรดไขมันดังแสดงในตารางที่ 2.6

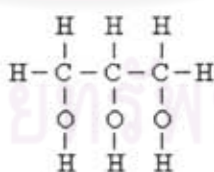
ตารางที่ 2.6 คุณสมบัติทางเคมีและองค์ประกอบของกรดไขมันในน้ำมันสบู่ดำ

ปริมาณกรดไขมันอิสระ (Free fatty acid, %as oleic acid)	4.80
ค่าสaponification (Saponification value)	197.13
ค่าไอโอดีน (Iodine value, Wijs)	97.08
ความหนืด (Viscosity)ที่ 25°C (Gardner) (cp)	45.68
Palmitic acid (C 16:0)	16.17
Stearic acid (C18:0)	5.11
Total saturated fatty acid	21.28
Oleic acid (C18:1)	44.88
Linoleic acid (C18:2)	33.83
Total unsaturated fatty acid	78.71

ที่มา: สุปรียา, 2548

2.5.2 กลีเซอรอล (สุธารักษ์, 2546)

กลีเซอรอล (Glycerol) หรือที่เรียกว่า กลีเซอริน (Glycerine หรือ Glycerin) หมายถึงสารจำพวกพอลิไฮดรอลิกแอลกอฮอล์ (Polyhydric alcohol) ที่มีหมู่ไฮดรอกซี 3 หมู่ มีสูตรเคมี $C_3H_8O_3$ มีชื่อทางเคมีว่า 1,2,3- โพรเพนไตรออล (1,2,3- Propantrio) และมีสูตรโครงสร้างดังรูปที่ 2.13



รูปที่ 2.13 สูตรโครงสร้างของกลีเซอรอล (สุธารักษ์, 25486)

กลีเซอรอลถูกค้นพบครั้งแรกในปี ค.ศ. 1779 โดย Scheele ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ร่วมที่ได้จากปฏิกิริยาการผลิตสบู่ (Saponification) ระหว่างน้ำมันมะกอกกับ Lead oxide ต่อมาในปี ค.ศ. 1813 Chevreul ได้พบว่ากลีเซอรอลเป็นส่วนประกอบของไขมัน โดยอยู่ในรูปของกลีเซอรอลเอสเทอร์ของกรดไขมันถูกนำมาใช้ในอุตสาหกรรมครั้งแรกในปี ค.ศ. 1866 เมื่อ Nobel ได้ทำการผลิตระเบิดไดนาไมต์ในรูปไตรไนเตรตของกลีเซอรอลหรือไนโตรกลีเซอริน และในปี ค.ศ.

1949 สามารถสังเคราะห์กลีเซอรอลโดยใช้โพรพีนเป็นสารตั้งต้น ซึ่งเป็นอุตสาหกรรมการสังเคราะห์กลีเซอรอลที่มีความสำคัญมาก

ในปัจจุบันกลีเซอรอลถูกนำไปใช้งานอย่างกว้างขวาง เนื่องจากสมบัติทางกายภาพและสมบัติทางเคมีที่ไม่เป็นอันตรายโดยในปี ค.ศ. 1986 มีปริมาณการผลิตโดยรวมประมาณ 550,000 ตัน/ปี โดยเป็นการผลิตจากการแตกตัวน้ำมันที่ได้จากธรรมชาติ 75% และการสังเคราะห์จากโพรพีน 25%

สำหรับกลีเซอรอลที่นำมาใช้ในงานวิจัยในครั้งนี้เป็นกลีเซอรอลที่ได้มาจากกระบวนการผลิตไบโอดีเซลภายในประเทศ

2.5.2.1 คุณสมบัติของกลีเซอรอล (Ooi และคณะ, 2001)

ก. สมบัติทางกายภาพ กลีเซอรอลบริสุทธิ์เป็นของเหลว ไม่มีสี ไม่มีกลิ่น ไม่มีพิษ และมีโครงสร้างที่คล้ายน้ำตาล จึงทำให้กลีเซอรอลมีรสหวาน และเนื่องจากในโมเลกุลมีพันธะไฮโดรเจนจึงทำให้กลีเซอรอลเป็นของเหลวหนืด กลีเซอรอลมีจุดเดือด 290 องศาเซลเซียสที่มีความดันบรรยากาศ

กลีเซอรอลสามารถละลายได้ดีกับน้ำ เมทานอล เอทานอล และไอโซเมอร์ของโพรพานอล บิวทานอล และเพนทานอล รวมทั้ง ฟีนอล โกลคอล โพรเพนไดออล เอมีน และสารประกอบที่เป็นเฮทเทอโรไซคลิกที่ประกอบด้วยอะตอมของไนโตรเจนในวงแหวน กลีเซอรอลไม่สามารถละลายได้ในไฮโดรคาร์บอนเกือบทั้ง แอลกอฮอล์ที่มีโซ่ยาว น้ำมันพืชและสัตว์ และตัวทำละลายจำพวกเฮโลเจน เช่น คลอโรฟอร์ม ดังนั้นกลีเซอรอลจึงเป็นตัวทำละลายที่มีประโยชน์ต่อสารหลายชนิด ทั้งสารอินทรีย์และอนินทรีย์ ซึ่งมีความสำคัญต่ออุตสาหกรรมหลายชนิด เช่น อุตสาหกรรมยา อุตสาหกรรมอาหาร เป็นต้น

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 2.7 สมบัติทางกายภาพของกลีเซอรอล

Molecular weight	92.09
Melting point	18.0°C
Boiling point (101.3 kPa)	290.0°C
Density (20°C)	1.261 g/cm ³
Dynamic viscosity (20°C)	1.410 Pa.s
Compressibility (28.5°C)	2.1*10 ⁻⁴ MPa ⁻¹
Gravity coefficient of thermal expansion (15-20°C)	0.000615 K ⁻¹
Surface tension (20°C)	63.4 mN/m
Heat of formation	669 kJ/mol
Heat of combustion	1665 kJ/mol
Heat of vaporization (55°C)	88.2 kJ/mol
(195°C)	76.1 kJ/mol
Heat of fusion (18°C)	18.3 kJ/mol
Heat of solution (infinite dilution)	5.8 kJ/mol
Heat capacity (26°C)	2.41 kJ/mol
(-80°C)	1.91 kJ/mol
(-108°C)	0.91 kJ/mol
Thermal conductivity (0°C)	0.29 kJ/mol
Diffusion coefficient of water into glycerol (20°C)	1.336*10 ⁻¹¹ m ² /s
Specific electrical conductivity (20°C)	0.1 μS/cm
Relative dielectric constant (25°C)	42.48
Flash point	177°C
Fire point	204°C
Autoignition temperature	429°C

ที่มา: Ooi และคณะ, 2001

ข. สมบัติทางเคมี กlycerol สามารถเกิดปฏิกิริยาได้เหมือนกับแอลกอฮอล์ทั่ว ๆ ไป โดยที่หมู่ไฮดรอกซีที่ด้านนอกจะมีความว่องไวในการเกิดปฏิกิริยามากกว่าหมู่ไฮดรอกซีตรงกลาง ภายใต้สภาวะที่เป็นกลางหรือต่าง glycerol สามารถทนความร้อนได้ถึง 275 องศาเซลเซียสโดยไม่เกิดอะโครลีนในทางตรงข้ามในสภาวะกรดเล็กน้อยพบว่าที่อุณหภูมิ 160 องศาเซลเซียส จะมีกลิ่นของอะโครลีน (อยู่ในช่วง 0.2-0.4 ppm) โดยที่อุณหภูมิ 200 องศาเซลเซียส อะโครลีนจะเกิดการเปลี่ยนแปลงอย่างรวดเร็ว ดังนั้นปฏิกิริยาของ glycerol จึงควรทำในสภาวะที่เป็นกลางหรือเป็นด่าง และที่อุณหภูมิห้อง glycerol จะดูดความชื้นอย่างรวดเร็ว นอกจากนี้ glycerol ยังถูกออกซิไดส์ได้ง่ายโดยที่อะตอมคาร์บอนด้านนอกจะถูกออกซิไดส์เป็นหมู่คาร์บอกซิล และอะตอมคาร์บอนตรงกลางจะถูกออกซิไดส์เป็นหมู่คาร์บอนิล

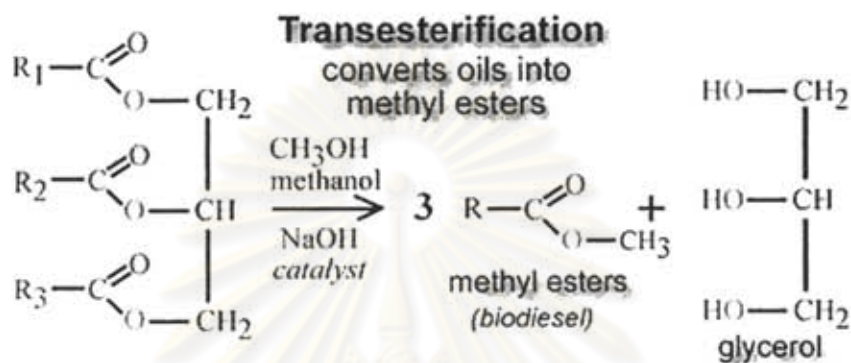
2.5.2.2 การผลิต glycerol

การผลิต glycerol อาจแบ่งได้เป็น 2 ชนิด คือ glycerol ธรรมชาติ และ glycerol สังเคราะห์ glycerol ธรรมชาติเป็นผลิตภัณฑ์ร่วมจากกระบวนการเปลี่ยนไขมันและน้ำมันให้เป็นกรดไขมัน หรือกรดไขมันของเมทิลเอสเทอร์ ในขณะที่ glycerol สังเคราะห์จะได้รับการสังเคราะห์โพพีน นอกจากนี้ยังมีกระบวนการผลิตอื่น ๆ อีก เช่น การหมักน้ำตาล และปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชันของคาร์โบไฮเดรต เป็นต้น ซึ่งเป็นกระบวนการที่ไม่สำคัญในทางอุตสาหกรรม

glycerol ธรรมชาติไม่พบในรูปแบบอิสระในไขมันและน้ำมันที่ได้จากพืชและสัตว์ แต่ glycerol ธรรมชาติจะอยู่ในรูปของเอสเทอร์ของกรดไขมัน โดยที่หมู่ไฮดรอกซีทั้ง 3 หมู่ มักจะเกิดปฏิกิริยาเป็นเอสเทอร์ ปริมาณ glycerol ธรรมชาติในไขมันและน้ำมันจะอยู่ระหว่าง 8-14% การที่จะได้ glycerol ธรรมชาติจากไขมันและน้ำมันที่ได้จากพืชและสัตว์นั้นจะต้องทำให้ไขมันและน้ำมันแตกตัว ซึ่งสามารถแบ่งปฏิกิริยาการแตกตัวของไขมันและน้ำมันเพื่อผลิต glycerol จากธรรมชาติได้เป็น 3 วิธีหลัก ๆ คือ การแตกตัวด้วยความดันสูง (High-Pressure Splitting) ปฏิกิริยาการทำสบู่ (Saponification) และปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน (Tranesterification) หรือปฏิกิริยาที่ใช้ผลิตไบโอดีเซล

ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน เป็นการนำน้ำมันพืชหรือไขมันสัตว์มาทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์ โดยใช้กรดหรือด่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาเคมี ซึ่งจะได้ผลิตภัณฑ์เป็นเอสเทอร์หรือที่เรียกว่า ไบโอดีเซล (Biodiesel) กับ glycerol ดังแสดงในรูปที่ 2.14 โดยแอลกอฮอล์ที่นิยมใช้ได้แก่ เมทานอล หรือเอทานอล ซึ่งเอสเทอร์ที่ได้นั้นอาจเป็นเมทิลเอสเทอร์

หรือเอทิลเอสเทอร์ ตามแต่แอลกอฮอล์ที่เลือกใช้ และได้กลีเซอรอลเป็นผลิตภัณฑ์ร่วมออกมา ซึ่งกลีเซอรอลที่ได้มาจากกระบวนการนี้เป็นกลีเซอรอลที่ไม่บริสุทธิ์เนื่องจากมีการปนเปื้อนจากสารชนิดอื่น ๆ เช่น แอลกอฮอล์หรือตัวเร่งปฏิกิริยาที่เหลือจากปฏิกิริยาข้างต้น จึงทำให้การนำกลีเซอรอลที่ได้จากกระบวนการผลิตไบโอดีเซลมาใช้ประโยชน์มีข้อจำกัดหลายด้าน



รูปที่ 2.14 ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน (Jon, 2005)

2.6 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

ชนิดา มฤคทัต (2550) ศึกษาการแปรสภาพกากสบู่ดำโดยกระบวนการไพโรไลซิสแบบขั้นเบตนิ่ง ส่วนหนึ่งของงานวิจัยนี้จะทำการศึกษาปริมาณและองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่เกิดจากการแปรสภาพกากสบู่ดำ ด้วยกระบวนการไพโรไลซิสโดยใช้เตาปฏิกรณ์ควอตซ์แบบขั้นเบตนิ่ง ใช้แก๊สอาร์กอนเป็นแก๊สพา อุณหภูมิที่ใช้ในการทดลองคือ 500, 700 และ 900 องศาเซลเซียส ทำการวิเคราะห์แก๊สที่ได้ด้วยเครื่องแก๊สโครมาโทกราฟี จากการทดลองพบว่าที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียสจะมีปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์เกิดขึ้นมากที่สุด และจากการนำน้ำมันดินที่เกิดขึ้นไปวิเคราะห์พบว่าประกอบด้วยกรดไขมันที่สำคัญ 4 ชนิด คือ ปาล์มมิติค สเตียริก โอเลอิก และไลโนเลอิก

วิฑูรย์ อบรม และคณะ (2549) ศึกษาการวัดปริมาณแก๊สชีววมวลในระบบแก๊สซิไฟเออร์ ทำการทดลองโดยใช้เตาผลิตแก๊สชีววมวลแบบอากาศไหลเข้าจากด้านล่างสู่ด้านบน ไหลเข้าจากด้านบนสู่ด้านล่าง และไหลเข้าตรงกลางและออกตรงกลาง การศึกษาจะพิจารณาถึงปริมาณแก๊สมีเทน และคาร์บอนมอนนอกไซด์ ที่เกิดขึ้น โดยการเปลี่ยนแปลงความเร็วลมที่ผ่านในระบบ ปริมาณความชื้นของแก๊ส และลักษณะการเผาไหม้ในเตาแต่ละรูปแบบ เตาที่สร้างขึ้นมีขนาด เส้นผ่านศูนย์กลาง 48 เซนติเมตร สูง 78 เซนติเมตร มีห้องเผาไหม้เป็นรูปทรงกระบอก

เส้นผ่านศูนย์กลาง 30 เซนติเมตร และสูง 30 เซนติเมตร ผนังทำด้วยซีเมนต์ทึบไฟ ผลของการทดลองในการเปลี่ยนตัวแปร ปริมาณความเร็วลมในระบบ และปริมาณความชื้นของแกลบพบว่า เตาแบบอากาศไหลเข้าจากด้านล่างสู่ด้านบนให้ปริมาณมีเทนสูงที่สุด และเตาแบบอากาศไหลเข้าตรงกลางและออกตรงกลางให้ปริมาณมีเทนน้อยที่สุด ปริมาณอุณหภูมิเฉลี่ยภายในเตาประมาณ 710 องศาเซลเซียส ซึ่งในการทดลองนี้ใช้แกลบที่มีความชื้นที่ร้อยละ 50 และร้อยละ 25 เป็นวัสดุในการเผาไหม้ จากการทดลองพบว่า เตาที่เหมาะสมในการผลิตแก๊สคือเตาแบบอากาศไหลเข้าจากด้านล่างสู่ด้านบน ที่มีความเร็วอากาศ 1.8 เมตรต่อวินาที ความชื้นแกลบร้อยละ 50 ได้มีเทนอยู่ในช่วงร้อยละ 1 ถึง 2.5

สิทธิศักดิ์ อุปวิวงศ์ (2535) ศึกษาปัจจัยที่มีผลกระทบต่อปฏิกิริยาและผลิตภัณฑ์ของเตาไพโรไลซิสแบบไหลขึ้น เตาที่ใช้ในการทดลองครั้งนี้ใช้ขดลวดไฟฟ้าให้ความร้อนแก่ชีวมวลแทนการเผาไหม้เชื้อเพลิง เพื่อไม่ให้รบกวนการศึกษาในชั้นปฏิกิริยาไพโรไลซิสและชั้นปฏิกิริยารีดักชัน ภายในเตามีสภาพอัดอากาศ (ไร้ออกซิเจน) โดยการให้แก๊สอาร์กอนเข้าแทนที่ ชีวมวลที่ใช้ได้แก่ แกลบและขี้เลื่อยอัด ผลการทดลองพบว่าเมื่ออุณหภูมิของเตาเพิ่มขึ้น ผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊สเชื้อเพลิงจะเพิ่มขึ้นแต่น้ำมันดินและถ่านชาร์ลดลง อีกทั้งค่าความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิงก็จะเพิ่มขึ้นด้วย ส่วนปริมาณแก๊สเชื้อเพลิงจะเพิ่มขึ้นถ้าความหนาของชั้นชีวมวลเพิ่มขึ้น หรืออาจกล่าวได้ว่ารูปทรงของเตาไพโรไลซิสแบบผสมสูงน่าจะให้ผลดีกว่ารูปทรงเตาแบบอ้วนเตี้ย

อาภาณี เหลืองนฤมิตรชัย (2538) ทำการศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมของการผลิตแก๊สจากชีวมวลด้วยกระบวนการแก๊สซิเคชัน โดยใช้เครื่องกำเนิดแก๊สแบบเบดนิ่งโดยใช้แกลบ มีตัวแปร ที่พิจารณาคือ อุณหภูมิของกระบวนการแก๊สซิเคชัน และอัตราการไหลอากาศ ทำการทดลองโดยการป้อนแกลบเข้าทางด้านบนของเครื่อง เพื่อเผาไหม้แกลบให้เกิดเป็นแก๊สร้อนแล้วผ่านคอลัมน์เข้าทางด้านล่าง อุณหภูมิที่ใช้ในการทดลองคือ 650 ถึง 900 องศาเซลเซียส ความดันบรรยากาศและใช้อัตราการไหลของอากาศเท่ากับ 0.12 ถึง 0.32 ลูกบาศก์เมตรต่อนาที ผลการทดลองพบว่าสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตแก๊สชีวมวลในเครื่องกำเนิดแก๊สแบบเบดนิ่ง คือ อุณหภูมิ 850 องศาเซลเซียสและอัตราการไหลของอากาศเท่ากับ 0.2 ลูกบาศก์เมตรต่อนาที อัตราการป้อนแกลบ 100 ถึง 260 กรัมต่อนาที ปริมาณร้อยละโดยปริมาตรของแก๊สชีวมวลที่ได้คือ แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ 8.46 แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ 5.12 แก๊สไฮโดรเจน 7.78 แก๊สมีเทน 0.83 และค่าความร้อนของ แก๊สชีวมวลที่ได้เท่ากับ 671.79 กิโลแคลอรีต่อลูกบาศก์เมตร

Chen และคณะ (2003) ศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อกระบวนการไพโรไลซิสและแกซิฟิเคชันของชีวมวลในการผลิตแก๊สในเตาปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง ซึ่งมีความสูง 750 มิลลิเมตร เส้นผ่านศูนย์กลาง 80 มิลลิเมตร ชีวมวลที่ใช้ศึกษาคือฟางข้าวและขี้เลื่อยไม้สน อุณหภูมิในการทดลองคือ 500 ถึง 950 องศาเซลเซียส จากการทดลองพบว่าเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นผลิตภัณฑ์แก๊สจะเพิ่มขึ้นส่วนถ่านชาร์และน้ำมันดินจะลดลง และเมื่อเวลาในการทำปฏิกิริยาของสารระเหยมากขึ้นพบว่าจะมีแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มมากขึ้น และในส่วนของ การเพิ่มการถ่ายเทความร้อนโดยการใส่แท่งคนภายในเตาปฏิกรณ์พร้อมทั้งเพิ่มอัตราการให้ความร้อนจากภายนอกจะมีผลทำให้ได้ปริมาณ แก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มมากขึ้น

Jiang และ Morey (1992) ได้ทำการศึกษากระบวนการแกซิฟิเคชันของขี้ข้าวโพดโดยใช้เตาปฏิกรณ์ชนิดฟลูอิดไดซ์เบด ใช้อากาศและไนโตรเจนเป็นเบด ทำการศึกษาที่อุณหภูมิ 920 และ 1050 องศาเซลเซียส ความสูงของเตาปฏิกรณ์เท่ากับ 127 เซนติเมตรมีลักษณะเป็นรูปทรงกระบอก 2 ขนาดเชื่อมติดกันโดย ส่วนที่อยู่ด้านล่างมีความสูง 69 เซนติเมตรและมีเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเท่ากับ 16 เซนติเมตร ส่วนทรงกระบอกที่อยู่ด้านบนมีความสูง 46 เซนติเมตรและมีเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเท่ากับ 22 เซนติเมตร จากการทดลองพบว่าสภาวะที่ใช้ อุณหภูมิสูงกว่ามีการเปลี่ยนแปลงจากเชื้อเพลิงแข็งไปเป็นแก๊สเชื้อเพลิงได้ดีกว่าและมีปริมาณไถ่ และน้ำมันดินต่ำกว่าสภาวะทดลองที่อุณหภูมิต่ำ โดยมีค่าปริมาณแก๊สที่วัดได้ดังนี้ แก๊สไฮโดรเจนร้อยละ 10.9 แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ร้อยละ 14.6 แก๊สมีเทนร้อยละ 2.1 แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ 12.1 และแก๊สเอทิลีนร้อยละ 1.1

