

แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนสำหรับการ
ดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จากต่างแหล่งกำเนิด



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค
คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ปีการศึกษา 2561
ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS MODEL OF CIRCULATING FLUIDIZED BED REACTOR
FOR CARBON DIOXIDE CAPTURE FROM DIFFERENT SOURCES



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 2018

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่อง ปฏิกรณ์ฟลูอิด์แบบหมุนเวียนสำหรับการดักจับ คาร์บอนไดออกไซด์จากต่างแหล่งกำเนิด
โดย	น.ส.ชนพร เบญจประกายรัตน์
สาขาวิชา	เคมีเทคนิค
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	รองศาสตราจารย์ ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม	ศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัย อนุญาติให้บัณฑิตวิทยาลัยเป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิทยาศาสตร์
(ศาสตราจารย์ ดร.พลกฤษณ์ แสงวณิช)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.ประเสริฐ เรียบร้อยเจริญ)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(รองศาสตราจารย์ ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม
(ศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์)

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

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(ดร.บุญรอด สัจจกุลนุกิจ)

ธนพร เบญจประกายรัตน์ : แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด
 ไตซ์เบดแบบหมุนเวียนสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จากต่างแหล่งกำเนิด. (
 COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS MODEL OF CIRCULATING FLUIDIZED BED
 REACTOR FOR CARBON DIOXIDE CAPTURE FROM DIFFERENT SOURCES) อ.ที่
 ปริญญาหลัก : รศ. ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ, อ.ที่ปรึกษาร่วม : ศ. ดร.พรพจน์ เปี่ยม
 สมบูรณ์

ในปัจจุบัน ภาวะโลกร้อนเป็นปัญหาที่โลกกำลังเผชิญจากปริมาณแก๊สเรือนกระจกที่สูงขึ้น โดยเฉพาะแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากความก้าวหน้าของเทคโนโลยีและอุตสาหกรรม จึงต้องมีการควบคุมปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนปล่อยออกสู่บรรยากาศ สำหรับงานวิจัยนี้ เป็นการจำลองกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อศึกษาการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์จากแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิด ซึ่งมีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ต่างกัน ได้แก่ แก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน แก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ และแก๊สจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ ผลจากการศึกษาพบว่า ขนาดเซลล์การคำนวณที่เหมาะสมสำหรับแบบจำลอง คือ 20,000 เซลล์ และใช้เวลาจำลอง 300 วินาที โดยการคูณสัมประสิทธิ์ที่อัตราการเกิดเท่ากับ 1.4 จะให้ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ใกล้เคียงกับผลการทดลองจริงมากที่สุด ตัวแปรดำเนินการที่ศึกษาโดยการออกแบบเชิงแพททอเรียล 2 ระดับ ได้แก่ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้า อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ พบว่า สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตส่งผลเชิงบวกและความเร็วของแก๊สเสียที่ป้อนเข้าไรเซอร์จะส่งผลเชิงลบต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สจากทุกแหล่งกำเนิด สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตจะส่งผลเชิงบวกต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สทุกแหล่งกำเนิด ในขณะที่ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์จะส่งผลเชิงลบสำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติและถ่านหินเท่านั้น นอกจากนี้ ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์สูงขึ้นจะส่งผลโดยตรงกับความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับของแข็งโดยทำให้มีค่าสูงขึ้น ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จากภาวะดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน แก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ และแก๊สจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ เท่ากับร้อยละ 96.79 67.69 และ 42.39 ตามลำดับ

สาขาวิชา เคมีเทคนิค

ลายมือชื่อนิสิต

ปีการศึกษา 2561

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาร่วม

6072056723 : MAJOR CHEMICAL TECHNOLOGY

KEYWORD: Circulating fluidized bed reactor, CO₂ capture, CFD, Cement, Natural gas
 Tanaporn Benjaprakairat : COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS MODEL OF
 CIRCULATING FLUIDIZED BED REACTOR FOR CARBON DIOXIDE CAPTURE FROM
 DIFFERENT SOURCES. Advisor: Assoc. Prof. BENJAPON CHALERMSINSUWAN, Ph.D.
 Co-advisor: Prof. PORNPOTE PIUMSOMBOON, Ph.D.

Nowadays, the global warming is considered as a world problem. One of the greenhouse gases that is released from human activities and fossil fuels combustion in industry is CO₂. Thus, it is necessary to control the amount of CO₂ emitted to the atmosphere. This research aims to capture the CO₂ in gas from different sources that have variety of CO₂ concentration, for instance, flue gas from post-combustion of natural gas, post-combustion of coal and cement production. The results showed that the simulation model with the mesh of 20,000 elements had small deviation comparing to higher elements and simulation time with 300 seconds was in quasi steady state condition. To validate the model to the experimental data, the kinetic factor of 1.4 was used to adjust the simulation result. The variables that studied in 2^k experimental design were K₂CO₃ loading, inlet gas velocity, temperature of downer wall and outlet pressure of downer. K₂CO₃ loading had positive effect while inlet gas velocity had negative effect on CO₂ capture efficiency for gas from any sources. K₂CO₃ loading had positive effect on CO₂ flow rate at outlet downer for flue gas from any sources while outlet pressure of downer had negative effect on CO₂ flow rate at outlet downer for flue gas from post-combustion with natural gas and coal. Moreover, CO₂ concentration in flue gas had direct effect on CO₂ adsorption capacity. CO₂ capture efficiency from optimized conditions for flue gas from post-combustion of natural gas, post-combustion of coal and cement production were 96.79%, 67.69% and 42.39% respectively.

Field of Study: Chemical Technology

Student's Signature

Academic Year: 2018

Advisor's Signature

Co-advisor's Signature

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จากต่างแหล่งกำเนิดฉบับนี้ ผู้จัดทำขอกราบขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร. เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก และศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม รวมทั้งคณาจารย์ทุกท่านในภาควิชาเคมีเทคนิค ที่กรุณาให้คำปรึกษา คำแนะนำ และข้อเสนอแนะให้งานวิจัยฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

ขอกราบขอบพระคุณกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ รองศาสตราจารย์ ดร. ประพันธ์ คูชลธาธา และ กรรมการภายนอก อ.บุญรอด สัจจกุลนุกิจ ที่ให้คำแนะนำที่เป็นประโยชน์ต่อการทำวิทยานิพนธ์

ขอขอบคุณศูนย์ความเป็นเลิศด้านเทคโนโลยีปิโตรเคมีและวัสดุ (PETROMAT) สำหรับเงินทุนอุดหนุนการศึกษาระดับบัณฑิตศึกษาและเงินทุนวิจัยสำหรับการทำงานวิจัยชิ้นนี้

ขอขอบคุณภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัยที่สนับสนุนสถานที่ในการทำงานวิจัย รวมทั้งบุคลากรในภาควิชาเคมีเทคนิคที่ได้อำนวยความสะดวกในการใช้ห้องปฏิบัติการงานวิจัยฉบับนี้สำเร็จลุล่วงด้วยดี

ขอบคุณทุกคนในห้องวิจัยไซเบอร์เนติก และเพื่อนๆ ทุกคนที่ทำให้กำลังใจ ให้ปรึกษา และให้ความช่วยเหลือต่าง ๆ ตลอดการทำวิทยานิพนธ์

สุดท้ายนี้ ขอกราบขอบพระคุณ บิดา มารดา ที่ให้กำลังใจ และให้การสนับสนุนจนสำเร็จการศึกษา

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ธนพร เบญจประกายรัตน์

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ค
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	ง
กิตติกรรมประกาศ.....	จ
สารบัญ.....	ฉ
สารบัญรูปภาพ.....	ฉ
สารบัญตาราง.....	ช
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์	3
1.3 ขอบเขตงานวิจัย	4
1.4 คำจำกัดความที่ใช้ในงานวิจัย	4
1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	4
1.6 วิธีการดำเนินการวิจัย.....	4
1.7 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย.....	5
บทที่ 2 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	7
2.1 แนวคิดและทฤษฎี.....	7
2.1.1 แหล่งของการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์.....	7
2.1.2 กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์.....	8
2.1.2.1 กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion)	8
2.1.2.2 กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ (Post-combustion)	9

2.1.2.3 กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยการเผาไหม้ด้วยออกซิเจน (Oxy-fuel combustion).....	9
2.1.3 ฟลูอิดไอเซชัน	10
2.1.4 ประเภทของฟลูอิดไอเซชัน.....	10
2.1.4.1 ฟลูอิดไอเซชันแบบสองวัฏภาค (Two-phase Fluidization).....	10
ฟลูอิดไอเซชันแบบสองวัฏภาค	10
2.1.4.2 ฟลูอิดไอเซชันแบบสามวัฏภาค (Three-phase Fluidization).....	10
2.1.5 ลักษณะของฟลูอิดไอซ์เบด.....	10
2.1.5.1 เบดนิ่ง (Fixed bed)	11
2.1.5.2 ฟลูอิดไอเซชันแบบฟองแก๊ส (Bubbling fluidization).....	12
2.1.5.3 ฟลูอิดไอเซชันแบบปั่นป่วน (Turbulent fluidization).....	13
2.1.5.4 ฟลูอิดไอเซชันแบบความเร็วสูง (Fast fluidization).....	14
2.1.5.5. ฟลูอิดไอเซชันแบบเบาบาง (Pneumatic transport fluidization)	15
2.1.6 เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไอซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed reactor: CFB)	15
2.1.7 การจำลองด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (Computational Fluid Dynamics, CFD).....	16
2.1.8 ระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม	17
2.2 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	18
บทที่ 3 แบบจำลองคณิตศาสตร์และวิธีการสร้างแบบจำลองการไหล	21
3.1 การสร้างแบบจำลองการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับ	21
3.2 การจำลองการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับ	21
3.3 สมมติฐานสำหรับการพัฒนาแบบจำลองการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพ ตัวดูดซับ	24
3.4 สมการอนุรักษ์พื้นฐาน (Fluent, Inc, 2002).....	24

3.4.1	สมการอนุรักษ์มวลหรือสมการของความต่อเนื่อง.....	24
3.4.1.1	สมการอนุรักษ์มวลหรือสมการของความต่อเนื่องของวิภาคแก๊ส	24
3.4.1.2	สมการอนุรักษ์มวลหรือสมการของความต่อเนื่องของวิภาคของแข็ง.....	24
3.4.2	สมการอนุรักษ์โมเมนตัม	25
3.4.2.1	สมการอนุรักษ์โมเมนตัมของวิภาคของแก๊ส.....	25
3.4.2.2	สมการอนุรักษ์โมเมนตัมของวิภาคของแข็ง	25
3.4.3	สมการอนุรักษ์พลังงาน	25
3.4.2.1	สมการอนุรักษ์พลังงานของวิภาคของแก๊ส	25
3.4.2.1	สมการอนุรักษ์พลังงานของวิภาคของแข็ง	25
3.4.4	สมการอนุรักษ์องค์ประกอบวิภาค	26
3.4.4.1	สมการอนุรักษ์องค์ประกอบวิภาคแก๊ส.....	26
3.4.4.2	สมการอนุรักษ์องค์ประกอบวิภาคของแข็ง	26
3.4.5	แบบจำลองสัมประสิทธิ์ของแรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวิภาคของ EMMS (Energy Minimization Multi-Scale).....	26
3.4.6	สมการพลังงานจลน์การกวัดแกว่งของของแข็ง	27
3.4.6.1	ความดันของของแข็ง.....	27
3.4.6.2	พลังงานจลน์จากการกวัดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการนำ	28
3.4.6.3	พลังงานจลน์จากการกวัดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการชนแบบไม่ยืดหยุ่น	28
3.4.7	สมการการเกิดปฏิกิริยาเคมี.....	28
3.5	ขั้นตอนการทดลอง	29
บทที่ 4	ผลการวิจัยและการวิเคราะห์ผล	32
4.1	การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการทำให้ตัวดูดซับคืนสภาพในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน	32
4.2	การทดสอบปริมาตรควบคุมที่ใช้ในการคำนวณและเวลาที่ระบบใช้ในการเข้าสู่ภาวะเสถียร คงตัว (Mesh and time independency test).....	34

4.3 การเปรียบเทียบผลของการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณกับผลของการทดลองจริง . 39

4.4 ผลของตัวแปรดำเนินการสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับ
 สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน 47

4.4.1 ผลของตัวแปรดำเนินการต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์
 สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน..... 48

4.4.2 ผลของตัวแปรดำเนินการต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาว
 เนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน 54

4.5 ผลของตัวแปรดำเนินการสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับจาก
 แก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ 61

4.5.1 ผลของตัวแปรดำเนินการต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์
 สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ..... 62

4.5.2 ผลของตัวแปรดำเนินการต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาว
 เนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ.... 68

4.6 ผลของตัวแปรดำเนินการสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับ
 สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ 72

4.6.1 ผลของตัวแปรดำเนินการต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์
 สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ 72

4.6.2 ผลของตัวแปรดำเนินการต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาว
 เนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ 78

4.7 ผลของแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิด 82

4.7.1 ผลของแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิดในการออกแบบการทดลองเชิงแพททอเรียลสอง
 ระดับ 82

4.7.2 ผลของแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิดต่อปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ .. 83

4.7.3 ผลของแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิดต่อความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์
 ของตัวดูดซับของแข็ง 85

บทที่ 5 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ 89

5.1 สรุปผลการวิจัย.....	89
5.1.1 การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับระบบการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ และการทำให้ตัวดูดซับคืนสภาพในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน.....	89
5.1.2 ผลของตัวแปรดำเนินการต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ไรเซอร์.....	90
5.1.3 ผลของตัวแปรดำเนินการต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาว เนอร์.....	90
5.1.4 ผลของแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิด.....	91
5.1.5 แนวทางในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับในเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนสำหรับแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิด.....	91
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	92
บรรณานุกรม.....	93
ภาคผนวก ก.....	97
1. ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไคเซชัน.....	97
1.1 ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไคเซชันแบบฟองแก๊ส.....	97
1.2 ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไคเซชันแบบปั่นป่วน.....	98
1.3 ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไคเซชันแบบความเร็วสูง.....	98
1.4 ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไคเซชันแบบเบาบาง.....	98
2. ประสิทธิภาพในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์.....	99
ประวัติผู้เขียน.....	100

สารบัญรูปร่างภาพ

รูปที่ 2.1 กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ก) ก่อนการเผาไหม้ ข) หลังการเผาไหม้ ค) การใช้ ออกซิเจน	9
รูปที่ 2.2 ลักษณะช่วงการไหลของฟลูอิดเซชันแบบต่าง ๆ	11
รูปที่ 2.3 ความสัมพันธ์ระหว่างความดันลดและความเร็วของแก๊ส	13
รูปที่ 2.4 ตัวอย่างของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน	16
รูปที่ 2.5 การใช้ระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่มในแบ่งปริมาตรควบคุมสำหรับขอบเขตปัญหา	18
รูปที่ 3.1 รูปทรงเรขาคณิตอย่างง่ายในระบบสองมิติของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน	22
รูปที่ 4.1 ส่วนประกอบของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในแบบจำลอง	33
รูปที่ 4.2 ความดันภายในโรเตอร์ที่ปริมาตรควบคุมแตกต่างกัน 4 ค่า	36
รูปที่ 4.3 ความดันภายในดาวเนอร์ที่ปริมาตรควบคุมแตกต่างกัน 4 ค่า	36
รูปที่ 4.4 อัตราการไหลของแก๊สที่ทางออกของไซโคลนต่อเวลาที่ใช้ในการจำลอง	37
รูปที่ 4.5 อัตราการไหลของแก๊สที่ทางออกของดาวเนอร์ต่อเวลาที่ใช้ในการจำลอง	37
รูปที่ 4.6 สัดส่วนโดยมวลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของโรเตอร์ต่อเวลาที่ใช้ในการจำลอง ..	38
รูปที่ 4.7 สัดส่วนโดยโมลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ต่อเวลาที่ใช้ในการจำลอง	38
รูปที่ 4.8 ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าโรเตอร์ต่าง ๆ...	42
รูปที่ 4.9 คอนทัวร์ของสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งที่เวลา 300 วินาที สำหรับแบบจำลองที่ใช้ ความเร็วป้อนเข้าโรเตอร์ 1.7 เมตรต่อวินาที.....	43
รูปที่ 4.10 ค่าเฉลี่ยของสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งที่เวลา 290-300 วินาที ตามความสูงของ โรเตอร์ สำหรับแบบจำลองที่ใช้ความเร็วป้อนเข้าโรเตอร์ 1.7 เมตรต่อวินาที	43
รูปที่ 4.11 ค่าเฉลี่ยของสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งที่เวลา 290-300 วินาที ตามความสูงของ ดาวเนอร์ สำหรับแบบจำลองที่ใช้ความเร็วป้อนเข้าโรเตอร์ 1.7 เมตรต่อวินาที	44
รูปที่ 4.12 คอนทัวร์ของความเร็วของของแข็งในแกน x ที่เวลา 300 วินาที สำหรับแบบจำลองที่ใช้ ความเร็วป้อนเข้าโรเตอร์ 1.7 เมตรต่อวินาที.....	44

รูปที่ 4.13 ค่าเฉลี่ยของความเร็วของของแข็งในแกน x ที่เวลา 290-300 วินาที ตามความสูงของ
 ไรเซอร์ สำหรับแบบจำลองที่ใช้ความเร็วป้อนเข้าไรเซอร์ 1.7 เมตรต่อวินาที 45

รูปที่ 4.14 ค่าเฉลี่ยของความเร็วของของแข็งในแกน x ที่เวลา 290-300 วินาที ตามความสูงของ
 ดาวเนอร์ สำหรับแบบจำลองที่ใช้ความเร็วป้อนเข้าไรเซอร์ 1.7 เมตรต่อวินาที 45

รูปที่ 4.15 คอนทัวร์ของความเร็วของของแข็งในแกน y ที่เวลา 300 วินาที สำหรับแบบจำลองที่ใช้
 ความเร็วป้อนเข้าไรเซอร์ 1.7 เมตรต่อวินาที..... 46

รูปที่ 4.16 ค่าเฉลี่ยของความเร็วของของแข็งในแกน y ที่เวลา 290-300 วินาที ตามแนวรัศมีของ
 ไรเซอร์ที่ความสูงของไรเซอร์ต่าง ๆ สำหรับแบบจำลองที่ใช้ความเร็วป้อนเข้าไรเซอร์ 1.7 เมตรต่อ
 วินาที..... 46

รูปที่ 4.17 ค่าเฉลี่ยของความเร็วของของแข็งในแกน y ที่เวลา 290-300 วินาที ตามแนวรัศมีของ
 ดาวเนอร์ที่ความสูงของดาวเนอร์ 1.6 เมตร สำหรับแบบจำลองที่ใช้ความเร็วป้อนเข้าไรเซอร์ 1.7
 เมตรต่อวินาที..... 47

รูปที่ 4.18 ผลของสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (A) ต่อประสิทธิภาพการดักจับ
 คาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน 53

รูปที่ 4.19 ผลของความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ (B) ต่อประสิทธิภาพการดักจับ
 คาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน 53

รูปที่ 4.20 พื้นผิวตอบสนองของประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่
 มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน เมื่อสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตและ
 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าแตกต่างกัน..... 54

รูปที่ 4.21 ผลของสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (A) ต่ออัตราการไหลของ
 คาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้
 ด้วยถ่านหิน 60

รูปที่ 4.22 ผลของความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ (D) ต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่
 ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน..... 60

รูปที่ 4.23 พื้นผิวตอบสนองของประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่
 มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน เมื่อสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตและ
 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าแตกต่างกัน..... 61

- รูปที่ 4.24 ผลของสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (A) ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ... 66
- รูปที่ 4.25 ผลของความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ (B) ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ... 67
- รูปที่ 4.26 พื้นผิวตอบสนองของประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ เมื่อสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตและความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าแตกต่างกัน 67
- รูปที่ 4.27 ผลของสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (A) ต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ..... 71
- รูปที่ 4.28 ผลของความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ (D) ต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ 72
- รูปที่ 4.29 ผลของสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (A) ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ 77
- รูปที่ 4.30 ผลของความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ (B) ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ 77
- รูปที่ 4.31 ผลของสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (A) ต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์.. 81
- รูปที่ 4.32 พลังงานความร้อนที่ได้จากปฏิกิริยาจากกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับจากแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิด (ก) กระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ (ข) กระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน (ค) กระบวนการผลิตซีเมนต์ (ง) กระบวนการผลิตซีเมนต์ที่มีการเพิ่มไอน้ำ..... 86
- รูปที่ 4.33 สัดส่วนโดยโมลของคาร์บอนไดออกไซด์จากกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับจากแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิด (ก) กระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ (ข) กระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน (ค) กระบวนการผลิตซีเมนต์ (ง) กระบวนการผลิตซีเมนต์ที่มีการเพิ่มไอน้ำ..... 87

สารบัญตาราง

ตารางที่ 2.1	อุตสาหกรรมสำคัญที่มีการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์	7
ตารางที่ 2.2	อุตสาหกรรมที่มีการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์	8
ตารางที่ 2.3	ค่า C_1 และ C_2 จากงานวิจัยต่าง ๆ สำหรับการคำนวณความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดเซชันในช่วงการไหลแบบพองแก๊ส	13
ตารางที่ 2.4	ค่า C_1 และ C_2 จากงานวิจัยต่างๆ สำหรับการคำนวณค่าความเร็วส่งผ่าน	14
ตารางที่ 3.1	รายละเอียดตัวแปรที่ใช้ในงานวิจัย	23
ตารางที่ 3.2	ข้อมูลการจำลองในการหาเซลล์การคำนวณที่เหมาะสม	30
ตารางที่ 3.3	สัดส่วนโดยโมลของแก๊สทั้งที่มาจากต่างแหล่งกำเนิด	30
ตารางที่ 3.4	ข้อมูลการจำลองผลของตัวแปรดำเนินการด้วยการออกแบบเชิงแพททอเรียล 2 ระดับ	31
ตารางที่ 4.1	ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์และอุณหภูมิของแข็งภายในดาวเนอร์ที่ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าโรเซอร์ต่าง ๆ	42
ตารางที่ 4.3	การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนอง คือ ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน	52
ตารางที่ 4.4	ผลของตัวแปรดำเนินการต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน	58
ตารางที่ 4.5	การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนอง คือ อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน	59
ตารางที่ 4.6	ผลของตัวแปรดำเนินการต่อการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่โรเซอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ	65
ตารางที่ 4.7	การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนอง คือ ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ ...	66
ตารางที่ 4.8	ผลของตัวแปรดำเนินการต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ	70

ตารางที่ 4.9 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนอง คือ อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ..... 71

ตารางที่ 4.10 ผลของตัวแปรดำเนินการต่อการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ไรเซอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์..... 75

ตารางที่ 4.11 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนอง คือ ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ 76

ตารางที่ 4.12 ผลของตัวแปรดำเนินการต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ 80

ตารางที่ 4.13 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนอง คือ อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์.. 81

ตารางที่ 4.14 ความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับของแข็งสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับจากแก๊สที่มาจากต่างแหล่งต่างกำเนิด 88

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ผลกระทบของแก๊สเรือนกระจกที่เพิ่มขึ้นในแต่ละปี ที่ทำให้อุณหภูมิเฉลี่ยของโลกเพิ่มขึ้น มีสภาพอากาศที่เปลี่ยนแปลงไป และส่งผลกระทบต่อระบบนิเวศ รวมถึงการใช้ชีวิตประจำวันของมนุษย์ กำลังได้รับความสนใจในวงกว้าง เมื่อพิจารณาถึงองค์ประกอบของแก๊สเรือนกระจกที่ถูกปลดปล่อยสู่ชั้นบรรยากาศของประเทศสหรัฐอเมริกาในปี พ.ศ. 2559 พบว่า มีแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นองค์ประกอบหลักถึงร้อยละ 81 เนื่องจากการเพิ่มขึ้นของประชากรทำให้เกิดความก้าวหน้าของเทคโนโลยีและอุตสาหกรรม เพื่อที่จะสร้างพลังงานที่ใช้ในการดำเนินชีวิตประจำวันให้เพียงพอต่อความต้องการด้วยการเผาไหม้เชื้อเพลิงฟอสซิล โดยมีโรงงานไฟฟ้าเป็นแหล่งพลังงานหลัก และ มีการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงถึงร้อยละ 34 สำหรับปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกปลดปล่อยออกสู่ชั้นบรรยากาศ และสูงถึงร้อยละ 28 สำหรับปริมาณของแก๊สเรือนกระจกทั้งหมดที่ถูกปลดปล่อยออกสู่ชั้นบรรยากาศ ชนิดของเชื้อเพลิงที่ใช้ในการเผาไหม้จะปลดปล่อยปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ต่างกัน การผลิตไฟฟ้าที่ใช้ถ่านหินเป็นเชื้อเพลิงจะมีการปลดปล่อยมากกว่าการใช้ น้ำมันหรือแก๊สธรรมชาติเป็นเชื้อเพลิง [1] ในปัจจุบันจึงมีการพัฒนาเทคโนโลยีในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยแบ่งออกเป็น 3 วิธีการ ได้แก่ เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion) เป็นการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อทำความสะอาดก่อนนำไปเผาไหม้ เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยการเผาไหม้ด้วยออกซิเจน (Oxy-fuel) เป็นการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นระหว่างการเผาไหม้ถ่านหินโดยการเลือกใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์แทนการใช้ออกซิเจนที่มีอยู่ในอากาศ และเทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ (Post-combustion) เป็นการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นหลังจากเกิดการเผาไหม้และปลดปล่อยสู่สิ่งแวดล้อม

เทคโนโลยีมากมายได้ถูกพัฒนาขึ้นมาเพื่อดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เช่น การดูดซึม (Absorption) การแยกด้วยความเย็นเยือกยิ่ง (Cryogenic) การแยกโดยใช้เมมเบรน (Membrane separation) การดูดซับ (Adsorption) โดยเทคโนโลยีที่นิยมใช้ในอุตสาหกรรมอย่างแพร่หลาย คือ กระบวนการดูดซึมด้วยสารละลายเอมีน เนื่องจากมีประสิทธิภาพในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูง แต่ด้วยข้อจำกัดในด้านพลังงานที่ใช้ในการคืนสภาพตัวดูดซึม (Regeneration) การกักตร้อนอุปกรณ์ และการย่อยสลายผ่านปฏิกิริยาออกซิเดชันของสารละลายที่

ใช้ในการดูดซึม ดังนั้น การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยการดูดซับด้วยตัวดูดซับของแข็งจึงเป็นทางเลือกหนึ่งที่ถูกเลือกมาใช้ เนื่องจากใช้คุณสมบัติในการดูดซับต่ำ ใช้พลังงานในการคืนสภาพตัวดูดซับต่ำและมีประสิทธิภาพในการคืนสภาพตัวดูดซับที่สูง รวมถึงประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูง โดยการเลือกใช้โลหะแอลคาไลน์คาร์บอเนตเป็นทางเลือกที่ได้รับความนิยม เพราะสามารถหาได้ง่ายและมีราคาไม่สูง ซึ่งการใช้โพแทสเซียมคาร์บอเนต (K_2CO_3) เป็นตัวดูดซับของแข็งมีคุณสมบัติที่ดีเมื่อเปรียบเทียบกับโลหะแอลคาไลน์คาร์บอเนตชนิดอื่น

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนถูกใช้ในงานวิจัยมากมาย เนื่องจากเป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่มีการสัมผัสของของแข็งและของไหลในระบบอย่างทั่วถึง ทำให้ของแข็งในระบบเกิดการเคลื่อนที่คล้ายของไหล ซึ่งมีข้อดีคือเกิดการถ่ายโอนมวลและความร้อนได้ดี นอกจากนี้ยังเป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่สามารถดำเนินการได้อย่างต่อเนื่อง โดยมีส่วนประกอบหลัก 4 ส่วน ได้แก่ ฝั่งการดูดซับ ฝั่งการคืนสภาพตัวดูดซับ ไซโคลนและท่อป้อนกลับ หลักการทำงานของเครื่องปฏิกรณ์นี้คือ แก๊สที่มีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์สูงจะถูกป้อนเข้ามาทางด้านล่างของฝั่งการดูดซับ ในขณะที่ตัวดูดซับของแข็งจะถูกบรรจุอยู่ในเครื่องปฏิกรณ์ตั้งแต่เริ่มต้น เมื่อแก๊สป้อนเข้าและตัวดูดซับของแข็งสัมผัสกันจะเกิดปฏิกิริยา แก๊สที่ผ่านการดูดซับแล้วจะออกทางด้านบนของฝั่งการคืนสภาพตัวดูดซับและแยกกับตัวดูดซับของแข็งบริเวณไซโคลน จากนั้น ตัวดูดซับของแข็งจะถูกทำการคืนสภาพและถูกส่งกลับผ่านท่อป้อนกลับไปยังฝั่งการดูดซับอีกครั้งเพื่อดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เป็นวัฏจักรอย่างต่อเนื่อง โดยด้านล่างของท่อป้อนกลับจะมีการป้อนแก๊สเข้ามาเล็กน้อยเพื่อให้ตัวดูดซับของแข็งหมุนเวียนในระบบได้ ซึ่งปริมาณของตัวดูดซับของแข็งจะส่งผลต่อประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในฝั่งของการดูดซับ

งานวิจัยส่วนใหญ่จะใช้เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สเผาไหม้ทั้งที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหินซึ่งจะมีความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ประมาณร้อยละ 5-15 โดยโมล [2] ในขณะที่แก๊สเผาไหม้ทั้งที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติจะมีความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์น้อยกว่าอยู่ในช่วงร้อยละ 2-4 โดยโมล [3] และงานวิจัยส่วนใหญ่จะยังคงใช้กระบวนการดักจับด้วยสารละลายเอมีนอยู่ นอกจากนี้ยังมีแหล่งสำคัญในการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกสู่ชั้นบรรยากาศที่ไม่ได้มาจากการกระบวนการเผาไหม้คือ กระบวนการผลิตซีเมนต์ที่มีความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ประมาณร้อยละ 20-30 โดยโมล [2] ที่จะใช้กระบวนการดักจับที่หลากหลาย

ทั้งกระบวนการแยกด้วยเมมเบรน กระบวนการแคลเซียมลูปปีง รวมถึงกระบวนการดักจับด้วยสารละลายเอมีน

พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (CFD) เป็นวิธีที่นิยมใช้ในการศึกษาเกี่ยวกับพลวัตการเคลื่อนที่ของของไหลโดยการนำสมการพื้นฐานของกฎการอนุรักษ์มวล โมเมนตัม และพลังงาน รวมถึงสมการภายใต้เงื่อนไขขอบเขตผ่านปริมาตรขนาดเล็ก ๆ ที่ถูกแบ่งขึ้นมา และแก้สมการอนุพันธ์เหล่านี้ด้วยการใช้ระเบียบวิธีเชิงตัวเลขผ่านคอมพิวเตอร์เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการคำนวณ [4] จากงานวิจัยที่ผ่านมาได้มีการศึกษากระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดโดยการจำลองฝั่งการดูดซับ ซึ่งใช้แก๊สที่มาจากกระบวนการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน และศึกษาผลของความสูงของเครื่องปฏิกรณ์ [5] อุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยาและความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้า [6] นอกจากนี้ ยังมีการพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณโดยการเพิ่มแบบจำลองมัลติสเกล [7] อย่างไรก็ตาม ยังไม่มีการศึกษาเกี่ยวกับกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ไม่ได้มาจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงด้วยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียน งานวิจัยนี้จึงมีแนวคิดที่จะพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณเพื่ออธิบายพฤติกรรมที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนทั้งฝั่งการดูดซับและฝั่งการคืนสภาพตัวดูดซับ โดยการใช้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ความเข้มข้นต่าง ๆ ในการป้อนเข้าและศึกษาผลของสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ โดยมีตัวแปรตอบสนอง คือ ประสิทธิภาพในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ไรเซอร์และอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ รวมถึงความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ในตัวดูดซับของแข็งจากแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิด

1.2 วัตถุประสงค์

1. สร้างแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับระบบการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการทำให้ตัวดูดซับคืนสภาพในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียน
2. หาภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมด้วยการออกแบบเชิงแพกทอเรียลสำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ต่าง ๆ ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียน

1.3 ขอบเขตงานวิจัย

ในงานวิจัยได้ทำการศึกษาตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลกระทบต่อระบบการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ความเข้มข้นต่าง ๆ จากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน กระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ และกระบวนการผลิตซีเมนต์ ด้วยโปรแกรมพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณเชิงพาณิชย์ ANSYS FLUENT ตัวแปรดำเนินการที่ศึกษา ได้แก่ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์

1.4 คำจำกัดความที่ใช้ในงานวิจัย

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ ซีเมนต์ แก๊สธรรมชาติ

1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. ได้แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของระบบการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน
2. ได้แนวทางในการดำเนินการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ความเข้มข้นต่าง ๆ ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน

1.6 วิธีการดำเนินการวิจัย

1. ศึกษางานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มาจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงในส่วนของการดูดซับและการทำให้คืนสภาพตัวดูดซับด้วยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน ทั้งการทดลองจริงและการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ
2. ออกแบบระบบการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน ซึ่งแบ่งออกเป็น 4 ส่วน ได้แก่ ไรเซอร์ที่มีเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.6 เมตร ความสูง 3 เมตร ไซโคลน บริเวณการคืนสภาพตัวดูดซับมีเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.6 เมตร ความสูง 1 เมตร และระบบป้อนกลับ ชนิดของตัวดูดซับของแข็งที่ใช้ คือ โพแทสเซียมคาร์บอเนตบนตัวรองรับแกมมาอลูมินา โดยอ้างอิงจาก Wang และคณะ [7] และใช้สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็งของ Boonprasop และคณะ [8] และเลือกช่วงของตัวแปรที่จะศึกษาที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากงานวิจัย ได้แก่ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.128 และ 0.5 จากงานวิจัยของ Zhao และคณะ [9] และ งานวิจัยของ

Barapour และคณะ [10] ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 1.5 และ 2.0 เมตรต่อวินาที จากงานวิจัยของ Yi และคณะ [11] อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ 900 และ 1,500 องศาเซลเซียส และ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 93,825 และ 98,825 พาสกาล

3. สร้างแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนโดยใช้โปรแกรม GAMBIT และจำลองโดยใช้โปรแกรมพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ ANSYS FLUENT เริ่มจากการจำลองกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยอ้างอิงขนาดของเครื่องปฏิกรณ์และองค์ประกอบของแก๊สเผาไหม้ที่มาจากงานวิจัยของ Wang และคณะ [7] จากนั้นหาสัมประสิทธิ์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่เหมาะสม และทดสอบความถูกต้องโดยเปรียบเทียบประสิทธิภาพในการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ต่าง ๆ ของผลการจำลองกับผลการทดลองจริงจากงานวิจัย Yi และคณะ [11]
4. จำลองกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยการป้อนแก๊สเผาไหม้ที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน กระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ และกระบวนการผลิตซีเมนต์ และหาภาวะที่เหมาะสมของการดำเนินการด้วยการออกแบบเชิงแพททอเรียล 2 ระดับ ตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลต่อการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ได้แก่ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์
5. ประมวล วิเคราะห์ สรุปผลการทดลองเขียนบทความวิจัย และ วิทยานิพนธ์

