

การแก้ไขเพิ่มเติมของซีดีที่ถ่ายจากอุตสาหกรรมการแปรรูปไม้ในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลน



บทคัดย่อและแฟ้มข้อมูลฉบับเต็มของวิทยานิพนธ์ตั้งแต่ปีการศึกษา 2554 ที่ให้บริการในคลังปัญญาจุฬาฯ (CUIR)  
เป็นแฟ้มข้อมูลของนิสิตเจ้าของวิทยานิพนธ์ ที่ส่งผ่านทางบัณฑิตวิทยาลัย

The abstract and full text of theses from the academic year 2011 in Chulalongkorn University Intellectual Repository (CUIR)  
are the thesis authors' files submitted through the University Graduate School.

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต  
สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม  
คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
ปีการศึกษา 2560  
ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Gasification of Sawdust from Wood Processing Plants in Cyclone Reactor

Miss Adisa Vongsvanrungruang



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

Department of Environmental Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

Academic Year 2017

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การแก้ไขพีเคชันของซีเลื้อยจากอุตสาหกรรมการแปรรูปไม้ ในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลน
โดย	นางสาวอดิศา วงศ์วานรุ่งเรือง
สาขาวิชา	วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	รองศาสตราจารย์ ดร.วิบูลย์ ศรีเจริญชัยกุล
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม	ดร.ดวงเดือน อัจองค์

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัยรับนี้เป็นส่วน  
หนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

.....คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์  
(รองศาสตราจารย์ ดร. สุพจน์ เตชวรสินสกุล)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

.....ประธานกรรมการ  
(รองศาสตราจารย์ ดร. ขวลิต รัตนธรรมสกุล)

.....อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก  
(รองศาสตราจารย์ ดร.วิบูลย์ ศรีเจริญชัยกุล)

.....อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม  
(ดร.ดวงเดือน อัจองค์)

.....กรรมการ  
(รองศาสตราจารย์ ดร. เพ็ชรพร เขาวกิจเจริญ)

.....กรรมการ  
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. อัจฉริยา สุริยวงค์)

.....กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย  
(ดร. ศุภวรรณ วิชพันธุ์)

อดิศา วงศ์วานรุ่งเรือง : การแกซีฟิเคชันของชี้เลื่อยจากอุตสาหกรรมการแปรรูปไม้ในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลน (Gasification of Sawdust from Wood Processing Plants in Cyclone Reactor) อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก: รศ. ดร.วิบูลย์ ศรีเจริญชัยกุล, อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม: ดร.ดวงเดือน อางองค์, 116 หน้า.

งานวิจัยนี้ศึกษาประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงของการแกซีฟิเคชันชี้เลื่อยจากอุตสาหกรรมการแปรรูปไม้ในเตาปฏิกรณ์ไซโคลนซึ่งช่วยให้อนุภาคขนาดเล็กได้รับความร้อนโดยตรงจากผนังของไซโคลนเข้าสู่อนุภาคทำให้เกิดปฏิกิริยา และคัดแยกผลิตภัณฑ์ของแข็งที่เกิดขึ้นออกจากแก๊สผลิตภัณฑ์ได้ในขณะเดียวกัน ชี้้เลื่อยที่ใช้เป็นชี้เลื่อยผสมระหว่างไม้ยางและไม้เบญจพรรณ มีขนาดอนุภาค 150-250 ไมโครเมตร สภาวะการทำงาน คือ อุณหภูมิ 700 800 และ 900 องศาเซลเซียส ที่อัตราส่วนสมมูล 0.15 0.30 0.45 และ 0.60 อัตราการไหลของแก๊สเข้าระบบ 0.36 0.78 และ 1.56 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส อัตราส่วนสมมูล 0.30 โดยวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ต่าง ๆ ดังนี้ องค์ประกอบของแก๊สเชื้อเพลิง ( $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$  และ  $\text{C}_n\text{H}_m$ ) ค่าการแปรสภาพของคาร์บอน และไฮโดรเจนของวัตถุดิบ ค่าความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิง และค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง จากการทดลองพบว่าอุณหภูมิมีผลต่อประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง โดยอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้ค่าการแปรสภาพของคาร์บอน และไฮโดรเจน ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ และค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิงเพิ่มสูงขึ้น ในขณะเดียวกันอัตราส่วนสมมูลก็ส่งผลเช่นเดียวกันกับอุณหภูมิ โดยประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงจะเพิ่มขึ้นตามอัตราส่วนสมมูลจนถึงค่าสูงสุดที่สุด จากนั้นประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงของระบบจะลดต่ำลงเมื่ออัตราส่วนสมมูลเพิ่มขึ้น โดยอุณหภูมิ และอัตราส่วนสมมูลที่ให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุดคือ 900 องศาเซลเซียส ที่อัตราส่วนสมมูล 0.45 สำหรับอัตราการไหลของแก๊สเข้าระบบที่ทำให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด คือ 0.78 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ภาควิชา วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม

ลายมือชื่อนิสิต .....

สาขาวิชา วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก .....

ปีการศึกษา 2560

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาร่วม .....

# # 5770480021 : MAJOR ENVIRONMENTAL ENGINEERING

KEYWORDS: CYCLONE / FUEL GAS / BIOMASS GASIFICATION / SAWDUST

ADISA VONGSVARNRUNGRUANG: Gasification of Sawdust from Wood Processing Plants in Cyclone Reactor. ADVISOR: ASSOC. PROF.VIBOON SRICHAROENCHAikul, Ph.D., CO-ADVISOR: DUANGDUEN ATONG, Ph.D., 116 pp.

The gasification efficiency of furniture waste sawdust in cyclone reactor, which have the potential to convey the small particles directly collide to the hot cyclone wall and separate the solid products from the gas products in one step, is studied. The sawdust was mixed with rubber wood and miscellaneous wood to the particle size of 150-250  $\mu\text{m}$ . The gasification conditions are reactor temperature of 700, 800, and 900°C, equivalence ratio of 0.15, 0.30, 0.45, and 0.60. The inlet gas flow rate also varied at 0.36 0.78 and 1.56  $\text{m}^3/\text{h}$  at 800 °C and equivalence ratio of 0.30. The evaluated parameters are: fuel gas composition ( $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$  and  $\text{C}_n\text{H}_m$ ), carbon and hydrogen conversions, lower heating value and cold gasification efficiency. The experiments showed that the reactor temperature has an effect on the efficiency of fuel gas production. Higher reaction temperature resulted in greater carbon and hydrogen conversions, lower heating value of gas products and cold gasification efficiency. Meanwhile, the equivalence ratio also significantly affects the fuel gas production. The efficiency of fuel gas production increased with the equivalence ratio to the optimum value then the efficiency of the gasification decreased. The highest fuel efficiency occurred at the temperature, equivalence ratio, and inlet gas flow rate of 900°C, 0.45, and 0.78  $\text{m}^3/\text{h}$ , respectively.

Department: Environmental  
Engineering

Field of Study: Environmental  
Engineering

Academic Year: 2017

Student's Signature .....

Advisor's Signature .....

Co-Advisor's Signature .....

## กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบพระคุณรองศาสตราจารย์ ดร.วิบูลย์ ศรีเจริญชัยกุล อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ และ ดร.ดวงเดือน อางองค์ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม เป็นอย่างสูงที่คอยให้คำปรึกษา คำแนะนำ และแนวทางที่ดี ในการทำวิทยานิพนธ์มาโดยตลอด

ขอขอบพระคุณ คุณพ่อ คุณแม่ และครอบครัว ที่ให้การดูแล สนับสนุน เป็นที่ปรึกษา และให้กำลังใจตลอดมา

ขอขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร. ขวลิต รัตนธรรมสกุล อาจารย์ผู้ทำหน้าที่เป็นประธานกรรมการ รองศาสตราจารย์ ดร. เพ็ชรพร เขาวกิจเจริญ และผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. อัจฉริยา สุริยะวงศ์ อาจารย์ผู้ทำหน้าที่คณะกรรมการในการสอบวิทยานิพนธ์ ที่คอยให้คำแนะนำ คำติชม ในการปรับปรุง และแก้ไขวิทยานิพนธ์

ขอขอบพระคุณ ดร.ศุภวรรณ วิชพันธ์ุ คณะกรรมการผู้ทรงคุณวุฒิ ที่คอยให้คำแนะนำ คำติชม ในการปรับปรุง และแก้ไขวิทยานิพนธ์

ขอขอบพระคุณนางสาวจุฬารัตน์ นิสามณีเนตร นางสาวปัญญาลักษณ์ สิรินวรานนท์ นางสาวปรานค์ทิพย์ แก้วเพ็ชรกร และนางสาวยศวดี ฮะวังจู นิสิตระดับปริญญาเอกในที่ปรึกษาของรองศาสตราจารย์ ดร.วิบูลย์ ศรีเจริญชัยกุล และ ดร.ดวงเดือน อางองค์ ที่คอยเป็นกำลังใจ ให้คำปรึกษา คำแนะนำ ร่วมทำการทดลอง และร่วมแก้ไขปัญหาต่างๆ จนวิทยานิพนธ์ฉบับนี้สามารถสำเร็จลุล่วงลงได้

ขอขอบพระคุณห้องปฏิบัติการศูนย์เทคโนโลยีโลหะและวัสดุแห่งชาติที่เอื้อเฟื้ออุปกรณ์ ในการทดลอง และเจ้าหน้าที่ห้องปฏิบัติการที่ให้คำแนะนำในการทำวิจัยครั้งนี้

ขอขอบพระคุณห้องปฏิบัติการตีภาคิวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมทุกท่านที่ให้คำแนะนำ และอำนวยความสะดวกในการปฏิบัติงาน

ขอขอบพระคุณเจ้าหน้าที่ธุรการภาคิวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมทุกท่านที่ให้คำแนะนำ และช่วยดำเนินงานเอกสารให้เป็นไปอย่างราบรื่น

## สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ	ช
สารบัญภาพ	ฐ
สารบัญตาราง.....	ฅ
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ชื่อวิทยานิพนธ์.....	1
1.2 คำสำคัญ.....	1
1.3 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.4 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย.....	3
1.5 ขอบเขตของงานวิจัย.....	3
1.6 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	4
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	5
2.1 แก๊สซิฟิเคชัน (Gasification).....	5
2.1.1 สารช่วยในการเกิดปฏิกิริยา (Gasifying Medium).....	5
2.1.2 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน.....	7
2.1.2.1 การระเหยแห้ง.....	9
2.1.2.2 ไพโรไลซิส 9	
2.1.2.3 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันถ่านซาร์.....	10
2.1.2.3.1 ความเร็วในการเกิดปฏิกิริยาของถ่านซาร์.....	11
2.1.2.3.2 ปฏิกิริยาบูดูยาร์ด (Boudouard Reaction).....	11

2.1.2.3.3 ปฏิกริยาวอเตอร์แก๊ส (Water-gas Reaction) .....	12
2.1.2.3.4 ปฏิกริยาการเปลี่ยนแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์เป็น คาร์บอนไดออกไซด์ด้วยน้ำ (Shift Reaction).....	13
2.1.2.3.5 ปฏิกริยาไฮโดรจีเนชัน (Hydrogasification Reaction) .....	14
2.1.2.4 กระบวนการเผาไหม้ถ่านชาร์ .....	15
2.2 ไชโคลน (Cyclone).....	16
2.2.1 หลักการทำงาน .....	16
2.2.2 ชนิดของไชโคลน .....	18
2.2.3 ขนาดและรูปร่างของไชโคลน .....	22
2.2.4 ประสิทธิภาพของไชโคลน (Collection Efficiency).....	24
2.2.4.1. วิธีของ Lapple.....	24
2.2.4.2. วิธีของ Leith และ Licht .....	26
2.2.5 ค่าความดันสูญเสียหรือความดันลด (Pressure Drop).....	26
2.2.5.1. Shepherd และ Lapple, นพภาพร พานิช และคณะ (2547).....	26
2.2.5.2. Perkins, วงศ์พันธ์ ลิ้มปเสนีย์ และคณะ (2543) .....	27
2.3 ชีวมวล (Biomass).....	28
2.3.1 โครงสร้างของชีวมวล .....	29
2.3.1.1 เซลลูโลส (Cellulose).....	29
2.3.1.2 เฮมิเซลลูโลส (Hemicellulose) .....	30
2.3.1.3 ลิกนิน (Lignin) .....	30
2.3.2 การแบ่งประเภทของเชื้อเพลิง .....	30
2.3.2.1. สัดส่วนอะตอม .....	31
2.3.2.2. สัดส่วนขององค์ประกอบลิกโนเซลลูโลส.....	32



2.3.2.3. แผนภาพสามเหลี่ยมของกระบวนการแกซิฟิเคชัน .....	32
2.3.3 สมบัติของชีวมวล .....	33
2.3.3.1. สมบัติทางกายภาพ .....	33
2.3.3.1.1. ความหนาแน่น .....	33
2.3.3.2. ลักษณะทางความร้อน .....	34
2.3.3.2.1. ค่าการนำความร้อน (Thermal Conductivity) .....	34
2.3.3.2.2. ค่าความร้อนจำเพาะ (Specific Heat) .....	35
2.3.3.2.3. เอนทัลปี (Heat of Formation) .....	36
2.3.3.2.4. ค่าความร้อน (Heating Value) .....	36
2.3.3.2.5. อุณหภูมิจุดติดไฟ (Ignition Temperature) .....	36
2.3.3.3. องค์ประกอบของชีวมวล .....	36
2.3.3.3.1. การศึกษาองค์ประกอบแบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis) .....	37
2.3.3.3.2. การศึกษาองค์ประกอบแบบประมาณ (Proximate Analysis) .....	37
2.3.4 ข้อมูลชี้่ล่่อยของประเทศไทย .....	37
2.3.4.1 ปริมาณ .....	37
2.3.4.2 การกระจายตัว .....	38
2.4 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง .....	41
2.4.1. ศึกษาความเหมาะสมของการใช้ไซโคลนเป็นเตาปฏิกรณ์ .....	41
2.4.2. ศึกษาขนาดของชี้่ล่่อยที่เหมาะสมสำหรับการเกิดปฏิกิริยาแกซิฟิเคชันในเตา ปฏิกรณ์แบบไซโคลน .....	41
2.4.3. ศึกษาอัตราการป้อนชีวมวลเข้าสู่ระบบ .....	42
2.4.4. ศึกษาสมบัติของชี้่ล่่อย .....	42
บทที่ 3 แผนการทดลองและวิธีดำเนินงานวิจัย .....	45

3.1 การเตรียมวัตถุดิบและการคัดแยกขนาด .....	45
3.2 วัสดุ อุปกรณ์ และสารเคมี .....	45
3.3 แผนการทดลอง .....	46
3.4 การดำเนินการทดลอง .....	47
3.4.1. การทดลองช่วงที่ 1 ศึกษาองค์ประกอบของวัตถุดิบ ออกแบบและสร้างเตาปฏิกรณ์ ไซโคลน และทดลองเดินระบบ .....	48
3.4.1.1. การวิเคราะห์องค์ประกอบแบบประมาณ (Proximate Analysis) และ พฤติกรรมสลายตัวของวัตถุดิบ.....	48
3.4.1.2. ศึกษาองค์ประกอบแบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis) .....	49
3.4.1.3. ศึกษาปริมาณสารอนินทรีย์ในวัตถุดิบ.....	49
3.4.1.4. ศึกษาค่าความร้อนของวัตถุดิบ .....	49
3.4.1.5. ศึกษาองค์ประกอบทางเคมีของวัตถุดิบ .....	50
3.4.1.6. ออกแบบและสร้างเตาปฏิกรณ์ไซโคลน .....	50
3.4.1.7. การทดลองเดินระบบ .....	51
3.4.2. การทดลองช่วงที่ 2 ศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมในการเดินระบบที่ทำให้ระบบมี ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด.....	52
3.4.2.1. อุณหภูมิแก๊สฟีดเคชั่น.....	53
3.4.2.2. อัตราการส่วนสมมูล .....	53
3.4.2.3. อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ .....	54
3.4.3. การทดลองช่วงที่ 3 ศึกษาองค์ประกอบและคุณสมบัติของผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้น .....	54
3.4.3.1. ผลิตภัณฑ์ของแข็ง.....	54
3.4.3.2. ผลิตภัณฑ์ของเหลว .....	55
3.4.3.3. ผลิตภัณฑ์แก๊ส .....	55
บทที่ 4 ผลการทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง .....	56

4.1. ศึกษาองค์ประกอบของวัตถุดิบ (ซีลี้อย) ออกแบบและสร้างเตาปฏิกรณ์ไซโคลน และทดลองเดินระบบ .....	56
4.1.1 ศึกษาองค์ประกอบของวัตถุดิบ (ซีลี้อย).....	56
4.1.1.1 การวิเคราะห์องค์ประกอบแบบประมาณ (Proximate Analysis) และพฤติกรรมสลายตัวของวัตถุดิบ.....	57
4.1.1.2 ศึกษาองค์ประกอบธาตุของวัตถุดิบ (Ultimate Analysis).....	59
4.1.1.3 ปริมาณสารอินทรีย์ในวัตถุดิบ.....	60
4.1.1.4 ศึกษาค่าความร้อนของวัตถุดิบ.....	61
4.1.1.5 ศึกษาองค์ประกอบทางเคมีของวัตถุดิบ.....	61
4.1.2 การออกแบบและสร้างเตาปฏิกรณ์ไซโคลน .....	62
4.1.2.1 การออกแบบส่วนให้ความร้อนของแก๊สพาก่อนเข้าระบบ.....	62
4.1.2.2 การออกแบบส่วนป้อนชีวมวล.....	63
4.1.2.3 การออกแบบเตาปฏิกรณ์.....	64
4.1.2.4 การออกแบบส่วนควบแน่นผลิตภัณฑ์.....	67
4.1.3 การทดลองเดินระบบ .....	68
4.1.3.1. การทดสอบการให้ความร้อนแก๊สไซโคลน.....	68
4.1.3.2. การทดสอบระบบป้อนชีวมวลอัตโนมัติ .....	68
4.2. ศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการเกิดปฏิกิริยาเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงสุด .....	69
4.2.1 ผลของอัตราส่วนสมมูลที่มีต่อประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง .....	75
4.2.2 ผลของอุณหภูมิแก๊สที่เข้าเตาที่มีต่อประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง .....	80
4.2.3 ผลของอัตราการไหลของแก๊สพารเข้าระบบต่อประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง.....	84
4.3. ศึกษาผลิตภัณฑ์ของแข็งที่เกิดขึ้น.....	85

4.3.1 องค์ประกอบธาตุของถ่านชาร์ .....	85
4.3.2 ลักษณะสัณฐานของอนุภาคถ่านชาร์ .....	86
4.3.2.1 ผลของอัตราส่วนสมมูลต่อลักษณะสัณฐานของอนุภาคซีลีย์ .....	86
4.3.2.2 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อการแปรสภาพของลักษณะสัณฐานของอนุภาคถ่านชาร์ .....	87
บทที่ 5 สรุปผลงานวิจัยและข้อเสนอแนะ .....	90
5.1. สรุปผลงานวิจัย.....	90
5.2. ข้อเสนอแนะ.....	91
รายการอ้างอิง .....	92
ภาคผนวก ก การคำนวณส่วนนอกแบบระบบ .....	96
ภาคผนวก ก.1 การออกแบบส่วนให้ความร้อนของแก๊สพาทก่อนเข้าระบบ .....	97
ภาคผนวก ข การคำนวณสำหรับการทดลอง .....	100
ภาคผนวก ข.1 คำนวณค่าประสิทธิภาพในการตัดแยกขนาดของไซโคลน .....	101
ภาคผนวก ข.2 คำนวณระยะเวลาที่อนุภาคอยู่ในไซโคลน .....	103
ภาคผนวก ข.3 คำนวณอัตราการไหลของแก๊สที่อุณหภูมิแก๊สที่เคชันต่าง ๆ .....	105
ภาคผนวก ข.4 คำนวณอัตราส่วนสมมูล (Equivalent Ratio, ER) .....	106
ภาคผนวก ข.5 คำนวณค่าการแปรสภาพของคาร์บอน และไฮโดรเจน (Carbon and Hydrogen Conversion).....	108
ภาคผนวก ข.6 คำนวณค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (The Cold Gas Efficiency, CGE).....	111
ภาคผนวก ข.7 คำนวณค่าความร้อนของแก๊สผลิตถ่านชาร์ (The Lower Heating Value, LHV).....	112
ภาคผนวก ค รายละเอียดอุปกรณ์ .....	113

ภาคผนวก ค.1 เครื่องวิเคราะห์แก๊สแบบเคลื่อนที่ได้ (Portable GAS3100P Syngas  
Analyser)..... 114

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์ ..... 116



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
CHULALONGKORN UNIVERSITY

## สารบัญภาพ

หน้า

ภาพที่ 2. 1	แผนภาพสามเหลี่ยมของกระบวนการแกซีพีเคชั่น .....	6
ภาพที่ 2. 2	ลำดับการเกิดปฏิกิริยา และเส้นทางในการเกิดปฏิกิริยาแกซีพีเคชั่น .....	7
ภาพที่ 2. 3	ค่าคงที่สมดุลของปฏิกิริยาแกซีพีเคชั่น .....	14
ภาพที่ 2. 4	การเคลื่อนตัวของกระแสแก๊สในไซโคลน .....	17
ภาพที่ 2. 5	ส่วนประกอบของไซโคลน .....	17
ภาพที่ 2. 6	ไซโคลนชนิดไหลเข้าตามแนวเส้นสัมผัส (Tangential Entry Cyclone) (ก) ทางเข้า ด้านบน (Top Inlet) (ข) ทางเข้าด้านล่าง (Bottom Inlet) .....	18
ภาพที่ 2. 7	ไซโคลนชนิดไหลเข้าตามแนวแกน (Axial Entry Cyclone) .....	19
ภาพที่ 2. 8	ลักษณะทั่วไปของวอร์เท็กซ์และการไหลวนย้อนกระแสหลัก (Eddy Flow) ภายใน ไซโคลนธรรมดา .....	20
ภาพที่ 2. 9	ชนิดของท่อทางเข้า (Inlet) ของไซโคลน .....	21
ภาพที่ 2. 10	ลักษณะท่อทางออก (Outlet) ของไซโคลน .....	21
ภาพที่ 2. 11	ประสิทธิภาพของไซโคลนแยกตามขนาดของอนุภาค .....	22
ภาพที่ 2. 12	สัดส่วนของไซโคลนมาตรฐาน .....	23
ภาพที่ 2. 13	การเปรียบเทียบค่าประสิทธิภาพของไซโคลนแยกตามขนาดของอนุภาคที่คำนวณได้ จากทฤษฎีและจากการทดลอง .....	24
ภาพที่ 2. 14	ประสิทธิภาพของไซโคลนกับอัตราส่วนของขนาดอนุภาค .....	25
ภาพที่ 2. 15	องค์ประกอบหลักของชีวมวล .....	29
ภาพที่ 2. 16	โครงสร้างโมเลกุลของเซลลูโลส .....	29
ภาพที่ 2. 17	โครงสร้างโมเลกุลของเฮมิเซลลูโลส หรือ ไซแลน .....	30
ภาพที่ 2. 18	โครงสร้างบางส่วนของส่วนประกอบของลิกนิน .....	30
ภาพที่ 2. 19	การแบ่งประเภทของเชื้อเพลิงโดยใช้อัตราส่วนระหว่าง H/C และ O/C .....	31
ภาพที่ 2. 20	การแบ่งประเภทของเชื้อเพลิงโดยใช้อัตราส่วนขององค์ประกอบลิกโนเซลลูโลส ...	32

ภาพที่ 2. 21 แผนภาพสามเหลี่ยมของกระบวนการแกซีฟิเคชัน .....	33
ภาพที่ 2. 22 แสดงการเปลี่ยนแปลงของค่าการนำความร้อนของไม้กับค่าความหนาแน่นโดย น้ำหนักแห้ง.....	35
ภาพที่ 2. 23 ความสัมพันธ์ระหว่างค่าความร้อนจำเพาะและอุณหภูมิ .....	35
ภาพที่ 2.24 จำนวนโรงงานแปรรูปไม้ของประเทศไทยจำแนกตามภาค พ.ศ. 2559.....	39
ภาพที่ 2.25 ภาพการกระจายตัวของการปลูกไม้ยางพาราของประเทศไทย .....	40
ภาพที่ 3. 1 แผนการดำเนินงานวิจัย.....	46
ภาพที่ 3. 2 แผนการดำเนินการทดลอง.....	47
ภาพที่ 3. 3 เตาปฏิกรณ์ไฮโคลน.....	51
ภาพที่ 3. 4 แผนผังแสดงกระบวนการแกซีฟิเคชันซีลี้อยจากโรงงานแปรรูปไม้.....	53
ภาพที่ 4. 1 ร้อยละการกระจายตัวของซีลี้อยขนาดต่าง ๆ .....	56
ภาพที่ 4. 2 ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบแบบประมาณของซีลี้อยขนาด 150-250 ไมโครเมตร .....	58
ภาพที่ 4. 3 ส่วนให้ความร้อนของแก๊สพาก่อนเข้าระบบ .....	63
ภาพที่ 4. 4 ส่วนป้อนชีวมวล .....	64
ภาพที่ 4. 5 เตาปฏิกรณ์ไฮโคลน.....	66
ภาพที่ 4. 6 ส่วนควบแน่นผลิตภัณฑ์.....	67
ภาพที่ 4. 7 (ก) เจจวัดความดันในระบบที่ทางเข้าแก๊ส (ข) เจจวัดความดันในระบบที่ทางออก แก๊ส.....	68
ภาพที่ 4. 8 ร้อยละการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และอัตราส่วน สมมูล .....	76
ภาพที่ 4. 9 ร้อยละของถ่านชาร์กับอัตราส่วนสมมูล .....	77
ภาพที่ 4. 10 ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์และอัตราส่วนสมมูล.....	78
ภาพที่ 4. 11 ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิงและอัตราส่วนสมมูล .....	78
ภาพที่ 4. 12 สมดุลคาร์บอน (โดยน้ำหนัก) และอัตราส่วนสมมูล.....	80

ภาพที่ 4. 13 การแปรสภาพของคาร์บอนเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และอุณหภูมิ แกซีฟิเคชัน.....	81
ภาพที่ 4. 14 การแปรสภาพของของไฮโดรเจนเป็นแก๊สไฮโดรเจนและอุณหภูมิ แกซีฟิเคชัน .....	81
ภาพที่ 4. 15 ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์และอุณหภูมิแกซีฟิเคชัน .....	83
ภาพที่ 4. 16 ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิงและอุณหภูมิแกซีฟิเคชัน .....	83
ภาพที่ 4. 17 ร้อยละของถ่านชาร์ที่เหลือในระบบแปรผกผันกับอุณหภูมิแกซีฟิเคชัน .....	84
ภาพที่ 4. 18 (ก) ลักษณะของซีลี้อยขนาด 150-250 ไมโครเมตร (ข) ถ่านชาร์ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียสอัตราส่วนสมมูล 0.15 (ค) ถ่านชาร์ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียสอัตราส่วนสมมูล 0.30 (ง) ถ่านชาร์ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียสอัตราส่วนสมมูล 0.45.....	87
ภาพที่ 4. 19 (ก) ลักษณะของซีลี้อยขนาด 150-250 ไมโครเมตร (ข) ถ่านชาร์ที่อุณหภูมิ 700 °ซ (ค) ถ่านชาร์ที่อุณหภูมิ 800 °ซ (ง) ถ่านชาร์ที่อุณหภูมิ 900 °ซ .....	88

สารบัญตาราง

หน้า

ตารางที่ 2. 1 ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่แปรผันตามสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยา .....	7
ตารางที่ 2. 2 ปฏิกิริยาเคมีในกระบวนการแกซีฟิเคชัน ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส.....	8
ตารางที่ 2. 3 ตารางแสดงการเปรียบเทียบผลของการแปรความร้อนในรูปของถ่านชาร์ต่อ อัตราการเกิดปฏิกิริยาแกซีฟิเคชัน และอัตราการเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้.....	15
ตารางที่ 2. 4 ลักษณะของไซโคลน.....	23
ตารางที่ 2. 5 ค่า K ที่ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางต่าง ๆ ของไซโคลน .....	28
ตารางที่ 2. 6 อุณหภูมิจุดติดไฟ และร้อยละของสารระเหยของเชื้อเพลิงชนิดต่าง ๆ.....	36
ตารางที่ 2.7 ปริมาณซีลี้อย (ไม้สั๊กแปรรูป ไม้กระยาเลยแปรรูป และไม้ยางพาราที่ถูกโค่น) ของ ประเทศไทยปี พ.ศ. 2552-2559.....	38
ตารางที่ 2.8 จำนวนโรงงานแปรรูปไม้ของประเทศไทยจำแนกตามภาค พ.ศ. 2557 .....	39
ตารางที่ 2.9 องค์ประกอบทางเคมี (เซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนิน) ของไม้ชนิดต่าง ๆ.....	43



ตารางที่ 2.10 องค์ประกอบแบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis) ของซีลี้อย่างไม้ชนิดต่าง ๆ	43
ตารางที่ 2.11 องค์ประกอบแบบประมาณ (Proximate Analysis) ของซีลี้อย่างไม้ชนิดต่าง	44
ตารางที่ 3. 1 อุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง .....	45
ตารางที่ 3. 2 การวิเคราะห์องค์ประกอบแบบประมาณ (Proximate Analysis) .....	49
ตารางที่ 4. 1 องค์ประกอบแบบประมาณของซีลี้อย่างไม้ขนาด 150-250 ไมโครเมตรเทียบกับงานวิจัยอื่น .....	58
ตารางที่ 4. 2 องค์ประกอบแบบแยกธาตุของซีลี้อย่างไม้ขนาด 150-250 ไมโครเมตร .....	59
ตารางที่ 4. 3 องค์ประกอบแบบแยกธาตุของซีลี้อย่างไม้ขนาด 150-250 ไมโครเมตรเทียบกับงานวิจัยอื่น .....	60
ตารางที่ 4. 4 ปริมาณสารอินทรีย์ในซีลี้อย่างไม้ขนาด 150-250 ไมโครเมตร .....	61
ตารางที่ 4. 5 ค่าความร้อนของซีลี้อย่างไม้ขนาด 150-250 ไมโครเมตร .....	61
ตารางที่ 4. 6 องค์ประกอบทางเคมีของซีลี้อย่างไม้ขนาด 150-250 ไมโครเมตร .....	62
ตารางที่ 4. 7 อัตราส่วนในการออกแบบไซโคลนแบบ Stairmand .....	65
ตารางที่ 4. 8 ผลการแกซีพีเคชั่นซีลี้อย่างไม้ในเตาปฏิกรณ์ไซโคลนที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส ที่อัตราส่วนสมมูลต่างกัน .....	71
ตารางที่ 4. 9 ผลการแกซีพีเคชั่นซีลี้อย่างไม้ในเตาปฏิกรณ์ไซโคลนที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ที่อัตราส่วนสมมูลต่างกัน .....	72
ตารางที่ 4. 10 ผลการแกซีพีเคชั่นซีลี้อย่างไม้ในเตาปฏิกรณ์ไซโคลนที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ที่อัตราส่วนสมมูลต่างกัน .....	73
ตารางที่ 4. 11 ผลการแกซีพีเคชั่นซีลี้อย่างไม้ในเตาปฏิกรณ์ไซโคลนที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ที่อัตราส่วนไหลของแก๊สพาเข้าระบบต่างกัน .....	74
ตารางที่ 4. 12 องค์ประกอบแบบแยกธาตุของถ่านชาร์ที่สภาวะต่าง ๆ .....	85

# บทที่ 1

## บทนำ

### 1.1 ชื่อวิทยานิพนธ์

ภาษาไทย      การแกซีฟิเคชันของซีลี้อยจากอุตสาหกรรมการแปรรูปไม้ในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลน

ภาษาอังกฤษ      Gasification of Sawdust from Wood Processing Plants in Cyclone Reactor

### 1.2 คำสำคัญ

แกซีฟิเคชัน      (Gasification)

ซีลี้อย      (Sawdust)

ไซโคลน      (Cyclone)

แก๊สเชื้อเพลิง      (Fuel Gas)

### 1.3 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

จากแนวโน้มความต้องการพลังงานของโลกในช่วง 30 ปีที่ผ่านมา (พ.ศ. 2533-2559) โลกมีความต้องการพลังงานสูงขึ้นอย่างต่อเนื่อง โดยเฉพาะอย่างยิ่งในทวีปเอเชียที่มีความต้องการพลังงานสูงขึ้นเกือบเท่าตัว เมื่อความต้องการพลังงานเพิ่มมากขึ้น แหล่งพลังงานก็มีความต้องการเพิ่มขึ้นเช่นเดียวกัน คงปฏิเสธไม่ได้ว่าเชื้อเพลิงฟอสซิลเป็นแหล่งพลังงานที่นำมาใช้งานได้ง่ายและสะดวกที่สุด แต่การนำเชื้อเพลิงฟอสซิลมาใช้เป็นแหล่งพลังงานจะเป็นการเพิ่มปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เข้าสู่บรรยากาศ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นหนึ่งในแก๊สเรือนกระจก (คาร์บอนไดออกไซด์ มีเทน ไอน้ำ และไนตรัสออกไซด์) ที่ก่อให้เกิดปัญหาโลกร้อนในปัจจุบัน ทั้งนี้ไม่อาจปฏิเสธได้เลยว่าแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ส่วนใหญ่ เกิดจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงเพื่อใช้เป็นแหล่งพลังงาน โดยเฉพาะการเผาเชื้อเพลิงฟอสซิลในภาคการขนส่ง การเผาเชื้อเพลิงฟอสซิลเป็นการเพิ่มแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เข้าสู่บรรยากาศโดยไม่มีการหมุนเวียนแก๊สเหล่านั้นกลับมาใช้ใหม่ ทำให้ปัญหาการเพิ่มขึ้นของแก๊สเรือนกระจกในชั้นบรรยากาศทวีความรุนแรงยิ่งขึ้น เพื่อลดปัญหาดังกล่าว พลังงานทดแทน โดยเฉพาะอย่างยิ่ง ชีวมวล ที่มีประสิทธิภาพในการหมุนเวียนคาร์บอนในวัฏจักร จึงถูกนำมาใช้ในการ

ผลิตพลังงานทดแทน ชีวมวล เป็นหนึ่งในพลังงานทดแทนที่มีประสิทธิภาพในการนำมาผลิตพลังงาน เช่น งานวิจัยของ Kirsanovs และคณะ (2017) ศึกษาประสิทธิภาพในการนำชีวมวล (ไม้ซืน) มาผ่านกระบวนการแกซีฟิเคชันซึ่งแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการนี้ให้ค่าความร้อนออกมามากถึง 330-600 กิโลวัตต์

การนำชีวมวลมาใช้เป็นแหล่งพลังงานสามารถทำได้หลายวิธี วิธีที่ใช้กันทั่วไป คือ การเผาไหม้ชีวมวลโดยตรง วิธีการดังกล่าวเป็นวิธีที่ง่ายที่สุดในการใช้พลังงานจากชีวมวล แต่มีประสิทธิภาพในการใช้พลังงานต่ำ เนื่องจากการเผาไหม้มีการสูญเสียความร้อนสู่สิ่งแวดล้อมภายนอกสูง อีกทั้งการขนส่งชีวมวลจากแหล่งวัตถุดิบไปยังแหล่งที่ต้องการใช้พลังงานมีค่าใช้จ่ายสูง เนื่องจากชีวมวลเป็นของแข็งที่มีความหนาแน่นต่ำ ทำให้มีปริมาตรในการขนส่งมาก การนำไปใช้งานไม่สะดวก และการเผาไหม้ชีวมวลโดยตรงนี้ จะเกิดเถ้าซึ่งมีองค์ประกอบเป็นสารอนินทรีย์ สารประกอบออกไซด์ของโลหะที่มีสมบัติเป็นเบสในเถ้า เมื่อเถ้าได้รับความร้อนจะเกิดการหลอมตัวเกิดเป็นคราบเหนียวเคลือบตามผนังของห้องเผาไหม้ นอกจากนี้โลหะอัลคาไลในเถ้าเมื่อได้รับความร้อน จะระเหยกลายเป็นไอทำปฏิกิริยากับซัลเฟอร์ออกไซด์ในไอเสีย เกิดเป็นสารประกอบซัลเฟตที่เป็นคราบเหนียว คราบเหนียวเหล่านี้จะเคลือบตามท่อและดักจับฝุ่นเถ้าที่ลอยมา ทำให้ผนังของห้องเผาไหม้มีสภาพเป็นฉนวน เสียลักษณะการใช้งานในการส่งผ่านความร้อน ทำให้ความร้อนที่ผลิตได้ถูกนำไปใช้เป็นพลังงานลดลง การเปลี่ยนรูปของแข็งชีวมวลให้เป็นเชื้อเพลิงที่มีค่าพลังงานต่อมวลมากขึ้นจึงเป็นวิธีการที่น่าสนใจ โดยเฉพาะการเปลี่ยนรูปของแข็งชีวมวลให้อยู่ในรูปของแก๊สเชื้อเพลิง เนื่องจากแก๊สเชื้อเพลิงมีประสิทธิภาพสามารถนำไปใช้กับเครื่องยนต์ เครื่องจักร หรือแม้แต่เชื้อเพลิงสำหรับการหุงต้มได้ง่าย การเปลี่ยนรูปชีวมวลให้อยู่ในรูปของแก๊สนั้นมีหลายกระบวนการ ทั้งกระบวนการทางชีวภาพ และกระบวนการทางเคมีความร้อน เพื่อให้เกิดการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงอย่างรวดเร็วและมีประสิทธิภาพ กระบวนการทางเคมีความร้อนจึงเหมาะสำหรับงานวิจัยนี้ กระบวนการทางเคมีความร้อนที่เหมาะสมกับการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง คือ กระบวนการแกซีฟิเคชัน กระบวนการนี้เป็นกระบวนการที่ต้องการระยะเวลาในการเกิดปฏิกิริยาสั้น และ อัตราการให้ความร้อนต่อชีวมวลสูง เนื่องจากต้องการให้ชีวมวลเกิดการสลายตัวให้อยู่ในรูปของแก๊สมากที่สุด เพื่อให้เกิดกระบวนการดังกล่าวชีวมวลขนาดเล็กจึงเหมาะสำหรับกระบวนการนี้ ชี๊เลื่อยเป็นชีวมวลที่มีอนุภาคขนาดเล็ก (เล็กกว่า 1000 ไมโครเมตร) ซึ่งเป็นวัสดุเหลือทิ้งจากอุตสาหกรรมการแปรรูปไม้ และการผลิตเฟอร์นิเจอร์ ที่มีการคาดการณ์ว่าปริมาณชี๊เลื่อยที่ถูกผลิตขึ้นในประเทศไทยมีปริมาณมากกว่า 1 ล้านตันต่อปี ด้วยปริมาณที่มากทำให้ชี๊เลื่อยมีศักยภาพในการนำมาใช้เป็นแหล่งพลังงาน นอกจากนี้อนุภาคที่มีขนาดเล็กของชี๊เลื่อยทำให้

สามารถถ่ายเทความร้อนภายในได้สูง และเกิดปฏิกิริยาได้อย่างรวดเร็ว ทำให้อนุภาคเกิดการสลายตัว เป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ได้มาก การแกซีฟิเคชันซีลื้อยถูกศึกษาในเตาปฏิกรณ์หลายแบบ เช่น เตาปฏิกรณ์แบบเบดเคลื่อนที่ (Thamavithya *et al.*, 2012) และเตาปฏิกรณ์แบบปล่อยหล่น (Weiland *et al.*, 2013 และ Zhao *et al.*, 2010) แต่ด้วยลักษณะของซีลื้อยที่มีขนาดเล็ก และมีความหนาแน่นต่ำ ทำให้พบปัญหาของการทดลองในเตาปฏิกรณ์ดังกล่าว คือ อนุภาคที่มีขนาดเล็กสามารถหลุดออกจากเตาปฏิกรณ์ก่อนเกิดปฏิกิริยาสมบูรณ์ และสารอัลคาไลน์บางส่วนหลุดออกจากเตาปฏิกรณ์ โดยเกาะติดไปกับผิวของอนุภาคที่เกิดปฏิกิริยาไม่สมบูรณ์เหล่านี้ เพื่อแก้ปัญหาดังกล่าว เตาปฏิกรณ์แบบไซโคลน จึงถูกเลือกมาใช้ในงานวิจัยนี้ เนื่องจากลักษณะการทำงานโดยทั่วไปของไซโคลนที่นำกระแสแก๊สเข้าสู่ระบบด้วยความเร็ว ความเร็วนี้สามารถเหวี่ยงอนุภาคให้ชนกับผนังของไซโคลน เกิดถ่ายเทความร้อนโดยตรงจากผนังไซโคลนเข้าสู่อนุภาคและเกิดปฏิกิริยาได้อย่างรวดเร็ว อีกทั้งความเร็วนี้ยังสามารถคัดแยกอนุภาคที่เกิดปฏิกิริยาไม่สมบูรณ์ หรือ ถ่านชาร์ที่เกิเกิดขึ้น ออกจากแก๊สผลิตภัณฑ์ได้โดยอัตโนมัติ ทำให้สามารถลดเวลาในการเกิดปฏิกิริยาของผลิตภัณฑ์ และ ทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีการปนเปื้อนของอนุภาคลดลงด้วย

งานวิจัยนี้จึงมีจุดมุ่งหมายเพื่อศึกษาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการแกซีฟิเคชันซีลื้อยในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลนเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด โดยการปรับเปลี่ยนอุณหภูมิแกซีฟิเคชัน อัตราส่วนสมมูลของระบบ และอัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ

#### 1.4 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

- 1.4.1. เพื่อสร้างและออกแบบเตาปฏิกรณ์ไซโคลน
- 1.4.2. เพื่อศึกษาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการแกซีฟิเคชันเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด
- 1.4.3. เพื่อศึกษาองค์ประกอบ และคุณสมบัติของผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้น

#### 1.5 ขอบเขตของงานวิจัย

งานวิจัยนี้เป็นการทดลองในระดับปฏิบัติการ ดำเนินการทดลอง ณ ชั้น 4 อาคารปฏิบัติการรวม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย และ ศูนย์เทคโนโลยีโลหะและวัสดุแห่งชาติ อุทยานวิทยาศาสตร์ประเทศไทย

1.5.1 เตาปฏิกรณ์ไซโคลนที่ใช้ในงานวิจัยผลิตจากสแตนเลส (310S) หนา 3 มิลลิเมตร ให้ความร้อนโดยใช้เตาแบบขดลวดไฟฟ้า และใช้แก๊สไนโตรเจนและออกซิเจนเป็นแก๊สพา เพื่อกำหนดอัตราส่วนสมมูลในการเกิดปฏิกิริยา

1.5.2 ซีลีย์ที่ใช้ในงานวิจัยเป็นซีลีย์จากโรงงานเฟอร์นิเจอร์ในเขตจังหวัดระยอง

1.6 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.6.1 เป็นแนวทางเลือกให้กับการแปรรูปชีวมวลให้เป็นเชื้อเพลิงที่มีประสิทธิภาพมากขึ้น และได้แก๊สเชื้อเพลิง เป็นเชื้อเพลิงทดแทน

1.6.2 เป็นการพัฒนาเตาปฏิกรณ์ให้สามารถทำงานได้อย่างต่อเนื่อง และสามารถขยายขนาดสู่อุตสาหกรรมได้



## บทที่ 2

### ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

#### 2.1 แกซิฟิเคชัน (Gasification)

แกซิฟิเคชันเป็นกระบวนการเปลี่ยนสารจากสถานะของแข็ง หรือ ของเหลว ให้อยู่ในสถานะ แก๊ส เชื้อเพลิง หรือ สารตั้งต้นสำหรับการผลิตสารเคมี โดยอาศัยกระบวนการทางเคมีความร้อน ซึ่งสารผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นเหล่านี้สามารถนำมาใช้ประโยชน์ในการผลิตพลังงาน หรือ ใช้สำหรับการผลิตสารเคมีที่มีมูลค่าต่อไปได้

แกซิฟิเคชัน และการเผาไหม้ เป็นกระบวนการทางเคมีความร้อนเช่นเดียวกัน แต่ปัจจัยที่ทำให้สองกระบวนการนี้แตกต่างกัน คือ แกซิฟิเคชันเป็นกระบวนการอัดพลังงานให้อยู่ในรูปพันธะเคมีในผลิตภัณฑ์แก๊ส แต่การเผาไหม้เป็นกระบวนการที่ทำลายพันธะเคมีเพื่อนำพลังงานออกมาใช้งาน แกซิฟิเคชันเป็นกระบวนการที่เพิ่มไฮโดรเจนเข้าไปในคาร์บอนที่เกิดจากการสลายตัวของสารตั้งต้นเพื่อผลิตแก๊สเชื้อเพลิงที่มีอัตราส่วนไฮโดรเจนต่อคาร์บอนสูง (H/C) ในขณะที่กระบวนการเผาไหม้จะเกิดการออกซิไดส์ไฮโดรเจนและคาร์บอน เกิดเป็นน้ำและคาร์บอนไดออกไซด์

ชีวมวลโดยทั่วไปเมื่อเข้าสู่กระบวนการแกซิฟิเคชันจะเกิดปฏิกิริยาต่าง ๆ ดังต่อไปนี้

- กระบวนการระเหยแห้ง
- กระบวนการสลายตัวด้วยความร้อน หรือ ไพโรไลซิส
- กระบวนการเผาไหม้บางส่วน ของ แก๊ส สารระเหย และถ่าน
- กระบวนการแกซิฟิเคชัน หรือ การสลายตัวของผลิตภัณฑ์

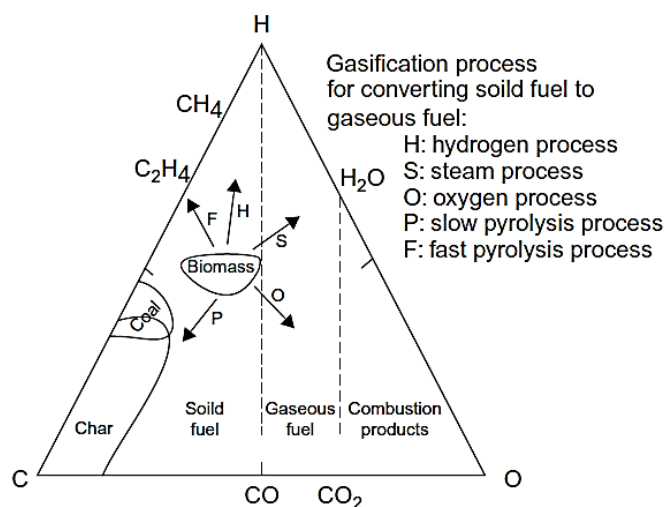
แกซิฟิเคชันเป็นกระบวนการที่ต้องการสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยา (Gasifying Medium) เช่น ไอน้ำ อากาศ หรือ ออกซิเจน เพื่อช่วยในการจัดเรียงโมเลกุลของชีวมวลให้เกิดผลิตภัณฑ์เป็นแก๊ส หรือ ของเหลว ซึ่งสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยานี้ทำหน้าที่เพิ่มปริมาณไฮโดรเจนให้กับผลิตภัณฑ์ ด้วยเหตุนี้ สารช่วยในการเกิดปฏิกิริยาจึงเป็นส่วนสำคัญที่ช่วยให้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีคุณภาพดีขึ้น

##### 2.1.1 สารช่วยในการเกิดปฏิกิริยา (Gasifying Medium)

สารช่วยในการเกิดปฏิกิริยามีหน้าที่เข้าทำปฏิกิริยากับคาร์บอนที่เป็นของแข็ง และสารประกอบไฮโดรคาร์บอนโมเลกุลใหญ่ เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์เป็นแก๊สที่มีมวลโมเลกุลต่ำ เช่น คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และ ไฮโดรเจน (H<sub>2</sub>) สารหลักที่เป็นสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยา คือ