Khater และคณะ 1992 ทำการศึกษาแกซิฟิเคชันของแกลบโดยป้อนวัตถุดิบด้วยอัตรา 1.3-5.1 กิโลกรัมต่อชั่วโมงและป้อนอากาศเป็นปริมาณ 2-4.44 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา 570-820 องศาเซลเซียส จากการศึกษาพบว่าสามารถผลิตแก๊ส CO เท่ากับ 13.67% แก๊ส H₂ 5.13% และแก๊ส CH₄ 2.42%

Xiao และคณะ 2007 ทำการศึกษากระบวนการแกซิฟิเคชันของไพโรไลไพโรพิลีนในระบบแกซิไฟเออร์แบบฟลูอิดไดซ์ ทำการทดลองที่อุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยา 690-950 องศาเซลเซียส อัตราการป้อนเชื้อเพลิง 1.8-3.9 กิโลกรัมต่อชั่วโมง อัตราการป้อนอากาศ 6-12 N m³/h Equivalence Ratio เท่ากับ 0.2-0.5 ผลการศึกษาพบว่าสามารถผลิตแก๊สที่มีค่าความร้อนอยู่ในช่วง 5.2-11.4 MJ/N m³

Turn และคณะ 1998 ทำการศึกษาการผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการแกซิฟิเคชันจากชีวมวล โดยใช้ชีล้อยเป็นวัตถุดิบ ทำการทดลองโดยป้อนวัตถุดิบเข้าเตาปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องโดยใช้ระบบสกรู กำหนดค่าอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง (Equivalence Ratio) เท่ากับ 0-0.37 ใช้อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา 750-950 องศาเซลเซียสและป้อนไอน้ำเข้าสู่ระบบด้วยอัตราส่วนของไอน้ำต่อเชื้อเพลิงเท่ากับ 1.1-4.7 พบว่าการทดลองที่สภาวะ Equivalence Ratio เท่ากับ 0 อุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยาเท่ากับ 850 องศาเซลเซียส และใช้อัตราส่วนไอน้ำต่อเชื้อเพลิงเท่ากับ 0.17 จะมีค่าการผลิตไฮโดรเจนที่สูงที่สุดในการศึกษาคือ 165 กรัมต่อปริมาณการป้อนวัตถุดิบ 1 กิโลกรัม

Valliyappan (2004) ทำการศึกษาการไพโรไลซิสและแกซิฟิเคชันแบบใช้ไอน้ำของกลีเซอรอลที่ได้จากกระบวนการผลิตไบโอดีเซลเพื่อผลิตแก๊สสังเคราะห์หรือแก๊สไฮโดรเจน โดยกำหนดอัตราการไหลของแก๊สไนโตรเจนกับ 30 ถึง 70 มิลลิลิตรต่อนาที อัตราส่วนของไอน้ำต่อกลีเซอรอล 0:100 และ 50:50 อุณหภูมิ 650 ถึง 800 องศาเซลเซียส อัตราการป้อนกลีเซอรอลเข้าสู่เตาปฏิกรณ์เท่ากับ 5.4 กรัมต่อชั่วโมง ทำการทดลองที่ความดันบรรยากาศและใช้เตาปฏิกรณ์แบบอากาศไหลเข้าจากด้านบนสู่ด้านล่าง เตาปฏิกรณ์มีความยาวเท่ากับ 55 มิลลิเมตรและมีเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเท่ากับ 10.5 มิลลิเมตร ใช้ควอตซ์ ซิลิกอนคาร์ไบด์ และทรายอิตตาวาเป็นภาชนะรองรับกลีเซอรอลภายในเตาปฏิกรณ์ พบว่าอุณหภูมิ อัตราการไหลของแก๊ส และภาชนะที่รองรับวัตถุดิบมีผลต่อปริมาณการเปลี่ยนกลีเซอรอลไปเป็นผลิตภัณฑ์กล่าวคือ เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของแก๊สพบว่าปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์และถ่านชาร์จะมีปริมาณลดลงแต่น้ำมันดินจะมีปริมาณมากขึ้น ส่วนถ้าเพิ่มอุณหภูมิพบว่าปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์และถ่านชาร์จะเพิ่มมากขึ้นส่วนน้ำมันดินจะมีปริมาณลดลง สำหรับภาชนะที่ใช้รองรับกลีเซอรอลภายในเตาปฏิกรณ์พบว่าเมื่อภาชนะรองรับมีขนาดเล็กจะมีผลทำให้ปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มมากขึ้น ซึ่งจากการทดลองนี้พบว่าที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส อัตราการไหลของแก๊สไนโตรเจนเท่ากับ 50 มิลลิลิตรต่อนาที และใช้ควอตซ์ที่มีขนาด 3 ถึง 4 มิลลิเมตรเป็นภาชนะรองรับจะได้ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนต่อแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์เท่ากับ 1.05

Wei และ Katsuya 2006 ทำการศึกษาการผลิตไฮโดรเจนสำหรับนำไปประยุกต์ใช้เป็นเซลล์เชื้อเพลิงไฮโดรเจนจากเศษไม้เหลือใช้ด้วยกระบวนการแกซิฟิเคชันและเทคโนโลยีฟอร์มมิ่ง ทำการทดลองโดยใช้เศษไม้ที่เหลือจากการสร้างอาคารบ้านเรือนเป็นวัตถุดิบตั้งต้นทดลองที่อุณหภูมิ 750-950 องศาเซลเซียส และใช้อัตราส่วนไอน้ำต่อเชื้อเพลิงเท่ากับ 0-0.44 Equivalence Ratio เท่ากับ 0-0.57 พบว่าสามารถผลิตแก๊สไฮโดรเจนได้สูงสุดคือ 54 vol.%

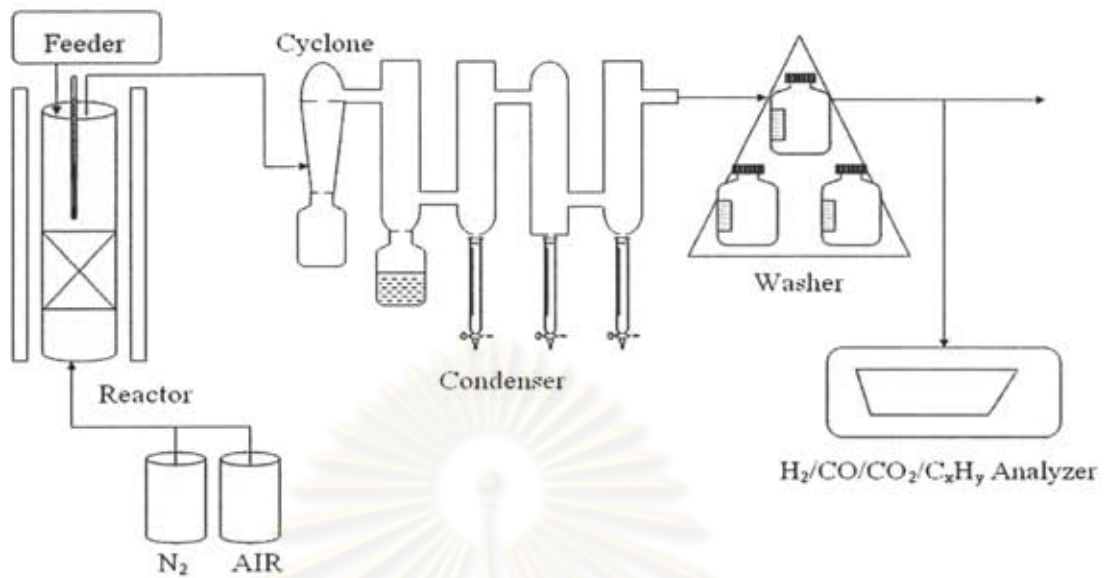
บทที่ 3 วิธีดำเนินการวิจัย

3.1 เครื่องมือที่ใช้ในการวิจัย

การทดลองนี้เป็นการศึกษาถึงปฏิกิริยาการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนจากชีวมวลคือ กากสับดำผสมกลีเซอรอลด้วยอัตราส่วน กากสับดำ:กลีเซอรอล = 100:0, 85:15 และ 70:30 โดยเครื่องมือที่ใช้ในการทดลองประกอบไปด้วย

1. เครื่องบดละเอียดความเร็วสูงจากบริษัทไฉ่วฮวดหยู
2. ตะแกรงร่อนเบอร์ 20 mesh (Sieve)
3. เครื่องผสมยี่ห้อ DALTON
4. เครื่องปฏิกรณ์สำหรับปฏิกิริยาการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน (Reactor)
5. อุปกรณ์ป้อนวัตถุดิบเข้าเครื่องปฏิกรณ์ (Feeder)
6. อุปกรณ์ควบคุมอัตราการไหลของแก๊สในโตรเจนและอากาศ (Rotameter)
7. เตาเผาให้ความร้อนแบบท่อกลวงสำหรับเครื่องปฏิกรณ์สำหรับปฏิกิริยาการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนยี่ห้อ SUAN LUNG ENGINEERING
8. ชุดอุปกรณ์ดักจับฝุ่นของแข็งที่เกิดจากปฏิกิริยา (Cyclone)
9. อุปกรณ์สกัดน้ำมันดินออกจากแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ (Condenser)
10. อุปกรณ์วัดอัตราการไหลของแก๊สที่เกิดขึ้น ยี่ห้อ testo รุ่น testo 425
11. เครื่องวิเคราะห์ปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากปฏิกิริยา ยี่ห้อ MRU GmbH รุ่น SWG-200

แผนผังกระบวนการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนโดยรวมแสดงดังรูปที่ 3.1

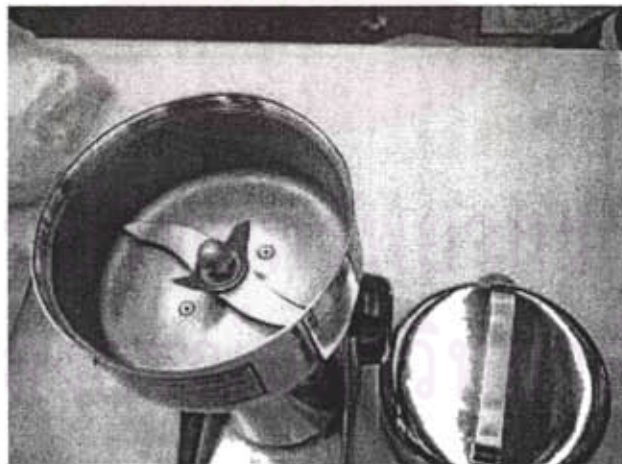


รูปที่ 3.1 แผนผังกระบวนการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนโดยรวม

3.1.1 เครื่องบดละเอียดความเร็วสูง

เครื่องบดละเอียดความเร็วสูงใช้สำหรับบดกากสับดำให้มีขนาดอนุภาคที่เหมาะสมสำหรับใช้ในการทดลองโดยลักษณะของเครื่องบดละเอียดความเร็วสูงแสดงไว้ในรูปที่

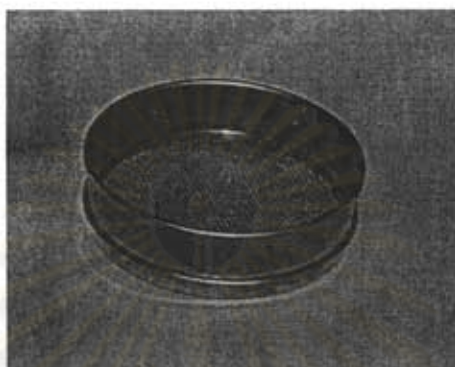
3.2



รูปที่ 3.2 เครื่องบดละเอียดความเร็วสูง

3.1.2 ตะแกรงร่อน

สำหรับตะแกรงร่อนเบอร์ 20 mesh แสดงไว้ในรูปที่ 3.3 ใช้สำหรับคัดกรองอนุภาคของกากสูกาที่ผ่านการบดด้วยเครื่องบดละเอียดความเร็วสูงให้มีขนาดเล็กกว่า 0.85 mm. เพื่อใช้เป็นวัตถุดิบที่เหมาะสมสำหรับการทดลอง



รูปที่ 3.3 ตะแกรงร่อนเบอร์ 20 mesh

3.1.3 เครื่องผสม

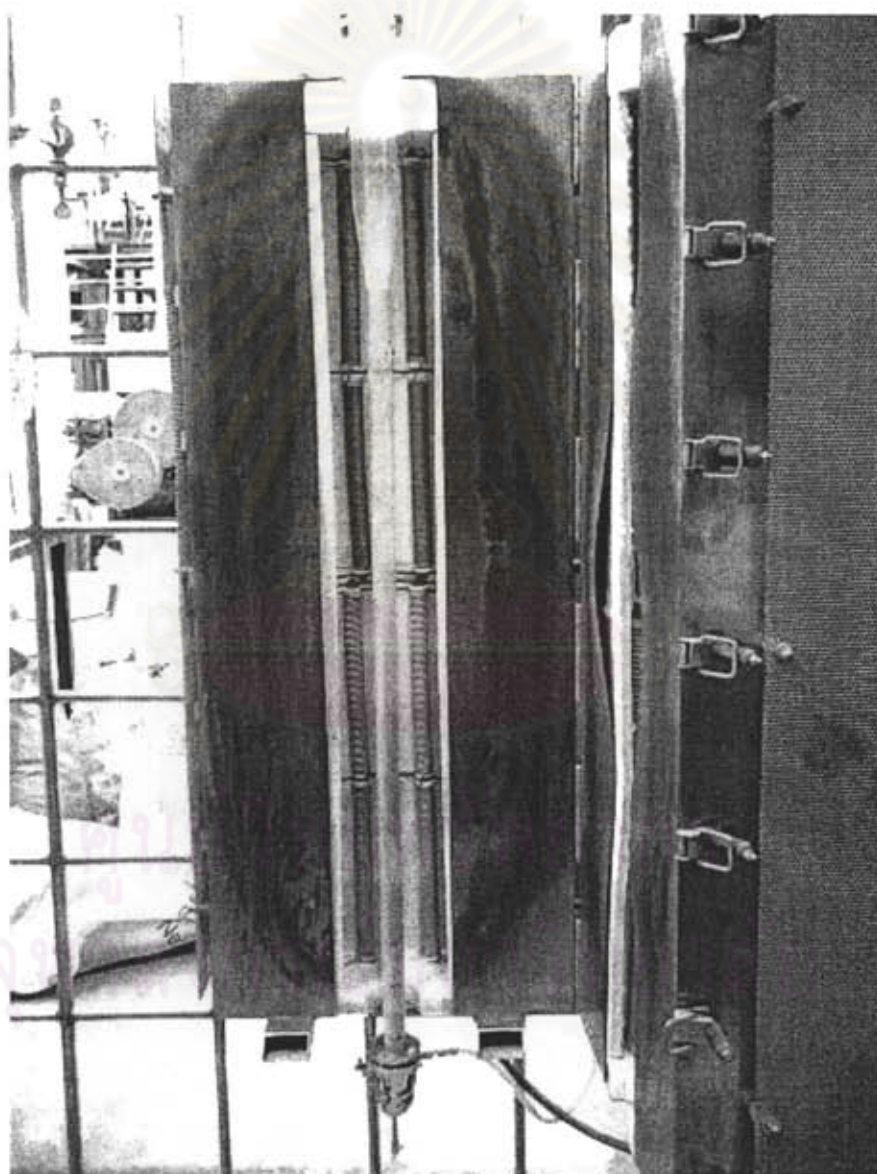
ใช้สำหรับผสมกากสูกาและกลีเซอรอลเพื่อใช้เป็นวัตถุดิบตั้งต้นในปฏิกิริยาการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน โดยลักษณะของเครื่องผสมแสดงไว้ดังรูปที่ 3.4



รูปที่ 3.4 เครื่องผสม

3.1.4 เครื่องปฏิกรณ์สำหรับปฏิกิริยาการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน

เครื่องปฏิกรณ์สำหรับปฏิกิริยาการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนสร้างขึ้นจากควอทซ์ โดยเครื่องปฏิกรณ์มีลักษณะเป็นรูปทรงกระบอกขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 21 เซนติเมตร โดยมีการติดตั้งตะแกรงเหล็กกล้าไร้สนิมเพื่อรองรับชีวมวลไว้ภายในบริเวณส่วนล่างของเครื่องปฏิกรณ์ โดยแก๊สพาจะเข้าทางด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์ด้วยท่อส่ง และแก๊สผลิตภัณฑ์จะออกจากเครื่องปฏิกรณ์ทางด้านบน ดังรูปที่ 3.5



รูปที่ 3.5 เครื่องปฏิกรณ์สำหรับปฏิกิริยาการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน

3.1.5 อุปกรณ์ป้องกันวัตถุอันตรายเข้าเครื่องปฏิกรณ์

สำหรับอุปกรณ์ป้องกันวัตถุอันตรายเข้าเครื่องปฏิกรณ์สร้างขึ้นมาจากท่อพีวีซีขนาด $\frac{1}{2}$ นิ้วต่อเชื่อมกับสายยางซิลิโคนขนาด $\frac{1}{2}$ นิ้ว โดยปลายของท่อซิลิโคนจะต่อกับกรวยพลาสติกเพื่อใช้เป็นที่รองรับวัตถุอันตรายเพื่อป้องกันเข้าระบบ โดยลักษณะของอุปกรณ์ป้องกันวัตถุอันตรายเข้าเครื่องปฏิกรณ์แสดงไว้ดังรูปที่ 3.6



รูปที่ 3.6 อุปกรณ์ป้องกันวัตถุอันตรายเข้าเครื่องปฏิกรณ์

3.1.6 อุปกรณ์ควบคุมอัตราการไหลของแก๊สไนโตรเจนและอากาศ

ในการควบคุมอัตราการป้องกันแก๊สไนโตรเจนและอากาศเข้าสู่ระบบจะใช้เครื่องวัดอัตราการไหล (Rotameter) เป็นตัวควบคุม ซึ่งลักษณะเครื่องวัดอัตราการไหลที่ใช้เป็นอุปกรณ์ควบคุมอัตราการไหลของแก๊สไนโตรเจนและอากาศแสดงไว้ดังรูปที่ 3.7



รูปที่ 3.7 อุปกรณ์ควบคุมอัตราการไหลของแก๊สไนโตรเจนและอากาศ

3.1.7 เตาเผาให้ความร้อนแบบท่อกลวงสำหรับเครื่องปฏิกรณ์

เตาเผาให้ความร้อนแบบท่อกลวงสำหรับเครื่องปฏิกรณ์สำหรับปฏิกิริยาการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนที่ใช้ในงานวิจัยในครั้งนี้แสดงไว้ดังรูปที่ 3.8 โดยเตาเผาให้ความร้อนจะทำหน้าที่ควบคุมอุณหภูมิให้คงที่ตลอดความยาวของเครื่องปฏิกรณ์ให้ได้ตามภาวะที่ต้องการ โดยจะแปรค่าจากพลังงานไฟฟ้าเป็นพลังงานความร้อนให้กับเครื่องปฏิกรณ์



รูปที่ 3.8 เตาเผาให้ความร้อนแบบท่อกลวง

3.1.8 ชุดอุปกรณ์ดักจับฝุ่นของแข็งที่เกิดจากปฏิกิริยา

สำหรับฝุ่นของแข็งที่เกิดจากปฏิกิริยาจะถูกดักจับด้วยอุปกรณ์ที่เรียกว่าไซโคลน โดยด้านล่างของไซโคลนจะต่อกับขวดเก็บตัวอย่างฝุ่นของแข็งดังแสดงไว้ในรูปที่ 3.9



รูปที่ 3.9 ชุดอุปกรณ์ดักจับฝุ่นของแข็งที่เกิดจากปฏิกิริยา

3.1.9 อุปกรณ์สกัดน้ำมันดินออกจากแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้

น้ำมันดินที่เกิดจากปฏิกิริยาจะถูกดักจับก่อนจะนำแก๊สผลิตภัณฑ์เข้าสู่เครื่องวิเคราะห์แก๊ส โดยจะใช้น้ำเป็นตัวดักจับน้ำมันดินที่เกิดขึ้น สำหรับอุปกรณ์สกัดน้ำมันดินออกจากแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้แสดงไว้ดังรูปที่ 3.10



รูปที่ 3.10 อุปกรณ์สกัดน้ำมันดินออกจากแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้

3.1.10 อุปกรณ์วัดอัตราการไหลของแก๊สที่เกิดขึ้น

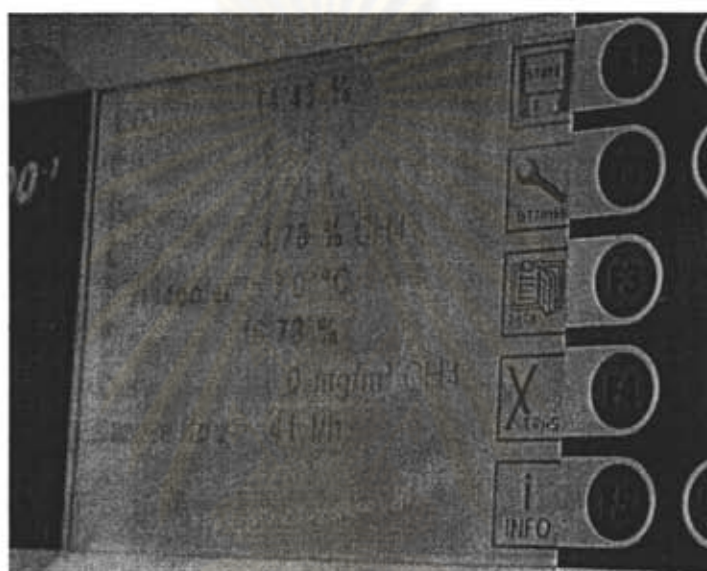
อุปกรณ์วัดอัตราการไหลของแก๊สทั้งหมดที่ออกจากระบบแสดงไว้ดังรูปที่ 3.11



