

การผลิตแก๊สสังเคราะห์จากแก๊สซิฟเคชันร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของชีวมวลและเอทานอล



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต  
สาขาวิชาเทคโนโลยีและการจัดการพลังงาน (สหสาขาวิชา) สหสาขาวิชาเทคโนโลยีและการจัด

การพลังงาน

บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2564

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Syngas Production from Catalytic Co-gasification of Biomass and Ethanol



A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements  
for the Degree of Master of Science in Energy Technology and Management  
Inter-Department of Energy Technology and Management

GRADUATE SCHOOL

Chulalongkorn University

Academic Year 2021

Copyright of Chulalongkorn University

|                                 |  |
|---------------------------------|--|
| หัวข้อวิทยานิพนธ์               | การผลิตแก๊สสังเคราะห์จากแก๊สพีเคชั่นร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยา<br>ของซีวมวลและเอทานอล |
| โดย                             | น.ส.พิชชาภา จันทรอัน   |
| สาขาวิชา                        | เทคโนโลยีและการจัดการพลังงาน (สหสาขาวิชา)  |
| อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก | รองศาสตราจารย์ ดร.ประพันธ์ คูชลธारा  |

---

บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัยนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

|  |                                 |
|--|---------------------------------|
| .....                                      | คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย             |
| (รองศาสตราจารย์ ดร.ยุทธนา ฉัพรรณรัตน์)     |                                 |
| คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์                   |                                 |
| .....                                      | ประธานกรรมการ                   |
| (ศาสตราจารย์ ดร.วิบูลย์ ศรีเจริญชัยกุล)    |                                 |
| .....                                      | อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก |
| (รองศาสตราจารย์ ดร.ประพันธ์ คูชลธारा)      |                                 |
| .....                                      | กรรมการ                         |
| (รองศาสตราจารย์ ดร.พิชญ รัชฎาวงศ์)         |                                 |
| .....                                      | กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย        |
| (ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุภชิตา เกริกไกวล์) |                                 |

พืชมวล จันทรอัน : การผลิตแก๊สสังเคราะห์จากแกซีพีเคชั่นร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของชีว  
มวลและเอทานอล. ( Syngas Production from Catalytic Co-gasification of  
Biomass and Ethanol ) อ.ที่ปรึกษาหลัก : รศ. ดร.ประพันธ์ คูชลธารา

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากแกซีพีเคชั่นร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของ  
ชีวมวลจากขานอ้อยและเอทานอลในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่งที่ความดันบรรยากาศ โดย  
ทำการศึกษาผลของอุณหภูมิที่ใช้ในการทำปฏิกิริยา ผลของปริมาณเอทานอลในสารร่วมแกซีฟาย  
และผลของตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์ จากการ  
ทดลองพบว่าเมื่อเพิ่มอุณหภูมิที่ 800 องศาเซลเซียส สามารถให้ผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์มากที่สุด  
ในกรณีที่ไม่มีสารเติมแต่ง และตัวเร่งปฏิกิริยา เมื่อเพิ่มปริมาณเอทานอลในสารร่วมแกซีฟายจะ  
พบว่าส่งผลเชิงบวกต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยมีไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ และมีเทน  
เป็นองค์ประกอบหลักและส่งผลกระทบต่อคุณภาพของแก๊สสังเคราะห์ดีขึ้น แต่เมื่อพิจารณาถึงต้นทุนใน  
การผลิตพบว่าปริมาณเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร เหมาะสมที่สุด ดังนั้นเอทานอลจาก  
กระบวนการหมักชีวมวลที่ไม่ผ่านกระบวนการกลั่นให้บริสุทธิ์สามารถนำมาใช้ร่วมในกระบวนการ  
ได้ นอกจากนี้พบว่าการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ช่วยเพิ่มประสิทธิภาพในการสลายตัว  
ของทาร์และเพิ่มผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์มากขึ้น



สาขาวิชา เทคโนโลยีและการจัด  
การพลังงาน (สหสาขาวิชา)

ปีการศึกษา 2564

ลายมือชื่อนิสิต .....

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก .....

# # 6280043220 : MAJOR ENERGY TECHNOLOGY AND MANAGEMENT

KEYWORD: Biomass Ethanol Co-gasification Catalyst Synthesis gas

Pitchapa Junon : Syngas Production from Catalytic Co-gasification of Biomass and Ethanol . Advisor: Assoc. Prof. PRAPAN KUCHONTHARA, Ph.D.

Syngas production from catalytic co-gasification of biomass from bagasse and ethanol was investigated in a fixed-bed reactor at atmospheric pressure. The effects of the reaction temperature, ethanol content in gasifying agent and NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> on gas composition were studied. The results indicated that when increasing the temperature to 800 ° C, the greatest yield of producer gas in the absence of additive and catalyst was found. It was found that the addition of ethanol in co-gasification with bagasse gave a positive effect on the yield of producer gas consisting of hydrogen, carbon monoxide and methane. From the economic point of view, addition of 10% ethanol by volume would be the most suitable. Therefore, ethanol solution before purification from biomass fermentation can be used in the co-gasification. Furthermore, the presence of NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalyst can enhance the decomposition of tar and increase the yield of producer gas.



Field of Study: Energy Technology and  
Management

Student's Signature .....

Academic Year: 2021

Advisor's Signature .....

## กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงได้เป็นอย่างดีด้วยความอนุเคราะห์ของ รองศาสตราจารย์ ดร. ประพันธ์ คูชลธารา ที่กรุณามอบความรู้ ให้คำปรึกษา แนะนำ และให้ความช่วยเหลือ ตลอดจนอำนวยความสะดวกต่าง ๆ ในการดำเนินงานวิจัยให้สำเร็จลุล่วงไปได้อย่างสมบูรณ์

ขอกราบขอบคุณศาสตราจารย์ ดร.วิบูลย์ ศรีเจริญชัยกุล ประธานกรรมการสอบ รองศาสตราจารย์ ดร.พิชญ รัชฎาวงศ์ กรรมการสอบวิทยานิพนธ์ และผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุภชิตา เกริก ไกวัล กรรมการจากภายนอกมหาวิทยาลัย ที่กรุณารับเชิญมาเป็นกรรมการสอบ ตลอดจนให้ คำแนะนำ และความคิดเห็นเพื่อปรับปรุงให้วิทยานิพนธ์มีความสมบูรณ์มากยิ่งขึ้น

ขอกราบขอบคุณนักวิทยาศาสตร์และเจ้าหน้าที่ในภาควิชาเคมีเทคนิคทุกท่านที่ช่วยเหลือและให้คำปรึกษา อำนวยความสะดวกในการดำเนินงานวิจัยทั้งในเรื่องของการจัดการงานธุรการอุปกรณ์งานวิจัย และเทคนิคการวิเคราะห์ต่าง ๆ

ขอขอบคุณสมาชิกในครอบครัวที่คอยดูแลและเป็นกำลังใจ รวมถึงคอยสนับสนุนในทุก ๆ ด้านจนสำเร็จการศึกษา ขอขอบคุณ คุณเพชร ชูณะเกียรติ และคุณศิริ สิริ้อยคำ ที่ให้คำปรึกษาและช่วยเหลือในด้านต่าง ๆ อย่างเต็มที่ ตลอดจนพี่ ๆ และเพื่อน ๆ ที่คอยสนับสนุนและเป็นกำลังใจที่ดีเสมอมา

สุดท้ายนี้ขอขอบคุณดีความชอบทั้งหมดของวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ให้แก่บุคคลดั่งที่กล่าวข้างต้น รวมถึงผู้มีพระคุณท่านอื่นที่ยังไม่ได้กล่าวนามมา ณ โอกาสนี้

## สารบัญ

|   | หน้า |
|---|------|
| .....   | ค    |
| บทคัดย่อภาษาไทย.....                                    | ค    |
| .....   | ง    |
| บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....                                 | ง    |
| กิตติกรรมประกาศ.....                                    | จ    |
| สารบัญ.....   | ฉ    |
| บทที่ 1 บทนำ.....                                       | 1    |
| 1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....                 | 1    |
| 1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย.....                        | 4    |
| 1.3 ขอบเขตของงานวิจัย.....                              | 4    |
| 1.4 ขั้นตอนในการดำเนินงานวิจัย.....                     | 4    |
| 1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....                      | 5    |
| 1.5.1 ด้านการศึกษา.....                                 | 5    |
| 1.5.2 ด้านเศรษฐกิจ.....                                 | 5    |
| 1.5.3 ด้านสิ่งแวดล้อม.....                              | 5    |
| บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....              | 6    |
| 2.1 ชีวมวล.....   | 6    |
| 2.1.1 ประเภทของชีวมวล.....                              | 7    |
| 2.1.2 โครงสร้างและส่วนประกอบของชีวมวล.....              | 7    |
| 2.1.3 ศักยภาพของชีวมวลและการใช้ประโยชน์เชิงพลังงาน..... | 10   |
| 2.1.4 คุณสมบัติของเชื้อเพลิงชีวมวล.....                 | 13   |

|   |    |
|---|----|
| 2.1.5 การวิเคราะห์แบบประมาณและการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ.....   | 16 |
| 2.2 เทคโนโลยีการแปรสภาพชีวมวลเป็นพลังงาน .....              | 17 |
| 2.3 เครื่องปฏิกรณ์ .....                                    | 18 |
| 2.3.1 เครื่องปฏิกรณ์ชนิดเบดคงที่หรือระบบเบดเคลื่อนที่ ..... | 18 |
| 2.3.2 เครื่องปฏิกรณ์ชนิดฟลูอิดไดซ์เบด .....                 | 19 |
| 2.3.3 เครื่องปฏิกรณ์ชนิดเอนเทรนซ์เบด .....                  | 19 |
| 2.4 แก๊สซิเคชันของชีวมวล.....                               | 20 |
| 2.4.1 แนวโน้มการพัฒนาและรูปแบบการใช้เทคโนโลยี.....          | 20 |
| 2.4.2 สารร่วมแก๊สซิฟาย .....                                | 23 |
| 2.4.3 กลไกแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวล .....                      | 24 |
| 2.5 ทาร์ .....  | 26 |
| 2.5.1 การกำจัดทาร์ในแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวล.....             | 27 |
| 2.6 แก๊สซิฟิเคชันร่วม.....                                  | 29 |
| 2.7 เอทานอล .....   | 32 |
| 2.7.1 การผลิตเอทานอล .....                                  | 33 |
| 2.7.2 การใช้ประโยชน์ของเอทานอล .....                        | 35 |
| 2.8 ตัวเร่งปฏิกิริยา .....                                  | 38 |
| 2.8.1 ประเภทของตัวเร่งปฏิกิริยา.....                        | 38 |
| 2.8.2 องค์ประกอบของตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธุ์.....         | 39 |
| 2.8.3 การเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา.....                        | 43 |
| 2.8.4 กรรมวิธีหลังการเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา.....            | 43 |
| 2.9 แก๊สสังเคราะห์ .....                                    | 44 |
| 2.10 การวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์.....                       | 45 |
| 2.10.1 งบกระแสเงินสด (Cash flow).....                       | 45 |



|   |    |
|---|----|
| 2.10.2 มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net Present Value : NPV).....                                       | 46 |
| 2.10.3 อัตราผลตอบแทนภายในของโครงการ (Internal Rate of Return : IRR) .....                       | 47 |
| 2.10.4 ระยะเวลาคืนทุน (Payback Period : PB).....  | 48 |
| 2.11 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง .....  | 49 |
| 2.11.1 แกซีฟิเคชันร่วม .....  | 49 |
| 2.11.2 ตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> .....                            | 51 |
| บทที่ 3 เครื่องมือและการทดลอง .....   | 54 |
| 3.1 วัสดุและอุปกรณ์การทดลอง .....   | 55 |
| 3.1.1 วัสดุและสารเคมีที่ใช้ในการทดลอง .....   | 55 |
| 3.1.2 อุปกรณ์ที่ใช้ในการเตรียมชีวมวล.....   | 55 |
| 3.1.3 อุปกรณ์ที่ใช้ในการเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา.....   | 55 |
| 3.1.4 สารเคมีและวัสดุอุปกรณ์ที่ใช้ในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบตนิ่ง .....                              | 55 |
| 3.2 การทดลอง.....   | 57 |
| 3.2.1 ขั้นตอนการเตรียมวัสดุและสารเคมีที่ใช้ในการทดลอง .....                                     | 57 |
| 3.2.2 ขั้นตอนการผลิตแก๊สสังเคราะห์.....   | 60 |
| 3.2.3 ขั้นตอนการวิเคราะห์ผลการทดลอง .....   | 62 |
| บทที่ 4 ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลอง .....   | 65 |
| 4.1 องค์ประกอบทางเคมีของชานอ้อย.....  | 66 |
| 4.2 แกซีฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอล .....  | 67 |
| 4.2.1 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อแกซีฟิเคชันร่วม .....  | 67 |
| 4.2.2 ผลของปริมาณเอทานอลที่มีต่อแกซีฟิเคชันร่วม.....  | 75 |
| 4.2.3 ผลของตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ที่มีต่อแกซีฟิเคชันร่วม..... | 79 |
| 4.3 การวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ .....  | 84 |
| 4.3.1 สมมติฐานที่ใช้ในการวิเคราะห์ของงานวิจัย.....  | 86 |

|  |  |     |
|--|--|-----|
| 4.3.2                                    | ต้นทุนของงานวิจัย .....  | 87  |
| 4.3.3                                    | ผลประโยชน์ของงานวิจัย .....  | 90  |
| 4.3.4                                    | การวิเคราะห์ผลตอบแทนของงานวิจัย .....  | 91  |
| บทที่ 5 สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ..... |  | 93  |
| 5.1                                      | สรุปผลการทดลอง .....   | 93  |
| 5.2                                      | ข้อเสนอแนะ .....   | 95  |
| บรรณานุกรม .....                         |  | 96  |
| ภาคผนวก ก                                | วิธีการวิเคราะห์คุณสมบัติทางกายภาพของชานอ้อย .....   | 110 |
| ภาคผนวก ข                                | ตัวอย่างการคำนวณการเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา.....   | 113 |
| ภาคผนวก ค                                | ตัวอย่างการคำนวณการวิเคราะห์ผลการแกซีพีเคชั้นร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของ ชานอ้อย และเอทานอล ..... | 115 |
| ภาคผนวก ง                                | ผลการศึกษาการแกซีพีเคชั้นร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของชานอ้อยและเอทานอล .....                       | 122 |
| ภาคผนวก จ                                | การคำนวณผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ .....   | 126 |
| ประวัติผู้เขียน .....                    |  | 134 |

## สารบัญตาราง

| ตาราง   | หน้า |
|---|------|
| <b>บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง</b>  |      |
| ตารางที่ 2.1 สรุปผลการประเมินศักยภาพชีวมวลในประเทศไทยปี พ.ศ. 2563 [ 32 ].....   | 12   |
| ตารางที่ 2.2 การคาดการณ์ปริมาณอ้อยสดและชานอ้อยระหว่างปี พ.ศ. 2559 ถึง พ.ศ. 2569 [ 34 ]<br>.....                           | 13   |
| ตารางที่ 2.3 การพัฒนาและการใช้เทคโนโลยีแกซิฟิเคชันในประเทศต่าง ๆ ของโลกระหว่างปี ค.ศ.<br>1999 ถึง ค.ศ. 2015 [ 36 ].....   | 20   |
| ตารางที่ 2.4 สรุปตัวอย่างผลการศึกษาแกซิฟิเคชันร่วมในงานวิจัยต่าง ๆ.....   | 30   |
| ตารางที่ 2.5 คุณสมบัติทางกายภาพและเคมีของเอทานอล [ 9, 53 ].....   | 32   |
| ตารางที่ 2.6 ข้อมูลจำนวนและกำลังการผลิตของโรงเอทานอลในประเทศไทยปี พ.ศ. 2564 [ 54 ]  | 33   |
| ตารางที่ 2.7 องค์ประกอบทางเคมีของฟิวเซลออยล์ [ 58 ].....  | 37   |
| ตารางที่ 2.8 องค์ประกอบของเอทานอลดิบจากกระบวนการหมักในประเทศแคนาดา [ 3, 59, 60 ]<br>.....                                 | 38   |
| <b>บทที่ 3 เครื่องมือและการทดลอง</b>  |      |
| ตารางที่ 3.1 สภาวะที่ใช้ในการวิเคราะห์ด้วยเครื่องแก๊สโครมาโทกราฟี .....   | 63   |
| <b>บทที่ 4 ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลอง</b>  |      |
| ตารางที่ 4.1 ผลการวิเคราะห์แบบประมาณของชานอ้อย (Proximate analysis, as received basis)<br>.....                           | 66   |
| ตารางที่ 4.2 ผลการวิเคราะห์แบบแยกธาตุของชานอ้อย (Ultimate analysis, dry ash-free basis)<br>.....                          | 67   |
| ตารางที่ 4.3 อัตราส่วนโมลอะตอมของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนและอัตราส่วนโมลอะตอมของออกซิเจน<br>ต่อคาร์บอนของชานอ้อยและเอทานอล..... | 67   |
| ตารางที่ 4.4 สมมติฐานของโครงการ.....  | 86   |
| ตารางที่ 4.5 ต้นทุนเงินลงทุนเริ่มต้นของโครงการแกซิฟิเคชันของชานอ้อย.....  | 88   |

ตารางที่ 4.6 ต้นทุนการดำเนินงานของโครงการแกซีพีเคชั่นของชานอ้อย .....88

ตารางที่ 4.7 ต้นทุนเงินลงทุนเริ่มต้นของโครงการแกซีพีเคชั่นร่วมของชานอ้อยและเอทานอล.....89

ตารางที่ 4.8 ต้นทุนการดำเนินงานของโครงการแกซีพีเคชั่นร่วมของชานอ้อยและเอทานอล.....89

ตารางที่ 4.9 ผลประโยชน์ของโครงการแกซีพีเคชั่นของชานอ้อย.....91

ตารางที่ 4.10 ผลประโยชน์ของโครงการแกซีพีเคชั่นร่วมของชานอ้อยและเอทานอล .....91

ตารางที่ 4.11 ผลสรุปการเปรียบเทียบผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ของสองโครงการ .....91

**ภาคผนวก ค.**

ตารางที่ ค.1 การคำนวณปริมาตรขององค์ประกอบภายในผลิตภัณฑ์แก๊ส..... 116

ตารางที่ ค.2 ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของแก๊สมาตรฐานด้วยเครื่องแก๊สโครมาโทกราฟี ..... 116

ตารางที่ ค.3 การคำนวณปริมาตรขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊สสูงที่ 1..... 117

ตารางที่ ค.4 การคำนวณร้อยละความเข้มข้นโดยปริมาตรขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊สสูงที่ 1 ..... 117

ตารางที่ ค.5 การคำนวณร้อยละความเข้มข้นโดยปริมาตรรวมขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊ส..... 117

ตารางที่ ค.6 การคำนวณผลได้ขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊สสูงที่ 1..... 119

ตารางที่ ค.7 การคำนวณผลได้รวมขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊ส ..... 119

ตารางที่ ค.8 การคำนวณน้ำหนักของแก๊สที่ผลิตได้ ..... 120

**ภาคผนวก ง.**

ตารางที่ ง.1 ผลการวิเคราะห์การแกซีพีเคชั่นด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอล..... 122

ตารางที่ ง.2 ผลการวิเคราะห์การแกซีพีเคชั่นร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอล ..... 123

ตารางที่ ง.3 ผลการวิเคราะห์การแกซีพีเคชั่นร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของชานอ้อยและเอทานอล ..... 125

**ภาคผนวก จ.**

ตารางที่ จ.1 เงินลงทุนเริ่มต้นของโครงการแกซีพีเคชั่นของชานอ้อย ..... 126

ตารางที่ จ.2 เงินลงทุนเริ่มต้นของโครงการแกซีพีเคชั่นร่วมของชานอ้อยและเอทานอล ..... 127

ตารางที่ จ.3 ค่าเสียหายของโครงการแกซีพีเคชั้นของชานอ้อย..... 128

ตารางที่ จ.4 ค่าเสียหายของโครงการแกซีพีเคชั้นร่วมของชานอ้อยและเอทานอล..... 128

ตารางที่ จ.5 ต้นทุนวัตถุดิบของโครงการแกซีพีเคชั้นของชานอ้อย..... 129

ตารางที่ จ.6 ต้นทุนวัตถุดิบของโครงการแกซีพีเคชั้นร่วมของชานอ้อยและเอทานอล..... 129

ตารางที่ จ.7 ต้นทุนแรงงานของโครงการแกซีพีเคชั้นของชานอ้อย ..... 129

ตารางที่ จ.8 ต้นทุนแรงงานของโครงการแกซีพีเคชั้นร่วมของชานอ้อยและเอทานอล ..... 129

ตารางที่ จ.9 การคำนวณปริมาณแก๊สของโครงการแกซีพีเคชั้นของชานอ้อย ..... 130

ตารางที่ จ.10 การคำนวณปริมาณแก๊สของโครงการแกซีพีเคชั้นร่วมของชานอ้อยและเอทานอล . 131



## สารบัญรูปภาพ

| รูปภาพ   | หน้า |
|--|------|
| บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง  |      |
| รูปที่ 2.1 วัฏจักรคาร์บอนของชีวมวลเพื่อสังคมที่ยั่งยืน [ 6 ].....  | 6    |
| รูปที่ 2.2 โครงสร้างของลิกโนเซลลูโลส [ 27 ].....   | 7    |
| รูปที่ 2.3 โครงสร้างของเซลลูโลส [ 27 ].....  | 8    |
| รูปที่ 2.4 พันธะไฮโดรเจนภายในและภายนอกโครงสร้างเซลลูโลส [ 27 ].....  | 8    |
| รูปที่ 2.5 โครงสร้างของเฮมิเซลลูโลส [ 27 ].....  | 9    |
| รูปที่ 2.6 โครงสร้างของลิกนิน [ 27 ].....  | 10   |
| รูปที่ 2.7 การใช้พลังงานทดแทนของประเทศไทยปี พ.ศ. 2563 [ 30 ].....  | 11   |
| รูปที่ 2.8 กราฟของ Van Krevelen [ 35 ].....  | 16   |
| รูปที่ 2.9 การเปรียบเทียบฐานข้อมูลองค์ประกอบของเชื้อเพลิง [ 35 ].....  | 17   |
| รูปที่ 2.10 การแปรสภาพเชิงเคมีความร้อนและผลิตภัณฑ์ [ 37 ].....   | 18   |
| รูปที่ 2.11 ชนิดของเครื่องปฏิกรณ์ [ 38 ].....  | 19   |
| รูปที่ 2.12 แนวโน้มรูปแบบการนำเทคโนโลยีแกซิฟิเคชันไปประยุกต์ใช้ประโยชน์ [ 39 ].....                                    | 21   |
| รูปที่ 2.13 เปรียบเทียบอัตราการพัฒนาและการใช้เทคโนโลยีแกซิฟิเคชันในภูมิภาคต่าง ๆ [ 39 ].....                           | 21   |
| รูปที่ 2.14 ภาพจำลองที่นำไปสู่การลดการพึ่งพาเชื้อเพลิงฟอสซิลและมลภาวะต่อสิ่งแวดล้อม [ 40 ].....                        | 22   |
| รูปที่ 2.15 กำลังผลิตติดตั้งรวมของเครื่องปฏิกรณ์ในภูมิภาคต่าง ๆ ของโลกตั้งแต่ ปี ค.ศ. 1970 จนถึง ค.ศ. 2020 [ 39 ]..... | 22   |
| รูปที่ 2.16 แผนผัง C-H-O แสดงการเปลี่ยนชีวมวลด้วยกระบวนการแบบต่าง ๆ [ 35 ].....  | 23   |
| รูปที่ 2.17 กลไกหลักในแกซิฟิเคชันของชีวมวล [ 35 ].....   | 24   |
| รูปที่ 2.18 กระบวนการก่อตัวของทาร์ตามอุณหภูมิของกระบวนการ [ 22 ].....  | 26   |
| รูปที่ 2.19 การกำจัดทาร์หลังเกิดแกซิฟิเคชัน [ 35 ].....  | 27   |

|                                      |  |    |
|--------------------------------------|--|----|
| รูปที่ 2.20                          | การกำจัดทาร์ด้วยการแตกตัว [ 35 ].....  | 27 |
| รูปที่ 2.21                          | การแตกตัวทาร์เป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลต่ำ [ 35 ] .....  | 28 |
| รูปที่ 2.22                          | กลไกการแตกตัวทาร์ด้วยไอน้ำเชิงเร่งปฏิกิริยา [ 22 ] .....   | 29 |
| รูปที่ 2.23                          | โครงสร้างของเอทานอล [ 53 ].....  | 32 |
| รูปที่ 2.24                          | ขั้นตอนการผลิตไบโอเอทานอลจากกากน้ำตาล [ 55 ] .....   | 34 |
| รูปที่ 2.25                          | ขั้นตอนการผลิตไบโอเอทานอลจากมันสำปะหลัง [ 55 ] .....   | 34 |
| รูปที่ 2.26                          | กลไกปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของเอทานอลบนตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล [ 56 ].....  | 35 |
| รูปที่ 2.27                          | กลไกการเกิดปฏิกิริยาต่าง ๆ ของเอทานอลในกรณีที่ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา [ 57 ] .....  | 36 |
| รูปที่ 2.28                          | องค์ประกอบของตัวเร่งปฏิกิริยา [ 62 ].....  | 39 |
| รูปที่ 2.29                          | องค์ประกอบหลักในการออกแบบตัวเร่งปฏิกิริยาสำหรับการผลิตไฮโดรเจนจาก<br>กระบวนการไพโรไลซิสและรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำโดยใช้ชีวมวลและขยะพลาสติกเป็นวัตถุดิบ [ 62 ] .. | 40 |
| รูปที่ 2.30                          | การเป็นพิษและการอุดตันของตัวเร่งปฏิกิริยา [ 64 ] .....   | 42 |
| รูปที่ 2.31                          | การรวมตัวเนื่องจากความร้อนของตัวเร่งปฏิกิริยา [ 64 ] .....   | 42 |
| รูปที่ 2.32                          | การใช้ประโยชน์ของแก๊สสังเคราะห์ [ 68 ].....  | 44 |
| รูปที่ 2.33                          | วิธีการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ [ 70 ].....   | 45 |
| <b>บทที่ 3 เครื่องมือและการทดลอง</b> |  |    |
| รูปที่ 3.1                           | แผนการดำเนินงานวิจัย .....   | 54 |
| รูปที่ 3.2                           | เครื่องปฏิกรณ์เบดนิ่งที่ใช้ในงานวิจัย .....  | 56 |
| รูปที่ 3.3                           | แบบจำลองวัสดุอุปกรณ์ที่ใช้ในเครื่องปฏิกรณ์เบดนิ่ง .....  | 57 |
| รูปที่ 3.4                           | ชานอ้อยขนาด 150 ถึง 250 ไมครอน ที่ใช้ในการทดลอง.....   | 58 |
| รูปที่ 3.5                           | ตัวรองรับแกมมาอะลูมินาที่ใช้ในการทดลอง.....  | 58 |
| รูปที่ 3.6                           | แมกนีเซียมออกไซด์บนตัวรองรับแกมมาอะลูมินาที่ใช้ในการทดลอง .....  | 59 |
| รูปที่ 3.7                           | นิกเกิลออกไซด์บนแมกนีเซียมออกไซด์และอะลูมินาที่ใช้ในการทดลอง .....   | 60 |
| รูปที่ 3.8                           | เครื่องแก๊สโครมาโทกราฟีที่ใช้ในการวิเคราะห์ .....  | 62 |

**บทที่ 4 ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลอง**

**รูปที่ 4.1** ผลของอุณหภูมิที่มีต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์จากแกซิพีเคชั่นด้วยไอน้ำของชานอ้อย .....69

**รูปที่ 4.2** ผลของอุณหภูมิที่มีต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์จากแกซิพีเคชั่นด้วยไอน้ำของ เอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร .....71

**รูปที่ 4.3** ผลของอุณหภูมิที่มีต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์จากแกซิพีเคชั่นร่วมของชานอ้อยและ เอทานอลร้อยละ 10 15 และ 20 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส ..... 74

**รูปที่ 4.4** ผลของปริมาณเอทานอลที่มีต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์ในแกซิพีเคชั่นร่วมของ ชานอ้อย และเอทานอลร้อยละ 10 15 และ 20 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ..... 79

**รูปที่ 4.5** ผลของการเพิ่มตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ที่มีต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์ ในแกซิพีเคชั่นร่วมของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส .....83

**รูปที่ 4.6** ขั้นตอนการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ในงานวิจัย .....84

**รูปที่ 4.7** ภาพจำลองการใช้ประโยชน์จากชานอ้อยและผลพลอยได้จากกระบวนการหมักของชีวมวล เพื่อผลิตไบโอเอทานอลในแกซิพีเคชั่นร่วม ดัดแปลงจาก [ 32 ].....85



# บทที่ 1

## บทนำ

### 1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

เนื่องจากความต้องการพลังงานที่เพิ่มขึ้นในประเทศไทย ทำให้สัดส่วนการใช้เชื้อเพลิงจากฟอสซิลเพิ่มขึ้นซึ่งถือเป็นแหล่งพลังงานหลักที่ใช้ในปัจจุบัน การใช้พลังงานจากฟอสซิลจะส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมอย่างมาก เช่น การเกิดมลพิษทางน้ำและอากาศซึ่งอาจส่งผลกระทบต่อสุขภาพและความเป็นอยู่ของมนุษย์โดยตรง อีกทั้งยังก่อให้เกิดการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์มากขึ้น ซึ่งส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงของสภาพภูมิอากาศ และทำให้เกิดการนำเข้าเชื้อเพลิงจากฟอสซิลเพราะไม่สามารถผลิตให้เพียงพอต่อความต้องการพลังงานที่เพิ่มขึ้นได้ในประเทศไทย ซึ่งนำไปสู่การใช้พลังงานที่ไม่ยั่งยืน [ 1, 2 ] จึงทำให้พลังงานจากชีวมวลเข้ามามีบทบาทมากขึ้นและมีการค้นคว้าวิจัยกันอย่างแพร่หลาย เนื่องจากชีวมวลประกอบด้วยเซลลูโลส (Cellulose) เฮมิเซลลูโลส (Hemicellulose) และลิกนิน (Lignin) ซึ่งเป็นสารประกอบที่มีธาตุคาร์บอนและไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบหลักในโครงสร้าง จึงทำให้ชีวมวลสามารถนำมาใช้แปรรูปเป็นพลังงานได้ อีกทั้งยังช่วยลดการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จากกระบวนการที่ใช้ชีวมวลเป็นเชื้อเพลิงได้ เนื่องจากก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นจะถูกนำมาใช้ในกระบวนการสังเคราะห์ด้วยแสงของชีวมวลแล้วเก็บพลังงานในรูปของพันธะเคมี โดยโมเลกุลของคาร์บอนจะถูกนำไปรวมตัวกับสารเคมีชนิดอื่น เพื่อสร้างเป็นอาหารจำพวกแป้งและน้ำตาลแล้วคายออกซิเจนสู่ชั้นบรรยากาศ นอกจากนี้ชีวมวลยังถือเป็นแหล่งพลังงานหมุนเวียนที่สามารถผลิตกลับมาใช้ได้ใหม่ในระยะเวลาสั้นเมื่อเทียบกับแหล่งพลังงานจากฟอสซิล

ซึ่งในปัจจุบันนั้นภาครัฐเองได้มีการสนับสนุนให้ทุกภาคส่วนใช้พลังงานจากชีวมวลเพื่อลดปัญหาสิ่งแวดล้อมและลดการใช้เชื้อเพลิงจากแหล่งพลังงานที่ไม่หมุนเวียน และเนื่องจากประเทศไทยเป็นประเทศเกษตรกรรมจึงมีศักยภาพในเรื่องพลังงานจากชีวมวล เพราะในแต่ละปีประเทศไทยจะมีผลพลอยได้จากผลผลิตทางการเกษตรและวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตร เช่น แกลบ ฟางข้าว ชานอ้อย เศษไม้ ใบปาล์ม กะลาปาล์ม ชี้อ้อย เป็นต้น [ 3 ] ทำให้พลังงานชีวมวลวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตรได้รับความนิยมในการนำไปเป็นเชื้อเพลิงในภาคอุตสาหกรรมมากขึ้น สามารถลดการใช้เชื้อเพลิงฟอสซิลเป็นการเพิ่มศักยภาพการแข่งขันให้กับภาคอุตสาหกรรมในการลดต้นทุนการผลิต โดยการนำของเสียกลับมาใช้ประโยชน์ [ 4 ] ชานอ้อยจึงถือเป็นวัสดุเหลือทิ้งที่น่าสนใจและมีศักยภาพในการแปรรูปเป็นพลังงานทดแทน เนื่องจากมีปริมาณมากพอในประเทศไทยซึ่งแสดงให้เห็นถึงศักยภาพในเชิงพลังงานได้อย่างมีประสิทธิภาพ อีกทั้งยังเป็นวัสดุเหลือทิ้งที่ได้จากกระบวนการแปรรูปอ้อยเป็นน้ำตาลจึงส่งผลให้มีต้นทุนเชื้อเพลิงที่ต่ำ และเป็นเชื้อเพลิงที่ก่อให้เกิดมลพิษต่ำ [ 5 ]

การใช้พลังงานจากชีวมวลนั้นสามารถนำมาแปรสภาพจากเชื้อเพลิงที่เป็นของแข็งให้เป็นแก๊สสังเคราะห์ (Synthesis gas or syngas) ที่มีมูลค่าสูงได้โดยเทคโนโลยีการแปรสภาพทางเคมีความร้อน (Thermochemical technology) ด้วยกระบวนการแกซิฟิเคชัน (Gasification process) โดยแกซิฟิเคชันเป็นเทคโนโลยีที่มีศักยภาพที่สามารถแปรสภาพชีวมวลเป็นแก๊สสังเคราะห์ได้อย่างมีประสิทธิภาพเมื่อเทียบกับกระบวนการอื่น ๆ ซึ่งมักดำเนินการที่อุณหภูมิสูงกว่า 800 องศาเซลเซียส ในระยะเวลาการเกิดปฏิกิริยา (Residence time) อันสั้น [ 6, 7 ] แกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของชีวมวล (Steam gasification of biomass) ที่มีไอน้ำเป็นสารร่วมแกซิฟิเคชัน (Gasifying agent) ถือเป็นกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่ให้ผลได้ของไฮโดรเจนมากขึ้น เนื่องจากไอน้ำสามารถทำปฏิกิริยากับไฮโดรคาร์บอนที่เกิดขึ้นเพื่อผลิตไฮโดรเจนผ่านปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของไฮโดรคาร์บอน (Steam reforming of hydrocarbons) แล้วให้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่มีไฮโดรเจนมากขึ้นผ่านปฏิกิริยา วอเตอร์แก๊สชิฟ (Water-gas shift reaction) และก่อให้เกิดผลกระทบเชิงลบต่อสิ่งแวดล้อม อย่างเช่น การปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ในชั้นบรรยากาศที่น้อยลง [ 1, 8 ] ซึ่งแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้นั้นส่วนใหญ่จะมีองค์ประกอบหลัก คือ ไฮโดรเจน ( $H_2$ ) และคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) อาจมีมีเทน ( $CH_4$ ) บางส่วนที่เป็นผลิตภัณฑ์ข้างเคียง ซึ่งสามารถนำไปใช้ประโยชน์ในด้านพลังงานความร้อน พลังงานไฟฟ้า หรือนำไปเป็นวัตถุดิบทางเคมีสำหรับการผลิตสารเคมีที่มีมูลค่าเพิ่มอื่น ๆ ได้ เช่น เมทานอล เอทานอล ไดเมทิลอีเทอร์ เป็นต้น [ 9 ] ด้วยเหตุนี้จึงทำให้แกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของชีวมวลได้รับความสนใจมากขึ้น โดยเฉพาะอย่างยิ่งในประเทศที่พัฒนาแล้ว

แม้ว่าแกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของชีวมวลจะให้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่สูงเมื่อเทียบกับกระบวนการอื่น แต่แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้กลับมีคุณภาพที่ต่ำเนื่องจากปริมาณน้ำมันดินหรือทาร์ (Tar) ที่สูง ซึ่งทาร์เป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลสูง (มีคาร์บอนมากกว่า 6 อะตอม) ที่ปนเปื้อนอยู่ในแก๊สผลิตภัณฑ์ ส่งผลให้ผลได้ของแก๊สที่ผลิตได้มีค่าต่ำและไม่สามารถนำมาใช้ได้โดยตรง เนื่องจากทาร์สามารถควบแน่นได้ง่ายที่อุณหภูมิต่ำทำให้เกิดการอุดตันในเส้นทางไหลของระบบส่งแก๊ส ซึ่งอาจส่งผลกระทบต่อต้นทุนการบำรุงรักษาในระยะยาว อีกทั้งยังลดประสิทธิภาพโดยรวมของแกซิฟิเคชัน ทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาเกิดการเสื่อมสภาพจากการสะสมตัวของคาร์บอนบนพื้นผิวของตัวเร่งปฏิกิริยา และหากมีการปล่อยสู่สิ่งแวดล้อมก็จะส่งผลกระทบต่อระบบนิเวศอย่างมาก [ 10, 11 ] จากปัญหาที่กล่าวมานี้ได้แสดงให้เห็นถึงความสำคัญในการกำจัดทาร์เพื่อนำแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ไปใช้ประโยชน์ต่อไป ที่ผ่านมามีงานวิจัยที่ได้ทำการศึกษาแกซิฟิเคชันร่วม (Co-gasification) ของชีวมวลร่วมกับเชื้อเพลิงอื่น ๆ ทั้งที่เป็นเชื้อเพลิงของแข็ง ของเหลว และแก๊ส เช่น ชีวมวลจากวัสดุเหลือทิ้ง พลาสติก ถ่านหิน สำหรับาย กลิเซอรอลดิบ เมทานอล เอทานอล มีเทน เป็นต้น [ 1, 12-17 ] เพื่อลดปริมาณทาร์และเพิ่มผลได้ของแก๊ส ส่งผลให้แก๊สผลิตภัณฑ์มีคุณภาพมากขึ้น [ 1, 18 ] แต่การใช้สารตั้งต้นร่วมจากถ่านหิน แก๊สธรรมชาติ และพลาสติก ซึ่งถือเป็นวัสดุที่มีราคาแพง มีค่าใช้จ่ายในการเก็บรวบรวมที่สูง ต้อง

ฟังก์ชันการนำเข้าของเชื้อเพลิงจากต่างประเทศเป็นหลัก และอาจก่อให้เกิดปัญหาจากทาร์ในแก๊สผลิตภัณฑ์มากขึ้นหากใช้สัดส่วนที่ไม่เหมาะสม จึงส่งผลให้ไม่สามารถดำเนินการในเชิงพาณิชย์ได้ ดังนั้นการใช้เอทานอลเป็นสารตั้งต้นร่วมในแก๊ซิฟิเคชันร่วมจึงเป็นตัวเลือกที่น่าสนใจ เนื่องจากเป็นเชื้อเพลิงที่สามารถผลิตได้จากวัตถุดิบทางการเกษตรด้วยกระบวนการหมักชีวมวล อย่างเช่น อ้อย มันสำปะหลัง กากน้ำตาล เป็นต้น และยังเป็นส่วนผสมของแอลกอฮอล์ที่พบได้จากผลพลอยได้จากกระบวนการหมักของชีวมวลเพื่อผลิตไบโอเอทานอลเช่นกัน โดยการผลิตไบโอเอทานอลนั้นจะให้ฟูเซลออยล์เป็นผลพลอยได้ 1 ถึง 5 ลิตร ต่อ 1,000 ลิตรของเอทานอลที่ผลิตได้ ซึ่งถือเป็นปริมาณที่มากในอุตสาหกรรมจึงส่งผลให้ฟูเซลออยล์มีราคาที่ย่อมเยากว่า ส่วนใหญ่พบว่ากำจัดทิ้งด้วยการนำไปเผาไหม้โดยตรงเพื่อผลิตพลังงานเท่านั้น ซึ่งส่งผลให้ประสิทธิภาพการใช้พลังงานต่ำเนื่องจากการเผาไหม้โดยตรงจะมีการสูญเสียความร้อนสู่สิ่งแวดล้อมภายนอกในปริมาณสูง นอกจากนี้เอทานอลยังมีปริมาณของไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบสูงส่งผลให้เอทานอลมีอัตราส่วนโมลอะตอมของไฮโดรเจนต่อคาร์บอน (H/C molar ratio) สูงตามไปด้วย มีน้ำหนักโมเลกุลต่ำทำให้สลายตัวด้วยไอน้ำได้ง่าย [ 3, 19 ] และยังเป็นเชื้อเพลิงเหลวทำให้ง่ายต่อการขนส่ง [ 2, 15 ] และเอทานอลยังสามารถผสมกับน้ำได้ง่าย จึงทำให้สามารถนำมาใช้เป็นสารป้อนในแก๊ซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำได้โดยไม่ต้องดัดแปลงเครื่องปฏิกรณ์มากนัก [ 13 ]

นอกจากนี้การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยายังได้รับความสนใจและถูกพัฒนามาอย่างต่อเนื่องโดยนักวิจัยเพื่อกำจัดทาร์ในแก๊ซิฟิเคชันของชีวมวล รวมทั้งช่วยเร่งปฏิกิริยาต่าง ๆ ที่เกิดในแก๊ซิฟิเคชันซึ่งส่วนใหญ่เป็นปฏิกิริยาคูดความร้อนที่ต้องการอุณหภูมิสูง ส่งผลให้ผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้นและยังช่วยปรับปรุงคุณภาพของแก๊สผลิตภัณฑ์ ด้วยเหตุนี้จึงทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลออกไซด์บนตัวรองรับแกมมาอะลูมินาซึ่งมีประสิทธิภาพในการแตกตัวทาร์เป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ได้ที่อุณหภูมิต่ำ (ประมาณ 600 ถึง 900 องศาเซลเซียส) ถูกนำมาใช้อย่างแพร่หลายอย่างมากขึ้น เนื่องจากมีราคาที่ไม่แพง หาได้โดยทั่วไป และสามารถเตรียมหรือสังเคราะห์ขึ้นเองได้ง่าย [ 20, 21 ] แต่ด้วยปัญหาการเสื่อมสภาพของตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลออกไซด์บนตัวรองรับอะลูมินาจากการสะสมตัวของคาร์บอน (Carbon deposition) และการรวมตัวกันระหว่างโลหะนิกเกิล (Sintering of nickel metal) บนพื้นผิวของตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งส่งผลให้ประสิทธิภาพของตัวเร่งปฏิกิริยาลดลง [ 22, 23 ] จึงได้มีการวิจัยที่ศึกษาการสลายตัวของทาร์ในแก๊ซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของชีวมวล โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลออกไซด์บนตัวรองรับอะลูมินาที่ผ่านการปรับปรุงประสิทธิภาพด้วยแมกนีเซียม ( $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$  catalyst) พบว่าสามารถช่วยสลายตัวทาร์ไปเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ได้มากขึ้น ด้วยการลดการสะสมตัวของคาร์บอนบนพื้นผิวตัวเร่งปฏิกิริยาได้เป็นอย่างดีส่งผลให้ตัวเร่งปฏิกิริยาไม่เกิดการเสื่อมสภาพ และสามารถนำกลับมาฟื้นฟูสภาพของตัวเร่งปฏิกิริยาใหม่ได้ง่ายเมื่อเทียบกับโลหะอัลคาไลน์ (Alkaline metal) [ 24, 25 ]

ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงสนใจใช้ชานอ้อยและเอทานอล ซึ่งมีศักยภาพสูงในประเทศไทย สามารถผลิตได้จากผลผลิตทางการเกษตร และเป็นผลพลอยได้จากอุตสาหกรรมในห่วงโซ่อุปทาน (Supply chain) ที่มาจากแหล่งกระบวนการผลิตเดียวกัน เพื่อลดต้นทุนด้านการจัดการของห่วงโซ่อุปทาน มาใช้เป็นสารตั้งต้นในแกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำ โดยใช้  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$  เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา เพื่อผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่มีคุณภาพในเชิงพลังงานและเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม

## 1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1.2.1 เพื่อศึกษาการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากแกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอล โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$

1.2.2 เพื่อศึกษาผลของอุณหภูมิ ผลของปริมาณเอทานอล และผลของการเพิ่มตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$  ที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์จากกระบวนการแกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำเชิงเร่งปฏิกิริยาของชานอ้อยและเอทานอล

## 1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

การดำเนินงานวิจัยจะทำการศึกษาระบวนการแกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอลที่ความเข้มข้นร้อยละ 10 15 และ 20 โดยปริมาตร เพื่อจำลองเป็นผลพลอยได้จากกระบวนการหมักของชีวมวลในการผลิตไบโอเอทานอล โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่เตรียมขึ้นเอง คือ  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$  ซึ่งจะทำการศึกษาทดลองที่อุณหภูมิช่วง 700 ถึง 800 องศาเซลเซียส แล้วนำผลวิเคราะห์ที่ได้หาสภาวะที่เหมาะสมเพื่อใช้ในการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์

## 1.4 ขั้นตอนในการดำเนินงานวิจัย

- 1.4.1 ศึกษาทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง
- 1.4.2 ศึกษาเครื่องมือและอุปกรณ์ที่ใช้ในงานวิจัย
- 1.4.3 วางแผนและออกแบบการทดลอง
- 1.4.4 ติดตั้งเครื่องปฏิกรณ์สำหรับการทดลอง
- 1.4.5 จัดเตรียมวัสดุ เครื่องมือ และอุปกรณ์ที่ใช้ในงานวิจัย
- 1.4.6 วิเคราะห์สมบัติทางกายภาพและทางเคมีของชานอ้อย ได้แก่ การวิเคราะห์แบบปริมาณ และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ
- 1.4.7 ทำการทดลองแกซิฟิเคชันร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาจากชานอ้อยและเอทานอล
- 1.4.8 วิเคราะห์ตัวแปรที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สสังเคราะห์

1.4.9 วิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ ได้แก่ มูลค่าปัจจุบันสุทธิ อัตราผลตอบแทนภายใน และระยะเวลาการคืนทุน

1.4.10 วิเคราะห์ข้อมูล สรุปผลการวิจัย

1.4.11 เขียนวิทยานิพนธ์

## 1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

### 1.5.1 ด้านการศึกษา

1. ทำให้ทราบถึงความเป็นไปได้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากแกซีพีเคชันร่วมด้วยไอน้ำของซีวมวลและเอทานอลบนตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$

2. เพื่อเป็นแนวทางในการพัฒนากระบวนการแกซีพีเคชันร่วมแบบพึ่งพาตัวเอง (Sustainable process) ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์หรือไฮโดรเจนต่อไป

3. ทำให้ทราบถึงผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ที่ได้จากแกซีพีเคชันร่วมด้วยไอน้ำของซีวมวลและเอทานอลบนตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$

### 1.5.2 ด้านเศรษฐกิจ

1. ช่วยเพิ่มมูลค่าของขานอ้อย ซึ่งเป็นวัสดุเหลือทิ้งจากกระบวนการแปรรูปอ้อยเป็นน้ำตาล

2. ช่วยเพิ่มมูลค่าของผลพลอยได้ที่เกิดจากกระบวนการหมักของไปโอเอทานอล

3. ได้แก๊สสังเคราะห์ที่สามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้หลากหลาย เช่น ด้านพลังงาน ความร้อน ด้านพลังงานไฟฟ้า หรือนำไปเป็นวัตถุดิบทางเคมีสำหรับการผลิตสารเคมีที่มีมูลค่าเพิ่มอื่น ๆ เพื่อสร้างมูลค่าเพิ่มทางเศรษฐกิจให้แก่ประเทศ

### 1.5.3 ด้านสิ่งแวดล้อม

1. ช่วยลดผลกระทบทางสิ่งแวดล้อม เนื่องจากแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตจากซีวมวล ซึ่งเป็นสารตั้งต้นในกระบวนการนั้นเป็นพลังงานที่ก่อให้เกิดมลพิษต่ำ

2. ช่วยลดมลภาวะจากขานอ้อยที่เหลืออยู่หน้าโรงหีบอ้อย

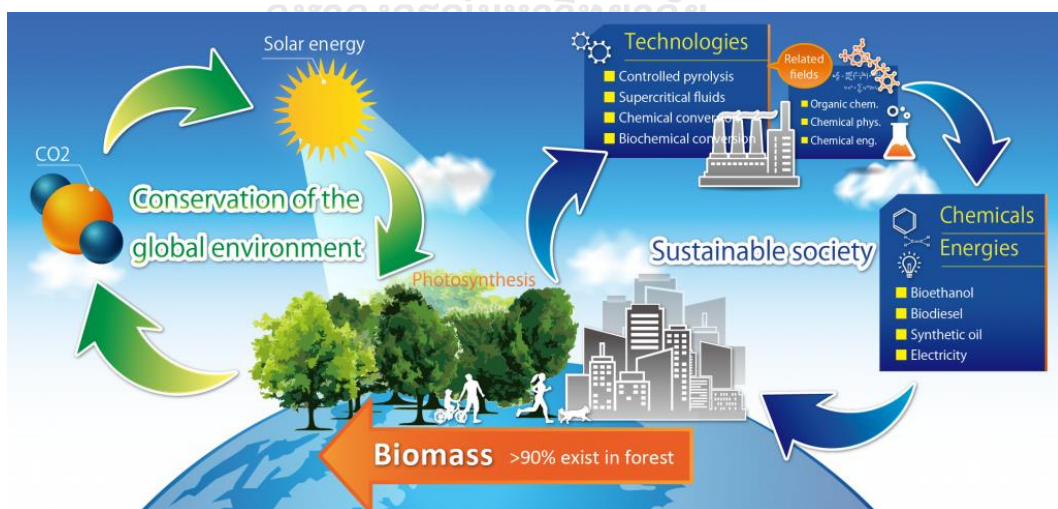
3. ช่วยแก้ไขปัญหาด้านการจัดการของเสีย (Waste management) ที่ไม่ถูกวิธี

## บทที่ 2

### ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

#### 2.1 ชีวมวล

ชีวมวล (Biomass) หมายถึง สารอินทรีย์ที่ได้จากสิ่งมีชีวิตอย่างพืชและสัตว์ ซึ่งเป็นสิ่งมีชีวิตที่มีวงจรชีวิตในระยะเวลาสั้น ที่เกิดขึ้นโดยธรรมชาติผ่านกระบวนการทางชีวภาพ โดยครอบคลุมตั้งแต่ของเสียอินทรีย์ มูลสัตว์ เศษวัสดุเหลือใช้ และขยะที่ได้จากการเกษตร ชุมชน หรืออุตสาหกรรม ดังนั้นลักษณะทางกายภาพ โครงสร้าง และองค์ประกอบของชีวมวลจึงมีความหลากหลาย ชีวมวลถูกใช้เป็นแหล่งพลังงานหมุนเวียนเนื่องจากสามารถนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงทดแทนเชื้อเพลิงจากฟอสซิลที่มีปริมาณจำกัดและใช้เวลานานกว่าหลายปีจึงจะเกิดเป็นเชื้อเพลิงฟอสซิลได้ ในขณะที่ชีวมวลสามารถผลิตทดแทนขึ้นมาใหม่ได้ในระยะเวลาสั้นและสามารถลดการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ในชั้นบรรยากาศได้ เนื่องจากคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกปล่อยออกมาจากการใช้เชื้อเพลิงจากชีวมวลจะถูกนำมาใช้ในกระบวนการสังเคราะห์ด้วยแสง (Photosynthesis) ของพืชและหมุนเวียนเป็นวัฏจักรระหว่างบรรยากาศและระบบนิเวศ ทำให้สมดุลคาร์บอนไดออกไซด์เป็นศูนย์ จึงทำให้ชีวมวลถือเป็นแหล่งพลังงานที่สามารถแก้ไขปัญหาความมั่นคงทางด้านพลังงานและปัญหาทางด้านสิ่งแวดล้อมได้ เพื่อสังคมที่ยั่งยืนที่พึ่งพาพลังงานจากชีวมวล (Sustainable biomass-based society) ในอนาคตได้อย่างมีประสิทธิภาพ ซึ่งเป็นทางเลือกเพื่อทดแทนสังคมในปัจจุบันที่พึ่งพาพลังงานจากฟอสซิลเป็นหลัก (Conventional fossil-based society) [ 1, 2, 6, 26 ] ดังแสดงในรูปที่ 2.1



รูปที่ 2.1 วัฏจักรคาร์บอนของชีวมวลเพื่อสังคมที่ยั่งยืน [ 6 ]

### 2.1.1 ประเภทของชีวมวล

การแบ่งประเภทของชีวมวลสามารถแบ่งออกได้หลายลักษณะตามเกณฑ์ที่กำหนด อาจแบ่งตามลักษณะทางชีววิทยา ลักษณะทางกายภาพ หรือแบ่งตามแหล่งกำเนิดของชีวมวล ซึ่งจะแบ่งชีวมวลออกเป็น 2 ประเภท ตามลักษณะทางชีวภาพ ดังนี้ [ 26, 27 ]

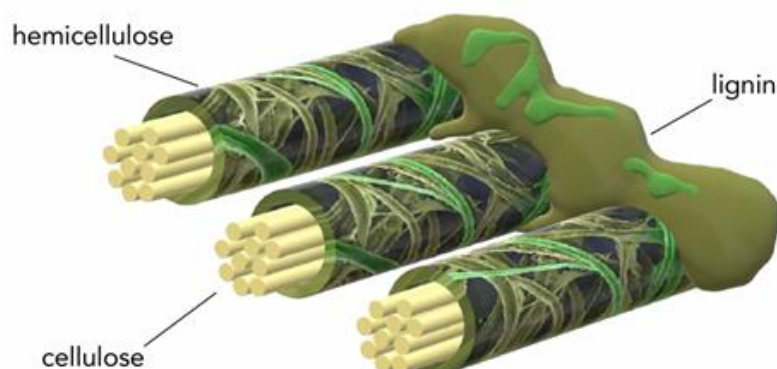
2.1.1.1 ชีวมวลประเภทไม้ (Woody biomass) คือ ชีวมวลที่มีเนื้อไม้ เช่น ไม้ยูคาลิปตัส ไม้ยางพารา ไม้ซีดาร์ ต้นสน ต้นปาล์ม ไม้ ปีกไม้ เป็นต้น

2.1.1.2 ชีวมวลที่ไม่ใช่ไม้ (Non-woody biomass) คือ ชีวมวลที่นอกเหนือจากชีวมวลประเภทไม้ เช่น

1. พืชล้มลุก เช่น ข้าว อ้อย ข้าวโพด หญ้า ทานตะวัน เป็นต้น
2. พืชน้ำ เช่น ผักตบชวา สาหร่าย วัชพืชในทะเล เป็นต้น
3. วัสดุเหลือใช้ทางการเกษตรและการแปรรูป เช่น แกลบ กะลามะพร้าว ชานอ้อย ชังข้าวโพด ฟางข้าว ทะลายปาล์ม ชี้อ้อย เปลือกไม้ เป็นต้น
4. ขยะมูลฝอย เช่น เศษอาหาร เศษขยะชุมชน น้ำมันพืชใช้แล้ว เป็นต้น
5. ของเสียจากสัตว์ เช่น มูลไก่ กระจุก เป็นต้น

### 2.1.2 โครงสร้างและส่วนประกอบของชีวมวล

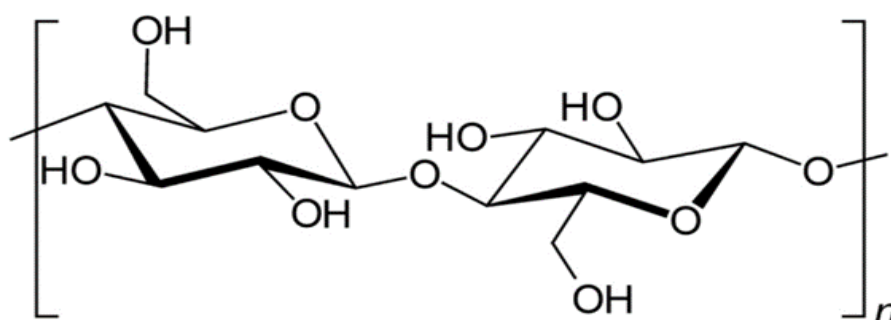
องค์ประกอบทางเคมีของชีวมวลนั้นมีความหลากหลาย ซึ่งส่วนใหญ่จะประกอบด้วย เซลลูโลส (Cellulose) เฮมิเซลลูโลส (Hemicellulose) และลิกนิน (Lignin) ซึ่งองค์ประกอบทั้ง 3 จะเรียกรวม ๆ กันว่า ลิกโนเซลลูโลส (Lignocellulose) ดังแสดงในรูปที่ 2.2 ซึ่งอุดมไปด้วยแป้ง โปรตีน สารอินทรีย์ และสารอนินทรีย์อื่น ๆ โดยโครงสร้างที่ต่างกันนี้จึงส่งผลให้คุณสมบัติทางเคมีของชีวมวลนั้นต่างกัน



รูปที่ 2.2 โครงสร้างของลิกโนเซลลูโลส [ 27 ]

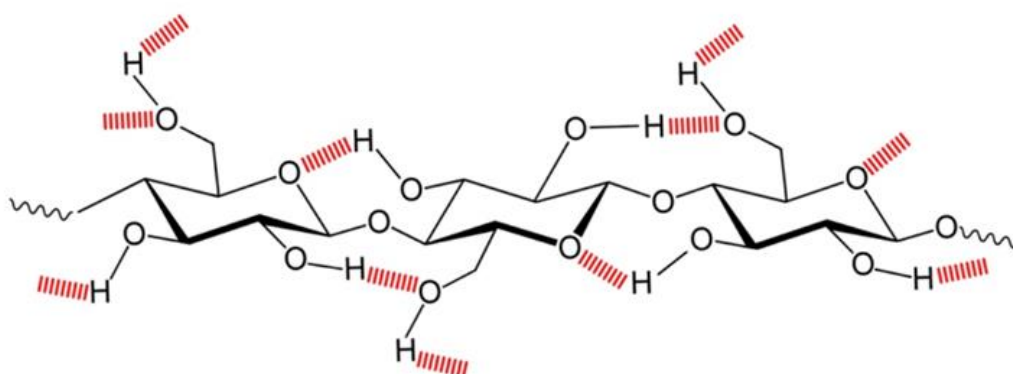
### 2.1.2.1 เซลลูโลส

เซลลูโลสเป็นพอลิเมอร์สายตรง (Linear polymer) ซึ่งมีโครงสร้างดังรูปที่ 2.3 เป็นพอลิแซ็กคาไรด์ (Polysaccharide) ที่มีน้ำหนักโมเลกุลสูงของกลูโคสมีจำนวนมากกว่า 10,000 โมเลกุล เชื่อมโยงกันด้วยพันธะ  $\beta$ -1,4-glucoside ซึ่งเซลลูโลสมีสูตรโมเลกุล คือ  $(C_6H_{12}O_6)_n$  โดยที่  $n$  คือ จำนวนกลูโคสที่ประกอบกันเป็นโครงสร้างจากการเกิดพอลิเมอไรเซชัน (Degree of polymerization) และฐานโครงสร้าง คือ เซลโลไบโอส (Cellobiose) เช่น 4-o- $\beta$ -D-glucopyranosyl-D glucopyranose



