

การจำลองการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ด้วยแคลเซียมออกไซด์ในหม้อไอน้ำ
แบบฟลูอิด์เบด



นายรัฐพงษ์ ไตรทิพยานนท์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

CHULALONGKORN UNIVERSITY

บทคัดย่อและแฟ้มข้อมูลฉบับเต็มของวิทยานิพนธ์ตั้งแต่ปีการศึกษา 2554 ที่ให้บริการในคลังปัญญาจุฬาฯ (CUIR)
เป็นแฟ้มข้อมูลของนิสิตเจ้าของวิทยานิพนธ์ ที่ส่งผ่านทางบัณฑิตวิทยาลัย

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

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2558

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

MODELING OF CARBON DIOXIDE AND SULFUR DIOXIDE CAPTURE USING CALCIUM
OXIDE IN FLUIDIZED BED BOILER

Mr. Rattapong Tritippayanon



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

Department of Chemical Technology

Faculty of Science

Chulalongkorn University

Academic Year 2015

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์

การจำลองการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ด้วยแคลเซียมออกไซด์ในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดIZED BED

โดย

นายรัฐพงษ์ ไตรทิพยานนท์

สาขาวิชา

เคมีเทคนิค

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

รองศาสตราจารย์ ดร.เบญจพล เถลิงสินสุวรรณ

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

ศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัยเป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิทยาศาสตร์

(รองศาสตราจารย์ ดร.พลกฤษณ์ แสงวงนิช)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ประเสริฐ เรียบร้อยเจริญ)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

(รองศาสตราจารย์ ดร.เบญจพล เถลิงสินสุวรรณ)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

(ศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์)

..... กรรมการ

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ประพันธ์ คูชลธारा)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย

(ดร.บุญรอด สัจจกุลนุกิจ)

รัฐพงษ์ ไตรทิพยานนท์ : การจำลองการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ด้วยแคลเซียมออกไซด์ในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดไคซ์เบด (MODELING OF CARBON DIOXIDE AND SULFUR DIOXIDE CAPTURE USING CALCIUM OXIDE IN FLUIDIZED BED BOILER) อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก: รศ. ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ, อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม: ศ. ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์, 113 หน้า.

คาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ได้จากระบบเผาไหม้เชื้อเพลิงในโรงงานไฟฟ้าจากถ่านหิน ส่งผลกระทบต่อสิ่งมีชีวิตและสิ่งแวดล้อม ดังนั้นจึงต้องมีการยึดจับแก๊สทั้ง 2 ตัวนี้ก่อนปล่อยออกสู่บรรยากาศ ในงานวิจัยนี้ ทำการพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ (แคลเซียมคาร์บอเนต) ในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดไคซ์เบดในส่วนของท่อโรเซอร์แบบสองมิติ โดยเปรียบเทียบกับผลการทดลองจริง จากนั้นวิเคราะห์ตัวแปรดำเนินการที่มีผลต่อการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการออกแบบการทดลองและเสนอแนวทางการยึดจับที่เหมาะสม ผลการศึกษาพบว่า แบบจำลองในงานวิจัยนี้มีความเหมาะสมสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดไคซ์เบด เนื่องจากผลที่ได้มีค่าใกล้เคียงกับผลการทดลอง ผลของตัวแปรดำเนินการ กรณีศึกษาการป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์พบว่า ขนาดของตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ เป็นตัวแปรที่มีนัยสำคัญต่อการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ ส่วนในกรณีการป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต พบว่า ขนาดของตัวดูดซับ เป็นตัวแปรที่มีนัยสำคัญต่อการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ ตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับและอันตรกิริยาระหว่างขนาดของตัวดูดซับและตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับ เป็นตัวแปรที่มีนัยสำคัญต่อการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ ส่วนในกรณีการป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า ขนาดของตัวดูดซับ เป็นตัวแปรที่มีนัยสำคัญต่อการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ อันตรกิริยาระหว่างขนาดของตัวดูดซับกับตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับ เป็นตัวแปรที่มีนัยสำคัญต่อการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ โดยภาวะดำเนินการที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการยึดจับแก๊สทั้ง 2 คือ กรณีการป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ เนื่องจากโรงงานในปัจจุบันใช้แคลเซียมคาร์บอเนตเป็นตัวดูดซับ แต่เมื่อผสมแคลเซียมออกไซด์ทำให้การยึดจับแก๊สทั้ง 2 ได้ดีและเมื่อพิจารณาเรื่องของราคา พบว่า แคลเซียมคาร์บอเนตมีราคาที่ถูกลงกว่าแคลเซียมออกไซด์

ภาควิชา เคมีเทคนิค

ลายมือชื่อนิสิต

สาขาวิชา เคมีเทคนิค

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก

ปีการศึกษา 2558

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาร่วม

5772118323 : MAJOR CHEMICAL TECHNOLOGY

KEYWORDS: COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS / FLUIDIZED BED BOILER / OPERATING
PARAMETER / CO₂ AND SO₂ CAPTURE

RATTAPONG TRITIPPAYANON: MODELING OF CARBON DIOXIDE AND SULFUR
DIOXIDE CAPTURE USING CALCIUM OXIDE IN FLUIDIZED BED BOILER. ADVISOR:
ASSOC. PROF. BENJAPON CHALERMSINSUWAN, Ph.D., CO-ADVISOR: PROF.
PORNPOTE PIUMSOMBOON, Ph.D., 113 pp.

CO₂ and SO₂ from fuel combustion in coal-fired process are the main reason that harms to living life and environment. Therefore, SO₂ and CO₂ should be captured before releasing them into the atmosphere. In this study, the computational fluid dynamics model was developed for predicting the CO₂ and SO₂ capture behavior using CaO (CaCO₃) in the two-dimensional riser section of fluidized bed boiler comparing with the experiment. Then, the effect of operating variables and appropriate guidelines for CO₂ and SO₂ capture were proposed using experimental design. From the results, the model was suitable for predicting SO₂ and CO₂ capture in fluidized bed boiler. This is because the simulation results were consistent with the experimental results. For the CaO feeding case, the particle size had the significant effect on the SO₂ and CO₂ capture. For the CaCO₃ feeding case, the particle size had the significant effect on the SO₂ capture while the particle size, feeding position of CaCO₃ and the interaction between particle size and feeding position of CaCO₃ had the significant effect on the CO₂ capture. For the CaCO₃ and CaO mixed feeding, the particle size had the significant effect on the SO₂ capture. The interaction between particle size and feeding position of CaCO₃ and CaO had the significant effect on the CO₂ capture. The optimum operating condition was to feed CaCO₃ and CaO mixing because CaCO₃ and CaO mixing sorbent can be captured both SO₂ and CO₂ and CaO is expensive comparing to CaCO₃.

Department: Chemical Technology Student's Signature

Field of Study: Chemical Technology Advisor's Signature

Academic Year: 2015 Co-Advisor's Signature

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์การจำลองการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ด้วยแคลเซียมออกไซด์ในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดไชน์เบดฉบับนี้ สำเร็จลุล่วงด้วยความช่วยเหลือจากบุคคลหลายฝ่ายผู้จัดทำขอกราบขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก และศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม ที่กรุณาให้คำแนะนำและข้อเสนอแนะ ตลอดจนการแก้ไขปรับปรุงงานวิจัยฉบับนี้ให้สมบูรณ์มากขึ้น

ขอกราบขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ประเสริฐ เรียบร้อยเจริญ ประธานกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ประพันธ์ คูชลธารา กรรมการสอบวิทยานิพนธ์ และอาจารย์ ดร.บุญรอด สัจจกุลนุกิจ กรรมการจากภายนอกมหาวิทยาลัย ที่กรุณารับเชิญเป็นกรรมการสอบตลอดจนให้คำแนะนำ และเสนอแนะความคิดเห็นที่เป็นประโยชน์ต่อการทำวิทยานิพนธ์ให้มีความสมบูรณ์ยิ่งขึ้น

ขอบคุณข้อมูลจากบริษัท ดี.เอ.รีเซิร์ช เซ็นเตอร์ จำกัดและขอบคุณ ดร.วีรยา จิรติลภ ที่ให้คำแนะนำและข้อเสนอแนะในการทำงานวิจัยนี้

ขอบคุณการสนับสนุนทุนการศึกษาจากศูนย์ความเป็นเลิศด้านเทคโนโลยีปิโตรเคมีและวัสดุ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ขอขอบพระคุณคณาจารย์และเจ้าหน้าที่ทุกท่านในภาควิชาเคมีเทคนิคที่ได้ให้คำแนะนำช่วยเหลือและอำนวยความสะดวกในการวิจัยครั้งนี้

ขอขอบพระคุณพี่ๆ เพื่อนๆ และน้องๆ ในภาควิชาเคมีเทคนิคที่ให้การสนับสนุน ให้คำปรึกษา และเป็นกำลังใจในการทำวิจัยครั้งนี้

สุดท้ายขอกราบขอบพระคุณบิดา มารดา รวมถึงผู้มีพระคุณทุกท่านที่อยู่เบื้องหลังที่ได้ให้กำลังใจ ให้คำปรึกษา ช่วยเหลือ และเป็นแรงผลักดันเสมอมาจนสำเร็จการศึกษา

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย	3
1.3 ขอบเขตของการวิจัย.....	3
1.4 ข้อจำกัดของการวิจัย.....	3
1.5 คำจำกัดความที่ใช้ในการวิจัย	3
1.6 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	4
1.7 วิธีดำเนินการวิจัย.....	4
1.8 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย.....	5
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	6
2.1 แนวคิดและทฤษฎี.....	6
2.1.1 เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์	6
2.1.1.1 การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion CO ₂ capture).....	6
2.1.1.2 การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ (Oxy-fuel combustion)	7
2.1.1.3 การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ (Post-combustion CO ₂ capture).....	8
2.1.2 เทคโนโลยีการดักจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์	8

2.1.2.1 เทคโนโลยีถ่านหินสะอาดก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion Technology).....	8
2.1.2.2 เทคโนโลยีถ่านหินสะอาดขณะเผาไหม้ (Combustion Technology)	9
2.1.2.3 เทคโนโลยีถ่านหินสะอาดหลังการเผาไหม้ (Post-Combustion Technology).....	9
2.1.3 ฟลูอิดิเซชัน (Fluidization).....	9
2.1.3.1 ประเภทของฟลูอิดิเซชัน	10
2.1.3.2 การจำแนกประเภทของอนุภาคด้วยวิธี Geldart	10
2.1.3.3 ช่วงการไหลของฟลูอิดิเซชัน (Regime of fluidization).....	11
2.1.3.3.1 เบดนิ่ง (Pack bed หรือ Fixed bed)	12
2.1.3.3.2 ฟลูอิดิเซชันแบบหนาแน่น (Dense-phase fluidization)....	13
2.1.3.3.2.1 ฟลูอิดิเซชันที่มีเบดสม่ำเสมอ (Particulate fluidization)	13
2.1.3.3.2.2 ฟลูอิดิเซชันแบบฟองแก๊ส (Bubbling fluidization)	14
2.1.3.3.2.3 ฟลูอิดิเซชันแบบปั่นป่วน (Turbulent fluidization)	15
2.1.3.3.2.4 สลั๊กกิ้ง (Slugging).....	15
2.1.3.3.2.5 สะเปาตั้ง (Spouting)	16
2.1.3.3.2.6 Channeling	16
2.1.3.3.3 ฟลูอิดิเซชันแบบเบาบาง (Lean-phase fluidization).....	16
2.1.3.3.3.1 ฟลูอิดิเซชันแบบความเร็วสูง (Fast fluidization)	16

2.1.3.3.3.1.1	ฟลูอิดเซชันแบบหมุนเวียน (Circulating fluidization, CFB).....	16
2.1.3.3.3.1.2	หม้อไอน้ำแบบฟลูอิดซ์เบด หมุนเวียน (Circulating fluidized bed boiler).....	17
2.1.3.3.3.2	ฟลูอิดเซชันแบบขนส่ง (Pneumatic transport).....	18
2.1.4	ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์	19
2.1.5	การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (Computational Fluid Dynamics, CFD).....	20
2.1.5.1.1	แผนวิธีผลต่างต้นลม (Upwind Differencing Scheme: UDS) [12].....	21
2.1.5.1.1.1	First order upwind differencing scheme ...	21
2.1.5.1.1.2	Second order upwind differencing scheme	21
2.1.5.2	การแก้ปัญหาดังวิธี SIMPLE	22
2.1.6	การออกแบบการทดลอง (Design of experiment).....	22
2.1.6.1	การออกแบบการทดลองเชิงแฟกทอเรียล.....	22
2.1.6.2	การออกแบบการทดลองเชิงแฟกทอเรียลแบบ 2^k	24
2.1.6.3	การวิเคราะห์ความแปรปรวน (Analysis of variance, ANOVA).....	24
2.2	งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	25
บทที่ 3	วิธีการดำเนินงานวิจัย	28
3.1	ข้อมูลเบื้องต้นในงานวิจัย	28
3.2	การศึกษาแบบจำลองในงานวิจัยแบบไม่มีปฏิริยาเคมี.....	29

3.2.1 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์	29
3.2.1.1 สมการอนุรักษ์ (Conservation equations).....	30
3.2.1.1.1 สมการอนุรักษ์มวล (Mass conservation equations).....	30
3.2.1.1.2 สมการอนุรักษ์โมเมนตัม (Momentum conservation equations).....	30
3.2.1.1.3 สมการอนุรักษ์พลังงานเนื่องจากการกวดแกว่ง (Fluctuating kinetic energy conservation equation) ของวัฏภาคของแข็ง.....	31
3.2.1.2 สมการเสริม (Constitutive equations).....	31
3.2.1.2.1 ความเค้นเทนเซอร์ (Stress tensor, τ)	31
3.2.1.2.2 ความดันของวัฏภาคของแข็ง (P_s).....	32
3.2.1.2.3 ความหนืดเนื่องจากความเค้นของวัฏภาคของแข็ง.....	32
3.2.1.2.4 พลังงานจลน์การกวดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการนำ (K_s).....	32
3.2.1.2.5 พลังงานการกวดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการชนแบบไม่ยืดหยุ่น (γ_s).....	33
3.2.1.3 แบบจำลองสัมประสิทธิ์แรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาค (Interphase exchange coefficient model, β_{gs}).....	33
3.2.2 พื้นที่การคำนวณ.....	34
3.3 การศึกษาแบบจำลองในงานวิจัยแบบมีปฏิริยาเคมี	34
3.4 ขั้นตอนการจำลอง	37
บทที่ 4 ผลการวิจัยและการวิเคราะห์ผล.....	43
4.1 การหาพื้นที่คำนวณที่เหมาะสม (Grid independency test)	43
4.2 การหาเวลาที่เหมาะสม (Time independency test).....	44

4.3 การพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยเปรียบเทียบผลการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณกับผลการทดลองจริง.....	45
4.3.1 แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยเปรียบเทียบการป้อนตัวดูดซับกับไม่ป้อนตัวดูดซับ	48
4.4 การหาผลของตัวแปรดำเนินการและสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ภายในหม้อไอน้ำฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในส่วนของท่อไรเซอร์.....	54
4.4.1 การพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์	55
4.4.2 การพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต	64
4.4.3 การพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์	73
4.4.4 เสนอแนวทางที่เหมาะสมที่มีผลต่ออุทกพลศาสตร์ในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์กับซิลเฟอร์ไดออกไซด์ในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิด์เบด.....	84
4.4.4.1 กรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต.....	84
4.4.4.2 กรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์	84
4.4.4.3 กรณีป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์	85
4.4.5 การแข่งขันการยึดจับของซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับ.....	87
4.4.5.1 กรณีตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต	87
4.4.5.2 กรณีตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์	88
4.4.5.3 กรณีตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์	88
บทที่ 5 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ	89

5.1 สรุปผลการวิจัย.....	89
5.1.1 การหาแบบจำลองการไหลที่เหมาะสมในงานวิจัย	89
5.1.1.1 การพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการยึดจับ ซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยเปรียบเทียบผลการจำลอง พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ.....	89
5.1.1.2 แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการยึดจับซิลเฟอร์ได ออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยเปรียบเทียบการป้อนตัวดูดซับกับไม่ ป้อนตัวดูดซับ.....	90
5.1.2 ทาผลของตัวแปรดำเนินการและภาวะที่เหมาะสมสำหรับการยึดจับ ซิลเฟอร์ได ออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ภายในหม้อไอน้ำฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนใน ส่วนของท่อไรเซอร์.....	91
5.1.2.1 การยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับ แคลเซียมออกไซด์ภายในหม้อไอน้ำฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในส่วน ของท่อไรเซอร์	91
5.1.2.2 การยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับ แคลเซียมคาร์บอเนตภายในหม้อไอน้ำฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในส่วน ของท่อไรเซอร์	91
5.1.2.3 การยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับผสม แคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ ภายในหม้อไอน้ำฟลูอิด์เบด แบบหมุนเวียนในส่วนของท่อไรเซอร์	92
5.1.2.4 ภาวะที่เหมาะสมสำหรับการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และ คาร์บอนไดออกไซด์	93
5.1.2.4.1 ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต	93
5.1.2.4.2 ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์	93
5.1.2.4.3 ตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมคาร์บอเนต ...	93
5.1.2.5 การแข่งขันการยึดจับของซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ ...	93

5.1.2.5.1	กรณีตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต.....	93
5.1.2.5.2	กรณีตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์.....	94
5.1.2.5.3	กรณีตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียม ออกไซด์	94
5.2	ข้อเสนอแนะ	94
	รายการอ้างอิง	95
	ภาคผนวก.....	96
	ภาคผนวก ก	97
	การคำนวณความเร็วน้อยสุดที่ทำให้เกิดช่วงการไหลแบบฟลูอิดเซชันความเร็วสูง (Transport velocity : U_{tr})	97
	ภาคผนวก ข	99
	การคำนวณปลดปล่อยสารระเหยเมื่อเชื้อเพลิงได้รับความร้อนอย่างรวดเร็ว (Devolatilization kinetics) ที่ถูกต้องเชื้อเพลิงถ่านหินและชีวมวล เพื่อนำไปใช้ ในแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ	99
	ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์	113

สารบัญรูป

	หน้า
รูปที่ 2. 1 เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้	7
รูปที่ 2. 2 เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์	7
รูปที่ 2. 3 เทคโนโลยีการกักเก็บคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้	8
รูปที่ 2. 4 การจำแนกของอนุภาคของแข็งโดยวิธีของ Geldart	11
รูปที่ 2. 5 รูปแบบการไหลต่างๆ ในการฟลูอิดิเดชันแบบหนาแน่นและการฟลูอิดิเดชันแบบเบาบาง	12
รูปที่ 2. 6 เครื่องปฏิกรณ์แบบเบตนิ่ง	13
รูปที่ 2. 7 ช่วงการไหลฟลูอิดิเดชันแบบสม่ำเสมอ a) ฟลูอิดิเดชันที่ภาวะความเร็วต่ำสุด (Minimum or incipient fluidization) และ b) ฟลูอิดิเดชันแบบสม่ำเสมอหรือเบตสม่ำเสมอ (Particulate or smooth fluidization)	14
รูปที่ 2. 8 รูปแบบการไหลแบบต่างๆที่เกิดขึ้นในการฟลูอิดิเดชันแบบหนาแน่น a) ฟลูอิดิเดชันแบบฟองแก๊ส (Bubbling fluidization) b) ฟลูอิดิเดชันแบบปั่นป่วน (Turbulent fluidization) c) Slugging d) Spouting และ e) Channeling	15
รูปที่ 2. 9 ระบบฟลูอิดิเดชันแบบหมุนเวียน ((Circulating fluidization, CFB).....	17
รูปที่ 2. 10 ส่วนประกอบของหม้อไอน้ำฟลูอิดิเดชันแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed boiler).....	18
รูปที่ 3. 1 แผนภาพเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดิเดชันแบบหมุนเวียนในส่วนของท่อไรเซอร์ แบบสองมิติที่ใช้ในการจำลอง	29
รูปที่ 3. 2 แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดิเดชันแบบหมุนเวียนในส่วนของท่อไรเซอร์แบบ 2 มิติ.....	34
รูปที่ 4. 1 ผลของสัดส่วนปริมาตรของทรายที่ความสูงต่างๆของท่อไรเซอร์ ที่ขนาดเซลล์พื้นที่คำนวณต่างๆ	44
รูปที่ 4. 2 ผลของการกระจายตัวของความดันสมบูร์น ที่เวลาการทดลองต่างๆ.....	45

รูปที่ 4. 3 คอนทัวร์ของความเข้มข้นซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลาต่างๆ	46
รูปที่ 4. 4 คอนทัวร์ของความเข้มข้นออกซิเจนในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลาต่างๆ	47
รูปที่ 4. 5 คอนทัวร์ของความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลาต่างๆ	47
รูปที่ 4. 6 คอนทัวร์ของความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที เมื่อใส่ตัวดูดซับและไม่ใส่ตัวดูดซับ	49
รูปที่ 4. 7 คอนทัวร์ของความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที เมื่อใส่ตัวดูดซับและไม่ใส่ตัวดูดซับ	50
รูปที่ 4. 8 อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 8 และ 11 ของการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์ของการใส่ตัวดูดซับ ที่ความสูงต่างๆในท่อไรเซอร์	50
รูปที่ 4. 9 คอนทัวร์อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 8 และ 11 ของการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที.....	51
รูปที่ 4. 10 เปรียบเทียบอุณหภูมิของกรณีไม่ป้อนตัวดูดซับกับป้อนตัวดูดซับ	51
รูปที่ 4. 11 ความเข้มข้นซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ ในท่อไรเซอร์.....	52
รูปที่ 4. 12 ความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ ในท่อไรเซอร์.....	53
รูปที่ 4. 13 คอนทัวร์อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 4 6 และ 7 ของคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนของ ท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที.....	54
รูปที่ 4. 14 ผลของตัวแปรหลักที่มีต่อความเข้มข้นซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับ แคลเซียมออกไซด์	58
รูปที่ 4. 15 ผลของตัวแปรหลักที่มีต่อความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับ แคลเซียมออกไซด์	59
รูปที่ 4. 16 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 9 ของการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์.....	60
รูปที่ 4. 17 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 10 ของการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์.....	61
รูปที่ 4. 18 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 8 ของการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์.....	61

รูปที่ 4. 32 คอนทัวร์ของความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ในส่วนของท่อโรเซอรัที่เวลา 180 วินาที ในกรณีใส่ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต	73
รูปที่ 4. 33 ผลของตัวแปรหลักที่มีต่อความเข้มข้นซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับผสม แคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์.....	77
รูปที่ 4. 34 ผลของอันตรกิริยาที่มีต่อความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับผสม แคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์.....	77
รูปที่ 4. 35 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 9 ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต ก) Case 9 ข) Case 6 และ อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 13 ค) Case 9 ง) Case 6 ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ของการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ในส่วนของท่อโรเซอรัที่เวลา 180 วินาที.....	80
รูปที่ 4. 36 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 10 ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต ก) Case 9 ข) Case 6 และ อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 14 ค) Case 9 ง) Case 6 ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ของการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ในส่วนของท่อโรเซอรัที่เวลา 180 วินาที.....	81
รูปที่ 4. 37 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 8 ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต ก) Case 9 ข) Case 2 และ อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 12 ค) Case 9 ง) Case 2 ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ของการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์ ในส่วนของท่อโรเซอรัที่เวลา 180 วินาที	81
รูปที่ 4. 38 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 11 ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต ก) Case 9 ข) Case 2 และ อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 15 ค) Case 9 ง) Case 2 ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ของการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ ในส่วนของท่อโรเซอรัที่เวลา 180 วินาที.....	82
รูปที่ 4. 39 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาในกรณีศึกษาที่ 9 กรณีใส่ตัวดูดซับผสมระหว่าง แคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ ในส่วนของท่อโรเซอรัที่เวลา 180 วินาที	82
รูปที่ 4. 40 คอนทัวร์ของความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับผสมระหว่าง แคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ ในส่วนของท่อโรเซอรัที่เวลา 180 วินาที	83
รูปที่ 4. 41 คอนทัวร์ของความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับผสมระหว่าง แคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ ในส่วนของท่อโรเซอรัที่เวลา 180 วินาที	83

สารบัญตาราง

หน้า

ตารางที่ 2. 1 การวิเคราะห์ความแปรปรวนของการทดลองเชิงแฟกทอเรียล 2 ตัวแปร23

ตารางที่ 2. 2 การออกแบบเชิงแฟกทอเรียล 2³25

ตารางที่ 3. 1 อัตราการเกิดปฏิกิริยาของการเผาไหม้และการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์.....35

ตารางที่ 3. 2 ค่าพารามิเตอร์ของการทดลองและการจำลองที่ใช้ในส่วนที่ 1.....38

ตารางที่ 3. 3 ค่าพารามิเตอร์ของการทดลองและการจำลองที่ใช้ในส่วนที่ 2.....40

ตารางที่ 3. 4 ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของตัวดูดซับที่ใช้ในส่วนที่ 240

ตารางที่ 3. 5 การออกแบบการทดลองแบบ 2³ โดยใช้ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ ของการศึกษาตัวแปรดำเนินการ..... 41

ตารางที่ 3. 6 การออกแบบการทดลองแบบ 2³ โดยใช้ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต ของการศึกษาตัวแปรดำเนินการ41

ตารางที่ 3. 7 การออกแบบการทดลองแบบ 2³ โดยใช้ตัวดูดซับผสมแคลเซียมออกไซด์กับแคลเซียมคาร์บอเนต ของการศึกษาตัวแปรดำเนินการ42

ตารางที่ 4. 1 ผลการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณเทียบกับผลการทดลอง.....46

ตารางที่ 4. 2 การออกแบบการทดลองแบบ 2³ ของการศึกษาผลของตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ของตัวแปรดำเนินการและค่าตัวแปรที่มีผลต่อซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์56

ตารางที่ 4. 3 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นความเข้มข้นของซิลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์.....57

ตารางที่ 4. 4 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์57

ตารางที่ 4. 5 การออกแบบการทดลองแบบ 2³ ของการศึกษาผลของตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตของตัวแปรดำเนินการและค่าตัวแปรที่มีผลต่อซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์.....65

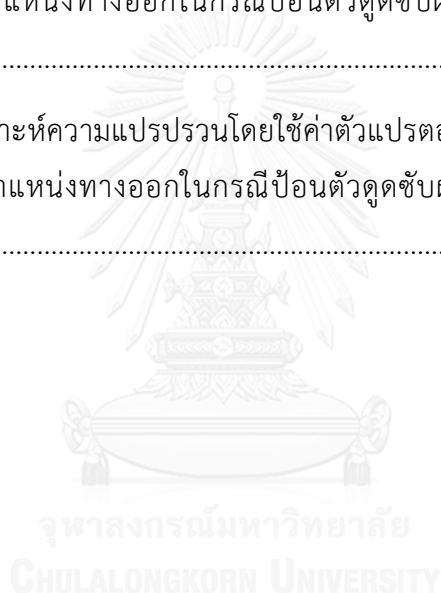
ตารางที่ 4. 6 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นความเข้มข้นของ ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต.....66

ตารางที่ 4. 7 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นความเข้มข้นของ คาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต.....66

ตารางที่ 4. 8 การออกแบบการทดลองแบบ 2^3 ของการศึกษาผลของตัวดูดซับผสมระหว่าง แคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ของตัวแปรดำเนินการและค่าตัวแปรที่มีผลต่อ ซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์75

ตารางที่ 4. 9 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นความเข้มข้นของ ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกในกรณีป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับ แคลเซียมออกไซด์76

ตารางที่ 4. 10 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นความเข้มข้นของ คาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกในกรณีป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับ แคลเซียมออกไซด์76



บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ปัจจุบัน การเพิ่มขึ้นของปริมาณประชากรส่งผลทำให้มีความต้องการใช้พลังงานที่เพิ่มสูงขึ้น อุตสาหกรรมการผลิตพลังงานจึงเข้ามามีบทบาทมากต่อการดำเนินชีวิต โดยโรงงานไฟฟ้าจากถ่านหิน เป็นแหล่งพลังงานที่มีความสำคัญ อย่างไรก็ตาม โรงงานไฟฟ้าที่มีการใช้งานกันอยู่จะมีการปล่อย คาร์บอนไดออกไซด์สูงเป็นอันดับหนึ่ง รองลงมาคือโรงงานซีเมนต์ [1] คาร์บอนไดออกไซด์เป็นแก๊ส สำคัญที่ทำให้เกิดภาวะเรือนกระจก (Greenhouse effect) ซึ่งส่งผลทำให้เกิดภาวะโลกร้อน [2] นอกจากนี้ การดำเนินการยังก่อให้เกิดผลิตภัณฑ์ที่เป็นแก๊สที่ได้จากการเผาไหม้ถ่านหินที่มีความ อันตรายต่อสิ่งแวดล้อมอีกตัวหนึ่งซึ่งคือ ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ซึ่งส่งผลต่อสุขภาพโดยเฉพาะระบบ ทางเดินหายใจและโรคต่างๆ เช่น โรคปอด เป็นต้น การใช้งานหม้อไอน้ำของเครื่องปฏิกรณ์สำหรับ เกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ในโรงงานไฟฟ้าอย่างมีประสิทธิภาพจึงต้องมีการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ก่อนปล่อยสู่บรรยากาศ ในปัจจุบัน ตัวดูดซับสำหรับการยึดจับ คาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่กำลังได้รับความนิยมคือ แคลเซียมออกไซด์ที่เป็นตัวดูด ชับที่มีความน่าสนใจในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ เพราะตัวดูดซับชนิดนี้ สามารถหาได้จากธรรมชาติและมีราคาถูก [3]

ในหม้อไอน้ำ ปฏิกิริยาการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงสามารถแบ่งปฏิกิริยาได้เป็น 2 ประเภทหลัก ได้แก่ ปฏิกิริยาเอกพันธ์และปฏิกิริยาวีรพันธ์ [4] และจะมีปฏิกิริยาการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ และซัลเฟอร์ไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ (แคลเซียมคาร์บอเนต) [4-7] การยึดจับ คาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้แคลเซียมออกไซด์ (แคลเซียมคาร์บอเนต) เป็นตัวดูดซับ จะพบปัญหาใน การยึดจับเมื่อมีซัลเฟอร์ไดออกไซด์รวมอยู่ด้วย โดยซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่มีความเข้มข้นที่สูง จะทำให้ ประสิทธิภาพของแคลเซียมออกไซด์ (แคลเซียมคาร์บอเนต) ในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง เนื่องจากความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์สูง ทำให้มีปริมาณของแคลเซียมซัลเฟตสูงตามไปด้วย โดยการเกิดแคลซิเนชันส่วนใหญ่เกิดที่อุณหภูมิสูง (ประมาณ 900 องศาเซลเซียส) ซึ่งที่อุณหภูมินี้ ตัว ดูดซับจะมีความว่องไวและมีอัตราการเกิดปฏิกิริยาการซัลเฟชันสูงเกิดเป็นแคลเซียมซัลเฟต ทำให้ไป ปกคลุมแคลเซียมออกไซด์เป็นชั้นและลดประสิทธิภาพของการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ลง แคลเซียมซัลเฟตที่เกิดขึ้นจะไปขัดขวางการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ [3, 8-11] ดังนั้น มีผู้วิจัยเสนอ ว่าหากจะทำการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์จะต้องทำการลดความเข้มข้นหรือทำการกำจัด

ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ก่อนที่จะทำการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ [9] เพื่อให้ประสิทธิภาพในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงขึ้น

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน เป็นเครื่องปฏิกรณ์หลายสถานะที่ได้รับความนิยมอย่างมากในปัจจุบัน ภายในกระบวนการจะมีอนุภาคของแข็งและของไหลซึ่งมีอันตรกิริยาระหว่างกัน อนุภาคของแข็งจะมีพฤติกรรมการเคลื่อนที่คล้ายกับของไหล นอกจากนี้ เครื่องปฏิกรณ์ยังมีกลไกในการแยกอนุภาคของแข็งที่มีขนาดใหญ่หรือเกิดปฏิกิริยาเคมีไม่สมบูรณ์และป้อนกลับเข้าสู่กระบวนการอีกครั้ง ซึ่งเป็นข้อดีของเทคโนโลยีแบบนี้ คือ เมื่อมีการใช้ความเร็วสูงจะช่วยให้อนุภาคเชื้อเพลิงและทรายมีการผสมกันอย่างทั่วถึง ทำให้มีการถ่ายเทความร้อนและมวลสารได้ดี ประสิทธิภาพการเผาไหม้จึงเพิ่มขึ้น ทำให้มีความเหมาะสมในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับของแข็ง [4]

พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (Computational fluid dynamics, CFD) ถูกนำมาใช้ในงานวิจัยนี้เพื่อเป็นการทำนายทางวิศวกรรม วิธีการนี้ได้เข้ามามีบทบาทอย่างมากในปัจจุบัน โดยจะทำนายลักษณะการไหลการถ่ายโอนความร้อน การถ่ายโอนมวลและปฏิกิริยาเคมีที่เกี่ยวข้องกับปรากฏการณ์ต่างๆ โดยใช้ระเบียบวิธีการทางคณิตศาสตร์ พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณมีพื้นฐานในการพิจารณาของไหลที่มีความต่อเนื่องโดยอาศัยคอมพิวเตอร์ ทำให้วิธีการนี้ได้ก้าวมาเป็นเครื่องมือทางวิศวกรรมที่ใช้ทำนายเพราะใช้งานง่าย มีการใช้อย่างแพร่หลาย ใช้ได้ในงานที่อันตรายและลดเวลาที่ใช้ในการทำการทดลอง [12, 13] วิธีการนี้จึงถูกเลือกมาใช้กับการออกแบบจำลองการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ของการเผาไหม้เชื้อเพลิงในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดเบด การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสามารถที่จะทำนายการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ สัดส่วนปริมาตรของของแข็ง ความเข้มข้นของแก๊ส ความเร็วของของไหลและพฤติกรรมของการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ รวมทั้งปรับปรุงการดำเนินการจนได้ผลลัพธ์เป็นที่น่าพึงพอใจก่อนนำไปดำเนินการจริง

งานวิจัยในปัจจุบัน ยังไม่มีงานวิจัยที่ทำการจำลองการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์พร้อมกันด้วยตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ในหม้อไอน้ำของปฏิกิริยาการเผาไหม้เชื้อเพลิง ดังนั้นในงานวิจัยนี้ พัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ในหม้อไอน้ำของปฏิกิริยาการเผาไหม้เชื้อเพลิง โดยทำการจำลองและทำนายพฤติกรรมการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ในหม้อไอน้ำของปฏิกิริยาการเผาไหม้เชื้อเพลิงโดยเทียบผลการจำลองกับผลการทดลอง ศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการและเสนอแนวทางการดำเนินการที่เหมาะสมในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ในหม้อไอน้ำของปฏิกิริยาการเผาไหม้เชื้อเพลิงที่ปลดปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์

และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่มีค่าต่ำกว่าค่าจากการทดลองจริง และเกณฑ์มาตรฐานการการปล่อยแก๊สไอเสียสู่บรรยากาศของกรมควบคุมมลพิษ ตามลำดับ การพัฒนาแบบจำลองนี้จะช่วยเพิ่มประสิทธิภาพในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์พร้อมกัน ในกระบวนการอุตสาหกรรมโรงงานไฟฟ้า

1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

1. พัฒนาแบบจำลองและทำนายพฤติกรรมการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ด้วยแคลเซียมออกไซด์ของการเผาไหม้เชื้อเพลิงในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดซ์เบด
2. ศึกษาผลของตัวแปรและเสนอแนวทางดำเนินการที่เหมาะสมในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ด้วยแคลเซียมออกไซด์ของการเผาไหม้เชื้อเพลิงในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดซ์เบด

1.3 ขอบเขตของการวิจัย

1. จำลองอุทกพลศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนเพื่อหาแบบจำลองที่ทำนายผลที่ได้ใกล้เคียงกับการทดลองมากที่สุด
2. นำแบบจำลองอุทกพลศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนในข้อแรกมาทำการศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการ (Operating parameters) เพื่อทำนายพฤติกรรมการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนในส่วนของท่อไรเซอร์

1.4 ข้อจำกัดของการวิจัย

1. แบบจำลองการไหลของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในงานวิจัยนี้เป็นแบบจำลอง 2 มิติเท่านั้น
2. แบบจำลองการไหลของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในงานวิจัยนี้พิจารณาในส่วนของท่อไรเซอร์เท่านั้น

1.5 คำจำกัดความที่ใช้ในการวิจัย

ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน การยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ ตัวแปรดำเนินการ

1.6 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. แบบจำลองอุทกพลศาสตร์และปฏิกิริยาเคมีการเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในท่อโรเตอร์ของหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดเบตด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณในระบบสองมิติ
2. ผลของตัวแปรดำเนินการต่างๆ ที่มีต่อกระบวนการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์

1.7 วิธีดำเนินการวิจัย

1. ศึกษาค้นคว้าเอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้องดังรายละเอียดต่อไปนี้ อุทกพลศาสตร์ ปฏิกิริยาเคมีการเผาไหม้ถ่านหิน การยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์กับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดเบตและวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ รวมทั้งวิธีการใช้งานโปรแกรม ANSYS® FLUENT®
2. ออกแบบและวางแผนการทดลอง
3. พัฒนาแบบจำลองอุทกพลศาสตร์และปฏิกิริยาภายในท่อโรเตอร์ของหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดเบตด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณในระบบสองมิติ ด้วยโปรแกรมจำลองกระบวนการสำเร็จรูป ANSYS® FLUENT® เพื่อศึกษากระบวนการที่เหมาะสมในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ ในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดเบต
4. ทำนายกระบวนการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ใช้ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ แบบจำลองที่ใช้เป็นแบบจำลอง 2 มิติ โดยในส่วนของท่อโรเตอร์ของหม้อไอน้ำจะแบ่งเป็น 2 ส่วน คือ ส่วนด้านบนกับด้านล่าง
 - ส่วนด้านล่างของท่อโรเตอร์เป็นส่วนของการป้อนเชื้อเพลิง และอากาศ มีรูปทรงสี่เหลี่ยม คางหมู ความสูง เท่ากับ 4.709 เมตร ความกว้างส่วนล่าง เท่ากับ 4.224 เมตร และความกว้างส่วนบน เท่ากับ 7.786 เมตร ซึ่งจะประกอบด้วย การป้อน Secondary air ที่แบ่งเป็นส่วน Lower กับ Upper และ Primary air โดยตำแหน่งการป้อนถ่านหินนั้นสูงขึ้นมาจากจุดป้อน Primary air ถึงจุดศูนย์กลางท่อป้อน เท่ากับ 1.226 เมตร ขณะที่ Lower secondary air และ

Upper secondary air จะสูงขึ้นมาจาก Primary air เท่ากับ 2.366 และ 3.800 เมตร ตามลำดับ (ทั้งสามจุดป้อนนั้นจะทำการป้อนเป็นมุมกลง 30 องศา)

- ส่วนด้านบนของท่อไรเซอร์ เป็นส่วนของการแลกเปลี่ยนความร้อน มีรูปทรงสี่เหลี่ยม ความสูง เท่ากับ 15.958 เมตร ความกว้าง เท่ากับ 7.786 เมตร

เปรียบเทียบผลการทดลองจริง [14] เพื่อหาแบบจำลองคณิตศาสตร์ที่เหมาะสมกับการจำลองกระบวนการการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ใช้ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดไคซ์เบด

5. วิเคราะห์ผลของตัวแปรดำเนินการ เช่น ความเร็วของเชื้อเพลิง และ เปลี่ยนจุดป้อนของตัวดูดซับ เป็นต้น และเสนอแนวทางที่เหมาะสมที่มีผลต่ออุทกพลศาสตร์ในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์กับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดไคซ์เบด ที่มีปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์ไม่เกิน 11% จากการทดลองจริง และความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ไม่เกิน 320 ppm (มาตรฐานของโรงไฟฟ้าขนาดมากกว่า 500 เมกกะวัตต์ ข้อมูลจากกรมควบคุมมลพิษ) โดยศึกษาหาภาวะที่เหมาะสมในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์
6. ประมวลผลการศึกษา วิเคราะห์ สรุปผลการศึกษา เขียนบทความวิจัยและวิทยานิพนธ์

1.8 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย

ลำดับขั้นตอนในการนำเสนอผลการวิจัยนี้ประกอบด้วยเนื้อหาต่างๆ ดังนี้

- บทที่ 1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา วัตถุประสงค์ของการวิจัย ขอบเขตของการวิจัย ข้อจำกัดของการวิจัย คำจำกัดความที่ใช้ในการวิจัย ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ วิธีดำเนินการวิจัย และลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย
- บทที่ 2 เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ฟลูอิดไคซ์ชัน ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ การออกแบบการทดลองและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง
- บทที่ 3 ข้อมูลเบื้องต้นในการวิจัย การศึกษาแบบจำลองในงานวิจัย ขั้นตอนการจำลอง
- บทที่ 4 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ ผลของตัวแปรดำเนินการต่อการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน ผลของการจำลองปฏิกิริยาเคมี
- บทที่ 5 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 แนวคิดและทฤษฎี

2.1.1 เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์

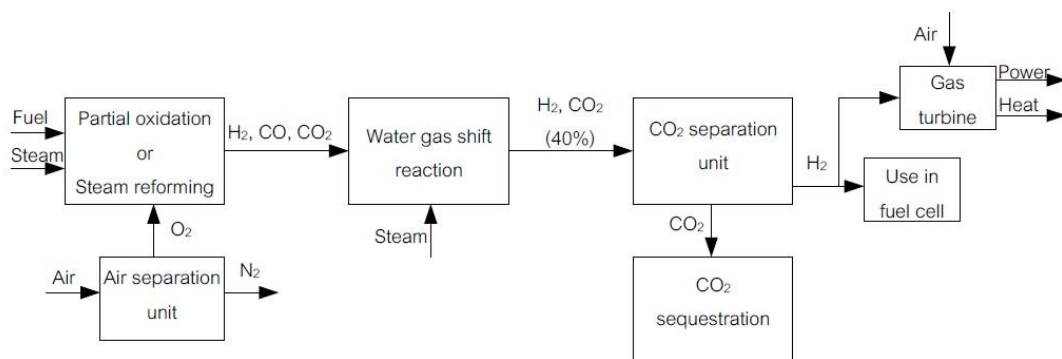
ถ่านหินเป็นแหล่งพลังงานที่มีความสำคัญต่อการดำรงชีวิตของมนุษย์ เชื้อเพลิงฟอสซิลประเภทถ่านหินถือเป็นแหล่งพลังงานสำรองที่มากที่สุดในโลก ส่งผลทำให้มีการใช้ถ่านหินที่เพิ่มสูงขึ้น ซึ่งผลที่ตามมาคือปัญหาด้านสิ่งแวดล้อมและต่อมนุษย์ เนื่องจากการเผาไหม้ถ่านหินจะมีการปล่อยแก๊สที่ทำให้เกิดภาวะเรือนกระจกก็คือคาร์บอนไดออกไซด์และมีแก๊สบางตัวที่เป็นอันตรายต่อสิ่งแวดล้อมและมนุษย์ คือซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ต่อมาได้มีเทคโนโลยีที่สามารถกำจัดหรือลดมลพิษเมื่อนำถ่านหินมาใช้เป็นแหล่งพลังงานและทำให้เกิดประโยชน์สูงสุด นั่นก็คือเทคโนโลยีถ่านหินสะอาด (Clean coal technology)

