

การจำลองซีเอฟดีของการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ K_2CO_3/Al_2O_3 ใน
ฟลูอิดไคซ์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบวงจร



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค
คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ปีการศึกษา 2563
ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

CFD SIMULATION OF CO₂ SORPTION AND REGENERATION OF K₂CO₃/Al₂O₃ SORBENT IN
FULL-LOOP CIRCULATING-TURBULENT FLUIDIZED BED



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

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การจำลองซีเอฟดีของการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ K_2CO_3/Al_2O_3 ในฟลูอิดซ์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบวงจร
โดย	น.ส.ชนิกานต์ วันจันทร์
สาขาวิชา	เคมีเทคนิค
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	ศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม	รองศาสตราจารย์ ดร.เบญจพล เถลิงสินสุวรรณ

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัย อนุมติให้บัณฑิตวิทยาลัยเป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิทยาศาสตร์
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พลกฤษณ์ แสงวงษ์)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(ศาสตราจารย์ ดร.นพิตา ธิญะธีระนันท์)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(ศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม
(รองศาสตราจารย์ ดร.เบญจพล เถลิงสินสุวรรณ)

..... กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.ประพันธ์ คูชลธารา)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ปริญญา คงพรม)

ชื่อนิกานต์ วันจันทร์ : การจำลองซีเอฟดีของการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ K_2CO_3/Al_2O_3 ในฟลูอิดไคซ์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบวงจร. (CFD SIMULATION OF CO_2 SORPTION AND REGENERATION OF K_2CO_3/Al_2O_3 SORBENT IN FULL-LOOP CIRCULATING-TURBULENT FLUIDIZED BED) อ.ที่ปรึกษาหลัก : ศ. ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบุรณ์, อ.ที่ปรึกษาร่วม : รศ. ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ

การเผาไหม้เชื้อเพลิงฟอสซิลเพื่อการผลิตพลังงานและกระแสไฟฟ้ายังคงเป็นสาเหตุหลักในการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เทคโนโลยีดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการปล่อยสู่ชั้นบรรยากาศยังคงได้รับการพัฒนาอย่างต่อเนื่อง ในการศึกษาครั้งนี้ จึงได้มุ่งเน้นการพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบวงจรด้วยตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนตบนตัวรองรับอะลูมินา ที่ประกอบไปด้วยส่วนหอไรเซอร์ที่มีการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และส่วนหอดาวเนอร์ที่ใช้ในการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็ง ด้วยภาวะการดำเนินการที่แตกต่างกันในหอไรเซอร์และดาวเนอร์ การติดตั้งอุปกรณ์ควบคุมทางวิศวกรรม นั้นคือ วาล์วควบคุม เพื่อศึกษาผลกระทบที่มีต่ออุทกพลศาสตร์ภายในกระบวนการ โดยทำการจำลองระบบติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนและวาล์วแบบหมุน จากผลการจำลองพบว่าระบบการติดตั้งวาล์วแบบหมุนมีการกระจายตัวของตัวดูดซับของแข็งภายในไรเซอร์อย่างหนาแน่นและสม่ำเสมอ เนื่องจากการปิดกั้นการไหลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ไปยังส่วนดาวเนอร์ส่งผลให้ทิศทางการไหลของแก๊สและของแข็งไหลในไรเซอร์ได้ดีมากขึ้น ทำให้ประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงขึ้น อีกทั้งพบว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาย้อนกลับมีผลต่อประสิทธิภาพการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับและอุณหภูมิภายในระบบเมื่อเวลาผ่านไป ในส่วนผลลัพธ์ของอัตราการป้อนตัวดูดซับของแข็งที่มากขึ้นมีผลต่อการเพิ่มประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้สูงขึ้น และการศึกษาผลของอุณหภูมิและความดันขาออกของดาวเนอร์พบว่าอุณหภูมิที่สูงขึ้นทำให้เกิดการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งที่ดีขึ้น แต่ทำให้การดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลงเล็กน้อย และการลดความดันที่ขาออกของดาวเนอร์ส่งผลให้เกิดความแตกต่างของความดันภายในกระบวนการ ทำให้ความเร็วแก๊สขาเข้าและแรงผลักดันในระบบเพิ่มสูงขึ้น

สาขาวิชา เคมีเทคนิค

ลายมือชื่อนิสิต

ปีการศึกษา 2563

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาร่วม

6270127523 : MAJOR CHEMICAL TECHNOLOGY

KEYWORD: Computational fluid dynamics model, Circulating-turbulent fluidized bed, Carbon dioxide capture

Chanikan Wanchan : CFD SIMULATION OF CO₂ SORPTION AND REGENERATION OF K₂CO₃/Al₂O₃ SORBENT IN FULL-LOOP CIRCULATING-TURBULENT FLUIDIZED BED. Advisor: Prof. Dr. PORNPOTE PIUMSOMBOON
Co-advisor: Assoc. Prof. Dr. BENJAPON CHALERMSINSUWAN

The burning of fossil fuels for power generation and electricity is the main cause of CO₂ emissions to the atmosphere. This study was to develop a computational fluid dynamics model of CO₂ sorption and regeneration in a full-loop circulating-turbulent fluidized bed with potassium carbonate on alumina support as a solid sorbent. With different operating conditions in the riser and downer sections, an engineering control equipment, a control valve which is slide valve and rotary valve, was installed to study its effect on process hydrodynamics. The simulation showed that the rotary valve provides a dense and uniform distribution of the solid sorbent inside the riser. By blocking CO₂ flow into the downer section, the hydrodynamics of gas and solid flow in the riser performed better. Therefore, the process has high efficiency in capturing CO₂. It was also found that the reverse reaction rate affects the sorbent regeneration efficiency and the temperature inside the system over time. The higher the solid sorbent feed rate, the higher the CO₂ capture efficiency is. In addition, a study of the effect of downer temperature and pressure outlet showed that higher temperature resulted in better solid sorbent regeneration, but the CO₂ adsorption is slightly reduced. A decrease in pressure at the outlet of the downer results in a pressure difference in the process that makes the inlet gas speed and thrust in the system increase.

Field of Study: Chemical Technology

Student's Signature

Academic Year: 2020

Advisor's Signature

Co-advisor's Signature

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์เรื่อง การจำลองซีเอฟดีของการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ โปแทสเซียมคาร์บอเนตบนตัวรองรับอะลูมินาในฟลูอิดไคซ์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบวงจรฉบับนี้ สามารถสำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดีด้วยความช่วยเหลืออย่างดีจากบุคคลหลายท่าน จึงขอขอบคุณทุกท่านไว้ ณ โอกาสนี้

ขอกราบขอบพระคุณอาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์ และอาจารย์ที่ปรึกษาร่วม รองศาสตราจารย์ ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ ที่กรุณาให้คำปรึกษา ให้ความรู้ และชี้แนะแนวทาง ตลอดจนการแก้ไขปรับปรุงงานวิจัยฉบับนี้ให้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

ขอกราบขอบพระคุณ ศาสตราจารย์ ดร. นพิตา วิทยุธีระนันท์ ประธานกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ รองศาสตราจารย์ ดร.ประพันธ์ คูชลธारा กรรมการสอบวิทยานิพนธ์ และกรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. ปริญญา คงพรม ที่ให้ความอนุเคราะห์เป็นกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ และให้คำแนะนำเพื่อให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้มีความสมบูรณ์ยิ่งขึ้น

ขอขอบคุณภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ที่สนับสนุนสถานที่ในการทำงานวิจัย รวมทั้งบุคลากรในภาควิชาเคมีเทคนิค ที่ได้อำนวยความสะดวกในการใช้ห้องปฏิบัติการจนงานวิจัยสำเร็จลุล่วงด้วยดี

ขอขอบคุณพี่สุชาติ กริแสง ที่ให้ความรู้และคำปรึกษาด้านวิชาการ และขอขอบคุณ สมาชิกทุกคนของห้องปฏิบัติการ Cybernetics ที่ให้การสนับสนุน และคำปรึกษา ตลอดจนพี่ๆ เพื่อน ๆ และน้อง ๆ ที่เป็นกำลังใจและให้ความช่วยเหลือแก่ผู้วิจัยเสมอมา

สุดท้ายนี้ขอกราบขอบพระคุณมารดา พี่ น้อง รวมถึงผู้มีพระคุณทุกท่านที่อยู่เบื้องหลัง ที่ให้กำลังใจ ให้คำแนะนำ และให้การสนับสนุนจนสำเร็จการศึกษา

ชนิกันต์ วันจันทร์

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ค
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ	ง
กิตติกรรมประกาศ	จ
สารบัญ.....	ฉ
สารบัญตาราง.....	ญ
สารบัญภาพ.....	ฎ
บทที่ 1.....	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์.....	2
1.3 ขอบเขตงานวิจัย.....	3
1.4 ข้อยกเว้นของงานวิจัย.....	3
1.5 คำจำกัดความที่ใช้ในงานวิจัย	3
1.6 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากการวิจัยนี้.....	3
1.7 ขั้นตอนการดำเนินงานวิจัย.....	3
1.8 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย.....	4
บทที่ 2.....	6
2.1 ทฤษฎี6	
2.1.1 เทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide Capture Technology).....	6
2.1.2 เทคโนโลยีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	8
2.1.3 กระบวนการดูดซับและการคายซับ (Adsorption and Desorption).....	11

2.1.4	ฟลูอิดิเซชัน (Fluidization).....	15
2.1.5	ฟลูอิดิเซชันแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed: CFB)	22
2.1.6	ฟลูอิดิเซชันแบบปั่นป่วนหมุนเวียน (Circulating-turbulent fluidized bed)	23
2.1.7	วาล์ว (Valve).....	24
2.1.8	วาล์วแบบเลื่อน (Slide valve)	26
2.1.9	วาล์วแบบหมุน (Rotary valve).....	26
2.1.10	การจำลองด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ.....	28
2.2	เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	30
บทที่ 3	34
3.1	ข้อมูลงานวิจัยเบื้องต้น	34
3.2	การสร้างแบบจำลอง	34
3.2.1	ขั้นตอนก่อนการคำนวณ (pre-processor)	34
3.2.2	ขั้นตอนการคำนวณ.....	35
3.3	การศึกษาแบบจำลองแบบไม่มีปฏิกิริยาเคมี	37
3.3.1	การแบ่งจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณที่เหมาะสม (Grid Independency Test)....	38
3.3.2	เวลาที่เหมาะสมในการคำนวณ (Time Independency Test)	38
3.3.3	การทดสอบสัดส่วนปริมาตรของแข็ง (Solid volume fraction).....	39
3.3.4	แบบจำลองคณิตศาสตร์ (Mathematical Model).....	39
3.3.5	การติดตั้งวาล์วควบคุม.....	44
3.3.5.1	วาล์วแบบเลื่อน (Slide valve)	44
3.3.5.2	วาล์วแบบหมุน (Rotary valve)	45
3.4	การศึกษาผลของตัวแปรกระบวนการ.....	47
3.4.1	การทดสอบแบบจำลองจลนศาสตร์ (kinetics model)	47
3.4.2	การติดตั้งวาล์วควบคุม.....	48

3.4.3 อัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็ง	49
3.4.4 อุณหภูมิและความดันภายในหอฟื้นฟูสภาพ.....	49
บทที่ 4.....	51
4.1 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์.....	51
4.1.1 การหาจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณ (Grid Independency Test).....	51
4.1.2 การหาเวลาที่เหมาะสมในการคำนวณ (Time Independency Test)	53
4.1.3 การทดสอบสัดส่วนปริมาตรของแข็ง (Solid volume fraction).....	55
4.1.4 ผลการจำลองการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน	57
4.1.5 ผลการจำลองการติดตั้งวาล์วแบบหมุน.....	59
4.1.6 ผลการเปรียบเทียบการจำลองวาล์วแบบเลื่อน และแบบหมุน.....	63
4.2 การจำลองอุทกพลศาสตร์ระบบการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมี	67
4.2.1 ผลของแบบจำลองที่เกิดปฏิกิริยาเคมี	67
4.2.2 ผลของการติดตั้งวาล์วควบคุม.....	69
4.2.3 ผลของอัตราการไหลตัวดูดซับของแข็ง.....	79
4.2.4 ผลของอุณหภูมิและความดันภายในดาวเนอร์.....	82
บทที่ 5.....	89
5.1 สรุปผลงานวิจัย	89
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	91
ภาคผนวก.....	92
บรรณานุกรม.....	95
ประวัติผู้เขียน.....	100

สารบัญตาราง

	หน้า
ตารางที่ 1 เปรียบเทียบเทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์.....	8
ตารางที่ 2 คุณลักษณะของกระบวนการดูดซับ	13
ตารางที่ 3 ค่าคุณสมบัติของแต่ละวัสดุภาคและภาวะที่ใช้ในการจำลองอุทกพลศาสตร์ใน ส่วนที่ 1.....	36
ตารางที่ 4 ค่าคุณสมบัติของแต่ละวัสดุภาคและภาวะที่ใช้ในการจำลองอุทกพลศาสตร์ใน ส่วนที่ 2.....	37
ตารางที่ 5 การแบ่งจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณที่เหมาะสม	38
ตารางที่ 6 พารามิเตอร์ในการจำลองที่อัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็งต่างกัน.....	49
ตารางที่ 7 กรณีศึกษาผลของอุณหภูมิและความดันในดาวเนอร์ 12 กรณี	50
ตารางที่ 8 เปรียบเทียบค่าประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	68
ตารางที่ 9 ประสิทธิภาพการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และการฟื้นฟูสภาพระบบการติดตั้งวาล์ว ควบคุม.....	73
ตารางที่ 10 อัตราการเกิดปฏิกิริยาและค่าความร้อนที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยาฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของ ระบบที่มีการติดตั้งวาล์ว.....	78
ตารางที่ 11 ร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่อัตราการไหลของแข็งต่างๆ.....	80
ตารางที่ 12 ผลลัพธ์ประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับที่ สภาวะดำเนินการต่างๆ.....	83

สารบัญภาพ

	หน้า
รูปที่ 1 เทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบต่างๆ.....	6
รูปที่ 2 การดูดซับเชิงกายภาพและการดูดซับเชิงเคมี.....	12
รูปที่ 3 ฟลูอิดไอเซชัน.....	15
รูปที่ 4 รูปแบบการไหลในฟลูอิดไอเซชัน.....	16
รูปที่ 5 ลักษณะของเบดนิ่งที่ไม่มีการเคลื่อนที่.....	17
รูปที่ 6 การไหลของอนุภาคของแข็งและของไหลในรูปแบบการไหลแบบพองแก๊ส.....	18
รูปที่ 7 รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน.....	20
รูปที่ 8 ระบบฟลูอิดไอซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed: CFB).....	23
รูปที่ 9 แผนผังการพัฒนารูปแบบการไหลแบบหมุนเวียนปั่นป่วน (CTFB).....	24
รูปที่ 10 วาล์วแบบเลื่อนชนิดควบคุมด้วยมือและอัตโนมัติ.....	26
รูปที่ 11 ลักษณะของวาล์วแบบหมุนด้านหน้าและด้านข้าง.....	27
รูปที่ 12 โดเมนการคำนวณและปริมาตรควบคุม.....	29
รูปที่ 13 แผนภาพแบบจำลองแบบสองมิติของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไอซ์เบด.....	35
รูปที่ 14 การจำลองการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนที่บริเวณท่อป้อนกลับ.....	45
รูปที่ 15 (a) การจำลองการเปิดวาล์วแบบสุด และ (b) กิ่งปิดวาล์วที่บริเวณท่อป้อนกลับ.....	45
รูปที่ 16 การจำลองการติดตั้งวาล์วแบบหมุนที่บริเวณท่อป้อนกลับ.....	46
รูปที่ 17 (a) การจำลองการทำงานวาล์วแบบหมุนที่จังหวะที่ 1 และ (b) จังหวะที่สอง.....	47
รูปที่ 18 (a) การกระจายตัวของความดันสัมบูรณ์ตามความสูง (b) ตามแนวแกนภายในโรเตอร์.....	53
รูปที่ 19 (a) ค่าความดันสัมบูรณ์ที่โรเตอร์ความสูง 0.2 เมตร (b) ค่าอัตราการไหลของของแข็ง.....	54
รูปที่ 20 ค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งตลอดความสูงของโรเตอร์ที่ความเร็วต่างกัน.....	56
รูปที่ 21 คอนทัวร์ของสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตรภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่ความเร็วต่างกัน.....	57

รูปที่ 22 ค่าความดันสมบูรณ์ที่บริเวณก่อน(ต้นทาง) (-1) และหลัง(ปลายทาง) (1) การไหลผ่านวาล์วที่ การเปิดวาล์วแบบสุดและกึ่งปิดวาล์วบางส่วน 20, 40, 60 และ 80 เปอร์เซนต์.....	58
รูปที่ 23 สัดส่วนปริมาตรการของแข็งตามความสูงในโรเซอร์ที่การปิดวาล์วบางส่วน.....	59
รูปที่ 24 อัตราการป้อนของแข็งผ่านวาล์วแบบหมุนที่ความเร็วรอบต่างๆ.....	60
รูปที่ 25 (a) - (d) อัตราการไหลของแข็งผ่านวาล์วแบบหมุนที่ความเร็วรอบ 20, 30, 50 และ 75 รอบ ต่อนาทีตามลำดับ.....	61
รูปที่ 26 ความดันสมบูรณ์ที่บริเวณก่อน(ต้นทาง) (-1) และหลัง(ปลายทาง) (1) การไหลผ่านวาล์วแบบ หมุนที่ความเร็วรอบต่างๆ.....	62
รูปที่ 27 สัดส่วนปริมาตรการกระจายตัวของแข็งตามความสูงในโรเซอร์ที่ความเร็วรอบต่างๆ.....	63
รูปที่ 28 ความดันสมบูรณ์ที่บริเวณก่อน(ต้นทาง) (-1) และหลัง(ปลายทาง) (1) แต่ละกรณี.....	64
รูปที่ 29 สัดส่วนปริมาตรการกระจายตัวของแข็งตามความสูงในโรเซอร์ที่ระบบต่างๆ.....	65
รูปที่ 30 เวกเตอร์ของความเร็วแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ (a) เมื่อไม่มีการติดตั้งวาล์ว (b) ติดตั้งวาล์ว แบบเลื่อนที่ 80 เปอร์เซนต์ และ (c) ติดตั้งวาล์วแบบหมุนที่ 50 รอบต่อนาที.....	66
รูปที่ 31 ร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ตามความสูงภายในโรเซอร์ที่สัมประสิทธิ์ต่างๆ..	68
รูปที่ 32 ร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ตามความสูงภายในโรเซอร์ระบบต่างๆ.....	69
รูปที่ 33 สัดส่วนของแข็งตามความสูงของโรเซอร์ที่ระบบต่างๆ.....	70
รูปที่ 34 คอนทัวร์ของสัดส่วนปริมาตรของแข็งที่เวลา 30 วินาที (a) ระบบไม่มีการติดตั้งวาล์วควบคุม (b) การติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน (c) และการติดตั้งวาล์วแบบหมุน.....	71
รูปที่ 35 คอนทัวร์ค่าสัดส่วนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ ณ เวลา 30 วินาที.	72
รูปที่ 36 ร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ระบบต่างๆ.....	75
รูปที่ 37 ค่าร้อยละการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งต่อเวลาที่ระบบต่างๆ.....	75
รูปที่ 38 คอนทัวร์ค่าสัดส่วนของโพแทสเซียมโบคาร์บอนเนตภายในเครื่องปฏิกรณ์ ณ เวลา 40 วินาที ของระบบ (a) ที่ไม่มีการติดตั้งวาล์ว (b) ติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน (c) และติดตั้งวาล์วแบบหมุน.....	76
รูปที่ 39 ค่าอุณหภูมิภายในดาวเนอร์ต่อเวลาที่ระบบต่างๆ.....	77
รูปที่ 40 อัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็ง และค่าร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	81

รูปที่ 41 สัดส่วนของแข็งตามความสูงของโรเตอร์ตามความเร็วรอบของวาล์วแบบหมุน 81

รูปที่ 42 ร้อยละการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ และร้อยละการฟื้นฟูสภาพที่ระบบอุณหภูมิต่างกัน. 84

รูปที่ 43 (a) - (c) คอนทิวร์สัดส่วนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ระบบอุณหภูมิ 473, 523 และ 573 เคลวิน ตามลำดับ..... 84

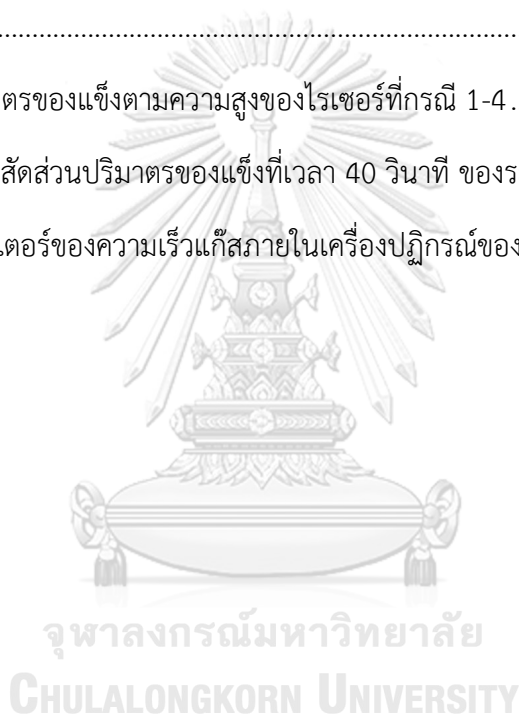
รูปที่ 44 (a) - (c) คอนทิวร์สัดส่วนโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตของระบบอุณหภูมิ 473, 523 และ 573 เคลวิน ตามลำดับ..... 85

รูปที่ 45 ร้อยละการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ และร้อยละการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับที่ความดันขาออกต่างกัน..... 87

รูปที่ 46 สัดส่วนปริมาตรของแข็งตามความสูงของโรเตอร์ที่กรณี 1-4 87

รูปที่ 47 คอนทิวร์ของสัดส่วนปริมาตรของแข็งที่เวลา 40 วินาที ของระบบ 88

รูปที่ 48 (a) - (c) เวกเตอร์ของความเร็วแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ของระบบ 88



บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ปัจจุบันภาวะเรือนกระจกหรือภาวะโลกร้อนยังคงมีความรุนแรงเพิ่มขึ้น อันเนื่องมาจากการใช้ทรัพยากรมากขึ้นทั้งด้านอุตสาหกรรม การเกษตร และคมนาคมต่างๆ โดยเฉพาะการใช้พลังงานไฟฟ้าที่มีการใช้งานอย่างต่อเนื่อง โดยการผลิตไฟฟ้ายังคงใช้การเผาไหม้เชื้อเพลิงฟอสซิลเป็นหลัก ทำให้มีการปล่อยแก๊สเรือนกระจกเป็นอย่างมาก โดยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นแก๊สเรือนกระจกที่ถูกปลดปล่อยสู่ชั้นบรรยากาศ ในปี 2018 มีการปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ประมาณ 36.6 พันล้านเมตริกตัน [1] ซึ่งเป็นปัจจัยที่ทำให้เกิดภาวะเรือนกระจกและส่งผลกระทบต่อสภาพภูมิอากาศเปลี่ยนแปลง ดังนั้นจึงได้มีการพัฒนาเทคโนโลยีที่ใช้ในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากกระบวนการเผาไหม้เชื้อเพลิงในการผลิตพลังงานไฟฟ้า ทำให้สามารถใช้เชื้อเพลิงฟอสซิลต่อไปได้และไม่ทำให้ปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในชั้นบรรยากาศเพิ่มขึ้น

กระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากกระบวนการเผาไหม้แบ่งออกได้เป็น 4 ประเภท คือ เทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion) เทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบเผาไหม้กับออกซิเจนบริสุทธิ์ (Oxyfuel) เทคโนโลยีการเผาไหม้แบบเคมีคอลลูปิง (Chemical looping combustion) และเทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ (Post-combustion) ซึ่งเป็นกระบวนการที่ได้รับความนิยมในอุตสาหกรรม เนื่องจากกระบวนการดังกล่าว ติดตั้งได้โดยไม่กระทบกับกระบวนการผลิต สามารถใช้งานได้ในช่วงอุณหภูมิกว้างและมีความคุ้มค่ามากที่สุด [2]

การใช้เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed) ในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ โดยอาศัยการดูดซับ (adsorption) เป็นเทคโนโลยีหนึ่งที่ได้รับคามนิยม เนื่องจากใช้ตัวดูดซับของแข็งดำเนินการที่อุณหภูมิต่ำ มีประสิทธิภาพในการดูดซับสูง และสามารถคืนสภาพตัวดูดซับได้ดีภายในเครื่องปฏิกรณ์เดียวกัน โดยเครื่องปฏิกรณ์ดังกล่าว ประกอบไปด้วยส่วนไรเซอร์ (Riser) เป็นส่วนดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และส่วนดาวเนอร์ (Downer) เป็นส่วนคืนสภาพตัวดูดซับของแข็งให้กลับมาใช้งานได้ใหม่ ซึ่งทั้งสองส่วนเกิดปฏิกิริยาที่แตกต่างกัน กล่าวคือ การดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน (Exothermic reaction) และการคืนสภาพตัวดูดซับเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน (Endothermic reaction) [3, 4] ทำให้ตัวแปรในการดำเนินการแตกต่างกัน อย่างไรก็ตามถึงแม้จะมีการศึกษาเกี่ยวกับฟลูอิดไคซ์เบดมากมาย แต่การทำนายพฤติกรรมอุทกพลศาสตร์และรูปแบบการไหลเวียนของแก๊ส - ของแข็งยังคงทำได้ไม่ง่าย ดังนั้นวิธีที่จะทำนายระบบที่ซับซ้อนได้อย่างแม่นยำจึงจำเป็นต้อง

ได้รับการศึกษาในรายละเอียด แต่เนื่องจากการทดลองจริงและการสร้างเครื่องปฏิกรณ์มีค่าใช้จ่ายสูง ดังนั้นการพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (CFD) เป็นตัวเลือกที่ดีสำหรับทำนายอุทกพลศาสตร์ของกระบวนการ โดยอาศัยวิธีเชิงตัวเลขในการแก้สมการอนุรักษ์มวล โมเมนตัม พลังงาน และองค์ประกอบ เพื่อหาคำตอบและนำผลการคำนวณไปวิเคราะห์การเคลื่อนที่ของของไหล และทำความเข้าใจเกี่ยวกับอุทกพลศาสตร์ของกระบวนการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ [5]

จากงานวิจัยที่ผ่านมา ได้มีการพัฒนาแบบจำลองพลวัตสำหรับกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังกระบวนการเผาไหม้ด้วยตัวดูดซับของแข็งโลหะคาร์บอนेटในฟลูอิดิซ์เบดแบบหมุนเวียน โดยการจำลองเครื่องปฏิกรณ์ที่ประกอบไปด้วยหน่วยดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และส่วนฟื้นฟูตัวดูดซับของแข็ง อีกทั้งมีการใช้วาล์วควบคุมการป้อนของแข็งก่อนเข้าสู่ส่วนฟื้นฟูตัวดูดซับ เพื่อป้องกันแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ไหลย้อนกลับ และมีการใช้วาล์วควบคุมการป้อนของแข็งก่อนออกจากส่วนฟื้นฟูตัวดูดซับ เพื่อควบคุมสภาวะของดาวเนอร์และพักตัวดูดซับของแข็งให้มีสภาพเหมาะสมก่อนป้อนกลับไปยังหน่วยดูดซับ [6] มีการใช้วาล์วควบคุมอัตราการไหลระหว่างเครื่องปฏิกรณ์ พบว่าทำให้มีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้อย่างมีประสิทธิภาพ [7] อย่างไรก็ตาม งานวิจัยที่ผ่านมา ยังไม่มีการพัฒนาแบบจำลองพลวัตสำหรับการควบคุมการทำงานระหว่างเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดิซ์เบดแบบวัฏจักรต่อเนื่องให้ทำงานร่วมกันอย่างมีประสิทธิภาพ เนื่องจากความซับซ้อนของระบบหมุนเวียนอนุภาคระหว่างเครื่องปฏิกรณ์ทั้งสองเครื่อง ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมีแนวคิดที่จะทำการพัฒนาแบบจำลองพลวัตสำหรับการควบคุมการทำงานของฟลูอิดิซ์เบดแบบครบวงจรโดยใช้วาล์วควบคุมการหมุนเวียนอนุภาคระหว่างเครื่องปฏิกรณ์ทั้งสองเครื่อง เพื่อวิเคราะห์หาภาวะเหมาะสมที่สุดสำหรับการเดินกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดิซ์เบดครบวงจร

1.2 วัตถุประสงค์

1. เพื่อพัฒนาแบบจำลองพลวัตสำหรับกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในฟลูอิดิซ์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบวงจร โดยใช้พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ
2. เพื่อศึกษาตัวแปรกระบวนการที่ส่งผลต่อการทำงานร่วมกันระหว่างการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ รวมถึงต่อประสิทธิภาพของกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

1.3 ขอบเขตงานวิจัย

1. จำลองอุทกพลศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบวงจร ในสองมิติ เพื่อหาแบบจำลองรูปแบบการไหลที่ให้ผลการตอบสนองของกระบวนการ สอดคล้องกับผลการทดลองของ Thummakul และคณะ [8]
2. จำลองอุทกพลศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบวงจร และทำการปรับปรุงระบบโดยการติดตั้งวาล์ว และศึกษาตัวแปรกระบวนการ คือ ชนิดของ วาล์วควบคุม อัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็ง อุณหภูมิและความดันภายในหอฟื้นฟู สภาพ ที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพระบบดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์-ฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ ของแข็งด้วยการจำลองบนโปรแกรม ANSYS FLUENT

1.4 ข้อจำกัดของงานวิจัย

1. จำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณด้วยแบบจำลอง 2 มิติ
2. จำลองพลศาสตร์ของไหลของสองวัฏภาค คือ วัฏภาคของแก๊สและของแข็ง
3. ของแข็งที่ใช้ในการจำลองมีคุณสมบัติทางกายภาพเหมือนกัน

1.5 คำจำกัดความที่ใช้ในงานวิจัย

การดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ การฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ และกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

1.6 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากการวิจัยนี้

ได้แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน สำหรับกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์แบบต่อเนื่องที่มีการควบคุมการหมุนเวียนอนุภาคด้วย วาล์ว เพื่อให้กระบวนการมีประสิทธิภาพในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์-การฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ ของแข็งอย่างเหมาะสม

1.7 ขั้นตอนการดำเนินงานวิจัย

1. ค้นคว้าและศึกษางานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่มาจาก กระบวนการเผาไหม้เชื้อเพลิงของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบ ครบวงจร
2. วางแผนและออกแบบการทดลองกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และการฟื้นฟู สภาพตัวดูดซับแบบต่อเนื่อง ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบ วงจร ซึ่งมีหอดูดซับที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.15 เมตร ความสูง 2 เมตร ความหนา

0.05 เมตร และห่อพื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.30 เมตร ความสูง 0.90 เมตร ความหนา 0.05 เมตร โดยอ้างอิงจากงานวิจัยของ Chalerm-sinsuwan และคณะ [9] และของ Thummakul และคณะ [8] โดยใช้ตัวดูดซับของแข็ง คือ โพแทสเซียมคาร์บอเนตบนตัวรองรับอลูมินา (K_2CO_3/Al_2O_3) โดยอ้างอิงจากงานวิจัยของ Boonprasop และคณะ [10]

3. พัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับแบบต่อเนื่อง ด้วยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบวงจรในสองมิติด้วยโปรแกรม ANSYS FLUENT และทำการเปรียบเทียบผลที่ได้กับผลการทดลองของ Thummakul และคณะ [8] และใช้สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาดูดซับ และปฏิกิริยาคายซับคาร์บอนไดออกไซด์ของ Thummakul และคณะ [8] และ Kongkitisupchai และ คณะ [6]
4. ศึกษากระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับชนิดของแข็ง ด้วยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบวงจร ที่ทำการปรับปรุงระบบโดยการติดตั้งวาล์วเพื่อปรับการหมุนเวียนของอนุภาค และศึกษาตัวแปรกระบวนการ คือ ชนิดของวาล์วควบคุม อัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็ง อุณหภูมิและความดันภายในห่อพื้นฟูสภาพตัวดูดซับที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพระบบดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์-ฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็ง
5. วิเคราะห์ผล สรุปผลการทดลอง และเขียนวิทยานิพนธ์

1.8 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย

ลำดับขั้นตอนในการนำเสนอผลงานวิจัยนี้ประกอบไปด้วยเนื้อหาต่างๆ ดังนี้

- บทที่ 1 ที่มา และความสำคัญของปัญหา วัตถุประสงค์ ขอบเขตงานวิจัย ข้อจำกัดของงานวิจัย คำจำกัดความที่ใช้ในงานวิจัย ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ วิธีดำเนินงานวิจัย และลำดับขั้นตอนการนำเสนอผลงานวิจัย
- บทที่ 2 เทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ฟลูอิดซ์เบด ลักษณะช่วงการไหลของฟลูอิดซ์เบด ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ กระบวนการดูดซับและการคายซับ วาล์วควบคุม และงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

บทที่ 3 ข้อมูลงานวิจัยเบื้องต้น ขั้นตอนการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ ขั้นตอนการจำลอง

บทที่ 4 ผลของขนาดเซลล์คำนวณและเวลาที่ระบบเข้าสู่ภาวะเสถียร การเปรียบเทียบผลการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ ผลของการติดตั้งวาล์วควบคุม ผลของการจำลองปฏิกิริยาเคมี ผลของตัวแปรดำเนินการต่อการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็ง

บทที่ 5 สรุปผลจากการวิจัยและข้อเสนอแนะ



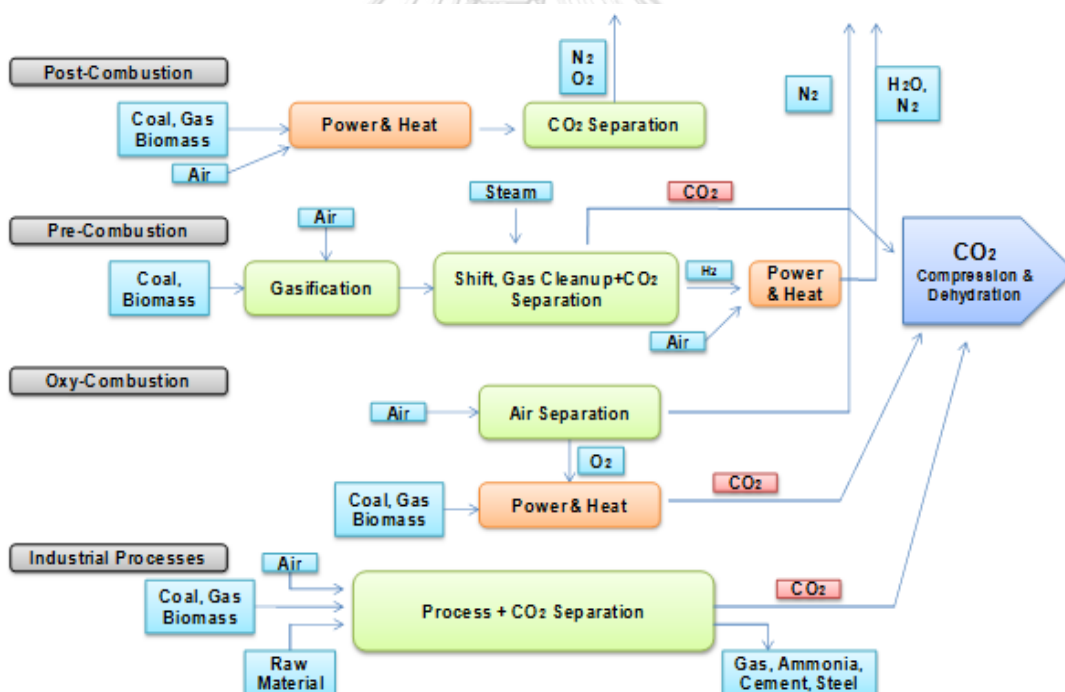
บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 ทฤษฎี

2.1.1 เทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide Capture Technology)

เป็นที่ยอมรับโดยทั่วกันว่าการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สู่ชั้นบรรยากาศ นำไปสู่การเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศโลก โดยการเผาไหม้เชื้อเพลิงฟอสซิลเพื่อการผลิตพลังงานและกระแสไฟฟ้ายังคงเป็นสาเหตุหลักในการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนั้นเทคโนโลยีในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จึงได้รับการพัฒนาขึ้น ซึ่งในปัจจุบันเทคโนโลยีการดักจับแบ่งออกเป็น 3 วิธี ได้แก่ การดักจับก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion capture) การดักจับโดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ (Oxy-fuel combustion capture) และ การดักจับหลังการเผาไหม้ (Post-combustion capture)



รูปที่ 1 เทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบต่างๆ [12]

2.1.1.1 การดักจับก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion capture)

เป็นการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังจากกระบวนการแปรสภาพเชื้อเพลิงมาอยู่ในวัฏภาคแก๊ส (Gasification) โดยกระบวนการจะแยกธาตุคาร์บอนออกจากเชื้อเพลิงก่อนการเผาไหม้ เป็น

การทำปฏิกิริยากับแก๊สแทนที่จะเป็นการเผาไหม้เชื้อเพลิง ทำให้ได้แก๊สสังเคราะห์เป็นแก๊สผสมระหว่างแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ ซึ่งแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์จะเข้าไปทำปฏิกิริยา Water gas shift ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์เป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และแก๊สไฮโดรเจนที่มีปริมาณมากขึ้น ซึ่งแก๊สไฮโดรเจนสามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้หลากหลาย เนื่องจากเป็นเชื้อเพลิงสะอาดที่ไม่ก่อมลพิษ ยกตัวอย่างเช่น ใช้เป็นเชื้อเพลิงในรถยนต์ ใช้ในกระบวนการเซลล์เชื้อเพลิง (Fuel cell) หรือ ทำปฏิกิริยากับอากาศเพื่อให้เกิดพลังงานผลิตกระแสไฟฟ้า เป็นต้น

2.1.1.2 การดักจับแบบใช้ออกซิเจนเป็นเชื้อเพลิง (Oxy-fuel combustion capture)

เป็นการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยออกซิเจนบริสุทธิ์ ซึ่งเป็นเทคโนโลยีที่ใช้ออกซิเจนเพียงอย่างเดียวในการเผาไหม้เพื่อให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ ซึ่งข้อดีของเทคโนโลยีนี้คือ ทำให้องค์ประกอบขากออกของแก๊สเผาไหม้มีเพียงไอน้ำและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ทำให้ง่ายต่อการแยก อีกทั้งการใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์จะไม่ทำให้เกิดไนตรัสออกไซด์เป็นสารประกอบ แต่อย่างไรก็ตามการใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ทำให้ต้องสิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายในการแยกออกซิเจนออกจากอากาศ

2.1.1.3 การดักจับหลังการเผาไหม้ (Post-combustion capture)

เป็นการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนปล่อยออกสู่ชั้นบรรยากาศจากแก๊สเหลือทิ้งของกระบวนการเผาไหม้เชื้อเพลิง โดยเชื้อเพลิงจะทำปฏิกิริยากับอากาศทำให้ได้พลังงานความร้อนเพื่อใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้า ซึ่งแก๊สที่ปล่อยออกมาจากกระบวนการนี้ส่วนใหญ่เป็นแก๊สไนโตรเจน 70 เปอร์เซ็นต์ อีก 4-14 เปอร์เซ็นต์เป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และองค์ประกอบอื่น ๆ อีกเล็กน้อย เช่น แก๊สออกซิเจน ไอน้ำ เป็นต้น โดยแก๊สเหลือทิ้งหลังกระบวนการเผาไหม้จะมีความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และความดันที่ใกล้เคียงกับความดันบรรยากาศ โดยวิธีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้สามารถทำได้หลากหลายเทคนิค ประกอบด้วย เทคนิคการดูดซับ เทคนิคการดูดซึม เทคนิคโครโอเจนิค เทคนิคการเลือกผ่านโดยใช้เมมเบรน เป็นต้น การดักจับจะอาศัยหอดูดซับเพื่อดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ จากนั้นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ จะถูกแยกออกก่อนนำไปกักเก็บหรือใช้งานต่อไป เทคโนโลยีนี้ได้รับความนิยมเนื่องจากมีความซับซ้อนน้อย สามารถดำเนินการได้โดยไม่กระทบต่อกระบวนการผลิตต้นทาง

ตารางที่ 1 เปรียบเทียบเทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ [13]

เทคโนโลยีการดักจับ	ข้อดี	ข้อเสีย
การดักจับก่อนการเผาไหม้	- มีความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูง สามารถใช้เทคนิคการแยกได้หลายวิธี	- เกิดความร้อนสูงจากการดักจับ ซึ่งส่งผลกระทบต่อเครื่องมือและอุปกรณ์
การดักจับแบบใช้ออกซิเจนเป็นเชื้อเพลิง	- มีความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงมาก สามารถใช้เทคนิคการแยกได้หลายวิธี	- ค่าใช้จ่ายสูง - ใช้แก๊สออกซิเจนจำนวนมาก - สูญเสียพลังงานในการลดอุณหภูมิในการรีไซเคิลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์
การดักจับหลังการเผาไหม้	- สามารถติดตั้งเพิ่มเข้าไปในกระบวนการเดิมได้ง่าย - ใช้กับกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากถ่านหินที่มีอยู่แล้วในปัจจุบันได้	- ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ดักจับได้มีปริมาณที่ต่ำ จึงต้องใช้เทคนิคการแยกที่มีประสิทธิภาพสูง

จากเทคโนโลยีที่กล่าวมาทั้ง 3 ประเภท เทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ เป็นเทคโนโลยีที่มีความเป็นไปได้สูง เนื่องจากไม่ส่งผลกระทบต่อกระบวนการผลิตเดิม มีความคุ้มค่าเนื่องจากค่าใช้จ่ายในการติดตั้งและซ่อมบำรุงต่ำกว่ากระบวนการอื่น จึงนิยมใช้ในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากแหล่งกำเนิดขนาดใหญ่ เช่น โรงไฟฟ้า เป็นต้น ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงเลือกเทคโนโลยีนี้มาใช้ในการศึกษา

2.1.2 เทคโนโลยีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

การแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากแก๊สผสมก่อนนำไปกักเก็บหรือใช้งาน ในที่นี้เป็นกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากการใช้เทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ ซึ่งการเลือกใช้กลไกการแยกให้เหมาะสมขึ้นอยู่กับลักษณะของแก๊สผสมที่ปล่อยออกมา เช่น ความดันของแก๊ส ปริมาณของแก๊สผสม

ปริมาณแก๊สที่ต้องการแยกความว่องไวของสารปนเปื้อน เป็นต้น โดยการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากแก๊สผสมสามารถทำได้หลากหลายวิธีการ ดังนี้

2.1.2.1 การแยกด้วยการดูดซับ (Adsorption)