รูปที่ 2.3 โครงสร้างของเซลลูโลส [ 27 ]

โดยหมู่ไฮดรอกซิลบน C-3 carbon และออกซิเจนของวงแหวนไกลโคซิดิก (Glycosidic ring) ภายในโครงสร้าง สามารถสร้างพันธะไฮโดรเจนได้ทั้งภายในและภายนอกโมเลกุลของสายพอลิเมอร์ ดังรูปที่ 2.4 ส่งผลให้เซลลูโลสมีความแข็งแรง เสถียร และย่อยสลายได้ยาก ซึ่งจัดเป็นส่วนประกอบหลักที่มีอยู่ในผนังเซลล์ของพืชประมาณร้อยละ 40 ถึง 50 โดยน้ำหนัก

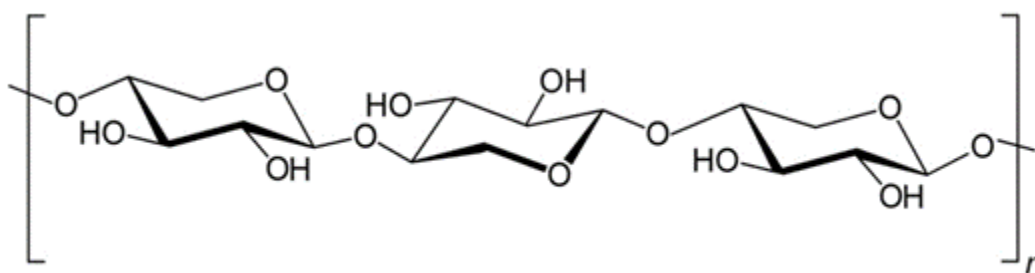


รูปที่ 2.4 พันธะไฮโดรเจนภายในและภายนอกโครงสร้างเซลลูโลส [ 27 ]



### 2.1.2.2 เฮมิเซลลูโลส

เฮมิเซลลูโลสเป็นส่วนผสมของพอลิแซ็กคาไรด์ที่มีน้ำหนักโมเลกุลเฉลี่ย 30,000 กิโลกรัมต่อกิโลโมล ซึ่งประกอบไปด้วยน้ำตาลโมเลกุลเดี่ยวที่มีคาร์บอน 5 อะตอม เช่น ไซโลส อะราบินอส และคาร์บอน 6 อะตอม เช่น กลูโคส แมนโนส กาแลกโตส และแรมโนส โครงสร้างของเฮมิเซลลูโลสประกอบด้วยมอนอเมอร์ประมาณ 50 ถึง 200 หน่วย โดยในโครงสร้างของเฮมิเซลลูโลสสามารถเกิดพันธะไกลโคไซด์ (Glycoside bond) เชื่อมโยงกันในตำแหน่งที่ 2 3 4 และ 6 ได้ ส่งผลให้โมเลกุลเรียงตัวกันไม่เป็นระเบียบ คุณสมบัติทำให้เฮมิเซลลูโลสสามารถละลายในน้ำได้มากขึ้น เกิดปฏิกิริยาได้ง่าย และสลายได้ง่าย โดยชีวมวลส่วนใหญ่จะมีเฮมิเซลลูโลสอยู่ประมาณร้อยละ 20 ถึง 35 โดยน้ำหนัก ซึ่งเฮมิเซลลูโลสจะมีโครงสร้างดังรูปที่ 2.5 โดยทั่วไปเฮมิเซลลูโลสจะสลายตัวด้วยความร้อนที่อุณหภูมิระหว่าง 180 ถึง 350 องศาเซลเซียส ออกมาในรูปก๊าซที่ไม่ควบแน่น (Non-condensable gas) ถ่าน คีโตน แอลดีไฮด์ กรด และฟูแรน

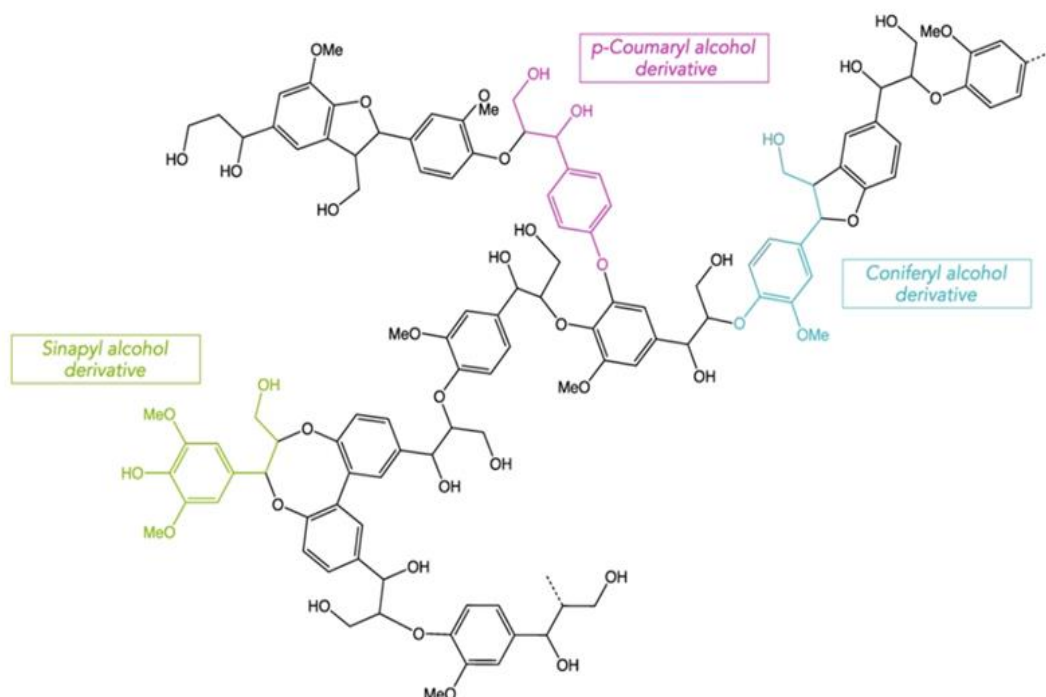


รูปที่ 2.5 โครงสร้างของเฮมิเซลลูโลส [ 27 ]

### 2.1.2.3 ลิกนิน

ลิกนินเป็นอสัณฐานพอลิเมอร์ (Amorphous polymers) ที่มีความซับซ้อนของโครงสร้างสูง โดยลิกนินจะทำหน้าที่เป็นตัวประสานโครงสร้างของเซลลูโลสและเฮมิเซลลูโลสในผนังเซลล์และสร้างความแข็งแรงให้กับเซลล์ ลิกนินมีเสถียรภาพทางความร้อนสูง ย่อยสลายได้ยาก โดยชีวมวลส่วนใหญ่จะมีลิกนินอยู่ประมาณร้อยละ 25 ถึง 30 โดยน้ำหนัก

ซึ่งลิกนินจะมีโครงสร้างอะโรมาติกที่ซับซ้อน ประกอบด้วยหน่วย Phenylpropane ที่เชื่อมโยงเข้าด้วยกัน โดยหน่วยย่อยทั้ง 3 มอนอเมอร์ คือ P-phenyl monomer (Type H), Guaiacyl monomer (Type G), และ Siringyl monomer (Type S) ซึ่งมาจาก Coumarinic alcohol, Coniferyl alcohol และ Synapyl alcohol ตามลำดับ ที่เกิดจากปฏิกิริยาพอลิเมอไรเซชันอนุมูลอิสระแบบออกซิเดชัน (Radical oxidative polymerization) สามารถเกิดการเชื่อมต่อกัน จนได้เป็นสายโซ่โมเลกุลขนาดใหญ่ ดังรูปที่ 2.6

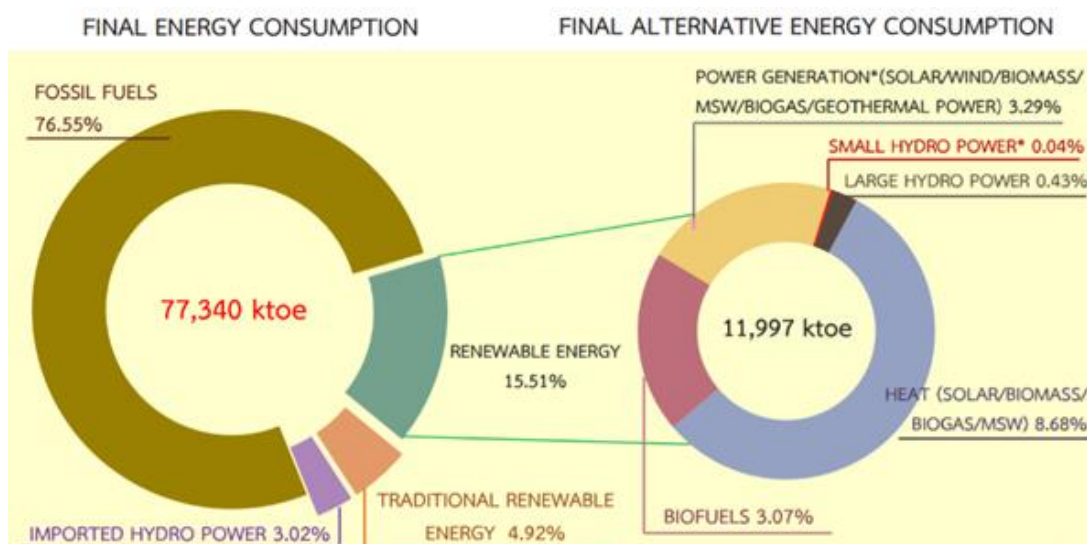


รูปที่ 2.6 โครงสร้างของลิกนิน [ 27 ]

### 2.1.3 ศักยภาพของชีวมวลและการใช้ประโยชน์เชิงพลังงาน

กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน ได้จัดทำรายงานสถานการณ์พลังงานของประเทศไทยประจำปี พ.ศ. 2563 พบว่า ประเทศไทยมีแนวโน้มการใช้พลังงานทดแทนเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง ซึ่งเป็นผลมาจากนโยบายการพัฒนาพลังงานทดแทนที่มีเป้าหมายให้มีการใช้พลังงานทดแทนเพิ่มขึ้นในทุกภาคส่วนของสังคม นอกจากนี้จะเป็นการลดการใช้พลังงานจากเชื้อเพลิงฟอสซิลแล้ว ยังเป็นการลดการนำเข้าพลังงานจากต่างประเทศอีกด้วย เนื่องจากการพัฒนาพลังงานทดแทนของประเทศไทยในปัจจุบันจะใช้พลังงานที่ผลิตภายในประเทศเป็นหลัก ซึ่งประกอบด้วยแสงอาทิตย์ ลม พลังงานน้ำขนาดเล็ก พลังงานน้ำขนาดใหญ่ ชีวมวล ก๊าซชีวภาพ ขยะ พลังความร้อนใต้พิภพ และเชื้อเพลิงชีวภาพ โดยที่การใช้พลังงานทดแทนดังกล่าวจะใช้ในรูปแบบของไฟฟ้า ความร้อน และเชื้อเพลิงชีวภาพ แต่เมื่อเปรียบเทียบกับการใช้พลังงานจากเชื้อเพลิงฟอสซิล ก็ยังถือว่าการใช้พลังงานทดแทนยังมีสัดส่วนที่ต่ำอยู่ เนื่องจากในระยะแรกต้นทุนการผลิตอาจสูงกว่าการใช้พลังงานจากเชื้อเพลิงฟอสซิลจึงต้องอาศัยการสนับสนุนทางการเงินและภาษีจากรัฐ แต่ในปัจจุบันเทคโนโลยีได้มีการก้าวไปถึงระดับที่ต้นทุนต่อหน่วยพลังงานต่ำกว่าการใช้พลังงานจากเชื้อเพลิงฟอสซิล จึงส่งผลให้การใช้พลังงานทดแทนเพิ่มขึ้น [ 28-30 ]

จากรูปที่ 2.7 ในปี พ.ศ. 2563 ประเทศไทยมีการใช้พลังงานทดแทน 11,997 พันตันเทียบเท่าน้ำมันดิบ ซึ่งลดลงจากปีก่อนร้อยละ 15.13 และคิดเป็นร้อยละ 15.51 ของการใช้พลังงานขั้นสุดท้าย ส่งผลให้การนำเข้าพลังงานลดลง คิดเป็นมูลค่า 116,303 ล้านบาท และสามารถลดการปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ได้ถึง 36.73 ล้านตัน



รูปที่ 2.7 การใช้พลังงานทดแทนของประเทศไทยปี พ.ศ. 2563 [ 30 ]

เนื่องจากประเทศไทยเป็นประเทศเกษตรกรรม จึงทำให้มีศักยภาพในการนำชีวมวลมาใช้ประโยชน์ในเชิงพลังงานได้อย่างมาก ซึ่งจากตารางที่ 2.1 จะแสดงศักยภาพของชีวมวลในประเทศไทยที่ถูกรวบรวมโดยกรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน ได้แสดงให้เห็นถึงปริมาณชีวมวลทั้งหมดที่เกิดขึ้นในปี พ.ศ. 2563 สามารถนำมาผลิตเป็นพลังงานได้อย่างมาก ได้แก่ ฟางข้าว แกลบ ชานอ้อย ใบอ้อย ซังข้าวโพด ทะลายปาล์ม กะลาปาล์ม ใบปาล์ม เหง้ามันสำปะหลัง เป็นต้น และเนื่องจากภาครัฐเองก็มีนโยบายผลักดันให้มีการใช้พลังงานทดแทนมากขึ้น ทำให้พลังงานชีวมวลวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตรได้รับความนิยมในการนำไปเป็นเชื้อเพลิงในภาคอุตสาหกรรมมากขึ้น สามารถลดการใช้เชื้อเพลิงฟอสซิลเป็นการเพิ่มศักยภาพการแข่งขันให้กับอุตสาหกรรมในการลดต้นทุนการผลิตโดยการนำของเสียกลับมาใช้ประโยชน์ ดังนั้นในการศึกษานี้ชานอ้อยจึงถือเป็นวัสดุเหลือทิ้งที่น่าสนใจ มีศักยภาพในการแปรรูปเป็นพลังงานทดแทน และเป็นเชื้อเพลิงที่ก่อให้เกิดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมน้อยเมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงจากฟอสซิล และเพื่อลดความเสี่ยงของสิ่งแวดล้อมที่เกิดจากการพัฒนาอุตสาหกรรมที่ใช้เชื้อเพลิงฟอสซิลที่สะสมกันมานาน การใช้เชื้อเพลิงจากชีวมวลจึงเป็นทางเลือกที่ช่วยแก้ไขปัญหาล่าช้าได้ ซึ่งหากไม่ได้รับการแก้ไขอย่างต่อเนื่อง ปัญหาเหล่านี้ก็จะสะสมมากขึ้น การแก้ไขก็จะทำได้ยากและมีต้นทุนที่สูงขึ้นตามมาด้วย [ 31 ]

ตารางที่ 2.1 สรุปผลการประเมินศักยภาพชีวมวลในประเทศไทยปี พ.ศ. 2563 [ 32 ]

| ประเภทชีวมวล     | เนื้อที่เพาะปลูก<br>(ไร่) | ชีวมวลที่เกิด<br>(ตัน/ปี) | ค่าความร้อน<br>(เมกกะจูล/กิโลกรัม) | ศักยภาพ<br>พลังงาน<br>(กิโลตัน/ปี) |
|------------------|---------------------------|---------------------------|------------------------------------|------------------------------------|
| ฟางข้าว          | 69,809,376                | 43,056                    | 15.51                              | 13,064                             |
| แกลบ             | 69,809,376                | 8,974,554                 | 15.56                              | 2,533                              |
| อ้อย             | 20,245,383                | 65,526,016                | 16.21                              | 8,461                              |
| ใบอ้อย           | 20,245,383                | 45,194,485                | 16.42                              | 6,857                              |
| ซังข้าวโพด       | 6,517,662                 | 2,165,534                 | 16.63                              | 318                                |
| ทะลายปาล์ม       | 3,888,403                 | 298,036                   | 19.41                              | 881                                |
| กะลาปาล์ม        | 3,888,403                 | 83,870                    | 21.13                              | 278                                |
| ใบปาล์ม          | 3,888,403                 | 196,195                   | 19.94                              | 656                                |
| เหง้ามันสำปะหลัง | 8,292,146                 | 5,964,933                 | 10.61                              | 63                                 |
| ไม้ยางพารา       | 1,389,600                 | 12,680,443                | 16.85                              | 126                                |
| ขี้เลื่อยยางพารา | 1,389,600                 | 2,680,185                 | 16.65                              | 37                                 |

อ้อยจัดเป็นพืชเศรษฐกิจที่มีศักยภาพทางด้านพลังงานสูงเมื่อเทียบกับชีวมวลประเภทอื่น ๆ เนื่องจากเป็นของเสียที่เกิดจากกระบวนการแปรรูปอ้อยเป็นน้ำตาล สามารถนำไปใช้เป็นสารตั้งต้นในการแปรรูปชีวมวลเป็นพลังงานได้ทั้งหมด [ 26 ] จากตารางที่ 2.2 แสดงการคาดการณ์ปริมาณอ้อยสดและชานอ้อยที่เกิดขึ้นในประเทศไทยระหว่างปี พ.ศ. 2559 ถึง พ.ศ. 2569 โดยกรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน จะเห็นได้ว่าปริมาณชานอ้อยที่ได้จะมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นทุกปี ซึ่งส่วนใหญ่ชานอ้อยที่ได้จะเกิดขึ้นในช่วงฤดูเปิดหีบ โดยมีปริมาณการเกิดชานอ้อยเฉลี่ยที่ร้อยละ 53.2 ของปริมาณอ้อยสดที่ถูกหีบ [ 33, 34 ] ดังนั้นชานอ้อยจึงนับเป็นแหล่งพลังงานทดแทนที่สำคัญ ทำให้ประเทศไทยมีแหล่งพลังงานจากธรรมชาติประเภทที่สร้างทดแทนใหม่ได้เป็นประจำทุกปี

นอกจากนี้ชานอ้อยจัดเป็นเชื้อเพลิงชีวภาพรุ่นที่สอง (Second-generation biofuels) ซึ่งเป็นแหล่งวัตถุดิบตั้งต้นที่ไม่ใช่อาหาร ทำให้สามารถลดประเด็นของผลกระทบต่อปริมาณและราคาพืชอาหารจากเชื้อเพลิงชีวภาพรุ่นแรก (First-generation biofuels) ได้ [ 31 ] ส่งผลให้ชานอ้อยซึ่งเป็นวัสดุเหลือทิ้งจากกระบวนการแปรรูปอ้อย มีศักยภาพและมีความน่าสนใจในการนำมาแปรรูปเป็นพลังงานทดแทนมากขึ้น

ตารางที่ 2.2 การคาดการณ์ปริมาณอ้อยสดและชานอ้อยระหว่างปี พ.ศ. 2559 ถึง พ.ศ. 2569 [ 34 ]

| ปี พ.ศ. | ปริมาณการเพิ่มขึ้นของอ้อย |        | ปริมาณชานอ้อย |
|---------|---------------------------|--------|---------------|
|         | ตัน                       | ร้อยละ | ตัน           |
| 2559    | 112,875,421.62            | 6.53   | 32,677,434.56 |
| 2560    | 119,791,785.26            | 6.13   | 34,679,721.83 |
| 2561    | 126,708,148.89            | 5.77   | 36,682,009.10 |
| 2562    | 133,624,512.53            | 5.46   | 38,684,296.38 |
| 2563    | 140,540,876.17            | 5.18   | 40,686,583.65 |
| 2564    | 147,457,239.80            | 4.92   | 42,688,870.92 |
| 2565    | 154,373,603.44            | 4.69   | 44,691,158.20 |
| 2566    | 161,289,967.08            | 4.48   | 46,693,445.47 |
| 2567    | 168,206,330.71            | 4.29   | 48,695,732.74 |
| 2568    | 175,122,694.35            | 4.11   | 50,698,020.01 |
| 2569    | 182,039,057.99            | 3.95   | 52,700,307.29 |

#### 2.1.4 คุณสมบัติของเชื้อเพลิงชีวมวล

คุณสมบัติของเชื้อเพลิงชีวมวลแต่ละชนิดจะมีความแตกต่างกัน ซึ่งส่งผลต่อประสิทธิภาพในการนำชีวมวลมาแปรสภาพเป็นเชื้อเพลิง ดังนั้นจึงต้องมีการตรวจสอบสมบัติที่สำคัญในการพิจารณานำไปแปรสภาพเป็นพลังงาน ได้แก่ [ 26 ]

##### 2.1.4.1 ความชื้น

ความชื้น (Moisture) คือ ค่าที่แสดงปริมาณน้ำที่อยู่ในชีวมวล ถ้าชีวมวลมีความชื้นสูงจะทำให้สิ้นเปลืองพลังงานในการระเหยน้ำ โดยส่วนใหญ่ชีวมวลจะมีปริมาณความชื้นสูง ซึ่งความชื้นสามารถแบ่งออกได้ 2 ประเภท คือ ความชื้นที่อยู่บริเวณผิวและรูพรุนของชีวมวล เรียกว่าความชื้นภายนอกหรือความชื้นที่ผิว ส่วนความชื้นภายในหรือความชื้นสมดุลจะเป็นค่าความชื้นที่สมดุลกับความชื้นในอากาศ โดยการบอกปริมาณความชื้นในชีวมวลนิยมแสดงเป็นค่าร้อยละโดยน้ำหนักของน้ำต่อน้ำหนักของสารทั้งหมด ซึ่งอาจใช้การคิดแบบฐานเปียก (Wet basis) หรือแบบฐานแห้ง (Dry basis) โดยการคิดแบบฐานเปียกคือปริมาณน้ำต่อน้ำหนักของชีวมวลทั้งหมดโดยที่ยังไม่หักความชื้นออก โดยค่าร้อยละความชื้นโดยฐานคิดแบบเปียกและแบบแห้ง มีความสัมพันธ์กันดังสมการที่ 2.1

$$M_d = [(M_w/100) / 1 - (M_w/100)] \times 100 \quad (2.1)$$

โดย  $M_w$  คือ ร้อยละความชื้นแบบฐานเปียก  
 $M_d$  คือ ร้อยละความชื้นแบบฐานแห้ง

#### 2.1.4.2 สารระเหย

สารระเหย (Volatile matter) คือ ไอรระเหยหรือแก๊สที่เป็นส่วนประกอบของชีวมวล หรือวัสดุเหลือใช้ที่ถูกปลดปล่อยออกจากโครงสร้างโดยการสลายตัวด้วยความร้อนที่อุณหภูมิประมาณ 400 ถึง 500 องศาเซลเซียส การสลายตัวด้วยความร้อนข้างต้นจะเกิดผลิตภัณฑ์ 2 ส่วน คือ ไอของสารระเหยที่ถูกปลดปล่อยออก และชาร์หรือของแข็งที่เหลืออยู่ (รวมเถ้า) ส่วนของสารระเหยแบ่งออกเป็นสารระเหยที่ควบแน่นได้ (Condensable volatile) และสารระเหยที่ควบแน่นไม่ได้ (Non-condensable volatile) ปริมาณสารระเหยที่เกิดขึ้นจะขึ้นอยู่กับชนิดของชีวมวล ปริมาณความร้อนและอัตราการให้ความร้อนขณะเกิดปฏิกิริยา

#### 2.1.4.3 เถ้า

เถ้า (Ash) คือ สารอนินทรีย์ที่เป็นองค์ประกอบในชีวมวลซึ่งอยู่ในรูปของแข็ง เมื่อผ่านกระบวนการแปรสภาพต่าง ๆ จะไม่เกิดปฏิกิริยา โดนปริมาณเถ้าในชีวมวลจะแสดงเป็นค่าร้อยละ โดยน้ำหนัก นิยมใช้ฐานการคิดแบบแห้ง องค์ประกอบและปริมาณของสารอนินทรีย์ต่าง ๆ ในเถ้าเป็นปัจจัยสำคัญที่ส่งผลต่อการนำชีวมวลไปใช้งานหรือแปลงสภาพผ่านกระบวนการแบบต่าง ๆ ดังนั้นคุณสมบัติของเถ้าจะต่างกันเมื่อชีวมวลมีองค์ประกอบต่างกัน กระบวนการที่ใช้ภาวะอุณหภูมิสูง เช่น การเผาไหม้ แกซิฟิเคชัน จะต้องคำนึงถึงจุดหลอมเหลวของเถ้า เนื่องจากเถ้าที่ถูกหลอมเหลวจะส่งผลให้เกิดการอุดตันท่อและเครื่องปฏิกรณ์ เกิดสแลก และส่งผลเสียต่อการถ่ายโอนความร้อน

#### 2.1.4.4 ค่าความร้อน

ค่าความร้อน (Heating value) คือ ปริมาณพลังงานหรือปริมาณความร้อนที่ถูกปลดปล่อยออกมาเมื่อเกิดการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ ค่าความร้อนที่แสดงมี 2 ประเภท คือ ค่าความร้อนสูง (High heating value : HHV) หรือ ค่าความร้อนทั้งหมด (Gross heating value : GHV) และค่าความร้อนต่ำ (Low heating value : LHV) หรือ ค่าความร้อนสุทธิ (Net heating value : NHV)

ค่าความร้อนสูง คือ ค่าความร้อนที่ได้จากปฏิกิริยาการเผาไหม้ที่รวมค่าความร้อนของการระเหยกลายเป็นไอน้ำ ดังนั้นน้ำในผลิตภัณฑ์จะอยู่ในสถานะของเหลวที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส อุปกรณ์ที่ใช้ในการวัดค่าความร้อนดังกล่าวคือบอมบ์แคลอรีมิเตอร์ (Bomb calorimeter) นอกจากนี้ยังสามารถคำนวณหาได้จากองค์ประกอบของธาตุในชีวมวลตามสมการของดูลอง (Dulong equation) ซึ่งเป็นที่นิยมใช้โดยทั่วไป แสดงดังสมการที่ 2.2

$$HHV = 336 \times X_C + 1,418 \times X_H - 153 \times X_O - 0.72 \times X_O^2 + 94.1 \times X_S \quad (2.2)$$

|     |       |   |
|-----|-------|---|
| โดย | $X_C$ | คือ ร้อยละองค์ประกอบของคาร์บอน (ร้อยละโดยมวลฐานแห้ง)  |
|     | $X_H$ | คือ ร้อยละองค์ประกอบของไฮโดรเจน (ร้อยละโดยมวลฐานแห้ง) |
|     | $X_O$ | คือ ร้อยละองค์ประกอบของออกซิเจน (ร้อยละโดยมวลฐานแห้ง) |
|     | $X_S$ | คือ ร้อยละองค์ประกอบของซัลเฟอร์ (ร้อยละโดยมวลฐานแห้ง) |

ค่าความร้อนต่ำ คือ ค่าความร้อนที่ได้จากปฏิกิริยาการเผาไหม้ที่ไม่รวมค่าความร้อนของการระเหยกลายเป็นไอของน้ำ ดังนั้นน้ำในผลิตภัณฑ์จะอยู่ในสถานะของแก๊สการวัดค่าความร้อนต่ำในทางปฏิบัติวัดได้ยาก จึงนิยมใช้การคำนวณจากความสัมพันธ์ระหว่างค่าความร้อนต่ำและค่าความร้อนสูงดังสมการที่ 2.3

$$LHV = HHV \times [(1-W)/100] - 2,447 \times [W/100] - 2,447 \times [H/100] \times 9.01 \times [(1-W)/100] \quad (2.3)$$

|     |     |  |
|-----|-----|--|
| โดย | $W$ | คือ ร้อยละความชื้น (ร้อยละโดยมวลฐานเปียก)          |
|     | $H$ | คือ ร้อยละองค์ประกอบไฮโดรเจน (ร้อยละโดยมวลฐานแห้ง) |

#### 2.1.4.5 ความหนาแน่นบัลก์

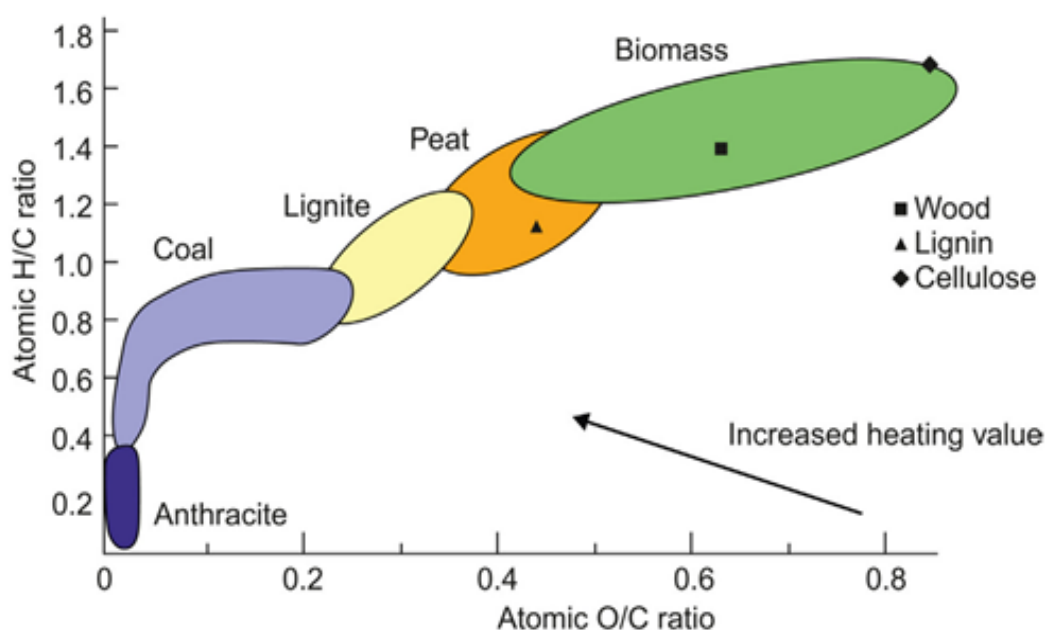
ความหนาแน่นบัลก์ (Bulk density) คือ ค่าปริมาณน้ำหนักต่อหน่วยปริมาตรของชีวมวล โดยปริมาตรที่ใช้คำนวณจะรวมช่องว่างของอากาศที่เกิดขึ้นจากช่องว่างระหว่างอนุภาคหรือชิ้นส่วนของชีวมวลที่มารวมกัน หรือรูพรุนของชีวมวล ซึ่งความหนาแน่นบัลก์จะไม่ใช้ความหนาแน่นจริงของชีวมวลเนื่องจากปริมาตรที่นำมาคำนวณหาความหนาแน่นจริงจะไม่รวมช่องว่างของอากาศ ความหนาแน่นบัลก์คำนวณได้ดังสมการที่ 2.4

$$\text{ความหนาแน่นบัลก์} = \text{น้ำหนักของชีวมวลทั้งหมด} / \text{ปริมาตรที่ชีวมวลครอบครองอยู่} \quad (2.4)$$

#### 2.1.4.6 สัดส่วนธาตุองค์ประกอบ

สัดส่วนธาตุองค์ประกอบ (Elemental composition) โดยทั่วไปชีวมวลจะมีองค์ประกอบที่เป็นธาตุหลัก ๆ ได้แก่ คาร์บอน ออกซิเจน ไฮโดรเจน ไนโตรเจน และซัลเฟอร์ ซึ่งปริมาณของธาตุองค์ประกอบจะแสดงเป็นค่าร้อยละโดยน้ำหนัก ที่ไม่รวมความชื้นและเถ้า กราฟของ Van Krevelen แสดงในรูปที่ 2.8 ซึ่งเป็นกราฟที่แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนโมลอะตอมของไฮโดรเจนต่อคาร์บอน (H/C) กับอัตราส่วนโมลอะตอมของออกซิเจนต่อคาร์บอน (O/C) กราฟดังกล่าว

สามารถนำมาใช้ในการเปรียบเทียบสมบัติทางเชื้อเพลิงแข็งของถ่านหิน ชีวมวล และวัสดุเหลือใช้ โดยเชื้อเพลิงที่มีค่าอัตราส่วนโมลอะตอมของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนและอัตราส่วนโมลอะตอมของออกซิเจนต่อคาร์บอนน้อยจะมีค่าความร้อนสูง จากกราฟจะพบว่าถ่านหินมีอัตราส่วนอัตราส่วนโมลอะตอมของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนและอัตราส่วนโมลอะตอมของออกซิเจนต่อคาร์บอนต่ำกว่าชีวมวลแสดงว่ามีสมบัติทางเชื้อเพลิงที่ดีกว่าซึ่งสอดคล้องกับค่าความร้อนของถ่านหินที่สูงกว่าชีวมวล



รูปที่ 2.8 กราฟของ Van Krevelen [ 35 ]

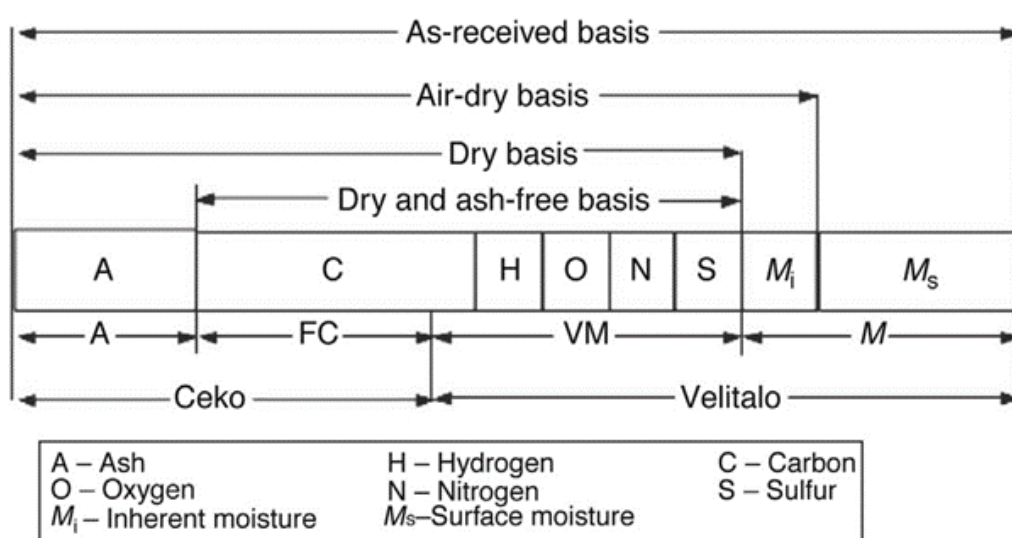
### 2.1.5 การวิเคราะห์แบบประมาณและการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ

การวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate analysis) และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate analysis) ใช้ในการวิเคราะห์องค์ประกอบของวัสดุ ซึ่งข้อมูลที่ได้มาสามารถนำมาเปรียบเทียบเพื่อนำไปใช้ประโยชน์ในด้านพลังงาน โดยการวิเคราะห์แบบประมาณ ประกอบด้วย 4 ส่วนหลัก คือ ความชื้น สารระเหย คาร์บอนคงตัว และเถ้า ส่วนข้อมูลการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ ประกอบด้วย 5 ธาตุ องค์ประกอบหลัก คือ คาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน ไนโตรเจน และซัลเฟอร์

การนำค่าการวิเคราะห์ดังกล่าวไปใช้จะต้องทราบรูปแบบของฐานข้อมูลที่ใช้ในการรายงานค่าขององค์ประกอบเพื่อให้สามารถนำค่าต่าง ๆ ไปใช้ได้อย่างถูกต้อง โดยข้อมูลการวิเคราะห์แบบประมาณอาจแสดงในรูปแบบของฐานเปียก (Wet basis) หรือเรียกว่าแบบฐานที่รับมา (As-receive basis) และแบบฐานแห้ง (Dry basis) ส่วนข้อมูลการวิเคราะห์แบบแยกธาตุอาจแสดงในรูปแบบของฐานที่รับมา แบบฐานแห้ง และแบบฐานแห้งไร้เถ้า (Dry and ash-free basis) ซึ่งรูปแบบของ



ฐานข้อมูลแบบต่าง ๆ จะแสดงในรูปที่ 2.9 โดยแบบฐานแห้งจะสามารถแยกออกเป็นสองประเภทย่อย คือ ฐานแห้งโดยอากาศ (Air-dry basis) และฐานแห้งสุทธิ (Total-dry basis) ซึ่งแตกต่างกันที่ฐานแห้งบริสุทธิ์จะไม่รวมทั้งความชื้นที่ผิว (Surface moisture :  $M_s$ ) และความชื้นภายใน (Inherent moisture :  $M_i$ ) ส่วนฐานแห้งโดยอากาศจะรวมความชื้นภายใน โดยทั่วไปหากกล่าวถึงฐานแห้งจะหมายถึงฐานแห้งบริสุทธิ์

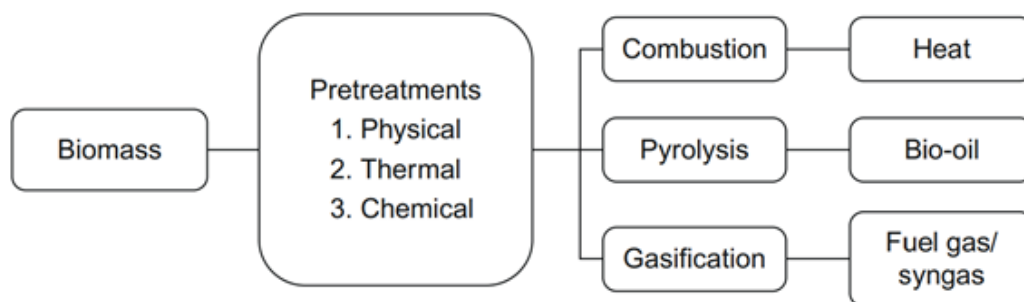


รูปที่ 2.9 การเปรียบเทียบฐานข้อมูลองค์ประกอบของเชื้อเพลิง [ 35 ]

## 2.2 เทคโนโลยีการแปรสภาพชีวมวลเป็นพลังงาน

การแปรสภาพชีวมวลเป็นพลังงานเป็นกระบวนการที่ช่วยเพิ่มประสิทธิภาพในการนำชีวมวลมาใช้เป็นเชื้อเพลิง ซึ่งปัจจุบันกระบวนการในการแปรสภาพชีวมวลที่ได้รับความนิยมนั้นประกอบด้วย 3 กระบวนการหลัก ได้แก่ กระบวนการแปรสภาพเชิงกายภาพ (Physical conversion) กระบวนการแปรสภาพเชิงชีวเคมี (Biochemical conversion) และกระบวนการแปรสภาพเชิงเคมีความร้อน (Thermochemical conversion) ถึงแม้ว่ากระบวนการแปรสภาพเชิงชีวเคมีจะเป็นกระบวนการที่สามารถดำเนินการภายใต้สภาวะที่มีอุณหภูมิและความดันต่ำกว่ากระบวนการแปรสภาพเชิงเคมีความร้อน แต่ผลิตภัณฑ์ที่ได้นั้นค่อนข้างมีความไม่แน่นอน ซึ่งจะขึ้นอยู่กับองค์ประกอบทางเคมีของชีวมวล ดังนั้นกระบวนการแปรสภาพเชิงเคมีความร้อนจึงมีความน่าสนใจและเป็นที่ยอมรับมากกว่า เพราะให้ปริมาณของผลิตภัณฑ์ที่แน่นอนและมีประสิทธิภาพทางความร้อนสูงกว่า สามารถนำผลิตภัณฑ์ที่ได้ไปประยุกต์ใช้ได้อย่างหลากหลายและส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมน้อย โดยกระบวนการแปลงสภาพเชิงเคมีความร้อนจะประกอบไปด้วยการเผาไหม้โดยตรง (Direct combustion) ไพโรไลซิส (Pyrolysis)

และแกซิฟิเคชัน (Gasification) โดยในแต่ละกระบวนการจะให้ผลิตภัณฑ์ในรูปแบบที่แตกต่างกันไป ดังรูปที่ 2.10 โดยในงานวิจัยนี้มีความสนใจในกระบวนการแกซิฟิเคชัน เนื่องจากผลิตภัณฑ์แก๊สสังเคราะห์ที่ได้มีประสิทธิภาพสูงกว่าผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากกระบวนการเผาไหม้โดยตรงและกระบวนการไพโรไลซิส [ 26, 36 ]



รูปที่ 2.10 การแปรสภาพเชิงเคมีความร้อนและผลิตภัณฑ์ [ 37 ]

## 2.3 เครื่องปฏิกรณ์

ในกระบวนการแกซิฟิเคชันของชีวมวล เชื้อเพลิงจะเกิดปฏิกิริยาโดยการทำให้แห้ง ไพโรไลซิส การเผาไหม้ และแกซิฟิเคชัน เพื่อแปรสภาพจากเชื้อเพลิงให้เป็นแก๊สสังเคราะห์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ (Gasification reactor) ซึ่งเครื่องปฏิกรณ์ดังกล่าวสามารถแบ่งออกได้เป็น 3 ชนิด [ 38 ] ดังแสดงในรูปที่ 2.11

### 2.3.1 เครื่องปฏิกรณ์ชนิดเบดคงที่หรือระบบเบดเคลื่อนที่

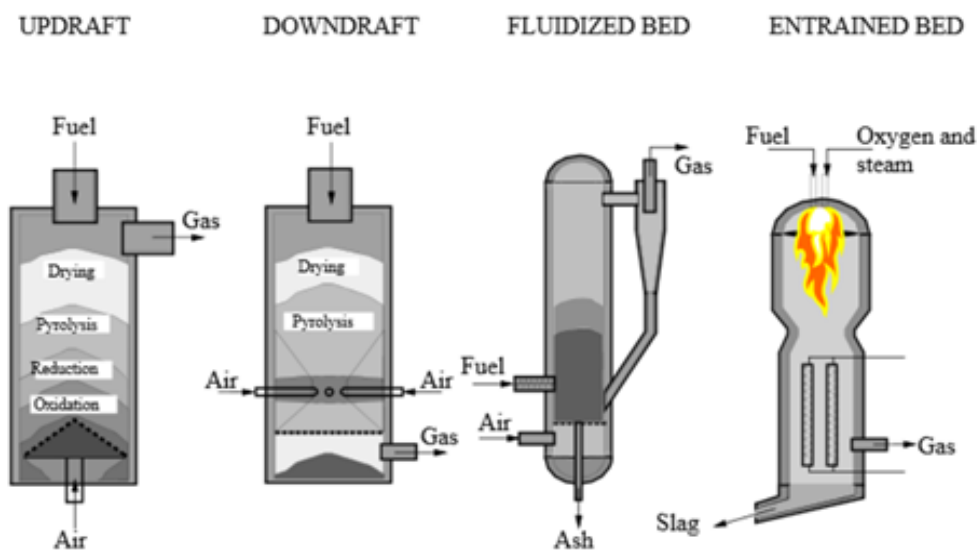
เครื่องปฏิกรณ์ชนิดเบดคงที่หรือระบบเบดเคลื่อนที่ (Fixed bed gasifier or moving bed gasifier) มักนิยมใช้สำหรับโรงงานขนาดกลางและขนาดเล็ก จะมี 2 แบบ คือ เครื่องปฏิกรณ์แบบไหลขึ้น (Updraft gasifier) เชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์จากด้านบนลงสู่ด้านล่างในทิศทางสวนกับสารร่วมแกซิฟาย แต่มีข้อเสียคือแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีปริมาณทาร์ที่ค่อนข้างสูงถึงร้อยละ 10 ถึง 20 โดยน้ำหนัก ซึ่งจะส่งผลกระทบต่อการทำงานของเครื่องปฏิกรณ์อย่างมาก ในขณะที่เครื่องปฏิกรณ์แบบไหลลง (Downdraft gasifier) เชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าสู่เตาจากด้านบนลงสู่ด้านล่างในทิศทางเดียวกับสารร่วมแกซิฟาย วิธีการนี้จะช่วยลดปัญหาเรื่องทาร์ที่เกิดขึ้นในระบบได้เป็นอย่างดี สามารถเลือกใช้ชีวมวลได้หลากหลายแต่ต้องมีการปรับลดขนาดและลดความชื้น สามารถปรับเปลี่ยนปริมาณการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงได้ง่าย แต่มีข้อเสียคือต้องใช้เครื่องปฏิกรณ์หลายตัว เครื่องปฏิกรณ์มักมีความสูงมาก และมีการถ่ายเทความร้อนได้ไม่ดี

### 2.3.2 เครื่องปฏิกรณ์ชนิดฟลูอิดไดซ์เบด

เครื่องปฏิกรณ์ชนิดฟลูอิดไดซ์เบด (Fluidized bed gasifier) มักนิยมใช้สำหรับโรงงานขนาดใหญ่เพื่อผลิตก๊าซเชื้อเพลิง สามารถควบคุมอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ให้สม่ำเสมอทั่วกันได้ง่ายกว่าเครื่องปฏิกรณ์ชนิดเบดคงที่ โดยอุณหภูมิการทำงานจากระบบอยู่ที่ประมาณ 800 ถึง 1,000 องศาเซลเซียส จะให้ปริมาณทาร์ที่เจือปนอยู่ในแก๊สผลิตภัณฑ์ค่อนข้างสูงเช่นเดียวกับเครื่องปฏิกรณ์แบบไหลขึ้น โดยเครื่องปฏิกรณ์ชนิดฟลูอิดไดซ์เบดนั้นมีข้อดีคือสามารถใช้เชื้อเพลิงที่มีความชื้นสูงได้ ตัวเครื่องปฏิกรณ์สามารถออกแบบเผื่อไว้สำหรับขยายกำลังผลิตได้ แต่มีข้อเสียคือมีต้นทุนที่สูงและใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวลที่มีขนาดเล็กเท่านั้น เช่น แกลบ ชี้อ้อย กะลาปาล์ม เป็นต้น หรือชีวมวลที่มีน้ำหนักเบา/สับย่อยได้ง่าย อย่างเช่น ฟางข้าว ชังข้าวโพด เหง้ามันสำปะหลัง

### 2.3.3 เครื่องปฏิกรณ์ชนิดเอนเทรนซ์เบด

เครื่องปฏิกรณ์ชนิดเอนเทรนซ์เบด (Entrained flow gasifier) มักนิยมใช้สำหรับโรงงานขนาดใหญ่เพื่อผลิตก๊าซเชื้อเพลิง ซึ่งอุณหภูมิการทำงานจากระบบอยู่ที่ประมาณ 1,300 ถึง 1,800 องศาเซลเซียส และความดันประมาณ 20 ถึง 70 บาร์ โดยเชื้อเพลิงที่ป้อนจะถูกบดให้ละเอียดให้มีขนาดน้อยกว่า 75 ไมโครเมตร ซึ่งเชื้อเพลิงจะถูกป้อนร่วมกับสารร่วมแก๊สไฟฟาย ถ้าอุณหภูมิการทำงานจากระบบสูงกว่าจุดหลอมเหลวของของแข็งจะสามารถสลายตัวทาร์ได้อย่างสมบูรณ์ ดังนั้นเครื่องปฏิกรณ์ชนิดเอนเทรนซ์เบดจึงเหมาะกับแก๊สเคชันของชีวมวลที่มีปัญหาเรื่องทาร์มากเกินในระบบ แต่มีข้อเสียคือกระบวนการมีความซับซ้อนและยุ่งยาก



รูปที่ 2.11 ชนิดของเครื่องปฏิกรณ์ [ 38 ]

## 2.4 แก๊สซิฟิเคชันของชีวมวล

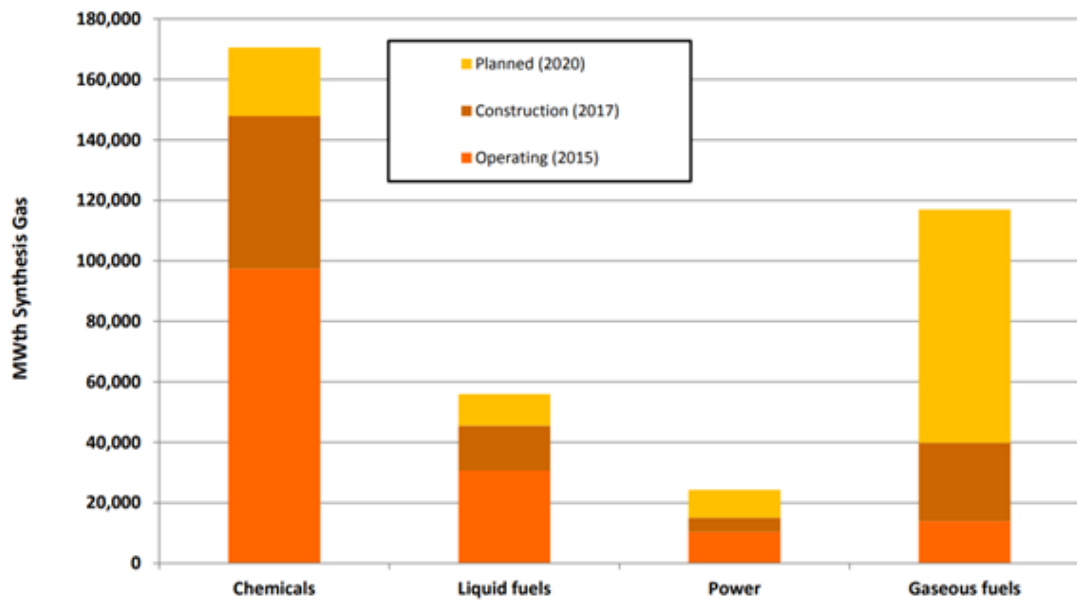
### 2.4.1 แนวโน้มการพัฒนาและรูปแบบการใช้เทคโนโลยี

ที่ผ่านมาการพัฒนาและการใช้เทคโนโลยีแก๊สซิฟิเคชันในประเทศต่าง ๆ ทั้งในทวีปอเมริกาเหนือ ยุโรป ออสเตรเลีย และเอเชีย มีเพิ่มมากขึ้นอย่างรวดเร็ว [ 36 ] ดังแสดงในตารางที่ 2.3

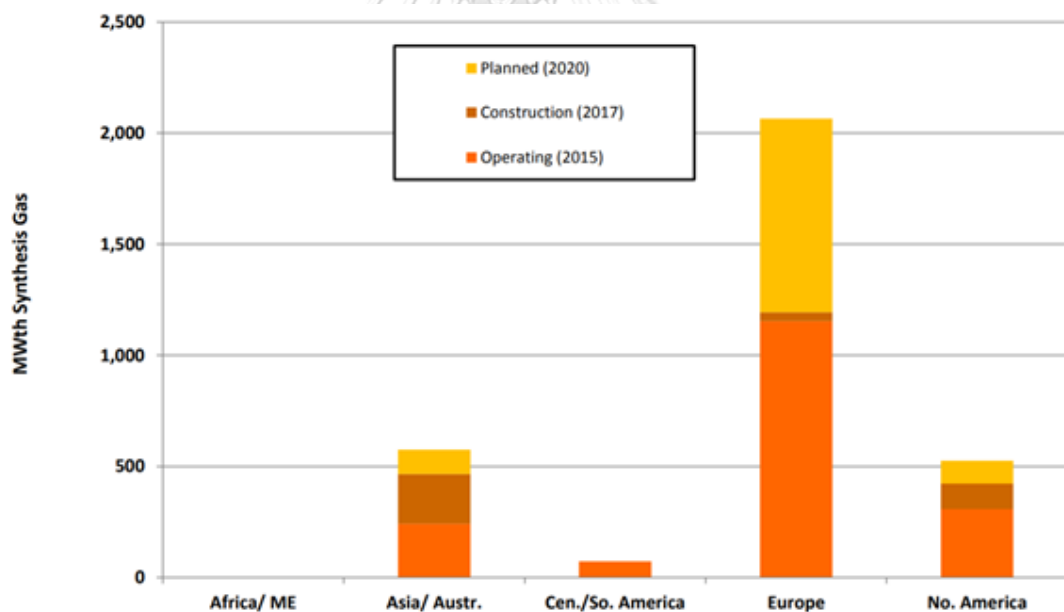
**ตารางที่ 2.3** การพัฒนาและการใช้เทคโนโลยีแก๊สซิฟิเคชันในประเทศต่าง ๆ ของโลกระหว่างปี ค.ศ. 1999 ถึง ค.ศ. 2015 [ 36 ]

| ปีที่สำรวจ | จำนวนโครงการ | จำนวนเครื่องปฏิกรณ์ | จำนวนโครงการ/เครื่องปฏิกรณ์ที่สร้างจริง |
|------------|--------------|---------------------|---|
| 1999       | 329          | 754                 | 128/366                                 |
| 2001       | 350          | 800                 | 131/409                                 |
| 2004       | 391          | 841                 | 117/385                                 |
| 2007       | 408          | 981                 | 144/427                                 |
| 2010       | 463          | 990                 | 192/505                                 |
| 2013       | 747          | 1,741               | 234/618                                 |
| 2015       | 895          | 1,870               | 370/654                                 |

แก๊สซิฟิเคชันเป็นกระบวนการแปรสภาพทางเคมีความร้อนในภาวะที่มีออกซิเจนหรือตัวออกซิไดซ์ในปริมาณที่จำกัด โดยสารตั้งต้นที่ใช้ในกระบวนการจะอยู่ในรูปของของแข็งหรือของเหลว และผลิตภัณฑ์ที่ได้จะอยู่ในรูปของแก๊ส ซึ่งประกอบด้วย ไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ และมีเทน เป็นองค์ประกอบหลัก แก๊สซิฟิเคชันจะไม่เปลี่ยนพลังงานเคมีของชีวมวลให้กลายเป็นพลังงานความร้อนทั้งหมดเนื่องจากปริมาณออกซิเจนที่มีอยู่อย่างจำกัด แต่จะเปลี่ยนให้กลายเป็นพลังงานเคมีในรูปของเชื้อเพลิงแก๊สที่เรียกว่า แก๊สสังเคราะห์ (Synthetic gas หรือ Syngas) หรือ โพรดิวเซอร์แก๊ส (Producer gas) บางส่วนที่ถูกเปลี่ยนเป็นพลังงานความร้อนจะถูกใช้ในปฏิกิริยาต่าง ๆ ที่เกิดในแก๊สซิฟิเคชัน [ 26 ] ซึ่งแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จะสามารถนำไปใช้ประโยชน์กับกระบวนการต่าง ๆ ได้หลากหลาย เช่น ใช้ในกระบวนการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง เชื้อเพลิงเหลว ผลิตไฟฟ้า และผลิตเคมีภัณฑ์ เป็นต้น อย่างไรก็ตามแนวโน้มในปัจจุบันบ่งชี้ว่าแก๊สซิฟิเคชันเป็นกระบวนการที่นิยมใช้ในการผลิตเคมีภัณฑ์มากกว่ากระบวนการอื่น ๆ ดังแสดงในรูปที่ 2.12 และยังพบว่าภูมิภาคยุโรปและเอเชียมีการพัฒนาและการใช้เทคโนโลยีแก๊สซิฟิเคชันมากกว่าภูมิภาคอื่น ๆ ของโลก ดังแสดงในรูปที่ 2.13



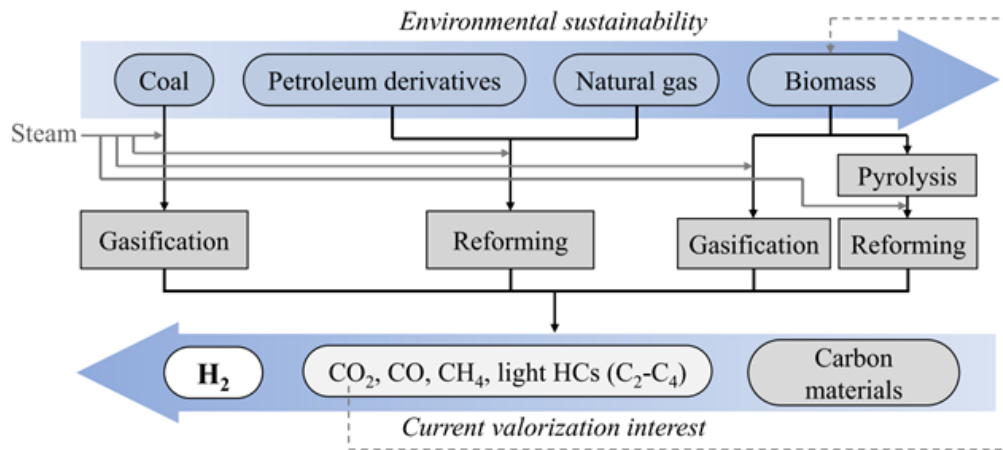
รูปที่ 2.12 แนวโน้มรูปแบบการนำเทคโนโลยีแกซิฟิเคชันไปประยุกต์ใช้ประโยชน์ [ 39 ]



รูปที่ 2.13 เปรียบเทียบอัตราการพัฒนาและการใช้เทคโนโลยีแกซิฟิเคชันในภูมิภาคต่าง ๆ [ 39 ]

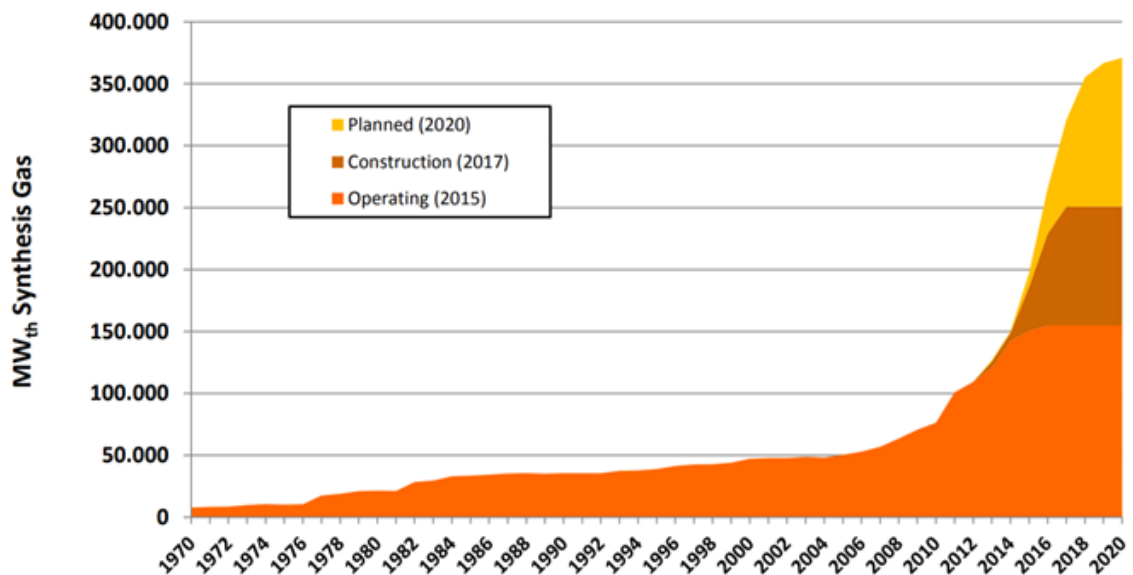
การพัฒนาและการใช้เทคโนโลยีแกซิฟิเคชันในภูมิภาคต่าง ๆ ของโลกยังคงมีแนวโน้มเพิ่มมากขึ้นอย่างต่อเนื่อง เป็นผลมาจากความต้องการใช้เชื้อเพลิงที่จะมาทดแทนเชื้อเพลิงจากฟอสซิล อย่างเช่น ชีวมวล เพื่อลดปัญหาทางด้านสิ่งแวดล้อมและความต้องการทางด้านเคมีภัณฑ์ที่มีมูลค่าสูง

