

พฤติกรรมการณ์ไหลของแก๊สและของแข็งในฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนที่มีรูปลี่ด



นางสาว จารุวรรณ บัฒปิ่น

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค


คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2547

ISBN 974-53-1307-6

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

BEHAVIOR OF GAS AND SOLID FLOW IN CIRCULATING FLUIDIZED BED WITH LOOP SEAL.



Miss. Jaruwan Butpun

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

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

Department of Chemical Technology

Faculty of Science

Chulalongkorn University

Academic Year 2004

ISBN 974-53-1307-6

จากรวบรวม บัณฑิต : พฤติกรรมการไหลของแก๊สและของแข็งในฟลูอิดไรซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มี
 ลูปซีล (BEHAVIOR OF GAS AND SOLID FLOW IN CIRCULATING FLUIDIZED BED
 WITH LOOP SEAL) อาจารย์ที่ปรึกษา: รศ.ดร. เลอสรวง เมฆสุด จำนวนหน้า 101 หน้า.
 ISBN 974-53-1307-6

งานวิจัยนี้ได้ศึกษาถึงผลของปริมาณอากาศที่ตำแหน่งช่องเติมอากาศ 3 ตำแหน่ง คือ
 ตำแหน่ง Supply chamber Recycle chamber และ Vertical aeration และศึกษาอัตราส่วนของการ
 ผสมกันของทรายกับชีวมวล ที่มีผลต่ออัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับชีวมวล ซึ่ง
 ทรายที่ศึกษามีขนาด 425 – 1180 ไมโครเมตร ความหนาแน่น 2588 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร และชี
 มวลที่ใช้ศึกษาได้แก่ แกลบ ซังข้าวโพด และ ชี้อ้อย ขนาด 658 1770 และ 699 ไมโครเมตร ความหนา
 แน่น 1500 1162 และ 1451 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ตามลำดับ จากการศึกษาพบว่า ปริมาณ
 อากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber มีความจำเป็นต่อการไหลย้อนกลับของของแข็งที่มีความหนา
 แน่นต่ำผ่านลูปซีล เนื่องจากเป็นส่วนที่ทำให้เกิดการฟลูอิดไรซ์จึงทำให้เกิดความดันสูง ซึ่งสามารถเอา
 ชนะแรงต้านทานการไหลของอากาศปฐมภูมิในท่อโรเตอร์ ส่วนปริมาณอากาศที่บริเวณ Supply
 chamber เป็นส่วนที่ทำให้เกิดการขยายตัวของของผสม และลดแรงเสียดทานระหว่างอนุภาค ทำให้
 เกิดการไหลในแนวนอน เพื่อให้สามารถไหลเข้าสู่ส่วนที่ทำให้เกิดฟลูอิดไรซ์ของลูปซีลได้ง่ายขึ้น และเมื่อ
 ศึกษาปริมาณอากาศบริเวณ Vertical aeration พบว่า เมื่อเพิ่มปริมาณอากาศ Vertical aeration จะ
 ทำให้อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อศึกษาผลของอัตราส่วนของทรายกับชีวมวล
 พบว่า เมื่อเพิ่มอัตราส่วนของทรายในของผสมจะทำให้อัตราการไหลย้อนกลับมีค่าเพิ่มขึ้น นอกจากนี้
 ยังพบว่า ค่าอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมที่มีความหนาแน่นต่ำจะไม่มีผลต่อความดันคร่อมลูป
 ซีล.

สถาบันวิทยบริการ
 จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาควิชา.....เคมีเทคนิค..... ลายมือชื่อนิสิต.....
 สาขาวิชา.....เคมีเทคนิค..... ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา.....
 ปีการศึกษา.....2547.....

4672226023: MAJOR CHEMICAL TECHNOLOGY

KEY WORD: CIRCULATING FLUIDIZED BED / LOOP SEAL / BIOMASS/
 JARUWAN BUTPUN: BEHAVIOR OF GAS AND SOLID FLOW IN CIRCULATING
 FLUIDIZED BED WITH LOOP SEAL. THESIS ADVISOR: ASSOC.PROF.LURSUANG
 MEKASUT. 101 pp. ISBN 974-53-1307-6

In this research, the effects of aeration rate at recycle chamber, supply chamber, vertical aeration section position and the effect of the ratio of sand and biomass were studied by measuring the solid circulation rate. Sand which used in this work has density 2588 kg/m^3 , particle size distribution between 425 and 1180 μm , average particle size 658 μm . Biomass are used in this study rice husk, corncob and saw dust with particle size 658 1770 and 699 μm , and density 1500 1162 and 1451 kg/m^3 , respectively. From this study, aeration rate at recycle chamber is necessary for low density solid recycle rate through loop seal because it causes high pressure inside loop seal which is higher than riser. Aeration rate at supply chamber is the main factor that extends solid volume and reduce particle – particle friction which causes easier horizontal flow into fluidized section of loop seal. When considering aeration rate at vertical aeration, the higher aeration rate, the higher solid recycle rate. For the effect of sand and biomass ratio, when ratio of sand in the mixture increased, the solid recycle rate also increased. Furthermore, solid recycle rate with low density has no effect on pressure drop across loop seal.

สถาบันวิทยบริการ
 จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Department.....Chemical Technology..... Student's signature.....
 Field of study... Chemical Technology..... Advisor's signature.....
 Academic year.....2004.....

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดีด้วยความช่วยเหลืออย่างดียิ่งของ รองศาสตราจารย์ ดร. เลอสรวง เมฆสุต อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ซึ่งท่านได้ให้คำแนะนำและข้อคิดเห็นต่างๆ ด้วยดีตลอดมารวมทั้งคณาจารย์ทุกท่านในภาควิชาเคมีเทคนิคที่ได้ให้คำแนะนำในงานวิจัยนี้

งานวิจัยเรื่อง “ พฏิกิริมการไหลของแก๊สและของแข็งในฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีลูบซีล ” สำเร็จลุล่วงได้ด้วยดีโดยได้รับการสนับสนุนเงินทุนจากโครงการพัฒนาบัณฑิตศึกษาและวิจัยด้านเชื้อเพลิง ภายใต้โครงการพัฒนาบัณฑิตศึกษาด้านวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี ศูนย์ปิโตรเลียมและเทคโนโลยีปิโตรเคมี ซึ่งผู้วิจัยต้องขอขอบพระคุณมา ณ ที่นี้

ขอกราบขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบุญธรรม และ อ. ดร. ประพันธ์ คุชฌารา ที่กรุณารับเป็นกรรมการในการสอบวิทยานิพนธ์

ขอขอบพระคุณ เจ้าหน้าที่ทุกท่านของภาควิชาเคมีเทคนิค จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ที่ให้ความช่วยเหลือในการสร้าง ซ่อมแซมเครื่องมือและอำนวยความสะดวกในการวิจัย

สุดท้ายนี้ขอกราบขอบพระคุณบิดา มารดา ญาติพี่น้อง ที่ให้ความช่วยเหลือ เป็นกำลังใจอย่างดีและให้การสนับสนุนจนสำเร็จการศึกษา รวมทั้งขอขอบคุณพี่ๆ เพื่อนๆ และน้องๆ ชาวเคมีเทคนิคทุกคนที่ให้กำลังใจ ช่วยเหลือและให้คำแนะนำด้วยดีเสมอมา

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ	จ
กิตติกรรมประกาศ	ฉ
สารบัญ	ช
สารบัญตาราง	ฌ
สารบัญภาพ	ญ
คำอธิบายสัญลักษณ์	ฎ
บทที่	
1 บทนำ	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา	1
1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย	1
1.3 ขอบเขตของงานวิจัยการวิจัย.....	2
1.4 ขั้นตอนในการดำเนินงานวิจัย.....	2
1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัย.....	3
2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	4
2.1 ฟลูอิดไดเซชัน.....	4
2.1.1 ประเภทของฟลูอิดไดเซชัน	4
2.1.2 แก๊สฟลูอิดไดซ์เซชัน.....	5
2.1.3 ขอบเขตของฟลูอิดไดซ์เบด.....	5
2.2 ฟลูอิดไดเซชันแบบหมุนเวียน.	10
2.2.1 ส่วนประกอบและลักษณะการทำงานของเครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน.....	10
2.2.2 วงจรของระบบหมุนเวียนของของแข็ง.....	19
2.2.3 การจำแนกประเภทของการหมุนเวียน.....	22
2.3 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	23

บทที่	หน้า
3. เครื่องมือและวิธีการทดลอง.....	27
3.1 เครื่องมือ และอุปกรณ์.....	27
3.1.1 เครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน.....	27
3.1.2 อุปกรณ์ควบคุมและอุปกรณ์วัด.....	28
3.1.3 เครื่องมือและอุปกรณ์อื่นๆ.....	34
3.2 วิธีการทดลอง.....	37
3.2.1 การทดลองตอนที่ 1	37
3.2.2 การทดลองตอนที่ 2.....	38
3.2.3 การทดลองตอนที่ 3.....	40
4. ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลอง.....	42
4.1 ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลองตอนที่ 1	42
4.2 ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลองตอนที่ 2	44
4.3 ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลองตอนที่ 3	46
4.3.1 ผลของอัตราส่วนของการผสมระหว่างทรายกับชีวมวลในอัตราส่วนต่างๆ ต่ออัตราการไหลย้อนกลับของของแข็ง เมื่อปรับเปลี่ยนปริมาณอากาศที่ ตำแหน่ง Vertical aeration.....	46
4.3.2 ผลของสมบัติของการผสมกันระหว่างทรายกับชีวมวลในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความดันสถิตรอบๆ CFB.....	52
4.3.3 ผลของอัตราส่วนของการผสมกันระหว่างทรายกับชีวมวลในอัตราส่วน ต่างๆ ที่มีผลต่อความดันคร่อมลูบซีล.....	56
4.3.4 อัตราการไหลของอากาศในลูบซีลและท่อป้อนกลับ.....	64
4.4 ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลองตอนที่ 4	66
4.4.1 ผลการเปรียบเทียบข้อมูลที่ได้จากการทดลองกับงานของนักวิจัยท่านอื่น.	67
5. สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ.....	71
5.1 สรุปผลการทดลอง.....	71
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	72

บทที่	หน้า
รายการอ้างอิง.....	73
ภาคผนวก.....	75
ภาคผนวก ก.....	76
ภาคผนวก ข.....	80
ภาคผนวก ค.....	84
ประวัติผู้เขียน.....	111



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญตาราง

ตาราง	หน้า
4.1 สมบัติทางกายภาพของทรายที่ใช้	42
4.2 สมบัติทางกายภาพของสารผสมระหว่างทรายกับแกลบ	47
4.3 สมบัติทางกายภาพของสารผสมระหว่างทรายกับขี้เถ้า	49
4.4 สมบัติทางกายภาพของสารผสมระหว่างทรายกับขี้เถ้า	51
4.5 สมบัติของของแข็งที่ Kim.S.D และ Kim.S.W. ทำการทดลอง	67



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญภาพ

รูปที่	หน้า	
2.1	รูปแบบการไหลของฟลูอิด์เซชันแบบแก๊ส – ของแข็ง.....	5
2.2	ลักษณะการเกิดWake.....	7
2.3	ความสัมพันธ์ระหว่างความดันลดกับความเร็วในช่วงการเกิดเบดปั่นป่วน.....	8
2.4	เครื่อง CFBC ในรูป (a) และ FCC ในรูป (b)	12
2.5	ลักษณะ Downcomer แบบต่างๆ	12
2.6	กรณีต่างๆ ของความเร็วสัมพันธ์ระหว่างก๊าซกับของแข็ง.....	14
2.7	ลักษณะของวีวาล์ว	17
2.8	ลักษณะของแอดวาล์วและเจ วาล์ว.....	17
2.9	ลักษณะของ Seal pot และ Loopseal.....	19
2.10	วงจรความดันของระบบฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน.....	20
2.11	Single loop และ Static pressure ใน Solid circulation system ในระบบ One – gas system	22
2.12	ระบบฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนแบบ Single loop.....	23
3.1	แผนผังของเครื่องฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในงานวิจัย.....	29
3.2	แบบไซโคลน สำหรับใช้ในงานวิจัย.....	30
3.3	รายละเอียดของลูบซีลที่ใช้ในงานวิจัย.....	30
3.4	อุปกรณ์ควบคุมอัตราการไหลของอากาศปฐมภูมิของท่อไรเซอร์.....	31
3.5	เครื่องอัดอากาศเครื่องที่ 2.....	31
3.6	เครื่องวัดความดัน Differential Pressure Transmitter	33
3.7	อุปกรณ์วัดความดันมานอเมเตอร์น้ำ.....	33
3.8	เครื่องบดหยาบ.....	35
3.9	เครื่องบดละเอียด.....	35
3.10	เครื่องคัดขนาด.....	36
3.11	เครื่องมือวัดความหนาแน่นของชีวมวล Ultracycnometer.....	36
4.1	ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของอากาศที่เติมอากาศตำแหน่ง vertical aeration กับGsของทราย.....	43

