

พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของรีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ของมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์  
ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต  
สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค  
คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
ปีการศึกษา 2563  
ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS OF CARBON DIOXIDE REFORMING OF METHANE IN  
INTERNALLY CIRCULATING FLUIDIZED BED REACTOR



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

Department of Chemical Technology

FACULTY OF SCIENCE

Chulalongkorn University

Academic Year 2020

Copyright of Chulalongkorn University



ดุษฎีพัฒนีย์ เทียมสกุล : พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของรีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ของมีเทน  
 ในเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน. ( COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS OF  
 CARBON DIOXIDE REFORMING OF METHANE IN INTERNALLY CIRCULATING FLUIDIZED  
 BED REACTOR) อ.ที่ปรึกษาหลัก : รศ. ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ, อ.ที่ปรึกษาร่วม : ศ. ดร.พร  
 พจน์ เปี่ยมสมบูรณ์

ในปัจจุบัน แก๊สเรือนกระจกหลักที่ปลดปล่อยออกสู่ชั้นบรรยากาศ คือ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และ  
 มีเทน เพื่อจัดการกับแก๊สเรือนกระจก เทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จึงได้ถูกคิดค้นขึ้น  
 อย่างไรก็ตาม การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์นั้น แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ยังคงอยู่ในรูป CO<sub>2</sub> จึงนำไปสู่  
 เทคโนโลยีการนำแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มาใช้ประโยชน์ ที่เป็นการเปลี่ยนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ดักจับได้  
 เป็นสารอื่นที่มีมูลค่า ปฏิกริยารีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ของมีเทน เป็นการทำให้ปฏิกริยาระหว่าง  
 แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และมีเทน จะเห็นได้ว่าปฏิกริยานี้เป็นการใช้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และมีเทนซึ่งเป็น  
 สาเหตุหลักของแก๊สเรือนกระจก เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในเป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่รวมทั้ง  
 หอไรเซอร์ ไสโคลน หอดาวเนอร์ และท่อป้อนกลับ ไว้ในเครื่องปฏิกรณ์เครื่องเดียว ทำให้เครื่องปฏิกรณ์นี้สามารถ  
 ดำเนินการได้ง่ายกว่าเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนทั่วไป โดยเครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้ถูกแบ่ง  
 ด้วยแผ่นกั้นเป็น 2 ฟัง ซึ่งทำหน้าที่เป็นไรเซอร์และดาวเนอร์ของระบบที่เชื่อมกันด้วยช่องบริเวณด้านล่างของ  
 เครื่องปฏิกรณ์ ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาอุทกพลศาสตร์และปฏิกริยารีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ของ  
 มีเทนที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีการออกแบบ ลักษณะตัวกระจายแก๊ส  
 ความสูงของแผ่นกั้นระหว่างด้านไรเซอร์กับดาวเนอร์ ความกว้างของ loop seal และความกว้างของ  
 ทางออกแก๊ส แตกต่างกัน ซึ่งได้ทำการศึกษาโดยใช้นิวภาคขนาด 200 ไมโครเมตร ความหนาแน่น 3000  
 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร และมีอัตราการป้อนแก๊สด้านดาวเนอร์และด้านไรเซอร์เท่ากับ 0.3 เมตรต่อวินาที และ  
 1.37 เมตรต่อวินาที ตามลำดับ โดยใช้พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณในการศึกษา พบว่า การออกแบบเครื่อง  
 ปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่เหมาะสม คือ ตัวกระจายแก๊สแบบยกระดับ สัดส่วนความสูงของ  
 เครื่องเป็น 2 เท่าของความสูงแผ่นกั้น สัดส่วนความกว้างของเบดเป็น 10 เท่าของ loop seal และสัดส่วนความ  
 กว้างของ freeboard zone เป็น 37.5 เท่าของช่องทางออกแก๊ส

สาขาวิชา เคมีเทคนิค

ปีการศึกษา 2563

ลายมือชื่อนิสิต .....

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก .....

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาร่วม .....

# # 6172177023 : MAJOR CHEMICAL TECHNOLOGY

KEYWORD: Dry reforming, Circulating fluidized bed reactor, Computational fluid dynamics, Simulation, Internally circulating fluidized bed reactor

Dulyapat Thiemsakul : COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS OF CARBON DIOXIDE REFORMING OF METHANE IN INTERNALLY CIRCULATING FLUIDIZED BED REACTOR.

Advisor: Assoc. Prof. BENJAPON CHALERMSINSUWAN, Ph.D. Co-advisor: Prof. PORNPOTE PIUMSOMBOON, Ph.D.

Nowadays, the major greenhouse gas that emits into the atmosphere is CO<sub>2</sub> and methane. To deal with greenhouse gases, CO<sub>2</sub> capture technology has been applied. However, the captured carbon is still in CO<sub>2</sub> form. Therefore, CO<sub>2</sub> utilization is introduced to convert the captured CO<sub>2</sub> into valuable materials. The carbon dioxide reforming of methane is a reaction between CO<sub>2</sub> and methane. Thus, this reaction has consumed both CO<sub>2</sub> and methane, which are the main greenhouse gases. Internally circulating fluidized bed reactor (ICFB) is the system with combining the function of reactor, cyclones, and loop seal of a conventional circulating fluidized bed reactor into a single reactor column. In this type of reactor, the reactor column is separated into riser and downer by baffles and is linked together via connecting ports. This system is then considered a compact operation when comparing with the conventional CFB reactor. In this work, the hydrodynamics and reaction in different reactor designs was investigated by using the computational fluid dynamics (CFD) model. The gas distributor type, height of the draft tube, length of loop-seal, and gas outlet diameter of the ICFB reactor were studied. The solid particle with 3,000 kg/m<sup>3</sup> of density and 200 μm of diameter was used in this study. The gases were fed into the riser and downer sections with superficial fluidizing gas velocities of 1.37 m/s and 0.30 m/s, respectively. From the optimization, it was found that elevated bed gas distributor, the ratio of height of reactor to a height of draft tube equals to 2 times, the ratio of bed length to the length of loop-seal equals to 10 times and the ratio of the length of free-board zone to outlet diameter equals to 37.5 times was a case that provided a high solid circulation rate, low gas leakage, and high conversion.

Field of Study: Chemical Technology

Student's Signature .....

Academic Year: 2020

Advisor's Signature .....

Co-advisor's Signature .....

## กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ เรื่อง พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของรีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ของมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในฉบับนี้ สามารถสำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยความช่วยเหลืออย่างดียิ่ง และคำแนะนำต่าง ๆ จากหลายฝ่าย ผู้วิจัยจึงขอขอบพระคุณบุคคลทุกท่านที่ได้ให้ความช่วยเหลือและสนับสนุนในงานวิจัยครั้งนี้ ดังต่อไปนี้

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก รศ.ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ และอาจารย์ที่ปรึกษาร่วม ศ.ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์ ที่คอยให้คำชี้แนะ ข้อเสนอแนะในด้านการวิจัย ด้านความรู้ และช่วยปรับปรุงข้อบกพร่องต่าง ๆ เพื่อให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สมบูรณ์

ขอกราบขอบพระคุณ รศ.ดร.ประเสริฐ ระเบียบร้อยเจริญ ประธานกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ดร. รัชชานนท์ เปี่ยมใจสว่าง กรรมการสอบวิทยานิพนธ์ อ. ดร. บุญรอด สัจจกุลนุกิจ กรรมการสอบวิทยานิพนธ์จากภายนอกมหาวิทยาลัย ที่กรุณาสละเวลามาเป็นกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ตลอดจนคำแนะนำต่าง ๆ เพื่อให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สมบูรณ์มากขึ้น

ขอกราบขอบพระคุณทุนอุดหนุนการศึกษาระดับบัณฑิตศึกษามหาวิทยาลัยจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เพื่อเฉลิมฉลองวโรกาสที่พระบาทสมเด็จพระเจ้าอยู่หัวทรงเจริญพระชนมายุครบ 72 พรรษา และทุน 90 ปี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัยจากบัณฑิตวิทยาลัย สำหรับเงินทุนสนับสนุนวิทยานิพนธ์ฉบับนี้

ขอขอบพระคุณคณาจารย์และเจ้าหน้าที่ของภาควิชาเคมีเทคนิคทุกท่านที่ให้ความช่วยเหลือและอำนวยความสะดวกในงานวิจัย

สุดท้ายนี้ขอขอบพระคุณคุณสุชาติ กริแสง รวมทั้งเพื่อน รุ่นพี่ ทุกคนในภาควิชาเคมีเทคนิคที่ให้คำปรึกษา และช่วยเหลือทั้งในด้านการดำเนินงานวิจัย และกำลังใจที่ได้รับอย่างสม่ำเสมอตลอดระยะเวลาที่ทำวิทยานิพนธ์ฉบับนี้

ศุภวัฒน์ เทียมสกุล

## สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ค
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	ง
กิตติกรรมประกาศ.....	จ
สารบัญ.....	ฉ
สารบัญตาราง.....	ญ
สารบัญรูป.....	ฎ
บทที่ 1 บทนำ .....	1
1.1. ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2. วัตถุประสงค์ของงานวิจัย .....	3
1.3. ขอบเขตงานวิจัย .....	3
1.4. ข้อจำกัดของงานวิจัย.....	3
1.5. คำจำกัดความในงานวิจัย.....	4
1.6. ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	4
1.7. วิธีการดำเนินงานวิจัย.....	4
1.8. ลำดับขั้นตอนในการนำเสนอผลงานวิจัย .....	5
บทที่ 2 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง .....	7
2.1. แนวคิดและทฤษฎี.....	7
2.1.1. ภาวะโลกร้อน .....	7
2.1.2. แก๊สเรือนกระจก.....	7
2.1.3. เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ .....	9
2.1.4. การนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ประโยชน์ .....	11

2.1.5 ปฏิกริยารีดฟอร์มมิง.....	16
2.1.6 ปฏิกริยารีดฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ .....	19
2.1.7 ฟลูอิดเซชัน .....	20
2.1.9 เครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน .....	25
2.1.10 พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ .....	26
2.2 เอกสารงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง .....	27
บทที่ 3 วิธีการดำเนินงานวิจัย .....	30
3.1 ข้อมูลเบื้องต้น.....	30
3.2 การสร้างแบบจำลองเครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน.....	30
3.3 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์.....	33
3.3.1 สมการอนุรักษ์มวล (mass conservation equations).....	33
3.3.2 สมการอนุรักษ์โมเมนตัม (momentum conservation equations).....	33
3.3.3 สมการอนุรักษ์พลังงานเนื่องจากการกวดแกว่ง (fluctuating kinetic energy conservation equations) ของวัฏภาคของแข็ง.....	34
3.3.4 สมการอนุรักษ์พลังงาน (energy conservation equations) .....	35
3.3.5 สมการอนุรักษ์องค์ประกอบ (species conservation equations).....	35
3.3.6 แบบจำลองสัมประสิทธิ์แรงต้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาค (interphase exchange coefficient model).....	37
3.4 การศึกษาการแบ่งช่องคำนวณที่เหมาะสม.....	37
3.5 การศึกษาเวลาที่เหมาะสมในการคำนวณ .....	38
3.6 การสร้างแบบจำลองปฏิกริยารีดฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน .....	38
3.7 การศึกษาปฏิกริยารีดฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนภายในเครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในเมื่อมีการปรับเปลี่ยนการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ .....	43
3.8 การวิเคราะห์ความแปรปรวน .....	47
บทที่ 4 ผลการวิจัยและการวิเคราะห์ผล.....	48



4.1 การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบ หมุนเวียน ภายในที่ไม่มีปฏิกิริยาเคมี .....	48
4.1.1 การศึกษาการแบ่งช่องคำนวณที่เหมาะสม (Grid independency test).....	49
4.1.2 การศึกษาเวลาที่เหมาะสมในการคำนวณ (Time independency test) .....	52
4.1.3 การเปรียบเทียบแบบจำลองกับผลการทดลอง (Model validation).....	54
4.2 การสร้างแบบจำลองปฏิกิริยารีดอกซ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน .....	57
4.3 การศึกษาปฏิกิริยารีดอกซ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนภายในเครื่องฟลูอิด์เบดแบบ หมุนเวียนภายใน .....	59
4.3.1 การศึกษาอัตราการหมุนเวียนของอนุภาคในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน ภายใน.....	62
4.3.2 การศึกษาการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายใน .....	66
4.3.3 การศึกษาปฏิกิริยารีดอกซ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์ เบดแบบหมุนเวียนภายใน .....	70
4.4. การวิเคราะห์ความแปรปรวนของตัวแปรการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบ หมุนเวียนภายใน .....	74
4.4.1 การศึกษาอัตราการหมุนเวียนของแข็งด้วยการวิเคราะห์ความแปรปรวน .....	76
4.4.2 การศึกษาอัตราการรั่วไหลของแก๊สด้วยการวิเคราะห์ความแปรปรวน.....	78
4.4.3 การศึกษาค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนด้วยการวิเคราะห์ความแปรปรวน.....	80
4.5 เปรียบเทียบการทำปฏิกิริยารีดอกซ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนด้วยเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิด์ เบดแบบหมุนเวียนภายในกับเครื่องปฏิกรณ์ประเภทอื่น ๆ .....	83
บทที่ 5 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ .....	84
5.1 สรุปผลการวิจัย .....	84
5.2 ข้อเสนอแนะ .....	86
ภาคผนวก ก.....	87

บรรณานุกรม.....	101
ประวัติผู้เขียน.....	107



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
**CHULALONGKORN UNIVERSITY**

สารบัญตาราง

หน้า

ตารางที่ 2.1 ปฏิกริยาเคมีของการรีฟอร์มมิงแบบต่าง ๆ [29] .....18

ตารางที่ 2.2 กระบวนการรีฟอร์มมิงแบบต่างๆ [28] .....19

ตารางที่ 2.3 ค่า C1 และ C2 สำหรับการคำนวณ Minimum Fluidization Velocity .....22

ตารางที่ 3.4 ค่าเทอร์โมไดนามิกส์และค่าคงที่ของปฏิกริยาเคมี [13] .....41

ตารางที่ 3.5 รายละเอียดตัวแปรที่ใช้ในการสร้างแบบจำลองปฏิกริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์  
ด้วยมีเทน .....42

ตารางที่ 3.6 ตัวแปรที่ใช้ในการศึกษาปฏิกริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนภายในเครื่อง  
ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน .....44

ตารางที่ 3.7 รูปแบบของเครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่ใช้ในการศึกษาทั้ง 16 กรณี ....45

## สารบัญรูป

## หน้า

รูปที่ 2.1 การปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกแต่ละภาคส่วนต่าง ๆ ทั่วโลกของปี พ.ศ. 2553 .....	8
รูปที่ 2.2 การปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกแต่ละประเภทของปี พ.ศ. 2553 .....	9
รูปที่ 2.3 แผนภาพกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้ .....	10
รูปที่ 2.4 แผนภาพกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบใช้ออกซิเจนเป็นเชื้อเพลิง.....	10
รูปที่ 2.5 แผนภาพกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ .....	11
รูปที่ 2.6 รูปแบบการนำแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ประโยชน์.....	12
รูปที่ 2.7 กระบวนการผลิตไฟฟ้าจากแหล่งความร้อนใต้พิภพ .....	13
รูปที่ 2.8 กระบวนการการรีฟอร์มมิงของมีเทน.....	14
รูปที่ 2.9 เครื่องปฏิกรณ์ไฮโดรเจนรีฟอร์มมิง.....	14
รูปที่ 2.10 กระบวนการผลิตเมทานอลจากซินแก๊ส.....	15
รูปที่ 2.11 กระบวนการผลิตยูเรีย.....	16
รูปที่ 2.12 กระบวนการเปลี่ยนแก๊สเป็นเชื้อเพลิงเหลว (Gas to liquid process) .....	17
รูปที่ 2.13 ช่วงการไหลของฟลูอิดเซชันแบบต่าง ๆ.....	21
รูปที่ 2.14 เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน.....	25
รูปที่ 2.15 เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนภายใน.....	26
รูปที่ 3.1 แผนภาพของเครื่องฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนภายใน.....	31
รูปที่ 3.2 รูปทรงเรขาคณิตของเครื่องฟลูอิดเบดแบบพองแก๊สในงานวิจัย.....	39
รูปที่ 3.3 ตัวกระจายแก๊ส ก. แบบไม่ยกระดับ ข. แบบยกระดับ.....	46
รูปที่ 3.4 บริเวณที่ทำการปรับเปลี่ยนค่าการออกแบบ.....	46

รูปที่ 4.1 ระดับความสูงที่ใช้เปรียบเทียบผลการคำนวณกับผลการทดลอง.....	49
รูปที่ 4.2 คอนทัวร์ของสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบด แบบหมุนเวียนภายในแบบไม่มีปฏิกิริยาเคมีที่เวลา 12 วินาที.....	50
รูปที่ 4.3 เปรียบเทียบความดันภายในดาวเนอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน แบบไม่มีปฏิกิริยาเคมีที่ใช้การแบ่งช่องการคำนวณต่าง ๆ กับผลการทดลอง.....	51
รูปที่ 4.4 เปรียบเทียบความดันภายในโรเซอ์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน แบบไม่มีปฏิกิริยาเคมีที่ใช้การแบ่งช่องการคำนวณต่าง ๆ กับผลการทดลอง.....	52
รูปที่ 4.5 ความดันภายในด้านโรเซอ์และด้านดาวเนอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบด แบบหมุนเวียนภายในแบบไม่มีปฏิกิริยาเคมีที่ระดับความสูง 40 เซนติเมตร.....	53
รูปที่ 4.6 ความดันภายในด้านโรเซอ์และด้านดาวเนอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบด แบบหมุนเวียนภายในแบบไม่มีปฏิกิริยาเคมีที่ระดับความสูง 60 เซนติเมตร.....	54
รูปที่ 4.7 เปรียบเทียบผลการคำนวณกับผลการทดลองของความดันภายในเครื่องปฏิกรณ์โดยใช้ สัมประสิทธิ์ด้านจากสมการ Gidaspow .....	55
รูปที่ 4.8 เปรียบเทียบผลการคำนวณกับผลการทดลองของความดันภายในเครื่องปฏิกรณ์โดยใช้ค่าแก้ แบบจำลองแรงต้านการเคลื่อนที่ 1.7 เท่าของสมการ Gidaspow.....	56
รูปที่ 4.9 คอนทัวร์ของสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบด แบบหมุนเวียนภายในแบบไม่มีปฏิกิริยาเคมีที่เวลาต่าง ๆ .....	57
รูปที่ 4.10 สัดส่วนของแข็งโดยปริมาตรเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์แบบฟองแก๊สที่เวลาต่าง ๆ.....	58
รูปที่ 4.11 การเปรียบเทียบผลการคำนวณกับผลการทดลองของ Zambrano และคณะ.....	59
รูปที่ 4.12 อัตราการหมุนเวียนของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน ..	63
รูปที่ 4.13 เปรียบเทียบอัตราการหมุนเวียนของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มีขนาดความกว้างของ loop seal เท่ากับ 2 และ 3 เซนติเมตร.....	64
รูปที่ 4.14 เปรียบเทียบอัตราการหมุนเวียนของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มีความสูงของแผ่นกั้นเท่ากับ 90 และ 100 เซนติเมตร.....	64
รูปที่ 4.15 เปรียบเทียบอัตราการหมุนเวียนของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มีขนาดความกว้างของทางออกแก๊สเท่ากับ 1 และ 2 เซนติเมตร.....	65
รูปที่ 4.16 เปรียบเทียบอัตราการหมุนเวียนของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มีตัวกระจายแก๊สแบบยกระดักกับแบบไม่ยกระดัก.....	65
รูปที่ 4.17 อัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน .....	67

รูปที่ 4.18 เปรียบเทียบอัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มีขนาดความกว้างของ loop seal เท่ากับ 2 และ 3 เซนติเมตร.....	68
รูปที่ 4.19 เปรียบเทียบอัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มีความสูงของแผ่นกั้นเท่ากับ 90 และ 100 เซนติเมตร.....	68
รูปที่ 4.20 เปรียบเทียบอัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มีตัวกระจายแก๊สแบบยกระดับกับแบบไม่ยกระดับ.....	69
รูปที่ 4.21 เปรียบเทียบอัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มีขนาดความกว้างของทางออกแก๊สเท่ากับ 1 และ 2 เซนติเมตร.....	69
รูปที่ 4.22 ค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีการ ปรับเปลี่ยนการออกแบบต่าง ๆ.....	71
รูปที่ 4.23 เปรียบเทียบค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบ หมุนเวียนภายในที่มีขนาดความกว้างของ loop seal เท่ากับ 2 และ 3 เซนติเมตร.....	72
รูปที่ 4.24 เปรียบเทียบค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบ หมุนเวียนภายในที่มีความสูงของแผ่นกั้นเท่ากับ 90 และ 100 เซนติเมตร.....	72
รูปที่ 4.25 เปรียบเทียบค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบ หมุนเวียนภายในที่มีขนาดความกว้างของทางออกแก๊สเท่ากับ 1 และ 2 เซนติเมตร.....	73
รูปที่ 4.26 เปรียบเทียบค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบ หมุนเวียนภายในที่มีตัวกระจายแก๊สแบบยกระดับกับแบบไม่ยกระดับ.....	73
รูปที่ 4.27 ผลของอิทธิพลหลักที่ส่งผลต่ออัตราการหมุนเวียนของแข็ง.....	77
รูปที่ 4.28 ผลของอิทธิพลร่วมระหว่างความสูงของแผ่นกั้น (B) และความกว้างของ loop seal (C) ที่ ส่งผลต่ออัตราการหมุนเวียนของแข็ง.....	78
รูปที่ 4.29 ผลของอิทธิพลหลักที่ส่งผลต่ออัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์.....	80
รูปที่ 4.30 ผลของอิทธิพลหลักที่ส่งผลต่อค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน.....	81
รูปที่ 4.31 อิทธิพลร่วมระหว่างความกว้างของ loop seal (C) และความกว้างของช่องแก๊ส (D) ที่ ส่งผลต่อค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน.....	82

## บทที่ 1

### บทนำ

#### 1.1. ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ในปัจจุบัน มีความนิยมใช้เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนสำหรับการทำปฏิกิริยาระหว่างแก๊ส-ของแข็งต่าง ๆ มากมาย [1] เนื่องจากสามารถนำของแข็งในระบบวนกลับมาใช้ใหม่ได้ มีพื้นที่สัมผัสระหว่างของแข็งและแก๊สสูง ทำให้ปฏิกิริยาเคมีเกิดได้ดีและมีประสิทธิภาพในการถ่ายโอนมวลและพลังงานสูงอีกด้วย [2] โดยทั่วไป ระบบฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนประกอบไปด้วย หอโรเซออร์ ไชโคลน และ ท่อดาวเนอร์ โดยของแข็งและแก๊สจากหอโรเซออร์จะถูกแยกที่ไชโคลนโดยใช้แรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลาง หลังจากนั้น ของแข็งก็จะถูกป้อนกลับมาที่ท่อดาวเนอร์ ก่อนที่จะวนกลับเข้าสู่หอโรเซออร์เพื่อทำปฏิกิริยาเคมีอีกครั้ง [3] สำหรับระบบการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ บริเวณท่อดาวเนอร์จะทำหน้าที่ฟื้นฟูสภาพของแข็งที่ผ่านการใช้งานแล้วให้สามารถทำปฏิกิริยาได้อีกครั้ง เช่น ในระบบการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ด้วยตัวดูดซับโพแทสเซียมคาร์บอเนต ( $K_2CO_3$ ) โดยจะมีการป้อนแก๊สไอเสียหลังการเผาไหม้เข้าไปในส่วนของหอโรเซออร์ที่บรรจุตัวดูดซับของแข็ง แก๊สไอเสียจะเกิดปฏิกิริยากับตัวดูดซับของแข็งได้ผลิตภัณฑ์เป็นโพแทสเซียมไบคาร์บอเนต ( $KHCO_3$ ) หลังจากนั้น ตัวดูดซับชนิดของแข็งจะถูกฟื้นฟูสภาพในท่อดาวเนอร์ ก่อนจะถูกส่งกลับไปยังหอโรเซออร์เพื่อทำการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อไป [4] แต่เนื่องจากในระบบมีอุปกรณ์ที่ซับซ้อนทำให้การขยายขนาดและการควบคุมความดันของระบบฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนเป็นเรื่องที่ทำได้ยาก งานวิจัยนี้ จึงมีความสนใจการศึกษาภายในเครื่องฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายใน

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายใน มีลักษณะเป็นเครื่องปฏิกรณ์หอเดียวที่ถูกแบ่งออกตามแนวตั้งเป็นสองส่วนซึ่งทำหน้าที่เป็นด้านโรเซออร์และดาวเนอร์ โดยทั้งสองส่วนจะมีการป้อนแก๊สเข้าทางด้านล่าง แต่ใช้สภาวะดำเนินการที่มีอัตราการป้อนแก๊สของด้านโรเซออร์ที่มากกว่าด้านดาวเนอร์ ส่งผลให้ของแข็งเกิดการเกิดไหลวนจากด้านที่มีความเร็วป้อนเข้าสูงไปสู่ด้านที่มีความเร็วป้อนเข้าต่ำ [5] และเนื่องด้วยระบบนี้มีเครื่องปฏิกรณ์เพียงเครื่องเดียว ทำให้ง่ายต่อการควบคุมความดันภายในหอ มีค่าก่อสร้างที่ต่ำ และยังสามารถออกแบบการเพิ่มขนาดได้ง่ายอีกด้วย [6] อย่างไรก็ตาม ในการนำเครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้ไปใช้ก็ยังมีข้อเสียที่สำคัญอยู่นั่นคือการรั่วของแก๊สระหว่างทั้งสองด้านของกระบวนการ ส่งผลให้ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้มีค่าลดลง

ดังนั้น การศึกษาออกแบบและการเดินเครื่องปฏิกรณ์ให้มีความเหมาะสมจึงมีความสำคัญอย่างมาก การศึกษาการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ลักษณะต่าง ๆ นั้นใช้ต้นทุน เวลาในการสร้างและปรับเปลี่ยน เป็นอย่างมาก แบบจำลองทางวิศวกรรมต่าง ๆ จึงเป็นตัวช่วยในการแก้ไขปัญหาเหล่านี้ได้ ซึ่งหนึ่งใน วิธีทางวิศวกรรมที่ใช้ศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ คือ แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิง คำนวณ (Computational Fluid Dynamics, CFD)

พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ เป็นวิธีการวิเคราะห์ปัญหาทางด้านพลศาสตร์ของไหลด้วย วิธีการทางคณิตศาสตร์โดยอาศัยความสามารถในการคำนวณของคอมพิวเตอร์ ซึ่งในการวิเคราะห์จะ อาศัยสมการอนุรักษ์มวล (Mass Conservation) สมการอนุรักษ์โมเมนตัม (Momentum Conservation) และสมการอนุรักษ์พลังงาน (Energy Conservation) [7] โดยพลศาสตร์ของไหล เชิงคำนวณมีองค์ประกอบที่จำเป็น 3 อย่างคือ สมการเชิงอนุพันธ์ย่อย (Partial Differential Equation) ภาวะขอบเขต (Boundary Condition) และลักษณะรูปทรง (Geometry) จากงานวิจัยที่ ผ่านมา มีการศึกษาเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนภายใน กักการผสมของแข็ง การเผาไหม้แบบเคมีคอลลูบปิง [8] เคมีคอลลูบปิงรีฟอร์มมิง [9] และรีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ ด้วยมีเทน [10]

ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนเป็นการผลิตแก๊สโดยมีคาร์บอนไดออกไซด์ และมีเทนเป็นสารตั้งต้น ที่ความดันบรรยากาศ โดยมีปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นหลักสองปฏิกิริยา คือ การผลิต แก๊ส  $(CH_4 + CO_2 \leftrightarrow 2H_2 + 2CO)$  และ การย้อนกลับ ของปฏิกิริยาเปลี่ยนน้ำเป็นแก๊ส  $(CO_2 + H_2 \leftrightarrow CO + H_2O)$  แต่เนื่องจากปฏิกิริยา เกิดขึ้นที่อุณหภูมิสูง ทำให้เกิดการรวมตัวกันของไค้กเกิดขึ้นบนตัวเร่งปฏิกิริยา  $(CH_4 \leftrightarrow C + 2H_2)$  ซึ่งทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้เสื่อมประสิทธิภาพลง อย่างไรก็ตาม ปฏิกิริยานี้เป็นที่ น่าสนใจเนื่องจากสามารถเปลี่ยนแก๊สเรือนกระจกหลักทั้งคาร์บอนไดออกไซด์และมีเทนให้เป็นแก๊ส อื่นที่มีมูลค่า อีกทั้งอัตราส่วนของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ได้มีความเหมาะสมกับการนำไป ผลิตไฮโดรคาร์บอนเหลวด้วยกระบวนการฟิชเชอร์-โทรปช์ (Fischer Tropsch) [11]

งานวิจัยนี้ ศึกษาปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนภายใน เนื่องจากเครื่องปฏิกรณ์นี้สามารถขยายขนาดและควบคุม กระบวนการได้ง่าย พร้อมทั้งเป็นการเพิ่มมูลค่าของคาร์บอนไดออกไซด์ และช่วยลดแก๊ส ที่เป็นสาเหตุหลักของภาวะโลกร้อน โดยศึกษาการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ให้เหมาะสมด้วยการ



ปรับเปลี่ยนพารามิเตอร์ที่มีผลต่ออุทกพลศาสตร์ เช่น ลักษณะตัวกระจายแก๊ส ความสูงของแผ่นกั้นระหว่างด้านไรเซอร์กับดาวเนอร์ ความกว้างของช่องระหว่างด้านไรเซอร์กับดาวเนอร์ และความกว้างของทางออกแก๊ส วิเคราะห์ผลของพารามิเตอร์ที่มีผลต่ออุทกพลศาสตร์ และปฏิกริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน

## 1.2. วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1. พัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของรีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายใน
2. ทำนายอุทกพลศาสตร์และปฏิกริยาเคมีของรีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายใน เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่าง ๆ

## 1.3. ขอบเขตงานวิจัย

1. จำลองพลศาสตร์ของไหลของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายใน เพื่อหาแบบจำลองที่เหมาะสมที่สุด โดยเปรียบเทียบกับผลการทดลองของ Zaabout และคณะ [12]
2. จำลองปฏิกริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน เพื่อหาแบบจำลองที่เหมาะสมที่สุด โดยการเปรียบเทียบกับผลการทดลองของ Benguerba และคณะ [13]
3. ศึกษาอุทกพลศาสตร์และปฏิกริยาเคมีของรีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในเมื่อมีการปรับเปลี่ยนลักษณะตัวกระจายแก๊ส ความสูงของแผ่นกั้นระหว่างด้านไรเซอร์กับดาวเนอร์ ความกว้างของช่องระหว่างด้านไรเซอร์กับดาวเนอร์ และ ความกว้างของทางออกแก๊ส

## 1.4. ข้อจำกัดของงานวิจัย

1. ทำการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณในระบบสองมิติเท่านั้น
2. ทำการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณพิจารณาเพียงปฏิกริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน และปฏิกริยาการเกิด-สลายของไค้กเท่านั้น
3. ทำการจำลองพลศาสตร์ไหลเชิงคำนวณโดยกำหนดให้ตัวเร่งปฏิกริยาที่ป้อนกลับจากด้านดาวเนอร์สู่ด้านไรเซอร์มีการฟื้นฟูสภาพทั้งหมด

### 1.5. คำจำกัดความในงานวิจัย

รีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน เครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ

### 1.6. ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

ได้แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในและแบบจำลองปฏิกริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน รวมทั้ง ผลของการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์เพื่อปรับปรุงปฏิกริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนให้มีประสิทธิภาพสูงขึ้น

### 1.7. วิธีการดำเนินงานวิจัย

1. ศึกษางานวิจัยที่ผ่านมาที่ในหัวข้อการพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในและรีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน เพื่อศึกษาข้อดี-ข้อเสียของเครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้ และเป็นแนวทางในการกำหนดขนาดและรูปร่างลักษณะของเครื่องปฏิกรณ์ รวมไปถึงค่าการดำเนินการขั้นต้นสำหรับการสร้างแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ

2. สร้างแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในแบบไม่มีปฏิกริยาด้วยโปรแกรม ANSYS FLUENT และเปรียบเทียบผลการจำลองกับการทดลองของ Zaabout และคณะ [12] กระบวนการใช้เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีส่วนหมุนเวียนสูง 1 เมตร ที่ถูกแบ่งเป็นด้านไรเซอร์และดาวเนอร์ที่มีความกว้าง 0.20 เมตร และ 0.10 เมตร ตามลำดับ นอกจากนี้ ด้านบนของเครื่องปฏิกรณ์มีส่วนปรับบอร์ด กว้าง 0.75 เมตร สูง 0.80 เมตร ภายในเครื่องปฏิกรณ์ทั้งสองด้านบรรจุของแข็งความหนาแน่น เท่ากับ 2,500 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร และมีเส้นผ่านศูนย์กลาง เท่ากับ 200 ไมโครเมตร โดยมีความสูงเริ่มต้นของของแข็ง เท่ากับ 18.37 เซนติเมตร และอัตราการป้อนอากาศของด้านดาวเนอร์และไรเซอร์ เท่ากับ 0.3 และ 1.37 เมตรต่อวินาที ตามลำดับ โดยเทียบผลความดันภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่ความสูงต่าง ๆ เพื่อปรับค่าในแบบจำลองให้มีความสอดคล้องกับการทดลองจริง

3. พัฒนาแบบจำลองปฏิกริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนและเปรียบเทียบผลการจำลองกับการทดลองของ Benguerba และคณะ [13] ดำเนินการภายใต้ความดันบรรยากาศ อุณหภูมิดำเนินการเท่ากับ 550 องศาเซลเซียส โดยมี นิกเกิลบนตัวรองรับ

อะลูมินาเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา และทำการปรับค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในแบบจำลองให้มีความสอดคล้องกับปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นจริงในการทดลอง

4. ทำนายอุทกพลศาสตร์และปฏิกิริยาเคมีของรีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนภายในเมื่อมีการปรับเปลี่ยนลักษณะตัวกระจายแก๊ส ความสูงของแผ่นกั้นระหว่างด้านไรเซอร์กับดาวเนอร์ ความกว้างของช่องระหว่างด้านไรเซอร์กับดาวเนอร์ และความกว้างของทางออกแก๊ส โดยต้องการเพิ่มอัตราการหมุนเวียนของแข็ง ลดอัตราการรั่วไหลของแก๊ส และเพิ่มการเปลี่ยนแปลงของสารตั้งต้นพร้อมทั้งทดสอบความแปรปรวนของผลการคำนวณที่ได้

5. ประมวล วิเคราะห์ สรุปผลการทดลอง เขียนบทความวิจัย และวิทยานิพนธ์

### 1.8. ลำดับขั้นตอนในการนำเสนอผลงานวิจัย

ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลงานวิจัยประกอบด้วยเนื้อหาต่าง ๆ ดังนี้

บทที่ 1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา วัตถุประสงค์ของงานวิจัย ขอบเขตของงานวิจัย ข้อจำกัดของงานวิจัย คำจำกัดความที่ใช้ในงานวิจัย ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัย วิธีดำเนินงานวิจัย และลำดับขั้นตอนในการเสนอผลงานวิจัย

บทที่ 2 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้องเกี่ยวกับภาวะโลกร้อน แก๊สเรือนกระจก เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ การนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ประโยชน์ ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงแก๊สมิเทน ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน ฟลูอิดไชน์ เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์แบบหมุนเวียนภายใน พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ และงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

บทที่ 3 ข้อมูลงานวิจัยเบื้องต้น การสร้างแบบจำลองเครื่องฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนภายใน แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ การแบ่งช่องคำนวณที่เหมาะสม เวลาที่เหมาะสมในการคำนวณ การสร้างแบบจำลองปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ของมีเทน การศึกษาปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ของมีเทนในเครื่องฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนภายในเมื่อมีการปรับเปลี่ยนการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์และการวิเคราะห์ความแปรปรวน

บทที่ 4 ผลการการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบ  
หมุนเวียนภายในที่ไม่มีปฏิกิริยาเคมี การสร้างแบบจำลองปฏิกิริยารีฟอร์มมิง  
ด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ของมีเทน การศึกษาปฏิกิริยารีฟอร์มมิง  
ด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ของมีเทนในเครื่องฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายใน การ  
วิเคราะห์ความแปรปรวนของตัวแปรการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบ  
หมุนเวียนภายใน และการเปรียบเทียบการทำปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์  
ด้วยมีเทนด้วยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในกับเครื่องปฏิกรณ์  
ประเภทอื่น ๆ

บทที่ 5 สรุปผลการวิจัย และข้อเสนอแนะ



## บทที่ 2

### เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

#### 2.1. แนวคิดและทฤษฎี

##### 2.1.1. ภาวะโลกร้อน

ปัจจุบัน โลกได้ประสบกับการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิเฉลี่ยของอากาศทั้งบนพื้นโลกและมหาสมุทรอย่างต่อเนื่องอันเนื่องมาจากภาวะโลกร้อน (Global warming) โดยสาเหตุหลักที่ทำให้เกิดภาวะนี้เป็นผลมาจากการแก๊สเรือนกระจก (Greenhouse gas) ที่ทำหน้าที่ดูดซับและกักเก็บรังสีความร้อนระหว่างโลกกับชั้นบรรยากาศนั้นมีปริมาณมากเกินไปจนทำให้สูญเสียสมดุลของธรรมชาติ และนำไปสู่การเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศ (Climate change) ส่งผลให้สิ่งมีชีวิตที่ไม่สามารถปรับตัวให้เข้ากับสภาพแวดล้อมที่เปลี่ยนไปได้จะค่อย ๆ ตายลงและอาจสูญพันธุ์ไปในที่สุด

##### 2.1.2. แก๊สเรือนกระจก

แก๊สเรือนกระจก (Greenhouse gases) เป็นกลุ่มแก๊สบนชั้นบรรยากาศของโลกโดยมีทั้งที่เกิดขึ้นเป็นตามธรรมชาติและเกิดขึ้นจากการกระทำของมนุษย์ โดยลักษณะของกลุ่มแก๊สนี้คือสามารถดูดซับและกักเก็บรังสีความร้อนได้ดี โดยแก๊สเรือนกระจกที่สำคัญประกอบไปด้วย

##### 1. แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ( $\text{CO}_2$ )

แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นแก๊สเรือนกระจกที่ถูกปลดปล่อยสู่ชั้นบรรยากาศโลกสูงสุด ซึ่งมาจากการเผาไหม้ต่าง ๆ ที่เกิดขึ้น โดยแหล่งผลิตแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์นั้นมาจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงต่าง ๆ เช่น แก๊สธรรมชาติ น้ำมัน ถ่านหิน ตลอดจนการคมนาคมต่าง ๆ

##### 2. แก๊สมีเทน ( $\text{CH}_4$ )

แก๊สมีเทนเป็นแก๊สเรือนกระจกที่ถูกปลดปล่อยสู่ชั้นบรรยากาศมากเป็นอันดับที่ 2 ซึ่งเกิดจากการย่อยสลายของเสียต่าง ๆ เช่น การปศุสัตว์ การทำการเกษตร และจากการขยะมูลฝอยต่าง ๆ เป็นต้น