- ออกซิเจน
- ไอน้ำ
- อากาศ

ออกซิเจนเป็นสารที่นิยมใช้เป็นสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยามากที่สุด โดยออกซิเจนจะเข้าทำปฏิกิริยาที่กระบวนการเผาไหม้ และ กระบวนการเผาไหม้บางส่วน ออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยานี้อาจมีแหล่งที่มาจากอากาศ หรือ ออกซิเจนบริสุทธิ์ก็ได้ ค่าความร้อนและองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีคุณภาพดีขึ้น เมื่อมีสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยาเข้าทำปฏิกิริยาด้วย จากแผนภาพสามเหลี่ยมของกระบวนการแกซิฟิเคชัน (ภาพที่ 2.1) มุมทั้งสามของแผนภาพประกอบไปด้วย ออกซิเจน ไฮโดรเจน และ คาร์บอน จากแผนภาพนี้แสดงให้เห็นว่า ชีวมวลที่เกิดการสลายตัวผ่านปฏิกิริยาต่าง ๆ กัน จะให้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่มีองค์ประกอบที่แตกต่างกันด้วย



ภาพที่ 2. 1 แผนภาพสามเหลี่ยมของกระบวนการแกซิฟิเคชัน , Basu (2013)

เมื่อออกซิเจนถูกนำมาใช้เป็นสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยา ผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นจึงมีแนวโน้มไปทางมุมของออกซิเจนมากขึ้น ซึ่งผลิตภัณฑ์ที่ได้คือ คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) เมื่อออกซิเจนมีปริมาณน้อย และ คาร์บอนไดออกไซด์ (CO<sub>2</sub>) เมื่อออกซิเจนมีปริมาณมาก เมื่อปริมาณออกซิเจนที่ป้อนเข้าสู่ระบบเพิ่มขึ้นแต่ปริมาณออกซิเจนที่ต้องการตามทฤษฎียังคงเท่าเดิม กระบวนการจะเริ่มเปลี่ยนจากกระบวนการแกซิฟิเคชันเป็นกระบวนการเผาไหม้ และผลิตภัณฑ์ที่ได้จะเป็นแก๊สทิ้ง (Flue Gas) แทนแก๊สเชื้อเพลิง (Fuel Gas) แก๊สทิ้งหรือผลิตภัณฑ์จากกระบวนการเผาไหม้เป็นแก๊สที่ไม่มีค่าความร้อน เมื่อปฏิกิริยาเกิดเข้าใกล้มุมของออกซิเจนมากขึ้นจากแผนภาพสามเหลี่ยมของกระบวนการแกซิฟิเคชันแสดงให้เห็นว่า แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีองค์ประกอบของไฮโดรเจนต่ำ และจะเพิ่มปริมาณแก๊สผลิตภัณฑ์ที่มีองค์ประกอบของคาร์บอนเพิ่มขึ้น เช่น คาร์บอนมอนอกไซด์ และ คาร์บอนไดออกไซด์ ในแก๊สผลิตภัณฑ์

ไอน้ำเมื่อถูกนำมาใช้เป็นสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยา ปฏิกิริยาจะเคลื่อนที่เข้าหาหมุมที่เป็นไฮโดรเจนตามแผนภาพสามเหลี่ยมของกระบวนการแกซิฟิเคชัน ดังนั้นผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นจะมีอัตราส่วนของผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนต่อคาร์บอนเพิ่มขึ้นด้วย

การใช้สารช่วยในการเกิดปฏิกิริยาแกซิฟิเคชันที่ต่างกันออกไป จะมีผลต่อค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้น (ตัวอย่างเช่น ถ้าใช้อากาศแทนออกซิเจน ไนโตรเจนในอากาศจะไปเจือจางแก๊สผลิตภัณฑ์ผลิตภัณฑ์ให้มีค่าความร้อนลดลง) จากตารางที่ 2.1 แสดงให้เห็นว่าออกซิเจนเป็นสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยาที่ให้ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์สูงที่สุด รองลงมาคือ ไอน้ำ และ อากาศ ตามลำดับ เราจะสังเกตได้ว่าในกระบวนการแกซิฟิเคชันปฏิกิริยาที่มีการใช้ออกซิเจนเป็นสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยา ผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีค่าความร้อนสูงกว่าปฏิกิริยาที่ใช้ไอน้ำ และ อากาศ เป็นสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยา ซึ่งแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการเข้าทำปฏิกิริยาของน้ำ และ อากาศ จะถูกเจือจางด้วยไนโตรเจนทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีค่าความร้อนของแก๊สลดลง

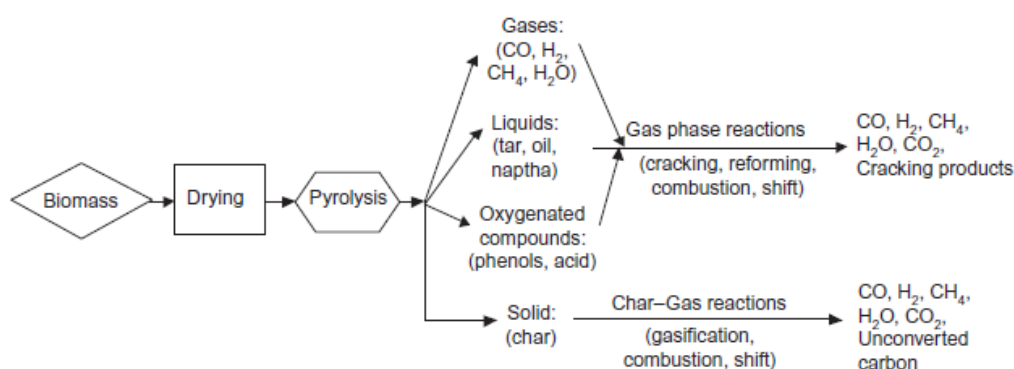
ตารางที่ 2. 1 ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่แปรผันตามสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยา, Basu (2013)

สารช่วยในการเกิดปฏิกิริยา	ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ (เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร)
อากาศ	4-7
ไอน้ำ	10-18
ออกซิเจน	12-28

ที่มา : ดัดแปลงจาก Basu (2013)

### 2.1.2 กระบวนการแกซิฟิเคชัน

กระบวนการแกซิฟิเคชันโดยทั่วไป มีลำดับการเกิดปฏิกิริยาดังภาพที่ 2.2



ภาพที่ 2. 2 ลำดับการเกิดปฏิกิริยา และเส้นทางในการเกิดปฏิกิริยาแกซิฟิเคชัน, Basu (2013)

- กระบวนการให้ความร้อนเบื้องต้น และ การระเหยแห้ง (Drying)
- ไพโรไลซิส และ หรือ การเผาไหม้ (Pyrolysis)
- กระบวนการแกซิฟิเคชันถ่านชาร์ (Gasification)



ถึงแม้ลำดับในการเกิดปฏิกิริยาจะถูกแบ่งออกเป็นหลายส่วนในทางทฤษฎี แต่ในทางปฏิบัติลำดับการเกิดปฏิกิริยาต่าง ๆ ที่เกิดขึ้นจะไม่มีขอบเขตในการเกิดปฏิกิริยาอย่างชัดเจน

สำหรับกระบวนการโดยทั่วไป ชีวมวลจะถูกทำให้ร้อนเพื่อระเหยน้ำออก หลังจากนั้นชีวมวลจะเกิดการสลายตัวด้วยความร้อน หรือ กระบวนการไพโรไลซิส ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสนี้ (เช่น แก๊ส ของเหลว และถ่าน) จะเกิดปฏิกิริยากับแก๊สผลิตภัณฑ์ด้วยตัวเอง และเกิดปฏิกิริยากับสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยาเพื่อทำให้เกิดแก๊สผลิตภัณฑ์สุดท้ายของกระบวนการแกซิฟิเคชัน

ตารางที่ 2. 2 ปฏิกิริยาเคมีในกระบวนการแกซิฟิเคชัน ที่อุณหภูมิตั้งแต่ 25 องศาเซลเซียส, Basu (2013)

ประเภทของปฏิกิริยา	ปฏิกิริยา	เอนทาลปี (กิโลจูลต่อโมล)
<b>ปฏิกิริยาคาร์บอน (Carbon Reactions)</b>		
ปฏิกิริยาที่ 1 (Boudouard)	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$	+172
ปฏิกิริยาที่ 2 (Water-gas Steam)	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	+131
ปฏิกิริยาที่ 3 (Hydrogasification)	$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$	-74.8
ปฏิกิริยาที่ 4	$C + 0.5O_2 \rightarrow CO$	-111
<b>ปฏิกิริยาออกซิเดชัน (Oxidation Reaction)</b>		
ปฏิกิริยาที่ 5	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-394
ปฏิกิริยาที่ 6	$CO + 0.5O_2 \rightarrow CO_2$	-284
ปฏิกิริยาที่ 7	$CH_4 + 2O_2 \leftrightarrow CO_2 + 2H_2O$	-803
ปฏิกิริยาที่ 8	$H_2 + 0.5O_2 \rightarrow H_2O$	-242
<b>ปฏิกิริยาการเปลี่ยนสภาพ (Shift Reaction)</b>		
ปฏิกิริยาที่ 9	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	-41.2
<b>ปฏิกิริยาการเกิดมีเทน (Methanation Reaction)</b>		
ปฏิกิริยาที่ 10	$2CO + 2H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2$	-247
ปฏิกิริยาที่ 11	$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O$	-206
ปฏิกิริยาที่ 14	$CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$	-165
<b>ปฏิกิริยาการแปรรูปโดยไอน้ำ (Steam-Reforming Reactions)</b>		
ปฏิกิริยาที่ 12	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$	+206
ปฏิกิริยาที่ 13	$CH_4 + 0.5O_2 \rightarrow CO + 2H_2$	-36

ที่มา : ดัดแปลงจาก Basu (2013)

### 2.1.2.1 การระเหยแห้ง

ความชื้นในไม้สดทั่วไปมีคาร์บอน 30-60 ไม้บางชนิดอาจมีค่าความชื้นสูงถึงร้อยละ 90 ซึ่งค่าความชื้น 1 กิโลกรัมในชีวมวลต้องการพลังงานในการระเหยน้ำออกอย่างน้อย 2,242 กิโลจูล ซึ่งพลังงานความร้อนที่ใช้ในการระเหยน้ำนี้หากนำมาจากปฏิกิริยาคายความร้อนของกระบวนการแกซีฟิเคชันในเตาปฏิกรณ์ พลังงานที่สูญเสียไปในขั้นตอนดังกล่าวจะไม่สามารถนำกลับมาใช้ใหม่ได้ ทำให้ระบบเสียพลังงานความร้อนไปกับขั้นตอนนี้มาก สำหรับชีวมวลที่มีความชื้นสูงการสูญเสียความร้อนในขั้นตอนนี้จึงเป็นส่วนที่ได้รับการตระหนัก โดยเฉพาะอย่างยิ่งหากต้องการนำแก๊สผลิตภัณฑ์ไปใช้ประโยชน์ในเชิงพลังงานต่อไป เพื่อเป็นการลดพลังงานในส่วนนี้ ขั้นตอนการระเหยแห้งชีวมวลก่อนเข้าระบบจึงเป็นขั้นตอนที่มีความสำคัญอย่างมาก โดยชีวมวลจะถูกนำความชื้นออกให้ได้มากที่สุดเพื่อให้แก๊สเชื้อเพลิงที่ได้มีค่าความร้อนสูง ค่าความชื้นของชีวมวลที่เหมาะสมกับกระบวนการแกซีฟิเคชันส่วนใหญ่ คือ ร้อยละ 10-20

ขั้นตอนการระเหยแห้งนี้ มักจะอยู่ถัดจากส่วนป้อนชีวมวลเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ ซึ่งชีวมวลส่วนนี้ จะได้รับความร้อนจากส่วนล่างของเตาที่ร้อน (Hot Zone Downstream) ความร้อนนี้เป็นส่วนให้ความร้อนเบื้องต้น ที่ระเหยความชื้นออกไป ด้วยอุณหภูมิมากกว่า 100 องศาเซลเซียส น้ำที่เกาะอยู่ที่ผิวด้านนอก และน้ำโมเลกุลอิสระที่เกาะอยู่จะถูกระเหยออกจากชีวมวล และเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นกว่านี้ สารโมเลกุลเล็กๆ จะเริ่มเกิดกระบวนการระเหยออกไปเช่นกัน กระบวนการนี้จะดำเนินไปถึงอุณหภูมิประมาณ 200 องศาเซลเซียส

### 2.1.2.2 ไพโรไลซิส

กระบวนการไพโรไลซิสเป็นกระบวนการที่ไม่ต้องใช้สารช่วยในการเกิดปฏิกิริยา จากแผนภาพสามเหลี่ยมของกระบวนการแกซีฟิเคชัน (ภาพที่ 2.1) กระบวนการไพโรไลซิสอย่างช้าและกระบวนการทอริเฟคชันเป็นกระบวนการที่อยู่ใกล้กับมุมของคาร์บอน ซึ่งผลิตภัณฑ์ที่ได้ส่วนใหญ่จะเป็นของแข็ง หรือ ถ่านชาร์ ในทางกลับกันสำหรับการบวนการไพโรไลซิสแบบเร็วผลิตภัณฑ์จะเกิดผลิตภัณฑ์เป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนมาก ซึ่งกระบวนการนี้อยู่ตรงข้ามกับมุมของออกซิเจน ทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีองค์ประกอบของออกซิเจนน้อยลง ได้ผลิตภัณฑ์เป็นไฮโดรคาร์บอนเหลวมากขึ้น

กระบวนการไพโรไลซิสประกอบด้วย การสลายตัวด้วยความร้อนของสารไฮโดรคาร์บอนโมเลกุลใหญ่ในชีวมวล สลายตัวเป็นสารไฮโดรคาร์บอนโมเลกุลเล็ก (ที่ควบแน่นได้และไม่ได้) ซึ่งไม่มีการเกิดปฏิกิริยาทางเคมีกับอากาศ แก๊ส หรือสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยาอย่างอื่น ซึ่งกระบวนการไพโรไลซิสนี้เป็นกระบวนการที่มักเกิดขึ้นก่อนกระบวนการแกซีฟิเคชันเสมอ

### 2.1.2.3 กระบวนการแกซีฟิเคชันถ่านชาร์

ขั้นตอนในการปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันประกอบด้วยปฏิกิริยาทางเคมีของสารประกอบไฮโดรคาร์บอนในรูปของ เชื้อเพลิง ไอน้ำ คาร์บอนไดออกไซด์ ออกซิเจน และไฮโดรเจนในเตาปฏิกรณ์ เช่นเดียวกันกับการเกิดปฏิกิริยาเคมีของแก๊สผลิตภัณฑ์ด้วยตัวเอง จากเหตุผลเหล่านี้ปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันของถ่านชาร์จึงเป็นปฏิกิริยาที่สำคัญ ถ่านชาร์ที่ถูกผลิตผ่านกระบวนการไพโรไลซิสของชีวมวล เป็นผลิตภัณฑ์ที่ไม่ใช่สารประกอบบริสุทธิ์ ผลิตภัณฑ์ที่ได้ยังมีสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีองค์ประกอบของไฮโดรเจนและออกซิเจนด้วย

ถ่านชาร์ (Char) ที่ได้โดยทั่วไปเป็นถ่านที่มีรูพรุนและไวต่อการเกิดปฏิกิริยามากกว่าถ่านโค้ก (Coke) ที่ผ่านการคาร์บอนเซชันด้วยอุณหภูมิสูงของถ่านหินมาแล้ว ความพรุนของถ่านชาร์จะอยู่ในช่วงร้อยละ 40-50 ในขณะที่ถ่านโค้กจะมีค่าอยู่ในช่วงร้อยละ 2-18 ขนาดรูพรุนของถ่านชาร์ (20-30 ไมโครเมตร) มีขนาดใหญ่กว่าขนาดรูพรุนของถ่านโค้ก (5 อังสตรอม) ดังนั้นพฤติกรรมของถ่านชาร์จึงแตกต่างไปจากพฤติกรรมของถ่านโค้กที่มาจาก ลิกไนต์ หรือ ถ่านพีต ยกตัวอย่างเช่น ปฏิกิริยาของถ่านพีตจะลดลงเมื่อกระบวนการแปรสภาพถ่านโค้ก (Conversion) หรือ เวลาในการเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้น ในขณะที่ปฏิกิริยาของถ่านชาร์จะเพิ่มขึ้นตามกระบวนการแปรสภาพของถ่านชาร์

ปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันของถ่านชาร์ประกอบด้วยปฏิกิริยาหลายปฏิกิริยาระหว่างถ่านชาร์กับสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยา ดังสมการต่อไปนี้แสดงตัวอย่างปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นระหว่าง ถ่านชาร์ (คาร์บอน) กับ ออกซิเจน คาร์บอนไดออกไซด์ ไอน้ำ และ ไฮโดรเจน



จากสมการที่ 2.1-2.4 แสดงให้เห็นว่าสารตัวกลางในการเกิดปฏิกิริยาที่แตกต่างกัน เช่น ออกซิเจน คาร์บอนไดออกไซด์ ไอน้ำ และ ไฮโดรเจน เกิดปฏิกิริยากับถ่านชาร์ (คาร์บอน) ที่เป็นของแข็งได้ผลิตภัณฑ์เป็นแก๊สโมเลกุลเล็ก ๆ เช่น คาร์บอนมอนอกไซด์ และ ไฮโดรเจนได้อย่างไร บางปฏิกิริยารู้จักดีกันในชื่อเรียกทั่วไปดังแสดงในตารางที่ 2.2

ปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันโดยทั่วไปจะเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน แต่ในบางปฏิกิริยาลittleที่เกิดขึ้นในกระบวนการแกซีฟิเคชันก็เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน เช่น ปฏิกิริยาของถ่านชาร์กับออกซิเจนและไฮโดรเจน ปฏิกิริยาที่ 3 4 และ 5 ในตารางที่ 2.2 ในขณะที่ปฏิกิริยาของถ่านชาร์กับคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำ ปฏิกิริยาที่ 1 และ 2 ในตารางที่ 2.2 เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ค่าความร้อนของ

ปฏิกิริยาที่แสดงในตารางที่ 2.2 เป็นค่าความร้อนที่อ้างถึงการเกิดปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส

#### 2.1.2.3.1 ความเร็วในการเกิดปฏิกิริยาของถ่านชาร์

ปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นเป็นปฏิกิริยาที่มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่แน่นอน ซึ่งอัตราการเกิดปฏิกิริยานี้จะขึ้นอยู่กับความเร็วของอัตราการเกิดปฏิกิริยาแรก และ ขึ้นกับความสามารถในการเกิดปฏิกิริยาของสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยาด้วย เช่น ในกลุ่มสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยาทั้งหมด ออกซิเจนเป็นสารที่ไวต่อการเกิดปฏิกิริยามากที่สุด รองลงมา คือ ไอน้ำ และ คาร์บอนไดออกไซด์ ตามลำดับ อัตราการเกิดปฏิกิริยาของถ่านชาร์กับออกซิเจน (ปฏิกิริยาที่  $4 C + 0.5O_2 \rightarrow CO$ ) เป็นปฏิกิริยาที่เกิดเร็วที่สุดใน 4 ปฏิกิริยา (ปฏิกิริยาที่ 1-4 ในตารางที่ 2.2) และเนื่องจากปฏิกิริยานี้เป็นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว ออกซิเจนเกือบทั้งหมดที่เป็นสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยาจึงเข้าทำปฏิกิริยากับถ่านชาร์เกิดกระบวนการตามปฏิกิริยานี้ ส่งผลให้ปฏิกิริยาอื่นที่มีออกซิเจนเป็นสารตั้งต้นในการเกิดปฏิกิริยาเช่นเดียวกัน มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ต่ำกว่าเมื่อเทียบกับปฏิกิริยาที่ 4

อัตราการเกิดปฏิกิริยาของถ่านชาร์และไอน้ำ (ปฏิกิริยาที่  $2 C + H_2O \rightarrow CO + H_2$ ) เป็นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นช้ากว่าปฏิกิริยาของถ่านชาร์และออกซิเจน 3-5 อันดับ และปฏิกิริยาของถ่านชาร์และคาร์บอนไดออกไซด์ (ปฏิกิริยาที่  $1 C + CO_2 \rightarrow 2CO$ ) หรือที่รู้จักกันในชื่อ Boudouard Reaction ซึ่งเป็นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นช้ากว่า 6-7 อันดับ อัตราการเกิดปฏิกิริยาของถ่านชาร์และน้ำ (ปฏิกิริยาที่ 2) หรือที่รู้จักกันในชื่อ Water-gas Reaction เป็นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเร็วกว่า 2-5 เท่าของปฏิกิริยา Boudouard Reaction

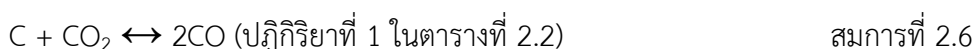
ปฏิกิริยาของถ่านชาร์และไฮโดรเจน (Hydrogasification Reaction) ให้ผลิตภัณฑ์เป็นแก๊สมีเทน ( $C + 2H_2 \rightarrow CH_4$ ) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาที่เกิดช้าที่สุด เมื่อเทียบกับอัตราการเกิดปฏิกิริยาของถ่านชาร์ดังสมการที่ 2.1-2.4 ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ความดัน 0 กิโลปาสกาล ได้อัตราการเกิดปฏิกิริยาดังนี้ อัตราการเกิดปฏิกิริยา  $10^5$  สำหรับออกซิเจน  $10^3$  สำหรับไอน้ำ  $10^1$  สำหรับคาร์บอนไดออกไซด์ และ  $3 \times 10^{-3}$  สำหรับไฮโดรเจน ซึ่งสามารถสรุปได้ดังนี้

$$R_{C+O_2} \gg R_{C+H_2O} > R_{C+CO_2} \gg R_{C+H_2} \quad \text{สมการที่ 2.5}$$

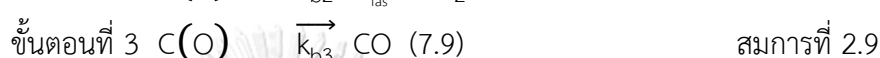
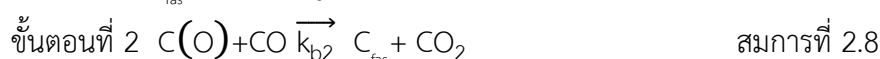
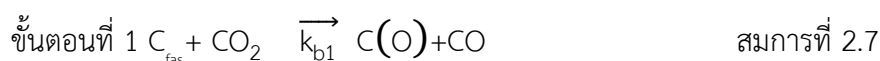
สำหรับปฏิกิริยาของคาร์บอนและน้ำ ภายใต้สภาวะนี้สามารถเกิดผลิตภัณฑ์เป็น CO และ H<sub>2</sub> หรือ CH<sub>4</sub> และ CO<sub>2</sub> ได้

#### 2.1.2.3.2 ปฏิกิริยาบูดูยาร์ด (Boudouard Reaction)

กระบวนการแกซีฟิเคชันของถ่านชาร์กับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO<sub>2</sub>) รู้จักกันทั่วไปในอีกชื่อหนึ่งว่า ปฏิกิริยาบูดูยาร์ด



ปฏิกิริยาบูดูยาร์ด เกิดผ่านกระบวนการต่างๆ หลายขั้นตอน ขั้นตอนแรก  $\text{CO}_2$  จะเข้าทำปฏิกิริยากับ อนุภาคคาร์บอนที่ไวต่อปฏิกิริยา ( $\text{C}_{\text{fas}}$ ) ได้ผลิตภัณฑ์เป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ และ  $\text{C}(\text{O})$  โมเลกุลคาร์บอนออกซิเจน ปฏิกิริยานี้สามารถเกิดย้อนกลับได้ดีเท่ากับปฏิกิริยาไปข้างหน้า ดังแสดงในปฏิกิริยาขั้นที่ 2 ในปฏิกิริยาขั้นที่ 3 โมเลกุลคาร์บอนออกซิเจน  $\text{C}(\text{O})$  จากขั้นที่ 1 จะเกิดรวมตัวกันเกิดเป็นโมเลกุลของคาร์บอนมอนอกไซด์ ทำให้ปฏิกิริยาบูดูยาร์ดนี้เกิดผลิตภัณฑ์เป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์รวม 2 โมเลกุล



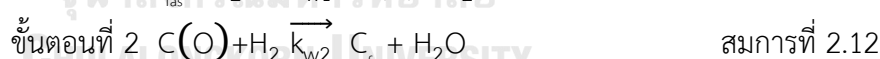
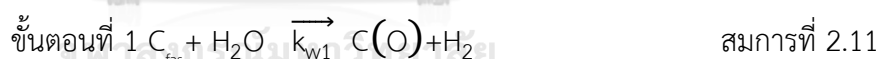
เมื่อ  $k_i$  คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยา

#### 2.1.2.3.3 ปฏิกิริยาอวอเตอร์แก๊ส (Water-gas Reaction)

กระบวนการแกซิฟิเคชันของถ่านชาร์และไอน้ำ หรือ ที่รู้จักกันดีในชื่อปฏิกิริยาอวอเตอร์แก๊ส เป็นปฏิกิริยาที่มีความสำคัญที่สุดในกระบวนการแกซิฟิเคชัน



ขั้นตอนแรกอนุภาคคาร์บอนที่ไวต่อปฏิกิริยา ( $\text{C}_{\text{fas}}$ ) ทำปฏิกิริยากับน้ำ และปลดปล่อยไฮโดรเจน สร้างโมเลกุลคาร์บอนออกซิเจน  $\text{C}(\text{O})$  เพื่อไปเกิดปฏิกิริยาต่อในขั้นตอนที่ 2 และ 3 พื้นผิวของโมเลกุลคาร์บอนออกซิเจนที่ไวต่อการเกิดปฏิกิริยาจะเกิดปฏิกิริยาต่อทำให้เกิดอนุภาคคาร์บอนที่ไวต่อปฏิกิริยา ( $\text{C}_{\text{fas}}$ ) และ คาร์บอนมอนอกไซด์  $\text{CO}$



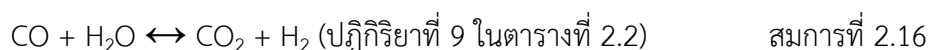
นอกจากนี้อนุภาคคาร์บอนที่ไวต่อปฏิกิริยา ( $\text{C}_{\text{fas}}$ ) ยังสามารถเกิดปฏิกิริยาที่ยับยั้งโดยไฮโดรเจนได้ โดยเกิดเป็นผลิตภัณฑ์  $\text{C}(\text{H})$  หรือ  $\text{C}(\text{H})_2$  ดังสมการที่ 2.14 และ 2.15



ไฮโดรเจนเป็นตัวขัดขวางอัตราการเกิดปฏิกิริยาได้อย่างดีในกระบวนการแกซิฟิเคชันของถ่านชาร์ซึ่งทำให้ได้ผลิตภัณฑ์เป็นน้ำ เช่น ถ้ามีไฮโดรเจนร้อยละ 30 ในสภาวะของกระบวนการแกซิฟิเคชันจะสามารถลดอัตราการเกิดปฏิกิริยาของกระบวนการแกซิฟิเคชันถ่านชาร์ได้สูงถึง 15 เท่า ดังนั้นเพื่อเร่งอัตราการเกิดปฏิกิริยาของกระบวนการ Water-gas Reaction ไฮโดรเจนจึงต้องถูกกำจัดออกจากบริเวณที่เกิดปฏิกิริยาอย่างรวดเร็ว

#### 2.1.2.3.4 ปฏิกริยาการเปลี่ยนแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์เป็นคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยน้ำ (Shift Reaction)

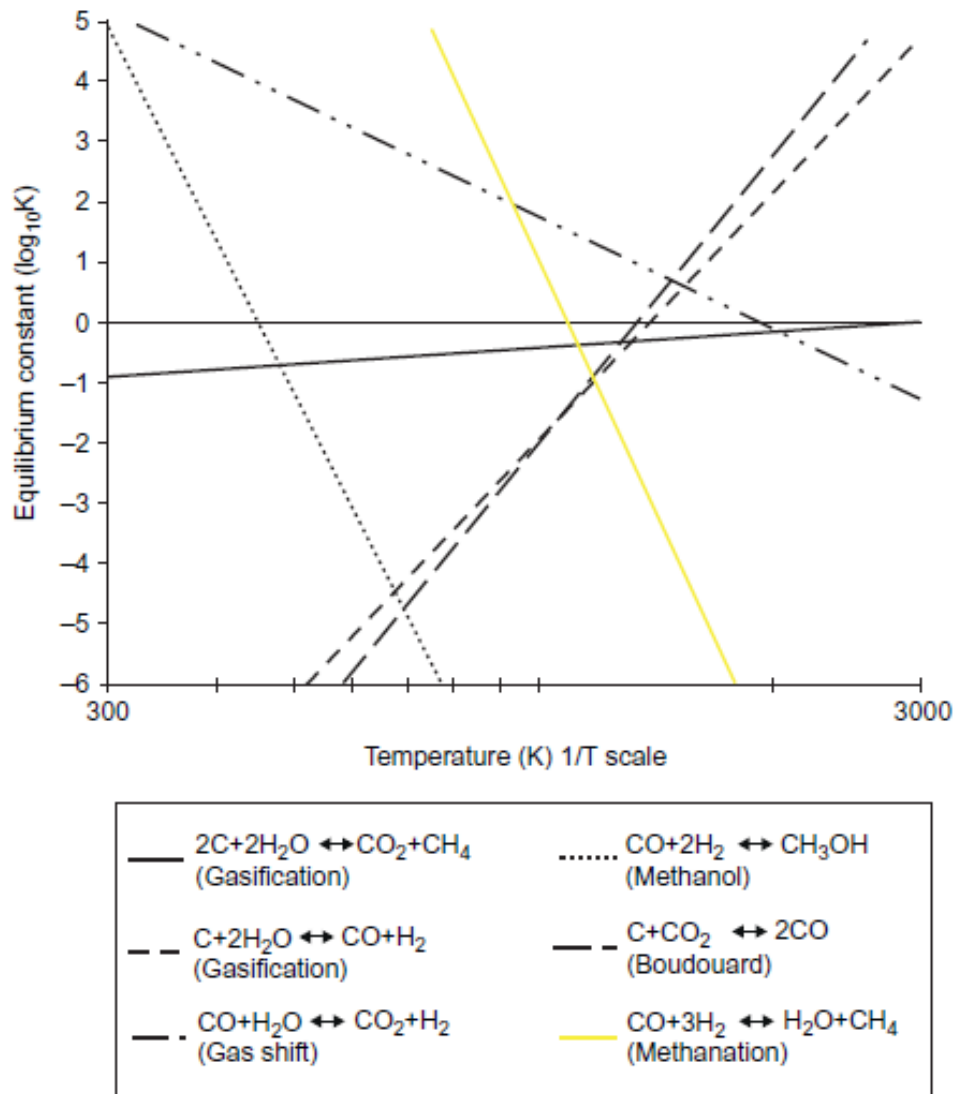
ปฏิกริยานี้ไม่เหมือนกับปฏิกริยาที่กล่าวมาด้านบน Shift Reaction เป็นปฏิกริยาตัวแทนระหว่างไอน้ำและสารผลิตภัณฑ์ตัวกลางของกระบวนการแกซีฟิเคชัน ความแตกต่างของกระบวนการนี้ที่สำคัญ คือ กระบวนการนี้เป็นกระบวนการที่เกิดขึ้นในสถานะแก๊ส ปฏิกริยานี้เป็นปฏิกริยาที่เพิ่มไฮโดรเจนในแก๊สผลิตภัณฑ์และลดปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์ในแก๊สผลิตภัณฑ์ด้วย ดังปฏิกริยาต่อไปนี้



ปฏิกริยานี้เป็นปฏิกริยาก่อนการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงในเตาปฏิกรณ์แบบแก๊สไหลลง (Downstream) ซึ่งอัตราส่วนของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ในแก๊สผลิตภัณฑ์สามารถใช้เป็นตัวชี้วัดประสิทธิภาพของปฏิกริยานี้ได้

ปฏิกริยา Shift Reaction เป็นปฏิกริยาที่คายความร้อนออกมาเล็กน้อย (-41.2 กิโลจูลต่อโมล) และ ค่าคงที่สมดุลของปฏิกริยาจะลดลงอย่างช้า ๆ ตามอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้น ทิศทางการเกิดของปฏิกริยานี้ขึ้นกับอุณหภูมิ โดยปฏิกริยาสามารถเลือกเกิดไปทางผลิตภัณฑ์หรือสารตั้งต้นได้ แต่ความดันไม่มีผลต่ออัตราการเกิดปฏิกริยานี้

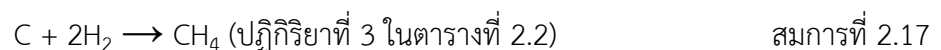
ที่อุณหภูมิมากกว่า 1,000 องศาเซลเซียส ปฏิกริยา Shift Reaction จะเข้าสู่สมดุลอย่างรวดเร็ว แต่ที่อุณหภูมิต่ำ ปฏิกริยานี้ต้องการสารที่ไม่เป็นเนื้อเดียวกันเป็นตัวเร่งปฏิกริยา (ภาพที่ 2.3) แสดงให้เห็นว่าปฏิกริยานี้มีค่าคงที่สมดุลสูงที่อุณหภูมิต่ำ ซึ่งหมายความว่าได้ผลิตภัณฑ์เป็นไฮโดรเจนสูงที่อุณหภูมิต่ำ และเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นผลิตภัณฑ์ที่เป็นไฮโดรเจนจะลดลง แต่อัตราการเกิดปฏิกริยาเพิ่มขึ้น อุณหภูมิที่ให้ผลิตภัณฑ์ที่ดีที่สุดคือ 225 องศาเซลเซียส



ภาพที่ 2. 3 ค่าคงที่สมดุลของปฏิกิริยาแกซิฟิเคชัน, Basu (2013)

#### 2.1.2.3.5 ปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชัน (Hydrogasification Reaction)

ปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชันนี้เป็นส่วนหนึ่งของกระบวนการแกซิฟิเคชันของถ่านชาร์ในสถานะที่มีไฮโดรเจน ซึ่งได้ผลิตภัณฑ์เป็นมีเทน



อัตราการเกิดปฏิกิริยาของปฏิกิริยานี้ต่ำกว่าปฏิกิริยาอื่นอยู่มาก จึงถือว่าเป็นปฏิกิริยาที่ไม่ค่อยมีความสำคัญในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงในกระบวนการแกซิฟิเคชัน

#### 2.1.2.4 กระบวนการเผาไหม้ถ่านชาร์

ปฏิกิริยาแกซิฟิเคชันส่วนใหญ่จะเป็นปฏิกิริยาคูดความร้อน ดังนั้นเพื่อให้มีความร้อนเพียงพอต่อความต้องการของระบบในขั้นตอนการระเหยแห้ง และ ไพโรไลซิส กระบวนการแกซิฟิเคชันจึงต้องการพลังงานจากปฏิกิริยาคายความร้อน ปฏิกิริยาการเผาไหม้ชาร์เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน ปฏิกิริยานี้จึงเป็นปฏิกิริยาที่ให้ความร้อนกับระบบได้ ปฏิกิริยาที่ 5 (ในตารางที่ 2.2) เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนที่ให้ความร้อนต่อโมลของคาร์บอนที่ใช้ไปมากที่สุด (394 กิโลจูลต่อโมล) รองลงมาคือปฏิกิริยาที่ 4 (ในตารางที่ 2.2) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาที่ให้แก๊สเชื้อเพลิงด้วย แต่ปฏิกิริยานี้ให้ความร้อนออกมาแค่เพียง 111 กิโลจูลต่อโมล และเป็นปฏิกิริยานี้เกิดขึ้นค่อนข้างช้า

เมื่ออนุภาคคาร์บอนพบกับอนุภาคออกซิเจน อนุภาคคาร์บอนสามารถเกิดปฏิกิริยาได้ทั้งปฏิกิริยาที่ 4 และ ปฏิกิริยาที่ 5 ซึ่งปัจจัยที่มีผลต่อปฏิกิริยาก็คือ อุณหภูมิ สัมประสิทธิ์การแบ่งส่วน (A partition coefficient,  $\beta$ ) (ค่าที่ใช้อธิบายว่าออกซิเจนมีสัดส่วนในการเกิดปฏิกิริยากับ ปฏิกิริยาที่ 4 และปฏิกิริยาที่ 5 เป็นเท่าใด) เมื่อนำปฏิกิริยาที่ 4 และ 5 รวมกัน จะได้ปฏิกิริยาดังนี้



โดยที่ค่าของ  $\beta$  ขึ้นกับอุณหภูมิ ซึ่งสมการที่ใช้คำนวณค่า  $\beta$  นี้คือ

$$\beta = \frac{[CO]}{[CO_2]} = 2400e^{\frac{6234}{T}} \quad \text{สมการที่ 2.19}$$

เมื่อ T คือ อุณหภูมิที่ผิวของถ่านชาร์

กระบวนการเผาไหม้เป็นกระบวนการที่เกิดขึ้นเร็วที่สุดในกระบวนการแกซิฟิเคชัน ตารางที่ 2.3 เปรียบเทียบอัตราการเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้และแกซิฟิเคชันของถ่านชาร์ที่อุณหภูมิแกซิฟิเคชัน 900 องศาเซลเซียส อัตราการเกิดปฏิกิริยาของปฏิกิริยาเผาไหม้เร็วกว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาแกซิฟิเคชันอย่างน้อย 1 ระดับขนาด ( $10^1$ ) และจากสมบัติของความต้านทานของการแพร่ในรูพรุน ทำให้ถ่านชาร์ที่มีรูพรุนเล็กกว่าสามารถเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ได้เร็วกว่า

ตารางที่ 2. 3 ตารางแสดงการเปรียบเทียบผลของการแพร่ความร้อนในรูพรุนของถ่านชาร์ต่ออัตราการเกิดปฏิกิริยาแกซิฟิเคชัน และอัตราการเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้

ขนาดอนุภาค (ไมโครเมตร)	อัตราการเผาไหม้ (นาที่ <sup>-1</sup> )	อัตราแกซิฟิเคชัน (นาที่ <sup>-1</sup> )	อัตราการเผาไหม้ (นาที่ <sup>-1</sup> ) อัตราแกซิฟิเคชัน (นาที่ <sup>-1</sup> )
6350	0.648	0.042	15.4
841	5.04	0.317	15.9
74	55.9	0.975	57.3

ที่มา : ดัดแปลงจาก Basu (2013)



อีกหนึ่งปัจจัยที่ทำให้กระบวนการเผาไหม้และแกซิฟิเคชันต่างกัน คือ เบดแบบเคลื่อนที่ระหว่างกระบวนการแกซิฟิเคชัน อุณหภูมิของถ่านชาร์มีค่าใกล้เคียงกับอุณหภูมิของเบดเพราะปฏิกิริยาดูดและคายความร้อนเกิดขึ้นพร้อมกัน แต่สำหรับปฏิกิริยาเผาไหม้ อุณหภูมิของถ่านชาร์จะร้อนกว่าอุณหภูมิของเบดเนื่องจากการเผาไหม้เป็นกระบวนการคายความร้อนเพียงอย่างเดียว

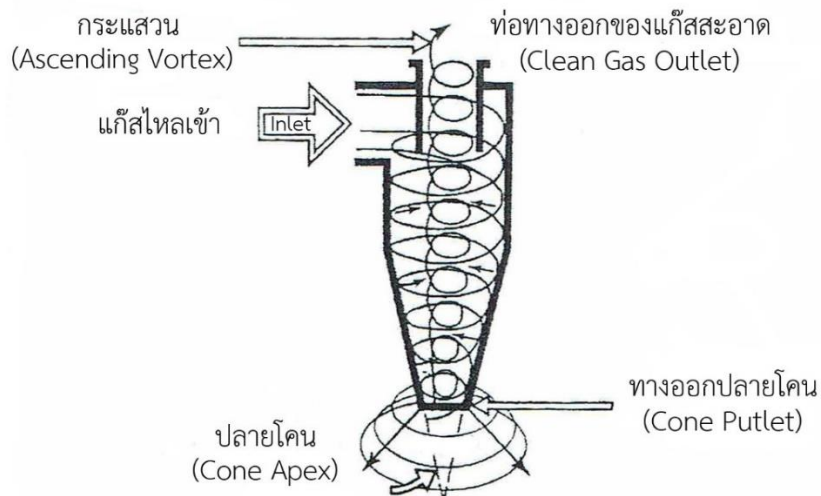
ความสัมพันธ์ของปริมาณสารออกซิไดซ์ (อากาศหรือออกซิเจน) และไอน้ำ เป็นตัวควบคุมสัดส่วนของคาร์บอนหรือออกซิเจนที่จะเกิดปฏิกิริยาที่ 4 และ 5 (ในตารางที่ 2.2) ยังมีสารออกซิไดซ์มากเกินไปความต้องการของปฏิกิริยาดูดความร้อนมากเท่าไร อุณหภูมิของระบบจะยิ่งสูงขึ้นเกิดปฏิกิริยาคายความร้อนมากขึ้น ซึ่งผลิตภัณฑ์หลักที่ได้จากกระบวนการคายความร้อนเหล่านี้ คือ คาร์บอนไดออกไซด์ ทำให้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีคุณภาพลดลงเนื่องจากถูกเจือจางด้วยผลิตภัณฑ์ดังกล่าว

## 2.2 ไซโคลน (Cyclone)

ไซโคลนเป็นเครื่องมือสำหรับแยกอนุภาคขนาดใหญ่ออกจากกระแสแก๊สโดยอาศัยแรงหนีศูนย์กลาง ซึ่งเกิดจากการทำให้กระแสแก๊สหมุนวน (Vortex) เนื่องจากรูปร่างลักษณะของไซโคลน การทำงานของไซโคลนขึ้นกับความเฉื่อย (Inertia) และโมเมนตัมของอนุภาคที่แขวนลอยอยู่ในกระแสอากาศ ที่ได้รับแรงกระทำจากแรงโน้มถ่วงของโลก ลักษณะสมบัติเหล่านี้ของอนุภาคจะก่อให้เกิดแรงหนีศูนย์กลาง เมื่อมีการบังคับให้กระแสแก๊สไหลหมุนวน กระแสแก๊สที่เคลื่อนที่เป็นเส้นตรงจะเกิดการเปลี่ยนทิศทาง ทำให้แรงหนีศูนย์กลางจะเหวี่ยงอนุภาคไปยังผนังของไซโคลน อนุภาคที่มีขนาดใหญ่จะมีแรงเฉื่อย ทำให้อนุภาคนั้นยังคงเคลื่อนที่เป็นเส้นตรงต่อไปชนกับผนังของไซโคลนเกิดการคัดแยกขนาดอนุภาคได้ อนุภาคที่ถูกแยกจะเคลื่อนลงถึงพัก

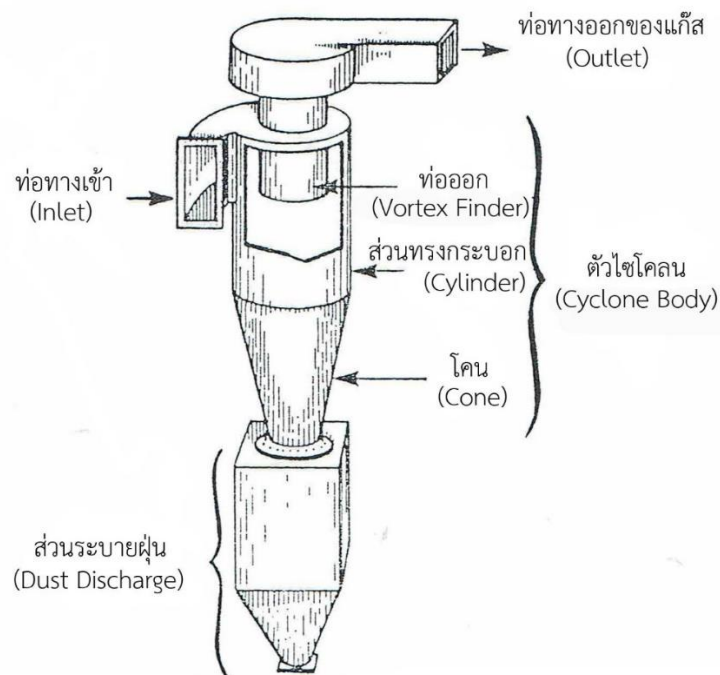
### 2.2.1 หลักการทำงาน

ไซโคลนประกอบด้วยส่วนรูปทรงกระบอก และมีปลายรูปโคน (ภาพที่ 2.4) อากาศเคลื่อนเข้าสู่ไซโคลนในแนวสัมผัสที่ใกล้ส่วนบนของเครื่องด้วยความเร็วสูงและผ่านเข้ามาในไซโคลนจะเกิดกระแสนวน (Main Vortex) ขึ้น ซึ่งทำให้เกิดแรงหนีศูนย์กลางเหวี่ยงอนุภาคไปยังผนังของไซโคลน เมื่อกระแสนวนนี้เคลื่อนลงจนถึงเกือบปลายโคน อากาศจะหมุนกลับเป็นกระแสนวนที่เล็กกว่าเดิม เรียกว่า Core Vortex และเคลื่อนที่ไปตามตัวไซโคลน จนออกไปทางท่อออก (Vortex Finder) ที่อยู่ส่วนบนของเครื่อง นั่นคือมีกระแสนวน 2 ชั้น เกิดขึ้นในทิศทางเดียวกัน สำหรับอนุภาคที่ถูกเหวี่ยงไปยังผนังของไซโคลนจะเคลื่อนที่ลงไปยังส่วนปลายของโคนไปยังถังพัก เนื่องจากแรงเฉื่อยและแรงโน้มถ่วง ส่วนอากาศที่ไม่มีอนุภาคจะหมุนขึ้นผ่านท่อออกที่อยู่ส่วนบนของไซโคลน



ภาพที่ 2. 4 การเคลื่อนตัวของกระแสแก๊สในไซโคลน, นภาพพร พานิช และคณะ (2547)

เนื่องจากไซโคลนเป็นโครงสร้างที่ไม่มีส่วนที่เคลื่อนที่ ดังนั้น การเดินเครื่องและการบำรุงรักษาจึงทำได้ง่าย ต้นทุนต่ำ ใช้น้ำในการติดตั้งน้อย และมีความดันสูญเสียไม่สูงมากนัก เหมาะสำหรับภาคตัดแยกอนุภาคขนาดใหญ่ และเหมาะสำหรับการใช้งานกับแก๊สที่มีภาวะอนุภาคของฝุ่นสูง อุณหภูมิของแก๊สมีผลต่อประสิทธิภาพของไซโคลนไม่มากนัก ไซโคลนใช้ในงานหลายประเภท เช่น แยกผลิตภัณฑ์ที่แห้ง หรือใช้ในการดักจับฝุ่นละอองที่มีขนาดใหญ่กว่า 10 ไมโครเมตร



ภาพที่ 2. 5 ส่วนประกอบของไซโคลน, นภาพพร พานิช และคณะ (2547)

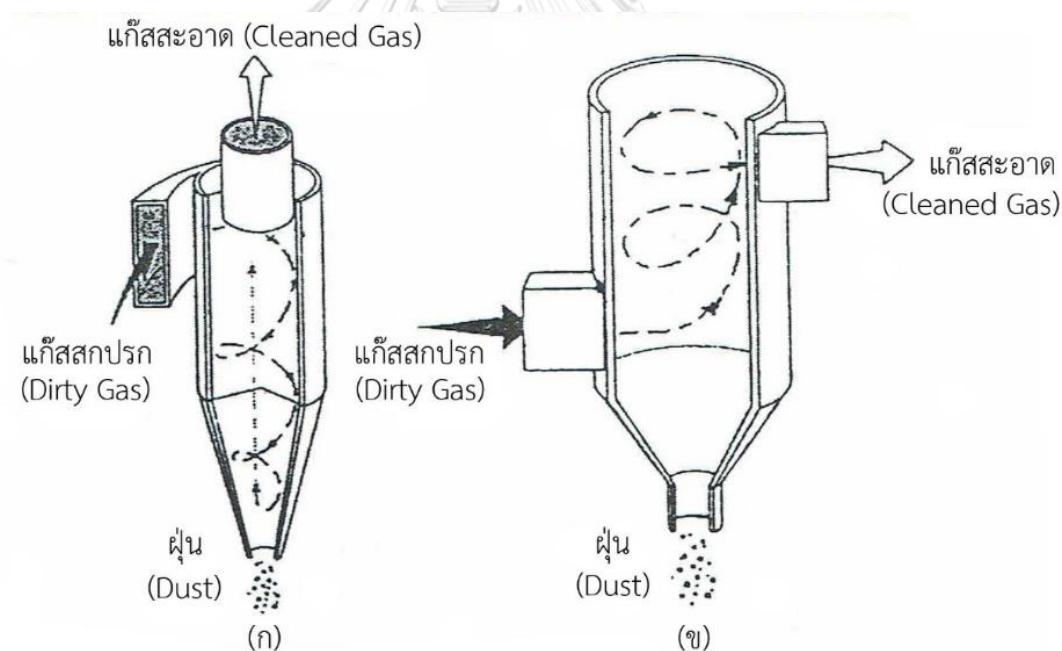
## 2.2.2 ชนิดของไซโคลน

ไซโคลนแบ่งเป็น 2 ชนิดใหญ่ ๆ ตามวิธีการให้แก๊สเข้าสู่เครื่องเพื่อให้เกิดการหมุนวน คือ