เทคโนโลยีถ่านหินสะอาด (Clean coal technology) เป็นเทคโนโลยีที่ช่วยเพิ่มประสิทธิภาพของถ่านหินก่อนนำมาใช้ เพื่อที่จะทำให้มีผลกระทบต่อมนุษย์และสิ่งแวดล้อมน้อยที่สุด

ในปัจจุบันมีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์จากโรงงานไฟฟ้า มี 3 กระบวนการ คือ การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion CO₂ capture) การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ (Oxy-fuel combustion) และการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ (Post-combustion CO₂ capture) โดยแต่ละกระบวนการมีลักษณะดังต่อไปนี้ [14, 15]

2.1.1.1 การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion CO₂ capture)

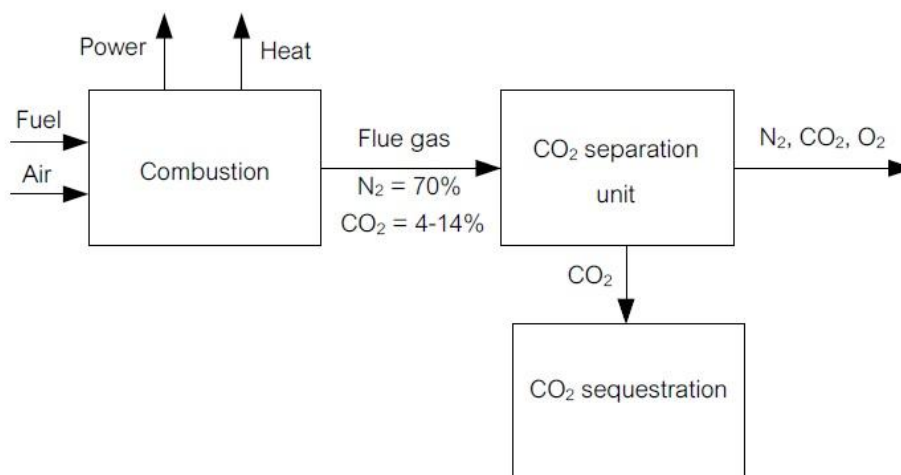
เป็นกระบวนการการกำจัดคาร์บอนจากถ่านหินก่อนที่จะนำไปใช้ประโยชน์ในกังหันแก๊ส (Gas turbine) แก๊สจากถ่านหินถูกนำไปทำปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วน (Partial oxidation) โดยใช้อากาศหรือออกซิเจนในการผลิตแก๊สสังเคราะห์ ซึ่งประกอบด้วยไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ และแก๊สตัวอื่นที่มีปริมาณน้อยเช่น มีเทน คาร์บอนมอนอกไซด์จะไปทำปฏิกิริยากับไอน้ำเกิดเป็นปฏิกิริยา Water gas-shift เกิดเป็นคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนที่มากขึ้น ที่มีปริมาณความเข้มข้น 44 เปอร์เซ็นต์และ 55 เปอร์เซ็นต์ ตามลำดับ คาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นก็จะถูกแยกหรือกำจัดไป ดังแสดงในรูปที่ 2.1



รูปที่ 2. 1 เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้

2.1.1.2 การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ (Oxy-fuel combustion)

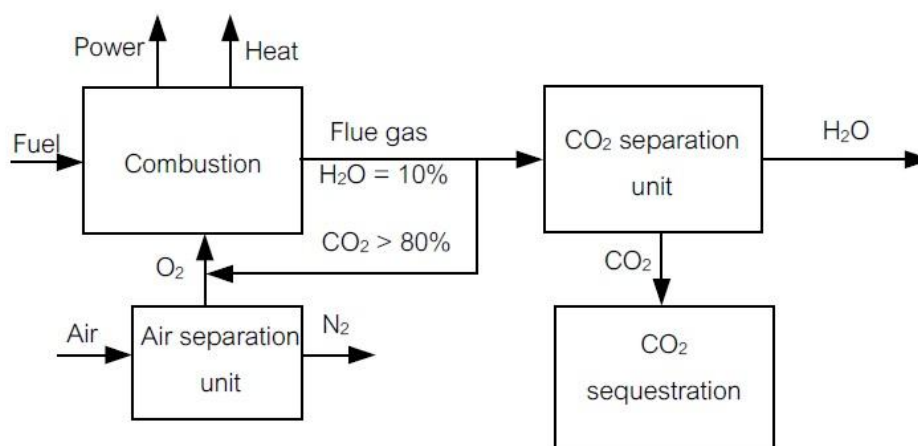
สำหรับอีกทางเลือกในการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์นั่นก็คือ กระบวนการเผาไหม้ผ่านหิน โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์แทนอากาศ กระบวนการนี้ใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ 90 เปอร์เซ็นต์ สำหรับการเผาไหม้เมื่อเทียบกับเมื่อตอนใช้อากาศในการเผาไหม้ จะมีความรุนแรงที่มากกว่า เช่น มีอุณหภูมิในการเผาไหม้ที่สูงกว่า โดยผลิตภัณฑ์ของการเผาไหม้ที่ได้คือ คาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำ คาร์บอนไดออกไซด์จะถูกดักจับจากแก๊สไอเสีย โดยการควบแน่นของน้ำ ดังแสดงในรูปที่ 2.2



รูปที่ 2. 2 เทคโนโลยีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์

2.1.1.3 การดักจับคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ (Post-combustion CO₂ capture)

กระบวนการนี้ใช้ดักจับที่ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ต่ำในแก๊สไอเสีย เช่น ในโรงงานไฟฟ้า กระบวนการนี้ถ่านหินจะทำปฏิกิริยากับอากาศตั้งแต่แรก ทำให้ได้พลังงานและความร้อน ซึ่งพลังงานและความร้อนที่ได้จะใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้าต่อไป แก๊สที่ได้ออกมา มีปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ประมาณ 12-14 เปอร์เซ็นต์ คาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จะถูกแยกโดยใช้วิธีที่สามารถดักจับคาร์บอนไดออกไซด์เท่านั้น (Selective CO₂ capture) เช่น การดูดซึม (Absorption) การดูดซับ (Adsorption) เป็นต้น ส่วนแก๊สอื่นก็ปล่อยออก ดังแสดงในรูปที่ 2.3



รูปที่ 2. 3 เทคโนโลยีการกักเก็บคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้

2.1.2 เทคโนโลยีการดักจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์

เทคโนโลยีการดักจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ เป็นส่วนหนึ่งของเทคโนโลยีถ่านหินสะอาด (Clean coal technology) ซึ่งเป็นเทคโนโลยีที่ช่วยเพิ่มประสิทธิภาพของถ่านหินก่อนนำมาใช้งาน เพื่อที่จะทำให้มีผลกระทบต่อมนุษย์และสิ่งแวดล้อมน้อยที่สุด ประเภทของเทคโนโลยีถ่านหินสะอาดแบ่งเป็น 3 ประเภทคือ เทคโนโลยีถ่านหินสะอาดก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion Technology), เทคโนโลยีถ่านหินสะอาดขณะเผาไหม้ (Combustion Technology) และ เทคโนโลยีถ่านหินสะอาดหลังการเผาไหม้ (Post-Combustion Technology) [16, 17]

2.1.2.1 เทคโนโลยีถ่านหินสะอาดก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion Technology)

เป็นการกำจัดสิ่งสกปรกหรือสิ่งเจือปนออกจากถ่านหิน เช่น ดิน หิน สารอนินทรีย์ เป็นต้น เพื่อลดปริมาณเถ้าและกำมะถัน ซึ่งการกำจัดสิ่งเจือปนเหล่านี้ จะช่วยเพิ่มค่าความร้อนของถ่านหินก่อนนำไปเผาไหม้เป็นเชื้อเพลิงต่อไป โดยเทคโนโลยีนี้ แบ่งเป็น 3 วิธี คือ การทำความสะอาดโดยวิธี

ทางกายภาพ (Physical cleaning or washing) การทำความสะอาดโดยวิธีการทางเคมี (Chemical cleaning) และการทำความสะอาดโดยวิธีทางชีวภาพ (Biological cleaning)

2.1.2.2 เทคโนโลยีถ่านหินสะอาดขณะเผาไหม้ (Combustion Technology)

เป็นเทคโนโลยีที่ปรับปรุงเตาเผาและหม้อไอน้ำ เพื่อช่วยเพิ่มประสิทธิภาพสำหรับการเผาไหม้ถ่านหินและสามารถลดมลพิษที่ได้เกิดจากการเผาไหม้ได้ ซึ่งเทคโนโลยี เช่น Fluidized Bed Combustion (FBC) เป็นวิธีการเผาไหม้ถ่านหิน โดยการนำถ่านหินที่บดจนมีขนาดเล็กมากผสมกับหินปูนพ่นเข้าไปในหม้อไอน้ำพร้อมอากาศร้อน ถ่านหินและหินปูนที่พ่นเข้าไปจะแขวนลอยอยู่ในคลื่นอากาศร้อน โดยมีลักษณะคล้ายของเหลวเดือด ขณะที่ถ่านหินเผาไหม้ หินปูนจะทำหน้าที่ดักจับกำมะถันที่เกิดขึ้น ความร้อนที่เกิดจากการเผาไหม้ถ่านหินจะนำมาต้มน้ำทำให้เกิดไอน้ำไปหมุนกังหันของเครื่องกำเนิดไฟฟ้า กระบวนการนี้สามารถลดปริมาณกำมะถันที่จะถูกปล่อยออกมาจากการเผาไหม้ได้มากถึงร้อยละ 90

2.1.2.3 เทคโนโลยีถ่านหินสะอาดหลังการเผาไหม้ (Post-Combustion Technology)

เป็นเทคโนโลยีในการกำจัดมลพิษที่เกิดจากการเผาไหม้ ซึ่งกระบวนการนี้เกิดหลังจากถ่านหินเผาไหม้แล้ว ตัวอย่างเทคโนโลยีนี้ เช่น Flue gas desulfurization (FGD) เป็นการทำปฏิกิริยาระหว่าง Flue gas กับน้ำปูนหรือหินปูนทั้งในรูปของการฉีดพ่นฝอยหรือใส่เข้าไปเป็นของเหลว ปฏิกิริยาดังกล่าวจะเกิดซัลเฟตหรือซัลไฟต์ขึ้นเป็นของแข็ง คือ ยิปซัมสังเคราะห์ (Synthetic gypsum) สามารถนำมาใช้ประโยชน์ได้เช่น ถมที่ หรือทำแผ่นยิปซัม วิธีการนี้สามารถลดซัลเฟอร์ได้ 80-90 เปอร์เซ็นต์ แต่ไม่สามารถลดปริมาณออกไซด์ของไนโตรเจนได้ จึงต้องมีระบบกำจัดของเสียที่เกิดจากระบบกำจัด (Scrubber) อีกด้วย

2.1.3 ฟลูอิดิเซชัน (Fluidization)

ในปัจจุบันกระบวนการฟลูอิดิเซชันถูกใช้อย่างแพร่หลายในกระบวนการอุตสาหกรรม เช่น กระบวนการเผาไหม้ถ่านหิน กระบวนการดูดซับ ปฏิกิริยาของตัวเร่งการเกิดปฏิกิริยา การอบแห้ง เป็นต้น

ฟลูอิดิเซชัน (Fluidization) เป็นกระบวนการที่ทำให้อนุภาคที่เป็นของแข็งประพฤติตัวเป็นของไหล ของแข็งจะมีลักษณะเป็นเม็ด โดยมีของไหลเป็นของเหลวหรือแก๊สไหลผ่านอนุภาคของแข็งของไหลจะไหลเข้าเบตทางด้านล่าง ซึ่งของไหลทำให้อนุภาคของแข็งเริ่มมีการขยับตัวหรือเคลื่อนที่ และเมื่อเพิ่มความเร็วของของไหล จะทำให้อนุภาคของแข็งเป็นอิสระต่อกัน อนุภาคของแข็งที่อยู่ในลักษณะนี้จะมีคุณสมบัติคล้ายของไหล แรงที่กระทำกับอนุภาคของแข็งเมื่อมีการเคลื่อนที่ มีด้วยกัน 3

แรง คือ แรงโน้มถ่วงของโลก (Gravity force) แรงลอยตัว (Buoyancy force) และ แรงต้านการเคลื่อนที่ (Drag force) [18]

2.1.3.1 ประเภทของฟลูอิดเซชัน

สามารถแบ่งได้เป็น 2 ประเภท คือ

1. ฟลูอิดเซชันแบบสองวัฏภาค (Two phase fluidization) หมายถึง ภายในเครื่องปฏิกรณ์ประกอบด้วยสสารสองสถานะ คือของแข็งกับของไหล โดยของไหลสามารถเป็นได้ทั้งแก๊สและของเหลวได้ ฟลูอิดเซชันสองวัฏภาค สามารถแบ่งได้อีก 2 ชนิด คือ ฟลูอิดเซชันแบบแก๊ส (Gas fluidization) และฟลูอิดเซชันแบบของเหลว (Liquid fluidization)

2. ฟลูอิดเซชันแบบสามวัฏภาค (Three phase fluidization) หมายถึง ภายในเครื่องปฏิกรณ์ประกอบด้วยสสารสามสถานะ คือของแข็งกับของไหล โดยของไหลจะเป็นทั้งแก๊สและของเหลวพร้อมกัน

2.1.3.2 การจำแนกประเภทของอนุภาคด้วยวิธี Geldart

ในกระบวนการฟลูอิดเซชันในปัจจุบัน ใช้วิธีของ Geldart ในการจำแนกประเภทของอนุภาค ซึ่งวิธีของ Geldart ใช้ความแตกต่างความหนาแน่นของอนุภาคและของไหลกับค่าเฉลี่ยของขนาดอนุภาค [19] ดังแสดงในรูปที่ 2.4 โดยสามารถจำแนกได้เป็น 4 กลุ่ม ดังนี้

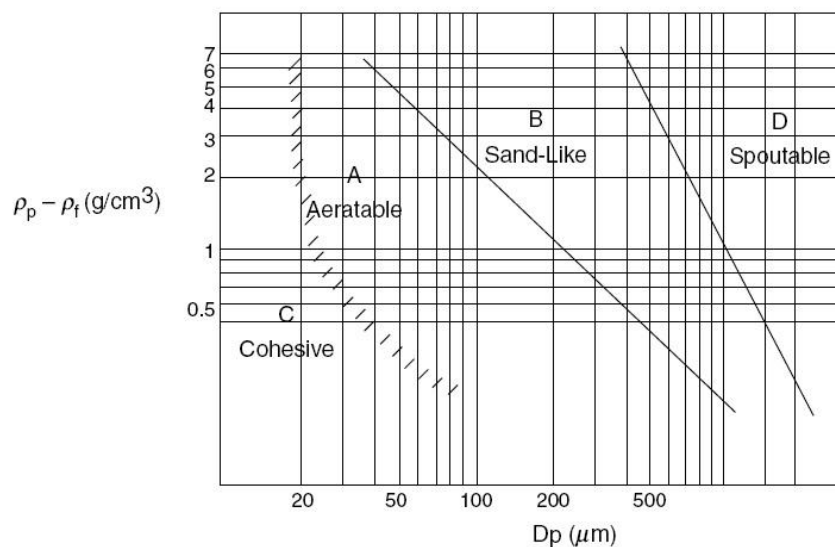
1. **Group C** มีขนาดของอนุภาคที่น้อยกว่า 30 ไมครอนและยากต่อการเกิดฟลูอิดเซชัน เนื่องจาก อนุภาคในกลุ่มนี้มีแรงดึงดูดระหว่างอนุภาคที่สูงและอนุภาคในกลุ่มนี้ยังมีการจับตัวกันของอนุภาค ทำให้เกิด ฟลูอิดเซชันยาก ตัวอย่างอนุภาคในกลุ่มนี้ เช่น แป้ง (Flour) เถ้าลอย (Fly ash) เป็นต้น ส่วนใหญ่อนุภาคชนิดนี้ไม่ค่อยนำมาใช้ในทางอุตสาหกรรม

2. **Group A** มีขนาดของอนุภาคที่อยู่ในช่วง 30 ไมครอนถึง 125 ไมครอน ซึ่งอนุภาคในกลุ่มนี้จะมีการเกิดฟลูอิดเซชันได้ง่ายที่ความเร็วของของไหลต่ำ เป็นกลุ่มอนุภาคที่อากาศผ่านได้ โดยอนุภาคของเบตในกลุ่มนี้จะมีลักษณะฟลูอิดเซชันแบบราบเรียบ (Smooth fluidization) ที่ความเร็วของของไหลสูงกว่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟอง (Minimum bubbling) ทำให้เบตเปลี่ยนช่วงเป็นการเคลื่อนที่แบบฟองอากาศได้ ตัวอย่างอนุภาคในกลุ่มนี้ เช่น ตัวเร่งซีโอไลต์ที่ใช้ในการแตกตัวของไหลเชิงเร่งปฏิกิริยา (Fluid catalytic cracking, FCC) ส่วนใหญ่พบในอุตสาหกรรมที่เป็นการเกิดปฏิกิริยาของตัวเร่งปฏิกิริยา

3. **Group B** มีขนาดของอนุภาคที่อยู่ในช่วง 150 ไมครอนถึง 1000 ไมครอน ซึ่งอนุภาคในกลุ่มนี้จะเกิดการฟลูอิดเซชันได้ง่าย โดยอนุภาคในกลุ่มนี้ส่วนใหญ่จะถูกใช้ในกระบวนการเผาไหม้ จะ

มีฟองปรากฏทันทีเมื่อความเร็วของของไหลมีค่ามากกว่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้อนุภาคเกิดฟลูอิดเซชันได้ ตัวอย่างอนุภาคในกลุ่มนี้ เช่น ททราย

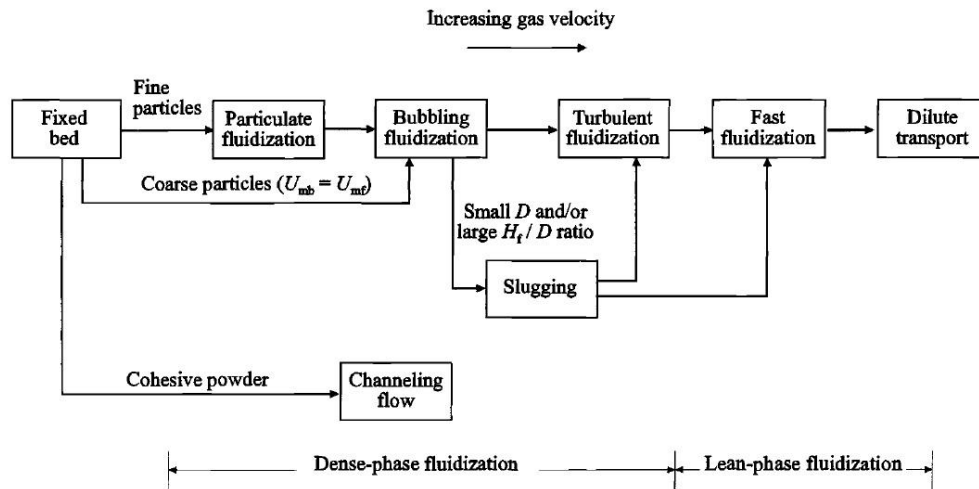
4. Group D มีขนาดของอนุภาคที่ใหญ่ที่มากกว่า 1000 ไมครอนและมีความหนาแน่นมาก ดังนั้นต้องใช้ความเร็วของของไหลสูงเพื่อทำให้เกิดฟลูอิดเซชัน ตัวอย่างอนุภาคในกลุ่มนี้ เช่น ข้าวสาลี เมล็ดกาแฟ เป็นต้น ส่วนใหญ่อนุภาคในกลุ่มนี้ใช้กระบวนการอบแห้งและกระบวนการผลิตพอลิเอทิลีน เป็นต้น [19]



รูปที่ 2. 4 การจำแนกของอนุภาคของแข็งโดยวิธีของ Geldart

2.1.3.3 ช่วงการไหลของฟลูอิดเซชัน (Regime of fluidization)

การแบ่งช่วงการไหลของฟลูอิดเซชัน แบ่งได้เป็น 2 แบบ คือ ฟลูอิดเซชันแบบหนาแน่น (Dense-phase fluidization) และ ฟลูอิดเซชันแบบเบาบาง (Lean-phase fluidization) โดยใช้พฤติกรรมการเกิดฟองในการจำแนก รูปที่ 2.5 แสดงความสัมพันธ์รูปแบบการไหลต่างๆ ในฟลูอิดเซชันแบบหนาแน่นและฟลูอิดเซชันแบบเบาบางกับความเร็วที่เพิ่มขึ้น โดยช่วงการไหลที่เป็นฟลูอิดเซชันแบบหนาแน่นประกอบด้วย ฟลูอิดเซชันที่มีเบดสม่ำเสมอ (Particulate fluidization) ฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊ส (Bubbling fluidization) ฟลูอิดเซชันแบบปั่นป่วน (Turbulent fluidization) Slugging Spouting และ Channeling ส่วนช่วงการไหลที่เป็นฟลูอิดเซชันแบบเบาบาง ประกอบด้วย ฟลูอิดเซชันแบบความเร็วสูง (Fast fluidization) และ ฟลูอิดเซชันแบบขนส่ง (Pneumatic transport) [18]



รูปที่ 2. 5 รูปแบบการไหลต่างๆ ในการฟลูอิดเซชันแบบหนาแน่นและการฟลูอิดเซชันแบบเบาบาง

2.1.3.3.1 เบดนิ่ง (Pack bed หรือ Fixed bed)

เบด (Bed) คือ หอทดลองที่มีอนุภาคของแข็งบรรจุอยู่ โดยปริมาณของของแข็งไม่ว่าจะอยู่นิ่งหรือเคลื่อนที่ในหอทดลองจะมีระดับความสูงตั้งแต่ตะแกรงรองรับหรือตัวกระจายความเร็วของแก๊ส (Gas distributor) ไปจนถึงระดับสูงสุดหรือผิวหน้าของเบด [18]

เบดนิ่ง หมายถึง หอทดลองที่เมื่อบรรจุเม็ดของแข็งในหอทดลอง แล้วเริ่มปล่อยของไหลเข้าทางด้านล่างของหอทดลองอย่างช้าๆ ขณะที่ของไหลความเร็วยังต่ำอยู่ โดยความเร็วของของไหลจะมีค่าที่ต่ำกว่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชัน (Minimum fluidization velocity) เม็ดของแข็งจะไม่ขยับตัว ลักษณะเช่นนี้เรียกว่าเบดนิ่ง (Fixed bed) ดังแสดงในรูปที่ 2.6

เมื่อของไหลเคลื่อนที่ผ่านอนุภาค จะทำให้เกิดความดันลด (Pressure drop) โดยความดันลดสามารถคำนวณได้จาก Ergun equation แสดงดังสมการที่ (2.1) [18]

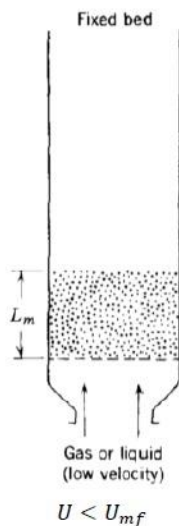
$$\frac{\Delta p}{L} g_c = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu U_0}{(\phi d_p)^2} + \frac{1.75(1-\varepsilon)\rho_f U_0^2}{\varepsilon^3 \phi d_p} \quad (2.1)$$

เมื่อ

- ε คือ สัดส่วนปริมาตรของวัฏภาคแก๊ส (-)
- $1-\varepsilon$ คือ สัดส่วนปริมาตรของวัฏภาคของแข็ง (-)
- ϕ คือ ความเป็นทรงกลมของอนุภาคของแข็ง (-)
- μ คือ ความหนืดของของไหล (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)
- ρ_f คือ ความหนาแน่นของของไหล (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
- U_0 คือ ความเร็วของของไหล (เมตรต่อวินาที)

d_p คือ เส้นผ่านศูนย์กลางกลางของอนุภาค (เมตร)

L คือ ความสูงของเบด (เมตร)

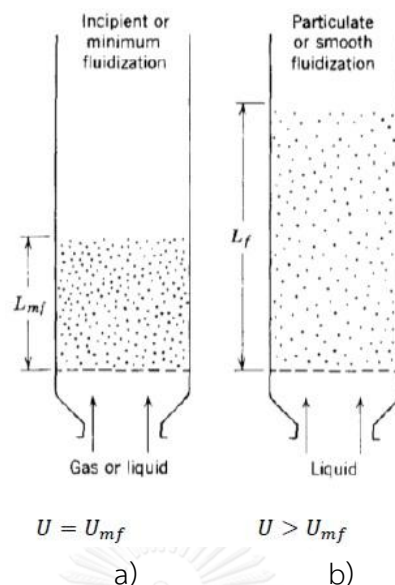


รูปที่ 2. 6 เครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง

2.1.3.3.2 ฟลูอิดเซชันแบบหนาแน่น (Dense-phase fluidization) ประกอบด้วยช่วงการไหลดังต่อไปนี้

2.1.3.3.2.1 ฟลูอิดเซชันที่มีเบดสม่ำเสมอ (Particulate fluidization)

ช่วงการไหลนี้จะแสดงดังรูปที่ 2.7 ลักษณะของช่วงการไหลนี้ความเร็วของของไหลจะมีค่ามากกว่าในเบดนิ่ง อนุภาคของแข็งเริ่มขยับตัวและมีการจัดตัวอย่างมีระเบียบเรียกว่า ฟลูอิดเซชันต่ำสุด (Minimum or incipient fluidization, U_{mf}) ความเร็วของของไหลจะมีค่าเท่ากับความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชัน (Minimum fluidization velocity) หรือ $U=U_{mf}$ สำหรับฟลูอิดเซชันแบบของเหลว เมื่อเพิ่มความเร็วจนกระทั่งเบดมีการขยายตัวอย่างสม่ำเสมอ เรียกว่า ฟลูอิดเซชันแบบสม่ำเสมอหรือเบดสม่ำเสมอ (Particulate or smooth fluidization) อนุภาคในช่วงการไหลนี้จะมีลักษณะเอกพันธ์ (Homogeneous) คือ ไม่เกิดฟองเกิดขึ้นหรือมีความเป็นเนื้อเดียวกัน โดยความเร็วของของไหลจะมีค่ามากกว่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชัน (Minimum fluidization velocity) หรือ $U>U_{mf}$ [18]



รูปที่ 2. 7 ช่วงการไหลฟลูอิดเซชันแบบสม่ำเสมอ a) ฟลูอิดเซชันที่ภาวะความเร็วต่ำสุด (Minimum or incipient fluidization) และ b) ฟลูอิดเซชันแบบสม่ำเสมอหรือเบดสม่ำเสมอ (Particulate or smooth fluidization)

2.1.3.3.2 ฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊ส (Bubbling fluidization)

เมื่อเพิ่มความเร็วของแก๊สที่สูงกว่าความเร็วที่ทำให้เกิดฟลูอิดเซชันแล้ว ($U > U_{mf}$) แก๊สส่วนหนึ่งยังทำหน้าที่ให้อนุภาคของแข็งเกิดการลอยตัว อีกส่วนหนึ่งจะรวมตัวกันแล้วก่อตัวเป็นฟองแก๊สเกิดขึ้น โดยฟองแก๊สเหล่านี้จะขยายตัวมายังผิวหน้าของเบดและแตกตัวในที่สุด ขณะที่ฟองแก๊สลอยขึ้นมาจะทำให้อนุภาคของแข็งไหลจากส่วนหลังคาของฟองแก๊สลงมายังส่วนล่าง ซึ่งบางส่วนของอนุภาคของแข็งจะลอยติดตามฟองแก๊สไปด้วย ลักษณะดังกล่าวทำให้ภายในเบดจะมีการเคลื่อนที่อย่างกระจัดกระจาย เบดชนิดนี้เรียกว่าเบดวุ่นวาย หรือ ฟลูอิดเซชันวุ่นวาย (Aggregative or bubbling bed) [20, 21] ดังแสดงใน รูปที่ 2.8a)

ลักษณะของอนุภาคภายในเบด แบ่งได้เป็น 2 ส่วนคือ

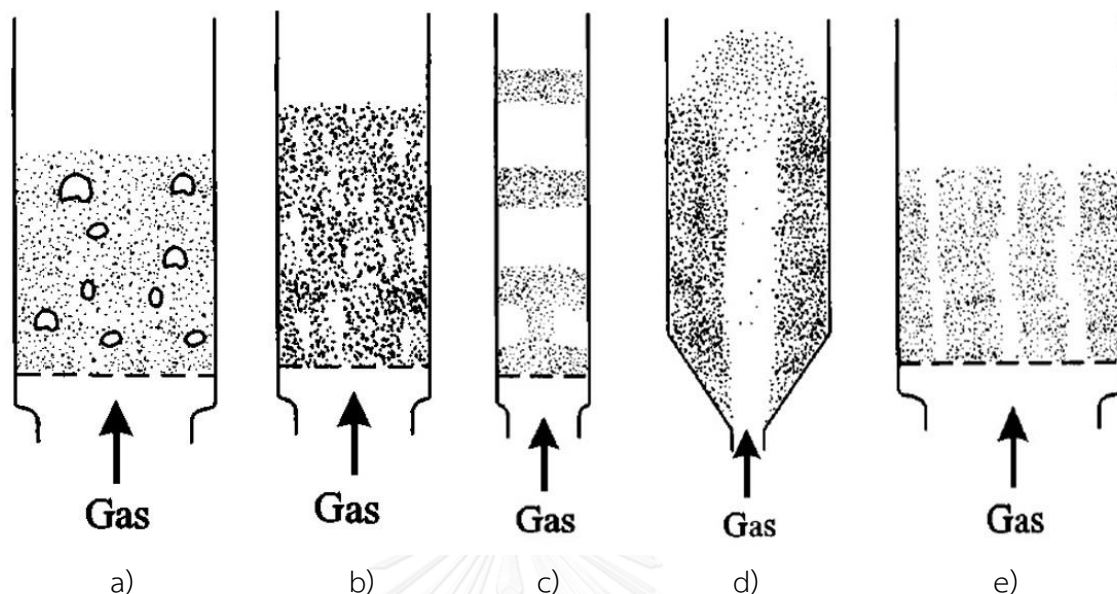
1) Bubble phase คือ ส่วนที่เป็นฟองแก๊ส ซึ่งในส่วนนี้อาจมีอนุภาคของแข็งอยู่บ้างแต่มีปริมาณน้อย

2) Emulsion phase คือ ส่วนที่ไม่ใช่ฟองแก๊ส

Geldart และ Abrahamsen ได้เสนอวิธีคำนวณความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟองแก๊ส (Minimum bubbling velocity, U_{mb}) แสดงดังสมการที่ (2.2)

$$U_{mb} = 2.07 \exp(0.716\phi_f) \frac{d_p \rho^{0.06}}{\mu^{0.347}} \quad (2.2)$$

โดย ϕ_f คือ สัดส่วนโดยมวลของอนุภาคที่มีขนาดเล็ก ซึ่งมีขนาดน้อยกว่า 45 ไมครอน (-)



รูปที่ 2. 8 รูปแบบการไหลแบบต่างๆที่เกิดขึ้นในการฟลูอิดเซชันแบบหนาแน่น a) ฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊ส (Bubbling fluidization) b) ฟลูอิดเซชันแบบปั่นป่วน (Turbulent fluidization) c) Slugging d) Spouting และ e) Channeling

2.1.3.3.2.3 ฟลูอิดเซชันแบบปั่นป่วน (Turbulent fluidization)

รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน แสดงดังรูปที่ 2.8b) จะพบเมื่อแก๊สที่ป้อนให้กับระบบมีค่ามากกว่ารูปแบบการไหลแบบฟองแก๊ส ในรูปแบบการไหลนี้ วัฏภาคของฟองแก๊สและอีมีลชันจะไม่สามารถแยกออกจากกันได้ ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นจะมีการแยกตัวออกจากกันมากขึ้นเมื่อมีการเพิ่มความเร็วก๊าซ ซึ่งส่งผลให้ฟองแก๊สที่มีขนาดใหญ่ลดลง [18]

2.1.3.3.2.4 สลักกิ้ง (Slugging)

สลักกิ้ง แสดงดังรูปที่ 2.8c) แสดงถึงรูปแบบการไหลที่มีฟองแก๊สหรือช่องว่างที่มีขนาดใกล้เคียงกับเส้นผ่านศูนย์กลางของเบด รูปแบบการไหลนี้จะเกิดขึ้นเมื่อทำการฟลูอิดเซชันในระบบที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเบดที่น้อยหรือมีอัตราส่วนของความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลางที่น้อย ทำให้เกิดช่องว่างหรือมีการแยกตัวของอนุภาคของแข็งเป็นชั้นๆ ทำให้การถ่ายโอนมวลหรือความร้อนไม่ดี เนื่องจากอนุภาคของแข็งสัมผัสกับแก๊สเป็นเวลาอันสั้นหรือไม่สัมผัสเลยในบางส่วน [18]

2.1.3.3.2.5 สะเปาตั้ง (Spouting)

สะเปาตั้ง แสดงดังรูปที่ 2.8d) เมื่อแก๊สเคลื่อนที่ผ่านช่องว่างที่เกิดขึ้นในเบตในแนวตั้งด้วยความเร็วสูง ส่วนมากจะเกิดขึ้นเมื่อมีการใช้อุณหภูมิในกลุ่ม D ที่ตำแหน่งตรงกลางของเบต แก๊สที่ไหลผ่านเบตจะนำพาอนุภาคบางส่วนไปด้วย ทำให้เกิดเป็นบริเวณที่มีการไหลแบบเบาบาง อนุภาคที่ไหลจนถึงด้านบนจะตกกลับลงมาที่ด้านบน บริเวณที่มีความหนาแน่นของอนุภาคมากจะอยู่ระหว่างตรงกลางและผนัง อนุภาคที่บริเวณวงแหวนดังกล่าวจะเคลื่อนที่ลงไป ยังเคลื่อนที่ไปบริเวณตรงกลางและเกิดการหมุนวนขึ้น [18]

2.1.3.3.2.6 Channeling

Channeling แสดงดังรูปที่ 2.8e) จะเกิดเนื่องจากแรงยึดเหนี่ยวระหว่างอนุภาคกับอนุภาคในกลุ่ม C นอกจากนี้ขนาดของอนุภาคหรือความหนาแน่นของอนุภาคยังส่งผลต่อรูปแบบการไหลนี้ด้วย โดย Channeling จะเกิดฟองแก๊สเป็นช่องๆ อนุภาคของแข็งที่อยู่ตรงทางผ่านของแก๊สเท่านั้นที่มีการเคลื่อนที่ แต่บริเวณข้างเคียงจะไม่มีมีการเคลื่อนที่ รูปแบบการไหลนี้ยังสามารถเกิดได้กับเบตที่มีแรงระหว่างอนุภาคกับอนุภาคเมื่ออุปกรณ์กระจายแก๊สกระจายได้ไม่ดี [18]

2.1.3.3.3 ฟลูอิดิเซชันแบบเบาบาง (Lean-phase fluidization)

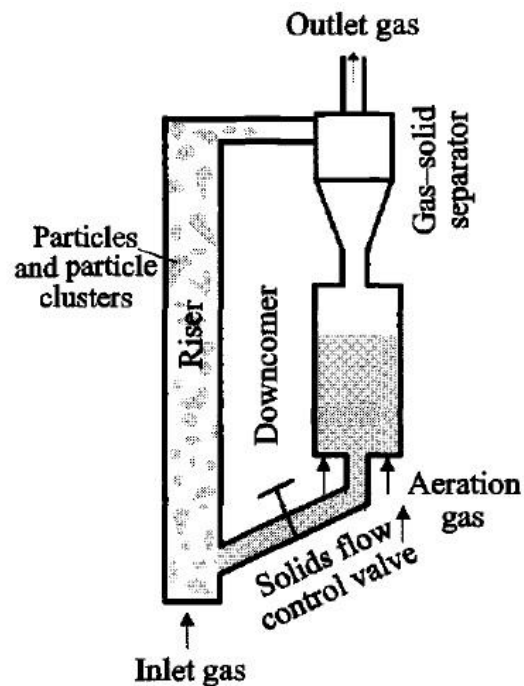
ช่วงการไหลนี้ อนุภาคจะมีการหลุดออกไปจากหอทดลอง ประกอบด้วยช่วงการไหลดังต่อไปนี้ ฟลูอิดิเซชันแบบความเร็วสูง (Fast fluidization) และ ฟลูอิดิเซชันแบบขนส่ง (Pneumatic transport)

2.1.3.3.3.1 ฟลูอิดิเซชันแบบความเร็วสูง (Fast fluidization)

ช่วงการไหลนี้จะอยู่ระหว่างช่วงการไหล ฟลูอิดิเซชันแบบปั่นป่วนกับฟลูอิดิเซชันแบบขนส่ง โดยเมื่อเพิ่มความเร็วที่มากกว่าความเร็วในฟลูอิดิเซชันแบบปั่นป่วน อนุภาคจะหลุดออกจากหอทดลอง โดยลักษณะที่เห็นชัดเจนคือ บริเวณตรงกลางอนุภาคของแข็งจะมีการเคลื่อนที่ที่เบาบาง และอนุภาคจะมีการจับตัวเป็นกลุ่มก้อน (Cluster) ซึ่งมีการเคลื่อนที่ลงที่บริเวณผนัง เรียกลักษณะนี้ว่าการไหลแบบแกนใน-วงนอก (Core-annulus flow) [18]

2.1.3.3.3.1.1 ฟลูอิดิเซชันแบบหมุนเวียน (Circulating fluidization, CFB) เป็น

รูปแบบหนึ่งของช่วงการไหล ฟลูอิดิเซชันแบบความเร็วสูง ดังแสดงในรูปที่ 2.9 ซึ่งในปัจจุบันมีการใช้งานมากในอุตสาหกรรม เนื่องจากอนุภาคของแข็งมีการเคลื่อนที่ตลอดเวลา ทำให้มีการผสมที่ดีสม่ำเสมอและการที่อนุภาคมีการเคลื่อนที่ตลอดเวลา ทำให้อัตราการถ่ายโอนมวลและพลังงานที่สูง เนื่องจากมีพื้นที่สัมผัสระหว่างอนุภาคของแข็งกับของไหลมากขึ้น



รูปที่ 2. 9 ระบบฟลูอิดเซชันแบบหมุนเวียน ((Circulating fluidization, CFB)

Bi และ Fan ได้มีการทำนายความเร็วในการเกิดฟลูอิดเซชันแบบความเร็วสูง (Transport velocity, U_{tr}) ดังสมการ ที่ (2.3) – (2.5)

$$Re_{tr} = 2.28Ar^{0.419} \quad (2.3)$$

$$Ar = \frac{\rho(\rho_p - \rho)gd_p^3}{\mu^2} \quad (2.4)$$

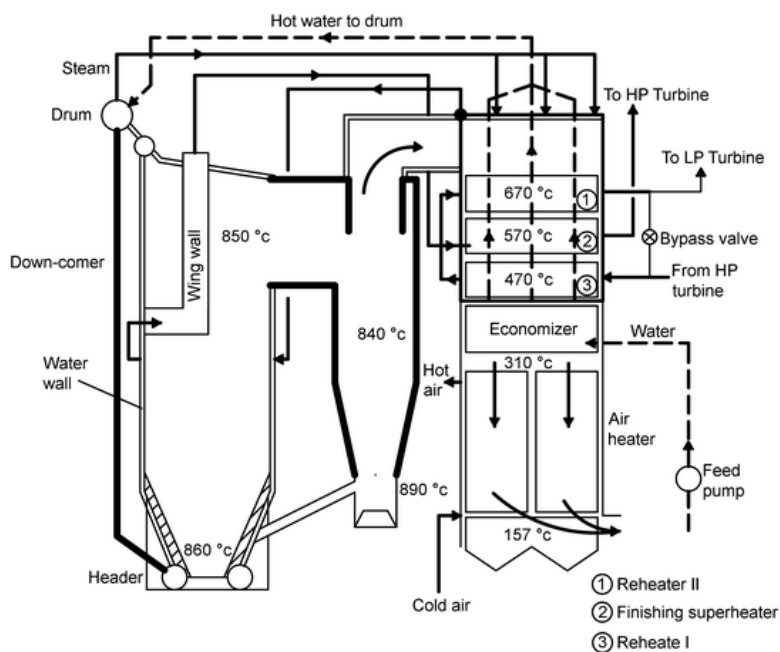
$$Re_{tr} = \frac{\rho U_{tr} d_p}{\mu} \quad (2.5)$$

โดย Ar คือ ตัวแปรไร้มิติ Archimedes number ซึ่งความสัมพันธ์นี้จะใช้ได้กับอนุภาคที่มีขนาด 23.6 ถึง 5000 ไมครอนและมีค่า Re_{tr} เท่ากับ 2.42 ถึง 2890 ความหนาแน่นอยู่ในช่วง 660 ถึง 4510 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร หรือสำหรับอนุภาคในกลุ่ม A B และ D ที่มีขนาดไรเซอร์เท่ากับ 0.05 ถึง 0.3 เมตร

2.1.3.3.1.2 หม้อไอน้ำแบบฟลูอิดเซชันแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed boiler)

เป็นเทคโนโลยีที่ใช้ในการผลิตไอน้ำที่มีการควบคุมสถานะของซิลิเฟอไรต์ไดออกไซด์และไนโตรเจนไดออกไซด์อย่างมีประสิทธิภาพก่อนปล่อยออกสู่บรรยากาศ ซึ่งในปัจจุบันโรงไฟฟ้าที่ใช้ถ่านหินในการเผาไหม้ ได้ใช้เครื่องปฏิกรณ์นี้ในการผลิตไอน้ำเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า ดังแสดงในรูปที่ 2.10

ข้อดีที่สำคัญของการเผาไหม้แบบฟลูอิดเบดแบบนี้ คือ การเผาไหม้จะมีการแยกเอาซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ซึ่งมักจะเกิดในการเผาไหม้ทั่วไปและเป็นแก๊สพิษออกได้ การลดซัลเฟอร์ไดออกไซด์ทำได้โดยการเติมหินปูนเข้าไปกับเชื้อเพลิงแข็ง เช่น ถ่านหิน โดยตรง หินปูนจะประกอบไปด้วย CaCO_3 ซึ่งจะทำหน้าที่จับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ออกได้ [22]



รูปที่ 2. 10 ส่วนประกอบของหม้อไอน้ำฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน
(Circulating fluidized bed boiler)

2.1.3.3.2 ฟลูอิดเซชันแบบขนส่ง (Pneumatic transport)

ช่วงการไหลนี้ คือ เมื่อเพิ่มความเร็วที่เพิ่มขึ้นจากช่วงการไหลแบบความเร็วสูง อนุภาคของแข็งจะหลุดออกจากหอตลอด ซึ่งอนุภาคของแข็งภายในหอตลอดจะเบาบางมาก [23]