รูปที่ 3.11 อุปกรณ์วัดอัตราการไหลของแก๊สที่เกิดขึ้น

3.1.11 เครื่องวิเคราะห์ปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากปฏิกิริยา

ในการศึกษาวิจัยในครั้งนี้จะทำการวิเคราะห์ปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ด้วยเครื่องวิเคราะห์แก๊สผลิตภัณฑ์ห่อ MRU GmbH รุ่น SWG-200 ซึ่งแสดงไว้ในรูปที่ 3.12 โดยเครื่องวิเคราะห์แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ใช้ในครั้งนี้จะใช้เทคนิค NDIR ในการวิเคราะห์ปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ คาร์บอนมอนอกไซด์ และไฮโดรคาร์บอน ส่วนการวิเคราะห์ปริมาณแก๊สไฮโดรเจนจะใช้เทคนิค Gas chromatography โดยใช้ TCD เป็นดีเทคเตอร์



รูปที่ 3.12 เครื่องวิเคราะห์ปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากปฏิกิริยา

3.2 สารตั้งต้นและสารเคมีที่ใช้

1. แก๊สไนโตรเจน 99.99 % จากบริษัทไทยอินดัสเตรียลแก๊ส จำกัด
2. อากาศจากบริษัทไทยอินดัสเตรียลแก๊ส จำกัด
3. อะลูมินาเบดจากบริษัทเซอร์นิค อินเตอร์เนชันแนล จำกัด
4. ก๊าซเซอร์คอลจากบริษัท AI ENERGY
5. ก๊าซสปูดำจากบริษัทแสงทองสปูดำไทย จำกัด

3.3 ตัวแปรที่ทำการศึกษา

3.3.1 อุณหภูมิภายในเตาปฏิกรณ์ เพื่อศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่มีต่อปฏิกิริยาการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน โดยทำการศึกษาที่ 700, 800 และ 900 องศาเซลเซียส

3.3.2 อัตราส่วนของกากสบูดำและกลีเซอรอล เพื่อศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของกากสบูดำและกลีเซอรอลที่มีผลต่อปฏิกิริยาการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน โดยทำการศึกษาที่อัตราส่วนของกากสบูดำ:กลีเซอรอล 100:0, 85:15 และ 70:30

3.3.3 อัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง (Equivalent Ratio) เพื่อศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงที่มีผลต่อปฏิกิริยาการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน โดยทำการศึกษาที่อัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง 0, 0.3 และ 0.6

3.4 วิธีการทดลอง

3.4.1 ค้นคว้าทฤษฎีและข้อมูลเกี่ยวกับกระบวนการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน และวัตถุดิบที่ใช้

3.4.2 ศึกษาอัตราส่วนที่เหมาะสมในการผสมกากสบูดำกับกลีเซอรอลเพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิง โดยทำการผสมกากสบูดำที่ทำกรบด และร่อนเพื่อคัดขนาดให้มีขนาดอนุภาคที่เล็กกว่า 0.850 มิลลิเมตรกับกลีเซอรอล โดยผสมกากสบูดำต่อกลีเซอรอลในอัตราส่วน 100:0 – 70:30 และศึกษาหาอัตราส่วนที่เหมาะสมของกากสบูดำผสมกลีเซอรอลที่มีความเหมาะสมในการทำการศึกษา

3.4.3 การวิเคราะห์สมบัติของกากสบูดำผสมกลีเซอรอล

3.4.3.1 การวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate Analysis) นำกากสบูดำผสมกลีเซอรอลมาวิเคราะห์ปริมาณความชื้น สารระเหยได้ คาร์บอนคงตัว และเถ้า ด้วยวิธีมาตรฐาน ASTM E871, D1102, E872

3.4.3.2 การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis) เป็นการวิเคราะห์หาปริมาณคาร์บอน ไฮโดรเจน ไนโตรเจน และซัลเฟอร์ด้วยเครื่องมือ CHNS Analyser

3.4.4 ขั้นตอนการทดลอง

3.4.4.1 ป้อนอากาศหรือแก๊สไนโตรเจนเข้าสู่ด้านล่างของเตาปฏิกรณ์ โดยให้อัตราส่วนระหว่างออกซิเจนต่อเชื้อเพลิงเป็น 0 โดยในการศึกษาครั้งนี้ใช้อลูมินาเป็นเบด

3.4.4.2 ตั้งอุณหภูมิในเครื่องปฏิกรณ์ไว้ที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส ณ ความดันบรรยากาศ รอให้ได้อุณหภูมิตามที่กำหนด

3.4.4.3 ทำการป้อนกากสบู่ดำผสมกลีเซอรอลเข้าสู่เตาปฏิกรณ์โดยใช้ อุปกรณ์ป้อนวัตถุดิบเข้าเครื่องปฏิกรณ์เป็นปริมาณ 5 กรัมต่ออนาที โดยใช้กากสบู่ดำที่ผสมกับกลีเซอรอลในอัตราส่วน 100:0

3.4.4.4 ทำการวิเคราะห์ผลิตภัณฑ์แก๊ส CO_2 , CO , H_2 และ CH_4 ที่เกิดขึ้นด้วยเครื่องวิเคราะห์แก๊สจนกระทั่งปริมาณ ผลิตภัณฑ์แก๊สที่เกิดขึ้นมีค่าคงที่

3.4.4.5 ทำการวัดอัตราการไหลของแก๊สที่เกิดขึ้น โดยใช้อุปกรณ์วัดอัตราการไหลของแก๊สที่เกิดขึ้น

3.4.4.6 ทำการทดลองซ้ำโดยเปลี่ยนอุณหภูมิเป็น 800 และ 900 องศาเซลเซียส ตามลำดับ

3.4.4.7 ทำการทดลองซ้ำโดยใช้กากสบู่ดำที่ผสมกับกลีเซอรอลในอัตราส่วน 85:15 และ 70:30

3.4.4.8 ทำการทดลองซ้ำโดยเปลี่ยนอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงเป็น 0.3 และ 0.6

3.4.4.9 นำถ่านชาร์หรือกากของแข็ง ที่เหลือจากการเผาไหม้มาวิเคราะห์ โดยการชั่งน้ำหนัก

3.4.5 วิเคราะห์ สรุปผลและเขียนวิทยานิพนธ์

บทที่ 4 ผลการวิเคราะห์ข้อมูล

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาถึงกระบวนการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนของเชื้อเพลิงแข็งผสมจากกากสับดูดำและกลีเซอรอล ภายในเตาปฏิกรณ์ควอทซ์ โดยแบ่งการศึกษาออกเป็น 2 ส่วนใหญ่ ๆ ได้แก่ ส่วนที่ 1 ทำการวิเคราะห์ลักษณะสมบัติทางเคมีและวิเคราะห์องค์ประกอบทางเคมีของกากสับดูดำและกลีเซอรอล ส่วนที่ 2 ทำการศึกษาปัจจัยต่าง ๆ ที่มีผลต่อกระบวนการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนของเชื้อเพลิงแข็งผสมจากกากสับดูดำและกลีเซอรอล ได้แก่ อุณหภูมิ อัตราส่วนของกากสับดูดำและกลีเซอรอล และอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง (Equivalent Ratio) สำหรับการดำเนินการศึกษาในครั้งนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาหาแนวทางในการจัดการของเสียที่เกิดจากกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากสับดูดำ

4.1 ผลการวิเคราะห์สมบัติทางกายภาพและสมบัติทางเคมีของวัตถุดิบที่ใช้ในงานวิจัย

สำหรับการวิเคราะห์ลักษณะสมบัติทางเคมีจะเป็นการวิเคราะห์เบื้องต้น โดยเป็นการหาค่า สารระเหยได้ (Volatile matter), คาร์บอนคงตัว (Fixed carbon), เถ้า (Ash), และความชื้น (Moisture) ของกากสับดูดำผสมกลีเซอรอลที่อัตราส่วนของ กากสับดูดำ:กลีเซอรอล 100:0, 85:15 และ 70:30 หรือ กลีเซอรอล 0 wt.%, กลีเซอรอล 15 wt.% และกลีเซอรอล 30 wt.% ตามลำดับ โดยทำการวิเคราะห์ด้วยเทคนิคการวิเคราะห์การสูญเสียน้ำหนักเมื่อได้รับความร้อน (Thermogravimetric Analysis: TGA) ซึ่งการวิเคราะห์แบบประมาณจะเป็นการวิเคราะห์ 2 ส่วนหลักที่สำคัญคือ ส่วนที่เผาไหม้ได้และส่วนที่เผาไหม้ไม่ได้ โดยส่วนที่เผาไหม้ได้จะเป็นพวกสารอินทรีย์และไฮโดรคาร์บอนที่เป็นองค์ประกอบในชีวมวล โดยส่วนที่เผาไหม้ได้ที่เป็นกลุ่มของสารระเหยได้ มักจะประกอบไปด้วยไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลต่ำ ๆ สำหรับส่วนที่เผาไหม้ได้ที่เป็นส่วนของคาร์บอนคงตัว จะประกอบไปด้วยส่วนที่เป็นไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลสูง สำหรับส่วนที่มีความเฉื่อยต่อการเกิดปฏิกิริยาหรือส่วนที่ไม่สามารถเผาไหม้ได้ จะประกอบไปด้วยความชื้นและเถ้า ซึ่งผลที่ได้จากการวิเคราะห์แสดงไว้ในตารางที่ 4.1 ส่วนการวิเคราะห์องค์ประกอบทางเคมีนั้นจะเป็นการวิเคราะห์หาปริมาณคาร์บอน ไฮโดรเจน ไนโตรเจน และซัลเฟอร์ ของกากสับดูดำและกลีเซอรอล ซึ่งผลการทดลองที่ได้แสดงไว้ในตารางที่ 4.2

จากการวิเคราะห์แบบประมาณของกากสบูดำ และกากสบูดำที่ผสมกลีเซอรอล ด้วยอัตราส่วนของ กากสบูดำ:กลีเซอรอล 85:15 และ 70:30 หรือ กลีเซอรอล 15 wt.% และ กลีเซอรอล 30 wt.% ตามลำดับ พบว่ามีค่าคาร์บอนคงตัว 10.74 wt.%, 8.96 wt.% และ 7.17 wt.% ตามลำดับ สำหรับค่าสารระเหยได้พบว่ามีค่า 70.36 wt.%, 73.37 wt.% และ 76.67 wt.% ตามลำดับ ส่วนการวิเคราะห์แบบแยกธาตุพบว่ากากสบูดำและกลีเซอรอลมีปริมาณ คาร์บอน ไฮโดรเจน และออกซิเจน เท่ากับ 38.99 wt.%, 6.34 wt.%, 50.5 wt.% และ 41.56 wt.%, 11.04 wt.%, 46.73 wt.% ตามลำดับ แสดงว่ากากสบูดำและกากสบูดำผสมกลีเซอรอลมีศักยภาพ ที่น่าจะสามารภให้ผลิตภัณฑ์สังเคราะห์ที่มีไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ และสารประกอบ ไฮโดรคาร์บอน เป็นองค์ประกอบได้

ตารางที่ 4.1 ผลการวิเคราะห์ลักษณะสมบัติทางเคมี

การวิเคราะห์แบบ ประมาณ (Proximate Analysis)	กากสบูดำ:กลีเซอรอล = 100:0 (wt.%)	กากสบูดำ:กลีเซอรอล = 85:15 (wt.%)	กากสบูดำ:กลีเซอรอล = 70:30 (wt.%)
สารระเหยได้	70.36	73.37	76.37
คาร์บอนคงตัว	10.74	8.96	7.17
เถ้า	8.07	6.19	4.31
ความชื้น	10.82	11.48	12.14

ตารางที่ 4.2 ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบทางเคมี

การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis)	กากสบูดำ (wt.%)	กลีเซอรอล (wt.%)
คาร์บอน	38.99	41.56
ไฮโดรเจน	6.34	11.04
ไนโตรเจน	3.53	0
ซัลเฟอร์	0.64	0.67
ออกซิเจน	50.5	46.73

สำหรับในการวิเคราะห์ทดสอบสมบัติทางความร้อน (Heating value) จะทำโดยการนำมาทดสอบด้วยเครื่องวิเคราะห์ค่าความร้อน (Automatic Bomb-calorimeter) โดยค่าความร้อนนั้นจะเป็นตัวแสดงค่าพลังงานของพันธะเคมี (energy chemically bound) ในเชื้อเพลิงหรือเป็นตัวบ่งบอกถึงประสิทธิภาพในการให้ความร้อนของเชื้อเพลิงชนิดนั้น ๆ สำหรับค่าความร้อนนั้นสามารถแบ่งออกได้เป็น 2 ชนิด ได้แก่ ค่าความร้อนต่ำ (LHV) และค่าความร้อนสูง (HHV) ซึ่งการหาค่าความร้อนต่ำนั้นจะทำโดยการนำชีวมวลมาหาค่าความร้อนในขณะที่ยังมีความชื้นอยู่ ซึ่งโดยส่วนใหญ่แล้วถ้าหากชีวมวลนั้นมีความชื้นสูง ก็จะพบว่าชีวมวลนั้นมักมีค่า LHV ที่ต่ำ ส่วนการหาค่าความร้อนสูงนั้นจะทำโดยการนำชีวมวลมาลดความชื้นหรือกำจัดน้ำออกให้หมดแล้วจึงนำไปหาค่าความร้อน โดย LHV และ HHV มีความสัมพันธ์กันดังแสดงในสมการที่ 4.1 และ 4.2

$$\text{HHV} = \text{LHV} + 5.72(9\text{H} + \text{M})^* \quad \text{kcal/kg} \quad (4.1)$$

$$\text{HHV} = \text{LHV} + 23.95(9\text{H} + \text{M})^* \quad \text{kJ/kg} \quad (4.2)$$

* เมื่อ H = ปริมาณร้อยละของธาตุไฮโดรเจนในชีวมวล และ M = ปริมาณร้อยละของความชื้นในชีวมวล

ในตารางที่ 4.3 จะเป็นการแสดงค่าความร้อนของ กากสับุด้าและกลีเซอรอล โดยพบว่ากากสับุด้ามีค่าความร้อนต่ำเท่ากับ 17.87 เมกกะจูลต่อกิโลกรัม และกลีเซอรอลมีค่าความร้อนต่ำเท่ากับ 18.13 เมกกะจูลต่อกิโลกรัม

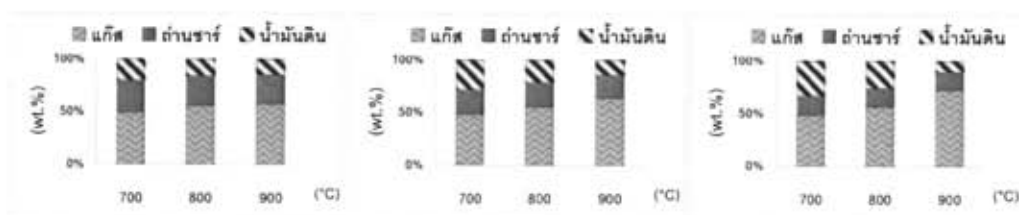
ตารางที่ 4.3 ผลการวิเคราะห์สมบัติทางความร้อน

สมบัติทางความร้อน	กากสับุด้า	กลีเซอรอล
ค่าความร้อนสูง (MJ/kg)	19.50	20.80
ค่าความร้อนต่ำ (MJ/kg)	17.87	18.13

4.2 ผลจากการเพิ่มอุณหภูมิ

สำหรับการศึกษาปัจจัยต่าง ๆ ที่มีผลต่อกระบวนการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนของเชื้อเพลิงแข็งผลมาจากกากสบูดำและกลีเซอรอลนั้น จะทำการศึกษาโดยการป้อนวัตถุดิบ (กากสบูดำ หรือกากสบูดำผสมกลีเซอรอล) ปริมาณ 5 กรัมต่อนาที ลงสู่เตาปฏิกรณ์ควอท์ส ที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส 800 องศาเซลเซียส และ 900 องศาเซลเซียส โดยปรับตั้งค่าปริมาณอากาศที่จะป้อนเข้าระบบให้มีอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง (Equivalent Ratio) เท่ากับ 0, 0.3 และ 0.6 หลังจากนั้นวัดปริมาณผลิตภัณฑ์แก๊สที่เกิดขึ้นด้วยอุปกรณ์วัดอัตราการไหลของแก๊สและเครื่องวิเคราะห์แก๊ส และนำกากของแข็งที่เหลือจากการเผาไหม้หรือถ่านชาร์มาวิเคราะห์โดยการชั่งน้ำหนัก โดยในการคำนวณค่าร้อยละปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้จะทำได้โดยการนำจำนวนกรัมต่อนาทีของแก๊ส CO_2 , CO , H_2 และ CH_4 ที่ได้จากการทดลองมาคิดเป็นร้อยละเทียบกับจำนวนกรัมที่ป้อนวัตถุดิบลงสู่เตาปฏิกรณ์ (5 กรัมต่อนาที) ส่วนการคำนวณค่าร้อยละปริมาณผลิตภัณฑ์ของแข็งที่เหลือจากการเผาไหม้ทำได้โดยการนำค่าน้ำหนักเป็นกรัมที่ชั่งได้มาคิดเป็นร้อยละเทียบกับจำนวนกรัมของวัตถุดิบทั้งหมดที่ป้อนลงสู่เตาปฏิกรณ์ สำหรับผลิตภัณฑ์ที่เป็นของเหลวหรือน้ำมันดินที่ได้จากการทดลองทำการคำนวณปริมาณร้อยละโดยนำค่าปริมาณร้อยละโดยน้ำหนักของผลิตภัณฑ์แก๊สรวมกับปริมาณร้อยละโดยน้ำหนักของถ่านชาร์และปริมาณร้อยละที่เหลือจะเป็นปริมาณร้อยละของผลิตภัณฑ์ที่เป็นของเหลวหรือน้ำมันดิน เนื่องจากผลิตภัณฑ์ที่เป็นของเหลวหรือน้ำมันดินที่ได้จากการทดลองในครั้งนี้ไม่สามารถรวบรวมมาวิเคราะห์ด้วยการชั่งน้ำหนักได้ทั้งหมด ทำได้เพียงเก็บตัวอย่างบางส่วนไว้เพื่อรอนำไปวิเคราะห์ต่อไป การคำนวณค่าร้อยละปริมาณผลิตภัณฑ์ที่เป็นของเหลวหรือน้ำมันดินจึงไม่สามารถทำได้ด้วยวิธีเดียวกันกับการคำนวณปริมาณร้อยละของผลิตภัณฑ์แก๊สและถ่านชาร์

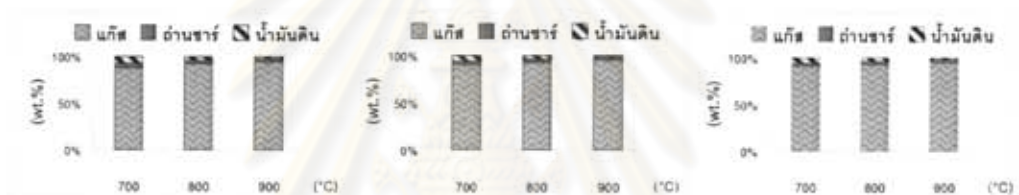
ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ก) กลีเซอรอล 0 wt.% และ ER 0 ข) กลีเซอรอล 15 wt.% และ ER 0 ค) กลีเซอรอล 30 wt.% และ ER 0



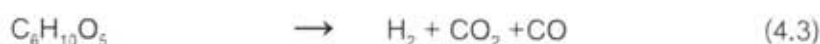
ง) กลีเซอรอล 0 wt.% และ ER 0.3 จ) กลีเซอรอล 15 wt.% และ ER 0.3 ฉ) กลีเซอรอล 30 wt.% และ ER 0.3



ช) กลีเซอรอล 0 wt.% และ ER 0.6 ซ) กลีเซอรอล 15 wt.% และ ER 0.6 ฅ) กลีเซอรอล 30 wt.% และ ER 0.6

รูปที่ 4.1 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณผลิตภัณฑ์

จากการศึกษาในครั้งนี้พบว่าเมื่อเพิ่มอุณหภูมิที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยาจาก 700 องศาเซลเซียส เป็น 800 องศาเซลเซียส และ 900 องศาเซลเซียส จะทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊สมากขึ้น (เพิ่มขึ้นโดยเฉลี่ยในทุกสภาวะการทดลองเท่ากับ 23.72 %) ส่วนผลิตภัณฑ์ที่เป็นของแข็ง (char) และของเหลว (tar) จะมีปริมาณลดลง (ลดลงโดยเฉลี่ย 10.28 % และ 50.85 % ตามลำดับ) ทั้งนี้เนื่องจากการเพิ่มอุณหภูมิที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยาทำให้เกิดการสลายตัว (decomposition reaction) ของชีวมวลได้ดีขึ้น ดังแสดงในสมการ 4.3