### 2.2.2.1. ไซโคลนที่แก๊สไหลเข้าตามแนวเส้นสัมผัส (Tangential Entry Cyclone)

ไซโคลนที่แก๊สไหลเข้าตามแนวเส้นสัมผัส (Tangential Entry Cyclone) ทางเข้าอาจเป็นด้านบน (Top Inlet) หรือ ทางเข้าด้านล่าง (Bottom Inlet) (ภาพที่ 2.6)

ไซโคลนที่แก๊สไหลเข้าตามแนวสัมผัส มักเป็นไซโคลนขนาดใหญ่ มีทางเข้าด้านบน (Top Inlet) หรือด้านล่าง (Bottom Inlet) ไซโคลนที่ใช้ในการดักฝุ่นโดยทั่วไปเป็นชนิดทางเข้าด้านบน (Top Inlet) ส่วนไซโคลนชนิดทางเข้าด้านล่าง (Bottom Inlet) มักใช้เก็บฝุ่นละอองที่ปนมากับหยดน้ำหลังจากผ่านสกรับเบอร์ แก๊สที่ไหลเข้ามาในแนวเส้นสัมผัสที่ด้านล่างของตัวไซโคลน และทำให้เกิดการหมุนวนขึ้นและไหลออกทางท่อด้านบน ส่วนหยดน้ำซึ่งมีขนาดใหญ่ถูกเหวี่ยงไปยังผนังไซโคลน และแยกออกจากกระแสแก๊ส



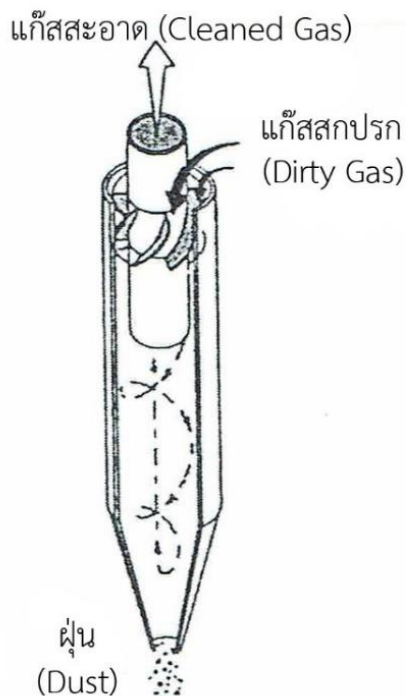
ภาพที่ 2. 6 ไซโคลนชนิดไหลเข้าตามแนวเส้นสัมผัส (Tangential Entry Cyclone)

(ก) ทางเข้าด้านบน (Top Inlet) (ข) ทางเข้าด้านล่าง (Bottom Inlet), นภาพพร พานิช และคณะ

(2547)

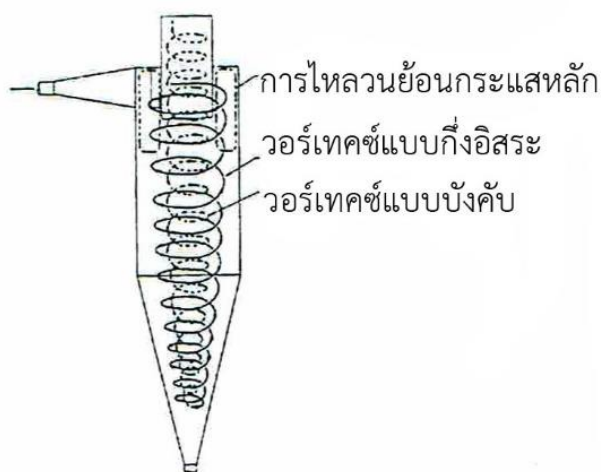
### 2.2.2.2. ไซโคลนที่แก๊สไหลเข้าตามแนวแกน (Axial Entry Cyclone)

ไซโคลนที่แก๊สไหลเข้าตามแนวแกน (Axial Entry Cyclone) ดังแสดงในภาพที่ 2.7



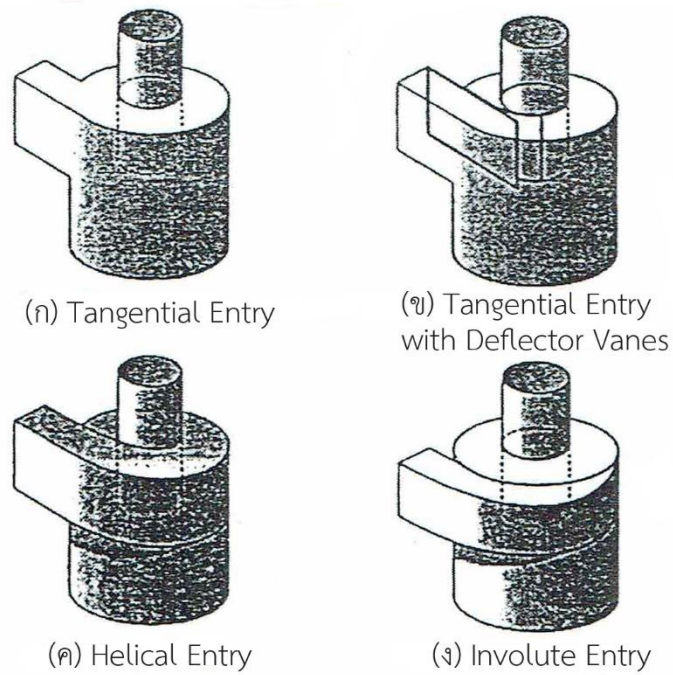
ภาพที่ 2. 7 ไซโคลนชนิดไหลเข้าตามแนวแกน (Axial Entry Cyclone), นพภาพร พานิช และคณะ (2547)

ทางเข้าของไซโคลนจะช่วยชักนำแก๊สให้เกิดวอร์เท็กซ์ (Vortex) หรือ การไหลเวียนแบบก้นหอยในย่านระหว่างผนังของไซโคลนและผนังของท่อทางออกแก๊ส ในลักษณะที่หมุนวนลงข้างล่าง วอร์เท็กซ์นี้เป็นวอร์เท็กซ์แบบกึ่งอิสระ (Semi-Free Vortex) จะหมุนวนและเคลื่อนลงจนต่ำกว่าผนังของท่อทางออกของแก๊ส แต่เมื่อไปถึงย่าน ๆ หนึ่งก็กลับกับกันของกรวย นั่นคือ การหมุนวนของแก๊สจะเปลี่ยนเป็นวอร์เท็กซ์แบบบังคับ (Forced Vortex) ซึ่งเปรียบเสมือนการหมุนตัวของของแข็งในย่านระหว่างประมาณครึ่งหนึ่งของรัศมีของท่อทางออกของแก๊สกับแกนกลางของท่อทางออก วอร์เท็กซ์ด้านในนี้จะเป็นย่านความดันต่ำ และมีชื่อเรียกว่า แกน (Core) ภาพที่ 2.8 แสดงลักษณะทั่วไปของวอร์เท็กซ์และการไหลวนย้อนกระแสหลัก (Eddy Flow) ภายในไซโคลนธรรมดา



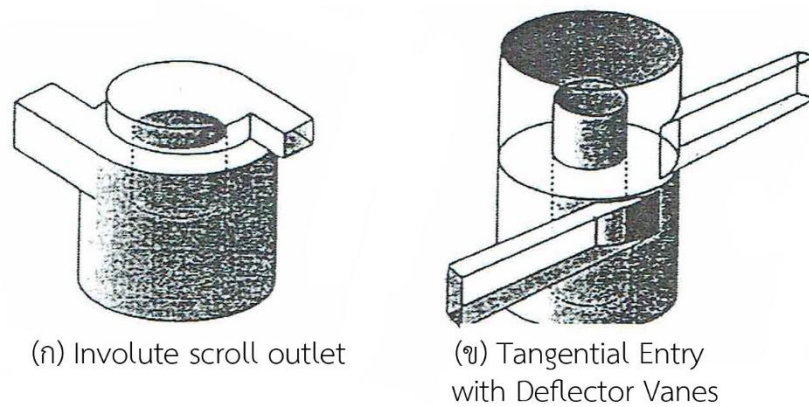
ภาพที่ 2. 8 ลักษณะทั่วไปของวอร์เท็กซ์และการไหลวนย้อนกระแสหลัก (Eddy Flow) ภายใน  
ไซโคลนธรรมดา, ศิริกัลยา สุวจิตตานนท์ และคณะ (2549)

ไซโคลนชนิดท่อทางเข้าด้านบน (Top Inlet) มีลักษณะท่อทางเข้ารูปร่างต่าง ๆ ดังแสดงในภาพที่ 2.9 ลักษณะท่อทางเข้าด้านบนที่ใช้มากที่สุดคือท่อเข้าตามแนวเส้นสัมผัส (Tangential Inlet) (ภาพที่ 2.9 (ก)) ส่วน Deflector Vane ในภาพที่ 2.9 (ข) จะช่วยลดความปั่นป่วน (Turbulence) ของกระแสแก๊สทางเข้า ทำให้ค่าความดันสูญเสียลดลง แต่ Deflector Vane มีผลต่อการเกิดกระแสวนทำให้ประสิทธิภาพการดักฝุ่นลดลง สำหรับท่อทางเข้าแบบ Helical Inlet ในภาพที่ 2.9 (ค) ใช้เพื่อลดค่าความดันของไซโคลนและเพิ่มสมรรถนะ ในภาพที่ 2.9 (ง) เป็นท่อเข้าแบบ Involute Entry ทำให้เกิดความปั่นป่วนที่ท่อเข้าน้อยที่สุด ดังนั้นค่าความดันสูญเสียมีค่าน้อยกว่าชนิดเข้าตามแนวเส้นสัมผัส (Tangential Inlet)



ภาพที่ 2. 9 ชนิดของท่อทางเข้า (Inlet) ของไซโคลน, นพภาพร พานิช และคณะ (2547)

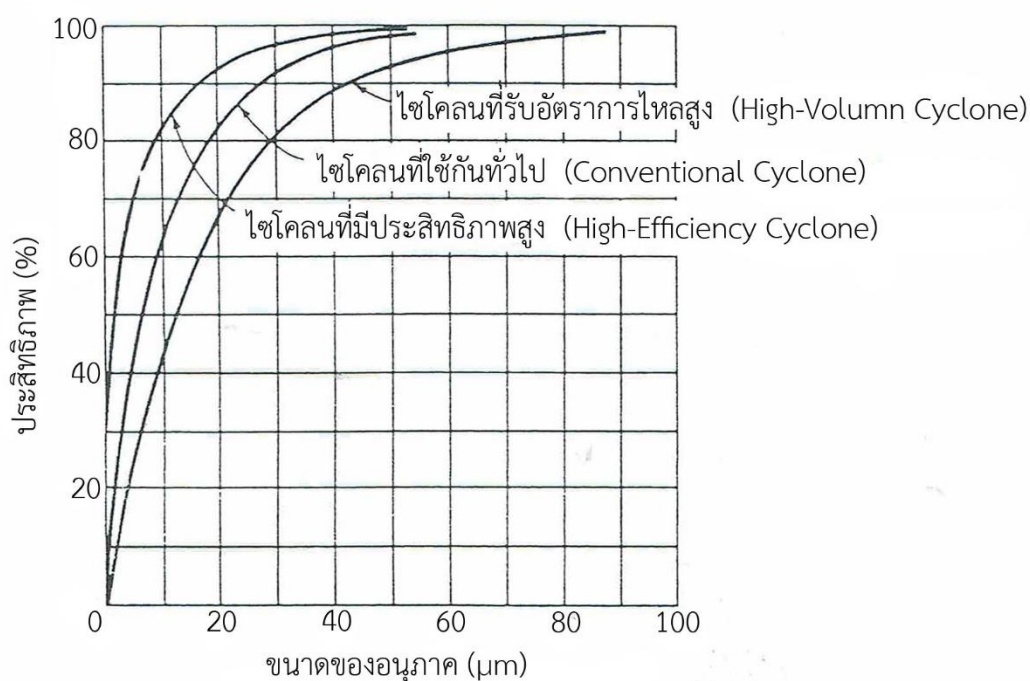
สำหรับท่อทางออก (Outlet) เป็นส่วนประกอบที่สำคัญในการออกแบบไซโคลน การใส่ อุปกรณ์ Scroll หรือ Outlet Drum บนท่อทางออก (ภาพที่ 2.10) จะช่วยลดการสูญเสียพลังงานของ แก๊สที่หมุนวน ทำให้ค่าความดันสูญเสียลดลงโดยไม่ทำให้ประสิทธิภาพลดลง



ภาพที่ 2. 10 ลักษณะท่อทางออก (Outlet) ของไซโคลน, นพภาพร พานิช และคณะ (2547)

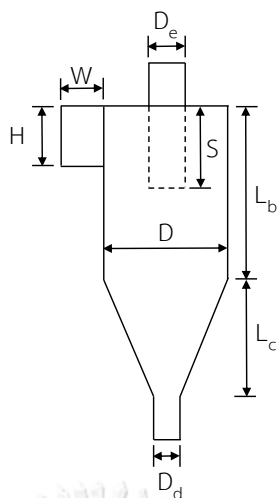
### 2.2.3 ขนาดและรูปร่างของไซโคลน

โดยทั่วไปไซโคลนสามารถจับฝุ่นที่มีขนาด 10 ไมโครเมตร หรือใหญ่กว่าได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยไซโคลนที่ใช้กันทั่วไปจับอนุภาคที่มีขนาดใหญ่กว่า 25 ไมโครเมตร ได้เกินร้อยละ 90 แต่ถ้าเป็นไซโคลนชนิดที่มีประสิทธิภาพสูง (High-Efficiency) จะมีขนาดเล็กสามารถจับอนุภาคที่มีขนาดเล็กถึง 5 ไมโครเมตรได้ ประสิทธิภาพของการจับอนุภาคแยกตามขนาดที่เรียกว่าประสิทธิภาพย่อย (Grade of Fractional Collection Efficiency) ของไซโคลน 3 ชนิด คือ ไซโคลนที่มีประสิทธิภาพสูง (High Efficiency Cyclone) ไซโคลนที่ใช้กันทั่วไป (Conventional Cyclone) และไซโคลนที่รับอัตราการไหลสูง (High-Volume Cyclone) แสดงดังตัวอย่างในภาพที่ 2.11



ภาพที่ 2.11 ประสิทธิภาพของไซโคลนแยกตามขนาดของอนุภาค ดัดแปลงจาก นพภาพร พานิช และคณะ (2547)

ขนาดและรูปร่างของไซโคลนมีหลายแบบ ภาพที่ 2.12 และ ตารางที่ 2.4 แสดงสัดส่วนของไซโคลนมาตรฐานชนิดต่าง ๆ เช่น ไซโคลนชนิด Lapple, Stairmand เป็นต้น



ภาพที่ 2. 12 สัดส่วนของไซโคลนมาตรฐาน, นพภาพร พานิช และคณะ (2547)

ตารางที่ 2. 4 ลักษณะของไซโคลน

		ชนิดของไซโคลน					
		ไซโคลนชนิด ประสิทธิภาพสูง		ไซโคลนชนิด ที่ใช้ทั่วไป		ไซโคลนชนิด รับแก๊สปริมาณ มาก	
		(1)*	(2)	(3)**	(4)	(5)	(6)
ขนาดของตัวไซโคลน	D/D	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
ความสูงของท่อเข้า	H/D	0.5	0.44	0.5	0.5	0.75	0.8
ความกว้างของท่อเข้า	W/D	0.2	0.21	0.25	0.25	0.375	0.35
เส้นผ่านศูนย์กลางกลางของท่อแก๊สออก	$D_e/D$	0.5	0.4	0.5	0.5	0.75	0.75
ความยาวของท่อออก (Vortex Finder)	S/D	0.5	0.5	0.625	0.6	0.875	0.85
ความยาวของตัวไซโคลน	$L_b/D$	1.5	1.4	2.0	1.75	1.5	1.7
ความยาวของส่วนโคน	$L_c/D$	2.5	2.5	2.0	2.0	2.5	2.0
เส้นผ่านศูนย์กลางกลางของท่อระบาย ฝุ่นออก	$D_d/D$	0.375	0.4	0.25	0.4	0.375	0.4

ที่มา นพภาพร พานิช และคณะ (2547)

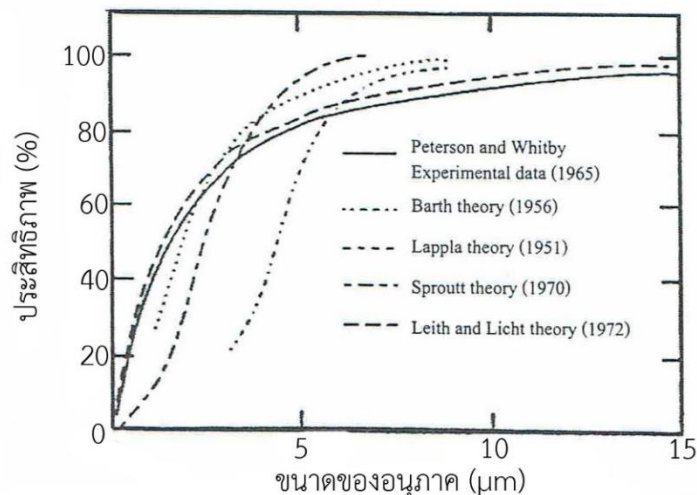
หมายเหตุ \* Stairmand

\*\* Lapple



### 2.2.4 ประสิทธิภาพของไซโคลน (Collection Efficiency)

โดยทั่วไปไซโคลนมีประสิทธิภาพในการดักจับฝุ่นอยู่ในช่วงร้อยละ 50-99 ประสิทธิภาพในการจับอนุภาคเป็นฟังก์ชันกับขนาดของอนุภาค นั่นคือประสิทธิภาพในการจับอนุภาคขนาดใหญ่มีค่ามากกว่าของอนุภาคขนาดเล็ก ในการคำนวณประสิทธิภาพการจับฝุ่นขนาดหนึ่งๆ ที่เรียกว่า ประสิทธิภาพย่อย (Grade of Fractional Efficiency) หาได้จากวิธี Semiempirical ของ Lapple หรือจากสมการทางทฤษฎี เช่น ทฤษฎีของ Leith และ Licht หรือทฤษฎีอื่น ได้มีการเปรียบเทียบค่าที่คำนวณได้จากทฤษฎีเหล่านี้กับผลการทดลอง ดังแสดงในภาพที่ 2.13 ในที่นี้กล่าวถึงวิธีของ Lapple และ Lieth-Licht ที่ใช้ในการหาประสิทธิภาพย่อยของไซโคลน ซึ่งนำไปหาค่าประสิทธิภาพรวมได้ เมื่อรู้ขนาดของอนุภาคในกระแสแก๊สที่ไหลเข้าสู่ไซโคลน



ภาพที่ 2.13 การเปรียบเทียบค่าประสิทธิภาพของไซโคลนแยกตามขนาดของอนุภาคที่คำนวณได้จากทฤษฎีและจากการทดลอง ดัดแปลงจาก นพภาพร พานิช และคณะ (2547)

#### 2.2.4.1. วิธีของ Lapple

Lapple ใช้หลักการสมดุลของแรงเหวี่ยง และแรง Drag ที่กระทำในไซโคลนเพื่อคำนวณหาขนาดตัดของอนุภาค  $[d_p]_{cut}$  ซึ่งเป็นขนาดของอนุภาคที่ถูกแยกด้วยประสิทธิภาพร้อยละ 50 คำนวณได้จาก สมการที่ (2.20)

$$[d_p]_{cut} = \sqrt{\frac{9\mu W}{2\pi N_e V_i (\rho_p - \rho_g)}} \quad (\text{สมการที่ 2.20})$$

ซึ่ง  $\mu$  = ความหนืด ปาสคาลวินาที (Pa.s)

$N_e$  = จำนวนรอบของการหมุนของแก๊ส

(Effective Number of Turns) ปกติมีค่า 5 ถึง 10

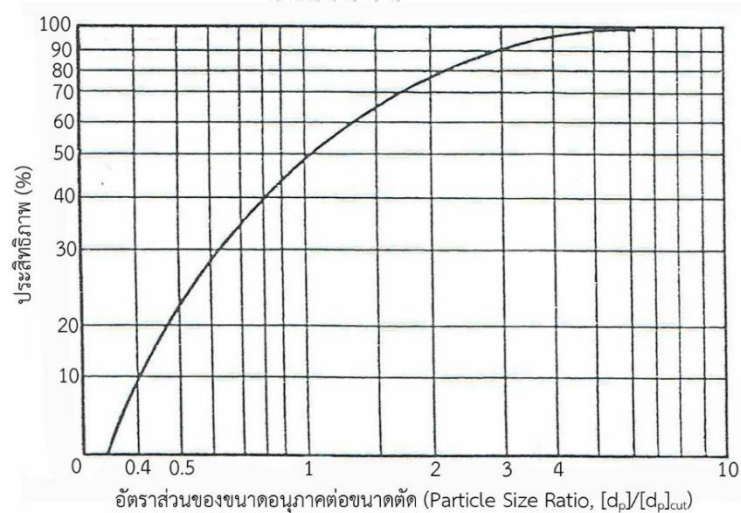
$V_i$  = ความเร็วของแก๊สเข้าสู่ไซโคลน เมตรต่อวินาที (m/s)

$\rho_p$  = ความหนาแน่นของอนุภาค กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ( $\text{kg/m}^3$ )

$\rho_g$  = ความหนาแน่นของแก๊ส กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ( $\text{kg/m}^3$ )

$W$  = ความกว้างของท่อทางเข้า เมตร (m)

Lapple ได้นำผลจากการทดลองของไซโคลนที่มีรูปร่างคล้ายกัน สรุปได้กราฟที่ใช้คำนวณหาประสิทธิภาพของไซโคลนในรูปของ Grade Efficiency (ภาพที่ 2.14)



ภาพที่ 2.14 ประสิทธิภาพของไซโคลนกับอัตราส่วนของขนาดอนุภาค, นพภาพร พานิช และคณะ (2547)

สำหรับค่าประสิทธิภาพรวม หาได้จากสมการ (2.21)

$$\eta = \sum \eta_i w_i \quad (\text{สมการที่ 2.21})$$

เมื่อ  $\eta$  = ประสิทธิภาพรวม

$\eta_i$  = ประสิทธิภาพในการจับอนุภาคในแต่ละช่วงขนาด

$w_i$  = ร้อยละโดยน้ำหนักของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาด

กราฟของ Lapple ภาพที่ 2.14 แปลงเป็นสมการที่ 2.22

$$\eta_j = \frac{1}{[1 + \frac{d_{pc}}{d_{pj}}]} \quad (\text{สมการที่ 2.22})$$

โดย  $d_{pc}$  = ขนาดตัดของอนุภาค

$d_{pj}$  = ขนาดของอนุภาค

$\eta_j$  = ประสิทธิภาพพ้อยในช่วงขนาด  $d_{pj}$

#### 2.2.4.2. วิธีของ Leith และ Licht

สมการที่ใช้คำนวณหาประสิทธิภาพพ้อยได้จาก Leith และ Licht ดังแสดงในสมการ (2.23)

$$\eta_i = 1 - \exp[-2(c\Psi)^{\frac{1}{2}n+2}] \quad (\text{สมการที่ 2.23})$$

โดย  $\eta_i$  = ประสิทธิภาพรวมในการเก็บฝุ่นขนาดหนึ่ง

$C$  = Cyclone Dimension Factor

$\Psi$  = Impaction Parameter คำนวณจากสมการ (2.24)

$n$  = Vortex Exponent

$$\Psi = \frac{\rho_p d_p^2 v_g}{18\mu D} (n + 1) \quad (\text{สมการที่ 2.24})$$

โดย  $d_p$  = ขนาดของอนุภาค, เซนติเมตร (cm)

$\rho_p$  = ความหนาแน่นของอนุภาค, กรัมต่อลูกบาศก์เซนติเมตร ( $\text{g/cm}^3$ )

$v_g$  = ความเร็วแก๊สเข้า, เซนติเมตรต่อวินาที (cm/s)

$\mu$  = ความหนืดของแก๊ส, กรัมต่อเซนติเมตรต่อวินาที ( $\text{g/cm-s}$ )

$D$  = ขนาดของไซโคลน, เซนติเมตร (cm)

#### 2.2.5 ค่าความดันสูญเสียหรือความดันลด (Pressure Drop)

เป็นค่าที่บอกถึงพลังงานที่ใช้ในการแยกอนุภาคในไซโคลน ค่าความดันสูญเสีย ( $\Delta P$ ) หาได้จากวิธีของ Shepherd และ Lapple โดยสมการ (2.25) หรือ จากวิธีของ Perkins

##### 2.2.5.1. Shepherd และ Lapple, นภาพพร พานิช และคณะ (2547)

$$\Delta P = \frac{1}{2} \rho_g V_g^2 N_H \quad \text{สมการที่ 2.25}$$

โดย  $\Delta P$  = ความดันสูญเสีย, ปาสคาล (Pa)

$\rho_g$  = ความหนาแน่นของแก๊ส, กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ( $\text{kg/m}^3$ )

$V_g$  = ความเร็วของแก๊ส, เมตรต่อวินาที (m/s)

$N_H$  = จำนวน Inlet velocity head ได้จากสมการ 2.26

$$N_H = K \frac{HW}{D_e^2} \quad \text{สมการที่ 2.26}$$

โดย  $K = 16$  สำหรับไซโคลนที่มีท่อเข้าตามแนวสัมผัส (Tangential Inlet) หรือ 7.5 สำหรับไซโคลนที่มี Vane

$H$  = ความสูงของท่อนำเข้า

$W$  = ความกว้างของท่อนำเข้า

$D_e$  = ขนาดของท่อแก๊สออก

ค่าความดันสูญเสียเป็นฟังก์ชันกับกำลังสองของความเร็วขาเข้าของแก๊ส ถ้าแก๊สมีความเร็วสูงเกินไปจะทำให้ค่าความดันสูญเสียสูงด้วย ถ้าความเร็วต่ำจะทำให้ประสิทธิภาพของไซโคลนต่ำ อย่างไรก็ตามถ้าแก๊สมีความเร็วสูงมากจะทำให้ประสิทธิภาพในการเก็บฝุ่นต่ำลง เนื่องจากเกิดการปั่นป่วนภายในไซโคลน (Turbulence) และมีอนุภาคฟุ้งกลับ โดยทั่วไปความเร็วของแก๊สที่เหมาะสมมีค่าประมาณ 18.3 เมตรต่อวินาที และ ค่า  $\Delta P$  ของไซโคลนมีค่าดังนี้

ไซโคลนชนิดประสิทธิภาพต่ำ 5-10 ซม.น้ำ

ไซโคลนชนิดประสิทธิภาพปานกลาง 10-15 ซม.น้ำ

ไซโคลนชนิดประสิทธิภาพสูง 15-20 ซม.น้ำ

2.2.5.2. Perkins, วงศ์พันธ์ ลิมปเสนีย์ และคณะ (2543)

$$\Delta P = \frac{KQ^2 P \rho_g}{T} \quad (\text{สมการที่ 2.27})$$

โดยที่  $\Delta P$  = ความดันลด , มิลลิเมตรน้ำ (mm. H<sub>2</sub>O)

$Q$  = อัตราการไหลของแก๊ส, ลูกบาศก์เมตรต่อนาที (m<sup>3</sup>/min)

$P$  = ความดันสัมบูรณ์ (Absolute pressure) ของแก๊ส,

กิโลกรัมต่อตารางเซนติเมตร (kg/cm<sup>2</sup>)

$\rho_g$  = ความหนาแน่นของแก๊ส กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร (kg/m<sup>3</sup>)

$T$  = อุณหภูมิ องศาเคลวิน (K)

$K$  = ปัจจัยความดันลดซึ่งขึ้นอยู่กับขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของไซโคลน

ตารางที่ 2. 5 ค่า K ที่ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางต่าง ๆ ของไซโคลน

เส้นผ่านศูนย์กลางของไซโคลน, มม.	736	406	206	112
K	0.106	1.06	10.6	106

ที่มา วงศ์พันธ์ ลิ้มปเสนีย์ และคณะ (2543)

ความดันลดในไซโคลนนี้เป็นฟังก์ชันของ Dust Loading ด้วย ซึ่งอาจประมาณได้จากสมการของ Briggs, L.W.

$$\Delta P_d = \frac{\Delta P}{0.00859 \sqrt{C_{i+1}}} \quad \text{สมการที่ 2.28}$$

โดย  $\Delta P_d$  = ความดันลดเมื่อมี dust load

$\Delta P$  = ความดันลดของอากาศที่สะอาด

$C_i$  = ความเข้มข้นของฝุ่นที่เข้า  $g/m^3$

โดยทั่วไปแล้วความดันลดจะมีค่าประมาณ 25 ถึง 200 มม. ของน้ำ

### 2.3 ชีวมวล (Biomass)

ชีวมวล คือ สารประกอบอินทรีย์ที่ได้จากพืช หรือ สัตว์ หรือสิ่งที่เคยมีชีวิตมาก่อน และเป็นสารประกอบที่ไม่ใช้ฟอสฟอรัส สามารถย่อยสลายทางชีวภาพได้ รวมทั้งเศษซาก หรือ ผลิตภัณฑ์อื่น ๆ ที่ได้จากการเกษตร อุตสาหกรรมป่าไม้ หรือ สิ่งปฏิกูลจากภาคชุมชน

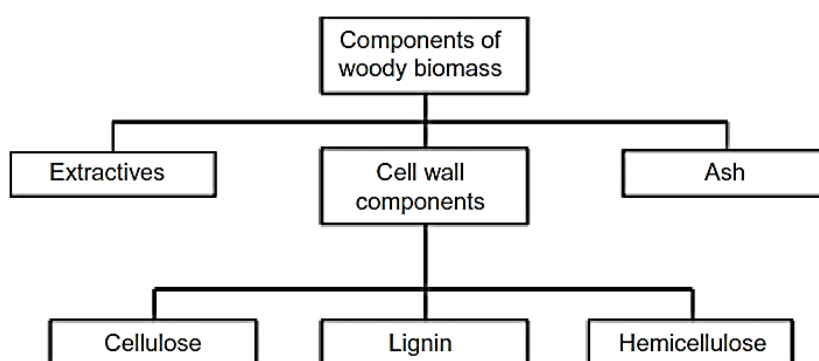
ชีวมวลเป็นแหล่งพลังงานที่มีความยั่งยืน เพราะชีวมวลเป็นผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการทำปฏิกิริยาระหว่าง แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ อากาศ น้ำ ดิน และ แสงแดด เกิดเป็นพืช หรือ สัตว์ เมื่อสิ่งมีชีวิตเหล่านี้ตายลง สารประกอบต่าง ๆ จะถูกย่อยด้วยจุลินทรีย์ หรือ เฝ้าใหม่ด้วยกระบวนการทางความร้อนได้ผลิตภัณฑ์เป็น น้ำ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และพลังงาน ผลิตภัณฑ์ที่ถูกปลดปล่อยออกมานี้ก็จะถูกหมุนเวียนนำกลับไปใช้ใหม่เกิดเป็น พืช หรือ สัตว์ อีกเป็นวัฏจักร เพราะฉะนั้น การนำชีวมวลมาเป็นเชื้อเพลิงในการเผาไหม้เพื่อใช้เป็นแหล่งพลังงานจึงถือได้ว่าไม่เป็นการเพิ่มแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เข้าสู่บรรยากาศ ซึ่งแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นหนึ่งในแก๊สเรือนกระจกที่เป็นสาเหตุทำให้เกิดภาวะโลกร้อน แหล่งที่มาของชีวมวลโดยทั่วไปมีดังนี้

- ภาคการเกษตร เช่น เมล็ดธัญพืช ชังข้าวโพด แกลบ กะลาปาล์ม เหง้ามัน เปลือกถั่ว
- ป่าไม้ เช่น ต้นไม้ เศษไม้ เปลือกไม้ ขี้เลื่อย
- คราวเรือน เช่น กากของเสียจากกระบวนการบำบัดน้ำเสีย เศษอาหาร เศษกระดาษ เศษไม้จากการตกแต่งสวน
- ผลพลอยได้จากพืชที่ใช้ผลิตน้ำมันสำหรับการบริโภค เช่น ข้าวโพด ถั่วเหลือง กะลาปาล์ม

### 2.3.1 โครงสร้างของชีวมวล

ชีวมวล คือ สารที่ประกอบขึ้นจากสารอินทรีย์หลายชนิด เช่น คาร์โบไฮเดรต ไขมัน โปรตีน และองค์ประกอบของธาตุอินทรีย์อื่น ๆ เช่น โซเดียม ฟอสฟอรัส แคลเซียม และเหล็ก ซึ่งองค์ประกอบหลักของพืชชีวมวลประกอบด้วย 3 ส่วน คือ เส้นใยหรือโครงสร้างของผนังเซลล์ ไม้ และสารแทรก

- เส้นใยหรือโครงสร้างของผนังเซลล์ ประกอบด้วย เซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนิน
- ไม้ ประกอบด้วย สารอินทรีย์ที่เป็นองค์ประกอบในชีวมวล
- สารแทรก ประกอบด้วย สารประกอบกลุ่ม โปรตีน ไขมัน แป้ง และ น้ำตาล

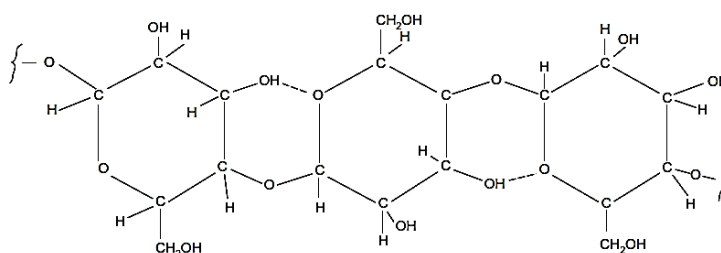


ภาพที่ 2. 15 องค์ประกอบหลักของชีวมวล, Basu (2013)

โครงสร้างของผนังเซลล์ของพืช มีองค์ประกอบหลายชนิด แต่องค์ประกอบหลักที่มักพบในพืชทุกชนิด คือ เซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนิน

#### 2.3.1.1 เซลลูโลส (Cellulose)

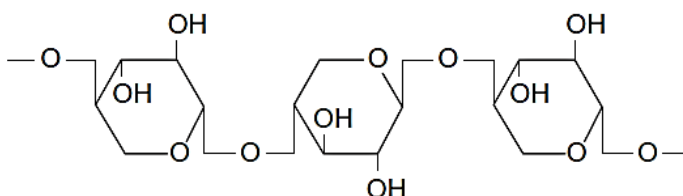
เซลลูโลสสามารถเขียนแทนได้ด้วยสูตรโมเลกุลอย่างง่าย คือ  $(C_6H_{10}O_5)_n$  เป็นพอลิเมอร์สายยาวของน้ำตาลกลูโคส (Glucose) ต่อกันยาวมากกว่า 10,000 โมเลกุลเชื่อมต่อกันด้วยพันธะดี-กลูโคส (D-Glucose) มีหน้าที่ให้ความแข็งแรงกับโครงสร้างของพืช เซลลูโลสเป็นสารที่เป็นองค์ประกอบหลักของพืชมากถึงร้อยละ 40-44 โดยน้ำหนัก เป็นสารที่สลายตัวให้สารประกอบกลุ่มน้ำมันดินในกระบวนการแกซิฟิเคชัน



ภาพที่ 2. 16 โครงสร้างโมเลกุลของเซลลูโลส, Basu (2013)

### 2.3.1.2 เฮมิเซลลูโลส (Hemicellulose)

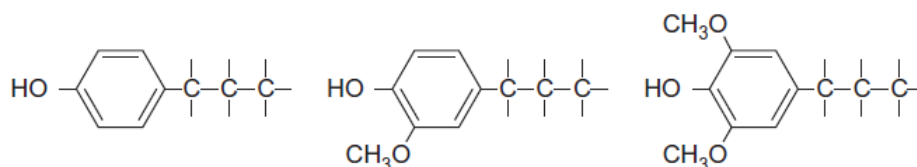
เฮมิเซลลูโลส เป็นอีกสารประกอบหนึ่งของโครงสร้างผนังเซลล์เขียนแทนได้ด้วยสูตรอย่างง่ายคือ  $(C_5H_8O_4)_n$  เฮมิเซลลูโลสประกอบด้วยน้ำตาล ดี-ไซโลส (D-xylose), ดี-กลูโคส (D-glucose), ดี-กาแลคโตส (D-galactose), แอล-อะราบินโนส (L-arabinose), กรดดี-กลูคูโรนิก (D-glucuronic Acid) และ ดี-แมนโนส (D-mannose) ต่อกันเป็นพอลิเมอร์แบบกิ่งขนาด 100-200 โมเลกุล มีโครงสร้างแบบไร้รูปทรง มีความแข็งแรงน้อยกว่าเซลลูโลส ในพืชส่วนใหญ่พบเฮมิเซลลูโลสเป็นองค์ประกอบในพืชร้อยละ 20-30 โดยน้ำหนัก ในกระบวนการทางเคมีความร้อนเฮมิเซลลูโลสสามารถผลิตแก๊สได้มากกว่าเซลลูโลส แต่ผลิตน้ำมันดินได้ในปริมาณที่น้อยกว่า



ภาพที่ 2. 17 โครงสร้างโมเลกุลของเฮมิเซลลูโลส หรือ ไซแลน, Basu (2013)

### 2.3.1.3 ลิกนิน (Lignin)

ลิกนินเป็นสารประกอบที่มีลักษณะโครงสร้างเป็นกิ่งซับซ้อน ทำหน้าที่เป็นสารเชื่อมประสานเซลลูโลสเข้าด้วยกัน ลิกนินเป็นสารที่มีคุณสมบัติละลายน้ำได้สูง ในพืชส่วนใหญ่พบลิกนินเป็นองค์ประกอบในพืชร้อยละ 18-25 โดยน้ำหนัก



ภาพที่ 2. 18 โครงสร้างบางส่วนของส่วนประกอบของลิกนิน, Basu (2013)

### 2.3.2 การแบ่งประเภทของเชื้อเพลิง

การแบ่งประเภทของเชื้อเพลิงเป็นวิธีการสำคัญที่ช่วยในการประเมินคุณสมบัติของเชื้อเพลิง ดังนั้นก่อนการนำชีวมวลไปแปรสภาพโดยผ่านกระบวนการต่าง ๆ ชีวมวลจึงควรถูกแบ่งประเภทเพื่อประเมินคุณสมบัติในการเป็นเชื้อเพลิงขั้นต้นก่อน

การแบ่งประเภทของเชื้อเพลิงสามารถแบ่งได้ 3 แบบตามองค์ประกอบทางเคมี คือ สัดส่วนของอะตอม สัดส่วนขององค์ประกอบลิกโนเซลลูโลส และแผนภาพสามเหลี่ยมของกระบวนการแกซีฟิเคชัน

### 2.3.2.1. สัดส่วนอะตอม

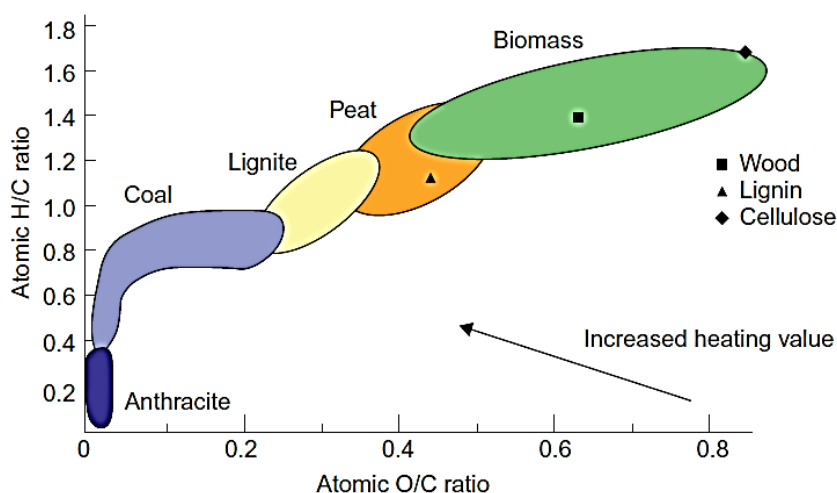
การแบ่งประเภทโดยใช้สัดส่วนอะตอมนี้จะช่วยให้เราเข้าใจเกี่ยวกับค่าความร้อนของชีวมวล เช่น ยิ่งอัตราส่วนระหว่าง O/C เพิ่มขึ้น ค่าความร้อนของชีวมวลจะยิ่งลดลง เช่นเดียวกับอัตราส่วนระหว่าง H/C เพิ่มขึ้น ค่าความร้อนของชีวมวลยิ่งลดลง

สัดส่วนอะตอม ประกอบไปด้วยสัดส่วนของอะตอม ไฮโดรเจน ออกซิเจน และ คาร์บอน ในชีวมวล ภาพที่ 2.19 แสดงอัตราส่วน H/C และ C/O ของเชื้อเพลิงประเภทต่าง ๆ จากแผนภาพแสดงให้เห็นว่าชีวมวลส่วนใหญ่มีอัตราส่วนระหว่าง H/C และ O/C สูงกว่าเชื้อเพลิงฟอสซิล ซึ่งอัตราส่วนระหว่าง H/C และ O/C ในเชื้อเพลิงมีความสัมพันธ์เป็นเส้นตรง ดังแสดงในสมการที่ 2.29

$$\left[ \frac{H}{C} \right] = 1.4125 \left[ \frac{O}{C} \right] + 0.5004 \quad \text{สมการที่ 2.29}$$

พืชสด เช่น ใบไม้ เป็นชีวมวลที่มีค่าความร้อนต่ำเนื่องจากมีค่า H/C และ O/C สูง อัตราส่วนนี้จะลดลงเมื่อพืชมีอายุมากขึ้น ซึ่งหมายความว่ายิ่งพืชมีอายุมากขึ้น ค่าความร้อนยิ่งมากขึ้นตามไปด้วย แอนทราไซต์เป็นเชื้อเพลิงฟอสซิลที่ได้จากการแปรสภาพของชีวมวลเมื่อหลายล้านปีก่อน ซึ่งมีค่าความร้อนสูงสุด เนื่องจากมีค่า H/C ต่ำ

ท่ามกลางสารประกอบไฮโดรคาร์บอนทั้งหมด ชีวมวลเป็นสารประกอบที่มีองค์ประกอบของออกซิเจนมากที่สุด จึงทำให้ชีวมวลมีค่าความร้อนไม่สูงนัก และ ทำให้การแปรสภาพของชีวมวลไปเป็นเชื้อเพลิงเหลวทำได้ยาก จากปริมาณออกซิเจนและไฮโดรเจนที่มีมากในชีวมวลทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากชีวมวลเหล่านี้มีองค์ประกอบของสารเหย และ ของเหลวสูง ตามลำดับ ปริมาณออกซิเจนในผลิตภัณฑ์ที่สูงเมื่อรวมกับปริมาณไฮโดรเจนในชีวมวลที่มีอยู่มากจะทำให้เกิดน้ำเป็นผลิตภัณฑ์ ทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีประโยชน์ทางด้านพลังงานน้อย ดังนั้น อัตราส่วนของ H/C ที่สูงในชีวมวลจึงไม่สามารถเปลี่ยนเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ได้

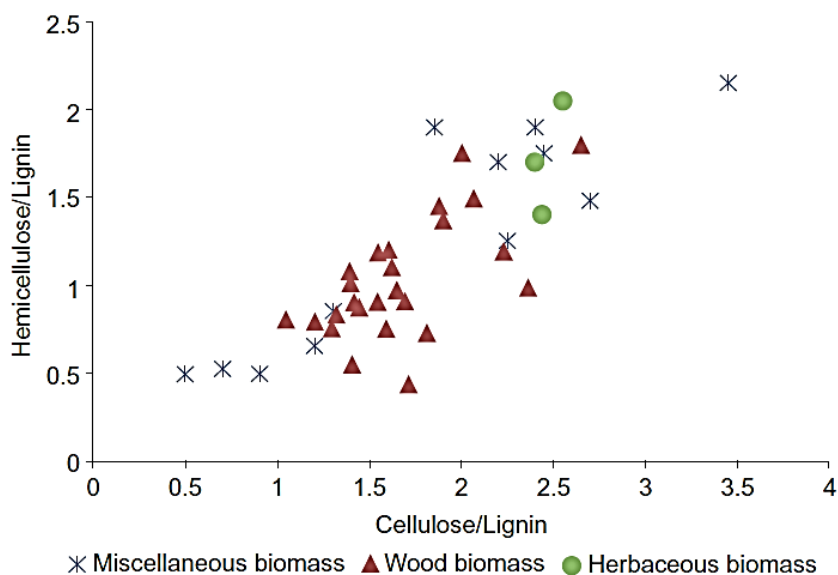


ภาพที่ 2. 19 การแบ่งประเภทของเชื้อเพลิงโดยใช้อัตราส่วนระหว่าง H/C และ O/C, Basu (2013)



### 2.3.2.2. สัดส่วนขององค์ประกอบลิกโนเซลลูโลส

ชีวมวลสามารถแบ่งประเภทตามองค์ประกอบของ เซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนินได้ ภาพที่ 2.20 แสดงอัตราส่วนระหว่าง เฮมิเซลลูโลสต่อลิกนิน และ อัตราส่วนระหว่างเซลลูโลสต่อลิกนิน สำหรับชีวมวลโดยทั่วไปจะมีค่าอัตราส่วนระหว่างเฮมิเซลลูโลสและลิกนิน 0.5-2.7 ขณะที่อัตราส่วนระหว่างเฮมิเซลลูโลสต่อลิกนินอยู่ที่ 0.5-2.0



ภาพที่ 2. 20 การแบ่งประเภทของเชื้อเพลิงโดยใช้อัตราส่วนขององค์ประกอบลิกโนเซลลูโลส, Basu

(2013)

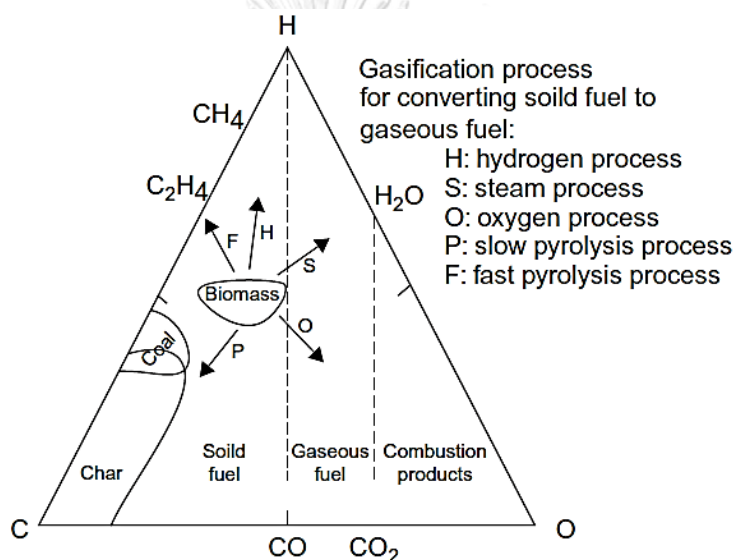
### 2.3.2.3. แผนภาพสามเหลี่ยมของกระบวนการแกซีฟิเคชัน