การดูดซับเป็นกระบวนการที่ใช้เพื่อแยกสารที่ต้องการออกจากสารผสมในวัฏภาคของไหล ซึ่งเกี่ยวข้องกับความแตกต่างของความเข้มข้นของสารถูกดูดซับ (Adsorbate) ที่มาสัมผัสโดยตรงกับตัวดูดซับ (Adsorbent) ซึ่งการดูดซับจะเกิดขึ้นเฉพาะบริเวณผิวสัมผัส (Interface) โดยในกระบวนการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีการดูดซับ 2 ส่วน คือ การดูดซับทางกายภาพ (Physical Adsorption) และการดูดซับทางเคมี (Chemical Adsorption) หลักการทำงานของกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยการดูดซับ นิยมใช้ตัวดูดซับของแข็งในการแยก เช่น โพแทสเซียมคาร์บอเนต (K_2CO_3) โซเดียมคาร์บอเนต (Na_2CO_3) และแคลเซียมไฮดรอกไซด์ ($Ca(OH)_2$) เป็นต้น โดยแก๊สผสมจะสัมผัสกับตัวดูดซับของแข็ง ตัวดูดซับของแข็งจะทำปฏิกิริยากับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ จากนั้นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกแยกออกด้วยการควบแน่นเพื่อนำไปกักเก็บหรือใช้งานต่อไป ข้อดีของการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยการดูดซับคือ กระบวนการไม่ซับซ้อน ตัวดูดซับของแข็งสามารถนำกลับมาใช้งานใหม่ได้ พลังงานที่ใช้ในการฟื้นฟูตัวดูดซับยังเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม [14] [15]

2.1.2.2 การแยกด้วยการดูดซึม (Absorption)

การดูดซึมเป็นกระบวนการที่เกี่ยวข้องกับการถ่ายโอนมวลที่นิยมใช้กำจัดสารพิษที่เป็นแก๊สออกจากแก๊สผสม โดยการสัมผัสกับของเหลว ซึ่งเกิดขึ้นจากกลไก 2 อย่าง คือ แก๊สจะถ่ายเทจากกระแสไปยังผิวสัมผัสระหว่างแก๊สกับของเหลวที่มีการเคลื่อนไหวแบบปั่นป่วนบริเวณใกล้ ๆ ผิวร่วมกันนั้น แก๊สจะผ่านเข้าไปในของเหลวด้วยกลไกที่เรียกว่า Molecular diffusion ซึ่งการที่โมเลกุลสามารถถ่ายเทจากสภาพแก๊สไปยังสภาพของเหลวได้เนื่องจากความแตกต่างของความเข้มข้นจริงกับความเข้มข้นสมดุล (Concentration gradient) เป็นแรงขับเคลื่อน (Driving force) ให้เกิดการถ่ายเทมวลในกระบวนการดูดซึม แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีการดูดซึม 2 ส่วน คือ การดูดซึมทางกายภาพ (Physical Absorption) และการดูดซึมทางเคมี (Chemical Absorption) โดยกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยการดูดซึม นิยมใช้สารละลายเอมีนในการแยก เช่น โมโนเอทานอเอมีน (MEA) เมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) เป็นต้น แก๊สผสมจะสัมผัสกับสารละลายเอมีนและเกิดปฏิกิริยากับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยปฏิกิริยาสะเทินกรดเบส เกิดผลิตภัณฑ์เป็น

แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ จากนั้นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกแยกออกด้วยการควบแน่นเพื่อนำไปกักเก็บหรือใช้งานต่อไป

2.1.2.3 การแยกด้วยโครโอเจนิค (Cryogenics)

การแยกด้วยโครโอเจนิคเป็นกระบวนการที่นิยมใช้งานในกรณีที่แก๊สผสมมีปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มากกว่าร้อยละ 50 โดยหลักการทำงานของกระบวนการโครโอเจนิคในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ คือ การแยกสารประกอบที่มีจุดเดือดต่างกัน ซึ่งสารประกอบจะถูกลดอุณหภูมิจนกระทั่งเกิดการแยกวัฏภาคที่แตกต่างกัน การแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยกระบวนการนี้จะทำให้ได้อินทรีย์และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในสถานะของเหลว ทำให้ง่ายต่อการนำไปกักเก็บหรือใช้งานต่อไป

2.1.2.4 การแยกด้วยเมมเบรน (Membrane)

การแยกด้วยเยื่อเลือกผ่านเป็นกระบวนการที่ใช้ในการแยกสารผสมออกจากกันด้วยกลไกการซึมแพร่ผ่านเมมเบรน (Solution-diffusion) สารจะซึมแพร่ผ่านเมมเบรน โดยใช้ความแตกต่างของความเข้มข้นของสาร ซึ่งสารที่สามารถเคลื่อนผ่านเข้าไปในเมมเบรนได้ จะแพร่จากตำแหน่งที่มีความเข้มข้นสูงไปยังตำแหน่งที่มีความเข้มข้นต่ำกว่า โดยกระบวนการซึมผ่านจะแตกต่างกันไปตามขนาดอนุภาคของสาร และแรงดันที่ให้แก่ระบบ โดยกลไกการซึมผ่านประกอบด้วย 3 ส่วน คือ การดูดซับ (Sorption) การแพร่ (Diffusion) และการคายซับ (Desorption) ทำให้สามารถแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากแก๊สผสมได้เพื่อนำไปกักเก็บหรือใช้งานต่อไป

กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ทั้ง 4 กระบวนการ คือ การแยกด้วยการดูดซับ การแยกด้วยการดูดซึม การแยกด้วยโครโอเจนิค และการแยกด้วยเมมเบรน มีข้อดี-ข้อเสียที่แตกต่างกัน ขึ้นอยู่กับการประยุกต์ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แต่ละแบบ ซึ่งพบว่าการแยกด้วยการดูดซับ เป็นหนึ่งในกระบวนการที่เหมาะสมสำหรับเทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ เนื่องจากเป็นกระบวนการที่ไม่ซับซ้อน ตัวดูดซับของแข็งสามารถนำกลับมาใช้ได้ใหม่ พลังงานในการฟื้นฟูต่ำ และตัวดูดซับที่ใช้น้ำไม่เป็นพิษต่อสิ่งแวดล้อม ในงานวิจัยนี้จึงเลือกใช้กระบวนการแยกด้วยการดูดซับของแข็งมาใช้ในการศึกษา

2.1.3 กระบวนการดูดซับและการคายซับ (Adsorption and Desorption)

2.1.3.1 กระบวนการดูดซับ (Adsorption)

การดูดซับเป็นกระบวนการที่เกี่ยวข้องกับการสะสมตัวของสารหรือการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารที่บริเวณพื้นผิวร่วม (Interface) กระบวนการนี้สามารถเกิดขึ้นที่บริเวณผิวสัมผัสระหว่างสาร 2 สถานะ โดยจะต้องมีภูมิภาคหนึ่งเป็นของแข็งเสมอ เช่น แก๊สกับของแข็ง หรือของเหลวกับของแข็ง โดยสารที่ถูกดูดซับบนพื้นผิวเรียกว่า ตัวถูกดูดซับ (Adsorbate) ส่วนสารที่ทำหน้าที่ดูดซับเรียกว่า ตัวดูดซับ (Adsorbent)

ประเภทของการดูดซับ

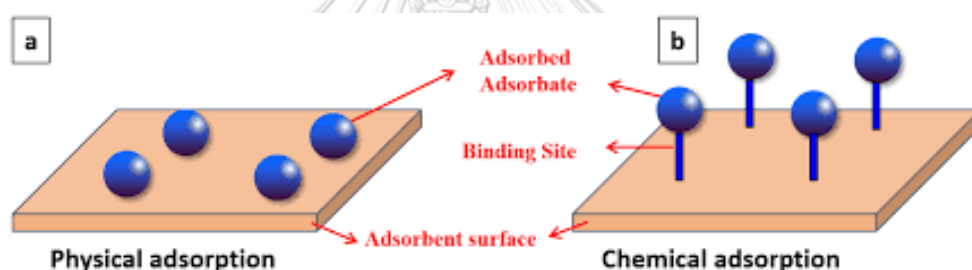
การดูดซับเกิดขึ้นด้วยแรงระหว่างโมเลกุลของสารถูกดูดซับกับผิวของตัวดูดซับ โดยแบ่งแรงออกเป็น 2 ชนิด คือ แรงทางกายภาพ และแรงทางเคมี การดูดซับจึงจำแนกออกเป็น 2 ประเภท ตามชนิดของแรงที่ดูดซับโมเลกุลของสารถูกดูดซับไว้บนผิวของตัวดูดซับ ดังนี้

1. การดูดซับทางกายภาพ (Physical adsorption)

การดูดซับทางกายภาพอาศัยแรงดึงดูดระหว่างโมเลกุลอย่างอ่อน ที่เรียกว่า แรงแวนเดอร์วาลส์ (Van der Waals) ซึ่งเกิดจากการรวมแรง 2 ชนิด คือ แรงลอนดอน (London force) และแรงทางไฟฟ้าสถิต (Electrostatic force) ซึ่งมีระยะห่างระหว่างตัวดูดซับและตัวถูกดูดซับเท่ากับรัศมีแวนเดอร์วาลส์ของตัวดูดซับและตัวถูกดูดซับ ไม่จำเพาะกับโมเลกุลของแก๊ส เกิดจากการดูดซับที่มีการดึงดูดด้วยแรงที่อ่อนทำให้การดูดซับประเภทนี้มีพลังงานการคายความร้อนค่อนข้างน้อย คือ ต่ำกว่า 25 กิโลจูลต่อโมล เป็นกระบวนการคายความร้อนที่ไม่มีพลังงานก่อกัมมันต์ (Activation energy) และไม่มีการแตกของพันธะ ดังนั้น จึงเกิดขึ้นได้อย่างรวดเร็วในทันที โดยการดูดซับทางกายภาพสามารถเกิดการผันกลับของกระบวนการได้ง่าย ซึ่งนับเป็นข้อดี เพราะทำให้สามารถฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับได้ง่าย สารที่ถูกดูดซับสามารถเกาะอยู่รอบผิวของสารดูดซับได้หลายชั้น (Multilayer) หรือในแต่ละชั้นของสารถูกดูดซับจะติดอยู่กับชั้นของสารถูกดูดซับในชั้นก่อนหน้า โดยจำนวนชั้นจะเป็นสัดส่วนกับความเข้มข้นของสารถูกดูดซับ และจะเพิ่มขึ้นตามความเข้มข้นที่สูงขึ้นของตัวถูกละลายในสารละลาย ซึ่งลักษณะของการดูดซับประเภทนี้ คือ การดูดซับจะเกิดขึ้นได้ดีที่อุณหภูมิปกติ หรืออุณหภูมิต่ำกว่าอุณหภูมิบรรยากาศทั่วไป และจะเกิดได้ดีมากยิ่งขึ้นที่อุณหภูมิต่ำกว่าอุณหภูมิบรรยากาศ

2. การดูดซับทางเคมี (Chemical adsorption หรือ Chemisorption)

การดูดซับทางเคมีอาศัยการเกิดพันธะเคมี หรือการใช้อิเล็กตรอนร่วมกันระหว่างโมเลกุลของตัวถูกดูดซับกับผิวของตัวดูดซับ หรือเรียกว่าทำปฏิกิริยาเคมีกัน ซึ่งส่งผลให้เกิดการเปลี่ยนแปลงทางเคมีของตัวถูกดูดซับเดิมคือ มีการทำลายแรงยึดเหนี่ยวระหว่างอะตอมหรือกลุ่มอะตอมเดิมแล้วมีการจัดเรียงอะตอมเป็นสารประกอบใหม่ขึ้น โดยมีพันธะเคมีที่แข็งแรง แรงที่ใช้ดูดซับเป็นพันธะโคเวเลนต์ มีพลังงานกระตุ้นเข้ามาเกี่ยวข้องทำให้ความร้อนของการดูดซับมีค่าสูงประมาณ 50-400 กิโลจูลต่อโมล หมายความว่า การกำจัดตัวถูกดูดซับออกจากผิวตัวดูดซับจะทำได้ยากคือ เกิดปฏิกิริยาผันกลับได้ (Irreversible) ยากขึ้น โดยการดูดซับประเภทนี้จะเกิดเฉพาะบนผิวของตัวดูดซับและเป็นการดูดซับแบบชั้นเดียว (Monolayer) เท่านั้น ซึ่งลักษณะสำคัญของการดูดซับประเภทนี้ คือ การดูดซับมักเกิดขึ้นได้ดีหรือเกิดได้รวดเร็วที่อุณหภูมิสูงๆ สำหรับการดูดซับเชิงกายภาพและเชิงเคมี แสดงได้ดังรูปที่ 2.2



รูปที่ 2 การดูดซับเชิงกายภาพและการดูดซับเชิงเคมี [16]

จลนพลศาสตร์การดูดซับ

ปัจจัยสำคัญในการประเมินความสามารถในการดูดซับของตัวดูดซับบนพื้นผิว คือ อัตรา การดูดซับของโมเลกุลบนพื้นผิว โดยที่อัตราการดูดซับ (Rate of adsorption, R_{ads}) ของแก๊สบนพื้นผิวแสดงได้เช่นเดียวกับกระบวนการจลนพลศาสตร์ทั่วไป กล่าวคือ มีความสัมพันธ์ระหว่างอันดับของปฏิกิริยากับความดันย่อยของโมเลกุลในสถานะแก๊สที่อยู่เหนือพื้นผิว โดยมีสมการดังนี้

$$R_{ads} = k' \cdot P^x \quad (2.1)$$

โดย x คือ อันดับจลนพลศาสตร์ของการดูดซับ (Kinetic order of adsorption)

k' คือ ค่าคงที่อัตราการดูดซับ (Adsorption rate constant)

P คือ ความดันย่อยของแก๊ส (Partial pressure)

หากค่าคงที่อัตราการดูดซับแสดงในรูปแบบของอาร์เรเนียส (Arrhenius form) จะได้สมการจลนศาสตร์อยู่ในรูปดังนี้

$$R_{ads} = \left[A e^{-\left(\frac{E_a}{RT}\right)} \right] \cdot P^x \quad (2.2)$$

โดย E_a คือ พลังงานกระตุ้นสำหรับการดูดซับ (Activation energy for adsorption)

A คือ พรีเอ็กซ์โปเนนเชียล (Pre-exponential (frequency) factor)

ตารางที่ 2 คุณลักษณะของกระบวนการดูดซับ [17]

ปัจจัยที่มีผลต่อคุณลักษณะ	การดูดซับทางกายภาพ	การดูดซับทางเคมี
ช่วงอุณหภูมิ	ใกล้เคียงหรือต่ำกว่าจุดควบแน่นของแก๊ส (เช่น Xe < 100 K, CO ₂ < 200 K)	ไม่มีขีดจำกัด (แต่โมเลกุลที่อาจจะดูดซับอย่างมีประสิทธิภาพเกิดเพียงช่วงแคบ ๆ)
เอนทาลปี (Enthalpy) การดูดซับ	เกี่ยวข้องกับปัจจัยต่างๆ เช่น มวลโมเลกุลและสภาพขั้ว โดยปกติเท่ากับ 5-40 kJmol ⁻¹ (คือความร้อนของ Liquefaction)	มีช่วงกว้าง เกี่ยวข้องกับความแข็งแรงของพันธะเคมี โดยปกติจะอยู่ช่วง 40-800 kJmol ⁻¹
ผลึกศาสตร์ (Crystallography) โดยความแตกต่างระหว่างระนาบพื้นผิวของผลึกชนิดเดียวกัน	ไม่ขึ้นอยู่กับโครงสร้างทางเรขาคณิตระดับอะตอมของพื้นผิว	มีความผันแปรระหว่างระนาบของผลึก
แรงดึงดูดระหว่างโมเลกุล	แรงแวนเดอร์วาลส์	พันธะเคมี
ธรรมชาติของการดูดซับ	ปกติเป็นการดูดซับที่เกิดการแตกตัว และอาจผันกลับไม่ได้	การดูดซับที่ไม่แตกตัวที่ผันกลับได้
รูปแบบชั้นของการดูดซับ	เกิดการดูดซับได้หลายชั้น (Multilayer)	เกิดการดูดซับได้เฉพาะแค่เพียงหนึ่งชั้น (Monolayer) เท่านั้น
จลนพลศาสตร์การดูดซับ	รวดเร็ว เป็นกระบวนการที่ไม่มีการกระตุ้น	มีความผันแปรมาก เนื่องจากเป็นกระบวนการที่ถูกระตุ้น

2.1.3.2 กระบวนการคายซับ (Desorption)

จลนศาสตร์ของการคายซับ

อัตราของการคายซับ (R_{des}) ของตัวถูกดูดซับจากพื้นผิวสามารถแสดงดังสมการ

$$R_{des} = k \cdot N^x \quad (2.3)$$

โดย X คือ อันดับจลนศาสตร์ของการคายซับ

k คือ ค่าคงที่อัตราการคายซับ

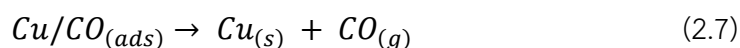
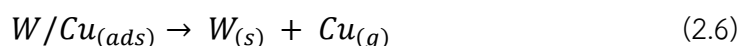
N คือ ความเข้มข้นของสารที่ถูกดูดซับบนพื้นผิว (Surface concentration of adsorbed species)

อันดับของกระบวนการการคายซับสามารถทำนายได้ เมื่อพิจารณาถึงเกี่ยวกับขั้นตอนย่อยพื้นฐาน (Elementary step) ของปฏิกิริยา เช่น

1. การคายอะตอมหรือโมเลกุลแบบง่าย (Simple atomic or molecular desorption)



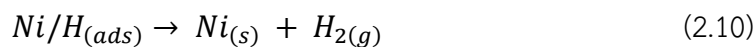
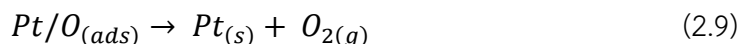
ซึ่งเป็นกระบวนการอันดับหนึ่ง โดย $x = 1$ ดังตัวอย่างสมการการคายอะตอมทองแดงออกจากพื้นผิวทังสเตน (W) และการคายโมเลกุลคาร์บอนมอนอกไซด์จากพื้นผิวทองแดง (Cu) แสดงดังสมการ (2.6) และ (2.7) ตามลำดับ



2. การคายของโมเลกุลที่เกิดจากการรวมตัว (Recombinative molecular desorption)

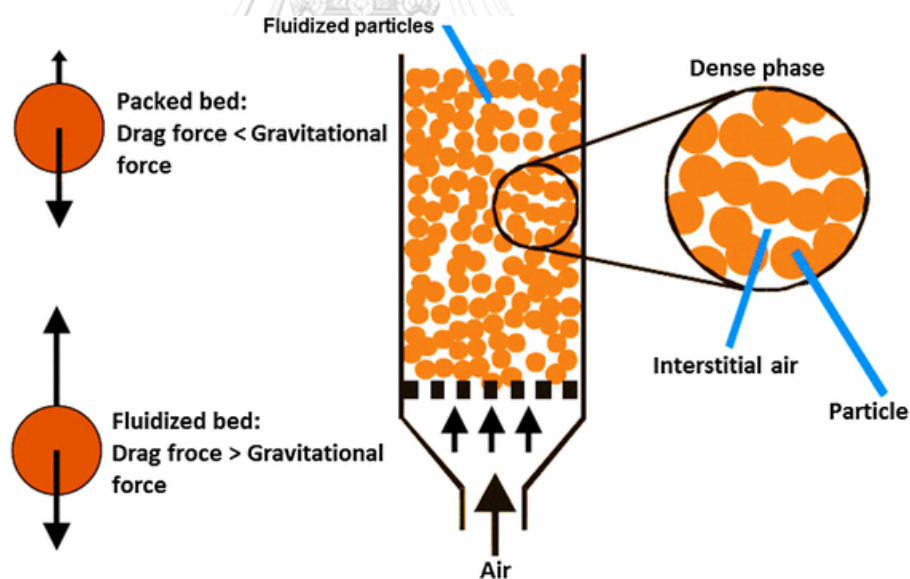


โดยปกติเป็นกระบวนการอันดับสอง โดย $x = 2$ ดังตัวอย่าง สมการการคายอะตอมออกซิเจนในรูปโมเลกุล O_2 ออกจากพื้นผิวของแพลทินัม (Pt) และการคายอะตอมไฮโดรเจนในรูปโมเลกุลไฮโดรเจนจากพื้นผิวนิกเกิล (Ni) แสดงดังสมการ (2.9) และ (2.10) ตามลำดับ



2.1.4 ฟลูอิดเซชัน (Fluidization)

ฟลูอิดเซชัน เป็นกระบวนการที่ทำให้อนุภาคของแข็งมีพฤติกรรมเสมือนเป็นของไหล โดยเกิดจากของแข็งที่มีลักษณะเป็นเม็ด (Bulk Materials) สัมผัสกับของไหลที่มีความเร็วที่เหมาะสมค่าหนึ่ง ซึ่งของไหลในกระบวนการ ได้แก่ แก๊สหรือของเหลวจะถูกปล่อยให้ไหลผ่านทางด้านล่างของอนุภาคของแข็งที่ถูกบรรจุอยู่ในหอตดลอง แล้วไหลออกทางส่วนบนของหอตดลอง เมื่อเพิ่มความเร็วให้กับของไหลมากขึ้นจนทำให้เกิดแรงกระทำกับอนุภาคของแข็ง แรงกระทำนี้เรียกว่าแรงลอยตัวหรือแรงต้านการเคลื่อนที่ของของไหล และเมื่อแรงลอยตัวมากเพียงพอที่จะทำให้น้ำหนักของอนุภาคของแข็งเข้าสู่สภาวะไร้น้ำหนักจึงเริ่มเกิดการเคลื่อนที่และลอยตัวเป็นอิสระ ของแข็งที่อยู่ในภาชนะนี้จะมีคุณสมบัติคล้ายของไหลหมุนวนอยู่ในหอตดลอง หรืออาจเรียกของแข็งในสถานะนี้ว่าการก่อกองของไหล ดังแสดงในรูปที่ 3 เครื่องปฏิกรณ์ที่เกิดกระบวนการฟลูอิดเซชัน [18]



รูปที่ 3 ฟลูอิดเซชัน [19]

2.1.4.1 ประเภทของฟลูอิดเซชัน

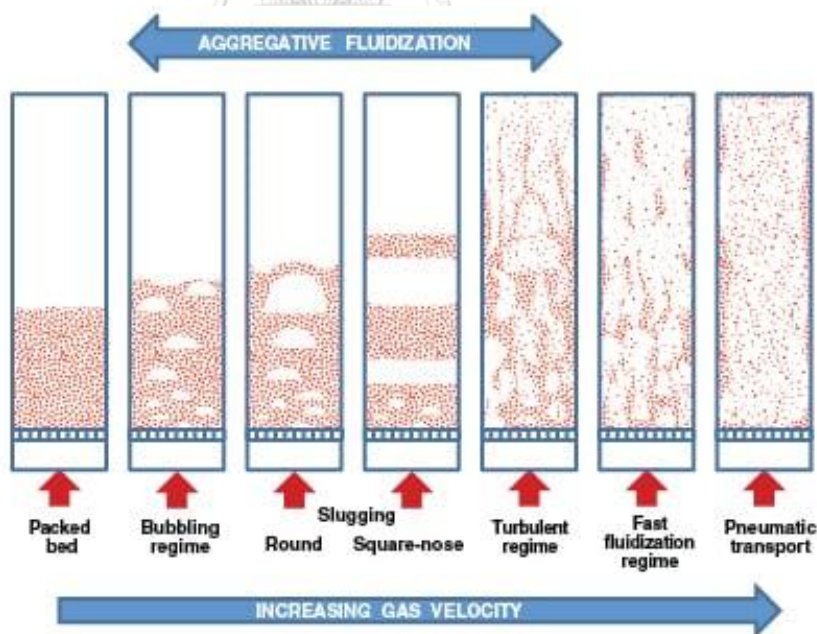
สามารถแบ่งออกได้ 2 ประเภท ดังนี้

1. ฟลูอิดเซชันแบบสองวัฏภาค (Two phase fluidization) เป็นฟลูอิดเซชันที่เกิดในระบบที่มี 2 วัฏภาค นั่นคือ ของแข็งและของไหล ซึ่งของไหลสามารถเป็นได้ทั้งของเหลวหรือแก๊ส จึงแบ่งย่อยได้เป็น ฟลูอิดเซชันแบบแก๊ส-ของแข็ง และ ฟลูอิดเซชันแบบของเหลว-ของแข็ง

2. ฟลูอิดเซชันแบบสามวัฏภาค (Three phase fluidization) เป็นฟลูอิดเซชันที่มี 3 วัฏภาค นั่นคือ ภายในกระบวนการมีทั้ง ของแข็ง ของเหลวและแก๊ส

2.1.4.2 รูปแบบการไหลของฟลูอิดเซชัน (Fluidization flow regimes)

รูปแบบการไหลของฟลูอิดเซชันเกิดจากพฤติกรรมการเคลื่อนที่ของอนุภาคของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์จะเปลี่ยนแปลงไปเมื่อความเร็วของของไหลที่ป้อนเข้ามาในเครื่องปฏิกรณ์เปลี่ยนแปลง ซึ่งสามารถแบ่งรูปแบบการไหลของฟลูอิดเซชันได้เป็น 6 แบบ ซึ่งสามารถแบ่งช่วงการไหลตามความเร็วของของไหลเรียงจากความเร็วต่ำไปความเร็วสูงได้ดังแสดงในรูปที่ 4



รูปที่ 4 รูปแบบการไหลในฟลูอิดเซชัน [20]

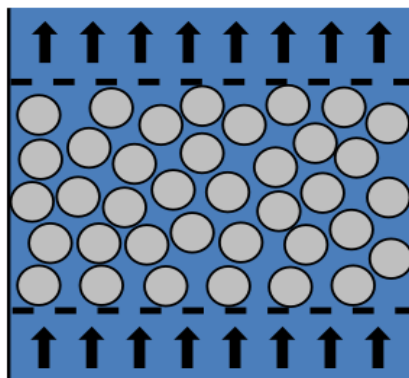
2.1.2.1 เบตนิ่ง (Fixed bed)

รูปแบบเบตนิ่งเกิดขึ้นเมื่อเริ่มป้อนของไหลเข้ามาในเครื่องปฏิกรณ์ในขณะที่ของไหลยังมีความเร็วต่ำโดยยังไม่ทันที่เกิดพฤติกรรมการไหลของอนุภาคของแข็งเนื่องจากความเร็วของของไหลที่ป้อนเข้ามาในเครื่องปฏิกรณ์น้อยกว่าที่จะทำให้อนุภาคของแข็งที่อยู่ภายในเครื่องปฏิกรณ์เกิดการขยับตัว เมื่อแก๊สเคลื่อนที่ผ่านเบตที่อยู่นิ่งจะมีแรงเนื่องจากการไหลของของไหลกระทำต่ออนุภาคของแข็งในทิศทางตรงกันข้าม ซึ่งจะก่อให้เกิดความดันลด (Pressure drop) ตกคร่อมเบต และความดันลดจะเพิ่มตามความสูงตลอดแนวของเบต นิ่งที่เกิดขึ้น ซึ่งสามารถคำนวณได้จาก Ergun Equation แสดงดังสมการ (2.11) [20]

$$\frac{-\Delta P}{H} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu U}{(\phi d_p)^2} + 175 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\rho U^2}{\phi d_p} \quad (2.11)$$

เมื่อ

- ε คือ สัดส่วนปริมาตรของว่างในอนุภาคแก๊ส (-)
- ϕ คือ ความเป็นทรงกลมของอนุภาคของแข็ง (-)
- μ คือ ความหนืด (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)
- ρ_s คือ ความแน่นของของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
- ρ_g คือ ความแน่นของแก๊ส (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
- U คือ ความเร็วของแก๊ส (เมตรต่อวินาที)
- d_p คือ เส้นผ่านศูนย์กลางอนุภาค (เมตร)

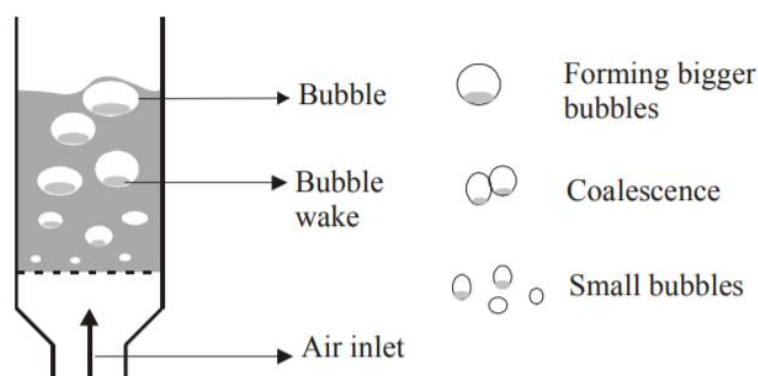


รูปที่ 5 ลักษณะของเบตนิ่งที่ไม่มีการเคลื่อนที่ [21]

2.1.2.2 ฟลูอิดไรซ์เบดแบบฟองแก๊ส (Bubbling fluidized bed)

เมื่อเพิ่มความเร็วของของไหลต่อไปจนทำให้อนุภาคของแข็งเริ่มมีพฤติกรรมคล้ายกับของไหล รูปแบบการไหลในช่วงแรกนี้คือ รูปแบบการไหลแบบฟองแก๊ส โดยความเร็วของของไหลที่ทำให้ อนุภาคของแข็งเกิดการขยับตัว เรียกว่า ความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไรซ์เซชัน (U_{mf}) สามารถ สังเกตเห็นได้จากการเกิดฟองแก๊สขึ้นในระบบ โดยลักษณะการเคลื่อนไหวของอนุภาคในระบบจะแบ่ง ได้เป็น 2 ส่วน คือ Bubble phase คือ ส่วนอนุภาคเกิดการเคลื่อนที่จนมีของไหลเข้าไปแทรกตัวจนมี ลักษณะคล้ายฟองแก๊ส โดยขนาดของฟองแก๊สที่เกิดขึ้นจะมีความสัมพันธ์กับความเร็วของไหลที่ ป้อนเข้าระบบ และ Emulsion phase คือ ส่วนที่ไม่ใช่ฟองแก๊ส แต่เป็นส่วนที่มีอนุภาคของแข็งอยู่ หนาแน่น

ลักษณะเฉพาะตัวของการไหลฟลูอิดไรซ์เซชัน คือการมีฟองแก๊สเกิดขึ้น ซึ่งมีอิทธิพลต่อ การเกิดปฏิกิริยาหรือการผสมกันของแก๊ส-ของแข็ง ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นจะเคลื่อนที่ผสมกับอนุภาค ของแข็ง โดยฟองแก๊สจะเคลื่อนที่ขึ้นด้านบนและจะเกิดการรวมตัวกัน ทำให้ฟองแก๊สมีขนาดใหญ่ขึ้น และเคลื่อนที่ขึ้นต่อไปจนถึงผิวหน้าของเบด เรียกปรากฏการณ์ที่อนุภาคของแข็งเคลื่อนที่ตามฟอง แก๊สนี้ว่า การเกิด wake จากนั้นอนุภาคของแข็งที่ติดไปกับฟองแก๊สจะตกลงมายังผิวหน้าเบดอีกครั้ง ด้วยแรงโน้มถ่วง โดยบริเวณดังกล่าวซึ่งเป็นบริเวณที่อนุภาคของแข็งแตกกระจายอยู่หน้าเบดจะ เรียกว่า บริเวณอิสระ (Freeboard) ซึ่งลักษณะการเกิดฟองแก๊สจะแตกต่างกันไปตามขนาดของ อนุภาคของแข็ง



รูปที่ 6 การไหลของอนุภาคของแข็งและของไหลในรูปแบบการไหลแบบฟองแก๊ส [22]

ช่วงการไหลแบบฟองแก๊สเกิดขึ้นเมื่อความเร็วแก๊สมีค่าถึงค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟองแก๊ส (U_{mb}) รูปแบบการไหลในช่วงการไหลที่อยู่ระหว่างค่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดเซชันและค่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟองแก๊ส เรียกว่า รูปแบบการไหลฟองแก๊สอิสระ (Bubble-free) [23] Geldart และ Abrehamson [24] ได้เสนอการคำนวณค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊สสำหรับอนุภาคกลุ่ม Geldart A ดังสมการนี้

$$U_{mb} = 2.07 \exp(0.716F) d_p \left[\frac{\rho^{0.06}}{\mu^{0.347}} \right] \quad (2.14)$$

เมื่อ F คือ สัดส่วนโดยมวลของอนุภาคที่มีขนาดน้อยกว่า 45 ไมโครเมตร (-)

2.1.2.3 ฟลูอิดเซชันแบบสลัก (Slugging fluidized bed)

รูปแบบฟลูอิดเซชันแบบสลักเป็นกระบวนการที่เกิดฟองแก๊สภายในฟลูอิดเซชัน ซึ่งเกิดจากฟองแก๊สขนาดเล็กรวมตัวกันทำให้ฟองแก๊สมีขนาดใหญ่กระทั่งมีขนาดเท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ ขนาดของฟองแก๊สจะมีขนาดเพิ่มตามความเร็วของแก๊ส หากเครื่องปฏิกรณ์มีเส้นผ่านศูนย์กลางไม่มากจะเห็นฟองแก๊สมีขนาดใหญ่เกือบเท่าความกว้างของเบด ในรูปแบบการไหลแบบสลักจะเห็นฟองแก๊สเคลื่อนที่ผ่านเบดและแยกเป็นชั้นๆ เรียกว่า การเกิดสลัก ความเร็วที่ทำให้เกิดฟองแก๊สมีขนาดใหญ่เท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ คือ ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันแบบสลัก (U_{ms}) เสนอโดย Stewart และ Davidson [25] แสดงดังสมการ (2.15)

$$U_{ms} = U_{mf} + 0.07\sqrt{gD} \quad (2.15)$$

การเปลี่ยนแปลงของการก่อตัวอนุภาคของแข็งในระบบฟลูอิดเซชันแก๊ส-ของแข็ง โดยค่าวิกฤตสำหรับการเกิดสลักที่ทำให้จุดต้นเสนอโดย yang [26] ค่า (U_t^2/gD) ต้องมากกว่า 0.123 ดังแสดงในสมการ (2.16)

$$\frac{U_t^2}{gD} \geq 0.123 \quad (2.16)$$

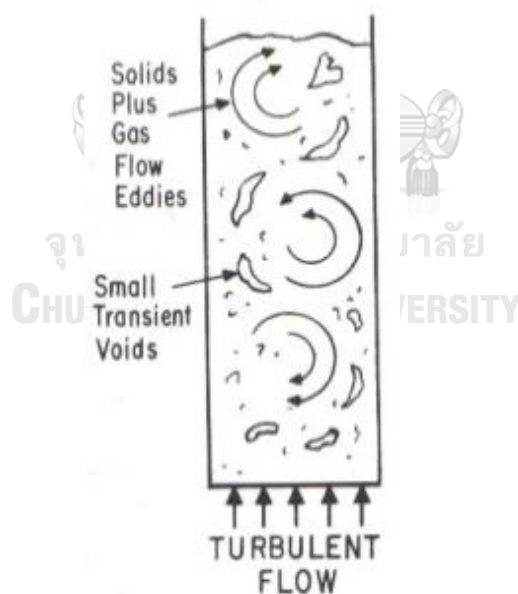
เมื่อ

U_t คือ ความเร็วสุดท้ายของของแข็งเฉลี่ย (เมตรต่อวินาที)

D คือ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของหอยทง (เมตร)

2.1.2.4 ฟลูอิด์เบดปั่นป่วน (Turbulent fluidize bed)

รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนเกิดขึ้นเมื่อเพิ่มความเร็วของของไหลเข้าเครื่องปฏิกรณ์มากกว่าช่วงการไหลแบบฟองแก๊ส เกิดการรวมตัวกันของฟองแก๊ส ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นมีการรวมตัวและแตกตัวออกอย่างรวดเร็ว เนื่องจากความเร็วของของไหลที่ป้อนเข้ามีค่าสูง ไม่สามารถสังเกตเห็นฟองแก๊สในระบบได้อย่างชัดเจนเช่นในกรณีของช่วงการไหลแบบฟองแก๊ส โดยลักษณะการไหลภายในเครื่องปฏิกรณ์จะแบ่งออกเป็นสองส่วนอย่างชัดเจน คือ บริเวณที่มีอนุภาคของแข็งอยู่รวมกันหนาแน่น (Dense phase) และบริเวณที่มีอนุภาคของแข็งอยู่เบาบาง (Dilute phase) ในระบบฟลูอิด์เบดแบบแก๊ส-ของแข็ง ความผันผวนของความดันมีสาเหตุมาจากความปั่นป่วน การก่อตัวและการแยกตัวของฟองแก๊สภายในเบด เมื่อความเร็วเพิ่มมากขึ้นความผันผวนจะเพิ่มขึ้นตาม ความเร็วที่ทำให้เกิดฟลูอิด์เบดแบบปั่นป่วนจะอยู่ในช่วงความเร็วสุดท้ายที่เบด คงสภาพอยู่ในช่วงการไหลแบบฟองแก๊ส (U_c) และความเร็วต่ำสุดที่เบดของแข็งสามารถแสดงช่วงการไหลแบบปั่นป่วน (U_k) ด้วยรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนมีทิศทางการไหลแบบหมุนวนจึงทำให้เหมาะสมกับการนำไปใช้ในกระบวนการที่มีปฏิกิริยาเคมีและต้องอาศัยการผสมที่ดี



รูปที่ 7 รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน [27]

2.1.2.5 ฟลูอิดไรเซชันแบบฟลูอิดไรเซชันความเร็วสูง (Fast fluidization fluidized bed)

รูปแบบการไหลแบบนี้เกิดขึ้นเมื่อเพิ่มความเร็วของของไหลสูงกว่าความเร็วขนส่ง (Transport velocity) โดยรูปแบบการไหลนี้จะไม่สามารถระบุผิวด้านบนของเบดได้ เนื่องจากอนุภาคของแข็งจะเคลื่อนที่ออกไปกับของไหลทางด้านบนของหอตลอด ด้วยความเร็วที่สูงทำให้อนุภาคของแข็งจะเบาบางบริเวณตรงกลางของหอตลอดจากการเคลื่อนที่ขึ้นตามทิศทางการไหลของของไหล เรียกรูปแบบการไหลลักษณะนี้ว่าการไหลแบบแกนใน-วงนอก (Core-annulus) และจะเกิดการรวมตัวกันของอนุภาคของแข็งจำนวนมากบริเวณผนังของหอตลอดจากการเคลื่อนที่สวนทางกับทิศทางการไหล และด้วยการที่มีอนุภาคของแข็งสามารถเคลื่อนที่ออกจากหอตลอดได้ จึงมีการเติมอนุภาคของแข็งเข้ามาแทนที่ในบริเวณด้านล่างของหอตลอด โดยจะเรียกระบบแบบนี้ว่า ฟลูอิดไรเซชันแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed; CFB)

2.1.2.6 ฟลูอิดไรเซชันแบบเบาบาง (Pneumatic transport fluidized bed)

รูปแบบการไหลแบบนี้เกิดขึ้นเมื่อทำการเพิ่มความเร็วของแก๊สมากกว่าช่วงการไหลแบบความเร็วสูง หรือค่ามากกว่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดการขนส่งด้วยลม (Minimum pneumatic transport velocity) สำหรับรูปแบบการไหลที่เกิดขึ้นช่วงนี้พบว่า อนุภาคของแข็งทั้งหมดจะถูกพาออกไปจากเครื่องปฏิกรณ์โดยจะเคลื่อนที่แยกจากกันจนเป็นอนุภาคของแข็งเดี่ยวกระจายตัวอยู่ในกระแสของไหล และลอยตัวสู่ด้านบนของหอตลอด ทำให้ผลต่างความดันระหว่างด้านล่างและด้านบนของหอตลอดมีค่าน้อยมาก เนื่องจากปริมาณของแข็งในหอตลอดมีค่าน้อย ซึ่งสัดส่วนระหว่างอนุภาคของแข็งและของไหลอยู่ที่ประมาณ 1 ต่อ 20 หรือ มีปริมาณของไหลในเครื่องปฏิกรณ์อยู่สูงมาก ซึ่งความเร็วที่ต่ำสุดที่ทำให้เกิดช่วงการไหลแบบเบาบาง (u_{mp}) ถูกเสนอโดย Bi และ Fan [27] มีความสัมพันธ์ดังนี้

$$u_{mp} = 10.1 (gD_{sv})^{0.347} \left(\frac{G_s}{\rho}\right)^{0.310} \left(\frac{D_{sv}}{D}\right)^{-0.139} Ar^{-0.021} \quad (2.17)$$

เมื่อ

G_s คือ ฟลักซ์ของแข็งป้อนเข้า (กิโลกรัมต่อตารางเมตรวินาที)

D คือ เส้นผ่านศูนย์กลางของหอตลอด (เมตร)

2.1.5 ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed: CFB)

รูปแบบการไหลแบบฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed: CFB) เป็นรูปแบบของกระบวนการฟลูอิดไชน์เบดที่มีอุทกพลศาสตร์แบบ Fast bed ซึ่งเป็นรูปแบบการไหลที่พัฒนาจากระบบฟลูอิดไชน์ที่ช่วงการไหลตั้งแต่ช่วงฟลูอิดไชน์แบบความเร็วสูงเป็นต้นไป หรือเมื่อความเร็วมีค่าสูงกว่าความเร็วสุดท้าย (Terminal velocity) ของอนุภาคของแข็ง โดยระบบจะประกอบด้วยส่วนสำคัญ 3 ส่วน ดังนี้

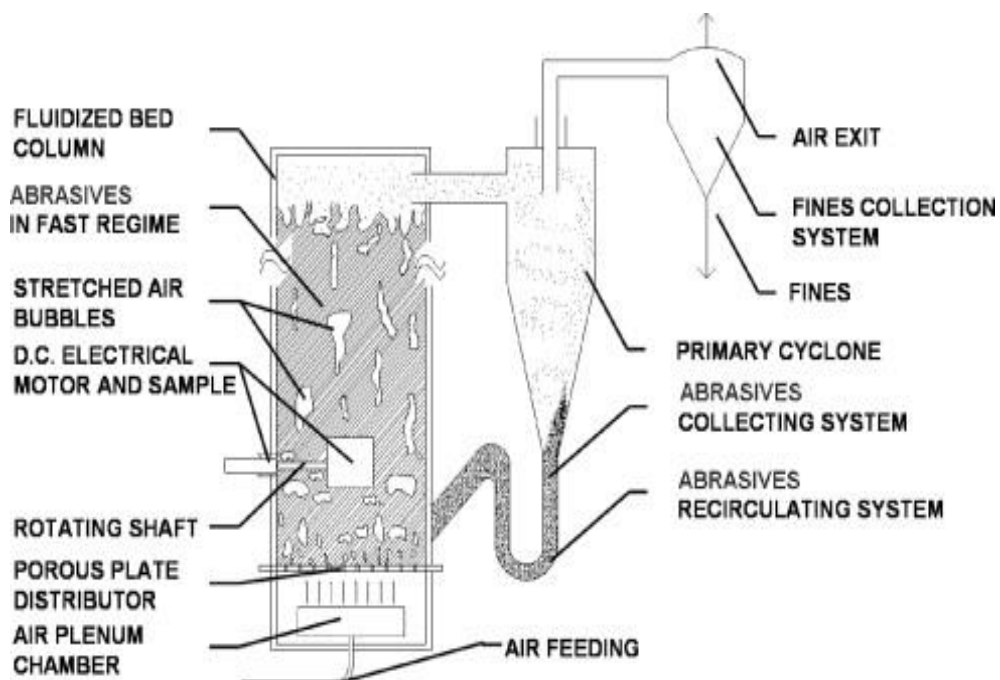
1. ส่วนไรเซอร์ (Riser) เป็นส่วนที่ของไหลจะไหลเข้ามาในระบบทางด้านล่างของไรเซอร์ โดยของไหลที่ไหลผ่านอนุภาคของแข็ง จะต้องมีความเร็วของของไหลเข้าสู่ช่วงการไหลแบบความเร็วสูง เพื่อให้อนุภาคของแข็งสามารถเคลื่อนที่ไปถึงด้านบนของไรเซอร์และเข้าสู่ส่วนของไซโคลนได้