รูปที่	หน้า
4.2 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของอากาศที่ช่องเดิมอากาศตำแหน่ง ต่างๆ กับ Gsของทราย.....	45
4.3 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของอากาศที่เดิมอากาศตำแหน่ง Vertical aeration กับ Gsของของผสมระหว่างทรายกับแกลบที่อัตราส่วนต่างๆ.....	48
4.4 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของอากาศที่เดิมอากาศตำแหน่ง Vertical aeration กับ Gsของของผสมระหว่างทรายกับขี้ข้าวโพดที่อัตราส่วนต่างๆ.....	50
4.5 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของอากาศที่เดิมอากาศตำแหน่ง Vertical aeration กับ Gsของของผสมระหว่างทรายกับขี้เลี้ยงที่อัตราส่วนต่างๆ.....	52
4.6 ตำแหน่งที่วัดความดันรอบๆCFB.....	53
4.7 ผลของความดันสถิตรอบๆ ลูบของ CFB ที่ปริมาณ Vertical aeration ต่างๆ.....	54
4.8 ผลของความดันสถิตรอบๆ ลูบของ CFB ที่ปริมาณ ความหนาแน่นต่างๆ.....	56
4.9 อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบในอัตราส่วนต่างๆต่อ ความดันคร่อมลูบซีด.....	57
4.10 อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับขี้ข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆต่อ ความดันคร่อมลูบซีด.....	58
4.11 อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับขี้เลี้ยงในอัตราส่วนต่างๆต่อ ความดันคร่อมลูบซีด.....	59
4.12 อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบในอัตราส่วนต่างๆต่อ ความดันคร่อมWeir section.....	60
4.13 อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับขี้ข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆต่อ ความดันคร่อมWeir section.....	60
4.14 อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับขี้เลี้ยงในอัตราส่วนต่างๆต่อ ความดันคร่อม Weir section.....	61
4.15 อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบในอัตราส่วนต่างๆต่อ ความดันคร่อม Horizontal section	62
4.16 อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับขี้ข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆต่อ ความดันคร่อม Horizontal section.....	62

รูปที่	หน้า
4.17 อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับซีลี้อยู่ในอัตราส่วนต่างๆต่อ ความดันคร่อม Horizontal section.....	63
4.18 ผลของ Gs ของของผสมระหว่างทรายกับเกลบในอัตราส่วนต่างๆต่อ U/E หนึ่งจุด Vertical aeration section ของลูบซีล.....	64
4.19 ผลของ Gs ของของผสมระหว่างทรายกับซังข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆต่อ U/E หนึ่งจุด Vertical aeration section ของลูบซีล.....	65
4.20 ผลของ Gs ของของผสมระหว่างทรายกับซีลี้อยู่ในอัตราส่วนต่างๆต่อ U/E หนึ่งจุด Vertical aeration section ของลูบซีล.....	65
4.21 การเปรียบเทียบผลการทดลองกับสมการของ Kim และคณะโดยของแข็งที่ใช้เป็นของ ผสมระหว่างทรายกับเกลบ.....	68
4.22 การเปรียบเทียบผลการทดลองกับสมการของ Kim และคณะโดยของแข็งที่ใช้เป็นของ ผสมระหว่างทรายกับซังข้าวโพด.....	68
4.23 การเปรียบเทียบผลการทดลองกับสมการของ Kim และคณะโดยของแข็งที่ใช้เป็นของ ผสมระหว่างทรายกับซีลี้อยู่.....	69

คำอธิบายสัญลักษณ์

A	= พื้นที่หน้าตัดของหอยทาดลอง (m)
d_p	= เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคของแข็ง (μm)
d_{pi}	= เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคของแข็งในช่วง I (μm)
d_{scr}	= ความกว้างของรูตะแกรง (μm)
d_{sm}	= Suater mean diameter (μm)
d_{sph}	= เส้นผ่านศูนย์กลางของทรงกลมที่มีปริมาตรเท่ากับปริมาตรของอนุภาค (m)
D	= เส้นผ่านศูนย์กลางภายในของหอยทาดลอง (m)
f	= แรงต้านของของแข็งผ่านลูบซีล (kg m / s^2)
F_D	= แรงลากเนื่องจากการไหล (Drag force, kg m / s^2)
g	= ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงมีค่าเท่ากับ 9.8 m/s^2
G_s	= อัตราการไหลย้อนกลับของของแข็ง ($\text{kg/m}^2\text{s}$)
h_{AT}	= ความสูงของตำแหน่งช่องเติมอากาศ โดยอ้างอิงจุดศูนย์กลางท่อแนวระดับของลูบซีล (m)
H_p	= ความสูงของโรเตอร์หรือหอยทาดลอง (m)
L	= ความสูงของเบด (m)
L_2	= ตำแหน่งเติมอากาศที่Recycle chamber
L_f	= ความสูงของเบดขณะเกิดฟลูอิไดซ์เซชัน (m)
$L_{L\text{-valve}}$	= ความยาวตามแนวระดับของแวลวาล์ว (m)
L_{mf}	= ความสูงของเบดขณะเริ่มเกิดฟลูอิไดซ์เซชัน (m)
P_1, P_2	= ความดันตำแหน่งที่ 1 หรือ 2 (mmH_2O หรือ kPa)
P_{AT}	= ความดันที่ตำแหน่งช่องเติมอากาศ (mmH_2O หรือ kPa)
ΔP	= ความดันคร่อม (mmH_2O หรือ kPa)
ΔP_{cy}	= ความดันคร่อมไซโคลน (mmH_2O หรือ kPa)
ΔP_{ls}	= ความดันคร่อม loop seal (mmH_2O หรือ kPa)
$\Delta P_{L\text{-valve}}$	= ความดันคร่อม L valve (mmH_2O หรือ kPa)
$\Delta P_{rise\ r}$	= ความดันคร่อมโรเตอร์ (mmH_2O หรือ kPa)

ΔP_{Psp}	= ความดันคร่อมท่อป้อนกลับ (mmH ₂ O หรือ kPa)
ΔP_{surge}	= ความดันคร่อม Surge vessel (mmH ₂ O หรือ kPa)
Q	= อัตราการไหลของอากาศป้อนภูมิ (m ³ /s)
Q_A	= อัตราการไหลของอากาศผ่านช่องเติมอากาศ (m ³ /s)
Q_{sp}	= อัตราการไหลของอากาศผ่านท่อป้อนกลับ (m ³ /s)
Re_p	= ตัวแปรไร้หน่วยของ Particle Reynolds number มีค่าเท่ากับ $d_p U_p \rho / \mu$
t	= เวลาที่เบตนิ่งใช้ในการเคลื่อนที่เป็นระยะทาง x cm (s)
U	= ความเร็วของอากาศภายในท่อโรเตอร์ หาได้โดยนำอัตราการไหลของอากาศป้อนภูมิหารด้วยพื้นที่หน้าตัดของโรเตอร์ (m/s)
U_A	= ความเร็วของอากาศภายในท่อโรเตอร์ หาได้โดยนำอัตราการไหลของอากาศป้อนภูมิหารด้วยพื้นที่หน้าตัดของท่อป้อนกลับ (m/s)
U_{ch}	= Choking velocity (m/s)
U_{mb}	= ความเร็วของแก๊สที่ทำให้เริ่มมีฟองเกิดขึ้นภายในเบต (m/s)
U_{mf}	= ความเร็วของแก๊สที่ทำให้เริ่มเกิดฟลูอิไดซ์เซชัน (m/s)
U_{ms}	= ความเร็วของแก๊สที่ทำให้ฟองแก๊สเริ่มมีขนาดใหญ่เท่ากับหลอดลง (m/s)
U_t	= ความเร็วตกอิสระของเม็ดของแข็งในของไหลที่อยู่นิ่ง (m/s)
V	= ปริมาตรของเม็ดของแข็ง (m ³)
V_{mb}	= ความเร็วสัมพัทธ์ระหว่างแก๊สกับของแข็ง ขณะเริ่มเกิดฟองอากาศขึ้นในเบต (m/s)
V_g	= ความเร็วสัมพัทธ์ระหว่างแก๊สกับของแข็ง ขณะเริ่มเกิดฟลูอิไดซ์เซชัน (m/s)
V_r	= ความเร็วของแก๊สที่ไหลผ่านเบต (m/s)
V_s	= ความเร็วของของแข็ง (m/s)
X	= ระยะทางที่ของแข็งเคลื่อนที่ในท่อป้อนกลับ (cm)
ϕ	= ตัวแปรไร้หน่วยของค่าความเป็นทรงกลม
ρ_B	= ความหนาแน่นบัลค์ของเบต (kg/m ³)
ρ_g	= ความหนาแน่นบัลค์ของแก๊ส (kg/m ³)
ρ_s	= ความหนาแน่นบัลค์ของของแข็ง (kg/m ³)
μ	= สัมประสิทธิ์ความหนืดของอากาศ (g/cm.s)
ε	= ตัวแปรไร้หน่วยของสัดส่วนช่องว่าง

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความสำคัญ และ ที่มาของโครงการ

ฟลูอิดเซชัน เป็นกระบวนการหนึ่งที่น่าสนใจนำมาประยุกต์ใช้ในการเผาไหม้โดยเฉพาะเชื้อเพลิงแข็ง เช่น ถ่านหิน โดยการให้อากาศร้อนไหลจากด้านล่างขึ้นไปสัมผัสกับอนุภาคของแข็งจนมีลักษณะคล้ายของไหลทำให้เชื้อเพลิงแข็งสัมผัสกับความร้อนอย่างทั่วถึง เมื่อถ่านหินถูกเผาไประยะหนึ่งจะมีอนุภาคขนาดเล็กที่เผาไหม้ไม่หมดหลุดลอยออกจากคอลัมน์พร้อมกับของไหล ดังนั้นจึงได้มีการเพิ่มประสิทธิภาพการเผาไหม้โดยใช้กระบวนการเผาไหม้แบบฟลูอิดเซชันแบบหมุนเวียนเพื่อนำถ่านหินที่เผาไหม้ไม่หมดหมุนเวียนกลับมาใช้ใหม่ โดยกระบวนการนี้จะทำให้สามารถลดพลังงานที่สูญเสียไปพร้อมกับถ่านหินที่หลุดออกจากคอลัมน์และยังช่วยลดค่าใช้จ่ายในการควบคุมปัญหาด้านมลภาวะทางอากาศ นอกจากนี้เพื่อให้แน่ใจว่ากระบวนการเผาไหม้จะเกิดแบบสมบูรณ์เนื่องจากเหลืออนุภาคที่เผาไหม้ไม่หมดค้างอยู่ในระบบ ดังนั้นจะต้องแน่ใจว่าจะมีระบบการป้อนกลับที่ดีและเหมาะสม