แผนภาพสามเหลี่ยมของกระบวนการแกซีฟิเคชัน ภาพที่ 2.21 ไม่ใช่เครื่องมือในการจำแนกชีวมวล แต่เป็นเครื่องมือที่เป็นประโยชน์สำหรับการศึกษาระบวนการแปรสภาพชีวมวล มุมทั้งสามของแผนภาพแทนค่าด้วยสารบริสุทธิ์คาร์บอน ออกซิเจน และไฮโดรเจน จุดที่แสดงในภาพเป็นตัวแทนจากองค์ประกอบทั้งสามของชีวมวล ด้านที่ตรงข้ามกับสารบริสุทธิ์มุมใดแสดงว่าค่าสารบริสุทธิ์ในสารประกอบนั้นมีค่าเป็นศูนย์

จากแผนภาพชีวมวลเป็นเชื้อเพลิงที่อยู่ใกล้กับมุมของไฮโดรเจนและออกซิเจนมากกว่าเมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงถ่านหิน นั่นหมายความว่าชีวมวลมีองค์ประกอบของไฮโดรเจนและออกซิเจนมากกว่าถ่านหิน ถ่านชาร์เป็นสารประกอบที่อยู่ใกล้กับมุมของคาร์บอนและอยู่ตรงข้ามกับมุมของออกซิเจน แสดงว่าถ่านชาร์เป็นสารที่มีองค์ประกอบของออกซิเจนต่ำและมีคาร์บอนสูง แอนทราไซต์เป็นสารที่อยู่ติดกับมุมคาร์บอนมากที่สุดเพราะเป็นสารที่มีองค์ประกอบของคาร์บอนมากที่สุด ด้วย

อายุที่เพิ่มขึ้น เชื้อเพลิงจะเคลื่อนที่ออกจากมุมของไฮโดรเจนและออกซิเจน และ เคลื่อนที่เข้าใกล้มุมของคาร์บอนมากขึ้น

จากแผนภาพสามารถทำนายปฏิกิริยาการแปรสภาพของเชื้อเพลิงได้ เช่น การคาร์บอนเซชัน หรือ การไพโรไลซิสแบบช้าเกิดผลิตภัณฑ์เป็นสารที่เข้าใกล้มุมคาร์บอนมากขึ้น ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการดังกล่าวนี้จึงเป็นผลิตภัณฑ์ประเภทถ่านชาร์ การไพโรไลซิสแบบเร็วเกิดผลิตภัณฑ์เป็นสารที่เข้าใกล้มุมไฮโดรเจน และห่างจากมุมออกซิเจน จึงได้ผลิตภัณฑ์เป็นของเหลวสูง การแกซิฟิเคชันแบบใช้ออกซิเจน ได้ผลิตภัณฑ์เป็นแก๊สที่เคลื่อนที่เข้าหามุมออกซิเจนมากขึ้น ในขณะที่การแกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำเป็นปฏิกิริยาที่ผลิตภัณฑ์เคลื่อนที่เข้าหามุมคาร์บอนมากขึ้น กระบวนการไฮโดรจีเนชันเป็นกระบวนการเพิ่มไฮโดรเจน ดังนั้นผลิตภัณฑ์ที่ได้ก็จะเคลื่อนที่เข้าหามุมไฮโดรเจนมากขึ้นด้วย



ภาพที่ 2. 21 แผนภาพสามเหลี่ยมของกระบวนการแกซิฟิเคชัน, Basu (2013)

### 2.3.3 สมบัติของชีวมวล

#### 2.3.3.1. สมบัติทางกายภาพ

สมบัติทางกายภาพของชีวมวลบางอย่างมีผลต่อกระบวนการไพโรไลซิสและแกซิฟิเคชัน เช่น รูพรุนในไม้ปกติมักจะเป็นรูพรุนตามแนวยาว เป็นผลทำให้การนำความร้อนและการแพร่กระจายความร้อนตามแนวยาวมีความแตกต่างกับการนำความร้อนและการแพร่กระจายความร้อนในแนวขวาง คุณสมบัติที่ต่างกันตามแนวของชีวมวลนี้ส่งผลต่อกระบวนการสลายตัวด้วยความร้อนทางเคมีของชีวมวล

##### 2.3.3.1.1. ความหนาแน่น

ความหนาแน่นเป็นปัจจัยสำคัญสำหรับการเลือกกระบวนการแปรสภาพที่เหมาะสมสำหรับชีวมวล สำหรับชีวมวลที่มีลักษณะเป็นเม็ด เราสามารถคิดลักษณะความหนาแน่นได้ 4 แบบ

คือ ความหนาแน่นจริง ความหนาแน่นปรากฏ ความหนาแน่นรวม และ ความหนาแน่นชีวมวล (การเจริญเติบโต)

ความหนาแน่นจริง

ความหนาแน่นจริง คือ น้ำหนักต่อปริมาตรขององค์ประกอบที่เป็นของแข็งในชีวมวล การวัดค่าความหนาแน่นจริงของชีวมวลทำได้ยาก เนื่องจากการวัดปริมาตรของของแข็งจริงในชีวมวลทำได้ยาก

ความหนาแน่นปรากฏ

ความหนาแน่นปรากฏ คือ น้ำหนักต่อปริมาตรของชีวมวลที่รวมปริมาตรรูพรุนภายในของชีวมวล ซึ่งปริมาตรของชีวมวลนี้สามารถวัดขนาดได้ด้วยไมโครมิเตอร์ หรืออีกวิธีหนึ่งคือการแทนที่น้ำ การวัดความหนาแน่นแบบนี้จะรวมรูพรุนภายในอนุภาค แต่จะไม่รวมรูพรุนระหว่างอนุภาค ต่ออนุภาค ดังนั้นค่ารูพรุนของอนุภาคจึงส่งผลต่อค่าความหนาแน่นนี้ด้วย ความหนาแน่นปรากฏนี้ นิยมใช้สำหรับการคำนวณเพื่อการออกแบบ เพราะ สามารถวัดได้ง่ายและใช้ปริมาตรที่แท้จริงของอนุภาค

ความหนาแน่นรวม

ความหนาแน่นรวม คือ น้ำหนักต่อปริมาตรของชีวมวลที่รวมปริมาตรรูพรุนระหว่างอนุภาคของชีวมวล ดังนั้นค่าความพรุนรวมของชีวมวลจึงมีผลต่อค่าความหนาแน่นนี้ด้วย

ความหนาแน่นชีวมวล (การเจริญเติบโต)

ความหนาแน่นชีวมวล (การเจริญเติบโต) คือ ค่าความหนาแน่นที่ใช้เกี่ยวกับอุตสาหกรรมไม้ เป็นค่าที่บอกว่าไม้ชนิดนี้มีอัตราการการเจริญเติบโตเป็นเท่าใดต่อพื้นที่

#### 2.3.3.2. ลักษณะทางความร้อน

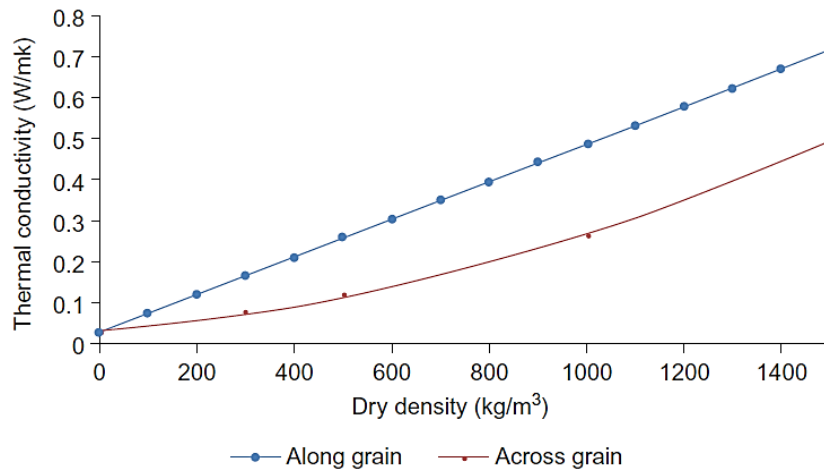
กระบวนการแกซีฟิเคชันเป็นกระบวนการแปรสภาพด้วยความร้อน ดังนั้นลักษณะสมบัติทางความร้อนจึงมีผลสำคัญต่อกระบวนการนี้ ลักษณะทางความร้อนที่สำคัญมีดังนี้ ค่าการนำความร้อน (Thermal Conductivity) ค่าความร้อนจำเพาะ (Specific Heat) เอนทาลปีของชีวมวล (Heat of Formation of Biomass) ค่าความร้อน (Heating Value) และ อุณหภูมิจุดติดไฟ (Ignition Temperature)

##### 2.3.3.2.1. ค่าการนำความร้อน (Thermal Conductivity)

อนุภาคของชีวมวลเป็นอนุภาคที่มีการนำความร้อนทั้งตามแนวยาวและแนวขวางของเส้นใย ค่าการนำความร้อนนี้เปลี่ยนแปลงตามค่าความหนาแน่น และ ความชื้นของชีวมวล โดยค่าการนำความร้อนสามารถประมาณได้จากสูตรของ Kitani และ Hall (ดัดแปลงจาก Basu (2013))

$$K_{\text{eff}} \text{ (W/m K)} = \text{sp.gr} (0.2 + 0.004m_d) + 0.0238 \text{ สำหรับอนุภาคที่มีความชื้นมากกว่า 40\%}$$

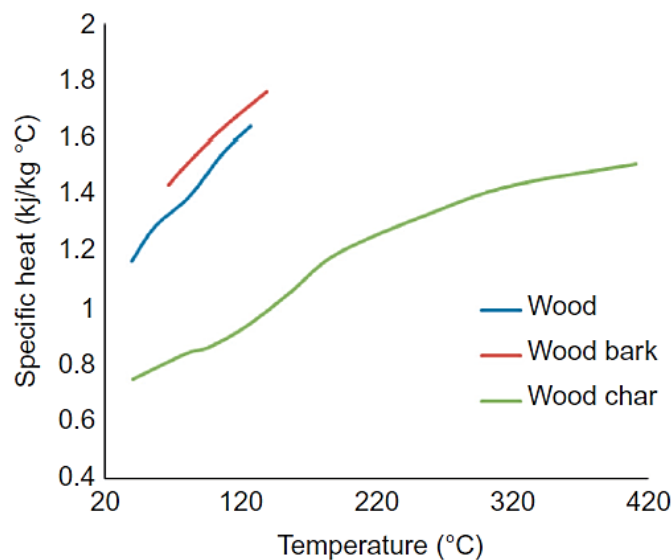
=  $sp.gr (0.2 + 0.0055m_d) + 0.0238$  สำหรับอนุภาคที่มีความชื้นน้อยกว่า 40%  
 เมื่อ  $sp.gr$  คือ ค่าความถ่วงจำเพาะของเชื้อเพลิง และ  $m_d$  คือ ร้อยละความชื้นของชีวมวลโดยน้ำหนักแห้ง



ภาพที่ 2. 22 แสดงการเปลี่ยนแปลงของค่าการนำความร้อนของไม้กับค่าความหนาแน่นโดยน้ำหนักแห้ง, Basu (2013)

#### 2.3.3.2.2. ค่าความร้อนจำเพาะ (Specific Heat)

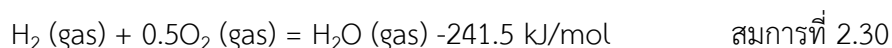
ค่าความร้อนจำเพาะเป็นค่าที่มีความสำคัญต่อลักษณะทางความร้อนของชีวมวลเพราะเป็นค่าที่มักจะใช้ในการคำนวณทางความร้อน ค่าความร้อนจำเพาะนี้เป็นค่าที่ขึ้นกับค่าความชื้นของชีวมวล และอุณหภูมิของชีวมวลขณะนั้น ซึ่งเปลือกไม้จะมีค่าการนำความร้อนมากกว่าเนื้อไม้ และถ่านชาร์ดังแสดงในภาพที่ 2.23



ภาพที่ 2. 23 ความสัมพันธ์ระหว่างค่าความร้อนจำเพาะและอุณหภูมิ, Basu (2013)

### 2.3.3.2.3. เอนทาลปี (Heat of Formation)

Heat of Formation หรือ เอนทาลปี คือพลังงานที่เปลี่ยนไปเมื่อสาร 1 โมลที่อุณหภูมิมาตรฐาน (25 องศาเซลเซียส 1 บรรยากาศ) เปลี่ยนไปจากสภาวะมาตรฐาน เช่น ไฮโดรเจนและน้ำมีค่าเอนทาลปีเป็นศูนย์เมื่ออยู่ในสภาวะเสถียร แต่เมื่อสารสองตัวนี้มารวมกันเพื่อเกิดเป็นน้ำจะเกิดการปล่อยพลังงานออกมา 241.5 กิโลจูลต่อโมล



ความร้อนที่ปล่อยออกมาจากระบบแทนค่าด้วยเครื่องหมายลบ เนื่องจากเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน และความร้อนที่ถูกดูดเข้าสู่ระบบแทนค่าด้วยเครื่องหมายบวก

### 2.3.3.2.4. ค่าความร้อน (Heating Value)

ค่าความร้อนของชีวมวลคือพลังงานของชีวมวลที่ถูกปลดปล่อยออกมาเมื่อชีวมวลเกิดการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ภายใต้บรรยากาศออกซิเจน

### 2.3.3.2.5. อุณหภูมิจุดติดไฟ (Ignition Temperature)

อุณหภูมิจุดติดไฟเป็นค่าสำคัญสำหรับเชื้อเพลิง เพราะปฏิกิริยาการเผาไหม้สามารถดำรงอยู่ได้ด้วยตัวเอง (Self-Sustaining) ถ้าอุณหภูมิของระบบสูงกว่าอุณหภูมิจุดติดไฟนี้ เชื้อเพลิงที่มีองค์ประกอบของสารระเหยมากจะมีอุณหภูมิจุดติดไฟต่ำ ในขณะที่เดียวกันเชื้อเพลิงที่มีองค์ประกอบของสารระเหยต่ำจะมีอุณหภูมิจุดติดไฟสูง ดังนั้นชีวมวลซึ่งมีองค์ประกอบของสารระเหยมากจึงมีความสามารถในการดำรงอยู่ได้ด้วยตัวเองมากกว่าเชื้อเพลิงแบบถ่านหินที่มีองค์ประกอบของสารระเหยต่ำดังแสดงในตารางที่ 2.6

ตารางที่ 2. 6 อุณหภูมิจุดติดไฟ และร้อยละของสารระเหยของเชื้อเพลิงชนิดต่าง ๆ

เชื้อเพลิง	อุณหภูมิจุดติดไฟ (°ซ)	ร้อยละของสารระเหยในเชื้อเพลิง (โดยน้ำหนักแห้ง)
ฟางข้าวสาลี	220	72
ยูคาลิปตัส	285	64
แอนทราไซต์	927	7.3

ที่มา: ดัดแปลงจาก Basu (2013)

### 2.3.3.3. องค์ประกอบของชีวมวล

ชีวมวลประกอบด้วยสารอินทรีย์ ความชื้น และสารอนินทรีย์หรือเถ้า สารอินทรีย์ประกอบด้วยธาตุหลัก 4 ธาตุดังต่อไปนี้ คาร์บอน (C) ไฮโดรเจน (H) ออกซิเจน (O) และไนโตรเจน (N) ค่า

องค์ประกอบที่นิยมศึกษามี 2 แบบ คือ การศึกษาองค์ประกอบแบบแยกธาตุ และการศึกษาองค์ประกอบแบบประมาณ

#### 2.3.3.3.1. การศึกษาองค์ประกอบแบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis)

การศึกษาองค์ประกอบของชีวมวลแบบแยกธาตุ คือ การหาร้อยละของธาตุคาร์บอน ไฮโดรเจน ไนโตรเจน ออกซิเจน ซัลเฟอร์ และองค์ประกอบอนินทรีย์อื่น ๆ ในชีวมวล

#### 2.3.3.3.2. การศึกษาองค์ประกอบแบบประมาณ (Proximate Analysis)

การศึกษาองค์ประกอบแบบประมาณ คือ การหาร้อยละขององค์ประกอบกลุ่มต่าง ๆ ดังนี้ ความชื้น สารระเหย คาร์บอนคงที่ และ เถ้า

ความชื้น ความชื้นในชีวมวลแบ่งออกเป็น 2 ประเภทด้วยกัน คือ ความชื้นอิสระ และความชื้นในโครงสร้าง ซึ่งปริมาณความชื้นในชีวมวลนี้จะส่งผลต่อค่าพลังงานที่ต้องการของระบบ เนื่องจากชีวมวลที่มีค่าความชื้นสูงจะต้องการค่าพลังงานความร้อนในการระเหยความชื้นออกมาก ซึ่งค่าพลังงานความร้อนที่นำมาใช้ในส่วนนี้จะเป็นส่วนที่ระบบไม่สามารถนำพลังงานกลับมาใช้ใหม่ได้

คาร์บอนคงที่ เป็นสารที่เป็นตัวแทนของคาร์บอนของแข็งที่จะคงเหลือเป็นถ่านชาร์เมื่อชีวมวลผ่านกระบวนการแปรสภาพแล้ว

เถ้า เป็นองค์ประกอบส่วนน้อยของชีวมวล แต่เถ้าจะมีบทบาทสำคัญต่อการนำชีวมวลมาใช้ประโยชน์เมื่อเถ้ามีส่วนประกอบของโลหะอัลคาไลน์ เช่น โพแทสเซียม หรือ ธาตุหมู่แอสโลเจน ซึ่งสารเหล่านี้ในเถ้าของชีวมวลจะทำให้เกิดปัญหาการรวมตัวกัน การเกิดตะก้น และการกัดกร่อนในเตาปฏิกรณ์

#### 2.3.4 ข้อมูลชี้เสื่อของประเทศไทย

ชี้เสื่อเป็นวัสดุที่ได้เหลือจากอุตสาหกรรมการแปรรูปไม้ ชี้้เสื่ออาจประกอบไปด้วยไม้หลายชนิด เช่น ไม้ยาง ไม้เต็ง ไม้รัง ไม้แดง ไม้ประดู่ ไม้มะค่า เป็นต้น งานวิจัยนี้ศึกษาเรื่อง ปริมาณ การกระจายตัว และการใช้ประโยชน์จากชี้เสื่อ

##### 2.3.4.1 ปริมาณ

เนื่องจากปริมาณชี้เสื่อไม่มีการเก็บรวบรวมข้อมูลของหน่วยงานต่าง ๆ โดยตรง ดังนั้น ปริมาณชี้เสื่อในงานวิจัยนี้ จึงเป็นปริมาณที่ได้จากการประมาณชี้เสื่อที่เกิดจากอุตสาหกรรมการแปรรูปไม้ (อุตสาหกรรมการแปรรูปไม้ในรายงานฉบับนี้คือ อุตสาหกรรมการแปรรูปไม้สัก ไม้กระยาเลย และไม้ยางพารา) โดยจะคำนวณปริมาณชี้เสื่อจาก

ปริมาณชี้เสื่อ = ร้อยละของการเกิดชี้เสื่อจากการแปรรูปไม้ × ปริมาณไม้ที่ถูกนำมาแปรรูป

ร้อยละของการเกิดเชื้อเพลิงจากการแปรรูปไม้ อ้างอิงจากหนังสือวัสดุทดแทนไม้ สำนักวิจัย และพัฒนาการป่าไม้ (2556) ซึ่งได้ทำการทดลองหาปริมาณวัสดุเหลือทิ้งจากการเกษตร พบว่าการแปรรูปไม้ยางพาราทำให้เกิดเชื้อเพลิงเฉลี่ยร้อยละ 13.23 โดยน้ำหนัก ของไม้ที่ถูกนำมาแปรรูป และการแปรรูปไม้มะม่วงทำให้เกิดเชื้อเพลิงเฉลี่ยร้อยละ 10.87 โดยน้ำหนัก ของไม้ที่ถูกนำมาแปรรูป

ข้อมูลของปริมาณไม้ที่ถูกนำมาแปรรูป นำข้อมูลมาจากรายงานประจำปี พ.ศ. 2554 และ ปี พ.ศ. 2559 ขององค์การอุตสาหกรรมป่าไม้ เรื่องปริมาณไม้ที่ถูกนำมาแปรรูป มาใช้ในการคำนวณ ซึ่งในรายงานดังกล่าวนี้ได้มีการกล่าวถึงไม้ที่นำมาแปรรูป 2 ชนิด คือ ไม้สักและไม้กระยาเลย และสำหรับข้อมูลของไม้ยางพาราข้อมูลมาจากปริมาณการโค่นต้นยางเพื่อปลูกทดแทนเฉลี่ย จากรายงานวิจัยประจำปี 2549 ของสำนักวิจัยและพัฒนาการป่าไม้ มาใช้ในการคำนวณ

ตารางที่ 2.7 ปริมาณเชื้อเพลิง (ไม้สักแปรรูป ไม้กระยาเลยแปรรูป และไม้ยางพาราที่ถูกโค่น) ของประเทศไทยปี พ.ศ. 2552-2559

ปี	เชื้อเพลิง (ตัน)			รวม
	ไม้สัก	ไม้กระยาเลย	ไม้ยางพารา	
2552	37.6	256.8	1,333,584	1,333,878
2553	26.7	0.5	1,333,584	1,333,611
2554	51.4	0.0	1,333,584	1,333,635
2555	61.2	1.3	1,333,584	1,333,646
2556	85.3	0.0	1,333,584	1,333,669
2557	105.9	0.0	1,333,584	1,333,690
2558	240.7	8.7	1,333,584	1,333,833
2559	339.2	1.1	1,333,584	1,333,924

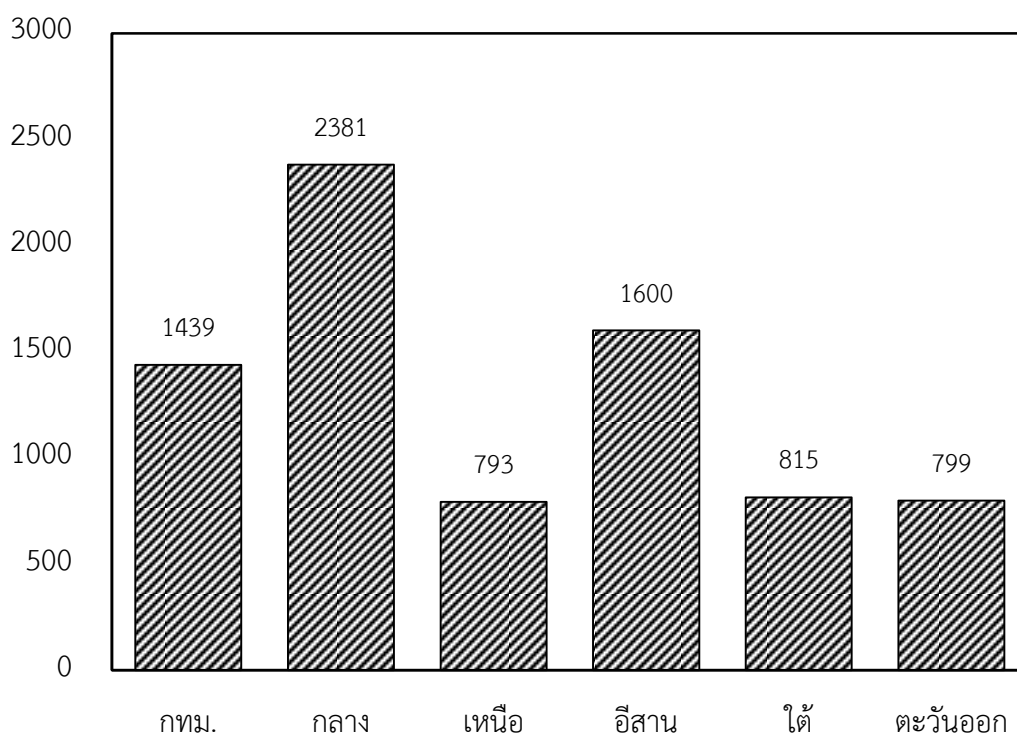
#### 2.3.4.2 การกระจายตัว

การกระจายตัวของเชื้อเพลิงในงานวิจัยนี้แสดงด้วย ข้อมูลที่ตั้งของโรงงานอุตสาหกรรมการแปรรูปไม้ของประเทศไทย แบ่งตามภาคต่างๆ และ พื้นที่ในการปลูกยางพารา ตารางที่ 2.8 และ ภาพที่ 2.24 แสดงจำนวนโรงงานแปรรูปไม้ของประเทศไทยจำแนกตามภาค พ.ศ. 2557

ตารางที่ 2.8 จำนวนโรงงานแปรรูปไม้ของประเทศไทยจำแนกตามภาค พ.ศ. 2557

ประเภท	โรงงาน ทั้งหมด	จำนวนโรงงานแปรรูปไม้ แยกตามภาค					
		กทม.	กลาง	เหนือ	อีสาน	ใต้	ตะวันออก
โรงงานแปรรูปไม้โดยใช้ เครื่องจักร	795	21	133	24	130	441	46
โรงงานแปรรูปไม้โดยใช้ แรงคน	20	-	11	5	2	-	2
โรงงานแปรรูปไม้โดยใช้ เครื่องจักรเพื่อประดิษฐ์ กรรม	3,669	867	1,273	330	565	226	226
โรงงานแปรรูปไม้โดยใช้ แรงคนเพื่อประดิษฐ์กรรม	562	6	60	164	279	6	47
รวมทั้งหมด (ราย)	6,333	545	904	270	624	142	478

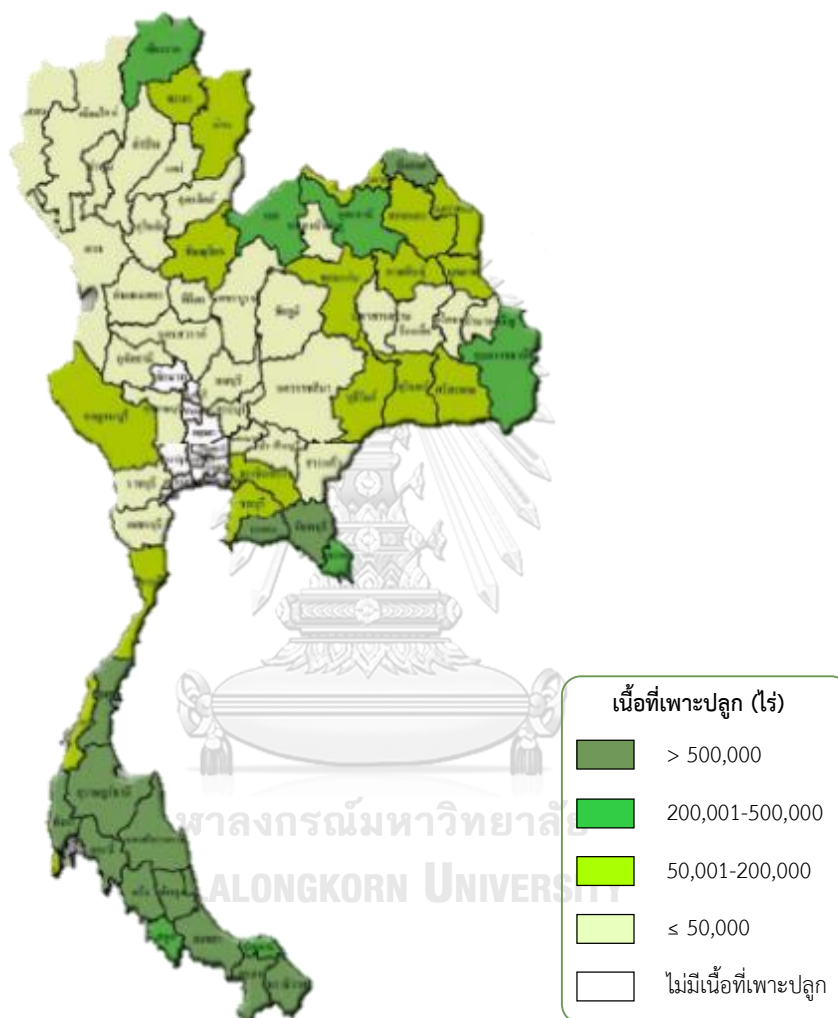
ที่มา: ข้อมูลสารสนเทศ กรมป่าไม้ (2559)



ภาพที่ 2.24 จำนวนโรงงานแปรรูปไม้ของประเทศไทยจำแนกตามภาค พ.ศ. 2559



จากตารางที่ 2.8 และ ภาพที่ 2.24 แสดงให้เห็นว่าภาคกลางมีจำนวนโรงงานแปรรูปไม้มากที่สุด รองลงมาคือภาคอีสาน กรุงเทพมหานคร ภาคใต้ ภาคตะวันออก และภาคเหนือ ซึ่งอาจประมาณได้ว่าซีลีอามีปริมาณมากที่สุดในเขตที่มีโรงงานแปรรูปไม้มากที่สุด คือ เขตภาคกลางของประเทศไทย นอกจากนี้เรายังสามารถอ้างอิงแหล่งที่มาของไม้ของซีลีออยได้จากพื้นที่ในการปลูกยางพาราได้ (เนื่องจากไม้ยางพาราเป็นแหล่งที่มาหลักของซีลีออย) ดังแสดงในภาพที่ 2.25



ภาพที่ 2.25 ภาพการกระจายตัวของการปลูกไม้ยางพาราของประเทศไทย, สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร กระทรวงเกษตรและสหกรณ์ (2557)

จากภาพที่ 2.25 แสดงให้เห็นว่าพื้นที่ส่วนใหญ่ของประเทศไทยยกเว้นบางส่วนของภาคกลางมีการปลูกยางพารา โดยจะพบมากทางภาคใต้ของไทย ระยอง จันทบุรี และบึงกาฬ ซึ่งมีพื้นที่ปลูกยางพารามากกว่า 500,000 ไร่ในแต่ละจังหวัด

## 2.4 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

### 2.4.1. ศึกษาความเหมาะสมของการใช้ไซโคลนเป็นเตาปฏิกรณ์

Miskam และคณะ (2008) ทำการศึกษาประสิทธิภาพและลักษณะการเกิดปฏิกิริยาของเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลนในกระบวนการแกซีฟิเคชันซีลี้อยขนาด 250-1000 ไมโครเมตร โดยใช้เตาปฏิกรณ์ไซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลางขนาด 21 เซนติเมตร ที่อุณหภูมิในการทดลอง 400 องศาเซลเซียส จากการทดลองพบว่าค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์สูงสุดคือ 3.9 เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร สมดุลคาร์บอน (โดยน้ำหนัก) สูงที่สุด คือ ร้อยละ 60 และจากการทดลองนี้ทำให้ทราบว่า ซีลี้อยประพืดตัวเหมือนเชื้อเพลิงที่มีสถานะเป็นแก๊ส ซึ่งเมื่อซีลี้อยเข้าสู่ไซโคลนซีลี้อยจะเกิดปฏิกิริยาแกซีฟิเคชัน และการเผาไหม้ในขณะเดียวกัน ทำให้ซีลี้อยไม่จำเป็นต้องผ่านขั้นตอนการระเหยน้ำและการระเหยสารระเหยก่อน แต่เป็นการเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้โดยตรง ปรากฏการณ์นี้ถือเป็นปรากฏการณ์พิเศษของเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลนเท่านั้น

Zhao และคณะ (2013) ทำการศึกษาประสิทธิภาพของการเกิดปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 20 เซนติเมตร มีสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยา คือ อากาศ โดยมีการป้อนชีวมวล 2 ทาง คือ ป้อนด้านบนและป้อนตรงกลางเตาปฏิกรณ์ชีวมวลที่ป้อนด้านบนเตาจะเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชัน จากนั้นความร้อนที่เกิดขึ้นจะถูกพาไปสู่ส่วนกลางของเตาปฏิกรณ์ ชีวมวลชุดที่สองจะถูกป้อนเข้าที่กลางเตา และเกิดปฏิกิริยาไพโรไลซิส และรีดักชันโดยอาศัยความร้อนจากการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันจากส่วนบนของเตาปฏิกรณ์ในการเกิดปฏิกิริยา จากการศึกษาพบว่าช่วงอัตราส่วนสมมูลที่ทำให้เกิดประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงมากที่สุด คือ 0.26-0.29 และอัตราส่วนการป้อนชีวมวลจากด้านล่างต่อด้านบน น้อยกว่าร้อยละ 20 ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ 5.36-5.77 เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร และค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด คือ ร้อยละ 61

จากงานวิจัยดังกล่าวนี้ทำให้สามารถสรุปได้ว่าเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลนมีศักยภาพสำหรับการเป็นเตาปฏิกรณ์สำหรับกระบวนการแกซีฟิเคชันได้

### 2.4.2. ศึกษาขนาดของซีลี้อยที่เหมาะสมสำหรับการเกิดปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลน

Moghiman และคณะ (2007) ทำการศึกษาผลของขนาดอนุภาคและอัตราส่วนสมมูล ต่อ การแกซีฟิเคชันซีลี้อยในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลน ทำการทดลองโดยนำซีลี้อยขนาด 10-800 ไมโครเมตร ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไซโคลน จากผลการทดลองพบว่าซีลี้อยที่มีอนุภาคขนาดใหญ่พอจะถูกแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางเหวี่ยงอนุภาคเข้าปะทะกับผนังของไซโคลน และอนุภาคนั้นจะเกิดการเปลี่ยนทิศทางการเคลื่อนที่ เคลื่อนที่ลงสู่ด้านล่างของไซโคลน แต่ความเร็วของแก๊สที่เพิ่มขึ้นไม่มีผลต่อแรงเหวี่ยง

หนีศูนย์กลางของอนุภาคที่มีขนาดเล็กกว่า 150 ไมโครเมตร เนื่องจากอนุภาคที่มีขนาดเล็กกว่า 150 ไมโครเมตรนี้จะหลุดออกจากไซโคลนโดยที่ไม่เกิดการกระทบกับผนังของไซโคลน ทำให้ประสิทธิภาพของไซโคลนที่อนุภาคขนาด 150 ไมโครเมตรนี้มีประสิทธิภาพต่ำ และอนุภาคขนาดเล็กนี้อาจนำสารประกอบแอลคาไลน์บางส่วนออกไปกับแก๊สผลิตภัณฑ์อีกด้วย ดังนั้นอนุภาคที่มีขนาดเล็กกว่า 150 ไมโครเมตร จะไม่เกิดปฏิกิริยาเนื่องจากไม่เกิดการปะทะกับผนังไซโคลน และอนุภาคที่มีขนาดใหญ่กว่า 600 ไมโครเมตร มีขนาดใหญ่เกินไปที่อนุภาคจะสามารถได้รับความร้อนเกิดปฏิกิริยาได้อย่างสมบูรณ์ก่อนที่อนุภาคจะหลุดออกจากไซโคลน

จากงานวิจัยนี้ทำให้ทราบว่าขนาดของชีวมวลที่เหมาะสมสำหรับการเกิดปฏิกิริยาในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลน คือขนาด 150-600 ไมโครเมตรเพื่อให้อนุภาคสามารถเกิดกระบวนการแกซีฟิเคชันได้อย่างสมบูรณ์

#### 2.4.3. ศึกษาอัตราการป้อนชีวมวลเข้าสู่ระบบ

อัตราการป้อนชีวมวลเข้าสู่ระบบ สามารถส่งผลต่อการเกิดปฏิกิริยา หากอัตราการป้อนชีวมวลสูงเกินไปจะทำให้ชีวมวลไม่สามารถเกิดปฏิกิริยาได้สมบูรณ์ และหากอัตราการป้อนชีวมวลต่ำเกินไปจะทำให้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีการเจือจางจากแก๊สพาในระบบมากขึ้น ทำให้ค่าความร้อน และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิงมีค่าลดลง

Lédé (2000) ศึกษาอัตราการป้อนชีวมวลให้กับไซโคลนโดยไม่เกิดการอุดตัน โดยทำการศึกษากับไซโคลน 2 ขนาด คือ เส้นผ่านศูนย์กลาง 2.8 และ 4 เซนติเมตร ที่อุณหภูมิไพโรไลซิส 1200-1300 องศาเซลเซียส พบว่าไซโคลนทั้ง 2 ขนาดมีอัตราการป้อนชีวมวลต่อพื้นที่ผิวภายในไซโคลนสูงสุดโดยไม่ทำให้เกิดการอุดตันในระบบใกล้เคียงกันคือ  $9 \times 10^{-3}$  กิโลกรัมต่อวินาทีต่อตารางเมตร ( $\text{kg/s.m}^2$ )

จากงานวิจัยนี้ทำให้สามารถคำนวณอัตราป้อนชีวมวลที่เหมาะสม ที่ป้อนเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไซโคลนโดยไม่ทำให้เกิดการอุดตันระหว่างการเดินระบบได้

#### 2.4.4. ศึกษาสมบัติของขี้เลื่อย

จากงานวิจัยของ Papari และ Hawboldt (2015) พบว่าไม้เนื้อแข็ง (Hardwood) ไม้เนื้ออ่อน (Softwood) ไม้ยูคาลิปตัส ไม้สนสก๊อต ไม้สปรูซ และ ไม้เบิร์ค มีองค์ประกอบทางเคมี คือ เซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนิน ดังแสดงในตารางที่ 2.9

ตารางที่ 2.9 องค์ประกอบทางเคมี (เซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนิน) ของไม้ชนิดต่าง ๆ

ชนิดของไม้	ร้อยละขององค์ประกอบ		
	Cellulose	Hemicellulose	Lignin
ไม้เนื้อแข็ง	40-45	25-30	25-30
ไม้เนื้ออ่อน	40-45	30-35	20-25
ยูคาลิปตัส	45	20	30
สนสักออต	40	28.5	27.7
ไม้สปรูซ	39.5	30.6	27.5
ไม้เบริค (Silver Birch)	41	32.4	22

ที่มา: Papari และคณะ (2015)

นอกจากนี้ Tinwala และคณะ (2015) Moreno และคณะ (2015) Mazlan และคณะ (2015) และ Raclavska และคณะ (2015) ได้ทำการศึกษาองค์ประกอบของชี้เลื่อยจากไม้ชนิดต่าง ๆ ซึ่งมีองค์ประกอบแบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis) และ องค์ประกอบแบบประมาณ (Proximate Analysis) ดังแสดงในตารางที่ 2.10 และ 2.9 ตามลำดับ

ตารางที่ 2.10 องค์ประกอบแบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis) ของชี้เลื่อยจากไม้ชนิดต่าง ๆ

ชนิดของชี้เลื่อย	ร้อยละขององค์ประกอบโดยน้ำหนัก				
	C	H	N	S	O
ชี้เลื่อยดัสตาโฟเบค ( <i>Dustaphobek</i> L.) <sup>1</sup>	43.74	5.93	0.45	0	49.18
ชี้เลื่อยจากเฟอร์นิเจอร์ <sup>2</sup>	47.9	6.0	2.9	0.05	41.4
ชี้เลื่อยไม้ยาง (Rubber) <sup>3</sup>	46.6	7.1	0.3	No data	46
ชี้เลื่อยไม้เมอรันติ (Meranti) <sup>3</sup>	41.7	5.7	0.1	No data	52.6
ไม้สปรูซ <sup>4</sup>	47.67	6.86	0.13	<0.01	43.98

หมายเหตุ 1 – Tinwala และคณะ (2015)

2 - Moreno และคณะ (2015)

3 – Mazlan และคณะ (2015)

4 - Raclavská และคณะ (2015)

ตารางที่ 2.11 องค์ประกอบแบบประมาณ (Proximate Analysis) ของขี้เลื่อยจากไม้ชนิดต่าง ๆ

ชนิดของขี้เลื่อย	ร้อยละขององค์ประกอบโดยน้ำหนัก			
	ความชื้น	สารอินทรีย์ ระเหยง่าย	คาร์บอนคงที่	เถ้า
ขี้เลื่อยคัสตาโฟเบค ( <i>Dustaphobek L.</i> ) <sup>1</sup>	8.90 ± 1.0	79.30 ± 2.0	11.00 ± 1.0	0.70 ± 0.2
ขี้เลื่อยจากเฟอร์นิเจอร์ <sup>2</sup>	9-11	77.3 ± 0.4	20.9 ± 0.4	1.8 ± 0.1
ขี้เลื่อยไม้ยาง (Rubber) <sup>3</sup>	4.0	79.3	15.4	1.3
ขี้เลื่อยไม้เมอร์รันติ(Meranti) <sup>3</sup>	6.2	69.9	22.7	1.2
ไม้สปรูซ <sup>4</sup>	7.86	84.70	13.94	1.36

หมายเหตุ 1 -Tinwala และคณะ (2015) 2 - Moreno และคณะ (2015)  
3 - Mazlan และคณะ (2015) 4 - Raclavská และคณะ (2015)

### บทที่ 3

#### แผนการทดลองและวิธีดำเนินงานวิจัย

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการแกซีฟิเคชันซีลี้อยในเตาปฏิกรณ์แบบไฮโคลนเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด โดยศึกษาอุณหภูมิแกซีฟิเคชัน อัตราส่วนสมมูล และอัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ

#### 3.1 การเตรียมวัสดุดิบและการคัดแยกขนาด

นำซีลี้อยมาคัดแยกขนาดด้วยตะแกรงให้มีขนาดเล็กกว่า 125 ไมโครเมตร 150-250 ไมโครเมตร และ ใหญ่กว่า 250 ไมโครเมตร จากนั้นนำซีลี้อยขนาด 150-250 ไมโครเมตร มาอบให้แห้งในเตาอบที่อุณหภูมิ 105 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 24 ชั่วโมง

#### 3.2 วัสดุ อุปกรณ์ และสารเคมี

##### 1) วัสดุและสารเคมี

- ซีลี้อย (จากโรงงานแปรรูปไม้ ในเขตจังหวัดระยอง)
- แก๊สไนโตรเจน และแก๊สออกซิเจน
- อะซิโตน (Acetone) และน้ำหล่อเย็น (สำหรับการควบแน่น)

##### 2) อุปกรณ์

ตารางที่ 3. 1 อุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง

เครื่องมือ	แบรนด์, รุ่น
ชุดตะแกรงร่อน (Sieve Size)	RETSCH
ตู้อบ	Binder รุ่น ED53
เครื่องชั่ง 2 ตำแหน่ง	Ohaus
เครื่องวัดอัตราการไหลของแก๊ส (Hot-Wire Anemometer)	TES รุ่น TES-1340
เครื่องทำน้ำหล่อเย็น (Cooling)	CTL รุ่น CTL 921
ปั๊มแบบปริตยาง (Peristatic Pump)	Masterflex รุ่น 77202-60
เครื่องวิเคราะห์ห้องค์ประกอบแก๊สแบบเคลื่อนที่ได้ (Portable Infrared Coal Gas Analyzer)	Wuhan Cubic Optoelectronics Co.,Ltd รุ่น Gasboard-3100P
เครื่องวิเคราะห์ธาตุองค์ประกอบ (Elemental Analyzer)	Leco รุ่น CHNS 628
เครื่องวัดค่าความร้อน (Automatic bomb calorimeter)	Leco รุ่น AC-350

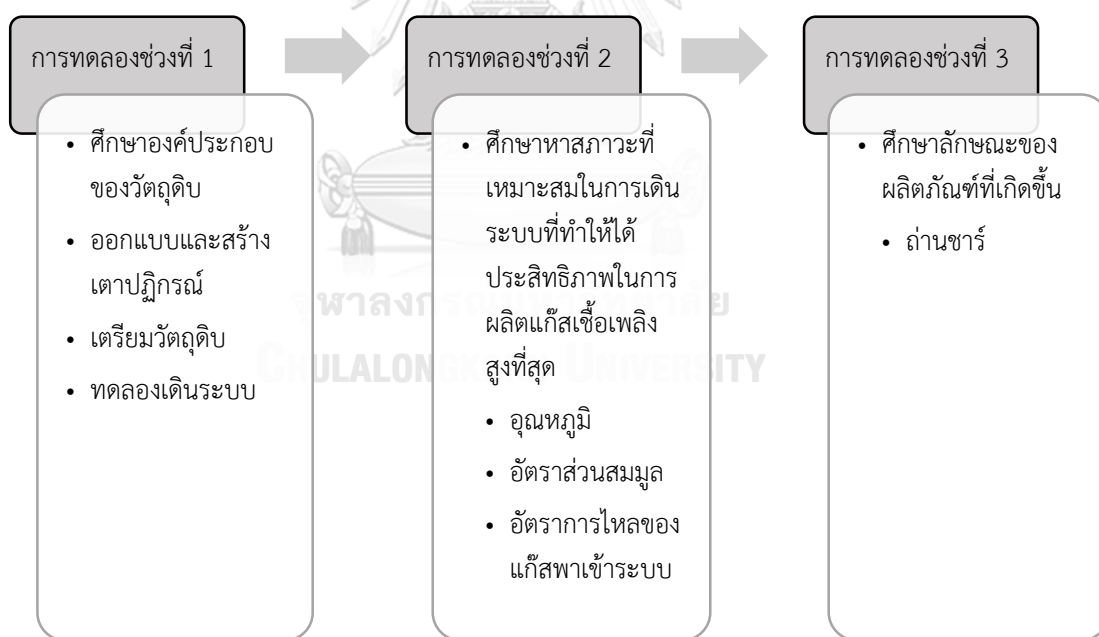
### 3.3 แผนการทดลอง

งานวิจัยนี้เป็นการทดลองในระดับปฏิบัติการ ดำเนินการทดลอง ณ ชั้น 4 อาคารปฏิบัติการรวม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย และ ศูนย์เทคโนโลยีโลหะและวัสดุแห่งชาติ อุทยานวิทยาศาสตร์ประเทศไทย โดยศึกษาองค์ประกอบและคุณสมบัติของวัสดุดิบ (ซีเมนต์) สภาวะที่เหมาะสมในการทดลองเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงสุด และ เพื่อศึกษาองค์ประกอบและคุณสมบัติของผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้น ขั้นตอนในการทดลองสามารถแบ่งได้เป็น 3 ช่วง (ภาพที่ 3.1) ดังนี้

3.3.1 ช่วงที่ 1 ศึกษาองค์ประกอบของวัสดุดิบ (ซีเมนต์) ออกแบบและสร้างเตาปฏิกรณ์ (ไซโคลน) และทดลองเดินระบบ

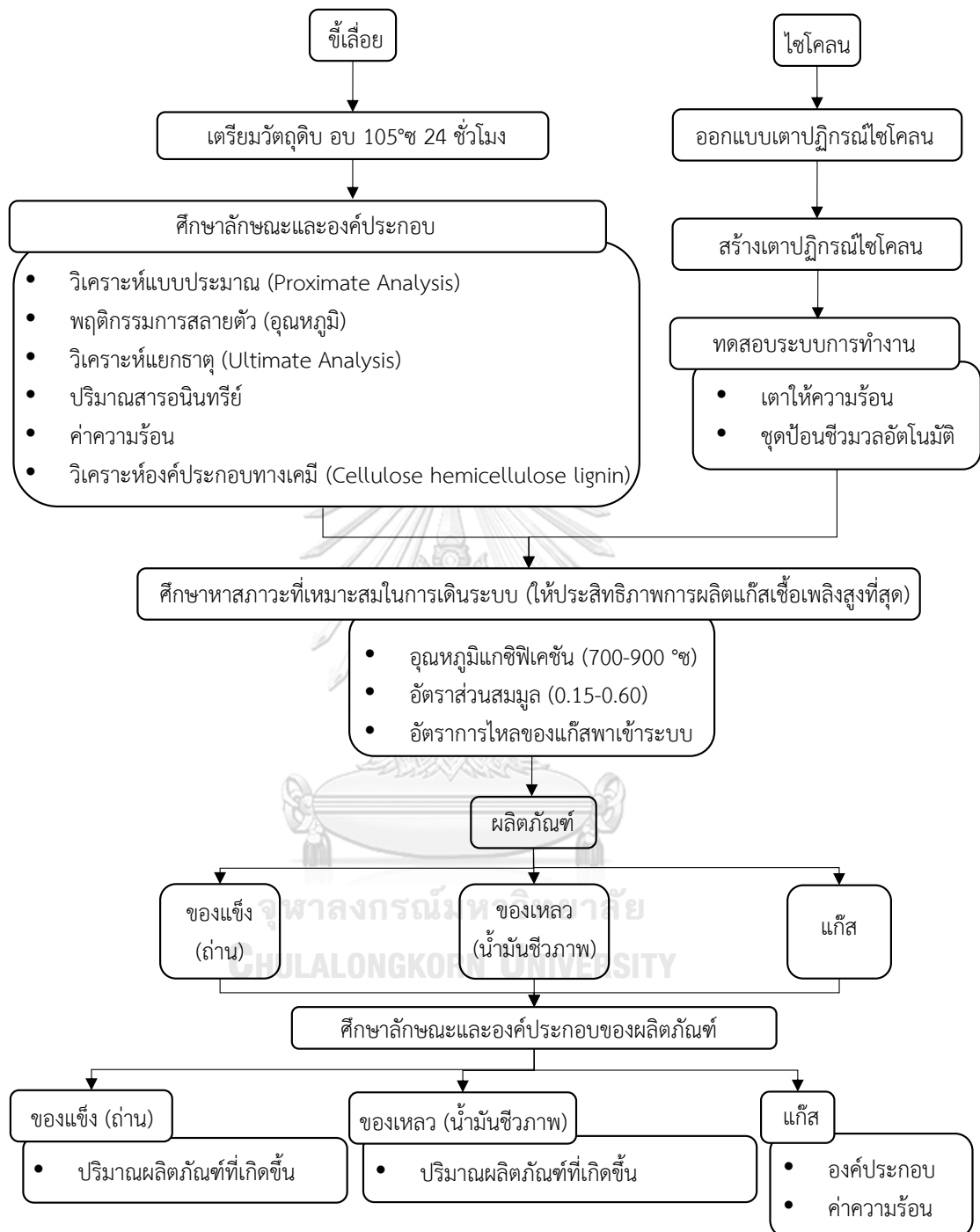
3.3.2 ช่วงที่ 2 ศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการเกิดปฏิกิริยาที่ทำให้ได้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงสุด พารามิเตอร์ที่ศึกษา คือ อุณหภูมิ อัตราส่วนสมมูล และอัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ

3.3.3 ช่วงที่ 3 ศึกษาลักษณะของผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้น (ถ่านชาร์)



ภาพที่ 3. 1 แผนการดำเนินงานวิจัย

## 3.4 การดำเนินการทดลอง



ภาพที่ 3. 2 แผนการดำเนินการทดลอง



3.4.1. การทดลองช่วงที่ 1 ศึกษาองค์ประกอบของวัตถุดิบ ออกแบบและสร้างเตาปฏิกรณ์ไฮโคลน และทดลองเดินระบบ

3.4.1.1. การวิเคราะห์องค์ประกอบแบบประมาณ (Proximate Analysis) และ พฤติกรรมการสลายตัวของวัตถุดิบ

ทำการวิเคราะห์ด้วยเครื่อง TGA โดยศูนย์เทคโนโลยีโลหะและวัสดุแห่งชาติ อุทยานวิทยาศาสตร์ประเทศไทย การวิเคราะห์ด้วยเทคนิคนี้เป็นการวิเคราะห์ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิของสารที่ได้รับในการสลายตัวกับน้ำหนักที่เปลี่ยนไป ทำการทดลองโดยการนำตัวอย่างวางบนจานขนาดเล็ก ที่เชื่อมต่อกับเครื่องซึ่งมีความไวต่อการเปลี่ยนแปลงสูง ซึ่งอุปกรณ์ที่กล่าวมาทั้งหมดจะอยู่ในเตาที่สามารถควบคุมอุณหภูมิ และบรรยากาศในการเกิดปฏิกิริยาได้ สำหรับงานวิจัยนี้การวิเคราะห์ทำเพื่อหาองค์ประกอบของวัตถุดิบที่เกิดจากการสลายตัวด้วยความร้อน และพฤติกรรมการสลายตัวทางความร้อนของซีลี้อย ซีลี้อยขนาด 150-250 ไมโครเมตร ถูกเลือกมาทดสอบ ที่อุณหภูมิ 30-900 องศาเซลเซียสในบรรยากาศไนโตรเจน และ ที่อุณหภูมิ 900-850 องศาเซลเซียสภายใต้บรรยากาศปกติ ที่อัตราการให้ความร้อน 10 องศาเซลเซียสต่อนาที ซึ่งองค์ประกอบ และพฤติกรรมการสลายตัวของวัตถุดิบ จะทำให้รู้ถึงองค์ประกอบของวัตถุดิบ และพฤติกรรมการสลายตัวของวัตถุดิบซึ่งสามารถใช้บอกช่วงอุณหภูมิที่ชีวมวลมีอัตราการสลายตัวสูงสุดได้ ซึ่งวัดผลจากน้ำหนักที่หายไปของชีวมวลกับเวลาและอุณหภูมิที่เปลี่ยนไป ผลที่ได้จากการวิเคราะห์จะแบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ ส่วนการเผาชีวมวลภายใต้บรรยากาศไนโตรเจน และส่วนการเผาชีวมวลภายใต้บรรยากาศปกติ

ส่วนการเผาภายใต้บรรยากาศไนโตรเจนจะให้ผลการวิเคราะห์ดังนี้ (1) ความชื้น ความชื้นสลายตัวออกจากชีวมวลในช่วงอุณหภูมิ 30-120 องศาเซลเซียส ความชื้นที่เหลือออกจากชีวมวลในช่วงนี้จะเป็นน้ำที่จับกับชีวมวลทางกายภาพเท่านั้น มิได้รวมถึงน้ำที่จับอยู่กับชีวมวลด้วยพันธะทางเคมี (2) สารระเหยง่ายและน้ำที่จับกับชีวมวลด้วยพันธะทางเคมี สารระเหยง่ายและน้ำที่จับกับชีวมวลด้วยพันธะทางเคมีเกิดการสลายตัวจากชีวมวลในช่วงอุณหภูมิ 120-900 องศาเซลเซียส ซึ่งผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการสลายตัวในช่วงที่ 2 นี้สามารถใช้เป็นตัวแทนในการทำนายผลิตภัณฑ์ที่จะเกิดขึ้นจากกระบวนการแกซิฟิเคชันได้

ส่วนชีวมวลที่ถูกเผาภายใต้บรรยากาศปกติจะให้ผลดังนี้ (1) คาร์บอนคงตัว คาร์บอนคงตัวเกิดจากการเผาไหม้ของชีวมวลที่เกิดการระเหยแห้ง และสลายตัวของสารระเหยแล้ว นำมาเผาต่อ

ภายใต้บรรยากาศปกติที่อุณหภูมิ 900-850 องศาเซลเซียส (2) ถ้า คือ ส่วนที่เหลือจากการเผาไหม้ของชีวมวล ดังแสดงในตารางที่ 3.2

ตารางที่ 3. 2 การวิเคราะห์องค์ประกอบแบบประมาณ (Proximate Analysis)

องค์ประกอบ	ช่วงอุณหภูมิที่สลายตัว (°C)	บรรยากาศ
ความชื้น	30 - 120	ไนโตรเจน
สารระเหย	120 - 900	ไนโตรเจน
คาร์บอนคงตัว	900 - 850	อากาศ
ถ้า	-	-

#### 3.4.1.2. ศึกษาองค์ประกอบแบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis)

ทำการวิเคราะห์ด้วยเครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบของธาตุ (Elemental Analyzer) Leco รุ่น CHNS 628 หลักการทำงานคือ ตัวอย่างจะถูกเผาอย่างรวดเร็วภายใต้อุณหภูมิสูงเพื่อเปลี่ยนธาตุที่เป็นองค์ประกอบของสารอินทรีย์ในตัวอย่างเป็นแก๊สที่สัมพันธ์กับธาตุนั้น ๆ จากนั้นแก๊สที่เป็นตัวแทนของธาตุต่าง ๆ จะถูกแยกออกจากกัน และวัดปริมาณ โดยเครื่องจะรายงานผลออกมาเป็นร้อยละขององค์ประกอบในสารตัวอย่าง การวิเคราะห์นี้จะทำให้ทราบปริมาณ คาร์บอน ไนโตรเจน ไฮโดรเจน และ ซัลเฟอร์ ในวัตถุดิบ

#### 3.4.1.3. ศึกษาปริมาณสารอนินทรีย์ในวัตถุดิบ

การวิเคราะห์ปริมาณสารอนินทรีย์ในวัตถุดิบวิเคราะห์ด้วยเครื่อง X-ray Fluorescence (XRF) โดยอาศัยหลักการยิงลำแสงเอ็กซ์เรย์ใส่ออนุภาค เพื่อให้อิเล็กตรอนชั้นในสุดหลุดออกจากอนุภาค จากนั้นอะตอมจะพยายามเข้าสู่สภาวะเสถียรโดยการเปลี่ยนระดับพลังงานของอิเล็กตรอนวงนอกเข้ามาแทน อิเล็กตรอนเมื่อเปลี่ยนระดับพลังงานจะมีการปลดปล่อยรังสีเอ็กซ์ที่ระดับพลังงานต่าง ๆ กันออกมา อะตอมต่างชนิดกันจะปลดปล่อยพลังงานออกมาต่างกัน ปรากฏการณ์นี้เรียกว่า ฟลูออเรสเซนซ์ ทำให้เราสามารถวิเคราะห์ได้ว่าในวัตถุดิบของเรามีสารอนินทรีย์ชนิดใดเป็นองค์ประกอบ

#### 3.4.1.4. ศึกษาค่าความร้อนของวัตถุดิบ

การวิเคราะห์ค่าความร้อนของวัตถุดิบด้วยเครื่อง Automatic Bomb Calorimeter ใช้หลักการการเผาไหม้ชีวมวลด้วยออกซิเจนภายใต้ความดันสูง เพื่อวัดปริมาณความร้อนที่ถูกปลดปล่อยออกมาจากชีวมวล โดยวัดค่าความร้อนจากการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิของน้ำที่อยู่โดยรอบที่เกิดจากการเผาไหม้ชีวมวล ค่าความร้อนที่ได้จะแสดงออกมาในหน่วย เมกกะจูลต่อกิโลกรัม ในงานวิจัยนี้ ใช้เฉลี่ย

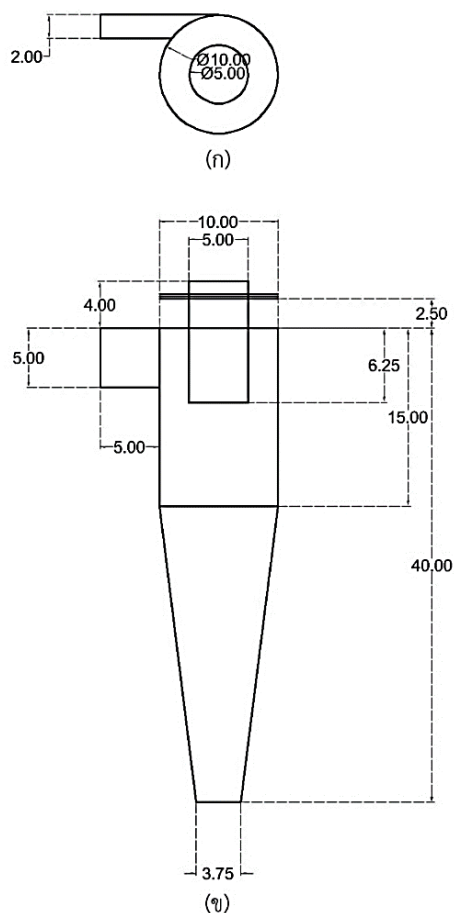
ขนาด 150-250 ไมโครเมตร ซึ่งน้ำหนักและบรรจุลงในถ้วยเผา (Crucible) จากนั้นถ้วยเผาจะถูกนำไปอัดด้วยแก๊สออกซิเจน นำถ้วยเผาใส่ลงในเครื่อง Automatic Bomb Calorimeter และผ่านกระแสไฟฟ้าเข้าสู่ฟิวส์ (Fuse) ทำให้เกิดการเผาไหม้ชีวมวล ความร้อนที่เกิดจากการเผาไหม้จะถ่ายเทสู่น้ำโดยรอบ วัตถุประสงค์ของน้ำที่เปลี่ยนไป จะทำให้ทราบค่าความร้อนของชีวมวล

#### 3.4.1.5. ศึกษาองค์ประกอบทางเคมีของวัตถุดิบ

ศึกษาองค์ประกอบทางเคมีของวัตถุดิบ (เซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และ ลิกนิน) โดยสถาบันค้นคว้าและพัฒนาผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรและอุตสาหกรรมเกษตร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ ตามวิธีมาตรฐาน TAPPI-T207-om-93 TAPPI-T204-om-97 TAPPI-T222-om-98 และ Acid chlorite Method of Browing

#### 3.4.1.6. ออกแบบและสร้างเตาปฏิกรณ์ไซโคลน

เตาปฏิกรณ์ไซโคลนที่ใช้ในงานวิจัยนี้ออกแบบตามไซโคลนแบบ Stairmand ซึ่งเป็นไซโคลนที่มีประสิทธิภาพในการดักจับอนุภาคสูง โดยออกแบบให้ไซโคลนมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 10 เซนติเมตร และมีอัตราส่วนต่าง ๆ ดังแสดงในภาพที่ 3.3 วัสดุที่ใช้ในการสร้างไซโคลนคือ สแตนเลส 310S ความหนา 3 มิลลิเมตร ซึ่งเป็นวัสดุที่เหมาะสมกับการใช้งานกับความร้อน สามารถทำงานกับความร้อนที่อุณหภูมิสูงถึง 1,150 องศาเซลเซียส ได้อย่างต่อเนื่อง นอกจากนี้สแตนเลส 310S ยังสามารถทนต่อการกัดกร่อน และการออกซิไดส์ของผลิตภัณฑ์ที่มีฤทธิ์เป็นกรดที่เกิดขึ้นได้อีกด้วย



ภาพที่ 3.3 เตาปฏิกรณ์ไซโคลน (ก) ด้านบน (ข) ด้านข้าง (เซนติเมตร)

#### 3.4.1.7. การทดลองเดินระบบ

เนื่องจากเตาปฏิกรณ์ไซโคลนนี้เป็นเตาปฏิกรณ์ที่ถูกออกแบบและสร้างขึ้นใหม่ ดังนั้นก่อนการทดลองจริงจึงจำเป็นต้องมีการทดลองเดินระบบก่อน โดยการทดสอบเตาให้ความร้อนแก๊สโคลน และการทดสอบระบบป้อนชีวมวลอัตโนมัติ (Screw Feed) ไซโคลนที่สร้างขึ้นจะถูกต่อเข้ากับส่วนให้ความร้อนแก๊สพาเบื่องต้น ระบบป้อนชีวมวลอัตโนมัติ เตาให้ความร้อนไซโคลน ส่วนควบคุมผลิตภัณฑ์ และส่วนคัดแยกผลิตภัณฑ์ที่เป็นของเหลวออกจากแก๊สดังแสดงในภาพที่ 3.4 ซึ่งมีหลักการทำงานดังนี้ เตาปฏิกรณ์ไซโคลนจะได้รับความร้อนจากเตาให้ความร้อนแบบขดลวดไฟฟ้า และมีการปรับอุณหภูมิของเตาปฏิกรณ์ด้วยตัวควบคุมอุณหภูมิ เพื่อให้อุณหภูมิในเตาปฏิกรณ์คงที่ตลอดการทดลอง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิจนถึงอุณหภูมิที่ต้องการแล้ว ชีวมวลจะถูกป้อนเข้าสู่ระบบด้วยระบบอัตโนมัติ (Screw Feed) ที่สามารถปรับรอบของอัตราการป้อนชีวมวลได้ และมีแก๊สไนโตรเจนช่วยเพิ่มความดันถังป้อนชีวมวล เมื่อชีวมวลเข้าสู่ระบบด้วยการพาของแก๊สไนโตรเจนและแก๊สออกซิเจน ชีวมวลจะเกิดปฏิกิริยาการสลายตัวด้วยกระบวนการแกซิฟิเคชันในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลน

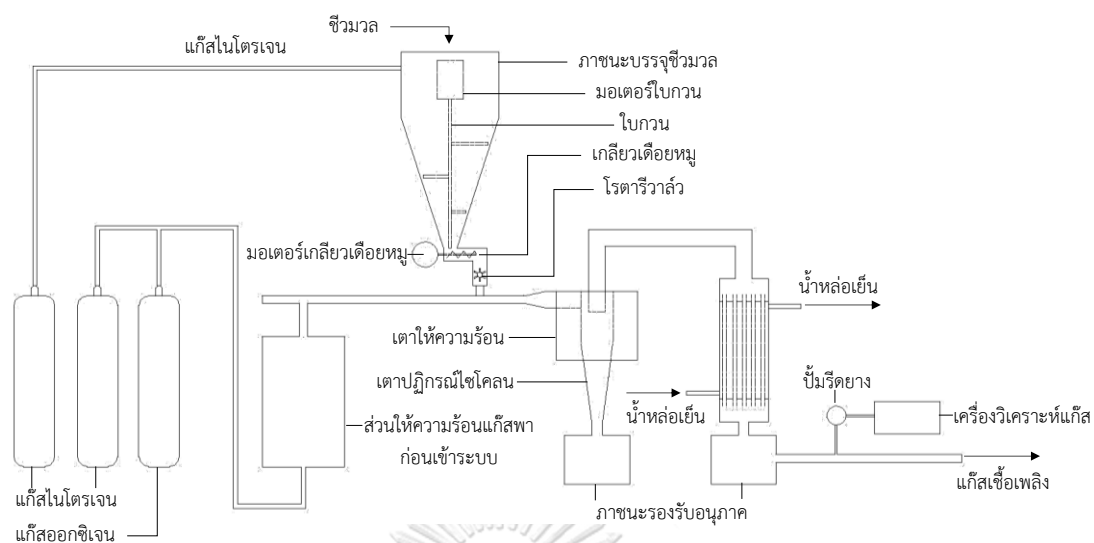
ผลิตภัณฑ์ที่เป็นของแข็งที่เกิดขึ้นจะถูกคัดแยกออกจากแก๊สผลิตภัณฑ์โดยอัตโนมัติลงสู่ที่เก็บอนุภาคด้านล่างของเตาปฏิกรณ์ สำหรับผลิตภัณฑ์ที่เป็นไอระเหยจะเคลื่อนที่ออกจากเตาปฏิกรณ์ทางด้านบนเพื่อไปยังส่วนควบแน่นเพื่อควบแน่นไอระเหยให้เป็นของเหลว ของเหลวจะถูกกักเก็บอยู่ในที่รองรับด้านล่างอุปกรณ์ควบแน่น และแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ไม่กลั่นตัว (แก๊สเชื้อเพลิง) จะผ่านเครื่องวัดอัตราการไหลของแก๊ส และแก๊สบางส่วนจะถูกดึงออกไปวิเคราะห์ด้วยเครื่องวิเคราะห์ห้องค์ประกอบแก๊สแบบเคลื่อนที่ แก๊สผลิตภัณฑ์ที่เหลือถูกปล่อยออกสู่บรรยากาศต่อไป

การทดสอบเตาให้ความร้อนแก๊สโคลน ทำการทดสอบโดยการตั้งอุณหภูมิเตาที่อุณหภูมิต่างๆ ในช่วงอุณหภูมิ 700–900 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 30 นาที เพื่อสังเกตว่าเตาให้ความร้อนสามารถให้ความร้อนได้ตามที่อุณหภูมิกำหนด และสามารถรักษาอุณหภูมิดังกล่าวไว้ได้ตลอดช่วงเวลาที่ทำการทดลองได้หรือไม่

การทดสอบระบบการป้อนชีวมวลอัตโนมัติ ทำการทดสอบโดยแบ่งการทดลองออกเป็น 2 ช่วง คือ ช่วงแรกทดสอบการป้อนชีวมวลอัตโนมัติโดยใช้แก๊สพลาโนโตรเจนแบบเย็น เพื่อทดสอบให้ระบบป้อนชีวมวลมีอัตราการป้อนชีวมวลที่เหมาะสมตามสมมติฐานของการทดลอง ช่วงที่สองทดสอบการป้อนชีวมวลโดยใช้แก๊สพลาโนโตรเจนแบบร้อน เพื่อทดสอบว่าชีวมวลจะเกิดการสลายตัวและติดค้างในระบบป้อนชีวมวลหรือไม่

3.4.2. การทดลองช่วงที่ 2 ศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมในการเดินระบบที่ทำให้ระบบมีประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงสุด

กระบวนการแกซิฟิเคชันของชีเลื่อยเริ่มจากการนำแก๊สพลาที่เป็นส่วนผสมระหว่างแก๊สออกซิเจนและไนโตรเจน เข้าสู่ส่วนให้ความร้อนกับแก๊สพลาขั้นต้น จากนั้นแก๊สพลาจะพาชีวมวลที่ป้อนจากระบบป้อนชีวมวลอัตโนมัติเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไฮโคลนที่ร้อน ทำให้เกิดปฏิกิริยาแกซิฟิเคชันภายในไฮโคลน เมื่อเกิดปฏิกิริยาขึ้น ผลิตภัณฑ์ของแข็งที่เกิดขึ้นจะถูกคัดแยกลงสู่ด้านล่าง และผลิตภัณฑ์แก๊สที่เกิดขึ้นจะออกจากไฮโคลนด้านบน จากนั้นผลิตภัณฑ์แก๊สจะเข้าสู่ส่วนควบแน่นเพื่อทำให้แก๊สที่สามารถกลั่นตัวได้กลั่นตัวออกมา แก๊สที่กลั่นตัวไม่ได้บางส่วนจะถูกนำไปวิเคราะห์ห้องค์ประกอบ และส่วนที่เหลือจะถูกปล่อยออกสู่บรรยากาศต่อไป ดังแสดงในภาพที่ 3.4



ภาพที่ 3. 4 แผนผังแสดงกระบวนการแกซีฟิเคชันชีเลื้อยจากโรงงานแปรรูปไม้

การศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการเดินระบบที่ทำให้ระบบมีประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุดโดยผ่านกระบวนการแกซีฟิเคชันในเตาปฏิกรณ์ไซโคลน ทำโดยการปรับเปลี่ยนสภาวะในการทดลอง คือ อุณหภูมิแกซีฟิเคชัน อัตราส่วนสมมูล และอัตราการไหลของแก๊สพาทเข้าระบบ

#### 3.4.2.1. อุณหภูมิแกซีฟิเคชัน

อุณหภูมิแกซีฟิเคชันที่ทำการทดลองคือ 700 800 และ 900 องศาเซลเซียส โดยกำหนดให้สภาวะที่เหมาะสมในการเกิดปฏิกิริยา คือ อุณหภูมิแกซีฟิเคชันที่ทำให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด วัดผลโดยการวัดปริมาตรและองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่เกิดขึ้น เทียบกับปริมาณชีวมวลที่ป้อนเข้าสู่ระบบ โดยคิดสัดส่วนของผลิตภัณฑ์ในรูปของร้อยละการแปรสภาพของคาร์บอนและไฮโดรเจน

#### 3.4.2.2. อัตราการส่วนสมมูล

อัตราส่วนสมมูล คือ โมลของออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยา ต่อ โมลของออกซิเจนที่พอดีตามทฤษฎีการเผาไหม้ อัตราส่วนสมมูลที่ทำการทดลอง คือ 0.15 0.30 0.45 และ 0.60 โดยกำหนดให้สภาวะที่เหมาะสมในการเกิดปฏิกิริยา คือ องค์ประกอบของแก๊สที่เกิดขึ้นมีประสิทธิภาพในการเป็นแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด

### 3.4.2.3. อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ

อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ คือ 1.56 0.78 และ 0.36 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง โดยกำหนดสถานะที่เหมาะสมในการเกิดปฏิกิริยา คือ อัตราการไหลที่ทำให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด

### 3.4.3. การทดลองช่วงที่ 3 ศึกษาองค์ประกอบและคุณสมบัติของผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้น

ผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันมีทั้งส่วนที่เป็นของแข็ง ของเหลว และแก๊ส แต่ในงานวิจัยนี้มุ่งเน้นเพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์เป็นแก๊สมากที่สุด เกิดผลิตภัณฑ์ที่เป็นของเหลวและของแข็งน้อยที่สุด ดังนั้นผลิตภัณฑ์ที่เป็นของเหลวและของแข็งจึงทำการวัดผลโดยการชั่งน้ำหนัก เพื่อนำมาคำนวณสมมูลคาร์บอน (โดยน้ำหนัก) ของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้น ส่วนแก๊สที่เกิดขึ้นเป็นผลิตภัณฑ์ที่สนใจ ดังนั้นจึงมีการนำแก๊สผลิตภัณฑ์มาศึกษาองค์ประกอบและค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ด้วย

#### 3.4.3.1. ผลิตภัณฑ์ของแข็ง

ผลิตภัณฑ์ของแข็งที่เกิดขึ้นจะถูกชั่งปริมาณเพื่อนำไปคำนวณสมมูลคาร์บอน (โดยน้ำหนัก) โดยวิธีการชั่งน้ำหนักก่อน และหลังของภาชนะด้านล่างของเตาปฏิกรณ์ไซโคลนซึ่งเป็นส่วนที่ผลิตภัณฑ์ของแข็งจะถูกคัดแยกออกมา ร่วมกับ ผลิตภัณฑ์ของแข็งบางส่วนที่หลุดออกจากเตาปฏิกรณ์ไปติดอยู่ที่ส่วนบนของส่วนควบแน่น ทำการชั่งน้ำหนักโดยการเก็บผลิตภัณฑ์ด้านบนมาชั่งน้ำหนัก นำน้ำหนักผลิตภัณฑ์ของแข็งทั้งสองส่วนมารวมกัน คิดเป็นร้อยละของผลิตภัณฑ์ของแข็งที่เกิดขึ้น

$$\text{ร้อยละของผลิตภัณฑ์ของแข็ง} = \left[ \frac{S_{\text{condenser}} + (S_{\text{Ca}} - S_{\text{Cb}})}{B_{\text{in}}} \right] \times 100$$

เมื่อ  $S_{\text{condenser}}$  คือ น้ำหนักผลิตภัณฑ์ของแข็งที่ส่วนบนของส่วนควบแน่น (กรัม)

$S_{\text{Ca}}$  คือ น้ำหนักภาชนะด้านล่างไซโคลนหลังเดินระบบ (กรัม)

$S_{\text{Cb}}$  คือ น้ำหนักภาชนะด้านล่างไซโคลนก่อนเดินระบบ (กรัม)

$B_{\text{in}}$  คือ น้ำหนักของชีวมวลที่ป้อนเข้าสู่ระบบทั้งหมด (กรัม)

### 3.4.3.2. ผลិតภณัฑ์ของเหลว

ผลิตภณัฑ์ของเหลวที่เกิตขึ้นจะถูกลงปริมาณเพื่อนำไปคำนวณสมดุคาร์บอน (โดยน้ำหนักร) โดยวิธีการชั่งน้ำหนักรก่อน และหลังของภาชนะด้านล่ำส่วนควบแน่น คิตเป็นร้อยละของผลิตภณัฑ์ของเหลวที่เกิตขึ้น

$$\text{ร้อยละของผลิตภณัฑ์ของเหลว} = \left[ \frac{S_{Da} - S_{Db}}{B_{in}} \right] \times 100$$

เมื่อ  $S_{Da}$  คีอ น้ำหนักภาชนะด้านล่ำส่วนควบแน่นหลังเดินระบบ (กรัม)

$S_{Db}$  คีอ น้ำหนักภาชนะด้านล่ำส่วนควบแน่นก่อนเดินระบบ (กรัม)

$B_{in}$  คีอ น้ำหนักของชีวมวลที่ป้อนเข้าสู่ระบบทั้งหมด (กรัม)

### 3.4.3.3. ผลิตภณัฑ์แก๊ส

ผลิตภณัฑ์แก๊สที่เกิตขึ้นจะถูกรวัดด้วยเครื่องวัดปริมาตรแก๊สเพื่อนำไปคำนวณสมดุคาร์บอน (โดยน้ำหนักร) และตั้งตัวอย่างบางส่วนเข้าสู่เครื่องวิเคราะห์แก๊สแบบเคล็อนที่ได้ เพือวิเคราะห์องค์ประกอบของแก๊ส ( $CO$ ,  $CO_2$ ,  $CH_4$ ,  $H_2$ ,  $C_nH_m$ ) ต้อไป

งานวิจัยนี้ศึกษาประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงของการแกซีฟิเคชันของชีลื้อย่อยจากอุตสาหกรรมการแปรรูปไม้ในเตาปฏิกรณัแบบไซโคลน ดั้งนั้น เพือเป็นการวัด ประสิทธิภาพที่เกิตขึ้น การศึกษาและเปรียบเทียบองค์ประกอบของวัตถุดิบ และผลิตภณัฑ์จึงจำเป็นสำหรับการประเมินผล เมื่อดำเนินการทดลองเสร็จสิ้นแล้ว โดยงานวิจัยนี้ทำการศึกษาผลของอุณหภูมิ อัตราส่วนสมมูล และอัตราการไหลของแก๊สพาเข้าสู่ระบบที่มีต่อประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง โดยใช้พารามิเตอร์ในการวิเคราะห์ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงดั่งนี้ องค์ประกอบของแก๊สเชื้อเพลิง ( $CO$ ,  $CO_2$ ,  $CH_4$ ,  $H_2$  และ  $C_nH_m$ ) ค่าการแปรสภาพของคาร์บอน และเอนโทรเจนของวัตถุดิบ ค่าความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิง ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง และปริมาณผลิตภณัฑ์ของเหลว และของแข็งที่เกิตขึ้น



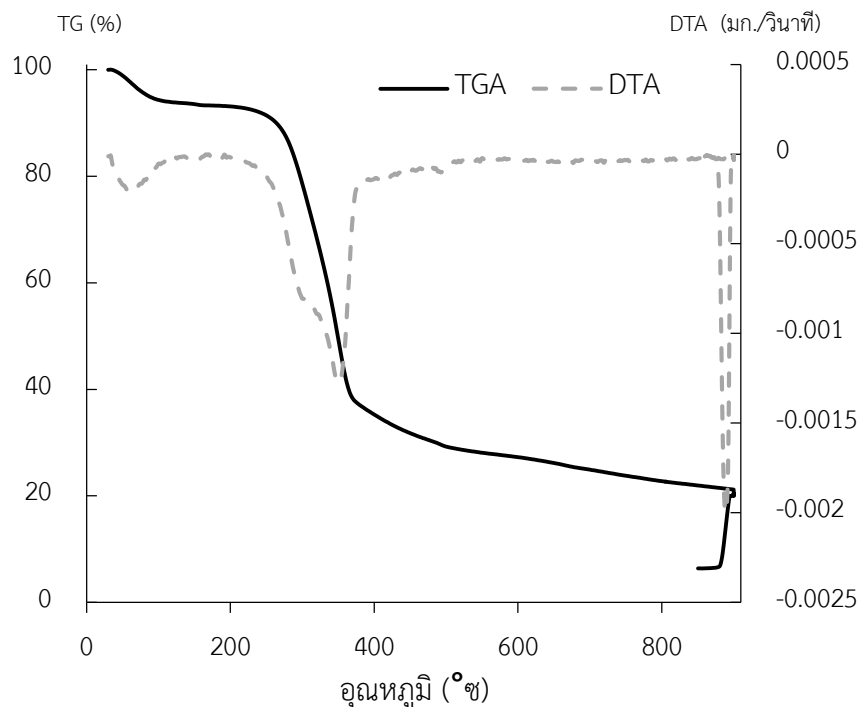


จากการคัดแยกขนาดพบว่าซีลี้อยส่วนใหญ่มีขนาด 150-250 ไมโครเมตร ซึ่งเป็นซีลี้อยที่มีขนาดเหมาะสมกับการเกิดปฏิกิริยาในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลน จากการทดลองของ Moghiman และคณะ (2007) ที่ได้ทำการทดลองหาช่วงขนาดของซีลี้อยที่เหมาะสมสำหรับการเกิดปฏิกิริยาในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลน พบว่าซีลี้อยขนาด 150-600 ไมโครเมตร เป็นช่วงขนาดซีลี้อยที่เหมาะสม เนื่องจากซีลี้อยที่มีขนาดอนุภาคเล็กกว่า 150 ไมโครเมตร อนุภาคของซีลี้อยจะไม่เกิดการกระทบกับผนังของเตาปฏิกรณ์ ทำให้อนุภาคไม่ได้รับความร้อนจึงไม่เกิดปฏิกิริยา นอกจากนี้อนุภาคยังหลุดออกไปกับกระแสแก๊สและอาจพบสารประกอบแอลคาไลน์ติดไปกับอนุภาคเหล่านั้นด้วย และสำหรับซีลี้อยที่มีขนาดใหญ่กว่า 600 ไมโครเมตร เวลาที่ต้องการในการเกิดปฏิกิริยาให้สมบูรณ์ของอนุภาคขนาดใหญ่นี้มากกว่าเวลาที่อนุภาคอยู่ในเตาปฏิกรณ์ ทำให้ซีลี้อยขนาดใหญ่เกิดปฏิกิริยาได้ไม่สมบูรณ์ก่อนการเคลื่อนที่ผ่านเตาปฏิกรณ์ไซโคลน การทดลองนี้จึงเลือกอนุภาคขนาด 150-250 ไมโครเมตร ซึ่งเป็นช่วงขนาดอนุภาคส่วนใหญ่ของวัตถุดิบ และเป็นช่วงขนาดอนุภาคที่สามารถเกิดปฏิกิริยาได้สมบูรณ์มาใช้ในงานวิจัยนี้

ซีลี้อยที่ถูกคัดแยกขนาดแล้วถูกนำไปวิเคราะห์พารามิเตอร์ต่าง ๆ ดังนี้ องค์ประกอบแบบประมาณ องค์ประกอบแบบแยกธาตุ ปริมาณสารอินทรีย์ในวัตถุดิบ ค่าความร้อน และ องค์ประกอบทางเคมี สำหรับการวิเคราะห์องค์ประกอบแบบประมาณ และการวิเคราะห์องค์ประกอบแบบแยกธาตุ ซีลี้อยจะถูกวิเคราะห์โดยน้ำหนักเปียก สำหรับพารามิเตอร์อื่น ซีลี้อยจะถูกวิเคราะห์โดยน้ำหนักแห้ง โดยต้องมีการเตรียมตัวอย่างโดยการนำซีลี้อยอบที่อุณหภูมิ 105 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 24 ชั่วโมง และทิ้งให้อุณหภูมิตัวอย่างกลับสู่อุณหภูมิปกติในตู้ดูดความชื้น ก่อนการนำไปวิเคราะห์

#### 4.1.1.1 การวิเคราะห์องค์ประกอบแบบประมาณ (Proximate Analysis) และ พฤติกรรม การสลายตัวของวัตถุดิบ

การวิเคราะห์องค์ประกอบแบบประมาณของซีลี้อยด้วยเครื่อง TGA ณ ศูนย์เทคโนโลยีโลหะและวัสดุแห่งชาติ โดยทำการทดลองที่อุณหภูมิ 30-900 องศาเซลเซียสภายใต้บรรยากาศไนโตรเจน และที่อุณหภูมิ 900-850 องศาเซลเซียสภายใต้บรรยากาศปกติ ที่อัตราการให้ความร้อน 10 องศาเซลเซียสต่อนาที จากภาพที่ 4.2 แสดงให้เห็นว่า ในช่วงแรกที่อุณหภูมิ 30-120 องศาเซลเซียสภายใต้บรรยากาศไนโตรเจน ความชื้นในซีลี้อยเกิดการสลายตัวออกมาร้อยละ 6.12 ช่วงที่สองที่อุณหภูมิ 120-900 องศาเซลเซียสภายใต้บรรยากาศไนโตรเจน สารระเหยในซีลี้อยเกิดการสลายตัวออกมาร้อยละ 72.70 ช่วงที่สามที่อุณหภูมิ 900-850 องศาเซลเซียสภายใต้บรรยากาศปกติ คาร์บอนคงที่ถูกเผาไหม้คิดเป็นร้อยละ 14.80 และส่วนสุดท้ายที่เหลือจากการเผาไหม้ซีลี้อย คือ เถ้า คิดเป็นร้อยละ 6.38 องค์ประกอบของซีลี้อยนี้มีค่าใกล้เคียงกับองค์ประกอบของซีลี้อยที่ได้จากงานวิจัยอื่น ดังแสดงในตารางที่ 4.1



ภาพที่ 4. 2 ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบแบบประมาณของซีลี้อยขนาด 150-250 ไมโครเมตร

ตารางที่ 4. 1 องค์ประกอบแบบประมาณของซีลี้อยขนาด 150-250 ไมโครเมตรเทียบกับงานวิจัยอื่น

	ขนาด (ไมโครเมตร)	องค์ประกอบแบบประมาณ (ร้อยละโดยน้ำหนักเปียก)				อ้างอิง
		ความชื้น	สารระเหย	คาร์บอนคงที่	เถ้า	
ซีลี้อย (งานวิจัยนี้)	150-250	6.12	72.70	14.80	6.38	-
ซีลี้อยไม่รัง	250-1000	8.25	76.23	14.04	1.49	1
ซีลี้อย	410 (เฉลี่ย)	0.45	82.72	14.48	2.35	2
ซีลี้อยไม้สน	83-198	8.61	76.50	14.47	1.02	3
ซีลี้อยวอลนัท	<830	5.87	77.80	14.37	1.96	4
แกลบ	<2600	1.42	63.63	16.28	18.67	5

หมายเหตุ 1-Miskam และคณะ (2008)

4-Gao และคณะ (2012)

2-Zhao และคณะ (2013)

5-Zhao และคณะ (2012)

3-Guo และคณะ (2009)

จากผลการวิเคราะห์พบว่าซีลี้อยู่เป็นสารที่มีองค์ประกอบของสารระเหยสูง และ ปริมาณเถ้าต่ำทำให้ซีลี้อยู่มีศักยภาพในการแปรสภาพเป็นแก๊สได้ดี เนื่องจากผลิตภัณฑ์ที่เป็นสารระเหยในชีวมวลส่วนใหญ่จะเกิดการแปรสภาพเป็นแก๊ส และปริมาณเถ้าที่ต่ำเป็นผลดีต่อเตาปฏิกรณ์เพราะในเถ้ามีองค์ประกอบของสารอนินทรีย์ที่ไม่เกิดการแปรสภาพ ซึ่งสารอนินทรีย์นี้สามารถหลอมละลายที่อุณหภูมิสูงได้ ดังนั้นปริมาณเถ้าต่ำจะส่งผลให้ลดการหลอมละลายของเถ้าในเตาปฏิกรณ์ซึ่งเป็นสาเหตุทำให้เกิดตะกรัน และขัดขวางการไหลของแก๊สในระบบ (McKendry, 2002) เพราะโดยปกติการแกซีฟิเคชันมีอุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยาสูงกว่าอุณหภูมิของการหลอมละลายของเถ้าเสมอ

#### 4.1.1.2 ศึกษาองค์ประกอบธาตุของวัตถุดิบ (Ultimate Analysis)

ตารางที่ 4. 2 องค์ประกอบแบบแยกธาตุของซีลี้อยู่ขนาด 150-250 ไมโครเมตร

	องค์ประกอบแบบแยกธาตุ (ร้อยละโดยน้ำหนักเปียก)				
	คาร์บอน (C)	ไฮโดรเจน (H)	ไนโตรเจน (N)	ซัลเฟอร์ (S)	ออกซิเจน* (O)
ครั้งที่ 1	45.07	6.30	0.32	0.00	48.31
ครั้งที่ 2	44.91	6.33	0.32	0.00	48.44
ค่าเฉลี่ย	44.99	6.32	0.32	0.00	48.37

\* ออกซิเจนคำนวณจากผลต่าง (100-C-H-N-S)

ตารางที่ 4.2 แสดงผลการวิเคราะห์องค์ประกอบแบบแยกธาตุด้วยเครื่อง Leco รุ่น CHNS 628 ณ ศูนย์เทคโนโลยีโลหะและวัสดุแห่งชาติ อุทยานวิทยาศาสตร์ประเทศไทย พบว่าซีลี้อยู่ขนาด 150-250 ไมโครเมตร มีองค์ประกอบคาร์บอนร้อยละ 44.99 ไฮโดรเจนร้อยละ 6.32 ไนโตรเจนร้อยละ 0.32 ซัลเฟอร์ร้อยละ 0.00 และออกซิเจนร้อยละ (คำนวณจากผลต่าง) 48.37 โดยน้ำหนักเปียก ซึ่งจากค่าองค์ประกอบแบบแยกธาตุนี้สามารถนำมาคำนวณสูตรอย่างง่ายของซีลี้อยู่ได้ คือ  $C_{1.24}H_{2.09}O$  จากการวิเคราะห์พบว่าซีลี้อยู่ในงานวิจัยนี้มีองค์ประกอบใกล้เคียงกับงานวิจัยอื่น และเมื่อพิจารณาองค์ประกอบพบว่า ซีลี้อยู่มีปริมาณคาร์บอนและไฮโดรเจนสูงเมื่อเทียบกับชีวมวลชนิดอื่น เช่น แกลบ

ตารางที่ 4. 3 องค์ประกอบแบบแยกธาตุของซีลีอขนาด 150-250 ไมโครเมตรเทียบกับงานวิจัยอื่น

	ขนาด (ไมโครเมตร)	องค์ประกอบแบบแยกธาตุ (ร้อยละโดยน้ำหนักเปียก)					อ้างอิง
		คาร์บอน	ไฮโดรเจน	ไนโตรเจน	ซัลเฟอร์	ออกซิเจน	
		(C)	(H)	(N)	(S)	(O)	
ซีลีอ (งานวิจัยนี้)	150-250	44.99	6.32	0.32	0.00	48.37 <sup>1</sup>	-
ซีลีอไม้รัง	250-1000	42.38	5.27	0.14	0.00	42.41	1
ซีลีอ	410 (เฉลี่ย)	45.96	6.70	0.02	0.07	44.45	2
ซีลีอไม้สน	83-198	49.42	7.65	0.12	0.06	42.19	3
ซีลีอ วอลนัท	<830	44.28	5.53	-	-	39.08	4
กลบ	<2600	39.84	3.14	-	-	36.44	5

หมายเหตุ <sup>1</sup>ออกซิเจนคำนวณจากผลต่าง (100-C-H-N-S)

1-Miskam และคณะ (2008)

4-Gao และคณะ (2012)

2-Zhao และคณะ (2013)

5-Zhao และคณะ (2012)

3-Guo และคณะ (2009)

#### 4.1.1.3 ปริมาณสารอนินทรีย์ในวัตถุดิบ

ตารางที่ 4.4 แสดงผลการวิเคราะห์องค์ประกอบสารอนินทรีย์ด้วยเครื่อง X-ray Fluorescence (XRF) ณ ศูนย์เทคโนโลยีโลหะและวัสดุแห่งชาติ พบว่าซีลีอขนาด 150–250 ไมโครเมตร มีองค์ประกอบของสารอนินทรีย์เพียง 3 ชนิดเท่านั้น คือ องค์ประกอบของแมกนีเซียมร้อยละ 0.01 โพแทสเซียมร้อยละ 0.01 และแคลเซียมร้อยละ 0.04 องค์ประกอบของสารอนินทรีย์ในซีลีอนี้มีค่าต่ำเมื่อเทียบกับชีวมวลชนิดอื่น ซึ่งถือว่าเป็นข้อดี คือ ลดโอกาสการหลอมละลายของเถ้า อันเป็นสาเหตุที่ทำให้เกิดการรวมตัวกัน การเกิดตะกอน หรือ การอุดตันของระบบ

ตารางที่ 4. 4 ปริมาณสารอนินทรีย์ในซีลี้อยขนาด 150–250 ไมโครเมตร

ธาตุ	ร้อยละองค์ประกอบ โดยน้ำหนักแห้ง	ธาตุ	ร้อยละองค์ประกอบ โดยน้ำหนักแห้ง
แมกนีเซียม (Mg)	0.01	แคลเซียม (Ca)	0.04
อะลูมิเนียม (Al)	0.00	แมงกานีส (Mn)	0.00
ซิลิกอน (Si)	0.00	เหล็ก (Fe)	0.00
ฟอสฟอรัส (P)	0.00	สังกะสี (Zn)	0.00
ซัลเฟอร์ (S)	0.00	รูบิเดียม (Rb)	0.00
คลอรีน (Cl)	0.00	สตรอนเชียม (Sr)	0.00
โพแทสเซียม (K)	0.01		

#### 4.1.1.4 ศึกษาค่าความร้อนของวัตถุดิบ

ตารางที่ 4.5 แสดงผลการวิเคราะห์ค่าความร้อน พบว่าซีลี้อยในงานวิจัยนี้มีค่าความร้อนเฉลี่ยคือ 19.2 เมกกะจูลต่อกิโลกรัม ซึ่งเป็นค่าความร้อนที่ค่อนข้างสูงเมื่อเทียบกับชีวมวลชนิดอื่น ค่าความร้อนที่สูงนี้ทำให้เมื่อเกิดกระบวนการแกซิฟิเคชัน ระบบจะมีพลังงานความร้อนมากพอสำหรับกระบวนการระเหยแห้ง และกระบวนการไพโรไลซิส ทำให้ปฏิกิริยาแกซิฟิเคชันสามารถดำเนินไปได้อย่างรวดเร็วและมีประสิทธิภาพ และทำให้ระบบต้องการพลังงานที่ป้อนเข้าสู่ระบบน้อยลงอีกด้วย

ตารางที่ 4. 5 ค่าความร้อนของซีลี้อยขนาด 150–250 ไมโครเมตร

ซีลี้อย	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ค่าเฉลี่ย
ค่าความร้อน (เมกกะจูลต่อกิโลกรัม)	20.2	18.2	19.2

\* ซีลี้อยที่ใช้ในการวิเคราะห์ครั้งนี้เป็นซีลี้อยที่อบไล่ความชื้นออกแล้ว

#### 4.1.1.5 ศึกษาองค์ประกอบทางเคมีของวัตถุดิบ

ตารางที่ 4.6 แสดงผลการวิเคราะห์องค์ประกอบทางเคมีโดยสถาบันค้นคว้าและพัฒนาผลิตผลทางการเกษตรและอุตสาหกรรมเกษตร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ ของซีลี้อยในงานวิจัยนี้พบว่าซีลี้อยมีลิกนินเป็นองค์ประกอบร้อยละ 22.07 เฮมิเซลลูโลสร้อยละ 21.67 เซลลูโลสร้อยละ 26.00 และ สารแทรกร้อยละ 12.61 ปริมาณของเฮมิเซลลูโลสและเซลลูโลสที่สูงนี้ ทำให้ซีลี้อยเกิดการสลายตัวได้ผลิตภัณฑ์เป็นแก๊สมาก และปริมาณลิกนินต่ำทำให้ผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์เกิดขึ้นต่ำอีกด้วย

ตารางที่ 4. 6 องค์ประกอบทางเคมีของซีลีเยนขนาด 150-250 ไมโครเมตร

องค์ประกอบทางเคมี	ร้อยละโดยน้ำหนักแห้ง
ลิกนิน	22.07
เฮมิเซลลูโลส	21.67
เซลลูโลส	26.00
สารแทรก	12.61

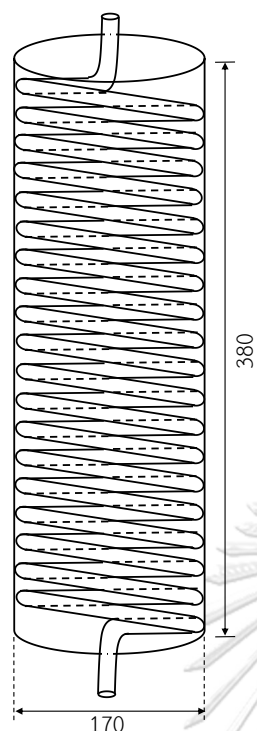
#### 4.1.2 การออกแบบและสร้างเตาปฏิกรณ์ไซโคลน

ระบบสำหรับกระบวนการแกซีฟิเคชันในงานวิจัยนี้ออกแบบให้มีส่วนประกอบที่สำคัญ 4 ส่วนด้วยกัน คือ ส่วนให้ความร้อนของแก๊สพาก่อนเข้าระบบ ส่วนป้อนชีวมวล ส่วนเตาปฏิกรณ์ และส่วนควบแน่นผลิตภัณฑ์

##### 4.1.2.1 การออกแบบส่วนให้ความร้อนของแก๊สพาก่อนเข้าระบบ

กระบวนการแกซีฟิเคชันเป็นกระบวนการที่ต้องการอุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยาสูง และเนื่องจากงานวิจัยนี้ทำการทดลองโดยใช้ไซโคลนเป็นเตาปฏิกรณ์ซึ่งต้องใช้แก๊สพากรอบความเร็วสูง ดังนั้นเพื่อเป็นการป้องกันอุณหภูมิในเตาลดลงเมื่อแก๊สเข้าสู่ระบบ จึงดำเนินการสร้างส่วนให้ความร้อนของแก๊สพาก่อนเข้าระบบเพื่อลดปรากฏการณ์ดังกล่าว