1.7 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย

ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัยนี้ประกอบด้วยเนื้อหาต่าง ๆ ดังนี้

บทที่ 1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา วัตถุประสงค์ของการวิจัย ขอบเขตของการวิจัย ข้อจำกัดของการวิจัย คำจำกัดความที่ใช้ในการวิจัย ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัย วิธีการดำเนินการวิจัย และขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย

บทที่ 2 แหล่งของการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ฟลูอิดเซชัน ประเภทของฟลูอิดเซชัน ลักษณะของฟลูอิดเบด เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน การจำลองด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม และงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

บทที่ 3 การสร้างและการจำลองกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็ง สมมติฐานสำหรับการพัฒนาแบบจำลองการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน สมการอนุรักษ์พื้นฐานและขั้นตอนการทดลอง

บทที่ 4 การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับระบบการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการทำให้ตัวดูดซับคืนสภาพในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน การทดสอบปริมาตรควบคุมที่ใช้ในการคำนวณและเวลาที่ระบบเข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัว การเปรียบเทียบผลการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณกับผลการทดลองจริง ผลของตัวแปรดำเนินการที่มีผลต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์และอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ และผลของความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ที่มาจากต่างแหล่งกำเนิดต่อความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับของแข็ง

บทที่ 5 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

บทที่ 2

เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 แนวคิดและทฤษฎี

2.1.1 แหล่งของการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์

คาร์บอนไดออกไซด์ถูกปลดปล่อยออกมาได้จากหลายกระบวนการ เช่น กระบวนการเผาไหม้ เกิดจากการทำปฏิกิริยาของไฮโดรคาร์บอนและออกซิเจน ได้ผลิตภัณฑ์เป็นคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำ กระบวนการผลิตซีเมนต์ เกิดจากการสลายตัวของแคลเซียมคาร์บอเนตจากการให้ความร้อนได้ผลิตภัณฑ์เป็นแคลเซียมออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งแหล่งที่ต่างกันจะมีการปลดปล่อยปริมาณและความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่แตกต่างกัน

ตารางที่ 2.1 อุตสาหกรรมสำคัญที่มีการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ [12]

แหล่งที่มา	การปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ (ตันต่อปี)
การผลิตพลังงานไฟฟ้า	7,660
การผลิตเหล็กดิบและเหล็กกล้า	1,440
การผลิตซีเมนต์	1,130
การกลั่นน้ำมัน	690
ปิโตรเคมีคอล	520

องค์การพลังงานระหว่างประเทศ (International energy agency) ได้รวบรวมข้อมูลแหล่งที่มีการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ในปริมาณมาก ซึ่งถูกแสดงในตารางที่ 2.1 (ข้อมูลจากปี ค.ศ. 1994-1996) จะเห็นว่าแหล่งที่มีปริมาณการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์มากที่สุด คือ การผลิตพลังงานไฟฟ้า จึงเป็นแหล่งที่นิยมในการนำมาศึกษา โดยแหล่งกำเนิดต่าง ๆ จะมีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ต่าง ๆ กันดังแสดงในตารางที่ 2.2

ตารางที่ 2.2 อุตสาหกรรมที่มีการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ [13, 14]

แหล่งที่มีการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์	ความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ (ร้อยละโดยปริมาตร)
แก๊สเผาไหม้ทิ้งจากโรงไฟฟ้า	
หม้อไอน้ำที่ใช้ถ่านหิน	14
หม้อไอน้ำที่ใช้แก๊สธรรมชาติ	8
กระบวนการพลังงานความร้อนร่วมจากแก๊สธรรมชาติ (Natural gas combined cycle)	4
การเผาไหม้ด้วยถ่านหินร่วมกับออกซิเจน	>80
แก๊สเผาไหม้ทิ้งจากโรงไฟฟ้า, การดักจับก่อนกระบวนการเผาไหม้	
การผลิตแก๊สเชื้อเพลิงจากถ่านหิน	40
การผลิตแก๊สเชื้อเพลิงด้วยการออกซิเดชันบางส่วนจากแก๊สธรรมชาติ	24
เตาถลุง	
ก่อนการเผาไหม้	20
หลังการเผาไหม้	27
แก๊สไหลออกจากการผลิตซีเมนต์	14-33
เตาเผาในกระบวนการกลั่นน้ำมันและอุตสาหกรรมปิโตรเคมีคอล	8

2.1.2 กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

ประกอบด้วย 3 วิธีการหลัก ได้แก่

2.1.2.1 กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion)

กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้เป็นกระบวนการที่ดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในซินแก๊สที่มาจากกระบวนการแปรสภาพเป็นแก๊ส (Gasification) คาร์บอนมอนอกไซด์และน้ำ ซึ่งจะทำปฏิกิริยาได้ผลิตภัณฑ์เป็นคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจน

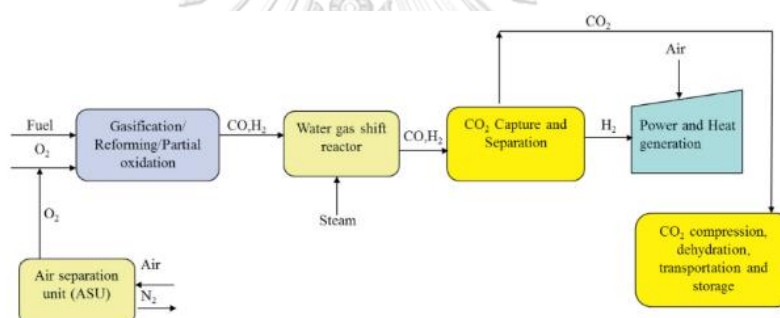
2.1.2.2 กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ (Post-combustion)

กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้เป็นกระบวนการที่ดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ผ่านการเผาไหม้เชื้อเพลิงด้วยอากาศ เช่น แก๊สธรรมชาติ ถ่านหิน น้ำมัน เป็นต้น ก่อนปลดปล่อยออกสู่บรรยากาศ ด้วยการใช้ตัวดูดซับสารละลายและตัวดูดซับของแข็ง

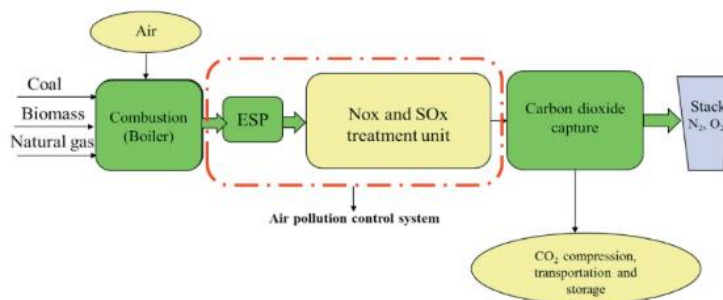
2.1.2.3 กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยการเผาไหม้ด้วยออกซิเจน (Oxy-fuel combustion)

กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยการเผาไหม้ด้วยออกซิเจนเป็นกระบวนการเพิ่มประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยการป้อนออกซิเจนบริสุทธิ์ แทนการป้อนอากาศที่ประกอบด้วยออกซิเจนร้อยละ 21 และไนโตรเจนร้อยละ 79 ทำให้ผลิตภัณฑ์จากการเผาไหม้มีเพียงคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำ ซึ่งสามารถแยกคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากไอน้ำได้ง่ายด้วยวิธีการควบแน่น

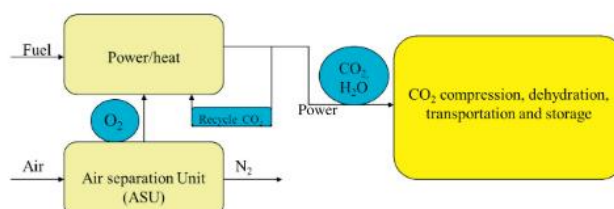
ก)



ข)



ค)



รูปที่ 2.1 กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ก) ก่อนการเผาไหม้ ข) หลังการเผาไหม้

ค) การใช้ออกซิเจน [15]

2.1.3 ฟลูอิดเซชัน

ฟลูอิดเซชัน คือ กระบวนการที่ทำให้ของแข็งภายในระบบซึ่งมีลักษณะเป็นเม็ดสัมผัสกับของไหล (ของเหลวหรือแก๊ส) ทำให้เม็ดของแข็งนั้นมีพฤติกรรมคล้ายของไหล ของแข็งภายในระบบจะถูกกั้นด้วยตะแกรงและป้อนของไหลเข้าทางด้านล่างและออกทางด้านบนของเครื่องปฏิกรณ์ ความเร็วของของไหลที่ไหลผ่านของแข็งจะทำให้ของแข็งเกิดการขยายตัวขึ้นจนกระทั่งเม็ดของแข็งสามารถลอยตัวแยกออกจากกัน เรียกว่า “ฟลูอิดเซชัน” ความเร็วของของไหลป้อนเข้าจะส่งผลต่อรูปแบบการไหลที่เกิดขึ้น กระบวนการนี้เป็นกระบวนการที่นิยมในอุตสาหกรรม เนื่องจากมีการถ่ายโอนความร้อนภายในระบบเกิดขึ้นได้ดี ทำให้กระบวนการมีประสิทธิภาพมากยิ่งขึ้น ตัวอย่างอุตสาหกรรมที่ใช้กระบวนการฟลูอิดเซชัน ได้แก่ การอบแห้ง (Drying) หม้อไอน้ำ (Boiler) การเผาไหม้ (Combustion)

2.1.4 ประเภทของฟลูอิดเซชัน

ประกอบไปด้วย 2 ประเภท ได้แก่

2.1.4.1 ฟลูอิดเซชันแบบสองวัฏภาค (Two-phase Fluidization)

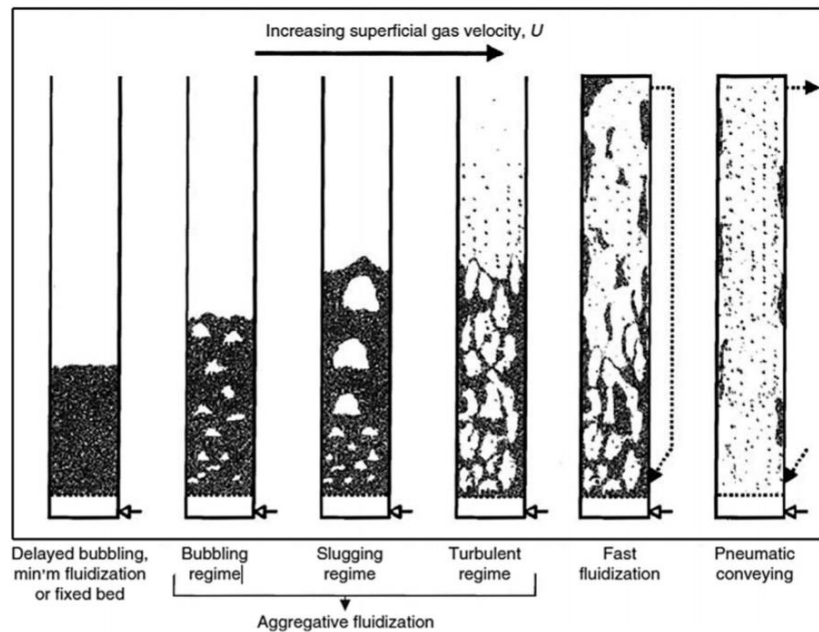
ฟลูอิดเซชันแบบสองวัฏภาค คือ หอฟลูอิดเซชันที่ภายในประกอบด้วยสองวัฏภาค ได้แก่ ของแข็งและของไหล โดยของไหลสามารถเป็นได้ทั้งแก๊สและของเหลว และวัฏภาคจะกำหนดประเภทของฟลูอิดเซชัน คือ แก๊สฟลูอิดเซชัน (Gas Fluidization) และ ฟลูอิดเซชันของเหลว (Liquid Fluidization)

2.1.4.2 ฟลูอิดเซชันแบบสามวัฏภาค (Three-phase Fluidization)

ฟลูอิดเซชันแบบสามวัฏภาค คือ หอฟลูอิดเซชันที่ภายในประกอบด้วยสามวัฏภาคพร้อมกัน ได้แก่ ของแข็ง ของเหลว และแก๊ส ซึ่งพัฒนามาจากฟลูอิดเซชันแบบสองวัฏภาค จึงมีความซับซ้อนของกระบวนการมากกว่า

2.1.5 ลักษณะของฟลูอิดเซชัน

ความเร็วของของไหลที่ถูกป้อนเข้ามาในหอทดลอง ทำให้เกิดลักษณะการเคลื่อนที่ของของแข็งในระบบที่เปลี่ยนไป ส่งผลให้ลักษณะการสัมผัสกันของของแข็งและของไหลแตกต่างกันซึ่งเป็นปัจจัยที่ใช้ในการพิจารณาการประยุกต์ใช้ฟลูอิดเซชันตามลักษณะงานต่าง ๆ



รูปที่ 2.2 ลักษณะช่วงการไหลของฟลูอิดเซชันแบบต่าง ๆ [16]

2.1.5.1 เบดนิ่ง (Fixed bed)

เบด คือ บริเวณภายในหอทดลองที่มีของแข็งบรรจุอยู่โดยไม่คำนึงถึงการเคลื่อนที่ของอนุภาคของแข็ง และมีบริเวณเริ่มต้นตั้งแต่ตะแกรงรองรับหรือตัวกระจายแก๊สไปจนถึงบริเวณสูงสุดของอนุภาคของแข็งหรือบริเวณผิวหน้าของเม็ดเบด เมื่อของไหลถูกป้อนมาด้วยความเร็วที่ต่ำ ของไหลจะเคลื่อนที่ไปตามช่องว่างระหว่างของแข็ง และเกิดแรงเสียดทานตามทิศทางการไหล (Drag force) ซึ่งแรงที่กระทำต่ออนุภาคของแข็งที่เพิ่มขึ้นจะทำให้เกิดความดันลด (Pressure drop) สูงขึ้น สามารถคำนวณได้จาก Ergun Equation [17] ดังแสดงในสมการ (2.1)

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150\mu u(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3(\phi d_p)^2} + \frac{1.75\rho u^2(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3(\phi d_p)^2} \quad (2.1)$$

เมื่อ	ΔP	คือ	ความดันลด (พาสคาล)
	L	คือ	ระยะทางของท่อ (เมตร)
	μ	คือ	ความหนืดของของไหล (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)
	u	คือ	ความเร็วที่ป้อนเข้า (เมตรต่อวินาที)
	ε	คือ	สัดส่วนช่องว่างโดยปริมาตร (-)
	ϕ	คือ	ค่าความเป็นทรงกลม (-)
	d_p	คือ	เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคของแข็ง (เมตร)
	ρ	คือ	ความหนาแน่นของของไหล (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

2.5.1.2 ฟลูอิดิเซชันแบบฟองแก๊ส (Bubbling fluidization)

เมื่อความเร็วของของไหลที่เคลื่อนผ่านเบตนิ่งเพิ่มขึ้น เบตจะเริ่มขยายตัวจนถึงอนุภาคของแข็งเริ่มเกิดการเคลื่อนที่และมีประพุดิกรรมคล้ายของไหล คือ ความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดิเซชัน (Minimum fluidization velocity, u_{mf}) การไหลแบบนี้จะสังเกตได้จากฟองแก๊สที่เกิดขึ้นภายในหอตลอด ฟองแก๊สจะเริ่มเกิดตั้งแต่ด้านล่างของเบตและเมื่อเคลื่อนที่ไปถึงระดับบนสุดและจะแตกกระจายออก ทำให้ของแข็งบริเวณฟองแก๊สตกกลับลงมาตามแรงโน้มถ่วง ค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดิเซชัน สามารถคำนวณได้จากสมการ ดังนี้

$$Re_{mf} = \sqrt{C_1^2 + C_2 Ar} - C_1 \quad (2.2)$$

$$Ar = g\rho_g(\rho_s - \rho_g)d_p^3/\mu_g^2 \quad (2.3)$$

$$C_1 = 300(1 - \epsilon_{mf})/7 \quad (2.4)$$

$$C_2 = \epsilon_{mf}^3/1.75 \quad (2.5)$$

$$u_{mf} = Re_{mf}\mu_g/\rho_g d_p \quad (2.6)$$

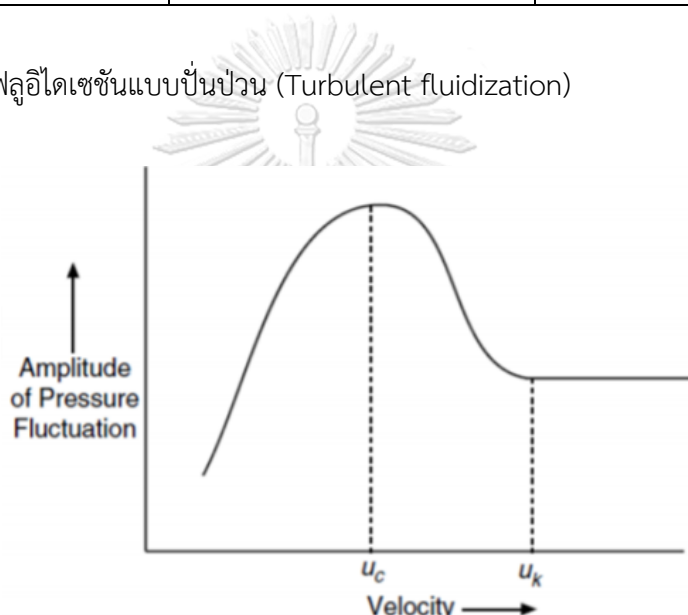
เมื่อ	Ar	คือ ตัวเลขไร้นิติอาร์คิมิดีส (-)
	g	คือ ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วง (เมตรต่อวินาทีกำลังสอง)
	μ_g	คือ ความหนืดของแก๊ส (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)
	ρ_s	คือ ความหนาแน่นของวัสดุของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
	ρ_g	คือ ความหนาแน่นของวัสดุแก๊ส (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
	ϵ_{mf}	คือ สัดส่วนโดยปริมาตรของวัสดุแก๊สที่ภาวะต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดิเซชัน (-)

โดยค่า C_1 และ C_2 จะได้มาจากการทดลอง ซึ่งแตกต่างกันไปตามงานวิจัยต่าง ๆ ดังแสดงในตารางที่ 2.3

ตารางที่ 2.3 ค่า C_1 และ C_2 จากงานวิจัยต่าง ๆ สำหรับการคำนวณความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดเซชันในช่วงการไหลแบบฟองแก๊ส

งานวิจัย	C_1	C_2
Wen และ Yu [18]	33.70	0.0408
Saxena และ Vogel [19]	25.28	0.0571
Babu และคณะ [20]	25.25	0.0651
Grace [21]	27.20	0.0408
Chitester และคณะ [22]	28.70	0.0494

2.1.5.3 ฟลูอิดเซชันแบบปั่นป่วน (Turbulent fluidization)



รูปที่ 2.3 ความสัมพันธ์ระหว่างความดันลดและความเร็วของแก๊ส [23]

เมื่อเพิ่มความเร็วของของไหลให้มีค่าสูงกว่าช่วงการไหลแบบฟองแก๊ส จะสังเกตเห็นรูปแบบการสัมผัสระหว่างอนุภาคของแข็งและของไหลเปลี่ยนแปลงไป คือ ฟองแก๊สจะเกิดการรวมตัวและแตกกระจายออกอย่างรวดเร็ว เสมือนไม่มีฟองแก๊สเกิดขึ้น สามารถแบ่งลักษณะภายในเบดออกได้ 2 ส่วน คือ Dense phase เป็นบริเวณที่มีอนุภาคของแข็งอยู่อย่างหนาแน่น มักจะเกิดขึ้นบริเวณด้านล่างของหอตดลอง และ Dilute phase เป็นบริเวณที่มีอนุภาคของแข็งอยู่อย่างเบาบาง มักจะเกิดขึ้นบริเวณด้านบนของหอตดลอง นอกจากนี้ การไหลแบบปั่นป่วนจะมีช่วงอยู่ระหว่างความเร็วของของไหล u_c หรือ Transition velocity คือ ความเร็วที่ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐานความดันมีค่าสูงสุด และ u_k หรือ Critical velocity คือ ความเร็วที่ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐานความดันมีค่าเริ่มคงตัว ซึ่งสามารถคำนวณ u_c และ u_k ได้จากสมการของ Bi และคณะ [24]

$$u_c = \frac{0.936\mu_g Ar^{0.472}}{d_p \rho_g} \quad (2.7)$$

$$u_k = \frac{1.46\mu_g Ar^{0.472}}{d_p \rho_g} \quad (2.8)$$

2.1.5.4 ฟลูอิดิเซชันแบบความเร็วสูง (Fast fluidization)

ฟลูอิดิเซชันแบบความเร็วสูงจะเกิดขึ้นเมื่อเพิ่มความเร็วของของไหลให้สูงขึ้นมากกว่าช่วงการไหลแบบปั่นป่วน ช่วงการไหลนี้จะไม่สามารถระบุผิวหน้าระดับบนสุดของเบดได้ เนื่องจากอนุภาคของแข็งมีการหลุดออกจากหอตลอดบางส่วนพร้อมกับของไหล จึงต้องมีการป้อนอนุภาคของแข็งเข้ามาแทนที่ทางด้านล่างของหอตลอด นอกจากนี้ยังมีลักษณะเด่น คือ อนุภาคของแข็งเกิดการรวมตัวบริเวณผนังจำนวนมาก (Cluster) และเบาบางเมื่อเข้าสู่บริเวณกลางหอตลอด เรียกว่า การไหลแบบแกนใน-วงนอก (Core annulus flow) [25] ที่ช่วงการไหลนี้พบว่ามีอัตราส่วนของปริมาตรของช่องว่างต่อปริมาตรของเบดอยู่ระหว่าง 0.80 ถึง 0.98 ค่าความเร็วต่ำสุดในช่วงการไหลแบบความเร็วสูง เรียกว่า ความเร็วส่งผ่าน (Transport velocity, u_{tr}) ซึ่งมีความสัมพันธ์กับค่าตัวแปรไร้นิติเรย์โนลด์ (Re_{tr}) ดังแสดงในสมการ (2.9) โดยค่า C_1 และ C_2 จะได้มาจากการทดลอง และมีค่าแตกต่างกันไปตามงานวิจัยต่าง ๆ ดังแสดงในตารางที่ 2.4

$$Re_{tr} = C_1 Ar^{C_2} \quad (2.9)$$

ตารางที่ 2.4 ค่า C_1 และ C_2 จากงานวิจัยต่างๆ สำหรับการคำนวณค่าความเร็วส่งผ่าน

งานวิจัย	C_1	C_2
Lee และ Kim [26]	2.916	0.354
Bi และ Fan [27]	2.28	0.419
Adánez และ คณะ [28]	2.078	0.458
Tsukada และ คณะ [29]	1.806	0.458

ความเร็วที่ต่ำที่สุดที่ระบบเริ่มเข้าช่วงการไหลแบบความเร็วสูง (u_{tr}) ที่ถูกนำเสนอโดย Perales และคณะ [30] มีความสัมพันธ์ดังนี้

$$u_{tr} = \frac{1.415\mu_g Ar^{0.438}}{\rho_g d_p} \quad (2.10)$$

2.1.5.5. ฟลูอิดเซชันแบบเบาบาง (Pneumatic transport fluidization)

เมื่อเพิ่มความเร็วของของไหลให้มีค่าสูงกว่าช่วงการไหลแบบความเร็วสูง ช่วงการไหลแบบเบาบางจะมีการเปลี่ยนแปลงของความเข้มข้นของอนุภาคของแข็งตามแนวแกนน้อยมาก จึงนิยมใช้ในการขนถ่ายอนุภาคของแข็งด้วยแก๊ส ความเร็วต่ำที่สุดที่ทำให้เกิดช่วงการไหลแบบเบาบาง (u_{mp}) มาจาก Bi และ Fan [31] ดังนี้

$$u_{mp} = 10.1(gd_p)^{0.347} (G_s/\rho_g)^{0.310} (d_p/D)^{-0.139} Ar^{-0.021} \quad (2.11)$$

เมื่อ G_s คือ ฟลักซ์ของแข็งป้อนเข้า (กิโลกรัมต่อตารางเมตร วินาที)

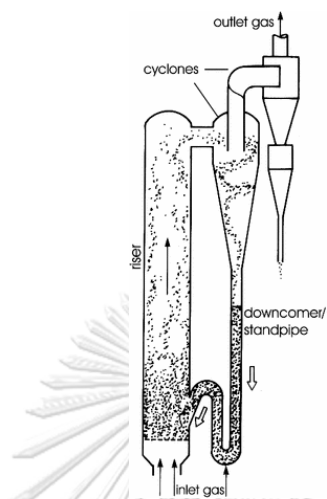
D คือ เส้นผ่านศูนย์กลางหอทดลอง (เมตร)

2.1.6 เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเซชันแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed reactor: CFB)

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเซชันแบบหมุนเวียน ถูกพัฒนาขึ้นจากช่วงการไหลแบบความเร็วสูง โดยการนำอนุภาคของแข็งที่หลุดออกจากเครื่องปฏิกรณ์วนกลับมาใช้ในระบบอีกครั้ง เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพของเครื่องปฏิกรณ์ ตัวอย่างการประยุกต์ใช้เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเซชันแบบหมุนเวียน เช่น การแยกขนาดของอนุภาคของแข็ง การผลิตแก๊สเชื้อเพลิงจากถ่านหิน การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นต้น ข้อดีของเครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้ คือ อนุภาคของแข็งและของไหลมีพื้นที่สัมผัสกันมาก ทำให้เกิดการถ่ายเทมวลสารและพลังงานได้ดี สามารถทำงานได้แบบต่อเนื่อง มีแรงเสียดทานและความดันลดน้อยกว่าการทำงานแบบเบตนิ่ง ทำให้ใช้พลังงานน้อยกว่า แต่มีข้อจำกัดเนื่องจากเกิดการชนกันของอนุภาคของแข็ง อาจเกิดการสึกกร่อนของอนุภาคของแข็งและอุปกรณ์ เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเซชันแบบหมุนเวียนสามารถแบ่งออกเป็น 4 ส่วน ได้แก่

- 1) ไโรเซอร์ คือ บริเวณที่อนุภาคของแข็งและของไหลจะสัมผัสกันในช่วงการไหลแบบความเร็วสูงเป็นต้นไป โดยของไหลจะถูกป้อนกลับมาทางด้านล่างของไโรเซอร์ และเคลื่อนที่ผ่านอนุภาคของแข็งจนเกิดฟลูอิดเซชัน เมื่ออนุภาคเคลื่อนมาด้านบนสุดของไโรเซอร์ จะถูกส่งผ่านไปยังไซโคลนต่อไป
- 2) ไซโคลน คือ อุปกรณ์ที่ทำหน้าที่แยกของแข็งและของไหลออกจากกัน โดยของไหลจะหลุดออกทางด้านบนของไซโคลนโดยอาศัยแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลาง ในขณะที่อนุภาคของแข็งจะตกกลับมาทางด้านล่างภายในดาวเนอร์
- 3) ดาวเนอร์ คือ บริเวณที่เกิดการคืนสภาพอนุภาคของแข็ง เพื่อให้กลับมาใช้งานใหม่ได้อีกครั้ง

- 4) ระบบป้อนกลับ (Loop seal) คือ ส่วนที่ทำหน้าที่ป้อนอนุภาคของแข็งที่ออกมาจากดาวเนอริให้กลับเข้าสู่โรเตอร์ผ่านท่อตรง อาจมีการป้อนของไหลเข้ามาทางด้านล่างของระบบป้อนกลับเพื่อทำให้อนุภาคของแข็งสามารถหมุนเวียนเข้าสู่โรเตอร์ได้



รูปที่ 2.4 ตัวอย่างของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน [32]

2.1.7 การจำลองด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (Computational Fluid Dynamics, CFD)

พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ เป็นการอธิบายการไหลด้วยการนำสมการพื้นฐานของสมการอนุพันธ์มวล สมการอนุพันธ์โมเมนตัม สมการอนุพันธ์พลังงาน และสมการอนุพันธ์องค์ประกอบมาใช้จำลองการไหลด้วยระเบียบวิธีเชิงตัวเลข และวิเคราะห์ผลด้วยการใช้คอมพิวเตอร์ วิธีการจำลองด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณเป็นที่แพร่หลายในการใช้แก้ปัญหาเชิงวิศวกรรม เช่น การเกิดปฏิกิริยาเคมีที่เกี่ยวข้องกับของไหลและการถ่ายเทความร้อน เนื่องจากเป็นกระบวนการที่มีประสิทธิภาพ ลดระยะเวลาที่ใช้ในการคำนวณ ลดค่าใช้จ่ายในการศึกษา และสามารถจำลองกระบวนการที่สามารถดำเนินการจริงได้ยาก

สมการพื้นฐานที่ใช้ในแบบจำลอง สามารถอธิบายได้ด้วยสมการเชิงอนุพันธ์แบบไม่เชิงเส้น (Partial differential equation) ซึ่งในบางกรณีอาจมีความซับซ้อนและยากต่อการคำนวณเพื่อหาผลเฉลยแม่นยำ (Exact solution) จึงมีการนำระเบียบวิธีเชิงตัวเลข (Numerical analysis) มาหาผลเฉลยโดยประมาณ (Approximate solution) ให้อยู่ในรูปของระบบสมการพีชคณิต (System of algebraic equations) ผ่านการแบ่งปัญหาออกเป็นช่วงขนาดเล็ก (Discretization) มีวิธีดังนี้

- 1) ระเบียบวิธีปริมาตรสี่เหลี่ยม (Finite Volume Method)
- 2) ระเบียบวิธีอีลีเมนต์สี่เหลี่ยม (Finite Element Method)
- 3) ระเบียบวิธีผลต่างสี่เหลี่ยม (Finite Difference Method)
- 4) ระเบียบวิธีอีลีเมนต์ขอบเขต (Boundary Element Method)

2.1.8 ระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม

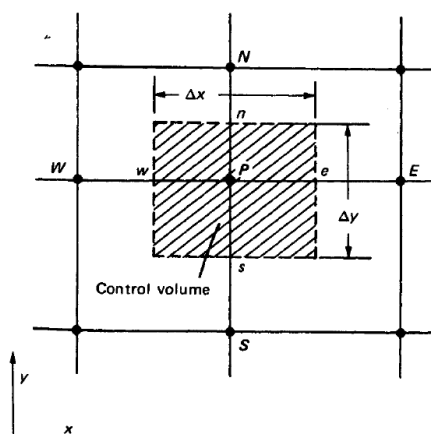
ระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่มเป็นระเบียบวิธีการแบ่งช่วงแบบหนึ่ง โดยการเปลี่ยนสมการเชิงอนุพันธ์แบบไม่เชิงเส้นให้เป็นปริมาตรควบคุมขนาดเล็กระดับอนุพันธ์ ดังรูปที่ 2.5 จากนั้นจึงใช้วิธีการอินทิเกรตสำหรับปริมาตรที่มีการอนุรักษ์ สมการพื้นฐานในการคำนวณเมื่อเกิดการไหลของของไหล คือ ของไหลจะผ่านเข้าออกปริมาตรควบคุม และ เกิดการส่งผ่านคุณสมบัติของของไหลจะประกอบด้วยพจน์ของการแพร่ (Diffusion term) ที่จะเกิดขึ้นเสมอ ไม่ขึ้นกับการเคลื่อนที่ของตัวกลาง และการพา (Convection term) จะเกิดขึ้นเมื่อตัวกลางมีการเคลื่อนที่หรือมีความเร็วเท่านั้น สำหรับสมการควบคุมพื้นฐานสามารถเขียนให้อยู่ในรูปทั่วไปได้ดังนี้

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\phi) + \text{div}(\rho\phi\mathbf{u}) = \text{div}(\Gamma\text{grad}\phi) + S_\phi \quad (2.12)$$

จากสมการ (2.10) พจน์แรกทางด้านซ้ายมือของสมการแสดงถึงการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นต่อเวลา พจน์ที่สองแสดงถึงการพา พจน์แรกทางด้านขวามือของสมการแสดงถึงการแพร่สุทธิ และพจน์ที่สองแสดงถึงปริมาณที่ได้มาจากแหล่งอื่น (Source term) โดยมีตัวแปร ϕ คือ การเปลี่ยนแปลงของตัวแปรทั่วไปกับเวลา เช่น อุณหภูมิ ความเข้มข้น หรือ เอนทัลปี และหลังจากได้สมการในรูปอนุพันธ์ทำการอินทิเกรตสมการที่ (2.10) บนปริมาตรควบคุมแล้วแปลงให้อยู่ในรูปการอินทิเกรตพื้นผิวควบคุมได้เป็นดังนี้

$$\int_{CV} \frac{\partial(\rho\phi)}{\partial t} dV + \int_{CV} \text{div}(\rho\phi\mathbf{u}) dV = \int_{CV} \text{div}(\Gamma\text{grad}\phi) dV + \int_{CV} S_\phi dV \quad (2.13)$$

สำหรับการหาค่า ϕ จะใช้ระเบียบวิธีทางตัวเลข ซึ่งการคำนวณจะได้ความแม่นยำขึ้นกับวิธีประมาณค่าที่เลือกใช้งาน



รูปที่ 2.5 การใช้ระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่มในแบ่งปริมาตรควบคุมสำหรับขอบเขตปัญหา [33]

2.2 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Nouri และคณะ [5] ได้ทำการพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ร้อยละ 9.6 โดยโมล ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดด้วยตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนต เพื่อลดค่าใช้จ่ายและขนาดของระบบโดยการหาความสูงของเครื่องปฏิกรณ์ที่เหมาะสม พบว่า เมื่อลดความสูงของเครื่องปฏิกรณ์จากความสูง 6 เมตร เหลือ 3 เมตร เครื่องปฏิกรณ์จะมีประสิทธิภาพในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้เท่าเดิม โดยการปรับอัตราการไหลของแก๊สแห้งที่ป้อนเข้า อัตราการไหลมวลต่อหนึ่งหน่วยพื้นที่ของตัวดูดซับของแข็งและปริมาณน้ำที่ป้อนเข้าให้เหมาะสม โดยสนใจปริมาณน้ำที่ป้อนเข้าเป็นหลัก เนื่องจาก ปริมาณน้ำที่ป้อนเข้าเป็นปัจจัยที่ส่งผลต่อค่าใช้จ่ายน้อยที่สุด ซึ่งสอดคล้องกับผลของความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบสุดท้ายที่เท่ากันของเครื่องปฏิกรณ์ทั้งสองขนาดความสูง