ในปัจจุบันทรัพยากรเชื้อเพลิงแข็งเริ่มลดน้อยลงและมีราคาสูงขึ้น จึงได้มีการเติมเชื้อเพลิงแข็งที่มีคุณภาพต่ำลงไปผสมในการเผาไหม้ ประเทศไทยเป็นประเทศเกษตรกรรม จึงมีของเหลือทิ้งประเภทชีวมวลจากการเกษตรที่สามารถนำมาเป็นเชื้อเพลิงแข็งที่มีค่าทางความร้อนต่ำ มาใช้ผสมเพื่อลดปริมาณการใช้ถ่านหินลง งานวิจัยนี้ทำการศึกษาพฤติกรรมการไหลของเชื้อเพลิงผสมที่มีขนาดและความหนาแน่นต่างกันในฟลูอิดเซชันแบบหมุนเวียนที่มีลูปซีล โดยใช้ทรายผสมกับชีวมวลในอัตราส่วนต่างๆ แล้วทำการศึกษาผลของปริมาณอากาศที่เติมเข้าด้านข้าง (Vertical aeration) ของลูปซีล อากาศที่เติมเข้าด้านล่าง (Supply chamber และ Recycle chamber) ของลูปซีล และอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งเข้าสู่ท่อโรเตอร์ ในขณะที่ควบคุมปริมาณอากาศที่เติมเข้าด้านล่างของท่อโรเตอร์ให้มีค่าคงที่

1.2 วัตถุประสงค์

ศึกษาผลของ ความหนาแน่น และ ขนาดของอนุภาคต่ออัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างชีวมวลกับทราย โดยพิจารณาจากปริมาณอากาศที่เติมบริเวณด้านข้าง (Vertical aeration) และ ปริมาณอากาศที่เติมบริเวณด้านล่าง (Supply chamber และ Recycle chamber) ของ ลูปซีล

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

1. ศึกษาเครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน
2. ศึกษาพฤติกรรมการไหลของของแข็งในเครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนโดยใช้ของผสม ซึ่งประกอบด้วย ททรายที่มีขนาดต่างๆ ผสมกับชีวมวลในอัตราส่วนต่างๆ
3. หาความสัมพันธ์ระหว่างความดันตกคร่อมกับอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็ง

1.4 ขั้นตอนในการดำเนินงานวิจัย

1. ศึกษาค้นคว้าทฤษฎีที่เกี่ยวข้องกับงานวิจัย
2. ปรับปรุงแบบเครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเท่ากับ 0.10 เมตร และ สูง 6.0 เมตร) โดยทำการเปลี่ยนแปลงจากเดิมซึ่งใช้แอลวาล์วในการควบคุมอัตราการป้อนกลับของอนุภาคของของแข็ง พบว่า แอลวาล์วไม่สามารถใช้ควบคุมอัตราการไหลของแข็งที่มีความหนาแน่นต่ำได้อย่างมีประสิทธิภาพ มาใช้ลูบซีลที่สามารถทำให้เกิดอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งได้ดีกว่า เนื่องจากสามารถทำให้เกิดความดันที่สูงได้ในลูบซีล พร้อมติดตั้งอุปกรณ์วัดค่าตัวแปรต่างๆ เช่น มานอโรมิเตอร์น้ำ ตัวปรับความดันให้คงที่ เป็นต้น
3. คัดขนาดของแข็งที่ใช้ทำการทดลอง ดังนี้ คือ ททรายจะมีขนาดอยู่ในช่วง 75 – 1180 ไมโครเมตร และชีวมวล ได้แก่ ชี้อ้อย แกลบ และซังข้าวโพดขนาดอยู่ในช่วง 425 – 2360 ไมโครเมตร พร้อมทั้งศึกษาสมบัติทางกายภาพของของแข็ง เช่น การหาความหนาแน่นของทราย โดยใช้วิธีแทนที่น้ำ ส่วนชีวมวล ซึ่งเป็นพวกที่มีรูพรุนไม่สามารถหาความหนาแน่นได้ด้วยวิธีการแทนที่น้ำ ดังนั้นจึงใช้เครื่อง Ultrapyrometer ในการหา
4. ทดลองหาค่าความเร็วของอากาศที่ป้อนเข้าบริเวณด้านล่างของท่อไรเซอร์ให้อยู่ในช่วงฟลูอิดไดซ์เซชันที่ความเร็วสูง และทดลองหาความเร็วที่น้อยที่สุดบริเวณ Supply chamber และ Recycle chamber ที่ทำให้เกิดการไหลย้อนกลับของของแข็งเข้าสู่ท่อไรเซอร์
5. ทำการทดลองหา อัตราการไหลย้อนกลับของของแข็ง โดยวัดอัตราการเคลื่อนที่ของของแข็งที่ท่อป้อนกลับต่อเวลา และวัดความดันที่ตำแหน่งต่างๆ เมื่อระบบเข้าสู่สมดุล โดยใช้มานอโรมิเตอร์น้ำ ตัวแปรปรับค่าที่สนใจคือ ขนาด และ อัตราส่วนของทรายต่อชีวมวล (แกลบ, ชี้อ้อย, ซังข้าวโพด) ในอัตราส่วนต่างๆ ดังนี้คือ 3 : 1, 5 : 1 และ 7 : 1 ปริมาณอากาศที่เติมเข้าด้านข้าง (Vertical Aeration section) ของลูบซีล มีค่าอยู่ในช่วง 0 –

- 1.8 ลูกบาศก์เมตร ต่อ ชั่วโมง และด้านล่างของลูบซีล ประกอบด้วย Supply chamber ใช้ปริมาณอากาศอยู่ในช่วง 0 – 3.6 ลูกบาศก์เมตร ต่อ ชั่วโมง และ Recycle chamber ใช้ปริมาณอากาศอยู่ในช่วง 24 - 30 ลูกบาศก์เมตร ต่อ ชั่วโมง
6. สร้างความสัมพันธ์ระหว่างความดันตกคร่อมลูบซีลกับอัตราการไหลย้อนกลับของทราย และของผสมระหว่างทรายกับชีวมวล
7. วิเคราะห์ข้อมูล สรุป

1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัย

1. สามารถออกแบบเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้กับชีวมวลหรือสารที่มีความหนาแน่นต่ำได้
2. สามารถปรับปรุงเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดหรือฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนให้มีประสิทธิภาพสูงขึ้นและเหมาะสมกับงานที่ใช้เบดที่มีความหนาแน่นต่ำได้

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 2

ทฤษฎี และ งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

ระบบฟลูอิดไชน์เซชันได้เข้ามามีบทบาทต่ออุตสาหกรรมเคมีเป็นอย่างมาก ตั้งแต่ความสำเร็จในการนำฟลูอิดไชน์เบดมาใช้ในกระบวนการแตกตัวของน้ำมันที่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา (Catalytic cracking) ในปัจจุบันนอกจากจะมีการประยุกต์ใช้ประโยชน์ของระบบฟลูอิดไชน์เบดกับปฏิกิริยาเคมีที่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาแล้ว ยังมีการประยุกต์ใช้กับปฏิกิริยาเคมีอื่นๆ เช่น การเผาอย่างแร่ (Roasting) หรือปฏิกิริยาการดูดซับ (Adsorption), การอบแห้ง (Drying), การขนถ่ายวัสดุ (Transport pneumatic)

2.1 ฟลูอิดไชน์เซชัน

ฟลูอิดไชน์เซชัน เป็นกระบวนการหรือวิธีการที่ทำให้ของแข็งซึ่งมีรูปร่างลักษณะเป็นเม็ดหรือชิ้นเมื่อสัมผัสกับของไหล (แก๊ส หรือ ของเหลว) แล้วเม็ดของแข็งเหล่านี้จะมีสมบัติคล้ายของไหล ยกตัวอย่างเช่น ถ้าเจาะรูด้านข้างของเบดเม็ดของแข็งจะไหลออกมาทางรูนั้นเหมือนของเหลวและผิวหน้าของเบดจะเรียบสม่ำเสมอเหมือนผิวหน้าของของเหลวที่ใสอยู่ในภาชนะ เป็นต้น

อาณาเขตในหอการทดลองที่มีปริมาณเม็ดของแข็งบรรจุอยู่ไม่ว่าของแข็งนั้นจะอยู่นิ่งหรือจะมีการเคลื่อนไหวด้วยของไหลในหอทดลอง โดยมีระดับตั้งแต่ ตะแกรงรองรับหรือแผ่นที่ใช้เป็นตัวกระจายแก๊ส (Gas distributor) จนถึงระดับสูงสุด หรือผิวหน้าของเม็ดของแข็ง จะเรียกว่า เบด (Bed)

2.1.2 ประเภทของฟลูอิดไชน์เบด

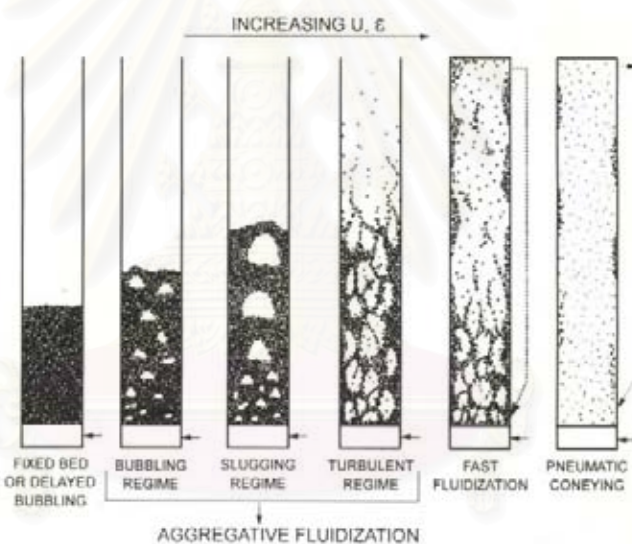
เนื่องจากของไหลที่ไหลผ่านเม็ดของแข็ง อาจเป็น แก๊ส หรือ ของเหลว ฟลูอิดไชน์เซชัน จึงแบ่งออกเป็น 2 ประเภท คือ [1]

1. ฟลูอิดไชน์เซชันแบบสองสถานะ (Two – phase fluidization) ซึ่งระบบจะประกอบด้วย 2 สถานะคือ ของแข็งกับของไหล โดยที่ของไหลจะเป็นแก๊ส หรือ ของเหลว อย่างไม่อย่างหนึ่ง ดังนั้น ฟลูอิดไชน์เบด จึงแบ่งได้เป็น แก๊สฟลูอิดไชน์เซชัน (Gas fluidization) และ ฟลูอิดไชน์เซชันของเหลว (Liquid fluidization)
2. ฟลูอิดไชน์เซชันแบบสามสถานะ (Three – phase fluidization) ระบบจะประกอบไปด้วย 3 สถานะอยู่พร้อมกัน คือ แก๊ส – ของเหลว – ของแข็ง

ในงานศึกษานี้ จะสนใจระบบฟลูอิดไอเซชันสองสถานะ ที่เป็น แก๊สฟลูอิดไอเซชัน (Gas fluidization)

2.1.2 แก๊สฟลูอิดไอเซชัน (Gas fluidization)[1]

คุณลักษณะของ ฟลูอิดไอเซชันที่เกิดขึ้นจากความสลับซับซ้อน ซึ่งขึ้นอยู่กับปัจจัยหลายประการ ยกตัวอย่างเช่น ความเร็วของแก๊สที่ผ่านเบด และขนาดของเม็ดของแข็งที่ใช้เป็นเบด การผสมผสานกันของปัจจัยทั้งสองจะทำให้เกิดความเหมาะสมขึ้นในเบด และทำให้เบดมีคุณลักษณะคล้ายของไหล ปัจจัยที่มีความสำคัญอันดับแรกคือ ความเร็วของของไหล จากการศึกษาพบว่า ความเร็วของของไหลที่ค่อยๆ เพิ่มขึ้นจะทำให้เบดค่อยๆ ขยับตัวขึ้น ทำให้สามารถแบ่งชนิดของฟลูอิดไอเซชันได้ตาม Hydrodynamic ที่จะเกิดขึ้น ซึ่งจำแนกตามขอบเขตของฟลูอิดไอเซชันได้ดัง แสดงรูปแบบการไหลของระบบฟลูอิดไอเซชันแบบแก๊ส ดังรูปที่ 2.1



รูปที่ 2.1 รูปแบบการไหลของระบบฟลูอิดไอเซชันแบบแก๊ส – ของแข็ง

2.1.3 ขอบเขตของฟลูอิดไอเซชัน (Regime of fluidized bed)[2]

1. เบดนิ่ง (Fixed bed หรือ Packed bed)