เพิ่มขึ้น ดังแสดงในรูปที่ 2.14 ด้วยเหตุนี้จึงทำให้แก๊สซิเคชันของชีวมวลได้รับความสนใจมากขึ้น โดยเฉพาะอย่างยิ่งในประเทศที่พัฒนาแล้ว



รูปที่ 2.14 ภาพจำลองที่นำไปสู่การลดการพึ่งพาเชื้อเพลิงฟอสซิลและมลภาวะต่อสิ่งแวดล้อม [ 40 ]

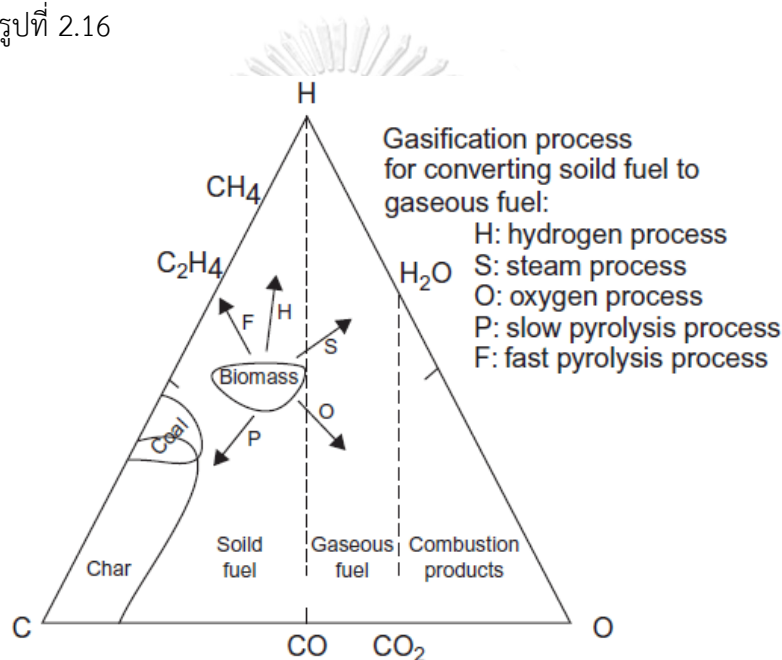
ซึ่งรูปที่ 2.15 จะแสดงกำลังผลิตติดตั้ง ที่ประเมินจากค่าพลังงานที่มีหน่วยเป็นเมกะวัตต์ ความร้อน (MW<sub>th</sub>) ของแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้จากเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้งานในภูมิภาคต่าง ๆ ของโลก ตั้งแต่ปี ค.ศ. 1970 จนถึงปัจจุบัน ตลอดจนกำลังผลิตติดตั้งของเครื่องปฏิกรณ์ที่กำลังก่อสร้างในปัจจุบันและกำลังติดตั้งของเครื่องปฏิกรณ์ที่คาดว่าจะเพิ่มขึ้นในอนาคตอย่างต่อเนื่อง



รูปที่ 2.15 กำลังผลิตติดตั้งรวมของเครื่องปฏิกรณ์ในภูมิภาคต่าง ๆ ของโลกตั้งแต่ปี ค.ศ. 1970 จนถึง ค.ศ. 2020 [ 39 ]

## 2.4.2 สารร่วมแกซีฟาย

สารร่วมแกซีฟาย (Gasifying agent) เป็นสารที่สามารถเกิดปฏิกิริยากับไฮโดรคาร์บอน เปลี่ยนไปเป็นแก๊สที่มีมวลโมเลกุลต่ำ โดยสารร่วมแกซีฟายจะเป็นสารที่ป้อนเข้าไปยังระบบแกซีฟิเคชัน จากภายนอกหรือเป็นสารที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาภายในระบบก็ได้ โดยทั่วไปสารร่วมแกซีฟายที่นิยมใช้ได้แก่ ออกซิเจน อากาศ ไอน้ำ คาร์บอนไดออกไซด์ และไฮโดรเจน เป็นต้น สารร่วมแกซีฟายมีบทบาทในการปรับสัดส่วนหรือกำหนดองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ต้องการ ดังนั้นการใช้สารร่วมแกซีฟายที่ต่างกันจึงส่งผลต่อองค์ประกอบและค่าความร้อนของแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้ แนวโน้มการเปลี่ยนเป็นผลิตภัณฑ์แบบต่าง ๆ เมื่อใช้สารร่วมแกซีฟายที่แตกต่างกันของไพโรไลซิสและแกซีฟิเคชัน [ 26 ] แสดงในรูปที่ 2.16



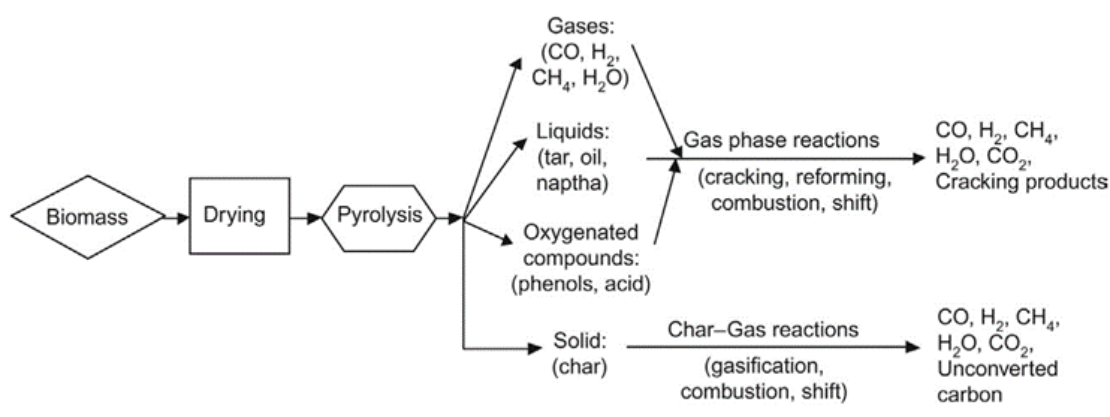
รูปที่ 2.16 แผนผัง C-H-O แสดงการเปลี่ยนชีวมวลด้วยกระบวนการแบบต่าง ๆ [ 35 ]

การใช้อากาศเป็นสารร่วมแกซีฟายจะได้แก๊สสังเคราะห์ที่มีค่าความร้อนต่ำประมาณ 4 ถึง 7 เมกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร เนื่องจากอากาศมีไนโตรเจนเป็นองค์ประกอบในปริมาณมาก การเลือกใช้น้ำเป็นสารร่วมแกซีฟายจะให้ผลิตภัณฑ์แก๊สที่มีผลได้ของไฮโดรเจนและค่าความร้อนเพิ่มสูงขึ้นเนื่องจากปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สที่เกิดขึ้น มีการเจือปนของไนโตรเจนต่ำ และไอน้ำที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาจะไม่ทำให้เกิดปัญหาการเจือจาง (Dilution) ของแก๊สผลิตภัณฑ์เนื่องจากไอน้ำที่ไม่เกิดปฏิกิริยาจะถูกควบแน่นออก การใช้ไฮโดรเจนเป็นสารร่วมแกซีฟายที่มีความดันสูงและตัวเร่งปฏิกิริยาประกอบการใช้งานจะส่งผลให้แก๊สสังเคราะห์มีค่าความร้อนสูงขึ้นเนื่องจากมีองค์ประกอบของมีเทนมาก ส่วนการใช้ ออกซิเจนเป็นสารร่วมแกซีฟายจะให้แก๊สสังเคราะห์ที่มีองค์ประกอบของคาร์บอนมอนอกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์



### 2.4.3 กลไกแกซิฟิเคชันของชีวมวล

กลไกของแกซิฟิเคชันโดยทั่วไปจะประกอบด้วยขั้นตอนหลัก คือ การทำให้แห้ง ไพโรไลซิส การแตกตัวหรือรีฟอร์มมิงของสารระเหย แกซิฟิเคชันของชาร์ โดยมักเกิดขึ้นตามลำดับ [ 26 ] ดังแสดงในรูปที่ 2.17



รูปที่ 2.17 กลไกหลักในแกซิฟิเคชันของชีวมวล [ 35 ]

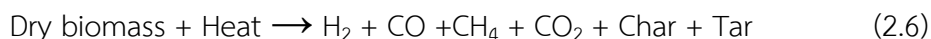
#### 2.4.3.1 การทำให้แห้ง

การทำให้แห้ง (Drying) เป็นขั้นตอนการกำจัดความชื้นออกจากชีวมวล โดยพลังงานที่ใช้ในขั้นตอนนี้จะไม่สามารถนำกลับมาใช้ใหม่ได้ ส่งผลให้ประสิทธิภาพพลังงานของระบบลดลง โดยทั่วไปชีวมวลที่นำมาใช้ในแกซิฟิเคชันจะมีความชื้นอยู่ในช่วงร้อยละ 10 ถึง 20 ขั้นตอนอย่างง่ายของการทำแห้งแสดงดังสมการที่ 2.5



#### 2.4.3.2 ไพโรไลซิสหรือการปลดปล่อยสารระเหย

ไพโรไลซิสหรือการปลดปล่อยสารระเหย (Pyrolysis or Devolatilization) เป็นกระบวนการสลายตัวทางความร้อนในสภาวะที่มีออกซิเจนหรืออากาศจำกัด โดยพันธะเคมีของชีวมวลจะถูกทำลายด้วยความร้อนให้กลายเป็นแก๊สโมเลกุลขนาดเล็กกว่า ซึ่งผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นนั้นจะประกอบด้วย 2 ส่วน คือ ส่วนแรกเป็นของแข็งหรือที่เรียกว่า ชาร์ (Char) และส่วนที่สองคือสารระเหย (Volatile) ที่มีสถานะเป็นแก๊ส ซึ่งเมื่ออุณหภูมิลดลงจะมีบางส่วนควบแน่นเป็นของเหลวที่เรียกว่า ทาร์ (Tar) โดยขั้นตอนอย่างง่ายของการไพโรไลซิสแสดงดังสมการที่ 2.6



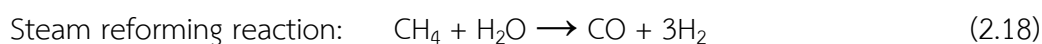
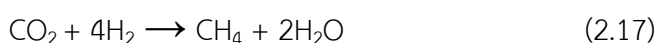
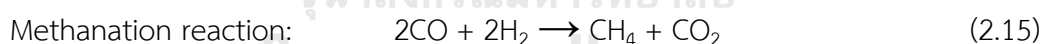
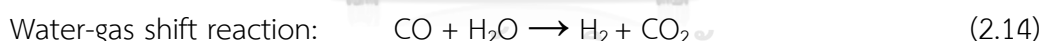
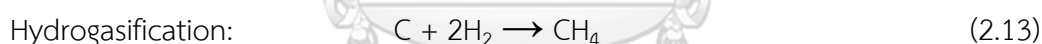
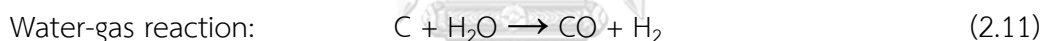


### 2.4.3.3 แก๊สซิฟิเคชันของชาร์

แก๊สซิฟิเคชันของชาร์ (Char gasification) คือ ปฏิกริยาระหว่างสารร่วมแก๊สซิฟายกับชาร์และสารระเหยจากขั้นตอนไพโรไลซิส ซึ่งสมการของปฏิกริยาระหว่างชาร์หรือสารระเหยจากขั้นตอนไพโรไลซิสกับสารร่วมแก๊สซิฟายชนิดต่าง ๆ เช่น ออกซิเจน คาร์บอนไดออกไซด์ น้ำ ไฮโดรเจน ซึ่งจะแสดงดังสมการที่ 2.7 2.8 2.9 และ 2.10 ตามลำดับ



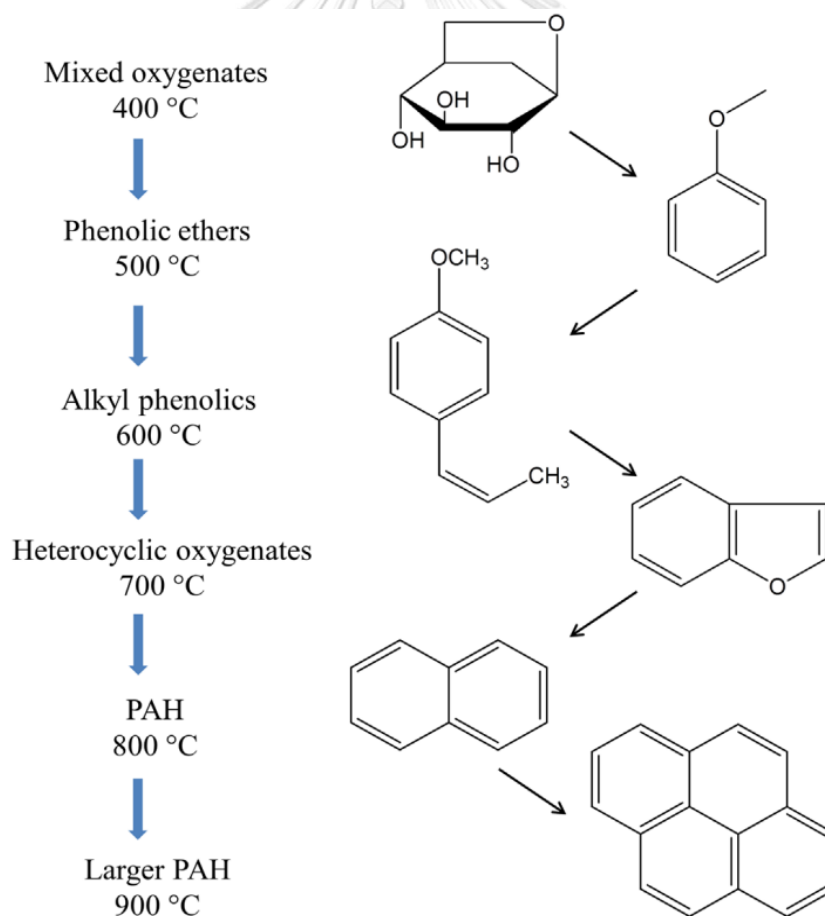
เนื่องจากชาร์มีโครงสร้างที่ซับซ้อนจึงยากต่อการเขียนสูตรโครงสร้างและดุลสมการเคมี แต่ชาร์มีองค์ประกอบของคาร์บอนเป็นหลัก ดังนั้นจึงใช้คาร์บอนเป็นตัวแทนของชาร์เพื่อแสดงปฏิกริยาที่เกิดขึ้นในแก๊สซิฟิเคชัน ดังนี้



ซึ่งแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ผลิตได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวลมักจะมีสิ่งเจือปน เช่น ผุ่นผง (Particulate matters) ทาร์ (Tar) และสารที่มีธาตุคลอรีนหรือกำมะถันเป็นองค์ประกอบ (Chlorine or sulfur compounds) ในกรณีที่จะนำแก๊สผลิตภัณฑ์ไปใช้ประโยชน์ เช่น เป็นเชื้อเพลิง ในการขับเคลื่อนกังหันแก๊สหรือเครื่องยนต์สันดาปภายใน ควรทำความสะอาดแก๊สโดยกำจัดหรือแยกสิ่งปนเปื้อนต่าง ๆ ออกเสียก่อน เพื่อป้องกันการกัดกร่อนใบกังหันหรือเครื่องยนต์ [ 36 ]

## 2.5 ทาร์

โดยทั่วไปแล้ว ทาร์จะเกิดขึ้นในขั้นตอนการไพโรไลซิสของชีวมวลด้วยการสลายตัวของ ลิกโนเซลลูโลส ซึ่งองค์ประกอบหลักในขั้นตอนนี้ส่วนใหญ่จะเป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มี ออกซิเจนเป็นองค์ประกอบ (Oxygenated hydrocarbons) เมื่ออุณหภูมิของกระบวนการเพิ่มขึ้น สารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีออกซิเจนเป็นองค์ประกอบและสารประกอบอินทรีย์ที่สามารถควบแน่นได้ (Condensable organic molecules) สามารถสลายตัวเป็นไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลต่ำ (Light hydrocarbons) แอโรมาติก (Aromatics) และโอเลฟินส์ (Olefins) และยังสามารถสลายตัวต่อกลายเป็นโพลีไซคลิกอะโรมาติกไฮโดรคาร์บอน (Polycyclic aromatic hydrocarbons : PAHs) ที่มีมวลโมเลกุลสูง เมื่ออุณหภูมิของกระบวนการเพิ่มขึ้น ดังแสดงในรูปที่ 2.18 ซึ่งแสดงให้เห็นว่าสารประกอบอินทรีย์มีความเสถียรมากขึ้นเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้น ดังนั้นอุณหภูมิ จึงเป็นปัจจัยสำคัญในการเปลี่ยนองค์ประกอบของทาร์ [ 22 ]



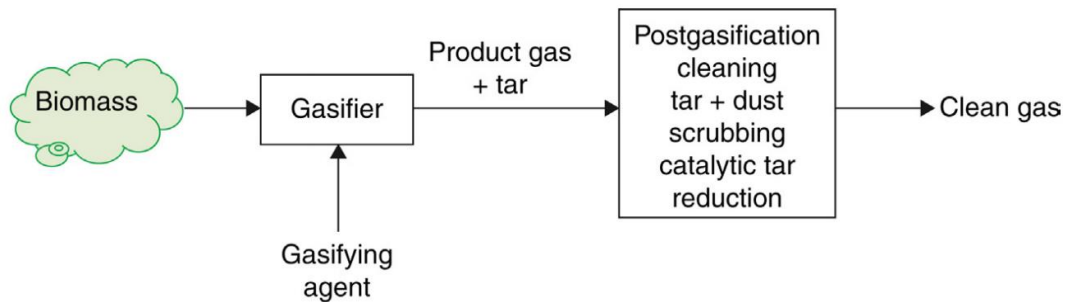
รูปที่ 2.18 กระบวนการก่อตัวของทาร์ตามอุณหภูมิของกระบวนการ [ 22 ]

### 2.5.1 การกำจัดทาร์ในแกซิฟิเคชันของชีวมวล

ทาร์ที่ได้จากการแกซิฟิเคชันของชีวมวล ส่วนใหญ่เป็นสารประกอบที่มีอะตอมของออกซิเจนเป็นองค์ประกอบ ซึ่งเป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลสูงที่ปนเปื้อนในแก๊สผลิตภัณฑ์ที่สามารถควบแน่นได้ที่อุณหภูมิต่ำ กระบวนการกำจัดทาร์ในแกซิฟิเคชันของชีวมวลสามารถแบ่งออกได้เป็น 2 ประเภท คือ

#### 2.5.1.1 การกำจัดทาร์หลังเกิดแกซิฟิเคชัน

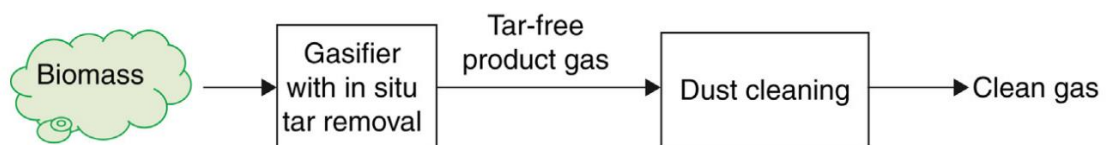
การกำจัดทาร์หลังเกิดแกซิฟิเคชัน (Post-gasification reduction) เป็นกระบวนการกำจัดทาร์แบบเชิงกล ด้วยการใช้ไซโคลน ชุดกรอง และการแยกอนุภาคที่อยู่ในแก๊สผลิตภัณฑ์หลังเกิดแกซิฟิเคชันแล้วเท่านั้น ดังแสดงในรูปที่ 2.19 ซึ่งเป็นวิธีการที่ซับซ้อนน้อยที่สุดในการกำจัดทาร์ แต่ไม่ได้ช่วยส่งเสริมให้คุณภาพของแก๊สผลิตภัณฑ์ดีขึ้น มีการลงทุนที่ค่อนข้างสูง อีกทั้งยังก่อให้เกิดมลพิษทางสิ่งแวดล้อมได้ง่าย เช่น มีการปนเปื้อนในน้ำ



รูปที่ 2.19 การกำจัดทาร์หลังเกิดแกซิฟิเคชัน [ 35 ]

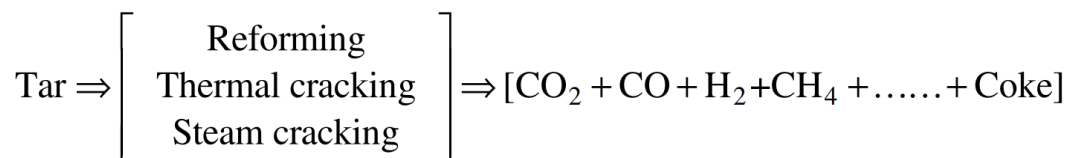
#### 2.5.1.2 การกำจัดทาร์ด้วยการแตกตัว

การกำจัดทาร์ด้วยการแตกตัว (In situ tar removal) เป็นกระบวนการที่ช่วยลดการก่อตัวของทาร์ในระบบให้น้อยลง อีกทั้งยังส่งผลให้คุณภาพของแก๊สผลิตภัณฑ์ดีขึ้น ดังแสดงในรูปที่ 2.20



รูปที่ 2.20 การกำจัดทาร์ด้วยการแตกตัว [ 35 ]

โดยสามารถแตกตัวทาร์เป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลต่ำและขนาดเล็กได้ ซึ่งเป็นวิธีการกำจัดทาร์ที่นิยมมากที่สุด ดังแสดงในรูปที่ 2.21 ผ่านการแตกตัวด้วยความร้อนหรือการแตกตัวโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา



รูปที่ 2.21 การแตกตัวทาร์เป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลต่ำ [ 35 ]

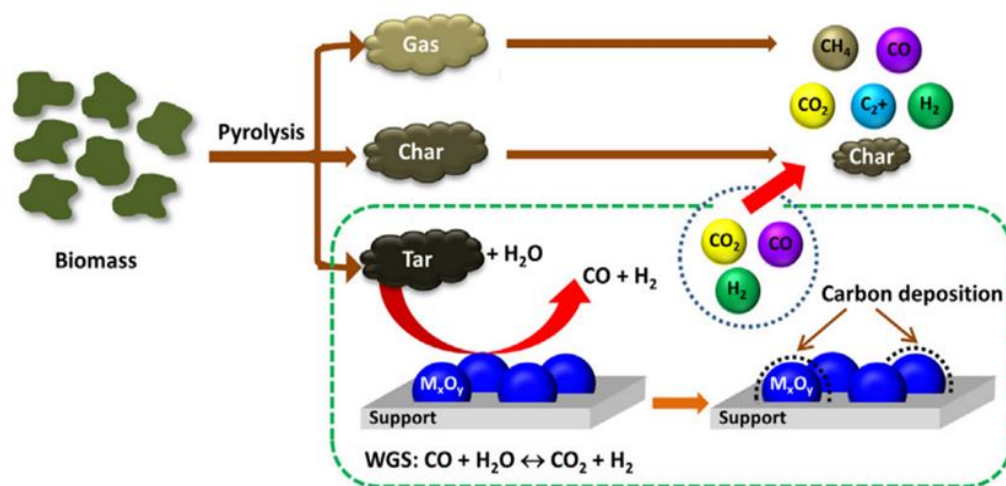
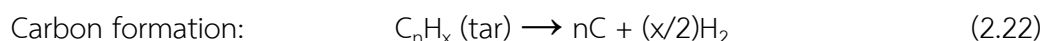
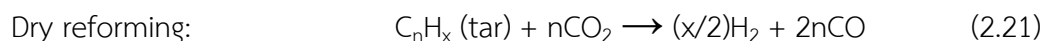
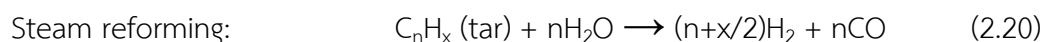
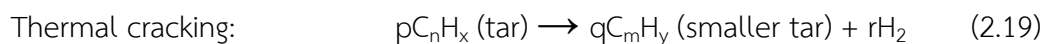
### 1. การแตกตัวทาร์ด้วยความร้อน

การแตกตัวด้วยความร้อน (Thermal cracking) โดยไม่มีตัวเร่งปฏิกิริยามักจะดำเนินการที่อุณหภูมิสูงประมาณ 1,200 องศาเซลเซียส ซึ่งจำเป็นต้องใช้พลังงานความร้อนสูงในการแตกตัวทาร์ซึ่งอาจส่งผลกระทบต่อเครื่องปฏิกรณ์ได้ และยังใช้ระยะเวลาการเกิดปฏิกิริยาที่ยาวนาน การแตกตัวด้วยความร้อนขึ้นอยู่กับองค์ประกอบของทาร์ เช่น ทาร์ที่มีออกซิเจนเป็นองค์ประกอบอาจแตกตัวที่อุณหภูมิต่ำประมาณ 900 องศาเซลเซียส โดยการแตกตัวของทาร์ด้วยความร้อนที่อุณหภูมิสูง ทำให้โมเลกุลของทาร์แตกตัวออกเป็นแก๊สโมเลกุลขนาดเล็ก โดยปฏิกิริยาที่สำคัญในการแตกตัวด้วยความร้อน คือ ปฏิกิริยาของอนุมูล (Radical reactions) [ 41 ]

### 2. การแตกตัวทาร์โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา

การแตกตัวโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา (Catalytic cracking) เป็นวิธีการที่แพร่หลายในปัจจุบันในการแตกตัวทาร์ไปเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์มากขึ้น เนื่องจากสามารถแตกตัวทาร์ได้อย่างมีประสิทธิภาพที่อุณหภูมิต่ำ (ประมาณ 600 ถึง 900 องศาเซลเซียส) ที่ผ่านมามีการพัฒนาตัวเร่งปฏิกิริยาเพื่อเร่งปฏิกิริยารีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำของทาร์ในแก๊สฟีดของชีวมวล ซึ่งมีกลไกดังแสดงในรูปที่ 2.22 โดยที่  $M_xO_y$  คือ ตัวเร่งปฏิกิริยาโลหะออกไซด์ (Metal oxide catalyst) ซึ่งสารระเหยที่ได้จากขั้นตอนการไพโรไลซิสของชีวมวลจะถูกส่งผ่านไปยังชั้นของตัวเร่งปฏิกิริยา ทำให้โมเลกุลของทาร์เกิดการแตกตัวเป็นแก๊สโมเลกุลขนาดเล็กอย่างไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์บนตำแหน่งที่ว่องไวของตัวเร่งปฏิกิริยา (Active site) ผ่านปฏิกิริยาทางเคมี เช่น การแตกตัวด้วยความร้อน การรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำ การรีฟอร์มมิ่งด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ ปฏิกิริยาการก่อตัวของคาร์บอน (Carbon formation) ปฏิกิริยาออกเตอรแก๊สฟีด เป็นต้น ดังสมการที่ 2.19 ถึง 2.22 ตามลำดับ ในขณะที่เดียวกันนั้นโมเลกุลของทาร์ก็ถูกสลายตัวด้วยความร้อนและก่อให้เกิดการปล่อยอนุมูลอิสระ

(Free radicals) ซึ่งสามารถสร้างโค้ก (Coke) บนพื้นผิวของตัวเร่งปฏิกิริยาผ่านปฏิกิริยาพอลิเมอไรเซชันได้ (Polymerization reaction) ส่งผลให้ตัวเร่งปฏิกิริยาเกิดการเสื่อมสภาพ [ 22, 42-44 ]



รูปที่ 2.22 กลไกการแตกตัวทาร์ด้วยไอน้ำเชิงเร่งปฏิกิริยา [ 22 ]

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
CHULALONGKORN UNIVERSITY

## 2.6 แก๊สซิเคชันร่วม

แก๊สซิเคชันร่วม (Co-gasification) เป็นกระบวนการแก๊สซิเคชันที่ใช้เชื้อเพลิง 2 ชนิดที่มีคุณสมบัติต่างกันมาแปรสภาพให้เป็นแก๊สในเครื่องปฏิกรณ์เดียวกัน ซึ่งในช่วงไม่กี่ปีที่ผ่านมาได้มีการศึกษาแก๊สซิเคชันร่วมของถ่านหินและชีวมวลกันอย่างกว้างขวาง เนื่องจากแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้นั้นประกอบด้วยไฮโดรเจนและมีเทนเป็นองค์ประกอบหลัก ส่งผลให้คุณภาพของแก๊สสังเคราะห์ดีขึ้น ซึ่งสามารถนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงให้กับโรงไฟฟ้าได้ ในระหว่างการเกิดกระบวนการแก๊สซิเคชันร่วมนั้นสารระเหยจะเกิดการสลายตัวด้วยความร้อนก่อให้เกิดอนุมูลอิสระขึ้น ซึ่งจะทำปฏิกิริยากับสารอินทรีย์ (Organic matters) ของถ่านหิน ส่งผลให้อัตราการเปลี่ยนรูป (Conversion rate) เพิ่มขึ้นและยังส่งผลต่อองค์ประกอบและผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์ ในขณะที่เดียวกันยังพบว่ามี การปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ( $SO_2$ ) และออกไซด์ของไนโตรเจน ( $NO_x$ ) ลดลง

[ 38 ] ซึ่งนอกจากแกซิฟิเคชันร่วมของถ่านหินและชีวมวลแล้ว แกซิฟิเคชันร่วมเชื้อเพลิงต่าง ๆ ก็ยังได้มีการศึกษาเพิ่มเติมมากขึ้น ดังแสดงในตารางที่ 2.4

ตารางที่ 2.4 สรุปตัวอย่างผลการศึกษากาซิฟิเคชันร่วมในงานวิจัยต่าง ๆ

| วัตถุดิบ                         | สภาวะการทดลอง   | ผลการทดลอง   | อ้างอิง |
|----------------------------------|---|--|---------|
| เปลือกกล้วย<br>แกลบ<br>ไม้ซีดาร์ | อุณหภูมิ: 650 ถึง 850 องศาเซลเซียส<br>สารร่วมแกซิฟาย: ไอน้ำ | ที่อุณหภูมิ 850 องศาเซลเซียส พบว่าเปลือกกล้วยสามารถแปรสภาพให้เป็นแก๊สได้ง่ายกว่า ทำให้มีการปล่อยอนุมูล H และ OH ส่งเสริมการแตกตัวของ K species ในเปลือกกล้วย ช่วยปรับปรุงแกซิฟิเคชันร่วมของแกลบและไม้ซีดาร์                                    | [ 1 ]   |
| ลิกไนต์<br>ไม้สน                 | อุณหภูมิ: 950 องศาเซลเซียส<br>สารร่วมแกซิฟาย: ไอน้ำ         | ที่อุณหภูมิ 850 องศาเซลเซียส พบว่า AAEM species ( Salts in biomass, Carboxylate in coal and mineral matter) มีผลต่อ Char reactivity และการกระจายตัวต่อผลิตภัณฑ์  | [ 16 ]  |
| เมล็ดถั่ว<br>กลีเซอรอลดิบ        | อุณหภูมิ: 750 ถึง 850 องศาเซลเซียส                          | ที่อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส ให้ผลได้ของแก๊สมากที่สุด ซึ่ง K species และน้ำในกลีเซอรอลดิบส่งเสริมการเกิดปฏิกิริยาฟอรัมมิงของทาร์ ส่วนชาร์ที่ได้จากแกซิฟิเคชันร่วมจะช่วยเร่งปฏิกิริยาจากแกซิฟิเคชันร่วมเนื่องจากชาร์มีโครงสร้างที่เป็นรูพรุนสูง | [ 12 ]  |
| ไม้ซีดาร์<br>สาหร่าย             | อุณหภูมิ: 600 ถึง 750 องศาเซลเซียส<br>สารร่วมแกซิฟาย: ไอน้ำ | ที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส พบว่า อนุมูล H และ OH ที่ปล่อยออกมาจากสาหร่ายส่งเสริมการแตกตัวของวงแหวนแอโรมาติกในโครงสร้างของไม้ซีดาร์ ส่วน AAEM species ในสาหร่ายจะทำหน้าที่เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในการสลายตัวทาร์ไปเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์             | [ 17 ]  |
| ฟางข้าว<br>พลาสติก               | อุณหภูมิ: 700 ถึง 900 องศาเซลเซียส                          | ที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส จะมีการถ่ายโอนอนุมูล H และ OH จากฟางข้าวไปยังโครงสร้างของพลาสติกและ AAEM species ในฟางข้าวจะทำหน้าที่เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในการสลายตัวทาร์เป็นแก๊สผลิตภัณฑ์  | [ 45 ]  |
| ธัญพืช<br>ถ่านหิน                | อุณหภูมิ: 800 ถึง 900 องศาเซลเซียส<br>สารร่วมแกซิฟาย: ไอน้ำ | ที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส พบว่า AAEM species ในธัญพืชช่วยในการผลิตไฮโดรเจน ส่วนอนุมูล OH ที่ปล่อยออกมาจากธัญพืชจะทำลายวงแอโรมาติกในโครงสร้างของถ่านหินแล้วรวมกับคาร์บอนอะตอมเพื่อสร้างคาร์บอนมอนอกไซด์                                      | [ 46 ]  |

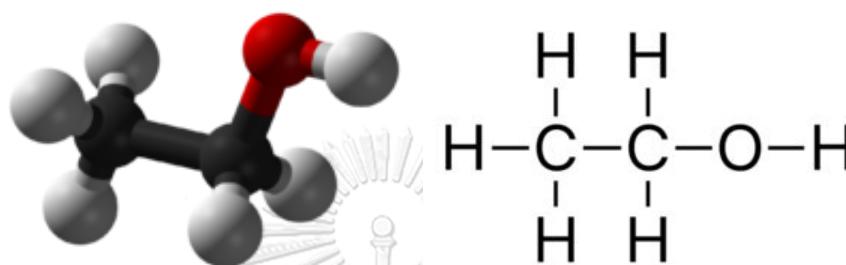
จากตารางที่ 2.4 จะพบว่าการผลิตของแก๊สที่เพิ่มขึ้นและให้ผลพลอยได้อย่างทาร์ที่ต่ำกว่าในแกซิฟิเคชันร่วมนั้นเกิดจากผลของการทำงานร่วมกัน (Synergistic effect) ของส่วนประกอบภายในวัตถุดิบ ที่อาจมีการเกิดอันตรกิริยา (Interaction) ต่อกันระหว่างวัตถุดิบทั้งสองชนิดหรือเกิดมาจากวัตถุดิบอย่างใดอย่างหนึ่ง [ 18 ] ซึ่งผลของการทำงานร่วมกันดังกล่าวส่วนใหญ่แล้วพบว่าเป็นผลมาจากส่วนประกอบที่ว่องไว (Active component ) ในเชื้อเพลิงหรือสารตั้งต้นที่ใช้เพื่อช่วยในการทำปฏิกิริยา ได้แก่ โลหะอัลคาไลและโลหะแอลคาไลน์เอิร์ท (Alkali and alkaline earth metals : AAEMs) และอนุมูลอิสระ (Free radicals) การสลายตัวของทาร์ (Decomposition of tar) และอันตรกิริยาระหว่างสารระเหยและชาร์ (Volatiles-char interaction) [ 47 ] จากที่กล่าวมานี้จะเห็นได้ว่านอกจากแกซิฟิเคชันร่วมจะช่วยลดปริมาณทาร์และเพิ่มผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์แล้ว แกซิฟิเคชันร่วมยังช่วยแก้ปัญหาในเรื่องต่าง ๆ [ 5, 13, 48-52 ] เช่น

1. การปรับปรุงคุณภาพของแก๊สผลิตภัณฑ์ ด้วยการปรับอัตราส่วนของก๊าซไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ ( $H_2/CO$ ) ในแก๊สผลิตภัณฑ์ให้สูงขึ้น
2. ผลของการทำงานร่วมกันในแกซิฟิเคชันร่วมอาจส่งผลให้เกิดความว่องไวในการเกิดปฏิกิริยาที่สูง (Higher reactivity) และการเปลี่ยนรูปเชื้อเพลิงที่สูง (Higher fuel conversion)
3. ส่งเสริมระยะเวลาการเกิดปฏิกิริยาในแกซิฟิเคชันร่วม
4. สามารถใช้เชื้อเพลิงหรือสารตั้งต้นในกระบวนการได้จากแหล่งพลังงานทางเลือกที่มีต้นทุนต่ำอย่างเชื้อเพลิงจากแหล่งพลังงานหมุนเวียนได้ เพื่อช่วยลดต้นทุนการผลิตของกระบวนการ
5. แก้ไขปัญหาในเรื่องของการจัดหาเชื้อเพลิงที่ไม่เพียงพอต่อความต้องการใช้งาน
6. ลดผลกระทบทางสิ่งแวดล้อมจากกระบวนการทางเคมีความร้อน อย่างเช่น ลดการปล่อยฝุ่นละอองหรือมลพิษในชั้นบรรยากาศได้

ซึ่งในงานวิจัยนี้ได้สนใจใช้เอทานอลเป็นสารตั้งต้นร่วมในแกซิฟิเคชันร่วม เนื่องจากเป็นเชื้อเพลิงที่สามารถผลิตได้จากวัตถุดิบทางการเกษตรด้วยกระบวนการหมักชีวมวลซึ่งสามารถผลิตได้ในประเทศไทย ทำให้สามารถลดการพึ่งพาเชื้อเพลิงจากต่างประเทศได้ อีกทั้งยังมีปริมาณของไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบสูงส่งผลให้เอทานอลมีอัตราส่วนอะตอมของไฮโดรเจนต่อคาร์บอน (H/C ratio) สูงตามไปด้วย และยังเป็นเชื้อเพลิงเหลวทำให้ง่ายต่อการขนส่ง สามารถผสมกับน้ำได้ง่ายจึงทำให้สามารถนำมาใช้เป็นสารป้อนในแกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำได้โดยไม่ต้องตัดแปลงเครื่องปฏิกรณ์มาก และยังพบว่าส่วนใหญ่มักใช้เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการรีฟอร์มมิงเท่านั้น [ 3, 13, 15, 19 ] ด้วยเหตุนี้จึงทำให้ในงานวิจัยนี้สนใจที่จะนำเอทานอลมาใช้ในแกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำ เพื่อดูผลการทำงานร่วมกันที่เกิดขึ้น

## 2.7 เอทานอล

เอทานอล (Ethanol หรือ Ethyl alcohol) เป็นแอลกอฮอล์ชนิดหนึ่ง มีคุณสมบัติติดไฟง่าย ไม่มีสี เป็นสารประกอบเคมีที่เป็นพิษอ่อน ๆ ประกอบด้วย คาร์บอน ไฮโดรเจน และออกซิเจน มีสูตรโมเลกุล คือ  $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$  หรือ  $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$  หรือเขียนย่อเป็น  $\text{EtOH}$  [ 9 ] ซึ่งมีโครงสร้างดังรูปที่ 2.23 และมีคุณสมบัติทางกายภาพและเคมีต่าง ๆ ดังแสดงในตารางที่ 2.5



รูปที่ 2.23 โครงสร้างของเอทานอล [ 53 ]

ตารางที่ 2.5 คุณสมบัติทางกายภาพและเคมีของเอทานอล [ 9, 53 ]

| คุณสมบัติทางกายภาพและเคมี | รายละเอียด                           |
|---------------------------|--------------------------------------|
| สูตรโมเลกุล               | $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$      |
| มวลโมเลกุล                | 46.07 กรัมต่อโมล                     |
| สถานะ                     | ของเหลว                              |
| สี                        | ใส ไม่มีสี                           |
| กลิ่น                     | เฉพาะตัว                             |
| ความถ่วงจำเพาะ            | 0.789 กรัมต่อมิลลิลิตร               |
| จุดหลอมเหลว               | -114.3 องศาเซลเซียส                  |
| จุดเดือด                  | 78.4 องศาเซลเซียส                    |
| ความสามารถในการละลายน้ำ   | ละลายน้ำได้ดี                        |
| ความหนาแน่นไอ             | 1.6                                  |
| ความหนืด                  | 1.41                                 |
| ความดันไอ                 | 43 มิลลิเมตรปรอท ที่ 20 องศาเซลเซียส |



### 2.7.1 การผลิตเอทานอล

เอทานอลเป็นเชื้อเพลิงประเภทแอลกอฮอล์ที่สามารถผลิตได้จากวัตถุดิบทางการเกษตรและมีความน่าสนใจที่จะนำมาใช้ทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิลในปัจจุบัน เนื่องจากเอทานอลเป็นเชื้อเพลิงเหลว ทำให้ง่ายต่อการขนส่ง มีความปลอดภัยในการใช้งานเมื่อเทียบกับเมทานอลซึ่งเป็นสารเคมีที่มีผลเสียต่อร่างกายมนุษย์ ปัจจุบันได้มีการนำเอทานอลไปเป็นเชื้อเพลิงโดยตรงเพื่อทดแทนน้ำมันเบนซินและน้ำมันดีเซล หรืออาจนำไปผสมกับน้ำมันเบนซิน เรียกว่า แก๊สโซฮอล์ (Gasohol) หรือผสมกับน้ำมันดีเซล เรียกว่า ดีโซฮอล์ (Diesohol) ก็ได้ โดยทั่วไปมักเรียกเอทานอลที่ผลิตได้จากแหล่งพลังงานหมุนเวียนว่า ไบโอเอทานอล (Bioethanol) สำหรับประเทศไทยซึ่งเป็นประเทศเกษตรกรรมมีความเหมาะสมอย่างมากในการผลิตไบโอเอทานอลเพื่อใช้เป็นแหล่งพลังงานทดแทน เนื่องจากสามารถใช้ผลิตทางการเกษตรหรือของเหลือทิ้งจากภาคเกษตรกรรมที่มีมาใช้ในการผลิตเอทานอลได้ ดังแสดงในตารางที่ 2.6 ซึ่งวัตถุดิบในการผลิตไบโอเอทานอลสามารถจำแนกได้เป็น 3 ประเภท คือ

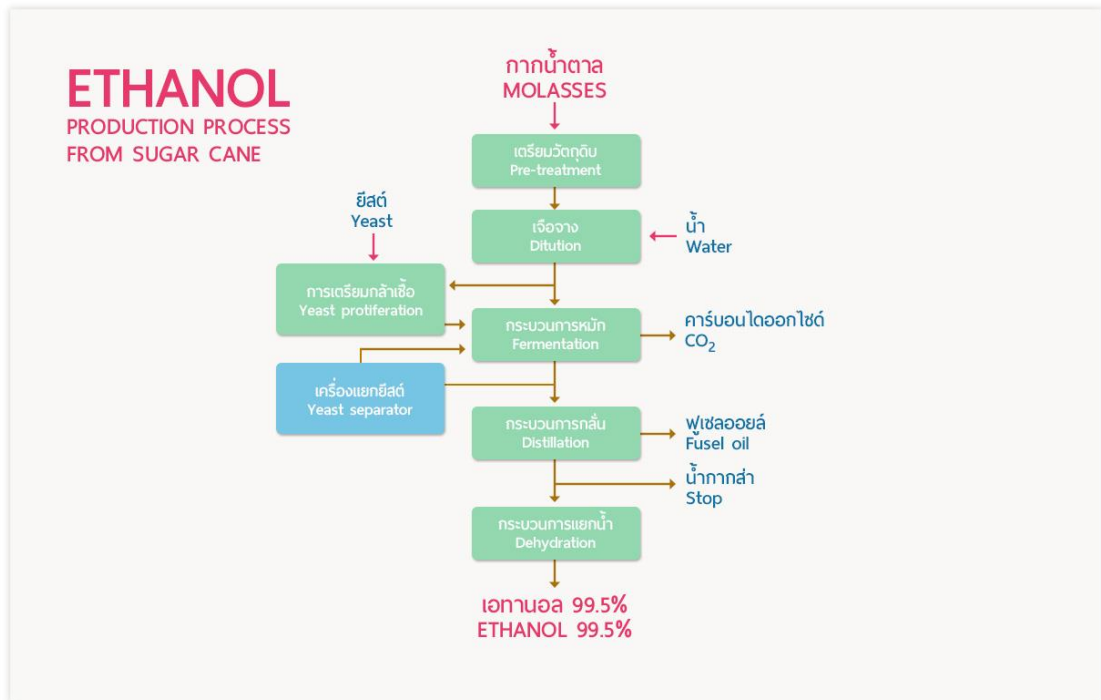
1. วัตถุดิบประเภทแป้ง ซึ่งได้จากผลผลิตทางการเกษตรจำพวกธัญพืช เช่น ข้าวเจ้า ข้าวโพด และข้าวบาร์เลย์ และผลผลิตทางการเกษตรพวกพืช เช่น มันสำปะหลัง มันฝรั่ง มันเทศ
2. วัตถุดิบประเภทน้ำตาล เช่น อ้อย กากน้ำตาล และบีทรูท
3. วัตถุดิบประเภทเส้นใย ซึ่งส่วนใหญ่เป็นวัสดุที่ได้จากผลผลิตทางการเกษตร เช่น เศษไม้ ชังข้าวโพด ชานอ้อย เศษกระดาษ ขี้เลื่อย วัชพืช

ตารางที่ 2.6 ข้อมูลจำนวนและกำลังการผลิตของโรงเอทานอลในประเทศไทยปี พ.ศ. 2564 [ 54 ]

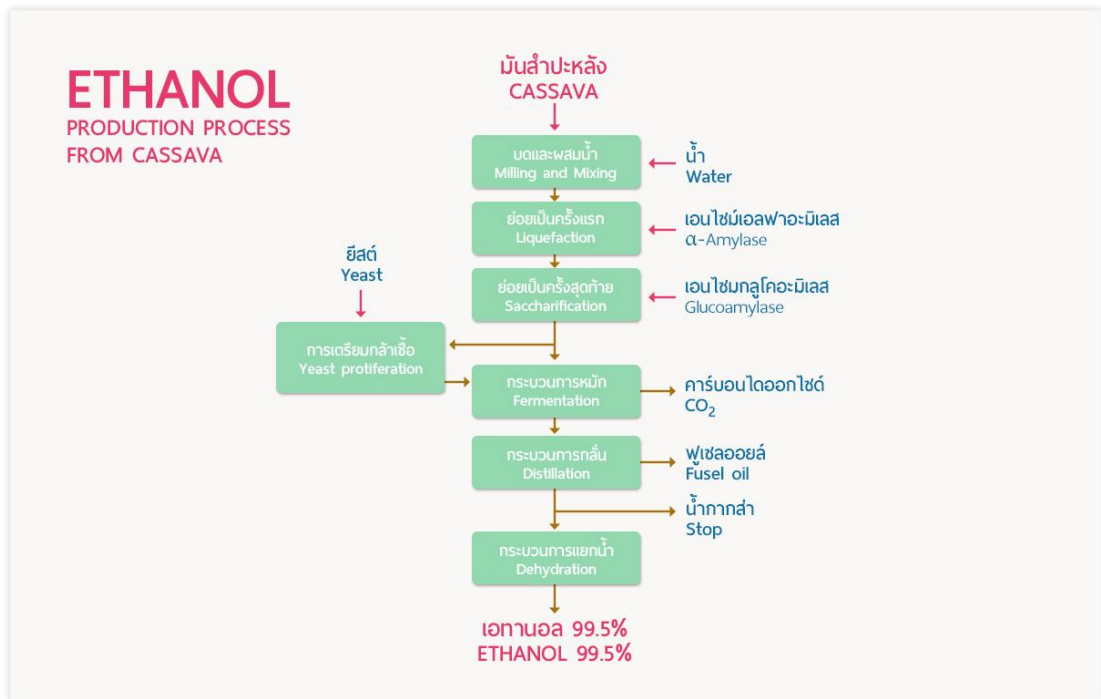
| วัตถุดิบ                | จำนวนโรงงาน | กำลังการผลิต (ลิตร/วัน) |
|-------------------------|-------------|-------------------------|
| กากน้ำตาล               | 12          | 3,010,000               |
| มันสำปะหลัง + กากน้ำตาล | 6           | 925,000                 |
| มันสำปะหลัง             | 9           | 2,190,000               |
| รวม                     | 27          | 6,125,000               |

โดยรูปที่ 2.24 และรูปที่ 2.25 จะแสดงตัวอย่างกระบวนการผลิตไบโอเอทานอลจากกากน้ำตาลและมันสำปะหลังในประเทศไทย ซึ่งประกอบด้วยขั้นตอนต่าง ๆ ดังนี้

1. การปรับสภาพวัตถุดิบ (Pretreatment)
2. การเปลี่ยนวัตถุดิบให้เป็นน้ำตาลด้วยกระบวนการไฮโดรไลซิส (Hydrolysis) เป็นขั้นตอนในการเปลี่ยนเซลลูโลสที่มีในวัตถุดิบให้กลายเป็นน้ำตาลโดยใช้เอนไซม์
3. การหมัก (Fermentation) เป็นขั้นตอนการเปลี่ยนน้ำตาลเป็นเอทานอลโดยใช้ยีสต์
4. การกลั่น (Distillation) เพื่อกลั่นเอทานอลให้มีความบริสุทธิ์สูงขึ้น



รูปที่ 2.24 ขั้นตอนการผลิตไบโอเอทานอลจากกากน้ำตาล [ 55 ]



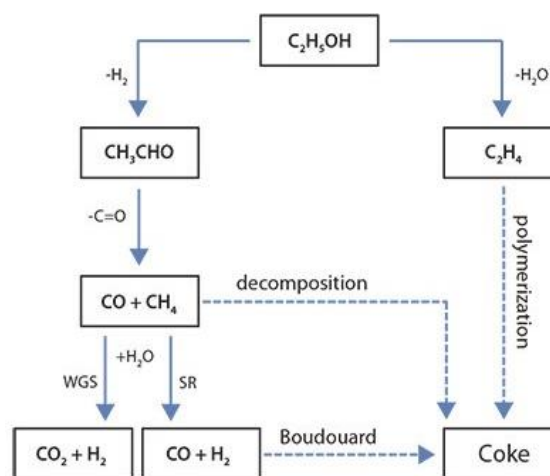
รูปที่ 2.25 ขั้นตอนการผลิตไบโอเอทานอลจากมันสำปะหลัง [ 55 ]

### 2.7.2 การใช้ประโยชน์ของเอทานอล

ทั้งนี้รายละเอียดของขั้นตอนในการผลิตเอทานอลจะแตกต่างกันไป ขึ้นอยู่กับวัตถุดิบที่ใช้ในการผลิตและความบริสุทธิ์ของเอทานอลที่ต้องการ เนื่องจากเอทานอลเป็นวัตถุดิบที่ไม่เป็นพิษ ขนส่งได้ง่าย มีปริมาณของไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบสูง สามารถผลิตได้จากผลผลิตทางการเกษตรที่มีในประเทศ จึงทำให้การนำเอทานอลใช้เป็นเชื้อเพลิงเพื่อผลิตไฮโดรเจนกันอย่างแพร่หลาย ซึ่งปัจจุบันประเทศไทยมีการผลิตเอทานอลจากวัตถุดิบหลัก คือ มันสำปะหลัง อ้อย และกากน้ำตาล การผลิตไฮโดรเจนจากเอทานอลโดยใช้กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ ส่วนใหญ่จะมีการป้อนไอน้ำเข้าสู่เครื่องรีฟอร์มเมอร์ในปริมาณที่มากเกินไป (สูงกว่าสัดส่วนที่ต้องใช้ตามสมการปฏิกิริยารีฟอร์มมิง) เพื่อให้สมดุลของปฏิกิริยาเคมีเลื่อนไปทางผลิตภัณฑ์ ทำให้ได้ไฮโดรเจนมากขึ้น ซึ่งปฏิกิริยาหลักที่เกี่ยวข้องกับการผลิตไฮโดรเจน คาร์บอนไดออกไซด์ คาร์บอนมอนอกไซด์ และมีเทน จะแสดงดังสมการที่ 2.23 2.24 และ 2.25

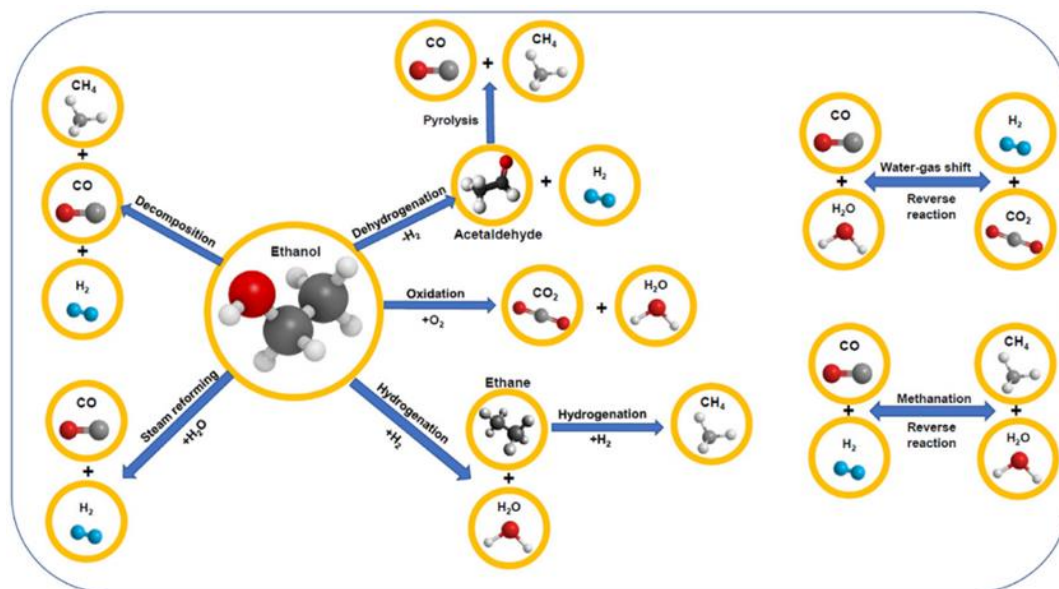


ซึ่งจะมีกลไกในการเกิดปฏิกิริยาดังรูปที่ 2.26 เอทานอลจะเกิดปฏิกิริยาดีไฮโดรจีเนชันได้ผลิตภัณฑ์ คือ อะซีทัลดีไฮด์ (Acetaldehyde) หรือเกิดปฏิกิริยาไฮเดรชันได้ผลิตภัณฑ์ คือ เอทิลีน (Ethylene) ซึ่งทั้งอะซีทัลดีไฮด์และเอทิลีนที่เกิดขึ้นเป็นสารมัธยันตร์ (Intermediate) ที่ไม่เสถียรไม่สามารถเกิดปฏิกิริยาต่อกลายเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ได้ นอกจากนี้ยังพบการเกิดของปฏิกิริยาข้างเคียงในการเปลี่ยนของเอทิลีนหรือคาร์บอนมอนอกไซด์เป็นคาร์บอน ซึ่งมีผลทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้เกิดการเสื่อมสภาพได้



รูปที่ 2.26 กลไกปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของเอทานอลบนตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล [ 56 ]

ส่วนรูปที่ 2.27 จะแสดงกลไกการเกิดปฏิกิริยาต่าง ๆ ของเอทานอลที่เกิดขึ้นในกรณีที่ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาในกระบวนการออกซิเดชันในน้ำเหนือวิกฤต (Supercritical water partial oxidation)



รูปที่ 2.27 กลไกการเกิดปฏิกิริยาต่าง ๆ ของเอทานอลในกรณีที่ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา [ 57 ]

จากกระบวนการผลิตเอทานอลในประเทศไทยที่มีกำลังการผลิตรวมถึง 6,125,000 ลิตรต่อวันพบว่าก่อให้เกิดผลพลอยได้จากกระบวนการหมักกากน้ำตาลหรือมันสำปะหลังเพื่อผลิตไบโอเอทานอลคือ ฟูเซลอยล์ (Fusel oil) ดังแสดงในรูปที่ 2.24 และ 2.25 โดยการผลิตไบโอเอทานอลนั้นจะให้ฟูเซลอยล์เป็นผลพลอยได้ 1.0 ถึง 5.0 ลิตรต่อ 1,000 ลิตรของเอทานอลที่ผลิตได้ ซึ่งถือเป็นปริมาณที่มากในอุตสาหกรรม อย่างไรก็ตามทั้งคุณภาพและปริมาณของฟูเซลอยล์นั้นขึ้นอยู่กับชีวมวลที่ใช้ (Biomass feedstocks) การเพิ่มสารไนโตรเจน (Nitrogen substances added) และสภาวะการทำงาน of กระบวนการหมักและกระบวนการกลั่น โดยทั่วไปฟูเซลอยล์หรือเรียกอีกชื่อหนึ่งว่าฟูเซลแอลกอฮอล์ (Fusel alcohol) จะเป็นส่วนผสมของแอลกอฮอล์หลายชนิด ส่วนมากเป็นองค์ประกอบที่มีคาร์บอน 3 ถึง 5 อะตอม ดังแสดงในตารางที่ 2.7 ซึ่งส่วนใหญ่พบว่าเป็นไอโซเอมิลแอลกอฮอล์ (Isoamyl alcohol) ที่สามารถนำไปใช้เป็นตัวทำละลาย (Solvent) การเคลือบโฟม (Foam coating) สารแต่งกลิ่นรส (Flavoring agent) หรือแม้แต่สารเติมแต่งเชื้อเพลิง (Fuel additive) เพื่อปรับปรุงการเผาไหม้ของเครื่องยนต์ [ 58 ] แต่อย่างไรก็ตามฟูเซลอยล์ที่ผลิตได้นั้นพบว่ายังคงมีปริมาณเหลือที่มากอยู่ ส่งผลให้ฟูเซลอยล์มีราคาที่ค่อนข้างต่ำ ซึ่งส่วนใหญ่พบว่าจะกำจัดทิ้งด้วยการนำไปเผาไหม้โดยตรงเพื่อผลิตพลังงาน [ 19 ]

ตารางที่ 2.7 องค์ประกอบทางเคมีของฟูเซลอยล์ [ 58 ]

| Chemical components | Molecular weight<br>(g/mol) | Fusel oil |      |
|---------------------|-----------------------------|-----------|------|
|                     |                             | %wt.      | %mol |
| Isoamyl alcohol     | 88.1                        | 66.7      | 42.6 |
| Isobutanol          | 74.1                        | 12.3      | 9.3  |
| n-Butanol           | 74.1                        | 0.7       | 0.5  |
| n-Propanol          | 60.1                        | 4.3       | 4.0  |
| Ethanol             | 46.1                        | 3.4       | 4.2  |
| H <sub>2</sub> O*   | 18.0                        | 12.6      | 39.4 |

\* Determined by Karl Fisher titration.