ส่วนให้ความร้อนของแก๊สพาก่อนเข้าระบบถูกออกแบบให้สามารถเพิ่มอุณหภูมิแก๊สที่มีอัตราการไหล 0.007 ลูกบาศก์เมตรต่อวินาทีที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ให้มีอุณหภูมิสูงถึง 400 องศาเซลเซียสก่อนเข้าระบบเตาปฏิกรณ์ วิธีคำนวณการออกแบบส่วนให้ความร้อนของแก๊สพาก่อนเข้าระบบดังแสดงในภาคผนวก ก.1 ซึ่งในการออกแบบนี้เป็นการออกแบบให้ความร้อนของแก๊สพาก่อนเข้าระบบมีอุณหภูมิสูงกว่าอุณหภูมิที่ใช้จริง (200 องศาเซลเซียส) เนื่องจากต้องการทำให้แน่ใจว่าระบบที่ออกแบบนี้จะสามารถทำให้แก๊สร้อนถึงอุณหภูมิที่ต้องการได้ โดยออกแบบให้ส่วนให้ความร้อนของแก๊สพาก่อนเข้าระบบใช้ท่อทองแดงขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12.7 มิลลิเมตร จากการคำนวณพบว่าต้องใช้ท่อทองแดงที่มีความยาว 1.68 เมตร แต่ในการจัดสร้างผู้วิจัยได้ทำการออกแบบให้ท่อทองแดงนี้มีความยาวโดยประมาณ 10 เมตร เพื่อป้องกันไม่ให้แก๊สที่ออกจากระบบมีอุณหภูมิต่ำกว่าที่ออกแบบไว้ โดยทำการขดท่อทองแดงเป็นลักษณะวงทรงกระบอกดังภาพที่ 4.3 ท่อทองแดงถูกขดเป็นวงทรงกระบอก 19 รอบ มีเส้นผ่านศูนย์กลางของทรงกระบอก 170 มิลลิเมตร ความสูงรวมทั้งหมด 380 มิลลิเมตร และให้ความร้อนกับท่อทองแดงนี้ด้วยเตาให้ความร้อนแบบขดลวดไฟฟ้าขนาด 6,000 วัตต์ 2 ชุด ควบคุมด้วยชุดควบคุมอุณหภูมิโดยใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิดเคในการวัดอุณหภูมิ



(ก)



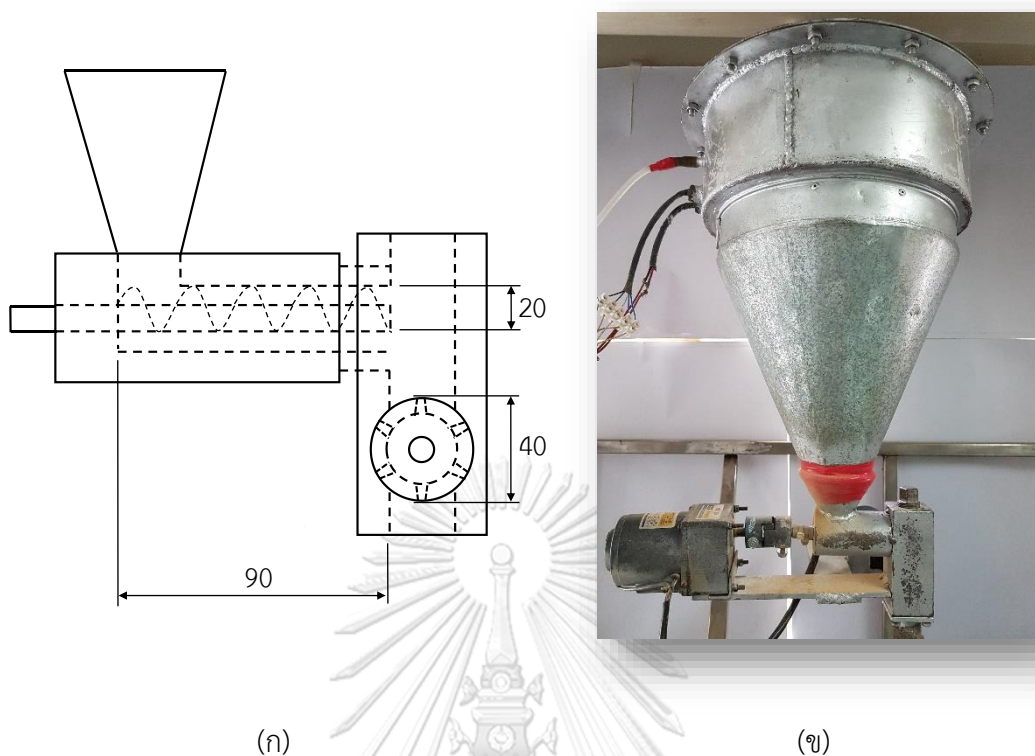
(ข)

ภาพที่ 4. 3 ส่วนให้ความร้อนของแก๊สพาค่อนเข้าระบบ (ก) แบบ (มม.) (ข) ภาพถ่าย

#### 4.1.2.2 การออกแบบส่วนป้อนชีวมวล

กระบวนการแกซิฟิเคชันในงานวิจัยนี้ออกแบบให้มีการป้อนชีวมวลแบบอัตโนมัติและต่อเนื่อง โดยออกแบบให้ส่วนป้อนชีวมวลมีองค์ประกอบดังนี้ ภาชนะบรรจุชีวมวล ไบโกลวน เกลียวเดี่ยหุม และ โรตารีวาล์ว (Rotary Valve) ชีวมวลถูกบรรจุใส่ภาชนะปิดขนาด 8 ลิตร ที่มีการเติมแก๊สเข้าสู่ภาชนะ เพื่อเพิ่มความดันจากด้านบน มีไบโกลวนในภาชนะบรรจุชีวมวลกวนชีวมวลตลอดเวลาเพื่อป้องกันการอัดแน่นของชีวมวล จากนั้นชีวมวลถูกป้อนเข้าระบบด้วยเกลียวเดี่ยหุม (Screw) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 20 มิลลิเมตร ยาว 90 มิลลิเมตร ควบคุมและรักษาความดันของระบบด้วยโรตารีวาล์ว ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 40 มิลลิเมตร จากนั้นชีวมวลถูกป้อนเข้าสู่ท่อลำเลียงที่มีแก๊สพาในระบบ พาชีวมวลเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ต่อไป โดยมอเตอร์ที่ใช้ควบคุมไบโกลวน เกลียวเดี่ยหุม และโรตารีวาล์ว สามารถปรับความเร็วรอบได้เพื่อควบคุมอัตราการป้อนชีวมวลเข้าสู่ระบบให้เป็นไปตามที่กำหนด ดังแสดงในภาพที่ 4.4





ภาพที่ 4. 4 ส่วนป้อนชีวมวล (ก) แบบ (มม.) (ข) ภาพถ่าย

#### 4.1.2.3 การออกแบบเตาปฏิกรณ์

การแกซิฟิเคชันชี้เลื่อยซึ่งเป็นชีวมวลที่มีขนาดเล็ก และมีความหนาแน่นต่ำ ในเตาปฏิกรณ์แบบต่าง ๆ มักจะพบปัญหา เช่น การศึกษาของ Biagini และคณะ (2014) ศึกษาการแกซิฟิเคชันในเตาปฏิกรณ์แบบแก๊สไหลลง โดยใช้ชีวมวลที่มีขนาดเล็ก (เล็กกว่า 8 มิลลิเมตร) พบว่าการใช้ชีวมวลขนาดเล็กจะเป็นการเพิ่มความดันลดในระบบ เนื่องจากชีวมวลขนาดเล็กไปขัดขวางการไหลของแก๊ส ทำให้แก๊สในระบบไหลยากขึ้น นอกจากนี้ด้วยอนุภาคที่มีขนาดเล็กยังทำให้อาจหลุดออกไปกับกระแสแก๊สได้ง่าย เตาปฏิกรณ์แบบแก๊สไหลลงนี้จึงไม่สามารถทำงานได้อย่างเต็มประสิทธิภาพกับชีวมวลขนาดเล็ก นอกจากนี้การศึกษาการแกซิฟิเคชันของ Thamavithya และคณะ (2012) และ Moghiman และคณะ (2007) ในเตาปฏิกรณ์แบบเบดเคลื่อนที่ ยังพบปัญหาชี้เลื่อยซึ่งเป็นชีวมวลขนาดเล็กหลุดออกจากเตาปฏิกรณ์โดยที่ยังเกิดปฏิกิริยาไม่สมบูรณ์ ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงเลือกเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลน เพราะเตาปฏิกรณ์ไซโคลนสามารถใช้กับชีวมวลที่มีขนาดเล็ก และมีความหนาแน่นต่ำได้ เนื่องจากเตาปฏิกรณ์ไซโคลนอาศัยแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางในการทำให้อนุภาคชนกับผนังที่ร้อนของไซโคลนเพื่อเกิดปฏิกิริยา นอกจากนี้ผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์ของแข็งที่เกิดขึ้นจะถูกคัดแยกออกจากแก๊สผลิตภัณฑ์ตกลงสู่ภาชนะด้านล่างทันที ซึ่งเป็นการลดขั้นตอนการคัดแยกอนุภาคไปในตัว

ความสามารถของไซโคลนนี้ทำให้ปัญหาการขัดขวางการไหลของแก๊ส และปัญหาอนุภาคหลุดออก จากเตาปฏิกรณ์ก่อนการเกิดปฏิกิริยาสมบูรณ์ลดลง

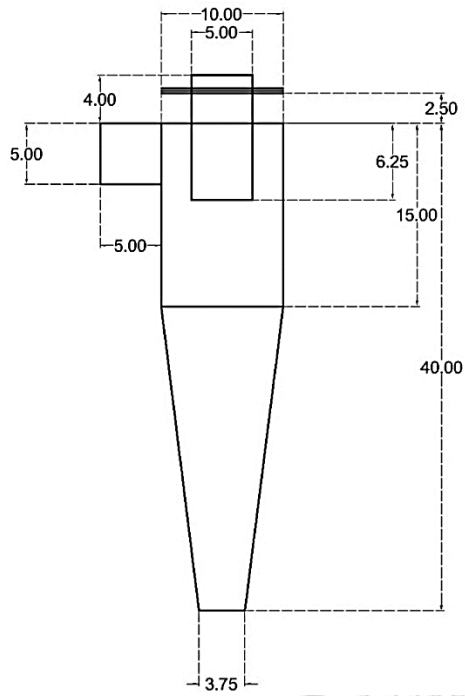
ตารางที่ 4. 7 อัตราส่วนในการออกแบบไซโคลนแบบ Stairmand

อัตราส่วน	สัดส่วน	
	Stairmand	ออกแบบ (มม.)
$d$		
$D$ (เส้นผ่านศูนย์กลางไซโคลน)	1	100
$H$ (ความสูงท่อทางเข้า)	0.5	50
$W$ (ความกว้างท่อทางเข้า)	0.2	20
$S$ (ความยาวท่อทางออก)	0.5	50 <sup>1</sup>
$D_e$ (เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออก)	0.5	50
$L_b$ (ความสูงส่วนทรงกระบอก)	1.5	150
$L_c$ (ความสูงส่วนทรงกรวยตัด)	2.5	250
$D_d$ (เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออกของอนุภาค)	0.375	37.5

หมายเหตุ 1 – ตามสัดส่วนของ Stairmand ควรออกแบบให้ความยาวท่อทางออกยาว 50 มม. แต่ผู้จัดทำออกแบบให้มีความยาว 62.5 มม. เพื่อให้สามารถปรับเปลี่ยนความยาวได้ เมื่อได้ผลการทดลองเป็นที่น่าพอใจแล้ว การศึกษาผลของความยาวของท่อทางออกจะเป็นอีกพารามิเตอร์หนึ่งที่ควรดำเนินการต่อไป

เตาปฏิกรณ์ไซโคลนในงานวิจัยนี้ออกแบบตามไซโคลนประสิทธิภาพสูง Stairmand ซึ่งมีอัตราส่วนในการออกแบบดังแสดงในตารางที่ 4.7 โดยใช้วัสดุในการผลิตเป็นสแตนเลส เกรด 310S หนา 3 มิลลิเมตร ซึ่งสามารถใช้งานได้ที่อุณหภูมิสูงกว่า 1,150 องศาเซลเซียส และสามารถทนการกัดกร่อนของกรดที่อาจเกิดขึ้นจากผลิตภัณฑ์ของกระบวนการแกซีฟิเคชันได้ ดังแสดงในภาพที่ 4.5

เตาปฏิกรณ์ไซโคลนนี้ให้ความร้อนด้วยเตาแบบขดลวดไฟฟ้า กำลัง 6,000 วัตต์ และควบคุมอุณหภูมิด้วยชุดควบคุมอุณหภูมิแบบ PID โดยใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิดเคในการวัดอุณหภูมิ



(ก)



(ข)

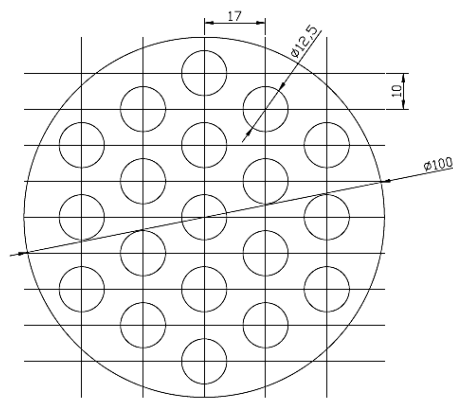


(ค)

ภาพที่ 4. 5 เตาปฏิกรณ์ไซโคลน (ก) แบบ (ชม.) (ข) ภาพถ่ายเตาปฏิกรณ์ไซโคลน (ค) ภาพถ่ายเมื่อ  
หุ้มเตาให้ความร้อน

#### 4.1.2.4 การออกแบบส่วนควบแน่นผลิตภัณฑ์

ส่วนควบแน่นออกแบบให้ใช้ท่อทองแดงขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12.7 มิลลิเมตร ยาว 300 มิลลิเมตร จำนวน 19 ท่อ รวมใช้ท่อทองแดงยาวทั้งหมด 5.7 เมตร และใช้น้ำอุณหภูมิ 5 องศาเซลเซียสเป็นสารหล่อเย็น มีการไหลของสารหล่อเย็นและแก๊สผลิตภัณฑ์แบบสวนทางกันเพื่อให้ระบบมีประสิทธิภาพในการควบแน่นมากที่สุด มีฉนวนหุ้มส่วนควบแน่นผลิตภัณฑ์เพื่อป้องกันการสูญเสียความเย็นของสารหล่อเย็นให้กับสิ่งแวดล้อมภายนอก ดังแสดงในภาพที่ 4.6



(ก)



(ข)



(ค)

ภาพที่ 4. 6 ส่วนควบแน่นผลิตภัณฑ์ (ก) แบบมุมมองด้านบน (มม.) (ข) ภาพถ่ายมุมมองด้านบน  
(ค)ภาพถ่าย

เพื่อเป็นการป้องกันความดันในระบบมากเกินไปจนอาจทำให้เกิดการระเบิดได้ ผู้จัดทำจึงติดตั้งเกจวัดความดันที่ทางเข้า และทางออกของแก๊สในระบบเพื่อตรวจสอบสภาพความดันภายในระบบ ดังแสดงในภาพที่ 4.7



(ก)

(ข)

ภาพที่ 4. 7 (ก) เกจวัดความดันในระบบที่ทางเข้าแก๊ส (ข) เกจวัดความดันในระบบที่ทางออกแก๊ส

#### 4.1.3 การทดลองเดินระบบ

##### 4.1.3.1. การทดสอบการให้ความร้อนแก๊สโคลน

การทดสอบเตาให้ความร้อนแก๊สโคลน ทำการทดสอบโดยการตั้งอุณหภูมิเตาที่อุณหภูมิต่างๆ ในช่วงอุณหภูมิ 700–900 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 30 นาที จากผลการทดสอบพบว่าเตาให้ความร้อนสามารถทำความร้อนได้ถึงอุณหภูมิที่กำหนดโดยมีค่าความคลาดเคลื่อนไม่เกิน 10 องศาเซลเซียส

##### 4.1.3.2. การทดสอบระบบป้อนชีวมวลอัดโนมัติ

การทดสอบระบบป้อนชีวมวลอัดโนมัติแบบเย็น

จากการทดสอบโดยใช้แก๊สพาโนโตรเจนแบบเย็น (ไม่เปิดระบบให้ความร้อน) พบว่า ชีวมวลสามารถป้อนเข้าสู่ระบบได้ตามที่ออกแบบไว้คือ 30 กรัมต่อนาที โดยทำการทดสอบเป็นระยะเวลา 10 นาที

การทดสอบระบบป้อนชีวมวลอัดโนมัติแบบร้อน

จากการทดสอบโดยใช้แก๊สพาโนโตรเจนแบบร้อน (เปิดระบบให้ความร้อน) พบว่า ชีวมวลสามารถเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไฮโคลนได้ โดยไม่เกิดการสลายตัวบริเวณท่อส่งที่ใช้โนโตรเจนร้อน 200 องศาเซลเซียส เป็นแก๊สพาโนในระบบ ทำให้สามารถสรุปได้ว่า ที่อุณหภูมิแก๊สพาโนโตรเจน 200 องศาเซลเซียส ชีวมวลสามารถเข้าสู่เตาปฏิกรณ์ไฮโคลนได้โดยไม่เกิดปฏิกิริยาการสลายตัวก่อน

#### 4.2. ศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการเกิดปฏิกิริยาเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงสุด

การทดลองนี้ศึกษาผลของอุณหภูมิแก๊สพีเคชั่น อัตราส่วนสมมูล และอัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ ต่อประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง โดยศึกษาอุณหภูมิแก๊สพีเคชั่น 700 800 และ 900 องศาเซลเซียส อัตราส่วนสมมูล 0.15 0.30 0.45 และ 0.60 แต่ละอัตราส่วนสมมูลมีความคลาดเคลื่อนไม่เกินร้อยละ 10 และศึกษาอัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ 0.36 0.78 และ 1.56 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง ที่อุณหภูมิ  $30 \pm 2$  องศาเซลเซียส โดยใช้พารามิเตอร์ในการวิเคราะห์ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงดังนี้ องค์ประกอบของแก๊สเชื้อเพลิง ( $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$  และ  $\text{C}_n\text{H}_m$ ) ค่าการแปรสภาพของคาร์บอน และไฮโดรเจนของวัตถุดิบ ค่าความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิง ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง และปริมาณผลิตภัณฑ์ของเหลวและของแข็งที่เกิดขึ้น โดยมีแก๊สไนโตรเจนเป็นแก๊สพา และแก๊สออกซิเจนเป็นสารช่วยในการเกิดปฏิกิริยา มีอัตราการไหลของแก๊สพา รวม  $5.7 \pm 0.5$  ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง ที่อุณหภูมิแก๊สพีเคชั่น มีอัตราการป้อนชีวมวล 0.32–0.47 กิโลกรัมต่อชั่วโมง เวลาที่อนุภาคอยู่ในไซโคลนน้อยกว่า 1 วินาที ระยะเวลาในการทดลอง 20 นาทีต่อการเดินระบบหนึ่งครั้ง ทั้งนี้การเดินระบบจะคงที่เมื่อดำเนินการทดลองไปแล้วประมาณ 5 นาที

ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงสุด สามารถพิจารณาได้จาก 1) ค่าการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ และมีเทน 2) ค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นมีเทน และไฮโดรเจน 3) ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ และ 4) ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง ซึ่งสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการเกิดปฏิกิริยามากที่สุด คือ ค่าการแปรสภาพเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์มีค่าสูงที่สุด และมีค่าการแปรสภาพของคาร์บอนเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำ ทั้งนี้ค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจน ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ และค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิงควรมีค่าสูงด้วยเช่นกัน

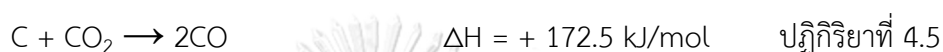
ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง เป็นค่าที่แสดงประสิทธิภาพของการเปลี่ยนรูปพลังงานความร้อนที่มีอยู่ในชีวมวลเป็นค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ขึ้นกับองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ (คาร์บอนมอนอกไซด์ มีเทน และไฮโดรเจน) ทั้งนี้แก๊สมีเทน เป็นแก๊สที่มีผลต่อค่าความร้อนมากที่สุด รองลงมา คือ แก๊สไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์ ตามลำดับ

เมื่อซีลี้อยถูกป้อนเข้าสู่ระบบเตาปฏิกรณ์จะเกิดปฏิกิริยาการสลายตัวตามกระบวนการเกิดปฏิกิริยาแกซิฟิเคชัน ดังนี้

ปฏิกิริยาออกซิเดชัน (Oxidation Reaction)



ปฏิกิริยาบูดูยาร์ด (Boudouard Reaction)



ปฏิกิริยาอวอเตอร์แก๊ส (Water-gas Reaction)



ปฏิกิริยาการเปลี่ยนแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์เป็นคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยน้ำ (Water-gas Shift Reaction)



ปฏิกิริยาการเกิดแก๊สมีเทน (Methanation Reaction)



ปฏิกิริยาการเปลี่ยนรูปด้วยน้ำ (Steam reforming Reaction)



ผลการเดินระบบที่อุณหภูมิ อัตราส่วนสมมูล และอัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบต่าง ๆ

จากผลการทดลองตารางที่ 4.8-4.11 พบว่าที่สภาวะการทดลองต่าง ๆ ซีลี้อยสามารถเกิดปฏิกิริยาแกซิฟิเคชันได้อย่างสมบูรณ์ ยกเว้นสภาวะการทดลองที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส อัตราส่วนสมมูล 0.30 อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ 0.36 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมงที่อุณหภูมิ  $30 \pm 2$  องศาเซลเซียสเนื่องจากในสภาวะการทดลองนี้พบว่าซีลี้อยที่ป้อนเข้าสู่ระบบไม่สามารถเกิดปฏิกิริยาได้ทั้งหมด ยังคงมีลักษณะของวัตถุติดตั้งต้นคงเหลือในเตาปฏิกรณ์ไฮโคลนเมื่อจบการทดลอง ทำให้สามารถบอกได้ว่า ที่สภาวะการทดลองนี้ซีลี้อยยังไม่ได้รับความร้อนจากผนังของเตาปฏิกรณ์มากพอจนเกิดปฏิกิริยาแกซิฟิเคชันอย่างสมบูรณ์ได้

ตารางที่ 4. 8 ผลการแกซีพีเคชั่นซีลื้อยในเตาปฏิกรณ์ไฮโคลนที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส ที่อัตราส่วนสมมูลต่างกัน

พารามิเตอร์	ER			
	0.17	0.29	0.47	0.62
อัตราการป้อนชีวมวล (กก./ชม.)	0.36	0.41	0.39	0.39
อัตราการไหลของแก๊สที่ออกจากระบบ (ม <sup>3</sup> /ชม.) ที่ 29°C	1.98	1.98	1.98	1.98
ร้อยละขององค์ประกอบแก๊ส				
คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO)	3.61	6.84	6.59	5.58
คาร์บอนไดออกไซด์ (CO <sub>2</sub> )	1.22	2.61	3.74	5.52
มีเทน (CH <sub>4</sub> )	1.17	1.94	1.41	1.52
ไฮโดรคาร์บอน (C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> )	0.04	0.04	0.03	0.02
ไฮโดรเจน (H <sub>2</sub> )	0.50	1.18	0.99	0.90
ร้อยละค่าการแปรสภาพเป็นคาร์บอน				
คาร์บอนมอนอกไซด์ (C-CO)	20.01	33.23	33.74	28.58
คาร์บอนไดออกไซด์ (C-CO <sub>2</sub> )	6.78	12.70	19.18	28.27
มีเทน (C-CH <sub>4</sub> )	6.51	9.42	7.24	7.76
รวม	33.30	55.35	60.17	64.61
ร้อยละค่าการแปรสภาพเป็นไฮโดรเจน				
มีเทน (H-CH <sub>4</sub> )	17.29	25.03	19.24	20.63
ไฮโดรคาร์บอน (H-C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> )	0.55	0.58	0.36	0.29
ไฮโดรเจน (H-H <sub>2</sub> )	3.68	7.62	6.73	6.11
รวม	21.52	33.23	26.33	27.02
ร้อยละของถ่านชาร์ที่เกิดขึ้น	9.52	8.62	5.58	4.03
ร้อยละสมมูลคาร์บอน (โดยน้ำหนัก)	61.61	74.72	78.01	76.73
พลังงานที่เกิดขึ้น				
ค่าความร้อน (เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร)	0.95	1.65	1.46	1.30
ร้อยละประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง	27.52	41.70	38.96	34.61
H <sub>2</sub> /CO	0.28	0.35	0.30	0.32
CO/CO <sub>2</sub>	2.95	2.62	1.76	1.01



ตารางที่ 4. 9 ผลการแกซีฟิเคชันซีลื้อยในเตาปฏิกรณ์ไฮโคลนที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ที่ อัตราส่วนสมมูลต่างกัน

พารามิเตอร์	ER			
	0.14	0.32	0.39	0.54
อัตราการป้อนชีวมวล (กก./ชม.)	0.42	0.38	0.46	0.34
อัตราการไหลของแก๊สที่ออกจากระบบ (ม <sup>3</sup> /ชม.) ที่ 29°ซ	1.86	1.86	1.86	1.86
ร้อยละขององค์ประกอบแก๊ส				
คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO)	7.71	6.24	8.83	5.12
คาร์บอนไดออกไซด์ (CO <sub>2</sub> )	2.58	2.62	5.21	3.64
มีเทน (CH <sub>4</sub> )	2.37	1.95	2.45	1.13
ไฮโดรคาร์บอน (C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> )	0.07	0.04	0.04	0.06
ไฮโดรเจน (H <sub>2</sub> )	1.79	2.18	2.48	1.73
ร้อยละค่าการแปรสภาพเป็นคาร์บอน				
คาร์บอนมอนอกไซด์ (C-CO)	34.44	30.53	35.83	28.67
คาร์บอนไดออกไซด์ (C-CO <sub>2</sub> )	11.54	12.83	21.16	20.40
มีเทน (C-CH <sub>4</sub> )	10.60	9.56	9.94	6.32
รวม	56.59	52.92	66.93	55.38
ร้อยละค่าการแปรสภาพเป็นไฮโดรเจน				
มีเทน (H-CH <sub>4</sub> )	28.18	25.40	26.41	16.79
ไฮโดรคาร์บอน (H-C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> )	0.78	0.52	0.47	0.85
ไฮโดรเจน (H-H <sub>2</sub> )	10.62	14.19	13.39	12.89
รวม	39.58	40.12	40.27	30.52
ร้อยละของถ่านชาร์ที่เกิดขึ้น	8.19	5.61	4.02	3.65
ร้อยละสมมูลคาร์บอน (โดยน้ำหนัก)	81.10	71.11	83.31	70.42
พลังงานที่เกิดขึ้น				
ค่าความร้อน (เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร)	2.06	1.75	2.29	1.27
ร้อยละประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง	47.87	44.55	48.33	37.12
H <sub>2</sub> /CO	0.46	0.70	0.56	0.68
CO/CO <sub>2</sub>	2.98	2.38	1.69	1.41

ตารางที่ 4. 10 ผลการแกซีฟิเคชันชีลื้อยในเตาปฏิกรณ์ไฮโคลนที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ที่อัตราส่วนสมมูลต่างกัน

พารามิเตอร์	ER			
	0.15	0.29	0.39	0.54
อัตราการป้อนชีวมวล (กก./ชม.)	0.41	0.44	0.47	0.32
อัตราการไหลของแก๊สที่ออกจากระบบ (ม <sup>3</sup> /ชม.) ที่ 29°ซ	1.74	1.74	1.74	1.74
ร้อยละขององค์ประกอบแก๊ส				
คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO)	9.70	11.51	13.33	8.00
คาร์บอนไดออกไซด์ (CO <sub>2</sub> )	2.67	4.25	7.33	4.25
มีเทน (CH <sub>4</sub> )	3.11	3.12	3.34	1.83
ไฮโดรคาร์บอน (C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> )	0.08	0.05	0.02	0.01
ไฮโดรเจน (H <sub>2</sub> )	2.59	3.85	5.20	2.80
ร้อยละค่าการแปรสภาพเป็นคาร์บอน				
คาร์บอนมอนอกไซด์ (C-CO)	41.45	46.19	50.15	44.49
คาร์บอนไดออกไซด์ (C-CO <sub>2</sub> )	11.41	17.05	27.59	23.64
มีเทน (C-CH <sub>4</sub> )	13.28	12.53	12.56	10.19
รวม	66.14	75.77	90.30	78.32
ร้อยละค่าการแปรสภาพเป็นไฮโดรเจน				
มีเทน (H-CH <sub>4</sub> )	35.29	33.29	33.38	27.09
ไฮโดรคาร์บอน (H-C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> )	0.85	0.52	0.24	0.08
ไฮโดรเจน (H-H <sub>2</sub> )	14.69	20.52	25.97	20.70
รวม	50.84	54.33	59.59	47.88
ร้อยละของถ่านชาร์ที่เกิดขึ้น	6.40	3.83	3.76	5.17
ร้อยละสมมูลคาร์บอน (โดยน้ำหนัก)	83.88	88.92	107.0	95.69
พลังงานที่เกิดขึ้น				
ค่าความร้อน (เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร)	2.66	3.02	3.45	1.97
ร้อยละประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง	59.29	63.05	67.66	57.10
H <sub>2</sub> /CO	0.53	0.67	0.78	0.70
CO/CO <sub>2</sub>	3.63	2.71	1.82	1.88

ตารางที่ 4. 11 ผลการแกซีพีเคชันซีเลื่อยในเตาปฏิกรณ์ไฮโคลนที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ที่ อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบต่างกัน

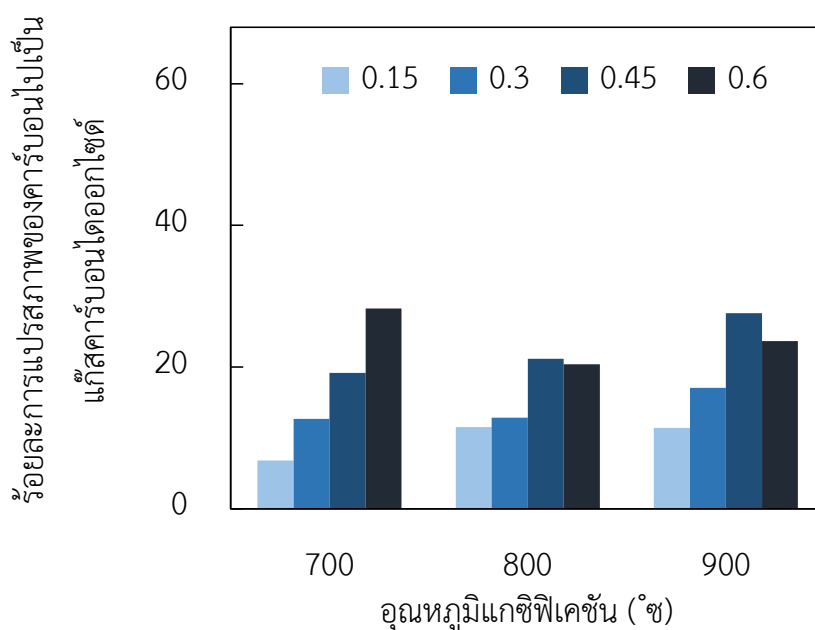
พารามิเตอร์	ER		
	0.32	0.29	0.32
อัตราการป้อนชีวมวล (กก./ชม.)	0.38	0.42	0.38
อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ (ม <sup>3</sup> /ชม.) ที่ 29°ซ	1.56	0.78	0.36
อัตราการไหลของแก๊สที่ออกจากระบบ (ม <sup>3</sup> /ชม.) ที่ 29°ซ	1.86	1.23	0.43
ร้อยละขององค์ประกอบแก๊ส			
คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO)	6.24	16.59	19.83
คาร์บอนไดออกไซด์ (CO <sub>2</sub> )	2.62	6.22	7.44
มีเทน (CH <sub>4</sub> )	1.95	4.53	6.15
ไฮโดรคาร์บอน (C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> )	0.04	0.04	0.04
ไฮโดรเจน (H <sub>2</sub> )	2.18	6.18	6.87
ร้อยละค่าการแปรสภาพเป็นคาร์บอน			
คาร์บอนมอนอกไซด์ (C-CO)	30.53	49.58	22.76
คาร์บอนไดออกไซด์ (C-CO <sub>2</sub> )	12.83	18.57	8.54
มีเทน (C-CH <sub>4</sub> )	9.56	13.53	7.06
รวม	52.92	81.69	38.36
ร้อยละค่าการแปรสภาพเป็นไฮโดรเจน			
มีเทน (H-CH <sub>4</sub> )	25.40	35.96	18.77
ไฮโดรคาร์บอน (H-C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> )	0.52	0.32	0.13
ไฮโดรเจน (H-H <sub>2</sub> )	14.19	24.53	10.48
รวม	40.12	60.81	29.38
ร้อยละของถ่านชาร์ที่เกิดขึ้น	5.61	5.31	2.48
ร้อยละสมดุลคาร์บอน (โดยน้ำหนัก)	71.11	87.59	40.08
พลังงานที่เกิดขึ้น			
ค่าความร้อน (เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร)	1.75	4.41	5.48
ร้อยละประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง	44.55	68.59	32.73
H <sub>2</sub> /CO	0.70	0.74	0.69
CO/CO <sub>2</sub>	2.38	2.67	2.67

#### 4.2.1 ผลของอัตราส่วนสมมูลที่มีต่อประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง

อัตราส่วนสมมูล คือ อัตราส่วนโมลของออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยา ต่อ โมลของออกซิเจนที่ต้องการตามทฤษฎีในการเผาไหม้ จากความหมายของอัตราส่วนสมมูลนี้ทำให้สามารถบอกได้ว่า เมื่ออัตราส่วนสมมูลเพิ่มขึ้น ปริมาณออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยาในระบบเพิ่มขึ้นด้วย

แก๊สออกซิเจนเป็นแก๊สที่มีผลโดยตรงต่อกลุ่มปฏิกิริยาออกซิเดชัน (ปฏิกิริยาที่ 4.1-4.4) ซึ่งกลุ่มปฏิกิริยาดังกล่าวนี้ออกผลิตแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นผลิตภัณฑ์หลัก ดังนั้นที่อัตราส่วนสมมูลเพิ่มขึ้น ปริมาณแก๊สออกซิเจนในระบบเพิ่มขึ้น จึงส่งผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาของกลุ่มปฏิกิริยาออกซิเดชันเพิ่มขึ้นด้วย จากการเพิ่มขึ้นของอัตราการเกิดปฏิกิริยาเหล่านี้ ส่งผลให้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการแกซิฟิเคชันมีปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น ดังแสดงในภาพที่ 4.8 ที่อุณหภูมิแกซิฟิเคชัน 700 800 และ 900 องศาเซลเซียส พบว่าเมื่ออัตราส่วนสมมูลเพิ่มขึ้นปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบเพิ่มขึ้นด้วย ซึ่งสามารถสังเกตการเพิ่มขึ้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้จากค่าการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เพิ่มขึ้นจากร้อยละ 6.78 เป็น ร้อยละ 28.27 ที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส เพิ่มขึ้นจากร้อยละ 11.54 เป็น ร้อยละ 21.16 ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส และ เพิ่มขึ้นจากร้อยละ 11.41 เป็น ร้อยละ 27.59 ที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ซึ่งการเพิ่มขึ้นของค่าการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์นี้มีแนวโน้มผกผันกับค่าการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊สมีเทน ค่าการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊สมีเทนมีค่าลดลงเล็กน้อยเมื่ออัตราส่วนสมมูลเพิ่มขึ้น เนื่องจากแก๊สมีเทนที่เกิดขึ้นสามารถเกิดปฏิกิริยาต่อเนื่องจากออกซิเจนได้ผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และน้ำ ดังปฏิกิริยาที่ 4.4 ดังนั้นเมื่ออัตราส่วนสมมูลเพิ่มขึ้น ปริมาณออกซิเจนในระบบเพิ่มขึ้น จึงเป็นการเพิ่มโอกาสในการเกิดปฏิกิริยาดังกล่าว ทำให้ปริมาณแก๊สมีเทนที่ผลิตได้จากกระบวนการแกซิฟิเคชันมีค่าการแปรสภาพของคาร์บอนลดลงเมื่ออัตราส่วนสมมูลเพิ่มขึ้น อย่างไรก็ตามเมื่ออัตราส่วนสมมูลเพิ่มขึ้นจนถึงจุดที่ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงถึงจุดสูงสุดแล้วนั้น ค่าการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และ แก๊สมีเทน จะค่อนข้างคงที่ แต่ค่าการแปรสภาพของคาร์บอนในรูปของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์เริ่มลดลงตามอัตราส่วนสมมูลที่เพิ่มขึ้น เนื่องจากปริมาณออกซิเจนในระบบที่มากเกินไป ทำให้แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นสามารถเกิดปฏิกิริยาต่อเนื่องจากออกซิเจน ได้ผลิตภัณฑ์เป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ดังแสดงในปฏิกิริยาที่ 4.3 ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Gao และคณะ (2012) ทำการศึกษาการแกซิฟิเคชันของชีลื้อยไม้สน (ขนาด 83-198 ไมโครเมตร) ในเตาปฏิกรณ์แบบไฮโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 300 มิลลิเมตร พบว่าประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงต่อการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนสมมูลสามารถจำแนกได้เป็น 2 ช่วงดังนี้ คือ ช่วงแรกอัตราส่วนสมมูล 0.22-0.31 และช่วงที่สองอัตราส่วนสมมูล 0.31-0.49 ที่อัตราส่วนสมมูลช่วงแรกพบว่าปฏิกิริยา

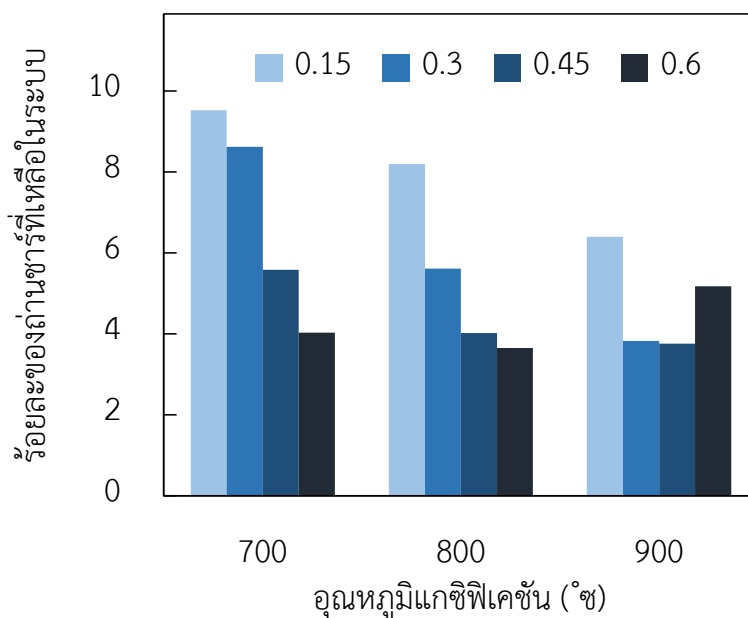
แก๊ซฟิเคชันเกิดขึ้นมากกว่าปฏิกิริยาออกซิเดชันส่งผลให้แก๊สผลิตภัณฑ์มีองค์ประกอบของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊สไฮโดรเจนมาก โดยแก๊สไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้นจากร้อยละ 4.32 เป็น ร้อยละ 6.32 และ เพิ่มขึ้นจากร้อยละ 16.01 เป็นร้อยละ 18.86 ตามลำดับ การเพิ่มขึ้นของแก๊สองค์ประกอบนี้ยังส่งผลให้ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นอีกด้วย สำหรับอัตราส่วนสมมูลช่วงที่สอง พบว่าอัตราส่วนสมมูลที่เพิ่มขึ้นส่งผลต่อปฏิกิริยาออกซิเดชันมากกว่าปฏิกิริยาแก๊ซฟิเคชัน ทำให้แก๊สผลิตภัณฑ์มีอัตราส่วนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น และค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ลดลง



ภาพที่ 4. 8 ร้อยละการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และอัตราส่วนสมมูล

อัตราส่วนสมมูลที่เพิ่มขึ้น ส่งผลให้การสลายตัวของซีลี้อยเพิ่มขึ้นด้วย ดังแสดงในภาพที่ 4.9 ที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส ถ่านชาร์มีปริมาณลดลงจากร้อยละ 9.52 เป็น ร้อยละ 4.03 ที่อัตราส่วนสมมูล 0.15-0.60 ตามลำดับ จากงานวิจัยของ Cheng และคณะ (2012) ซึ่งทำการศึกษาการแก๊ซฟิเคชันของชีวมวลขนาดเล็กด้วยเครื่อง Themogravimetric ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ที่ความเข้มข้นของออกซิเจนร้อยละ 21 ถึง ร้อยละ 31.4 พบว่าที่ความเข้มข้นของออกซิเจนมากขึ้น องค์ประกอบของสารระเหยในชีวมวลมีอัตราการสลายตัวสูงขึ้น ทำให้การแปรสภาพของคาร์บอนในชีวมวลสูงขึ้นจากร้อยละ 61.00 เป็น ร้อยละ 71.76 ด้วยเหตุนี้อัตราส่วนสมมูลที่เพิ่มขึ้น จึงส่งผลให้การสลายตัวของซีลี้อยเกิดเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์มากขึ้น ทำให้ผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์ที่คงเหลือในระบบมีปริมาณลดลง ซึ่งปริมาณถ่านชาร์ที่ลดลงเมื่ออัตราส่วนสมมูลที่เพิ่มขึ้นนี้มีแนวโน้มเช่นเดียวกันกับการทดลองของ Miskam และคณะ (2008) ที่ทำการศึกษาการแก๊ซฟิเคชันของซีลี้อยขนาด 250-1000 ไมโครเมตร ในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลอนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 21 เซนติเมตร ที่อุณหภูมิ 400 องศา

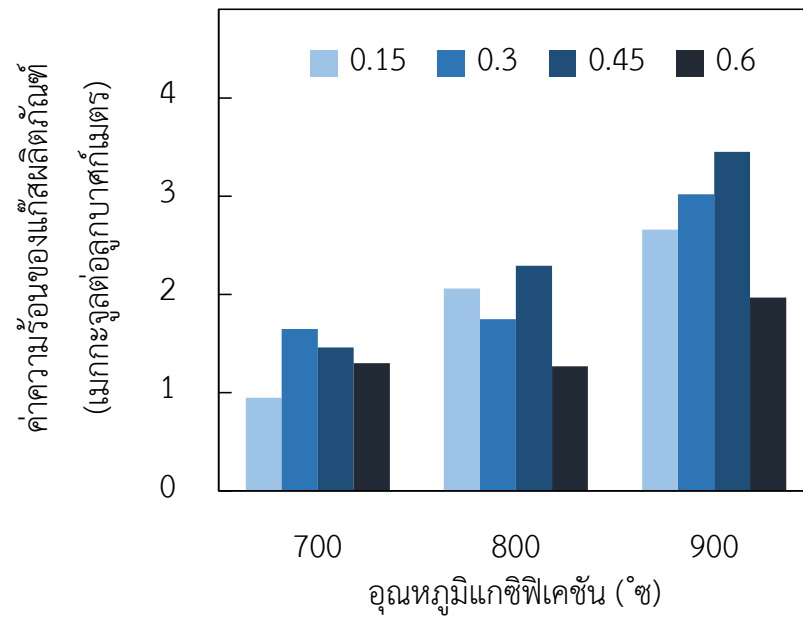
เซลล์เชื้อส อัตราส่วนสมมูล 0.19-0.53 พบว่าที่อัตราส่วนสมมูลเพิ่มขึ้นจาก 0.19-0.53 ปริมาณถ่านชาร์ลดลงจากร้อยละ 17 เป็น ร้อยละ 5 ตามลำดับ



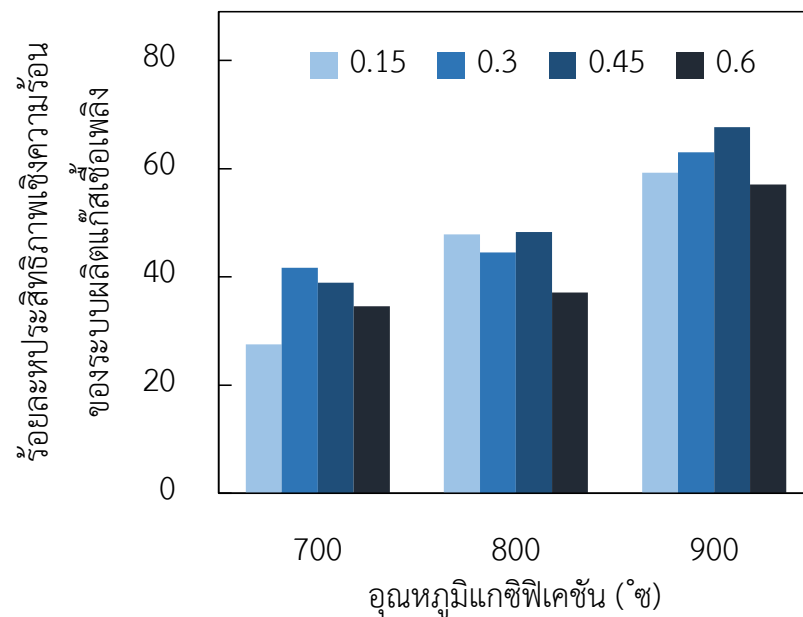
ภาพที่ 4.9 ร้อยละของถ่านชาร์กับอัตราส่วนสมมูล

อัตราส่วนสมมูลไม่มีผลต่อค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊สไฮโดรเจนมากนัก เนื่องจากปริมาณออกซิเจนที่เพิ่มจากการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนสมมูล ไม่มีผลโดยตรงต่อปฏิกิริยาการเกิดแก๊สผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนตามปฏิกิริยาที่ 4.6 4.7 และ 4.9 ซึ่งจากผลการทดลองสามารถสังเกตได้ว่าค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊สไฮโดรเจนไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญที่อัตราส่วนสมมูลต่าง ๆ กัน

ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ และค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง เป็นค่าที่ขึ้นกับองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ (คาร์บอนมอนอกไซด์ มีเทน และไฮโดรเจน) แก๊สที่มีค่าความร้อนสูงสุด คือ มีเทน รองลงมาคือ ไฮโดรเจน และคาร์บอนมอนอกไซด์ ตามลำดับ จึงสามารถกล่าวได้ว่า องค์ประกอบที่เพิ่มขึ้นของแก๊สเหล่านี้มีผลทำให้ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้นด้วย โดยเฉพาะองค์ประกอบที่เพิ่มขึ้นของแก๊สมีเทนและแก๊สไฮโดรเจน ซึ่งค่าอัตราส่วนสมมูลที่ทำให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงสุด ให้ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ และค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงสุดด้วย คือ อัตราส่วนสมมูล 0.30 0.45 และ 0.45 ที่อุณหภูมิ 700 800 และ 900 องศาเซลเซียส ตามลำดับ โดยค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ คือ 1.65 2.29 และ 3.45 เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง ร้อยละ 41.70 ร้อยละ 48.33 และ ร้อยละ 67.66 ตามลำดับ ดังแสดงในภาพที่ 4.10 และ 4.11



ภาพที่ 4. 10 ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์และอัตราส่วนผสม



ภาพที่ 4. 11 ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิงและอัตราส่วนผสม