เมื่อแก๊สไหลผ่านเบดขึ้นมาด้วยความเร็วต่ำ ของแข็งที่วางตัวอยู่บนตัวกระจายแก๊สจะวางตัวนิ่งไม่เคลื่อนไหว แก๊สจะไหลคดเคี้ยวไปตามช่องว่างที่มีอยู่ในเบด

เมื่อแก๊สเคลื่อนที่ผ่านเบดนิ่งจะมีแรงเนื่องจากการไหลของของไหล กระทำต่ออนุภาคของแข็งในทิศทางการไหล เรียกแรงนี้ว่าแรงลากเนื่องจากการไหล (Drag force) ซึ่งจะก่อให้เกิดความดันลด (Pressure drop) ตกคร่อมเบดไว้

ความดันตกคร่อมเบดตลอดความสูงของเบดหนึ่งที่เกิดขึ้น จะเพิ่มตามความเร็วของแก๊สที่เพิ่มขึ้น ซึ่งสามารถคำนวณได้จาก Ergun Equation [3] ดังนี้

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

2. เบดแบบฟองอากาศ (Bubbling fluidized bed)

เมื่อความเร็วแก๊สที่เคลื่อนที่ผ่านเบดหนึ่งเพิ่มขึ้นจนถึงความเร็วค่าหนึ่ง อนุภาคของแข็งจะเริ่มเกิดการเคลื่อนที่ขึ้น ความเร็วที่จุดนี้เรียกว่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิไดซ์เซชัน (Minimum fluidization velocity, U_{mf}) และเรียกเบด ณ จุดนี้ว่า Minimum fluidized bed ซึ่งเป็นจุดแรกที่อนุภาคของแข็งประพฤติตัวคล้ายของไหล

สำหรับความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิไดซ์เซชัน สามารถคำนวณได้จากสมการดังต่อไปนี้

$$\text{- Re}_p < 20 \quad U_{mf} = \frac{(\phi d_p)^2}{150} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g)}{\mu} g \left(\frac{\varepsilon_{mf}^3}{1 - \varepsilon_{mf}} \right) = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{1650 \mu} \quad (2.2)$$

$$\text{- Re}_p > 1,000 \quad U_{mf} = \frac{\phi d_p}{1.75} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g)}{\rho_g} g \varepsilon_{mf}^3 = \frac{d_p (\rho_s - \rho_g) g}{24.5 \rho_g} \quad (2.3)$$

สำหรับอนุภาคของแข็งกลุ่ม A B และ D ของ Geldart (รายละเอียดของการจำแนกอนุภาคตามวิธีการของ Geldart แสดงในภาคผนวก ก.) ถ้าเพิ่มความเร็วของแก๊สจนพบว่าจะเริ่มเกิดฟองแก๊สขึ้น เบดจะเริ่มแบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ

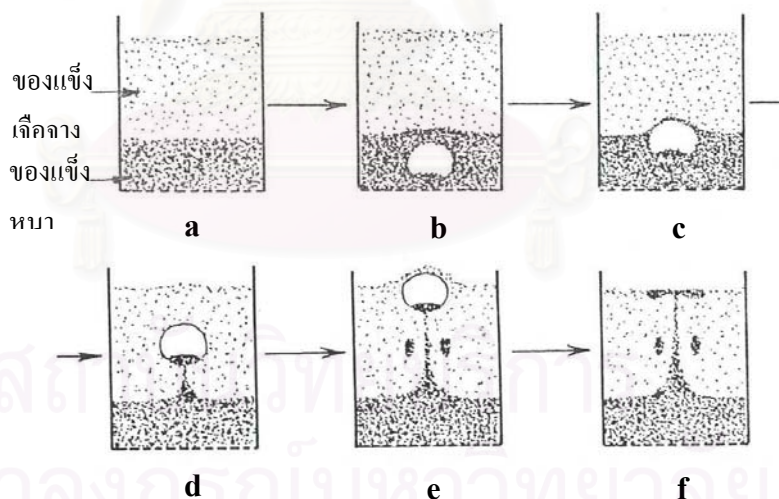
1. ส่วนที่เป็นฟองแก๊สเรียกว่า Bubble phase อาจมีอนุภาคของแข็งอยู่บ้างแต่น้อยมาก
2. ส่วนที่ไม่ใช่ฟองแก๊สหรือส่วนที่มีอนุภาคของแข็งอยู่หนาแน่น เรียกว่า Emulsion phase ขนาดของฟองแก๊สที่เกิดขึ้นนี้จะมีค่าเพิ่มขึ้นตาม

- ขนาดของอนุภาคของแข็ง; d_p ที่เพิ่มขึ้น
- ความเร็วแก๊ส; $(U - U_{mb})$ ที่เพิ่มขึ้น
- ตำแหน่งที่อยู่เหนือตะแกรงรองรับ หรือตัวกระจายแก๊สที่เพิ่มขึ้น

ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นจะเคลื่อนที่แทรกขึ้นไป และอาจมีการรวมตัวกันผ่าน Emulsion phase โดยที่อาจมีของแข็งบางส่วนติดไปด้วยด้านบนของแก๊ส และบางส่วนวิ่งตามฟองแก๊สขึ้นมาด้วยจนกระทั่งถึงผิวบนแก๊สก็จะเคลื่อนที่หลุดออกไปแล้วแตกกระจายอยู่ที่ผิวอนุภาคของแข็งที่ติดอยู่เกือบทั้งหมดจะตกกลับลงมายังเบตใหม่ด้วยแรงโน้มถ่วง เรียกปรากฏการณ์ที่ของแข็งเคลื่อนที่ตามฟองแก๊สนี้ว่า การเกิด Wake ดังแสดงในรูปที่ 2.2 การเกิด Wake เกิดจากความดันที่อยู่ด้านล่างฟองแก๊สน้อยกว่าความดันบริเวณ Emulsion phase ทำให้ของแข็งเคลื่อนที่จากบริเวณที่มีความดันสูงมาอยู่ในบริเวณที่มีความดันต่ำ

3. เบตแบบสลักกิ้ง (Slugging bed)

เป็นปรากฏการณ์ฟลูอิดไดเซชันที่น่าสนใจของระบบ แก๊ส – ของแข็ง คือ ฟองแก๊สจะเกิดการรวมตัวกัน และมีขนาดใหญ่ขึ้น เมื่อฟองแก๊สลอยขึ้นมาของแข็งจะถูกฟองแก๊ส ผลักขึ้นไปและอนุภาคของแข็งจะตกกลับลงมาอีก ปรากฏการณ์นี้เรียกว่า Slugging นอกจากนี้ยังพบว่าขนาดของฟองแก๊สจะมีขนาดเพิ่มตามความเร็วของแก๊ส และความสูงของเบต ถ้าเบตบรรจุอยู่ในหอทดลองซึ่งมีขนาดเล็กหรือแคบและยาว ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นอาจจะมีขนาดใหญ่เกือบเท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลางหรือความกว้างของเบต (หอทดลอง)



รูปที่ 2.2 ลักษณะการเกิด Wake [4]

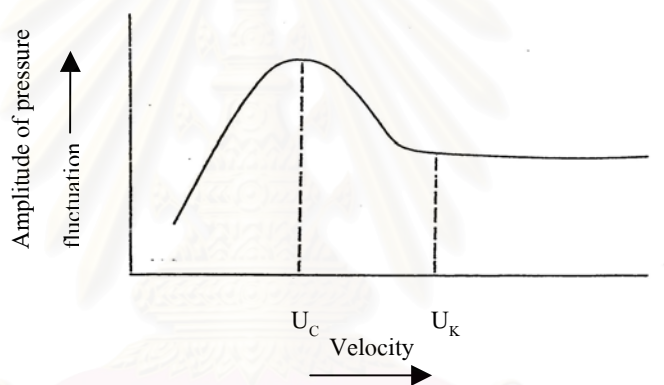
4. เบตแบบปั่นป่วน (Turbulent Bed)

เมื่อความเร็วของแก๊สที่เคลื่อนที่ผ่านเบตแบบฟองแก๊สเพิ่มขึ้น เบตจะเกิดการขยายตัว และเมื่อเพิ่มความเร็วขึ้นเรื่อยๆ จะเริ่มสังเกตเห็นรูปแบบการสัมผัสของอนุภาคของแข็งกับแก๊ส ซึ่งมีการขยายตัวเปลี่ยนแปลงไป ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นมีการรวมตัวและแตกกระจายออกจากกันอย่างรวดเร็ว

เร็ว (จนดูเหมือนไม่มีฟองแก๊ส) การเคลื่อนไหวยภายในเบดเป็นแบบปั่นป่วน ลักษณะภายในเบดจะแบ่งได้เป็น 2 ส่วน คือ

1. Dense phase ซึ่งเป็นส่วนที่มีอนุภาคของแข็งอยู่หนาแน่น
2. Dilute phase ซึ่งเป็นส่วนที่มีอนุภาคของแข็งอยู่เบาบาง

สำหรับช่วงในการเปลี่ยนแปลงภาวะจากเบดแบบฟองแก๊สไปเป็นเบดแบบปั่นป่วนนั้นไม่ได้เกิดขึ้นแบบทันทีทันใดที่ความเร็วค่าหนึ่ง แต่จะมีช่วงของความเร็วในการเปลี่ยนภาวะทั้งสองนี้ การเปลี่ยนภาวะจากเบดแบบฟองแก๊สไปเป็นเบดแบบปั่นป่วนนั้นจะมีช่วงของการเปลี่ยน โดยเมื่อค่อยๆ เพิ่มความเร็วขึ้นจนถึง ความเร็ว U_c เบดซึ่งเดิมอยู่ในภาวะเบดแบบฟองแก๊สนั้น ที่บริเวณผิวหน้าของเบดจะเริ่มเปลี่ยนไปเป็นเบดแบบปั่นป่วน ซึ่งเกิดขึ้นอย่างสมบูรณ์เมื่อเพิ่มความเร็วจนถึง U_k สามารถแสดงความสัมพันธ์ของความดันตกคร่อมเบดที่เกิดขึ้นในช่วงการเปลี่ยนภาวะได้ดังนี้ รูปที่ 2.3



รูปที่ 2.3 ความสัมพันธ์ระหว่างความดันตกกับ ความเร็วในช่วงการเกิดเบดแบบปั่นป่วน [2]

5. เบดแบบความเร็วสูง (Fast fluidized bed)

ในระบบนี้จะไม่สามารถระบุพื้นผิวด้านบนของเบดได้ อนุภาคของแข็งเคลื่อนที่ออกจากด้านบนของเบดและต้องเติมอนุภาคของแข็งเข้ามาแทนที่โดยการใส่เข้ามาใกล้ๆ ส่วนล่างของเบด อนุภาคของแข็งจะเกิดการรวมกลุ่ม (Cluster) และเคลื่อนที่เป็นสายของอนุภาค (Streamer) ขึ้นลงในลักษณะเป็นเนื้อเดียวกันตามแนวแกน และมีการรีฟลักซ์ (Reflux) บริเวณใกล้ๆ ผังของเบด ขณะที่เกิดขึ้นและอนุภาคของแข็งที่กระจายตัวอยู่ด้านบนจะเคลื่อนที่ขึ้น ในขณะที่อัตราการป้อนของแก๊สคงที่ เมื่อความเร็วแก๊สเพิ่มขึ้นจะทำให้อนุภาคของแข็งในเบดเจือจางมากขึ้น ที่ภาวะนี้อัตราส่วนของปริมาตรของช่องว่างต่อปริมาตรของเบดมีค่าอยู่ระหว่าง 0.8 ถึง 0.98

ในภาวะที่เป็น Fast fluidization ถ้านำเอาของแข็งที่หลุดออกจากเบตหรือหอตกลงกลับเข้ามาในระบบใหม่ตรงบริเวณส่วนล่างของหอตกลง ระบบแบบนี้จะเรียกว่า ฟลูอิไดซ์เบตแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed, CFB)

หมายเหตุ ฟลูอิไดซ์เซชันที่ผ่านมาทั้งหมด (ยกเว้น Fast fluidized bed) อาจเรียกรวมกันว่า Captive fluidized bed เพราะว่า อนุภาคของแข็งทั้งหมดซึ่งสัมผัสกับแก๊สจะถูกจำกัดบริเวณอยู่ภายในระยะความสูงหนึ่งจากตัวกระจายแก๊สเท่านั้น หรือในบางกรณีที่มีการพัดพาเกิดขึ้นก็มีอนุภาคของแข็งเพียงเล็กน้อยเท่านั้นที่ถูกพัดพาไป