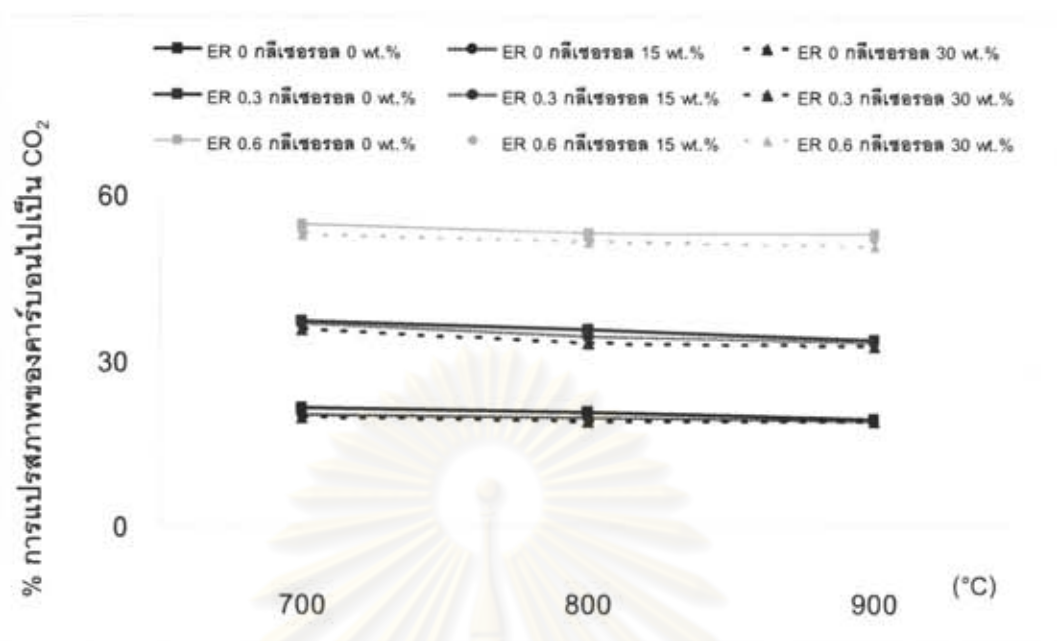
สำหรับผลการศึกษาในครั้งนี้พบว่าที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส อัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง (ER) เท่ากับ 0.6 และอัตราส่วนของอากาศป้อน:กลีเซอรอล = 70:30 จะได้ปริมาณผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊ส 95.41% โดยปริมาณผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊สจากการทดลองด้วยสภาวะดังกล่าว จะเป็นปริมาณผลิตภัณฑ์แก๊สที่มีค่าสูงสุดสำหรับการศึกษาในครั้งนี้

ตารางที่ 4.4 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณผลิตภัณฑ์

ก) กลีเซอรอล 0 wt.% และ ER 0				ข) กลีเซอรอล 15 wt.% และ ER 0				ค) กลีเซอรอล 30 wt.% และ ER 0			
ชนิดผลิตภัณฑ์	อุณหภูมิ (°C)			ชนิดผลิตภัณฑ์	อุณหภูมิ (°C)			ชนิดผลิตภัณฑ์	อุณหภูมิ (°C)		
	700	800	900		700	800	900		700	800	900
น้ำมันดิน	19.98	15.94	14.60	น้ำมันดิน	27.81	21.28	13.67	น้ำมันดิน	32.31	25.81	10.41
ถ่านซาร์	30.28	28.26	28.02	ถ่านซาร์	23.37	23.06	22.24	ถ่านซาร์	18.85	17.72	17.34
แก๊ส	49.73	55.81	57.31	แก๊ส	48.82	55.65	64.09	แก๊ส	48.84	56.47	72.25

ง) กลีเซอรอล 0 wt.% และ ER 0.3				จ) กลีเซอรอล 15 wt.% และ ER 0.3				ฉ) กลีเซอรอล 30 wt.% และ ER 0.3			
ชนิดผลิตภัณฑ์	อุณหภูมิ (°C)			ชนิดผลิตภัณฑ์	อุณหภูมิ (°C)			ชนิดผลิตภัณฑ์	อุณหภูมิ (°C)		
	700	800	900		700	800	900		700	800	900
น้ำมันดิน	14.28	13.61	12.94	น้ำมันดิน	12.59	12.12	8.95	น้ำมันดิน	12.29	11.40	2.94
ถ่านซาร์	9.87	9.60	9.55	ถ่านซาร์	8.12	7.92	4.70	ถ่านซาร์	4.61	4.56	4.13
แก๊ส	75.85	76.79	77.52	แก๊ส	79.29	79.96	86.36	แก๊ส	83.10	84.04	92.93

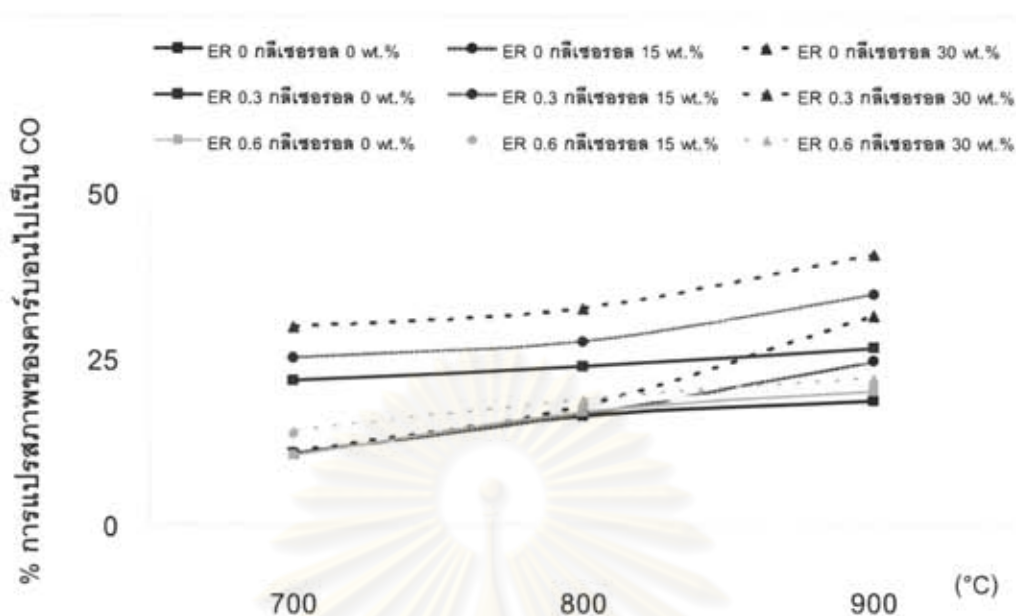
ซ) กลีเซอรอล 0 wt.% และ ER 0.6				ช) กลีเซอรอล 15 wt.% และ ER 0.6				ด) กลีเซอรอล 30 wt.% และ ER 0.6			
ชนิดผลิตภัณฑ์	อุณหภูมิ (°C)			ชนิดผลิตภัณฑ์	อุณหภูมิ (°C)			ชนิดผลิตภัณฑ์	อุณหภูมิ (°C)		
	700	800	900		700	800	900		700	800	900
น้ำมันดิน	7.48	3.74	1.77	น้ำมันดิน	5.73	3.66	1.21	น้ำมันดิน	5.23	3.17	1.19
ถ่านซาร์	4.51	4.23	3.46	ถ่านซาร์	3.94	3.84	3.41	ถ่านซาร์	3.76	3.48	3.40
แก๊ส	88.01	92.03	94.77	แก๊ส	90.33	92.50	95.38	แก๊ส	91.01	93.35	95.41



รูปที่ 4.2 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO₂

ตารางที่ 4.5 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO₂

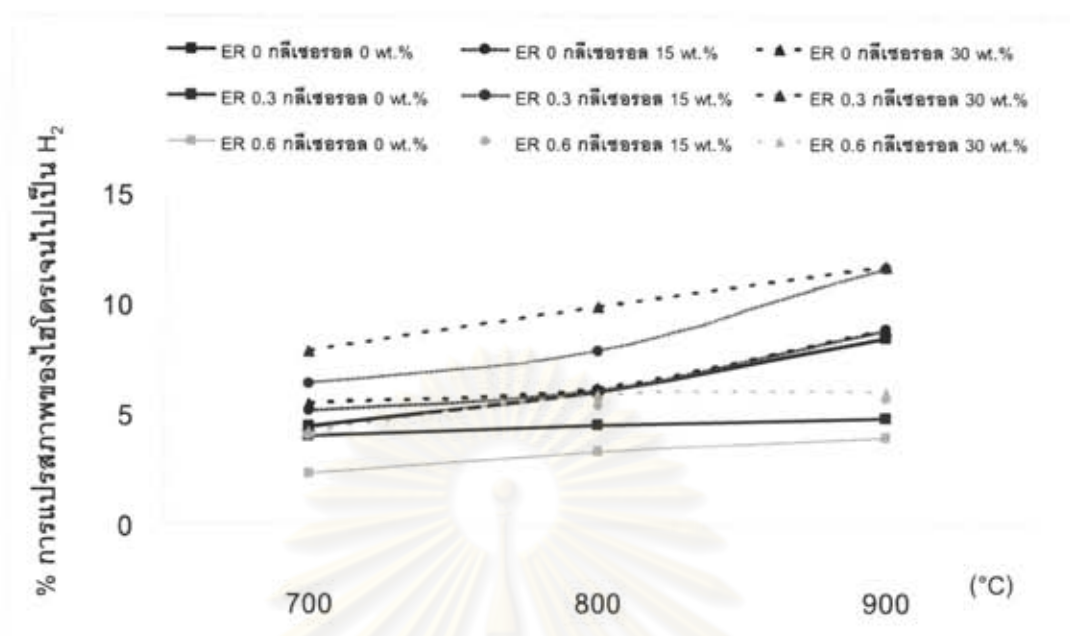
สภาวะการทดลอง	ปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO ₂		
	700 (°C)	800 (°C)	900 (°C)
ER 0 กลิเซอรอล 0 wt.%	21.21	20.30	19.10
ER 0 กลิเซอรอล 15 wt.%	20.06	19.35	18.87
ER 0 กลิเซอรอล 30 wt.%	19.48	18.73	18.69
ER 0.3 กลิเซอรอล 0 wt.%	36.85	35.25	33.37
ER 0.3 กลิเซอรอล 15 wt.%	36.28	33.97	32.77
ER 0.3 กลิเซอรอล 30 wt.%	35.24	32.72	32.23
ER 0.6 กลิเซอรอล 0 wt.%	54.34	52.82	52.71
ER 0.6 กลิเซอรอล 15 wt.%	53.11	51.65	51.59
ER 0.6 กลิเซอรอล 30 wt.%	52.44	50.98	50.34



รูปที่ 4.3 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO

ตารางที่ 4.6 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO

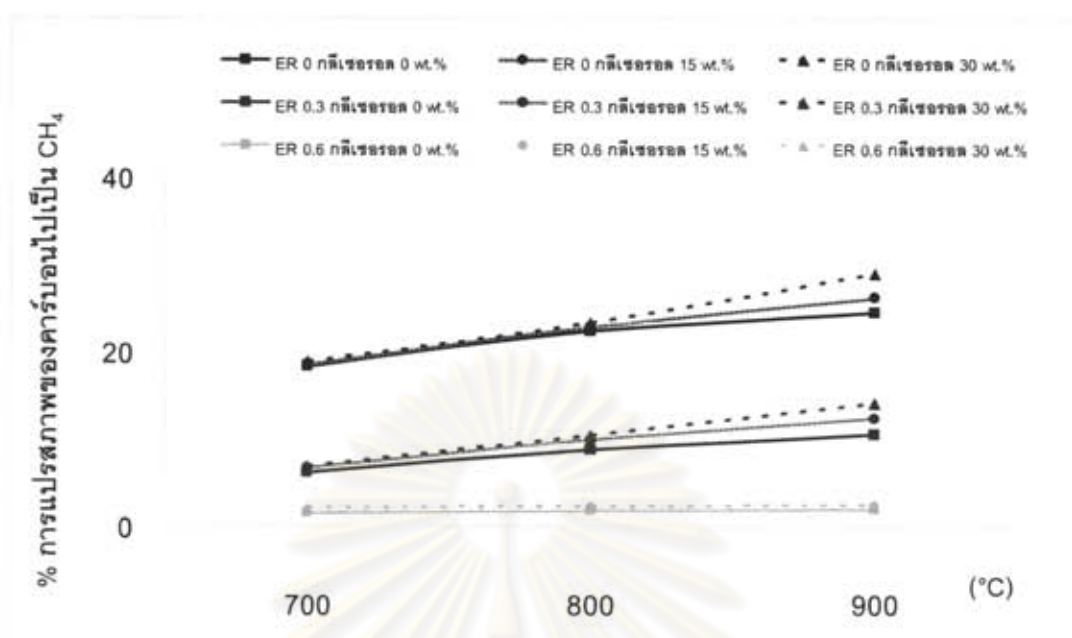
สภาวะการทดลอง	ปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO		
	700 (°C)	800 (°C)	900 (°C)
ER 0 กลิเซอรอล 0 wt.%	10.59	16.23	18.52
ER 0 กลิเซอรอล 15 wt.%	10.61	16.64	24.49
ER 0 กลิเซอรอล 30 wt.%	10.85	17.69	31.32
ER 0.3 กลิเซอรอล 0 wt.%	21.68	23.75	26.50
ER 0.3 กลิเซอรอล 15 wt.%	24.99	27.48	34.59
ER 0.3 กลิเซอรอล 30 wt.%	29.70	32.45	40.56
ER 0.6 กลิเซอรอล 0 wt.%	10.37	16.93	20.01
ER 0.6 กลิเซอรอล 15 wt.%	13.54	17.90	21.06
ER 0.6 กลิเซอรอล 30 wt.%	14.11	18.75	21.88



รูปที่ 4.4 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H₂

ตารางที่ 4.7 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H₂

สภาวะการทดลอง	ปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H ₂		
	700 (°C)	800 (°C)	900 (°C)
ER 0 กลิเซอรอล 0 wt.%	4.40	5.98	8.40
ER 0 กลิเซอรอล 15 wt.%	5.12	6.08	8.77
ER 0 กลิเซอรอล 30 wt.%	5.46	6.12	8.76
ER 0.3 กลิเซอรอล 0 wt.%	3.96	4.45	4.76
ER 0.3 กลิเซอรอล 15 wt.%	6.34	7.82	11.55
ER 0.3 กลิเซอรอล 30 wt.%	7.81	9.79	11.67
ER 0.6 กลิเซอรอล 0 wt.%	2.29	3.27	3.89
ER 0.6 กลิเซอรอล 15 wt.%	4.03	5.32	5.63
ER 0.6 กลิเซอรอล 30 wt.%	4.18	5.81	5.99

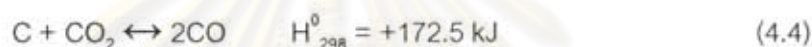


รูปที่ 4.5 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CH₄

ตารางที่ 4.8 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CH₄

สภาวะการทดลอง	ปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CH ₄		
	700 (°C)	800 (°C)	900 (°C)
ER 0 กลิเซอรอล 0 wt.%	18.26	22.37	24.42
ER 0 กลิเซอรอล 15 wt.%	18.56	22.86	26.14
ER 0 กลิเซอรอล 30 wt.%	18.76	23.15	28.80
ER 0.3 กลิเซอรอล 0 wt.%	6.16	8.68	10.40
ER 0.3 กลิเซอรอล 15 wt.%	6.65	9.76	12.29
ER 0.3 กลิเซอรอล 30 wt.%	6.72	10.31	13.98
ER 0.6 กลิเซอรอล 0 wt.%	1.42	1.76	1.87
ER 0.6 กลิเซอรอล 15 wt.%	1.76	2.12	2.18
ER 0.6 กลิเซอรอล 30 wt.%	2.14	2.21	2.37

ในรูปที่ 4.2-4.5 และตารางที่ 4.5-4.8 เป็นการแสดงให้เห็นถึงผลจากการการเพิ่มของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณร้อยละของการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO_2 , CO , CH_4 และปริมาณร้อยละของการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H_2 จากรูปจะพบว่าเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นจาก 700 องศาเซลเซียส เป็น 800 องศาเซลเซียส และ 900 องศาเซลเซียส จำนวนร้อยละของปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO ก็มีแนวโน้มที่จะเพิ่มขึ้นตามไปด้วย (การเพิ่มขึ้นของปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO เมื่อเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาจาก 700 องศาเซลเซียสเป็น 900 องศาเซลเซียส มีการเปลี่ยนแปลงเพิ่มขึ้นโดยเฉลี่ยประมาณ 63.16%) ซึ่งการเพิ่มขึ้นของปริมาณ CO เมื่อเพิ่มอุณหภูมิก็คงสอดคล้องกับการทำนายจากเทอร์โมไดนามิกของปฏิกิริยานูดูยาร์ด (Boudoyard's reaction) ซึ่งแสดงปฏิกิริยาดังกล่าวไว้ในสมการที่ 4.4



เนื่องจากธรรมชาติของปฏิกิริยานูดูยาร์ดเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน จึงทำให้เมื่อเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาก็คจะเป็นการเพิ่มความสามารถในการเกิดปฏิกิริยาได้ดีขึ้น โดยพบว่าเมื่อเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาให้สูงขึ้น (700 เป็น 800 และ 900 องศาเซลเซียส ตามลำดับ) CO_2 จะเข้าทำปฏิกิริยากับคาร์บอนได้ดีมากขึ้น ดังนั้นจึงเป็นสาเหตุหนึ่งที่ทำให้ร้อยละของการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO เพิ่มขึ้นและร้อยละของการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO_2 ลดลง

โดยธรรมชาติของปฏิกิริยาการเกิด CO_2 จัดเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ดังนั้นเมื่อเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาร้อยละของการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO_2 จึงมีค่าลดลง อีกทั้งเมื่อเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา CO_2 บางส่วนก็จะเข้าทำปฏิกิริยากับคาร์บอนแล้วกลายเป็น CO ดังที่ได้กล่าวมาแล้วในข้างต้น

ในส่วนของร้อยละของการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็น H_2 (รูปที่ 4.4 และ ตารางที่ 4.7) จะสังเกตเห็นได้ว่าปริมาณการแปรสภาพเป็น H_2 มีแนวโน้มที่จะเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาจาก 700 เป็น 800 และ 900 องศาเซลเซียส และเมื่อพิจารณาถึงร้อยละของปริมาณของ CH_4 (รูปที่ 4.5 และตารางที่ 4.8) พบว่าเมื่อเพิ่มอุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยาจะส่งผลให้ร้อยละของการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CH_4 ก็เพิ่มขึ้นตามไปด้วยเช่นกัน สำหรับการเพิ่มขึ้นของปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็น H_2 และการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CH_4 เกิดมาจากขบวนการแยกสลาย (cracking) ของโมเลกุลไฮโดรคาร์บอน

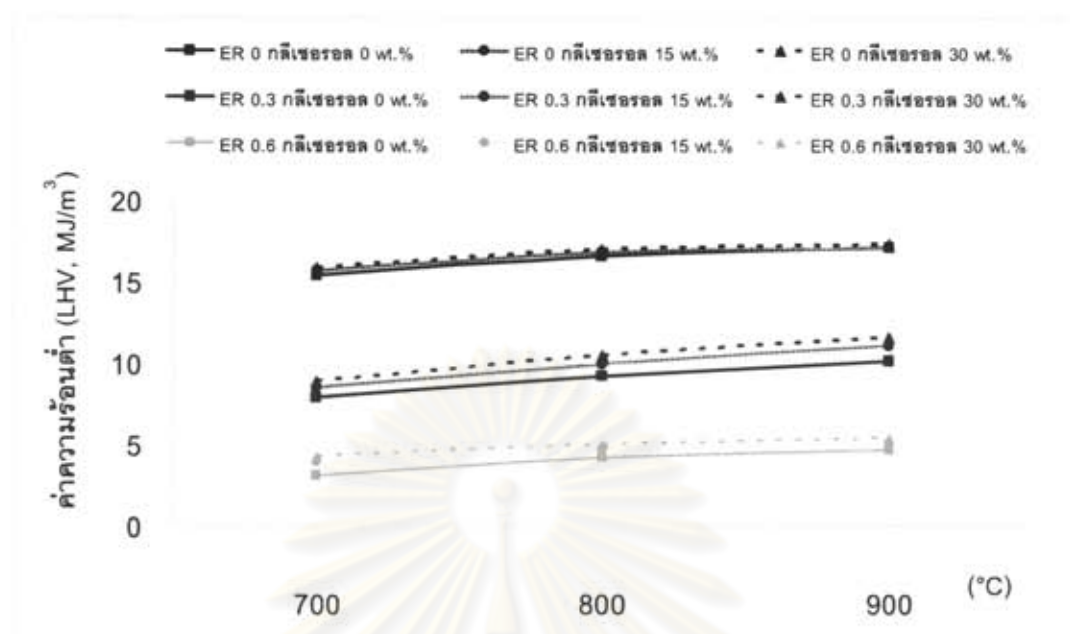
เมื่อพิจารณาถึงปริมาณค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการแปรสภาพ (รูปที่ 4.6 และตารางที่ 4.9) พบว่าเมื่อเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาจาก 700 องศาเซลเซียส เป็น 800 องศาเซลเซียส และ 900 องศาเซลเซียส ปริมาณค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการแปรสภาพก็จะมีค่าสูงมากขึ้นตามไปด้วย ทั้งนี้อาจเนื่องมาจากเมื่อเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาจะส่งผลให้แก๊สผลิตภัณฑ์จำพวก CO, H₂ และ CH₄ มีค่าสูงขึ้น (รูปที่ 4.3-4.5) สำหรับปริมาณค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ในรูปที่ 4.6 และตารางที่ 4.9 คำนวณจากสมการที่ 4.5

$$LHV = (12.64 \cdot CO + 10.8 \cdot H_2 + 35.72 \cdot CH_4) / \text{ปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้น (MJ/m}^3) \quad (4.5)$$