2.1.3.4 ข้อดีของกระบวนการฟลูอิดเซชัน [18]

- การถ่ายเทความร้อนและมวลในระบบมีความสม่ำเสมอ ทำให้อุณหภูมิของการเกิดปฏิกิริยาไม่สูงมาก ลดการเกิดมลพิษ และเนื่องจากของแข็งมีการกระจายอย่างสม่ำเสมอ ส่งผลให้ผลผลิตที่ได้มีความสม่ำเสมอ มีการผสมกันได้อย่างรวดเร็ว

- การขนส่งหรือการเคลื่อนย้ายของเม็ดระหว่างอุปกรณ์ฟลูอิดเซชันกับถังเก็บเม็ดของแข็งทำได้ง่าย

- เนื่องจากอนุภาคของแข็งที่เป็นของไหล จึงทำงานแบบต่อเนื่องได้คือ ปล่อยให้ของแข็งไหลออกจากเบตและไหลเติมเข้าไปในเบตได้

- มีการจัดเรียงตัวของเม็ดของแข็ง โดยเม็ดที่มีน้ำหนักน้อยจะอยู่ส่วนบน ส่วนเม็ดที่มีน้ำหนักมากจะอยู่ด้านล่าง ทำให้สามารถนำไปใช้ในการแยกขนาดของเม็ดของแข็งได้ นอกจากนี้แรงเสียดทานต่อการไหลของของไหลมีน้อยกว่ามาก

- สามารถกำจัดขนาดของตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีขนาดเล็กมากๆ ได้โดยไม่ต้องหยุดเครื่องทำงาน

- ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงจะมีเวลาอยู่ในเตานาน จึงสามารถเกิดการเผาไหม้ได้อย่างสมบูรณ์

ข้อเสียของกระบวนการฟลูอิดเซชัน

- เนื่องจากในขณะที่เกิดฟลูอิดเซชันนั้น เม็ดของแข็งทั้งหมดที่บรรจุอยู่มีการเคลื่อนที่อย่างปั่นป่วนคล้ายกับของเหลวที่กำลังเดือด ถ้าต้องการให้มีการทำปฏิกิริยาเป็นแบบไหลสวนทางระหว่างของแข็งและแก๊สจำเป็นต้องใช้เครื่องมีฟลูอิดซ์เบตอย่างน้อย 2 ชุดมาต่อขนานกัน

- เนื่องจากเม็ดของแข็งมีการเสียดสีอยู่ตลอดเวลา ดังนั้น เครื่องมือและท่อบางส่วนจึงเกิดการสึกหรอได้ง่าย และต้องระวังการออกแบบใช้งาน

- เนื่องจากเงื่อนไขในการใช้งานบางอย่างของเครื่องฟลูอิดซ์เบตจึงอาจจำกัดขนาดของเม็ดของแข็งที่ใช้งานได้ นอกจากนี้ เม็ดของแข็งที่มีขนาดเล็กมากๆ อาจจะถูกพัดพาหนีไปกับแก๊สที่ไหลผ่านได้ ดังนั้น ถ้าของแข็งมีขนาดเล็กมีราคาสูงก็อาจจะทำให้เกิดการสูญเสียทางเศรษฐกิจได้

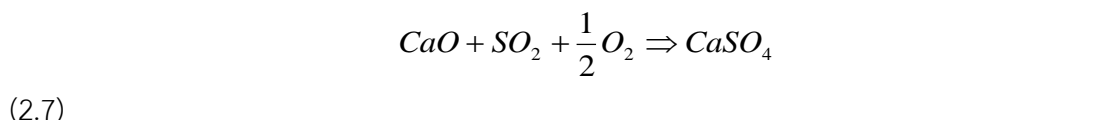
- การทำงานมีข้อจำกัดเพราะถ้าให้ความเร็วของของไหลสูงเกินไปเม็ดของแข็งก็จะออกจากเบตไปพร้อมกับของไหลและในปฏิกิริยาที่ทำให้ตัวเร่งมีขนาดลดลง จะต้องคอยปรับความเร็วของแก๊สเพื่อไม่ให้ตัวเร่งปลิวไป ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์น้อยลง

- ไม่สามารถใช้กับเม็ดของแข็งที่เปราะหรือเป็นยาง เพราะเกิดการเกาะเป็นก้อนใหญ่และตกตะกอนมายังส่วนล่างของเบต

2.1.4 ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์

ในโรงงานไฟฟ้าถ่านหิน มีการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ออกมาเป็นจำนวนมาก ซึ่งคาร์บอนไดออกไซด์ ส่งผลต่อภาวะโลกร้อน ในปัจจุบันได้มีการใช้ตัวดูดซับมายึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ อาทิเช่น โมโนเอทานอลามีน (Mono ethanolamine, MEA) ซึ่งสามารถยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ แต่มีข้อเสียคือ มีความเป็นพิษและไม่สามารถทนต่ออุณหภูมิสูงได้ ต่อมาได้มีการนำแคลเซียมออกไซด์เป็นที่รู้จักกันทั่วไปคือ ปูนขาวหรือปูนเผา มาใช้ในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ ตัวดูดซับนี้สามารถทนได้ที่อุณหภูมิสูง ซึ่งเหมาะกับการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ในโรงงานไฟฟ้าถ่านหิน เนื่องจากในโรงงานไฟฟ้าจะมีการเผาไหม้ที่อุณหภูมิสูง และตัวดูดซับนี้

นอกจากจะมีการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์แล้ว ยังสามารถที่จะยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ โดยข้อดีของตัวดูดซับ นอกจากจะทนต่ออุณหภูมิสูงแล้วยังหาได้ง่าย มีราคาถูก และสามารถที่จับได้ทั้งซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ [24] ดังแสดงในสมการที่ (2.6) – (2.8)



2.1.5 การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (Computational Fluid Dynamics, CFD)

พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (Computational Fluid Dynamics, CFD) เป็นกระบวนการอย่างหนึ่งที่สามารถใช้วิเคราะห์ปัญหาเกี่ยวกับของไหล (Fluid) โดยการใช้งานของวิธีนี้ เป็นการประยุกต์ใช้คอมพิวเตอร์เพื่อนำมาการแก้ไขปัญหาเชิงตัวเลขด้านของไหลชนิดต่างๆ เช่นการถ่ายโอนมวล ความร้อน พลังงานและการเกิดปฏิกิริยาเคมีต่างๆ วิธีการนี้ได้ก้าวมาเป็นเครื่องมือทางวิศวกรรมที่ใช้ทำนายเพราะใช้งานง่าย มีการใช้อย่างแพร่หลาย ใช้ได้ในงานที่อันตรายและลดเวลาที่ใช้ในการทำ การทดลอง

พฤติกรรมของไหลสามารถอธิบายโดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ถูกกำหนดด้วยสมการอนุพันธ์ ได้แก่ สมการอนุพันธ์มวล สมการอนุพันธ์โมเมนตัม และสมการอนุพันธ์พลังงาน โดยสมการเหล่านี้จะแสดงในรูปสมการคณิตศาสตร์อย่างง่าย การจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณนี้จะใช้สมการเหล่านี้ในการอธิบายลักษณะการไหลที่เกิดขึ้น [25, 26]

2.1.5.1 ระเบียบวิธีการแบ่งช่วง (Discretization methods)

เป็นการเปลี่ยนสมการเชิงอนุพันธ์ให้อยู่ในรูปสมการพีชคณิต โดยการแบ่งช่วงในการแก้ปัญหาพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ มีดังต่อไปนี้

- 1) ระเบียบวิธีปริมาตรสี่บเนื่อง (Finite volume method)
- 2) ระเบียบวิธีอีลีเมนต์สี่บเนื่อง (Finite element method)
- 3) ระเบียบวิธีผลต่างสี่บเนื่อง (Finite difference method)
- 4) ระเบียบวิธีอีลีเมนต์ขอบเขต (Boundary element method)

โดยในงานวิจัยนี้จะใช้ระเบียบวิธีปริมาตรสี่เหลี่ยมหรือระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม จะแบ่งเซลล์การคำนวณออกเป็นส่วนๆ ในการแก้ปัญหาที่เกี่ยวข้องการไหล ระเบียบวิธีปริมาตรสี่เหลี่ยม จะพิจารณาแบ่งเซลล์การคำนวณออกเป็นเทอมการแพร่ของของไหล การพาของของไหล โดยจะแสดงสมการควบคุมพื้นฐาน (Governing equation) ในรูปของตัวแปร ϕ ซึ่งตัวแปร ϕ สามารถหาได้จาก Discretization scheme แบบต่างๆ ในงานวิจัยนี้ได้ใช้วิธี Discretization scheme แบบแผนวิธีผลต่างต้นลม (Upwind Differencing Scheme: UDS)

2.1.5.1.1 แผนวิธีผลต่างต้นลม (Upwind Differencing Scheme: UDS) [12]

สามารถแบ่งได้เป็น 2 วิธี คือ

2.1.5.1.1.1 First order upwind differencing scheme วิธีนี้เป็นการแก้ปัญหาที่เกิดจากการสมมติว่าค่าของการพาที่ Interface เกิดจากค่าเฉลี่ยระหว่าง ϕ_E และ ϕ_P ซึ่งจะส่งผลให้ค่าสัมประสิทธิ์ a_N, a_S, a_E หรือ a_W มีค่าติดลบ จึงส่งผลให้ผลเฉลยของปัญหาไม่ลู่เข้าค่าใดๆ ได้ โดยเสนอแนวคิดใหม่คือคิดค่าของ Interface ให้มีค่าของ ϕ ที่ Grid point ของผิวปริมาตรควบคุมด้านต้นกระแสนการไหล (Upstream) แสดงสมการดังนี้

$$\begin{aligned} \phi_e &= \phi_P \text{ เมื่อ } F_e > 0 \\ \phi_e &= \phi_E \text{ เมื่อ } F_e < 0 \\ \phi_w &= \phi_W \text{ เมื่อ } F_w > 0 \\ \phi_w &= \phi_P \text{ เมื่อ } F_w < 0 \end{aligned}$$

ค่าของ ϕ_n และ ϕ_s ก็หาได้ในทำนองเดียวกัน ดังนั้น สามารถเขียนสมการพีชคณิตของสมการเขียนได้ดังนี้

$$a_P \phi_P = a_W \phi_W + a_E \phi_E + a_S \phi_S + a_N \phi_N + S_\phi V \quad (2.9)$$

โดย

$$a_N = \max[-F_n, 0]$$

$$a_S = \max[F_s, 0]$$

$$a_E = \max[-F_e, 0]$$

$$a_W = \max[F_w, 0]$$

$$\text{และ } a_P = a_N + a_S + a_E + a_W + (F_n - F_s + F_e - F_w)$$

เมื่อ $\max[A, B]$ คือค่าสูงสุด ที่ได้จากการเปรียบเทียบค่าของ A กับ B

2.1.5.1.1.2 Second order upwind differencing scheme วิธีการคิดแบบนี้จะคล้ายกับการประมาณค่าโดยวิธี First order upwind differencing scheme คือคำนวณค่า ϕ ของเทอม

การพาที่ผิวปริมาตรควบคุมด้านต้นกระแสน้ำของการไหลแต่ค่าที่นำมาคำนวณจะเลือกที่สองตำแหน่งถัดออกไป และจากการเลือกจุดข้อมูลที่มากขึ้นทำให้มีข้อดีคือ ผลของคำตอบจะมีความแม่นยำมากขึ้น แสดงสมการดังนี้

$$\phi_e = \frac{3}{2}\phi_P - \frac{1}{2}\phi_w \quad \text{เมื่อ} \quad F_e > 0$$

$$\phi_e = \frac{3}{2}\phi_E - \frac{1}{2}\phi_{EE} \quad \text{เมื่อ} \quad F_e < 0$$

$$\phi_w = \frac{3}{2}\phi_W - \frac{1}{2}\phi_{WW} \quad \text{เมื่อ} \quad F_w > 0$$

$$\phi_w = \frac{3}{2}\phi_P - \frac{1}{2}\phi_E \quad \text{เมื่อ} \quad F_w < 0$$

เมื่อเปรียบเทียบกับแล้ว แบบ Second order upwind difference จะมีผลของคำตอบมีความที่แม่นยำมากกว่า First order upwind difference เนื่องจากการใช้จุดข้อมูลที่มากกว่า

2.1.5.2 การแก้ปัญหาด้วยวิธี SIMPLE

วิธี SIMPLE ย่อมาจาก Semi-Implicit Method for Pressure-Linked Equation [12] เป็นขั้นตอนวิธีแก้ระบบสมการการไหลที่นำเสนอโดย Patankar และ Spalding หลักการของขั้นตอนของวิธีนี้คือ ตรวจสอบค่าความดันและความเร็วให้สอดคล้องกัน โดยสมมติค่าความดันและความเร็วในขอบเขตของปัญหาที่สนใจ คำนวณค่าความเร็ว เพื่อจะนำความเร็วไปหาความดัน โดยใช้ Pressure-correction method ช่วยในการคำนวณค่าความดันที่ถูกต้อง ซึ่งค่า Pressure-correction ที่ได้จะถูกนำกลับมาหาค่าความเร็ว แล้วทำซ้ำจนกระทั่งผลเฉลยเข้าสู่ค่าใดค่าหนึ่ง การแก้ปัญหาด้วยวิธีนี้จะช่วยให้ค่าความดันและความเร็วที่ได้มีความสัมพันธ์กันตามสมการอนุรักษ์โมเมนตัมและมวล

2.1.6 การออกแบบการทดลอง (Design of experiment)

2.1.6.1 การออกแบบการทดลองเชิงแฟกทอเรียล

การทดลองที่พิจารณาถึงผลที่เกิดจากการรวมกันของระดับ (Level) ของปัจจัยทั้งหมดที่เป็นไปได้ในการทดลองนั้น ผลที่เกิดจากปัจจัยหนึ่ง หมายถึง การเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นกับผลตอบสนอง (Response) ที่เกิดจากการเปลี่ยนแปลงระดับของปัจจัยนั้นๆ ซึ่งเรียกว่า ผลหลัก (Main effect) ในการทดลองบางอย่าง เราอาจจะพบว่าความแตกต่างของผลตอบที่เกิดขึ้นบนระดับต่างๆ ของปัจจัยหนึ่งจะมีค่าไม่เท่ากันที่ระดับอื่นๆ ทั้งหมดของปัจจัยอื่น ซึ่งหมายความว่า ผลตอบของปัจจัยหนึ่งจะขึ้นกับระดับของปัจจัยอื่นๆ นั้นเอง และเราเรียกเหตุการณ์นี้ว่าอันตรกิริยา (Interaction) ระหว่างปัจจัยที่เกี่ยวข้อง โดยตารางที่ 2.1 แสดงการวิเคราะห์ความแปรปรวนของการทดลองเชิงแฟกทอเรียล 2 ตัวแปร [27]

ตารางที่ 2. 1 การวิเคราะห์ความแปรปรวนของการทดลองเชิงแฟกทอเรียล 2 ตัวแปร

Source of Variation	Sum of Squares	Degrees of Freedom	Mean Square	F_0
A treatments	SS_A	$a-1$	$MS_A = \frac{SS_A}{a-1}$	$F_0 = \frac{MS_A}{MS_E}$
B treatments	SS_B	$b-1$	$MS_B = \frac{SS_B}{b-1}$	$F_0 = \frac{MS_B}{MS_E}$
Interaction	SS_{AB}	$(a-1)(b-1)$	$MS_{AB} = \frac{SS_{AB}}{(a-1)(b-1)}$	$F_0 = \frac{MS_{AB}}{MS_E}$
Error	SS_E	$ab(n-1)$	$MS_E = \frac{SS_E}{ab(n-1)}$	
Total	SS_T	$abn-1$		

เพื่อให้คำนวณได้ง่าย เราสามารถหาค่าของ SS_T SS_A SS_B และ SS_E ได้ดังสมการต่อไปนี้

$$SS_T = \sum_{i=1}^a \sum_{j=1}^b \sum_{k=1}^n y_{ijk}^2 - \frac{y^2 \dots}{abn} \quad (2.10)$$

$$SS_A = \frac{1}{bn} \sum_{i=1}^a y_{i..}^2 - \frac{y^2 \dots}{abn} \quad (2.11)$$

$$SS_B = \frac{1}{an} \sum_{j=1}^b y_{.j.}^2 - \frac{y^2 \dots}{abn} \quad (2.12)$$

$$SS_{Subtotals} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^a \sum_{j=1}^b y_{ij.}^2 - \frac{y^2 \dots}{abn} \quad (2.13)$$

$$SS_{AB} = SS_{Subtotals} - SS_A - SS_B \quad (2.14)$$

หรือ $SS_T = SS_A + SS_B + SS_{AB} + SS_E \quad (2.15)$

กำหนดให้ $y_{i.}$ เป็นผลรวมของข้อมูลจากการทดลองทั้งหมดทั้งหมดภายใต้ระดับที่ i ของปัจจัย A

$y_{.j.}$ เป็นผลรวมของข้อมูลจากการทดลองทั้งหมดทั้งหมดภายใต้ระดับที่ j ของปัจจัย B

$y_{ij.}$ เป็นผลรวมของข้อมูลจากการทดลองทั้งหมดทั้งหมดภายใต้เซลล์ตำแหน่งที่ ij

2.1.6.2 การออกแบบการทดลองเชิงแฟกทอเรียลแบบ 2^k

กรณีที่มีปัจจัย k ปัจจัย ซึ่งแต่ละปัจจัยประกอบด้วย 2 ระดับ เช่น ความดันและอุณหภูมิ เป็นต้น ใน 1 เปรดิคตที่บริบูรณ์สำหรับการออกแบบเช่นนี้จะประกอบด้วยข้อมูลทั้งสิ้น $2 \times 2 \times 2 \times \dots \times k = 2^k$ ข้อมูล และเราเรียกการออกแบบลักษณะนี้ว่า การออกแบบเชิงแฟกทอเรียลแบบ 2^k โดยการออกแบบ 2^k มีประโยชน์ต่อการทดลองในช่วงแรก เมื่อมีปัจจัยจำนวนมาก การออกแบบนี้จะทำให้เกิดการทดลองจำนวนน้อยที่สุด ที่สามารถจะทำได้ ทำให้การออกแบบ 2^k จะถูกนำมาใช้อย่างแพร่หลายเพื่อรองข้อมูลที่มีจำนวนมาก เพื่อให้เหลือน้อยลง

วิธีการทั่วไปในการวิเคราะห์เชิงสถิติของการออกแบบ 2^k มีดังต่อไปนี้

- 1) ต้องประมาณผลที่เกิดจากปัจจัยต่างๆ และตรวจสอบขนาดผลที่เกิดขึ้น
- 2) วิเคราะห์ความแปรปรวนเพื่อที่จะทดสอบความมีนัยสำคัญของผลหลักและอันตรกิริยา
- 3) ตรวจสอบแบบจำลอง โดยนำตัวแปรที่ไม่มีผลอย่างมีนัยสำคัญออก และตรวจสอบความถูกต้องของสมมติฐานที่สร้างขึ้น
- 4) วิเคราะห์ผลความถูกต้องของแบบจำลองด้วยกราฟ

2.1.6.3 การวิเคราะห์ความแปรปรวน (Analysis of variance, ANOVA)

คือ เทคนิควิเคราะห์ที่ใช้เพื่อทดสอบสมมติฐานที่มีการเปรียบเทียบค่าเฉลี่ยที่มากกว่า 2 กลุ่มขึ้นไป จากตารางที่ 2.2 เมื่อคำนวณหาค่า F_0 ที่ได้จากการทดลองมาวิเคราะห์กับ F_{Critical} ที่ได้จากตาราง โดยถ้า $F_0 > F_{\text{Critical}}$ ให้ปฏิเสธ สมมติฐานหลัก (H_0) หรือตัวแปรนั้นมีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ แต่ถ้า $F_0 < F_{\text{Critical}}$ จะสรุปว่ายอมรับ H_0 คือไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ นอกจากนี้สามารถใช้ค่า P-value สำหรับการวิเคราะห์ได้เช่นเดียวกัน ซึ่งมักกำหนดให้เท่ากับ 0.05 ที่ความเชื่อมั่นร้อยละ 95 ดังนั้น ถ้าค่า P-value มีค่าน้อยกว่า 0.05 จะปฏิเสธสมมติฐานหลัก (H_0) ตัวแปรนั้นจะส่งผลต่อค่าที่ได้จากการทดลองหรือมีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ ในทางตรงกันข้าม เราจะยอมรับสมมติฐานหลัก (H_0) ถ้าหาก P-value มากกว่า 0.05

ตารางที่ 2. 2 การออกแบบเชิงแฟกทอเรียล 2³

Run	A	B	C	Combination
1	+	-	-	a
2	-	-	-	1
3	+	+	-	ab
4	-	+	-	b
5	+	-	+	ac
6	-	-	+	c
7	+	+	+	abc
8	-	+	+	bc

2.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Shuai และคณะ [4] ทำการศึกษาแบบจำลอง Euler-Euler สำหรับการเผาไหม้ถ่านหิน และกระบวนการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์โดยใช้หินปูนในท่อโรเตอร์เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบด แบบจำลองประกอบด้วยสมการอุทกพลศาสตร์และปฏิกิริยาเคมีที่ประกอบด้วยปฏิกิริยาเอกพันธ์และวิวิธพันธ์ เมื่อเปรียบเทียบผลการจำลองกับการทดลองจริง พบว่า มีค่าที่สอดคล้องกัน โดยข้อมูลที่ใช้ในการเปรียบเทียบ คือความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ความเร็วของวัฏภาคแก๊สและวัฏภาคของแข็ง อุณหภูมิวัฏภาคของแก๊สและของแข็งและรูปแบบของอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี โดยอุณหภูมิและสัดส่วนความเข้มข้นของมีเทน คาร์บอนมอนอกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์จะมีค่าที่สูงในส่วนของทางป้อนเข้าของเชื้อเพลิง และเมื่อระดับความสูงเพิ่มขึ้นทั้งอุณหภูมิและความเข้มข้นของแก๊สทั้ง 3 ตัวจะมีค่าที่ลดลง รูปแบบความเร็วในแนวรัศมีจะมีรูปแบบความเร็วคือ ที่ผนังจะมีความเร็วของวัฏภาคแก๊สและวัฏภาคของแข็งต่ำสุด ส่วนตรงกลางความเร็วของวัฏภาคแก๊สและวัฏภาคของแข็งจะมีค่าสูงสุด และผลของอัตราการเกิดปฏิกิริยา จะศึกษาในส่วนของวัฏภาคของของแข็ง พบว่า สัดส่วนปริมาตรของของแข็งน้อย (แคลเซียมออกไซด์) มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์สูง เนื่องจากพื้นที่สัมผัสสูง แต่เมื่อสัดส่วนปริมาตรของของแข็งสูง ทำให้พื้นที่ผิวสัมผัสต่ำ ส่งผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาการยึดจับต่ำ

Zhou และคณะ [7] ศึกษาการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสองมิติ โดยจำลองการเผาไหม้ถ่านหินที่ใช้ออกซิเจนในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนกับแก๊สไอเสียเปียกที่รีไซเคิล ภาวะที่สนใจจำลองคือ อากาศทั่วไป (ออกซิเจน 21 เปอร์เซ็นต์/ไนโตรเจน 79 เปอร์เซ็นต์) และออกซิเจน/ไอเสียหมุนเวียนที่มีความเข้มข้นของออกซิเจนที่มีความเข้มข้นแตกต่างกันเนื่องจากการรีไซเคิลทำให้ความเข้มข้นของออกซิเจนสูงขึ้น (21 เปอร์เซ็นต์ถึง 40 เปอร์เซ็นต์/ไนโตรเจน 79

เปอร์เซ็นต์ถึง 60 เปอร์เซ็นต์) ผลที่ศึกษาคือ การกระจายตัวของสัดส่วนของแข็ง อุณหภูมิ และความเข้มข้นของแก๊สไนโตรเจนโดยเปรียบเทียบสัมประสิทธิ์แรงต้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างภูมิภาคแก๊ส-ของแข็งของ EMMS และ Gidaspow กับผลการทดลองจริง พบว่า สัมประสิทธิ์แรงต้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างภูมิภาคแก๊ส-ของแข็งแบบ EMMS ให้ค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งที่ใกล้เคียงกับการทดลอง เมื่อศึกษาอุณหภูมิตามความสูง พบว่า ที่ความเข้มข้นของออกซิเจนที่มีเปอร์เซ็นต์ 40 เปอร์เซ็นต์จะมีอุณหภูมิที่สูงที่สุด เพราะเมื่อความเข้มข้นของออกซิเจนสูงทำให้ประสิทธิภาพในการเผาไหม้สูง ส่งผลให้อุณหภูมิในระบบสูง เมื่อทำการป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์มีค่าน้อยลงเมื่อเทียบกับไม่เติมตัวดูดซับ ศึกษาความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่มีความเข้มข้นของออกซิเจนที่ต่างกันที่มีการป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า ที่ความเข้มข้นของออกซิเจนที่สูงจะมีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์สูง เพราะอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่มีออกซิเจนเป็นสารตั้งต้นเกิดเป็นผลิตภัณฑ์ซัลเฟอร์ไดออกไซด์สูงขึ้น

Coppola และคณะ [8] ศึกษาการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยการจำลองกระบวนการเคมีคอลลูบิงในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์แบบฟองแก๊สระดับห้องปฏิบัติการ โดยจะศึกษาการสึกกร่อนของอนุภาคของตัวดูดซับเมื่อมีการใช้ซ้ำ จากผลการทดลองพบว่า ประสิทธิภาพการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าที่ลดลงเมื่อมีการใช้งานซ้ำ เนื่องจากผลของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ เพราะซัลเฟอร์ไดออกไซด์จะทำปฏิกิริยากับตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์เกิดเป็นแคลเซียมซัลเฟต โดยแคลเซียมซัลเฟตจะปกคลุมพื้นผิวของตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ ทำให้ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์มีประสิทธิภาพการยึดจับน้อยลง โดยในงานนี้ยังได้ทำการเปรียบเทียบผลของความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ พบว่า เมื่อซัลเฟอร์ไดออกไซด์มีความเข้มข้นที่สูงขึ้นจะทำให้ประสิทธิภาพในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์น้อยลง แต่ไม่ส่งผลต่อการกระจายตัวของตัวดูดซับ ทำให้บ่งชี้ได้ว่าซัลเฟอร์ไดออกไซด์ส่งผลต่อการกระจายตัวน้อยมาก

Luo และคณะ [9] ศึกษาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ใช้ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตที่มีความว่องไวสูงโดยเตรียมจากกระบวนการโซลเจลในเบตนิ่งและเปรียบเทียบแคลเซียมที่เตรียมจากกระบวนการโซลเจลกับวิธีธรรมชาติ จุดมุ่งหมายของงานวิจัยนี้ คือ เพิ่มความสามารถในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ในกระบวนการทดลองจะศึกษาผลของการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ต่างกันโดยใช้ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ที่เตรียมจากกระบวนการโซลเจล พบว่า ที่ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่มีความเข้มข้นสูงจะมีการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำเมื่อมีการหมุนเวียนหลายรอบ ศึกษาผลของการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่เปรียบเทียบกันระหว่างการเตรียมจากโซลเจลกับธรรมชาติ พบว่า การเตรียมแบบโซลเจลจะมีการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ปริมาณที่สูงกว่าแบบธรรมชาติ และเมื่อศึกษาปริมาณแคลเซียมซัลเฟต พบว่า แบบโซลเจลจะมีปริมาณแคลเซียมซัลเฟตที่สูงกว่าแบบธรรมชาติ โดยเมื่อ

เปรียบเทียบการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์กับซิลเฟอร์ไดออกไซด์ พบว่า การเตรียมแบบโซลเจลมีประสิทธิภาพในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงกว่าแบบธรรมชาติ และประสิทธิภาพการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์ที่สูงกว่าแบบธรรมชาติด้วย เพราะความว่องไวของตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์เมื่อศึกษาสัญญาณวิทยาของตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ ที่เตรียมจากกระบวนการโซลเจล พบว่า แคลเซียมคาร์บอเนตมีรูพรุนมากและมีอนุภาคขนาดเล็ก ทำให้เกิดปฏิกิริยาระหว่างแก๊สกับอนุภาคของแข็งดี

Ridha และคณะ [11] ศึกษาตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตชนิดต่างๆกัน ดังนี้ แคลเซียมคาร์บอเนตจากธรรมชาติ (HV-P) แคลเซียมคาร์บอเนตที่เป็นเม็ดที่เกิดจากการเตรียมกับตัวสารยึดเกาะอะลูมิเนียมไฮดรอกไซด์ (HV-AH) แคลเซียมคาร์บอเนตที่เตรียมกับสารละลายที่เป็นกรดกับตัวสารยึดเกาะอะลูมิเนียมไฮดรอกไซด์ (HV10-AH) พบว่า ขนาดรูของตัวดูดซับที่มีตัวสารยึดเกาะมีขนาดรูที่กว้างและมีรูพรุนที่มากกว่าแบบธรรมชาติ ซึ่งขนาดรูที่กว้างทำให้ซิลเฟอร์ไดออกไซด์มีโอกาสที่จะแพร่เข้ามาได้มากกว่าขนาดรูที่เล็ก ทำให้ประสิทธิภาพในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง ปริมาณซิลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ใช้ตัวดูดซับเป็น HV10-AH มีปริมาณที่สูงสุด รองลงมาคือ HV-AH และ HV-P ตามลำดับ โดยประสิทธิภาพการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับทุกตัวลดลงหลังจากผ่านไป 3 รอบ ทั้งนี้ซิลเฟอร์ไดออกไซด์จะไปแย่งการจับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับทำให้ประสิทธิภาพการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง มีสาเหตุของปรากฏการณ์ คือ แคลเซียมซิลเฟตที่เกิดขึ้นจะไปขัดขวางการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับ โดยจะปกคลุมพื้นผิวของตัวดูดซับทำให้ประสิทธิภาพการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง

Basinas และคณะ [10] ศึกษาหินปูน 2 ชนิดจากประเทศกรีซ คือ Megalopolis และ Florina ที่มีความแตกต่างทางกายภาพและสัญญาณวิทยาจากการทดลอง พบว่า เมื่อเปรียบเทียบความดันที่สภาวะความดัน 1 บาร์ และ 10 บาร์ ตัวดูดซับทั้ง 2 ชนิดที่ใช้ในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ความดัน 10 บาร์มีการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ลดลงและมีแคลเซียมซิลเฟตที่มากขึ้นที่สูงกว่าที่ความดัน 1 บาร์ แต่เมื่อเปรียบเทียบความดันที่ 10 13 และ 15 บาร์ พบว่า ประสิทธิภาพในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์มีประสิทธิภาพและมีปริมาณของแคลเซียมซิลเฟตที่ไม่แตกต่างกันมาก ทั้งนี้แคลเซียมซิลเฟตที่เกิดขึ้นจะไปขัดขวางการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์

บทที่ 3

วิธีการดำเนินงานวิจัย

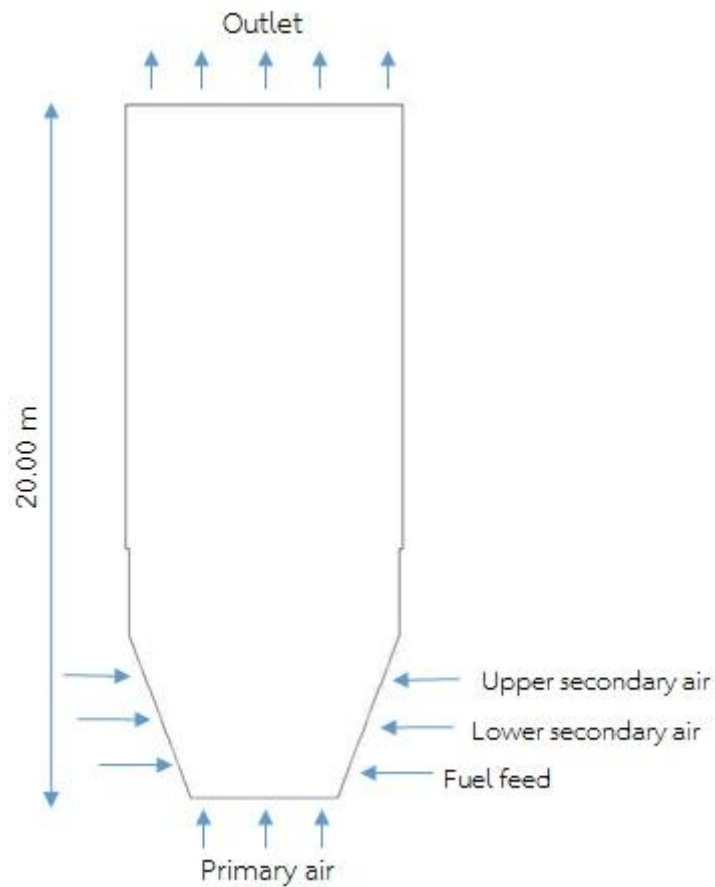
3.1 ข้อมูลเบื้องต้นในงานวิจัย

ในงานวิจัยนี้ทำการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ โดยศึกษาการจำลองการไหลภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไรเซชันแบบหมุนเวียนในส่วนของท่อไรเซอร์ (Circulating fluidized bed) แล้วเปรียบเทียบกับผลการทดลองของบริษัท NPS เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไรเซชันแบบหมุนเวียนที่ใช้ในการจำลองเป็นแบบ 2 มิติ โดยในส่วนของท่อไรเซอร์ของหม้อไอน้ำจะแบ่งเป็น 2 ส่วน คือ ส่วนด้านบนกับด้านล่าง

ส่วนด้านล่างของท่อไรเซอร์เป็นส่วนของการป้อนเชื้อเพลิง และอากาศ มีรูปทรงสี่เหลี่ยมคางหมู ความสูง เท่ากับ 4.709 เมตร ความกว้างส่วนล่าง เท่ากับ 4.224 เมตร ซึ่งจะประกอบด้วยการป้อน Secondary air ที่แบ่งเป็นส่วน Lower กับ Upper และ Primary air โดยตำแหน่งการป้อนถ่านหินนั้นสูงขึ้นมาจากจุดป้อน Primary air ถึงจุดศูนย์กลางท่อป้อน เท่ากับ 1.226 เมตร ขณะที่ Lower secondary air และ Upper secondary air จะสูงขึ้นมาจาก Primary air เท่ากับ 2.366 และ 3.800 เมตร ตามลำดับ (ทั้งสามจุดป้อนนั้นจะทำการเป็นมุมกลง 30 องศา)

ส่วนด้านบนของท่อไรเซอร์ เป็นส่วนของการแลกเปลี่ยนความร้อน มีรูปทรงสี่เหลี่ยม ความสูง เท่ากับ 15.958 เมตร ความกว้างส่วนบน เท่ากับ 7.876 เมตร ดังรูปที่ 3.1 ค่าที่ได้จากการจำลองเพื่อนำมาเปรียบเทียบประกอบด้วย 3 อย่าง คือ ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก ความเข้มข้นของออกซิเจนที่ตำแหน่งทางออก และความเร็วของเชื้อเพลิงที่ตำแหน่งทางออก

ดังที่ได้กล่าวไปข้างต้นในงานวิจัยนี้แบ่งงานเป็น 2 ส่วน คือ การจำลองอุทกพลศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไรเซชันแบบหมุนเวียนในส่วนของท่อไรเซอร์เทียบกับการทดลอง และ ศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการ (Operating parameters) และ เสนอแนวทางที่เหมาะสมที่มีต่ออุทกพลศาสตร์ในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์กับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดไรเซชันที่มีปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์ไม่เกิน 11% เปรียบเทียบจากการทดลองจริง และความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ไม่เกิน 320 ppm (มาตรฐานของโรงไฟฟ้าขนาดมากกว่า 500 เมกะวัตต์ ข้อมูลจากกรมควบคุมมลพิษ) โดยศึกษาหาภาวะที่เหมาะสมในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์



รูปที่ 3. 1 แผนภาพเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนในส่วนของท่อไรเซอร์ แบบสองมิติที่ใช้ในการจำลอง

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

3.2 การศึกษาแบบจำลองในงานวิจัยแบบไม่มีปฏิริยาเคมี

3.2.1 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์

แบบจำลองที่ใช้ในงานวิจัยนี้ใช้วิธี ออยเลอร์เลียน - ออยเลอร์เลียน (Eulerian - Eulerian) ซึ่งเป็นวิธีที่พิจารณาวัฏภาค 2 วัฏภาค นั่นก็คือแก๊สและของแข็ง โดยทั้ง 2 วัฏภาคจะพิจารณาเป็นของไหลต่อเนื่อง ซึ่งวิธีนี้จะนำเอาสมการอนุรักษ์มาคำนวณพร้อมๆ กัน แต่จะพิจารณาแยกตามสมบัติการไหลของแต่ละวัฏภาค ร่วมกับการใช้ทฤษฎีจลน์การไหลของแข็ง (Kinetic Theory of Granular Flow, KTGF) ซึ่งเป็นทฤษฎีที่ใช้อธิบายการไหลและการชนกันของอนุภาคในฟลูอิดไคซ์เบด เนื่องจากการเคลื่อนที่ของอนุภาคแบบสุ่มซึ่งเป็นสาเหตุจากกลศาสตร์ของไหล มาอธิบายแบบจำลองนี้

3.2.1.1 สมการอนุรักษ์ (Conservation equations)

3.2.1.1.1 สมการอนุรักษ์มวล (Mass conservation equations)

วัฏภาคแก๊ส ,

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

วัฏภาคของแข็ง ,

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

เมื่อ

ε_g คือ สัดส่วนโดยปริมาตรของวัฏภาคแก๊ส (-)

ε_s คือ สัดส่วนโดยปริมาตรของวัฏภาคของแข็ง (-)

ρ_g คือ ความหนาแน่นของวัฏภาคแก๊ส (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

ρ_s คือ ความหนาแน่นของวัฏภาคของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

v_g คือ ความเร็วของวัฏภาคแก๊ส (เมตรต่อวินาที)

v_s คือ ความเร็วของวัฏภาคของแข็ง (เมตรต่อวินาที)

t คือ เวลา (วินาที)

ซึ่งผลรวมของค่าสัดส่วนโดยปริมาตรของวัฏภาคแก๊ส (ε_g) และของแข็ง (ε_s) จะมีค่ารวมกันเท่ากับ 1

3.2.1.1.2 สมการอนุรักษ์โมเมนตัม (Momentum conservation equations)

วัฏภาคแก๊ส ,

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_g \rho_g v_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g v_g v_g) = -\varepsilon_g \nabla p + \nabla \cdot \tau_g + \varepsilon_g \rho_g g + \sum_{s=1}^n \beta_{gs} (v_s - v_g) \quad (3.3)$$

วัฏภาคของแข็ง ,

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_s \rho_s v_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s v_s v_s) = -\varepsilon_s \nabla p + \nabla \cdot \tau_s + \varepsilon_s \rho_s g + \sum_{s=1}^n \beta_{gs} (v_g - v_s) + \sum_{\substack{k=1 \\ k \neq s}}^n \beta_{sk} (v_k - v_s) \quad (3.4)$$

เมื่อ

τ_g คือ ความเค้นเทนเซอร์ของแก๊ส (พาสคาล)

τ_s คือ ความเค้นเทนเซอร์ของของแข็ง (พาสคาล)

P_g คือ ความดันของวัฏภาคแก๊ส (พาสคาล)

P_s คือ ความดันของวัฏภาคของแข็ง (พาสคาล)

β คือ แบบจำลองต้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาคแก๊ส-ของแข็ง (กิโลกรัมต่อเมตรกำลังสามวินาที)

g คือ ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วง (เมตรต่อวินาทีกำลังสอง)

3.2.1.1.3 สมการอนุรักษ์พลังงานเนื่องจากการกวดแกว่ง (Fluctuating kinetic energy conservation equation) ของวัฏภาคของแข็ง

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_s \theta_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s v_s \theta_s) \right] = (-p_s I + \tau_s) \cdot \nabla v_s + \nabla \cdot (K_s \nabla \theta_s) - \gamma_s + \phi_{gs} \quad (3.5)$$

เมื่อ

I คือ เทนเซอร์เอกลักษณ์ (-)

θ_s คือ พลังงานจลน์เนื่องจากการกวดแกว่งของอนุภาค (เมตรกำลังสองต่อวินาทีกำลังสอง)

K_s คือ พลังงานกวดแกว่งเนื่องจากการนำ (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)

γ_s คือ พลังงานกวดแกว่งเนื่องจากการชนแบบไม่ยืดหยุ่น (กิโลกรัมต่อเมตรวินาทีกำลังสาม)

3.2.1.2 สมการเสริม (Constitutive equations)

สมการเสริมนี้ถูกนำมาใช้เพื่อช่วยในการแก้สมการของตัวแปรที่อยู่ในเทอมของสมการอนุรักษ์ ซึ่งความเค้นเทนเซอร์ของทั้งสองวัฏภาคสามารถแสดงได้ดังต่อไปนี้

3.2.1.2.1 ความเค้นเทนเซอร์ (Stress tensor, τ)

วัฏภาคแก๊ส ,

$$\tau_g = \varepsilon_g \mu_g \left[\frac{1}{2} [\nabla \cdot v_g + (\nabla \cdot v_g)^T] - \frac{2}{3} (\nabla \cdot v_g) I \right] \quad (3.6)$$

วัฏภาคของแข็ง ,

$$\tau_s = \varepsilon_s \mu_s \left[\nabla \cdot v_s + (\nabla \cdot v_s)^T \right] - \varepsilon_s \left(\xi - \frac{2}{3} \mu_s \right) \nabla \cdot v_s \quad (3.7)$$

เมื่อ

ξ คือ ความหนืดรวม (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)

μ_s คือ ความหนืดเนื่องจากความเค้น (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)

3.2.1.2.2 ความดันของวัฏภาคของแข็ง (P_s)

$$P_s = \varepsilon_s \rho_s \theta_s + 2\rho_s(1+e)\varepsilon_s^2 g_0 \theta_s \quad (3.8)$$

เมื่อ

g_0 คือ ฟังก์ชันการกระจายตัวในแนวรัศมีของอนุภาคของแข็ง (-)

e คือ ค่า Restitution coefficient ระหว่างอนุภาคของแข็ง (-)

3.2.1.2.3 ความหนืดเนื่องจากความเค้นของวัฏภาคของแข็ง

$$\mu_s = \frac{4}{5} \varepsilon_s \rho_s d_p g_0 (1+e) \sqrt{\frac{\theta}{\pi}} + \frac{10\rho_s d_p \sqrt{\theta\pi}}{96\varepsilon_s(1+e)g_0} \left[1 + \frac{4}{5} g_0 \varepsilon_s (1+e) \right]^2 \quad (3.9)$$

เมื่อ

d_p คือ เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคของแข็ง (เมตร)

e คือ Restitution coefficient (-)

ฟังก์ชันการกระจายตัวตามแนวรัศมีของอนุภาคของแข็ง (Radial distribution function) เป็นความน่าจะเป็นการชนกันระหว่างอนุภาคของแข็ง เมื่อสัดส่วนของอนุภาคของแข็งในการอัดตัวนั้นมีค่าสูงสุด ($\varepsilon_{s,\max}$) เท่ากับ 0.6

$$g_0 = \left[1 - \left(\frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_{s,\max}} \right)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1} \quad (3.10)$$

