

การจำลองซีเอฟดีของการลดคาร์บอนไดออกไซด์จากฟลูแกสโดยใช้ตัวดูดซับของแข็งในเครื่อง
ปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน

นายธีรนนท์ ธรรมกุล

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2556

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทคัดย่อและแฟ้มข้อมูลฉบับเต็มของวิทยานิพนธ์ตั้งแต่ปีการศึกษา 2554 ที่ให้บริการในคลังปัญญาจุฬาฯ (CUIR)

เป็นแฟ้มข้อมูลของนิสิตเจ้าของวิทยานิพนธ์ที่ส่งผ่านทางบัณฑิตวิทยาลัย

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 Graduate School.

CFD SIMULATION OF CARBON DIOXIDE REDUCTION FROM FLUE GAS USING SOLID
SORBENT IN CIRCULATING FLUIDIZED BED REACTOR

Mr. Theeranan Thummakul

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 2013

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์

การจำลองซีเอฟดีของการลดคาร์บอนไดออกไซด์
จากฟลูแก๊สโดยใช้ตัวดูดซับของแข็งในเครื่อง
ปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน

โดย

นายธีรนนท์ ธรรมกุล

สาขาวิชา

เคมีเทคนิค

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

รองศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบุญ

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่ง
ของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิทยาศาสตร์

(ศาสตราจารย์ ดร.สุพจน์ หารหนองบัว)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ

(รองศาสตราจารย์ ดร.เก็จวลี พฤษชาทร)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

(รองศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบุญ)

..... กรรมการ

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ประพันธ์ คุชฌาภา)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย

(อาจารย์ ดร.บุญรอด สัจจกุลนุกิจ)

ธีรพันธ์ ธรรมกุล : การจำลองซีเอฟดีของการลดคาร์บอนไดออกไซด์จากฟลูแก๊สโดยใช้ตัวดูดซับของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดิซ์แบบหมุนเวียน (CFD SIMULATION OF CARBON DIOXIDE REDUCTION FROM FLUE GAS USING SOLID SORBENT IN CIRCULATING FLUIDIZED BED REACTOR) อ. ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก: ผศ.ดร. เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ, อ. ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม : รศ. ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์, 109 หน้า

งานวิจัยนี้จะทำการศึกษาอุทกพลศาสตร์ของการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดิซ์แบบหมุนเวียนที่เกิดขึ้นทั้งในระบบสองมิติและสามมิติ โดยอาศัยหลักการคำนวณของวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณและใช้กระบวนการออกแบบการทดลองเพื่อหาปัจจัยต่างๆ ที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพในการดูดซับ ในงานวิจัยนี้เริ่มต้นจากการศึกษาระบบที่ไม่มีปฏิกิริยาเคมีเกิดขึ้นเพื่อหารูปแบบการไหลที่เกิดขึ้นที่ความเร็วของแก๊สขาเข้าที่แตกต่างกัน จากนั้นจะหาสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาโดยเปรียบเทียบผลที่ได้กับงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง ผลการทดลองในส่วนนี้พบว่า ลักษณะรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียน ซึ่งเป็นรูปแบบการไหลที่อยู่ระหว่างรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนและรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง จะส่งผลให้การกระจายตัวของอนุภาคของแข็งได้ดีและมีความเหมาะสมกับกระบวนการที่เกิดปฏิกิริยาเคมี จากการศึกษาผลที่ได้จากการออกแบบการทดลองเพื่อหาตัวแปรที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพในการดูดซับนั้นพบว่า ไม่เพียงแต่ความเข้มข้นของไอน้ำจะส่งผลต่อประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เท่านั้น อันตรกิริยาระหว่างความเร็วของแก๊สขาเข้าและความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์และอันตรกิริยาระหว่างความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์และความเข้มข้นของไอน้ำยังส่งผลต่อประสิทธิภาพในการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์เช่นกัน ในการเปรียบเทียบระหว่างแบบจำลองสองมิติและสามมิติที่มีภาวะในการดำเนินการที่เหมือนกันนั้น ผลของความลึกจะส่งผลต่อลักษณะการกระจายตัวของอนุภาคของแข็ง ดังนั้นในการศึกษาเชิงคุณภาพของข้อมูลสามารถทำได้ด้วยแบบจำลองสองมิติ แต่การใช้แบบจำลองสามมิติจะสามารถศึกษาข้อมูลได้แม่นยำทั้งเชิงปริมาณและคุณภาพ

ภาควิชาเคมีเทคนิค..... ลายมือชื่อนิสิต.....
 สาขาวิชาเคมีเทคนิค..... ลายมือชื่อ อ. ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก.....
 ปีการศึกษา2556..... ลายมือชื่อ อ. ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

5471993623 : MAJOR CHEMICAL TECHNOLOGY

KEYWORDS: CIRCULATING FLUIDIZED BED / COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS / HYDRODYNAMICS / THREE-DIMENSIONAL SIMULATION

THEERANAN THUMMAKUL: CFD SIMULATION OF CARBON DIOXIDE REDUCTION FROM FLUE GAS USING SOLID SORBENT IN CIRCULATING FLUIDIZED BED REACTOR. ADVISOR: ASST. PROF. BENJAPON CHALERMSINSUWAN, Ph.D., CO-ADVISOR: ASSOC. PROF. PORNPOTE PIUMSOMBOON, Ph. D., 109 pp.

In this research, the carbon dioxide capture with solid sorbent in circulating fluidized bed was studied to investigate system hydrodynamics both in two dimensional and three dimensional models using computational fluid dynamics and utilized the design and analysis of experiment to determine the effect of parameter on the sorption efficiency. At the beginning, the system without chemical reaction was conducted to determine the most appropriate regime for the carbon dioxide capture by using different inlet gas velocities. Then, the kinetic reaction equation was selected by comparing the result with relevant literature experiments. The results showed that the most appropriate regime for the chemical reaction was circulating-turbulent fluidized bed regime which located between turbulent fluidized bed regime and fast fluidized bed regime. This regime gave high dispersion of solid particles and, was suitable for system with chemical reaction. The results from the design and analysis of experiment revealed that not only steam concentration, but also the interaction between gas velocities and carbon dioxide concentration and the interaction between steam concentration and carbon dioxide concentration provide the highest effect on the carbon dioxide sorption efficiency. The comparison between two-dimensional model and three-dimensional model summarized that the increasing of dimension greatly influenced on the flow behavior. The two dimension model could give qualitative, results but three-dimension model could give both qualitative and quantitative results, accurately.

Department: Chemical Technology..... Student's signature:.....

Field of study: Chemical Technology... Advisor's signature:

Academic Year:.....2013..... Co-advisor's signature:.....

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ผลของการจำลองซีเอฟดีของการลดคาร์บอนไดออกไซด์จากฟลูแก๊สโดยใช้ตัวดูดซับของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยความช่วยเหลือที่ดีจากบุคคลหลายฝ่าย ผู้จัดทำขอกราบขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก รองศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบุญ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม ที่กรุณาให้คำแนะนำด้านวิชาการ และข้อคิดเห็นต่างๆ ตลอดจนการแก้ไขปรับปรุงวิทยานิพนธ์ฉบับนี้ให้สมบูรณ์ยิ่งขึ้น

ขอกราบขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร. เกียรติ พงษ์ชาติ ประธานกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. ประพันธ์ คูชลธारा และ อาจารย์ ดร. บุญรอด สัจจกุลนุกิจ ที่กรุณาเป็นกรรมการสอบและให้คำแนะนำ แก้ไขข้อผิดพลาดเพื่อให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สมบูรณ์ยิ่งขึ้น

ขอขอบคุณ ทูนการศึกษาจากคณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ขอขอบคุณ ทูนอุดหนุนสำหรับวิทยานิพนธ์สำหรับนิสิต บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ขอขอบคุณ ทูนการศึกษาจากศูนย์ความเป็นเลิศด้านเทคโนโลยีปิโตรเคมีและวัสดุ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ขอขอบคุณ คณาจารย์และเจ้าหน้าที่ทุกท่านในภาควิชาเคมีเทคนิคที่ได้ให้คำแนะนำความช่วยเหลือและอำนวยความสะดวกในการวิจัยครั้งนี้

ขอขอบคุณ พี่ๆ และน้องๆ ในภาควิชาเคมีเทคนิคที่ให้การสนับสนุน ให้คำปรึกษาให้ความช่วยเหลือและเป็นกำลังใจในการทำวิทยานิพนธ์มาโดยตลอด

สุดท้ายขอกราบขอบคุณพระคุณบิดา มารดา ผู้อยู่เบื้องหลังที่เป็นกำลังใจ ให้คำปรึกษาให้ความช่วยเหลือและเป็นแรงผลักดันจนสำเร็จการศึกษา

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ฎ
สารบัญภาพ.....	ฏ
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย.....	3
1.3 ขอบเขตของการวิจัย.....	3
1.4 คำจำกัดความที่ใช้ในการวิจัย.....	4
1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	4
1.6 วิธีดำเนินการวิจัย.....	4
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	6
2.1 การดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	6
2.2 ตัวดูดซับของแข็ง (Solid sorbent).....	7
2.3 ฟลูอิดไอเซชัน.....	8
2.4 ช่วงการไหลของฟลูอิดไอเซชัน.....	11
2.4.1 รูปแบบการไหลแบบฟองแก๊ส.....	11
2.4.2 รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน.....	12
2.4.3 รูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง.....	13
2.4.4 รูปแบบการไหลแบบเบาบาง.....	15
2.5 เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไอส์แบบเบดแบบหมุนเวียน.....	15
2.6 ข้อดีและข้อเสียของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไอส์แบบเบดแบบหมุนเวียน.....	17
2.7 การออกแบบการทดลอง.....	18
2.8 การออกแบบเชิงแฟคทอเรียลแบบ 2^k	19

2.9	การวิเคราะห์ความแปรปรวน.....	19
2.10	พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ.....	21
2.11	ระเบียบวิธีการทดลอง.....	22
2.12	การดิสครีไทซ์.....	22
2.13	ระเบียบวิธีการไฟไนต์วอลุ่ม.....	23
2.13.1	ระเบียบวิธีผลต่างต้นลมอันดับหนึ่ง.....	24
2.13.2	ระเบียบวิธีผลต่างต้นลมอันดับสอง.....	25
2.13.3	อันเดอริ์แรกเซชัน.....	26
2.14	งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	27
บทที่ 3 วิธีดำเนินการวิจัย		31
3.1	การศึกษาแบบจำลองที่ใช้ในการศึกษา.....	34
3.1.1	แบบจำลองทางคณิตศาสตร์.....	34
3.2	การหาพื้นที่ที่ใช้ในการคำนวณที่มีความเหมาะสม.....	42
3.3	การหาชั้นเวลาและเวลาที่ใช้ในการคำนวณที่มีความเหมาะสม.....	43
3.4	การหาช่วงความเร็วที่มีความเหมาะสมต่อกระบวนการดูดซับ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	44
3.5	การหาสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	45
3.6	การศึกษาผลของตัวแปรการดำเนินการ.....	48
3.7	การศึกษาถึงผลที่เกิดขึ้นในแบบจำลอง 3 มิติ.....	51
บทที่ 4 ผลการทดลอง		54
4.1	ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่ไม่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์.....	55
4.1.1	การหาพื้นที่ที่ใช้ในการคำนวณที่มีความเหมาะสม.....	55
4.1.2	การหาชั้นเวลาและเวลาที่ใช้ในการคำนวณที่มีความเหมาะสม.....	58

4.1.3	การหาช่วงความเร็วที่มีความเหมาะสมต่อกระบวนการดูดซับ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	62
4.2	ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในท่อไรเซอร์ของเครื่อง ปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์.....	76
4.2.1	การหาสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	76
4.2.2	ผลของความดันลดภายในในระบบ.....	79
4.2.3	ผลของปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สามารถดูดซับได้.....	80
4.3	การศึกษาผลของตัวแปรการดำเนินการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	81
4.3.1	ผลที่ได้จากการออกแบบการทดลอง.....	86
4.3.2	ผลที่ได้จากการศึกษาอุทกพลศาสตร์.....	93
4.4	ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบด แบบหมุนเวียนในระบบที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วย แบบจำลองในระบบสามมิติ.....	94
4.4.1	ผลการศึกษาอุทกพลศาสตร์.....	97
4.4.2	ผลของประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	98
บทที่ 5	สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ.....	98
5.1	สรุปผลงานการวิจัย.....	98
5.1.1	ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่ไม่มีปฏิกิริยาการดูดซับ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	98
5.1.2	ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในท่อไรเซอร์ของเครื่อง ปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่มีปฏิกิริยาการดูดซับ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	99

5.1.3	การศึกษาผลของตัวแปรการดำเนินการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์.....	99
5.1.4	ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่มีปฏิกิริยาการดูดซับ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยแบบจำลองในระบบสามมิติ.....	101
5.6	ข้อเสนอแนะ.....	102
	รายการอ้างอิง.....	103
	ภาคผนวก.....	107
	ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	109

สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
3.1	ภาวะในการดำเนินการที่ไม่มีปฏิกิริยาเคมี..... 44
3.2	ภาวะในการดำเนินการจากงานวิจัยของ Abbasi และ Arastoopour (2011)..... 47
3.3	กรณีศึกษา 16 กรณีตามวิธีการออกแบบทดลองเชิงแฟคทอเรียลแบบ 2^k 50
3.4	สมบัติของวัสดุภาคของแข็ง..... 52
3.5	สมบัติของวัสดุภาคแก๊ส..... 53
4.1	ผลของตัวแปรอิสระต่อประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์..... 82
4.2	ผลการวิเคราะห์ANOVA ของตัวแปรอิสระกับตัวแปรตอบสนอง..... 83

สารบัญญภาพ

หน้า

ภาพที่		
2.1	ปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เพิ่มขึ้นตั้งแต่ปี 1965 ถึงปี 2011.....	6
2.2	กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าความดันลด (ΔP) และความเร็วของของไหล (u).....	7
2.3	ลักษณะรูปแบบการไหลที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน.....	11
2.4	รูปแบบการไหลแบบแกนใน-วงนอก.....	13
2.5	ลักษณะการเกิดการจับตัวกันของอนุภาคของแข็งที่บริเวณผนัง.....	14
2.6	เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน.....	16
3.1	ลักษณะของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนในการศึกษานี้.....	33
3.2	ลักษณะของขนาดพื้นที่ในการคำนวณขนาดต่างๆ.....	43
3.3	ลักษณะของท่อไรเซอร์เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนในการศึกษานี้.....	46
4.1	ผลของความดันที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ ของท่อไรเซอร์ที่มีพื้นที่ในการคำนวณ เท่ากับ 5,000 8,000 12,000 และ 16,000 เซลล์.....	56
4.2	ผลของความดันภายในระบบที่ตำแหน่งความสูงต่างเท่ากับ (a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร ของท่อไรเซอร์ที่มีพื้นที่ ในการคำนวณเท่ากับ 5,000 8,000 12,000 และ 16,000 เซลล์.....	57
4.3	ผลของความดันภายในระบบที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ ของท่อไรเซอร์ที่มีชั้นเวลา ที่ใช้ในการคำนวณเท่ากับ 0.0100 0.0010 และ 0.0001.....	59
4.4	ผลของความดันภายในระบบที่ตำแหน่งความสูงเท่ากับ (a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร ของท่อไรเซอร์ที่ มีชั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณเท่ากับ 0.0100 0.0010 และ 0.0001.....	59
4.5	ผลของความดันภายในระบบที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ ของท่อไรเซอร์ที่มีช่วงเวลา ตั้งแต่ 0 วินาที ถึง 40 วินาที.....	60
4.6	ผลของความดันภายในระบบที่ตำแหน่งความสูงเท่ากับ (a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร ของท่อไรเซอร์ที่มีช่วงเวลาตั้งแต่ 0 วินาที ถึง 40 วินาที.....	61

ภาพที่

4.7	แสดงลักษณะการประพุดิตัวของอนุภาคของแข็งที่ความเร็วของแก๊สเข้าเท่ากับ (a) 0.25 (b) 1.00 (c) 1.25 (d) 1.75 (e) 2.00 (f) 2.50 (g) 5.00 และ (h) 10.00 เมตรต่อวินาที.....	64
4.8	ปริมาณของแข็งที่อยู่ในท่อไรเซอร์ที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ และมีความเร็วของแก๊สเข้าที่แตกต่างกัน.....	66
4.9	ปริมาณของแข็งที่อยู่ในท่อไรเซอร์ที่ตำแหน่งความสูงเท่ากับ (a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร และมีความเร็วของแก๊สเข้าที่แตกต่างกัน.....	67
4.10	ความเร็วในแนวรัศมีของแข็งที่อยู่ในท่อไรเซอร์ที่ตำแหน่งความสูงเท่ากับ (a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร และมีความเร็วของแก๊สเข้าที่แตกต่างกัน.....	69
4.11	ความเร็วในแนวรัศมีของแข็งที่อยู่ในท่อไรเซอร์ที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ และมีความเร็วของแก๊สเข้าที่แตกต่างกัน.....	71
4.12	ความเร็วในแนวแกนของแข็งที่อยู่ในท่อไรเซอร์ที่ตำแหน่งความสูงเท่ากับ (a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร และมีความเร็วของแก๊สเข้าที่แตกต่างกัน.....	73
4.13	ความเร็วในแนวแกนของแข็งที่อยู่ในท่อไรเซอร์ที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ และมีความเร็วของแก๊สเข้าที่แตกต่างกัน.....	75
4.14	ลักษณะการประพุดิตัวของอนุภาคของแข็งและการไหลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เทียบกับงานวิจัยของ Abbasi และ Arastoopour (2011).....	77
4.15	ผลของความดันลดที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ ของท่อไรเซอร์เทียบกับงานวิจัยของ Abbasi และ Arastoopour (2011).....	78
4.16	การดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นเมื่อแทนค่าปัจจัยความถี่ของสมการการเกิดปฏิกิริยาต่างๆ หน้าพจน์เอกโพเนนเชียล.....	79
4.17	ตัวแปรอิสระที่ส่งผลต่อตัวแปรตอบสนอง.....	83
4.18	ผลของตัวแปรอิสระเดียวต่อตัวแปรตอบสนอง.....	84

ภาพที่

- 4.19 อัตราการไหลระหว่าง (a) ความเข้มข้นของไอน้ำและ
ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และ
(b) ความเร็วแก๊สและความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....86
- 4.20 ปริมาณของของแข็งในท่อไรเซอร์ที่มีปฏิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์
ในภาวะการดำเนินการที่ให้ประสิทธิภาพการดูดซับสูงสุดและต่ำที่สุด..... 87
- 4.21 ปริมาณของแข็งที่อยู่ในท่อไรเซอร์ที่ตำแหน่งความสูงเท่ากับ
(a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร..... 88
- 4.22 ความเร็วในแนวรัศมีของของแข็งที่ความสูงของท่อไรเซอร์เท่ากับ
(a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร ที่มีปฏิริยาการดูดซับ
แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในภาวะการดำเนินการที่ให้ผลการดูดซับสูงสุดและต่ำที่สุด...89
- 4.23 ความเร็วในแนวรัศมีของของแข็งตลอดช่วงความสูงของท่อไรเซอร์ที่มี
ปฏิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในภาวะในการดำเนินการ
ที่ให้ประสิทธิภาพดูดซับสูงสุดและต่ำที่สุด..... 90
- 4.24 ความเร็วในแนวแกนของของแข็งที่ความสูงของท่อไรเซอร์เท่ากับ (a) 0.50 เมตร
(b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร ที่มีปฏิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์
ในภาวะการดำเนินการที่ให้ประสิทธิภาพการดูดซับสูงสุดและต่ำที่สุด.....91
- 4.25 ความเร็วในแนวแกนของของแข็งตลอดช่วงความสูงของ
ท่อไรเซอร์ที่มีปฏิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์
ในภาวะการดำเนินการที่ให้ประสิทธิภาพสูงสุดและต่ำที่สุด..... 92
- 4.26 คอนทั้วร์มุมต่างๆ ของอนุภาคของแข็งในรูปแบบจำลองสามมิติที่
ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 2.00 เมตรต่อวินาที..... 94
- 4.27 ปริมาณของอนุภาคของแข็งในรูปแบบจำลองสามมิติที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ
(a) 1.75 เมตรต่อวินาที (b) 2.00 เมตรต่อวินาที และ (c) 2.25 เมตรต่อวินาที..... 95
- 4.28 แสดงผลของปริมาณของของแข็งที่ตำแหน่งความสูงของท่อไรเซอร์ต่างๆ
ในแนวแกนเล็กและแนวกว้างของท่อไรเซอร์ โดยมีความเร็วของแก๊สเท่ากับ
(a) 1.75 เมตรต่อวินาที (b) 2.00 เมตรต่อวินาที และ (c) 2.25 เมตรต่อวินาที.....96

ภาพที่

- ก1 (a) กราฟความน่าจะเป็นแบบปกติของส่วนตกล้า
- (b) กราฟความสัมพันธ์ระหว่างส่วนตกล้ากับค่าที่ทำนายได้.....108

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ในปัจจุบัน โลกของเรามีความเปลี่ยนแปลงเพื่อตอบสนองต่อการบริโภคของมนุษย์ที่มีการเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง เทคโนโลยีใหม่ต่างๆ จึงเข้ามามีบทบาทในภาคอุตสาหกรรม ส่งผลให้มีการปลดปล่อยมลภาวะออกสู่บรรยากาศเพิ่มขึ้น ซึ่งมลภาวะเหล่านี้ก็ส่งผลเสียต่อโลกเป็นอย่างมาก โดยเฉพาะแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ซึ่งเป็นแก๊สที่เป็นสาเหตุหลักของภาวะโลกร้อน แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์นั้นเป็นแก๊สที่มีความสามารถในการกักเก็บความร้อนได้เป็นอย่างดี โดยมีการปลดปล่อยแก๊สชนิดนี้เป็นจำนวนมากในอุตสาหกรรมที่มีการใช้ระบบการเผาไหม้ เช่น โรงงานไฟฟ้าจากถ่านหิน เป็นต้น ด้วยสาเหตุนี้เองจึงได้มีการค้นคว้าหาวิธีในการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนปล่อยเข้าสู่บรรยากาศ ซึ่งในปัจจุบันกระบวนการกำจัดจะมีอยู่ด้วยกัน 3 วิธีหลักๆ คือ วิธีการกำจัดหลังการเผาไหม้ (Post combustion) วิธีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากการเผาไหม้ด้วย Oxy-fuel (Oxy-fuel combustion) และวิธีการกำจัดก่อนการเผาไหม้ (Pre combustion) แต่ละวิธีก็มีข้อดีและข้อเสียที่แตกต่างกันออกไป การจะเลือกใช้วิธีไหนนั้นก็ขึ้นอยู่กับระบบที่ใช้เป็นหลักและต้องมีวางแผนและออกแบบให้มีความเหมาะสมก่อนนำไปใช้ในอุตสาหกรรม นอกจากกระบวนการ 3 วิธีที่กล่าวมาแล้วนั้น ในปัจจุบัน การใช้ตัวดูดซับในกระบวนการเคมีคอลลูปปีง (Chemical looping) ภายใต้เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดิซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed) ก็เป็นอีกหนึ่งทางเลือกที่มีความเหมาะสมในการใช้กำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากตัวดูดซับนั้นสามารถหาได้ง่าย สามารถนำกลับมาใช้ใหม่ได้ และยังมีราคาที่ไม่สูงอีกด้วย

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดิซ์เบดแบบหมุนเวียน เป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่ได้รับความนิยมเป็นอย่างมาก เนื่องจากเป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่สามารถรับเข้ากับระบบอุตสาหกรรมได้ง่าย และด้วยความสามารถในการเพิ่มพื้นที่สัมผัสกันของของแข็งและของไหลในระบบ เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดิซ์เบดแบบหมุนเวียนจึงมีความเหมาะสมที่จะใช้ในกระบวนการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับของแข็ง นอกจากนี้ เครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้มีความสามารถในการดำเนินการดูดซับและการคืนสภาพของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ภายในเครื่องปฏิกรณ์เดียวกัน

ซึ่งใช้หลักการที่เรียกว่า เคมีคอลลูบปีง อันเป็นกระบวนการที่มีการเกิดปฏิกิริยาทางเคมีที่แตกต่างกันสองปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่มีตัวกลางของแข็งหมุนวนอย่างต่อเนื่อง สำหรับในกระบวนการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับของแข็งนั้นจะมีปฏิกิริยาที่สำคัญเกิดขึ้นอยู่สองปฏิกิริยา คือ ปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ซึ่งจะเกิดที่ฝั่งท่อโรเตอร์และปฏิกิริยาการคืนสภาพตัวดูดซับของแข็งซึ่งจะเกิดขึ้นในท่อฝั่งดาวเนอร์ เนื่องจากเครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้มีความสามารถเพิ่มพื้นที่ในการสัมผัสกันของของแข็งและของไหลในระบบได้เป็นอย่างดี จึงส่งผลให้อัตราการถ่ายโอนมวลสารและความร้อนเกิดขึ้นได้อย่างมีประสิทธิภาพและมีความเหมาะสมต่อกระบวนการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ หลักการทำงานของเครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้คือ มีการป้อนแก๊สเข้าสู่ท่อโรเตอร์จากทางด้านล่าง แก๊สที่ไหลเข้าไปจะส่งผลให้ตัวดูดซับที่อยู่ภายในมีการประพุดตัวคล้ายกับของแข็ง รูปแบบการไหลของของแข็งนั้นจะขึ้นอยู่กับความเร็วของแก๊สเป็นหลัก โดยรูปแบบการไหลที่มีการค้นพบจะประกอบไปด้วย ฟลูอิดเบดแบบพองแก๊ส ฟลูอิดเบดแบบปั่นป่วน ฟลูอิดเบดแบบความเร็วสูง และฟลูอิดเบดแบบเบาบาง รูปแบบการไหลที่แตกต่างกันนั้นย่อมมีข้อดีและข้อเสียที่แตกต่างกัน ซึ่งสำหรับในกระบวนการดูดซับที่จำเป็นต้องมีปริมาณของตัวดูดซับที่มากและมีการหมุนวนภายในเครื่องปฏิกรณ์นั้น รูปแบบการไหลที่มีอยู่ยังมีความเหมาะสมไม่เพียงพอ จำเป็นต้องมีการศึกษาถึงช่วงการไหลที่มีความเหมาะสมและมีประสิทธิภาพ แก๊สและของแข็งจะเกิดปฏิกิริยาภายในท่อโรเตอร์และไหลเข้าสู่ไซโคลน ซึ่งเป็นส่วนที่ทำหน้าที่แยกแก๊สและของแข็งออกจากกัน ของแข็งจะตกลงสู่ท่อดาวเนอร์และเกิดปฏิกิริยาการฟื้นฟูสภาพขึ้นที่บริเวณนี้ จากนั้นจะถูกป้อนกลับเข้าสู่ท่อโรเตอร์ผ่านท่อป้อนกลับ จากกระบวนการที่กล่าวมาพบว่า อุทกพลศาสตร์และปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้ มีความสำคัญต่อการออกแบบเป็นอย่างมาก นอกจากนี้ ด้วยขนาดของเครื่องปฏิกรณ์เองยังทำให้มีข้อจำกัดในการสร้างและการทดลองจริงโดยเฉพาะในเรื่องของค่าใช้จ่ายแบบจำลองทางคณิตศาสตร์จึงได้เข้ามามีบทบาทสำคัญในส่วนนี้

วิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (Computational fluid dynamics) ได้รับความนิยมเป็นอย่างมาก ในการศึกษาเกี่ยวกับเครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนและเคมีคอลลูบปีง เนื่องจากเป็นวิธีที่ง่ายและสามารถให้ข้อมูลที่มีความแม่นยำและละเอียด นอกจากนี้ยังสามารถอธิบายปรากฏการณ์ต่างๆ ซึ่งสังเกตได้ยากด้วยตาเปล่า หลักที่สำคัญสำหรับการคำนวณด้วยวิธีการนี้คือ หลักการอนุรักษ์ของมวลสาร หลักการอนุรักษ์ของโมเมนตัมและหลักการอนุรักษ์ของพลังงาน วิธีการคำนวณที่ใช้นั้นมีทั้งระบบแบบสองมิติและระบบแบบสามมิติ ข้อดีของระบบสองระบบนั้นคือ ระบบสองมิตินั้นจะใช้เวลาในการคำนวณที่น้อยกว่าระบบสามมิติ ระบบสามมิติจะให้

ความแม่นยำที่มากกว่าแต่จะใช้เวลานานกว่าในการคำนวณ ดังนั้น เครื่องมือที่ใช้ในการช่วยคำนวณ เช่น เครื่องคอมพิวเตอร์ที่มีระบบประมวลผลที่มีประสิทธิภาพ ทำให้สามารถคำนวณค่าได้อย่างรวดเร็วและมีความแม่นยำสูง เนื่องจากระบบสองมิติและสามมิตินั้นมีข้อดีและข้อเสียที่แตกต่างกัน ในงานวิจัยนี้ จึงได้มีการศึกษาทั้งสองระบบ จากนั้น จะทำการศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการ (Operating parameter) ต่างๆ ที่สำคัญต่ออุทกพลศาสตร์และปฏิกิริยาเคมีภายในเครื่องปฏิกรณ์

1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

1. จำลองภาวะอุทกพลศาสตร์ท่อไรเซอร์และเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในระบบสองมิติและสามมิติด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ และเปรียบเทียบผลที่ได้กับผลการทดลองจริง
2. ทำนายการลดคาร์บอนไดออกไซด์จากแก๊สปล่องด้วยตัวดูดซับของแข็งในท่อไรเซอร์และเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในระบบสองมิติและสามมิติด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ
3. วิเคราะห์ผลของตัวแปรดำเนินการต่างๆ ที่มีต่อการลดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากแก๊สปล่องด้วยตัวดูดซับของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน

1.3 ขอบเขตของการวิจัย

1. จำลองแบบจำลองสองมิติของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน เพื่อหาแบบจำลองรูปแบบการไหลที่มีความเหมาะสมต่อปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับของแข็ง
2. จำลองแบบจำลองสมบัติของท่อไรเซอร์ในระบบที่มีการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพื่อหาแบบจำลองที่เหมาะสม
3. นำแบบจำลองที่เหมาะสมจากข้อที่หนึ่งและข้อที่สองมาจำลองแบบจำลองการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนเพื่อหาภาวะในการดำเนินการที่มีประสิทธิภาพสูงที่สุดรวมทั้งผลของตัวแปรดำเนินการต่างๆ
4. นำแบบจำลองที่เหมาะสมภาวะในการดำเนินการที่มีประสิทธิภาพสูงในข้อที่สามมาจำลองในระบบสามมิติและเปรียบเทียบผลที่ได้กับการจำลองในระบบสองมิติ

1.4 คำจำกัดความที่ใช้ในการวิจัย

ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียน วิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ อุทกพลศาสตร์ การจำลองในระบบสองมิติและสามมิติ

1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. ได้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนที่ทำนายผลทางอุทกพลศาสตร์และปฏิกิริยาเคมีภายในได้ใกล้เคียงกับผลการทดลองจริง
2. ได้แนวทางการลดคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งจากแก๊สเสียจากการเผาไหม้และทราบผลของตัวแปรดำเนินการที่มีต่ออุทกพลศาสตร์และปฏิกิริยาเคมีภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียน

1.6 วิธีดำเนินการวิจัย

- 1) ศึกษาเอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง ดังรายละเอียดต่อไปนี้ เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียน อุทกพลศาสตร์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียน การลดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียน วิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ รวมทั้งโปรแกรม ANSYS®FLUENT®
- 2) ออกแบบและวางแผนการทดลอง
- 3) จำลองภาวะด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณในระบบสองมิติโดยใช้โปรแกรมจำลองกระบวนการสำเร็จรูป ANSYS®FLUENT® ทำการศึกษาถึงอุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้น เครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้มีขนาดความสูงของท่อไรเซอร์ เท่ากับ 2.0 เมตร เส้นผ่านศูนย์กลาง เท่ากับ 0.15 เมตร มีขนาดความสูงของท่อดาวเนอร์ เท่ากับ 2.00 เมตร เส้นผ่านศูนย์กลาง เท่ากับ 0.15 เมตร ทำการเปรียบเทียบกับงานวิจัยของ Boonprasop (2012) เพื่อหาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่เหมาะสมกับกระบวนการ
- 4) จำลองภาวะด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณในระบบสองมิติโดยใช้โปรแกรมจำลองกระบวนการสำเร็จรูป ANSYS®FLUENT® ทำการศึกษาถึงปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้น ท่อไรเซอร์มีขนาดความสูงเท่ากับ 6 เมตร เส้นผ่านศูนย์กลางเท่ากับ 25 มิลลิเมตร ทำการเปรียบเทียบผลที่ได้กับงานวิจัยของ Garg และคณะ (2010) Park

และคณะ (2006) และ Abbasi และ Arastoopour (2011) เพื่อหาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่เหมาะสมกับการจำลองกระบวนการ

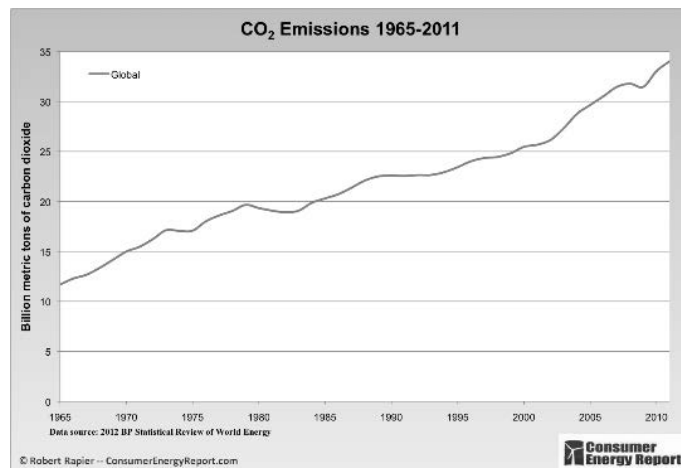
- 5) จำลองภาวะเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณในระบบสองมิติโดยใช้โปรแกรมจำลอง ANSYS®FLUENT® ทำการศึกษาถึงปฏิกิริยาเคมีและอุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้นเมื่อปรับเปลี่ยนภาวะดำเนินการเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพการลดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงที่สุด โดยทำการเปลี่ยนแปลงตัวแปรต่างๆ ได้แก่ ความเร็วของแก๊สขาเข้า ความเข้มข้นของน้ำและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และอุณหภูมิที่ใช้ในกระบวนการ
- 6) จำลองภาวะเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณในระบบสามมิติโดยใช้โปรแกรมจำลอง ANSYS®FLUENT® ทำการศึกษาถึงปฏิกิริยาเคมีและอุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้นเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้มีขนาดความสูงของท่อไรเซอร์ เท่ากับ 2 เมตร เส้นผ่านศูนย์กลาง เท่ากับ 0.15 เมตร และมีความลึกเท่ากับ 0.05 เมตร ผลที่ได้จะนำมาทำการเปรียบเทียบกับแบบจำลองสองมิติ
- 7) ประมวลผล วิเคราะห์ สรุปผลการทดลอง และเขียนวิทยานิพนธ์

บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 การดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

ในปัจจุบันภาวะโลกร้อน (Global warming) เป็นปัญหาที่สำคัญอย่างหนึ่งของโลก ซึ่งมีสาเหตุมาจากชั้นบรรยากาศของโลกถูกปกคลุมเนื่องจากแก๊สเรือนกระจกที่มีการปลดปล่อยสู่บรรยากาศจากโรงงานอุตสาหกรรม โดยพบว่าแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นแก๊สที่มีการปลดปล่อยเป็นจำนวนมากจากกระบวนการเผาไหม้ต่างๆ ซึ่งปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์นั้นมีปริมาณเพิ่มมากขึ้นอย่างเห็นได้ชัดดังรูปที่ 2.1 ที่แสดงปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีการปลดปล่อยตั้งแต่ปี 1965



รูปที่ 2.1 ปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เพิ่มขึ้นตั้งแต่ปี 1965 ถึงปี 2011 (Consumer energy report)

การดำเนินการเพื่อลดปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนปล่อยสู่บรรยากาศจึงเป็นสิ่งจำเป็น ปัจจุบันมีอยู่ 3 วิธีการลดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลักคือ วิธีการกำจัดหลังการเผาไหม้ (Post combustion) วิธีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากการเผาไหม้ด้วย Oxy-fuel (Oxy-fuel combustion) และวิธีการกำจัดก่อนการเผาไหม้ (Pre combustion) อย่างไรก็ตาม วิธีดังกล่าวต่างก็มีข้อดีและข้อเสียที่แตกต่างกันออกไปขึ้นอยู่กับระบบที่ใช้ ในวิทยานิพนธ์นี้ได้มุ่งเน้นการลดแก๊ส

คาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นจากกระบวนการเผาไหม้ในการผลิตกระแสไฟฟ้าเป็นหลักโดยไม่รวมระบบเดิมที่มีอยู่ ดังนั้น การดูดซับด้วยตัวดูดซับของแข็งจึงได้รับความสนใจเป็นอย่างมาก เนื่องจากมีงานวิจัยที่แสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพในการดูดซับที่มีมากกว่าการใช้วิธีการแบบเดิม อย่างไรก็ตาม วิธีการลดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยวิธีการดังกล่าวยังไม่ดีเท่าที่ต้องการ เนื่องจาก มีปัจจัยที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพในการดูดซับอยู่หลายปัจจัยที่ยังไม่ได้ทำการศึกษา และต้องมีการพัฒนาก่อนนำไปสู่การใช้งานจริง

2.2 ตัวดูดซับของแข็ง (Solid sorbent)

ตัวดูดซับของแข็ง เป็นสารที่จะทำหน้าที่ดูดซับสารที่ผสมหรือปะปนอยู่ในสารที่มีสถานะเดียวกันให้อยู่บนพื้นผิวของตัวดูดซับ สารที่ถูกดูดซับจะเรียกว่า Adsorbate และสารที่ทำหน้าที่ดูดซับจะเรียกว่า Adsorbent กระบวนการการดูดซับนั้นจะแบ่งออกเป็น 2 ประเภท คือ

การดูดซับเชิงกายภาพ (Physical adsorption) เป็นกระบวนการดูดซับที่เกิดขึ้นจากแรงอ่อนๆ ระหว่างพื้นผิวและสารที่ถูกดูดซับ โดยแรงที่เกิดขึ้นสามารถเกิดขึ้นได้จากแรงแวนเดอร์วาลส์ (Vander Waals Forces) การดูดซับด้วยแรงประเภทนี้จะมีการคายพลังงานที่ต่ำออกมา ทำให้สามารถทำการฟื้นฟูสภาพได้ง่าย สารที่ถูกดูดซับสามารถเกิดขึ้นได้หลายชั้น โดยจำนวนชั้นจะขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของสารดูดซับ หากตัวดูดซับมีความเข้มข้นมากจะทำให้สารที่ถูกดูดซับสามารถเกาะได้หลายชั้น

การดูดซับเชิงเคมี (Chemical adsorption) เป็นการดูดซับที่เกิดขึ้นเนื่องจากปฏิกิริยาเคมี ส่งผลให้โครงสร้างทางเคมีมีการเปลี่ยนแปลง โดยจะทำลายแรงยึดเหนี่ยวระหว่างอะตอมและทำการจัดเรียงโครงสร้างขึ้นใหม่ สารที่ได้จะมีสมบัติที่แตกต่างจากเดิม เนื่องจาก การดูดซับเชิงเคมีเป็นการดูดซับที่ยึดเหนี่ยวด้วยพันธะเคมี พลังงานที่เข้ามาเกี่ยวข้องในการจัดเรียงโครงสร้างจึงสูง ส่งผลให้พลังงานที่ต้องใช้ในการฟื้นฟูสภาพมีค่าที่สูงเช่นเดียวกัน

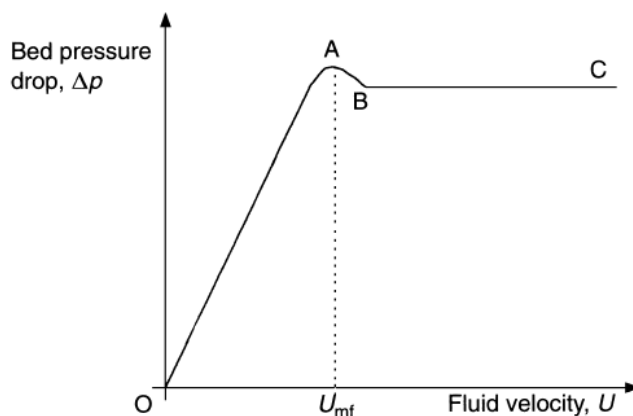
ในกระบวนการการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับของแข็งเป็นการดูดซับเชิงเคมีที่ต้องมีการเปลี่ยนแปลงโครงสร้างทางเคมี โดยตัวดูดซับของแข็งที่ใช้ในการศึกษาครั้งนี้ คือ โพแทสเซียมคาร์บอเนต (K_2CO_3) เนื่องจาก โพแทสเซียมคาร์บอเนตสามารถเกิดปฏิกิริยากับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) และไอน้ำ (H_2O) ได้โพแทสเซียมไบคาร์บอเนต ($KHCO_3$) ดังสมการเคมี



ปฏิกิริยาการดูดซับดังกล่าวสามารถเกิดขึ้นได้ที่อุณหภูมิที่ไม่สูงมาก และสามารถเกิดปฏิกิริยาผันกลับได้ นอกจากนี้ โฟแทสซีมคาร์บอนเนต ยังเป็นสารที่หาได้ง่ายและมีราคาที่ไม่สูง โฟแทสซีมคาร์บอนเนตจึงเหมาะที่จะนำมาใช้เป็นตัวดูดซับของแข็งสำหรับกระบวนการการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน

2.3 ฟลูอิดไอเซชัน

กระบวนการฟลูอิดไอเซชันเป็นปรากฏการณ์ที่ทำให้ของแข็งมีลักษณะการประพฤติตัวคล้ายกับของไหลโดยเกิดจากการที่มีแรงลอยตัวที่เพิ่มขึ้นเนื่องจากของไหลที่ป้อนเข้าสู่ระบบซึ่งอาจจะเป็นของเหลวหรือแก๊สก็ได้ ในขั้นแรกเมื่อเราป้อนของไหลเข้าสู่ระบบที่ความเร็วต่ำๆ ของแข็งที่อยู่ภายในระบบจะยังไม่มีการเคลื่อนที่ที่เกิดขึ้น เนื่องจากแรงเสียดทานระหว่างวัสดุเม็ดแข็งที่มากกว่าแรงที่เกิดจากความเร็วของของไหล เมื่อของไหลไหลผ่านของแข็งที่ความเร็วค่าหนึ่งของแข็งจะมีการเคลื่อนที่ที่เกิดขึ้นแต่ของแข็งยังไม่เป็นอิสระต่อกัน ดังรูปที่ 2.2



รูปที่ 2.2 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าความดันลด (ΔP) และความเร็วของของไหล (u)

จะเห็นได้ว่า จากจุด B ถึงจุด C เป็นจุดที่เกิดฟลูอิดไอเซชัน แต่ที่จุด A จะมีค่าความดันลดที่สูงกว่าจุดอื่นเนื่องจาก ที่จุด A เป็นจุดที่ต้องใช้แรงที่มากกว่าปกติเพื่อเอาชนะแรงที่เกิดขึ้นเนื่องจากแรงเสียดทานต่างๆ เช่น แรงเสียดทานระหว่างอนุภาคและแรงเสียดทานที่ขึ้นบริเวณผนัง เป็นต้น เมื่อเพิ่มความเร็วของของไหลมากขึ้น ของแข็งจะค่อยๆเคลื่อนที่ผสมผสานตัวไปกับของไหล จนกระทั่งของแข็งเป็นอิสระต่อกัน ความเร็วของของไหลที่ป้อนเข้าสู่ระบบเป็นตัวแปรที่สำคัญอย่างหนึ่งต่อลักษณะการเคลื่อนที่ของของแข็ง หากป้อนความเร็วที่น้อยของแข็งก็จะมีกำบัง

เป็นกลุ่มก้อนมาก แต่เมื่อป้อนความเร็วของของไหลมากขึ้นของแข็งจะค่อยๆ เบาบางลงแต่จะมีระยะทางที่เคลื่อนที่ได้เพิ่มมากขึ้นเช่นเดียวกัน ซึ่งรูปแบบการไหลแต่ละรูปแบบนั้นก็จะมี ความเหมาะสมต่อกระบวนการที่แตกต่างกันออกไป

ความเร็วของแก๊สที่ตำแหน่งเริ่มเกิดฟลูอิดไอเซชันเรียกว่า ค่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไอเซชัน (Minimum fluidization velocity, U_{mf}) ซึ่งการคำนวณหาค่าความเร็วนี้จะคำนวณมาจากสมการของ Ergun (1952) คือ

$$\frac{(-\Delta p)}{H} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu U}{d_p^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\rho_f U^2}{d_p} \quad (2.2)$$

โดยที่ค่าความดันลดเท่ากับ

$$\Delta p = H(1 - \varepsilon)(\rho_p - \rho_f)g \quad (2.3)$$

ดังนั้น จะได้ว่า

$$\frac{(1-\varepsilon)(\rho_p - \rho_f)g(\rho_f d_p^3)}{\mu^2} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} Re_{mf} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} Re_{mf}^2 \quad (2.4)$$

หรือ

$$Ar = 150 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} Re_{mf} + 1.75 \frac{1}{\varepsilon^3} Re_{mf}^2 \quad (2.5)$$

โดยที่ค่า Ar คือ ตัวแปรไร้มิติที่เรียกว่าตัวเลขอาร์คิมิดีส (Archimedes number)

$$Ar = \frac{\rho_p(\rho_p - \rho_f)g d_p^3}{\mu^2} \quad (2.6)$$

ค่า Re_{mf} คือ ค่าตัวเลขเรย์โนลด์ (Reynold number) ที่ความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไอเซชัน

$$Re_{mf} = \left(\frac{U_{mf} d_p \rho_f}{\mu} \right) \quad (2.7)$$

จากผลการศึกษาของ Wen และ Yu (1966) จะทำให้ได้สมการที่มีความสัมพันธ์คือ

$$Re_{mf} = 33.7[(1 + 3.59 \times 10^{-5} Ar)^{0.5} - 1] \quad (2.8)$$

ซึ่งสมการนี้จะใช้ได้เมื่อ $0.01 < Re_{mf} < 1000$

จากสมการข้างต้นจะเห็นได้ว่าในตัวแปรของค่าตัวเลขเรย์โนลด์ (Reynold number) จะมีค่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไดเซชันรวมอยู่ด้วย ดังนั้นหากนำมาจัดรูปก็จะได้สมการที่ใช้คำนวณดังนี้

ในกรณีที่ $Re_{mf} < 20$

$$u_{mf} = \frac{(\phi_s d_p)^2 (\rho_s - \rho_g)}{150 \mu_g} g \left(\frac{\varepsilon_{mf}^3}{1 - \varepsilon_{mf}} \right) \quad (2.9)$$

ในกรณีที่ $20 \leq Re_{mf} \leq 1,000$

$$u_{mf} = \sqrt{\frac{\frac{\phi_s d_p (\rho_s - \rho_g)}{1.75 \rho_g} g \varepsilon_{mf}^3 + \frac{(\phi_s d_p)^2 (\rho_s - \rho_g)}{150 \mu_g} g \left(\frac{\varepsilon_{mf}^3}{1 - \varepsilon_{mf}} \right)}{2}} \quad (2.10)$$

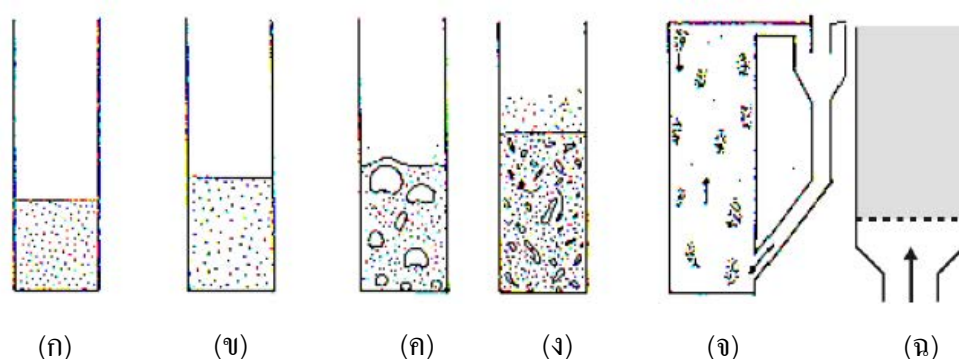
ในกรณีที่ $Re_{mf} > 1,000$

$$u_{mf} = \sqrt{\frac{\phi_s d_p (\rho_s - \rho_g)}{1.75 \rho_g} g \varepsilon_{mf}^3} \quad (2.11)$$

เมื่อ	ε_{mf}	คือ	สัดส่วนปริมาตรของแก๊สที่ความเร็วต่ำที่สุดที่เกิดฟลูอิดไดเซชัน
	ρ_s	คือ	ความหนาแน่นของอนุภาคของแข็ง
	ρ_g	คือ	ความหนาแน่นของของแก๊ส
	d_p	คือ	ขนาดของอนุภาคของแข็ง
	g	คือ	ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วง
	ϕ_s	คือ	ค่าความเป็นทรงกลมของอนุภาคของแข็ง
	μ_g	คือ	ค่าความหนืดของแก๊ส
	u_g	คือ	ความเร็วของแก๊ส

2.4 ช่วงการไหลของฟลูอิดเซชัน (Grace และคณะ, 1997)

ลักษณะการประพฤติตัวของอนุภาคของแข็งนั้นจะมีความเร็วเป็นตัวแปรที่สำคัญ นั้นหมายความว่าความเร็วที่เปลี่ยนแปลงไปย่อมส่งผลให้การประพฤติตัวของอนุภาคของแข็งเปลี่ยนแปลงตามไปด้วย ซึ่งลักษณะรูปแบบการไหลทั่วไปที่มีอยู่ในปัจจุบันนั้นพบว่ามีอยู่ด้วยกัน 4 รูปแบบดังรูปที่ 2.3 ได้แก่



รูปที่ 2.3 ลักษณะรูปแบบการไหลที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเซชันแบบหมุนเวียนโดย (ก) เครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง (ข) จุดเริ่มต้นการเกิดฟลูอิดเซชัน (ค) รูปแบบการไหลแบบฟองแก๊ส (ง) รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน (จ) รูปแบบการไหลแบบความเร็วสูงและ (ฉ) รูปแบบการไหลแบบเบาบาง

2.4.1 รูปแบบการไหลแบบฟองแก๊ส (Bubbling fluidization)

ลักษณะรูปแบบการไหลแบบฟองแก๊สนั้นสามารถอธิบายได้ดังชื่อเรียก คือ เป็นรูปแบบการไหลที่มีฟองแก๊สเกิดขึ้น ซึ่งจะเกิดขึ้นเมื่อความเร็วของของไหลที่ป้อนให้กับระบบนั้นทำให้ของแข็งบางส่วนถูกดันไปรวมตัวกันบางจุด และทำให้เกิดช่องว่างเกิดขึ้นภายในของแข็ง นั่นคือฟองแก๊ส ความเร็วที่ใช้จะมีค่ามากกว่าค่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดเซชันและมีชื่อเรียกว่า ความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟองแก๊ส (Minimum bubbling velocity, U_{mb}) โดยคำนวณได้จากสมการ

$$u_{mb} = 33d_p \left(\frac{\rho_g}{\mu_g} \right)^{0.1} \quad (2.12)$$

ลักษณะการเคลื่อนไหวภายในเบดจะแบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ

1. Emulsion phase คือ ส่วนที่เป็นของผสมระหว่างอนุภาคของแข็งและแก๊ส
2. Bubble phase คือ ส่วนที่เป็นฟองแก๊ส ในส่วนนี้อาจจะมีของแข็งปะปนอยู่ด้วยแต่จะมีปริมาณที่น้อยมาก

ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นในระบบจะเคลื่อนที่จากบริเวณที่ป้อนของไหลเข้ามาแทรกตัวผ่านเบดของของแข็งหรือ Emulsion phase จนกระทั่งหลุดออกสู่ด้านบน ฟองแก๊สบางส่วนจะสามารถรวมตัวกันเป็นฟองแก๊สขนาดใหญ่และแตกตัวออกเป็นฟองแก๊สขนาดเล็กได้เช่นเดียวกัน การเกิดขึ้นของฟองแก๊สนั้นจะมีอิทธิพลต่อการผสมกันของอนุภาคของแข็งและแก๊สเป็นอย่างมาก ซึ่งจะเห็นได้ชัดเจนในกระบวนการที่มีปฏิกิริยาเคมีเกิดขึ้นเนื่องจากภายในฟองแก๊สนั้นจะไม่มีอนุภาคของแข็งอยู่ ดังนั้น ปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นเนื่องจากการสัมผัสกันของอนุภาคของแข็งและแก๊สจะไม่เกิดขึ้นภายในฟองแก๊ส ส่งผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีลดลง

2.4.2 รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน (Turbulent fluidization)

เมื่อเพิ่มความเร็วให้กับระบบมากขึ้น ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นในช่วงการไหลแบบฟองแก๊สจะมีขนาดเล็กลงเรื่อยๆ จนกระทั่งฟองแก๊สนั้นหายไป เกิดเป็นช่วงของของผสมระหว่างของแข็งและแก๊สที่ป้อนเข้าสู่ระบบ การสัมผัสกันของอนุภาคของแข็งและแก๊สจะเพิ่มมากขึ้นเนื่องจากฟองแก๊สที่หายไป ซึ่งเป็นลักษณะที่สำคัญของรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน (Turbulent fluidization) สำหรับช่วงการไหลจะสามารถคำนวณความเร็วเริ่มต้นได้จาก

$$u_c = \frac{0.565 \mu_g Ar^{0.461}}{\rho_g d_p} \quad (2.13)$$

$$u_c = \frac{1.310 \mu_g Ar^{0.450}}{\rho_g d_p} \quad (2.14)$$

โดยค่า u_c และ u_{κ} จะแสดงถึงช่วงความเร็วต่ำสุดและสูงสุดที่เกิดรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน

ในการเกิดรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนจะมีการแบ่งบริเวณระหว่างบริเวณที่มีความหนาแน่นสูง (Dense phase) และช่วงเบาบาง (Dilute phase หรือ Freeboard) อย่างชัดเจน เมื่อความเร็วเพิ่มสูงขึ้นเบดจะค่อยๆ ขยายตัว อนุภาคของแข็งบางส่วนจะหลุดลอยออกไปและ

บางส่วนจะตกกลับลงมาที่บริเวณผิวหน้าของเบด ซึ่งความสูงที่ของแข็งจะหลุดลอยออกไปนั้นจะเรียกว่า Transport Disengagement Height (TDH) ซึ่งคำนวณได้จาก

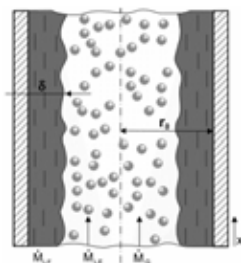
$$TDH = 4.47\sqrt{d_{bs}} \quad (2.15)$$

โดยค่า d_{bs} คือค่าของเส้นผ่านศูนย์กลางของฟองที่ผิวหน้าของเบดและการคำนวณหาความเร็วของอนุภาคของแข็งที่หลุดออกมาหาได้ดังสมการด้านล่าง

$$u_t = \frac{\mu_g \left(\frac{Ar}{7.5}\right)^{0.666}}{\rho_g d_p} \quad (2.16)$$

2.4.3 รูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง (Fast fluidization)

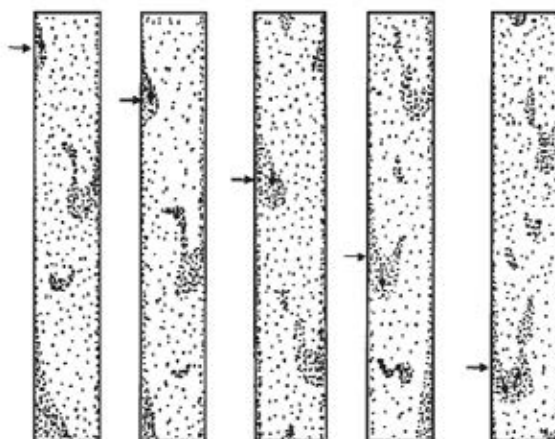
ช่วงการไหลแบบความเร็วสูงนั้นเป็นอีกรูปแบบการไหลซึ่งพบว่าอยู่ในช่วงระหว่างรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนและรูปแบบการไหลแบบเบาบาง เมื่อความเร็วเพิ่มสูงขึ้นไปจากช่วงการไหลแบบปั่นป่วน อนุภาคของแข็งจะถูกแรงยกจากของไหลให้ลอยสู่ด้านบน โดยจะไม่แบ่งเป็นบริเวณของเบดที่มีความหนาแน่นสูงและเบาบางดังเช่นรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน อนุภาคของแข็งทั้งหมดสามารถลอยตัวออกไปจากเบดหรือเครื่องปฏิกรณ์ นอกจากนี้ ยังไม่สามารถระบุตำแหน่งของผิวหน้าของเบดได้ อย่างไรก็ตาม ถึงแม้อนุภาคของแข็งส่วนใหญ่จะลอยไปทางด้านบนแต่ก็มีส่วนที่ถูกแรงจากของไหลดันไปสู่ผนังของเครื่องปฏิกรณ์ส่งผลให้เกิดการแยกบริเวณขึ้น ซึ่งเรียกว่าการไหลแบบแกนใน-วงนอกดังรูปที่ 2.4



รูปที่ 2.4 รูปแบบการไหลแบบแกนใน-วงนอก

(<http://www.thermopedia.com/content/11/?tid=104&sn=1297>)

การเกิดรูปแบบการไหลแบบแกนใน-วงนอกนี้ สามารถเกิดได้ทั้งแบบแบ่งบริเวณเบาบาง บริเวณทางซ้าย ทางขวา หรือแม้แต่เกิดบริเวณเบาบางตรงกลางของเครื่องปฏิกรณ์ได้ด้วย ซึ่งส่งผลให้เกิดกลุ่มก้อนของอนุภาค (Cluster) และมีการเคลื่อนที่ที่สวนทางกับการไหลของของไหล ดังรูปที่ 2.5



รูปที่ 2.5 ลักษณะการเกิดการจับตัวกันของอนุภาคของแข็งที่บริเวณผนัง (Wen-Ching Yang, Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems, Marcel Dekker, Inc., New York, United States, 2003, Chapter 10 P.444 Fig. 10.15)

กลุ่มก้อนของอนุภาคนี้จะส่งผลให้พื้นที่สัมผัสของอนุภาคของแข็งนั้นลดลง หากเป็นระบบที่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมีก็จะส่งผลให้ไม่มีการเกิดปฏิกิริยาขึ้นที่บริเวณนี้ การคำนวณหาความเร็วที่น้อยที่สุดที่ทำให้เกิดรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง (Transport velocity: u_{tr}) จะสามารถคำนวณได้จาก

$$u_{tr} = \frac{2.28 \mu_g A r^{0.419}}{\rho_g d_p} \quad (2.17)$$

การเคลื่อนไหวของอนุภาคของแข็งที่เกิดขึ้นในรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูงนี้ สามารถหลุดลอยออกไปจากระบบหรือเครื่องปฏิกรณ์ได้ การนำอนุภาคของแข็งกลับเข้าสู่ระบบนั้นจะเรียกว่ากระบวนการฟลูอิดิไดซ์แบบหมุนเวียน (Circulating Fluidization Bed, CFB) ที่จะได้กล่าวถึงต่อไป

2.4.4 รูปแบบการไหลแบบเบาบาง (Pneumatic transport fluidization)

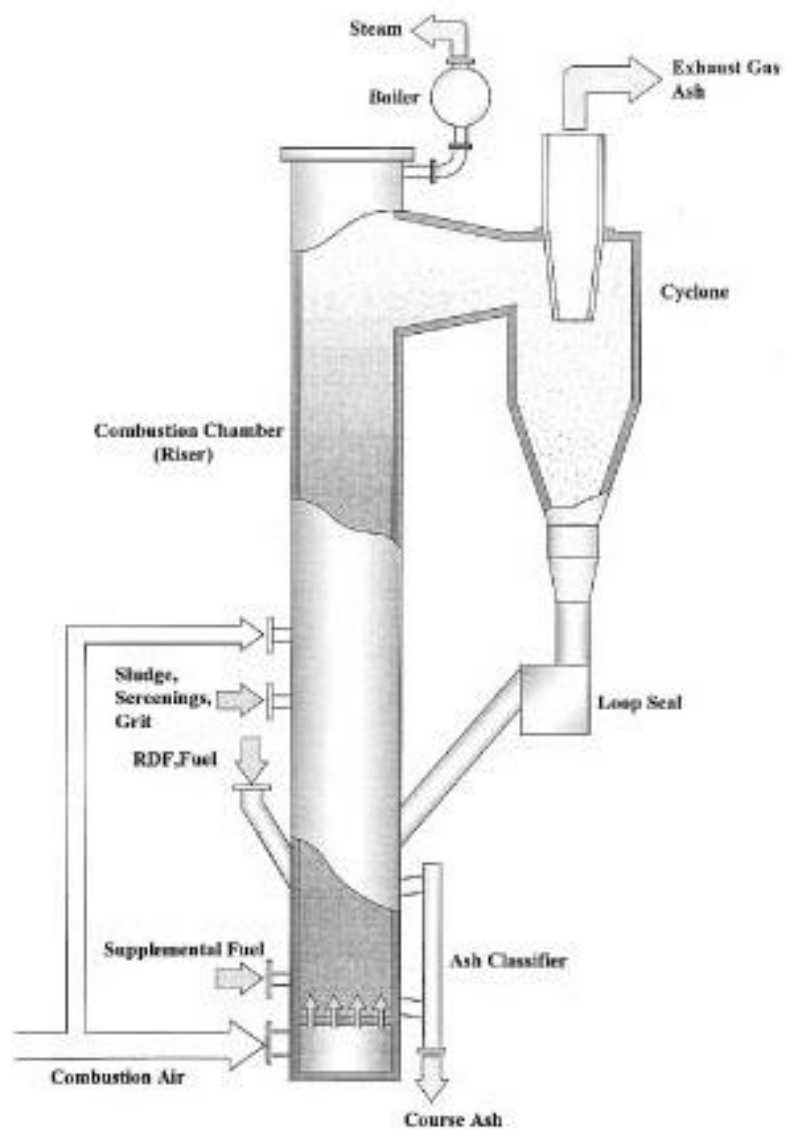
ช่วงการไหลนี้เป็นช่วงการไหลที่เกิดขึ้นต่อจากรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง ลักษณะที่เกิดขึ้นคืออนุภาคของแข็งจะกระจายตัวอยู่เบาบางมากภายในเครื่องปฏิกรณ์ หากเป็นเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนจะสามารถพบอนุภาคบางส่วนรวมตัวกันบริเวณด้านบนของท่อไรเซอร์ได้ ความเร็วที่ทำให้เกิดรูปแบบการไหลแบบเบาบางจะเรียกว่า ค่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดรูปแบบการไหลแบบเบาบาง (Minimum pneumatic velocity: u_{mp}) สามารถคำนวณได้จาก

$$u_{mp} = 10.1(gd_p)^{0.347} \left(\frac{G_s}{\rho_g}\right)^{0.31} \left(\frac{d_p}{D}\right)^{-0.139} Ar^{-0.021} \quad (2.18)$$

รูปแบบการไหลต่างๆ ที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดนั้นมีข้อดีและข้อเสียที่แตกต่างกันออกไป ทำให้มีความเหมาะสมในการใช้งานที่แตกต่างกัน อย่างไรก็ตาม ในกระบวนการเกิดปฏิกิริยาเคมีนั้นรูปแบบการไหลที่มีความเหมาะสมที่สุด คือ รูปแบบการไหลที่ให้ทั้งพื้นที่ในการสัมผัสกันของอนุภาคของแข็งและของไหลสูงและสามารถดำเนินการอย่างต่อเนื่องได้ ดังนั้น จึงได้มีการวิจัยเพื่อหาลักษณะการเกิดรูปแบบการไหลใหม่ที่รวมข้อดีของรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนและแบบความเร็วสูง Xiaobo และคณะ (2009) และ Chalerm sinuwan และคณะ (2009) พบรูปแบบการไหลที่เกิดขึ้นในช่วงระหว่างรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนและรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูงนี้และนิยามว่า รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียน (Circulating Turbulent Fluidized Bed: CTFB)

2.5 เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนนั้นได้รับการพัฒนาขึ้นครั้งแรกโดย Winkler (Grace, 1997) โดยมีเป้าหมายเพื่อหาพฤติกรรมที่ดีที่สุดที่ทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาในกระบวนการแตกตัวของน้ำมันมีการสัมผัสกันของของแข็งและแก๊สมีการสัมผัสกันที่มาก ซึ่งพบว่ารูปแบบการไหลแบบความเร็วสูงนั้นจะส่งผลให้ประสิทธิภาพที่ได้สูงที่สุด องค์ประกอบของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนจะแสดงดังรูปที่ 2.6 โดยมีส่วนประกอบต่างๆ ดังนี้



รูปที่ 2.6 เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไธซ์เบดแบบหมุนเวียน

(http://www.gec.jp/JSIM_DATA/WASTE/WASTE_5/img/Fig_514-1.jpg)

1. ท่อไรเซอร์ (Riser) เป็นส่วนที่เกิดปฏิกิริยาหลักที่ต้องการ โดยจะมีการป้อนอนุภาคของแข็งและแก๊สที่บริเวณด้านล่างของท่อไรเซอร์ การสัมผัสกันของอนุภาคของแข็งและแก๊สจะอยู่ที่บริเวณนี้การกระจายตัวของแก๊สนั้นจะถูกควบคุมด้วยลักษณะของตัวกระจายแก๊ส (Distributor) ซึ่งการออกแบบตัวกระจายแก๊สให้มีความเหมาะสมกับระบบที่ใช้จะมีส่วนช่วยให้มีการสัมผัสกันของของแข็งและแก๊สที่ดีขึ้น
2. ไสโคลน (Cyclone) เป็นส่วนที่ทำหน้าที่แยกอนุภาคของแข็งและแก๊สที่ผ่านการเกิดปฏิกิริยาออกจากกัน การทำงานของไซโคลนจะอาศัยหลักการของแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลาง โดยอนุภาคของแข็งจะถูกเหวี่ยงเข้าสู่ผนังด้วยแรงดังกล่าวและตกลงสู่ท่อป้อนกลับเนื่องจากน้ำหนักของอนุภาค ในขณะที่แก๊สจะลอยสู่ด้านบนเนื่องจากน้ำหนักที่เบา
3. ท่อดาวเนอร์ (Downer) เป็นส่วนที่กักเก็บอนุภาคของแข็งก่อนป้อนกลับเข้าสู่ท่อไรเซอร์ ในส่วนนี้ยังสามารถทำหน้าที่เป็นเครื่องปฏิกรณ์ได้เช่นเดียวกัน ซึ่งส่วนมากนิยมออกแบบเพื่อทำการฟื้นฟูสภาพให้กับตัวเร่งปฏิกิริยา
4. ท่อป้อนกลับ (Return system) เป็นส่วนที่ทำหน้าที่ป้อนอนุภาคของแข็งให้กลับเข้าสู่ท่อไรเซอร์เพื่อให้เกิดการหมุนวนของอนุภาคของแข็ง

2.6 ข้อดีและข้อเสียของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคด์แบบหมุนเวียน

ข้อดีของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคด์แบบหมุนเวียนเมื่อเปรียบเทียบกับเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง

1. พื้นที่สัมผัสกันของอนุภาคของแข็งและของไหลมีพื้นที่ที่มากกว่าจึงส่งผลให้การถ่ายโอนของมวลสารและความร้อนดีกว่าเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง
2. อนุภาคของแข็งที่อยู่ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคด์แบบจะเกิดการกระจายตัวที่มากกว่าเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง ทำให้มีปริมาณของอนุภาคของแข็งมีที่สูงตลอดทั้งคอลัมน์ของเครื่องปฏิกรณ์และมีการกระจายตัวอย่างสม่ำเสมอ
3. เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคด์แบบสามารถใช้งานได้หลากหลายทั้งในระบบที่มีการเกิดปฏิกิริยาทางเคมีหรือไม่มีปฏิกิริยาเกิดขึ้น

4. เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนสามารถทำงานได้อย่างต่อเนื่อง เพราะเครื่องปฏิกรณ์ชนิดนี้จะมีการเติมอนุภาคของแข็งกลับเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ตลอดเวลา และมีความแตกต่างของอุณหภูมิในท่อไรเซอร์เล็กน้อย เช่น ระบบที่ใช้ตัวดูดซับหรือตัวเร่งปฏิกิริยา การฟื้นฟูสภาพของอนุภาคของแข็งสามารถทำได้ที่ฝั่งดาวเนอร์

ข้อเสียของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนเมื่อเปรียบเทียบกับเครื่องปฏิกรณ์แบบเบดนิ่ง

1. เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนมีการออกแบบที่ซับซ้อนและมีปัจจัยที่ส่งผลที่ต้องทำการศึกษาอยู่เป็นจำนวนมาก การออกแบบจึงต้องใช้เวลาและมีความแม่นยำสูง
2. การสึกกร่อนสามารถเกิดขึ้นได้ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดเนื่องจากอนุภาคมีการขัดถูกับผนังตลอดเวลา
3. การตกกลับของอนุภาคของแข็ง เป็นปรากฏการณ์ที่พบได้ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบด ซึ่งปรากฏการณ์ดังกล่าวจะลดพื้นที่ผิวสัมผัสของอนุภาคของแข็งและแก๊ส ทำให้ประสิทธิภาพลดลง
4. การใช้ความเร็วของแก๊สที่สูง อาจทำให้มีการสูญเสียของอนุภาคของแข็ง ส่งผลให้การเกิดปฏิกิริยานั้นลดลง

2.7 การออกแบบการทดลอง

การออกแบบการทดลองเป็นการศึกษาถึงผลของปัจจัย (Factor) สำหรับปัญหาที่มีตั้งแต่สองปัจจัยขึ้นไป การออกแบบเชิงแฟคทอเรียล (Factorial design) มีข้อดีคือ สามารถทำการทดลองในปริมาณที่น้อยกว่าแต่ให้ผลเช่นเดียวกับการทดลองแบบทีละปัจจัย (One factor at a times) นอกจากนี้ ยังสามารถลดความผิดพลาดที่เกิดขึ้นเนื่องจากผลของอันตรกิริยาของปัจจัย การออกแบบเชิงแฟคทอเรียลนั้นจะประกอบไปด้วย

- 1) การออกแบบเชิงแฟคทอเรียล
- 2) การออกแบบเชิงแฟคทอเรียลแบบ 2 ระดับหรือการออกแบบเชิงแฟคทอเรียลแบบ 2^k
- 3) การออกแบบเชิงแฟคทอเรียลแบบ 3 ระดับหรือการออกแบบเชิงแฟคทอเรียลแบบ 3^k

2.8 การออกแบบเชิงแฟคทอเรียลแบบ 2^k

การออกแบบเชิงแฟคทอเรียลแบบ 2^k นิยมใช้กับการทดลองที่มีผลของปัจจัยหลายปัจจัย และใช้เพื่อการวิเคราะห์ผลของอันตรกิริยาที่มีต่อผลที่ได้จากการทดลอง โดย k เป็นจำนวนปัจจัย และแต่ละปัจจัยจะประกอบไปด้วยระดับ 2 ระดับ ซึ่งระดับดังกล่าวนี้ครอบคลุมถึงระดับ “สูง” และ “ต่ำ” ในเชิงของปริมาณและคุณภาพ หรือแม้แต่การ “มี” หรือ “ไม่มี” ของข้อมูลก็ได้ ดังนั้นใน 1 การทดลองหรือ 1 เปรตจะประกอบไปด้วยข้อมูลเท่ากับ $2 \times 2 \times 2 \times \dots \times 2 = 2^k$ ข้อมูล การออกแบบการทดลองนี้จึงถูกเรียกว่าการออกแบบการทดลองเชิงแฟคทอเรียลแบบ 2^k

ประโยชน์ที่เห็นได้อย่างชัดเจนของวิธีออกแบบการทดลองเชิงแฟคทอเรียลแบบ 2^k คือ เมื่อการทดลองที่ออกแบบไว้มีปัจจัยอยู่หลายปัจจัย จำนวนของปัจจัยจะแสดงถึงเวลาที่ใช้ในการวิเคราะห์ การออกแบบการทดลองเชิงแฟคทอเรียลแบบ 2^k จะช่วยลดจำนวนการทดลองที่เกิดขึ้นให้มีจำนวนที่น้อยที่สุดและยังให้ผลเช่นเดียวกันกับการทดลองที่มีจำนวนการทดลองมากกว่าจากการลดปัจจัยให้เหลือเพียงแค่ระดับ 2 ระดับเท่านั้น ด้วยเหตุผลนี้จึงทำให้การออกแบบการทดลองเชิงแฟคทอเรียลแบบ 2^k จึงได้ถูกนำไปใช้กันอย่างแพร่หลาย

2.9 การวิเคราะห์ความแปรปรวน (Analysis of Variance, ANOVA)

การวิเคราะห์ความแปรปรวนนั้นเป็นวิธีหนึ่งซึ่งช่วยในการตรวจสอบผลของตัวแปรต้นว่าจะส่งผลต่อตัวแปรตามจากการทดลองมากน้อยเพียงใด โดยใช้ค่าความแปรปรวนเป็นตัววัด เนื่องจากค่าความแปรปรวนนั้นจะมีความสัมพันธ์กับส่วนเบี่ยงเบนมาตรฐานยกกำลังสอง ดังนั้นการวัดความแปรปรวนจึงเป็นการวัดความเบี่ยงเบนในเชิงพื้นที่ การวิเคราะห์ความแปรปรวนจะทำการวิเคราะห์จากค่าของผลรวมกำลังสองของค่าต่างๆ ที่เกี่ยวข้อง หรือ ผลรวมกำลังสอง (Sum of Squares) ของความแปรปรวนทั้งหมด โดยกำหนดให้

$$SS_T = SS_b + SS_w \quad (2.19)$$

โดยที่ค่า	SS_T	คือผลรวมของความแปรปรวนทั้งหมด (Total Sum of Squares)
	SS_b	คือผลรวมของความแปรปรวน (ผลรวมกำลังสอง) ระหว่างกลุ่ม (Between Group Sum of Squares)

SS_w คือผลรวมของความแปรปรวนภายในกลุ่ม
(Within Group Sum of Squares)

ซึ่งสามารถเขียนเป็นสมการได้

$$\sum_{j=1}^k \sum_{i=1}^{n_j} (X_{ij} - \bar{X})^2 = \sum_{j=1}^k n_j (\bar{X}_j - \bar{X})^2 + \sum_{j=1}^k \sum_{i=1}^{n_j} (X_{ij} - \bar{X}_j)^2 \quad (2.20)$$

X_{ij} คือค่าที่ศึกษาในตัวแปรตาม
 \bar{X} คือค่าเฉลี่ยของค่าที่ศึกษาในตัวแปรตามทั้งหมด
 \bar{X}_j คือค่าเฉลี่ยของค่าที่ศึกษาในตัวแปรตามในกลุ่มที่ j
 k คือจำนวนกลุ่มตัวอย่างทั้งหมด
 n_j คือจำนวนสมาชิกของกลุ่มตัวอย่างในกลุ่มที่ j

ในการทดสอบสมมติฐานของความแปรปรวนนั้นจะใช้ค่า F_0 ในการทดสอบ ซึ่ง ค่า F_0 นี้เกิดจาก จากสัดส่วนระหว่างค่าเฉลี่ยของความแปรปรวนระหว่างกลุ่มกับค่าเฉลี่ยของความแปรปรวนภายในกลุ่ม ซึ่งสามารถคำนวณได้จาก

$$F_0 = \frac{MS_b}{MS_w} \quad (2.21)$$

เมื่อ

MS_b คือค่าเฉลี่ยของความแปรปรวนระหว่างกลุ่ม (Mean Squares Between Groups)

MS_w คือค่าเฉลี่ยของความแปรปรวนภายในกลุ่ม (Mean Squares Within Groups)

และ

$$MS_b = \frac{SS_b}{k-1} \quad (2.22)$$

$$MS_w = \frac{SS_w}{N-k} \quad (2.23)$$

โดยที่

$k-1$ คือระดับความเป็นอิสระของความแปรปรวนระหว่างกลุ่ม

$N-k$ คือระดับความเป็นอิสระของความแปรปรวนภายในกลุ่ม

ซึ่งสมมติฐานนี้จะทำการปฏิเสธสมมติฐานหลักหรือ H_0 เมื่อ $F_0 > F_{\alpha, k-1, N-k}$ การที่สมมติฐานหลักถูกปฏิเสธแสดงให้เห็นว่าข้อมูลค่าเฉลี่ยของทั้งสองกลุ่มมีความแตกต่างกัน ในกรณีที่ $F_0 < F_{\alpha, k-1, N-k}$ แสดงว่าสมมติฐานหลักไม่ถูกปฏิเสธหรือแสดงให้เห็นว่าข้อมูลค่าเฉลี่ยของทั้งสองกลุ่มตัวอย่างไม่มีความแตกต่างกัน

นอกจากนี้ในการตรวจสอบสมมติฐานยังสามารถใช้ค่า p-value ได้เช่นกัน โดยปกติค่านี้จะถูกกำหนดให้มีค่าเท่ากับ 0.05 ซึ่งมีความหมายมาจากมีความเชื่อมั่นร้อยละ 95 การที่ p-value ที่นำมาเปรียบเทียบกับมีค่าที่น้อยกว่า 0.05 จะแสดงถึงการปฏิเสธสมมติฐานหลักหรือสมมติฐานไม่มีความน่าเชื่อถือเนื่องจากมีความแตกต่างกันของค่าเฉลี่ย แต่ถ้าค่า p-value มีค่าที่สูงกว่า 0.05 แสดงว่าไม่ปฏิเสธสมมติฐานหลักและมีความน่าเชื่อถือ เพราะไม่มีความแตกต่างกันของค่าเฉลี่ย

2.7 พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (Computational fluid dynamics, CFD)

ในปัจจุบัน พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณได้เข้ามามีบทบาทสำคัญในกระบวนการอุตสาหกรรมเป็นอย่างมาก นอกจากจะใช้ในกระบวนการอุตสาหกรรมเคมีแล้วยังสามารถปรับเข้ากับอุตสาหกรรมต่างๆ ได้มากมาย การจำลองด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณเป็นการใช้เครื่องคอมพิวเตอร์และวิธีการทางคณิตศาสตร์ผ่านโปรแกรมสำเร็จรูป เช่น GAMBIT ANSYS FLUENT ในออกแบบ คำนวณและวิเคราะห์ปัญหาที่เกิดขึ้นทางด้านพลศาสตร์การไหลการคำนวณจะมีพื้นฐานมาจากการใช้สมการอนุรักษ์ซึ่งได้แก่ 1. สมการความต่อเนื่องหรือสมการอนุรักษ์มวล (Continuity equation) 2. สมการอนุรักษ์โมเมนตัม (Momentum equation) 3. สมการอนุรักษ์พลังงาน (Energy equation) สมการเหล่านี้จะช่วยในการอธิบายการประพฤติตัวของของไหลที่เกิดขึ้นในระบบทั้งแบบไม่เกิดปฏิกิริยาเคมี (Cold flow) และแบบเกิดปฏิกิริยาเคมี (Hot flow) สำหรับการจำลองแบบมีปฏิกิริยาเคมี สมการอนุรักษ์สปีชีส์ (Specie conservation equation) จะต้องถูกนำมาพิจารณาร่วมด้วย ข้อดีของพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ คือ ข้อมูลที่ได้จะมีความใกล้เคียงกับปรากฏการณ์จริง มีความแม่นยำสูง อย่างไรก็ตาม

ข้อเสียของการคำนวณด้วยวิธีการดังกล่าว คือ ในการจำลองปรากฏการณ์จะต้องใช้เวลาในการคำนวณเป็นเวลานานเพื่อให้ข้อมูลที่ได้มีความใกล้เคียงกับผลการทดลองจริง แต่ในปัจจุบัน ได้มีการนำเทคโนโลยีต่างๆ เข้ามาช่วยในการคำนวณ การใช้วิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณมีข้อดีคือ สามารถลดระยะเวลาในการทดลองจริงได้ อีกทั้งยังมีความแม่นยำและมีประสิทธิภาพของผลการทดลองที่ได้

2.11 ระเบียบวิธีการทดลอง

ขั้นตอนในการคำนวณสำหรับวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณจะมีขั้นตอนดังต่อไปนี้

1. กำหนดรูปทรงทางเรขาคณิตหรือขอบเขตที่ทำการศึกษา
2. ทำการแบ่งรูปทรงที่กำหนดขึ้น โดยการแบ่งขอบเขตที่ทำการศึกษาออกเป็นปริมาตรหรือพื้นที่การคำนวณเล็กๆ
3. กำหนดสมการที่จำเป็นสำหรับแบบจำลอง เช่น สมการอนุพันธ์มวล สมการอนุพันธ์พลังงาน สมการอนุพันธ์โมเมนตัมและสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยา เป็นต้น
4. กำหนดเงื่อนไขขอบเขต (Boundary condition) ซึ่งการกำหนดขอบเขตนี้จะเกี่ยวข้องกับการประพจน์ตัวของอนุภาคของแข็งและของไหล โดยสำหรับการศึกษาในภาวะไม่คงตัว (Unsteady state condition) จะต้องมีการกำหนดค่าเริ่มต้น (Initial condition) เข้าไปด้วย
5. แก้สมการโดยใช้ระเบียบวิธีทำซ้ำ (Iteration) เพื่อหาผลเฉลย
6. สร้างกราฟและคอนทัวร์เพื่อวิเคราะห์ผลที่เกิดขึ้น

2.12 การดิสครีไทซ์ (Discretization)

การดิสครีไทซ์ (Discretization) เป็นกระบวนการการเปลี่ยนสมการอนุพันธ์ให้อยู่ในรูปของสมการพีชคณิตเพื่อความสะดวกในการแก้ปัญหาทางคณิตศาสตร์ โดยในปัจจุบันได้มีการคิดค้นโปรแกรมสำเร็จรูปเพื่อความสะดวกในการหาผลเฉลย ซึ่งมีอยู่ด้วยกัน 3 วิธี คือ

1. ระเบียบวิธีการไฟไนต์ดิฟเฟอเรนซ์ (Finite difference method) คือการเปลี่ยนสมการเชิงอนุพันธ์โดยใช้อนุกรมเทย์เลอร์ (Taylor series expansion) ที่ตำแหน่งที่ต้องการ