Chang และคณะ [6] ได้ทำการศึกษาภาวะที่ส่งผลต่อกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ร้อยละ 10.7 โดยปริมาตร ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดด้วยตัวดูดซับสารละลายเอมีน ตัวแปรดำเนินการที่ศึกษา ได้แก่ ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์เริ่มต้น อุณหภูมิที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยา ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้า อัตราการไหลเวียนกลับของตัวดูดซับ พบว่า เมื่อปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้นจะทำให้มีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์หลงเหลืออยู่ภายในระบบมากขึ้น เนื่องจากการเพิ่มขึ้นของอัตราการเกิดปฏิกิริยาไม่เทียบเท่ากับการเพิ่มขึ้นของปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ การเพิ่มอุณหภูมิเป็นการเพิ่มอัตราการเกิดปฏิกิริยา ทำให้เกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้าได้มากขึ้น การลดความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าส่งผลต่อเวลาที่แก๊สอยู่ในระบบ ซึ่งส่งผลต่อการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ การเพิ่มอัตราการไหลย้อนกลับของตัวดูดซับของแข็งทำให้มีตัวดูดซับ

คงเหลืออยู่ในเครื่องปฏิกรณ์ปริมาณมาก จึงเพิ่มโอกาสที่คาร์บอนไดออกไซด์จะทำปฏิกิริยากับหมู่เอมีนและทำให้ประสิทธิภาพในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงขึ้น

Wang และคณะ [34] ได้ทำการพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ร้อยละ 22.5 โดยมวล โดยใช้โพแทสเซียมเป็นตัวดูดซับของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน โดยมุ่งเน้นไปที่ผลของการรวมกลุ่มของของไหลด้วยแบบจำลองมัลติสเกล พบว่า การใช้แบบจำลองมัลติสเกลจะได้ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ใกล้เคียงกับผลการทดลองจริงมากขึ้น ของแข็งจะเกิดการรวมกลุ่มบริเวณผนังในฝั่งการดูดซับทำให้เกิดการกระจายไม่สม่ำเสมอของตัวดูดซับของแข็งบริเวณกลางเครื่องปฏิกรณ์จะพบแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ยังไม่เกิดปฏิกิริยาสูงกว่าบริเวณผนังเมื่อพิจารณาตามความสูง พบว่า ส่วนล่างของเครื่องปฏิกรณ์จะมีปริมาณของตัวดูดซับของแข็งสูงทำให้เกิดปฏิกิริยาบริเวณนี้ได้ดี สำหรับอุณหภูมิภายในระบบ พบว่า จะมีค่าเพิ่มขึ้นตามความสูงของเครื่องปฏิกรณ์ และ จะมีค่าสูงสุดบริเวณผนัง อุณหภูมิของของแข็งจะสูงกว่าที่แก๊สบริเวณทางเข้าของเครื่องปฏิกรณ์ แสดงถึงการถ่ายโอนความร้อนจากของแข็งไปยังแก๊ส

Abbasi และคณะ [35] ได้ทำการศึกษาการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ร้อยละ 50.0 โดยโมล ด้วยตัวดูดซับแมกนีเซียมออกไซด์ โดยการประยุกต์ใช้แบบจำลองสมดุลประชากร (Population balance model) ร่วมกับแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน และ ศึกษาผลของประสิทธิภาพในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับแมกนีเซียมออกไซด์ พบว่า บริเวณด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์ที่มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาสูง จะมีค่าความหนาแน่นของแข็งต่ำสุดที่สูง ในขณะที่ค่าเฉลี่ยความหนาแน่นของแข็งจะมีค่าต่ำ การศึกษาผลของการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในปฏิกิริยาการเปลี่ยนน้ำเป็นแก๊ส (Water gas shift reaction) จะใช้แก๊สป้อนเข้าที่มีความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ร้อยละ 20.0 โดยโมล พบว่า ตัวดูดซับแมกนีเซียมออกไซด์สามารถดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ร้อยละ 50 และเพิ่มอัตราส่วนโดยมวลของไฮโดรเจนที่ป้อนเข้าจาก 0.30 ไปเป็น 0.65 ที่ขาออกของเครื่องปฏิกรณ์ นอกจากนี้ บริเวณด้านล่างจะมีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ลดลงเพราะเกิดการดูดซับของตัวดูดซับของแข็ง และทำให้ปฏิกิริยาเปลี่ยนน้ำเป็นแก๊สไปด้านหน้าส่งผลให้เกิดปริมาณไฮโดรเจนสูงขึ้น

Scholes และ คณะ [36] ได้ทำการศึกษาการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ร้อยละ 22.4 โดยโมลด้วยกระบวนการแยกด้วยเมมเบรนจากอุตสาหกรรมการผลิตซีเมนต์ โดยใช้โปรแกรม Aspen Hysys และเปรียบเทียบพลังงานที่ต้องใช้และค่าใช้จ่ายกับเทคโนโลยีอื่น ๆ พบว่า ในงานวิจัยนี้จะแบ่งการออกแบบระบบเป็น 3 ระบบ การออกแบบแรกจะมีพื้นฐานจากฝั่งของกระบวนการแก๊สธรรมชาติมีเมมเบรน 2 ชั้น พร้อมกับการนำกลับของสารที่ผ่านเมมเบรนในชั้นแรกไปผ่านเมมเบรนชั้นที่สอง ระบบต่อไปจะใช้เมมเบรนเพียงชั้นเดียว สำหรับสารที่ผ่านเมมเบรนจะถูกนำมาอัดความดันและหล่อเย็นเพื่อแยกสิ่งเจือปน ทำให้คาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้มีความบริสุทธิ์มากขึ้น สำหรับระบบสุดท้ายจะใช้เมมเบรน 3 ชั้นและนำสารที่ผ่านเมมเบรนมาอัดความดันและหล่อเย็นเช่นเดียวกับระบบก่อนหน้า ระบบที่ 3 จะใช้พลังงานในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์น้อยที่สุด คือ 1.2 เมกะจูลต่อกิโลกรัม เมื่อเมมเบรนมีการเลือกผ่านของคาร์บอนไดออกไซด์ต่อไนโตรเจนมากกว่า 50 ในขณะที่ระบบที่ 2 จะใช้พลังงานน้อยก็ต่อเมื่อเมมเบรนมีการเลือกผ่านของคาร์บอนไดออกไซด์ต่อไนโตรเจนน้อยกว่า 25 นอกจากนี้ยังมีระบบที่ 2 ยังมีค่าใช้จ่ายในกระบวนการดักจับโดยใช้เมมเบรนที่มีการเลือกผ่านของคาร์บอนไดออกไซด์ต่อไนโตรเจนน้อยกว่า 25 น้อยที่สุด แต่ถ้าใช้เมมเบรนที่มีค่าสูงกวานั้น พบว่า ระบบที่ 1 จะมีค่าใช้จ่ายถูกที่สุด คือ 74 ดอลลาร์สหรัฐต่อตันของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ดักจับได้

Amrollahi และคณะ [37] ได้ทำการศึกษาตัวแปรที่ส่งผลให้ร้อยละประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับ 90 และมีพลังงานที่ต้องใช้ในระบุน้อยที่สุดจากแก๊สธรรมชาติที่มีความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ร้อยละ 3.8 โดยปริมาตร แบ่งการจำลองออกกรณ์ใหม่เป็น 5 กรณีก ได้แก่ กรณีกที่ 1 กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการอัดแก๊ส กรณีกที่ 2 การแบ่งสารก่อนเข้าหอस्टриเปอร์ กรณีกที่ 3 การเพิ่มระบบหล่อเย็นบริเวณหอดูดซิมและการแบ่งสารก่อนเข้าหอस्टриเปอร์ กรณีกที่ 4 การอัดไอจากการแยกสารที่ออกทางด้านล่างของหอस्टриเปอร์ (Lean vapor recompression) และกรณีกที่ 5 การเพิ่มระบบหล่อเย็นบริเวณหอดูดซิมและการอัดไอจากการแยกสารที่ออกทางด้านล่างของหอस्टриเปอร์ พบว่า ภาวะของเครื่องต้มน้ำมีค่าลดลงจากกรณีกพื้นฐานจนถึงกรณีกที่ 5 ส่งผลให้งานที่ระบบต้องการทั้งหมดมีค่าลดลง สำหรับประสิทธิภาพของการใช้พลังงานขั้นต่ำจะลดลงเมื่อเทียบกับกรณีกพื้นฐานร้อยละ 7.0 และ 6.2 จากกรณีกที่เพิ่มการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ และ กรณีกที่ 5 ตามลำดับ

บทที่ 3

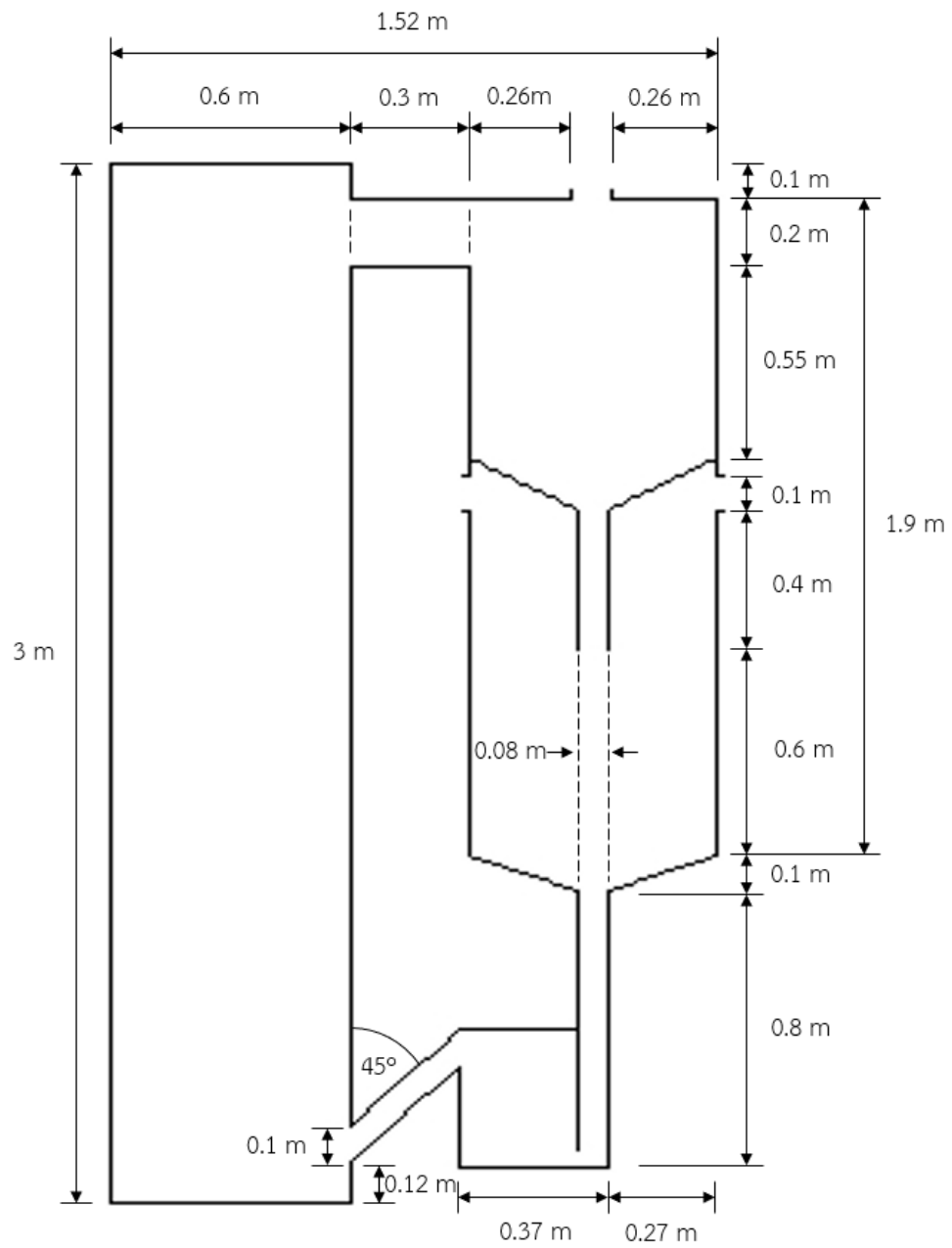
แบบจำลองคณิตศาสตร์และวิธีการสร้างแบบจำลองการไหล

3.1 การสร้างแบบจำลองการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับ

ในงานวิจัยนี้เลือกใช้โปรแกรม Gambit 2.2.30 ในการสร้างแบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนในระบบ 2 มิติ โดยอ้างอิงจากงานวิจัยของ Wang และคณะ [7] เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนจะประกอบไปด้วย 4 ส่วน ได้แก่ ไรเซอร์ เป็นส่วนที่ตัวดูดซับของแข็งและแก๊สจะเกิดการผสมกัน และเกิดปฏิกิริยาการดูดซับภายใต้ช่วงการไหลแบบความเร็วสูงไซโคลน เป็นส่วนที่ทำหน้าที่แยกแก๊สและตัวดูดซับของแข็งที่ผ่านการดักจับแล้ว ดาวเนอร์ เป็นส่วนที่อนุภาคของแข็งจะเกิดปฏิกิริยาการคายซับ และปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ทางด้านข้างของบริเวณนี้ ระบบป้อนกลับ เป็นส่วนที่ป้อนอนุภาคของแข็งกลับ โดยป้อนอากาศเข้ามาทางด้านล่างให้อนุภาคของแข็งสามารถไหลวนกลับไปไนเซอร์ได้ นอกจากนี้ เครื่องปฏิกรณ์จะมีทางเข้าที่ไซโคลนและท่อป้อนกลับให้เสมือนการตีควาล์วในระบบอุตสาหกรรมจริง จากนั้น สร้างเซลล์การคำนวณทั้งหมด 4 ขนาด ดังนี้ 10,000 15,000 20,000 และ 25,000 เซลล์

3.2 การจำลองการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับ

ในงานวิจัยนี้จะทำการศึกษากระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ และ การคืนสภาพตัวดูดซับในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนด้วยโปรแกรมสำเร็จรูป ANSYS FLUENT 2019 R1 แบบจำลองมี 2 ภูมิภาค คือ ภูมิภาคแก๊สที่ป้อนเข้าทางไรเซอร์มีองค์ประกอบคือ คาร์บอนไดออกไซด์ ไอน้ำ ออกซิเจน และ ไนโตรเจน ภูมิภาคแก๊สที่ป้อนเข้าทางระบบป้อนกลับ คือ อากาศ ซึ่งมีองค์ประกอบคือ ออกซิเจน และ ไนโตรเจน ในส่วนของภูมิภาคของแข็งจะใช้ตัวดูดซับโพแทสเซียมคาร์บอเนต (K_2CO_3) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 75 ไมโครเมตร ของแข็งจะถูกบรรจุอยู่ภายในเครื่องปฏิกรณ์ตั้งแต่เริ่ม ในขณะที่แก๊สจะถูกป้อนเข้าทางด้านล่างของไรเซอร์อย่างต่อเนื่องสำหรับแก๊สที่ผ่านการดูดซับแล้วจะออกทางด้านบนของไซโคลน และตัวดูดซับของแข็งจะถูกส่งไปคืนสภาพในดาวเนอร์ แก๊สที่ได้จากการคืนสภาพตัวดูดซับจะออกทางด้านข้างของดาวเนอร์ สำหรับการกำหนดค่าคุณสมบัติต่าง ๆ ภาวะขอบ และ ภาวะเริ่มต้น จะจำเป็นในการคำนวณสำหรับแบบจำลองสองมิติ ก่อนการคำนวณด้วยสมการการไหล และ สมการเชิงสเกลาร์อื่น ๆ ในโปรแกรม โดยรายละเอียดของตัวแปรที่ใช้ในงานวิจัยจะแสดงในรูปที่ 3.1 และตารางที่ 3.1



รูปที่ 3.1 รูปทรงเรขาคณิตอย่างง่ายในระบบสองมิติของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียน

ตารางที่ 3.1 รายละเอียดตัวแปรที่ใช้ในงานวิจัย

ตัวแปร	ค่า	หน่วย
ความหนาแน่นของอนุภาคของแข็ง ($K_2CO_3/KHCO_3/Al_2O_3$)	1,530/1,530/3,950	กิโลกรัมต่อ ลูกบาศก์เมตร
สัดส่วนของอนุภาคของแข็งเริ่มต้น	0.5	-
สัดส่วนโดยมวลของอนุภาคของแข็งเริ่มต้น ($K_2CO_3/KHCO_3/Al_2O_3$)	0.35/0.01/0.64	-
เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคของแข็ง	75	ไมโครเมตร
ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์	1.7	เมตรต่อวินาที
อุณหภูมิของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์	343.15	เคลวิน
สัดส่วนโดยโมลของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ ($CO_2/H_2O/O_2/N_2$)	0.151/0.151/0.148/0.550	-
ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าระบบป้อนกลับ	0.1	เมตรต่อวินาที
อุณหภูมิของแก๊สที่ป้อนเข้าระบบป้อนกลับ	423.15	เคลวิน
สัดส่วนโดยมวลของแก๊สที่ป้อนเข้าระบบ ป้อนกลับ ($CO_2/H_2O/O_2/N_2$)	0/0/0.23/0.77	-
ความดันที่ทางออก (ไรเซอร์/ดาวเนอร์)	101,325/93,825	พาสคาล
อัตราการไหลของตัวดูดซับของแข็ง (ไรเซอร์/ดาวเนอร์)	100/100	กิโลกรัมต่อ วินาที
อุณหภูมิตัวดูดซับของแข็งที่ป้อนเข้าไรเซอร์	343.15	เคลวิน

3.3 สมมติฐานสำหรับการพัฒนาแบบจำลองการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับ

ในการศึกษานี้จะจำลองเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนที่สนใจทั้งฝั่งของการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับในระบบสองมิติ สองภูมิภาค ได้แก่ แก๊ส และของแข็ง ในโปรแกรมสำเร็จรูป ANSYS FLUENT 2019 R1 และศึกษาตัวแปรดำเนินการ คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ที่อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ และ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ และมีตัวแปรตอบสนอง คือ ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ โดยใช้สมมติฐานในการสร้างแบบจำลอง ดังนี้

- 1) แบบจำลองสองมิติ ในระบบคาร์ทีเซียน
- 2) อนุภาคของแข็งมีขนาดคงที่ และ ความหนาแน่นคงที่
- 3) การไหลของแก๊สภายในหลอดดูดซับเป็นช่วงการไหลแบบความเร็วสูง และ การไหลของแก๊สภายในหอคืนสภาพตัวดูดซับเป็นช่วงการไหลแบบพองแก๊ส
- 4) เงื่อนไขขอบเขตของผนังในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบด คือ ไม่มีการสิ้นเปลืองสำหรับภูมิภาคแก๊ส และสิ้นเปลืองเป็นบางส่วนสำหรับภูมิภาคของแข็ง
- 5) ไซโคลอนสามารถแยกแก๊สและของแข็งได้ทั้งหมด กล่าวคือ มีเพียงของแข็งที่สามารถผ่านไซโคลอนกลับไปได้เท่านั้น โดยมีอุณหภูมิและสัดส่วนโดยมวลของแข็งเท่าเดิม
- 6) ตัวดูดซับของแข็งที่ผ่านการคืนสภาพจากดาวเนอร์จะผ่านการแลกเปลี่ยนความร้อนจนมีอุณหภูมิที่พร้อมสำหรับการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์

3.4 สมการอนุรักษ์พื้นฐาน (Fluent, Inc, 2002)

3.4.1 สมการอนุรักษ์มวลหรือสมการของความต่อเนื่อง

3.4.1.1 สมการอนุรักษ์มวลหรือสมการของความต่อเนื่องของภูมิภาคแก๊ส

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

3.4.1.2 สมการอนุรักษ์มวลหรือสมการของความต่อเนื่องของภูมิภาคของแข็ง

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

เมื่อ	ϵ_g	คือ สัดส่วนโดยปริมาตรของวัฏภาคแก๊ส (-)
	ϵ_s	คือ สัดส่วนโดยปริมาตรของวัฏภาคของแข็ง (-)
	\vec{V}_g	คือ ความเร็วของวัฏภาคแก๊ส (เมตรต่อวินาที)
	\vec{V}_s	คือ ความเร็วของวัฏภาคของแข็ง (เมตรต่อวินาที)

3.4.2 สมการอนุรักษ์โมเมนตัม

3.4.2.1 สมการอนุรักษ์โมเมนตัมของวัฏภาคของแก๊ส

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

$$\text{โดย } \bar{\tau}_g = \epsilon_g \mu_g \left[(\nabla \vec{v}_g + \nabla \vec{v}_g^T) - \frac{2}{3} \epsilon_g \nabla \cdot \vec{v}_g I_g \right] \quad (3.5)$$

3.4.2.2 สมการอนุรักษ์โมเมนตัมของวัฏภาคของแข็ง

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\epsilon_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) = -\epsilon_s \nabla p + \nabla \cdot (\bar{\tau}_s) - \nabla \cdot p_s + \epsilon_s \rho_s \vec{g} + K_{gs}(\vec{v}_g - \vec{v}_s) \quad (3.6)$$

$$\text{โดย } \bar{\tau}_s = \epsilon_s \mu_s \left[(\nabla \vec{v}_s + \nabla \vec{v}_s^T) - \frac{2}{3} \epsilon_s \nabla \cdot \vec{v}_s I_s \right] \quad (3.7)$$

เมื่อ	I_g	คือ เทนเซอร์เอกลักษณะของวัฏภาคแก๊ส (-)
	I_s	คือ เทนเซอร์เอกลักษณะของวัฏภาคของแข็ง (-)
	$\bar{\tau}_g$	คือ ความเค้นเทนเซอร์ของวัฏภาคแก๊ส (พาสคาล)
	$\bar{\tau}_s$	คือ ความเค้นเทนเซอร์ของวัฏภาคของแข็ง (พาสคาล)
	K_{gs}	คือ แบบจำลองต้านทานทานการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาคแก๊สและของแข็ง

(กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตรวินาที)

3.4.3 สมการอนุรักษ์พลังงาน

3.4.2.1 สมการอนุรักษ์พลังงานของวัฏภาคของแก๊ส

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_g \rho_g h_g) + \nabla \cdot (\epsilon_g \rho_g h_g \vec{v}_g) = \nabla \cdot [(k_g + k_{t,g}) \nabla T_g] \quad (3.8)$$

$$\text{โดย } h_g = \int_{T_{ref}}^T C_{p,g} dT_g \quad (3.9)$$

3.4.2.1 สมการอนุรักษ์พลังงานของวัฏภาคของแข็ง

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_s \rho_s h_s) + \nabla \cdot (\epsilon_s \rho_s h_s \vec{v}_s) = \nabla \cdot [(k_s + k_{t,s}) \nabla T_s] \quad (3.10)$$

$$\text{โดย } h_s = \int_{T_{ref}}^T C_{p,s} dT_s \quad (3.11)$$

เมื่อ	h_g	คือ เอนทัลปีของวัฏภาคแก๊ส (จูลต่อเคลวิน)
-------	-------	--

- h_s คือ เอนทัลปีของวัฏภาคของแข็ง (จุดต่อเคลวิน)
- k_g คือ ค่าการนำความร้อนของวัฏภาคแก๊ส (วัตต์ต่อเมตรเคลวิน)
- k_s คือ ค่าการนำความร้อนของวัฏภาคของแข็ง (วัตต์ต่อเมตรเคลวิน)
- $k_{t,g}$ คือ ค่าการนำความร้อนที่เกิดจากช่วงการไหลแบบปั่นป่วนของวัฏภาคแก๊ส (วัตต์ต่อเมตร เคลวิน)
- $k_{t,s}$ คือ ค่าการนำความร้อนที่เกิดจากช่วงการไหลแบบปั่นป่วนของวัฏภาคของแข็ง (วัตต์ต่อเมตร เคลวิน)

3.4.4 สมการอนุรักษ์องค์ประกอบวัฏภาค

3.4.4.1 สมการอนุรักษ์องค์ประกอบวัฏภาคแก๊ส

$$\frac{\partial}{\partial t} (\epsilon_g \rho_g Y_{g,i}) + \nabla \cdot (\epsilon_g \rho_g \vec{v}_g Y_{g,i}) = -\nabla \cdot \epsilon_g \vec{J}_{g,i} + R_{g,i} \quad (3.12)$$

3.4.4.2 สมการอนุรักษ์องค์ประกอบวัฏภาคของแข็ง

$$\frac{\partial}{\partial t} (\epsilon_s \rho_s Y_{s,i}) + \nabla \cdot (\epsilon_s \rho_s \vec{v}_s Y_{s,i}) = -\nabla \cdot \epsilon_s \vec{J}_{s,i} + R_{s,i} \quad (3.13)$$

- เมื่อ $Y_{g,i}$ คือ สัดส่วนโดยมวลขององค์ประกอบของวัฏภาคแก๊ส (-)
- $\vec{J}_{g,i}$ คือ ฟลักซ์การแพร่ขององค์ประกอบของวัฏภาคแก๊ส (กิโลกรัมต่อตารางเมตรวินาที)
- $R_{g,i}$ คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาของวัฏภาคแก๊ส (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตรวินาที)
- $Y_{s,i}$ คือ สัดส่วนโดยมวลขององค์ประกอบของวัฏภาคของแข็ง (-)
- $\vec{J}_{s,i}$ คือ ฟลักซ์การแพร่ขององค์ประกอบของวัฏภาคของแข็ง (กิโลกรัมต่อตารางเมตรวินาที)
- $R_{s,i}$ คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาของวัฏภาคของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตรวินาที)

3.4.5 แบบจำลองสัมประสิทธิ์ของแรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาคของ EMMS (Energy Minimization Multi-Scale)

สำหรับ $\epsilon_g \leq 0.74$

$$K_{gs} = 150 \frac{(1-\epsilon_g)^2 \mu_g}{\epsilon_g d_p^2} + 1.75 \frac{(1-\epsilon_g) \rho_g |v_g - v_s|}{d_p} \quad (3.14)$$

สำหรับ $\epsilon_g > 0.74$

$$K_{gs} = \frac{3(1-\varepsilon_g)\varepsilon_g}{4d_p} \rho_g |v_g - v_s| C_{D0} \omega(\varepsilon_g) \quad (3.15)$$

โดยสำหรับ $0.74 < \varepsilon_g \leq 0.82$

$$\omega(\varepsilon_g) = -0.5769 + \frac{0.0214}{4(\varepsilon_g - 0.7463)^2 + 0.0044} \quad (3.16)$$

สำหรับ $0.82 < \varepsilon_g \leq 0.97$

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

สำหรับ $\varepsilon_g > 0.97$

$$\omega(\varepsilon_g) = -31.8295 + 32.8295\varepsilon_g \quad (3.18)$$

$$\text{สำหรับ } Re < 1000 \text{ จะได้ว่า } C_{D0} = \frac{24}{Re(1+0.15Re^{0.687})} \quad (3.19)$$

$$Re \geq 1000 \text{ จะได้ว่า } C_{D0} = 0.44 \quad (3.20)$$

$$\text{เมื่อ } Re = \frac{\varepsilon_g \rho_g |v_g - v_s| d_p}{\mu_g} \quad (3.21)$$

เมื่อ C_{D0} คือ สัมประสิทธิ์แรงต้านการเคลื่อนที่สำหรับแบบจำลอง EMMS (-)

3.4.6 สมการพลังงานจลน์การกวัดแกว่งของของแข็ง

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_s \theta) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \theta) \vec{v}_s \right] = (-\nabla p_s I + \bar{\tau}_s) \cdot \nabla \vec{v}_s + \nabla \cdot (\kappa_s \nabla \theta) - \gamma_s + \phi_{gs} \quad (3.22)$$

เมื่อ θ คือ พลังงานจลน์การกวัดแกว่งของของแข็ง (เมตรกำลังสองต่อวินาที กำลังสอง)

κ_s คือ พลังงานจลน์จากการกวัดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการนำ (กิโลกรัม ต่อเมตรวินาที)

γ_s คือ พลังงานจลน์จากการกวัดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการชนแบบ ไม่ยืดหยุ่น (กิโลกรัมต่อเมตรวินาทีกำลังสาม)

ϕ_{gs} คือ พลังงานกวัดแกว่งแลกเปลี่ยนระหว่างวัฏภาคแก๊สและอนุภาค (กิโลกรัมต่อเมตรวินาทีกำลังสาม)

3.4.6.1 ความดันของของแข็ง

$$p_s = \varepsilon_s \rho_s \theta + 2\rho_s(1 + e)\varepsilon_s^2 g_0 \theta \quad (3.23)$$

$$\text{เมื่อ } g_0 = \left[1 - \left(\frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_{s,\max}} \right)^3 \right]^{-1} \quad (3.24)$$

เมื่อ e คือ สัมประสิทธิ์ความยืดหยุ่น (-)

g_0 คือ ฟังก์ชันการกระจายตัวในแนวรัศมี (-)

3.4.6.2 พลังงานจลน์จากการกวัดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการนำ

$$\kappa_s = \frac{150d_s\rho_s\sqrt{\theta\pi}}{384(1+e)\varepsilon_s g_0} \left[1 + \frac{6}{5}\varepsilon_s g_0(1+e) \right]^2 + 2\rho_s\varepsilon_s^2 d_s g_0(1+e) \left(\frac{\theta}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3.25)$$

3.4.6.3 พลังงานจลน์จากการกวัดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการชนแบบไม่ยืดหยุ่น

$$\gamma_s = 3(1 - e^2)\varepsilon_s\rho_s g_0 \theta \left(\frac{4}{d_s} \sqrt{\frac{\theta}{\pi}} - \nabla V_s \right) \quad (3.26)$$

3.4.7 สมการการเกิดปฏิกิริยาเคมี

ในงานวิจัยนี้เลือกใช้โพแทสเซียมคาร์บอเนตบนตัวรองรับแกมมาอลูมินาเป็นตัวดูดซับของแข็งในกระบวนการ และจะเกิดการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับดังสมการที่ 3.27



นำสมการการเกิดปฏิกิริยาจากงานวิจัยของ Boonprasop และคณะ [8] ที่แสดงอัตราการเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้าและย้อนกลับของการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับมาปรับใช้ในระบบไฟล์ประยุกต์ ดังสมการต่อไปนี้

$$r_{fw} = k_{fw}[CO_2]^{0.4}[H_2O]^{0.4}\varepsilon_{K_2CO_3} \quad (3.28)$$

$$k_{fw} = 1 * 10^{-10} \exp\left(\frac{70}{RT}\right) \quad (3.29)$$

$$r_{bw} = k_{bw} \left(\frac{1}{[CO_2]} \right)^{0.15} \left(\frac{1}{[H_2O]} \right)^{0.15} \varepsilon_{KHCO_3} \quad (3.30)$$

$$k_{bw} = 7.83 * 10^{-3} \exp\left(\frac{-0.000502}{RT}\right) \quad (3.31)$$

เมื่อ fw คือ ปฏิกิริยาไปข้างหน้า (-)

bw คือ ปฏิกิริยาย้อนกลับ (-)

r คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี (กิโลโมลต่อลูกบาศก์เมตรวินาที)

- k คือ ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยา (ลูกบาศก์เมตรต่อกิโลโมลวินาที)
- $[CO_2]$ คือ ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (โมลต่อลูกบาศก์เมตร)
- $[H_2O]$ คือ ความเข้มข้นของไอน้ำ (โมลต่อลูกบาศก์เมตร)
- $\epsilon_{K_2CO_3}$ คือ สัดส่วนโดยปริมาตรของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (-)
- ϵ_{KHCO_3} คือ สัดส่วนโดยปริมาตรของโพแทสเซียมไฮโดรเจนคาร์บอเนต (-)
- R คือ ค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยา (กิโลจูลต่อโมลเคลวิน)
- T คือ อุณหภูมิที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยา (เคลวิน)

3.5 ขั้นตอนการทดลอง

ในการจำลองการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับในเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนสำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน ด้วยโปรแกรมสำเร็จรูป ANSYS FLUENT 2019 R1 เริ่มทำการจำลองเพื่อหาจำนวนเซลล์การคำนวณที่เหมาะสม ดังแสดงในตารางที่ 3.2 และหาเวลาเหมาะสมสำหรับการจำลอง ตรวจสอบความถูกต้องแบบจำลองด้วยการเปรียบเทียบประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ของผลการจำลองกับผลการทดลองจริงของ Yi และคณะ [11] ที่ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ต่าง ๆ หลังจากที่ได้แบบจำลองที่ถูกต้องแล้ว จะศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการต่าง ๆ ด้วยการออกแบบเชิงแพททอเรียล 2 ระดับ โดยมีตัวแปรดำเนินการที่ต้องการศึกษา ได้แก่ ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ และ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ และมีตัวแปรตอบสนอง คือ ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ ซึ่งข้อมูลการจำลองด้วยการออกแบบเชิงแพททอเรียล 2 ระดับ โดยนำช่วงของความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์มาจาก Yi และคณะ [11] ช่วงของสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตมาจาก Zhao และคณะ [9] และ Barapour และคณะ [10] อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์มาจาก Yi และคณะ [11] หลังจากนั้นจึงเปลี่ยนสัดส่วนโดยมวลของแก๊สที่ป้อนเข้าหลอดทดลองจากแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน เป็นแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังจากเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ และแก๊สจากอุตสาหกรรมการผลิตซีเมนต์ ดังแสดงในตารางที่ 3.3 และศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการต่าง ๆ ด้วยการออกแบบเชิงแพททอเรียล 2 ระดับ ดังแสดงในตารางที่ 3.4

ตารางที่ 3.2 ข้อมูลการจำลองในการหาเซลล์การคำนวณที่เหมาะสม

จำนวนการทดลอง	จำนวนเซลล์การคำนวณ (เซลล์)	ชั้นเวลา (วินาที)
1	10,000	0.01
2	15,000	0.01
3	20,000	0.01
4	25,000	0.01

ตารางที่ 3.3 สัดส่วนโดยโมลของแก๊สทั้งที่มาจากต่างแหล่งกำเนิด

แหล่งกำเนิดของแก๊สทั้ง	กระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน [7]	กระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ [37]	อุตสาหกรรมการผลิตซีเมนต์ [36]
สัดส่วนโดยโมลของ CO ₂ (-)	0.151	0.038	0.224
สัดส่วนโดยโมลของ H ₂ O (-)	0.151	0.090	0.072
สัดส่วนโดยโมลของ O ₂ (-)	0.148	0.124	0.023
สัดส่วนโดยโมลของ N ₂ (-)	0.550	0.748	0.681

ตารางที่ 3.4 ข้อมูลการจำลองผลของตัวแปรดำเนินการด้วยการออกแบบเชิงแฟกทอเรียล 2 ระดับ

กรณีศึกษา	สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (-)	ความเร็วแก๊สป้อนเข้า (เมตรต่อวินาที)	อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ (องศาเซลเซียส)	ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ (พาสคาล)
1	0.128	1.5	900	93,825
2	0.500	1.5	900	93,825
3	0.128	2.0	900	93,825
4	0.500	2.0	900	93,825
5	0.128	1.5	1,500	93,825
6	0.500	1.5	1,500	93,825
7	0.128	2.0	1,500	93,825
8	0.500	2.0	1,500	93,825
9	0.128	1.5	900	98,825
10	0.500	1.5	900	98,825
11	0.128	2.0	900	98,825
12	0.500	2.0	900	98,825
13	0.128	1.5	1,500	98,825
14	0.500	1.5	1,500	98,825
15	0.128	2.0	1,500	98,825
16	0.500	2.0	1,500	98,825