6. Dilute – phase transport หรือ Pneumatic conveying

เป็นการขนถ่ายอนุภาคของแข็งด้วยแก๊ส ไม่มีการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของของแข็งในแนวแกนยกเว้นในส่วนล่างที่อนุภาคของแข็งมีความเร่ง และอนุภาคของแข็งบางส่วนอาจหยุดนิ่งอยู่ใกล้ๆ ผนังของหอตกลง ความเร็วแก๊สที่ทำให้เบต ในท่อเปลี่ยนจากเบตเฉื่อยจางเป็นเบตหนาแน่นเรียกว่า ความเร็วในการเกิดใช้คกิง (Choking velocity) ค่าความเร็วนี้สามารถหาได้จากการทดลอง โดยการปรับลดความเร็วแก๊สในระบบที่เป็นเฟสเฉื่อยจางและมีปริมาณอนุภาคของแข็งในระบบคงที่ลงจนกระทั่งเบตเกิดการยุบตัวลงอย่างรวดเร็วเปลี่ยนจากเฟสเฉื่อยจางเป็นเฟสหนาแน่น ซึ่งความเร็วแก๊สที่ทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงดังกล่าว คือความเร็วในการเกิดใช้คกิงนั่นเอง

จากคุณสมบัติดังกล่าวทำให้เห็นว่า ฟลูอิไดซ์เบต นั้นแตกต่างไปจากระบบอื่นๆ เช่น เบตนิ่ง (Fixed bed) หรือ เบตบรรจุ (Pack bed) เป็นต้น

ข้อได้เปรียบ และการเสียเปรียบระหว่างเทคนิคฟลูอิไดซ์เบตกับเทคนิคอื่น กับเทคนิคอื่น ๆ ดังมีรายละเอียดพอสรุปได้ดังต่อไปนี้ [1]

ข้อได้เปรียบ

1. เนื่องจากเม็ดของแข็งเคลื่อนที่อยู่ตลอดเวลาทำให้เกิดการผสมกันได้อย่างรวดเร็วและสม่ำเสมอ
2. จากคุณสมบัติที่คล้ายของไหล จึงทำให้สามารถทำงานต่อเนื่องได้ คือปล่อยให้ของแข็งไหลออกจากเบตและไหลเติมเข้าไปในเบตได้ การควบคุมทำได้ง่าย
3. พื้นที่สัมผัสระหว่างเม็ดของแข็งกับของไหลมีมากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับเบตชนิดอื่นๆ
4. สามารถกำจัดขนาดของตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีขนาดเล็กมากๆ ได้โดยไม่ต้องหยุดเครื่องทำงาน

ข้อเสียเปรียบ

1. เวลาของของไหลสัมผัสกับเม็ดของแข็งสั้นมาก จึงต้องใช้เบดสูงๆ หรือเบดหลายๆ ชั้นทำให้เปลืองเงินลงทุนมาก
2. มักเกิดฟองแก๊สในเบด เมื่อทำงานกับแก๊ส ทำให้การสัมผัสไม่ดีเป็นการสูญเสียเปลืองค่า ถ้ายังเป็นกระบวนการที่ต้องมีการเปลี่ยนแปลงทางเคมีและต้องใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาช่วยแล้วจะทำให้เปอร์เซ็นต์การเปลี่ยนแปลงลดลง
3. เนื่องจากเกิดการผสมกันอย่างรวดเร็ว บางครั้งเม็ดของของแข็งมีช่วงเวลาอยู่ในเบดสั้นเกินไป เมื่อมีการทำงานแบบต่อเนื่องทำให้ได้ผลไม่ดี
4. เกิดการสั่นสะเทือนของหอตลอด หรือเกิดการกัดกร่อน เนื่องจากเม็ดของแข็งมากระทบกับผนังของหอตลอด

2.2 ระบบฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed: CFB) [5]

ระบบฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed: CFB) เป็นรูปแบบหนึ่งของเทคนิคฟลูอิไดซ์เบด ที่มีพฤติกรรมที่มี Hydrodynamic ที่เรียกว่า Fast bed เป็นระบบที่มีประสิทธิภาพสูง และเหมาะสมกับการใช้งาน

2.2.1 ส่วนประกอบและลักษณะการทำงานของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน[2]

ระบบฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียนซึ่งเป็นระบบที่อาศัยเทคนิคทางฟลูอิไดซ์เซชันมาประยุกต์ใช้งาน ระบบจะประกอบด้วยส่วนที่สำคัญ 3 ส่วนดังนี้

1. ส่วนท่อไรเซอร์ จะทำงานภายใต้สภาวะการเกิดฟลูอิไดซ์เบดที่ความเร็วสูง
2. ส่วนที่ทำหน้าที่แยกของแข็งออกจากแก๊ส ได้แก่ ไชโคลน ทำหน้าที่ดักจับเม็ดของแข็งที่หลุดออกมาจากท่อไรเซอร์
3. ส่วนที่ทำหน้าที่ป้อนกลับ ประกอบด้วย ท่อตรง (Stand pipe) และระบบการป้อนกลับของของแข็ง หน้าที่โดยรวมคือจะป้อนกลับเม็ดของแข็งที่ได้จากไชโคลนกลับไปด้านล่างของท่อตรง หลังจากนั้นจะถูกป้อนสู่ ระบบการป้อนกลับของของแข็ง เพื่อทำการหมุนเวียนเข้าสู่ท่อไรเซอร์ การทำงานของส่วนต่างๆ อธิบายได้ดังนี้

2.2.1.1 ท่อไรเซอร์ (Riser)

การไหลของของแข็งและของไหลในท่อไรเซอร์เป็นลักษณะหนึ่งของการสัมผัสกันระหว่างของไหลกับเม็ดของแข็ง โดยของไหลจะเคลื่อนที่ผ่านกลุ่มอนุภาคของแข็งที่อยู่เหนือ ตะแกรงรองรับ ซึ่งมี Hydrodynamic เป็นแบบฟลูอิดไอเซชันที่มีความเร็วสูง (Fast fluidized bed) ซึ่งมีความหนาแน่นบัลค์ต่ำอยู่ภาวะเฟสเบาบาง

2.2.1.2 ไซโคลน และ ส่วนที่ทำการแยกของแข็งกับแก๊ส (Cyclone and gas – solid separator)[1]

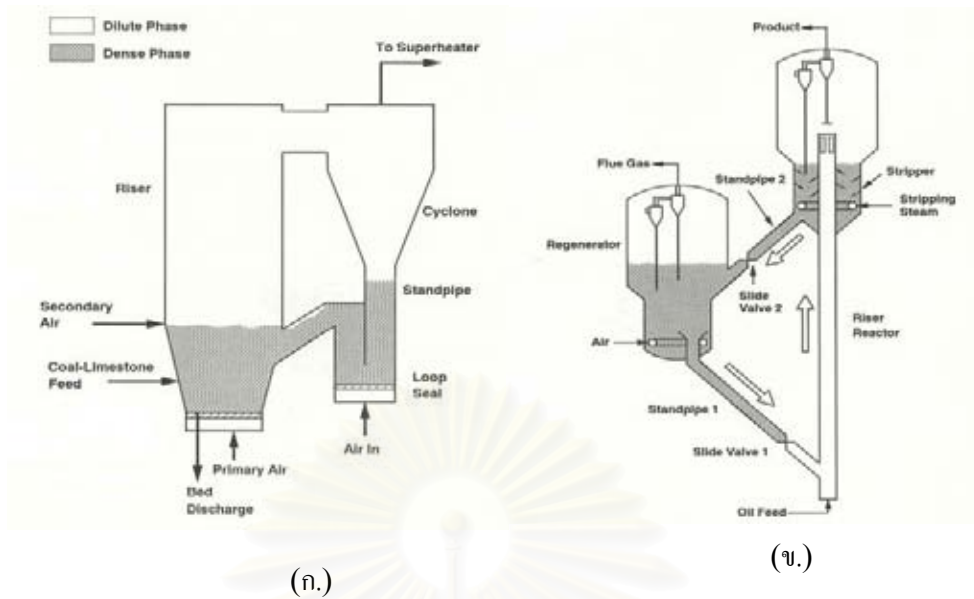
ไซโคลน เป็นอุปกรณ์ที่นิยมใช้กันมากในระบบของฟลูอิดไอเซชันแบบหมุนเวียนเพื่อทำการแยกของแข็งออกจากของไหล โดยจะอาศัยหลักการเหวี่ยง ซึ่งจะใช้แรงเหวี่ยงในแนวรัศมีในการเหวี่ยงอนุภาคของของแข็งให้กระทบกับผนังของไซโคลนแล้วจากนั้นอนุภาคจะเคลื่อนที่ไปสู่ส่วนล่างของไซโคลน เพื่อผ่านท่อป้อนกลับต่อไป ส่วนแก๊สและอนุภาคขนาดเล็กๆ จะถูกแยกออกสู่ด้านบนของไซโคลน

ข้อดี ของไซโคลน คือ ไม่มีส่วนที่เป็นเครื่องจักรกล หลักการในการทำงานและโครงสร้างเป็นแบบง่ายๆ ดังนั้น ราคาจึงไม่แพง นอกจากนี้ ค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษาน้อย

2.2.1.3 ท่อป้อนกลับ และ ระบบการป้อนกลับของของแข็ง (Downcomer and return system)[6]

ในระบบของฟลูอิดไอเซชันแบบหมุนเวียนทุกกระบวนการจะประกอบไปด้วยส่วนของระบบป้อนกลับ (Return system) ซึ่งการออกแบบจะแตกต่างกันตามกระบวนการผลิต โดยทั่วไปแบ่งออกเป็น 2 กระบวนการคือ เตาเผาระบบฟลูอิดไอเซชันแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized bed combustion: CFBC) ดังแสดงในรูปที่ 2.4 (ก.) และ Fluid catalytic cracking (FCC) ดังแสดงในรูปที่ 2.4 (ข.) ซึ่งทั้งสองระบบจะมีการออกแบบระบบหมุนเวียนที่แตกต่างกัน คือ CFBC ระบบหมุนเวียนจะประกอบไปด้วย ไซโคลน ท่อป้อนกลับ และ Non – mechanical device เพื่อทำหน้าที่ป้อนของแข็งกลับเข้าสู่เบด ส่วนกระบวนการ FCC ระบบป้อนกลับจะมีความสมบูรณ์มากกว่าเนื่องจากคะตะลิสต์จะมีการ Regenerate ที่ลูบ ก่อนที่จะเข้ามาสู่ท่อไรเซอร์

ในระบบฟลูอิดไอเซชันแบบหมุนเวียน จะประกอบด้วย ส่วนของท่อป้อนกลับที่ทำหน้าที่ให้ของแข็งไหลผ่านจากบริเวณที่มีความดันต่ำ (บริเวณใกล้ทางออกของท่อไรเซอร์) สู่บริเวณที่มีความดันสูง (ส่วนล่างของท่อป้อนกลับ)

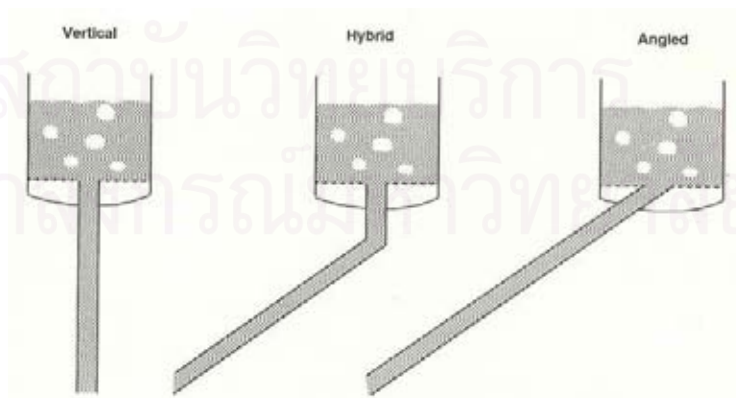


รูปที่ 2.4 เครื่อง CFB ในรูป (ก.) และ FCC ในรูป (ข.) [6]