2. ระเบียบวิธีการไฟไนต์เอลิเมนต์ (Finite element method) คือ การเปลี่ยนสมการเชิงอนุพันธ์ด้วยการแบ่งออกเป็นส่วนๆ ซึ่งเรียกว่า Element ผลเฉลยที่ได้นั้นจะมีความสอดคล้องกับค่าที่ขอบของโดเมน
3. ระเบียบวิธีการไฟไนต์วอลุ่ม (Finite volume method) คือการเปลี่ยนสมการเชิงอนุพันธ์ให้อยู่ในรูปของปริมาตรควบคุมขนาดย่อยๆ สำหรับในการแก้สมการพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ ซึ่งวิธีนี้เป็นวิธีที่นิยมใช้กับระบบของไหลมากที่สุด

2.13 ระเบียบวิธีการไฟไนต์วอลุ่ม (Finite volume method)

ระเบียบวิธีการไฟไนต์วอลุ่มคือ การแบ่งขอบเขตออกเป็นส่วนๆ ซึ่งเรียกว่า ปริมาตรกำหนด (Controlled volume) เพื่อให้สามารถแก้สมการได้อย่างมีประสิทธิภาพสำหรับระเบียบวิธีการแบ่งช่วงนั้นนิยมอาศัยวิธีในระบบเชิงตัวเลข (Numerical method) ในการแก้สมการ หลังจากทำการแบ่งปริมาตรแล้วจะทำการกำหนดสมการอนุรักษ์บนปริมาตรดังกล่าวซึ่งมีพื้นฐานมาจากสมการพื้นฐานของการไหลและมีสมการควบคุมพื้นฐาน (Governing equation) ในรูปของตัวแปรค่าสเกลาร์ (ϕ) คือ

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\phi) + \text{div}(\rho\phi u) = \text{div}(\Gamma \text{grad}\phi) + S_\phi \quad (2.24)$$

เมื่อ

Γ	คือ สัมประสิทธิ์การแพร่ (Diffusion coefficient)
S_ϕ	คือ ตัวแปรอื่นๆ นอกเหนือจากการพาและการแพร่ (Source term)
u	คือความเร็วของของไหล
ρ	คือความหนาแน่นของของไหล
ϕ	คือ ตัวแปรสเกลาร์
t	คือ เวลา

สมการด้านบนพบครั้งแรกจะเป็นพจน์ที่เปลี่ยนแปลงตามเวลา (Unsteady state) พจน์ที่สองเป็นพจน์ของการพา (Convection) พจน์ที่สามเป็นพจน์ของการแพร่กระจาย (Diffusion) พจน์

สุดท้ายจะแทนพจน์อื่นๆ ที่อาจมาเกี่ยวข้อง (Source term) แต่เนื่องจากการคำนวณสมการในรูปของอนุพันธ์นั้นทำได้ยาก จึงต้องมีการแปลงสมการให้อยู่ในรูปของพีชคณิตก่อน โดยเมื่อทำการอินทิเกรตสมการด้านบนจะได้ว่า

$$\int_{CV} \frac{\partial}{\partial t} (\rho\phi) dV + \int_{CV} \text{div}(\rho\phi u) dV = \int_{CV} \text{div}(\Gamma \text{grad}\phi) dV + \int_{CV} S_\phi dV \quad (2.25)$$

ในกรณีที่เป็นการไหลภาวะคงตัวในระบบสองมิติ สมการจะสามารถลดรูปได้เหลือ

$$\int_{CV} \frac{\partial}{\partial x} (\rho u \phi) dV + \int_{CV} \frac{\partial}{\partial y} (\rho v \phi) dV = \int_{CV} \frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} \right) dV + \int_{CV} \frac{\partial}{\partial y} \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} \right) dV + \int_{CV} S_\phi dV \quad (2.26)$$

จากนั้นพิจารณาที่ละพจน์

$$\int_{CV} \frac{\partial}{\partial x} (\rho u \phi) dV = (\rho u A)_e \phi_e - (\rho u A)_w \phi_w = F_e \phi_e - F_w \phi_w \quad (2.27)$$

$$\int_{CV} \frac{\partial}{\partial y} (\rho v \phi) dV = (\rho v A)_n \phi_n - (\rho v A)_s \phi_s = F_n \phi_n - F_s \phi_s \quad (2.28)$$

$$\int_{CV} \frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} \right) dV = \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} A \right)_e - \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} A \right)_w = D_e (\phi_E - \phi_P) - D_w (\phi_P - \phi_W) \quad (2.29)$$

$$\int_{CV} \frac{\partial}{\partial y} \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} \right) dV = \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} A \right)_n - \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} A \right)_s = D_n (\phi_N - \phi_P) - D_s (\phi_P - \phi_S) \quad (2.30)$$

$$\int_{CV} S_\phi dV = S_\phi V \quad (2.31)$$

ค่าตัวแปร ϕ บนผิวปริมาตรควบคุมในพจน์ของการพา สามารถหาได้จากการประมาณค่าด้วยการดิสครีไทซ์ (Discretisation scheme) วิธีการต่างๆ ดังต่อไปนี้

2.13.1 ระเบียบวิธีผลต่างต้นลมอันดับหนึ่ง (First order upwind differencing scheme)

ระเบียบวิธีผลต่างต้นลมอันดับหนึ่งที่หนึ่งเป็นระเบียบวิธีที่มีเป้าหมายเพื่อแก้ไขปัญหาของระเบียบวิธีเซนทรัลดิฟเฟอเรนซ์ (Central difference scheme) ที่สมมติให้ค่าของการพาที่ผิวปริมาตรควบคุม ϕ_o คำนวณจากค่าเฉลี่ยระหว่าง ϕ_E และ ϕ_P ด้วยวิธีการนี้ค่าของตัวแปร ϕ

ที่ผิวปริมาตรควบคุมจะมีค่าเท่ากับค่าของ ϕ ที่ตำแหน่งของผิวปริมาตรควบคุมด้านต้นลมหรือกระแสการไหล ดังนี้

$$\phi_e = \phi_p \quad \text{เมื่อ } F_e > 0 \quad (2.32)$$

$$\phi_e = \phi_E \quad \text{เมื่อ } F_e < 0 \quad (2.33)$$

$$\phi_w = \phi_W \quad \text{เมื่อ } F_w > 0 \quad (2.34)$$

$$\phi_w = \phi_p \quad \text{เมื่อ } F_w < 0 \quad (2.35)$$

ค่าของ ϕ_n และค่าของ ϕ_s ก็สามารถหาได้โดยวิธีเดียวกัน ลักษณะสมการที่ได้จะแสดงดังสมการด้านล่าง ซึ่งจะเห็นได้ว่าค่าสัมประสิทธิ์ต่างๆ ที่เกิดขึ้นจะมีค่าที่มากกว่าหรือเท่ากับ 0 เสมอ ผลเฉลยที่ได้จากการแก้ปัญหามีค่าที่เป็นไปตามลักษณะทางกายภาพที่เกิดขึ้นจริงกว่าการคำนวณด้วยระเบียบวิธีเซนทรัลดิฟเฟอเรนซ์

$$a_p \phi_p = a_w \phi_w + a_E \phi_E + a_s \phi_s + a_N \phi_N + S \phi V \quad (2.36)$$

$$a_w = \max [F_w, 0] \quad (2.37)$$

$$a_E = \max [-F_e, 0] \quad (2.38)$$

$$a_s = \max [F_s, 0] \quad (2.39)$$

$$a_N = \max [-F_n, 0] \quad (2.40)$$

$$a_p = a_w + a_E + a_s + a_N + (F_n - F_s + F_e - F_w) \quad (2.41)$$

2.13.2 ระเบียบวิธีผลต่างต้นลมอันดับสอง (Second order upwind differencing scheme)

ระเบียบวิธีผลต่างต้นลมอันดับที่สองจะเป็นระเบียบวิธีการที่คล้ายคลึงกับระเบียบวิธีผลต่างต้นลมอันดับที่หนึ่ง แต่การคำนวณค่า ϕ จะประมาณจากค่าที่พื้นผิวปริมาตรข้างเคียงสองตำแหน่งที่อยู่ด้านต้นลมซึ่งระเบียบวิธีการนี้มีความแม่นยำที่สูงกว่าและมีเสถียรภาพมากกว่าเนื่องจากมีจุดที่ใช้ในการคำนวณที่มากกว่า

$$\phi_e = \frac{2}{3}\phi_p - \frac{1}{2}\phi_w \quad \text{เมื่อ } F_e > 0 \quad (2.42)$$

$$\phi_e = \frac{2}{3}\phi_E - \frac{1}{2}\phi_{EE} \quad \text{เมื่อ } F_e < 0 \quad (2.43)$$

$$\phi_w = \frac{2}{3}\phi_w - \frac{1}{2}\phi_{ww} \quad \text{เมื่อ } F_w > 0 \quad (2.44)$$

$$\phi_w = \frac{2}{3}\phi_P - \frac{1}{2}\phi_E \quad \text{เมื่อ } F_w < 0 \quad (2.45)$$

หลังจากการเลือกวิธีระเบียบวิธีการแบ่งช่วงที่เหมาะสมทำการแก้สมการโดยการแทนค่าตัวแปรทั้งที่ทราบค่าหมดลงไป สมการที่ได้นั้นสามารถนำไปใช้ในการคำนวณได้ ซึ่งในระบบสมการอนุกรมมิติสามอาจได้ผลเฉลยที่ไม่สอดคล้องกับสมการอนุกรมมิติสอง การทำให้ผลเฉลยที่ได้มีความสอดคล้องกันทำได้โดยเริ่มจากการกำหนดค่าความดันและความเร็วในขอบเขตที่สนใจ จากนั้นจะทำการคำนวณค่าความเร็วในสมการอนุกรมมิติสามเพื่อหาค่าของความดันใหม่อีกครั้งในสมการอนุกรมมิติสองโดยใช้วิธีการแก้ไขค่าความดัน (Pressure correction method) จนกระทั่งค่าที่ได้นั้นเข้าสู่ค่าๆ หนึ่ง ซึ่งกระบวนการดังกล่าวมีชื่อเรียกว่า SIMPLE (Semi Implicit Method for Pressure Linked Equation) อัลกอริทึม

2.13.3 อันเดอร์รีแลกเซชัน (Under-relaxation factor)

Under-relaxation เป็นค่าที่จะช่วยลดความผันผวนที่เกิดขึ้นจากการแก้สมการแบบไม่เชิงเส้น ค่าดังกล่าวจะส่งผลให้เกิดการชะลอการคำนวณเพื่อเข้าสู่คำตอบที่เร็วจนเกินไป จนส่งผลให้คำตอบนั้นไม่เกิดการลู่ออก (Divergence) ลักษณะการคำนวณของค่าตัวแปรดังกล่าวจะได้มาจาก

$$\phi = \phi_{old} + \alpha \Delta \phi \quad (2.46)$$

เมื่อ α คือ ค่า Under-relaxation factor โดยจะมีค่าในช่วง $0 < \alpha < 1$

ϕ_{old} คือ ตัวแปรจากการคำนวณครั้งก่อน

$\Delta \phi$ คือ ผลต่างของตัวแปรจากการคำนวณครั้งก่อนและครั้งใหม่

2.14 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Mao และคณะ (2002) เสนอแบบจำลองการดูดซับแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์โดยใช้ปูนขาว ในกระบวนการจะเป็นการจำลองการผสมและการเกิดปฏิกิริยาเคมีในกระบวนการเพื่อสังเกตการกระจายตัวของปูนขาวในกระบวนการดูดซับโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไธด์แบบหมุนเวียน ขนาดของเครื่องปฏิกรณ์จะมีความสูง เท่ากับ 12.2 เมตร และมีเส้นผ่านศูนย์กลาง เท่ากับ 0.305 เมตร ปูนขาวจะมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเท่ากับ 76 ไมครอน จากการศึกษา พบว่า แบบจำลองสามารถทำนายลักษณะการกระจายตัวของทั้งปูนขาวและแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ อีกทั้งยังพบว่า หากความดันขาเข้าของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์มีค่าสูง ปริมาณปูนขาวที่ต้องการก็จะมากขึ้นเช่นกัน เนื่องจากจะส่งผลให้การกระจายตัวของปูนขาวได้ดีขึ้น

Bastos และคณะ (2008) ได้ศึกษาถึงผลของค่าของฟลักซ์ของของแข็งที่มีค่าสูงภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไธด์แบบหมุนเวียนโดยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ กระบวนการศึกษาจะใช้แบบจำลองของออยเลอร์แบบสองมิติ เครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้มีขนาดความสูงของท่อไรเซอร์ เท่ากับ 10 เมตร ค่าของฟลักซ์ของของแข็งที่ใช้ เท่ากับ 300 กิโลกรัมต่อเมตรกำลังสอง วินาที ค่าความหนืดของของแข็งจะทำการเปลี่ยนแปลงโดยจะใช้ค่าเท่ากับ 0 และ 1.85×10^{-5} กิโลกรัมต่อเมตรวินาทีและใช้เวลาในกระบวนการเท่ากับ 15 และ 37 วินาที ผลการจำลองแสดงให้เห็นว่า การไหลภายในท่อไรเซอร์นั้นจะแบ่งออกได้เป็น 3 ส่วน ที่ความสูง เท่ากับ 0 ถึง 4 เมตร จะมีของแข็งอยู่หนาแน่น ที่ความสูง เท่ากับ 4 ถึง 8 เมตร พบว่า เป็นช่วงที่การไหลมีการเปลี่ยนแปลง และที่ความสูง เท่ากับ 8 ถึง 10 เมตร จะมีของแข็งอยู่เบาบาง นอกจากนี้ ยังพบว่า มีลักษณะการไหลแบบแกนใน-วงนอกเกิดขึ้น ซึ่งแสดงให้เห็นว่าค่าความหนืดของของแข็งส่งผลต่อลักษณะของการไหลทั้งในแนวแกนและแนวรัศมี

Khongprom และ Gidaspow (2010) จำลองระบบการดูดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนต เมื่อเปรียบเทียบกับงานวิจัยอื่นๆ เช่นระบบที่ใช้แคลเซียมหรือเอมีน พบว่า ระบบที่ใช้โพแทสเซียมหรือโลหะหมู่หนึ่งชนิดอื่น ๆ นั้นจะมีขนาดของเครื่องปฏิกรณ์ที่เล็กกว่าและใช้อุณหภูมิที่ต่ำกว่า ในการศึกษาจะใช้เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไธด์แบบ 2 แบบที่แตกต่างกัน คือ แบบเครื่องปฏิกรณ์แบบปกติและแบบเครื่องปฏิกรณ์ที่ทำการศึกษาแค่ฝั่งท่อไรเซอร์ เพื่อศึกษาถึงผลของลักษณะการป้อนกลับของของแข็ง เครื่องปฏิกรณ์แบบปกติจะมีการป้อนกลับของแข็งทางด้านข้าง ส่วนเครื่องปฏิกรณ์ที่ทำการศึกษาแค่ฝั่งท่อไรเซอร์จะตั้งค่าให้มีการป้อนกลับของแข็งเข้าทางด้านล่างเพื่อลดการเกิดการไหลแบบแกนใน-วงนอก อัตราการเกิดปฏิกิริยาระหว่างโพแทสเซียมคาร์บอเนต อนุภาคน้ำ และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากการทดลองยัง

ได้ถูกนำมาใช้ในการศึกษา ผลที่ได้พบว่า การป้อนกลับของแข็งเข้าทางด้านล่างนั้นสามารถลดการเกิดการไหลแบบแกนใน-วงนอกได้ อีกทั้งยังสามารถเพิ่มพื้นที่ผิวในการสัมผัสกันได้ อย่างไรก็ตามในการออกแบบจริงให้ของแข็งสามารถเข้าทางเดียวกันกับอากาศได้นั้นยังไม่สามารถออกแบบได้ โดยผลที่ได้ในงานวิจัยนี้สามารถแสดงให้เห็นผลของการป้อนกลับของของแข็งได้อย่างชัดเจน

Krugger-Emden และคณะ (2010) ศึกษากระบวนการเคมีคอลลูบปีงของระบบการเผาไหม้โดยใช้แบบจำลองของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์แบบหลายสถานะในการทดสอบ เครื่องปฏิกรณ์จะถูกแบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ เครื่องปฏิกรณ์อากาศถูกกำหนดให้เป็นฝั่งท่อไรเซอร์ในช่วงการไหลแบบความเร็วสูง และอีกส่วน คือ ส่วนของเครื่องปฏิกรณ์เชื้อเพลิงถูกกำหนดให้เป็นฝั่งดาวเนอร์ในช่วงการไหลแบบฟองแก๊ส ทั้งสองส่วนจะมีการแลกเปลี่ยนกันตามเวลาที่เปลี่ยนไป แมงกานีสออกไซด์ถูกใช้เป็นตัวพาออกซิเจนและใช้มีเทนเป็นแก๊สเชื้อเพลิง ในการศึกษา จะทำการเปลี่ยนแปลงขนาดของแผ่นปะทะ อัตราการไหลเวียนของของแข็ง และความยาวของเครื่องปฏิกรณ์อากาศ ผลการศึกษาในกรณีศึกษาทั่วไป พบว่า ระบบนี้ไม่สามารถคืนสภาพตัวนำออกซิเจนได้มากเพียงพอ และมีปริมาณความร้อนที่ออกมาไม่เพียงพอที่จะทำให้ระบบเสถียร เมื่อศึกษาในส่วนของการดำเนินงานของระบบ พบว่า เครื่องปฏิกรณ์อากาศจำเป็นต้องมีการเพิ่มขนาดให้ยาวขึ้นและติดตั้งระบบทำความเย็นเพิ่มขึ้น ส่วนระบบที่มีการติดตั้งแผ่นปะทะเข้าไปจะช่วยลดการเกิดแปรปรวนของอัตราการไหล ผลที่ได้แสดงให้เห็นถึงข้อดีและข้อเสียต่างๆ ที่เกิดขึ้นก่อนนำไปทำการทดลองในระบบจริง อย่างไรก็ตาม ในการศึกษาถึงผลที่เกิดขึ้นนี้ยังจำเป็นต้องมีการนำไปพัฒนาต่อไปในอนาคต

Lisbona และคณะ (2011) ทำการวิจัยเกี่ยวกับกระบวนการเคมีคอลลูบปีงที่มีอุณหภูมิสูง โดยเป้าหมายที่สำคัญของงานวิจัยนี้ คือ เพื่อศึกษาถึงลักษณะการไหลของระบบ จึงได้ทำการเก็บข้อมูลต่างๆ ซึ่งประกอบไปด้วย อัตราการไหลเวียนของของแข็ง ความดัน รูปแบบของช่องว่าง และความสูงของของแข็ง ในการทดลองจะใช้แบบจำลองการไหลที่ไม่เกิดปฏิกิริยา โดยในงานวิจัยนี้จะมีเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดอยู่ 2 เครื่องต่อกัน คือ ส่วนคาร์บอนเตอรซึ่งเป็นฝั่งที่ดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และส่วนแคลไซน์เนอร์ซึ่งเป็นฝั่งที่ทำการคืนสภาพให้กับตัวดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ผลที่ได้ พบว่า การใช้อุณหภูมิที่สูงจะช่วยส่งผลทำให้ประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์นั้นเพิ่มสูงขึ้น โดยเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้ในงานวิจัยนี้ สามารถใช้เป็นเครื่องต้นแบบในการเริ่มต้นของระบบจริงได้ เพราะสามารถแสดงลักษณะของการไหลที่เกิดขึ้นจริงได้ แต่ยังคงจำเป็นต้องมีการศึกษาถึงในส่วนของคุณาอดอนุภาค และอื่นๆ ต่อไปเพื่อให้ได้ประสิทธิภาพที่สูงสุด

Rydén และ Ramos (2012) ศึกษาการผลิตแก๊สไฮโดรเจนและการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้กระบวนการเคมีคอลลูบปีงซึ่งมีนิเกิลออกไซด์เป็นตัวพาออกซิเจน และมีแคลเซียมออกไซด์เป็นตัวดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ การทำงานของกระบวนการนี้จะมีการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันของไฮโดรคาร์บอนเกิดขึ้นร่วมด้วย ซึ่งผลที่ได้ คือ แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นจะเปลี่ยนแปลงกลายเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่จะถูกจับโดยแคลเซียมออกไซด์ ในขั้นตอนการศึกษา เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไธด์เบด ได้ถูกนำมาใช้เพื่อศึกษาปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นที่อุณหภูมิ 600 - 750 องศาเซลเซียส โดยมี นิเกิลออกไซด์ และ แคลเซียมออกไซด์เป็นอนุภาคของแข็ง แก๊สมีเทนจะถูกผสมกับไอน้ำก่อนป้อนเข้าสู่ระบบ ซึ่งผลการทดลองพบว่า ร้อยละการเปลี่ยนแปลงของการเกิดไฮโดรเจนที่ได้ เท่ากับ ร้อยละ 98 ที่อุณหภูมิ 600 องศาเซลเซียส และเมื่อเพิ่มความดันที่ใช้ พบว่า ประสิทธิภาพของการเกิดปฏิกิริยาของมีเทนจะลดลง แต่จะมีข้อดีเมื่อใช้กับเครื่องปฏิกรณ์ที่มีขนาดเล็กเพราะจะช่วยลดพลังงานที่ใช้ในการอัดแก๊สไฮโดรเจน ซึ่งสรุปได้ว่า ระบบดังกล่าวสามารถทำได้จริงถึงแม้ว่าปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นกับแก๊สมีเทนจะไม่สมบูรณ์ก็ตาม

Zhao และคณะ (2012) ได้ทำการศึกษาถึงการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยระบบโพแทสเซียมคาร์บอเนตในเครื่องวิเคราะห์การเปลี่ยนแปลงน้ำหนักของสารโดยอาศัยคุณสมบัติทางความร้อน (Thermogravimetric Analysis; TGA) ซึ่งจะศึกษาถึงผลการเกิดปฏิกิริยาที่อุณหภูมิองค์ประกอบของแก๊ส และความดันต่างๆ ตัวดูดซับของแข็งที่ใช้มีขนาดของอนุภาคเฉลี่ยเท่ากับ 20 ไมครอน อุณหภูมิที่ใช้จะอยู่ในช่วง 55 ถึง 80 องศาเซลเซียส ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 5 ถึง 10 ไอน้ำจะใช้ความเข้มข้นเท่ากับร้อยละ 0 ถึง 21 และความดันที่ใช้จะเท่ากับ 0.1 ถึง 0.5 เมกะพาสคาล ผลจากการศึกษา พบว่า ร้อยละการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นจะอยู่ในช่วง 68.3 ถึง 91.8 ในเวลา 20 นาที ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำที่เพิ่มขึ้นจะส่งผลให้ร้อยละของการเปลี่ยนแปลงเพิ่มขึ้น ในขณะที่เมื่ออุณหภูมิ และความดันที่เพิ่มขึ้นจะทำให้ร้อยละของการเปลี่ยนแปลงลดลง นอกจากนี้ Zhao และคณะ (2012) ยังได้ทำการศึกษาถึงปฏิกิริยาการคืนสภาพในงานวิจัยนี้จะใช้อัตราการเพิ่มขึ้นของความร้อนในช่วง 8 ถึง 50 องศาเซลเซียสต่อนาทีและมีอุณหภูมิสุดท้ายอยู่ที่ 150 ถึง 400 องศาเซลเซียส ความเร็วของแก๊สที่ใช้เท่ากับ 65 มิลลิลิตรต่อนาที ซึ่งพบว่า ที่อุณหภูมิสุดท้ายเท่ากับ 300 องศาเซลเซียส จะสามารถฟื้นฟูตัวดูดซับได้สมบูรณ์และเมื่อเพิ่มอัตราการให้ความร้อนจาก 5 ไปเป็น 80 องศาเซลเซียสต่อนาที พบว่า เวลาที่ใช้จะลดลงอย่างมากแต่ร้อยละของการคืนสภาพนั้นจะลดลงต่ำกว่าร้อยละ 10 โดยควรจะมีการนำผลที่ได้จากทั้งสองส่วนของงานวิจัยไป

ทำการขยายขนาดศึกษาในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดเพื่อให้มีประสิทธิภาพมากยิ่งขึ้นและ
เหมาะสมกับการใช้งานจริงในอุตสาหกรรม

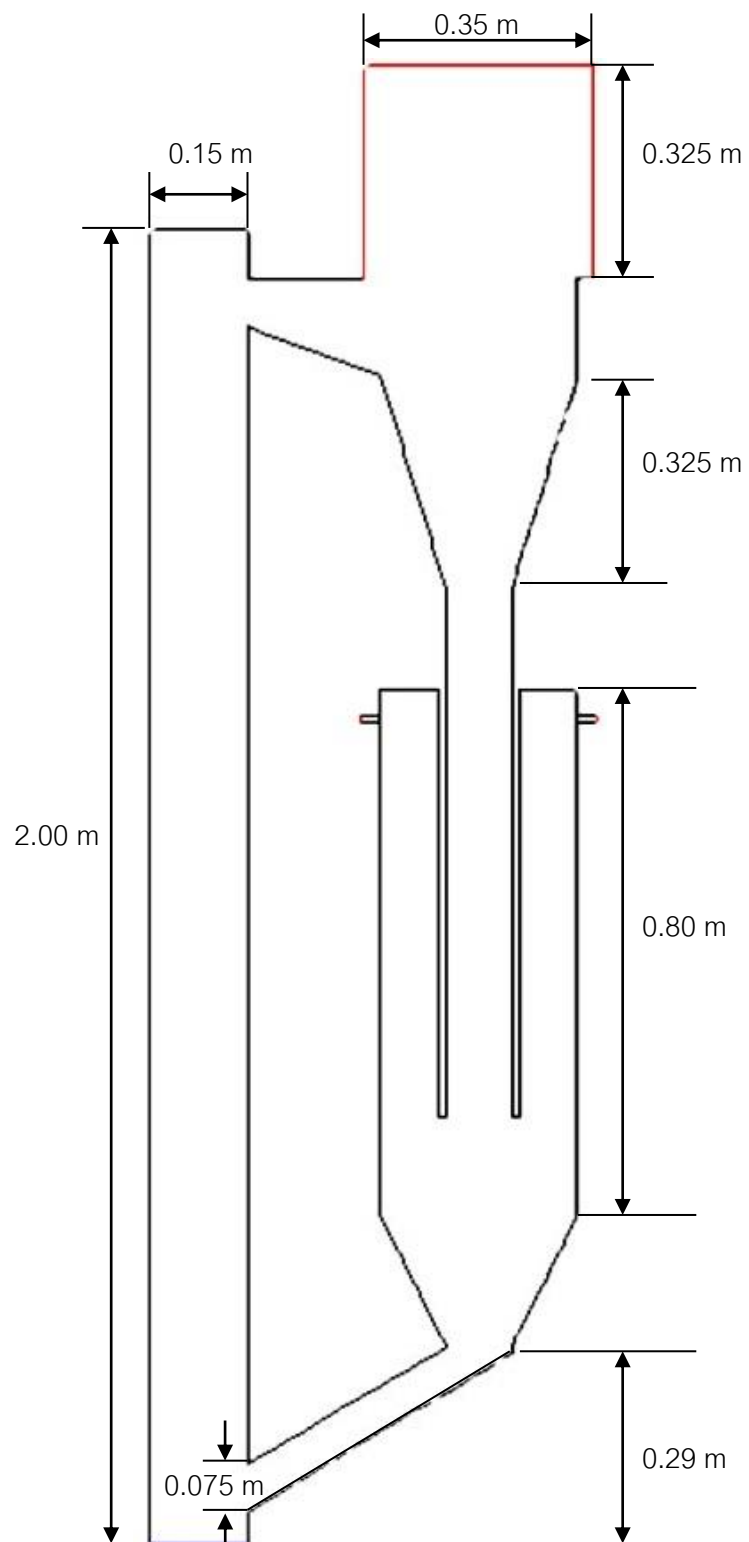
บทที่ 3

วิธีดำเนินการวิจัย

การจำลองการไหลในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดในวิทยานิพนธ์นี้จะแบ่งออกเป็น 3 ส่วนหลักๆด้วยกัน คือ ส่วนแรก การจำลองการไหลในระบบสองมิติของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เปรียบเทียบกับ Boonprasop (2012) ส่วนที่สอง การจำลองการไหลในระบบสองมิติของท่อไรเซอร์ที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เปรียบเทียบกับงานวิจัยของ Abbasi และ Arastoopour (2011) และส่วนที่สาม การจำลองการไหลในระบบสองมิติและสามมิติของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนที่มีการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ผลที่ได้จากทั้งสามส่วนนี้จะช่วยให้สามารถออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนและทำให้ทราบภาวะในการดำเนินงานที่มีความเหมาะสมที่สุดสำหรับปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

การจำลองการไหลในส่วนแรกจะเป็นการศึกษาเพื่อหารูปแบบการไหลที่มีความเหมาะสมสำหรับกระบวนการการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ภายใต้ภาวะที่ไม่มีปฏิกิริยาเคมีเกิดขึ้นในระบบ (Cold flow condition) ลักษณะของเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้จะมีลักษณะดังรูปที่ 3.1 ซึ่งเป็นรูปที่แสดงถึงแผนภาพเค้าโครงร่างของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน ขั้นตอนในการศึกษารูปแบบการไหลที่มีความเหมาะสมกับการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะเริ่มจากการศึกษาแบบจำลองที่มีความเหมาะสมก่อน เพื่อให้สามารถลดระยะเวลาในการทำการศึกษ โดยตัวแปรที่จะส่งผลกระทบต่อเวลาที่ใช้ในการศึกษาจะประกอบไปด้วย จำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณ (Grid) ขั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณ (Step time) และเวลา (Time) หลังจากที่ได้แบบจำลองที่มีความเหมาะสม การศึกษาเพื่อหารูปแบบการไหลที่มีความเหมาะสมสำหรับกระบวนการการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ได้เลือกความเร็วของแก๊สเพื่อมาช่วยในการศึกษา ซึ่งในการศึกษานี้ได้เลือกความเร็วของแก๊สที่ป้อนให้กับระบบในช่วงตั้งแต่ 0.25 ถึง 10.00 เมตรต่อวินาที เนื่องจากครอบคลุมรูปแบบการไหลของอนุภาคของแข็งที่รู้จักกันในปัจจุบันได้ทั้งหมด ส่วนที่สองของการศึกษานี้จะเป็นการศึกษหาสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่มีความเหมาะสมต่อการแบบจำลองกระบวนการ โดยจะใช้งานวิจัยของ Abbasi และ Arastoopour (2011) ในการเปรียบเทียบผลที่ได้ซึ่งสนใจเฉพาะส่วนท่อไรเซอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนที่มีขนาดความสูงเท่ากับ 6 เมตร และเส้นผ่านศูนย์กลางเท่ากับ 35 มิลลิเมตร ดังรูปที่ 3.3 การเปรียบเทียบผลที่ได้ สำหรับสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่เลือกมาใช้นั้น จะเลือกใช้สมการอัตรา

การเกิดปฏิกิริยาจากงานวิจัยของ Khongprom และ Gidaspow (2010) และส่วนที่สามจะเป็น การศึกษาผลของตัวแปรภาวะดำเนินงาน (Operating condition) ที่เหมาะสมสำหรับการดูดซับ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบสองมิติ โดยจะใช้รูปแบบการไหลที่ได้ในส่วนแรกของการศึกษา และสมการอัตราเกิดการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในส่วนที่สองของการศึกษา เป็นพื้นฐานในการดำเนินงาน ตัวแปรภาวะดำเนินงานที่ใช้ในการศึกษาในการศึกษานี้ คือ อุณหภูมิ (Temperature) ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2 concentration) ความเข้มข้นของไอน้ำ (H_2O concentration) และช่วงความเร็วการไหลของแก๊สที่มีความเหมาะสม (Gas velocity) เพื่อหาภาวะในการดำเนินงานที่ให้ประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงที่สุดด้วยวิธีการออกแบบการทดลองเชิงแฟกทอเรียลแบบ 2^k จากนั้นจะ นำภาวะการดำเนินงานที่ให้ประสิทธิภาพสูงที่สุดจำลองในระบบสามมิติและเปรียบเทียบผลการ จำลองที่ได้



รูปที่ 3.1 ลักษณะของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในการศึกษานี้

3.1 การศึกษาแบบจำลองที่ใช้ในการศึกษา

ในการหาแบบจำลองที่ใช้ในกระบวนการศึกษาเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน สำหรับกระบวนการการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับของแข็ง จะแบ่งเป็นสามส่วนคือ ส่วนแรก การหาแบบจำลองเชิงคณิตศาสตร์ที่เหมาะสม ส่วนที่สอง การหาพื้นที่ที่ใช้ในการคำนวณที่เหมาะสม (Grid independency test) และ ส่วนที่สาม การหาชั้นเวลาและเวลาที่ใช้ในการคำนวณที่เหมาะสม (Time independency test)

3.1.1 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ (Mathematical model)

แบบจำลองที่ใช้สำหรับการศึกษากระบวนการการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนจะสร้างขึ้นโดยใช้โปรแกรม GAMBIT และทำการคำนวณพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณโดยใช้โปรแกรม ANSYS FLUENT ซึ่งจะยึดตามแนวคิดของออยเลอร์แบบหลายวัฏภาค ซึ่งในงานวิจัยนี้จะประกอบด้วยสองวัฏภาคคือแก๊สและของแข็ง ในการอธิบายผลของการไหลที่เกิดขึ้นจะใช้ชุดสมการการอนุรักษ์ต่างๆ สมการทฤษฎีจลน์การไหลของแข็ง (Kinetic Theory of Granular Flow: KTGF) (Gidaspow, 1994) ในการคำนวณ โดยจะกำหนดภาวะขอบ (Boundary conditions) กำหนดภาวะเริ่มต้น (Initial conditions) และกำหนดให้มีค่าความเร่งเนื่องจากแรงดึงดูดของโลกเท่ากับ 9.81 เมตรต่อวินาทียกกำลังสอง ในทิศทางติดลบในแนวแกน y และภาวะความดันแวดล้อมเท่ากับ 101,325 พาสคาล

3.1.1.1 สมการอนุรักษ์ (Conservation equations) (FLUENT 6.3 User's Guide, 2003)

ในการศึกษาถึงการไหลและปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดที่ใช้ในวิทยานิพนธ์นี้จะนำเอาสมการอนุรักษ์มาใช้ในการคำนวณ ซึ่งสมการการอนุรักษ์หลักที่ใช้จะประกอบไปด้วย สมการอนุรักษ์มวล สมการอนุรักษ์โมเมนตัม สมการอนุรักษ์สปีชีส์และสมการอนุรักษ์พลังงานจลน์เนื่องจากการกวัดแกว่งของของแข็งที่เกิดขึ้นในกระบวนการ

3.1.1.1.1 สมการอนุรักษ์มวล (Mass conservation equation)

วัฏภาคแก๊ส

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

วัฏภาคของแข็ง

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

และ

$$\varepsilon_g + \varepsilon_s = 1 \quad (3.3)$$

เมื่อ

ε_s คือ สัดส่วนปริมาตรของวัฏภาคของแข็ง (-)

ε_g คือ สัดส่วนปริมาตรของวัฏภาคของแก๊ส (-)

v_s คือ ความเร็วของวัฏภาคของแข็ง (เมตรต่อวินาที)

v_g คือ ความเร็วของวัฏภาคของแก๊ส (เมตรต่อวินาที)

t คือ เวลา (วินาที)

ρ_s คือ ความหนาแน่นของวัฏภาคของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

ρ_g คือ ความหนาแน่นของวัฏภาคแก๊ส (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

3.1.1.1.2 สมการอนุรักษ์โมเมนตัม (Momentum conservation equation)

วัฏภาคแก๊ส

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_g \rho_g v_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g v_g v_g) = -\varepsilon_g \nabla P + \nabla \cdot \tau_g + \varepsilon_g \rho_g g - \beta_{gs}(v_g - v_s) \quad (3.4)$$

วัฏภาคของแข็ง

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_s \rho_s v_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s v_s v_s) = -\varepsilon_s \nabla P + \nabla \cdot \tau_s - \nabla P_s + \varepsilon_s \rho_s g + \beta_{gs}(v_g - v_s) \quad (3.5)$$

เมื่อ

P คือ ความดันของระบบ (พาสคาล)

P_s คือ ความดันของของแข็ง (พาสคาล)

τ_s คือ ความเค้นเทนเซอร์ของวัสดุของแข็ง (พาสคาล)

τ_g คือ ความเค้นเทนเซอร์ของวัสดุแก๊ส (พาสคาล)

β_{gs} คือ แบบจำลองการต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวัสดุ (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตรวินาที)

3.1.1.1.3 สมการอนุรักษ์สปีชีส์ (Specie conservation equation)

วัสดุแก๊ส

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon Y_g) + \nabla \cdot (\rho \varepsilon Y_g v) = -\nabla \cdot \varepsilon J_g + \varepsilon R_{g,ho} + R_{g,het} \quad (3.6)$$

วัสดุของแข็ง

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon Y_s) + \nabla \cdot (\rho \varepsilon Y_s v) = -\nabla \cdot \varepsilon J_s + \varepsilon R_{s,ho} + R_{s,het} \quad (3.7)$$

โดย

$$J_s = v_s \rho_s \varepsilon_s \quad (3.8)$$

$$J_g = v_g \rho_g \varepsilon_g \quad (3.9)$$

เมื่อ

$R_{g,ho}$ คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีของสมการเคมีแบบเอกพันธ์ของวัสดุแก๊ส

$R_{s,ho}$	คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีของสมการเคมีแบบเอกพันธ์ของวัฏภาคของแข็ง
$R_{g,het}$	คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีของสมการเคมีแบบวิวิธพันธุ์ของวัฏภาคแก๊ส
$R_{s,het}$	คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีของสมการเคมีแบบวิวิธพันธุ์ของวัฏภาคของแข็ง
Y_g	คือ สัดส่วนโดยมวลของวัฏภาคแก๊ส (-)
Y_s	คือ สัดส่วนโดยมวลของวัฏภาคของแข็ง (-)
J_g	คือ ฟลักซ์การไหลของการแพร่ของวัฏภาคแก๊ส (กิโลกรัมต่อเมตรยกกำลังสองวินาที)
J_s	คือ ฟลักซ์การไหลของการแพร่ของวัฏภาคของแข็ง (กิโลกรัมต่อเมตรยกกำลังสองวินาที)

3.1.1.1.4 สมการอนุรักษ์พลังงานจลน์เนื่องจากการกวัดแกว่งของของแข็ง (Fluctuating kinetic energy conservation equation)

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_s \theta) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \theta) v_s \right] = (-\nabla P_s \bar{I} + \tau_s) : \nabla v_s + \nabla \cdot (\kappa_s \nabla \theta) - \gamma_s \quad (3.10)$$

เมื่อ

θ	คือ ค่าของพลังงานจลน์การกวัดแกว่งของของแข็ง (เมตรกำลังสองต่อวินาทีกำลังสอง)
κ_s	คือ ค่าของพลังงานจลน์การกวัดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการนำ (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)
γ_s	คือ ค่าของพลังงานจลน์การกวัดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการชนแบบไม่ยืดหยุ่น (กิโลกรัมต่อเมตรวินาทีกำลังสาม)
\bar{I}	คือ เทนเซอร์เอกลักษณ์ (-)

3.1.1.2 สมการประกอบที่ใช้ในการคำนวณ (Constitutive equations)

3.1.1.2.1 ความเค้นเทนเซอร์ (τ)

วิภูภาคแก๊ส

$$\tau_g = \varepsilon_g \mu_g [\nabla v_g + (\nabla v_g)^T] - \frac{2}{3} \varepsilon_g \mu_g (\nabla \cdot v_g) \bar{I} \quad (3.11)$$

วิภูภาคของแข็ง

$$\tau_s = \varepsilon_s \mu_s [\nabla v_s + (\nabla v_s)^T] - \varepsilon_s \left(\xi_s - \frac{2}{3} \mu_s \right) (\nabla \cdot v_s) \bar{I} \quad (3.12)$$

เมื่อ

μ_s คือ ความหนืดเนื่องจากความเค้นของวิภูภาคของแข็ง (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)

μ_g คือ ความหนืดเนื่องจากความเค้นของวิภูภาคแก๊ส (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)

ξ_s คือ ความหนืดรวมในวิภูภาคของแข็ง (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)

3.1.1.2.2 ความหนืดรวมในวิภูภาคของแข็ง (ξ_s)

$$\xi_s = \frac{4}{3} \varepsilon_s \rho_s d_s g_0 (1 + e) \sqrt{\frac{\theta}{\pi}} \quad (3.13)$$

$$g_0 = \left[1 - \left(\frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_{s,max}} \right)^{1/3} \right]^{-1} \quad (3.14)$$

เมื่อ

e คือ สัมประสิทธิ์แรงยืดหยุ่น (-)

g_0 คือ ฟังก์ชันการกระจายตัวของอนุภาคของแข็งในแนวรัศมี โดยจะบอกถึงความน่าจะเป็นของการชนระหว่างอนุภาคของแข็งเมื่ออนุภาคมีความหนาแน่น (-)

$\mathcal{E}_{s,max}$ คือ สัดส่วนปริมาตรของวัฏภาคของแข็งที่มีการอัดตัวแน่นมากที่สุด (-)

3.1.1.2.3 ความหนืดเนื่องจากความเค้นของวัฏภาคของแข็ง (μ_s)

$$\mu_s = \frac{4}{3} \varepsilon_s \rho_s d_p g_0 (1 + e) \sqrt{\frac{\theta}{\pi}} + \frac{10 \rho_s d_p \sqrt{\theta \pi}}{96(1+e)g_0 \varepsilon_s} \left[1 + \frac{4}{5} \varepsilon_s g_0 (1 + e) \right]^2 \quad (3.15)$$

เมื่อ

d_p คือขนาดของอนุภาคของแข็ง (เมตร)

3.1.1.2.4 ความดันของวัฏภาคของแข็ง (P_s)

$$P_s = \varepsilon_s \rho_s \theta [1 + 2\varepsilon_s g_0 (1 + e)] \quad (3.16)$$

3.1.1.2.5 พลังงานจลน์การกวัดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการนำ (κ_s)

$$\kappa_s = \frac{150 \rho_s d_p \sqrt{\theta \pi}}{384(1+e)g_0} \left[1 + \frac{6}{5} \varepsilon_s g_0 (1 + e) \right]^2 + 2 \rho_s \varepsilon_s^2 d_p (1 + e) g_0 \sqrt{\frac{\theta}{\pi}} \quad (3.17)$$

3.1.1.2.6 พลังงานจลน์การกวัดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการชนแบบไม่ยืดหยุ่น (γ_s)

$$\gamma_s = 3(1 - e^2) \rho_s \varepsilon_s^2 d_p \theta g_0 \left(\frac{4}{d_p} \sqrt{\frac{\theta}{\pi}} \right) \quad (3.18)$$

3.1.1.2.7 แบบจำลองสัมประสิทธิ์ของแรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาค (Interphase exchange coefficient model) (β_{gs})

3.1.1.2.7.1 แบบจำลองสัมประสิทธิ์ของแรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาคของ Gidaspow

สำหรับ $\varepsilon_g \leq 0.8$

$$\beta = 150 \frac{(1-\varepsilon_g)^2 \mu_g}{\varepsilon_g d_p^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon_g) \rho_g |v_g - v_s|}{d_p} \quad (3.19)$$

สำหรับ $\varepsilon_g > 0.8$

$$\beta = \frac{3}{4} \frac{(1-\varepsilon_g) \varepsilon_g}{d_p} \rho_g |v_g - v_s| C_{D0} \varepsilon_g^{-2.65} \quad (3.20)$$

โดยที่ $Re < 1000$

$$C_{D0} = \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}); \quad Re = \frac{\rho_g \varepsilon_g |v_g - v_s| d_p}{\mu_g} \quad (3.21)$$

หรือ $Re \geq 1000$

$$C_{D0} = 0.44 \quad (3.22)$$

3.1.1.2.7.2 แบบจำลองสัมประสิทธิ์ของแรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาคของ Syamlal และ O'Brien

$$\beta = \frac{3}{4} \frac{(1-\varepsilon_g) \varepsilon_g}{v_{r,s}^2 d_p} \rho_g \frac{Re_s}{v_{r,s}} |v_g - v_s| \quad (3.23)$$

โดยมีค่าของ $v_{r,s}$ ซึ่งเป็นค่าของ Terminal velocity correlation สำหรับวัฏภาคของแข็ง (เมตรต่อวินาที)

$$v_{r,s} = 0.5 \left(A - 0.06 Re_s + \sqrt{(0.06 Re_s)^2 + 0.12 Re_s (2B - A) + A^2} \right) \quad (3.24)$$

และ

$$Re_s = \frac{\varepsilon_g |v_g - v_s| d_p}{\mu_g} \quad (3.25)$$

$$A = \varepsilon_g^{4.14} \quad (3.26)$$

สำหรับ B จะมีเงื่อนไขดังนี้

$$B = \begin{cases} 0.8\varepsilon_g^{1.28} & \text{when } \varepsilon_g \leq 0.85 \\ 0.8\varepsilon_g^{2.65} & \text{when } \varepsilon_g > 0.85 \end{cases} \quad (3.27)$$

3.1.1.2.7.3 แบบจำลองสัมประสิทธิ์ของแรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาคของ Wen และ Yu

$$\beta = \frac{3(1-\varepsilon_g)\varepsilon_g}{4d_p} \rho_g |v_g - v_s| C_{D0} \varepsilon_g^{-2.65} \quad (3.28)$$

และ

$$C_{D0} = \left(0.63 + \frac{4.8}{\sqrt{\frac{Re}{v_{r,s}}}} \right)^2 \quad (3.29)$$

3.1.1.2.7.4 แบบจำลองสัมประสิทธิ์ของแรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาคของ EMMS (Energy Minimization Multi-Scale)

เมื่อ $\varepsilon_g \leq 0.74$

$$\beta = 150 \frac{(1-\varepsilon_g)^2 \mu_g}{\varepsilon_g d_p^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon_g) \rho_g |v_g - v_s|}{d_p} \quad (3.30)$$

เมื่อ $\varepsilon_g > 0.74$

$$\beta = \frac{3(1-\varepsilon_g)\varepsilon_g}{4d_p} \rho_g |v_g - v_s| C_{D0} \omega(\varepsilon_g) \quad (3.31)$$

และ

$$C_{D0} = \left(0.63 + \frac{4.8}{\sqrt{\frac{Re}{v_{r,s}}}} \right)^2 \quad (3.32)$$

ในการคำนวณหาค่าของ $\omega(\varepsilon_g)$ จะมีเงื่อนไขดังนี้

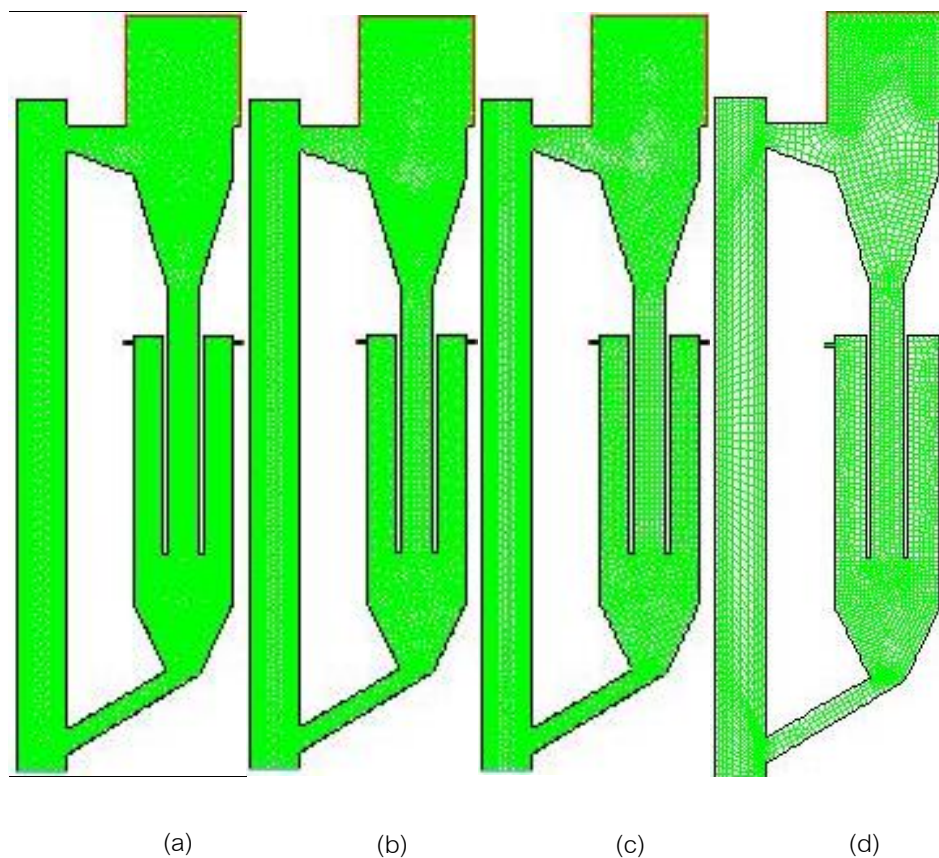
$$\omega(\varepsilon_g) = \begin{cases} -0.5769 + \frac{0.0214}{4(\varepsilon_g - 0.7463)^2 + 0.0044}; & \text{when } 0.74 \leq \varepsilon_g \leq 0.82 \\ -0.0101 + \frac{0.0038}{4(\varepsilon_g - 0.7789)^2 + 0.0040}; & \text{when } 0.82 < \varepsilon_g \leq 0.82 \\ -31.8295 + 32.8295\varepsilon_g; & \text{when } \varepsilon_g > 0.97 \end{cases} \quad (3.33)$$

เมื่อ

$\omega(\varepsilon_g)$ คือ สหสัมพันธ์ของปัจจัยแก้ไข (-)

3.2 การหาพื้นที่ที่ใช้ในการคำนวณที่มีความเหมาะสม (Grid independency test)

การหาพื้นที่ที่ใช้ในการคำนวณที่เหมาะสมทำได้โดยการเพิ่มปริมาณของพื้นที่ที่ใช้ในการคำนวณหรือเซลล์จนกระทั่งการคำนวณที่เกิดขึ้นลู่เข้าสู่ค่าตอบค่าๆ หนึ่ง ซึ่งการมีพื้นที่ที่ใช้ในการคำนวณมากจะส่งผลให้การคำนวณที่เกิดขึ้นมีการแบ่งพื้นที่ที่มีขนาดเล็ก และให้ค่าที่ได้มีความละเอียดมากขึ้น อย่างไรก็ตาม การเพิ่มพื้นที่ในการคำนวณที่มากเกินไปจะส่งผลให้เวลาในการคำนวณเพิ่มมากขึ้นตามไปด้วย ในวิทยานิพนธ์นี้จึงได้มีการเปรียบเทียบผลที่ได้จากเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณที่แตกต่างกันจำนวน 4 ค่าด้วยกัน แสดงดังรูปที่ 3.2 ซึ่งมีขนาดของเซลล์เท่ากับ 5,000 8,000 12,000 และ 16,000 เซลล์



รูปที่ 3.2 ลักษณะของขนาดพื้นที่ในการคำนวณขนาดต่างๆ โดย (a) 16,000 เซลล์ (b) 12,000 เซลล์ (c) 8,000 เซลล์ และ (d) 5,000 เซลล์

3.3 การหาชั้นเวลาและเวลาที่ใช้ในการคำนวณที่มีความเหมาะสม (Time independency test)

การหาชั้นเวลาและเวลาที่ใช้ในการคำนวณที่เหมาะสมนั้นทำโดยการลดชั้นเวลาหรือระยะห่างของช่วงเวลาที่ใช้ในการคำนวณและเพิ่มระยะเวลาที่ใช้ในการคำนวณจนกระทั่งการคำนวณเข้าสู่ค่าตอบค่าๆ หนึ่ง ซึ่งการใช้ชั้นเวลาและเวลาในการคำนวณที่ต่ำและสูงจะทำให้ผลการคำนวณที่ได้มีความถูกต้องแม่นยำมากขึ้นตามลำดับ อย่างไรก็ตาม เช่นเดียวกับพื้นที่ที่ใช้ในการคำนวณที่มีความเหมาะสม การลดชั้นเวลาและเพิ่มเวลาที่ใช้ในการคำนวณย่อมส่งผลต่อระยะเวลาที่ใช้ในการศึกษานี้ด้วย ในวิทยานิพนธ์นี้จึงทำการเปรียบเทียบชั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณที่แตกต่างกัน 3 ค่า คือ มี 0.01 0.001 และ 0.001 วินาที และเปรียบเทียบเวลาที่ใช้ในการคำนวณ 4 ช่วง การหาช่วงเวลาที่ระบบมีการคงตัวมีความสำคัญเป็นอย่างมากเนื่องจากจะทำให้ทราบถึงเวลาที่นำมาทำการวิเคราะห์ผลการทดลอง ในการศึกษาจะพิจารณาจากการศึกษาผลของความดันที่เกิดขึ้นในช่วงระยะเวลาตั้งแต่เริ่มทำการทดลองจนกระทั่งค่าของความดันที่ได้มี

ความใกล้เคียงกันโดยจะศึกษาตั้งแต่วินาทีที่ 0 ไปจนถึงวินาทีที่ 40 ได้แก่ 0 ถึง 10 วินาที 11 ถึง 20 วินาที 21 ถึง 30 วินาที และ 31 ถึง 40 วินาที

3.4 การหาช่วงความเร็วที่มีความเหมาะสมต่อกระบวนการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

การหาช่วงความเร็วของรูปแบบการไหลต่างๆ ทำโดยการเปลี่ยนแปลงความเร็วที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการแล้ววิเคราะห์ปริมาณของอนุภาคของแข็งที่ตำแหน่งต่างๆ ของท่อไรเซอร์ ลักษณะของเครื่องปฏิกรณ์ 2 มิติ ที่ใช้จะแสดงดังรูปที่ 3.1 ตัวดูดซับของแข็งจะมีคุณสมบัติดังตารางที่ 3.1 แก๊สที่ป้อนเข้าสู่ระบบจะมีคุณสมบัติดังตารางที่ 3.2 ลักษณะการประพัตตัวของอนุภาคของแข็งที่ต้องการคือมีการกระจายตัวที่ดีทั่วทั้งท่อไรเซอร์และมีการเคลื่อนที่ไปยังฝั่งดาวเนอร์ได้อย่างต่อเนื่อง เพื่อให้สามารถระบุถึงความเร็วของรูปแบบการไหลได้ครบทุกรูปแบบได้นั้น ความเร็วของแก๊สที่ใช้ในกระบวนการจึงมีค่าอยู่ในช่วงตั้งแต่ 0.25 ถึง 10.00 เมตรต่อวินาทีภาวะในการดำเนินการของกระบวนการจะแสดงดังตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 ภาวะในการดำเนินการที่ไม่มีปฏิกิริยาเคมี

ของแข็งขาเข้า	แก๊สขาเข้า	ขาออก	ผนัง
ความเร็วขาเข้า = 0.25 ถึง 10.00 เมตรต่อวินาที	ความเร็วขาเข้า = 0.25 ถึง 10.00 เมตรต่อวินาที	ความดันเท่ากับ 1 บรรยากาศ	ไม่มีการสิ้นสำหรับวัฏภาคแก๊ส
สัดส่วนของของแข็ง = 0.60	สัดส่วนของของแข็ง = 0.00		
สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต = 1.00	สัดส่วนโดยมวลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ = 0.000314		มีการสิ้นบางส่วนสำหรับวัฏภาคของแข็ง
ขนาดของของแข็ง = 385 ไมครอน	สัดส่วนโดยมวลของออกซิเจน = 0.209476		
	สัดส่วนโดยมวลของแก๊สไนโตรเจน = 0.780840		
ความหนาแน่น = 2650 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร	ความหนาแน่น = 1.206 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร		

3.5 การหาสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

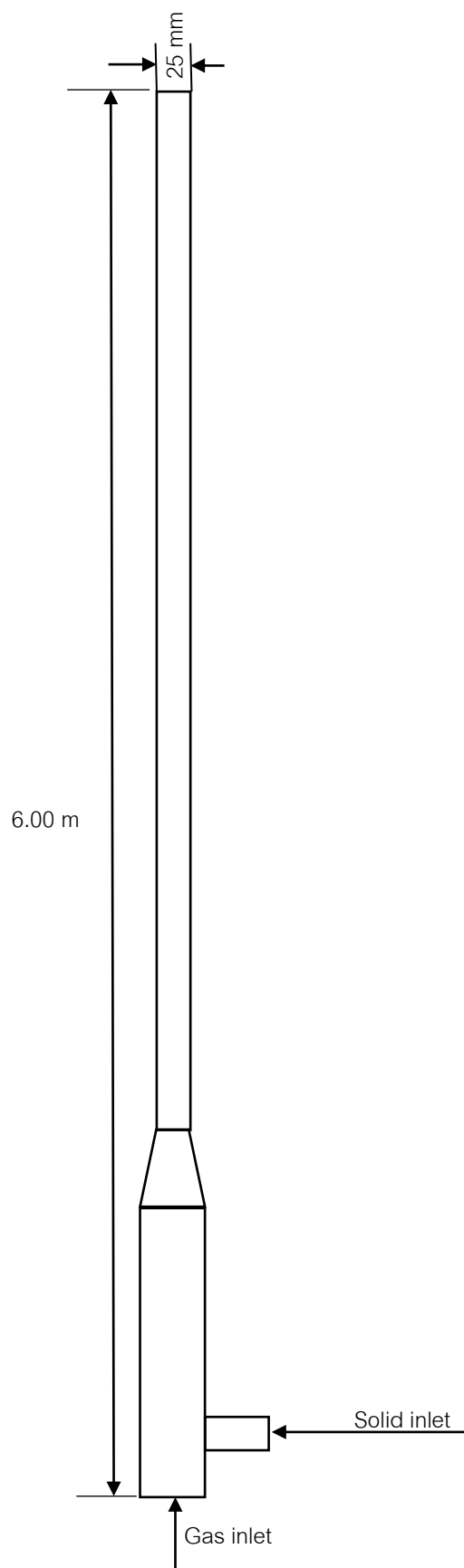
การหาสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะใช้สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาพื้นฐานจากงานวิจัยของ Khongprom และ Gidaspow (2010) ดังสมการ

$$R = kC_{CO_2}C_{H_2O} \quad (3.34)$$

โดยที่ค่า k จะหาได้จากสมการ

$$k = 55e^{\frac{3609}{RT}} \quad (3.35)$$

และได้ใช้งานวิจัยของ Abbasi และ Arastoopour (2011) ในการเปรียบเทียบผลการทดลองที่ได้ซึ่งงานวิจัยดังกล่าวได้มีการจำลองกระบวนการการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับของแข็งที่เกิดขึ้นในท่อโรเตอร์ดังรูปที่ 3.3 และภาวะในการดำเนินการจะแสดงดังตารางที่ 3.2 ในการหาสมการที่มีความเหมาะสมกับระบบที่ใช้ในวิทยานิพนธ์นี้ จะทำการเปลี่ยนสัมประสิทธิ์ที่ใช้ในการคำนวณค่าคงที่ของอัตราการเกิดปฏิกิริยา (Pre-exponential factor) หรือ บัญญัติความถี่ (Frequency factor) เพื่อให้การดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้ มีผลการทดลองที่สอดคล้องกับงานวิจัยของ Abbasi และ Arastoopour (2011)



รูปที่ 3.3 ลักษณะของท่อไรเซอร์เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในการศึกษา

ตารางที่ 3.2 ภาวะในการดำเนินการจากงานวิจัยของ Abbasi และ Arastoopour (2011)

ของแข็งขาเข้า	แก๊สขาเข้า	ขาออก	คุณสมบัติของผนัง	
ฟลักซ์ของของแข็ง = 21 กิโลกรัมต่อเมตรกำลังสองวินาที	ความเร็วของแก๊สขาเข้า = 2 เมตรต่อวินาที	ความดันเท่ากับ 1 บรรยากาศ	ไม่มีการลื่นสำหรับวัฏภาคแก๊ส	
สัดส่วนของของแข็ง = 0.60	สัดส่วนของของแข็ง = 0.00			
ฟลักซ์ของแก๊สนำพา = 0.05 กิโลกรัมต่อเมตรกำลังสองวินาที				
สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนต = 0.35			สัดส่วนโดยมวลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ = 0.10	มีการลื่นบางส่วนสำหรับวัฏภาคของแข็ง
สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมไบคาร์บอเนต = 0.00			สัดส่วนโดยมวลของน้ำ = 0.15	
สัดส่วนโดยมวลของอะลูมินาออกไซด์ = 0.65			สัดส่วนโดยมวลของแก๊สไนโตรเจน = 0.75	

3.6 การศึกษาผลของตัวแปรการดำเนินการ (Operating condition)

ในขั้นตอนนี้เป็นการศึกษาเพื่อหาภาวะในการดำเนินการที่มีความเหมาะสมที่สุดในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์แบบหมุนเวียน โดยจะนำภาวะในการดำเนินการที่ดีที่สุดที่ยังไม่มีปฏิกิริยาการดูดซับเกิดขึ้นและสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่มีผลที่ใกล้เคียงกับงานวิจัยที่เกี่ยวข้องมาทำการศึกษาค่าผลของตัวแปรดำเนินการที่จะส่งผลให้ประสิทธิภาพในการดูดซับมีค่าสูงสุด ตัวแปรที่ได้นำมาทำการศึกษาได้แก่

1. อุณหภูมิในการดำเนินการ (Operating temperature) (T) จะมีค่าสูงสุดเท่ากับ 80 องศาเซลเซียส และมีค่าต่ำสุดเท่ากับ 60 องศาเซลเซียสเช่นเดียวกับงานวิจัยของ Zhao และคณะ (2012) ซึ่งที่อุณหภูมิดังกล่าวเมื่อเปรียบเทียบกับงานวิจัยของ Jaiboon และคณะ (2012) พบว่าที่อุณหภูมิดังกล่าวสามารถเกิดปฏิกิริยาได้เนื่องจากในงานวิจัยดังกล่าวทำขึ้นที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส ซึ่งพบว่ามีการดูดซับสามารถเกิดขึ้นได้ ดังนั้น ในช่วงอุณหภูมิที่เลือกใช้ในงานวิจัยนี้จึงสามารถเกิดขึ้นได้เช่นกัน
2. ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide concentration; CO_2 conc.) จะมีค่าสูงสุดเท่ากับร้อยละ 20 โดยมวลและมีค่าต่ำสุดเท่ากับร้อยละ 10 โดยมวล เช่นเดียวกับงานวิจัยของ Zhao และคณะ (2012)
3. ความเข้มข้นของไอน้ำ (Water concentration; H_2O conc.) มีค่าสูงสุดอยู่ที่ร้อยละ 15 โดยมวลและมีค่าต่ำสุดเท่ากับร้อยละ 10 โดยมวลเช่นเดียวกับงานวิจัยของ Zhao และคณะ (2012) ซึ่งเป็นปริมาณไอน้ำที่ไม่เกินจุดน้ำค้าง (Dew point) จึงไม่เกิดการควบแน่นที่ปริมาณไอน้ำดังกล่าว และมีปริมาณเพียงพอที่จะเกิดปฏิกิริยากับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์
4. ความเร็วของแก๊สขาเข้า (Inlet gas velocity) (v) โดยค่าสูงสุดและต่ำสุดนั้นได้มาจากงานวิจัยในวิทยานิพนธ์ส่วนแรก ซึ่งเป็นการหาภาวะในการดำเนินการที่เหมาะสมต่อกระบวนการการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์แบบหมุนเวียน ความเร็วที่เลือกมานั้นจะอยู่ในช่วงที่อนุภาคของแข็งมีการกระจายตัวทั่วทั้งท่อไรเซอร์และมีการเคลื่อนที่ของอนุภาคของแข็งไปยังฝั่งดาวเนอร์อย่างต่อเนื่องหรือมีลักษณะรูปแบบการไหลเป็นแบบปั่นป่วนหมุนเวียน (Circulating turbulent fluidized

bed regime) ค่าความเร็วสูงสุดจะเท่ากับ 1.75 เมตรต่อวินาทีและค่าความเร็วต่ำสุดจะเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาที

ในการศึกษาเพื่อหาภาวะในการดำเนินการที่ให้ประสิทธิภาพที่สูงที่สุดจากตัวแปรดังกล่าว นั้นจะแบ่งการทดลองออกเป็น 16 กรณีตามวิธีการออกแบบการทดลองดังตารางที่ 3.3 ซึ่งมีตัวแปรตอบสนอง (Response) คือร้อยละของปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกดูดซับ (% CO₂ removal) โดยคำนวณจากสมการ

$$\%removal = \frac{\text{mass fraction of } CO_2 \text{ inlet} - \text{mass fraction of } CO_2 \text{ outlet}}{\text{mass fraction of } CO_2 \text{ inlet}} \times 100 \quad (3.36)$$

ตารางที่ 3.3 กรณีศึกษา 16 กรณีตามวิธีการออกแบบทดลองเชิงแฟคทอเรียลแบบ 2^k

กรณีศึกษา	ความเร็วของ แก๊สเข้า (เมตรต่อวินาที)	อุณหภูมิ (องศา เซลเซียส)	ความเข้มข้นของแก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์ (ร้อยละโดยมวล)	ความเข้มข้น ของไอน้ำ (ร้อยละโดย มวล)
1	1.25	60	10	10
2	1.25	60	10	15
3	1.25	60	20	10
4	1.25	60	20	15
5	1.25	80	10	10
6	1.25	80	10	15
7	1.25	80	20	10
8	1.25	80	20	15
9	1.75	60	10	10
10	1.75	60	10	15
11	1.75	60	20	10
12	1.75	60	20	15
13	1.75	80	10	10
14	1.75	80	10	15
15	1.75	80	20	10
16	1.75	80	20	15

3.7 การศึกษาถึงผลที่เกิดขึ้นในแบบจำลอง 3 มิติ

การศึกษาถึงผลที่เกิดขึ้นในแบบจำลอง 3 มิติจะเป็นการศึกษาด้วยแบบจำลองที่มีความใกล้เคียงกับเครื่องปฏิกรณ์จริงมากที่สุด ในขั้นตอนนี้จะนำผลที่ได้จากการศึกษาด้วยเครื่องปฏิกรณ์แบบจำลอง 2 มิติ มาใช้ในเครื่องปฏิกรณ์แบบ 3 มิติ ทำการเปรียบเทียบผลที่ได้ซึ่งผลที่ได้ในส่วนนี้จะสามารถนำไปออกแบบใช้งานกับเครื่องปฏิกรณ์ของจริงได้ต่อไป

ตารางที่ 3.4 สมบัติของวัสดุภาคของของแข็ง [Fluent 6.3 User's Guide, 2003]

สมบัติ	ชนิด			หน่วย
	โพแทสเซียมคาร์บอเนต	โพแทสเซียมไบคาร์บอเนต	อะลูมินาออกไซด์	
ความหนาแน่น	2,394	2,394	2,719	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
ค่าความจุความร้อน	868.28	1,196.62	775.00	จูลต่อกิโลกรัมเคลวิน
น้ำหนักมวลโมเลกุล	138.21	100.12	101.96	กิโลกรัมต่อกิโลโมล
เอนทัลปี	-1,146,000	-959,000	-1,675,700	จูลต่อกิโลโมล
เอนโทรปี	135,519.33	155,500.00	164,451.40	จูลต่อกิโลโมลเคลวิน

อุณหภูมิอ้างอิง 298 เคลวิน

ตารางที่ 3.5 สมบัติของวัสดุภาคแก๊ส [Fluent 6.3 User's Guide, 2003]

สมบัติ	ชนิด			หน่วย
	ไนโตรเจน	น้ำ	คาร์บอนไดออกไซด์	
ความหนาแน่น	1.138	0.554	1.788	กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
ค่าความจุความร้อน	1.14	2,014.00	840.37	จูลต่อกิโลกรัมเคลวิน
ค่าความหนืด	1.66E-05	1.34E-05	1.37E-05	กิโลกรัมต่อเมตรวินาที
น้ำหนักมวลโมเลกุล	28.01	18.01	44.00	กิโลกรัมต่อกิโลโมล
เอนทัลปี	191,494.80	188,696.40	213,720.20	จูลต่อกิโลโมล

อุณหภูมิอ้างอิง 298 เคลวิน

บทที่ 4

ผลการทดลอง

ในส่วนนี้จะเป็นส่วนที่แสดงผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนทั้งสองมิติและสามมิติ ในระบบที่มีปฏิกิริยาเคมีและไม่มีปฏิกิริยาเคมีเกิดขึ้น โดยผลการทดลองจะแบ่งออกเป็น 4 หัวข้อ ได้แก่

1. ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่ไม่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยจะแสดงด้วยผลปริมาณตัวดูดซับของแข็งที่อยู่ภายในท่อไรเซอร์ ความเร็วในแนวรัศมีที่ความสูงต่างๆ ความเร็วในแนวแกนที่ความสูงต่างๆ ความเร็วในแนวแกนตลอดทั้งท่อไรเซอร์ ความเร็วในแนวรัศมีตลอดทั้งท่อไรเซอร์ความดันที่เกิดขึ้นภายในกระบวนการ
2. ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในท่อไรเซอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งทำในเครื่องปฏิกรณ์ที่ได้จากงานวิจัยของ Abbasi และ Arastoopour (2011) โดยจะแสดงด้วยผลของความดันลดภายในกระบวนการและประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์
3. ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยจะศึกษาผลของตัวแปรต่างๆ ต่อประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ได้แก่ อุณหภูมิ ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ความเข้มข้นของไอน้ำและช่วงความเร็วที่การประพัตตัวของอนุภาคมีความเหมาะสมต่อกระบวนการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์
4. ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยแบบจำลองในระบบสามมิติ โดยจะแสดงด้วยผลของปริมาณของของแข็งภายในท่อไรเซอร์และประสิทธิภาพการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

ผลที่ได้จากการศึกษาทั้ง 4 ขั้นตอนนี้จะมีความสัมพันธ์กันโดย ผลที่ได้ในข้อหนึ่งนั้นคือ จะได้ภาวะในการดำเนินงานที่มีความเป็นไปได้ในการเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการดูดซับ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์แบบหมุนเวียน ผลที่ได้ในส่วนที่สองคือ จะได้สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีความใกล้เคียงกับผลการทดลองจริงจากงานวิจัยที่ได้นำมาเปรียบเทียบ ผลที่ได้ในส่วนที่สามจะแสดงให้เห็นถึงผลของภาวะในการดำเนินการที่ทำให้ประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีค่ามากที่สุด ซึ่งภาวะในการดำเนินการที่เหมาะสมในส่วนที่สามนี้ก็จะถูกนำไปใช้ในส่วนสุดท้ายซึ่งเป็นการจำลองเครื่องปฏิกรณ์ในระบบสามมิติที่มีความคล้ายคลึงกับเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์แบบหมุนเวียนที่มีอยู่จริงและเปรียบเทียบผลที่ได้ในทั้งสองระบบการจำลอง

4.1 ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์แบบหมุนเวียนในระบบที่ไม่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

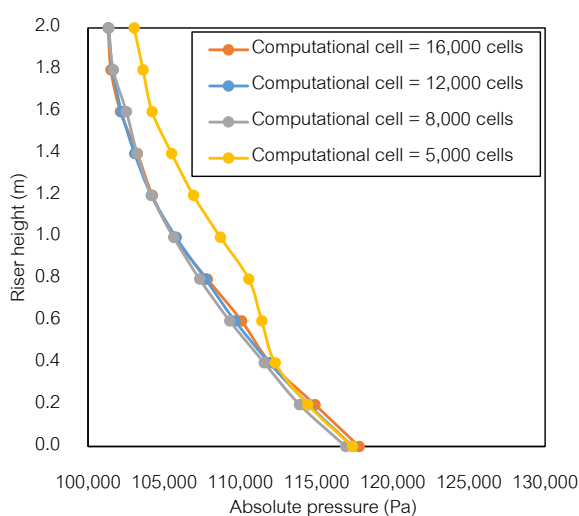
ในกระบวนการที่ไม่มีปฏิกิริยาทางเคมีเกิดขึ้นนี้ จะเป็นการศึกษาเพื่อดูพฤติกรรมหรืออุทกพลศาสตร์ของอนุภาคของแข็งที่ความเร็วต่างๆ หากความเร็วที่มีความเหมาะสมที่ทำให้รูปแบบการไหลที่เกิดขึ้นมีค่าประสิทธิภาพในการดูดซับสูงที่สุด โดยการที่ประสิทธิภาพในการดูดซับจะเพิ่มขึ้นได้ในการศึกษานี้มีสมมติฐานว่าเมื่อมีปริมาณของตัวดูดซับของแข็งที่อยู่เป็นจำนวนมากของแข็งจะสามารถเกิดปฏิกิริยากับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เข้ามาในระบบได้มาก นอกจากนี้การกระจายตัวของอนุภาคของแข็งที่ดี การมีพื้นที่ผิวสัมผัสของอนุภาคของแข็งและแก๊สที่สูง จะส่งผลให้ปฏิกิริยาการดูดซับดีขึ้น ซึ่งผลที่จะแสดงนั้นจะเริ่มตั้งแต่การเลือกขนาดของพื้นที่ที่ใช้ในการคำนวณที่เหมาะสม เลือกลงเวลาและขึ้นเวลาในการดำเนินการที่เหมาะสม หลังจากนั้นจึงเป็นผลที่แสดงถึงลักษณะการประพัตตัวของอนุภาคของแข็ง

4.1.1 การหาจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณที่มีความเหมาะสม (Grid independency test)

ผลการทดลองสำหรับแบบจำลองที่มีปริมาณของเซลล์การคำนวณที่ไม่เท่ากันนั้น ย่อมส่งผลต่อผลที่ได้จากการทดลอง การคำนวณโดยใช้ขนาดของเซลล์ที่มากกว่า ย่อมให้ผลที่มีความละเอียดและแม่นยำมากกว่า เนื่องจากพื้นที่ได้ถูกแบ่งขนาดให้มีขนาดเล็กและมีปริมาณที่มากกว่า การคำนวณที่ได้ก็จะมีปริมาณที่มากและมีความแม่นยำมากกว่า อย่างไรก็ตามใน

การศึกษาเซลล์ที่มีจำนวนมากจะส่งผลต่อเวลาที่ใช้ในการคำนวณ ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Atsonios และคณะ (2011) การทราบจำนวนเซลล์การคำนวณที่มีความละเอียดกับเวลาการคำนวณที่เหมาะสมนั้นจึงเป็นเรื่องที่สำคัญ ในงานวิจัยนี้จะใช้ขนาดของเซลล์การคำนวณที่มีขนาดแตกต่างกันดังนี้ 5,000 8,000 12,000 และ 16,000 เซลล์

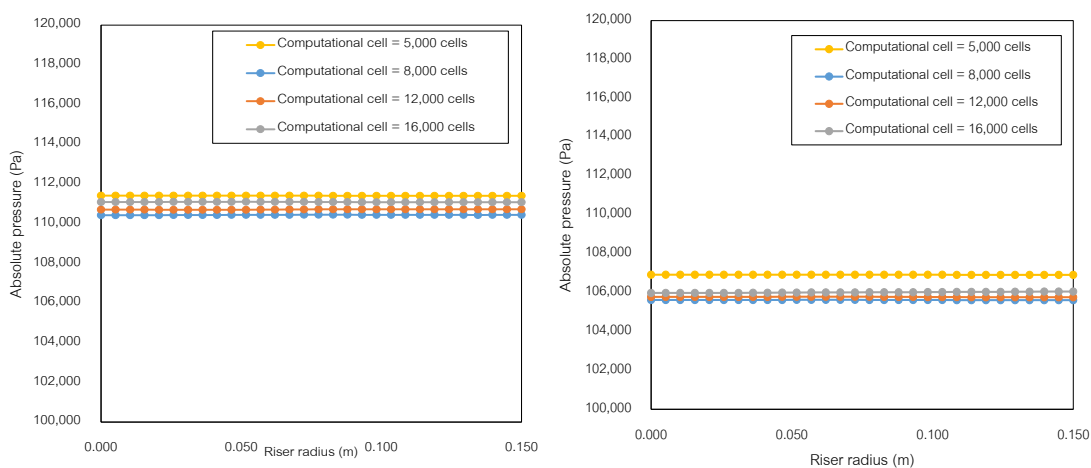
ในการศึกษาถึงจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณนั้น ภาวะในการดำเนินการที่ใช้จะมีค่าของความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาที ผลที่ได้จากการศึกษาเมื่อใช้ขนาดของเซลล์การคำนวณที่แตกต่างกันจะแสดงดังรูปที่ 4.1



รูปที่ 4.1 ผลของความดันที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ ของท่อไรเซอร์ที่มีเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณเท่ากับ 5,000 8,000 12,000 และ 16,000 เซลล์

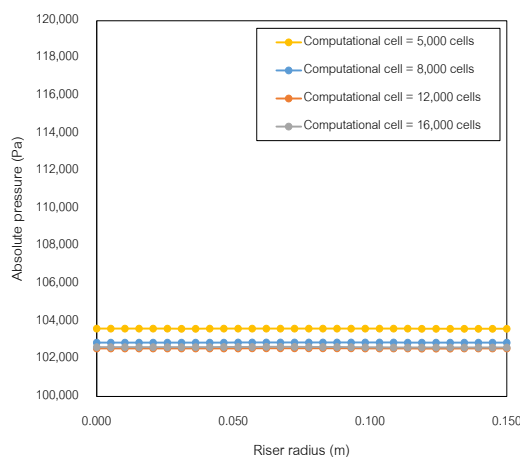
ซึ่งจากรูปจะแสดงถึงผลของความดันที่ตำแหน่งต่างๆ ตลอดช่วงความสูงตลอดทั้งท่อไรเซอร์ พบว่าการใช้ปริมาณเซลล์การคำนวณที่แตกต่างกันจะส่งผลให้ผลที่เกิดขึ้นแตกต่างกันตามไปด้วย จากกราฟจะสังเกตเห็นได้ว่ากราฟที่มีขนาดของเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณเท่ากับ 5,000 เซลล์ มีการเบี่ยงเบนออกไปอย่างเห็นได้ชัดที่ช่วงความสูงตั้งแต่ 0.40 เมตรขึ้นไป ในขณะที่ช่วงความสูงด้านล่างนั้นจะมีค่าความดันที่ได้ที่ใกล้เคียงกัน เนื่องจากในบริเวณด้านล่างของท่อไรเซอร์นั้นมีปริมาณของแก๊สอยู่เป็นจำนวนมาก ในขณะที่บริเวณตรงกลางของท่อไรเซอร์จะมีความปั่นป่วนที่มากกว่า ส่งผลให้การเคลื่อนที่ที่เกิดขึ้นในบริเวณนี้มีลักษณะเป็นแบบสุ่ม การใช้เซลล์ที่มีขนาดที่มีความละเอียดไม่เพียงพอ จะส่งผลให้การคำนวณที่ได้มีความคลาดเคลื่อนเกิดขึ้น เมื่อพิจารณาถึงผลที่เกิดขึ้นในช่วงของความสูงของไรเซอร์ที่ตำแหน่งต่างๆ ในแนวรัศมี จะพบว่าค่าที่ได้ในแต่ละ

ขนาดของเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณนั้นมีค่าไม่เท่ากันอย่างเห็นได้ชัด อย่างไรก็ตาม ค่าที่ได้ส่วนใหญ่จะคลาดเคลื่อนไปจากกันเพียงเล็กน้อยเท่านั้น ยกเว้นเมื่อมีการใช้เซลล์การคำนวณที่มีขนาดเท่ากับ 5,000 เซลล์ จะพบว่าค่าที่ได้เบี่ยงเบนออกมาอย่างเห็นได้ชัด ดังรูปที่ 4.2 (a) ถึง 4.2 (c)



(a)

(b)



(c)

รูปที่ 4.2 ผลของความดันภายในระบบที่ตำแหน่งความสูงเท่ากับ (a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร ของท่อโรเซออร์ที่มีเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณเท่ากับ 5,000 8,000 12,000 และ 16,000 เซลล์

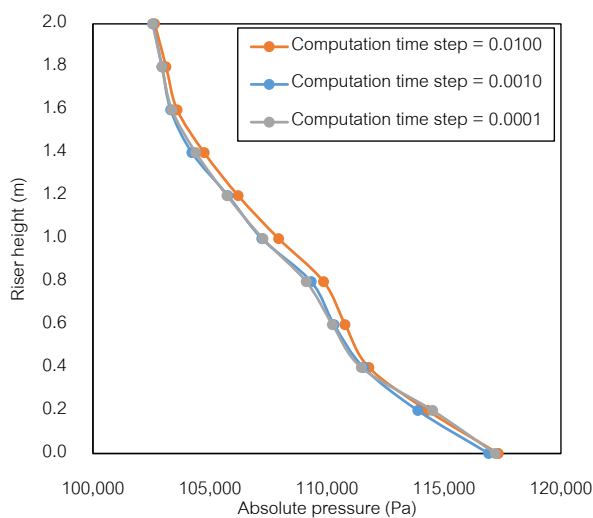
ที่บริเวณตรงกลางและบริเวณด้านบนของท่อโรเซออร์เป็นส่วนของที่มีความปั่นป่วนเกิดขึ้นเป็นอย่างมาก ค่าที่ได้นั้นจะสูงกว่าการใช้จำนวนเซลล์ในการคำนวณที่สูงกว่า เนื่องจากความละเอียดที่น้อยกว่า ส่งผลให้ปริมาตรควบคุมที่ใช้ในการคำนวณนั้นมีขนาดใหญ่ การคำนวณที่ได้จึงหยابกว่า ในขณะที่การใช้เซลล์การคำนวณที่เล็กและละเอียดกว่านั้น จะทำให้การคำนวณสมการใน

ปริมาตรควบคุม สามารถคำนวณในตำแหน่งที่เหมาะสม ผลที่ได้จึงมีความแม่นยำและน่าเชื่อถือได้มากกว่า ดังที่ได้กล่าวไปแล้วข้างต้น การแบ่งเซลล์การคำนวณที่มีความละเอียดที่สูง ถึงแม้จะมีข้อดีอยู่ แต่ข้อเสียที่ตามมาคือ เวลาที่ใช้ในการคำนวณ ซึ่งพบว่าการใช้เซลล์ในการคำนวณเท่ากับ 16,000 เซลล์ จะใช้เวลาในการคำนวณถึง 3 สัปดาห์ ที่เซลล์ในการคำนวณเท่ากับ 12,000 เซลล์ จะใช้เวลาในการคำนวณเท่ากับ 1 สัปดาห์ ที่เซลล์ในการคำนวณเท่ากับ 8,000 เซลล์ จะใช้เวลาในการคำนวณเท่ากับ 3 วัน และเมื่อใช้เซลล์ในการคำนวณเท่ากับ 5,000 เซลล์ จะใช้เวลาในการคำนวณเพียงประมาณ 1 วัน ดังนั้น ในการเลือกจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณ เวลาก็เป็นสิ่งที่สำคัญเช่นเดียวกัน ซึ่งเมื่อดูจากข้อมูลความแม่นยำถูกต้องและระยะเวลาที่ใช้ พบว่าการใช้จำนวนเซลล์ในการคำนวณเท่ากับ 8,000 เซลล์จะให้ผลที่ใกล้เคียงกับผลที่ได้จากการคำนวณโดยใช้จำนวนเซลล์เท่ากับ 12,000 และ 16,000 เซลล์ โดยจะมีระยะเวลาที่ใช้ในคำนวณที่เหมาะสมที่สุด

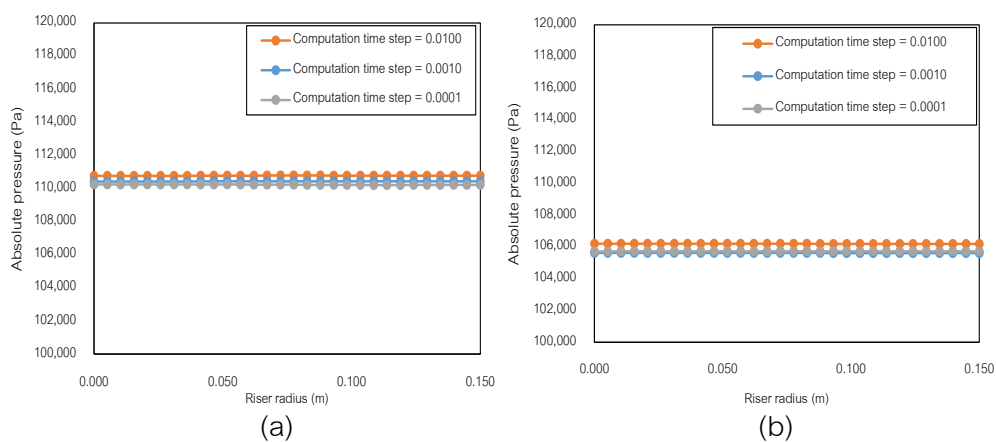
4.1.2 การหาชั้นเวลาและเวลาที่ใช้ในการคำนวณที่มีความเหมาะสม (Time independency test)

4.1.2.1 การหาชั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณที่เหมาะสม

ระยะเวลาหรือชั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณนั้นก็เป็นที่สำคัญในการจำลองกระบวนการเช่นเดียวกันกับจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณ เนื่องจากการใช้ชั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณที่มาก ถึงแม้ว่าจะให้ผลการทดลองที่มีความแม่นยำสูง เวลาที่จะต้องใช้ในการทดลองก็จะเพิ่มขึ้นเช่นเดียวกัน ในงานวิจัยนี้จึงได้มีการศึกษาถึงชั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณอยู่ 3 ชั้นได้แก่ 0.01 0.001 และ 0.0001 วินาที โดยใช้ขนาดจำนวนเซลล์ในการคำนวณที่เท่ากัน ผลที่ได้แสดงให้เห็นดังรูปที่ 4.3 และรูปที่ 4.4 (a) ถึง 4.4 (c)

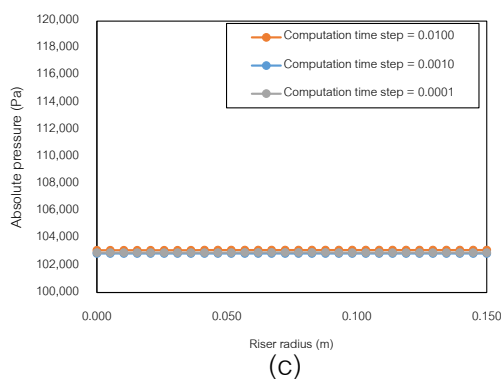


รูปที่ 4.3 ผลของความดันภายในระบบที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ ของท่อไรเซอร์ที่มีชั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณเท่ากับ 0.0100 0.0010 และ 0.0001 วินาที



(a)

(b)



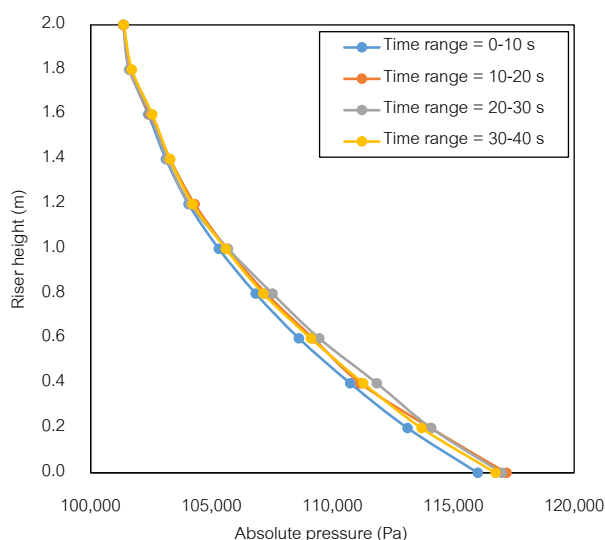
(c)

รูปที่ 4.4 ผลของความดันภายในระบบที่ตำแหน่งความสูงเท่ากับ (a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร ของท่อไรเซอร์ที่มีชั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณเท่ากับ 0.0100 0.0010 และ 0.0001 วินาที

ซึ่งแสดงถึงผลที่ได้จากชั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณที่แตกต่างกันพบว่า การใช้ชั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณที่สูงจะส่งผลต่อคำตอบของการคำนวณ โดยจะสังเกตเห็นค่าที่แตกต่างจากการใช้ชั้นเวลาในการคำนวณที่ต่ำ และเมื่อพิจารณาถึงช่วงความสูงของที่โรเซอร์ที่มีความสูงเท่ากับ 0.50 และ 1.00 เมตร จะสามารถสังเกตเห็นค่าที่แตกต่างไปจากการคำนวณที่มีชั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณที่สูง ค่าที่ได้จากการใช้ชั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณเท่ากับ 0.01 วินาที จึงไม่แม่นยำ เมื่อเปรียบเทียบกับชั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณเท่ากับ 0.001 วินาที ที่พบว่าค่าที่ได้นั้นมีความละเอียดและใกล้เคียงกับการใช้ชั้นเวลาในการคำนวณเท่ากับ 0.0001 วินาที แต่มีระยะเวลาที่ใช้ในการคำนวณน้อยกว่า การใช้ชั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณเท่ากับ 0.001 วินาที จึงมีความเหมาะสมที่จะนำไปใช้ในต่อไป

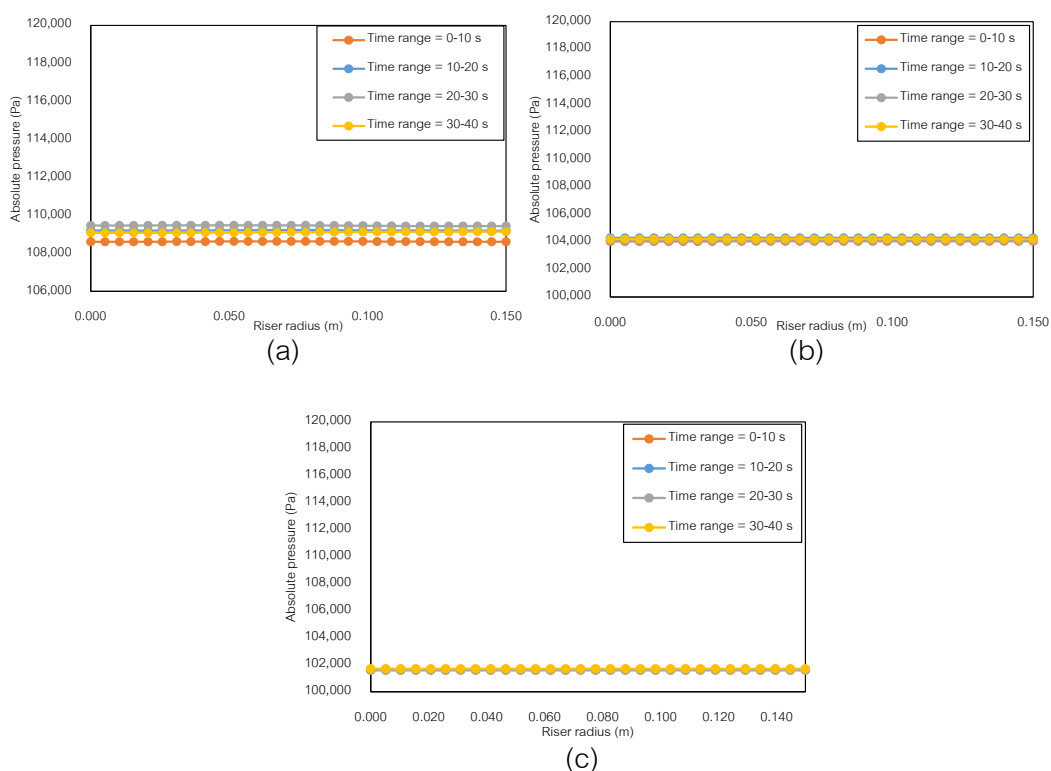
4.1.2.2 เวลาที่ใช้ในการคำนวณที่มีความเหมาะสม

กระบวนการฟลูอิดเบดนั้นเป็นกระบวนการที่มีความซับซ้อนเนื่องมาจากความปั่นป่วนที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ จึงเป็นการยากที่ระบบจะเข้าสู่ภาวะคงตัวโดยปกติกระบวนการจะอยู่ในภาวะเสถียรคงตัว ซึ่งหมายถึง การเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ในทางอุทกพลศาสตร์นั้นมีการเปลี่ยนแปลงไม่มากนักในช่วงเวลาช่วงหนึ่ง ซึ่งผลในส่วนนี้จะศึกษาจากค่าของความดันภายในระบบที่เกิดขึ้น แสดงดังรูปที่ 4.5



รูปที่ 4.5 ผลของความดันภายในระบบที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ ของท่อโรเซอร์ที่มีช่วงเวลาตั้งแต่ 0 วินาที ถึง 40 วินาที

รูปดังกล่าวจะแสดงค่าของความดันที่เกิดขึ้นในช่วงเวลาตั้งแต่ 0 วินาที จนกระทั่งถึง 40 วินาที โดยที่ช่วงเวลาตั้งแต่ 0 วินาทีถึง 10 วินาที ผลการจำลองจะแสดงให้เห็นถึงความเป็ยเบนที่เกิดขึ้นมากกว่าที่ช่วงเวลาตั้งแต่ 20 วินาทีขึ้นไป ซึ่งที่ช่วงเวลาตั้งแต่ 20 วินาที ขึ้นไปนั้นผลของความดันภายในระบบที่ได้ถึงแม้จะมีการเป็ยเบนบ้างในบางตำแหน่ง ซึ่งเกิดขึ้นเนื่องมาจากความปั่นป่วนที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ แต่เมื่อพิจารณาโดยรวมทุกตำแหน่งแล้วยังมีความใกล้เคียงมากกว่าที่ช่วงเวลาตั้งแต่ 0 ถึง 10 วินาที ซึ่งค่าที่ได้แตกต่างจากค่าที่ช่วงเวลาตั้งแต่ 20 วินาที ขึ้นไปทุกตำแหน่ง การจำลองเพื่อหาช่วงเวลาที่เหมาะสมเข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัวจะช่วยให้สามารถกำหนดช่วงเวลาที่จะศึกษาผลที่เกิดขึ้นได้ เนื่องจาก หากระบบยังไม่เข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัว ผลของเวลาที่อยู่ในสมการเชิงอนุพันธ์จะเข้ามามีบทบาทในผลการคำนวณ เวลาที่เปลี่ยนแปลงไปจะส่งผลการคำนวณให้ผลที่ได้เปลี่ยนแปลงอย่างต่อเนื่อง ผลที่ได้ก็จะมี ความคลาดเคลื่อนออกไป และอธิบายปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นไม่แม่นยำ



รูปที่ 4.6 ผลของความดันภายในระบบที่ตำแหน่งความสูงเท่ากับ (a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร ของท่อโรเซอรัที่มีช่วงเวลาตั้งแต่ 0 วินาที ถึง 40 วินาที

รูปที่ 4.6 (a) ถึงรูปที่ 4.6 (c) จะแสดงถึงค่าของความดันภายในระบบที่เกิดขึ้นในแนวรัศมีของท่อไรเซออร์ที่ช่วงความสูงที่แตกต่างกัน โดยผลของความดันภายในระบบในแนวรัศมี จะช่วยอธิบายถึงความแตกต่างที่เกิดขึ้นได้อย่างเห็นได้ชัด ที่ความสูงของท่อไรเซออร์เท่ากับ 0.50 เมตร ผลของความดันภายในระบบที่ได้ในช่วงเวลาตั้งแต่ 0 วินาที ถึง 10 วินาที มีค่าที่เบี่ยงเบนไปจากช่วงเวลาตั้งแต่ 10 วินาทีขึ้นไปอย่างเห็นได้ชัด โดยค่าที่ได้นั้นจะน้อยกว่าค่าของความดันที่เวลาตั้งแต่ 10 วินาทีขึ้นไป เนื่องจาก ในช่วงต้นของการดำเนินการในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดิโดซิสเบดแบบหมุนเวียนนั้น เพื่อให้การจำลองผลการทดลองดำเนินไปได้ของแข็งเกือบทั้งหมดจะถูกบรรจุอยู่ที่ฝั่งดาวเนอร์อย่างไรก็ตาม จะมีของแข็งบางส่วนกระจายตัวอยู่ภายในท่อไรเซออร์ในรูปของละออง ซึ่งการที่มีของแข็งปริมาณน้อยย่อมส่งผลให้ความดันภายในระบบที่เกิดขึ้นมีค่าที่น้อยตามไปด้วย เมื่อค่าของความดันภายในระบบส่วนนี้ถูกนำไปคำนวณ จะส่งผลให้ค่าเฉลี่ยของความดันภายในระบบที่ได้นั้นมีค่าที่น้อยลงเช่นเดียวกัน ผลที่ได้ในช่วงความสูงเท่ากับ 1.00 เมตร และ 1.50 เมตร นั้นไม่แสดงให้เห็นถึงความแตกต่างอย่างชัดเจน เนื่องจากบางช่วงเวลาที่ได้ทำการเก็บผลการทดลองนั้น ค่าที่ได้เมื่อผ่านการเฉลี่ยแล้วจะให้ผลที่ใกล้เคียงกัน หรือระบบได้เข้าสู่ภาวะกระจายตัวอย่างสมบูรณ์ (Fully develop) ดังนั้น เมื่อดูจากผลของความดันภายในระบบทั้งในแนวรัศมีและตลอดช่วงความสูงของท่อไรเซออร์ จะพบว่าช่วงเวลาที่มีความเหมาะสมที่สุดอยู่ในช่วงตั้งแต่ 20 วินาที ขึ้นไป สำหรับในช่วงเวลาที่ 10 วินาที ถึง 20 วินาที ซึ่งเป็นช่วงที่เริ่มเข้าสู่ภาวะคงตัว จึงมีความเป็นไปได้ในช่วงต้นที่ยังไม่เข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัวที่สมบูรณ์ จึงเพิ่มช่วงเวลาที่วิเคราะห์ข้อมูลออกไปเพื่อให้เป็นช่วงที่เข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัวที่สมบูรณ์

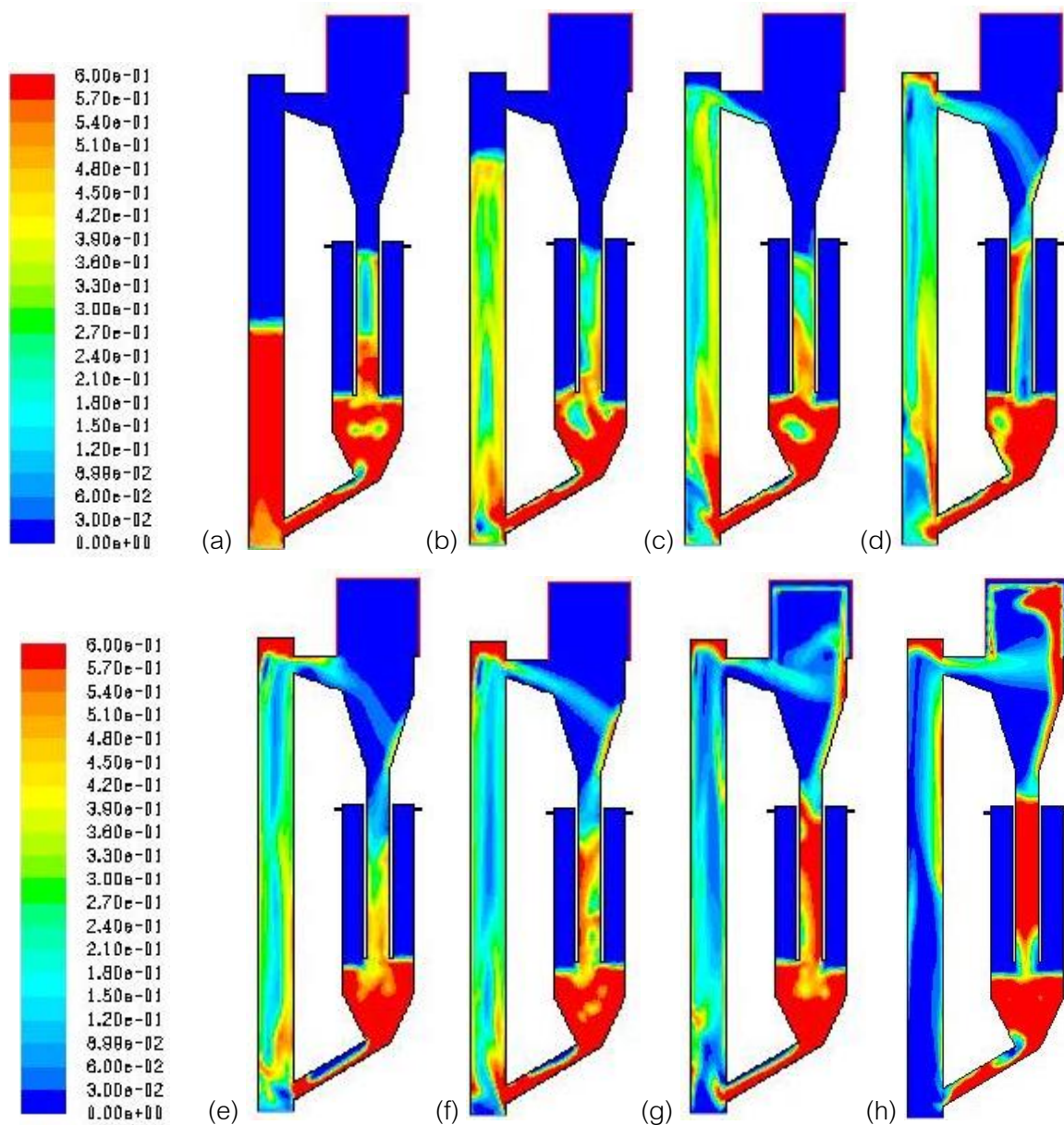
4.1.3 การหาช่วงความเร็วที่มีความเหมาะสมต่อกระบวนการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

กระบวนการฟลูอิดิโดซิสเบดนั้นเป็นกระบวนการที่ทำการเปลี่ยนการประพัตตัวของแข็งให้มีลักษณะที่ใกล้เคียงกับของไหล โดยการป้อนแก๊สหรือของเหลวเข้าทางด้านล่างของท่อไรเซออร์ เพื่อให้ของแข็งลอยขึ้นในลักษณะของของไหล การเคลื่อนที่ของอนุภาคของแข็งนั้นจะขึ้นอยู่กับตัวแปรหลายตัว เช่น ความเป็นทรงกลม ความหนาแน่น ขนาดของอนุภาค ความเร็วของของไหล เป็นต้น ซึ่งตัวแปรเหล่านี้จะส่งผลให้ลักษณะการเคลื่อนที่เปลี่ยนแปลงไป รูปแบบการไหลที่ได้มีการศึกษาและค้นพบโดยทั่วไปนั้นจะประกอบไปด้วย รูปแบบการไหลแบบฟองแก๊ส รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน รูปแบบการไหลแบบความเร็วสูงและรูปแบบการไหลแบบเบาบาง แต่ละรูปแบบการไหลนั้นก็จะมีข้อดีและข้อเสียที่แตกต่างกันออกไป ในงานวิจัยนี้ต้องการรูปแบบการไหลที่จะช่วยส่งผลให้พื้นที่ผิวสัมผัสกันของอนุภาคของแข็งและแก๊สเพิ่มขึ้นและมีการถ่ายโอนอนุภาค

ของแข็งไปยังฝั่งดาวเนอริได้ ซึ่งพบว่ารูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนและรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูงจะสามารถตอบสนองของความต้องการดังกล่าวได้ ดังนั้น ในงานวิจัยนี้จึงทำการศึกษารูปแบบการไหลที่เกิดขึ้นให้อยู่ในช่วงความเร็วของแก๊สตั้งแต่ความเร็วเท่ากับ 0.25 เมตรต่อวินาที จนถึงความเร็วของแก๊สเท่ากับ 10.00 เมตรต่อวินาที เพื่อครอบคลุมรูปแบบการไหลที่สามารถเกิดขึ้นได้ทั้งหมด และทำการเลือกช่วงความเร็วที่เหมาะสม ซึ่งจะอยู่ระหว่างช่วงรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนและรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง โดยจะทำการศึกษาถึงผลที่เกิดขึ้นในรูปของการกระจายตัวของอนุภาคของแข็ง ความเร็วในแนวแกนที่เกิดขึ้น ความเร็วในแนวรัศมีที่เกิดขึ้น เพื่อทำการอธิบายอุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้น โดยแบบจำลองที่ใช้จะใช้แบบจำลองที่ไม่มีปฏิกิริยาเคมีเกิดขึ้น

4.1.3.1 ผลของการกระจายตัวของอนุภาคของแข็ง

ในการศึกษาถึงระบบที่มีปฏิกิริยาเคมีเกิดขึ้นระหว่างอนุภาคของแข็งและแก๊สนั้น พื้นที่ผิวสัมผัสกันของแก๊สและอนุภาคของแข็งนั้นเป็นสิ่งที่ต้องให้ความสำคัญ เนื่องจากการมีพื้นที่ผิวสัมผัสที่มากขึ้น ย่อมส่งผลให้ระบบมีประสิทธิภาพเพิ่มมากขึ้นตามไปด้วย ซึ่งผลที่ได้จากการศึกษาที่ความเร็วต่างๆ นั้นพบว่าลักษณะการกระจายตัวของอนุภาคจะมีความแตกต่างกันเมื่อมีการป้อนแก๊สที่ความเร็วแตกต่างกัน ดังรูปที่ 4.7



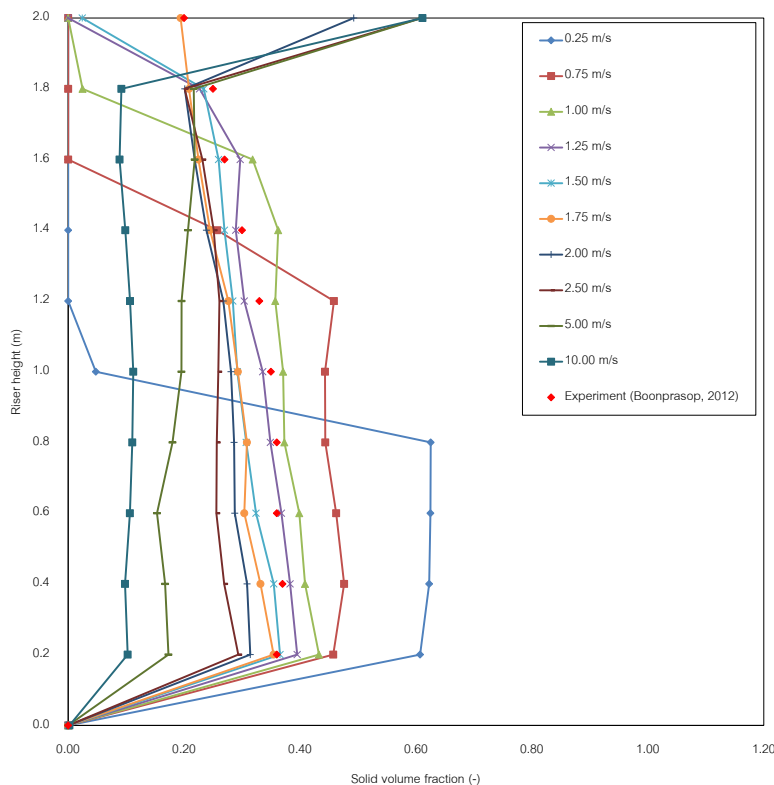
รูปที่ 4.7 แสดงลักษณะการประพติตัวของอนุภาคของแข็งที่ความเร็วของแก๊สเข้าเท่ากับ (a) 0.25 (b) 1.00 (c) 1.25 (d) 1.75 (e) 2.00 (f) 2.50 (g) 5.00 และ (h) 10.00 เมตรต่อวินาที

พบว่าในช่วงความเร็วของแก๊สเท่ากับ 0.25 เมตรต่อวินาทีถึง 1.00 เมตรต่อวินาที อนุภาคของแข็งที่อยู่ภายในท่อโรเตอร์จะมีการขยายตัวเพิ่มมากขึ้นเมื่อมีการใช้ความเร็วของแก๊สที่มากขึ้น อย่างไรก็ตาม ที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.00 เมตรต่อวินาที เเบดของอนุภาคของแข็งสามารถขยายตัวไปได้ใกล้กับบริเวณปากทางออกบริเวณด้านบนของท่อโรเตอร์ที่เชื่อมกับไซโคลน ลักษณะรูปแบบการไหลนี้จะอยู่ในช่วงของรูปแบบการไหลแบบฟองแก๊สและรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน

เมื่อทำการป้อนแก๊สที่มีความเร็วเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาทีจนถึง 1.75 เมตรต่อวินาที ลักษณะการประทุติตัวของอนุภาคของแข็งนั้นมีการขยายตัวจนถึงบริเวณทางออกด้านบนของท่อโรเซอรั นอกจากนี้ อนุภาคของแข็งยังสามารถกระจายตัวได้ดีทั่วทั้งท่อโรเซอรั ซึ่งแสดงให้เห็นดังรูปที่ 4.7 จากการศึกษาผลการทดลองด้วยรูปคอนทัวร์นี้ จึงได้มีการตั้งสมมติฐานขึ้นว่า ลักษณะรูปแบบการไหลนี้สามารถส่งผลให้ประสิทธิภาพในการเกิดปฏิกิริยากันของอนุภาคของแข็งและแก๊สเพิ่มสูงขึ้น เนื่องจากอนุภาคของแข็งมีการกระจายตัวที่ดีตลอดทั้งความสูงของท่อโรเซอรัและมีการถ่ายโอนมวลสารของอนุภาคของแข็งไปยังฝั่งดาวเนอร์อย่างต่อเนื่อง อย่างไรก็ตาม นี่ยังเป็นการตั้งสมมติฐานโดยใช้ภาพคอนทัวร์เพียงอย่างเดียว ยังต้องมีการใช้ผลการทดลองในส่วนอื่นมาสนับสนุนเพื่อทำการสรุปผลและสามารถอธิบายผลการทดลองได้อย่างมีเหตุผล เมื่อทำการป้อนความเร็วของแก๊สเพิ่มขึ้นจาก 1.75 เมตรต่อวินาที เป็น 2.00 เมตรต่อวินาที พบว่าลักษณะการประทุติตัวของอนุภาคของแข็งจะคล้ายกันกับที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.75 เมตรต่อวินาที แต่จะพบช่องว่างที่เกิดขึ้นในท่อโรเซอรัเพิ่มขึ้น ซึ่งในรูปที่ 4.7 จะแสดงถึงสีที่แตกต่างกันที่เกิดขึ้นในคอลัมน์ของท่อโรเซอรัให้เห็นอย่างชัดเจน การแบ่งสีของอนุภาคของแข็งในท่อโรเซอรัจะสามารถอธิบายถึงการเกิดปรากฏการณ์การไหลแบบแกนใน-วงนอก รูปแบบการไหลแบบแกนในวงนอกนี้เป็นรูปแบบการไหลที่ส่งผลให้พื้นที่สัมผัสของอนุภาคของแข็งและแก๊สลดลงเนื่องจากบริเวณที่อนุภาคของแข็งมีปริมาณน้อย จะทำหน้าที่เป็นช่องทางให้แก๊สไหลผ่าน อนุภาคของแข็งส่วนใหญ่จะถูกดันออกจากช่องว่างนี้ไปรวมตัวกันบริเวณผนังด้านใดด้านหนึ่งหรือทั้งสองด้าน เมื่ออนุภาคของแข็งจับตัวกันมากก็จะมีน้ำหนักที่มากขึ้นและเคลื่อนที่ในทิศทางสวนทางกับการเคลื่อนที่ ก้อนของอนุภาคของแข็งนี้จะมีพื้นที่ผิวที่น้อย ทำให้บริเวณตรงกลางของก้อนอนุภาคนี้ไม่สามารถเกิดปฏิกิริยาเคมีได้ ส่งผลให้ประสิทธิภาพในการเกิดปฏิกิริยาเคมีลดลง ลักษณะการไหลนี้จะเริ่มเห็นได้เมื่อมีการป้อนความเร็วของแก๊สตั้งแต่ 2.00 เมตรต่อวินาที และจะแสดงความชัดเจนขึ้นเมื่อความเร็วของแก๊สเพิ่มมากขึ้น รูปแบบการไหลที่เกิดขึ้นนี้เป็นลักษณะที่สำคัญของรูปแบบการไหลความเร็วสูง เมื่อป้อนความเร็วของแก๊สตั้งแต่ 5.00 เมตรต่อวินาทีขึ้นไป พบว่าปริมาณของอนุภาคของแข็งที่อยู่ในท่อโรเซอรันั้นจะลดลงอย่างมาก จนกระทั่งเหลือน้อยมากจนเกือบจะไม่พบอนุภาคของแข็งเมื่อเพิ่มความเร็วของแก๊สถึง 10.00 เมตรต่อวินาที ลักษณะของรูปแบบการไหลนี้เป็นลักษณะของรูปแบบการไหลแบบเบาบาง เนื่องจากในท่อโรเซอรันั้นปริมาณของแข็งนั้นจะเบาบาง ในขณะที่ฝั่งดาวเนอร์จะพบการกองของอนุภาคของแข็งแทน

จากผลในส่วนของรูปคอนทัวร์ที่ได้นำมาทำการศึกษาถึงการประทุติตัวของอนุภาคของแข็งในเชิงคุณภาพ เมื่อทำการศึกษาในเชิงของปริมาณ ปริมาณของอนุภาคของแข็งนั้นจะถูก

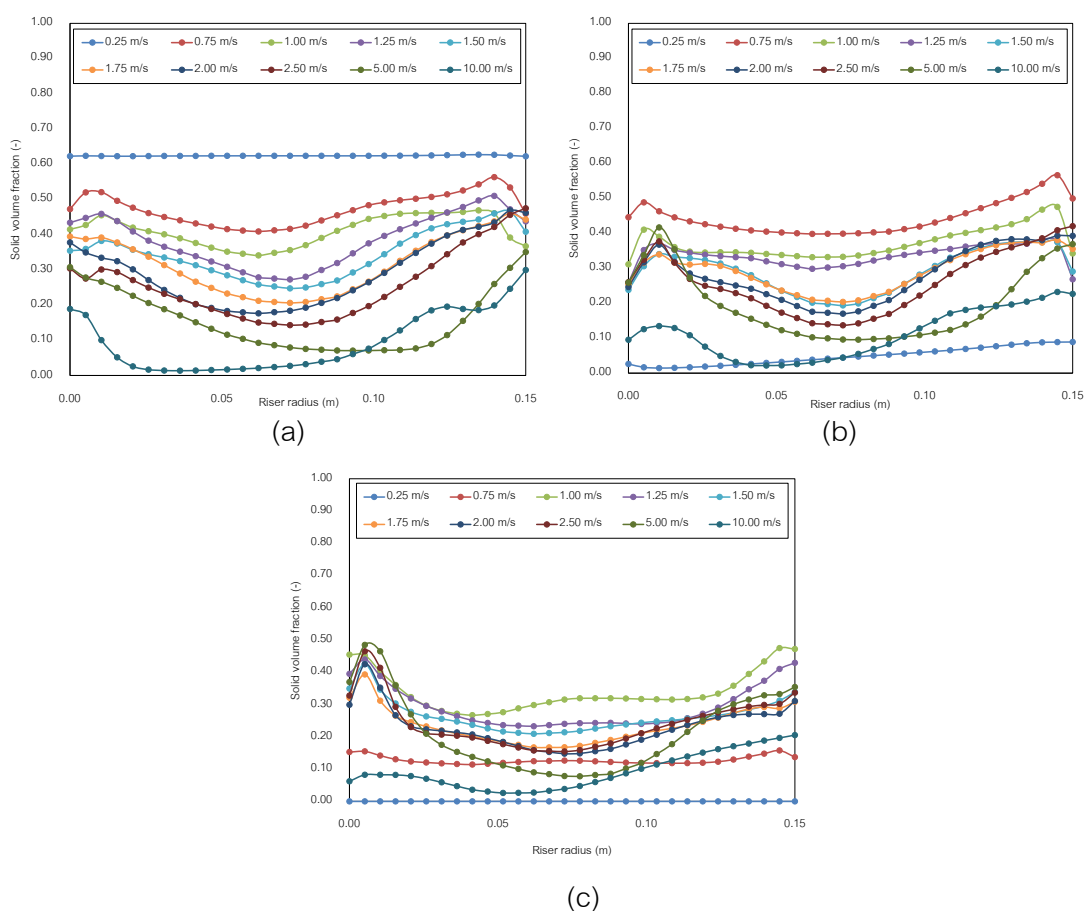
ทำการเก็บค่าและนำมาแสดงให้เห็นดังรูปที่ 4.8 ซึ่งแสดงถึงปริมาณของอนุภาคของแข็งที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ ของท่อโรเซอรั



รูปที่ 4.8 ปริมาณของแข็งที่อยู่ในท่อโรเซอรัที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ และมีความเร็วของแก๊สเข้าที่แตกต่างกัน

ที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 0.25 เมตรต่อวินาทีถึง 1.00 เมตรต่อวินาที ปริมาณของอนุภาคของแข็งบริเวณด้านล่างของท่อโรเซอรันั้นมีปริมาณที่มากที่สุด ในขณะที่บริเวณด้านบนไม่มีปริมาณของอนุภาคของแข็ง เนื่องจากการกระจายตัวของเบดของแข็งในท่อโรเซอรันั้นยังมีการกระจายตัวที่ไม่ทั่วถึงในท่อโรเซอรั บางส่วนจึงไม่มีปริมาณของอนุภาคของแข็งปรากฏให้เห็น เมื่อทำการศึกษาในช่วงความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาทีถึง 2.00 เมตรต่อวินาที พบว่าปริมาณของอนุภาคของแข็งที่พบจะมีปริมาณอยู่ในช่วง 0.30 ถึง 0.50 อย่างไรก็ตาม ตั้งแต่ช่วงความสูงเท่ากับ 0.20 เมตร ถึง 1.80 เมตร ของท่อโรเซอรั ปริมาณของอนุภาคของแข็งนี้จะไม่สามารถขยายตัวไปจนสัมผัสกับด้านบนสุดของท่อโรเซอรัได้แต่อนุภาคเหล่านี้ก็สามารถเคลื่อนที่ไปยังฝั่งดาวเนอร์ได้ ช่วงความเร็วของแก๊สในช่วงนี้จึงเป็นช่วงความเร็วที่เหมาะสมแก่การนำไปใช้ในระบบที่เกิดปฏิกิริยาเคมี หลังจากช่วงความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาทีถึง 2.00 เมตร

ต่อวินาที ก็ไม่พบว่าปริมาณของอนุภาคของแข็งที่ตำแหน่งต่างๆ ของท่อโรเซอริมีค่ามากกว่าค่าที่ได้ในช่วงความเร็วดังกล่าว ผลในส่วนนี้ก็ช่วยแสดงให้เห็นได้อย่างชัดเจนว่าช่วงความเร็วของแก๊สที่มีความเหมาะสมนั้นอยู่ในช่วงตั้งแต่ 1.25 เมตรต่อวินาทีถึง 1.75 เมตรต่อวินาที สำหรับที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 2.00 เมตรต่อวินาทีนั้น ถึงแม้ว่าจะมีปริมาณของอนุภาคของแข็งที่ใกล้เคียงกับที่ 1.75 เมตรต่อวินาที แต่ผลในส่วนของรูปคอนทัวร์ที่แสดงถึงการประพุดิตัวของอนุภาคของแข็งแสดงให้เห็นถึงรูปแบบการไหลแบบแกนใน-วงนอก ซึ่งเป็นรูปแบบที่ส่งผลเสียต่อกระบวนการที่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมี ดังนั้น ที่ความเร็วเท่ากับ 2.00 เมตรต่อวินาทีจึงไม่เหมาะที่จะนำไปใช้ในกระบวนการที่จำเป็นต้องอาศัยการสัมผัสกันของอนุภาคของแข็งและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูง เช่น การดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เมื่อเฝ้าผลของการกระจายตัวของอนุภาคของแข็งมาเปรียบเทียบกับงานวิจัยจริง (Boonprasop, 2012) พบว่าผลที่ได้มีค่าใกล้เคียงกัน ดังรูปที่ 4.8

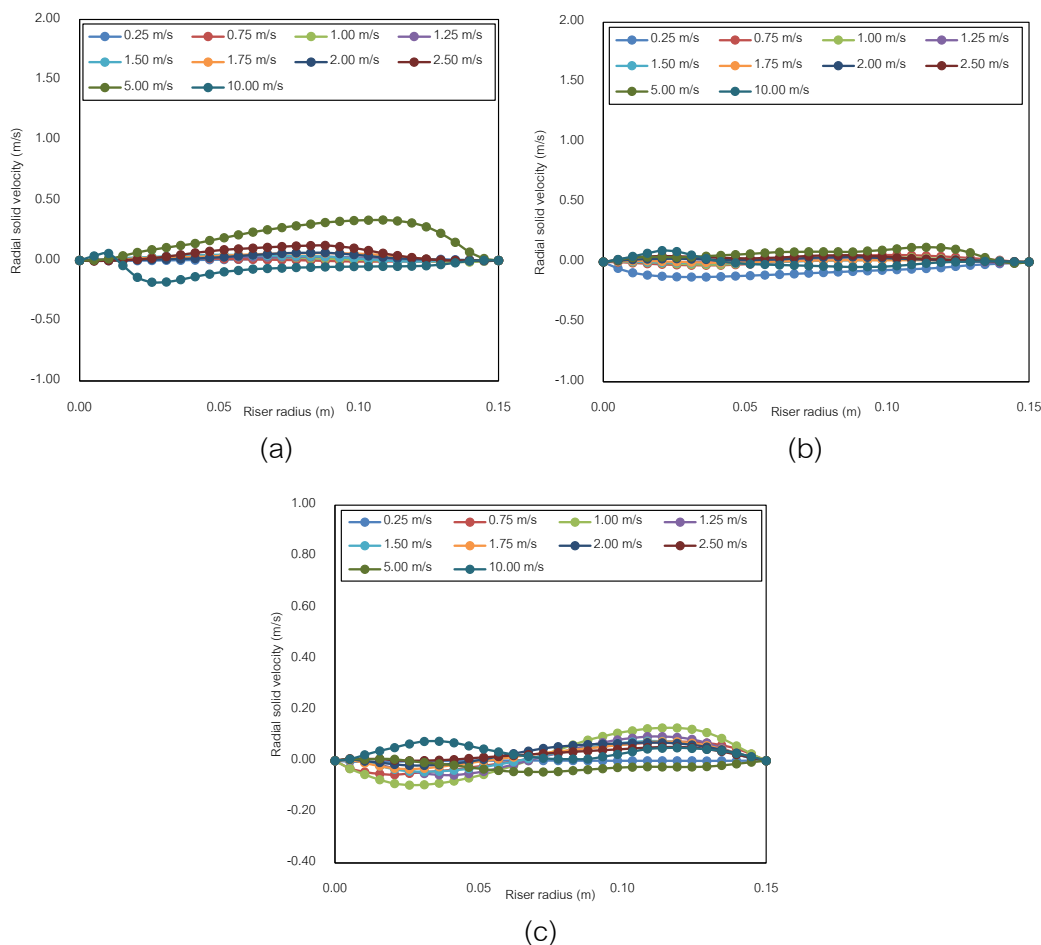


รูปที่ 4.9 ปริมาณของแข็งที่อยู่ในท่อโรเซอริที่ตำแหน่งความสูงเท่ากับ (a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร และมีความเร็วของแก๊สขาเข้าที่แตกต่างกัน

ผลของปริมาณอนุภาคของแข็งในแนวรัศมีที่ความสูงของท่อไรเซอร์ตำแหน่งต่างๆ แสดงดัง รูปที่ 4.9 (a) ถึง 4.9 (c) เมื่อพิจารณาจากช่วงความเร็วของแก๊สที่เกิดรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียนที่ให้ปริมาณของแข็งหนาแน่นตลอดแนวรัศมี พบว่าปริมาณของอนุภาคของแข็งที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาที สูงกว่าที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.75 เมตรต่อวินาที เนื่องจากที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาที เป็นค่าความเร็วที่รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนเริ่มเปลี่ยนแปลงเป็นรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียน ผลที่ได้จึงใกล้เคียงกับรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน ในขณะที่ ค่าความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.75 เมตรต่อวินาที เป็นค่าความเร็วที่รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียนเริ่มเปลี่ยนแปลงกลายเป็นรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง ผลที่ได้จึงสอดคล้องกับรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง การศึกษาถึงแบบจำลองที่มีปฏิกิริยาเคมีเกิดขึ้นจึงทำการศึกษาในช่วงความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาที ถึง 1.75 เมตรต่อวินาที ซึ่งจะอธิบายในหัวข้อที่ 3

4.1.3.2 ผลของความเร็วในแนวรัศมีของของแข็ง

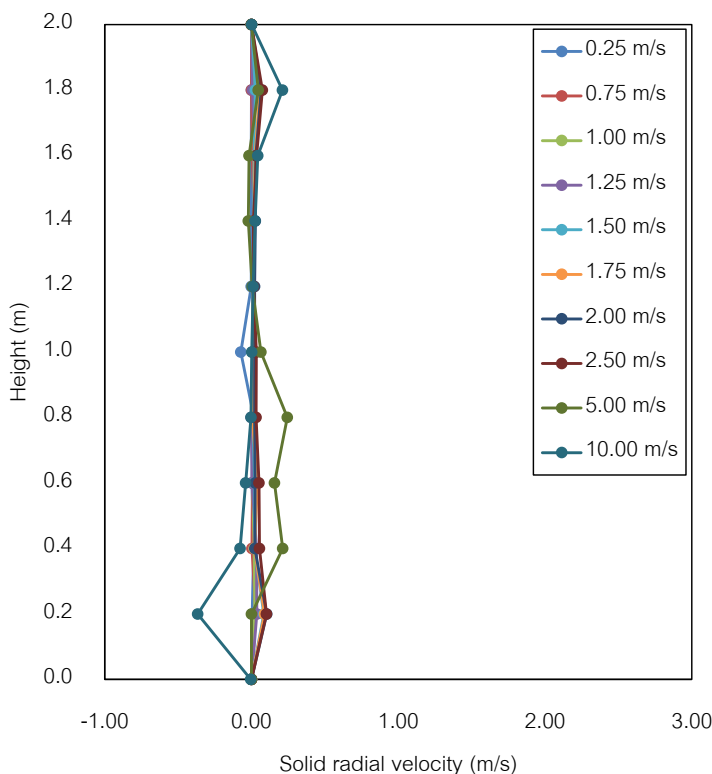
ในการศึกษาเพื่อหารูปแบบการไหลที่มีความเหมาะสมที่สุด จำเป็นต้องใช้ข้อมูลจากหลายตัวแปร เพื่อใช้ในการสรุปผลในส่วนนี้ ซึ่งการใช้ผลของความเร็วของอนุภาคที่เกิดขึ้น จะช่วยให้สามารถเข้าใจถึงลักษณะการประพัตติตัวของอนุภาคได้เป็นอย่างดี ความเร็วที่ได้แสดงในส่วนนี้จะเป็นค่าของความเร็วในแนวรัศมีของของแข็งที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ ของท่อไรเซอร์ ค่าของความเร็วในแนวรัศมีจะช่วยบอกถึงทิศทางการเคลื่อนที่ของอนุภาคของแข็ง ค่าของความเร็วที่มีค่าติดลบ จะมีค่าของความเร็วที่ติดลบและมีทิศทางการเคลื่อนที่ไปยังฝั่งตรงข้ามกับฝั่งดาวเนอร์ ในขณะที่ค่าของความเร็วที่มีค่ามากกว่า 0.00 เมตรต่อวินาที จะมีทิศทางการเคลื่อนที่ไปยังผนังฝั่งที่อยู่ด้านเดียวกับฝั่งดาวเนอร์ ส่วนค่าความเร็วที่มีค่าเป็นบวก จะแสดงถึงอนุภาคที่มีลักษณะการเคลื่อนที่ตามแนวแกนเพียงอย่างเดียวเท่านั้น จากผลของค่าความเร็วที่ได้ สามารถใช้ค่าของความเร็วรัศมีในการอธิบายถึงประสิทธิภาพการกระจายตัวของอนุภาคของแข็งได้ ผลที่ได้จากการศึกษานั้นจะแสดงดังรูปที่ 4.10 (a) ถึง รูปที่ 4.10 (c)



รูปที่ 4.10 ความเร็วในแนวรัศมีของแข็งที่อยู่ในท่อโรเซอรัที่ตำแหน่งความสูงเท่ากับ (a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร และมีความเร็วของแก๊สเข้าที่แตกต่างกัน

รูปที่ 4.10 (a) ถึง รูปที่ 4.10 (c) แสดงถึงความเร็วที่ตำแหน่งความสูงของท่อโรเซอรัที่แตกต่างกันที่ความเร็วของแก๊สตั้งแต่ 0.00 เมตรต่อวินาที ถึง 10.00 เมตรต่อวินาที ที่ความสูงของท่อโรเซอรัเท่ากับ 0.50 เมตรต่อวินาที ลักษณะที่เกิดขึ้นเมื่อมีการป้อนแก๊สที่มีค่าของความเร็วในช่วง 0.25 เมตรต่อวินาที ถึง 1.00 เมตรต่อวินาที พบว่าค่าของความเร็วที่เกิดขึ้นนั้นมีค่าที่ใกล้เคียงกัน เนื่องจากแรงที่เกิดขึ้นจากความเร็วของของไหลมีค่าน้อยอนุภาคของแข็งจึงการเคลื่อนที่เพียงเล็กน้อยเท่านั้น ค่าของความเร็วในแนวรัศมีที่เกิดขึ้นจึงมีค่าที่ใกล้เคียงกัน เมื่อทำการป้อนความเร็วตั้งแต่ 1.25 เมตรต่อวินาที จนถึง 1.75 เมตรต่อวินาที จะพบว่าอนุภาคของแข็งมีลักษณะการเคลื่อนที่ไปทางผนังของท่อโรเซอรัที่ติดกับดาวเนอร์มากกว่า เนื่องจากบริเวณด้านล่างของท่อโรเซอรัมีการป้อนอนุภาคของแข็งเข้ามาจากฝั่งดาวเนอร์ ทำให้บริเวณทางเข้านั้นมีความหนาแน่นของอนุภาคของแข็งที่สูงกว่า ส่งผลให้แก๊สที่ไหลเข้ามาในระบบไหลผ่านส่วนที่มีช่องว่าง

มากกว่า ของแข็งส่วนใหญ่จึงถูกผลักจากแรงของแก๊สเข้าสู่ผนังที่ติดกับดาวเนอรัมา เมื่อเพิ่มความเร็วของแก๊สขึ้นตั้งแต่ 2.00 เมตรต่อวินาทีขึ้นไปจะพบว่า ผลที่ได้มีลักษณะเช่นเดียวกันกับที่ความเร็วก่อนหน้านั้น แต่จะมีค่าของความเร็วในแนวรัศมีของอนุภาคที่มากขึ้นเนื่องจากความเร็วของแก๊สที่เพิ่มสูงขึ้น แรงผลักที่เกิดขึ้นจึงสูงตามไปด้วย เมื่อป้อนแก๊สที่มีค่าความเร็วสูงขึ้นจนถึงความเร็วของแก๊สเท่ากับ 10.00 เมตรต่อวินาที แรงที่เกิดขึ้นจากความเร็วของแก๊สจะส่งผลให้อนุภาคของแข็งที่อยู่ในท่อไรเซอร์สามารถหลุดลอยออกไปสู่ฝั่งไซโคลอนได้มาก บางส่วนที่เหลืออยู่จะติดอยู่ที่ผนังฝั่งตรงข้ามกับดาวเนอรั เนื่องจากไม่สามารถเคลื่อนที่ผ่านไปยังฝั่งไซโคลอนได้ ความเร็วที่พบจึงมีลักษณะเคลื่อนที่ไปยังผนังฝั่งดังกล่าวมากกว่า ที่ความสูงของท่อไรเซอร์เท่ากับ 1.00 เมตร พบว่า ความเร็วในแนวรัศมีของอนุภาคนั้นยังมีขนาดที่ใกล้เคียงกับที่ความสูงของท่อไรเซอร์เท่ากับ 0.50 เมตร ในขณะที่เมื่อความสูงเพิ่มขึ้น ผลการทดลองที่ได้จะมีลักษณะเป็นกราฟรูปแบบ Sine มากขึ้น ที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาที ถึง 1.75 เมตรต่อวินาที การที่ความเร็วแสดงในลักษณะดังกล่าว จะอธิบายถึงการเคลื่อนที่ของอนุภาคของแข็งที่สามารถเคลื่อนที่ไปได้ทั้งสองฝั่งของท่อไรเซอร์ แสดงให้เห็นว่าอนุภาคของแข็งมีการกระจายตัวในท่อไรเซอร์ การกระจายตัวที่เกิดขึ้นนี้จะส่งผลให้การสัมผัสกันของอนุภาคของแข็งและแก๊สดีขึ้นตามไปด้วย เมื่อเพิ่มความเร็วจาก 1.75 เมตรต่อวินาที ไปเป็น 2.00 เมตรต่อวินาที พบว่า กราฟเริ่มมีการเปลี่ยนแปลงจากกราฟรูปแบบ Sine กลายเป็นส่วนโค้งแทน เนื่องจากอนุภาคของแข็งเริ่มถูกแรงจากของไหลผลักเข้าสู่ผนังมากขึ้น ทำให้ความเร็วในแนวรัศมีมีลักษณะกลายเป็นส่วนโค้งแทน เมื่อเพิ่มความเร็วสูงขึ้นมากกว่า 2.00 เมตรต่อวินาที การประทุติตัวของอนุภาคของแข็งจะมีลักษณะที่เหมือนกันกับที่ช่วงความสูงของท่อไรเซอร์ก่อนหน้านั้น เมื่อพิจารณาที่ตำแหน่งความสูงของท่อไรเซอร์เท่ากับ 1.50 เมตร พบว่าลักษณะที่ได้นั้นมีลักษณะเช่นเดียวกันกับที่ความสูง 1.00 เมตร ด้วยเหตุผลเดียวกัน



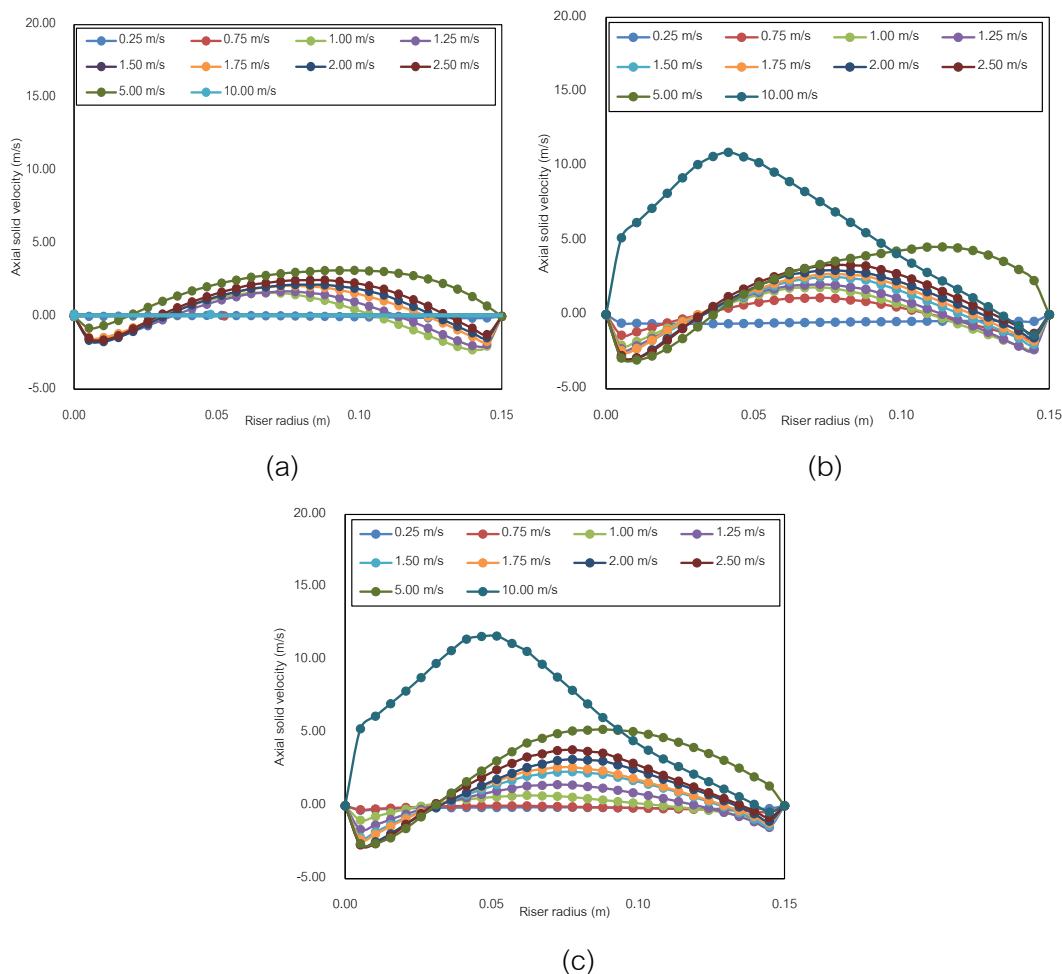
รูปที่ 4.11 ความเร็วในแนวรัศมีของแข็งที่อยู่ในท่อโรเซออร์ที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ และมีความเร็วของแก๊สขาเข้าที่แตกต่างกัน

เมื่อพิจารณาที่ค่าของความเร็วในแนวรัศมีที่เกิดขึ้นตลอดช่วงความสูงของท่อโรเซออร์ดังรูปที่ 4.11 ซึ่งเป็นรูปที่แสดงถึงการเคลื่อนที่ของอนุภาคของแข็งที่เกิดขึ้นในท่อโรเซออร์ เมื่อศึกษาที่ช่วงความเร็วต่ำหรือในช่วง 0.25 เมตรต่อวินาที ถึง 1.00 เมตรต่อวินาที พบว่าการเคลื่อนที่ของอนุภาคของแข็งส่วนใหญ่จะมีทิศทางการเคลื่อนที่ในลักษณะที่สมมาตรกัน เนื่องจากความเร็วที่เกิดขึ้นนี้มีค่าน้อย แรงที่ส่งผลกระทบต่อการประพุดิตัวของอนุภาคของแข็งจึงมีปริมาณที่น้อยเช่นเดียวกัน เมื่อความเร็วเพิ่มสูงขึ้นจนถึงความเร็วเท่ากับ 1.75 เมตรต่อวินาที ที่บริเวณทางเข้าของอนุภาคของแข็งจะมีความหนาแน่นอยู่มาก ทำให้การไหลผ่านของแก๊สเป็นไปได้ยาก แก๊สจึงเดินทางไปยังฝั่งที่มีอนุภาคของแข็งที่น้อยกว่า กลุ่มก้อนอนุภาคของแข็งจึงถูกแรงผลักและเคลื่อนที่ไปยังฝั่งเดียวกันทางเข้ามากกว่า ในขณะที่ทางออกของอนุภาคของแข็ง แก๊สจะไหลผ่านเข้าสู่ไซโคลนที่ตำแหน่งนี้ อนุภาคของแข็งจึงมีการเคลื่อนที่ไปในลักษณะเดียวกันที่บริเวณนี้ เมื่อความเร็วเพิ่มสูงเกินกว่า 2.00 เมตรต่อวินาที ความปั่นป่วนบริเวณทางเข้าและทางออกของอนุภาคของแข็งจะเห็นชัดเจนยิ่งขึ้น เนื่องจากเป็นส่วนที่มีความหนาแน่นสูงโดยเฉพาะบริเวณทางเข้าของท่อโรเซออร์ อนุภาค

ของแข็งที่บริเวณทางเข้าจะถูกผลักเข้าสู่ผนังฝั่งเดียวกับทางเข้าในช่วงความเร็วเท่ากับ 5.00 เมตรต่อวินาทีและจะเริ่มถูกผลักออกไปสู่ฝั่งตรงข้ามเมื่อความเร็วของแก๊สเพิ่มขึ้น เนื่องจากความดันที่เกิดขึ้นที่ฝั่งดาวเนอร์มีความดันที่เพิ่มสูงขึ้น อนุภาคของแข็งจึงมีแรงในการเคลื่อนที่ที่มาก ส่งผลให้เมื่อปะทะกับความเร็วแก๊สที่ป้อนสู่ระบบ อนุภาคของแข็งจะสามารถเคลื่อนที่ไปยังฝั่งตรงข้ามทางเข้าได้ และเมื่อถึงบริเวณทางออก อนุภาคของแข็งจะเคลื่อนที่ไปในทิศทางเดียวกันกับการเคลื่อนที่ของแก๊สไปยังไซโคลนอีกทั้งบางส่วนจะถูกดันให้ติดอยู่ด้านบนของท่อโรเตอร์ ทำให้อนุภาคที่ไม่สามารถสัมผัสกับแก๊สได้นั้นมีความเร็วเท่ากับ 0.00 เมตรต่อวินาที

4.1.3.3 ผลของความเร็วในแนวแกนของของแข็ง

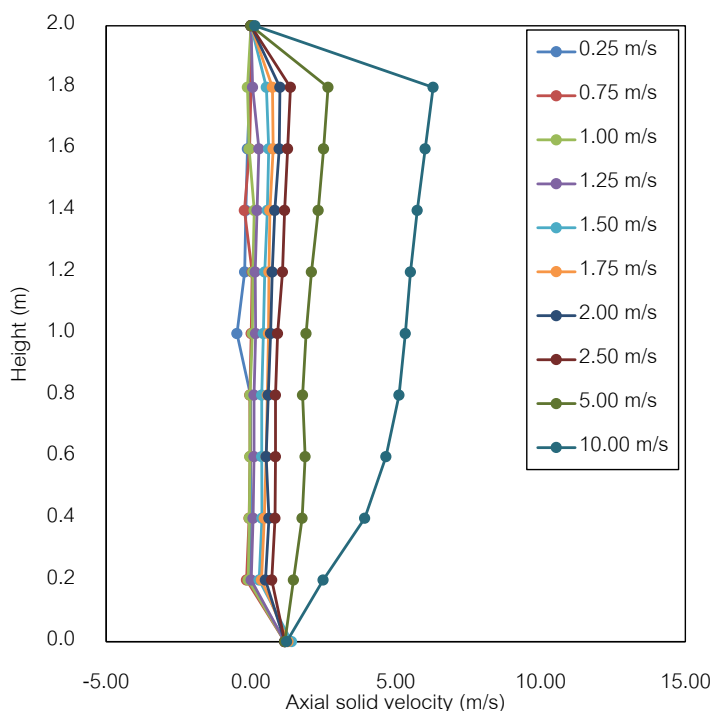
การจะศึกษาถึงลักษณะการประพัตติตัวของอนุภาคของแข็ง เพื่อหารูปแบบการไหลที่สามารถเพิ่มประสิทธิภาพสำหรับกระบวนการที่มีปฏิกิริยาเคมีเกิดขึ้น นอกจากจะศึกษาถึงปริมาณของอนุภาคของแข็งและความเร็วในแนวรัศมี การศึกษาถึงความเร็วในแนวแกนก็จะช่วยอธิบายให้เห็นได้ดีขึ้น การศึกษาความเร็วในแนวแกนที่ตำแหน่งต่างๆ ในแนวรัศมี และความเร็วในแนวแกนตลอดช่วงความสูงของท่อโรเตอร์ จะช่วยแสดงให้เห็นว่าลักษณะการประพัตติตัวของอนุภาคของแข็งนั้นจะเหมาะสมกับปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้อย่างไร ผลที่ได้นั้นจะแสดงได้ดังรูปที่ 4.12 (a) ถึงรูปที่ 4.12 (c) ซึ่งเป็นรูปที่แสดงถึงความเร็วในแนวแกนที่ตำแหน่งต่างๆ ของโรเตอร์ในแนวรัศมี



รูปที่ 4.12 ความเร็วในแนวแกนของแข็งที่อยู่ในท่อไรเซอร์ที่ตำแหน่งความสูงเท่ากับ (a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร และมีความเร็วของแก๊สขาเข้าที่แตกต่างกัน

ความเร็วในแนวแกนจะสามารถใช้อธิบายลักษณะการเคลื่อนที่ของอนุภาคของแข็งในทิศขึ้นและทิศลง นอกจากนี้ยังสามารถใช้เพื่ออธิบายถึงลักษณะการไหลแบบแกนใน-วงนอกที่เกิดขึ้นได้ เมื่อพิจารณาที่ความเร็วในช่วงตั้งแต่ 0.25 เมตรต่อวินาที ถึง 1.00 เมตรต่อวินาที ที่ความสูงของท่อไรเซอร์เท่ากับ 0.50 เมตรต่อวินาที เป็นช่วงที่แสดงลักษณะรูปแบบการไหลแบบฟองแก๊ส และรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน จะพบว่าค่าความเร็วที่เกิดขึ้นที่ความเร็วที่น้อยกว่า 0.75 เมตรต่อวินาที จะมีลักษณะการเคลื่อนที่ที่น้อยตามแนวแกน เนื่องจากแรงที่เกิดขึ้นอันเนื่องมาจากความเร็วของของไหลยังมีไม่มากเพียงพอ การเคลื่อนที่ที่เกิดขึ้นจึงน้อยเช่นเดียวกัน แต่เมื่อความเร็วของแก๊สมีค่าเท่ากับ 1.00 เมตรต่อวินาที การเคลื่อนที่ของอนุภาคของแข็งในแนวแกนเพิ่มสูงขึ้น อันเป็นผลมาจากแรงที่เปลี่ยนแปลงไปและยังส่งผลต่อรูปแบบการไหล ซึ่งจะเข้าสู่ลักษณะการเกิดรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนอย่างชัดเจน ดังนั้น ค่าของความเร็วจึงเปลี่ยนแปลง

ตามไปด้วย เมื่อพิจารณาที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาทีถึง 1.75 เมตรต่อวินาที พบว่า ความเร็วของอนุภาคของแข็งที่บริเวณผนังจะมีค่าที่ติดลบ เนื่องจากอนุภาคของแข็งมีการรวมกลุ่มกันที่บริเวณผนัง จนกระทั่งอนุภาคของแข็งมีน้ำหนักมากกว่าแรงที่เกิดขึ้นเนื่องจากอนุภาคของแข็ง กลุ่มก้อนอนุภาคของแข็งนั้นก็เคลื่อนตัวในทิศทางที่สวนทางกับการเคลื่อนที่ของแก๊ส ซึ่งปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นนี้จะถูกเรียกว่า การผสมย้อนกลับ (Back mixing) ปรากฏการณ์ดังกล่าว เป็นปรากฏการณ์ที่ส่งผลต่อการกระจายตัวและพื้นที่ผิวสัมผัสของอนุภาคของแข็งเป็นอย่างมาก เนื่องจากกลุ่มก้อนของอนุภาคทำให้มีพื้นที่ผิวสัมผัสที่ลดลง เนื่องจากแก๊สไม่สามารถเดินทางผ่านเข้าไปด้านในของกลุ่มก้อนนี้ได้หรือเข้าไปได้น้อย ปรากฏการณ์การผสมย้อนกลับนั้นเป็นปรากฏการณ์จะเกิดขึ้นคู่กับรูปแบบการไหลแบบแกนใน-วงนอก ดังนั้น ในช่วงความเร็วของแก๊สนี้จึงมีลักษณะการเกิดรูปแบบการไหลแบบแกนใน-วงนอกเกิดขึ้น เมื่อพิจารณาที่ความเร็วของแก๊สที่สูงขึ้นไปจนถึงที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 2.50 เมตรต่อวินาที พบว่าลักษณะการเกิดรูปแบบการไหลแบบแกนใน-วงนอกนี้ยังคงอยู่ คือ มีปรากฏการณ์การผสมย้อนกลับเกิดขึ้นเนื่องจากความเร็วของอนุภาคของแข็งนั้นมีค่าที่ติดลบ และที่ช่วงตรงกลางของท่อไรเซอรัมีความเร็วที่สูงมากเนื่องจากมีพื้นที่ในการไหลผ่านของแก๊สที่ลดลง ส่งผลให้ความเร็วที่เกิดขึ้นนี้มีค่ามากขึ้น เมื่อเปรียบเทียบกับที่ความเร็วที่ต่ำกว่า พบว่าความเร็วบริเวณตรงกลางของท่อไรเซอรันั้น มีค่าที่เพิ่มสูงขึ้นอย่างต่อเนื่องแสดงให้เห็นถึงรูปแบบการไหลแบบแกนใน-วงนอกอย่างชัดเจน การใช้ความเร็วที่สูงจะส่งผลให้รูปแบบการไหลแบบแกนใน-วงนอกเกิดมากขึ้น และจะส่งผลต่อประสิทธิภาพการระบบมีการเกิดปฏิกิริยาเคมีเกิดขึ้น เมื่อความเร็วของแก๊สเพิ่มสูงขึ้นมากกว่า 2.50 เมตรต่อวินาที ลักษณะของรูปแบบการไหลแบบแกนใน-วงนอกนั้นจะหายไป เนื่องจากความเร็วที่ป้อนให้กับของไหลมีค่าที่สูงและส่งผลให้แรงที่เกิดขึ้นมีค่ามากขึ้นเช่นเดียวกัน ปรากฏการณ์การผสมย้อนกลับจึงหายไป อย่างไรก็ตามการใช้ความเร็วของแก๊สที่สูงจะส่งผลให้อนุภาคของแข็งที่อยู่ในท่อไรเซอรัที่มีปริมาณที่น้อยลง ความเร็วของแก๊สที่มีความเหมาะสมนั้นจึงอยู่ในช่วงความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาทีถึง 1.75 เมตรต่อวินาทีสำหรับที่ตำแหน่งความสูงของท่อไรเซอรัเท่ากับ 1.00 เมตร และ 1.50 เมตร พบว่าผลที่ได้นั้นมีลักษณะเช่นเดียวกันกับความสูงเท่ากับ 0.50 เมตร



รูปที่ 4.13 ความเร็วในแนวแกนของแข็งที่อยู่ในท่อโรเตอร์ที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ และมีความเร็วของแก๊สขาเข้าที่แตกต่างกัน

เมื่อพิจารณาจากรูปที่ 4.13 ซึ่งแสดงถึงความเร็วของอนุภาคของแข็งในแนวแกนตลอดช่วงความสูงของท่อโรเตอร์ พบว่าความเร็วของอนุภาคของแข็งในแนวแกนนั้นมีค่าเพิ่มขึ้นตามความเร็วของแก๊สที่เพิ่มขึ้น โดยที่ความเร็วของแก๊สในช่วงเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาที ถึง 1.75 เมตรต่อวินาที มีค่าที่ใกล้เคียงกันตลอดช่วงความสูงของท่อโรเตอร์ ในขณะที่ความเร็วของแก๊สที่น้อยกว่าหรือมากกว่าในช่วงนี้ ความเร็วในแกนของอนุภาคของแข็งนั้นจะไม่คงที่ เนื่องจากลักษณะการเคลื่อนที่ที่เกิดขึ้นในรูปแบบการไหลที่แตกต่างกัน ความปั่นป่วนที่เกิดขึ้นจะส่งผลให้ความเร็วที่ได้มีค่าไม่คงที่ โดยเมื่อพิจารณาจากรูปที่ 4.7 ซึ่งแสดงถึงคอนทัวร์ของอนุภาคของแข็งที่เกิดขึ้น จะเห็นได้ว่าอนุภาคของแข็งไม่มีการเกาะกลุ่มกันที่บริเวณใดบริเวณหนึ่งภายในท่อโรเตอร์ ซึ่งเมื่อเทียบกับที่ความเร็วของแก๊สที่สูงเกินไป จะเห็นว่าอนุภาคของแข็งบางส่วนจะเกาะกลุ่มกันที่บริเวณเพดานของท่อโรเตอร์ตลอดเวลา อนุภาคของแข็งในส่วนนั้นจะไม่สามารถเคลื่อนที่ไปยังฝั่งดาวเนอร์ได้ ประสิทธิภาพที่ได้ในกระบวนการดูดซับก็จะลดลง

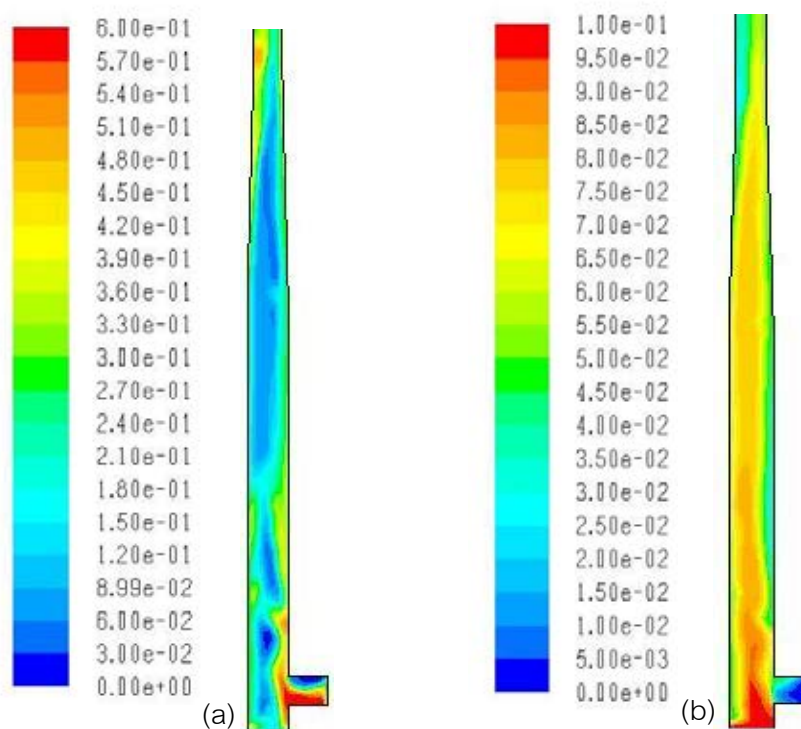
4.2 ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในท่อไรเซอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

ในส่วนที่ผ่านมามีได้แสดงผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่ไม่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่แสดงด้วยผลปริมาณตัวดูดซับของแข็งที่อยู่ภายในท่อไรเซอร์ ความเร็วในแนวรัศมีที่ความสูงต่างๆ ความเร็วในแนวแกนที่ความสูงต่างๆ ความเร็วในแนวแกนตลอดทั้งท่อไรเซอร์ ความเร็วในแนวรัศมีตลอดทั้งท่อไรเซอร์ความดันที่เกิดขึ้นภายในกระบวนการในหัวข้อที่สองนี้จะแสดงผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในท่อไรเซอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งทำในเครื่องปฏิกรณ์ที่ได้จากงานวิจัยของ Abbasi และ Arastoopour (2011) โดยจะแสดงด้วยผลของความดันภายในกระบวนการและประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ การศึกษาระบบที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะเริ่มจากการศึกษาเพื่อหาสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีความเหมาะสมกับแบบจำลองในการศึกษานี้ โดยเลือกใช้สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาและแบบจำลองที่มีผลการทดลองในการเปรียบเทียบได้ คือ ผลของความดันลดภายในระบบและประสิทธิภาพหรือปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สามารถดูดซับได้หลังจากที่ได้สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาแล้ว จะนำแบบจำลองและสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาดังกล่าวกับแบบจำลองที่ใช้คำนวณระบบที่ไม่มีปฏิกิริยาเกิดขึ้นไปศึกษาอุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้นและการปรับปรุงกระบวนการให้สามารถดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้อย่างมีประสิทธิภาพต่อไป

4.2.1 การหาสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

ในการศึกษาเพื่อหาสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้โพแทสเซียมคาร์บอเนตเป็นตัวดูดซับของแข็ง จะอ้างอิงผลการจำลองกับผลการทดลองของงานวิจัยของ Abbasi และ Arastoopour (2011) ซึ่งทำการจำลองการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในท่อไรเซอร์ที่มีขนาดของความสูงเท่ากับ 6.00 เมตร ความกว้างเท่ากับ 35 มิลลิเมตร พลังค์การไหลโดยมวลของของแข็งมีค่าเท่ากับ 21 กิโลกรัมต่อเมตรยกกำลังสองวินาที ปริมาณของของแข็งเท่ากับ 0.60 สัดส่วนโดยมวลของโพแทสเซียมคาร์บอเนตเท่ากับ 0.35 ความเร็วของแก๊สเข้าเท่ากับ 2.00 เมตรต่อวินาที สัดส่วนโดยมวลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

เท่ากับ 0.10 สัดส่วนโดยมวลของไอน้ำเท่ากับ 0.15 และสัดส่วนโดยมวลของไนโตรเจนเท่ากับ 0.75 แบบจำลองจากงานวิจัยนี้จะใช้แบบจำลองสัมประสิทธิ์ของแรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่าง ภูมิภาคแบบ EMMS ขนาดของเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณเท่ากับ 10,000 เซลล์ ในงานวิจัยนี้ระบบ จะเริ่มเข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัวตั้งแต่วันที่ 90 วินาทีขึ้นไป ดังนั้นในการวิเคราะห์ผลที่ได้จากการ ทดลองจะเริ่มนำค่าตั้งแต่วันที่ 100 วินาทีขึ้นไปมาทำการศึกษา แบบจำลองที่ใช้ในการศึกษานี้ จะใช้ภาวะในการดำเนินการที่เหมือนกัน แต่สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์ด้วยโพแทสเซียมคาร์บอเนตจะใช้สมการจากงานวิจัยของ Khongprom และ Gidaspow (2010) โดยจะทำการเปลี่ยนแปลงปัจจัยความถี่ที่อยู่ด้านหน้าของค่าเอกโพเนนเชียล เพื่อให้ผลการทดลองที่ได้มีความใกล้เคียงกับงานวิจัยของ Abbasi และ Arastoopour (2011) ทั้ง ปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ดูดซับได้และผลของความดันลดภายในระบบที่เกิดขึ้น



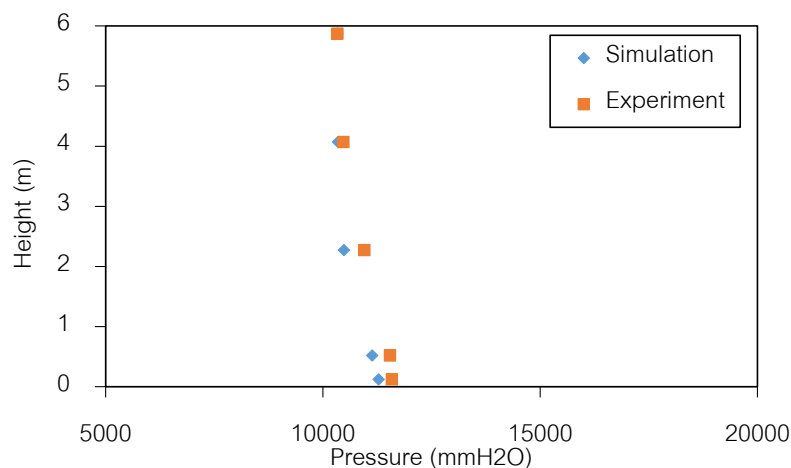
รูปที่ 4.14 ลักษณะการประพติตัวของ (a) อนุภาคของแข็งและ (b) การไหลของแก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์

ผลที่ได้จากการทดลองจะแสดงดังรูปที่ 4.14 ซึ่งแสดงถึงลักษณะการประพติตัวของ อนุภาคของแข็งที่เกิดขึ้นภายในท่อไรเซอร์ พบว่าที่บริเวณด้านล่างของระบบ อนุภาคของแข็งจะมี

ความปั่นป่วนมากกว่าบริเวณด้านบน รูปแบบการไหลที่เกิดขึ้นที่บริเวณด้านล่างจะมีลักษณะคล้ายกับรูปแบบการไหลแบบพองแก๊สและด้านบนจะมีรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง เนื่องจากบริเวณด้านล่างและบริเวณด้านบนมีขนาดของเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ที่ไม่เท่ากัน ส่วนลักษณะการประพัตตัวของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก็จะมีค่าต่ำบริเวณที่มีอนุภาคของแข็ง อยู่สูง

4.2.2 ผลของความดันลดภายในระบบ

ผลของค่าความดันลดภายในระบบที่ตำแหน่งต่างๆ ตลอดช่วงความสูงของท่อไรเซอร์สามารถนำมาใช้เปรียบเทียบผลการทดลองที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ได้ ค่าของความดันลดภายในระบบที่ได้นำมาใช้ในการวิเคราะห์เป็นค่าความดันลดจากการวิจัยของ Yi และคณะ (2007) ซึ่งทำการทดลองโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์จริง ค่าความดันที่ได้จะแสดงได้ดังรูปที่ 4.15 ซึ่งแสดงถึงความดันลดที่เกิดขึ้นที่ความสูงของท่อไรเซอร์เท่ากับ 120 มิลลิเมตรถึง 520 มิลลิเมตร (DP1) 520 มิลลิเมตรถึง 2270 มิลลิเมตร (DP2) 2270 มิลลิเมตรถึง 4070 มิลลิเมตร (DP3) และ 4070 มิลลิเมตรถึง 5870 มิลลิเมตร (DP4)

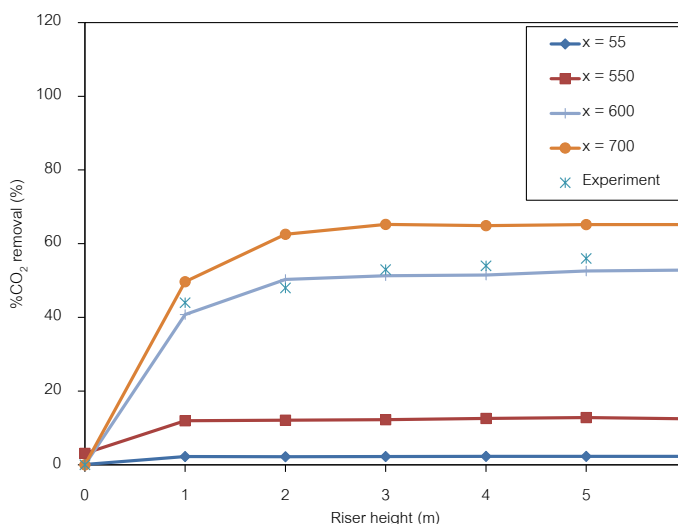


รูปที่ 4.15 ผลของความดันลดที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ ของท่อไรเซอร์เทียบกับงานวิจัยของ Abbasi และ Arastoopour (2011)

จากรูปที่ 4.15 พบว่าค่าของความดันลดที่เกิดขึ้นนั้นมีค่าที่ใกล้เคียงกับงานวิจัยที่ได้นำมาเปรียบเทียบ หรือแบบจำลองที่สร้างขึ้นมีค่าของความดันลดที่ใกล้เคียงกับงานวิจัยที่ใช้เครื่องปฏิกรณ์จริง เนื่องจากค่าความดันลดเป็นค่าที่บ่งบอกถึงปริมาณของอนุภาคของแข็ง อันเกิดขึ้นเนื่องจากแรงเสียดทานของอนุภาคของแข็ง ตำแหน่งที่มีค่าความดันลดที่มากจะแสดงถึงปริมาณของแข็งที่มาก การใช้ค่าความดันลดในการเปรียบเทียบปริมาณของอนุภาคของแข็ง นี้มีความเหมาะสมกับการใช้ในกระบวนการฟลูอิดเบดเพราะระบบไม่สามารถวัดปริมาณของอนุภาคของแข็งได้โดยตรง

4.2.3 ผลของปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สามารถดูดซับได้

ในส่วนนี้จะเป็นการอภิปรายผลการทดลองที่เกิดขึ้นในแง่ของประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ การเปรียบเทียบผลการทดลองที่ได้ในเชิงปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกดูดซับนั้น จะถูกนำมาวิเคราะห์หาค่าความสูงของทอไรเซอร์ โดยจะคำนวณจากผลต่างระหว่างสัดส่วนโดยมวลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ขาเข้ากับสัดส่วนโดยมวลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ขาออกดังรูปที่ 4.16



รูปที่ 4.16 การดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นเมื่อแทนค่าปัจจัยความถี่ของสมการการเกิดปฏิกิริยาต่างๆ หน้าพจน์เอกโพเนนเชียลเทียบกับงานวิจัยของ Abbasi และ Arastoopour(2011)

จากรูปที่ 4.16 พบว่าปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ส่วนใหญ่แล้วจะมีปริมาณที่ลดลงมากในบริเวณช่วงด้านล่างของท่อไรเซอร์ เนื่องจากเป็นบริเวณที่มีความแตกต่างของความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูง ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะลดลงเมื่อความสูงของท่อไรเซอร์เพิ่มขึ้นและจะคงที่อยู่ที่ค่าๆ หนึ่งซึ่งเท่ากับร้อยละ 58 ของสัดส่วนโดยมวล คำนี้อจะเป็นปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกดูดซับได้ ประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของเครื่องปฏิกรณ์นี้จึงอยู่ที่ร้อยละ 58 จากผลในส่วนนี้แสดงให้เห็นว่ากระบวนการการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ส่วนใหญ่จะเกิดขึ้นบริเวณด้านล่างของท่อไรเซอร์ เนื่องจากมีความเข้มข้นที่สูง ในขณะที่บริเวณด้านบนเกิดการเกิดปฏิกิริยาจะลดลง ดังนั้น การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดที่สูงเกินไปไม่สามารถส่งผลให้ประสิทธิภาพในการดูดซับนั้นดีขึ้น การจะเพิ่มประสิทธิภาพนั้นควรพิจารณาถึงขนาดของเครื่องปฏิกรณ์ รูปแบบการไหล ความเร็วของแก๊สขาเข้า พลังค์การไหลของของแข็งร่วมด้วย เมื่อวิเคราะห์ผลจากการใช้สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่มีค่าปัจจัยความถี่หน้าเอกโพเนนเชียลค่าต่างๆ พบว่าเมื่อใช้ค่าที่น้อยเกินไปจะส่งผลให้ประสิทธิภาพที่ได้มีค่าที่น้อยกว่าค่าที่ได้จากงานวิจัย Abbasi และ Arastoopour (2011) ซึ่งมีประสิทธิภาพการดูดซับเท่ากับร้อยละ 58 ในขณะที่การใช้ค่าที่สูงมากจะส่งผลให้ปฏิกิริยาการดูดซับเกิดขึ้นเร็ว ประสิทธิภาพที่ได้จะมีค่าสูงถึงร้อยละ 100 ซึ่งเป็นไปไม่ได้ในระบบจริงเนื่องจากแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ไม่ได้ถูกดูดซับทั้งหมดในระบบได้ เมื่อทำการวิเคราะห์ค่าปัจจัยความถี่หน้าเอกโพเนนเชียลเท่ากับ 600 พบว่าประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้นมีค่าเท่ากับร้อยละ 56 ซึ่งใกล้เคียงกับงานวิจัยของ Abbasi และ Arastoopour (2011) สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่มีค่าปัจจัยความถี่หน้าเอกโพเนนเชียลเท่ากับ 600 จึงเหมาะสมที่จะนำไปใช้ในแบบจำลองการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนในงานวิจัยนี้ต่อไป

4.3 การศึกษาผลของตัวแปรการดำเนิน การที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Operating condition)

การศึกษาในหัวข้อ 4.1 เป็นการศึกษาถึงอุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้น พบว่าช่วงความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาทีถึง 1.75 เมตรต่อวินาที เป็นช่วงที่ทำให้การผสมกันของอนุภาคของแข็งและเกิดขึ้นได้ดีที่สุด ลักษณะการไหลที่เกิดขึ้นจะอยู่ระหว่างรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนและรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง มีการนิยามชื่อเรียกว่า รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน

หมุนเวียน การศึกษาในชั้นหัวข้อ 4.2 เป็นการศึกษาเพื่อหาสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ซึ่งสามารถให้ผลการทดลองที่ใกล้เคียงกับผลการทดลองจริง เมื่อเทียบกับงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง ค่าปัจจัยความถี่ที่อยู่หน้าเอกโพเนนเชียลที่ทำให้ผลที่ได้มีความใกล้เคียงกับงานวิจัยที่นำมาเปรียบเทียบ มีค่าเท่ากับ 600 การศึกษาในส่วนนี้จะเป็นการนำผลจากหัวข้อ 4.1 และหัวข้อ 4.2 มาใช้ โดยจะนำภาวะในการดำเนินการต่างๆ ตั้งแต่พื้นที่ที่ใช้ในการคำนวณ ชั้นเวลาที่ใช้ในการคำนวณ ช่วงเวลาที่เข้าสู่ภาวะเสถียรของตัว และความเร็วที่ใช้ในการคำนวณที่เหมาะสม มาใช้ในเครื่องปฏิกรณ์ที่มีการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์นี้จะได้สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยามาจากผลการทดลองในหัวข้อ 4.2 เป้าหมายของหัวข้อ 4.3 คือ เพื่อหาภาวะในการดำเนินการที่จะส่งผลให้มีประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงสุด ซึ่งตั้งเป้าหมายให้มีค่าสูงกว่างานวิจัยจากการทดลองในหัวข้อที่ 4.2 ซึ่งมีประสิทธิภาพในการดูดซับอยู่ที่ร้อยละ 58 โดยตัวแปรดำเนินการในการทดสอบได้แก่ อุณหภูมิของกระบวนการ (Temperature) ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2 concentration) ความเข้มข้นของไอน้ำ (H_2O concentration) และ ความเร็วของแก๊สบริเวณทางเข้า (Superficial gas velocity) ผลการทดลองที่ได้ในหัวข้อที่ 4.3 จะอธิบายโดยแบ่งเป็น 2 หัวข้อคือ ผลที่ได้จากการออกแบบการทดลอง และอุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้น

4.3.1 ผลที่ได้จากการออกแบบการทดลอง

จากการศึกษาตัวแปรดำเนินการศึกษาตามที่แสดงในตารางที่ 4.1 โดยมีตัวแปรตอบสนองคือปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ลดลง จะพบว่าตัวแปรตอบสนองมีค่าที่มากที่สุดในการนี้ศึกษาที่ 12 ซึ่งปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สามารถดูดซับได้เท่ากับร้อยละ 93.36 มีภาวะในการดำเนินการคือ มีอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินการเท่ากับ 60 องศาเซลเซียส มีค่าความเร็วของแก๊สขาเข้าเท่ากับ 1.75 เมตรต่อวินาที ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 20 โดยมวล และมีความเข้มข้นของไอน้ำเท่ากับร้อยละ 15 โดยมวล ในการนี้ศึกษาที่ 7 จะมีตัวแปรตอบสนองที่มีค่าน้อยที่สุดเท่ากับร้อยละ 77.38 และมีภาวะในการดำเนินการคือ มีอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินการเท่ากับ 80 องศาเซลเซียส มีค่าความเร็วของแก๊สขาเข้าเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาที ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เท่ากับร้อยละ 20 โดยมวล และมีความเข้มข้นของไอน้ำเท่ากับร้อยละ 10 โดยมวล

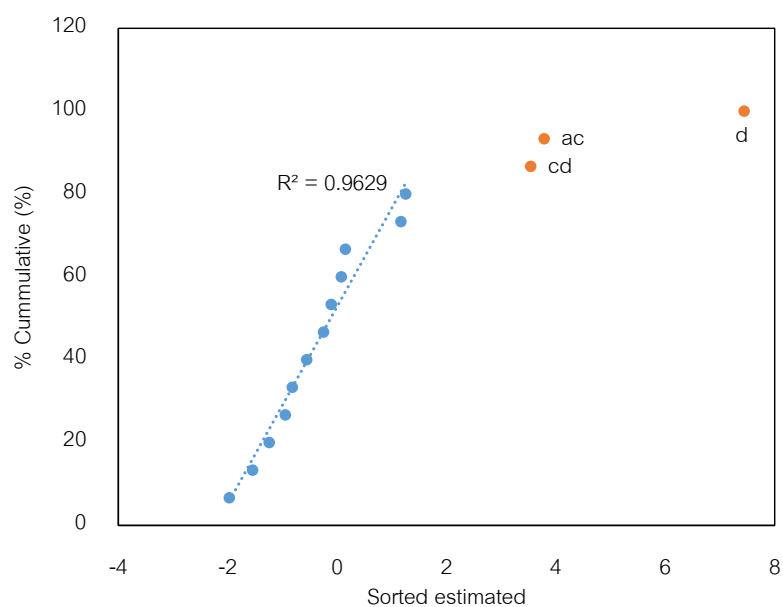
ตารางที่ 4.1 ผลของตัวแปรอิสระต่อประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

กรณีศึกษา	ความเร็ว แก๊สขาเข้า (เมตรต่อ วินาที)	อุณหภูมิ (องศา เซลเซียส)	ความเข้มข้นของ แก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์ (ร้อยละโดยมวล)	ความ เข้มข้นของ ไอน้ำ (ร้อย ละโดยมวล)	ร้อยละโดยมวลของ แก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์ ที่ลดลง (ร้อยละโดย มวล)
1	1.25	60	10	10	86.15%
2	1.25	60	10	15	92.69%
3	1.25	60	20	10	78.65%
4	1.25	60	20	15	91.12%
5	1.25	80	10	10	86.39%
6	1.25	80	10	15	91.39%
7	1.25	80	20	10	77.38%
8	1.25	80	20	15	91.05%
9	1.75	60	10	10	87.57%
10	1.75	60	10	15	85.39%
11	1.75	60	20	10	85.08%
12	1.75	60	20	15	93.36%
13	1.75	80	10	10	80.63%
14	1.75	80	10	15	86.89%
15	1.75	80	20	10	82.19%
16	1.75	80	20	15	91.73%

เมื่อนำประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มาทำการวิเคราะห์ความแปรปรวนดังตารางที่ 4.2 และรูปที่ 4.17

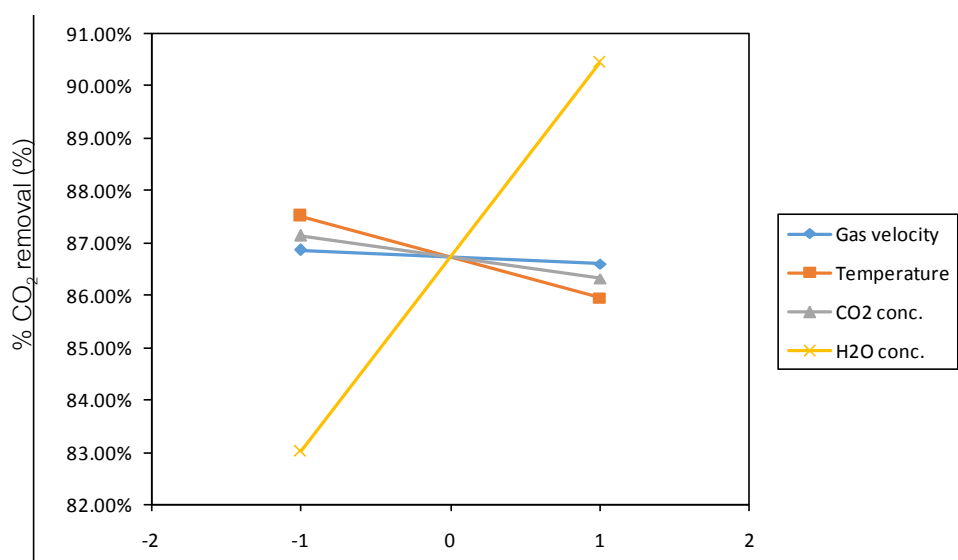
ตารางที่ 4.2 ผลการวิเคราะห์ ANOVA ของตัวแปรอิสระกับตัวแปรตอบสนอง

Source of variance	SS	df	MS	F ₀	p-value
A	0.24691	1	0.24691	0.05145	0.82513
C	2.69411	1	2.69411	0.5614	0.47095
D	221.722	1	221.722	46.2024	0.00005
AC	57.3803	1	57.3803	11.9569	0.00614
CD	50.188	1	50.188	10.4582	0.00896
Error	47.9891	10	4.79891		
Total	380.22	15			



รูปที่ 4.17 ตัวแปรอิสระที่ส่งผลต่อตัวแปรตอบสนอง

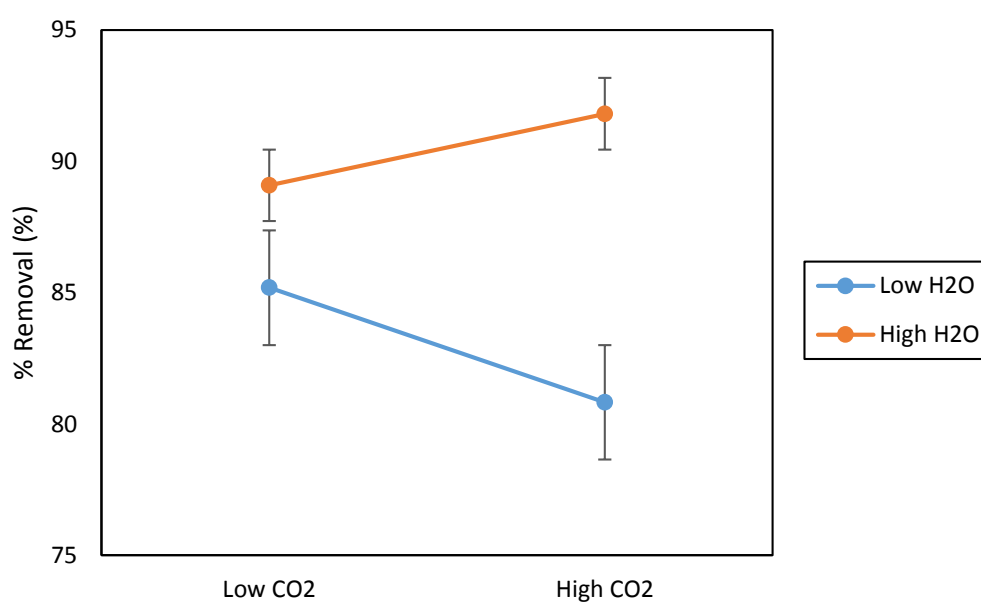
จะพบว่า ตัวแปรที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์นั้นจะมีค่าของ p-value ที่น้อยกว่า 0.05 (ความเชื่อมั่นร้อยละ 95) ซึ่งตัวแปรดังกล่าวได้แก่ ความเข้มข้นของไอน้ำ อันตรกิริยาระหว่างความเร็วของแก๊สขาเข้าและความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ อันตรกิริยาระหว่างความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และความเข้มข้นของไอน้ำ เนื่องจากน้ำเป็นสารตั้งต้นในปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และขั้นตอนการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้โพแทสเซียมคาร์บอเนตนั้นจะเริ่มต้นจากกระบวนการการดูดซับไอน้ำลงบนผิวของตัวดูดซับของแข็งเป็นขั้นตอนแรก (Zhao และคณะ, 2012) จากนั้น แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะเข้ามาทำปฏิกิริยาต่อเกิดเป็นโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตในขั้นตอนต่อมา ดังนั้น ความเข้มข้นของไอน้ำจึงส่งผลโดยตรงต่อประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยปริมาณไอน้ำที่สูงขึ้นจะส่งผลให้ปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้นเช่นเดียวกัน เมื่อพิจารณาตัวแปรอิสระดังรูปที่ 4.18



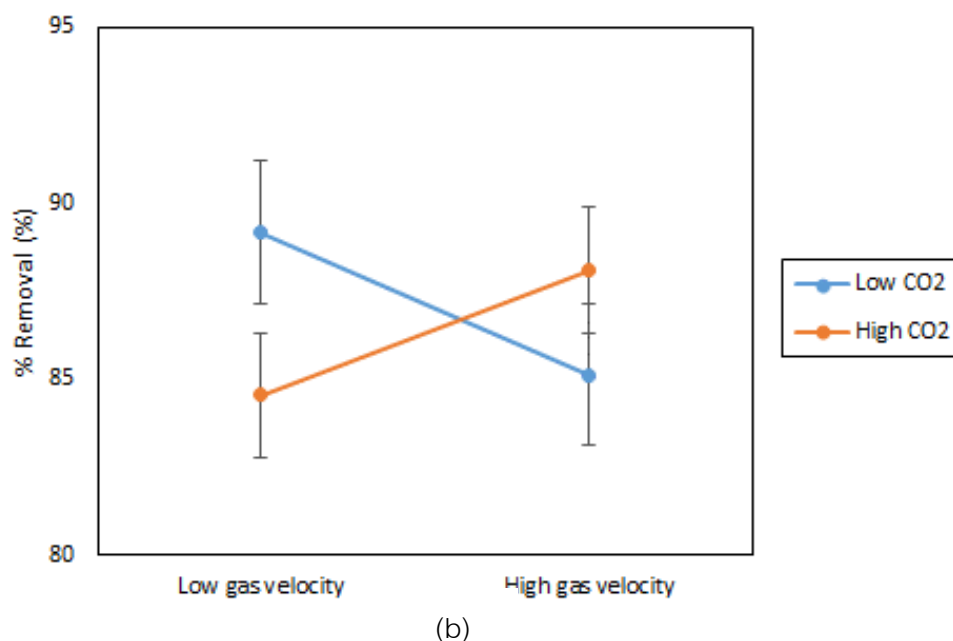
รูปที่ 4.18 ผลของตัวแปรอิสระเดียวต่อตัวแปรตอบสนอง

พบว่า ตัวแปรของความเข้มข้นของไอน้ำจะส่งผลในทางบวกต่อประสิทธิภาพในการดูดซับ ในขณะที่ ตัวแปรของอุณหภูมิจะส่งผลทางลบมากที่สุด รองลงมาคือ ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และสุดท้ายคือ ความเร็วของแก๊สขาเข้า อย่างไรก็ตาม ตัวแปรอิสระทั้ง 3 ตัวดังกล่าว จะส่งผลต่อประสิทธิภาพในการดูดซับเพียงเล็กน้อยเท่ากันเมื่อเทียบกับความเข้มข้นของไอน้ำ เมื่อพิจารณาถึงอันตรกิริยาระหว่างความเร็วของแก๊สขาเข้าและความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์พบว่าผลที่ได้นั้นจะตรงกันข้ามกัน เมื่อพิจารณาที่ความเข้มข้นของแก๊ส

คาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงจะพบว่า การเพิ่มขึ้นของความเร็วแก๊สขาเข้าจะส่งผลให้ประสิทธิภาพของการดูดซับเพิ่มมากขึ้น เนื่องจากการเพิ่มความเร็วของแก๊สขาเข้า จะเจือจางความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่อยู่ภายในท่อไรเซอร์ส่งผลให้เหมาะสมต่อการเกิดปฏิกิริยาเคมีตามปริมาณสารสัมพันธ์ ประสิทธิภาพในการดูดซับจึงสูงขึ้น ในขณะที่เมื่อพิจารณาที่ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ต่ำ พบว่า การเพิ่มความเร็วขาเข้าของแก๊สจะส่งผลให้ประสิทธิภาพในการดูดซับลดลงดังรูปที่ 4.19 (a) เนื่องจากการเพิ่มความเร็วของแก๊สขาเข้าที่มีความเข้มข้นของสารตั้งต้นน้อย จะส่งผลให้เวลาที่ใช้ในการสัมผัสกันของอนุภาคของแข็งและแก๊สลดลง ประสิทธิภาพที่ได้จากกระบวนการดูดซับนี้จึงลดลง ผลของอันตรกิริยาระหว่างอันตรกิริยาระหว่างความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และความเข้มข้นของไอน้ำ จะแสดงได้ดังรูปที่ 4.19 (b) ผลของอันตรกิริยาระหว่างความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และความเข้มข้นของน้ำจะเป็นไปในแนวทางที่แตกต่างกันคือ เมื่อพิจารณาที่ความเข้มข้นของไอน้ำสูง พบว่าเมื่อเพิ่มความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ประสิทธิภาพในการดูดซับก็จะเพิ่มสูงขึ้นตามไปด้วย เนื่องจากทั้งแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำต่างก็เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการการเกิดปฏิกิริยา ในขณะที่เมื่อพิจารณาที่ความเข้มข้นของไอน้ำที่ต่ำจะพบว่ายิ่งเพิ่มความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ประสิทธิภาพที่ได้จะลดลง โดยถึงแม้ว่า จะมีสารตั้งต้นเพิ่ม แต่ก็เพิ่มขึ้นเพียงแค่ว่าแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เท่านั้น เมื่อไอน้ำเกิดปฏิกิริยาดูดซับจนหมด แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เหลือไม่สามารถทำปฏิกิริยาต่อได้ ทำให้ประสิทธิภาพการดูดซับโดยรวมที่ได้ลดลง



(a)

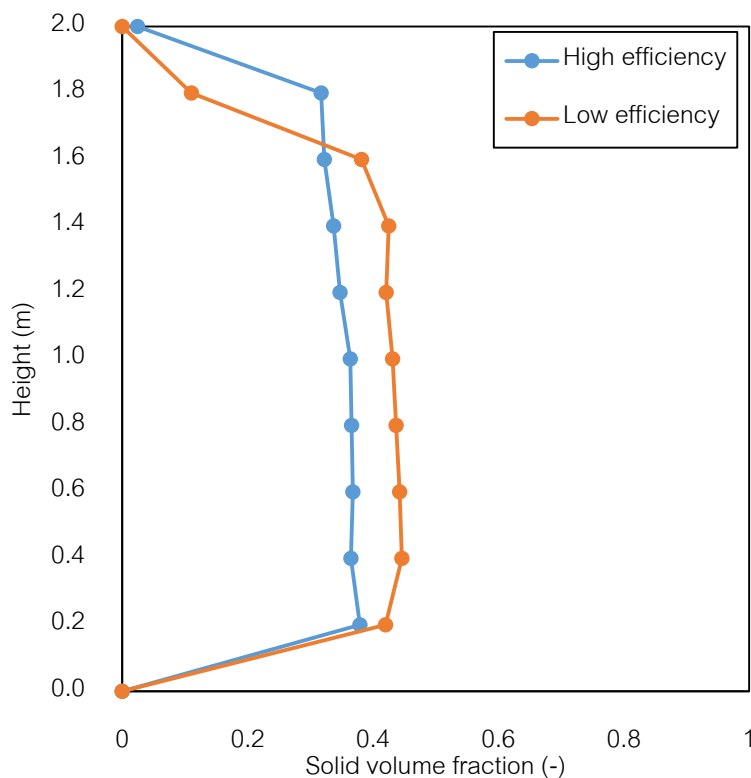


รูปที่ 4.19 อันตรกิริยาระหว่าง (a) ความเข้มข้นของไอน้ำและความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และ (b) ความเร็วแก๊สและความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

4.3.2 ผลที่ได้จากการศึกษาอุทกพลศาสตร์

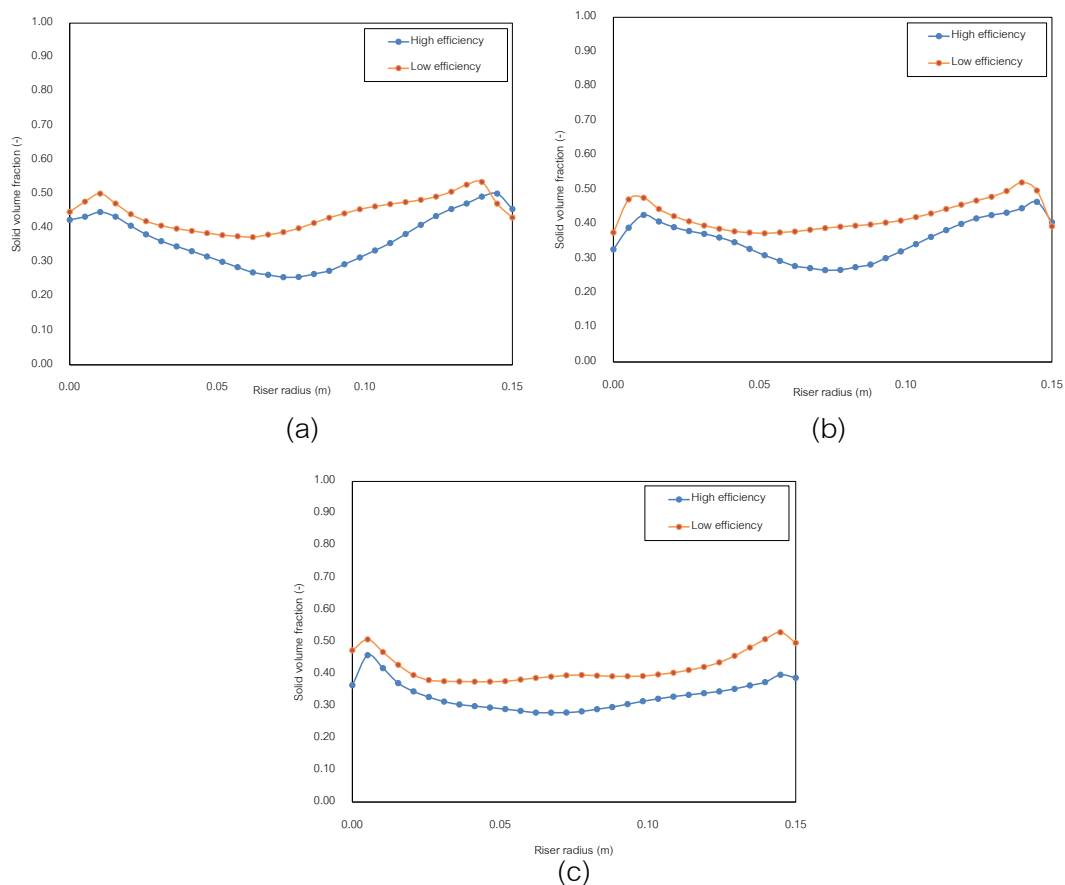
การอภิปรายผลที่เกิดขึ้นในส่วนของอุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคต์เบดที่มีปฏิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เกิดขึ้น จะเลือกเฉพาะกรณีศึกษาที่ 12 และกรณีศึกษาที่ 7 ซึ่งเป็นกรณีศึกษาที่มีประสิทธิภาพในการดูดซับที่สูงที่สุดและต่ำที่สุดเท่านั้น

ภาวะในการดำเนินการในกรณีศึกษาที่ 12 คือ มีอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินการเท่ากับ 60 องศาเซลเซียส มีค่าความเร็วของแก๊สขาเข้าเท่ากับ 1.75 เมตรต่อวินาที ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เท่ากับร้อยละ 20 โดยมวล และมีความเข้มข้นของไอน้ำเท่ากับร้อยละ 15 โดยมวลและ ภาวะในการดำเนินการในกรณีศึกษาที่ 7 คือ มีอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินการเท่ากับ 80 องศาเซลเซียส มีค่าความเร็วของแก๊สขาเข้าเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาที ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เท่ากับร้อยละ 20 โดยมวล และมีความเข้มข้นของไอน้ำเท่ากับร้อยละ 10 โดยมวลผลที่ได้จะแสดงผลที่เกิดขึ้นของปริมาณของอนุภาคของแข็งที่อยู่ภายในท่อไรเซอร์ ความเร็วอนุภาคของแข็งในแนวแกนและในแนวรัศมี



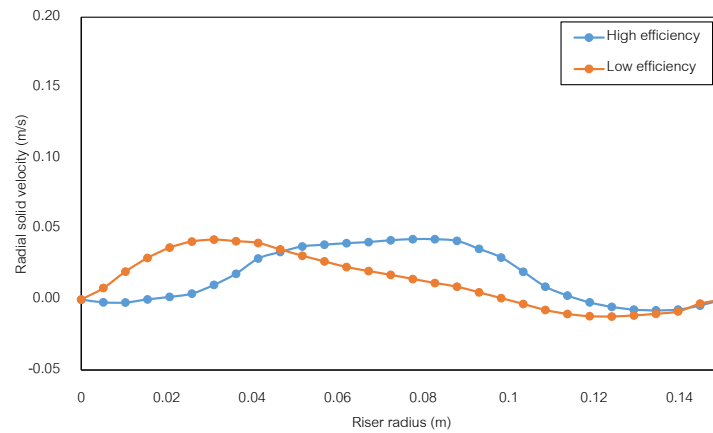
รูปที่ 4.20 ปริมาณของของแข็งในท่อโรเซออร์ที่มีประสิทธิภาพการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ในภาวะการดำเนินการที่ให้ประสิทธิภาพการดูดซับสูงสุดและต่ำที่สุด

รูปที่ 4.20 แสดงผลของปริมาณของอนุภาคของแข็งตลอดแนวความสูงของท่อโรเซออร์ ซึ่งพบว่าปริมาณของอนุภาคของแข็งในกรณีศึกษาที่ 12 จะอยู่ในช่วง 0.38 ถึง 0.40 ซึ่งเป็นปริมาณที่สูงและใกล้เคียงกับผลการทดลองในหัวข้อที่ 4.1 ในขณะที่ที่กรณีศึกษาที่ 7 จะมีปริมาณของอนุภาคของแข็ง 0.40 ถึง 0.41 แต่ไม่ทั่วทั้งท่อโรเซออร์ ทำให้ประสิทธิภาพในการดูดซับที่น้อยกว่ากรณีศึกษาที่ 12 นอกจากนี้ อุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้นในท่อโรเซออร์นี้มีลักษณะต่างจากรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง เนื่องจากในรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง กราฟจะมีลักษณะเป็นรูปตัว S มากกว่า แต่รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียนที่ได้จะมีลักษณะที่เป็นเส้นตรงคล้ายกับรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน แต่ก็แตกต่างจากรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนคือ มีการถ่ายโอนอนุภาคของแข็งไปยังฝั่งดาวเนอร์ได้ผลของปริมาณอนุภาคของแข็งแสดงดังรูปที่ 4.21 (a) ถึง 4.21 (c)

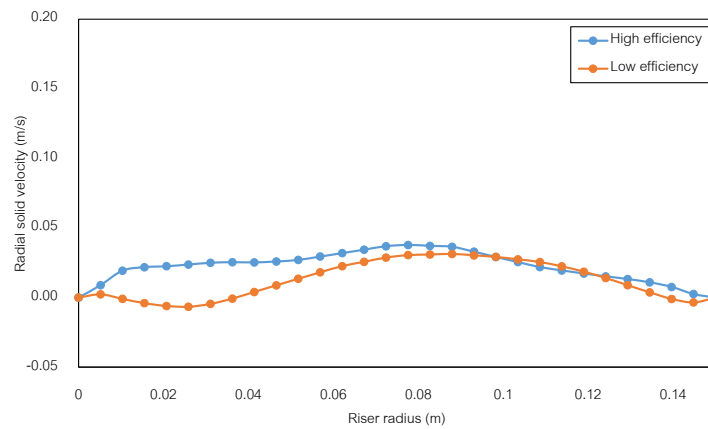


รูปที่ 4.21 ปริมาณของแข็งที่อยู่ในท่อไรเซอร์ที่ตำแหน่งความสูงเท่ากับ (a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตรที่มีปฏิบัติการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในภาวะการดำเนินการที่ให้ผลการดูดซับสูงที่สุดและต่ำที่สุด

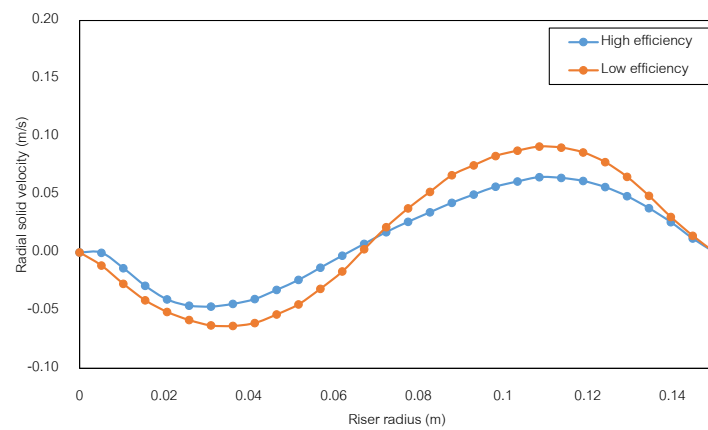
เมื่อพิจารณาในช่วงความสูงตำแหน่งต่างๆ ของท่อไรเซอร์พบว่า ปริมาณของอนุภาคของแข็งในกรณีศึกษาที่ 12 พบว่ามีปริมาณที่น้อยกว่าในกรณีศึกษาที่ 7 เช่นเดียวกับรูปที่ 4.20 โดยในกรณีศึกษาที่ 7 จะมีปริมาณของของแข็งในช่วง 0.50 ถึง 0.40 และในกรณีศึกษาที่ 12 มีปริมาณของของแข็งในช่วง 0.40 ถึง 0.30 เนื่องจากรูปแบบการไหลที่เกิดขึ้นในกรณีศึกษาที่ 7 สอดคล้องกับรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน ในขณะที่กรณีศึกษาที่ 12 มีลักษณะสอดคล้องกับรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง ปริมาณของอนุภาคของแข็งในกรณีศึกษาที่ 7 จึงมีมากกว่าเมื่อพิจารณาจากค่าความเร็วอนุภาคของแข็งในแนวแกนและความเร็วในแนวรัศมีที่เกิดขึ้นพบว่า จากความเร็วในแนวรัศมีของของแข็งดังรูปที่ 4.22 (a) ถึงรูปที่ 4.22 (c)



(a)



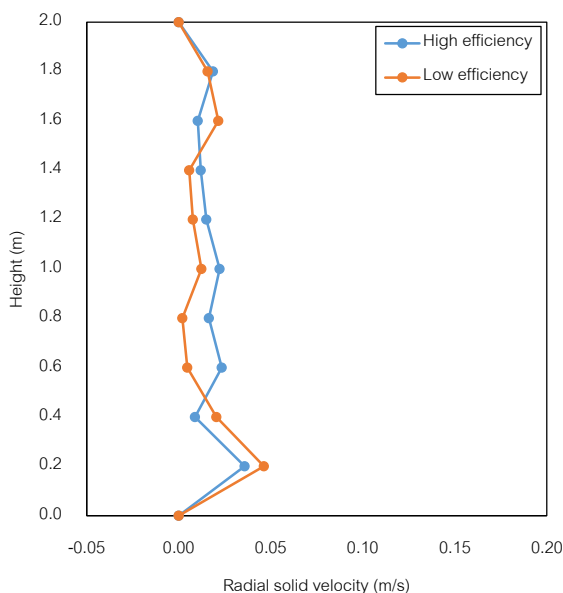
(b)



(c)

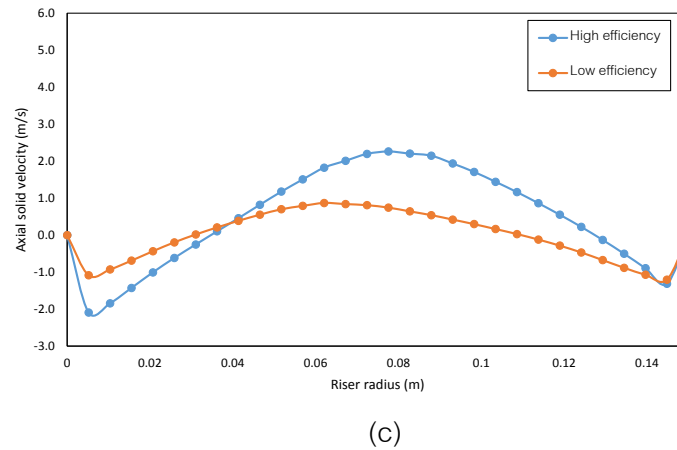
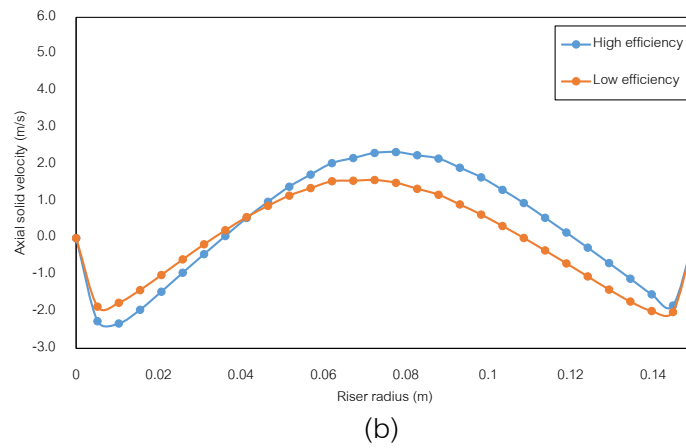
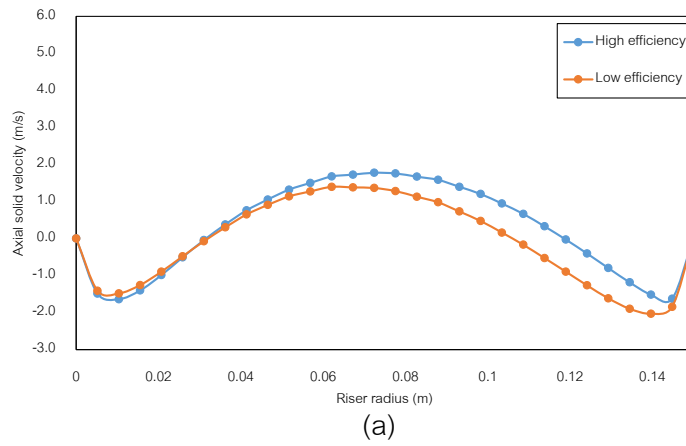
รูปที่ 4.22 ความเร็วในแนวรัศมีของของแข็งที่ความสูงของท่อโรเซออร์เท่ากับ (a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร ที่มีปฏิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในภาวะการดำเนินการที่ให้ผลการดูดซับสูงที่สุดและต่ำที่สุด

อนุภาคของแข็งจะมีการผสมกันได้ดีที่สุดที่บริเวณด้านบนบนของท่อโรเซออร์ ในขณะที่บริเวณด้านล่างมีความปั่นป่วนที่มาก ปฏิกริยาส่วนใหญ่จึงสามารถเกิดขึ้นได้ดีทั้งบริเวณด้านบนบนที่มีการผสมกันได้ดีของอนุภาคของแข็งและบริเวณด้านล่างที่มีความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และความปั่นป่วนที่สูงทั้งสองกรณีศึกษา เมื่อพิจารณาความเร็วในแนวรัศมีของของแข็งตลอดทั้งท่อโรเซออร์ พบว่าค่าของความเร็วในแนวรัศมีจะมีลักษณะดังรูปที่ 4.23 คือมีค่าที่ใกล้เคียงกันตลอดทั้งท่อโรเซออร์ในกรณีศึกษาที่ 12 เมื่อพิจารณาในกรณีศึกษาที่ 7 ค่าความเร็วที่เกิดขึ้นมีความปั่นป่วนสูงกว่ากรณีศึกษาที่ 12 เนื่องจากมีรูปแบบการไหลปั่นป่วนหมุนเวียนช่วงต้นที่มีลักษณะใกล้เคียงกับรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนมากกว่า ทำให้การกระจายตัวเป็นไปได้น้อยกว่ากรณีศึกษาที่ 12 ประสิทธิภาพที่ได้จึงน้อยกว่า



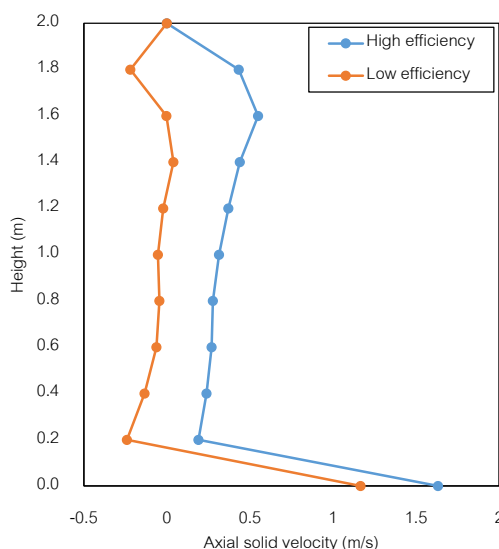
รูปที่ 4.23 ความเร็วในแนวรัศมีของของแข็งตลอดช่วงความสูงของท่อโรเซออร์ที่มีปฏิกริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในภาวะในการดำเนินการที่ให้ประสิทธิภาพดูดซับสูงสุดและต่ำที่สุด

เมื่อพิจารณาที่ความเร็วในแนวแกนซึ่งบอกถึงลักษณะการเคลื่อนที่ของอนุภาคของแข็งในแนวแกนดังรูปที่ 4.24 (a) ถึงรูปที่ 4.24 (c)



รูปที่ 4.24 ความเร็วในแนวแกนของของแข็งที่ความสูงของท่อไรเซอร์เท่ากับ (a) 0.50 เมตร (b) 1.00 เมตร และ (c) 1.50 เมตร ที่มีปฏิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในภาวะการดำเนินการที่ให้ประสิทธิภาพการดูดซับสูงสุดและต่ำที่สุด

พบว่า มีลักษณะที่คล้ายรูปแบบการไหลแบบแกนใน-วงนอกเกิดขึ้นทั้งสองกรณีศึกษา เนื่องจากมีความเร็วที่ติดลบ เกิดขึ้นที่บริเวณผนัง รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียนนี้เป็นรูปแบบการไหลที่มีช่วงสั้น และอยู่ระหว่างรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนและรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง จึงทำให้มีลักษณะของรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูงเกิดขึ้นได้ การจะแยกความแตกต่างกันของรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูงกับรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียน จำเป็นต้องพิจารณาถึงตัวแปรอื่น โดยเมื่อพิจารณาจากค่าความเร็วในแนวแกนตลอดความสูงของท่อไรเซอร์จะพบว่า ผลที่ได้จะมีลักษณะดังรูปที่ 4.25 ลักษณะของกราฟจะเป็นเส้นตรงเมื่อเปรียบเทียบกับรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง เนื่องจากในรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง อนุภาคของแข็งจะไม่คงที่ตลอดทั้งท่อไรเซอร์ ทำให้ความเร็วของอนุภาคของแข็งไม่คงที่เหมือนรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียนสำหรับในกรณีศึกษาที่ 7 พบว่า ค่าความเร็วในแนวแกนที่ได้นั้นมีค่าที่น้อยกว่ากรณีศึกษาที่ 12 แสดงให้เห็นว่าอนุภาคของแข็งในระบบนั้นมีการเคลื่อนที่ไปยังด้านบนน้อยกว่า อนุภาคของแข็งจึงเกิดการหมุนเวียนไปยังฝั่งดาวเนอร์ที่น้อยเช่นเดียวกับรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน เมื่ออนุภาคของแข็งเคลื่อนที่ไปได้น้อยกว่า อนุภาคของแข็งที่ไม่ใช่สารตั้งต้นในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จึงลดลง ส่งผลให้ประสิทธิภาพการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง



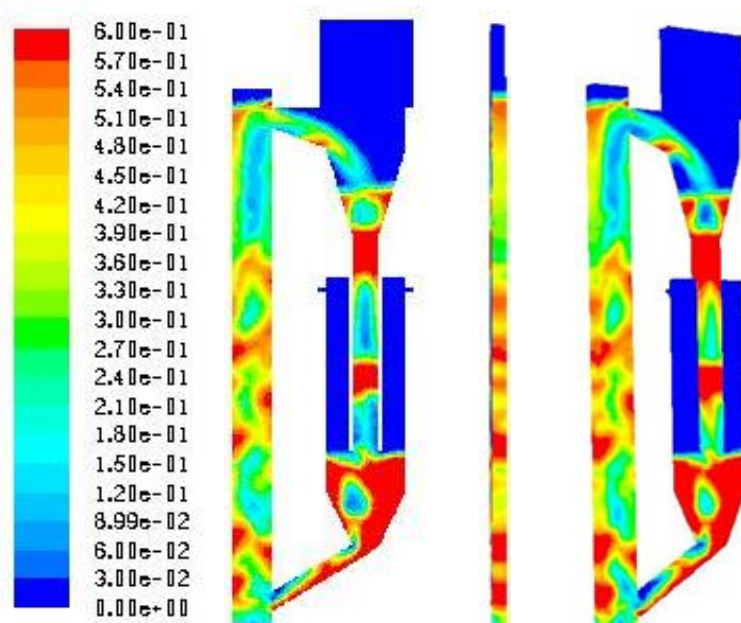
รูปที่ 4.25 ความเร็วในแนวแกนของของแข็งตลอดช่วงความสูงของท่อไรเซอร์ที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ในภาวะการดำเนินการที่ให้ประสิทธิภาพสูงที่สุดและต่ำที่สุด

4.4 ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยแบบจำลองในระบบสามมิติ

ในหัวข้อนี้จะเป็นการอภิปรายผลที่ได้จากแบบจำลองสามมิติ ซึ่งจะใช้ภาวะในการดำเนินการจากหัวข้อที่ 4.1 คือ มีช่วงความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาที ถึง 1.75 เมตรต่อวินาที ที่เป็นรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียน ซึ่งลักษณะที่ปรากฏอยู่ระหว่างรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนและรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง อนุภาคของแข็งที่ใช้คือ โฟแทสเซียมคาร์บอนเนตที่มีสัดส่วนโดยมวลเท่ากับ 0.35 มีขนาดเท่ากับ 385 ไมครอน มีความหนาแน่นเท่ากับ 2,394 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ขนาดของพื้นที่ที่ใช้ในการคำนวณเท่ากับ 8,000 เซลล์ และระยะเวลาในการดำเนินการเท่ากับ 40 วินาที โดยค่าที่นำมาวิเคราะห์นั้นจะอยู่ในช่วงเวลาเท่ากับ 20 วินาที ถึง 40 วินาที ซึ่งเป็นช่วงเวลาที่กระบวนการเข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัว สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาจะใช้สมการที่หาได้จากหัวข้อที่ 4.2 ซึ่งเป็นการเปรียบเทียบกับแบบจำลองของ Abbasi และ Arastoopour (2010) โดยสมการที่ใช้ในการวิเคราะห์จะเป็นสมการที่ได้จากงานวิจัยของ Khongprom และ Gidaspow (2010) มีค่าปัจจัยความถี่หน้าเอกโพเนนเชียลเท่ากับ 600 และเพื่อประสิทธิภาพในการดูดซับที่ดีที่สุด จึงได้มีการเลือกใช้ภาวะในการดำเนินการที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เกิดขึ้นสูงสุด ซึ่งเป็นผลของหัวข้อที่ 4.3 โดยภาวะในการดำเนินการดังกล่าวได้แก่ อุณหภูมิที่ใช้ในกระบวนการจะมีค่าเท่ากับ 60 องศาเซลเซียส ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 20 โดยมวล ความเข้มข้นของไอน้ำเท่ากับร้อยละ 15 โดยมวลและความเร็วของแก๊สขาเข้าที่เหมาะสมเท่ากับ 1.75 เมตรต่อวินาที สำหรับแบบจำลองสามมิติที่ใช้ในกระบวนการจะมีขนาดความสูงของท่อไรเซอร์เท่ากับ 2.00 เมตร มีความกว้างเท่ากับ 0.15 เมตรและมีความลึกเท่ากับ 0.05 เมตร ปฏิกิริยาการดูดซับจะเกิดขึ้นที่ฝั่งท่อไรเซอร์และจะถูกส่งไปทำการฟื้นฟูสภาพในฝั่งดาวเนอร์ ซึ่งในกระบวนการการฟื้นฟูสภาพจะสมมติให้ประสิทธิภาพในการฟื้นฟูเกิดได้อย่างสมบูรณ์ เพื่อศึกษาการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับเพียงอย่างเดียว ผลที่ได้จากการศึกษาโดยใช้แบบจำลองสามมิติจะสามารถอธิบายผลเปรียบเทียบกับการใช้แบบจำลองสองมิติ

4.4.1 ผลการศึกษาอุทกพลศาสตร์

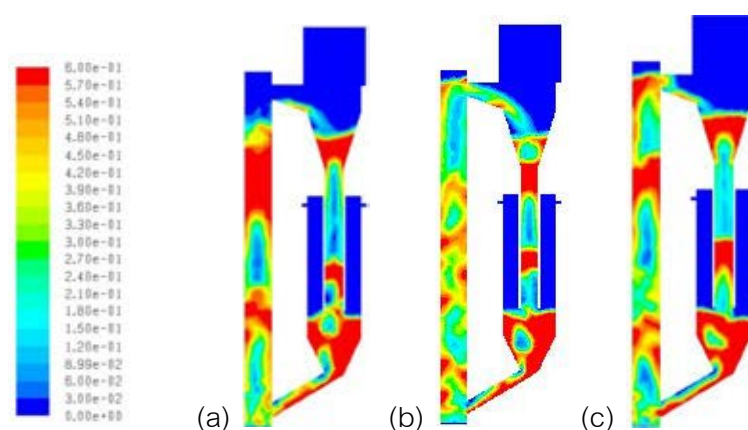
ผลของอุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้นจะแสดงถึงลักษณะการประพุดิตัวของอนุภาคของแข็งที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน โดยพบว่าเมื่อใช้ภาวะในการดำเนินการที่อุณหภูมิของกระบวนการเท่ากับ 60 องศาเซลเซียส ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 20 โดยมวล ความเข้มข้นของไอน้ำเท่ากับร้อยละ 15 โดยมวล และมีความเร็วของแก๊สเข้าเท่ากับ 1.75 เมตรต่อวินาที ดังรูปที่ 4.26



รูปที่ 4.26 คอนทัวร์รัวมุมต่างๆ ของอนุภาคของแข็งในรูปแบบจำลองสามมิติที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 2.00 เมตรต่อวินาที

พบว่า ผลที่ได้จะมีลักษณะที่เปลี่ยนแปลงไปจากผลที่ได้จากแบบจำลองในระบบสองมิติ โดยอนุภาคของแข็งจะมีลักษณะการประพุดิตัวที่คล้ายกับรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนมากกว่า ในขณะที่ผลของแบบจำลองที่เกิดขึ้นในระบบสองมิตินี้มีลักษณะรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียน ทั้งนี้อาจเกิดจากผลของขนาดของเครื่องปฏิกรณ์ที่เพิ่มขึ้นในการจำลองแบบจำลองสองมิติ ส่งผลให้มีพื้นที่ในการไหลของแก๊สเพิ่มขึ้น เมื่อพื้นที่การไหลของแก๊สเพิ่มขึ้น อนุภาคของแข็งจะสามารถถูกผลัดออกจากทิศทางการไหลของแก๊สได้ และทำให้แรงของแก๊สที่ป้อนเข้าสู่ระบบไม่เพียงพอที่จะทำให้กลุ่มก้อนของอนุภาคสามารถลอยตัวได้ ลักษณะรูปแบบการไหลจึงเปลี่ยนแปลงไป เมื่อทำการเพิ่มความเร็วจาก 1.75 เมตรต่อวินาทีเป็น 2.00 เมตรต่อวินาที พบว่า

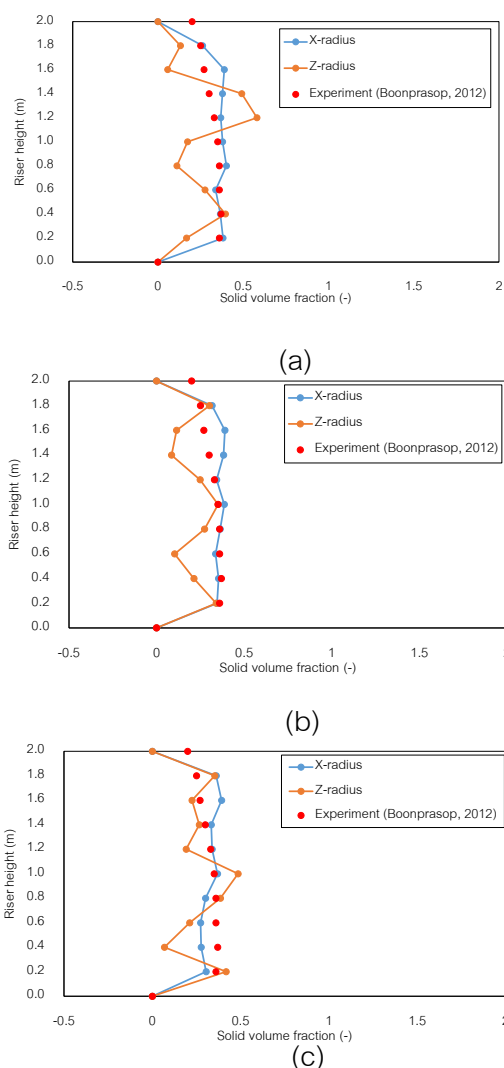
เบตมีการขยายตัวเพิ่มมากขึ้น อนุภาคของแข็งบางส่วนสามารถเคลื่อนที่ไปยังฝั่งดาวเนอร์ได้ ซึ่งมีความใกล้เคียงกับลักษณะการประพุดิตัวที่เกิดขึ้นในกระบวนการจำลองแบบจำลองสองมิติ เมื่อเพิ่มความเร็วของแก๊สเข้าจาก 2.00 เมตรต่อวินาทีเป็น 2.25 เมตรต่อวินาที พบว่าลักษณะการประพุดิตัวมีลักษณะที่ใกล้เคียงกับรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูงมากกว่าที่ความเร็วของแก๊สเข้าเท่ากับ 2.00 เมตรต่อวินาที



รูปที่ 4.27 ปริมาณของอนุภาคของแข็งในรูปแบบจำลองสามมิติที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ (a) 1.75 เมตรต่อวินาที (b) 2.00 เมตรต่อวินาที และ (c) 2.25 เมตรต่อวินาที

ผลของปริมาณของแข็งที่อยู่ภายในท่อโรเตอร์แสดงได้ดังรูปที่ 4.27 (a) ถึง รูปที่ 4.27 (c) ซึ่งแสดงให้เห็นถึงปริมาณของอนุภาคของแข็งที่อยู่ภายในท่อโรเตอร์ตลอดช่วงความสูงเมื่อป้อนความเร็วของแก๊สเท่ากับ 2.00 เมตรต่อวินาที โดยผลจะแบ่งออกเป็นตามแนวแกนด้านกว้างและแนวแกนด้านลึก พบว่าที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.75 เมตรต่อวินาที และ 2.00 เมตรต่อวินาที ปริมาณของอนุภาคของแข็งด้านกว้างจะมีปริมาณที่คงที่ตลอดช่วงความสูงของท่อโรเตอร์ ในขณะที่ในแนวแกนลึกนั้น อนุภาคมีปริมาณที่น้อยกว่าและมีค่าที่ไม่คงที่ เนื่องจากเมื่อพิจารณาจากขนาดของเครื่องปฏิกรณ์การเพิ่มขึ้นของมิติด้านลึกของเครื่องปฏิกรณ์จะส่งผลให้มีพื้นที่สัมผัสของอนุภาคของแข็งและผนังเพิ่มขึ้น แรงเสียดทานที่เกิดขึ้นจากผนังและอนุภาคของแข็งจึงเพิ่มขึ้น จึงส่งผลให้รูปแบบการไหลมีการเปลี่ยนแปลงไป เพื่อให้ผลที่ได้ในแบบจำลองสามมิติสอดคล้องกับแบบจำลองสองมิติ จึงต้องมีการชดเชยด้วยความเร็วของแก๊สที่เพิ่มขึ้น เพื่อเอาชนะแรงเสียดทานที่เพิ่มขึ้น รูปแบบการไหลเมื่อใช้ความเร็วแก๊สเท่ากับ 2.00 เมตรต่อวินาทีจึงมีลักษณะที่คล้ายกับรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียนมากกว่าที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.75 เมตรต่อวินาที เมื่อ

เพิ่มความเร็วของแก๊สเท่ากับ 2.25 เมตรต่อวินาที พบว่าปริมาณของอนุภาคของแข็งมีปริมาณที่เพิ่มขึ้นมากกว่าความเร็วก่อนหน้านี้ โดยในแนวด้านกว้างจะมีปริมาณลดลงเล็กน้อยแต่แนวด้านลึกจะมีปริมาณของอนุภาคของแข็งที่ใกล้เคียงกันกับแนวด้านกว้าง แสดงให้เห็นว่าอนุภาคของแข็งสามารถกระจายตัวได้ดี เมื่อความเร็วของแก๊สเท่ากับ 2.25 เมตรต่อวินาที



รูปที่ 4.28 แสดงผลของปริมาณของของแข็งที่ตำแหน่งความสูงของท่อโรเซอ์ต่างๆ ในแนวแกนลึกและแนวกว้างของท่อโรเซอ์ โดยมีความเร็วของแก๊สเท่ากับ (a) 1.75 เมตรต่อวินาที (b) 2.00 เมตรต่อวินาที และ (c) 2.25 เมตรต่อวินาที

ปริมาณของอนุภาคของแข็งจะแสดงดังรูปที่ 4.28 (a) ถึงรูปที่ 4.28 (c) แสดงให้เห็นถึงการกระจายตัวได้ดีของอนุภาคของแข็ง โดยในแบบจำลองสามมิติที่มีทิศทางการกระจายตัวที่

มากกว่าจะทำให้พบว่ามีลักษณะการคล้ายรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูงแต่ปริมาณของอนุภาคของแข็งจะเป็นตัวที่บ่งชี้ถึงรูปแบบการไหลที่เกิดขึ้นว่าเป็นรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียนอยู่ การศึกษาโดยใช้แบบจำลองสามมิติแสดงให้เห็นถึงช่วงรูปแบบการไหลแบบใหม่หรือรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูงที่ลดลง ซึ่งเห็นได้จากการเพิ่มความเร็วของแก๊สเข้าจะเปลี่ยนรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนช่วงต้นไปเป็นรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียนช่วงปลาย เมื่อความเร็วของแก๊สเข้าเปลี่ยนแปลงไปจากความเร็ว 2.00 เมตรต่อวินาที ไปเป็น 2.25 เมตรต่อวินาที ดังนั้น การจำลองเครื่องปฏิกรณ์แบบสองมิติและสามมิติหรือใช้เครื่องปฏิกรณ์จริงในการดำเนินการ จำเป็นต้องมีการทดลองอย่างละเอียดก่อนจะนำไปใช้งานจริง เพื่อให้ได้ประสิทธิภาพของการดูดซับมีที่มากที่สุด

4.4.2 ผลของประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

ในการศึกษาประสิทธิภาพในการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะคำนวณจากปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่หลุดออกจากระบบ เมื่อพิจารณาจากการหัวข้อที่ 4.3 พบว่าประสิทธิภาพการดูดซับสูงสุดที่ได้มีค่าเท่ากับร้อยละ 93.36 เนื่องจากมีการกระจายตัวของอนุภาคของแข็งที่ดีกว่าที่ภาวะการดำเนินการอื่น นอกจากนี้ ยังมีความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำที่เหมาะสม ทำให้มีประสิทธิภาพการดูดซับที่สูง เมื่อพิจารณาในแบบจำลองสามมิติที่มีภาวะการดำเนินการเดียวกัน พบว่าที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.75 เมตรต่อวินาที ประสิทธิภาพการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าเท่ากับร้อยละ 82.44 เมื่อเพิ่มความเร็วเป็น 2.00 เมตรต่อวินาที พบว่าประสิทธิภาพการดูดซับเพิ่มขึ้นเป็นร้อยละ 92.48 และ เมื่อเพิ่มความเร็วเป็น 2.25 เมตรต่อวินาที พบว่าประสิทธิภาพการดูดซับเพิ่มขึ้นเป็นร้อยละ 94.16 ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับแบบจำลองสองมิติ อุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้นมีลักษณะที่ใกล้เคียงกับแบบจำลองสองมิติ ผลของแรงเสียดทานที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ส่งผลต่อประสิทธิภาพการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์อย่างเห็นได้ชัดจากแรงเสียดทานที่เกิดขึ้นส่งผลต่ออุทกพลศาสตร์ การเปลี่ยนแปลงอุทกพลศาสตร์ส่งผลให้ลักษณะการไหลที่เกิดขึ้นเปลี่ยนแปลงไปและแรงเสียดทานที่เกิดขึ้นยังทำให้อุณหภูมิของแข็งมีการเกาะกลุ่มกันมากที่บริเวณผนัง พื้นที่ผิวสัมผัสของอนุภาคของแข็งและแก๊สลดลง ประสิทธิภาพจึงลดลงเช่นเดียวกัน ผลที่ได้ทั้งหมดแสดงให้เห็นว่าแบบจำลองสองมิติสามารถให้ข้อมูลเชิงคุณภาพได้ แต่ถ้าต้องการความแม่นยำของข้อมูลทั้งในเชิงคุณภาพและเชิงปริมาณแบบจำลองสามมิติน่าจะให้ค่าที่มีความถูกต้องแม่นยำกว่า

บทที่ 5

สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลงานการวิจัย

ในการวิจัยนี้เป็นการศึกษาเพื่อหาอุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนเพื่อนำไปใช้ในกระบวนการที่มีการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดขึ้น ทำการศึกษาเพื่อหาสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สอดคล้องกับผลการทดลองจริง หามภาวะในการดำเนินการที่เหมาะสมต่อกระบวนการการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และมีประสิทธิภาพในการดูดซับที่สูงที่สุด และใช้แบบจำลองสองมิติในการเปรียบเทียบผลการทดลองที่ได้กับแบบจำลองสามมิติเพื่อให้ได้แนวทางนำไปใช้ในการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์จริงได้

5.1.1 ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่ไม่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

ในขั้นตอนการศึกษาถึงแบบจำลองสองมิติที่ไม่มีปฏิกิริยาเคมีเกิดขึ้น จะเป็นการศึกษาอุทกพลศาสตร์ของอนุภาคของแข็ง เพื่อหารูปแบบการไหลที่มีความเหมาะสมกับกระบวนการที่ต้องมีพื้นที่สัมผัสของอนุภาคของแข็งและแก๊สที่มาก โดยในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้น จำเป็นต้องมีการศึกษาแบบจำลองที่จะนำไปใช้ก่อน พบว่าที่ขนาดของพื้นที่ที่ใช้ในการคำนวณเท่ากับ 8,000 เซลล์จะให้ผลการศึกษาที่ใกล้เคียงกับการใช้พื้นที่ในการคำนวณที่สูงขึ้นและใช้เวลาการศึกษาน้อยที่สุด การหาชั้นเวลาคำนวณที่เหมาะสม จะช่วยลดระยะเวลาในการคำนวณและทำให้ผลการคำนวณที่ได้มีความแม่นยำสูงขึ้น โดยพบว่าชั้นเวลาในการคำนวณที่เหมาะสมมีค่าเท่ากับ 0.001 เพราะให้ผลที่ใกล้เคียงกับการใช้ชั้นเวลาในการคำนวณที่น้อยและใช้เวลาในการศึกษาน้อยที่สุด การหาช่วงที่ระบบเข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัว ช่วยให้สามารถกำหนดช่วงเวลาที่ให้นำผลการศึกษาไปทำการวิเคราะห์ได้ โดยพบว่าระบบจะเข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัวที่เวลามากกว่า 10 วินาที เพื่อการคำนวณที่แม่นยำ ช่วงเวลาที่นำข้อมูลมาวิเคราะห์จึงอยู่ในช่วง 20 วินาทีถึง 40 วินาที ในการศึกษาถึงรูปแบบการไหลที่เกิดขึ้นพบว่าช่วงความเร็วที่ทำให้รูปแบบการไหลมีความเหมาะสมมากที่สุดคือ ช่วงความเร็วของแก๊สเข้าเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาที ถึง 1.75 เมตรต่อ

วินาที ช่วงความเร็วดังกล่าวจะอยู่ระหว่างช่วงรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนและรูปแบบการไหลแบบความเร็วสูง ซึ่งมีชื่อเรียกว่า รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียน ที่จะมีการกระจายตัวของอนุภาคในท่อไรเซอร์ได้ดี มีปริมาณของอนุภาคของแข็งที่มากและใกล้เคียงกันตลอดช่วงความสูงของท่อไรเซอร์ทำให้การใช้รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียนมีความเหมาะสมที่จะนำไปใช้ในกระบวนการที่มีปฏิกิริยาเคมีลักษณะการประพุดตัวของอนุภาคของแข็งจะถูกอธิบายด้วยความเร็วในแนวแกนและในแนวรัศมีที่ตำแหน่งต่างๆ ของท่อไรเซอร์ ความเร็วในแนวรัศมีแสดงให้เห็นถึงการกระจายตัวที่ดีในช่วงบริเวณด้านบนของท่อไรเซอร์ และความเร็วในแนวแกนแสดงให้เห็นถึงการลดลงของการไหลแบบแกนใน-วงนอกเมื่อความสูงเพิ่มขึ้น

5.1.2 ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในท่อไรเซอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

ในการหาสมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะใช้งานวิจัยของ KhongpromและGidaspow(2010) เป็นสมการพื้นฐานและแบบจำลองในงานวิจัย Abbasi และ Arastoopour(2011)เมื่อทำการจำลองโดยใช้สมการอัตราการเกิดปฏิกิริยาของ Khongprom และGidaspow(2010) ที่มีค่าปัจจัยความถี่หน้าเอกโพเนนเชียลเท่ากับ 600 ผลที่ได้คือ ปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สามารถลดลงได้ร้อยละ 56 โดยมวล ในขณะที่ผลของแบบจำลองที่นำมาเปรียบเทียบจะอยู่ที่ร้อยละ 58 โดยมวล ซึ่งมีค่าที่ใกล้เคียงกัน นอกจากนี้ผลของค่าความดันลดภายในระบบแสดงให้เห็นอุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้นในท่อไรเซอร์ว่ามีค่าที่ใกล้เคียงกันกับตำแหน่งที่นำมาเปรียบเทียบ ผลของความดันลดภายในระบบนอกจะแสดงให้เห็นว่าแบบจำลองที่ใช้ในงานวิจัยมีความใกล้เคียงกับแบบจำลองที่นำมาเปรียบเทียบแล้ว ยังแสดงให้เห็นว่าแบบจำลองนี้ยังมีความใกล้เคียงกับการทดลองที่เกิดขึ้นจริงด้วย

5.1.3 การศึกษาผลของตัวแปรการดำเนินการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

ในการหาภาวะในการดำเนินการที่เหมาะสมที่สุดนั้น ตัวแปรอิสระที่นำมาศึกษาจะประกอบไปด้วย อุณหภูมิ ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ความเข้มข้นของไอน้ำและความเร็วของแก๊สขาเข้า พบว่าปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สามารถดูดซับได้มากที่สุดคือร้อยละ 93.36 โดยมวล โดยมีภาวะในการดำเนินการของอุณหภูมิเท่ากับ 60 องศาเซลเซียส

ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 20 โดยมวล ความเข้มข้นของไอน้ำเท่ากับ ร้อยละ 15 โดยมวลและความเร็วของแก๊สขาเข้าเท่ากับ 1.75 เมตรต่อวินาที และปริมาณของแก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกดูดซับน้อยที่สุดเท่ากับร้อยละ 77.38 โดยมวลที่ภาวะในการดำเนินการ ของอุณหภูมิเท่ากับ 80 องศาเซลเซียส ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 20 โดยมวล ความเข้มข้นของน้ำเท่ากับร้อยละ 10 โดยมวลและความเร็วของแก๊สขาเข้าเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาที ซึ่งปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ดูดซับได้นั้นมีปริมาณมากกว่าการใช้ เครื่องปฏิกรณ์แบบเบตนิ่งและจากงานวิจัยที่ผ่านมาในเครื่องปฏิกรณ์แบบฟองแก๊สและเครื่อง ปฏิกรณ์แบบความเร็วสูง (Zhao และคณะ, 2012) ตัวแปรอิสระที่ส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพในการดูด ซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์นั้นได้แก่ ความเข้มข้นของไอน้ำ อัตราการไหลระหว่างความเร็วของแก๊ส ขาเข้าและความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ อัตราการไหลระหว่างความเข้มข้นของแก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์และความเข้มข้นของไอน้ำ เมื่อศึกษาผลที่ได้จากกระบวนการไหลมีลักษณะ รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียน

เมื่อเปรียบเทียบผลเชิงอุทกพลศาสตร์ พบว่าปริมาณของอนุภาคของแข็งที่อยู่ภายในท่อ ไโรเซอรัที่ภาวะในการดำเนินการของอุณหภูมิเท่ากับ 60 องศาเซลเซียส ความเข้มข้นของแก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 20 โดยมวล ความเข้มข้นของไอน้ำเท่ากับร้อยละ 15 โดยมวล และความเร็ของแก๊สขาเข้าเท่ากับ 1.75 เมตรต่อวินาที มีค่าในช่วง 0.38 ถึง 0.40 ตลอด ช่วงความสูงของท่อโรเซอรั ในขณะที่ที่ภาวะในการดำเนินการของอุณหภูมิเท่ากับ 80 องศา เซลเซียส ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เท่ากับร้อยละ 20 โดยมวล ความเข้มข้นของ ไอน้ำเท่ากับร้อยละ 10 โดยมวลและความเร็วของแก๊สขาเข้าเท่ากับ 1.25 เมตรต่อวินาทีที่มีปริมาณ ของอนุภาคของแข็งเท่ากับ 0.40 ถึง 0.41 แต่มีการกระจายตัวที่น้อยกว่า ประสิทธิภาพในการดูด ซับจึงน้อยกว่า ผลของความเร็วในแนวแกนของของแข็งแสดงให้เห็นถึงการลดลงของรูปแบบการ ไหลแบบแกนใน-วงนอก ทำให้ประสิทธิภาพการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ดีขึ้น ผลของความ เร็วในแนวรัศมีของของแข็งแสดงให้เห็นถึงการผสมของอนุภาคของแข็งที่เกิดขึ้นในท่อโรเซอรั

5.1.4 ผลที่ได้จากการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในระบบที่มีปฏิกิริยาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ด้วยแบบจำลองในระบบสามมิติ

ในการศึกษาถึงผลที่เกิดขึ้นระหว่างเครื่องปฏิกรณ์แบบสองมิติและสามมิติ จะอาศัยภาวะในการดำเนินการที่ดีที่สุดที่ได้จากกระบวนการการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่าลักษณะการประพุดิตัวของอนุภาคของแข็งเปลี่ยนแปลงไปเมื่อทำการศึกษาในแบบจำลองสามมิติโดยพบว่าผลที่เกิดขึ้นมีลักษณะของรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนในขณะที่รูปแบบการไหลที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์สองมิติที่ภาวะในการดำเนินการเดียวกันมีลักษณะใกล้เคียงกับรูปแบบการไหลแบบปั่นป่วนหมุนเวียน

ผลการทดลองในระบบสามมิติจะมีค่าที่แตกต่างจากระบบสองมิติเนื่องจากพื้นที่ของท่อไรเซอร์เพิ่มขึ้น ส่งผลให้พื้นที่การไหลเปลี่ยนแปลงไป อีกทั้งมีผลของแรงเสียดทานระหว่างอนุภาคของแข็งและผนังเพิ่มขึ้น ผลที่เกิดขึ้นในแบบจำลองสามมิติต้องมีการเพิ่มค่าของความเร็วเพื่อชดเชยแรงที่สูญเสียไป โดยเพิ่มขึ้นจากที่ความเร็วของแก๊สเท่ากับ 1.75 เมตรต่อวินาที เป็น 2.25 เมตรต่อวินาที การนำแบบจำลองสองมิติไปใช้ในกระบวนการการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนจริงต้องใช้ภาวะในการดำเนินการที่สูงกว่าค่าที่ได้จากแบบจำลองสองมิติเล็กน้อยเพื่อให้ผลที่เกิดขึ้นนั้นมีอุทกพลศาสตร์เช่นเดียวกัน โดยเมื่อเพิ่มความเร็วในระบบแล้วผลที่ได้จากแบบจำลองสามมิติมีประสิทธิภาพในการดูดซับมีค่าที่ใกล้เคียงกับแบบจำลองสองมิติเท่ากับร้อยละ 94.16

5.2 ข้อเสนอแนะ

ในกระบวนการการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับของแข็งในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนในงานวิจัยนี้ เป็นการศึกษาถึงกระบวนการการดูดซับเพียงอย่างเดียวเท่านั้น ยังต้องมีการศึกษาในส่วนของการฟื้นฟูสภาพให้กับตัวดูดซับของแข็ง เพื่อให้ผลที่ได้เป็นผลที่สามารถนำไปใช้ในกระบวนการการดูดซับได้จริง สำหรับการจำลองด้วยแบบจำลองสองมิติ ผลที่ได้จากแบบจำลองสองมิติจะมีความเบี่ยงเบนไปจากผลที่ได้จากแบบจำลองสามมิติ ซึ่งเป็นแบบจำลองที่มีความใกล้เคียงกับเครื่องปฏิกรณ์จริงมากที่สุด อย่างไรก็ตาม ผลที่ได้มีแนวโน้มเดียวกัน ดังนั้นในการนำผลที่เกิดในแบบจำลองสองมิติไปใช้ อาจจะมีความคลาดเคลื่อนอยู่บ้างของข้อมูลเชิงคุณภาพถ้าต้องการความถูกต้องแม่นยำของข้อมูลทั้งในเชิงคุณภาพและปริมาณจึงควรศึกษาแบบจำลองสามมิติ

รายการอ้างอิง

- Abbasi, E., Arastoopour, H., CFD simulation of CO₂ sorption in a circulating fluidized bed using the deactivation model. Engineering Conference International; New York, 2011: 736-743.
- Atsonios, K., Nikolopoulos, A., Karellas, S., Nikolopoulos, N., Grammelis, P., and Kakaras, E., Numerical investigation of the grid spatial resolution and the anisotropic character of emms in cfb multiphase flow, Chemical Engineering Science, 66(2011): 3979-3990.
- Bastos, J.C.S.C., Rosa, L.M., Mori, M., Marini, F., Martignoni, W.P., Modeling and simulation of a gas–solids dispersion flow in a high-flux circulating fluidized bed (HFCFB) riser. Catalysis Today, 130 (2008): 462-470.
- Boonprap, S. Hydrodynamics flow regimes in two dimensional circulating fluidized bed reactor, Master's Thesis, Department of chemical technology, Faculty of science, Chulalongkorn university, 2013.
- Chalermssinsuwan, B., Kinetic theory based computation of hydrodynamics and mass transfer in fluidized bed, Doctoral dissertation, Department of chemical technology, Faculty of science, Chulalongkorn university, 2009.
- Chalermssinsuwan, B., Piumsomboon, P., and Gisdaspow, D., Kinetic theory based computation of psri riser: part I-estimate of mass transfer coefficient, Chemical Engineering Science, 64(2009): 1195-1211.
- Chalermssinsuwan, B., Piumsomboon, P., Computation of the mass transfer coefficient of fcc particles in a thin bubbling fluidized bed using two- and three- dimensional cfd simulations, Chemical Engineering Science, 66(2011): 5602-5613.
- Fluent, FLUENT User's Guide [Electronic Documentation] (2003)
- Garg, R., Shahnam, M., Huckaby, E.D., Continuum simulations of CO₂ capture by dry regenerable Potassium based sorbents. 7th International Conference on Multiphase Flow, Tampa, FL, May 30-June 4 2010.

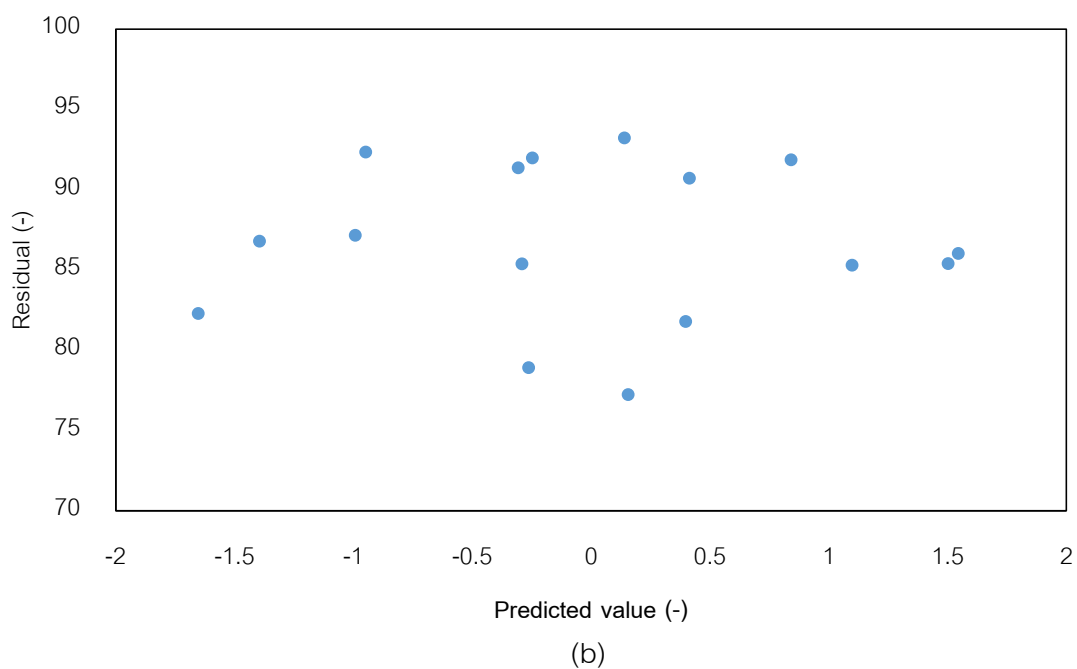
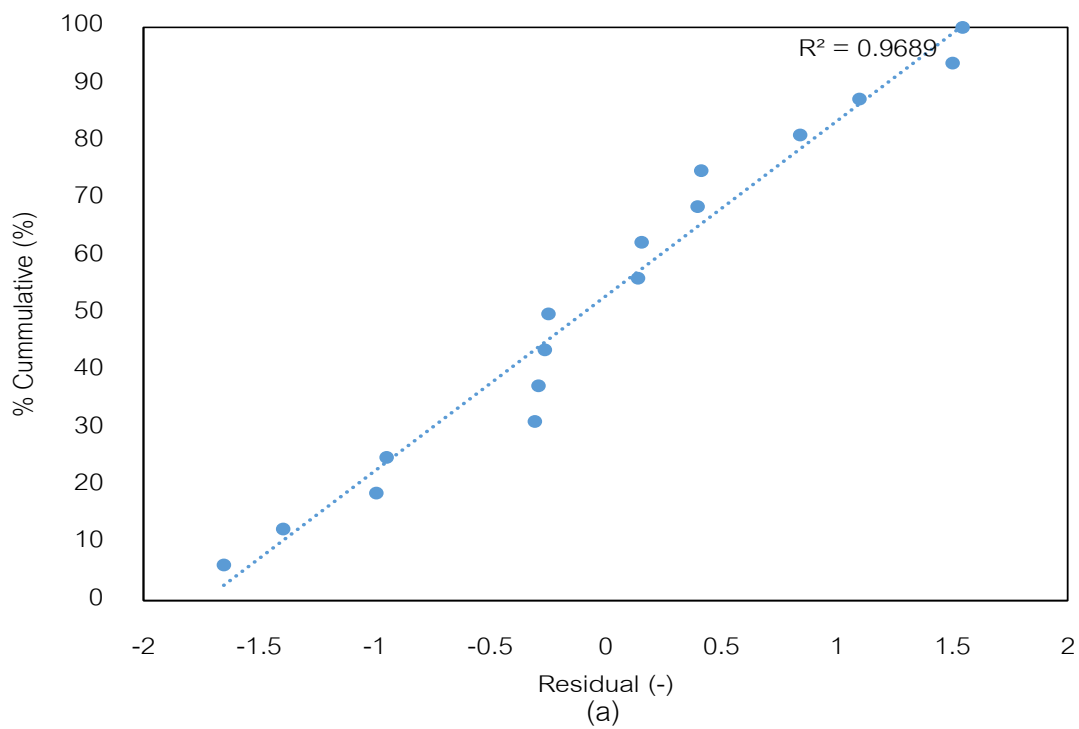
- Grace, J. R., Avidan, A. A., and Knowlton, T. M., *Circulating fluidized bed*. London; New York; Blackie Academic & Professional, 1997.
- Hartge, E.U., Ratschow, L., Wischniewski, R., Werther, J., CFD-simulation of a circulating fluidized bed riser. *Particuology*, 7(2009): 283-296.
- Jaiboon, O., Chalermssinsuwan, B., M., Lursuang, P., Pornpote, Effect of flow patterns/regimes on CO₂ capture using K₂CO₃ solid sorbent in fluidized bed/circulating fluidized bed. *Chemical Engineering Journal*. 219(2013): 262-272.
- Lisbona, P., Martínez, A., Romeo, L. M., Hydro dynamical model and experimental results of a calcium looping cycle for CO₂ capture. *Applied Energy*, 101(2011): 317-322.
- Khongprom, P., Aimdilokwong, A., Limtrakul, S., Vatanatham, T., Ramachandran, P. A., Axial gas and solids mixing in a down flow circulating fluidized bed reactor based on CFD simulation. *Chemical Engineering Science*, 73(2012): 8-19.
- Khongprom, P., Gidaspow, D., Compact fluidized bed sorber for CO₂ capture. *Particuology*, 8 (2010): 531-535.
- Kruggel-Emden, H., Rickelt, S., Stepanek, F., Munjiza, A., Development and testing of an interconnected multiphase CFD-model for chemical looping combustion. *Chemical Engineering Science*, 65(2010): 4732-4745.
- Kruggel E., H., Stepanek, F., Munjiza, A., A comparative study of reaction models applied for chemical looping combustion. *Chemical Engineering Research and Design*, 89 (2011):2714-2727.
- Mathias, P. M., Reddy, S., O'Connell, J. P., Quantitative evaluation of the chilled-ammonia process for CO₂ capture using thermodynamic analysis and process simulation. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 4(2010): 174-179.
- Mao, D., Edwards, J. R., Kuznetsov, A. V., Srivastava, R., Particle flow, mixing, and chemical reaction in circulating fluidized bed absorbers. *Chemical Engineering Science*, 57(2002): 3107-3117.

- Nguyen, T. D.B., Seo, M. W., Lim, Y., Song, B., Kim, S., CFD simulation with experiments in a dual circulating fluidized bed gasifier. Computers and Chemical Engineering, 36(2012): 48-56.
- Oexmann, J., Hensel, C., Kather, A., Post-combustion CO₂-capture from coal-fired power plants: Preliminary evaluation of an integrated chemical absorption process with piperazine-promoted potassium carbonate. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2(2008): 539-552.
- Park, S.W., Sung, D. H., Choi, B.S., Lee, J.W., Kumazawa H., Carbonation Kinetics of Potassium Carbonate by Carbon Dioxide. J. Ind. Eng. Chem, 12(2006): 522-530.
- Peng, Y., Zhao, B., Li, L., Advance in post-combustion CO₂ capture with alkaline solution: A brief review. Energy Procedia, 14(2012): 1515-1522.
- Rydén, M., Ramos, P., H₂ production with CO₂ capture by sorption enhanced chemical-looping reforming using NiO as oxygen carrier and CaO as CO₂ sorbent. Fuel Processing Technology, 96(2012): 27-36.
- Singh, R., M. K., Ram Reddy, Wilson, S., Joshi, K., Diniz, J. C. da Costa, Webley, P., High temperature materials for CO₂ capture. Energy Procedia, 1(2008): 623-630.
- Tu, J., Yeoh, G.H., Liu, C., Computational Fluid Dynamics: A Practical Approach. Butterworth-Heinemann, 2008.
- Wang, S., Gao, J., Lu, H., Liu, G., Xu, P., Sun, L., Simulation of flow behavior of particles by cluster structure-dependent drag coefficient model for chemical looping combustion process: Air reactor modeling. Fuel Processing Technology, (2012). In press.
- Xiaobo, Q., Haiyan, Z., Jesse, Zhu., Demarcation of a New Circulating Turbulent Fluidization Regime, American Institute of Chemical Engineers, 55(2009): 594-611.

- Yin, L., Wang, S., Lu, H., Ding, J., Mostofi, R., Hao, Z., Simulation of effect of catalyst particle cluster on dry methane reforming in circulating fluidized beds. Chemical Engineering Journal, 131(2007): 123-134.
- Yi, C., K., Jo, S., J., Seo, Y., Lee, J., B., Ryu, C. K., Continuous operation of the potassium-based dry sorbent CO₂ capture process with two fluidized-bed reactors. International journal of greenhouse gas control, 1(2007): 31-36
- Zhang, N., Lu, B., Wang, W., Li, J., 3D CFD simulation of hydrodynamics of a 150MWe circulating fluidized bed boiler. Chemical Engineering Journal, 162(2010): 821-828.
- Zhao, C., Chen, X., Zhao, C., Study on CO₂ capture using dry potassium-based sorbents through orthogonal test method. International Journal of Greenhouse Gas Control, 4(2010): 655-658.
- Zhao, C., Chen, X., Zhao, C., K₂CO₃/Al₂O₃ for capturing CO₂ in flue gas from power plants. Part 1: Carbonator behaviors of K₂CO₃/Al₂O₃. Energy Fuels, (2012): 1401-1405.
- Zhao, C., Chen, X., Zhao, C., K₂CO₃/Al₂O₃ for capturing CO₂ in flue gas from power plants. Part 2: Regeneration behaviors of K₂CO₃/Al₂O₃. Energy Fuels, (2012): 1406-1411.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก



รูปที่ ก1 (a) กราฟความน่าจะเป็นแบบปกติของส่วนตกค้าง (b) กราฟความสัมพันธ์ระหว่างส่วนตกค้างกับค่าที่ทำนายได้

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นาย ชีรนนท์ ธรรมกุล เกิดเมื่อวันที่ 11 มีนาคม พ.ศ. 2532 สำเร็จการศึกษาปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต สาขาเคมีวิศวกรรม ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีการศึกษา 2554 และเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ปีการศึกษา 2554