บทที่ 4

ผลการวิจัยและการวิเคราะห์ผล

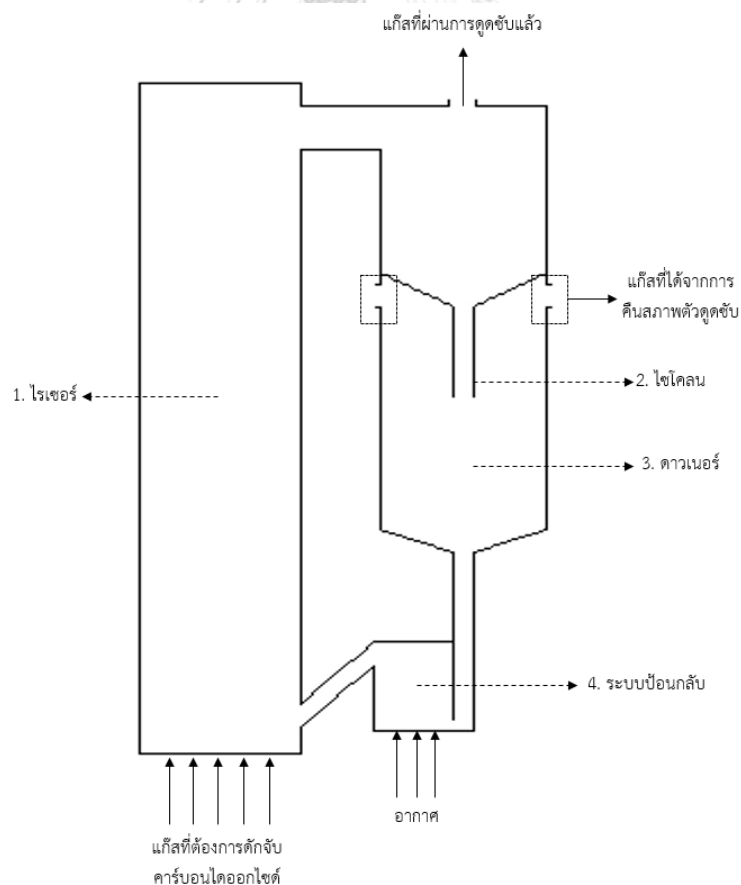
4.1 การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการทำให้ตัวดูดซับคืนสภาพในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียน

ในงานวิจัยนี้จะจำลองการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนดังรูปที่ 4.1 ซึ่งจะประกอบไปด้วย 4 ส่วน ได้แก่ ไรเซอร์ เป็นบริเวณที่เกิดการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ไฮโคลน เป็นส่วนที่แยกแก๊สที่ผ่านการดูดซับแล้วและตัวดูดซับของแข็งที่จะนำไปคืนสภาพ ดาวเนอร์ เป็นบริเวณที่ตัวดูดซับของแข็งเกิดการคืนสภาพและได้ผลิตภัณฑ์ คือ คาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำ และส่วนสุดท้าย คือ ระบบป้อนกลับ ทำหน้าที่ป้อนตัวดูดซับของแข็งที่ผ่านการคืนสภาพแล้วไปยังไรเซอร์เพื่อดักจับคาร์บอนไดออกไซด์อีกครั้ง ในงานวิจัยทั่วไปจะศึกษากระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยการจำลองการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็งแยกกันเพื่อให้ง่ายต่อการคำนวณ ทำให้ไม่สามารถทำนายอุทกพลศาสตร์ในเครื่องปฏิกรณ์ได้เสมือนจริง ดังนั้น ในงานวิจัยนี้จะสร้างแบบจำลองที่ใกล้เคียงกับความเป็นจริงมากขึ้น โดยการเพิ่มไฮโคลนที่ทำหน้าที่เชื่อมระหว่างไรเซอร์และดาวเนอร์ และระบบป้อนกลับเพื่อป้อนตัวดูดซับของแข็งเข้าไปในไรเซอร์

สำหรับสมการของการเกิดปฏิกิริยาดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับจะถูกใส่อยู่ในแบบจำลองทั้งฝั่งไรเซอร์และดาวเนอร์ เพื่อให้ใกล้เคียงกับความเป็นจริงมากยิ่งขึ้น โดยเงื่อนไขในการเกิดปฏิกิริยาดังกล่าวจะขึ้นอยู่กับจลนศาสตร์ กล่าวคือ ปฏิกิริยาการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนจะเกิดได้ดีเมื่ออุณหภูมิต่ำ ดังนั้น ในไรเซอร์ที่เกิดปฏิกิริยาดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์จะมีการกำหนดอุณหภูมิของแก๊สที่ต้องการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และอุณหภูมิของตัวดูดซับของแข็งที่วนกลับมาใช้ใหม่ในไรเซอร์เท่ากับ 343.15 เคลวินหรือ 70 องศาเซลเซียส ตามงานวิจัยของ Wang และคณะ [7] ในส่วนของดาวเนอร์ที่เกิดปฏิกิริยาการคืนสภาพตัวดูดซับซึ่งเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อนจะเกิดได้ดีเมื่ออุณหภูมิสูง จะได้รับความร้อนมาจาก 2 แหล่ง คือ ตัวดูดซับของแข็งที่ผ่านการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์แล้วจะมีอุณหภูมิสูงขึ้นจากปฏิกิริยาการดูดซับซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อน และการให้ความร้อนจากการถ่ายโอนความร้อนระหว่างความร้อนบริเวณผนังของดาวเนอร์กับของแข็งและแก๊สภายในดาวเนอร์ โดยการกำหนดให้อุณหภูมิที่ผนังของดาวเนอร์มีค่าสูง ได้แก่ 900 และ 1,500 องศาเซลเซียส จากนั้นความร้อนที่ผนังของดาวเนอร์จะเกิดการถ่ายโอนให้กับของแข็งและแก๊สที่อยู่ภายในดาวเนอร์

ทำให้อุณหภูมิจองของแข็งและแก๊สภายในดาวเนอรัมีค่าสูงขึ้น และมีค่าอยู่ในช่วงตามการทดลองจริงของ Yi และคณะ [11] คือ 150 ถึง 230 องศาเซลเซียส นอกจากนี้ ตัวดูดซับของแข็งจะถูกบรรจุอยู่ในเครื่องปฏิกรณ์ในตอนเริ่มต้นไม่เท่ากัน คือ ในตอนเริ่มต้นการจำลอง ฝังดาวเนอรัจะมีปริมาณของตัวดูดซับของแข็งมากกว่าฝังไรเซอร์เพื่อให้เกิดการไหลจากดาวเนอรัมาไรเซอร์ได้ และป้อนอากาศบริเวณด้านล่างของระบบป้อนกลับเพื่อทำให้ตัวดูดซับของแข็งวนกลับเข้ามาในไรเซอร์ได้ง่ายขึ้น จากสมมติฐาน คือ ของแข็งสามารถนำกลับมาดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์ได้ จะมีการกำหนดให้ตัวดูดซับของแข็งไม่สามารถหลุดออกจากระบบ โดยการตั้งค่าให้ความเร็วของของแข็งที่ทางออกของไรเซอร์เท่ากับศูนย์ และไซโคลนสามารถแยกแก๊สและของแข็งได้ทั้งหมด

จากการจำลอง พบว่า ในฝังของไรเซอร์จะเกิดการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และในฝังของดาวเนอรัจะเกิดการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็ง พร้อมทั้งสามารถนำตัวดูดซับของแข็งวนกลับมาดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์ได้อีกครั้ง นอกจากนี้ แบบจำลองสามารถทำนายผลการทดลองได้ใกล้เคียงกับผลการทดลองจริง ซึ่งจะอธิบายเพิ่มเติมในส่วนถัดไป



รูปที่ 4.1 ส่วนประกอบของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในแบบจำลอง

4.2 การทดสอบปริมาตรควบคุมที่ใช้ในการคำนวณและเวลาที่ระบบใช้ในการเข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัว (Mesh and time independency test)

ในการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณแบบสองมิติ จำเป็นต้องหาปริมาตรควบคุมที่เหมาะสมในการคำนวณ เพราะจะส่งผลต่อเวลาที่ใช้ในการจำลองและไม่ทำให้ผลของการจำลองเปลี่ยนแปลงเมื่อเพิ่มจำนวนเซลล์ในการคำนวณ กล่าวคือ ถ้าแบบจำลองมีจำนวนของเซลล์การคำนวณน้อยเกินไป จะใช้เวลาในการคำนวณน้อย แต่ได้ผลการจำลองที่ยังขึ้นกับจำนวนของเซลล์การคำนวณอยู่ ในขณะที่ถ้าใช้แบบจำลองที่มีเซลล์การคำนวณมากเกินไป จะใช้เวลาในการจำลองมาก แต่ได้ผลการจำลองที่แม่นยำมากขึ้น ในงานวิจัยนี้จะทดสอบปริมาตรควบคุมของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่แตกต่างกันทั้งหมด 4 ค่า ได้แก่ 10,000 15,000 20,000 และ 25,000 เซลล์ โดยภาวะดำเนินการที่ใช้จะนำมาจากรายที่ 3.1

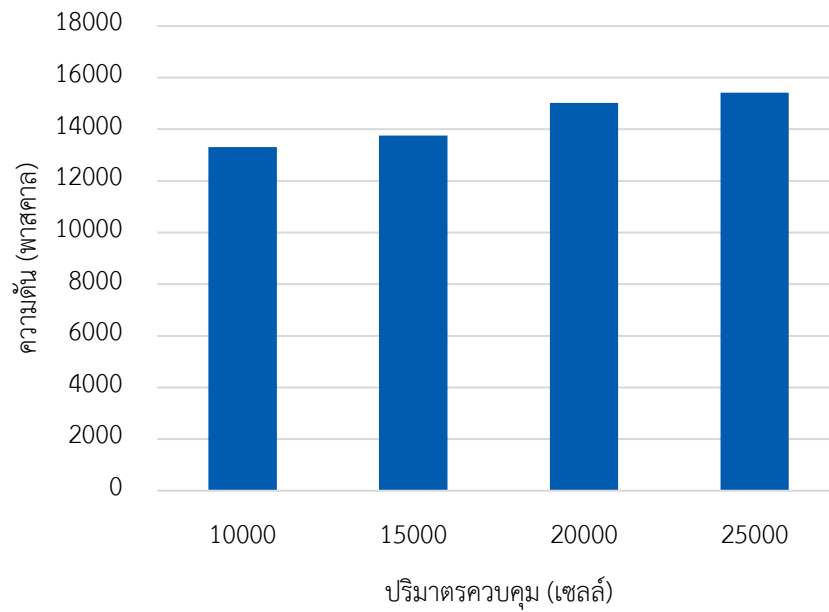
รูปที่ 4.2 แสดงผลของความดันภายในท่อโรเซอรัที่ปริมาตรควบคุมแตกต่างกัน 4 ค่า และรูปที่ 4.3 แสดงผลของความดันภายในท่อดาวเนอร์ที่ปริมาตรควบคุมแตกต่างกัน 4 ค่า จากผลการจำลอง พบว่า ปริมาตรควบคุมขนาด 20,000 เซลล์ ให้ค่าความดันใกล้เคียงกับผลการจำลองของปริมาตรควบคุมขนาด 25,000 เซลล์ และมีความแตกต่างของความดันระหว่างปริมาตรควบคุมขนาด 15,000 เซลล์ และ 20,000 เซลล์ แสดงว่า ปริมาตรควบคุมขนาด 15,000 เซลล์ ไม่เพียงพอต่อการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ ในขณะที่การเพิ่มปริมาตรควบคุมไปถึง 25,000 เซลล์ จะไม่มีการเปลี่ยนแปลงของผลการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ ดังนั้น ในงานวิจัยนี้จึงเลือกปริมาตรควบคุมขนาด 20,000 เซลล์ สำหรับการจำลองกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน เนื่องจากได้ผลการจำลองที่แม่นยำและใช้เวลาน้อยในการจำลอง

เวลาที่ใช้ในการจำลอง จะต้องเป็นช่วงที่ระบบเข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัวจึงจะได้ผลการจำลองที่แม่นยำ จากรูปที่ 4.4 แสดงผลของอัตราการไหลของแก๊สที่ทางออกของไซโคลนต่อเวลาที่ใช้ในการจำลอง พบว่า ในช่วงแรกอัตราการไหลของแก๊สที่ทางออกของโรเซอรัจะมีค่าสูง เนื่องจาก ตัวดูดซับของแข็งยังไม่เกิดการหมุนเวียนภายในระบบ ทำให้เกิดการปลดปล่อยของแก๊สที่อยู่ภายในเครื่องปฏิกรณ์ในตอนเริ่มต้นและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ป้อนเข้าโรเซอรัซึ่งยังไม่สามารถเกิดการดักจับได้ดี แต่เมื่อเวลาผ่านไปอัตราการไหลของแก๊สจะมีค่าลดลง เพราะตัวดูดซับของแข็งเกิดการหมุนเวียนในระบบ คาร์บอนไดออกไซด์จึงถูกดักจับได้อย่างสม่ำเสมอและปลดปล่อยที่ทางออกไซโคลนได้น้อยลง

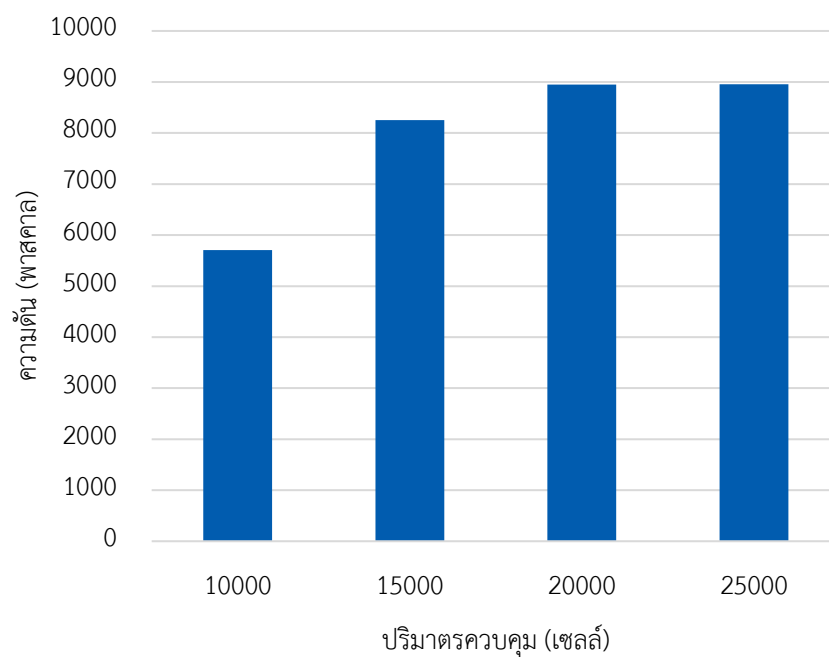
โดยเริ่มคงที่เมื่อใช้เวลาในการจำลอง 150 วินาที และ รูปที่ 4.5 แสดงผลของอัตราการไหลของแก๊สที่ทางออกของดาวเนอร์ต่อเวลาที่ใช้ในการจำลอง พบว่า อัตราการไหลของแก๊สที่ทางออกของดาวเนอร์จะมีค่าสูงในช่วงเริ่มต้น เมื่อเวลาผ่านไป ภายในดาวเนอร์จะเกิดการคายซับและปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ออกมาอย่างสม่ำเสมอ โดยเริ่มคงที่เมื่อใช้เวลาในการจำลอง 150 วินาที

รูปที่ 4.6 แสดงผลของสัดส่วนโดยมวลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของโรเซอร์ต่อเวลาที่ใช้ในการจำลอง พบว่า ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์มีความผันผวนและจะมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อเวลาเพิ่มขึ้น เนื่องจาก การดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ขึ้นกับปริมาณของตัวดูดซับของแข็งในบริเวณที่สนใจ แต่ปริมาณของตัวดูดซับของแข็งบริเวณที่สนใจมีค่าไม่คงที่ ทำให้เกิดการดูดซับมากน้อยแตกต่างกัน และจากรูปที่ 4.7 แสดงผลของสัดส่วนโดยโมลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ต่อเวลาที่ใช้ในการจำลอง พบว่า ในช่วงแรก คาร์บอนไดออกไซด์จะมีค่าน้อย เนื่องจากภายในดาวเนอร์ยังไม่เกิดปฏิกิริยาคายซับ เมื่อเวลาผ่านไป คาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์จะมีค่าสูงขึ้น เนื่องจาก มีปริมาณ ของโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตเข้ามาในระบบมากขึ้น โดยโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตนี้เป็นสารตั้งต้นของปฏิกิริยาการคายซับ ทำให้เกิดปฏิกิริยาคายซับภายในดาวเนอร์มากขึ้น จึงมีการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์มากขึ้นตามเวลาที่เปลี่ยนแปลงไป โดยจะเริ่มคงที่เมื่อใช้เวลาในการจำลอง 120 วินาที

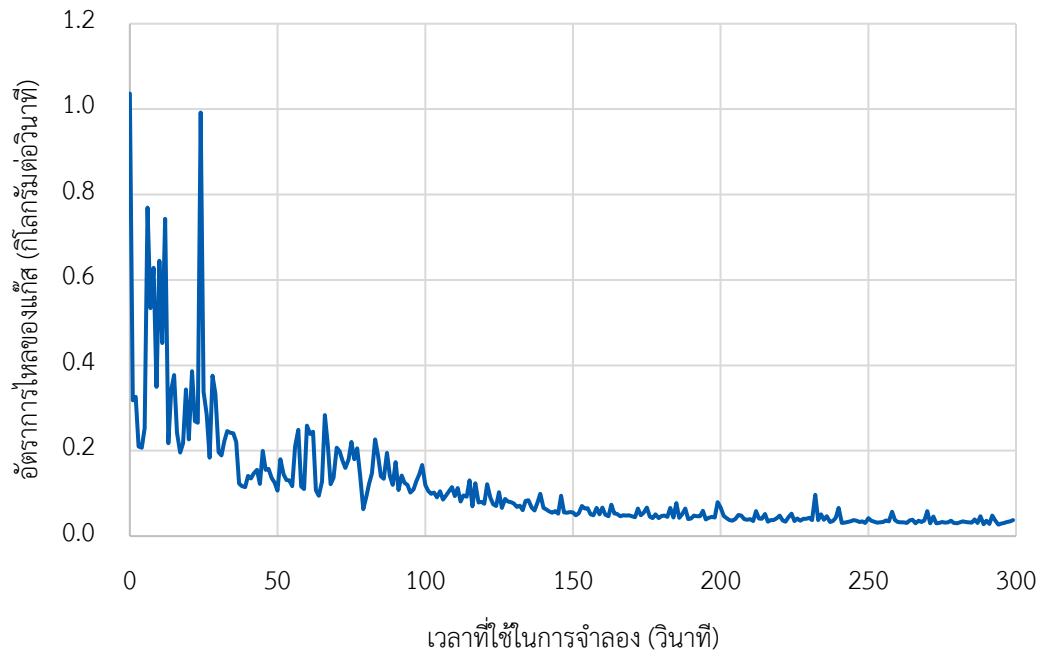
จากข้อมูลของตัวแปรต่าง ๆ ที่แสดงในรูปที่ 4.4 ถึง รูปที่ 4.7 พบว่า เมื่อเวลาที่ใช้ในการจำลองเท่ากับ 150 วินาที ผลการจำลองต่าง ๆ จะเริ่มคงที่ ดังนั้น ในการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนนี้จะเลือกใช้ค่าเฉลี่ยจากข้อมูลในช่วงเวลา 290 ถึง 300 วินาที สำหรับการวิเคราะห์ผลจำลองต่าง ๆ เพื่อให้มั่นใจว่าระบบจะเข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัวจริง



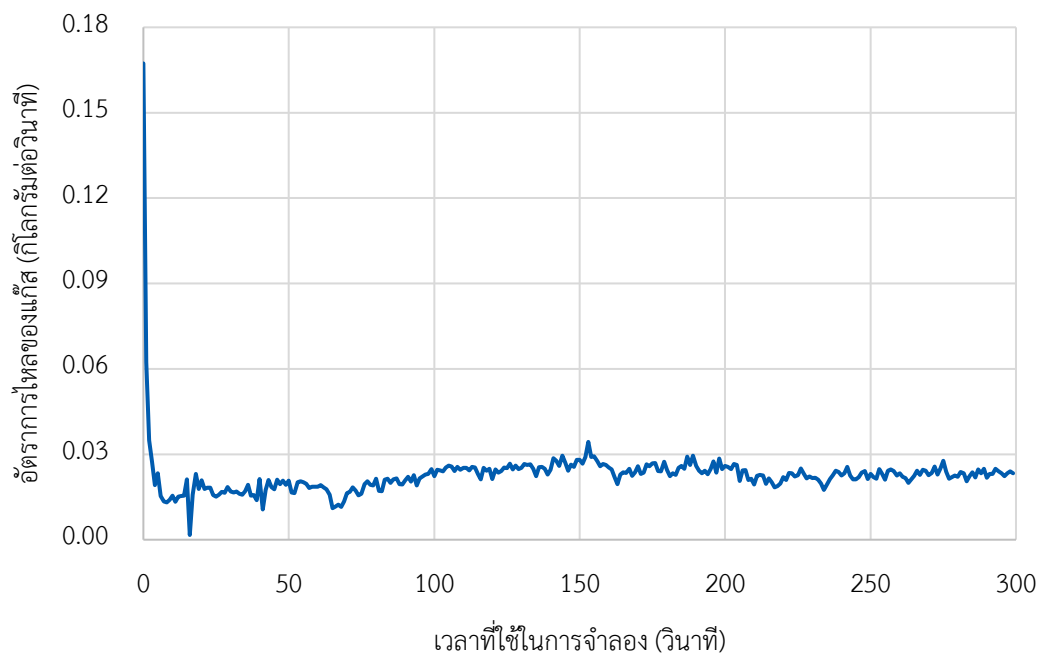
รูปที่ 4.2 ความดันภายในโรเซอรัที่ปริมาณควบคุมแตกต่างกัน 4 ค่า



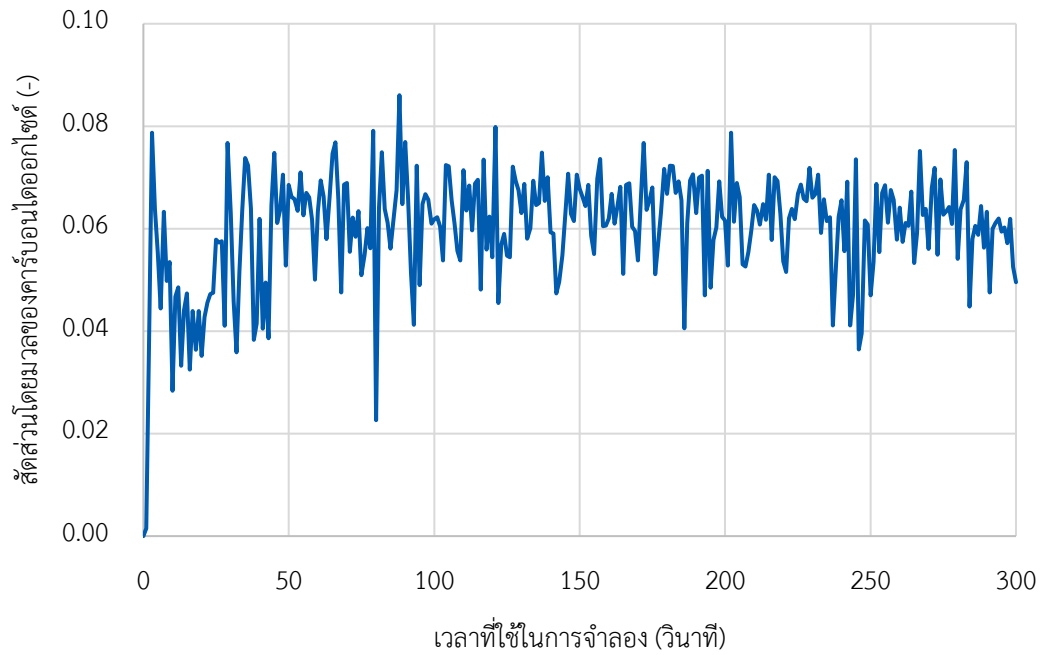
รูปที่ 4.3 ความดันภายในดาวเนอร์ที่ปริมาณควบคุมแตกต่างกัน 4 ค่า



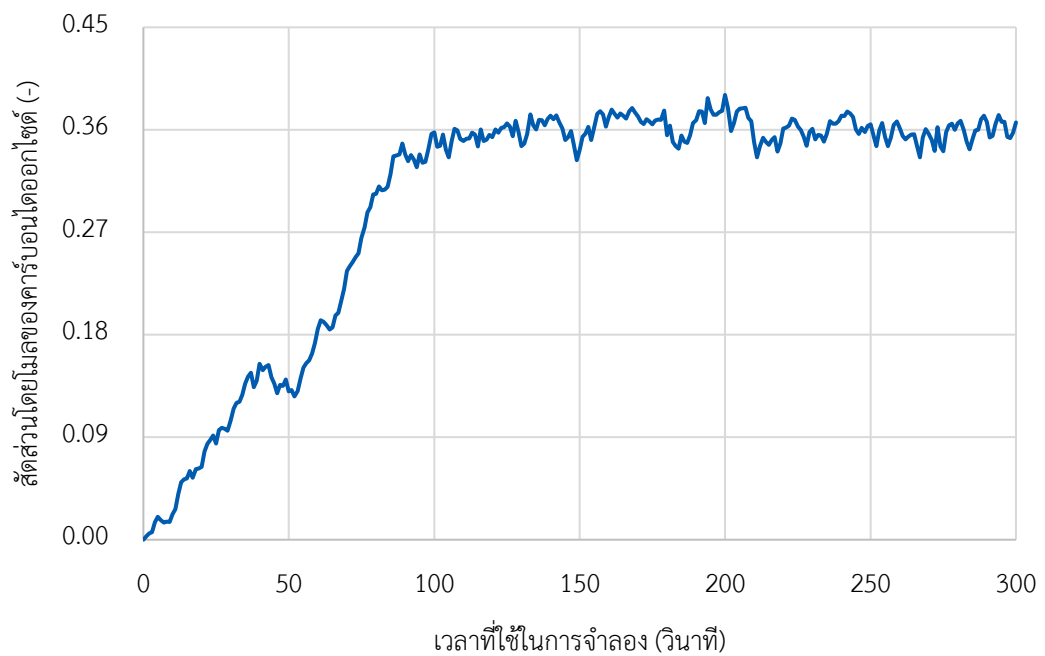
รูปที่ 4.4 อัตราการผลิตของแก๊สที่ทางออกของไซโคลนต่อเวลาที่ใช้ในการจำลอง



รูปที่ 4.5 อัตราการผลิตของแก๊สที่ทางออกของดาวเนอร์ต่อเวลาที่ใช้ในการจำลอง



รูปที่ 4.6 สัดส่วนโดยมวลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของโรเตอร์ต่อเวลาที่ใช้ในการจำลอง



รูปที่ 4.7 สัดส่วนโดยโมลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ต่อเวลาที่ใช้ในการจำลอง

4.3 การเปรียบเทียบผลของการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณกับผลของการทดลองจริง

ในการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ ต้องทำการเปรียบเทียบผลของการจำลองกับผลของการทดลองจริงเพื่อตรวจสอบความถูกต้องและความแม่นยำของแบบจำลอง ในงานวิจัยนี้จะเปรียบเทียบผลการจำลองกับผลการทดลองจริงของ Yi และ คณะ [11] โดยมีรายละเอียดของตัวแปรดังแสดงในตารางที่ 3.1 ซึ่งจะเปรียบเทียบประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์ที่ความเร็วแตกต่างกัน 4 ค่า ได้แก่ 1.7 2.0 2.5 และ 3.0 เมตรต่อวินาที และเปลี่ยนค่าความเร็วแก๊สป้อนเข้าตามงานวิจัยที่อ้างอิง เนื่องจาก อัตราการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับและการคายซับที่ใช้ในงานวิจัยนี้มาจากงานวิจัยของ Boonprasop และคณะ [8] ที่ใช้ตัวดูดซับของแข็งโซเดียมคาร์บอเนตในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ การเปลี่ยนแปลงของชนิดตัวดูดซับและขนาดของเครื่องปฏิกรณ์ที่ต่างกันจะส่งผลให้การถ่ายโอนมวลและจลนศาสตร์เปลี่ยนแปลงไป จึงต้องการปรับอัตราการเกิดปฏิกิริยาเพื่อให้สอดคล้องกับกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ใช้ตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนต จากการจำลอง พบว่า การคูณสัมประสิทธิ์เท่ากับ 1.4 ในจลนศาสตร์ของการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็งจะทำให้ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์ ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์และอุณหภูมิในดาวเนอร์จากผลของแบบจำลองใกล้เคียงกับผลการทดลองจริงมากขึ้น

$$r_{fw} = 1.4 * k_{fw} [CO_2]^{0.4} [H_2O]^{0.4} \epsilon_{K_2CO_3} \quad (4.1)$$

$$r_{bw} = 1.4 * k_{bw} \left(\frac{1}{[CO_2]} \right)^{0.15} \left(\frac{1}{[H_2O]} \right)^{0.15} \epsilon_{KHCO_3} \quad (4.2)$$

รูปที่ 4.8 แสดงผลของประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ต่าง ๆ พบว่า เมื่อใช้สัมประสิทธิ์ในจลนศาสตร์ของการเกิดปฏิกิริยาดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็ง ดังแสดงในสมการที่ 4.1 และสมการที่ 4.2 จะให้ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากการจำลองมีค่าใกล้เคียงกับผลการทดลองจริง และมีค่าความคลาดเคลื่อนกับผลการทดลองจริงไม่เกินร้อยละ 5 นอกจากนี้ เมื่อความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์มีค่าน้อย ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จะสูง เพราะมีเวลาที่ใช้ในการสัมผัสกันของแก๊สและตัวดูดซับของแข็งมาก ทำให้เกิดปฏิกิริยาการดูดซับระหว่างคาร์บอนไดออกไซด์ ใอน้ำ และโพแทสเซียมคาร์บอเนตได้มากขึ้น และเมื่อความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์เพิ่มขึ้น จึงทำให้เวลาที่ใช้สัมผัสกันระหว่างของแก๊สและตัวดูดซับของแข็งลดลง จึงเกิดการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง จากตารางที่ 4.1 แสดงผลการจำลองของความเข้มข้น

คาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนออร์ พบว่า ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนออร์มีค่าเท่ากับร้อยละ 36.77 โดยเฉลี่ย เมื่อเปรียบเทียบกับผลการทดลองจริงที่มีค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนออร์อยู่ในช่วงร้อยละ 25 ถึง ร้อยละ 40 [11] พบว่า ผลที่ได้จากการจำลองสามารถทำนายค่าได้อยู่ในช่วงของผลการทดลองจริง นอกจากนี้ ตารางที่ 4.1 แสดงอุณหภูมิที่อุณหภูมิภายในดาวเนออร์ พบว่า มีอุณหภูมิบริเวณที่เกิดการคืนสภาพตัวดูดซับเท่ากับ 192 องศาเซลเซียสโดยเฉลี่ย ซึ่งอยู่ในช่วงของผลการทดลองจริงที่มีค่าอยู่ในช่วง 150 ถึง 230 องศาเซลเซียส [11] จากข้อมูลของตัวแปรต่าง ๆ ที่กล่าวมา พบว่า แบบจำลองสามารถทำนายผลต่าง ๆ ของการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับนี้ได้ใกล้เคียงกับการทดลองจริง จึงถือว่าแบบจำลองนี้เหมาะสมเชื่อถือได้และจะถูกนำไปใช้ในการทำนายผลต่าง ๆ ต่อไป

อย่างไรก็ตาม เนื่องจากไม่สามารถเปรียบเทียบผลของอุทกพลศาสตร์กับผลการทดลองจริง จึงเปรียบเทียบผลของอุทกพลศาสตร์ที่ได้จากแบบจำลองกับทฤษฎีฟลูอิดเซชัน จากรูปที่ 4.9 แสดงคอนทัวร์ของสัดส่วนโดยปริมาตรของอนุภาคของแข็ง พบว่า ของแข็งในไรเซอร์จะมีการกระจายตัวเบาบางบริเวณกลางท่อและจะเริ่มเกิดการเกาะกลุ่มเมื่ออนุภาคของแข็งเข้าใกล้ผนัง เนื่องจากการตั้งเงื่อนไขขอบแบบสไลด์เพียงบางส่วน คือ ของไหลที่ติดอยู่กับผนังจะมีความเร็วเข้าใกล้ศูนย์ ทำให้เกิดการเคลื่อนที่เพียงเล็กน้อย สำหรับสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งจะมีค่าสูงทั้งดาวเนออร์ เมื่อเปรียบเทียบกับสัดส่วนโดยปริมาตรของอนุภาคของแข็งในไรเซอร์ เมื่อพิจารณา รูปที่ 4.10 แสดงค่าเฉลี่ยของสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งในไรเซอร์จะเห็นว่า สัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งจะมีการเปลี่ยนแปลงมาก โดยในช่วงแรกสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งมีค่าสูงขึ้น เนื่องจาก ตัวดูดซับที่ผ่านการคืนสภาพแล้วถูกป้อนกลับมาจากดาวเนออร์ และจะมีค่าลดลงตามความสูงของเครื่องปฏิกรณ์ เนื่องจากมีของแข็งหลุดออกไปยังฝั่งดาวเนออร์ สัดส่วนของแข็งโดยปริมาตรจะมีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 0.2 และความเร็วที่ป้อนเข้าไรเซอร์เท่ากับ 1.7 เมตรต่อวินาที ซึ่งอยู่ในช่วงของความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันแบบความเร็วสูงและฟลูอิดเซชันแบบเบาบาง ซึ่งแสดงการคำนวณในภาคผนวก ก

รูปที่ 4.11 แสดงค่าเฉลี่ยของสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งในดาวเนออร์ จะเห็นว่าสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งจะมีการเปลี่ยนแปลงน้อย เมื่อเปรียบเทียบกับสัดส่วนโดยปริมาตรของอนุภาคของแข็งไรเซอร์ เพราะเป็นบริเวณหลังจากผ่านไซโคลน ซึ่งทำหน้าที่แยกของแข็งและแก๊ส และสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งจะมีค่าเพิ่มขึ้นเพื่อป้อนกลับไปใช้ในไรเซอร์ โดยการไหลภายในดาวเนออร์จะสอดคล้องกับฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊ส สัดส่วนของแข็งโดยปริมาตรจะมีค่าเฉลี่ยเท่ากับ