นอกจากนี้ยังได้มีงานวิจัยในต่างประเทศจำนวนหนึ่งที่ศึกษาการนำเอทานอลดิบ (Crude ethanol) ที่ได้หลังจากกระบวนการหมักมาผลิตไฮโดรเจนโดยไม่ผ่านกระบวนการกลั่นหรือแยกน้ำออกแต่อย่างใด โดยเอทานอลดิบมีองค์ประกอบของสารต่าง ๆ ดังแสดงในตารางที่ 2.8 ได้แสดงองค์ประกอบของเอทานอลดิบจากกระบวนการหมักของชีวมวลในประเทศแคนาดา จากข้อมูลจะเห็นว่าเอทานอลดิบมีน้ำในสัดส่วนที่สูงที่สุด การผลิตไฮโดรเจนด้วยการใช้เอทานอลดิบจึงมีข้อดีในแง่การใช้ประโยชน์จากน้ำที่มีในวัตถุดิบโดยตรง แต่อย่างไรก็ตามเอทานอลดิบที่ได้จากการหมักนั้นมีเอทานอลเพียง 3.0 ถึง 4.4 เปอร์เซ็นต์โดยโมล เมื่อคิดเทียบเป็นสัดส่วนเชิงโมลของน้ำต่ออะตอมของคาร์บอนที่มีในเอทานอลดิบจะมีค่าประมาณ 11.5 ซึ่งเป็นสัดส่วนที่ค่อนข้างสูง ทำให้ต้องใช้พลังงานจำนวนมากเพื่อทำให้สารตั้งต้นระเหยกลายเป็นไอในกระบวนการรีฟอร์มมิง นอกจากนี้ปริมาณน้ำในเอทานอลดิบที่สูงยังอาจส่งผลให้ไฮโดรเจนที่ผลิตได้มีความเข้มข้นที่ต่ำเนื่องจากน้ำที่ไม่ถูกใช้ในปฏิกิริยาเหลือในปริมาณสูง ดังนั้นการออกแบบระบบการผลิตไฮโดรเจนจากเอทานอลดิบจำเป็นต้องให้ความสนใจประเด็นการวิเคราะห์การใช้พลังงานรวมของระบบด้วยว่า ระหว่างการใช้พลังงานในกระบวนการกลั่นแยกเพื่อผลิตเอทานอลที่มีความบริสุทธิ์ก่อนนำไปป้อนเข้าสู่กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ กับการใช้เอทานอลซึ่งจะช่วยลดพลังงานที่ต้องใช้ในการกลั่นแยกเอทานอลให้บริสุทธิ์แต่ต้องใช้พลังงานมากขึ้นในส่วนของกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ การดำเนินการในลักษณะใดที่จะมีประสิทธิภาพในการผลิตไฮโดรเจนและ การใช้พลังงานที่ดีกว่ากัน [ 3 ]

ตารางที่ 2.8 องค์ประกอบของเอทานอลดิบจากกระบวนการหมักในประเทศแคนาดา [ 3, 59, 60 ]

| Crude ethanol components | Vol.% | Mol% on a water free basis |
|--------------------------|-------|----------------------------|
| Ethanol                  | 12.0  | 88.42                      |
| Lactic acid              | 1.0   | 5.71                       |
| Glycerol                 | 1.0   | 5.869                      |
| Maltose                  | 0.001 | 0.001                      |
| Water                    | 86    | Not applicable             |

## 2.8 ตัวเร่งปฏิกิริยา

ตัวเร่งปฏิกิริยา (Catalyst) หมายถึง สารที่เติมลงไปในปฏิกิริยาแล้วทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้น โดยที่ตัวเร่งปฏิกิริยาอาจจะมีส่วนร่วมในการเกิดปฏิกิริยาด้วยหรือไม่ก็ได้ แต่เมื่อสิ้นสุดปฏิกิริยา ตัวเร่งปฏิกิริยาเหล่านี้จะต้องมีปริมาณเท่าเดิมและสมบัติเหมือนเดิม การที่ตัวเร่งปฏิกิริยาสามารถเพิ่มอัตราการเกิดปฏิกิริยาได้เอง เนื่องจากว่าตัวเร่งปฏิกิริยาช่วยลดพลังงานก่อกัมมันต์ของปฏิกิริยาให้ต่ำลง จึงทำให้มีโมเลกุลที่มีพลังงานสูงกว่าหรือเท่ากับพลังงานก่อกัมมันต์มีจำนวนมากขึ้น ปฏิกิริยาเคมีจึงเกิดเร็วขึ้น แต่จะไม่ทำให้พลังงานของปฏิกิริยาเปลี่ยนแปลงไป [ 61 ]

### 2.8.1 ประเภทของตัวเร่งปฏิกิริยา

ตัวเร่งปฏิกิริยาโดยทั่วไปแบ่งออกเป็น 2 ประเภท คือ

#### 2.8.1.1 ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์

ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ (Homogenous catalyst) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีวัฏภาคเหมือนกับสารที่เข้าทำปฏิกิริยา มักเป็นโมเลกุลที่มีตำแหน่งสำหรับเร่งปฏิกิริยาชัดเจนทำให้ง่ายต่อการศึกษาและมีราคาไม่แพงเมื่อเทียบกับโลหะที่ใช้ในการเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ แต่มีข้อเสียคือมักสลายตัวหรือเสื่อมสภาพในสถานะที่ใช้ความร้อนหรือความดันสูง

#### 2.8.1.2 ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์

ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ (Heterogeneous catalyst) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีวัฏภาคแตกต่างกับสารที่เข้าทำปฏิกิริยา โดยทั่วไปตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทนี้มักเป็นของแข็ง โดยที่ปฏิกิริยาจะเกิดบนพื้นผิวของตัวเร่งปฏิกิริยา ส่วนใหญ่นิยมใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีสถานะเป็นของแข็งในการเร่งปฏิกิริยาที่สารตั้งต้นอยู่ในสถานะของเหลวหรือแก๊ส เนื่องจากสามารถแยกตัวเร่งปฏิกิริยาออกมาจากสารผลิตภัณฑ์และสารตั้งต้นที่เหลือได้ง่าย นอกจากนี้ยังง่ายต่อการควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ เนื่องจากสามารถควบคุมสถานะที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยาได้ง่ายกว่า

## 2.8.2 องค์ประกอบของตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธุ์

ตัวเร่งปฏิกิริยาส่วนใหญ่ประกอบด้วย 3 องค์ประกอบหลัก คือ ตัวรองรับ (Support) มักเป็นวัสดุที่มีพื้นที่ผิวสูงเพื่อให้ง่ายต่อการกระจายตัวของสารว่องไวในการทำปฏิกิริยา สารว่องไว (Active phase) เพื่อช่วยทำให้เกิดปฏิกิริยาเร็วขึ้น และตัวส่งเสริม (Promoter) ซึ่งจะช่วยให้เพิ่มประสิทธิภาพของตัวเร่งปฏิกิริยา ดังแสดงในรูปที่ 2.28



รูปที่ 2.28 องค์ประกอบของตัวเร่งปฏิกิริยา [ 62 ]

จากรูปที่ 2.29 ได้แสดงองค์ประกอบหลักที่ใช้ในการออกแบบตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งถูกรวบรวมโดย Santamaria และคณะ [ 62 ] โดยจะแสดงวัสดุที่ใช้ในการเร่งปฏิกิริยา (สารว่องไว ตัวรองรับ และตัวส่งเสริม) สำหรับการผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการไพโรไลซิสและรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำโดยใช้ชีวมวลและขยะพลาสติกเป็นวัตถุดิบ ซึ่งความเหมาะสมขององค์ประกอบเหล่านี้จะถูกจัดประเภทตามรหัสสี ซึ่งมีรายละเอียดดังนี้

1. สีเขียว หมายถึง มีประสิทธิภาพดี
2. สีเหลือง หมายถึง มีประสิทธิภาพปานกลาง
3. สีแดง หมายถึง มีประสิทธิภาพต่ำ



| Active phase |    | Support |    | Promoter |    | Biomass-derived poisons |    | Other poisons |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |  |  |  |
|--------------|----|---------|----|----------|----|-------------------------|----|---------------|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|--|--|--|
| 1            | H  | 2       | He |          |    |                         |    |               |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |  |  |  |
| 3            | Li | 4       | Be |          |    |                         |    |               |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |  |  |  |
| 5            | B  | 6       | C  |          |    |                         |    |               |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |  |  |  |
| 7            | N  | 8       | O  |          |    |                         |    |               |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |  |  |  |
| 9            | F  | 10      | Ne |          |    |                         |    |               |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |  |  |  |
| 11           | Na | 12      | Mg |          |    |                         |    |               |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |  |  |  |
| 13           | Al | 14      | Si |          |    |                         |    |               |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |  |  |  |
| 15           | P  | 16      | S  |          |    |                         |    |               |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |  |  |  |
| 17           | Cl | 18      | Ar |          |    |                         |    |               |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |  |  |  |
| 19           | K  | 20      | Ca | 21       | Sc | 22                      | Ti | 23            | V  | 24 | Cr | 25 | Mn | 26 | Fe | 27 | Co | 28 | Ni | 29 | Cu | 30 | Zn | 31 | Ga | 32 | Ge | 33 | As | 34 | Se | 35 | Br | 36 | Kr |  |  |  |
| 37           | Rb | 38      | Sr | 39       | Y  | 40                      | Zr | 41            | Nb | 42 | Mo | 43 | Tc | 44 | Ru | 45 | Rh | 46 | Pd | 47 | Ag | 48 | Cd | 49 | In | 50 | Sn | 51 | Sb | 52 | Te | 53 | I  | 54 | Xe |  |  |  |
| 55           | Cs | 56      | Ba | 57       | La | 58                      | Ce | 59            | Pr | 60 | Nd | 61 | Pm | 62 | Sm | 63 | Eu | 64 | Gd | 65 | Tb | 66 | Dy | 67 | Ho | 68 | Er | 69 | Tm | 70 | Yb | 71 | Lu |    |    |  |  |  |
| 72           | Hf | 73      | Ta | 74       | W  | 75                      | Re | 76            | Os | 77 | Ir | 78 | Pt | 79 | Au | 80 | Hg | 81 | Tl | 82 | Pb | 83 | Bi | 84 | Po | 85 | At | 86 | Rn |    |    |    |    |    |    |  |  |  |
| 87           | Fr | 88      | Ra |          |    |                         |    |               |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |  |  |  |

รูปที่ 2.29 องค์ประกอบหลักในการออกแบบตัวเร่งปฏิกิริยาสำหรับการผลิตไฮโดรเจนจาก กระบวนการไพโรไลซิสและรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำโดยใช้ชีวมวลและขยะพลาสติกเป็นวัตถุดิบ [ 62 ]

### 2.8.2.1 อะลูมิเนียมออกไซด์

อะลูมิเนียมออกไซด์ หรือ อะลูมินา มีสูตรทางเคมีว่า  $Al_2O_3$  จัดเป็นออกไซด์ที่มนุษย์ใช้ประโยชน์มาตั้งแต่ดึกดำบรรพ์จนกระทั่งถึงปัจจุบัน และยังคงถูกพัฒนานำมาใช้กันมากขึ้นในอนาคต โดยมีจุดหลอมเหลว 2,030 องศาเซลเซียส อะลูมิเนียมออกไซด์จะพบได้ในรูปอัลฟา ( $\alpha$ ) แกมมา ( $\gamma$ ) และเบต้า ( $\beta$ ) โดยส่วนใหญ่จะอยู่ในรูปของแอลฟาอะลูมิเนียมออกไซด์และแกมมาอะลูมิเนียมออกไซด์ ในอุณหภูมิที่ไม่เกิน 500 องศาเซลเซียส จะทำให้อะลูมิเนียมออกไซด์จะอยู่ในรูปแกมมา หากนำไปเผาที่อุณหภูมิสูง 1,150 ถึง 1,200 องศาเซลเซียส จะเปลี่ยนไปอยู่ในรูปของแอลฟา อะลูมิเนียมออกไซด์ที่มีพื้นที่ผิวเพียง 1 ถึง 5 ตารางเมตรต่อกรัม ซึ่งเป็นวัสดุที่เฉื่อยต่อปฏิกิริยาและไม่มีความพรุนเพื่อช่วยให้การแพร่ของแก๊สผ่านตัวเร่งปฏิกิริยาเกิดขึ้นได้ดี แต่เบต้าอะลูมิเนียมออกไซด์จะอยู่ในรูปของสารประกอบโซเดียม คือ โซเดียมอะลูมิเนต (Sodium aluminate :  $Na_2O \cdot 11Al_2O_3$ ) ซึ่งมีพื้นที่ผิวประมาณ 50 ถึง 120 ตารางเมตรต่อกรัม [ 63 ] ดังนั้นแกมมาอะลูมินาหรืออาจเรียกว่า Activated alumina จึงมักนิยมนำมาใช้เป็นตัวรองรับของตัวเร่งปฏิกิริยาโลหะเนื่องจากว่ามีราคาที่ไม่แพงเพราะมีต้นทุนในการผลิตที่ค่อนข้างต่ำ มีความแข็งแรงเชิงกลสูง ทนต่อความร้อนสูงได้ในกระบวนการทางเคมีความร้อน และมีพื้นที่ผิวที่สูงถึงประมาณ 100 ถึง 400 ตารางเมตรต่อกรัม ทำให้อัตราเร่งปฏิกิริยาโลหะสามารถเกาะบนพื้นผิวได้มากและเพิ่มการกระจายตัวของตัวเร่งปฏิกิริยาโลหะ ส่งผลให้ช่วยลดปริมาณการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโลหะซึ่งมักจะมีราคาแพงได้มากขึ้น



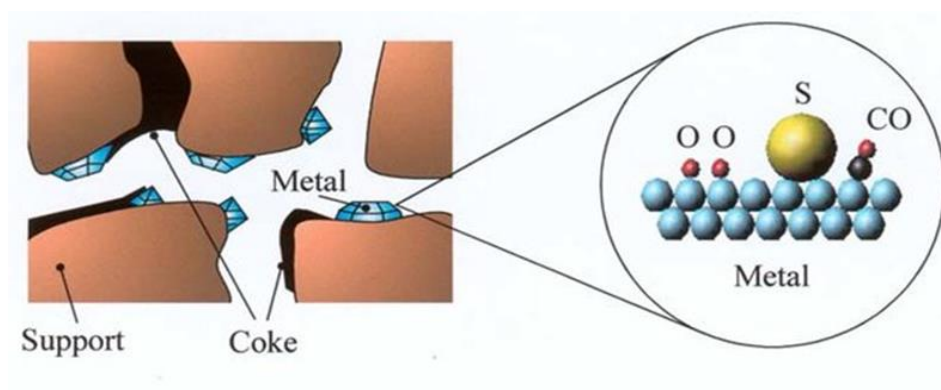
### 2.8.2.2 แมกนีเซียมอะลูมิเนียมออกไซด์

แมกนีเซียมอะลูมิเนียมออกไซด์ หรือ แมกนีเซียมอะลูมิเนียมเนต มีสูตรทางเคมีว่า  $MgAl_2O_4$  เป็นออกไซด์ผสมระหว่างแมกนีเซียมออกไซด์กับอะลูมิเนียมออกไซด์ การรวมกันของออกไซด์สองชนิดนี้ทำให้แมกนีเซียมอะลูมิเนียมออกไซด์มีคุณสมบัติพิเศษหลายอย่าง เช่น จุดหลอมเหลวสูงถึง 2,135 องศาเซลเซียส มีโครงสร้างแข็ง มีความเฉื่อยต่อปฏิกิริยาเคมีสูงมาก ค่าคงที่การนำไฟฟ้าต่ำ และมีคุณสมบัติเกี่ยวกับการมองเห็น เนื่องจากมีคุณสมบัติหลายด้านจึงถูกนำมาประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรมต่าง ๆ อย่างกว้างขวาง เช่น อุตสาหกรรมเซรามิก อุตสาหกรรมสารเคมี อุตสาหกรรมไฟฟ้า ตัวรองรับให้กับตัวเร่งปฏิกิริยาโลหะ เป็นต้น การเตรียมแมกนีเซียมอะลูมิเนียมเนตให้มีความบริสุทธิ์สูง เป็นเนื้อเดียวกัน อนุภาคละเอียด และมีขนาดสม่ำเสมอ สามารถเตรียมได้หลายวิธี เช่น โซล-เจล ตกตะกอนร่วม ไฮโดรเทอร์มอล ไมโครอิมัลชัน เป็นต้น ซึ่งวิธีเตรียมที่เหมาะสมที่สุด คือ วิธีเอ็บซุ่ม เนื่องจากจะทำให้อนุภาคมีการกระจายตัวสม่ำเสมอและอนุภาคมีขนาดเล็ก ซึ่งสิ่งที่สำคัญสำหรับการเตรียมด้วยวิธีนี้ คือ มีต้นทุนต่ำเหมาะสำหรับการผลิตในอุตสาหกรรมต่าง ๆ

### 2.8.2.3 โลหะนิกเกิล

นิกเกิล (Nickel) เป็นโลหะที่ทนทานต่อการกัดกร่อน มีจุดหลอมเหลว 1,455 องศาเซลเซียส สามารถใช้งานในอุณหภูมิสูง ๆ ได้ เพราะสามารถคงความแข็งแรงได้ถึงแม้โลหะจะร้อน ซึ่งมักนิยมนำมาใช้เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในกระบวนการต่าง ๆ เช่น กระบวนการแกซีฟิเคชัน กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ เป็นต้น เนื่องจากโลหะนิกเกิลสามารถหาได้ง่ายและมีราคาถูกเมื่อเทียบกับตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้โลหะทรานซิชันหมู่ 8 ชนิดอื่นอย่างเช่น เหล็ก (Fe) โคบอลต์ (Co) รูทีเนียม (Ru) แพลทินัม (Pt) โรเดียม (Rh) และอิริเดียม (Ir) เป็นต้น ซึ่งได้มีงานวิจัยหลายงานพิสูจน์แล้วว่าตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลสามารถลดปริมาณสารด้วยการเร่งปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของถ่าน เพื่อเพิ่มการผลิตไฮโดรเจนในแก๊สผลิตภัณฑ์ มีคุณสมบัติในการเร่งปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของมีเทน และช่วยส่งเสริมปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิฟต์เพื่อปรับอัตราส่วนของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ ( $H_2/CO$ ) ในแก๊สผลิตภัณฑ์ ด้วยเหตุนี้จึงทำให้โลหะนิกเกิลได้รับความสนใจและถูกพัฒนามาอย่างต่อเนื่อง แต่อย่างไรก็ตามตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลอาจเกิดการสูญเสียความว่องไวเมื่อใช้งานในระยะหนึ่ง ทั้งนี้อาจมีสาเหตุดังนี้

1. การเป็นพิษ (Poisoning) เกิดขึ้นเนื่องจากมีสิ่งเจือปนอยู่ในสารที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยา อย่างเช่น ก๊าซไฮโดรเจนซัลไฟด์ ( $H_2S$ ) และสารประกอบไฮโดรเจนคลอไรด์ (HCl) ซึ่งพบมากในถ่านของชีวมวล ส่งผลให้ความว่องไวของตัวเร่งปฏิกิริยาลดลง เนื่องจากสารเจือปนเหล่านี้จะถูกดูดซับในส่วนที่ว่องไวของตัวเร่งปฏิกิริยา ดังแสดงในรูปที่ 2.30



รูปที่ 2.30 การเป็นพิษและการอุดตันของตัวเร่งปฏิกิริยา [ 64 ]

2. การอุดตัน (Fouling) เกิดขึ้นเนื่องจากคาร์บอนหรือโค้ก ซึ่งเป็นสารประกอบอนินทรีย์ที่เป็นของแข็ง โดยองค์ประกอบส่วนใหญ่เป็นคาร์บอน มีปริมาณไฮโดรเจน ไนโตรเจน ซัลเฟอร์ และออกซิเจนในปริมาณที่เล็กน้อย ที่เกิดมาจากปฏิกิริยาในกระบวนการแกซิฟิเคชันไปอุดตันที่รูพรุนของตัวเร่งปฏิกิริยา ดังแสดงในรูปที่ 2.30 ส่งผลให้ความว่องไวของตัวเร่งปฏิกิริยาลดลงและเสื่อมสภาพได้ง่าย อีกทั้งยังเป็นการเพิ่ม Pressure drop ภายในเครื่องปฏิกรณ์อีกด้วย [ 65 ]

3. การรวมตัวเนื่องจากความร้อน (Sintering) เกิดขึ้นเนื่องจากการที่โลหะเกิดการหลอมเหลวจากการใช้อุณหภูมิที่สูงมากในกระบวนการแกซิฟิเคชัน ดังแสดงในรูปที่ 2.31 ดังนั้นเมื่ออุณหภูมิลดลงจะทำให้โลหะมีขนาดใหญ่ขึ้น ทำให้ตำแหน่งที่ว่องไวของตัวเร่งปฏิกิริยาลดลง



รูปที่ 2.31 การรวมตัวเนื่องจากความร้อนของตัวเร่งปฏิกิริยา [ 64 ]

จากที่กล่าวมานี้ ตัวเร่งปฏิกิริยาที่เหมาะสมและมีประสิทธิภาพสำหรับแกซิฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอล คือ โลหะนิกเกิล และตัวรองรับประเภทสารประกอบออกไซด์ คือ แกมมาอะลูมินา ที่ผ่านการปรับปรุงประสิทธิภาพด้วยสารเพิ่มประสิทธิภาพ คือ แมกนีเซียม เพื่อยับยั้งไม่ให้โลหะนิกเกิลรวมตัวกันด้วยแมกนีเซียมอะลูมินेट ส่งผลให้ผลึกของตัวเร่งปฏิกิริยาโลหะสามารถกระจายตัวได้ดีขึ้นและสามารถต้านการรวมตัวกันระหว่างโลหะบนพื้นผิวตัวเร่งปฏิกิริยาได้ สามารถลดอัตราการเกิดโค้กบนตัวเร่งปฏิกิริยาได้อย่างมีประสิทธิภาพ มีความว่องไว มีเสถียรภาพสูง และมีความแข็งแรงเชิงกล [ 66, 67 ]

### 2.8.3 การเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา

การเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยามีหลายวิธี ในที่นี้จะขอกล่าวถึงวิธีที่ใช้ในการเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยาที่นิยมใช้ คือ วิธีเอ็บซุ่ม (Impregnation method) เป็นวิธีการที่ง่าย ไม่ซับซ้อน และใช้กันมากที่สุดในการเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา [ 25 ] ซึ่งสามารถแบ่งได้เป็น 2 วิธี คือ

#### 2.8.3.1 วิธีเอ็บซุ่มแบบเคลือบฝังร่วม

วิธีเอ็บซุ่มแบบเคลือบฝังร่วม (Co-impregnation) เป็นวิธีเอ็บซุ่มโดยใช้สารละลายผสมของโลหะทั้งสองที่มีปริมาณมากเกินพอพร้อมกันในครั้งเดียวบนตัวรองรับ หลังจากนั้นตัวเร่งปฏิกิริยาจะถูกทำให้แห้งและเผาที่อุณหภูมิสูง ซึ่งเป็นวิธีที่สะดวกที่สุดในการเตรียมในห้องปฏิบัติการ

#### 2.8.3.2 วิธีเอ็บซุ่มแบบเคลือบฝังตามลำดับ

วิธีเอ็บซุ่มแบบเคลือบฝังตามลำดับ (Sequential impregnation) เป็นวิธีการเอ็บซุ่มด้วยสารละลายของสารประกอบโลหะที่มีปริมาณมากเกินพอทีละตัวบนตัวรองรับ โดยขั้นแรกนำสารละลายของสารประกอบโลหะตัวแรกมาแช่และกวนผสมบนตัวรองรับ หลังจากนั้นจะถูกทำให้แห้งและเผาที่อุณหภูมิสูง แล้วทำการแช่และกวนผสมด้วยสารละลายของสารประกอบโลหะตัวที่สองบนตัวรองรับอีกครั้ง หลังจากนั้นตัวเร่งปฏิกิริยาจะถูกทำให้แห้งและเผาที่อุณหภูมิสูง

### 2.8.4 กรรมวิธีหลังการเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา

#### 2.8.4.1 การทำให้แห้ง

การทำให้แห้ง (Drying) เป็นการอบเพื่อไล่ตัวทำละลายต่าง ๆ ออก โดยส่วนมากนิยมทำให้แห้งในตู้อบที่อุณหภูมิ 110 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 24 ชั่วโมง ทั้งนี้เพื่อให้แน่ใจว่าได้กำจัดน้ำออกจากโครงสร้างของตัวเร่งปฏิกิริยาจนหมดแล้ว

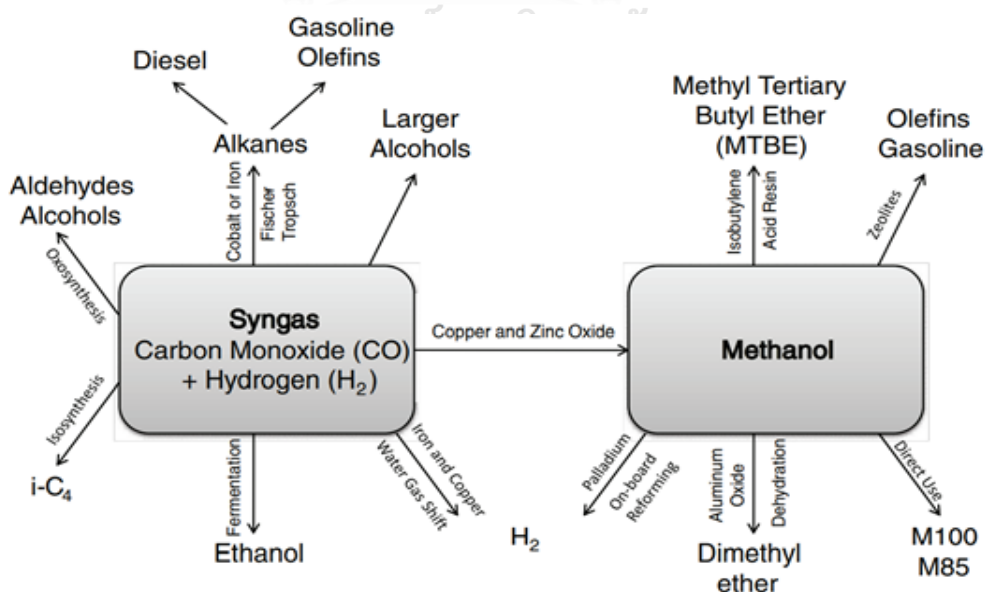
#### 2.8.4.2 การเผาที่อุณหภูมิสูง

การเผาที่อุณหภูมิสูง (Calcination) เป็นการกระตุ้นตัวเร่งปฏิกิริยาโดยผ่านการเผาตัวเร่งปฏิกิริยาภายใต้สภาวะออกซิไดซ์หรือรีดิวซ์ พร้อมทั้งกำจัดส่วนประกอบหรือสารมลทินที่ไม่ต้องการออกไปอีกครั้ง นอกจากนี้วัตถุประสงค์ในการกระตุ้นตัวเร่งปฏิกิริยาและกำจัดสารมลทินแล้วในขั้นตอนนี้ยังเป็นการทำเพื่อเพิ่มค่าการเลือกจำเพาะเจาะจงของตัวเร่งปฏิกิริยาให้สูงขึ้น โดยการปรับความแรงของตำแหน่งที่ว่องไวด้วยการทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาบางส่วนเกิดการรวมตัวกันเนื่องจากความร้อน ถ้าการเผาถูกดำเนินการภายใต้สภาวะที่มีอากาศจะพบว่าเกลือของโลหะจะเปลี่ยนไปเป็นโลหะออกไซด์ที่ว่องไวได้

## 2.9 แก๊สสังเคราะห์

แก๊สสังเคราะห์เป็นเชื้อเพลิงในสถานะแก๊สที่สามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงได้โดยตรง เชื้อเพลิงในรูปของแก๊สนับเป็นเชื้อเพลิงที่สะอาดในการนำไปใช้งานสามารถเผาไหม้ได้อย่างสมบูรณ์ แก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการเคมีทางความร้อนที่อาศัยความร้อนและปฏิกิริยาเคมีในการแปรรูปพลังงานเคมีให้อยู่ในรูปที่เหมาะสมต่อการนำไปใช้งานได้อย่างมีประสิทธิภาพและเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม ซึ่งส่วนใหญ่เป็นแก๊สที่มีโมเลกุลขนาดเล็ก ได้แก่ ไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ เป็นต้น [ 61 ] ที่สามารถนำมาประยุกต์ใช้งานได้หลากหลาย ดังแสดงในรูปที่ 2.32 ตัวอย่างเช่น

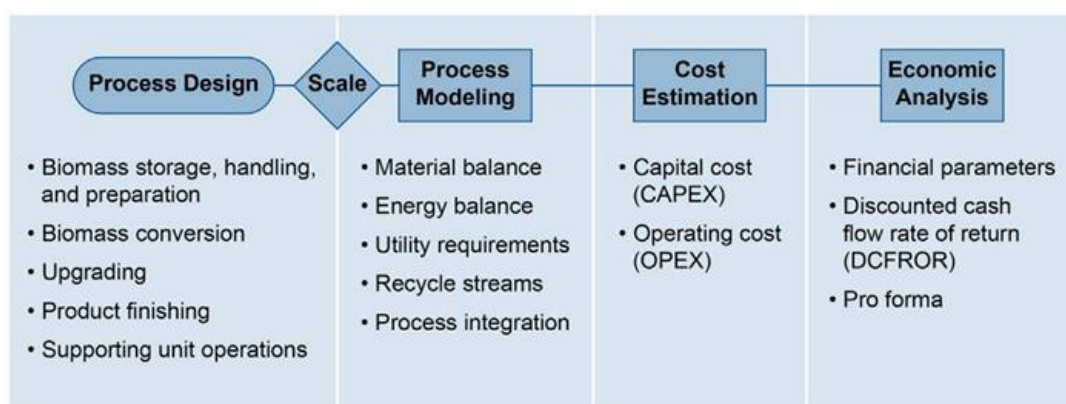
1. ใช้เป็นสารตั้งต้นในการสังเคราะห์สารมูลค่าเพิ่มต่าง ๆ เช่น การสังเคราะห์เมทานอลผ่านกระบวนการสังเคราะห์ฟิชเชอร์-โทรปช์ (Fischer-Tropsch synthesis) ที่ใช้แก๊สสังเคราะห์ที่มีอัตราส่วนของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ เท่ากับ 2 โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา Copper and zinc oxide ซึ่งเมทานอลนอกจากจะนำไปใช้ประโยชน์ได้โดยตรงแล้ว ยังสามารถใช้เป็นสารตั้งต้นในการผลิตสารเคมีต่าง ๆ ได้ เช่น สาร Methyl tertiary butyl ether (MTBE) หรือแม้แต่ Dimethyl ether (DEM) เป็นต้น
2. ใช้ในการสังเคราะห์เอทานอลชีวภาพ
3. ใช้เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการรีฟอร์มมิงและวอเตอร์แก๊สชิฟต์ เพื่อนำไฮโดรเจนที่ได้ไปใช้ในเซลล์เชื้อเพลิงในการผลิตไฟฟ้าหรือเป็นเชื้อเพลิงสำหรับพาหนะขนส่ง
4. ใช้เป็นเชื้อเพลิงในกระบวนการผลิตความร้อนและไฟฟ้า (Heat and power generation) ให้กับโรงงานอุตสาหกรรมต่าง ๆ



รูปที่ 2.32 การใช้ประโยชน์ของแก๊สสังเคราะห์ [ 68 ]

## 2.10 การวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์

ในการพัฒนาโครงการต่าง ๆ รายได้หรือผลตอบแทนของโครงการถือเป็นแรงจูงใจหรือตัวชี้วัดที่ใช้ในการตัดสินใจลงทุน ซึ่งจำเป็นต้องมีการประมาณการผลตอบแทนของโครงการว่าโครงการที่จะลงทุนจะมีรายได้หรือได้รับผลตอบแทนจากการลงทุนอย่างไร [ 69 ] ซึ่งในหัวข้อนี้จะทำการวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์เพื่อประเมินความคุ้มค่าภายใต้สมมติฐานการลงทุนจริง ดังแนวคิดตัวอย่างในรูปที่ 2.33 ทั้งนี้ผลตอบแทนดังกล่าวจะพิจารณาโครงการโดยใช้เครื่องมือสำคัญที่จำเป็นต่อการตัดสินใจในการลงทุนทั่วไป ดังนี้



รูปที่ 2.33 วิธีการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ [ 70 ]

### 2.10.1 งบกระแสเงินสด (Cash flow)

กระแสเงินสดของโครงการ คือ รายจ่ายหรือรายรับที่เกิดขึ้นในแต่ละปีตลอดอายุของโครงการ ซึ่งจัดทำขึ้นเพื่อให้ผู้ลงทุนโครงการได้ทราบถึงรายจ่ายและรายรับของโครงการและทราบถึงปัญหาของโครงการ พร้อมทั้งหาแนวทางแก้ไขล่วงหน้าในกรณีที่รายรับไม่เพียงพอกับรายจ่าย เพื่อป้องกันการเกิดวิกฤตทางการเงิน (Financial crisis) ซึ่งในกรณีที่ประสงค์จะยื่นขอกู้เงินจากสถาบันการเงินนั้น สถาบันการเงินจะให้ความสำคัญกับงบกระแสเงินสดมาก เพื่อให้ทราบถึงสภาพคล่องทางการเงินของโครงการ

#### 1. รายจ่าย (Cost)

รายจ่ายนั้นจะประกอบด้วย ต้นทุนการลงทุนเริ่มต้น (Capital Expenditure : CAPEX) และค่าใช้จ่ายในการดำเนินการ (Operating Expenditure : OPEX) โดยต้นทุนการลงทุนเริ่มต้น ได้แก่ เงินที่ใช้ในการลงทุนโครงการจะประกอบไปด้วยค่าที่ดิน ค่าเครื่องจักรและอุปกรณ์ ส่วนค่าใช้จ่ายในการดำเนินงาน จะประกอบด้วย ค่าใช้จ่ายผันแปร (Variable cost) ซึ่งจะเปลี่ยนแปลงตามขนาดกำลังการผลิตติดตั้ง ค่าใช้จ่ายในการผลิต เช่น ต้นทุนเชื้อเพลิง ค่าน้ำ ค่าดูแลบำรุงรักษา (Operation

and maintenance cost : O&M cost) ซึ่งรวมแล้วเรียกว่า ค่าโสหุ้ย (Factory overhead cost : FOH cost) และค่าใช้จ่ายคงที่ในการดำเนินงาน (Fixed cost) เช่น ค่าใช้จ่ายในส่วนของบุคลากรแรงงาน และค่าใช้จ่ายอื่น ๆ

2. รายรับ (Benefit)
3. อัตราคิดลด (Discount rate)

การเลือกใช้อัตราคิดลดเพื่อใช้ในการคำนวณมูลค่าปัจจุบัน มูลค่าของเงินลดลงตามเวลา เพราะเงินสามารถนำไปลงทุนเพิ่มมูลค่าได้ ดังนั้นถ้าไม่นำเงินไปลงทุนจะเกิดค่าเสียโอกาสขึ้น จนมูลค่าของเงินลดลงอย่างต่อเนื่อง อัตราคิดลดจึงเป็นเครื่องมือที่ใช้ในการวัดมูลค่าปัจจุบันของเงินและเป็นส่วนสำคัญในการประเมินความคุ้มค่าที่คำนึงถึงมูลค่าปัจจุบัน

### 2.10.2 มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net Present Value : NPV)

มูลค่าปัจจุบันสุทธิของโครงการ เป็นมูลค่าปัจจุบันของกระแสผลตอบแทนสุทธิหรือกระแสเงินสดของโครงการ ซึ่งสามารถคำนวณได้โดยการแปลงกระแสผลตอบแทนสุทธิตลอดอายุโครงการให้เป็นมูลค่าปัจจุบัน หรือคำนวณมูลค่าปัจจุบันสุทธิจากผลต่างระหว่างมูลค่าปัจจุบันของผลประโยชน์ของโครงการตลอดอายุโครงการกับมูลค่าปัจจุบันของต้นทุนของโครงการ ซึ่งสามารถคำนวณได้จากสมการที่ 2.26

$$NPV = \sum_{t=1}^T \frac{C_t}{(1+r)^t} - C_0 \quad (2.26)$$

|        |       |                               |
|--------|-------|-------------------------------|
| โดยที่ | $C_t$ | คือ กระแสเงินสดสุทธิในแต่ละปี |
|        | $C_0$ | คือ เงินลงทุนโครงการ (CAPEX)  |
|        | R     | คือ WACC ของโครงการ           |

เกณฑ์การตัดสินใจ

1. NPV น้อยกว่า 0 คือ ไม่ควรลงทุนในโครงการนี้

เนื่องจากมูลค่าปัจจุบันของผลตอบแทนตลอดอายุโครงการมีค่าน้อยกว่ามูลค่าปัจจุบันของต้นทุนค่าใช้จ่ายตลอดอายุโครงการ หรือเมื่อค่าของมูลค่าปัจจุบันสุทธิเป็นลบ โครงการมีมูลค่าสุทธิน้อยกว่ามูลค่าปัจจุบันของเงินลงทุนที่จ่ายไป ผู้เป็นเจ้าของจะได้รับผลประโยชน์น้อยกว่าขั้นต่ำที่ต้องการ จึงควรตัดสินใจไม่ลงทุน



2. NPV มากกว่า 0 คือ ควรลงทุนในโครงการนี้

เนื่องจากโครงการสร้างผลประโยชน์สุทธิเป็นมูลค่าปัจจุบันของกระแสเงินสดรับมากกว่ามูลค่าปัจจุบันของต้นทุนค่าใช้จ่ายตลอดอายุโครงการ หรือเมื่อค่าของมูลค่าปัจจุบันสุทธิเป็นลบ โครงการมีมูลค่าสุทธิน้อยกว่ามูลค่าปัจจุบันของเงินลงทุนที่จ่ายไป ผู้เป็นเจ้าของจะได้รับผลประโยชน์น้อยกว่าขั้นต่ำที่ต้องการ จึงควรตัดสินใจไม่ลงทุน

3. NPV เท่ากับ 0 คือ ตัดสินใจลงทุนหรือไม่ลงทุนก็ได้

เนื่องจากมูลค่าปัจจุบันของผลตอบแทนตลอดอายุโครงการเท่ากับมูลค่าปัจจุบันของต้นทุนค่าใช้จ่ายตลอดอายุโครงการ หรือเมื่อค่าของมูลค่าปัจจุบันสุทธิเป็นศูนย์ โครงการมีมูลค่าสุทธิเท่ากับมูลค่าปัจจุบันของเงินลงทุนที่จ่ายไป ผู้เป็นเจ้าของได้รับผลประโยชน์เท่ากับขั้นต่ำที่ต้องการ จึงควรตัดสินใจลงทุนหากโครงการเกิดประโยชน์

### 2.10.3 อัตราผลตอบแทนภายในของโครงการ (Internal Rate of Return : IRR)

ใช้ในการประเมินการลงทุนโครงการว่าโครงการให้อัตราผลตอบแทนเท่าไร โดยอัตราผลตอบแทนภายในโครงการคือ อัตราคิดลด (Discount rate) ที่ทำให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิมีค่าเท่ากับศูนย์ กล่าวคือ มูลค่าปัจจุบันของกระแสเงินสดที่คาดว่าจะต้องจ่ายในการลงทุนตลอดอายุโครงการ เท่ากับมูลค่าปัจจุบันของกระแสเงินสดที่คาดว่าจะได้รับจากการดำเนินการโครงการตลอดอายุโครงการ โดยการคำนวณอัตราผลตอบแทนภายในมีสมมติฐานว่า กระแสเงินสดรับจากการดำเนินการโครงการในแต่ละปีนั้น นำไปลงทุนต่อทุกปีจนถึงปีสุดท้ายของโครงการ โดยได้รับอัตราผลตอบแทนเท่ากับอัตรา IRR ซึ่งสามารถคำนวณได้จากสมการที่ 2.27

$$\left( \sum_{t=1}^n \frac{B_t - C_t}{(1+IRR)^t} - C_0 = 0 \right. \quad (2.27)$$

โดยที่  $B_t$  คือ มูลค่าผลตอบแทนของโครงการ ในปีที่ 1, 2, ..., n หรือผลประโยชน์ขอโครงการในปีที่ t

$C_t$  คือ ค่าใช้จ่ายของโครงการ ในปีที่ 1, 2, ..., n หรือต้นทุนของโครงการในปีที่ t

$C_0$  คือ ต้นทุนโครงการในปีแรก (ปีที่ 0)

IRR คือ อัตราผลตอบแทนภายใน (IRR)

t คือ ปีของโครงการ คือ ปีที่ 1, 2, ..., n

n คือ อายุโครงการ

เกณฑ์การตัดสินใจ

1. IRR น้อยกว่า ต้นทุนของเงินทุน คือ ไม่ควรลงทุนในโครงการนี้

เนื่องจากให้อัตราผลตอบแทนน้อยกว่าต้นทุนของเงินทุนหรืออัตราคิดลด (Discount rate)

2. IRR มากกว่า ต้นทุนของเงินทุน คือ ควรลงทุนในโครงการนี้

เนื่องจากให้อัตราผลตอบแทนมากกว่าต้นทุนของเงินทุนหรืออัตราคิดลด และมีความคุ้มค่าในการลงทุน

3. IRR เท่ากับ ต้นทุนของเงินทุน คือ ตัดสินใจลงทุนหรือไม่ลงทุนก็ได้

เนื่องจากให้อัตราผลตอบแทนเท่ากับต้นทุนของเงินทุนหรืออัตราคิดลด

#### 2.10.4 ระยะเวลาคืนทุน (Payback Period : PB)

ระยะเวลาคืนทุนเป็นการหารระยะเวลาที่คุ้มทุนของการลงทุนโครงการ หรือระยะเวลาที่ผลตอบแทนสุทธิจากการดำเนินงานมีค่าเท่ากับเงินลงทุนของโครงการ โดยวิธีนี้ไม่คำนึงถึงค่าของเงินตามเวลา หรือระยะเวลาที่กระแสเงินสดรับของโครงการเท่ากับหรือมากกว่ากระแสเงินสดจ่ายของโครงการ โดยมีวิธีคำนวณจากสมการที่ 2.28

$$\text{Payback Period} = \frac{\text{The initial investment project}}{\text{The net income per year}} \quad (2.28)$$

เกณฑ์การตัดสินใจ

มีระยะเวลาคืนทุนที่สั้นที่สุด โดยโครงการที่มีระยะเวลาคืนทุนสั้นจะเป็นโครงการที่ดีกว่าโครงการที่มีระยะเวลาคืนทุนยาว และระยะเวลาคืนทุนจะต้องไม่นานกว่าอายุการใช้งานของโครงการ



## 2.11 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

### 2.11.1 แกซิฟิเคชันร่วม

แกซิฟิเคชันร่วมเป็นกระบวนการแกซิฟิเคชันที่ใช้เชื้อเพลิงสองชนิดที่ต่างกันมาแปรสภาพให้เป็นแก๊สในเครื่องปฏิกรณ์เดียวกัน ซึ่งกระบวนการนี้สามารถลดปริมาณทาร์และเพิ่มผลได้ของแก๊สส่งผลให้แก๊สสังเคราะห์มีคุณภาพมากขึ้น ซึ่งเป็นผลมาจากผลของการทำงานร่วมกัน (Synergistic effect) ขององค์ประกอบภายในวัตถุดิบ ที่อาจมีการเกิดอันตรกิริยา (Interaction) ต่อกันระหว่างวัตถุดิบทั้งสองชนิด หรือเกิดมาจากวัตถุดิบอย่างใดอย่างหนึ่ง [ 18 ] ซึ่งได้มีงานวิจัยต่าง ๆ ได้ทำการศึกษาแกซิฟิเคชันร่วมเพื่อลดปริมาณทาร์และเพิ่มผลได้ในแก๊สสังเคราะห์ โดย Zhao และคณะ [ 71 ] ได้ศึกษาผลของการทำงานร่วมกันของฟางข้าวและลิกไนต์ในไพโรไลซิส/แกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำ เพื่อผลิตแก๊สสังเคราะห์ในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบตนิ่ง โดยทำการทดลองที่อุณหภูมิช่วง 700 ถึง 900 องศาเซลเซียส พบว่า เมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 800 องศาเซลเซียส จะแสดงผลของการทำงานร่วมกันได้อย่างมาก เนื่องจากที่อุณหภูมิสูงกว่า 800 องศาเซลเซียส จะช่วยเพิ่มการเกิดปฏิกิริยา (Activity) อนุมูลอิสระของฟางข้าวให้เพิ่มขึ้นอย่างมาก ซึ่งอนุมูลอิสระดังกล่าวจะช่วยส่งเสริมการสลายตัวของลิกไนต์ในแกซิฟิเคชันร่วมส่งผลให้ผลได้ของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นจากการถ่ายโอนของอนุมูลอิสระของไฮโดรเจน ในขณะที่คาร์บอนมอนอกไซด์ที่เพิ่มขึ้นเป็นผลมาจากการเร่งปฏิกิริยาของ AAEM species ในฟางข้าวหรือลิกไนต์ และไอน้ำที่ใช้เป็นสารร่วมแกซิฟายยังช่วยส่งเสริมการสร้างอนุมูลอิสระให้เสถียรมากขึ้นเมื่อสัดส่วนของฟางข้าวเพิ่มขึ้นในแกซิฟิเคชันร่วม ส่งผลให้เกิดอันตรกิริยาดต่อกันระหว่างฟางข้าวและลิกไนต์ได้ดี

ต่อมา Kaewpanha และคณะ [ 17 ] ได้ศึกษาแกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำของสาหร่ายและไม้ซีดาร์เพื่อผลิตไฮโดรเจนในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบตนิ่ง โดยทำการทดลองที่อุณหภูมิช่วง 600 ถึง 750 องศาเซลเซียส พบว่า สาหร่ายถูกแปรสภาพให้เป็นแก๊สด้วยไอน้ำได้ง่ายกว่าไม้ซีดาร์ที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส ส่งผลให้อนุมูล H และ OH ที่ปล่อยออกมาจากสาหร่ายในระหว่างการเปลี่ยนรูป (Conversion) ในช่วงแรกนั้นสามารถส่งเสริมการแตกตัวของวงแอะโรมาติก (Aromatic ring) ในโครงสร้างของไม้ซีดาร์ได้มากขึ้น นอกจากนี้อนุมูลดังกล่าวยังสามารถส่งเสริมการแตกตัวของไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลสูงเป็นไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลต่ำและแก๊สสังเคราะห์ได้ และยังพบว่า AAEM species ในสาหร่ายจะทำหน้าที่เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในการสลายตัวทาร์เป็นแก๊สผลิตภัณฑ์มากขึ้น และยังสามารถช่วยลดการก่อตัวของทาร์ในขั้นต้นและลดการก่อตัวของชาร์ได้ ซึ่ง Kerkkaiwan และคณะ [ 72 ] ก็ได้ศึกษาผลของการทำงานร่วมกันของชีวมวลและถ่านหินในไพโรไลซิส/แกซิฟิเคชันร่วม เพื่อผลิตแก๊สสังเคราะห์ในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบตนิ่งสองชั้น ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส พบว่า ชีวมวลสามารถสลายตัวได้ง่ายกว่าถ่านหินเนื่องจากโครงสร้างลิกโนเซลลูโลสของชีวมวลส่วนใหญ่จะเชื่อมต่อกันด้วยพันธะอีเทอร์ (R-O-R) และในขณะเดียวกันชีวมวลมีอัตราส่วน

โมลอะตอมของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนกับอัตราส่วนโมลอะตอมของออกซิเจนต่อคาร์บอนสูงกว่า ถ่านหิน ทำให้เกิดการสร้างอนุมูลอิสระ H และ OH จำนวนมากจากชีวมวล แล้วมีการถ่ายโอนอนุมูลดังกล่าวไปยังโครงสร้างของถ่านหินเพื่อแตกตัวสารประกอบแอมโรมาติก ทำให้เกิดการยับยั้งปฏิกิริยาต่าง ๆ ในขั้นทุติยภูมิ เช่น ปฏิกิริยา Condensation ปฏิกิริยา Repolymerization และปฏิกิริยา Cross-linking ส่งผลให้ทาร์และชาร์หยุดการก่อตัวขึ้นได้ในแกซิฟิเคชันร่วม ซึ่ง Alvarez และคณะ [ 73 ] เองก็ให้เหตุผลเดียวกันกับ Kerkkaiwan และคณะ ซึ่งได้ศึกษาการผลิตไฮโดรเจนจากชีเลื่อยและพลาสติกในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่งสองชั้น ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส พบว่า พลาสติกมีอัตราส่วนโมลอะตอมของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนสูงกว่าชีเลื่อย ส่งผลให้อนุมูลอิสระ H ถูกปลดปล่อยออกมามากเพื่อแตกตัวสารประกอบแอมโรมาติกในชีเลื่อยส่งผลให้ผลได้ของแก๊สเพิ่มขึ้นโดยเฉพาะไฮโดรเจน ซึ่งได้ผลิตจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของไฮโดรคาร์บอนและปฏิกิริยาออกเทอร์แก๊สซิฟิเคชัน อีกทั้งยังสามารถยับยั้งปฏิกิริยา Condensation และปฏิกิริยา Repolymerization ส่งผลให้ทาร์และชาร์หยุดการก่อตัวขึ้น

ในขณะที่ Jia และคณะ [ 15 ] ได้ทำการศึกษาแกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชาร์กับเมทานอลและเอทานอลเพื่อผลิตไฮโดรเจนในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง โดยทำการทดลองที่อุณหภูมิช่วง 800 ถึง 950 องศาเซลเซียส มีอัตราการป้อนสารละลาย 0.5 กรัมต่อนาที พบว่า สภาวะที่เหมาะสมในการทดลอง คือ ที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียส สามารถให้ผลได้ของไฮโดรเจนในแก๊สผลิตภัณฑ์สูงที่สุด เนื่องจากปฏิกิริยาหลักที่เกิดขึ้นในแกซิฟิเคชันของชาร์เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน และเนื่องจากชาร์มีสารระเหยที่เป็นองค์ประกอบน้อยมากจึงทำให้ไม่มีองค์ประกอบของไฮโดรคาร์บอนในการทำปฏิกิริยากับน้ำ ดังนั้นเมื่อเพิ่มปริมาณเมทานอลและเอทานอลในแกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของชาร์จากร้อยละ 2 โดยปริมาตร เป็นร้อยละ 11 โดยปริมาตร ทำให้ความเข้มข้นของไฮโดรเจนลดลงเนื่องจากปริมาณไฮโดรคาร์บอนในระบบที่เพิ่มขึ้น ส่งผลให้เกิดไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลต่ำมากขึ้นจากปฏิกิริยาการสลายตัวของเมทานอลและเอทานอล จึงทำให้ปริมาณร้อยละของเมทานอลและเอทานอล 5 โดยปริมาตร เหมาะสมที่สุดในการเพิ่มผลได้และความเข้มข้นของไฮโดรเจนในแกซิฟิเคชันร่วม ในขณะที่ปริมาณมีเทนคงที่ตลอดการทดลองเนื่องจากไม่มีทาร์เกิดขึ้นในระบบ ซึ่งการเพิ่มขึ้นของความเข้มข้นของไฮโดรเจนเกิดมาจากการถ่ายโอนไฮโดรเจน (Hydrogen transfer) ในไฮโดรคาร์บอน และมีปริมาณน้ำที่มากเกินไปต่อการส่งเสริมการเกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของไฮโดรคาร์บอน ทำให้สมดุลของปฏิกิริยาเลื่อนไปข้างหน้าเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์มากขึ้น อีกทั้งยังส่งผลให้คุณภาพของแก๊สผลิตภัณฑ์ในด้านการเผาไหม้ (Combustibility of syngas) ดีขึ้น

### 2.11.2 ตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลในแกซีฟิเคชันด้วยไอน้ำของชีวมวลพบว่าจะช่วยในการแตกตัวทาร์เป็นแก๊สผลิตภัณฑ์มากขึ้น ซึ่งตัวเร่งปฏิกิริยาที่ได้นอกจากจะต้องมีความว่องไวในการเกิดปฏิกิริยา และมีราคาที่ไม่แพงแล้ว ยังต้องสามารถลดการสะสมตัวของคาร์บอนบนพื้นผิวตัวเร่งปฏิกิริยาได้เป็นอย่างดีเพื่อช่วยลดต้นทุนในการผลิตแก๊สผลิตภัณฑ์ อีกทั้งยังช่วยลดขั้นตอน เวลา และพลังงานที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาได้ดี ดังนั้นจึงได้มีงานวิจัยต่าง ๆ ได้ทำการศึกษาการเพิ่มประสิทธิภาพของตัวเร่งปฏิกิริยาโลหะนิกเกิลอย่างเช่น สมฤทธิ์ ขุนโสภณ [ 25 ] ได้ศึกษาการพัฒนาตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลที่ผ่านการปรับปรุงประสิทธิภาพด้วยแมกนีเซียมและแคลเซียม ในการแตกตัวของน้ำมันทาร์ในแกซีฟิเคชันด้วยไอน้ำของกะลาปาล์ม โดยทำการทดลองในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่งชนิดสองชั้น ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส พบว่า ตัวเร่งปฏิกิริยา 10%w/w NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ที่ถูกเตรียมด้วยวิธีการเคลือบฝังตามลำดับ ช่วยในการเร่งปฏิกิริยาอาร์ฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำของมีเทนและปฏิกิริยาการแตกตัวไฮโดรคาร์บอนไปเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ได้ดีกว่า 10%w/w NiO/CaO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> และ 10%w/w NiO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> และมีเสถียรภาพสูงในการแตกตัวทาร์ เนื่องจากสามารถป้องกันการเกาะติดของคาร์บอนในรูปแกรไฟต์ได้ดี ส่งผลให้ตัวเร่งปฏิกิริยาไม่เกิดการเสื่อมสภาพ และสามารถนำกลับมาใช้งานได้หลายครั้งเนื่องจากปริมาณคาร์บอนที่เกาะติดบนพื้นผิวตัวเร่งปฏิกิริยามีน้อยมาก

ในขณะที่วิธีการเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> เองก็มีผลต่อประสิทธิภาพของตัวเร่งปฏิกิริยาเช่นกัน ซึ่งได้มีการทำการศึกษาวิธีการเตรียม 2 วิธี คือ วิธีการเอ็บซุ่มโดยใช้สารละลายผสมของโลหะทั้งสองพร้อมกันในครั้งเดียว (Co-impregnation) และวิธีการเอ็บซุ่มด้วยสารละลายของสารประกอบโลหะทีละตัวหรือวิธีการเคลือบฝังตามลำดับ (Sequential impregnation) พบว่าวิธีการเอ็บซุ่มด้วยสารละลายของสารประกอบโลหะทีละตัวเหมาะสมที่สุด เนื่องจากช่วยให้อนุภาคของโลหะนิกเกิลกระจายตัวบนพื้นผิวของตัวรองรับแมกมาอะลูมินาได้ดีกว่า อีกทั้งยังเป็นวิธีการเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยาที่ง่ายและไม่ยุ่งยากซับซ้อน นอกจากนี้ยังมีการวิเคราะห์โครงสร้างผลึกของตัวเร่งปฏิกิริยาด้วยเทคนิคการเลี้ยวเบนของรังสีเอกซ์ (XRD) ก่อนนำไปใช้งานจะปรากฏตำแหน่งของ MgAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub> ที่พบว่าสามารถต้านการรวมตัวกันระหว่างโลหะบนพื้นผิวตัวเร่งปฏิกิริยาได้และทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยามีเสถียรภาพทางความร้อนสูง นอกจากนี้ยังมีการปรากฏ diffraction line ของ NiO แสดงให้เห็นว่าสารละลายไอออนนิกเกิลสามารถแทรกตัวลงไปในรูพรุนได้ ทำให้พื้นที่ภายในรูพรุนมีการจัดเรียงตัวเป็นระเบียบมากขึ้น แต่หลังใช้งานจะพบว่าการเปลี่ยนแปลงทางโครงสร้างผลึกของตัวเร่งปฏิกิริยาเกิดขึ้น เนื่องจากตัวเร่งปฏิกิริยาผ่านการใช้งานที่อุณหภูมิสูง ซึ่งจะปรากฏตำแหน่งของ NiAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub> เป็นสาเหตุให้ตัวเร่งปฏิกิริยาเกิดการเสื่อมสภาพส่งผลให้ประสิทธิภาพในการเร่งปฏิกิริยาลดลง ซึ่ง Wu และ T. Williams [ 74 ] เองก็ได้ศึกษาการผลิตไฮโดรเจนจากพลาสติกในไพโรไลซิส/แกซีฟิเคชันด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา Ni-Mg-Al โดยทำการทดลองในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่งชนิดสองชั้น ที่อุณหภูมิ

800 องศาเซลเซียส พบว่า การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา Ni-Mg-Al ช่วยแตกตัวไฮโดรคาร์บอนที่มีโมเลกุลขนาดใหญ่เป็นไฮโดรคาร์บอนที่มีโมเลกุลขนาดเล็กได้มากขึ้นส่งผลให้ทาร์และซารินในระบบลดลง ด้วยการสลายพันธะ C-C และ C-H ภายในโมเลกุลของไฮโดรคาร์บอนที่ถูกดูดซับบนพื้นผิวตัวเร่งปฏิกิริยา ส่งผลให้ไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้น และยังส่งเสริมปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิฟเพื่อผลิตไฮโดรเจนได้มากขึ้น เมื่อเปรียบเทียบกับกรณีที่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา Ni-Al และไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา

ตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> นอกจากจะมีการใช้ในแก๊สซิฟเคชันของชีวมวลเพื่อช่วยในการแตกตัวทาร์แล้ว ยังพบว่ามีการใช้ในกระบวนการต่าง ๆ อย่างเช่น กระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของสารประกอบไฮโดรคาร์บอนต่าง ๆ พบว่าส่วนมากมุ่งเน้นในการพัฒนาความสามารถในการเร่งปฏิกิริยาและการยับยั้งการเกิดโค้ก เพื่อให้สามารถดำเนินการทดลองได้ที่อัตราส่วนระหว่างไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C) ที่ต่ำที่สุดเท่าที่จะเป็นไปได้ ซึ่ง ชนิด บารุงวงศ์ดี [ 61 ] ได้ทำการศึกษาการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของกลีเซอรอลสำหรับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนบนตัวเร่งปฏิกิริยา Ni/MgO-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส อัตราส่วนโดยปริมาตรระหว่างน้ำต่อกลีเซอรอล เท่ากับ 10 ต่อ 1 โดยมีอัตราการป้อนของสารละลาย 4 มิลลิลิตรต่ออนาที ซึ่งตัวเร่งปฏิกิริยา Ni/MgO-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ที่ความเข้มข้นของโลหะนิกเกิลร้อยละ 10 15 และ 20 โดยน้ำหนัก จะถูกเตรียมขึ้นด้วยวิธีการตกตะกอนร่วม พบว่า 15%w/w Ni/MgO-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ให้ผลได้ของไฮโดรเจนสูงกว่า 10%w/w Ni/MgO-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> และ 20%w/w Ni/MgO-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> เนื่องจาก 10%w/w Ni/MgO-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> มีปริมาณนิกเกิลบนพื้นผิวตัวเร่งปฏิกิริยาน้อยเกินไป ทำให้ผลิตภัณฑ์แก๊สไฮโดรเจนที่ได้จากการสลายตัวของกลีเซอรอลเกิดขึ้นได้น้อยลง และ 20%w/w Ni/MgO-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> มีปริมาณนิกเกิลที่มากเกินไป ทำให้อนุภาคของโลหะนิกเกิลเกิดการรวมตัวเป็นผลึกขนาดใหญ่จนพื้นที่ผิวว่างโลดลงและเกิดโค้กได้ง่ายขึ้น ดังนั้น 15%w/w Ni/MgO-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> จึงเหมาะสมที่สุด เพราะมีปริมาณนิกเกิลที่เหมาะสมทำให้ขนาดผลึกไม่ใหญ่เกินไป และมีการกระจายตัวของอนุภาคนิกเกิลบนพื้นผิวตัวเร่งปฏิกิริยาที่ดี เมื่อทำการเปรียบเทียบกับ Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> พบว่าการเติมแมกนีเซียมเป็นออกไซด์ร่วมกับ Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ยังสามารถช่วยยับยั้งการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรจิโนไลซิสของกลีเซอรอลและปฏิกิริยาเมทานเนชัน ซึ่งเป็นปฏิกิริยาข้างเคียงที่ไม่ต้องการให้เกิดขึ้นได้