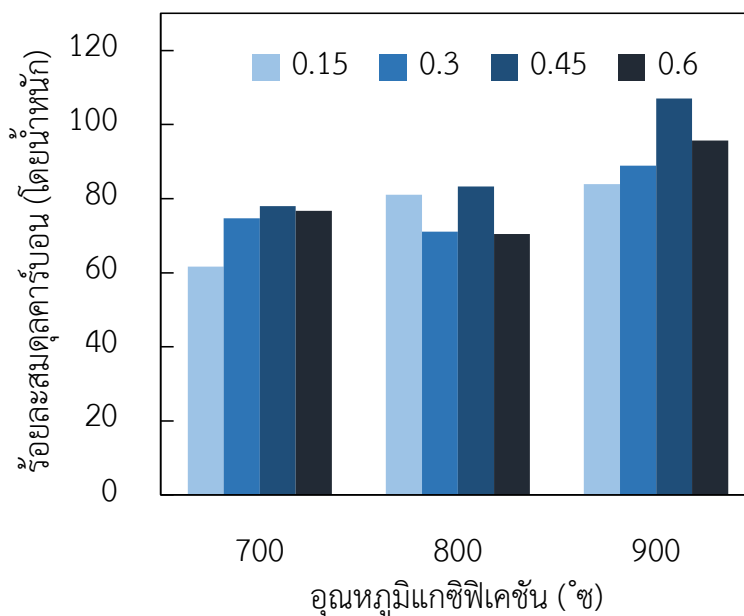
Gao และคณะ (2012) ศึกษาการแก๊สซิฟิเคชันของขี้เลื่อยวอลนัทในเตาปฏิกรณ์แบบไฮโคลน ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 200 มิลลิเมตร ที่อัตราส่วนผสมต่างกันพบว่า ค่าการแปรสภาพของคาร์บอน และค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราส่วนผสมเพิ่มขึ้น

เมื่อพิจารณาจากค่าการแปรสภาพของคาร์บอน (คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ และมีเทน) ค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจน (มีเทน และไฮโดรเจน) ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ และค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง พบว่าค่าอัตราส่วนสมมูลที่ทำให้ ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุดที่อุณหภูมิแก๊สที่เคชัน 700 800 และ 900 องศาเซลเซียส คือ 0.30 0.45 และ 0.45 ตามลำดับ ซึ่งค่าอัตราส่วนสมมูลที่ทำให้ประสิทธิภาพในการผลิต แก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุดนี้มีค่าใกล้เคียงกับงานวิจัยของ Miskam และคณะ (2008) ทำการศึกษาการการ แก๊สที่เคชันของซีลีเยนขนาด 250-1000 ไมโครเมตร ในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลนขนาดเส้นผ่าน ศูนย์กลาง 210 มิลลิเมตร ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส อัตราส่วนสมมูล 0.19-0.53 พบว่า อัตราส่วนสมมูลที่ทำให้แก๊สผลิตภัณฑ์คาร์บอนมอนอกไซด์ และแก๊สไฮโดรเจนสูงที่สุด คือ 0.47

สมมูลคาร์บอน (โดยน้ำหนัก) ของปฏิกิริยาเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราส่วนสมมูลเพิ่มขึ้น จนถึง อัตราส่วนสมมูลที่ทำให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด จากนั้นสมมูลคาร์บอน (โดย น้ำหนัก) จะมีค่าลดลง ที่อุณหภูมิ 700 800 และ 900 องศาเซลเซียส อัตราส่วนสมมูลที่มีสมมูล คาร์บอน (โดยน้ำหนัก) สูงที่สุดคือ 0.30 0.45 และ 0.45 ตามลำดับ โดยค่าสมมูลคาร์บอน (โดย น้ำหนัก) คือ ร้อยละ 80.81 ร้อยละ 87.11 และ ร้อยละ 111.00 ตามลำดับ ดังแสดงในภาพที่ 4.12 สมมูลคาร์บอน (โดยน้ำหนัก) ที่ได้จากงานวิจัยนี้เปรียบเทียบกับงานวิจัยของ Miskam และคณะ (2008) (สมมูลคาร์บอน (โดยน้ำหนัก) ร้อยละ 60 ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส อัตราส่วนสมมูล 0.27) พบว่ามีค่าสูงกว่าถึงร้อยละ 20 เนื่องจากสภาวะที่ทำให้ค่าสมมูลคาร์บอน (โดยน้ำหนัก) สูงที่สุด ของงานวิจัยของ Miskam และคณะ (2008) มีค่าร้อยละประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิต แก๊สเชื้อเพลิง (ร้อยละ 40) ต่ำกว่างานวิจัยนี้

แนวโน้มค่าการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สคาร์บอนได ออกไซด์ และ ค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊สไฮโดรเจนในงานวิจัยนี้ มีแนวโน้ม เช่นเดียวกันกับงานวิจัยของ Zhao และคณะ (2012) ซึ่งทำการแก๊สที่เคชันแบบไซโคลน ได้ผลการทดลองดังนี้ เมื่ออัตราส่วนสมมูลเพิ่มขึ้น ค่าการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส คาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และ ค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจนเป็นแก๊ส ไฮโดรเจน มีแนวโน้มเช่นเดียวกันกับงานวิจัยนี้ และค่าอัตราส่วนสมมูลที่ทำให้ประสิทธิภาพในการ ผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด คือ 0.3 อย่างไรก็ตามถึงแม้ว่าค่าแนวโน้มต่าง ๆ จะเป็นไปในทิศทางเดียวกัน แต่ค่าการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ของการแก๊สที่เคชันซีลีเยนใน งานวิจัยนี้ (ร้อยละ 20.0-50.15) มีค่าสูงกว่าค่าการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส คาร์บอนมอนอกไซด์ของการแก๊สที่เคชันแบบ (ร้อยละ 27.1-39.7) ในงานวิจัยของ Zhao และคณะ (2012) เนื่องจากซีลีเยนมีองค์ประกอบของสารระเหย (ร้อยละ 72.70) ซึ่งสามารถสลายตัวให้แก๊ส ผลิตภัณฑ์มากกว่าแบบซีลีเยนที่มีองค์ประกอบของสารระเหยต่ำกว่า (ร้อยละ 63.63)





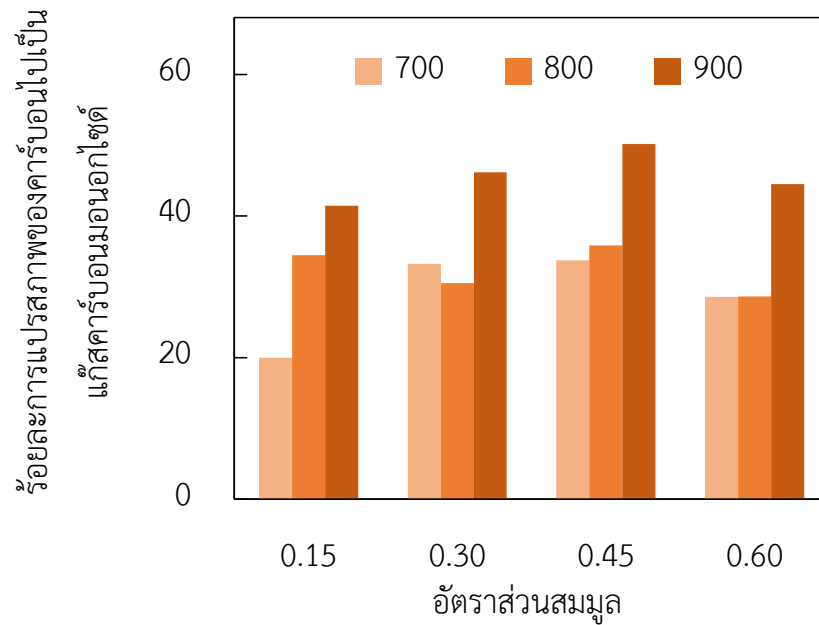
ภาพที่ 4. 12 สมดุลดคาร์บอน (โดยน้ำหนัก) และอัตราส่วนสมมูล

#### 4.2.2 ผลของอุณหภูมิแก๊สที่เคชันที่มีต่อประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง

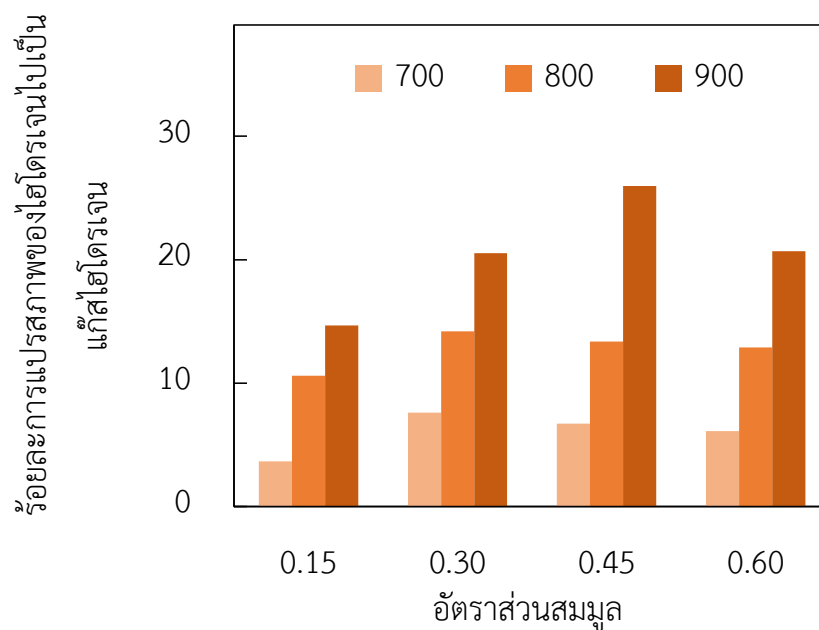
อุณหภูมิแก๊สที่เคชัน คือ อุณหภูมิที่วัตถุดิบได้รับความร้อนจากเตาปฏิกรณ์ และเกิดการสลายตัวอย่างรวดเร็วได้ผลิตภัณฑ์เป็น แก๊ส ของเหลว และของแข็ง เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น พลังงานความร้อนที่เพิ่มขึ้นจึงถูกส่งผ่านไปสู่ชีวมวลเพิ่มขึ้นเช่นเดียวกัน นอกจากนี้การเพิ่มขึ้นของพลังงานความร้อนยังทำให้อัตราการถ่ายเทความร้อนเข้าสู่ภายในอนุภาคมีประสิทธิภาพเพิ่มขึ้นด้วย

อุณหภูมิเป็นปัจจัยที่มีผลโดยตรงต่ออัตราการเกิดปฏิกิริยาต่าง ๆ โดยเฉพาะอย่างยิ่งปฏิกิริยาที่มีการดูดความร้อน เช่น ปฏิกิริยาบูดยาร์ด (ปฏิกิริยาที่ 4.5) ปฏิกิริยาออกเตอรแก๊ส (ปฏิกิริยาที่ 4.6) และปฏิกิริยาการเปลี่ยนรูปด้วยน้ำ (ปฏิกิริยาที่ 4.9) ซึ่งปฏิกิริยาดังกล่าวนี้มีการผลิตแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ และแก๊สไฮโดรเจนเป็นผลิตภัณฑ์หลัก ดังนั้นเมื่ออุณหภูมิแก๊สที่เคชันเพิ่มขึ้น อัตราการเกิดปฏิกิริยาเหล่านี้จึงเพิ่มขึ้น จึงส่งผลให้อัตราส่วนของแก๊สผลิตภัณฑ์มีปริมาณของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ และแก๊สไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นด้วย ดังแสดงในภาพที่ 4.13 ที่อัตราส่วนสมมูลต่าง ๆ ค่าการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้น เมื่ออุณหภูมิแก๊สที่เคชันเพิ่มขึ้น โดยค่าการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้นจาก ร้อยละ 20.01 เป็น ร้อยละ 41.45 เพิ่มขึ้นจาก ร้อยละ 30.53 เป็น ร้อยละ 46.19 เพิ่มขึ้นจาก ร้อยละ 33.74 เป็น ร้อยละ 50.15 และเพิ่มขึ้นจาก ร้อยละ 28.58 เป็น ร้อยละ 44.49 ที่อัตราส่วนสมมูล 0.15 0.30 0.45 และ 0.60 ตามลำดับ สำหรับค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊สไฮโดรเจนนั้นก็มีแนวโน้มเช่นเดียวกัน ดังแสดงในภาพที่ 4.14 ค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจนไปเป็นแก๊สไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นจาก ร้อยละ 3.68

เป็น ร้อยละ 14.69 เพิ่มขึ้นจาก ร้อยละ 7.62 เป็น ร้อยละ 20.52 เพิ่มขึ้นจาก ร้อยละ 6.73 เป็น ร้อยละ 25.97 และเพิ่มขึ้นจาก ร้อยละ 6.11 เป็น ร้อยละ 20.70 ที่อัตราส่วนสมมูล 0.15 0.30 0.45 และ 0.60 ตามลำดับ



ภาพที่ 4. 13 การแปรสภาพของคาร์บอนเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และอุณหภูมิแก๊สพีเคชั่น



ภาพที่ 4. 14 การแปรสภาพของไฮโดรเจนเป็นแก๊สไฮโดรเจนและอุณหภูมิแก๊สพีเคชั่น

อุณหภูมิแก๊ซพีเคชันส่งผลต่อปริมาณผลิตภัณฑ์แก๊ซมีเทนด้วยเช่นเดียวกัน โดยที่อุณหภูมิแก๊ซพีเคชันเพิ่มขึ้นส่งผลต่อค่าการแปรสภาพของแก๊ซมีเทนเล็กน้อย เนื่องจากเมื่ออุณหภูมิแก๊ซพีเคชันเพิ่มขึ้นอัตราการเกิดปฏิกิริยาการเกิดแก๊ซมีเทนเพิ่มขึ้นด้วย (ปฏิกิริยาที่ 4.8) แต่ในขณะเดียวกันอัตราการเกิดปฏิกิริยาการเปลี่ยนรูปด้วยน้ำ (ปฏิกิริยาที่ 4.9) ซึ่งมีแก๊ซมีเทนเป็นผลิตภัณฑ์ตั้งต้นก็เพิ่มขึ้นด้วยเช่นเดียวกัน ทำให้แก๊ซมีเทนที่ผลิตจากปฏิกิริยาการเกิดแก๊ซมีเทนถูกนำไปใช้ในปฏิกิริยาการเปลี่ยนรูปด้วยน้ำ ด้วยเหตุนี้จึงทำให้ค่าการแปรสภาพรวมของแก๊ซมีเทนที่อุณหภูมิแก๊ซพีเคชันเพิ่มขึ้นมีการเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อยเท่านั้น

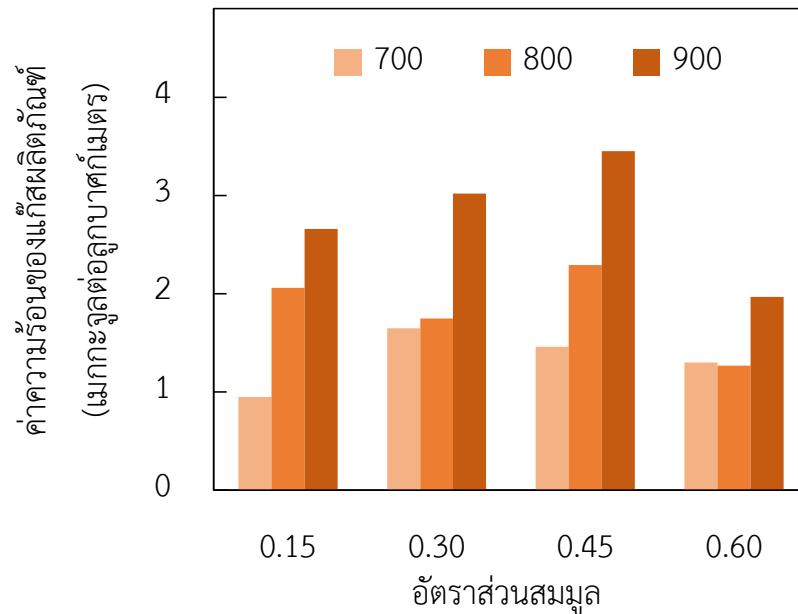
อย่างไรก็ตามในสภาวะการทดลองที่มีอัตราส่วนสมมูล และอุณหภูมิแก๊ซพีเคชันสูง ซึ่งมีปริมาณออกซิเจน และพลังงานความร้อนในระบบมาก อัตราส่วนสมมูล และอุณหภูมิแก๊ซพีเคชันที่เปลี่ยนไปมีผลต่ออัตราการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำ เนื่องมาจากปริมาณออกซิเจนที่มากเกินไป และอุณหภูมิที่ให้ค่าพลังงานความร้อนเพียงพอต่อระบบแล้ว ส่งผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันเพิ่มขึ้นจนถึงอัตราสูงสุด ทำให้ที่อัตราส่วนสมมูลสูง (0.45 – 0.60) และที่อุณหภูมิสูง (800 และ 900 องศาเซลเซียส) ปริมาณแก๊ซคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นจึงมีปริมาณไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ

ค่าความร้อนของแก๊ซผลิตภัณฑ์ และค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊ซเชื้อเพลิง เป็นค่าที่ขึ้นกับองค์ประกอบของแก๊ซผลิตภัณฑ์ (คาร์บอนมอนอกไซด์ มีเทน และไฮโดรเจน) ซึ่งอุณหภูมิแก๊ซพีเคชันที่ทำให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊ซเชื้อเพลิงสูงที่สุด ให้ค่าความร้อนของแก๊ซผลิตภัณฑ์ และค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊ซเชื้อเพลิงสูงที่สุด คือ ค่าความร้อนของแก๊ซผลิตภัณฑ์ 2.66 3.02 3.45 และ 1.97 เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊ซเชื้อเพลิง ร้อยละ 59.29 ร้อยละ 63.05 ร้อยละ 67.66 และ ร้อยละ 57.10 ที่อัตราส่วนสมมูล 0.15 0.30 0.45 และ 0.60 ตามลำดับ ดังแสดงในภาพที่ 4.15 และ 4.16

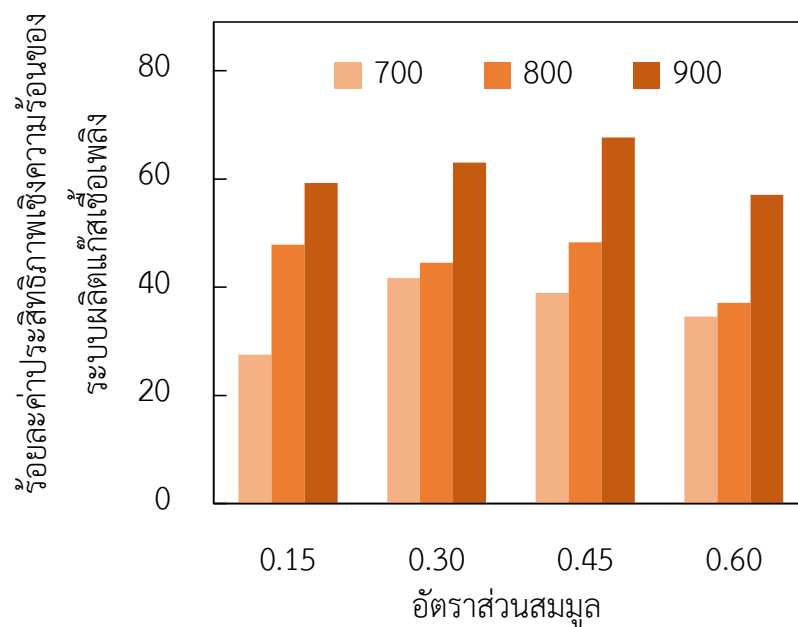
อุณหภูมิแก๊ซพีเคชันที่สูงขึ้นส่งผลให้เกิดการสลายตัวขององค์ประกอบในชีวมวล (เซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนิน) มากขึ้น ทำให้ค่าการแปรสภาพของคาร์บอน และไฮโดรเจนรวมเพิ่มขึ้น เมื่อเกิดการแปรสภาพมากขึ้น ผลิตภัณฑ์คงเหลือที่เป็นถ่านชาร์จึงมีปริมาณลดลงจากร้อยละ 9.52 เป็น ร้อยละ 6.40, ลดลงจากร้อยละ 8.62 เป็น ร้อยละ 3.83, และลดลงจากร้อยละ 5.58 เป็น ร้อยละ 3.76 ที่อัตราส่วนสมมูล 0.15 0.30 และ 0.45 ตามลำดับ ดังแสดงในภาพที่ 4.17 ซึ่งมีแนวโน้มเช่นเดียวกับงานวิจัยของ Huang และคณะ (2012) ทำการศึกษาการแก๊ซพีเคชันชีเลื้อยในเตาปฏิกรณ์แบบเบดเคลื่อนที่ที่อุณหภูมิ 300-800 องศาเซลเซียส พบว่าร้อยละของถ่านชาร์ที่เหลือในระบบลดลงจากร้อยละ 36 เป็นร้อยละ 7 เป็นต้น

เมื่อพิจารณาจากค่าการแปรสภาพของคาร์บอน (คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ และมีเทน) ค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจน (มีเทน และไฮโดรเจน) ค่าความร้อนของแก๊ซผลิตภัณฑ์

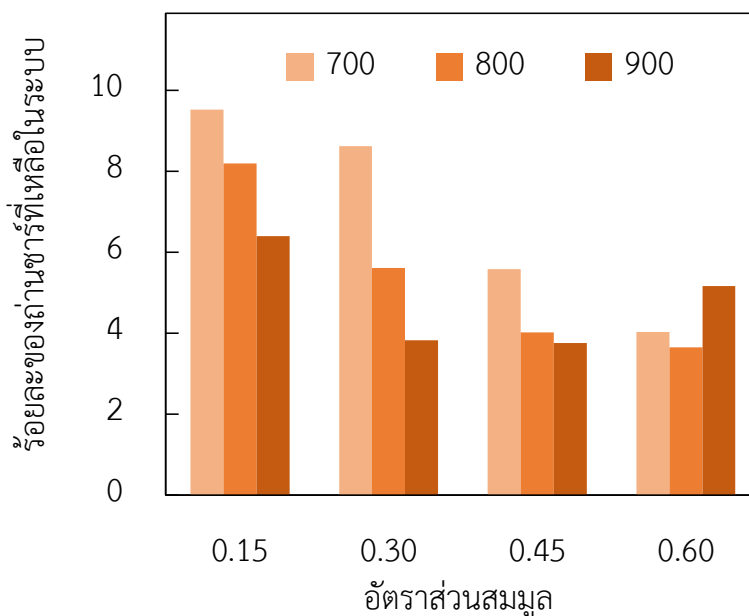
และค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง พบว่าอุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชันที่ทำให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุดที่อัตราส่วนสมมูล 0.15 0.30 0.45 และ 0.60 คือ 900 องศาเซลเซียส



ภาพที่ 4. 15 ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์และอุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน



ภาพที่ 4. 16 ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิงและอุณหภูมิแก๊สซิฟิเคชัน



ภาพที่ 4. 17 ร้อยละของถ่านชาร์ที่เหลือในระบบแปรผกผันกับอุณหภูมิแกซีฟิเคชัน

#### 4.2.3 ผลของอัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบต่อประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง

อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ เป็นปัจจัยสำคัญสำหรับการแกซีฟิเคชันในเตาปฏิกรณ์ไฮโดรเจนเนื่องจากอัตราการไหลมีความสัมพันธ์โดยตรงกับความเร็วของแก๊สพาเข้าระบบ ซึ่งหลักการการทำงานของเตาปฏิกรณ์แบบไฮโดรเจนนั้น ต้องอาศัยแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางเพื่อทำให้อนุภาคที่ป้อนเข้าระบบมีแรงเหวี่ยงมากพอที่จะทำให้อนุภาคนั้นเคลื่อนที่ไปชนกับผนังของไฮโดรเจน และรับการถ่ายเทพลังงานความร้อน เพื่อเกิดปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันขึ้น

อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ มีผลโดยตรงต่อประสิทธิภาพในการคัดแยกขนาดของไฮโดรเจนวิธีคำนวณประสิทธิภาพของไฮโดรเจน ดังแสดงในภาคผนวก ข.1 และมีผลโดยตรงต่อระยะเวลาที่อนุภาคอยู่ในไฮโดรเจน วิธีคำนวณดังแสดงในภาคผนวก ข.2 ที่อุณหภูมิแกซีฟิเคชัน 800 องศาเซลเซียส อัตราส่วนสมมูล 0.30 อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ 1.56 0.78 และ 0.36 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง มีประสิทธิภาพในการคัดแยกขนาดของไฮโดรเจน คือร้อยละ 69.91 52.40 และ 32.85 และมีระยะเวลาที่อนุภาคอยู่ในไฮโดรเจน คือ 0.099 0.122 และ 0.153 วินาที ตามลำดับ

งานวิจัยนี้พบว่าที่อุณหภูมิแกซีฟิเคชัน 800 องศาเซลเซียส อัตราส่วนสมมูล 0.30 อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบที่ให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด คือ 0.78 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีการแปรสภาพของคาร์บอนไปเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์สูงถึงร้อยละ 49.58 ค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจนสูงถึงร้อยละ 60.81 ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ 4.41 เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร และค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิงร้อยละ

68.59 ซึ่งค่าทั้งหมดนี้มีค่าสูงกว่าที่อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ 1.56 และ 0.36 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง เนื่องจากที่อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ 1.56 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง ไฮโคลนมีประสิทธิภาพในการคัดแยกอนุภาคสูง แต่มีระยะเวลาที่อนุภาคอยู่ในไฮโคลนต่ำเกินไป ทำให้อนุภาคมีระยะเวลาในการรับการถ่ายเทพลังงานความร้อนไม่เต็มประสิทธิภาพ อนุภาคจึงมีประสิทธิภาพในการเกิดปฏิกิริยาแกซิฟิเคชันต่ำ และที่อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ 0.36 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง ถึงแม้้อนุภาคจะมีระยะเวลาที่อยู่ในไฮโคลนมากที่สุด แต่อัตราการไหลที่ต่ำเกินไปทำให้อนุภาคมีแรงเหวี่ยงไม่มากพอที่จะทำให้อนุภาคชนกับผนังของไฮโคลนได้อย่างมีประสิทธิภาพ สังเกตได้จากประสิทธิภาพของไฮโคลนที่อัตราการไหลนี้มีค่าต่ำ (ร้อยละ 33) ดังนั้นระบบที่มีอัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ 0.78 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมงจึงเป็นระบบที่มีประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด

#### 4.3. ศึกษาผลิตภัณฑ์ของแข็งที่เกิดขึ้น

##### 4.3.1 องค์ประกอบธาตุของถ่านชาร์

ตารางที่ 4. 12 องค์ประกอบแบบแยกธาตุของถ่านชาร์ที่สภาวะต่าง ๆ

อัตราการไหลของ แก๊สพาเข้าระบบ (ลบ.ม./ชม.)	อุณหภูมิ (°C)	องค์ประกอบแบบแยกธาตุ (ร้อยละโดยน้ำหนักเปียก)			
		อัตราส่วน สมมูล	คาร์บอน (C)	ไฮโดรเจน (H)	ไนโตรเจน (N)
5.7 ± 0.5	700	0.15	70.58	2.62	1.24
		0.30	66.94	3.30	1.09
		0.45	73.83	2.12	1.05
		0.60	73.43	2.03	1.02
	800	0.15	74.11	2.39	1.11
		0.30	71.41	2.18	1.13
		0.45	68.06	1.85	1.03
		0.60	69.60	1.88	1.18
	900	0.15	74.61	2.13	0.95
		0.30	71.10	1.77	0.98
		0.45	71.06	1.63	1.03
		0.60	72.09	1.64	0.99
3.8	800	0.30	57.08	3.59	0.87
1.7			29.89	1.85	0.62

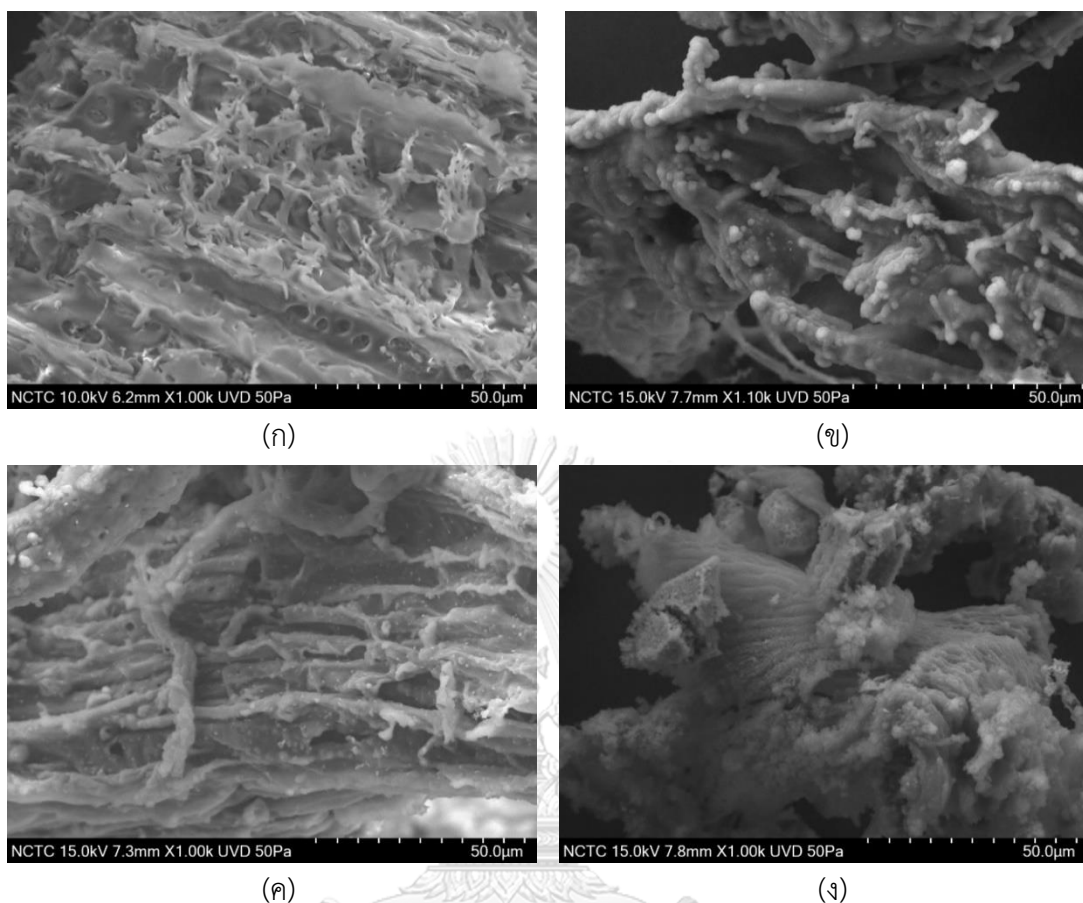
นำผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์ที่ได้จากกระบวนการแกซิฟิเคชันในงานวิจัยนี้มาวิเคราะห์หาองค์ประกอบแบบแยกธาตุพบว่า ที่อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ  $5.7 \pm 0.5$  ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง ผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์ที่เกิดขึ้นมีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบมากถึงร้อยละ 70 ซึ่งมีความมากกว่าที่อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบ 3.8 และ 1.7 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง แสดงว่าชีวมวลเกิดการแปรสภาพเป็นผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์ได้มากกว่าที่อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบสูง

#### 4.3.2 ลักษณะสัญญาณของอนุภาคถ่านชาร์

จากภาพที่ 4.19 (ก) เป็นภาพแสดงลักษณะสัญญาณของอนุภาคซีลี้อยขนาด 150–250 ไมโครเมตร ขยายขนาด 1000x ด้วยกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนแบบส่องกราด แสดงให้เห็นว่าอนุภาคมีลักษณะเป็นเส้นใยเรียงขนานกันตลอดความยาว และมีร่างแหเล็ก ๆ เชื่อมต่อกันระหว่างเส้นใยตลอดความยาวด้วย

##### 4.3.2.1 ผลของอัตราส่วนสมมูลต่อลักษณะสัญญาณของอนุภาคซีลี้อย

อนุภาคของซีลี้อยที่ถูกนำมาศึกษาผลของอัตราส่วนสมมูลที่มีต่อลักษณะสัญญาณ คือ ที่อุณหภูมิแกซิฟิเคชัน 800 องศาเซลเซียส อัตราส่วนสมมูล 0.15 0.30 และ 0.45 จากการศึกษาลักษณะสัญญาณของอนุภาคถ่านชาร์ที่ได้จากปฏิกิริยา ด้วยกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนแบบส่องกราดที่กำลังขยาย 1000x พบว่า ถ่านชาร์ที่ผ่านการแกซิฟิเคชันที่อัตราส่วนสมมูลต่างๆ ลักษณะสัญญาณของอนุภาคเกิดการสลายตัวไป ดังแสดงในภาพที่ 4.18 (ข) (ค) และ (ง)

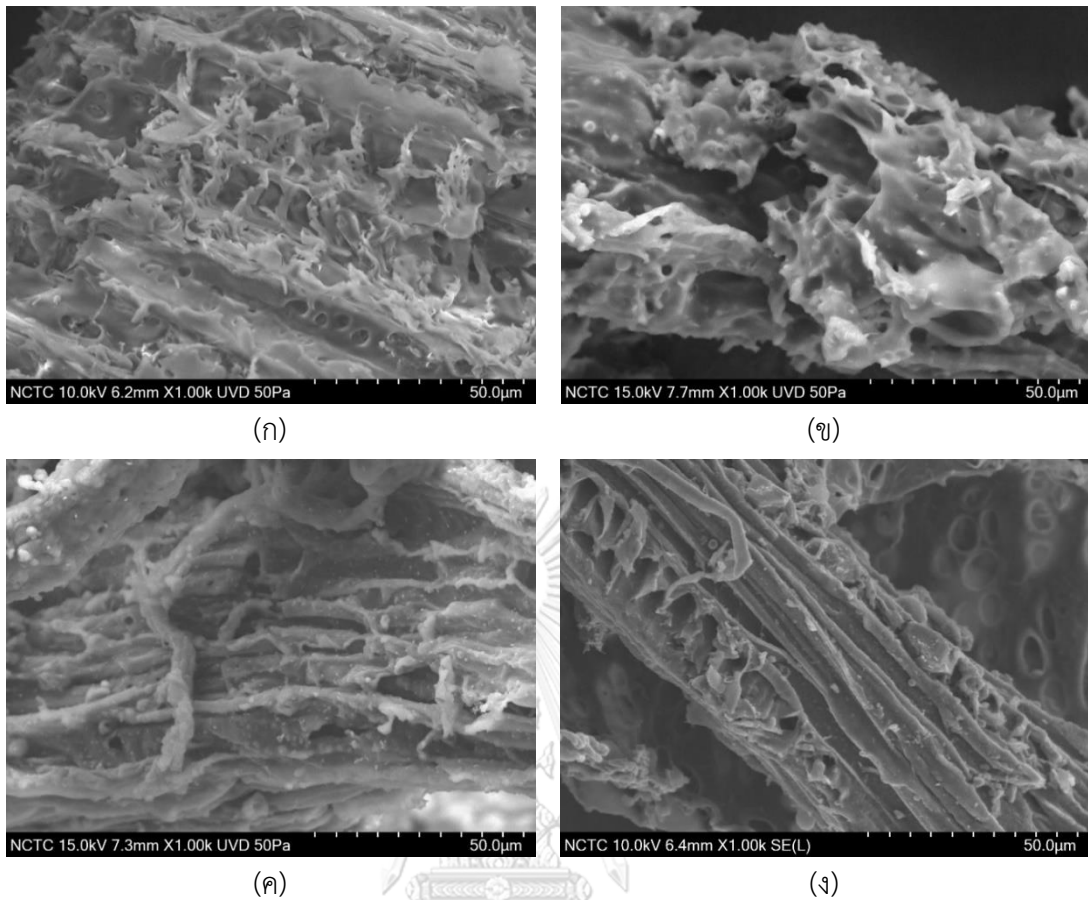


ภาพที่ 4. 18 (ก) ลักษณะของซีลื้อยขนาด 150-250 ไมโครเมตร  
 (ข) ถ่านชาร์ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียสอัตราส่วนสมมูล 0.15  
 (ค) ถ่านชาร์ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียสอัตราส่วนสมมูล 0.30  
 (ง) ถ่านชาร์ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียสอัตราส่วนสมมูล 0.45

#### 4.3.2.2 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อการแปรสภาพของลักษณะสัณฐานของอนุภาคถ่านชาร์

อนุภาคของซีลื้อยที่ถูกนำมาศึกษาผลของอุณหภูมิที่มีต่อลักษณะสัณฐาน คือ ที่อุณหภูมิแกซีฟิ-เคชัน 700 800 และ 900 องศาเซลเซียส จากการศึกษาลักษณะสัณฐานของอนุภาคถ่านชาร์ที่ได้จากปฏิกิริยา ด้วยกล้องจุลทรรศน์อิเล็กตรอนแบบส่องกราด ที่กำลังขยาย 1000x พบว่า ถ่านชาร์ที่ผ่านการแกซีฟิเคชันที่อุณหภูมิต่างๆ ลักษณะสัณฐานของอนุภาคเกิดการเปลี่ยนแปลงไป ดังแสดงในภาพที่ 4.19 (ข) (ค) และ (ง)





ภาพที่ 4. 19 (ก) ลักษณะของซีลื้อยขนาด 150-250 ไมโครเมตร (ข) ถ่านชาร์ที่อุณหภูมิ 700 °ซ  
 (ค) ถ่านชาร์ที่อุณหภูมิ 800 °ซ (ง) ถ่านชาร์ที่อุณหภูมิ 900 °ซ

งานวิจัยนี้ทำให้ทราบว่าทั้งอุณหภูมิ อัตราส่วนสมมูล และอัตราไหลของแก๊สเข้าระบบมีผลต่อประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงของการแกซิฟิเคชันของซีลื้อยจากอุตสาหกรรมการแปรรูปไม้ในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลน ซึ่งสามารถสังเกตได้จากค่าการแปรสภาพของคาร์บอน และไฮโดรเจน ค่าความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิง ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง และปริมาณผลิตภัณฑ์ของแข็งที่เกิดขึ้น ซึ่งค่าต่าง ๆ เหล่านี้มีการเปลี่ยนแปลงไปตามอุณหภูมิ อัตราส่วนสมมูล หรือ อัตราไหลของแก๊สเข้าระบบที่เปลี่ยนไป โดยปัจจัยที่มีผลมากที่สุด คือ อัตราไหลของแก๊สเข้าระบบ จากตารางที่ 4.11 อัตราการไหลของแก๊สเข้าระบบที่ให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด คือ 0.78 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของแก๊สเข้าระบบที่ให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงต่ำที่สุด คือ 0.36 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง เนื่องมาจากอัตราการไหลของแก๊สเข้าระบบที่เหมาะสมทำให้อุณหภูมิของซีลื้อยมีแรงเหวี่ยงมากพอที่จะเคลื่อนที่ชนผนังของเตาปฏิกรณ์ไซโคลน และมีระยะเวลาเพียงพอสำหรับการเกิดปฏิกิริยาแกซิฟิเคชัน ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงจึงสูงกว่า

สำหรับอัตราส่วนสมมูลที่เปลี่ยนแปลงไปมีผลต่อประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงของการแกซิฟิเคชันของชีเลื่อยจากอุตสาหกรรมการแปรรูปไม้ในเตาปฏิกรณ์แบบไฮโคลนในทุกพารามิเตอร์ ดังแสดงในตารางที่ 4.8-4.10 โดยค่าอัตราส่วนสมมูลที่ให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงสุด คือ 0.30 0.45 และ 0.45 ที่อุณหภูมิ 700 800 และ 900 องศาเซลเซียส ตามลำดับ อัตราส่วนสมมูลที่เหมาะสม คือ อัตราส่วนที่ให้ปริมาณออกซิเจนที่มากพอสำหรับการเกิดปฏิกิริยาแกซิฟิเคชัน และไม่มากเกินไปจนทำให้เกิดแก๊สทั้งจากกระบวนการออกซิเดชันในระบบ

สำหรับอุณหภูมิที่เปลี่ยนแปลงไปมีผลต่อประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงของการแกซิฟิเคชันของชีเลื่อยจากอุตสาหกรรมการแปรรูปไม้ในเตาปฏิกรณ์แบบไฮโคลนในทุกพารามิเตอร์ เช่นเดียวกัน ดังแสดงในตารางที่ 4.8-4.10 โดยอุณหภูมิที่ให้ประสิทธิภาพสูงสุดในทุกอัตราส่วนสมมูล คือ 900 องศาเซลเซียส เนื่องจากปฏิกิริยาแกซิฟิเคชันส่วนใหญ่เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ต้องการพลังงานเพื่อเกิดปฏิกิริยา ดังนั้นเมื่อเพิ่มอุณหภูมิให้กับระบบมากขึ้น อัตราการเกิดปฏิกิริยาแกซิฟิเคชันจึงเพิ่มขึ้นด้วย ทำให้ที่อุณหภูมิที่สูงที่สุดในงานวิจัยนี้ คือ 900 องศาเซลเซียสเป็นอุณหภูมิที่ทำให้มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาแกซิฟิเคชันสูงสุด มีประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงสุด ด้วยเช่นเดียวกัน

แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากสภาวะการทดลองที่ดีที่สุด ได้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่มีค่าความร้อนสูงถึง 3.45 เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร ซึ่งค่าความแก๊สของแก๊สผลิตภัณฑ์นี้มีค่าสูงพอที่สามารถนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับผลิตไฟฟ้าได้

## บทที่ 5

### สรุปผลงานวิจัยและข้อเสนอแนะ

#### 5.1. สรุปผลงานวิจัย

เตาปฏิกรณ์แบบไซโคลอนมีประสิทธิภาพในการแกซีพีเคชั่นซีเลื่อยจากอุตสาหกรรมการแปรรูปไม้ โดยซีเลื่อยมีสมบัติและองค์ประกอบที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการแกซีพีเคชั่น เนื่องจากซีเลื่อยมีสารระเหยเป็นองค์ประกอบมากทำให้สามารถเกิดการสลายตัวเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ได้มาก นอกจากนี้ซีเลื่อยยังมีเถ้าและปริมาณสารอินทรีย์ในเถ้าต่ำทำให้ลดปัญหาการรวมตัว หรือการอุดตันของระบบได้

งานวิจัยนี้ศึกษาถึงอิทธิพลของอุณหภูมิ อัตราส่วนสมมูล และอัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบต่อประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง โดยใช้พารามิเตอร์ในการวิเคราะห์ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงดังนี้ องค์ประกอบของแก๊สเชื้อเพลิง ( $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$  และ  $\text{C}_n\text{H}_m$ ) ค่าการแปรสภาพของคาร์บอน และไฮโดรเจนของวัตถุดิบ ค่าความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิง ค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง และปริมาณผลิตภัณฑ์ของเหลวและของแข็ง จากผลการทดลองพบว่าประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส สูงกว่าที่อุณหภูมิ 700 และ 800 องศาเซลเซียส เนื่องจากอุณหภูมิที่สูงทำให้ปฏิกิริยาดูดความร้อนซึ่งเป็นปฏิกิริยาหลักที่ทำให้เกิดแก๊สเชื้อเพลิงในกระบวนการแกซีพีเคชั่นเกิดได้ดีขึ้น

อัตราส่วนสมมูลที่ทำให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงสุดคือ 0.30 0.45 และ 0.45 ที่อุณหภูมิ 700 800 และ 900 องศาเซลเซียสตามลำดับ เนื่องจากที่อัตราส่วนสมมูลเหล่านี้ระบบมีปริมาณออกซิเจนพอสำหรับการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชัน ทำให้ความร้อนจากการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันช่วยส่งผลให้การเกิดแก๊สเชื้อเพลิงจากปฏิกิริยาแกซีพีเคชั่นเกิดได้ดีขึ้น อัตราส่วนสมมูลที่ต่ำกว่าค่านี้ทำให้มีปริมาณออกซิเจนไม่มากพอสำหรับการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชัน ปฏิกิริยาแกซีพีเคชั่นซึ่งเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อนจึงเกิดได้ไม่เต็มประสิทธิภาพตามไปด้วย และที่อัตราส่วนสมมูลมากกว่าค่านี้ระบบมีปริมาณออกซิเจนมากเกินไปทำให้เกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันมาก เกิดแก๊สทิ้งมากขึ้น ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงจึงต่ำลง

อัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส อัตราส่วนสมมูล 0.30 ที่ทำให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงสุด คือ 0.78 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง เนื่องจากที่อัตราการไหลของแก๊สเข้าระบบนี้ ทำให้อุณหภูมิขนาดเล็กมีความเร็วมากพอที่จะเคลื่อนที่ชนกับผนังของไซโคลอน และระยะเวลาที่อนุภาคอยู่ในไซโคลอนนานเพียงพอ ทำให้ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงสุด ที่อัตราการไหลของแก๊สเข้าระบบต่ำลง ความเร็วของอนุภาคที่เคลื่อนที่เข้าไซโคลอนไม่มากพอที่จะทำให้อนุภาคเคลื่อนที่ไปชนกับผนังไซโคลอนจนเกิดปฏิกิริยา และที่อัตราการไหลของ

ระบบสูงขึ้น อนุภาคมีระยะเวลาอยู่ในไซโคลอนสั้นเกินไปทำให้อนุภาคเกิดปฏิกิริยาได้ไม่สมบูรณ์ ประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงจึงต่ำลง

โดยรวมสภาวะในการแกซีฟิเคชันขึ้นอยู่กับอุณหภูมิและเวลาในการแปรรูปไม่ในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลอนที่มีประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด คือ อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส ที่อัตราส่วนสมมูล 0.45 เนื่องจากที่สภาวะนี้ระบบได้รับออกซิเจน และพลังงานความร้อนอย่างพอดีทำให้เกิดผลิตภัณฑ์แก๊สเชื้อเพลิงได้อย่างมีประสิทธิภาพมากที่สุด และอัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส อัตราส่วนสมมูล 0.30 ที่ทำให้ระบบมีประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด คือ 0.78 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง เนื่องจากอนุภาคมีความเร็ว และระยะเวลาในการเกิดปฏิกิริยามากพอทำให้มีประสิทธิภาพในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงสูงที่สุด

## 5.2. ข้อเสนอแนะ

5.2.1. ควรมีการศึกษาชีวมวลชนิดอื่นในเตาปฏิกรณ์ไซโคลอน เช่น กากกาแฟ เหง้ามัน เป็นต้น

5.2.2. การศึกษาอัตราการไหลของแก๊สพาเข้าระบบควรมีการศึกษาในสภาวะการทดลองที่หลากหลายมากขึ้น

5.2.3. ควรมีการศึกษาถึงอัตราการป้อนชีวมวลที่สูงที่สุดที่สามารถเกิดปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันอย่างสมบูรณ์ในเตาปฏิกรณ์แบบไซโคลอนได้

5.2.4. ควรมีการศึกษาการใช้สารช่วยในการเกิดปฏิกิริยาชนิดอื่น เช่น ไขมัน เป็นต้น

5.2.5. ควรมีการศึกษาถึงความสามารถในการนำแก๊สผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นมาใช้เป็นแหล่งพลังงาน ความร้อนหมุนเวียนให้กับระบบ

5.2.6. ควรมีการศึกษาถึงความเป็นไปได้ในการนำแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ไปใช้สำหรับการผลิตพลังงานไฟฟ้าสำหรับเครื่องปั้นไฟขนาดเล็ก

## รายการอ้างอิง

- Basu, P. (2013). *Biomass Gasification, Pyrolysis, and Torrefaction Practical Design and Theory* (Second Edition): Elsevier Inc.
- Biagini, E., Barontini, F. and Tognotti, L. (2014). Gasification of agricultural residues in a demonstrative plant: corn cobs. *Bioresour Technol*, 173, 110-116.
- Cheng, G., He, P., Xiao, B., Hu, Z., Liu, S., Zhang, L. and Cai, L. (2012). Gasification of biomass micron fuel with oxygen-enriched air: Thermogravimetric analysis and gasification in a cyclone furnace. *Energy*, 43 (1), 329-333.
- Gao, J., Zhao, Y., Sun, S., Che, H., Zhao, G. and Wu, J. (2012). Experiments and numerical simulation of sawdust gasification in an air cyclone gasifier. *Chemical Engineering Journal*, 213, 97-103.
- Guo, X., Xiao, B., Liu, S., Hu, Z., Luo, S. and He, M. (2009). An experimental study on air gasification of biomass micron fuel (BMF) in a cyclone gasifier. *International Journal of Hydrogen Energy*, 34 (3), 1265-1269.
- Huang, B. S., Chen, H. Y., Kuo, J. H., Chang, C. H. and Wey, M. Y. (2012). Catalytic upgrading of syngas from fluidized bed air gasification of sawdust. *Bioresour Technol*, 110, 670-675.
- Kirsanovs, V., Blumberga, D., Karklina, K., Veidenbergs, I., Rochas, C., Vigants, E. and Vigants, G. (2017). Biomass Gasification for District Heating. *Energy Procedia*, 113, 217-223.
- Lédé, J. (2000). The Cyclone: A Multifunctional Reactor for the Fast Pyrolysis of Biomass. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 39, 893-903.
- Lédé, J., Li, H.Z., Soullignac, F. and Villermaux, J. (1987). Measurement of Solid Particle Residence Time in a Cyclone Reactor: A Comparison of Four Methods. *Chemical Engineering and Processing*, 22, 215-222.
- Mazlan, M. A. F., Uemura, Y., Osman, N. B. and Yusup, S. (2015). Fast pyrolysis of hardwood residues using a fixed bed drop-type pyrolyzer. *Energy Conversion and Management*, 98, 208-214.