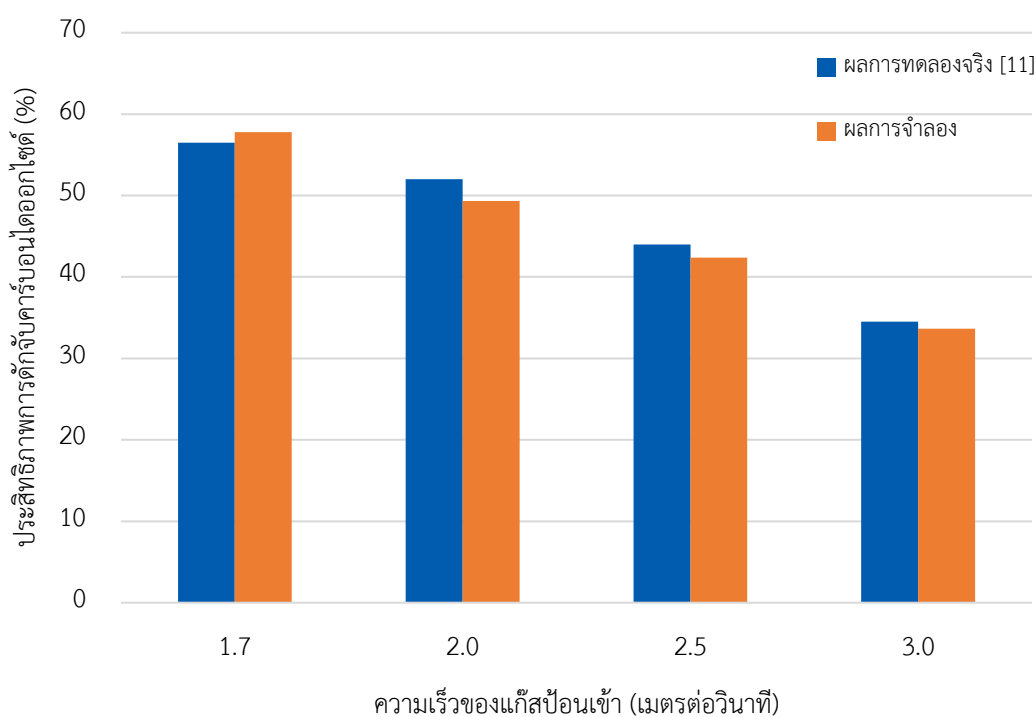
0.45 และความเร็วที่ป้อนเข้าดาวเนอร์เท่ากับ 0.65 เมตรต่อวินาที ซึ่งอยู่ในช่วงของความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊สและฟลูอิดเซชันแบบปั่นป่วน ซึ่งแสดงการคำนวณในภาคผนวก ก

รูปที่ 4.12 แสดงคอนทัวร์ของความเร็วของของแข็งในแกน x พบว่า บริเวณของท่อที่เชื่อมระหว่างโรเตอร์และดาวเนอร์จะมีความเร็วสูง เนื่องจากขนาดของท่อที่เล็กลง ทำให้มีความเร็วในการเคลื่อนที่เพิ่มขึ้น จากนั้นของแข็งจะตกกลับมาที่ไซโคลน จึงมีความเร็วในเชิงปริมาณสูงแต่มีทิศทางติดลบ เช่นเดียวกันกับบริเวณที่มีการป้อนของแข็งจากระบบป้อนกลับ ก็จะมีความเร็วในเชิงปริมาณสูง แต่มีทิศทางติดลบ เมื่อพิจารณารูปที่ 4.13 และ รูปที่ 4.14 ซึ่งแสดงค่าเฉลี่ยของความเร็วของของแข็งในแกน x ตามความสูงของโรเตอร์และดาวเนอร์ ตามลำดับ พบว่า ความเร็วของของแข็งภายในดาวเนอร์มีค่าคงที่เมื่อเปรียบเทียบกับโรเตอร์ เนื่องจากของแข็งในดาวเนอร์มีปริมาณมาก และเคลื่อนที่ด้วยแรงโน้มถ่วง ทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงของความเร็วน้อย และสรุปได้ว่าตัวดูดซับของแข็งสามารถผ่านการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยหลังจากผ่านการคืนสภาพตัวดูดซับสามารถวนกลับเข้ามาดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ในโรเตอร์ได้อีกครั้ง

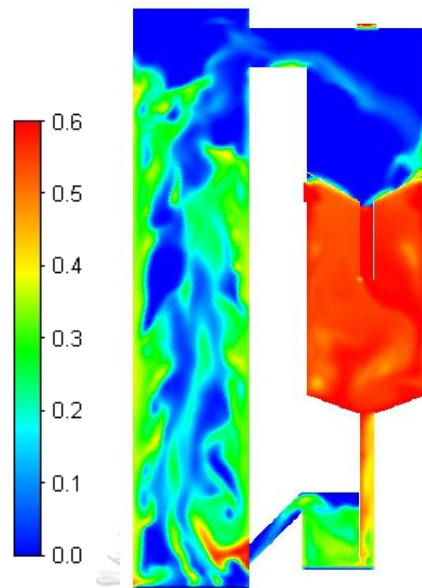
รูปที่ 4.15 แสดงคอนทัวร์ของความเร็วของของแข็งในแกน y พบว่า บริเวณกึ่งกลางของโรเตอร์จะมีความเร็วของของแข็งในแกน y สูงที่สุด และความเร็วจะลดลงเมื่อเข้าใกล้ผนังของเครื่องปฏิกรณ์ หลังจากนั้น ของแข็งจะเกิดการชนที่ผนังก่อนตกกลับเข้าไซโคลน สำหรับดาวเนอร์ ความเร็วของของแข็งในแกน y จะมีการเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อย เมื่อพิจารณารูปที่ 4.16 แสดงค่าเฉลี่ยของความเร็วของของแข็งในแกน y ตามแนวรัศมีของโรเตอร์ พบว่า การกระจายตัวของของแข็งที่ความสูง 0.75 1.50 และ 2.25 เมตรของโรเตอร์มีแนวโน้มใกล้เคียงกัน คือ บริเวณกึ่งกลางของท่อจะมีความเร็วในแกน y เป็นบวก และจะมีค่าลดลงจนกระทั่งมีค่าเป็นลบเมื่อเข้าใกล้ผนังของเครื่องปฏิกรณ์ กล่าวคือ ตัวดูดซับของแข็งมีทิศทางการเคลื่อนที่ขึ้นด้านบนในบริเวณกลางโรเตอร์ และตัวดูดซับของแข็งบริเวณใกล้ผนังจะเคลื่อนที่ลงด้านล่างตามแรงโน้มถ่วง ทำให้มีความเร็วเป็นลบ อย่างไรก็ตาม ความเร็วของของแข็งจะมีค่าเท่ากับศูนย์เมื่ออยู่บริเวณผนังของเครื่องปฏิกรณ์ เนื่องจากเงื่อนไขขอบแบบไม่ลื่นไหล สำหรับรูปที่ 4.17 แสดงค่าเฉลี่ยของความเร็วของของแข็งในแกน y ตามความสูงของดาวเนอร์ พบว่า แนวโน้มของความเร็วของของแข็งในแกน y จะมีทิศทางตรงกันข้ามกัน เนื่องจากทิศทางการไหลของของไหลที่ตรงข้ามกัน

ตารางที่ 4.1 ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์และอุณหภูมิของแข็งภายในดาวเนอร์ที่ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าโรเซอร์ต่าง ๆ

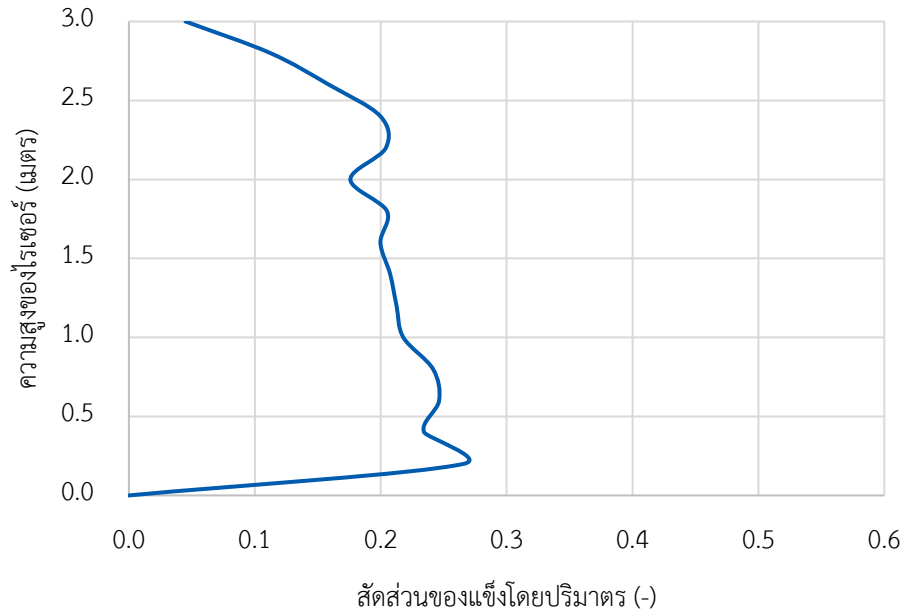
ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าโรเซอร์ (เมตรต่อวินาที)	ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ (% โดยปริมาตร)	อุณหภูมิของแข็งภายในดาวเนอร์ (องศาเซลเซียส)
1.7	36.13	196
2.0	35.04	188
2.5	35.84	190
3.0	36.05	193



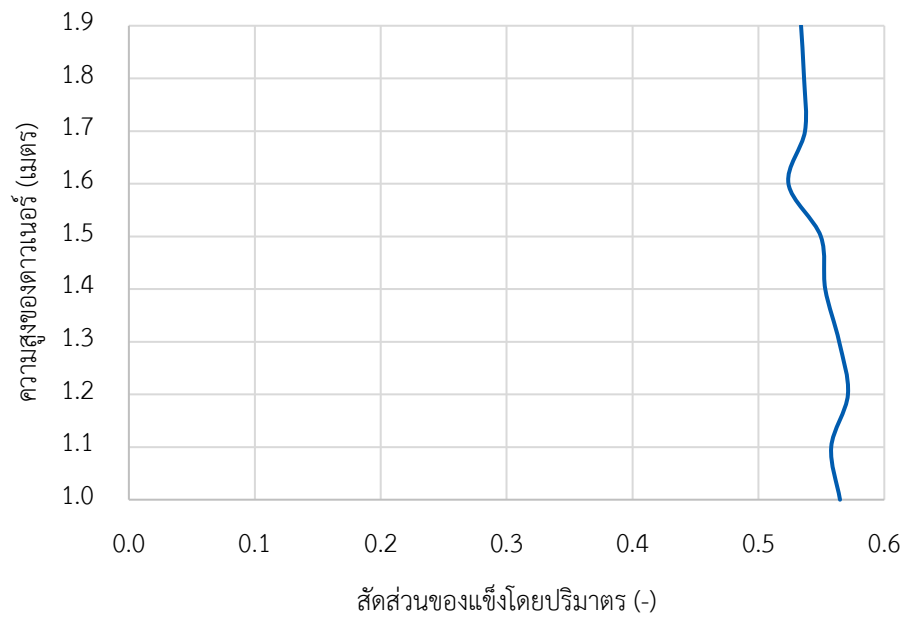
รูปที่ 4.8 ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าโรเซอร์ต่าง ๆ



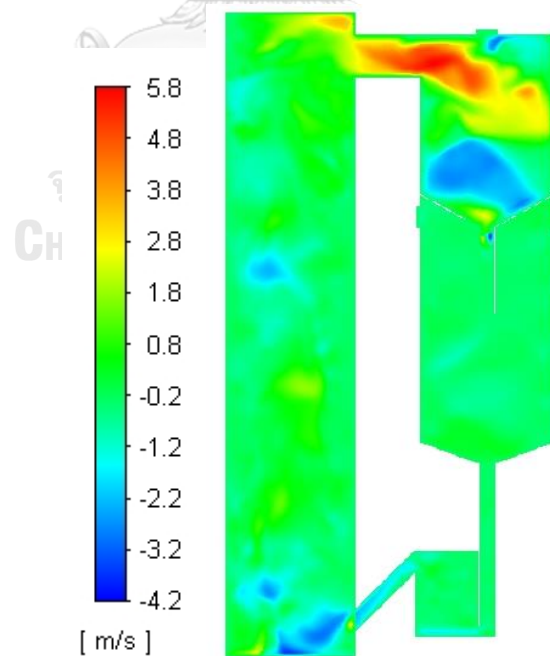
รูปที่ 4.9 คอนทัวร์ของสัต์ส่วนโดยปริมาตรของของแข็งที่เวลา 300 วินาที
สำหรับแบบจำลองที่ใช้ความเร็วป้อนเข้าไรเซอร์ 1.7 เมตรต่อวินาที



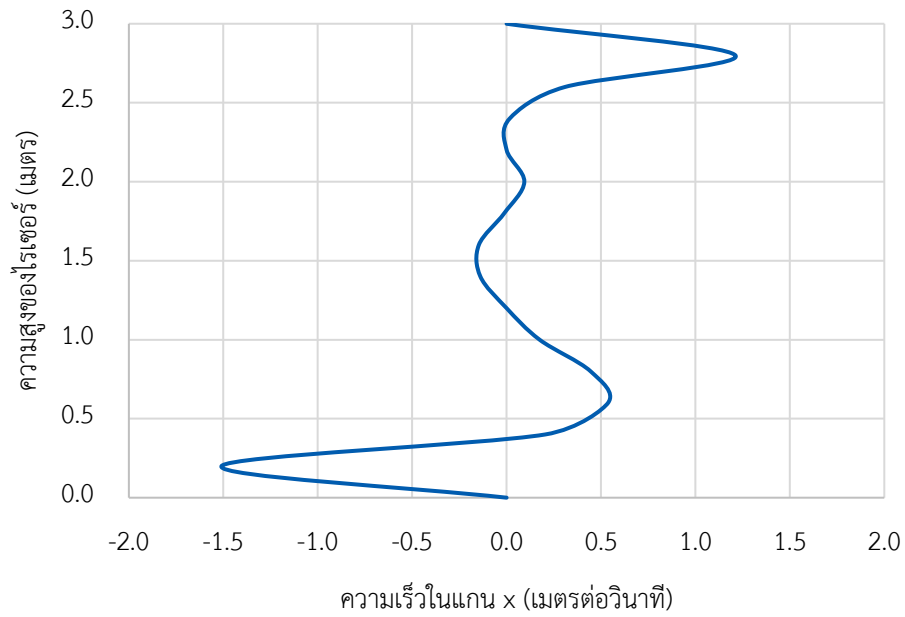
รูปที่ 4.10 ค่าเฉลี่ยของสัต์ส่วนโดยปริมาตรของของแข็งที่เวลา 290-300 วินาที
ตามความสูงของไรเซอร์ สำหรับแบบจำลองที่ใช้ความเร็วป้อนเข้าไรเซอร์ 1.7 เมตรต่อวินาที



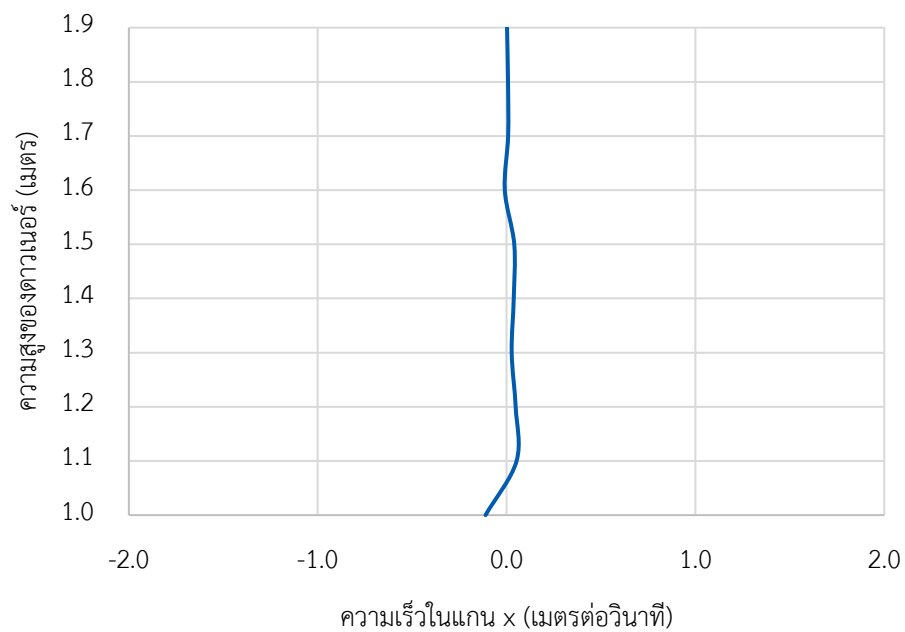
รูปที่ 4.11 ค่าเฉลี่ยของสัดส่วนโดยปริมาตรของของแข็งที่เวลา 290-300 วินาที ตามความสูงของดาวเนอร์ สำหรับแบบจำลองที่ใช้ความเร็วป้อนเข้าไรเซอร์ 1.7 เมตรต่อวินาที



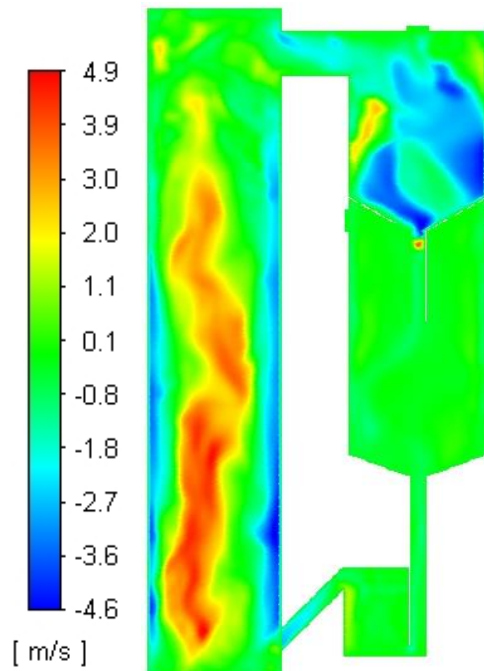
รูปที่ 4.12 คอนทัวร์ของความเร็วของของแข็งในแกน x ที่เวลา 300 วินาที สำหรับแบบจำลองที่ใช้ความเร็วป้อนเข้าไรเซอร์ 1.7 เมตรต่อวินาที



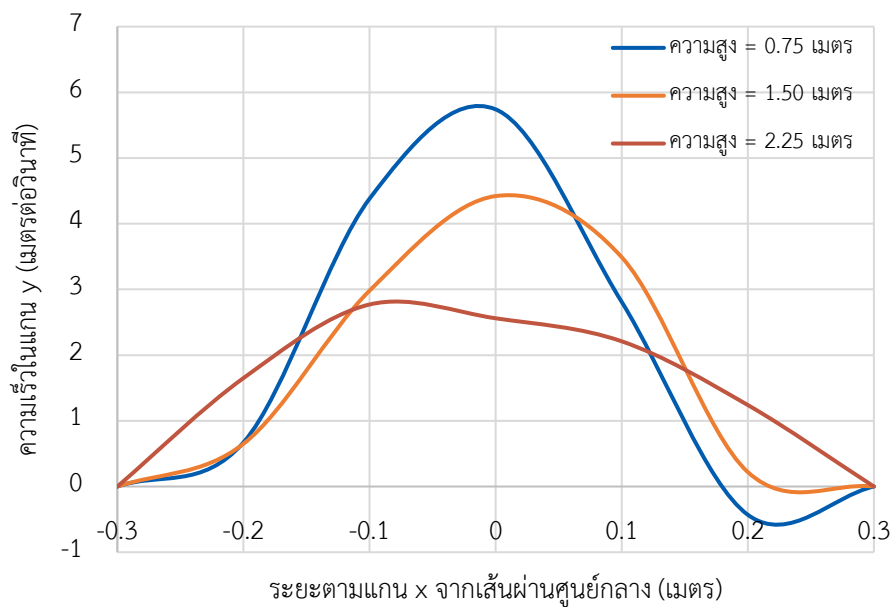
รูปที่ 4.13 ค่าเฉลี่ยของความเร็วของของแข็งในแกน x ที่เวลา 290-300 วินาที ตามความสูงของโรบอต สำหรับแบบจำลองที่ใช้ความเร็วป้อนเข้าโรบอต 1.7 เมตรต่อวินาที



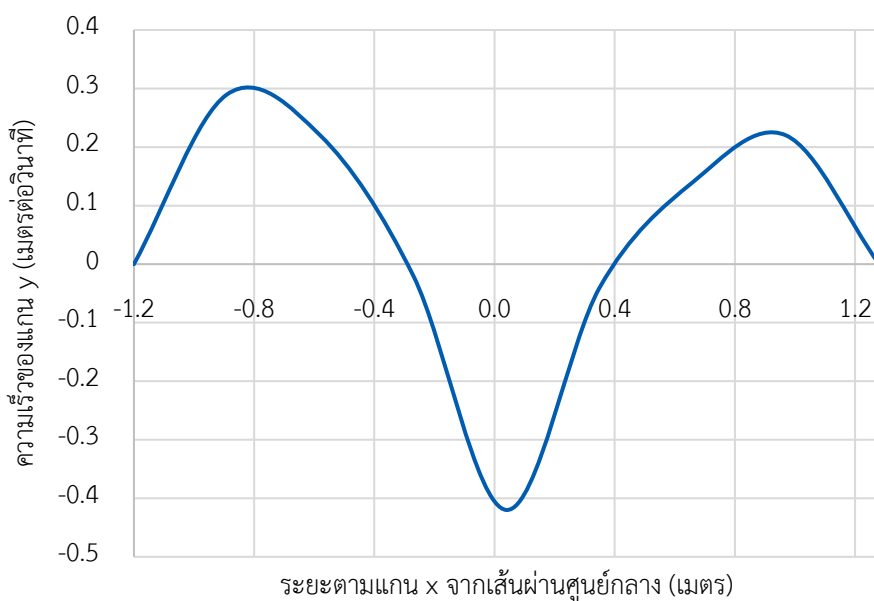
รูปที่ 4.14 ค่าเฉลี่ยของความเร็วของของแข็งในแกน x ที่เวลา 290-300 วินาที ตามความสูงของดาวเนอร์ สำหรับแบบจำลองที่ใช้ความเร็วป้อนเข้าโรบอต 1.7 เมตรต่อวินาที



รูปที่ 4.15 คอนทัวร์ของความเร็วยของของแข็งในแกน y ที่เวลา 300 วินาที สำหรับแบบจำลองที่ใช้ความเร็วป้อนเข้าโรเตอร์ 1.7 เมตรต่อวินาที



รูปที่ 4.16 ค่าเฉลี่ยของความเร็วยของของแข็งในแกน y ที่เวลา 290-300 วินาที ตามแนวรัศมีของโรเตอร์ที่มีความสูงของโรเตอร์ต่าง ๆ สำหรับแบบจำลองที่ใช้ความเร็วป้อนเข้าโรเตอร์ 1.7 เมตรต่อวินาที



รูปที่ 4.17 ค่าเฉลี่ยของความเร็วของของแข็งในแกน y ที่เวลา 290-300 วินาที ตามแนวรัศมีของดาวเนออร์ที่ความสูงของดาวเนออร์ 1.6 เมตร สำหรับแบบจำลองที่ใช้ความเร็วป้อนเข้าโรเซอร์ 1.7 เมตรต่อวินาที

4.4 ผลของตัวแปรดำเนินการสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับสำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน

เมื่อได้แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับที่สามารถทำนายอุทกพลศาสตร์และผลของการเกิดปฏิกิริยาเคมีภายในเครื่องปฏิกรณ์ได้ จะทำการศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการด้วยการออกแบบเชิงแพททอเรียล 2 ระดับ เพื่อหาภาวะที่ดีที่สุดในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับสำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหินมี ตัวแปรดำเนินการที่สนใจ ได้แก่ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.128 และ 0.5 จากงานวิจัยของ Zhao และคณะ [9] และ งานวิจัยของ Barapour และคณะ [10] ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าโรเซอร์ 1.5 และ 2 เมตรต่อวินาที จากงานวิจัยของ Yi และคณะ [11] อุณหภูมิของผนังดาวเนออร์ 900 และ 1,500 องศาเซลเซียส และความดันที่ทางออกของดาวเนออร์ 93,825 และ 98,825 พาสคาล

4.4.1 ผลของตัวแปรดำเนินการต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน

ตารางที่ 4.2 แสดงผลของการจำลองสำหรับตัวแปรดำเนินการต่าง ๆ ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน พบว่า ในกรณีที่ 2 จะให้ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงสุด คือร้อยละ 67.69 ซึ่งมีตัวแปรดำเนินการ ดังนี้ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.5 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 1.5 เมตรต่อวินาที อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ 900 องศาเซลเซียส และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 93,825 พาสคาล และกรณีที่ 10 ให้ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงรองลงมาจากกรณีที่ 2 คือร้อยละ 67.16 ซึ่ง 2 กรณีนี้มีตัวแปรดำเนินการที่เหมือนกัน คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.5 และความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 1.5 เมตรต่อวินาที ในขณะที่กรณีที่ 7 จะให้ค่าประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำที่สุด คือ ร้อยละ 32.03 ซึ่งมีตัวแปรดำเนินการ ดังนี้ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.128 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 2.0 เมตรต่อวินาที อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ 1,500 องศาเซลเซียส และ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 93,825 พาสคาล และกรณีที่ 3 จะให้ค่าประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำรองลงมาจากกรณีที่ 7 คือ ร้อยละ 34.54 ซึ่ง 2 กรณีนี้มีตัวแปรดำเนินการที่เหมือนกัน คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.128 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 2.0 เมตรต่อวินาที และ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 93,825 พาสคาล แต่จากตารางที่ 4.2 ยังไม่สามารถบอกได้ว่าตัวแปรดำเนินการใดที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์อย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ จึงต้องนำผลของตัวแปรดำเนินการที่ได้มาวิเคราะห์ความแปรปรวน (Analysis of Variance, ANOVA)

ตารางที่ 4.3 แสดงผลของการวิเคราะห์ความแปรปรวนของประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สที่ป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน พบว่าตัวแปรดำเนินการ A หรือสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง ตัวแปรดำเนินการ B หรือความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ และอันตรกิริยา AB หรือสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็งและความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ เป็นตัวแปรที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์อย่างมีนัยสำคัญ เนื่องจากมีค่า p-value เท่ากับ <0.0001 0.0001 และ 0.0330 ตามลำดับ ซึ่งมีค่าน้อยกว่า 0.05 จากการออกแบบการทดลองที่กำหนดค่าความเชื่อมั่นเท่ากับร้อยละ 95 ตัวแปรดำเนินการที่มีค่า p-value น้อยกว่า 0.05 จะเป็นตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลต่อตัวแปรตอบสนอง ดังนั้น อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ ไม่ส่งผล หรือส่งผลเล็กน้อยต่อ ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ แต่จากการวิเคราะห์ความแปรปรวนนี้ ไม่สามารถบอกได้ว่าตัวแปรดำเนินการเหล่านี้ส่งผลในเชิงบวกหรือเชิงลบต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนั้น จึงต้องนำค่าประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่จำลองได้ในแต่ละกรณีมาสร้างความสัมพันธ์กับตัวแปรดำเนินการต่าง ๆ เพื่อให้ทราบผลเชิงบวกหรือเชิงลบต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยค่าในแกนนอน คือ เลข -1 แสดงถึงค่าของตัวแปรดำเนินการค่าต่ำ และเลข +1 แสดงถึงค่าของตัวแปรดำเนินการค่าสูง

รูปที่ 4.18 แสดงผลของตัวแปร (Main effect) สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็งต่อผลตอบสนอง (Response) คือ ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่า สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับที่ค่าต่ำ คือ 0.128 จะมีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 39.01 ในขณะที่ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับที่ค่าสูง คือ 0.5 จะมีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 57.28 ซึ่งประสิทธิภาพของการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จะมีค่าสูงเมื่อสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็งมีค่าสูง เนื่องจาก การเพิ่มสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตซึ่งเป็นหนึ่งในสารตั้งต้นของปฏิกิริยาดูดซับมีค่าสูง ส่งผลให้มีปริมาณของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในระบบมากขึ้น จึงเกิดปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำได้ดีขึ้น

รูปที่ 4.19 แสดงผลของตัวแปรความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่า ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ที่ค่าต่ำ คือ 1.5 เมตรต่อวินาที จะมีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 54.40 ในขณะที่ความเร็วของแก๊สที่

ป้อนเข้าโรเซอ์ที่ค่าสูง คือ 2.0 เมตรต่อวินาที จะมีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับ ร้อยละ 41.89 ซึ่งประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จะมีค่าสูงเมื่อความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้ามีค่าต่ำ เนื่องจาก เมื่อความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าโรเซอ์มีค่าต่ำจะทำให้ระยะเวลาในการเคลื่อนที่ของแก๊สและตัวดูดซับของแข็งออกจากโรเซอ์ช้าลง ส่งผลให้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ไอน้ำ และตัวดูดซับของแข็งมีโอกาสสัมผัสกันได้มากขึ้น

จากตารางที่ 4.3 พบว่า อันตรกิริยา AB มีผลต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ อย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ จึงทำการหาแบบจำลองการถดถอย (Regression model) และนำมาสร้าง กราฟคอนทัวร์สามมิติ สำหรับสมการแบบจำลองการถดถอยของประสิทธิภาพการดักจับ คาร์บอนไดออกไซด์ จะแสดงในสมการที่ 4.3 และสมการแบบจำลองการถดถอยของอันตรกิริยา AB ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ เฉพาะตัวแปรดำเนินการที่มีผลอย่างมีนัยสำคัญ จะแสดงในสมการที่ 4.4

$$Y = 48.14 + 9.14X_A - 6.26X_B - 0.25X_C + 0.49X_D - 1.69X_A X_B + 0.06X_A X_C - 0.93X_A X_D + 0.88X_B X_C - 0.03X_B X_D + 0.50X_C X_D \quad (4.3)$$

$$Y = 48.14 + 9.14X_A - 6.26X_B - 1.69X_A X_B \quad (4.4)$$

เมื่อ	Y	คือ ร้อยละการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (%)
	X_A	คือ ค่าเข้ารหัสของตัวแปร A หรือสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (-)
	X_B	คือ ค่าเข้ารหัสของตัวแปร B หรือความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าโรเซอ์ (-)
	X_C	คือ ค่าเข้ารหัสของตัวแปร C หรืออุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ (-)
	X_D	คือ ค่าเข้ารหัสของตัวแปร D หรือความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ (-)

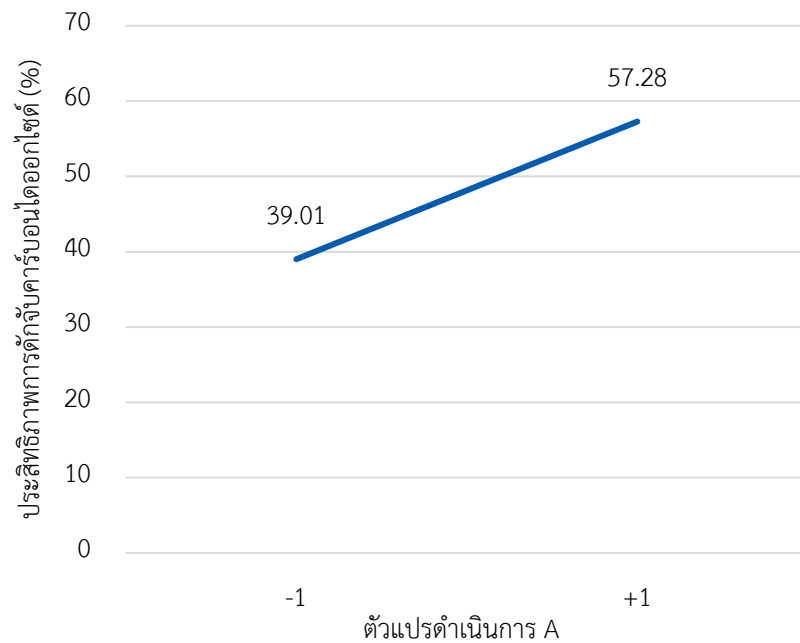
เมื่อนำสมการแบบจำลองการถดถอยมาสร้างกราฟพื้นผิวตอบสนอง (Response surface) ดังแสดงในรูปที่ 4.20 แสดงถึงพื้นผิวตอบสนองของประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตและความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าแตกต่างกัน พบว่า จุดที่มีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงสุด คือ บริเวณที่มีสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตสูงสุดและความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าโรเซอ์ต่ำที่สุด ซึ่งสอดคล้องกับผลของตัวแปร ดำเนินการ A และ B ดังแสดงในรูปที่ 4.18 และรูปที่ 4.19

ตารางที่ 4.2 ผลของตัวแปรดำเนินการต่อการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ไรเซอร์สำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับสำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน

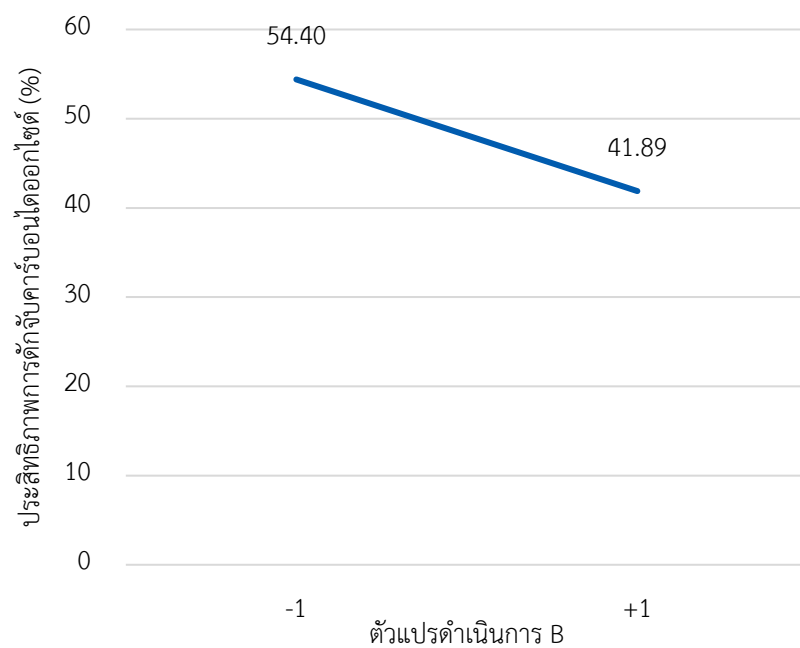
กรณีศึกษา	สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (-)	ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ (เมตรต่อวินาที)	อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ (องศาเซลเซียส)	ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ (พาสคาล)	ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (%)
1	0.128	1.5	900	93,825	42.39
2	0.500	1.5	900	93,825	67.69
3	0.128	2.0	900	93,825	34.54
4	0.500	2.0	900	93,825	49.02
5	0.128	1.5	1,500	93,825	41.39
6	0.500	1.5	1,500	93,825	64.03
7	0.128	2.0	1,500	93,825	32.03
8	0.500	2.0	1,500	93,825	50.12
9	0.128	1.5	900	98,825	44.88
10	0.500	1.5	900	98,825	67.16
11	0.128	2.0	900	98,825	35.46
12	0.500	2.0	900	98,825	46.03
13	0.128	1.5	1,500	98,825	45.64
14	0.500	1.5	1,500	98,825	62.01
15	0.128	2.0	1,500	98,825	35.72
16	0.500	2.0	1,500	98,825	52.16