ในขณะที่ Wang และคณะ [ 75 ] ศึกษาการผลิตไฮโดรเจนจากรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของกลีเซอรอลด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา Ni-Mg-Al ในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง โดยทำการทดลองที่อุณหภูมิ ช่วง 450 ถึง 650 องศาเซลเซียส ภายใต้ความดันบรรยากาศ ตัวเร่งปฏิกิริยา Ni-Mg-Al ถูกเตรียมวิธีการตกตะกอนร่วมที่มีปริมาณ Ni-Mg-Al แตกต่างกัน ซึ่งพบว่า Ni-Mg-Al (C3) ที่มีปริมาณ NiO 45%wt MgO 26.1%wt Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> 49.8%wt ให้ผลได้ของไฮโดรเจนมากที่สุดโดยไม่เกิดปฏิกิริยาข้างเคียงที่ไม่ต้องการอย่างปฏิกิริยาไฮโดรจิโนไลซิส เนื่องจากตัวเร่งปฏิกิริยาที่เตรียมได้มีพื้นที่ผิวมากที่สุดเมื่อวิเคราะห์ด้วย BET และมีการกระจายตัวของโลหะนิกเกิลที่กว้างบนพื้นที่ผิวตัวเร่งปฏิกิริยา โดยอุณหภูมิที่เหมาะสมในการทดลอง คือ 650 องศาเซลเซียส เนื่องจากอุณหภูมิที่ต่ำเกินไปส่งผลให้

ความสามารถในการสลายพันธะ C-C ต่ำ เกิดการสะสมตัวของคาร์บอนบนพื้นผิวตัวเร่งปฏิกิริยาได้ง่ายกว่า และเมื่อศึกษาอัตราส่วนการป้อนไอน้ำต่อกลิเซอรอล พบว่า อัตราส่วน 4.5 ให้ผลได้ของไฮโดรเจนมากที่สุด แต่การป้อนปริมาณไอน้ำที่มากเกินไปจำเป็นต้องใช้น้ำและพลังงานในปริมาณที่มาก งานวิจัยต่อมา S. Lima และคณะ [ 76 ] ได้ศึกษาการผลิตไฮโดรเจนจากการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของกลีเซอรอลบนตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$  และ  $\text{Ni}/\text{MgO}-\text{Al}_2\text{O}_3$  ที่อุณหภูมิ 500 ถึง 650 องศาเซลเซียส ในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง โดย  $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$  และ  $\text{Ni}/\text{MgO}-\text{Al}_2\text{O}_3$  ถูกเตรียมขึ้นด้วยวิธีการตกตะกอนร่วม พบว่า ตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{Ni}/\text{MgO}-\text{Al}_2\text{O}_3$  ให้ผลได้ของไฮโดรเจนมากกว่าการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$  เนื่องจากแมกนีเซียมช่วยเพิ่มการกระจายตัวของโลหะนิกเกิลบนพื้นผิวตัวเร่งปฏิกิริยาได้ ลดความเป็นกรดของอะลูมินา และลดการรวมตัวกันของโลหะนิกเกิลเมื่อผ่านการใช้งานที่อุณหภูมิสูงได้ดี ทำให้สามารถลดอัตราการเกิดโค้กบนตำแหน่งที่ว่องไวของตัวเร่งปฏิกิริยาได้ดี และยังเพิ่มเสถียรภาพทางความร้อนได้สูง อีกทั้งแมกนีเซียมไม่ส่งผลกระทบต่อความสามารถในเร่งปฏิกิริยาของตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$

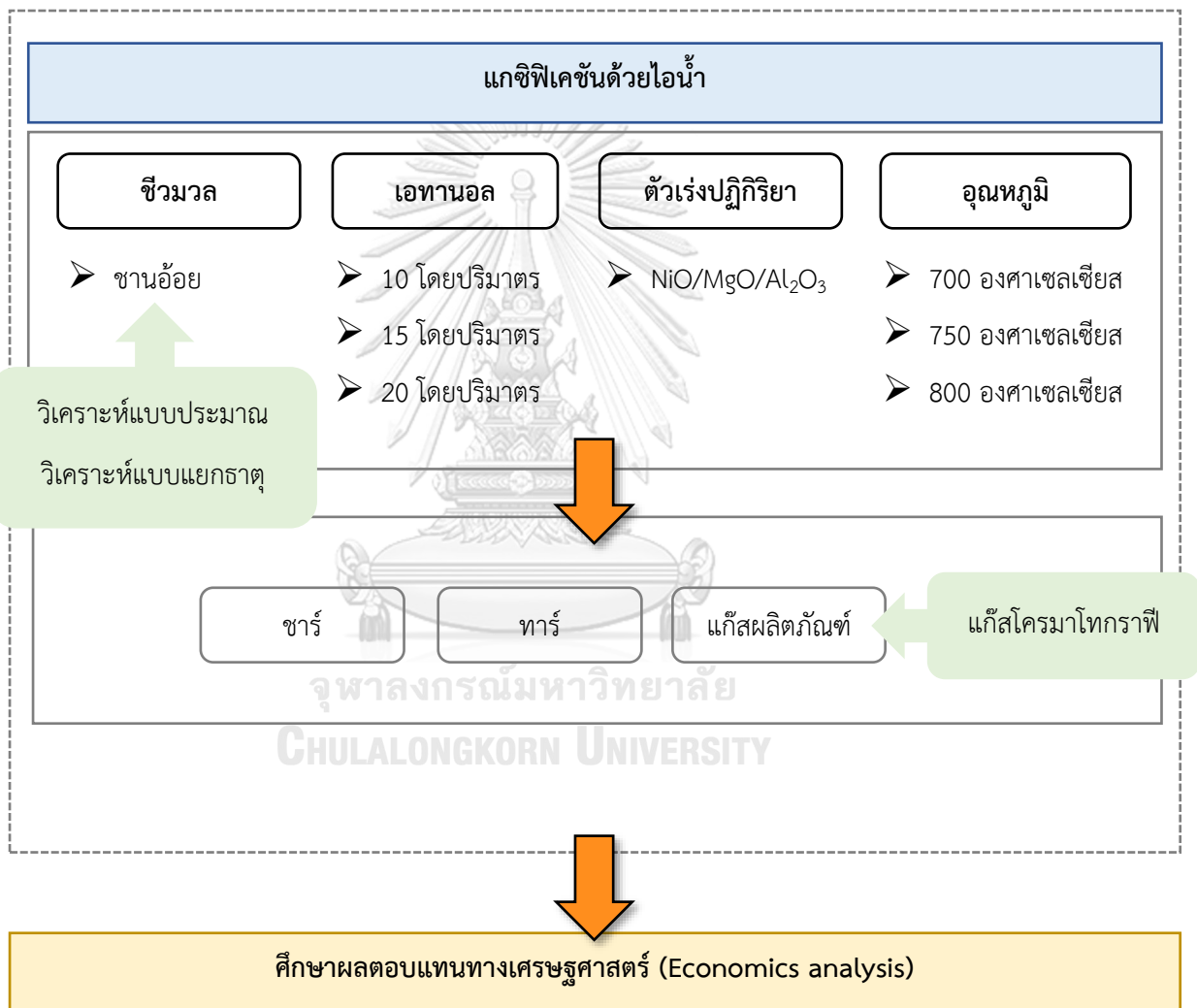
จากการศึกษาจะเห็นได้ว่าแมกนีเซียมที่ถูกใช้เป็นส่วนเพิ่มประสิทธิภาพ จะช่วยให้โลหะมีค่า (Noble metal) อย่างนิกเกิลสามารถกระจายตัวได้ดีในปฏิกิริยาแกซิฟิเคชัน ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ และปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน นอกจากนี้จากงานวิจัยต่าง ๆ [ 77-81 ] ยังพบว่า แมกนีเซียมยังมีคุณสมบัติ Redox character, Acid-base properties, Crystal structure และ Tolerance to sulfur นอกจากนี้แมกนีเซียมจะช่วยเพิ่มประสิทธิภาพให้กับตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลบนตัวรองรับอะลูมินาแล้ว ยังมีต้นทุนที่ต่ำ มีปริมาณมาก และสามารถหาได้ง่ายกว่าสารเพิ่มประสิทธิภาพอื่น ๆ อย่างเช่น ซีเรียม (Ce) รูทีเนียม (Ru) ซึ่งแสดงให้เห็นถึงความเหมาะสมในการนำแมกนีเซียมมาใช้เป็นส่วนเพิ่มประสิทธิภาพให้กับตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลบนตัวรองรับอะลูมินาได้อย่างมีประสิทธิภาพ

ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมุ่งเน้นในการศึกษาตัวแปรที่มีผลต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์จากผลการทำงานร่วมกันในแกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำของซันอ้อยและเอทานอล ได้แก่ อุณหภูมิที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาและปริมาณเอทานอล โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{NiO}/\text{MgO}/\text{Al}_2\text{O}_3$  ที่มีความเข้มข้นของแมกนีเซียมและโลหะนิกเกิลร้อยละ 10 โดยน้ำหนัก ซึ่งเตรียมขึ้นด้วยวิธีการเคลือบผงตามลำดับเพื่อผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่มีคุณภาพมากขึ้น

### บทที่ 3

## เครื่องมือและการทดลอง

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากแกซีฟิเคชันร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของชานอ้อยและเอทานอล โดยมีรายละเอียดเกี่ยวกับการดำเนินงานวิจัยดังนี้



รูปที่ 3.1 แผนการดำเนินงานวิจัย

### 3.1 วัสดุและอุปกรณ์การทดลอง

#### 3.1.1 วัสดุและสารเคมีที่ใช้ในการทดลอง

1. ซานอ้อยบดละเอียดขนาด 150 ถึง 250 ไมครอน
2. เอทานอลบริสุทธิ์ที่มีความเข้มข้นร้อยละ 99.5 โดยปริมาตร
3. น้ำปราศจากไอออน (Deionized water)
4. นิกเกิลไนเตรทเฮกซะไฮเดรต ( $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ )
5. แมกนีเซียมไนเตรทเฮกซะไฮเดรต ( $\text{Mg}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ )
6. แกมมาอะลูมิเนียม ( $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ )

#### 3.1.2 อุปกรณ์ที่ใช้ในการเตรียมชีวมวล

1. เครื่องบดชีวมวลชนิดหยาบและเครื่องบดชีวมวลชนิดละเอียด
2. ตะแกรงร่อน (Sieve tray) ขนาด 150 250 และ 500 ไมครอน
3. ถาดอลูมิเนียม (Aluminum tray)
4. ตู้อบ (Oven)
5. โถดูดความชื้น (Desiccator)

#### 3.1.3 อุปกรณ์ที่ใช้ในการเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา

1. ปีกเกอร์ (Beaker)
2. ช้อนตักสาร (Dispensing spoon)
3. เครื่องชั่งละเอียดทศนิยม 3 ตำแหน่ง
4. กระบอกตวง (Cylinder)
5. เตาให้ความร้อน (Hot plate and stirrer)
6. ตู้อบ (Oven)
7. ครุชีเบล (Crucible)
8. เตาเผาความร้อนสูง (Muffle furnace)
9. โถดูดความชื้น (Desiccator)

#### 3.1.4 สารเคมีและวัสดุอุปกรณ์ที่ใช้ในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง

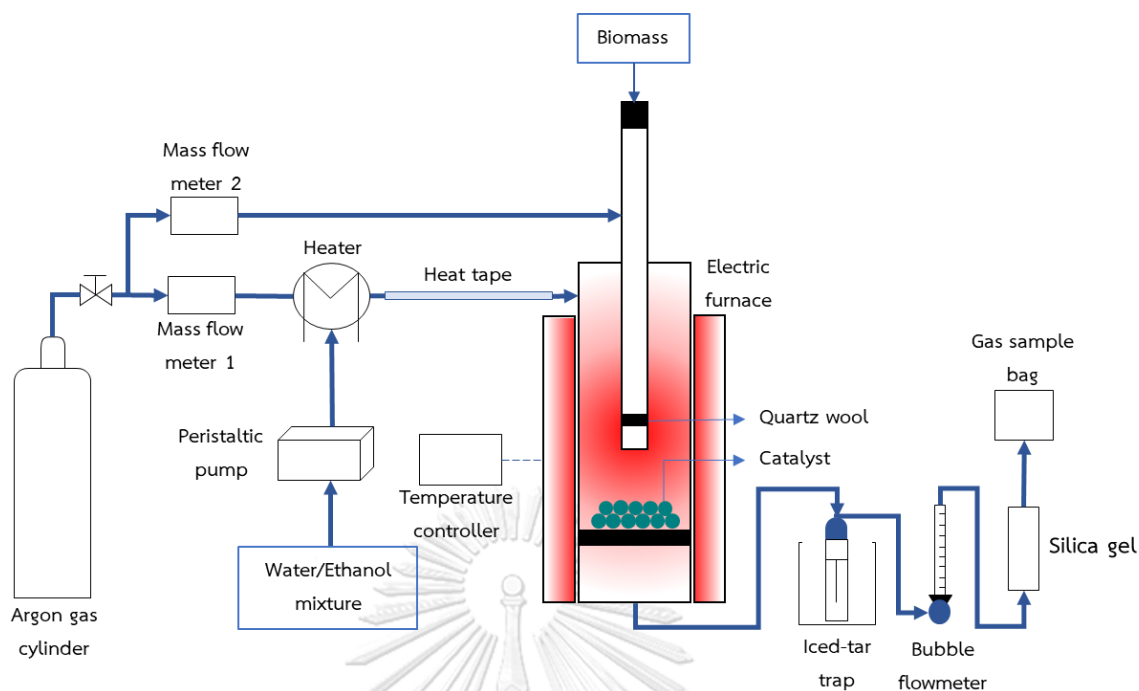
1. อาร์กอนบริสุทธิ์ร้อยละ 99 โดยปริมาตร (Argon gas cylinder)
2. น้ำปราศจากไอออน (Deionized water)
3. ปีกเกอร์ (Beaker)
4. ควอตซ์วูล์ (Quartz wool)
5. อุปกรณ์ควบคุมอัตราการไหล (Mass flow meter)
6. เครื่องผลิตไอน้ำ (Steam generator)

7. ผ้าเทปให้ความร้อน (Heat tape)
8. เทอร์โมคัปเปิลชนิดเค (K-type thermocouple)
9. ปั๊มแบบบริดท้อ (Peristaltic pump)
10. เครื่องควบคุมอุณหภูมิ (Temperature controller)
11. ท่อควอทซ์ (Quartz tube)
12. เครื่องปฏิกรณ์เบตนิ่งแบบปล่อยหล่น (Drop-tube fixed bed reactor)
13. อุปกรณ์ดักจับทาร์ (Iced-tar trap)
14. อุปกรณ์วัดอัตราการไหลของแก๊สชนิดฟองแก๊ส (Bubble flowmeter)
15. ซิลิกาเจล (Silica gel)
16. ถุงเก็บแก๊สตัวอย่างขนาด 1 ลิตร (Gas sample bag)



รูปที่ 3.2 เครื่องปฏิกรณ์เบตนิ่งที่ใช้ในงานวิจัย





รูปที่ 3.3 แบบจำลองวัสดุอุปกรณ์ที่ใช้ในเครื่องปฏิกรณ์เบตนิ่ง

### 3.2 การทดลอง

งานวิจัยนี้ได้แบ่งการทดลองออกเป็น 3 ขั้นตอน คือ ขั้นตอนการเตรียมวัสดุและสารเคมีที่ใช้ในการทดลอง ขั้นตอนการผลิตแก๊สสังเคราะห์ และขั้นตอนการวิเคราะห์ผลการทดลอง

#### 3.2.1 ขั้นตอนการเตรียมวัสดุและสารเคมีที่ใช้ในการทดลอง

##### 3.2.1.1 ขั้นตอนการเตรียมขานอ้อย

1. นำขานอ้อยที่เตรียมไว้มาบดด้วยเครื่องบดชีวมวลชนิดหยาบและเครื่องบดชีวมวลชนิดละเอียด
2. นำขานอ้อยที่ผ่านการบดแล้วมาร้อนผ่านตะแกรงร่อนขนาด 150 250 และ 500 ไมครอน เพื่อคัดขนาดของขานอ้อยให้มีขนาด 150 ถึง 250 ไมครอน ดังแสดงในรูปที่ 3.4
3. จากนั้นนำขานอ้อยขนาด 150 ถึง 250 ไมครอน มาอบที่อุณหภูมิ 105 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 24 ชั่วโมง เพื่อไล่ความชื้น
4. นำเก็บในภาชนะปิดก่อนนำไปใช้งาน



รูปที่ 3.4 ชานอ้อยขนาด 150 ถึง 250 ไมครอน ที่ใช้ในการทดลอง

### 3.2.1.2 ขั้นตอนการเตรียมสารละลายเอทานอล

1. นำเอทานอลบริสุทธิ์ที่มีความเข้มข้นร้อยละ 99.5 โดยปริมาตร มาผสมกับน้ำที่ปราศจากไอออนเพื่อปรับความเข้มข้นของเอทานอลบริสุทธิ์ ให้มีความเข้มข้นต่ำเป็นร้อยละ 10 15 และ 20 โดยปริมาตร ตามลำดับ จนได้เอทานอลที่มีน้ำปนในสารป้อนเพื่อจำลองเป็นผลพลอยได้จากกระบวนการหมักของชีวมวลเพื่อผลิตไบโอเอทานอล

### 3.2.1.3 ขั้นตอนการเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

ตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ที่ใช้ในการทดลองถูกเตรียมขึ้นด้วยวิธีการเคลือบฝังตามลำดับ (Sequential impregnation) โดยมีขั้นตอนดังต่อไปนี้

1. เตรียมสารละลายแมกนีเซียมไนเตรต โดยมีความเข้มข้นของแมกนีเซียมร้อยละ 10 โดยน้ำหนัก แล้วนำสารละลายแมกนีเซียมไนเตรตที่ได้เทลงบนตัวรองรับแกมมาอะลูมินา ( $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) ซึ่งมีลักษณะทางกายภาพเป็นเม็ดกลมและมีสีขาว ดังแสดงในรูปที่ 3.5



รูปที่ 3.5 ตัวรองรับแกมมาอะลูมินาที่ใช้ในการทดลอง

2. ทำการกวนผสมเป็นเวลา 3 ชั่วโมง เพื่อให้สารละลายแห้งโดยให้ความร้อนที่อุณหภูมิ 80 องศาเซลเซียส
3. นำไปอบที่อุณหภูมิ 110 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 24 ชั่วโมง
4. นำไปเผาที่อุณหภูมิ 550 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 6 ชั่วโมง โดยมีอัตราการให้ความร้อนเป็น 1 องศาเซลเซียสต่อนาที ภายใต้บรรยากาศของอากาศ จนได้ตัวรองรับออกไซด์ผสม  $MgO/Al_2O_3$  ซึ่งมีลักษณะทางกายภาพเป็นเม็ดกลมและมีสีขาว ดังแสดงในรูปที่ 3.6



รูปที่ 3.6 แมกนีเซียมออกไซด์บนตัวรองรับแกมมาอะลูมินาที่ใช้ในการทดลอง

5. เตรียมสารละลายนิกเกิลไนเตรต โดยมีความเข้มข้นของโลหะนิกเกิลร้อยละ 10 โดยน้ำหนัก แล้วนำสารละลายนิกเกิลไนเตรตที่ได้เทลงบน  $MgO/Al_2O_3$  ที่เตรียมไว้
6. ทำการกวนผสมเป็นเวลา 3 ชั่วโมง เพื่อให้สารละลายแห้งโดยให้ความร้อนที่อุณหภูมิ 80 องศาเซลเซียส
7. นำไปอบให้แห้งที่อุณหภูมิ 110 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 24 ชั่วโมง
8. นำไปเผาที่อุณหภูมิ 550 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 6 ชั่วโมง โดยมีอัตราการให้ความร้อนเป็น 1 องศาเซลเซียสต่อนาที ภายใต้บรรยากาศของอากาศ จนได้ตัวเร่งปฏิกิริยา  $NiO/MgO/Al_2O_3$  ซึ่งมีลักษณะทางกายภาพเป็นเม็ดกลมและมีสีขาว เนื่องจากไอออนของโลหะนิกเกิลมีเลขออกซิเดชันเท่ากับ +2 ซึ่งจะให้สีเขียว ดังแสดงในรูปที่ 3.7
9. นำไปเก็บในโถดูดความชื้นก่อนนำไปใช้งาน



รูปที่ 3.7 นิกเกิลออกไซด์บนแมกนีเซียมออกไซด์และอะลูมินาที่ใช้ในการทดลอง

### 3.2.2 ขั้นตอนการผลิตแก๊สสังเคราะห์

ในขั้นตอนการผลิตแก๊สสังเคราะห์ร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของชีวมวลและเอทานอลจะทดลองใน 4 สภาวะ คือ สภาวะที่มีชานอ้อยและไอน้ำ สภาวะที่มีเอทานอลและไอน้ำ สภาวะที่มีชานอ้อยและเอทานอล และสภาวะที่มีชานอ้อย เอทานอล และตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$  ในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่งในแนวตั้งที่ทำจากแก้วควอทซ์ โดยจะศึกษาที่อุณหภูมิและปริมาณเอทานอลแตกต่างกันไปในการทดลอง ซึ่งจะมีขั้นตอนดังนี้

#### 3.2.2.1 ขั้นตอนการทดลองการแก๊สซิฟิเคชันร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของชานอ้อยและเอทานอล

1. บรรจุควอทซ์วูล์ปริมาณ 0.1 กรัม ลงในท่อควอทซ์ขนาดใหญ่ (ชั้นนอก) บริเวณจุดยอดของเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งมีความสูง 45 เซนติเมตร เส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 1.8 เซนติเมตร เพื่อป้องกันการสูญเสียของตัวเร่งปฏิกิริยาขณะทำการทดลอง จากนั้นบรรจุตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$  ปริมาณ 1 กรัม ลงไป หรือบรรจุอะลูมินาที่มีลักษณะทางกายภาพเป็นเม็ดกลม (Alumina ball) ปริมาณ 1 กรัม ลงไปในกรณีที่ต้องการศึกษาสภาวะที่ไม่มีตัวเร่งปฏิกิริยา

2. บรรจุควอทซ์วูล์ปริมาณ 0.05 กรัม ลงในท่อควอทซ์ขนาดเล็ก (ชั้นใน) บริเวณจุดยอดของเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งมีความสูง 25 เซนติเมตร เส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 0.9 เซนติเมตร เพื่อแยกขาร์ที่เกิดจากการไพโรไลซิสออกจากตัวเร่งปฏิกิริยา

3. เตรียมชานอ้อยปริมาณ 0.2 กรัม บรรจุลงในท่อซิลิโคนแล้วเสียบท่อซิลิโคนกับปลายเปิดด้านบนสุดของท่อควอทซ์ขนาดเล็ก โดยมีคลิปหนีบโลหะถูกใช้ในการป้องกันการร่วงหล่นของชีวมวลเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์และจะถูกปลดออกเมื่อต้องการเริ่มการทดลอง

4. ประกอบท่อควอทซ์ทั้งสองขนาดเข้าด้วยกันแล้วติดตั้งเครื่องปฏิกรณ์เข้ากับเตาเผา อุปกรณ์ดักจับทาร์ และสายป้อนเข้าอาร์กอน
5. ป้อนอาร์กอนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ด้วยอัตราการไหลอาร์กอนของท่อชั้นใน 30 มิลลิลิตรต่อนาที และอัตราการไหลอาร์กอนของท่อชั้นนอก 30 มิลลิลิตรต่อนาที ซึ่งมีอัตราการไหลอาร์กอนรวมเท่ากับ 60 มิลลิลิตรต่อนาที แล้ววัดอัตราการไหลของแก๊สขาออกด้วยอุปกรณ์วัดอัตราการไหลชนิดฟองแก๊สเพื่อตรวจสอบการรั่วไหล
6. เปิดเตาเผา โดยใช้อุณหภูมิช่วง 700 ถึง 800 องศาเซลเซียส โดยมีอัตราการให้ความร้อน 10 องศาเซลเซียสต่อนาที ซึ่งจะถูกควบคุมให้คงที่ตามอุณหภูมิที่ต้องการศึกษา
7. เมื่ออุณหภูมิเพิ่มถึงตามที่กำหนดจะจับเวลา 30 นาที เพื่อไล่อากาศภายในเครื่องปฏิกรณ์และกำจัดความชื้น สิ่งเจือปน ออกจากเครื่องปฏิกรณ์
8. เมื่อครบ 30 นาที ทำการป้อนไอน้ำหรือสารละลายเอทานอลตามความเข้มข้นที่กำหนด (เจือจางจากเอทานอลที่ความเข้มข้นร้อยละ 99.5 โดยปริมาตร) เข้าสู่ระบบด้วยปั๊มแบบรีดท่อ โดยมีอัตราการป้อนคงที่ เท่ากับ 0.2 มิลลิลิตรต่อนาที ผ่านเครื่องทำไอน้ำที่อุณหภูมิ 270 องศาเซลเซียส และควบคุมอุณหภูมิของท่อด้วยผ้าเทปให้ความร้อนที่อุณหภูมิประมาณ 110 องศาเซลเซียส เพื่อให้สารละลายกลายเป็นไอ ซึ่งมีเทอร์โมคัปเปิลชนิดเคทำการวัดอุณหภูมิ ดังรูปที่ 3.3
9. จับเวลา 10 นาที เพื่อให้ไอน้ำหรือสารละลายเอทานอลกระจายทั่วทั้งเครื่องปฏิกรณ์
10. เมื่อครบ 10 นาที ทำการปลดคลิพหนีบโลหะออกเพื่อป้อนซานอ้อยเข้าสู่ระบบ แล้วเริ่มจับเวลาและเก็บแก๊สตัวอย่างทันที โดยแก๊สตัวอย่างจะถูกทำให้เย็นลงเพื่อกำจัดทาร์และน้ำที่ไม่เกิดปฏิกิริยาออกจากแก๊สตัวอย่างก่อนเข้าสู่ถุงเก็บแก๊สตัวอย่าง
11. เก็บแก๊สตัวอย่างทุก ๆ 5 นาที โดยใช้ถุงเก็บแก๊สตัวอย่างขนาด 1 ลิตร เป็นเวลา 30 นาที แล้วนำแก๊สที่ได้ไปวิเคราะห์หาค่าประกอบของแก๊สด้วยแก๊สโครมาโทกราฟี
12. เมื่อครบ 30 นาที ทำการปิดเตาเผา ปิดปั๊มแบบรีดท่อ และปิดถังอาร์กอน แล้วนำเครื่องปฏิกรณ์ออกจากเตาเผาเมื่ออุณหภูมิต่ำกว่า 100 องศาเซลเซียส
13. เก็บตัวอย่างปฏิกิริยาหลังการใช้งานในโถดูดความชื้น ก่อนนำไปวิเคราะห์ลักษณะต่าง ๆ
14. ทำการทดลองทุกสภาวะซ้ำอีกอย่างน้อย 2 ครั้ง



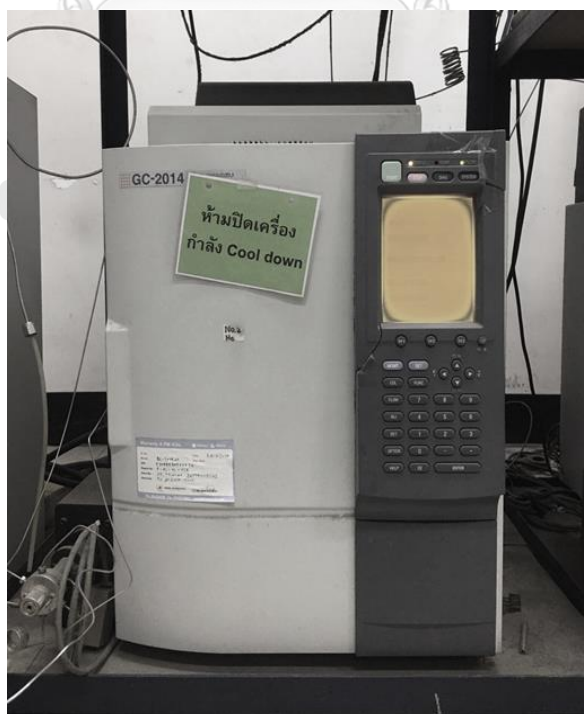
### 3.2.3 ขั้นตอนการวิเคราะห์ผลการทดลอง

#### 3.2.3.1 การวิเคราะห์คุณสมบัติของขานอ้อย

การวิเคราะห์คุณสมบัติของขานอ้อยจะถูกวิเคราะห์เพื่อหาองค์ประกอบด้วย 2 เทคนิค คือ การวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate analysis) การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate analysis) โดยการวิเคราะห์แบบประมาณจะวิเคราะห์ตามมาตรฐาน ASTM D3172-3175 ซึ่งประกอบด้วยปริมาณความชื้น ปริมาณสารระเหย ปริมาณคาร์บอนคงตัว และปริมาณเถ้า ส่วนการวิเคราะห์แบบแยกธาตุองค์ประกอบจะวิเคราะห์ด้วยเครื่องมือ CHN analyzer โดยรุ่นที่ใช้ในงานวิจัยนี้ คือ CHN-2000 ของ Leco ซึ่งองค์ประกอบที่วิเคราะห์ได้ คือ คาร์บอน ไฮโดรเจน ไนโตรเจน ซัลเฟอร์ ส่วนองค์ประกอบของออกซิเจนเกิดจากการดุลมวลสารบนสมมติฐานว่าปริมาณที่เหลือทั้งหมดของผลวิเคราะห์คือปริมาณออกซิเจน

#### 3.2.3.2 การวิเคราะห์แก๊สตัวอย่าง

การวิเคราะห์แก๊สตัวอย่างจะถูกวิเคราะห์ด้วยเครื่องแก๊สโครมาโทกราฟี (Gas chromatography : GC) ดังรูปที่ 3.8 เพื่อระบุองค์ประกอบและปริมาณของแก๊สแต่ละชนิดในผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้ คือ ไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ มีเทน และคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งเครื่องแก๊สโครมาโทกราฟีที่ใช้ในงานวิจัยนี้ คือ รุ่น Shimadzu GC-2014 โดยสภาวะที่ใช้ในการวิเคราะห์องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สจะแสดงในตารางที่ 3.1



รูปที่ 3.8 เครื่องแก๊สโครมาโทกราฟีที่ใช้ในการวิเคราะห์

**ตารางที่ 3.1** สภาวะที่ใช้ในการวิเคราะห์ด้วยเครื่องแก๊สโครมาโทกราฟี

|                                    |                                      |
|------------------------------------|--------------------------------------|
| ปริมาตรที่ฉีด                      | 50 มิลลิลิตร                         |
| คอลัมน์                            | Unibeads C packed column             |
| อัตราการไหล                        | 30 มิลลิลิตรต่อนาที                  |
| เฟสเคลื่อนที่                      | อาร์กอน                              |
| เครื่องตรวจจับ                     | เครื่องตรวจจับค่าการนำความร้อน (TCD) |
| อุณหภูมิของคอลัมน์ (เริ่มต้น)      | 50 องศาเซลเซียส                      |
| อุณหภูมิของคอลัมน์ (สุดท้าย)       | 180 องศาเซลเซียส                     |
| เวลาที่ใช้ในการวิเคราะห์           | 10.32 นาที                           |
| อุณหภูมิของเครื่องตรวจจับและหัวฉีด | 120 องศาเซลเซียส                     |

เครื่องแก๊สโครมาโทกราฟีเป็นเทคนิคที่ใช้ในการแยกสารผสมที่ระเหยง่าย โดยสารผสมจะถูกฉีดเข้าไปในคอลัมน์ที่บรรจุด้วยสารที่ทำหน้าที่เป็นตัวยึดจับที่เรียกว่า Stationary phase และมีแก๊สพาเป็นเฟสเคลื่อนที่ ซึ่งเคลื่อนที่ไปตามคอลัมน์เข้าสู่เครื่องวัดสัญญาณที่เครื่องตรวจจับได้รับจะถูกส่งไปบันทึกเป็นโครมาโตแกรมโดยเครื่องบันทึก โดยมีรายละเอียดส่วนประกอบที่สำคัญดังต่อไปนี้

### 1. แก๊สพา

แก๊สพา (Carrier gas) เป็นแก๊สที่ใช้ในการพาสารตัวอย่างที่ถูกทำให้เป็นไอหรือแก๊สเฟสแล้วที่ส่วนที่ฉีดสารตัวอย่างให้เข้าสู่คอลัมน์ต่อไป แก๊สพานี้ต้องมีการควบคุมอัตราการไหลให้คงที่เสมอ โดยสามารถเลือกใช้อัตราการไหลที่เหมาะสมได้ตามที่ต้องการ อัตราการไหลของแก๊สพามีส่วนสำคัญต่อการวิเคราะห์ทั้งเชิงคุณภาพและปริมาณ ดังนั้นจึงต้องมีการควบคุมให้คงที่ แก๊สพาโดยทั่วไปควรมีคุณสมบัติ คือ มีสมบัติเฉื่อย ไม่เกิดปฏิกิริยากับสารตัวอย่าง มีมวลโมเลกุลต่ำ มีการแพร่เร็ว มีความบริสุทธิ์สูง และราคาไม่แพง ซึ่งแก๊สพาที่ใช้กันโดยทั่วไป ได้แก่ ไนโตรเจน (N) ฮีเลียม (He) และอาร์กอน (Ar)

### 2. คอลัมน์

คอลัมน์ (Column) เป็นส่วนสำคัญของการแยกสาร เมื่อแก๊สหรือไอของสารผสมในสารตัวอย่างผ่านคอลัมน์ สารที่บรรจุในคอลัมน์เปล่าจะทำหน้าที่เป็นตัวแยกแก๊สหรือไอของสารผสมเหล่านั้นออกจากกันเป็นส่วน ๆ ดังนั้นโครมาโตแกรมที่ได้จะดีหรือไม่จึงขึ้นอยู่กับชนิดของคอลัมน์

### 3. ดีเทคเตอร์

ดีเทคเตอร์ (Detector) เป็นส่วนที่สามารถบ่งบอกในเชิงคุณภาพและปริมาณ ของสารที่ต้องการวิเคราะห์หรือมีสารอื่น ๆ ที่แตกต่างไปจากแก๊สพา ดังนั้นเครื่องตรวจจับจึงเป็นเครื่องที่

สามารถให้สัญญาณกับสารต่าง ๆ ได้ ให้สภาพความไวที่สูง มีการตอบสนองที่ดีในช่วงความเข้มข้นของสารที่กว้างพอที่จะวัดได้อย่างถูกต้อง มีหลากหลายชนิดตามความเหมาะสมของงาน มีเสถียรภาพและความเที่ยงถือเป็นลักษณะเฉพาะของดีเทคเตอร์ ซึ่งดีเทคเตอร์ที่นิยมใช้กันโดยทั่วไปมี 2 ชนิด คือ

- เทอร์มอลคอนดักติวิตีเทคเตอร์ (Thermal conductivity detector : TCD)
- เฟลมไอออไนเซชันดีเทคเตอร์ (Flame ionization detector : FID)





## บทที่ 4

### ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลอง

งานวิจัยนี้ได้สนใจทำการศึกษาค้นคว้าการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากแก๊สซิฟเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอล บนตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$  ในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง ณ ความดันบรรยากาศ โดยตัวแปรที่ทำการศึกษาในงานวิจัยนี้ คือ อุณหภูมิที่ใช้ในการทำปฏิกิริยา ปริมาณเอทานอล และ การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$  ที่มีผลต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์จากผลการทำงานร่วมกัน ในแก๊สซิฟเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอล จากนั้นนำสภาวะที่เหมาะสมมาวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์เพื่อดูความเป็นไปได้ของโครงการ ซึ่งผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลจะแบ่งหัวข้อหลัก ๆ ออกเป็น 3 ส่วน ซึ่งมีรายละเอียดดังต่อไปนี้

1. ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบทางเคมีของชานอ้อย

2. แก๊สซิฟเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอล

2.1 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อแก๊สซิฟเคชันร่วม

- ผลของอุณหภูมิที่มีต่อแก๊สซิฟเคชันด้วยไอน้ำของชานอ้อยที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส

- ผลของอุณหภูมิที่มีต่อแก๊สซิฟเคชันด้วยไอน้ำของเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส

- ผลของอุณหภูมิที่มีต่อแก๊สซิฟเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 15 และ 20 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส

2.2 ผลของปริมาณเอทานอลที่มีต่อแก๊สซิฟเคชันร่วม

- ผลของปริมาณเอทานอลที่มีต่อแก๊สซิฟเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 15 และ 20 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส

2.3 ผลของตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$  ที่มีต่อแก๊สซิฟเคชันร่วม

- ผลของการเพิ่มตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$  ที่มีต่อแก๊สซิฟเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส

3. การวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์

3.1 สมมติฐานที่ใช้ในการวิเคราะห์ของงานวิจัย

3.2 ต้นทุนของงานวิจัย

3.3 ผลประโยชน์ของงานวิจัย

3.4 การวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ของงานวิจัย

#### 4.1 องค์ประกอบทางเคมีของขานอ้อย

จากปริมาณและศักยภาพของขานอ้อยทางด้านพลังงานที่ได้กล่าวไว้ข้างต้น จึงทำให้ขานอ้อยถูกนำมาใช้ในการศึกษาในงานวิจัยนี้ ซึ่งการวิเคราะห์องค์ประกอบทางเคมีของขานอ้อย ผลการวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate analysis, as received basis) และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate analysis, dry ash-free basis) ของขานอ้อยนั้น จะแสดงในตารางที่ 4.1 และ 4.2 ตามลำดับ จากผลการวิเคราะห์แบบประมาณของขานอ้อย พบว่า องค์ประกอบของขานอ้อยมีปริมาณของสารระเหยสูงถึงร้อยละ 76.63 โดยน้ำหนัก ตามด้วยปริมาณคาร์บอนคงตัว ปริมาณความชื้น และปริมาณเถ้าร้อยละ 11.05 8.33 และ 3.99 ตามลำดับ แสดงให้เห็นถึงความเหมาะสมในการนำขานอ้อยมาใช้ในการศึกษาแก๊สซิเคชันร่วมในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบตนิ่ง เนื่องจากเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้ในงานวิจัยนี้ถูกออกแบบให้เกิดสารระเหยซึ่งเป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอน มาใช้ในการทำปฏิกิริยากับไอน้ำ เอทานอล และตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ตามสภาวะที่ทำการศึกษาเพื่อศึกษาการเปลี่ยนแปลงของสารระเหยไปเป็นผลิตภัณฑ์ในรูปของแก๊สมากขึ้นในแก๊สซิเคชันร่วมด้วยไอน้ำของขานอ้อยและเอทานอล ส่วนซาร์และเถ้าที่เกิดขึ้นจะติดอยู่บริเวณรอยคอดในเครื่องปฏิกรณ์ โดยมีควอทซ์รูลเลอร์รับซาร์และเถ้าเอาไว้

เมื่อพิจารณาผลการวิเคราะห์แบบแยกธาตุของขานอ้อย พบว่า ขานอ้อยมีปริมาณออกซิเจนและคาร์บอนสูงถึงร้อยละ 48.50 และ 41.85 ตามลำดับ ที่เป็นส่วนประกอบหลักในขานอ้อย ตามด้วยปริมาณไฮโดรเจน ซัลเฟอร์ และไนโตรเจนร้อยละ 6.11 2.85 และ 0.70 ตามลำดับ แสดงให้เห็นว่าขานอ้อยสามารถให้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่มีคาร์บอน ไฮโดรเจน และออกซิเจน เป็นองค์ประกอบได้ในขณะที่ซัลเฟอร์และไนโตรเจนในขานอ้อยนั้นมีปริมาณที่ต่ำ ซึ่งแสดงให้เห็นถึงความเหมาะสมในการนำขานอ้อยมาแปรสภาพผ่านกระบวนการทางเคมีความร้อนที่เป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อมได้ เนื่องจากสามารถลดการก่อตัวของสารประกอบไนโตรเจนที่เป็นพิษ (Toxic nitrogenous) และสารประกอบที่มีกำมะถันเป็นองค์ประกอบ (Sulfur-containing compounds) ในของเหลวที่ไม่ทำปฏิกิริยา (Liquid effluents) และในแก๊สผลิตภัณฑ์ (Gaseous emissions) ซึ่งเป็นมลพิษทางน้ำและอากาศลงได้ [ 2 ]

ตารางที่ 4.1 ผลการวิเคราะห์แบบประมาณของขานอ้อย (Proximate analysis, as received basis)

| องค์ประกอบ   | ร้อยละโดยน้ำหนัก |
|--------------|------------------|
| ความชื้น     | 8.33             |
| สารระเหย     | 76.63            |
| คาร์บอนคงตัว | 11.05            |
| เถ้า         | 3.99             |

ตารางที่ 4.2 ผลการวิเคราะห์แบบแยกธาตุของชานอ้อย (Ultimate analysis, dry ash-free basis)

| ธาตุ      | ร้อยละโดยน้ำหนัก |
|-----------|------------------|
| คาร์บอน   | 41.85            |
| ไฮโดรเจน  | 6.11             |
| ไนโตรเจน  | 0.70             |
| ซัลเฟอร์  | 2.85             |
| ออกซิเจน* | 48.50            |

\* by difference

ตารางที่ 4.3 อัตราส่วนโมลอะตอมของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนและอัตราส่วนโมลอะตอมของออกซิเจนต่อคาร์บอนของชานอ้อยและเอทานอล

|                 | ชานอ้อย | เอทานอล |
|-----------------|---------|---------|
| H/C molar ratio | 1.75    | 3       |
| O/C molar ratio | 0.87    | 0.5     |

จากตารางที่ 4.3 ได้แสดงอัตราส่วนโมลอะตอมของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนและอัตราส่วนโมลอะตอมของออกซิเจนต่อคาร์บอนของชานอ้อยและเอทานอล พบว่า เอทานอลมีอัตราส่วนโมลอะตอมของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนสูงกว่าชานอ้อย ในขณะที่เอทานอลมีอัตราส่วนโมลอะตอมของออกซิเจนต่อคาร์บอนต่ำกว่าชานอ้อย แสดงให้เห็นว่าความแตกต่างกันของอัตราส่วนอะตอมในสารตั้งต้นทั้งสองชนิด ที่อาจส่งผลต่อผลการทำงานร่วมกันในแกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอล [ 2, 82, 83 ]

CHULALONGKORN UNIVERSITY

## 4.2 แกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอล

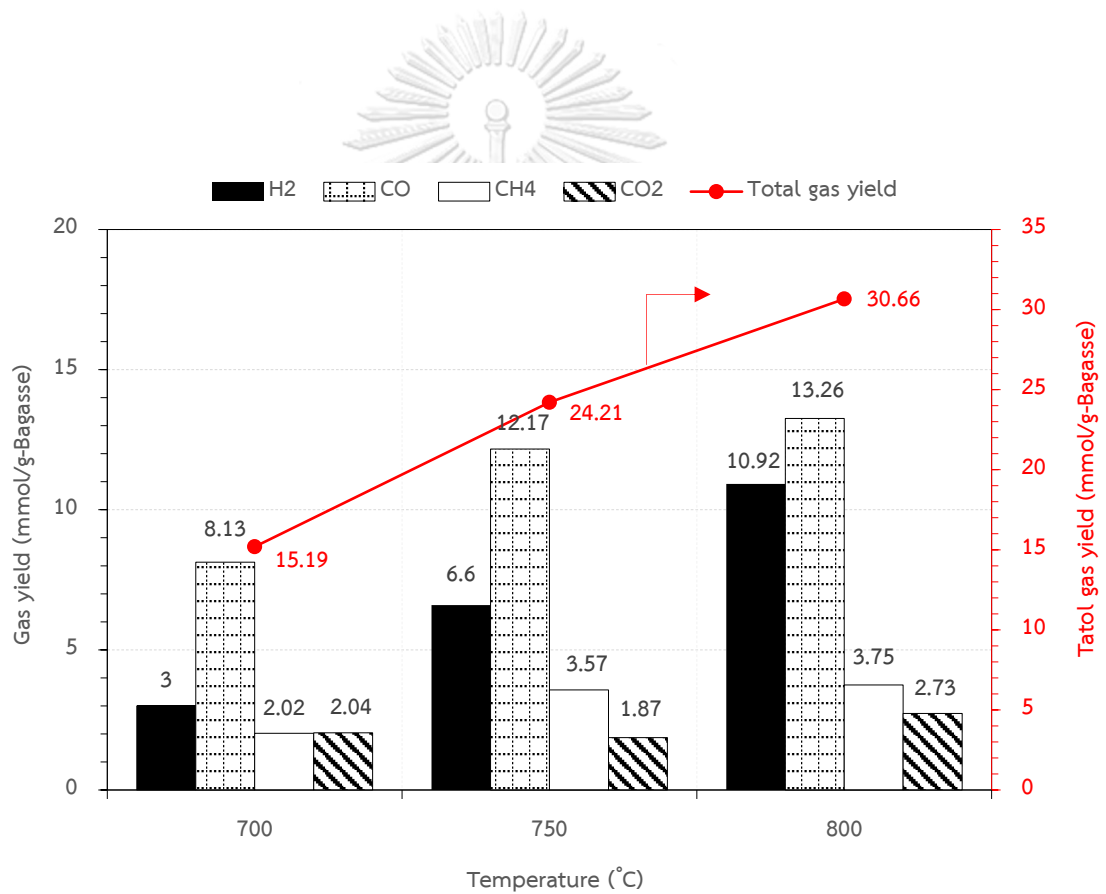
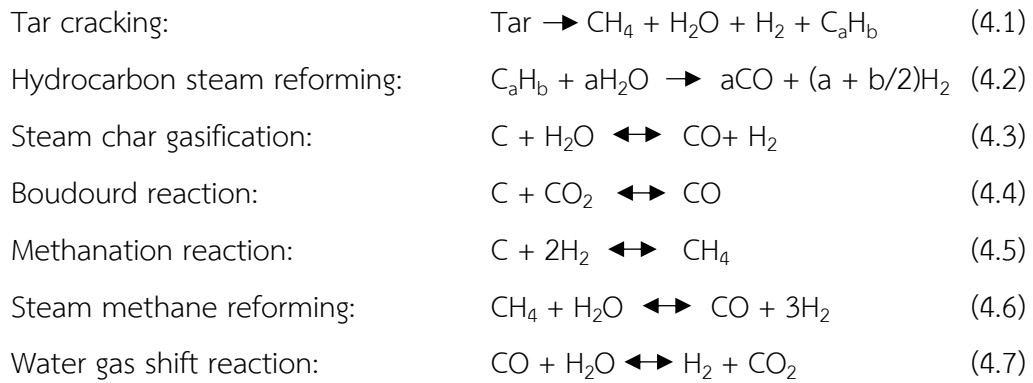
### 4.2.1 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อแกซิฟิเคชันร่วม

อุณหภูมิที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาถือเป็นตัวแปรสำคัญในแกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำ เนื่องจากปฏิกิริยาหลักที่เกิดขึ้น คือ ปฏิกิริยาคูดความร้อน (Endothermic reaction) ซึ่งจะเกิดขึ้นได้ดีที่อุณหภูมิสูง โดยอาจส่งผลต่ออัตราการเกิดแกซิฟิเคชัน (Gasification rate) และสมดุลทางความร้อน (Thermal equilibrium) ได้โดยตรง [ 1, 7, 15 ] อีกทั้งยังส่งเสริมการสร้างแก๊สผลิตภัณฑ์ ดังนั้นอุณหภูมิที่ใช้ในการศึกษาในแกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอล คือ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส

#### 4.2.1.1 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อแกซีพีเคชันด้วยไอน้ำของชานอ้อยที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส กรณีที่ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา

รูปที่ 4.1 แสดงผลได้ขององค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์จากแกซีพีเคชันด้วยไอน้ำของชานอ้อยที่อุณหภูมิ 700 ถึง 800 องศาเซลเซียส ในระยะเวลาการทำปฏิกิริยา 30 นาที พบว่า เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นจาก 700 ถึง 800 องศาเซลเซียส ส่งผลให้ผลได้โดยรวมของแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้นเป็น 15.21 24.22 และ 30.68 มิลลิโมลต่อกรัมของชานอ้อย ตามลำดับ และเมื่อพิจารณาถึงผลได้ของแก๊สแต่ละชนิดจะพบว่าผลได้ของแก๊สแต่ละชนิดเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นด้วยเช่นกันโดยเฉพาะคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจน ทั้งนี้เนื่องมาจากการแกซีพีเคชันด้วยไอน้ำของชานอ้อยที่อุณหภูมิสูงช่วยส่งเสริมกระบวนการไพโรไลซิสขั้นต้น (Initial pyrolysis process) และการแตกตัวทาร์ขั้นทุติยภูมิ (The secondary tar cracking) ซึ่งเป็นกระบวนการดูดความร้อน ทำให้เกิดการแตกตัวของสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลสูง ไปเป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลต่ำและแก๊สผลิตภัณฑ์มากขึ้น จากปฏิกิริยาการแตกตัวด้วยความร้อน (Thermal cracking) ดังสมการที่ 4.1 ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยที่ผ่านมา [ 1, 7, 13, 15, 35 ] โดยคาร์บอนมอนอกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์นั้นจะได้มาจากปฏิกิริยาดีคาร์บอนิเลชัน (Decarbonylation) และปฏิกิริยาดีคาร์บอกซิเลชัน (Decarboxylation) ที่เกิดจากการสลายตัวและรีฟอร์มของกลุ่มคาร์บอนิล (Carbonyl group) และคาร์บอกซิล (Carboxyl group) จากเซลลูโลสของชานอ้อย ซึ่งมีมากถึงประมาณ 50 เปอร์เซ็นต์ เมื่อเทียบกับเฮมิเซลลูโลสและลิกนิน ซึ่งถือเป็นปริมาณที่ค่อนข้างสูง [ 84 ] จึงส่งผลให้ผลได้ของคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้นอย่างมาก ในขณะที่ผลได้ของมีเทนส่วนใหญ่จะมาจากการสลายตัวของกลุ่มเมทอกซิล (Methoxyl group) จึงส่งผลให้มีเทนเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อยเท่านั้น เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้น [ 85-87 ] ส่วนผลได้ของไฮโดรเจนนั้นจะได้มาจากการ Depolymerization ของกลุ่มฟีนิล (Phenyl group) ในลิกนิน [ 88, 89 ]

อีกทั้งการเพิ่มอุณหภูมิให้สูงขึ้นยังช่วยส่งเสริมอัตราการเกิดปฏิกิริยาดูดความร้อนต่าง ๆ ที่เกิดขึ้นในแกซีพีเคชันด้วยไอน้ำของชานอ้อย เช่น ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของไฮโดรคาร์บอน ปฏิกิริยาแกซีพีเคชันด้วยไอน้ำของซาร์ ปฏิกิริยาบูดูอาร์ด ปฏิกิริยาเมเทนชัน และปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของมีเทน [ 1, 5 ] ดังแสดงในสมการที่ 4.2 ถึง 4.6 ส่งผลให้สมดุลของปฏิกิริยามีแนวโน้มจะดำเนินจากซ้ายไปขวาเพื่อเปลี่ยนทาร์และซาร์เป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ ส่งผลให้ผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้น จากผลการทดลองนี้แสดงให้เห็นว่า การสลายตัวด้วยความร้อนของโครงสร้างสารประกอบแอโรมาติกในแกซีพีเคชันด้วยไอน้ำของชานอ้อยนั้นจำเป็นต้องใช้พลังงานมาก [ 88, 90 ] ในขณะที่ยังมีการเพิ่มขึ้นของผลได้คาร์บอนไดออกไซด์ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาออกซิเดชันแก๊สซิฟิเคชัน ดังสมการที่ 4.7 ซึ่งเป็นปฏิกิริยาที่สำคัญในเฟสแก๊ส [ 14 ] เพื่อผลิตไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์

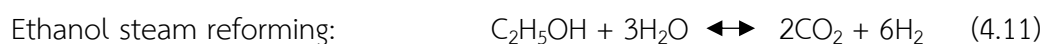
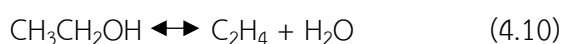
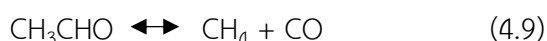
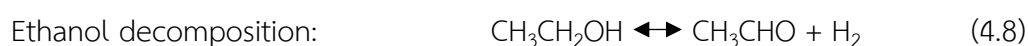


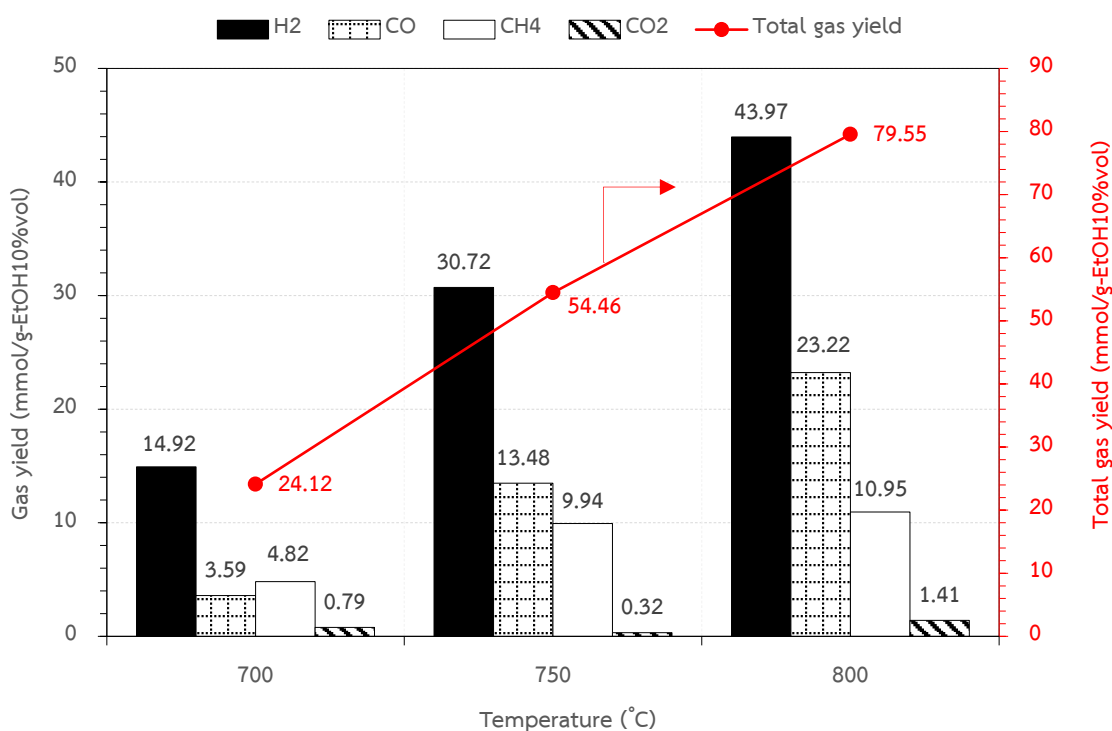
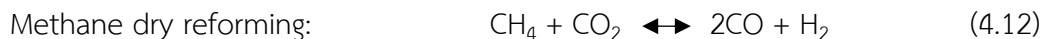
รูปที่ 4.1 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์จากแกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของขาน้อย

#### 4.2.1.2 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อแกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส กรณีที่ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา

แกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของเอทานอลจะมีปฏิกิริยาหลักๆ 2 ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้น คือ ปฏิกิริยาการสลายตัวของเอทานอล (Decomposition stage) ดังสมการที่ 4.8 ถึง 4.10 และปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของเอทานอล (Reforming stage) ดังสมการที่ 4.11 ซึ่งเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน เกิดขึ้นได้ดีที่อุณหภูมิสูง โดยมีปฏิกิริยาข้างเคียงที่ตามมา คือ ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของไฮโดรคาร์บอน ปฏิกิริยาเมเทนชัน ปฏิกิริยาอวอเตอรแก๊สซิฟิเคชัน ปฏิกิริยามีเทนรีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ ดังสมการที่ 4.2 4.5 4.7 และ 4.12 เป็นต้น [ 12, 15, 57, 91 ]

จากผลการทดลองในรูปที่ 4.2 แสดงผลได้ขององค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์จากแกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ในระยะเวลาการทำปฏิกิริยา 30 นาที ที่อุณหภูมิ 700 ถึง 800 องศาเซลเซียส พบว่า เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นจาก 700 ถึง 800 องศาเซลเซียส ส่งผลให้ผลได้โดยรวมของแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้นเป็น 24.13 54.47 และ 79.57 มิลลิโมลต่อกรัมของเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ตามลำดับ และเมื่อพิจารณาถึงผลได้ของแก๊สแต่ละชนิดจะพบว่า ผลได้ของแก๊สแต่ละชนิดเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นด้วยเช่นกัน ทั้งนี้เนื่องมาจากปฏิกิริยาหลักที่เกิดขึ้นดังที่กล่าวไว้ข้างต้นเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน (Strongly endothermic reaction) ในขณะที่ปฏิกิริยาอวอเตอรแก๊สซิฟิเคชันเป็นปฏิกิริยาคายความร้อนที่ไม่สูงมาก (Mildly exothermic reaction) จึงส่งผลให้ปฏิกิริยาโดยรวมในระบบเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ส่งผลให้สมดุลของปฏิกิริยามีแนวโน้มจะดำเนินจากซ้ายไปขวา ซึ่งส่งเสริมให้เอทานอลถูกแปรสภาพไปเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์มากขึ้นเมื่ออุณหภูมิเพิ่มสูงขึ้นที่ 800 องศาเซลเซียส ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยที่ผ่านมา [ 1, 3, 7, 15, 92 ] ส่งผลให้ผลได้โดยรวมของแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้นโดยเฉพาะไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เพิ่มขึ้นจาก 14.92 และ 3.59 เป็น 43.97 และ 23.22 มิลลิโมลต่อกรัมของเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ตามลำดับ จากนั้นคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นจะถูกนำมาใช้เป็นสารตั้งต้นในปฏิกิริยาอวอเตอรแก๊สซิฟิเคชัน ส่งผลให้ผลได้ของไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ ดังสมการที่ 4.7 ในขณะที่อุณหภูมิต่ำกว่า 800 องศาเซลเซียส จะให้ผลได้โดยรวมและผลได้ของแก๊สแต่ละชนิดที่น้อยกว่า เนื่องจากพันธะคาร์บอนของเอทานอลยังถูกสลายไม่หมด และมีเอทานอลแค่บางส่วนที่ถูกแปรสภาพให้เป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ [ 93 ]