2. ส่วนไซโคลน (Cyclone) เป็นส่วนที่ทำหน้าที่แยกของแข็งออกจากแก๊ส โดยอาศัยหลักการของแรงเหวี่ยงและแรงโน้มถ่วง ทำให้สามารถดักจับอนุภาคของแข็งที่หลุดออกมาจากส่วนของไรเซอร์ และตกสู่ด้านล่างเข้าสู่ส่วนของดาวเนอร์ต่อไป

3. ส่วนดาวเนอร์ (Downer) เป็นส่วนที่ทำหน้าที่คืนสภาพให้อนุภาคของแข็ง ให้สามารถนำกลับมาใช้งานใหม่ได้อีกครั้ง

4. ส่วนป้อนกลับ หรือส่วนที่เป็นท่อตรง (Stand pipe) มีหน้าที่ป้อนกลับอนุภาคของแข็งที่ผ่านการคืนสภาพแล้วให้ไหลผ่านท่อตรงไปยังส่วนของไรเซอร์ เพื่อทำการหมุนเวียนอนุภาคของแข็งอย่างต่อเนื่อง

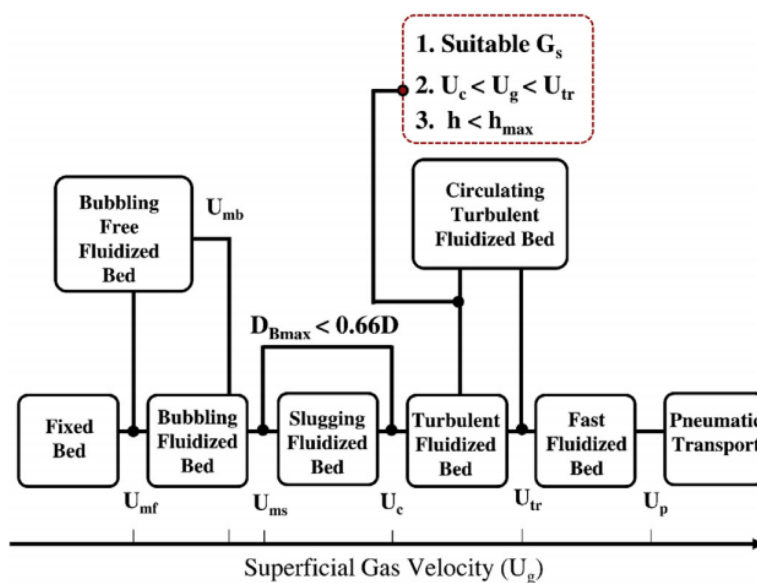
ข้อดีของระบบฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนคือ มีการกระจายตัวของอนุภาคของแข็งตลอดแนวความสูงของไรเซอร์ และมีการสัมผัสกันมากระหว่างอนุภาคของแข็งกับของไหล ส่งผลให้มีการกระจายตัวของความร้อนอย่างสม่ำเสมอ อีกทั้งยังสามารถใช้ได้ต่อเนื่อง แต่ข้อเสียของรูปแบบการไหลนี้คือ ต้องมีการลงทุนสร้างเครื่องปฏิกรณ์มากขึ้น เนื่องจากมีการเพิ่มในส่วนของไซโคลน ดาวเนอร์ และท่อป้อนกลับ และยังมีความซับซ้อนในการออกแบบมากขึ้น ทั้งยังมีโอกาสที่อนุภาคของแข็งจะเกิดการสึกกร่อนและแตกหักได้ง่ายเพราะเกิดการชนกันมากขึ้น



รูปที่ 8 ระบบฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed: CFB) [28]

2.1.6 ฟลูอิด์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียน (Circulating-turbulent fluidized bed)

ฟลูอิด์เบดรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียน (Circulating - turbulent fluidized bed: CTFB) เป็นรูปแบบการไหลที่เพิ่งได้รียบยอมรับเมื่อไม่นานมานี้ โดยถูกค้นพบด้วยวิธีการทดลองและการจำลองเชิงคณิตศาสตร์ [29-31] รูปแบบการไหลนี้เกิดขึ้นเมื่อความเร็วของแก๊สเข้าอยู่ระหว่างช่วงการไหลรูปแบบปั่นป่วนและช่วงการไหลรูปแบบความเร็วสูง อีกทั้งยังสามารถใช้ได้ในการฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่สามารถทำงานได้อย่างต่อเนื่อง ซึ่งได้รวบรวมข้อดีของทั้งรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนและการไหลแบบความเร็วสูงที่มีการกระจายตัวของอนุภาคของแข็งที่หนาแน่นและสม่ำเสมอในส่วนของโรเตอร์ ทำให้มีข้อได้เปรียบทั้งกระบวนการทางกายภาพและทางเคมี รวมทั้งเพิ่มประสิทธิภาพของการผสมระหว่างอนุภาคของแข็งและแก๊ส และปรับปรุง การถ่ายเทความร้อน ทำให้สามารถดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้อย่างเป็นกระบวนการต่อเนื่องและมีประสิทธิภาพสูงสุด



รูปที่ 9 แผนผังการพัฒนารูปแบบการไหลแบบหมุนเวียนปั่นป่วน (CTFB) [32]

2.1.7 วาล์ว (Valve)

การส่งผ่านและควบคุมการไหลของของไหลต่างๆ ไม่ว่าจะเป็นในกระบวนการผลิตหรือกระบวนการทางอุตสาหกรรมอาศัยการใช้วาล์วควบคุมการไหล โดยนิยามของวาล์ว คือ อุปกรณ์ที่ใช้ในการควบคุมเส้นทางของของไหลผ่านท่อ ซึ่งสามารถควบคุมและกักเก็บสารที่มีสถานะอุณหภูมิ หรือความดันสูงๆได้ รวมถึงเครื่องปฏิกรณ์ที่มีการไหลของของไหลในระบบมักนิยมใช้วาล์วควบคุมสถานะที่เหมาะสมและอัตราการไหลในระบบ ดังนั้นวาล์วจึงเป็นอุปกรณ์ที่สำคัญในกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

ชนิดของวาล์ว

วาล์วมีหลากหลายชนิดขึ้นอยู่กับการใช้งาน สามารถแบ่งตามลักษณะการทำงานของวาล์วได้ 4 ประเภท [33]

1. วาล์วตัดตอน (Isolating valves)

เป็นวาล์วประเภทที่ใช้สำหรับการเปิดให้ของไหลไหลผ่านหรือปิดการไหล ด้วยการเปิดวาล์วสุด หรือ ปิดวาล์วสุดเท่านั้น ซึ่งเหมาะสำหรับการใช้งานเพื่อตัดของไหลที่กำลังไหลอยู่ภายในท่อออกจากระบบ วาล์วชนิดนี้มีราคาถูกลง และมีการสูญเสียแรงดันในท่อ (Friction loss) ต่ำ ยกตัวอย่างเช่น Gate Valve, Butterfly Valve, Ball Valve

2. วาล์วควบคุม (Control valve)

เป็นวาล์วที่ต่างจากวาล์วตัดตอน กล่าวคือ วาล์วสามารถเปิดสุด เปิดบางส่วน หรือ ปิดสุดได้ ดังนั้นจึงสามารถควบคุมอัตราการไหลของของไหลได้ เหมาะสำหรับการใช้งานเพื่อปรับหรือควบคุมการไหลของของไหลภายในท่อ โดยสามารถควบคุมได้ด้วยมือ (manual) หรือระบบอัตโนมัติก็สามารถทำได้ แต่ข้อเสียคือ การสูญเสียแรงดันที่มาก (High Friction Loss) และ ราคาต้นทุนที่ค่อนข้างสูงกว่าวาล์วแบบตัดตอน ยกตัวอย่างวาล์วควบคุมเช่น Globe valve, Needle valve เป็นต้น วาล์วบางตัวเช่น butterfly valve, ball valve , plug valve บางชนิดสามารถเป็นวาล์วควบคุมได้ ขึ้นอยู่กับการออกแบบ

3. วาล์วกั้นการไหลกลับ (Non-return valve)

เป็นวาล์วที่ออกแบบให้ควบคุมทิศทางการไหลของของไหล-วิ่งไปในทิศทางเดียว ทำให้สามารถกำหนดทิศทางการไหลในกระบวนการโดยจะมีลิ้นวาล์วที่จะป้องกันไม่ให้ของไหลไหลย้อนกลับ ยกตัวอย่างเช่น การออกแบบปั๊มสองตัวจะต้องใส่วาล์วกั้นการไหลกลับที่ขาออกทุกครั้ง เนื่องจากหากมีการไหลย้อนกลับมาจะทำให้อุปกรณ์เสียหายได้ โดยวาล์วกั้นการไหลกลับมีหลากหลายแบบ โดยขอแบ่งออกเป็น 2 ประเภทคือ Swing check valve และ Lift check valve

4. วาล์วควบคุมความดันสูงสุด (Maximum pressure control valves)

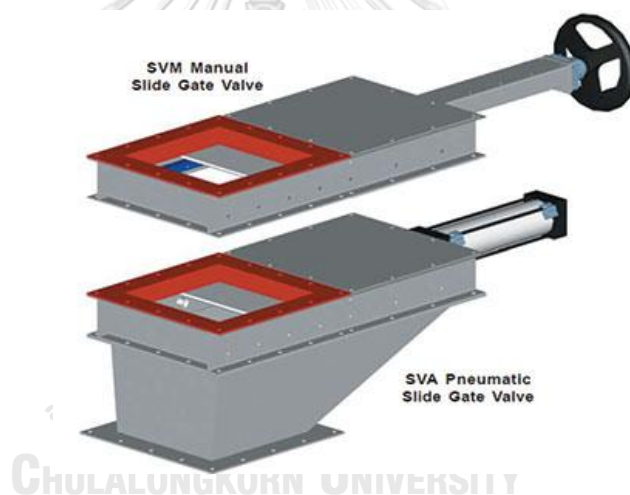
วาล์วควบคุมความดันสูงสุดเป็นวาล์วที่นำมาใช้กับระบบที่ต้องการควบคุมระดับความดันในกระบวนการ ซึ่งส่วนใหญ่เป็นวาล์วนิรภัยคือ ป้องกันการเกิดความเสียหายอันเนื่องจากความดันสูงเกินไป โดยวาล์วที่มักนำมาใช้ แบ่งออกเป็น 2 ชนิด

4.1 Relief valves เป็นวาล์วนิรภัยประเภทที่ใช้งานทั้งกับก๊าซและของเหลว โดยจะรักษาควบคุมความดันให้ไม่เกินที่ตั้งเอาไว้ เช่น รีลิววาล์วของอุปกรณ์ ไฮดรอลิกปั๊ม (hydraulic pumping system)

4.2 Safety valves เป็นวาล์วนิรภัยที่ใช้กับก๊าซหรือไอน้ำเท่านั้น จะเริ่มเปิดเมื่อความดันถึงค่าที่ตั้งไว้ และจะเปิดเต็มที่เมื่อความดันสูงกว่าที่ตั้งไว้ 3% จากนั้น เมื่อความดันลดลงต่ำกว่า 3% จึงจะปิด

2.1.8 วาล์วแบบเลื่อน (Slide valve)

วาล์วแบบเลื่อนเป็นวาล์วชนิดควบคุมการไหลของไหลด้วยการเปิดวาล์ว กึ่งเปิดวาล์ว หรือปิดวาล์ว ในระบบท่อ โดยส่วนใหญ่จะใช้กับสารที่เป็นผงหรือเป็นเม็ด หลักการทำงานคือ ของไหลไหลผ่านวาล์วโดยอาศัยแรงโน้มถ่วง ทำให้สามารถควบคุมการไหลของของไหลได้ วาล์วแบบเลื่อนจะถูกติดตั้งบริเวณทางออกของถังพักหรือทางออกของเครื่องลำเลียงเพื่อเป็นจุดควบคุมการไหลผ่านของของไหล การทำงานทำโดยการเลื่อนแผ่นวาล์วไปทางด้านหนึ่งเพื่อปิดกั้นการไหล และการเลื่อนแผ่นวาล์วเก็บอีกด้านหนึ่งเพื่อทำการเปิดช่องว่างให้ของไหลไหลผ่านได้ ซึ่งสามารถออกแบบให้เป็นการเลื่อนแผ่นวาล์วแบบกึ่งเปิดเพื่อควบคุมอัตราการไหลได้ วาล์วมีทั้งแบบควบคุมด้วยมือ (manual) และแบบอัตโนมัติขึ้นอยู่กับการใช้งาน ข้อดีของวาล์วชนิดนี้คือ ใช้งานง่าย ไม่ซับซ้อน ติดตั้งง่ายและรวดเร็ว ข้อจำกัดคือต้องติดตั้งในแนวนอนหรือแนวกึ่งนอนเท่านั้นเพื่ออาศัยการไหลโดยแรงโน้มถ่วง และไม่สามารถควบคุมอุณหภูมิและความดันในระบบได้



รูปที่ 10 วาล์วแบบเลื่อนชนิดควบคุมด้วยมือและอัตโนมัติ [34]

2.1.9 วาล์วแบบหมุน (Rotary valve)

วาล์วแบบหมุนเป็นอุปกรณ์ที่นิยมใช้กันมากที่สุดในระบบการป้อนสารในท่อ ซึ่งทำการควบคุมการไหลของของไหลด้วยการเปิดวาล์ว เปิดวาล์วบางส่วน และปิดวาล์ว ด้วยการหมุนของวาล์วเพื่อลำเลียงสารผ่านท่อ ส่วนใหญ่วาล์วแบบหมุนจะใช้กับวัสดุที่เป็นผงหรือเม็ด โดยทั่วไปวาล์วแบบหมุนจะถูกติดตั้งในแนวขวางท่อ และอาศัยการลำเลียงสารโดยใช้ลม (pneumatic conveyor) ภายในตัววาล์วจะประกอบไปด้วยใบมีดหมุนเพื่อทำการลำเลียงสารให้ไหลผ่านจากด้านบนสู่ด้านล่าง โดยส่วนใหญ่ภายในวาล์วชนิดนี้จะมีลักษณะคล้ายวงกลมและถูกแบ่งเป็นช่องว่าง (pocket) หลายช่องด้วยใบมีด เมื่อวาล์วทำงานสารจะไหลเข้าสู่ช่องว่างด้านบนของวาล์ว จากนั้นใบมีดในวาล์วจะถูก

หมุนเพื่อให้สารที่อยู่ในช่องถูกปล่อยออกมาทางด้านล่างของวาล์ว ซึ่งจะจ่ายสารอย่างต่อเนื่อง ทำให้ลำเลียงสารในปริมาณมากได้ และสามารถรักษาแรงดันระหว่างด้านบนกับด้านล่างขณะใบมีดหมุนจ่ายสารได้ อัตราการลำเลียงสารนั้นขึ้นอยู่กับความเร็วรอบของการหมุน ซึ่งสามารถออกแบบตามขนาดท่อเพื่อให้ใช้งานได้อย่างมีประสิทธิภาพ อีกทั้งสามารถปรับปริมาณการลำเลียงสารได้ตามความเร็วรอบการหมุนของวาล์ว แต่ข้อจำกัดคือ อาจเกิดการไหลย้อนกลับของอากาศและเกิดสารติดค้างบริเวณวาล์วได้

อัตราการลำเลียงของสารนั้นขึ้นอยู่กับการหมุนวาล์วและปริมาณการลำเลียงสารนั้นต้องถูกคำนวณเพื่อความแม่นยำในการหาปริมาณที่ต้องการให้สารไหลผ่านวาล์ว ซึ่งสามารถคำนวณการออกแบบความจุของวาล์วแบบหมุนได้ ดังสมการที่ (2.18) [35]

$$\dot{m} = V_{pocket} \cdot n_{pocket} \cdot N \cdot \rho \cdot \eta * 60 \quad (2.18)$$

โดย

\dot{m} = ความจุ (กิโลกรัมต่อชั่วโมง)

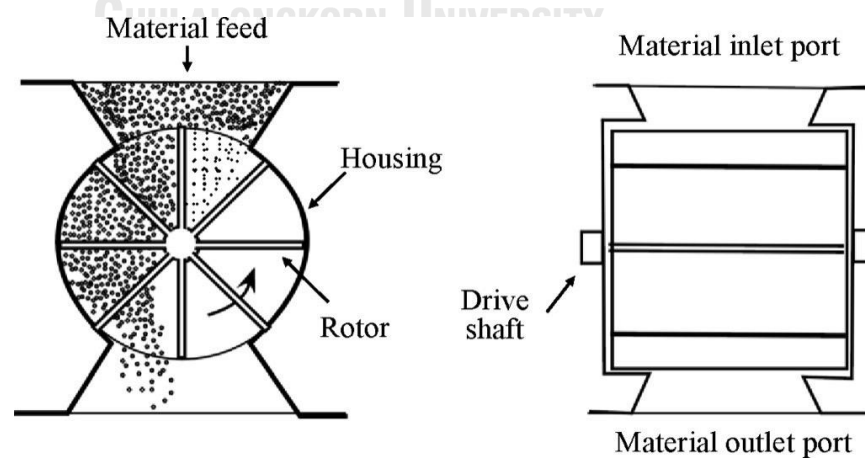
V_{pocket} = ปริมาตรของช่องว่างภายในวาล์ว (ลิตร)

n_{pocket} = จำนวนช่องว่าง

N = ความเร็วรอบในการหมุน (รอบต่อนาที)

ρ = ความหนาแน่นของสาร (กิโลกรัม/ลิตร)

η = อัตราการเติม



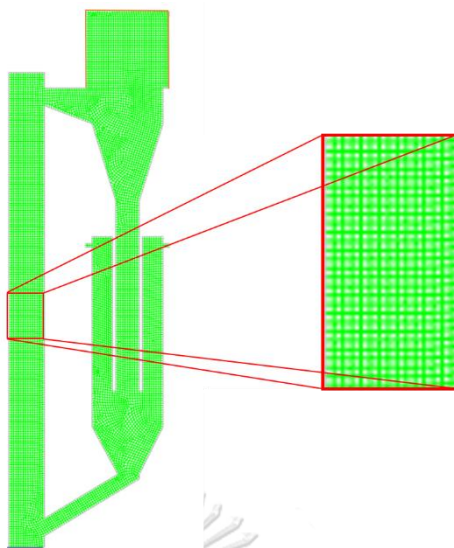
รูปที่ 11 ลักษณะของวาล์วแบบหมุนด้านหน้าและด้านข้าง [35]

2.1.10 การจำลองด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ

พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (Computational Fluid Dynamics: CFD) เป็นสาขาหนึ่งในกลศาสตร์ของไหลที่ใช้กระบวนการเชิงตัวเลขในการหาคำตอบเกี่ยวกับพฤติกรรมของไหล โดยอาศัยความสามารถของคอมพิวเตอร์เพื่อวิเคราะห์พฤติกรรมการไหลของของไหล ซึ่งมีพื้นฐานของกฎอนุรักษ์มวล กฎการอนุรักษ์โมเมนตัม กฎการอนุรักษ์พลังงาน รวมถึงองค์ประกอบต่างๆ วิธีการคือแบ่งพื้นที่การคำนวณออกเป็นปริมาตรควบคุมเล็กๆ และแก้สมการอนุพันธ์ข้างต้นโดยวิธีการเชิงตัวเลขเพื่ออธิบายลักษณะของของไหลที่เกิดขึ้น ในบางกรณีวิธีนี้ไม่สามารถอธิบายปัญหาครอบคลุมได้ทั้งหมด จำเป็นต้องมีสมการเพิ่มเติมเข้ามาช่วยอธิบายนอกเหนือจากสมการเชิงอนุพันธ์ย่อย เช่น สมการ Constitutive เนื่องจากวิธีการนี้เป็นวิธีการที่มีประสิทธิภาพ ลดเวลาการดำเนินงาน ลดค่าใช้จ่ายการดำเนินการ และสามารถศึกษาพฤติกรรมที่ซับซ้อนได้เมื่อระบบมีความยากต่อการดำเนินการในการทดลองจริง ผลลัพธ์สุดท้ายของวิธีการจำลองนี้คือ การรวบรวมผลลัพธ์ที่เป็นเชิงตัวเลขมาเพื่ออธิบายปรากฏการณ์ในกระบวนการด้วยวิธีการแก้ปัญหาในทางวิศวกรรม การศึกษาในงานวิจัยนี้มีขั้นตอนการศึกษาแบ่งเป็น 3 ขั้นตอนหลัก ได้แก่ ขั้นตอนก่อนการคำนวณ ขั้นตอนการคำนวณ และขั้นตอนหลังการคำนวณ

2.1.10.1 ขั้นตอนก่อนการคำนวณ (Pre-processor)

การสร้างแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ เริ่มจากการสร้างแบบจำลองหรือพื้นที่สำหรับกรไหล โดยการกำหนดขอบเขตทางกายภาพหรือรูปทรงของปัญหาที่ต้องการศึกษา จากนั้นทำการสร้างโดเมนการคำนวณ โดยแบ่งโดเมนดังกล่าวเป็นปริมาตรควบคุมขนาดเล็ก และเพื่อให้เหมาะสมกับการคำนวณจะต้องทำการทดสอบหาปริมาตรควบคุมที่เหมาะสม (Mesh independent test) ทำการกำหนดลักษณะทางกายภาพของอนุภาคของแข็งและของไหล เช่น ขนาดอนุภาค ความหนาแน่น ความหนืด เป็นต้น และตั้งค่าภาวะขอบการคำนวณ (Boundary conditions) ที่ทางเข้า ทางออกและผนังของระบบให้มีค่าใกล้เคียงกับการทดลองจริง ทำการแก้สมการเพื่อหาคำตอบ จากนั้นทำการปรับขนาดปริมาตรจนกระทั่งค่าคำตอบจากการคำนวณไม่เปลี่ยนแปลง หรือกล่าวได้ว่าค่าปริมาตรควบคุมที่น้อยที่สุดและเหมาะสมในการคำนวณ เพื่อให้ระยะเวลาในการคำนวณไม่มากจนเกินไป โดยปริมาตรควบคุมนี้จะเป็นตัวแทนการเก็บข้อมูลการคำนวณต่อไป



รูปที่ 12 โดเมนการคำนวณและปริมาตรควบคุม

2.1.10.2 ขั้นตอนการคำนวณ (Solver)

เป็นขั้นตอนการกำหนดสมการทางคณิตศาสตร์ต่างๆ ที่เกี่ยวข้องสำหรับการจำลองโดยจะถูกกำหนดลงไปปริมาตรควบคุมเพื่อนำไปใช้ในการคำนวณและควบคุมคำตอบ โดยทำการแปลงสมการคณิตศาสตร์ในรูปอนุพันธ์ย่อยที่มีความซับซ้อนไปเป็นสมการทางพีชคณิตให้สามารถคำนวณและแก้สมการได้ง่ายในคอมพิวเตอร์ ด้วยการหาคำตอบด้วยวิธีการคำนวณซ้ำ (Iteration) เพื่อให้ผลลัพธ์ที่ได้จากการคำนวณมีความแม่นยำและมีความคลาดเคลื่อนระหว่างครั้งการคำนวณซ้ำอยู่ในค่าที่สามารถยอมรับได้ (Residual)

2.1.10.3 ขั้นตอนหลังการคำนวณ (Post-processor)

หลังจากขั้นตอนการคำนวณแล้วจะนำผลลัพธ์ที่ได้มาแสดงผลในรูปแบบต่างๆ เพื่อให้สามารถวิเคราะห์ผลได้อย่างชัดเจน ยกตัวอย่างเช่น คอนทัวร์ (Contour plot) (โดยแถบสีจะแสดงถึงค่าข้อมูลช่วงต่างๆ) กราฟเส้น (Linear plot) และ กราฟเวกเตอร์ (Vector plot) เป็นต้น ซึ่งผลเฉลยที่ได้ในรูปแบบต่างๆ จะช่วยสร้างความเข้าใจเกี่ยวกับพฤติกรรมภายในกระบวนการให้กับผู้ทำการศึกษากระบวนการได้ดียิ่งขึ้น

2.2 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Chaiwang และคณะ [36] ทำการศึกษากระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) โดยใช้ตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนตบนตัวรองรับอะลูมินา ($\text{K}_2\text{CO}_3/\text{Al}_2\text{O}_3$) ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดภายใต้รูปแบบการไหลแบบหมุนวนปั่นป่วน (Circulating-turbulent fluidized bed regime) โดยเปรียบเทียบกับรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน (Turbulent fluidized bed regime) และรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง (Fast fluidized bed regime) และใช้ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สขาเข้า 12% พบว่ารูปแบบการไหลที่มีการกระจายตัวของตัวดูดซับของแข็งที่หนาแน่นและสม่ำเสมอ ทำให้มีข้อได้เปรียบในกระบวนการทางกายภาพและทางเคมี รวมถึงการเพิ่มประสิทธิภาพของการผสมระหว่างอนุภาคของแข็ง-แก๊ส และการปรับปรุงการถ่ายเทความร้อน ทำให้สามารถดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้อย่างต่อเนื่องและมีประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ถึง 70% ซึ่งสูงที่สุดเมื่อเปรียบเทียบกับรูปแบบการไหลหมุนเวียนแบบอื่น

Boonprasop และคณะ [32] ทำการพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดภายใต้รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียน (Circulating-turbulent fluidized bed regime: CTFB) ออกแบบหอปฏิกรณ์แบบสองมิติประกอบด้วยหอดูดซับ (Riser) ไซโคลน (Cyclone) และหอฟื้นฟูสภาพ (Downer) หอดูดซับมีขนาดความสูง 2.00 เมตร ความกว้าง 0.15 เมตร และความลึก 0.05 เมตร ใช้อนุภาคของของแข็งขนาด 126 และ 260 ไมครอน ที่ความหนาแน่นของแข็งเท่ากับ 2,650 กิโลกรัม/ลูกบาศก์เมตร พบว่าการดำเนินการในรูปแบบการไหลแบบ CTFB แก๊สจะต้องมีความเร็วมากกว่า Transition velocity แต่น้อยกว่า Transport velocity ในที่นี้คือ 1.3 เมตร/วินาที สำหรับอนุภาคขนาด 260 ไมครอน และ 0.8 เมตร/วินาที สำหรับอนุภาคขนาด 126 ไมครอน ดังนั้นความเร็วแก๊สสำหรับรูปแบบไหลขึ้นอยู่กับขนาดของอนุภาคของแข็ง สำหรับอนุภาคขนาดใหญ่จะใช้ความเร็วที่มากกว่าอนุภาคขนาดเล็กในการไหลเวียนแบบหมุนวนปั่นป่วน (CTFB) และอัตราการไหลเวียนของตัวดูดซับของแข็ง (Solid recirculating rate) จะต้องมีค่ามากกว่า 300 กิโลกรัม/ตารางเมตร.วินาที อีกทั้งความสูงของของหอดูดซับจะต้องน้อยกว่าค่าสูงสุดของการขยายตัวของของแข็ง

Thummakul และคณะ [8] ทำการศึกษาปัจจัยที่ส่งผลต่อการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไคซ์เบดแบบการไหลปั่นป่วนหมุนเวียน (Circulating-turbulent fluidized bed regime: CTFB) โดยทำการจำลองพลวัตในส่วนของหอดูดซับที่ความสูง 2.00 เมตร

และความกว้าง 0.15 เมตร อาศัยการไหลแบบหนาแน่นของตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนต (K_2CO_3) มีความหนาแน่น 2,650 กิโลกรัม/ลูกบาศก์.วินาที โดยการทดลองจริงใช้ความเร็วของแก๊สขาเข้าที่ 1.25 เมตร/วินาที เพื่อเปรียบเทียบกับผลลัพธ์จากแบบจำลองพลวัต สำหรับการจำลองในช่วงความเร็วของแก๊สขาเข้าที่ 1.00 ถึง 2.00 เมตร/วินาที เพื่อสังเกตพฤติกรรมของแก๊สและอนุภาคของแข็ง โดยในการจำลองได้ใช้การออกแบบการทดลองทางสถิติ 24 แบบ พบว่าความเร็วที่เหมาะสมในการไหลแบบหมุนวนปั่นป่วน หรือ CTFB อยู่ที่ความเร็ว 1.25 ถึง 1.75 เมตร/วินาที ทำให้มีปริมาตรของแข็งสูงในหอดูดซับทั้งในทิศทางของแนวแกนและแนวรัศมี ทำให้สามารถดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้ถึง 93.4% และพบว่าสัดส่วนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำในแก๊สขาเข้าส่งผลต่อการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

Boonprasop และคณะ [10] ทำการศึกษาการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) และการฟื้นฟูตัวดูดซับของแข็ง โดยใช้ตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนต (K_2CO_3) ในเครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไรซ์เบดแบบหมุนเวียน ประกอบไปด้วยหอดูดซับ, หอฟื้นฟูสภาพ, โซโคเลนสำหรับแยกของแข็ง และวาล์วผีเสื้อขนาดหนึ่งนิ้วที่ด้านล่างของหอฟื้นฟูสภาพเพื่อควบคุมอัตราการไหลเวียนของแข็ง รวมถึงติดตั้งวาล์วผีเสื้อระหว่างโซโคเลนและหอฟื้นฟูเพื่อทำการรักษาความดันและควบคุมความสูงตัวดูดซับของแข็งในหอฟื้นฟูสภาพ ดำเนินการ ภายใต้ระบบไหลเวียนของไหลฟลูอิดไรซ์เบดที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส และความดัน 2 บรรยากาศ ได้ทำการศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) พบว่าที่ความเร็วรอบ 1.0 เมตร/วินาที อัตราหมุนเวียนของแข็ง 100 กิโลกรัม/ลูกบาศก์.วินาที เป็นสภาวะที่ดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้มากที่สุด และพบว่าการลดความดันของการฟื้นฟูตัวดูดซับของแข็งจาก 2 บรรยากาศ เป็น 0.5 บรรยากาศ ทำให้การฟื้นฟูตัวดูดซับของแข็งทำงานได้อย่างสมบูรณ์ โดยประมาณครึ่งหนึ่งของปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สไอเสียถูกดักจับอย่างต่อเนื่อง ซึ่งในการศึกษาได้ใช้สัดส่วนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ 10% ในแก๊สไอเสีย ทั้งนี้เนื่องจากการลดความดันในการฟื้นฟูตัวดูดซับทำให้เกิดการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับได้มากกว่า ส่งผลให้ตัวดูดซับที่ผ่านการฟื้นฟูแล้วมีความสามารถในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มากขึ้น

Won และคณะ [37] ทำการศึกษาการเพิ่มประสิทธิภาพการฟื้นฟูสภาพของตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนต (K_2CO_3) โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไรซ์เบดแบบหมุนเวียน สำหรับการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) โดยประกอบไปด้วยหอดูดซับ (สูง 8 เมตร) หอฟื้นฟูสภาพ (สูง 3 เมตร) หอหล่อเย็นตัวดูดซับเพื่อระบายความร้อนของของแข็งที่ผ่านการฟื้นฟู

ไซโคลนสำหรับแยกของแข็ง และวาล์วแบบหมุนและแบบสไลด์สำหรับปรับอัตราการไหลเวียนของแข็ง รวมไปถึงควบคุมเครื่องกำเนิดไอน้ำและระบบน้ำหล่อเย็น สำหรับการควบคุมอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ ได้มีการใช้ตัวดูดซับของแข็งที่ 200 กิโลกรัม ดำเนินการที่อุณหภูมิ 343 เคลวินสำหรับหอดูดซับ และได้มีการป้อนไอน้ำเพื่อเพิ่มอุณหภูมิสำหรับการฟื้นฟูสภาพจนถึง 492 เคลวิน พบว่าเมื่อเพิ่มอุณหภูมิการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับจนถึง 468 เคลวิน สามารถดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้ถึง 95% รวมถึงมีประสิทธิภาพในการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ถึง 88% และยังคงการใช้พลังงานในการฟื้นฟูจาก 4.85 กิโลจูล/รอบ เหลือ 4.4 กิโลจูล/รอบ ทั้งนี้เนื่องจากเป็นอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับการฟื้นฟูสภาพของตัวดูดซับแข็ง ทำให้มีประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และใช้พลังงานน้อยลง

Jaiboon และคณะ [38] ทำการศึกษาผลของอุณหภูมิการฟื้นฟูต่อองค์ประกอบ และความสามารถในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนตบนตัวรองรับอะลูมินา (K_2CO_3/Al_2O_3) ในเครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไคซ์เบด ดำเนินการที่อุณหภูมิการดูดซับ 60 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บรรยากาศ ความเร็วขาเข้า 0.2 เมตร/วินาที สัดส่วนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ 12% และน้ำ 18.4% ในแก๊สขาเข้า โดยทดสอบที่อุณหภูมิการฟื้นฟูสภาพของแข็งที่ 150, 250 และ 300 องศาเซลเซียส ในระหว่างรอบการดูดซับของวัฏจักรดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลายรอบ พบว่าความสามารถในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังการฟื้นฟูที่ 150 และ 250 องศาเซลเซียส ลดลงตามจำนวนรอบที่เพิ่มขึ้นถึงประมาณ 57 และ 78% ตามลำดับ ความสามารถในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ลดลงนี้เกิดจากการสะสมของ $KHCO_3$ (ที่ 150 องศาเซลเซียส) และ $KAl(CO_3)_2(OH)_2$ (ที่ 150 และ 250 องศาเซลเซียส) จากการสลายตัวที่ไม่สมบูรณ์ และเมื่ออุณหภูมิการฟื้นฟูที่ 350 องศาเซลเซียส ความสามารถในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ยังคงเป็นค่าคงที่ในแต่ละรอบของการดูดซับ เนื่องจากการคายประจุทั้งหมด (ไม่มี $KHCO_3$ และ $KAl(CO_3)_2(OH)_2$) ดังนั้นเพื่อที่จะใช้ตัวดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนตบนตัวรองรับอะลูมินา (K_2CO_3/Al_2O_3) ซ้ำ ๆ ตัวดูดซับที่เป็นของแข็งควรฟื้นฟูสภาพที่ 350 องศาเซลเซียส

Liu และคณะ [39] ทำการศึกษาแบบจำลองพลศาสตร์ของวาล์วในทางกลศาสตร์ ในเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน โดยประกอบไปด้วย ท่อส่วนดูดซับ, ท่อส่วนฟื้นฟูสภาพ, ไซโคลนสำหรับแยกของแข็ง และวาล์วระหว่างส่วนดูดซับและฟื้นฟูสภาพ หรือระหว่างการป้อนกลับ ได้มีการจำลองวาล์ว 3 รูปแบบคือ เปิด กึ่งเปิด และปิด เพื่อศึกษาการหมุนเวียนของของแข็ง ดำเนินการ

ที่ความเร็วแก๊สเข้าที่ 1.52 เมตร/วินาที และมีการป้อนอากาศระหว่างข้อต่อส่วนป้อนกลับที่ 0.005 เมตร/วินาที ทำการทดสอบที่น้ำหนักของแข็งในระบบที่ 20, 23, 27, 28, 29, 30, 32, 34, 36 กิโลกรัม พบว่าที่วาล์วแบบเปิดจะมีปริมาณของแข็งมากในส่วนพื้นฟูสภาพ และส่วนดูดซับจะมีปริมาณของแข็งที่ด้านล่างและบริเวณผนัง และเมื่อเพิ่มปริมาณของแข็งในระบบส่งผลให้สัดส่วนปริมาตรของแข็งเพิ่มขึ้นแบบเชิงเส้น แต่เมื่อปริมาณของแข็งสูงมากจะทำให้ส่งผลต่อการอุดตันส่วนที่วาล์วแบบกึ่งเปิด ทำให้อัตราการไหลของแข็งเพิ่มขึ้น แต่มีสัดส่วนปริมาตรของแข็งลดลงเล็กน้อย และเกิดการสะสมของแข็งที่ด้านล่างของส่วนพื้นฟูสภาพ ซึ่งเป็นการเพิ่มความดันเป็นแรงผลักดันให้ของแข็งจากส่วนพื้นฟูสภาพย้อนกลับมายังส่วนดูดซับ และวาล์วแบบปิด พบว่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งลดลงอย่างเห็นได้ชัด และมีสัดส่วนของช่องว่างเพิ่มขึ้น อีกทั้งยังไม่มี การไหลย้อนกลับของแข็ง ดังนั้นวาล์วแบบกึ่งเปิด และปิดจึงเหมาะสมกับเครื่องฟลูอิดไซเบดแบบหมุนเวียน



บทที่ 3

วิธีการดำเนินการวิจัย

3.1 ข้อมูลงานวิจัยเบื้องต้น

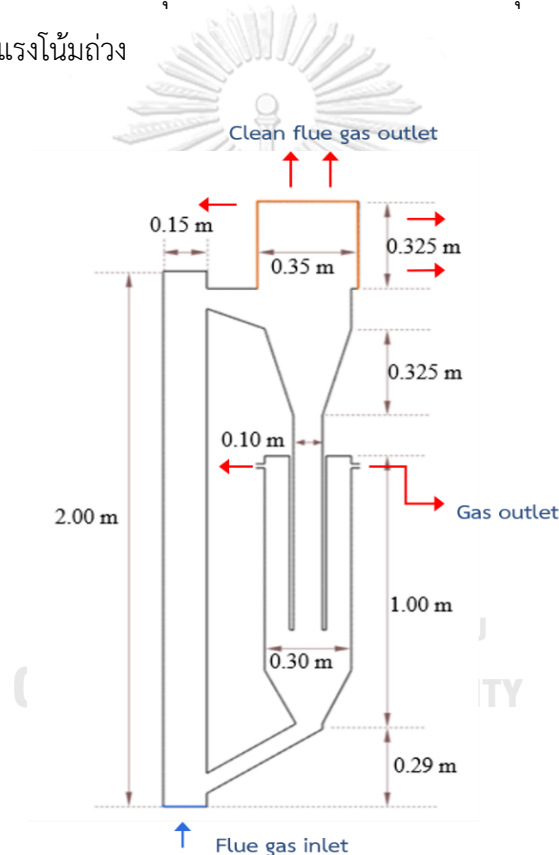
ในงานวิจัยนี้จะทำการจำลองอุทกพลศาสตร์ของของไหล ซึ่งการจำลองการไหลของของไหลครั้งนี้เป็นแบบสองวัฏภาค คือ แก๊สและของแข็ง โดยจะจำลองการไหลภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน การศึกษาจะแบ่งออกเป็น 2 ส่วน ส่วนที่หนึ่ง คือ การจำลองพลศาสตร์ของไหลในระบบ 2 มิติที่ไม่มีปฏิกิริยาดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เปรียบเทียบกับผลการทดลองที่ได้จากงานวิจัยของ Chalerm sinuwan และคณะ [9] และของ Thummakul และคณะ [8] ส่วนที่สอง คือ การจำลองพลศาสตร์ของไหลในระบบ 2 มิติของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีปฏิกิริยาดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนตของ Thummakul และคณะ [8] และ Kongkitisupchai และ คณะ [6] ในงานวิจัยนี้ใช้โปรแกรม ANSYS FLUENT 2019 R3 ซึ่งในการจำลองจะมีการนำผลการจำลองมาเปรียบเทียบกับผลการทดลองในห้องปฏิบัติการจริงจากข้อมูลงานวิจัยอื่นๆ เพื่อตรวจสอบความแม่นยำของแบบจำลอง จากนั้นนำแบบจำลองที่ได้มาศึกษาการจำลองการติดตั้งอุปกรณ์ทางวิศวกรรมได้แก่ วาล์วควบคุม เพื่อจำลองการทำงานของระบบฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนให้มีความเสมือนจริงมากขึ้น อีกทั้งยังศึกษาตัวแปรที่ส่งผลกระทบต่อการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ได้แก่ อัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็ง อุณหภูมิและความดันภายในหอฟื้นฟู ผลการจำลองทั้งสองส่วนจะช่วยให้สามารถทราบถึงประสิทธิภาพและภาวะดำเนินการที่ดีที่สุดสำหรับปฏิกิริยาการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนต

3.2 การสร้างแบบจำลอง

3.2.1 ขั้นตอนก่อนการคำนวณ (pre-processor)

ในงานวิจัยนี้เริ่มจากการสร้างรูปทรงทางเรขาคณิตแบบ 2 มิติของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนโดยอ้างอิงจากเครื่องปฏิกรณ์จริงของ Chalerm sinuwan และคณะ [9] และของ Thummakul และคณะ [8] โดยใช้โปรแกรม Design Modeler และใช้โปรแกรมสำเร็จรูป ANSYS FLUENT 2019 R3 ในการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ แบบจำลองประกอบด้วย

4 ส่วนด้วยกัน ได้แก่ ไรเซอร์ ดาวเนอร์ ไชโคลน และท่อป้อนกลับ โดยที่ไรเซอร์มีขนาดความกว้าง 0.15 เมตร และความสูง 2 เมตร ส่วนดาวเนอร์กว้าง 0.30 เมตร และสูง 1 เมตร ในส่วนไชโคลนกว้าง 0.35 เมตร และสูง 0.325 เมตร และท่อป้อนกลับมีความกว้าง 0.075 เมตร โดยมีความลึกของแบบจำลองอยู่ที่ 0.05 เมตร ดังรูปที่ 13 โดยแก๊สขาเข้าจะถูกป้อนเข้าทางด้านล่างของท่อไรเซอร์ และออกทางด้านบนในส่วนของไชโคลน และในส่วนของท่อด้านข้างของดาวเนอร์ ส่วนของแข็งจะถูกป้อนกลับเข้าทางท่อป้อนกลับจากดาวเนอร์มายังไรเซอร์ เนื่องจากการจำลองแบบ 2 มิติจึงมีข้อจำกัดในการจำลองการทำงานของไชโคลนแบบเสมือนจริง ดังนั้นจึงออกแบบให้ส่วนของไชโคลนนั้นทำงานแบบอุดมคติ นั่นคือไม่มีอนุภาคของแข็งออกจากระบบ อนุภาคของแข็งทั้งหมดจะตกกลับเข้าสู่ดาวเนอร์ตามแรงโน้มถ่วง



รูปที่ 13 แผนภาพแบบจำลองแบบสองมิติของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิโดซ์เบด
แบบหมุนเวียนปั่นป่วนครบวงจร [9]