เมื่อ

$\varepsilon_{s,\max}$ คือ การอัดเรียงตัวอย่างหนาแน่นที่สุดของสัดส่วนโดยปริมาตรของอนุภาคของแข็ง (-)

3.2.1.2.4 พลังงานจลน์การกวัดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการนำ (K_s)

พลังงานจลน์การกวัดแกว่งเนื่องมาจากการนำถูกกำหนดโดยค่าพลังงานการแพร่กระจายของอนุภาคขนาดเล็ก

$$K_s = \frac{150\rho_s d_s \sqrt{\theta_s \pi}}{384(1+e)g_0} \left[1 + \frac{6}{5} \varepsilon_s g_0 (1+e) \right]^2 + 2\rho_s \varepsilon_s^2 d_p (1+e) g_0 \left(\sqrt{\frac{\theta_s}{\pi}} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3.11)$$

เมื่อ θ_s คือ พลังงานจลน์เนื่องจากการกวัดแกว่งของอนุภาค (เมตรกำลังสองต่อวินาที กำลังสอง)

g_0 คือ ฟังก์ชันการกระจายตัวตามแนวรัศมีของอนุภาคของแข็ง (-)

3.2.1.2.5 พลังงานการกวัดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการชนแบบไม่ยืดหยุ่น

(γ_s)

อัตราการกระจายตัวของพลังงานจลน์การกวัดแกว่งที่เกิดจากการชนกันของอนุภาคของแข็งที่ไม่ยืดหยุ่น แสดงดังนี้

$$\gamma_s = 3\varepsilon_s^2 \rho_s g_0 \theta (1 - e^2) \left[\frac{4}{d_p} \left(\frac{\theta}{\pi} \right) \right] \quad (3.12)$$

เมื่อ θ_s คือ พลังงานจลน์เนื่องจากการกวัดแกว่งของอนุภาค (เมตรกำลังสองต่อวินาทีกำลังสอง)

3.2.1.3 แบบจำลองสัมประสิทธิ์แรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาค (Interphase exchange coefficient model, β_{gs})

แบบจำลองสัมประสิทธิ์แรงต้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาคที่ใช้ในวิทยานิพนธ์นี้ คือ สัมประสิทธิ์แรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาคของ Energy minimization multi scale (EMMS)

แบบจำลอง Energy minimization multi scale (EMMS) เป็นแบบจำลองที่ถูกพัฒนาโดย Li และ Kwauk ซึ่งแบบจำลองนี้เหมาะสมกับอนุภาคในกลุ่ม Geldart A และ B โดยแนวคิดของสมการจะพิจารณาผลของการเกิดฟองและการรวมตัวกันเป็นกลุ่มก้อนของอนุภาค (Clusters)

$$\beta_{gs} = \begin{cases} 150 \frac{\varepsilon_s (1 - \varepsilon_g) \mu_g}{\varepsilon_g d_p^2} + 1.75 \frac{\varepsilon_s \rho_g |v_g - v_s|}{d_p}, \varepsilon_g \leq 0.74 \\ \frac{3}{4} C_{D0} \rho_g \frac{(1 - \varepsilon_g) \varepsilon_g}{d_p} |v_g - v_s| \omega(\varepsilon_g), \varepsilon_g > 0.74 \end{cases} \quad (3.13)$$

$$\text{เมื่อ } 0.74 < \varepsilon_g \leq 0.82, \quad \omega(\varepsilon_g) = -0.5769 + \frac{0.0214}{4(\varepsilon_g - 0.7789)^2 + 0.0044}$$

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

$$\varepsilon_g > 0.97, \quad \omega(\varepsilon_g) = -31.8295 + 32.8295 \varepsilon_g$$

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

$$\text{Re} = \frac{d_p \rho_g \varepsilon_g |v_g - v_s|}{\mu_g}$$

$$\text{Re} \geq 1000, \quad C_{D0} = 0.44$$

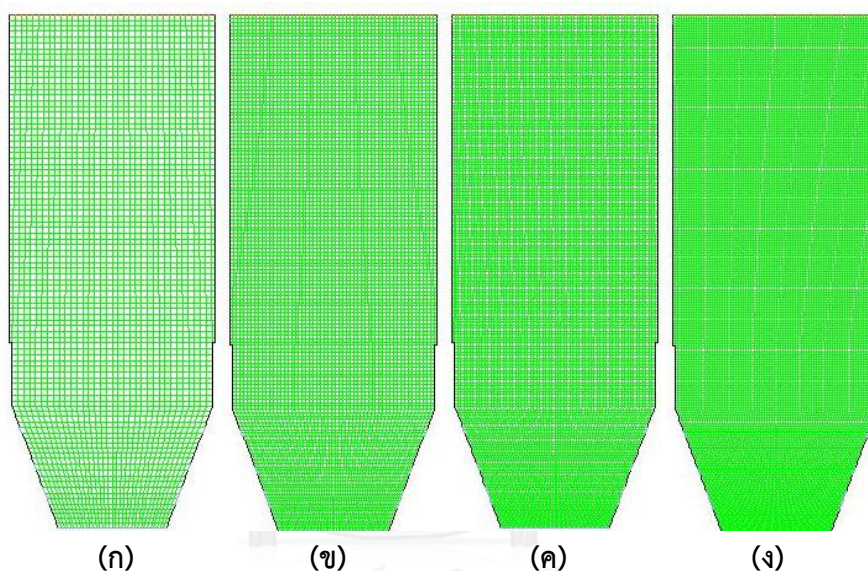
โดยที่ C_{D0} คือ ค่าสัมประสิทธิ์การต้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาค (-)

Re คือ ตัวเลขไร้นหน่วยเรย์โนลด์ (-)

3.2.2 พื้นที่การคำนวณ

เป็นการตรวจสอบความถูกต้องของเซลล์คำนวณ โดยเริ่มต้นใช้โปรแกรม GAMBIT ในการสร้างแบบจำลอง 2 มิติ ที่กำหนดพื้นที่ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในส่วนของท่อไรเซอร์ ทำการสร้างเซลล์คำนวณที่มีขนาดที่แตกต่างกัน 4 เซลล์ สำหรับงานวิจัยนี้ มีจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณ ทั้งหมด 4 ค่า คือ 4,000 8,000 12,000 และ 16,000 เซลล์ ตามลำดับ ดังแสดงในรูปที่ 3.2

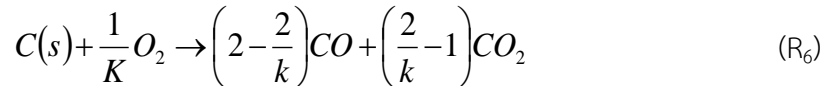
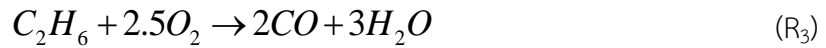
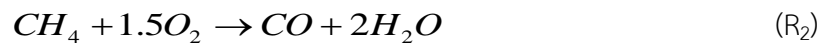
โดยผลของเซลล์ที่ขนาดต่างกันย่อมให้ผลการจำลองที่ต่างกัน เซลล์คำนวณที่มีความละเอียดย่อมให้ผลการจำลองที่มีความถูกต้องมากกว่า แต่จะใช้เวลาในการคำนวณมากขึ้นไปด้วย



รูปที่ 3. 2 แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในส่วนของท่อไรเซอร์แบบ 2 มิติ โดยการแบ่งเซลล์คำนวณเป็น (ก) 4,000 เซลล์ (ข) 8,000 (ค) 12,000 เซลล์ และ (ง) 16,000 เซลล์

3.3 การศึกษาแบบจำลองในงานวิจัยแบบมีปฏิกิริยาเคมี

การจำลองปฏิกิริยาเคมีในงานวิทยานิพนธ์นี้ จะเป็นการจำลองการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงภายในหม้อไอน้ำฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในส่วนของท่อไรเซอร์ โดยการปรับเปลี่ยนตัวแปรดำเนินการด้วยวิธีการออกแบบการทดลอง ทราบทำหน้าที่เป็นตัวกลางในการถ่ายโอนความร้อนที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้ ในหม้อไอน้ำปฏิกิริยาการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงสามารถแบ่งปฏิกิริยาได้เป็น 2 ประเภทหลัก ได้แก่ ปฏิกิริยาเอกพันธ์และปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ โดยสมการจากการเผาไหม้และการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ แสดงดังต่อไปนี้ [4, 6]



จากสมการการเผาไหม้เชื้อเพลิงและการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ที่แสดงไว้ข้างต้น มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาและค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาแสดงดังตารางที่ 3.1 [4, 6]

ตารางที่ 3.1 อัตราการเกิดปฏิกิริยาของการเผาไหม้และการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์

	Reaction rate (mol m ⁻³ s ⁻¹)	Reaction rate constant
R ₁	R ₁	Experimental data
R ₂	$R_2 = k_2 \left(\frac{Y_{\text{O}_2} \rho_g}{M_{\text{O}_2}} \right)^{0.8} \left(\frac{Y_{\text{CH}_4} \rho_g}{M_{\text{CH}_4}} \right)^{0.7}$	$k_2 = 1.58 \times 10^{10} \exp\left(\frac{-24343}{T_g}\right)$
R ₃	$R_3 = k_3 \left(\frac{Y_{\text{C}_2\text{H}_6} \rho_g}{M_{\text{C}_2\text{H}_6}} \right) \left(\frac{Y_{\text{O}_2} \rho_g}{M_{\text{O}_2}} \right)$	$k_3 = 1.585 \times 10^{10} \exp\left(\frac{-24157}{T_g}\right)$
R ₄	$R_4 = (k_4 Y_{\text{CO}} Y_{\text{H}_2\text{O}})^{0.5} \left(\frac{17.5 Y_{\text{O}_2}}{1 + 24 Y_{\text{O}_2}} \right) \left(\frac{P}{RT_g} \right)^{1.8}$	$k_4 = 3 \times 10^{10} \exp\left(\frac{-6.699 \times 10^7}{RT_g}\right)$
R ₅	$R_5 = k_5 \left(\frac{Y_{\text{O}_2} \rho_g}{M_{\text{O}_2}} \right) \left(\frac{Y_{\text{H}_2} \rho_g}{M_{\text{H}_2}} \right)^{1.5}$	$k_5 = 1.63 \times 10^9 T_g^{1.5} \exp\left(\frac{-3420}{T_g}\right)$

	Reaction rate (mol m ⁻³ s ⁻¹)	Reaction rate constant
R ₆	$R_6 = \left(\frac{6\alpha_{s1}\rho_{s1}Y_c}{d_{s1}\rho_c} \right) k_6 Y_{O_2}$	$k_6 = \frac{RT_{s1} / M_c}{(1/k_{cr}) + (1/k_{cd})},$ $k_{cr} = 8910 \exp\left(\frac{-1.4947 \times 10^8}{RT_{s1}} \right),$ $k_{cd} = \frac{Sh\phi \left(D_g + \frac{\mu_g}{\rho_g Sc_t} \right) M_c}{d_{s1} R_g T_g}$
R ₇	$R_7 = \frac{k_7 Y_{CO_2} Y_c}{1 + k_{7,CO_2} Y_{CO_2} + k_{7,CO} Y_{CO}}$	$k_7 = 3.1785 \times 10^{10} \exp\left(\frac{-2.68 \times 10^8}{RT_{s1}} \right),$ $k_{7,CO_2} = 66 \exp\left(\frac{-2.55 \times 10^7}{RT_{s1}} \right),$ $k_{7,CO} = 120 \exp\left(\frac{-2.55 \times 10^7}{RT_{s1}} \right)$
R ₈	$R_8 = k_8 \alpha_{s2} \rho_{s2} Y_{CaCO_3} S_{CaCO_3} \left(\frac{P_e - P_{CO_2}}{P_e} \right)$	$k_8 = 6.078 \times 10^4 \exp\left(\frac{-2.05 \times 10^8}{RT_{s2}} \right),$ $P_e = 4.192 \times 10^{12} \exp\left(\frac{-1.702 \times 10^8}{RT_g} \right),$ $S_{CaCO_3} = 1.26 m^2 g^{-1}$
R ₉	$R_9 = k_9 \alpha_{s2} \rho_{s2} Y_{CaO} S_g Y_{SO_2} a$	$k_9 = 490 \exp\left(\frac{-1.75 \times 10^7}{RT_{s2}} \right),$ $a = \exp\left[\frac{-571 Y_{CaSO_4}}{(Y_{CaCO_3} + Y_{CaO} + Y_{CaSO_4}) M_{CaCO_3}} \right],$ $S_g = \begin{cases} -38.4T_{s2} + 5.6 \times 10^4 & T_{s2} \geq 1253K \\ 35.9T_{s2} - 3.67 \times 10^4 & T_{s2} < 1253K \end{cases}$
R ₁₀	$R_{10} = k_{10} \alpha_{s2} \rho_{s2} Y_{CaCO_3} S_{CaCO_3} Y_{SO_2}$	$k_{10} = 0.72 \exp\left(\frac{-6.4 \times 10^7}{RT_{s2}} \right)$
R ₁₁	$R_{11} = k_{11}$	$k_{11} = 10.2 \exp\left(\frac{-44.5}{T_{s2}} \right) C_{CO_2} C_{CaO}$

จากตารางที่ 3.1 สำหรับการอบแห้งและปฏิกิริยา devolatilization (R_1) เราจะสมมติเป็นขั้นตอนปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเร็ว โดยสัดส่วนของถ่านชาร์ (Char) ถ่าน (Ash) และส่วนประกอบ volatile ของแก๊ส จะคำนวณโดยข้อมูลจากการทดลองจริง ซึ่งใช้การวิเคราะห์ proximate and ultimate analysis ของเชื้อเพลิงและอนุภาคของตัวดูดซับ แสดงในภาคผนวก ข

- R_i คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาของปฏิกิริยา i (โมลต่อลูกบาศก์เมตรวินาที)
- k_i คือ ค่าคงที่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยา i (หน่วยขึ้นอยู่กับลำดับของปฏิกิริยา)
- Y_i คือ สัดส่วนมวลของสปีชีส์ i (-)
- ρ_g คือ ความหนาแน่นของแก๊ส (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
- ρ_s คือ ความหนาแน่นของตัวดูดซับ (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
- ρ_c คือ ความหนาแน่นของถ่านหิน (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
- M_i คือ มวลโมเลกุลของสปีชีส์ i (กรัมต่อโมล)
- T_g คือ อุณหภูมิของแก๊ส (เคลวิน)
- T_{s1}, T_{s2} คือ อุณหภูมิของถ่านหินและตัวดูดซับ ตามลำดับ (เคลวิน)
- P คือ ความดันของแก๊ส (พาสคาล)
- d คือ ขนาดอนุภาคของตัวดูดซับ (เมตร)
- α คือ สัดส่วนปริมาตร (-)
- D_g คือ ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของแก๊ส (เมตรกำลังสองต่อวินาที)
- Sh คือ Sherwood number (-)
- Sc คือ Schmidt number (-)
- R คือ ค่าคงที่ของแก๊ส (จูลต่อโมล-เคลวิน)
- μ คือ ความหนืด (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)
- C_i คือ ความเข้มข้นโดยโมลของสปีชีส์ i (โมลต่อลูกบาศก์เมตร)
- S_{CaCO_3} คือ พื้นที่ผิวสัมผัสของแคลเซียมคาร์บอเนต (ตารางเมตรต่อกรัม)

3.4 ขั้นตอนการจำลอง

แบบจำลองการไหลหม้อไอน้ำฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน แบบ 2 มิติ ใช้โปรแกรมสำเร็จรูป ANSYS FLUENT 6.3 บริเวณผนังความเร็วในแนวสัมผัสและความเร็วในแนวตั้งฉากของแก๊สและของแข็งถูกกำหนดให้มีค่าเท่ากับศูนย์ คือ ไม่มีการไถล (Non-slip) มีค่าความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลกเท่ากับ 9.81 เมตรต่อวินาทีกำลังสอง ในทิศทางติดลบของแกน Z และค่าความดันเท่ากับ 101,325 ปาสคาล ในวิทยานิพนธ์นี้แบ่งการจำลองออกเป็น 2 ส่วนหลัก คือ

3.4.1 การทำนายกระบวนการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ใช้ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ แบบจำลองที่ใช้เป็นแบบจำลอง 2 มิติเทียบกับผลการทดลองของบริษัท NPS เพื่อหาแบบจำลองคณิตศาสตร์ที่เหมาะสมกับการจำลองกระบวนการการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ใช้ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดไชน์เบด รายละเอียดพารามิเตอร์ต่างๆ แสดงในตารางที่ 3.2 กำหนดให้ช่วงเวลาในการคำนวณ (Time step) มีค่าเท่ากับ 0.001 วินาที ซึ่งจะใช้เวลาในการคำนวณจริงทั้ง 23-25 วัน สำหรับการจำลองทั้งหมด 180 วินาที โดยเทียบผลการทดลอง 3 ตัวแปร คือ ความเข้มข้นของออกซิเจนที่ตำแหน่งทางออก ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกและความเร็วเชื้อเพลิงที่ตำแหน่งทางออก

3.4.2 การจำลองการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ โดยการปรับเปลี่ยนตัวแปรดำเนินการในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดไชน์เบดด้วยวิธีการออกแบบการทดลอง (Design of experimental) พารามิเตอร์ต่างๆแสดงในตารางที่ 3.3 โดยการปรับเปลี่ยนตัวดูดซับคือ แคลเซียมออกไซด์ แคลเซียมคาร์บอเนตและแคลเซียมคาร์บอเนตผสมกับแคลเซียมออกไซด์ เพื่อศึกษาพฤติกรรมและการแข่งขันการยึดจับของซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ โดยจะหาตัวดูดซับที่เหมาะสมและภาวะดำเนินการสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ ดังแสดงในตารางที่ 3.4

ตารางที่ 3. 2 ค่าพารามิเตอร์ของการทดลองและการจำลองที่ใช้ในส่วนที่ 1

พารามิเตอร์	หน่วย	การทดลอง	การจำลอง
ความเร็ว Primary air	เมตรต่อวินาที	1.40	1.40
ความเร็ว Lower secondary air	เมตรต่อวินาที	37.80	37.80
ความเร็ว Upper secondary air	เมตรต่อวินาที	48.41	48.41
เส้นผ่านศูนย์กลางของเชื้อเพลิง	ไมครอน	700	700
เส้นผ่านศูนย์กลางของตัวดูดซับ	ไมครอน	350	350
เส้นผ่านศูนย์กลางของทราย	ไมครอน	180	180
ความหนาแน่นของเชื้อเพลิง	กิโลกรัมต่อเมตรกำลังสาม	2,000	2,000
ความหนาแน่นของตัวดูดซับ	กิโลกรัมต่อเมตรกำลังสาม	2,800	2,800
ความหนาแน่นของทราย	กิโลกรัมต่อเมตรกำลังสาม	2,659	2,659
Specularity coefficient	-	-	0.01
Restitution coefficient	-	-	0.90
แคลเซียมต่อซัลเฟอร์ (Ca/S)	-	3	3

ตัวแปรดำเนินการในวิทยานิพนธ์นี้คือ ความเร็วของเชื้อเพลิง ตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับ และขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของตัวดูดซับ หลังจากนั้น เสนอแนวทางที่เหมาะสมที่มีผลต่ออุทกพลศาสตร์ในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์กับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิโดซ์เบด ที่มีปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์ไม่เกิน 11% เปรียบเทียบจากการทดลองจริง และความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ไม่เกิน 320 ppm (มาตรฐานของโรงไฟฟ้าขนาดมากกว่า 500 เมกกะวัตต์ ข้อมูลจากกรมควบคุมมลพิษ) โดยศึกษาหาภาวะที่เหมาะสมในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ และซัลเฟอร์ไดออกไซด์

ตัวแปรดำเนินการที่ทำการศึกษาแสดงดังรายละเอียดดังนี้

1) ขนาดของตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต (Diameter of calcium carbonate) โดยมีค่า 200 ไมครอน [28] 350 ไมครอน และ 500 ไมครอน [29] เนื่องจากมีความเหมาะสมสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์

2) ขนาดของตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ (Diameter of calcium oxide) โดยมีค่า 300 ไมครอน [30] และ 600 ไมครอน [31] ค่ากลางคือค่าเฉลี่ยของขนาดใหญ่มากกับเล็ก เนื่องจากมีความเหมาะสมสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์

3) ตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับ เพื่อศึกษาพฤติกรรมการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ตำแหน่งการป้อนของเชื้อเพลิงและตำแหน่งการป้อนอากาศหุติยภูมิ

4) สัดส่วนความเร็วของเชื้อเพลิง ความเร็วที่ป้อนกลับไปในส่วนของท่อโรเตอร์มีผลต่อการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งเลือกศึกษาที่ a/a และ $1.75a/0.25a$ โดย a คือ ความเร็วที่ป้อนเข้าของเชื้อเพลิง

การคำนวณ Conversion ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ นำค่าที่ได้จากการจำลองซึ่งคือสัดส่วนโดยโมลของซัลเฟอร์ไดออกไซด์แปลงเป็นหน่วย หนึ่งในล้านส่วน (ppm)

$$SO_2 \text{ concentration (ppm)} = A \text{ mole fraction of } SO_2 \times \frac{1,000,000 \text{ ppm}}{1 \text{ mole fraction of } SO_2}$$

การคำนวณ Conversion ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ นำค่าที่ได้จากการจำลองซึ่งคือสัดส่วนโดยโมลของคาร์บอนไดออกไซด์แปลงเป็นหน่วยเปอร์เซ็นต์ (%)

$$CO_2 \text{ concentration (\%)} = B \text{ mole fraction of } CO_2 \times \frac{100 \text{ \%}}{1 \text{ mole fraction of } CO_2}$$

ตารางที่ 3. 3 ค่าพารามิเตอร์ของการทดลองและการจำลองที่ใช้ในส่วนที่ 2

พารามิเตอร์	หน่วย	การจำลอง
ความเร็ว Primary air	เมตรต่อวินาที	1.40
ความเร็ว Lower secondary air	เมตรต่อวินาที	37.80
ความเร็ว Upper secondary air	เมตรต่อวินาที	48.41
เส้นผ่านศูนย์กลางของเชื้อเพลิง	ไมครอน	700
เส้นผ่านศูนย์กลางของทราย	ไมครอน	180
ความหนาแน่นของเชื้อเพลิง	กิโลกรัมต่อเมตรกำลังสาม	2,000
ความหนาแน่นของตัวดูดซับ	กิโลกรัมต่อเมตรกำลังสาม	2,800
ความหนาแน่นของทราย	กิโลกรัมต่อเมตรกำลังสาม	2,659
Specularity coefficient	-	0.01
Restitution coefficient	-	0.90
แคลเซียมต่อซัลเฟอร์ (Ca/S)	-	3

ตารางที่ 3. 4 ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของตัวดูดซับที่ใช้ในส่วนที่ 2

ตัวดูดซับ	ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของตัวดูดซับ (ไมครอน)		
แคลเซียมออกไซด์	300	450	600
แคลเซียมคาร์บอเนต	200	350	500
แคลเซียมคาร์บอเนตผสมกับแคลเซียมออกไซด์	200/300	350/450	500/600

ตารางที่ 3.5-3.7 เป็นการจำลองการออกแบบการทดลองแบบ 2^3 ในส่วนที่ 2 ที่หาตัวแปรที่เหมาะสมสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งปรับเปลี่ยนตัวดูดซับดังต่อไปนี้ คือ แคลเซียมออกไซด์ แคลเซียมคาร์บอเนต และการผสมระหว่างตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์และแคลเซียมคาร์บอเนต

ตารางที่ 3. 5 การออกแบบการทดลองแบบ 2³ โดยใช้ตัวดัดชั้นแคลเซียมออกไซด์ ของการศึกษาตัวแปรดำเนินการ

กรณีศึกษา	ขนาดอนุภาคของตัวดัดชั้น (ไมครอน)	ตำแหน่งการป้อนของตัวดัดชั้น	สัดส่วนความเร็ว เชื้อเพลิง
1	300	เชื้อเพลิง	a/a
2	600	เชื้อเพลิง	a/a
3	300	อากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน	a/a
4	600	อากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน	a/a
5	300	เชื้อเพลิง	1.75a/0.25a
6	600	เชื้อเพลิง	1.75a/0.25a
7	300	อากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน	1.75a/0.25a
8	600	อากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน	1.75a/0.25a
9	450	อากาศทุติยภูมิในส่วนด้านล่าง	1.375a/0.625a

ตารางที่ 3. 6 การออกแบบการทดลองแบบ 2³ โดยใช้ตัวดัดชั้นแคลเซียมคาร์บอเนต ของการศึกษาตัวแปรดำเนินการ

กรณีศึกษา	ขนาดอนุภาคของตัวดัดชั้น (ไมครอน)	ตำแหน่งการป้อนของตัวดัดชั้น	สัดส่วนความเร็ว เชื้อเพลิง
1	200	เชื้อเพลิง	a/a
2	500	เชื้อเพลิง	a/a
3	200	อากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน	a/a
4	500	อากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน	a/a
5	200	เชื้อเพลิง	1.75a/0.25a
6	500	เชื้อเพลิง	1.75a/0.25a
7	200	อากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน	1.75a/0.25a
8	500	อากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน	1.75a/0.25a
9	350	อากาศทุติยภูมิในส่วนด้านล่าง	1.375a/0.625a

ตารางที่ 3.7 การออกแบบการทดลองแบบ 2^3 โดยใช้ตัวดัดชั้นผสมแคลเซียมออกไซด์กับแคลเซียมคาร์บอเนต ของการศึกษาตัวแปรดำเนินการ

กรณีศึกษา	ขนาดอนุภาคของตัวดัดชั้น (ไมครอน)	ตำแหน่งการป้อนของตัวดัด ชั้น	สัดส่วนความเร็ว เชื้อเพลิง
1	200/300	เชื้อเพลิง	a/a
2	500/600	เชื้อเพลิง	a/a
3	200/300	อากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน	a/a
4	500/600	อากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน	a/a
5	200/300	เชื้อเพลิง	1.75a/0.25a
6	500/600	เชื้อเพลิง	1.75a/0.25a
7	200/300	อากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน	1.75a/0.25a
8	500/600	อากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน	1.75a/0.25a
9	350/450	อากาศทุติยภูมิในส่วนด้านล่าง	1.375a/0.625a

บทที่ 4

ผลการวิจัยและการวิเคราะห์ผล

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาผลการจำลองการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ โดยตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ของหม้อไอน้ำฟลูอิดไคซ์เบดในส่วนของท่อโรเซออร์แบบสองมิติ ผลการทดลองแบ่งได้ดังต่อไปนี้

1) หาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่เหมาะสมสำหรับการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ โดยเปรียบเทียบกับผลการทดลองของบริษัท NPS

2) หาตัวแปรดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในหม้อไอน้ำฟลูอิดไคซ์เบดในส่วนของท่อโรเซออร์ด้วยวิธีการออกแบบการทดลอง (Design of experiment)

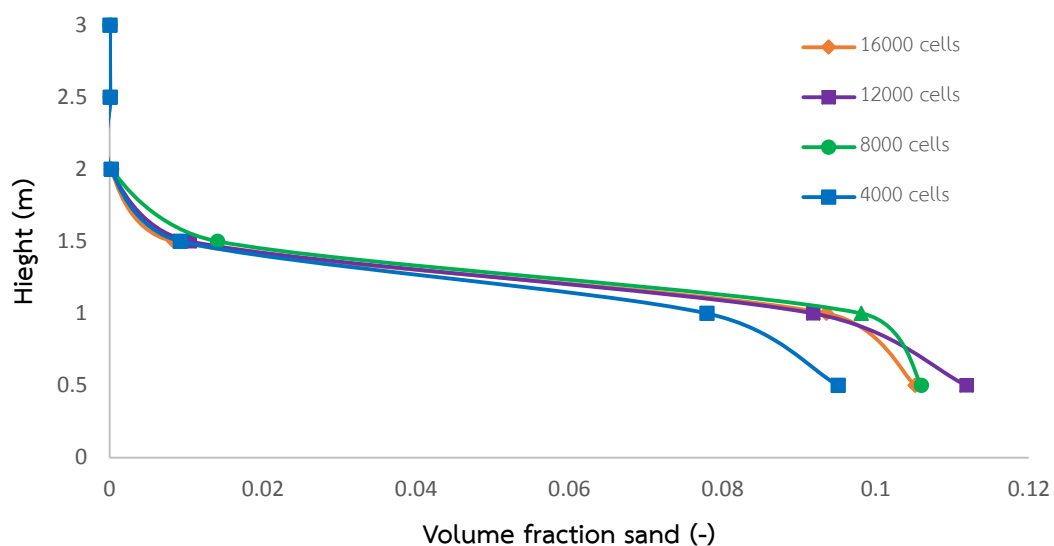
4.1 การหาพื้นที่คำนวณที่เหมาะสม (Grid independency test)

ผลของเซลล์ที่ขนาดต่างกันย่อมให้ผลการจำลองที่แตกต่างกัน เซลล์คำนวณที่มีความละเอียดสูงย่อมให้ผลการจำลองที่มีความถูกต้องมากกว่าหรือมีความแม่นยำสูง การคำนวณจะลู่เข้าสู่คำตอบ (Convergence) แต่เวลาในการคำนวณก็จะใช้เวลานานไปด้วย แต่ถ้าเซลล์คำนวณที่มีความละเอียดน้อย การคำนวณจากการจำลองจะลู่ออกจากคำตอบ (Divergence) หรือผลการจำลองที่มีความถูกต้องและความแม่นยำต่ำ จึงจำเป็นต้องหาจำนวนเซลล์ที่เหมาะสมทั้งในแง่ความถูกต้อง ความแม่นยำและเวลาที่ใช้ในการจำลอง

ดังนั้นในงานวิจัยนี้ทำการหาเซลล์การคำนวณที่เหมาะสมสำหรับการจำลองในส่วนต่อไป โดยเซลล์ที่ใช้ในการจำลอง ทั้งหมด 4 ค่า คือ 4,000 8,000 12,000 และ 16,000 เซลล์ ตามลำดับ

จากรูปที่ 4.1 แสดงการหาเซลล์คำนวณที่เหมาะสมที่ขนาดเซลล์คำนวณต่างๆ โดยใช้สัดส่วนปริมาตรของทรายที่มีความสูงต่างๆในท่อโรเซออร์ จากผลการจำลองที่ได้แสดงให้เห็นว่า ที่เซลล์คำนวณ 4,000 เซลล์ ค่าสัดส่วนปริมาตรของทรายมีความแตกต่างเมื่อเทียบกับเซลล์คำนวณ 8,000 12,000 และ 16,000 เซลล์ ดังนั้น เซลล์คำนวณ 4,000 เซลล์นั้น ยังไม่เหมาะสมสำหรับการจำลองนี้ เนื่องจากเซลล์คำนวณยังมีความละเอียดไม่เพียงพอ ทำให้ค่าสัดส่วนปริมาตรของทรายที่ได้ยังมีความไม่ถูกต้องหรือมีความแม่นยำต่ำ และเมื่อเพิ่มขนาดเซลล์คำนวณ 8,000 เซลล์ พบว่า สัดส่วนปริมาตรของทรายมีค่าใกล้เคียงกับขนาดเซลล์ 12,000 และ 16,000 เซลล์ ดังนั้น ขนาดเซลล์คำนวณที่เหมาะสมที่ใช้ในการจำลอง คือ 8,000 เซลล์ เนื่องจากขนาดเซลล์ 8,000 เซลล์ ใช้เวลาในการคำนวณน้อยกว่าและมี

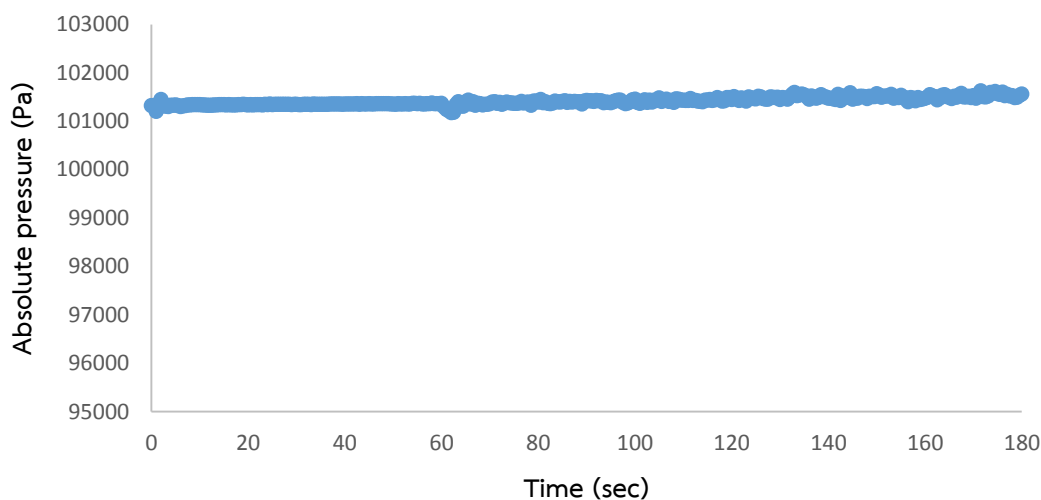
ผลที่ได้ที่ใกล้เคียงกับขนาดเซลล์ 12,000 และ 16,000 เซลล์ ในงานวิจัยนี้จึงเลือกใช้ขนาดเซลล์จำนวน 8,000 เซลล์ ในการจำลองในส่วนอื่นๆต่อไป



รูปที่ 4. 1 ผลของสัดส่วนปริมาตรของทรายที่ความสูงต่างๆของท่อโรเซออร์ ที่ขนาดเซลล์พื้นที่คำนวณต่างๆ

4.2 การหาเวลาที่เหมาะสม (Time independency test)

การหาเวลาที่เหมาะสม เป็นวิธีที่มีความจำเป็นเพื่อเลือกช่วงเวลาที่เหมาะสม โดยช่วงเวลาที่เหมาะสมต้องเป็นช่วงเวลา que ระบบเข้าสู่ภาวะเสถียร (Quasi-steady state) จากรูปที่ 4.2 แสดงผลการหาเวลาที่เหมาะสมของค่าความดันสมบูรณ์ที่เวลาต่างๆ เมื่อพิจารณาช่วงแรกๆ ค่าความดันสมบูรณ์มีค่าที่เพิ่มขึ้น แต่หลังจากนั้น ช่วงวินาทีที่ 160 – 180 วินาที เริ่มมีแนวโน้มที่คงที่หรือระบบเริ่มเข้าสู่ภาวะเสถียร ดังนั้น ช่วงเวลาที่ 160 – 180 วินาที มีความเหมาะสมในการนำข้อมูลมาวิเคราะห์ผลการจำลองและใช้ในการจำลองส่วนอื่นๆต่อไป



รูปที่ 4. 2 ผลของการกระจายตัวของความดันสมบูรณ์ ที่เวลาการทดลองต่างๆ

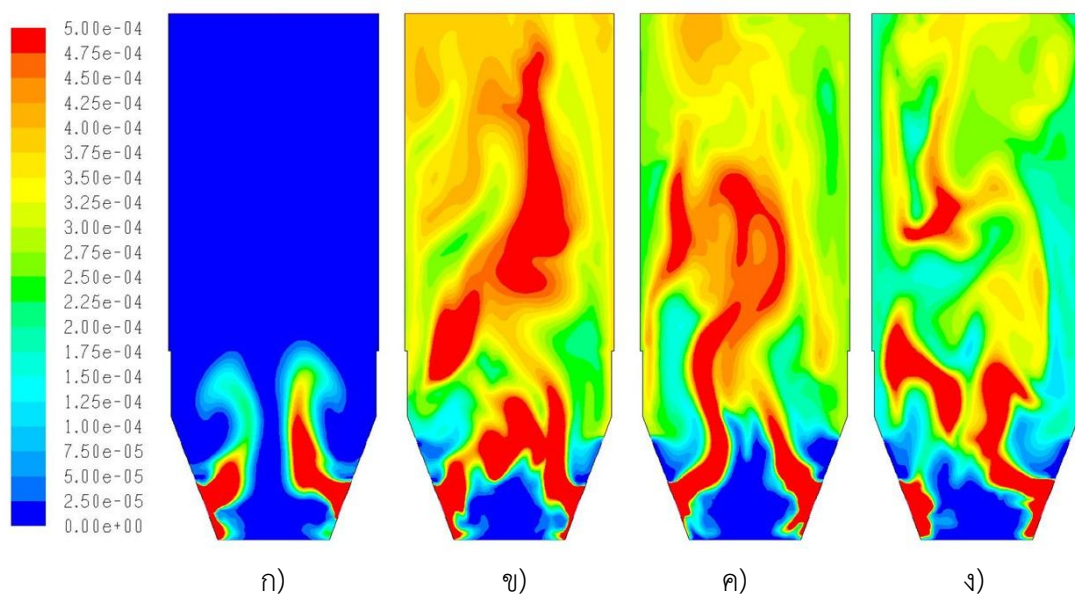
4.3 การพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยเปรียบเทียบผลการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณกับผลการทดลองจริง

ในส่วนนี้ จะหาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณที่เหมาะสมสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ภายในหม้อไอน้ำฟลูอิดเบดในส่วนของท่อโรเซออร์แบบสองมิติ เพื่อให้ได้ผลที่สอดคล้องกับผลจากการทดลองของของบริษัท NPS โดยการหาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณนี้จะตั้งสมมติฐานดังต่อไปนี้ คือ หาสัดส่วนปริมาตรของถ่านหินที่เหมาะสม เนื่องจากตั้งสมมติฐานว่าสัดส่วนปริมาตรของถ่านหินแปรผกผันกับความเร็วของเชื้อเพลิง หาความเร็วของเชื้อเพลิงที่ป้อนที่เหมาะสม เนื่องจากตั้งสมมติฐานว่าในระบบเป็นฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed) โดยระบบนี้อุณหภูมิจะมีการป้อนกลับเข้ามา หาอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่เหมาะสม เนื่องจากนำอัตราการเกิดปฏิกิริยาจากงานวิจัยต่างๆ จะต้องนำมาปรับให้เหมาะสมกับงานวิจัยนี้ และหาความเร็วการป้อนของอากาศหตุติภูมิที่เหมาะสม เนื่องจากตั้งสมมติฐานในระบบของงานวิจัยนี้เป็นแบบสองมิติ แต่ในเครื่องปฏิกรณ์จริงเป็นแบบสามมิติ เมื่อความเร็วของอากาศหตุติภูมิในระบบสามมิติที่ป้อนเข้ามาจะเข้ามาเต็มรูป้อน แต่ความเร็วของอากาศหตุติภูมิในระบบสองมิติที่ป้อนเข้ามาจะไม่ได้ป้อนเต็มรูป้อน เนื่องจากเป็นระบบสองมิติ ดังนั้นจึงต้องหาความเร็วของอากาศหตุติภูมิที่เหมาะสม สาเหตุที่ต้องทำ เนื่องจากระบบของงานวิจัยนี้เป็นแบบสองมิติ และพิจารณาแค่ในส่วนของท่อโรเซออร์จึงต้องหาภาวะที่เหมาะสมสำหรับการจำลองนี้

ในส่วนของการจำลองนี้จะเปรียบเทียบกับผลการทดลอง 3 ค่า นั่นก็คือ ความเข้มข้นของออกซิเจนที่ตำแหน่งทางออก ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก และความเร็วเชื้อเพลิงที่ตำแหน่งทางออก โดยผลจากการจำลองแสดงในตารางที่ 4.1 พบว่า ผลจากการจำลองทั้ง 3 ค่า มีแนวโน้มที่ใกล้เคียงกับการทดลอง นั่นก็คือ แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณมีความเหมาะสมสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดไคซ์เบด ในส่วนของท่อโรเซอร์ ซึ่งแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณนี้นำไปใช้ในส่วนต่อไป

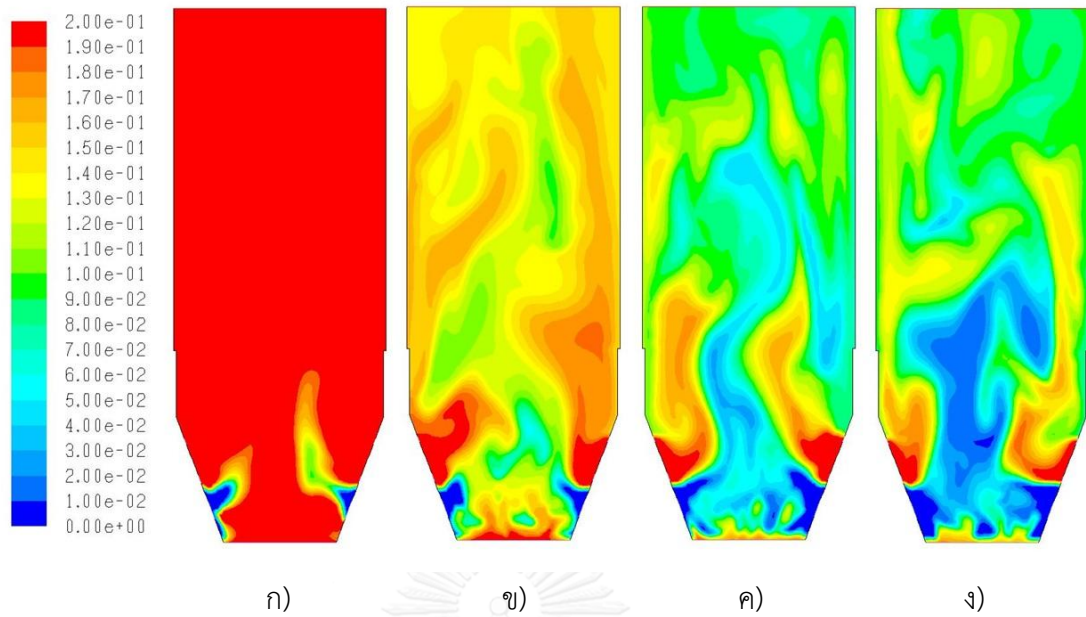
ตารางที่ 4. 1 ผลการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณเทียบกับผลการทดลอง

กรณีศึกษา	ออกซิเจนที่ตำแหน่งทางออก (เปอร์เซ็นต์)	ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก (ส่วนในล้านส่วน)	ความเร็วเชื้อเพลิงที่ตำแหน่งทางออก (เมตรต่อวินาที)
ผลจากการทดลอง	6.00 – 8.00	211.00 – 566.00	4.14 – 5.23
ผลจากการจำลอง	6.28 – 10.46	256.42 – 299.61	3.75 – 4.26