รูปที่ 4.2 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์จากแก๊ซซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร

จากผลการทดลองในรูปที่ 4.1 และ 4.2 แสดงให้เห็นว่าแก๊ซซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอลที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส จะให้ผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์มากที่สุด โดยเอทานอลจะให้ผลได้ของแก๊สที่สูงกว่าชานอ้อย เนื่องจากชานอ้อยประกอบด้วยเซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนิน [ 27, 84 ] จะให้ผลิตภัณฑ์เป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ ชาร์ และทาร์ ซึ่งที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ส่วนใหญ่เป็นทาร์ประเภท Polycyclic aromatic hydrocarbons (PAHs) ที่มีมวลโมเลกุลสูง ซึ่งสลายตัวด้วยความร้อนไปเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ได้ยาก [ 22 ] ในขณะที่เอทานอลประกอบด้วยพันธะอีเทอร์ (Carbohydrate bond or Ether bond) [ 1, 94 ] ที่มีพลังงานพันธะต่ำ (360 kJ/mol) เมื่อเทียบกับทาร์ที่มีพลังงานพันธะสูง อย่างเช่น พันธะคู่ของอะตอมคาร์บอน C=C (614 kJ/mol) และมีโครงสร้างที่เสถียร [ 86 ] จึงทำให้เอทานอลสามารถสลายตัวด้วยความร้อน

แล้วแปรสภาพไปเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ได้อย่างสมบูรณ์และให้ผลได้ของแก๊สที่สูงกว่าชานอ้อยในแกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส และสังเกตว่าชานอ้อยจะให้ผลได้ของคาร์บอนมอนนอกไซด์ที่สูง ในขณะที่เอทานอลจะให้ผลได้ของไฮโดรเจนที่สูงกว่าชานอ้อย ทั้งนี้เนื่องจากโครงสร้างทางเคมีที่ต่างกันระหว่างชานอ้อยและเอทานอล

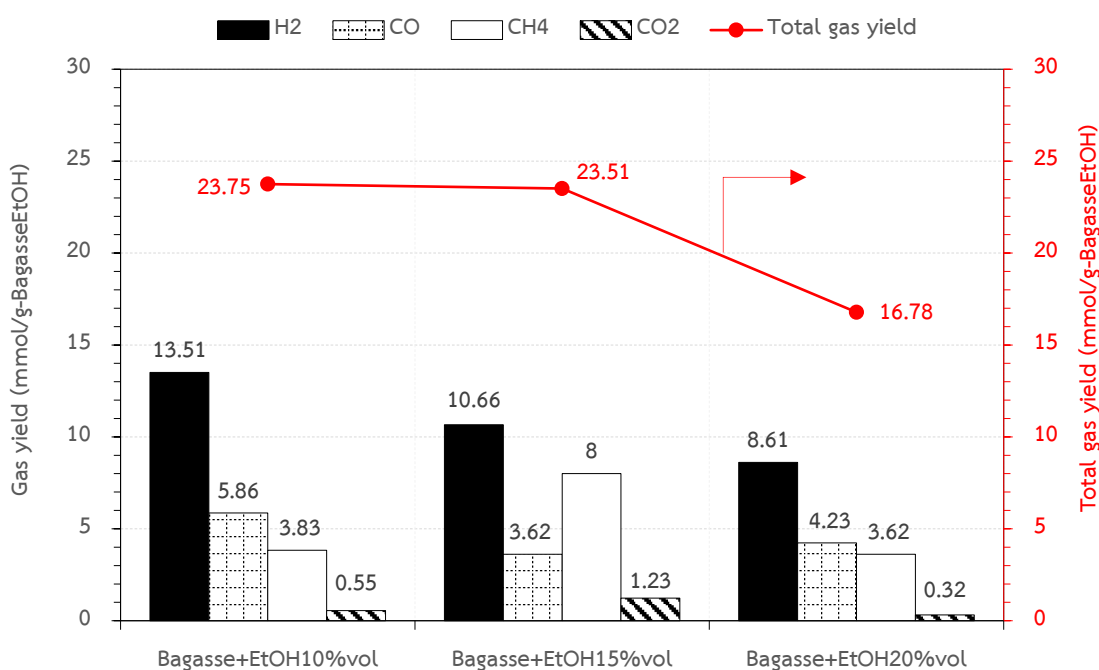
#### 4.2.1.3 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อแกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 15 และ 20 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส กรณีที่ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา

รูปที่ 4.3 ได้แสดงผลของอุณหภูมิที่มีต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์ในแกซิฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 15 และ 20 โดยปริมาตร ในระยะเวลาการทำปฏิกิริยา 30 นาที ที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส พบว่า เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นจาก 700 ถึง 800 องศาเซลเซียส ส่งผลให้ผลได้โดยรวมของแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้นจาก 23.76 23.52 และ 16.79 เป็น 47.77 39.55 และ 43.90 มิลลิโมลต่อกรัมของชานอ้อยและเอทานอล ตามลำดับ เนื่องจากปฏิกิริยาการสลายตัวเป็นปฏิกิริยาคูดความร้อน และการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิยังเป็นการเพิ่มอัตราการเกิดปฏิกิริยาต่าง ๆ ในแกซิฟิเคชันร่วม [ 26, 90 ] ทำให้ปริมาณอนุมูลของไฮโดรเจน ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส ถูกปล่อยออกมาจากเอทานอลเพิ่มมากขึ้นจากปฏิกิริยาการสลายตัวด้วยความร้อนของเอทานอลเมื่อเทียบกับอุณหภูมิ 700 และ 750 องศาเซลเซียส ส่งผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาอนุมูลอิสระจากเอทานอลและชานอ้อยเพิ่มขึ้น ซึ่งอนุมูลอิสระดังกล่าวจะช่วยส่งเสริมการสลายตัวของชานอ้อยในแกซิฟิเคชันร่วม ด้วยการถ่ายโอนของอนุมูลของไฮโดรเจน (Hydrogen transfer) จากเอทานอลไปยังโครงสร้างของชานอ้อย เพื่อแตกตัวสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลสูงไปเป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีมวลโมเลกุลต่ำ ( $\text{CH}_4$  และ  $\text{C}_2\text{-C}_3$ ) และแก๊สสังเคราะห์ ( $\text{H}_2$  และ  $\text{CO}$ ) ได้มากขึ้น ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยที่ผ่านมา [ 1, 15, 17, 41, 48, 71 ] จากนั้นสารประกอบไฮโดรคาร์บอนดังกล่าวที่เกิดขึ้นสามารถทำปฏิกิริยาต่อกับไอน้ำผ่านปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของไฮโดรคาร์บอนและปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิฟิเคชันได้ง่ายขึ้น ดังสมการที่ 4.2 และ 4.7 ซึ่งปฏิกิริยาโดยรวมถือเป็นปฏิกิริยาคูดความร้อนได้ดีที่อุณหภูมิสูง ส่งผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาของทั้งสองปฏิกิริยานี้สูงขึ้นเมื่อเทียบกับปฏิกิริยาอื่น ๆ ที่เกิดขึ้นในแกซิฟิเคชันร่วม ในขณะที่เดียวกันผลได้ของคาร์บอนมอนนอกไซด์เพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอุณหภูมิของปฏิกิริยา เนื่องมาจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของไฮโดรคาร์บอนและปฏิกิริยาบูควาร์ด ดังสมการที่ 4.2 และ 4.4 เป็นหลัก ซึ่งทั้งสองปฏิกิริยามีอัตราการเกิดปฏิกิริยาและความไวต่ออุณหภูมิที่ใกล้เคียงกัน [ 92 ] ส่งผลให้สมดุลของปฏิกิริยาทั้งสองมีแนวโน้มจะดำเนินจากซ้ายไปขวาซึ่งนำไปสู่การสร้างแก๊สผลิตภัณฑ์มากขึ้น โดยคาร์บอนมอนนอกไซด์ยังถูกนำไปใช้เป็นสารตั้งต้นในการผลิตไฮโดรเจนในปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิฟิเคชันด้วยเช่นกัน

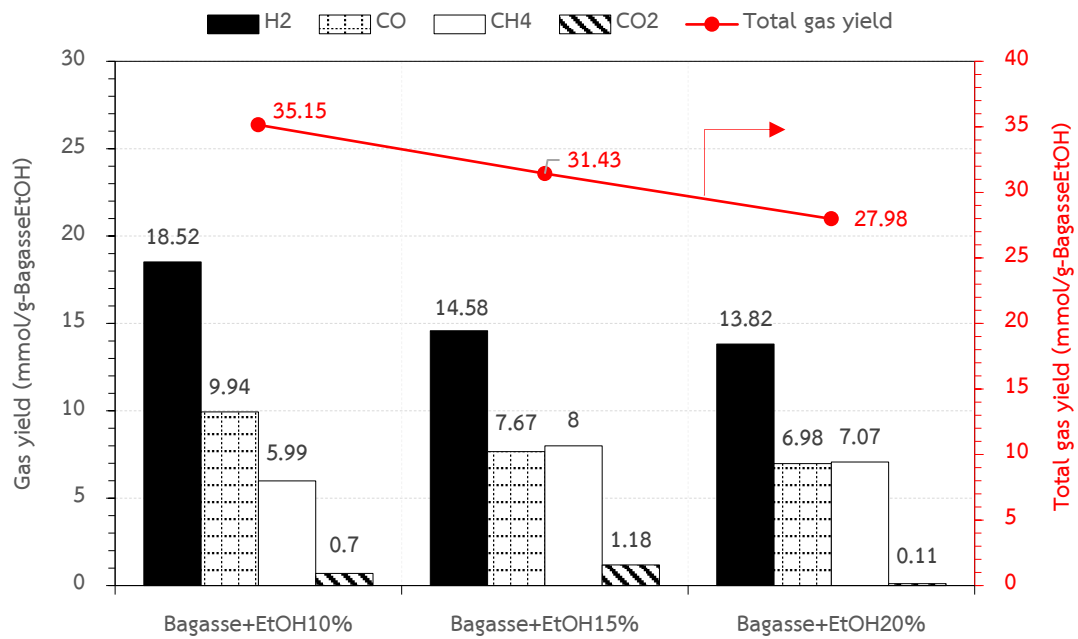


นอกจากนี้อนุมูลของไฮโดรเจนจากเอทานอลยังสามารถทำปฏิกิริยากับอนุมูลไฮโดรเจน (Hydrogen radical) และอนุมูลเมทิล (Methyl radical) จากชานอ้อยเพื่อสร้างไฮโดรเจนและมีเทนได้ [ 5, 49 ] ส่งผลให้ผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้นโดยเฉพาะไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ และมีเทน ในขณะที่อุณหภูมิต่ำกว่า 800 องศาเซลเซียส นั้นจะมีอัตราการเกิดแก๊สที่ต่ำกว่าส่งผลให้ผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ผลิตได้น้อยกว่า จากผลการทดลองนี้แสดงให้เห็นว่าอุณหภูมิที่ใช้ในการทำปฏิกิริยามีผลอย่างมากต่อทิศทางการเกิดปฏิกิริยาในแก๊สที่ผลิตขึ้นร่วมกับไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอล

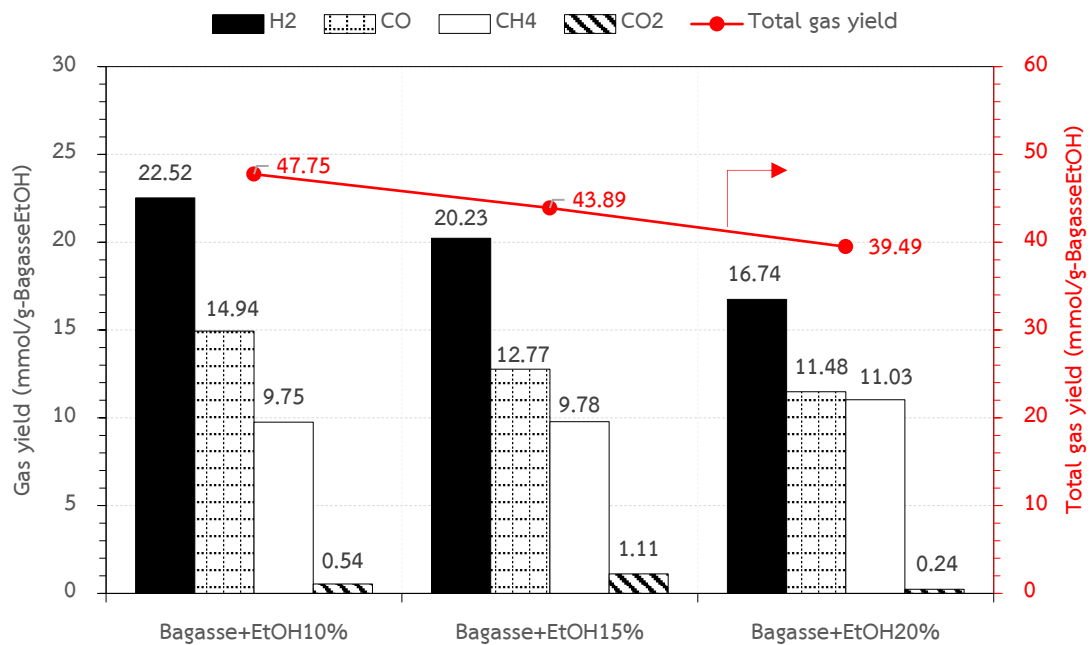
ดังนั้นที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส จะแสดงผลการทำงานร่วมกันได้ชัดเจนกว่าที่อุณหภูมิ 700 และ 750 องศาเซลเซียส เนื่องจากให้ผลได้โดยรวมของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่สูงโดยเฉพาะไฮโดรเจนที่เกิดจากปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของไฮโดรคาร์บอนและปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิฟต์ ซึ่งเป็นปฏิกิริยาหลักในการผลิตไฮโดรเจนและแก๊สผลิตภัณฑ์ ดังนั้นอุณหภูมิที่ใช้ในการทำปฏิกิริยา 800 องศาเซลเซียส จะถูกใช้ทำการทดลองต่อไป



ก. อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส



ข. อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส



ค. อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส

รูปที่ 4.3 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์จากแกซิฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 15 และ 20 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 700 750 และ 800 องศาเซลเซียส

#### 4.2.2 ผลของปริมาณเอทานอลที่มีต่อแกซิฟิเคชันร่วม

ในการทดลองส่วนนี้ได้ทำการศึกษาปริมาณเอทานอล เพื่อดูผลการทำงานร่วมกันที่เกิดขึ้นในแกซิฟิเคชันร่วมเมื่อปริมาณเอทานอลเพิ่มขึ้น โดยจะทำการศึกษาปริมาณเอทานอลร้อยละ 10 15 และ 20 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส

##### 4.2.2.1 ผลของปริมาณเอทานอลที่มีต่อแกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 15 และ 20 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส กรณีที่ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา

จากผลการทดลองในรูปที่ 4.4 (ก.) ได้แสดงผลของปริมาณเอทานอลที่มีต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์จากแกซิฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ในระยะเวลาการทำปฏิกิริยา 30 นาที ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส พบว่า แกซิฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ให้ผลได้โดยรวมของแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้นและให้ผลได้ของไฮโดรเจนที่สูงกว่ากรณีที่ไม่ใช้เอทานอล ซึ่งผลได้โดยรวมของแก๊สเพิ่มขึ้นจาก 30.68 มิลลิโมลต่อกรัมของชานอ้อย เป็น 47.77 มิลลิโมลต่อกรัมของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ในขณะที่ไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นจาก 10.92 เป็น 22.52 มิลลิโมลต่อกรัมของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ซึ่งบ่งบอกถึงผลเชิงบวก (Positive effect) ต่อผลของการทำงานร่วมกันในแกซิฟิเคชันร่วม แสดงให้เห็นว่าเอทานอลเป็นแหล่งไฮโดรเจนที่สำคัญ ซึ่งการเพิ่มขึ้นของผลได้ไฮโดรเจนดังกล่าวเป็นผลมาจากเอทานอลมี H/C ที่สูงกว่าชานอ้อย ดังแสดงในตารางที่ 4.3 จึงทำให้มีการปลดปล่อยอนุมูลของไฮโดรเจนออกมาจำนวนมากจากการสลายตัวผ่านปฏิกิริยาการสลายตัวทางความร้อน (Devolatilization) โดยอนุมูลอิสระดังกล่าวจะทำหน้าที่เป็น H donor (ผู้ให้ไฮโดรเจน) เพื่อทำปฏิกิริยากับอนุมูลอิสระจากชานอ้อย ทำให้อนุมูลเหล่านี้เสถียรมากขึ้น [95] โดยปฏิกิริยาระหว่าง H donor และอนุมูลอิสระจะส่งเสริมการแตกตัวของสารประกอบแอมโรมาติกในโครงสร้างของชานอ้อย แล้วปลดปล่อยสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีน้ำหนักโมเลกุลต่ำ ( $\text{CH}_4$  และ  $\text{C}_2\text{-C}_3$ ) และคาร์บอนมอนอกไซด์ออกมา ซึ่งส่งเสริมการทำปฏิกิริยาต่อกับไอน้ำผ่านปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของไฮโดรคาร์บอนและปฏิกิริยาเวอเตอร์แก๊สชิฟต์มากขึ้น ดังสมการที่ 4.2 และ 4.7 ซึ่งส่งเสริมการผลิตแก๊สผลิตภัณฑ์โดยรวมโดยเฉพาะไฮโดรเจน โดยสอดคล้องกับผลได้ของแก๊สและผลได้ของไฮโดรเจนที่เพิ่มขึ้นเมื่อใช้เอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ในแกซิฟิเคชันร่วมเมื่อเทียบกับแกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของชานอ้อยเพียงอย่างเดียวที่แตกตัวได้ยากกว่า ด้วยเหตุนี้จึงทำให้สามารถป้องกันการเกิดปฏิกิริยา Repolymerization และปฏิกิริยา Condensation ในขั้นทุติยภูมิ ซึ่งทำให้ทาร์และชาร์หยุดการก่อตัวขึ้นได้ เนื่องจากปฏิกิริยาดังกล่าวมีสารประกอบแอมโรมาติกเป็นสารตั้งต้นในการเกิดปฏิกิริยา ซึ่งนำไปสู่การก่อตัวของทาร์และชาร์ที่มีองค์ประกอบหลักเป็น Polycyclic aromatic hydrocarbons ทำให้สลายตัวด้วยความร้อนและทำปฏิกิริยากับไอน้ำไปเป็น

แก๊สผลิตภัณฑ์ได้ยาก ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยที่ผ่านมา [ 17, 22, 72, 73, 83, 95-99 ] นอกจากนี้คาร์บอนมอนอกไซด์ยังเกิดจากอนุมูล OH ที่ปล่อยออกมาจากการสลายตัวของเอทานอล ซึ่งสามารถทำลายวงแอมโรมาติกในโครงสร้างของซานอ้อยแล้วรวมกับอะตอมคาร์บอนเพื่อสร้างคาร์บอนมอนอกไซด์ [ 46 ] ส่งผลให้ผลได้ของคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้นในแก๊สผลิตภัณฑ์

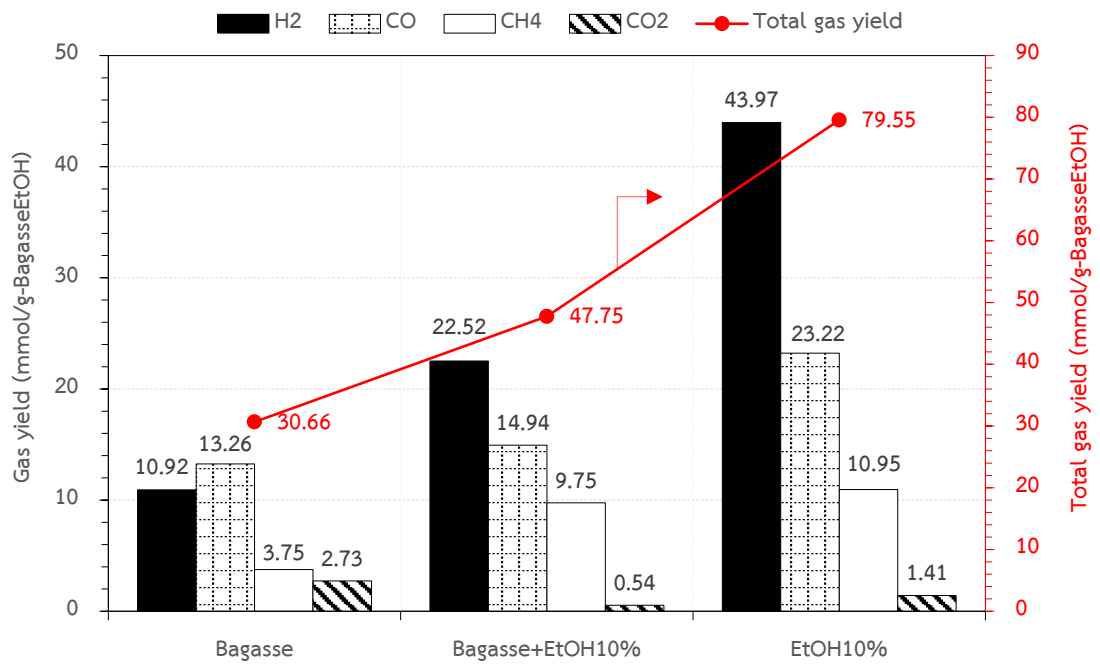
จากผลการทดลองในรูปที่ 4.4 (ข.) และ 4.4 (ค.) ได้แสดงผลของปริมาณเอทานอลที่มีต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์จากแกซิฟิเคชันร่วมของซานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 15 และ 20 โดยปริมาตร ในระยะเวลาการทำปฏิกิริยา 30 นาที ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส พบว่า เมื่อปริมาณเอทานอลเพิ่มขึ้นจากร้อยละ 10 โดยปริมาตร เป็นร้อยละ 15 และ 20 โดยปริมาตร ส่งผลให้ผลได้โดยรวมของแก๊สลดลงจาก 47.77 เป็น 43.90 และ 41.30 มิลลิโมลต่อกรัมของซานอ้อยและเอทานอล ตามลำดับ ในขณะที่ผลได้ของไฮโดรเจนลดลงด้วยเช่นเดียวกัน แสดงให้เห็นว่าการเพิ่มปริมาณเอทานอลจะส่งผลเชิงลบ (Negative effect) ต่อผลของการทำงานร่วมกันในแกซิฟิเคชันร่วม ทั้งนี้เนื่องมาจากปริมาณเอทานอลที่มากเกินไปในแกซิฟิเคชันร่วมจะทำให้อนุมูลอิสระจากเอทานอลไม่เพียงพอเพื่อที่จะทำปฏิกิริยากับอนุมูลอิสระจากซานอ้อย ทำให้เกิดไฮโดรคาร์บอนที่มีน้ำหนักโมเลกุลต่ำและคาร์บอนมอนอกไซด์น้อยลงเนื่องจากขาดซานอ้อย ส่งผลให้เกิดข้อจำกัดในปฏิกิริยาการแตกตัวและปฏิกิริยารีฟอร์มมิงเนื่องจากอัตราการเกิดปฏิกิริยา (Reaction rate) ที่ลดลงของทั้งสองปฏิกิริยา นอกจากนี้ยังเกิดข้อจำกัดในปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์เนื่องจากปฏิกิริยาดังกล่าวจำเป็นต้องมีปริมาณไอน้ำที่มากเกินไปในการทำปฏิกิริยากับคาร์บอนมอนอกไซด์ เป็นผลให้ผลได้ของแก๊สและผลได้ของไฮโดรเจนลดลงเมื่อปริมาณเอทานอลเพิ่มขึ้น ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยที่ผ่านมา [ 17, 46, 72, 93, 96, 97 ] นอกจากนี้ยังมีงานวิจัยที่คล้ายกัน [ 15 ] ได้กล่าวไว้ว่า การที่ผลได้โดยรวมของแก๊สและผลได้ของไฮโดรเจนลดลงเมื่อปริมาณเอทานอลเพิ่มขึ้น เกิดจากการใช้ไอน้ำ (Steam consuming competition) ระหว่าง 2 กระบวนการ คือ แกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของชีวมวลและแกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของเอทานอล ซึ่งทั้งสองกระบวนการจะใช้ไอน้ำในการทำปฏิกิริยาทำให้ในระบบมีไอน้ำไม่เพียงพอในการทำปฏิกิริยา ส่งผลให้ผลได้ของแก๊สและผลได้ของไฮโดรเจนลดลงเมื่อปริมาณเอทานอลเพิ่มขึ้น ในขณะที่ A. Al-Attas และคณะ [ 100 ] ให้เหตุผลว่าการที่ผลได้ของไฮโดรเจนลดลงเมื่อปริมาณสารตั้งต้นร่วมที่ใช้เพิ่มขึ้น เนื่องจากไฮโดรเจนอาจถูกใช้เป็นสารตั้งต้นในปฏิกิริยาไฮโดรจิเนชันของซาร์ ดังสมการที่ 4.5 ส่งผลให้ผลได้ของมีเทนเพิ่มขึ้น ซึ่งปฏิกิริยานี้จะเกิดขึ้นเมื่อในระบบไม่มีไอน้ำเป็นสารร่วมแกซิฟายที่เพียงพอในแกซิฟิเคชันร่วม

แต่เมื่อเทียบกับแกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของเอทานอลที่ร้อยละ 10 15 และ 20 โดยปริมาตร ในทุกการทดลอง กลับพบว่าแกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของเอทานอลเพียงอย่างเดียวให้ผลได้ของแก๊สและผลได้ของไฮโดรเจนมากกว่าแกซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของซานอ้อยและแกซิฟิเคชันร่วมของซานอ้อยและเอทานอล ทั้งนี้เนื่องมาจากโครงสร้างทางเคมีของเอทานอลซึ่งมีโมเลกุลขนาดเล็กเมื่อ

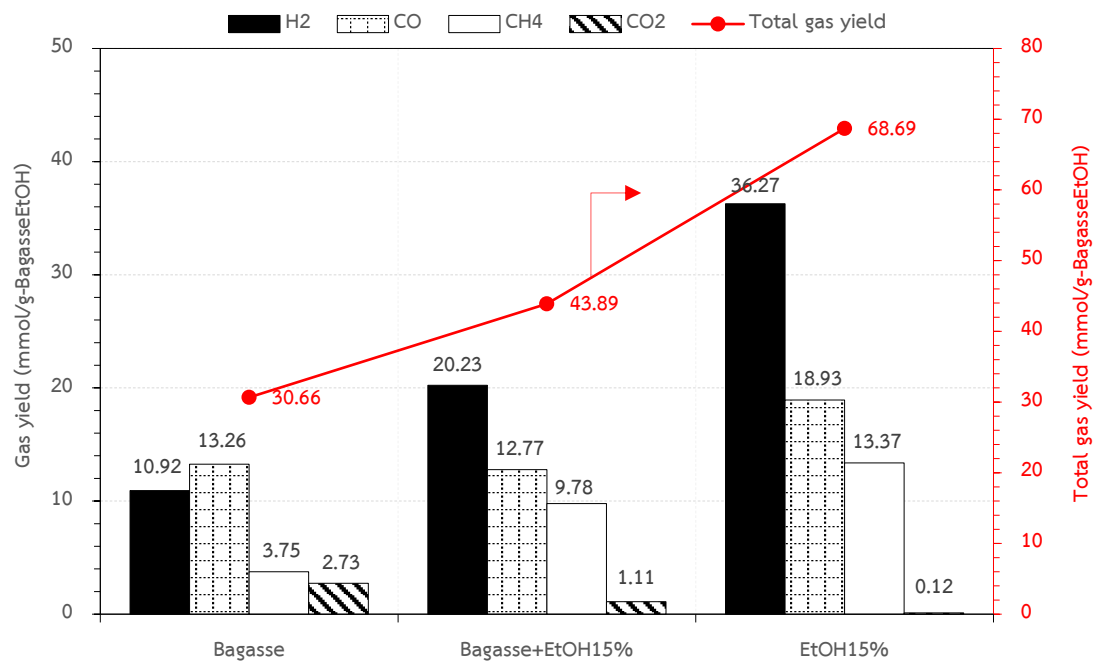
เกิดการสลายตัวด้วยความร้อนจะให้อนุมูลอิสระที่มีความเสถียรน้อย ซึ่งว่องไวต่อการเกิดปฏิกิริยาในแกซีฟิเคชันมากกว่า เมื่อเทียบกับโครงสร้างทางเคมีของชานอ้อยซึ่งมีโมเลกุลขนาดใหญ่เมื่อเกิดการสลายตัวด้วยความร้อนจะให้อนุมูลอิสระที่มีความเสถียรมากกว่า จึงทำให้เอทานอลสามารถแตกตัวและทำปฏิกิริยากับไอน้ำผ่านปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำและปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ไปเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ได้ง่ายและเร็วกว่า ซึ่งสอดคล้องกับผลการทดลองของแกซีฟิเคชันด้วยไอน้ำของเอทานอลเพียงอย่างเดียวที่ให้ผลได้ของแก๊สและผลได้ของไฮโดรเจนมากที่สุด และสอดคล้องกับงานวิจัยที่ผ่านมา [ 12, 15, 17, 48, 73, 96, 97, 99 ] จากผลการทดลองนี้จึงสรุปได้ว่าปฏิกิริยาที่สำคัญในการสร้างไฮโดรเจนและแก๊สผลิตภัณฑ์ เช่น ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ และปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของไฮโดรคาร์บอน ในแกซีฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอลอยู่ในอัตราที่เกิดปฏิกิริยาที่ต่ำเมื่อไม่มีตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งในส่วนนี้แสดงให้เห็นถึงความสำคัญในการนำตัวเร่งปฏิกิริยามาใช้ในแกซีฟิเคชันร่วม เพื่อเพิ่มผลได้ของแก๊สและการผลิตไฮโดรเจนในแก๊สผลิตภัณฑ์ให้มากยิ่งขึ้น

นอกจากนี้หากมองในมุมมองของสิ่งแวดล้อมแสดงให้เห็นถึงความสำคัญในการนำเอทานอลมาช่วยลดผลได้ของคาร์บอนไดออกไซด์ในแกซีฟิเคชันร่วมได้ ซึ่งเป็นผลมาจากปฏิกิริยามีเทนรีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ ดังสมการที่ 4.12 ที่มีคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสารตั้งต้นในการผลิตไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ ซึ่งส่งเสริมการผลิตแก๊สสังเคราะห์มากขึ้น [ 12, 100 ]

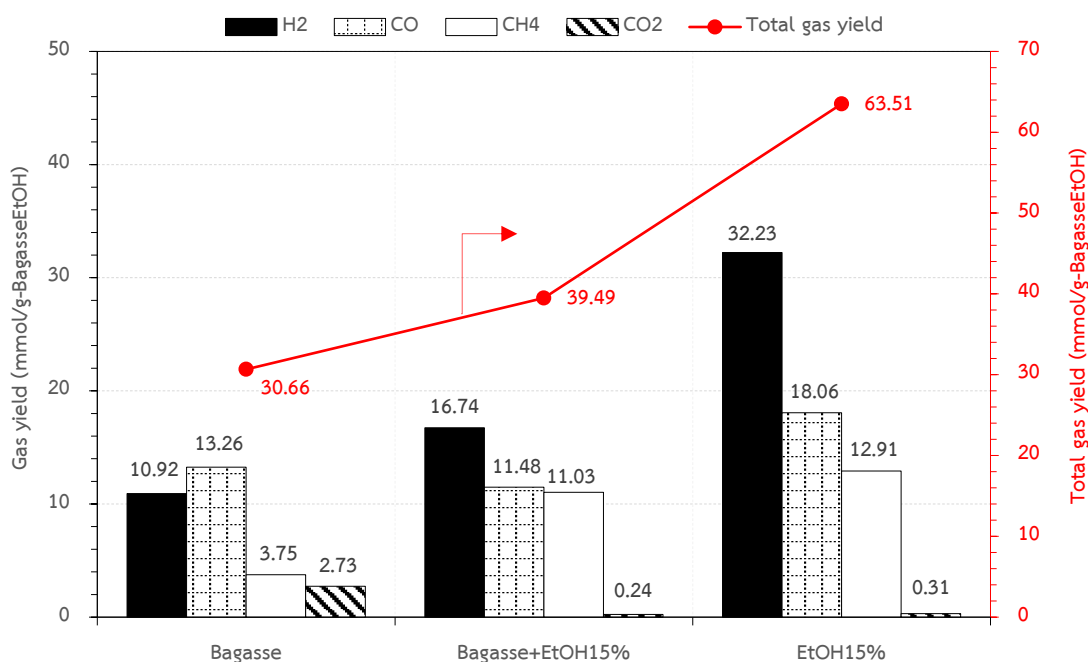
ดังนั้นผลการทำงานร่วมกันจะเห็นได้ชัดเจนที่แกซีฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร เนื่องจากให้ผลได้ของแก๊สมากที่สุดโดยเฉพาะไฮโดรเจน และแสดงให้เห็นถึงความเหมาะสมในการนำเอทานอลจากกระบวนการหมักชีวมวลหรือไบโอเอทานอลที่ไม่ผ่านกระบวนการกลั่นให้บริสุทธิ์มาใช้เป็นสารร่วมในกระบวนการได้เพื่อลดต้นทุนในการผลิต ซึ่งสถานการณ์ทดลองที่ปริมาณเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส จะถูกใช้ทำการทดลองต่อในแกซีฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอลกรณีที่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา



ก. ชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร



ข. ชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 15 โดยปริมาตร



ค. ชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 20 โดยปริมาตร

**รูปที่ 4.4** ผลของปริมาณเอทานอลที่มีต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์ในแกซีพีเคชั่นร่วมของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 15 และ 20 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส

#### 4.2.3 ผลของตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ที่มีต่อแกซีพีเคชั่นร่วม

จากการทดลองการแกซีพีเคชั่นร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอลในกรณีที่ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา พบว่าสภาวะการทดลองที่ใช้ปริมาณเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร และอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา 800 องศาเซลเซียส เป็นสภาวะที่เหมาะสมที่สุดเมื่อเทียบกับปริมาณเอทานอลและอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาอื่น ๆ แต่เนื่องจากไฮโดรคาร์บอนที่เกิดจากการแตกตัวด้วยความร้อนซึ่งไม่ว่องไวในการสลายตัวเพื่อแตกตัวเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ จึงทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้ส่วนใหญ่ยังคงอยู่ในรูปของทาร์หรือไฮโดรคาร์บอนที่มีโมเลกุลขนาดเล็กอยู่ ดังนั้นจึงต้องมีการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเพื่อช่วยในการเร่งปฏิกิริยาการแตกตัวและรีฟอร์มมิงของไฮโดรคาร์บอนดังกล่าวไปเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์มากขึ้น โดยตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้ในการทดลอง คือ NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ซึ่งมีคุณสมบัติดังที่ได้กล่าวไว้ข้างต้น

#### 4.2.3.1 ผลของการเพิ่มตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ที่มีต่อแกซีพีเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส กรณีที่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

จากรูปที่ 4.5 ได้แสดงผลของการเพิ่มตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ที่มีต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์ในแกซีพีเคชันด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอล ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส โดยเปรียบเทียบกรณีที่ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาและใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ซึ่งในกรณีของแกซีพีเคชันด้วยไอน้ำของชานอ้อย พบว่า ผลได้โดยรวมของแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้นจาก 30.68 เป็น 33.92 มิลลิโมลต่อกรัมของชานอ้อย เมื่อเทียบกับกรณีที่ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา และเมื่อพิจารณาถึงผลได้ของแก๊สแต่ละชนิดจะพบว่าผลได้ของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นจาก 10.95 เป็น 14.53 มิลลิโมลต่อกรัมของชานอ้อย ตามลำดับ แสดงให้เห็นว่าตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> สามารถเร่งปฏิกิริยาการแตกตัวหรือไฮโดรคาร์บอนไปเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ได้อย่างมีประสิทธิภาพ ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Irfan และคณะ [ 101 ] พบว่า โลหะนิกเกิลจะช่วยเร่งการเกิดปฏิกิริยาการแตกตัวของทาร์หรือสารประกอบไฮโดรคาร์บอนได้เป็น Ni-carbide (NiC<sub>x</sub>) และไฮโดรเจน จากนั้น Ni-carbide จะทำปฏิกิริยากับไอน้ำต่อได้เป็นไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ ดังสมการที่ 4.13 และ 4.14 ส่งผลให้ผลได้ของไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้น ซึ่งแสดงให้เห็นว่านิกเกิลมีส่วนช่วยในการปรับปรุงปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของไฮโดรคาร์บอน จากนั้นคาร์บอนมอนอกไซด์ถูกนำมาใช้ในปฏิกิริยา วอเตอร์แก๊สชิฟต์ ดังสมการที่ 4.7 เพื่อผลิตไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ [ 22, 25, 96-98 ] นอกจากนี้ Xu และคณะ [ 99 ] ยังได้มีการกล่าวเพิ่มเติมว่า ไอน้ำในระบบยังสามารถทำปฏิกิริยากับโค้กที่เกาะอยู่บนพื้นผิวของตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งเกิดจากการสลายตัวของสารระเหยที่อุณหภูมิสูง ดังสมการที่ 4.3 เพื่อเพิ่มผลได้ของแก๊สโดยเฉพาะไฮโดรเจนได้ ในขณะที่เดียวกันก็ช่วยลดปัญหาการเสื่อมสภาพของตัวเร่งปฏิกิริยาได้เช่นเดียวกัน



ในกรณีของแกซีพีเคชันด้วยไอน้ำของเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส พบว่า การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ส่งผลได้ของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อยจาก 43.97 เป็น 45.29 มิลลิโมลต่อกรัมของเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร เมื่อเทียบกับกรณีที่ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา เนื่องมาจากนิกเกิลออกไซด์มีความสามารถในการเร่งปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำและปฏิกิริยาการสลายตัวของเอทานอล ดังสมการที่ 4.8 ถึง 4.11 ส่งผลให้ผลได้ของไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้น จากนั้นคาร์บอนมอนอกไซด์ถูกนำมาใช้ใน



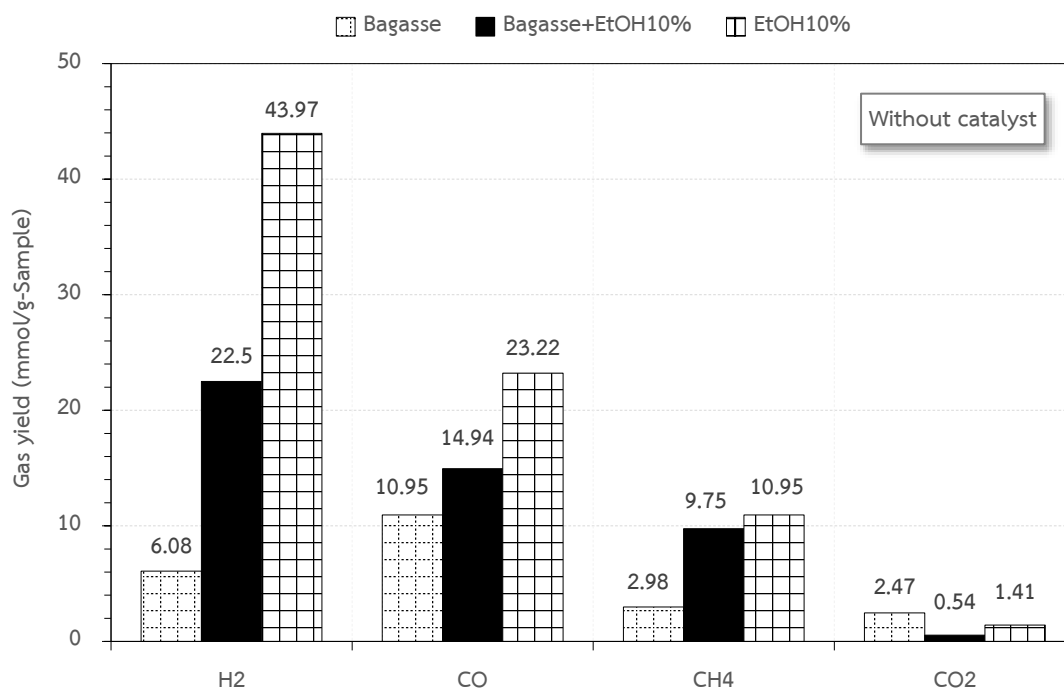
ปฏิกิริยาอวเตอรแก๊สซิฟต์ ดังสมการที่ 4.7 เพื่อผลิตไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ [ 25, 96-98 ] ในขณะที่มีเทนมีการเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อย ซึ่งแสดงให้เห็นว่าตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ช่วยให้เอทานอลสลายตัวเป็นแก๊สไฮโดรคาร์บอนที่มีน้ำหนักโมเลกุลต่ำ (Light hydrocarbon gasses) ได้มากขึ้น [ 91 ] จากผลการทดลองนี้แสดงให้เห็นว่าเอทานอลสามารถสลายตัวด้วยความร้อนไปเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์ได้อย่างสมบูรณ์แม้จะไม่ใช่ตัวเร่งปฏิกิริยาก็ตาม

ในกรณีแกซิฟเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร พบว่าผลได้โดยรวมของแก๊สและผลได้ของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นอย่างมากเมื่อเทียบกับกรณีที่ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งผลได้โดยรวมของแก๊สเพิ่มขึ้นจาก 30.68 เป็น 57.11 มิลลิโมลต่อกรัมของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ในขณะที่ไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นจาก 10.92 เป็น 32.67 มิลลิโมลต่อกรัมของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร แสดงให้เห็นว่าตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> มีบทบาทสำคัญในแกซิฟเคชันร่วมได้เช่นเดียวกัน ทั้งนี้เนื่องมาจากตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> มีคุณสมบัติในการเร่งปฏิกิริยาการแตกตัวและรีฟอร์มมิงของไฮโดรคาร์บอนที่เกิดขึ้นในระบบไปเป็นแก๊สผลิตภัณฑ์มากขึ้น ดังสมการที่ 4.13 และ 4.14 และช่วยเร่งอัตราการเกิดปฏิกิริยาของปฏิกิริยาต่าง ๆ ที่เกิดขึ้นในแกซิฟเคชันร่วมดังสมการที่ 4.2 ถึง 4.5 โดยการลดพลังงานกระตุ้น (Activation energy) ซึ่งส่งเสริมการผลิตแก๊สผลิตภัณฑ์ให้มากขึ้น ในขณะที่เดียวกันก็ส่งเสริมการเกิดปฏิกิริยาอวเตอรแก๊สซิฟต์ส่งผลให้ผลได้ของไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยที่ผ่านมา [ 25, 74, 96, 97, 99, 102-104 ] และสอดคล้องกับผลการทดลองกรณีที่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ในกรณีก่อนหน้านี้ ซึ่ง Hu และคณะ [ 86 ] ยังให้เหตุผลเพิ่มเติมว่าอาจมีการแตกตัวเพิ่มเติมในเครื่องปฏิกรณ์ เนื่องจากอุณหภูมิเบดของตัวเร่งปฏิกิริยา (Catalytic bed) จะทำหน้าที่เป็นแหล่งความร้อนเพื่อช่วยในการสลายตัวสารระเหยมากขึ้น ส่งผลให้ผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้น

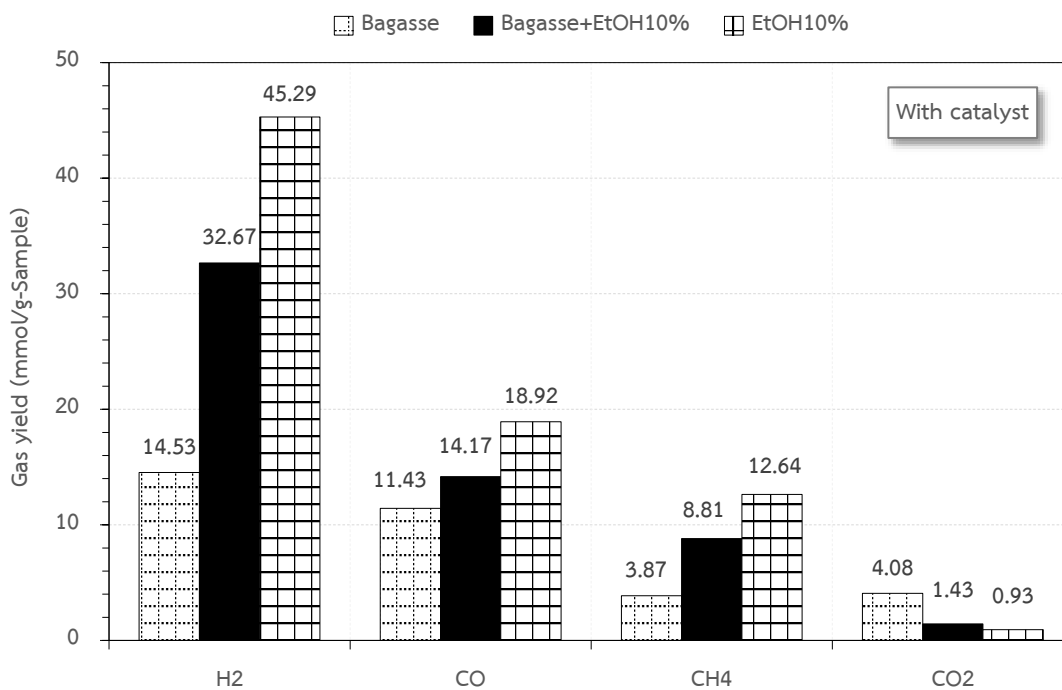
นอกจากนี้ยังพบว่าการที่ผลได้ของแก๊สและผลได้ของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น เนื่องมาจากการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ในแกซิฟเคชันร่วมจะช่วยเพิ่มเวลาสัมผัส (Contact time) ระหว่างสารตั้งต้นและตัวเร่งปฏิกิริยามากขึ้นเมื่อเทียบกับกรณีที่ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา ทำให้โอกาสในการเกิดปฏิกิริยาการแตกตัวของสารระเหยมากขึ้น ซึ่งจำเป็นสำหรับการเกิดผลการทำงานร่วมกันในแกซิฟเคชันร่วม ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Alvarez และคณะ [ 73 ] พบว่า การเพิ่มเวลาสัมผัสส่งผลให้มีการปลดปล่อยอนุภาคของไฮโดรเจนจากเอทานอลและชานอ้อยเพิ่มขึ้น เพื่อช่วยในการแตกโมเลกุลของไฮโดรคาร์บอน และยังสอดคล้องกับงานวิจัยที่ผ่านมา [ 47, 81, 83, 105 ] ส่งผลให้มีการผลิตไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ผ่านปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของไฮโดรคาร์บอนมากขึ้น ดังสมการที่ 4.2 จากนั้นคาร์บอนมอนอกไซด์ถูกนำมาใช้เป็นสารตั้งต้นในปฏิกิริยาอวเตอรแก๊สซิฟต์ ดังสมการที่ 4.7 ส่งผลให้ผลได้ของไฮโดรเจนและคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น ซึ่งผลการทดลองในส่วน

นี่ยังแสดงให้เห็นถึงความสำคัญในการนำเอทานอลมาช่วยเพิ่มความว่องไวในการเกิดปฏิกิริยาของแกซีฟิเคชันร่วมเพื่อเพิ่มผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์ได้อย่างมากเมื่อเทียบกับการใช้น้ำเพียงอย่างเดียวในการเกิดปฏิกิริยา

จากผลการทดลองนี้ยังแสดงให้เห็นว่าการปรับปรุงคุณภาพของตัวเร่งปฏิกิริยาด้วยแมกนีเซียมเพื่อลดอัตราการสะสมตัวของคาร์บอนและการรวมตัวกันระหว่างโลหะบนพื้นผิวของตัวเร่งปฏิกิริยา จะช่วยปรับปรุงความว่องไวในการเกิดปฏิกิริยาและเสถียรภาพของตัวเร่งปฏิกิริยาเพื่อส่งเสริมปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของไฮโดรคาร์บอนและปฏิกิริยาออกเตอร์แก๊สซิฟต์ ซึ่งนำไปสู่การเลือกเกิดของไฮโดรเจน ( $H_2$  selectivity) ที่สูงในแกซีฟิเคชันร่วมได้อย่างมีประสิทธิภาพ ในขณะที่ผลได้ของมีเทนลดลง เนื่องจากตัวเร่งปฏิกิริยา  $NiO/MgO/Al_2O_3$  ช่วยเร่งปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของมีเทน ดังสมการที่ 4.6 ส่งผลให้ผลได้ของไฮโดรเจนเพิ่มขึ้น ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยที่ผ่านมา [ 67, 73, 76, 101-106 ] ดังนั้นสถานะการทดลองโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา  $NiO/MgO/Al_2O_3$  จะถูกนำมาใช้ในการศึกษาผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ของแกซีฟิเคชันร่วมของขานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ซึ่งจะทำให้การเปรียบเทียบกับแกซีฟิเคชันของขานอ้อยเพียงอย่างเดียว



ก. ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา  $NiO/MgO/Al_2O_3$

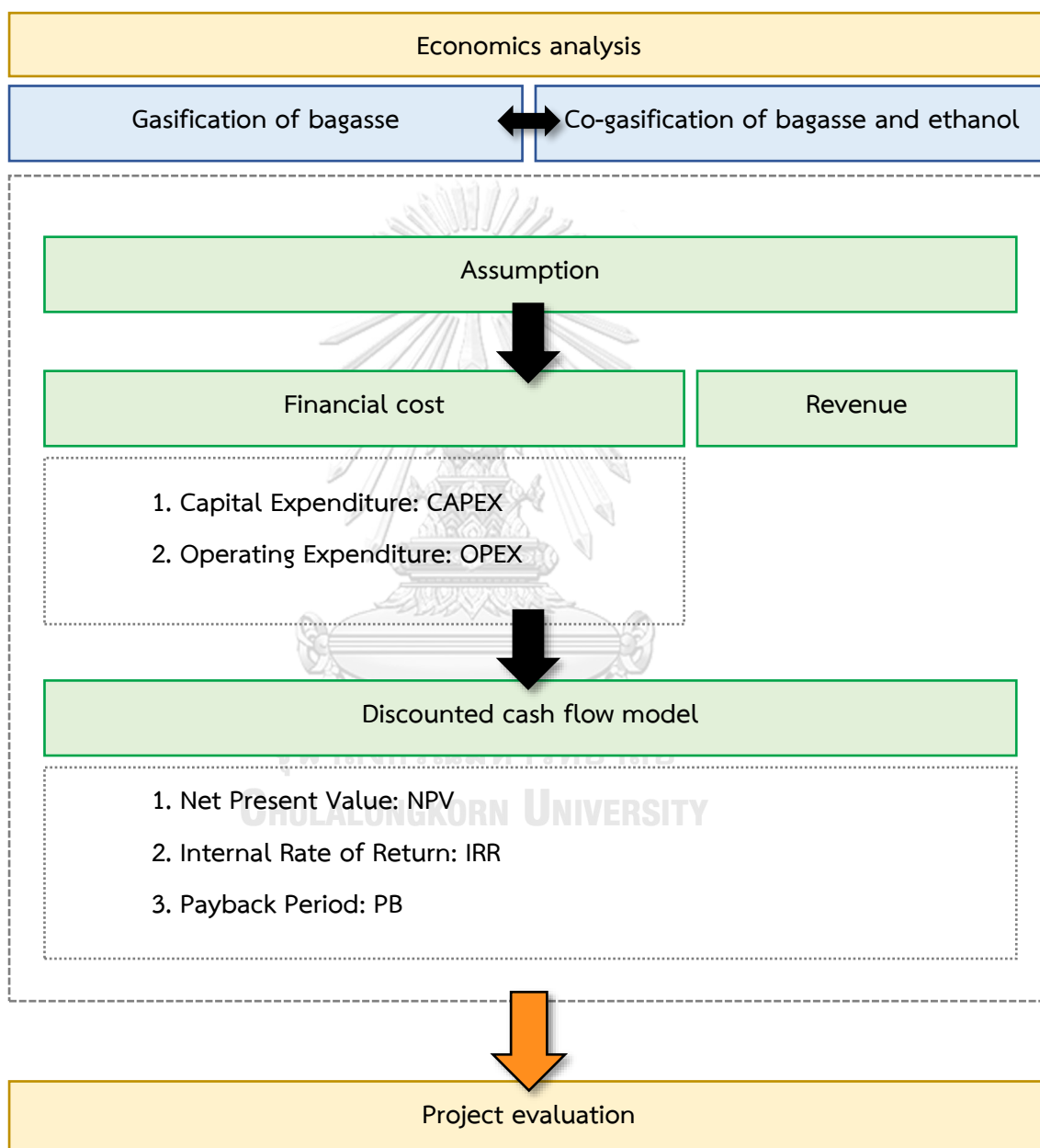


ข. ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

รูปที่ 4.5 ผลของการเพิ่มตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ที่มีต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์ในแก๊สซิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส

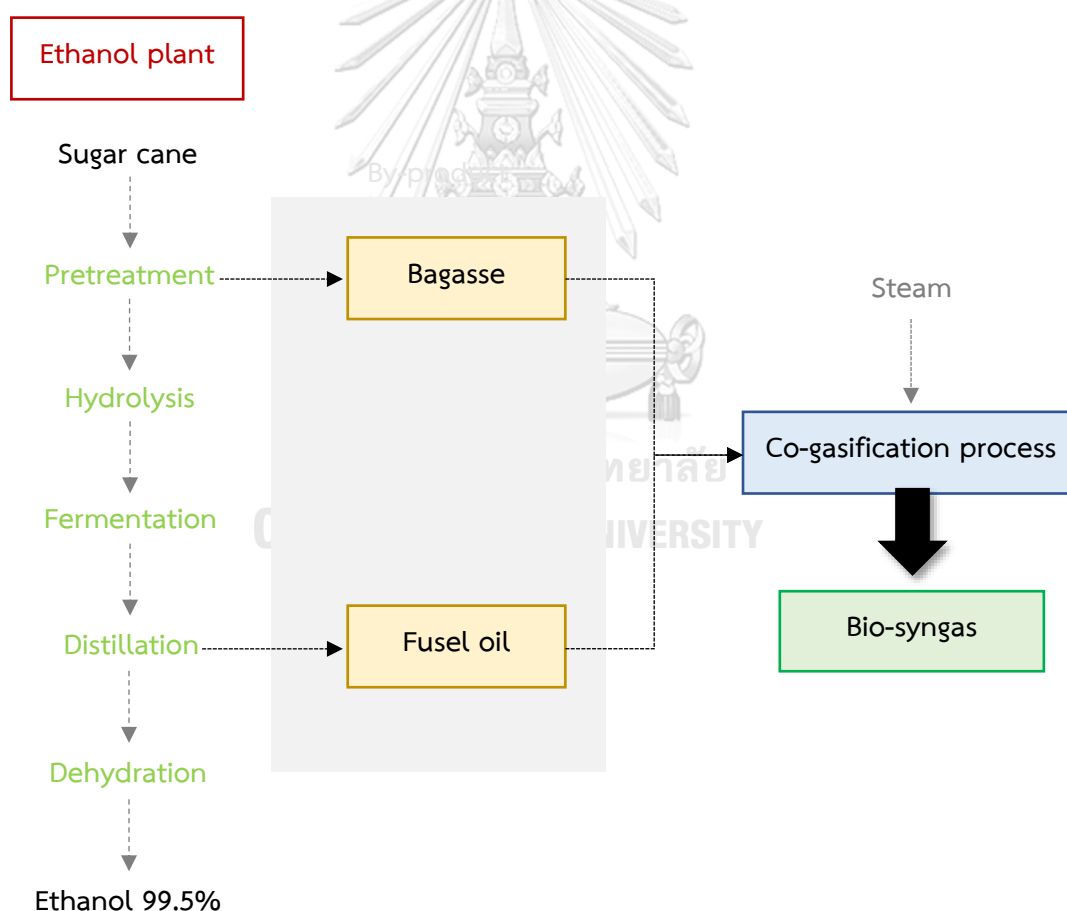
### 4.3 การวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากแกซีฟิเคชันร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของชานอ้อยและเอทานอลเพื่อหาผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ โดยมีรายละเอียดเกี่ยวกับขั้นตอนการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ ดังแสดงในรูปที่ 4.6



รูปที่ 4.6 ขั้นตอนการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ในงานวิจัย

การวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ของการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากแกซีพีเคชั่นร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของซันอ้อยและเอทานอลในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ จะทำการกำหนดตั้งสมมติฐานของงานวิจัยภายใต้สมมติฐานการลงทุนจริงเนื่องจากข้อจำกัดทางด้านขนาดการผลิต (Economy of scale) แล้ววิเคราะห์ต้นทุนของงานวิจัย ผลประโยชน์ของงานวิจัย และวิเคราะห์ผลตอบแทนในการลงทุนของกระบวนการด้วยวิธีการจำลองกระแสเงินสดคิดลด (Discounted cash flow model : DCF model) ซึ่งเป็นการวิเคราะห์ผลประโยชน์ที่จะได้รับการลงทุนในเชิงธุรกิจที่ใช้กันอยู่โดยทั่วไป ช่วยให้สามารถตัดสินใจเลือกลงทุนในขนาดโครงการที่เหมาะสมกับเงินลงทุน รวมถึงศักยภาพของวัตถุดิบในแต่ละพื้นที่ได้ นอกจากนี้วัตถุดิบที่เลือกใช้ในงานวิจัยนี้ยังเป็นผลพลอยได้จากอุตสาหกรรมในห่วงโซ่อุปทาน (Supply chain) ที่มาจากแหล่งกระบวนการผลิตเดียวกัน ดังแสดงในรูปที่ 4.7 ทำให้สามารถลดต้นทุนด้านการจัดการของห่วงโซ่อุปทาน อย่างเช่น การขนส่งวัตถุดิบ ลงได้



รูปที่ 4.7 ภาพจำลองการใช้ประโยชน์จากซันอ้อยและผลพลอยได้จากกระบวนการหมักของชีวมวลเพื่อผลิตไบโอเอทานอลในแกซีพีเคชั่นร่วม ดัดแปลงจาก [ 32 ]

โดยในงานวิจัยนี้จะทำการเปรียบเทียบระหว่าง 2 โครงการ คือ

1. โครงการแกซิฟิเคชันของชานอ้อย (Gasification of bagasse)
2. โครงการแกซิฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอลที่ร้อยละ 10 โดยปริมาตร (Co-gasification of bagasse and ethanol)

ซึ่งทั้ง 2 โครงการจะใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$  ทั้งสองกรณี เพื่อคัดลอกแทนทางเศรษฐศาสตร์จากการใช้เอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ในแกซิฟิเคชันของชานอ้อย ซึ่งจะมีรายละเอียดดังต่อไปนี้