3.2.2 ขั้นตอนการคำนวณ

ในการจำลองอุทกพลศาสตร์จะแบ่งเป็น 2 ส่วนตามที่ได้กล่าวข้างต้นโดยรายละเอียดและคุณสมบัติดังนี้

ส่วนที่ 1 การจำลองอุทกพลศาสตร์ที่ไม่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมีโดยเปรียบเทียบกับผลการทดลองจากงานวิจัย โดยใช้แบบจำลองสัมประสิทธิ์ด้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาคของ Gidaspow เพื่อหาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่เหมาะสมกับการจำลองกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยรูปแบบการไหลแบบฟลูอิดซ์เบดหมุนเวียนปั่นป่วน (Circulating-turbulent fluidized bed: CTFB) โดยอนุภาคของแข็งที่ใช้คือ เม็ดทรายแก้ว (Spherical glass beads) และแก๊สคือ อากาศ (Air) ซึ่งรายละเอียดคุณสมบัติต่างๆของแต่ละวัฏภาคที่ใช้ในการจำลองแสดงดังตารางที่ 3

ตารางที่ 3 ค่าคุณสมบัติของแต่ละวัฏภาคและภาวะที่ใช้ในการจำลองอุทกพลศาสตร์ในส่วนที่ 1

พารามิเตอร์	ค่า	หน่วย
คุณสมบัติของอนุภาคและแก๊ส		
ความหนาแน่นของอนุภาคของแข็ง	2,650	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคของแข็ง	380	ไมโครเมตร
ความหนาแน่นของแก๊ส	1.20	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
ความหนืดของแก๊ส	2×10^{-5}	กิโลกรัมต่อเมตร-วินาที
พารามิเตอร์การจำลอง		
ความเร็วของแก๊สขาเข้า	1/ 1.25/ 2	เมตรต่อวินาที
สัดส่วนของอนุภาคของแข็งเริ่มต้น	0.6	-
ปริมาณของแข็งเริ่มต้น	21	กิโลกรัม
ความดันขาออก	100,325	พาสคาล
แรงโน้มถ่วง	-9.81	เมตรต่อวินาทีกำลังสอง
อุณหภูมิอ้างอิง	298.15	เคลวิน
Specularity coefficient	0.9	-
Restitution coefficient between solids	0.9	-

ส่วนที่ 2 การจำลองอุทกพลศาสตร์ที่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมีโดยเปรียบเทียบกับผลการทดลองจากงานวิจัย โดยใช้แบบจำลองสัมประสิทธิ์ด้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาคแบบ EMMS เพื่อหาภาวะการดำเนินการที่มีผลต่ออุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน โดย

อนุภาคของแข็งที่ใช้ คือ โฟแทสเซียมคาร์บอเนตบนตัวรองรับเกมมาอะลูมินา รายละเอียดคุณสมบัติต่างๆ ของแต่ละวัสดุภาคที่ใช้ในการจำลอง แสดงดังตารางที่ 4

ตารางที่ 4 ค่าคุณสมบัติของแต่ละวัสดุภาคและภาวะที่ใช้ในการจำลองอุทกพลศาสตร์ใน ส่วนที่ 2

พารามิเตอร์	ค่า	หน่วย
คุณสมบัติของอนุภาคและแก๊ส		
ความหนาแน่นของอนุภาคของแข็ง ($K_2CO_3/KHCO_3/Al_2O_3$)	2,394 /2,170 /3,900	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคของแข็ง	380	ไมโครเมตร
ความหนาแน่นของแก๊ส ($CO_2/H_2O/N_2$)	1.788/0.554/1.138	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
พารามิเตอร์การจำลอง		
ความเร็วของแก๊สขาเข้า	1.25	เมตรต่อวินาที
สัดส่วนของอนุภาคของแข็งเริ่มต้น	0.6	-
สัดส่วนโดยมวลของ CO_2	0.2	-
สัดส่วนโดยมวลของ H_2O	0.15	-
ความดันขาออก	101,325	พาสคาล
แรงโน้มถ่วง	-9.81	เมตรต่อวินาทีกำลังสอง
อุณหภูมิของแก๊สขาเข้า	333	เคลวิน
อุณหภูมิที่ผนังดาวเนอร์	473	เคลวิน
Specularity coefficient	0.9	-
Restitution coefficient between solid	0.9	-

3.3 การศึกษาแบบจำลองแบบไม่มีปฏิกิริยาเคมี

การศึกษาแบบจำลองกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งโดยไม่มีปฏิกิริยาเคมี เพื่อหารูปแบบการไหลและการกระจายตัวของตัวดูดซับของแข็งที่สอดคล้องกับการทดลอง การเปรียบเทียบจะแบ่งออกเป็น 4 ส่วน ประกอบด้วย การแบ่งจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณที่เหมาะสม (Grid Independency Test) ตัวแทนของเวลาที่เหมาะสมในการคำนวณ (Time Independency Test) การทดสอบสัดส่วนปริมาตรของแข็ง (Solid volume fraction) และ

การติดตั้งวาล์วควบคุม โดยในส่วนนี้ของแข็งในระบบเป็นทราย ได้ทำการจำลองกระบวนการโดยใช้แบบจำลองสัมประสิทธิ์แรงต้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างภูมิภาคของ Gidaspow (Gidaspow drag model) เนื่องจาก Gidaspow drag model ให้ค่าการสัดส่วนปริมาตรของแข็งที่หนาแน่น ซึ่งสอดคล้องกับผลงานวิจัยของ Thummakul และคณะ [8]

3.3.1 การแบ่งจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณที่เหมาะสม (Grid Independency Test)

ทำการแบ่งปริมาตรควบคุมด้วยโปรแกรม Meshing ซึ่งทำได้โดยการเพิ่มหรือลดปริมาณของจำนวนเซลล์ที่ใช้คำนวณ เพื่อให้ได้เซลล์ที่ใช้คำนวณที่เหมาะสมจะดูได้จากการลู่อู่เข้าสู่ค่าตอบ การเพิ่มปริมาณของเซลล์ที่ใช้คำนวณทำให้มีความละเอียดและแม่นยำ แต่ระยะเวลาในการคำนวณจะนานขึ้นตามไปด้วย ในงานวิจัยนี้ทดสอบการแบ่งเซลล์การคำนวณเป็น 6,000, 8,000, 10,000 และ 12,000 เซลล์ ทำการจำลองการไหลและนำผลการจำลองมาเปรียบเทียบเพื่อเลือกจำนวนเซลล์ควบคุมที่เหมาะสมและให้ผลการคำนวณที่มีความแม่นยำและใช้เวลาในการคำนวณสั้นลง

ตารางที่ 5 การแบ่งจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณที่เหมาะสม

การทดลอง	จำนวนเซลล์การคำนวณ (เซลล์)	ขนาดขั้นเวลา (วินาที)	จำนวนขั้นเวลา (ขั้น)
1	6,000	0.001	40,000
2	8,000	0.001	40,000
3	10,000	0.001	40,000
4	12,000	0.001	40,000

3.3.2 เวลาที่เหมาะสมในการคำนวณ (Time Independency Test)

การหาเวลาการคำนวณที่เหมาะสมเป็นขั้นตอนที่จำเป็นอย่างยิ่งสำหรับการวิเคราะห์ผลลัพธ์ เนื่องจากเวลาที่เหมาะสมในการคำนวณจะส่งผลให้การวิเคราะห์มีความแม่นยำมากขึ้น โดยเวลาการคำนวณที่เหมาะสมพิจารณาได้จากผลการจำลองเมื่อกระบวนการเข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัว ในงานวิจัยนี้ศึกษาหาเวลาในการคำนวณที่เหมาะสมโดยพิจารณาจากระยะเวลาที่ค่าความดันภายในโรเตอร์ที่ความสูง 0.2 เมตร และค่าอัตราการไหลของของแข็งที่มีค่าเสถียรคงตัว

3.3.3 การทดสอบสัดส่วนปริมาตรของแข็ง (Solid volume fraction)

ทำการศึกษาความเร็วของอากาศที่ป้อนเข้าบริเวณด้านล่างของโรเตอร์ในแบบจำลอง พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณเป็น 3 ค่า ได้แก่ 1.00 1.25 และ 2.00 เมตรต่อวินาที เนื่องจากระบบที่ใช้เป็นฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนปั่นป่วนจึงจำเป็นต้องหาความเร็วของอากาศขาเข้าที่เหมาะสมกับการดำเนินการ โดยได้ทำการเปรียบเทียบผลการจำลองกับผลการทดลองจริงของ Thummakul และคณะ [8] เพื่อให้ได้ค่าที่เหมาะสมไปใช้ในการจำลองการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และมีความเสมือนจริงมากยิ่งขึ้น

3.3.4 แบบจำลองคณิตศาสตร์ (Mathematical Model)

ในการคำนวณลักษณะการไหลโดยทั่วไป ต้องอาศัยการแก้สมการเชิงอนุพันธ์ของสมการอนุกรมมวล โมเมนตัม พลังงานและสปีชีส์สำหรับระบบการไหลแบบหลายวัฏภาค โดยแบบจำลองคณิตศาสตร์ที่ใช้สำหรับศึกษากระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งผ่านโปรแกรมสำเร็จรูป ANSYS FLUENT 2019 R3 ทำการจำลองในวัฏภาค 2 วัฏภาค คือ วัฏภาคแก๊สและของแข็ง และได้ใช้ระเบียบวิธีการของออยเลอร์เรียน-ออยเลอร์เรียน (Eulerian- Eulerian Method) เพื่อนำผลการจำลองมาอธิบายปรากฏการณ์การไหลที่เกิดขึ้น การแก้สมการใช้ชุดสมการอนุกรมข้างต้นร่วมกับทฤษฎีจลน์การไหลของแข็งที่จะประยุกต์ใช้โดยการพัฒนาสมการบนพื้นฐานของทฤษฎีจลน์การไหลของแข็ง (Kinetic Theory of Granular Flow, KTGF) [40]

3.3.4.1 สมการอนุกรมพื้นฐาน (Conservation Equations)

1) สมการอนุกรมมวล (Mass Conservation Equations)

วัฏภาคแก๊ส

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_g \rho_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g v_g) = 0 \quad (3.1)$$

วัฏภาคของแข็ง

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s v_s) = 0 \quad (3.2)$$

เมื่อ	ε_g	คือ สัดส่วนโดยปริมาตรของวัฏภาคแก๊ส (-)
	ε_s	คือ สัดส่วนโดยปริมาตรของวัฏภาคของแข็ง (-)
	ρ_g	คือ ความหนาแน่นของวัฏภาคแก๊ส (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

- ρ_s คือ ความหนาแน่นของวัฏภาคของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
 v_g คือ ความเร็วของวัฏภาคแก๊ส (เมตรต่อวินาที)
 v_s คือ ความเร็วของวัฏภาคของแข็ง (เมตรต่อวินาที)
 t คือ เวลา (วินาที)

2) สมการอนุรักษ์โมเมนตัม (Momentum Conservation Equations)

วัฏภาคแก๊ส

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_g \rho_g v_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g v_g v_g) = -\varepsilon_g \nabla P + \nabla \cdot \tau_g + \varepsilon_g \rho_g g - \beta_{gs} (v_g - v_s) \quad (3.3)$$

วัฏภาคของแข็ง

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_s v_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s v_s v_s) = -\varepsilon_s \nabla P + \nabla \cdot \tau_s - \nabla P_s + \varepsilon_s \rho_s g + \beta_{gs} (v_g - v_s) \quad (3.4)$$

- เมื่อ τ_g คือ ความเค้นเทนเซอร์ของแก๊ส (พาสคาล)
 τ_s คือ ความเค้นเทนเซอร์ของของแข็ง (พาสคาล)
 P_g คือ ความดันของแก๊ส (พาสคาล)
 P_s คือ ความดันของแข็ง (พาสคาล)
 β_{gs} คือ แบบจำลองการต้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาคแก๊ส-ของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตรวินาที)

g คือ ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วง (เมตรต่อวินาทีกำลังสอง)

3) สมการอนุรักษ์พลังงาน (Energy Conservation Equations)

วัฏภาคแก๊ส

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_g h_g) + \nabla \cdot (\rho_g h_g v_g) = \nabla \cdot [(k_g + k_{t,g}) \nabla T_g] + S_{h,g} \quad (3.5)$$

วัฏภาคของแข็ง

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_s h_s) + \nabla \cdot (\rho_s h_s v_s) = \nabla \cdot [(k_s + k_{t,s}) \nabla T_s] + S_{h,s} \quad (3.6)$$

เมื่อ h คือ เอนทัลปี (จูลต่อเคลวิน)

$h_q = \int_{T_{ref}}^T C_{p,q} dT_q$ โดย q คือ วัฏภาค (-) s, g ของแข็ง และแก๊ส

k_q คือ ค่าการนำความร้อน (วัตต์ต่อเมตรเคลวิน)

k_t คือ ค่าการนำความร้อนที่เกิดจากช่วงการไหลแบบปั่นป่วน (วัตต์ต่อเมตรเคลวิน)

$S_{h,q}$ คือ ปริมาณความร้อนที่ได้จากแหล่งอื่นๆ ที่ถูกนิยามขึ้น (วัตต์)

3.3.4.2 สมการเสริมในการจำลอง

3.3.4.2.1 สมการอนุรักษ์องค์ประกอบวิภูภาค

วิภูภาคแก๊ส

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho Y_{g,i}) + \nabla \cdot (\rho v Y_{g,i}) = -\nabla \cdot J_{g,i} + R_{g,i} + S_{g,i} \quad (3.7)$$

วิภูภาคของแข็ง

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho Y_{s,i}) + \nabla \cdot (\rho v Y_{s,i}) = -\nabla \cdot J_{s,i} + R_{s,i} + S_{s,i} \quad (3.8)$$

เมื่อ i คือ องค์ประกอบ (-)

q คือ วิภูภาค (-) s, g ของแข็ง และแก๊ส

$Y_{q,i}$ คือ สัดส่วนโดยมวลขององค์ประกอบ (-)

$J_{q,i}$ คือ ฟลักซ์การแพร่ขององค์ประกอบ (กิโลกรัมต่อตารางเมตรวินาที)

$R_{q,i}$ คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยา (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตรวินาที)

$S_{q,i}$ คือ อัตราการเพิ่มขององค์ประกอบจากแหล่งอื่น ๆ (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตรวินาที)

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

3.3.4.2.2 สมการอนุรักษ์พลังงานเนื่องจากการกวดแกว่ง (fluctuating kinetic energy conservation equations) ของวิภูภาคของแข็ง

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_s \rho_s \theta) + \nabla \cdot (\epsilon_s \rho_s \theta v_s) \right] = (-\nabla P_s I + \tau_s) : \nabla v_s + \nabla \cdot (\kappa_s \nabla \theta) - \gamma_s + \phi_{gs} \quad (3.9)$$

เมื่อ I คือ เทนเซอร์เอกลักษณ์ (-)

θ คือ พลังงานจลน์เนื่องจากการกวดแกว่งของอนุภาค (ตารางเมตรต่อวินาทีกำลังสอง)

κ_s คือ พลังงานกวดแกว่งเนื่องจากการนำ (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)

γ_s คือ พลังงานกวัดแกว่งเนื่องจากการชนแบบไม่ยืดหยุ่น (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที กำลังสาม)

ϕ_{gs} คือ พลังงานกวัดแกว่งแลกเปลี่ยนระหว่างเฟสแก๊สและอนุภาค (กิโลกรัมต่อเมตรวินาทีกำลังสาม)

3.3.4.2.3 แบบจำลองสัมประสิทธิ์ต้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาค (interphase exchange coefficient model, K_{gs})

1) แบบจำลอง Gidaspow model

$$\text{สำหรับ } \varepsilon_g > 0.80 \text{ จะได้ว่า } \beta_{gs} = 150 \frac{(1-\varepsilon_g)^2 \mu_g}{\varepsilon_g d_p^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon_g) \rho_g |v_g - v_s|}{d_p} \quad (3.10)$$

$$\text{สำหรับ } \varepsilon_g \leq 0.80 \text{ จะได้ว่า } \beta_{gs} = \frac{3(1-\varepsilon_g)\varepsilon_g}{4 d_p} \rho_g |v_g - v_s| C_{D0} \varepsilon_g^{-2.65} \quad (3.11)$$

2) แบบจำลอง Energy-minimization multi-scale (EMMS)

$$\text{สำหรับ } \varepsilon_g < 0.74 \text{ จะได้ว่า } \beta_{gs} = 150 \frac{(1-\varepsilon_g)^2 \mu_g}{\varepsilon_g d_s^2} + 1.75 \frac{\varepsilon_s \rho_g |v_g - v_s|}{d_s} \quad (3.12)$$

$$\text{สำหรับ } \varepsilon_g \geq 0.74 \text{ จะได้ว่า } \beta_{gs} = \frac{3}{4} C_D \frac{\varepsilon_s \varepsilon_g \rho_g |v_g - v_s|}{d_s} \omega(\varepsilon) \quad (3.13)$$

โดยที่สัมประสิทธิ์แรงต้านทานการเคลื่อนที่ (C_{D0}) และเรย์โนลด์นัมเบอร์ (Re_k) ดังแสดงในสมการที่ (3.14) ถึง (3.18)

$$\text{เมื่อ } Re < 1000; \quad C_{D0} = \frac{24}{Re_k} (1 + 0.15 Re_k^{0.687}); \quad Re_k = \frac{\rho_g |v_g - v_s| d_p}{\mu_g} \quad (3.14)$$

$$Re \geq 1000; \quad C_{D0} = 0.44 \quad (3.15)$$

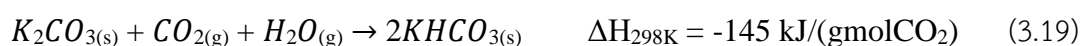
$$\text{และ } 0.74 \leq \varepsilon_g < 0.82; \quad \omega(\varepsilon) = -0.5760 + \frac{0.0214}{4(\varepsilon_g - 0.7463)^2 + 0.0044} \quad (3.16)$$

$$0.82 \leq \varepsilon_g \leq 0.97; \quad \omega(\varepsilon) = -0.0101 + \frac{0.0038}{4(\varepsilon_g - 0.7789)^2 + 0.0040} \quad (3.17)$$

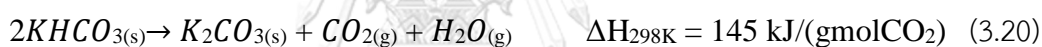
$$\varepsilon_g > 0.97; \quad \omega(\varepsilon) = -31.8295 + 32.8295 \varepsilon_g \quad (3.18)$$

3.3.4.2.4 สมการการเกิดปฏิกิริยาเคมี

โดยทั่วไปเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน หากแบ่งตามการเกิดปฏิกิริยาเคมีจะแบ่งเป็น 2 ฝั่งหลักๆ ได้แก่ ส่วนไรเซอร์เป็นคาร์บอนเนเตอร์ เป็นส่วนการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน (Exothermic reaction) สมการปฏิกิริยาเคมีของตัวดูดซับของแข็ง อันได้แก่ โปแทสเซียมคาร์บอเนตบนตัวรองรับแกมมาอะลูมินา แสดงดังสมการปฏิกิริยา 3.19



ในส่วนของดาวเนอร์จะเป็นส่วนของการฟื้นฟูสภาพของตัวดูดซับหรือการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากตัวดูดซับ โดยเมื่อให้ความร้อนกับระบบ ความร้อนจะไปสลายพันธะระหว่างคาร์บอนไดออกไซด์บนตัวดูดซับโปแทสเซียมไฮโดรเจนคาร์บอเนต ได้โปแทสเซียมคาร์บอเนต คาร์บอนไดออกไซด์และ น้ำ ซึ่งปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน (Endothermic reaction) ดังสมการปฏิกิริยา 3.20



และนำสมการการเกิดปฏิกิริยาจากงานวิจัยของ Thummakul และคณะ [8] และ Kongkitisupchai และ คณะ [6] สำหรับสมการจลนศาสตร์ (Kinetic equation) จะได้สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้าและย้อนกลับดังสมการ 3.21 และ 3.22 ตามลำดับ

$$r_{fw} = k_{fw}[CO_2][H_2O]\varepsilon; \quad k_{fw} = A[e^{\frac{-3609}{RT}}] \quad (3.21)$$

$$r_{bw} = k_{bw} \left(\frac{1}{[CO_2]}\right)^{0.15} \left(\frac{1}{[H_2O]}\right)^{0.15} \varepsilon; \quad k_{bw} = 7.83 * 10^{-3} [e^{\frac{-0.000502}{RT}}] \quad (3.22)$$

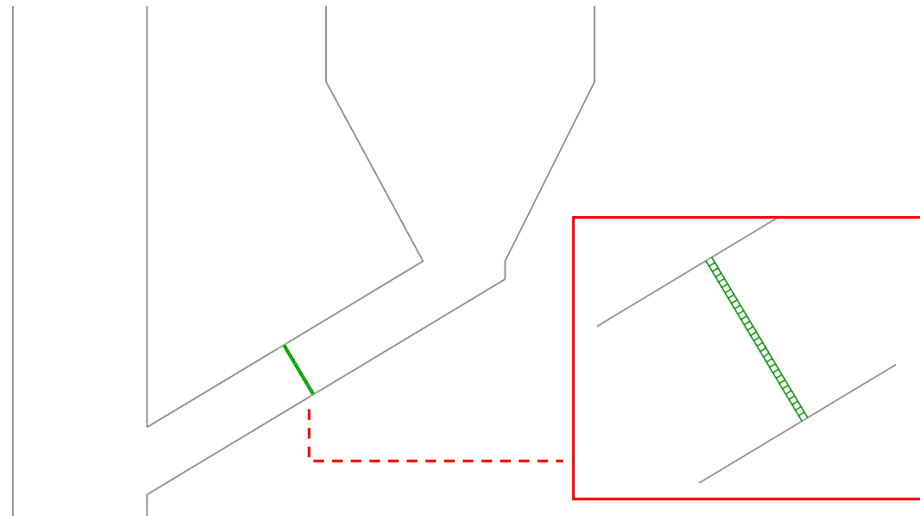
เมื่อ ε คือ สัดส่วนปริมาตรของแข็ง (Solid volume fraction) (-)

3.3.5 การติดตั้งวาล์วควบคุม

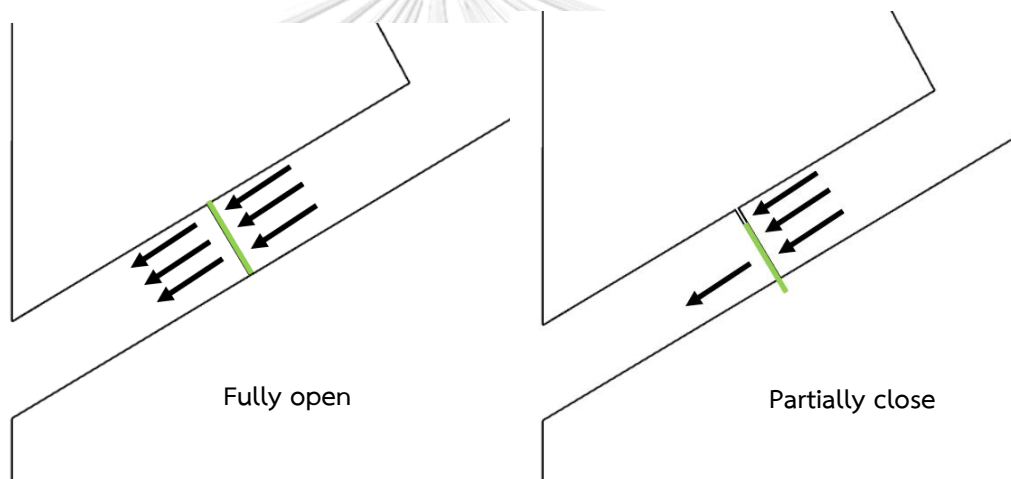
ในการศึกษาจะทำการติดตั้งวาล์วควบคุมเพื่อให้ระบบคล้ายคลึงกับระบบในการทดลองจริงที่มีการใช้วาล์วควบคุมตัวดูดซับของแข็ง โดยทำการจำลองวาล์วควบคุม 2 แบบ ได้แก่ วาล์วแบบเลื่อนและวาล์วแบบหมุน เนื่องจากวาล์วทั้งสองแบบเป็นวาล์วที่เหมาะสมสำหรับการลำเลียงของแข็ง มีการใช้วาล์วแบบเลื่อนภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนดังเช่น งานวิจัยของ Liu และคณะ [39] และได้มีการใช้งานวาล์วแบบหมุนในการทดลองจริงของ Boonprasop และคณะ [10] การศึกษาด้วยการจำลองการติดตั้งวาล์วควบคุมบริเวณท่อป้อนกลับเพื่อหาภาวะที่ดีที่สุดของการเปิด-ปิดวาล์วที่มีต่ออุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน แล้วนำผลที่ได้ไปใช้ในการจำลองการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อไปและพิจารณาผลกระทบที่เกิดขึ้น

3.3.5.1 วาล์วแบบเลื่อน (Slide valve)

การจำลองวาล์วแบบเลื่อนจะจำลองวาล์วในลักษณะคล้ายกับแผ่นปิดกั้นการไหลที่บริเวณท่อป้อนกลับ โดยวาล์วแบบเลื่อนที่จำลองมีขนาดความกว้าง 0.02 เมตร ดังรูปที่ 14 อ้างอิงจากงานวิจัยของ Liu และคณะ [39] และทำการเลื่อนเพื่อปิดกั้นการไหลแบบกึ่งเปิดที่ 20% 40% 60% และ 80% โดยทำการปิดกั้นการไหลเมื่อระบบเข้าสู่ภาวะเสมือนคงตัว การจำลองการเปิดปิดวาล์วอธิบายการจำลองการทำงานดังรูปที่ 15 รูปที่ 15 (a) เป็นการจำลองการเปิดวาล์วแบบเปิดสุดโดยกำหนดให้ไม่มีการปิดกั้นการไหล เส้นสีเขียวจำลองส่วนที่อนุญาตให้ของไหลไหลผ่านได้ แสดงให้เห็นว่าของไหลสามารถไหลผ่านได้ทุกช่องทาง และรูปที่ 15 (b) เป็นการจำลองวาล์วที่ปิดบางส่วนโดยมีการปิดกั้นพื้นที่ส่วนบนบางส่วนของวาล์ว ทำให้ของไหลบางส่วนไม่สามารถไหลผ่านได้แต่ไหลผ่านในส่วนล่างของวาล์วได้ จากนั้นรอให้ระบบเข้าสู่ภาวะเสมือนคงตัวอีกครั้งจึงเก็บค่า โดยนำผลการจำลองมาเปรียบเทียบค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็ง และค่าความดันตกคร่อมบริเวณวาล์วเพื่อหาค่าที่เหมาะสมที่สุดในการจำลองการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์



รูปที่ 14 การจำลองการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนที่บริเวณท่อป้อนกลับ



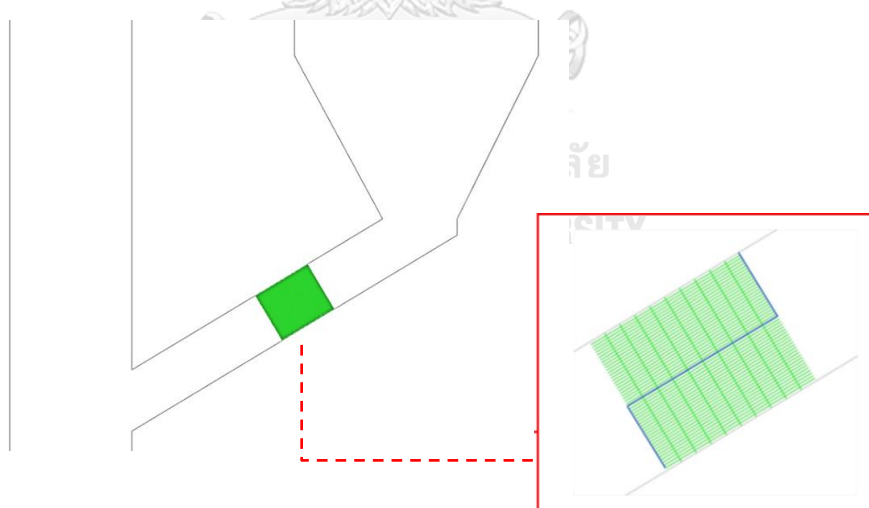
รูปที่ 15 (a) การจำลองการเปิดวาล์วแบบสุด และ (b) กึ่งปิดวาล์วที่บริเวณท่อป้อนกลับ

3.3.5.2 วาล์วแบบหมุน (Rotary valve)

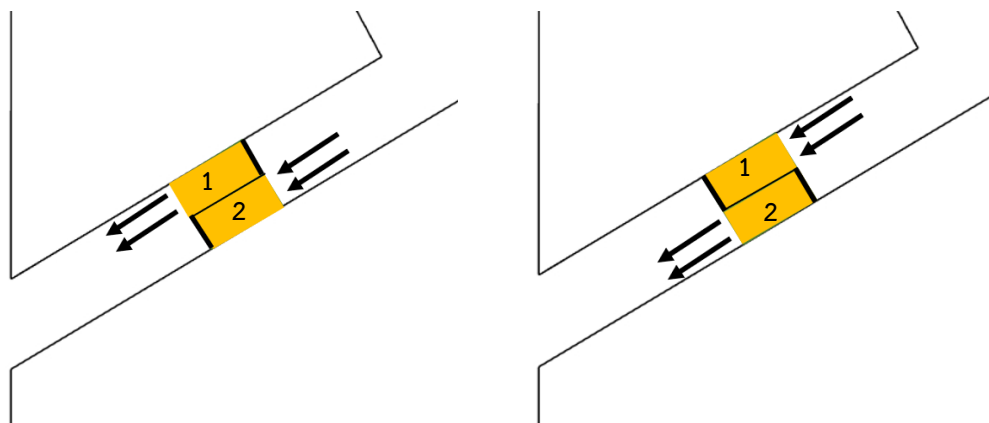
การจำลองวาล์วแบบหมุนจะทำการจำลองวาล์วโดยอ้างอิงจาก Dong และ Li [41] โดยจะออกแบบในลักษณะเปิด-ปิดในแบบ 2 มิติ เนื่องจากไม่สามารถจำลองการหมุนในแบบจำลอง 2 มิติได้ จึงสร้างแบบจำลองคล้ายกับช่องว่างในวาล์วแบบหมุนจำนวน 2 ช่อง แล้วทำการสลับการเปิด-ปิดในแต่ละส่วนของทั้งสองช่อง เพื่อให้คล้ายคลึงกับการทำงานเสมือนคงตัวของวาล์วแบบหมุนดังรูปภาพที่ 16 การติดตั้งวาล์วจำลองจะทำส่วนของท่อป้อนกลับที่มีความกว้าง 0.064 เมตรและความสูง 0.064 เมตร ซึ่งเป็นขนาดที่ความกว้างและความยาวเท่ากันคล้ายช่องว่างภายในวาล์วของวาล์วแบบหมุนที่มี

ขนาดเท่ากัน โดยกำหนดความเร็วรอบให้มีค่าอัตราการป้อนของแข็งที่ใกล้เคียงกับค่าอัตราการป้อนของแข็งในระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์วควบคุม นั่นคือ 100.82 กิโลกรัมต่อตารางเมตรวินาที และเพื่อให้ของแข็งไหลเข้าสู่วาล์วในปริมาณที่สูง และมีความเร็วรอบที่ใกล้เคียงกับการทำงานจริงของวาล์วแบบหมุน จึงได้กำหนดให้ความเร็วรอบเริ่มต้นอยู่ที่ 20 รอบต่อนาที ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Dong และ Li [41]

จำลองการเปิด-ปิดที่ความเร็ว 20 30 40 50 60 และ 75 รอบต่อนาที การจำลองการทำงานจะแบ่งเป็น 2 จังหวะของการเปิดและปิด รูปที่ 17 (a) แสดงจังหวะแรกในการจำลองของวาล์ว ให้สี่เหลี่ยมแทนอนุภาคของแข็งที่ถูกบรรจุภายในวาล์ว โดยในช่องที่ 1 มีการปิดกั้นการไหลที่ส่วนบนของวาล์วและเปิดวาล์วในส่วนล่างทำให้ของไหลที่ถูกบรรจุอยู่ในช่องที่ 1 ไหลผ่านลงไปยังท่อป้อนกลับได้ และช่อง ที่ 2 จะมีการเปิดวาล์วที่ด้านบนและปิดวาล์วที่ด้านล่างทำให้ของแข็งไหลจากดาวเนอร์ไหลเข้ามาบรรจุในช่องที่ 2 จนเต็ม รูปที่ 17 (b) แสดงจังหวะถัดมาในการจำลอง โดยจะทำงานสลับกับจังหวะแรก กล่าวคือ ของแข็งไหลจากดาวเนอร์มาบรรจุในช่องที่ 1 แทน และของแข็งที่ถูกบรรจุเต็มในช่องที่ 2 จะไหลผ่านลงไปในท่อป้อนกลับแทน โดยจะทำงานสลับกันตามความเร็วรอบที่กำหนด และทำการเปิด-ปิดวาล์วแบบนี้จนกระทั่งระบบเข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัว จากนั้นเก็บผลจากการคำนวณและเปรียบเทียบกับวาล์วแบบเลื่อน เพื่อหาค่าที่เหมาะสมที่สุดในการจำลองการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์



รูปที่ 16 การจำลองการติดตั้งวาล์วแบบหมุนที่บริเวณท่อป้อนกลับ



รูปที่ 17 (a) การจำลองการทำงานวาล์วแบบหมุนที่จังหวะที่ 1 และ (b) จังหวะที่สอง

3.4 การศึกษาผลของตัวแปรกระบวนการ

ในการศึกษาส่วนที่สองเป็นการศึกษาผลกระทบของตัวแปรกระบวนการต่อประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็ง ซึ่งจะนำแบบจำลองที่ได้จากส่วนที่หนึ่งมาทำการศึกษาผลของตัวแปรกระบวนการประกอบด้วย ชนิดของวาล์วควบคุม อัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็ง อุณหภูมิและความดันภายในหอฟื้นฟู และนำผลที่ได้จากการจำลองมาวิเคราะห์หาภาวะที่ดีที่สุด อุณหภูมิและความดันภายในหอฟื้นฟู และนำผลที่ได้จากการจำลองมาวิเคราะห์หาภาวะที่ดีที่สุด โดยในส่วนนี้ได้ใช้แบบจำลองสัมประสิทธิ์แรงต้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างภูมิภาคแบบ EMMS (EMMS drag model) ในการคำนวณแรงต้านทานการเคลื่อนที่เนื่องจากของแข็งที่ใช้ในส่วนนี้เป็น โปแทสเซียมคาร์บอเนต ซึ่งมีค่าความหนาแน่นต่างจากรายที่ใช้ในส่วนแรก ดังนั้น EMMS drag model ที่เหมาะสมกับระบบที่ของแข็งมีความหนาแน่นของระบบสูงกว่า Gidaspow drag model ดังสมการที่ 3.10 - 3.13 จึงเหมาะกับสภาพการทดลองที่เกิดขึ้นมากกว่า อีกทั้งจากงานวิจัยที่ผ่านมา EMMS drag model ให้ค่าการกระจายตัวและสัดส่วนปริมาตรของตัวดูดซับของแข็งได้สูงสม่ำเสมอสอดคล้องกับผลการทดลอง ดังรายงานของ Thummakul และคณะ [8] ดังนั้นจึงได้เลือกใช้ EMMS drag model ในการจำลองส่วนนี้

3.4.1 การทดสอบแบบจำลองจลนศาสตร์ (kinetics model)

การทดสอบจำลองจลนศาสตร์ในส่วนนี้ถูกตรวจสอบให้สอดคล้องกับงานวิจัยเพื่อความถูกต้องของการจำลอง โดยทำการจำลองปฏิกิริยาเคมี ได้แก่ ปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และปฏิกิริยาการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับด้วยอัตราการเกิดปฏิกิริยา ดังสมการที่

3.21 และ 3.22 ตามลำดับ ด้วยตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนตบนตัวรองรับอะลูมินา โดยเลือกสภาวะดำเนินการที่ อุณหภูมิของแก๊สขาเข้าอยู่ที่ 333 เคลวิน และอุณหภูมิของดาวเนอร์อยู่ที่ 473 เคลวิน ด้วยการกำหนดค่าอัตราการนำความร้อนฟูริเยร์ (Fourier law of heat conduction) อยู่ที่ 94,435 วัตต์ต่อตารางเมตรที่ผนังของดาวเนอร์ โดยเลือกจำลองที่ความดันปกติ ที่แก๊สขาเข้า กำหนดให้สัดส่วนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ 20 เปอร์เซ็นต์ ไอน้ำที่ 15 เปอร์เซ็นต์ และ แก๊สไนโตรเจนที่ 75 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก เพื่อศึกษาการเกิดปฏิกิริยาที่เกิดขึ้น

การหาสัมประสิทธิ์ความถี่ (Frequency) ของอัตราการการเกิดปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากพบว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ใช้จากงานวิจัยของ Thummakul และคณะ [8] ให้ผลที่แตกต่างจากปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในการจำลอง อาจจะเป็นเพราะการจำลองที่อ้างอิงนั้นมุ่งเน้นไปที่ไรเซอร์ แต่ในงานวิจัยนี้ได้ทำการจำลองแบบครบวงจร โดยงานวิจัยของ Jaiboon และคณะ [4] รายงานว่า รูปแบบการไหล (flow regime) ที่ต่างกันส่งผลให้ความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์แตกต่างกัน อีกทั้งภาวะของตัวแปรดำเนินการมีค่าไม่เท่ากัน ส่งผลให้การถ่ายโอนมวล และปัจจัยอื่นๆ ในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เกิดขึ้นไม่เท่ากัน จึงได้ทำการปรับค่าความถี่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาด้วยการคูณสัมประสิทธิ์ทั้งหมด 4 ค่า คือ 600 800 1,000 1,200 และ 1,400 และนำผลการจำลองมาเปรียบเทียบสมรรถนะการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์กับงานวิจัยของ Thummakul และคณะ [8] เพื่อกำหนดค่าความถี่สำหรับนำไปปรับค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี เพื่อให้ได้แบบจำลองที่มีความแม่นยำมากยิ่งขึ้น ในการศึกษา ตัวแปรตอบสนอง (Response) คือ ร้อยละของปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกดูดซับ (%CO₂ Removal) ดังสมการที่ 3.22

$$\%CO_2 \text{ removal} = \frac{\text{Mass flow of } CO_2 \text{ (in)} - \text{Mass flow of } CO_2 \text{ (out)}}{\text{Mass flow of } CO_2 \text{ (in)}} \times 100 \quad (3.22)$$

3.4.2 การติดตั้งวาล์วควบคุม

การจำลองในส่วนนี้จะนำภาวะที่ดีที่สุดจากการจำลองอุทกพลศาสตร์ในส่วนแรกที่ไม่มีการเกิดปฏิกิริยา เพื่อนำมาจำลองกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยได้ทำการจำลองเปรียบเทียบก่อนการติดตั้งวาล์ว ติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน และติดตั้งวาล์วแบบหมุน โดยทำการจำลองที่สภาวะดำเนินการเดียวกัน เพื่อหาภาวะที่ดีที่สุดในการจำลองกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และฟื้นฟูตัวดูดซับของแข็ง ดังนั้นตัวแปรตอบสนอง คือ ร้อยละของปริมาณ

แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกดูดซับดังสมการที่ 3.22 และร้อยละของการฟื้นฟูสภาพ โดยคิดจาก ปริมาณโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตที่ก่อนเข้าดาวเนอร์ และก่อนออกจากดาวเนอร์ ดังสมการที่ 3.23

$$\% \text{Regeneration} = \frac{\text{Mass flow of KHCO}_3 \text{ (before)} - \text{Mass flow of KHCO}_3 \text{ (after)}}{\text{Mass flow of KHCO}_3 \text{ (before)}} \times 100 \quad (3.23)$$

3.4.3 อัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็ง

อัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็งจะทำการดำเนินการด้วยการปรับค่าความเร็วการเปิด-ปิด วาล์วแบบหมุนที่ความเร็วแตกต่างกัน 6 ค่า ทำให้มีอัตราการไหลของตัวดูดซับที่แตกต่างกัน โดยวัด ค่าอัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็งที่บริเวณขาออกของท่อป้อนกลับ และใช้สภาวะในการจำลอง เดียวกันที่อุณหภูมิแก๊สขาเข้าที่ 333 เคลวิน และอุณหภูมิดาวเนอร์ที่ 473 เคลวิน เพื่อหาสภาวะที่ อัตราการไหลที่ดีที่สุดในการดำเนินการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ดังตารางที่ 6

ตารางที่ 6 พารามิเตอร์ในการจำลองที่อัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็งต่างกัน

ความเร็วรอบ (รอบต่อนาที)	อัตราการไหลของตัวดูดซับ ของแข็ง (กิโลกรัมต่อ ตารางเมตรวินาที)	อุณหภูมิแก๊สขาเข้า (เคลวิน)	อุณหภูมิที่ผนัง ดาวเนอร์ (เคลวิน)
20	70.73	333	473
35	82.24	333	473
50	102.06	333	473
65	103.89	333	473
80	98.44	333	473
100	82.91	333	473

3.4.4 อุณหภูมิและความดันภายในหอฟื้นฟูสภาพ

อุณหภูมิของหอฟื้นฟูสภาพในการดำเนินจะอยู่ที่ 473 - 573 เคลวิน ด้วยการกำหนดค่าอัตราการนำความร้อนฟูริเยร์ (Fourier law of heat conduction) ความร้อนที่ผนังอยู่ที่ 94,453 , 128,186 , 161,920 วัตต์ต่อตารางเมตรตามลำดับ และความดันขาออกจะดำเนินอยู่ที่ความดันเกจ -5000 ถึง -2000 พาสคาล เนื่องจากเป็นสภาวะที่เกิดปฏิกิริยาการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จาก

ตัวดูดซับได้ [35][36] เพื่อหาสภาวะในการดำเนินการที่มีประสิทธิภาพที่สุดจากตัวแปรอุณหภูมิและความดันภายในหอพื้นฟูสภาพ โดยกำหนดค่าอัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็งที่ค่าเดียวกัน คือ 103.89 กิโลกรัมต่อตารางเมตรวินาที ที่การติดตั้งวาล์วแบบหมุนความเร็วรอบ 65 รอบต่อนาที สามารถแบ่งการทดลองออกเป็น 12 กรณี ดังแสดงในตารางที่ 7

ตารางที่ 7 กรณีศึกษาผลของอุณหภูมิและความดันในดาวเนอร์ 12 กรณี

กรณีศึกษา	อุณหภูมิที่ผนังหอพื้นฟู (เคลวิน)	อัตราการนำความร้อน (วัตต์ต่อตารางเมตร)	ความดันแก๊สขาออกหอพื้นฟู (พาสคาล)	ความเร็วรอบวาล์วแบบหมุน (รอบต่อนาที)
1	473	94,453	-2,000	65
2	473	94,453	-3,000	65
3	473	94,453	-4,000	65
4	473	94,453	-5,000	65
5	523	128,186	-2,000	65
6	523	128,186	-3,000	65
7	523	128,186	-4,000	65
8	523	128,186	-5,000	65
9	573	161,920	-2,000	65
10	573	161,920	-3,000	65
11	573	161,920	-4,000	65
12	573	161,920	-5,000	65