ถ้าหากจะพิจารณาในแง่ของคุณภาพและปริมาณของค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการแปรสภาพนั้น ควรจะมีการนำค่าปริมาณแก๊สที่เกิดขึ้นทั้งหมดมาใช้ในการคำนวณด้วย ดังนั้นแล้วในการศึกษาวิจัยในครั้งนี้จึงทำการคำนวณค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ทั้งในแง่ของคุณภาพและปริมาณโดยใช้สมการที่ 4.6 ในการคำนวณ สำหรับข้อมูลที่ได้แสดงไว้ในรูปที่ 4.7 และตารางที่ 4.10 โดยจากการศึกษาพบว่าเมื่อเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาจาก 700 องศาเซลเซียส เป็น 800 องศาเซลเซียส และ 900 องศาเซลเซียส ปริมาณค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ทั้งในแง่ของคุณภาพและปริมาณจะเพิ่มสูงขึ้น

$$LHV = (12.64 \cdot CO + 10.8 \cdot H_2 + 35.72 \cdot CH_4) / \text{ปริมาณแก๊สทั้งหมดที่ออกจากระบบ (MJ/m}^3) \quad (4.6)$$

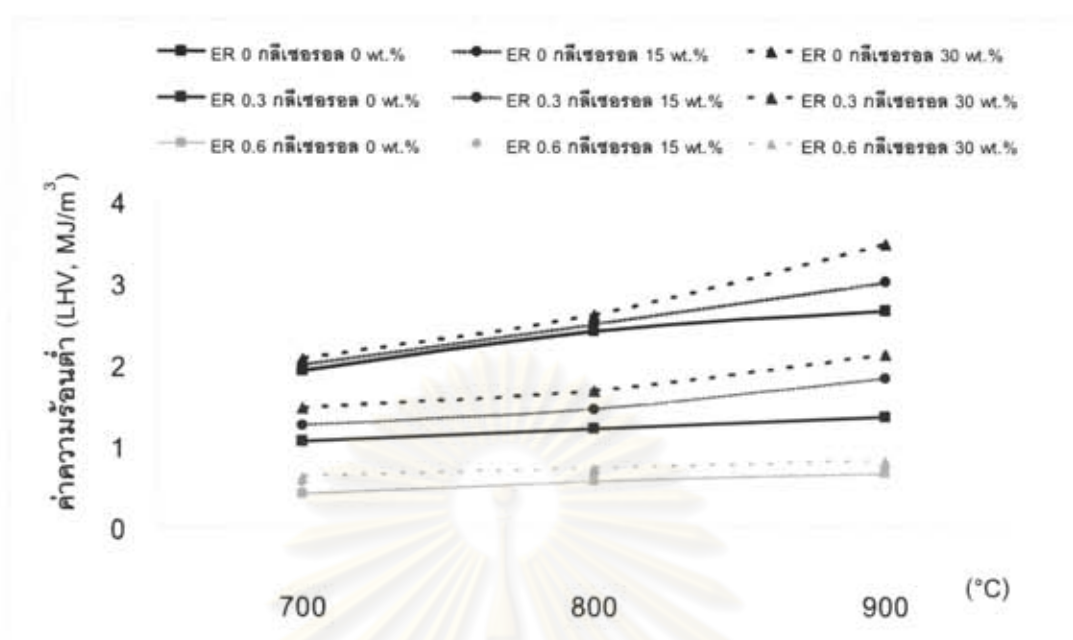
ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 4.6 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ

ตารางที่ 4.9 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ

สภาวะการทดลอง	ค่าความร้อนต่ำ (MJ/m ³)		
	700 (°C)	800 (°C)	900 (°C)
ER 0 กลิเซอรอล 0 wt.%	15.32	16.49	17.01
ER 0 กลิเซอรอล 15 wt.%	15.65	16.78	17.04
ER 0 กลิเซอรอล 30 wt.%	15.79	16.90	17.24
ER 0.3 กลิเซอรอล 0 wt.%	7.82	9.12	10.10
ER 0.3 กลิเซอรอล 15 wt.%	8.39	9.88	10.97
ER 0.3 กลิเซอรอล 30 wt.%	8.84	10.38	11.55
ER 0.6 กลิเซอรอล 0 wt.%	3.01	4.17	4.60
ER 0.6 กลิเซอรอล 15 wt.%	3.86	4.70	5.06
ER 0.6 กลิเซอรอล 30 wt.%	4.18	4.94	5.36



รูปที่ 4.7 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ (ในแง่ของปริมาณและคุณภาพ)

ตารางที่ 4.10 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ (ในแง่ของปริมาณและคุณภาพ)

สภาวะการทดลอง	ค่าความร้อนต่ำ (MJ/m ³)		
	700 (°C)	800 (°C)	900 (°C)
ER 0 กลีเซอรอล 0 wt.%	1.92	2.41	2.65
ER 0 กลีเซอรอล 15 wt.%	1.99	2.51	3.02
ER 0 กลีเซอรอล 30 wt.%	2.06	2.60	3.48
ER 0.3 กลีเซอรอล 0 wt.%	1.05	1.21	1.35
ER 0.3 กลีเซอรอล 15 wt.%	1.24	1.44	1.82
ER 0.3 กลีเซอรอล 30 wt.%	1.45	1.67	2.12
ER 0.6 กลีเซอรอล 0 wt.%	0.41	0.57	0.66
ER 0.6 กลีเซอรอล 15 wt.%	0.56	0.67	0.75
ER 0.6 กลีเซอรอล 30 wt.%	0.62	0.72	0.81

ตารางที่ 4.11 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณผลิตภัณฑ์แก๊สและค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์

อัตราส่วนของออกซิเจนกับเชื้อเพลิงและวัตถุดิบที่ใช้	เพิ่มอุณหภูมิจาก 700 เป็น 800 และ 900 องศาเซลเซียส					
	องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สและค่าความร้อนต่ำ					
	CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	LHV	LHV*
ร้อยละของการเปลี่ยนแปลง (ค่าเฉลี่ยในทุกอัตราส่วนของออกซิเจนกับเชื้อเพลิงและทุกวัตถุดิบที่ใช้)	↓ 5.89%	↑ 63.16%	↑ 59.24%	↑ 52.20%	↑ 19.39%	↑ 47.33%



คือ การเปลี่ยนแปลงที่ลดลง



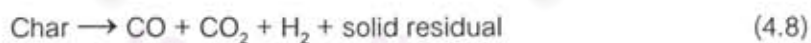
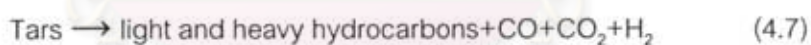
คือ การเปลี่ยนแปลงที่เพิ่มขึ้น

* ค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่พิจารณาทั้งในแง่ของคุณภาพและปริมาณ

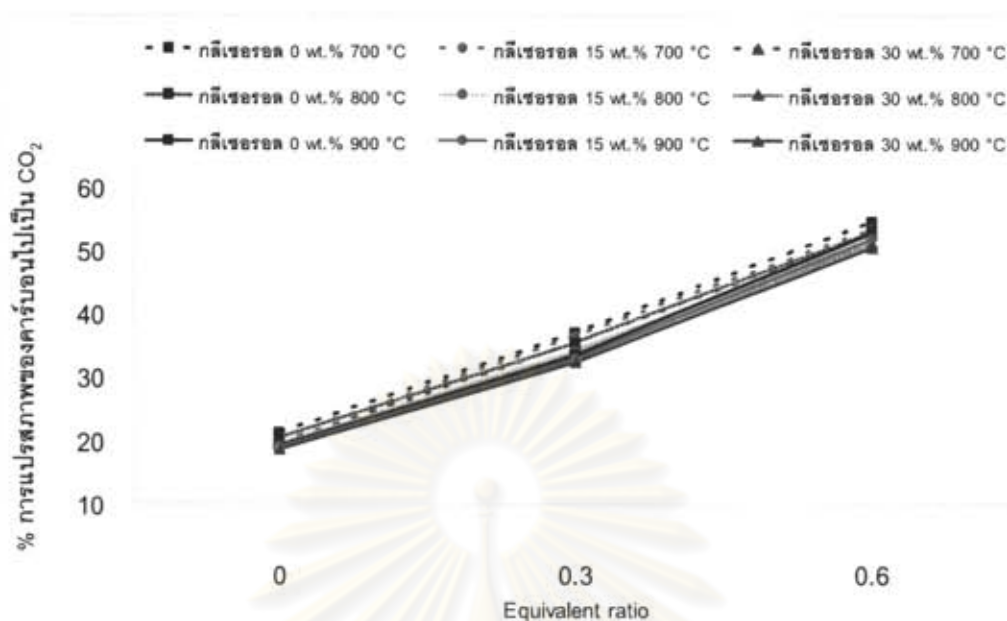
สำหรับปริมาณร้อยละการเปลี่ยนแปลงโดยเฉลี่ยที่เพิ่มขึ้นหรือลดลงของทุกสภาวะการทดลองเมื่อทำการเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาจาก 700 เป็น 800 และ 900 องศาเซลเซียส แสดงไว้ดังตารางที่ 4.10 จากตารางพบว่าการเพิ่มอุณหภูมิมีผลต่อการเปลี่ยนแปลงของ CO สูงที่สุด คือ เมื่อทำการเพิ่มอุณหภูมิจะทำให้ปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO เพิ่มขึ้นโดยเฉลี่ย 63.16%

4.3 ผลจากการเพิ่ม Equivalent Ratio

ในการศึกษาผลกระทบของการเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง (Equivalent Ratio) ที่มีต่อการแปรสภาพของคาร์บอนและไฮโดรเจนที่เป็นองค์ประกอบในชีวมวล กลายเป็นแก๊สของคาร์บอนและไฮโดรเจน ทำการศึกษาโดยทำการป้อนวัตถุดิบ (กากสับดูดำ หรือ กากสับดูดำผสมกลีเซอรอล) ปริมาณ 5 กรัมต่อนาที ลงสู่เตาปฏิกรณ์ควอทซ์ ที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส 800 องศาเซลเซียส และ 900 องศาเซลเซียส โดยปรับตั้งค่าปริมาณอากาศที่จะป้อนเข้าระบบให้มีอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง เท่ากับ 0, 0.3 และ 0.6 หลังจากนั้นวัดปริมาณผลิตภัณฑ์แก๊สที่เกิดขึ้นด้วยอุปกรณ์วัดอัตราการไหลของแก๊สและเครื่องวิเคราะห์แก๊ส จากนั้นนำค่าปริมาณผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้มาคำนวณหาค่าร้อยละปริมาณการแปรสภาพ สำหรับผลการศึกษา แสดงไว้ในรูปที่ 4.8-4.11 และตารางที่ 4.12-4.15 จากรูปจะเห็นว่าเมื่อทำการเพิ่มค่าอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง จาก 0 ไปเป็น 0.3 จะพบว่ามีการเพิ่มขึ้นของปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO₂ และ CO ทั้งในส่วนของตัวอย่างที่เป็น กากสับดูดำ:กลีเซอรอล = 100:0 กากสับดูดำ:กลีเซอรอล = 85:15 และกากสับดูดำ:กลีเซอรอล = 70:30 รวมทั้งในสภาวะการทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส 800 องศาเซลเซียส และ 900 องศาเซลเซียส ทั้งนี้เนื่องมาจากการเพิ่มค่าอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง จะเป็นการเพิ่มระดับการเผาไหม้ (degree of combustion) ซึ่งจะทำให้น้ำมันดิน และถ่านชาร์ ถูกออกซิไดร์กลายเป็น CO₂ หรือ CO ได้เพิ่มมากขึ้นดังสมการที่ 4.7 และ 4.8



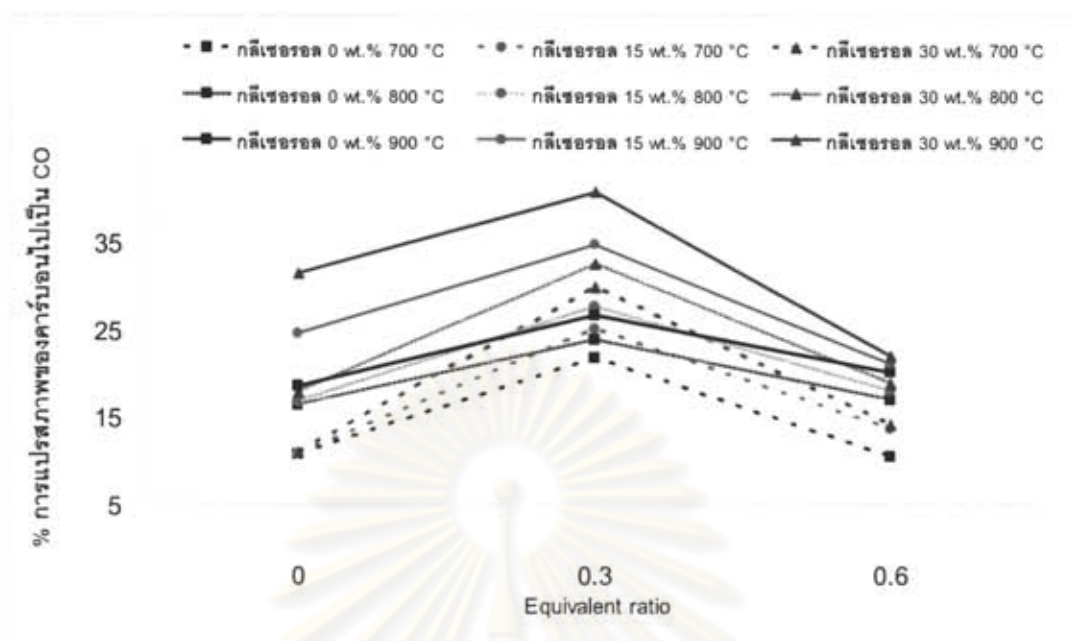
ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 4.8 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO₂

ตารางที่ 4.12 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO₂

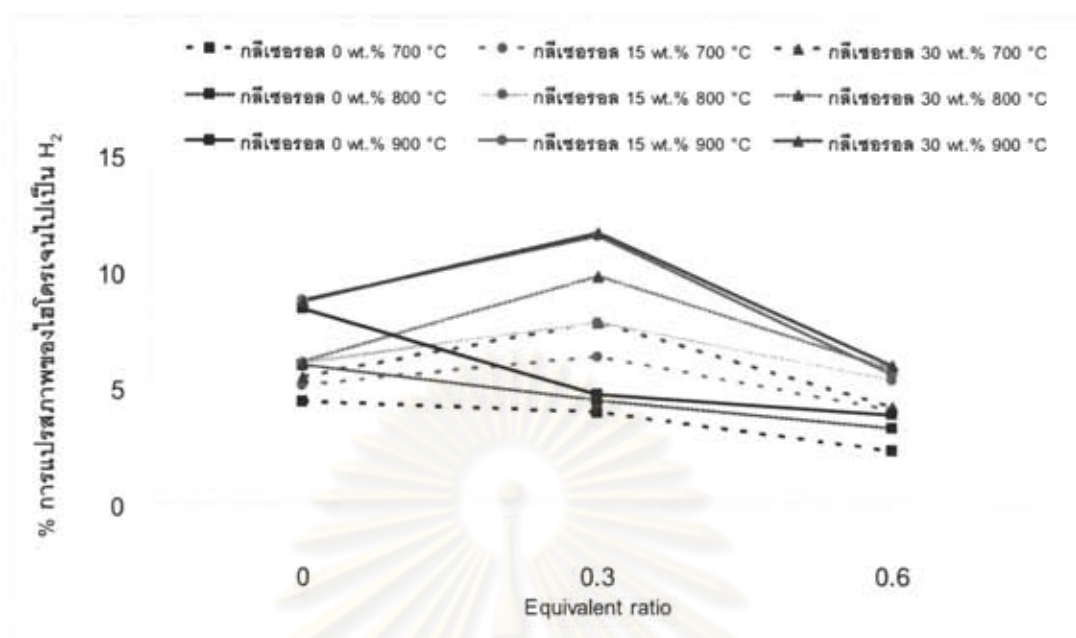
สภาวะการทดลอง	ปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO ₂		
	ER = 0	ER = 0.3	ER = 0.6
กลีเซอรอล 0 wt.% 700°C	21.21	36.85	54.34
กลีเซอรอล 15 wt.% 700°C	20.06	36.28	53.11
กลีเซอรอล 30 wt.% 700°C	19.48	35.24	52.44
กลีเซอรอล 0 wt.% 800°C	20.30	35.25	52.82
กลีเซอรอล 15 wt.% 800°C	19.35	33.97	51.65
กลีเซอรอล 30 wt.% 800°C	18.73	32.72	50.98
กลีเซอรอล 0 wt.% 900°C	19.10	33.37	52.71
กลีเซอรอล 15 wt.% 900°C	18.87	32.77	51.59
กลีเซอรอล 30 wt.% 900°C	18.69	32.23	50.34



รูปที่ 4.9 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO

ตารางที่ 4.13 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO

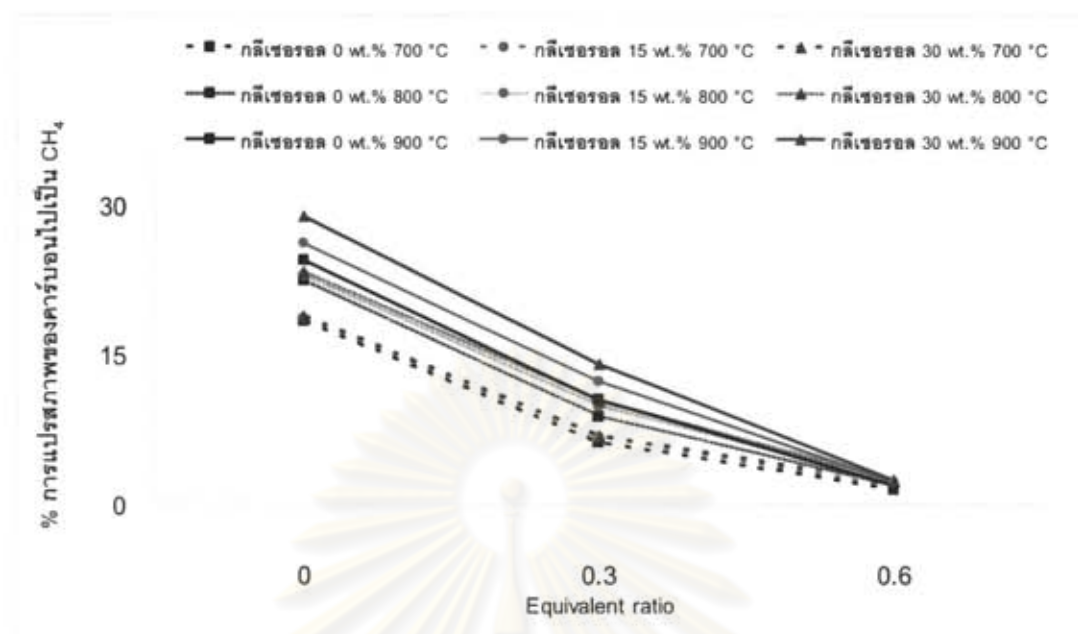
สภาวะการทดลอง	ปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO		
	ER = 0	ER = 0.3	ER = 0.6
กลีเซอรอล 0 wt.% 700°C	10.59	21.68	10.37
กลีเซอรอล 15 wt.% 700°C	10.61	24.99	13.54
กลีเซอรอล 30 wt.% 700°C	10.85	29.70	14.11
กลีเซอรอล 0 wt.% 800°C	16.23	23.75	16.93
กลีเซอรอล 15 wt.% 800°C	16.64	27.48	17.90
กลีเซอรอล 30 wt.% 800°C	17.69	32.45	18.75
กลีเซอรอล 0 wt.% 900°C	18.52	26.50	20.01
กลีเซอรอล 15 wt.% 900°C	24.49	34.59	21.06
กลีเซอรอล 30 wt.% 900°C	31.32	40.56	21.88



รูปที่ 4.10 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H_2

ตารางที่ 4.14 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H_2

สภาวะการทดลอง	ปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H_2		
	ER = 0	ER = 0.3	ER = 0.6
กลีเซอรอล 0 wt.% 700°C	4.40	3.96	2.29
กลีเซอรอล 15 wt.% 700°C	5.12	6.34	4.03
กลีเซอรอล 30 wt.% 700°C	5.46	7.81	4.18
กลีเซอรอล 0 wt.% 800°C	5.98	4.45	3.27
กลีเซอรอล 15 wt.% 800°C	6.08	7.82	5.32
กลีเซอรอล 30 wt.% 800°C	6.12	9.79	5.81
กลีเซอรอล 0 wt.% 900°C	8.40	4.76	3.89
กลีเซอรอล 15 wt.% 900°C	8.77	11.55	5.63
กลีเซอรอล 30 wt.% 900°C	8.76	11.67	5.99



รูปที่ 4.11 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CH₄

ตารางที่ 4.15 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CH₄

สภาวะการทดลอง	ปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CH ₄		
	ER = 0	ER = 0.3	ER = 0.6
กลีเซอรอล 0 wt.% 700 °C	18.26	6.16	1.42
กลีเซอรอล 15 wt.% 700 °C	18.56	6.65	1.76
กลีเซอรอล 30 wt.% 700 °C	18.76	6.72	2.14
กลีเซอรอล 0 wt.% 800 °C	22.37	8.68	1.76
กลีเซอรอล 15 wt.% 800 °C	22.86	9.76	2.12
กลีเซอรอล 30 wt.% 800 °C	23.15	10.31	2.21
กลีเซอรอล 0 wt.% 900 °C	24.42	10.40	1.87
กลีเซอรอล 15 wt.% 900 °C	26.14	12.29	2.18
กลีเซอรอล 30 wt.% 900 °C	28.80	13.98	2.37

สำหรับการแปรสภาพไปเป็น H_2 (รูปที่ 4.10 และตารางที่ 4.14) พบว่าที่สภาวะการทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส 800 องศาเซลเซียส และ 900 องศาเซลเซียส และใช้อัตราส่วนกากสบูดำ:กลีเซอรอล = 100:0 หรือวัตถุดิบที่ไม่มีการผสมกลีเซอรอลลงไป เมื่อทำการเพิ่มค่าอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง จาก 0 ไปเป็น 0.3 พบว่าจะมีการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็น H_2 ลดน้อยลง ในทางตรงกันข้ามเมื่อใช้อัตราส่วน กากสบูดำ:กลีเซอรอล = 85:15 และกากสบูดำ:กลีเซอรอล = 70:30 หรือวัตถุดิบที่มีการผสมกลีเซอรอลลงไป จะมีการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็น H_2 เพิ่มมากขึ้น