##### 3. แก๊สไนโตรัสออกไซด์ ( $\text{NO}_x$ )

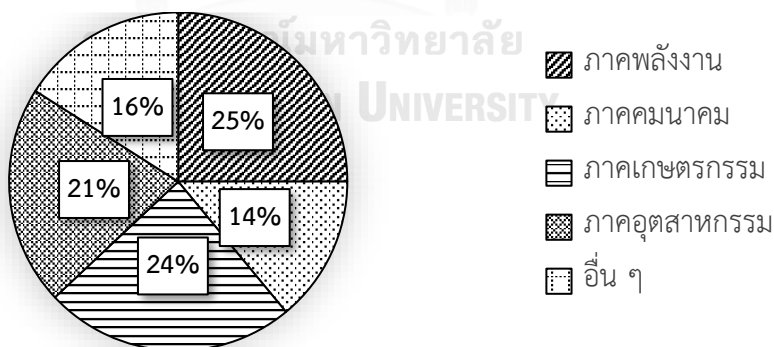
แก๊สไนโตรัสออกไซด์เป็นแก๊สที่มีแหล่งกำเนิดจากการย่อยสลายของแบคทีเรียต่าง ๆ ทั้งในภาคอุตสาหกรรม เกษตรกรรม และปศุสัตว์ ตลอดจนการเผาเศษวัสดุเหลือใช้

ทางการเกษตรต่าง และพลังงานต่าง ๆ ก็เป็นอีกสาเหตุที่ก่อให้เกิดแก๊สไนตรัสออกไซด์ ออกสู่ชั้นบรรยากาศ

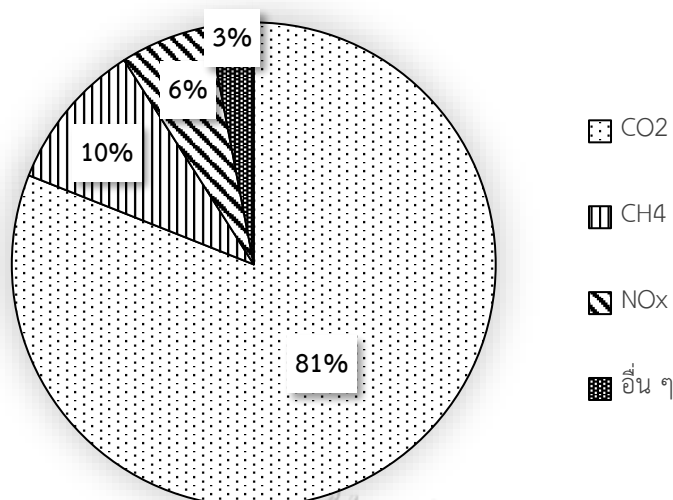
#### 4. สารซีเอฟซี (CFC)

สารซีเอฟซีหรือคลอโรฟลูออโรคาร์บอนเป็นสารประกอบที่อยู่ในสถานะแก๊สประกอบด้วยธาตุ คาร์บอน ฟลูออรีน และคลอรีน โดยได้มีการนำมาใช้ในประโยชน์อุตสาหกรรมบางประเภท เช่น ผลิตพลาสติกโฟม นำไปใช้เป็นตัวทำความเย็นในตู้เย็นและเครื่องปรับอากาศ ใช้ทำความสะอาดแผงวงจรอิเล็กทรอนิกส์ หรือนำใช้ในกระป๋องสเปรย์ต่าง ๆ เป็นต้น

จากที่กล่าวมาข้างต้นจะเห็นได้ว่าการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกออกสู่ชั้นบรรยากาศเป็นหนึ่งในสาเหตุสำคัญของภาวะโลกร้อนที่เกิดขึ้นในปัจจุบัน ซึ่งเหตุผลส่วนใหญ่นั้นเกิดจากการกระทำของมนุษย์โดยรูปที่ 2.1 แสดงปริมาณการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกจากทั่วโลกในภาคส่วนต่าง ๆ ของปี พ.ศ. 2553 ซึ่งจะเห็นว่าภาคพลังงานและอุตสาหกรรมเป็นส่วนที่มีการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกออกมามากที่สุด และจากข้อมูลในรูปที่ 2.2 แสดงให้เห็นว่าแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสาเหตุสำคัญของภาวะโลกร้อนที่เกิดขึ้นอยู่ในปัจจุบัน เพื่อลดปริมาณการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เทคโนโลยีต่าง ๆ จึงได้ถูกคิดค้นเพื่อดักจับและนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ประโยชน์ในด้านอื่น ๆ



รูปที่ 2.1 การปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกแต่ละภาคส่วนต่าง ๆ ทั่วโลกของปี พ.ศ. 2553 [14]



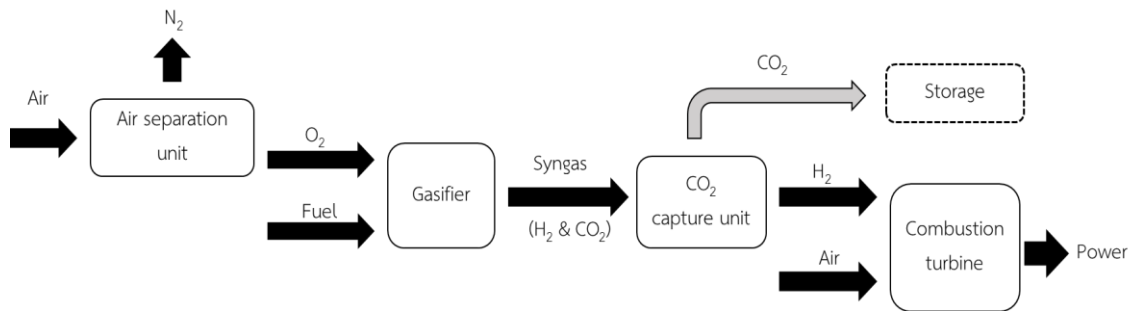
รูปที่ 2.2 การปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกแต่ละประเภทของปี พ.ศ. 2553 [14]

### 2.1.3. เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide capture technology) เป็น การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดจากกระบวนการเผาไหม้ทั้งในโรงงานอุตสาหกรรมและ โรงไฟฟ้า เพื่อลดปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ปลดปล่อยออกสู่ชั้นบรรยากาศ โดยเทคโนโลยีการ ดักจับคาร์บอนไดออกไซด์นั้นแบ่งออกเป็น 3 รูปแบบ ได้แก่ การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการ เผาไหม้ การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบใช้ออกซิเจนเป็นเชื้อเพลิง และการดักจับ คาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้

#### 2.1.3.1 การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้

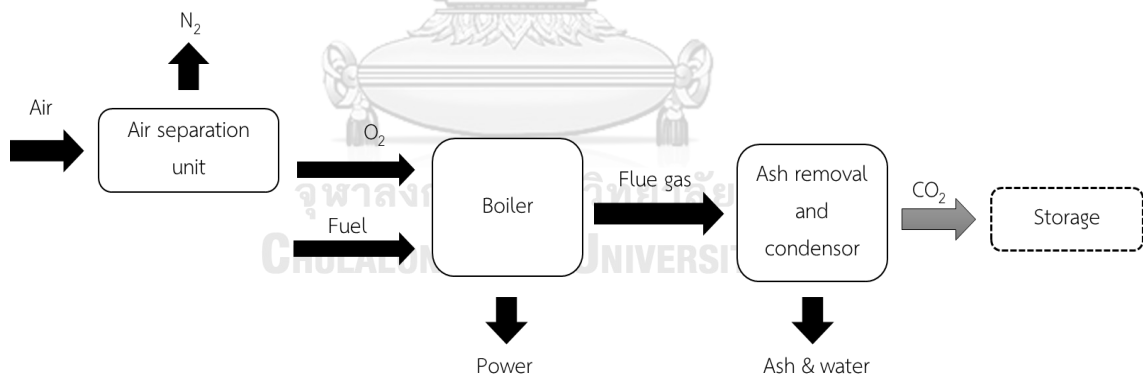
การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion capture) เป็น เทคโนโลยีทำการแปรสภาพเป็นแก๊ส (Gasification) โดยเปลี่ยนเชื้อเพลิงให้อยู่ในรูป แก๊สไฮโดรเจน ( $H_2$ ) และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ( $CO_2$ ) จากนั้นจึงทำการดักจับแก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์ ก่อนที่แก๊สจะเข้าสู่กระบวนการเผาไหม้เพื่อผลิตไฟฟ้าต่อไป โดยรูปที่ 2.3 แสดง แผนภาพกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้



รูปที่ 2.3 แผนภาพกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้ [15]

### 2.1.3.2 การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบใช้ออกซิเจนเป็นเชื้อเพลิง

การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบใช้ออกซิเจนเป็นเชื้อเพลิง (Oxyfuel combustion capture) เป็นเทคโนโลยีการเผาไหม้ที่ใช้การเผาไหม้เชื้อเพลิงด้วยแก๊สออกซิเจนบริสุทธิ์เพื่อให้ผลิตภัณฑ์ของการเผาไหม้มีเพียงแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ ส่งผลให้การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้โดยการแยกไอน้ำและเถ้าออกจากแก๊สร้อน (Flue gas) ดังแสดงในรูปที่ 2.4



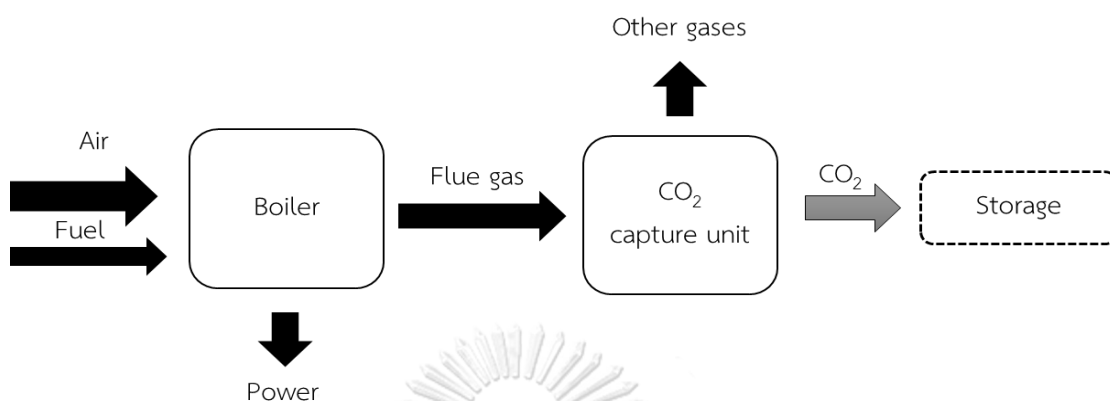
รูปที่ 2.4 แผนภาพกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบใช้ออกซิเจนเป็นเชื้อเพลิง [16]

### 2.1.3.3 การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้

การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ (Post-combustion capture) เป็นเทคโนโลยีที่ใช้ดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากแก๊สร้อน ๆ ที่เกิดจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงผ่าน



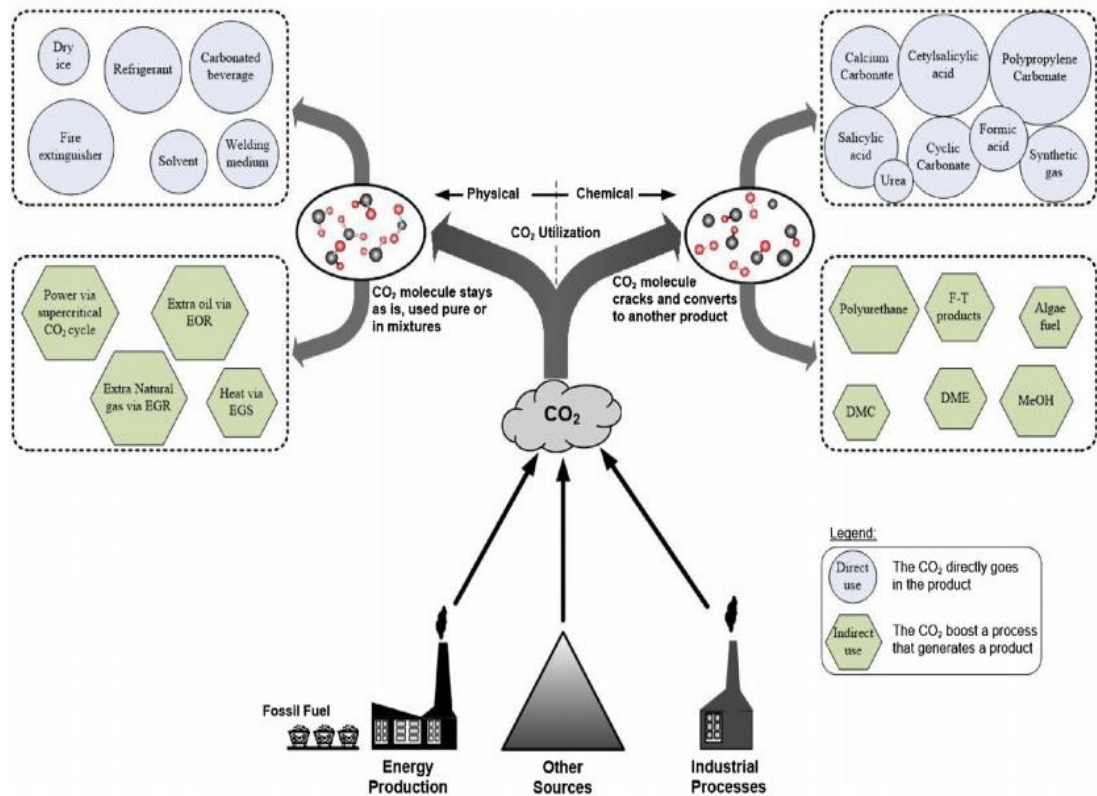
หอดูดซับก่อนที่จะปล่อยออกสู่ชั้นบรรยากาศ ดังแสดงในรูปที่ 2.5 โดยวิธีการดักจับได้สามารถทำได้หลายวิธี เช่น การดูดซับ การดูดซึม การโครโอเจนิค และการแยกผ่านเมมเบรน เป็นต้น



รูปที่ 2.5 แผนภาพกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ [17]

#### 2.1.4. การนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ประโยชน์

จากที่กล่าวมาข้างต้นจะพบว่าแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทำการดักจับได้นั้นไม่ได้หายไป เพียงแต่ถูกจัดเก็บไว้เท่านั้น ทำให้มีการศึกษาและพัฒนาการนำ CO<sub>2</sub> ที่ดักจับได้นั้นไปใช้ประโยชน์ และเพิ่มมูลค่าให้สูงขึ้นเช่นการทำน้ำแข็งแห้ง น้ำอัดลม การผลิตแคลเซียมคาร์บอเนต และการผลิตแก๊สสังเคราะห์ (syngas) การนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ประโยชน์นั้นสามารถจำแนกได้เป็น 2 ประเภทคือ การนำไปใช้ทางกายภาพ และการนำไปใช้ทางเคมี [18] โดยรูปที่ 2.6 ได้แสดงเส้นทางการนำแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ประโยชน์

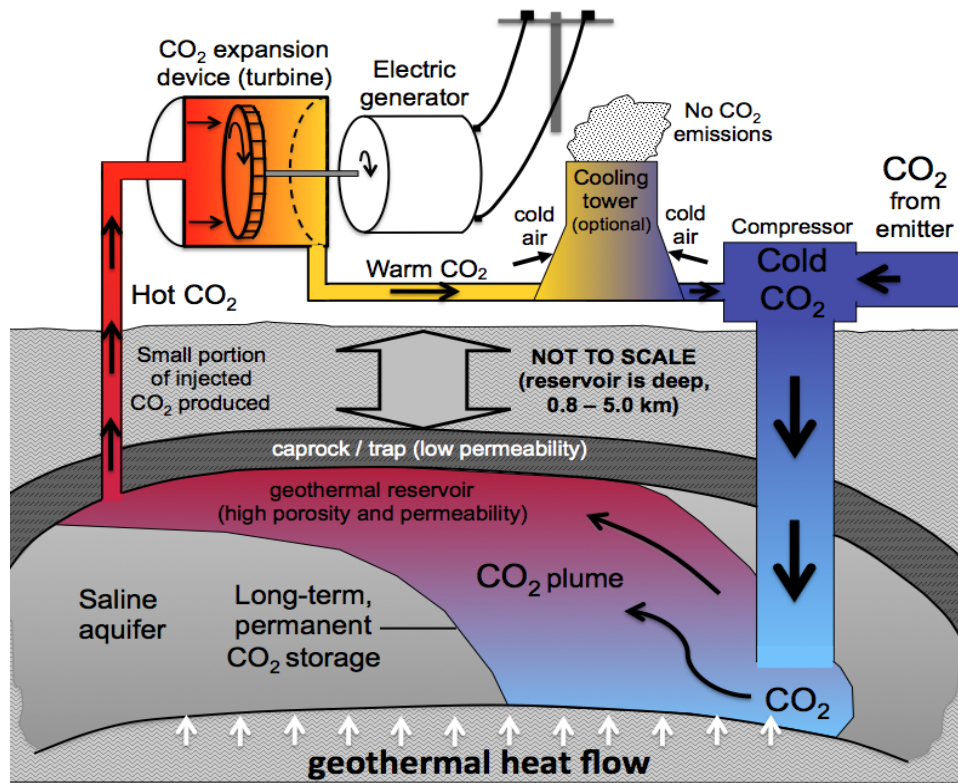


รูปที่ 2.6 รูปแบบการนำแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ประโยชน์ [18]

#### 2.1.4.1 การนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ทางกายภาพ

การนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ประโยชน์ทางกายภาพหรือการนำไปใช้โดยไม่มีการเปลี่ยนรูปเป็นการนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ทั้งในรูปแบบแก๊ส ของแข็ง ของเหลว และสารผสม มักถูกใช้เป็นตัวทำละลาย (Solvent) สารทำงาน (Working fluid) หรือสารถ่ายเทความร้อน (Heat transfer fluid) เช่นในการนำแข็งแห้งที่เป็นการนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปเปลี่ยนสภาพให้อยู่ในสถานะของแข็ง การผลิตเครื่องต้นอัดลมเป็นการนำแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์อัดลงในเครื่องดื่ม หรือการนำไปเป็นสารดับเพลิง เป็นต้น อย่างไรก็ตาม การนำไปใช้โดยตรงที่กล่าวมานั้นยังมีการใช้คาร์บอนไดออกไซด์ในอุตสาหกรรมขนาดเล็กทำให้ไม่ค่อยส่งผลต่อภาพรวมของการลดปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์มากนัก ในอุตสาหกรรมขนาดใหญ่แล้วนั้นได้มีการนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ในการเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิตทั้งในการเพิ่มประสิทธิภาพกระบวนการผลิตน้ำมัน (Enhanced oil recovery) ที่ใช้คาร์บอนไดออกไซด์เข้าไปแทนที่น้ำมันดิบหรือแก๊สธรรมชาติในการขุดเจาะ การนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้เป็นตัวถ่ายเทความร้อนจากพลังงานใต้พิภพ (Geothermal fluid) เป็นกระบวนการที่ใช้

แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นตัวกลางในการรับความร้อนจากใต้พิภพมาผลิตเป็นพลังงานไฟฟ้า ดังแสดงในรูปที่ 2.7



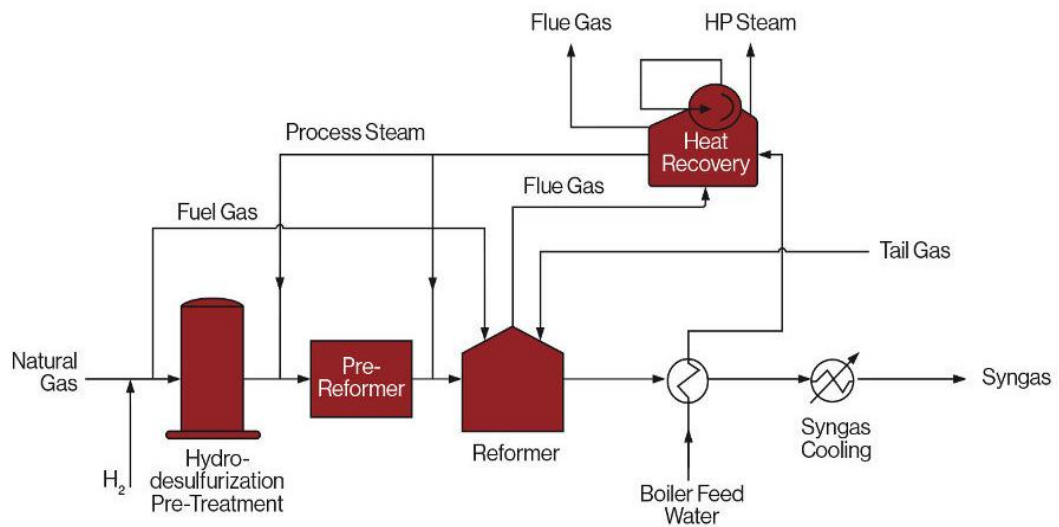
รูปที่ 2.7 กระบวนการผลิตไฟฟ้าจากแหล่งความร้อนใต้พิภพ [19]

#### 2.1.4.2 การนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ทางเคมี

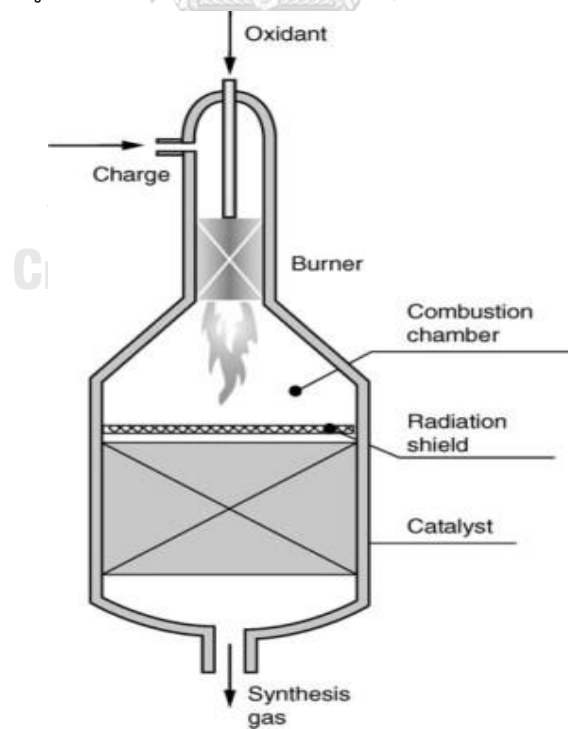
การนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ทางเคมีนั้นเป็นการเปลี่ยนรูปแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ให้กลายเป็นผลิตภัณฑ์อื่น ที่สามารถเป็นแหล่งกักเก็บพลังงานหรือทำไปใช้ในงานต่อในกระบวนการอื่น ๆ ต่อไปได้ ซึ่งทำให้วิธีการนี้สามารถกำจัดคาร์บอนไดออกไซด์พร้อมทั้งยังเป็นเพิ่มมูลค่าให้กับคาร์บอนไดออกไซด์อีกด้วย เช่น

2.1.4.2.1 การผลิตแก๊สสังเคราะห์ (Syngas production) เป็นการผลิตแก๊สสังเคราะห์ผ่านปฏิกิริยารีฟอร์มมิง (Reforming reaction) ซึ่งเป็นกระบวนการที่เปลี่ยนสารตั้งต้นจำพวกพลังงานฟอสซิลให้เป็นผลิตภัณฑ์เคมีหรือเชื้อเพลิงอื่น ๆ ที่มีมูลค่ามากขึ้น โดยมีแก๊สสังเคราะห์นั้นเป็นสารตัวกลางในการผลิตต่าง ๆ ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงนั้นสามารถทำได้หลากหลายวิธี เช่น การรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam-methane reforming, SMR) การรีฟอร์มมิงด้วย

คาร์บอนไดออกไซด์ (Dry-methane reforming, DMR) การรีฟอร์มมิ่งด้วยไอน้ำกับออกซิเดชันบางส่วนหรือออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิ่ง (Auto-thermal reforming, ATR) และการรีฟอร์มมิ่งด้วยการออกซิเดชันบางส่วน (Partial oxidation, POX) โดยกระบวนการผลิตแก๊สสังเคราะห์แบบต่าง ๆ ได้แสดงในรูปที่ 2.8 – 2.9



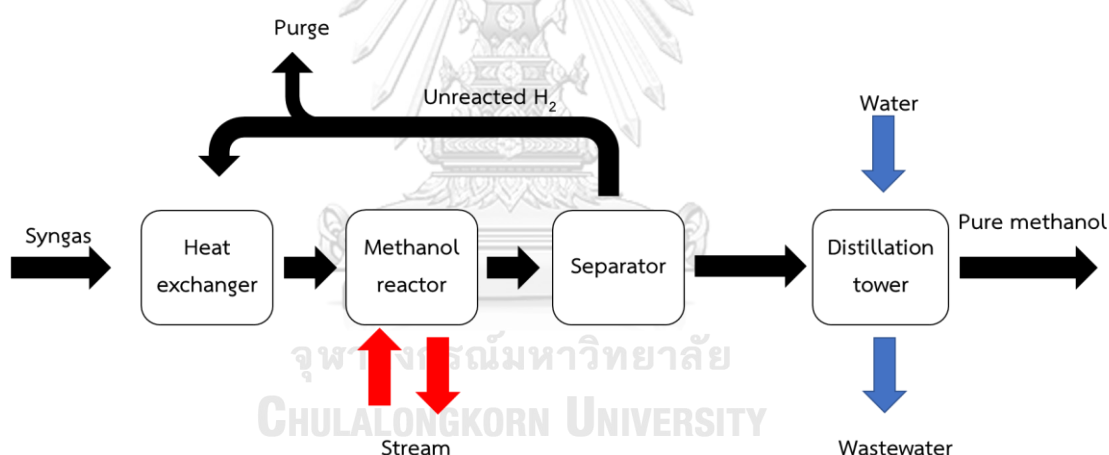
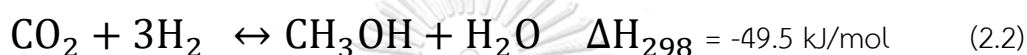
รูปที่ 2.8 กระบวนการการรีฟอร์มมิ่งของมีเทน [20]



รูปที่ 2.9 เครื่องปฏิกรณ์ออโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิ่ง [20]

### 2.1.4.2.2 การผลิตเมทานอล

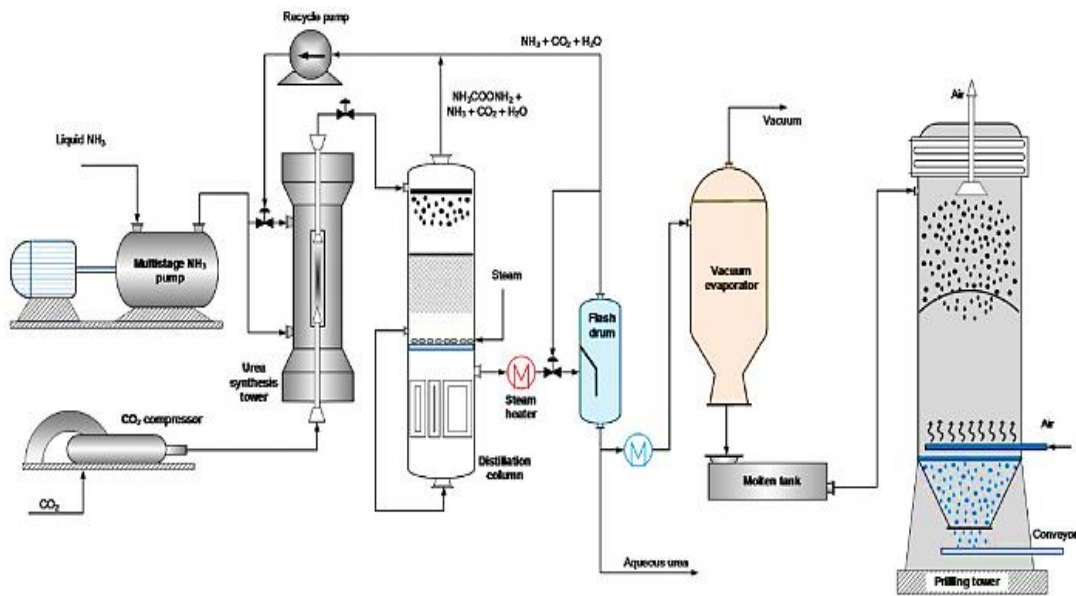
เทคโนโลยีการผลิตเมทานอลจากคาร์บอนไดออกไซด์นั้นสามารถทำได้โดยนำแก๊สสังเคราะห์มาทำปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์ที่อุณหภูมิ 150-300 °C ความดัน 10-100 บาร์ โดยใช้ คอปเปอร์เบนซิงค์ออกไซด์ (Cu/ZnO) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา [21] ดังแสดงในรูปที่ 2.10 โดยมีปฏิกิริยาเคมีดังแสดงในสมการที่ (2.1)-(2.3) ซึ่งกระบวนการนี้เป็นอีกหนึ่งทางหลักในการนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ให้เกิดประโยชน์



รูปที่ 2.10 กระบวนการผลิตเมทานอลจากซินแก๊ส [22]

### 2.1.4.2.3 การผลิตยูเรีย

การผลิตยูเรียหรือคาร์บาไมด์ ((NH<sub>2</sub>)<sub>2</sub>CO) เป็นอีกหนึ่งปฏิกิริยาที่สามารถนำคาร์บอนไดออกไซด์ไปใช้ประโยชน์ในด้านเกษตรกรรม โดยผลิตจากการทำปฏิกิริยาของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และแอมโมเนีย [23] กระบวนการผลิตยูเรียได้ถูกแสดงในรูปที่ 2.11



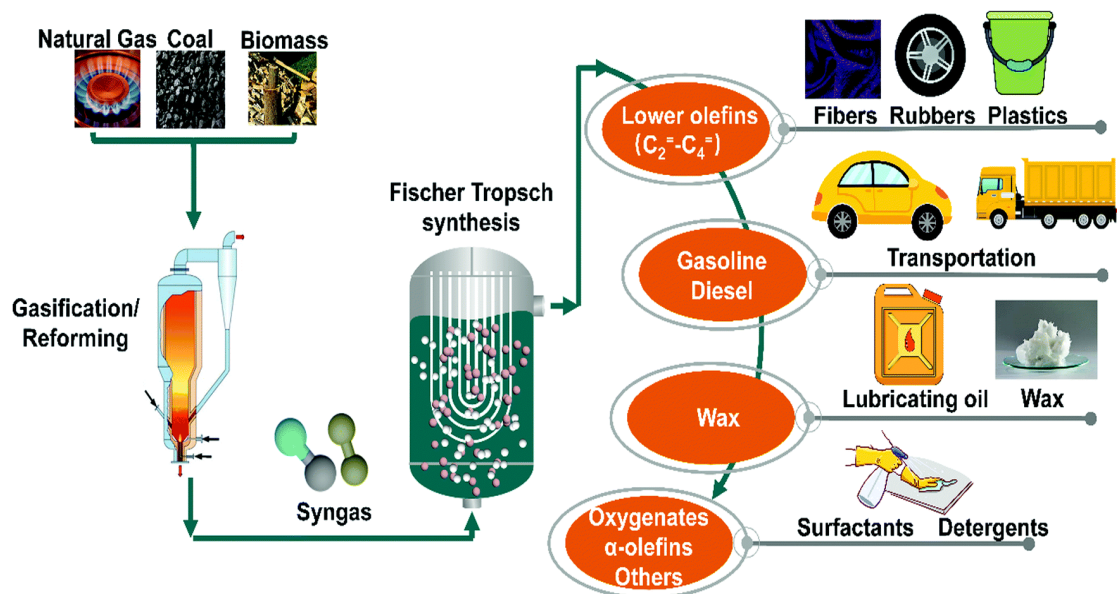
รูปที่ 2.11 กระบวนการผลิตยูเรีย [23]

### 2.1.5 ปฏิกริยารีฟอร์มมิง

จากที่กล่าวมาข้างต้นจะเห็นปฏิกริยารีฟอร์มมิงนั้นสามารถทำได้หลากหลายวิธีการซึ่งในแต่ละวิธีนั้นได้มีผลิตภัณฑ์และมีข้อดีข้อเสียที่แตกต่างกันออกไป ตัวอย่างเช่นในกระบวนการออกโตเทอร์มัลรีฟอร์มมิงและรีฟอร์มมิงด้วยการออกซิเดชันบางส่วนนั้นจำเป็นต้องมีหน่วยแยกอากาศ (Air separation unit) อย่างไรก็ตาม ทั้งสองกระบวนการนี้ได้ผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่ให้อัตราส่วน H<sub>2</sub> ต่อ CO ประมาณ 2 ซึ่งเป็นอัตราส่วนที่เหมาะสมในการทำไปใช้ในการผลิตเชื้อเพลิงเหลวในกระบวนการ Fischer-Tropsch (FT) ที่ต้องการ H<sub>2</sub> ต่อ CO ในช่วง 0.7-2 โดยรูปที่ 2.12 ได้แสดงให้เห็นว่า ขั้นตอนกระบวนการเปลี่ยนแก๊สเป็นเชื้อเพลิงเหลวกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำนั้นไม่ต้องการส่วนแยกแก๊ส ทำให้มีค่าก่อสร้างที่น้อยและใช้พื้นที่น้อย แต่ผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่อัตราส่วน H<sub>2</sub> ต่อ CO ประมาณ 3 ส่งผลให้ก่อนนำไปใช้งานต้องมีการดึง H<sub>2</sub> ส่วนเกิน หรือทำการเติม CO<sub>2</sub> เพื่อปรับอัตราส่วน H<sub>2</sub> ต่อ CO หรือทำการรีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ที่ผลิตแก๊สสังเคราะห์ในอัตราส่วน H<sub>2</sub> ต่อ CO ประมาณ 1 โดยกระบวนการนี้จำเป็นต้องมีหน่วยผลิตคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งจะเป็นการกำจัดแก๊สเรือนกระจกได้ทั้งหมด และคาร์บอนไดออกไซด์ที่เป็นสาเหตุหลักของภาวะโลกร้อนที่เกิดขึ้นในปัจจุบัน โดยปฏิกริยารีฟอร์มมิงและข้อดีข้อเสียของวิธีการต่าง ๆ นั้นได้แสดงไว้ในตารางที่ 2.1 และ 2.2 ตามลำดับ



จากข้อมูลข้างต้นเห็นได้ว่าในปัจจุบันนี้มีสาเหตุมาจากแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และมีเทนเป็นสาเหตุสำคัญ ดังนั้นในงานวิจัยนี้ได้สนใจการนำคาร์บอนไดออกไซด์มาใช้ด้วยปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อลดปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และมีเทนพร้อมทั้งเป็นการเพิ่มมูลค่าให้กับผลิตภัณฑ์ในกระบวนการผลิต



รูปที่ 2.12 กระบวนการเปลี่ยนแก๊สเป็นเชื้อเพลิงเหลว (Gas to liquid process) [24]

ตารางที่ 2.1 ปฏิกริยาเคมีของการรีฟอร์มมิงแบบต่าง ๆ [25]

กระบวนการรีฟอร์มมิง	ปฏิกริยาเคมี	เอนทัลปีของการเกิด $\Delta H_{298}$ : kJ/mol
SMR	$\text{H}_2\text{O} + \text{CH}_4 \leftrightarrow 3\text{H}_2 + \text{CO}$	+206
	$\text{CO}_2 + \text{CH}_4 \leftrightarrow 2\text{H}_2 + 2\text{CO}$	+247
	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{H}_2 + \text{CO}_2$	-41
DMR	$\text{CO}_2 + \text{CH}_4 \leftrightarrow 2\text{H}_2 + 2\text{CO}$	+247
	$\text{CO}_2 + \text{H}_2 \leftrightarrow \text{H}_2\text{O} + \text{CO}$	+41.7
	$\text{CH}_4 \leftrightarrow 2\text{H}_2 + \text{C}$	+74.84
ATR	$\text{CH}_4 + 1.5\text{O}_2 \leftrightarrow 2\text{H}_2\text{O} + \text{CO}$	-520
	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow 3\text{H}_2 + \text{CO}$	+206
POX	$\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$	-802
	$\text{CH}_4 + 0.5\text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO} + 2\text{H}_2$	-36
	$\text{CH}_4 + \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2$	-319



ตารางที่ 2.2 กระบวนการรีฟอร์มมิงแบบต่าง ๆ [24]

กระบวนการรีฟอร์มมิง	ข้อดี	ข้อเสีย
SMR	สามารถใช้ไอน้ำส่วนเกินในกระบวนการผลิตได้	ปลดปล่อยแก๊สออกสู่สิ่งแวดล้อมในปริมาณมาก
DMR	สามารถใช้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการ ช่วยลดปริมาณเรือนกระจก	เกิดโค้กที่ตัวเร่งปฏิกิริยา ใช้พลังงานสูง
ATR	ปฏิกิริยาเกิดที่อุณหภูมิต่ำกว่า POX สามารถปรับเปลี่ยนการผลิตกันได้ โดยการปรับอุณหภูมิแก๊สขาออก	ต้องการหน่วยผลิตแก๊สออกซิเจน
POX	เชื้อเพลิงไม่ต้องผ่านกระบวนการกำจัดซัลเฟอร์ (desulfurization)	ต้องการหน่วยผลิตแก๊สออกซิเจน ปฏิกิริยามีอุณหภูมิสูง

### 2.1.6 ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์

ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ หรือ Dry reforming of methane เป็นปฏิกิริยาระหว่างแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และมีเทนในอัตราส่วนโดยโมล 1:1 โดยสามารถเกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์เบดนิ่ง (Fixed bed reactor) เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบด (Fluidized bed reactor) และเครื่องปฏิกรณ์แบบเมมเบรน (Membrane reactor) เป็นต้น โดยทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 550 ถึง 900 °C ซึ่งส่งผลให้ในการทำปฏิกิริยานี้มีการเกิดโค้ก (Coke formation) ขึ้นบนตัวเร่งปฏิกิริยา โดยเกิดจากการทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิสูง จนเป็นการทำลายพันธะ C-H เกิดเป็นคาร์บอนและไปเกาะติดอยู่ในตัวเร่งปฏิกิริยาส่งผลให้ความว่องไว (Activity) ของตัวเร่งปฏิกิริยาลดลง