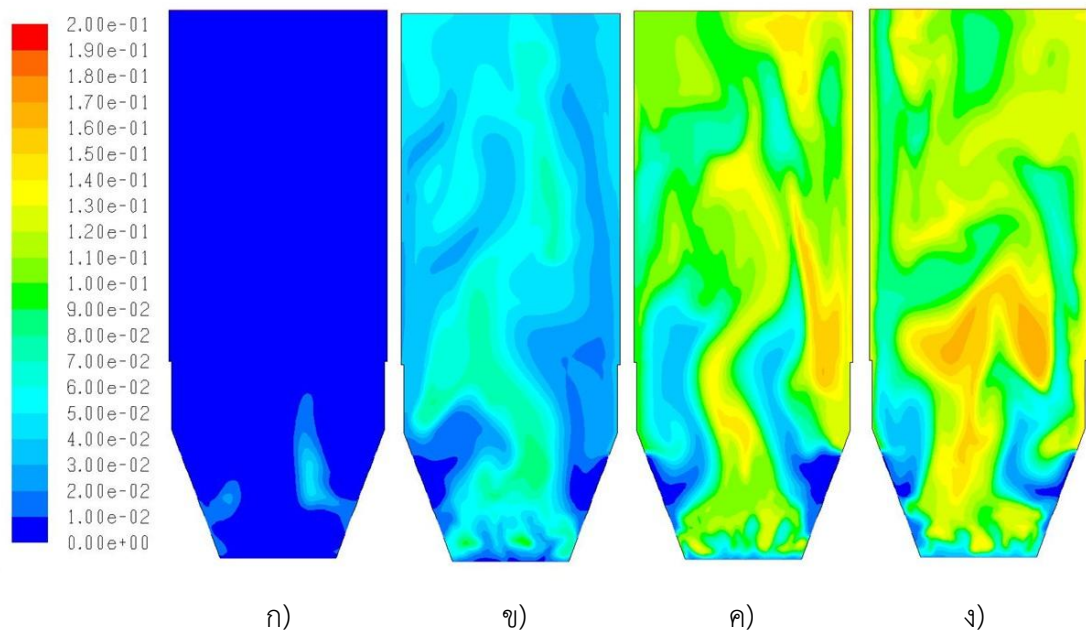
รูปที่ 4. 3 คอนทัวร์ของความเข้มข้นซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในส่วนของท่อโรเซอร์ที่เวลาต่างๆ

ก) 60 ข) 100 ค) 140 และ ง) 180 วินาที



รูปที่ 4. 4 คอนทัวร์ของความเข้มข้นออกซิเจนในส่วนของท่อโรเตอร์ที่เวลาต่างๆ

ก) 60 ข) 100 ค) 140 และ ง) 180 วินาที



รูปที่ 4. 5 คอนทัวร์ของความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนของท่อโรเตอร์ที่เวลาต่างๆ

ก) 60 ข) 100 ค) 140 และ ง) 180 วินาที

จากรูปที่ 4.3 แสดงอุทกพลศาสตร์ของความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลาต่างๆ พบว่า ในส่วนบริเวณตำแหน่งการป้อนของเชื้อเพลิงจะมีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์เริ่มปรากฏขึ้น เนื่องจากตำแหน่งนี้เกิดการเผาไหม้ของเชื้อเพลิง สอดคล้องกับงานวิจัยของ Wang Shuai และคณะ [4] การเผาไหม้เชื้อเพลิงนี้จะทำให้เกิดซัลเฟอร์ไดออกไซด์เป็นผลิตภัณฑ์ ด้วยเวลาที่เพิ่มขึ้นซัลเฟอร์ไดออกไซด์จะเริ่มกระจายทั่วท่อไรเซอร์ ดังรูปที่ 4.3 ข) ที่เวลา 100 วินาที แต่เมื่อเวลาผ่านไปนานขึ้นซัลเฟอร์ไดออกไซด์เริ่มมีปริมาณที่น้อยลง เนื่องจากเกิดการดูดซับของตัวดูดซับทำให้ปริมาณความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์น้อยลง ดังรูปที่ 4.3 ค) และ ง) ที่เวลา 140 และ 180 วินาที ตามลำดับ

จากรูปที่ 4.4 แสดงอุทกพลศาสตร์ของความเข้มข้นของออกซิเจนในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลาต่างๆ พบว่า ตอนแรกจะมีความเข้มข้นของออกซิเจนกระจายทั่วทั้งไรเซอร์ เนื่องจากมีการป้อนอากาศ ดังรูปที่ 4.4 ก) ที่ 60 วินาที เมื่อเวลาผ่านไปปริมาณความเข้มข้นของออกซิเจนเริ่มมีปริมาณที่น้อยลง เนื่องจากออกซิเจนถูกใช้ไปกับการเผาไหม้ ทำให้มีปริมาณที่น้อยลง ดังรูปที่ 4.4 ข) ค) และ ง) ที่เวลา 100 140 และ 180 วินาที ตามลำดับ

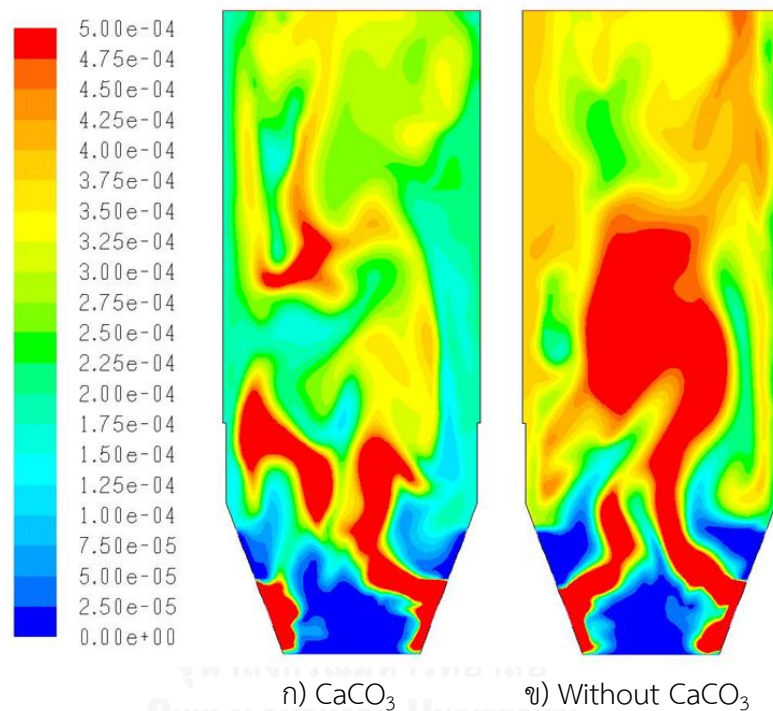
จากรูปที่ 4.5 แสดงอุทกพลศาสตร์ของความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลาต่างๆ พบว่า ตอนแรกมีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์น้อย แต่มีปริมาณมากที่บริเวณตำแหน่งการป้อนของเชื้อเพลิง เนื่องจากตำแหน่งนี้เป็นบริเวณการเผาไหม้ ทำให้มีคาร์บอนไดออกไซด์เป็นผลิตภัณฑ์เกิดขึ้นบริเวณนี้ ดังรูปที่ 4.5 ก) ที่เวลา 60 วินาที เมื่อเวลาผ่านไปคาร์บอนไดออกไซด์มีปริมาณมากขึ้น เนื่องจากเกิดผลิตภัณฑ์ของคาร์บอนไดออกไซด์จากปฏิกิริยาแคลซิเนชัน ดังรูปที่ 4.5 ข) ค) และ ง) ที่เวลา 100 140 และ 180 วินาที ตามลำดับ

CHULALONGKORN UNIVERSITY

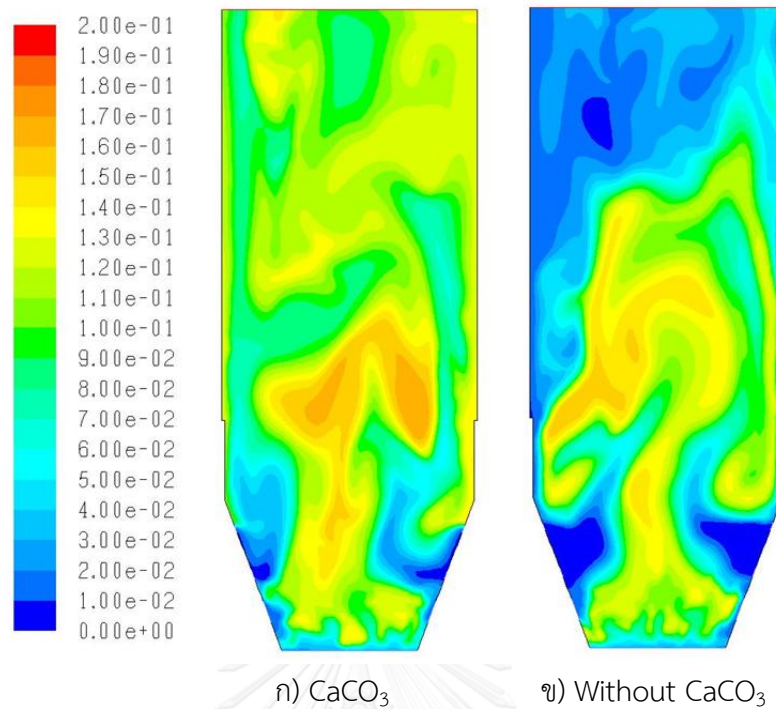
4.3.1 แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยเปรียบเทียบการป้อนตัวดูดซับกับไม่ป้อนตัวดูดซับ

งานวิจัยในส่วนนี้ทำการเปรียบเทียบการใส่ตัวดูดซับกับไม่ใส่ตัวดูดซับเพื่อศึกษาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่า ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์กรณีที่ไม่ใส่ตัวดูดซับมีปริมาณน้อยกว่ากรณีที่ไม่ใส่ตัวดูดซับ เนื่องจากตัวดูดซับทำปฏิกิริยากับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ทำให้ปริมาณซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ได้มีปริมาณต่ำกว่ากรณีไม่ใส่ตัวดูดซับดังแสดงในรูปที่ 4.6 เมื่อศึกษาการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่า ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์กรณีใส่ตัวดูดซับ มีปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์สูงกว่ากรณีไม่ใส่ตัวดูดซับดังแสดงในรูปที่ 4.7 เนื่องจากในปฏิกิริยาของตัวดูดซับจะมีปฏิกิริยาการเกิดผลิตภัณฑ์ที่เป็นคาร์บอนไดออกไซด์ นั่นก็คือปฏิกิริยาแคลซิเนชัน และมีปฏิกิริยาการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์หรือคาร์บอนเนชัน และเมื่อพิจารณารูปที่ 4.8

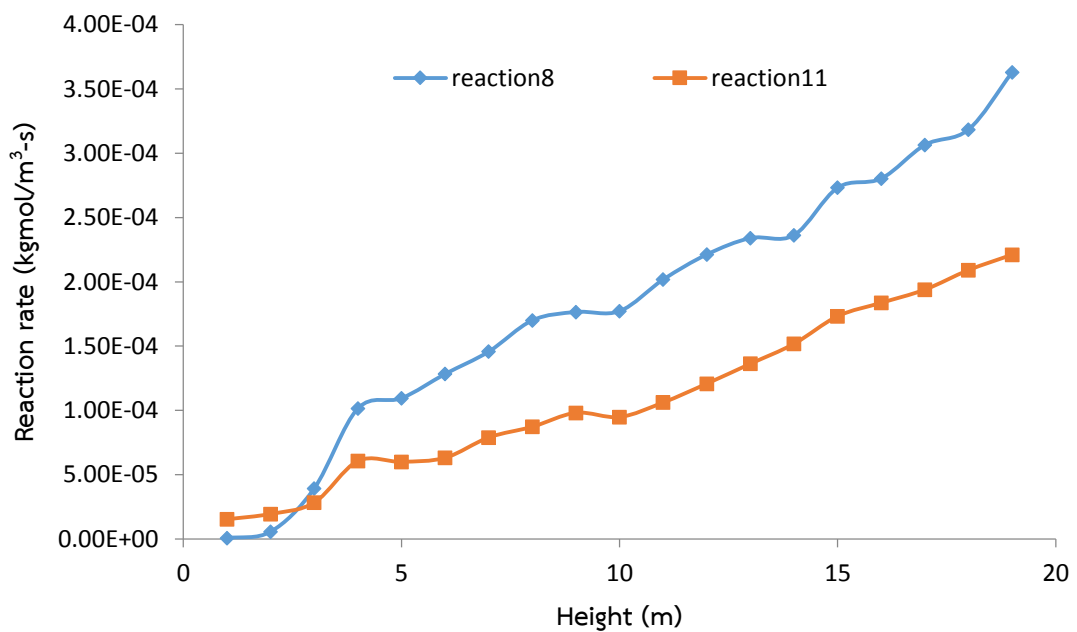
พบว่า อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 8 หรือปฏิกิริยาแคลซิเนชัน มีค่าสูงกว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 11 หรือปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันเมื่อมีความสูงของกระบวนการที่สูงขึ้นของท่อไรเซอร์ ทำให้ปริมาณการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีการใส่ตัวดูดซับ มีปริมาณความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์สูงกว่ากรณีไม่ใส่ตัวดูดซับ และจากรูปที่ 4.9 แสดงคอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันและอัตราการเกิดปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน พบว่า อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 8 ซึ่งเป็นเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันจะมีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่สูงกว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 11 ซึ่งเป็นอัตราการเกิดปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน



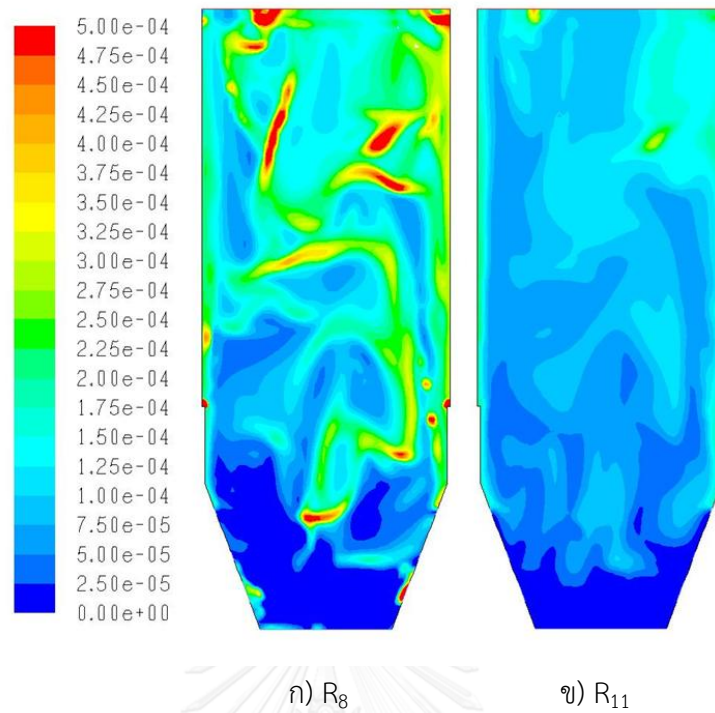
รูปที่ 4. 6 คอนทัวร์ของความเข้มข้นของซิลเฟอร์ไดออกไซด์ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที เมื่อใส่ตัวดูดซับและไม่ใส่ตัวดูดซับ



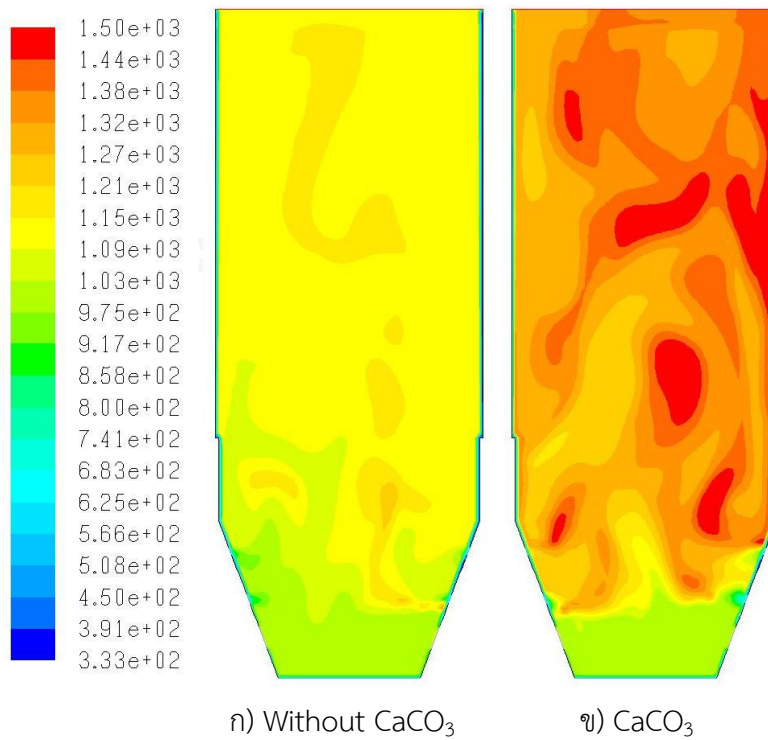
รูปที่ 4. 7 คอนทัวร์ของความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที เมื่อใส่ตัวดูดซับและไม่ใส่ตัวดูดซับ



รูปที่ 4. 8 อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 8 และ 11 ของการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์ของการใส่ตัวดูดซับ ที่ ความสูงต่างๆในท่อไรเซอร์

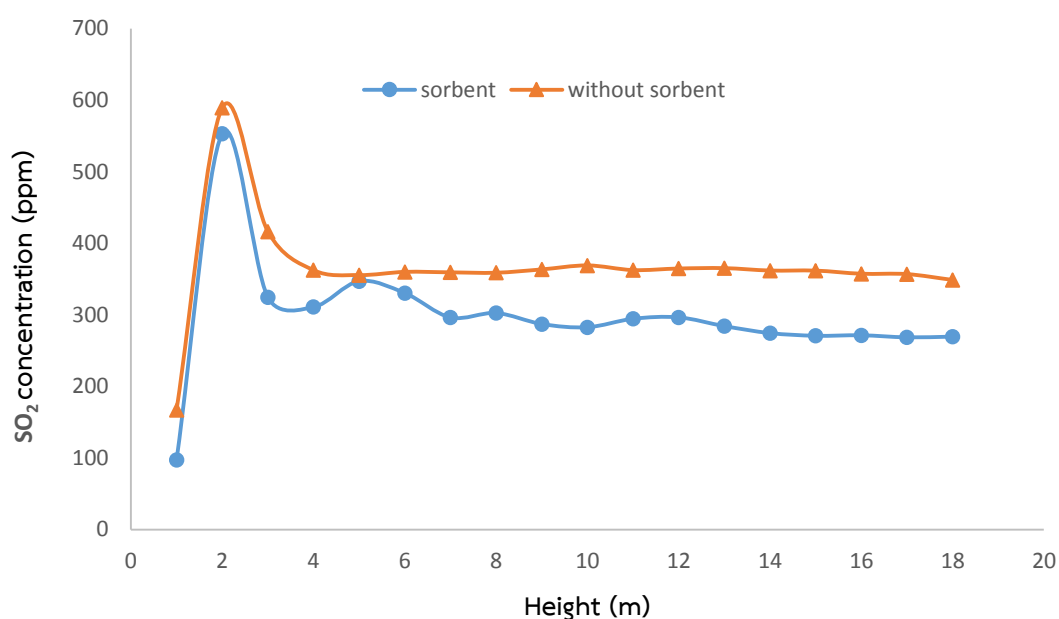


รูปที่ 4. 9 คอนทัวร์อัตราการผลิตปฏิกิริยาที่ 8 และ 11 ของการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนของท่อโรเตอร์ที่เวลา 180 วินาที



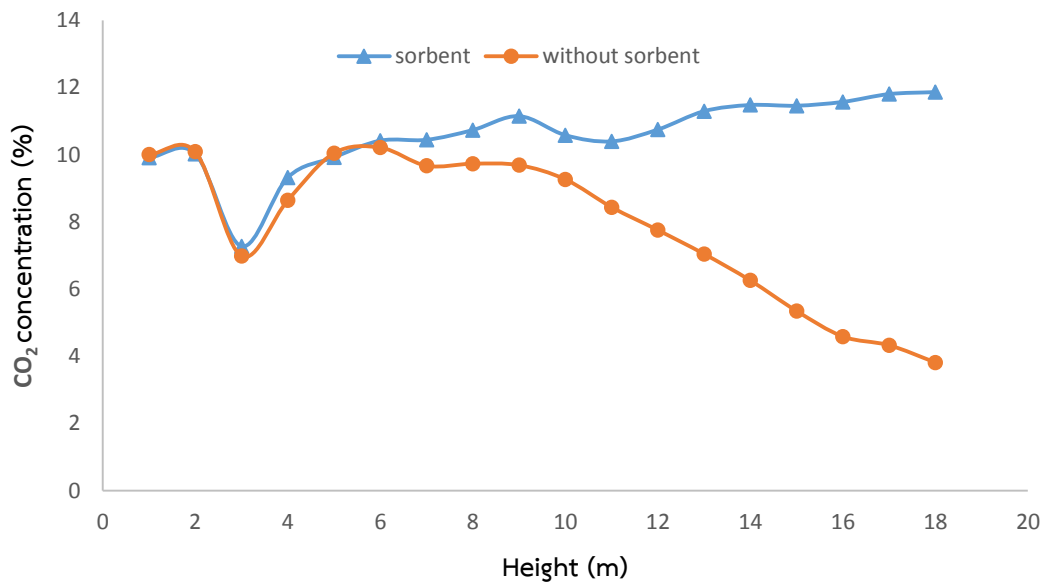
รูปที่ 4. 10 เปรียบเทียบอุณหภูมิของกรณีไม่ป้อนตัวดูดซับกับป้อนตัวดูดซับ

จากรูปที่ 4.10 พบว่า อุณหภูมิเมื่อไม่ป้อนตัวดูดซับ จะมีอุณหภูมิในช่วง 1100 – 1200 เคลวิน ซึ่งเป็นอุณหภูมิของการเผาไหม้เชื้อเพลิง แต่เมื่อป้อนตัวดูดซับ อุณหภูมิในระบบสูงขึ้น อยู่ในช่วงอุณหภูมิ 1300-1500 เคลวิน อุณหภูมิที่สูงขึ้นเกิดจากการคายความร้อนของตัวดูดซับจากปฏิกิริยาแคลซิเนชัน ซึ่งเกิดได้ดีที่ตำแหน่งบริเวณด้านบนของท่อไรเซอร์ สอดคล้องกับรูปที่ 4.8 ที่ตำแหน่งบริเวณด้านบนของท่อไรเซอร์มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันที่สูง



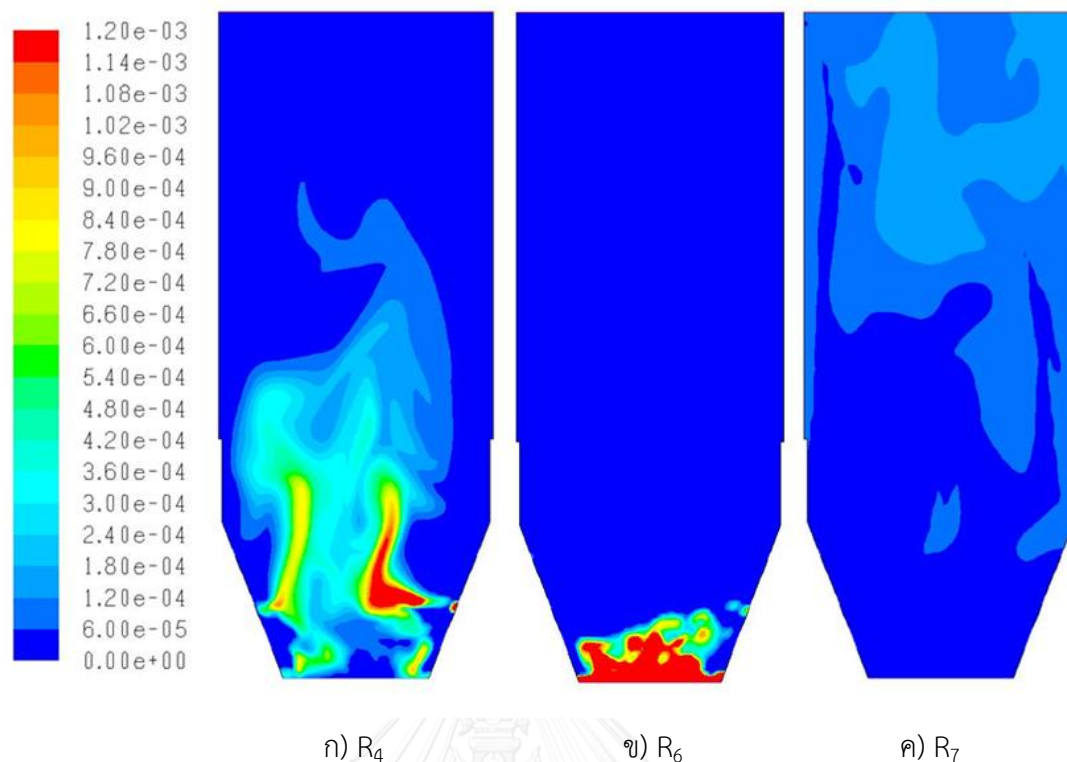
รูปที่ 4. 11 ความเข้มข้นซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ ในท่อไรเซอร์

เมื่อพิจารณาความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์กรณีใส่ตัวดูดซับกับกรณีไม่ใส่ตัวดูดซับที่ความสูงต่างๆ ดังแสดงในรูปที่ 4.11 พบว่า ที่ตำแหน่งบริเวณด้านล่างจะมีปริมาณความเข้มข้นซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่สูง เนื่องจากบริเวณนี้เกิดการเผาไหม้ ทำให้มีปริมาณความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่สูง แต่เมื่อความสูงที่เพิ่มมากขึ้น พบว่า ปริมาณความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ลดลงและเริ่มคงที่เมื่อความสูงที่เพิ่มขึ้น เนื่องจากการกระจายตัวของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในท่อไรเซอร์ตามความสูงที่เพิ่มขึ้น เมื่อเปรียบเทียบกรณีไม่ใส่ตัวดูดซับ พบว่า กรณีใส่ตัวดูดซับจะมีปริมาณความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์มีต่ำกว่ากรณีไม่ใส่ตัวดูดซับ เนื่องจากเกิดปฏิกิริยาจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ของตัวดูดซับ ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัย Wang Shuai และคณะ [4] ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์จะมีค่าสูงที่บริเวณตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิงและมีปริมาณที่น้อยลงเมื่อความสูงที่เพิ่มขึ้น



รูปที่ 4. 12 ความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ ในท่อไรเซอร์

เมื่อพิจารณาความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์กรณีใส่ตัวดูดซับกับกรณีไม่ใส่ตัวดูดซับที่ความสูงต่างๆ ดังแสดงในรูปที่ 4.12 พบว่า กรณีไม่ใส่ตัวดูดซับจะไม่มีปฏิกิริยาแคลซิเนชัน จึงทำให้ที่ตำแหน่งสูงๆ ของท่อไรเซอร์ มีปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ต่ำ ดังแสดงในรูปที่ 4.13 ที่เป็นอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 4 6 และ 7 ซึ่งเป็นปฏิกิริยาการเกิดและใช้คาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งจากรูปจะเห็นว่าปฏิกิริยาการคาร์บอนไดออกไซด์จะเกิดได้ดีที่ตำแหน่งด้านล่าง และปฏิกิริยาการใช้คาร์บอนไดออกไซด์จะเกิดได้ดีที่ตำแหน่งด้านบน ดังนั้นคาร์บอนไดออกไซด์จะมีค่าลดลงเมื่อความสูงของท่อไรเซอร์ที่สูงขึ้น โดยไม่มีปฏิกิริยาแคลซิเนชัน จึงทำให้ปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำลง ส่วนกรณีใส่ตัวดูดซับ จะเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันซึ่งจะได้คาร์บอนไดออกไซด์ และปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันของการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ แต่เมื่อดูจากรูปคอนทัวร์เปรียบเทียบกันดังแสดงในรูปที่ 4.9 พบว่า อัตราการเกิดปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันต่ำกว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชัน ดังนั้นปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าที่เพิ่มขึ้นเมื่อความสูงที่เพิ่มขึ้น ดังแสดงในรูปที่ 4.12 สอดคล้องกับงานวิจัย Wang Shuai และคณะ [4] ที่ตำแหน่งความสูงที่เพิ่มขึ้น ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ยิ่งเพิ่มสูงขึ้น



รูปที่ 4. 13 คอนทัวร์อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 4 6 และ 7 ของคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนของท่อโรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที

4.4 การหาผลของตัวแปรดำเนินการและสถานะที่เหมาะสมสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ภายในหม้อไอน้ำฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนในส่วนของท่อโรเซอร์

จากการศึกษาในส่วนก่อนหน้า คือ การหาแบบจำลองที่เหมาะสมสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ภายในหม้อไอน้ำฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน เมื่อได้แบบจำลองที่เหมาะสม จะทำการศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลต่อการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ โดยในส่วนนี้จะศึกษาตัวดูดซับ 3 ตัว คือ แคลเซียมออกไซด์ แคลเซียมคาร์บอเนต และ ตัวดูดซับผสมแคลเซียมออกไซด์กับแคลเซียมคาร์บอเนตเพื่อศึกษาพฤติกรรมและการแข่งขันการยึดจับของซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งในงานวิจัยนี้เลือกใช้การวิเคราะห์ด้วยวิธีการออกแบบการทดลอง 2^3 ซึ่งประกอบด้วยตัวแปรดำเนินการทั้งหมด 3 ตัวแปรคือ ขนาดของตัวดูดซับ ตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับ และ สัดส่วนความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง โดยพิจารณาผลของตัวแปรตอบสนองทั้งหมด 2 ค่า คือความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกของท่อโรเซอร์

4.4.1 การพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์

การจำลองในส่วนนี้เป็นการศึกษาการจำลองการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ การจำลองค่าตัวแปรดำเนินการทั้ง 3 ตัวแปร และผลสรุปของตัวแปรตอบสนองทั้ง 2 ค่า แสดงดังตารางที่ 4.2 พบว่า กรณีศึกษาที่ 1 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 300 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 120.62 ส่วนในล้านส่วน ในกรณีศึกษาที่ 4 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 600 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนของอากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 289.76 ส่วนในล้านส่วน ในกรณีศึกษาที่ 9 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 450 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศทุติยภูมิในส่วนด้านล่าง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง $1.375a/0.625a$ ส่งผลให้มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 1.84 เปอร์เซ็นต์ ในกรณีศึกษาที่ 4 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 600 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนของอากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 13.02 เปอร์เซ็นต์

ตารางที่ 4. 2 การออกแบบการทดลองแบบ 2³ ของการศึกษาผลของตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ของตัวแปรดำเนินการและค่าตัวแปรที่มีผลต่อการดูดซับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์

กรณีศึกษา	A	B	C	SO ₂ (ppm)	CO ₂ (%)
1	300	เชื้อเพลิง	a/a	120.62	7.72
2	600	เชื้อเพลิง	a/a	277.03	9.24
3	300	อากาศทุติยภูมิ ในส่วนด้านบน	a/a	175.71	4.02
4	600	อากาศทุติยภูมิ ในส่วนด้านบน	a/a	289.76	13.02
5	300	เชื้อเพลิง	1.75a/0.25a	177.32	3.32
6	600	เชื้อเพลิง	1.75a/0.25a	151.32	5.88
7	300	อากาศทุติยภูมิ ในส่วนด้านบน	1.75a/0.25a	135.79	4.52
8	600	อากาศทุติยภูมิ ในส่วนด้านบน	1.75a/0.25a	269.26	12.67
9	450	อากาศทุติยภูมิ ในส่วนด้านล่าง	1.375a/0.625a	282.78	1.84

จากตารางที่ 4.2 กำหนดให้

A คือ ขนาดอนุภาคของตัวดูดซับ (ไมครอน)

B คือ ตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับ (-)

C คือ สัดส่วนความเร็วของเชื้อเพลิง (เมตรต่อวินาที)

ตารางที่ 4.3 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นความเข้มข้นของซิลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์

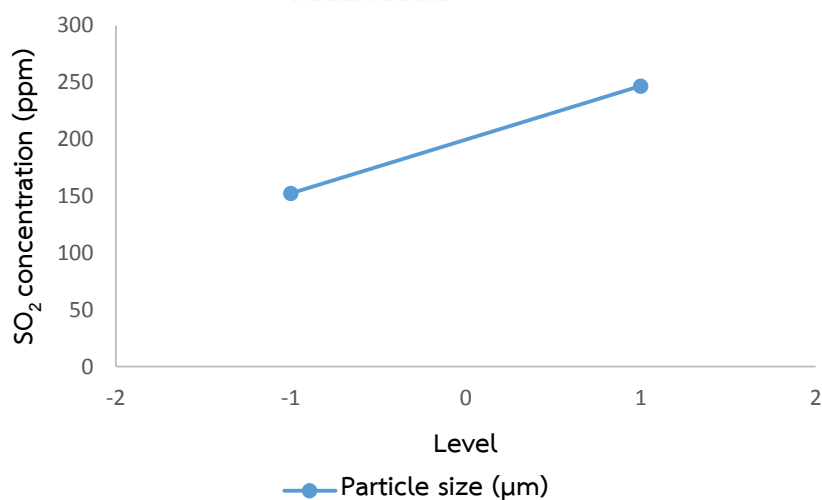
Source	Sum of Squares	Degree of freedom	Mean Square	F-value	P-value
A-Diameter of solid sorbent	17853.89	1	17853.89	7.22	0.0362
Curvature	6149.96	1	6149.96	2.49	0.1658
Error	14830.51	6	2471.75		
Total	38834.35	8			

ตารางที่ 4.4 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์

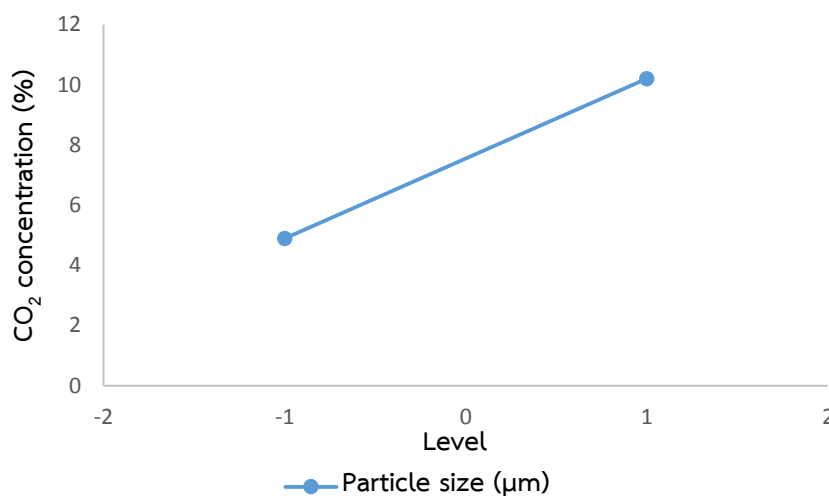
Source	Sum of Squares	Degree of freedom	Mean Square	F-value	P-value
A-Diameter of solid sorbent	56.34	1	56.34	7.51	0.0337
Curvature	28.97	1	28.97	3.86	0.0970
Error	45	6	7.50		
Total	130.31	8			

การวิเคราะห์ความแปรปรวน (Analysis of Variance, ANOVA) ของตัวแปรตอบสนอง ตารางที่ 4.3 พบว่า ขนาดของตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ (A) เป็นตัวแปรที่ส่งผลต่อความเข้มข้นซัลเฟอร์ไดออกไซด์ เนื่องจากค่า p-value ที่แสดงในตารางนั้นมีค่าน้อยกว่า 0.05 ซึ่งตามทฤษฎีทางการออกแบบการทดลอง กำหนดไว้ว่าหากตัวแปรใดที่มีค่า p-value น้อยกว่า 0.05 ที่มีค่าความเชื่อมั่นร้อยละ 95 ตัวแปรนั้นจะส่งผลต่อค่าของตัวแปรตอบสนอง ส่วนตัวแปรตอบสนองที่ส่งผลต่อความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ แสดงดังตารางที่ 4.4 พบว่า ขนาดของตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ (A) เป็นตัวแปรที่ส่งผลต่อความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากค่า p-value ที่แสดงในตารางนี้มีค่าน้อยกว่า 0.05 ตามทฤษฎีทางการออกแบบการทดลอง และไม่มีผลของความโค้งงอของตัวแปรกำลังสอง (second-order curvature) ของทั้งซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากค่า p-value ที่แสดงในตารางนี้มีค่ามากกว่า 0.05

รูปที่ 4.14 – 4.15 แสดงผลของตัวแปรหลักที่มีต่อความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ ตามลำดับ พบว่า ตัวแปรขนาดของอนุภาคตัวดูดซับให้ผลเชิงบวกทางสถิติหมายความว่า เมื่ออนุภาคของแข็งมีขนาดใหญ่ขึ้น จะส่งผลให้ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์สูงขึ้น เนื่องจากขนาดอนุภาคขนาดเล็กจะทำให้พื้นที่ผิวสัมผัสมาก ส่งผลทำให้การเกิดปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ดี ทำให้ปริมาณความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำเมื่อขนาดอนุภาคเล็ก



รูปที่ 4. 14 ผลของตัวแปรหลักที่มีต่อความเข้มข้นซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์



รูปที่ 4. 15 ผลของตัวแปรหลักที่มีต่อความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์

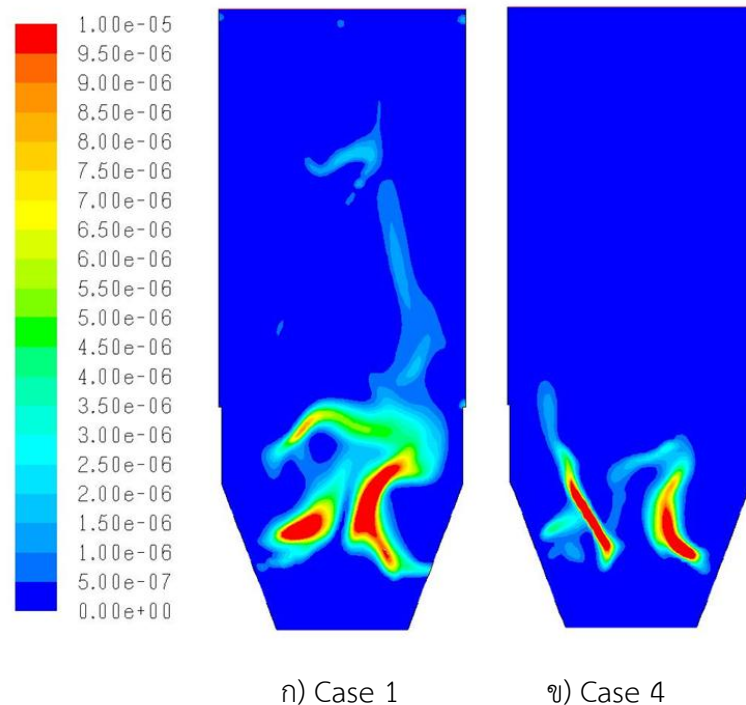
จากการจำลองและวิเคราะห์ความแปรปรวน พบว่า กรณีศึกษาที่ 1 มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 120.62 ส่วนในล้านส่วน แสดงให้เห็นว่า ขนาดของตัวดูดซับที่มีขนาดเล็ก จะมีพื้นที่ผิวสัมผัสมาก ส่งผลทำให้การเกิดปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ดี ในกรณีศึกษาที่ 4 มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 289.76 ส่วนในล้านส่วน แสดงให้เห็นว่า ขนาดของตัวดูดซับที่มีขนาดใหญ่จะมีพื้นที่ผิวสัมผัสน้อย ส่งผลทำให้การเกิดปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ไม่ดี

จากรูปที่ 4.16 แสดงคอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาของปฏิกิริยาที่ 9 ซึ่งเป็นปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ซึ่งจากรูปคอนทัวร์ พบว่า กรณีศึกษาที่ 1 จะมีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่สูงกว่ากรณีศึกษาที่ 4 และรูปที่ 4.17 แสดงคอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาของปฏิกิริยาที่ 10 ซึ่งเป็นปฏิกิริยาของการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ซึ่งรูปนี้แสดงให้เห็นว่า การยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์มีอัตราที่ไม่แตกต่างกันมากในทั้ง 2 กรณี

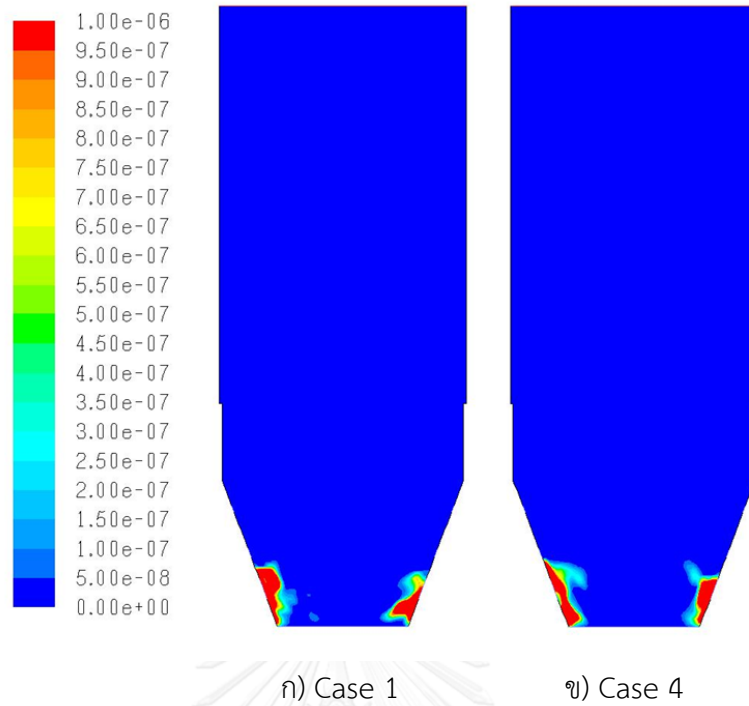
ในกรณีศึกษาที่ 9 มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 1.84 เปอร์เซ็นต์ แสดงให้เห็นว่า ขนาดของอนุภาคของตัวดูดซับ ตำแหน่งของการป้อนตัวดูดซับ และสัดส่วนของความเร็วเชื้อเพลิงที่มีความเหมาะสมสำหรับการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์ ส่วนกรณีศึกษาที่ 4 มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 13.02 เปอร์เซ็นต์ แสดงให้เห็นว่า ขนาดของตัวดูดซับที่มีขนาดใหญ่มีพื้นที่สัมผัสน้อย ซึ่งคาร์บอนไดออกไซด์ส่วนใหญ่เกิดขึ้นบริเวณส่วนบนของท่อโรเซอร์ ดังนั้นกว่าที่อนุภาคขนาดใหญ่จะเคลื่อนที่ไปสู่ด้านบนจึงใช้เวลานานกว่าอนุภาคขนาดเล็ก จากรูปที่ 4.18 พบว่า กรณีศึกษาที่ 4 มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 8 ซึ่ง

เป็นอัตราการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันสูงกว่ากรณีศึกษาที่ 9 ได้ผลิตภัณฑ์เป็นคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนั้นจากรูปคอนทัวร์ กรณีศึกษาที่ 4 จึงมีปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์สูงกว่ากรณีศึกษาที่ 9 และจากรูปที่ 4.19 แสดงคอนทัวร์ของการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์หรือปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน พบว่า อัตราการเกิดปฏิกิริยากรณีที่ 4 มีค่าสูงกว่ากรณีที่ 9 ซึ่งทำให้การยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าสูงกว่า แต่เมื่อเปรียบเทียบอัตราการเกิดปฏิกิริยาของแคลซิเนชันแล้ว พบว่า อัตราการเกิดแคลซิเนชันสูงกว่าคาร์บอนเนชัน ดังแสดงในรูป 4.20 จึงทำให้กรณีศึกษาที่ 4 มีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูง

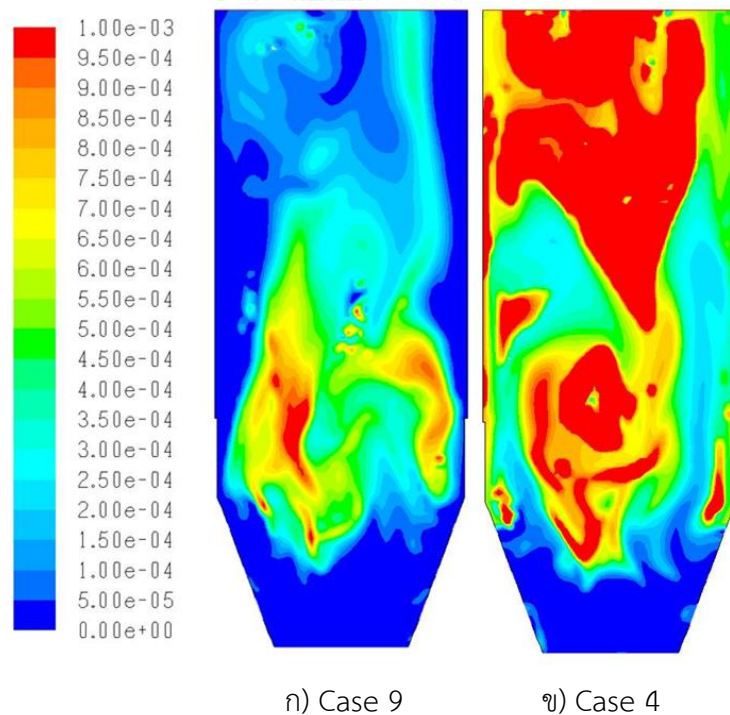
จากผลข้างต้นในแต่ละกรณีศึกษาที่แตกต่างกัน ได้เลือกกรณีศึกษาที่ค่าของตัวแปรตอบสนองทั้ง 2 ค่า คือ ซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีทั้งค่าสูงและค่าต่ำมาศึกษาต่อรูปที่ 4.21 เป็นการสร้างคอนทัวร์ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (ก) กรณีศึกษาที่ 1 และ (ข) กรณีศึกษาที่ 4 ที่เวลา 180 วินาทีจะเห็นได้ว่า ปริมาณความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในกรณีศึกษาที่ 1 มีค่าต่ำกว่ากรณีศึกษาที่ 4 และรูปที่ 4.22 เป็นการสร้างคอนทัวร์ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ (ก) กรณีศึกษาที่ 9 และ (ข) กรณีศึกษาที่ 4 ที่เวลา 180 วินาทีจะเห็นได้ว่า ปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในกรณีศึกษาที่ 9 มีค่าต่ำกว่ากรณีศึกษาที่ 4



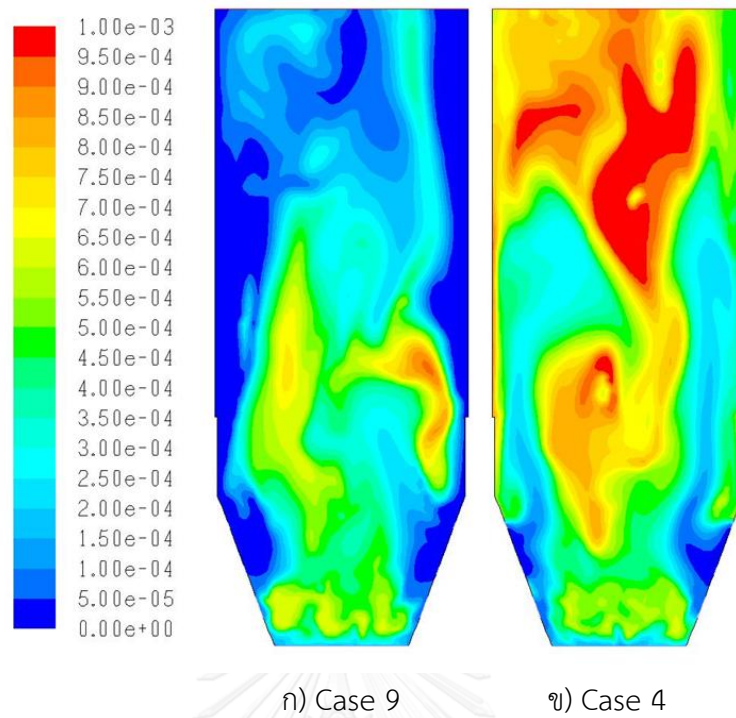
รูปที่ 4. 16 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 9 ของการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์



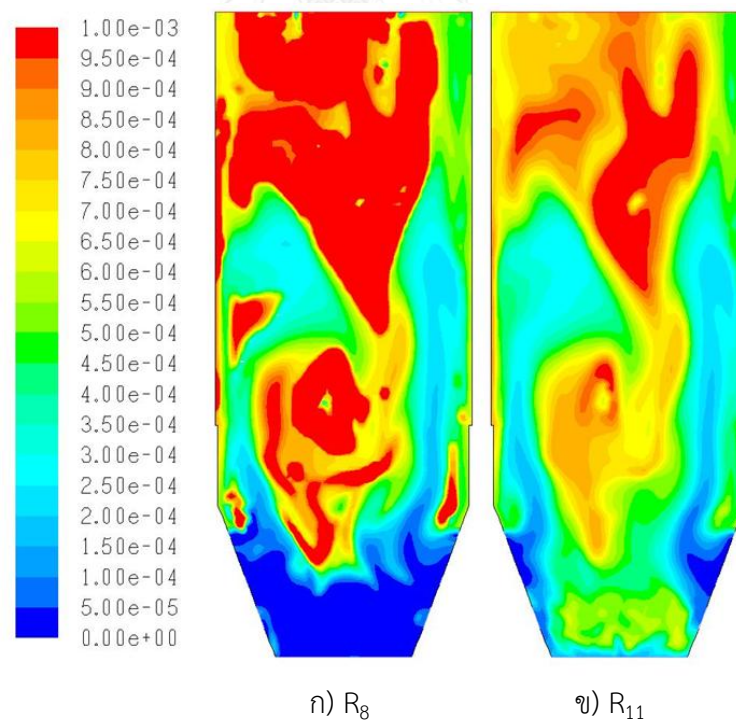
รูปที่ 4. 17 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 10 ของการยัดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในส่วนของท่อ
 ไโรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์



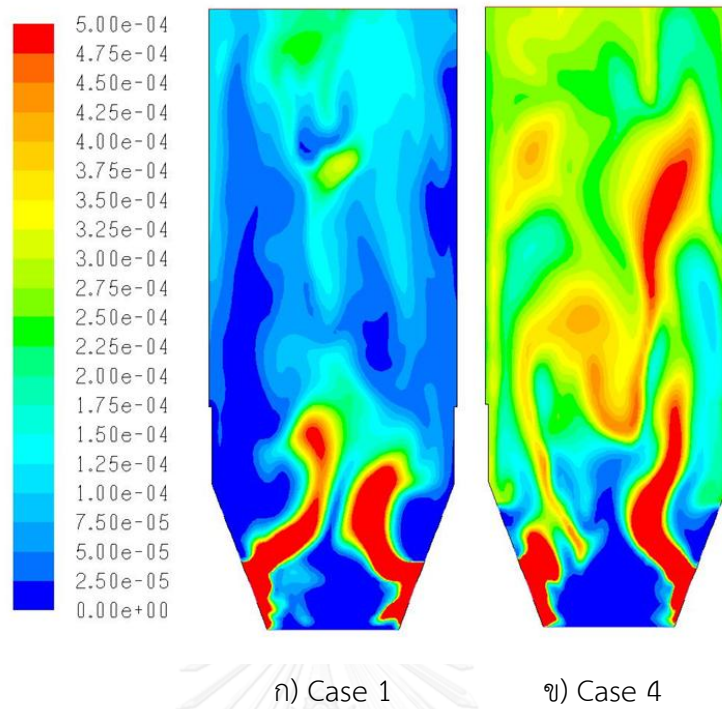
รูปที่ 4. 18 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 8 ของการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนของ
 ท่อโรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์



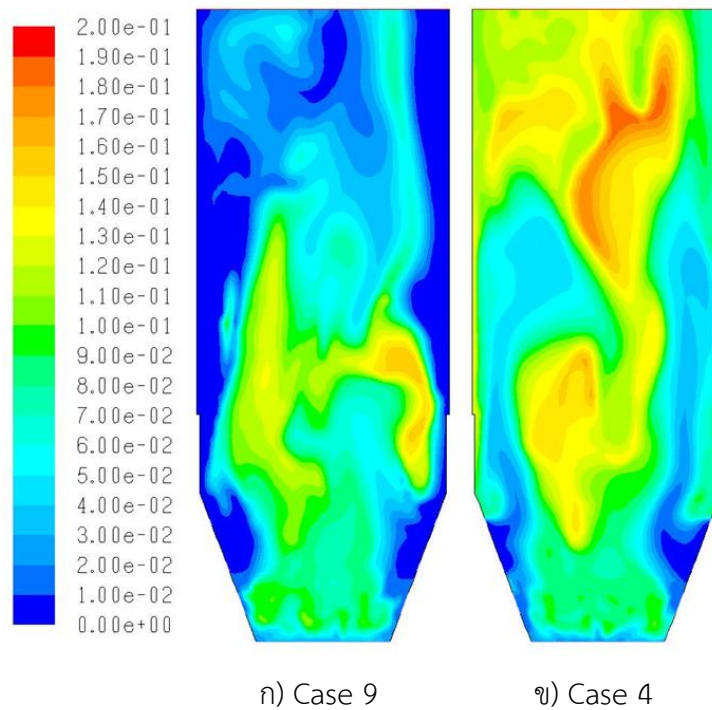
รูปที่ 4. 19 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 11 ของการเกิดการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนของท่อโรเตอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์



รูปที่ 4. 20 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาในกรณีศึกษาที่ 4 ในส่วนของท่อโรเตอร์ที่เวลา 180 วินาที กรณีใส่ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์



รูปที่ 4. 21 คอนทัวร์ของความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีใส่ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์



รูปที่ 4. 22 คอนทัวร์ของความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีใส่ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์

4.4.2 การพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต

การจำลองในส่วนนี้เป็นการศึกษาการจำลองการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต การจำลองค่าตัวแปรดำเนินการทั้ง 3 ตัวแปร และผลสรุปของตัวแปรตอบสนองทั้ง 2 ค่า แสดงดังตารางที่ 4.5 พบว่า กรณีศึกษาที่ 9 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 350 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศทุติยภูมิในส่วนด้านล่าง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง 1.375a/0.625a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 247.12 ส่วนในล้านส่วน ในกรณีศึกษาที่ 3 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 200 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง 1.75a/0.25a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 311.32 ส่วนในล้านส่วน ในกรณีศึกษาที่ 3 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 200 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 11.72 เปอร์เซ็นต์ ส่วนในกรณีศึกษาที่ 2 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 500 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 18.55 เปอร์เซ็นต์

การวิเคราะห์ความแปรปรวน (Analysis of Variance, ANOVA) ของตัวแปรตอบสนอง ตารางที่ 4.6 พบว่า ขนาดของตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต (A) เป็นตัวแปรที่ส่งผลต่อความเข้มข้นซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต เนื่องจากค่า p-value ที่แสดงในตารางนั้นมีค่าน้อยกว่า 0.05 ซึ่งตามทฤษฎีทางการออกแบบการทดลอง กำหนดไว้ว่าหากตัวแปรใดที่มีค่า p-value น้อยกว่า 0.05 ที่มีค่าความเชื่อมั่นร้อยละ 95 ตัวแปรนั้นจะส่งผลต่อค่าของตัวแปรตอบสนอง ส่วนตัวแปรตอบสนองที่ส่งผลต่อความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ในกรณีการป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต แสดงดังตารางที่ 4.7 พบว่า ขนาดของตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต (A) เป็นตัวแปรที่ส่งผลต่อความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ ตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับ (B) และผลของอันตรกิริยาของขนาดของตัวดูดซับกับตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับ (AB) เนื่องจากค่า p-value ที่แสดงในตารางนั้นมีค่าน้อยกว่า 0.05 ซึ่งตามทฤษฎีทางการออกแบบการทดลอง และมีผลของความโค้งของตัวแปรกำลังสอง (second-order curvature) ของทั้งซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากค่า p-value ที่แสดงในตารางนั้นมีค่าน้อยกว่า 0.05 ผลของความโค้งของตัวแปรกำลังสอง แสดงถึงกระบวนการนั้นมีความไม่เป็นเชิงเส้น โดยในช่วงการเปลี่ยนแปลงตัวแปรที่สนใจ น่าจะมีภาวะที่เหมาะสมอยู่ในช่วงค่าที่เปลี่ยนแปลง ทำให้กราฟพื้นผิวตอบสนองมีความ

โค้ง โดยจากตารางที่ 4.5 ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ มีค่าต่ำสุดอยู่ระหว่างค่าตัวแปรต้นที่เปลี่ยนแปลง

ตารางที่ 4.5 การออกแบบการทดลองแบบ 2^3 ของการศึกษาผลของตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตของตัวแปรดำเนินการและค่าตัวแปรที่มีผลต่อการดูดซับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์

กรณีศึกษา	A	B	C	SO ₂ (ppm)	CO ₂ (%)
1	200	เชื้อเพลิง	a/a	291.31	11.95
2	500	เชื้อเพลิง	a/a	267.78	18.55
3	200	อากาศหตุติยภูมิ ในส่วนด้านบน	a/a	311.32	11.72
4	500	อากาศหตุติยภูมิ ในส่วนด้านบน	a/a	267.32	16.40
5	200	เชื้อเพลิง	1.75a/0.25a	305.66	11.96
6	500	เชื้อเพลิง	1.75a/0.25a	266.00	18.07
7	200	อากาศหตุติยภูมิ ในส่วนด้านบน	1.75a/0.25a	299.04	12.26
8	500	อากาศหตุติยภูมิ ในส่วนด้านบน	1.75a/0.25a	296.32	16.66
9	350	อากาศหตุติยภูมิ ในส่วนด้านล่าง	1.375a/0.625a	247.12	13.06

จากตารางที่ 4.5 กำหนดให้

A คือ ขนาดอนุภาคของตัวดูดซับ (ไมครอน)

B คือ ตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับ (-)

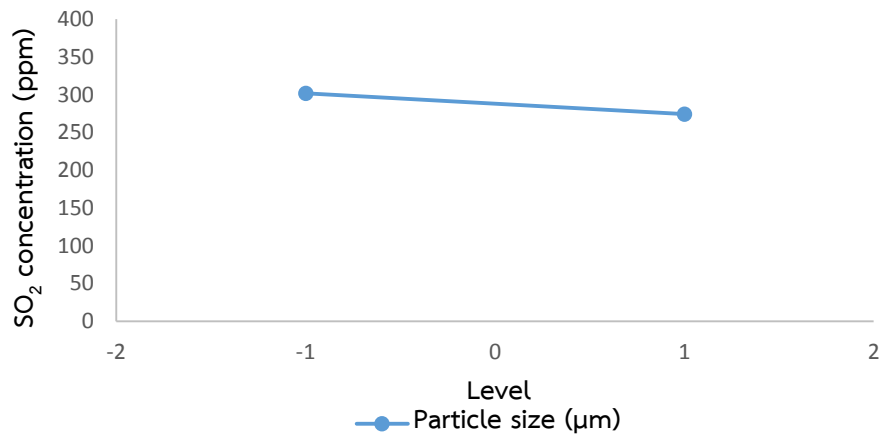
C คือ สัดส่วนความเร็วของเชื้อเพลิง (เมตรต่อวินาที)

ตารางที่ 4.6 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นความเข้มข้นของซิลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต

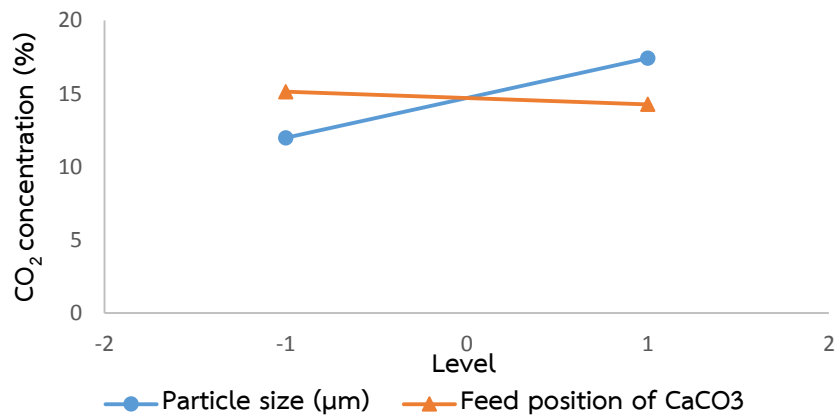
Source	Sum of Squares	Degree of freedom	Mean Square	F-value	P-value
A-Diameter of solid sorbent	1510.03	1	1510.03	10.44	0.0179
Curvature	1492.31	1	1492.31	10.31	0.0183
Error	868.17	6	144.70		
Total	3870.51	8			

ตารางที่ 4.7 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต

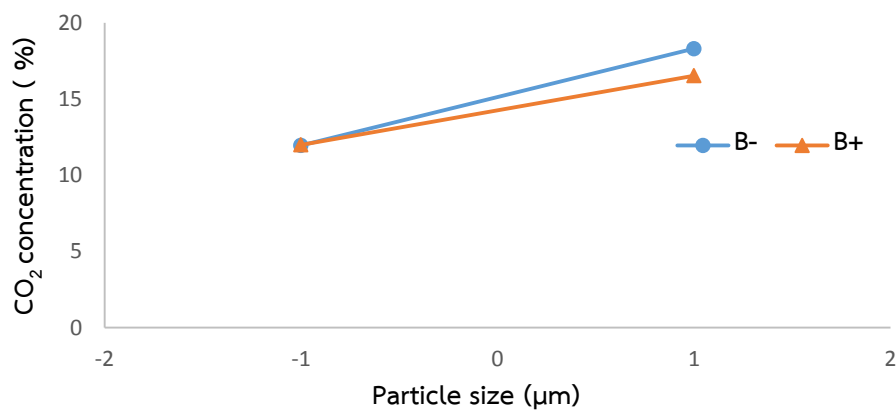
Source	Sum of Squares	Degree of freedom	Mean Square	F-value	P-value
A-Diameter of solid sorbent	59.35	1	59.35	805.16	<0.0001
B-Feed position of solid sorbent	1.52	1	1.52	20.65	0.0105
AB	1.65	1	1.65	22.35	0.0091
Curvature	2.38	1	2.38	32.29	0.0047
Error	0.29	4	0.074		
Total	65.19	8			



รูปที่ 4. 23 ผลของตัวแปรหลักที่มีต่อความเข้มข้นซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต



รูปที่ 4. 24 ผลของตัวแปรหลักที่มีต่อความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต



รูปที่ 4. 25 ผลของอันตรกิริยาที่มีต่อความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต

รูปที่ 4.23 แสดงผลของตัวแปรหลักที่มีต่อความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ พบว่า ตัวแปรขนาดของอนุภาคตัวดูดซับให้ผลเชิงลบทางสถิติ หมายความว่า เมื่ออนุภาคของแข็งมีขนาดใหญ่ขึ้น จะส่งผลให้ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ต่ำลง เนื่องจากขนาดอนุภาคขนาดใหญ่มี Residence time ที่สูง จึงมีเวลาเปลี่ยนไปเป็นแคลเซียมออกไซด์ก่อน ก่อนจะไปยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และมีพื้นที่ผิวสัมผัสที่เหมาะสม ส่งผลทำให้การเกิดปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ดี

รูปที่ 4.24 แสดงผลของตัวแปรหลักที่มีผลต่อความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่า ตัวแปรขนาดของอนุภาคตัวดูดซับให้ผลเชิงบวกทางสถิติและตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับให้ผลเชิงลบทางสถิติ หมายความว่า เมื่ออนุภาคของแข็งมีขนาดใหญ่ขึ้น และตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับในตำแหน่งที่ต่ำ จะส่งผลให้ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์สูง ในทางกลับกันเมื่ออนุภาคมีขนาดเล็ก และตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับในตำแหน่งที่สูง จะส่งผลให้ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์มีปริมาณต่ำ

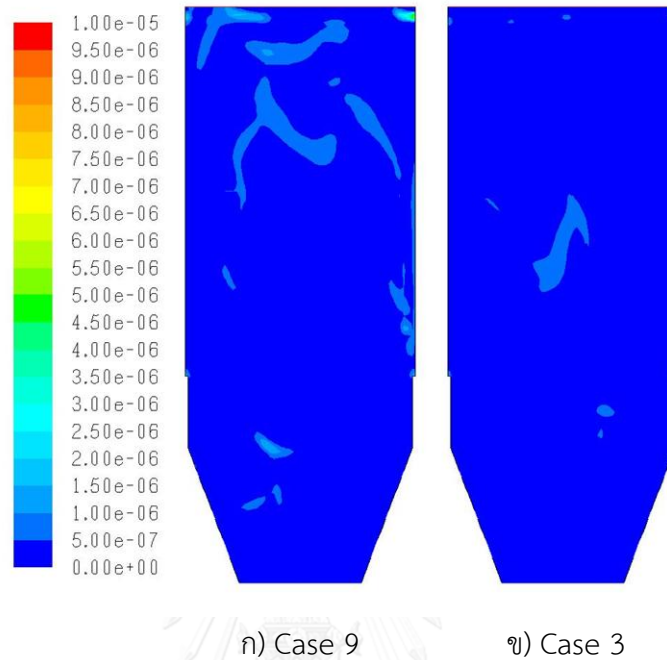
รูปที่ 4.25 ผลของอันตรกิริยาที่มีต่อความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต พบว่า เมื่อค่า B เป็นค่าสูง (+) หรือมีตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับที่ตำแหน่งสูงและการเพิ่มขนาดของตัวดูดซับที่ใหญ่ขึ้น จะทำให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์มีความเข้มข้นที่มาก เนื่องจากขนาดของตัวดูดซับที่มีขนาดใหญ่จะใช้เวลาในการเคลื่อนที่ขึ้นไปบริเวณด้านบนของท่อโรเตอร์นาน ซึ่งปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์จะอยู่บริเวณด้านบน ในทางตรงกันข้ามเมื่อค่า B เป็นค่าต่ำ (-) หรือมีตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับที่ตำแหน่งต่ำ และขนาดของตัวดูดซับที่มีขนาดเล็กจะมีปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ต่ำ เนื่องจากอนุภาคของตัวดูดซับที่มีขนาดเล็กจะเคลื่อนที่ไปสู่ด้านบนได้เร็วกว่าขนาดใหญ่และมีพื้นที่สัมผัสสูง ทำให้การเกิดปฏิกิริยาการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดีกว่าตัวดูดซับที่มีขนาดใหญ่

จากการจำลองและวิเคราะห์ความแปรปรวน พบว่า กรณีศึกษาที่ 9 ที่มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 247.12 ส่วนในล้านส่วน แสดงให้เห็นว่า ขนาดของตัวดูดซับขนาด 350 ไมครอนเป็นขนาดที่เหมาะสมสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ เนื่องจากมีพื้นที่ผิวสัมผัสและใช้เวลาที่อยู่ในท่อโรเตอร์ที่เหมาะสมจึงส่งผลทำให้การเกิดปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ดี สอดคล้องกับงานวิจัยของ Bruce Miller [32] ขนาดของตัวดูดซับที่มีขนาดเล็กจะมีอัตราในการเกิดปฏิกิริยาที่สูง แต่มี Residence time ที่ต่ำจึงมีเวลาที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาต่ำ แต่ในขณะเดียวกันขนาดของอนุภาคขนาดใหญ่มี Residence time ที่สูงกว่าในการทำปฏิกิริยา แต่เนื่องด้วยขนาดอนุภาคที่ใหญ่ อัตราในการเกิดปฏิกิริยาจะช้ากว่าอนุภาคขนาดเล็ก ในกรณีศึกษาที่ 3 ที่มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 311.32 ส่วนในล้านส่วน แสดงให้เห็นว่า ขนาดของตัวดูดซับขนาดเล็ก ส่งผลต่อการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้

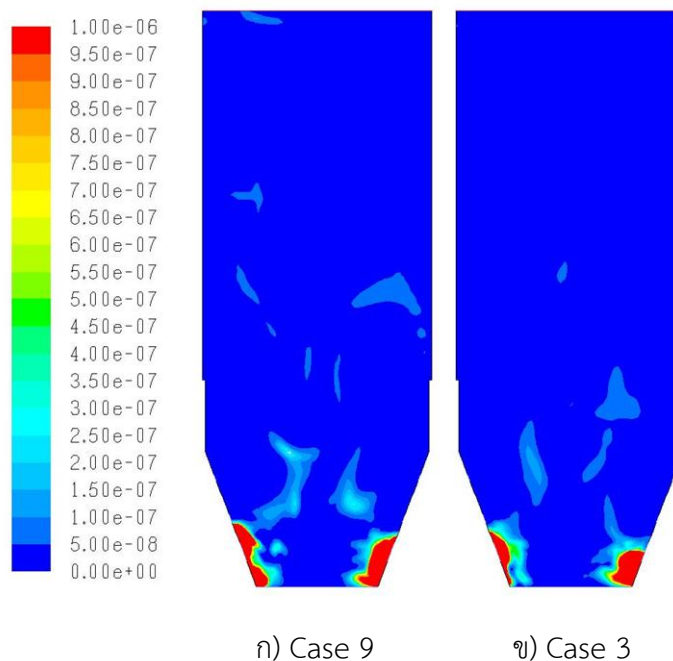
ปริมาณต่ำ เนื่องจากมี Residence time ที่น้อยกว่าตัวดูดซับที่มีขนาดใหญ่ ส่งผลทำให้การเกิดปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ไม่ดี โดยจากรูปที่ 4.26 แสดงคอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาของปฏิกิริยาที่ 9 ซึ่งเป็นปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ พบว่า กรณีศึกษาที่ 9 มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่สูงกว่ากรณีศึกษาที่ 3 และจากรูปที่ 4.27 แสดงคอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาของปฏิกิริยาที่ 10 เป็นปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ พบว่า กรณีศึกษาที่ 9 มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 10 สูงกว่ากรณีศึกษาที่ 3 ซึ่งเป็นปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ในกรณีศึกษาที่ 3 ที่มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 11.72 เปอร์เซ็นต์ แสดงให้เห็นว่า ขนาดของตัวดูดซับขนาดเล็กส่งผลต่อการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากอนุภาคของตัวดูดซับมีขนาดเล็กจึงทำให้มีการลอยตัวไปสู่ด้านบนของท่อไรเซอร์ได้ง่าย และตำแหน่งการป้อนที่อยู่สูง จึงทำให้ลอยไปทำปฏิกิริยากับแก๊สได้เร็วกว่าขนาดอนุภาคขนาดใหญ่ โดยปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์จะเกิดขึ้นที่บริเวณส่วนด้านบนของท่อไรเซอร์ ดังรูปที่ 4.12 และขนาดอนุภาคขนาดเล็กจะมีพื้นที่ผิวสัมผัสสูง จึงทำให้อนุภาคขนาดเล็กสามารถทำปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดีกว่าขนาดใหญ่ สอดคล้องกับการวิเคราะห์ผลความแปรปรวน ดังแสดงในรูปที่ 4.25 ที่แสดงผลอันตรกิริยาระหว่างขนาดของตัวดูดซับกับตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับ ส่วนในกรณีศึกษาที่ 2 มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 18.55 เปอร์เซ็นต์ แสดงให้เห็นว่า อนุภาคขนาดใหญ่จะมีการเคลื่อนที่ไปสู่ด้านบนได้ช้ากว่า และตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับอยู่ในตำแหน่งที่ต่ำกว่าในกรณีศึกษาที่ 3 จึงส่งผลให้มีการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้น้อยกว่ากรณีศึกษาที่ 2 จากรูปที่ 4.28 พบว่า กรณีศึกษาที่ 2 มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่สูงกว่ากรณีศึกษาที่ 3 โดยเป็นอัตราการเกิดปฏิกิริยาของแคลซิเนชัน ซึ่งได้ผลิตภัณฑ์เป็นคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนั้นจากรูปคอนทัวร์ กรณีศึกษาที่ 2 จึงมีปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงกว่ากรณีศึกษาที่ 3 และจากรูปที่ 4.29 แสดงคอนทัวร์ของการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์หรือคาร์บอนเนชัน พบว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยากรณีที่ 2 มีค่าที่สูงกว่ากรณีที่ 3 ซึ่งทำให้การยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าสูงกว่า แต่เมื่อเปรียบเทียบกับอัตราการเกิดปฏิกิริยาของแคลซิเนชันแล้ว พบว่า อัตราการเกิดแคลซิเนชันสูงกว่าคาร์บอนเนชัน ดังแสดงในรูป 4.30 จึงทำให้กรณีศึกษาที่ 3 มีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูง

จากผลข้างต้นในแต่ละกรณีศึกษาที่แตกต่างกัน ได้เลือกกรณีศึกษาที่ค่าของตัวแปรตอบสนอง ทั้ง 2 ค่า คือ ซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีทั้งค่าสูงและค่าต่ำมาศึกษาต่อ รูปที่ 4.31 เป็นการสร้างคอนทัวร์ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (ก) กรณีศึกษาที่ 9 และ (ข) กรณีศึกษาที่ 3 ที่เวลา 180 วินาทีจะเห็นได้ว่า ปริมาณความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในกรณีศึกษาที่ 9 มีค่าต่ำกว่ากรณีศึกษาที่ 3 และรูปที่ 4.32 เป็นการสร้างคอนทัวร์ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ (ก)

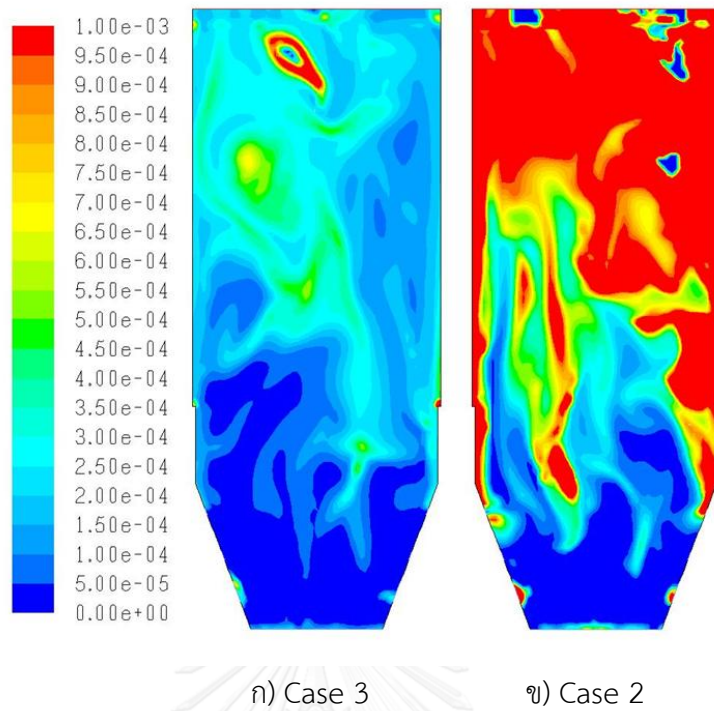
กรณีศึกษาที่ 3 และ (ข) กรณีศึกษาที่ 2 ที่เวลา 180 วินาทีจะเห็นว่า ปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในกรณีศึกษาที่ 3 มีค่าต่ำกว่ากรณีศึกษาที่ 2



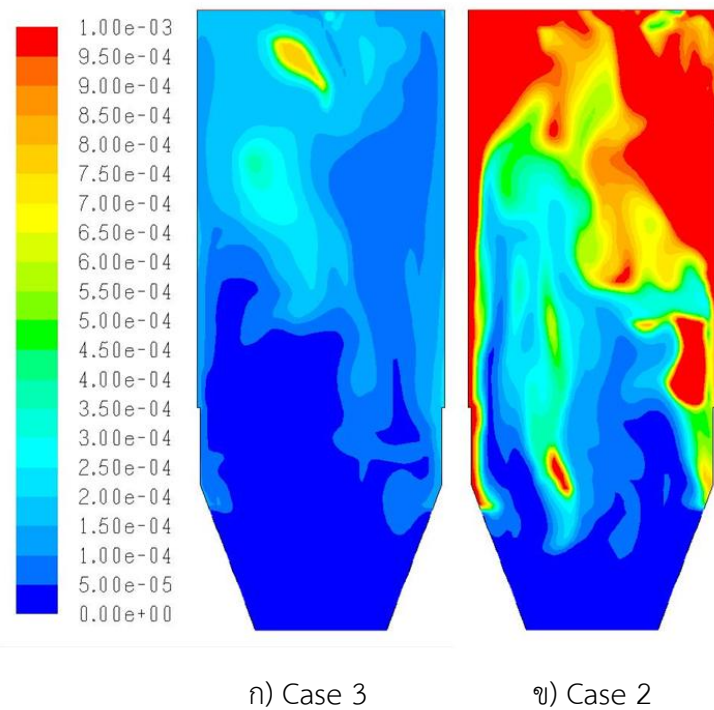
รูปที่ 4. 26 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 9 ของการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในส่วนของท่อโรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต



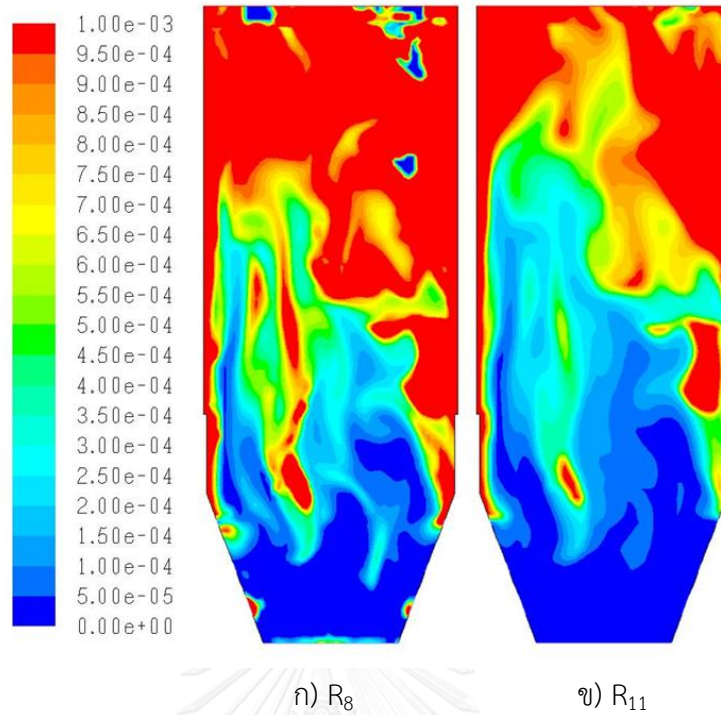
รูปที่ 4. 27 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 10 ของการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในส่วนของท่อโรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต



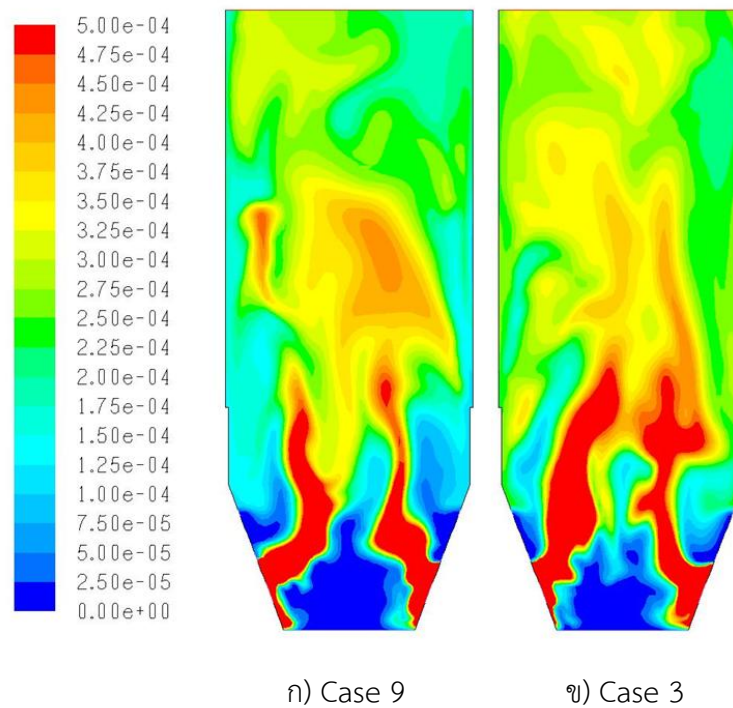
รูปที่ 4. 28 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 8 ของการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนของท่อ
โรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต



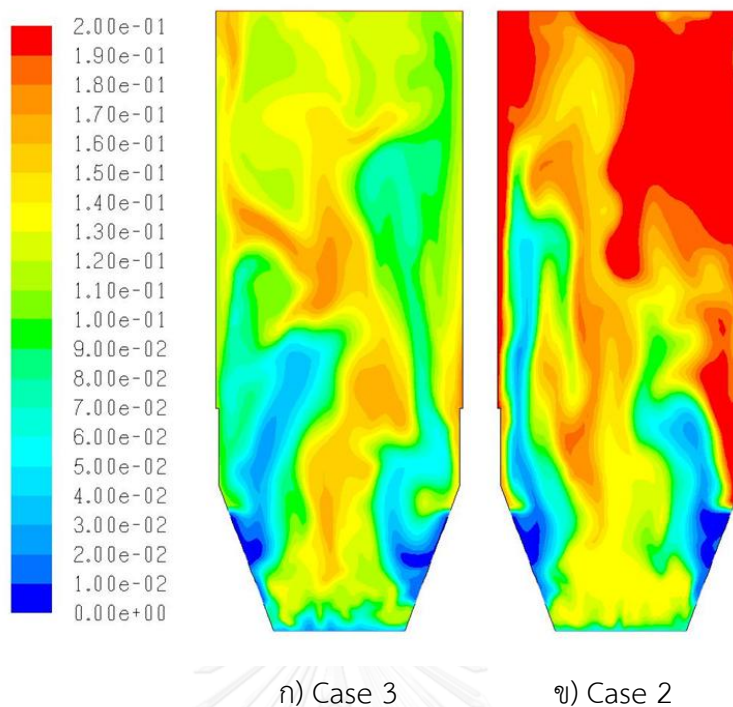
รูปที่ 4. 29 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 11 ของการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนของ
ท่อโรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต



รูปที่ 4. 30 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาในกรณีศึกษาที่ 2 ในส่วนของท่อโรเตอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีใส่ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต



รูปที่ 4. 31 คอนทัวร์ของความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ในส่วนของท่อโรเตอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีใส่ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต



รูปที่ 4. 32 คอนทัวร์ของความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ ในส่วนของท่อโรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที ในกรณีใส่ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต

4.4.3 การพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์

ในปัจจุบันโรงงานไฟฟ้าจากถ่านหิน ใช้แคลเซียมคาร์บอเนตเป็นตัวดูดซับ สำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ แต่ไม่ได้สนใจยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ และตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ยึดจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดี ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้มีความสนใจตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมออกไซด์กับแคลเซียมคาร์บอเนต

ในการจำลองในส่วนนี้ จะมีการเพิ่มอัตราการเกิดปฏิกิริยาของตัวดูดซับ โดยกำหนดให้ R_8-R_{11} เป็นกรณีการป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต และ $R_{12}-R_{15}$ เป็นกรณีการป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ ทั้ง R_8-R_{11} กับ $R_{12}-R_{15}$ มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่เหมือนกัน แต่แตกต่างกันในส่วนขนาดของตัวดูดซับที่ป้อนเข้าไปในโปรแกรม ANSYS FLUENT 6.3 โดยกำหนดให้

R_{12} เหมือนกับ R_8

R_{13} เหมือนกับ R_9

R_{14} เหมือนกับ R_{10}

R_{15} เหมือนกับ R_{11}

การจำลองในส่วนนี้เป็นการศึกษาการจำลองการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ การจำลองค่าตัวแปรดำเนินการทั้ง 3 ตัวแปร และผลสรุปของตัวแปรตอบสนองทั้ง 2 ค่า แสดงดังตารางที่ 4.8 พบว่า กรณีศึกษาที่ 9 ที่มีขนาดตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ มีขนาด 350/450 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศทุติยภูมิในส่วนด้านล่าง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง 1.375a/0.625a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซิลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 107.01 ส่วนในล้านส่วน ในกรณีศึกษาที่ 6 ที่ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์มีขนาด 500/600 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง 1.75a/0.25a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซิลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 236.03 ส่วนในล้านส่วน ในกรณีศึกษาที่ 9 ที่ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์มีขนาด 350/450 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศทุติยภูมิในส่วนด้านล่าง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง 1.375a/0.625a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 3.35 เปอร์เซ็นต์ส่วนในกรณีศึกษาที่ 2 ที่ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์มีขนาด 500/600 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 11.70 เปอร์เซ็นต์

การวิเคราะห์ความแปรปรวน (Analysis of Variance, ANOVA) ของตัวแปรตอบสนอง ตารางที่ 4.9 พบว่า ขนาดของตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต (A) เป็นตัวแปรที่ส่งผลต่อความเข้มข้นซิลเฟอร์ไดออกไซด์ในกรณีป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ เนื่องจากค่า p-value ที่แสดงในตารางนั้นมีค่าน้อยกว่า 0.05 ซึ่งตามทฤษฎีทางการออกแบบการทดลอง กำหนดไว้ว่าหากตัวแปรใดที่มีค่า p-value น้อยกว่า 0.05 ที่มีค่าความเชื่อมั่นร้อยละ 95 ตัวแปรนั้นจะส่งผลต่อค่าของตัวแปรตอบสนอง ส่วนตัวแปรตอบสนองที่ส่งผลต่อความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ในกรณีการป้อนตัวดูดซับผสม แสดงดังตารางที่ 4.10 พบว่า ผลของอันตรกิริยาของขนาดของตัวดูดซับกับตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับ (AB) มีผลเนื่องจากค่า p-value ที่แสดงในตารางนั้นมีค่าน้อยกว่า 0.05 ซึ่งตามทฤษฎีทางการออกแบบการทดลอง และมีผลของความโค้งของตัวแปรกำลังสอง (second-order curvature) ของทั้งซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากค่า p-value ที่แสดงในตารางนั้นมีค่าน้อยกว่า 0.05 ผลของความโค้งของตัวแปรกำลังสอง แสดงถึงกระบวนการนั้นมีความไม่เป็นเชิงเส้น โดยในช่วงการเปลี่ยนแปลงตัวแปรที่สนใจ น่าจะมีภาวะที่เหมาะสมอยู่ในช่วงค่าที่เปลี่ยนแปลง ทำให้กราฟพื้นผิวตอบสนองมีความโค้ง โดยจากตารางที่ 4.8 ความเข้มข้นของซิลเฟอร์ไดออกไซด์ มีค่าต่ำสุดอยู่ระหว่างค่าตัวแปรต้นที่เปลี่ยนแปลง