บทที่ 4

ผลการวิจัยและการวิเคราะห์ผล

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาอุทกพลศาสตร์ของไหลในกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบครบวงจรของเครื่องฟลูอิดเบตแบบหมุนเวียนโดยใช้การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณแบบสองมิติ ผลการทดลองแบ่งออกเป็นสองส่วน ดังนี้

ส่วนที่ 1 การเปรียบเทียบผลจากการจำลองอุทกพลศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบตแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบวงจรกับผลจากการทดลองของงานวิจัยของ Chalerm-sinsuwan และคณะ [9] และของ Thummakul และคณะ [8] เพื่อให้ได้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่เหมาะสมกับการจำลองกระบวนการ ผลของการคำนวณคือขนาดของเซลล์คำนวณและเวลาที่ระบบเข้าสู่สถานะเสมือนคงตัว รวมไปถึงผลของการติดตั้งวาล์วควบคุม

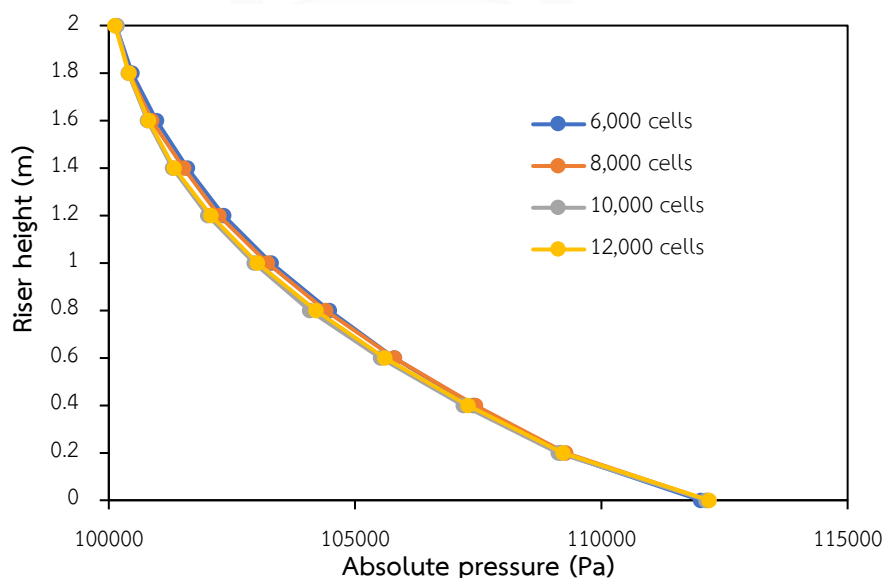
ส่วนที่ 2 ผลจากการจำลองอุทกพลศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบตแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบวงจรที่รวมปฏิริยาเคมีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนตในแบบจำลอง นำผลมาเปรียบเทียบกับผลการทดลองของ Thummakul และคณะ [8] และ Kongkitisupchai และ คณะ [6] รวมถึงการปรับเปลี่ยนสภาวะหรือตัวแปรดำเนินการด้วยวิธีการออกแบบการทดลอง

4.1 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์

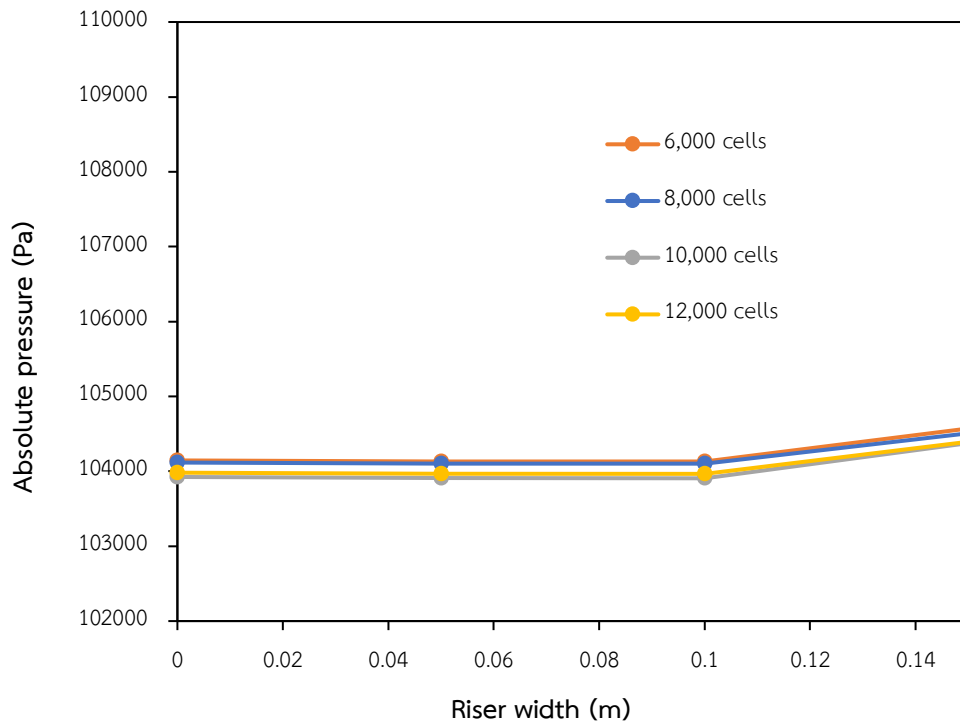
4.1.1 การหาจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณ (Grid Independency Test)

จำนวนเซลล์ที่ใช้ในการจำลองอุทกพลศาสตร์นั้นเป็นส่วนสำคัญที่จะทำให้ได้ผลลัพธ์การจำลองที่แม่นยำ อีกทั้งจำนวนเซลล์ในการคำนวณยังส่งผลต่อระยะเวลาที่ใช้ในการคำนวณ การกำหนดขนาดของเซลล์คำนวณที่ละเอียดจะสามารถคำนวณการไหลได้อย่างแม่นยำ ผลที่ได้จากการคำนวณจะลู่เข้าสู่คำตอบ (Convergence) แต่ด้วยการคำนวณที่ละเอียดนั้นส่งผลต่อระยะเวลาในการจำลองที่นานจนเกินไป หากกำหนดขนาดของเซลล์ที่ไม่ละเอียดจะทำให้ได้ผลลัพธ์ที่มีความแม่นยำต่ำ หรือผลการจำลองอาจลู่ออกจากคำตอบ (Divergence) ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมีความจำเป็นในการหาขนาดเซลล์คำนวณที่เหมาะสม โดยจะกำหนดจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการจำลองทั้งหมด 4 ค่า คือ 6,000, 8,000, 10,000 และ 12,000 เซลล์ ตามลำดับ เพื่อให้มีความแม่นยำของผลลัพธ์และใช้ระยะเวลาในการคำนวณที่เหมาะสม

จากรูปที่ 18(a) และ 18(b) แสดงผลของการกำหนดจำนวนเซลล์คำนวณในการจำลองโดยเปรียบเทียบค่าการกระจายตัวของความดันสัมบูรณ์ตามความสูงและตามแนวแกนของไรเซอร์ตามลำดับ ทำการจำลองที่ความเร็วของแก๊สขาเข้าที่ 1.25 เมตรต่อวินาที และอ้างอิงกับการจำลองของ Chalerm-sinsuwan และคณะ [9] โดยกำหนดจำนวนเซลล์ในการคำนวณเป็น 4 ค่า คือ 6,000, 8,000, 10,000 และ 12,000 เซลล์ ตามลำดับ ผลการจำลองแสดงให้เห็นว่าผลการกระจายตัวของความดันสัมบูรณ์ตามความสูงและตามแนวแกนของไรเซอร์นั้นมีค่าไปในทิศทางเดียวกันนั่นคือจำนวนเซลล์ที่ 10,000 และ 12,000 เซลล์มีค่าการกระจายตัวของความดันสัมบูรณ์ที่ใกล้เคียงกันมาก และที่ 6,000 เซลล์ มีค่าใกล้เคียงกันกับที่ 8,000 เซลล์ ในรูปที่ 18(a) แสดงให้เห็นค่าความดันสัมบูรณ์ของจำนวนเซลล์ที่ 6,000 และ 8,000 เซลล์ นั้นมีค่าสูงกว่าเล็กน้อยที่ความสูงบริเวณส่วนกลางของไรเซอร์เมื่อเทียบกับจำนวนเซลล์ที่ 10,000 และ 12,000 เซลล์ และเห็นได้ชัดใน รูปที่ 18(b) ว่า ค่าความดันสัมบูรณ์ตามแนวแกนของจำนวนเซลล์ที่ 6,000 และ 8,000 เซลล์มีค่าที่มากกว่า ทั้งนี้เนื่องจากขนาดเซลล์การคำนวณที่ไม่ละเอียดพอทำให้ค่าที่ได้จากการจำลองลู่ออกจากกัน เมื่อเทียบกับการจำลองจำนวนเซลล์ที่ 12,000 เซลล์นั้น ทำให้เซลล์มีความละเอียดมากที่สุด ทำให้ได้ค่าที่ใกล้เคียงมากที่สุด ผลจากการจำลองนี้มีค่าใกล้เคียงกันกับกรณีจำนวนเซลล์ที่ 10,000 เซลล์ ดังนั้น จำนวนเซลล์ที่เหมาะสมในการจำลองคือที่ 10,000 เซลล์ เนื่องจากการจำลองในกรณีนี้มีค่าใกล้เคียงกับค่าที่ละเอียดที่สุดและใช้ระยะเวลาในการคำนวณน้อยกว่า จึงเลือกใช้จำนวนเซลล์ที่ 10,000 เซลล์ในการจำลองต่อไป



(a)



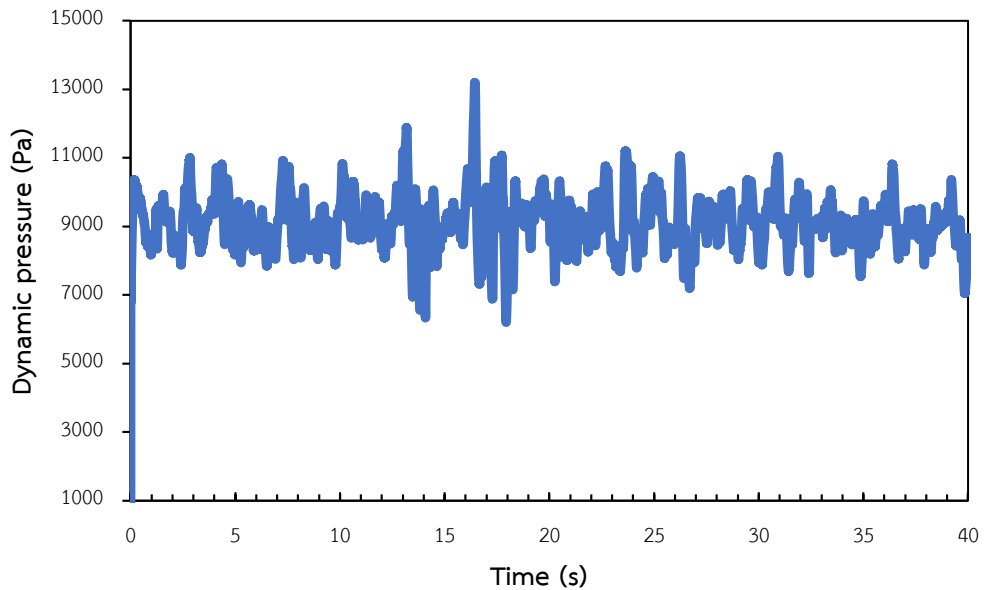
(b)

รูปที่ 18 (a) การกระจายตัวของความดันสัมบูรณ์ตามความสูง (b) ตามแนวแกนภายในไรเซอร์
ที่ได้จากการจำลองโดยใช้เซลล์จำนวนที่แตกต่างกัน 4 ค่า

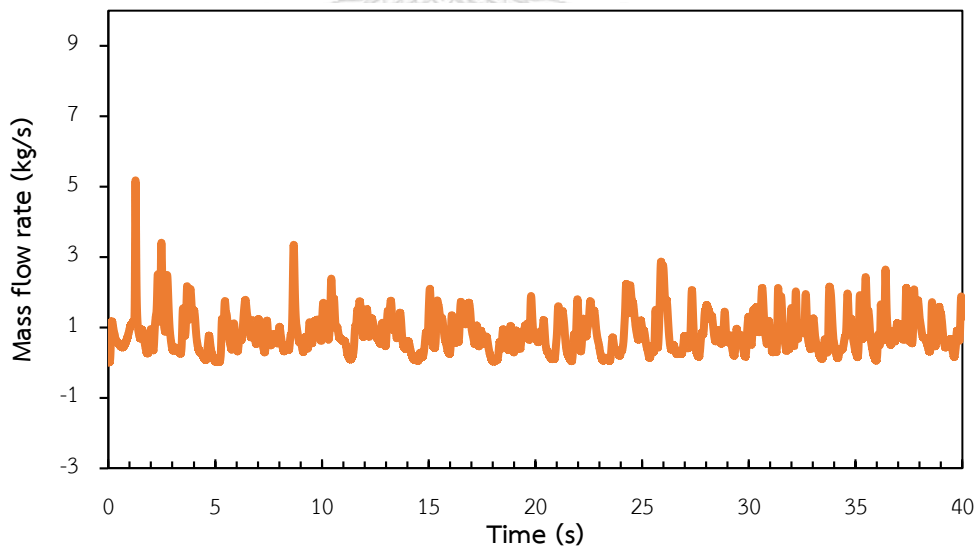
4.1.2 การหาเวลาที่เหมาะสมในการคำนวณ (Time Independency Test)

การหาเวลาที่เหมาะสมในการคำนวณเป็นสิ่งสำคัญในระบบพลูอิโดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน เนื่องจากภายในระบบนั้นมีการเคลื่อนที่ของของไหลอยู่ตลอดเวลาอย่างต่อเนื่อง ดังนั้นจึงต้องหาเวลาที่เหมาะสมในการนำไปใช้ในการกำหนดชุดข้อมูลที่จะใช้เป็นตัวแทนในการทำนายพลศาสตร์ที่เกิดขึ้นในระบบ โดยเลือกข้อมูลจากช่วงเวลาที่ระบบเข้าสู่สภาวะเสมือนคงตัว (Quasi-steady State) แล้วรูปที่ 19(a) แสดงความดันภายในไรเซอร์ที่ความสูง 0.2 เมตร (บริเวณทางเข้าการป้อนกลับของของแข็ง) และรูปที่ 19(b) แสดงค่าอัตราการไหลของของแข็งที่ขาออกของไรเซอร์ (บริเวณทางออกของของแข็งไปยังไซโคลน) ระยะเวลาการจำลอง 0 ถึง 40 วินาที พบว่าในช่วงเวลาการจำลองที่ 0 ถึง 20 วินาที ค่าความดันและค่าอัตราการไหลของของแข็งมีค่าเพิ่มขึ้นและลดลง มีการกวัดแกว่งเป็นช่วงกว้างเป็นผลของสภาวะเริ่มต้นกระบวนการ โดยในช่วงแรกของการจำลองกระบวนการ เบดของอนุภาคของแข็งในระบบยังเกิดการขยายตัวเพื่อให้เกิดภาวะพลูอิโดเซชันภายในระบบ ทำให้ความดัน

มีค่าไม่สม่ำเสมอ สำหรับช่วงเวลาที่ 20 ถึง 40 วินาที ค่าความดันและอัตราการไหลของแข็งมีแนวโน้มใกล้เคียงกัน ค่ากวัดแกว่งมีช่วงแคบลง แต่ยังมีค่ากวัดแกว่งเล็กน้อยที่ 20 ถึง 30 วินาที ดังนั้น จึงเลือกใช้ข้อมูลช่วงเวลาการจำลองที่ 30 ถึง 40 วินาทีเป็นตัวแทนข้อมูลในระบบที่เข้าสู่สภาวะเสถียรคงตัวเพื่อใช้ในการทำนายพลศาสตร์ของไหลที่เกิดขึ้นต่อไป



(a)



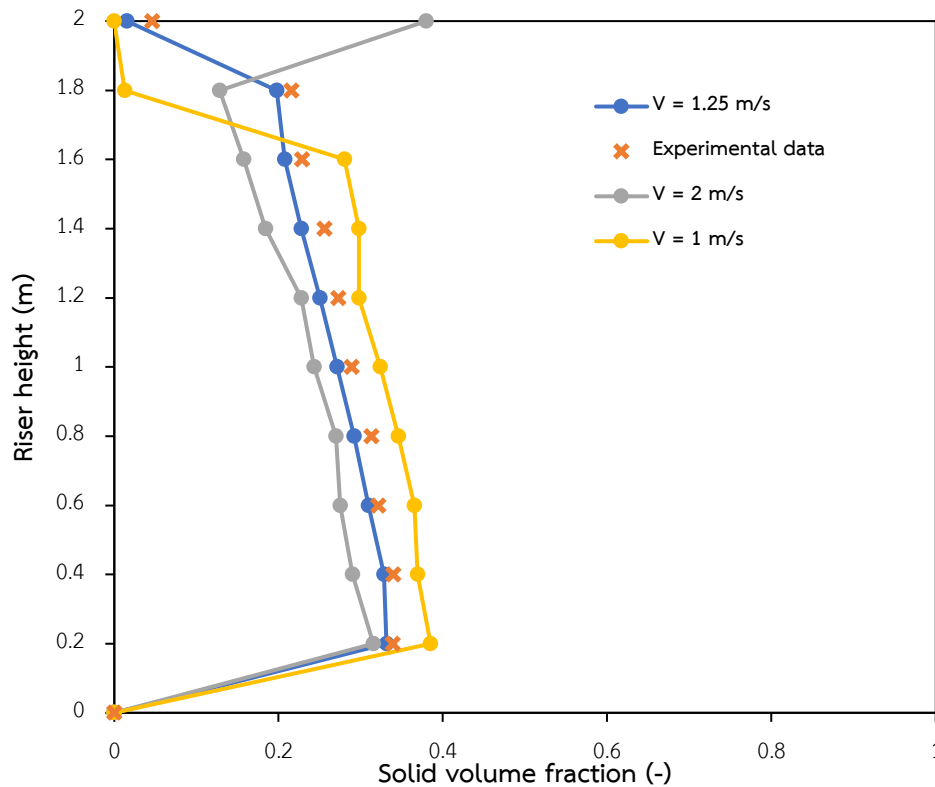
(b)

รูปที่ 19 (a) ค่าความดันสมบูรณ์ที่โรเตอร์ความสูง 0.2 เมตร (b) ค่าอัตราการไหลของแข็งที่ขาออกของโรเตอร์ ในระยะเวลาการจำลอง 0 – 40 วินาที

4.1.3 การทดสอบสัดส่วนปริมาตรของแข็ง (Solid volume fraction)

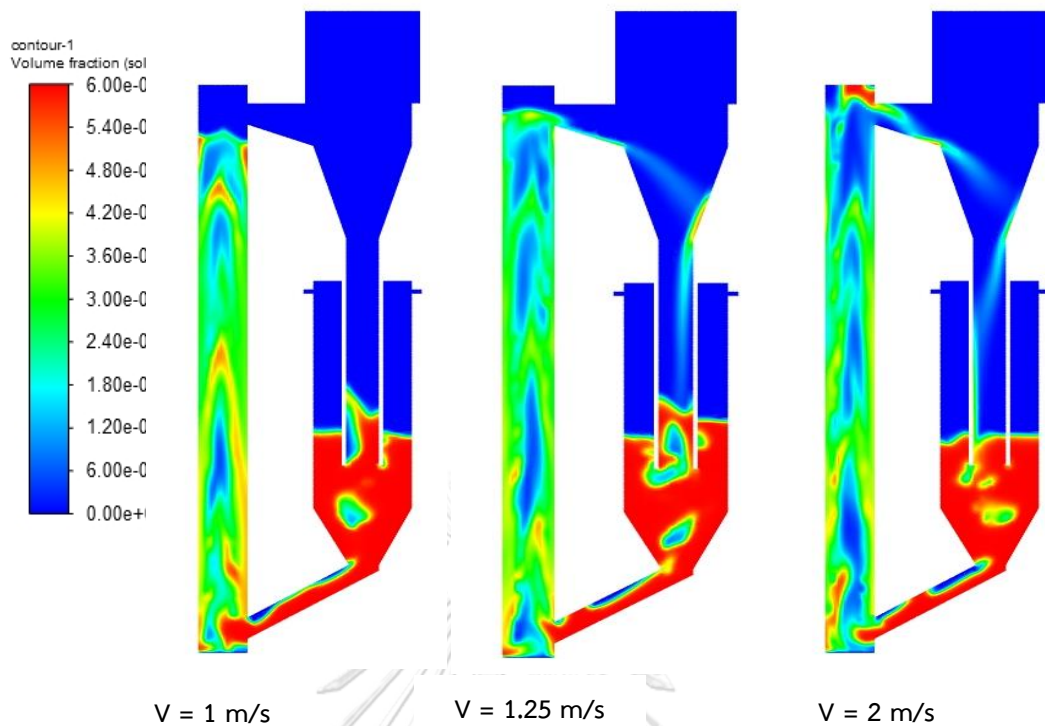
การจำลองพลศาสตร์ของไหลนั้นมีความจำเป็นในการตรวจสอบความถูกต้องกับการทดลองจริง เพื่อความน่าเชื่อถือในการทำนายระบบของฟลูอิด์เบดที่เกิดขึ้น อีกทั้งในการจำลองกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งจำเป็นต้องมีค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งภายในไรเซอร์ที่เหมาะสมในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ งานวิจัยนี้มุ่งเน้นไปที่ฟลูอิด์เบดรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียน (Circulating-turbulent fluidized bed: CTFB) เนื่องจากเป็นรูปแบบการไหลที่มีการผสมระหว่างแก๊สและของแข็งได้ดี และสามารถดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้อย่างต่อเนื่อง ดังนั้นในงานวิจัยนี้ได้ทำการเปรียบเทียบผลการจำลองกับผลของ Thummakul และคณะ [8] เพื่อหาสัดส่วนปริมาตรของแข็งในรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียน โดยทำการทดสอบสัดส่วนปริมาตรของแข็งภายในไรเซอร์จากการปรับความเร็วของแก๊สขาเข้าเป็น 3 ค่า ได้แก่ 1, 1.25 และ 2 เมตรต่อวินาทีด้วยสถานะดำเนินการเดียวกัน เมื่อพิจารณาค่าสัดส่วนของแข็งตามความสูงของไรเซอร์

ดังรูปที่ 20 พบว่าความเร็วแก๊สขาเข้าที่ 1.25 เมตรต่อวินาทีมีค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งสูงสม่ำเสมอตลอดความสูงของไรเซอร์ และมีค่าสอดคล้องกับข้อมูลการทดลอง เมื่อความเร็วของแก๊สขาเข้าเท่ากับ 1 เมตรต่อวินาที ค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งมีค่าสูงขึ้น เมื่อเทียบกับที่ 1.25 และ 2 เมตรต่อวินาที แต่ที่ความสูง 1.8 เมตรนั้นมีค่าลดลงเข้าใกล้ 0 ซึ่งชี้ให้เห็นว่าของแข็งไม่สามารถเคลื่อนที่ขึ้นสูงพอเพื่อที่จะผ่านไปยังส่วนของไซโคลนหรืออาจบอกได้ว่า ไม่เกิดการหมุนเวียนของแข็งภายในระบบ และเมื่อความเร็วของแก๊สขาเข้าเท่ากับ 2 เมตรต่อวินาที ค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งมีค่าน้อยลง บ่งบอกถึงความเบาบางของของแข็งตลอดความสูง แต่ที่ความสูง 1.8 เมตร สัดส่วนปริมาตรของแข็งเพิ่มขึ้นจาก 0.2 ไปเป็น 0.4 ซึ่งแสดงให้เห็นว่า มีของแข็งสะสมในบริเวณด้านบนของไรเซอร์อยู่ปริมาณมาก



รูปที่ 20 ค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งตลอดความสูงของไรเซอร์ที่ความเร็วต่างกัน

จากรูปที่ 21 แสดงคอนทัวร์ของสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตรของการจำลองเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิดเบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนที่ความเร็วของแก๊สเข้าที่ 1, 1.25 และ 2 เมตรต่อวินาที ตามลำดับ โดยมีค่าพารามิเตอร์การจำลองที่เท่ากัน จากรูปสามารถอธิบายอุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้นได้ว่า ที่ความเร็ว 1.25 เมตรต่อวินาทีนั้น มีสัดส่วนปริมาตรของแข็งภายในไรเซอร์ที่สูงและสม่ำเสมอ และอนุภาคของแข็งเกิดการไหลหมุนเวียน สอดคล้องกับรูปภาพที่ 20 ส่วนที่ความเร็ว 1 เมตรต่อวินาทีนั้นเห็นได้ชัดว่า อนุภาคของแข็งไม่เกิดการไหลแบบหมุนเวียน เนื่องจากของแข็งไม่เคลื่อนที่ออกจากไรเซอร์ไปยังส่วนของไซโคลน และที่ความเร็ว 2 เมตรต่อวินาทีนั้น สัดส่วนของแข็งมีความเบาบางตลอดความสูงและมีการสะสมของของแข็งที่ด้านบนของไรเซอร์อย่างชัดเจนเมื่อเปรียบเทียบกับกรณีอื่น ดังนั้นจึงเลือกความเร็วที่ใช้ในการจำลองที่ 1.25 เมตรต่อวินาทีต่อไป



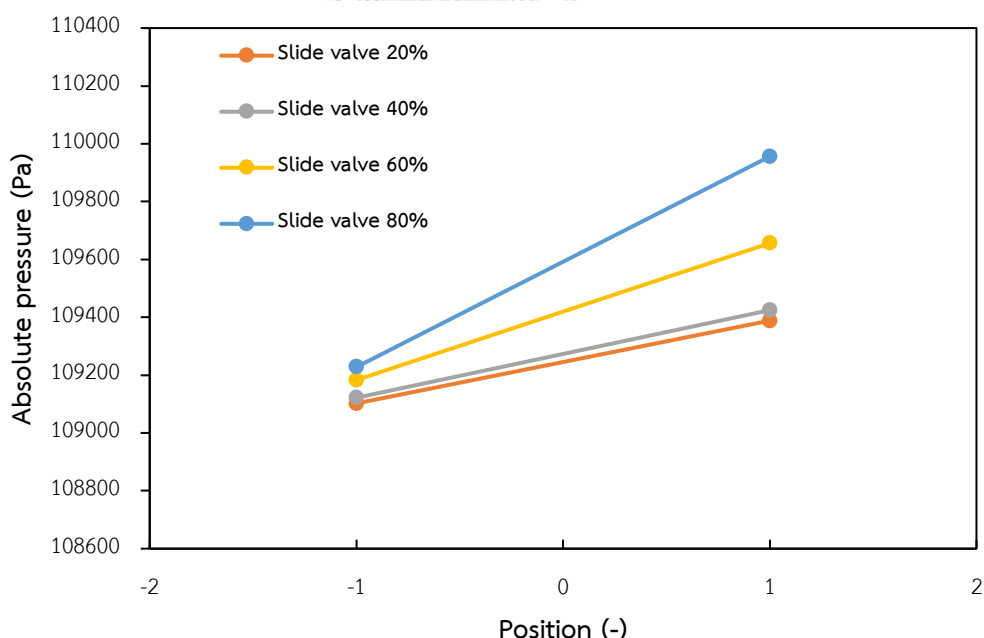
รูปที่ 21 คอนทัวร์ของสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตรภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่ความเร็วต่างกัน

4.1.4 ผลการจำลองการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน

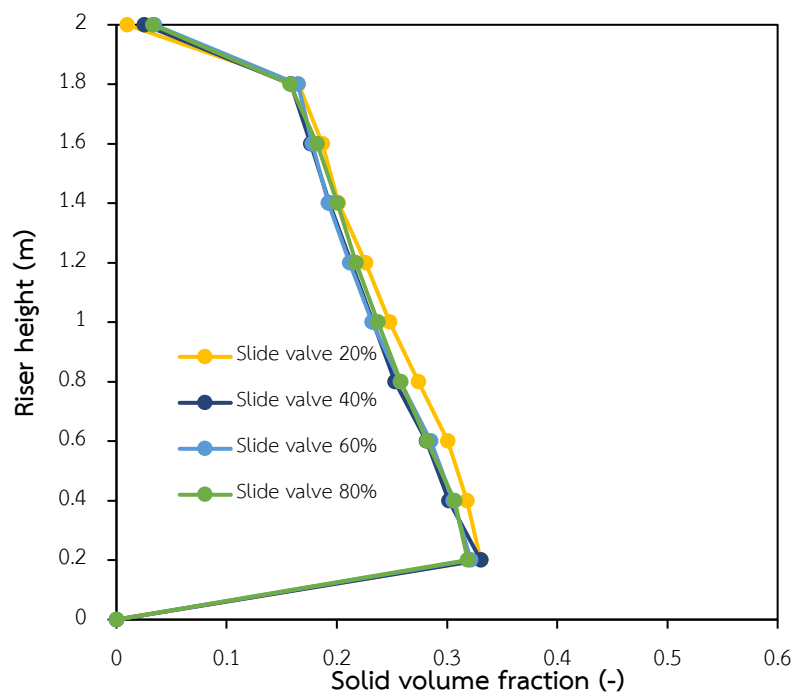
หลังจากการตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลอง จึงทำการจำลองการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียน เพื่อจำลองอุทกพลศาสตร์ของการทำงานที่เสมือนจริงมากยิ่งขึ้น ซึ่งบริเวณที่ติดตั้งคือบริเวณท่อป้อนกลับของของแข็งจากส่วนดาวเนอร์มายังไรเซอร์ โดยอ้างอิงจากงานวิจัยของ Liu และคณะ [39] ที่ได้กล่าวว่าการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนแบบกึ่งปิดนั้นเหมาะสมสำหรับการทำงานของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนและตรงกับผลการทดลองจริง ดังนั้นในงานวิจัยนี้ได้จำลองการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน โดยกำหนดให้วาล์วเปิดสุดตอนแรก และให้ของไหลไหลผ่านจนกระทั่งระบบเข้าสู่สถานะเสมือนคงตัวจึงทำการปิดกั้นการไหลด้วยการเลื่อนวาล์วปิดบางส่วน ในที่นี้คือเลื่อนวาล์วปิดที่ 20 ถึง 80 เปอร์เซ็นต์ เพื่อป้องกันการไหลของแก๊สไหลไปยังดาวเนอร์ ผลลัพธ์ที่ได้จากการจำลองวาล์วกึ่งปิดแต่ละสภาวะการณียังถูกใช้เพื่อการกำหนดความดันบริเวณวาล์ว รูปที่ 22 แสดงค่าความดันสัมบูรณ์ที่บริเวณก่อน (ต้นทาง) (-1) และหลัง (ปลายทาง) (1) การไหลผ่านวาล์วเมื่อวาล์วกึ่งปิดบางส่วนที่ 20, 40, 60 และ 80 เปอร์เซ็นต์ พบว่าที่ปลายทางของการติดตั้งวาล์วนั้นมีค่าความดันที่สูงขึ้นในทุกๆ การเปิด-ปิดวาล์ว และค่าความแตกต่างของความดันจะเพิ่มสูงขึ้นตามการปิดวาล์วบางส่วน โดยวาล์วที่ปิด 80 เปอร์เซ็นต์จะมีค่าความดัน

แตกต่างกันมากที่สุด และรองลงมาคือวาล์วที่ปิด 60, 40 และ 20 เปอร์เซ็นต์ ตามลำดับ เนื่องจากสถานะที่ใช้ในการจำลองนั้นได้กำหนดให้ค่าความดันที่ขาออกนั้นต่ำกว่าบรรยากาศ และที่โรเตอร์ดำเนินการที่ภาวะบรรยากาศ ดังนั้นที่ความดันบริเวณขาออกนั้นเพิ่มสูงขึ้น ซึ่งให้เห็นว่าการปิดวาล์วที่เพิ่มมากขึ้นนั้นสามารถรักษาสถานะที่แตกต่างกันระหว่างส่วนของตาวเนอร์และโรเตอร์ได้

รูปที่ 23 แสดงสัดส่วนปริมาตรการกระจายตัวของแข็งตามความสูงในโรเตอร์ที่เปอร์เซ็นต์การปิดวาล์วบางส่วนต่างๆ พบว่าค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งหลังการปิดวาล์วบางส่วนนั้นมีค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งจะลดลงตามเปอร์เซ็นต์การปิดวาล์วบางส่วน และลดลงมากที่สุดที่การปิดวาล์วที่ 80 เปอร์เซ็นต์ ทั้งนี้เนื่องจากการปิดวาล์วบางส่วนนั้นเป็นการสกัดกั้นการไหลของของแข็งทำให้ปริมาณของแข็งภายในโรเตอร์มีค่าลดลงตามเปอร์เซ็นต์การปิดวาล์ว ซึ่งตรงกับผลการจำลองของงานวิจัยของ Liu และคณะ [39] ที่กล่าวว่าเมื่อทำการปิดวาล์วแบบกึ่งปิดนั้นมียผลทำให้ค่าสัดส่วนของแข็งลดลง อีกทั้งพบค่าสัดส่วนของปริมาตรของแข็งที่เปอร์เซ็นต์การปิดวาล์วที่มากขึ้น ส่งผลให้เกิดการสะสมของแข็งบริเวณด้านบนสุดของโรเตอร์ ทั้งนี้เนื่องจากการปิดวาล์วบางส่วนปิดกั้นการไหลของของแข็งปริมาณของแข็งในโรเตอร์จึงลดลง ดังนั้นที่ความเร็วของแก๊สขาเข้าที่เท่ากันของแข็งจึงสามารถเคลื่อนที่ขึ้นไปได้ที่ความสูงมากขึ้น



รูปที่ 22 ค่าความดันสมบูรณ์ที่บริเวณก่อน(ต้นทาง) (-1) และหลัง(ปลายทาง) (1) การไหลผ่านวาล์วที่การเปิดวาล์วแบบสุดและกึ่งปิดวาล์วบางส่วน 20, 40, 60 และ 80 เปอร์เซ็นต์



รูปที่ 23 สัดส่วนปริมาตรการของแข็งตามความสูงในไรเซอร์ที่การปิดวาล์วบางส่วน

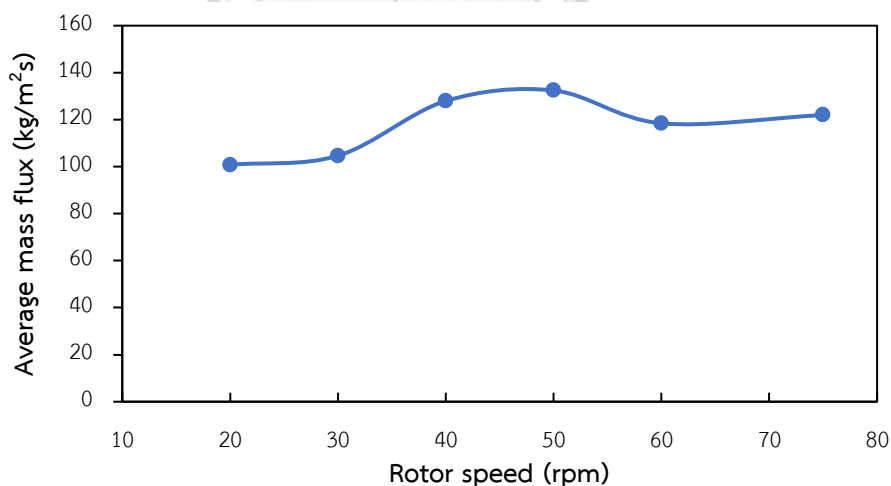
4.1.5 ผลการจำลองการติดตั้งวาล์วแบบหมุน

การจำลองวาล์วแบบหมุนในแบบจำลอง 2 มิติ นั้นมีข้อจำกัดในการจำลองวาล์วให้เคลื่อนที่แบบหมุนเสมือนจริงได้ยาก ดังนั้นจึงจำลองวาล์วแบบหมุนให้มีการเปิดและปิดทีละส่วนคล้ายกับการขนส่งอนุภาคของแข็งทีละส่วน คล้ายกับการหมุนเพื่อลำเลียงอนุภาคของแข็งผ่านช่องว่างทีละช่องของวาล์วแบบหมุน โดยได้แบ่งช่องว่างของการลำเลียงของแข็งออกเป็น 2 ส่วน และทำการเปิดและปิดทีละช่องสลับกันตามระยะเวลาในการหมุนต่อรอบของวาล์ว ทำการติดตั้งที่บริเวณท่อป้อนกลับบริเวณเดียวกับที่ทำการจำลองวาล์วแบบเลื่อน แต่มีขนาดช่องลำเลียงของแข็งเท่ากับความกว้างของท่อป้อนกลับ และทำการเปรียบเทียบผลการจำลองกับการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน

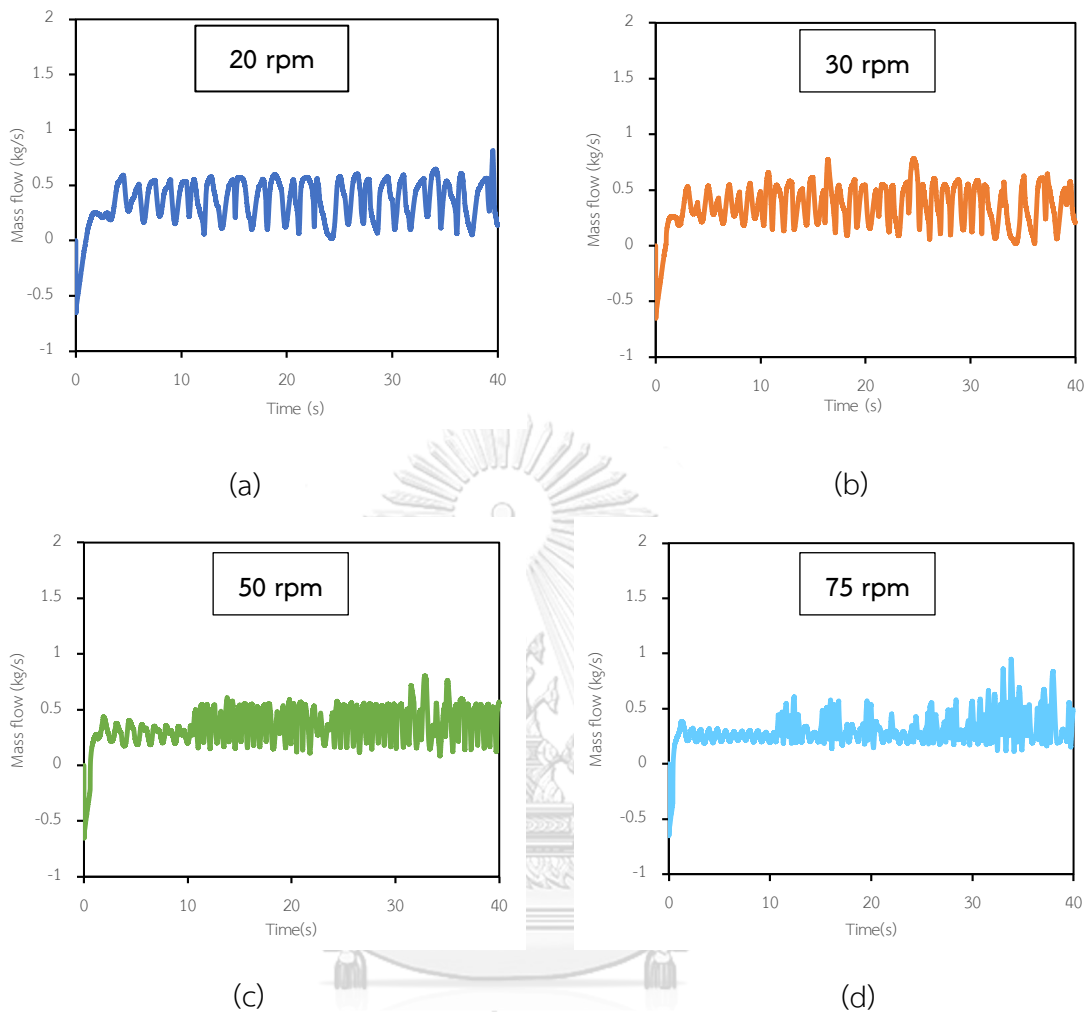
รูปที่ 24 แสดงค่าอัตราการป้อนของแข็งผ่านวาล์วแบบหมุนที่ความเร็วรอบ 20, 30, 40, 50, 60, และ 75 รอบต่อนาที พบว่าที่ความเร็วรอบ 20 รอบต่อนาทีให้ค่าอัตราการป้อนของแข็งที่ 104.63 กิโลกรัมต่อตารางเมตรวินาที สอดคล้องกับระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์วดังที่ได้กล่าวไว้ข้างต้น อีกทั้งยังมีค่าอัตราการไหลสอดคล้องกับทฤษฎีจากสมการที่ 2.18 และที่ความเร็วรอบ 20 – 50 รอบต่อนาที แนวโน้มอัตราการป้อนของแข็งมีค่าเพิ่มสูงขึ้น เนื่องจากการเปิดและปิดวาล์วในความเร็วที่มากขึ้นสามารถลำเลียงของแข็งในปริมาณที่มากขึ้นตามความเร็วรอบที่ทำการเปิดและปิด อีกทั้งที่ความเร็วรอบ 50 – 75 รอบต่อนาทีแนวโน้มอัตราการป้อนของแข็งนั้นมีแนวโน้มลดลง ซึ่งสอดคล้องกับ

งานวิจัยของ Dong และ Li [41] ที่ว่าการหมุนเร็วมากขึ้นของวาล์วแบบหมุนนั้นสามารถลำเลียงของแข็งได้เพิ่มมากขึ้น และเมื่อความเร็วรอบของการหมุนมีค่ามากเกินไปทำให้อัตราการป้อนของแข็งจะลดลง ทั้งนี้ที่ความเร็วมากจนเกินไปการลำเลียงของแข็งผ่านวาล์วนั้นทำได้ไม่ดี เนื่องจากของแข็งที่อยู่ภายในวาล์วนั้นยังไม่ไหลตกลงมาเข้าสู่ท่อป้อนกลับ หรือสามารถไหลผ่านวาล์วได้ในปริมาณน้อย ทำให้ค่าอัตราการป้อนของแข็งมีค่าลดลง