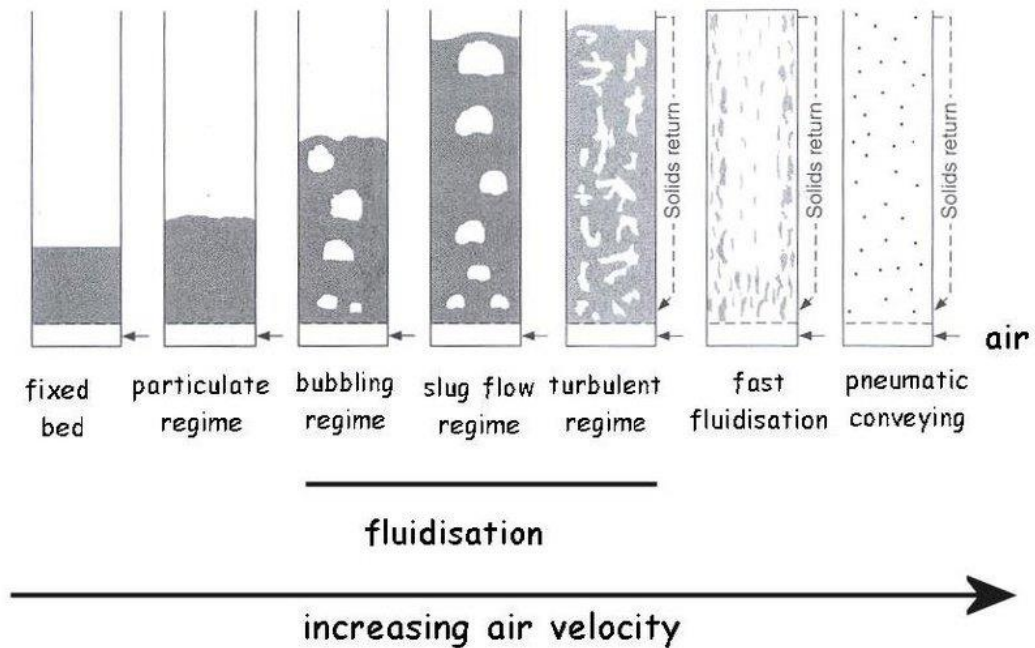
สำหรับตัวเร่งปฏิกิริยาของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์นั้นได้ถูกศึกษาเป็นจำนวนมากผ่านโลหะมีสกุล เช่น รูทีเนียม (Ru) โรเดียม (Rh) หรือ แพลทินัม (Pt) และโลหะทั่วไป เช่น นิกเกิล (Ni) โคบอลต์ (Co) และเหล็ก (Fe) ในส่วนของโลหะมีสกุลนั้นจะมีความสามารถใน

การต้านทานการเกิดโค้กที่สูงกว่า โดย Wang และคณะ [25] ได้ทำการศึกษาชนิดโลหะมีสกุลที่แตกต่างกัน โดยใช้โลหะ 5% โดยน้ำหนัก บนตัวรองรับอลูมินา พบว่า ความเสถียรและความว่องไวในการเกิดปฏิกิริยาของตัวเร่งปฏิกิริยา  $Rh/\alpha-Al_2O_3 > Ru/\alpha-Al_2O_3 > Ir/\alpha-Al_2O_3 > Pd/\alpha-Al_2O_3 > Pt/\alpha-Al_2O_3$  และการศึกษาปริมาณการเกิดโค้กบนตัวเร่งปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 750 °C พบว่า  $Pd/\alpha-Al_2O_3$  นั้นเกิดโค้ก 4.9 mg cat/g cat h ส่วน Rh Ru Ir และ Pt นั้นไม่มีโค้กเกิดขึ้น สำหรับตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิล โคบอลต์ และเหล็ก นั้น มีความต้านทานการเกิดโค้กที่น้อย โดย Hou และคณะ [26] ได้ทำการศึกษาการเกิดโค้กที่อุณหภูมิ 750 °C ด้วยตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลบนตัวรองรับอลูมินา และโคบอลต์ พบว่า มีโค้กเกิดขึ้น 24 และ 49.4 mg cat/g cat h ตามลำดับ ซึ่งจะเห็นว่าตัวเร่งปฏิกิริยาเหล่านี้มีค่าการต้านทานการเกิดโค้กที่น้อย แต่เนื่องจากโลหะมีสกุลนั้นมีราคาที่สูง ทำให้โรงงานอุตสาหกรรมนิยมใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นโลหะทั่วไป

### 2.1.7 ฟลูอิดเซชัน

ในปัจจุบันระบบของแข็ง-แก๊สในโรงงานอุตสาหกรรมนั้นถูกใช้กันอย่างแพร่หลาย ทั้งในกระบวนการผสม การขนส่งของแข็ง หรือการทำปฏิกิริยาเคมี ทำให้กระบวนการฟลูอิดเซชัน (Fluidization) ได้รับความสนใจเป็นอย่างมาก โดยกระบวนการนี้เป็นภาวะที่อนุภาคของแข็งมีพฤติกรรมคล้ายกับของไหล ทำให้กระบวนการมีการถ่ายโอนมวลสาร-ความร้อน และกระจายตัวของอนุภาคที่ดีขึ้น ช่วยเพิ่มประสิทธิภาพในการผสมหรือการทำปฏิกิริยาเคมีกับตัวเร่งปฏิกิริยาของแข็งได้เป็นอย่างดี และยังสามารถนำมาใช้ในการขนถ่ายอนุภาคของแข็งได้อีกด้วย

ฟลูอิดเซชันนั้นมีการจำแนกพฤติกรรมการไหลของอนุภาคได้เป็นช่วงการไหล (Regime of Fluidization) 5 รูปแบบ โดยปัจจัยต่าง ๆ เข้ามาเกี่ยวข้องทั้งความเร็วของของไหล ความหนาแน่นของของไหล ขนาดของอนุภาค และรูปร่างของอนุภาค เป็นต้น โดยรูปที่ 2.13 แสดงช่วงการไหลของฟลูอิดเซชันแบบต่าง ๆ



รูปที่ 2.13 ช่วงการไหลของฟลูอิดเซชันแบบต่าง ๆ [27]

#### 2.1.7.1 เบริ่ง

เบริน (Fixed bed) นั้นเป็นช่วงการไหลที่ยังไม่ถือเป็นฟลูอิดเซชันเนื่องจากอนุภาคของแข็งภายในระบบยังไม่เกิดการเคลื่อนที่ โดยเครื่องปฏิกรณ์ประเภทนี้จะทำการป้อนของไหลที่มีความเร็วต่ำกว่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชัน (Minimum Fluidization Velocity,  $U_{mf}$ ) และเนื่องจากเครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้มีความเร็วในการป้อนต่ำที่สุด ทำให้สารมีเวลาอยู่ในเครื่องปฏิกรณ์สูง ซึ่ง Wen และ Yu ทำแสดงสมการในการคำนวณค่า  $U_{mf}$  ดังแสดงในสมการที่ (2.4) - (2.6) ซึ่งค่าคงที่ในสมการได้แสดงไว้ในตารางที่ 2.3

$$U_{mf} = Re_{mf}\mu/\rho D_{sv} \quad (2.4)$$

$$Re_{mf} = \sqrt{C_1^2 + C_2 Ar} - C_1 \quad (2.5)$$

$$Ar = \rho g(\rho_s - \rho) D_{sv}^3 / \mu^2 \quad (2.6)$$

เมื่อ  $\mu$  คือ ความหนืดของของไหล (Pa s)

$\rho$  คือ ความหนาแน่นของของไหล ( $kg/m^3$ )

$\rho_s$  คือ ความหนาแน่นของอนุภาค ( $\text{kg/m}^3$ )

$D_{sv}$  คือ ขนาดของอนุภาค (m)

$Ar$  คือ ตัวเลขไรน์ฮอยอาร์คิมิดีส (-)

$g$  คือ แรงโน้มถ่วง ( $\text{m/s}^2$ )

ตารางที่ 2.3 ค่า  $C_1$  และ  $C_2$  สำหรับการคำนวณ Minimum Fluidization Velocity

งานวิจัย	$C_1$	$C_2$
Wen และ Yu [28]	33.70	0.0408
Saxena และ Vogel [29]	25.28	0.0571
Babu และคณะ [30]	25.25	0.0651
Grace [30]	27.20	0.0408
Chitester และคณะ [30]	28.70	0.0494

#### 2.1.7.2 ฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊ส

ช่วงการไหลฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊ส (Bubble Fluidization) เป็นช่วงการไหลแรก ที่อนุภาค-ของไหลเริ่มเกิดฟลูอิดเซชัน ซึ่งความเร็วในการป้อนของไหลนั้นมีค่าสูงกว่าค่า  $U_{mf}$  เล็กน้อยโดยจะสังเกตได้จากพฤติกรรมของอนุภาคเริ่มมีการขยับ และเกิดฟองแก๊สเกิดขึ้น ภายในระบบ ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นนี้จะก่อตัวบริเวณด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์และแตกออกบริเวณ ด้านบนทำให้อนุภาคที่ถูกฟองแก๊สพาขึ้นไป ตกกลับลงมาตามแรงโน้มถ่วง เครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้ได้ ถูกนำไปใช้ทั้งในการทำปฏิกิริยาเคมี และใช้ในโรงไฟฟ้า เนื่องจากการขยับตัวของเบตทำให้อนุภาคของอนุภาคสามารถกระจายตัวได้ดีในแนวแกน และสามารถช่วยลดการเกิดจุดความร้อน (Hot spot) ภายในเครื่องปฏิกรณ์

### 2.1.7.3 ฟลูอิดเซชันแบบปั่นป่วน

ช่วงการไหลฟลูอิดเซชันแบบปั่นป่วน (Turbulent Fluidization) เกิดจากขึ้นเมื่อมีการป้อนของไหลเข้าสู่ระบบในช่วงของความเร็วช่วงต่อ (Transition Velocity,  $u_c$ ) และความเร็ววิกฤต (Critical Velocity,  $u_k$ ) ซึ่งสามารถคำนวณได้ด้วยสมการ (2.7)-(2.8) [28] โดยช่วงการไหลรูปแบบนี้ฟองแก๊สจะมีการขนาดตัวอย่างรวดเร็วส่งผลให้บริเวณด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์มีอนุภาคของแข็งอยู่หนาแน่น (Dense Phase) แต่ด้านบนของเครื่องปฏิกรณ์นั้นเป็นส่วนของอนุภาคของแข็งอยู่เบาบาง (Dilute Phase)

$$u_c = \frac{0.936\mu Ar^{0.472}}{D_{sv}\rho} \quad (2.7)$$

$$u_k = \frac{1.46\mu Ar^{0.472}}{D_{sv}\rho} \quad (2.8)$$

### 2.1.7.4 ช่วงการไหลฟลูอิดเซชันแบบความเร็วสูง

ช่วงการไหลฟลูอิดเซชันแบบความเร็วสูง (Fast Fluidization) เป็นช่วงการไหลที่ความเร็วในการป้อนของไหลมีมากกว่าความเร็วขนส่ง (Transport Velocity,  $U_T$ ) ทำให้จะมีอนุภาคบางส่วนหลุดออกจากเครื่องปฏิกรณ์ โดยอนุภาคภายในเครื่องปฏิกรณ์ บริเวณผนังจะมีอนุภาคหนาแน่น ส่วนตรงกลางของเครื่องปฏิกรณ์จะมีอนุภาคเบาบาง อย่างไรก็ตาม เครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้ช่วงการไหลฟลูอิดเซชันแบบความเร็วสูงจำเป็นต้องมีการติดตั้งไซโคลนเพื่อทำหน้าที่แยกอนุภาคและแก๊สออกจากกันก่อนทำไปใช้ในกระบวนการอื่น ๆ ต่อไป

### 2.1.7.5 ฟลูอิดเซชันแบบเบาบาง

ช่วงการไหลฟลูอิดเซชันแบบเบาบาง (Pneumatic Transport Fluidization) เป็นช่วงการไหลที่มีความเร็วป้อนเข้าของของไหลมากกว่าแบบ Fast Fluidization ในช่วงการไหลนี้อนุภาคของแข็งทั้งหมดจะหลุดออกจากระบบ ช่วงการไหลนี้สามารถนำไปใช้ในการขนถ่ายของแข็งด้วยแก๊สได้ ซึ่งความเร็วต่ำสุดที่ทำให้การช่วงการไหลแบบเบาบาง (Minimum Pneumatic

Transport Velocity,  $u_{mp}$ ) นั้นสามารถคำนวณได้จากสมการของ Bi และ Fan ดังแสดงในสมการที่ (2.9)

$$u_{mp} = 10.1 (gD_{sv})^{0.347} (G_s/\rho)^{0.310} (D_{sv}/D)^{-0.139} Ar^{-0.021} \quad (2.9)$$

เมื่อ  $D$  คือ เส้นผ่านศูนย์กลางของหอลำเลียง (m)

$G_s$  คือ ฟลักซ์ของของแข็งป้อนเข้า ( $kg/m^2s$ )

### 2.1.8 ฟลูอิดไรเซชันแบบหมุนเวียน

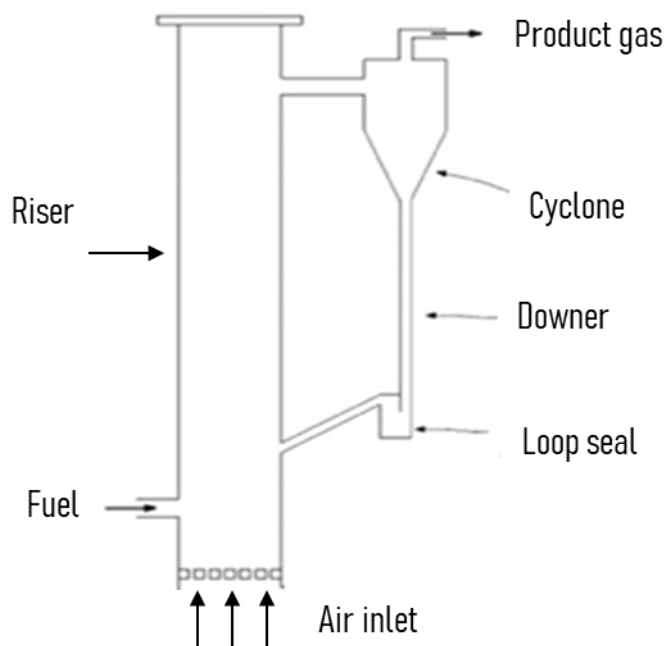
เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไรเซชันแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed Reactor) นั้นเป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่ถูกนำมาใช้งานอย่างแพร่หลายเนื่องจากระบบนี้มีการถ่ายโอนของแข็งที่ทำหน้าที่เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาหรือตัวดูดซับ ไปยังหอค้อนสภาพ อีกทั้งสามารถดำเนินการแบบต่อเนื่องทำให้มีกำลังการผลิตที่สูง โดยลักษณะเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไรเซชันแบบหมุนเวียนได้แสดงไว้ในรูปที่ 2.14 ซึ่งโดยพื้นฐานแล้วเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไรเซชันแบบหมุนเวียนนั้นประกอบไปด้วย

2.1.8.1 หอไรเซออร์ (Riser) ส่วนนี้จะทำหน้าที่เกิดปฏิกิริยาหรือทำการดูดซับ โดยจะมีการป้อนของไหลจากด้านล่างของหอไรเซออร์ อนุภาคของแข็งในระบบนั้นจะเกิดการฟลูอิดไรเซชัน ช่วยให้อนุภาคของแข็งและของไหลสามารถสัมผัสกัน

2.1.8.2 ไซโคลน (Cyclone) เป็นส่วนที่อยู่ต่อจากไรเซออร์ทำหน้าที่แยกอนุภาคของแข็งและของไหลออกจากกัน โดยแก๊สผลิตภัณฑ์ของระบบจะถูกปล่อยออกด้านบนของไซโคลน ส่วนอนุภาคของแข็งนั้นจะถูกแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางของไซโคลนแล้วตกกลับลงมาด้านล่าง

2.1.8.3 หอดาวเนอร์ (Downer) เป็นส่วนต่อกับด้านล่างของไซโคลนทำหน้าที่ลำเลียงของแข็งกลับเข้าสู่ระบบอีกครั้ง นอกจากนี้ หอดาวเนอร์ยังสามารถทำการออกแบบให้เป็นหอค้อนสภาพสำหรับการคืนสภาพตัวเร่งปฏิกิริยาหรือตัวดูดซับให้พร้อมใช้งานอีกครั้ง

2.1.8.4 ท่อป้อนกลับ (Loop seal) เป็นส่วนที่เชื่อมระหว่างหอดาวเนอร์และหอไรเซออร์ ทำหน้าที่ป้องกันไม่ของไหลบริเวณไรเซออร์ไหลย้อนกลับเข้าไปยังดาวเนอร์



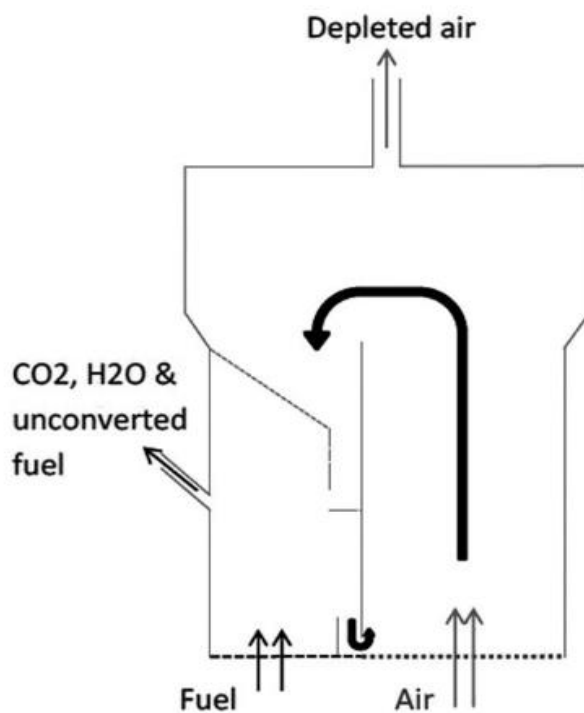
รูปที่ 2.14 เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน [31]

### 2.1.9 เครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน

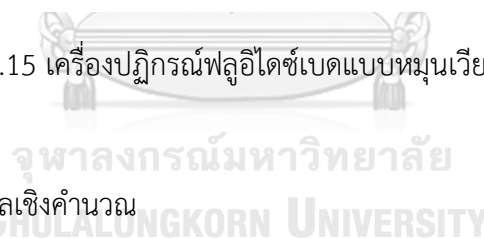
จากข้อมูลข้างต้นจะเห็นได้ว่าฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนนั้นประกอบไปด้วยส่วนต่าง ๆ มากมายส่งผลให้เกิดความยุ่งยากในการดำเนินการควบคุม อีกทั้งยังมีค่าก่อสร้างที่สูง และทำการขยายขนาดได้ยาก ในงานวิจัยนี้จึงได้สนใจในการศึกษาเครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่เป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่รวมทั้งไฮดรอลิก ไซโคลน หอดาวเนอร์ และท่อป้อนกลับ ไว้ในเครื่องปฏิกรณ์เครื่องเดียว

เครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน (Internally circulating fluidized bed reactor, ICFB) จะแบ่งออกเป็น 2 ฝั่งซึ่งทำหน้าที่เป็นไรเซอร์และดาวเนอร์ของระบบ บริเวณด้านล่างของทั้งสองฝั่งจากมีป้อนของไหลด้วยความเร็วที่ไม่เท่ากัน โดยความเร็วในการป้อนของไหลฝั่งไรเซอร์จะมีค่าที่สูงกว่าด้านดาวเนอร์ ส่งผลให้อนุภาคของแข็งนั้นจะไหลจากด้านไรเซอร์ไปยังดาวเนอร์ และบริเวณจุดเชื่อมระหว่างไรเซอร์และดาวเนอร์นั้นก็จะมีการมี loop seal ทำหน้าที่ป้องกันไม่ให้แก๊สไหลย้อนกลับ ดังแสดงในรูปที่ 2.15 โดยเครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้มีข้อดีคือมีค่าก่อสร้างที่น้อย ใช้พื้นที่น้อย สามารถดำเนินงานแบบต่อเนื่องได้ ควบคุมกระบวนการได้ง่าย อีกทั้งยังทำการขยายขนาดได้ง่ายอีกด้วย อย่างไรก็ตาม เครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้ยังมีข้อด้อยในเรื่องการรั่วไหลของแก๊ส

ระหว่างส่วนโรเซอร์และดาวเนอร์ ทำให้ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ลดลง งานวิจัยนี้จึงได้สนใจการปรับปรุงเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในเพื่อให้มีการร่วไหลของแก๊สที่ลดลงและเพิ่มประสิทธิภาพในการทำปฏิกิริยา



รูปที่ 2.15 เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน [10]



#### 2.1.10 พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ

พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (Computational Fluid Dynamics, CFD) เป็นเทคนิคที่ใช้ในการวิเคราะห์ปรากฏการณ์ต่าง ๆ ที่เกี่ยวข้องกับการไหล การถ่ายโอนความร้อน การกระจายตัวของอนุภาค รวมไปถึงปฏิกิริยาเคมีต่าง ๆ ที่เกิดขึ้นภายในระบบ โดยการใช้คอมพิวเตอร์ช่วยในการประมวลผลและหาคำตอบของสมการและสามารถนำมาประยุกต์ใช้ในการศึกษากระบวนการแก้ไขปัญหาด้านพลศาสตร์การไหล ตลอดจนใช้ในการออกแบบกระบวนการ อีกทั้งยังเป็นวิธีที่ช่วยประหยัดเวลา ประหยัดค่าใช้จ่ายในการทดลองออกแบบ และสามารถทำการศึกษากระบวนการในภาวะต่าง ๆ ได้โดยไม่เกิดอันตราย จึงทำให้พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณนั้นได้รับความนิยมอย่างแพร่หลาย โดยพื้นฐานของพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณคือการแก้ชุดสมการอนุรักษ์ (Conservation equations) ซึ่งประกอบไปด้วย 3 สมการหลักได้แก่ สมการอนุรักษ์โมเมนตัม (Conservation of



momentum) สมการอนุรักษ์มวล (Conservation of mass) และ สมการอนุรักษ์พลังงาน (Conservation of energy) [32] โดยการคำนวณนั้นจะขึ้นอยู่กับ สมการอนุพันธ์ย่อย (Partial differential equations) ที่ใช้อธิบายพฤติกรรมที่เกิดขึ้นของโจทย์ปัญหา เงื่อนไขขอบเขต (Boundary conditions) ของปัญหาที่ได้ทำการศึกษา และ รูปทรง (Geometry) ลักษณะรูปทรงของปัญหา ปัจจัยทั้งสามส่วนนี้จะส่งผลต่อคำตอบในการคำนวณ อย่างไรก็ตาม ในบางระบบจำเป็นต้องมีสมการอื่น ๆ เข้ามาเพิ่มเติมเพื่อให้สามารถอธิบายปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นของปัญหาได้ครอบคลุมและมีความแม่นยำมากขึ้น

ในงานวิจัยนี้ได้สนใจในการนำเครื่องปฏิกรณ์เครื่องฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนภายในมาประยุกต์ใช้กับปฏิกิริยาไรฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์โดยให้ด้านไรเซอร์นั้นเป็นการทำปฏิกิริยาระหว่างสารตั้งต้นกับตัวเร่งปฏิกิริยาของแข็ง และด้านดาวเนอร์ทำหน้าที่กำจัดไค้ที่เกิดขึ้นจากการทำปฏิกิริยา พร้อมทั้งนำพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณมาช่วยในการศึกษาพฤติกรรมของกระบวนการรวมถึงปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ และใช้ในการศึกษาออกแบบเครื่องฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนภายในรูปแบบต่าง ๆ ผ่านโปรแกรม ANSYS FLUENT

## 2.2 เอกสารงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Hassan และคณะ [33] พัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนภายในเพื่อศึกษาประสิทธิภาพการผสมของของแข็งสองชนิด โดยได้ทำการจำลองที่อัตราการป้อนอากาศที่แตกต่างกันและเปรียบเทียบประสิทธิภาพการผสมกับเครื่องปฏิกรณ์แบบฟองแก๊ส พบว่า อัตราการป้อนอากาศทั้งสองด้านมีผลต่ออัตราการวนกลับของของแข็งและเมื่อเปรียบเทียบกับเครื่องปฏิกรณ์แบบฟองแก๊ส โดยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนภายในให้ประสิทธิภาพการผสมที่สูงกว่า โดยเห็นได้จากภายในเครื่องปฏิกรณ์ของแข็งมีค่าที่ใกล้เคียงกันในแต่ละความสูงของเครื่องปฏิกรณ์

Zaabout [12] ศึกษาอุทกพลศาสตร์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนภายใน โดยทำการทดลองแบบไม่มีปฏิกิริยาที่มีการปรับค่าความสูงของเบด และอัตราการป้อนอากาศที่แตกต่างกัน โดยสนใจศึกษาอัตราการวนกลับของของแข็งและการร่วของแก๊สระหว่างสองด้านของเครื่องปฏิกรณ์ ผลที่ได้พบว่า การปรับเปลี่ยนอัตราการไหลอากาศจะส่งผลทำให้เกิดความไม่เท่ากัน

ของความดันทั้งสองด้านเพิ่มมากขึ้น ซึ่งจะส่งผลให้มีปริมาณแก๊สรั่วเพิ่มสูงขึ้น อย่างไรก็ตาม หากใช้ความเร็วที่ต่ำจะทำให้ของแข็งในระบบไม่สามารถวนกลับได้

Osman และคณะ [10] ศึกษากระบวนการเคมีคอลลูบปิงรีฟอร์มมิงในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนภายใน เพื่อแก้ปัญหาของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบทั่วไปที่การเพิ่มขนาดที่ความดันต่ำกว่าบรรยากาศนั้นทำได้ยาก ซึ่งเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนภายในสามารถแก้ปัญหาเหล่านี้ได้ง่ายกว่า ในงานวิจัยนี้ สนใจตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลต่อร้อยละการเปลี่ยนแปลง และความบริสุทธิ์ของแก๊สที่ได้ โดยสามารถผลิตแก๊สได้ที่ร้อยละการเปลี่ยนแปลงสูงสุดเท่ากับ 98 และความบริสุทธิ์เท่ากับ 91 เนื่องจากเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนภายในยังมีข้อเสียในเรื่องการรั่วไหลของแก๊สจากด้านเครื่องปฏิกรณ์อากาศไปยังเครื่องปฏิกรณ์รีฟอร์มเมอร์ โดยในงานวิจัยนี้ พบว่า เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนภายในมีค่าร้อยละการรั่วไหลของแก๊สเฉลี่ยอยู่ที่ร้อยละ 9

Osman และคณะ [34] ศึกษากระบวนการเผาไหม้แบบเคมีคอลลูบปิงโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนภายใน การศึกษาพิสูจน์ให้เห็นว่าเครื่องปฏิกรณ์เครื่องนี้สามารถดำเนินการได้ง่าย และสามารถควบคุมอัตราการวนกลับของโลหะออกไซด์ได้ในช่วงที่กว้าง โดยการปรับปริมาณเบดและการปรับความเร็วในการป้อนอากาศด้านเครื่องปฏิกรณ์อากาศ สำหรับการรั่วไหลของอากาศจากระหว่างเครื่องปฏิกรณ์เชื้อเพลิงและเครื่องปฏิกรณ์อากาศ งานวิจัยนี้ พบว่าการรั่วไหลของอากาศจะเพิ่มขึ้นเมื่อมีการใช้เบดที่เพิ่มมากขึ้น อย่างไรก็ตาม ในงานวิจัยสามารถผลิตคาร์บอนไดออกไซด์ได้ความเข้มข้นสูงสุดเท่ากับ 94%

Pichas และคณะ [35] ศึกษาจลนศาสตร์ของการรีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน โดยปฏิกิริยาเกิดที่ความดันบรรยากาศและต้องการอุณหภูมิสูงในการเกิดปฏิกิริยาโดยมีปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นมีดังนี้ ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ ปฏิกิริยาการย้อนกลับของปฏิกิริยาเปลี่ยนน้ำเป็นแก๊ส และ ปฏิกิริยาการเกิดไค้ก โดยปฏิกิริยาปฏิกิริยาการย้อนกลับของปฏิกิริยาเปลี่ยนน้ำเป็นแก๊ส ซึ่งเป็นปฏิกิริยาข้างเคียงที่เกิดขึ้นนั้น เป็นการเปลี่ยนรูปของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์กับไฮโดรเจนเป็นน้ำและคาร์บอนมอนอกไซด์ ส่งผลให้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีอัตราส่วนของแก๊สไฮโดรเจนต่อคาร์บอนไดออกไซด์ที่ลดลง ทั้งนี้ ขึ้นอยู่กับอัตราส่วนของมีเทนต่อคาร์บอนไดออกไซด์ โดยอัตราส่วนที่เหมาะสมเพื่อให้ได้แก๊สไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์ไม่ต่ำกว่า 1 คือ มีเทนต่อคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับ 1:1

Benguerba และคณะ [13] ทำการพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนโดยใช้ निकเกิลเป็นตัวเร่งในเครื่องปฏิกรณ์สามแบบ ได้แก่ เครื่องปฏิกรณ์เบดนิ่ง เครื่องปฏิกรณ์เมมเบรนที่ความหนาเมมเบรน เท่ากับ 61 ไมโครเมตร และ เครื่องปฏิกรณ์เมมเบรนที่ความหนาเมมเบรน เท่ากับ 125 ไมโครเมตร พร้อมทั้งได้พิจารณาปฏิกิริยาการสลายตัวของโค้กพร้อมด้วย โดยได้ศึกษาผลของชนิดเครื่องปฏิกรณ์ และ อุณหภูมิผนัง ที่ส่งผลปฏิกิริยา พบว่า ในช่วงอุณหภูมิ 720 – 880 K นั้น ปริมาณการเกิดโค้กของทั้งสามเครื่องปฏิกรณ์มีปริมาณที่ใกล้เคียงกัน แต่เมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 880K เครื่องปฏิกรณ์เมมเบรนที่ความหนาของเมมเบรน 125 ไมโครเมตร และ 61 ไมโครเมตร เกิดโค้กขึ้นน้อยกว่า เครื่องปฏิกรณ์เบดนิ่ง และที่อุณหภูมิของผนังเท่ากับ 880 K เป็นอุณหภูมิที่ให้อัตราส่วนของไฮโดรเจนต่อคาร์บอนมอนอกไซด์สูงที่สุดในทั้งสามเครื่องปฏิกรณ์ซึ่งสอดคล้องกับผลการทดลอง ผลที่ได้แสดงให้เห็นว่าเครื่องปฏิกรณ์เมมเบรนมีความสามารถในการผลิตแก๊สไฮโดรเจนบริสุทธิ์ได้ และแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสามารถใช้เป็นตัวแทนของเครื่องปฏิกรณ์ในการใช้ศึกษาปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน

### บทที่ 3

#### วิธีการดำเนินงานวิจัย

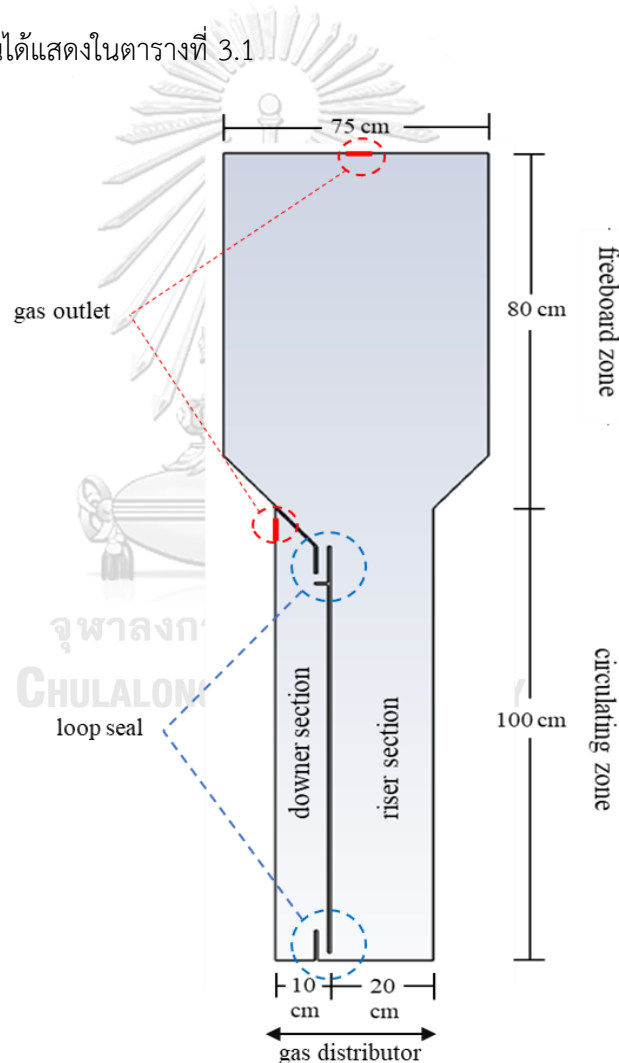
##### 3.1 ข้อมูลเบื้องต้น

การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณในงานวิจัยนี้จะทำการจำลองการไหลภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนภายใน โดยมุ่งเน้นไปในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ของสารที่อยู่ภายในเครื่องปฏิกรณ์และปฏิกิริยารีดอกซ์คาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน ซึ่งงานวิจัยนี้ได้แบ่งการศึกษาออกเป็น 3 ส่วน ส่วนที่หนึ่ง คือ การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่ไม่มีปฏิกิริยาเคมี โดยใช้ระบบการจำลองแบบ 2 มิติ เปรียบเทียบผลกับการทดลองของ Zaabout [12] ส่วนที่สอง คือ การสร้างแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีของปฏิกิริยารีดอกซ์คาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน โดยใช้ระบบการจำลองแบบ 3 มิติของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบด และเปรียบเทียบผลการคำนวณที่ได้ผลการทดลองของ Zambrano และคณะ [36] ที่ได้ทำการศึกษาปฏิกิริยารีดอกซ์คาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนโดยมีนิเกิลบนตัวรองรับอลูมินาเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา และในส่วนที่สาม คือ การศึกษาปฏิกิริยารีดอกซ์คาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนโดยมีนิเกิลบนตัวรองรับอลูมินาเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนภายในเมื่อมีการปรับเปลี่ยนการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์

##### 3.2 การสร้างแบบจำลองเครื่องฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนภายใน

ในงานวิจัยนี้ได้เริ่มจากการสร้างรูปทรงทางเรขาคณิตของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนภายในผ่านการออกแบบด้วยโปรแกรม Design modeler เพื่อใช้สำหรับการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ โดยได้ทำการวาดออกมาเป็นรูป 2 มิติ ที่มีความหนาเท่ากับ 0.015 เมตร ซึ่งอ้างอิงจากงานวิจัยของ Zaabout [12] เครื่องปฏิกรณ์ประกอบไปด้วยส่วนฟรีบอร์ด (Freeboard zone) บริเวณด้านบนทำหน้าที่ชะลอความเร็วของอนุภาค ที่มีกว้าง 75 เซนติเมตร สูง 80 เซนติเมตร และส่วนหมุนเวียน (Circulation zone) บริเวณด้านล่างที่เป็นบริเวณที่มีการหมุนเวียนของอนุภาค ที่มีความกว้าง 30 เซนติเมตร สูง 100 เซนติเมตร ซึ่งส่วนหมุนเวียนนี้จะถูกแบ่งออกเป็นด้านไรเซอร์และด้านดาวเนอร์ กว้าง 20 เซนติเมตร และ 10 เซนติเมตรตามลำดับ พร้อมทั้งช่องระหว่างด้านไรเซอร์กับดาวเนอร์ และความกว้างของทางออกแก๊สขนาดความกว้าง 2 เซนติเมตร สูง 6.6 เซนติเมตร ทำหน้าที่ป้องกันไม่ให้แก๊สไหลย้อนกลับระหว่างด้านไรเซอร์และด้านดาวเนอร์ และที่บริเวณด้านบนของส่วนไรเซอร์และส่วนดาวเนอร์ได้มีช่องทางออกขนาด 1 เซนติเมตร

ดังแสดงในรูปที่ 3.1 เมื่อได้รูปทรงเรขาคณิตของแบบจำลองแล้วจึงได้ทำการทำการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ โดยใช้ข้อมูลของแข็งขนาด 200 ไมโครเมตร ความหนาแน่น 2500 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร และมีการป้อนอากาศที่มีความหนืด  $1.78 \times 10^{-5}$  กิโลกรัมต่อเมตร วินาที ความหนาแน่น 1.21 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร เพื่อทำการเปรียบเทียบผลการคำนวณกับผลการทดลองของ Zaabout [12] อนุภาคของแข็งได้ถูกใส่ไว้ในส่วนไรเซอร์และส่วนดาวเนอร์ถึงระดับความสูง 18.37 เซนติเมตรด้วยสัดส่วนช่องว่างต่อของแข็งเท่ากับ 0.6 พร้อมกับมีการป้อนอากาศในส่วนไรเซอร์และส่วนดาวเนอร์ด้วยความเร็วป้อนเข้า 1.37 เมตรต่อวินาทีและ 0.30 เมตรต่อวินาที ตามลำดับ โดยรายละเอียดตัวแปรที่ใช้ในการสร้างแบบจำลองเครื่องฟลูอิดิซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในได้แสดงในตารางที่ 3.1



รูปที่ 3.1 แผนภาพของเครื่องฟลูอิดิซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน

ตารางที่ 3.1 รายละเอียดตัวแปรที่ใช้ในการสร้างแบบจำลองเครื่องฟลูอิดซ์เบตแบบหมุนเวียนภายใน

ตัวแปร	ค่า	หน่วย
ความหนาแน่นของอนุภาคของแข็ง	2,500	กิโลกรัมต่อ ลูกบาศก์เมตร
ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาค	200	ไมโครเมตร
ระดับความสูงของของแข็งเริ่มต้น	18.37	เซนติเมตร
สัดส่วนช่องว่าง	0.4	-
ความหนาแน่นของแก๊ส (อากาศ)	1.21	กิโลกรัมต่อ ลูกบาศก์เมตร
ความหนืดของแก๊ส (อากาศ)	$1.78 \times 10^{-5}$	กิโลกรัมต่อ เมตรวินาที
ความเร็วในการป้อนแก๊สที่ด้านไรเซอร์ ( $u_r$ )	1.37	เมตรต่อวินาที
ความเร็วในการป้อนแก๊สที่ด้านดาวเนอร์ ( $u_d$ )	0.30	เมตรต่อวินาที
อัตราส่วนความเร็วในการป้อนแก๊ส ( $u_r/u_d$ )	4.567	-
อุณหภูมิของแก๊สป้อนเข้า	298	เคลวิน
อุณหภูมิของระบบเริ่มต้น	298	เคลวิน
ขนาดขั้นเวลา (Time step size)	0.001	วินาที

### 3.3 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์

ในงานวิจัยนี้มีการใช้สมการทางทางคณิตศาสตร์ต่อไปนี้ในการคำนวณผ่านโปรแกรมสำเร็จ  
ANSYS FLUENT

#### 3.3.1 สมการอนุรักษ์มวล (mass conservation equations)

วัฏภาคแก๊ส

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_g \rho_g) + \nabla \cdot (\epsilon_g \rho_g \vec{v}_g) = 0 \quad (3.1)$$

วัฏภาคของแข็ง

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_s \rho_s) + \nabla \cdot (\epsilon_s \rho_s \vec{v}_s) = 0 \quad (3.2)$$

เมื่อ	$\epsilon_g$	คือ	สัดส่วนโดยปริมาตรของวัฏภาคแก๊ส (-)
	$\epsilon_s$	คือ	สัดส่วนโดยปริมาตรของวัฏภาคของแข็ง (-)
	$\rho_g$	คือ	ความหนาแน่นของวัฏภาคแก๊ส (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
	$\rho_s$	คือ	ความหนาแน่นของวัฏภาคของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
	$\vec{v}_g$	คือ	ความเร็วของวัฏภาคแก๊ส (เมตรต่อวินาที)
	$\vec{v}_s$	คือ	ความเร็วของวัฏภาคของแข็ง (เมตรต่อวินาที)
	$t$	คือ	เวลา (วินาที)

โดย ค่าสัดส่วนโดยปริมาตรของวัฏภาคแก๊ส ( $\epsilon_g$ ) และของแข็ง ( $\epsilon_s$ ) มีค่ารวมกันเท่ากับ 1

#### 3.3.2 สมการอนุรักษ์โมเมนตัม (momentum conservation equations)

วัฏภาคแก๊ส

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_g \epsilon_g \vec{v}_g) + \nabla \cdot (\epsilon_g \rho_g \vec{v}_g \vec{v}_g) = -\epsilon_g \nabla p + \nabla \cdot \bar{\tau}_g + \epsilon_g \rho_g \vec{g} - K_{gs}(\vec{v}_g - \vec{v}_s) \quad (3.3)$$

วัฏภาคของแข็ง

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_s \epsilon_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\epsilon_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) = -\epsilon_s \nabla p + \nabla \cdot \bar{\tau}_s - \nabla \cdot p_s + \epsilon_s \rho_s \vec{g} + K_{gs}(\vec{v}_g - \vec{v}_s) \quad (3.4)$$

เมื่อ	$\bar{\tau}_g$	คือ	ความเค้นเทนเซอร์ของแก๊ส (ปาสคาล)
	$\bar{\tau}_s$	คือ	ความเค้นเทนเซอร์ของของแข็ง (ปาสคาล)

$p_g$	คือ	ความดันของแก๊ส (ปาสคาล)
$p_s$	คือ	ความดันของแข็ง (ปาสคาล)
$K_{gs}$	คือ	แบบจำลองแรงต้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างภูมิภาคแก๊ส-ของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตรวินาที)
$\vec{g}$	คือ	ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วง (เมตรต่อวินาทีกำลังสอง)

3.3.3 สมการอนุรักษ์พลังงานเนื่องจากการกวัดแกว่ง (fluctuating kinetic energy conservation equations) ของภูมิภาคของแข็ง

$$\frac{3}{2} \left[ \frac{\partial}{\partial t} (\rho_s \varepsilon_s \theta_s) + \nabla \cdot (\rho_s \varepsilon_s \vec{v}_s \theta_s) \right] = (-\nabla p_s \bar{I} + \bar{\tau}_s) \nabla \vec{v}_s + \nabla \cdot (\kappa_s \nabla \theta_s) - \gamma_s \quad (3.5)$$

เมื่อ	$\bar{I}$	คือ	เทนเซอร์เอกลักษณ์ (-)
	$\theta_s$	คือ	พลังงานจลน์เนื่องจากการกวัดแกว่งของอนุภาค (ตารางเมตรต่อวินาทีกำลังสอง)
	$\kappa_s$	คือ	พลังงานกวัดแกว่งเนื่องจากการนำ (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)
	$\gamma_s$	คือ	พลังงานกวัดแกว่งเนื่องจากการชนแบบไม่ยืดหยุ่น (กิโลกรัมต่อเมตรวินาทีกำลังสาม)

พลังงานกวัดแกว่งเนื่องจากการนำถูกกำหนดโดยค่าพลังงานการแพร่กระจายของอนุภาคขนาดเล็ก

$$\kappa_s = \frac{150 d_s \rho_s \sqrt{\theta_s \pi}}{384 (1 + e_{ss}) g_{0,ss}} \left[ 1 + \frac{6}{5} (1 + e_{ss}) \varepsilon_s g_{0,ss} \right]^2 + 2 \rho_s \varepsilon_s^2 d_s (1 + e_{ss}) g_{0,ss} \left( \frac{\theta_s}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3.6)$$

อัตราการกระจายตัวของพลังงานจลน์การกวัดแกว่งที่เกิดจากการชนกันของอนุภาคของของแข็งที่ไม่ยืดหยุ่น แสดงดังสมการที่ 3.7

$$\gamma_s = \frac{12 (1 - e_{ss}^2) g_{0,ss}}{d_s \sqrt{\pi}} \rho_s \varepsilon_s^2 \theta_s^{3/2} \quad (3.7)$$

เมื่อ	$g_{0,ss}$	คือ	ฟังก์ชันการกระจายตัวในแนวรัศมี (-)
	$\varepsilon_s$	คือ	สัดส่วนโดยปริมาตรของอนุภาคของแข็ง (-)
	$e_{ss}$	คือ	สัมประสิทธิ์การชนระหว่างอนุภาคของแข็ง (-)
	$d_s$	คือ	เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคของแข็ง (เมตร)



### 3.3.4 สมการอนุรักษ์พลังงาน (energy conservation equations)

วัฏภาคแก๊ส

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_g \rho_g h_g) + \nabla \cdot (\epsilon_g \rho_g \vec{v}_g h_g) = -\epsilon_g \frac{\partial p_g}{\partial t} + \bar{\tau}_g \nabla \vec{v}_g + S_g + \vec{Q}_{gs} \quad (3.8)$$

วัฏภาคของแข็ง

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_s \rho_s h_s) + \nabla \cdot (\epsilon_s \rho_s \vec{v}_s h_s) = -\epsilon_s \frac{\partial p_s}{\partial t} + \bar{\tau}_s \nabla \vec{v}_s + S_s + \vec{Q}_{gs} \quad (3.9)$$

เมื่อ  $h_g$  คือ เอนทัลปีของวัฏภาคแก๊ส (จุลต่อเคลวิน)

โดยกำหนดให้  $h_g = \int c_{p,g} dT_g$

$h_s$  คือ เอนทัลปีของวัฏภาคของแข็ง (จุลต่อเคลวิน)

โดยกำหนดให้  $h_s = \int c_{p,s} dT_s$

$S$  คือ ปริมาณความร้อนที่ได้จากแหล่งอื่นๆ ที่นิยามขึ้น (จุลต่อลูกบาศก์เมตรวินาที)

$\vec{Q}_{gs}$  คือ ความเข้มข้นในการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างเฟส (จุลต่อลูกบาศก์เมตรวินาที)

### 3.3.5 สมการอนุรักษ์องค์ประกอบ (species conservation equations)

วัฏภาคแก๊ส

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_g \rho_g X_i) + \nabla \cdot (\epsilon_g \rho_g \vec{v}_g X_i) = -\nabla \epsilon_g J_i + \Sigma r \quad (3.10)$$

วัฏภาคของแข็ง

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_s \rho_s X_i) + \nabla \cdot (\epsilon_s \rho_s \vec{v}_s X_i) = -\nabla \epsilon_s J_i + \Sigma r \quad (3.11)$$

เมื่อ  $X_i$  คือ สัดส่วนโดยมวลขององค์ประกอบ (-)

$J_i$  คือ ฟลักซ์การแพร่ขององค์ประกอบ (กิโลกรัมต่อตารางเมตรวินาที)

$r$  คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยา (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตรวินาที)

โดยความเค้นเทนเซอร์ของทั้งสองวัฏภาคในการแก้สมการอนุรักษ์สามารถทำได้ดังนี้

วัฏภาคแก๊ส

$$\bar{\tau}_g = \epsilon_g \mu_g (\nabla \vec{v}_g + \nabla \vec{v}_g^T) - \epsilon_g \left( \frac{2}{3} \mu_g \right) \nabla \cdot \vec{v}_g \bar{I} \quad (3.11)$$

วัฏภาคของแข็ง

$$\bar{\tau}_s = \varepsilon_s \mu_s (\nabla \vec{v}_s + \nabla \vec{v}_s^T) - \varepsilon_s \left( \xi_s - \frac{2}{3} \mu_s \right) \nabla \cdot \vec{v}_s \bar{I} \quad (3.12)$$

เมื่อ  $\xi_s$  คือ ความหนืดรวม (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)

$\mu_s$  คือ ความหนืดเนื่องจากความเค้น (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)

เพื่อแก้สมการที่ (3.11) และ (3.12) ตัวแปรที่อยู่ในพจน์สามารถหาได้ดังนี้

$$\mu_s = \mu_{s,col} + \mu_{s,kin} \quad (3.13)$$

$$\mu_{s,col} = \frac{4}{5} \varepsilon_s \rho_s d_s g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \left( \frac{\theta_s}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3.14)$$

$$\mu_{s,kin} = \frac{10 \rho_s d_s \sqrt{\theta_s \pi}}{96 \varepsilon_s (1 + e_{ss}) g_{0,ss}} \left[ 1 + \frac{4}{5} g_{0,ss} \varepsilon_s (1 + e_{ss}) \right]^2 \quad (3.15)$$

$$\xi_s = \frac{4}{3} \varepsilon_s \rho_s d_s g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \left( \frac{\theta_s}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3.16)$$

$$g_{0,ss} = \left[ 1 - \left( \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_{s,max}} \right)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1} \quad (3.17)$$

เมื่อ  $\mu_{s,col}$  คือ ความหนืดของการชนกัน (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)

$\mu_{s,kin}$  คือ ความหนืดจลนศาสตร์ (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)

$\varepsilon_{s,max}$  คือ การอัดเรียงตัวอย่างหนาแน่นที่สุดของสัณฐานโดยปริมาตรของแข็ง

สมการความดันของอนุภาค (solid pressure) ประกอบด้วย 2 พจน์ คือ สมการจลนศาสตร์ และสมการเนื่องจากการชนกันของอนุภาค ซึ่งค่าของสัณฐานโดยปริมาตรของแข็งต้องมีค่าน้อยกว่าค่าสูงสุดในการอัดตัว

$$p_s = \varepsilon_s \rho_s \theta_s + 2 \rho_s (1 + e_{ss}) \varepsilon_s^2 g_{0,ss} \theta_s \quad (3.18)$$

### 3.3.6 แบบจำลองสัมประสิทธิ์แรงต้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาค (interphase exchange coefficient model)

Gidaspow drag model

กรณีที่  $\epsilon_g$  มากกว่า 0.8

$$K_{gs} = \frac{3}{4} C_D \frac{\epsilon_s \epsilon_g \rho_g |\vec{v}_s - \vec{v}_g|}{d_s} \epsilon_g^{-2.65} \quad (3.19)$$

กรณีที่  $\epsilon_g$  น้อยกว่าหรือเท่ากับ 0.8

$$K_{gs} = 150 \frac{(1-\epsilon_g)^2 \mu_g}{\epsilon_g d_s^2} + 1.75 \frac{\rho_g \epsilon_s |\vec{v}_s - \vec{v}_g|}{d_s} \quad (3.20)$$

เมื่อ สัมประสิทธิ์แรงต้านทานการเคลื่อนที่ ( $C_D$ ) คำนวณได้จากสมการ

$$C_D = \frac{24}{Re_k} (1 + 0.15 Re_k^{0.687}) \quad (3.21)$$

เรย์โนลด์นัมเบอร์ ( $Re_k$ ) คำนวณได้จากสมการ

$$Re_k = \frac{\rho_g d_s \epsilon_g |\vec{v}_s - \vec{v}_g|}{\mu_g} \quad (3.22)$$

### 3.4 การศึกษาการแบ่งช่องคำนวณที่เหมาะสม

ในการศึกษาพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณนั้นเป็นการคำนวณผ่านการแบ่งรูปเรขาคณิตให้เป็นช่องการคำนวณเล็ก ๆ จำนวนมาก ทำให้จำเป็นต้องมีการศึกษาการแบ่งช่องคำนวณที่เหมาะสม โดยจำนวนของช่องการคำนวณนั้นจะส่งผลกับความแม่นยำในการคำนวณทำให้การพิจารณาการแบ่งช่องคำนวณที่เหมาะสมสามารถดูได้จากการลู่เข้าสู่คำตอบ ซึ่งการแบ่งช่องการคำนวณจำนวนมากนั้นจะส่งผลให้การคำนวณมีความละเอียดและลู่เข้าสู่คำตอบได้ดีกว่าการแบ่งช่องการคำนวณจำนวนน้อย อย่างไรก็ตาม การเพิ่มช่องการคำนวณจะทำให้ใช้เวลาในการคำนวณมากขึ้น โดยในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาการแบ่งช่องการคำนวณโดยทำการแบ่งช่องการคำนวณเป็น 15,000 30,000 และ 45,000 เซลล์ ดังแสดงในตารางที่ 3.2

ตารางที่ 3.2 การแบ่งจำนวนช่องการคำนวณที่ใช้ในงานวิจัย

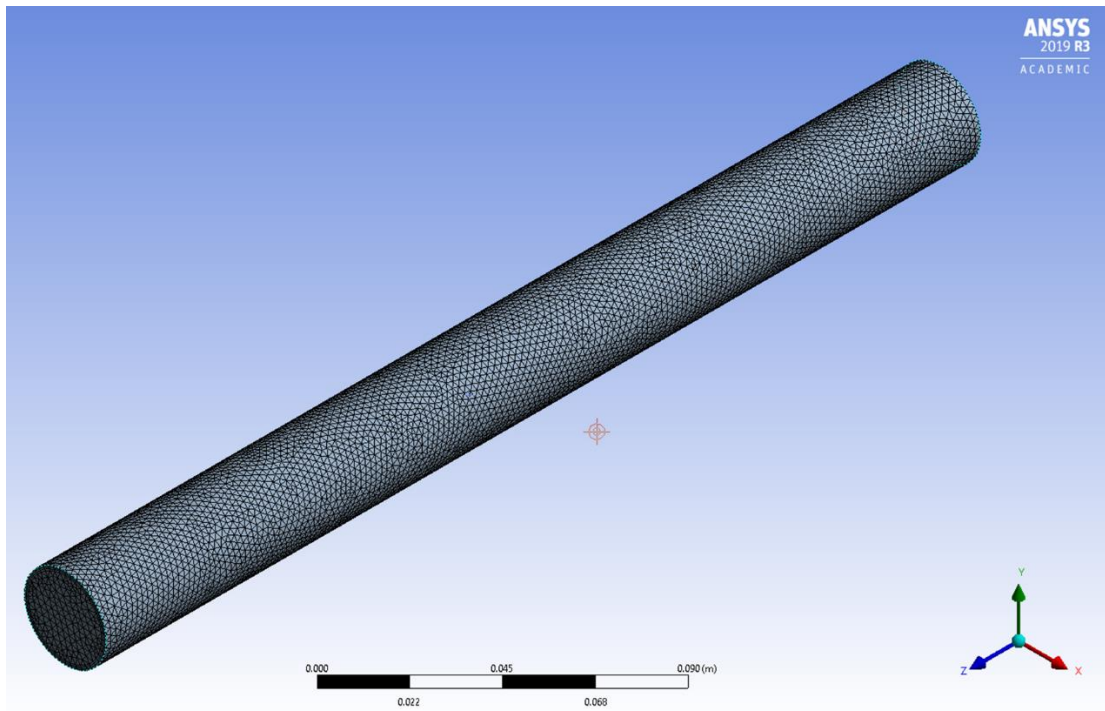
การทดลองที่	จำนวนช่องการคำนวณ (เซลล์)	ขนาดขั้นเวลา (วินาที)	จำนวนขั้นเวลา (ขั้น)
1	15,000 (Coarse grid)	0.001	25000
2	30,000 (Medium grid)	0.001	25000
3	45,000 (Fine grid)	0.001	25000

### 3.5 การศึกษาเวลาที่เหมาะสมในการคำนวณ

การศึกษาเวลาที่เหมาะสมในการคำนวณของพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ เป็นการหาเวลาที่กระบวนการที่ทำการศึกษานั้นเข้าสู่ภาวะคงตัวหรือเสมือนคงตัว เนื่องจากในช่วงแรกของการคำนวณนั้นกระบวนการจะมีความปั่นป่วนทำให้การนำข้อมูลในช่วงเวลาดังกล่าวมาพิจารณานั้นจะทำให้ผลการคำนวณที่ได้มีค่าที่คลาดเคลื่อน ดังนั้น การหาเวลาที่เหมาะสมในการคำนวณจะทำให้เราสามารถตัดข้อมูลการคำนวณสำหรับนำไปทำการวิเคราะห์ผลได้แม่นยำมากขึ้น

### 3.6 การสร้างแบบจำลองปฏิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน

งานวิจัยในส่วนที่ 2 เป็นการสร้างแบบจำลองปฏิริยารีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ของมีเทน ผ่านการสร้างแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณเครื่องฟลูอิดเบดแบบพองแก๊ส โดยใช้รูปทรงเรขาคณิตเป็นรูป 3 มิติ ลักษณะเป็นทรงกระบอกเส้นผ่านศูนย์กลาง 2.8 เซนติเมตร สูง 30 เซนติเมตร มีจำนวนช่องการคำนวณ 170,000 เซลล์ ดังแสดงในรูปที่ 3.2 พร้อมทั้งใช้สมการในการคำนวณปฏิริยาเคมีที่เกิดขึ้น โดยอ้างอิงจากงานวิจัยของ Benguerba และคณะ [13] ดังแสดงในตารางที่ 3.3 -3.4 พร้อมเปรียบเทียบผลการคำนวณกับผลการทดลองของ Zambrano และคณะ [40] ที่ได้ทำการศึกษาปฏิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนในเครื่องฟลูอิดเบดแบบพองแก๊ส



รูปที่ 3.2 รูปทรงเรขาคณิตของเครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบฟองแก๊สในงานวิจัย

ในการจำลองกระบวนการได้ใช้อนุภาคของแข็งขนาดเท่ากับ 200 ไมโครเมตร ความหนาแน่น 3,000 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร เป็นตัวแทนของตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลบนตัวรองรับอลูมินา โดยได้ทำการใส่ไปในเครื่องปฏิกรณ์จนมีความสูง 11 เซนติเมตร ที่อัตราส่วนช่องว่างเท่ากับ 0.57 ในบริเวณด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์มีการป้อนแก๊สผสมด้วยอัตราส่วนโดยโมล มีเทนต่อคาร์บอนไดออกไซด์ต่อไนโตรเจนเท่ากับ 0.4 : 0.4 : 0.2 ที่มีอุณหภูมิ 550 °C ด้วยความเร็ว 0.5 เมตรต่อวินาที และใช้ขนาดขั้นเวลาเท่ากับ 0.0001 วินาที โดยรายละเอียดตัวแปรที่ใช้ในการสร้างแบบจำลองปฏิกิริยาอาร์พอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนได้แสดงในตารางที่ 3.5

ตารางที่ 3.3 สมการอัตราการผลิตปฏิกิริยาเคมี [13]

ปฏิกิริยาเคมี	สมการอัตราการผลิตปฏิกิริยาเคมี
$\text{CO}_2 + \text{CH}_4 \leftrightarrow 2\text{H}_2 + 2\text{CO}$	$r_1 = \frac{k_1 K_{\text{CO}_2,1} K_{\text{CH}_4,1} P_{\text{CH}_4} P_{\text{CO}_2}}{(1 + K_{\text{CO}_2,1} P_{\text{CO}_2} + K_{\text{CH}_4,1} P_{\text{CH}_4})^2} \times \left(1 - \frac{(P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2})^2}{K_{\text{P},1} (P_{\text{CH}_4} P_{\text{CO}_2})}\right)$
$\text{CO}_2 + \text{H}_2 \leftrightarrow \text{H}_2\text{O} + \text{CO}$	$r_2 = \frac{k_2 K_{\text{CO}_2,2} K_{\text{H}_2,2} P_{\text{H}_2} P_{\text{CO}_2}}{(1 + K_{\text{CO}_2,2} P_{\text{CO}_2} + K_{\text{H}_2,2} P_{\text{H}_2})^2} \times \left(1 - \frac{P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2\text{O}}}{K_{\text{P},2} (P_{\text{CO}_2} P_{\text{H}_2})}\right)$
$\text{CH}_4 \leftrightarrow 2\text{H}_2 + \text{C}$	$r_3 = \frac{k_3 K_{\text{CH}_4,3}}{\left(1 + K_{\text{CH}_4,3} P_{\text{CH}_4} + \frac{(P_{\text{H}_2})^{1.5}}{K_{\text{H}_2,3}}\right)^2} \times \left(P_{\text{CH}_4} - \frac{P_{\text{H}_2}}{K_{\text{P},3}}\right)$
$\text{C} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{H}_2 + \text{CO}$	$r_4 = \frac{\left(\frac{k_4}{K_{\text{H}_2\text{O},4}}\right) \times \left(\frac{P_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{H}_2}} - \frac{P_{\text{CO}}}{K_{\text{P},4}}\right)}{\left(1 + K_{\text{CO},4} P_{\text{CO}} + \frac{1}{K_{\text{H}_2\text{O},4}} \frac{P_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{H}_2}} + \frac{(P_{\text{H}_2})^{1.5}}{K_{\text{H}_2,4}}\right)^2}$
$\text{C} + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2\text{CO}$	$r_5 = \frac{\left(\frac{k_5}{K_{\text{CO},5} K_{\text{CO}_2,5}}\right) \times \left(\frac{P_{\text{CO}_2}}{P_{\text{CO}}} - \frac{P_{\text{CO}}}{K_{\text{P},5}}\right)}{\left(1 + K_{\text{CO},5} P_{\text{CO}} + \frac{1}{K_{\text{CO},5} K_{\text{CO}_2,5}} \frac{P_{\text{CO}}}{P_{\text{CO}_2}}\right)^2}$

ตารางที่ 3.4 ค่าเทอร์โมไดนามิกส์และค่าคงที่ของปฏิกิริยาเคมี [13]

ตัวแปร	ค่า	ตัวแปร	ค่า
$k_1$	$1.29 \times 10^6 \exp\left(-\frac{102065}{RT}\right)$	$K_{H_2O,4}$	$4.73 \times 10^{-6} \exp\left(+\frac{97770}{RT}\right)$
$k_2$	$0.35 \times 10^6 \exp\left(-\frac{81030}{RT}\right)$	$K_{CO,4}$	$3.49 \exp\left(-\frac{0}{RT}\right)$
$k_3$	$6.95 \times 10^3 \exp\left(-\frac{58893}{RT}\right)$	$K_{H_2,4}$	$1.83 \times 10^{13} \exp\left(-\frac{216145}{RT}\right)$
$k_4$	$5.55 \times 10^9 \exp\left(-\frac{166397}{RT}\right)$	$K_{CO,5}$	$7.34 \times 10^{-6} \exp\left(+\frac{100395}{RT}\right)$
$k_5$	$1.34 \times 10^{15} \exp\left(-\frac{243835}{RT}\right)$	$K_{CO_2,5}$	$2.81 \times 10^7 \exp\left(-\frac{104085}{RT}\right)$
$K_{CO_2,1}$	$2.61 \times 10^{-2} \exp\left(+\frac{37641}{RT}\right)$	$K_{P,1}$	$6.78 \times 10^{14} \exp\left(-\frac{259660}{RT}\right)$
$K_{CH_4,1}$	$2.60 \times 10^{-2} \exp\left(+\frac{40684}{RT}\right)$	$K_{P,2}$	$56.4971 \exp\left(-\frac{36580}{RT}\right)$
$K_{CO_2,2}$	$5.77 \times 10^{-1} \exp\left(+\frac{9262}{RT}\right)$	$K_{P,3}$	$2.95 \times 10^5 \exp\left(-\frac{84400}{RT}\right)$
$K_{H_2,2}$	$1.494 \exp\left(+\frac{6025}{RT}\right)$	$K_{P,4}$	$1.3827 \times 10^7 \exp\left(-\frac{125916}{RT}\right)$
$K_{CH_4,3}$	$0.21 \exp\left(-\frac{567}{RT}\right)$	$K_{P,5}$	$1.9393 \times 10^9 \exp\left(-\frac{168527}{RT}\right)$
$K_{H_2,3}$	$5.18 \times 10^7 \exp\left(-\frac{133210}{RT}\right)$		

เมื่อ  $T$  คือ อุณหภูมิ (เคลวิน)

$R$  คือ ค่าคงที่ของแก๊ส ( $8.314 \times 10^{-5}$  ลูกบาศก์เมตร บาร์ต่อโมล เคลวิน)

- P** คือ ความดันย่อยของแก๊ส (บาร์)
- r** คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยา (โมลต่อกิโลกรัม วินาที)
- k** คือ ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี
- K** คือ ค่าคงที่สมดุล

ตารางที่ 3.5 รายละเอียดตัวแปรที่ใช้ในการสร้างแบบจำลองปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน

ตัวแปร	ค่า	หน่วย
ความหนาแน่นของอนุภาคของแข็ง	3,000	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาค	200	ไมโครเมตร
ความสูงของแข็งเริ่มต้นภายในระบบ	11	เซนติเมตร
สัดส่วนช่องว่าง	0.57	-
ความเร็วในการป้อนแก๊ส	0.5	เมตรต่อวินาที
อัตราส่วนโดยโมลแก๊สป้อนเข้า ( $\text{CH}_4:\text{CO}_2:\text{N}_2$ )	0.4:0.4:0.2	-
อุณหภูมิของแก๊สป้อนเข้าระบบ	550	องศาเซลเซียส
อุณหภูมิของระบบเริ่มต้น	550	องศาเซลเซียส
ขนาดขั้นเวลา (Time step size)	0.0001	วินาที



### 3.7 การศึกษาปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนภายในเครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในเมื่อมีการปรับเปลี่ยนการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์

งานวิจัยในส่วนที่ 3 เป็นการศึกษาปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนภายในเครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในเมื่อมีการปรับเปลี่ยนการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ เป็นการนำแบบจำลองปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนจากส่วนที่ 2 มาปรับใช้ในรูปเรขาคณิตที่เป็นเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่ได้จากส่วนที่ 1 โดยเนื่องจากการเกิดโค้กภายในเครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในเกิดขึ้นในปริมาณที่ต่ำอีกทั้งปฏิกิริยาฟื้นฟูสภาพตัวเร่งปฏิกิริยา เกิดขึ้นได้เร็วกว่าปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนทำให้ในงานวิจัยนี้ได้กำหนดให้เมื่อของแข็งจากดาวเนอร์ผ่านเข้ามาทางด้านไรเซอร์ ของแข็งดังกล่าวจะถือว่าผ่านปฏิกิริยาฟื้นฟูสภาพเรียบร้อยแล้ว โดยมีสัดส่วนโดยมวลเท่ากับเท่ากับตัวเร่งปฏิกิริยา 99% และโค้ก 1% โดยน้ำหนัก ซึ่งอนุภาคของแข็งที่เป็นตัวแทนของตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลบนตัวรองรับอลูมินามีขนาดเท่ากับ 200 ไมโครเมตร ความหนาแน่น 3,000 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร อัตราการป้อนอากาศในส่วนไรเซอร์และส่วนดาวเนอร์ด้วยความเร็วป้อนเข้า 1.37 เมตรต่อวินาทีและ 0.30 เมตรต่อวินาที ตามลำดับ ในด้านไรเซอร์ได้มีการป้อนแก๊สผสมด้วยอัตราส่วนโดยโมลมีเทนต่อคาร์บอนไดออกไซด์ต่อไนโตรเจนเท่ากับ 0.4 : 0.4 : 0.2 ที่มีอุณหภูมิ 550 °C ด้วยความเร็ว 1.37 เมตรต่อวินาที และด้านดาวเนอร์ได้มีการป้อนอากาศที่มีอัตราส่วนโดยโมลของออกซิเจนต่อไนโตรเจนเท่ากับ 0.21:0.79 ที่อุณหภูมิ 550 °C ด้วยความเร็ว 0.30 เมตรต่อวินาที โดยรายละเอียดตัวแปรที่ใช้ในการสร้างแบบจำลองเครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในได้แสดงในตารางที่ 3.6

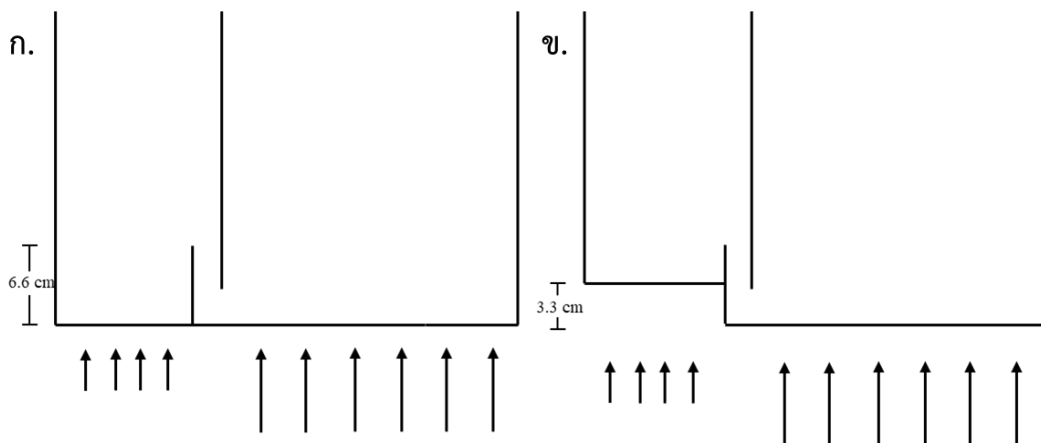
สำหรับการปรับเปลี่ยนการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ เพื่อใช้ศึกษาอุทกพลศาสตร์และปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์เมื่อมีการปรับเปลี่ยนการออกแบบ มีตัวแปรที่ได้ทำการปรับเปลี่ยนประกอบไปด้วย ลักษณะตัวกระจายแก๊ส ความสูงของแผ่นกั้นระหว่างด้านไรเซอร์กับดาวเนอร์ ความกว้างของช่องระหว่างด้านไรเซอร์กับดาวเนอร์ (Loop seal) และความกว้างของทางออกแก๊ส [12] ซึ่งลักษณะตัวกระจายได้แสดงในรูปที่ 3.3 โดยมีตัวแปรตอบสนองที่ทำการศึกษาคือ อัตราการไหลเวียนของอนุภาคภายในเครื่องปฏิกรณ์ การรั่วไหลของแก๊สระหว่างด้านไรเซอร์และด้านดาวเนอร์ และ ค่าการเปลี่ยนของมีเทน โดยได้แบ่งการศึกษาแบบเป็น 16 กรณี ดังแสดงในตารางที่ 3.7

ตารางที่ 3.6 ตัวแปรที่ใช้ในการศึกษาปฏิริยาไรฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนภายในเครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน

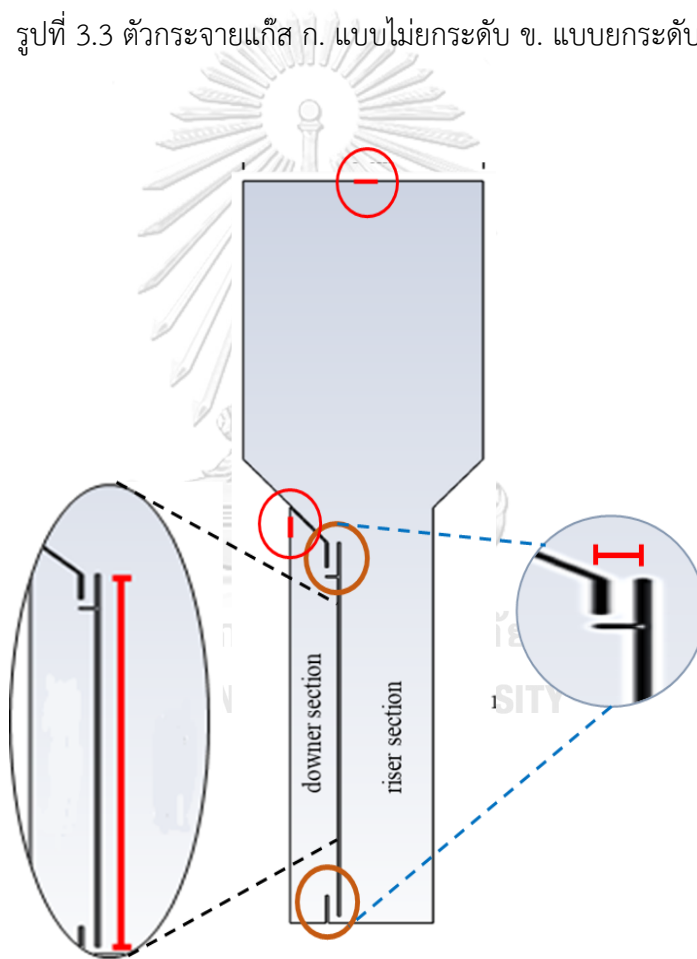
ตัวแปร	ค่า	หน่วย
ความหนาแน่นของอนุภาคของแข็ง	3,000	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาค	200	ไมโครเมตร
ปริมาณของแข็งเริ่มต้นภายในระบบ	1.90	กิโลกรัม
สัดส่วนช่องว่าง	0.4	-
ความเร็วในการป้อนแก๊สที่ด้านไรเซอร์ ( $u_r$ )	1.37	เมตรต่อวินาที
อัตราส่วนโดยโมลแก๊สป้อนเข้าที่ด้านไรเซอร์ ( $CH_4:CO_2:N_2$ )	0.4:0.4:0.2	-
อุณหภูมิของแก๊สป้อนเข้าที่ด้านไรเซอร์	550	องศาเซลเซียส
ความเร็วในการป้อนแก๊สที่ด้านไรเซอร์ ( $u_d$ )	1.37	เมตรต่อวินาที
อัตราส่วนโดยโมลแก๊สป้อนเข้าที่ด้านดาวเนอร์ ( $O_2:N_2$ )	0.21:0.79	-
อุณหภูมิของแก๊สป้อนเข้าด้านไรเซอร์	550	องศาเซลเซียส
อุณหภูมิของแก๊สป้อนเข้าด้านดาวเนอร์	550	องศาเซลเซียส
อุณหภูมิของระบบเริ่มต้น	550	องศาเซลเซียส
ขนาดขั้นเวลา (Time step size)	0.001	วินาที

ตารางที่ 3.7 รูปแบบของเครื่องฟลูอิดไซเบตแบบหมุนเวียนภายในที่ใช้ในการศึกษาทั้ง 16 กรณี

กรณีศึกษา	ลักษณะตัวกระจายแก๊ส	ความสูงของแผ่นกั้น (เซนติเมตร)	ความกว้างของ Loop seal (เซนติเมตร)	ความกว้างของทางออกแก๊ส (เซนติเมตร)
1	แบบไม่ยกระดับ	90	2	1
2	แบบไม่ยกระดับ	90	3	1
3	แบบไม่ยกระดับ	100	2	1
4	แบบไม่ยกระดับ	100	3	1
5	แบบยกระดับ	90	2	1
6	แบบยกระดับ	90	3	1
7	แบบยกระดับ	100	2	1
8	แบบยกระดับ	100	3	1
9	แบบไม่ยกระดับ	90	2	2
10	แบบไม่ยกระดับ	90	3	2
11	แบบไม่ยกระดับ	100	2	2
12	แบบไม่ยกระดับ	100	3	2
13	แบบยกระดับ	90	2	2
14	แบบยกระดับ	90	3	2
15	แบบยกระดับ	100	2	2
16	แบบยกระดับ	100	3	2



รูปที่ 3.3 ตัวกระจายแก๊ส ก. แบบไม่ยกระดับ ข. แบบยกระดับ



รูปที่ 3.4 บริเวณที่ทำการปรับเปลี่ยนค่าการออกแบบ

### 3.8 การวิเคราะห์ความแปรปรวน

งานวิจัยนี้ได้ใช้การวิเคราะห์ความแปรปรวน (ANOVA test) ในการศึกษาตัวแปรต่าง ๆ ที่ใช้ปรับเปลี่ยนลักษณะการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายใน เพื่อใช้ในการพิจารณาอิทธิพลหลัก (Main effect) แต่ละตัวแปร และสามารถวิเคราะห์อิทธิพลร่วม (Interaction effect) ที่ตัวแปรแต่ละตัวกระทำต่อกันได้ ทำให้สามารถรูปแบบที่เหมาะสมที่สุดในการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในสำหรับทำปฏิกิริยาฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ของมีเทน



## บทที่ 4

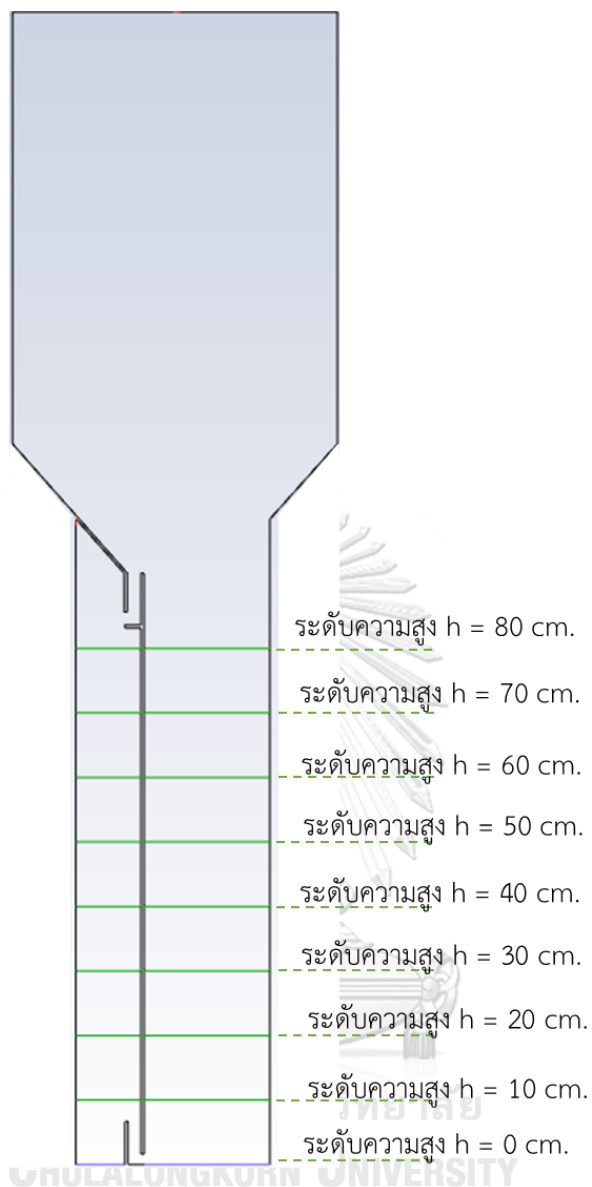
### ผลการวิจัยและการวิเคราะห์ผล

ในงานวิจัยนี้ได้แสดงผลจากการศึกษาพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบต โดยการศึกษาได้แบ่งออกเป็น 3 ส่วน ประกอบด้วย

1. การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบตแบบหมุนเวียนภายในที่ไม่มีปฏิกิริยาเคมี
2. การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบตแบบพองแก๊ส
3. การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบตแบบหมุนเวียนภายใน

4.1 การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบตแบบหมุนเวียนภายในที่ไม่มีปฏิกิริยาเคมี

ในงานวิจัยส่วนนี้เป็นการสร้างแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบตแบบหมุนเวียนภายใน เพื่อศึกษาพฤติกรรมของอนุภาคและของไหลภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบตแบบหมุนเวียนภายใน โดยทำการเปรียบเทียบผลการจำลองกับงานวิจัยของ Zaabout [12] ซึ่งจะเปรียบเทียบผลค่าความดันภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่ระดับความสูง 0 ถึง 80 เซนติเมตร ดังแสดงในรูปที่ 4.1 ในภาวะดำเนินการที่มีการป้อนอากาศทั้งในด้านไรเซอร์และด้านดาวน์เนอร์ที่ความหนืด  $1.78 \times 10^{-5}$  กิโลกรัมต่อเมตร วินาที ความหนาแน่น 1.21 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ความเร็วด้านไรเซอร์และด้านดาวน์เนอร์ เท่ากับ 1.37 เมตรต่อวินาทีและ 0.30 เมตรต่อวินาที ตามลำดับ

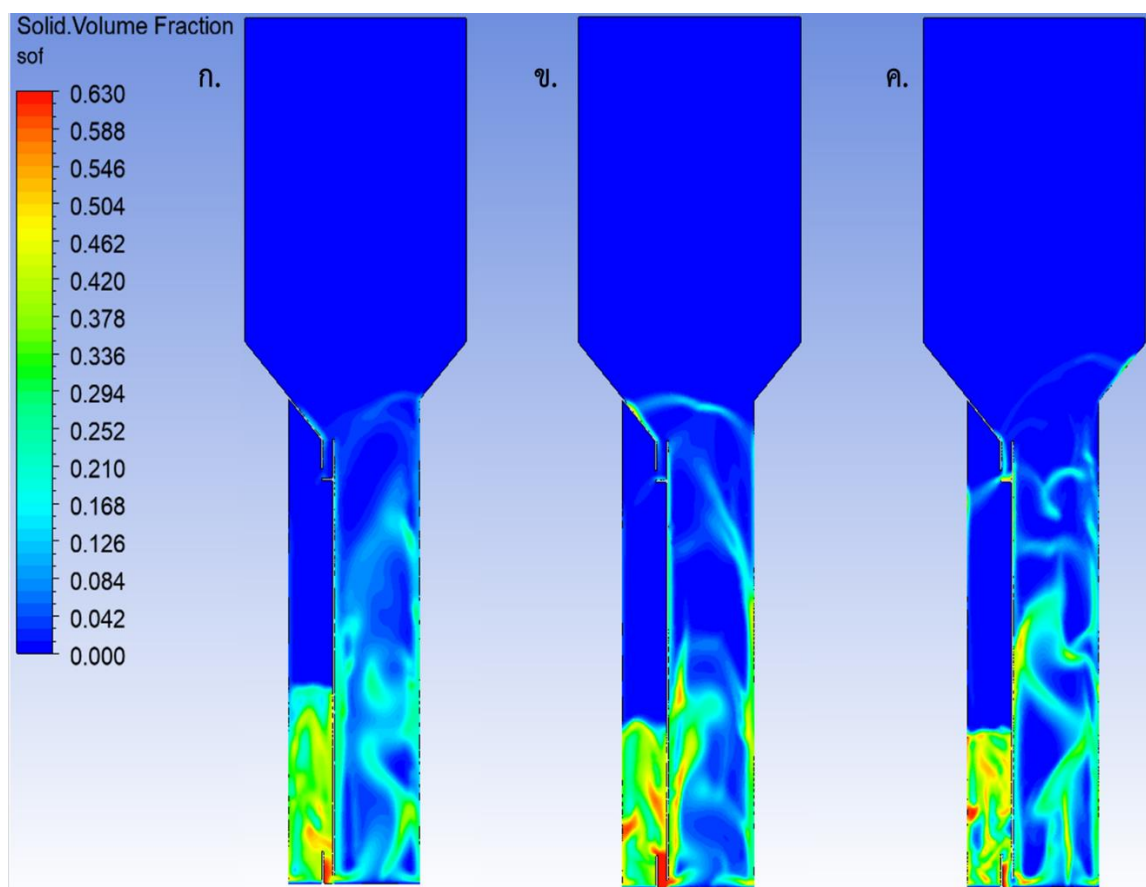


รูปที่ 4.1 ระดับความสูงที่ใช้เปรียบเทียบผลการคำนวณกับผลการทดลอง

#### 4.1.1 การศึกษาการแบ่งช่องคำนวณที่เหมาะสม (Grid independency test)

สำหรับการสร้างแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณจำนวนช่องการคำนวณนั้นจะส่งผลถึงคำตอบในการคำนวณ โดยที่การแบ่งช่องการคำนวณแบบหยาบ (Coarse grid) นั้นอาจจะส่งผลให้การคำนวณลู่ออกจากคำตอบ (Divergence) หรืออาจจะได้ผลการคำนวณที่มีความถูกต้องแม่นยำต่ำ ในขณะที่การแบ่งช่องการคำนวณแบบละเอียด (Fine grid) นั้น ผลการคำนวณที่ได้ก็จะมีค่าที่แม่นยำมากขึ้น แต่จะทำให้มีการใช้ทรัพยากรในการคำนวณมากขึ้น

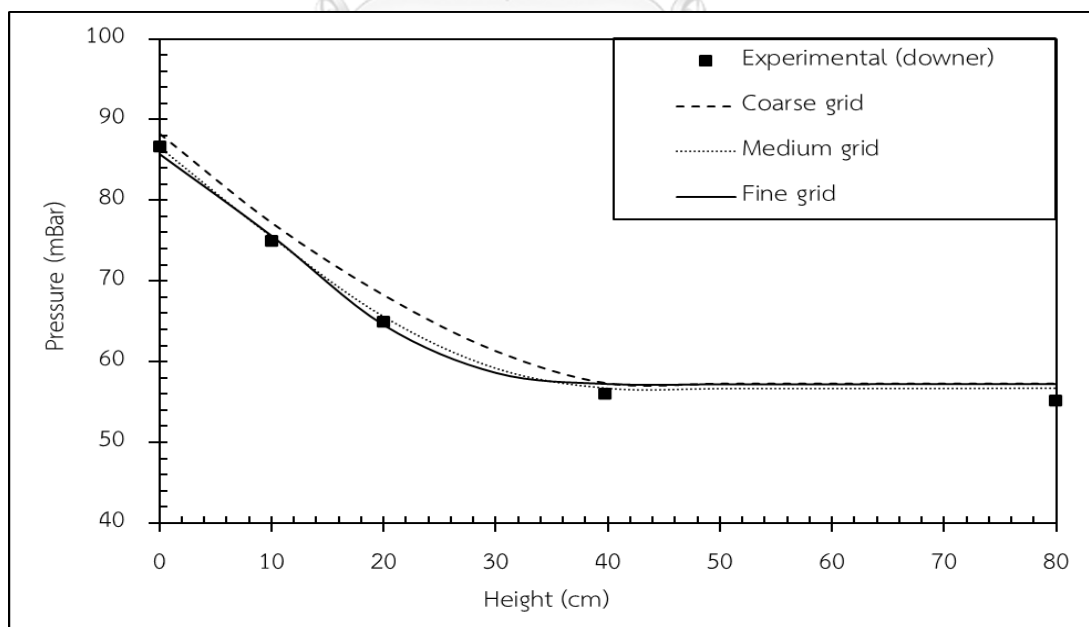
และใช้เวลาในการคำนวณมากขึ้นตามไปด้วย โดยรูปที่ 4.2 แสดงคอนทัวร์ของสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในแบบไม่มีปฏิกิริยาเคมีที่มีการแบ่งช่องการคำนวณต่าง ๆ ในวินาทีที่ 12 ของการจำลองกระบวนการ จะเห็นได้ว่าการแบ่งช่องการคำนวณต่างกัน จะส่งผลให้ผลการคำนวณที่ได้นั้นมีความแตกต่างกัน ดังนั้นการหาช่องการคำนวณที่เหมาะสม จึงมีความจำเป็นเพื่อให้ผลการคำนวณมีความแม่นยำและใช้ทรัพยากรในการคำนวณที่เหมาะสม



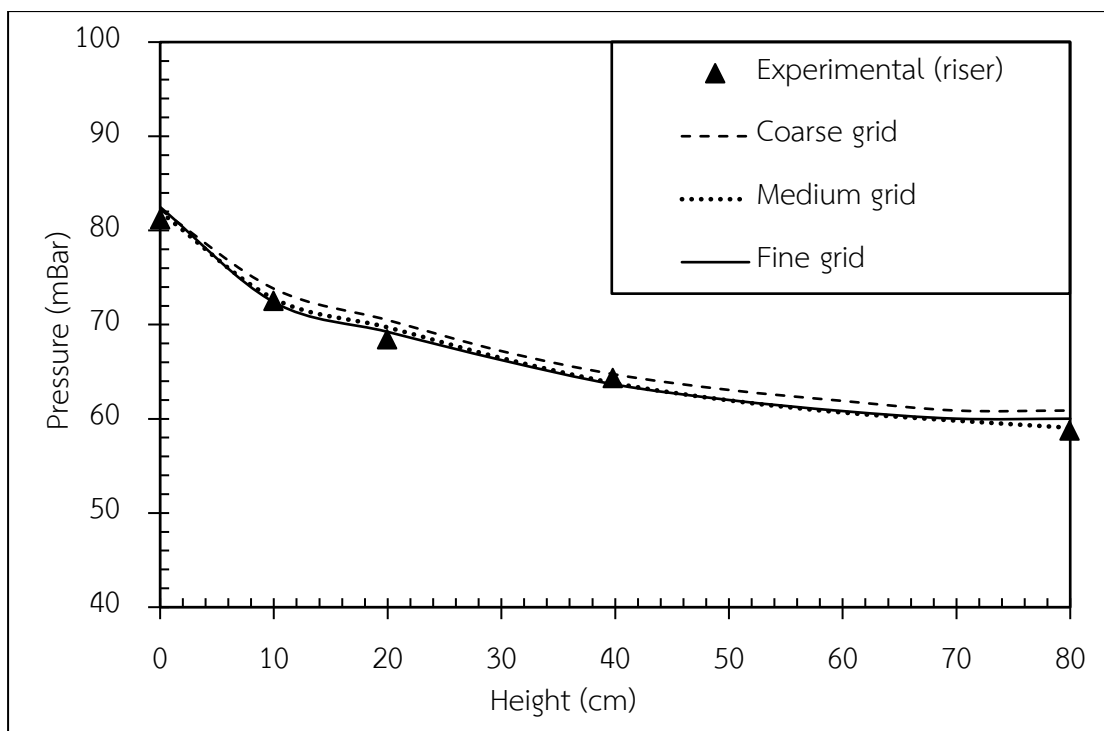
รูปที่ 4.2 คอนทัวร์ของสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในแบบไม่มีปฏิกิริยาเคมีที่เวลา 12 วินาที โดยมีการแบ่งช่องการคำนวณแบบ ก. แบบหยาบ (Coarse grid) ข. แบบปานกลาง (Medium grid) และ ค. แบบละเอียด (Fine grid)



รูปที่ 4.3 แสดงความดันภายในด้านดาวเนอร์ที่ระดับความสูง 0 ถึง 80 เซนติเมตร ของการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบตแบบหมุนเวียนภายในแบบไม่มีปฏิกิริยาเคมี ที่มีการแบ่งช่องการคำนวณ 3 แบบ คือ แบบหยาบ (Coarse grid) แบบปานกลาง (Medium grid) และแบบละเอียด (Fine grid) ซึ่งมีการแบ่งช่องการคำนวณเป็น 15,000 30,000 และ 45,000 ช่อง ตามลำดับ โดยผลการคำนวณ พบว่า การแบ่งช่องการคำนวณแบบหยาบให้คำตอบของการคำนวณความดันสูงกว่าแบบปานกลาง แบบละเอียดและผลการทดลอง แสดงให้เห็นว่าการแบ่งช่องการคำนวณแบบหยาบนั้นมีความแม่นยำไม่เพียงพอสำหรับการจำลองนี้ ในขณะที่การแบ่งช่องการคำนวณแบบปานกลางและแบบละเอียดให้คำตอบที่ใกล้กับผลการทดลองทั้งคู่ แต่การแบ่งช่องการคำนวณแบบปานกลางมีการใช้ทรัพยากรและเวลาในการคำนวณที่น้อยกว่า สำหรับด้านไรเซอร์การแบ่งช่องการคำนวณแบบหยาบให้ผลการคำนวณความดันที่สูงกว่าการทดลองเล็กน้อย ในขณะที่การแบ่งช่องการคำนวณแบบปานกลางและแบบละเอียดให้ผลการคำนวณใกล้เคียงกับผลการทดลองดังแสดงในรูปที่ 4.4 ดังนั้น ในการทำงานวิจัยนี้จึงได้เลือกใช้แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบตแบบหมุนเวียนภายใน แบบมีการแบ่งช่องการคำนวณ 30,000 ช่อง ในการศึกษาพลศาสตร์ของไหลและพฤติกรรมที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์นี้



รูปที่ 4.3 เปรียบเทียบความดันภายในดาวเนอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบตแบบหมุนเวียนภายในแบบไม่มีปฏิกิริยาเคมีที่ใช้การแบ่งช่องการคำนวณต่าง ๆ กับผลการทดลอง



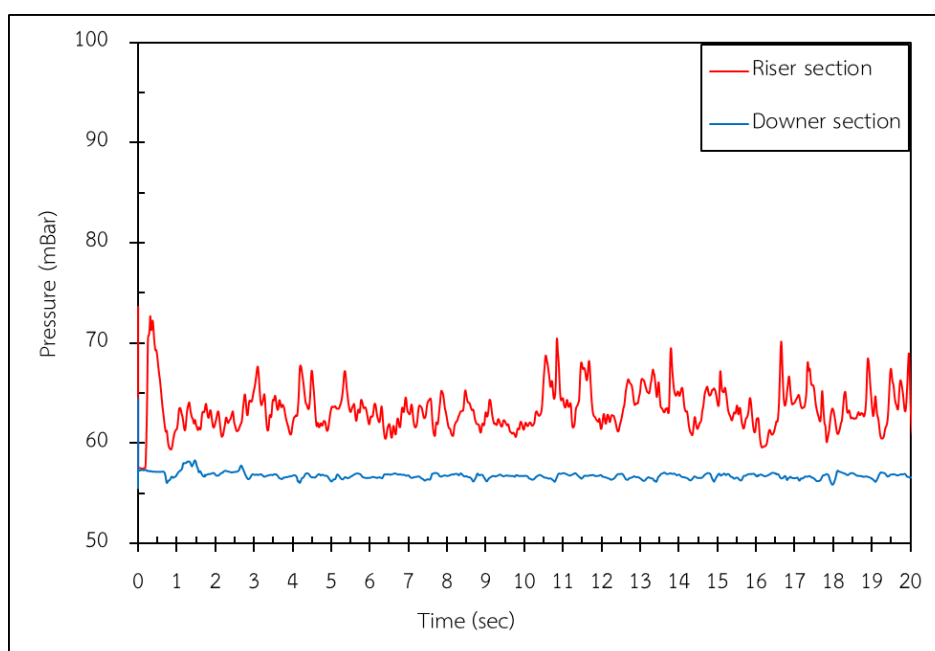
รูปที่ 4.4 เปรียบเทียบความดันภายในโรเซอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในแบบไม่มีปฏิริยาเคมีที่ใช้การแบ่งช่องการคำนวณต่าง ๆ กับผลการทดลอง

#### 4.1.2 การศึกษาเวลาที่เหมาะสมในการคำนวณ (Time independency test)

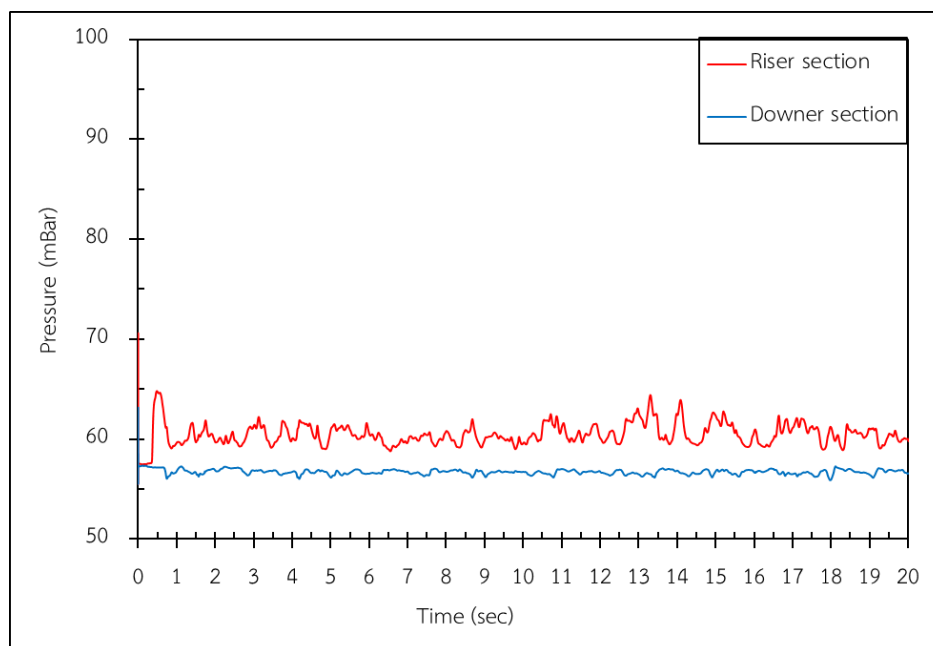
ในการวิเคราะห์ผลการคำนวณด้วยพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณจำเป็นต้องหาระยะเวลาที่ระบบเข้าสู่ภาวะคงตัว (Steady state) เนื่องจากในช่วงแรกระบบจะมีการความผันผวนเนื่องจากการรบกวนจากสารที่ป้อนเข้าสู่ระบบ ทำให้ชุดข้อมูลของช่วงก่อนเข้าภาวะคงตัวนั้นไม่มีความเหมาะสมในการนำมาใช้วิเคราะห์ระบบโดยรวม อย่างไรก็ตาม ระบบฟลูอิดไคซ์เบดนั้นเป็นกระบวนการที่มีความซับซ้อนเนื่องจากภายในระบบมีการเคลื่อนที่ของอนุภาคและมีการเปลี่ยนแปลงอยู่ตลอดเวลา ทำให้เป็นการยากที่ระบบจะเข้าสู่ภาวะคงตัว ในการหาเวลาที่เหมาะสมในการคำนวณจึงได้ใช้การหาภาวะเสมือนคงตัว (Quasi-steady state) เพื่อเป็นตัวแทนของชุดข้อมูลในการทำนายและวิเคราะห์พลศาสตร์ของไหลที่เกิดขึ้น

รูปที่ 4.5-4.6 แสดงความดันภายในดาวเนอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในแบบไม่มีปฏิริยาเคมี ที่ระดับความสูง 40 และ 60 เซนติเมตร ตามลำดับ โดยจะเห็นว่าในช่วงแรกระบบจะมีความผันผวนเป็นอย่างมาก โดยเฉพาะอย่างยิ่งในด้านโรเซอร์ เนื่องจากในช่วงแรกเบดได้มีการขยายตัวจากการได้รับการป้อนอากาศบริเวณด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์

เพื่อเริ่มต้นการทำฟลูอิดไดเซชัน และเมื่อเวลาผ่านไปจะพบว่า หลังจากเวลา 10 วินาที ความดันภายในระบบมีการกวัดแกว่งอยู่ในช่วงค่า ๆ หนึ่ง แสดงให้เห็นว่าการเกิดฟลูอิดไดเซชันมีความคงที่มากขึ้น ระบบได้มีการเข้าสู่ภาวะเสถียรแล้ว ดังนั้น ในงานวิจัยนี้จึงได้เลือกใช้ช่วงเวลาหลังจาก 10 วินาที เป็นตัวแทนของระบบในการคำนวณค่าต่าง ๆ ต่อไป



รูปที่ 4.5 ความดันภายในด้านไรเซอร์และด้านดาวเนอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในแบบไม่มีปฏิริยาเคมีที่ระดับความสูง 40 เซนติเมตร



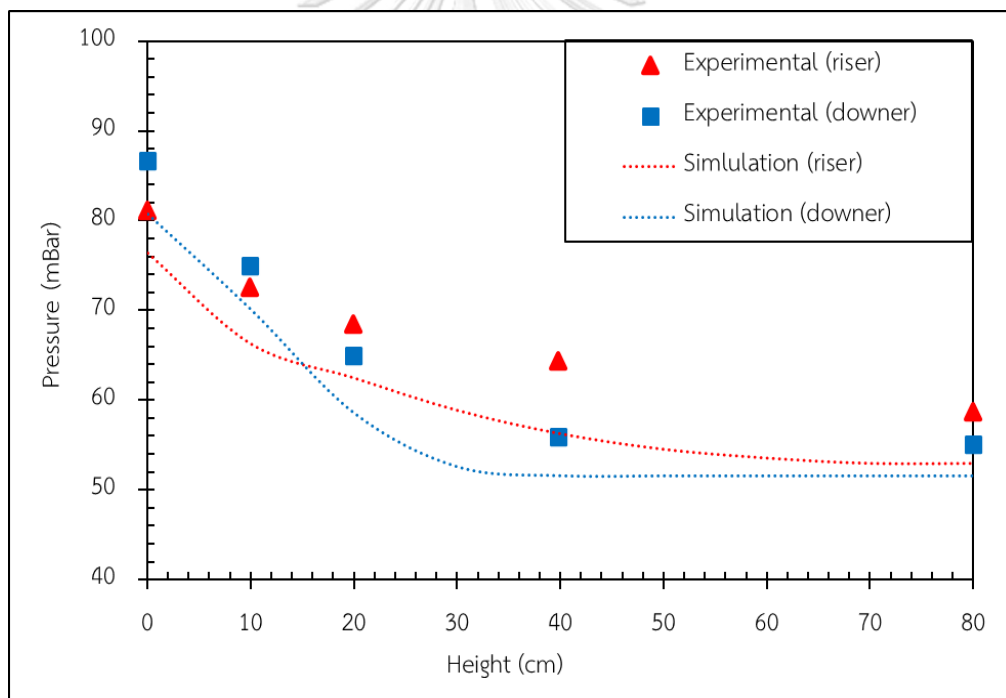
รูปที่ 4.6 ความดันภายในด้านไรเซอร์และด้านดาวเนอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในแบบไม่มีปฏิริยาเคมีที่ระดับความสูง 60 เซนติเมตร

#### 4.1.3 การเปรียบเทียบแบบจำลองกับผลการทดลอง (Model validation)

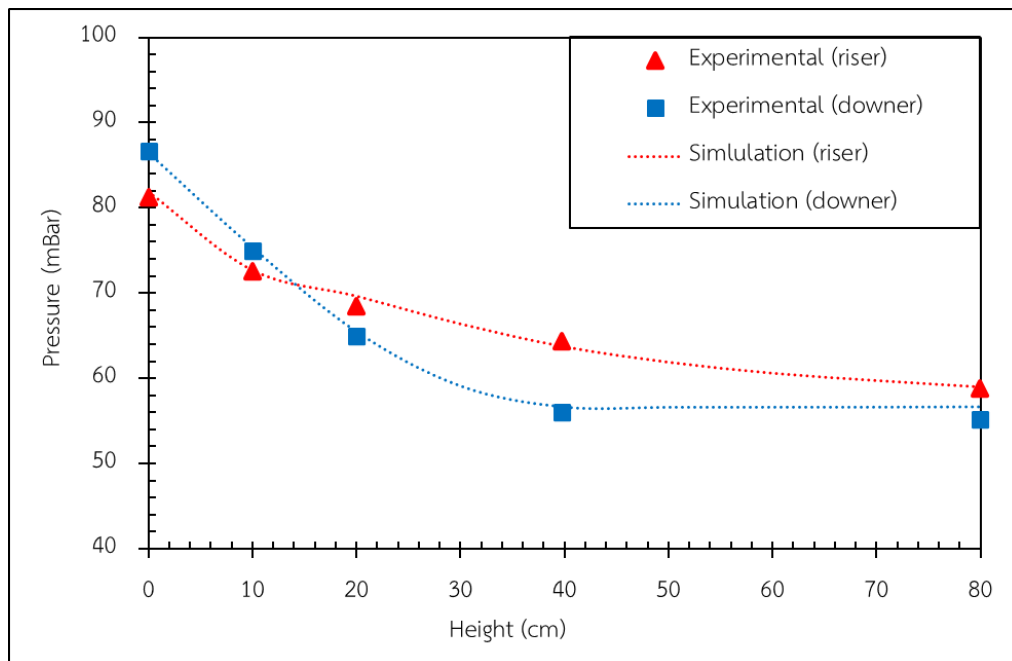
ในการเปรียบเทียบผลการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในกับผลการทดลองของ Zaabout [12] ได้ทำการเปรียบเทียบโดยใช้แบบจำลอง 2 มิติ ความหนาเท่ากับ 0.015 เมตร และมีการแบ่งช่องการคำนวณออกเป็น 30,000 ช่อง ภายในเครื่องปฏิกรณ์ได้บรรจุอนุภาคของแข็งขนาด 200 ไมโครเมตร ความหนาแน่น 2500 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร และมีการป้อนอากาศที่มีความหนืด  $1.78 \times 10^{-5}$  กิโลกรัมต่อเมตรวินาที ความหนาแน่น 1.21 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร อนุภาคของแข็งได้ถูกใส่ไว้ในส่วนไรเซอร์ และส่วนดาวเนอร์ถึงระดับความสูง 18.37 เซนติเมตร ด้วยสัดส่วนช่องว่างต่อของแข็งเท่ากับ 0.6 พร้อมกับมีการป้อนอากาศในส่วนไรเซอร์และส่วนดาวเนอร์ด้วยความเร็วป้อนเข้า 1.37 เมตรต่อวินาทีและ 0.30 เมตรต่อวินาที ตามลำดับ

ในรูปที่ 4.7 – 4.8 ได้แสดงผลการเปรียบเทียบของความดันภายในด้านไรเซอร์และด้านดาวเนอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน ด้วยแบบจำลองแรงต้านทานการเคลื่อนที่ (Drag coefficient) จากสมการของ Gidaspow และใช้ค่าแก้แบบจำลองแรงต้านทานการเคลื่อนที่ 1.7 เท่าจากสมการของ Gidaspow ตามลำดับ โดยใช้ค่าเฉลี่ยเวลา (Time average) ของความดันในช่วงเวลาที่ 10-20 วินาที โดยพบว่า ในรูปที่ 4.6 ความดันจากผลการคำนวณมีค่าที่ต่ำกว่าค่าจากการ

ทดลอง เนื่องมาจากในการจำลองกระบวนการนี้เป็นการจำลอง 2 มิติทำให้ผลของแรงต้านทานการเคลื่อนที่ที่กระทำกับอนุภาคอาจจำลองได้ไม่สอดคล้องกับความเป็นจริง ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงได้เพิ่มค่าแก้แบบจำลองแรงต้านทานการเคลื่อนที่ขึ้นเป็น 1.7 เท่า เพื่อชดเชยผลของอีก 1 มิติที่ไม่ได้จำลอง โดยรูปที่ 4.7 นั้นแสดงให้เห็นว่าผลการจำลองกระบวนการและผลการทดลองนั้นมีความใกล้เคียงกันมากขึ้น ทำให้ในงานวิจัยนี้ได้เลือกใช้การเพิ่มสัมประสิทธิ์การต้านทานการเคลื่อนที่ขึ้นเป็น 1.7 เท่าจากสมการของ Gidaspow ที่สอดคล้องกับงานวิจัยของ Kallio และคณะ ที่ได้ทำการศึกษาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณในระบบสองมิติ โดยการใช้การปรับค่าสัมประสิทธิ์การต้านทานการเคลื่อนที่ของ Gidaspow [37] งานวิจัยนี้จึงใช้แบบจำลองนี้ในการใช้ศึกษาระบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในลำดับต่อไป



รูปที่ 4.7เปรียบเทียบผลการคำนวณกับผลการทดลองของความดันภายในเครื่องปฏิกรณ์โดยใช้สัมประสิทธิ์ต้านจากสมการ Gidaspow

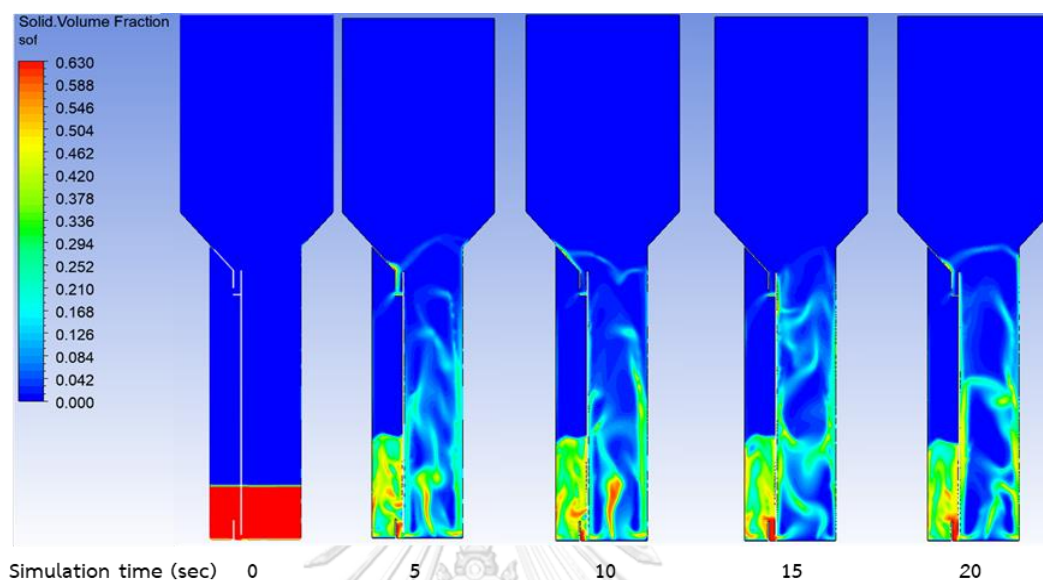


รูปที่ 4.8 เปรียบเทียบผลการคำนวณกับผลการทดลองของความดันภายในเครื่องปฏิกรณ์โดยใช้ค่าแก้แบบจำลองแรงต้านการเคลื่อนที่ 1.7 เท่าของสมการ Gidaspow

รูปที่ 4.9 แสดงคอนทัวร์ของสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนภายในแบบไม่มีปฏิกิริยาเคมีที่เวลาต่าง ๆ พบว่า ในด้านไรเซอร์นั้นอนุภาคของแข็งมีช่วงการไหลฟลูอิดเซชันแบบความเร็วสูง (Fast fluidization) ของแข็งจะมีสัดส่วนโดยปริมาตรที่สูงบริเวณขอบของระบบ ซึ่งจะทำให้ของแข็งและแก๊สมีการกระจายตัวได้ดีมากขึ้น และมีการสัมผัสกันได้ดีขึ้น เมื่อของแข็งลอยสูงออกจากด้านไรเซอร์จนเข้าสู่ส่วน Freeboard ของแข็งจะมีการความเร็วที่ลดลงเนื่องจากส่วน Freeboard นั้นมีความกว้างที่มากกว่าส่วน Circulation จนทำให้ความเร็วของของแข็งมีค่าน้อยกว่าค่า  $U_{mf}$  และมีการตกกลับสู่ส่วน Circulation อีกครั้ง ในขณะที่ด้านดาวเนอร์นั้นมีช่วงการไหลอยู่ในช่วงฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊ส จะเห็นได้ว่าเบดมีการขยายตัวสูงขึ้นจากตอนเริ่มต้นเล็กน้อย ของแข็งจะมีลอยตัวสูงจนออกจากส่วน Circulation โดยของแข็งจากด้านดาวเนอร์นั้นจะถูกส่งกลับไปยังด้านไรเซอร์อีกครั้ง

จะเห็นได้ว่าพฤติกรรมการไหลที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนภายในนั้นมึระบบคล้ายกับแบบฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนโดยทั่วไป (Conventional circulating fluidized bed) ที่ประกอบไปด้วยหอไรเซอร์ที่ทำหน้าที่เกิดปฏิกิริยาเคมีหลักและหอดาวเนอร์ที่ทำหน้าที่เกิดปฏิกิริยาเคมีรองและป้อนของแข็งกลับเข้าสู่ระบบ แต่ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบ

หมุนเวียนภายในนั้นสามารถทำทั้งสองได้ภายในเครื่องปฏิกรณ์เครื่องเดียวกันซึ่งจะทำให้เราสามารถลดค่าใช้จ่ายในการก่อสร้างและประหยัดพื้นที่ในการติดตั้งอุปกรณ์ได้มากขึ้น



รูปที่ 4.9 คอนทัวร์ของสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนภายในแบบไม่มีปฏิริยาเคมีที่เวลาต่าง ๆ

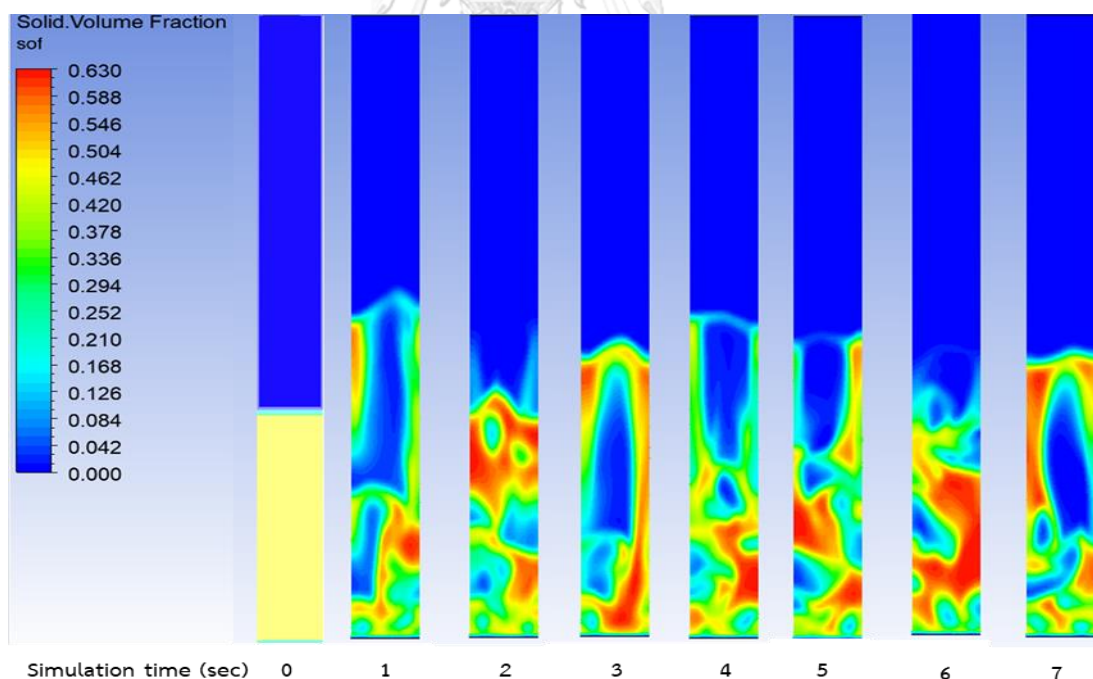
#### 4.2 การสร้างแบบจำลองปฏิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน

งานวิจัยส่วนนี้เป็นการสร้างแบบจำลองปฏิริยารีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ของมีเทน ผ่านการสร้างแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณเครื่องฟลูอิดเซชันแบบพองแก๊ส โดยใช้รูปทรงเรขาคณิตเป็นรูป 3 มิติ ที่มีลักษณะเป็นทรงกระบอกเส้นผ่านศูนย์กลาง 2.8 เซนติเมตร สูง 30 เซนติเมตร มีจำนวนช่องการคำนวณ 170,000 เซลล์ ดังแสดงในรูปที่ 3.2 พร้อมทั้งใช้สมการในการคำนวณปฏิริยาเคมีที่เกิดขึ้น อ้างอิงจากงานวิจัยของ Benguerba และคณะ [13] ดังแสดงในตารางที่ 3.3-3.4 พร้อมทั้งเปรียบเทียบผลการคำนวณกับผลการทดลองของ Zambrano และคณะ [40] ที่ได้ทำการศึกษาปฏิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนในเครื่องฟลูอิดเบดแบบพองแก๊ส

ในการเปรียบเทียบได้ใช้ตัวเร่งปฏิริยานิกเกิลบนตัวรองรับอลูมินาขนาดอนุภาคเท่ากับ 200 ไมโครเมตร ความหนาแน่น 3,000 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร โดยได้ทำการบรรจุในเครื่องปฏิกรณ์จนมีความสูง 11 เซนติเมตร ที่อัตราส่วนช่องว่างเท่ากับ 0.57 โดยภาวะดำเนินการคือมีการป้อนแก๊ส

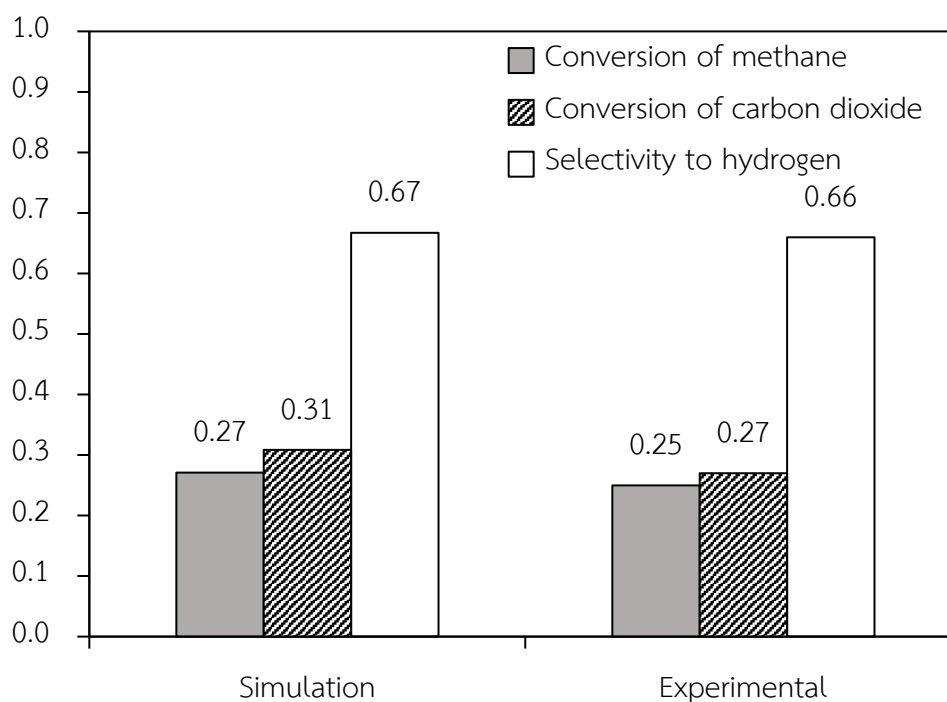
ผสมด้วยอัตราส่วนโดยโมลมีเทนต่อคาร์บอนไดออกไซด์ต่อไนโตรเจนเท่ากับ 0.4 : 0.4 : 0.2 ที่มี อุณหภูมิ 550 °C ด้วยความเร็ว 0.5 เมตรต่อวินาที รูปที่ 4.10 แสดงสัดส่วนของแข็งโดยปริมาตรจากการจำลองกระบวนการ จะเห็นได้ว่าในช่วงแรกเบดจะมีการขยายตัวและมีพฤติกรรมการไหล อยู่ในช่องฟองแก๊สที่ช่วยให้ตัวเร่งปฏิกิริยาของแข็งได้สัมผัสกับแก๊สมากขึ้น อีกทั้งเพิ่มประสิทธิภาพ การกระจายความร้อนทำให้ลดการเกิดจุดความร้อนขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ รูปที่ 4.11 แสดง การเปรียบเทียบผลการคำนวณกับผลการทดลองของ Zambrano และคณะ [40] โดยได้ ทำการเปรียบเทียบค่าการเปลี่ยนแปลง (Conversion) ของมีเทน คาร์บอนไดออกไซด์ และ ค่าการเลือกเกิด (Selectivity) ของไฮโดรเจน พบว่าผลการคำนวณกับการทดลองมีค่าที่ใกล้เคียงกัน โดย ค่า Conversion ของมีเทนจากการคำนวณมีความคลาดเคลื่อนจากผลการทดลอง 8.0% ค่า Conversion ของคาร์บอนไดออกไซด์มีความคลาดเคลื่อนจากผลการทดลอง 11.1% และค่า Selectivity ของไฮโดรเจนมีความคลาดเคลื่อน 1.5%

งานวิจัยส่วนถัดไป จะเป็นการนำแบบจำลองของปฏิกิริยาอาร์พอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วย มีเทนในเครื่องฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊สนี้ไปใช้กับเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเซชันแบบหมุนเวียนภายใน



รูปที่ 4.10 สัดส่วนของแข็งโดยปริมาตรเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊สที่เวลาต่าง ๆ





รูปที่ 4.11 การเปรียบเทียบผลการคำนวณกับผลการทดลองของ Zambrano และคณะ [40]

#### 4.3 การศึกษาปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนภายในเครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน

งานวิจัยส่วนนี้ได้นำแบบจำลองปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนจากงานวิจัยส่วนที่ 4.2 มาปรับใช้กับแบบจำลองเครื่องฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในจากงานวิจัยส่วนที่ 4.1 ในการศึกษาได้ใช้ข้อมูลของแข็งที่เป็นตัวแทนของตัวเร่งปฏิกิริยานิกเกิลบนตัวรองรับอลูมินาที่มีขนาดเท่ากับ 200 ไมโครเมตร ความหนาแน่น 3,000 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร เช่นเดียวกับงานวิจัยส่วนที่ 4.2 โดยดำเนินการที่ความเร็วการป้อนอากาศในส่วนไรเซอร์และส่วนดาวเนอร์ด้วยความเร็วป้อนเข้า 1.37 เมตรต่อวินาทีและ 0.30 เมตรต่อวินาที ตามลำดับ ในด้านไรเซอร์ได้มีการป้อนแก๊สผสมด้วยอัตราส่วนโดยโมล มีเทนต่อคาร์บอนไดออกไซด์ต่อไนโตรเจนเท่ากับ 0.4 : 0.4 : 0.2 ที่มีอุณหภูมิ 550 °C เพื่อทำปฏิกิริยาหลักนั่นคือ ปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน ส่วนในด้านดาวเนอร์ได้มีการป้อนแก๊สที่มีอัตราส่วนโดยโมลของออกซิเจนต่อไนโตรเจนเท่ากับ 0.21:0.79 ที่อุณหภูมิ 550 °C สำหรับการทำปฏิกิริยารองซึ่งเป็นการกำจัดไค้กออกจากตัวเร่งปฏิกิริยา ในตอนเริ่มต้นของแข็งปริมาณ 1.9 กิโลกรัมจะถูกบรรจุไว้ในเครื่องปฏิกรณ์ โดยจะทำการศึกษาอัตราการหมุนเวียนของอนุภาค การรั่วไหลของแก๊ส และ

ปฏิกิริยาฟอรัมมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนเมื่อมีการปรับเปลี่ยนการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ โดยพิจารณาจากการเปลี่ยนแปลงของมีเทน (Conversion) ดังสมการที่ (4.1)

$$\% \text{conversion of methane} = \frac{\text{CO}_{2,0} - \text{CO}_{2,t}}{\text{CO}_{2,0}} \quad (4.1)$$

เมื่อ  $\text{CO}_{2,0}$  คือ อัตราส่วนโดยโมลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์

$\text{CO}_{2,t}$  คือ อัตราส่วนโดยโมลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ออกจากไรเซอร์

ในการศึกษาปฏิกิริยาฟอรัมมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนภายในเครื่องฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในนี้ได้ศึกษาการปรับเปลี่ยนการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในดังนี้ 1. ลักษณะตัวกระจายแก๊ส โดยงานวิจัยของ [38] ได้ทำการศึกษาการปรับเปลี่ยนตัวกระจายแก๊สแบบต่าง ๆ ของเครื่องฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในพบว่าตัวกระจายแก๊สแบบยกระดับสามารถเพิ่มอัตราการถ่ายโอนของแข็งจากดาวเนอร์ไปยังไรเซอร์ได้ 2. ความสูงของแผ่นกั้น โดยงานวิจัยของ Li และคณะ ได้ทำการศึกษาพฤติกรรมการไหลภายในเครื่องฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีความสูงของแผ่นกั้นที่แตกต่างกัน พบว่าแผ่นกั้นที่มีความสูงมากขึ้นจะทำให้การรั่วไหลของแก๊สระหว่างด้านไรเซอร์และด้านดาวเนอร์มีค่าลดลง [39] 3. ความกว้างของ loop-seal งานวิจัยของ Arjunwadkar และคณะ ได้ทำการศึกษาตัวแปรการออกแบบและการดำเนินเครื่องของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน โดยพบว่า ขนาดของ loop seal และความยาวของท่อ loop seal ที่เพิ่มขึ้นจะช่วยป้องกันการไหลย้อนกลับของแก๊สได้มากขึ้น [40] และ 4. ความกว้างของทางออกแก๊ส โดยในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาลักษณะการกระจายแก๊สแบบไม่ยกระดับและแบบยกระดับ ความสูงของแผ่นกั้นแบบ 90 และ 100 เซนติเมตร ความกว้างของ loop seal เท่ากับ 2 และ 3 เซนติเมตร และ ความกว้างของทางออกแก๊ส 1-2 เซนติเมตรโดยได้แบ่งการศึกษาออกเป็น 16 กรณี ดังแสดงในตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 รูปแบบของเครื่องฟลูอิดไซส์เบตแบบหมุนเวียนภายในที่ใช้ในการศึกษาทั้ง 16 กรณี

กรณีศึกษา	ลักษณะตัวกระจายแก๊ส	ความสูงของแผ่นกั้น (เซนติเมตร)	ความกว้างของ Loop seal (เซนติเมตร)	ความกว้างของทางออกแก๊ส (เซนติเมตร)
1	แบบไม่ยกระดับ	90	2	1
2	แบบไม่ยกระดับ	90	3	1
3	แบบไม่ยกระดับ	100	2	1
4	แบบไม่ยกระดับ	100	3	1
5	แบบยกระดับ	90	2	1
6	แบบยกระดับ	90	3	1
7	แบบยกระดับ	100	2	1
8	แบบยกระดับ	100	3	1
9	แบบไม่ยกระดับ	90	2	2
10	แบบไม่ยกระดับ	90	3	2
11	แบบไม่ยกระดับ	100	2	2
12	แบบไม่ยกระดับ	100	3	2
13	แบบยกระดับ	90	2	2
14	แบบยกระดับ	90	3	2
15	แบบยกระดับ	100	2	2
16	แบบยกระดับ	100	3	2

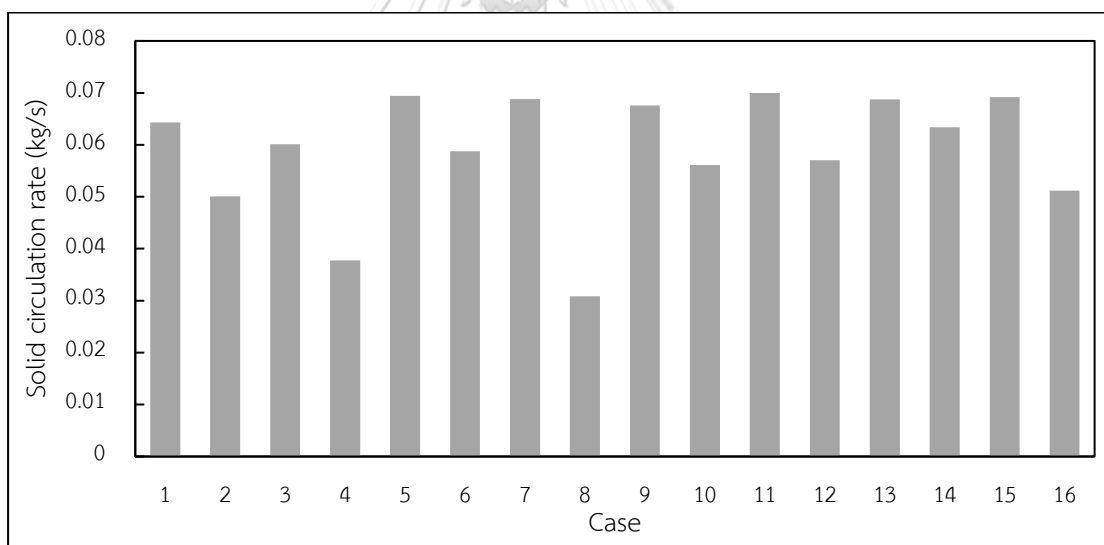
#### 4.3.1 การศึกษาอัตราการหมุนเวียนของอนุภาคในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในจะมีการถ่ายโอนของแข็งระหว่างด้านไรเซอร์และด้านดาวเนอร์ เพื่อให้อนุภาคหรือตัวเร่งปฏิกิริยาที่ผ่านการทำปฏิกิริยาแล้วในด้านไรเซอร์ได้เข้าสู่กระบวนการคืนสภาพในด้านดาวเนอร์ ดังนั้นอัตราการหมุนเวียนของอนุภาค (Solid circulation rate) จึงบ่งบอกถึงปริมาณของแข็งที่ถูกนำไปเข้ากระบวนการคืนสภาพ เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในจึงควรมีอัตราการหมุนเวียนของอนุภาคที่สูงเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการคืนสภาพตัวเร่งปฏิกิริยา โดยการวัดปริมาณของแข็งที่เคลื่อนที่จากด้านไรเซอร์ไปยังด้านดาวเนอร์ผ่านช่องเชื่อมต่อบริเวณด้านบนของดาวเนอร์

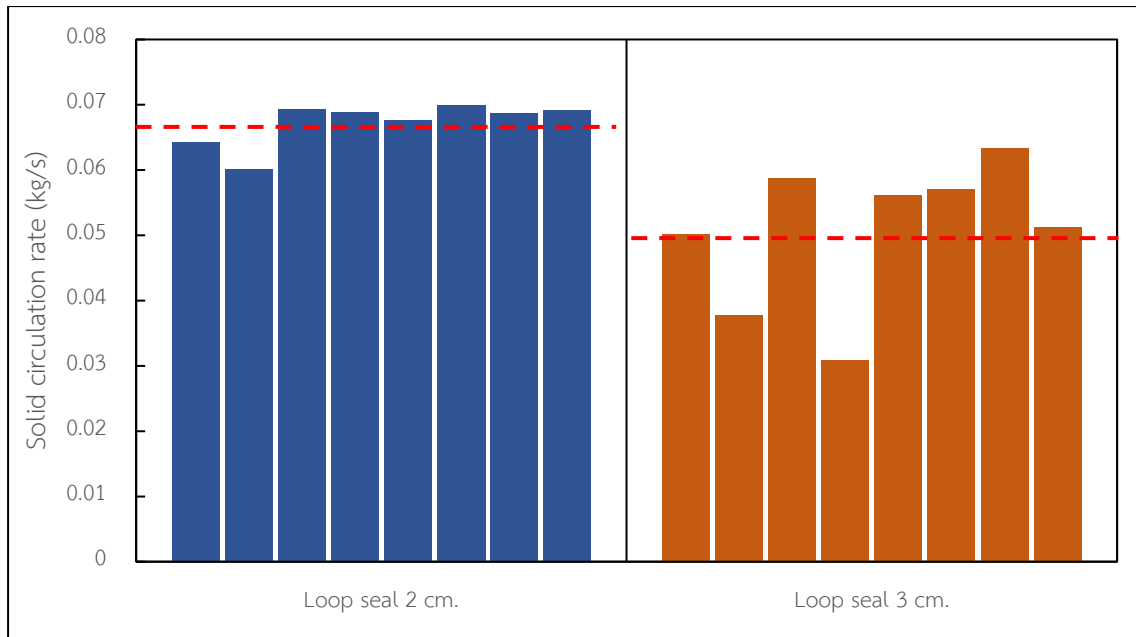
รูปที่ 4.12 แสดงอัตราการหมุนเวียนของอนุภาคของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีการปรับเปลี่ยนการออกแบบรูปแบบต่าง ๆ พบว่าในกรณีศึกษาที่ 8 ของแข็งภายในระบบมีการหมุนเวียนได้ดีที่สุดโดยมีอัตราการหมุนเวียนของแข็งอยู่ที่ 0.031 กิโลกรัมต่อวินาที แสดงให้ถึงอัตราการฟื้นคืนสภาพตัวเร่งปฏิกิริยาที่น้อย และกรณีศึกษาที่มีอัตราการหมุนเวียนของอนุภาคสูงที่สุดคือกรณีศึกษาที่ 11 โดยมีอัตราการหมุนเวียนของแข็งอยู่ที่ 0.07 กิโลกรัมต่อวินาที เมื่อทำการศึกษาจะพบว่าในกรณีที่มีเครื่องปฏิกรณ์มีความกว้างของ loop seal เท่ากับ 3 เซนติเมตร จะมีค่าอัตราการหมุนเวียนของอนุภาคที่น้อยกว่าเครื่องปฏิกรณ์มีความกว้างของ loop seal เท่ากับ 2 เซนติเมตร โดยอัตราการหมุนเวียนของอนุภาคเฉลี่ยของเครื่องปฏิกรณ์มีความกว้างของ loop seal เท่ากับ 2 และ 3 เซนติเมตรมีค่าเท่ากับ 0.067 และ 0.051 กิโลกรัมต่อวินาที ตามลำดับ ดังแสดงในรูปที่ 4.13 เนื่องจากในเครื่องปฏิกรณ์มีความกว้างของ loop seal เท่ากับ 3 เซนติเมตรอนุภาคของแข็งมีการรวมตัวกันบริเวณ loop seal ในปริมาณที่มากกว่าแบบความกว้าง 2 เซนติเมตร ทำให้ของแข็งในด้านไรเซอร์มีปริมาณที่น้อย อัตราการหมุนเวียนของแข็งจึงมีค่าที่น้อยกว่าเครื่องปฏิกรณ์มี loop seal 2 เซนติเมตร

รูปที่ 4.14 แสดงการเปรียบเทียบอัตราการหมุนเวียนของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีความสูงของแผ่นกั้นเท่ากับ 90 และ 100 เซนติเมตร จะเห็นว่าอัตราการหมุนเวียนของอนุภาคเฉลี่ยในเครื่องปฏิกรณ์ที่มีแผ่นกั้น 90 เซนติเมตร มีค่าสูงกว่าเครื่องปฏิกรณ์ที่มีแผ่นกั้น 100 เซนติเมตร เนื่องจากแผ่นกั้นที่สูงจะขัดขวางการเคลื่อนที่ของอนุภาคจากด้านไรเซอร์ไปยังด้านดาวเนอร์ ขึ้นทำให้โอกาสที่ของอนุภาคจะเคลื่อนที่ผ่านไปยังด้านดาวเนอร์มีน้อยลง

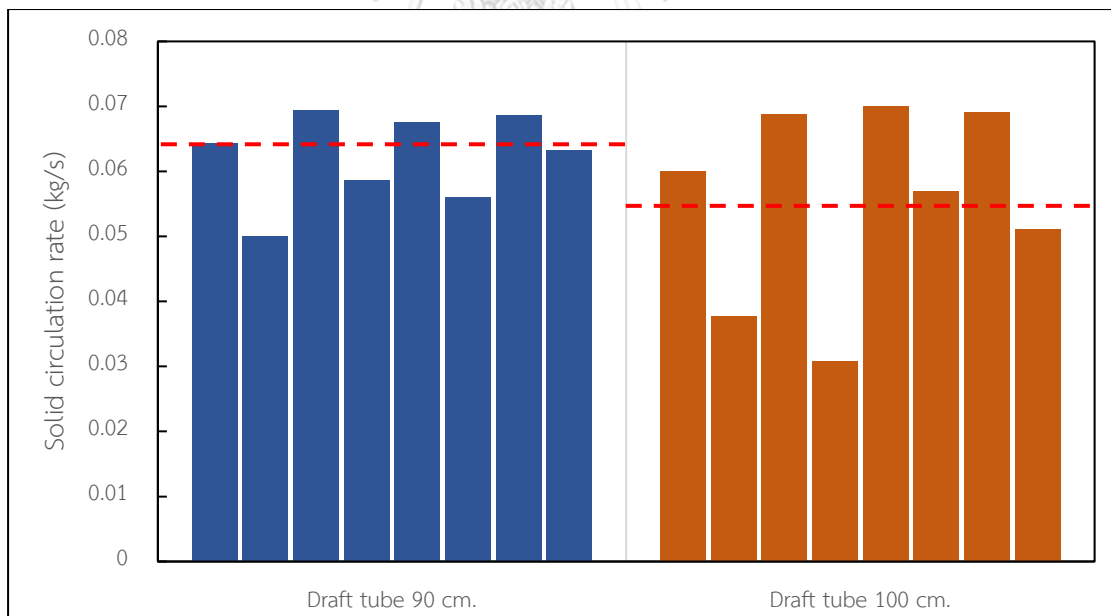
รูปที่ 4.15 แสดงการเปรียบเทียบอัตราการหมุนเวียนของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีช่องทางออกแก๊สกว้างเท่ากับ 1 และ 2 เซนติเมตร ซึ่งพบว่าเครื่องปฏิกรณ์แบบที่มีช่องทางออกแก๊สกว้าง 2 เซนติเมตร จะมีอัตราการหมุนเวียนของแข็งที่สูงกว่า โดยมีอัตราการหมุนเวียนเฉลี่ยเท่ากับ 0.062 กิโลกรัมต่อวินาที ในขณะที่เครื่องปฏิกรณ์แบบช่องทางออกแก๊สกว้าง 1 เซนติเมตร มีอัตราการหมุนเวียนของแข็งเท่ากับ 0.056 กิโลกรัมต่อวินาที สำหรับประเภทของการกระจายแก๊สส่งผลต่ออัตราการหมุนเวียนของอนุภาคเพียงเล็กน้อย โดยตัวกระจายแก๊สแบบยกระดับให้ค่าอัตราการหมุนเวียนของอนุภาคมากกว่าแบบไม่ยกระดับ เนื่องมาจากการยกตัวของตัวกระจายแก๊สช่วงส่งเสริมให้ของแข็งสามารถถ่ายเทจากด้านดาวเนอร์ไปยังด้านโรเตอร์ได้สะดวกมากขึ้น โดยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่ใช้ตัวกระจายแก๊สแบบยกระดับและแบบไม่ยกระดับ มีอัตราการหมุนเวียนของอนุภาคเฉลี่ยเท่ากับ 0.07 และ 0.68 กิโลกรัมต่อวินาที ตามลำดับ ดังแสดงในรูปที่ 4.16



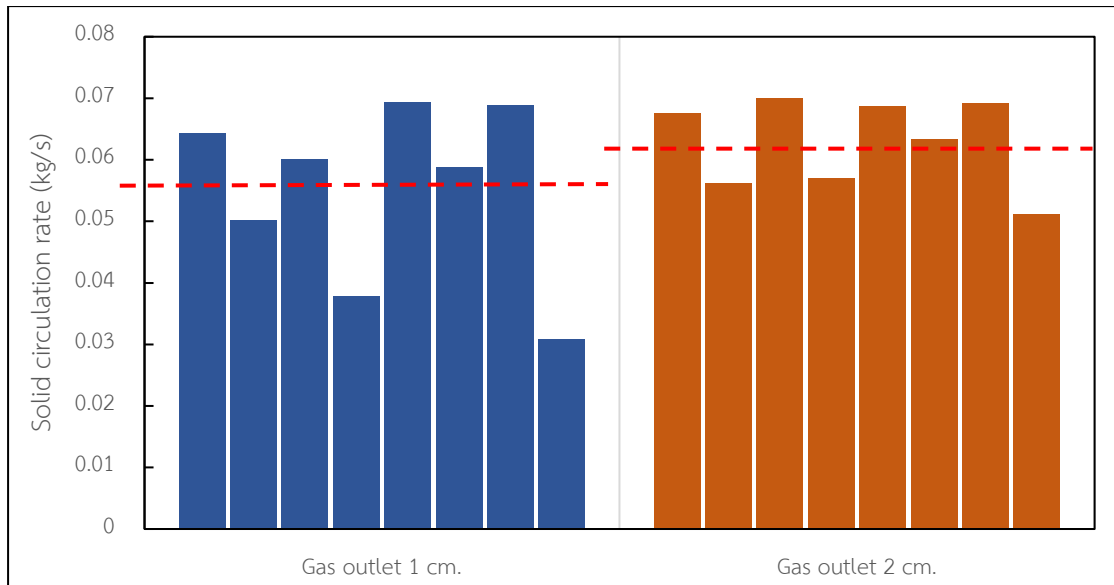
รูปที่ 4.12 อัตราการหมุนเวียนของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน



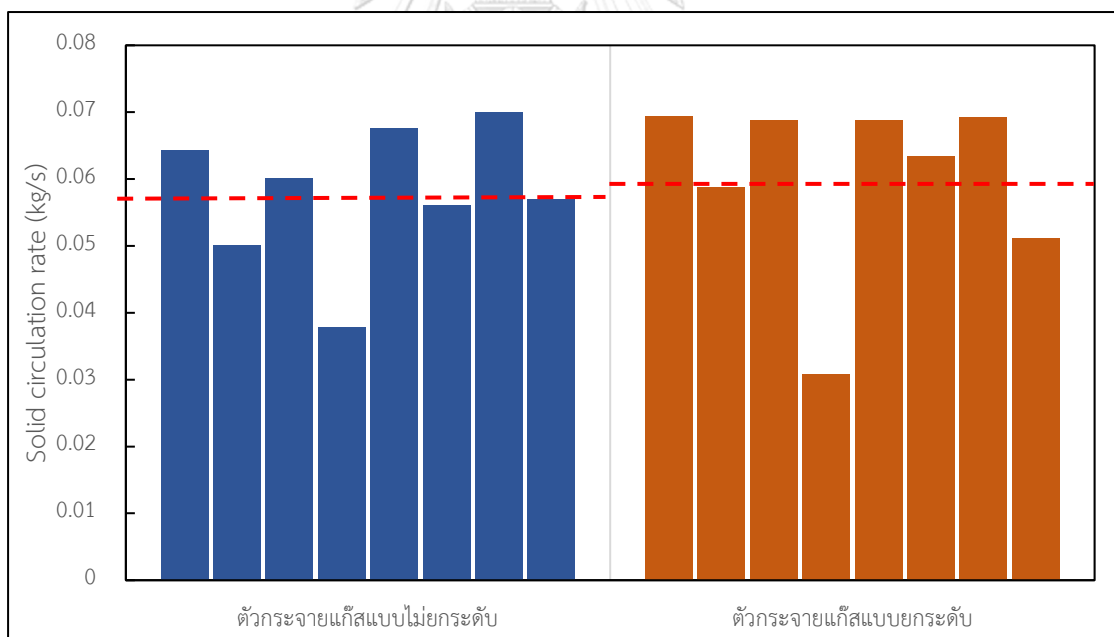
รูปที่ 4.13 เปรียบเทียบอัตราการหมุนเวียนของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มีขนาดความกว้างของ loop seal เท่ากับ 2 และ 3 เซนติเมตร



รูปที่ 4.14 เปรียบเทียบอัตราการหมุนเวียนของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มี ความสูงของแผ่นกั้นเท่ากับ 90 และ 100 เซนติเมตร



รูปที่ 4.15 เปรียบเทียบอัตราการหมุนเวียนของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มีขนาดความกว้างของทางออกแก๊สเท่ากับ 1 และ 2 เซนติเมตร



รูปที่ 4.16 เปรียบเทียบอัตราการหมุนเวียนของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มีตัวกระจายแก๊สแบบยกระดับกับแบบไม่ยกระดับ

#### 4.3.2 การศึกษาการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคด์แบบหมุนเวียนภายใน

เนื่องจากเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคด์แบบหมุนเวียนภายในเป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่มีการรวมท่อไรเซอร์และท่อดาวเนอร์ไว้ภายในเครื่องปฏิกรณ์เครื่องเดียว โดยมีเพียงช่อง loop seal ทำหน้าป้องกันการรั่วไหลของแก๊สระหว่างด้านไรเซอร์กับด้านดาวเนอร์ ทำให้เครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้มีโอกาสที่จะเกิดการรั่วไหลของแก๊สได้บ่อยครั้ง ซึ่งในระบบที่มีการป้อนแก๊สในด้านไรเซอร์และด้านดาวเนอร์เป็นแก๊สคนละประเภทจะทำให้การรั่วไหลของแก๊สส่งผลถึงปฏิกิริยาและคุณภาพของสารผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการทำปฏิกิริยา ดังนั้นเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคด์แบบหมุนเวียนภายในจึงควรมีการรั่วไหลของแก๊สระหว่างด้านไรเซอร์และดาวเนอร์ที่น้อย โดยงานในงานวิจัยนี้ได้คำนวณการรั่วไหลของแก๊สจากปริมาณแก๊สด้านไรเซอร์ที่ไหลย้อนกลับไปยังดาวเนอร์ผ่านทาง loop seal บริเวณด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์

รูปที่ 4.17 แสดงอัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคด์แบบหมุนเวียนภายในที่มีการปรับเปลี่ยนการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่าง ๆ โดยพบว่าในกรณีศึกษาที่ 8 ที่มีความสูงแผ่นกัน 100 เซนติเมตร ความกว้างของ loop seal 3 เซนติเมตร ช่องทางออก 1 เซนติเมตร และมีการใช้ตัวกระจายแก๊สแบบยกระดับนั้นมีอัตราการรั่วไหลของแก๊สต่ำที่สุดเท่ากับ 0.011 กรัมต่อวินาที ในขณะที่กรณีศึกษาที่ 11 ที่มีความสูงแผ่นกัน 100 เซนติเมตร ความกว้างของ loop seal 2 เซนติเมตร ช่องทางออก 2 เซนติเมตรและมีการใช้ตัวกระจายแก๊สแบบไม่ยกระดับ มีอัตราการรั่วไหลของแก๊สระหว่างด้านไรเซอร์และด้านดาวเนอร์สูงที่สุด เท่ากับ 0.11 กรัมต่อวินาที

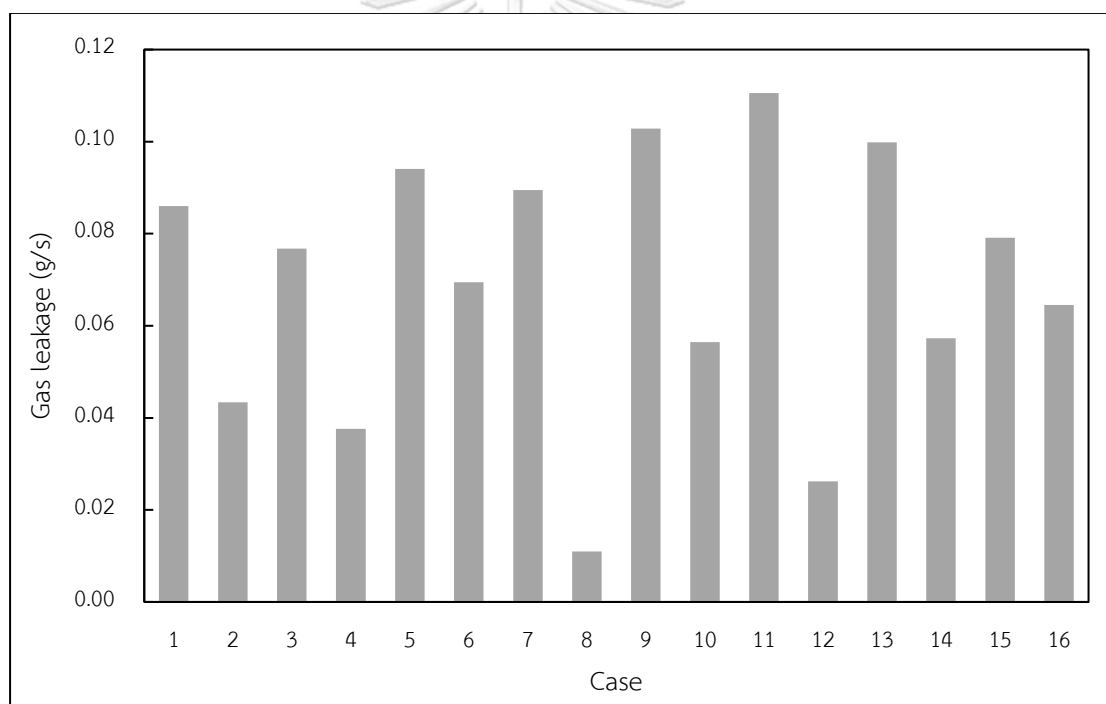
รูปที่ 4.18 แสดงการเปรียบเทียบอัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคด์แบบหมุนเวียนภายในที่มีความกว้างของ loop seal 2 และ 3 เซนติเมตร โดยมีอัตราการรั่วไหลของแก๊สเฉลี่ย เท่ากับ 0.092 และ 0.046 กรัมต่ออนาที ตามลำดับ แสดงให้เห็นว่าการเพิ่มขนาดของ loop seal สามารถช่วยลดการรั่วไหลของแก๊สได้ เนื่องจากช่อง loop seal ที่มีขนาดกว้างนั้นมีของแข็งบริเวณ loop seal ที่มากกว่าทำให้ช่วยป้องกันไม่ให้เกิดแก๊สจากด้านไรเซอร์ไหลย้อนกลับมายังด้านดาวเนอร์ได้

รูปที่ 4.19 แสดงการเปรียบเทียบอัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคด์แบบหมุนเวียนภายในที่มีแผ่นกันสูง 90 และ 100 เซนติเมตร ในเครื่องปฏิกรณ์ที่มีแผ่นกันสูง 100 เซนติเมตรนั้น มีอัตราการรั่วไหลของแก๊สที่ต่ำกว่า โดยมีอัตราการรั่วไหลของแก๊สระหว่างด้านไรเซอร์

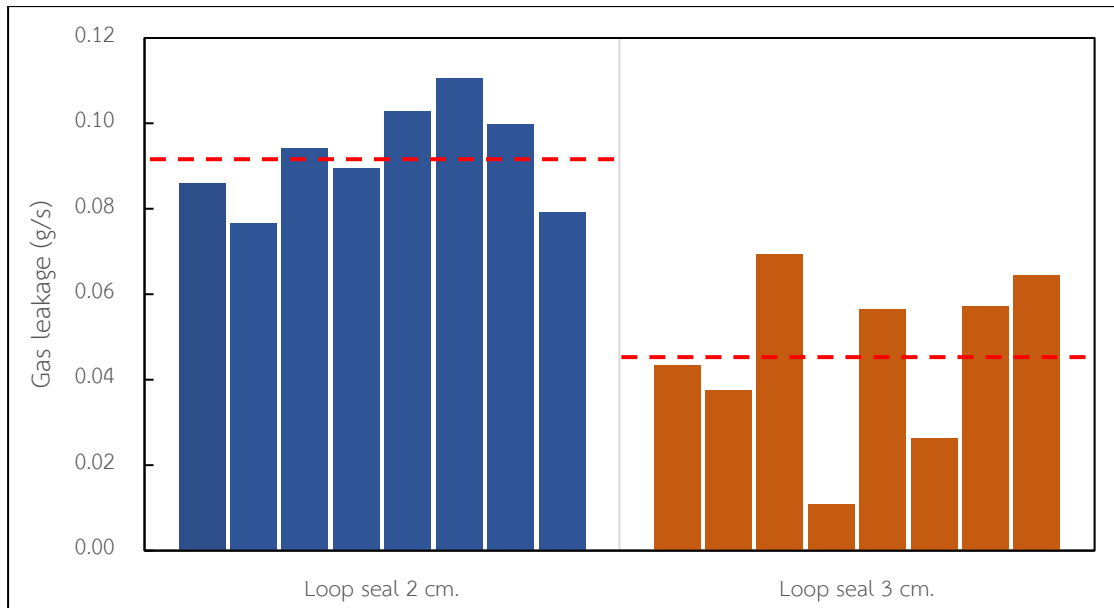


และด้านดาวเนอร์เฉลี่ยเท่ากับ 0.062 กรัมต่อวินาที ในขณะที่เครื่องปฏิกรณ์แบบที่แผ่นกั้นสูง 90 เซนติเมตร มีอัตราการรั่วไหลของแก๊สเฉลี่ยเท่ากับ 0.076

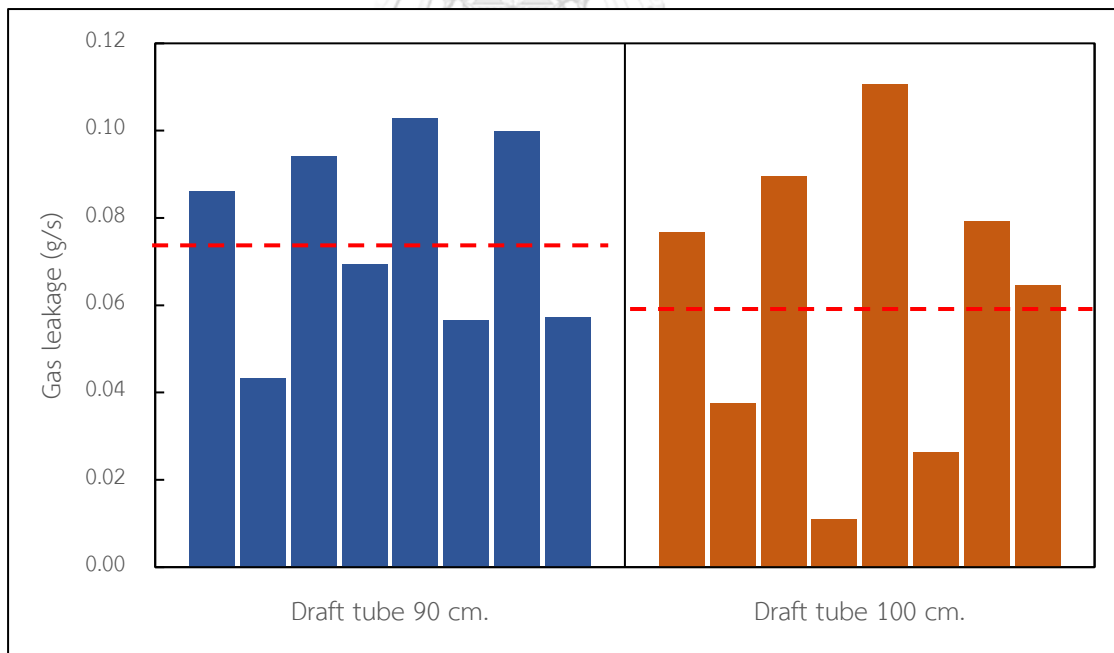
สำหรับผลของประเภทตัวกระจายแก๊สและความกว้างของช่องทางออกแก๊สนั้น มีค่าอัตราการรั่วไหลของแก๊สเฉลี่ยที่ใกล้เคียงกัน โดยอัตราการรั่วไหลของแก๊สในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่ใช้ตัวกระจายแก๊สแบบยกระดืบและแบบไม่ยกระดืบมีค่าเท่ากับ 0.070 และ 0.067 ตามลำดับ ดังแสดงในรูปที่ 4.20 และเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีความกว้างของช่องทางออกแก๊สเท่ากับ 1 และ 2 เซนติเมตร มีอัตราการรั่วไหลของแก๊สเฉลี่ยเท่ากับ 0.068 และ 0.071 ตามลำดับ ดังแสดงในรูปที่ 4.21



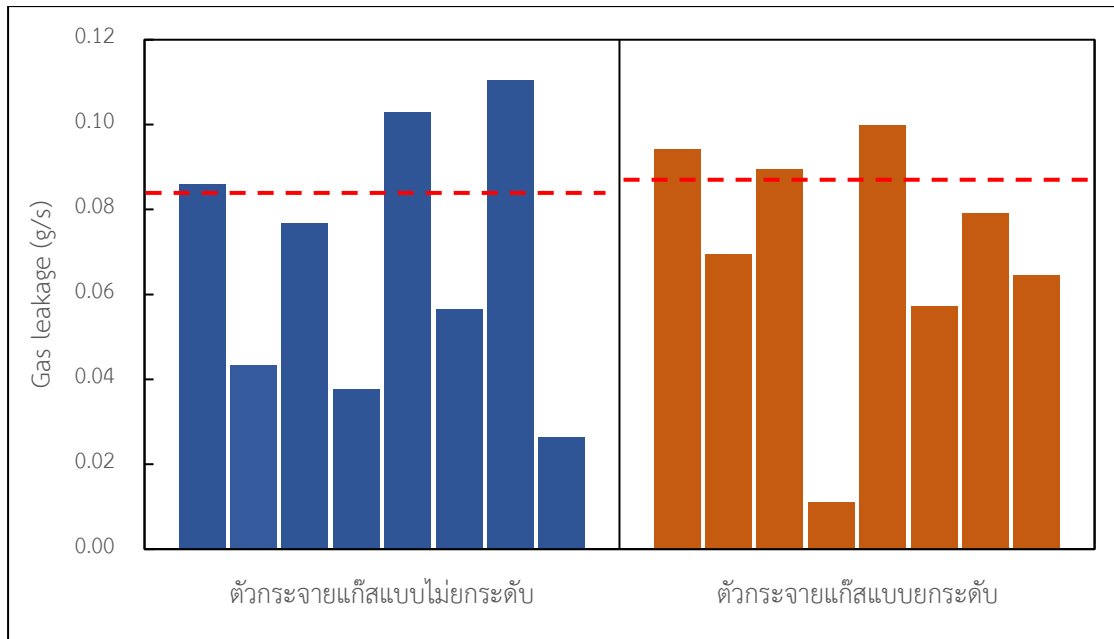
รูปที่ 4.17 อัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน



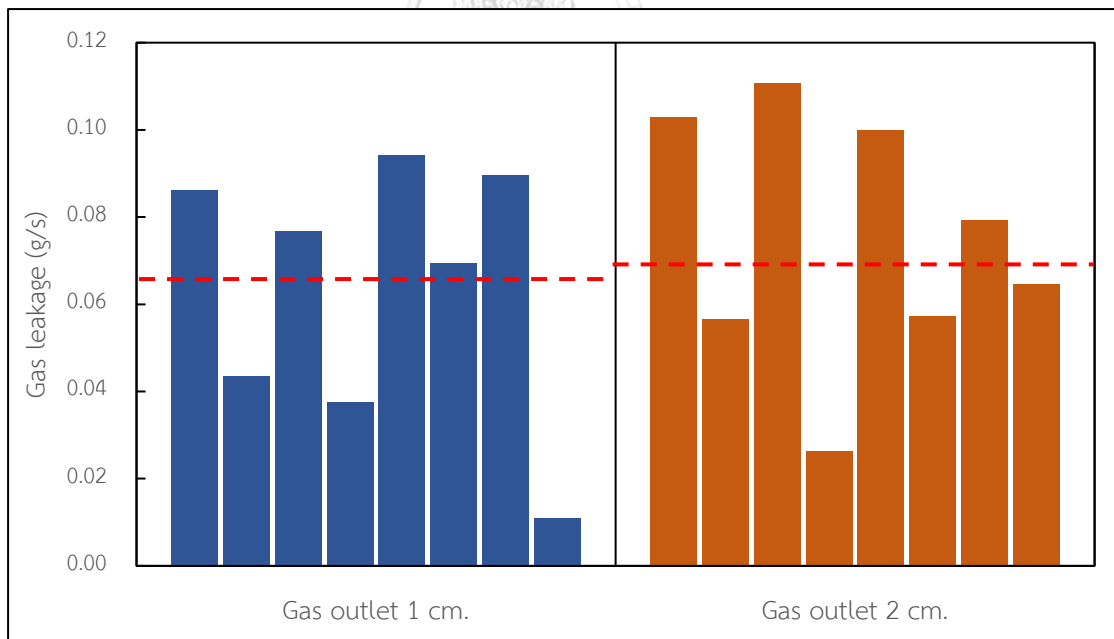
รูปที่ 4.18 เปรียบเทียบอัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มีขนาดความกว้างของ loop seal เท่ากับ 2 และ 3 เซนติเมตร



รูปที่ 4.19 เปรียบเทียบอัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มี ความสูงของแผ่นกั้นเท่ากับ 90 และ 100 เซนติเมตร



รูปที่ 4.20 เปรียบเทียบอัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มีตัวกระจายแก๊สแบบยกระดับกับแบบไม่ยกระดับ



รูปที่ 4.21 เปรียบเทียบอัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน ภายในที่มีขนาดความกว้างของทางออกแก๊สเท่ากับ 1 และ 2 เซนติเมตร

#### 4.3.3 การศึกษาปฏิกิริยาฟอรัมมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนภายใน

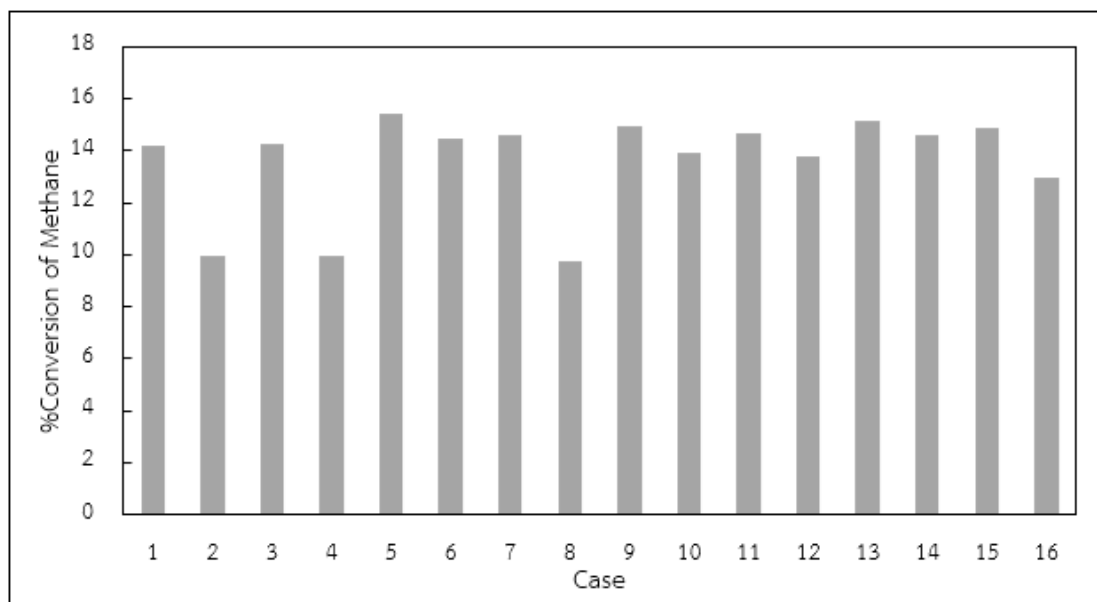
ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาปฏิกิริยาฟอรัมมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนภายในโดยทำการพิจารณาจากค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนที่ใช้เป็นสารตั้งต้นในการทำปฏิกิริยา โดยรูปที่ 4.22 แสดงค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีการปรับเปลี่ยนการออกแบบต่าง ๆ โดยจะเห็นว่า กรณีศึกษาที่ 2 4 และ 8 นั้นค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนที่ต่ำกว่าการออกแบบแบบอื่นๆ เนื่องจาก มีอัตราการรั่วไหลของแก๊สสูง สารตั้งต้นในปฏิกิริยาฟอรัมมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนบางส่วนมีการรั่วไหลไปยังด้านดาวเนอร์ทำให้เกิดปฏิกิริยาได้น้อยลงโดยมีค่าเท่ากับเฉลี่ย 9.9 % โดยกรณีศึกษาที่ 8 มีค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนต่ำที่สุดเท่ากับ 9.72 % ในขณะที่ กรณีศึกษาอื่น ๆ มีค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนเฉลี่ยเท่ากับ 14.5% โดยในกรณีศึกษาที่ 5 มีค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนสูงที่สุด เท่ากับ 15.41 %

รูปที่ 4.23 แสดงการเปรียบเทียบค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีขนาดความกว้างของ loop seal เท่ากับ 2 และ 3 เซนติเมตร โดยมีค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนเฉลี่ยเท่ากับ 14.76 และ 12.43 % ตามลำดับ เนื่องจากเครื่องปฏิกรณ์ที่มีความกว้างของ loop seal 3 เซนติเมตร มีอัตราการหมุนเวียนของอนุภาคที่ต่ำ ทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาในส่วนไรเซอร์มีปริมาณน้อย ส่งผลให้สารตั้งต้นเปลี่ยนแปลงไปเป็นผลิตภัณฑ์ได้น้อย เช่นเดียวในรูปที่ 4.24 จะเห็นได้ว่า เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีความสูงของแผ่นกั้น 90 เซนติเมตร จะให้ค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนเฉลี่ยเท่ากับ 14.08% ในขณะที่ เครื่องปฏิกรณ์ที่มีแผ่นกั้นสูง 100 เซนติเมตรมีค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนเฉลี่ยเท่ากับ 13.12 % เนื่องจากเครื่องปฏิกรณ์ที่มีความสูงของแผ่นกั้น 90 เซนติเมตร มีอัตราการหมุนเวียนของอนุภาคที่สูงกว่าเครื่องปฏิกรณ์ที่มีแผ่นกั้น 100 เซนติเมตร

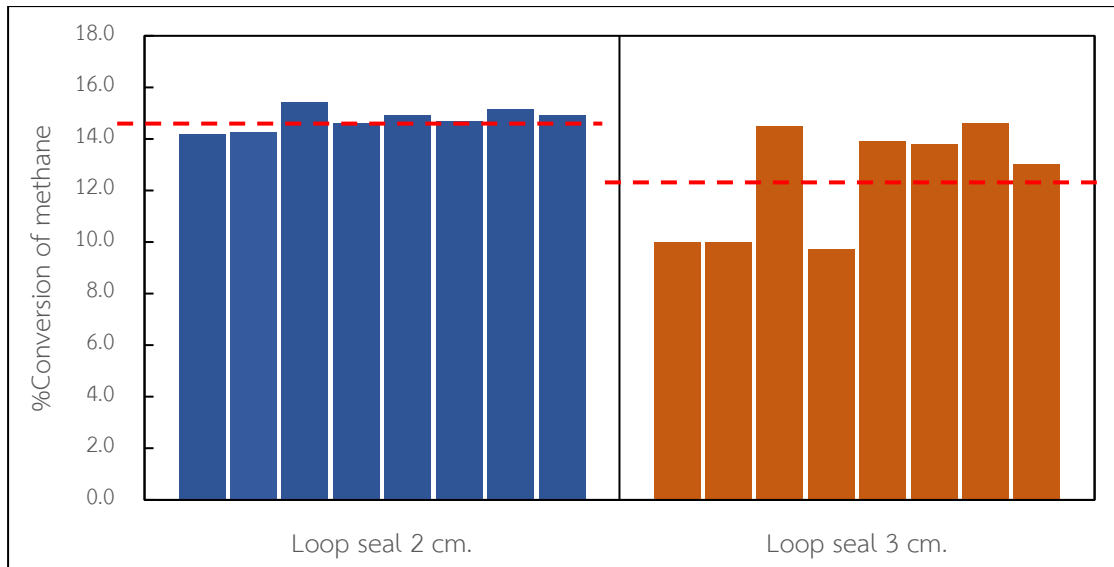
รูปที่ 4.25 แสดงการเปรียบเทียบค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีความกว้างของทางออกแก๊สเท่ากับ 1 และ 2 เซนติเมตร โดยมีค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนเฉลี่ย เท่ากับ 13.05 % และ 14.29 % ตามลำดับ ในขณะที่รูปแบบของตัวกระจายแก๊สแบบยกระดืบและแบบไม่ยกระดืบในเครื่องปฏิกรณ์ส่งผลต่อค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนเล็กน้อย โดยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีตัวกระจายแก๊สแบบยกระดืบมีค่าการ

เปลี่ยนแปลงมีเทนเฉลี่ยเท่ากับ 13.98% และตัวกระจายแก๊สแบบไม่ยกระดับมีค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนเท่ากับ 13.12% ดังแสดงในรูปที่ 4.26

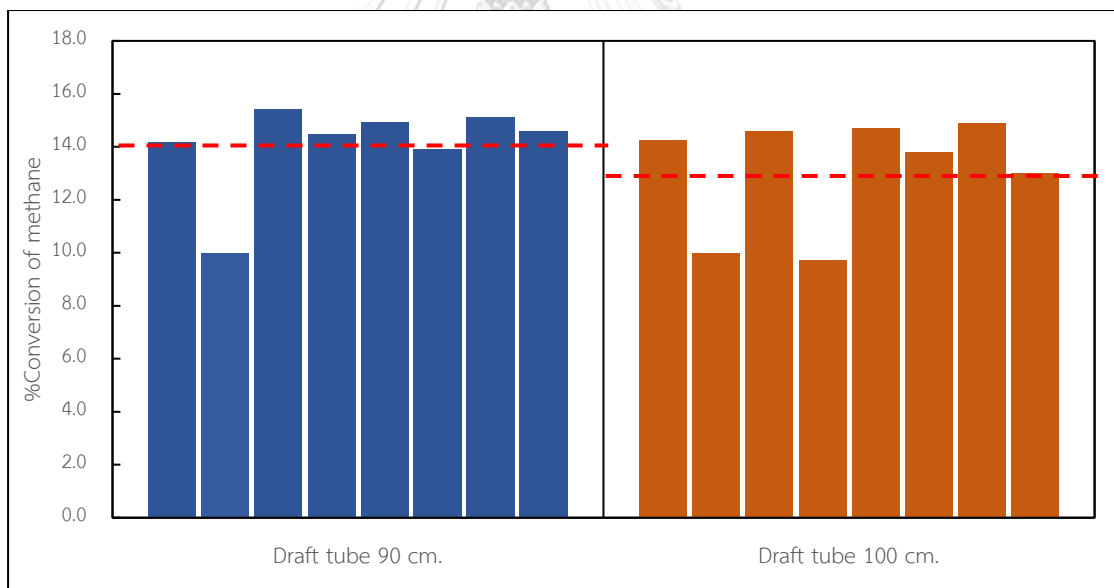
จากที่กล่าวมาจะเห็นได้ว่าตัวแปรการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในแต่ละแบบนั้นส่งผลต่อค่าอัตราการหมุนเวียนของแข็ง อัตราการรั่วไหลของแก๊ส และค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน ในทิศทางที่ต่างกัน ทำให้มีความซับซ้อนการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายใน ที่มีอัตราหมุนเวียนของแข็งที่สูง อัตราการรั่วไหลของแก๊สน้อย และค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนสูง ดังนั้นในงานวิจัยส่วนถัดไปจะเป็นการนำการวิเคราะห์ความแปรปรวนของตัวแปรมาใช้พิจารณาหาค่าการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่เหมาะสม



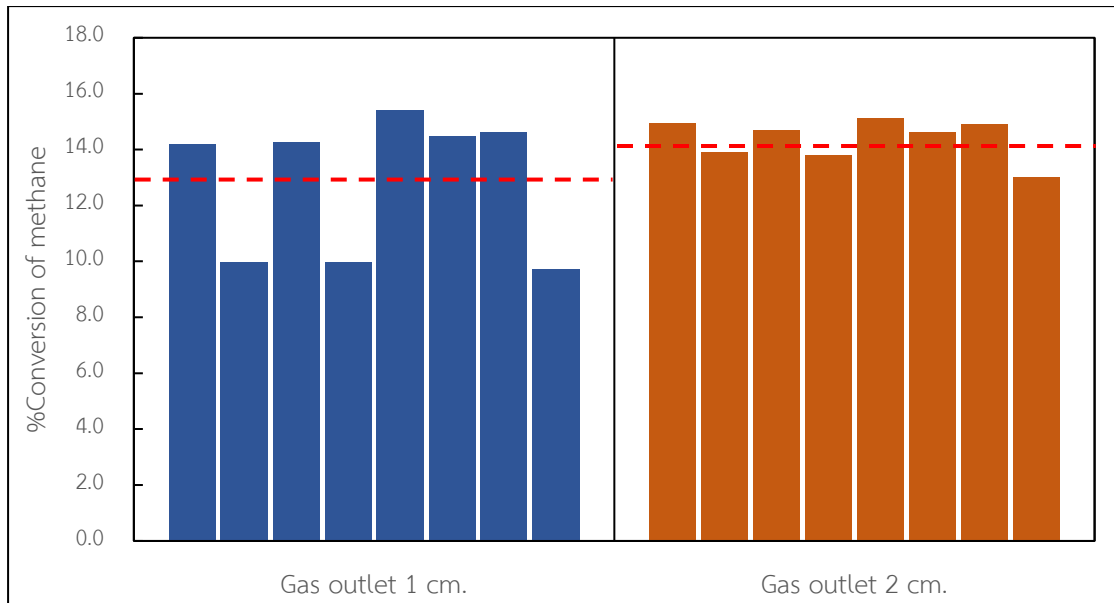
รูปที่ 4.22 ค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีการปรับเปลี่ยนการออกแบบต่าง ๆ



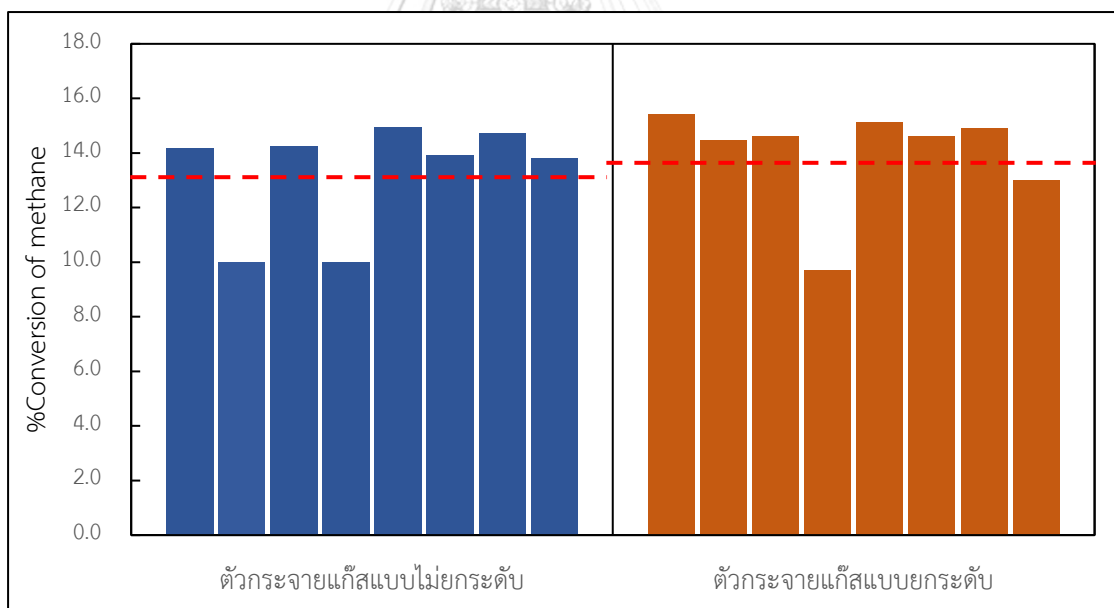
รูปที่ 4.23 เปรียบเทียบค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบ หมุนเวียนภายในที่มีขนาดความกว้างของ loop seal เท่ากับ 2 และ 3 เซนติเมตร



รูปที่ 4.24 เปรียบเทียบค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบ หมุนเวียนภายในที่มี ความสูงของแผ่นกั้นเท่ากับ 90 และ 100 เซนติเมตร



รูปที่ 4.25 เปรียบเทียบค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีขนาดความกว้างของทางออกแก๊สเท่ากับ 1 และ 2 เซนติเมตร



รูปที่ 4.26 เปรียบเทียบค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีตัวกระจายแก๊สแบบยกระดับกับแบบไม่ยกระดับ

#### 4.4. การวิเคราะห์ความแปรปรวนของตัวแปรการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายใน

งานวิจัยนี้ได้ใช้การวิเคราะห์ความแปรปรวน (ANOVA test) ในการศึกษาตัวแปรการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายใน ได้แก่ ลักษณะตัวกระจายแก๊ส ความสูงของแผ่นกั้น ความกว้างของ loop seal และความกว้างของช่องทางออกแก๊ส เพื่อใช้ในการพิจารณาอิทธิพลหลัก (Main effect) แต่ละตัวแปร และวิเคราะห์หาอิทธิพลร่วม (Interaction effect) ที่ตัวแปรแต่ละตัวกระทำต่อกันได้ ทำให้สามารถหารูปแบบที่เหมาะสมที่สุดในการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในสำหรับทำปฏิกิริยารีฟอร์มมิงด้วยคาร์บอนไดออกไซด์ของมีเทน โดยมีการเปลี่ยนแปลงระดับของปัจจัย ลักษณะตัวกระจายแก๊ส ความสูงของแผ่นกั้น ความกว้างของ Loop seal และ ความกว้างของทางออกแก๊ส ทั้งหมด 2 ระดับ และมีตัวแปรตอบสนองคือ อัตราการหมุนเวียนของอนุภาค อัตราการรั่วไหลของแก๊ส และค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน ทั้งนี้เพื่อหาตัวแปรการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในสำหรับทำปฏิกิริยารีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน ที่มีอัตราการหมุนเวียนของแข็งที่สูง อัตราการรั่วไหลของแก๊สต่ำ และค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนที่สูง ผ่านการศึกษาแบบแฟคตอเรียลเต็มรูปแบบ ( $2^k$  factorial design) ที่มีกรณีศึกษาทั้งหมด 16 กรณี โดยตารางที่ 4.2 ได้แสดงโค้ดของการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์รูปแบบต่าง ๆ สำหรับใช้ในการศึกษา โดย ลักษณะตัวกระจายแก๊ส (A) แบบยกระดับและแบบไม่ยกระดับมีค่าเท่ากับ -1 และ 1 ตามลำดับ ความสูงของแผ่นกั้น (B) เท่ากับ 90 และ 100 เซนติเมตร มีค่าเท่ากับ -1 และ 1 ตามลำดับ ความกว้างของ Loop seal (C) เท่ากับ 2 และ 3 เซนติเมตร มีค่าเท่ากับ -1 และ 1 ตามลำดับ และ ความกว้างของทางออกแก๊ส (D) เท่ากับ 1 และ 2 เซนติเมตร มีค่าเท่ากับ -1 และ 1 ตามลำดับ



ตารางที่ 4.2 โค้ดของการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์รูปแบบต่าง ๆ สำหรับใช้ในการศึกษา

กรณีศึกษา	ลักษณะตัว กระจายแก๊ส (A)	ความสูงของแผ่นกั้น (B)	ความกว้างของ Loop seal (C)	ความกว้างของ ทางออกแก๊ส (D)
1	+1	-1	-1	-1
2	+1	-1	+1	-1
3	+1	+1	-1	-1
4	+1	+1	+1	-1
5	-1	-1	-1	-1
6	-1	-1	+1	-1
7	-1	+1	-1	-1
8	-1	+1	+1	-1
9	+1	-1	-1	+1
10	+1	-1	+1	+1
11	+1	+1	-1	+1
12	+1	+1	+1	+1
13	-1	-1	-1	+1
14	-1	-1	+1	+1
15	-1	+1	-1	+1
16	-1	+1	+1	+1

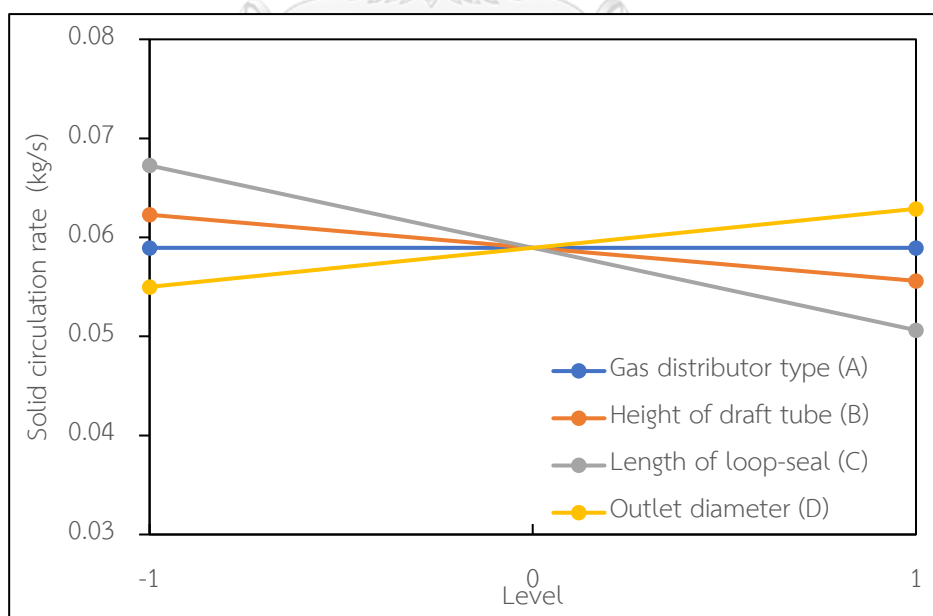
#### 4.4.1 การศึกษาอัตราการหมุนเวียนของแข็งด้วยการวิเคราะห์ความแปรปรวน

งานวิจัยส่วนนี้ได้ทำศึกษาตัวแปรการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่ส่งผลต่ออัตราการหมุนเวียนของแข็งโดยการวิเคราะห์ความแปรปรวน ทั้งนี้ในการออกแบบต้องการค่าอัตราการหมุนเวียนของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่สูง ตารางที่ 4.3 แสดงตาราง ANOVA โดยพบว่า ความสูงของแผ่นกั้น (B) ความกว้างของ Loop seal (C) ความกว้างของทางออกแก๊ส (D) และ อิทธิพลร่วม B-C มีค่า P-value ที่ต่ำกว่า 0.050 แสดงให้เห็นว่าตัวแปรเหล่านี้ส่งผลต่ออัตราการหมุนเวียนของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายในอย่างมีนัยสำคัญ

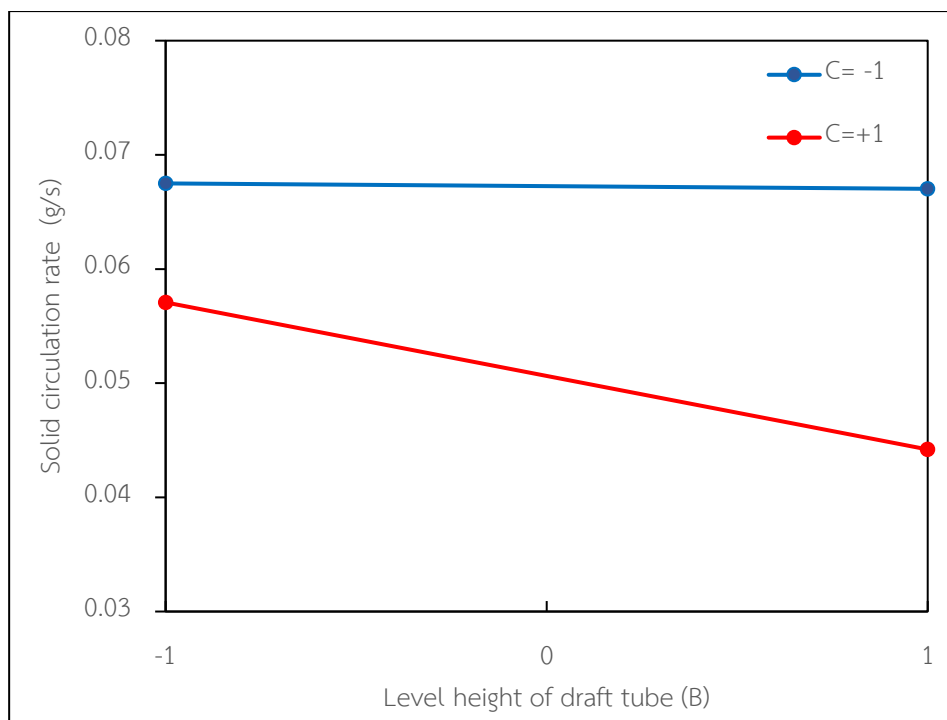
รูปที่ 4.27 แสดงผลของอิทธิพลหลักที่ส่งผลต่ออัตราการหมุนเวียนของแข็ง พบว่าความสูงของแผ่นกั้น และความกว้างของ loop seal ส่งผลเชิงลบต่ออัตราการหมุนเวียนของแข็ง และความกว้างของทางออกแก๊สส่งผลเชิงบวกกับอัตราการหมุนเวียนของแข็ง แต่ชนิดของตัวกระจายแก๊สไม่ส่งผลกับอัตราการหมุนเวียนของแข็ง โดยตัวแปรที่ส่งผลต่ออัตราการหมุนเวียนของแข็งมากที่สุดคือ ความกว้างของ loop seal (C) ความกว้างของช่องทางออกแก๊ส (D) และความสูงของแผ่นกั้น (B) ตามลำดับ นอกจากนี้ในรูปที่ 4.28 แสดงให้ขึ้นผลของอิทธิพลร่วมความสูงของแผ่นกั้น (B) และความกว้างของ loop seal (C) ที่ส่งผลต่ออัตราการหมุนเวียนของแข็ง โดยที่ความกว้างของ loop seal ต่ำ (-1) ความสูงของแผ่นกั้นไม่ส่งผลต่ออัตราการหมุนเวียนของแข็ง แต่หากความกว้างของ loop seal สูง (+1) ความสูงของแผ่นกั้นจะส่งผลเชิงลบต่ออัตราการหมุนเวียนของแข็ง

ตารางที่ 4.3 การวิเคราะห์ความแปรปรวนที่ส่งผลต่ออัตราการหมุนเวียนของแข็ง

Parameter	Sum squares	Degree of freedom	Mean square	F-value	P-value
B	0.0002	1	0.0002	8.68	0.0163
C	0.0011	1	0.0011	53.81	< 0.0001
D	0.0002	1	0.0002	12.11	0.0069
BC	0.0002	1	0.0002	7.49	0.023
BD	0.0001	1	0.0001	4.09	0.0739
CD	0.0001	1	0.0001	4.23	0.0699
Residual	0.0002	9	0		
Cor Total	0.002	15			



รูปที่ 4.27 ผลของอิทธิพลหลักที่ส่งผลต่ออัตราการหมุนเวียนของแข็ง



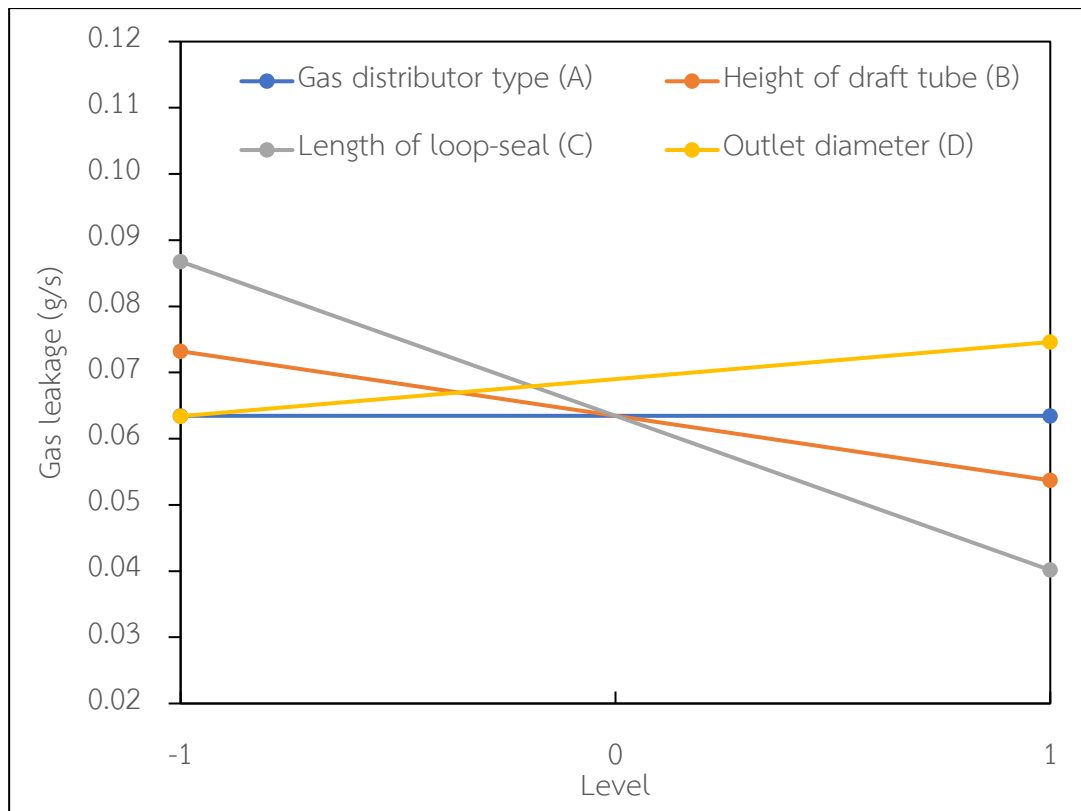
รูปที่ 4.28 ผลของอิทธิพลร่วมระหว่างความสูงของแผ่นกั้น (B) และความกว้างของ loop seal (C) ที่ส่งผลต่ออัตราการหมุนเวียนของแข็ง

#### 4.4.2 การศึกษาอัตราการรั่วไหลของแก๊สด้วยการวิเคราะห์ความแปรปรวน

ตารางที่ 4.4 ได้แสดงผลการวิเคราะห์ความแปรปรวนที่ส่งผลต่ออัตราการรั่วไหลของแก๊ส โดยเมื่อพิจารณาค่า P-value พบว่า ความสูงของแผ่นกั้น (B) ความกว้างของ Loop seal (C) ความกว้างของทางออกแก๊ส (D) เป็นตัวแปรที่ส่งผลต่ออัตราการรั่วไหลของแก๊สอย่างมีนัยสำคัญ โดยตัวแปรที่ส่งผลต่ออัตราการรั่วไหลของแก๊สมากที่สุดคือ ความกว้างของ loop seal (C) ความสูงของแผ่นกั้น (B) และความกว้างของช่องทางออกแก๊ส (D) ตามลำดับ นอกจากนี้ยังมีผลของอิทธิพลร่วม ACD และ ABCD ที่ยังส่งผลต่ออัตราการรั่วไหลของแก๊สอีกด้วย แต่เนื่องจากอิทธิพลร่วมของ 3 และ 4 ตัวแปร มีความซับซ้อนจึงไม่ได้แสดงในงานวิจัย และ รูปที่ 4.29 แสดงผลของอิทธิพลหลักที่ส่งผลต่ออัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ จะเห็นได้ว่า ความสูงของแผ่นกั้น (B) และความกว้างของ Loop seal (C) ส่งผลเชิงลบต่ออัตราการรั่วไหลของแก๊ส ความกว้างของทางออกแก๊ส (D) ให้ผลเชิงบวกต่ออัตราการรั่วไหลของแก๊ส และชนิดของตัวกระจายแก๊สไม่ส่งผลต่ออัตราการรั่วไหลของแก๊ส

ตารางที่ 4.4 การวิเคราะห์ความแปรปรวนที่ส่งผลต่ออัตราการรั่วไหลของแก๊ส

Parameter	Sum squares	Degree of freedom	Mean square	F-value	P-value
B	0.0008	1	0.0008	12.12	0.0083
C	0.0087	1	0.0087	129.68	< 0.0001
D	0.0005	1	0.0005	7.41	0.0262
BC	0.0002	1	0.0002	3.4	0.1025
ABD	0.0002	1	0.0002	3.04	0.1193
ACD	0.0006	1	0.0006	8.39	0.02
ABCD	0.0009	1	0.0009	14.16	0.0055
Residual	0.0005	8	0.0001		
Cor Total	0.0125	15			



รูปที่ 4.29 ผลของอิทธิพลหลักที่ส่งผลต่ออัตราการรั่วไหลของแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์

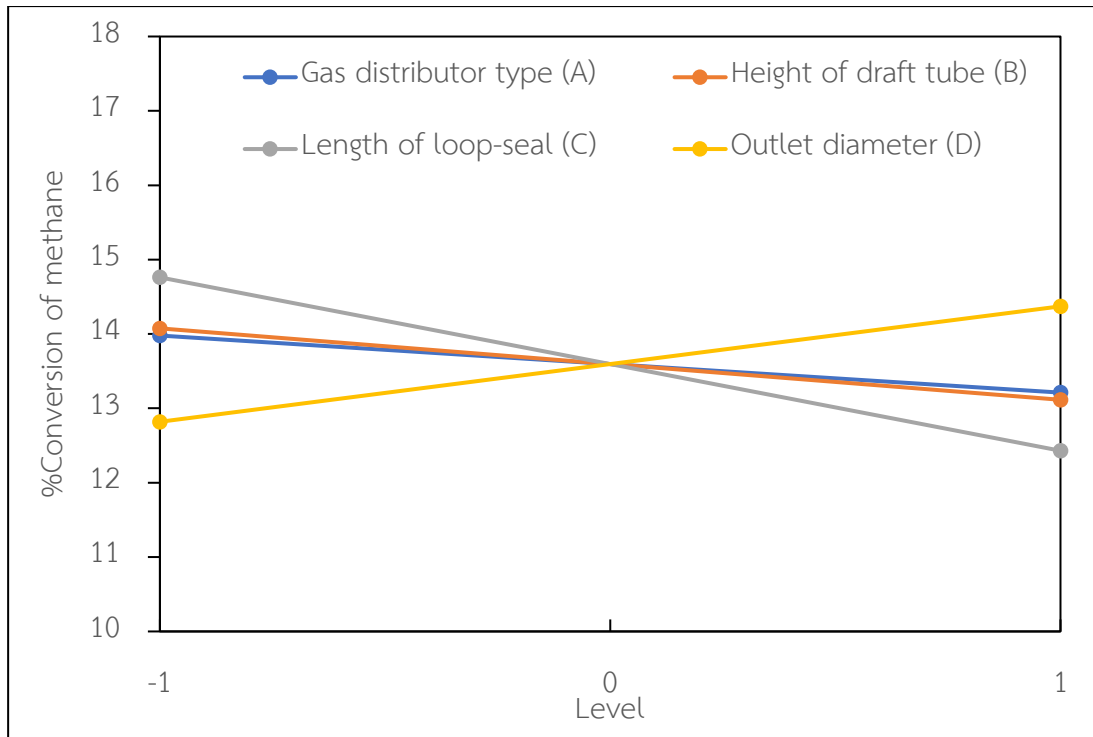
#### 4.4.3 การศึกษาค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนด้วยการวิเคราะห์ความแปรปรวน

ในการออกเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนสำหรับทำปฏิกิริยาฟีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนนั้น ค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนบ่งบอกถึงปริมาณแก๊สสังเคราะห์ที่จะได้จากปฏิกิริยา ดังนั้นในการศึกษาจึงต้องการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนเพื่อให้ได้ค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนที่สูง โดยตารางที่ 4.5 แสดงผลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีผลต่อค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน โดยเมื่อพิจารณาค่า P-value พบว่าตัวแปรที่มีนัยสำคัญต่อค่าการเปลี่ยนแปลงมีเทนได้แก่ ความกว้างของ loop seal (C) ความกว้างของทางออกแก๊ส (D) และอิทธิพลร่วมระหว่างความกว้างของ loop seal และความกว้างของทางออกแก๊ส (C-D) โดยเรียงลำดับปัจจัยที่ส่งผลต่อค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนได้ดังนี้ ความกว้างของ loop seal (C) > ความกว้างของทางออกแก๊ส (D) > อิทธิพลร่วม C-D โดยผลของอิทธิพลหลักประเภทตัวกระจายแก๊ส ความสูงของแผ่นกั้น ความกว้างของ loop seal ส่งผลเชิงลบต่อค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน และความกว้างของทางออกแก๊สส่งผลเชิงบวก ดังแสดงในรูปที่ 4.30

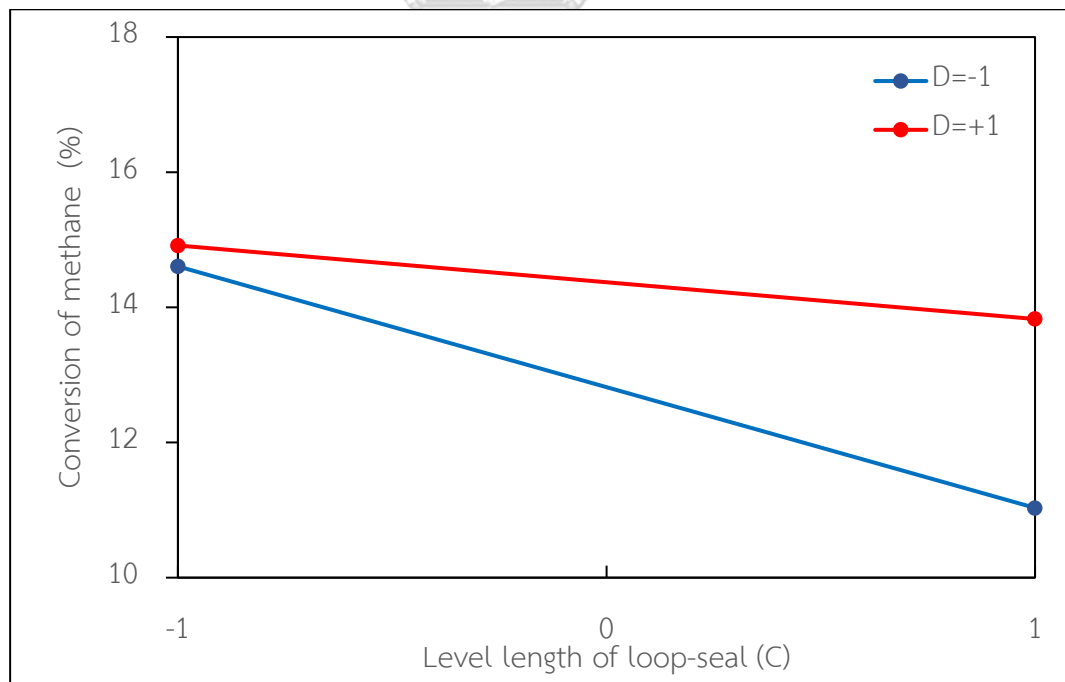
รูปที่ 4.31 แสดงอิทธิพลร่วมระหว่างความกว้างของ loop seal (C) และความกว้างของช่องแก๊ส (D) ที่ส่งผลต่อค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน โดยพบว่าที่ความกว้างของ loop seal ต่ำ ผลของความกว้างทางออกแก๊สนั้นส่งผลต่อค่าการเปลี่ยนแปลงมีเทนที่น้อย แต่ในกรณีที่มีความกว้างของ loop seal สูง ความกว้างทางออกแก๊สจะส่งผลอย่างมากต่อค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน

ตารางที่ 4.5 การวิเคราะห์ความแปรปรวนที่ส่งผลต่อค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน

Parameter	Sum squares	Degree of freedom	Mean square	F-value	P-value
A	2.36	1	2.36	2.67	0.1409
B	3.69	1	3.69	4.18	0.0751
C	21.73	1	21.73	24.63	0.0011
D	9.64	1	9.64	10.93	0.0108
AB	3.15	1	3.15	3.57	0.0954
AD	1.91	1	1.91	2.17	0.1791
CD	6.18	1	6.18	7	0.0294
Residual	7.06	8	0.88		
Cor Total	55.72	15			



รูปที่ 4.30 ผลของอิทธิพลหลักที่ส่งผลต่อค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน



รูปที่ 4.31 อิทธิพลร่วมระหว่างความกว้างของ loop seal (C) และความกว้างของช่องแก๊ส (D) ที่ส่งผลต่อค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน



โดยเมื่อการพิจารณาปัจจัยทั้ง ลักษณะตั้งกระจายแก๊ส ความสูงแผ่นกั้น ความกว้างของ loop seal และช่องทางออกแก๊ส พบว่ากรณีศึกษาที่ 14 เป็นการออกแบบที่มีค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน และอัตราการหมุนเวียนของแข็งที่สูง อีกทั้งยังมีการรั่วไหลของแก๊สน้อย ทำให้เป็นกรณีที่เหมาะสมที่สุดในการทำปฏิกิริยาอาร์พอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน โดยมีตัวกระจายแก๊สแบบยกระดับ ความสูงแผ่นกั้น 90 เซนติเมตร ความกว้างของ loop seal 3 เซนติเมตร และช่องทางออกแก๊ส 1 เซนติเมตร หรือมีสัดส่วนความสูงของเครื่องเป็น 2 เท่าของความสูงแผ่นกั้น สัดส่วนความกว้างของเบตเป็น 10 เท่าของ loop seal และสัดส่วนความกว้างของ freeboard zone เป็น 37.5 เท่าของช่องทางออกแก๊ส

#### 4.5 เปรียบเทียบการทำปฏิกิริยาอาร์พอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนด้วยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบตแบบหมุนเวียนภายในกับเครื่องปฏิกรณ์ประเภทอื่น ๆ

จากการศึกษาทั้งหมดแสดงให้เห็นว่าการทำปฏิกิริยาอาร์พอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนด้วยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบตแบบหมุนเวียนภายในสามารถทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 550 °C ได้ค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนสูงสุดเท่ากับ 15.41 % ในขณะที่เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบตแบบฟองแก๊ส มีค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนเท่ากับ 25.0 % หรืองานวิจัยของ Lou และคณะที่ได้ทำการศึกษาศึกษาปฏิกิริยาอาร์พอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์เบตนิ่งและฟลูอิดไชน์เบตแบบฟองแก๊ส โดยใช้  $\text{Ni/MgO-SiO}_2$  เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาพบว่า ที่อุณหภูมิ 550 °C มีค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนอยู่ที่ 5-25% [38] อย่างไรก็ตาม เครื่องปฏิกรณ์เบตนิ่งและฟลูอิดไชน์เบตแบบฟองแก๊สนั้นต้องมีการหยุดการเดินเครื่องเพื่อทำการเปลี่ยนหรือคืนสภาพตัวดูดซับที่สูญเสียความสามารถในการทำปฏิกิริยา ในขณะที่เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบตแบบหมุนเวียนภายในนั้นสามารถดำเนินการแบบต่อเนื่อง และลดค่าใช้จ่ายรวมไปถึงพื้นที่ในการติดตั้งหอคืนสภาพสำหรับกระบวนการ

## บทที่ 5

## สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

## 5.1 สรุปผลการวิจัย

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาพฤติกรรมของอนุภาคและปฏิกิริยารีดอกซ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่มีการปรับเปลี่ยค่าการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ที่แตกต่างกัน เพื่อหาการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่เหมาะสมในการทำปฏิกิริยารีดอกซ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน

5.1.1 การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่ไม่มีปฏิกิริยาเคมี

งานวิจัยส่วนนี้เป็นการสร้างแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน โดยได้ใช้ค่าการออกแบบจากงานวิจัยของ Benguerba และคณะ [13] เพื่อเป็นการตรวจสอบแบบจำลองให้มีการคำนวณที่สอดคล้องกับการทดลองจริง ซึ่งจากการศึกษาแสดงให้เห็นว่าแบบจำลองที่มีการแบ่งช่องการคำนวณ 30,000 เซลล์ และมีการปรับปรุงแบบจำลองสัมประสิทธิ์แรงต้านทานการเคลื่อนที่สมการของ Gidaspow สามารถคำนวณพฤติกรรมที่เกิดภายในเครื่องปฏิกรณ์ได้ใกล้เคียงกับผลการทดลอง

5.1.2 การสร้างแบบจำลองปฏิกิริยารีดอกซ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน

งานวิจัยส่วนนี้เป็นการสร้างแบบจำลองปฏิกิริยารีดอกซ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนผ่านการสร้างแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนแบบสามมิติ โดยได้ทำการเปรียบเทียบ ค่าการเปลี่ยนแปลง (Conversion) ของมีเทน คาร์บอนไดออกไซด์ และค่าการเลือกเกิด (Selectivity) ของไฮโดรเจน กับผลการทดลอง ซึ่งแบบจำลองสามารถคำนวณปฏิกิริยารีดอกซ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนได้ใกล้เคียงกับผลการทดลอง

5.1.3 การศึกษาปฏิกิริยารีดอกซ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนภายในเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน

ในการศึกษาปฏิกิริยารีดอกซ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนภายในเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในได้นำแบบจำลองปฏิกิริยาในงานวิจัยส่วนที่ 2 มาปรับใช้กับแบบจำลองเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนภายใน จากนั้นจึงได้ทำการศึกษาพฤติกรรมของอนุภาคและปฏิกิริยา

รีฟอร์มมิงคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนที่เกิดขึ้นเมื่อมีปรับเปลี่ยน ลักษณะตัวกระจายแก๊ส ความสูงของแผ่นกั้น ความกว้างของ loop-seal และความกว้างของทางออกแก๊ส โดยได้แบ่ง การศึกษาออกเป็น 16 กรณี พบว่า กรณีศึกษาที่ 11 ที่ใช้ตัวกระจายแก๊สแบบไม่ยกระดับ ความสูง ของแผ่นกั้น 100 เซนติเมตร ความกว้างของ loop seal 2 เซนติเมตร และความกว้างของทางออก แก๊ส 2 เซนติเมตร เป็นการออกแบบที่มีอัตราการหมุนเวียนของแข็งที่สูงที่สุด เท่ากับ 0.07 กิโลกรัม ต่อวินาที กรณีศึกษาที่ 8 ที่มี ตัวกระจายแก๊สแบบยกระดับ ความสูงแผ่นกั้น 100 เซนติเมตร ความกว้างของ loop seal 3 เซนติเมตร และช่องทางออกแก๊ส 1 เซนติเมตร มีอัตราการรั่วไหลของ แก๊สน้อยที่สุดเท่ากับ 0.011 กรัมต่อวินาที และกรณีศึกษาที่ 5 ตัวกระจายแก๊สแบบยกระดับ ความสูงแผ่นกั้น 90 เซนติเมตร ความกว้างของ loop seal 2 เซนติเมตร และช่องทางออกแก๊ส 1 เซนติเมตร มีค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทนสูงที่สุด เท่ากับ 15.41 %

5.1.4 การวิเคราะห์ความแปรปรวนของตัวแปรการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบ หมุนเวียนภายใน

งานวิจัยนี้ใช้ การทำ ANOVA test ในการศึกษาตัวแปรการออกแบบ เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายใน ได้แก่ ลักษณะตัวกระจายแก๊ส ความสูงของแผ่นกั้น ความกว้างของ loop seal และความกว้างของช่องทางออกแก๊ส เพื่อใช้ในการพิจารณาอิทธิพลหลัก (Main effect) ของแต่ละตัวแปร และวิเคราะห์หาอิทธิพลร่วม (Interaction effect) ที่ตัวแปรแต่ละ ตัวกระทำต่อกันได้ โดยพบว่าปัจจัยสำคัญที่ส่งต่ออัตราการหมุนเวียนของแข็ง ได้แก่ ความสูงของแผ่น กั้น (B) ความกว้างของ Loop seal (C) ความกว้างของทางออกแก๊ส (D) และ อิทธิพลร่วม C-D ปัจจัยสำคัญที่ส่งต่ออัตราการรั่วไหลของแก๊ส ได้แก่ ความสูงของแผ่นกั้น (B) และความกว้าง ของ Loop seal (C) และ ปัจจัยสำคัญที่ส่งต่อค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน Loop seal (C) ความ กว้างของทางออกแก๊ส (D) และ อิทธิพลร่วม C-D

โดยเมื่อทำการพิจารณาทั้ง อัตราการไหลเวียนของอนุภาคภายในเครื่องปฏิกรณ์ การรั่วไหล ของแก๊สระหว่างด้านไรเซอร์และด้านดาวเนอร์ และ ค่าการเปลี่ยนของมีเทน พบว่ากรณีศึกษาที่ 14 ที่มี ตัวกระจายแก๊สแบบยกระดับ สัดส่วนความสูงของเครื่องเป็น 2 เท่าของความสูงแผ่นกั้น สัดส่วน ความกว้างของเบดเป็น 10 เท่าของ loop seal และสัดส่วนความกว้างของ freeboard zone เป็น 37.5 เท่าของช่องทางออกแก๊ส เป็นการออกแบบที่มีค่าการเปลี่ยนแปลงของมีเทน และอัตรา การหมุนเวียนของแข็งที่สูง อีกทั้งยังมีการรั่วไหลของแก๊สน้อย ทำให้เป็นกรณีที่เหมาะสมที่สุดในการ

ทำปฏิกิริยารีดอกซ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทน นอกจากนี้เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในยังสามารถลดค่าก่อสร้างและพื้นที่สำหรับติดตั้งระบบฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน และความสามารถในการดำเนินงานพร้อมกับการคืนสภาพตัวเร่งปฏิกิริยาได้

## 5.2 ข้อเสนอแนะ

การศึกษาปฏิกิริยารีดอกซ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในนี้ เป็นการศึกษาเพียงตัวแปรออกแบบของเครื่องปฏิกรณ์ที่ดำเนินการในอุณหภูมิ 550 °C เท่านั้น เพื่อให้สามารถทำปฏิกิริยารีดอกซ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนได้ดีมากยิ่งขึ้นควรมีการศึกษาปฏิกิริยารีดอกซ์ของคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยมีเทนในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนภายในที่อุณหภูมิหรือตัวแปรดำเนินการอื่น ๆ เพิ่มเติม อย่างไรก็ตามจะเห็นว่าเครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้มีความสามารถในการทำปฏิกิริยาที่แตกต่างกันระหว่างด้านไรเซอร์และด้านดาวเนอร์ได้ ทำให้เครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้มีความน่าสนใจในการนำไปประยุกต์ใช้ใช้ในกระบวนการอื่น ๆ ได้เพิ่มเติม

ภาคผนวก ก  
ชุดคำสั่งในการใช้คำนวณปฏิกิริยา

1.ปฏิกิริยา  $CO_2 + CH_4 \leftrightarrow 2H_2 + 2CO$

```
#include "udf.h"
```

```
DEFINE_HET_RXN_RATE(RXN1FW,c,t,hr,wk,yk,rr,rr_t)
```

```
{
```

```
Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
```

```
Thread *gas = pt[0];
```

```
Thread *solid = pt[1];
```

```
real Kch4, Kco2, Kp;
```

```
int i;
```

```
real mole [7];
```

```
real total, Pch4,Ph2o, Pco2, Pco, Ph2, T, k1, Kco21, Kch41, Kp1;
```

```
real Cat,r, Coke;
```

```
real R = 8.3144598;
```

```
if(Data_Valid_P())
```

```
{
```

```
total = yk[0][0]/wk[0][0]+ yk[0][1]/wk[0][1]+ yk[0][2]/wk[0][2]+ yk[0][3]/wk[0][3]+  
yk[0][4]/wk[0][4]+ yk[0][5]/wk[0][5];
```

```
Pch4 = (yk[0][0]/wk[0][0])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
```

```
Pco2 = (yk[0][1]/wk[0][1])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
```

```
Pco = (yk[0][2]/wk[0][2])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
```

```
Ph2 = (yk[0][3]/wk[0][3])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
```

```
Ph2o = (yk[0][4]/wk[0][4])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
```

```

T = C_T(c,gas);
Coke = C_VOF(c,solid);
Cat = C_VOF(c,solid);
k1 = 1.29*pow(10,6)*exp(-102065/(R*T));
Kco21 = 2.61*pow(10,-2)*exp(37641/(R*T));
Kch41 = 2.6*pow(10,-2)*exp(40684/(R*T));
Kp1 = 6.78*pow(10,14)*exp(-259660/(R*T));
r = (2700)*(((k1*Kco21*Kch41*Pch4*Pco2)))*(Cat);
if(r <= 0)
{r = 0;}
*rr = r;
*rr_t = *rr;
}
}

#include "udf.h"

DEFINE_HET_RXN_RATE(RXN1BW,c,t,hr,wk,yk,rr,rr_t)

{
Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
Thread *gas = pt[0];
Thread *solid = pt[1];
real Kch4, Kco2, Kp;
int i;
real mole [7];
real total, Pch4,Ph2o, Pco2, Pco, Ph2, T, k1, Kco21, Kch41, Kp1;
real Cat,r, Coke;
real R = 8.3144598;

if(Data_Valid_P())

```

```

{

total = yk[0][0]/wk[0][0]+ yk[0][1]/wk[0][1]+ yk[0][2]/wk[0][2]+ yk[0][3]/wk[0][3]+
yk[0][4]/wk[0][4]+ yk[0][5]/wk[0][5];
Pch4 = (yk[0][0]/wk[0][0])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
Pco2 = (yk[0][1]/wk[0][1])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
Pco = (yk[0][2]/wk[0][2])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
Ph2 = (yk[0][3]/wk[0][3])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
Ph2o = (yk[0][4]/wk[0][4])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
T = C_T(c,gas);
Coke = C_VOF(c,solid);
Cat = C_VOF(c,solid);
k1 = 1.29*pow(10,6)*exp(-102065/(R*T));
Kco21 = 2.61*pow(10,-2)*exp(37641/(R*T));
Kch41 = 2.6*pow(10,-2)*exp(40684/(R*T));
Kp1 = 6.78*pow(10,14)*exp(-259660/(R*T));
r = (100)*(((pow((1+Kco21*Pco2+Kch41*Pch4),2)))*((Kp1*(Pch4*Pco2))))*(Cat);
if(r <= 0)
{r = 0;}
*rr = r;
*rr_t = *rr;
}
}

```

## 2. ปฏิกิริยา $CO_2 + H_2 \leftrightarrow H_2O + CO$

```
#include "udf.h"
```

```
DEFINE_HET_RXN_RATE(RXN2FW,c,t,hr,wk,yk,rr,rr_t)
```

```

{
Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
Thread *gas = pt[0];

```

```

Thread *solid = pt[1];
real Kch4, Kco2, Kp;
int i;
real mole [7];
real total, Pch4, Ph2o, Pco2, Pco, Ph2, T, k1, Kco21, Kch41, Kp1;
real Cat, r , Coke;
real k2, Kco22, Kh22, Kp2;
double R = 8.314472;

if(Data_Valid_P())
{
    total = yk[0][0]/wk[0][0]+ yk[0][1]/wk[0][1]+ yk[0][2]/wk[0][2]+ yk[0][3]/wk[0][3]+
yk[0][4]/wk[0][4]+ yk[0][5]/wk[0][5];
    Pch4 = (yk[0][0]/wk[0][0])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Pco2 = (yk[0][1]/wk[0][1])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Pco = (yk[0][2]/wk[0][2])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Ph2 = (yk[0][3]/wk[0][3])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Ph2o = (yk[0][4]/wk[0][4])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    T = (C_T(c,gas)) ;
    Coke = C_VOF(c,solid);
    Cat = C_VOF(c,solid);
    k2 = 0.35*pow(10,6)*exp(-81030/(R*T));
    Kco22 = 0.5771*exp(9262/(R*T));
    Kh22 = 1.494*exp(6025/(R*T));
    Kp2 = 56.4971*exp(-36580/(R*T));
    r = (7500)*(((k2*Kco22*Kh22*Pco2*Ph2)))*Cat;
    if(r <= 0)
    {r = 0;}
    *rr = r;
    *rr_t = *rr;
}

```



```

}

#include "udf.h"

DEFINE_HET_RXN_RATE(RXN2BW,c,t,hr,wk,yk,rr,rr_t)

{
  Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
  Thread *gas = pt[0];
  Thread *solid = pt[1];
  real Kch4, Kco2, Kp;
  int i;
  real mole [7];
  real total, Pch4,Ph2o, Pco2, Pco, Ph2, T, k1, Kco21, Kch41, Kp1;
  real Cat,r , Coke;
  real k2,Kco22,Kh22,Kp2;
  double R = 8.314472;

  if(Data_Valid_P())
  {
    total = yk[0][0]/wk[0][0]+ yk[0][1]/wk[0][1]+ yk[0][2]/wk[0][2]+ yk[0][3]/wk[0][3]+
    yk[0][4]/wk[0][4]+ yk[0][5]/wk[0][5];
    Pch4 = (yk[0][0]/wk[0][0])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Pco2 = (yk[0][1]/wk[0][1])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Pco = (yk[0][2]/wk[0][2])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Ph2 = (yk[0][3]/wk[0][3])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Ph2o = (yk[0][4]/wk[0][4])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    T = (C_T(c,gas)) ;
    Coke = C_VOF(c,solid);
    Cat = C_VOF(c,solid);
    k2 = 0.35*pow(10,6)*exp(-81030/(R*T));
  }
}

```

```

Kco22 = 0.5771*exp(9262/(R*T));
Kh22 = 1.494*exp(6025/(R*T));
Kp2 = 56.4971*exp(-36580/(R*T));
r = (10)*(((pow((1+Kco22*Pco2+Kh22*Ph2),2)))*(Kp2*(Pco2*Ph2)))*Cat;
if(r <= 0)
  {r = 0;}
  *rr = r;
  *rr_t = *rr;
}
}
3. ปฏิกริยา  $CH_4 \leftrightarrow 2H_2 + C$ 
#include "udf.h"

DEFINE_HET_RXN_RATE(RXN3FW,c,t,hr,wk,yk,rr,rr_t)
{
  Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
  Thread *gas = pt[0];
  Thread *solid = pt[1];
  real Kch4, Kco2, Kp;
  int i;
  real mole [7];
  real total, Pch4,Ph2o, Pco2, Pco, Ph2, T, k1, Kco21, Kch41, Kp1;
  real k3, Kch43,Kp3, Kh23;
  real Cat,r, Coke;
  double R = 8.314472;

  if(Data_Valid_P())
  {
    total = yk[0][0]/wk[0][0]+ yk[0][1]/wk[0][1]+ yk[0][2]/wk[0][2]+ yk[0][3]/wk[0][3]+
    yk[0][4]/wk[0][4]+ yk[0][5]/wk[0][5];

```

```

Pch4 = (yk[0][0]/wk[0][0])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
Pco2 = (yk[0][1]/wk[0][1])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
Pco = (yk[0][2]/wk[0][2])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
Ph2 = (yk[0][3]/wk[0][3])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Ph2o = (yk[0][4]/wk[0][4])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
T = (C_T(c,gas)) ;
    Coke = C_VOF(c,solid);
    Cat = C_VOF(c,solid);
    k3 = 6.95*pow(10,3)*exp(-58893/(R*T));
    Kch43 = 0.21*exp(-567/(R*T));
    Kp3 = 2.95*pow(10,5)*exp(-84400/(R*T));
    Kh23 = 5.18*pow(10,7)*exp(-133210/(R*T));
    r = (0.01)*Coke*((k3*Kch43));
    if(r <= 0)
    {r = 0;}
    *rr = r;
    *rr_t = *rr;
}
}
#include "udf.h"

```

```

DEFINE_HET_RXN_RATE(RXN3BW,c,t,hr,wk,yk,rr,rr_t)

```

```

{
    Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
    Thread *gas = pt[0];
    Thread *solid = pt[1];
    real Kch4, Kco2, Kp;
    int i;
    real mole [7];

```

```

real total, Pch4, Ph2o, Pco2, Pco, Ph2, T, k1, Kco21, Kch41, Kp1;
real k3, Kch43, Kp3, Kh23;
real Cat, r, Coke;
double R = 8.314472;

if(Data_Valid_P())
{
    total = yk[0][0]/wk[0][0]+ yk[0][1]/wk[0][1]+ yk[0][2]/wk[0][2]+ yk[0][3]/wk[0][3]+
yk[0][4]/wk[0][4]+ yk[0][5]/wk[0][5];
    Pch4 = (yk[0][0]/wk[0][0])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Pco2 = (yk[0][1]/wk[0][1])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Pco = (yk[0][2]/wk[0][2])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Ph2 = (yk[0][3]/wk[0][3])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Ph2o = (yk[0][4]/wk[0][4])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    T = (C_T(c,gas)) ;
    Coke = C_VOF(c,solid);
    Cat = C_VOF(c,solid);
    k3 = 6.95*pow(10,3)*exp(-58893/(R*T));
    Kch43 = 0.21*exp(-567/(R*T));
    Kp3 = 2.95*pow(10,5)*exp(-84400/(R*T));
    Kh23 = 5.18*pow(10,7)*exp(-133210/(R*T));
    r = (0.1)*Coke*(((pow((1+Kch43*Pch4 + (pow(Ph2,1.5)/Kh23)),2)))));
    if(r <= 0)
    {r = 0;}
    *rr = r;
    *rr_t = *rr;
}
}

```

#### 4. ปฏิกิริยา $C + H_2O \leftrightarrow H_2 + CO$

```
#include "udf.h"
```

```
DEFINE_HET_RXN_RATE(RXN4FW,c,t,hr,wk,yk,rr,rr_t)
```

```
{
  Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
  Thread *gas = pt[0];
  Thread *solid = pt[1];
  real Kch4, Kco2, Kp;
  int i;
  real mole [7];
  real total, Pch4,Ph2o, Pco2, Pco, Ph2, T, k1, Kco21, Kch41, Kp1;
  real Kh2o4, Kch44, Kh24, Kp4, k4;
  real Cat, r,Coke;
  double R = 8.314472;

  if(Data_Valid_P())
  {
    total = yk[0][0]/wk[0][0]+ yk[0][1]/wk[0][1]+ yk[0][2]/wk[0][2]+ yk[0][3]/wk[0][3]+
    yk[0][4]/wk[0][4]+ yk[0][5]/wk[0][5];
    Pch4 = (yk[0][0]/wk[0][0])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Pco2 = (yk[0][1]/wk[0][1])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Pco = (yk[0][2]/wk[0][2])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Ph2 = (yk[0][3]/wk[0][3])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Ph2o = (yk[0][4]/wk[0][4])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    T = (C_T(c,gas)) ;
    Coke = C_VOF(c,solid);
    Cat = C_VOF(c,solid);
    Kh2o4 = 4.73*pow(10,-6)*exp(97770/(R*T));
    Kch44 = 3.49*exp(0/(R*T));
```

```

    Kh24 = 1.83*pow(10,13)*exp(-216145/(R*T));
    Kp4 = 1.3827*pow(10,7)*exp(-125916/(R*T));
    k4 = 5.55*pow(10,9)*exp(-166397/(R*T));
    r = (0.1)*(k4/Kh2o4)*Coke;
    if(r <= 0)
    {r = 0;}
    *rr = r;
    *rr_t = *rr;
}
}

#include "udf.h"

DEFINE_HET_RXN_RATE(RXN4BW,c,t,hr,wk,yk,rr,rr_t)
{
    Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
    Thread *gas = pt[0];
    Thread *solid = pt[1];
    real Kch4, Kco2, Kp;
    int i;
    real mole [7];
    real total, Pch4,Ph2o, Pco2, Pco, Ph2, T, k1, Kco21, Kch41, Kp1;
    real Kh2o4, Kch44, Kh24, Kp4, k4;
    real Cat, r,Coke;
    double R = 8.314472;

    if(Data_Valid_P())
    {
        total = yk[0][0]/wk[0][0]+ yk[0][1]/wk[0][1]+ yk[0][2]/wk[0][2]+ yk[0][3]/wk[0][3]+
        yk[0][4]/wk[0][4]+ yk[0][5]/wk[0][5];

```



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
CHULALONGKORN UNIVERSITY

```

Pch4 = (yk[0][0]/wk[0][0])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
Pco2 = (yk[0][1]/wk[0][1])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
Pco = (yk[0][2]/wk[0][2])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
Ph2 = (yk[0][3]/wk[0][3])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Ph2o = (yk[0][4]/wk[0][4])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
T = (C_T(c,gas)) ;
    Coke = C_VOF(c,solid);
    Cat = C_VOF(c,solid);
    Kh2o4 = 4.73*pow(10,-6)*exp(97770/(R*T));
    Kch44 = 3.49*exp(0/(R*T));
    Kh24 = 1.83*pow(10,13)*exp(-216145/(R*T));
    Kp4 = 1.3827*pow(10,7)*exp(-125916/(R*T));
    k4 = 5.55*pow(10,9)*exp(-166397/(R*T));
    r =
(10)*((pow((1+Kch44*Pch4+(Ph2o/(Kh2o4*Ph2)))+(pow(Ph2,1.5)/Kh24)),2)))*Coke;
    if(r <= 0)
    {r = 0;}
    *rr = r;
    *rr_t = *rr;
}
}

```



## 5. ปฏิกิริยา $C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$

```
#include "udf.h"
```

```
DEFINE_HET_RXN_RATE(RXN5FW,c,t,hr,wk,yk,rr,rr_t)
```

```

{
    Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
    Thread *gas = pt[0];
    Thread *solid = pt[1];

```

```

real Kch4, Kco2, Kp;
int i;
real mole [7];
real total, Pch4, Ph2o, Pco2, Pco, Ph2, T, k1, Kco21, Kch41, Kp1;
real k5, Kco5, Kco25, Kp5;
real Cat, r, Coke;
double R = 8.314472;

if(Data_Valid_P())
{
    total = yk[0][0]/wk[0][0]+ yk[0][1]/wk[0][1]+ yk[0][2]/wk[0][2]+ yk[0][3]/wk[0][3]+
yk[0][4]/wk[0][4]+ yk[0][5]/wk[0][5];
    Pch4 = (yk[0][0]/wk[0][0])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Pco2 = (yk[0][1]/wk[0][1])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Pco = (yk[0][2]/wk[0][2])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Ph2 = (yk[0][3]/wk[0][3])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Ph2o = (yk[0][4]/wk[0][4])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    T = (C_T(c,gas)) ;
    Coke = C_VOF(c,solid);
    Cat = C_VOF(c,solid);
    k5 = 1.34*pow(10,15)*exp(-243835/(R*T));
    Kco5 = 7.34*pow(10,-6)*exp(+100395/(R*T));
    Kco25 = 2.81*pow(10,7)*exp(-104085/(R*T));
    Kp5 = 1.9393*pow(10,9)*exp(-168527/(R*T));
    r = (0.1)*(k5/(Kco5*Kco25))*Coke;
    if(r <= 0)
    {r = 0;}
    *rr = r;
    *rr_t = *rr;
}
}

```



```

#include "udf.h"

DEFINE_HET_RXN_RATE(RXN5BW,c,t,hr,wk,yk,rr,rr_t)

{
  Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
  Thread *gas = pt[0];
  Thread *solid = pt[1];
  real Kch4, Kco2, Kp;
  int i;
  real mole [7];
  real total, Pch4,Ph2o, Pco2, Pco, Ph2, T, k1, Kco21, Kch41, Kp1;
  real k5, Kco5,Kco25,Kp5;
  real Cat,r, Coke;
  double R = 8.314472;

  if(Data_Valid_P())
  {
    total = yk[0][0]/wk[0][0]+ yk[0][1]/wk[0][1]+ yk[0][2]/wk[0][2]+ yk[0][3]/wk[0][3]+
    yk[0][4]/wk[0][4]+ yk[0][5]/wk[0][5];
    Pch4 = (yk[0][0]/wk[0][0])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Pco2 = (yk[0][1]/wk[0][1])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Pco = (yk[0][2]/wk[0][2])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Ph2 = (yk[0][3]/wk[0][3])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    Ph2o = (yk[0][4]/wk[0][4])*total*((C_P(c,gas))+101325)/101325 ;
    T = (C_T(c,gas)) ;
    Coke = C_VOF(c,solid);
    Cat = C_VOF(c,solid);
    k5 = 1.34*pow(10,15)*exp(-243835/(R*T));
    Kco5 = 7.34*pow(10,-6)*exp(+100395/(R*T));
  }
}

```

```
Kco25 = 2.81*pow(10,7)*exp(-104085/(R*T));  
Kp5 = 1.9393*pow(10,9)*exp(-168527/(R*T));  
r = (10)*((pow((1+Kco5*Pco+(Pco2/(Kco5*Kco25*Pco))),2))*Coke;  
if(r <= 0)  
{r = 0;}  
*rr = r;  
*rr_t = *rr;
```



## บรรณานุกรม

- 1 Grace, J., Lim, C., Brereton, C., and Chaouki, J.: 'Circulating fluidized bed reactor design and operation', *Sadhana*, 1987, 10, (1-2), pp. 35-48
- 2 Kim, Y., Lee, J., and Kim, S.D.: 'Modeling of coal gasification in an internally circulating fluidized bed reactor with draught tube', *Fuel*, 2000, 79, (1), pp. 69-77
- 3 Feng, Y., Swenser-Smith, T., Witt, P.J., Doblin, C., Lim, S., and Schwarz, M.P.: 'CFD modeling of gas–solid flow in an internally circulating fluidized bed', *Powder Technology*, 2012, 219, pp. 78-85
- 4 Jiang, L., Gonzalez-Diaz, A., Ling-Chin, J., Roskilly, A., and Smallbone, A.: 'Post-combustion CO<sub>2</sub> capture from a natural gas combined cycle power plant using activated carbon adsorption', *Applied Energy*, 2019, 245, pp. 1-15
- 5 Marschall, K.-J., and Mleczko, L.: 'CFD modeling of an internally circulating fluidized-bed reactor', *Chemical Engineering Science*, 1999, 54, (13-14), pp. 2085-2093
- 6 Cloete, S., Zaabout, A., and Amini, S.: 'The internally circulating reactor (ICR) concept applied to pressurized chemical looping processes', *Energy Procedia*, 2017, 114, pp. 446-457
- 7 Guide, A.F.T.: 'ANSYS Fluent Tutorial Guide 18', *ANSYS Fluent Tutorial Guide 18*, 2018, 15317, pp. 724-746
- 8 Jeon, J.H., Kim, S.D., Kim, S.J., and Kang, Y.: 'Combustion and heat transfer characteristics in a square internally circulating fluidized bed combustor with draft tube', *Fuel*, 2008, 87, (17-18), pp. 3710-3713
- 9 Luis, F., Ortiz, M., García-Labiano, F., Adánez, J., Abad, A., and Gayán, P.: 'Hydrogen production by chemical-looping reforming in a circulating fluidized bed reactor using Ni-based oxygen carriers', *Journal of Power Sources*, 2009, 192, (1), pp. 27-34
- 10 Osman, M., Zaabout, A., Cloete, S., and Amini, S.: 'Internally circulating fluidized-bed reactor for syngas production using chemical looping reforming', *Chemical Engineering Journal*, 2019, 377, pp. 120076

- 11 Ugarte, P., Durán, P., Lasobras, J., Soler, J., Menéndez, M., and Herguido, J.: 'Dry reforming of biogas in fluidized bed: Process intensification', *international journal of hydrogen energy*, 2017, 42, (19), pp. 13589-13597
- 12 Zaabout, A., Cloete, S., and Amini, S.: 'Innovative Internally Circulating Reactor Concept for Chemical Looping-Based CO<sub>2</sub> Capture Processes: Hydrodynamic Investigation', *Chemical Engineering & Technology*, 2016, 39, (8), pp. 1413-1424
- 13 Benguerba, Y., Virginie, M., Dumas, C., and Ernst, B.: 'Computational fluid dynamics study of the dry reforming of methane over Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalyst in a membrane reactor. Coke deposition', *Kinetics and Catalysis*, 2017, 58, (3), pp. 328-338
- 14 Caro, D., Davis, S.J., Bastianoni, S., and Caldeira, K.: 'Global and regional trends in greenhouse gas emissions from livestock', *Climatic change*, 2014, 126, (1), pp. 203-216
- 15 Theo, W.L., Lim, J.S., Hashim, H., Mustafa, A.A., and Ho, W.S.: 'Review of pre-combustion capture and ionic liquid in carbon capture and storage', *Applied energy*, 2016, 183, pp. 1633-1663
- 16 Stanger, R., Wall, T., Spörl, R., Paneru, M., Grathwohl, S., Weidmann, M., Scheffknecht, G., McDonald, D., Myöhänen, K., and Ritvanen, J.: 'Oxyfuel combustion for CO<sub>2</sub> capture in power plants', *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2015, 40, pp. 55-125
- 17 Samanta, A., Zhao, A., Shimizu, G.K., Sarkar, P., and Gupta, R.: 'Post-combustion CO<sub>2</sub> capture using solid sorbents: a review', *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2012, 51, (4), pp. 1438-1463
- 18 Huang, C.-H., and Tan, C.-S.: 'A review: CO<sub>2</sub> utilization', *Aerosol and Air Quality Research*, 2014, 14, (2), pp. 480-499
- 19 Randolph, J.B., and Saar, M.O.: 'Combining geothermal energy capture with geologic carbon dioxide sequestration', *Geophysical Research Letters*, 2011, 38, (10)
- 20 Wurzel, T., Malcus, S., and Mleczko, L.: 'Reaction engineering investigations of CO<sub>2</sub> reforming in a fluidized-bed reactor', *Chemical Engineering Science*, 2000, 55, (18), pp. 3955-3966

- 21 Hankin, A., and Shah, N.: 'Process exploration and assessment for the production of methanol and dimethyl ether from carbon dioxide and water', *Sustainable Energy & Fuels*, 2017, 1, (7), pp. 1541-1556
- 22 Ghasemzadeh, K., Harasi, J., Amiri, T., Basile, A., and Iulianelli, A.: 'Methanol steam reforming for hydrogen generation: A comparative modeling study between silica and Pd-based membrane reactors by CFD method', *Fuel Processing Technology*, 2020, 199, pp. 106273
- 23 Kempka, T., Plötz, M.-L., Schlüter, R., Hamann, J., Deowan, S.A., and Azzam, R.: 'Carbon dioxide utilisation for carbamide production by application of the coupled UCG-urea process', *Energy Procedia*, 2011, 4, pp. 2200-2205
- 24 Rafiee, A., Khalilpour, K.R., Milani, D., and Panahi, M.: 'Trends in CO<sub>2</sub> conversion and utilization: A review from process systems perspective', *Journal of environmental chemical engineering*, 2018, 6, (5), pp. 5771-5794
- 25 Wang, L., Wei, G., Jiang, J., Duan, S., Xu, L., Yuan, W., and Hou, Q.: 'Experimental and numerical investigation of particle flow and mixing characteristics in an internally circulating fluidized bed', *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 2019, 52, (1), pp. 89-98
- 26 Hou, Z., Chen, P., Fang, H., Zheng, X., and Yashima, T.: 'Production of synthesis gas via methane reforming with CO<sub>2</sub> on noble metals and small amount of noble-(Rh-) promoted Ni catalysts', *International journal of hydrogen energy*, 2006, 31, (5), pp. 555-561
- 27 Bi, H., and Grace, J.: 'Flow regime diagrams for gas-solid fluidization and upward transport', *International Journal of Multiphase Flow*, 1995, 21, (6), pp. 1229-1236
- 28 Wen, C., and Yu, Y.: 'A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity', *AIChE Journal*, 1966, 12, (3), pp. 610-612
- 29 Saxena, S., and Vogel, G.: 'Properties of a dolomite bed of a range of particle sizes and shapes at minimum fluidization', in Editor (Ed.)^(Eds.): 'Book Properties of a dolomite bed of a range of particle sizes and shapes at minimum fluidization' (Argonne National Lab., Ill.(USA), 1975, edn.), pp.

- 30 Kunii, D., and Levenspiel, O.: 'Bubbling bed model. Model for flow of gas through a fluidized bed', *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, 1968, 7, (3), pp. 446-452
- 31 Zhou, Z.-q., Ma, L.-l., Yin, X.-l., Wu, C.-z., Huang, L.-c., and Wang, C.: 'Study on biomass circulation and gasification performance in a clapboard-type internal circulating fluidized bed gasifier', *Biotechnology advances*, 2009, 27, (5), pp. 612-615
- 32 Esmaili, E., and Mahinpey, N.: 'Adjustment of drag coefficient correlations in three dimensional CFD simulation of gas–solid bubbling fluidized bed', *Advances in Engineering Software*, 2011, 42, (6), pp. 375-386
- 33 Hassan, M., Ahmad, K., Rafique, M., Cai, W., and Lu, H.: 'Computational fluid dynamics analysis of the circulation characteristics of a binary mixture of particles in an internally circulating fluidized bed', *Applied Mathematical Modelling*, 2019, 72, pp. 1-16
- 34 Osman, M., Zaabout, A., Cloete, S., and Amini, S.: 'Mapping the operating performance of a novel internally circulating fluidized bed reactor applied to chemical looping combustion', *Fuel Processing Technology*, 2020, 197, pp. 106183
- 35 Pichas, C., Pomonis, P., Petrakis, D., and Ladavos, A.: 'Kinetic study of the catalytic dry reforming of CH<sub>4</sub> with CO<sub>2</sub> over La<sub>2</sub>-xSrxNiO<sub>4</sub> perovskite-type oxides', *Applied Catalysis A: General*, 2010, 386, (1-2), pp. 116-123
- 36 Zambrano, D., Soler, J., Herguido, J., and Menéndez, M.: 'Conventional and improved fluidized bed reactors for dry reforming of methane: Mathematical models', *Chemical Engineering Journal*, 2020, 393, pp. 124775
- 37 Kallio, S., Peltola, J., and Niemi, T.: 'Modeling of the time-averaged gas–solid drag force in a fluidized bed based on results from transient 2D Eulerian–Eulerian simulations', *Powder technology*, 2014, 261, pp. 257-271
- 38 Hassan, M., Schwarz, M.P., Yuqing, F., Rafique, M., Witt, P., and Huilin, L.: 'Numerical investigation of solid circulation flux in an internally circulating fluidized bed with different gas distributor designs', *Powder Technology*, 2016, 301, pp. 1103-1111
- 39 Li, P., Wang, T., Liu, Y., Zhang, Q., Li, Q., Xiong, R., Guo, L., and Song, J.: 'CFD simulation of the hydrodynamic behavior in an internally circulating fluidized bed reactor for producing polysilicon granules', *Powder Technology*, 2017, 311, pp. 496-505

40 Arjunwadkar, A., Basu, P., and Acharya, B.: 'A review of some operation and maintenance issues of CFBC boilers', Applied Thermal Engineering, 2016, 102, pp. 672-694





จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
**CHULALONGKORN UNIVERSITY**



## ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-สกุล	Dulyapat Thiemsakul
วัน เดือน ปี เกิด	23 Jul 1994
สถานที่เกิด	โรงพยาบาลศรีนครินทร์
วุฒิการศึกษา	วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต (วิศวกรรมเคมี)
ที่อยู่ปัจจุบัน	12/127 ถ.รามอินทรา แขวงอนุสาวรีย์ เขตบางเขน กทม.
ผลงานตีพิมพ์	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Computational fluid dynamics simulation of internally circulating fluidized bed reactor for dry reforming of methane, Energy Report, 2021, Accepted manuscript.</li> <li>- Computational Fluid Dynamics of System Hydrodynamics and Erosion Behavior in Internally Circulating Fluidized Bed Reactor with Inserting Pipe, International Journal of Environmental Science and Development, Vol. 11, No. 11, 2020.</li> </ul>