ตารางที่ 4. 8 การออกแบบการทดลองแบบ 2³ ของการศึกษาผลของตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ของตัวแปรดำเนินการและค่าตัวแปรที่มีผลต่อการดูดซับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์

กรณีศึกษา	A	B	C	SO ₂ (ppm)	CO ₂ (%)
1	200/300	เชื้อเพลิง	a/a	149.34	10.63
2	500/600	เชื้อเพลิง	a/a	231.40	11.70
3	200/300	อากาศหุติยภูมิ ในส่วนด้านบน	a/a	154.48	11.22
4	500/600	อากาศหุติยภูมิ ในส่วนด้านบน	a/a	217.23	10.25
5	200/300	เชื้อเพลิง	1.75a/0.25a	183.83	11.04
6	500/600	เชื้อเพลิง	1.75a/0.25a	236.03	11.47
7	200/300	อากาศหุติยภูมิ ในส่วนด้านบน	1.75a/0.25a	171.07	11.36
8	500/600	อากาศหุติยภูมิ ในส่วนด้านบน	1.75a/0.25a	208.26	8.77
9	350/450	อากาศหุติยภูมิ ในส่วนด้านล่าง	1.375a/0.625a	107.01	3.35

จากตารางที่ 4.8 กำหนดให้

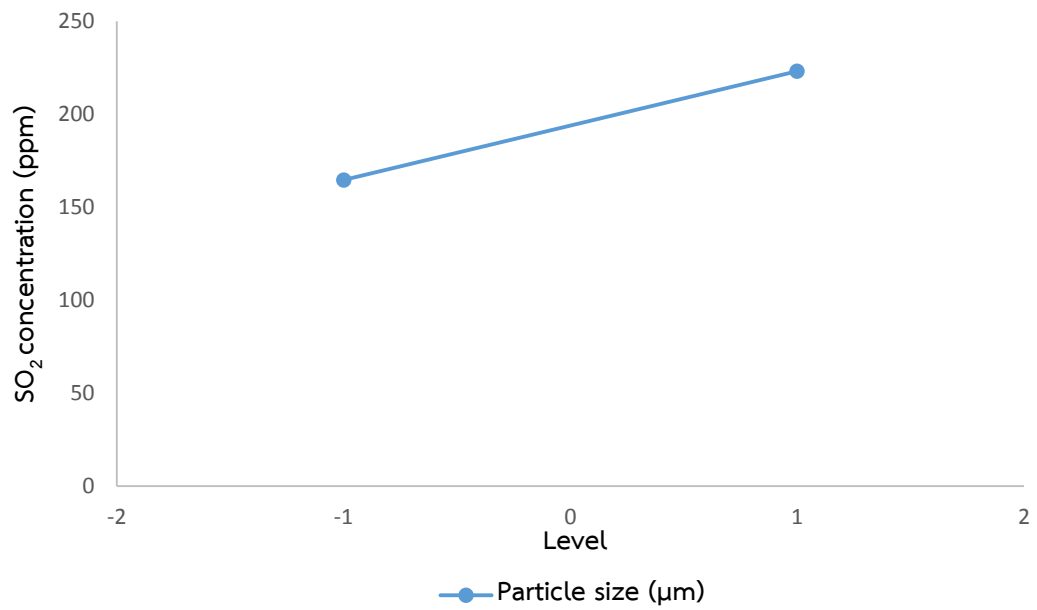
- A คือ ขนาดอนุภาคของตัวดูดซับ (ไมครอน)
- B คือ ตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับ (-)
- C คือ สัดส่วนความเร็วของเชื้อเพลิง (เมตรต่อวินาที)

ตารางที่ 4.9 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นความเข้มข้นของซิลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกในกรณีป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์

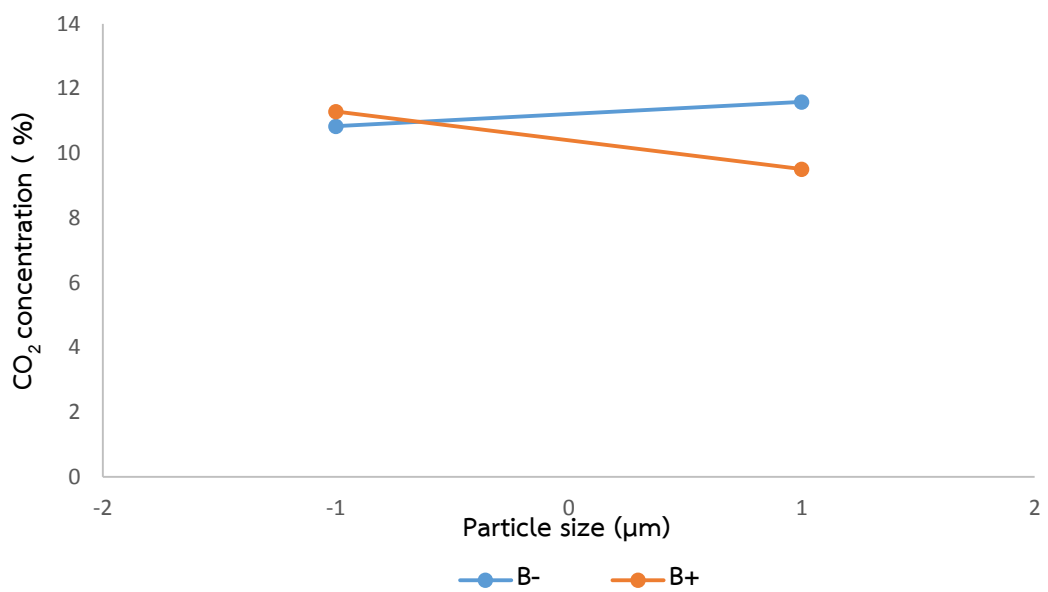
Source	Sum of Squares	Degree of freedom	Mean Square	F-value	P-value
A-Diameter of solid sorbent	6852.57	1	6852.57	33.18	0.0012
Curvature	6718.80	1	6718.80	32.53	0.0013
Error	1239.18	6	206.53		
Total	14810.55	8			

ตารางที่ 4.10 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกในกรณีป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์

Source	Sum of Squares	Degree of freedom	Mean Square	F-value	P-value
AB	3.20	1	3.20	6.24	0.0466
Curvature	49.35	1	49.35	96.31	<0.0001
Error	3.07	6	0.51		
Total	55.63	8			



รูปที่ 4. 33 ผลของตัวแปรหลักที่มีต่อความเข้มข้นซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์



รูปที่ 4. 34 ผลของอันตรกิริยาที่มีต่อความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์

รูปที่ 4.33 แสดงผลของตัวแปรหลักที่มีต่อความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ พบว่า ตัวแปรขนาดของอนุภาคตัวดูดซับให้ผลเชิงบวกทางสถิติ หมายความว่า เมื่ออนุภาคของตัวดูดซับที่มีขนาดใหญ่ขึ้น จะส่งผลให้ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์สูงขึ้น เนื่องจากอนุภาคขนาดใหญ่มีพื้นที่ผิวสัมผัสที่ต่ำ ส่งผลทำให้การเกิดปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ไม่ดี

รูปที่ 4.34 ผลของอันตรกิริยาที่มีต่อความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่า เมื่อค่า B เป็นค่าสูง (+) หรือมีตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับที่ตำแหน่งสูงและการเพิ่มขนาดของตัวดูดซับที่ใหญ่ขึ้น จะทำให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์มีความเข้มข้นต่ำลง เนื่องจากมี Residence time ที่สูง เมื่อค่า B เป็นค่าต่ำ (-) หรือมีตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับที่ตำแหน่งต่ำ และขนาดของตัวดูดซับที่มีขนาดเล็ก จะมีปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ต่ำ เนื่องจากอนุภาคของตัวดูดซับขนาดเล็กมีพื้นที่สัมผัสที่สูง ทำให้การเกิดปฏิกิริยาการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดีกว่าตัวดูดซับที่มีขนาดใหญ่

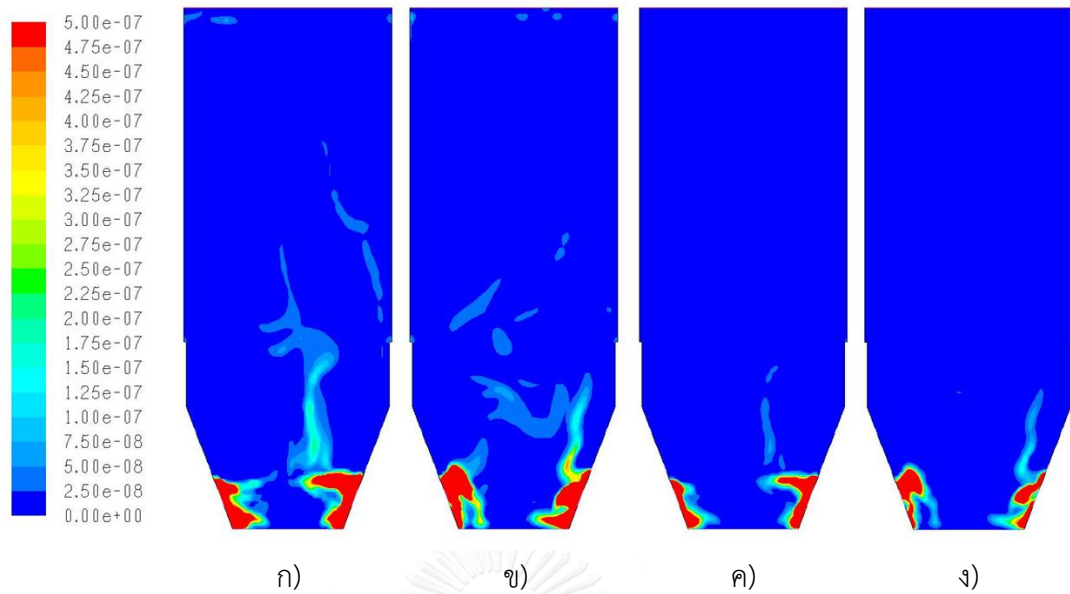
จากการจำลองและวิเคราะห์ความแปรปรวน พบว่า กรณีศึกษาที่ 9 มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 107.01 ส่วนในล้านส่วน แสดงให้เห็นว่า ขนาดของตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ 350/450 ไมครอน มีขนาดที่เหมาะสมสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ เนื่องจากมีพื้นที่ผิวสัมผัสและใช้เวลาที่อยู่ในท่อไรเซอร์ที่เหมาะสม และการผสมของตัวดูดซับระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ ช่วยยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ จึงส่งผลทำให้การเกิดปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ดี ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Bruce Miller [32] เช่นเดียวกับกรณีแคลเซียมออกไซด์ ขนาดของตัวดูดซับที่มีขนาดเล็กจะมีอัตราในการเกิดปฏิกิริยาที่สูง แต่มี Residence time สั้นจึงทำให้เวลาที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาน้อย แต่ในขณะเดียวกันขนาดของอนุภาคขนาดใหญ่มี Residence time ที่นานกว่าในการทำปฏิกิริยา แต่เนื่องด้วยขนาดอนุภาคที่ใหญ่อัตราในการเกิดปฏิกิริยาจะช้ากว่าอนุภาคขนาดเล็ก ในกรณีศึกษาที่ 6 มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 236.03 ส่วนในล้านส่วน แสดงให้เห็นว่า ขนาดของตัวดูดซับขนาดใหญ่ จะมีพื้นที่ผิวสัมผัสน้อย ทำให้การเกิดปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ไม่ดี ส่งผลต่อการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ปริมาณน้อย โดยจากรูปที่ 4.34 แสดงคอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาของปฏิกิริยาที่ 9 และอัตราการเกิดปฏิกิริยาของปฏิกิริยาที่ 13 ซึ่งเป็นปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์โดยตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า กรณีศึกษาที่ 9 มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 13 ที่เป็นกรณีตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์สูงกว่ากรณีศึกษาที่ 6 ดังแสดงในรูป 4.35 ค) และ 4.35 ง) ตามลำดับ จึงทำให้กรณีศึกษาที่ 9 มีการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่สูงกว่ากรณีศึกษาที่ 6 แต่เมื่อพิจารณากรณีตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตดังแสดงในรูปที่ 4.35 ก) และ 4.35 ข) ตามลำดับ พบว่า อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 9 กรณีศึกษาที่ 6 มีค่าสูงกว่ากรณีศึกษาที่ 9 เนื่องมาจากแคลเซียมคาร์บอเนตจะทำปฏิกิริยากับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ดังแสดงในรูปที่ 4.36 ก) และ 4.36 ข) ตามลำดับ ซึ่งจากรูปคอนทัวร์ พบว่า

กรณีศึกษาที่ 9 มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 10 ซึ่งเป็นปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต มีค่าสูงกว่ากรณีศึกษาที่ 6 จึงทำให้แคลเซียมคาร์บอเนตถูกใช้ไปยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ส่งผลทำให้ปริมาณของแคลเซียมคาร์บอเนตมีค่าต่ำลง การยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในรูปที่ 4.35 ก) จึงมีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ต่ำกว่า 4.35 ข) เมื่อพิจารณาเทียบระหว่างการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ในกรณีการเกิดปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ด้วยแคลเซียมออกไซด์ในปฏิกิริยาที่ 9 กับ 13 พบว่า ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ดีกว่าตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต ดังแสดงในรูป 4.35 ค) และ ก) เนื่องจากตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตจะต้องใช้เวลาในการเปลี่ยนจากตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตเป็นแคลเซียมออกไซด์ ดังนั้นกรณีการป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์จึงการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ดีกว่าตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต และจากรูปที่ 4.36 แสดงคอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาของปฏิกิริยาที่ 10 ที่แสดงในรูป 4.36 ก) และ ข) และอัตราการเกิดปฏิกิริยาของปฏิกิริยาที่ 13 ที่แสดงในรูป 4.36 ค) และ ง) เป็นปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ พบว่า กรณีศึกษาทั้ง 9 และ 6 มีค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ใกล้เคียงกัน ดังแสดงในรูป 4.36 ค) และ ง) ตามลำดับ

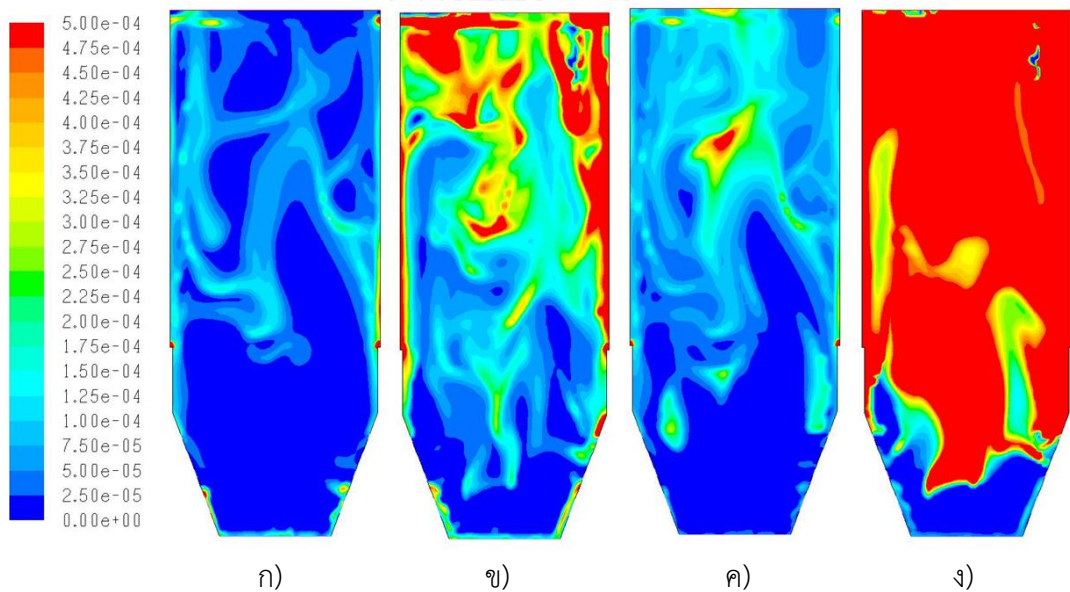
ในกรณีศึกษาที่ 9 มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 3.35 เปอร์เซ็นต์ แสดงให้เห็นว่า ขนาดของตัวดูดซับผสมนี้ มีขนาดที่ความเหมาะสมสำหรับการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ ส่วนในกรณีศึกษาที่ 2 มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 11.70 เปอร์เซ็นต์ แสดงให้เห็นว่า อนุภาคขนาดใหญ่จะมีการเคลื่อนที่ไปสู่ด้านบนได้ช้ากว่า และตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับอยู่ในตำแหน่งที่ต่ำกว่าในกรณีศึกษาที่ 9 จึงส่งผลให้มีการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้น้อยกว่ากรณีศึกษาที่ 2

จากรูปที่ 4.37 แสดงคอนทัวร์ของการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์หรือปฏิกิริยาแคลซิเนชัน พบว่า กรณีศึกษาที่ 2 จากรูปคือ 4.36 ข) และ ง) มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่สูงกว่ากรณีศึกษาที่ 9 จากรูปคือ 4.37 ก) และ ค) และเมื่อพิจารณารูปที่ 4.38 แสดงคอนทัวร์ของการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์หรือปฏิกิริยาคาร์บอเนชัน พบว่า กรณีศึกษาที่ 2 แสดงในรูป 4.38 ข) และ ง) มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่สูงกว่ากรณีศึกษาที่ 9 แสดงในรูป 4.38 ก) และ ค)

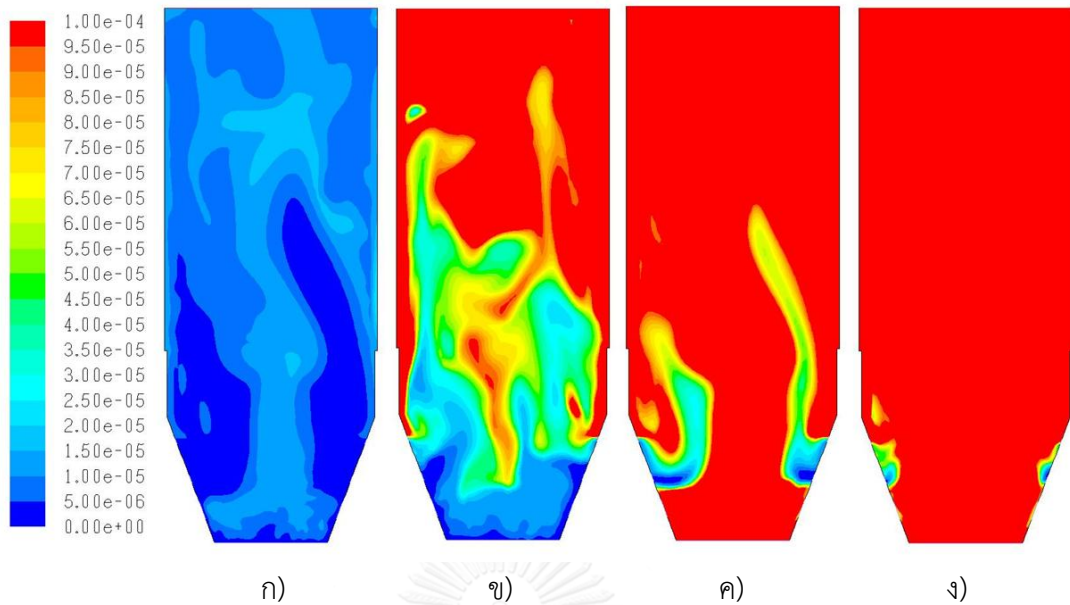
แต่เมื่อเปรียบเทียบอัตราการเกิดปฏิกิริยาของแคลซิเนชันกับปฏิกิริยาคาร์บอเนชัน แสดงในรูป 4.39 ที่เป็นกรณีศึกษาที่ 9 พบว่า กรณีตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต จะมีอัตราการเกิดปฏิกิริยาของปฏิกิริยาแคลซิเนชันที่สูงกว่าปฏิกิริยาคาร์บอเนชัน ส่วนกรณีตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาคาร์บอเนชันสูงกว่าปฏิกิริยาแคลซิเนชัน เมื่อพิจารณาอัตราการเกิดปฏิกิริยาทั้ง 4 อัตรา ที่เป็นปฏิกิริยาแคลซิเนชันและปฏิกิริยาคาร์บอเนชันของกรณีป้อนตัวดูดซับ



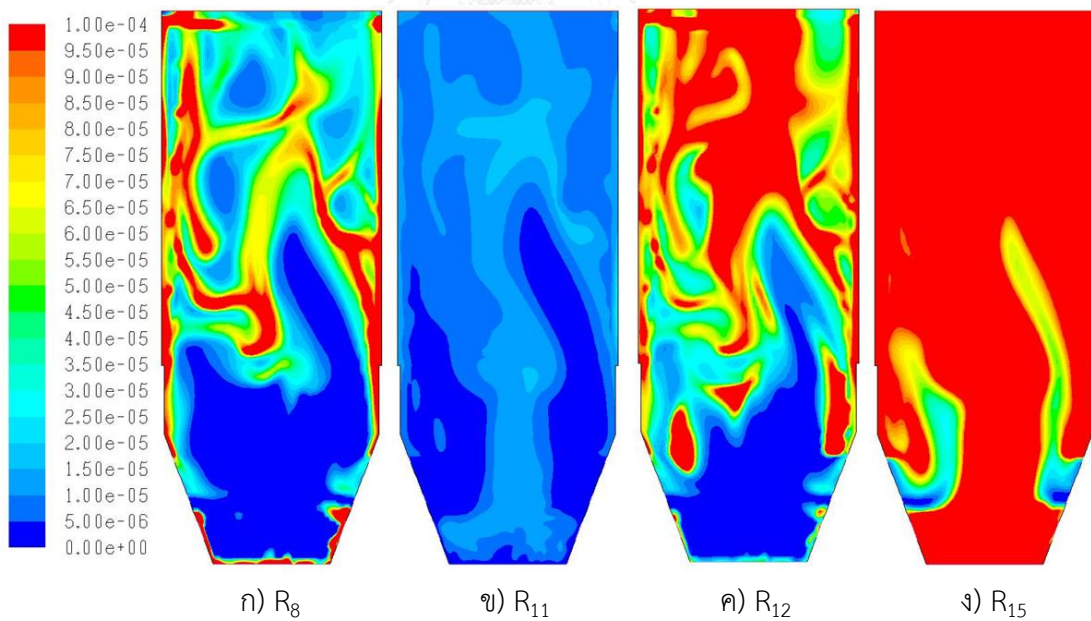
รูปที่ 4. 36 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 10 ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต
 ก) Case 9 ข) Case 6 และ อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 14 ค) Case 9 ง) Case 6 ในกรณีป้อนตัวดูดซับ
 แคลเซียมออกไซด์ของการยัดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที



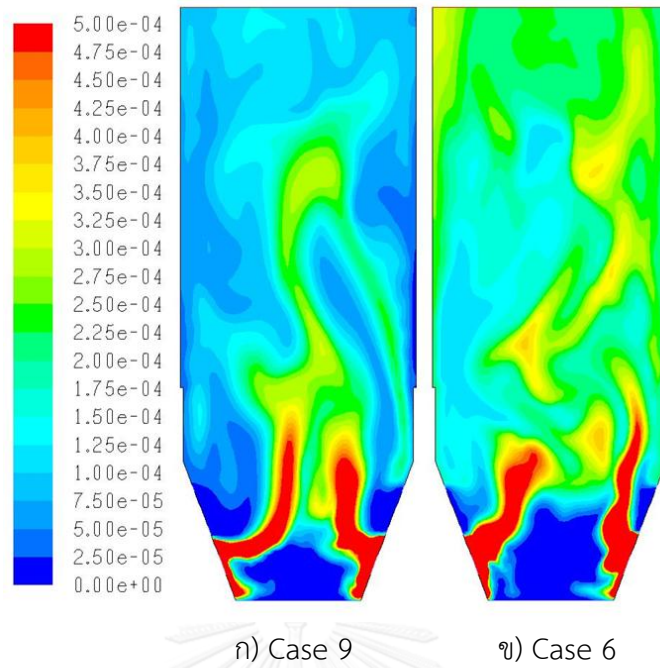
รูปที่ 4. 37 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 8 ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต
 ก) Case 9 ข) Case 2 และ อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 12 ค) Case 9 ง) Case 2 ในกรณีป้อนตัวดูดซับ
 แคลเซียมออกไซด์ของการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์ ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที



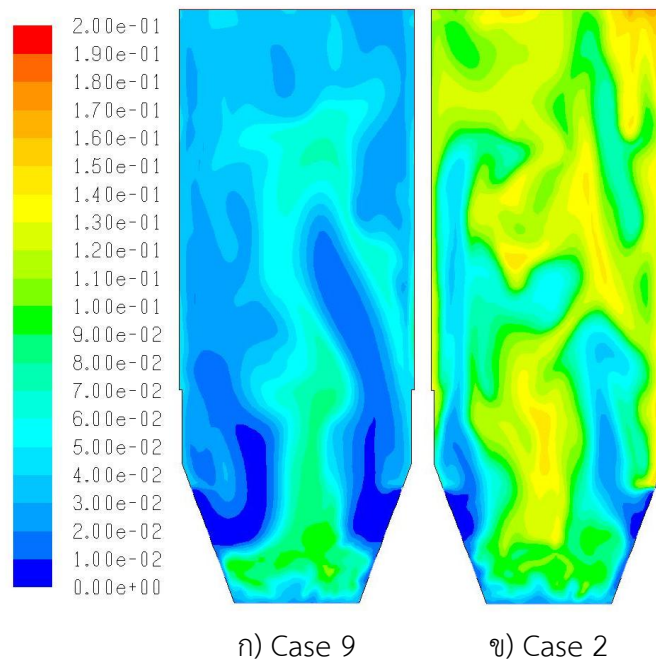
รูปที่ 4. 38 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 11 ในกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต
 ก) Case 9 ข) Case 2 และ อัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ 15 ค) Case 9 ง) Case 2 ในกรณีป้อนตัวดูดซับ
 แคลเซียมออกไซด์ของการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที



รูปที่ 4. 39 คอนทัวร์ของอัตราการเกิดปฏิกิริยาในกรณีศึกษาที่ 9 กรณีใส่ตัวดูดซับผสมระหว่าง
 แคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ ในส่วนของท่อไรเซอร์ที่เวลา 180 วินาที



รูปที่ 4. 40 คอนทัวร์ของความเข้มข้นของซัลเฟอริโดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ ในส่วนของท่อโรเตอร์ที่เวลา 180 วินาที



รูปที่ 4. 41 คอนทัวร์ของความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในกรณีใส่ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ ในส่วนของท่อโรเตอร์ที่เวลา 180 วินาที

4.4.4 เสนอแนวทางที่เหมาะสมที่มีผลต่ออุทกพลศาสตร์ในการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์กับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดซ์เบด

ในงานวิจัยนี้มีเกณฑ์สำหรับปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์ไม่เกิน 11% เปรียบเทียบจากการทดลองจริงของบริษัท NPS และความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ไม่เกิน 320 ppm (มาตรฐานของโรงไฟฟ้าขนาดมากกว่า 500 เมกกะวัตต์ ข้อมูลจากกรมควบคุมมลพิษ กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม) [33] จากการจำลองภาวะที่มีค่าต่ำกว่าเกณฑ์ มีดังต่อไปนี้

4.4.4.1 กรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต

การป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต สำหรับ 9 กรณีศึกษามีค่าความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์เกินกว่าเกณฑ์มาตรฐาน ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตจะต้องใช้เวลาในการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากจะต้องเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชัน ซึ่งจะได้แคลเซียมออกไซด์ก่อนที่แคลเซียมออกไซด์จะไปทำปฏิกิริยากับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ จึงทำให้ใช้เวลานานหรือเกิดปฏิกิริยาการยึดจับแก๊สทั้ง 2 ที่ต่ำ จึงส่งผลทำให้ความเข้มข้นของแก๊สทั้ง 2 มีค่าที่เกินเกณฑ์มาตรฐาน

4.4.4.2 กรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์

การป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ สำหรับ 9 กรณีศึกษามีค่าความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำกว่ามาตรฐานทั้งหมด 7 กรณีศึกษา โดยอนุภาคของตัวดูดซับขนาดเล็กมีการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ได้สูง เนื่องจากมีพื้นที่สัมผัสสูง ส่วนอนุภาคของตัวดูดซับขนาดใหญ่จะมีพื้นที่สัมผัสที่ต่ำ แต่มีกรณีศึกษาที่ตัวดูดซับขนาดใหญ่ มีการยึดจับแก๊สทั้ง 2 ที่ต่ำกว่าเกณฑ์มาตรฐาน ได้แก่ กรณีศึกษาที่มีการป้อนตัวดูดซับที่ตำแหน่งที่ต่ำ เนื่องจากการป้อนที่ตำแหน่งที่ต่ำ จะทำให้มี Residence time สูง จึงช่วยให้มีการเวลาในการยึดจับแก๊สทั้ง 2 โดยกรณีศึกษาที่มีค่าการยึดจับแก๊สทั้ง 2 ต่ำกว่า มีทั้งหมด 7 กรณีคือ

- กรณีศึกษาที่ 1 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 300 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 120.62 ส่วนในล้านส่วน มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 7.72 เปอร์เซ็นต์

- กรณีศึกษาที่ 2 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 600 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 277.03 ส่วนในล้านส่วน มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 9.24 เปอร์เซ็นต์

- กรณีศึกษาที่ 3 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 300 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับป้อนเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง $a/0.25a$ ส่งผลให้ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 175.71 ส่วนในล้านส่วน มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 4.02 เปอร์เซ็นต์

- กรณีศึกษาที่ 5 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 300 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง $1.75a/0.25a$ ส่งผลให้ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 177.32 ส่วนในล้านส่วน มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 3.32 เปอร์เซ็นต์

- กรณีศึกษาที่ 6 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 600 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง $1.75a/0.25a$ ส่งผลให้ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 151.32 ส่วนในล้านส่วน มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 5.88 เปอร์เซ็นต์

- กรณีศึกษาที่ 7 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 300 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง $1.75a/0.25a$ ส่งผลให้ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 135.79 ส่วนในล้านส่วน มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 4.52 เปอร์เซ็นต์

- กรณีศึกษาที่ 9 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 450 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศทุติยภูมิในส่วนด้านล่าง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง $1.375a/0.625a$ ส่งผลให้ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 282.78 ส่วนในล้านส่วน มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 1.84 เปอร์เซ็นต์

4.4.4.3 กรณีป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์

การป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ ทั้ง 9 กรณีศึกษามีค่าความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำกว่ามาตรฐานทั้งหมด 4 กรณีศึกษา อนุภาคของตัวดูดซับที่มีขนาดใหญ่ขึ้น จะส่งผลให้ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์สูงขึ้น เนื่องจากอนุภาคขนาดใหญ่มีพื้นที่ผิวสัมผัสที่ต่ำ ส่งผลทำให้การเกิดปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ไม่ดี ส่วนความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ การป้อนของตัวดูดซับที่ตำแหน่งสูงและการเพิ่มขนาดของตัวดูดซับที่ใหญ่ขึ้น จะทำให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์มีความเข้มข้นต่ำลง เนื่องจากมี Residence time ที่สูง และตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับที่ตำแหน่งต่ำ นอกจากนี้ ขนาดของตัวดูดซับที่มีขนาดเล็กจะมีปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ต่ำ เพราะอนุภาคของตัวดูดซับขนาดเล็กมีพื้นที่สัมผัส

ที่สูง ทำให้การเกิดปฏิกิริยาการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดีกว่าตัวดูดซับที่มีขนาดใหญ่ โดยกรณีศึกษาที่มีค่าการยึดจับแก๊สทั้ง 2 ต่ำกว่า มีทั้งหมด 4 กรณีคือ

- กรณีศึกษาที่ 1 ที่ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตและแคลเซียมออกไซด์มีขนาด 200/300 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนของเชื้อเพลิง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซิลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 149.34 ส่วนในล้านส่วน มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 10.63 เปอร์เซ็นต์

- กรณีศึกษาที่ 4 ที่ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตและแคลเซียมออกไซด์มีขนาด 500/600 ไมครอน ตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับป้อนที่ตำแหน่งการป้อนของอากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซิลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 217.23 ส่วนในล้านส่วน มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 10.25 เปอร์เซ็นต์

- กรณีศึกษาที่ 8 ที่ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตและแคลเซียมออกไซด์มีขนาด 500/600 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับป้อนเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศทุติยภูมิในส่วนด้านบน โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง 1.75a/0.25a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซิลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 208.21 ส่วนในล้านส่วน มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 8.77 เปอร์เซ็นต์

- กรณีศึกษาที่ 9 ที่ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตและแคลเซียมออกไซด์มีขนาด 350/450 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศทุติยภูมิในส่วนด้านล่าง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง 1.375a/0.625a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซิลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 107.01 ส่วนในล้านส่วน มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก คือ 3.35 เปอร์เซ็นต์

จากการจำลองทั้ง 3 กรณี คือการป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ แคลเซียมคาร์บอเนตและตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า มี 2 ปัจจัยที่ส่งผลต่อการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ คือ พื้นที่ผิวสัมผัสและ Residence time สอดคล้องกับงานวิจัยของ Bruce Miller [32]

กรณีการป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า พื้นที่สัมผัส ส่งผลต่อการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์

กรณีการป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต พบว่า พื้นที่สัมผัส ส่งผลต่อการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ และ Residence time ส่งผลต่อการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์

กรณีการป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า พื้นที่สัมผัส ส่งผลต่อการยึดซัลเฟอร์ไดออกไซด์ และ Residence time ส่งผลต่อการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์

งานวิจัยนี้เป็นหม้อไอน้ำในโรงงานไฟฟ้าในส่วนของท่อโรเซอร์ที่ใช้ถ่านหินผสมชีวมวลเป็น เชื้อเพลิง โดยเกณฑ์ที่ใช้เทียบความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ สำหรับโรงงานไฟฟ้าจากถ่านหินที่มีขนาดมากกว่า 500 เมกะวัตต์ ที่มีค่ามาตรฐานความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ไม่เกิน 320 ส่วนในล้านส่วน โดยการจำลองในงานวิจัยนี้ พบว่า แนวโน้มภาวะดำเนินการที่ได้จากการจำลองสามารถนำไปใช้ในกระบวนการต่างๆ ได้ เช่น โรงงานไฟฟ้าจากถ่านหินที่มีขนาด 300-500 เมกะวัตต์ ที่มีค่ามาตรฐานความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ไม่เกิน 450 ส่วนในล้านส่วน โรงงานไฟฟ้าจากถ่านหินที่มีขนาดต่ำกว่า 300 เมกะวัตต์ ที่มีค่ามาตรฐานความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ไม่เกิน 640 ส่วนในล้านส่วน (กรมควบคุมมลพิษ กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม) [33]

ตัวแปรดำเนินการในส่วนของตัวดูดซับที่เหมาะสมที่สุดคือ ตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ เนื่องจากในปัจจุบันโรงงานไฟฟ้าจากถ่านหิน ใช้ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตในการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ซึ่งจากจำลองในข้างต้น พบว่า มีการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ไม่ดี เมื่อป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า มีการยึดจับแก๊สทั้ง 2 ได้ดี แต่เมื่อเปรียบเทียบราคา [34, 35] พบว่า ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์มีราคาแพงกว่าแคลเซียมคาร์บอเนต เมื่อป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า มีการยึดจับแก๊สทั้ง 2 ได้ดีขึ้นเมื่อเทียบกับกรณีป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต จึงทำให้ตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์มีความเหมาะสมสำหรับการยึดจับแก๊สทั้ง 2 โดยการที่ตัวดูดซับยึดจับแก๊สทั้ง 2 ได้ดีช่วยทำให้ลดความเสี่ยงอันตรายต่อมนุษย์และสิ่งแวดล้อมได้

4.4.5 การแข่งขันการยึดจับของซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับ

4.4.5.1 กรณีตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต

การแข่งขันการยึดจับของแก๊สทั้ง 2 ด้วยตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต พบว่า อัตราการเกิดปฏิกิริยาของการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าสูงกว่าอัตราการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ แต่การป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต จะต้องเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันก่อน เพื่อจะได้แคลเซียมออกไซด์แล้วแคลเซียมออกไซด์ที่ได้จะไปทำปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนั้นการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์จะใช้เวลาานกว่าการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ เมื่อพิจารณาอัตราการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันกับปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน พบว่า อัตราการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันสูงกว่าปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน

4.4.5.2 กรณีตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์

การแข่งขันการยึดจับของแก๊สทั้ง 2 ด้วยตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า อัตราการเกิดปฏิกิริยาของการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าสูงกว่าอัตราการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ แต่เมื่อพิจารณาประสิทธิภาพการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ระหว่างกรณีตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์กับแคลเซียมคาร์บอเนต พบว่า แคลเซียมออกไซด์สามารถยึดจับแก๊สทั้ง 2 ได้ดีกว่าแคลเซียมคาร์บอเนต เนื่องจากแคลเซียมคาร์บอเนตต้องใช้เวลาในการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันก่อน จึงทำให้การยึดจับแก๊สทั้ง 2 ต่ำกว่า และแคลเซียมคาร์บอเนตต้องเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันก่อน จึงทำให้ได้คาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มเข้ามาในระบบ ซึ่งในกรณีการป้อนแคลเซียมออกไซด์ไม่มี

4.4.5.3 กรณีตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์

การแข่งขันการยึดจับของแก๊สทั้ง 2 ด้วยตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า อัตราการเกิดปฏิกิริยาของการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าสูงกว่าอัตราการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ เมื่อพิจารณาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ระหว่างตัวดูดซับทั้ง 2 พบว่า แคลเซียมออกไซด์สามารถยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่สูงกว่ากรณีตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต เนื่องจากแคลเซียมออกไซด์สามารถยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้เลย ซึ่งแตกต่างจากแคลเซียมคาร์บอเนตที่ต้องเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันก่อน จึงทำให้แคลเซียมออกไซด์มีการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ดีกว่าแคลเซียมคาร์บอเนต ซึ่งจากการป้อนตัวดูดซับผสมนี้ทำให้มีการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ดีกว่ากรณีตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต

เมื่อพิจารณาการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ของตัวดูดซับทั้ง 2 พบว่า แคลเซียมออกไซด์มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์หรือปฏิกิริยาคาร์บอเนชันที่สูงกว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์หรือปฏิกิริยาแคลซิเนชัน แต่ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตจะมีอัตราการเกิดปฏิกิริยาการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์หรือปฏิกิริยาแคลซิเนชันที่สูงกว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์หรือปฏิกิริยาคาร์บอเนชัน ซึ่งจากการป้อนตัวดูดซับผสมนี้ทำให้มีการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดีกว่ากรณีตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต

บทที่ 5

สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการวิจัย

งานวิจัยนี้ทำการศึกษาพฤติกรรมและการแข่งขันการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ แคลเซียมคาร์บอเนต และการผสมของตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์และแคลเซียมคาร์บอเนตของหม้อไอน้ำฟลูอิดไอดีส์แบบหมุนเวียน สรุปผลการวิจัยแบ่งออกเป็น 2 หัวข้อ คือ การหาแบบจำลองการไหลที่เหมาะสมในงานวิจัยและหาภาวะและตัวแปรที่เหมาะสมสำหรับการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งสามารถสรุปผลได้ดังนี้

5.1.1 การหาแบบจำลองการไหลที่เหมาะสมในงานวิจัย

5.1.1.1 การพัฒนาแบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยเปรียบเทียบผลการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ

การหาแบบจำลองการไหลที่เหมาะสมของหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดไอดีส์แบบหมุนเวียนในส่วนของท่อโรเซอร์ จำเป็นต้องหาพื้นที่คำนวณที่เหมาะสมและให้ผลที่มีความถูกต้องและแม่นยำ ซึ่งในงานวิจัยนี้ใช้พื้นที่ในการคำนวณที่มีเซลล์คำนวณ 8,000 เซลล์ เวลาที่ใช้ในการคำนวณที่เข้าสู่ภาวะ (Quasi-steady state) อยู่ในช่วงเวลา 40 – 60 วินาที และการหาแบบจำลองที่เหมาะสมสำหรับการยึดจับซิลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต พบว่าแบบจำลองการไหลมีค่าที่อยู่ในช่วงที่ใกล้เคียงกับผลการทดลองของบริษัท NPS โดยได้ความเข้มข้นของออกซิเจนที่ตำแหน่งทางออก 6.28 – 10.46 เปอร์เซ็นต์ ความเข้มข้นของซิลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออก 256.42 – 299.61 ส่วนในล้านส่วน และความเร็วเชื้อเพลิงที่ตำแหน่งทางออก 3.75 – 4.26 เมตรต่อวินาที ความเข้มข้นของซิลเฟอร์ไดออกไซด์ในช่วงแรกจะมีความเข้มข้นสูง ที่ตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิง เนื่องจากเกิดการเผาไหม้ ในเวลาต่อมาซิลเฟอร์ไดออกไซด์กระจายทั่วท่อโรเซอร์ หลังจากนั้นซิลเฟอร์ไดออกไซด์มีความเข้มข้นที่ต่ำลง เนื่องจากเกิดการยึดจับของตัวดูดซับ โดยซิลเฟอร์ไดออกไซด์จะมีความเข้มข้นที่ต่ำลงตามความสูงของท่อโรเซอร์ ออกซิเจนในช่วงแรกจะมีความเข้มข้นที่สูง เนื่องจากมีการป้อนอากาศ โดยจะมีความเข้มข้นต่ำที่บริเวณตำแหน่งการป้อนของเชื้อเพลิง เพราะออกซิเจนถูกใช้สำหรับการเผาไหม้ และในเวลาต่อมาออกซิเจนมีค่าต่ำลงเมื่อเวลาที่เพิ่มขึ้น คาร์บอนไดออกไซด์ในช่วงแรกจะมีความเข้มข้นสูง ที่ตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิง เนื่องจากเกิด

การเผาไหม้ ทำให้ได้คาร์บอนไดออกไซด์ ในเวลาต่อมาคาร์บอนไดออกไซด์มีปริมาณสูงขึ้น เนื่องจากมีอัตราการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันสูงกว่าปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน และเมื่อพิจารณาอัตราการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันและอัตราการเกิดปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันตามความสูงของท่อไรเซอร์ พบว่า ความสูงของท่อไรเซอร์ที่สูงขึ้นจะมีอัตราการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันและอัตราการเกิดปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันสูงขึ้น

5.1.1.2 แบบจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยเปรียบเทียบการป้อนตัวดูดซับกับไม่ป้อนตัวดูดซับ