เมื่อพิจารณาถึงการเพิ่มขึ้นของค่าอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง จาก 0.3 ไปเป็น 0.6 พบว่าการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO และปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็น H_2 มีปริมาณลดลงในทุกสภาวะการทดลอง ทั้งนี้อาจเนื่องมาจากการเพิ่มออกซิเจนเข้าสู่ระบบมากเกินไป จะเป็นการเพิ่มดัชนีการเผาไหม้ให้กับปฏิกิริยาจึงอาจทำให้ H_2 หรือ CO เข้าทำปฏิกิริยากับ O_2 เกิดเป็น CO_2 และ H_2O ได้

สำหรับการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO_2 เมื่อเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง จาก 0.3 ไปเป็น 0.6 พบว่ามีปริมาณการแปรสภาพเพิ่มขึ้นเช่นเดียวกับการเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง จาก 0 ไปเป็น 0.3 ทั้งนี้การเพิ่มขึ้นของการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO_2 สาเหตุหนึ่งเนื่องจากเมื่อเพิ่ม O_2 เข้าสู่ระบบในปริมาณที่มากขึ้นจึงเหมือนเป็นการเพิ่มตัวออกซิไดซ์คาร์บอนที่มีอยู่ในวัตถุดิบได้ดียิ่งขึ้นดังแสดงในสมการ 4.9 นอกจากนั้นแล้ว CO บางส่วนยังทำปฏิกิริยากับ O_2 เกิดเป็น CO_2 ดังแสดงในสมการ 4.10 อีกด้วย



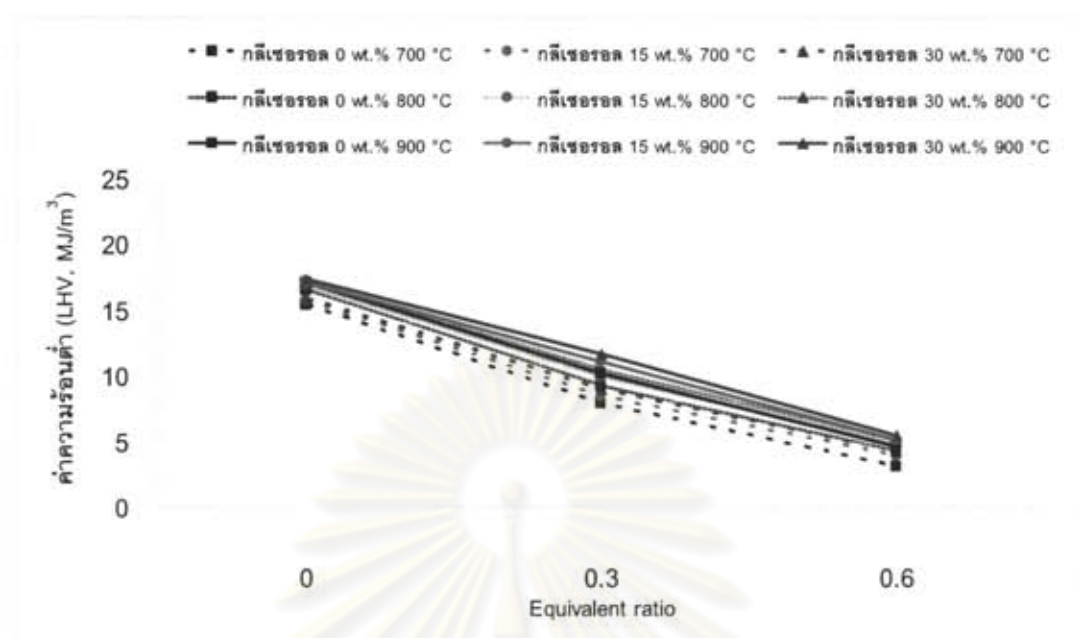
ในส่วนของการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CH_4 (รูปที่ 4.11 และตารางที่ 4.15) พบว่าเมื่อทำการเพิ่มค่าอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง จาก 0 ไปเป็น 0.6 จะพบว่ามีผลลดลงของปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CH_4 ในทุกสภาวะการทดลอง โดยสาเหตุของการแปรสภาพที่เพิ่มขึ้นหรือลดลงของไฮโดรเจนไปเป็น H_2 และคาร์บอนไปเป็น CH_4 นั้นค่อนข้างซับซ้อน ทั้งนี้ควรต้องมีการศึกษาเพิ่มเติม เช่น ควรจะมีการตรวจวัดพารามิเตอร์อื่น ๆ (ปริมาณออกซิเจนหรือไอน้ำ) ที่ออกจากระบบ จึงจะสามารถอธิบายและทำนายการแปรสภาพที่

เพิ่มขึ้นหรือลดลงของไฮโดรเจนไปเป็น H_2 และคาร์บอนไปเป็น CH_4 ของวัตถุดิบที่นำมาศึกษาได้ ถูกต้องและแม่นยำมากขึ้น

สำหรับปริมาณค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ ที่ได้จากกระบวนการแปรสภาพแสดงไว้ในรูปที่ 4.12 และตารางที่ 4.16 พบว่าเมื่อเพิ่มค่าอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง จาก 0 ไปเป็น 0.6 ปริมาณค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการแปรสภาพจะมีค่าลดลง ทั้งนี้อาจเนื่องมาจากเมื่อเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงในการทำปฏิกิริยาจะส่งผลให้แก๊ส CH_4 มีค่าลดลง (รูปที่ 4.11) ซึ่งแก๊ส CH_4 ถือเป็นแก๊สที่มีอิทธิพลต่อค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์มากที่สุดทั้งนี้เพราะว่าแก๊ส CH_4 เป็นแก๊สที่มีค่าความร้อนต่ำสูงที่สุดเมื่อเทียบกับแก๊ส CO และ H_2 และถ้าหากพิจารณาถึงคุณภาพและปริมาณของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการแปรสภาพซึ่งแสดงไว้ในรูปที่ 4.13 และตารางที่ 4.17 พบว่าเมื่อเพิ่มค่าอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง จาก 0 ไปเป็น 0.6 ปริมาณค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการแปรสภาพจะมีค่าลดลงเช่นเดียวกัน



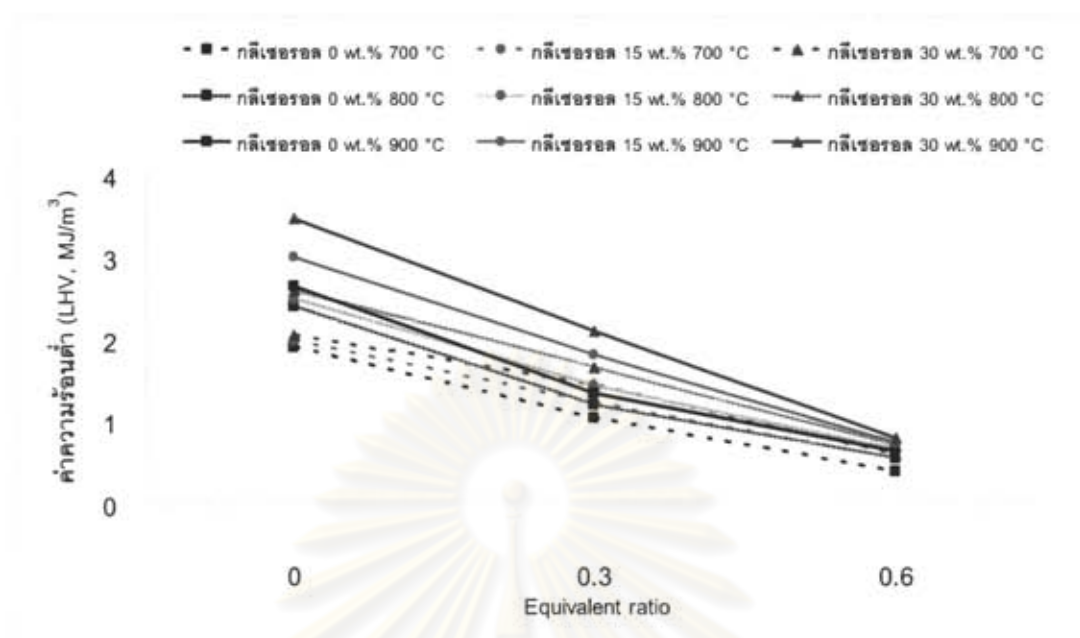
ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 4.12 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ

ตารางที่ 4.16 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ

สภาวะการทดลอง	ค่าความร้อนต่ำ (MJ/m ³)		
	ER = 0	ER = 0.3	ER = 0.6
กลีเซอรอล 0 wt.% 700°C	15.32	7.82	3.01
กลีเซอรอล 15 wt.% 700°C	15.65	8.39	3.86
กลีเซอรอล 30 wt.% 700°C	15.79	8.84	4.18
กลีเซอรอล 0 wt.% 800°C	16.49	9.12	4.17
กลีเซอรอล 15 wt.% 800°C	16.78	9.88	4.70
กลีเซอรอล 30 wt.% 800°C	16.90	10.38	4.94
กลีเซอรอล 0 wt.% 900°C	17.01	10.10	4.60
กลีเซอรอล 15 wt.% 900°C	17.04	10.97	5.06
กลีเซอรอล 30 wt.% 900°C	17.24	11.55	5.36



รูปที่ 4.13 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ (ในแง่ของปริมาณและคุณภาพ)

ตารางที่ 4.17 ผลของ Equivalent ratio ที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ (ในแง่ของปริมาณและคุณภาพ)

สภาวะการทดลอง	ค่าความร้อนต่ำ (MJ/m ³)		
	ER = 0	ER = 0.3	ER = 0.6
กลีเซอรอล 0 wt.% 700°C	1.92	1.05	0.41
กลีเซอรอล 15 wt.% 700°C	1.99	1.24	0.56
กลีเซอรอล 30 wt.% 700°C	2.06	1.45	0.62
กลีเซอรอล 0 wt.% 800°C	2.41	1.21	0.57
กลีเซอรอล 15 wt.% 800°C	2.51	1.44	0.67
กลีเซอรอล 30 wt.% 800°C	2.60	1.67	0.72
กลีเซอรอล 0 wt.% 900°C	2.65	1.35	0.66
กลีเซอรอล 15 wt.% 900°C	3.02	1.82	0.75
กลีเซอรอล 30 wt.% 900°C	3.48	2.12	0.81

ตารางที่ 4.18 ผลของการเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงจาก 0 ไปเป็น 0.3 ที่มีต่อปริมาณผลิตภัณฑ์แก๊สและค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์

วัตถุดิบที่ใช้และ อุณหภูมิในการ เกิดปฏิกิริยา	เพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงจาก 0 เป็น 0.3					
	องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สและค่าความร้อนต่ำ					
	CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	LHV	LHV*
ร้อยละของการ เปลี่ยนแปลง (ค่าเฉลี่ยในทุก วัตถุดิบที่ใช้และ อุณหภูมิในการ เกิดปฏิกิริยา)	↑ 75.59%	↑ 66.77%	↑ 36.39%**	↓ 58.22%	↓ 41.28%	↓ 40.93%



คือ การเปลี่ยนแปลงที่ลดลง



คือ การเปลี่ยนแปลงที่เพิ่มขึ้น

* ค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่พิจารณาทั้งในแง่ของคุณภาพและปริมาณ

** ยกเว้นสภาวะการทดลองที่ใช้อัตราส่วนระหว่างสบู่ออกซิเจน = 100:0 จะมีการเปลี่ยนแปลงที่ลดลงเท่ากับ 29.92%

สำหรับปริมาณร้อยละการเปลี่ยนแปลงโดยเฉลี่ย ที่เพิ่มขึ้นหรือลดลงของทุกสภาวะการทดลองเมื่อทำการเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงจาก 0 ไปเป็น 0.3 แสดงไว้ดังตารางที่ 4.18 จากตารางพบว่า การเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงมีผลต่อการเปลี่ยนแปลงของ CO₂ สูงที่สุด คือ เมื่อทำการเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงจะทำให้ปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO₂ เพิ่มขึ้นโดยเฉลี่ย 75.59%

ตารางที่ 4.19 ผลของการเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงจาก 0.3 ไปเป็น 0.6 ที่มีต่อปริมาณผลิตภัณฑ์แก๊สและค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์

วัตถุดิบที่ใช้และ อุณหภูมิในการ เกิดปฏิกิริยา	เพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงจาก 0.3 เป็น 0.6					
	องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สและค่าความร้อนต่ำ					
	CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	LHV	LHV*
ร้อยละของการ เปลี่ยนแปลง (ค่าเฉลี่ยในทุก วัตถุดิบที่ใช้และ อุณหภูมิในการ เกิดปฏิกิริยา)	↑ 52.25%	↓ 40.94%	↓ 40.70%	↓ 79.00%	↓ 54.18%	↓ 56.95%



คือ การเปลี่ยนแปลงที่ลดลง



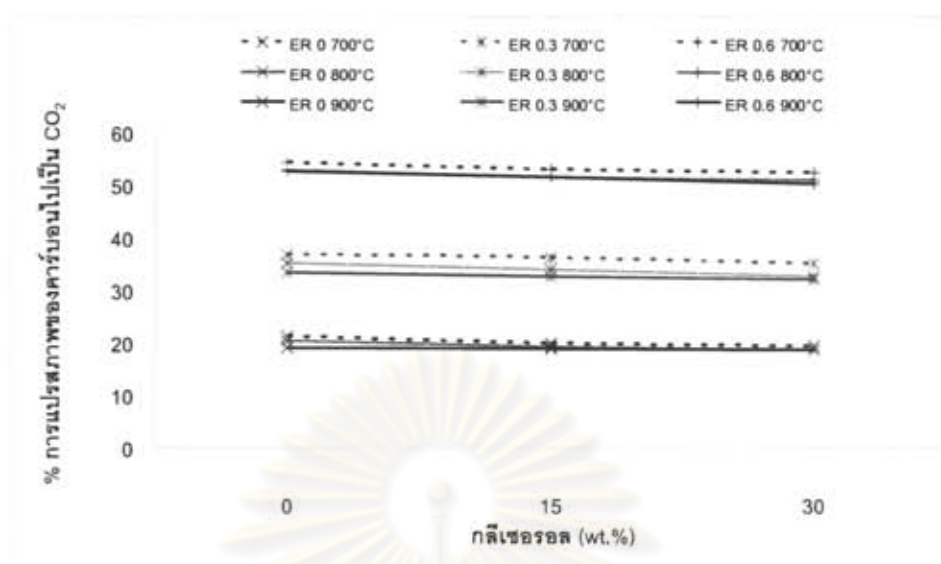
คือ การเปลี่ยนแปลงที่เพิ่มขึ้น

* ค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่พิจารณาทั้งในแง่ของคุณภาพและปริมาณ

สำหรับปริมาณร้อยละการเปลี่ยนแปลงโดยเฉลี่ย ที่เพิ่มขึ้นหรือลดลงของทุกสภาวะการทดลองเมื่อทำการเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงจาก 0.3 ไปเป็น 0.6 แสดงไว้ดังตารางที่ 4.19 จากตารางพบว่าการเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงมีผลต่อการเปลี่ยนแปลงของ CH₄ สูงที่สุด คือ เมื่อทำการเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงจะทำให้ปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CH₄ ลดลงโดยเฉลี่ย 79.00%

4.4 ผลจากการเพิ่มกลีเซอรอล

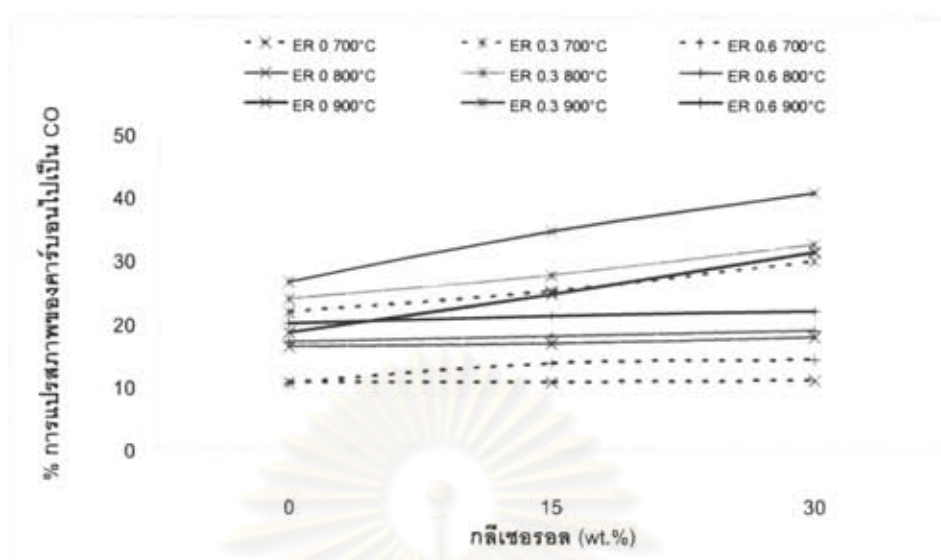
ลักษณะเฉพาะตัวของชีวมวลเป็นหนึ่งในหลาย ๆ ปัจจัยที่ส่งผลต่อผลผลิตของกระบวนการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อน ซึ่งชีวมวลแต่ละชนิดก็จะมีลักษณะการสลายตัวที่แตกต่างกันโดยลักษณะการสลายตัวที่แตกต่างกันนี้อาจส่งผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่เกิดจากกระบวนการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนของชีวมวล สำหรับการศึกษาในครั้งนี้ ส่วนหนึ่งสนใจที่จะศึกษาความแตกต่างของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่เกิดจากการเพิ่มกลีเซอรอลลงไป ในชีวมวล (กากสับุด้า) ทำการศึกษาโดยการป้อนวัตถุดิบ (กากสับุด้า:กลีเซอรอล ที่มีอัตราส่วน 100:0, 85:15 และ 70:30 หรือ กลีเซอรอล 0 wt.%, 15 wt.% และ 30 wt.% ตามลำดับ) เป็นปริมาณ 5 กรัมต่อนาที ลงสู่เตาปฏิกรณ์ควอทซ์ ที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส 800 องศาเซลเซียส และ 900 องศาเซลเซียส โดยปรับตั้งค่าปริมาณอากาศที่จะป้อนเข้าระบบให้มีอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง (Equivalent Ratio) เท่ากับ 0, 0.3 และ 0.6 หลังจากนั้นวัดปริมาณผลิตภัณฑ์แก๊สที่เกิดขึ้นด้วยอุปกรณ์วัดอัตราการไหลของแก๊สและเครื่องวิเคราะห์แก๊ส ผลของการศึกษาพบว่าเมื่อทำการเพิ่มกลีเซอรอลลงไป ในชีวมวลสำหรับแก๊ส CO_2 จะมีปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO_2 ลดลงเล็กน้อยหรือค่อนข้างที่จะคงที่ (รูปที่ 4.14 และตารางที่ 4.20) ส่วนปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนและไฮโดรเจนไปเป็น CO และ H_2 มีแนวโน้มเพิ่มขึ้น (รูปที่ 4.15-4.16 และตารางที่ 4.21-4.22) และในส่วนของ การแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CH_4 (รูปที่ 4.17 และตารางที่ 4.23) พบว่าส่วนใหญ่มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเล็กน้อย



รูปที่ 4.14 ผลของกาลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO₂

ตารางที่ 4.20 ผลของกาลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO₂

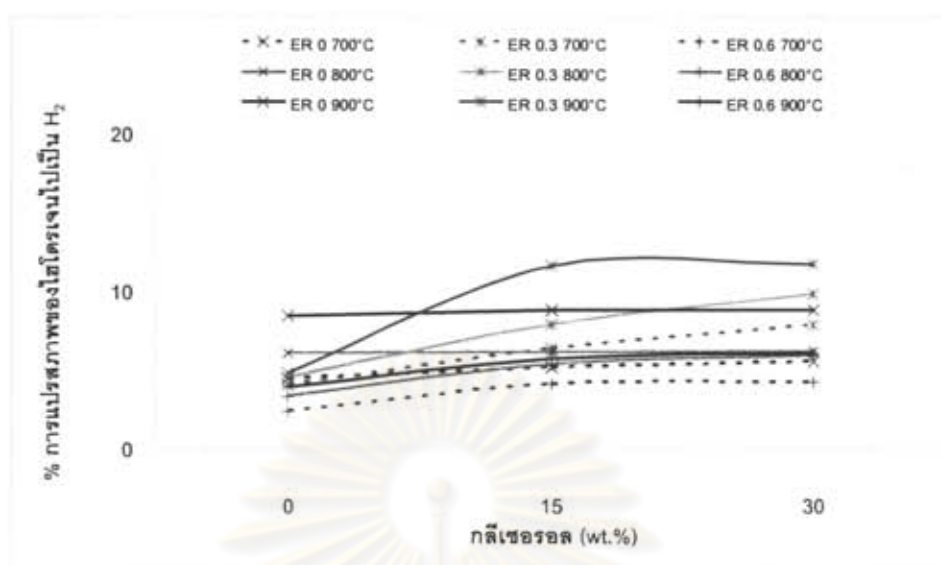
สภาวะการทดลอง	ปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO ₂		
	ภาคสบู่อัด:กาลีเซอรอล = 100:0	ภาคสบู่อัด:กาลีเซอรอล = 85:15	ภาคสบู่อัด:กาลีเซอรอล = 70:30
ER 0 700°C	21.21	20.06	19.48
ER 0.3 700°C	36.85	36.28	35.24
ER 0.6 700°C	54.34	53.11	52.44
ER 0 800°C	20.30	19.35	18.73
ER 0.3 800°C	35.25	33.97	32.72
ER 0.6 800°C	52.82	51.65	50.98
ER 0 900°C	19.10	18.87	18.69
ER 0.3 900°C	33.37	32.77	32.23
ER 0.6 900°C	52.71	51.59	50.34