รูปที่ 25 (a) – (d) แสดงอัตราการไหลของแข็งผ่านวาล์วแบบหมุนในเวลา 0 – 40 วินาที ที่ความเร็วรอบ 20, 30, 50 และ 75 รอบต่อนาทีตามลำดับ พบว่าอัตราการไหลของแข็งมีค่ากว้างที่ความถี่มากขึ้นตามความเร็วรอบ นั่นคือที่ 50 รอบต่อนาที มีความถี่ของการกวัดแกว่งมากที่สุด รองลงมาคือ 30 และ 20 ตามลำดับ โดยค่าอัตราการไหลมีแนวโน้มค่อนข้างคงที่ เนื่องจากความเร็วรอบที่มากขึ้นสามารถลำเลียงของแข็งในอัตราที่เร็วมากขึ้นและไม่เร็วจนเกินไป ทำให้สามารถลำเลียงของแข็งได้ปริมาณที่มากขึ้น สำหรับกรณีที่มีความเร็วรอบ 75 รอบต่อนาทีทำให้การกวัดแกว่งค่าอัตราการไหลของแข็งที่ความถี่สูง ส่งผลให้ค่าอัตราการไหลมีแนวโน้มไม่สม่ำเสมอ เมื่อเวลาผ่านไปหลัง 30 วินาที ค่าอัตราการไหลของแข็งมีค่าสูงขึ้นเนื่องจากเกิดการสะสมของแข็งในช่วงแรกจนทำให้เกิดความดันสะสมตันของแข็งให้ไหลออกมาได้ปริมาณมากขึ้น แต่ช่วงเวลา 0 – 30 วินาที ค่าอัตราการไหลของแข็งมีค่าไม่สูงเนื่องจากความเร็วในการเปิดและปิดวาล์วที่สูงจนทำให้ไม่สามารถลำเลียงของแข็งได้ทันเวลา ซึ่งทำให้ลำเลียงของแข็งได้ปริมาณไม่สูงนัก ซึ่งผลที่ได้สอดคล้องกับรูปที่ 24

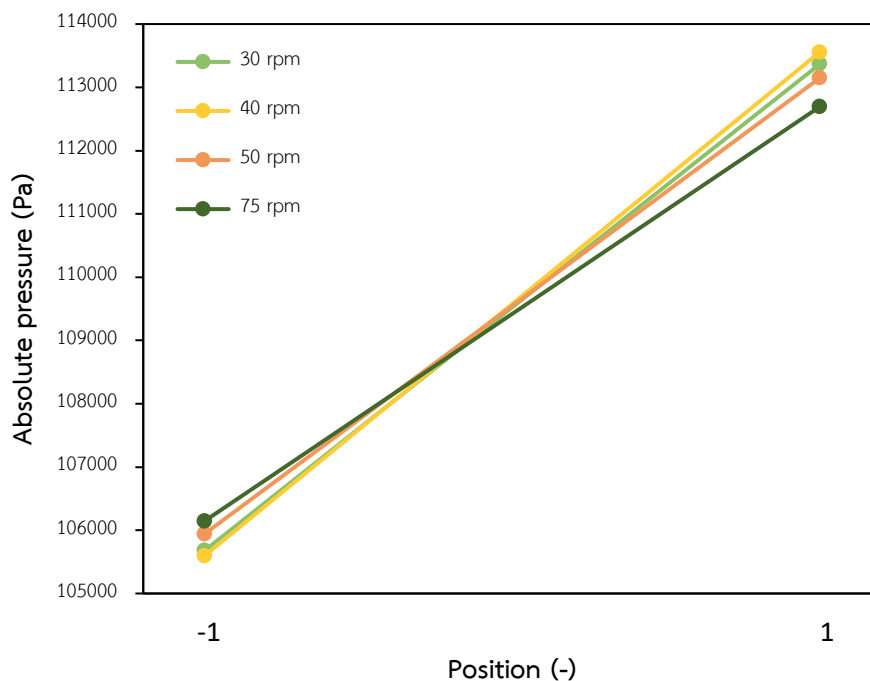


รูปที่ 24 อัตราการป้อนของแข็งผ่านวาล์วแบบหมุนที่ความเร็วรอบต่างๆ



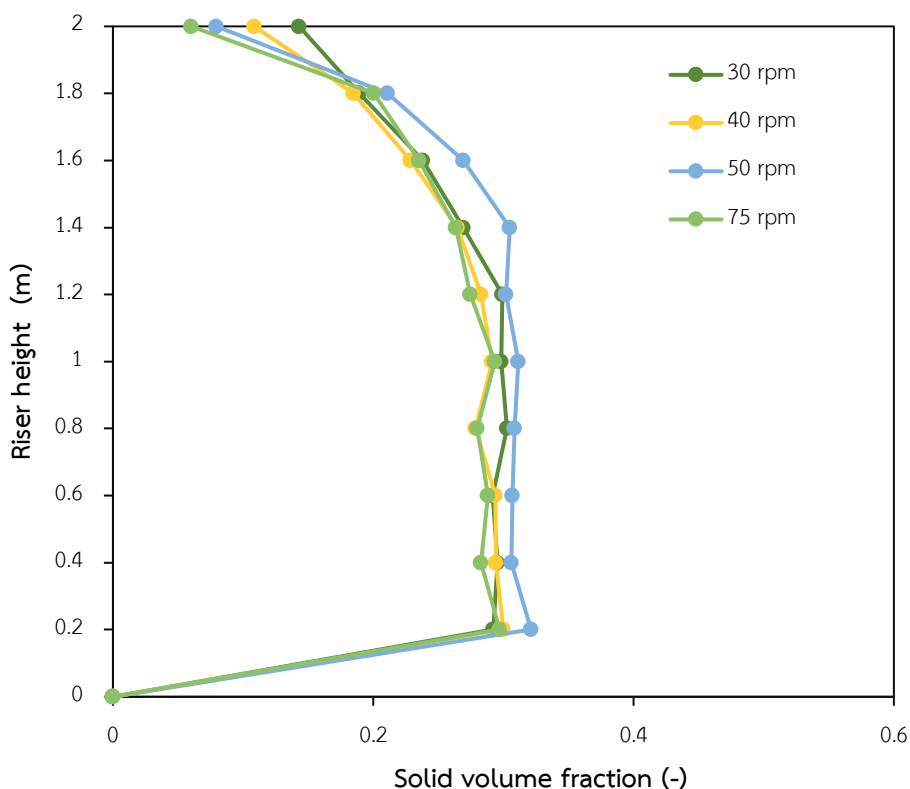
รูปที่ 25 (a) - (d) อัตราการไหลของแข็งผ่านวาล์วแบบหมุนที่ความเร็วรอบ 20, 30, 50 และ 75 รอบต่อนาทีตามลำดับ

รูปที่ 26 แสดงค่าความดันสมบูรณ์ที่บริเวณก่อน(ต้นทาง) (-1) และหลัง(ปลายทาง) (1) การไหลผ่านวาล์วที่ความเร็วรอบ 30, 40, 50, และ 75 รอบต่อนาทีพบว่า ค่าความดันสมบูรณ์ที่ปลายทางนั้นมีค่าสูงมากกว่าที่ต้นทางเป็นอย่างมาก เนื่องจากสภาวะที่ใช้ในการจำลองที่ส่วนดาวเนอร์นั้นต่ำกว่าบรรยากาศ และที่ไรเซอร์ดำเนินการที่ภาวะบรรยากาศ ดังนั้นที่ความดันบริเวณขาออกนั้นเพิ่มสูงขึ้นมาก ซึ่ให้เห็นว่าการติดตั้งวาล์วแบบหมุนนั้นสามารถรักษาสภาวะที่แตกต่างกันได้ดี และพบว่าค่าความดันแตกต่างที่ต้นทางกับปลายทางลดลงเล็กน้อยตามความเร็วรอบที่เพิ่มขึ้นเห็นได้ชัดที่ 75 รอบต่อนาที เนื่องจากการเปิดและปิดของวาล์วที่เร็วมากขึ้นทำให้สภาวะต้นทางและปลายทางมีค่าใกล้เคียงกันมากขึ้น ดังนั้นความแตกต่างของความดันมีจึงค่าลดลง



รูปที่ 26 ความดันสมบูรณ์ที่บริเวณก่อน(ต้นทาง) (-1) และหลัง(ปลายทาง) (1) การไหลผ่านวาล์วแบบหมุนที่ความเร็วรอบต่างๆ

รูปที่ 27 แสดงสัดส่วนปริมาตรการกระจายตัวของแข็งตามความสูงในโรเตอร์ที่ความเร็วรอบต่างกัน พบว่าค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งในแต่ละความเร็วรอบมีค่าที่สม่ำเสมอตลอดความสูงโรเตอร์ มีค่าแตกต่างกันเล็กน้อยตามความเร็วรอบการเปิดปิดของวาล์ว และที่ความเร็วรอบ 50 รอบต่อนาทีมีค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งที่สูง และสม่ำเสมอตลอดความสูงมากกว่า เมื่อเทียบกับความเร็วรอบอื่นๆ เนื่องจากมีค่าอัตราการป้อนของแข็งที่สูง จึงทำให้มีปริมาณของแข็งในโรเตอร์ที่หนาแน่น ซึ่งสอดคล้องกับผลของอัตราการป้อนของแข็งที่สูงในรูปที่ 26 และพบว่าเกิดการสะสมของของแข็งที่ความสูง 2 เมตร

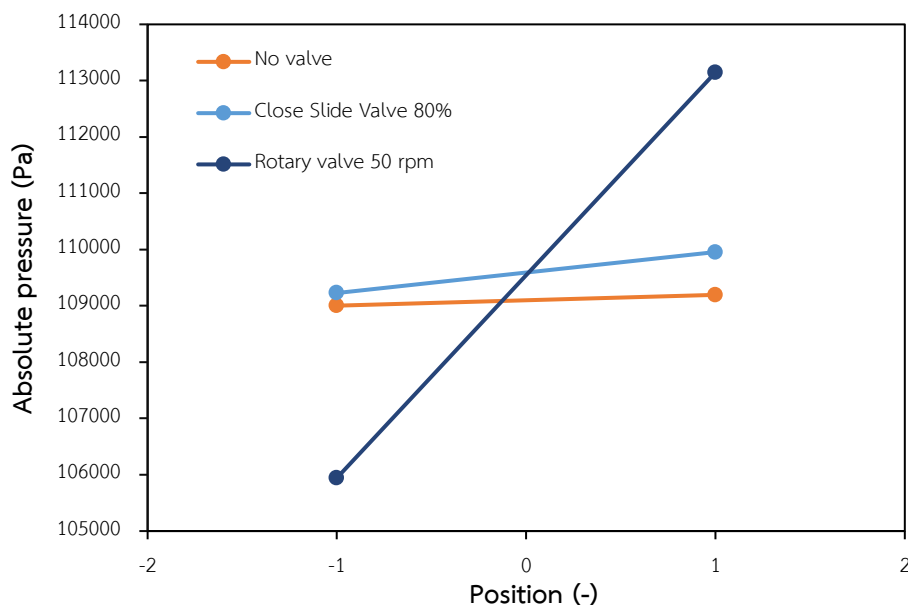


รูปที่ 27 สัดส่วนปริมาตรการกระจายตัวของแข็งตามความสูงในโรเซอร์ที่ความเร็วรอบต่างๆ

4.1.6 ผลการเปรียบเทียบการจำลองวาล์วแบบเลื่อน และแบบหมุน

จากการตรวจสอบความถูกต้องของการจำลองการติดตั้งวาล์วทั้งสองแบบกับงานวิจัยอ้างอิง จึงได้ทำการเปรียบเทียบผลการจำลองการติดตั้งวาล์วที่ทั้ง 2 ประเภท เพื่อพิจารณาภาวะการดำเนินการที่แตกต่างกัน โดยเลือกจากภาวะที่ดีที่สุดโดยที่วาล์วแบบเลื่อนนั้น กำหนดให้จำลองกระบวนการเมื่อการปิดวาล์วบางส่วนที่ 80 เปอร์เซ็นต์ เพื่อลดการไหลของแก๊สจากโรเซอร์ไปยังดาวเนอร์มากที่สุด อีกทั้งมีความแตกต่างระหว่างความดันมากที่สุด เมื่อเปรียบเทียบกับที่เปอร์เซ็นต์การเลื่อนปิดต่างๆ และเลือกการติดตั้งวาล์วแบบหมุนที่ 50 รอบต่อนาที เนื่องจากไม่เกิดการไหลของแก๊สไปยังดาวเนอร์ อีกทั้งมีอัตราการไหลของของแข็งที่มากและยังมีสัดส่วนปริมาตรของแข็งสูงสม่ำเสมอ เมื่อเปรียบเทียบกับที่ความเร็วรอบต่างๆ โดยรูปที่ 28 แสดงค่าความดันสมบูรณ์ที่บริเวณก่อน(ต้นทาง) (-1) และหลัง(ปลายทาง) (1) การไหลผ่านวาล์วที่ไม่มีการติดตั้งวาล์ว การติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนที่ 80 เปอร์เซ็นต์ และการติดตั้งวาล์วแบบหมุนที่ 50 รอบต่อนาที พบว่าค่าความแตกต่างความดันสมบูรณ์ที่การติดตั้งวาล์วแบบหมุนนั้นมีค่าสูงมาก เมื่อเปรียบเทียบกับก่อนการติดตั้งวาล์ว

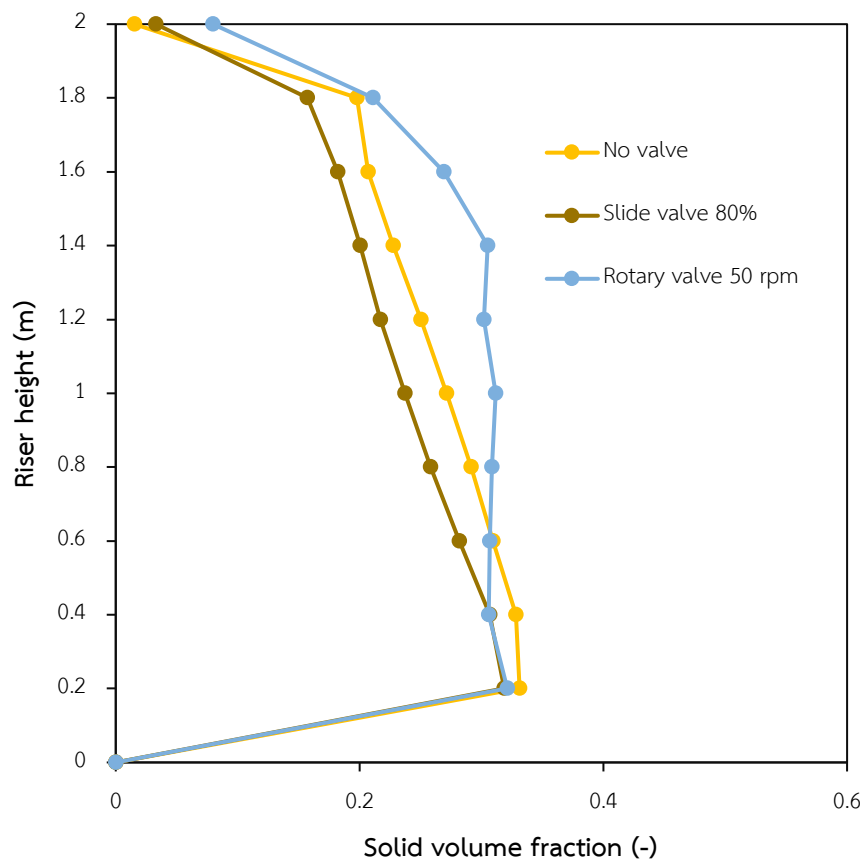
และมีค่าแตกต่างกันเล็กน้อยที่การติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน แสดงให้เห็นถึงการควบคุมสถานะที่แตกต่างกันของส่วนโรเตอร์และดาวเนอร์ในระบบการติดตั้งวาล์วแบบหมุนนั้นทำได้ดีกว่า ระบบไม่มีการติดตั้งวาล์ว และ การติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน



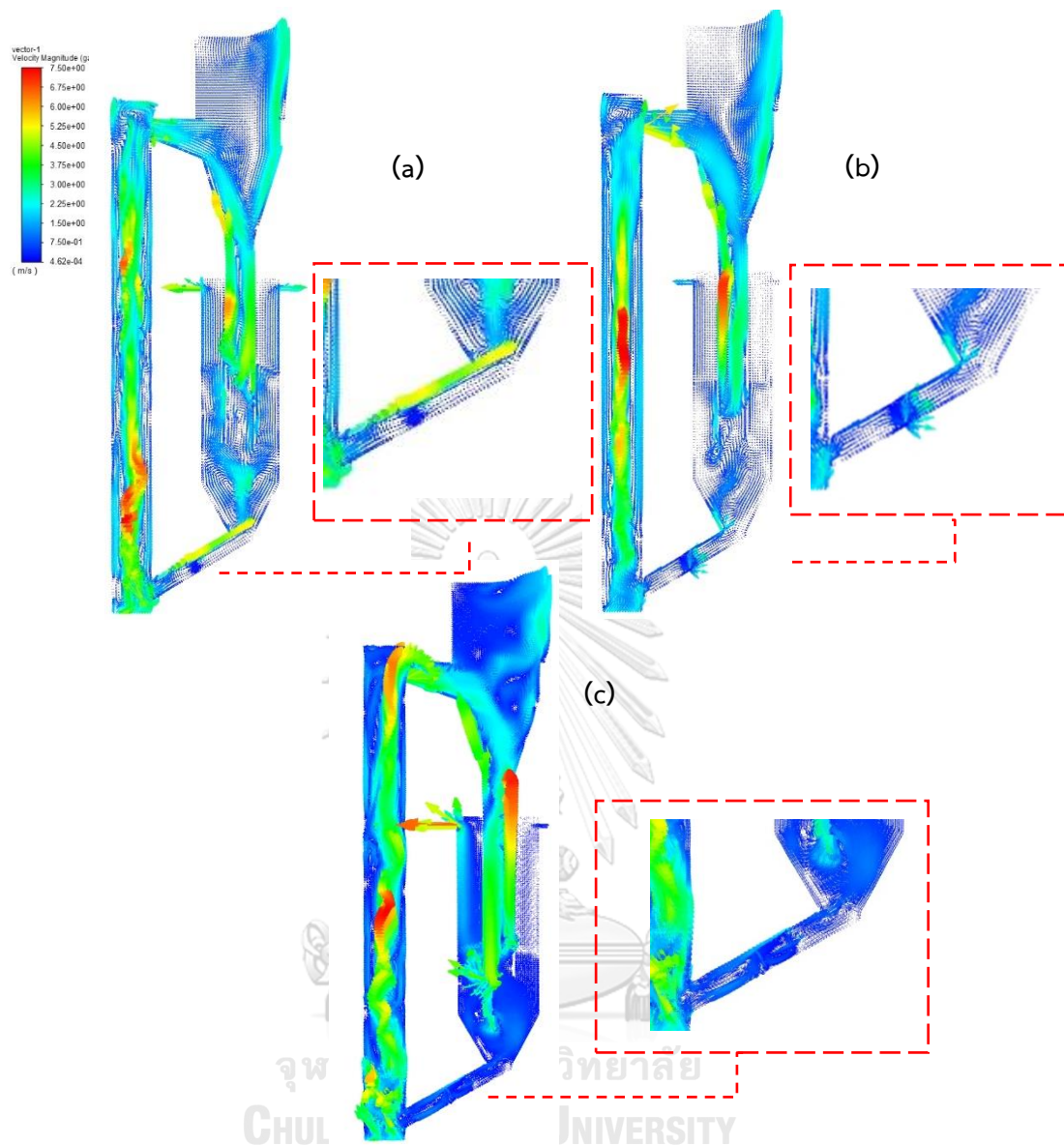
รูปที่ 28 ความดันสมบูรณ์ที่บริเวณก่อน(ต้นทาง) (-1) และหลัง(ปลายทาง) (1) แต่ละกรณี

จากรูปที่ 29 แสดงการเปรียบเทียบค่าสัดส่วนของแข็งตามความสูงในโรเตอร์ในระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์ว การติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนที่ 80 เปอร์เซ็นต์ และการติดตั้งวาล์วแบบหมุน พบว่าการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนนั้นมีค่าสัดส่วนของแข็งที่ลดลงตลอดความสูงของโรเตอร์ และเกิดการสะสมของของแข็งที่ความสูง 2 เมตรเล็กน้อย และที่การติดตั้งวาล์วแบบหมุนนั้นเห็นได้ชัดเจนว่า มีค่าสัดส่วนของแข็งที่หนาแน่นตลอดความสูงของโรเตอร์ อีกทั้งยังพบที่ความสูง 0.2 เมตรนั้นมีค่าต่ำกว่าที่ไม่มีการติดตั้งวาล์ว และเกิดการสะสมที่ด้านบนความสูง 2 เมตร ทั้งนี้เนื่องจากระบบการติดตั้งวาล์วแบบหมุนนั้นเป็นการปิดกั้นการไหลภายในท่อป้อนกลับ จึงสามารถบังคับทิศทางการไหลในระบบได้ดีมากยิ่งขึ้น กล่าวคือ แก๊สขาเข้านั้นไม่สามารถไหลมายังดาวเนอร์ ทำให้แก๊สขาเข้าในโรเตอร์มีทิศทางการไหลในแนวความสูงในโรเตอร์มากขึ้น เป็นผลให้มีของแข็งไหลเข้าสู่ดาวเนอร์และผลกดันของแข็งไหลลงสู่โรเตอร์ที่มากขึ้นตามไปด้วย จึงมีค่าสัดส่วนของแข็งสูงมากกว่าระบบอื่น สิ่งนี้สามารถอธิบายได้ด้วย รูปที่ 30 (a) – (c) แสดงเวกเตอร์ของความเร็วแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนที่ระบบไม่มีการติดตั้งวาล์ว การติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน และการติดตั้งวาล์วแบบหมุนตามลำดับ เมื่อพิจารณาที่บริเวณท่อป้อนกลับที่ของระบบการติดตั้งวาล์วแบบหมุนนั้นไม่พบการไหล

ของแก๊สไปยังดาวเนอร์ และที่โรเซอร์นั้นมีความเร็วของแก๊สที่สูงกว่าระบบอื่น สังเกตได้จากบริเวณความเร็วของแก๊สที่ทางออกของโรเซอร์นั้นมีค่าสูง ซึ่งส่งผลให้ของแข็งนั้นไหลไปยังดาวเนอร์มากขึ้น ดังที่ได้กล่าวไว้ และด้วยความเร็วของแก๊สที่สูงบริเวณขาออกของโรเซอร์นี้สามารถอธิบายการเกิดการสะสมของของแข็งบริเวณด้านบนของโรเซอร์ ในรูปที่ 29 ได้ อีกทั้งยังมีค่าสัดส่วนเวกเตอร์ของแก๊สที่หนาแน่นบ่งบอกถึงความเร็วของแก๊สในระบบที่สูงกว่า เมื่อพิจารณาที่ระบบการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนพบการไหลของแก๊สในท่อป้อนกลับเล็กน้อย เนื่องจากการปิดกั้นการไหลของวาล์วทำให้สามารถป้องกันแก๊สไหลสู่ดาวเนอร์ได้ แต่ด้วยการปิดกั้นการไหลนั้นยังส่งผลให้ค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งนั้นมาค่าลดลงตามไปด้วย



รูปที่ 29 สัดส่วนปริมาตรการกระจายตัวของแข็งตามความสูงในโรเซอร์ที่ระบบต่างๆ



รูปที่ 30 เวกเตอร์ของความเร็วแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ (a) เมื่อไม่มีการติดตั้งวาล์ว (b) ติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนที่ 80 องศา และ (c) ติดตั้งวาล์วแบบหมุนที่ 50 รอบต่อนาที

จากผลการติดตั้งวาล์วควบคุมทั้งสองแบบ พบว่าการติดตั้งวาล์วแบบหมุนที่ 50 รอบต่อนาที นั้นสามารถป้องกันการไหลของแก๊สไปยังดาวเนอร์ได้ มีอัตราการป้อนของแก๊สได้สูง และมีค่าสัดส่วนของแก๊สที่หนาแน่นตลอดความสูงของไรเซอร์ และการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนที่ 80 องศาสามารถลดการไหลของแก๊สไปยังส่วนของดาวเนอร์ และมีสัดส่วนของแก๊สลดลงเล็กน้อยเมื่อเปรียบเทียบกับระบบไม่มีการติดตั้งวาล์ว ดังนั้นจึงเลือกเป็นภาวะในการจำลองที่ดีที่สุดในการจำลองกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เพื่อทำการเปรียบเทียบผลการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากการติดตั้งวาล์วทั้งสองแบบต่อไป

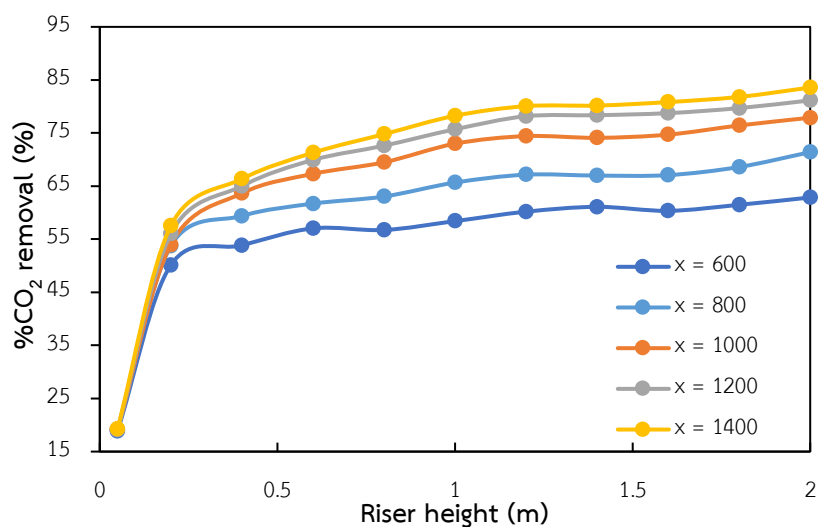
4.2 การจำลองอุทกพลศาสตร์ระบบการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมี

การจำลองพลศาสตร์ในส่วนนี้เป็นการศึกษากระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยฟลูอิด์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนครบวงจร ที่ประกอบไปด้วย ทั้งส่วนดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์และส่วนฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนต โดยศึกษาผลของการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังจากการติดตั้งวาล์วควบคุมเพื่อความเสมือนการทดลองจริงมากขึ้น ซึ่งได้นำสภาวะการจำลองจากส่วนที่ 1 มาใช้ในการจำลองในส่วนนี้ และศึกษาตัวแปรดำเนินการที่สภาวะการจำลองต่างๆ ที่มีผลต่อประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ รวมไปถึงการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็ง

4.2.1 ผลของแบบจำลองที่เกิดปฏิกิริยาเคมี

การจำลองจลนศาสตร์จำเป็นต้องถูกตรวจสอบให้สอดคล้องกับงานวิจัยเพื่อความถูกต้องของผลลัพธ์ โดยการจำลองใช้อัตราการเกิดปฏิกิริยาของ Thummakul และคณะ [8] พบว่าการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ยังมีประสิทธิภาพไม่สูงเท่ากับรายงานวิจัย โดยเลือกสภาวะดำเนินการที่ความเร็วของแก๊สขาเข้าอยู่ที่ 1.25 เมตรต่อวินาที อุณหภูมิของแก๊สขาเข้าอยู่ที่ 333 เคลวิน และอุณหภูมิของดาวเนอร์อยู่ที่ 473 เคลวิน ที่ความดันปกติ ที่แก๊สขาเข้ากำหนดให้สัดส่วนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ 20 เปอร์เซ็นต์ ใอน้ำที่ 15 เปอร์เซ็นต์ และแก๊สไนโตรเจนที่ 75 เปอร์เซ็นต์ โดยน้ำหนัก เนื่องจากเป็นสภาวะดำเนินการที่สามารถดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้มีประสิทธิภาพ จากในงานวิจัยนี้ได้ทำการจำลองกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบครบวงจรทำให้มีภาวะอุทกพลศาสตร์ต่างกับงานวิจัยอ้างอิง อาจส่งผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาไม่เท่ากัน จึงได้ทำการปรับค่าปัจจัยความถี่ (frequency factors) ในสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาดูดซับให้มีค่าสูงมากขึ้นโดยการคูณสัมประสิทธิ์ทั้งหมด 5 ค่า

รูปที่ 31 แสดงค่าร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ตามความสูงภายในไรเซอร์เมื่อเปลี่ยนค่าสัมประสิทธิ์เป็น (x) 600, 800, 1,000, 1,200 และ 1,400 ส่งผลให้ได้ร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามค่าสัมประสิทธิ์ที่เพิ่มมากขึ้น และร้อยละการดักจับมีค่าเพิ่มขึ้นตามความสูงของไรเซอร์ โดยค่าแนวโน้มการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้นแบบกวัดแกว่งเล็กน้อย



รูปที่ 31 ร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ตามความสูงภายในไรเซอร์ที่สัมประสิทธิ์ต่างๆ

ตารางที่ 8 แสดงการเปรียบเทียบค่าประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของงานวิจัยนี้ และงานวิจัยที่อ้างอิง พบว่าเมื่อเพิ่มค่าสัมประสิทธิ์ความถี่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาให้สูงขึ้น สามารถดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้มากขึ้น จะเห็นได้ว่าค่าสัมประสิทธิ์ที่ 1,000, 800 และ 600 นั้นมีค่าร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้ยังต่ำกว่าค่าจากงานวิจัยที่อ้างอิง สำหรับค่าสัมประสิทธิ์ที่ 1,200 และ 1,400 นั้นค่าร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากแบบจำลองมีค่าสอดคล้องกับผลจากงานวิจัยที่อ้างอิง แต่ที่ 1,400 นั้นสอดคล้องและมีค่าอยู่ในช่วงกึ่งกลางกับผลจากงานวิจัยที่อ้างอิง จึงเลือกใช้ค่าความถี่นี้มาใช้ในการจำลองต่อไป

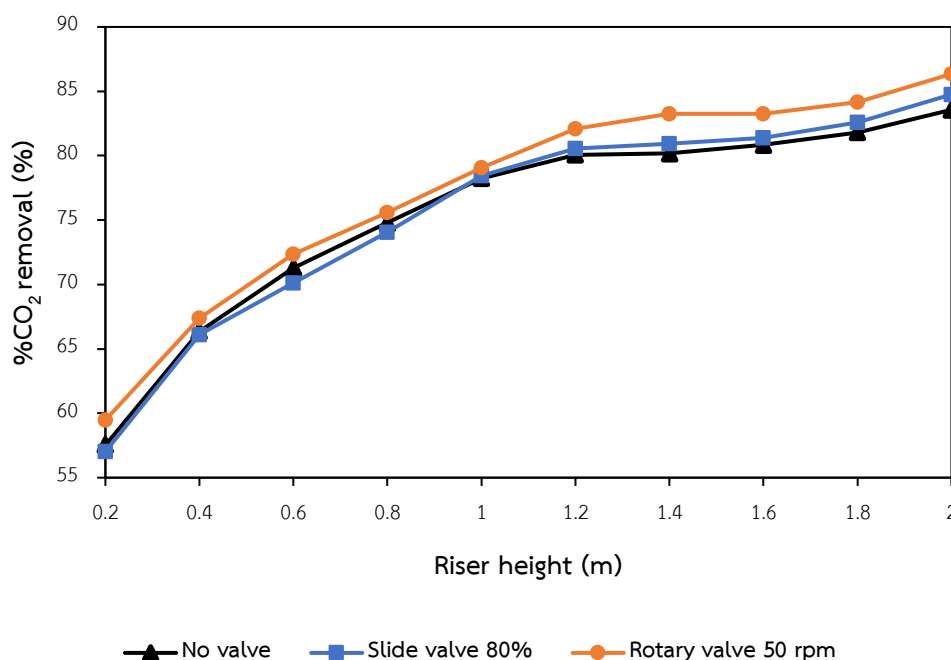
ตารางที่ 8 เปรียบเทียบค่าประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

กรณีศึกษา/งานวิจัยอ้างอิง	รูปแบบเครื่องปฏิกรณ์	ร้อยละแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกดูดซับ (%)
x = 600	Fluidized bed	62.27
x = 800		69.21
x = 1,000		76.91
x = 1,200		79.64
x = 1,400		82.22
Thummakul และคณะ [8]	Fluidized bed	77.4 - 93.4

4.2.2 ผลของการติดตั้งวาล์วควบคุม

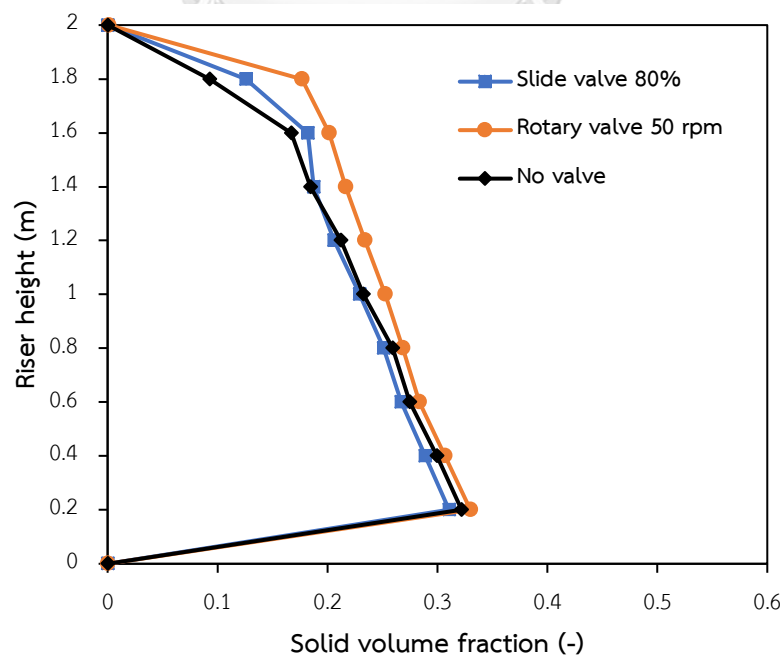
จากการศึกษาการจำลองอุทกพลศาสตร์ในส่วนแรกของการติดตั้งวาล์วควบคุม จึงเลือกตัวแปรการดำเนินการที่เหมาะสมในการจำลองการติดตั้งวาล์วควบคุมจากส่วนที่ 1 เพื่อนำมาจำลองกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ประกอบไปด้วยส่วนดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และส่วนฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็ง โดยได้เลือกดำเนินการของการติดตั้งวาล์วควบคุมแบบเลื่อนที่การปิดบางส่วน 80 เปอร์เซ็นต์ และวาล์วควบคุมแบบหมุนที่ความเร็วรอบ 50 รอบต่อนาที โดยจำลองที่สภาวะเดียวกัน เพื่อเปรียบเทียบหาตัวแปรดำเนินการที่ดีที่สุด

รูปที่ 32 แสดงค่าร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ตามความสูงภายในไรเซอร์ที่ 0.2 – 2 เมตร ของระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์ว ระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนที่ 80 เปอร์เซ็นต์ และระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบหมุนที่ 50 รอบต่อนาที พบว่าระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบหมุนนั้น มีค่าร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงขึ้นตลอดความสูงของไรเซอร์ เมื่อเปรียบเทียบกับระบบก่อนการติดตั้งวาล์ว และระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน ส่วนที่ระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนนั้นมีค่าดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลงเล็กน้อยที่ใกล้เคียงกับระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์วควบคุม



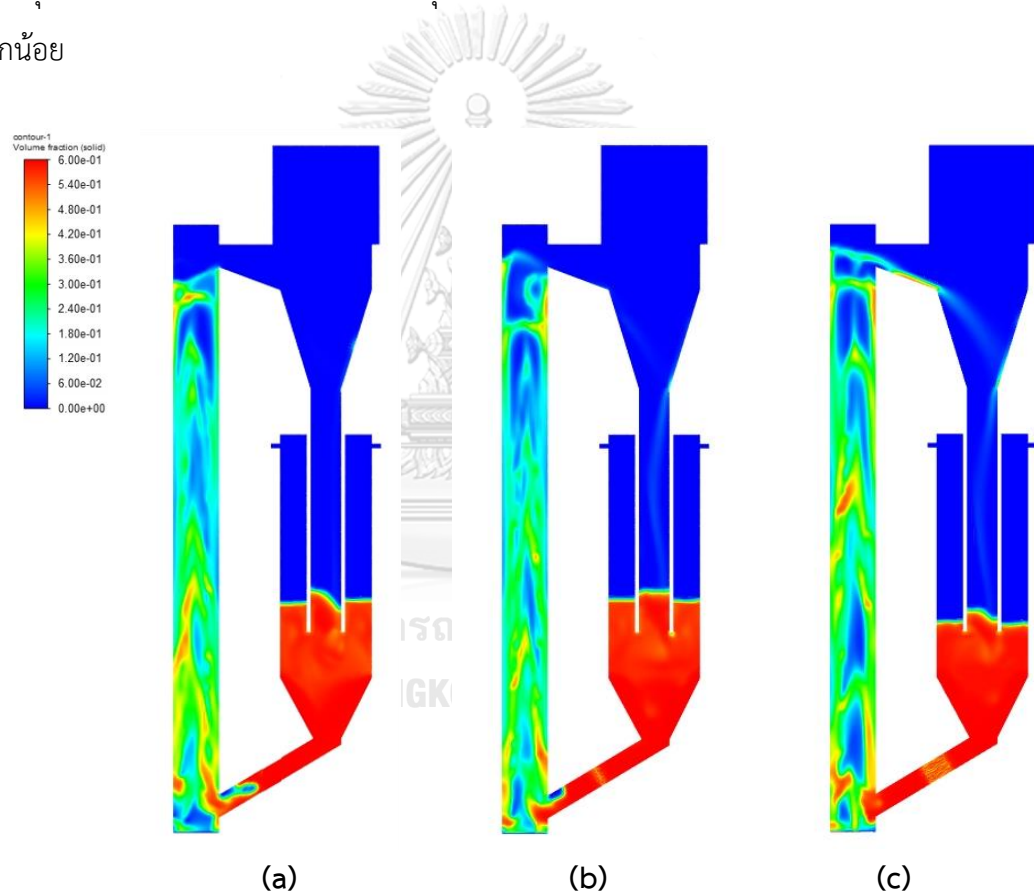
รูปที่ 32 ร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ตามความสูงภายในไรเซอร์ระบบต่างๆ

จากรูปที่ 33 แสดงค่าสัดส่วนของแข็งตามความสูงของโรเซอร์ระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์วควบคุม ระบบที่ติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนปิด 80 เปอร์เซ็นต์ และระบบที่ติดตั้งวาล์วแบบหมุนที่ 50 รอบต่อนาที โดยในส่วนนี้ได้ใช้แบบจำลองสัมประสิทธิ์ด้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาคแบบ EMMS พบว่า ค่าสัดส่วนของแข็งที่ได้สอดคล้องกับผลการจำลองด้วยแบบจำลองแบบ Gidaspows ที่ทำการศึกษาในส่วนแรกซึ่งใช้แสดงผลการจำลองอุทกพลศาสตร์เมื่อไม่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมี ดังรูปที่ 29 แต่จะมีค่าสัดส่วนของแข็งที่สูงบริเวณด้านล่างของโรเซอร์ เนื่องจากผลของแบบจำลองแบบ EMMS ที่ค่าสัดส่วนของแข็งสูงๆจะมีค่าที่หนาแน่นมากกว่า จึงทำให้ที่ส่วนล่างของโรเซอร์ที่มีปริมาณของแข็งสูงมีความหนาแน่นมากกว่า แล้วจึงลดลงตามความสูงเล็กน้อย และพบว่าระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนให้ค่าสัดส่วนของแข็งที่ต่ำกว่าเล็กน้อยเมื่อเทียบกับระบบก่อนการติดตั้งวาล์วควบคุมที่บริเวณด้านล่างของหอโรเซอร์ ส่วนระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบหมุนพบว่าค่าสัดส่วนของแข็งเพิ่มสูงขึ้นตลอดความสูงของโรเซอร์เมื่อเทียบกับก่อนการติดตั้งวาล์ว บ่งบอกถึงปริมาณตัวดูดซับของแข็งที่มีปริมาณและความสม่ำเสมอเพิ่มมากขึ้นตลอดความสูง ซึ่งสอดคล้องกับผลการจำลองในส่วนแรก ด้วยสัดส่วนของแข็งที่เพิ่มมากขึ้นส่งผลให้มีประสิทธิภาพการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงขึ้นของวาล์วแบบหมุน เมื่อเทียบกับระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์ว ทั้งนี้เนื่องจากอัตราการเกิดปฏิกิริยานั้นขึ้นอยู่กับสัดส่วนปริมาตรของแข็งดังสมการที่ 3.21 ดังนั้นค่าสัดส่วนของแข็งมีผลต่อการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์



รูปที่ 33 สัดส่วนของแข็งตามความสูงของโรเซอร์ที่ระบบต่างๆ

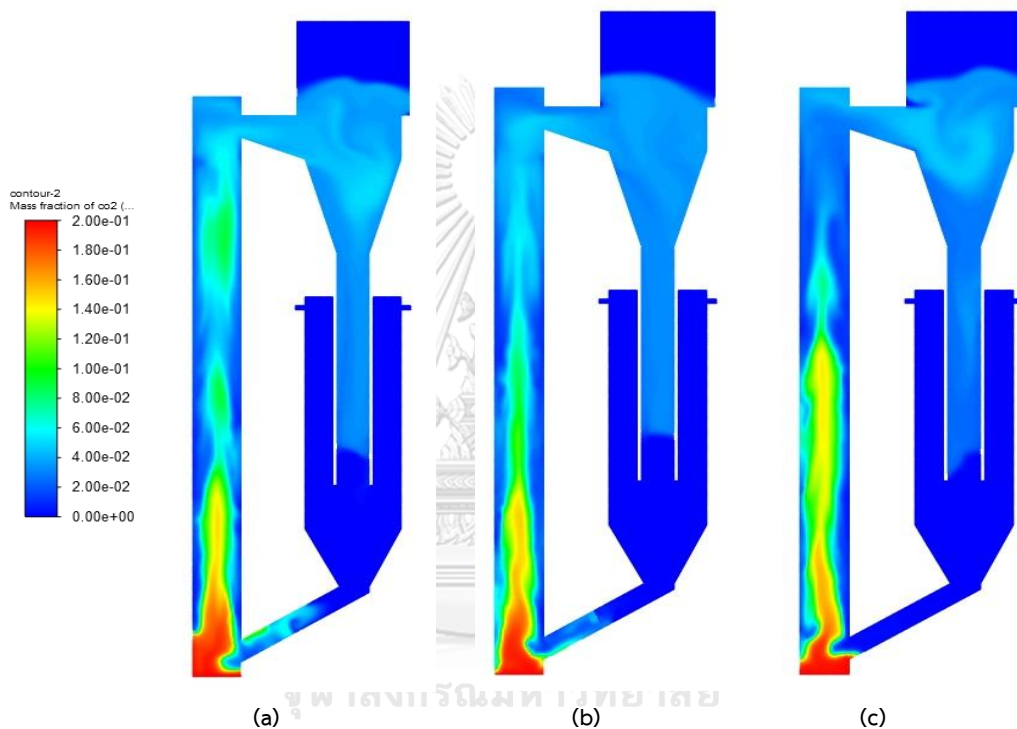
รูปที่ 34 (a) - (c) แสดงคอนทัวร์ของสัดส่วนปริมาตรของแข็งเฉลี่ยในเครื่องปฏิกรณ์ ณ เวลา 30 วินาที โดยเปรียบเทียบระหว่างระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์วควบคุม ระบบที่ติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน และระบบที่ติดตั้งวาล์วแบบหมุน เมื่อพิจารณาที่โรเตอร์พบว่า สัดส่วนปริมาตรของแข็งในโรเซอร์ ระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบหมุนนั้นมีสัดส่วนของแข็งโรเซอร์ที่หนาแน่นมากกว่าระบบที่ไม่ติดตั้งวาล์วและระบบที่ติดตั้งวาล์วแบบหมุนเล็กน้อย และเห็นได้ชัดว่า สัดส่วนของแข็งที่ดาวเนอร์ของการติดตั้งวาล์วแบบหมุนนั้นมีปริมาณน้อยกว่า ซึ่งแสดงถึงของแข็งที่ไหลสู่โรเซอร์นั้นมีปริมาณมาก ซึ่งสอดคล้องกับกราฟแสดงค่าสัดส่วนของแข็งดังรูปที่ 33 อีกทั้งยังพบว่า ระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์วควบคุม และระบบที่ติดตั้งวาล์วแบบหมุนนั้น มีการไหลของแก๊สเข้าไปในส่วนของท่อป้อนกลับเล็กน้อย