ตารางที่ 4.3 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนอง คือ ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน (A คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง B คือ ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าในไรเซอร์ C คือ อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ และ D คือ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์)

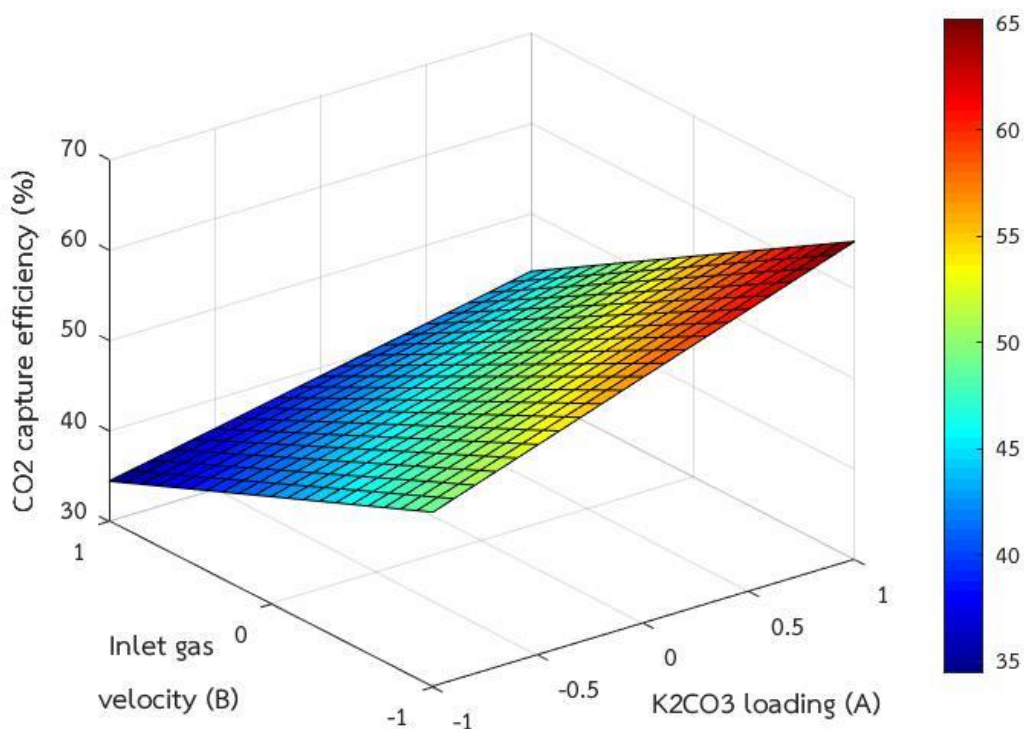
Source	Sum of squares	DF	Mean square	F-value	P-value
Model	2048.92	10	204.89	39.78	0.0004
A	1335.31	1	1335.31	249.72	< 0.0001
B	626.27	1	626.27	117.12	0.0001
C	1.03	1	1.03	0.19	0.6787
D	3.85	1	3.85	0.72	0.4351
AB	45.60	1	45.60	8.53	0.0330
AC	0.05	1	0.05	0.01	0.9258
AD	13.78	1	13.78	2.58	0.1693
BC	12.28	1	12.28	2.30	0.1900
BD	0.02	1	0.02	0.00	0.9563
CD	4.07	1	4.07	0.76	0.4229
Residual	26.74	5	5.35		
Cor Total	2069.00	15			



รูปที่ 4.18 ผลของสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (A) ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน



รูปที่ 4.19 ผลของความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ (B) ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน



รูปที่ 4.20 พื้นผิวตอบสนองของประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน เมื่อสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตและความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าแตกต่างกัน

4.4.2 ผลของตัวแปรดำเนินการต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน

ตารางที่ 4.4 แสดงผลของการจำลองสำหรับตัวแปรดำเนินการต่าง ๆ ต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน พบว่า ในกรณีที่ 8 จะให้อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สูงสุด คือ 0.016 กิโลกรัมต่อวินาที ซึ่งมีตัวแปรดำเนินการ ดังนี้ คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.5 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 2.0 เมตรต่อวินาที อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ 1,500 องศาเซลเซียส และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 93,825 ปาสคาล และกรณีที่ 12 จะให้อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สูงรองลงมาจากกรณีที่ 8 คือ 0.015 กิโลกรัมต่อวินาทีตามลำดับ ซึ่ง 2 กรณีนี้มีตัวแปรดำเนินการที่เหมือนกัน คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.5 และความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 2.0 เมตรต่อวินาที ในขณะที่กรณีที่ 13 จะให้ค่าอัตราการไหลของ

คาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอรัต่ำที่สุด คือ 0.003 กิโลกรัมต่อวินาที ซึ่งมีตัวแปรดำเนินการ ดังนี้ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.128 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 1.5 เมตรต่อวินาที อุณหภูมิของผนังดาวเนอรั 1,500 องศาเซลเซียส และความดันที่ทางออกของดาวเนอรั 98,825 พาสคาล และกรณีที่ 11 จะให้อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำรองลงมาจากกรณีที่ 13 คือ 0.006 กิโลกรัมต่อวินาที ซึ่ง 2 กรณีนี้มีตัวแปรดำเนินการที่เหมือนกัน คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.128 และความดันที่ทางออกของดาวเนอรั 98,825 พาสคาล แต่จากตารางที่ 4.4 ยังไม่สามารถบอกได้ว่าตัวแปรดำเนินการใดที่ส่งผลต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอรัอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ จึงต้องนำผลของตัวแปรดำเนินการที่ได้มาวิเคราะห์ความแปรปรวน

ตารางที่ 4.5 แสดงผลของการวิเคราะห์ความแปรปรวนของอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอรัสำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน พบว่า ตัวแปรดำเนินการ A หรือสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง และตัวแปรดำเนินการ D หรือความดันที่ทางออกของดาวเนอรั อันตรกิริยา AD คือสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็งและความดันที่ทางออกของดาวเนอรั และอันตรกิริยา ABC คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ และอุณหภูมิของผนังดาวเนอรั เป็นตัวแปรที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์อย่างมีนัยสำคัญ เนื่องจากมีค่า p-value เท่ากับ 0.0128 0.0081 0.0378 และ 0.0395 ตามลำดับ ซึ่งมีค่าน้อยกว่า 0.05 แต่จากการวิเคราะห์ความแปรปรวนนี้ ไม่สามารถบอกได้ว่าตัวแปรดำเนินการเหล่านี้ส่งผลในเชิงบวกหรือเชิงลบต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอรั ดังนั้น จึงต้องนำค่าอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอรัที่จำลองได้ในแต่ละกรณีมาสร้างความสัมพันธ์กับตัวแปรดำเนินการต่าง ๆ เพื่อให้ทราบผลเชิงบวกหรือเชิงลบต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอรั โดยค่าในแกนนอน คือ เลข -1 แสดงถึงค่าของตัวแปรดำเนินการค่าต่ำ และเลข +1 แสดงถึงค่าของตัวแปรดำเนินการค่าสูง

รูปที่ 4.21 แสดงผลของตัวแปรสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็งต่อผลตอบสนอง คือ อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอรั พบว่า สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับที่ค่าต่ำ คือ 0.128 จะมีอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอรัเท่ากับ 0.0085 กิโลกรัมต่อวินาที ในขณะที่ สัดส่วนโดย

มวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับที่ค่าสูง คือ 0.5 จะมีอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับ 0.0114 กิโลกรัมต่อวินาที ซึ่งอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์จะมีค่าสูงเมื่อสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตมีค่าสูง เนื่องจาก การเพิ่มสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตซึ่งเป็นหนึ่งในสารตั้งต้นของปฏิกิริยาดูดซับมีค่าสูง ส่งผลให้ตัวดูดซับของแข็งสามารถดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดี เมื่อตัวดูดซับของแข็งที่ผ่านการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์แล้วผ่านเข้าสู่ดาวเนอร์และเกิดการคืนสภาพตัวดูดซับ จึงทำให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์มีค่าสูง

รูปที่ 4.22 แสดงตัวแปรของความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ พบว่า ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ที่ค่าต่ำ คือ 93,825 พาสคาล จะมีอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์เท่ากับ 0.0115 กิโลกรัมต่อวินาที ในขณะที่ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ที่ค่าสูง คือ 98,825 พาสคาล จะมีอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับ 0.0084 กิโลกรัมต่อวินาที ซึ่งอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์จะมีค่าสูงเมื่อความดันที่ทางออกของดาวเนอร์มีค่าต่ำ เนื่องจาก จะส่งผลต่อความดันภายในดาวเนอร์ เมื่อความดันมีค่าต่ำ ระบบจะทำการปรับสมดุล และปฏิกิริยาจะเกิดในทิศทางที่ให้ความเข้มข้นของสารมาก คือปฏิกิริยาการคายซับ เมื่อการคืนสภาพตัวดูดซับจะเกิดขึ้นได้ดี อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกจึงมีค่าสูง

จากตารางที่ 4.5 พบว่าอันตรกิริยา AD มีผลต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์อย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ จึงทำการหาแบบจำลองการถดถอยและนำมาสร้างกราฟคอนทัวร์สามมิติ สำหรับ สมการแบบจำลองการถดถอยของอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ จะแสดงในสมการที่ 4.5 และสมการแบบจำลองการถดถอยของอันตรกิริยา AD ต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์เฉพาะตัวแปรดำเนินการที่มีผลอย่างมีนัยสำคัญ จะแสดงในสมการที่ 4.6

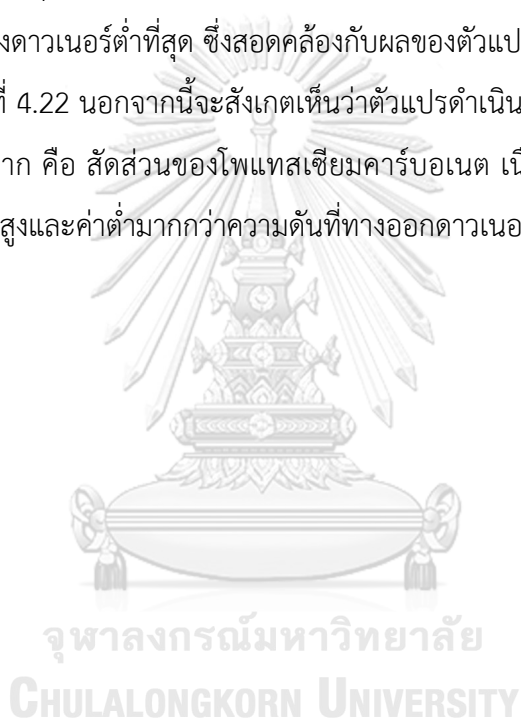
$$Y = 0.0100 + 0.0014X_A + 0.0010X_B + 0.0005X_C - 0.0016X_D + 0.0011X_A X_D - 0.0010X_C X_D - 0.0011X_A X_B X_C \quad (4.5)$$

$$Y = 0.0100 + 0.0014X_A - 0.0016X_D + 0.0011X_A X_D - 0.0011X_A X_B X_C \quad (4.6)$$

เมื่อ Y คือ อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ (กิโลกรัมต่อวินาที)

- X_A คือ ค่าเข้ารหัสของตัวแปร A
 X_B คือ ค่าเข้ารหัสของตัวแปร B
 X_C คือ ค่าเข้ารหัสของตัวแปร C
 X_D คือ ค่าเข้ารหัสของตัวแปร D

เมื่อนำสมการแบบจำลองการถดถอยมาสร้างกราฟพื้นผิวตอบสนอง ดังแสดงในรูปที่ 4.23 แสดงถึงพื้นผิวตอบสนองของอัตราการใช้ของคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตและความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าแตกต่างกัน พบว่า จุดที่มีอัตราการใช้ของคาร์บอนไดออกไซด์สูงสุด คือ บริเวณที่มีสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตสูงสุดและความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ต่ำที่สุด ซึ่งสอดคล้องกับผลของตัวแปรดำเนินการ A และ D ดังแสดงในรูปที่ 4.21 และรูปที่ 4.22 นอกจากนี้จะสังเกตเห็นว่าตัวแปรดำเนินการที่มีผลกับอัตราการใช้ของคาร์บอนไดออกไซด์มาก คือ สัดส่วนของโพแทสเซียมคาร์บอเนต เนื่องจากมีการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรตอบสนองที่ค่าสูงและค่าต่ำมากกว่าความดันที่ทางออกดาวเนอร์

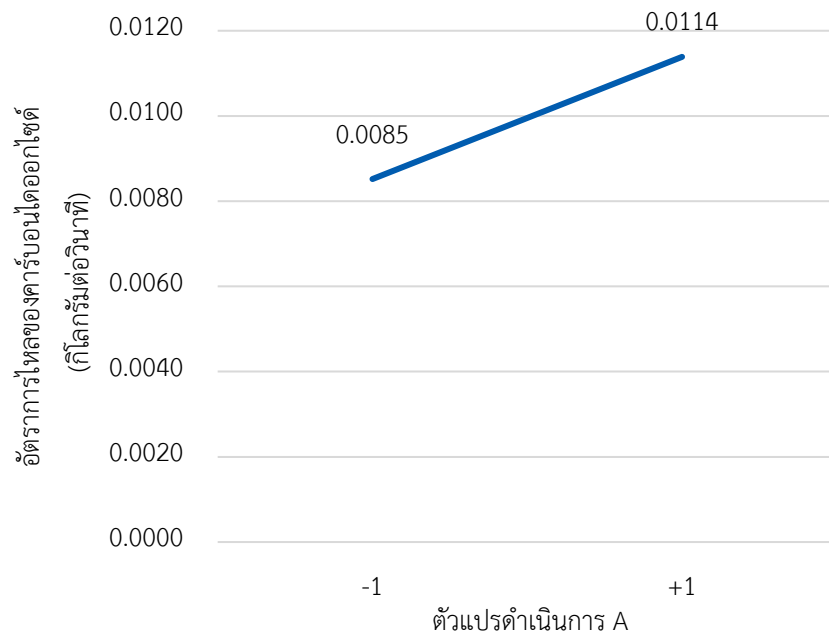


ตารางที่ 4.4 ผลของตัวแปรดำเนินการต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน

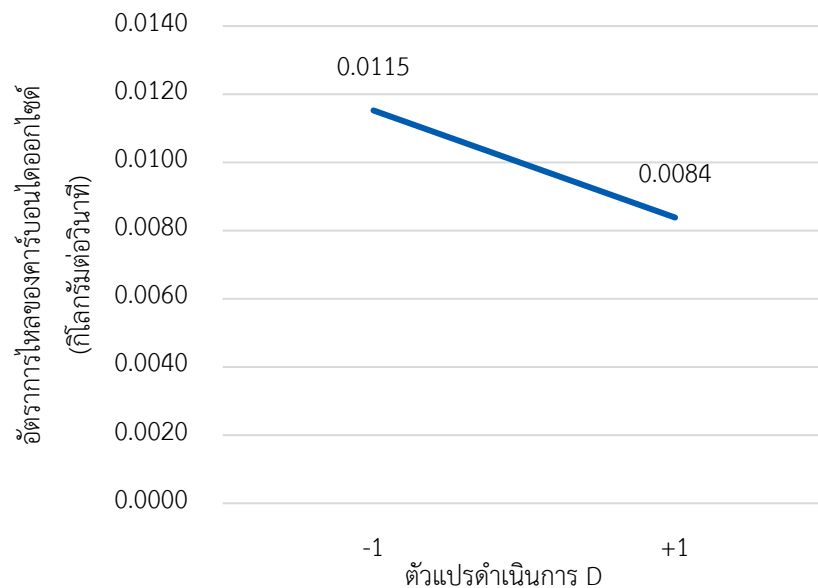
กรณีศึกษา	สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (-)	ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าโรเซอร์ (เมตรต่อวินาที)	อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ (องศาเซลเซียส)	ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ (พาสคาล)	อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ (กิโลกรัมต่อวินาที)
1	0.128	1.5	900	93,825	0.010
2	0.500	1.5	900	93,825	0.008
3	0.128	2.0	900	93,825	0.009
4	0.500	2.0	900	93,825	0.012
5	0.128	1.5	1,500	93,825	0.011
6	0.500	1.5	1,500	93,825	0.011
7	0.128	2.0	1,500	93,825	0.014
8	0.500	2.0	1,500	93,825	0.016
9	0.128	1.5	900	98,825	0.007
10	0.500	1.5	900	98,825	0.008
11	0.128	2.0	900	98,825	0.006
12	0.500	2.0	900	98,825	0.015
13	0.128	1.5	1,500	98,825	0.003
14	0.500	1.5	1,500	98,825	0.012
15	0.128	2.0	1,500	98,825	0.008
16	0.500	2.0	1,500	98,825	0.008

ตารางที่ 4.5 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนอง คือ อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน (A คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง B คือ ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ C คือ อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ และ D คือ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์)

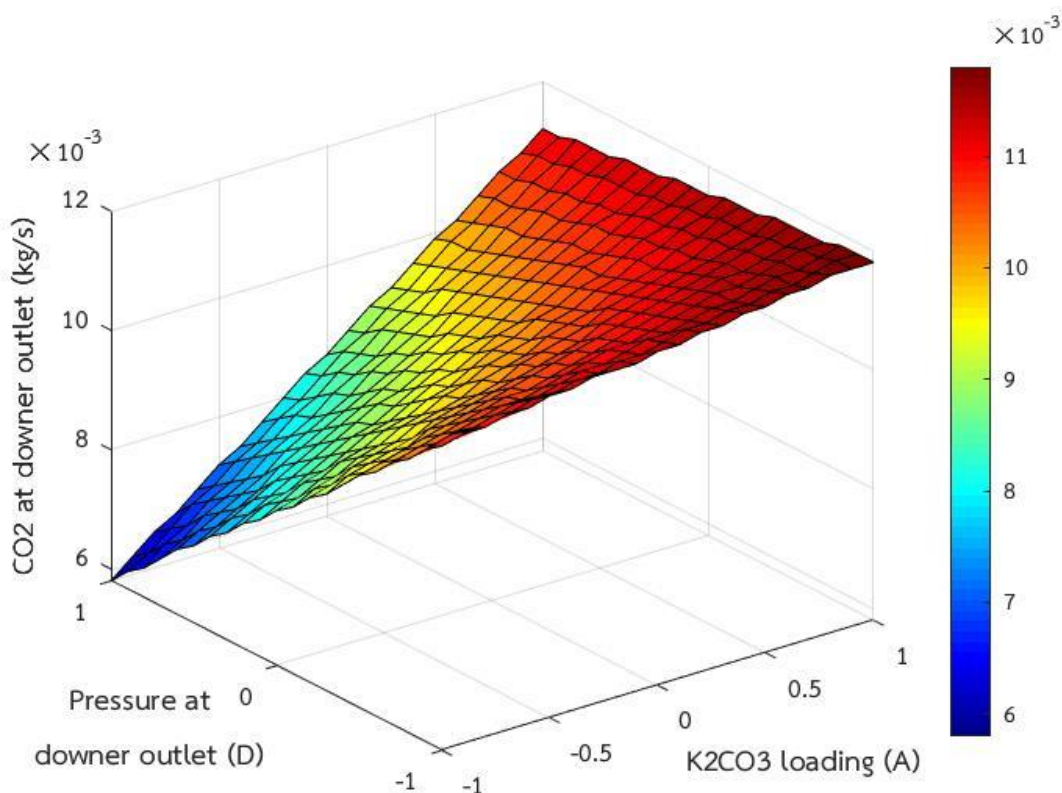
Source	Sum of squares	DF	Mean square	F-value	P-value
Model	1.48E-04	7	2.12E-05	6.55	0.0083
A	3.29E-05	1	3.29E-05	10.19	0.0128
B	1.54E-05	1	1.54E-05	4.76	0.0606
C	4.45E-06	1	4.45E-06	1.38	0.2738
D	3.95E-05	1	3.95E-05	12.23	0.0081
AD	1.99E-05	1	1.99E-05	6.18	0.0378
CD	1.65E-05	1	1.65E-05	5.10	0.0538
ABC	1.95E-05	1	1.95E-05	6.04	0.0395
Residual	2.58E-05	8	3.23E-06		
Cor Total	1.74E-04	15			



รูปที่ 4.21 ผลของสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (A) ต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน



รูปที่ 4.22 ผลของความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ (D) ต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน



รูปที่ 4.23 พื้นผิวตอบสนองของประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน เมื่อสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตและความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าแตกต่างกัน

4.5 ผลของตัวแปรดำเนินการสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับจากแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ

เมื่อได้แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณและผลของตัวแปรดำเนินการสำหรับกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับจากแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหินแล้ว จะทำการเปลี่ยนแหล่งของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ ซึ่งส่งผลกระทบต่อองค์ประกอบของแก๊ส ดังแสดงในตารางที่ 3.3 และศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลต่อการเกิดปฏิกิริยาด้วยการออกแบบเชิงแพททอเรียล 2 ระดับ เพื่อหาภาวะที่ดีที่สุดในการเกิดปฏิกิริยาเคมี โดยมีตัวแปรดำเนินการที่ต้องการศึกษา ดังแสดงในตารางที่ 3.4

4.5.1 ผลของตัวแปรดำเนินการต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ

ตารางที่ 4.6 แสดงผลของการจำลองสำหรับตัวแปรดำเนินการต่าง ๆ ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ พบว่า ในกรณีที่ 10 จะให้ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงสุด คือร้อยละ 96.79 ซึ่งมีตัวแปรดำเนินการ ดังนี้ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.5 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 1.5 เมตรต่อวินาที อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ 900 องศาเซลเซียส และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 98,825 พาสคาล และกรณีที่ 14 ให้ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงรองลงมาคือร้อยละ 96.51 ซึ่ง 2 กรณีนี้มีตัวแปรดำเนินการที่เหมือนกัน คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.5 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 1.5 เมตรต่อวินาที และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 98,825 พาสคาล ในขณะที่กรณีที่ 3 จะให้ค่าประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำที่สุด คือ ร้อยละ 58.76 ซึ่งมีตัวแปรดำเนินการ ดังนี้ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.128 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 2.0 เมตรต่อวินาที อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ 900 องศาเซลเซียส และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 93,825 พาสคาล และกรณีที่ 7 จะให้ค่าประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำรองลงมา คือ ร้อยละ 59.28 ซึ่ง 2 กรณีนี้มีตัวแปรดำเนินการที่เหมือนกัน คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.128 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 2.0 เมตรต่อวินาที และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 93,825 พาสคาล แต่จากรูปที่ 4.7 ยังไม่สามารถบอกได้ว่าตัวแปรดำเนินการใดที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์อย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ จึงต้องนำผลของตัวแปรดำเนินการที่ได้มาวิเคราะห์ความแปรปรวน

ตารางที่ 4.7 แสดงผลของการวิเคราะห์ความแปรปรวนของประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จากแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ พบว่า ตัวแปรดำเนินการ A หรือสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง ตัวแปรดำเนินการ B หรือความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ และอันตรกิริยา AB หรือสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็งและความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ เป็นตัวแปรที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์อย่างมีนัยสำคัญ เนื่องจากมีค่า p-value น้อยกว่า 0.05 ดังนั้น อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ และ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ ไม่ส่งผล หรือส่งผลเล็กน้อยต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ แต่จากการวิเคราะห์ความแปรปรวนนี้ ไม่สามารถ

บอกได้ว่าตัวแปรดำเนินการเหล่านี้ส่งผลในเชิงบวกหรือเชิงลบต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนั้น จึงต้องนำค่าประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่จำลองได้ในแต่ละกรณีมาสร้างความสัมพันธ์กับตัวแปรดำเนินการต่าง ๆ เพื่อให้ทราบผลเชิงบวกหรือเชิงลบต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

รูปที่ 4.24 แสดงผลของตัวแปรสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็งต่อผลตอบสนอง คือ ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่า สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับที่ค่าต่ำ คือ 0.128 จะมีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 67.24 ในขณะที่ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับที่ค่าสูง คือ 0.5 จะมีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 91.76 ซึ่งประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จะมีค่าสูงเมื่อสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตมีค่าสูง เนื่องจาก การเพิ่มสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตซึ่งเป็นหนึ่งในสารตั้งต้นของปฏิกิริยาดูดซับมีค่าสูง ส่งผลให้มีปริมาณของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในระบบมากขึ้น จึงสามารถเกิดปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำได้ดีขึ้น

รูปที่ 4.25 แสดงตัวแปรของความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่า ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ที่ค่าต่ำ คือ 1.5 เมตรต่อวินาที จะมีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 84.79 ในขณะที่ ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ที่ค่าสูง คือ 2.0 เมตรต่อวินาที จะมีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 74.20 ซึ่งประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จะมีค่าสูงเมื่อความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์มีค่าต่ำ เนื่องจาก เมื่อความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์มีค่าต่ำจะทำให้ระยะเวลาในการเคลื่อนที่ของแก๊สและตัวดูดซับของแข็งออกจากไรเซอร์ช้าลง ส่งผลให้แก๊สและตัวดูดซับของแข็งมีโอกาสสัมผัสกันได้นานขึ้น

จากตารางที่ 4.7 พบว่า อันตรกิริยา AB มีผลต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์อย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ จึงทำการหาแบบจำลองการถดถอยและนำมาสร้างกราฟคอนทัวร์สามมิติสำหรับสมการแบบจำลองการถดถอยของประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ จะแสดงในสมการที่ 4.7 และสมการแบบจำลองการถดถอยของอันตรกิริยา AB ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เฉพาะตัวแปรดำเนินการที่มีผลอย่างมีนัยสำคัญ จะแสดงในสมการที่ 4.8

$$Y = 79.50 + 12.26X_A - 5.30X_B + 0.58X_C + 0.64X_D + 2.03X_A X_B + 0.78X_A X_D \quad (4.7)$$

$$Y = 79.50 + 12.26X_A - 5.30X_B + 2.03X_A X_B \quad (4.8)$$

เมื่อ	Y	คือ ร้อยละการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (%)
	X_A	คือ ค่าเข้ารหัสของตัวแปร A หรือสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (-)
	X_B	คือ ค่าเข้ารหัสของตัวแปร B หรือความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ (-)
	X_C	คือ ค่าเข้ารหัสของตัวแปร C หรืออุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ (-)
	X_D	คือ ค่าเข้ารหัสของตัวแปร D หรือความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ (-)

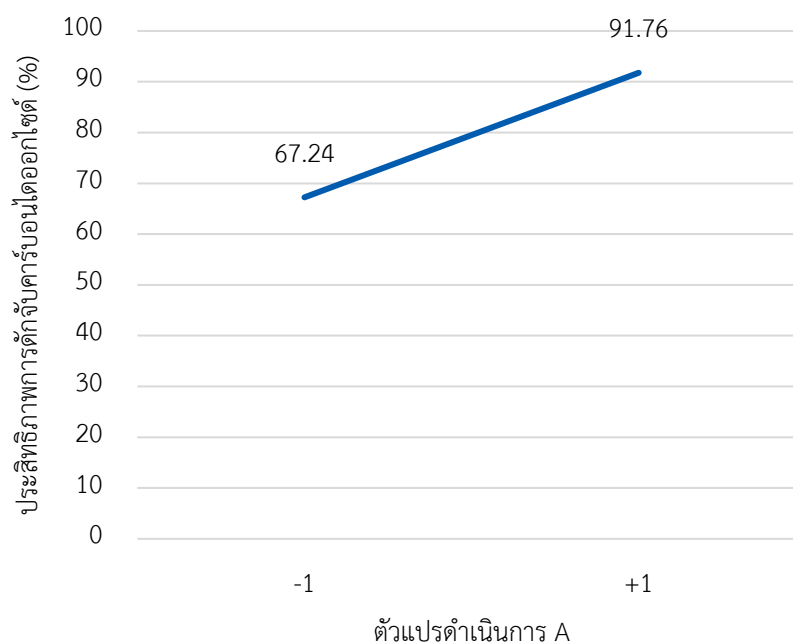
เมื่อนำสมการแบบจำลองการถดถอยมาสร้างกราฟพื้นผิวตอบสนอง ดังแสดงในรูปที่ 4.26 แสดงถึงพื้นผิวตอบสนองของประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตและความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าแตกต่างกัน พบว่า จุดที่มีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงสุด คือ บริเวณที่มีสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตสูงสุดและความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ต่ำที่สุด ซึ่งสอดคล้องกับผลของตัวแปรดำเนินการ A และ B ดังแสดงในรูปที่ 4.24 และรูปที่ 4.25

ตารางที่ 4.6 ผลของตัวแปรดำเนินการต่อการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ไรเซอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้า
ที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ

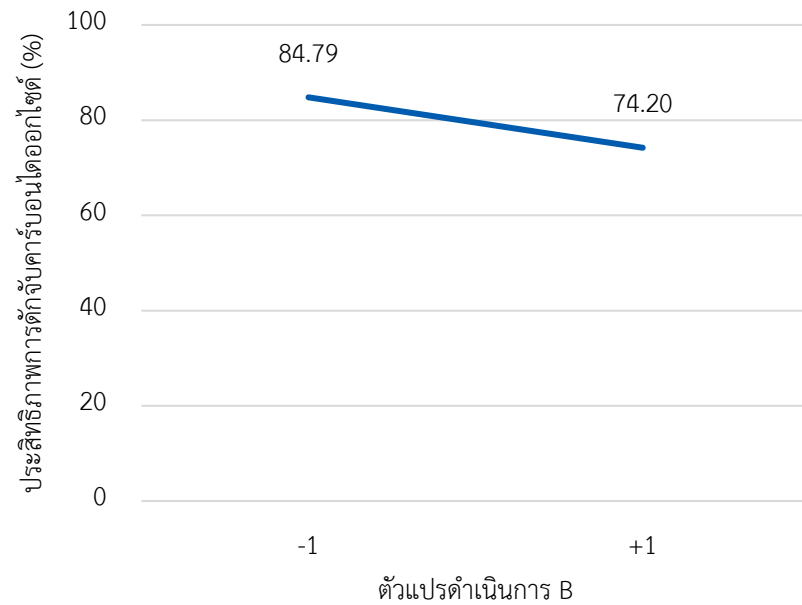
กรณีศึกษา	สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (-)	ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ (เมตรต่อวินาที)	อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ (องศาเซลเซียส)	ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ (พาสคาล)	ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (%)
1	0.128	1.5	900	93,825	74.17
2	0.500	1.5	900	93,825	94.87
3	0.128	2.0	900	93,825	58.76
4	0.500	2.0	900	93,825	83.13
5	0.128	1.5	1,500	93,825	77.31
6	0.500	1.5	1,500	93,825	91.94
7	0.128	2.0	1,500	93,825	59.28
8	0.500	2.0	1,500	93,825	91.43
9	0.128	1.5	900	98,825	72.97
10	0.500	1.5	900	98,825	96.79
11	0.128	2.0	900	98,825	60.41
12	0.500	2.0	900	98,825	90.24
13	0.128	1.5	1,500	98,825	73.78
14	0.500	1.5	1,500	98,825	96.51
15	0.128	2.0	1,500	98,825	61.22
16	0.500	2.0	1,500	98,825	89.16

ตารางที่ 4.7 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนอง คือ ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ (A คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง B คือ ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าในไรเซอร์ C คือ อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ และ D คือ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์)

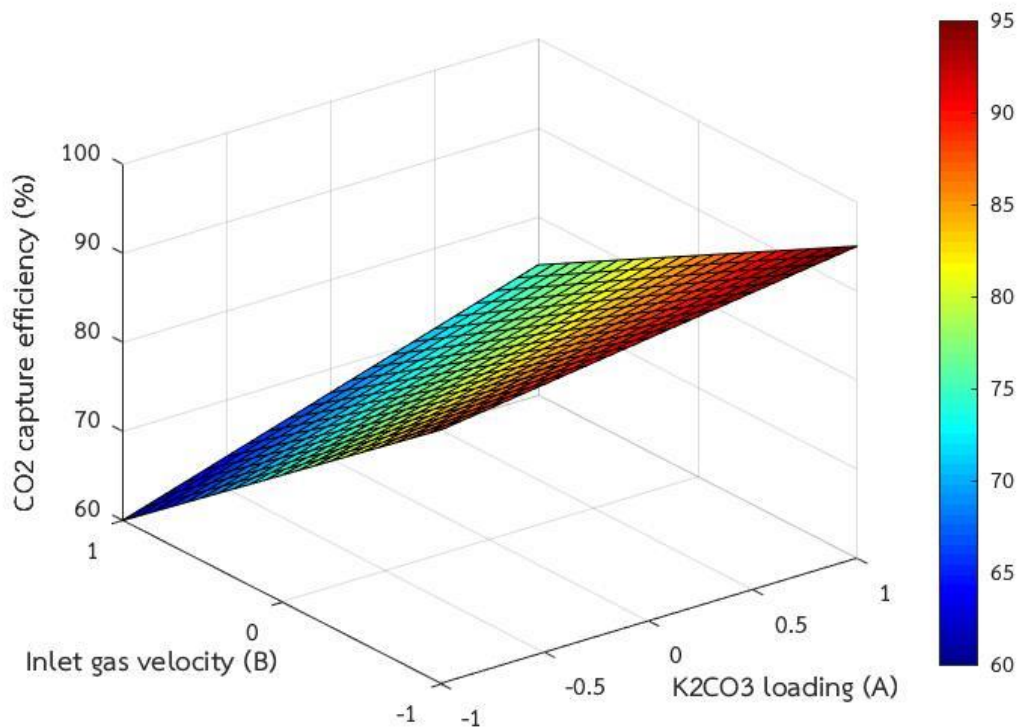
Source	Sum of squares	DF	Mean square	F-value	P-value
Model	2941.43	6.00	490.24	90.56	< 0.0001
A	2405.50	1.00	2405.50	444.38	< 0.0001
B	448.68	1.00	448.68	82.89	< 0.0001
C	5.40	1.00	5.40	1.00	0.3441
D	6.49	1.00	6.49	1.20	0.3019
AB	65.64	1.00	65.64	12.13	0.0069
AD	9.72	1.00	9.72	1.80	0.2130
Residual	48.72	9.00	5.41		
Cor Total	2990.15	15.00			



รูปที่ 4.24 ผลของสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (A) ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ



รูปที่ 4.25 ผลของความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ (B) ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ



รูปที่ 4.26 พื้นผิวตอบสนองของประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ เมื่อสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตและความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าแตกต่างกัน

4.5.2 ผลของตัวแปรดำเนินการต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ

ตารางที่ 4.8 แสดงผลของการจำลองสำหรับตัวแปรดำเนินการต่าง ๆ ต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ พบว่า ในกรณีที่ 8 จะให้อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สูงที่สุด คือ 0.0111 กิโลกรัมต่อวินาที ซึ่งมีตัวแปรดำเนินการ ดังนี้ คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.5 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 2.0 เมตรต่อวินาที อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ 1,500 องศาเซลเซียส และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 93,825 พาสคาล และกรณีที่ 4 จะให้อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สูงรองลงมาจากกรณีที่ 8 คือ 0.0087 กิโลกรัมต่อวินาที ซึ่ง 2 กรณีนี้มีตัวแปรดำเนินการที่เหมือนกัน คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.5 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 2.0 เมตรต่อวินาที และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 93,825 พาสคาล ในขณะที่กรณีที่ 9 จะให้ค่าอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ต่ำที่สุด คือ 0.0029 กิโลกรัมต่อวินาที ซึ่งมีตัวแปรดำเนินการ ดังนี้ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.128 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 1.5 เมตรต่อวินาที อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ 900 องศาเซลเซียส และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 98,825 พาสคาล และกรณีที่ 5 จะให้อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์น้อยลงมาจากกรณีที่ 9 คือ 0.0030 กิโลกรัมต่อวินาที ซึ่ง 2 กรณีนี้มีตัวแปรดำเนินการที่เหมือนกัน คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.128 และความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 1.5 เมตรต่อวินาที แต่จากตารางที่ 4.8 ยังไม่สามารถบอกได้ว่าตัวแปรดำเนินการใดที่ส่งผลต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์อย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ จึงต้องนำผลของตัวแปรดำเนินการที่ได้มาวิเคราะห์ความแปรปรวน

ตารางที่ 4.9 แสดงผลของการวิเคราะห์ความแปรปรวนของอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์จากแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ พบว่า ตัวแปรดำเนินการ A หรือสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง ตัวแปรดำเนินการ B หรือความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ และตัวแปรดำเนินการ D หรือความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ เป็นตัวแปรที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์อย่างมีนัยสำคัญ เนื่องจากมีค่า p-value น้อยกว่า 0.05 แต่จากการวิเคราะห์ความแปรปรวนนี้ไม่

สามารถบอกได้ว่าตัวแปรดำเนินการเหล่านี้ส่งผลในเชิงบวกหรือเชิงลบต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ ดังนั้น จึงต้องนำค่าอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ที่จำลองได้ในแต่ละกรณีมาสร้างความสัมพันธ์กับตัวแปรดำเนินการต่าง ๆ เพื่อให้ทราบผลเชิงบวกหรือเชิงลบต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์

รูปที่ 4.27 แสดงผลของตัวแปรสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็งต่อผลตอบสนอง คือ อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ พบว่า สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับที่ค่าต่ำ คือ 0.128 จะมีอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์เท่ากับ 0.0047 กิโลกรัมต่อวินาที ในขณะที่ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับที่ค่าสูง คือ 0.5 จะมีอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับ 0.0066 กิโลกรัมต่อวินาที ซึ่งอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์จะมีค่าสูงเมื่อสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตมีค่าสูง เนื่องจาก การเพิ่มสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตซึ่งเป็นหนึ่งในสารตั้งต้นของปฏิกิริยาดูดซับมีค่าสูง ส่งผลให้ตัวดูดซับของแข็งสามารถดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดี เมื่อตัวดูดซับของแข็งที่ผ่านการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์แล้วผ่านเข้าสู่ดาวเนอร์และเกิดการคืนสภาพตัวดูดซับ จึงทำให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์มีค่าสูง

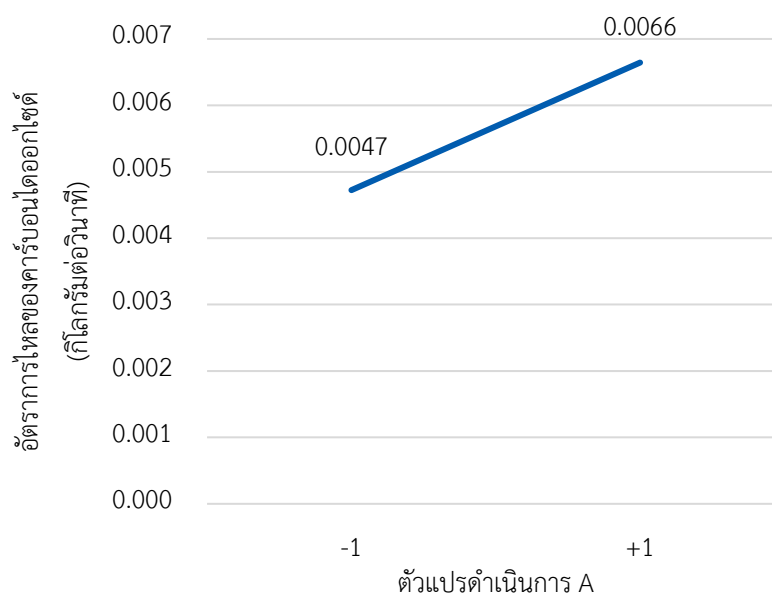
รูปที่ 4.28 แสดงผลของตัวแปรความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ พบว่า ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ที่ค่าต่ำ คือ 93,825 พาสคาล จะมีอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์เท่ากับ 0.0067 กิโลกรัมต่อวินาที ในขณะที่ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ที่ค่าสูง คือ 98,825 พาสคาล จะมีอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับ 0.0047 กิโลกรัมต่อวินาที เมื่อความดันที่ทางออกของดาวเนอร์มีค่าต่ำ อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ออกจากดาวเนอร์จะมีค่าสูง และเมื่อความดันที่ทางออกของดาวเนอร์มีค่าสูงขึ้น อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ออกจากดาวเนอร์จะมีค่าต่ำลง เนื่องจาก ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์จะส่งผลความดันภายในดาวเนอร์ เมื่อความดันมีค่าต่ำ ระบบจะทำการปรับสมดุล และปฏิกิริยาจะเกิดในทิศทางที่ให้ความเข้มข้นของสารมาก คือ ปฏิกิริยาการคายซับ เมื่อการคืนสภาพตัวดูดซับจะเกิดขึ้นได้ดี อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกจึงมีค่าสูง

ตารางที่ 4.8 ผลของตัวแปรดำเนินการต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ

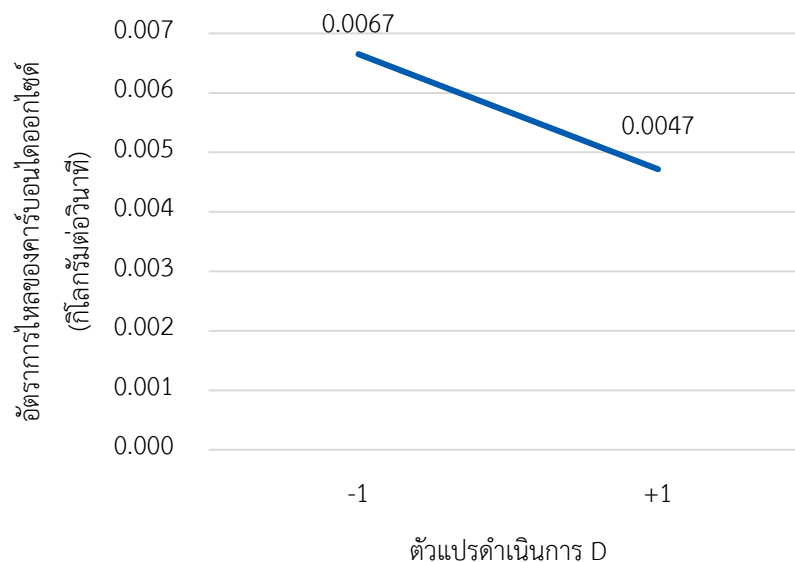
กรณีศึกษา	สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (-)	ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าโรเซอร์ (เมตรต่อวินาที)	อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ (องศาเซลเซียส)	ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ (พาสคาล)	อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ (กิโลกรัมต่อวินาที)
1	0.128	1.5	900	93,825	0.0066
2	0.500	1.5	900	93,825	0.0084
3	0.128	2.0	900	93,825	0.0074
4	0.500	2.0	900	93,825	0.0087
5	0.128	1.5	1,500	93,825	0.0030
6	0.500	1.5	1,500	93,825	0.0036
7	0.128	2.0	1,500	93,825	0.0044
8	0.500	2.0	1,500	93,825	0.0111
9	0.128	1.5	900	98,825	0.0029
10	0.500	1.5	900	98,825	0.0045
11	0.128	2.0	900	98,825	0.0039
12	0.500	2.0	900	98,825	0.0058
13	0.128	1.5	1,500	98,825	0.0050
14	0.500	1.5	1,500	98,825	0.0045
15	0.128	2.0	1,500	98,825	0.0046
16	0.500	2.0	1,500	98,825	0.0065

ตารางที่ 4.9 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนอง คือ อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ (A คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง B คือ ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ C คือ อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ และ D คือ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์)

Source	Sum of squares	DF	Mean square	F-value	P-value
Model	5.51024E-05	6	9.18374E-06	3.53	0.0441
A	1.47543E-05	1	1.47543E-05	5.68	0.0410
B	1.19266E-05	1	1.19266E-05	4.59	0.0608
C	1.81747E-06	1	1.81747E-06	0.70	0.4246
D	1.49813E-05	1	1.49813E-05	5.77	0.0398
AD	1.89204E-06	1	1.89204E-06	0.73	0.4156
CD	9.73059E-06	1	9.73059E-06	3.74	0.0850
Residual	2.33856E-05	9	2.5984E-06		



รูปที่ 4.27 ผลของสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (A) ต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ



รูปที่ 4.28 ผลของความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ (D) ต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ

4.6 ผลของตัวแปรดำเนินการสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับสำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์

เมื่อได้แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณและผลของตัวแปรดำเนินการสำหรับกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับจากแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหินและแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติแล้ว จะทำการเปลี่ยนแหล่งของแก๊สป้อนเข้าไรเซอร์เป็นแก๊สที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ ซึ่งส่งผลกระทบต่อองค์ประกอบของแก๊ส ดังแสดงในตารางที่ 3.3 และศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลต่อการเกิดปฏิกิริยาด้วยการออกแบบเชิงแพททอเรียล 2 ระดับ เพื่อหาภาวะที่ดีที่สุดในการเกิดปฏิกิริยาเคมี โดยมีตัวแปรดำเนินการที่ต้องการศึกษา ดังแสดงในตารางที่ 3.4

4.6.1 ผลของตัวแปรดำเนินการต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์

ตารางที่ 4.10 แสดงผลของการจำลองสำหรับตัวแปรดำเนินการต่าง ๆ ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ พบว่า ในกรณีที่ 2 จะให้ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงสุด คือร้อยละ 19.80 ซึ่งมีตัวแปรดำเนินการ

ดังนี้ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.5 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 1.5 เมตรต่อวินาที อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ 900 องศาเซลเซียส และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 93,825 پاسคาล และกรณี ที่ 10 ให้ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงรองลงมาจากกรณี ที่ 2 คือร้อยละ 19.72 ซึ่ง 2 กรณีนี้มีตัวแปรดำเนินการที่เหมือนกัน คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.5 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 1.5 เมตรต่อวินาที และอุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ 900 องศาเซลเซียส ในขณะที่กรณี ที่ 15 จะให้ค่าประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำที่สุด คือ ร้อยละ 11.95 ซึ่งมีตัวแปรดำเนินการ ดังนี้ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.128 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 2.0 เมตรต่อวินาที อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ 1,500 องศาเซลเซียส และ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 98,825 پاسคาล และกรณี ที่ 11 จะให้ค่าประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำรองลงมาจากกรณี ที่ 15 ซึ่งมีตัวแปรดำเนินการที่เหมือนกัน คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.128 ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ 2.0 เมตรต่อวินาที และ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 98,825 پاسคาล แต่จากตารางที่ 4.10 ยังไม่สามารถบอกได้ว่าตัวแปรดำเนินการใดที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์อย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ จึงต้องนำผลของตัวแปรดำเนินการที่ได้มาวิเคราะห์ความแปรปรวน

ตารางที่ 4.11 แสดงผลของการวิเคราะห์ความแปรปรวนของประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่า ตัวแปรดำเนินการ A หรือสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง และตัวแปรดำเนินการ B หรือความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ เป็นตัวแปรที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์อย่างมีนัยสำคัญ เนื่องจากมีค่า p-value น้อยกว่า 0.05 ดังนั้น อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ ไม่ส่งผลหรือส่งผลเล็กน้อยต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ แต่จากการวิเคราะห์ความแปรปรวนนี้ ไม่สามารถบอกได้ว่าตัวแปรดำเนินการเหล่านี้ส่งผลในเชิงบวกหรือเชิงลบต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนั้น จึงต้องนำค่าประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่จำลองได้ในแต่ละกรณีมาสร้างความสัมพันธ์กับตัวแปรดำเนินการต่าง ๆ เพื่อให้ทราบผลเชิงบวกหรือเชิงลบต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

รูปที่ 4.29 แสดงผลของตัวแปรสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็งต่อผลตอบสนอง คือ ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่า สัดส่วนโดยมวลของ

โพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับที่ค่าต่ำ คือ 0.128 จะมีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 14.34 ในขณะที่ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับที่ค่าสูง คือ 0.5 จะมีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 18.11 ซึ่งมีค่าสูงกว่าเมื่อสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็งมีค่าต่ำ เนื่องจาก การเพิ่มสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตซึ่งเป็นหนึ่งในสารตั้งต้นของปฏิกิริยาดูดซับมีค่าสูง ส่งผลให้มีปริมาณของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในระบบมากขึ้น จึงสามารถเกิดปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำได้ดีขึ้น

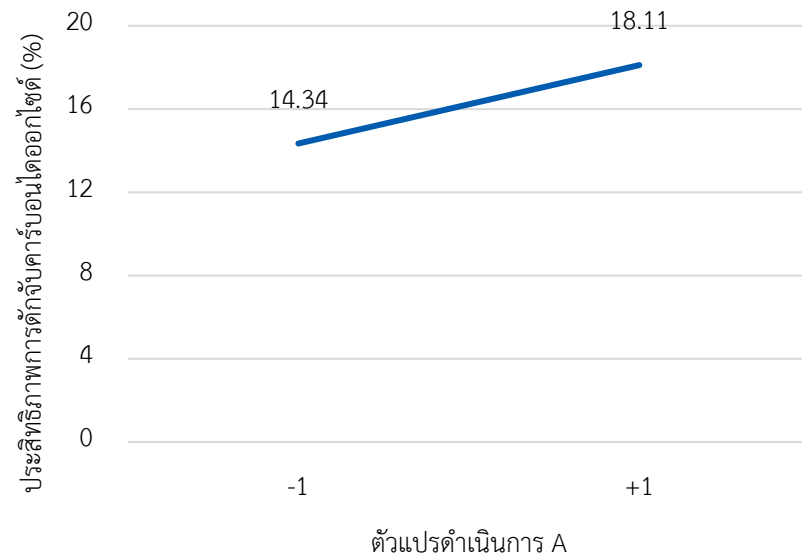
รูปที่ 4.30 แสดงผลของตัวแปรความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่า ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ที่ค่าต่ำ คือ 1.5 เมตรต่อวินาที จะมีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 17.22 ในขณะที่ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ที่ค่าสูง คือ 2.0 เมตรต่อวินาที จะมีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 15.23 โดยประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จะมีค่าสูงเมื่อความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้ามีค่าต่ำ เนื่องจาก เมื่อความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์มีค่าต่ำจะทำให้ระยะเวลาในการเคลื่อนที่ของแก๊สและตัวดูดซับของแข็งออกจากไรเซอร์ช้าลง ส่งผลให้แก๊สและตัวดูดซับของแข็งมีโอกาสสัมผัสกันได้นานขึ้น

ตารางที่ 4.10 ผลของตัวแปรดำเนินการต่อการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ไรเซอร์สำหรับแก๊ส
ป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์

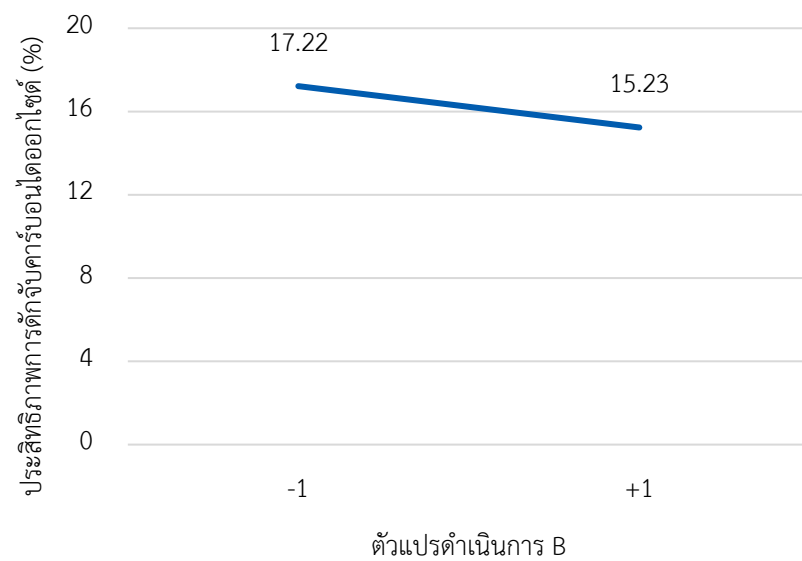
กรณีศึกษา	สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (-)	ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ (เมตรต่อวินาที)	อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ (องศาเซลเซียส)	ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ (พาสคาล)	ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ (%)
1	0.128	1.5	900	93,825	15.66
2	0.500	1.5	900	93,825	19.80
3	0.128	2.0	900	93,825	13.36
4	0.500	2.0	900	93,825	18.73
5	0.128	1.5	1,500	93,825	16.07
6	0.500	1.5	1,500	93,825	14.46
7	0.128	2.0	1,500	93,825	13.32
8	0.500	2.0	1,500	93,825	17.59
9	0.128	1.5	900	98,825	16.46
10	0.500	1.5	900	98,825	19.72
11	0.128	2.0	900	98,825	12.02
12	0.500	2.0	900	98,825	17.54
13	0.128	1.5	1,500	98,825	15.91
14	0.500	1.5	1,500	98,825	19.68
15	0.128	2.0	1,500	98,825	11.95
16	0.500	2.0	1,500	98,825	17.36

ตารางที่ 4.11 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนอง คือ ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ (A คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง B คือ ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าในไรเซอร์ C คือ อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ และ D คือ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์)

Source	Sum of squares	DF	Mean square	F-value	P-value
Model	96.91	10	9.69	6.55	0.0256
A	56.78	1	56.78	38.36	0.0016
B	15.80	1	15.80	10.67	0.0223
C	3.01	1	3.01	2.04	0.2129
D	0.17	1	0.17	0.11	0.7493
AB	7.55	1	7.55	5.10	0.0735
AC	2.59	1	2.59	1.75	0.2428
AD	2.09	1	2.09	1.41	0.2885
BC	1.04	1	1.04	0.70	0.4407
BD	6.15	1	6.15	4.15	0.0971
CD	1.74	1	1.74	1.17	0.3283
Residual	7.40	5	1.48		
Cor Total	104.32	15			



รูปที่ 4.29 ผลของสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (A) ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์



รูปที่ 4.30 ผลของความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ (B) ต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์

4.6.2 ผลของตัวแปรดำเนินการต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์

ตารางที่ 4.12 แสดงผลของการจำลองสำหรับตัวแปรดำเนินการต่าง ๆ ต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ พบว่า ในกรณีที่ 8 จะให้อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สูงที่สุด คือ 0.0209 กิโลกรัมต่อวินาที ซึ่งมีตัวแปรดำเนินการ ดังนี้ คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.5 ความเร็วของแก๊สป้อนเข้าไรเซอร์ 2.0 เมตรต่อวินาที อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ 1,500 องศาเซลเซียส และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 93,825 พาสคาล และกรณีที่ 1 จะให้อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ลดลงมาคือ 0.0104 กิโลกรัมต่อวินาทีตามลำดับ ซึ่ง 2 กรณีนี้มีตัวแปรดำเนินการที่เหมือนกัน คือ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 93,825 พาสคาล ในขณะที่กรณีที่ 9 จะให้ค่าอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ต่ำที่สุด คือ 0.0039 กิโลกรัมต่อวินาที ซึ่งมีตัวแปรดำเนินการ ดังนี้ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง 0.128 ความเร็วของแก๊สป้อนเข้าไรเซอร์ 1.5 เมตรต่อวินาที อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ 900 องศาเซลเซียส และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ 98,825 พาสคาล และกรณีที่ 6 จะให้อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำรองลงมาจากกรณีที่ 9 คือ 0.0046 กิโลกรัมต่อวินาที ซึ่ง 2 กรณีนี้มีตัวแปรดำเนินการที่เหมือนกัน คือ ความเร็วของแก๊สป้อนเข้าไรเซอร์ 1.5 เมตรต่อวินาที แต่จากตารางที่ 4.12 ยังไม่สามารถบอกได้ว่าตัวแปรดำเนินการใดที่ส่งผลต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์อย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ จึงต้องนำผลของตัวแปรดำเนินการที่ได้มาวิเคราะห์ความแปรปรวน

ตารางที่ 4.13 แสดงผลของการวิเคราะห์ความแปรปรวนของอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์จากแก๊สที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ พบว่า ตัวแปรดำเนินการ A หรือสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับ เป็นตัวแปรที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์อย่างมีนัยสำคัญ เนื่องจากมีค่า p-value น้อยกว่า 0.05 แต่จากการวิเคราะห์ความแปรปรวนนี้ ไม่สามารถบอกได้ว่าตัวแปรดำเนินการเหล่านี้ส่งผลในเชิงบวกหรือเชิงลบต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ ดังนั้น จึงต้องนำค่าอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ที่จำลองได้ในแต่ละกรณีมาสร้างความสัมพันธ์กับตัวแปรดำเนินการต่าง ๆ เพื่อให้ทราบผลเชิงบวกหรือเชิงลบต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์

รูปที่ 4.31 แสดงผลของตัวแปรสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็งต่อผลตอบสนอง คือ อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ พบว่าสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับที่ค่าต่ำ คือ 0.128 จะมีอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์เท่ากับ 0.0061 กิโลกรัมต่อวินาที ในขณะที่ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับที่ค่าสูง คือ 0.5 จะมีอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับ 0.0099 กิโลกรัมต่อวินาที ซึ่งอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์จะมีค่าสูงเมื่อสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตมีค่าสูง เนื่องจากการเพิ่มสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตซึ่งเป็นหนึ่งในสารตั้งต้นของปฏิกิริยาดูดซับมีค่าสูง ส่งผลให้ตัวดูดซับของแข็งสามารถดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดี เมื่อตัวดูดซับของแข็งที่ผ่านการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์แล้วผ่านเข้าสู่ดาวเนอร์และเกิดการคืนสภาพตัวดูดซับ จึงทำให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์มีค่าสูง

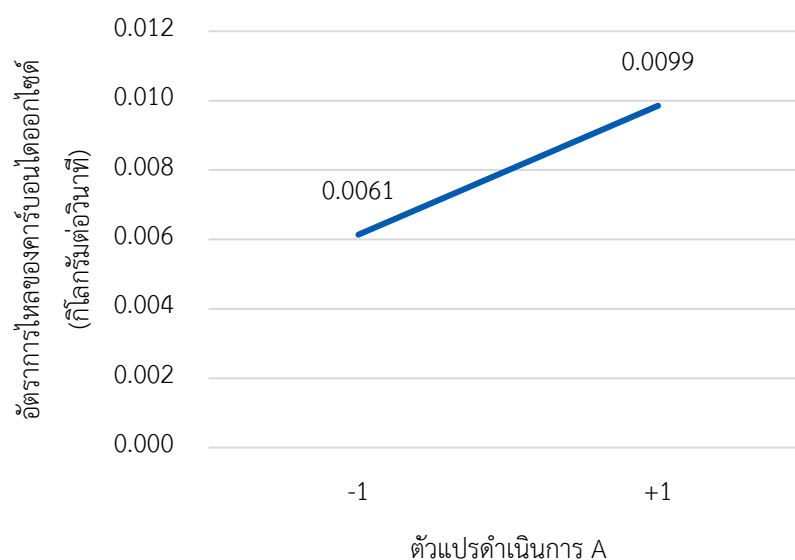


ตารางที่ 4.12 ผลของตัวแปรดำเนินการต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์

กรณีศึกษา	สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (-)	ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ (เมตรต่อวินาที)	อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ (องศาเซลเซียส)	ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ (พาสคาล)	อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ (กิโลกรัมต่อวินาที)
1	0.128	1.5	900	93,825	0.0104
2	0.500	1.5	900	93,825	0.0095
3	0.128	2.0	900	93,825	0.0072
4	0.500	2.0	900	93,825	0.0068
5	0.128	1.5	1,500	93,825	0.0050
6	0.500	1.5	1,500	93,825	0.0046
7	0.128	2.0	1,500	93,825	0.0060
8	0.500	2.0	1,500	93,825	0.0209
9	0.128	1.5	900	98,825	0.0039
10	0.500	1.5	900	98,825	0.0081
11	0.128	2.0	900	98,825	0.0054
12	0.500	2.0	900	98,825	0.0093
13	0.128	1.5	1,500	98,825	0.0051
14	0.500	1.5	1,500	98,825	0.0092
15	0.128	2.0	1,500	98,825	0.0061
16	0.500	2.0	1,500	98,825	0.0103

ตารางที่ 4.13 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนอง คือ อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ (A คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง B คือ ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ C คือ อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ และ D คือ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์)

Source	Sum of squares	DF	Mean square	F-value	P-value
Model	1.55E-04	5	3.1E-05	3.43	0.0460
A	5.52E-05	1	5.52E-05	6.10	0.0331
B	1.67E-05	1	1.67E-05	1.85	0.2039
AC	1.61E-05	1	1.61E-05	1.77	0.2124
BC	3.18E-05	1	3.18E-05	3.51	0.0903
BCD	3.54E-05	1	3.54E-05	3.91	0.0763
Residual	9.06E-05	10	9.06E-06		
Cor Total	2.46E-04	15			



รูปที่ 4.31 ผลของสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต (A) ต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์

4.7 ผลของแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิด

4.7.1 ผลของแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิดในการออกแบบการทดลองเชิงแพททอเรียลสองระดับ

จากการศึกษาตัวแปรดำเนินการสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับจากแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิด ได้แก่ แก๊สที่มาจากกระบวนการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติซึ่งมีปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำ แก๊สที่มาจากกระบวนการเผาไหม้ด้วยถ่านหินซึ่งมีปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์ปานกลาง และแก๊สที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ซึ่งมีปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์สูงด้วยการออกแบบเชิงแพททอเรียล 2 ระดับ พบว่า ตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ไรเซอร์จากแก๊สที่มาจากสามแหล่งกำเนิด คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็งและความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ โดยมีความสัมพันธ์กับประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนี้ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตที่ค่าสูงและความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ที่ค่าต่ำจะทำให้ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์มีค่าสูง

สำหรับตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์จากแก๊สที่มาจากสามแหล่งกำเนิด คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง โดยมีความสัมพันธ์กับอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออก ดังนี้ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตที่ค่าสูงจะทำให้อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์มีค่าสูง สำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติจะมีตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลอย่างมีนัยสำคัญเพิ่มเติม ได้แก่ ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ โดยมีความสัมพันธ์กับอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออก ดังนี้ ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ที่ค่าสูงและความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ที่ค่าต่ำจะทำให้อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์มีค่าสูง ส่วนแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหินจะมีตัวแปรดำเนินการที่สอดคล้องกับแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ คือ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ สำหรับอุณหภูมิของผนังดาวเนอร์จะไม่ส่งผลอย่างมีนัยสำคัญต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ เนื่องจากความปั่นป่วนของอุทกพลศาสตร์ภายในของดาวเนอร์ ส่งผลให้เกิดการถ่ายโอนพลังงานจากผนังได้ดี จึงไม่เห็นการเปลี่ยนแปลงของการคืนสภาพตัวดูดซับเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของผนังดาวเนอร์

ดังนั้น ภาวะดำเนินการที่ดีที่สุดจากการออกแบบเชิงแพททอเรียล 2 ระดับ คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็งที่ค่าสูง ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าโรเซออร์ที่ค่าต่ำ และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ที่ค่าต่ำสำหรับการดักจับและการคืนสภาพตัวดูดซับสำหรับแก๊สที่มาจากทุกแหล่งกำเนิด

4.7.2 ผลของแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิดต่อปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์

ในการจำลองกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน จะเกิดการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในฝั่งโรเซออร์ และเกิดการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็งในฝั่งดาวเนอร์ จากรูปที่ 4.32 แสดงพลังงานความร้อนที่เกิดขึ้นจากการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ซึ่งสอดคล้องกับการเกิดปฏิกิริยาดังกล่าว พบว่า แก๊สจากทุกแหล่งกำเนิดจะมีพลังงานความร้อนที่เกิดขึ้นจากการทำปฏิกิริยาเหมือนกัน คือ ฝั่งโรเซออร์จะมีพลังงานความร้อนสูง เนื่องจาก อัตราการเกิดปฏิกิริยาดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนตเป็นปฏิกิริยาคายความร้อนจึงเกิดความร้อนขึ้น โดยพลังงานความร้อนจะมีค่าสูงบริเวณด้านล่างของโรเซออร์ เพราะเป็นบริเวณที่ป้อนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และเกิดปฏิกิริยากับตัวดูดซับของแข็งได้มาก นอกจากนี้ เมื่อพิจารณารูปที่ 4.32 (ก) แสดงพลังงานความร้อนสำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ พบว่า เกิดการคายความร้อนในโรเซออร์น้อยที่สุด เนื่องจาก สัดส่วนโดยมวลของคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าต่ำ จึงเกิดปฏิกิริยาดูดซับและคายความร้อนในปริมาณมาก และรูปที่ 4.32 (ข) แสดงพลังงานความร้อนสำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหินที่มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์สูงขึ้น พบว่า ความร้อนจากปฏิกิริยาการดูดซับจะสูงขึ้นที่ด้านล่างของโรเซออร์และตามความสูงของโรเซออร์ เนื่องจาก เกิดปฏิกิริยาการดูดซับได้ดีขึ้น แต่เมื่อพิจารณารูปที่ 4.33 (ค) แสดงพลังงานความร้อนสำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ที่มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น พบว่า ปริมาณความร้อนจะสูงกว่ารูปที่ 4.32 (ข) ที่ด้านล่างของโรเซออร์เท่านั้น แต่เมื่อความสูงของโรเซออร์เพิ่มขึ้น พลังงานความร้อนจะลดลง เนื่องจาก แก๊สที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์มีปริมาณของไอน้ำซึ่งเป็นส่วนหนึ่งของปฏิกิริยาการดูดซับไม่เพียงพอ รูปที่ 4.32 (ง) แสดงพลังงานความร้อนสำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์และมีการเพิ่มไอน้ำ พบว่า พลังงานความร้อนจะสูงขึ้นที่ด้านล่างและตามความสูงของโรเซออร์ เมื่อเปรียบเทียบกับรูปที่ 4.32 (ข) และเมื่อพิจารณาฝั่งดาวเนอร์ซึ่งเป็นบริเวณที่เกิดการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็ง พบว่า หลังจากผ่านตัวดูดซับของแข็งผ่านไซโคลอน จะเกิดปฏิกิริยาดูดซับเล็กน้อย แต่หลังจากเข้าสู่ดาวเนอร์จะไม่มีการคายความร้อนเกิดขึ้น เนื่องจาก

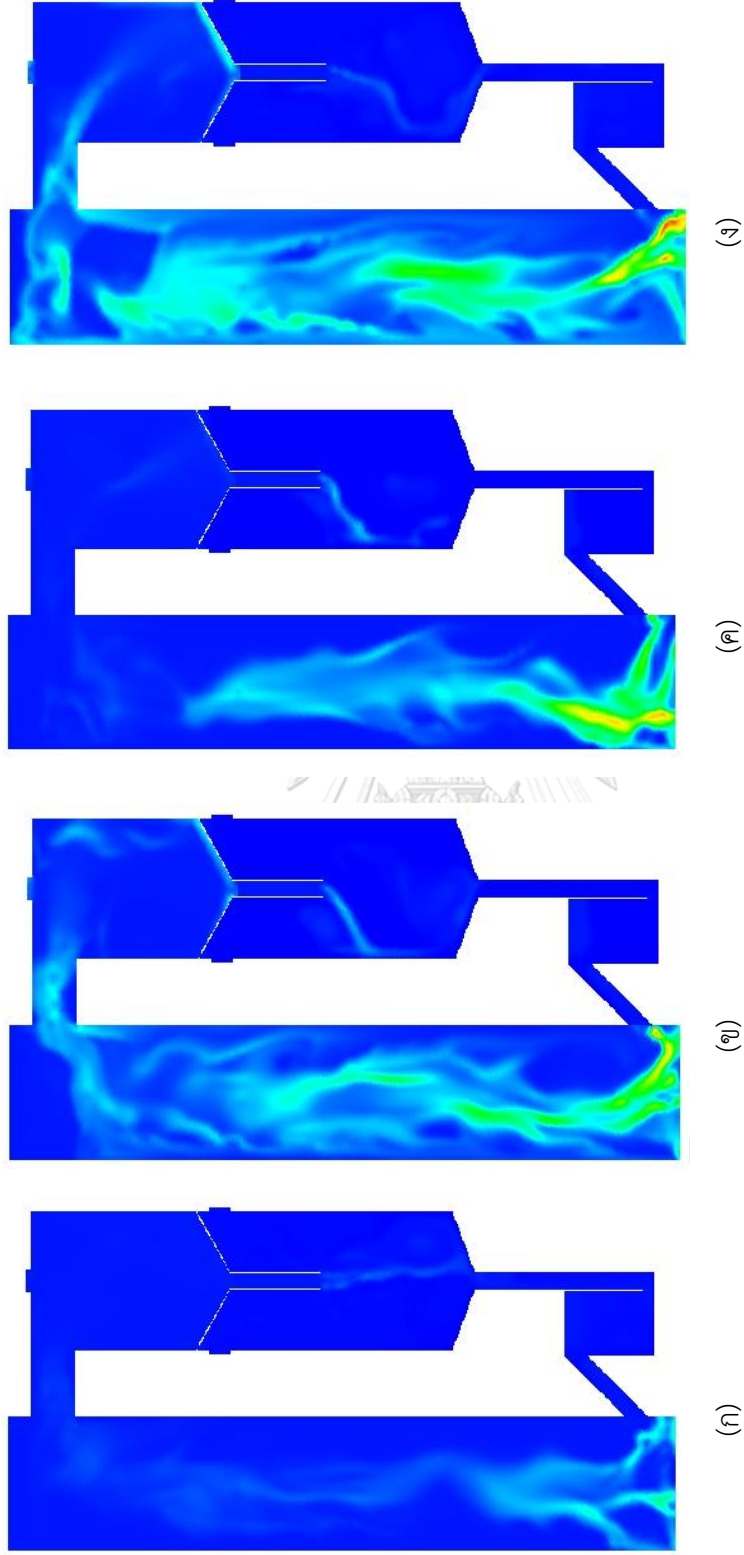
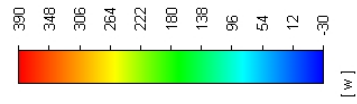
ในบริเวณนี้จะมีการเพิ่มอุณหภูมิเพื่อให้เหมาะสมกับการคืนสภาพตัวดูดซับซึ่งเป็นปฏิกิริยา ดูดความร้อน ที่ต้องการพลังงานส่วนหนึ่งในการเกิดปฏิกิริยา แต่จะไม่เห็นความแตกต่างของค่า พลังงานความร้อนภายในดาวเนอร์สำหรับแก๊สที่ป้อนเข้าทุกแหล่งกำเนิด เนื่องจากอุณหภูมิภายใน ดาวเนอร์มีการเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อยเมื่อเทียบกับฝั่งโรเซออร์

รูปที่ 4.33 (ก) แสดงสัดส่วนโดยโมลของคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สที่มาจาก กระบวนการหลังเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ พบว่า เกิดการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้สูง คือร้อยละ 94.87 จึงไม่มีปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์หลงเหลืออยู่ในฝั่งโรเซออร์และตัวดูดซับของแข็งภายใน ดาวเนอร์ปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ออกมาได้ต่ำที่สุด เมื่อเปรียบเทียบกับแก๊สจากแหล่งอื่น รูปที่ 4.33 (ข) แสดงสัดส่วนโดยโมลของคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังเผาไหม้ ด้วยถ่านหิน พบว่า บริเวณกึ่งกลางของโรเซออร์จะมีคาร์บอนไดออกไซด์หลงเหลืออยู่บางส่วน เนื่องจากเกิดการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้น้อยลง คือร้อยละ 67.69 และตัวดูดซับของแข็ง ปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ได้สูงขึ้น สังเกตจากสีเหลืองภายในดาวเนอร์ รูปที่ 4.33 (ค) แสดง สัดส่วนโดยโมลของคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ซึ่งมีปริมาณของ คาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สที่ป้อนเข้าสูงสุด พบว่า การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เกิดได้ไม่ดี คือ ร้อย ละ 19.80 ทำให้มีปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์หลงเหลืออยู่ภายในโรเซออร์สูง ส่งผลให้การ ปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ไม่ได้สูงขึ้นตามปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สป้อนเข้าที่สูงขึ้น และรูปที่ 4.33 (ง) แสดงสัดส่วนโดยโมลของคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการ ผลิตซีเมนต์และการเพิ่มไอน้ำในแก๊สที่ป้อนเข้า พบว่า เกิดการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดีกว่าแก๊ส ที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์และไม่มีการเพิ่มไอน้ำ โดยสัดส่วนของคาร์บอนไดออกไซด์ในฝั่ง โรเซออร์จะมีแนวโน้มคล้ายกับรูปที่ 4.33 (ข) คือ ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์จะหลงเหลืออยู่สูงบริเวณ กึ่งกลางของโรเซออร์ เมื่อพิจารณาฝั่งดาวเนอร์ซึ่งเป็นบริเวณที่เกิดการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็ง พบว่า ปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์ในดาวเนอร์จะมีค่าสูงกว่าในโรเซออร์ เนื่องจากภายในดาวเนอร์ จะเกิดปฏิกิริยาการคายซับ ตามภาวะในบริเวณนั้น คือ ปริมาณของโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตมีค่าสูง และปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าต่ำจากปฏิกิริยาการดูดซับในโรเซออร์ รวมถึงความดันและ อุณหภูมิที่เหมาะสมกับปฏิกิริยาการคายซับมากกว่าปฏิกิริยาการดูดซับ รวมถึง ตัวดูดซับของแข็ง สามารถดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในโรเซออร์จากแก๊สที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ได้สูง ทำให้ เกิดปฏิกิริยาการคายซับได้สูงและมีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์สูงกว่าแก๊สที่มาจากแหล่งอื่น

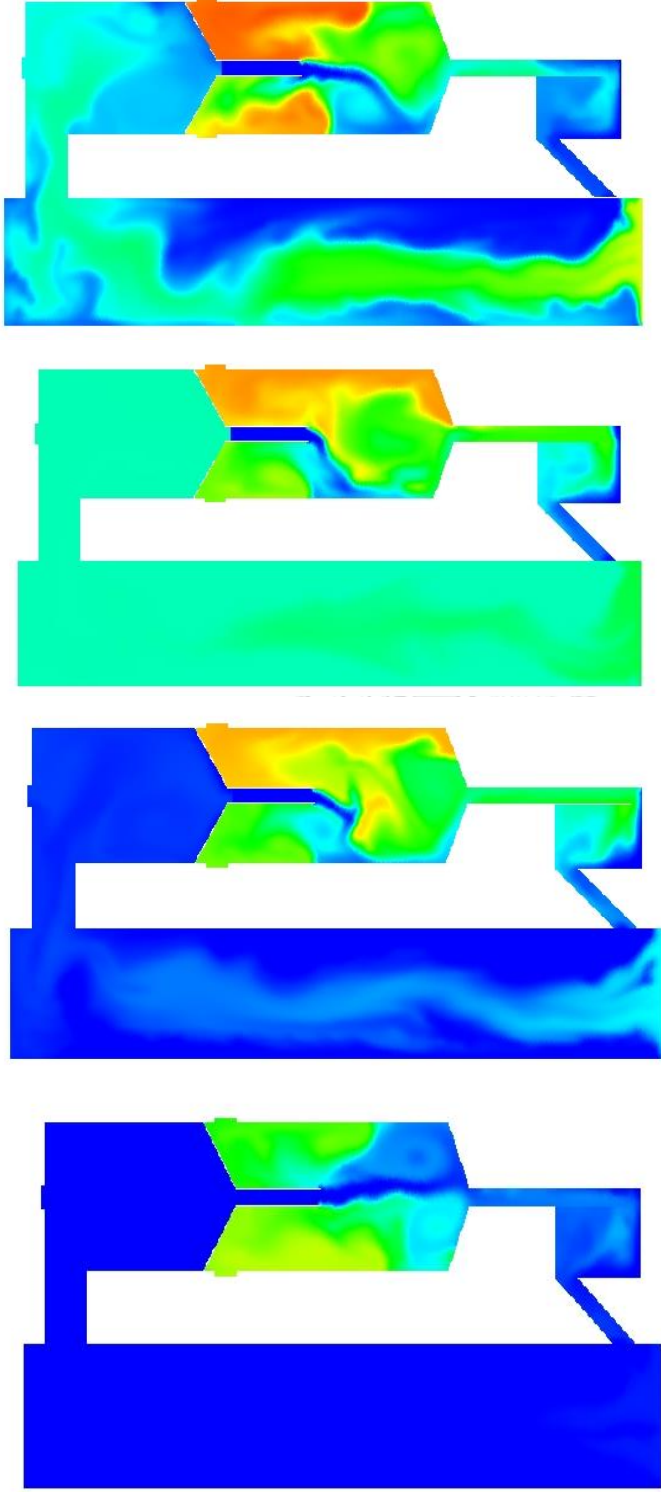
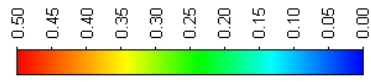
4.7.3 ผลของแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิดต่อความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับของแข็ง

ตารางที่ 4.14 แสดงความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับของแข็งสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับจากแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้จากแหล่งต่างกำเนิด พบว่า เมื่อความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์สูง ความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับจะสูงขึ้น เนื่องจาก สัดส่วนของคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงขึ้นจะทำให้เกิดปฏิกิริยากับโพแทสเซียมคาร์บอเนตและไอน้ำได้ดีขึ้นตามสมการจลนศาสตร์ ทั้งนี้ การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นยังไม่ถึงค่าสูงสุดของความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับจึงมีค่าเพิ่มขึ้นความเข้มข้นของปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สที่ป้อนเข้า





รูปที่ 4.32 พลังงานความร้อนที่ได้จากปฏิกิริยาจากกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับจากแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิด (ก) กระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ (ข) กระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน (ค) กระบวนการผลิตซีเมนต์ (ง) กระบวนการผลิตซีเมนต์ที่มี การเพิ่มเอนา



(ก)

(ข)

(ค)

(ง)

รูปที่ 4.33 สัดส่วนโมเมนต์ของคาร์บอนไดออกไซด์จากกระบวนการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับจากแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิด (ก) กระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ (ข) กระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน (ค) กระบวนการผลิตซีเมนต์ (ง) กระบวนการผลิตซีเมนต์ที่มีการเพิ่มไอน้ำ

ตารางที่ 4.14 ความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับของแข็งสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับจากแก๊สที่มาจากต่างแหล่งต่างกำเนิด

กรณีศึกษา	ความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับของแข็ง (มิลลิโมลของคาร์บอนไดออกไซด์ต่อกรัมของตัวดูดซับของแข็ง)		
	แก๊สที่มาจากกระบวนการ หลังการเผาไหม้ด้วย แก๊สธรรมชาติ	แก๊สที่มาจากกระบวนการ หลังการเผาไหม้ ด้วยถ่านหิน	แก๊สที่มาจาก กระบวนการผลิตซีเมนต์
1	0.0134	0.0506	0.0766
2	0.0135	0.0515	0.0772
3	0.0133	0.0505	0.0768
4	0.0135	0.0516	0.0775
5	0.0132	0.0466	0.0765
6	0.0135	0.0520	0.0801
7	0.0135	0.0513	0.0767
8	0.0135	0.0518	0.0801
9	0.0133	0.0509	0.0765
10	0.0135	0.0520	0.0768
11	0.0133	0.0507	0.0761
12	0.0135	0.0516	0.0774
13	0.0132	0.0512	0.0744
14	0.0135	0.0517	0.0772
15	0.0133	0.0510	0.0740
16	0.0135	0.0512	0.0748
ค่าเฉลี่ย	0.0134	0.0510	0.0768

บทที่ 5

สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการวิจัย

5.1.1 การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับระบบการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการทำให้ตัวดูดซับคืนสภาพในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน

ในงานวิจัยนี้จะจำลองการกระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน โดยมีการปรับปรุงจากแบบจำลองในงานวิจัยทั่วไปมาสองส่วน คือ การเพิ่มไซโคลน ที่ทำหน้าที่เชื่อมระหว่างไรเซอร์และดาวเนอร์ และเพิ่มระบบป้อนกลับ เพื่อนำตัวดูดซับของแข็งกลับไปใช้ในไรเซอร์ สำหรับการเกิดปฏิกิริยาดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับจะถูกใส่อยู่ในแบบจำลองทั้งฝั่งไรเซอร์และดาวเนอร์ เพื่อให้ใกล้เคียงกับความเป็นจริงมากยิ่งขึ้น การเกิดปฏิกิริยาดังกล่าวจะขึ้นอยู่กับจลนศาสตร์ กล่าวคือ ปฏิกิริยาการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน และเกิดได้ดีที่อุณหภูมิต่ำ ภายในดาวเนอร์ที่เกิดปฏิกิริยาการคืนสภาพตัวดูดซับเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน และเกิดได้ดีที่อุณหภูมิสูง ดังนั้น อุณหภูมิจึงเป็นตัวกำหนดการเกิดจลนศาสตร์ในแต่ละฝั่ง โดยไรเซอร์จะกำหนดอุณหภูมิของแก๊สที่ป้อนเข้า ในขณะที่ดาวเนอร์จะมีความร้อนจากการปฏิกิริยาการดูดซับในไรเซอร์และความร้อนจากผนังของดาวเนอร์ ตัวดูดซับของแข็งจะถูกบรรจุอยู่ในเครื่องปฏิกรณ์ในตอนเริ่มต้นไม่เท่ากัน คือ ในตอนเริ่มต้นการจำลอง ฝั่งดาวเนอร์จะมีปริมาณของตัวดูดซับของแข็งมากกว่าฝั่งไรเซอร์เพื่อให้เกิดการไหลจากดาวเนอร์มาไรเซอร์ได้ และป้อนอากาศบริเวณด้านล่างของระบบป้อนกลับเพื่อทำให้ตัวดูดซับของแข็งวนกลับมาในไรเซอร์ได้ง่ายขึ้น และจากสมมติฐาน คือ ของแข็งสามารถนำกลับมาดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์ได้ จึงต้องกำหนดให้ตัวดูดซับของแข็งไม่สามารถหลุดออกจากระบบ โดยการตั้งค่าให้ความเร็วของของแข็งที่ทางออกของไรเซอร์เท่ากับศูนย์

จากการจำลอง พบว่า การใช้ปริมาตรควบคุม 20,000 เซลล์ และเวลาในการจำลอง 300 วินาที ไรเซอร์จะเกิดการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และตัวดูดซับของแข็งจะสามารถคืนสภาพได้ในดาวเนอร์ พร้อมทั้งสามารถวนกลับมาใช้ในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์ได้อีกครั้ง นอกจากนี้ แบบจำลองสามารถทำนายผลการทดลองได้ใกล้เคียงกับผลการทดลองจริง โดยมีอุทกพลศาสตร์สอดคล้องกับทฤษฎี

5.1.2 ผลของตัวแปรดำเนินการต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ไรเซอร์

จากการออกแบบเชิงแฟกทอเรียล 2 ระดับสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ไรเซอร์ พบว่า ตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติเหมือนกันสำหรับแก๊สทุกแหล่งกำเนิด ได้แก่ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง เพราะการเพิ่มปริมาณโพแทสเซียมคาร์บอเนตซึ่งเป็นสารตั้งต้นในการเกิดปฏิกิริยาดูดซับจะส่งผลให้จลนศาสตร์เกิดการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดีขึ้นและความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าที่ต่ำจะส่งผลให้มีเวลาที่ใช้ในการสัมผัสกันระหว่างคาร์บอนไดออกไซด์และตัวดูดซับของแข็งมากขึ้น ในขณะที่อุณหภูมิของผนังดาวเนอร์และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์จะไม่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์อย่างมีนัยสำคัญ และมีแนวโน้มแตกต่างกันไปในแต่ละแหล่งกำเนิด ดังนั้น ภาวะที่ดีที่สุดในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ คือ การเพิ่มสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็งและการลดความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ โดยมีอันตรกิริยาระหว่างตัวแปรทั้งสองด้วย

5.1.3 ผลของตัวแปรดำเนินการต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์

จากการออกแบบเชิงแฟกทอเรียล 2 ระดับสำหรับอัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์ พบว่า ตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติของแก๊สทุกแหล่งกำเนิด คือ สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็ง เนื่องจาก สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตที่มากขึ้น ทำให้เกิดการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์ได้ดีขึ้น จึงมีปริมาณของโพแทสเซียมไปคาร์บอเนตมากขึ้น เมื่อตัวดูดซับของแข็งเข้าสู่ดาวเนอร์จะส่งผลให้จลนศาสตร์เกิดปฏิกิริยาการคายซับได้ดี สำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติ จะมีตัวแปรที่ส่งผลต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์เพิ่มเติม ดังนี้ ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์จะส่งผลต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์อย่างมีนัยสำคัญในเชิงบวก เนื่องจาก ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์มีผลต่อความเร็วของตัวดูดซับที่ป้อนเข้าดาวเนอร์ ทำให้มีอัตราการไหลของตัวดูดซับสูง จึงเกิดการปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ออกมาได้มาก และความดันที่ทางออกของดาวเนอร์จะส่งผลในเชิงลบ เนื่องจาก ระบบจะปรับเข้าสู่สมดุลโดยการเกิดปฏิกิริยาคายซับ ซึ่งมีปริมาณสารมากกว่าปฏิกิริยาการดูดซับ การไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์จึงมีค่าสูง สำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหินจะมีตัวแปรที่ส่งผลต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์เพิ่มเติม ดังนี้ ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์จะส่งผลในเชิงลบ อันตรกิริยาระหว่าง สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตและความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ และอันตรกิริยา

ระหว่างสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต ความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์ และอุณหภูมิของผนังดาวเนอร์ ในขณะที่ความดันที่ทางออกของดาวเนอร์จะไม่ส่งผลหรือส่งผลเพียงเล็กน้อยต่ออัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออกของดาวเนอร์สำหรับแก๊สที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ เนื่องจาก ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สที่ป้อนเข้ามีผลมากกว่าความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ กล่าวคือ ที่ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สที่ป้อนเข้าสูง ความสามารถของตัวดูดซับของแข็งในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จะมีค่าสูง เมื่อตัวดูดซับของแข็งเข้าสู่ดาวเนอร์ ปริมาณของโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตที่สูงจะทำให้เกิดปฏิกิริยาการคายซับได้ แม้ว่าความดันจะเป็นค่าสูงหรือต่ำสำหรับการคืนสภาพตัวดูดซับ ดังนั้น ภาวะที่ดีที่สุดในการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็ง คือ การเพิ่มสัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตในตัวดูดซับของแข็งและการทำให้ความดันภายในดาวเนอร์มีค่าต่ำที่สุด

5.1.4 ผลของแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิด

พลังงานความร้อนที่ได้จากการทำปฏิกิริยาจากแก๊สทั้ง 3 แหล่งกำเนิด จะมีแนวโน้มเหมือนกัน คือ ในไรเซอร์จะมีพลังงานความร้อนเป็นบวก เนื่องจากการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ซึ่งเป็นปฏิกิริยาดูดซับ และจะมีการคืนสภาพตัวดูดซับได้ดีที่ดาวเนอร์ โดยแก๊สที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์และเพิ่มไอน้ำในแก๊สที่ป้อนเข้าจะมีเกิดการคืนสภาพได้ดีที่สุด เนื่องจากมีปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์ในตัวดูดซับของแข็งหลังจากการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์สูงที่สุด และเมื่อพิจารณาความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับของแข็ง พบว่า เมื่อปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สที่ป้อนเข้าไรเซอร์สูง ความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับจะสูงขึ้น เนื่องจาก สัดส่วนของคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงขึ้นจะทำให้เกิดปฏิกิริยากับโพแทสเซียมคาร์บอเนตและไอน้ำได้ดีขึ้นตามสมการจลนศาสตร์ และการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นยังไม่ถึงค่าสูงสุดของความสามารถในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับ

5.1.5 แนวทางในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพตัวดูดซับในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนสำหรับแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิด

จากการจำลองการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และคืนสภาพตัวดูดซับของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนจากแก๊สที่มาจากต่างแหล่งกำเนิดซึ่งมีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ต่างกัน ปัจจุบัน การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนจะถูกใช้งานกับแก๊สป้อนเข้าที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน ซึ่งจะมีคาร์บอนไดออกไซด์ร้อยละ 5 ถึง 15 โดยโมล สำหรับแก๊สที่มาจาก

กระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยแก๊สธรรมชาติจะมีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่น้อยที่สุดจะมีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในไรเซอร์สูงสุด คือ ร้อยละ 96.79 เมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการเมมเบรนที่มีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 83.10 [38] พบว่า การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนสามารถแสดงความเป็นไปได้ในการใช้แทนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยเทคโนโลยีเมมเบรน เนื่องจากมีประสิทธิภาพที่ใกล้เคียงกับกระบวนการเดิมและมีค่าใช้จ่ายที่ต่ำกว่า ในขณะที่แก๊สที่มาจากกระบวนการผลิตซีเมนต์ซึ่งมีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์สูงจะมีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงที่สุดเพียงร้อยละ 19.80 และเมื่อเพิ่มไอน้ำที่ป้อนเข้าจะทำให้มีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงขึ้น คือร้อยละ 42.39 เมื่อเปรียบเทียบกับ การดูดซับด้วยเอมีนที่มีประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 74 [39] พบว่า การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนด้วยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน ยังไม่สามารถดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดี จึงยังไม่เป็นทางเลือกที่จะมาทดแทนการดักจับด้วยการดูดซับโดยสารละลายเอมีน ดังนั้น จากภาวะดำเนินการที่ดีที่สุดในการออกแบบเชิงแพททอเรียลสองระดับ พบว่า กระบวนการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนสามารถเป็นทางเลือกสำหรับแก๊สป้อนเข้าที่มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำกว่าหรืออยู่ในช่วงของแก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหิน

5.2 ข้อเสนอแนะ

แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณนี้สามารถทำนายประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์และการคืนสภาพของตัวดูดซับของแข็งด้วยการเพิ่มอุณหภูมิและการลดความดัน อย่างไรก็ตาม แบบจำลองนี้ยังมีข้อจำกัดในบางเรื่อง ได้แก่ การจำลองเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนด้วยแบบจำลอง 2 มิติส่งผลให้การแยกอนุภาคของแข็งออกจากแก๊สไม่สมจริง เนื่องจากไม่ได้เป็นการแยกออกด้วยแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลาง ทำให้ไม่ได้ประสิทธิภาพที่แท้จริงของไซโคลอน นอกจากนี้ การให้พลังงานความร้อนในดาวเนอร์ด้วยการเพิ่มอุณหภูมิจากผนังดาวเนอร์ อาจจะไม่ใกล้เคียงกับการให้ความร้อนจริงในอุตสาหกรรม และช่วงของความดันที่ทางออกของดาวเนอร์ที่เครื่องปฏิกรณ์สามารถทำได้มีจำกัด ดังนั้น หากแบบจำลองต่อไปสามารถพิจารณาถึงข้อจำกัดในส่วนนี้ได้ จะทำให้แบบจำลองมีความแม่นยำและสมจริงมากยิ่งขึ้น

บรรณานุกรม

1. Overview of greenhouse gases: EPA; [Available from: <https://www.epa.gov/ghgemissions/overview-greenhouse-gases>].
2. Dubois L, Laribi S, Mouhoubi S, De Weireld G, Thomas D. Study of the Post-combustion CO₂ Capture Applied to Conventional and Partial Oxy-fuel Cement Plants. *Energy Procedia*. 2017;114:6181-96.
3. Grande CA, Roussanaly S, Anantharaman R, Lindqvist K, Singh P, Kemper J. CO₂ Capture in Natural Gas Production by Adsorption Processes. *Energy Procedia*. 2017;114:2259-64.
4. Anderson JD. *Computational Fluid Dynamics the Basics with Applications*: McGrawhill Inc; 1995.
5. Nouri M, Rahpaima G, Nejad MM, Imani M. Computational simulation of CO₂ capture process in a fluidized-bed reactor. *Computers & Chemical Engineering*. 2018;108:1-10.
6. Chang J, Zhang K, Yang Y, Wang B, Sun Q. Computational investigation of solid sorbent carbon dioxide capture in a fluidized bed reactor. *Powder Technology*. 2015;275:94-104.
7. Wang S, Wang Q, Chen J, Liu G, Lu H, Sun L. Assessment of CO₂ capture using potassium-based sorbents in circulating fluidized bed reactor by multiscale modeling. *Fuel*. 2016;164:66-72.
8. Boonprasop S, Gidaspow D, Chalermssinsuwan B, Piumsomboon P. CO₂ capture in a multistage CFB: Part I: Number of stages. *AIChE Journal*. 2017;63(12):5267-79.
9. Zhao C, Chen X, Zhao C, Wu Y, Dong W. K₂CO₃/Al₂O₃ for Capturing CO₂ in Flue Gas from Power Plants. Part 3: CO₂ Capture Behaviors of K₂CO₃/Al₂O₃ in a Bubbling Fluidized-Bed Reactor. *Energy & Fuels*. 2012;26(5):3062-8.
10. Bararpour ST, Karami D, Mahinpey N. Post-combustion CO₂ capture using supported K₂CO₃: Comparing physical mixing and incipient wetness impregnation preparation methods. *Chemical Engineering Research and Design*. 2018;137:319-

- 28.
11. Yi CK, Jo SH, Seo Y, Lee JB, Ryu CK. Continuous operation of the potassium-based dry sorbent CO₂ capture process with two fluidized-bed reactors. *International Journal of Greenhouse Gas Control*. 2007;1(1):31-6.
 12. IEA, Enhanced coalbed methane recovery with CO₂ sequestration potential. 1998, Greenhouse Gas R&D Programme: Paris.
 13. IEA, Enhanced recovery of coal bed methane with carbon dioxide sequestration - selection of possible demonstration sites. 2000, Greenhouse Gas R&D Programme: Paris.
 14. IEA, Experience Curves for Energy Technology Policy. 2000: Paris.
 15. Mukherjee A, Okolie JA, Abdelrasoul A, Niu C, Dalai AK. Review of post-combustion carbon dioxide capture technologies using activated carbon. *Journal of Environmental Sciences*. 2019;83:46-63.
 16. Luo Z, Tao W. CFBC and BFBC of low-rank coals. *Low-Rank Coals for Power Generation, Fuel and Chemical Production* 2017. p. 159-78.
 17. Kunii D, Levenspiel O. *Fluidization engineering*: Elsevier Inc.; 1991.
 18. Wen C, Yu Y. A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity. *AIChE Journal*. p. 610-2.
 19. Saxena S, Vogel G. The measurement of incipient fluidization velocities in a bed of coarse dolomite at temperature and pressure. *Trans IChemE*. 1977;55(3):184-9.
 20. Babu SP, Shah B, Talwalker A. Fluidization correlations for coal gasification materials-minimum fluidization velocity and fluidized bed expansion ratio. *AIChE Symposium*. 1978;74(176):176-86.
 21. Grace JR. *Fluidized bed hydrodynamics*. Washington: Hemisphere Publishing; 1982.
 22. Chitester DC, Kornosky MR, Fan LS, Danko JP. Characteristics of fluidization at high pressure. *Chemical Engineering Science*. 1984;39(2):253-61.
 23. Yerushalmi J, Cankurt NT. Further student of regimes of fluidization. *Powder Technology*. 1979;24:187-205.
 24. Bi H, Grace J. Effect of measurement method on the velocities used to

- demarcate the onset of turbulent fluidization. *The Chemical Engineering Journal and the Biochemical Engineering Journal*. 1995;57(3):261-71.
25. Takeuchi H, Hirama T, Chiba T, Biswas J, Leung LS. A quantitative definition and flow regime diagram for fast fluidization. *Powder Technology*. 1986;47(2):195-9.
 26. Lee GS, Kim SD. Bed expansion characteristics and transition velocity in turbulent fluidized beds. *Powder Technology*. 1990;62:201-15.
 27. Bi H, Fan L-S. Existence of turbulent regime in gas-solid fluidization. *AIChE Journal*. 1992;38(2):297-301.
 28. Adánez J, Diego LFd, Gayán P. Transport velocities of coal and sand particles. *Powder Technology*. 1993;77:61-3.
 29. Tsukada M, Nakanishi D, Horio M. The effect of pressure on the phase transition from bubbling to turbulent fluidization. *International Journal of Multiphase Flow*. 1993;19:27-34.
 30. Perales JF, Coll T, Llop MF, Puigjaner L, Arnolds J, Casal J. On the transition from bubbling to fast fluidization regimes. *Circulating fluidized beds technology III: Oxford : Pergamon Press; 1991. p. 73-8.*
 31. Bi H, Fan LS. Regime Transition in Gas-Solid Circulating Fluidized Beds. *AIChE Annual Meeting*. 1991.
 32. Jakobsen HA. *Chemical Reactor Modeling: Multiphase reactive flows 2*: Springer; 2014.
 33. Patankar SV. *Numerical heat transfer and fluid flow*: Taylor and Francis; 1980.
 34. Wang B, Jin H, Zheng D. Recovery of CO₂ with MEA and K₂CO₃ absorption in the IGCC system. *International Journal of Energy Research*. 2004;28(6):521-35.
 35. Abbasi E, Abbasian J, Arastoopour H. CFD-PBE numerical simulation of CO₂ capture using MgO-based sorbent. *Powder Technology*. 2015;286:616-28.
 36. Scholes CA, Ho MT, Aguiar AA, Wiley DE, Stevens GW, Kentish SE. Membrane gas separation processes for CO₂ capture from cement kiln flue gas. *International Journal of Greenhouse Gas Control*. 2014;24:78-86.
 37. Amrollahi Z, Ystad PAM, Ertesvåg IS, Bolland O. Optimized process configurations of post-combustion CO₂ capture for natural-gas-fired power plant

- Power plant efficiency analysis. *International Journal of Greenhouse Gas Control*. 2012;8:1-11.
38. Hägg M-B, Lindbråthen A. CO₂ Capture from Natural Gas Fired Power Plants by Using Membrane Technology. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2005;44(20):7668-75.
39. Barker DJ, Turner SA, Napier-Moore PA, Clark M, Davison JE. CO₂ Capture in the Cement Industry. *Energy Procedia*. 2009;1(1):87-94.



ภาคผนวก ก

1. ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชัน

ตัวอย่าง แก๊สที่มาจากกระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหินที่ความเร็วป้อนเข้า 1.7 เมตรต่อวินาที

1.1 ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊ส

$$Re_{mf} = \sqrt{C_1^2 + C_2 Ar} - C_1 \quad (ก1)$$

$$Ar = g \rho_g (\rho_s - \rho_g) d_p^3 / \mu_g^2 \quad (ก2)$$

$$C_1 = 300(1 - \epsilon_{mf})/7 \quad (ก3)$$

$$C_2 = \epsilon_{mf}^3 / 1.75 \quad (ก4)$$

$$u_{mf} = Re_{mf} \mu_g / \rho_g d_p \quad (ก5)$$

เมื่อ	Ar	คือ ตัวเลขไร้นิติหน่วยอาร์คิมิดีส (-)
	g	คือ ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วง (เมตรต่อวินาทีกำลังสอง)
	μ_g	คือ ความหนืดของแก๊ส (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)
	ρ_s	คือ ความหนาแน่นของวัสดุภาคของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
	ρ_g	คือ ความหนาแน่นของวัสดุภาคแก๊ส (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
	ϵ_{mf}	คือ สัดส่วนโดยปริมาตรของวัสดุภาคแก๊สที่ภาวะต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชัน (-)

กำหนดให้ g = 9.81 เมตรต่อวินาทีกำลังสอง

$$\mu_g = 1.67 \times 10^{-5} \text{ กิโลกรัมต่อเมตรวินาที}$$

$$\rho_s = 2,515 \text{ กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร}$$

$$\rho_g = 1.16 \text{ กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร}$$

$$\epsilon_{mf} = 0.4$$

$$d_p = 7.5 \times 10^{-5} \text{ เมตร}$$

$$C_1 = \frac{300(1-0.4)}{7} = 25.71$$

$$C_2 = \frac{0.4^3}{1.75} = 0.0366$$

$$Ar = \frac{(9.81)(1.16)(2,515-1.16)(7.5 \times 10^{-5})^3}{(1.67 \times 10^{-5})^2} = 43.29$$

$$Re_{mf} = \sqrt{25.71^2 + 0.0366(43.29)} - 25.71 = 0.031$$

$$u_{mf} = \frac{0.031(1.67 \times 10^{-5})}{1.16(7.5 \times 10^{-5})} = 0.006 \text{ m/s}$$

ดังนั้น ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊ส คือ 0.006 เมตรต่อวินาที

1.2 ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันแบบปั่นป่วน

$$u_c = \frac{0.936 \mu_g \text{Ar}^{0.472}}{d_p \rho_g} \quad (ก6)$$

$$u_c = \frac{0.936(1.67 \times 10^{-5})(43.29^{0.472})}{1.16(7.5 \times 10^{-5})} = 1.06 \text{ m/s}$$

ดังนั้น ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันแบบปั่นป่วน คือ 1.06 เมตรต่อวินาที

1.3 ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันแบบความเร็วสูง

$$u_{tr} = \frac{1.415 \mu_g \text{Ar}^{0.438}}{\rho_g d_p} \quad (ก7)$$

$$u_{tr} = \frac{1.415(1.67 \times 10^{-5})(43.29^{0.438})}{1.16(7.5 \times 10^{-5})} = 1.41 \text{ m/s}$$

ดังนั้น ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันแบบความเร็วสูง คือ 1.41 เมตรต่อวินาที

1.4 ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันแบบเบาบาง

$$u_{mp} = 10.1(gd_p)^{0.347} (G_s/\rho_g)^{0.310} (d_p/D)^{-0.139} \text{Ar}^{-0.021} \quad (ก8)$$

$$G_s = \frac{\dot{v}}{a} \quad (ก9)$$

เมื่อ \dot{v} คือ อัตราการไหลของของแข็ง (กิโลกรัมต่อวินาที)

a คือ พื้นที่หน้าตัด (ตารางเมตร)

กำหนดให้ \dot{v} คือ 100 กิโลกรัมต่อวินาที

a คือ 0.1 ตารางเมตร

$$G_s = \frac{100}{0.1} = 1,000 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$u_{mp} = 10.1(9.81 \times 7.5 \times 10^{-5})^{0.347} (1,000/1.16)^{0.310} ((7.5 \times 10^{-5}) / 0.6)^{-0.139} 43.29^{-0.021} = 21.64 \text{ m/s}$$

ดังนั้น ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันแบบเบาบาง คือ 21.64 เมตรต่อวินาที

2. ประสิทธิภาพในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

$$\%CO_2 \text{ capture} = \frac{\text{mole flow of } CO_{2,in} - \text{mole flow of } CO_{2,out}}{\text{mole flow of } CO_{2,in}} \times 100 \quad (\text{ก10})$$

เมื่ออัตราการไหลมีค่าเท่ากัน จะได้ว่า ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

$$\%CO_2 \text{ capture} = \frac{\text{mole fraction of } CO_{2,in} - \text{mole fraction of } CO_{2,out}}{\text{mole fraction of } CO_{2,in}} \times 100 \quad (\text{ก11})$$

$$\%CO_2 \text{ capture} = \frac{\text{mass fraction of } CO_{2,in} - \text{mass fraction of } CO_{2,out}}{\text{mass fraction of } CO_{2,in}} \times 100 \quad (\text{ก12})$$

ตัวอย่าง แก๊สที่มาจากระบวนการหลังการเผาไหม้ด้วยถ่านหินในกรณีศึกษาที่ 2 จากการออกแบบเชิงแฟกทอเรียลสองระดับ มีตัวแปร ดังนี้

สัดส่วนโดยมวลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางเข้า คือ 0.225

สัดส่วนโดยมวลของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ทางออก คือ 0.073

$$\%CO_2 \text{ capture} = \frac{0.225 - 0.073}{0.225} \times 100 = 67.69 \%$$

ดังนั้น ประสิทธิภาพการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าเท่ากับร้อยละ 67.69

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-สกุล	ธนพร เบนจประกายรัตน์
วัน เดือน ปี เกิด	17 เมษายน 2538
สถานที่เกิด	ประเทศไทย
วุฒิการศึกษา	วิทยาศาสตร์บัณฑิต คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ที่อยู่ปัจจุบัน	81 ถนนแยกสวนสยาม แขวงคั่นนายาว เขตคั่นนายาว กทม. 10230
ผลงานตีพิมพ์	Proceeding: Development of computational fluid dynamics model for high concentration CO ₂ capture in circulating fluidized bed reactor, TIChE 2018
รางวัลที่ได้รับ	รางวัล บทความดีเด่น เรื่อง "การพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีความเข้มข้นสูงในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน" ในงานประชุมวิชาการ TIChE 2018