รูปที่ 4.15 ผลของกาลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO

ตารางที่ 4.21 ผลของกาลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO

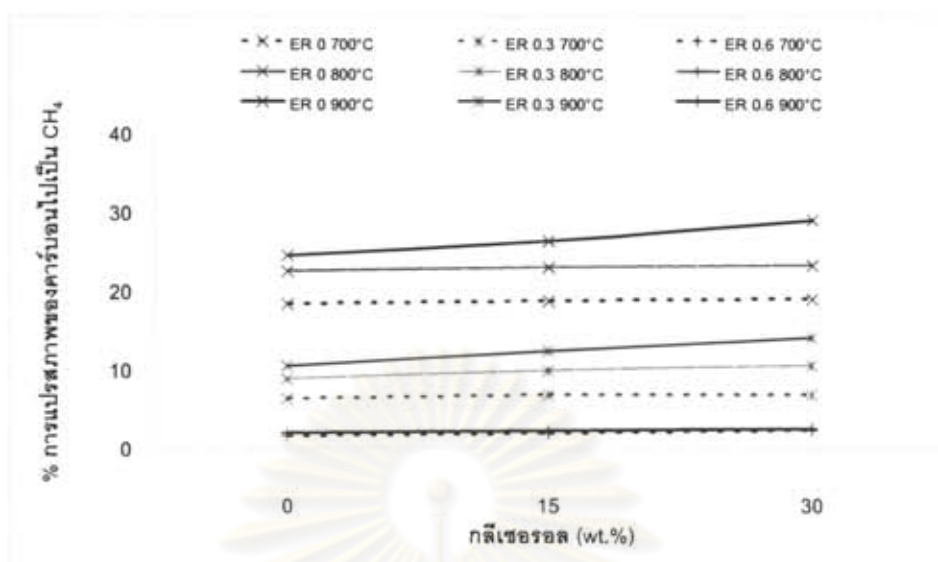
สภาวะการทดลอง	ปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO		
	ภาคสบูต่า:กาลีเซอรอล = 100:0	ภาคสบูต่า:กาลีเซอรอล = 85:15	ภาคสบูต่า:กาลีเซอรอล = 70:30
ER 0 700°C	10.59	10.61	10.85
ER 0.3 700°C	21.68	24.99	29.70
ER 0.6 700°C	10.37	13.54	14.11
ER 0 800°C	16.23	16.64	17.69
ER 0.3 800°C	23.75	27.48	32.45
ER 0.6 800°C	16.93	17.90	18.75
ER 0 900°C	18.52	24.49	31.32
ER 0.3 900°C	26.50	34.59	40.56
ER 0.6 900°C	20.01	21.06	21.88



รูปที่ 4.16 ผลของกลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H_2

ตารางที่ 4.22 ผลของกลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H_2

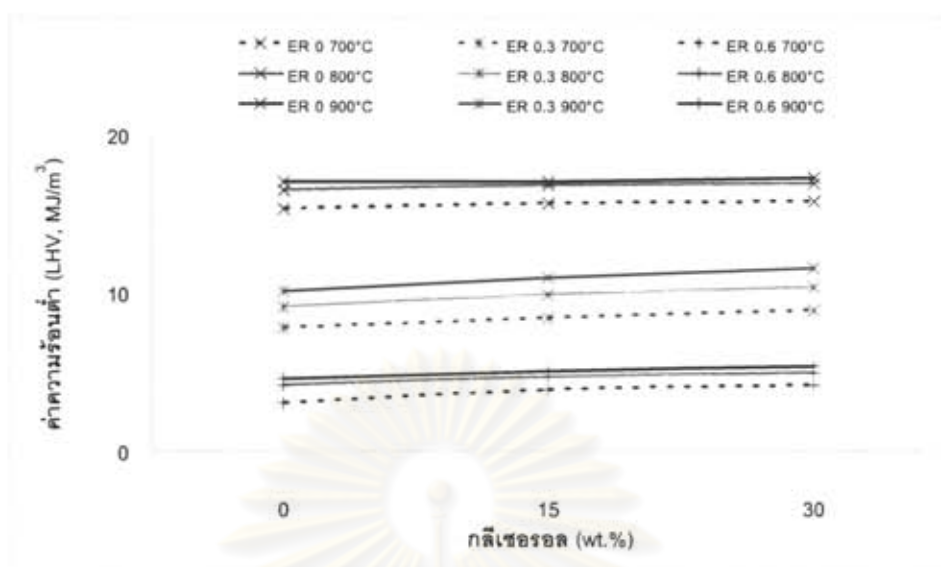
สภาวะการทดลอง	ปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H_2		
	ภาคสบูดำ:กลีเซอรอล = 100:0	ภาคสบูดำ:กลีเซอรอล = 85:15	ภาคสบูดำ:กลีเซอรอล = 70:30
ER 0 700°C	4.40	5.12	5.46
ER 0.3 700°C	3.96	6.34	7.81
ER 0.6 700°C	2.29	4.03	4.18
ER 0 800°C	5.98	6.08	6.12
ER 0.3 800°C	4.45	7.82	9.79
ER 0.6 800°C	3.27	5.32	5.81
ER 0 900°C	8.40	8.77	8.76
ER 0.3 900°C	4.76	11.55	11.67
ER 0.6 900°C	3.89	5.63	5.99



รูปที่ 4.17 ผลของกลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CH₄

ตารางที่ 4.23 ผลของกลีเซอรอลที่มีการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CH₄

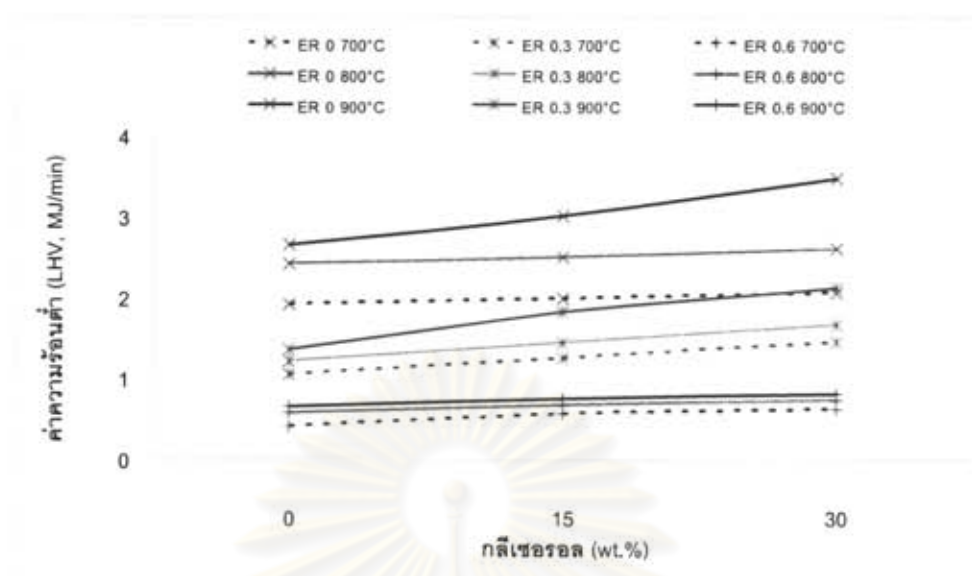
สภาวะการทดลอง	ปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CH ₄		
	ภาคสุญต์:กลีเซอรอล = 100:0	ภาคสุญต์:กลีเซอรอล = 85:15	ภาคสุญต์:กลีเซอรอล = 70:30
ER 0 700°C	18.26	18.56	18.76
ER 0.3 700°C	6.16	6.65	6.72
ER 0.6 700°C	1.42	1.76	2.14
ER 0 800°C	22.37	22.86	23.15
ER 0.3 800°C	8.68	9.76	10.31
ER 0.6 800°C	1.76	2.12	2.21
ER 0 900°C	24.42	26.14	28.80
ER 0.3 900°C	10.40	12.29	13.98
ER 0.6 900°C	1.87	2.18	2.37



รูปที่ 4.18 ผลของการเพิ่มกลีเซอรอลที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ

ตารางที่ 4.24 ผลของการเพิ่มกลีเซอรอลที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ

สภาวะการทดลอง	ค่าความร้อนต่ำ (MJ/m ³)		
	ภาคส่วน:กลีเซอรอล = 100:0	ภาคส่วน:กลีเซอรอล = 85:15	ภาคส่วน:กลีเซอรอล = 70:30
ER 0 700°C	15.32	15.65	15.79
ER 0.3 700°C	7.82	8.39	8.84
ER 0.6 700°C	3.01	3.86	4.18
ER 0 800°C	16.49	16.78	16.90
ER 0.3 800°C	9.12	9.88	10.38
ER 0.6 800°C	4.17	4.70	4.94
ER 0 900°C	17.01	17.04	17.24
ER 0.3 900°C	10.10	10.97	11.55
ER 0.6 900°C	4.60	5.06	5.36



รูปที่ 4.19 ผลของการเพิ่มกลีเซอรอลที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ (ในแง่ของปริมาณและคุณภาพ)

ตารางที่ 4.25 ผลของการเพิ่มกลีเซอรอลที่มีต่อค่าความร้อนต่ำ (ในแง่ของปริมาณและคุณภาพ)

สภาวะการทดลอง	ค่าความร้อนต่ำ (MJ/m ³)		
	กากสบู่อัด:กลีเซอรอล = 100:0	กากสบู่อัด:กลีเซอรอล = 85:15	กากสบู่อัด:กลีเซอรอล = 70:30
ER 0 700°C	1.92	1.99	2.06
ER 0.3 700°C	1.05	1.24	1.45
ER 0.6 700°C	0.41	0.56	0.62
ER 0 800°C	2.41	2.51	2.60
ER 0.3 800°C	1.21	1.44	1.67
ER 0.6 800°C	0.57	0.67	0.72
ER 0 900°C	2.65	3.02	3.48
ER 0.3 900°C	1.35	1.82	2.12
ER 0.6 900°C	0.66	0.75	0.81

สำหรับผลการเพิ่มกลีเซอรอลที่มีต่อค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ จะทำการศึกษาโดยวัดปริมาณผลิตภัณฑ์แก๊ส CO , H_2 และ CH_4 ที่ได้จากการทดลองในสภาวะต่าง ๆ แล้วนำค่าที่ได้มาคำนวณหาค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ ผลการศึกษาแสดงไว้ในรูปที่ 4.15 และตารางที่ 4.20 พบว่าเมื่อเพิ่มอัตราส่วนของกลีเซอรอลจะส่งผลให้ปริมาณค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์มีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อทำการทดลองในสภาวะที่มีการเติมออกซิเจนเข้าสู่ระบบหรือ ER 0.3, 0.6 และสำหรับที่สภาวะการทดลองที่ไม่มีการเติมออกซิเจนเข้าสู่ระบบหรือ ER 0 พบว่าค่าความร้อนต่ำของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้มีค่าค่อนข้างคงที่เมื่อมีการเพิ่มอัตราส่วนของกลีเซอรอลลงไป ในวัตถุดิบ ทั้งนี้อาจเป็นเพราะว่าการสลายตัวของกลีเซอรอลจะมีออกซิเจนเป็นตัวแปรสำคัญที่ก่อให้เกิดการสลายตัวกลายเป็นแก๊สที่ให้ความร้อนได้ดีขึ้น ดังนั้นเมื่อเปรียบเทียบการเพิ่มขึ้นของปริมาณค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์เมื่อทำการเพิ่มกลีเซอรอลลงไปในวัตถุดิบที่สภาวะที่มีการเติมออกซิเจนและสภาวะที่ไม่มีการเติมออกซิเจนเข้าสู่ระบบ จึงพบว่าสภาวะที่มีการเติมออกซิเจนเข้าสู่ระบบจะเห็นการเปลี่ยนแปลงที่เพิ่มขึ้นของค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่มากกว่าสภาวะการทดลองที่ไม่มีการเติมออกซิเจนเข้าสู่ระบบ โดยเมื่อพิจารณาทั้งในแง่ของคุณภาพและปริมาณของค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ (รูปที่ 4.19 และตารางที่ 4.25) พบว่าให้ผลการศึกษาเช่นเดียวกัน

สำหรับปริมาณร้อยละการเปลี่ยนแปลงโดยเฉลี่ยที่เพิ่มขึ้นหรือลดลงของทุกสภาวะการทดลองเมื่อทำการเพิ่มอัตราส่วนของกลีเซอรอลลงในวัตถุดิบที่ใช้เป็นวัตถุดิบตั้งต้นในการศึกษาจาก 0 wt.% เป็น 15 wt.% และ 30 wt.% หรืออัตราส่วนของกากสับดูดา:กลีเซอรอลเท่ากับ 100:0, 70:30 และ 85:15 แสดงไว้ดังตารางที่ 4.22 จากตารางพบว่าการเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงมีผลต่อการเปลี่ยนแปลงของ H_2 สูงที่สุด คือ เมื่อทำการเพิ่มอัตราส่วนของกลีเซอรอลลงในวัตถุดิบจะทำให้ปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็น H_2 เพิ่มขึ้นโดยเฉลี่ย 58.39%

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 4.26 ผลของการเพิ่มอัตราส่วนของกลีเซอรอลที่มีต่อปริมาณผลิตภัณฑ์แก๊สและค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์

อัตราส่วนระหว่าง ออกซิเจนกับ เชื้อเพลิงและ อุณหภูมิในการ เกิดปฏิกิริยา	เพิ่มอัตราส่วนของกลีเซอรอลลงในวัตถุดิบที่ใช้ จาก 0 wt.% เป็น 30 wt.%					
	องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สและค่าความร้อนต่ำ					
	CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	LHV	LHV*
ร้อยละของการ เปลี่ยนแปลง (ค่าเฉลี่ยในทุก อัตราส่วนระหว่าง ออกซิเจนกับ เชื้อเพลิง	↓ 4.63%	↑ 32.06%	↑ 58.39%	↑ 13.76%	↑ 8.61%	↑ 26.96%



คือ การเปลี่ยนแปลงที่ลดลง



คือ การเปลี่ยนแปลงที่เพิ่มขึ้น

* ค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่พิจารณาทั้งในแง่ของคุณภาพและปริมาณ

4.5 อัตราส่วนโดยโมลของ H₂/CO

แก๊สสังเคราะห์เป็นวัตถุดิบที่สำคัญในการผลิตสารเคมีอินทรีย์อื่น ๆ ได้อย่างมากมายซึ่งส่วนใหญ่แล้วจะเป็นสารพวกปิโตรเคมี สำหรับการนำแก๊สสังเคราะห์ไปใช้ประโยชน์นั้น ส่วนใหญ่จะนิยมผลิตแก๊สสังเคราะห์ให้มีอัตราส่วนโดยโมลของ H₂/CO เท่ากับ 2:1 หรือ 1:1 ซึ่งจากการศึกษาในครั้งนี้พบว่าค่าอัตราส่วนโดยโมลของ H₂/CO ที่มีค่ามากที่สุดเท่ากับ 0.59 ซึ่งทำการทดลองที่สภาวะการทดลองที่ใช้อัตราส่วนระหว่างกากสบู่อ่างกลีเซอรอล = 70:30 อุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยาเท่ากับ 700 องศาเซลเซียสและอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงเท่ากับ 0 โดยอัตราส่วนโดยโมลของ H₂/CO ที่สภาวะการทดลองต่าง ๆ แสดงไว้ในตารางที่ 4.23

ตารางที่ 4.27 อัตราส่วนโดยโมลของ H_2/CO ที่สภาวะการทดลองต่าง ๆ

อุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยา ($^{\circ}C$)	ER	กลีเซอรอล (wt.%)	อัตราส่วนโดยโมลของ H_2/CO
700	0	0	0.41
		15	0.52
		30	0.59
	0.3	0	0.18
		15	0.27
		30	0.31
	0.6	0	0.22
		15	0.32
		30	0.35
800	0	0	0.36
		15	0.39
		30	0.40
	0.3	0	0.18
		15	0.31
		30	0.35
	0.6	0	0.19
		15	0.32
		30	0.36
900	0	0	0.44
		15	0.38
		30	0.33
	0.3	0	0.18
		15	0.36
		30	0.34
	0.6	0	0.19
		15	0.29
		30	0.32
ค่าสูงสุด			0.59

4.6 การเปรียบเทียบผลงานวิจัยในครั้งนี้นี้กับงานวิจัยที่เกี่ยวข้องอื่น ๆ

สำหรับผลการศึกษาทั้งหมดที่ได้ศึกษาวิจัยในครั้งนี้นำเสนอไว้ในตารางที่ 4.24 โดยเมื่อดูจากค่า Total Carbon Conversion พบว่าค่า Total Carbon Conversion สูงสุดในการศึกษาครั้งนี้มีค่าอยู่ในช่วงที่ใกล้เคียงกับในหลายงานวิจัยที่ทำการศึกษามาก่อนหน้านี้ (Mansaray และคณะ, 1999, Maniatis และคณะ, 1989, Corella และคณะ, 1989) ซึ่งโดยทั่วไปจะได้ค่า Total Carbon Conversion อยู่ในช่วง 50-85 wt.% โดยค่า Total Carbon Conversion สูงสุดในการศึกษาในครั้งนี้คือ 86.77 wt.% ซึ่งทำการทดลองในสภาวะการทดลองที่ใช้อัตราส่วนระหว่างกากสับ:ค่า:กลีเซอรอล = 70:30 อุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยา 900 องศาเซลเซียส และอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงเท่ากับ 0.3

ตารางที่ 4.28 ค่าต่ำสุดและค่าสูงสุดของร้อยละปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนและไฮโดรเจนที่มีอยู่ในวัตถุดิบตั้งต้นรวมทั้งค่าความร้อนต่ำของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากการศึกษาในครั้งนี้

	ร้อยละปริมาณการแปรสภาพ (wt.%)
CO ₂	18.69–54.34
CO	10.37–40.56
H ₂	2.29–11.67
CH ₄	1.42–28.80
Total Carbon Conversion	49.09–86.77
อัตราส่วนโดยโมลของ H ₂ /CO	0.18-0.59
ค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์	3.01–17.24 (MJ/m ³)
ค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ (ในเชิงปริมาณและคุณภาพ)	0.41-3.48 (MJ/m ³)

ตารางที่ 4.29 การเปรียบเทียบผลงานวิจัยในครั้งนี้นักงานวิจัยที่เกี่ยวข้องอื่น ๆ

	วัตถุดิบที่ใช้ใน การศึกษา	สภาวะการทดลอง	ค่าความร้อนต่ำของ แก๊สผลิตภัณฑ์ (MJ/m ³)
Jiang และ Morey (1992)	ขี้ข้าวโพด	อัตราการป้อนวัตถุดิบ = 14.2-20 กิโลกรัมต่อ ชั่วโมง, อุณหภูมิ 920- 1050°K, อัตราการ ป้อนอากาศ = 1390 กิโลกรัมต่อชั่วโมงต่อ ลูกบาศก์เมตร	4 - 5
Chen และคณะ (2003)	ฟางข้าวและขี้เสี้ยน ไม้สน	ไพโรไลซิสที่อุณหภูมิ 500-950°C, ป้อน วัตถุดิบครั้งละ 500 กรัมต่อหนึ่งสภาวะ การทดลอง	13 - 15
Valliyappan (2004)	กลีเซอรอล	ไพโรไลซิสที่อุณหภูมิ 650-800°C, อัตรา การป้อนวัตถุดิบ = 30 มิลลิลิตรต่อนาที	13 - 22
วัชรารัตน์ (2008)	กากสบู่ดำและกาก สบู่ดำผสมกลีเซอรอล	อัตราการป้อนวัตถุดิบ = 5 กรัมต่อนาที อุณหภูมิ 700-900°C ER 0-0.6	3 - 17

สำหรับค่าความร้อนสูงสุดของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการศึกษาในครั้งนี้ทำการทดลองที่สภาวะอัตราส่วนระหว่างอากาศ:กลีเซอรอล = 70:30 อุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยา 900 องศาเซลเซียสและอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิง (ER) เท่ากับ 0 ซึ่งมีค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์เท่ากับ $17,240.76 \text{ KJ/m}^3$ ทั้งนี้สาเหตุที่สภาวะการทดลองที่ไม่มีการเติมออกซิเจนเข้าสู่ระบบเป็นสภาวะที่ทำให้ได้ค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์มากที่สุด เนื่องมาจากองค์ประกอบทางเคมีภายในวัตถุดิบมีปริมาณออกซิเจนที่เพียงพอต่อการออกซิไดซ์อยู่แล้ว ดังนั้นเมื่อทำการเพิ่มปริมาณออกซิเจนลงไปอีกจึงเป็นเสมือนการเพิ่มดัชนีการเผาไหม้ และทำให้ได้แก๊ส CO_2 เพิ่มสูงขึ้น ซึ่ง CO_2 เป็นแก๊สที่ไม่ใช่แก๊สที่สามารถให้ความร้อนได้ นอกจากนั้นแล้วแก๊ส CH_4 ซึ่งเป็นแก๊สที่มีค่าความร้อนต่ำสูงที่สุดก็อาจจะถูกออกซิไดซ์จากออกซิเจนจนสลายตัวกลายเป็นแก๊สชนิดอื่น ๆ ซึ่งไม่เป็นผลต่อค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์อีกด้วย ถึงแม้ว่าผลการศึกษาในหัวข้อผลของการเพิ่มกลีเซอรอลลงในวัตถุดิบที่มีต่อปริมาณค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์จะแสดงให้เห็นว่าเมื่อเพิ่มกลีเซอรอลลงในวัตถุดิบควรมีการเพิ่มออกซิเจนเข้าสู่ระบบจึงจะทำให้ค่าความร้อนเพิ่มขึ้นอย่างชัดเจน แต่ทั้งนี้การเพิ่มขึ้นของค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์เมื่อทำการเพิ่มกลีเซอรอลลงในวัตถุดิบและเพิ่มออกซิเจนลงไปด้วย ก็ยังไม่เท่ากับผลของการเพิ่มอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงที่มีต่อการลดลงของปริมาณค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ซึ่งมีผลทำให้ปริมาณค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ลดลงถึง 41.28% (ตารางที่ 4.18) และสำหรับค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่มีค่าสูงที่สุดในการศึกษาในครั้งนี้จัดว่าเป็นแก๊สเชื้อเพลิงที่มีค่าความร้อนปานกลาง ($14,893\text{-}20,478 \text{ KJ/m}^3$) ซึ่งสามารถนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงในการเผาไหม้ได้โดยตรง