รูปที่ 34 คอนทัวร์ของสัดส่วนปริมาตรของแข็งที่เวลา 30 วินาที (a) ระบบไม่มีการติดตั้งวาล์วควบคุม (b) การติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน (c) และการติดตั้งวาล์วแบบหมุน

รูปที่ 35 (a) - (c) แสดงคอนทัวร์ค่าสัดส่วนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบวงจร ณ เวลา 30 วินาที ของระบบไม่มีการติดตั้งวาล์ว ระบบติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน 80 เปอร์เซ็นต์ และระบบติดตั้งวาล์วแบบหมุน 50 รอบต่อนาที ตามลำดับ พบว่า สัดส่วนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่บริเวณทางออกนั้นมีค่าใกล้เคียงกันทั้ง 3

แบบการจำลอง แต่ระบบที่ติดตั้งวาล์วแบบหมุนมีค่าสัดส่วนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ส่วนบนของไรเซอร์เบาบางกว่าระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์วและระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบหมุน ซึ่งสอดคล้องกับค่าร้อยละการดักจับที่สูงกว่าเล็กน้อยในรูปที่ 32 และเมื่อพิจารณาบริเวณท่อป้อนกลับระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์วนั้นพบว่า มีการไหลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในท่อป้อนกลับ แต่ระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนมีการไหลน้อยกว่าเมื่อเทียบกับก่อนการติดตั้งวาล์วและไหลถึงบริเวณวาล์วเท่านั้น ส่วนระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบหมุนมีการไหลย้อนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เข้าไปในท่อป้อนกลับน้อยมากเมื่อเทียบกับระบบก่อนการติดตั้งวาล์วและการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน



รูปที่ 35 คอนทัวร์ค่าสัดส่วนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ ณ เวลา 30 วินาที ระบบ (a) ที่ไม่มีการติดตั้งวาล์ว (b) ติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน (c) และติดตั้งวาล์วแบบหมุน

การจำลองอุทกพลศาสตร์ของกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบครบวงจร จำเป็นต้องตรวจสอบทั้งการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และการฟื้นฟูตัวดูดซับของแข็ง ในส่วนของการฟื้นฟูสภาพนั้นจะทำการตรวจสอบค่าร้อยละการลดลงของโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตที่บริเวณทางเข้าสู่ส่วนดาวเนอร์เปรียบเทียบกับบริเวณออกจากส่วนดาวเนอร์ ซึ่งสามารถบ่งบอกประสิทธิภาพการคืนสภาพตัวดูดซับได้ เนื่องจากโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตที่ลดลงนั้นเกิดจากปฏิกิริยาย้อนกลับได้เป็นโพแทสเซียมคาร์บอเนตเพื่อดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อไป จากตารางที่ 9 แสดงการเปรียบเทียบประสิทธิภาพการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ

ของแข็ง กรณีที่ระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์วควบคุม ระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน และระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบหมุน พบว่าการติดตั้งวาล์วควบคุมแบบหมุนสามารถดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้เพิ่มขึ้น อย่างมีนัยสำคัญ แต่การติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนนั้นการดักจับแก๊สเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อยเท่านั้นเมื่อเทียบกับไม่มีการติดตั้งวาล์ว ในส่วนของร้อยละการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งนั้นพบว่า ที่ระบบการติดตั้งวาล์วทั้ง 2 กรณีนั้นมีค่าต่ำใกล้เคียงกันที่ 33.17 และ 35.39 เปอร์เซ็นต์ ที่ระบบการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนและวาล์วแบบหมุนตามลำดับ ส่วนที่ระบบไม่มีการติดตั้งวาล์วนั้นมีประสิทธิภาพที่สูงมากกว่าอยู่ที่ 66.07 เปอร์เซ็นต์

เมื่อพิจารณาอุณหภูมิภายในโรเตอร์ของระบบทั้ง 3 กรณีมีค่าเพิ่มขึ้นจนมีค่าใกล้เคียงกัน เมื่อเปรียบเทียบกับอุณหภูมิของแก๊สขาเข้าที่กำหนดที่ 333 เคลวิน ทั้งนี้เป็นผลมาจากตัวดูดซับของแข็งมีอุณหภูมิสูงจากการฟื้นฟูสภาพที่ดาวเนอร์และไหลลงกลับเข้าสู่โรเตอร์ อีกทั้งในโรเตอร์นั้นมีการเกิดปฏิกิริยาคายความร้อนทำให้โรเตอร์นั้นมีอุณหภูมิสูงขึ้นได้เมื่อเวลาผ่านไป และเมื่อพิจารณาที่อุณหภูมิที่ดาวเนอร์พบว่าอุณหภูมิภายในดาวเนอร์ของกรณีระบบไม่ติดตั้งวาล์วนั้นมีอุณหภูมิลดลงเมื่อเปรียบเทียบกับอุณหภูมิที่กำหนดที่ 473 เคลวิน และกรณีที่ระบบการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน และวาล์วแบบหมุนนั้นลดลงมากถึง 388.16 และ 393.26 เคลวิน ตามลำดับ

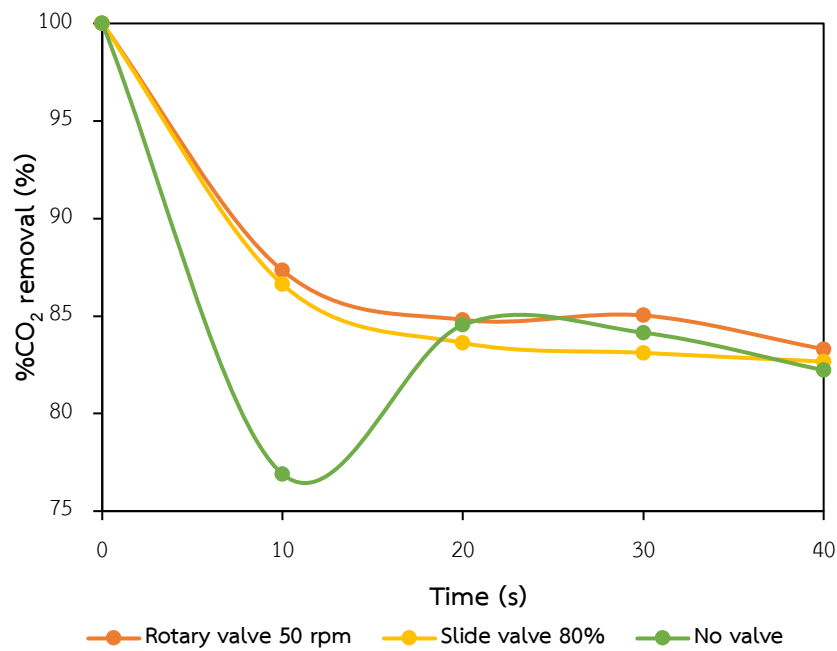
ตารางที่ 9 ประสิทธิภาพการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และการฟื้นฟูสภาพระบบการติดตั้งวาล์วควบคุม

ผลการจำลอง	กรณีระบบไม่มีการติดตั้งวาล์ว	ระบบวาล์วแบบเลื่อนที่ 80 เปอร์เซ็นต์	ระบบวาล์วแบบหมุนที่ 50 รอบต่อนาที
ร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (%)	82.22	82.67	83.31
ร้อยละการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็ง (%)	63.11	33.17	35.39
อุณหภูมิภายในหอดูดซับ (K)	386.79	382.14	382.73
อุณหภูมิภายในหอฟื้นฟู (K)	416.06	388.16	393.26

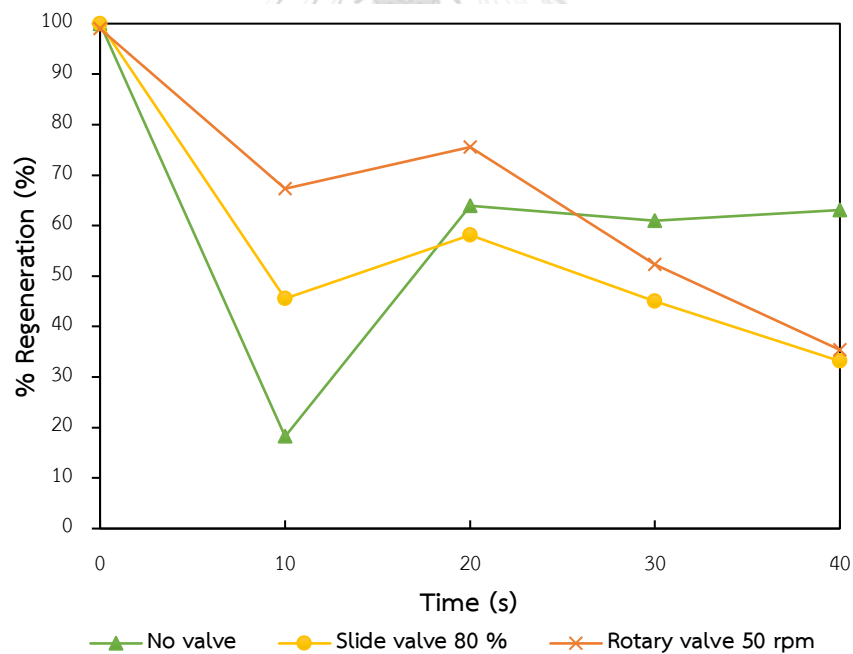
จากรูปที่ 36 แสดงค่าร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อเวลา ที่ระบบกรณีทีระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์วควบคุม ระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน และระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบหมุน พบว่าระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์วนั้นมีค่าร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ต่ำในช่วงเวลา 10 วินาทีแรก เนื่องจากการไหลของแก๊สที่ท่อบ้อนกลับไปยังดาวเนอร์ทำให้ตัวดูดซับของแข็งไหลลงสู่เรเซอร์ปริมาณน้อย จึงมีการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำในช่วงแรก แต่ที่ระบบการติดตั้งวาล์วทั้ง 2 ประเภท สามารถดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงกว่าระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์ว ตั้งแต่ 10 วินาทีแรก โดยพบว่าทั้ง 3 กรณีมีค่าการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลงเล็กน้อยเมื่อเวลาผ่านไป ทั้งนี้อาจเป็นผลมาจากอุณหภูมิภายในเรเซอร์ที่เพิ่มขึ้นเล็กน้อยเมื่อเวลาผ่านไป โดยค่าร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ระบบการติดตั้งวาล์วแบบหมุนนั้นมีค่าสูงกว่าระบบอื่นในทุกช่วงเวลา

ในรูปที่ 37 แสดงค่าร้อยละการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งต่อเวลา กรณีทีระบบทีไม่มีการติดตั้งวาล์วควบคุม ระบบทีมีการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน และระบบทีมีการติดตั้งวาล์วแบบหมุน พบว่าทีระบบทีมีการติดตั้งวาล์วทั้ง 2 กรณีนันมีค่าร้อยละการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับทีสูงทีในช่วงเวลา 0 – 20 วินาที หลังจากนั้นจะลดลงต่ำใกล้เคียงกัน ส่วนทีระบบทีไม่มีการติดตั้งวาล์วนันมีค่าร้อยละการฟื้นฟูนันต่ำที 10 วินาทีแรกและเพิ่มขึ้นค้งทีทีเวลา 20 – 40 วินาที ซึงซึ้ให้เห็นถึงประสิทธิภาพการฟื้นฟูสภาพทีลดลงของกรติดตั้งวาล์วควบคุมเมื่อเวลาผ่านไป ทั้งนี้เนื่องจากการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ทีสูงกว่ตั้งแต่ช่วงแรกของระบบทีติดตั้งวาล์วทั้งสองแบบส่งผลให้ปริมาณของโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตทีสูงกว่ระบบทีไม่มีการติดตั้งวาล์ว ดึงนันจึงเกิดปฏิกิริยาฟื้นฟูสภาพทีสูงตั้งแต่ช่วงแรกของเวลา

แต่จากปฏิกิริยาการฟื้นฟูสภาพนันเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อนอึ้กทั้งการให้ความร้อนส่วนของดาวเนอร์ใช้การกำหนดค่าความร้อนพลักซ์แบบค้งที ทำให้ความร้อนไม่เพียงพอเมื่อเกิดปฏิกิริยาคายซึบในปริมาณมาก ส่งผลให้เมื่อเวลาผ่านไป อุณหภูมิในดาวเนอร์มีค่าลดลง จึงมีร้อยละการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของกรติดตั้งวาล์วทั้งสองประเภทมีค่าลดลง



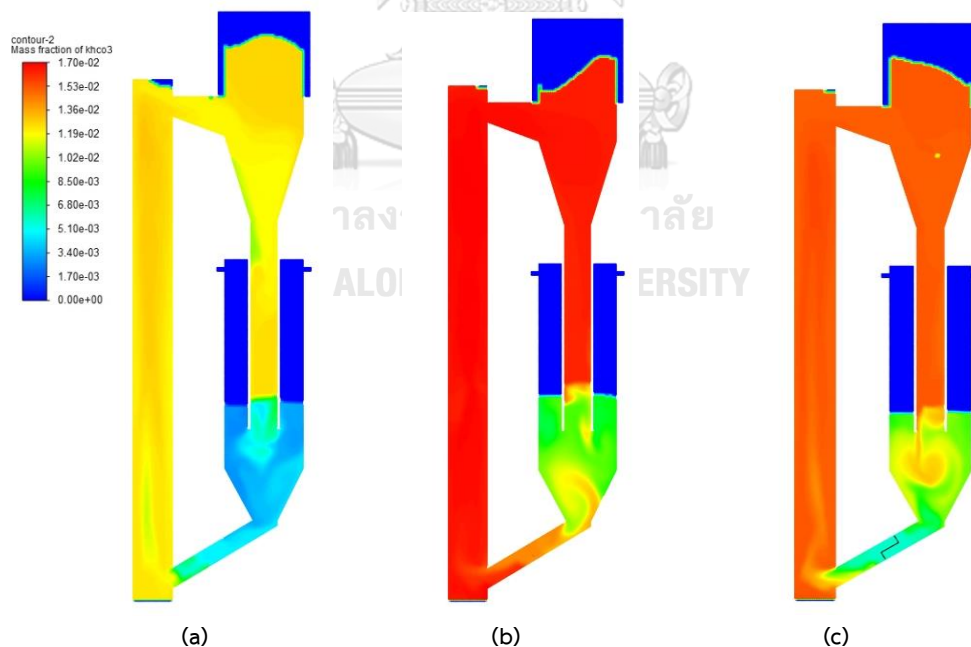
รูปที่ 36 ร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ระบบต่างๆ



รูปที่ 37 ค่าร้อยละการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งต่อเวลาที่ระบบต่างๆ

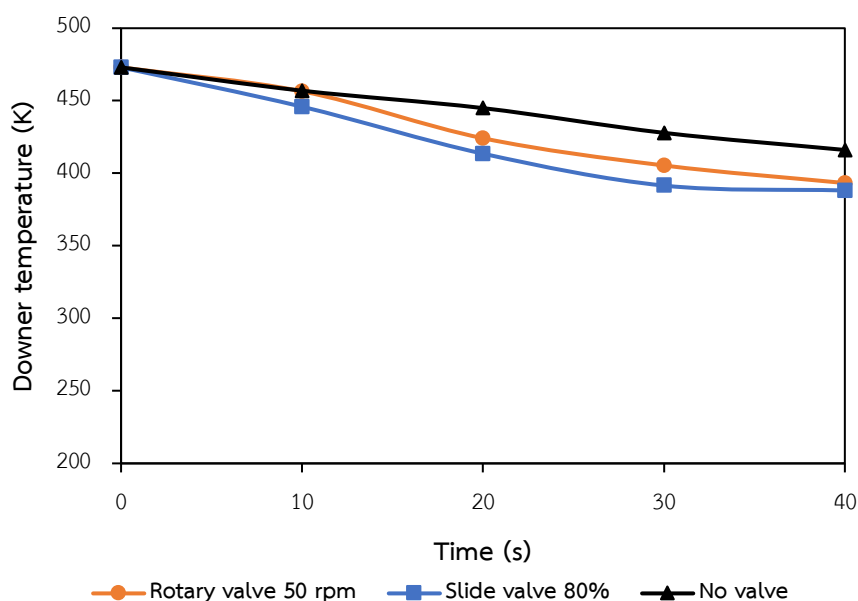
จากรูปที่ 38 แสดงคอนทิวรัค่าสัดส่วนของแข็งโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตภายในเครื่องปฏิกรณ์ ณ เวลา 40 วินาที ที่ระบบ (a) ที่ไม่มีการติดตั้งวาล์ว (b) ติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน (c) และติดตั้งวาล์วแบบหมุน พบว่าค่าสัดส่วนโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตที่ดาวเนอร์นั้นมีค่าต่ำกว่าส่วน

ไรเซอร์ในทุกกรณี ทั้งนี้เนื่องจากการเกิดปฏิกิริยาคายซับจึงทำให้มีสัดส่วนที่น้อยลง โดยในระบบไม่มีการติดตั้งวาล์วนั้นมีค่าสัดส่วนของโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตที่ไรเซอร์ต่ำกว่าระบบที่มีการติดตั้งวาล์ว และที่ดาวเนอร์นั้นมีสัดส่วนที่ลงอย่างเห็นได้ชัดเมื่อเทียบกับระบบที่มีการติดตั้งวาล์วทั้ง 2 ประเภท ส่วนที่ระบบการติดตั้งวาล์วทั้งแบบเลื่อนและแบบหมุนนั้นมีค่าสัดส่วนโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตใกล้เคียงกันในส่วนไรเซอร์ และส่วนของดาวเนอร์มีค่าสัดส่วนลดลงที่ใกล้เคียงกัน แต่เมื่อพิจารณาที่ ส่วนของท่อป้อนกลับพบว่าที่การติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนนั้นมีค่าสัดส่วนที่สูงมากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับระบบติดตั้งวาล์วแบบหมุน เนื่องจากอาจเกิดการไหลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในท่อป้อนกลับมายังส่วนของดาวเนอร์ทำให้ที่บริเวณนั้นมีค่าสัดส่วนที่สูงกว่า จึงทำให้มีประสิทธิภาพฟื้นฟูที่ต่ำกว่า ทั้ง 2 กรณี แม้ว่าผลการจำลองในส่วนแรกชี้ให้เห็นว่าการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนนั้นลดการไหลของแก๊สในท่อป้อนกลับ แต่ยังมีบางส่วนที่ไหลในบริเวณท่อป้อนกลับและด้วยผลของอุณหภูมิที่ใกล้เคียงกันมากในส่วนของไรเซอร์และดาวเนอร์ของระบบวาล์วแบบเลื่อนดังตารางที่ 9 ทำให้เกิดการไหลของแก๊สในท่อป้อนกลับมายังดาวเนอร์ในปริมาณมากเมื่อเปรียบเทียบกับระบบไม่มีการติดตั้งวาล์ว ควบคุมที่มีอุณหภูมิที่ดาวเนอร์สูงกว่าไรเซอร์จึงทำให้แก๊สไหลจากอุณหภูมิสูงไปบริเวณที่อุณหภูมิต่ำกว่า จึงมีการไหลของแก๊สไปยังดาวเนอร์น้อยกว่าระบบวาล์วแบบเลื่อน



รูปที่ 38 คอนทัวร์ค่าสัดส่วนของโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตภายในเครื่องปฏิกรณ์ ณ เวลา 40 วินาที ของระบบ (a) ที่ไม่มีการติดตั้งวาล์ว (b) ติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน (c) และติดตั้งวาล์วแบบหมุน

การลดลงของอุณหภูมิในส่วนของดาวเนอร์เมื่อเวลาผ่านไปนั้นจำเป็นต้องถูกตรวจสอบเนื่องจากอุณหภูมินั้นมีผลต่อการเกิดปฏิกิริยาการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ โดยรูปที่ 39 แสดงค่าอุณหภูมิภายในดาวเนอร์ต่อเวลา ที่ระบบทั้ง 3 กรณี พบว่าอุณหภูมิที่ดาวเนอร์นั้นลดลงอย่างต่อเนื่องเมื่อเวลาผ่านไป โดยที่ระบบการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนนั้นมีอุณหภูมิลดลงมากที่สุด รองลงมา คือ ระบบติดตั้งวาล์วแบบหมุน และระบบไม่มีการติดตั้งวาล์ว ซึ่งสอดคล้องกับผลการลดลงของประสิทธิภาพการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็ง ทั้งนี้เนื่องจากที่ดาวเนอร์นั้นมีการเกิดปฏิกิริยาแบบดูดความร้อนเมื่อเวลาผ่านไปนั้นอุณหภูมิจึงมีค่าลดลง ด้วยการที่ระบบการติดตั้งวาล์วควบคุมนั้นมีค่าการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่มากกว่าระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์วตั้งแต่ช่วงเวลาแรก ทำให้มีปริมาณโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตในระบบที่มากจึงสามารถเกิดปฏิกิริยาฟื้นฟูสภาพที่มากกว่าในช่วงเวลาแรก ดังรูปที่ 36 – 37 และด้วยการให้ความร้อนในดาวเนอร์ได้ทำการให้ความร้อนด้วยการนำความร้อนด้วยค่าอัตราการนำความร้อนคงที่ ทำให้เมื่ออัตราการเกิดปฏิกิริยาดูดความร้อนในปริมาณสูงจนทำให้ความร้อนในนั้นที่ไม่เพียงพอที่ทำให้อุณหภูมิดาวเนอร์มีค่าคงที่ จนมีผลให้อุณหภูมิลดต่ำมากลงเมื่อเวลาผ่านไป



รูปที่ 39 ค่าอุณหภูมิภายในดาวเนอร์ต่อเวลาที่ระบบต่างๆ

จากตารางที่ 10 แสดงอัตราการเกิดปฏิกิริยาและค่าความร้อนที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยาฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งของระบบทั้ง 3 กรณี พบว่าค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของระบบที่มีการติดตั้งวาล์วทั้ง 2 ประเภทนั้นมีค่าใกล้เคียงกัน ทำให้มีค่าความร้อนที่ใช้ใน

การเกิดปฏิกิริยาที่ใกล้เคียงกันอยู่ที่ 212.422 และ 210.141 จุลต่อลูกบาศก์เมตรวินาที ที่ระบบติดตั้ง วาล์วแบบเลื่อน และวาล์วแบบหมุน ส่วนที่ระบบไม่มีการติดตั้งวาล์วนั้นอัตราการเกิดปฏิกิริยาฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับนั้นมีค่าต่ำในช่วงเวลาแรกและมีค่าเพิ่มขึ้นสูงเมื่อเวลาผ่านไป ส่งผลให้มีค่าความร้อนที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยานั้นต่ำกว่ามาก เมื่อเปรียบเทียบกับก่อนการติดตั้งวาล์วควบคุม สิ่งนี้สามารถบ่งบอกถึงอุณหภูมิที่ลดลงมากของระบบที่มีการติดตั้งวาล์วทั้ง 2 ประเภท ทำให้เมื่อเวลาผ่านไปนั้นประสิทธิภาพในการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับนั้นเกิดขึ้นได้ไม่ตื้นัก ส่วนระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์วนั้นมีประสิทธิภาพการฟื้นฟูสภาพที่ดีที่สุด เนื่องจากอุณหภูมิในดาวเนอร์ยังคงสูงเมื่อเวลาผ่านไปและไม่เกิดการไหลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ท้อป้อนกลับไปยังดาวเนอร์

ตารางที่ 10 อัตราการเกิดปฏิกิริยาและค่าความร้อนที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยาฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของระบบที่มีการติดตั้งวาล์ว

กรณี	ระบบการติดตั้งวาล์วควบคุม	อัตราการเกิดปฏิกิริยาฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ (kmol/m ³ s)	ค่าความร้อนที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยา (J/m ³ s)	เงื่อนไข
1	ไม่มีการติดตั้ง	0.19635×10^{-6}	+26.899	-
2	วาล์วแบบเลื่อน	1.5459×10^{-6}	+212.422	ที่ 80 เปอร์เซ็นต์
3	วาล์วแบบหมุน	1.5293×10^{-6}	+210.141	ที่ 50 รอบต่อนาที

ดังนั้น การติดตั้งวาล์วควบคุมแบบหมุนนั้นสามารถปรับปรุงการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้มากที่สุด มีปริมาณตัวดูดซับของแข็งที่หนาแน่นสม่ำเสมอตลอดความสูงของไรเซอร์ และสามารถป้องกันการไหลย้อนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เข้าไปในท้อป้อนกลับ แต่การฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับยังไม่สูงนักจึงเลือกใช้ในการจำลองเพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และปรับปรุงประสิทธิภาพการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งในส่วนต่อไป

4.2.3 ผลของอัตราการไหลตัวดูดซับของแข็ง

ในระบบฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนนั้นค่าอัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็งนั้นส่งผลต่อกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยสามารถปรับอัตราการไหลด้วยความเร็วของแก๊สขาเข้าหรือด้วยวาล์วควบคุม การศึกษาในส่วนนี้ทำการจำลองการปรับอัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็งด้วยความเร็วรอบของการหมุนของวาล์วแบบหมุน โดยตารางที่ 10 แสดงค่าร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่อัตราการเปิด-ปิดวาล์วแบบหมุน 6 ค่าได้แก่ 20, 35, 50, 65, 80 และ 100 รอบต่อนาที ซึ่งมีค่าอัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็งอยู่ที่ 70.73, 82.24, 102.06, 103.89, และ 98.44 กิโลกรัมต่อตารางเมตรวินาทีตามลำดับ พบว่าเมื่อเพิ่มความเร็วรอบตั้งแต่ 20 – 65 รอบต่อนาที ทำให้อัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็งเพิ่มขึ้นตามความเร็วรอบ ทำให้มีค่าร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เพิ่มขึ้นตามไปด้วย ซึ่งมีค่าร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มสูงจนถึง 85.36 เปอร์เซ็นต์ที่ความเร็วรอบ 65 รอบต่อนาที และมีอัตราการไหลตัวดูดซับของแข็งอยู่ที่ 103.89 กิโลกรัมต่อตารางเมตรวินาที แต่เมื่อเพิ่มความเร็วรอบจาก 65 รอบต่อนาทีไปจนถึง 100 รอบต่อนาทีพบว่ามีการไหลตัวดูดซับของแข็งลดลง ซึ่งทำให้มีค่าร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลงตามไปด้วย

เมื่อพิจารณาที่ความเร็วรอบ 35 และ 100 รอบต่อนาที ค่าอัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็งมีค่าใกล้เคียงกันที่ 82.24 และ 82.91 กิโลกรัมต่อตารางเมตรวินาที แต่ให้ค่าร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ต่างกัน โดยที่ 100 รอบต่อนาทีให้ร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่มากกว่า เนื่องจากอุณหภูมิในไรเซอร์นั้นต่ำกว่าทำให้มีประสิทธิภาพการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่มากกว่าที่ความเร็วรอบ 35 รอบต่อนาที ดังนั้นสามารถสรุปได้ว่าเมื่อค่าร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มากขึ้น จึงเกิดการฟื้นฟูสภาพที่มากตามมาด้วย ดังนั้นความร้อนที่ใช้ในการฟื้นฟูสภาพจึงสูงกว่า ทำให้อุณหภูมิภายในระบบนั้นลดลงเมื่อเวลาผ่านไป ส่งผลให้มีค่าร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แตกต่างกัน

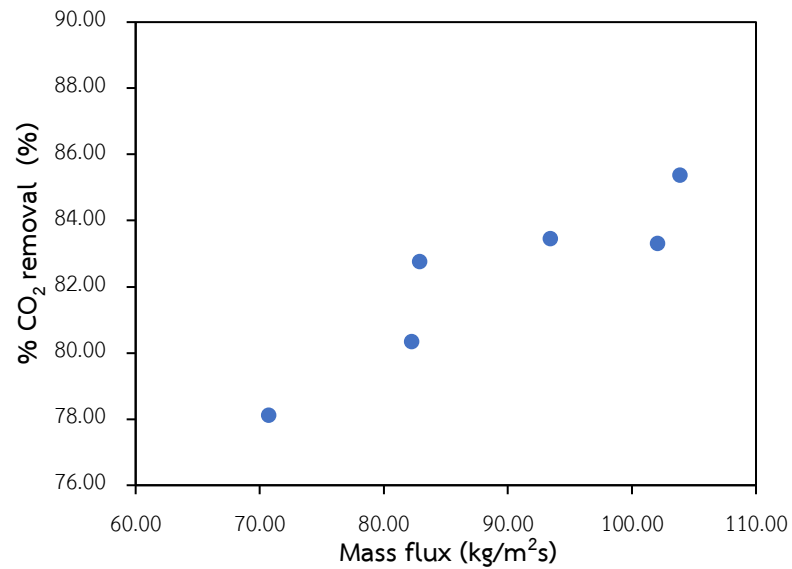
ตารางที่ 11 ร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่อัตราการไหลของแข็งต่างๆ

ความเร็วรอบ (rpm)	อัตราการไหลของตัว ดูดซับของแข็ง (kg/m ² s)	ร้อยละการดูดซับแก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์ (%)	อุณหภูมิภายใน ไรเซอร์ (K)	อุณหภูมิภายใน ดาวเนอร์ (K)
20	70.73	78.10	390.58	415.67
35	82.24	80.34	389.43	400.52
50	102.06	83.31	374.41	390.32
65	103.89	85.36	369.50	387.74
80	98.44	83.44	372.69	392.12
100	82.91	82.75	375.22	394.68

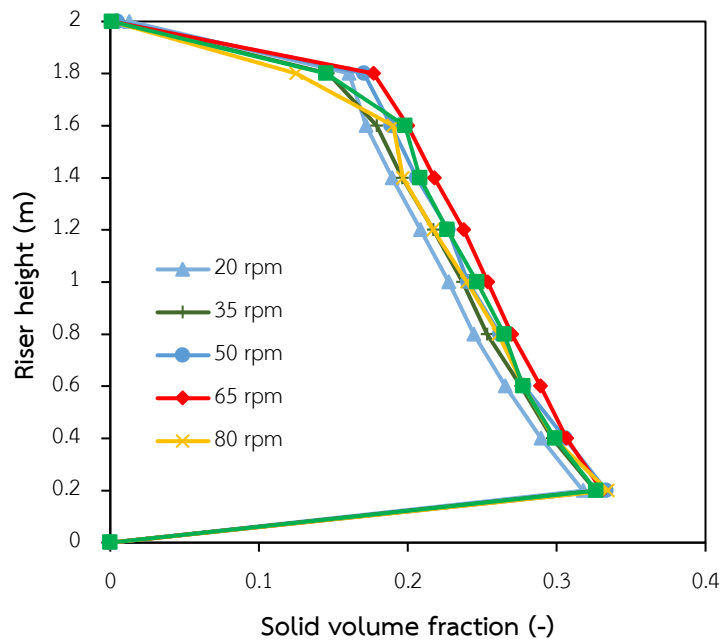
เมื่อทำการสร้างกราฟจากค่าอัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็ง และค่าร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากตารางที่ 10 จะได้ดังรูปที่ 40 แสดงค่าร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เพิ่มขึ้นตามอัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็งที่เพิ่มขึ้น ทั้งนี้เนื่องจากอัตราการไหลของตัวดูดซับของตัวดูดซับของแข็งที่เพิ่มขึ้นนั้นทำให้มีปริมาณตัวดูดซับไหลในระบบมากขึ้น ส่งผลให้มีการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มมากขึ้น แต่เมื่อพิจารณากราฟพบว่าเพิ่มขึ้นแบบไม่เป็นเชิงเส้น ทั้งนี้เป็นผลมาจากอุณหภูมิที่แตกต่างกันดังที่ได้กล่าวไว้ข้างต้น และได้ทำการเปรียบเทียบปริมาณตัวดูดซับของแข็งภายในหอไรเซอร์ รูปที่ 41 แสดงค่าสัดส่วนของแข็งตามความสูงของไรเซอร์ที่ความเร็วรอบของวาล์วแบบหมุน 20 – 100 รอบต่อนาที พบว่าค่าสัดส่วนของแข็งมีค่าค่อนข้างสม่ำเสมอตลอดความสูงในทุกความเร็วรอบ ซึ่งเป็นสิ่งที่บ่งบอกถึงรูปแบบการไหลแบบ CTFB และมีค่าสัดส่วนของแข็งแตกต่างกันเล็กน้อยในแต่ละความเร็วรอบ โดยพบว่าที่ความเร็วรอบที่ 60 รอบต่อนาทีมีค่าสัดส่วนของแข็งที่มากที่สุดตลอดความสูงภายในไรเซอร์ ซึ่งสอดคล้องกับค่าอัตราการไหลตัวดูดซับของแข็งที่มากที่สุดดังตารางที่ 10 ที่ได้กล่าวมาข้างต้น

เมื่อพิจารณาที่ความเร็วรอบ 35 และ 100 รอบต่อนาทีพบว่า ที่ 100 รอบต่อนาทีนั้นมีความสัดส่วนของแข็งในกระบวนการที่สูงกว่าเล็กน้อย ทั้งนี้ เนื่องจากความแตกต่างของความดันระหว่างไรเซอร์และดาวเนอร์ที่ความเร็วรอบต่ำนั้นมีค่าสูง และเมื่อเพิ่มความเร็วรอบจะทำให้มีค่าแตกต่างของความดันที่ลดลงดังผลในส่วนที่ 1 ทำให้ที่ความเร็วรอบต่ำ ๆ นั้นมีความเร็วของแก๊สพาเข้าที่สูงและมีแรงผลักดันในไรเซอร์มากกว่าที่ความเร็วรอบสูง ทำให้ที่ความเร็วรอบ 35 รอบต่อนาทีนั้นมีความเร็วของ

แก๊สเข้าสูงกว่าส่งผลให้ปริมาณตัวดูดซับของแข็งเบาบางกว่าที่ 100 รอบต่อนาทีแม้จะมีอัตราการป้อนของแข็งใกล้เคียงกัน ด้วยเหตุนี้ทำให้ที่ 100 รอบต่อนาทีนั้นมีความร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่มากกว่า



รูปที่ 40 อัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็ง และค่าร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์



รูปที่ 41 สัดส่วนของแข็งตามความสูงของไรเซอร์ตามความเร็วรอบของวาล์วแบบหมุน

ดังนั้นค่าอัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็งส่งผลต่อร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ซึ่งมีค่าแปรผันตรง เมื่อค่าอัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็งเพิ่มมากขึ้นจะ

ทำให้การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มสูงขึ้นด้วย เนื่องจากปริมาณตัวดูดซับของแข็งในส่วนไรเซอร์มีค่าสูงสม่ำเสมอตลอดความสูง ซึ่งค่าที่ได้จากการจำลองพบว่าความเร็วรอบของวาล์วแบบหมุนอยู่ที่ 65 รอบต่อนาทีเป็นค่าที่มีร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงที่สุดจึงเลือกใช้ในการจำลองในส่วนต่อไป

4.2.4 ผลของอุณหภูมิและความดันภายในดาวเนอร์

การศึกษาในส่วนนี้เป็นส่วนการปรับปรุงประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็ง ด้วยการเพิ่มอุณหภูมิ และลดความดันขาออกที่ส่วนดาวเนอร์ โดยเลือกการสภาวะดำเนินการที่อุณหภูมิ 473 ถึง 573 เคลวิน ด้วยการกำหนดค่าอัตราการนำความร้อนดังตารางที่ 7 และความดันขาออกอยู่ที่ -5,000 ถึง -2,000 พาสคาล ผลการจำลองแสดงในตารางที่ 12 แสดงผลลัพธ์ประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งที่สภาวะดำเนินการต่างกัน พบว่าค่าอุณหภูมิและความดันต่างกัน ให้ผลลัพธ์ที่แตกต่างกันของการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ

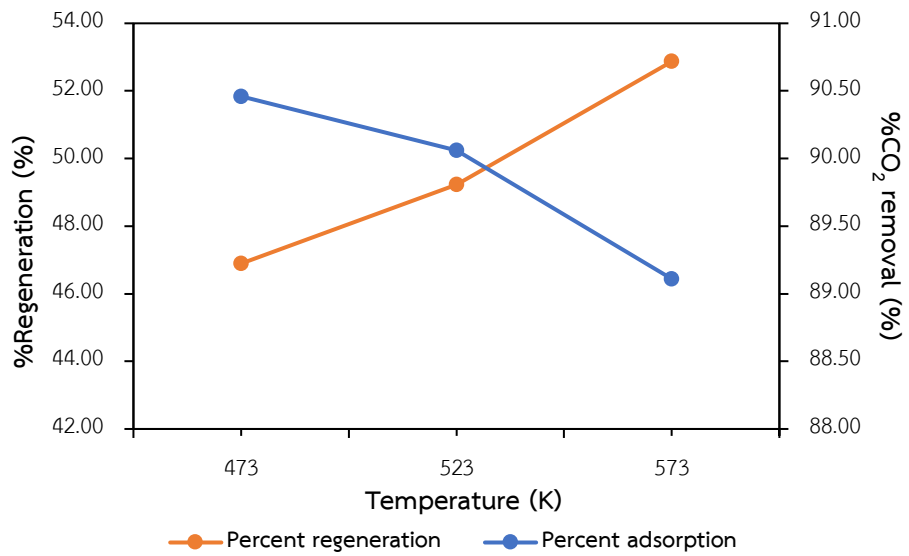
เมื่อนำค่าที่ได้จากตารางที่ 12 มาพิจารณาที่ระบบความดันขาออกเดียวกันที่ -2,000 พาสคาล และอุณหภูมิต่างกันว่า 473, 523, 573 เคลวิน ดังแสดงในรูปที่ 42 แสดงร้อยละการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ และร้อยละการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับที่อุณหภูมิต่างกัน พบว่าเมื่ออุณหภูมิดาวเนอร์เพิ่มขึ้นมีประสิทธิภาพการฟื้นฟูสภาพที่เพิ่มขึ้น เนื่องจากเกิดการคายซับได้ดีที่อุณหภูมิสูง แต่ร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์นั้นมีค่าลดลงตามอุณหภูมิเพิ่มขึ้น เนื่องจากเมื่อเพิ่มอุณหภูมิที่หอฟื้นฟูสภาพส่งผลให้อุณหภูมิที่หอดูดซับเพิ่มขึ้นตามด้วย ดังในตารางที่ 12 ดังนั้นการเพิ่มอุณหภูมิภายในฟื้นฟูสภาพนั้นสามารถเพิ่มประสิทธิภาพการฟื้นฟูตัวดูดซับได้ แต่มีผลให้ร้อยละการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีแนวโน้มลดลง

รูปที่ 43 แสดงคอนทัวร์ค่าสัดส่วนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ ณ เวลา 40 วินาที ที่ระบบความดันขาออกเดียวกันที่ -2,000 พาสคาล และอุณหภูมิต่างกันว่า 473, 523, 573 เคลวิน หรือกรณี 1, 5, 9 และตามลำดับ พบว่าทั้ง 3 กรณีสามารถดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้ใกล้เคียงกัน แต่พิจารณาที่ขาออกของไรเซอร์หรือหอดูดซับพบว่าที่กรณี 9 มีสัดส่วนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์น้อยกว่า กรณีที่ 1 และ 5 สอดคล้องกับค่าประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลงเล็กน้อยเมื่อกำหนดอุณหภูมิภายในดาวเนอร์เพิ่มขึ้น และรูปที่ 44 แสดงคอนทัวร์ค่าสัดส่วนของโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตภายในเครื่องปฏิกรณ์ ณ เวลา 40 วินาที ของ

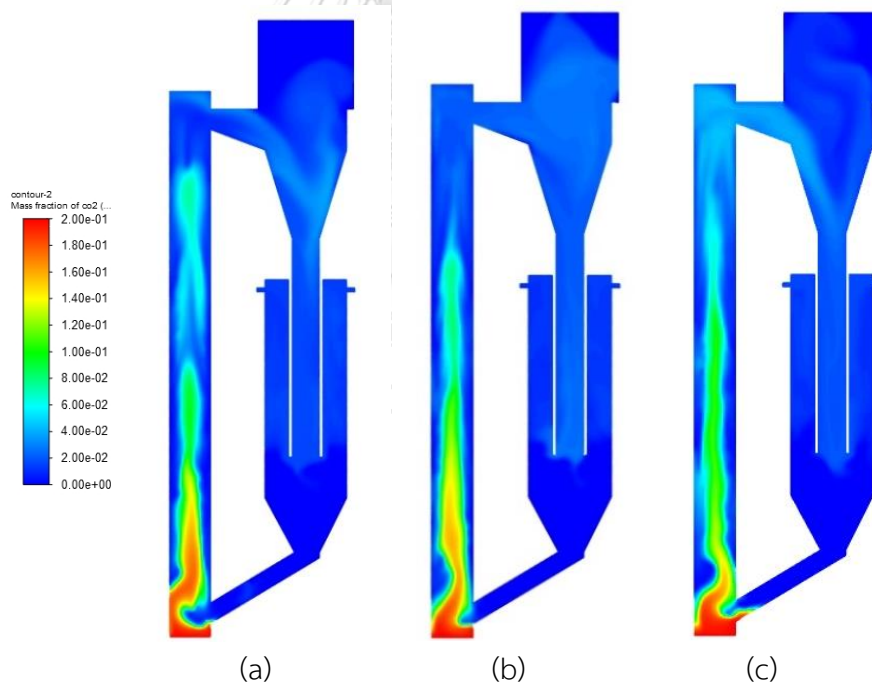
ระบบที่ความดันขาออกเดียวกันที่ -2,000 พาสคาล และอุณหภูมิต่างกันที่ 473, 523, 573 เคลวิน หรือกรณี 1, 5, 9 และตามลำดับ เมื่อพิจารณาที่ดาวเนอร์เห็นได้ชัดว่าที่กรณีที่ 9 มีค่าสัดส่วนของโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตลดลงเป็นอย่างมาก บ่งบอกประสิทธิภาพในการฟื้นฟูสภาพที่สูงกว่ากรณีที่ 1 และ 5 แต่เมื่อพิจารณาที่ส่วนของไรเซอร์พบว่าสัดส่วนของโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตมีค่าไม่สูงสม่ำเสมอเท่ากรณีที่ 2 ซึ่งบ่งบอกถึงการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ไม่สูงสม่ำเสมอตลอดทั้งไรเซอร์ ซึ่งสอดคล้องกับผลลัพธ์ของอุณหภูมิที่สูงขึ้นนั้นสามารถฟื้นฟูประสิทธิภาพของตัวดูดซับของแข็งได้ดี แต่ประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์นั้นมียาลดลงเล็กน้อย

ตารางที่ 12 ผลลัพธ์ประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับที่สภาวะดำเนินการต่างๆ

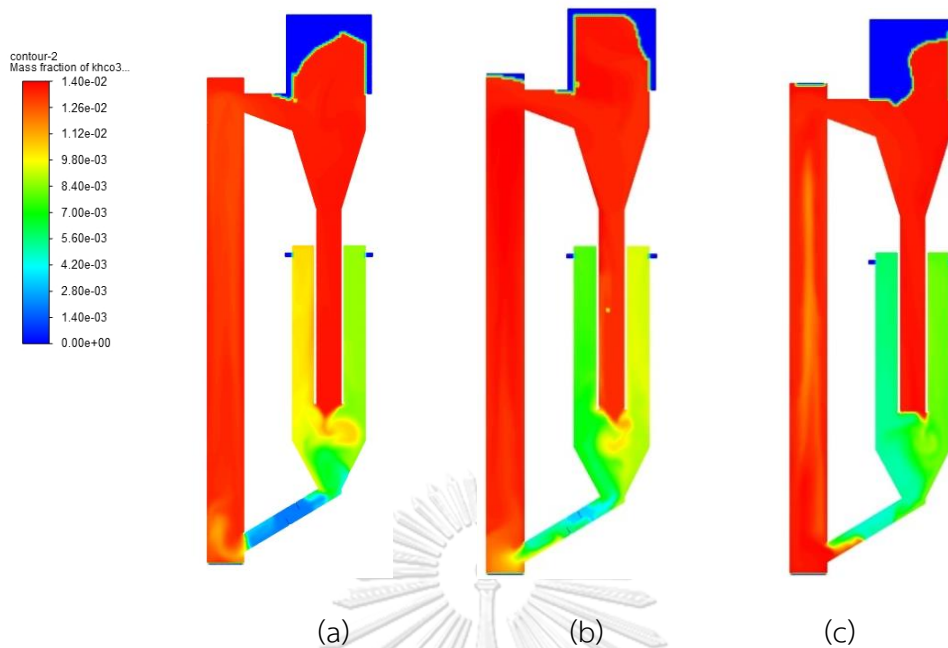
กรณีศึกษา	อุณหภูมิที่ผนังหอฟื้นฟู (เคลวิน)	ความดันขาออกของหอฟื้นฟู (พาสคาล)	ผลการจำลอง			
			ร้อยละการดูดซับ CO ₂ (%)	ร้อยละการลดลงของ KHCO ₃ (%)	อุณหภูมิภายในหอดูดซับ (เคลวิน)	อุณหภูมิภายในหอฟื้นฟู (เคลวิน)
0	473	0	85.88	46.46	369.50	387.74
1	473	-2,000	90.46	46.89	352.90	399.29
2	473	-3,000	89.59	48.20	362.10	398.18
3	473	-4,000	84.08	50.29	396.97	412.68
4	473	-5,000	81.77	55.86	412.16	449.88
5	523	-2,000	90.13	49.23	356.42	413.01
6	523	-3,000	89.25	49.56	361.84	415.30
7	523	-4,000	86.63	51.36	378.65	423.65
8	523	-5,000	86.45	53.18	372.77	443.96
9	573	-2,000	89.11	52.87	358.36	460.31
10	573	-3,000	87.97	56.01	370.59	426.82
11	573	-4,000	85.88	55.11	379.39	440.09
12	573	-5,000	88.49	58.45	376.19	456.24



รูปที่ 42 ร้อยละการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ และร้อยละการฟื้นฟูสภาพที่ระบบอุณหภูมิต่างกัน



รูปที่ 43 (a) - (c) คอนทัวร์สัดส่วนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ระบบอุณหภูมิ 473, 523 และ 573 เคลวิน ตามลำดับ



รูปที่ 44 (a) - (c) คอนทัวร์สัดส่วนโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตของระบบอุณหภูมิ 473, 523 และ 573 เคลวิน ตามลำดับ

และเมื่อนำค่าจากตารางของระบบที่มีอุณหภูมิดาวเนอร์เดียวกันที่ 473 เคลวิน ความดันขาออกที่ 0, -2,000, -3,000, -4,000 และ -5,000 พาสคาล ในกรณี 0 - 4 ตามลำดับ ดังแสดงในรูปที่ 45 แสดงค่าร้อยละการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ และร้อยละการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับที่ความดันขาออกต่างกัน พบว่าเมื่อความดันที่ขาออกมีค่าลดลงมีประสิทธิภาพการฟื้นฟูสภาพที่เพิ่มขึ้นเล็กน้อย และค่าร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์นั้นมีค่าเพิ่มขึ้นที่ความดันขาออก 0 ถึง -2,000 พาสคาล จากนั้นลดลงที่ -2,000 ถึง -5,000 พาสคาล ตามลำดับ

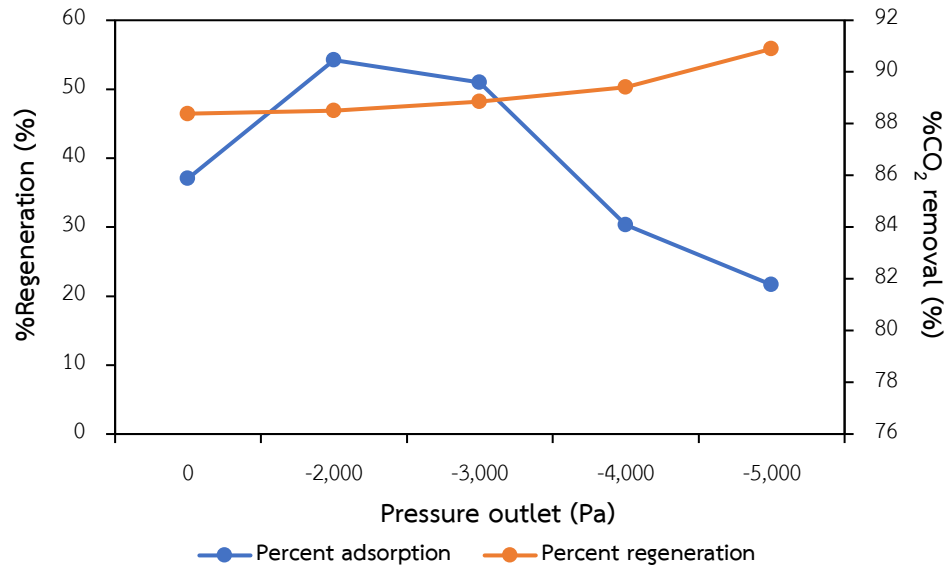
จากรูปที่ 45 เมื่อพิจารณาระบบที่ความดันขาออกที่ 0 และ -2,000 พาสคาล หรือ กรณี 0 และ 1 ตามลำดับ พบว่าที่ความดันขาออก -2,000 หรือกรณี 1 นั้นมีค่าประสิทธิภาพในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงกว่ากรณี 0 มาก ทั้งนี้เนื่องจากการที่ความดันที่ขาออกของดาวเนอร์มีค่าลดลง ส่งผลให้ทิศทางของแก๊สภายในดาวเนอร์มีทิศทางพุ่งออกจากดาวเนอร์เพิ่มมากขึ้น ส่งผลให้แก๊สร้อนมีทิศพุ่งขึ้นในดาวเนอร์ไปยังท่อขาออกของดาวเนอร์ และไหลลงเข้าสู่ไรเซอร์น้อยลง ทำให้อุณหภูมิไรเซอร์ลดลง อีกทั้งความต่างของความดันส่งผลให้ยังมีแรงผลักดันในระบบมากขึ้นผลักดันให้ของแข็งนั้นไหลลงสู่ไรเซอร์มากขึ้น จึงมีค่าประสิทธิภาพการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูง

รูปที่ 46 แสดงค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งตามความสูงของโรเซอร์ที่ระบบอุณหภูมิดาวเนอรั เดียวกันที่ 473 เคลวิน และระบบที่ความดันขาออก 0, 2,000 , -3,000 , -4,000 และ -5,000 พาสคาล หรือกรณี 0 - 4 ตามลำดับ เมื่อพิจารณากรณี 0 และ 1 พบว่าที่กรณี 1 ที่มีการลดความดันที่ขาออกนั้นมีค่าสัดส่วนของของแข็งเพิ่มขึ้นตลอดความสูงของโรเซอร์ ด้วยความแตกต่างของความดันทำให้มีแรงผลักดันของแข็งไหลลงสู่โรเซอร์เพิ่มมากขึ้น สอดคล้องกับประสิทธิภาพในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงขึ้น แต่เมื่อพิจารณาที่ กรณี 1 - 4 ความดันขาออกที่ -2,000, -3,000, -4,000 และ -5,000 พาสคาล ตามลำดับ พบว่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งในโรเซอร์มีค่าลดลงตามความดันขาออกที่ลดลง เนื่องจากความดันที่ขาออกมีค่าลดลงสูงนั้น ทำให้ระบบมีความแตกต่างของความดันสูงส่งผลต่อแรงผลักดันและความเร็วในระบบมีค่ามากขึ้น ด้วยความเร็วที่สูงขึ้นในระบบรวมไปถึงส่วนโรเซอร์ ทำให้ของแข็งในโรเซอร์นั้นมีค่าเบาบาง และส่งผลให้คาร์บอนไดออกไซด์ถูกดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ลดลงเป็นอย่างมาก

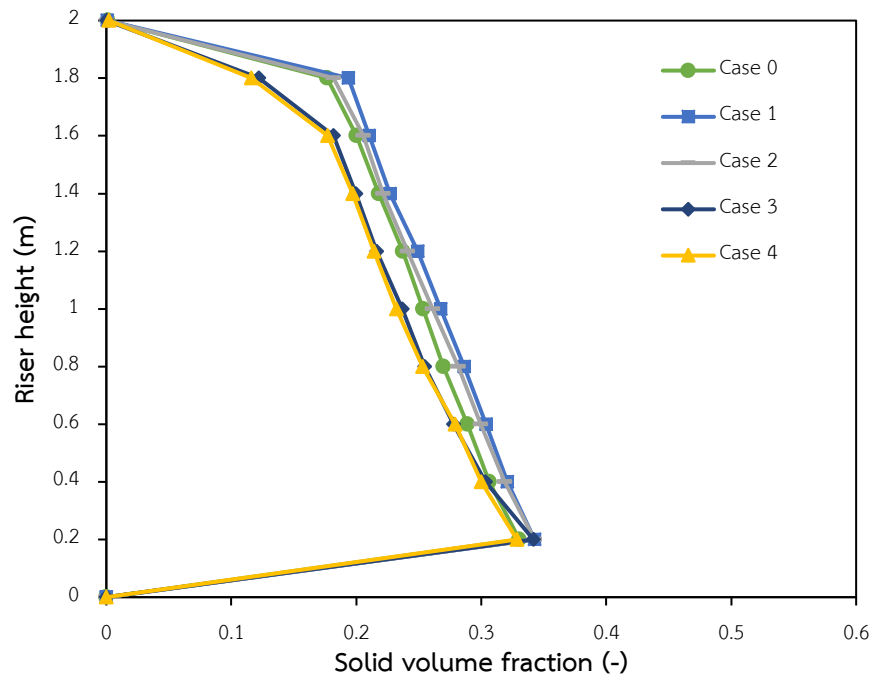
เมื่อพิจารณาที่ความดันขาออกที่ -2,000 กับ -5,000 พาสคาล พบว่าที่ความดัน -5,000 ประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดต่ำลงมากเมื่อเทียบกับระบบที่ความดัน -2,000 พาสคาล เนื่องจากเมื่อความดันขาออกลดลง สัดส่วนปริมาตรของแข็งมีค่าลดลง ทำให้การดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในโรเซอร์ต่ำ จึงเกิดการฟื้นฟูสภาพและการใช้ความร้อนในการคายซับไม่สูงเท่าระบบที่ความดัน -2,000 พาสคาล ทำให้อุณหภูมิที่ดาวเนอรันั้นยังมีค่าสูงอยู่เมื่อเวลาผ่านไป และส่งผลให้อุณหภูมิภายในระบบยังมีค่าสูงอยู่ด้วย ดังนั้น จึงสามารถอธิบายผลของอุณหภูมิที่สูงขึ้นเมื่อลดความดันขาออก ทำให้มีประสิทธิภาพการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในโรเซอร์ลดต่ำลง

รูปที่ 47 แสดงคอนทัวร์ของสัดส่วนปริมาตรของแข็งที่เวลา 30 วินาที ของระบบที่ความดันขาออก 0, -2,000 และ -5,000 พาสคาล หรือกรณี 0, 1, 4 ตามลำดับ พบว่าที่กรณี 1 นั้นมีค่าสัดส่วนของแข็งที่หนาแน่นมากกว่า กรณี 0 และ กรณี 4 และเมื่อพิจารณาที่ส่วนของดาวเนอรั พบว่าที่กรณีที่ 4 นั้นมีสัดส่วนของแข็งกระจายตัวอยู่บริเวณทางออกของท่อขาออกของดาวเนอรั และพบว่าค่าสัดส่วนของแข็งในโรเซอร์นั้นมีค่าเบาบางลง จากค่าสัดส่วนของแข็งสามารถอธิบายได้ดังรูปที่ 48 แสดงเวกเตอร์ของความเร็วแก๊สของระบบที่มีความดันขาออก 0, -2,000 และ -5,000 พาสคาล หรือกรณี 0, 1, 4 ตามลำดับ พิจารณาที่ท่อขาออกบริเวณดาวเนอรัพบว่าที่กรณี 1 และ 4 นั้นแก๊สมีทิศพุ่งออกจากดาวเนอรัสูงขึ้น เมื่อเทียบกับกรณี 0 ทั้งนี้เนื่องจากความดันขาออกนั้นมีค่าลดลงทำให้แก๊สมีทิศไหลออกไปยังขาออกเพิ่มมากขึ้น ส่งผลให้เกิดการไหลที่มีทิศทางพุ่งขึ้นของของแข็งในรูปที่ 46 (c) อีกทั้งความแตกต่างของความดันที่สูงส่งผลให้ความเร็วในระบบนั้นมีค่าเพิ่มมากขึ้น สังเกตได้

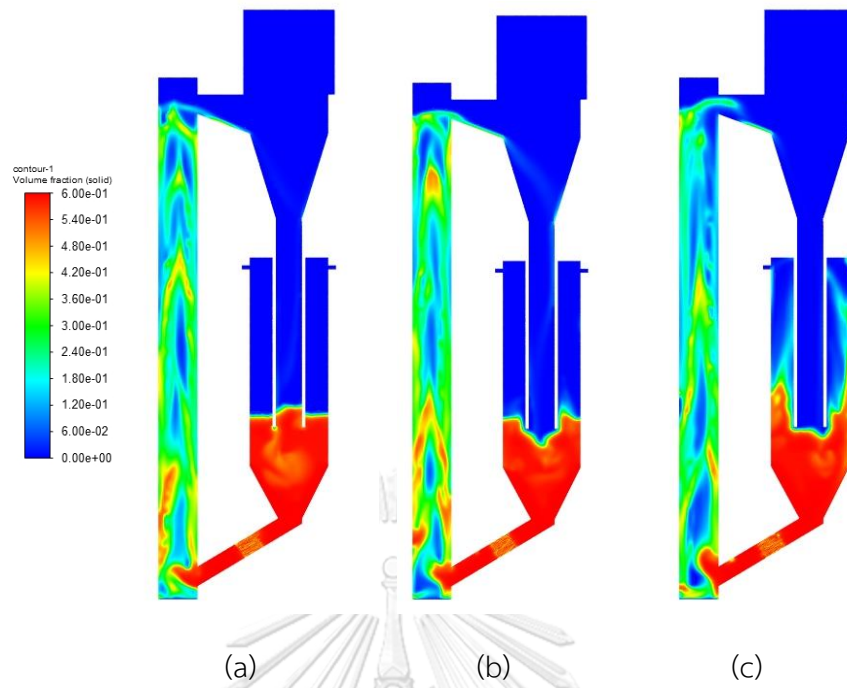
จากที่บริเวณขาออกของโรเซอร์พบว่าที่กรณี 4 นั้นมีค่าความเร็วแก๊สสูงกว่ากรณี 0 และกรณี 1 จึงส่งผลให้ปริมาณของแข็งภายในโรเซอร์นั้นมีค่าลดลงสอดคล้องกับรูปที่ 45 และ 46



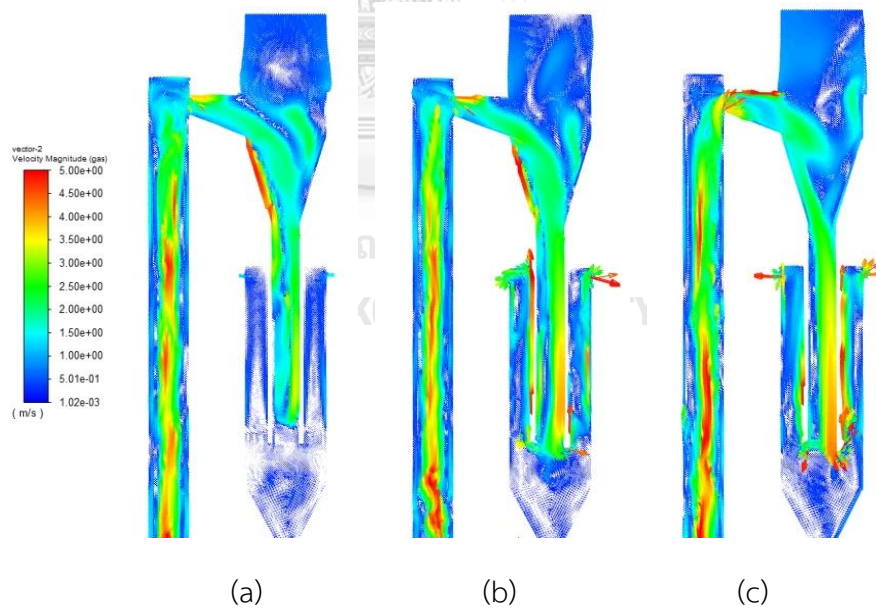
รูปที่ 45 ร้อยละการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ และร้อยละการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับที่ความดันขาออกต่างกัน



รูปที่ 46 สัดส่วนปริมาตรของแข็งตามความสูงของโรเซอร์ที่กรณี 1-4



รูปที่ 47 คอนทัวร์ของสัดส่วนปริมาตรของแข็งที่เวลา 40 วินาที ของระบบ
ที่มีความดันขาออก (a) 0, (b) -2,000 และ (c) -5,000 พาสคาล หรือกรณี 0, 1, 4 ตามลำดับ



รูปที่ 48 (a) - (c) เวกเตอร์ของความเร็วแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ของระบบ
ที่มีความดันขาออก 0, -2,000 และ -5,000 พาสคาล หรือกรณี 0, 1, 4 ตามลำดับ

บทที่ 5

สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลงานวิจัย

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาพลศาสตร์ของกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบฟลูอิดซ์เบดปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบวงจร โดยแบ่งเป็น 2 ส่วน ได้แก่ ระบบที่ไม่ปฏิบัติการเคมี และมีปฏิบัติการเคมี เพื่อหาภาวะในการดำเนินการที่เหมาะสมที่สุด ที่ทำให้การทำงานร่วมกันระหว่างการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนตมีประสิทธิภาพที่สุดในกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบครบวงจร

5.1.1 ผลที่ได้จากการจำลองพลศาสตร์ของระบบที่ไม่มีการเกิดปฏิกิริยา

การศึกษาผลการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ไม่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมี เพื่อเป็นการศึกษาพลศาสตร์ของอนุภาคของแข็ง เพื่อให้ผลการจำลองมีความแม่นยำ และสอดคล้องกับการทดลองจริง พบว่าการจำลองที่เซลล์การคำนวณเท่ากับ 10,000 เซลล์เป็นจำนวนที่เหมาะสมให้ผลการจำลองใกล้เคียงกับเซลล์การคำนวณที่สูงกว่าแต่ใช้เวลาในการคำนวณน้อยกว่า การหาช่วงเวลาที่ระบบเข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัวอยู่ที่ 30 – 40 วินาที และการจำลองนั้นจำเป็นต้องถูกตรวจสอบความเร็วของแก๊สขาเข้าให้เหมาะสมกับรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียนที่มีสัดส่วนการกระจายตัวของของแข็งที่สม่ำเสมอตลอดความสูงของ ไโรเซอร์ และเพื่อให้สอดคล้องกับการทดลองจริงของ Thummakul และคณะ [8] พบว่าความเร็วของแก๊สขาเข้าที่เหมาะสมอยู่ที่ 1.25 เมตรต่อวินาทีให้สัดส่วนปริมาตรของแข็งที่สม่ำเสมอ และสอดคล้องกับงานวิจัยข้างต้นที่อ้างอิง

การจำลองฟลูอิดซ์เบดแบบครบวงจรจำเป็นต้องมีการติดตั้งวาล์วควบคุมที่บริเวณท่อป้อนกลับ เพื่อควบคุมทิศทางการไหล และอัตราการป้อนตัวของแข็ง วาล์วนั้นเป็นอุปกรณ์ทางวิศวกรรมรูปแบบหนึ่ง จึงต้องทำการตรวจสอบการทำงานให้คล้ายคลึงกับการทดลองจริง พบว่าระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน มีค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งลดลงเมื่อทำการปิดวาล์วบางส่วนซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Liu และคณะ [39] และพบว่าระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบหมุนมีอัตราการป้อนของแข็งที่สูงตามความเร็วรอบที่เพิ่มขึ้น และลดลงเมื่อความเร็วรอบที่สูงมากจนเกินไป เนื่องจากเมื่อความเร็วรอบที่มากจนเกินไปทำให้ของแข็งที่อยู่ภายในวาล์วนั้นยังไม่ไหลตกลงมาเข้าสู่

ท่อป้อนกลับ จึงมีของแข็งไหลออกจากวาล์วได้ในปริมาณที่น้อยลง สอดคล้องกับงานวิจัยของ Dong และ Li [41]

เมื่อทำการเปรียบเทียบระบบการติดตั้งวาล์วทั้ง 2 ประเภท พบว่าระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบหมุนนั้นสามารถควบคุมสภาวะที่แตกต่างกันของโรเตอร์และดาวเนอร์ได้ดี และมีปริมาณของแข็งในโรเตอร์ที่สูง เนื่องจากสามารถป้องกันการไหลของแก๊สเข้าไปยังดาวเนอร์ จึงมีความเร็วแก๊สในโรเตอร์ที่สูงและผลึกต้นของแข็งไหลจากดาวเนอร์ลงสู่โรเตอร์ได้มากขึ้น โดยเลือกใช้ระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบหมุนที่ความเร็วรอบ 50 รอบต่อนาทีเป็นภาวะที่ดีที่สุด เนื่องจากไม่เกิดการไหลของแก๊สไปยังดาวเนอร์ มีปริมาณของแข็งในโรเตอร์ที่สม่ำเสมอ และมีอัตราการป้อนของแข็งที่สูง ส่วนระบบที่มีการปิดวาล์วแบบเลื่อนเลือกใช้ที่ 80 เปอร์เซนต์ เนื่องจากเกิดการไหลของแก๊สไปยังดาวเนอร์ที่ต่ำ เพื่อนำไปใช้กระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนถัดไป

5.1.2 ผลที่ได้จากการจำลองพลศาสตร์ของระบบที่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมี

การจำลองกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบครบวงจร ประกอบไปด้วยส่วนที่เกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และปฏิกิริยาการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็ง ด้วยอัตราการเกิดปฏิกิริยาของ Thummakul และคณะ [8] และ Kongkitisupchai และ คณะ [6] ตามลำดับ จากผลการจำลองพบว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เกิดขึ้นได้ไม่สูงนัก จึงได้ทำการคุณสมบัติที่อัตราการเกิดปฏิกิริยามีค่าเท่ากับ 1,400 ทำให้ร้อยละการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าสอดคล้องกับงานวิจัยที่อ้างอิง

การหาสภาวะดำเนินการที่เหมาะสมเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็ง โดยใช้ตัวแปรดำเนินการทั้งหมด 4 ตัวแปร ได้แก่ การติดตั้งวาล์วควบคุม อัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็ง อุณหภูมิและความดันภายในดาวเนอร์ ในส่วนของการติดตั้งวาล์วควบคุมได้เลือกใช้ระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อน และวาล์วแบบหมุน เปรียบเทียบกับระบบก่อนการติดตั้งวาล์ว จากผลการศึกษาพบว่า การติดตั้งวาล์วแบบหมุนนั้นสามารถเพิ่มประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้มากขึ้น และสามารถป้องกันการไหลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เข้าไปยังดาวเนอร์ได้ ทำให้มีแรงผลักดันปริมาณตัวดูดซับของแข็งจากดาวเนอร์มาที่โรเตอร์มากขึ้น ด้วยสัดส่วนของแข็งที่สูงในโรเตอร์ส่งผลให้ประสิทธิภาพการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงขึ้น ส่วนระบบที่มีการติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนนั้น มีประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ใกล้เคียงกับระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์ว เนื่องจากสัดส่วนของแข็งในโรเตอร์

ที่ลดลงจากการปิดกั้นการไหล ทำให้ดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้ไม่สูงมากนัก เมื่อพิจารณาที่ ส่วนพื้นที่ฟูสภาพตัวดูดซับของแข็ง พบว่าที่การติดตั้งวาล์วควบคุมทั้ง 2 ประเภทนั้นมีประสิทธิภาพ การฟื้นฟูสภาพที่ไม่สูง เนื่องจากการลดลงของอุณหภูมิภายในดาวเนอร์เมื่อเวลาผ่านไป สิ่งนี้อธิบายได้ จากปริมาณของโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตที่เกิดขึ้นจากการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในปริมาณ มากส่งผลให้เกิดอัตราการเกิดปฏิกิริยาฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งที่สูง และใช้ความร้อนใน การเกิดปฏิกิริยาที่มากกว่าระบบที่ไม่มีการติดตั้งวาล์วควบคุม เมื่อเวลาผ่านไปจึงมีอุณหภูมิที่ลดต่ำลง ทำให้ประสิทธิภาพการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับของแข็งไม่สูง

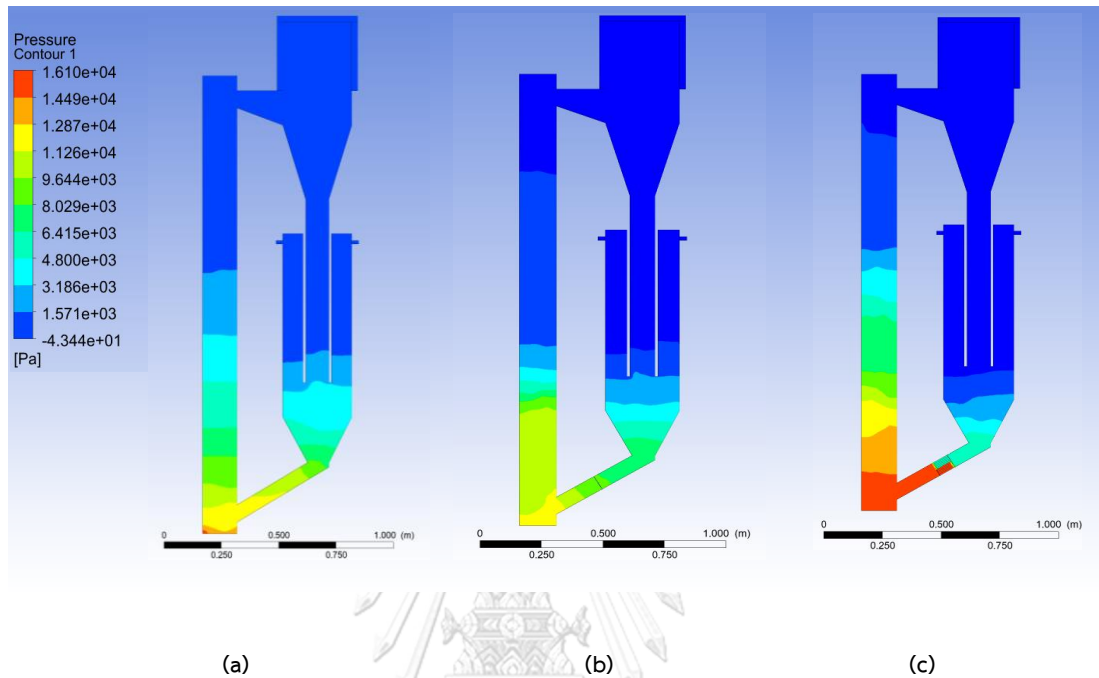
การศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการในส่วนของการไหลของตัวดูดซับของแข็ง ด้วยการปรับความเร็วรอบของวาล์วแบบหมุน พบว่าเมื่อความเร็วรอบเพิ่มมากขึ้นอัตราการไหลของตัวดูด ซับของแข็งเพิ่มขึ้น และเมื่อความเร็วรอบสูงมากจนเกินไปอัตราการไหลมีค่าลดลง เมื่อเปรียบเทียบ ประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์พบว่ามีความมีประสิทธิภาพเพิ่มขึ้นตามอัตราการไหลของ ตัวดูดซับของแข็ง ในส่วนของการศึกษาอุณหภูมิ และความดันขาออกในส่วนดาวเนอร์ พบว่าที่เมื่อ อุณหภูมิของหอฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับเพิ่มขึ้น ส่งผลให้ประสิทธิภาพการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับเพิ่มขึ้น แต่ ส่งผลให้ประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลงเล็กน้อย เนื่องจากเมื่ออุณหภูมิในหอ ฟื้นฟูสภาพมีค่าเพิ่มขึ้นนั้นมีผลทำให้อุณหภูมิภายในหอดูดซับเพิ่มขึ้นตาม และในส่วนของผลความดัน ที่ขาออก พบว่าส่งผลต่อสัดส่วนปริมาตรของแข็งภายในหอไรเซอร์ เนื่องจากความดันขาออกที่ลดลง นั้นทำให้เกิดความแตกต่างของความดันภายในระบบ จึงเกิดแรงผลักดันให้ความเร็วของแก๊สมีค่า เปลี่ยนแปลงไป

5.2 ข้อเสนอแนะ

การจำลองซีเอฟดีของการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการฟื้นฟูสภาพตัวดูดซับ โพแทสเซียมคาร์บอเนตบนตัวรองรับอะลูมินาในฟลูอิด์เบดแบบปั่นป่วนหมุนเวียนแบบครบวงจร นี้ เป็นการศึกษากระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในรูปแบบ 2 มิติเท่านั้น ควรมีการศึกษา ในรูปแบบ 3 มิติ เพื่อให้การจำลองมีความเหมือนการทดลองจริงมากขึ้น อีกทั้งยังสามารถจำลองใน ส่วนของระบบการติดตั้งวาล์วแบบหมุนได้เหมือนการทำงานจริง อีกทั้งในการจำลองนี้ได้ใช้การนำ ความร้อนจากผนังเพื่อให้ความร้อนในส่วนของดาวเนอร์เท่านั้น ทำให้ประสิทธิภาพในการฟื้นฟูสภาพ ในส่วนของดาวเนอร์ยังมีค่าไม่สูงมากนัก ดังนั้นสามารถศึกษาการปรับปรุงประสิทธิภาพในการดักจับ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และประสิทธิภาพในการฟื้นฟูตัวดูดซับของแข็งต่อไป อาจทำให้การทดลอง ที่แม่นยำและสมจริงมากขึ้น

ภาคผนวก

คอนทัวร์รูปภาพเพิ่มเติมของความดันภายในเครื่องปฏิกรณ์



รูปที่ ก ความดันภายใน (a) ระบบไม่มีการติดตั้งวาล์ว (b) ระบบติดตั้งวาล์วแบบเลื่อนที่ 80% และ (c) ระบบติดตั้งวาล์วแบบหมุน 50 รอบต่อนาที

ตัวอย่างการคำนวณการติดตั้งวาล์วแบบหมุนที่ความเร็วรอบ 50 รอบต่อนาที

หาอัตราการไหลของของแข็งผ่านวาล์ว จากสมการที่ 2.18 โดยออกแบบให้มีจำนวนช่องว่างภายในวาล์วทั้งหมด 2 ช่อง

$$m = V_{pocket} n_{pocket} N \rho \eta * 60$$

$$m = \frac{(\pi r^2 * \text{ความลึก})}{n_{pocket}} n_{pocket} N \rho \eta * 60$$

$$m = \frac{(\pi(0.064 \text{ เมตร})^2 * 0.05 \text{ เมตร})}{2} (2)(50 \text{ รอบต่อนาที})(2,650 \text{ กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร})(1) * 60$$

$$m = 21.31 \text{ กิโลกรัมต่อวินาที}$$

$$m = 0.355 \text{ กิโลกรัมต่อวินาที}$$

จากอัตราการไหลสามารถหาอัตราการป้อนของแข็งที่ท่อป้อนกลับได้ดังนี้

$$\dot{m} = \frac{(0.355 \text{ กิโลกรัมต่อวินาที})}{(\text{ความกว้าง} * \text{ความลึก})}$$

$$\dot{m} = \frac{(0.355 \text{ กิโลกรัมต่อวินาที})}{(0.064 \text{ เมตร} * 0.05 \text{ เมตร})}$$

$$\dot{m} = 111 \text{ กิโลกรัมต่อตารางเมตรวินาที}$$

เปรียบเทียบผลของอัตราการไหลผ่านวาล์วแบบหมุนจากทฤษฎีและจากผลการจำลอง

ตารางที่ ก ผลของอัตราการไหลผ่านวาล์วแบบหมุนที่ความเร็วรอบ 20 – 80 รอบต่อนาที

ความเร็ววาล์วแบบหมุน (รอบต่อนาที)	อัตราการไหล (กิโลกรัมต่อวินาที)	
	ทฤษฎี	ผลการจำลอง
20	0.143	0.323
30	0.213	0.335
40	0.284	0.409
50	0.355	0.424
60	0.426	0.379
75	0.497	0.390
80	0.568	0.346

การคำนวณค่าอัตราการนำความร้อนของ Fourier's Law of Conduction

ตัวอย่างการคำนวณค่าอัตราการนำความร้อนที่ผนังของดาวเนอรัที่ 473 เคลวิน

$$Q = \frac{kA\Delta T}{d}$$

$$\frac{Q}{A} = \frac{k\Delta T}{d}$$

$$\frac{Q}{A} = \frac{(202.4 \text{ W/mK})(473 - 333 \text{ K})}{0.3 \text{ m}}$$

$$\frac{Q}{A} = 94,453 \text{ W/m}^2$$

โดยที่

$\frac{Q}{A}$ = Heat flux (W/m²)

k = Thermal conductivity (W/m.K)

d = Length (m)

ΔT = T_{hot} - T_{cold} (K)

บรรณานุกรม

Uncategorized References

1. Tiseo, I. *U.S. carbon dioxide emissions by sector: 1950-2019*. 2020; Available from: <https://www.statista.com/statistics/>
2. Samanta A., e.a., *Post-combustion CO₂ capture using solid sorbents: A review*. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 2012. 51(4): p. 1438-1463.
3. C. Zhao, X.C., C. Zhao, *K₂CO₃/Al₂O₃ for capturing CO₂ in flue gas from power plants. Part 2: regeneration behaviors of K₂CO₃/Al₂O₃*. *Energy Fuels*, 2012. 26: p. 1406-1411.
4. Jaiboon O.A., C.B., Mekasut L., Piumsomboon P., *Effect of flow patterns/regimes on CO₂ capture using K₂CO₃ solid sorbent in fluidized bed/circulating fluidized bed*. *Chemical Engineering Journal*, 2013. 219: p. 262-272.
5. T., T., *A study of two dimensional modeling of behavior of air flow by CFD*. *Phranakhon Rajabhat Res. J. Science Technol*, 2018. 1: p. 38-50.
6. Kongkitisupchai S., G.D., *Carbon dioxide capture using solid sorbents in a fluidized bed with reduced pressure regeneration in a downer*. *AIChE* 2013. 59(12): p. 4519-4537.
7. Ju Y., L.C.H., *Dynamic modeling of a dual fluidized-bed system with the circulation of dry sorbent for CO₂ capture*. *Applied Energy*, 2019. 241: p. 640-651.
8. Thummakul T., G.D., Piumsomboon P., Chalermssinsuwan B., *CFD simulation of CO₂ sorption on K₂CO₃ solid sorbent in novel high flux circulating-turbulent fluidized bed riser: Parametric statistical experimental design study*. *Applied Energy*, 2017. 190(13): p. 122-134.
9. Chalermssinsuwan B., T.T., Gidaspow D., Piumsomboon P., *Characterization of fluidization regime in circulating fluidized bed reactor with high solid particle concentration using computational fluid dynamics*. *Korean J. Chem. Eng.*, 2014. 31(2): p. 350-363.
10. Boonprasop S., C.B., Piumsomboon P., *CO₂ sorption and sorbent depressurized*

- regeneration in circulating turbulent fluidized bed regime*. J. Environmental. Chem. Eng., 2019. 7.
11. Boonprasop S., G.D., Chalerm-sinsuwan B., Piumsombon P. , *CO₂ Capture in a Multistage CFB: Part I: Number of Stages*. AIChE J., 2017. 63(12).
 12. Research, G.V. *Carbon Capture & Storage: Technology For Maintaining A Clean And Healthy Atmosphere*. 2015; Available from: <https://www.grandviewresearch.com/research-insights/carbon-capture-storage-market-insights-size-share>.
 13. วิฑูรย์, ธ., เทคโนโลยีการกักเก็บและการแยกก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จากการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงฟอสซิล. วิศวกรรมสาร มข., 2554: p. 453-467.
 14. Aaron D., T.C., *Separation of CO₂ from flue gas: a review*. Separation Science and Technology, 2005. 40(1-3): p. 321-348.
 15. Peters, L., et al., *CO₂ removal from natural gas by employing amine absorption and membrane technology—A technical and economical analysis*. Chemical Engineering and Processing - Process Intensification, 2011. 172(2-3): p. 952-960.
 16. A.B.D., N., *Isotherm Adsorption of Carbon Microparticles Prepared from Pumpkin (Cucurbita maxima) Seeds Using Two-Parameter Monolayer Adsorption Models and Equations*. Moroccan Journal of Chemistry, 2020. 8(3): p. 745-761.
 17. ภาชนะ, ค., เอกสารประกอบการสอน วิชา 303432 เคมีพื้นผิว. ภาควิชาเคมี คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยบูรพา, 2554.
 18. ชยพัฒนางกูร, ใ. การก่อกองสภาพของไหล (Fluidization). 2553; Available from: <http://www0.tint.or.th/nkc/nkc53/content/nstkc53-065.html>.
 19. Naz M.Y., e.a., *PIV investigations on particle velocity distribution in uniform swirling regime of fluidization*. Granular Matter, 2017. 19(2): p. 1-7.
 20. Dhodapkar S., Z.A., Klinzing G., *A PRIMER ON GAS-SOLIDS FLUIDIZATION*. Chemical Engineering, 2012.
 21. Neutrium. *PRESSURE DROP THROUGH A PACKED BED*. 2013; Available from: <https://neutrium.net/fluid-flow/pressure-drop-through-a-packed-bed/>.
 22. Dechsiri, C., *Particle Transport in Fluidized Beds*. 2004, University of Groningen.
 23. Kunii D., L.O., *Fluidization Engineering*. 1991, Butterworth-Heinemann, Newton

(USA).

24. D., G., *Gas fluidization technolog.* 1986, New York: John Willey & Sons Lnc.
25. Stewart P.S.B., D.J.F., *Slug flow in fluidised beds.* Powder Technology, 1967. 1(2): p. 61-80.
26. Yang R.T., S.M.S., Steinberg M., *Fluidized-bed combustion of coal with lime additives : Catalytic Saltation of lime with iron compounds and coal ash.* Environmental Science & Technology, 1978. 12: p. 915-918.
27. Bi H.T., e.a., *A state-of-the-art review of gas-solid turbulent fluidization.* Chemical Engineering Science, 2000. 55: p. 4789-4825.
28. M., B., *Progress in abrasive fluidized bed machining.* Materials Processing Technology, 2009. 209(20): p. 6087-6102.
29. Chalermssinsuwan B., G.D., Piumsomboon P., *In-depth system parameters of transition flow pattern between turbulent and fast fluidization regimes in high solid particle density circulating fluidized bed reactor.* Powder Technology, 2014. 253: p. 522-536.
30. Qi M., B.S., Zhu J., *Detailed hydrodynamics of high flux gas–solid flow in a circulating turbulent fluidized bed.* Chemical Engineering 2012. 209: p. 633-644.
31. Zhu H., Z.J., *Comparative study of flow structures in a circulating-turbulent fluidized bed.* Chemical Engineering 2008. 63(11): p. 2920-2927.
32. Boonprasop S., C.B., Piumsomboon P., *Circulating turbulent fluidized bed regime on flow regime diagram.* Powder Technology, 2019. 350: p. 146-153.
33. Oiltech Engineering Co., L. *What is Valve.* Available from: <https://www.oiltech.co.th/>.
34. Ariatech. *SLIDE GATE VALVE.* Available from: <https://www.ariatech.co.th/project/slide-gate-valve/>.
35. PowderProcess, *Rotary Airlock Valve : Engineering Guide.*
36. Chaiwang P., C.B., Piumsomboon P., *Carbon Dioxide Capture from Flue Gas Using a Potassium-Based Sorbent in a Circulating-Turbulent Fluidized Bed.* Engineering, 2019. 23(5).
37. Won Y., K.J.Y., et al., *Post-combustion CO₂ capture process in a circulated fluidized bed reactor using 200 kg potassium-based sorbent: The optimization*

- of regeneration condition. Energy, 2020. 208(118188).*
38. Or-Ampai Jaiboon , B.C., Lursuang Mekasut , Pornpote and Piumsomboon, *Effect of Regeneration Temperature on the Composition and Carbon Dioxide Sorption Ability of a K₂CO₃/Al₂O₃ Solid Sorbent in a Bubbling Fluidized Bed Reactor.* Chemical Engineering Communications, 2015. 202: p. 361-365.
39. Liu C., Z.M., Wang W., Li J., *3D CFD simulation of a circulating fluidized bed with on-line adjustment of mechanical valve.* Chemical Engineering Science, 2015. 137: p. 646-655.
40. Patankar, S., *Numerical heat transfer and fluid flow.* 2018: Taylor & Francis Inc.
41. Dong F., L.Y., *Parameter Simulation and Analysis of Rotary Feeder,* in *Materials Science and Engineering 772.* 2020.





จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-สกุล	นางสาว ชนิกานต์ วันจันทร์
วัน เดือน ปี เกิด	26 มิถุนายน 2539
สถานที่เกิด	กรุงเทพมหานคร
วุฒิการศึกษา	-ปริญญาโท วิทยาศาสตร์มหาบัณฑิต สาขาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย -ปริญญาตรี วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิชาปิโตรเคมีและวัสดุพอลิเมอร์ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยศิลปากร
ที่อยู่ปัจจุบัน	298/360 ตำบลในคลองบางปลากด อำเภอพระสมุทรเจดีย์ จังหวัด สมุทรปราการ 10290
ผลงานตีพิมพ์	Proceeding: CFD Simulation of Hydrodynamics in a Circulating- Turbulent Fluidized Bed Regime with a Sliding Control Valve, TICHe 2021