จากการจำลอง พบว่า กรณีที่ใส่ตัวดูดซับจะมีปริมาณความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ต่ำกว่ากรณีศึกษาไม่ใส่ตัวดูดซับ เมื่อพิจารณาความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์กรณีใส่ตัวดูดซับกับกรณีไม่ใส่ตัวดูดซับที่ความสูงต่างๆ พบว่า ที่ตำแหน่งบริเวณด้านล่างจะมีปริมาณความเข้มข้นซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่สูง เนื่องจากบริเวณนี้เกิดการเผาไหม้ ทำให้มีปริมาณความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่สูง แต่เมื่อความสูงที่เพิ่มมากขึ้น พบว่า ปริมาณความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์จะลดลงและเริ่มคงที่เมื่อความสูงที่เพิ่มขึ้น เนื่องจากการกระจายตัวของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในท่อไรเซอร์ตามความสูงที่เพิ่มขึ้น เมื่อเปรียบเทียบกรณีไม่ใส่ตัวดูดซับ พบว่า กรณีใส่ตัวดูดซับจะมีปริมาณความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ต่ำกว่ากรณีไม่ใส่ตัวดูดซับ เนื่องจากเกิดปฏิกิริยายึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ของตัวดูดซับ ความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์จะมีค่าสูงที่บริเวณตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิงและมีปริมาณที่น้อยลงเมื่อความสูงเพิ่มขึ้น

เมื่อพิจารณาความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์กรณีใส่ตัวดูดซับกับกรณีไม่ใส่ตัวดูดซับที่ความสูงต่างๆ พบว่า กรณีไม่ใส่ตัวดูดซับจะมีคาร์บอนไดออกไซด์ที่ต่ำลงเมื่อความสูงเพิ่มขึ้น เนื่องจากกรณีใส่ตัวดูดซับ จะเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันซึ่งจะได้คาร์บอนไดออกไซด์ และปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันของการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ แต่เมื่อเปรียบเทียบกันระหว่างอัตราการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันกับอัตราการเกิดปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน พบว่า อัตราการเกิดปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันต่ำกว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชัน ดังนั้นปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าที่เพิ่มขึ้นเมื่อความสูงที่เพิ่มขึ้น ขณะที่กรณีไม่ใส่ตัวดูดซับจะไม่มีปฏิกิริยาแคลซิเนชัน จึงทำให้ที่ตำแหน่งสูงๆ ของท่อไรเซอร์ มีปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ต่ำ ซึ่งเมื่อพิจารณาปฏิกิริยาการเกิดและใช้คาร์บอนไดออกไซด์ พบว่าปฏิกิริยาการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์จะเกิดได้ดีที่ตำแหน่งด้านล่าง และปฏิกิริยาการใช้คาร์บอนไดออกไซด์จะเกิดได้ดีที่ตำแหน่งด้านบน ดังนั้นคาร์บอนไดออกไซด์จะมีค่าลดลงเมื่อความสูงของท่อไรเซอร์ที่สูงขึ้น โดยไม่มีปฏิกิริยาแคลซิเนชัน จึงทำให้ปริมาณความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำลง

5.1.2 หาผลของตัวแปรดำเนินการและภาวะที่เหมาะสมสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ภายในหม้อไอน้ำฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนในส่วนของท่อไรเซอร์

5.1.2.1 การยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ภายในหม้อไอน้ำฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนในส่วนของท่อไรเซอร์

จากการจำลอง พบว่า กรณีศึกษาที่ 1 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 300 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนของเชื้อเพลิง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 120.62 ส่วนในล้านส่วน ในกรณีศึกษาที่ 4 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 600 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศหุติยภูมิในส่วนด้านบน โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 289.76 ส่วนในล้านส่วน ในกรณีศึกษาที่ 9 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 450 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศหุติยภูมิในส่วนด้านล่าง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง $1.375a/0.625a$ ส่งผลให้มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 1.84 เปอร์เซ็นต์ และในกรณีศึกษาที่ 4 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 600 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศหุติยภูมิในส่วนด้านบน โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 13.02 เปอร์เซ็นต์ ส่วนตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลต่อการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์คือ ขนาดของตัวดูดซับ และตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลต่อการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์คือ ขนาดของตัวดูดซับ

5.1.2.2 การยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตภายในหม้อไอน้ำฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนในส่วนของท่อไรเซอร์

จากการจำลอง พบว่า กรณีศึกษาที่ 9 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 350 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศหุติยภูมิในส่วนด้านล่าง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง $1.375a/0.625a$ ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 247.12 ส่วนในล้านส่วน ในกรณีศึกษาที่ 3 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 200 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง $1.75a/0.25a$ ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 305.66 ส่วนในล้านส่วน ในกรณีศึกษาที่ 3 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 200 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศหุติยภูมิในส่วนด้านบน โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้น

ของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 11.72 เปอร์เซ็นต์ และกรณีศึกษาที่ 2 ที่ตัวดูดซับมีขนาด 500 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนเชื้อเพลิง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 18.55 เปอร์เซ็นต์ ส่วนตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลต่อการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์คือ ขนาดของตัวดูดซับ และตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลต่อการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์คือ ขนาดของตัวดูดซับ ตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับและอันตรกิริยาของขนาดของตัวดูดซับและตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับ และมีผลของความโค้งงอของตัวแปรกำลังสอง (second-order curvature) ของทั้งซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์

5.1.2.3 การยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ ภายในหม้อไอน้ำฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนในส่วนของท่อไรเซอร์

จากการจำลอง พบว่า กรณีศึกษาที่ 9 ที่ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์มีขนาด 350/450 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศทุติยภูมิในส่วนด้านล่าง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง $1.375a/0.625a$ ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 107.01 ส่วนในล้านส่วน ในกรณีศึกษาที่ 6 ที่ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์มีขนาด 500/600 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนของเชื้อเพลิง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง $1.75a/0.25a$ ส่งผลให้มีความเข้มข้นของซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 236.03 ส่วนในล้านส่วน ในกรณีศึกษาที่ 9 ที่ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์มีขนาด 350/450 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนอากาศทุติยภูมิในส่วนด้านล่าง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง $1.375a/0.625a$ ส่งผลให้มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกต่ำสุด คือ 3.35 เปอร์เซ็นต์ ส่วนในกรณีศึกษาที่ 2 ที่ตัวดูดซับผสมระหว่างแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์มีขนาด 500/600 ไมครอน และป้อนตัวดูดซับเข้าที่ตำแหน่งการป้อนของเชื้อเพลิง โดยมีสัดส่วนของความเร็วการป้อนของเชื้อเพลิง a/a ส่งผลให้มีความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ตำแหน่งทางออกสูงสุด คือ 11.70 เปอร์เซ็นต์ ส่วนตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลต่อการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์คือ ขนาดของตัวดูดซับ และตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลต่อการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์คือ อันตรกิริยาของขนาดของตัวดูดซับ และตำแหน่งการป้อนของตัวดูดซับ และมีผลของความโค้งงอของตัวแปรกำลังสอง (second-order curvature) ของทั้งซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์

5.1.2.4 ภาวะที่เหมาะสมสำหรับการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์

5.1.2.4.1 ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต

ในการป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตนี้ พบว่า ไม่มีกรณีศึกษาที่ผ่านเกณฑ์มาตรฐานที่ได้กำหนดไว้

5.1.2.4.2 ตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์

ในการป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า มี 7 กรณีศึกษา ที่ผ่านเกณฑ์มาตรฐานที่ได้กำหนดไว้ ได้แก่ กรณีศึกษาที่ 1 2 3 5 6 7 และ 9

5.1.2.4.3 ตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมคาร์บอเนต

ในการป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมออกไซด์กับแคลเซียมคาร์บอเนต พบว่า มี 4 กรณีศึกษา ที่ผ่านเกณฑ์มาตรฐานที่ได้กำหนดไว้ ได้แก่ กรณีศึกษาที่ 1 4 8 และ 9

กรณีการป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า พื้นที่สัมผัส ส่งผลต่อการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์

กรณีการป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต พบว่า พื้นที่สัมผัส ส่งผลต่อการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ และ Residence time ส่งผลต่อการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์

กรณีการป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า พื้นที่สัมผัส ส่งผลต่อการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ และ Residence time ส่งผลต่อการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์

ภาวะดำเนินการที่เหมาะสมที่สุด คือ กรณีการป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ เนื่องจากในปัจจุบันโรงงานไฟฟ้าจากถ่านหินใช้ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตเป็นตัวดูดซับ โดยแคลเซียมคาร์บอเนตมีการยึดจับแก๊สทั้ง 2 ได้ไม่ดี แต่เมื่อผสมตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า สามารถยึดจับแก๊สทั้ง 2 ได้ดี และเมื่อพิจารณาเรื่องของราคา พบว่า แคลเซียมคาร์บอเนตมีราคาที่ถูกกว่าแคลเซียมออกไซด์

5.1.2.5 การแข่งขันการยึดจับของซัลเฟอร์ไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์

5.1.2.5.1 กรณีตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต

การป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต พบว่า อัตราการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงกว่าอัตราการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ แต่การป้อนตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต จะต้องเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชัน เพื่อจะได้แคลเซียมออกไซด์ แล้วแคลเซียมออกไซด์ที่ได้จะไปทำปฏิกิริยากับคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนั้นการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์จะใช้เวลาานกว่าการยึดจับ

ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ เมื่อพิจารณาอัตราการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันกับปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน พบว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันสูงกว่าปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน

5.1.2.5.2 กรณีตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์

การป้อนตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า อัตราการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงกว่าอัตราการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ และแคลเซียมออกไซด์มีการยึดจับแก๊สทั้ง 2 ได้ดีกว่าแคลเซียมคาร์บอเนต

5.1.2.5.3 กรณีตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์

การป้อนตัวดูดซับผสมแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า อัตราการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์สูงกว่าอัตราการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ เมื่อพิจารณากรณีการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ระหว่างตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า อัตราการเกิดปฏิกิริยาการยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ของตัวดูดซับแคลเซียมออกไซด์สูงกว่าแคลเซียมคาร์บอเนต ซึ่งทำให้ยึดจับซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ดีกว่ากรณีตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต

กรณีการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ระหว่างตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตกับแคลเซียมออกไซด์ พบว่า แคลเซียมออกไซด์มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์หรือปฏิกิริยาคาร์บอนเนชันที่สูงกว่ามีอัตราการเกิดปฏิกิริยาการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์หรือปฏิกิริยาแคลซิเนชัน แต่ตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนตจะมีอัตราการเกิดปฏิกิริยาการเกิดคาร์บอนไดออกไซด์หรือปฏิกิริยาแคลซิเนชันที่สูงกว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาการยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์หรือปฏิกิริยาคาร์บอนเนชัน ซึ่งทำให้ยึดจับคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดีกว่ากรณีตัวดูดซับแคลเซียมคาร์บอเนต

CHULALONGKORN UNIVERSITY

5.2 ข้อเสนอแนะ

การจำลองหม้อไอน้ำแบบฟลูอิดไธซ์เบดแบบหมุนเวียนเป็นภาวะที่มีความซับซ้อนมากแบบจำลองในงานวิจัยนี้จึงได้ปรับปรุงและพัฒนา โดยพิจารณาแบบสองมิติเฉพาะในส่วนของท่านโรเซอร์ ซึ่งจะตัดส่วนของไซโคลนและดาวเนอร์ เพื่อง่ายต่อการจำลองการไหลและลดเวลาในการคำนวณ แต่จะทำให้ความถูกต้องและความแม่นยำลดลง ดังนั้น ในอนาคตควรทำการจำลองแบบสามมิติ โดยจำลองและพิจารณาทั้งระบบที่ประกอบไปด้วย ท่านโรเซอร์ ไซโคลนและส่วนของดาวเนอร์ นอกจากนี้ เพื่อความแม่นยำและถูกต้องที่มากขึ้น ตัวแปรที่นำมาพิจารณาอาจมีการเพิ่มเติมให้ครอบคลุมมากยิ่งขึ้น

รายการอ้างอิง

1. Metz, B., et al., *Carbon dioxide capture and storage*. 2005.
2. Lee, S.-Y. and S.-J. Park, *A review on solid adsorbents for carbon dioxide capture*. Journal of Industrial and Engineering Chemistry, 2015. **23**: p. 1-11.
3. Ryu, H.-J., J.R. Grace, and C.J. Lim, *Simultaneous CO₂/SO₂ capture characteristics of three limestones in a fluidized-bed reactor*. Energy & fuels, 2006. **20**(4): p. 1621-1628.
4. Shuai, W., et al., *Predictions of coal combustion and desulfurization in a CFB riser reactor by kinetic theory of granular mixture with unequal granular temperature*. Fuel Processing Technology, 2014. **126**: p. 163-172.
5. Inayat, A., et al., *Biomass steam gasification with in-situ CO₂ capture for enriched hydrogen gas production: a reaction kinetics modelling approach*. Energies, 2010. **3**(8): p. 1472-1484.
6. Sreejith, C., C. Muraleedharan, and P. Arun, *Air-steam gasification of biomass in fluidized bed with CO₂ absorption: A kinetic model for performance prediction*. Fuel Processing Technology, 2015. **130**: p. 197-207.
7. Zhou, W., et al., *CFD modeling of oxy-coal combustion in circulating fluidized bed*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2011. **5**(6): p. 1489-1497.
8. Coppola, A., et al., *Fluidized bed calcium looping: the effect of SO₂ on sorbent attrition and CO₂ capture capacity*. Chemical engineering journal, 2012. **207**: p. 445-449.
9. Luo, C., et al., *Effect of sulfation on CO₂ capture of CaO-based sorbents during calcium looping cycle*. Fuel, 2014. **127**: p. 124-130.
10. Qiu, G., J. Ye, and H. Wang, *Investigation of gas-solids flow characteristics in a circulating fluidized bed with annular combustion chamber by pressure measurements and CPFD simulation*. Chemical Engineering Science, 2015. **134**: p. 433-447.

11. Ridha, F.N., et al., *The effect of SO₂ on CO₂ capture by CaO-based pellets prepared with a kaolin derived Al(OH)₃ binder*. Applied Energy, 2012. **92**: p. 415-420.
12. Patankar, S., *Numerical heat transfer and fluid flow*. 1980: CRC press.
13. Yucel, N. and N. Dinler, *Numerical study of laminar and turbulent flow through a pipe with fins attached*. Numerical Heat Transfer, Part A: Applications, 2006. **49**(2): p. 195-214.
14. Figueroa, J.D., et al., *Advances in CO₂ capture technology—the US Department of Energy's Carbon Sequestration Program*. International journal of greenhouse gas control, 2008. **2**(1): p. 9-20.
15. Kanniche, M., et al., *Pre-combustion, post-combustion and oxy-combustion in thermal power plant for CO₂ capture*. Applied Thermal Engineering, 2010. **30**(1): p. 53-62.
16. Topper, J., P. Cross, and S. Goldthorpe, *Clean coal technology for power and cogeneration*. Fuel, 1994. **73**(7): p. 1056-1063.
17. ร.ช.ป.ย.ก. and ว.ชัย, *การวิเคราะห์ และการจำลอง รูปแบบ โรงไฟฟ้า ถ่านหินสะอาด*. วารสาร มหาวิทยาลัย นราธิวาส ราช นครินทร์, 2015. **7**(2).
18. Kunii, D. and O. Levenspiel, *Fluidization engineering*. 2013: Elsevier.
19. Basu, P., *Combustion and gasification in fluidized beds*. 2006: CRC press.
20. Daizo, K. and O. Levenspiel, *Fluidization engineering*. 1991.
21. Hart, A. and N. Gnanendran, *Cryogenic CO₂ capture in natural gas*. Energy Procedia, 2009. **1**(1): p. 697-706.
22. Basu, P. and S.A. Fraser, *Circulating fluidized bed boilers*. 1991: Springer.
23. Owen, P., *Pneumatic transport*. Journal of Fluid Mechanics, 1969. **39**(02): p. 407-432.
24. Basinas, P., et al., *Effect of pressure and gas concentration on CO₂ and SO₂ capture performance of limestones*. Fuel, 2014. **122**: p. 236-246.
25. Anderson, J.D. and J. Wendt, *Computational fluid dynamics*. Vol. 206. 1995: Springer.
26. Wendt, J., *Computational fluid dynamics: an introduction*. 2008: Springer Science & Business Media.

27. Montgomery, D.C., *Design and analysis of experiments*. 2008: John Wiley & Sons.
28. Nikolopoulos, A., et al., *High-resolution 3-D full-loop simulation of a CFB carbonator cold model*. *Chemical Engineering Science*, 2013. **90**: p. 137-150.
29. Krzywanski, J., et al., *A generalized model of SO₂ emissions from large-and small-scale CFB boilers by artificial neural network approach Part 2. SO₂ emissions from large-and pilot-scale CFB boilers in O₂/N₂, O₂/CO₂ and O₂/RFG combustion atmospheres*. *Fuel Processing Technology*, 2015. **139**: p. 73-85.
30. Diego, M., B. Arias, and J. Abanades, *Modeling the solids circulation rates and solids inventories of an interconnected circulating fluidized bed reactor system for CO₂ capture by calcium looping*. *Chemical engineering journal*, 2012. **198**: p. 228-235.
31. Ridha, F.N., et al., *CO₂ capture at ambient temperature in a fixed bed with CaO-based sorbents*. *Applied Energy*, 2015. **140**: p. 297-303.
32. Miller, B.G., *Clean coal engineering technology*. 2010: Elsevier.
33. กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม, ก. มาตรฐานคุณภาพอากาศและเสียง. 2553; Available from: http://www.pcd.go.th/info_serv/reg_std_airsnd03.html#top.
34. SIGMA-ALDRICH. *Calcium oxide*. 2016; Available from: <http://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/aldrich/208159?lang=en®ion=TH>.
35. SIGMA-ALDRICH. *Calcium carbonate(CaCO₃)*. 2016; Available from: www.sigmaaldrich.com/catalog/product/sigald/c6763?lang=en®ion=TH.
36. Maffei, T., et al., *Predictive one step kinetic model of coal pyrolysis for CFD applications*. *Proceedings of the Combustion Institute*, 2013. **34**(2): p. 2401-2410.
37. Halwachs, M., H. Hofbauer, and G. Kampichler, *Low temperature pyrolysis of agricultural residues-first results of a pilot plant*. 2009: na.



ภาคผนวก

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ภาคผนวก ก

การคำนวณความเร็วน้อยสุดที่ทำให้เกิดช่วงการไหลแบบฟลูอิดเซชันความเร็วสูง
(Transport velocity : U_{tr})

$$U_{tr} = \frac{2.28\mu_g Ar^{0.419}}{\rho_g d_p} \quad (ก1)$$

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

U_{tr} คือ ความเร็วน้อยสุดที่ทำให้เกิดช่วงการไหลแบบฟลูอิดเซชันความเร็วสูง (เมตรต่อวินาที)

Ar คือ ตัวเลขไร้นิติอาร์คิมิดิส (-)

ρ_g คือ ความหนาแน่นของแก๊ส (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

ρ_s คือ ความหนาแน่นของอนุภาคของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

g คือ ค่าแรงโน้มถ่วงของโลก (เมตรต่อวินาทีกำลังสอง)

d_p คือ เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคของแข็ง (เมตร)

μ_g คือ ค่าความหนืดของแก๊ส (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)

ตัวอย่างการคำนวณหาค่า U_{tr}

$\rho_g = 0.2941$ กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร

$\rho_s = 2800$ กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร

$g = 9.81$ เมตรต่อวินาทีกำลังสอง

$d_p = 350 \times 10^{-6}$ เมตร

$\mu_g = 4.636 \times 10^{-5}$ กิโลกรัมต่อเมตรวินาที

$$Ar = \frac{\rho_g (\rho_s - \rho_g) g d_p^3}{\mu_g^2}$$

$$Ar = \frac{(0.2941)(2800 - 0.2941)(9.81)(350 \times 10^{-6})^3}{(4.636 \times 10^{-5})^2}$$

$$Ar = 161.14$$

$$U_{tr} = \frac{2.28 \mu_g Ar^{0.419}}{\rho_g d_p}$$

$$U_{tr} = \frac{2.28(4.363 \times 10^{-5})(161.14)^{0.419}}{(0.294)(350 \times 10^{-6})}$$

$$U_{tr} = 8.64 \text{ เมตรต่อวินาที}$$



ภาคผนวก ข

การคำนวณปลดปล่อยสารระเหยเมื่อเชื้อเพลิงได้รับความร้อนอย่างรวดเร็ว (Devolatilization kinetics) ที่ถูกต้องเชื้อเพลิงถ่านหินและชั้นไม้สับ เพื่อนำไปใช้ในแบบจำลอง พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ

ส่วนประกอบ

- LCV Coal (350)

Moisture and Quality Results

Moisture	: 30.24 %
Ash	: 4.79 %
Volatile	: 33.29 %
Fixed carbon	: 31.68 %

Ultimate Analysis

Moisture	: 30.24 %
Carbon	: 45.96 %
Hydrogen	: 3.75 %
Nitrogen	: 0.62 %
Oxygen	: 14.16 %
Ash	: 4.79 %
Sulfur	: 0.48 %

- HCV Coal (277)

Moisture and Quality Results

Moisture	: 24.2 %
Ash	: 8.50 %
Volatile	: 29.00 %
Fixed carbon	: 38.30 %

Ultimate Analysis

Moisture	: 24.20 %
Carbon	: 51.20 %
Hydrogen	: 3.90 %
Nitrogen	: 1.30 %

Oxygen	: 10.20 %
Ash	: 8.50 %
Sulfur	: 0.80 %

- **Biomass (wood chip)**

Moisture and Quality Results

Moisture	: 45.00 %
Ash	: 0.36 %
Volatile	: 33.05 %
Fixed carbon	: 21.59 %

Ultimate Analysis

Moisture	: 45.00 %
Carbon	: 27.43 %
Hydrogen	: 2.55 %
Nitrogen	: 0.07 %
Oxygen	: 24.59 %
Ash	: 0.36 %
Sulfur	: 0.01 %

วิธีการคำนวณหา Volatile Matter (VM)

การพิจารณาองค์ประกอบของเชื้อเพลิงจากกระบวนการเผาไหม้ ประกอบด้วย ความชื้น (Moisture) ขี้เถ้า (Ash) สารระเหย (Volatile matter) และปริมาณคาร์บอนคงที่ (Fixed carbon) โดยจะใช้ผลิตภัณฑ์ในการสลายตัวของเชื้อเพลิงจาก COAL₂ ในงานวิจัยของ T. Maffei และคณะ [36] ดังตาราง โดยคิด BTX, TAR₁, TAR₂, TAR₃ รวมกับ C₂₋₅ ซึ่งกำหนดให้เป็น C₂H₆ เพื่อให้สอดคล้องกับสมการ R₃

ตาราง ข1 ผลขององค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สในงานวิจัยของ T. Maffei และคณะ [36]

	CHAR _C	H ₂	CH ₄	C ₂₋₅	BTX	CO	H ₂ O	CO ₂	TAR ₁	TAR ₂	TAR ₃
COAL ₁	5.13	1.50	0.38	0.50	0.00	0.00	0.00	0.00	0.50	0.00	0.00
COAL ₂	9.41	2.69	0.32	0.10	0.15	0.82	0.09	0.00	0.10	0.09	0.00
COAL ₃	3.64	1.35	0.26	0.59	0.11	1.91	1.23	0.64	0.09	0.00	0.29
CHAR _C	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

จากตาราง พิจารณาผลิตภัณฑ์ของการสลายตัวของเชื้อเพลิงเป็นดังตาราง ข2 (พิจารณาเฉพาะ Volatile Matter)

ตาราง ข2 องค์ประกอบของเชื้อเพลิง

Products	Composition	Mass Fraction
H ₂	2.69	0.62
CH ₄	0.32	0.07
C ₂ H ₆ (C ₂₋₅)	0.10	0.02
C ₂ H ₆ (BTX)	0.15	0.03
CO	0.82	0.19
H ₂ O	0.09	0.02
CO ₂	0.00	0.00
C ₂ H ₆ (TAR ₁)	0.10	0.02
C ₂ H ₆ (TAR ₂)	0.09	0.02
C ₂ H ₆ (TAR ₃)	0.00	0.00
Total	4.36	1.00

โดยเชื้อเพลิงที่นำมาหาวิเคราะห์เพื่อนำมาคำนวณหา Volatile Matter ในงานวิจัยนี้ มี 3 ประเภท คือ Higher Calorific Value (HCV), Lower Calorific Value (LCV) และ ไม้สับ (wood chip) สัดส่วนที่ใช้ HCV:LCV:biomass เป็น 35.05:34.28:30.67

กรณี LCV

นำข้อมูลจาก Ultimate Analysis จากตาราง ข3 มาคำนวณหาค่า C H N O และ S ในถ่านหินแล้วคำนวณค่าให้เป็นโมล โดย C ต้องนำไปลบค่าออกจากค่า Fixed Carbon ในตาราง Proximate Analysis จะได้เป็นดังตาราง ข3 ซึ่งสามารถนำมาคำนวณโมลของ SO₂ และ NO₂ ได้ เนื่องจากเป็น Element เดียว

โดยจะทำการกำหนดให้ธาตุ S ปล่อยออกมาในรูปของแก๊ส 90% ที่เหลืออยู่ในส่วนของถ่าน และธาตุ N ปล่อยออกมา 40% ที่เหลืออยู่ในถ่านเช่นกัน

$$\begin{aligned}
 \text{คำนวณ N ที่ปล่อยออกมา} &= 0.62 \times 0.40 \\
 &= 0.248 \approx 0.25 \\
 \text{คำนวณ S ที่ปล่อยออกมา} &= 0.48 \times 0.90 \\
 &= 0.432 \approx 0.43
 \end{aligned}$$

ตาราง ข3 ค่าของ Elements ต่างๆ ใน Volatile Matter ของถ่านหิน LCV

Elements	Volatile Matter	Molecular Weight	Mass Fraction (%)	Mole
C	$45.96 - 31.68 = 14.28$	12	43.45	1.19
H	3.75	1	11.42	3.75
N	0.25	14	0.75	0.02
O	14.16	16	43.07	0.88
S	0.43	32	1.31	0.01
Total	32.87		100.0000	

$$\text{คำนวณโมล SO}_2 = 0.43 \div 32$$

$$= 0.01 \text{ mol}$$

$$\text{คำนวณโมล NO}_2 = 0.25 \div 14$$

$$= 0.02 \text{ mol}$$

ซึ่งโมลของ NO₂ ที่ได้นี้จะต้องนำไปหักออกจากค่า Total ในตาราง ข2 เนื่องจากสมมติฐานที่ว่า N อยู่ใน Volatile Matter ดังนั้น จะนำค่าในตาราง ข2 มาคำนวณใหม่โดยคำนวณ NO₂ โดยคุณเศษส่วนโมล ในตาราง ข3 คูณกับค่า Total ตาราง ข2 แล้วคำนวณ Mass Fraction ใหม่ จะได้เป็นดังตาราง ข4

$$\text{NO}_2 = (0.75 \times 4.36 / 100)$$

$$= 0.03$$

$$\text{Total} = 4.36 - 0.03$$

$$= 4.33$$

ตาราง ข4 องค์ประกอบ Volatile Matter ของถ่านหิน LCV

Products	Composition	Mass Fraction
H ₂	2.67	0.61
CH ₄	0.32	0.07
C ₂ H ₆ (C ₂₋₅)	0.10	0.02
C ₂ H ₆ (BTX)	0.15	0.03
CO	0.81	0.19
H ₂ O	0.09	0.02
CO ₂	0.00	0.00
C ₂ H ₆ (TAR ₁)	0.01	0.02
C ₂ H ₆ (TAR ₂)	0.09	0.02
C ₂ H ₆ (TAR ₃)	0.00	0.00
NO ₂	0.03	0.01

จากนั้น คำนวณหา O ที่เหลือจาก NO₂ และ SO₂

$$\begin{aligned} \text{O ใน NO}_2 &= 0.02 \times 2 \\ &= 0.04 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O ใน SO}_2 &= 0.01 \times 2 \\ &= 0.02 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ปริมาณธาตุ O ที่เหลือ} &= 0.88 - 0.04 - 0.02 \\ &= 0.82 \end{aligned}$$

จากนั้น นำมาคำนวณหา CO และ H₂O โดยทำเป็นสัดส่วนโดยโมล เนื่องจากใช้ O อย่างละ 1

$$\begin{aligned} \text{Mole fraction of CO} &= 0.19 \div 28 \\ &= 0.01 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mole fraction of H}_2\text{O} &= 0.02 \div 18 \\ &= 0.001 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Fraction of CO} &= 0.01 \div (0.01 + 0.001) \\ &= 0.854 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \therefore \text{O ที่ถูกใช้ไปใน CO} &= 0.854 \times 0.82 \\ &= 0.70 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O ที่ถูกใช้ใน H}_2\text{O} &= 0.82 - 0.70 \\ &= 0.12 \end{aligned}$$

ปริมาณ C ที่เหลือจาก CO

$$\begin{aligned} \text{C ที่เหลือจาก CO} &= 1.19 - 0.70 \\ &= 0.49 \end{aligned}$$

เพื่อนำมาคำนวณ CH_4 และ C_2H_6 โดยทำเป็นสัดส่วนโดยโมล จากนั้น ทำการแปลงเป็น สัดส่วนโมล

$$\begin{aligned} \text{Mole of CH}_4 &= 0.07 \div 16 \\ &= 0.0046 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mole of C}_2\text{H}_6 &= 0.10 \div 30 \\ &= 0.0067 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mole รวม} &= 0.0046 + 0.0067 \\ &= 0.0112 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mole fraction of CH}_4 &= 0.0046 \div 0.0112 \\ &= 0.41 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mole fraction of C}_2\text{H}_6 &= 0.0067 \div 0.0112 \\ &= 0.59 \end{aligned}$$

ดังนั้น จะได้ C ที่อยู่ใน CH_4 และ C_2H_6

$$\begin{aligned} \text{C ใน CH}_4 &= 0.41 \times 0.49 \\ &= 0.199 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C ใน C}_2\text{H}_6 &= (0.49 - 0.199)/2 \\ &= 0.146 \end{aligned}$$

จะเหลือธาตุตัวสุดท้ายคือ H ซึ่งถูกใช้ไปใน H_2O , CH_4 และ C_2H_6

$$\begin{aligned} \text{H ที่ถูกใช้} &= 0.12 \times 2 + 0.199 \times 4 + 0.146 \times 6 \\ &= 1.91 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H ที่เหลือ} &= (3.75 - 1.91)/2 \\ &= 0.922 \end{aligned}$$

เมื่อได้โมลของ Volatile Matter จะทำการแปลงกลับไปเป็นมวล ทำให้สามารถคำนวณ Volatile Matter ได้ดังตาราง ข5

ตาราง ข5 องค์ประกอบ Volatile Matter ของถ่านหิน LCV

Products	Mole	MW	Mass
H ₂	0.922	2	1.84
CH ₄	0.199	16	3.18
C ₂ H ₆	0.146	30	4.37
CO	0.700	28	19.60
CO ₂	0.000	44	0.00
H ₂ O	0.120	18	2.15
SO ₂	0.015	64	0.82
NO ₂	0.018	28	0.98
Total	2.119		32.92

สำหรับถ่านหิน HCV สามารถคำนวณด้วยวิธีเดียวกันนี้ โดยจะได้ค่าองค์ประกอบ Volatile Matter ในตาราง ข6

ตาราง ข6 องค์ประกอบ Volatile Matter ของถ่านหิน HCV

Products	Mole	MW	Mass
H ₂	0.805	2	1.61
CH ₄	0.256	16	4.09
C ₂ H ₆	0.188	30	5.63
CO	0.442	28	12.37
CO ₂	0.000	44	0.00
H ₂ O	0.075	18	1.36
SO ₂	0.024	64	1.51
NO ₂	0.036	28	1.67
Total	1.826		28.24

วิธีการคำนวณหา Volatile Matter (VM) ของ biomass (wood chip) จากกระบวนการเผาไหม้

ในส่วนนี้จะแสดงตัวอย่างการคำนวณองค์ประกอบของชีวมวลจากกระบวนการเผาไหม้ ประกอบด้วย ความชื้น (Moisture) ขี้เถ้า (Ash) สารระเหย (Volatile matter) และปริมาณคาร์บอนคงที่ (Fixed carbon) โดยจะใช้ผลิตภัณฑ์ในการสลายตัวของชีวมวลในงานวิจัยของ Halwachs และคณะ [37] ดังตารางที่ ข7

ตารางที่ ข7 ผลขององค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สในงานวิจัยของ Halwachs และคณะ [37]

Products	Composition
H ₂	10.00
CH ₄	27.00
CO	29.00
CO ₂	22.00
H ₂ O	12.00
Total	100.00

จากตารางที่ ข7 พิจารณาผลิตภัณฑ์ของการสลายตัวของชีวมวล นำมาเขียนเป็นตารางได้เป็นดังตารางที่ ข8 ดังนี้

ตารางที่ ข8 องค์ประกอบของชีวมวล

Products	Composition	Mass Fraction
H ₂	10.00	0.10
CH ₄	27.00	0.27
CO	29.00	0.29
CO ₂	22.00	0.22
H ₂ O	12.00	0.12
Total	100.00	1.00

ค่าการวิเคราะห์ Proximate Analysis ชีวมวลแสดงในตารางที่ ข9 และค่า Element ของชีวมวลของการวิเคราะห์ Ultimate Analysis แสดงในตารางในตารางที่ ข10 (ค่าแก๊สผลิตภัณฑ์ที่คำนวณได้จะนำไปคำนวณต่อโดยวิธีเทียบสัดส่วนเช่นเดียวกับวิธีการคำนวณหา Volatile Matter (VM) ของถ่านหิน)

ตารางที่ ข9 การวิเคราะห์ Proximate Analysis องค์ประกอบของชีวมวล

No.	Descriptions	Results (%)
1	Moisture	45.00
2	Ash	0.36
3	Volatile Matter	33.05
4	Fixed Carbon	21.59

ตารางที่ ข10 การวิเคราะห์ Ultimate Analysis องค์ประกอบของชีวมวล

No.	Descriptions	Results (%)
1	C	27.43
2	H	2.55
3	N	0.07
4	O	24.59
5	S	0.01
6	Ash	0.36
7	Moisture	45.00

นำข้อมูลจาก Ultimate Analysis จากตารางที่ ข10 มาคำนวณหาค่า C H N O และ S ในชีวมวล แล้วคำนวณค่าให้เป็นโมล โดย C ต้องนำไปลบค่าออกจากค่า Fixed Carbon ในตาราง Proximate Analysis จะได้เป็นดังตารางที่ ข11 ซึ่งสามารถนำมาคำนวณโมลของ SO_2 และ NO_2 ได้ เนื่องจากเป็น Element เดี่ยว

ตารางที่ ข11 ค่าของ Elements ต่างๆ ใน Volatile Matter ของชีวมวล

Elements	In Volatile Matter	Molecular Weight	Mass Fraction (%)	Mole
C	$27.43 - 21.59 = 5.83$	12	28.10	0.49
H	2.55	1	12.29	2.55
N	0.07	14	0.32	0.01
O	$24.59 \times 0.5 = 12.30$	16	59.23	0.77
S	0.01	32	0.05	0.0003
Total	20.76		100.00	

$$\begin{aligned}
 \text{จำนวนโมล SO}_2 &= 0.01 \div 32 \\
 &= 0.0003 \text{ mol} \\
 \text{จำนวนโมล NO}_2 &= 0.07 \div 14 \\
 &= 0.005 \text{ mol}
 \end{aligned}$$

ซึ่งโมลของ NO₂ ที่ได้นี้จะต้องนำไปหักออกจากค่า Total ในตารางที่ ข8 เนื่องจากสมมติฐานที่ว่า N อยู่ใน Volatile Matter ทั้งหมด ดังนั้นจะนำค่าในตารางที่ ข8 มาคำนวณใหม่ โดยคำนวณ NO₂ ด้วยการคูณเศษส่วนโมล (%) ในตารางที่ ข11 กับค่า Total ในตารางที่ ข8 แล้วคำนวณ Mass Fraction ใหม่ จะได้เป็นดังตารางที่ ข12

$$\begin{aligned}
 \text{NO}_2 &= (0.32 \times 100)/100 \\
 &= 0.32 \\
 \text{Total} &= 100 - 0.32 \\
 &= 99.68
 \end{aligned}$$

ตารางที่ ข12 องค์ประกอบ Volatile Matter ของชีวมวล

Products	Mass Fraction (ตาราง ข8)	Composition	Mass Fraction
H ₂	0.1	0.10×99.68=9.97	(9.968/100)=0.10
CH ₄	0.27	0.27 ×99.68=26.92	(26.915/100)=0.27
CO	0.29	0.29 ×99.68=28.91	(28.908/100)=0.29
CO ₂	0.22	0.22 ×99.68=21.93	(28.908/100)=0.22
H ₂ O	0.12	0.12 ×99.68=11.96	(11.962/100)=0.12
NO ₂	0.32	0.32 ×99.68=0.32	(0.316/100)=0.003

จากนั้น คำนวณหา O ที่เหลือจาก NO₂ และ SO₂

$$\begin{aligned}
 \text{O ใน NO}_2 &= 0.005 \times 2 \\
 &= 0.01
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{O ใน SO}_2 &= 0.00034 \times 2 \\
 &= 0.001
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ปริมาณธาตุ O ที่เหลือ} &= 0.77 - 0.01 - 0.001 \\
 &= 0.76
 \end{aligned}$$

จากนั้น นำมาคำนวณหา CO, CO₂ และ H₂O โดยทำเป็นสัดส่วนโดยโมล CO และ H₂O ใช้ O ไปอย่างละ 1 โมล ส่วน CO₂ ใช้ไป 2 โมล และจะทำการคำนวณหาสัดส่วนของ H₂O

$$\begin{aligned} \text{Mole fraction of CO} &= 0.29 \div 28 \\ &= 0.01 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mole fraction of CO}_2 &= 0.22 \div 44 \\ &= 0.01 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mole fraction of H}_2\text{O} &= 0.12 \div 18 \\ &= 0.01 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Fraction of H}_2\text{O} &= 0.01 \div (0.01 + (2 \times 0.01) + 0.01) \\ &= 0.25 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \therefore \text{O ถูกใช้ไปใน H}_2\text{O} &= 0.76 \times 0.25 \\ &= 0.19 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Fraction of CO} &= 0.01 \div (0.01 + (2 \times 0.01) + 0.01) \\ &= 0.38 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \therefore \text{O ถูกใช้ไปใน CO} &= 0.76 \times 0.38 \\ &= 0.29 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O เหลือใน CO}_2 &= 0.01 \div (0.01 + (2 \times 0.01) + 0.01) \\ &= 0.19 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \therefore \text{O ถูกใช้ไปใน CO} &= 0.76 \times 0.19 \\ &= 0.14 \end{aligned}$$

ปริมาณ C ที่เหลือจาก CO

$$\begin{aligned} \text{C ที่เหลือจาก CO} &= 0.49 - 0.29 - 0.14 \\ &= 0.06 \end{aligned}$$

เพื่อนำมาคำนวณ CH₄ โดยทำเป็นสัดส่วนโดยโมล จากนั้น ทำการแปลงเป็นสัดส่วนโมล

$$\begin{aligned} \text{Mole of CH}_4 &= 0.27 \div 16 \\ &= 0.02 \end{aligned}$$

$$\text{Mole รวม} = 0.02$$

$$\begin{aligned} \text{Mole fraction of CH}_4 &= 0.02 \div 0.02 \\ &= 1 \end{aligned}$$

ดังนั้น จะได้ C ที่อยู่ใน CH_4

$$\begin{aligned} \text{C ใน } \text{CH}_4 &= 1 \times 0.06 \\ &= 0.06 \end{aligned}$$

จะเหลือธาตุตัวสุดท้ายคือ H ซึ่งถูกใช้ไปใน H_2O และ CH_4

$$\begin{aligned} \text{H ที่ถูกใช้} &= 0.18 \times 2 + 0.06 \times 4 \\ &= 0.59 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H ที่เหลือ} &= (2.55 - 0.59)/2 \\ &= 0.98 \end{aligned}$$

เมื่อได้โมลของ Volatile Matter จะทำการแปลงกลับไปเป็นมวล ทำให้สามารถคำนวณ Volatile Matter ได้ดังตาราง ข13

ตารางที่ ข13 องค์ประกอบ Volatile Matter ของชีวมวล

Products	Mole	MW	Mass
H_2	0.98	2	1.96
CH_4	0.06	16	0.88
CO	0.29	28	8.14
CO_2	0.14	44	6.17
H_2O	0.19	18	3.37
NO_2	0.01	46	0.22
SO_2	0.0003	64	0.02
Total	1.66		20.76

สัดส่วนของถ่านหินที่ใช้คือ 35.05% HCV : 34.28% LCV : 30.67% Biomass ดังนั้น ค่า Volatile Matter ของเชื้อเพลิงจะได้เป็นดังตาราง ข14

ตาราง ข14 องค์ประกอบของเชื้อเพลิง

Products	Mass Fraction
Moisture	32.64
Ash	8.95
Char	30.90
H ₂	1.80
CH ₄	2.78
C ₂ H ₆	3.45
CO	13.61
CO ₂	1.89
H ₂ O	2.25
SO ₂	0.78
NO ₂	0.93

โดยคิด Mass fraction H₂O ใหม่

$$\begin{aligned}
 \text{Mass fraction H}_2\text{O} &= \text{Moisture} + \text{H}_2\text{O} \\
 &= 32.64 + 2.25 \\
 &= 34.89
 \end{aligned}$$

หลังจากนั้นคิดสัดส่วนใหม่ทั้งหมดได้เป็นดังตาราง ข15

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตาราง ข15 องค์ประกอบ Volatile Matter ของเชื้อเพลิง

Products	Mass Fraction
H ₂	0.03
CH ₄	0.05
C ₂ H ₆	0.06
CO	0.23
CO ₂	0.03
H ₂ O	0.58
SO ₂	0.01
NO ₂	0.01



ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นายรัฐพงษ์ ไตรทิพยานนท์ เกิดเมื่อวันอาทิตย์ที่ 6 ตุลาคม พ.ศ. 2534 สำเร็จการศึกษาปริญญาตรีวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาปิโตรเคมีและวัสดุพอลิเมอร์ ภาควิชาวิทยาการและวิศวกรรมวัสดุ มหาวิทยาลัยศิลปากร ในปีการศึกษา 2556 และเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อ พ.ศ. 2557 ได้ตีพิมพ์และเข้าร่วมนำเสนอผลงานทางด้านวิชาการ ดังนี้

1. Tritippayanon, R., Jiradilok, V., Piumsomboon, P., and Chalernsinsuwan, B. CFD modeling of SO₂ capture using limestone in industrial scale circulating fluidized bed boiler. Advancement in Petroleum and Chemical Engineering Technology and Applications International Conference 2015 (APCETA 2015), Krabi, Thailand (2015).

2. Tritippayanon, R., Jiradilok, V., Piumsomboon, P., and Chalernsinsuwan, B. CFD MODELING OF SO₂ CAPTURE USING LIMESTONE IN INDUSTRIAL SCALE CIRCULATING FLUIDIZED BED BOILER. Jurnal Teknologi 78.6-4 (2016).