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 5 สรุปผลการวิจัย และข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการวิจัย

จากการศึกษาเรื่องการแปรสภาพทางเคมีด้วยความร้อนของเชื้อเพลิงแข็งผสม จากกากสับดูต้าและของเสียกลีเซอรอล พบว่ามีปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอน (Total Carbon Conversion) อยู่ในช่วง 49.09–86.77 wt.% ส่วนปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H_2 พบว่ามีค่าอยู่ในช่วง 2.29–11.67 wt.% โดยมีอัตราส่วนโดยโมลของ H_2/CO อยู่ในช่วง 0.18–0.59 และค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีค่าอยู่ในช่วง 3.01–17.24 MJ/m³ โดยหากพิจารณาทั้งในแง่ปริมาณและคุณภาพของค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ พบว่าค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีค่าอยู่ในช่วง 0.41–3.48 MJ/m³ โดยค่าความร้อนสูงสุดของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ทั้งในแง่ของคุณภาพและปริมาณ จากการศึกษาในครั้งนี้ทำการทดลองที่สภาวะอัตราส่วนระหว่างกากสับดูต้า:กลีเซอรอล = 70:30 อุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยา 900 องศาเซลเซียส และอัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงเท่ากับ 0

สำหรับในส่วนของการศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อปฏิกิริยาการแปรสภาพมีตัวแปรที่ใช้ในการศึกษาคือ อัตราส่วนระหว่างกากสับดูต้า:กลีเซอรอล = 100:0, 85:15 และ 70:30 อุณหภูมิที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยา 700, 800 และ 900 องศาเซลเซียส อัตราส่วนระหว่างออกซิเจนกับเชื้อเพลิงเท่ากับ 0, 0.3 และ 0.6 สามารถสรุปผลการวิจัยได้ดังนี้

ผลของการเพิ่มอุณหภูมิ

- ในส่วนของปริมาณผลิตภัณฑ์ เมื่อทำการเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาจาก 700 เป็น 800 และ 900 องศาเซลเซียส พบว่าจะได้ปริมาณผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊สเพิ่มขึ้นโดยเฉลี่ยในทุกสภาวะการทดลองเท่ากับ 23.72 % ส่วนผลิตภัณฑ์ที่เป็นของแข็งและผลิตภัณฑ์ที่เป็นของเหลวจะลดลงโดยเฉลี่ยในทุกสภาวะการทดลองเท่ากับ 10.28 % และ 50.85 % ตามลำดับ

- ในส่วนของปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนและไฮโดรเจนเมื่อทำการเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาจาก 700 เป็น 800 และ 900 องศาเซลเซียส พบว่าร้อยละปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนและไฮโดรเจนไปเป็น CO , H_2 และ CH_4 มีค่าเพิ่มขึ้นโดยเฉลี่ย

ในทุกสภาวะการทดลองเท่ากับ 63.16 %, 59.24 %, 52.20 % ตามลำดับ ส่วนร้อยละปริมาณการแปรสภาพของ CO_2 จะมีค่าลดลงโดยเฉลี่ยเท่ากับ 5.89 %

- ในส่วนของค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ เมื่อทำการเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาจาก 700 เป็น 800 และ 900 องศาเซลเซียส พบว่าค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีค่าเพิ่มขึ้นโดยเฉลี่ยเท่ากับ 19.39 % ในทุกสภาวะการทดลอง

- ในส่วนของปริมาณและคุณภาพของค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์เมื่อทำการเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาจาก 700 เป็น 800 และ 900 องศาเซลเซียส พบว่าค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีค่าเพิ่มขึ้นทั้งในแง่คุณภาพและปริมาณ โดยเฉลี่ยเท่ากับ 47.33 % ในทุกสภาวะการทดลอง

ผลของการเพิ่ม Equivalent ratio

- ในส่วนของปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนและไฮโดรเจนเมื่อทำการเพิ่ม Equivalent ratio จาก 0 ไปเป็น 0.3 พบว่าร้อยละของปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO_2 และ CO เพิ่มขึ้นโดยเฉลี่ยเท่ากับ 75.59 % และ 66.77 % ส่วนร้อยละของปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CH_4 ลดลงโดยเฉลี่ยเท่ากับ 58.22 % และสำหรับร้อยละของปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H_2 พบว่ามีปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H_2 เพิ่มมากขึ้นโดยเฉลี่ยเท่ากับ 46.39 % ยกเว้นที่สภาวะการทดลองที่ใช้อัตราส่วนระหว่างกาบสับุด่า:กลีเซอรอล 100:0 หรือ 0 wt.% กลีเซอรอล เท่านั้นที่มีปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H_2 ที่ลดลงโดยเฉลี่ยเท่ากับ 29.92 %

- ในส่วนของปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนและไฮโดรเจนเมื่อทำการเพิ่ม Equivalent ratio จาก 0.3 ไปเป็น 0.6 พบว่าร้อยละของปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO และ CH_4 รวมทั้งร้อยละของปริมาณการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊ส H_2 มีค่าลดลงโดยเฉลี่ยเท่ากับ 40.94 %, 40.70 % และ 79.00 % สำหรับปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส CO_2 จะมีค่าเพิ่มขึ้นโดยเฉลี่ยเท่ากับ 52.25 %

- ในส่วนของค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ เมื่อทำการเพิ่ม Equivalent ratio จาก 0 ไปเป็น 0.6 พบว่าค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีค่าลดลงโดยเฉลี่ยในทุกสภาวะการทดลองเท่ากับ 54.18 %

- ในส่วนของปริมาณและคุณภาพของค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ เมื่อทำการเพิ่ม Equivalent ratio จาก 0 ไปเป็น 0.6 พบว่าค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีค่าลดลงทั้งในแง่คุณภาพและปริมาณ โดยเฉลี่ยเท่ากับ 56.95 % ในทุกสภาวะการทดลอง

ผลของการเพิ่มกลีเซอรอล

- ในส่วนของปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนและไฮโดรเจนเมื่อทำการเพิ่มอัตราส่วนของกลีเซอรอลลงในวัตถุดิบจาก 0 wt.% ไปเป็น 30 wt.% หรืออัตราส่วนระหว่างกากสบู่อ่าง:กลีเซอรอล = 100:0, 85:15 และ 70:30 สำหรับแก๊ส CO_2 จะมีปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CO_2 ลดลงเล็กน้อยหรือค่อนข้างที่จะคงที่ (ลดลงโดยเฉลี่ยเท่ากับ 4.63 %) ส่วนปริมาณการแปรสภาพไปเป็น CO และ H_2 มีแนวโน้มเพิ่มขึ้น (เพิ่มขึ้นโดยเฉลี่ยเท่ากับ 32.06 % และ 58.39 %) และในส่วนของปริมาณการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็น CH_4 พบว่าส่วนใหญ่มีแนวโน้มเพิ่มขึ้น (เพิ่มขึ้นโดยเฉลี่ยเท่ากับ 13.76 %)

- ในส่วนของค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ เมื่อทำการเพิ่มอัตราส่วนของกลีเซอรอลลงในวัตถุดิบจาก 0 wt.% ไปเป็น 30 wt.% หรืออัตราส่วนระหว่างกากสบู่อ่าง:กลีเซอรอล = 100:0, 85:15 และ 70:30 พบว่าค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีค่าเพิ่มขึ้นอย่างชัดเจนเมื่อทำการทดลองในสภาวะที่มีการเติมอากาศเข้าสู่ระบบหรือ ER 0.3, 0.6 และสำหรับที่สภาวะการทดลองที่ไม่มีการเติมอากาศเข้าสู่ระบบหรือ ER 0 พบว่าค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีค่าค่อนข้างคงที่เมื่อมีการเพิ่มอัตราส่วนของกลีเซอรอลลงไปในวัตถุดิบ โดยการเพิ่มขึ้นของค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 8.61%

- ในส่วนของผลการพิจารณาทั้งในแง่ของคุณภาพและปริมาณของค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ก็ให้ผลเช่นเดียวกันคือค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีค่าเพิ่มขึ้นอย่างชัดเจนเมื่อทำการทดลองในสภาวะที่มีการเติมอากาศเข้าสู่ระบบหรือ ER 0.3, 0.6 และสำหรับที่สภาวะการทดลองที่ไม่มีการเติมอากาศเข้าสู่ระบบหรือ ER 0 พบว่าค่าความร้อนต่ำของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้มีค่าค่อนข้างคงที่ ยกเว้นสภาวะการทดลองที่ไม่มีการเติมอากาศเข้าสู่ระบบหรือ ER 0 ที่ใช้อุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยา 900 องศาเซลเซียส ค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์จะมีการเปลี่ยนแปลงที่เพิ่มขึ้นอย่างชัดเจน โดยการเพิ่มขึ้นของค่าความร้อนต่ำของแก๊สผลิตภัณฑ์ทั้งในแง่ปริมาณและคุณภาพมีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 26.96%

5.2 ข้อเสนอแนะ

ควรมีการทดลองเพิ่มเติมโดยเพิ่มตัวเร่งปฏิกิริยา และเพิ่มไอน้ำ เพื่อให้ผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้มีปริมาณ H_2/CO เพิ่มมากขึ้น



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

รายการอ้างอิง

ภาษาไทย

- จเร สดากร. 2527. สมุดตำพีชศัทยภาพสูงเพื่อพลังงานทดแทนของประเทศไทย. วารสารวิชาการ
เกษตร. 2: 67-72.
- จิระศักดิ์ แสงพุ่ม. 2530. การผลิตแก๊สเชื้อเพลิงจากถ่านไม้ในฟลูอิดไดซ์เบด. วิทยานิพนธ์ปริญญา
มหาบัณฑิต ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- ชนิดา มฤคทัต. 2550. การแปรสภาพกากสบู่ดำโดยกระบวนการไพโรไลซิสแบบชั้นเบดนิ่ง.
วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- ชัยวัฒน์ ธาณรัตน์. 2537. จลนพลศาสตร์ของการรีฟอร์ม มีเทน ไอน้ำ คาร์บอนไดออกไซด์บน
ตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล/อลูมินา. วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต ภาควิชาเคมีเทคนิค
คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- นเรศ สัตยารักษ์ และคณะ. 2549. เทคโนโลยีพลังงานชีวมวลและแก๊สชีวภาพ. ทิศทาง
พลังงานไทย. 1: 240-254.
- เบญจมาศ ปุยอ็อก. 2547. แก๊สพีเคชันของแบล็คคลิเคอร์เร่งปฏิกิริยาด้วยเหล็กบนโคโลไมต์.
วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์
มหาวิทยาลัย.
- ไพจิตร จันทร์วงศ์. 2530. พีชน้ำมันและน้ำมันพีช 52 ชนิด. กรุงเทพฯ: โรงพิมพ์คุรุสภา.
- พร้อมพงศ์ ตาลเสวต. 2544. การศึกษาความเป็นไปได้ของการนำพลังงานที่ได้จากเศษยางล้อรถที่
ไม่ใช้แล้วกลับมาใช้ใหม่ภายในโรงงาน. วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต ภาควิชา
เทคโนโลยีพลังงาน มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.
- ลาวัลย์ เขียรถาวร. 2535. รีฟอร์มมิงของก๊าซ มีเทน คาร์บอนไดออกไซด์ ไอน้ำบนตัวเร่งปฏิกิริยานิ
เกิลอลูมินาในฟลูอิดไดซ์เบด. วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะ
วิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- วสิน กาญจนภ. 2545. การทำไฮโดรเจนให้บริสุทธิ์จากแก๊สสังเคราะห์โดยวอเตอร์แก๊สชิฟต์และตัว
ดูดซับทางเคมี. วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- วิฑูรย์ อบรม และคณะ. 2549. การวัดปริมาณแก๊สชีวมวลในระบบแก๊สซิฟิเคชัน. การประชุม
วิชาการทางวิศวกรรมศาสตร์. วิทยาเขตกำแพงแสน มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.

ศูนย์ส่งเสริมพลังงานชีวมวล. 2550. ข้อมูลชีวมวล [online]. แหล่งที่มา: <http://www.effe.or.th>.

(ตุลาคม 2550)

สิทธิศักดิ์ อุปริงศ์. 2535. การศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อปฏิกิริยาและผลิตภัณฑ์ของเตาไฟไรโลซิสแบบไหลขึ้น. วิทยานิพนธ์ปริญญาามหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์ มหาวิทยาลัย.

สุปรียา สุขเกษม. 2548. การใช้ประโยชน์จากสบู่ดำ. เอกสารการประชุมเสนอกิจกรรมวิจัยสู่ตำรากรมวิชาการเกษตร. สถาบันวิจัยพืชไร่ กรมวิชาการเกษตร กรุงเทพฯ.

สุพัตรา ชีวธนาคุปต์. 2546. แก๊สสังเคราะห์จากแก๊สพีเคชันของยูคาลิปตัส. วิทยานิพนธ์ปริญญาามหาบัณฑิต ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

อาภาณี เหลืองนฤมิตชัย. 2538. การผลิตก๊าซเชื้อเพลิงจากแกลบในเบดนิ่ง. วิทยานิพนธ์ปริญญาามหาบัณฑิต ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาษาอังกฤษ

- Breag, G.R. and Chittenden. 1979. Public of Tropical Product Institute. USA: McGraw-Hill.
- Chen, G., Andries, J., Luo, Z. and Spliethoff, H. 2003. Biomass pyrolysis/gasification for product gas production: the overall investigation of parametric effects. Energy conversion and Management. 44: 1875-1884.
- Jiang, H., and Morey, R.V. 1992. Air-gasification of corncobs at fluidization. Biomass and Bioenergy. 3: 87-92.
- Jon van Gerpen. 2005. Biodiesel processing and production. Fuel Processing Technology. 86: 1097-1107.
- Khater, E.M.H., El-Lbiary, N.N., and Khattab, I.A. 1992. Gasification of rice hulls. Biomass and Bioenergy. 3: 329-333.
- Laminine James and Dicks Andrew. 2000. Fuel cell System Explained. UK: JOHN WILEY&SONS. LTD.
- Mansaray, K.G., Ghaly, A.E., Taweel, A.M., Hamdullahpur, F. and Ugursal, V.I. 1999. Air gasification of rice husk in a dual distributor type fluidized bed gasifier. Biomass and Bioenergy. 17: 315-332.
- Paasen, S.V.B. and Kiel, J.H.A. 2004. Tar formation in fluidized-bed gasification. The 2nd World Conference and Technology Exhibition on Biomass for Energy. Industry and Climate Protection Italy.
- Prostein, R. F., and Hicks, R. E., 1982. Synthetic Fuels. USA: McGraw-Hill.
- Xiao, R., Jin, B., Zhou, Z. and Zhang M. 2007. Air gasification of polypropylene plastic waste in fluidzed bed gasifier. Energy Conversion & Management. 48: 778-786.
- Sadakorn, J. 1982. Report on Collection of *Jatropha curcas* L. (Saboo-dam) in the North of Thailand. Agricultural Economics. 5.
- Satterfield, C.N. 1980. Heterogeneous Catalysis in Practice. USA: McGraw-Hill.
- Tewari, D. N. 2002. Biodiesel – from Concept to Reality. Proceedings of the International Convention on Biofuels – driving India's Future. 1-11.
- Turn, S., Kinoshita, C., Zhang, Z. Ishimura, D. and Zhou, J. 1998. An experimental investigation of hydrogen production from biomass gasification. Hydrogen Energy. 23: 641-648.

- Valliyappan, T. 2004. Hydrogen or syn gas production from glycerol using pyrolysis and steam gasification process. Master's Thesis. Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering University of Saskatchewan.
- Volken, H.K. 1979. Chemical Industrial. USA: McGraw-Hill.
- Wei Wu, Katsuya Kawamoto, and Hidetoshi Kuramochi. 2006. Hydrogen-rich synthesis gas production from waste wood via gasification and reforming technology for fuel cell application. J Master Cycles Waste Manag. 8: 70-77.
- Ooi, T.L., Yong, K.C., Wanyunus, W.M.Z., Hazimah, A.H. and Dzulkefly, K. 2001. Characterization of Glycerol residue from a plam kernel oil Methyl Ester plant. Journal of Oil Plam Research. 13: 1-6.



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตัวอย่างวิธีการคำนวณการแปลงสภาพของคาร์บอนและไฮโดรเจนเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ (%conversion)

ทราบค่า

คาร์บอนในกากสบูดำเท่ากับ	38.99%
ป้อนตัวอย่างเข้าสู่ระบบ	5 กรัม/นาที่
จึงเท่ากับป้อนคาร์บอนเข้าสู่ระบบ	$5 \times 0.3899 = 1.9495$ กรัม/นาที่

ไฮโดรเจนในกากสบูดำเท่ากับ	6.34 %
ป้อนตัวอย่างเข้าสู่ระบบ	5 กรัม/นาที่
จึงเท่ากับป้อนคาร์บอนเข้าสู่ระบบ	$5 \times 0.0634 = 0.3170$ กรัม/นาที่

Vol.% ของ CO ₂	4.89 %
วัดอัตราการไหลของก๊าซขาออกได้	15.7872 ลิตร/นาที่
จึงเท่ากับมี Vol.ของ CO ₂	$(4.89 \times 15.7872)/100$ = 0.7720 ลิตร/นาที่
เท่ากับมี CO ₂	$= 0.7720/22.4 \text{ mol} = 0.0345 \text{ mol}$ $= 0.0345 \times (12+16+16)$ = 1.5164 กรัม
ซึ่งใน CO ₂ 1.5164 กรัม จะมี C อยู่	$= (1.5164 \times 12)/(12+16+16)$ = 0.4136 กรัม
ดังนั้น % C conversion ของ CO ₂ จึง	$= (0.4136/1.9495) \times 100$ = 21.21%

Vol.% ของ CO	2.44 %
วัดอัตราการไหลของก๊าซขาออกได้	15.7872 ลิตร/นาที่
จึงเท่ากับมี Vol.ของ CO	$(2.44 \times 15.7872)/100$ = 0.3852 ลิตร/นาที่
เท่ากับมี CO	$= 0.3852/22.4 \text{ mol} = 0.0172 \text{ mol}$ $= 0.0172 \times (12+16)$ = 0.4815 กรัม

ซึ่งใน CO 0.4815 กรัม จะมี C อยู่	$= (0.4815 \times 12)/(12+16)$
	$= 0.2064 \text{ กรัม}$
ดังนั้น % C conversion ของ CO ₂ จึง	$= (0.2064/1.9495) \times 100$
	$= 10.59\%$
Vol.% ของ H ₂	0.99 %
วัดอัตราการไหลของก๊าซขาออกได้	15.7872 ลิตร/นาที
จึงเท่ากับมี Vol.ของ H ₂	$(0.99 \times 15.7872)/100$
	$= 0.1563 \text{ ลิตร/นาที}$
เท่ากับมี H ₂	$= 0.1563/22.4 \text{ mol} = 0.0070 \text{ mol}$
	$= 0.0070 \times (1 \times 2) = 0.0140 \text{ กรัม}$
ซึ่งใน H ₂ 0.0140 กรัม จะมี H อยู่	$= (0.0140 \times 2)/(1 \times 2)$
	$= 0.0140 \text{ กรัม}$
ดังนั้น % H conversion ของ H ₂ จึง	$= (0.0140/0.3170) \times 100 = 4.40\%$
Vol.% ของ CH ₄	4.21 %
วัดอัตราการไหลของก๊าซขาออกได้	15.7872 ลิตร/นาที
จึงเท่ากับมี Vol.ของ CH ₄	$(4.21 \times 15.7872)/100$
	$= 0.6646 \text{ ลิตร/นาที}$
เท่ากับมี CH ₄	$= 0.6646/22.4 \text{ mol} = 0.0297 \text{ mol}$
	$= 0.0297 \times (12+(1 \times 4))$
	$= 0.4747 \text{ กรัม}$
ซึ่งใน CH ₄ 0.4747 กรัม จะมี C อยู่	$= (0.4747 \times 12)/(12+(1 \times 4))$
	$= 0.3561 \text{ กรัม}$
ดังนั้น % C conversion ของ CH ₄ จึง	$= (0.3561/1.9495) \times 100$
	$= 18.26\%$

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นางสาววัชรารัตน์ จรัสมาศ เกิดเมื่อวันที่ 3 กรกฎาคม ที่จังหวัดกรุงเทพมหานคร สำเร็จการศึกษาระดับปริญญาตรี สาขาสิ่งแวดล้อม จากภาควิชาวิทยาศาสตร์ทั่วไป จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย หลังจากนั้นจึงเข้าศึกษาต่อที่สหสาขาวิชาวิทยาศาสตร์สิ่งแวดล้อม จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อปี พ.ศ. 2549



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย