

การจำลองซีเอฟดีของการคายคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบฟลูอิดซ์เบดโดยวิธีเชิงความร้อน



นายธงชัย กระจ่างนิวัต

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

CHULALONGKORN UNIVERSITY

บทคัดย่อและแฟ้มข้อมูลฉบับเต็มของวิทยานิพนธ์ตั้งแต่ปีการศึกษา 2554 ที่ให้บริการในคลังปัญญาจุฬาฯ (CUIR)

เป็นแฟ้มข้อมูลของนิสิตเจ้าของวิทยานิพนธ์ ที่ส่งผ่านทางบัณฑิตวิทยาลัย

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

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2557

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

CFD SIMULATION OF CARBON DIOXIDE DESORPTION IN FLUIDIZED BED SYSTEM BY
THERMAL APPROACH

Mr. Thongchai Krachangniwat



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 2014
Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การจำลองซีเอฟดีของการคายคาร์บอนไดออกไซด์ใน ระบบฟลูอิดไชน์เบดโดยวิธีเชิงความร้อน
โดย	นายธงไชย กระจ่างนิวัต
สาขาวิชา	เคมีเทคนิค
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	รองศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม	ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่ง
ของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิทยาศาสตร์
(ศาสตราจารย์ ดร.สุพจน์ หารหนองบัว)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.เกื้อวลี พุกษาทร)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(รองศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ)

..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ประพันธ์ คูชลธารา)

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

ธงไชย กระจ่ายนิวัต : การจำลองซีเอฟดีของการคายคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบฟลูอิดซ์เบดโดยวิธีเชิงความร้อน (CFD SIMULATION OF CARBON DIOXIDE DESORPTION IN FLUIDIZED BED SYSTEM BY THERMAL APPROACH) อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก: รศ. ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์, อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม: ผศ. ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ, 116 หน้า.

ฟองแก๊สมีบทบาทสำคัญต่อลักษณะของอุทกพลศาสตร์และปฏิกิริยาเคมีของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบด ในงานวิจัยนี้ ทำการศึกษาการจำลองอุทกพลศาสตร์และการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวคูณของแข็งโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตที่อยู่ในฝั่งดาวเนอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบฟองแก๊สด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ แบบจำลองที่ใช้ในงานวิจัยนี้คือ แบบออยเลอร์เลียน – ออยเลอร์เลียน ซึ่งประกอบด้วยสมการอนุพันธ์มวล สมการอนุพันธ์โมเมนตัม และสมการอนุพันธ์พลังงานสำหรับวิภาคของแก๊สและของแข็ง ผลการจำลองถูกตรวจสอบโดยการเปรียบเทียบกับผลการทดลองจริงจากงานวิจัยที่ผ่านมาของ Taghipour และคณะ และ Liu และคณะ จากนั้น ทำการศึกษาวเคราะห์ผลของตัวแปรดำเนินการต่างๆ ได้แก่ อุณหภูมิ ความเร็วแก๊ส ขนาดอนุภาคของแข็ง และความสูงของเบดโดยใช้วิธีการออกแบบการทดลองแบบ 2 ระดับ ตัวแปรตอบสนองที่ใช้ในงานวิจัยนี้คือ ขนาดของฟองแก๊สและค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ จากผลการศึกษา พบว่า ความเร็วแก๊ส ขนาดอนุภาคของแข็งและอันตรกิริยาระหว่างความเร็วแก๊สกับขนาดอนุภาคของแข็งเป็นตัวแปรที่มีนัยสำคัญต่อผลของขนาดฟองแก๊สที่ความชื้นร้อยละ 95 เพื่อที่จะให้ได้ฟองแก๊สขนาดเล็กต้องทำโดยการป้อนความเร็วแก๊สที่ระดับต่ำและมีขนาดอนุภาคของแข็งที่ระดับสูง ตัวแปรดำเนินการที่มีผลต่อค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์คือ อุณหภูมิ ความเร็วแก๊สและอันตรกิริยาระหว่างอุณหภูมิและความเร็วแก๊สที่ความชื้นร้อยละ 95 เพื่อที่จะให้ได้การคายแก๊สสูงต้องทำโดยการให้อุณหภูมิที่ระดับสูงและความเร็วแก๊สที่ระดับต่ำ ผลที่ได้จากการศึกษานี้สามารถนำไปใช้ในการออกแบบและการดำเนินงานสำหรับเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบฟองแก๊สให้มีประสิทธิภาพสูงขึ้นต่อไป

ภาควิชา เคมีเทคนิค

ลายมือชื่อนิสิต

สาขาวิชา เคมีเทคนิค

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก

ปีการศึกษา 2557

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาร่วม

5672165723 : MAJOR CHEMICAL TECHNOLOGY

KEYWORDS: BUBBLING FLUIDIZED BED, BUBBLE HYDRODYNAMICS, CARBON DIOXIDE DESORPTION, COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS, OPERATING PARAMETERS

THONGCHAI KRACHANGNIWAT: CFD SIMULATION OF CARBON DIOXIDE DESORPTION IN FLUIDIZED BED SYSTEM BY THERMAL APPROACH. ADVISOR: ASSOC. PROF. PORNPOTE PIUMSOMBOON, Ph.D., CO-ADVISOR: ASST. PROF. BENJAPON CHALERMSINSUWAN, Ph.D., 116 pp.

Bubbles play an important role on the hydrodynamics and chemical reaction characteristics of gas-solid fluidized bed reactor. In this study, the computational fluid dynamics (CFD) approach was used to simulate the hydrodynamics and chemical reaction model of potassium bicarbonate (KHCO_3) solid sorbents in the downer section of a bubbling fluidized bed reactor. The Eulerian – Eulerian model is used this study. This model consists of mass, momentum and energy conservation equations for gas-solid phase. The simulation results were validated by comparing the hydrodynamic result with the literature experiment by Taghipour et al. and Liu et al. Then, the effect of operating parameters including temperature, gas velocity, particle size and bed height were explored using 2^k experimental design approach. The response parameters in this study were the bubble sizes and CO_2 molar concentration. From the results, the gas velocity, particle size and interaction between gas velocity and particle size had significant affected on bubble size at 95% confidence level. The small bubble can be obtained when gas velocity was operated at the low level and particle size was operated at the high level. The operating parameters that had an effect on CO_2 molar concentration were temperature, gas velocity and interaction between temperature and gas velocity in at 95% confidence level. The high regeneration can be obtained when temperature was operated at the high level and gas velocity was operated at the low level. The obtained results can be used for efficiently designing and operating of this kind of gas-solid bubbling fluidized bed reactor.

Department: Chemical Technology Student's Signature

Field of Study: Chemical Technology Advisor's Signature

Academic Year: 2014 Co-Advisor's Signature

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์การจำลองซีเอฟดีของการคายคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบฟลูอิดิซ์เบดโดยวิธีเชิงความร้อนฉบับนี้ สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยความช่วยเหลืออย่างดียิ่งจากบุคคลหลายฝ่าย ผู้จัดทำขอกราบขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก และผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม ที่กรุณาให้คำแนะนำและข้อเสนอแนะ ตลอดจนการแก้ไขปรับปรุงงานวิจัยฉบับนี้ ให้สมบูรณ์มากขึ้น

ขอกราบขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร.เก็จวลี พฤกษาทร ประธานกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ประพันธ์ คูซุทธารา กรรมการสอบวิทยานิพนธ์ และ อาจารย์ ดร.บุญรอด สัจจกุลนุกิจ กรรมการจากภายนอกมหาวิทยาลัย ที่กรุณารับเชิญเป็นกรรมการสอบ ตลอดจนให้คำแนะนำ และเสนอแนะความคิดเห็นที่เป็นประโยชน์ต่อการทำวิทยานิพนธ์ให้มีความสมบูรณ์ยิ่งขึ้น

ขอขอบคุณการสนับสนุนทุนจากโครงการพัฒนามหาวิทยาลัยวิจัยแห่งชาติ ประจำปี 2557 สำนักงานคณะกรรมการอุดมศึกษา (WCU-044-CC-57) และทุนจากสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ประจำปี 2557-2559 (TRG5780205)

ขอขอบคุณคณาจารย์และเจ้าหน้าที่ทุกท่านในภาควิชาเคมีเทคนิคที่ได้ให้คำแนะนำช่วยเหลือและอำนวยความสะดวกในการวิจัยครั้งนี้

ขอขอบคุณพี่ๆ เพื่อนๆ และน้องๆ ในภาควิชาเคมีเทคนิคที่ให้การสนับสนุน ให้คำปรึกษา และเป็นกำลังใจในการทำวิทยานิพนธ์มาโดยตลอด

สุดท้ายนี้ขอกราบขอบพระคุณบิดา มารดา รวมถึงผู้มีพระคุณทุกท่านที่อยู่เบื้องหลังที่ได้ให้กำลังใจ ให้คำปรึกษา คำแนะนำ ช่วยเหลือ การสนับสนุนด้านต่างๆ และเป็นแรงผลักดันเสมอมาจนสำเร็จการศึกษา

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ฎ
สารบัญรูปภาพ.....	ฏ
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย	2
1.3 ขอบเขตของการวิจัย.....	3
1.4 ข้อยกเว้นของการวิจัย.....	3
1.5 คำจำกัดความที่ใช้ในการวิจัย	3
1.6 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	3
1.7 วิธีดำเนินการวิจัย.....	4
1.8 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย.....	5
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	6
2.1 แนวคิดและทฤษฎี.....	6
2.1.1 เทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide Capture Technology).....	6
2.1.1.1 การดักจับก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion capture).....	7
2.1.1.2 การดักจับหลังการเผาไหม้ (Post-combustion capture).....	7
2.1.1.3 การดักจับด้วยการเผาไหม้โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ (Oxy-fuel combustion capture).....	7

2.1.2 เทคโนโลยีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide Separation Technology).....	9
2.1.2.1 การดูดซึม (Absorption)	9
2.1.2.2 การดูดซับ (Adsorption)	10
2.1.2.3 ไครโอเจนิค (Cryogenic)	10
2.1.2.4 เมมเบรน (Membrane).....	10
2.1.3 กระบวนการดูดซับและการคาย (Adsorption and Desorption).....	11
2.1.3.1 กระบวนการดูดซับ (Adsorption).....	11
2.1.3.2 กระบวนการคาย (Desorption).....	14
2.1.4 ฟลูอิดไอเซชัน	15
2.1.4.1 ประเภทของฟลูอิดไอเซชัน	16
2.1.4.2 การจำแนกประเภทของอนุภาคด้วยวิธีของ Geldart.....	17
2.1.4.3 ช่วงการไหลฟลูอิดไอเซชัน (Regime of Fluidization).....	19
2.1.4.4 ระบบฟลูอิดไอส์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed : CFB).....	27
2.1.4.5 ข้อดีและข้อเสียของการใช้เทคนิคฟลูอิดไอเซชัน	28
2.1.5 การจำลองด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (Computational Fluid Dynamics, CFD)	30
2.1.5.1 ระเบียบวิธีการแบ่งช่วง (Discretization method).....	30
2.1.6 การออกแบบการทดลอง (Design of experiment).....	38
2.1.6.1 การออกแบบเชิงแฟกทอเรียล (Factorial Design)	38
2.1.6.2 การออกแบบเชิงแฟกทอเรียลแบบ 2 ระดับ	39
2.1.6.3 การวิเคราะห์ความแปรปรวน (Analysis of Variance, ANOVA)	44
2.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	48

4.2 ผลของการจำลองปฏิกิริยาเคมี.....	94
4.2.1 ผลของตัวแปรดำเนินการที่มีผลต่อการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ภายในเครื่อง ปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบพองแก๊ส.....	94
4.2.1.1 ผลของการวิเคราะห์ความแปรปรวน (Analysis of Variance; ANOVA).....	96
บทที่ 5 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ	101
5.1 สรุปผลการวิจัย.....	101
5.1.1 การจำลองอุทกพลศาสตร์.....	101
5.1.2 การจำลองปฏิกิริยาเคมี	102
5.2 ข้อเสนอแนะ	102
รายการอ้างอิง	103
ภาคผนวก.....	108
ภาคผนวก ก.....	109
ภาคผนวก ข.....	112
ภาคผนวก ค.....	115
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์	116

สารบัญตาราง

ตารางที่ 2.1	ข้อได้เปรียบเสียเปรียบของเทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์	8
ตารางที่ 2.2	คุณลักษณะของกระบวนการดูดซับ	13
ตารางที่ 2.3	ขั้นตอนการวิเคราะห์สำหรับการออกแบบ 2^k	41
ตารางที่ 2.4	การวิเคราะห์ความแปรปรวนของการออกแบบ 2^k	42
ตารางที่ 2.5	การออกแบบเชิงแฟกทอเรียล 2^4	47
ตารางที่ 3.1	ค่าคุณสมบัติต่างๆของแต่ละภูมิภาคและสภาวะต่างๆที่ใช้ในการจำลอง อุทกพลศาสตร์ใน ส่วนที่ 1	62
ตารางที่ 3.2	ค่าคุณสมบัติต่างๆของแต่ละภูมิภาคที่ใช้ในการจำลองอุทกพลศาสตร์ ใน ส่วนที่ 2	63
ตารางที่ 3.3	การออกแบบการทดลองแบบ 2^4 ของการศึกษาตัวแปรดำเนินการ	67
ตารางที่ 3.4	ค่าคุณสมบัติต่างๆของแต่ละภูมิภาคที่ใช้ในการจำลองปฏิกิริยาเคมี	70
ตารางที่ 4.1	การแบ่งตัวแทนกลุ่มของกรณีต่างๆ	75
ตารางที่ 4.2	ผลของขนาดของฟองแก๊สที่ได้จากการจำลองและทฤษฎี	87
ตารางที่ 4.3	การออกแบบการทดลองแบบ 2^4 ของการศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการและค่าตัวแปรตอบสนองที่ได้จากการจำลองอุทกพลศาสตร์	88
ตารางที่ 4.4	การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นขนาดของฟองแก๊ส	89
ตารางที่ 4.5	การออกแบบการทดลองแบบ 2^4 ของการศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการและค่าตัวแปรตอบสนองที่ได้จากการจำลองปฏิกิริยาเคมี	95
ตารางที่ 4.6	การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์	96

สารบัญรูปร่างภาพ

รูปที่ 2.1	เทคโนโลยีของการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการต่างๆ	6
รูปที่ 2.2	ลักษณะคล้ายของไหลของฟลูอิด์เบด	16
รูปที่ 2.3	การจำแนกกลุ่มของอนุภาคของแข็งโดยวิธีของ Geldart	17
รูปที่ 2.4	ลักษณะของเบดที่มีของไหลต่างชนิดกัน ไหลผ่านด้วยความเร็วต่ำสุดในการเกิด ฟลูอิด์เซชัน.....	18
รูปที่ 2.5	รูปแบบการไหลสำหรับฟลูอิด์เบดแก๊ส-ของแข็ง	19
รูปที่ 2.6	ลักษณะของเบดนิ่งที่ไม่มีและมีการเคลื่อนที่สัมพันธ์กับผนัง	20
รูปที่ 2.7	ความดัน (ก) และความสูงเบด (ข) กับความเร็วของแก๊ส	21
รูปที่ 2.8	รูปแบบการไหลแบบพองแก๊ส	23
รูปที่ 2.9	ลักษณะการเกิด Wake	24
รูปที่ 2.10	รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน	25
รูปที่ 2.11	ความสัมพันธ์ระหว่างความดันลดกับความเร็วในช่วงการเกิดเบดแบบปั่นป่วน	26
รูปที่ 2.12	ระบบฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed, CFB)	28
รูปที่ 2.13	ขอบเขตของปัญหาที่ถูกแบ่งออกเป็นปริมาตรควบคุมเล็กๆ ด้วยระเบียบวิธี ไฟไนต์วอลุ่ม	31
รูปที่ 2.14	การประมาณค่าด้วยระเบียบวิธี First order upwind differencing scheme.....	36
รูปที่ 2.15	การประมาณค่าด้วยระเบียบวิธี Second order upwind differencing scheme	37
รูปที่ 3.1	แผนภาพเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบพองแก๊สที่ใช้ในการจำลอง	53
รูปที่ 3.2	แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบพองแก๊สแบบ 2 มิติ โดยการแบ่งเซลล์ จำนวน (ก) 6,000 (ข) 9,000 (ค) 12,000 และ (ง) 15,000 เซลล์.....	61
รูปที่ 3.3	ผังงานของการคำนวณการหาขนาดของพองแก๊ส.....	66

รูปที่ 4.1 ผลการกระจายตัวแนวรัศมีของสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตรที่ขนาดพื้นที่คำนวณ ต่าง ๆ.....	73
รูปที่ 4.2 ผลการหาเวลาที่เหมาะสมของความดันสมบูรณ์ที่เวลาการทดลองต่าง ๆ.....	74
รูปที่ 4.3 คอนทิวร์ของสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊ส ที่เวลาต่างๆ โดยกำหนดความเร็วแก๊ส 0.38 เมตรต่อวินาที.....	74
รูปที่ 4.4 การกระจายตัวในแนวรัศมีของสัดส่วนของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตเชิง ปริมาตรโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูง 0.1 เมตร ทั้ง 16 กรณี.....	76
รูปที่ 4.5 การกระจายตัวในแนวรัศมีของสัดส่วนของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตเชิง ปริมาตรโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูง ก) 0.1 เมตร ข) 0.2 เมตร และ ค) 0.3 เมตร.....	77
รูปที่ 4.6 การกระจายตัวในแนวรัศมีของค่าความเร็วในแนวแกนของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบ คาร์บอเนตโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูง ก) 0.1 เมตร ข) 0.2 เมตร และ ค) 0.3 เมตร.....	79
รูปที่ 4.7 การกระจายตัวในแนวรัศมีของค่าความเร็วในแนวแกนของแก๊สโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับ ความสูง ก) 0.1 เมตร ข) 0.2 เมตร และ ค) 0.3 เมตร.....	80
รูปที่ 4.8 การกระจายตัวในแนวรัศมีของค่าความเร็วในแนวรัศมีของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบ- คาร์บอเนตโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูง ก) 0.1 เมตร ข) 0.2 เมตร และ ค) 0.3 เมตร.....	83
รูปที่ 4.9 การกระจายตัวในแนวรัศมีของค่าความเร็วในแนวรัศมีของแก๊สโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับ ความสูง ก) 0.1 เมตร ข) 0.2 เมตร และ ค) 0.3 เมตร.....	84
รูปที่ 4.10 คอนทิวร์ของสัดส่วนของตัวดูดซับโพแทสเซียมคาร์บอเนตเชิงปริมาตรทุกกรณี ที่ เวลา 30 วินาที.....	86
รูปที่ 4.11 ผลของตัวแปรหลักที่มีผลต่อขนาดของฟองแก๊ส.....	91
รูปที่ 4.12 ผลของอันตรกิริยาที่มีผลต่อขนาดของฟองแก๊ส	91
รูปที่ 4.13 พื้นผิวตอบสนองของขนาดของฟองแก๊ส เมื่อความเร็วแก๊สและขนาดอนุภาคของแข็ง แตกต่างกัน.....	92
รูปที่ 4.14 ผลของความเร็วของแก๊สที่มีผลต่อ Dimensionless ของขนาดฟองแก๊ส	93

- รูปที่ 4.15 ผลของตัวแปรหลักที่มีผลต่อค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....98
- รูปที่ 4.16 ผลของอันตรกิริยาที่มีผลต่อค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....98
- รูปที่ 4.17 พื้นผิวตอบสนองของค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่ออุณหภูมิและความเร็วแก๊สแตกต่างกัน..... 100



บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ในปัจจุบันภาวะโลกร้อนเป็นปัญหาสำคัญของโลกที่ได้รับความสนใจเป็นอย่างมาก สาเหตุที่ทำให้เกิดภาวะโลกร้อนเกิดจากการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกที่เพิ่มขึ้นจากการทำกิจกรรมต่างๆ ของมนุษย์ ไม่ว่าจะเป็นการเผาถ่านหินและเชื้อเพลิงรวมไปถึงสารเคมีที่มีส่วนผสมของแก๊สเรือนกระจกที่มนุษย์ใช้ หนึ่งในกิจกรรมที่ก่อให้เกิดการเพิ่มปริมาณของคาร์บอนไดออกไซด์ในปริมาณสูงคือการเผาไหม้เชื้อเพลิงฟอสซิลเพื่อนำไปผลิตกระแสไฟฟ้า ซึ่งมีความจำเป็นอย่างมากในอุตสาหกรรมเนื่องจากเชื้อเพลิงฟอสซิลให้ผลผลิตพลังงานที่สูง มีราคาถูก จากปัญหาที่เกิดขึ้นจึงได้มีการคิดวิธีการต่างๆ เพื่อกำจัดหรือแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนปล่อยออกสู่บรรยากาศ เช่น การกำจัดก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion) การกำจัดผ่านการเผาไหม้ด้วยเชื้อเพลิงที่มีออกซิเจนสูง (Oxy-fuel combustion) และการกำจัดหลังการเผาไหม้ (Post-combustion) [1] เมื่อพิจารณาถึงกระบวนการกำจัดนั้น การใช้ตัวดูดซับของแข็งกำลังเป็นที่นิยมอย่างมากในปัจจุบัน เนื่องจากทำได้ง่าย และยังสามารถนำกลับมาใช้ใหม่ได้ ซึ่งจะเป็นการช่วยลดค่าใช้จ่ายในเรื่องของวัตถุดิบ อีกทั้งยังเป็นวิธีการที่เป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อมด้วย

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed) เป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่มีความเหมาะสมกับกระบวนการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งเป็นอย่างมาก เนื่องจากเป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่สามารถทำการดูดซับและคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้ภายในเครื่องปฏิกรณ์เดียวกัน โดยทางฝั่งไรเซอร์ (Riser) คือ คาร์บอนเนเตอร์เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน (Exothermic reaction) และฝั่งดาวเนอร์ (Downer) คือ รีเจนเนอเรเตอร์เป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน (Endothermic reaction) [2, 3] ซึ่งอุณหภูมิของปฏิกิริยาและความดันเป็นปัจจัยหลักของกระบวนการนี้ จากที่ได้กล่าวมาแสดงให้เห็นว่าความเข้าใจในอุทกพลศาสตร์และปฏิกิริยาเคมีของเครื่องปฏิกรณ์เป็นสิ่งสำคัญในการออกแบบกระบวนการ อย่างไรก็ตาม ปัญหาของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบด คือ การเกิดฟองแก๊ส (bubble) ทำให้เกิดสัดส่วนช่องว่าง (voidage) ซึ่งจะส่งผลกระทบต่อเกิดการเกิดปฏิกิริยาระหว่างแก๊ส-ของแข็ง ปฏิกิริยาเคมีเกิดไม่สมบูรณ์ คอนเวอร์ชันของปฏิกิริยาเคมีต่ำ และจากงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่า การวิจัยการคายคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบฟลูอิดไคซ์เบดมีการศึกษากันค่อนข้างน้อย [4] ทำให้ข้อมูลที่ได้จากการทดลองนั้นยังมีไม่เพียงพอ นอกจากนี้ ด้วยขนาดและค่าใช้จ่ายของการสร้างเครื่องปฏิกรณ์ จึงเป็นการยากที่จะทำการทดลองจริง การจำลองทางคณิตศาสตร์จึงเข้ามามีบทบาทสำคัญในการแก้ไขปัญหา

การคำนวณด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (Computational Fluid Dynamics) เป็นการทำนายการไหลของของไหล รวมไปถึงการถ่ายเทความร้อน และ ปรากฏการณ์อื่น ๆ เช่น การถ่ายเทมวล (Mass transfer) การเปลี่ยนสถานะ (Phase change) ปฏิกิริยาเคมี (Chemical reaction) การเคลื่อนที่เชิงกล (Mechanical movement) และอื่น ๆ ด้วยการแก้สมการคณิตศาสตร์ที่อธิบายปรากฏการณ์ที่เกี่ยวข้องด้วยวิธีการเชิงตัวเลข วิธีนี้เป็นเครื่องมือที่สำคัญสำหรับการออกแบบและการหาภาวะที่เหมาะสมที่สุดของกระบวนการทางเคมี ทำให้ในปัจจุบันนี้ได้รับความนิยมเป็นอย่างมาก [5] เนื่องจากมีความสะดวกรวดเร็วในการประมวลผล การใช้งานไม่ซับซ้อนมากนัก ช่วยลดค่าใช้จ่ายที่ต้องเสียไปในการปฏิบัติงานจริง โดยนอกจากจะสามารถคำนวณให้ข้อมูลได้ละเอียดแล้วยังสามารถทำนายปรากฏการณ์การไหลที่ไม่สามารถมองเห็นได้ด้วยตาเปล่า สมการคำนวณพื้นฐานที่ใช้ในวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ ได้แก่ สมการความต่อเนื่อง สมการอนุรักษ์โมเมนตัม และสมการอนุรักษ์พลังงาน [6] ในการใช้วิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ นอกจากจะสามารถคำนวณในระบบสองมิติ ยังสามารถคำนวณในระบบสามมิติได้อีกด้วย แต่ยิ่งระบบที่ทำการคำนวณมีความซับซ้อนมากขึ้นเท่าใด เวลาที่จะใช้ในการคำนวณก็ย่อมจะมากขึ้นตามไป ได้มีการนำเครื่องคอมพิวเตอร์ซึ่งมีระบบประมวลผลที่มีประสิทธิภาพเข้ามาช่วยในการคำนวณ งานวิจัยที่ผ่านมามีส่วนใหญ่มุ่งเลือกทำการศึกษาในระบบสองมิติเพื่อเป็นการลดระยะเวลาที่ใช้ในการทดลอง ดังนั้น ในงานวิจัยนี้จึงได้มีการศึกษาการจำลองพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบพองแก๊สระบบ 2 มิติโดยใช้โฟแทสเซียมคาร์บอเนตเป็นตัวดูดซับ จากนั้น จะทำการศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการ (Operating parameter) ต่างๆ ที่สำคัญต่ออุทกพลศาสตร์และปฏิกิริยาเคมีภายในเครื่องปฏิกรณ์

1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

1. จำลองภาวะอุทกพลศาสตร์เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบพองแก๊สด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสองมิติโดยใช้โปรแกรม ANSYS®FLUENT®
2. ทำนายการคายคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยอุณหภูมิในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบพองแก๊สด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณสองมิติโดยใช้โปรแกรม ANSYS®FLUENT®
3. วิเคราะห์ผลของตัวแปรดำเนินการต่างๆ ที่มีต่ออุทกพลศาสตร์และการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยอุณหภูมิในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบพองแก๊ส

1.3 ขอบเขตของการวิจัย

1. จำลองอุทกพลศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สเพื่อหาแบบจำลองที่ทำนายผลได้ใกล้เคียงกับการทดลองมากที่สุด
2. นำแบบจำลองอุทกพลศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สในข้อแรกมาทำการศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการ (Operating parameters) เพื่อทำนายพฤติกรรมการไหลและขนาดของฟองแก๊สที่เกิดขึ้นภายในปฏิกรณ์
3. ศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการเช่นเดียวกับข้อสอง โดยการจำลองปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊ส เพื่อทำนายการเกิดปฏิกิริยาเคมีที่สูงที่สุด

1.4 ข้อจำกัดของการวิจัย

1. แบบจำลองการไหลของสองวัฏภาค คือ วัฏภาคของแก๊สและของแข็ง
2. แบบจำลองการไหลของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สที่ใช้ในการวิจัยนี้เป็นแบบจำลอง 2 มิติ
3. ของแข็งที่ใช้ในการจำลองภาวะในงานวิจัยนี้ คุณสมบัติทางกายภาพต่างๆ เท่ากัน

1.5 คำจำกัดความที่ใช้ในการวิจัย

ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊ส อุทกพลศาสตร์ของฟองแก๊ส การคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ ตัวแปรดำเนินการ

1.6 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สสองมิติที่ทำนายผลได้ใกล้เคียงกับผลการทดลอง
2. ผลของตัวแปรดำเนินการที่มีผลต่ออุทกพลศาสตร์และประสิทธิภาพการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

1.7 วิธีดำเนินการวิจัย

1. ศึกษาเอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง ดังรายละเอียดต่อไปนี้ เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊ส อุทกพลศาสตร์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊ส การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบด วิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณรวมทั้งโปรแกรม ANSYS®FLUENT®
2. ออกแบบและวางแผนการทดลอง
3. จำลองภาวะเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณในระบบสองมิติโดยใช้โปรแกรมจำลองกระบวนการสำเร็จรูป ANSYS®FLUENT® ทำการศึกษาถึงอุทกพลศาสตร์โดยเปรียบเทียบกับผลการทดลองจากงานวิจัยของ Taghipour และคณะ [7] และ Liu และคณะ [8] ซึ่งเครื่องปฏิกรณ์มีขนาดความสูงเท่ากับ 1 เมตร และเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.28 เมตร เพื่อหาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่เหมาะสมกับการจำลองกระบวนการโดยการคำนวณหาขนาดของเซลล์คำนวณและเวลาที่เข้าสู่ภาวะเสถียรของตัว
4. ศึกษาอุทกพลศาสตร์การปรับเปลี่ยนภาวะดำเนินการด้วยวิธีการออกแบบการทดลอง โดยจำลองเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณในระบบสองมิติโดยใช้โปรแกรมจำลองกระบวนการสำเร็จรูป ANSYS®FLUENT® ซึ่งเครื่องปฏิกรณ์มีขนาดความสูงเท่ากับ 1 เมตร และเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.28 เมตร
5. ศึกษาการคายคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมคาร์บอเนต จากการปรับเปลี่ยนภาวะดำเนินการด้วยวิธีการออกแบบการทดลอง โดยจำลองเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณในระบบสองมิติโดยใช้โปรแกรมจำลองกระบวนการสำเร็จรูป ANSYS®FLUENT® ซึ่งเครื่องปฏิกรณ์มีขนาดความสูงเท่ากับ 1 เมตร และเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.28 เมตร และวิเคราะห์ผลของตัวแปรดำเนินการที่มีผลต่อการคายแก๊สในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊ส เช่น อุณหภูมิการคาย ความเร็วของแก๊ส เป็นต้น
6. ประมวล วิเคราะห์ สรุปผลการทดลอง และเขียนวิทยานิพนธ์

1.8 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย

ลำดับขั้นตอนในการนำเสนอผลการวิจัยนี้ประกอบด้วยเนื้อหาต่างๆ ดังนี้

บทที่ 1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา วัตถุประสงค์ของการวิจัย ขอบเขตการวิจัย ข้อจำกัดของการวิจัย คำจำกัดความที่ใช้ในการวิจัย ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ วิธีดำเนินการวิจัย และลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย

บทที่ 2 เทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เทคโนโลยีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ กระบวนการดูดซับและการคาย ฟลูอิดไดเซชัน การจำลองด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (Computational Fluid Dynamics) การออกแบบการทดลอง (Design of Experiment) และงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

บทที่ 3 ข้อมูลเบื้องต้นในการวิจัย การศึกษาแบบจำลองในงานวิจัย ขั้นตอนการจำลอง

บทที่ 4 ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ ผลของตัวแปรดำเนินการภายในเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิดไดเซชันแบบฟองแก๊ส ผลของการจำลองปฏิกิริยาเคมี ผลของตัวแปรดำเนินการต่อการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดเซชันแบบฟองแก๊ส

บทที่ 5 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

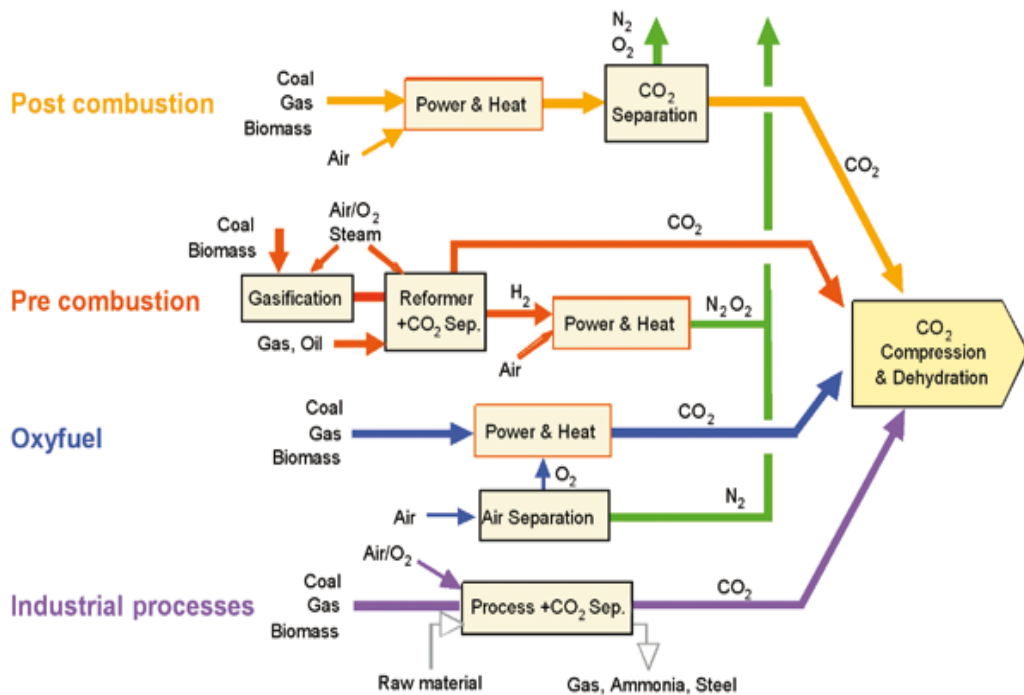
บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 แนวคิดและทฤษฎี

2.1.1 เทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide Capture Technology)

ปัญหาภาวะโลกร้อนมีสาเหตุเนื่องจากการปล่อยแก๊สเรือนกระจก โดยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นแก๊สเรือนกระจกที่มีปริมาณมากที่สุดในชั้นบรรยากาศ นอกจากนี้ พบว่าปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ส่วนใหญ่ที่อยู่ในชั้นบรรยากาศ เกิดจากการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงฟอสซิลเพื่อผลิตพลังงานและกระแสไฟฟ้า ดังนั้น การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จึงเป็นสิ่งสำคัญ ซึ่งปัจจุบันเทคโนโลยีการดักจับแบ่งออกเป็น 3 วิธี ได้แก่ การดักจับก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion capture) การดักจับหลังการเผาไหม้ (Post-combustion capture) และ การดักจับหลังการเผาไหม้โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ (Oxy-fuel combustion capture)



รูปที่ 2.1 เทคโนโลยีของการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการต่างๆ [9]

2.1.1.1 การดักจับก่อนการเผาไหม้ (Pre-combustion capture)

การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนการเผาไหม้ เป็นกระบวนการที่ธาตุคาร์บอนถูกแยกออกจากเชื้อเพลิงก่อนการเผาไหม้ แทนที่จะเผาไหม้เชื้อเพลิงแต่เชื้อเพลิงจะทำปฏิกิริยากับแก๊สออกซิเจน ในกระบวนการ ที่เรียกว่า กระบวนการแกซิฟิเคชัน (Gasification Process) เชื้อเพลิงทำปฏิกิริยากับออกซิเจนหรือไอน้ำ เรียกว่าปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วน (Partial oxidation) หรือ การรีฟอร์มด้วยไอน้ำ (Steam reforming) ตามลำดับ ซึ่งทำให้ได้แก๊สสังเคราะห์ (Synthesis gas) คือ แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊สไฮโดรเจน ซึ่งแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์จะเข้าไปทำปฏิกิริยากับไอน้ำเกิดปฏิกิริยา Water gas shift ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์เป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และได้แก๊สไฮโดรเจนที่มีปริมาณมากขึ้นซึ่งแก๊สไฮโดรเจนสามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้หลากหลาย เช่น ใช้ในกระบวนการเซลล์เชื้อเพลิง (Fuel cell) หรือ ทำปฏิกิริยากับอากาศ เพื่อให้เกิดพลังงานใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้าต่อไป

2.1.1.2 การดักจับหลังการเผาไหม้ (Post-combustion capture)

ในกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังการเผาไหม้ เป็นกระบวนการการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากแก๊สทิ้งของกระบวนการเผาไหม้เชื้อเพลิงและชีวมวล เชื้อเพลิงทำปฏิกิริยากับอากาศตั้งแต่เริ่มต้นทำให้ได้พลังงานและความร้อน เพื่อใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้าต่อไป ซึ่งแก๊สที่ปล่อยออกมาจากกระบวนการนี้องค์ประกอบส่วนใหญ่เป็นแก๊สไนโตรเจนซึ่งมีมากถึง 70 เปอร์เซ็นต์ ในขณะที่มีแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์อยู่เพียง 14 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งก็หมายความว่าต้องมีการออกแบบเครื่องมือที่มีขนาดใหญ่ เพื่อที่จะรองรับปริมาตรของแก๊สผสมที่มาก ส่งผลให้ต้นทุนในกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูง นอกจากนี้ เนื่องจากว่าอากาศในการทำปฏิกิริยาเผาไหม้ทำให้เกิดแก๊สไนตรัสออกไซด์ซึ่งต้องกำจัดก่อนที่ปล่อยออกสู่บรรยากาศต่อไป การแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนปล่อยแก๊สผสมสู่ชั้นบรรยากาศต้องเลือกวิธีที่สามารถดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เท่านั้น (Selective CO₂ capture) ในขณะที่ปล่อยแก๊สอื่นๆออกไป

2.1.1.3 การดักจับด้วยการเผาไหม้โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ (Oxy-fuel combustion capture)

การดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยการเผาไหม้โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ เป็นเทคโนโลยีที่พัฒนาต่อมาจากการดักจับหลังการเผาไหม้ การเผาไหม้เชื้อเพลิงในออกซิเจนบริสุทธิ์แทนอากาศในการเผาไหม้เพื่อให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ โดยเชื้อเพลิงทำปฏิกิริยากับออกซิเจนบริสุทธิ์ทำให้ได้พลังงานและความร้อนข้อได้เปรียบของการใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ในการเผาไหม้ คือ ทำให้องค์ประกอบ

ขาคอกของแก๊สผสมมีแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์อยู่มากถึง 80 เปอร์เซ็นต์ ทำให้สามารถเลือกใช้เทคนิคการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้หลากหลาย การใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ในการเผาไหม้ให้อุณหภูมิในเตาปฏิกรณ์สูงขึ้นอย่างมากดังนั้นจึงมีการนำแก๊สผสมขาคอกมารีไซเคิลไปยังเตาปฏิกรณ์เพื่อให้ให้อุณหภูมิในเตาไม่สูงเกินไป ข้อได้เปรียบอีกประการหนึ่งของวิธีนี้คือ ออกซิเจนบริสุทธิ์ จะไม่ทำให้เกิดไนตรัสออกไซด์เป็นสารประกอบ อย่างไรก็ตามการใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ทำให้ต้องสิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายในการแยกออกซิเจนออกจากอากาศ

ข้อได้เปรียบและเสียเปรียบของเทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ทั้ง 3 แบบ จะถูกสรุปไว้ในตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 ข้อได้เปรียบเสียเปรียบของเทคโนโลยีการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ [10]

กระบวนการ	ข้อได้เปรียบ	อุปสรรคในการดำเนินงาน
การดักจับก่อนการเผาไหม้	<ul style="list-style-type: none"> - มีปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์อยู่มาก ทำให้สามารถเลือกเทคโนโลยีการแยกได้หลากหลาย - ลดค่าใช้จ่าย 	<ul style="list-style-type: none"> - ยังถือว่าเป็นเรื่องใหม่ ต้องมีการปรับปรุงโรงงานเพื่อจะใช้เทคโนโลยีนี้ ซึ่งจะต้องมีค่าใช้จ่ายเพิ่มขึ้นจากการปรับเปลี่ยน
การดักจับหลังการเผาไหม้	<ul style="list-style-type: none"> - สามารถใช้กับกระบวนการผลิตไฟฟ้าจากถ่านหินที่มีอยู่แล้วในปัจจุบันได้ 	<ul style="list-style-type: none"> - แก๊สผสมมีปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เจือจางทำให้ต้องใช้เทคนิคการแยกที่มีประสิทธิภาพสูง
การดักจับหลังจากการเผาไหม้โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์	<ul style="list-style-type: none"> - ปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่สูงมาก ทำให้สามารถเลือกเทคโนโลยีการแยกได้หลากหลาย 	<ul style="list-style-type: none"> - ต้องใช้แก๊สออกซิเจนบริสุทธิ์จำนวนมากด้วยเทคนิคโครโอเจนิคทำให้มีค่าใช้จ่ายสูงจึงอาจเป็นข้อจำกัด - สูญเสียพลังงานในการลดอุณหภูมิสายรีไซเคิลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

2.1.2 เทคโนโลยีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Carbon dioxide Separation Technology)

การแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ใช้เงินลงทุนประมาณ 75 เปอร์เซ็นต์ของการกักเก็บแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ทั้งหมด รวมทั้งการขนส่งและการฝังเก็บ ดังนั้นการลดต้นทุนในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสิ่งสำคัญที่ทำให้โรงงานต่างๆ สามารถติดตั้งหน่วยแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้จริง ซึ่งเทคโนโลยีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ประกอบไปด้วย เทคนิคการดูดซึม (Absorption) เทคนิคการดูดซับ (Adsorption) เทคนิคโครโอเจนิค (Cryogenics) และเทคนิคการเลือกผ่านโดยใช้เมมเบรน (Membrane) ซึ่งการเลือกเทคโนโลยีการแยกเหล่านี้ให้เหมาะสมจึงขึ้นอยู่กับลักษณะของแก๊สผสมที่ปล่อยออกมา

2.1.2.1 การดูดซึม (Absorption)

ในเทคนิคนี้จะแยกออกเป็น 2 ส่วนคือ การดูดซึมทางกายภาพ (Physical absorption) และการดูดซึมทางเคมี (Chemical absorption)

1) การดูดซึมทางกายภาพ (Physical absorption)

แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ถูกดูดซึมทางกายภาพในตัวทำละลายโดยใช้กฎของเฮนรี (Henry's Law) ซึ่งการดูดซึมทางกายภาพนี้จะขึ้นกับอุณหภูมิและความดัน โดยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ถูกดูดซึมได้ดีที่อุณหภูมิต่ำและความดันสูงโดยตัวดูดซึมสามารถฟื้นฟูสภาพได้โดยการเพิ่มอุณหภูมิหรือลดความดัน การที่อันตรกิริยาระหว่างแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกไซด์และตัวดูดซึมต่ำ ส่งผลให้การฟื้นฟูสภาพไม่ใช้พลังงานที่สูงมาก ตัวดูดซึมที่ใช้ในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เช่น เมทานอล ไดมethylเอเทอร์ โพลีเอทิลีนไกลคอล และโพรพิลีนคาร์บอนเต เป็นต้น

2) การดูดซึมทางเคมี (Chemical absorption)

ในกรณีที่ปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีอยู่ในแก๊สผสมในระดับต่ำจำเป็นต้องใช้ตัวดูดซึมที่มีแรงทางเคมี เพื่อให้เกิดการเลือกดูดซับเฉพาะแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เท่านั้น เนื่องจากแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เป็นแก๊สกรด ตัวดูดซึมทางเคมีที่ใช้จึงมีคุณสมบัติเป็นเบส โดยตัวดูดซึมทางเคมีสามารถที่จะทำการฟื้นฟูสภาพได้เช่นเดียวกับตัวดูดซึมทางกายภาพ คือ ให้ความร้อนแต่จะใช้พลังงานสูงกว่าเพื่อเป็นการทำลายพันธะทางเคมี ซึ่งตัวดูดซึมที่ใช้อยู่ในปัจจุบันได้แก่ สารละลายที่มีอนุพันธ์ของหมู่เอมีน และสารละลายแอมโมเนีย

2.1.2.2 การดูดซับ (Adsorption)

เนื่องจากข้อเสียของการใช้ตัวดูดซับทางเคมีที่กล่าวไปแล้วข้างต้น จึงมีการพัฒนาหาเทคนิคอื่นๆในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ซึ่งที่กล่าวในหัวข้อนี้คือ เทคนิคการดูดซับ การดูดซับเป็นปฏิกิริยาระหว่างเฟสแก๊ส และเฟสของแข็งซึ่งการดูดซับสามารถเกิดขึ้นได้ทั้งทางกายภาพและทางเคมี เมื่อแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ถูกดูดซับแล้ว ก็สามารถทำการฟื้นฟูสภาพโดยการลดความดันเรียกว่า Pressure Swing Adsorption หรือ การเพิ่มอุณหภูมิเรียกว่า Temperature Swing Adsorption

การดูดซับสามารถแบ่งออกได้เป็น 2 ประเภท คือ การดูดซับทางกายภาพ (Physical adsorption) และ การดูดซับทางเคมี (Chemical adsorption) ซึ่งรายละเอียดจะอธิบายในหัวข้อของกระบวนการดูดซับและการคาย (Adsorption and Desorption)

2.1.2.3 ไครโอเจนิค (Cryogenic)

การใช้ไครโอเจนิคในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สผสม สามารถทำได้โดยทำการลดอุณหภูมิเพื่อควบแน่นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ให้เป็นของเหลว อุณหภูมิต่ำกว่า 73.3 องศาเซลเซียส ซึ่งทำให้สามารถแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากแก๊สอื่นๆ เช่น แก๊สไนโตรเจน และแก๊สออกซิเจน เพราะแก๊สเหล่านี้ยังคงอยู่ในสถานะแก๊สที่อุณหภูมิ 73.3 องศาเซลเซียส

2.1.2.4 เมมเบรน (Membrane)

การแยกด้วยเมมเบรนเป็นวิธีใหม่อีกวิธีหนึ่งในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ คือ การใช้การเลือกผ่านโดยใช้เมมเบรน ซึ่งเมมเบรนสามารถแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากแก๊สผสมจากการกักเก็บหลังการเผาไหม้ การแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากแก๊สธรรมชาติ และการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากแก๊สไฮโดรเจนในกระบวนการกักเก็บก่อนการเผาไหม้

การแยกโดยเมมเบรนใช้กลไกหลายอย่างได้แก่ การละลายการแพร่ การดูดซับการแพร่ การเลือกผ่านการถ่ายโอนด้วยไอออน โดยใช้วัสดุได้หลากหลาย เช่น ออร์แกนิก พอลิเมอร์ อินออร์แกนิก คาร์บอน ซีโอไลต์ เซรามิก หรือโลหะ ซึ่งเป็นได้ทั้งวัสดุที่มีรูพรุนและไม่มีรูพรุนการศึกษาการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากแก๊สไนโตรเจน พบว่า แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สามารถซึมผ่านได้ดีและมีค่าการเลือกผ่านแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อแก๊สไนโตรเจนที่สูง

2.1.3 กระบวนการดูดซับและการคาย (Adsorption and Desorption)

2.1.3.1 กระบวนการดูดซับ (Adsorption)

การดูดซับเป็นกระบวนการที่เกี่ยวข้องกับการสะสมตัวของสาร หรือความเข้มข้นของสารที่บริเวณพื้นผิวหรือระหว่างผิวหน้า (interface) กระบวนการนี้สามารถเกิดที่บริเวณผิวสัมผัสระหว่างเฟส 2 เฟส เช่น ของเหลวกับของเหลว แก๊สกับของเหลว แก๊สกับของแข็ง หรือของเหลวกับของแข็ง โดยอะตอมหรือโมเลกุลของสารที่ถูกดูดซับบนพื้นผิว เรียกว่า ตัวถูกดูดซับ (Adsorbate) ส่วนอะตอมหรือสารที่ทำหน้าที่ดูดซับเรียกว่า ตัวดูดซับ (Adsorbent)

ประเภทของการดูดซับ

ปัจจัยสำคัญในการบอกประเภทของกระบวนการดูดซับจะพิจารณาจาก แรงยึดเหนี่ยวระหว่างโมเลกุลที่ถูกดูดซับกับผิวของตัวดูดซับ ถ้าแรงยึดเหนี่ยวเป็นแรงแวนเดอร์วาลส์ (Van der Waals Forces) จะเป็นการดูดซับทางกายภาพ (Physical adsorption) แต่ถ้าแรงยึดเหนี่ยวทำให้เกิดพันธะเคมีระหว่างโมเลกุลที่ถูกดูดซับกับผิวของตัวดูดซับจะเรียกว่า การดูดซับทางเคมี (Chemical adsorption)

1) การดูดซับทางกายภาพ (Physical adsorption)

การดูดซับทางกายภาพ เป็นการดูดซับที่เกิดจากแรงดึงดูดระหว่างโมเลกุลอย่างอ่อน คือ แรงแวนเดอร์วาลส์ (Vander Waals Forces) ซึ่งเกิดจากการรวมแรง 2 ชนิด คือ แรงกระจาย (London dispersion force) และแรงไฟฟ้าสถิต (Electrostatic force) การดึงดูดด้วยแรงที่อ่อนทำให้การดูดซับประเภทนี้มีพลังงานการคายความร้อนค่อนข้างน้อย คือ ต่ำกว่า 25 กิโลจูลต่อโมล เป็นกระบวนการคายความร้อน ไม่มีพลังงานก่อกัมมันต์ (Activation energy) และไม่มีการแตกของพันธะ ดังนั้น จึงสามารถเกิดขึ้นได้อย่างรวดเร็วในทันทีที่โมเลกุลเดินทางมาถึงผิวหน้า แต่ในกรณีที่ตัวดูดซับมีความพรุนสูงอัตราการเกิดปฏิกิริยาจะช้าลง เนื่องจากถูกจำกัดด้วยอัตราเร็วของการแพร่ ปริมาณของการดูดซับ หลังการดูดซับแก๊สที่ผิวหน้าไม่เป็นชั้นเดียว และสามารถเกิดการผันกลับของกระบวนการได้ง่าย ซึ่งเป็นข้อดี เพราะสามารถฟื้นฟูสภาพของตัวดูดซับได้ง่ายด้วย สารที่ถูกดูดซับสามารถเกาะอยู่รอบ ๆ ผิวของสารดูดซับได้หลายชั้น (Multilayer) หรือในแต่ละชั้นของโมเลกุลสารถูกดูดซับจะติดอยู่กับชั้นของโมเลกุลของสารถูกดูดซับในชั้นก่อนหน้านั้น โดยจำนวนชั้นจะเป็นสัดส่วนกับความเข้มข้นของสารถูกดูดซับ และจะเพิ่มมากขึ้นตามความเข้มข้นที่สูงขึ้นของตัวถูกละลายในสารละลาย

2) การดูดซับทางเคมี (Chemical adsorption)

การดูดซับประเภทนี้เกิดขึ้นเมื่อตัวถูกดูดซับกับตัวดูดซับทำปฏิกิริยาเคมีกัน ซึ่งส่งผลให้เกิดการเปลี่ยนแปลงทางเคมีของตัวถูกดูดซับเดิม คือมีการทำลายแรงยึดเหนี่ยวระหว่างอะตอมหรือกลุ่มอะตอมเดิมแล้วมีการจัดเรียงอะตอมไปเป็นสารประกอบใหม่ขึ้น โดยมีพันธะเคมีซึ่งเป็นพันธะที่แข็งแรง มีพลังงานกระตุ้นเข้ามาเกี่ยวข้องทำให้ความร้อนของการดูดซับมีค่าสูงประมาณ 50-400 กิโลจูลต่อโมล หมายความว่า การกำจัดตัวถูกดูดซับออกจากผิวตัวดูดซับจะทำได้ยาก คือไม่สามารถเกิดปฏิกิริยาผันกลับได้ (Irreversible) และการดูดซับประเภทนี้จะเป็นการดูดซับแบบชั้นเดียว (Monolayer) เท่านั้น ซึ่งการดูดซับทางกายภาพและทางเคมีมีข้อแตกต่างกันหลายอย่างแสดงดังตารางที่ 2.2

จลนศาสตร์การดูดซับ

อัตราการดูดซับของโมเลกุลบนพื้นผิวเป็นปัจจัยสำคัญในการประเมินความสามารถในการดูดซับของตัวถูกดูดซับบนพื้นผิว โดยอัตราการดูดซับ (Rate of adsorption, R_{ads}) ของแก๊สบนพื้นผิวแสดงได้เช่นเดียวกับกระบวนการจลนศาสตร์ทั่วไป กล่าวคือ มีความสัมพันธ์ระหว่างอันดับของปฏิกิริยากับความดันย่อยของโมเลกุลในสถานะแก๊สที่อยู่เหนือพื้นผิว โดยมีสมการดังนี้

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

โดย x คือ อันดับจลนศาสตร์ของการดูดซับ (Kinetic order of adsorption)

k^{-1} คือ ค่าคงที่อัตราการดูดซับ (Adsorption rate constant)

P คือ ความดันย่อยของแก๊ส (Partial pressure)

ถ้าค่าคงที่อัตราการดูดซับแสดงในรูปแบบของอาร์เรเนียส (Arrhenius form) จะได้สมการจลนศาสตร์อยู่ในรูป

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

โดย E_a คือ พลังงานกระตุ้นสำหรับการดูดซับ (Activation energy for adsorption)

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

ตารางที่ 2.2 คุณสมบัติของกระบวนการดูดซับ [11]

ปัจจัยที่มีผลต่อคุณลักษณะ	การดูดซับทางกายภาพ	การดูดซับทางเคมี
ช่วงอุณหภูมิ	ใกล้เคียงหรือต่ำกว่าจุดควบแน่นของแก๊ส (เช่น Xe < 100 K, CO ₂ < 200 K)	ไม่มีขีดจำกัด (แต่โมเลกุลที่อาจจะดูดซับอย่างมีประสิทธิภาพเกิดเพียงช่วงแคบๆ)
เอนทัลปี (Enthalpy) การดูดซับ	เกี่ยวข้องกับปัจจัยต่างๆ เช่น มวลโมเลกุลและสภาพขั้ว โดยปกติเท่ากับ 5-40 kJmol ⁻¹ (คือความร้อนของ Liquefaction)	มีช่วงกว้าง เกี่ยวข้องกับความแข็งแรงของพันธะทางเคมี โดยปกติจะอยู่ช่วง 40-800 kJ mol ⁻¹
ผลึกศาสตร์ (Crystallography) โดยความแตกต่างระหว่างระนาบพื้นผิวของผลึกชนิดเดียวกัน	ไม่ขึ้นอยู่กับโครงสร้างทางเรขาคณิตระดับอะตอมของพื้นผิว	มีความผันแปรระหว่างระนาบของผลึก
แรงดึงดูดระหว่างโมเลกุล	แรงแวนเดอร์วาลส์	พันธะเคมี
ธรรมชาติของการดูดซับ	ปกติเป็นการดูดซับที่เกิดการแตกตัว และอาจจะผันกลับไม่ได้	การดูดซับที่ไม่แตกตัวที่ผันกลับได้
รูปแบบชั้นของการดูดซับ	เกิดการดูดซับได้หลายชั้น (Multilayer)	เกิดการดูดซับได้เฉพาะแค่เพียงหนึ่งชั้น (Monolayer) เท่านั้น
จลนศาสตร์การดูดซับ	รวดเร็ว เป็นกระบวนการที่ไม่มีการกระตุ้น	มีความผันแปรมาก เนื่องจากเป็นกระบวนการที่ถูกกระตุ้น

2.1.3.2 กระบวนการคาย (Desorption)

โดยทั่วไปที่อุณหภูมิต่ำการดูดซับเกิดได้ดี แต่เมื่ออุณหภูมิของซับสเตรต ทำให้โมเลกุลของตัวถูกดูดซับมีพลังงานเนื่องจากความร้อนเพิ่มขึ้น อาจทำให้เกิดผลต่างๆ ดังนี้

1) เกิดการสลายตัวของโมเลกุลไปเป็นผลิตภัณฑ์ในสถานะแก๊สหรือเกิดการเปลี่ยนแปลงสารประกอบที่พื้นผิว

2) ตัวถูกดูดซับที่เป็นอะตอมอาจจะทำปฏิกิริยากับซับสเตรตทำให้ได้สารประกอบจำเพาะบนพื้นผิวหรือเกิดการแพร่ของสารประกอบจำเพาะเข้าไปในโครงสร้างของของแข็ง

3) เกิดการคายของจากพื้นผิวและกลับคือสู่สถานะแก๊ส

ซึ่งผลในข้อสุดท้ายเกี่ยวข้องกับกระบวนการคาย

จลนศาสตร์ของการคาย

อัตราของการคาย (R_{des}) ของตัวถูกดูดซับจากพื้นผิวสามารถแสดงดังสมการ (2.3)

$$R_{des} = kN^x \quad (2.3)$$

โดย x คือ อันดับทางจลนศาสตร์ของการคาย

k คือ ค่าคงที่อัตราของกระบวนการคาย

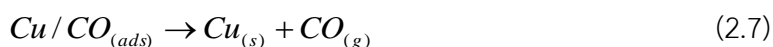
N คือ ความเข้มข้นของสารที่ถูกดูดซับบนพื้นผิว (Surface concentration of adsorbed species)

โดยปกติ อันดับของกระบวนการการคายสามารถทำนายได้ เมื่อการพิจารณาอยู่เกี่ยวกับขั้นตอนย่อยพื้นฐาน (Elementary step) ของปฏิกิริยา เช่น

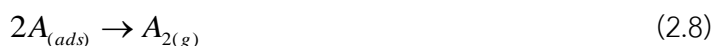
1) การคายอะตอมหรือโมเลกุลแบบง่าย (Simple atomic or molecular desorption)



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



2) การคายของโมเลกุลที่เกิดจากการรวมตัว (Recombinative molecular desorption)



โดยปกติเป็นกระบวนการอันดับสอง โดย $x = 2$ ดังตัวอย่างสมการการคายอะตอมออกซิเจนในรูปโมเลกุล O_2 ออกจากพื้นผิวของแพลทินัม (Pt) และการคายอะตอมไฮโดรเจนในรูป โมเลกุลไฮโดรเจนจากบนพื้นผิวนิกเกิล (Ni) แสดงดังสมการ (2.9) และ (2.10) ตามลำดับ



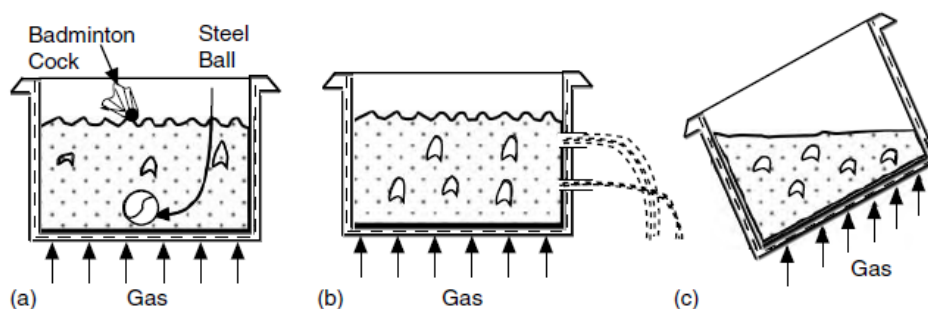
2.1.4 ฟลูอิดเซชัน

ในปัจจุบันฟลูอิดเซชันเป็นเทคนิคที่ใช้กันอย่างแพร่หลายในอุตสาหกรรมทั้งในประเทศไทยและต่างประเทศ เนื่องจากเป็นกระบวนการที่สามารถตอบสนองความต้องการทางอุตสาหกรรมในการลดต้นทุนการผลิตและทำให้กระบวนการผลิตมีประสิทธิภาพมากยิ่งขึ้น อีกทั้งสามารถใช้ได้ในกระบวนการขนาดเล็กและขนาดใหญ่ ตัวอย่างอุตสาหกรรมที่ใช้ระบบฟลูอิดเซชัน เช่น การอบแห้ง (Drying) เครื่องทำเม็ดนมผงให้โตขึ้น (Agglomeration) เตาเผาในระบบฟลูอิดเซชัน (Combustion) การดูดซับ (Adsorption) เป็นต้น [12]

ฟลูอิดเซชัน (Fluidization) คือ กระบวนการหรือวิธีการที่อนุภาคของแข็งซึ่งมีลักษณะเป็นเม็ดหรือชิ้น สัมผัสกับของไหลแล้วอนุภาคของแข็งนั้นจะถูกเปลี่ยนจากภาวะอยู่นิ่งเป็นภาวะของไหล ซึ่งอนุภาคของแข็งนี้จะมีคุณสมบัติคล้ายของไหล ดังนั้น เมื่อนำเม็ดของแข็งกลุ่มหนึ่งมาวางไว้บนตะแกรงในหอตลอดแล้วให้ของไหล (แก๊ส ของเหลว) ไหลผ่านจากด้านล่างของตะแกรงที่รองรับเม็ดของแข็งเหล่านั้น ของไหลก็จะผ่านชั้นของเม็ดของแข็งและไหลออกทางส่วนบนของหอตลอด เมื่อเพิ่มความเร็วของไหลเรื่อยๆ ในที่สุดจะเห็นเม็ดของแข็งขยับตัวและลอยตัวขึ้นเป็นอิสระไม่เกาะติดกันของแข็งที่อยู่ใกล้ๆ นี้จะมีสมบัติคล้ายของไหล เรียกของแข็งที่ประพฤติตัวในลักษณะนี้ว่า ฟลูอิดเซชัน (Fluidized bed)

ลักษณะพฤติกรรมคล้ายของไหลของฟลูอิด์เบด [13] แสดงดังรูปที่ 2.2 ซึ่งสามารถอธิบายได้ดังนี้

- 1) ความดันที่ความสูงใดๆ จะมีค่าเท่ากับน้ำหนักของอนุภาคของแข็งต่อพื้นที่หน้าตัดที่ตำแหน่งนั้นๆ
- 2) อนุภาคของของแข็งที่ลอยตัวอยู่ผิวหน้าของเบดจะเรียบสม่ำเสมอตามแนวระนาบเหมือนผิวหน้าของของไหลที่ใสอยู่ในภาชนะ นอกจากนี้ถ้ามีการจัดหลอดทดลองเอนไปทางซ้ายหรือขวา ผิวหน้าของเบดก็ยังคงเรียบอยู่อย่างเดิม
- 3) ถ้าเจาะรูด้านข้างของเบด อนุภาคของของแข็งจะไหลออกทางรูนี้ได้เหมือนของเหลว
- 4) ถ้านำวัตถุของแข็งที่มีความถ่วงจำเพาะน้อยกว่าอนุภาคเบดใส่ลงไปในห้องทดลอง วัตถุของแข็งนั้นจะลอยอยู่บนผิวหน้าของเบด
- 5) อนุภาคของแข็งผสมกันได้อย่างดีและเมื่อให้ความร้อนกับระบบอนุภาคของแข็งจะสามารถรักษาอุณหภูมิให้เท่ากันได้ทั่วภาชนะ



รูปที่ 2.2 ลักษณะคล้ายของไหลของฟลูอิด์เบด [14]

2.1.4.1 ประเภทของฟลูอิด์เบด

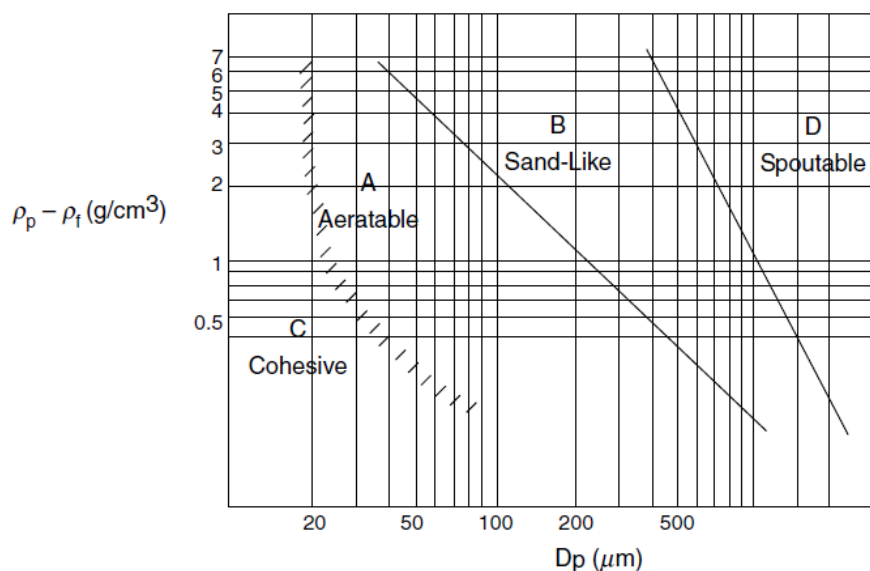
ฟลูอิด์เบด สามารถแบ่งออกเป็น 2 ประเภท ได้ดังนี้

1) **ฟลูอิด์เบดสองวัฏภาค (Two-phase Fluidization)** คือ ฟลูอิด์เบดที่ปฏิบัติการในหอการทดลองหรือในเบดที่ประกอบด้วยสองวัฏภาค คือ ของแข็งกับของไหล โดยที่ของไหลจะเป็นแก๊สหรือของเหลวอย่างใดอย่างหนึ่ง ดังนั้น ฟลูอิด์เบด 2 สถานะจึงแบ่งย่อยได้เป็น แก๊สฟลูอิด์เบด (Gas Fluidization) และฟลูอิด์เบดของเหลว (Liquid Fluidization)

2) **ฟลูอิด์เบดสามวัฏภาค (Three-phase Fluidization)** คือ ฟลูอิด์เบดที่ปฏิบัติการในหอทดลองหรือในเบดที่ประกอบด้วยของสามวัฏภาค คือ ของแข็ง ของเหลว และ แก๊ส

2.1.4.2 การจำแนกประเภทของอนุภาคด้วยวิธีของ Geldart

การจำแนกขนาดอนุภาคด้วยวิธีของ Geldart (Geldart powder classification) จะจำแนกโดยอาศัยค่าผลต่างของความหนาแน่นของของแข็งกับแก๊สและขนาดอนุภาคเฉลี่ยดังแสดงดังรูปที่ 2.3 ซึ่งสามารถจำแนกได้เป็น 4 กลุ่ม ลักษณะของอนุภาคในแต่ละกลุ่มสามารถอธิบายได้ดังนี้



รูปที่ 2.3 การจำแนกกลุ่มของอนุภาคของแข็งโดยวิธีของ Geldart [14]

Group C คือ Cohesive หรือ very fine powders เป็นของแข็งที่มีขนาดอนุภาคเล็กมาก ของแข็งกลุ่มนี้จะเกิดฟลูอิด์ได้ยาก เนื่องจากมีแรงดึงดูดระหว่างอนุภาคสูงมากและมักจับตัวเป็นก้อน

Group A คือ Aeratable เป็นของแข็งที่มีขนาดอนุภาคเล็กและความหนาแน่นต่ำ สามารถทำให้เกิดฟลูอิด์ได้ง่ายที่ความเร็วต่ำๆ เป็นฟลูอิด์เบตสม่ำเสมอ (Smooth fluidization) และที่ความเร็วสูงๆ ก็สามารถควบคุมการเกิดฟองได้

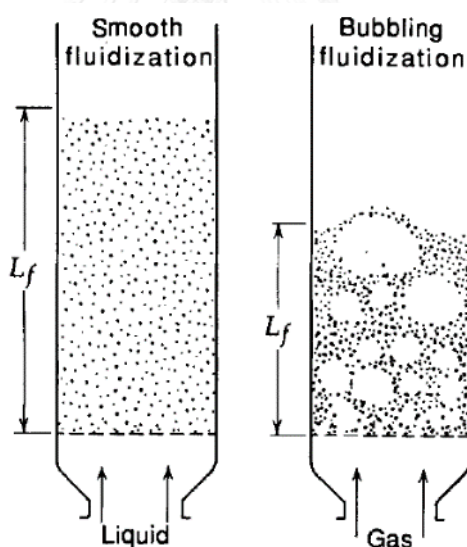
Group B คือ Sandlike เป็นของแข็งที่มีขนาดอนุภาคอยู่ในช่วง 40 ถึง 500 ไมโครเมตรและความหนาแน่นในช่วง 1.4 – 4 กรัมต่อลูกบาศก์เซนติเมตร ของแข็งในกลุ่มนี้ยังสามารถเกิดฟลูอิด์ยังเกิดได้ง่ายแต่อิทธิพลของฟองจะสูงขึ้น และฟองจะโตขึ้น

Group D คือ Spoutable ของแข็งที่มีอนุภาคขนาดใหญ่และ/หรือความหนาแน่นสูง ดังนั้นของแข็งกลุ่มนี้จึงเกิดฟลูอิด์ได้ยาก

2.1.1 ลักษณะของฟลูอิดซ์เบด

เบด (Bed) หมายถึง อาณาเขตในการทดลองที่มีปริมาณเม็ดของแข็งบรรจุอยู่ไม่ว่าของแข็งนั้นจะอยู่นิ่งหรือเคลื่อนไหวด้วยไหลในหอทดลอง จะมีระดับตั้งแต่แผ่นโลหะทำเป็นตะแกรงรองรับหรือเป็นตัวกระจายแก๊ส (gas distributor) ไปจนถึงระดับสูงสุดหรือผิวหน้าของเม็ดเบด

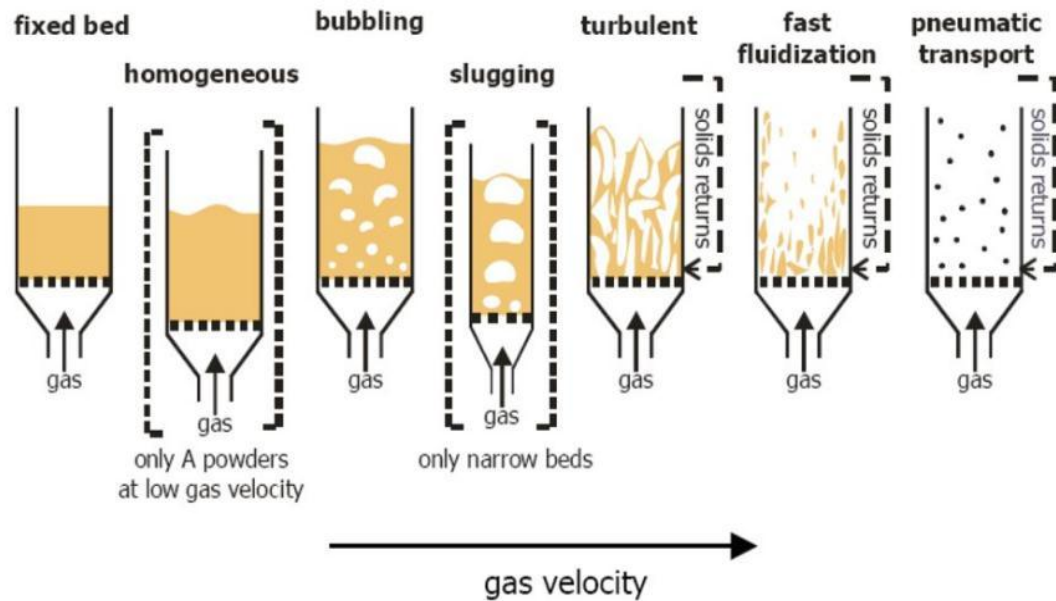
ฟลูอิดซ์เบดที่ของไหลเป็นของเหลวการขยายตัวของเบดเป็นไปอย่างสม่ำเสมอ การลอยตัวและการหมุนรอบตัวเป็นไปอย่างช้าๆ จึงเรียกว่า เบดสม่ำเสมอหรือเบดที่เป็นเนื้อเดียวกัน สำหรับฟลูอิดซ์เบดที่ของไหลเป็นแก๊ส ลักษณะเบดที่เกิดขึ้นจะแตกต่างจากที่เป็นของเหลวมาก เพราะว่าเมื่อความเร็วของแก๊สสูงกว่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดซ์เบดแล้ว แก๊สส่วนหนึ่งยังทำหน้าที่ให้เกิดการลอยตัวของเม็ดของแข็งเหมือนเดิม แต่มีอีกส่วนหนึ่งรวมตัวกันแล้วก่อตัวกันเป็นฟองแก๊สขึ้น ฟองแก๊สก็จะแทรกตัวมายังบนผิวหน้าของเบดและแตกตัวในที่สุด แต่ขณะที่ฟองแก๊สลอยขึ้นมาจะทำให้เม็ดของแข็งลอยติดตามฟองแก๊สขึ้นมาด้วย อนุภาคของแข็งภายใน เบดจึงมีการเคลื่อนที่อย่างปั่นป่วนและแตกตัวในที่สุดที่บริเวณผิวหน้าของเบด แสดงดังรูปที่ 2.4



รูปที่ 2.4 ลักษณะของเบดที่มีของไหลต่างชนิดกัน ไหลผ่านด้วยความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชัน

2.1.4.3 ช่วงการไหลฟลูอิดไอเซชัน (Regime of Fluidization)

เมื่อเบตวางตัวบนตะแกรงหรือตัวกระจายแก๊ส (Gas distributor) และมีแก๊สเคลื่อนที่ผ่านขึ้นมา (Upward flowing) ซึ่งความเร็วที่เพิ่มขึ้นและอุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้น ช่วงการไหล ฟลูอิดไอเซชัน สามารถแบ่งได้ดังรูปที่ 2.5 และอธิบายได้ดังนี้



รูปที่ 2.5 รูปแบบการไหลสำหรับฟลูอิดไอเซชันเบตแก๊ส-ของแข็ง [16]

1) เบตนิ่ง (Pack Bed หรือ Fixed bed)

เมื่อแก๊สไหลผ่านเบตขึ้นมาด้วยความเร็วต่ำ ของแข็งที่วางตัวอยู่บนตัวกระจายแก๊สจะวางตัวนิ่งไม่เคลื่อนไหว แก๊สจะไหลคดเคี้ยวไปตามช่องที่มีอยู่ในเบต เรียกลักษณะเบตแบบนี้ว่า เบตนิ่ง หรือเบตอาจมีการเคลื่อนที่สัมผัสกับผนังแต่อนุภาคของแข็งในเบตไม่มีการเคลื่อนที่สัมผัสต่อกัน กรณีนี้เรียกว่า เบตเคลื่อนที่ (Moving bed) แสดงดังรูปที่ 2.6

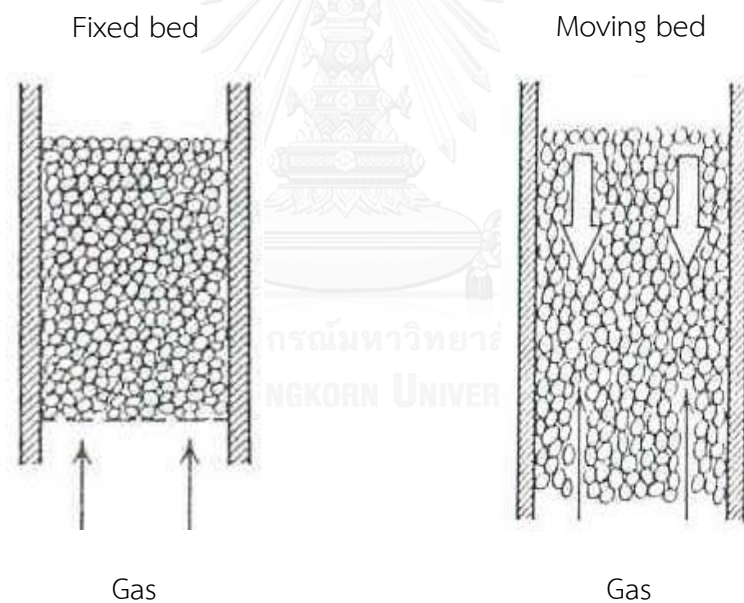
เมื่อแก๊สเคลื่อนที่ผ่านเบตที่วางนิ่งจะมีแรงเนื่องจากการไหลของของไหล กระทำต่ออนุภาคของแข็งในทิศทางการไหล (Drag force) ซึ่งจะก่อให้เกิดความดันลด (Pressure drop) ตกคร่อมเบตไว้

ความดันตกคร่อมเบตตลอดแนวความสูงของเบตนิ่งที่เกิดขึ้น จะเพิ่มตามความเร็วของแก๊สที่เพิ่มขึ้น ซึ่งสามารถคำนวณได้จาก Ergun Equation แสดงดังสมการ (2.11)

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

เมื่อ

- ε คือ สัดส่วนปริมาตรของวัฏภาคแก๊ส (-)
- ϕ คือ ความเป็นทรงกลมของอนุภาคของแข็ง (-)
- μ คือ ความหนืด (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)
- ρ_s คือ ความแน่นของของของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
- ρ_g คือ ความหนาแน่นของแก๊ส (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
- U คือ ความเร็วของแก๊ส (เมตรต่อวินาที)
- d_p คือ เส้นผ่านศูนย์กลางอนุภาค (เมตร)



รูปที่ 2.6 ลักษณะของเบตนิ่งที่ไม่มีและมีการเคลื่อนที่สัมพันธ์กับผนัง [15]

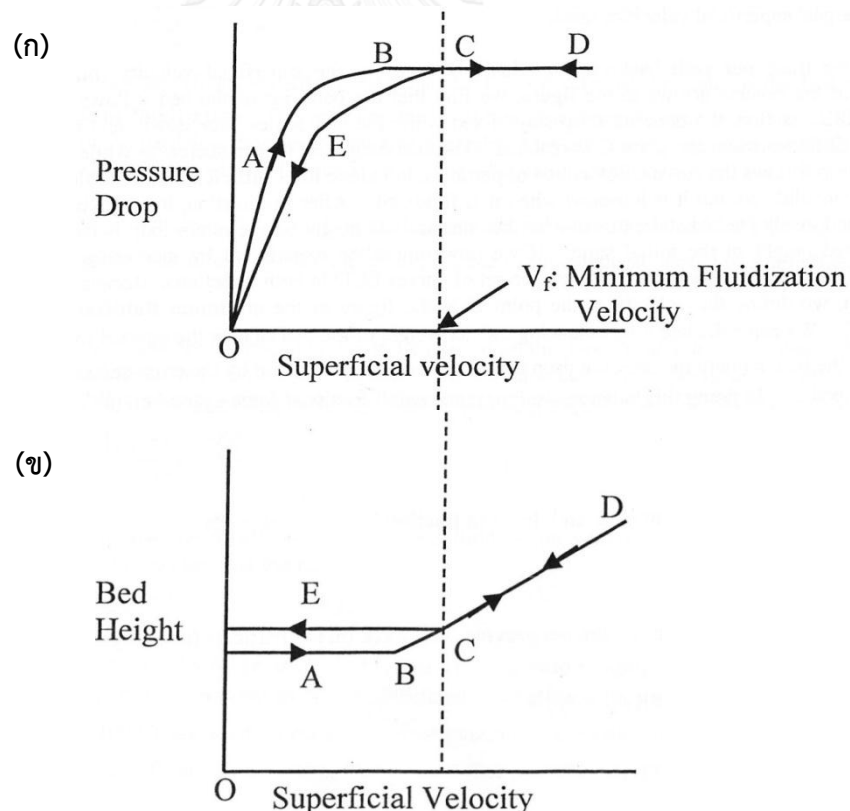
2) ฟลูอิดไชเบตแบบฟองแก๊ส (Bubbling Fluidized Bed)

เมื่อเพิ่มความเร็วของแก๊สตลอดเบตนิ่งจนถึงความเร็วค่าหนึ่ง คือค่าความเร็ววิกฤตที่รูปแบบการไหลแบบเบตนิ่งจะเปลี่ยนเป็นรูปแบบการไหลฟลูอิดไชชันแบบฟองแก๊ส ค่านี้เรียกว่า ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไชชันหรือความเร็วต่ำสุด (Minimum fluidization velocity, U_{mf}) ที่ทำให้

อนุภาคของแข็งเคลื่อนที่ รูปที่ 2.7 แสดงความสัมพันธ์ของความดันตกและความสูงเบดกับความเร็วแก๊สที่เพิ่มขึ้น เมื่อพิจารณาค่าความเร็วของแก๊สที่ต่ำกว่าค่า U_{mf} จะเห็นว่าความดันตกที่เกิดจากแรงต้านจะมีค่าเพิ่มขึ้นขณะที่ความสูงเบดมีค่าคงที่เมื่อมีการเพิ่มความเร็วแก๊ส ที่ตำแหน่ง B หรือความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไอเดเซชัน ที่ค่านี้อันตรายที่เกิดจากอนุภาคของแข็งจะมีค่าเท่ากับน้ำหนักของเบด จากนั้นเมื่อความเร็วแก๊สมีค่ามากกว่าค่า U_{mf} ของแข็งในเบดจะประพฤติตัวคล้ายของไหล โดยที่ความสูงเบดเริ่มขยายตัวในขณะที่ค่าความดันตกมีค่าคงที่ไม่เพิ่มขึ้นด้วยความเร็วของแก๊สที่เพิ่มขึ้น

ค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไอเดเซชันถูกเสนอด้วยความสัมพันธ์ของ Wen และ Yu [17] ที่นิยมใช้ในการคำนวณค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไอเดเซชัน (U_{mf}) ความสัมพันธ์ของ Wen และ Yu คือ

$$Re_{mf} = \frac{U_{mf} d_p \rho_g}{\mu} = [27.2^2 + 0.0408 Ar]^{0.5} - 27.2 \quad (2.12)$$



รูปที่ 2.7 ความดัน (ก) และความสูงเบด (ข) กับความเร็วของแก๊ส [18]

โดยค่าตัวเลขไร้หน่วยอาร์คิมิดีส คือ

$$Ar = \frac{\rho_g (\rho_s - \rho_g) g d_g^3}{\mu^2} \quad (2.13)$$

จากงานวิจัยที่ผ่านมาได้เสนอวิธีในการคำนวณความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชัน ซึ่งการคำนวณด้วยความสัมพันธ์ของค่าความดันลดกับความเร็วแก๊สที่แตกต่างกันแสดงดังรูปที่ 2.9 ค่าความเร็วแก๊สต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันสามารถอธิบายจากการลากเส้นตรงแบ่งเป็น 2 ส่วน [19]

Puncochur เสนอวิธีคำนวณความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันด้วยพื้นฐานความสัมพันธ์ของค่าเบี่ยงเบนมาตรฐานความดันและความเร็วแก๊ส ค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันอธิบายด้วยส่วนร่วมของเส้นถดถอย (regression line) กับความเร็วของแก๊ส [20]

ลักษณะการเคลื่อนไหวภายในเบตจะแบ่งได้เป็น 2 ส่วน คือ

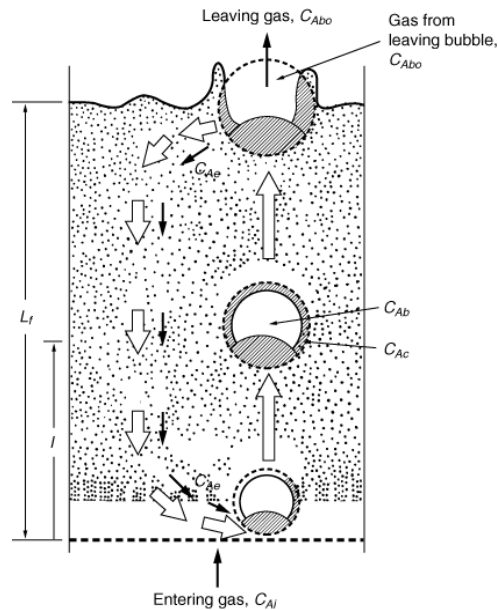
1) Bubble phase คือ ส่วนที่เป็นฟองแก๊ส ซึ่งในส่วนนี้อาจมีอนุภาคของแข็งอยู่บ้างแต่มีปริมาณน้อย

2) Emulsion phase คือ ส่วนที่ไม่ใช่ฟองแก๊สหรือส่วนที่มีอนุภาคของแข็งอยู่หนาแน่น ขนาดของฟองแก๊สที่เกิดขึ้นนี้จะมีความสัมพันธ์กับขนาดของอนุภาคของแข็งและความเร็วแก๊สที่ป้อนเข้ากระบวนการ

ลักษณะการเคลื่อนไหวภายในเบตแสดงดังรูปที่ 2.8 ฟองแก๊สขนาดเล็กจากเบตด้านล่างจะเชื่อมเข้าด้วยกันจนเกิดเป็นฟองแก๊สขนาดใหญ่ขึ้นและแตกออกที่พื้นผิว รูปแบบการไหลฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊สมีลักษณะเฉพาะตัว คือ การมีฟองแก๊สเกิดขึ้นซึ่งมีอิทธิพลอย่างมากต่อการผสมกันของแก๊ส-ของแข็ง สำหรับอนุภาคที่ต่างกันลักษณะการเกิดช่วงการไหลนี้จะมีความแตกต่างกันด้วย กล่าวคือ สำหรับอนุภาคในหมวดหมู่ของ Geldart กลุ่ม B และ D ช่วงการไหลฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊สมีค่าเท่ากับค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชัน (U_{mf}) สำหรับฟลูอิดเซชันเบตของ Geldart A เมื่อความเร็วแก๊สถึงความเร็วแก๊สต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันของแข็งจะไม่เกิดฟองแก๊สทันทีจะมีเพียงการขยายตัวของเบต โดยจะเริ่มมีช่วงการไหลฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊สก็ต่อเมื่อความเร็วแก๊สเข้ามากว่าความเร็วที่เรียกว่าค่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟองแก๊ส (U_{mb}) รูปแบบการไหลของแข็งที่อยู่ระหว่างค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชันและค่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟองแก๊ส เรียกว่า รูปแบบการไหลฟองแก๊สอิสระ (bubble-free) [15] สำหรับ Geldart C ที่ของแข็งมีขนาดละเอียดมากและยากที่จะเกิดพฤติกรรมของไหล จึงไม่เกิดช่วงการไหลฟลูอิดเซชันแบบฟองแก๊สสำหรับอนุภาคกลุ่มนี้ Geldart และ Abrahamsen [21] ได้เสนอวิธีประมาณค่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟองแก๊สสำหรับกลุ่ม Geldart A คือ

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

เมื่อ F คือ สัดส่วนโดยมวลของอนุภาคที่มีขนาดน้อยกว่า 45 ไมโครเมตร (-)

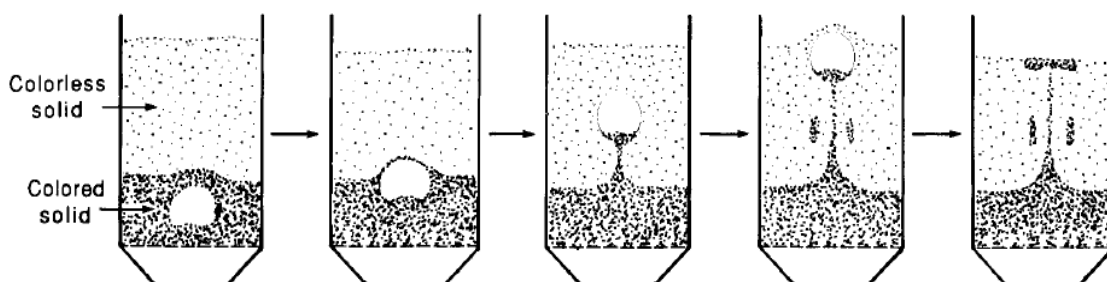


รูปที่ 2.8 รูปแบบการไหลแบบฟองแก๊ส [22]

ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นจะเคลื่อนที่แทรกขึ้นไป และอาจมีการรวมตัวกันผ่าน Emulsion phase โดยที่อาจจะมีของแข็งบางส่วนติดไปด้านบนของฟองแก๊ส และบางส่วนวิ่งตามฟองแก๊สขึ้นมาด้วย จนกระทั่งถึงผิวบนก็จะเคลื่อนที่หลุดออกไปแล้วแตกกระจายอยู่เหนือผิว อนุภาคของแข็งที่ติดอยู่เกือบทั้งหมดจะตกกลับลงมายังเบตใหม่ โดยเรียกปรากฏการณ์ที่ของแข็งเคลื่อนที่ตามฟองแก๊สนี้ว่าการเกิด wake แสดงดังรูปที่ 2.9 การเกิด wake จากความดันที่อยู่ใต้ฟองแก๊สน้อยกว่าความดันบริเวณ Emulsion phase ทำให้ของแข็งเคลื่อนที่จากบริเวณที่ความดันสูงมาอยู่ในบริเวณที่มีความดันต่ำ

ส่วนบริเวณที่อยู่เหนือเบตขึ้นไป ฟองแก๊สจะเกิดการแตกตัวและของแข็งที่ติดไปกับฟองแก๊สจะตกลงมายังเบตอีกครั้งด้วยผลของแรงโน้มถ่วง เรียกว่า บริเวณอิสระ (Freeboard) อย่างไรก็ตาม อาจจะมีอนุภาคของแข็งบางส่วน (น้อยมาก) ซึ่งมีขนาดเล็กถูกพัดพาเคลื่อนที่ไปกับแก๊สด้วย (ไม่ตกกลับลงมา) ณ ความสูงค่าหนึ่งใน Freeboard ซึ่งอนุภาคของแข็งเกือบทั้งหมดตกกลับลงมายังเบตจะเรียกความสูงนี้ว่า ความสูงหลุดลอยส่งผ่าน หรือ Transport Disengaged Height (TDH) เหนือความ

สูงนี้ไปจะมีของแข็งเพียงเล็กน้อยเท่านั้น ซึ่งอาจหลุดไปกับแก๊สด้วยอัตราที่สม่ำเสมอ ซึ่งอัตราการเคลื่อนที่ของของแข็งในช่วงนี้จะเรียกว่า Elutriation rate



รูปที่ 2.9 ลักษณะการเกิด Wake [15]

3) เบดแบบสลัก (Slugging bed)

ขนาดของฟองแก๊สจะมีขนาดเพิ่มตามความเร็วของแก๊ส และความสูงของเบด ถ้าเบดบรรจุอยู่ในหอคอดลงซึ่งมีขนาดเล็กหรือแคบและยาว ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นอาจจะมีขนาดใหญ่เกือบเท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลางหรือความกว้างของเบด (หอคอดลง) ในกรณีนี้จะสังเกตเห็นฟองแก๊สเคลื่อนที่ผ่านเบดและแยกอนุภาคของแข็งออกเป็นชั้นๆ เรียกว่า เกิดสลัก และที่ความเร็วของแก๊สที่ทำให้ฟองแก๊สเริ่มมีขนาดใหญ่เท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลางของเบดหรือหอคอดลงก็คือ Minimum slugging velocity (U_{ms}) เสนอโดย Stewart และ Davidson [23] ในปี ค.ศ. 1967 แสดงดังสมการ (2.15)

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

ค่าวิกฤตสำหรับการเกิดสลักที่ทำให้หลุดตัน ซึ่งทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงของการก่อตัวอนุภาคของแข็งในระบบฟลูอิดาเซชันของแก๊ส-ของแข็งเสนอโดย Yang [21] ค่า (U_t^2 / gD) ต้องมากกว่า 0.123 แสดงดังสมการ (2.16)

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

เมื่อ

U_t คือ ความเร็วสุดท้ายของของแข็งเฉลี่ย (เมตรต่อวินาที)

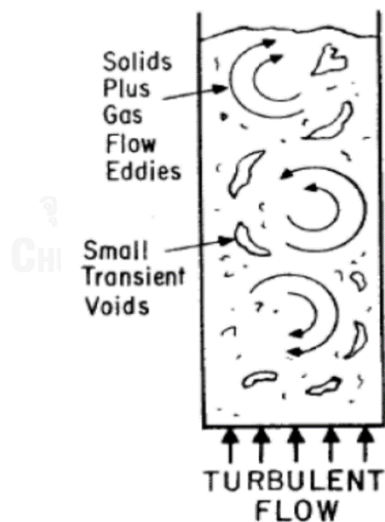
D คือ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของหอคอดลง (เมตร)

4) เบริดแบบปั่นป่วน (Turbulent Bed)

เมื่อความเร็วของแก๊สที่ผ่านรูปแบบการไหลแบบฟองแก๊สเพิ่มขึ้นมากกว่าค่า U_{mb} สำหรับหมวดหมู่ของ Geldart อนุภาคกลุ่ม A หรือมากกว่าค่า U_{mf} สำหรับหมวดหมู่ของ Geldart อนุภาคกลุ่ม B และ D จนส่งผลให้เกิดการขยายตัวของเบริดจนมีการเปลี่ยนแปลงรูปแบบสัมผัสกันของอนุภาคของแข็ง-แก๊ส ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นมีการรวมตัวและแยกออกจากกันอย่างรวดเร็ว ซึ่งเป็นการเปลี่ยนจากรูปแบบการไหลแบบฟองแก๊สเป็นรูปแบบการไหลใหม่ที่เรียกว่า ฟลูอิดเซชันแบบปั่นป่วน [24] แสดงดังรูปที่ 2.10

ลักษณะการเคลื่อนไหวในเบริดปั่นป่วนจะแบ่งได้เป็น 2 ส่วน คือ

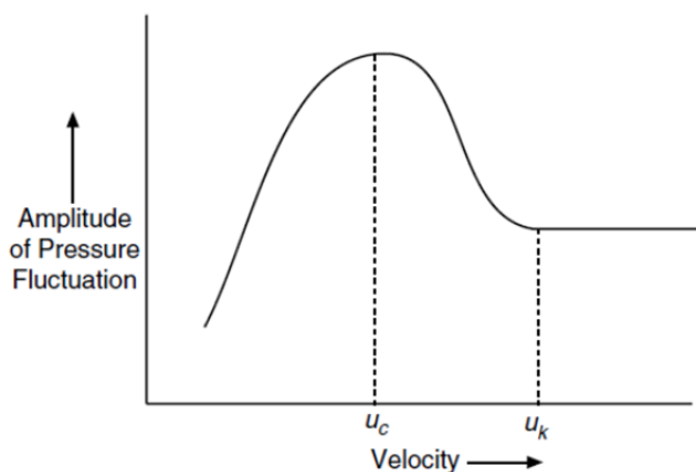
- 1.) Dense phase คือ บริเวณที่มีอนุภาคของแข็งอยู่หนาแน่น จะอยู่ด้านล่างของหอตดลอง
- 2.) Dilute phase คือ บริเวณที่มีอนุภาคของแข็งอยู่เบาบาง จะอยู่ด้านบนของหอตดลอง



รูปที่ 2.10 รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน [24]

สำหรับช่วงที่เปลี่ยนแปลงภาวะเบริดแบบฟองแก๊สไปเป็นเบริดแบบปั่นป่วนนั้นไม่เกิดขึ้นทันทีที่ความเร็วค่าหนึ่ง แต่จะมีช่วงความเร็วในการเปลี่ยนภาวะทั้งสองนี้ จากผลงานวิจัยของนักวิจัยหลายๆ ท่าน พบว่า การเปลี่ยนจากภาวะจากเบริดแบบฟองแก๊สไปเป็นเบริดแบบปั่นป่วนนั้นจะมีช่วงการเปลี่ยน

โดยเมื่อเพิ่มความเร็วขึ้นจนถึงค่าๆ หนึ่ง เบบซึ่งเดิมอยู่ในภาวะเบตแบบฟองแก๊สนั้น ที่ผิวหน้าของเบต จะเริ่มเปลี่ยนไปเป็นเบตแบบปั่นป่วนซึ่งเกิดขึ้นอย่างสมบูรณ์ สามารถแสดงความสัมพันธ์ของความดันตกคร่อมเบตที่เกิดขึ้นในช่วงการเปลี่ยนภาวะได้ แสดงดังรูปที่ 2.11



รูปที่ 2.11 ความสัมพันธ์ระหว่างความดันตกกับความเร็วจนถึงภาวะเบตแบบปั่นป่วน [25]

5) เบบแบบความเร็วสูง (Fast fluidized bed)

ในระบบนี้จะไม่สามารถระบุพื้นผิวด้านบนของเบตได้ อนุภาคของแข็งเคลื่อนที่ออกทางด้านบน หอทดลองและต้องเติมอนุภาคของแข็งเข้ามาแทนที่โดยการใส่เข้ามาใกล้ๆ ส่วนล่างของหอทดลอง อนุภาคของแข็งจะเกิดการรวมกลุ่ม (Cluster) และเคลื่อนที่เป็นสายของอนุภาค (Streamer) ขึ้นลงในลักษณะเป็นเนื้อเดียวกันตามแนวแกน และมีการรีฟลักซ์ (Reflux) บริเวณใกล้ๆ ผนังของหอทดลอง ขณะที่แก๊สและอนุภาคของแข็งที่กระจายตัวอยู่ด้านบนจะเคลื่อนที่ขึ้น ในขณะที่อัตราการป้อนของแข็งคงที่ เมื่อความเร็วแก๊สเพิ่มขึ้นจะทำให้อนุภาคของแข็งในหอทดลองเจือจางมากขึ้น ที่ภาวะนี้ อัตราส่วนของปริมาตรของช่องว่างต่อปริมาตรของเบตมีค่าระหว่าง 0.8-0.98 ในขณะที่เป็น Fast fluidization ถ้านำเอาของแข็งที่หลุดออกจากเบตหรือหอทดลองกลับเข้ามาในระบบใหม่ตรงบริเวณ ส่วนล่างของหอทดลอง ระบบแบบนี้จะเรียกว่า ฟลูอิดเซตแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed, CFB) [26]

หมายเหตุ ฟลูอิดเซชันที่ผ่านมาทั้งหมด (ยกเว้น Fast Fluidized Bed) อาจเรียกรวมกันว่า captive fluidized bed เพราะว่า อนุภาคของแข็งทั้งหมดซึ่งสัมผัสกับแก๊สจะถูกจำกัดบริเวณอยู่ภายในระยะความสูงหนึ่งจากตัวกระจายแก๊สเท่านั้น หรือในบางกรณีที่มีการพัดพาเกิดขึ้นก็มีอนุภาคของแข็งเพียงเล็กน้อยเท่านั้นที่ถูกพัดพาไป

6) Dilute – phase transport หรือ Pneumatic conveying [27]

เป็นการขนถ่ายอนุภาคของแข็งด้วยแก๊ส ไม่มีการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของของแข็งในแนวแกนยกเว้นในส่วนล่างที่อนุภาคของแข็งมีความเร่ง และอนุภาคของแข็งบางส่วนอาจหยุดนิ่งอยู่ใกล้ๆ ผนังของท่อทดลอง ความเร็วแก๊สที่ทำให้เบตในท่อเปลี่ยนจากเบตเจือจางเป็นเบตหนาแน่น เรียกว่า ความเร็วในการเกิดโซคคิง (Choking velocity, U_{ch}) ค่าความเร็วนี้สามารถหาได้จากการทดลอง โดยการปรับลดความเร็วแก๊สในระบบที่เป็นเฟสเจือจางและมีปริมาณอนุภาคของแข็งในระบบคงที่จนกระทั่งเบตเกิดการยุบตัวลงอย่างรวดเร็วเปลี่ยนจากเฟสเจือจางเป็นเฟสหนาแน่นซึ่งความเร็วแก๊สที่ทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงดังกล่าว คือ ความเร็วในการเกิดโซคคิงนั่นเอง ปริมาณของแข็งที่ไหลออกจากเบตภาวะนี้ Zenz ได้เสนอความสัมพันธ์ไว้ว่า

$$G_{s,ch} = \rho_s (1 - \varepsilon_{ch}) (U_{ch} - U_t) \quad (2.17)$$

โดยค่า ε_{ch} คือ อัตราส่วนของปริมาตรของช่องว่างต่อปริมาตรของเบตในภาวะ Choking พบว่า ค่านี้มีค่าอยู่ระหว่าง 0.943 ถึง 0.987

2.1.4.4 ระบบฟลูอิดไชน์เบตแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed : CFB)

ระบบฟลูอิดไชน์เบตแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed : CFB) [28] เป็นรูปแบบหนึ่งของเทคนิคฟลูอิดไชน์เบตที่มีพฤติกรรมที่มีอุทกพลศาสตร์ ที่เรียกว่า Fast bed เป็นระบบที่มีประสิทธิภาพสูงและเหมาะสมกับการใช้งาน

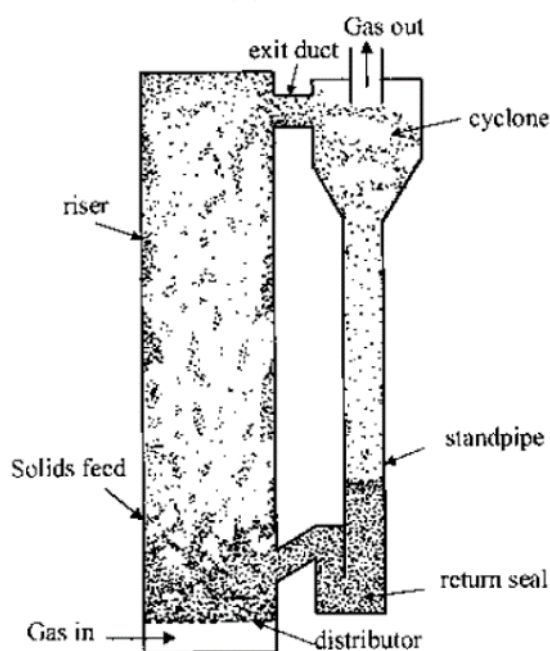
ส่วนประกอบของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบตแบบหมุนเวียน

ระบบฟลูอิดไชน์เบตแบบหมุนเวียนซึ่งเป็นระบบที่อาศัยเทคนิคทางฟลูอิดไชน์เซชันมาประยุกต์ใช้งาน ระบบจะประกอบด้วยส่วนที่สำคัญ 3 ส่วน ดังนี้

1) ส่วนท่อไรเซอร์ (Riser) การไหลของของแข็งและของไหลในท่อไรเซอร์เป็นลักษณะหนึ่งของการสัมผัสกันระหว่างของไหลกับอนุภาคของแข็ง โดยของไหลจะเคลื่อนที่ผ่านกลุ่มอนุภาคของแข็งที่อยู่เหนือตระแกรงรองรับ จะทำงานภายใต้สภาวะการเกิดฟลูอิดไชน์เบตที่ความเร็วสูง (Fast Fluidized Bed) ซึ่งมีความหนาแน่นรวมต่ำอยู่ในสภาวะเฟสเบาบาง

2) ส่วนที่ทำหน้าที่แยกของแข็งออกจากแก๊ส ได้แก่ ไซโคลน (Cyclone) ทำหน้าที่ดักจับอนุภาคของแข็งที่หลุดออกมาจากท่อโรเตอร์ โดยจะอาศัยหลักการเหวี่ยงอนุภาคของของแข็งให้กระทบกับผนังของไซโคลน จากนั้น อนุภาคจะเคลื่อนที่ไปสู่ส่วนด้านล่างไซโคลน เพื่อผ่านท่อป้อนกลับต่อไป ส่วนแก๊สและอนุภาคของแข็งที่มีขนาดเล็กจะถูกแยกออกสู่ด้านบน

3) ส่วนที่ทำหน้าที่ป้อนกลับ ประกอบด้วย ท่อตรง (Stand pipe) และระบบการป้อนกลับของของแข็ง (Loop seal) หน้าที่โดยรวมคือ จะป้อนกลับเม็ดของแข็งที่ได้จากไซโคลนกลับไปที่ด้านล่างของท่อตรง หลังจากนั้นจะถูกป้อนสู่ระบบการป้อนกลับของของแข็ง เพื่อทำการหมุนเวียนเข้าสู่ท่อโรเตอร์



รูปที่ 2.12 ระบบฟลูอิดไคส์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed, CFB) [29]

2.1.4.5 ข้อดีและข้อเสียของการใช้เทคนิคฟลูอิดไคส์เบด

การเปรียบเทียบระหว่างข้อดีและข้อเสียของการใช้เทคนิคฟลูอิดไคส์เบดกับเทคนิคอื่นๆ [30] สรุปได้ ดังนี้

ข้อดี

- 1) เนื่องจากอนุภาคของแข็งเคลื่อนที่อยู่ตลอดเวลาทำให้การผสมกันได้อย่างรวดเร็วและสม่ำเสมอ อุณหภูมิภายในเบตคงที่ตลอด
- 2) มีการจัดเรียงตัวของอนุภาคของแข็ง อนุภาคที่มีน้ำหนักน้อยจะอยู่ส่วนบน อนุภาคที่มีน้ำหนักมากจะอยู่ส่วนล่าง ซึ่งสามารถนำไปใช้ในการแยกขนาดของอนุภาคของแข็งได้ นอกจากนี้แรงเสียดทานต่อการไหลของของไหลมีน้อยกว่ามาก
- 3) จากคุณสมบัติที่คล้ายกับของไหล จึงสามารถทำงานแบบต่อเนื่องได้ คือปล่อยให้อนุภาคของแข็งไหลออกจากเบตและไหลเติมเข้ามาในเบตได้
- 4) การที่อนุภาคของแข็งไหลหมุนเวียนอยู่ในเบต อนุภาคของแข็งนี้สามารถที่จะเป็นตัวนำความร้อนจากผนังแหล่งความร้อนให้กับขงไหลได้มากกว่า เพราะมีสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนที่สูงกว่า เมื่อเปรียบเทียบที่ความเร็วของไหลค่าเดียวกันฟลูอิดเบตจึงเหมาะสมกับกระบวนการที่มีปฏิกิริยาที่ให้ความร้อนหรือดูดความร้อนจำนวนมาก
- 5) อัตราการถ่ายเทมวลสารและพลังงาน เนื่องจากจากพื้นที่สัมผัสระหว่างอนุภาคของแข็งกับของไหลมีมากเมื่อเทียบกับเบตนิ่ง
- 6) ที่ความเร็วของของไหลสูงๆ การทำงานของฟลูอิดเบตจะเสียพลังงานน้อยกว่าเบตที่อยู่กับที่มาก เพราะแรงเสียดทานและความดันลดมีค่าน้อยกว่า
- 7) สามารถกำจัดขนาดของตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีขนาดเล็กมากๆ ได้โดยไม่ต้องหยุดการทำงานของเครื่อง
- 8) สามารถใช้ในการขนส่งอนุภาคของแข็งจากที่หนึ่งไปยังอีกที่หนึ่งได้

ข้อเสีย

- 1) เนื่องจากมีการผสมกันของอนุภาคของแข็งอย่างรวดเร็ว อาจทำให้ระยะเวลาที่อนุภาคของแข็งสัมผัสและผสมกับของไหลสั้นเกินไป เบตอาจจะไม่ผสมกันเป็นเนื้อเดียวโดยตลอด แต่อาจแก้ไขได้โดยใช้เบตหลายชั้น
- 2) เกิดการขัดสีระหว่างอนุภาคของแข็งและภาชนะทำให้เกิดการสึกกร่อน อนุภาคของแข็งมีขนาดเล็กกลง

2.1.5 การจำลองด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (Computational Fluid Dynamics, CFD)

พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณเป็นการใช้คอมพิวเตอร์เพื่อวิเคราะห์ปัญหาการไหลของระบบการไหล การถ่ายเทความร้อนและปรากฏการณ์ต่างๆที่เกี่ยวข้องกับของไหล เช่น การเกิดปฏิกิริยาเคมี ปัจจุบันวิธี CFD เริ่มใช้กันอย่างแพร่หลาย จึงได้เข้ามาเป็นช่องทางด้านวิศวกรรมและเริ่มเข้ามามีบทบาทต่อการวิจัยและการพัฒนา เนื่องจากมีความง่ายและลดระยะเวลาที่ใช้ในการคำนวณ ทำให้กระบวนการที่ออกแบบมีประสิทธิภาพเพิ่มมากขึ้นเมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการแบบเดิมๆที่ทำการทดลองจริง

พฤติกรรมของการไหลของของไหลสามารถอธิบายได้โดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ ลักษณะทางกายภาพของการไหลของของไหลแต่ละชนิดถูกกำหนดด้วยชุดของสมการอนุรักษ์ (Conservation equations) 3 สมการคือ 1. สมการอนุรักษ์มวลหรือสมการความต่อเนื่อง (Continuity equations) 2. สมการอนุรักษ์โมเมนตัม (Momentum equations) และ 3. สมการอนุรักษ์พลังงาน (Energy equations) ซึ่งชุดสมการอนุรักษ์เหล่านี้สามารถแสดงให้อยู่ในรูปสมการทางคณิตศาสตร์อย่างง่าย ที่ส่วนใหญ่จะอยู่ในรูปของสมการเชิงอนุพันธ์ย่อย (Partial differential equation) การจำลองด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ (CFD) จะใช้สมการเชิงตัวเลขแทนสมการเชิงอนุพันธ์ย่อยของการไหลของของไหลในส่วนของเวลาหรือพื้นที่ที่เราสนใจ และนำไปคำนวณเพื่ออธิบายลักษณะของของไหลที่เกิดขึ้น ในบางกรณีวิธีนี้ไม่สามารถใช้อธิบายปัญหาครอบคลุมได้ทั้งหมด จำเป็นต้องมีสมการเพิ่มเติมเข้ามาช่วยอธิบายนอกเหนือจากสมการเชิงอนุพันธ์ย่อย เช่น สมการอินทิกรัล ซึ่งผลลัพธ์สุดท้ายของ วิธี CFD คือ การเก็บรวบรวมผลลัพธ์ที่เป็นเชิงตัวเลข ในทางวิศวกรรมเพื่ออธิบายวิธีในการแก้ปัญหา (Algorithm) ในเชิงปริมาณหรือจำนวน ดังนั้นคอมพิวเตอร์ต้องมีความทันสมัยและมีความเร็วสูงจึงเป็นอุปกรณ์ที่เหมาะสมสำหรับการคำนวณหรือวิเคราะห์ผลของ CFD เพื่อได้ผลลัพธ์ออกมาเป็นตัวเลขที่เกิดการวิเคราะห์ซ้ำหลายๆครั้ง ซึ่งเป็นค่าที่มนุษย์ไม่สามารถคำนวณได้เพราะมีจำนวนของข้อมูลที่มากเกินไป รวมทั้งความสามารถในการจัดเก็บข้อมูลและการดำเนินการของโปรแกรมที่รวดเร็ว

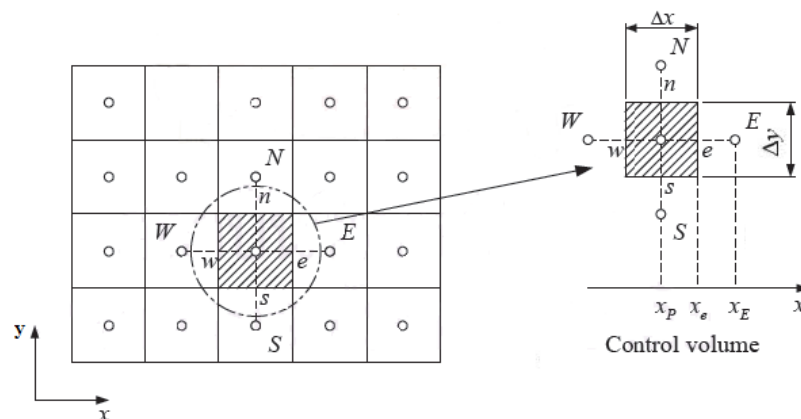
2.1.5.1 ระเบียบวิธีการแบ่งช่วง (Discretization method)

ระเบียบวิธีการแบ่งช่วง (Discretization method) เป็นการแก้สมการด้วยระเบียบวิธีเชิงตัวเลข (Numerical solution) ซึ่งใช้ในการเปลี่ยนสมการเชิงอนุพันธ์ให้อยู่ในรูปสมการพีชคณิต

(Arithmetic equation) ดังนั้น การเลือกใช้ระเบียบวิธีในการแบ่งช่วงสำหรับบางระเบียบวิธีจึงจำเป็นต้องระวังเรื่องเสถียรภาพเพื่อให้ได้ผลเฉลย สำหรับระเบียบวิธีที่มักใช้ในการแบ่งช่วงในปัญหา CFD มีดังนี้

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

โดยส่วนใหญ่จะใช้ระเบียบวิธีปริมาตรสี่เหลี่ยม หรือเรียกอีกอย่างว่า ระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม เป็นระเบียบวิธีที่ใช้หลักการทางด้านพลศาสตร์ของไหลแบ่งปัญหาของปริมาตรควบคุม (Control volume) ที่สนใจออกเป็นส่วนๆ (Cell) แสดงดังรูปที่ 2.13 ซึ่งมีความเหมาะสมต่อการแก้ปัญหาที่เกี่ยวข้องกับของไหลเช่นเดียวกับในงานวิจัยนี้



รูปที่ 2.13 ขอบเขตของปัญหาที่ถูกแบ่งออกเป็นปริมาตรควบคุมเล็กๆ ด้วยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม

[31]

ระเบียบวิธีการแบ่งช่วงนี้ จะแบ่งการพิจารณาออกเป็นเทอมของการพา (Convection) และการแพร่ (Diffusion) ของของไหล โดยจะอินทิเกรตสมการอนุรักษ์บนปริมาตรควบคุมที่ถูกแบ่งแยกออกมา แสดงสมการควบคุมพื้นฐาน (Governing equation) ในรูปของตัวแปร ϕ ได้ดังนี้

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\phi) + \text{div}(\rho\phi\mathbf{u}) = \text{div}(\Gamma \text{grad}\phi) + S_\phi \quad (2.18)$$

จากสมการ (2.18) นี้เรียกว่า สมการการเคลื่อนที่ที่อยู่ในรูปของตัวแปร ϕ ประกอบด้วย เทอมที่อธิบายถึงอัตราของการเปลี่ยนแปลงกับเวลาและเทอมของการพาทางซ้ายของสมการ ส่วนทางขวา คือ เทอมของการแพร่ (Γ คือสัมประสิทธิ์การแพร่) และเทอมที่เหลืออื่น (Source term) สมการนี้จะใช้เป็นจุดเริ่มต้นสำหรับการคำนวณในระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม เมื่อทำการอินทิเกรต ปริมาตรควบคุมทั้งหมดจะได้

$$\int_{CV} \frac{\partial(\rho\phi)}{\partial t} dV + \int_{CV} \text{div}(\rho\phi\mathbf{u}) dV = \int_{CV} \text{div}(\Gamma \text{grad}\phi) dV + \int_{CV} S_\phi dV \quad (2.19)$$

ในงานวิจัยนี้วิเคราะห์การไหลภาวะไม่คงตัวสองมิติ เขียนเป็นสมการได้ดังนี้

$$\int_{CV} \frac{\partial}{\partial t}(\rho\phi) dV + \int_{CV} \frac{\partial}{\partial x}(\rho u\phi) dV + \int_{CV} \frac{\partial}{\partial y}(\rho v\phi) dV = \int_{CV} \frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} \right) dV + \int_{CV} \frac{\partial}{\partial y} \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} \right) dV + \int_{CV} S_\phi dV \quad (2.20)$$

จากสมการข้างต้นสามารถแยกวิเคราะห์ที่ละเทอม กำหนดให้ $A_e = A_w = 1 \times \Delta y$ และ $A_n = A_s = 1 \times \Delta x$ แทนในเทอมที่อธิบายถึงอัตราของการเปลี่ยนแปลงกับเวลาดังนี้

$$\int_{CV} \frac{\partial}{\partial t}(\rho\phi) dV = \rho^0 \phi_p \frac{\Delta V}{\Delta t} \quad (2.21)$$

แทนในเทอมของการพาดังนี้

$$\int_{CV} \frac{\partial}{\partial x}(\rho u\phi) dV = (\rho u A)_e \phi_e - (\rho u A)_w \phi_w = F_e \phi_e - F_w \phi_w \quad (2.22)$$

$$\int_{CV} \frac{\partial}{\partial y}(\rho v\phi) dV = (\rho v A)_n \phi_n - (\rho v A)_s \phi_s = F_n \phi_n - F_s \phi_s \quad (2.23)$$

แทนในเทอมของการแพร่ดังนี้

$$\int_{CV} \frac{\partial}{\partial y} \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} \right) dV = \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} A \right)_e - \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} A \right)_w = D_e (\phi_E - \phi_P) - D_w (\phi_P - \phi_W) \quad (2.24)$$

$$\int_{CV} \frac{\partial}{\partial y} \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} \right) dV = \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} A \right)_n - \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} A \right)_s = D_n (\phi_N - \phi_P) - D_s (\phi_P - \phi_S) \quad (2.25)$$

และ Source term ดังนี้

$$\int_{CV} S_\phi dV = S_\phi V \quad (2.26)$$

เมื่อ F คือสัมประสิทธิ์ของการพา ($\rho u A$) และ D คือ สัมประสิทธิ์ของการแพร่ ($\Gamma A / \delta$)

จากสมการทั้งหมดที่กล่าวมาข้างต้น สามารถหาค่าตัวแปร ϕ บนผิวปริมาตรควบคุมทั้งหมดได้จาก Discretization scheme แบบต่างๆ เช่น Central differencing scheme, Upwind difference scheme, Hybrid differencing scheme หรือ Power-Law scheme [32] แสดงรายละเอียดแต่ละแบบดังนี้

1) Central differencing scheme เป็นการประมาณเชิงเส้นของค่า โดยการหาค่าเฉลี่ยที่เกิดขึ้นที่ Interface ของปริมาตรควบคุม ดังนี้

$$\phi_e = \frac{1}{2} (\phi_E + \phi_P)$$

$$\phi_w = \frac{1}{2} (\phi_P + \phi_W)$$

$$\phi_n = \frac{1}{2} (\phi_N + \phi_P)$$

$$\phi_s = \frac{1}{2} (\phi_P + \phi_S)$$

เมื่อนำค่าจากสมการ (2.22), (2.23), (2.24), (2.25) และ (2.26) แทนค่าลงในสมการ (2.20) และนำค่าเฉลี่ยของค่า ที่ Interface ต่างๆ ตามสมการข้างบนลงไปแทนค่า จะได้ว่า

$$\begin{aligned} & \frac{1}{2}(\rho u)_e(\phi_E + \phi_P) - \frac{1}{2}(\rho u)_w(\phi_E + \phi_P) + \frac{1}{2}(\rho v)_n(\phi_N + \phi_P) - \frac{1}{2}(\rho v)_s(\phi_P + \phi_S) \\ &= \frac{\Gamma_e(\phi_E - \phi_P)}{(\delta x)_e} - \frac{\Gamma_w(\phi_P - \phi_W)}{(\delta x)_w} + \frac{\Gamma_n(\phi_N - \phi_P)}{(\delta x)_n} - \frac{\Gamma_s(\phi_P - \phi_S)}{(\delta x)_s} + S_\phi V \end{aligned} \quad (2.27)$$

โดยให้ $F = \rho u A$ และ $D = \frac{\Gamma A}{\delta}$ จะสามารถเขียนสมการพีชคณิตของสมการทั่วไปจากสมการข้างต้นได้ดังนี้

$$a_P \phi_P = a_W \phi_W + a_E \phi_E + a_S \phi_S + a_N \phi_N + S_\phi V \quad (2.28)$$

โดย

$$a_N = D_n - \frac{F_n}{2}$$

$$a_S = D_s + \frac{F_s}{2}$$

$$a_E = D_e - \frac{F_e}{2}$$

$$a_W = D_w + \frac{F_w}{2}$$

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

จากการอนุรักษ์มวล $F_e = F_w$ และ $F_n = F_s$ จะทำให้ $a_P = a_N + a_S + a_E + a_W$ การใช้ Central-differencing scheme นี้มีความเป็นไปได้ที่ a_N, a_S, a_E หรือ a_W อาจมีค่าเป็นลบ ซึ่งเป็นการละเมิด ต่อกฎพื้นฐาน (Basic rules ใน Patankar, 1980) ที่ว่า เมื่อค่าสัมประสิทธิ์ติดลบจะทำให้ $a_P \neq \sum |a_{nb}|$ ซึ่งไม่เป็นไปตาม Scarborough criterion ดังนั้นปัญหาที่ใช้ Scheme นี้ ผลเฉลยจะไม่ลู่เข้าสู่ค่าใดๆ ซึ่งเหล่านี้คือเหตุผลที่วิธี Central-difference ไม่เป็นที่นิยมเมื่อต้องแก้ปัญหาคาร์พา และการแพร่กระจายที่มีค่า Reynolds number สูง

2) Upwind difference scheme เป็นวิธีที่นิเสนอโดย Courant et al. (1952) วิธีนี้สามารถแบ่งออกได้เป็น 2 วิธี ดังนี้ คือ

2.1) First order upwind difference จุดประสงค์ในการคิดค้นวิธีนี้ก็แก้ปัญหาที่เกิดจากการสมมติว่าค่าของการพาที่ Interface เกิดจากค่าเฉลี่ยระหว่าง ϕ_E และ ϕ_P โดยเสนอแนวคิดใหม่คือเทอมการแพร่กระจายไม่มีการเปลี่ยนแปลง แต่ในเทอมการพาสามารถคำนวณโดยสมมติฐานที่กล่าวว่า ค่าของ ที่ Interface มีค่าเท่ากับค่าของ ที่ Grid Point ของผิวปริมาตรควบคุมด้านต้นกระแสนการไหล (Upstream) นั่นคือ

$$\phi_e = \phi_P \quad \text{เมื่อ} \quad F_e > 0 \quad (2.29)$$

$$\phi_e = \phi_E \quad \text{เมื่อ} \quad F_e < 0 \quad (2.30)$$

และ

$$\phi_w = \phi_W \quad \text{เมื่อ} \quad F_w > 0 \quad (2.31)$$

$$\phi_w = \phi_P \quad \text{เมื่อ} \quad F_w < 0 \quad (2.32)$$

ค่าของ ϕ_n และ ϕ_s ก็หาได้ลักษณะเดียวกัน ดังนั้นสามารถเขียนสมการพีชคณิตของสมการทั่วไปได้เป็น

$$a_P \phi_P = a_W \phi_W + a_E \phi_E + a_S \phi_S + a_N \phi_N + S_\phi V \quad (2.33)$$

โดย

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

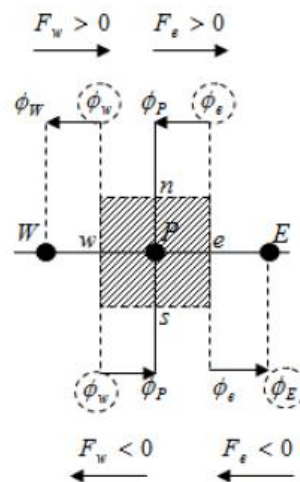
$$a_S = \max[F_s, 0]$$

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

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

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

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



รูปที่ 2.14 การประมาณค่าด้วยระเบียบวิธี First order upwind differencing scheme [31]

2.2) *Second order upwind difference* วิธีนี้ใช้หลักการเช่นเดียวกับในวิธี First order upwind differencing scheme คือคำนวณค่า ϕ ของเทอมการพาที่ผิวปริมาตรควบคุมด้านต้นกระแสน้ำของการไหลแต่ค่าที่นำมาคำนวณจะเลือกที่สองตำแหน่งถัดออกไป ดังแสดงในรูปที่ 2.15 และจากการเลือกจุดข้อมูลที่มากขึ้นทำให้มีข้อดีคือ ผลของคำตอบจะมีความแม่นยำมากขึ้น แสดงสมการดังนี้

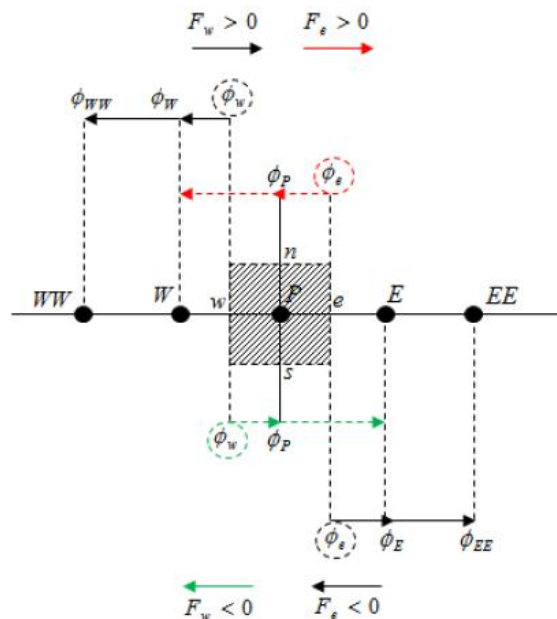
$$\phi_e = \frac{3}{2}\phi_P - \frac{1}{2}\phi_w \quad \text{เมื่อ } F_e > 0 \quad (2.34)$$

$$\phi_e = \frac{3}{2}\phi_E - \frac{1}{2}\phi_{EE} \quad \text{เมื่อ } F_e < 0 \quad (2.35)$$

$$\phi_w = \frac{3}{2}\phi_w - \frac{1}{2}\phi_{ww} \quad \text{เมื่อ } F_w > 0 \quad (2.36)$$

$$\phi_w = \frac{3}{2}\phi_P - \frac{1}{2}\phi_E \quad \text{เมื่อ } F_w < 0 \quad (2.37)$$

จากสมการจะสังเกตได้ว่า ทั้ง 2 วิธี ค่าสัมประสิทธิ์ต่างๆ จะไม่สามารถมีค่าเป็นลบได้ ทำให้ผลเฉลยที่ได้มีค่าเป็นไปตามลักษณะทางกายภาพที่เกิดขึ้นจริง และทำให้สามารถแก้ปัญหาต่างๆ ได้ โดยที่ผลเฉลยลู่ออกเข้าสู่ค่าใดค่าหนึ่ง



รูปที่ 2.15 การประมาณค่าด้วยระเบียบวิธี Second order upwind differencing scheme [31]

3) **Hybrid differencing scheme** ถูกเสนอโดย Spalding (1972) ซึ่ง Scheme นี้เป็นการรวมข้อดีของวิธี Central และ Upwind difference scheme ไว้ด้วยกัน โดยเลือกใช้จากค่า Peclet number, $Pe = \frac{F}{D}$ เราจะเห็นได้ว่า Central differencing Scheme มีความถูกต้องแม่นยำเป็นอันดับที่ 2 (2^{nd} -order accuracy) แต่วิธีนี้จะมีผลต่อการสั่นของผลลัพธ์ที่ได้จากการคำนวณเมื่อ Pe มีค่ามากกว่า 2 และน้อยกว่า -2 ดังนั้นวิธี Hybrid differencing scheme จึงใช้วิธีนี้ในช่วงค่า Pe ระหว่าง -2 ถึง 2 เท่านั้น ส่วนค่า Pe ที่อยู่นอกช่วง -2 ถึง 2 จะใช้วิธี Upwind difference scheme ที่มีความถูกต้องแม่นยำเป็นอันดับที่ 1 (1^{st} -order accuracy) แต่มี Stability ของการคำนวณที่ดีกว่า ดังนั้นจะสามารถเขียนสมการพีชคณิตของสมการทั่วไปได้เป็น

$$a_P \phi_P = a_W \phi_W + a_E \phi_E + a_S \phi_S + a_N \phi_N + S_\phi V \quad (2.38)$$

โดย

$$a_N = \max \left[-F_n, D_n - \frac{F_n}{2}, 0 \right]$$

$$a_S = \max \left[-F_s, D_s + \frac{F_s}{2}, 0 \right]$$

$$a_E = \max \left[-F_e, D_e - \frac{F_e}{2}, 0 \right]$$

$$a_W = \max \left[-F_w, D_{ws} + \frac{F_w}{2}, 0 \right]$$

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

4) Power-Law scheme ถูกเสนอโดย Patankar (1980) โดยวิธีนี้เป็นวิธีที่ค่าให้ค่าผลเฉลยที่ใกล้เคียงกับผลเฉลยแม่นยำตรง (สำหรับปัญหาในหนึ่งมิติ) มากกว่าวิธี Hybrid scheme จากการกำหนดค่า ในเทอมการแพร่กระจายให้มีค่าเป็นศูนย์ เมื่อค่า Pe มีค่ามากกว่า 10 โดยการประมาณเป็นโพลิโนเมียล สามารถเขียนสมการพีชคณิตได้เป็น

$$a_p \phi_p = a_w \phi_w + a_e \phi_e + a_s \phi_s + a_n \phi_n + S_\phi V \quad (2.39)$$

โดย

$$a_N = D_n \max[0, (1 - 0.1|Pe_n|)^5] + \max[-F_n, 0]$$

$$a_S = D_s \max[0, (1 - 0.1|Pe_s|)^5] + \max[F_s, 0]$$

$$a_E = D_e \max[0, (1 - 0.1|Pe_e|)^5] + \max[-F_e, 0]$$

$$a_W = D_w \max[0, (1 - 0.1|Pe_w|)^5] + \max[F_w, 0]$$

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

2.1.6 การออกแบบการทดลอง (Design of experiment)

2.1.6.1 การออกแบบเชิงแฟกทอเรียล (Factorial Design)

การออกแบบเชิงแฟกทอเรียล [33-35] คือ การทดลองที่พิจารณาถึงผลที่เกิดจากการรวมกันระดับ (Level) ของปัจจัยทั้งหมดที่เป็นไปได้ในการทดลองนั้น ตัวอย่างเช่น กรณี 2 ปัจจัย ถ้าปัจจัย A ประกอบด้วย a ระดับ และ ปัจจัย B ประกอบด้วย b ระดับ ในการทดลอง 1 เปรดิเคต (Replicate) จะประกอบด้วย การทดลองทั้งหมด ab การทดลอง และเมื่อปัจจัยที่เกี่ยวข้องถูกนำมาจัดให้อยู่ในรูปแบบของการออกแบบเชิงแฟกทอเรียล จึงเรียกปัจจัยเหล่านี้ที่มีการไขว้ (Crossed) ซึ่งกันและกัน

ผลที่เกิดจากปัจจัยหนึ่ง หมายถึง การเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นกับผลตอบสนอง (Response) ที่เกิดจากการเปลี่ยนแปลงระดับของปัจจัยนั้นๆ ซึ่งเรียกว่า ผลหลัก (Main Effect) เนื่องจากว่ามันจะเกี่ยวข้องกับปัจจัยเบื้องต้นของการทดลอง ความแตกต่างของผลตอบสนองที่เกิดขึ้นบนระดับต่างๆ ของปัจจัยหนึ่งจะมีค่าไม่เท่ากันที่ระดับอื่นๆ ทั้งหมดของปัจจัยอื่น ซึ่งหมายถึง ผลตอบสนองของ

ปัจจัยหนึ่งจะขึ้นอยู่กับระดับของปัจจัยอื่นๆ ซึ่งเราเรียกเหตุการณ์นี้ว่า การมีอันตรกิริยา (Interaction) ต่อกันระหว่างปัจจัยที่เกี่ยวข้อง

การออกแบบเชิงแฟกทอเรียลมีประโยชน์หลายประการ ได้แก่ ทำให้สามารถหลีกเลี่ยงปัญหาที่เกิดจากอันตรกิริยาของปัจจัยที่จะก่อให้เกิดข้อสรุปที่ผิดพลาดได้ เนื่องจากการออกแบบการทดลองที่มีประสิทธิภาพเหนือกว่าการทดลองที่ละปัจจัย และทำให้เราสามารถประมาณผลของปัจจัยหนึ่งที่ระดับต่างๆ ของปัจจัยอื่นได้ รวมทั้งทำให้เราสามารถหาข้อสรุปที่สมเหตุสมผลตลอดเงื่อนไขของการทดลองได้ซึ่งการออกแบบเชิงแฟกทอเรียลมีอยู่ด้วยกันหลายแบบได้แก่

1) การออกแบบเชิงแฟกทอเรียล 2 ปัจจัย เป็นการออกแบบเชิงแฟกทอเรียลชนิดที่ง่ายที่สุด จะเกี่ยวข้องกับปัจจัย 2 ปัจจัย เช่น ปัจจัย A และปัจจัย B โดยปัจจัย A จะประกอบด้วย a ระดับ ส่วนปัจจัย B จะประกอบด้วย b ระดับ ซึ่งในแต่ละเรพลิเคตของการทดลองจะประกอบด้วย การทดลองร่วมปัจจัยทั้งหมดเท่ากับ $a \times b$ การทดลองและโดยปกติจะมีจำนวนเรพลิเคตทั้งหมด n ครั้ง

2) การออกแบบเชิงแฟกทอเรียลแบบ 2^k เป็นการออกแบบการทดลองในกรณีมีปัจจัย k ปัจจัย ซึ่งแต่ละปัจจัยประกอบด้วย 2 ระดับ ระดับเหล่านี้ อาจเกิดจากข้อมูลเชิงปริมาณ เช่น อุณหภูมิ ความดัน หรืออาจเกิดจากข้อมูลเชิงคุณภาพ เช่น เครื่องจักร คนงานและใน 2 ระดับ ที่กล่าวนี้จะแทนด้วยระดับสูงและต่ำของปัจจัยหนึ่ง ๆ ใน 1 เรพลิเคตที่บริบูรณ์สำหรับการออกแบบ เช่นนี้ จะประกอบด้วยข้อมูลทั้งสิ้น 2^k ข้อมูล การออกแบบการทดลองแบบนี้มีประโยชน์มากต่องานทดลองในช่วงเริ่มแรก เมื่อมีปัจจัยเป็นจำนวนมากที่เราต้องการที่จะตรวจสอบ การออกแบบเช่นนี้จะทำให้เกิดการทดลองจำนวนน้อยที่สุดที่สามารถทำได้

3) การออกแบบเชิงแฟกทอเรียลแบบ 3 ระดับ หรือการออกแบบเชิงแฟกทอเรียล 3^k หมายถึง การออกแบบเชิงแฟกทอเรียลที่แต่ละปัจจัยประกอบด้วย 3 ระดับ ได้แก่ ระดับต่ำ ระดับกลางและระดับสูง ซึ่งสัญลักษณ์ที่ใช้แทนระดับทั้งสามอาจใช้ตัวเลข -1, 0 และ 1 ตามลำดับ สังเกตว่าการทดลองแบบนี้จะมีระดับที่สามของปัจจัยเพิ่มเข้ามาในแบบจำลอง ซึ่งทำให้เราสามารถที่จะแสดงความสัมพันธ์ระหว่างผลตอบ และปัจจัยที่สนใจในลักษณะลักษณะที่เป็นสมการแบบควอดราติกได้

2.1.6.2 การออกแบบเชิงแฟกทอเรียลแบบ 2 ระดับ

การออกแบบเชิงแฟกทอเรียลเป็นการออกแบบที่นิยมใช้กันมากในการทดลองที่เกี่ยวข้องกับปัจจัยหลายปัจจัย ซึ่งเราต้องการที่จะศึกษาถึงผลรวมที่มีผลตอบซึ่งเกิดขึ้นจากปัจจัยเหล่านั้น กรณี

พิเศษของการออกแบบเชิงแพททอเรียลที่มีความสำคัญมากที่สุด คือ กรณีที่มีปัจจัย k ปัจจัย ซึ่งแต่ละปัจจัยประกอบด้วย 2 ระดับ ระดับเหล่านี้อาจจะเกิดจากข้อมูลเชิงปริมาณ เช่น อุณหภูมิ ความดัน หรือเวลา เป็นต้น หรืออาจเกิดจากข้อมูลเชิงคุณภาพก็ได้ เช่น เครื่องจักร หรือคนงาน เป็นต้น และใน 2 ระดับที่กล่าวถึงนี้แทนระดับ “สูง” หรือ “ต่ำ” ของปัจจัยหนึ่งๆ หรือการ “มี” หรือ “ไม่มี” ของปัจจัยนั้นๆ ก็ได้ ใน 1 เรพลิเคตที่บริบูรณ์สำหรับการออกแบบเช่นนี้จะประกอบด้วยข้อมูลทั้งสิ้น $2 \times 2 \times 2 \times \dots \times 2 = 2^k$ ข้อมูล ดังนั้น เราจะเรียกการออกแบบลักษณะนี้ว่า การออกแบบเชิงแพททอเรียลแบบ 2^k

การออกแบบเชิงแพททอเรียลแบบ 2^k มีประโยชน์มากต่องานทดลองในช่วงแรก เมื่อมีปัจจัยเป็นจำนวนมากที่เราต้องการที่จะตรวจสอบ การออกแบบเช่นนี้จะทำให้เกิดการทดลองจำนวนน้อยที่สุดที่สามารถจะทำได้เพื่อศึกษาถึงผลของปัจจัยทั้ง k ชนิดได้อย่างสมบูรณ์โดยการใช้การออกแบบเชิงแพททอเรียล

รูปทั่วไปของการออกแบบ 2^k

วิธีการวิเคราะห์ที่เราได้กล่าวถึงมาก่อนหน้านี้จะถูกทำให้อยู่ในรูปทั่วไปของการออกแบบ 2^k ได้ นั่นคือ การออกแบบที่มี k ปัจจัย แต่ละปัจจัยประกอบด้วย 2 ระดับ แบบจำลองทางสถิติสำหรับการออกแบบ 2^k จะประกอบด้วยผลหลัก k ชนิด, $\binom{k}{2}$ อันตรกิริยาของ 2 ปัจจัย, $\binom{k}{3}$ อันตรกิริยาของ 3 ปัจจัย, ..., และ 1 อันตรกิริยาของ k ปัจจัย นั่นคือ แบบจำลองบริบูรณ์สำหรับการออกแบบ 2^k จะประกอบไปด้วยผลทั้งสิ้น $2^k - 1$ ชนิด เครื่องหมายสำหรับการทดลองร่วมปัจจัยที่กำหนดให้ก่อนหน้านี้ยังใช้ในรูปแบบทั่วไปได้เช่นกัน ตัวอย่างเช่น abd ในการออกแบบ 2^5 จะหมายถึง การทดลองรวมปัจจัยที่ A, B และ D อยู่ที่ระดับสูง และ C และ E อยู่ที่ระดับต่ำ การทดลองร่วมปัจจัยสามารถเขียนให้อยู่ในลำดับมาตรฐานได้โดยการเพิ่มปัจจัยเข้าที่ละตัว และให้ปัจจัยใหม่ที่เพิ่มขึ้นมานี้รวมกับปัจจัยที่อยู่ก่อนหน้ามัน ตัวอย่างเช่น ลำดับมาตรฐานของการออกแบบ 2^4 คือ (1), a, b, ab, c, ac, bc, abc, d, ad, bd, abd, cd, acd, bcd และ abcd ตามลำดับ

วิธีการทั่วไปในการวิเคราะห์เชิงสถิติของการออกแบบ 2^k ได้สรุปไว้ในตารางที่ 2.3

ตารางที่ 2.3 ขั้นตอนการวิเคราะห์สำหรับการออกแบบ 2^k

1. Estimate factor effects
2. Form initial model
3. Perform statistical testing
4. Refine model
5. Analyze residual
6. Interpret results

ในขั้นตอนแรกเราจะต้องประมาณผลที่เกิดจากปัจจัยต่างๆ และตรวจสอบเครื่องหมายและขนาดของผลที่เกิดขึ้น ข้อมูลเช่นนี้จะทำให้ผู้ทดลองทราบโดยเบื้องต้นว่า ปัจจัยและอันตรกิริยาตัวใดที่มีความสำคัญ และปัจจัยเหล่านี้ควรจะถูปรับให้อยู่ในทิศทางใดเพื่อที่จะปรับปรุงผลตอบ ในการสร้างแบบจำลองเริ่มต้น เราควรจะเลือกแบบจำลองเต็มรูปแบบ ซึ่งประกอบด้วยผลหลักและอันตรกิริยาทั้งหมด ในขั้นตอนที่ 3 เราจะใช้การวิเคราะห์ความแปรปรวนเพื่อที่จะทดสอบความมีนัยสำคัญของผลหลักและอันตรกิริยา ตารางที่ 2.4 แสดงรูปแบบทั่วไปของการวิเคราะห์ความแปรปรวนของการออกแบบเชิงแฟกทอเรียลแบบ 2^k ที่มี n ขั้นตอนที่ 4 จะเป็นการขัดเกลาแบบจำลอง ซึ่งขั้นตอนนี้จะเกี่ยวกับการดึงเอาตัวแปรที่ไม่มีผลอย่างนัยสำคัญออกจากแบบจำลองเต็มรูปแบบ ขั้นตอนที่ 5 จะเป็นการวิเคราะห์ส่วนตกค้างเพื่อที่จะตรวจสอบความเพียงพอของแบบจำลอง และตรวจสอบความถูกต้องของสมมติฐานที่สร้างขึ้น มีบางครั้งเช่นกันที่มีการขัดเกลาแบบจำลองเกิดขึ้นหลังจากการวิเคราะห์ส่วนตกค้าง ทั้งนี้ เนื่องจากเราพบว่าแบบจำลองเกิดความไม่เพียงพอหรือสมมติฐานที่กำหนดให้มันไม่ถูกต้องอย่างรุนแรง ในขั้นตอนสุดท้ายเราจะทำการวิเคราะห์ด้วยกราฟ โดยสร้างกราฟของผลหลักและอันตรกิริยาขึ้น

ตารางที่ 2.4 การวิเคราะห์ความแปรปรวนของการออกแบบ 2^k

Source of Variation	Sum of Squares	Degree of Freedom
K main effects		
A	SS_A	1
B	SS_B	1
⋮	⋮	⋮
K	SS_K	1
$\binom{k}{2}$ two-factor interactions		
AB	SS_{AB}	1
AC	SS_{AC}	1
⋮	⋮	⋮
JK	SS_{JK}	1
$\binom{k}{3}$ three-factor interactions		
ABC	SS_{ABC}	1
ABD	SS_{ABD}	1
⋮	⋮	⋮
IJK	SS_{IJK}	1
⋮	⋮	⋮
$\binom{k}{k}$ 1 k-factor interactions		
ABC...K	$SS_{ABC...K}$	1
Error	SS_E	$2^k(n - 1)$
Total	SS_T	$n2^k - 1$

เพื่อที่จะประมาณค่าของผลหรือค่าผลรวมของกำลังสองของผล เราจะต้องคำนวณหาค่าคอนทราสต์ที่เกี่ยวข้องกับผลตัวนั้นก่อน ซึ่งทำได้โดยการใช้ตารางของเครื่องหมายบวกและลบของแต่ละการออกแบบ 2^k อย่างไรก็ตามสำหรับ k ที่มีค่ามาก วิธีการเช่นนี้จะทำให้เกิดความซ้กซ้ำในการทำงาน ดังนั้น เราควรจะใช้วิธีการอีกอย่างหนึ่ง คือ ขยายทางด้านขวามือของสมการคอนทราสต์

$$Contrast_{AB...K} = (a \pm 1)(b \pm 1) \dots (k \pm 1) \quad (2.40)$$

ในการขยายสมการดังกล่าวนี้ เราจะใช้พีชคณิตเบื้องต้นเข้าช่วย และแทนค่า 1 ในสูตรที่คำนวณได้ครั้งสุดท้ายด้วย (1) สัญลักษณ์ในวงเล็บแต่ละชุดจะเป็นค่าลบ ถ้าปัจจัยนั้นได้ถูกรวมไว้ในคอนแทรกต์และเป็นค่าบวก ถ้าปัจจัยนั้นไม่ได้ถูกรวมเอาไว้

เพื่อเป็นการแสดงให้เห็นถึงการใช้สมการดังกล่าว พิจารณาการออกแบบเชิงแฟกทอเรียลแบบ 2^3 ค่าคอนแทรกต์ของ AB หาได้จาก

$$\begin{aligned} \text{Contrast}_{AB} &= (a-1)(b-1)(c+1) \\ &= abc + ab + c + (1) - ac - bc - a - b \end{aligned}$$

ตัวอย่างถัดมา ในการออกแบบ 2^5 ค่าคอนแทรกต์ของ ABCD คือ

$$\begin{aligned} \text{Contrast}_{AB} &= (a-1)(b-1)(c-1)(d-1)(e+1) \\ &= abcde + cde + bde + ade + bce + ace + abe + e + abcd + cd + bd \\ &\quad + ad + bc + ac + ab + (1) - a - b - c - abc - d - abd - acd - bcd \\ &\quad - ae - be - ce - abce - de - abde - acde - bcde \end{aligned}$$

เมื่อคำนวณค่าคอนแทรกต์สำหรับผลต่างๆ เรียบร้อยแล้ว เราสามารถที่จะประมาณค่าผลต่างๆ และคำนวณหาค่าของผลรวมของกำลังสองได้โดยใช้สมการต่อไปนี้

$$AB\dots K = \frac{2}{n2^k} (\text{contrast}_{AB\dots K}) \quad (2.41)$$

$$SS_{AB\dots K} = \frac{1}{n2^k} (\text{contrast}_{AB\dots K})^2 \quad (2.42)$$

ตามลำดับ โดยที่ n แทนจำนวนของเรพลีเคต

จากการคำนวณข้างต้นที่กล่าวมาทั้งหมดจะนำไปทำการวิเคราะห์หาความแปรปรวนหรือที่เรียกว่า ตาราง ANOVA เพื่อคำนวณหาค่า p -Value หรือค่า F_0 ที่สามารถบ่งบอกได้ว่าตัวแปรหลักตัวใดที่ส่งผลต่อผลที่ได้จากการทดลอง นำไปสู่การออกแบบการทดลองที่มีความแม่นยำของผลข้อมูลสูงขึ้น

การออกแบบ 2^k แบบ 1 เรพลิเคต

สำหรับการทดลองที่จำนวนของปัจจัยที่อยู่ในความสนใจมีปานกลาง จำนวนทั้งหมดของการทดลองร่วมปัจจัยของการออกแบบเชิงแฟกทอเรียลแบบ 2^k จะมีขนาดใหญ่ ตัวอย่างเช่น การออกแบบ 2^5 จะประกอบไปด้วย 32 การทดลองร่วมปัจจัย การออกแบบ 2^6 จะประกอบไปด้วย 64 การทดลองร่วมปัจจัย และเป็นเช่นนี้ไปเรื่อยๆ เนื่องจากความจำกัดของทรัพยากร ทำให้จำนวนของเรพลิเคตที่จะเกิดขึ้นในการทดลองนั้นๆ อาจจะมีค่าจำกัด มีบ่อยครั้งที่เราสามารถทำการทดลองได้เพียงเรพลิเคตเดียวเท่านั้น หรือมีฉะนั้นแล้วผู้ทำการทดลองจะต้องตัดปัจจัยเริ่มต้นบางตัวทิ้ง สำหรับกรณีเช่นนี้ ผู้ทำการทดลองจะต้องตั้งสมมติฐานไว้ก่อนหน้านี้อแล้วว่า ความผิดพลาดแบบสุ่ม (สิ่งรบกวน) ที่เกิดขึ้นขณะทำการทดลองนั้นมีค่าน้อยพอสมควร

บางครั้งเราเรียก การทดลอง 2^k แบบ 1 เรพลิเคต ว่า แฟกทอเรียลแบบไม่มีเรพลิเคต เมื่อทำการทดลองเพียง 1 เรพลิเคต เราจะไม่สามารถหาค่าประมาณสำหรับความผิดพลาดที่เกิดขึ้นได้ วิธีการหนึ่งที่สามารถใช้ในการวิเคราะห์แฟกทอเรียลแบบไม่มีเรพลิเคตนี้ก็คือ การสมมติให้อันตรกิริยาที่อยู่ในขั้นสูง (High order) มีค่าน้อยและตัดทิ้งได้ และรวมค่ากำลังสองเฉลี่ยของพวกอันตรกิริยาพวกนี้เข้าด้วยกันเพื่อใช้ประมาณค่าความผิดพลาด แนวความคิดนี้มาจากหลักการของผลที่มีนัยสำคัญจะเกิดจากปัจจัยจำนวนน้อย (Scarcity of effects) กล่าวคือ ผลที่มีต่อระบบส่วนมากจะเป็นผลที่มาจากผลหลักและอันตรกิริยาที่อยู่ในขั้นต่ำ และอันตรกิริยาที่อยู่ในขั้นสูงจะมีค่าน้อยและสามารถตัดทิ้งได้

2.1.6.3 การวิเคราะห์ความแปรปรวน (Analysis of Variance, ANOVA)

การวิเคราะห์ความแปรปรวน จัดเป็นวิธีการพื้นฐานทางสถิติที่ใช้ในการวิเคราะห์ข้อมูลที่ได้จากการออกแบบการทดลอง โดยอาศัยหลักการวิเคราะห์ความแปรปรวนของค่าตอบสนอง (Response) หรือ ลักษณะทางคุณภาพ (Quality Characteristics) สนใจศึกษาหรือปรับปรุงของผลิตภัณฑ์ (ผลลัพธ์ ; Output) จากระบบหรือกระบวนการ ซึ่งการวิเคราะห์ความแปรปรวนจะวิเคราะห์ได้จากการแบ่งแยกความแปรปรวนทั้งหมดออกเป็นส่วนย่อยๆ โดยเริ่มต้นจากการหาค่าผลรวมกำลังสองทั้งหมด หรือ Total corrected sum of squares (SS_T)

$$SS_T = \sum_{i=1}^a \sum_{j=1}^n (y_{ij} - \bar{y}_{..})^2 \quad (2.43)$$

สูตรนี้ใช้สำหรับวิเคราะห์ความแปรปรวนของข้อมูลทั้งหมด สามารถแบ่งออกเป็นผลรวมกำลังสองของความแตกต่างระหว่างค่าเฉลี่ยของแต่ละระดับกับค่าเฉลี่ยรวม รวมกับผลรวมกำลังสอง

ของความแตกต่างที่วิเคราะห์ภายในแต่ละระดับจากค่าเฉลี่ยของแต่ละระดับ โดยความแตกต่างระหว่างค่าเฉลี่ยแต่ละระดับที่วิเคราะห์และค่าเฉลี่ยรวมจะเป็นตัววัดของความแตกต่างระหว่างค่าเฉลี่ยแต่ละระดับ ในทางตรงกันข้ามความแตกต่างของค่าที่วิเคราะห์ภายในแต่ละระดับจากค่าเฉลี่ยแต่ละระดับคือ ความผิดพลาดสุ่ม (Random error) แสดงดังสมการ (2.44)

$$SS_T = SS_{Treatment} + SS_E \quad (2.44)$$

ซึ่ง $SS_{Treatment}$ คือ ผลรวมกำลังสองเนื่องจากระดับ (ระหว่างแต่ละระดับ) และ SS_E คือ ผลรวมกำลังสองเนื่องจากความผิดพลาด (ภายในแต่ละระดับ) จะแสดงสมการ 2.45 และ 2.46 ตามลำดับ โดยตัวแปร $an=N$ คือ จำนวนข้อมูลที่วิเคราะห์ a คือ จำนวนของปัจจัย และ n คือ จำนวนข้อมูลที่ซ้ำ ซึ่ง $SS_{Treatment}$ มีระดับขั้นความเสรีเท่ากับ $a-1$ และ SS_E มีระดับขั้นความเสรีเท่ากับ $N-a$

$$SS_{Treatment} = n \sum_{i=1}^a (\bar{y}_i - \bar{y}_{..})^2 \quad (2.45)$$

$$SS_E = \sum_{i=1}^a \sum_{j=1}^n (y_{ij} - \bar{y}_i)^2 \quad (2.46)$$

เมื่อนำค่าผลรวมกำลังสอง (Sum of Square) ของแต่ละตัวหารด้วยระดับขั้นความเสรีจะได้ค่า Mean Square (MS) แสดงการคำนวณดังนี้

$$MS_{Treatment} = \frac{SS_{Treatment}}{a-1} \quad (2.47)$$

$$MS_E = \frac{SS_E}{N-a} \quad (2.48)$$

จากทฤษฎีที่กล่าวมาข้างต้น จะทำการหาอัตราส่วนของค่า F_0 ที่เป็นค่าของการทดสอบ F (F test) เพื่อทดสอบสมมติฐานความเหมือนของความแปรปรวนในค่าเฉลี่ยแต่ละระดับ แสดงสัดส่วนดังนี้

$$F_0 = \frac{MS_{Treatment}}{MS_E} \quad (2.49)$$

จากค่าที่ได้จากการคำนวณ F_0 นี้ ภายใต้สมมติฐานที่เลือก หากค่าที่ต้องการมีตัวเลขมากกว่าตัวส่วนจะปฏิเสธสมมติฐานหลัก (H_0) นั้นเพราะมีค่าความแตกต่างของข้อมูลสูงเกินไปหรือเมื่อ $F_0 > F_{\alpha, a-1, N-a}$ และถ้าหาก $F_0 < F_{\alpha, a-1, N-a}$ แสดงว่า มีความแตกต่างของข้อมูลที่น้อยหรือไม่มี ความแตกต่างกันของข้อมูล นอกจากนี้สามารถใช้ค่า P -value สำหรับการวิเคราะห์ได้เช่นเดียวกัน ซึ่งเป็นค่าแสดงความน่าจะเป็นที่ค่าทดสอบทางสถิติจะมีค่าน้อยที่จะทำให้ค่าที่ต้องการมีค่าเท่ากับค่าสังเกตในทางสถิติเมื่อสมมติฐานหลักเป็นจริง ซึ่งมักกำหนดให้เท่ากับ 0.05 หรือมีค่าความเชื่อมั่นร้อยละ 95 ดังนั้น ถ้าค่า P -value มีค่าน้อยกว่า 0.05 สมมติฐานหลักนั้นจะถูกปฏิเสธหรือในการวิเคราะห์ ตัวแปรนั้นจะส่งผลต่อค่าที่ได้จากการทดลอง



ตารางที่ 2.5 การออกแบบเชิงแฟกทอเรียล 2^4

Run	A	B	C	D	Combination
1	+	-	-	-	a
2	-	-	-	-	1
3	+	+	-	-	ab
4	-	+	-	-	b
5	+	-	+	-	ac
6	-	-	+	-	c
7	+	+	+	-	abc
8	-	+	+	-	bc
9	+	-	-	+	ad
10	-	-	-	+	d
11	+	+	-	+	abd
12	-	+	-	+	bd
13	+	-	+	+	acd
14	-	+	+	+	cd
15	+	+	+	+	abcd
16	-	+	+	+	bcd

2.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Yi และคณะ [3] ศึกษาประสิทธิภาพของเครื่องปฏิกรณ์พลาสมาไดโอดแบบ 2 เครื่อง ในรูปแบบการไหลหมุนเวียนของของแข็งแบบต่อเนื่อง การทดสอบได้ใช้โพแทสเซียมคาร์บอเนตเป็นตัวดูดซับ ซึ่งจะศึกษาตัวแปรต่างๆ เช่น ความเร็วของแก๊ส การไหลแบบหมุนเวียนของของแข็ง อุณหภูมิคาร์บอนชั้น และปริมาณของไอน้ำ พบว่า การกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้นเมื่อลดความเร็วของแก๊สและเพิ่มอัตราการไหลแบบหมุนเวียนของของแข็ง เมื่อเปรียบเทียบกับตัวแปรอื่นๆ พบว่า ตัวแปรของปริมาณของไอน้ำส่งผลในการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้ค่อนข้างสูงจาก 26-73 % และเมื่อดำเนินงานอย่างต่อเนื่องเป็นเวลา 20 ชั่วโมงในเครื่องปฏิกรณ์พลาสมาไดโอดแบบความเร็วสูงแสดงให้เห็นว่า การพ่นแห้งตัวดูดซับโพแทสเซียม ตัวดูดซับมีความต้านทานการลึกร้อนที่ดีกว่าและมีความหนาแน่นจำเพาะสูง มีแนวโน้มในการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในช่วง 50-73 % ที่ภาวะคงตัวและสามารถฟื้นฟูสภาพนำกลับมาใช้ใหม่ ผลที่ได้จากการทดลองนี้พิสูจน์แนวคิดของกระบวนการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ตัวดูดซับของแข็งเป็นหนึ่งในวิธีการที่มีศักยภาพสำหรับการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากแก๊สเชื้อเพลิงจากฟอสซิลและโรงงานไฟฟ้า

Qing และคณะ [36] ศึกษาการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากสารละลายแอมโมเนียมไบคาร์บอเนตในแพคคอลัมน์โดยตรวจสอบประสิทธิภาพการฟื้นฟูแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และอัตราการฟื้นฟูแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ศึกษาผลของตัวแปรการดำเนินงานต่างๆ เช่น อัตราการไหลของแก๊สไนโตรเจน อัตราการไหลของของเหลว ความเข้มข้นของแอมโมเนียมไบคาร์บอเนต และอุณหภูมิ ผลการทดลองชี้ให้เห็นว่า ประสิทธิภาพการฟื้นฟูแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และอัตราการฟื้นฟูแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้นตามอัตราการไหลของแก๊สไนโตรเจน ความเข้มข้นของสารละลายแอมโมเนียมไบคาร์บอเนตและอุณหภูมิ ซึ่งอุณหภูมิมิมีบทบาทสำคัญในการสลายตัวของสารละลายแอมโมเนียมไบคาร์บอเนต เมื่ออุณหภูมิในแพคคอลัมน์สูงถึง 95 องศาเซลเซียส ประสิทธิภาพการฟื้นฟูแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่จะมีค่าสูงกว่า 90 % ผลการทดลองแสดงให้เห็นถึงประโยชน์ของการสลายตัวของสารละลายแอมโมเนียมไบคาร์บอเนตเป็นปฏิกิริยาลำดับที่สอง และในปีต่อมา Qing และคณะ [37] ได้ศึกษาการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากสารละลายแอมโมเนียมไบคาร์บอเนตในแพคคอลัมน์ เพื่อตรวจสอบประสิทธิภาพการฟื้นฟูแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และอัตราการฟื้นฟูแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยศึกษาค่าตัวแปรต่างๆ เช่น อุณหภูมิการคายซับ ปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และความเข้มข้นของแอมโมเนีย จากผลการทดลองพบว่า ประสิทธิภาพการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และอัตราการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิการคายและปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของสารละลายแอมโมเนีย ซึ่งปริมาณของ

แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีบทบาทสำคัญในการคายก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ จากผลการทดลองพบว่า แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกปล่อยออกมาจากสารละลายแอมโมเนียที่ความเข้มข้นสูง

Abbasi และ Arastoopour [2] ศึกษาการจำลองด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณของการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้ของแข็งเป็นตัวดูดซับในส่วนของโรเตอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน โดยเปรียบเทียบผลการจำลองกับผลการทดลองของ Korea Institute for Energy Research (KIER) สำหรับการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แบบต่อเนื่องโดยใช้โพแทสเซียมคาร์บอเนตในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน พบว่า การจำลองซีเอฟดี 2 มิติแบบออยเลอร์เรียน – ออยเลอร์เรียนบนทฤษฎีจลน์การไหลของของแข็ง (Kinetic theory of granular flow) ร่วมกับแบบจำลองการเสื่อมสภาพ (Deactivation kinetic model) การจำลองสามารถทำนายร้อยละการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ขาออกของโรเตอร์ที่อัตราการไหลของแก๊สต่างกัน ซึ่งได้ผลสอดคล้องกับข้อมูลการทดลอง การจำลองนี้ก็ยังสมารถที่จะทำนายความดันลดในโรเตอร์และความสัมพันธ์ระหว่างการเปลี่ยนของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์กับอัตราการไหลของแก๊สที่สอดคล้องกับข้อมูลการทดลองของ KIER

Kim และคณะ [38] ศึกษาผลอิทธิพลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และความดันย่อยของไอน้ำในการฟื้นฟูแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากตัวดูดซับในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบฟองแก๊สสองเครื่องต่อเนื่องกัน และใช้โพแทสเซียมเป็นตัวดูดซับ องค์ประกอบของตัวดูดซับมีโพแทสเซียมคาร์บอเนต 35 % โดยน้ำหนักและตัวรองรับ 65 % โดยน้ำหนักสำหรับเพิ่มคุณสมบัติเชิงกล จากการตรวจสอบประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์หลังตัวดูดซับถูกฟื้นฟูสภาพ โดยปรับเปลี่ยนค่าต่างๆกันดังนี้ ร้อยละโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในการฟื้นฟูโดยปริมาตรและไอน้ำโดยปริมาตรกับสมดุลของแก๊สไนโตรเจน ตามลำดับ ตรวจสอบประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับภาวะการทดลอง 1 ชั่วโมงที่ภาวะคงที่กับการไหลหมุนเวียนของของแข็งอย่างต่อเนื่องระหว่างคาร์บอเนเตอร์และรีเจนเนอเรเตอร์ ประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลงเมื่อความดันย่อยของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในแก๊สฟลูอิดเซชันของ รีเจนเนอเรเตอร์ลดลง ขณะที่เพิ่มขึ้นเมื่อไอน้ำเพิ่มขึ้น คือ เมื่อไอน้ำ 100 % โดยปริมาตร ใช้เป็นแก๊สฟลูอิดเซชัน (Fluidization gas) ของเครื่องรีเจนเนอเรเตอร์ ประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะสูงขึ้นถึง 97 % และการฟื้นฟูสภาพความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในรีเจนเนอเรเตอร์ได้ 95 % โดยปริมาตร ซึ่งผลการทดลองถูกตรวจสอบในช่วง 10 ชั่วโมงต่อเนื่องตลอดการทดลอง

Zhao และคณะ [39] ศึกษาการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยระบบโพแทสเซียมคาร์บอเนต ตัวแปรที่จะศึกษาถึงผลการเกิดปฏิกิริยา คือ องค์ประกอบของแก๊ส และความดัน ตัวดูดซับของแข็งที่ใช้มีขนาดของอนุภาคเฉลี่ยเท่ากับ 20 ไมครอน อุณหภูมิที่ใช้จะอยู่ในช่วง 55 ถึง 80 องศาเซลเซียสเพื่อศึกษาผลของอุณหภูมิ ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะเท่ากับร้อยละ 5

ถึง 10 ใอน้ำจะใช้ความเข้มข้นเท่ากับร้อยละ 0 ถึง 21 และความดันที่ใช้จะเท่ากับ 0.1 ถึง 0.5 เมกะปาสกาล ผลจากการศึกษา พบว่า ร้อยละการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นจะอยู่ในช่วง 68.3 ถึง 91.8 ในเวลา 20 นาที โดย พบว่า ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และใอน้ำที่เพิ่มขึ้นจะส่งผลให้ร้อยละของการเปลี่ยนแปลงเพิ่มขึ้น ในขณะที่เมื่ออุณหภูมิ และความดันที่เพิ่มขึ้นจะทำให้ร้อยละของการเปลี่ยนแปลงลดลงนอกจากนี้ Zhao และคณะ [40] ยังได้ทำการศึกษาถึงการฟื้นฟูสภาพให้ตัวดูดซับสามารถนำกลับมาใช้ได้อีกครั้ง ในกระบวนการฟื้นฟูให้กับตัวดูดซับในงานวิจัยนี้จะใช้อัตราการเพิ่มขึ้นของความร้อนในช่วง 8 ถึง 50 องศาเซลเซียสต่ออนาทีและมีอุณหภูมิสุดท้ายอยู่ที่ 150 ถึง 400 องศาเซลเซียส ความเร็วของแก๊สที่ใช้เท่ากับ 65 มิลลิลิตรต่ออนาที ซึ่งพบว่า ที่อุณหภูมิสุดท้ายเท่ากับ 300 องศาเซลเซียส จะสามารถฟื้นฟูตัวดูดซับได้สมบูรณ์และเมื่อเพิ่มอัตราการให้ความร้อนจาก 5 ไปเป็น 80 องศาเซลเซียสต่ออนาที พบว่า เวลาที่ใช้จะลดลงอย่างมากแต่ร้อยละของการฟื้นฟูสภาพนั้นจะลดลงต่ำกว่าร้อยละ 10 โดยในทั้งสองส่วนของงานวิจัยนั้นควรนำไปทำการขยายขนาดศึกษาในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบตเพื่อให้มีประสิทธิภาพมากยิ่งขึ้นและเหมาะสมกับการใช้งานจริงในอุตสาหกรรม

Wu และคณะ [41] ศึกษาประสิทธิภาพการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของ K_2CO_3/Al_2O_3 ในระบบการดูดซับและคายอย่างต่อเนื่องด้วยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบต 3 เครื่อง (2 เครื่องปฏิกรณ์คาร์บอนเนชันและ 1 เครื่องปฏิกรณ์รีเจนเนเรชัน) ในระบบนี้จะทำการจำลองโดยใช้แก๊สเชื้อเพลิง $10 \text{ Nm}^3/\text{Hr}$ ขั้นตอนแรกของการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ให้ค่าสูงกว่า 75 % และหลังจากการดูดซับในขั้นตอนที่สองกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้รวมทั้งหมด 96 % ตัวดูดซับแสดงให้เห็นโครงสร้างที่มีเสถียรภาพที่ดีเยี่ยมและการกำจัดซัลเฟอร์ของตัวดูดซับในเครื่องปฏิกรณ์คาร์บอนเนชันและรีเจนเนเรชันเป็น 1.3 และ 1.1 % ตามลำดับ ผลตัวแปรการดำเนินการหลายตัวแปร เช่น ความสูงของเบต อัตราการไหลเวียนของของแข็ง อุณหภูมิของคาร์บอนเนชัน อุณหภูมิรีเจนเนเรชัน ฟลูอิดไคซ์ชันนัมเบอร์ และความเข้มข้นของน้ำ จะถูกตรวจสอบการเพื่อดูประสิทธิภาพการทำงานของเครื่องดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของเครื่องปฏิกรณ์คาร์บอนเนชันและรีเจนเนเรชัน พบว่า ตัวแปรการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดสามารถกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้มากกว่า 85 % ผลที่ได้จากการศึกษาครั้งนี้พิสูจน์แนวคิดของการดักจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับ กระบวนการจะเป็นหนึ่งในวิธีการทำงานได้สำหรับการจับคาร์บอนไดออกไซด์ที่ผลิตโดยโรงไฟฟ้าถ่านหิน

Yu และคณะ [42] ศึกษาอุทกพลศาสตร์กับปฏิริยาการดูดซับของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยพัฒนาแบบจำลองด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณแบบสองมิติ และใช้โพแทสเซียมคาร์บอนเนตเป็นตัวดูดซับ การปรับปรุงแบบจำลองสัมประสิทธิ์แรงต้านระหว่างสถานะ (Multi-scale interphase drag coefficient model) เป็นการรวมรูปแบบการไหล 2 ของไหลที่จะต้องพิจารณาอิทธิพลของโครงสร้างกลุ่ม ผลที่ได้พบการกระจายตัวไม่สม่ำเสมอของความเข้มข้นของของแข็งและ

ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ การไหลมีลักษณะเป็นแบบแกนใน-วงนอก (core-annular regime) ผลการทำนายได้ผลสอดคล้องกับผลการทดลอง นอกจากนี้ผลกระทบของตัวแปรการดำเนินงานในการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้รับการประเมิน โดยผลการจำลองแสดงให้เห็นว่าการลดความเร็วของแก๊สขาเข้าสามารถยืดเวลาที่สารตั้งต้นอยู่ในตัวเครื่องปฏิกรณ์และเพิ่มการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ การปรับปรุงขนาดอนุภาคและปริมาณของแข็งในกระบวนการจะนำไปสู่การกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เพิ่มขึ้นได้

Ayobi และคณะ [43] ทำการทดลองและจำลองด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณเพื่อตรวจสอบการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากแก๊สเชื้อเพลิงโดยใช้อนุภาคโพแทสเซียมคาร์บอเนตในแก๊ส-ของแข็งฟลูอิดเบดแบบฟองแก๊ส โดยฟลูอิดเบดขนาดห้องปฏิบัติการจะถูกประยุกต์ใช้ในการศึกษาความเข้าใจกระบวนการของอุทกพลศาสตร์และจลนพลศาสตร์การดูดซับ วิธีออยเลอร์เรียน-ออยเลอร์เรียนแบบ 2 ของไหลบนพื้นฐานทฤษฎีจลนการไหลของของแข็งที่มีการปรับปรุงค่าสัมประสิทธิ์การแลกเปลี่ยนระหว่างสถานะ ถูกนำมาใช้เพื่ออธิบายการไหลของแก๊ส-ของแข็งในฟลูอิดเบดแบบฟองแก๊ส เปรียบเทียบของรูปแบบการทำนายของอัตราส่วนการขยายตัวของเบด พฤติกรรมของฟองแก๊ส และความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ตามความสูงของฟลูอิดเบด ผลการทดลองให้ผลที่สอดคล้องกันกับผลการทดลอง การเปรียบเทียบความเข้มข้นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ขาออกของเครื่องปฏิกรณ์ จากการจำลองซีเอพีดีโดยนำมาใช้ทั้ง 2 รูปแบบจำลองทางจลนศาสตร์เคมี พบว่า แบบจำลองทางจลนศาสตร์เคมีที่มีความเข้มข้นของน้ำในอัตราการผลิตปฏิกิริยาให้ผลที่ดีกว่าแบบจำลองทางจลนศาสตร์เคมีที่ไม่มีความเข้มข้นของน้ำในอัตราการผลิตปฏิกิริยา

บทที่ 3

วิธีดำเนินการวิจัย

3.1 ข้อมูลเบื้องต้นในงานวิจัย

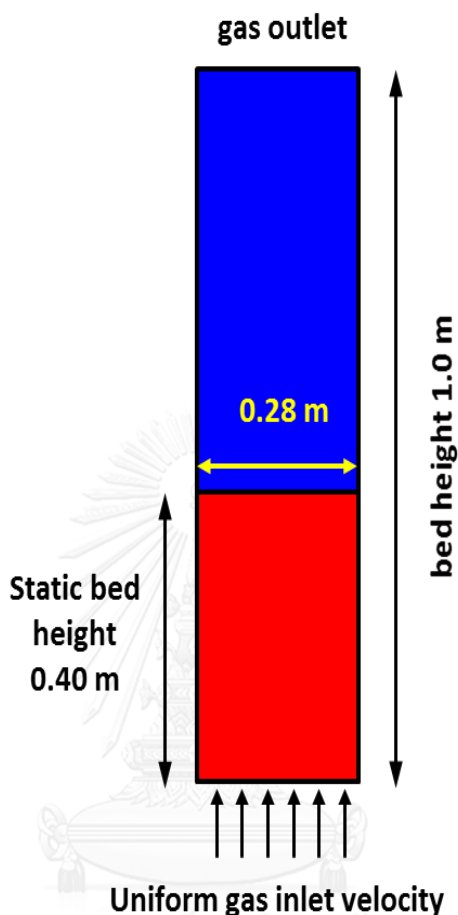
ในงานวิจัยนี้จะทำการจำลองอุทกพลศาสตร์ของของไหล ซึ่งการจำลองการไหลของของไหลครั้งนี้เป็นแบบสองวัฏภาค คือ แก๊สและของแข็ง โดยศึกษาการจำลองการไหลภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไรซ์เบดแบบฟองแก๊ส (Bubbling Fluidized Bed) แล้วเปรียบเทียบกับผลการทดลองของ Taghipour และคณะ [7] และ Liu และคณะ [8] เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไรซ์เบดแบบฟองแก๊สที่ใช้ในการจำลองมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.28 เมตร และมีความสูง 1 เมตร แสดงดังรูปที่ 3.1 อนุภาคของแข็งที่ใช้มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 275 ไมโครเมตร และมีความหนาแน่น 2,500 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร เมื่อจำแนกขนาดอนุภาคของแข็งนี้ด้วยวิธีของ Geldart (Geldart powder classification) พบว่า จัดอยู่ในกลุ่มของ Geldart B ซึ่งกลุ่มนี้จัดเป็นกลุ่มที่เกิดฟลูอิดไรซ์ได้ง่ายและเกิดฟองแก๊ส ค่าที่ได้จากการจำลองเพื่อนำมาเปรียบเทียบคือ สัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตร (Solid volume fraction)

ภายในงานวิจัยนี้การจำลองการไหลของของไหลจะทำการศึกษาภายใต้ 2 สภาวะด้วยกัน คือ ภายใต้สภาวะที่ไม่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมีขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ (Cold flow condition) และมีปฏิกิริยาเคมีเกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ (Hot flow condition) โดยอนุภาคของแข็งและแก๊สจะถูกป้อนเข้าทางด้านล่างและมีแก๊สจะออกทางด้านบนของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไรซ์เบดแบบฟองแก๊ส โดยจะแบ่งการจำลองการไหลออกเป็น 4 ส่วน คือ 1) การจำลองอุทกพลศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไรซ์เบดแบบฟองแก๊สเปรียบเทียบกับงานวิจัยที่ผ่านมาของ Taghipour และคณะ [7] และ Liu และคณะ [8] 2) การศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการ (Operating parameter) ต่ออุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไรซ์เบดแบบฟองแก๊ส 3) การจำลองปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิดไรซ์เบดแบบฟองแก๊ส และ 4) การวิเคราะห์ผลของตัวแปรดำเนินการที่มีผลต่อปฏิกิริยาเคมีภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไรซ์เบด

3.2 การศึกษาแบบจำลองในงานวิจัย

การหาแบบจำลองการไหลด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไรซ์เบดแบบฟองแก๊ส โดยเครื่องมือและโปรแกรมที่ใช้ในการจำลอง คือ 1) เครื่องคอมพิวเตอร์ Acer veriton T661 Intel® Core™ 2 Quad CPU Q6600 ความเร็ว 2.40 GHz หน่วยความจำ 3 GB และ

2) โปรแกรม คือ Gambit รุ่น 2.2.30 เพื่อสร้างแบบจำลองเชิงเรขาคณิตที่กำหนดพื้นที่และขอบเขตการไหล และ ANSYS FLUENT 14.0 เพื่อจำลองภาวะของอุทกพลศาสตร์และปฏิกิริยาเคมี



รูปที่ 3.1 แผนภาพเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สที่ใช้ในการจำลอง

3.2.1 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์

การคำนวณลักษณะการไหลโดยทั่วไป จำเป็นต้องแก้สมการเชิงอนุพันธ์ที่สอดคล้องกับสมการอนุรักษ์มวล โมเมนตัม พลังงานและสปีชีส์ของระบบของไหลแบบหลายวัฏภาค ในงานวิจัยนี้คือ แก๊ส-ของแข็ง เนื่องจากความซับซ้อนของสมการทำให้หาผลเฉลยเชิงวิเคราะห์ได้ยาก เรียกเทคนิคทางคณิตศาสตร์นี้ว่า ระเบียบวิธีเชิงตัวเลข (Numerical Method) ได้ถูกนำมาใช้เพื่อเปลี่ยนระบบสมการเชิงอนุพันธ์ให้อยู่ในรูปของระบบสมการพีชคณิต เพื่อหาผลเฉลยเชิงตัวเลข (Numerical Solution) แบบจำลองที่ใช้ครั้งนี้จะใช้แนวคิดออยเลอร์เลียน – ออยเลอร์เลียน (Eulerian – Eulerian method) ซึ่งทำการแก้ปัญหาในแต่ละวัฏภาคไปพร้อมๆกัน ทั้งสองวัฏภาคจะถูกอธิบายในรูปของชุดสมการอนุรักษ์ ที่จะประยุกต์ใช้โดยการพัฒนาสมการบนพื้นฐานของทฤษฎีจลนศาสตร์การไหลของแข็ง (Kinetic Theory of Granular Flow: KTGF) โดยกำหนดภาวะขอบเขต (Boundary conditions)

กำหนดภาวะเริ่มต้น (Initial conditions) กำหนดค่าความเร่งเนื่องจากแรงดึงดูดของโลกเท่ากับ 9.81 เมตรต่อวินาทีกำลังสอง ในทิศทางติดลบของแกน Y และกำหนดค่าความดันเท่ากับ 101,325 ปาสคาล

3.2.1.1 สมการอนุรักษ์ (Conservation equations)

1) สมการอนุรักษ์มวล (Mass conservation equations)

วัฏภาคแก๊ส :

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

วัฏภาคของแข็ง :

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

$$\text{ซึ่งผลรวมของสัดส่วนเชิงปริมาตรของของแข็งกับแก๊สเท่ากับหนึ่ง : } \varepsilon_g + \varepsilon_s = 1 \quad (3.3)$$

- เมื่อ ε_s คือ สัดส่วนโดยปริมาตรของวัฏภาคของแข็ง (-)
 ε_g คือ สัดส่วนโดยปริมาตรของวัฏภาคแก๊ส (-)
 ρ_s คือ ความหนาแน่นของวัฏภาคของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
 ρ_g คือ ความหนาแน่นของวัฏภาคแก๊ส (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
 v_s คือ ความเร็วของวัฏภาคของแข็ง (เมตรต่อวินาที)
 v_g คือ ความเร็วของวัฏภาคแก๊ส (เมตรต่อวินาที)
 t คือ เวลา (วินาที)

2) สมการอนุรักษ์โมเมนตัม (Momentum conservation equations)

วัฏภาคแก๊ส :

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

วิฏฐภาคของแข็ง :

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

- เมื่อ τ_g คือ ความเค้นเทนเซอร์ของแก๊ส (พาสคาล)
- τ_s คือ ความเค้นเทนเซอร์ของของแข็ง (พาสคาล)
- P_g คือ ความดันของวิฏฐภาคแก๊ส (พาสคาล)
- P_s คือ ความดันของวิฏฐภาคของแข็ง (พาสคาล)
- β คือ แบบจำลองการต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวิฏฐภาค (กิโลกรัมต่อเมตรกำลังสามวินาที)
- g คือ ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วง (เมตรต่อวินาทีกำลังสอง)

3) สมการอนุรักษ์พลังงานจลน์เนื่องจากการกวัดแกว่ง (Fluctuating kinetic energy conservation equation) ของวิฏฐภาคของแข็ง

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_s \rho_s \theta) + \nabla(\varepsilon_s \rho_s \theta) V_s \right] = (-\nabla V_s I + \tau_s) : \nabla V_s + \nabla(K_s \nabla \theta) - \gamma_s \quad (3.5)$$

- เมื่อ I คือ เทนเซอร์เอกลักษณ์ (-)
- θ_s คือ พลังงานจลน์เนื่องจากการกวัดแกว่งของอนุภาค (เมตรกำลังสองต่อวินาทีกำลังสอง)
- K_s คือ พลังงานกวัดแกว่งเนื่องจากการนำ (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)
- γ_s คือ พลังงานกวัดแกว่งเนื่องจากการชนแบบไม่ยืดหยุ่น (กิโลกรัมต่อเมตรวินาทีกำลังสาม)

พลังงานจลน์เนื่องจากการกวัดแกว่งของอนุภาคหรืออุณหภูมิของอนุภาค (Granular temperature) จะถูกใช้เป็นตัวแปรสำคัญสำหรับการคำนวณด้วยทฤษฎีจลนการไหลของอนุภาค เช่น ความดันของอนุภาค และความหนืดของอนุภาค เป็นต้น

3.2.1.2 สมการเสริม (Constitutive equations)

สมการเสริมนี้มีพื้นฐานจากทฤษฎีจลน์การไหลของของแข็ง ซึ่งจะเข้ามาช่วยในการคำนวณหาคำตอบของสมการอนุรักษ์ที่ได้กล่าวข้างต้น

1) ความเค้นเทนเซอร์ (Stress tensor : τ) สำหรับทั้งสองวัสดุภาคแสดงดังสมการ (3.6) และ (3.7)

วัสดุภาคแก๊ส :

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

วัสดุภาคของแข็ง :

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

เมื่อ ξ_s คือ ความหนืดรวม (กิโกรัมต่อเมตรวินาที)

μ_s คือ ความหนืดเนื่องจากความเค้น (กิโกรัมต่อเมตรวินาที)

2) ความดันของวัสดุภาคของแข็ง (P_s)

ความดันของอนุภาคสามารถแบ่งออกได้เป็นสองส่วน คือ ส่วนที่เป็นจลนพลศาสตร์แสดงถึงอิทธิพลที่มีต่อการเคลื่อนที่ของอนุภาค และส่วนที่สองเป็นส่วนที่เกิดการชนกันของอนุภาคโดยตรงแล้วเกิดการถ่ายโอนโมเมนตัม

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

เมื่อ g_0 คือ ฟังก์ชันการกระจายในแนวรัศมีของอนุภาคของแข็ง (-)

e คือ ค่า Restitution coefficient ระหว่างอนุภาคของแข็ง (-)

3) ความหนืดเนื่องจากความเค้นของวัสดุของแข็ง (μ_s)

ความหนืดเนื่องจากความดันที่อยู่ในแนวสัมผัส สามารถคำนวณได้ แสดงดังสมการ (3.9)

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

เมื่อ d_p คือ เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคของแข็ง (เมตร)

e คือ Restitution Coefficient

$e = 1$ คือ การชนแบบยืดหยุ่นซึ่งจะไม่มีการสูญเสียพลังงาน

$e = 0$ คือ การชนซึ่งจะสูญเสียพลังงานทั้งหมดระหว่างการชน

$0 < e < 1$ คือ การชนแบบไม่ยืดหยุ่นซึ่งจะสูญเสียพลังงานระหว่างการชน

ฟังก์ชันการกระจายในแนวรัศมีของอนุภาคของแข็ง เป็นความน่าจะเป็นของการชนกันระหว่างอนุภาคของแข็ง เมื่อสัดส่วนของอนุภาคของแข็งนั้นอัดตัวกันอย่างหนาแน่น ($\varepsilon_{s,\max} = 0.60$)

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

เมื่อ $\varepsilon_{s,\max}$ คือ สัดส่วนโดยปริมาตรของวัสดุของแข็งที่สภาวะที่มีการอัดตัวหนาแน่นที่สุด

4) ความหนืดรวมในวัสดุของแข็ง (ξ_s)

ความหนืดรวมกำหนดจากค่าความต้านทานการอัดของอนุภาคของแข็งเปรียบเทียบกับค่าการขยายตัวของอนุภาคของแข็ง

$$\xi_s = \frac{4}{3} \varepsilon_s \rho_s d_p g_0 (1+e) \left(\frac{\theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (3.11)$$

5) พลังงานกวัดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการนำ (K_s)

พลังงานกวัดแกว่งเนื่องจากการนำถูกกำหนดโดยค่าพลังงานการแพร่กระจายของอนุภาคขนาดเล็ก

$$K_s = \frac{150\rho_s d_p \sqrt{\theta_s \pi}}{384(1+e)g_0} \left[1 + \frac{6}{5} g_0 \varepsilon_s (1+e) \right]^2 + 2\varepsilon_s^2 \rho_s d_p g_0 (1+e) \left(\frac{\theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (3.12)$$

6) พลังงานกวัดแกว่งของของแข็งเนื่องจากการชนไม่ยืดหยุ่น (γ_s)

อัตราการกระจายตัวของพลังงานจลน์การกวัดแกว่งที่เกิดจากการชนกันของอนุภาคของแข็งที่ไม่ยืดหยุ่น แสดงดังสมการ (3.13)

$$\gamma_s = 3\varepsilon_s^2 \rho_s g_0 \theta (1-e^2) \left[\frac{4}{d_p} \left(\frac{\theta}{\pi} \right) \right] \quad (3.13)$$

3.2.1.3 แบบจำลองสัมประสิทธิ์แรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาค (Interphase exchange coefficient model)

สำหรับแบบจำลองสัมประสิทธิ์แรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาค (β_{gs}) ที่ใช้ในวิทยานิพนธ์นี้ คือ สัมประสิทธิ์แรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาคของ Gidaspow

แบบจำลอง Gidaspow เป็นแบบจำลองที่เกิดการรวมกันของสมการในแบบจำลองของ Wen และ Yu สำหรับทำนายในบริเวณที่มีสัดส่วนของอนุภาคของแข็งเบาบาง และ สมการของ Ergun สำหรับคำนวณในส่วนที่มีอนุภาคของแข็งหนาแน่น

สำหรับ $\varepsilon_g > 0.8$:

$$\beta_{gs} = \frac{3(1-\varepsilon_g)\varepsilon_g}{4d_p} \rho_g |v_g - v_s| C_{D0} \varepsilon_g^{-2.65} \quad (3.14)$$

และ $\varepsilon_g \leq 0.8$:

$$\beta_{gs} = \frac{150(1-\varepsilon_g)^2 \mu_g}{\varepsilon_g d_p^2} + \frac{1.75(1-\varepsilon_g) |v_s - v_g|}{d_p} \quad (3.15)$$

โดย

$Re < 1,000$:

$$C_D = \frac{24}{\varepsilon_g Re_s} \left[1 + 0.15 \left((1 - \varepsilon_g) Re_s \right)^{0.687} \right] \quad (3.16)$$

$$Re_s = \frac{\rho_g d_p |v_s - v_g|}{\mu_g} \quad (3.17)$$

และ $Re \geq 1,000$:

$$C_{D0} = 0.44 \quad (3.18)$$

เมื่อ Re คือ ตัวเลขไร้นิติเรย์โนลด์ (-)

C_D คือ ค่าสัมประสิทธิ์การต้านทานการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาค (-)

3.2.1.4 ภาวะเริ่มต้นและภาวะขอบ

การจำลองภาวะจะต้องทำการกำหนดค่าภาวะเริ่มต้นและภาวะขอบที่ใช้ในการจำลอง ในตอนเริ่มต้น ความเร็วแก๊สและสัดส่วนปริมาตร อุณหภูมิ แสดงไว้ในตารางที่ 3.1 ที่บริเวณทางออก ภาวะขอบเขตที่ใช้มีค่าเท่ากับความดันบรรยากาศ ที่บริเวณผนังของระบบ จะมีการกำหนดภาวะแบบ No-slip ยกเว้นสำหรับความเร็วแนวสัมผัส (Tangential velocity) ของวัฏภาคของแข็งและอุณหภูมิ แกรนูลาร์จะถูกกำหนดภาวะขอบเขตตามแบบของ Johnson และ Jackson แสดงดังสมการ (3.19) และ (3.20)

$$u_{s,w} = - \frac{6\mu_s \varepsilon_{s,\max}}{\pi \phi \rho_s \varepsilon_s g_0 \sqrt{3\theta}} \frac{\partial u_{s,w}}{\partial n} \quad (3.19)$$

$$\theta_w = - \frac{k_s \theta}{\gamma_w} \frac{\partial \theta_w}{\partial n} + \frac{\sqrt{3\pi} \phi \rho_s \varepsilon_s u_{s,slip}^2 g_0 \theta^{3/2}}{6\varepsilon_{s,\max} \gamma_w} \quad (3.20)$$

โดยที่

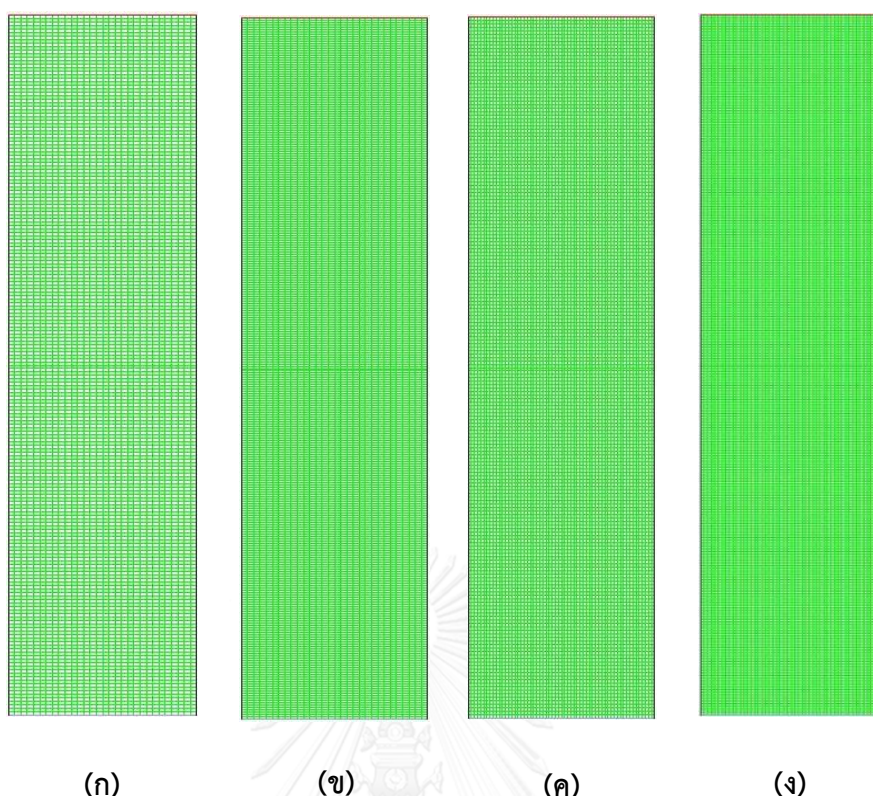
$$\gamma_w = \frac{\sqrt{3\pi}(1 - e_w^2) \rho_s \varepsilon_s g_0 \theta^{3/2}}{4\varepsilon_{s,\max}} \quad (3.21)$$

- เมื่อ $u_{s,w}$ คือ ความเร็วของวัตถุของแข็งที่บริเวณผนัง (เมตรต่อวินาที)
 ϕ คือ ค่า Specularity Coefficient (-)
 n คือ เวกเตอร์เอกลักษณะ (-)
 $u_{s,slip}$ คือ ความเร็วเลื่อนไหลของวัตถุของแข็งที่บริเวณผนัง (เมตรต่อวินาที)
 e_w คือ Restitution Coefficient ระหว่างอนุภาคกับผนัง (-)

3.2.2 การหาพื้นที่คำนวณที่เหมาะสม (Grid independency test)

การหาพื้นที่คำนวณที่เหมาะสม (Grid independency test) เป็นวิธีการตรวจสอบเพื่อวัดความถูกต้องของผลเฉลยที่ได้จากการคำนวณที่ไม่ขึ้นกับขนาดของช่องหรือจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณ เริ่มต้นจะต้องทำการสร้างแบบจำลองเชิงเรขาคณิตแบบ 2 มิติที่กำหนดพื้นที่และขอบเขตการไหลของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบฟองแก๊ส โดยใช้โปรแกรม Gambit ในการจำลองมีความจำเป็นที่จะต้องกำหนดขนาดของเซลล์เพื่อกำหนดพื้นที่ที่จะใช้ในการคำนวณ ซึ่งเมื่อเพิ่มขนาดของเซลล์จะทำให้แต่ละช่องมีความถี่ที่มากขึ้น และเมื่อจำนวนเซลล์มากขึ้นจะช่วยส่งผลให้การคำนวณมีความละเอียดมากขึ้นได้ การคำนวณจะลู่เข้าสู่ค่าตอบค่าๆหนึ่งมากขึ้น อย่างไรก็ตามค่าที่แม่นยำมากขึ้นจะส่งผลให้ใช้เวลาในการจำลองที่มากขึ้นตามไปด้วย

สำหรับงานวิจัยนี้ แบบจำลองการไหลที่สร้างขึ้น จะทำการ mesh โดยใช้ลักษณะเซลล์รูปแบบทรงสี่เหลี่ยมจัตุรัส (Quad) เป็นตัวแทนเซลล์เล็กๆ ของระบบ โดยจะมีจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณ ทั้งหมด 4 ค่า คือ 6,000, 9,000, 12,000 และ 15,000 เซลล์ ตามลำดับ แสดงดังรูป 3.2



รูปที่ 3.2 แบบจำลองเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบฟองแก๊สแบบ 2 มิติ โดยการแบ่งเซลล์คำนวณ (ก) 6,000 (ข) 9,000 (ค) 12,000 และ (ง) 15,000 เซลล์

3.3 ขั้นตอนการจำลอง

การจำลองภาวะการไหลของแบบจำลองการไหลของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบฟองแก๊สแบบสองมิติโดยใช้โปรแกรม ANSYS®FLUENT® เริ่มด้วยการนำข้อมูลขอบเขตการไหลจากแบบจำลองที่สร้างขึ้นโดยโปรแกรม Gambit เข้าสู่โปรแกรม ANSYS®FLUENT® หลังจากนั้นทำการกำหนดรูปแบบของการคำนวณ และทำการกำหนดค่าขอบเขต กำหนดภาวะเริ่มต้น (Initial condition) และข้อมูลของค่าตัวแปรต่างๆที่ต้องการในการจำลอง รายละเอียดของตัวแปรที่ใช้แสดงดังตารางที่ 3.1 จากนั้นกำหนดช่วงเวลาในการคำนวณ (Time step) ซึ่งมีค่าเท่ากับ 0.001 วินาที พร้อมทั้งคำนวณซ้ำ (Iteration) 30 ครั้งต่อหนึ่งเวลาคำนวณ ซึ่งระยะเวลาที่ใช้ในการคำนวณจริงทั้งหมด 3 - 5 วัน สำหรับการจำลองทั้งหมด 30 วินาที โดยจะทำการจำลองทั้งอุทกพลศาสตร์ (Hydrodynamic) และปฏิกิริยาเคมี (Chemical reaction) แสดงรายละเอียดดังนี้

3.3.1 การจำลองอุทกพลศาสตร์ (Hydrodynamic)

ในการจำลองอุทกพลศาสตร์จะแบ่งเป็น 2 ส่วน ด้วยกัน คือ

ส่วนที่ 1: การจำลองอุทกพลศาสตร์โดยเปรียบเทียบกับผลการทดลองจากงานวิจัยของ Taghipour และคณะ [7] และ Liu และคณะ [8] เพื่อหาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่เหมาะสมกับการจำลองกระบวนการโดยการคำนวณหาขนาดของเซลล์คำนวณและเวลาที่เข้าสู่ภาวะเสมือนคงตัว โดยอนุภาคของแข็งที่ใช้ คือ เม็ดทรายแก้ว (Spherical glass beads) และแก๊ส คือ อากาศ (Air) ซึ่งรายละเอียดคุณสมบัติต่างๆของแต่ละวัสดุภาคและสภาวะที่ใช้ในการจำลอง แสดงดังตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 ค่าคุณสมบัติต่างๆของแต่ละวัสดุภาคและสภาวะต่างๆที่ใช้ในการจำลองอุทกพลศาสตร์ในส่วนที่ 1

พารามิเตอร์	ค่า	
	แก๊ส	อนุภาค
คุณสมบัติของอนุภาคและแก๊ส		
ความหนาแน่น (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)	1.225	2,500
ความหนืด (กิโลกรัมต่อเมตร-วินาที)	1.82×10^{-5}	
ความเร็วแก๊ส (เมตรต่อวินาที)	0.38	
ขนาดของอนุภาค (ไมโครเมตร)		275
พารามิเตอร์ของการจำลอง		
สัดส่วนปริมาตรอนุภาคของแข็งที่ป้อนเข้า (-)	0.50	
ความสูงเบด (เมตร)	0.40	
ความเร็วแก๊ส (เมตรต่อวินาที)	0.38 ($6U_{mf}$)	
ความดัน (บรรยากาศ)	1	
Specularity coefficient (-)	0.60	
Restitution coefficient (-)	0.90	
Time steps (s)	0.001	
Maximum number of iterations per time step	30	

ส่วนที่ 2: การจำลองอุทกพลศาสตร์โดยการปรับเปลี่ยนภาวะดำเนินการหรือตัวแปรดำเนินการ (Operating Parameter) ที่มีผลต่ออุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบฟองแก๊สด้วยวิธีการออกแบบการทดลอง (Design of experiment) โดยอนุภาคของแข็งที่ใช้ คือ ตัว

ดูดซับ Potassium bicarbonate ($\text{KHCO}_3/\text{Al}_2\text{O}_3$) ซึ่งรายละเอียดคุณสมบัติต่างๆของแต่ละภูมิภาค แสดงดังตารางที่ 3.2 และสภาวะต่างๆที่ใช้ในการจำลองอุทกพลศาสตร์ในส่วนที่ 2 สามารถดูรายละเอียดได้ในตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.2 ค่าคุณสมบัติต่างๆของแต่ละภูมิภาคที่ใช้ในการจำลองอุทกพลศาสตร์ในส่วนที่ 2

คุณสมบัติ	ชนิด		
	โพแทสเซียมไบคาร์บอเนต (KHCO_3)	อากาศ (ที่อุณหภูมิ 150°C)	อากาศ (ที่อุณหภูมิ 200°C)
ความหนาแน่น (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)	2,394	0.8345	0.7459
ค่าความจุความร้อน (จุลต่อกิโลกรัมเคลวิน)	1,196.62	1014.5	1023
ค่าการนำความร้อน (วัตต์ต่อเมตร-เคลวิน)	29	0.034425	0.03779
ความหนืด (กิโลกรัมต่อเมตร-วินาที)	1.7894×10^{-5}	2.3825×10^{-5}	2.577×10^{-5}
น้ำหนักมวลโมเลกุล (กิโลกรัมต่อกิโลโมล)	100.115	28.996	28.996
เอนทัลปี (จุลต่อกิโลโมล)	-959,000	0	0
เอนโทรปี (จุลต่อกิโลโมลเคลวิน)	155,500	194336	194336
อุณหภูมิอ้างอิง (เคลวิน)	298.15	298.15	298.15

ตัวแปรดำเนินการที่ทำการศึกษาแสดงรายละเอียดดังนี้

1) อุณหภูมิ (Temperature) [38, 41, 44] เลือกวิเคราะห์ที่อุณหภูมิ 150 และ 200 องศาเซลเซียส เนื่องจากเป็นช่วงที่สามารถเกิดปฏิกิริยาการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากตัวดูดซับได้

2) ความเร็วแก๊ส (Gas velocity) [7, 8] โดยแก๊สจะถูกป้อนเข้าทางด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดที่ความเร็ว 0.065 และ 0.38 เมตรต่อวินาที ที่เลือกความเร็วนี้เพราะต้องการให้ระบบที่ศึกษาเกิดฟลูอิดไชน์เบดแบบฟองแก๊ส (Bubbling Fluidized bed)

3) ขนาดอนุภาคของแข็ง (Particle size) [4, 45] โดยงานวิจัยนี้จะใช้ตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนต (KHCO_3) เนื่องจากเป็นตัวดูดซับที่สามารถหาได้ง่าย ราคาถูกและสามารถ

นำไปฟื้นฟูสภาพแล้วก็นำมาใช้ใหม่ได้ โดยโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตที่ใช้มีขนาดอนุภาค 175 และ 300 ไมโครเมตร ซึ่งจัดอยู่ใน Geldart กลุ่ม B

4) ความสูงของเบด (Bed height) [7] โดยเลือกความสูงของเบดเท่ากับ 0.4 และ 0.6 เมตร เป็นค่าความสูงเบดเป็น 1.43 เท่าและ 2.14 ของเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งเลือกค่านี้นี้ เนื่องจากเป็นความสูงของเบดที่เหมาะสมสำหรับเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชเบดแบบฟองแก๊สที่ใช้ในการจำลองครั้งนี้

จากนั้น ทำการจำลองด้วยวิธีการออกแบบการทดลองแบบ 2^4 ซึ่งแบ่งการทดลองออกได้เป็น 16 กรณี สามารถสรุปได้แสดงดังตารางที่ 3.3 ซึ่งค่าสูงสุดและค่าต่ำสุดที่ใช้พิจารณาจะอยู่ในช่วงที่ครอบคลุมการปฏิบัติงานจริง ค่าตัวแปรผลลัพธ์หรือตัวแปรตอบสนอง (Response) ที่ใช้ในการวิเคราะห์ผลของตัวแปรดำเนินการในส่วนที่ไม่เกิดปฏิกิริยาเคมี หรือในส่วนของ Part 2 คือ ขนาดของฟองแก๊ส

การหาขนาดฟองแก๊ส (Bubble size)

เราสามารถนำข้อมูลที่ได้จากการจำลองมาคำนวณหาขนาดฟองแก๊สได้ โดยมีขั้นตอน ดังนี้

1) กำหนดให้ค่าความเป็นรูพรุน (Porosity value) ต้องมากกว่าเท่ากับ 0.8 [46, 47] นั้นหมายความว่าสัดส่วนปริมาตรของแก๊ส (Gas volume fraction) ต้องมีค่ามากกว่าเท่ากับ 0.8 นั้นเอง

2) นำข้อมูลของสัดส่วนปริมาตรของแข็ง (Solid volume fraction, ε_s) ที่ได้จากการจำลองมาคำนวณหาสัดส่วนปริมาตรของแก๊ส (Gas volume fraction, ε_g) ได้จากสมการ (3.22) โดยคำนวณทุกค่าและทุกช่วงเวลาที่ตั้งข้อมูล ในที่นี้ คือ ช่วงเวลา 20-30 วินาที

$$\varepsilon_g = 1 - \varepsilon_s \quad (3.22)$$

3) ตรวจสอบข้อมูลจากการคำนวณจากข้อ 2 ว่าช่วงใดที่มีสัดส่วนปริมาตรของแก๊สมากกว่าเท่ากับ 0.8 ถ้าช่วงนั้นมีสัดส่วนปริมาตรของแก๊สมากกว่าเท่ากับ 0.8 แสดงว่า ช่วงนั้นเป็นช่วงระยะขอบเขตของการเกิดฟองแก๊ส โดยตรวจสอบข้อมูลที่คำนวณได้ช่วงเวลาตั้งแต่ 20-30 วินาที

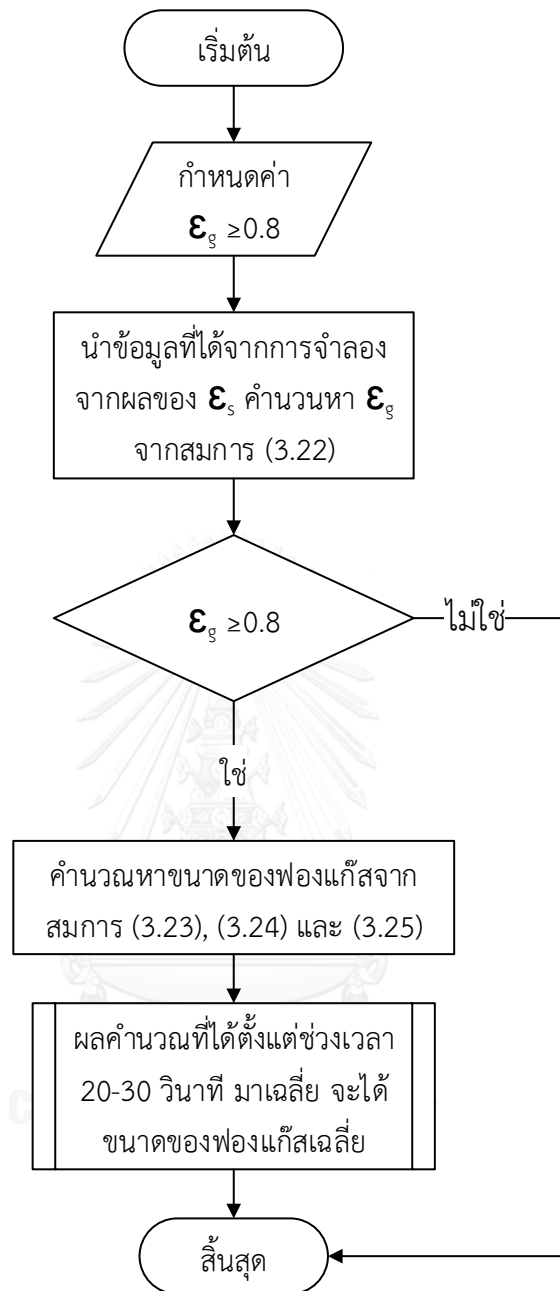
4) นำข้อมูลมาเข้าสู่ตรรกะคำนวณหาขนาดของฟองแก๊ส ซึ่งสามารถคำนวณหาได้จาก 3 สมการจากงานวิจัยที่ผ่านมา [46] แสดงดังสมการ (3.23), (3.24) และ (3.25) โดยคำนวณทุกค่าตั้งแต่ช่วงเวลา 20-30 วินาที จากนั้นนำค่าจากการคำนวณขนาดของฟองแก๊ส ทุกช่วงเวลามาเฉลี่ย จะได้ขนาดของฟองแก๊สเฉลี่ย

$$D_{eH} = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} \quad (3.23)$$

$$D_{eV} = (Z_{\max} - Z_{\min}) \quad (3.24)$$

$$D_{e2-D} = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}} \quad (3.25)$$

- เมื่อ D_{eH} คือ ขนาดฟองแก๊สตามแนวรัศมี (เมตร)
 D_{eV} คือ ขนาดฟองแก๊สตามแนวตั้ง (เมตร)
 D_{e2-D} คือ ขนาดฟองแก๊สจากปริมาตรฟองแก๊สแบบ 2 มิติ (เมตร)
 A คือ พื้นที่ของฟองแก๊ส (ตารางเมตร)
 Z คือ ตำแหน่งของฟองแก๊สตามแนวแกน (เมตร)
 V คือ ปริมาตรของฟองแก๊ส (ลูกบาศก์เมตร)



รูปที่ 3.3 ผังงานของการคำนวณการหาขนาดของฟองแก๊ส

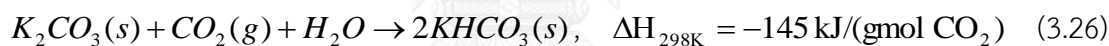
ตารางที่ 3.3 การออกแบบการทดลองแบบ 2^4 ของการศึกษาตัวแปรดำเนินการ

กรณี	อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส) (A)	ความเร็วแก๊ส (เมตรต่อวินาที) (B)	ขนาดอนุภาคของแข็ง (ไมโครเมตร) (C)	ความสูงเบด (เมตร) (D)
1	150	0.065	175	0.4
2	200	0.065	175	0.4
3	150	0.38	175	0.4
4	200	0.38	175	0.4
5	150	0.065	300	0.4
6	200	0.065	300	0.4
7	150	0.38	300	0.4
8	200	0.38	300	0.4
9	150	0.065	175	0.6
10	200	0.065	175	0.6
11	150	0.38	175	0.6
12	200	0.38	175	0.6
13	150	0.065	300	0.6
14	200	0.065	300	0.6
15	150	0.38	300	0.6
16	200	0.38	300	0.6

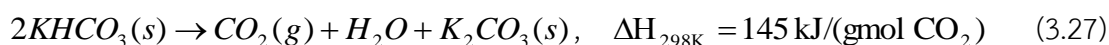
3.3.2 การจำลองปฏิกิริยาเคมี (Chemical reaction)

เป็นการจำลองปฏิกิริยาการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง โพลีเอทิลีนไบบคาร์บอนเนต โดยการปรับเปลี่ยนภาวะดำเนินการหรือตัวแปรดำเนินการด้วยวิธีการ ออกแบบการทดลอง ซึ่งในส่วนการจำลองปฏิกิริยาเคมี จะต้องกำหนดให้มีของแข็งและแก๊สตัวอื่นๆ เข้าไปในระบบโปรแกรม Fluent ด้วย เช่น โพลีเอทิลีนไบบคาร์บอนเนต ไนโตรเจน น้ำ เป็นต้น ซึ่งค่า สมบัติต่างๆสามารถเลือกได้ในโปรแกรม Fluent โดยคุณสมบัติต่างๆ สามารถดูรายละเอียดได้ใน ตารางที่ 3.1 , 3.2 และ 3.4 ค่าตัวแปรตอบสนอง (Response) ที่ใช้ในการวิเคราะห์ผลของตัวแปร ดำเนินการในส่วนที่เกิดปฏิกิริยาเคมี คือ ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Molar concentration CO₂)

โดยทั่วไปในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน จะแบ่งเป็น 2 ฝั่งหลักๆ คือในส่วน ของไรเซอร์ (Riser) เป็นคาร์บอนเนเตอร์ ซึ่งเป็นส่วนของการดูดซับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ระบบจะมี ตัวดูดซับโพลีเอทิลีนไบบคาร์บอนเนตที่เมื่อทำปฏิกิริยากับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ จะได้ โพลีเอทิลีนไบบคาร์บอนเนต ซึ่งเป็นตัวดูดซับที่ดูดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แล้ว ปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้น เป็นปฏิกิริยาคายความร้อน (Exothermic reaction) [48] แสดงดังสมการ (3.26)



และในส่วนของดาวน์เนอร์ (Downer) จะเป็นเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบฟองแก๊ส ซึ่งเป็นส่วน ของการฟื้นฟูสภาพของตัวดูดซับ (Regeneration) หรือการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Desorption) โดยเมื่อให้ความร้อนกับระบบ ตัวดูดซับโพลีเอทิลีนไบบคาร์บอนเนต จะสลายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ออกจากตัวดูดซับได้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ น้ำ และได้ตัวดูดซับโพลีเอทิลีนไบบคาร์บอนเนตที่สามารถ นำกลับไปใช้ในการดูดซับได้อีก ซึ่งปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน (Endothermic reaction) แสดงดังสมการ (3.27)



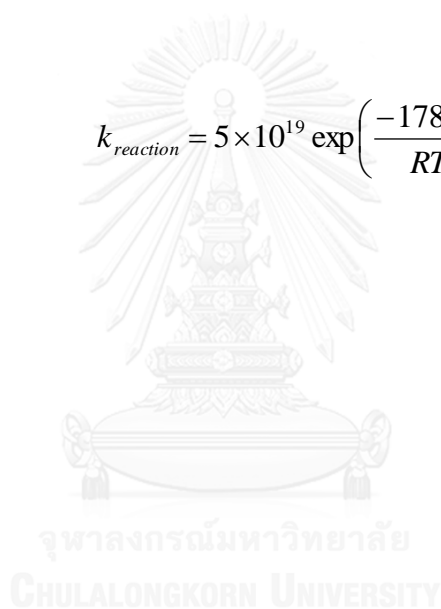
ในงานวิจัยนี้จะสนใจทางฝั่งคาร์บอนอร์โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สซึ่งเป็นปฏิกิริยาการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แสดงดังสมการ (3.27) สำหรับสมการจลนศาสตร์ (Kinetic equations) ที่ใช้ในการจำลองปฏิกิริยาเคมีในงานวิจัยนี้ แสดงดังสมการ (3.28), (3.29) และ (3.30) [49]

$$r = k_{reaction}(1 - \alpha)^2 \quad (3.28)$$

$$\alpha = \frac{w_{initial} - w}{w_{initial} - w_{final}} \quad (3.29)$$

โดยที่

$$k_{reaction} = 5 \times 10^{19} \exp\left(\frac{-178.10}{RT}\right) \quad (3.30)$$



ตารางที่ 3.4 ค่าคุณสมบัติต่างๆของแต่ละวัสดุภาคที่ใช้ในการจำลองปฏิกิริยาเคมี

คุณสมบัติ	ชนิด									
	โพแทสเซียมคาร์บอเนต (K_2CO_3)	อะลูมิเนียม (ของแข็ง)	แก๊สไนโตรเจน (N_2)		แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2)		แก๊สออกซิเจน (O_2)		ไอน้ำ (Water-vapor)	
			150 °C	200 °C	150 °C	200 °C	150 °C	200 °C	150 °C	200 °C
ความหนาแน่น (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)	2394	2719	0.8068	0.7215	1.2675	1.1336	0.9216	0.8242	0.5189	0.464
ค่าความจุความร้อน (จุดต่อกิโลกรัมเคลวิน)	868.28	1006.43	1043	1050	957.4	995.2	947.6	964.7	1908	1935
ค่าการนำความร้อน (วัตต์ต่อเมตร-เคลวิน)	0.0145	0.0242	0.03416	0.03727	0.02652	0.03044	0.03637	0.04014	0.02861	0.03326
ความหนืด (กิโลกรัมต่อเมตร-วินาที)	1.37×10^{-5}	1.7894×10^{-5}	2.3×10^{-5}	2.494×10^{-5}	2.063×10^{-5}	2.276×10^{-5}	2.694×10^{-5}	2.923×10^{-5}	1.456×10^{-5}	1.65×10^{-5}
น้ำหนักมวลโมเลกุล (กิโลกรัมต่อกิโลโมล)	138.205	101.961	28.0134	28.0134	44.00995	44.00995	31.9988	31.9988	18.01534	18.01534
เอนทัลปี (จุดต่อกิโลโมล)	-1,146,000	-1675700	0	0	-3.935324 $\times 10^8$	-3.935324 $\times 10^8$	0	0	-2.418379 $\times 10^8$	-2.418379 $\times 10^8$
เอนโทรปี (จุดต่อกิโลโมลเคลวิน)	155,519.3	164451.4	191,494.8	191,494.8	213,720.2	213,720.2	205,026.9	205,026.9	188,696.4	188,696.4
อุณหภูมิอ้างอิง (เคลวิน)	298.15	298.15	298.15	298.15	298.15	298.15	298.15	298.15	298.15	298.15

บทที่ 4

ผลการวิจัยและการวิเคราะห์ผล

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาผลการจำลองอุทกพลศาสตร์และการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบฟองแก๊สโดยใช้ของแข็งเป็นตัวดูดซับ โดยผลการทดลองเป็น 2 ส่วน ดังนี้

ส่วนที่ 1 ผลของการจำลองอุทกพลศาสตร์

1) ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบฟองแก๊สโดยเปรียบเทียบกับผลการทดลองจากงานวิจัยของ Taghipour และคณะ [7] และ Liu และคณะ [8] เพื่อหาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่เหมาะสมกับการจำลองกระบวนการร่วมกับการคำนวณหาขนาดของเซลล์คำนวณและเวลาที่เข้าสู่ภาวะเสถียร

2) ผลการจำลองอุทกพลศาสตร์โดยการปรับเปลี่ยนภาวะดำเนินการหรือตัวแปรดำเนินการ (Operating Parameter) ที่มีผลต่ออุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบฟองแก๊ส ด้วยวิธีการออกแบบการทดลอง (Design of experiment)

ส่วนที่ 2 ผลของการจำลองปฏิกิริยาเคมี

ผลการจำลองปฏิกิริยาการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็ง โพลีสไตรีนไบคาร์บอนเนต โดยการปรับเปลี่ยนภาวะดำเนินการหรือตัวแปรดำเนินการด้วยวิธีการออกแบบการทดลอง

4.1 ผลของการจำลองอุทกพลศาสตร์

4.1.1 การหาพื้นที่คำนวณที่เหมาะสม (Grid independency test)

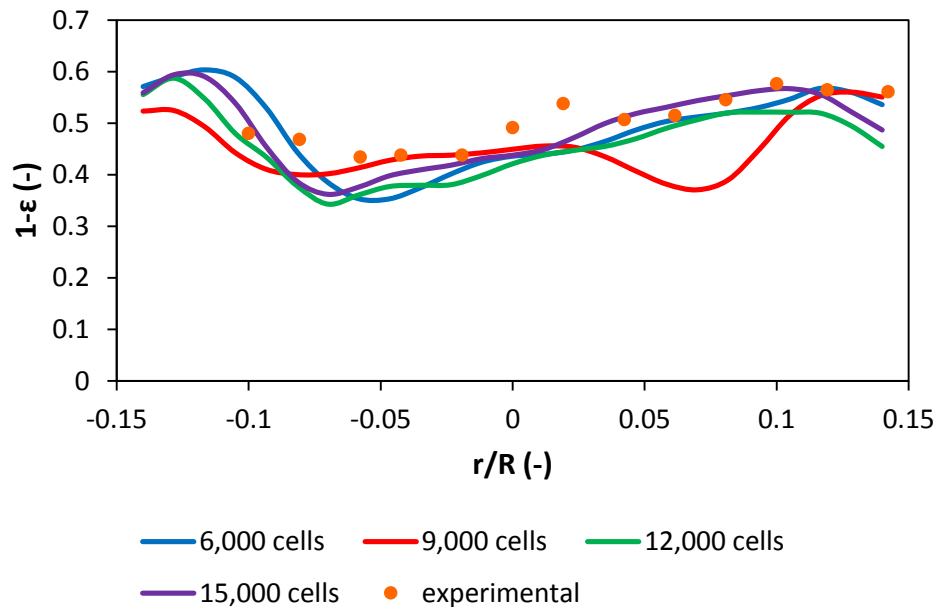
การกำหนดขนาดพื้นที่คำนวณหรือขนาดเซลล์คำนวณมีความจำเป็นต่อการผลการคำนวณหรือผลเฉลยในการจำลองเป็นอย่างมาก ขนาดเซลล์ที่แตกต่างกันก็จะส่งผลต่อการคำนวณในการจำลองที่แตกต่างกันไป โดยถ้าหากกำหนดให้ขนาดเซลล์คำนวณมีความละเอียดน้อย ผลที่ได้จากการคำนวณหรือผลเฉลยจากการจำลอง การคำนวณจะลู่ออกจากคำตอบ (Divergence) หรือผลเฉลยที่ได้จะมีความไม่ละเอียดหรือมีความแม่นยำต่ำ แต่ถ้าหากกำหนดให้ขนาดเซลล์คำนวณมีความละเอียดสูง ผลที่ได้จากการคำนวณหรือผลเฉลยในการจำลอง การคำนวณจะลู่ออกเข้าสู่คำตอบ (Convergence) หรือผลเฉลยที่ได้จะมีความละเอียดมากขึ้น อย่างไรก็ตาม การเพิ่มขนาดเซลล์คำนวณจะต้องใช้ระยะเวลา

การคำนวณเพิ่มขึ้นเช่นกัน ดังนั้น ในงานวิจัยนี้จึงมีความจำเป็นที่จะต้องหาขนาดเซลล์คำนวณที่เหมาะสมเพื่อนำไปใช้ทดลองในส่วนต่อๆไป โดยจะมีจำนวนเซลล์ที่ใช้ในการคำนวณ ทั้งหมด 4 ค่า คือ 6000, 9000, 12,000 และ 15,000 เซลล์ ตามลำดับ

จากรูปที่ 4.1 แสดงของการหาเซลล์คำนวณที่เหมาะสมโดยการเปรียบเทียบระหว่างผลการกระจายตัวแนวรัศมีของสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตร (Solid volume fraction) ที่ได้จากการจำลอง และผลจากการทดลองจากงานวิจัยของ Taghipour และคณะ [7] และ Liu และคณะ [8] ที่ขนาดเซลล์คำนวณต่างๆ โดยกำหนดความเร็วแก๊ส 0.38 เมตรต่อวินาที ที่ความสูง 0.2 เมตร จากผลการจำลองที่ได้แสดงให้เห็นว่า ที่เซลล์คำนวณ 6,000 เซลล์ ค่าสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตรมีความแตกต่างจากผลการทดลอง และเมื่อเพิ่มขนาดเซลล์คำนวณ 9,000 เซลล์ ค่าสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตรเบี่ยงเบนไปจากผลการทดลองที่ได้เดิม ดังนั้น เซลล์คำนวณ 6,000 และ 9,000 เซลล์นั้น ยังไม่ใช่เซลล์คำนวณที่เหมาะสม เนื่องจากเซลล์คำนวณยังมีความละเอียดไม่มากพอ ทำให้ค่าสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตรยังไม่มี ความถูกต้อง และเมื่อเพิ่มขนาดเซลล์คำนวณ 12,000 เซลล์ ค่าสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตรมีความใกล้เคียงกับผลการทดลอง และเมื่อเพิ่มขนาดเซลล์คำนวณมากขึ้นอีกเป็น 15,000 เซลล์ ค่าสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตรมีความใกล้เคียงกับผลการทดลองและค่าไม่แตกต่างจากขนาดเซลล์คำนวณ 12,000 เซลล์ ดังนั้น ขนาดเซลล์คำนวณที่เหมาะสมที่ใช้ในการจำลอง คือ 12,000 เซลล์หรือขนาดเซลล์ที่มากขึ้น อย่างไรก็ตาม เพื่อให้การคำนวณมีความถูกต้องและใช้เวลาในการคำนวณน้อย ในงานวิจัยนี้จึงเลือกใช้ขนาดเซลล์คำนวณ 12,000 เซลล์ ในการจำลองในส่วนอื่นๆต่อไป

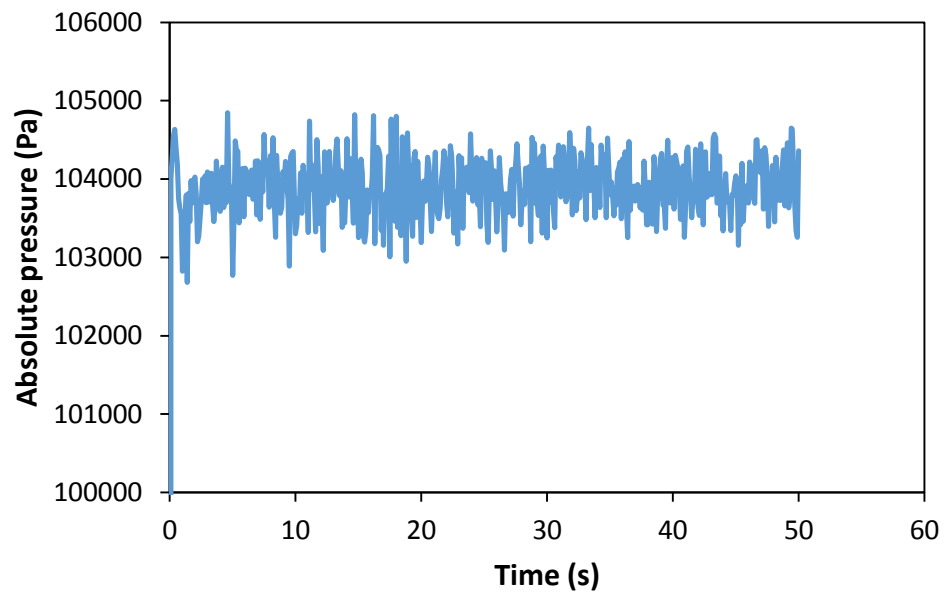
4.1.2 การหาเวลาที่เหมาะสม (Time Independency Test)

การหาเวลาที่เหมาะสมเป็นวิธีที่มีความจำเป็นเพื่อกำหนดหรือเลือกช่วงเวลาที่เหมาะสมในการนำข้อมูลมาเปรียบเทียบกับผลการทดลองนั้น โดยช่วงเวลาที่เหมาะสมต้องเป็นช่วงเวลาที่ระบบเข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัว (Quasi-steady state) รูปที่ 4.2 แสดงผลการหาเวลาที่เหมาะสมของความดันสัมบูรณ์ที่เวลาการทดลองต่างๆ เมื่อพิจารณาที่ช่วงเวลาแรก 0-2 วินาทีแรก ค่าความดันสัมบูรณ์เพิ่มขึ้นสูงอย่างรวดเร็ว หลังจากเวลาไปช่วงเวลา 2-10 วินาที ค่าความดันสัมบูรณ์มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเรื่อยๆ แต่ไม่เหมือนช่วง 2 วินาทีแรก ช่วงเวลา 10-20 วินาที ค่าความดันสัมบูรณ์มีแนวโน้มคงที่ แต่ยังคงแกว่งในช่วงกว้างอยู่และช่วงเวลา 20-50 วินาที พบว่า ความดันสัมบูรณ์มีแนวโน้มใกล้เคียงกัน ค่าความสมบูรณ์แกว่งอยู่ในช่วงแคบลง แสดงว่าระบบเริ่มเข้าสู่ภาวะเสถียรคงตัว ดังนั้น ช่วงเวลาที่เหมาะสมในการนำข้อมูลมาวิเคราะห์ผลการจำลองเพื่อความแม่นยำในผลการคำนวณที่ได้และมีความน่าเชื่อถือ จึงเลือกช่วงเวลา 20-30 วินาที เพื่อใช้ในการคำนวณของส่วนอื่นๆต่อไป

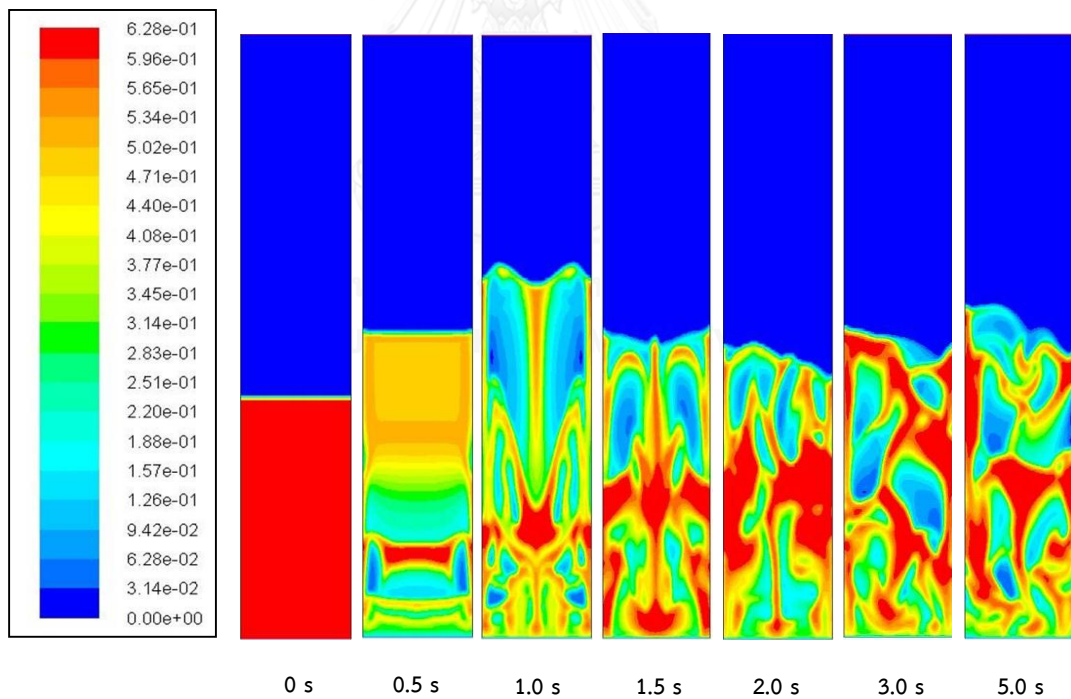


รูปที่ 4.1 ผลการกระจายตัวแนวรัศมีของสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตรที่ขนาดพื้นที่คำนวณต่างๆ

รูปที่ 4.3 แสดงคอนทัวร์ของสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดแบบ ฟองแก๊สที่เวลาต่างๆ โดยกำหนดความเร็วแก๊ส 0.38 เมตรต่อวินาที ซึ่งสามารถอธิบายถึง อุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้นได้ คือ ที่เวลาเริ่มต้น 0 วินาที เบดจะยังคงอยู่นิ่ง ของแข็งภายในยังไม่มี การเคลื่อนที่ เมื่อเวลาผ่านไป คือ ช่วงเวลา 0.5-1 วินาที จะเกิดฟลูอิดเซชันแล้ว โดยเริ่มมีการขยายตัว ของเบดสูงขึ้น ความดันลดจะลดต่ำลง แสดงดังรูปที่ 4.2 และหลังจาก 2 วินาทีเป็นต้นไป ความสูง ของเบดจะเริ่มเข้าสู่สภาวะคงตัว (ความสูงของเบดคงที่) และเกิดรูปแบบของการเกิดฟองแก๊สภายใน เครื่องปฏิกรณ์ ในการศึกษาที่ เวลา 20 วินาทีเป็นต้นไป จะถือว่าระบบจะเข้าสู่สภาวะคงตัว



รูปที่ 4.2 ผลการหาเวลาที่เหมาะสมของความดันสมบูรณ์ที่เวลาการทดลองต่างๆ



รูปที่ 4.3 คอนทัวร์ของสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดเบดแบบฟองแก๊สที่เวลาต่างๆ โดยกำหนดความเร็วแก๊ส 0.38 เมตรต่อวินาที

4.1.3 ผลของตัวแปรดำเนินการที่มีผลต่ออุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊ส

ในส่วนนี้จะเป็นการอภิปรายผลการจำลองอุทกพลศาสตร์โดยการปรับเปลี่ยนภาวะดำเนินการหรือตัวแปรดำเนินการ (Operating Parameter) ที่มีผลต่ออุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สด้วยวิธีการออกแบบการทดลอง (Design of experiment) โดยเลือกใช้วิธีการออกแบบการทดลอง 2^4 และตัวแปรดำเนินการที่ใช้ในงานวิจัยนี้ประกอบด้วย 4 ตัวแปร คือ อุณหภูมิ (Temperature) ความเร็วแก๊ส (Gas velocity) ขนาดของอนุภาค (Particle size) และความสูงของเบด (Bed height) ตัวแปรตอบสนองที่ใช้ในการวิเคราะห์ คือ ขนาดของฟองแก๊ส ซึ่งขนาดของฟองแก๊สมีผลต่อปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นและร้อยละการเปลี่ยนแปลงของปฏิกิริยาเคมี การวิเคราะห์ด้วยวิธีการออกแบบการทดลองจึงเป็นวิธีที่เหมาะสม เพราะจะทำให้ผลของการวิเคราะห์ข้อมูลมีความถูกต้องและแม่นยำสูง อีกทั้งสามารถบอกเป็นค่าทางสถิติได้ ซึ่งทำให้ทราบถึงตัวแปรที่มีอิทธิพลต่อขนาดของฟองแก๊สในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สที่เราสนใจจะศึกษาครั้งนี้ได้

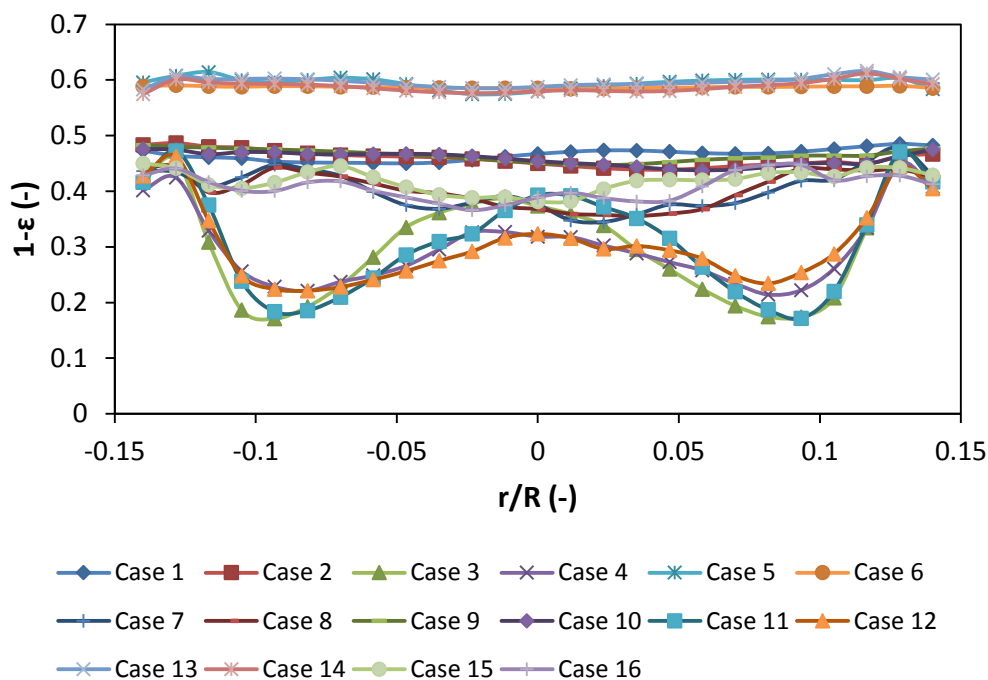
4.1.3.1 ผลของสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตรในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊ส

จากการจำลองผลของสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตรในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สทั้ง 16 กรณี แสดงดังรูปที่ 4.4 ซึ่งจะเห็นได้ว่า ในบางกรณีจะมีแนวโน้มใกล้เคียงกัน จึงสามารถทำการแบ่งผลที่ได้ออกเป็น 4 กลุ่มเป็นตัวแทนของแต่ละกรณี แสดงดังตารางที่ 4.1 เพื่อให้สามารถอ่านผลการจำลองได้ง่ายขึ้น

ตารางที่ 4.1 การแบ่งตัวแทนกลุ่มของกรณีต่างๆ

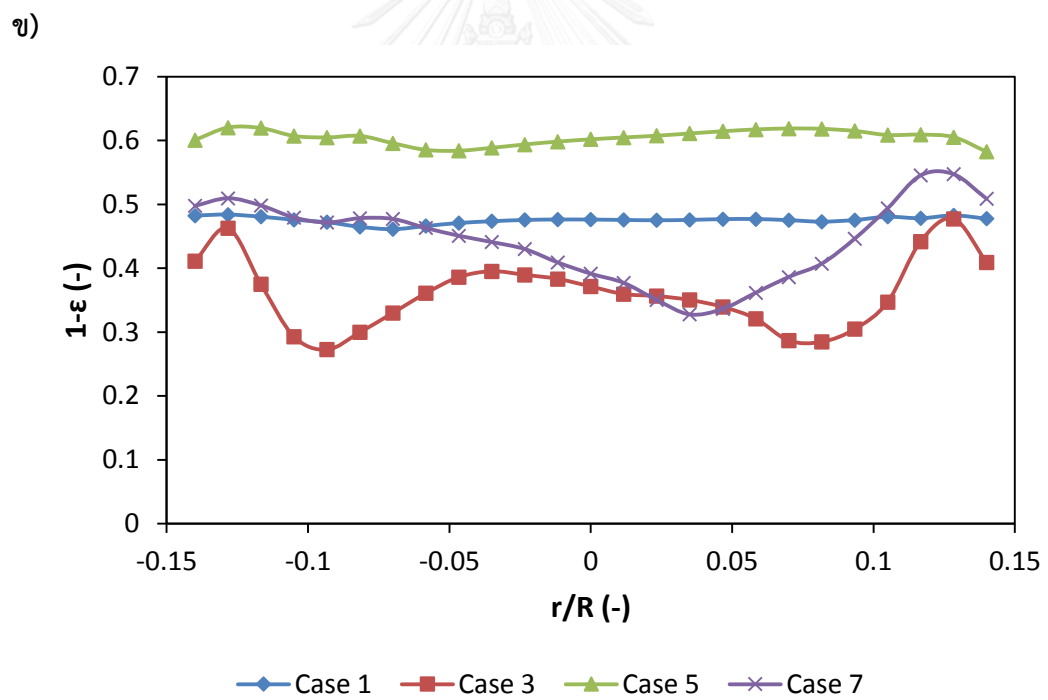
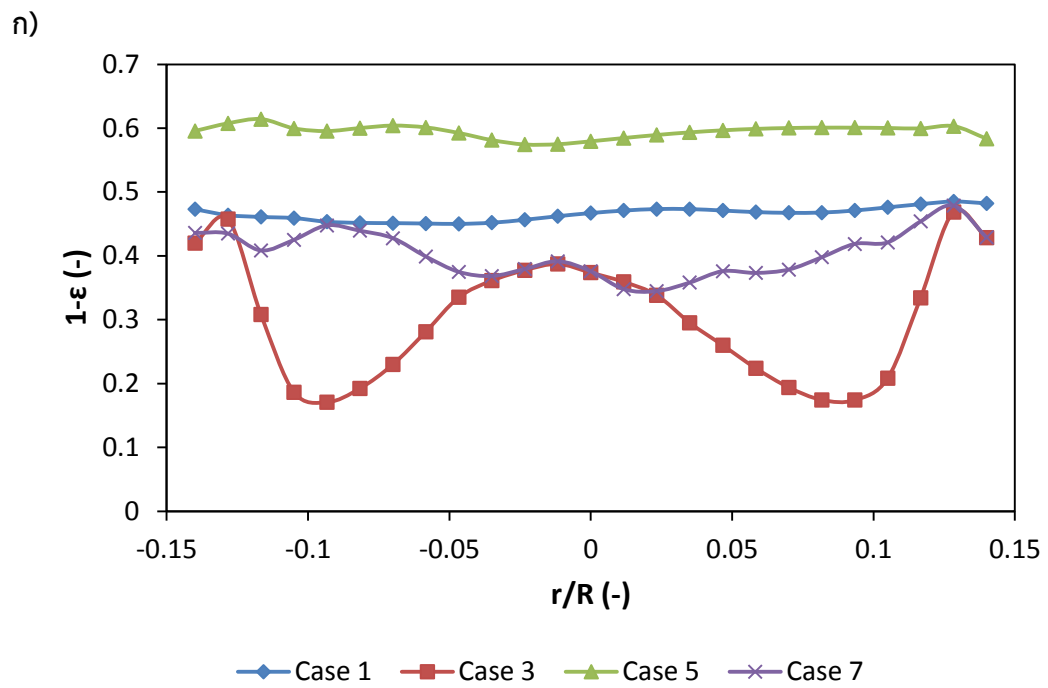
กลุ่ม	กรณี
1	1*, 2, 9 และ 10
2	3*, 4, 11 และ 12
3	5*, 6, 13 และ 14
4	7*, 8, 15 และ 16

หมายเหตุ * กรณีนั้นเป็นตัวแทนของกลุ่มข้อมูลที่ใช้แสดงในกราฟ



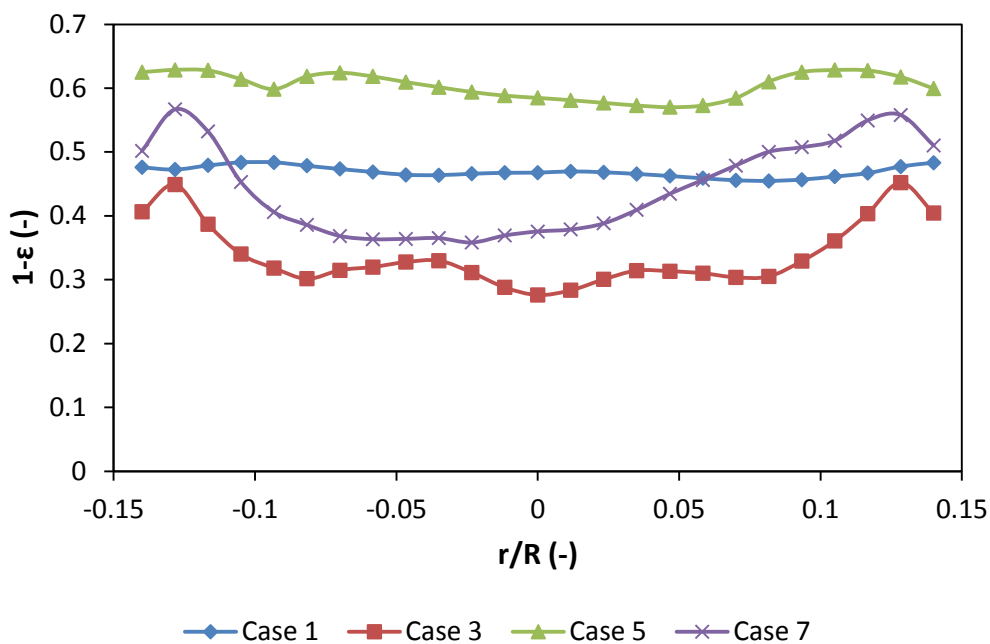
รูปที่ 4.4 การกระจายตัวในแนวรัศมีของสัดส่วนของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตเชิงปริมาตร โดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูง 0.1 เมตร ทั้ง 16 กรณี

รูปที่ 4.5 แสดงผลของการกระจายตัวในแนวรัศมีของสัดส่วนของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตเชิงปริมาตรที่ระดับความสูง 0.1, 0.2 และ 0.3 เมตร จากรูปที่ 4.5 (ก) พบว่า กรณีที่ 1 และกรณีที่ 5 สัดส่วนของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตเชิงปริมาตรไม่ค่อยเกิดเปลี่ยนแปลงตลอดในแนวรัศมี ซึ่งหมายความว่า อนุภาคของแข็งไม่มีการเคลื่อนที่หรืออาจมีการเคลื่อนที่เล็กน้อย ทำให้อนุภาคของแข็งอยู่กันหนาแน่นตลอดในแนวรัศมี ส่วนกรณีที่ 3 และกรณีที่ 7 สัดส่วนของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตเชิงปริมาตร อนุภาคของแข็งจะอยู่กันหนาแน่นบริเวณตรงกลาง เนื่องจากอนุภาคของแข็งยังอยู่บริเวณด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์ และที่ระดับความสูงเพิ่มขึ้น ดังแสดงรูปที่ 4.5 (ข และ ค) ในกรณีที่ 1 และกรณีที่ 5 รูปแบบของสัดส่วนของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตเชิงปริมาตรนั้นยังคล้ายคลึงกัน แต่กรณีที่ 3 และกรณีที่ 7 ค่าสัดส่วนของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตเชิงปริมาตรบริเวณผนังจะมีค่าสูงกว่าบริเวณตรงกลาง เนื่องจากของแข็งจะถูกลอยสูงขึ้นบริเวณตรงกลางและอนุภาคจะตกกลับลงมาบริเวณผนัง ทำให้อนุภาคของแข็งเบาบางบริเวณตรงกลางและหนาแน่นบริเวณผนัง เป็นลักษณะเด่นของการเกิดการไหลที่เรียกว่า การไหลแบบแกนในวงนอก (Core-annulus)



รูปที่ 4.5 การกระจายตัวในแนวรัศมีของสัดส่วนของตัวดูดซับโพแทสเซียมโบคาร์บอนตเชิงปริมาตร โดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูง ก) 0.1 เมตร ข) 0.2 เมตร และ ค) 0.3 เมตร

ค)

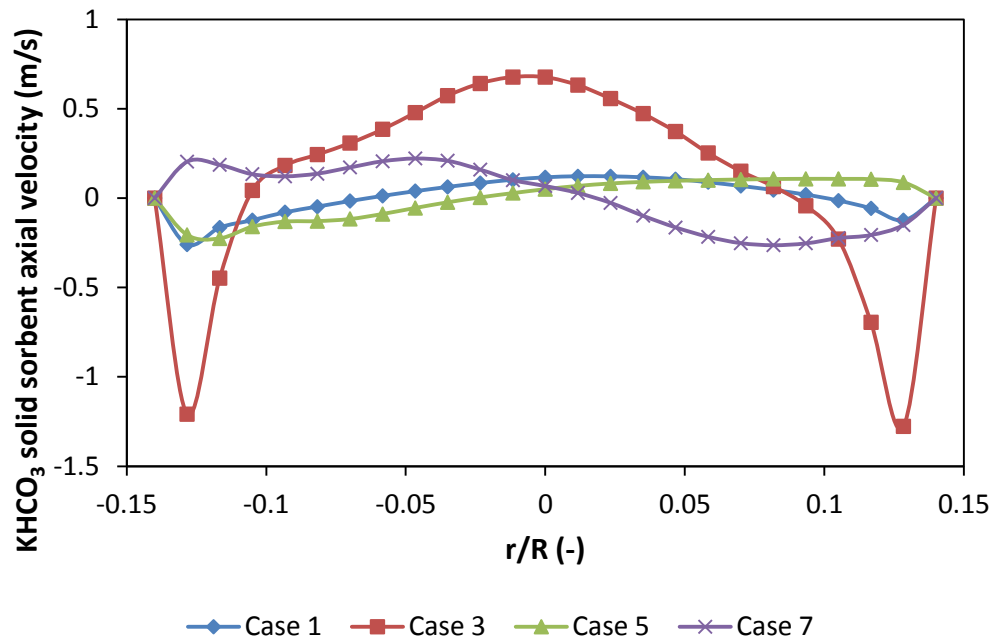


รูปที่ 4.5 (ต่อ) การกระจายตัวในแนวรัศมีของสัดส่วนของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตเชิงปริมาตรโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูง ก) 0.1 เมตร ข) 0.2 เมตร และ ค) 0.3 เมตร

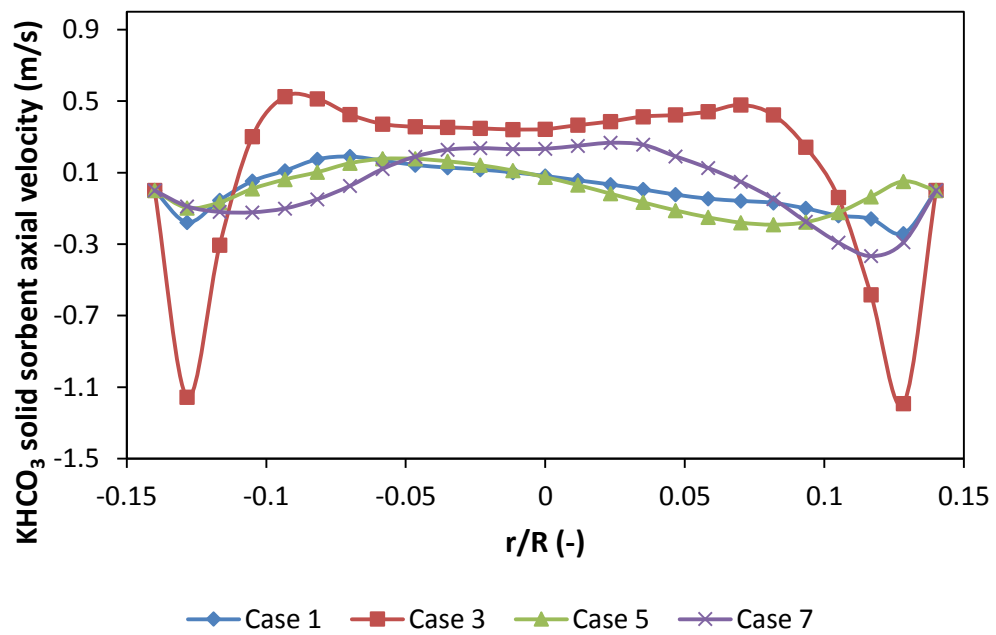
4.1.3.2 ผลของความเร็วในแนวแกนและแนวรัศมีของอนุภาคของแข็งและแก๊ส

จากการจำลองผลของการกระจายตัวในแนวรัศมีของค่าความเร็วในแนวแกนของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตและแก๊สโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูงต่างๆ แสดงดังรูปที่ 4.6 และ 4.7 พบว่า รูปแบบความเร็วของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตและแก๊สจะมีแนวโน้มที่ใกล้เคียงกัน โดยลักษณะของการไหลจะเป็นแบบการไหลแบบแกนในวงนอก (core-annulus) ในกรณีที่ 1 และกรณีที่ 5 จะมีแนวโน้มที่คล้ายกัน คือ ความเร็วของอนุภาคของแข็งและแก๊สมีค่าใกล้เคียงกัน ทำให้ไม่เกิดรูปแบบของการเกิดฟองแก๊สและค่าความเร็วจะไม่เปลี่ยนแปลงไปตามเวลา ส่วนในกรณีที่ 3 และกรณีที่ 7 ความเร็วของอนุภาคของแข็งและแก๊สมีค่าเป็นบวกรบริเวณตรงกลางและความเร็วของอนุภาคของแข็งและแก๊สมีค่าเป็นลบบริเวณใกล้ผนัง ซึ่งหมายความว่า ความเร็วของอนุภาคของแข็งและแก๊สมีทิศทางการเคลื่อนที่ขึ้นบริเวณตรงกลางและความเร็วของอนุภาคของแข็งและแก๊สมีทิศทางการเคลื่อนที่ลงบริเวณผนัง ซึ่งเป็นลักษณะของการหมุนเวียนของอนุภาคของแข็งภายในเบดและเกิดรูปแบบของการเกิดฟองแก๊สขึ้นอย่างต่อเนื่อง นอกจากนี้ ในกรณีที่ 3 ลักษณะพิกของความเร็วของอนุภาคของแข็งจะมีแนวโน้มขึ้นเมื่อระดับความสูงเพิ่มขึ้น ซึ่งหมายความว่าความเร็วของอนุภาคของแข็งสูงขึ้นเมื่อระดับความสูงเพิ่มขึ้นเนื่องจากการชนกันระหว่างอนุภาคของแข็งและผนังสูงขึ้น

ก)

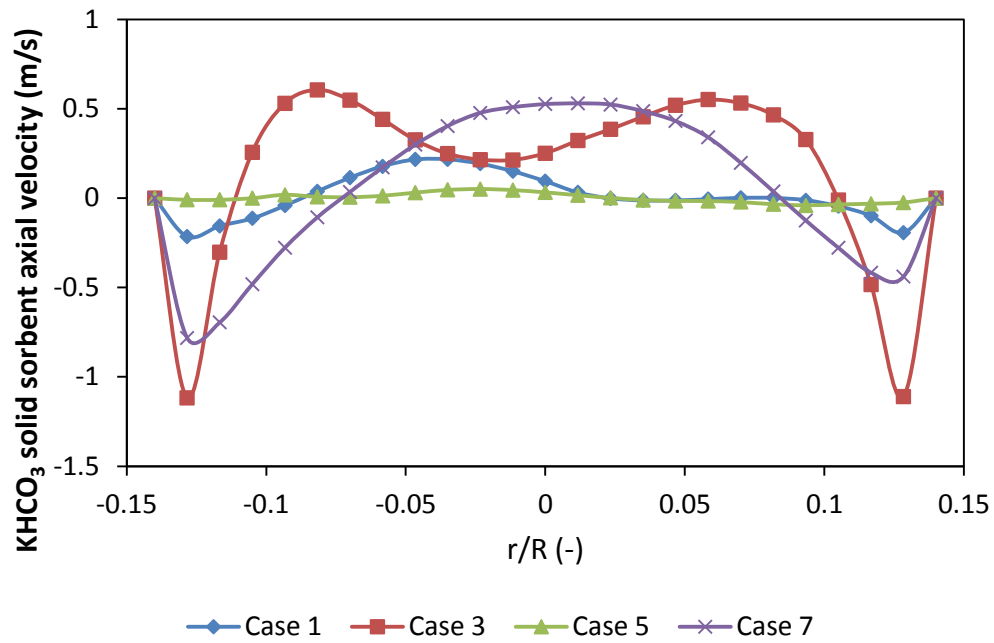


ข)



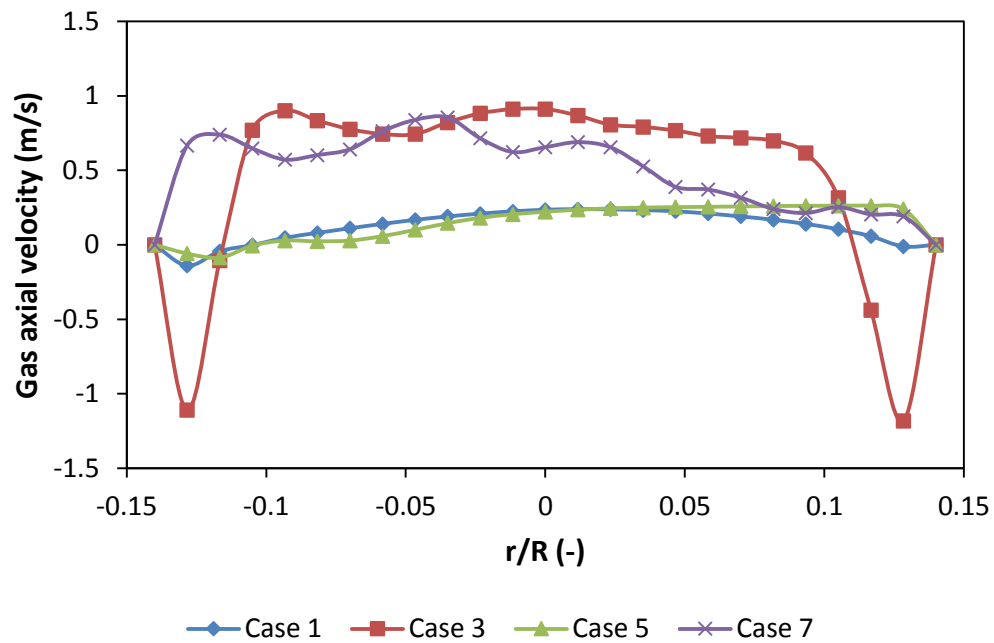
รูปที่ 4.6 การกระจายตัวในแนวรัศมีของค่าความเร็วในแนวแกนของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูง ก) 0.1 เมตร ข) 0.2 เมตร และ ค) 0.3 เมตร

ค)



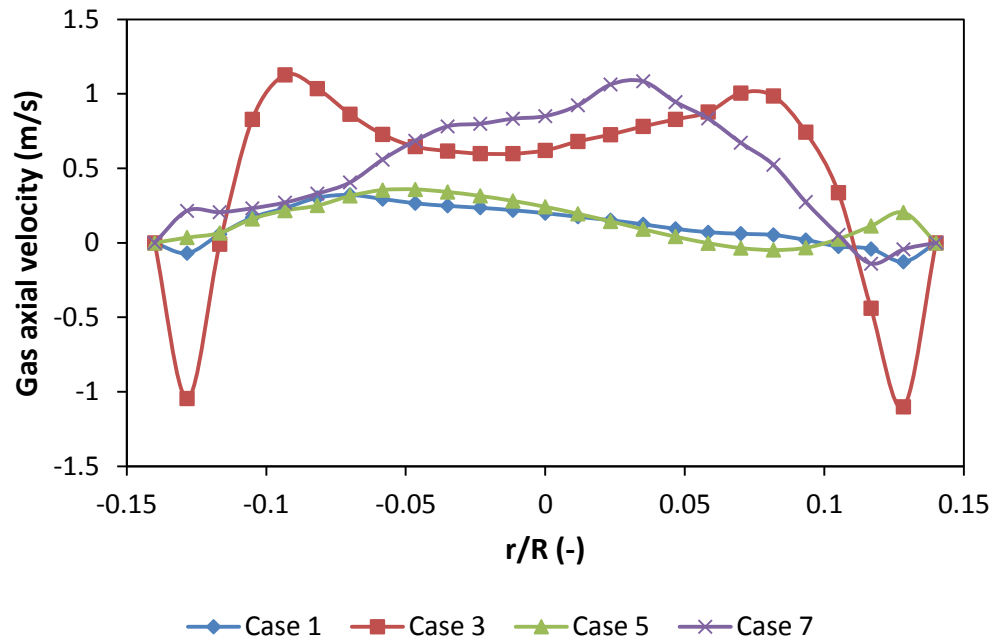
รูปที่ 4.6 (ต่อ) การกระจายตัวในแนวรัศมีของค่าความเร็วในแนวแกนของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูง ก) 0.1 เมตร ข) 0.2 เมตร และ ค) 0.3 เมตร

ก)

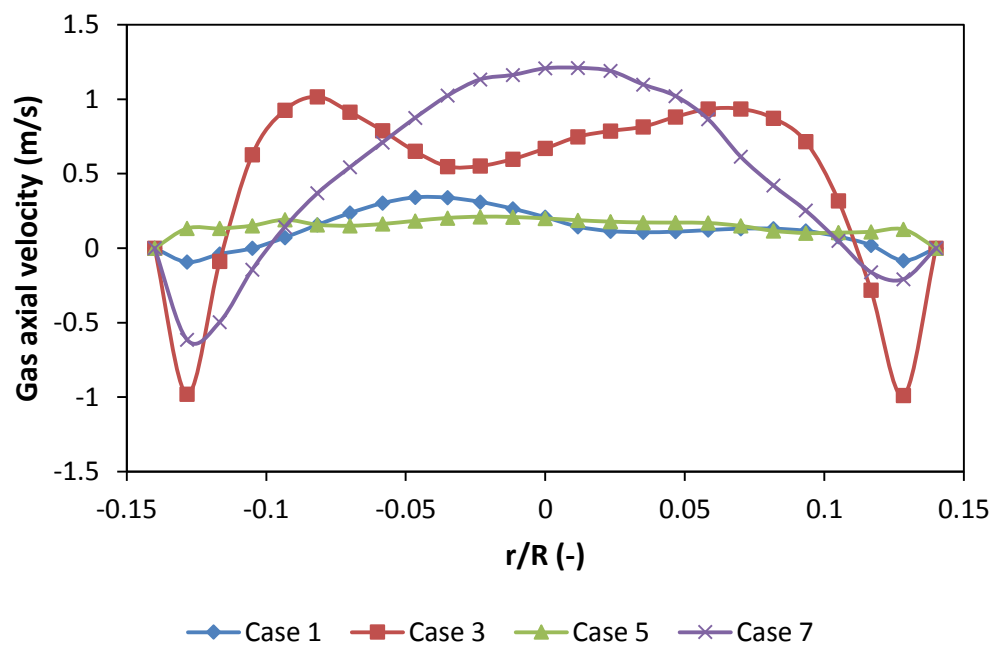


รูปที่ 4.7 การกระจายตัวในแนวรัศมีของค่าความเร็วในแนวแกนของแก๊สโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูง ก) 0.1 เมตร ข) 0.2 เมตร และ ค) 0.3 เมตร

ข)



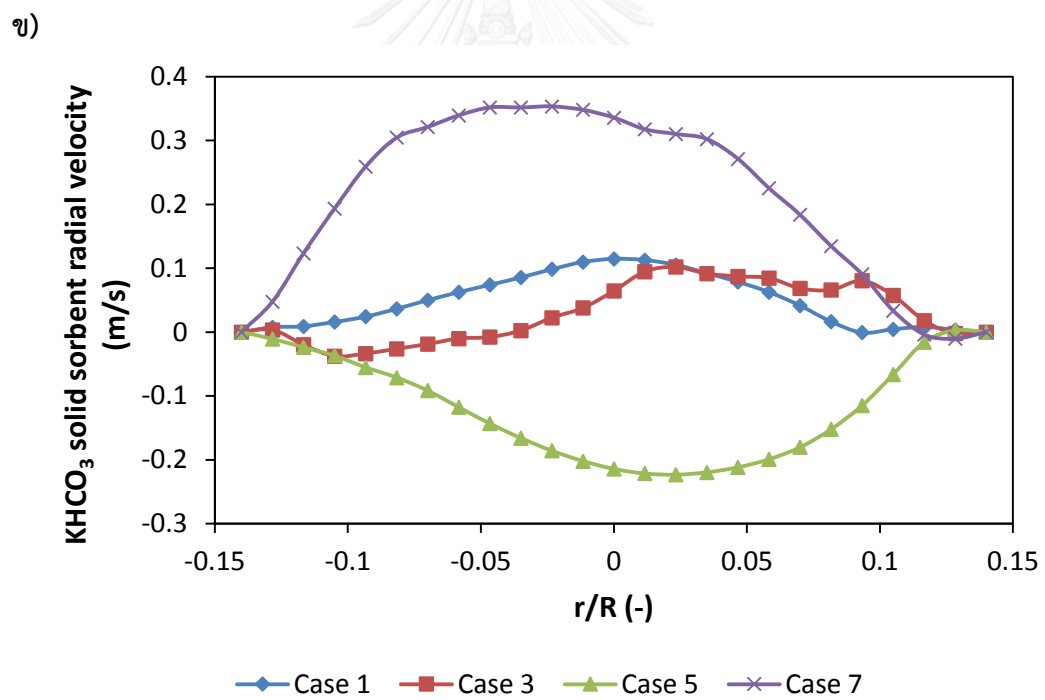
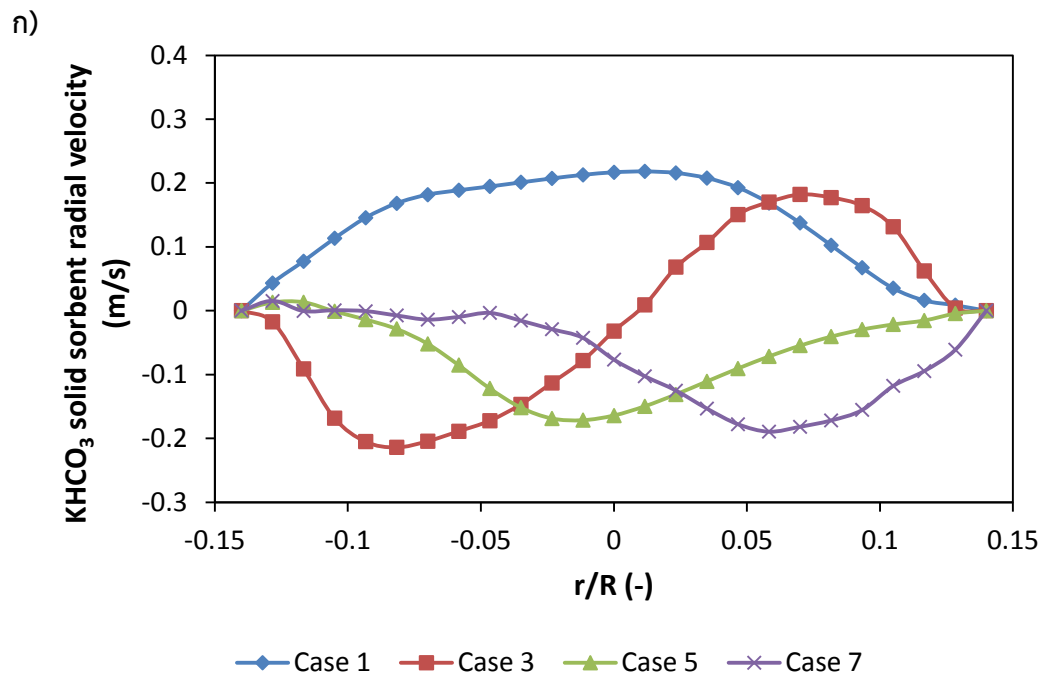
ค)



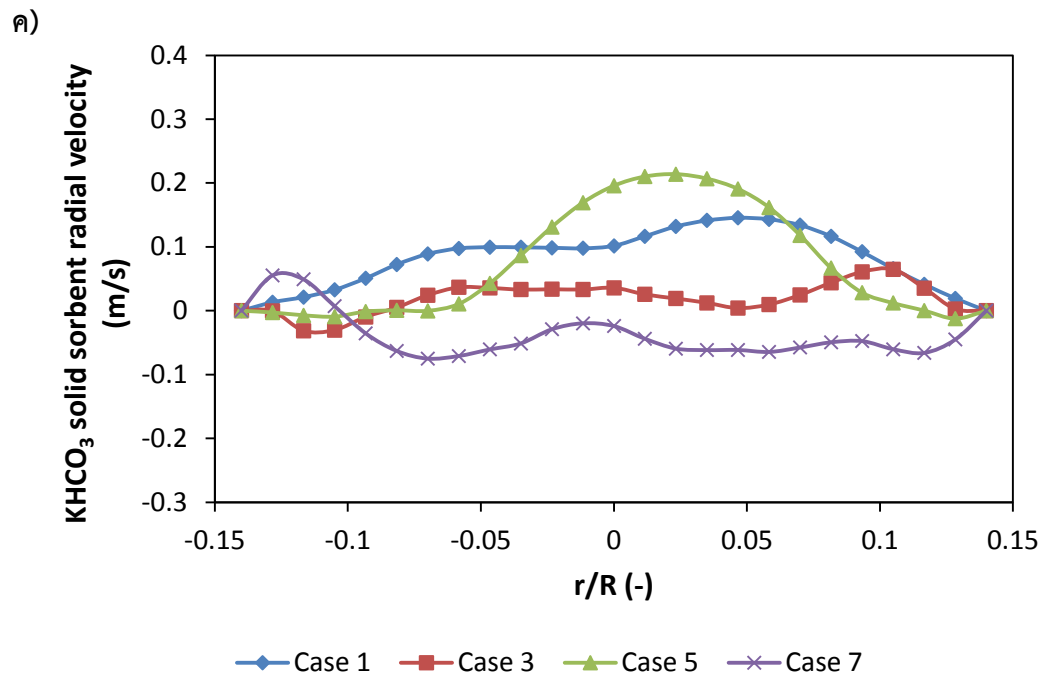
รูปที่ 4.7 (ต่อ) การกระจายตัวในแนวรัศมีของค่าความเร็วในแนวแกนของแก๊สโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูง ก) 0.1 เมตร ข) 0.2 เมตร และ ค) 0.3 เมตร

จากการจำลองการกระจายตัวในแนวรัศมีของค่าความเร็วในแนวรัศมีของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตและแก๊สโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูงต่างๆ แสดงดังรูปที่ 4.8 และ 4.9 พบว่า รูปแบบความเร็วของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตและแก๊สจะมีแนวโน้มที่ใกล้เคียงกัน ดังนั้นจึงเลือกพิจารณาที่ความเร็วของอนุภาคของแข็ง ในกรณีที่ 1 และกรณีที่ 3 มีค่าความเร็วเป็นบวกและเป็นลบ ตามลำดับ ซึ่งเครื่องหมายบวกและลบเป็นตัวแสดงทิศทางการเคลื่อนที่ของอนุภาคของแข็ง โดยค่าบวก แสดงถึงอนุภาคของแข็งมีทิศทางการเคลื่อนที่ไปทางขวาและค่าลบ แสดงถึงอนุภาคของแข็งมีทิศทางการเคลื่อนที่ไปทางซ้าย ซึ่งกรณีที่ 1 มีเฉพาะค่าความเร็วที่เป็นบวก และกรณีที่ 3 มีค่าความเร็วที่เป็นลบ ซึ่งหมายความว่า อนุภาคของแข็งนั้นจะเคลื่อนที่ไปทางเดิวนั่นเอง ซึ่งลักษณะการเคลื่อนที่รูปแบบนี้ทำให้อนุภาคของแข็งไม่เกิดการผสมในแนวรัศมี อีกทั้งอาจเกิดการจับตัวเป็นกลุ่มก้อนของอนุภาคของแข็ง ส่วนกรณีที่ 3 และ 7 มีค่าความเร็วเป็นลบและบวก แสดงว่า อนุภาคของแข็งนั้นจะมีทิศทางการเคลื่อนที่บริเวณผนังทางด้านซ้ายและค่าความเร็วในแนวรัศมีของอนุภาคของแข็งที่เป็นบวกจะมีทิศทางการเคลื่อนที่บริเวณผนังทางด้านขวา ซึ่งลักษณะการเคลื่อนที่รูปแบบนี้ อนุภาคของแข็งนั้นจะวิ่งเข้าหากันที่บริเวณตรงกลางของเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งการวิ่งเข้าหากันของอนุภาคของแข็งจะทำให้อนุภาคของแข็งเกิดการผสมกันในแนวรัศมีมากขึ้นและลดการเกิดการจับตัวกันเป็นกลุ่มก้อนของอนุภาคของแข็งบริเวณผนังอีกด้วย และเมื่อระดับความสูงเพิ่มขึ้น ค่าความเร็วของอนุภาคของแข็งจะลดลงเข้าใกล้ศูนย์ ซึ่งหมายความว่า อนุภาคของแข็งมีทิศทางการเคลื่อนที่ในแนวรัศมีต่ำมากและเกิดการผสมกันระหว่างอนุภาคของแข็งน้อยมาก

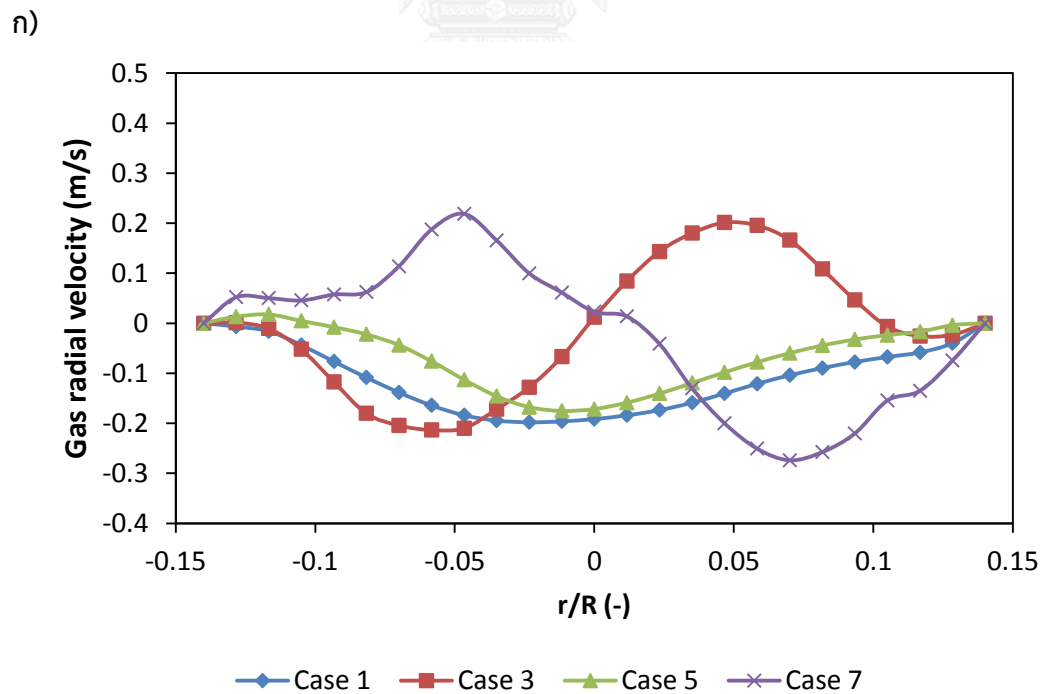
เมื่อเปรียบเทียบระหว่างค่าความเร็วในแนวแกนและค่าความเร็วในแนวรัศมีจะพบว่า ค่าความเร็วในแนวแกนมีค่าสูงกว่าค่าความเร็วในแนวรัศมี เนื่องจากในระบบนี้เป็นกรไหลในทิศทางตามแนวแกน และเมื่อเปรียบเทียบระหว่างค่าความเร็วของแก๊สและค่าความเร็วของอนุภาคของแข็ง จะพบว่า ค่าความเร็วของแก๊สมีค่าสูงกว่าค่าความเร็วของอนุภาคของแข็ง เนื่องจากในระบบมีการป้อนแก๊สด้วยความเร็ว ในขณะที่อนุภาคของแข็งไม่ได้ถูกป้อนด้วยความเร็ว แต่อาศัยความเร็วของแก๊สทำให้อนุภาคของแข็งเกิดการเคลื่อนที่ได้



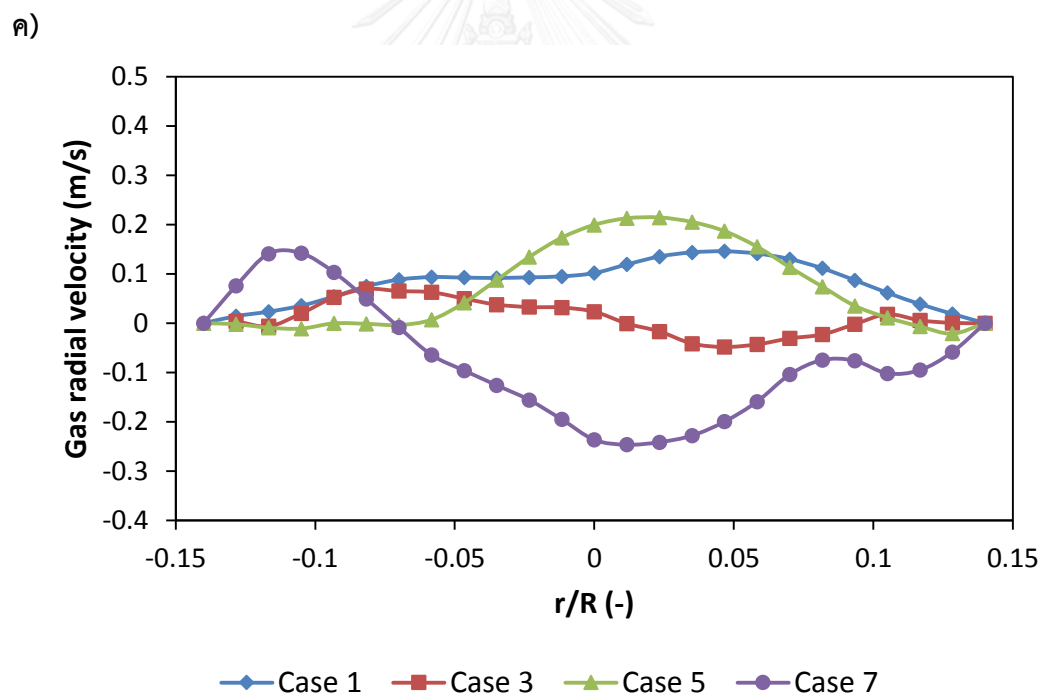
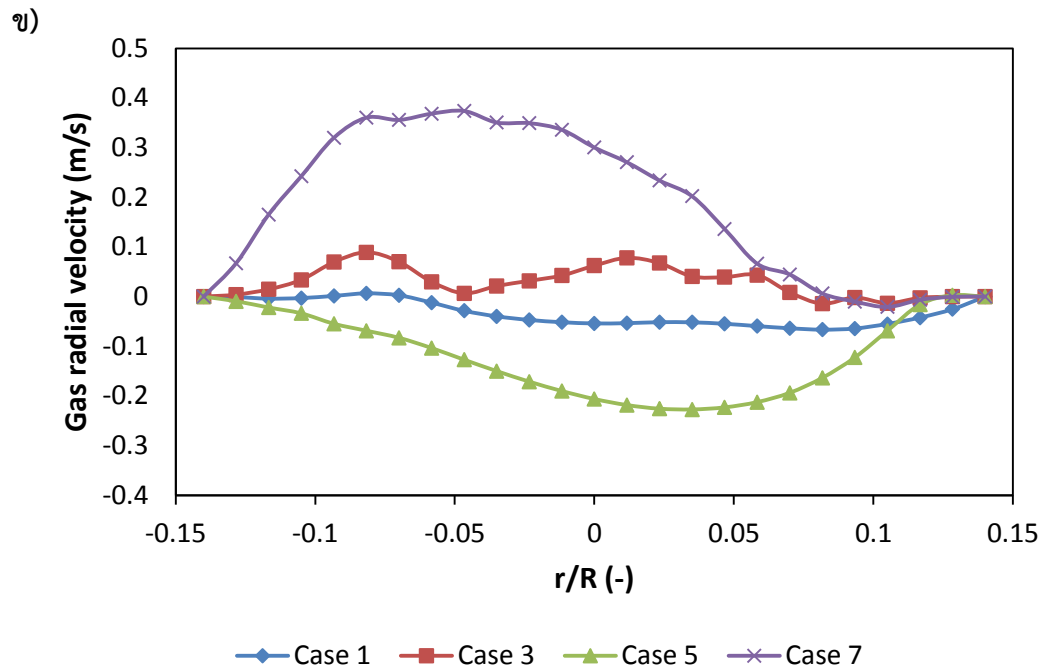
รูปที่ 4.8 การกระจายตัวในแนวรัศมีของค่าความเร็วในแนวรัศมีของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูง ก) 0.1 เมตร ข) 0.2 เมตร และ ค) 0.3 เมตร



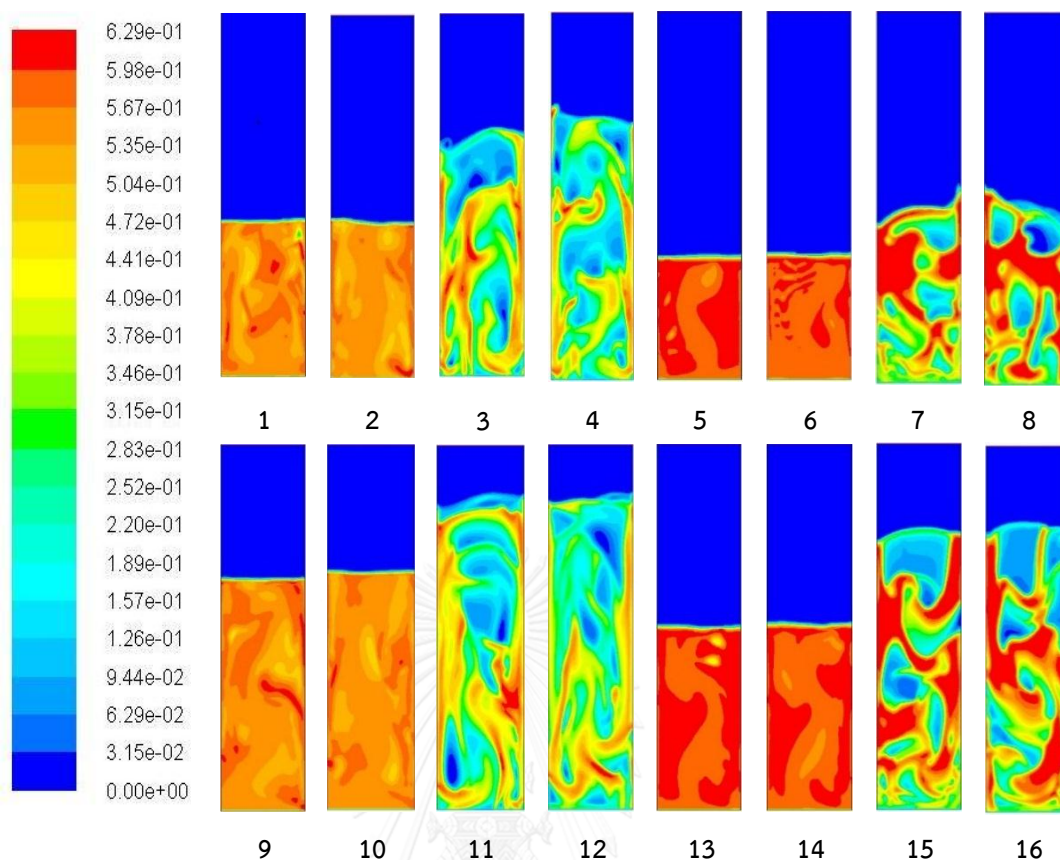
รูปที่ 4.8 (ต่อ) การกระจายตัวในแนวรัศมีของค่าความเร็วในแนวรัศมีของตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูง ก) 0.1 เมตร ข) 0.2 เมตร และ ค) 0.3 เมตร



รูปที่ 4.9 การกระจายตัวในแนวรัศมีของค่าความเร็วในแนวรัศมีของแก๊สโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับความสูง ก) 0.1 เมตร ข) 0.2 เมตร และ ค) 0.3 เมตร



รูปที่ 4.9 (ต่อ) การกระจายตัวในแนวรัศมีของค่าความเร็วในแนวรัศมีของแก๊สโดยเวลาเฉลี่ยที่ระดับ
ความสูง ก) 0.1 เมตร ข) 0.2 เมตร และ ค) 0.3 เมตร



รูปที่ 4.10 คอนทัวร์ของสัดส่วนของตัวดูดซับโพแทสเซียมคาร์บอเนตเชิงปริมาตรทุกกรณีที่
เวลา 30 วินาที

4.1.3.3 ผลของการวิเคราะห์ความแปรปรวน (Analysis of Variance; ANOVA)

จากการจำลองของตัวแปรดำเนินการทั้ง 4 ตัวแปร แสดงดังตารางที่ 3.3 มีตัวแปรตอบสนองคือ ขนาดของฟองแก๊ส สามารถนำข้อมูลที่ได้จากการจำลอง คือ สัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตร มาคำนวณหาขนาดของฟองแก๊สได้จากสมการ (3.23), (3.24) และ (3.25) ซึ่งเป็นสมการจากงานวิจัยที่ผ่านมา [46] ผลสรุปของขนาดฟองแก๊สทั้ง 3 สมการ แสดงดังตารางที่ 4.2 จากผลขนาดของฟองแก๊ส พบว่า ในกรณีที่ 1, 2, 5, 6, 9, 10, 13 และ 14 ขนาดฟองแก๊สจะเท่ากับ 0 เนื่องจากขั้นตอนในการหาขนาดของฟองแก๊สในกรณีดังกล่าว สัดส่วนเชิงปริมาตรของแก๊สมีค่าน้อยกว่า 0.8 ดังนั้น จึงให้ช่วงบริเวณนั้นไม่มีฟองแก๊ส แต่ในทางความเป็นจริงบริเวณช่วงนั้นจะมีฟองแก๊สแต่ขนาดของฟองแก๊สนั้นจะมีขนาดเล็กมากๆ จากนั้น คำนวณหาขนาดฟองแก๊สทั้ง 3 สมการ พบว่า ขนาดฟองแก๊สที่คำนวณมาจากสมการ (3.24) ได้ผลใกล้เคียงกับทฤษฎีของ Davidson และ Harrison [50] มากที่สุด ดังนั้น ค่าของขนาดฟองแก๊สที่คำนวณมาจากสมการ (3.24) จึงใช้เป็นค่าของตัวแปรตอบสนองที่จะนำไปใช้ในการวิเคราะห์ความแปรปรวนต่อไป ซึ่งสรุปผลได้แสดงดังตารางที่ 4.3

ตารางที่ 4.2 ผลของขนาดของฟองแก๊สที่ได้จากการจำลองและทฤษฎี

กรณี	ขนาดฟองแก๊ส (เซนติเมตร)			ทฤษฎีของ Davidson และ Harrison
	สมการจากงานวิจัยที่ผ่านมา			
	(3.23)	(3.24)	(3.25)	
1	0	0	0	1.6975
2	0	0	0	1.6935
3	12.2813	6.7766	0.1182	4.8673
4	12.2511	6.8701	0.1160	4.8664
5	0	0	0	1.9130
6	0	0	0	1.9210
7	9.1689	4.6806	0.1288	4.5085
8	9.5555	4.6987	0.1153	4.5062
9	0	0	0	2.3093
10	0	0	0	2.3039
11	13.0710	6.2799	0.1412	6.6062
12	12.3449	6.2844	0.1358	6.6051
13	0	0	0	2.6025
14	0	0	0	2.6133
15	9.9659	4.9988	0.1346	6.1230
16	10.3913	5.7555	0.1369	6.1200

ตารางที่ 4.3 การออกแบบการทดลองแบบ 2^4 ของการศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการและค่าตัวแปรตอบสนองที่ได้จากการจำลองอุทกพลศาสตร์

กรณี	อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส) A	ความเร็วแก๊ส (เมตรต่อวินาที) B	ขนาดอนุภาคของแข็ง (ไมโครเมตร) C	ความสูงเบด (เมตร) D	ขนาดของฟอง แก๊ส (เซนติเมตร)
1	150	0.065	175	0.4	0
2	200	0.065	175	0.4	0
3	150	0.38	175	0.4	6.7766
4	200	0.38	175	0.4	6.8701
5	150	0.065	300	0.4	0
6	200	0.065	300	0.4	0
7	150	0.38	300	0.4	4.6806
8	200	0.38	300	0.4	4.6987
9	150	0.065	175	0.6	0
10	200	0.065	175	0.6	0
11	150	0.38	175	0.6	6.2799
12	200	0.38	175	0.6	6.2844
13	150	0.065	300	0.6	0
14	200	0.065	300	0.6	0
15	150	0.38	300	0.6	4.9988
16	200	0.38	300	0.6	5.7555

จากตารางที่ 4.3 พบว่า กรณีที่ 1, 2, 5, 6, 9, 10, 13 และ 14 ซึ่งจะสังเกตเห็นได้ว่า ทุกกรณีที่กล่าวมาข้างต้นจะเห็นได้ว่า มีความเร็วแก๊ส 0.065 เมตรต่อวินาทีเหมือนกัน ซึ่งจะส่งผลให้มีขนาดฟองแก๊สที่เล็กมาก จนแทบมีขนาดของฟองแก๊สเท่ากับ 0 ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบฟองแก๊ส ส่วนในกรณีที่ 4 ทำให้มีค่าขนาดของฟองแก๊สใหญ่มากที่สุด ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบดแบบฟองแก๊ส โดยมีขนาดฟองแก๊สเท่ากับ 6.8701 เซนติเมตร แสดงดังรูปที่ 4.10 จากรูปแสดง คอนทัวร์ของสัดส่วนของตัวดูดซับโพแทสเซียมคาร์บอเนตเชิงปริมาตรทุกกรณีที่เวลา 30 วินาที จะเห็นได้ว่า ในกรณีที่ 1, 2, 5, 6, 9, 10, 13 และ 14 ไม่มีฟองแก๊สในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดซ์เบด สังเกตได้จากสีของคอนทัวร์ ซึ่งเป็นสีแดงไปจนถึงสีส้มอ่อน แสดงถึงปริมาณของอนุภาคของแข็งที่สูง จึงไม่มีสัดส่วนช่องว่างของอากาศหรือฟองแก๊สเลย ส่วนกรณีที่ 4 จะเห็นได้ชัดเจนว่า มีฟองแก๊สอยู่ในเครื่องปฏิกรณ์

ฟลูอิดซ์เบดแบบฟองแก๊ส สังเกตได้จาก สีของคอนทัวร์จะเป็นสีน้ำเงินไปจนถึงสีฟ้าอ่อน แสดงถึง ปริมาณของอนุภาคของแข็งน้อย ทำให้มีสัดส่วนช่องว่างของอากาศหรือฟองแก๊สมาก

ตารางที่ 4.4 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นขนาดของฟองแก๊ส

Source	Sum of Squares	Degree of freedom	Mean Square	F-value	P-value
A	0.047592	1	0.047592	0.560603	0.4784
B	134.2393	1	134.2393	1581.238	< 0.0001
C	2.308366	1	2.308366	27.19082	0.0012
D	0.005354	1	0.005354	0.063068	0.8089
AD	0.026383	1	0.026383	0.310775	0.5946
BC	2.308366	1	2.308366	27.19082	0.0012
BD	0.005354	1	0.005354	0.063068	0.8089
CD	0.377431	1	0.377431	4.445855	0.0729
Residual	0.594265	7	0.084895		
Total	139.9124	15			

จากการวิเคราะห์ความแปรปรวนของตัวแปรตอบสนองเป็นค่าของขนาดฟองแก๊ส สามารถสรุปผลได้แสดงดังตารางที่ 4.4 พบว่า ตัวแปรที่ส่งผลต่อขนาดของฟองแก๊ส คือ ความเร็วแก๊ส (B) ขนาดอนุภาคของแข็ง (C) และอันตรกิริยาระหว่างความเร็วแก๊สและขนาดอนุภาคของแข็ง (BC) เนื่องจาก ค่า p-value น้อยกว่า 0.05 ซึ่งทางทฤษฎีของวิธีการออกแบบการทดลอง กำหนดไว้ว่า ตัวแปรใดที่มีค่า p-value น้อยกว่า 0.05 ที่ค่าความเชื่อมั่นร้อยละ 95 ตัวแปรตัวนั้นจะส่งผลต่อค่าของตัวแปรตอบสนอง

จากรูปที่ 4.11 กราฟแสดงผลของตัวแปรหลักที่มีผลต่อขนาดของฟองแก๊ส พบว่า ตัวแปร B แสดงผลเชิงบวก และตัวแปร C แสดงผลเชิงลบ หมายความว่า เมื่อเพิ่มความเร็วของแก๊สจะส่งผลต่อขนาดของฟองแก๊สที่มีขนาดใหญ่มากขึ้น ซึ่งผลที่ได้จะสอดคล้องกับงานวิจัยที่ผ่านมาของ Girimonte และคณะ [44] และ Verma และคณะ [46] และเมื่อเพิ่มขนาดอนุภาคของแข็งจะส่งผลต่อขนาดของฟองแก๊สที่มีขนาดเล็กลง ซึ่งผลที่ได้จะสอดคล้องกับงานวิจัยที่ผ่านมาของ Huttenhuis และคณะ [51] ในส่วนผลของอันตรกิริยาที่มีผลต่อขนาดของฟองแก๊สที่แสดงดังรูปที่ 4.12 พบว่า ตัวแปร C ที่มีค่าต่ำ (-) และ ค่าสูง (+) ตัวแปร B จะไม่ส่งผลในเชิงลบและเชิงบวก หมายความว่า เมื่อพิจารณาที่ความเร็ว

ของแก๊สที่มีค่าต่ำและขนาดของอนุภาคเล็กหรือใหญ่จะไม่ส่งผลต่อขนาดของฟองแก๊สหรือไม่ทำให้เกิดฟองแก๊ส เนื่องจากความเร็วของแก๊สต่ำไม่สามารถทำให้อนุภาคของแข็งเคลื่อนที่ได้จึงไม่เกิดสัดส่วนช่องว่างของอากาศหรือฟองแก๊สนั่นเอง และเมื่อตัวแปร B ที่มีค่าสูง (+) การลดลงหรือเพิ่มขึ้นของตัวแปร C จะส่งผลในเชิงบวก หมายความว่า เมื่อพิจารณาที่ความเร็วแก๊สสูงและขนาดของอนุภาคของแข็งไม่ว่ามีขนาดเล็กหรือขนาดใหญ่ จะส่งผลต่อขนาดของฟองแก๊สที่เพิ่มขึ้น โดยอนุภาคของแข็งขนาดใหญ่จะส่งผลให้ขนาดของฟองแก๊สใหญ่กว่าอนุภาคของแข็งขนาดเล็ก จากผลทั้งหมดในส่วนนี้จะพบว่า ตัวแปร B หรือความเร็วของฟองแก๊สส่งผลต่อขนาดฟองแก๊สในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบฟองแก๊สมากที่สุด

หลังจากนั้นทำการหาแบบจำลองการถดถอย (Regression model) เพื่อความสะดวกในการนำผลของค่าตัวแปรตอบสนองที่ดีที่สุดเพื่อใช้ในการออกแบบการทดลองต่อไป โดยตัวแปรตอบสนองคือ ขนาดของฟองแก๊ส ทำให้ได้แบบจำลองการถดถอย 1 แบบจำลอง แสดงดังสมการที่ (4.1)

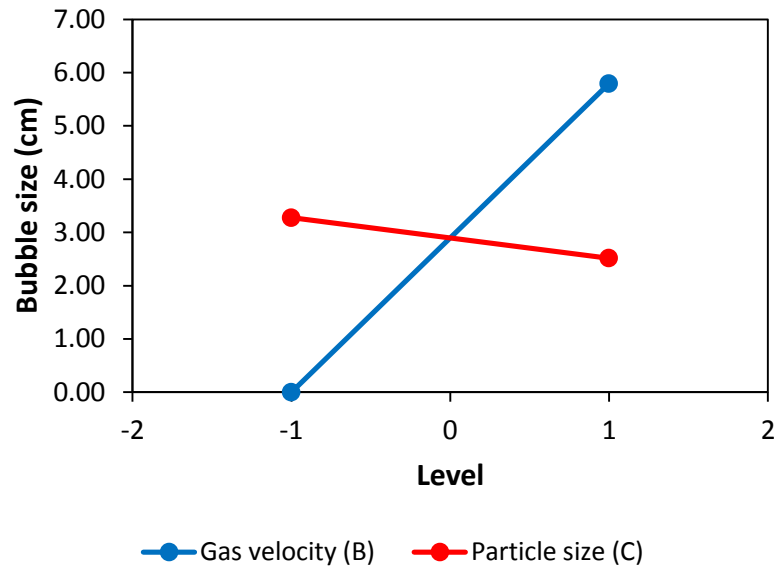
$$Y_1 = 2.8965 + 0.0545X_A + 2.8965X_B - 0.3798X_C + 0.1829X_D + 0.0406X_A X_D - 0.3798X_B X_C + 0.01829X_B X_D + 0.1536X_C X_D \quad (4.1)$$

เมื่อ Y_1 คือ ค่าขนาดของฟองแก๊ส

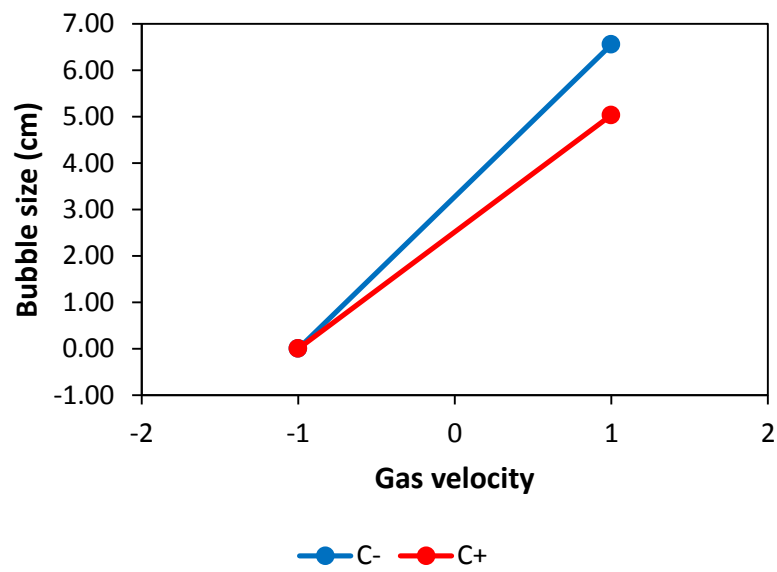
X_A, X_B, X_C และ X_D คือ ค่าเข้ารหัสของตัวแปร A, B, C และ D

ตามลำดับ

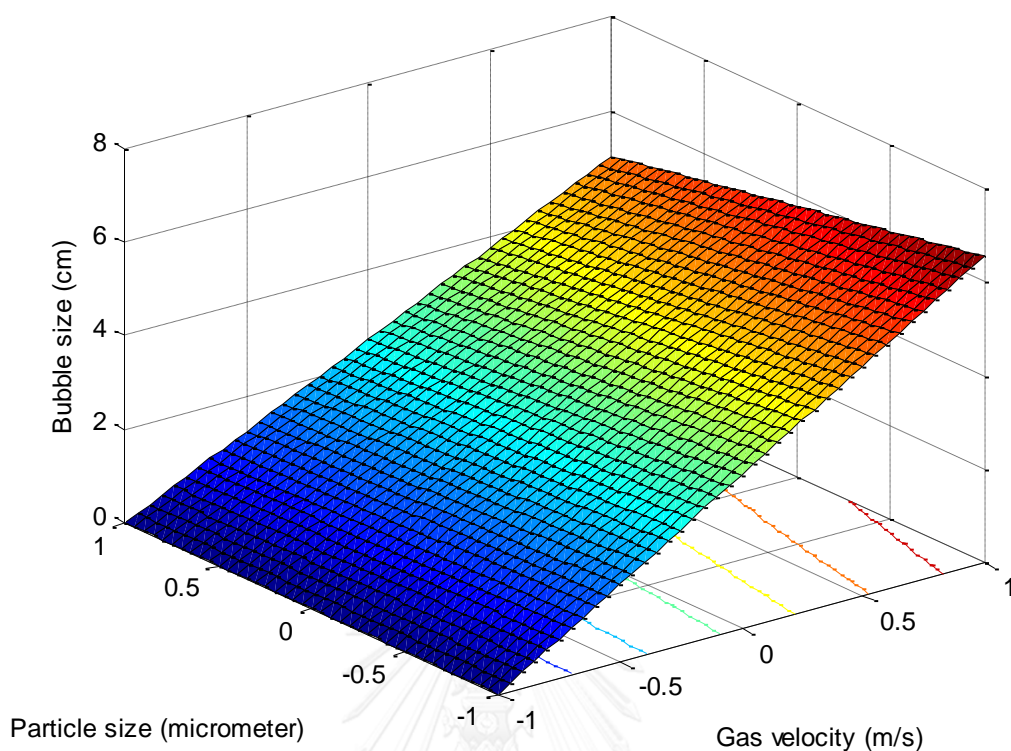
จากนั้นนำแบบจำลองการถดถอยที่ได้ทำการทดสอบความถูกต้องของส่วนตกค้าง แสดงดังรูปที่ ข.1-ข.3 (ภาคผนวก) พบว่า ส่วนตกค้างที่ได้มีการกระจายตัวแบบปกติ มีรูปแบบที่ไม่แน่นอน และมีความแปรปรวนที่คงที่ แสดงว่า แบบจำลองการถดถอยที่ได้นั้นมีความถูกต้อง เมื่อได้แบบจำลองการถดถอยที่มีความถูกต้องแล้ว นำสมการแบบจำลองดังกล่าวมาสร้างกราฟพื้นผิวตอบสนอง (Response surface) ดังรูปที่ 4.13 แสดงกราฟพื้นผิวตอบสนองของขนาดของฟองแก๊ส เมื่อความเร็วแก๊สและขนาดอนุภาคของแข็งแตกต่างกัน พบว่า ที่ขนาดอนุภาคของแข็งทั้งขนาด 175 ไมโครเมตร และ 300 ไมโครเมตร ที่ความเร็วแก๊ส 0.065 เมตรต่อวินาที จะทำให้ไม่มีฟองแก๊สในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบฟองแก๊สเลย



รูปที่ 4.11 ผลของตัวแปรหลักที่มีผลต่อขนาดของฟองแก๊ส



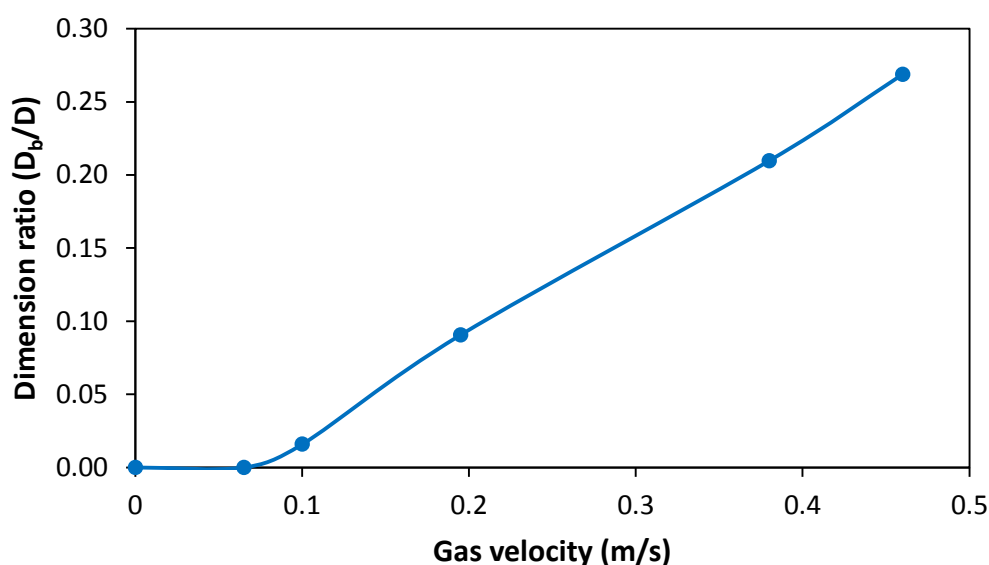
รูปที่ 4.12 ผลของอันตรกิริยาที่มีผลต่อขนาดของฟองแก๊ส



รูปที่ 4.13 พื้นผิวตอบสนองของขนาดของฟองแก๊ส เมื่อความเร็วแก๊สและขนาดอนุภาคของแข็งแตกต่างกัน

จากผลการจำลองอุทกพลศาสตร์ที่กล่าวมา จะพบว่าความเร็วมีผลต่อขนาดของฟองแก๊สเป็นอย่างมาก จึงได้ทำการศึกษามูลของความเร็วที่มีผลต่อขนาดฟองแก๊สเพิ่มเติม โดยกำหนดให้อุณหภูมิ 200 องศาเซลเซียส ขนาดอนุภาคของแข็ง 175 ไมโครเมตร ความสูงของเบด 0.4 เมตร และความเร็วแก๊ส 0.1, 0.195 และ 0.46 เมตรต่อวินาที ตามลำดับ รูปที่ 4.14 แสดงผลของความเร็วแก๊สเปรียบเทียบกับอัตราส่วนของมิติ (Dimension ratio) คือ อัตราส่วนระหว่างขนาดของฟองแก๊ส (D_b) กับขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไรซ์เบด (D) โดยค่าอัตราส่วนระหว่างขนาดของฟองแก๊สกับขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ควรมีค่าน้อยกว่า 1 แสดงถึง ขนาดของฟองแก๊สมีขนาดเล็กกว่าขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ จะเกิดรูปแบบการไหลแบบฟลูอิดไรซ์เบดแบบฟองแก๊ส (Bubbling fluidized bed) โดยถ้าค่ายิ่งน้อยก็ยิ่งดี แต่ถ้าค่าอัตราส่วนระหว่างขนาดของฟองแก๊สกับขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไรซ์เบดมีค่ามากเท่ากับ 1 แสดงว่า ขนาดของฟองแก๊สมีขนาดใหญ่เท่ากับขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งจะเกิดรูปแบบการไหลแบบสลัก (Slugging bed) ทำให้อุณหภูมิของแข็งถูกแยกเป็นชั้นๆ และเกิดการอุดตันในเครื่องปฏิกรณ์ได้ จากผลการจำลองแสดงดังรูปที่ 4.14 พบว่า ที่ความเร็ว 0 เมตรต่อวินาที

อัตราส่วนระหว่างขนาดของฟองแก๊สกับขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดจะเท่ากับศูนย์ ซึ่งหมายความว่า ภายในเครื่องปฏิกรณ์ยังไม่เกิดฟองแก๊สเลย เนื่องจากยังไม่มี การป้อนความเร็วแก๊สเข้าสู่ระบบ ทำให้อุณหภูมิของแข็งไม่มีการเคลื่อนที่จึงยังไม่เกิดฟลูอิดเซชัน และเมื่อเพิ่มความเร็ว 0.065 เมตรต่อวินาที อัตราส่วนระหว่างขนาดของฟองแก๊สกับขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดจะเท่ากับศูนย์เช่นกัน โดยอุณหภูมิของแข็งมีการขยับแล้วแต่ความเร็วยังไม่สามารถทำให้เกิดฟองแก๊สได้หรือเกิดฟองแก๊สน้อยมากๆ และเมื่อเพิ่มความเร็วสูงขึ้นอีกเป็น 0.1, 0.195, 0.38 และ 0.46 เมตรต่อวินาที ตามลำดับ ที่ความเร็วแก๊สเพิ่มขึ้น จะทำให้อัตราส่วนระหว่างขนาดของฟองแก๊สกับขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์สูงขึ้น แสดงว่า เมื่อเพิ่มความเร็วแก๊สสูงขึ้นทำให้ขนาดฟองแก๊สมีขนาดใหญ่ขึ้น และเมื่อพิจารณาที่ความเร็ว 0.46 เมตรต่อวินาที ขนาดของฟองแก๊สเมื่อเทียบกับขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเครื่องปฏิกรณ์ใหญ่ประมาณ 1 ใน 4 ของเครื่องปฏิกรณ์เท่านั้น ซึ่งถือว่า ฟองแก๊สมีขนาดไม่ใหญ่มากที่ทำให้เกิดสลัก (Slugging) จากผลดังกล่าว เราสามารถนำอัตราส่วนของมิติ (Dimension ratio) ไปพิจารณาเพื่อเป็นแนวทางในการออกแบบกระบวนการในอุตสาหกรรมต่อไป



รูปที่ 4.14 ผลของความเร็วของแก๊สที่มีผลต่อ Dimensionless ของขนาดฟองแก๊ส

4.2 ผลของการจำลองปฏิกิริยาเคมี

จากส่วนแรกเป็นการศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการที่ส่งผลต่ออุทกพลศาสตร์ซึ่งเป็นการจำลองในภาวะที่ไม่เกิดปฏิกิริยาเคมีขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบด ในส่วนนี้จะทำการศึกษการจำลองปฏิกิริยาการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตซึ่งเป็นการจำลองในภาวะที่เกิดปฏิกิริยาเคมีขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบด

4.2.1 ผลของตัวแปรดำเนินการที่มีผลต่อการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบฟองแก๊ส

ในส่วนนี้จะเป็นการอภิปรายผลการจำลองการคายคาร์บอนไดออกไซด์โดยการปรับเปลี่ยนภาวะดำเนินการหรือตัวแปรดำเนินการ (Operating Parameter) ที่มีผลต่อการคายแก๊สภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไชน์เบดแบบฟองแก๊สด้วยวิธีการออกแบบการทดลอง (Design of experiment) โดยเลือกใช้วิธีการออกแบบการทดลอง 2^4 และตัวแปรดำเนินการที่ใช้ในงานวิจัยนี้ประกอบด้วย 4 ตัวแปร คือ อุณหภูมิ (Temperature) ความเร็วแก๊ส (Gas velocity) ขนาดของอนุภาค (Particle size) และความสูงเบด (Bed height) เช่นเดียวกันกับในส่วนแรก ค่าตัวแปรตอบสนองที่ใช้ในการวิเคราะห์ผลของตัวแปรดำเนินการเกิดปฏิกิริยาเคมี คือ ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (Molar concentration CO_2) ซึ่งหาได้จากนำข้อมูลจากการจำลองของค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยอินทิเกรตหาพื้นที่ใต้กราฟตั้งแต่ 0 วินาที ไปจนถึงวินาทีสุดท้ายที่ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่คายออกจากตัวดูดซับต่ำกว่า 10^{-7} กิโลกรัมโมลต่อลูกบาศก์เมตร ซึ่งจะได้ปริมาณค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่คายออกจากตัวดูดซับทั้งหมดจนค่าต่ำกว่า 10^{-7} กิโลกรัมโมลต่อลูกบาศก์เมตร

จากตารางที่ 4.5 จากการจำลองปฏิกิริยาเคมีจะเห็นได้ว่า กรณีที่ 14 มีค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มากที่สุด และกรณีที่ 3 มีค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์น้อยที่สุด นั่นหมายความว่า กรณีที่ 14 มีการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตมากที่สุดและกรณีที่ 3 มีการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากตัวดูดซับโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตน้อยที่สุด เมื่อเราพิจารณาที่อุณหภูมิจะเห็นได้ชัดเจนว่า อุณหภูมิมีผลต่อค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่ออุณหภูมิสูงจะให้ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มากขึ้น ซึ่งผลที่ได้นี้สอดคล้องกับงานวิจัยที่ผ่านมา [41] โดยรายงานว่า เมื่อเพิ่มอุณหภูมิสูงขึ้นการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะสูงขึ้นด้วย และเมื่อเราพิจารณาที่ความเร็วแก๊สจะเห็นได้ชัดเจนเช่นกัน ความเร็วแก๊สมีผลต่อค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยเมื่อความเร็วแก๊สต่ำส่งผลให้ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูง เนื่องจากที่

ความเร็วแก๊สสูงทำให้เกิดฟองแก๊สได้มากและมีขนาดใหญ่ทำให้เกิดสัดส่วนช่องว่างระหว่างแก๊สและของแข็งมาก ส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาเคมีไม่ดี ทำให้ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำ ซึ่งผลที่ได้จะสอดคล้องกับผลของอุทกพลศาสตร์ที่ได้กล่าวไปก่อนหน้านี้แล้ว

ตารางที่ 4.5 การออกแบบการทดลองแบบ 2^4 ของการศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการและค่าตัวแปรตอบสนองที่ได้จากการจำลองปฏิกิริยาเคมี

กรณี	อุณหภูมิ (องศา เซลเซียส) A	ความเร็วแก๊ส (เมตรต่อ วินาที) B	ขนาดอนุภาค ของแข็ง (ไมโครเมตร) C	ความสูง เบด (เมตร) D	ค่าโมลาร์ความ เข้มข้นของแก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์ (กิโลกรัมโมลต่อ ลูกบาศก์เมตร)
1	150	0.065	175	0.4	4.424×10^{-6}
2	200	0.065	175	0.4	1.496×10^{-3}
3	150	0.38	175	0.4	1.700×10^{-6}
4	200	0.38	175	0.4	4.916×10^{-4}
5	150	0.065	300	0.4	1.521×10^{-5}
6	200	0.065	300	0.4	2.771×10^{-3}
7	150	0.38	300	0.4	2.779×10^{-6}
8	200	0.38	300	0.4	2.278×10^{-4}
9	150	0.065	175	0.6	1.239×10^{-3}
10	200	0.065	175	0.6	2.661×10^{-3}
11	150	0.38	175	0.6	5.487×10^{-6}
12	200	0.38	175	0.6	2.605×10^{-4}
13	150	0.065	300	0.6	3.833×10^{-5}
14	200	0.065	300	0.6	3.645×10^{-3}
15	150	0.38	300	0.6	6.029×10^{-6}
16	200	0.38	300	0.6	3.441×10^{-4}

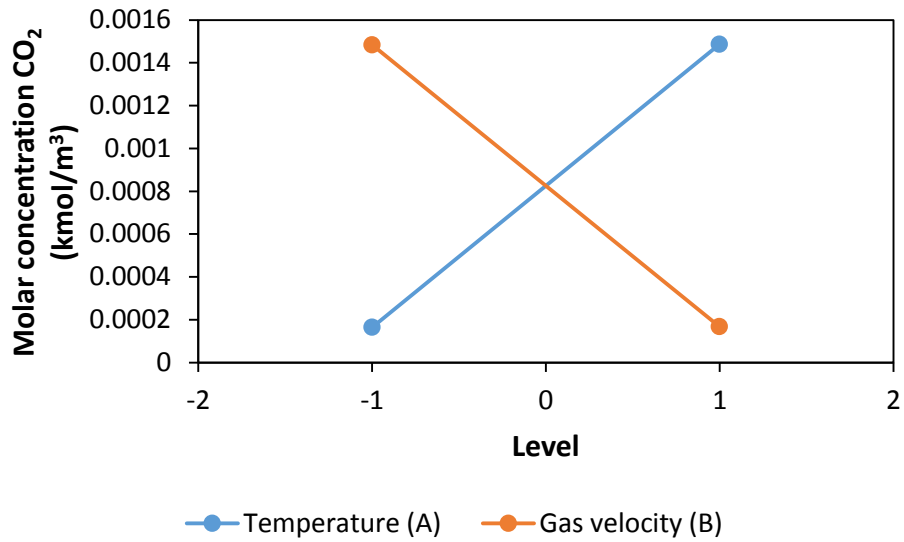
4.2.1.1 ผลของการวิเคราะห์ความแปรปรวน (Analysis of Variance; ANOVA)

จากการวิเคราะห์ความแปรปรวนของตัวแปรดำเนินการของค่าตัวแปรตอบสนองเป็นค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ สามารถสรุปผลได้แสดงดังตารางที่ 4.6 พบว่า ตัวแปรที่ส่งผลต่อค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ คือ อุณหภูมิ (A) ความเร็วแก๊ส (B) และอันตรกิริยาระหว่างอุณหภูมิและความเร็วแก๊ส (AB)

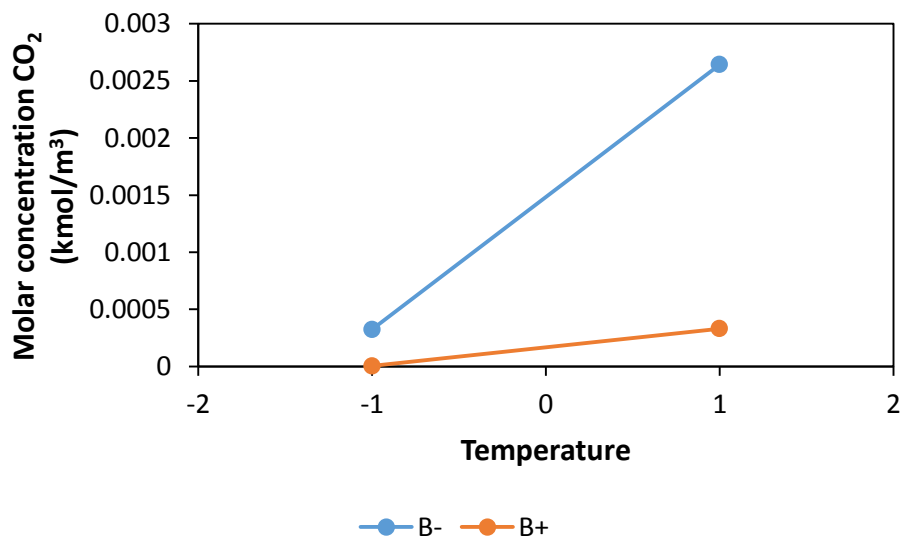
ตารางที่ 4.6 การวิเคราะห์ความแปรปรวนโดยใช้ค่าตัวแปรตอบสนองเป็นค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

Source	Sum of Squares	Degree of freedom	Mean Square	F-Value	P-value
A	7.001×10^{-6}	1	2.189×10^{-6}	7.773326	0.0025
B	6.930×10^{-6}	1	7.001×10^{-6}	24.86018	0.0026
C	4.954×10^{-8}	1	6.930×10^{-6}	24.6063	0.6895
D	6.353×10^{-7}	1	4.954×10^{-8}	0.175914	0.1838
AB	3.968×10^{-6}	1	6.353×10^{-7}	2.255864	0.0095
BC	9.727×10^{-8}	1	3.968×10^{-6}	14.08957	0.5782
BD	7.241×10^{-7}	1	9.727×10^{-8}	0.345377	0.1600
CD	8.348×10^{-8}	1	7.241×10^{-7}	2.571124	0.6058
BCD	2.138×10^{-7}	1	8.348×10^{-8}	0.296411	0.4171
Residual	1.690×10^{-6}	6	2.138×10^{-7}		
Total	2.139×10^{-5}	15			

จากรูปที่ 4.15 แสดงผลของตัวแปรหลักที่มีผลต่อค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่า ตัวแปร A ให้ผลเชิงบวก และตัวแปร B ให้ผลเชิงลบ หมายความว่า เมื่อเพิ่มอุณหภูมิส่งผลให้ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น โดยจากงานวิจัยที่ผ่านมาของ Wu และคณะ [41] รายงานว่า การเพิ่มอุณหภูมิจะส่งผลให้การคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น ซึ่งผลจากการวิเคราะห์ความแปรปรวนที่ได้สอดคล้องกับงานวิจัยที่ผ่านมา ส่วนผลของความเร็วก๊าซ เมื่อเพิ่มความเร็วก๊าซสูงขึ้นส่งผลให้ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง เนื่องจากความเร็วก๊าซที่สูง ทำให้เกิดฟองแก๊สได้มากและมีขนาดใหญ่ จึงเกิดช่องว่างระหว่างแก๊สและของแข็งมาก ส่งผลให้การเกิดปฏิกิริยาเคมีไม่ดี จนทำให้ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์น้อย ซึ่งผลที่ได้จะสอดคล้องกับผลของขนาดฟองแก๊สในส่วนของผลของการจำลองอุทกพลศาสตร์ รูปที่ 4.16 แสดงผลของอันตรกิริยาที่มีผลต่อค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่า ที่ค่าตัวแปร B ทั้งในเชิงลบและเชิงบวก เมื่อตัวแปร A เพิ่มขึ้น แสดงให้เห็นว่า ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มสูงขึ้น โดยที่ตัวแปร B ในเชิงลบ ส่งผลต่อค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงกว่าตัวแปรในเชิงบวก ซึ่งหมายความว่า อุณหภูมิที่สูงขึ้นและความเร็วก๊าซต่ำส่งผลให้ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงขึ้น



รูปที่ 4.15 ผลของตัวแปรหลักที่มีผลต่อค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์



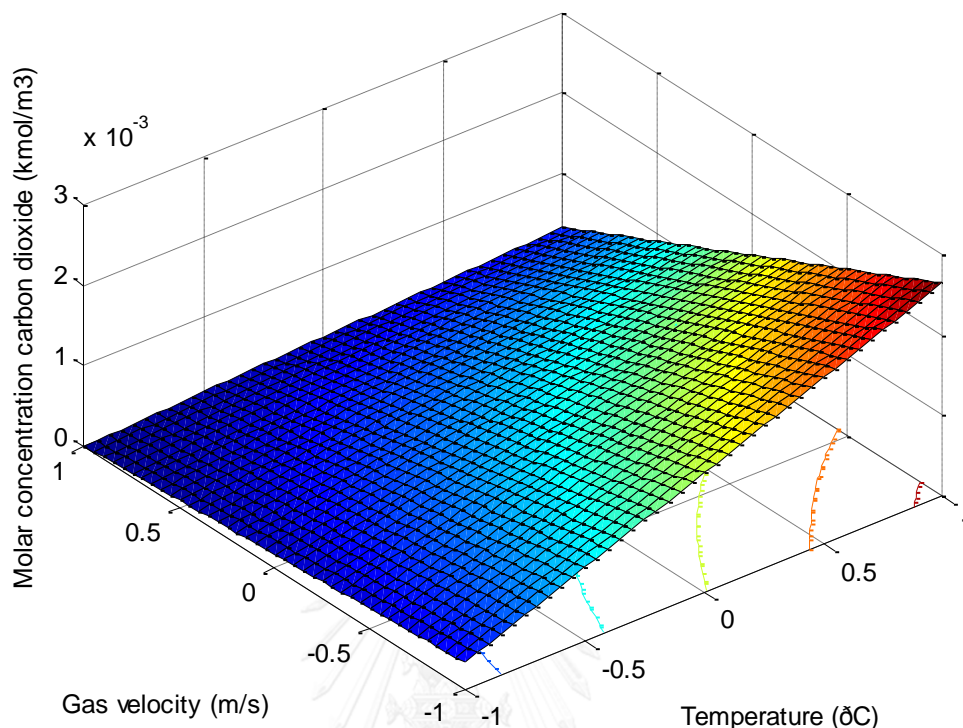
รูปที่ 4.16 ผลของอันตรกิริยาที่มีผลต่อค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

จากการวิเคราะห์ความแปรปรวนนี้ เราสามารถนำไปสร้างแบบจำลองถดถอยได้ โดยตัวแปรตอบสนอง คือ ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แสดงดังสมการที่ (4.2)

$$\begin{aligned}
 Y_2 = & 0.000826 + 0.000661X_A - 0.00066X_B + 0.0000556X_C + 0.000199X_D \\
 & - 0.0005X_A X_B - 0.0000780X_B X_C - 0.000213X_B X_D - 0.0000722X_C X_D \\
 & + 0.0001156X_B X_C X_D
 \end{aligned}
 \tag{4.2}$$

เมื่อ Y_2 คือ ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์
 X_A, X_B, X_C และ X_D คือ ค่าเข้ารหัสของตัวแปร A, B, C และ D ตามลำดับ

จากการทดสอบความถูกต้องของส่วนตกค้างจากแบบจำลองการถดถอยดังสมการ (4.2) แสดงดังรูปที่ ข.4-ข.6 (ภาคผนวก) พบว่า แบบจำลองมีความถูกต้อง เนื่องจากการกระจายตัวอย่างปกติและความแปรปรวนสม่ำเสมอคงที่ ทำให้สามารถนำแบบจำลองการถดถอยที่ได้มาสร้างกราฟพื้นผิวตอบสนอง (Response surface) แสดงดังรูปที่ 4.17 ซึ่งเป็นกราฟพื้นผิวตอบสนองของค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่ออุณหภูมิและความเร็วแก๊สแตกต่างกัน พบว่า ที่อุณหภูมิ 200 องศาเซลเซียส และความเร็วแก๊ส 0.065 เมตรต่อวินาที ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงที่สุด และที่อุณหภูมิ 150 องศาเซลเซียส และความเร็วแก๊ส 0.38 เมตรต่อวินาที ทำให้ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำที่สุด นั่นหมายความว่า เมื่อเพิ่มอุณหภูมิสูงขึ้นและลดความเร็วแก๊สส่งผลทำให้ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น แต่เมื่อลดอุณหภูมิต่ำลงและเพิ่มความเร็วแก๊สสูงขึ้นส่งผลทำให้ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง โดยถ้าค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูง แสดงว่าสามารถคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้มาก และค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำ แสดงว่า สามารถคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้น้อย



รูปที่ 4.17 พื้นผิวตอบสนองของค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่ออุณหภูมิและความเร็วแก๊สแตกต่างกัน

จากผลการจำลองของอุทกพลศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สนี้ ความเร็วของแก๊สเป็นตัวแปรสำคัญอย่างมีนัยสำคัญต่ออุทกพลศาสตร์ โดยความเร็วแก๊สจะส่งผลต่อขนาดของฟองแก๊ส คือ ขนาดของฟองแก๊สขึ้นอยู่กับความเร็วแก๊ส เมื่อความเร็วแก๊สสูงจะทำให้ขนาดฟองแก๊สมีขนาดใหญ่ และเมื่อความเร็วแก๊สต่ำจะทำให้ขนาดฟองแก๊สมีขนาดเล็ก การเลือกความเร็วแก๊สที่ใช้ในเครื่องปฏิกรณ์จึงต้องเป็นความเร็วที่เหมาะสมกับกระบวนการนั้น อีกทั้งเมื่อดูผลจากการจำลองปฏิกิริยาเคมี ทำให้รู้ตัวแปรที่สำคัญในการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบด โดยตัวแปรอุณหภูมิเป็นตัวแปรสำคัญต่อการคายแก๊ส เราสามารถนำตัวแปรที่เกี่ยวข้องไปพิจารณาควบคู่ทั้งพฤติกรรมของอุทกพลศาสตร์และปฏิกิริยาเคมีต่อการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สได้ ดังนั้น จากผลการจำลองทั้งหมดสามารถเป็นแนวทางในการพัฒนาต่อในภาคอุตสาหกรรมต่างๆได้ ด้วยการออกแบบกระบวนการทางคณิตศาสตร์ของการจำลองตัวแปรดำเนินการโดยการปรับค่าของตัวแปร เพื่อให้ได้ค่าตัวแปรที่เหมาะสมและเกิดประสิทธิภาพที่ดีที่สุด อีกทั้งยังสามารถช่วยลดค่าใช้จ่ายในการปฏิบัติงานจริงได้

บทที่ 5

สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการวิจัย

งานวิจัยนี้ทำการศึกษาการจำลองอุทกพลศาสตร์และการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบฟองแก๊สด้วยวิธีพลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ แบบจำลองที่ใช้ในงานวิจัยนี้ คือ แบบออยเลอร์เลียน – ออยเลอร์เลียน การสรุปผลการวิจัยแบ่งออกเป็น 2 หัวข้อ คือ 1. การจำลองอุทกพลศาสตร์ และ 2 การจำลองปฏิกิริยาเคมี ซึ่งสามารถสรุปผลได้ดังนี้

5.1.1 การจำลองอุทกพลศาสตร์

5.1.1.1 การจำลองอุทกพลศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบฟองแก๊สโดยเปรียบเทียบกับผลการทดลองจากงานวิจัยของ Taghipour และคณะ [7] และ Liu และคณะ [8] จากผลการกระจายตัวแนวรัศมีของสัดส่วนของแข็งเชิงปริมาตร (Solid volume fraction) เซลล์คำนวณ 12,000 เซลล์ มีความใกล้เคียงกับผลการทดลอง ดังนั้น ในงานวิจัยนี้ใช้พื้นที่ในการคำนวณที่มีเซลล์คำนวณ 12,000 เซลล์ และเวลาที่ใช้ในการคำนวณที่เข้าสู่ภาวะเสถียรเหมือนคงตัวอยู่ในช่วงเวลา 20-30 วินาที

5.1.1.2 การจำลองอุทกพลศาสตร์โดยการปรับเปลี่ยนภาวะดำเนินการหรือตัวแปรดำเนินการ (Operating Parameter) ที่มีผลต่ออุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบฟองแก๊สด้วยวิธีการออกแบบการทดลอง (Design of experiment) จากผลการจำลอง พบว่า จากกรณีศึกษาผลของตัวแปรดำเนินการทั้งหมด 16 กรณี ในกรณีที่ 1, 2, 5, 6, 9, 10, 13 และ 14 ไม่มีฟองแก๊สในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบฟองแก๊ส เลย ส่วนกรณีที่ 4 จะเห็นได้ชัดเจนว่า มีขนาดฟองแก๊สใหญ่ที่สุดในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบฟองแก๊ส จากการวิเคราะห์ความแปรปรวนของตัวแปรตอบสนองเป็นค่าของขนาดฟองแก๊ส พบว่า ตัวแปรที่ส่งผลต่อขนาดของฟองแก๊สที่ความเข้มข้นร้อยละ 95 คือ ความเร็วแก๊ส ขนาดอนุภาคของแข็ง และอันตรกิริยาระหว่างความเร็วแก๊สและขนาดอนุภาคของแข็ง ซึ่งจากการวิเคราะห์ความแปรปรวนนี้ ทำให้ได้แบบจำลองการถดถอยเพื่อความสะดวกต่อการนำผลในงานวิจัยนี้ไปออกแบบการทดลองต่อไปในอนาคต และจากกราฟพื้นผิวตอบสนอง พบว่า ขนาดอนุภาคของแข็งทั้งขนาด 175 ไมโครเมตรและ 300 ไมโครเมตร ที่ความเร็วแก๊ส 0.065 เมตรต่อวินาที จะทำให้ไม่มีฟองแก๊สในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดแบบฟองแก๊ส

5.1.2 การจำลองปฏิกิริยาเคมี

5.1.2.1 การจำลองผลของตัวแปรดำเนินการที่มีผลต่อการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊ส จากผลการจำลองพบว่า กรณีที่ 15 ส่งผลให้มีการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สมากที่สุด จากการวิเคราะห์ความแปรปรวนของตัวแปรตอบสนองเป็นค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์พบว่า ตัวแปรที่ส่งผลต่อค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ความเชื่อมั่นร้อยละ 95 คือ อุณหภูมิ ความเร็วแก๊ส และอันตรกิริยาระหว่างอุณหภูมิและความเร็วแก๊ส เมื่อนำแบบจำลองการถดถอยไปสร้างกราฟพื้นผิวดตอบสนอง พบว่า อุณหภูมิ 200 องศาเซลเซียส และความเร็วแก๊ส 0.065 เมตรต่อวินาที ส่งผลทำค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงสุดหรือเกิดการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มากที่สุด และที่อุณหภูมิ 150 องศาเซลเซียส และความเร็วแก๊ส 0.38 เมตรต่อวินาที ทำให้ค่าโมลาร์ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำที่สุดหรือเกิดการคายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์น้อยที่สุด

5.2 ข้อเสนอแนะ

การจำลองในงานวิจัยนี้เป็นการจำลองการคายคาร์บอนไดออกไซด์จากตัวดูดซับของแข็งโพแทสเซียมไบคาร์บอเนตของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดแบบฟองแก๊สโดยใช้วิธีเชิงความร้อนทั้งภาวะที่ไม่เกิดปฏิกิริยาและเกิดปฏิกิริยาเคมี ในอนาคต อาจมีการพัฒนาโดยการมีเป่าอากาศเข้ามาโดยกำหนดอุณหภูมิของอากาศที่เข้า ซึ่งวิธีนี้จะอาศัยความร้อนของอากาศแลกเปลี่ยนกับอนุภาคของแข็ง อนุภาคของแข็งจะช่วยกระจายความร้อนได้ดี และในงานวิจัยนี้เป็นการจำลองโดยใช้ Discretization scheme แบบ First order upwind scheme ทำให้ผลการจำลองในส่วนของอุทกพลศาสตร์ทำให้เห็นขนาดฟองแก๊สได้ไม่ชัดเจน ส่งผลให้ค่าขนาดของฟองแก๊สมีความคลาดเคลื่อน ดังนั้น เพื่อให้ค่าการจำลองมีความถูกต้องและแม่นยำขึ้นอาจควรเลือกใช้ Second order upwind scheme หรือ Discretization scheme ระดับสูงขึ้นไป

รายการอ้างอิง

1. Zhao, C., X. Chen, and C. Zhao, *Carbonation Behavior and the Reaction Kinetic of a New Dry Potassium-Based Sorbent for CO₂ Capture*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2012. 51(44): p. 14361-14366.
2. Abbasi, E. and H. Arastoopour. *CFD Simulation of CO₂ sorption in a circulating fluidized bed using the deactivation kinetic model in The 10th conference on Circulating Fluidized Beds and Fluidization Technology*. 2011.
3. Yi, C.-K., et al., *Continuous operation of the potassium-based dry sorbent CO₂ capture process with two fluidized-bed reactors*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2007. 1(1): p. 31-36.
4. Wang, L.-W., et al., *Regeneration dynamics of potassium-based sediment sorbents for CO₂ capture*. Korean Journal of Chemical Engineering, 2013. 30: p. 1631-1635.
5. Behjat, Y., S. Shahhosseini, and S.H. Hashemabadi, *CFD modeling of hydrodynamic and heat transfer in fluidized bed reactors*. International Communications in Heat and Mass Transfer, 2008. 35: p. 357-368.
6. Khan, M.J.H., et al., *CFD simulation of fluidized bed reactors for polyolefin production – A review*. Journal of Industrial and Engineering Chemistry 2014. 20: p. 3919-3946.
7. Taghipour, F., N. Ellis, and C. Wong, *Experimental and computational study of gas-solid fluidized bed hydrodynamics*. Chemical Engineering Science 2005. 60: p. 6857-6867.
8. Liu, X., et al., *Hydrodynamic modeling of gas-solid bubbling fluidization based on Energy-Minimization multiscale (EMMS) theory*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2014. 53: p. 2800-2810.
9. Metz, B., et al., *Carbon Dioxide Capture and Storage*. 2005, Cambridge University Press
10. ธงไชย วิฑูรย์, เทคโนโลยีการกักเก็บและการแยกก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จากการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงฟอสซิล. วิศวกรรมสาร มข., 2554. 4: p. 453-467.

11. คทาภูธ ภาชนะ, เอกสารประกอบการสอน วิชา 303432 เคมีพื้นผิว. 2554, ภาควิชาเคมี คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยบูรพา.
12. สมศักดิ์ ดำรงค์ดี, ฟลูอิดไดเซชัน. 2528, กรุงเทพฯ: สำนักพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
13. ยงยุทธ ประจงการ, การจำลองสามมิติของอุทกพลศาสตร์ในท่อโรเตอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน, สาขาเทคโนโลยีเชื้อเพลิง ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์. 2554, จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย: กรุงเทพฯ.
14. Basu, P., *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*. 2006, Taylor & Francis Group, LLC. 470.
15. Kunii, D. and O. Levenspiel, *Fluidization Engineering*. 1991, United State: Butterworth-Heinemann E.U.A.
16. van Ommen, J.R. and N. Ellis, *JMBC/OSPT course Particle Technology 2010 Fluidization*. 2010.
17. Daleffe, R.V. and J.T. Freire, *Analysis of the fluid-dynamic behavior of fluidized and vibrofluidized bed containing glycerol*. Brazilian Journal of Chemical Engineering, 2004. 21: p. 35-46.
18. Grace, J.R., Avidan A.A., and Knowlton T.M., *Circulating fluidized beds*. 1st ed. 1997: Blackie Academic and Professional.
19. Parise, M.R., et al., *Detection of the minimum gas velocity region using spectral pressure distribution in a gas-solid fluidized bed*. Powder Technology, 2008. 182: p. 453-458.
20. Allan, H. and G. Nimalan, *Cryogenic CO₂ Capture in natural gas*. Energy Procedia, 2009. 1: p. 697-706.
21. Yang, R.T., M.-S. Shen, and M. Steinberg, *Fluidized-bed combustion of coal with lime additives : Catalytic Saltation of lime with iron compounds and coal ash*. Environmental Science & Technology, 1978. 12: p. 915-918.
22. Geldart, D., *Gas fluidization Technology*. 1986, New York: John Willey & Sons Inc.
23. Stewart P.S.B. and J.F. Davidson, *Slug flow in fluidized bed* Powder Technology, 1967. 1(2): p. 61-80.
24. Bi, H.T., et al., *A state-of-the-art review of gas-solid turbulent fluidization*. Chemical Engineering Science, 2000. 55: p. 4789-4825.

25. Yerushalmi, J. and N.T. Cankurt, *Further student of the regimes of fluidization*. Powder Technology, 1979. 24(2): p. 187–205.
26. จารุวรรณ บัตปีน, พฤติกรรมการไหลของแก๊สและของแข็งในฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่มีรูปสี่เหลี่ยม, สาขาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์. 2547, จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย: กรุงเทพฯ.
27. พิรพล ฐิตอนันท์, การออกแบบฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน: ผลของลักษณะแอลวาล์วในการไหลที่อุณหภูมิต่ำ, สาขาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์. 2545, จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย: กรุงเทพฯ.
28. ชรินทร์ มัญขันธ์, พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ 2 มิติในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่, สาขาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์. 2554, จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย: กรุงเทพฯ.
29. Yang, W.-C., *Handbook of Fluidization and Fluid-Particle systems*. 2003, New York: Marcel Dekker, Inc. 878.
30. สมบัติ กิรติพรานนท์, การจำลองอุทกพลวัตของอนุภาคในไรเซอร์ของกระบวนการฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน, สาขาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์. 2545, จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย: กรุงเทพฯ.
31. Pantankar, S.V., *Numerical Heat Transfer and Fluid Flow. Series in Computational Methods in Mechanics and Thermal Sciences*. 1980: McGRAW-HILL book company.
32. สมพงษ์ พุทธิวิสุทธิศักดิ์, โปรแกรมคอมพิวเตอร์สำหรับแก้ปัญหาการไหลโดยทั่วไปในเชิงวิศวกรรม, คณะวิศวกรรมศาสตร์. 2545, จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย: กรุงเทพฯ.
33. Montgomery, D.C., *Design and Analysis of Experiments*. 2013: John Wiley & Sons.
34. ประไพศรี สุทัศน์ ณ อยุธยา และ พงศ์ชนัน เหลืองไพฑูริย์, การออกแบบและการวิเคราะห์การทดลอง : *Design and Analysis of Experiment*. 2552: สำนักพิมพ์ท็อป. 464.
35. ปารเมศ ชูติมา, การออกแบบการทดลองทางวิศวกรรม. 2545, กรุงเทพฯ: สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
36. Qing, Z., et al. *Investigation on carbon dioxide regeneration from ammonium bicarbonate solution in a packed reactor*. in 2010 International Conference on Digital Manufacturing & Automation 2010.

37. Qing, Z., et al. *Experimental studies on carbon dioxide desorption from carbonated ammonia solution in a packed column*. 2011 *Third International Conference on Measuring Technology and Mechatronics Automation* 2011.
38. Kim K.C., et al., *The effect of CO₂ or steam partial pressure in the regeneration of solid sorbents on the CO₂ capture efficiency in the two-interconnected bubbling fluidized-beds system*. *Korean Journal of Chemical Engineering* 2011. 28(10): p. 1986-1989.
39. Zhao, C., X. Chen, and C. Zhao, *K₂CO₃/Al₂O₃ for capturing CO₂ in flue gas from power plants. Part 1: Carbonator behaviors of K₂CO₃/Al₂O₃*. *Energy & Fuels* 2012. 26: p. 1401-1405.
40. Zhao, C., X. Chen, and C. Zhao, *K₂CO₃/Al₂O₃ for capturing CO₂ in flue gas from power plants. Part 2: Regeneration Behaviors of K₂CO₃/Al₂O₃*. *Energy & Fuels* 2012. 26: p. 1406-1411.
41. Wu, Y., et al., *K₂CO₃/Al₂O₃ for capturing CO₂ in flue gas from power plants. Part 5: Carbonation and failure behavior of K₂CO₃/Al₂O₃ in the continuous CO₂ sorption-desorption System*. *Energy & Fuels* 2013. 27: p. 4804-4809.
42. Yu, G., et al., *Numerical studies for the CO₂ capture process in a fluidized-bed absorber*. *Energy & Fuels* 2014. 28: p. 4705-4713.
43. Ayobi, M., S. Shahhosseini, and Y. Behjat, *Computational and experimental investigation of CO₂ capture in gas–solid bubbling fluidized bed*. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers* 2014. 45: p. 421–430.
44. Girimonte, R. and B. Formisani, *Effects of operating temperature on the bubble phase properties in fluidized beds of FCC particles*. *Powder Technology*, 2014. 262: p. 14-21.
45. Lajoie, M.S., R.C. Sargent, and Willingboro, *Free-flowing potassium bicarbonate composition*. United State Patent Application ser. No. 08/277605 Jul. 20, 1994.
46. Verma, V., et al., *Effect of Bed size on Hydrodynamics in 3-D Gas-Solid Fluidized Beds*. *AIChE Journal* 2015. 0(0): p. 1-15.
47. Verma, V., et al., *Bubble Dynamics in a 3-D Gas-Solid Fluidized Bed Using Ultrafast Electron Beam X-Ray Tomography and Two-Fluid Model*. *AIChE Journal*, 2014. 60(5): p. 1632-1644.

48. Khongprom, P. and D. Gidaspow, *Compact fluidized bed sorber for CO₂ capture*. *Particuology*, 2010. 8: p. 531-535.
49. Chaiwang, P., B. Chalermsoinsuwan, and P. Piumsomboon, *Thermogravimetric Analysis and Chemical Kinetic For Regeneration of Sodium and Potassium carbonate solid*.
50. Davidson, J.F. and D. Darrison, *Fluidised particles*. 1963, USA: Cambridge University Press. 155.
51. Huttenhuis, P.J.G., J.A.M. Kuipers, and W.P.M. Van Swaij, *The effect of gas-phase density on bubble formation at a single orifice in a two-dimensional gas-fluidized bed* *Chemical Engineering Science*, 1996. 51(24): p. 5273-5288.





ภาคผนวก

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ภาคผนวก ก.

การคำนวณหาขนาดของฟองแก๊สจากทฤษฎีของ Davidson และ Harrison [50]

กรณีที่ 1 :

กำหนดให้ ค่าความเป็นทรงกลม (sphericity ; ψ) เท่ากับ 0.8
 ความหนาแน่นของของแข็ง (ρ_s) เท่ากับ 2394 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
 ความหนาแน่นของแก๊ส (ρ_g) ที่อุณหภูมิ 150°C เท่ากับ 0.8345 กิโลกรัมต่อ
 ลูกบาศก์เมตร
 ความหนืดของของแข็ง (μ) เท่ากับ 1.79×10^{-5} กิโลกรัมต่อเมตร-วินาที
 ขนาดของอนุภาคของแข็ง (d_p) เท่ากับ 0.000175 เมตร
 ความเร็วเริ่มต้น (u_0) เท่ากับ 0.065 เมตรต่อวินาที
 ความสูงเบด (h) เท่ากับ 0.4 เมตร
 เส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์ (D_r) เท่ากับ 0.28 เมตร

1. คำนวณหาสัดส่วนช่องว่างต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดเซชัน (void fraction at the point of minimum fluidization, ε_{mf})

$$\varepsilon_{mf} = 0.586\psi^{-0.72} \left(\frac{\mu^2}{\rho_g \eta d_p^3} \right)^{0.029} \left(\frac{\rho_g}{\rho_s} \right)^{0.021} \quad (\text{ก.1})$$

1.1 คำนวณหา Gravity term (η)

$$\begin{aligned} \eta &= g(\rho_s - \rho_g) \quad (\text{ก.2}) \\ &= (9.81 \text{ m}^2/\text{s}) \times (2,394 - 0.8345 \text{ kg/m}^3) \\ &= 23,476.95 \text{ kg/m}^2\text{s}^2 \end{aligned}$$

1.2 คำนวณพื้นที่หน้าตัด (Cross-sectional area, A_c)

$$\begin{aligned} A_c &= \frac{\pi D^2}{4} \quad (\text{ก.3}) \\ &= \frac{\pi(0.28 \text{ m})^2}{4} = 0.06158 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

ดังนั้น จากสมการ (ก.1) คำนวณหาสัดส่วนช่องว่างต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดเซชัน (ε_{mf}) มีค่าเท่ากับ

$$\begin{aligned} \varepsilon_{mf} &= (0.586)(0.8)^{-0.72} \left[\frac{(1.79 \times 10^{-5} \text{ kg/m} \cdot \text{s})^2}{(0.8345 \text{ kg/m}^3)(23,476.95 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}^2)(0.000175 \text{ m})^3} \right]^{0.029} \\ &\quad \times \left(\frac{0.8345 \text{ kg/m}^3}{2394 \text{ kg/m}^3} \right)^{0.021} = 0.49216 \end{aligned}$$

2. การคำนวณหาขนาดของฟองแก๊สโดยเฉลี่ย (d_b)

$$\frac{d_{bm} - d_0}{d_{bm} - d_{b0}} = e^{-0.3h/D_t} \quad (\text{ก.4})$$

2.1 คำนวณหาความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดเซชัน (Minimum fluidization velocity, u_{mf})

$$u_{mf} = \frac{(\psi d_p)^2}{150\mu} [g(\rho_s - \rho_g)] \frac{\varepsilon_{mf}^3}{1 - \varepsilon_{mf}} \quad (\text{ก.5})$$

$$= \frac{[(0.8)(0.000175 \text{ m})]^2}{(150)(1.79 \times 10^{-5} \text{ kg/m} \cdot \text{s})} (23,476.95 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}^2) \left(\frac{0.49216^3}{1 - 0.49216} \right)$$

$$u_{mf} = 0.040 \text{ m/s}$$

2.2 คำนวณหาขนาดฟองแก๊สที่ใหญ่ที่สุด (Maximum bubble size, d_{bm})

$$d_{bm} = 0.652 [A_c (u_0 - u_{mf})]^{0.4} \quad (\text{ก.6})$$

$$= 0.652 [(0.06158 \text{ m}^2)(0.065 - 0.040) \text{ m/s}]^{0.4} = 0.049 \text{ m}$$

2.3 คำนวณหาขนาดฟองแก๊สที่เล็กที่สุด (Minimum bubble size, d_{b0})

$$d_{b0} = 0.00376 (u_0 - u_{mf})^2 \quad (\text{ก.7})$$

$$= 0.00376 (0.065 - 0.040)^2 = 2.3047 \times 10^{-6} \text{ m}$$

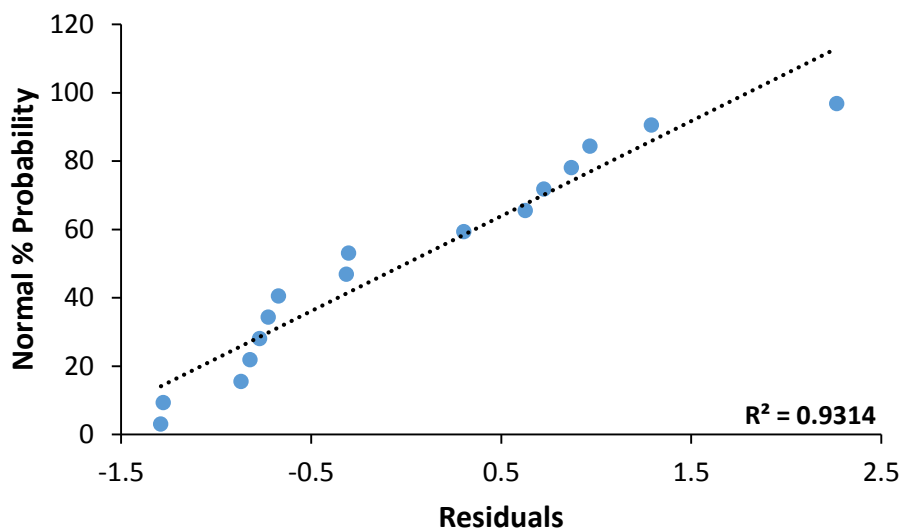
ดังนั้น จากสมการ (ก.4) คำนวณหาขนาดของฟองแก๊สโดยเฉลี่ย (d_b) มีค่าเท่ากับ

$$\frac{0.049 - d_b}{0.049 - (2.3047 \times 10^{-6})} = e^{-0.3(0.4)/0.28}$$
$$d_b = 0.01698 \text{ m} = 1.698 \text{ cm}$$

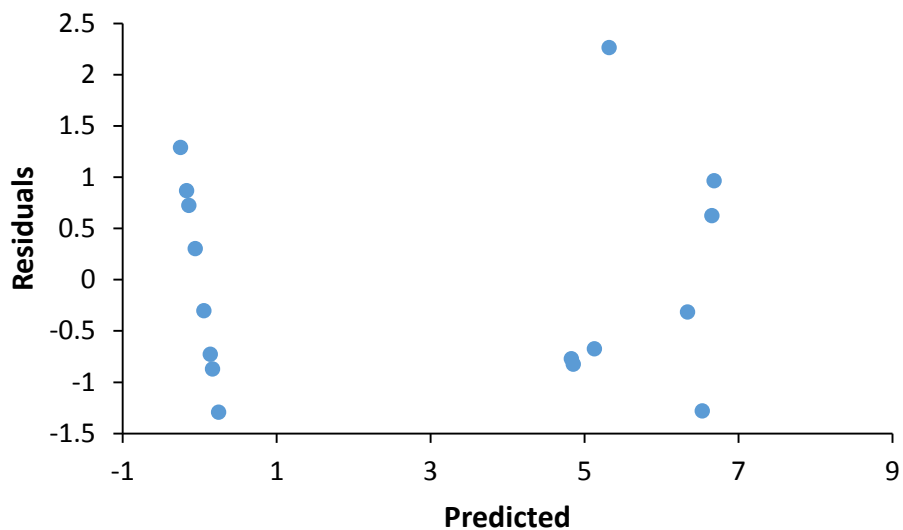


ภาคผนวก ข.

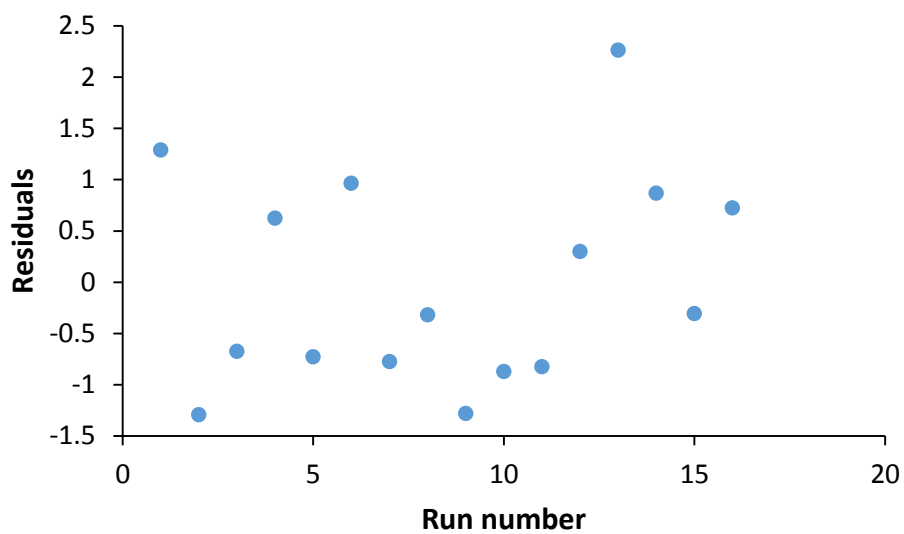
กราฟของส่วนที่ 1 (อุทกพลศาสตร์)



รูปที่ ข.1 กราฟความน่าจะเป็นแบบปกติของส่วนตกค้างในส่วนที่ 1

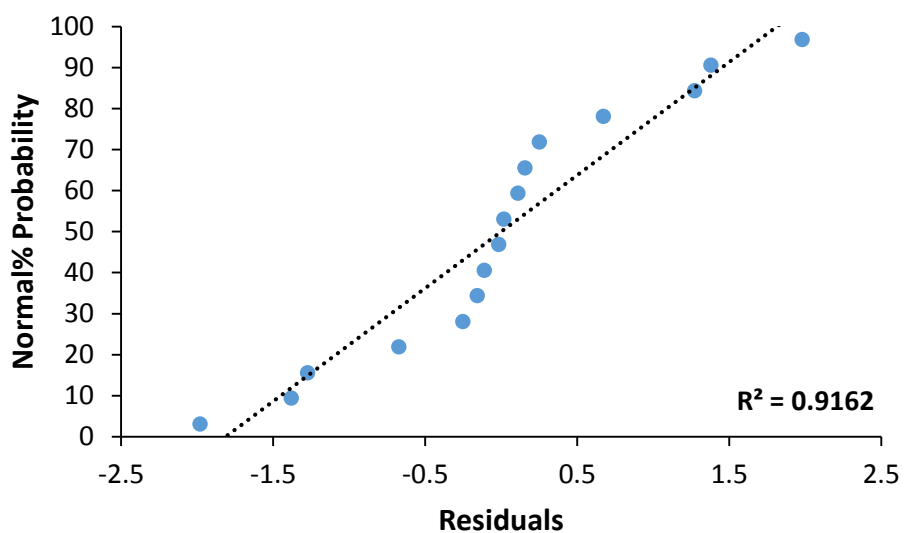


รูปที่ ข.2 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างส่วนตกค้างกับค่าที่ทำนายได้ของสมการที่ (4.1) ในส่วนที่ 1

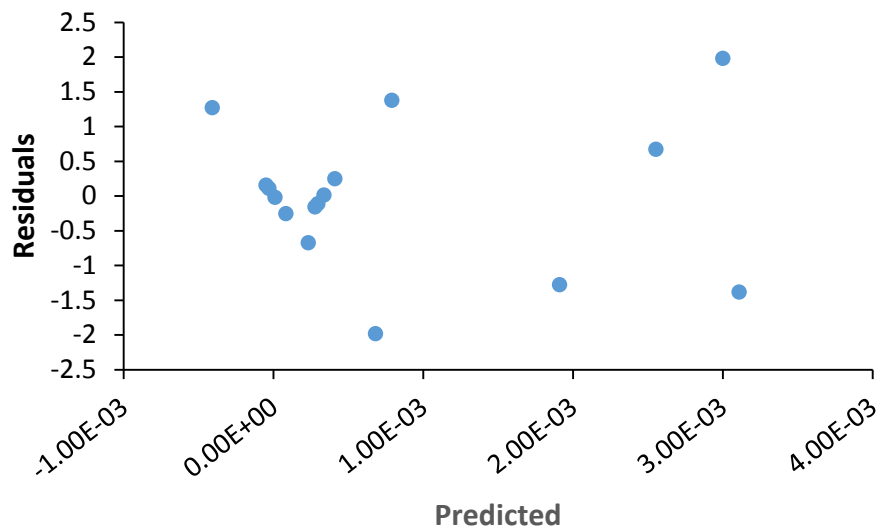


รูปที่ ข.3 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างส่วนตกค้างกับหมายเลขการทดลองในส่วนที่ 1

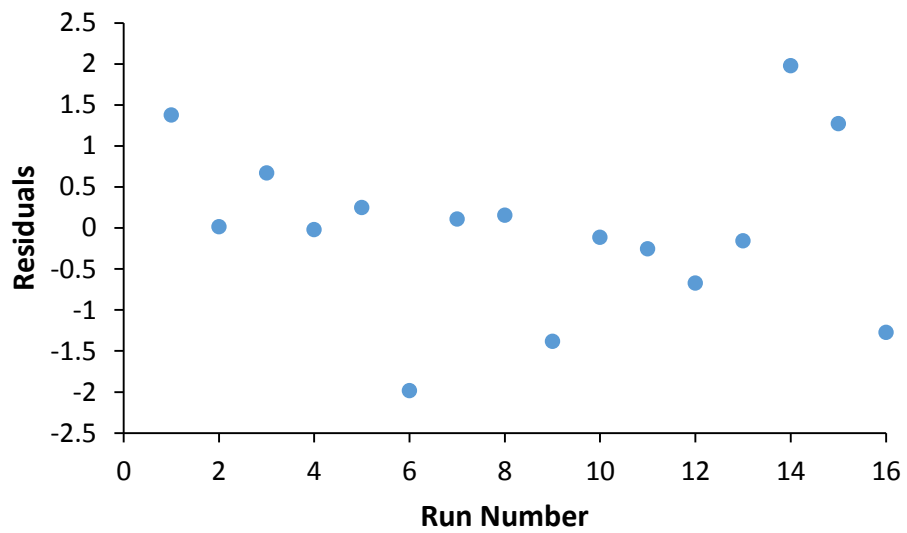
กราฟของส่วนที่ 2 (ปฏิกิริยาเคมี)



รูปที่ ข.4 กราฟความน่าจะเป็นแบบปกติของส่วนตกค้างในส่วนที่ 2



รูปที่ ข.5 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างส่วนตกค้างกับค่าที่ทำนายได้ของสมการที่ (4.2) ในส่วนที่ 2



รูปที่ ข.6 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างส่วนตกค้างกับหมายเลขการทดลองในส่วนที่ 2

ภาคผนวก ค.

ส่วนของ User Defined Functions (UDF) ที่ใช้ในการจำลองปฏิกิริยาเคมีในโปรแกรม ANSYS® FLUENT® มีดังนี้

```
#include "udf.h"

DEFINE_HET_RXN_RATE(kinetic_model, c, t, hr, mw, yi, rr, rr_t)
{
    Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
    Thread *gas = pt[0];
    Thread *solid = pt[1];
    int i;
    real khcweight, khco_initial, kconst, rate;
    real T_gas = C_T(c,gas);
    if(Data_Valid_P())
    {
        khcweight = C_VOLUME(c,solid)*C_R(c,solid)*
        yi[1][0]*C_VOF(c,solid);
        khco_initial = 2.346;
        kconst = (5*pow(10,19))*exp(-
        178.1*pow(10,6)/(UNIVERSAL_GAS_CONSTANT*T_gas));
        rate = kconst*pow((1-((khco_initial - khcweight)/(khco_initial -
        0))),2);

        *rr=rate;
    }
}
```

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นายธงไชย กระจ่างนิวัตร เกิดเมื่อวันอังคารที่ 19 ธันวาคม พ.ศ. 2532 สำเร็จการศึกษาปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต สาขาเคมีอุตสาหกรรม ภาควิชาเคมีอุตสาหกรรม คณะวิทยาศาสตร์ประยุกต์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ ในปีการศึกษา 2553 และเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิทยาศาสตรมหาบัณฑิตสาขาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อ พ.ศ. 2556