#### 4.3.1 สมมติฐานที่ใช้ในการวิเคราะห์ของงานวิจัย

การวิเคราะห์และประมาณการผลตอบแทนจำเป็นต้องกำหนดสมมติฐานหลักที่ใช้ในการวิเคราะห์ ซึ่งจะแสดงในตารางที่ 4.4 โดยอ้างอิงข้อมูลจากงานวิจัยของ Alves และคณะ [ 107 ] ที่ได้ทำการศึกษาการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์การผลิตไฮโดรเจนและพลังงานไฟฟ้าจากแกซิฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำของฟางข้าวและกากตะกอนน้ำเสีย ที่อุณหภูมิ 700 ถึง 800 องศาเซลเซียส ความดันบรรยากาศ ด้วยตัวชี้วัดทางเศรษฐศาสตร์ คือ มูลค่าปัจจุบันสุทธิ อัตราผลตอบแทนภายใน และระยะเวลาการคืนทุน

#### ตารางที่ 4.4 สมมติฐานของโครงการ

| Item                 | Detail     | References   |
|----------------------|------------|--------------|
| Project life         | 15 years   | [ 108 ]      |
| Raw material feeding | 10 ton/day | [ 107 ]      |
| Depreciation         | 5 years    | [ 107 ]      |
| Income tax           | 20 %       | [ 109 ]      |
| Discount rate        | 10 %       | [ 107, 110 ] |

จากตารางที่ 4.4 ได้แสดงสมมติฐานที่จำเป็นของโครงการ ซึ่งอายุของโครงการในงานวิจัยนี้จะกำหนดอายุของโครงการจากอายุการใช้งานของเครื่องปฏิกรณ์อยู่ที่ 15 ปี [ 108 ] ในส่วนของปริมาณการป้อนวัตถุดิบจะอยู่ที่ 10 ตันต่อวัน และมีค่าเสื่อมราคา เท่ากับ 5 ปี ตลอดอายุของโครงการ ซึ่งจะอ้างอิงข้อมูลมาจากงานวิจัยของ Alves และคณะ [ 107 ] โดยมีภาษีเงินได้นิติบุคคล เท่ากับ 20 เปอร์เซ็นต์ (ประมวลรัษฎากร ปี พ.ศ.2564 กำไรสุทธิเกิน 3,000,000 บาท ขึ้นไป) ที่กำหนดโดยกรมสรรพากร กระทรวงการคลัง [ 109 ] และมีอัตราการคิดลด เท่ากับ 10 เปอร์เซ็นต์ [ 107, 110 ] ซึ่งใช้กันในประเทศไทยเพื่อแปลงมูลค่าในอนาคตมาเป็นมูลค่าในปัจจุบัน

### 4.3.2 ต้นทุนของงานวิจัย

ต้นทุนของงานวิจัยจะประกอบด้วยต้นทุนเงินลงทุนเริ่มต้นและต้นทุนการดำเนินงาน ซึ่งวิธีการคำนวณและรายละเอียดจะแสดงในภาคผนวก จ สามารถสรุปได้ดังตารางที่ 4.5 ถึง 4.8 โดยที่อ้างอิงข้อมูลอัตราส่วนการคำนวณของต้นทุนมาจากงานวิจัยของ Alves และคณะ [ 107 ] Lee Yuen Lo และคณะ [ 111 ] และจากการรวบรวมข้อมูลของกรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน [ 112 ] ซึ่งมีอัตราการแลกเปลี่ยนเงินตรา เท่ากับ 36.96 บาทต่อยูโร เพื่อใช้ในการปรับราคาเงินลงทุนให้เหมาะสมกับกำลังการผลิตและปรับราคาเงินให้เป็นปีปัจจุบัน โดยที่ต้นทุนของเชื้อเพลิง ต้นทุนแรงงาน และค่าเสียหายของโครงการจะมีอัตราการเพิ่มขึ้นปีละ 3 5 และ 2 เปอร์เซ็นต์ ตามลำดับ

#### 1. ต้นทุนเงินลงทุนเริ่มต้น

1. ค่าเครื่องจักรและอุปกรณ์ในขั้นตอนการผลิตแก๊สสังเคราะห์ (Gasifier and equipment) ซึ่งจะอ้างอิงราคาจากงานวิจัยของ Alves และคณะ [ 107 ]
2. ค่าที่ปรึกษาและการออกแบบ (Consultancy / design) คิดที่ 1.2 เปอร์เซ็นต์ของค่าเครื่องจักรและอุปกรณ์
3. ค่าการติดตั้งระบบไฟฟ้า (Electrical installation) คิดที่ 10 เปอร์เซ็นต์ ของค่าเครื่องจักรและอุปกรณ์
4. ค่าระบบเครื่องมือวัดและการควบคุม (Instrumentation and control) คิดที่ 15 เปอร์เซ็นต์ ของค่าเครื่องจักรและอุปกรณ์
5. ระบบท่อ (Piping system) คิดที่ 31 เปอร์เซ็นต์ ของค่าเครื่องจักรและอุปกรณ์
6. ค่าการติดตั้งระบบสาธารณูปโภค (Installation of utilities) คิดที่ 8 เปอร์เซ็นต์ ของค่าเครื่องจักรและอุปกรณ์

#### 2. ต้นทุนการดำเนินงาน

1. ค่าการบริหารจัดการ (Administration cost) คิดที่ 25 เปอร์เซ็นต์ของ ค่าแรงของผู้ปฏิบัติการ (Operating labor)
2. ค่าการบำรุงรักษาและการซ่อมแซม (Maintenance and repair) คิดที่ 2 เปอร์เซ็นต์ ของเงินลงทุนเริ่มต้น
3. ค่าใช้จ่ายอื่น ๆ (Other) คิดที่ 8 เปอร์เซ็นต์ ของค่าการบำรุงรักษาและค่าแรงของผู้ปฏิบัติการ
4. ค่าการจัดการของเสีย (Waste management) คิดที่ 1 เปอร์เซ็นต์ ของค่าวัตถุดิบที่ป้อนในระบบ (Raw material cost)

#### 4.3.2.1 ต้นทุนของโครงการแกซีฟิเคชันของชานอ้อย

ตารางที่ 4.5 ต้นทุนเงินลงทุนเริ่มต้นของโครงการแกซีฟิเคชันของชานอ้อย

| Capital cost                | Value (Bath)         | References   |
|-----------------------------|----------------------|--------------|
| Land for the plant          | 1,000,000            | [ 112 ]      |
| Consultancy / design        | 320,148.24           | [ 107 ]      |
| Civil construction          | 1,700,000            | [ 112 ]      |
| Fuel handling / preparation | 2,700,000            | [ 107, 112 ] |
| Electrical installation     | 2,667,901.97         | [ 107 ]      |
| Gasifier and equipment      | 23,979,019.68        | [ 107, 112 ] |
| Instrumentation and control | 4,001,852.95         | [ 111 ]      |
| Yard improvement            | 2,000,000            | [ 112 ]      |
| Piping system               | 8,270,496.10         | [ 111 ]      |
| Installation of utilities   | 2,134,321.57         | [ 107 ]      |
| <b>Total CAPEX</b>          | <b>48,773,740.51</b> |              |

ตารางที่ 4.6 ต้นทุนการดำเนินงานของโครงการแกซีฟิเคชันของชานอ้อย

| Operation expense         | Value (Bath/year)    | References |
|---------------------------|----------------------|------------|
| Bagasse                   | 1,500,000            | [ 113 ]    |
| Ni-Mg-Al catalyst         | 3,167,406            | [ 114 ]    |
| Operating labor           | 2,400,000            | [ 112 ]    |
| Administration cost       | 600,000              | [ 111 ]    |
| Electricity               | 2,433,888            | [ 112 ]    |
| Water                     | 1,800,000            | [ 112 ]    |
| Maintenance and repair    | 975,474.81           | [ 111 ]    |
| Waste management          | 15,000               | [ 107 ]    |
| Local taxes and insurance | 600,000              | [ 112 ]    |
| Other                     | 270,037.98           | [ 115 ]    |
| <b>Total OPEX</b>         | <b>13,761,806.80</b> |            |

หมายเหตุ : กำหนดให้ตัวเร่งปฏิกิริยามีการเปลี่ยนทุก ๆ 2 เดือน (โดยที่ราคาตัวเร่งปฏิกิริยา Ni-Mg-Al เท่ากับ 527,901 บาท [ 114 ])



#### 4.3.2.2 ต้นทุนของโครงการแกซีฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอล

ตารางที่ 4.7 ต้นทุนเงินลงทุนเริ่มต้นของโครงการแกซีฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอล

| Capital cost                | Value (Bath)         | References   |
|-----------------------------|----------------------|--------------|
| Land for the plant          | 2,000,000            | [ 112 ]      |
| Consultancy / design        | 639,024.92           | [ 107 ]      |
| Civil construction          | 1,700,000            | [ 112 ]      |
| Fuel handling / preparation | 2,719,5388.80        | [ 107, 112 ] |
| Electrical installation     | 5,325,207.70         | [ 107 ]      |
| Gasifier and equipment      | 50,532,488.16        | [ 107, 112 ] |
| Instrumentation and control | 7,987,811.54         | [ 111 ]      |
| Yard improvement            | 3,600,000            | [ 112 ]      |
| Piping system               | 16,508,143.86        | [ 111 ]      |
| Installation of utilities   | 4,260,166.16         | [ 107 ]      |
| <b>Total CAPEX</b>          | <b>95,272,431.14</b> |              |

ตารางที่ 4.8 ต้นทุนการดำเนินงานของโครงการแกซีฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอล

| Operation expense         | Value (Bath/year)    | References  |
|---------------------------|----------------------|-------------|
| Bagasse                   | 1,500,000            | [ 113 ]     |
| Ethanol by-product        | 30,300,000           | [ 58, 116 ] |
| Ni-Mg-Al catalyst         | 3,167,406            | [ 114 ]     |
| Operating labor           | 3,360,000            | [ 107 ]     |
| Administration cost       | 840,000              | [ 111 ]     |
| Electricity               | 4,867,776            | [ 112 ]     |
| Water                     | 3,600,000            | [ 112 ]     |
| Maintenance and repair    | 1,905,448.62         | [ 111 ]     |
| Waste management          | 303,000              | [ 107 ]     |
| Local taxes and insurance | 1,700,000            | [ 112 ]     |
| Other                     | 421,235.89           | [ 115 ]     |
| <b>Total OPEX</b>         | <b>50,464,866.51</b> |             |

จากตารางที่ 4.5 และ 4.7 ได้แสดงต้นทุนเงินลงทุนเริ่มต้นของโครงการ แสดงให้เห็นว่าโครงการแกซิฟิเคชันของชานอ้อยมีเงินลงทุนเริ่มต้น เท่ากับ 48,773,740.51 บาท ในขณะที่โครงการแกซิฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอลมีเงินลงทุนเริ่มต้น เท่ากับ 95,272,431.14 บาท เนื่องจากการเพิ่มอุปกรณ์ในส่วนของการเตรียมวัตถุดิบและอุปกรณ์ต่าง ๆ เพิ่มเติม จึงส่งผลให้ต้นทุนเงินลงทุนเริ่มต้นเพิ่มขึ้นเมื่อเทียบกับโครงการแกซิฟิเคชันของชานอ้อย จากตารางที่ 4.6 และ 4.8 ได้แสดงต้นทุนการดำเนินงานของแกซิฟิเคชันของชานอ้อยซึ่งมีค่า เท่ากับ 13,761,806.80 บาทต่อปี โดยราคาของชานอ้อยที่ใช้ในงานวิจัยจะอยู่ที่ 500 บาทต่อตัน [ 113 ] ในขณะที่ต้นทุนการดำเนินงานของโครงการแกซิฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอลเพิ่มขึ้นเป็น 50,464,866.51 บาทต่อปี เนื่องจากเอทานอลที่ใช้เป็นสารร่วมตั้งต้นในกระบวนการเป็นผลพลอยได้จากกระบวนการหมักในการผลิตไบโอเอทานอล ซึ่งมีราคาที่ค่อนข้างต่ำอยู่ที่ประมาณ 4.80 บาทต่อลิตร [ 58, 116 ] ในขณะที่เอทานอลบริสุทธิ์จะมีราคาอยู่ที่ 26.02 บาทต่อลิตร [ 117 ] จะส่งผลให้ต้นทุนการดำเนินงานสูงถึง 175,890,660.51 บาทต่อปี ดังนั้นการใช้ผลพลอยได้เป็นสารร่วมตั้งต้นในกระบวนการจะช่วยลดต้นทุนการดำเนินงานต่อปีได้มาก ซึ่งทำให้สามารถลดต้นทุนการดำเนินงานได้ถึง 128,593,200.00 บาท ในปีแรกของการลงทุน นอกจากนี้การใช้ผลพลอยได้ในแกซิฟิเคชันร่วมยังช่วยลดค่าใช้จ่ายในการจัดเก็บและการกำจัดของเสียจากกระบวนการหมักชีวมวลในการผลิตไบโอเอทานอลได้อีกด้วย

#### 4.3.3 ผลประโยชน์ของงานวิจัย

ผลประโยชน์ของโครงการหรือรายรับจากการจำหน่ายผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการ จะคำนวณได้จากราคาซื้อขายในปัจจุบัน ซึ่งมีราคาเฉลี่ยอยู่ที่ประมาณ 9 บาทต่อลูกบาศก์เมตร ณ ความดันบรรยากาศ [ 107, 118, 119 ] คูณกับปริมาณที่ผลิตได้จากกระบวนการ โดยกำหนดให้มีการผลิตแก๊สสังเคราะห์อยู่ที่ 7,200 ชั่วโมงต่อปี (300 วัน 24 ชั่วโมง) และมีปริมาณการใช้เชื้อเพลิงอยู่ที่ 3,000 ตันต่อปี [ 107, 112 ] เพื่อให้สอดคล้องกับโครงการที่ใช้เทคโนโลยีแกซิฟิเคชันของชีวมวลในระดับอุตสาหกรรมขนาดเล็ก (Small-scale biomass gasification plant) ซึ่งมีรายละเอียดดังตารางที่ 4.9 และ 4.10

จากผลการทดลองการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากแกซิฟิเคชันร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของชานอ้อยและเอทานอล พบว่า สภาวะที่เหมาะสมที่สุดคือสภาวะการทดลองที่ใช้ชานอ้อยร่วมกับเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$  เนื่องจากให้ผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์สูงสุดถึง 759.1562 มิลลิลิตร ในระยะเวลาการทำปฏิกิริยา 30 นาที เมื่อเทียบกับการทดลองแกซิฟิเคชันร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของชานอ้อยเพียงอย่างเดียวจะให้ผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์เพียงแค่ว่า 128.7848 มิลลิลิตร ในระยะเวลาการทำปฏิกิริยา 30 นาที ซึ่งจะแสดงวิธีการคำนวณและรายละเอียดในภาคผนวก จ [ 120 ]

ตารางที่ 4.9 ผลประโยชน์ของโครงการแกซิฟิเคชันของชานอ้อย

| Product      | Syngas price<br>(Bath/m <sup>3</sup> ) | Production<br>(m <sup>3</sup> /day) | Production<br>(m <sup>3</sup> /year) | (Bath/year)          |
|--------------|--|-------------------------------------|--------------------------------------|----------------------|
| Syngas       | 9                                      | 4,989.72                            | 1,496,917.47                         | 13,742,257.26        |
| <b>Total</b> |  |                                     |                                      | <b>13,742,257.26</b> |

ตารางที่ 4.10 ผลประโยชน์ของโครงการแกซิฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอล

| Product      | Syngas price<br>(Bath/m <sup>3</sup> ) | Production<br>(m <sup>3</sup> /day) | Production<br>(m <sup>3</sup> /year) | (Bath/year)          |
|--------------|--|-------------------------------------|--------------------------------------|----------------------|
| Syngas       | 9                                      | 31,134.23                           | 9,340,267.67                         | 84,062,409.02        |
| <b>Total</b> |  |                                     |                                      | <b>84,062,409.02</b> |

จากตารางที่ 4.9 และ 4.10 แสดงให้เห็นว่าแกซิฟิเคชันของชานอ้อยจะมีรายรับจากการจำหน่ายผลิตภัณฑ์ที่ 13,742,257.26 บาทต่อปี ในขณะที่แกซิฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอลจะมีรายรับจากการจำหน่ายผลิตภัณฑ์อยู่ที่ 84,062,409.02 บาทต่อปี

#### 4.3.4 การวิเคราะห์ผลตอบแทนของงานวิจัย

การวิเคราะห์ผลตอบแทนเป็นการวิเคราะห์โครงการทางด้านเศรษฐศาสตร์ โดยทำการวิเคราะห์ความคุ้มค่าของโครงการจากตัวชี้วัดทางเศรษฐศาสตร์ คือ มูลค่าปัจจุบันสุทธิ อัตราผลตอบแทนภายใน และระยะเวลาการคืนทุน ซึ่งมีรายละเอียดดังตารางที่ 4.11 โดยวิธีการคำนวณและรายละเอียดจะแสดงในภาคผนวก จ

ตารางที่ 4.11 ผลสรุปการเปรียบเทียบผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ของสองโครงการ

| Item                    | Gasification of bagasse | Co-gasification of bagasse and ethanol |
|-------------------------|-------------------------|--|
| Capital Expenditure     | 48,773,740.51 Bath      | 95,272,431.14 Bath                     |
| Operating Expenditure   | 13,761,806.80 Bath/year | 50,464,866.51 Bath/year                |
| Revenue                 | 13,742,257.26 Bath/year | 84,062,409.02 Bath/year                |
| Net Present Value       | -40,276,638.88 Bath     | 164,669,770.20 Bath                    |
| Internal Rate of Return | -15 %                   | 34 %                                   |
| Payback Period          | More 15 years           | 3 years                                |

จากตารางที่ 4.11 ได้แสดงผลสรุปการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ของแกซีพีเคชั่นของชานอ้อยเปรียบเทียบกับแกซีพีเคชั่นร่วมของชานอ้อยและเอทานอล โดยพิจารณาที่ภาษีเงินได้นิติบุคคลที่ร้อยละ 20 ภายในระยะเวลาของโครงการ 15 ปี จะเห็นได้ว่าโครงการแกซีพีเคชั่นของชานอ้อยมีระยะเวลาในการคืนทุนมากกว่า 15 ปี ซึ่งมากกว่าอายุการใช้งานของเครื่องปฏิกรณ์ อาจส่งผลต่อการเพิ่มขึ้นต้นทุนได้ ในขณะที่โครงการแกซีพีเคชั่นร่วมของชานอ้อยและเอทานอลมีระยะเวลาในการคืนทุนเพียงแค่ 3 ปี ซึ่งถือว่ามียุทธศาสตร์การคืนทุนที่ค่อนข้างเร็ว ส่งผลให้โครงการมีความเสี่ยงต่ำและมีความน่าสนใจในการลงทุนมากกว่าโครงการแกซีพีเคชั่นของชานอ้อย เมื่อพิจารณามูลค่าปัจจุบันสุทธิ พบว่า โครงการแกซีพีเคชั่นร่วมของชานอ้อยและเอทานอลมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิเท่ากับ 164,669,770.20 บาท ซึ่งมีค่าเป็นบวก หมายความว่าโครงการนี้สามารถลงทุนได้เพราะผลตอบแทนที่ได้รับมีค่ามากกว่าเงินที่ลงทุนไป ในขณะที่โครงการแกซีพีเคชั่นของชานอ้อยจะมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิเท่ากับ -40,276,638.88 บาท ซึ่งมีค่าเป็นลบ หมายความว่าโครงการนี้ไม่สามารถลงทุนได้เนื่องจากผลตอบแทนที่ได้รับมีค่าน้อยกว่าเงินที่ลงทุนไป และเมื่อพิจารณาอัตราผลตอบแทนภายใน พบว่า โครงการแกซีพีเคชั่นร่วมของชานอ้อยและเอทานอลมีอัตราผลตอบแทนภายใน เท่ากับ 34 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งหมายความว่าผลตอบแทนที่ทำให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิตลอดอายุของโครงการมีค่าเท่ากับเงินสดจ่ายสุทธิลงทุนเริ่มแรก และมีค่ามากกว่าอัตราคิดลด (10 เปอร์เซ็นต์) ซึ่งแสดงให้เห็นว่าสามารถตัดสินใจยอมรับโครงการแกซีพีเคชั่นร่วมของชานอ้อยและเอทานอลได้

## บทที่ 5

### สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ

#### 5.1 สรุปผลการทดลอง

งานวิจัยนี้ได้ศึกษาการผลิตแก๊สสังเคราะห์จากแกซีพีเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอลบนตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$  ในเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง โดยทำการศึกษาการทดลองที่อุณหภูมิช่วง 700 ถึง 800 องศาเซลเซียส และปริมาณเอทานอลร้อยละ 10 15 และ 20 โดยปริมาตร ที่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ แล้วหาสภาวะที่เหมาะสมเพื่อมาวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ ซึ่งผลการวิจัยสามารถสรุปได้ดังนี้

##### 5.1.1 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อแกซีพีเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอล

จากผลการทดลองสามารถสรุปได้ว่า การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิส่งผลต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์ให้สูงขึ้นจากปฏิกิริยาแตกตัวด้วยความร้อนซึ่งเป็นปฏิกิริยาคูดความร้อน ส่งผลให้ปริมาณอนุโมลอิสระถูกปลดปล่อยออกมาจากเอทานอลเพิ่มมากขึ้นที่อุณหภูมิสูง และส่งเสริมปฏิกิริยาคูดความร้อนต่าง ๆ ในแกซีพีเคชัน เช่น ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงของไฮโดรคาร์บอน ปฏิกิริยาแกซีพีเคชันด้วยไอน้ำของซาร์ ปฏิกิริยาบูดูอาร์ด ปฏิกิริยาเมเทนชัน เป็นต้น ส่งผลให้ผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์อย่างไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้น โดยที่อุณหภูมิ 800 องศาเซลเซียส เป็นอุณหภูมิที่เหมาะสมในการเกิดปฏิกิริยาของงานวิจัยนี้

##### 5.1.2 ผลของปริมาณเอทานอลที่มีต่อแกซีพีเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอล

จากผลการทดลองสามารถสรุปได้ว่า การเพิ่มปริมาณเอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ในแกซีพีเคชันร่วมส่งผลต่อผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์ให้สูงขึ้นโดยเฉพาะไฮโดรเจน เนื่องจากอนุโมลอิสระจากเอทานอลจะส่งเสริมการแตกตัวของสารประกอบแอมโมเนียในโครงสร้างของชานอ้อย ซึ่งส่งผลให้การสลายตัวของชานอ้อยดีขึ้น โดยไอน้ำจะส่งเสริมการเกิดปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของไฮโดรคาร์บอนและปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ ซึ่งเป็นปฏิกิริยาหลักในการผลิตแก๊สผลิตภัณฑ์โดยรวมและไฮโดรเจน เมื่อเพิ่มปริมาณเอทานอลเป็นร้อยละ 15 และ 20 โดยปริมาตร ในแกซีพีเคชันร่วมส่งผลให้ผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์และผลได้ไฮโดรเจนลดลง เนื่องจากขาดชานอ้อยทำให้อนุโมลอิสระจากเอทานอลไม่เพียงพอเพื่อที่จะทำปฏิกิริยากับอนุโมลอิสระจากชานอ้อย ส่งผลให้เกิดข้อจำกัดในปฏิกิริยาการแตกตัวและปฏิกิริยารีฟอร์มมิง เป็นผลให้ผลได้ของแก๊สและผลได้ของไฮโดรเจนลดลงเมื่อปริมาณเอทานอลเพิ่มขึ้น แต่เมื่อเทียบกับแกซีพีเคชันด้วยไอน้ำของเอทานอลเพียงอย่างเดียวจะให้ผลได้ของแก๊สน้อยกว่า เนื่องจากแกซีพีเคชันร่วมด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอลอยู่ในอัตราการผลิตปฏิกิริยาที่ต่ำเมื่อไม่มีตัวเร่งปฏิกิริยา โดยที่เอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร เป็นปริมาณที่เหมาะสมในการเกิดปฏิกิริยาของงานวิจัยนี้

### 5.1.3 ผลของการเพิ่มตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ที่มีต่อแกซีฟิเคชันร่วมด้วยไอน้ำของขานอ้อยและเอทานอล

จากผลการทดลองสามารถสรุปได้ว่า การเพิ่มตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ในแกซีฟิเคชันร่วมส่งผลให้ผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้นอย่างมากโดยเฉพาะไฮโดรเจนเมื่อเทียบกับกรณีที่ไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา เนื่องจากตัวเร่งปฏิกิริยา NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> สามารถส่งเสริมการเร่งปฏิกิริยาการแตกตัวและรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของไฮโดรคาร์บอน ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของมีเทน และปฏิกิริยาออกเตอรแก๊สซิฟิเคชัน ซึ่งเป็นปฏิกิริยาหลักในการผลิตไฮโดรเจนและแก๊สผลิตภัณฑ์ได้อย่างมีประสิทธิภาพ ด้วยการลดอัตราการสะสมตัวของคาร์บอนบนพื้นผิวของตัวเร่งปฏิกิริยา ทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยามีประสิทธิภาพมากขึ้น อีกทั้งยังช่วยเพิ่มเวลาสัมผัสระหว่างสารตั้งต้นและตัวเร่งปฏิกิริยา ส่งผลให้เกิดการแตกตัวของสารระเหยมากขึ้น ทำให้สามารถลดต้นทุนในการผลิตแก๊สผลิตภัณฑ์ได้

### 5.1.4 ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์โครงการแกซีฟิเคชันร่วมของขานอ้อยและเอทานอล

จากการวิเคราะห์สามารถสรุปได้ว่า ถึงแม้โครงการแกซีฟิเคชันร่วมของขานอ้อยและเอทานอลจะมีต้นทุนในการลงทุนของปีแรกสูงถึง 95,272,431.14 บาท เมื่อเทียบกับโครงการแกซีฟิเคชันของขานอ้อยจะใช้เงินในการลงทุนของปีแรกอยู่ที่ 48,773,740.51 บาท แต่โครงการแกซีฟิเคชันร่วมของขานอ้อยและเอทานอลสามารถคืนทุนได้เพียงแค่ 3 ปี โดยมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิเท่ากับ 164,669,770.20 บาท และมีอัตราผลตอบแทนภายใน เท่ากับ 34 เปอร์เซ็นต์ ในขณะที่โครงการแกซีฟิเคชันของขานอ้อยต้องใช้ระยะเวลาในการคืนทุนมากกว่า 15 ปี มีมูลค่าปัจจุบันสุทธิเท่ากับ -40,276,638.88 บาท และมีอัตราผลตอบแทนภายใน เท่ากับ -15 เปอร์เซ็นต์ โดยมีระยะเวลาในการประเมินโครงการ 15 ปี ด้วยเหตุนี้จึงทำให้โครงการแกซีฟิเคชันร่วมของขานอ้อยและเอทานอลมีความน่าสนใจในการตัดสินใจที่จะลงทุนมากกว่าโครงการแกซีฟิเคชันของขานอ้อย

จากผลการศึกษาข้างต้นแสดงให้เห็นว่า เอทานอลร้อยละ 10 โดยปริมาตร ซึ่งเป็นผลพลอยได้จากกระบวนการหมักของไบโอเอทานอล นอกจากสามารถช่วยปรับปรุงคุณภาพให้กับแก๊สผลิตภัณฑ์ของแกซีฟิเคชันด้วยไอน้ำของขานอ้อยแล้ว ยังสามารถช่วยลดต้นทุนการดำเนินงานเนื่องจากมีราคาที่ถูกกว่าเอทานอลที่ผ่านกระบวนการกลั่นบริสุทธิ์อย่างมาก ทำให้โครงการแกซีฟิเคชันร่วมของขานอ้อยและเอทานอลมีระยะเวลาการคืนทุนที่เร็วขึ้นเมื่อเทียบกับโครงการแกซีฟิเคชันของขานอ้อย ส่งผลให้มีความเสี่ยงต่ำและสามารถตัดสินใจยอมรับโครงการนี้ได้ โดยประโยชน์จากการศึกษาของงานวิจัยนี้ นอกจากเป็นการเพิ่มมูลค่าให้กับขานอ้อยและผลพลอยได้จากกระบวนการหมักของไบโอเอทานอล และแก้ไขปัญหาด้านการจัดการของเสียที่ไม่ถูกวิธีแล้ว ยังช่วยเสริมสร้างพลังงานทดแทนให้กับประเทศไทยได้อีกด้วย

## 5.2 ข้อเสนอแนะ

จากงานวิจัยนี้จะเห็นว่าถึงแม้การเติมเอทานอลที่ร้อยละ 10 โดยปริมาตร ในแกซีพีเคชันร่วมจะช่วยเพิ่มประสิทธิภาพในแกซีพีเคชันด้วยไอน้ำของชานอ้อยเพียงอย่างเดียว แต่ก็ยังไม่มีประสิทธิภาพที่ดีเท่ากับแกซีพีเคชันด้วยไอน้ำของเอทานอลเพียงอย่างเดียว ซึ่งในส่วนนี้อาจต้องมีการศึกษาอัตราการป้อนของน้ำและเอทานอล (Mixture flow rate) และอัตราส่วนระหว่างไอน้ำกับเอทานอล (Steam to carbon ratio) ที่เหมาะสมเพิ่มเติม และอาจมีการนำผลพลอยได้จากกระบวนการหมักของเอทานอลจากชีวมวลอย่างเช่นฟลูเซลลอลอยล์มาใช้ในงานวิจัยจริง ๆ เพื่อดูความเป็นไปได้ของกระบวนการร่วม

ในส่วนของผลตัวเร่งปฏิกิริยา  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$  ได้แสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพที่ดีในการกำจัดซัลเฟอร์เพื่อเพิ่มผลได้ของแก๊ส ซึ่งในงานวิจัยนี้อาจต้องมีการศึกษาเพิ่มเติมเกี่ยวกับผลการฟื้นฟูสภาพของตัวเร่งปฏิกิริยา (Catalyst regeneration) และดูปริมาณโค้กที่เกิดขึ้นบนตัวเร่งปฏิกิริยารวมถึงการศึกษาประสิทธิภาพของตัวเร่งปฏิกิริยา (Catalytic efficiency) ที่อุณหภูมิต่ำด้วยเช่นกัน แต่ในแง่ของต้นทุน  $\text{NiO/MgO/Al}_2\text{O}_3$  นั้น ปัจจุบันตัวเร่งปฏิกิริยาโลหะนิกเกิลเริ่มมีราคาที่สูงขึ้นเรื่อย ๆ เนื่องจากความต้องการโลหะนิกเกิลมีมากขึ้น ดังนั้นคาดว่าในอนาคตอาจมีการนำตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีความเหมาะสมทางด้านราคา ขั้นตอนการเตรียม และสามารถกำจัดได้ง่ายโดยไม่ส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมมาใช้

ในขณะที่ชนิดของเครื่องปฏิกรณ์เองก็ส่งผลต่อกระบวนการแกซีพีเคชันด้วยเช่นเดียวกัน ซึ่งในงานวิจัยนี้ได้ใช้เครื่องปฏิกรณ์เบดนิ่งชั้นเดียว (Single-stage fixed bed reactor) ดังนั้นอาจมีการนำเครื่องปฏิกรณ์เบดนิ่งชนิดสองชั้น (Two-stage fixed bed reactor) มาใช้ เพื่อที่จะได้กำหนดอุณหภูมิที่เหมาะสมในขั้นตอนการปลดปล่อยสารระเหยของชีวมวลและเอทานอล

ในส่วนของผลิตภัณฑ์ที่ผลิตได้ อาจจะต้องมีการตรวจสอบแก๊สไฮโดรคาร์บอนที่มีน้ำหนักโมเลกุลต่ำ (Light hydrocarbon) ที่เกิดขึ้นในแก๊สผลิตภัณฑ์เพิ่มเติม และมีการวัดปริมาณของซาร์และทาร์ที่เกิดขึ้นด้วยเช่นเดียวกัน

และในส่วนสุดท้ายของงานวิจัยนี้จะเป็นการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ซึ่งจะคิดต้นทุนจากการอ้างอิงของงานวิจัยเป็นหลัก ดังนั้นเพื่อให้ได้ผลที่แม่นยำมากขึ้นควรประเมินราคาจากขนาดของเครื่องจักรและอุปกรณ์ที่ใช้จริง ในส่วนของต้นทุนการดำเนินงานที่ใช้ในงานวิจัยเป็นเพียงแค่การวิเคราะห์เบื้องต้นเท่านั้น ซึ่งอาจต้องมีการแจกแจงค่าใช้จ่ายที่ละเอียดขึ้น โดยราคาต่าง ๆ ที่นำมาพิจารณาในงานวิจัยนี้ถูกเปลี่ยนมาจากหน่วยเงินของต่างประเทศ ซึ่งอาจมีความคลาดเคลื่อนเนื่องจากอัตราการแลกเปลี่ยนเงินตรามีการเปลี่ยนแปลงตลอดเวลา และอาจมีการวิเคราะห์ต้นทุนผลกระทบภายนอก (Externality cost) ทั้งเชิงบวกและเชิงลบเพิ่มเติม เพื่อคำนึงถึงต้นทุนและผลประโยชน์ทางเศรษฐศาสตร์มากขึ้น

## บรรณานุกรม

1. Anniwaer A, Chaihad N, Zhang M, Wang C, Yu T, Kasai Y, et al. Hydrogen-rich gas production from steam co-gasification of banana peel with agricultural residues and woody biomass. *Waste Management*. 2021;125:204-14.
2. Nanda S, Okolie JA, Patel R, Pattnaik F, Fang Z, Dalai AK, et al. Catalytic hydrothermal co-gasification of canola meal and low-density polyethylene using mixed metal oxides for hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2021.
3. อมรชัย อารณวิธานพ. ระบบเซลล์เชื้อเพลิงชนิดออกไซด์ของแข็งสำหรับการผลิตพลังงานไฟฟ้าสะอาด. กรุงเทพมหานคร: สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย กรุงเทพมหานคร; 2561. p. 1-376
4. กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. แผนพัฒนาพลังงานทดแทนและพลังงานทางเลือก พ.ศ. 2558 - 2579 2558 [Available from: [https://www.dede.go.th/download/files/AEDP2015\\_Final\\_version.pdf](https://www.dede.go.th/download/files/AEDP2015_Final_version.pdf).
5. Edreis EMA, Luo G, Li A, Xu C, Yao H. Synergistic effects and kinetics thermal behaviour of petroleum coke/biomass blends during H<sub>2</sub>O co-gasification. *Energy Conversion and Management*. 2014;79:355-66.
6. Kawamoto H. Towards building a sustainable biorefinery system 2021 [Available from: <http://www.ecs.energy.kyoto-u.ac.jp/eng/goal/>.
7. Jia S, Ning S, Ying H, Sun Y, Xu W, Yin H. High quality syngas production from catalytic gasification of woodchip char. *Energy Conversion and Management*. 2017;151:457-64.
8. Gao X, Ashok J, Kawi S, Yang N. Steam reforming of toluene as model compound of biomass tar over Ni-Co/La<sub>2</sub>O<sub>3</sub> nano-catalysts: Synergy of Ni and Co. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2021;46(60):30926-36.
9. นคร ทิพยาวงศ์. เทคโนโลยีการแปลงสภาพชีวมวล: สำนักพิมพ์มหาวิทยาลัยเชียงใหม่ เชียงใหม่; 2558. p. 1-517



10. Guo F, Li X, Liu Y, Peng K, Guo C, Rao Z. Catalytic cracking of biomass pyrolysis tar over char-supported catalysts. *Energy Conversion and Management*. 2018;167:81-90.
11. Pinto F, André R, Miranda M, Neves D, Varela F, Santos J. Effect of gasification agent on co-gasification of rice production wastes mixtures. *Fuel*. 2016;180:407-16.
12. Skoulou VK, Zabaniotou AA. Co-gasification of crude glycerol with lignocellulosic biomass for enhanced syngas production. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*. 2013;99:110-6.
13. Basha MH, Sulaiman SA, Uemura Y. Co-gasification of palm kernel shell and polystyrene plastic: Effect of different operating conditions. *Journal of the Energy Institute*. 2020;93(3):1045-52.
14. Palumbo AW, Jorgensen EL, Sorli JC, Weimer AW. Co-processing methane in high temperature steam gasification of biomass. *Bioresource Technology*. 2013;128:553-9.
15. Jia S, Ying H, Sun Y, Sun N, Xu W, Ning S. Co-processing methanol and ethanol in bio-char steam gasification for hydrogen-rich gas production. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2017;42(30):18844-52.
16. Zhang Z, Pang S, Levi T. Influence of AAEM species in coal and biomass on steam co-gasification of chars of blended coal and biomass. *Renewable Energy*. 2017;101:356-63.
17. Kaewpanha M, Guan G, Hao X, Wang Z, Kasai Y, Kusakabe K, et al. Steam co-gasification of brown seaweed and land-based biomass. *Fuel Processing Technology*. 2014;120:106-12.
18. Umar HA, Sulaiman SA, Said MA, Gungor A, Ahmad RK, Inayat M. Syngas production from gasification and co-gasification of oil palm trunk and frond using a down-draft gasifier. *International Journal of Energy Research*. 2020;45(5):8103-15.
19. Sumrunronnasak S, Reubroycharoen P, Pimpha N, Chanlek N, Tantayanon S. Hydrogen Production by Steam Reforming of Fusel Oil Using a CeCoO<sub>x</sub> Mixed-Oxide Catalyst. *Chemical Engineering & Technology*. 2020;43(4):689-97.

20. Kannari N, Oyama Y, Takarada T. Catalytic decomposition of tar derived from biomass pyrolysis using Ni-loaded chicken dropping catalysts. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2017;42(15):9611-8.
21. Liang S, Guo F, Du S, Tian B, Dong Y, Jia X, et al. Synthesis of Sargassum char-supported Ni-Fe nanoparticles and its application in tar cracking during biomass pyrolysis. *Fuel*. 2020;275:117923.
22. Guan G, Kaewpanha M, Hao X, Abudula A. Catalytic steam reforming of biomass tar: Prospects and challenges. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2016;58:450-61.
23. Zhang S, Zhu S, Zhang H, Liu X, Xiong Y. High quality H<sub>2</sub>-rich syngas production from pyrolysis-gasification of biomass and plastic wastes by Ni-Fe@Nanofibers/Porous carbon catalyst. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2019;44(48):26193-203.
24. อัมณี ลาเต๊ะ, จันทกานต์ ทวีกุล และ กิตติพันธ์ มลิวรรณ. การกำจัดน้ำมันดินจากกระบวนการผลิตแก๊สชีวมวลด้วยความร้อนและตัวเร่งปฏิกิริยา. การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 30; มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ จังหวัดสงขลา 2559.
25. สมฤทัย ชุนโสภา. การพัฒนาตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลที่มีเสถียรภาพสำหรับการแตกตัวของน้ำมันทาร์ในแก๊สซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของชีวมวล: จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย; 2550.
26. เพ็ชร ชุนะเกียรติ. การผลิตไฮโดรเจนจากแก๊สซิฟิเคชันด้วยไอน้ำของไบอ้อยโดยใช้ NiO/CaO-Li<sub>4</sub>SiO<sub>4</sub>: จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย; 2563.
27. Tursi A. A review on biomass: importance, chemistry, classification, and conversion. *Biofuel Research Journal*. 2019;6(2):962-79.
28. administration Ei. EIA projects nearly 50% increase in world energy use by 2050, led by growth in renewables 2 0 2 0 [ Available from: <https://www.eia.gov/todayinenergy/detail.php?id=49876>.
29. Macedo MS, Soria MA, Madeira LM. Process intensification for hydrogen production through glycerol steam reforming. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2021;146:111151.

30. กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. รายงานพลังงานทดแทนของประเทศไทย ปี พ.ศ. 2563 [ Available from: <https://www.dede.go.th/download/stat63/Thailand%20Alternative%20Energy%20Situation%202020.pdf>.
31. Engineering. Fourth Generation Biofuels 2020 [ Available from: <https://engineeringsadvice.com/download-fourth-generation-biofuels-png/>.
32. กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. รายงานสรุปผู้บริหารโครงการศึกษาความเป็นไปได้ในการผลิตเอทานอลจากเซลลูโลสในเชิงพาณิชย์ 2555 [Available from: <https://webkc.dede.go.th/testmax/node/237>.
33. Mandegari MA, Farzad S, Görgens JF. Recent trends on techno-economic assessment (TEA) of sugarcane biorefineries. *Biofuel Research Journal*. 2017;4(3):704-12.
34. กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. การผลิตไฟฟ้าจากชานอ้อย ตัวช่วยหลักของแผนพัฒนาพลังงานทดแทนและพลังงานทางเลือก AEDP 2015 2557 [Available from: <http://webkc.dede.go.th/testmax/node/2331>.
35. Basu P. Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction. Cannada: Elsevier; 2013. p. 1-530
36. วีรชัย สุนทรรังสรรค์, ธเนศ อุทิศธรรม, พนิดา เทพขุน, ลลิตา อัดนโถ, สุวิทย์ อัจริยะเมต, บุณณินดา โสตา, กุลนที เลาะห์กุล, โสภณ พรหมสุวรรณ และ อภิชาติ จันสด. การศึกษาสถานภาพการใช้เทคโนโลยีแก๊สซิฟิเคชันสำหรับผลิตความร้อนและไฟฟ้าในระดับอุตสาหกรรม ชุมชนหรือวิสาหกิจขนาดกลางและขนาดเล็กของประเทศไทย. สำนักงานคณะกรรมการส่งเสริมวิทยาศาสตร์ วิจัยและนวัตกรรม; 2559.
37. Pandey A. Recent Advances in Thermochemical Conversion of Biomass. Netherlands: Elsevier; 2015. p. 1-491
38. Farzad S, Mandegari MA, Görgens JF. A critical review on biomass gasification, co-gasification, and their environmental assessments. *Biofuel Research Journal*. 2016;3(4):483-95.
39. Higman C. Worldwide Gasification and Syngas Databases 2016 Update 2016 [Available from: <https://www.netl.doe.gov/sites/default/files/2021-04/2016-Wed-Higman.pdf>.

40. Ochoa A, Bilbao J, Gayubo AG, Castaño P. Coke formation and deactivation during catalytic reforming of biomass and waste pyrolysis products: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2020;119:109600.
41. Kostyniuk A, Grilc M, Likožar B. Catalytic Cracking of Biomass-Derived Hydrocarbon Tars or Model Compounds To Form Biobased Benzene, Toluene, and Xylene Isomer Mixtures. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2019;58(19):7690-705.
42. Ren J, Liu Y-L, Zhao X-Y, Cao J-P. Biomass thermochemical conversion: A review on tar elimination from biomass catalytic gasification. *Journal of the Energy Institute*. 2020;93(3):1083-98.
43. Ren J, Cao J-P, Zhao X-Y, Yang F-L, Wei X-Y. Recent advances in syngas production from biomass catalytic gasification: A critical review on reactors, catalysts, catalytic mechanisms and mathematical models. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2019;116:109426.
44. Valderrama Rios ML, González AM, Lora EES, Almazán del Olmo OA. Reduction of tar generated during biomass gasification: A review. *Biomass and Bioenergy*. 2018;108:345-70.
45. Baloch HA, Yang T, Li R, Nizamuddin S, Kai X, Bhutto AW. Parametric study of co-gasification of ternary blends of rice straw, polyethylene and polyvinylchloride. *Clean Technologies and Environmental Policy*. 2016;18(4):1031-42.
46. Lv J, Ao X, Li Q, Cao Y, Chen Q, Xie Y. Steam co-gasification of different ratios of spirit-based distillers' grains and anthracite coal to produce hydrogen-rich gas. *Bioresource Technology*. 2019;283:59-66.
47. Yang P, Zhao S, Zhang Q, Hu J, Liu R, Huang Z, et al. Synergistic effect of the cotton stalk and high-ash coal on gas production during co-pyrolysis/gasification. *Bioresource Technology*. 2021;336:125336.
48. Song H, Yang H, Zhao C, Hu J, Zou J, Wu P, et al. Co-gasification of petroleum coke with coal at high temperature: Effects of blending ratio and the catalyst. *Fuel*. 2022;307:121863.
49. Edreis EMA, Li X, Atya AHA, Sharshir SW, Elsheikh AH, Mahmoud NM, et al. Kinetics, thermodynamics and synergistic effects analyses of petroleum coke and biomass

- wastes during H<sub>2</sub>O co-gasification. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2020;45(46):24502-17.
50. Howaniec N, Smoliński A, Stańczyk K, Pichlak M. Steam co-gasification of coal and biomass derived chars with synergy effect as an innovative way of hydrogen-rich gas production. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2011;36(22):14455-63.
  51. Situmorang YA, Zhao Z, Chaihad N, Wang C, Anniwaer A, Kasai Y, et al. Steam gasification of co-pyrolysis chars from various types of biomass. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2021;46(5):3640-50.
  52. Cai J, Zeng R, Zheng W, Wang S, Han J, Li K, et al. Synergistic effects of co-gasification of municipal solid waste and biomass in fixed-bed gasifier. *Process Safety and Environmental Protection*. 2021;148:1-12.
  53. Wikipedia. เอทานอล (Ethanol) 2021 [ Available from: <https://th.wikipedia.org/wiki/%E0%B9%80%E0%B8%AD%E0%B8%97%E0%B8%B2%E0%B8%99%E0%B8%AD%E0%B8%A5>.
  54. กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. สถานการณ์กำลังการผลิตโรงงานเอทานอลจากชีวมวลของประเทศไทย 2021 [ Available from: [https://www.dede.go.th/ewt\\_dl\\_link.php?nid=329](https://www.dede.go.th/ewt_dl_link.php?nid=329).
  55. Thailoil group. กระบวนการผลิตเอทานอลในประเทศไทย 2021 [ Available from: <https://www.thailoilgroup.com/home/content.aspx?id=91>.
  56. Vicente J, Ereña J, Montero C, Azkoiti MJ, Bilbao J, Gayubo AG. Reaction pathway for ethanol steam reforming on a Ni/SiO<sub>2</sub> catalyst including coke formation. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2014;39(33):18820-34.
  57. Ren C, Ge Z, Ou G, Ren Z, Guo L. Supercritical water partial oxidation mechanism of ethanol. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2021;46(44):22777-88.
  58. Yaisamlee R, Reubroycharoen P. Light olefin production from the catalytic cracking of fusel oil in a fixed bed reactor. *Biomass and Bioenergy*. 2021;153:106217.
  59. Akande A, Aboudheir A, Idem R, Dalai A. Kinetic modeling of hydrogen production by the catalytic reforming of crude ethanol over a co-precipitated Ni-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

- catalyst in a packed bed tubular reactor. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2006;31(12):1707-15.
60. Akande AJ, Idem RO, Dalai AK. Synthesis, characterization and performance evaluation of Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalysts for reforming of crude ethanol for hydrogen production. *Applied Catalysis A: General*. 2005;287(2):159-75.
61. ชนัต บำรุงวงศ์ดี. การรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำของกลีเซอรอลสำหรับการผลิตแก๊สไฮโดรเจนบนตัวเร่งปฏิกิริยา Ni/MgO-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ; 2558.
62. Santamaria L, Lopez G, Fernandez E, Cortazar M, Arregi A, Olazar M, et al. Progress on Catalyst Development for the Steam Reforming of Biomass and Waste Plastics Pyrolysis Volatiles: A Review. *Energy Fuels*. 2021;35(21):17051-84.
63. Lamouri S, Hamidouche M, Bouaouadja N, Belhouchet H, Garnier V, Fantozzi G, et al. Control of the  $\gamma$ -alumina to  $\alpha$ -alumina phase transformation for an optimized alumina densification. *Boletín de la Sociedad Española de Cerámica y Vidrio*. 2017;56(2):47-54.
64. Lassi U. Deactivation Correlations of Pd/Rh Three-way Catalysts Designed for Euro IV Emission Limits. Effect of Ageing Atmosphere, Temperature and Time. University of Oulu: Academic Dissertation to be presented with the assent of the Faculty of Technology; 2003. p. 1-138
65. Ochoa A, Barbarias I, Artetxe M, Gayubo AG, Olazar M, Bilbao J, et al. Deactivation dynamics of a Ni supported catalyst during the steam reforming of volatiles from waste polyethylene pyrolysis. *Applied Catalysis B: Environmental*. 2017;209:554-65.
66. Gao N, Salisu J, Quan C, Williams P. Modified nickel-based catalysts for improved steam reforming of biomass tar: A critical review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2021;145:111023.
67. Kumagai S, Alvarez J, Blanco PH, Wu C, Yoshioka T, Olazar M, et al. Novel Ni-Mg-Al-Ca catalyst for enhanced hydrogen production for the pyrolysis-gasification of a biomass/plastic mixture. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*. 2015;113:15-21.

68. Council NR. Renewable Fuel Standard: Potential Economic and Environmental Effects of U.S. Biofuel Policy. Washington, DC: The National Academies Press; 2011. p. 416
69. วาดฝัน สนั่นตั้ง. การประเมินความคุ้มค่าของระบบผสมผสานระหว่างโรงไฟฟ้าชีวมวลกับแผงพลังงานแสงอาทิตย์แบบฟูลอยน้ำ: จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย; 2563.
70. D.Foust DCDaT. Analytic methods for biomass characterization and conversion. Netherlands: Elsevier; 2020. p. 1-218
71. Zhao S, Yang P, Liu X, Zhang Q, Hu J. Synergistic effect of mixing wheat straw and lignite in co-pyrolysis and steam co-gasification. *Bioresource Technology*. 2020;302:122876.
72. Krerkkaiwan S, Fushimi C, Tsutsumi A, Kuchonthara P. Synergetic effect during co-pyrolysis/gasification of biomass and sub-bituminous coal. *Fuel Processing Technology*. 2013;115:11-8.
73. Alvarez J, Kumagai S, Wu C, Yoshioka T, Bilbao J, Olazar M, et al. Hydrogen production from biomass and plastic mixtures by pyrolysis-gasification. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2014;39(21):10883-91.
74. Wu C, Williams PT. Pyrolysis-gasification of plastics, mixed plastics and real-world plastic waste with and without Ni-Mg-Al catalyst. *Fuel*. 2010;89(10):3022-32.
75. Wang C, Dou B, Chen H, Song Y, Xu Y, Du X, et al. Hydrogen production from steam reforming of glycerol by Ni-Mg-Al based catalysts in a fixed-bed reactor. *Chemical Engineering Journal*. 2013;220:133-42.
76. Lima DS, Calgaro CO, Perez-Lopez OW. Hydrogen production by glycerol steam reforming over Ni based catalysts prepared by different methods. *Biomass and Bioenergy*. 2019;130:105358.
77. Yue B, Wang X, Ai X, Yang J, Li L, Lu X, et al. Catalytic reforming of model tar compounds from hot coke oven gas with low steam/carbon ratio over Ni/MgO-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalysts. *Fuel Processing Technology*. 2010;91(9):1098-104.
78. Ibrahim SA, Ekinci EK, Karaman BP, Oktar N. Coke-resistance enhancement of mesoporous  $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> and MgO-supported Ni-based catalysts for sustainable

- hydrogen generation via steam reforming of acetic acid. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2021;46(77):38281-98.
79. Jin B, Li S, Liang X. Enhanced activity and stability of MgO-promoted Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalyst for dry reforming of methane: Role of MgO. *Fuel*. 2021;284:119082.
80. Li S, Guo L. Stability and activity of a co-precipitated Mg promoted Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalyst for supercritical water gasification of biomass. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2019;44(30):15842-52.
81. Ma Y, Ma Y, Long G, Li J, Hu X, Ye Z, et al. Synergistic promotion effect of MgO and CeO<sub>2</sub> on nanofibrous Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalysts for methane partial oxidation. *Fuel*. 2019;258:116103.
82. Zhang C, Li S, Ouyang S, Tsang C-W, Xiong D, Yang K, et al. Co-pyrolysis characteristics of camellia oleifera shell and coal in a TGA and a fixed-bed reactor. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*. 2021;155:105035.
83. Burra KG, Gupta AK. Synergistic effects in steam gasification of combined biomass and plastic waste mixtures. *Applied Energy*. 2018;211:230-6.
84. Ahmed II, Gupta AK. Sugarcane bagasse gasification: Global reaction mechanism of syngas evolution. *Applied Energy*. 2012;91(1):75-81.
85. Zhu J, Yang Y, Yang L, Zhu Y. High quality syngas produced from the co-pyrolysis of wet sewage sludge with sawdust. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2018;43(11):5463-72.
86. Hu M, Gao L, Chen Z, Ma C, Zhou Y, Chen J, et al. Syngas production by catalytic in-situ steam co-gasification of wet sewage sludge and pine sawdust. *Energy Conversion and Management*. 2016;111:409-16.
87. Lin Y, Xiao H, Chen B, Ge Y, He Q, Tao S, et al. Thermal behavior and general distributed activation energy model kinetics of Lignite–Chinese herb residues blends during co-pyrolysis. *Bioresource Technology*. 2020;304:122991.
88. Park DK, Kim SD, Lee SH, Lee JG. Co-pyrolysis characteristics of sawdust and coal blend in TGA and a fixed bed reactor. *Bioresource Technology*. 2010;101(15):6151-6.



89. Akubo K, Nahil MA, Williams PT. Co-pyrolysis–catalytic steam reforming of cellulose/lignin with polyethylene/polystyrene for the production of hydrogen. *Waste Disposal & Sustainable Energy*. 2020;2(3):177-91.
90. Chang S, Zhang Z, Cao L, Ma L, You S, Li W. Co-gasification of digestate and lignite in a downdraft fixed bed gasifier: Effect of temperature. *Energy Conversion and Management*. 2020;213:112798.
91. Atong D, Pechyen C, Aht-Ong D, Sricharoenchaikul V. Synthetic olivine supported nickel catalysts for gasification of glycerol. *Applied Clay Science*. 2011;53(2):244-53.
92. Yan M, Liu J, Hantoko D, Kanchanatip E, Gridanurak N, Cai Y, et al. Hydrogen-rich syngas production by catalytic cracking of tar in wastewater under supercritical condition. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2019;44(36):19908-19.
93. Guo S, Guo L, Cao C, Yin J, Lu Y, Zhang X. Hydrogen production from glycerol by supercritical water gasification in a continuous flow tubular reactor. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2012;37(7):5559-68.
94. Sanchez N, Ruiz R, Hacker V, Cobo M. Impact of bioethanol impurities on steam reforming for hydrogen production: A review. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2020;45(21):11923-42.
95. Cao C, Bian C, Wang G, Bai B, Xie Y, Jin H. Co-gasification of plastic wastes and soda lignin in supercritical water. *Chemical Engineering Journal*. 2020;388.
96. Chai Y, Wang M, Gao N, Duan Y, Li J. Experimental study on pyrolysis/gasification of biomass and plastics for H<sub>2</sub> production under new dual-support catalyst. *Chemical Engineering Journal*. 2020;396:125260.
97. Chai Y, Gao N, Wang M, Wu C. H<sub>2</sub> production from co-pyrolysis/gasification of waste plastics and biomass under novel catalyst Ni-CaO-C. *Chemical Engineering Journal*. 2020;382:122947.
98. Liu Q, Hu C, Peng B, Liu C, Li Z, Wu K, et al. High H<sub>2</sub>/CO ratio syngas production from chemical looping co-gasification of biomass and polyethylene with CaO/Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> oxygen carrier. *Energy Conversion and Management*. 2019;199:111951.
99. Xu D, Xiong Y, Ye J, Su Y, Dong Q, Zhang S. Performances of syngas production and deposited coke regulation during co-gasification of biomass and plastic

- wastes over Ni/V-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalyst: Role of biomass to plastic ratio in feedstock. *Chemical Engineering Journal*. 2020;392:123728.
100. Al-Attas TA, Lucky RA, Hossain MM. Apparent Kinetics of Co-Gasification of Biomass and Vacuum Gas Oil (VGO). *Chem Asian J*. 2021;16(5):507-20.
  101. Irfan M, Li A, Zhang L, Ji G, Gao Y, Khushk S. Hydrogen-rich syngas from wet municipal solid waste gasification using Ni/Waste marble powder catalyst promoted by transition metals. *Waste Management*. 2021;132:96-104.
  102. Laosiripojana N, Sutthisripok W, Charojrochkul S, Assabumrungrat S. Development of Ni-Fe bimetallic based catalysts for biomass tar cracking/reforming: Effects of catalyst support and co-fed reactants on tar conversion characteristics. *Fuel Processing Technology*. 2014;127:26-32.
  103. Zhang Z, Liu L, Shen B, Wu C. Preparation, modification and development of Ni-based catalysts for catalytic reforming of tar produced from biomass gasification. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2018;94:1086-109.
  104. Abedi A, Dalai AK. Steam gasification of oat hull pellets over Ni-based catalysts: Syngas yield and tar reduction. *Fuel*. 2019;254:115585.
  105. Zhu HL, Zhang YS, Materazzi M, Aranda G, Brett DJL, Shearing PR, et al. Co-gasification of beech-wood and polyethylene in a fluidized-bed reactor. *Fuel Processing Technology*. 2019;190:29-37.
  106. Moogi S, Jang S-H, Rhee GH, Ko CH, Choi YJ, Lee SH, et al. Hydrogen-rich gas production via steam gasification of food waste over basic oxides (MgO/CaO/SrO) promoted-Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalysts. *Chemosphere*. 2022;287:132224.
  107. Alves O, Calado L, Panizio RM, Gonçalves M, Monteiro E, Brito P. Techno-economic study for a gasification plant processing residues of sewage sludge and solid recovered fuels. *Waste Management*. 2021;131:148-62.
  108. กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. คู่มือฝึกอบรมภาคปฏิบัติ ด้านพลังงานทดแทน แก๊สซิฟิเคชันชีวมวลในส่วนของทฤษฎี 2559 [Available from:<http://e-lib.dede.go.th/mm-data/BibA11106คู่มือแก๊สซิฟิเคชัน59.pdf>].
  109. กรมสรรพากร. ภาษีเงินได้นิติบุคคลคำนวณจากกำไรสุทธิ 2020 [Available from:<https://www.rd.go.th/841.html>].

110. นัฐพร โรจนหัสติน และชินวัฒน์ หรยางกูร. การวัดอัตราคิดลดโดยทดลองภาคสนามทางเศรษฐศาสตร์ 2564 [Available from: <https://www.pier.or.th/abridged/2021/01/>].
111. Lo SLY, How BS, Teng SY, Lam HL, Lim CH, Rhamdhani MA, et al. Stochastic techno-economic evaluation model for biomass supply chain: A biomass gasification case study with supply chain uncertainties. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2021;152:111644.
112. กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. การศึกษากำหนดแนวทางส่งเสริมโรงไฟฟ้าชีวมวลชุมชนแบบครบวงจร 2554 [Available from: <https://webkc.dede.go.th/testmax/node/2483>].
113. Mitrphol group. ภาพรวมธุรกิจไฟฟ้าชีวมวล 2564 [Available from: [https://www.mitrphol.com/page\\_detail.php?p=2&topic=5](https://www.mitrphol.com/page_detail.php?p=2&topic=5)].
114. Suprianto T, Winarto, Wijayanti W, Wardana ING. Synergistic effect of curcumin and activated carbon catalyst enhancing hydrogen production from biomass pyrolysis. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2021;46(10):7147-64.
115. Sara HR, Enrico B, Mauro V, Andrea DC, Vincenzo N. Techno-economic Analysis of Hydrogen Production Using Biomass Gasification -A Small Scale Power Plant Study. *Energy Procedia*. 2016;101:806-13.
116. Novozymes. price of ethanol by-product 2021 [Available from: <https://www.novozymes.com/en>].
117. กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน. PRICE STRUCTURE OF PETROLEUM PRODUCT IN BANGKOK 2564 [Available from: <https://www.thai-ethanol.com/images/Price/2564/p64.pdf>].
118. Nazir SM, Cloete JH, Cloete S, Amini S. Pathways to low-cost clean hydrogen production with gas switching reforming. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2021;46(38):20142-58.
119. อนุรักษ์พงษ์ วุฒิปิศาล. การจำลองกระบวนการไพโรไลซิสหลายปาล์มร่วมกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันสำหรับการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน: จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย; 2562.
120. Ahmad AA, Zawawi NA, Kasim FH, Inayat A, Khasri A. Assessing the gasification performance of biomass: A review on biomass gasification process conditions,

optimization and economic evaluation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2016;53:1333-47.





ภาคผนวก

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
**CHULALONGKORN UNIVERSITY**

## ภาคผนวก ก

### วิธีการวิเคราะห์คุณสมบัติทางกายภาพของชานอ้อย

#### ก.1 การวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate analysis)

การวิเคราะห์แบบประมาณสามารถวิเคราะห์ได้โดยใช้การวิเคราะห์ตามมาตรฐาน ASTM D3172-3175 ซึ่งผลการวิเคราะห์ที่ได้ประกอบด้วยปริมาณความชื้น ปริมาณสารระเหย ปริมาณเถ้า และปริมาณคาร์บอนคงตัว โดยวิธีการวิเคราะห์ห้องค์ประกอบต่าง ๆ มีดังนี้

##### 1. ปริมาณความชื้น (Moisture)

ปริมาณความชื้นถูกวิเคราะห์ด้วยวิธีวิเคราะห์ตามมาตรฐาน ASTM D3173 ซึ่งมีวิธีการวิเคราะห์ดังต่อไปนี้

1.1 นำถาดอะลูมิเนียมพร้อมฝาปิดไปอบแห้งด้วยเตาอบที่อุณหภูมิ 104 ถึง 110 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 30 นาที เพื่อกำจัดความชื้น จากนั้นนำถาดอะลูมิเนียมและฝาปิดเก็บในโถดูดความชื้นเป็นเวลา 15 นาที เพื่อลดอุณหภูมิลง หลังจากนั้นนำถาดอะลูมิเนียมพร้อมฝาปิดไปชั่งน้ำหนักพร้อมจดบันทึก

1.2 ชั่งตัวอย่างชานอ้อยประมาณ 1 กรัม ลงในถาดอะลูมิเนียมพร้อมฝาปิด แล้วชั่งน้ำหนักพร้อมจดบันทึก

1.3 นำถาดอะลูมิเนียมที่บรรจุตัวอย่างชานอ้อยพร้อมฝาปิดไปอบด้วยเตาอบแห้งที่อุณหภูมิ 104 ถึง 110 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 1 ชั่วโมง หรือจนกว่าน้ำหนักของตัวอย่างชานอ้อยจะมีค่าคงที่

1.4 นำถาดอะลูมิเนียมออกจากเตาอบแล้วเก็บไว้ในโถดูดความชื้นเพื่อลดอุณหภูมิเป็นเวลา 15 นาที หลังจากนั้นนำถาดอะลูมิเนียมพร้อมตัวอย่างชานอ้อยและฝาปิดไปชั่งน้ำหนักพร้อมจดบันทึก

สมการที่ใช้ในการคำนวณ

$$M = \frac{W_1 - W_2}{W} \times 100$$

|     |       |   |
|-----|-------|---|
| โดย | M     | คือ ร้อยละโดยมวลของความชื้นในตัวอย่างชานอ้อย                              |
|     | $W_1$ | คือ น้ำหนักของถาดอะลูมิเนียม ฝา และตัวอย่างชานอ้อยก่อนเริ่มทำการอบ (กรัม) |
|     | $W_2$ | คือ น้ำหนักของถาดอะลูมิเนียม ฝา และตัวอย่างชานอ้อยหลังทำการอบ (กรัม)      |
|     | W     | คือ น้ำหนักของตัวอย่างชานอ้อย (กรัม)                                      |

## 2. ปริมาณสารระเหย (Volatile matter)

ปริมาณสารระเหยถูกวิเคราะห์ด้วยวิธีวิเคราะห์ตามมาตรฐาน ASTM D3175 ซึ่งมีวิธีการวิเคราะห์ดังต่อไปนี้

1.1 เผาครุชิเบิลพร้อมฝาปิดในเตาเผาที่อุณหภูมิ 950 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 30 นาที เพื่อกำจัดสิ่งปนเปื้อนแล้วปล่อยให้เย็นตัวในโถดูดความชื้น จากนั้นชั่งน้ำหนักพร้อมจذبบันทึก

1.2 ชั่งตัวอย่างชานอ้อยประมาณ 1 กรัม ลงในครุชิเบิลพร้อมฝาปิด จากนั้นชั่งน้ำหนักพร้อมจذبบันทึก

1.3 นำครุชิเบิลวางบริเวณเหนือเตาเผา (Tubular furnace) ที่อุณหภูมิประมาณ 300 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 3 นาที

1.4 หย่อนครุชิเบิลลงไปในเตาเผาบริเวณส่วนบนของเตาเผาที่อุณหภูมิประมาณ 600 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 3 นาที

1.5 หย่อนครุชิเบิลลงไปในเตาเผาบริเวณกึ่งกลางของเตาเผาที่อุณหภูมิประมาณ 950 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 6 นาที

1.6 นำครุชิเบิลออกจากเตาเผา แล้วทิ้งไว้ให้เย็นในโถดูดความชื้นประมาณ 15 นาที จากนั้นชั่งน้ำหนักพร้อมจذبบันทึก

สมการที่ใช้ในการคำนวณ

$$V = \frac{W_3 - W_4}{W} \times 100$$

|     |                |   |
|-----|----------------|---|
| โดย | V              | คือ ร้อยละโดยมวลของปริมาณสารระเหยในตัวอย่างชานอ้อย                    |
|     | W <sub>3</sub> | คือ น้ำหนักของครุชิเบิล ฝา และตัวอย่างชานอ้อยก่อนเริ่มทำการเผา (กรัม) |
|     | W <sub>4</sub> | คือ น้ำหนักของครุชิเบิล ฝา และตัวอย่างชานอ้อยหลังทำการเผา (กรัม)      |
|     | W              | คือ น้ำหนักของตัวอย่างชานอ้อย (กรัม)                                  |

## 3. ปริมาณเถ้า (Ash content)

ปริมาณเถ้าถูกวิเคราะห์ด้วยวิธีวิเคราะห์ตามมาตรฐาน ASTM D3174 ซึ่งมีวิธีการวิเคราะห์ดังต่อไปนี้

3.1 เผาครุชิเบิลพร้อมฝาปิดในเตาเผาที่อุณหภูมิ 750 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 30 นาที เพื่อกำจัดสิ่งปนเปื้อนแล้วปล่อยให้เย็นตัวในโถดูดความชื้น จากนั้นชั่งน้ำหนักพร้อมจذبบันทึก

3.2 ชั่งตัวอย่างชานอ้อยประมาณ 1 กรัม ลงในครุชชีเบลพร้อมฝาปิด จากนั้นชั่งน้ำหนักพร้อมจดบันทึก

3.3 นำครุชชีเบลไปเผาด้วยตะเกียงเบนเซนจนกว่าไอระเหยจะหมดไป

3.4 เผาครุชชีเบลที่ผ่านการเผาด้วยตะเกียงเบนเซนในเตาเผาที่อุณหภูมิ 700 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 2 ชั่วโมง

3.5 นำครุชชีเบลออกจากเตาเผา แล้วทิ้งไว้ให้เย็นในโถดูดความชื้นประมาณ 15 นาที จากนั้นชั่งน้ำหนักพร้อมจดบันทึก

สมการที่ใช้ในการคำนวณ

$$A = \frac{W_5 - W_6}{W} \times 100$$

|     |       |   |
|-----|-------|---|
| โดย | A     | คือ ร้อยละโดยมวลของปริมาณเถ้าในตัวอย่างชานอ้อย        |
|     | $W_5$ | คือ น้ำหนักของครุชชีเบล ฝา และเถ้าหลังทำการเผา (กรัม) |
|     | $W_6$ | คือ น้ำหนักของครุชชีเบล ฝา (กรัม)                     |
|     | W     | คือ น้ำหนักของตัวอย่างชานอ้อย (กรัม)                  |

#### 4. ปริมาณคาร์บอนคงตัว (Fixed carbon)

ปริมาณคาร์บอนคงตัวในตัวอย่างชานอ้อยสามารถคำนวณได้จากร้อยละโดยน้ำหนักทั้งหมดหักลบกับร้อยละของความชื้น สารระเหย และปริมาณเถ้า ดังสมการด้านล่าง  
สมการที่ใช้ในการคำนวณ

$$C = 100 - M - V - A$$

|     |   |  |
|-----|---|--|
| โดย | C | คือ ร้อยละโดยมวลของคาร์บอนคงตัวในตัวอย่างชานอ้อย |
|     | M | คือ ร้อยละโดยมวลของความชื้นในตัวอย่างชานอ้อย     |
|     | V | คือ ร้อยละโดยมวลของสารระเหยในตัวอย่างชานอ้อย     |
|     | A | คือ ร้อยละโดยมวลของเถ้าในตัวอย่างชานอ้อย         |



## ภาคผนวก ข

### ตัวอย่างการคำนวณการเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา

#### ข.1 การคำนวณการเตรียม MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

ในการเตรียม MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> จะใช้เกลือของ MgO(NO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>·6H<sub>2</sub>O และ Alumina ball ในรูปแกมมา (γ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) เป็นสารตั้งต้น โดยมีความเข้มข้นของแมกนีเซียมร้อยละ 10 โดยน้ำหนัก ซึ่งจะทำให้การเตรียม MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ในอัตราส่วน 1 : 1

##### 1. น้ำหนักของ MgO(NO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>·6H<sub>2</sub>O ที่ใช้

|       |  |                 |            |
|-------|--|-----------------|------------|
| เมื่อ | มวลโมเลกุล MgO   | = 40.31         | กรัมต่อโมล |
|       | มวลโมเลกุล MgO(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O | = 256.41        | กรัมต่อโมล |
|       | น้ำหนักของ MgO(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O | = (5 × 10) / 80 |            |
|       |  | = 0.625         | กรัม       |

จากสูตร

$$mol = \frac{g}{MW}$$

$$\begin{aligned} \text{จะได้ } mol &= 0.625 \text{ กรัม} / 40.31 \text{ กรัมต่อโมล} \\ &= 0.0155 \text{ โมล} \\ &= 0.0155 \text{ โมล} \times 256.41 \text{ กรัมต่อโมล} \\ &= 3.9720 \text{ กรัม} \end{aligned}$$

Assay 99.5%

MgO 99.5 กรัม ต้องใช้สารตั้งต้น 100 กรัม

ถ้า MgO 3.9720 กรัม ต้องใช้สารตั้งต้น  $(3.9720 \times 100) / 99.5 = 3.9920$  กรัม

ดังนั้น น้ำหนักของ MgO(NO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>·6H<sub>2</sub>O ที่ใช้ เท่ากับ 3.9920 กรัม

## ข.2 การคำนวณการเติมโลหะนิกเกิลลงบน MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

ในการเตรียม NiO/MgO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> จะใช้เกลือของ NiO(NO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>·6H<sub>2</sub>O เป็นสารตั้งต้น โดยมีความเข้มข้นของโลหะนิกเกิลร้อยละ 10 โดยน้ำหนัก

### 1. น้ำหนักของ NiO(NO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>·6H<sub>2</sub>O ที่ใช้

|       |  |                 |            |
|-------|--|-----------------|------------|
| เมื่อ | มวลโมเลกุล NiO   | = 74.69         | กรัมต่อโมล |
|       | มวลโมเลกุล NiO(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O | = 290.81        | กรัมต่อโมล |
|       | น้ำหนักของ NiO(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O | = (5 × 10) / 90 |            |
|       |  | = 0.5556        | กรัม       |

จากสูตร

$$mol = \frac{g}{MW}$$

จะได้

$$mol = 0.5556 \text{ กรัม} / 74.69 \text{ กรัมต่อโมล}$$

$$= 0.0074 \text{ โมล}$$

$$= 0.0074 \text{ โมล} \times 290.81 \text{ กรัมต่อโมล}$$

$$= 2.1633 \text{ กรัม}$$

Assay 99%

NiO 99 กรัม      ต้องใช้สารตั้งต้น 100 กรัม

ถ้า NiO 2.1633 กรัม      ต้องใช้สารตั้งต้น (2.1633 × 100) / 99 = 2.1849 กรัม

ดังนั้น น้ำหนักของ NiO(NO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>·6H<sub>2</sub>O ที่ใช้ เท่ากับ 2.1849 กรัม

## ภาคผนวก ค

### ตัวอย่างการคำนวณการวิเคราะห์ผลการแกซีฟิเคชันร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของ ซานอ้อยและเอทานอล

#### ค.1 การคำนวณปริมาตรของแก๊สแต่ละชนิดในสายขาออก

กำหนดให้ สภาวะที่ใช้ในการศึกษาการแกซีฟิเคชันร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของซานอ้อยและเอทานอล  
เป็นดังนี้

|   |                                  |
|---|----------------------------------|
| ปริมาณซานอ้อย                                   | 0.2450 กรัม                      |
| ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยา                          | 1.0031 กรัม                      |
| อุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์                       | 800 องศาเซลเซียส                 |
| อัตราการไหลของสารละลายเอทานอล                   | 0.2 มิลลิลิตรต่อนาที             |
| อัตราการป้อนแก๊สอาร์กอน                         | 130 มิลลิลิตรต่อนาที             |
| เวลาในการทดลอง                                  | 30 นาที                          |
| เวลาในการเก็บแก๊สตัวอย่างในแต่ละจุด             | 5 นาที                           |
| รัศมีภายในของอุปกรณ์วัดอัตราการไหลของแก๊ส       | 0.5 เซนติเมตร                    |
| ช่วงความสูงที่พิจารณาในการวัดอัตราการไหลของแก๊ส | 10 เซนติเมตร                     |
| เมื่อ มวลโมเลกุลของเอทานอล                      | 46.069 กรัมต่อโมล                |
| ความหนาแน่นของเอทานอล                           | 0.789 กรัมต่อมิลลิลิตร           |
| สูตรโมเลกุลอย่างง่าย                            | C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH |

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

#### 1. การคำนวณปริมาตรของผลิตภัณฑ์แก๊สในสายขาออก

ปริมาตรของผลิตภัณฑ์แก๊สคำนวณได้จากการเทียบบัญญัติไตรยางค์ระหว่างเวลาที่ใช้ในการเคลื่อนที่กับปริมาตรในช่วงที่พิจารณาการเคลื่อนที่ของฟองแก๊สในอุปกรณ์วัดอัตราการไหลที่มีรัศมีภายใน 0.5 เซนติเมตร ในช่วงความสูง 10 เซนติเมตร ดังสมการ

$$V = \frac{\pi \times 0.5^2 \times 10 \times T \times 60}{Y}$$

|       |  |
|-------|--|
| โดย V | คือ ปริมาตรของผลิตภัณฑ์แก๊ส (มิลลิลิตร)                                  |
| Y     | คือ ระยะเวลาเฉลี่ยของฟองแก๊สที่เคลื่อนที่ผ่านความสูง 10 เซนติเมตร (นาที) |
| T     | คือ ระยะเวลาที่เก็บแก๊สตัวอย่าง (นาที)                                   |

**ตารางที่ ค.1** การคำนวณปริมาตรขององค์ประกอบภายในผลิตภัณฑ์แก๊ส

| ถุงเก็บแก๊ส | ระยะเวลาเฉลี่ย<br>(วินาที) | ปริมาตรผลิตภัณฑ์<br>(มิลลิลิตร)                                    |
|-------------|----------------------------|--|
| 1           | 5.06                       | $(3.14 \times 0.5^2 \times 10 \times 5 \times 60) / 5.06 = 465.41$ |
| 2           | 5.23                       | $(3.14 \times 0.5^2 \times 10 \times 5 \times 60) / 5.23 = 450.28$ |
| 3           | 5.18                       | $(3.14 \times 0.5^2 \times 10 \times 5 \times 60) / 5.18 = 454.63$ |
| 4           | 5.69                       | $(3.14 \times 0.5^2 \times 10 \times 5 \times 60) / 5.69 = 413.88$ |
| 5           | 5.54                       | $(3.14 \times 0.5^2 \times 10 \times 5 \times 60) / 5.54 = 425.09$ |
| 6           | 5.54                       | $(3.14 \times 0.5^2 \times 10 \times 5 \times 60) / 5.54 = 425.09$ |

## 2. การคำนวณความเข้มข้นขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊ส

ความเข้มข้นขององค์ประกอบภายในผลิตภัณฑ์แก๊ส สามารถคำนวณได้จากผลการวิเคราะห์แก๊สโครมาโทกราฟีของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากการทดลองมาเปรียบเทียบกับผลวิเคราะห์แก๊สโครมาโทกราฟีของแก๊สมาตรฐาน ประกอบด้วย ไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ มีเทน และคาร์บอนไดออกไซด์ ในอัตราส่วนโดยปริมาตรเท่ากัน (ร้อยละ 1 โดยปริมาตร) ดังแสดงในตารางที่ ค2 แสดงผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของแก๊สมาตรฐานด้วยเครื่องแก๊สโครมาโทกราฟี และตัวอย่างการคำนวณความเข้มข้นขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊สสูงที่ 1 ได้แสดงในตารางที่ ค3 และ ค4

**ตารางที่ ค.2** ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของแก๊สมาตรฐานด้วยเครื่องแก๊สโครมาโทกราฟี

| องค์ประกอบ       | พื้นที่ใต้กราฟ (หน่วย) | ร้อยละความเข้มข้น |
|------------------|------------------------|-------------------|
| ไฮโดรเจน         | 25247.6                | 1                 |
| คาร์บอนมอนอกไซด์ | 1309.6                 | 1                 |
| มีเทน            | 4637.7                 | 1                 |
| คาร์บอนไดออกไซด์ | 3957.5                 | 1                 |

ตารางที่ ค.3 การคำนวณปริมาตรขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊สสูงที่ 1

| องค์ประกอบ       | พื้นที่ใต้กราฟ<br>(หน่วย) | ร้อยละความเข้มข้นเทียบกับ<br>แก๊สมาตรฐาน (โดยปริมาตร) | ปริมาตร<br>(มิลลิลิตร)        |
|------------------|---------------------------|---|-------------------------------|
| ไฮโดรเจน         | 491720.5                  | $491720.5/25247.6 = 19.48$                            | $19.48 \times 465.41 = 90.68$ |
| คาร์บอนมอนอกไซด์ | 20106.4                   | $20106.4/1309.6 = 15.35$                              | $15.35 \times 465.41 = 71.48$ |
| มีเทน            | 34273.1                   | $34273.1/4637.7 = 7.39$                               | $7.39 \times 456.41 = 34.41$  |
| คาร์บอนไดออกไซด์ | 13281.9                   | $13281.9/3957.5 = 3.36$                               | $3.36 \times 456.41 = 15.63$  |

ตารางที่ ค.4 การคำนวณร้อยละความเข้มข้นโดยปริมาตรขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊สสูงที่ 1

| องค์ประกอบ       | จำนวนโมล<br>(มิลลิโมล) | ความเข้มข้น<br>(ร้อยละโดยปริมาตร)  |
|------------------|------------------------|------------------------------------|
| ไฮโดรเจน         | 3.71                   | $(3.71 / 8.68) \times 100 = 42.73$ |
| คาร์บอนมอนอกไซด์ | 2.92                   | $(2.92 / 8.68) \times 100 = 33.69$ |
| มีเทน            | 1.41                   | $(1.41 / 8.68) \times 100 = 16.22$ |
| คาร์บอนไดออกไซด์ | 0.64                   | $(0.64 / 8.68) \times 100 = 7.36$  |
| รวม              | 8.68                   | 100                                |

### 3. การคำนวณความเข้มข้นรวมขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊ส

ตารางที่ ค.5 การคำนวณร้อยละความเข้มข้นโดยปริมาตรรวมขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊ส

| องค์ประกอบ       | จำนวนโมลรวมทุกสูง<br>(มิลลิโมล) | ความเข้มข้น<br>(ร้อยละโดยปริมาตร)    |
|------------------|---------------------------------|--------------------------------------|
| ไฮโดรเจน         | 21.88                           | $(21.88 / 39.61) \times 100 = 55.23$ |
| คาร์บอนมอนอกไซด์ | 10.57                           | $(10.57 / 39.61) \times 100 = 26.68$ |
| มีเทน            | 6.53                            | $(6.53 / 39.61) \times 100 = 16.48$  |
| คาร์บอนไดออกไซด์ | 0.64                            | $(0.64 / 39.61) \times 100 = 1.61$   |
| รวม              | 39.61                           | 100                                  |

#### 4. การคำนวณผลได้ขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊ส

ปริมาณผลได้ขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊ส สามารถคำนวณได้จากจำนวนโมลของผลิตภัณฑ์แก๊สหารด้วยน้ำหนักของชานอ้อยที่หักปริมาณความชื้นและปริมาณเถ้าออกและน้ำหนักของเอทานอล ภายใต้สมมติฐานของแก๊สอุดมคติ ดังสมการ

$$PV = nRT$$

โดย P คือ ความดัน (บรรยากาศ)

V คือ ปริมาตรของแก๊สผลิตภัณฑ์ (มิลลิลิตร)

n คือ จำนวนโมลของแก๊สแต่ละองค์ประกอบ (มิลลิโมล)

R คือ ค่าคงที่ของแก๊ส มีค่าเท่ากับ 0.082057

T คือ อุณหภูมิ (เคลวิน)

ผลการคำนวณผลได้ขององค์ประกอบในผลิตภัณฑ์แก๊สสูงที่ 1 ที่ได้ทำการทดลองแกซีพีเคชันร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของชานอ้อยและเอทานอล แสดงดังตารางที่ ค5 ซึ่งน้ำหนักของชานอ้อยและเอทานอลสามารถคำนวณได้ดังนี้

น้ำหนักชานอ้อย = ปริมาณชานอ้อยที่ใช้ - [(ปริมาณความชื้น + ปริมาณเถ้า) / 100] × ปริมาณชานอ้อยที่ใช้

$$= 0.2450 - [(8.33 + 3.99) / 100] \times 0.2450$$

$$= 0.2148 \text{ กรัม}$$

น้ำหนักเอทานอล = อัตราการไหล × ปริมาณเอทานอล × เวลา × ความหนาแน่นเอทานอล

$$= 0.2 \times (10 / 100) \times 30 \times 0.789$$

$$= 0.4734 \text{ กรัม}$$

ดังนั้น น้ำหนักสารที่ป้อน เท่ากับ  $0.2148 + 0.4734 = 0.6882$  กรัม

ตารางที่ ค.6 การคำนวณผลได้ขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊สสูงที่ 1

| องค์ประกอบ       | ปริมาตร<br>(มิลลิลิตร) | จำนวนโมล<br>(มิลลิโมล)                            | จำนวนโมลต่อกรัม<br>(มิลลิโมลต่อกรัมตัวอย่าง) |
|------------------|------------------------|---|--|
| ไฮโดรเจน         | 90.68                  | $(1 \times 90.68) / (0.082057 \times 298) = 3.71$ | $3.71 / 0.69 = 5.39$                         |
| คาร์บอนมอนอกไซด์ | 71.48                  | $(1 \times 71.48) / (0.082057 \times 298) = 2.92$ | $2.92 / 0.69 = 4.25$                         |
| มีเทน            | 34.41                  | $(1 \times 34.41) / (0.082057 \times 298) = 1.41$ | $1.41 / 0.69 = 2.05$                         |
| คาร์บอนไดออกไซด์ | 15.63                  | $(1 \times 15.63) / (0.082057 \times 298) = 0.64$ | $0.64 / 0.69 = 0.93$                         |
| รวม              | 212.20                 | 8.68  | 12.61  |

#### 5. การคำนวณผลได้รวมขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊ส

ตารางที่ ค.7 การคำนวณผลได้รวมขององค์ประกอบต่าง ๆ ในผลิตภัณฑ์แก๊ส

| องค์ประกอบ       | จำนวนโมลรวมทุกจุด<br>(มิลลิโมล) | จำนวนโมลต่อกรัม<br>(มิลลิโมลต่อกรัมตัวอย่าง) |
|------------------|---------------------------------|--|
| ไฮโดรเจน         | 21.88                           | $21.88 / 0.69 = 31.79$                       |
| คาร์บอนมอนอกไซด์ | 10.57                           | $10.57 / 0.69 = 15.35$                       |
| มีเทน            | 6.53                            | $6.53 / 0.69 = 9.49$                         |
| คาร์บอนไดออกไซด์ | 0.64                            | $0.64 / 0.69 = 0.93$                         |
| รวม              | 39.61                           | 57.56  |

#### ค.2 การคำนวณร้อยละการเปลี่ยนของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส

การคำนวณร้อยละการเปลี่ยนของคาร์บอน (Carbon conversion) ไปเป็นแก๊สสามารถคำนวณได้จากสูตรดังสมการต่อไปนี้

$$\text{Carbon conversion (\%)} = \frac{\text{Carbon content produced}}{\text{Carbon content supplied}} \times 100$$

โดย Carbon content produced คือ ผลรวมของปริมาณคาร์บอนในแก๊สที่ผลิตได้ คือ คาร์บอนมอนอกไซด์ มีเทน และคาร์บอนไดออกไซด์

Carbon content supplied คือ ผลรวมของปริมาณคาร์บอนในสารป้อน

### 1. การคำนวณปริมาณคาร์บอนในชานอ้อย

เมื่อ น้ำหนักชานอ้อยที่ใช้ = 0.2148 กรัม  
 คาร์บอนในชานอ้อย = 41.85 ร้อยละโดยน้ำหนัก  
 คาร์บอนในชานอ้อย =  $(0.2148 \times 41.85) / 100$   
 = 0.0899 กรัม

น้ำหนักคาร์บอนในชานอ้อย เท่ากับ 0.0899 กรัม

### 2. การคำนวณปริมาณคาร์บอนในเอทานอล

เมื่อ น้ำหนักเอทานอลที่ใช้ = 0.4734 กรัม  
 มวลโมเลกุลเอทานอล = 46.069 กรัมต่อโมล  
 คาร์บอนในเอทานอล =  $(24 \times 0.4734) / 46.069$   
 = 0.2465 กรัม

น้ำหนักคาร์บอนในเอทานอล เท่ากับ 0.2465 กรัม

ผลรวมของปริมาณคาร์บอนในชานอ้อยและเอทานอล เท่ากับ  $0.0899 + 0.2465 = 0.3365$  กรัม

### 3. การคำนวณปริมาณคาร์บอนในแก๊สที่ผลิตได้

ตารางที่ ค.8 การคำนวณน้ำหนักของแก๊สที่ผลิตได้

| องค์ประกอบ       | จำนวนโมลรวมทุกจุด<br>(มิลลิโมล) | กรัม   | ปริมาณคาร์บอน<br>(กรัม)               |
|------------------|---------------------------------|--|---------------------------------------|
| คาร์บอนมอนอกไซด์ | 10.5672                         | $10.5672 \times 28 \times 10^{-3}$<br>= 0.2959 | $(0.2959 \times 12) / 28$<br>= 0.1268 |
| มีเทน            | 6.5283                          | $6.5283 \times 16 \times 10^{-3}$<br>= 0.1045  | $(0.1045 \times 12) / 16$<br>= 0.0783 |
| คาร์บอนไดออกไซด์ | 0.6390                          | $0.6390 \times 44 \times 10^{-3}$<br>= 0.0281  | $(0.0281 \times 12) / 44$<br>= 0.0077 |



ผลรวมของปริมาณคาร์บอนในแก๊ส เท่ากับ  $0.1268 + 0.0783 + 0.0077 = 0.2128$  กรัม  
 ดังนั้น การเปลี่ยนของคาร์บอนไปเป็นแก๊ส เท่ากับ  $(0.2128 / 0.3365) \times 100 = 63.24$  เปอร์เซ็นต์

#### 4. การคำนวณอัตราส่วนโมลอะตอมของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนกับอัตราส่วนโมลอะตอมของออกซิเจนต่อคาร์บอนของชานอ้อยและเอทานอล

4.1 การคำนวณอัตราส่วนโมลอะตอมของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนกับอัตราส่วนโมลอะตอมของออกซิเจนต่อคาร์บอนของชานอ้อย

##### 1. ปริมาณธาตุ

ปริมาณของคาร์บอน เท่ากับ  $(41.85 \times 0.245) / 100 = 0.1025$  กรัม

ปริมาณของไฮโดรเจน เท่ากับ  $(6.11 \times 0.245) / 100 = 0.0149$  กรัม

ปริมาณของออกซิเจน เท่ากับ  $(48.5 \times 0.245) / 100 = 0.1188$  กรัม

##### 2. จำนวนโมล

จำนวนโมลของคาร์บอน เท่ากับ  $0.1025 / 12 = 0.0085$

จำนวนโมลของไฮโดรเจน เท่ากับ  $0.0149 / 1 = 0.0149$

จำนวนโมลของออกซิเจน เท่ากับ  $0.1188 / 16 = 0.0074$

ดังนั้น H/C เท่ากับ  $0.0149 / 0.0085 = 1.75$

O/C เท่ากับ  $0.0074 / 0.0085 = 0.87$

4.2 การคำนวณอัตราส่วนโมลอะตอมของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนกับอัตราส่วนโมลอะตอมของออกซิเจนต่อคาร์บอนของเอทานอล

สูตรโมเลกุลอย่างง่ายของเอทานอล คือ  $C_2H_5OH$

ดังนั้น H/C เท่ากับ  $6 / 2 = 3$

O/C เท่ากับ  $1 / 2 = 0.5$

ภาคผนวก ง

ผลการศึกษาการแกซีฟิเคชันร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของชานอ้อยและเอทานอล

ตารางที่ ง.1 ผลการวิเคราะห์การแกซีฟิเคชันด้วยไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอล

| ทดลอง | สภาวะทดลอง  | องค์ประกอบ<br>แก๊ส | Yield<br>(mmol/g-sample) | Concentration<br>(%) |
|-------|---|--------------------|--------------------------|----------------------|
| 1     | ชานอ้อย+ไอน้ำ<br>อุณหภูมิ 700 C<br>ปริมาณเอทานอล 0  | H <sub>2</sub>     | 3.0094                   | 20.1172              |
|       |   | CO                 | 8.1320                   | 54.6320              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 2.0222                   | 13.4373              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 2.0497                   | 11.8178              |
| 2     | ชานอ้อย+ไอน้ำ<br>อุณหภูมิ 750 C<br>ปริมาณเอทานอล 0  | H <sub>2</sub>     | 6.6047                   | 26.9166              |
|       |   | CO                 | 12.1755                  | 50.1754              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 3.5724                   | 14.6853              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 1.8765                   | 8.2225               |
| 3     | ชานอ้อย+ไอน้ำ<br>อุณหภูมิ 800 C<br>ปริมาณเอทานอล 0  | H <sub>2</sub>     | 8.5078                   | 29.6807              |
|       |   | CO                 | 1.1126                   | 42.9898              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 3.5491                   | 12.6403              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 3.9907                   | 14.6890              |
| 4     | เอทานอล+ไอน้ำ<br>อุณหภูมิ 700 C<br>ปริมาณเอทานอล 10 | H <sub>2</sub>     | 14.9217                  | 62.0147              |
|       |   | CO                 | 3.5954                   | 14.9347              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 4.8225                   | 19.8976              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 0.7910                   | 3.1528               |
| 5     | เอทานอล+ไอน้ำ<br>อุณหภูมิ 750 C<br>ปริมาณเอทานอล 10 | H <sub>2</sub>     | 30.7215                  | 56.3926              |
|       |   | CO                 | 13.4829                  | 24.7493              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 9.9471                   | 18.2589              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 0.3263                   | 0.5990               |
| 6     | เอทานอล+ไอน้ำ<br>อุณหภูมิ 800 C<br>ปริมาณเอทานอล 10 | H <sub>2</sub>     | 43.9729                  | 55.1975              |
|       |   | CO                 | 23.2289                  | 29.1419              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 10.9547                  | 13.8200              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 1.4187                   | 1.8405               |

| ทดลอง | สภาวะทดลอง  | องค์ประกอบ<br>แก๊ส | Yield<br>(mmol/g-sample) | Concentration<br>(%) |
|-------|---|--------------------|--------------------------|----------------------|
| 7     | เอทานอล+ไอน้ำ<br>อุณหภูมิ 800 C<br>ปริมาณเอทานอล 15 | H <sub>2</sub>     | 32.2365                  | 50.6445              |
|       |   | CO                 | 18.0635                  | 28.3696              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 12.9173                  | 20.4495              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 0.3129                   | 0.5362               |
| 8     | เอทานอล+ไอน้ำ<br>อุณหภูมิ 800 C<br>ปริมาณเอทานอล 20 | H <sub>2</sub>     | 36.2748                  | 52.3825              |
|       |   | CO                 | 18.9350                  | 27.3815              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 13.3723                  | 20.0143              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 0.1297                   | 0.2215               |

ตารางที่ ง.2 ผลการวิเคราะห์การแก๊สพีเคชันร่วมกับไอน้ำของชานอ้อยและเอทานอล

| ทดลอง | สภาวะทดลอง  | องค์ประกอบ<br>แก๊ส | Yield<br>(mmol/g-sample) | Concentration<br>(%) |
|-------|---|--------------------|--------------------------|----------------------|
| 1     | ชานอ้อย+เอทานอล<br>อุณหภูมิ 700 C<br>ปริมาณเอทานอล 10 | H <sub>2</sub>     | 13.5151                  | 57.1329              |
|       |   | CO                 | 5.8679                   | 24.4737              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 3.8351                   | 16.1965              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 0.5507                   | 2.1966               |
| 2     | ชานอ้อย+เอทานอล<br>อุณหภูมิ 750 C<br>ปริมาณเอทานอล 10 | H <sub>2</sub>     | 18.5297                  | 52.7616              |
|       |   | CO                 | 9.9427                   | 28.2759              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 5.9923                   | 17.2078              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 0.7002                   | 1.7546               |
| 3     | ชานอ้อย+เอทานอล<br>อุณหภูมิ 800 C<br>ปริมาณเอทานอล 10 | H <sub>2</sub>     | 22.5202                  | 46.7731              |
|       |   | CO                 | 14.9416                  | 31.0211              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 9.7597                   | 20.9010              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 0.5488                   | 1.3046               |

| ทดลอง | สภาวะทดลอง  | องค์ประกอบ<br>แก๊ส | Yield<br>(mmol/g-sample) | Concentration<br>(%) |
|-------|---|--------------------|--------------------------|----------------------|
| 4     | ซานอ้อย+เอทานอล<br>อุณหภูมิ 700 C<br>ปริมาณเอทานอล 15 | H <sub>2</sub>     | 8.6116                   | 51.2634              |
|       |   | CO                 | 4.2385                   | 25.2312              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 3.6225                   | 21.5645              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 0.3260                   | 1.9407               |
| 5     | ซานอ้อย+เอทานอล<br>อุณหภูมิ 750 C<br>ปริมาณเอทานอล 15 | H <sub>2</sub>     | 13.8255                  | 49.3971              |
|       |   | CO                 | 6.9816                   | 24.9445              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 7.0712                   | 25.2646              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 0.1101                   | 0.3935               |
| 6     | ซานอ้อย+เอทานอล<br>อุณหภูมิ 800 C<br>ปริมาณเอทานอล 15 | H <sub>2</sub>     | 20.2340                  | 45.8111              |
|       |   | CO                 | 12.7739                  | 29.1217              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 9.7886                   | 22.5907              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 1.1102                   | 2.4763               |
| 7     | ซานอ้อย+เอทานอล<br>อุณหภูมิ 700 C<br>ปริมาณเอทานอล 20 | H <sub>2</sub>     | 10.6667                  | 45.3383              |
|       |   | CO                 | 3.6246                   | 15.4064              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 8.0016                   | 34.0107              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 1.2338                   | 5.2445               |
| 8     | ซานอ้อย+เอทานอล<br>อุณหภูมิ 750 C<br>ปริมาณเอทานอล 20 | H <sub>2</sub>     | 14.5820                  | 46.3709              |
|       |   | CO                 | 7.6725                   | 24.3988              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 8.0064                   | 25.4604              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 1.1854                   | 3.7696               |
| 9     | ซานอ้อย+เอทานอล<br>อุณหภูมิ 800 C<br>ปริมาณเอทานอล 20 | H <sub>2</sub>     | 18.5938                  | 44.9145              |
|       |   | CO                 | 11.8639                  | 28.7379              |
|       |   | CH <sub>4</sub>    | 10.1784                  | 24.7759              |
|       |   | CO <sub>2</sub>    | 0.6655                   | 1.5715               |

ตารางที่ ง.3 ผลการวิเคราะห์การแกซีฟิเคชันร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของชานอ้อยและเอทานอล

| ทดลอง | สภาวะทดลอง   | องค์ประกอบ<br>แก๊ส | Yield<br>(mmol/g-sample) | Concentration<br>(%) |
|-------|--|--------------------|--------------------------|----------------------|
| 1     | ชานอ้อย+ไอน้ำ<br>+ตัวเร่งปฏิกิริยา<br>อุณหภูมิ 800 C<br>ปริมาณเอทานอล 0    | H <sub>2</sub>     | 14.5324                  | 42.8805              |
|       |  | CO                 | 11.4363                  | 33.6586              |
|       |  | CH <sub>4</sub>    | 3.8715                   | 11.3901              |
|       |  | CO <sub>2</sub>    | 4.0880                   | 12.0705              |
| 2     | เอทานอล+ไอน้ำ<br>+ตัวเร่งปฏิกิริยา<br>อุณหภูมิ 800 C<br>ปริมาณเอทานอล 10   | H <sub>2</sub>     | 45.2999                  | 58.2338              |
|       |  | CO                 | 18.9268                  | 24.3258              |
|       |  | CH <sub>4</sub>    | 12.6484                  | 16.2606              |
|       |  | CO <sub>2</sub>    | 0.9362                   | 1.1796               |
| 3     | ชานอ้อย+เอทานอล<br>+ตัวเร่งปฏิกิริยา<br>อุณหภูมิ 800 C<br>ปริมาณเอทานอล 10 | H <sub>2</sub>     | 32.6790                  | 57.2317              |
|       |  | CO                 | 14.1799                  | 24.8125              |
|       |  | CH <sub>4</sub>    | 8.8196                   | 15.4338              |
|       |  | CO <sub>2</sub>    | 1.4363                   | 2.5219               |

## ภาคผนวก จ

### การคำนวณผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์

#### จ.1 ต้นทุนของโครงการ

##### 1. เงินลงทุนเริ่มต้น (Capital Expenditure : CAPEX)

เงินลงทุนเริ่มต้นจะแสดงรายละเอียดของค่าเครื่องจักรและอุปกรณ์ของขั้นตอนการเตรียมวัตถุดิบและเครื่องปฏิกรณ์ โดยสามารถสรุปค่าใช้จ่ายหลักได้ดังตารางที่ จ.1 ซึ่งอัตราการแลกเปลี่ยนเงินตรา เท่ากับ 36.96 บาทต่อยูโร โดยอ้างอิงราคาค่าเครื่องจักรและอุปกรณ์จากงานวิจัยของ Alves และคณะ

ตารางที่ จ.1 เงินลงทุนเริ่มต้นของโครงการแกซีฟิเคชันของชานอ้อย

| Item                               | Value (Euro) | Value (Bath)         |
|------------------------------------|--------------|----------------------|
| <b>Fuel handling / preparation</b> |              |                      |
| Miller                             |              | 2,100,000            |
| Drier                              |              | 600,000              |
| <b>Total</b>                       |              | <b>2,700,000</b>     |
| <b>Gasifier and equipment</b>      |              |                      |
| Gasifier                           | 180,964      | 6,688,429.44         |
| Water pump                         | 1,409        | 52,076.64            |
| Boiler                             | 22,501       | 831,636.96           |
| Gas compressor                     | 16,204       | 598,899.84           |
| ICE                                | 77,717       | 2,872,420.32         |
| Gas cooler                         | 19,343       | 714,917.28           |
| Purification unit                  | 2,461        | 90,958.56            |
| Cooling unit                       | 328,187      | 12,129,791.52        |
| <b>Total</b>                       |              | <b>23,979,130.56</b> |

ตารางที่ จ.2 เงินลงทุนเริ่มต้นของโครงการแกซีฟิเคชันร่วมของชานอ้อยและเอทานอล

| Item                               | Value (Euro) | Value (Bath)         |
|------------------------------------|--------------|----------------------|
| <b>Fuel handling / preparation</b> |              |                      |
| Miller                             |              | 2,100,000            |
| Drier                              |              | 600,000              |
| Mixer                              | 530          | 19,589               |
| <b>Total</b>                       |              | <b>2,719,589</b>     |
| <b>Gasifier and equipment</b>      |              |                      |
| Gasifier                           | 28,7593      | 6,688,429.44         |
| Water pump                         | 3,773        | 52,076.64            |
| Boiler                             | 57,870       | 831,636.96           |
| Gas compressor                     | 86,137       | 598,899.84           |
| ICE                                | 77,717       | 2,872,420.32         |
| Gas cooler                         | 21,812       | 714,917.28           |
| Purification unit                  | 6,419        | 90,958.56            |
| Cooling unit                       | 328,187      | 12,129,791.52        |
| Furnace                            | 234,760      | 8,676,729.60         |
| WGS reactor                        | 483,678      | 17,876,738.88        |
| <b>Total</b>                       |              | <b>50,532,599.04</b> |

## 2. ต้นทุนการดำเนินงาน (Operating Expenditure : OPEX)

ต้นทุนการดำเนินงาน (Operating Expenditure : OPEX) จะประกอบด้วย ค่าใช้จ่ายผันแปร (Variable cost) ซึ่งจะเปลี่ยนแปลงตามขนาดกำลังการผลิตติดตั้ง ค่าใช้จ่ายในการผลิต เช่น ต้นทุนเชื้อเพลิง ค่าน้ำ ค่าดูแลบำรุงรักษา (Operation and maintenance cost : O&M cost) ซึ่งรวมแล้วเรียกว่า ค่าโสหุ้ย (Factory overhead cost : FOH cost) และค่าใช้จ่ายคงที่ในการดำเนินงาน (Fixed cost) เช่น ค่าใช้จ่ายในส่วนของบุคลากร แรงงาน และค่าใช้จ่ายอื่น ๆ โดยสามารถสรุปค่าใช้จ่ายหลักของการดำเนินงานได้ดังนี้

## 2.1 ค่าใช้จ่ายผันแปร

ตารางที่ จ.3 ค่าใช้จ่ายของโครงการแกซีพีเคชั้นของชานอ้อย

| Item                      |                                  | (Bath/year)         |
|---------------------------|----------------------------------|---------------------|
| Electricity               | 10,000 unit/month * 3 bath/unit  | 2,433,888           |
| Water                     | 67,608 unit/month * 15 bath/unit | 1,800,000           |
| Maintenance and repair    | 2% of total capital investment   | 975,474.81          |
| Waste management          | 1% of raw material cost          | 15,000              |
| Local taxes and insurance |                                  | 600,000             |
| Other                     | 8% of labor and maintenance cost | 270,037.98          |
| <b>Total</b>              |                                  | <b>6,094,400.80</b> |

กำหนดให้อัตราการเพิ่มขึ้นปีละ 2 เปอร์เซ็นต์

ตารางที่ จ.4 ค่าใช้จ่ายของโครงการแกซีพีเคชั้นร่วมของชานอ้อยและเอทานอล

| Item                      |                                  | (Bath/year)          |
|---------------------------|----------------------------------|----------------------|
| Electricity               | 10,000 unit/month * 6 bath/unit  | 4,867,776            |
| Water                     | 67,608 unit/month * 30 bath/unit | 3,600,000            |
| Maintenance and repair    | 2% of total capital investment   | 1,905,448.62         |
| Waste management          | 1% of raw material cost          | 303,000              |
| Local taxes and insurance |                                  | 1,700,000            |
| Other                     | 8% of labor and maintenance cost | 421,235.89           |
| <b>Total</b>              |                                  | <b>12,797,460.51</b> |

กำหนดให้อัตราการเพิ่มขึ้นปีละ 2 เปอร์เซ็นต์



ตารางที่ จ.5 ต้นทุนวัตถุดิบของโครงการแกซีพีเคชั้นของชานอ้อย

| Feedstock    | Feedstock price<br>(Bath/unit) | Quantity<br>(unit/year) | (Bath/year)      |
|--------------|--------------------------------|-------------------------|------------------|
| Bagasse      | 500                            | 3,000                   | 1,500,000        |
| <b>Total</b> |                                |                         | <b>1,500,000</b> |

กำหนดให้อัตราการเพิ่มขึ้นปีละ 3 เปอร์เซ็นต์

ตารางที่ จ.6 ต้นทุนวัตถุดิบของโครงการแกซีพีเคชั้นร่วมของชานอ้อยและเอทานอล

| Feedstock    | Feedstock price<br>(Bath/unit) | Quantity<br>(unit/year) | (Bath/year)       |
|--------------|--------------------------------|-------------------------|-------------------|
| Bagasse      | 500                            | 3,000                   | 1,500,000         |
| Fusel oil    | 4.8                            | 6,000,000               | 28,800,000        |
| <b>Total</b> |                                |                         | <b>30,300,000</b> |

กำหนดให้อัตราการเพิ่มขึ้นปีละ 3 เปอร์เซ็นต์

## 2.2 ค่าใช้จ่ายคงที่

ตารางที่ จ.7 ต้นทุนแรงงานของโครงการแกซีพีเคชั้นของชานอ้อย

| Position            | Quantity          | Value  | (Bath/year)      |
|---------------------|-------------------|--------|------------------|
| Operating labor     | 5                 | 40,000 | 2,400,000        |
| Administration cost | 25% of labor cost |        | 600,000          |
| <b>Total</b>        |                   |        | <b>3,000,000</b> |

กำหนดให้อัตราการเพิ่มขึ้นปีละ 5 เปอร์เซ็นต์

ตารางที่ จ.8 ต้นทุนแรงงานของโครงการแกซีพีเคชั้นร่วมของชานอ้อยและเอทานอล

| Position            | Quantity          | Value  | (Bath/year)      |
|---------------------|-------------------|--------|------------------|
| Operating labor     | 7                 | 40,000 | 3,360,000        |
| Administration cost | 25% of labor cost |        | 840,000          |
| <b>Total</b>        |                   |        | <b>4,200,000</b> |

กำหนดให้อัตราการเพิ่มขึ้นปีละ 5 เปอร์เซ็นต์

## จ.2 ผลประโยชน์ของโครงการ

### 1. โครงการแกซีฟิเคชันของชานอ้อย

แกซีฟิเคชันร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของชานอ้อยจะให้ผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์ 128.7848 มิลลิลิตร ในระยะเวลาการทำปฏิกิริยา 30 นาที โดยใช้ชานอ้อย 0.2 กรัม

ตารางที่ จ.9 การคำนวณปริมาณแก๊สของโครงการแกซีฟิเคชันของชานอ้อย

| Feed    |            |         | Product |                     |                      |
|---------|------------|---------|---------|---------------------|----------------------|
| Bagasse | 0.2        | g/30min | Syngas  | 128.7848            | ml/30min             |
|         | 12.3888    | g/day   |         | 6,181.6704          | ml/day               |
| Feeding | 10         | ton/day |         |                     |                      |
|         | 10,000,000 | g/day   |         | 4,989,724,912.82    | ml/day               |
|         |            |         |         | 4,989.72            | m <sup>3</sup> /day  |
| Operate | 300        | day     |         | <b>1,496,917.47</b> | m <sup>3</sup> /year |

จากตารางที่ จ.8 จะเห็นได้ว่าเมื่อทำการป้อนชานอ้อย 10 ตันต่อวัน จะสามารถผลิตแก๊สสังเคราะห์ได้ 1,496,917.47 ลูกบาศก์เมตรต่อปี

$$\begin{aligned}
 \text{รายรับ} &= \text{ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้ (m}^3\text{/year)} \times \text{ราคาแก๊สสังเคราะห์ (bath/m}^3\text{)} \\
 &= 1,496,917.47 \text{ m}^3\text{/year} \times 9 \text{ bath/m}^3 \\
 &= 13,742,257.26 \text{ บาทต่อปี}
 \end{aligned}$$

ดังนั้น โครงการแกซีฟิเคชันของชานอ้อยสามารถผลิตแก๊สสังเคราะห์ได้ 1,496,917.47 ลูกบาศก์เมตรต่อปี โดยมีรายรับในปีแรกจากการลงทุน เท่ากับ 13,742,257.26 บาทต่อปี

## 2. โครงการแกซีฟิเคชันร่วมของขานอ้อยและเอทานอล

แกซีฟิเคชันร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของขานอ้อยจะให้ผลได้ของแก๊สผลิตภัณฑ์ 759.1562 มิลลิลิตร ในระยะเวลาการทำปฏิกิริยา 30 นาที โดยใช้ขานอ้อย 0.2 กรัม และ เอทานอล 0.4 กรัม

**ตารางที่ จ.10** การคำนวณปริมาณแก๊สของโครงการแกซีฟิเคชันร่วมของขานอ้อยและเอทานอล

| Feed    |            |         | Product |                     |                      |
|---------|------------|---------|---------|---------------------|----------------------|
| Bagasse | 0.2        | g/30min | Syngas  | 759.1562            | ml/30min             |
| Ethanol | 0.4        | g/30min |         | 6,181.67            | ml/day               |
| B+E     | 0.6        | g/30min |         |                     |                      |
| B+E     | 35.112     | g/day   |         |                     |                      |
| Feeding | 30         | ton/day |         |                     |                      |
|         | 30,000,000 | g/day   |         | 31,134,225,563.91   | ml/day               |
|         |            |         |         | 31,134.23           | m <sup>3</sup> /day  |
| Operate | 300        | day     |         | <b>9,340,267.67</b> | m <sup>3</sup> /year |

จากตารางที่ จ.9 จะเห็นได้ว่าเมื่อทำการป้อนขานอ้อยร่วมกับเอทานอล 30 ต้นต่อวัน จะสามารถผลิตแก๊สสังเคราะห์ได้ถึง 9,340,267.67 ลูกบาศก์เมตรต่อปี

$$\begin{aligned}
 \text{รายรับ} &= \text{ปริมาณแก๊สสังเคราะห์ที่ผลิตได้ (m}^3\text{/year)} \times \text{ราคาแก๊สสังเคราะห์ (bath/m}^3\text{)} \\
 &= 9,340,267.67 \text{ m}^3\text{/year} \times 9 \text{ bath/m}^3 \\
 &= 84,062,409.02 \text{ บาทต่อปี}
 \end{aligned}$$

ดังนั้น โครงการแกซีฟิเคชันร่วมของขานอ้อยและเอทานอลสามารถผลิตแก๊สสังเคราะห์ได้ 9,340,267.67 ลูกบาศก์เมตรต่อปี โดยมีรายรับในปีแรกจากการลงทุน เท่ากับ 84,062,409.02 บาทต่อปี

## Discounted cash flow model : Gasification of bagasse

| Year | CAPEX      | Revenue    | OPEX       | Depreciation | Taxable income | Income tax | Cash flow after tax | Net cash flow | Cumulative cash flow | PB (year) | PB (month) |
|------|------------|------------|------------|--------------|----------------|------------|---------------------|---------------|----------------------|-----------|------------|
| 0    | 48,773,741 |            |            |              |                |            |                     | -48,773,741   | -48,773,741          |           |            |
| 1    |            | 13,472,257 | 13,761,807 | 9,754,748    | -10,044,298    | -2,008,860 | -8,035,438          | 1,719,310     | -47,054,431          | 1         | 0          |
| 2    |            | 13,876,425 | 14,078,695 | 9,754,748    | -9,957,018     | -1,991,404 | -7,965,614          | 1,789,134     | -45,265,297          | 1         | 0          |
| 3    |            | 14,292,718 | 14,406,871 | 9,754,748    | -9,868,901     | -1,973,780 | -7,895,121          | 1,859,627     | -43,405,669          | 1         | 0          |
| 4    |            | 14,721,499 | 14,746,798 | 9,754,748    | -9,780,047     | -1,956,009 | -7,824,038          | 1,930,710     | -41,474,959          | 1         | 0          |
| 5    |            | 15,163,144 | 15,098,963 | 9,754,748    | -9,690,567     | -1,938,113 | -7,752,454          | 2,002,294     | -39,472,665          | 1         | 0          |
| 6    |            | 15,618,039 | 15,463,873 | 0            | 154,166        | 30,833     | 123,333             | 123,333       | -39,349,332          | 1         | 0          |
| 7    |            | 16,086,580 | 15,842,057 | 0            | 244,523        | 48,905     | 195,619             | 195,619       | -39,153,714          | 1         | 0          |
| 8    |            | 16,569,177 | 16,234,069 | 0            | 335,108        | 67,022     | 268,087             | 268,087       | -38,885,627          | 1         | 0          |
| 9    |            | 17,066,252 | 16,640,489 | 0            | 425,763        | 85,153     | 340,610             | 340,610       | -38,545,016          | 1         | 0          |
| 10   |            | 17,578,240 | 17,061,924 | 0            | 516,316        | 103,263    | 413,053             | 413,053       | -38,131,963          | 1         | 0          |
| 11   |            | 18,105,587 | 17,499,005 | 0            | 606,582        | 121,316    | 485,266             | 485,266       | -37,646,698          | 1         | 0          |
| 12   |            | 18,648,755 | 17,952,396 | 0            | 696,359        | 139,272    | 557,087             | 557,087       | -37,089,611          | 1         | 0          |
| 13   |            | 19,208,217 | 18,422,790 | 0            | 785,427        | 157,085    | 628,342             | 628,342       | -36,461,269          | 1         | 0          |
| 14   |            | 19,784,464 | 18,910,911 | 0            | 873,553        | 174,711    | 698,842             | 698,842       | -35,762,427          | 1         | 0          |
| 15   |            | 20,377,998 | 19,417,518 | 0            | 960,480        | 192,096    | 768,384             | 768,384       | -34,994,043          | 1         | 0          |

## Summary

|     |                 |          |
|-----|-----------------|----------|
| NPV | - 40,276,638.88 | THB      |
| IRR | -15%            | per year |
| PB  | 15              | year     |

0 Month

## Discounted cash flow model : Co-gasification of bagasse and ethanol

| Year | CAPEX      | Revenue     | OPEX       | Depreciation | Taxable income | Income tax | Cash flow after tax | Net cash flow | Cumulative cash flow | PB (year) | PB (month) |
|------|------------|-------------|------------|--------------|----------------|------------|---------------------|---------------|----------------------|-----------|------------|
| 0    | 95,272,431 |             |            |              |                |            |                     | -95,272,431   | -95,272,431          |           |            |
| 1    |            | 84,062,409  | 50,464,867 | 19,054,486   | 14,543,056     | 2,908,611  | 11,634,445          | 30,668,931    | -64,583,500          | 1         | 0          |
| 2    |            | 86,584,281  | 51,839,816 | 19,054,486   | 15,689,979     | 3,137,996  | 12,551,983          | 31,606,470    | -32,977,030          | 1         | 0          |
| 3    |            | 89,181,810  | 53,257,654 | 19,054,486   | 16,869,670     | 3,373,934  | 13,495,736          | 32,550,222    | -426,808             | 1         | 0          |
| 4    |            | 91,857,264  | 54,719,827 | 19,054,486   | 18,082,951     | 3,616,590  | 14,466,361          | 33,520,847    | 33,094,039           | 0         | 0          |
| 5    |            | 94,612,982  | 56,227,832 | 19,054,486   | 19,330,664     | 3,866,133  | 15,464,531          | 34,519,017    | 67,613,056           | 0         | 0          |
| 6    |            | 97,451,371  | 57,783,223 | 0            | 39,668,148     | 7,933,630  | 31,734,518          | 31,734,518    | 99,347,574           | 0         | 0          |
| 7    |            | 100,374,913 | 59,387,611 | 0            | 40,987,301     | 8,197,460  | 32,789,841          | 32,789,841    | 132,137,415          | 0         | 0          |
| 8    |            | 103,386,160 | 61,042,665 | 0            | 42,343,495     | 8,466,699  | 33,874,796          | 33,874,796    | 166,012,211          | 0         | 0          |
| 9    |            | 106,487,745 | 62,750,117 | 0            | 43,737,628     | 8,747,526  | 34,990,102          | 34,990,102    | 201,002,313          | 0         | 0          |
| 10   |            | 109,682,377 | 64,511,762 | 0            | 45,170,615     | 9,034,123  | 36,136,492          | 36,136,492    | 237,138,805          | 0         | 0          |
| 11   |            | 112,972,848 | 66,329,463 | 0            | 46,643,386     | 9,328,677  | 37,314,709          | 37,314,709    | 274,453,514          | 0         | 0          |
| 12   |            | 116,362,034 | 68,205,151 | 0            | 48,156,883     | 9,631,377  | 38,525,506          | 38,525,506    | 312,979,020          | 0         | 0          |
| 13   |            | 119,852,895 | 70,140,832 | 0            | 49,712,063     | 9,942,413  | 39,769,650          | 39,769,650    | 352,748,670          | 0         | 0          |
| 14   |            | 123,448,482 | 72,138,584 | 0            | 51,309,898     | 10,261,980 | 41,047,918          | 41,047,918    | 393,796,589          | 0         | 0          |
| 15   |            | 127,151,936 | 74,200,565 | 0            | 52,951,371     | 10,590,274 | 42,361,097          | 42,361,097    | 436,157,686          | 0         | 0          |

## Summary

|     |                |          |
|-----|----------------|----------|
| NPV | 164,669,770.20 | THB      |
| IRR | 34%            | per year |
| PB  | 3              | year     |

0 Month

## ประวัติผู้เขียน

|                   |  |
|-------------------|--|
| ชื่อ-สกุล         | นางสาวพิชชาภา จันทร์อ้น  |
| วัน เดือน ปี เกิด | 24 ธันวาคม 2539  |
| สถานที่เกิด       | สงขลา  |
| วุฒิการศึกษา      | สาขาวิชาเทคโนโลยีและการจัดการพลังงาน<br>บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย   |
| ที่อยู่ปัจจุบัน   | 6 หมู่ 2 ตำบลเกาะยอ อำเภอเมืองสงขลา จังหวัดสงขลา   |
| ผลงานตีพิมพ์      | บทความ “การผลิตแก๊สสังเคราะห์จากแก๊สซิเคชันร่วมเชิงเร่งปฏิกิริยาของ<br>ชีวมวลและเอทานอล” การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่ง<br>ประเทศไทยครั้งที่ 35 (ME-NETT 2021) The 35th Conference of the<br>Mechanical Engineering Network of Thailand ระหว่างวันที่ 20 ถึง<br>22 กรกฎาคม 2564 ณ มหาวิทยาลัยศิลปากร จังหวัดนครปฐม |
| รางวัลที่ได้รับ   | Runners-up Best Paper ประเภทการนำเสนอผลงานวิจัยแบบบรรยาย<br>(Oral Presentation) ในรูปแบบออนไลน์ สาขาเทคโนโลยีและการจัด<br>การพลังงาน ในงานประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย<br>ครั้งที่ 35 (ME-NETT 2021)   |