- McKendry, P. (2002). Energy production from biomass (part 3): gasification technologies. *Bioresour Technology*, 83, 55-63.
- Miskam, M.A., Zainal, Z.A. and Idroas, M.Y. (2008). Performance and Characteristics of a Cyclone Gasifier for Gasification of Sawdust. *Journal of Applied Sciences*, 8 (1), 95-103.
- Moghiman, M., Hashemi, T., Zahmatkesh, I. and Daghighi, Y. (2007). Effects of particle size and equivalence ratio on cyclone gasification of wood powder. *Journal of the Energy Institute*, 80 (1), 29-34.
- Moreno, A. I. and Font, R. (2015). Pyrolysis of furniture wood waste: Decomposition and gases evolved. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 113, 464-473.
- Papari, S. and Hawboldt, K. (2015). A review on the pyrolysis of woody biomass to bio-oil: Focus on kinetic models. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 52, 1580-1595.
- Raclavská, H., Corsaro, A., Juchelková, D., Sassmanová, V. and Frantik, J. (2015). Effect of temperature on the enrichment and volatility of 18 elements during pyrolysis of biomass, coal, and tires. *Fuel Processing Technology*, 131, 330-337.
- Thamavithya, M., Jarunghammachote, S., Dutta, A. and Basu, P. (2012). Experimental study on sawdust gasification in a spout-fluid bed reactor. *International Journal of Energy Research*, 36 (2), 204-217.
- Tinwala, F., Mohanty, P., Parmar, S., Patel, A. and Pant, K. K. (2015). Intermediate pyrolysis of agro-industrial biomasses in bench-scale pyrolyser: Product yields and its characterization. *Bioresour Technol*, 188, 258-264.
- Weiland, F., Hedman, H., Marklund, M., Wiinikka, H., Ohrman, O. and Gebart, R. . (2013). Pressurized Oxygen Blown Entrained-Flow Gasification of Wood Powder. *Energy Fuels*, 27, 932-941.
- Zhao, Y., Sun, S., Che, H., Guo, Y. and Gao, C. (2012). Characteristics of cyclone gasification of rice husk. *International Journal of Hydrogen Energy*, 37 (22), 16962-16966.
- Zhao, Y., Sun, S., Zhang, T. and Zhou, H. (2013). Experimental research on fuel staging cyclone gasification of wood powder. *Fuel*, 103, 53-57.

Zhao, Y., Sun, S., Zhou, H., Sun, R., Tian, H., Luan, J. and Qian, J. (2010). Experimental study on sawdust air gasification in an entrained-flow reactor. *Fuel Processing Technology*, 91, 910-914.

ข้อมูลสารสนเทศ กรมป่าไม้. (2559). ข้อมูลสถิติกรมป่าไม้ 2559. กรุงเทพมหานคร.

งานอุตสาหกรรมวัสดุทดแทนไม้และกาวติดไม้ กลุ่มงานพัฒนาอุตสาหกรรมไม้. (2549). รายงานวิจัย ประจำปี 2549. กรุงเทพมหานคร.

นภาพร พานิช และคณะ. (2547). ตำราบำบัดมลพิษอากาศ. กรุงเทพมหานคร: กรมโรงงาน และ ศูนย์บริการวิชาการแห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

วงศ์พันธ์ ลิ้มปเสนีย์, นิตยา มหาผล และ ชีระ เกรอต. (2543). มลภาวะอากาศ (พิมพ์ครั้งที่ 6). กรุงเทพฯ: สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

ศิริกัลยา สุวจิตตานนท์, วิวัฒน์ ตันตะพานิชกุล, ชีภาโอะ คานาโอะ และ จุฑามาศ เกทัต. (2549). มลภาวะอากาศ (พิมพ์ครั้งที่ 3). กรุงเทพมหานคร: สำนักพิมพ์มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.

สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร กระทรวงเกษตรและสหกรณ์. (2557). เอกสารสถิติการเกษตรเลขที่ 401. กรุงเทพมหานคร.

สำนักวิจัยและพัฒนาการป่าไม้ กรมป่าไม้ กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม. (2556). วัสดุทดแทนไม้ *Wood Substituted Biocomposites*. พิมพ์ที่โรงพิมพ์ สกสค. ลาดพร้าว กรุงเทพมหานคร.

องค์การอุตสาหกรรมป่าไม้. (2554). รายงานประจำปี 2554. กรุงเทพมหานคร: องค์การอุตสาหกรรมป่าไม้.

องค์การอุตสาหกรรมป่าไม้. (2559). รายงานประจำปี 2559. กรุงเทพมหานคร: องค์การอุตสาหกรรมป่าไม้.



ภาคผนวก

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
**CHULALONGKORN UNIVERSITY**





ภาคผนวก ก  
การคำนวณส่วนออกแบบระบบ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
**CHULALONGKORN UNIVERSITY**

**ภาคผนวก ก.1** การออกแบบส่วนให้ความร้อนของแก๊สพาทก่อนเข้าระบบ

คำนวณค่าการส่งถ่ายความร้อน (Heat transfer)

ในส่วนให้ความร้อนแก๊สพาทในระบบ (Pre Heating Gas Unit)

กำหนดให้	อุณหภูมิแก๊สที่เข้าระบบ ( $T_i$ )	20 องศาเซลเซียส
	อุณหภูมิแก๊สที่ออกจากระบบ ( $T_e$ )	400 องศาเซลเซียส
	อุณหภูมิของพื้นผิวที่ส่งถ่ายความร้อน ( $T_s$ )	450 องศาเซลเซียส
	ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของท่อทองแดงที่ใช้ส่งถ่ายความร้อน	0.0127 เซนติเมตร
	อัตราการไหลของแก๊สที่เข้าระบบ ( $V$ )	0.007 ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที
สมบัติของแก๊สพาทไนโตรเจนที่อุณหภูมิ 200 องศาเซลเซียส		
	ความหนาแน่น ( $\rho$ )	0.7215 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
	ค่าความร้อนจำเพาะ ( $C_p$ )	1050 จูลต่อกิโลกรัมเคลวิน
	เลขพรันด์เทิล ( $Pr$ )	0.7025
	ค่าการนำความร้อน ( $k$ )	0.03727 วัตต์ต่อเมตรเคลวิน
	ค่าความหนืดไคเนมาติก ( $\nu$ )	$3.457 \times 10^{-5}$ เมตร <sup>2</sup> /วินาที

วิธีทำ

1) คำนวณมวลของแก๊สพาทไนโตรเจนที่เข้าสู่ระบบ ( $m$ )

$$\begin{aligned}
 &= \text{ความหนาแน่นของแก๊ส} \times \text{ปริมาตรของแก๊สที่เข้าสู่ระบบ} \\
 &= 0.7215 \text{ กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร} \times 0.007 \text{ ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที} \\
 &= 0.005 \text{ กิโลกรัมต่อวินาที}
 \end{aligned}$$

2) คำนวณค่าพลังงานความร้อนที่ต้องใช้ในระบบ ( $Q$ )

$$\text{จาก } Q = mC_p(T_e - T_i)$$

$$\begin{aligned}
 \text{เมื่อ } Q &\text{ คือ ค่าพลังงานความร้อน (จูลต่อวินาที หรือ วัตต์)} \\
 C_p &\text{ คือ ค่าความร้อนจำเพาะของแก๊สพาท (จูลต่อกิโลกรัมเคลวิน)} \\
 T_e &\text{ คือ อุณหภูมิแก๊สที่ออกจากระบบ (เคลวิน)} \\
 T_i &\text{ คือ อุณหภูมิแก๊สที่เข้าระบบ (เคลวิน)} \\
 &= 0.005 \text{ กิโลกรัมต่อวินาที} \times 1050 \text{ จูลต่อกิโลกรัมเคลวิน} \times (673 - 293 \text{ เคลวิน}) \\
 &= 1995 \text{ จูลต่อวินาที หรือ วัตต์}
 \end{aligned}$$

3) คำนวณหาความแตกต่างอุณหภูมิเฉลี่ยแบบล็อก (log mean temperature,  $\Delta T_{lm}$ )

$$\text{จาก } \Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_e - \Delta T_i}{\ln \left( \frac{\Delta T_e}{\Delta T_i} \right)}$$

เมื่อ  $\Delta T_e$  คือ ผลต่างระหว่างอุณหภูมิของพื้นผิวที่ส่งถ่ายความร้อนกับอุณหภูมิของแก๊สที่ออกจากระบบ (เคลวิน)

$\Delta T_i$  คือ ผลต่างระหว่างอุณหภูมิของพื้นผิวที่ส่งถ่ายความร้อนกับอุณหภูมิของแก๊สที่เข้าระบบ (เคลวิน)

$$\Delta T_e = T_s - T_e = 723 - 673 = 50 \text{ K}$$

$$\Delta T_i = T_s - T_i = 723 - 293 = 430 \text{ K}$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_e - \Delta T_i}{\ln \left( \frac{\Delta T_e}{\Delta T_i} \right)} = \frac{50 - 430}{\ln \left( \frac{50}{430} \right)} = 176.6 \text{ K}$$

4) หาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน (heat transfer coefficient, h)

4.1 ความเร็วเฉลี่ย ( $V_{avg}$ )

$$\begin{aligned} & \frac{\text{อัตราการไหลของแก๊สที่เข้าระบบ (ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที)}}{\text{พื้นที่หน้าตัดของท่อส่งถ่ายความร้อน (ตารางเมตร)}} \\ &= \frac{0.007 \text{ ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที}}{\frac{1}{4} \times \pi \times (0.0127 \text{ เมตร})^2} \\ &= 55.26 \text{ เมตรต่อวินาที} \end{aligned}$$

4.2 ค่าเรย์โนลด์ส์นัมเบอร์ (Re)

$$\begin{aligned} & \frac{\text{ความเร็วเฉลี่ย (เมตรต่อวินาที)} \times \text{เส้นผ่านศูนย์กลางของท่อส่งถ่ายความร้อน (เมตร)}}{\text{ค่าความหนืดไคน์มาติก (เมตร<sup>2</sup>/วินาที)}} \\ &= \frac{55.26 \text{ (เมตรต่อวินาที)} \times 0.0127 \text{ (เมตร)}}{3.457 \times 10^{-5} \text{ (เมตร<sup>2</sup>/วินาที)}} \\ &= 20300 \end{aligned}$$

4.3 ค่านัสเซลนัมเบอร์ (Nu)

$$\begin{aligned} &= 0.023 \text{Re}^{0.8} \text{Pr}^{0.3} \\ &= 0.023 \times (20300)^{0.8} \times (0.7025)^{0.3} \\ &= 57.77 \end{aligned}$$

4.4 หาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน (h)

$$\begin{aligned} & \frac{\text{ค่าการนำความร้อน (วัตต์ต่อเมตรเคลวิน)}}{\text{เส้นผ่านศูนย์กลางของท่อส่งถ่ายความร้อน (เมตร)}} \times \text{นัสเซลนัมเบอร์} \\ &= \frac{0.03727 \text{ วัตต์ต่อเมตรเคลวิน}}{0.0127 \text{ (เมตร)}} \times 57.77 \\ &= 169.5 \text{ วัตต์ต่อเมตร<sup>2</sup> เคลวิน} \end{aligned}$$

5) หาพื้นที่ผิวที่ต้องการสำหรับการส่งถ่ายความร้อน (heat transfer surface area,  $A_s$ )

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{ค่าพลังงานความร้อนที่ต้องใช้ในระบบ (วัตต์)}}{h \times \text{ค่าความแตกต่างอุณหภูมิเฉลี่ยแบบล็อก}} = \frac{Q}{h\Delta T_{lm}} \\
 &= \frac{1995 \text{ วัตต์}}{168.5 \text{ วัตต์ต่อเมตร}^2 \text{ เคลวิน} \times 176.6 \text{ เคลวิน}} \\
 &= 0.067 \text{ ตารางเมตร}
 \end{aligned}$$

6) หาความยาวท่อ (L)

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{พื้นที่ผิวที่ต้องการสำหรับการส่งถ่ายความร้อน (ตารางเมตร)}}{\pi \times \text{เส้นผ่านศูนย์กลางของท่อส่งถ่ายความร้อน (เมตร)}} = \frac{A_s}{\pi D} \\
 &= \frac{0.067 \text{ ตารางเมตร}}{\pi \times (0.0127 \text{ เมตร})} \\
 &= 1.68 \text{ เมตร}
 \end{aligned}$$

สรุป ระบบต้องการท่อทองแดงเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.0127 เซนติเมตร ความยาวอย่างน้อย 1.68 เมตร เพื่อให้แก๊สไนโตรเจนที่อัตราการไหล 0.007 ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที ที่ 25 องศาเซลเซียส ร้อนถึงอุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส



ภาคผนวก ข  
การคำนวณสำหรับการทดลอง

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
CHULALONGKORN UNIVERSITY

### ภาคผนวก ข.1 คำนวณค่าประสิทธิภาพในการคัดแยกขนาดของไซโคลน

ค่าประสิทธิภาพของไซโคลนสามารถคำนวณได้ดังนี้

$$\eta = \frac{1}{1 + (d_{pc}/d_{pj})^2}$$

เมื่อ  $\eta$  คือ ประสิทธิภาพของไซโคลนในอนุภาคช่วงขนาด  $j$

$d_{pc}$  คือ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาค (ไมโครเมตร) ที่ไซโคลนสามารถดักได้ร้อยละ 50

$d_{pj}$  คือ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ยของอนุภาคช่วงขนาด  $j$  (ไมโครเมตร)

หา  $d_{pc}$  ได้จาก

$$d_{pc} = \left[ \frac{9\mu W}{2\pi N_e V_i (\rho_p - \rho_g)} \right]^{0.5}$$

เมื่อ  $d_{pc}$  คือ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาค (ไมโครเมตร) ที่ไซโคลนสามารถดักได้ร้อยละ 50

$\mu$  คือ ความหนืดไดนามิก ที่อุณหภูมินั้นๆ (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)

$W$  คือ ความกว้างของท่อทางเข้า (เมตร)

$N_e$  คือ จำนวนรอบของการหมุนของแก๊ส (รอบ)

$V_i$  คือ ความเร็วของแก๊สเข้าสู่ไซโคลน (เมตรต่อวินาที)

$\rho_p$  คือ ค่าความหนาแน่นของอนุภาค (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

$\rho_g$  คือ ค่าความหนาแน่นของแก๊ส ที่อุณหภูมินั้นๆ (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

หา  $N_e$  ได้จาก

$$N_e = \frac{1}{H} \left( L_b + \frac{L_c}{2} \right)$$

เมื่อ  $N_e$  คือ จำนวนรอบของการหมุนของแก๊ส (รอบ)

$H$  คือ ความสูงของท่อทางเข้าไซโคลน (เมตร)

$L_b$  คือ ความสูงของไซโคลนส่วนที่เป็นทรงกระบอก (เมตร)

$L_c$  คือ ความสูงของไซโคลนส่วนที่เป็นทรงกรวยตัด (เมตร)

หา  $V_i$  ได้จาก

$$V_i = \frac{Q}{WH}$$

เมื่อ  $V_i$  คือ ความเร็วของแก๊สเข้าสู่ไซโคลน (เมตรต่อวินาที)

$Q$  คือ อัตราการไหลของแก๊สเข้าระบบ (ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที)

$W$  คือ ความกว้างของท่อทางเข้า (เมตร)

$H$  คือ ความสูงของท่อทางเข้าไซโคลน (เมตร)

### ตัวอย่างการคำนวณค่าประสิทธิภาพในการคัดแยกขนาดของไซโคลน

กำหนดให้ ความกว้างของท่อทางเข้า ( $W$ )	0.05 เมตร
ความสูงของท่อทางเข้า ( $H$ )	0.10 เมตร
ความสูงของไซโคลนส่วนที่เป็นทรงกระบอก ( $L_b$ )	0.15 เมตร
ความสูงของไซโคลนส่วนที่เป็นทรงกรวยตัด ( $L_c$ )	0.25 เมตร
ความหนืดไดนามิก ( $\mu$ )	$4.177 \times 10^{-5}$ กิโลกรัมต่อเมตรวินาที
เส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ยของอนุภาคช่วงขนาด $j$ ( $d_{pj}$ )	$200 \times 10^{-6}$ เมตร
ความหนาแน่นของอนุภาค ( $\rho_p$ )	200 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
ความหนาแน่นของแก๊สที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ( $\rho_g$ )	0.3181 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
อัตราการไหลของแก๊สที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ( $Q_g$ )	$1.58 \times 10^{-3}$ ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที

### วิธีทำ

- 1) หาความเร็วของแก๊สเข้าสู่ไซโคลน ( $V_i$ )

$$V_i = \frac{Q}{WH} = \frac{1.58 \times 10^{-3}}{0.05 \times 0.10} = 0.316 \text{ เมตรต่อวินาที}$$

- 2) หาจำนวนรอบของการหมุนของแก๊ส ( $N_e$ )

$$N_e = \frac{1}{H} \left( L_b + \frac{L_c}{2} \right) = \frac{1}{0.10} \left( 0.15 + \frac{0.25}{2} \right) = 2.75 \text{ รอบ}$$

3) หาขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาค (ไมโครเมตร) ที่ไซโคลนสามารถดักได้ร้อยละ 50 ( $d_{pc}$ )

$$d_{pc} = \left[ \frac{9\mu W}{2\pi N_e V_i (\rho_p - \rho_g)} \right]^{0.5} = \left[ \frac{9 \times 4.177 \times 10^{-5} \times 0.05}{2\pi \times 2.75 \times 0.316 \times (200 - 0.3181)} \right]^{0.5} = 130 \text{ ไมโครเมตร}$$

4) หาประสิทธิภาพของไซโคลน ( $\eta$ )

$$\eta = \frac{1}{1 + (d_{pc}/d_{pj})^2} = \frac{1}{1 + (130/200)^2} = 0.70$$

สรุป ประสิทธิภาพของไซโคลน คือ ร้อยละ 70

**ภาคผนวก ข.2** คำนวณระยะเวลาที่อนุภาคอยู่ในไซโคลน

จากงานวิจัยของ Lede และคณะ Lédé และคณะ (1987) สามารถคำนวณระยะเวลาที่อนุภาคอยู่ในไซโคลนได้ดังนี้

$$t = \frac{L_c}{U_t}$$

เมื่อ  $t$  คือ ระยะเวลาที่อนุภาคอยู่ในไซโคลน (วินาที)

$L_b$  คือ ความสูงของไซโคลนส่วนที่เป็นทรงกระบอก (เมตร)

$U_t$  คือ ความเร็วของอนุภาคในแนวตั้ง (เมตรต่อวินาที)

หาค่า  $U_t$  ได้จาก

$$U_t = 0.27 \left[ \frac{g d_p (\rho_p - \rho_g) Re^{0.6}}{\rho_g} \right]^{0.5}$$

เมื่อ  $U_t$  คือ ความเร็วของอนุภาคในแนวตั้ง

$g$  คือ ค่าความโน้มถ่วงพื้นผิว (9.81 เมตรต่อวินาที<sup>2</sup>)

$d_p$  คือ เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาค (เมตร)

$\rho_p$  คือ ค่าความหนาแน่นของอนุภาค (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

$\rho_g$  คือ ค่าความหนาแน่นของแก๊ส ที่อุณหภูมินั้นๆ (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

$Re$  คือ เลขเรย์โนลด์

หาค่า  $Re$  ได้จาก

$$Re = \frac{4\rho_g Q_g}{\pi\mu d_0}$$



เมื่อ  $Re$  คือ เลขเรย์โนลด์

$\rho_g$  คือ ค่าความหนาแน่นของแก๊ส ที่อุณหภูมินั้นๆ (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

$Q_g$  คือ อัตราการไหลของแก๊ส ที่อุณหภูมินั้นๆ (ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที)

$\mu$  คือ ความหนืดไดนามิก ที่อุณหภูมินั้นๆ (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)

$d_0$  คือ เส้นผ่านศูนย์กลางไฮดรอลิก (เมตร)

หาค่า  $d_0$  ได้จาก

$$d_0 = \frac{2WH}{W+H}$$

เมื่อ  $d_0$  คือ เส้นผ่านศูนย์กลางไฮดรอลิก (เมตร)

$W$  คือ ความกว้างของท่อทางเข้า (เมตร)

$H$  คือ ความสูงของท่อทางเข้า (เมตร)

### ตัวอย่างการคำนวณระยะเวลาที่อนุภาคอยู่ในไซโคลอน

กำหนดให้ ความกว้างของท่อทางเข้า ( $W$ )	0.05	เมตร
ความสูงของท่อทางเข้า ( $H$ )	0.10	เมตร
ความสูงของไซโคลอนส่วนที่เป็นทรงกระบอก ( $L_p$ )	0.15	เมตร
ความหนืดไดนามิก ( $\mu$ )	$4.177 \times 10^{-5}$	กิโลกรัมต่อเมตรวินาที
ค่าความโน้มถ่วงพื้นผิว ( $g$ )	9.81	เมตรต่อวินาที <sup>2</sup>
เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคเฉลี่ย ( $d_p$ )	$200 \times 10^{-6}$	เมตร
ความหนาแน่นของอนุภาค ( $\rho_p$ )	200	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
ความหนาแน่นของแก๊สที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ( $\rho_g$ )	0.3181	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
อัตราการไหลของแก๊สที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ( $Q_g$ )	$1.58 \times 10^{-3}$	ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที

### วิธีทำ

1) หาค่าเส้นผ่านศูนย์กลางไฮดรอลิก ( $d_0$ )

$$d_0 = \frac{2WH}{W+H} = \frac{2 \times 0.05 \times 0.10}{0.05 + 0.10} = 0.067 \text{ เมตร}$$

2) หาเลขเรย์โนลด์ ( $Re$ )

$$Re = \frac{4\rho_g Q_g}{\pi \mu d_0} = \frac{4 \times 0.3181 \times 1.58 \times 10^{-3}}{\pi \times 4.177 \times 10^{-5} \times 0.067} = 228$$

3) หาค่าความเร็วของอนุภาคในแนวตั้ง ( $U_t$ )

$$U_t = 0.27 \left[ \frac{g d_p (\rho_p - \rho_g) \text{Re}^{0.6}}{\rho_g} \right]^{0.5} = 0.27 \times \left[ \frac{9.81 \times 200 \times 10^{-6} \times (200 - 0.3181) \times 228^{0.6}}{0.3181} \right]^{0.5}$$

= 1.53 เมตรต่อวินาที

4) หาค่าระยะเวลาที่อนุภาคอยู่ในไซโคลอน (t)

$$t = \frac{L_b}{U_t} = \frac{0.15}{1.53} = 0.098 \text{ วินาที}$$

สรุป ระยะเวลาที่อนุภาคอยู่ในไซโคลอน คือ 0.098 วินาที

**ภาคผนวก ข.3** คำนวณอัตราการไหลของแก๊สที่อุณหภูมิแก๊สที่เคชันต่าง ๆ

จากกฎของแก๊ส  $PV = nRT$

เมื่อความดันมีค่าคงที่ ปริมาตรของแก๊สจะแปรผันตรงกับอุณหภูมิของแก๊สนั้น ๆ

ตามกฎของชาร์ล

$$\frac{V_1}{T_1} = \frac{V_2}{T_2}$$

เมื่อ  $V_1$  คือ ปริมาตรของแก๊สที่อุณหภูมิที่ 1 (ลิตร)

$T_1$  คือ อุณหภูมิของแก๊สที่อุณหภูมิที่ 1 (องศาเซลเซียส)

$V_2$  คือ ปริมาตรของแก๊สที่อุณหภูมิที่ 2 (ลิตร)

$T_2$  คือ อุณหภูมิของแก๊สที่อุณหภูมิที่ 2 (องศาเซลเซียส)

**ตัวอย่างการคำนวณอัตราการไหลของแก๊สที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส**

คำนวณอัตราการไหลของแก๊สที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส กำหนดให้ อัตราการไหลของแก๊สที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส คือ 30 ลิตรต่อวินาที

วิธีทำ

จากกฎของชาร์ล

$$\frac{V_1}{T_1} = \frac{V_2}{T_2}$$

$$V_2 = \frac{V_1 \times T_2}{T_1}$$

$$V_2 = \frac{30 \text{ ลิตรต่อนาที} \times (273+700) \text{ เคลวิน}}{(273+25) \text{ เคลวิน}}$$

$$V_2 = 98.0 \text{ ลิตรต่อนาที}$$

สรุป อัตราไหลของแก๊สที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส เพิ่มขึ้นจาก 30 ลิตรต่อนาที เป็น 98 ลิตรต่อ นาที

**ภาคผนวก ข.4** จำนวนอัตราส่วนสมมูล (Equivalent Ratio, ER)

อัตราส่วนสมมูล คือ โมลของออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยา ต่อ โมลของออกซิเจนที่พอดีตามทฤษฎีการเผาไหม้

$$\text{อัตราส่วนสมมูล} = \frac{\text{โมลของออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยา}}{\text{โมลของออกซิเจนที่พอดีตามทฤษฎีการเผาไหม้}}$$

สมการการเผาไหม้ทั่วไป



เมื่อ a b c และ d คือ ค่าสัมประสิทธิ์สำหรับการดุลสมการ

**ตัวอย่างการคำนวณค่าอัตราส่วนสมมูล (แบบ  $C_xH_yO$ )**

กำหนดให้ สูตรอย่างง่ายของซีลี้อย คือ  $C_{1.4}H_{2.1}O$

อัตราการป้อนซีลี้อย 7 กรัม/นาที

อัตราการป้อนออกซิเจน 1 ลิตร/นาที ที่อุณหภูมิ 29 องศาเซลเซียส

**วิธีทำ**

1) จำนวนโมลของออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยา

กำหนดให้ อัตราการป้อนออกซิเจน 1 ลิตร/นาที

ที่อุณหภูมิ 29 องศาเซลเซียส แก๊สปริมาตร 24.78 ลิตร มีค่าเท่ากับแก๊ส 1 โมล

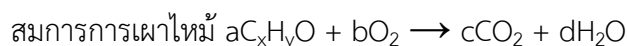
ดังนั้น ที่อุณหภูมิ 29 องศาเซลเซียส แก๊สปริมาตร 1 ลิตร มีค่าเท่ากับแก๊ส =  $\frac{1 \times 1}{24.78}$  โมล  
= 0.0404 โมล

ดังนั้น อัตราการป้อนออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยา คือ 0.0404 โมล/นาที

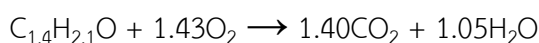
2) จำนวนโมลของออกซิเจนที่พอดีตามทฤษฎีการเผาไหม้

กำหนดให้ สูตรอย่างง่ายของซีลี้อย คือ  $C_{1.4}H_{2.1}O$  (น้ำหนักโมเลกุล 34.90 กรัม/โมล)

อัตราการป้อนซีลี้อย 7 กรัม/นาที หรือ 0.2006 โมล/นาที



แทนสมการการเผาไหม้ด้วยสูตรอย่างง่ายของซีลี้อย และดุลสมการ ได้สมการดังนี้



จากสมการ ชี้อเลื่อย ( $C_{1.4}H_{2.1}O$ ) 1 โมล ทำปฏิกิริยาพอดีกับ ออกซิเจน 1.43 โมล

ดังนั้น ชี้อเลื่อย ( $C_{1.4}H_{2.1}O$ ) 0.2006 โมล ทำปฏิกิริยาพอดีกับ ออกซิเจน =  $\frac{0.2006 \times 1.43}{1}$  โมล

= 0.2869 โมล

ดังนั้น ออกซิเจนที่พอดีตามทฤษฎีการเผาไหม้ คือ 0.2869 โมล/นาที่

3) คำนวณอัตราส่วนสมมูล

$$\begin{aligned} \text{อัตราส่วนสมมูล} &= \frac{\text{โมลของออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยา}}{\text{โมลของออกซิเจนที่พอดีตามทฤษฎีการเผาไหม้}} \\ &= \frac{0.0404 \text{ โมล/นาที่}}{0.2869 \text{ โมล/นาที่}} \\ &= 0.1408 \end{aligned}$$

สรุป จากอัตราการป้อนชี้อเลื่อย 7 กรัม/นาที่ อัตราการป้อนออกซิเจน 1 ลิตร/นาที่ ที่อุณหภูมิ 29 องศาเซลเซียสมีอัตราส่วนสมมูล คือ 0.1408

### ตัวอย่างการคำนวณค่าอัตราส่วนสมมูล (แบบ C)

กำหนดให้ ชี้อเลื่อยมีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบร้อยละ 47.92 (โดยคิดว่าไฮโดรเจนมีปริมาณน้อยมาก)

อัตราการป้อนชี้อเลื่อย 7 กรัม/นาที่

อัตราการป้อนออกซิเจน 1 ลิตร/นาที่ ที่อุณหภูมิ 29 องศาเซลเซียส

#### วิธีทำ

1) คำนวณโมลของออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยา

กำหนดให้ อัตราการป้อนออกซิเจน 1 ลิตร/นาที่

ที่อุณหภูมิ 29 องศาเซลเซียส แก๊สปริมาตร 24.78 ลิตร มีค่าเท่ากับแก๊ส 1 โมล

ดังนั้น ที่อุณหภูมิ 29 องศาเซลเซียส แก๊สปริมาตร 1 ลิตร มีค่าเท่ากับแก๊ส =  $\frac{1 \times 1}{24.78}$  โมล

= 0.0404 โมล

ดังนั้น อัตราการป้อนออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยา คือ 0.0404 โมล/นาที่

2) คำนวณโมลของออกซิเจนที่พอดีตามทฤษฎีการเผาไหม้

กำหนดให้ ชี้อเลื่อยมีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบร้อยละ 47.92

อัตราการป้อนชี้อเลื่อย 7 กรัม/นาที่ หรือ 0.2795 โมลต่อนาที่



แทนสมการการเผาไหม้ด้วยอัตราการป้อนชี้อเลื่อย และดุลสมการได้ดังนี้



ดังนั้น ออกซิเจนที่พอดีตามทฤษฎีการเผาไหม้ คือ 0.2795 โมล/นาที่

3) จำนวนอัตราส่วนสมมูล

$$\begin{aligned}\text{อัตราส่วนสมมูล} &= \frac{\text{โมลของออกซิเจนที่เข้าทำปฏิกิริยา}}{\text{โมลของออกซิเจนที่พอดีตามทฤษฎีการเผาไหม้}} \\ &= \frac{0.0404 \text{ โมล/นาที่}}{0.2795 \text{ โมล/นาที่}} \\ &= 0.1445\end{aligned}$$

สรุป จากอัตราการป้อนซีลี้อย 7 กรัม/นาที่ อัตราการป้อนออกซิเจน 1 ลิตร/นาที่ ที่อุณหภูมิ 29 องศาเซลเซียสมีอัตราส่วนสมมูล คือ 0.1445

**ภาคผนวก ข.5** จำนวนค่าการแปรสภาพของคาร์บอน และไฮโดรเจน (Carbon and Hydrogen Conversion)

ค่าการแปรสภาพของคาร์บอน คือ ร้อยละของโมลคาร์บอนที่แปรสภาพเป็นแก๊ส ต่อ โมลคาร์บอนในชีวมวลที่ป้อนเข้าสู่ระบบ โดยค่าการแปรสภาพของคาร์บอนเป็นแก๊สสามารถแสดงแทนได้ด้วยแก๊สหลายชนิด เช่น แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ มีเทน

ค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจน คือ ร้อยละของโมลไฮโดรเจนที่แปรสภาพเป็นแก๊ส ต่อ โมลไฮโดรเจนในชีวมวลที่ป้อนเข้าสู่ระบบ โดยค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจนเป็นแก๊สสามารถแสดงแทนได้ด้วยแก๊สหลายชนิด เช่น แก๊สไฮโดรเจน มีเทน

**ตัวอย่างการคำนวณค่าการแปรสภาพของคาร์บอน**

กำหนดให้ อัตราการป้อนชีวมวล	7.79	กรัมต่อนาที่			
ปริมาตรแก๊สที่ออกจากระบบ	28	ลิตรต่อนาที่			
ชีวมวลมีร้อยละองค์ประกอบโดยน้ำหนักแห่งดังนี้					
คาร์บอน	47.92	ไฮโดรเจน	6.01	ไนโตรเจน	0.34
		ซัลเฟอร์	0	ออกซิเจน	45.73
แก๊สที่ออกจากระบบมีร้อยละองค์ประกอบดังนี้					
แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์	13.33	แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์	7.33		
แก๊สมีเทน	3.34	แก๊สไฮโดรคาร์บอน	0.02		
แก๊สไฮโดรเจน	5.20				

### วิธีทำ

1) คำนวณโมลของคาร์บอนที่แปรสภาพเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์

1.1 คำนวณโมลแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในแก๊สผลิตภัณฑ์

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{ร้อยละของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในแก๊สที่ออกจากระบบ}}{100} \times \frac{\text{ปริมาตรแก๊สที่ออกจากระบบ (ลิตร)}}{\text{นาที่}} \\
 &\quad \times \frac{\text{แก๊ส 1 โมล ที่ 29 องศาเซลเซียส}}{24.78 \text{ ลิตร}} \\
 &= \frac{13.33}{100} \times \frac{28 \text{ ลิตร}}{\text{นาที่}} \times \frac{\text{แก๊ส 1 โมล ที่ 29 องศาเซลเซียส}}{24.78 \text{ ลิตร}} \\
 &= 0.15 \text{ โมลแก๊สผลิตภัณฑ์}
 \end{aligned}$$

1.2 คำนวณโมลคาร์บอนที่อยู่ในแก๊สผลิตภัณฑ์

แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ 1 โมล มีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบ 1 โมล

$$\begin{aligned}
 \text{ดังนั้น โมลแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ 0.15 โมล มีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบ} &= \frac{0.15 \times 1}{1} \text{ โมล} \\
 &= 0.15 \text{ โมล}
 \end{aligned}$$

2) คำนวณโมลของคาร์บอนในชีวมวลที่ป้อนเข้าสู่ระบบ

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{อัตราการป้อนชีวมวล (กรัม)}}{\text{(นาที่)}} \times \frac{\text{มีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบ 0.4792 กรัม}}{\text{ชีวมวล 1 กรัม}} \times \frac{\text{คาร์บอน 1 โมล}}{12 \text{ กรัม}} \\
 &= \frac{7.79 \text{ (กรัม)}}{\text{(นาที่)}} \times \frac{\text{มีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบ 0.4792 กรัม}}{\text{ชีวมวล 1 กรัม}} \times \frac{\text{คาร์บอน 1 โมล}}{12 \text{ กรัม}} \\
 &= 0.31 \text{ โมล}
 \end{aligned}$$

3) คำนวณค่าการแปรสภาพของคาร์บอนเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์

ร้อยละค่าการแปรสภาพของคาร์บอนเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{โมลแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในแก๊สผลิตภัณฑ์}}{\text{โมลของคาร์บอนในชีวมวลที่ป้อนเข้าสู่ระบบ}} \times 100 \\
 &= \frac{0.15}{0.31} \times 100 \\
 &= 48.39
 \end{aligned}$$

สรุป ร้อยละค่าการแปรสภาพของคาร์บอนเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ คือ 48.39

### ตัวอย่างการคำนวณค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจน

กำหนดให้ อัตราการป้อนชีวมวล 7.79 กรัมต่อนาที

ปริมาตรแก๊สที่ออกจากระบบ 28 ลิตรต่อนาที

ชีวมวลมีร้อยละองค์ประกอบโดยน้ำหนักแห่งดังนี้

คาร์บอน 47.92 ไฮโดรเจน 6.01 ไนโตรเจน 0.34 ซัลเฟอร์ 0 ออกซิเจน 45.73

แก๊สแก๊สที่ออกจากระบบมีร้อยละองค์ประกอบดังนี้

แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์	13.33	แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์	7.33
แก๊สมีเทน	3.34	แก๊สไฮโดรคาร์บอน	0.02
แก๊สไฮโดรเจน	5.20		

#### วิธีทำ

1) จำนวนโมลของไฮโดรเจนที่แปรสภาพเป็นแก๊สไฮโดรเจน

1.1 จำนวนโมลแก๊สไฮโดรเจนในแก๊สผลิตภัณฑ์

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{ร้อยละของแก๊สไฮโดรเจนในแก๊สแก๊สที่ออกจากระบบ}}{100} \times \frac{\text{ปริมาตรแก๊สที่ออกจากระบบ (ลิตร)}}{\text{นาที}} \times \\
 &\quad \frac{\text{แก๊ส 1 โมล ที่ 29 องศาเซลเซียส}}{24.78 \text{ ลิตร}} \\
 &= \frac{5.20}{100} \times \frac{28 \text{ ลิตร}}{\text{นาที}} \times \frac{\text{แก๊ส 1 โมล ที่ 29 องศาเซลเซียส}}{24.78 \text{ ลิตร}} \\
 &= 0.06 \text{ โมลแก๊สผลิตภัณฑ์}
 \end{aligned}$$

1.2 จำนวนโมลไฮโดรเจนที่อยู่ในแก๊สผลิตภัณฑ์

$$\begin{aligned}
 &\text{แก๊สไฮโดรเจน 1 โมล มีไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบ 2 โมล} \\
 &\text{ดังนั้น โมลแก๊สไฮโดรเจน 0.06 โมล มีไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบ} = \frac{0.06 \times 2}{1} \text{ โมล} \\
 &= 0.12 \text{ โมล}
 \end{aligned}$$

2) จำนวนโมลของไฮโดรเจนในชีวมวลที่ป้อนเข้าสู่ระบบ

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{อัตราการป้อนชีวมวล (กรัม)}}{\text{(นาที)}} \times \frac{\text{มีไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบ 0.0601 กรัม}}{\text{ชีวมวล 1 กรัม}} \times \frac{\text{ไฮโดรเจน 1 โมล}}{1 \text{ กรัม}} \\
 &= \frac{7.79 \text{ (กรัม)}}{\text{(นาที)}} \times \frac{\text{มีไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบ 0.0601 กรัม}}{\text{ชีวมวล 1 กรัม}} \times \frac{\text{ไฮโดรเจน 1 โมล}}{1 \text{ กรัม}} \\
 &= 0.47 \text{ โมล}
 \end{aligned}$$

3) จำนวนค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจนเป็นแก๊สไฮโดรเจน

ร้อยละค่าการแปรสภาพของไฮโดรเจนเป็นแก๊สไฮโดรเจน

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{โมลแก๊สไฮโดรเจนในแก๊สผลิตภัณฑ์}}{\text{โมลของไฮโดรเจนในชีวมวลที่ป้อนเข้าสู่ระบบ}} \times 100 \\
 &= \frac{0.12}{0.47} \times 100 \\
 &= 25.53
 \end{aligned}$$

สรุป ร้อยละค่าการแปรสภาพของคาร์บอนเป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ คือ 25.53

#### ภาคผนวก ข.6 จำนวนค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง (The Cold Gas Efficiency, CGE)

ค่าร้อยละประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง ขึ้นกับค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ ปริมาตรของแก๊สที่ออกจากระบบ ค่าความร้อนของวัตถุดิบ และปริมาณวัตถุดิบที่ถูกป้อนเข้าสู่ระบบ ซึ่งค่าร้อยละประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง สามารถคำนวณได้ด้วยสมการดังต่อไปนี้

$$\% \text{ CGF} = \frac{Q_e \times \text{LHV}_{\text{Gas}}}{Q_i \times \text{LHV}_{\text{Raw material}}} \times 100$$

เมื่อ	$Q_e$	คือ อัตราการไหลของแก๊สที่ออกจากระบบ (ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง)
	$Q_i$	คือ อัตราการป้อนวัตถุดิบเข้าสู่ระบบ (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)
	$\text{LHV}_{\text{Gas}}$	คือ ค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ (เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร)
	$\text{LHV}_{\text{Raw material}}$	คือ ค่าความร้อนของวัตถุดิบ (เมกกะจูลต่อกิโลกรัม)

#### ตัวอย่างการคำนวณค่าร้อยละประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิง

คำนวณค่าร้อยละประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิงที่อุณหภูมิก๊าซที่เคชัน 900 องศาเซลเซียส อัตราส่วนสมมูล 0.45

กำหนดให้ ชี๊เลียมี ค่าความร้อน 19 เมกกะจูลต่อกิโลกรัม

อัตราการป้อนชี๊เลีย 0.47 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

แก๊สผลิตภัณฑ์มี ค่าความร้อน 3.44 เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร

อัตราการไหลของแก๊สที่ออกจากระบบ 1.68 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

วิธีทำ

$$\begin{aligned}
 \% \text{ CGF} &= \frac{Q_e \times \text{LHV}_{\text{Gas}}}{Q_i \times \text{LHV}_{\text{Raw material}}} \times 100 \\
 &= \frac{1.68 \text{ m}^3/\text{h} \times 3.44 \text{ MJ/m}^3}{19 \text{ MJ/kg} \times 0.47 \text{ kg/h}} \times 100 \\
 &= 64.72
 \end{aligned}$$



**สรุป** ค่าร้อยละประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบผลิตแก๊สเชื้อเพลิงที่อุณหภูมิแก๊สซีพีเคชัน 900 องศาเซลเซียส อัตราส่วนสมมูล 0.45 คือ 64.72

**ภาคผนวก ข.7** คำนวณค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ (The Lower Heating Value, LHV)

แก๊สผลิตภัณฑ์มีองค์ประกอบหลายชนิด เช่น คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ มีเทน ไฮโดรเจน และ ไฮโดรคาร์บอน ซึ่งแก๊สที่ส่งผลต่อค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์คือ คาร์บอนมอนอกไซด์ มีเทน และ ไฮโดรเจน ซึ่งค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์สามารถคำนวณได้ด้วยสูตรต่อไปนี้

$$\text{LHV (MJ/m}^3) = \frac{(12.64 \times [\text{CO}]) + (35.72 \times [\text{CH}_4]) + (10.80 \times [\text{H}_2])}{100}$$

เมื่อ [CO] คือ ร้อยละของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในแก๊สผลิตภัณฑ์

[CH<sub>4</sub>] คือ ร้อยละของแก๊สมีเทนในแก๊สผลิตภัณฑ์

[H<sub>2</sub>] คือ ร้อยละของแก๊สไฮโดรเจนในแก๊สผลิตภัณฑ์

**ตัวอย่างการคำนวณค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์**

กำหนดให้ แก๊สผลิตภัณฑ์ที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส อัตราส่วนสมมูล 0.45 มีร้อยละองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ต่าง ๆ ดังนี้

แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์	13.33	แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์	7.33
แก๊สมีเทน	3.34	แก๊สไฮโดรคาร์บอน	0.02
แก๊สไฮโดรเจน	5.20		

**วิธีทำ**

$$\begin{aligned} \text{LHV (MJ/m}^3) &= \frac{(12.64 \times [\text{CO}]) + (35.72 \times [\text{CH}_4]) + (10.80 \times [\text{H}_2])}{100} \\ &= \frac{(12.64 \times 13.33) + (35.72 \times 3.34) + (10.80 \times 5.20)}{100} \\ &= 3.44 \text{ MJ/m}^3 \end{aligned}$$

**สรุป** แก๊สผลิตภัณฑ์ที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส อัตราส่วนสมมูล 0.45 มีค่าความร้อนของแก๊สผลิตภัณฑ์ คือ 3.44 เมกกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร



ภาคผนวก ค  
รายละเอียดอุปกรณ์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ภาคผนวก ค.1 เครื่องวิเคราะห์แก๊สแบบเคลื่อนที่ได้ (Portable GAS3100P Syngas Analyser)



ภาพที่ ค.1 เครื่องวิเคราะห์แก๊สแบบเคลื่อนที่ได้ (Portable GAS3100P Syngas Analyser)  
 ตารางที่ ค.1 รายละเอียดเครื่องวิเคราะห์แก๊สแบบเคลื่อนที่ได้ (Portable GAS3100P Syngas Analyser)

พารามิเตอร์ที่สามารถวิเคราะห์ได้	แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) แก๊สมีเทน (CH <sub>4</sub> ) แก๊สออกซิเจน (O <sub>2</sub> ) ค่าความร้อน (LHV)	แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO <sub>2</sub> ) แก๊สไฮโดรคาร์บอน (C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> ) แก๊สไฮโดรเจน (H <sub>2</sub> )
เทคนิคที่ใช้ตรวจวัด	CO, CO <sub>2</sub> , CH <sub>4</sub> , C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> : NDIR (Non Dispersive Infrared Detection)	O <sub>2</sub> : Industrial Electrochemical Cell H <sub>2</sub> : Thermal Conductivity
ช่วงในการตรวจวัด	CO : 0-100%	CO <sub>2</sub> : 0-50% CH <sub>4</sub> : 0-10%
	C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> : 0-10%	O <sub>2</sub> : 0-25% H <sub>2</sub> : 0-50%
ความถูกต้อง	0.01 %	
ความแม่นยำ	≤ ± 2%	
อัตราการไหล	0.7-1.2 ลิตรต่อนาที (โดยใช้ปั๊มภายในเครื่อง)	
ความดันขาเข้า	2-50 กิโลปาสคาล	

ตารางที่ ค.1 รายละเอียดเครื่องวิเคราะห์แก๊สแบบเคลื่อนที่ได้ (Portable GAS3100P Syngas Analyser) (ต่อ)

ลักษณะของแก๊สขาเข้า	ปราศจากฝุ่น ใอน้ำ และน้ำมันดิน
สภาวะปกติในการทำงาน	อุณหภูมิ 0-50 องศาเซลเซียส ความดัน 86-108 กิโลปาสคาล ความชื้นสัมพัทธ์ 0-95 %
ความเร็วในการตอบสนอง	≤ 15 วินาที
เวลาในการอุ่นเครื่อง	15 นาที
การบันทึกข้อมูล	1500 ชุดข้อมูล 10 กลุ่ม (สามารถปรับเวลาในการบันทึกข้อมูลได้ตั้งแต่ 1-99 วินาที)

อุปกรณ์เพิ่มเติม ชุดอุปกรณ์ทำความสะอาดแก๊ส (ฝุ่น ใอน้ำ น้ำมันทาร์) ดังภาพที่ ง.2



ภาพที่ ค.2 ชุดอุปกรณ์ทำความสะอาดแก๊ส

## ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นางสาวอดิศา วงศ์วานรุ่งเรือง เกิดวันที่ 23 มีนาคม 2535 สำเร็จการศึกษาระดับมัธยมศึกษา ปีการศึกษา 2552 จากโรงเรียนเบญจมราชรังสฤษฎิ์ ฉะเชิงเทรา และสำเร็จการศึกษาหลักสูตรวิทยาศาสตรบัณฑิต เกียรตินิยมอันดับสอง ปีการศึกษา 2556 จากภาควิชาวิทยาศาสตร์สิ่งแวดล้อม คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ก่อนเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

การเผยแพร่ผลงานวิทยานิพนธ์

การเสนอผลงานในการประชุมวิชาการแบบปากเปล่าในการประชุมวิชาการระดับนานาชาติ

Vongsvarnrungruang Adisa, Atong Duangduen, Sricharoenchaikul Viboon. “Effects of Temperature and Equivalence Ratio on Cyclone Gasification of Furniture Waste Sawdust”. 2017 4th Renewable Energy and Green Technology International Conference. 7 – 9 November 2017 Mudzaffar Hotel, Melaka, Malaysia.

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
CHULALONGKORN UNIVERSITY