1. ท่อป้อนกลับ (Downcomer)

Downcomer เป็นส่วนประกอบที่สำคัญ ของเครื่องสามารถไหลผ่าน Downcomer ได้ทั้งที่เป็นเฟสหนาแน่นหรือเฟสเจือจางเพื่อให้เกิดการไหลย้อนกลับของของแข็ง Downcomer มีทั้งแบบแนวตั้ง (Vertical) แบบเอียงเป็นมุม (Angled) และแบบผสมระหว่างเอียงเป็นมุมกับแนวตั้ง (Angled and vertical) ดังแสดงในรูปที่ 2.5

ของแข็งจะสามารถเคลื่อนที่โดยอาศัยแรงโน้มถ่วงซึ่งตรงกันข้ามกับการลดลงของความดัน ถ้าแก๊สไหลขึ้นจะสัมพันธ์กันการไหลลงของของแข็ง



รูปที่ 2.5 ลักษณะ Downcomer แบบต่างๆ

สำหรับความสัมพันธ์ระหว่างการไหลของแก๊สและของแข็งสามารถหาเป็นความเร็วสัมพัทธ์ของแก๊สที่ไหลในช่องว่างระหว่างเม็ด (Interstitial velocity: U_g) กับของแข็ง (U_s) ทิศทางของแก๊สที่ไหลจริงใน Downcomer ซึ่งสามารถไหลได้ทั้งทิศทางขึ้นและลงใน ซึ่งแสดงในรูปที่ 2.6 และสามารถหาความเร็วสัมพัทธ์ได้ โดยความเร็วสัมพัทธ์ของแก๊สที่ไหลในช่องว่างระหว่างเม็ดกับของแข็ง กำหนดให้เป็น U_r และมีค่าเป็นค่าสัมบูรณ์ของผลต่างระหว่างความเร็วของแก๊สกับของแข็ง

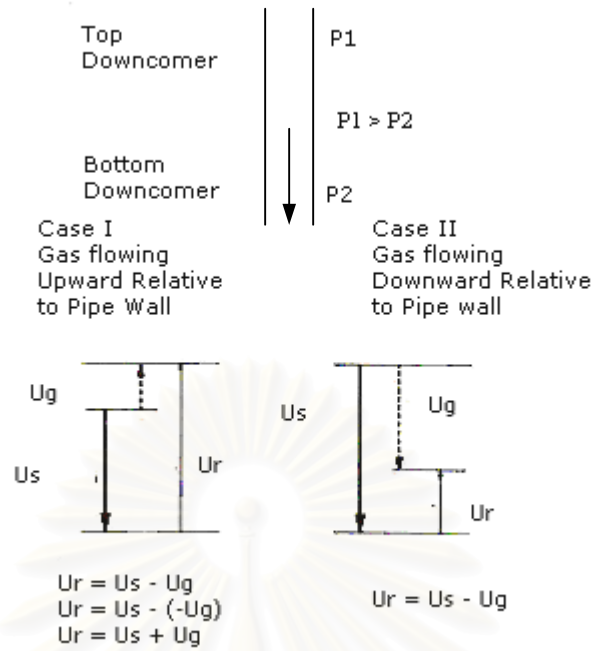
รูปที่ 2.6 ของแข็งจะเคลื่อนที่ลงใน Downcomer จากตำแหน่งที่มีความดัน P_1 สู่อำนาจที่มีความดันสูงกว่า P_2 ในระบบการทำงานแก๊สจะพยายามไหลขึ้นไปสู่บริเวณที่มีความดันต่ำกว่าแต่จะถูกขัดขวางโดยของแข็ง โดยความเร็วของการไหลของของแข็งจะแสดงด้วยความยาวของลูกศรที่บ ความเร็วแก๊สที่ไหลในช่องว่างภายในเม็ด จะแสดงด้วยความยาวของลูกศรประ และความเร็วสัมพัทธ์ระหว่างแก๊สที่ไหลในช่องว่างระหว่างเม็ดกับของแข็งจะแสดงถึงความยาวของลูกศรบาง

ในกรณีที่ 1 ความเร็วของแข็งจะเคลื่อนที่ในทิศทางลงและความเร็วของแก๊สจะไหลในทิศทางขึ้น ทำให้ความเร็วสัมพัทธ์มีทิศทางขึ้นด้วยและมีค่าเท่ากับผลรวมของความเร็วของแข็งกับความเร็วของแก๊ส ทั้งนี้เนื่องจากปริมาณแก๊สที่ให้ปริมาณมากพอจะ ทำให้เกิดความแตกต่างของความดันทำให้อากาศไหลสวนกับทิศทางของการไหลของของแข็ง

$$U_r = U_s - (-U_g) = U_s + U_g \quad (2.4)$$

สำหรับในกรณีที่ 2 พิจารณาผลต่างของการไหลของของแข็งและแก๊สในทิศทางเดียวกัน พบว่า แก๊สที่ไหลผ่านช่องว่างไหลในทิศทางลง และ ของแข็งจะมีการไหลในทิศทางลงเช่นกันแต่ความเร็วของแก๊สจะมีค่าน้อยกว่า ความเร็วของของแข็ง เรียกความเร็วสัมพัทธ์นี้ว่า Slip velocity ในกรณีนี้ ความเร็วของแก๊ส จะน้อยกว่าของแข็ง ฉะนั้นความเร็วสัมพัทธ์จะมีทิศทางขึ้น

$$U_r = U_s - U_g \quad (2.5)$$



รูปที่ 2.6 กรณีต่างๆ ของความเร็วสัมพัทธ์ระหว่างแก๊สกับของแข็ง

จะกล่าวได้ว่าเบดที่เกิดขึ้นเป็น Moving bed หรือ Fluidized bed ในสภาวะที่ใกล้จะเกิดฟลูอิไดซ์เซชัน (Minimum fluidization) ความดันที่เกิดขึ้นจะมีค่าน้อย

สามารถคำนวณค่าความเร็วของแก๊สที่ไหลผ่านช่องว่างของเบด (U_g) และของแข็ง (U_s) ได้จาก ความสัมพันธ์ของค่าต่างๆ ดังนี้ [7]

จากค่า Superficial velocity (U) คือค่าอัตราการไหลของแก๊สต่อพื้นที่หน้าตัดของท่อไรเซอร์

ค่าสัดส่วนของช่องว่างภายในเบด (Voidage fraction: ϵ) คือ สัดส่วนของปริมาตรของช่องว่างภายในเบดต่อปริมาตรทั้งหมด

ค่าสัดส่วนของของแข็งภายในเบด ($1 - \epsilon$) คือ สัดส่วนของปริมาตรของแข็งต่อปริมาตรทั้งหมด

จะได้ค่าความเร็วของแก๊สในช่องว่างของของแข็งภายในเบด (Interstitial velocity of gas: U_g)

$$U_g = \frac{U}{\epsilon} \tag{2.6}$$

และสามารถหาค่าอัตราการไหลของของแข็งได้จาก

$$U_s = \frac{m}{\rho_s A(1 - \epsilon)} \tag{2.7}$$

ดังนั้น จะพบว่า เมื่อ $U_g > U_s$ แก๊สจะต่อต้านการเคลื่อนที่ลงของของแข็ง และเมื่อ $U_g < U_s$ แก๊สจะเกิดการเคลื่อนที่ลงซึ่งจะทำให้เกิดความแตกต่างของความดัน ถ้า $U_g = U_s$ จะไม่เกิดการเคลื่อนที่ของของแข็ง

การที่แก๊สไหลขึ้นจะไปสัมพันธ์กับการเกิดความดันตกคร่อมเนื่องจากของแข็งเกิดการเสียดสีกับของไหล ความสัมพันธ์ระหว่างความดันตกคร่อมต่อหน่วยความยาว (Pressure drop per unit length, $\Delta P/L$) และความเร็วสัมพัทธ์สำหรับอนุภาคของแข็งสามารถคำนวณได้โดยใช้สมการของ Ergun [1]

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150\mu U_r}{(\phi d_p)^2} \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} + \frac{1.75\rho_g U_r^2}{(\phi d_p)^2} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \quad (2.8)$$

เมื่อ

- U_r คือ ความเร็วของ Slip velocity
- μ คือ ความหนืดของอากาศ
- ϕ คือ แฟคเตอร์รูปร่าง ของอนุภาคของของแข็ง
- ε คือ สัดส่วนของช่องว่างภายในเบด
- ρ_g คือ ความหนาแน่นของแก๊ส

2. ระบบป้อนกลับของของแข็ง (Solid return system)[1]

ระบบการป้อนกลับของของแข็งจะทำหน้าที่ป้อนของแข็งที่ถูกแยกด้วยไซโคลนแล้วตกผ่านท่อป้อนกลับเข้าไปในโรเตอร์ ระบบการป้อนกลับที่นิยมใช้มี 2 ประเภท คือ อุปกรณ์ควบคุมการไหลของของแข็งเชิงกล (Mechanical solid flow rate device) และอุปกรณ์ควบคุมการไหลของของแข็ง (Non - mechanical solid flow rate device) สำหรับระบบที่เป็นกระบวนการเผาไหม้แบบฟลูอิดไธด์เบดแบบหมุนเวียน ระบบการป้อนกลับจะเป็นอุปกรณ์ ควบคุมการไหลของของแข็ง ซึ่งเป็นอุปกรณ์ที่อาศัยแก๊สที่เติมเข้ามาเป็นตัวควบคุมให้เกิดการเคลื่อนที่ของของแข็งโดยข้อดีของอุปกรณ์ควบคุมการไหลของของแข็งเปรียบเทียบกับ อุปกรณ์ควบคุมการไหลของของแข็งเชิงกล คือ

- จะไม่มีส่วนที่เป็นกลไกเคลื่อนที่หรือขยับได้ประกอบอยู่ ดังนั้นจึงสามารถทำงานได้ที่อุณหภูมิและความดันสูง
- มีราคาไม่แพงเนื่องจากประกอบด้วยท่อและช่องอธรรมดา
- สามารถสร้างขึ้นเองได้ ทำให้ประหยัดเวลาที่สูญเสียไปกับการจัดซื้อ และขนส่งพร้อมทั้งใช้เวลาน้อยกว่าในการติดตั้งหรือแทนอุปกรณ์

Non-mechanical devices สามารถใช้งานได้สองหมวด ดังนี้

2.1 หมวดอัตโนมัติ (Non-mechanical automatic mode)

Non-mechanical devices ในระบบอัตโนมัติ อุปกรณ์เหล่านี้จะทำหน้าที่ให้ของแข็งไหลผ่านโดยไม่มีการควบคุม และถ้าอัตราการไหลของของแข็งเปลี่ยนแปลง อุปกรณ์จะปรับระดับของแข็งที่สะสมอยู่ในอุปกรณ์โดยอัตโนมัติเพื่อปรับอัตราการไหลของของแข็งให้เข้าสู่สมดุลใหม่ ในระบบ CFB อุปกรณ์ Non-mechanical ในหมวดอัตโนมัติที่ใช้กัน ได้แก่ ซีลพอร์ต ลูบซีล วิววาล์ว และ แอลวาล์ว

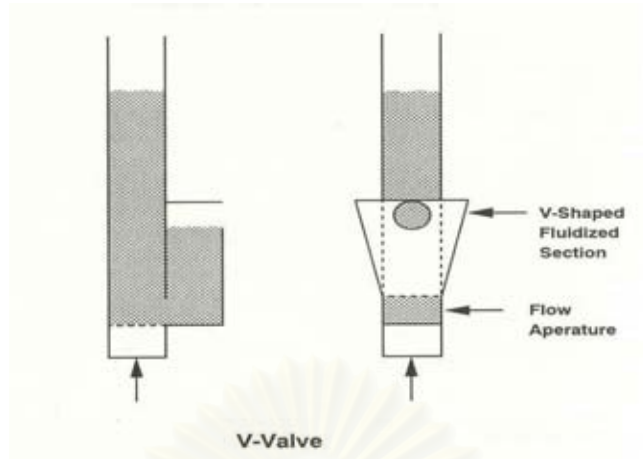
2.2 หมวดวาล์ว (Non-mechanical valve mode)

การทำงานในหมวดของวาล์ว กล่าวคือ อนุภาคของแข็งจะเคลื่อนที่ผ่านวาล์วจะถูกควบคุมโดยปริมาณแก๊สที่เติมเข้าไปที่วาล์ว ประเภทของ Non-mechanical valve mode ที่นิยมใช้กันทั่วไป ได้แก่ แอลวาล์วและเจวาล์ว โดยอุปกรณ์ทั้งสองชนิดพบข้อแตกต่างกันที่สังเกตเห็นได้ คือ รูปร่างลักษณะของอุปกรณ์ และทิศทางที่ป้อนของแข็งออกจากอุปกรณ์ ส่วนหลักการทำงานของอุปกรณ์ทั้งสองชนิดนี้เหมือนกัน แต่ในความเป็นจริงการสร้างอุปกรณ์ประเภทเจวาล์วทำได้ยาก ทั้งนี้เนื่องจากไม่สามารถทำให้ท่อขนาดใหญ่มีความโค้ง 180 องศา โดยที่ยังคงราบเรียบ เพราะฉะนั้น เจวาล์วอาจสร้างโดยอาศัยรูปทรงแบบเรขาคณิตต่างๆ

โดยการทำงานของอุปกรณ์ในทั้งสองหมวดสามารถอธิบายได้ดังนี้

ก. วิววาล์ว (V- valve)

แสดงในรูปที่ 2.7 ประกอบด้วยส่วนที่กางออกเป็นมุม (Angled diverging section) ซึ่งติดกับ Downcomer มีรูวงกลมที่เชื่อมต่อระหว่างส่วนที่กางออกเป็นมุมกับ Downcomer เพื่อให้ของแข็งเคลื่อนที่จาก Downcomer เข้ามาในส่วนที่กางออกเป็นมุมนี้ได้ ในส่วนของมุมที่กางออกจะมีค่าอยู่ระหว่าง 5 ถึง 10 องศา ซึ่งในกรณีที่มุมที่กว้างกว่านี้จะทำให้การกระจายตัวของของแข็งและแก๊สไม่ราบเรียบ วิววาล์วจะทำงานโดยของแข็งจะเคลื่อนที่จาก Downcomer ผ่านรูวงกลมเข้ามาในส่วนที่กางออกเป็นมุม และของแข็งจะไหลขึ้นในส่วนนี้เป็นแบบฟลูอิดซ์ ถ้าของแข็งที่ไหลขึ้นในส่วนนี้ไม่เป็นฟลูอิดซ์ วิววาล์วจะไม่ทำงาน คือไม่มีการเคลื่อนที่ของของแข็ง

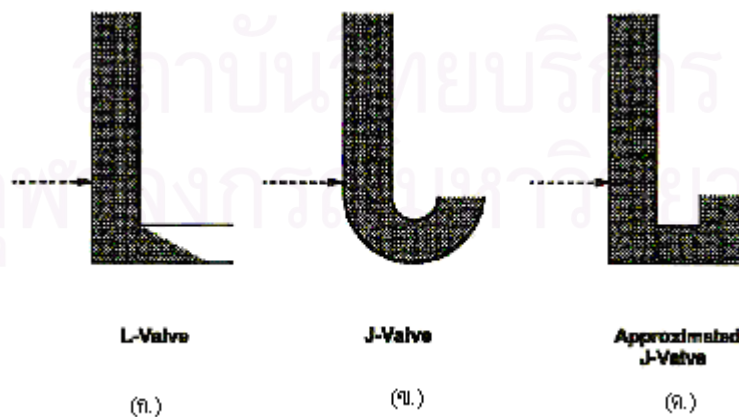


V-Valve

รูปที่ 2.7 ลักษณะของวีวาล์ว

ข. แอลวาล์ว (L-valve)

เป็นอุปกรณ์ที่สามารถใช้ได้ทั้งในหมวดวาล์วและหมวดอัตโนมัติ เป็นที่นิยมใช้กันมากดังแสดงในรูป 2.8 ก. เนื่องจาก มีโครงสร้างที่ง่ายและมีประสิทธิภาพในการทำงานน้อยกว่า เจ วาล์วเพียงเล็กน้อย หลักการทำงานของแอลวาล์ว โดยทั่วไปของแข็งจะไหลผ่าน Non-mechanical valve (L valve) โดยอาศัยแรงดึง (Drag force) ที่เกิดขึ้นบนอนุภาคของของแข็งอันเนื่องมาจากแก๊สที่เติมเข้ามา ซึ่งเมื่อเติมแก๊สเข้ามาใน Non-mechanical valve (L valve) แก๊สจะไหลลงผ่านอนุภาคและส่วนโค้งงอของ Non-mechanical valve (L valve) ความเร็วสัมพัทธ์ระหว่างแก๊สและของแข็งจะทำให้เกิด Frictional drag force ขึ้นบนอนุภาคในทิศทางที่ไหล และเมื่อ Drag force มีค่ามากกว่าความต้านทานการเคลื่อนที่ของของแข็งผ่านส่วนโค้งงอ ของแข็งก็จะสามารถไหลผ่านวาล์วไปได้



L-Valve

(ก.)

J-Valve

(ข.)

Approximated
J-Valve

(ค.)

รูปที่ 2.8 ลักษณะของแอลวาล์ว และ เจ วาล์ว

ค. เจ วาล์ว (J valve)

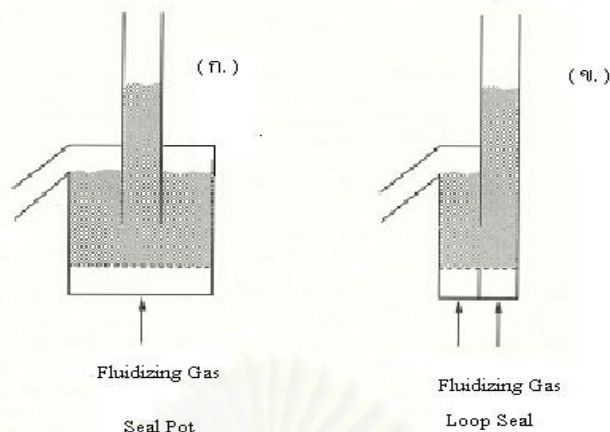
จัดอยู่ในหมวดการทำงานของวาล์ว กล่าวคือ อนุภาคของแข็งจะเคลื่อนที่ผ่านวาล์วจะถูกควบคุมโดยปริมาณแก๊สที่เติมเข้าไปที่วาล์ว โดย เจวาล์ว(J-valve) แสดงอยู่ในรูปที่ 2.8 ข. ข้อแตกต่างระหว่างแอลวาล์ว และ เจ วาล์ว ที่สังเกตเห็นได้ คือ รูปร่างลักษณะของอุปกรณ์ และทิศทางที่ป้อนของแข็งออกจากอุปกรณ์ ส่วนหลักการทำงานของอุปกรณ์ทั้งสองชนิดนี้เหมือนกัน แต่ในความเป็นจริงการสร้างอุปกรณ์ประเภทเจวาล์วทำได้ยาก ทั้งนี้เนื่องจากไม่สามารถทำให้ท่อขนาดใหญ่มีความโค้ง 180 องศา โดยที่ยังคงราบเรียบ เพราะฉะนั้น เจวาล์วอาจสร้างโดยอาศัยรูปทรงแบบเรขาคณิตต่างๆ ดังแสดงในรูปที่ 2.8 ค. และให้ชื่อว่า Approximated J-valve

ง. ซีลพอร์ต (Seal pot)

ในระบบประเภทนี้จะเกิดฟลูอิดไคซ์เซชันด้านนอก (External fluidized bed) ท่อตรง (Straight dipleg) ที่ทำหน้าที่ส่งผ่านอนุภาคของแข็งที่ถูกจับโดยไซโคลอน ดังแสดงในรูปที่ 2.9 ก. ของแข็งและแก๊สที่มาจากไซโคลอนและฟลูอิดไคซ์ (Fluidizing gas) จาก Seal pot จะถูกป้อนออกมาทางท่อเอียงทำมุมลงทางด้านบนของ seal pot ย้อนกลับเข้า CFBC

จ. ลูปซีล (Loop seal)

แสดงในรูปที่ 2.9 ข. ได้พัฒนามาจาก Seal pot โดยประกอบด้วยส่วนสำคัญคือ ส่วนของท่อตรง (Downcomer) และส่วนที่เกิดฟลูอิดไคซ์เซชัน (Fluidized-bed section) เหมือน Seal pot จะแตกต่างกันคือ จะมีขนาดเล็กกว่า และใช้ลมในการควบคุมการไหลน้อยกว่าเมื่ออนุภาคที่ใช้ อยู่ใน Geldart's classification Group A และ Group B หลักการทำงานโดยทั่วไปของลูปซีลคือ หลังจากทีอนุภาคของแข็งผ่านไซโคลอนเพื่อทำการแยกของแข็งออกจากแก๊สแล้วอนุภาคจะถูกอัดตัวอยู่ที่ส่วนล่างของท่อป้อนกลับก่อนที่จะถูกป้อนให้เกิดการเคลื่อนที่อย่างต่อเนื่องผ่านช่องว่างเล็กๆ (Slit) โดยใช้ Air supply chamber แล้วอนุภาคจะถูกป้อนเข้าสู่ส่วนที่เกิดฟลูอิดไคซ์เซชันซึ่งจะใช้ Air recycle chamber เพื่อให้อนุภาคของแข็งเคลื่อนที่ผ่านWeirเข้าสู่โรเตอร์ โดยปกติความดันในโรเตอร์จะมีค่าน้อยกว่าในลูปซีลซึ่งจะทำให้อากาศในโรเตอร์ไม่สามารถผ่านเข้าไปในท่อป้อนกลับอากาศได้หรือความสูงของส่วนWeir จะทำให้เกิดความดันสูงภายใน ลูปซีล ซึ่งจะทำให้เกิดการไหลของของแข็งผ่านลูปซีลได้ดีทำให้ประสิทธิภาพในการดำเนินงานของลูปซีลสูงขึ้น



รูปที่ 2.9 แสดงลักษณะของ ลูปลีด และซีลพอร์ต

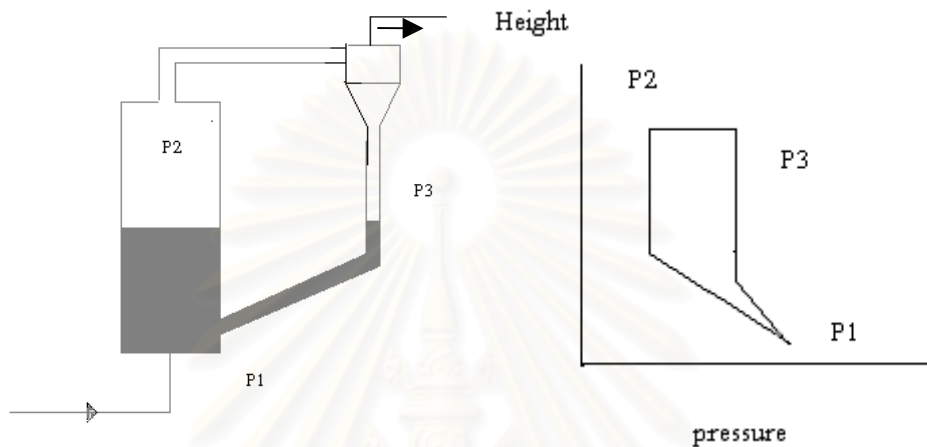
2.2.2 วงจรของการหมุนเวียนของของแข็ง (Circuit for the Circulation of solid)[1]

การค้นพบวิธีการที่ทำให้เกิดการไหลอย่างต่อเนื่องของของแข็งในระบบของแก๊ส - ของแข็ง ได้ถูกพัฒนาใช้ในอุตสาหกรรมต่างๆ มากมาย โดยเฉพาะอย่างยิ่งอุตสาหกรรมปิโตรเคมี ปัญหาพื้นฐานที่พบในระบบฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนส่วนใหญ่ เกี่ยวข้องกับ

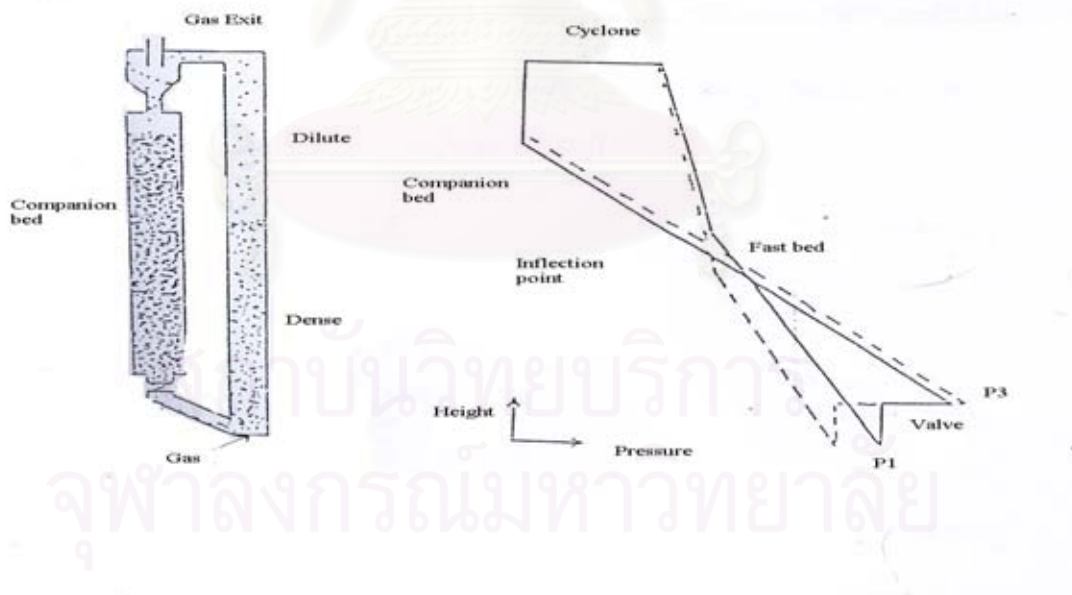
- ระบบการหมุนเวียนของของแข็ง
- ขนาดของท่อที่ใช้ในระบบ
- อัตราการไหลย้อนกลับของของแข็ง

วงจรความดันของระบบจะถูกนำมาใช้เพื่อทดสอบความดีของระบบภายในฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน โดยเมื่อทำการวัดความดันทุกจุดในกระบวนการแล้วเขียนกราฟที่แสดงความสัมพันธ์ระหว่างความดันกับความสูงของหอทดลองในลักษณะวงจรความดัน ดังรูปที่ 2.10ก. เป็นฟลูอิด์เบดแบบธรรมดา ที่เกิดฟลูอิด์เบดแบบฟองอากาศ แบบชุลมุน หรือแบบปั่นป่วน และมีไซโคลนทำหน้าที่ป้อนกลับของแข็ง พบว่า อนุภาคของของแข็งที่อยู่ในหอจะลอยตัวขึ้น เนื่องจากถูกเป่าด้วยอากาศที่มาจากด้านล่างหอ อนุภาคขนาดเล็กบางส่วนที่อยู่ในท่อป้อนกลับจะหลุดลอยออกจากไซโคลนได้ เมื่อทำการวัดความดันที่จุด P1 P2 P3 แล้วนำมาพล็อตเทียบกับความสูงของหอในลักษณะวงจรความดัน พบว่า ผลต่างระหว่างระดับความสูงของอนุภาคของของแข็งในไซโคลนและในเบด เป็นส่วนสูงที่ใช้เพื่อลดความดันลงในไซโคลน เนื่องจากความดันรวมรอบลูบต้องมีค่าเท่ากับศูนย์ สำหรับฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน จะต้องออกแบบส่วนป้อนกลับให้มีขนาดใกล้เคียงกับท่อไรเซอร์ เพื่อป้อนของแข็งกลับเข้าสู่ท่อไรเซอร์ได้ทัน ท่อไรเซอร์จะทำงานภายใต้ภาวะการเกิดฟลูอิด์เบดที่ความเร็วสูง ส่วนไซโคลนจะทำให้เกิดการหมุนวนของอนุภาคตกลงสู่ท่อป้อนกลับ และส่วนล่างของท่อป้อนกลับ เมื่อวัดความดันที่จุด P₁, P₂ และ P₃ แล้วนำมาพล็อตในลักษณะวงจรความดันพบว่า ส่วนบนของท่อป้อนกลับที่อยู่เหนือระดับเบด ความดันจะคงที่

ตลอดเนื่องจากการตกของอนุภาคอย่างอิสระ ส่วนด้านเบตที่เกิดฟองอากาศซึ่งอยู่ในภาวะเฟสหนาแน่นซึ่งมีความหนาแน่นบัลด์สูง จะเกิดความดันคร่อมเบตสูงกว่าทางด้านโรเซอ์ ซึ่งเกิดฟลูอิไดซ์เซชันที่ความเร็วสูงและมีความหนาแน่นบัลด์ต่ำมีสัดส่วนช่องว่างมาก อนุภาคมีการกระจายตัวตลอดความสูงของหอทดลอง ผลต่างระหว่างจุดของความดัน P1 และ P3 คือความดันลดคร่อมวาล์วควบคุมอัตราการหมุนเวียนของอนุภาคที่ติดตั้งระหว่างท่อโรเซอ์กับท่อป้อนกลับ



(ก.) ระบบเบตแบบธรรมดา



(ข.) ระบบเบตแบบหมุนเวียน

รูปที่ 2.10 แสดงวงจรความดันของระบบฟลูอิไดซ์เบตแบบหมุนเวียน [5]

ดังที่ได้กล่าวมาแล้วว่า ระบบฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียน ทางด้านท่อไรเซอร์จะอยู่ในสถานะของฟลูอิดส์เบดที่ความเร็วสูง ซึ่งมีการกระจายตัวของเม็ดของแข็งในแนวแกน (Axial distribution) จะเกิดการแบ่งออกเป็น 2 เฟส คือ แบบหนาแน่น (Dense phase) ที่บริเวณด้านล่างของท่อไรเซอร์ และแบบเบาบาง (Dilute phase) ที่บริเวณด้านบนของท่อไรเซอร์

โดยปกติแล้วการกระจายตัวของเม็ดของแข็งตลอดความสูงจะลดลงอย่างสม่ำเสมอ ยกเว้นบริเวณที่เปลี่ยนจาก Dense phase ไปเป็น Dilute phase ดังรูปที่ 2.10ข.

พิจารณาวงจรความดันใน รูปที่ 2.10ข. จะเห็นช่วงที่เกิดการเปลี่ยนแปลงของความดัน ซึ่งช่วง Dilute นั้นจะมีความดันลดต่ำกว่าช่วง Dense เพราะมีการกระจายตัวของเม็ดของแข็งต่ำกว่า และความชันของเส้นกราฟในช่วงนี้จะมีค่าสูงกว่าช่วง Dense phase ซึ่งแสดงว่าในช่วง Dilute นั้นการกระจายตัวในแนวรัศมีจะมีค่าน้อยกว่าในช่วง Dense phase แต่การกระจายตัวก็ลดลงอย่างสม่ำเสมอตลอดความสูงในอัตราส่วนที่น้อยมาก

ช่วงที่เปลี่ยนจาก Dense ไปเป็น Dilute นั้นเป็นฟังก์ชันกับอัตราการหมุนเวียนเม็ดของแข็งและปริมาณเม็ดของแข็งในระบบ พิจารณาระบบซึ่งมีปริมาณเม็ดของแข็งคงที่ แต่เปลี่ยนอัตราการหมุนเวียนเม็ดของแข็งดังรูปที่ 2.10ข. เส้นประแสดงถึงการหมุนเวียนของของแข็งที่ลดลงจะเห็นว่า ความสูง ณ จุดที่เปลี่ยนจาก Dense phase ไปเป็น Dilute phase จะมีค่าลดลง

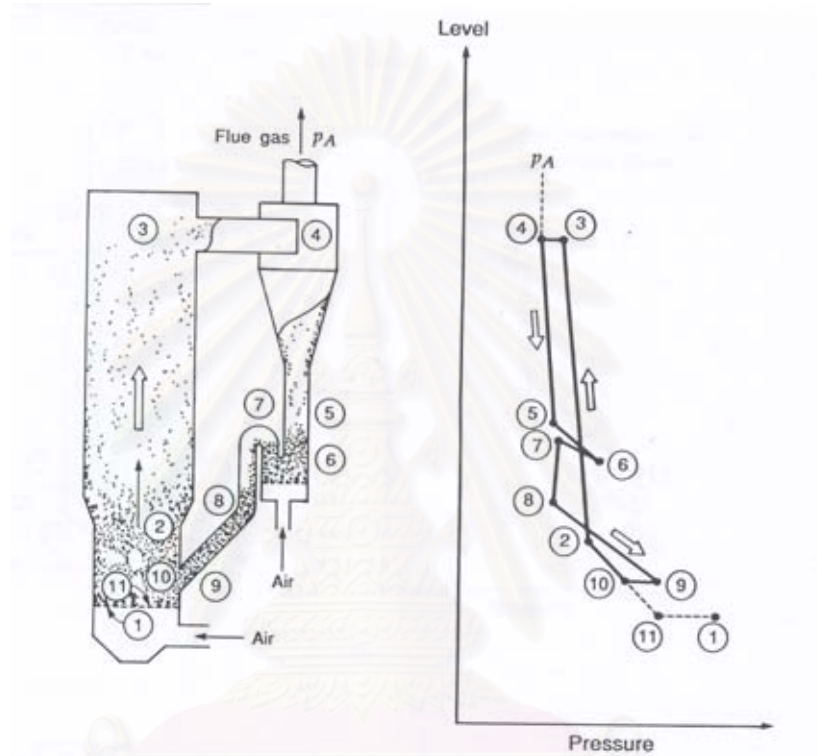
เมื่อพิจารณาดุลความดัน (Pressure balance) รอบวงจร หรือ ระบบฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียน พบว่า ที่ส่วนล่างของท่อไรเซอร์จะมีความหนาแน่นมากกว่าด้านบน ทำให้ความดันคร่อมต่อความสูงที่บริเวณด้านล่างของท่อไรเซอร์มีค่าสูงกว่าด้านบน โดยที่เม็ดของแข็งในระบบฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนจะกระจายอยู่ในท่อไรเซอร์ และท่อป้อนกลับ โดยที่ความดันลดในทั้งสองท่อจะดุลกันอยู่ นั่นคือ ผลรวมของความดันในระบบจะมีค่าเป็น ศูนย์ ดังนั้น จากรูปเมื่อระบบคงตัวดุลความดันรอบวงจร สามารถแสดงได้ดังสมการต่อไปนี้

$$\Delta P_d = \Delta P_v + \Delta P_r + \Delta P_c \quad (2.9)$$

โดยที่ J.M.Matsen ได้ทำการศึกษาพบว่า ความดันคร่อมไฮโคลน จะเป็นสัดส่วนโดยตรงกับกำลังสองของความเร็วของแก๊สที่ทางเข้า โดยอัตราการหมุนเวียนเม็ดของแข็งมีผลต่อความดันลดคร่อมไฮโคลนน้อยมาก (มีค่าลดลงเพียงเล็กน้อยเท่านั้นเมื่ออัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งมีค่าเพิ่มขึ้น)

2.2.3 การจำแนกประเภทของรูปของการหมุนเวียน (Classification of Circulation loop)[4]

การศึกษาพัฒนาระบบ Fluid catalytic cracking (FCC) เป็นระบบที่มีการศึกษาอัตราการไหลย้อนกลับในระบบแรกๆ ซึ่งจะประกอบด้วย 2 รูปการทำงาน และต่อมาได้มีการพัฒนาระบบ Synthol process ให้มีการใช้ระบบ single loop ซึ่งทั้ง 2 กระบวนการจะใช้อนุภาคที่อยู่ในกลุ่ม A Single loop จะนิยมใช้มากในอุตสาหกรรมโดยทั่วไปตั้งแต่การทำ Calcination ของ สาร Organic ไปจนถึงการเผาไหม้ถ่านหิน

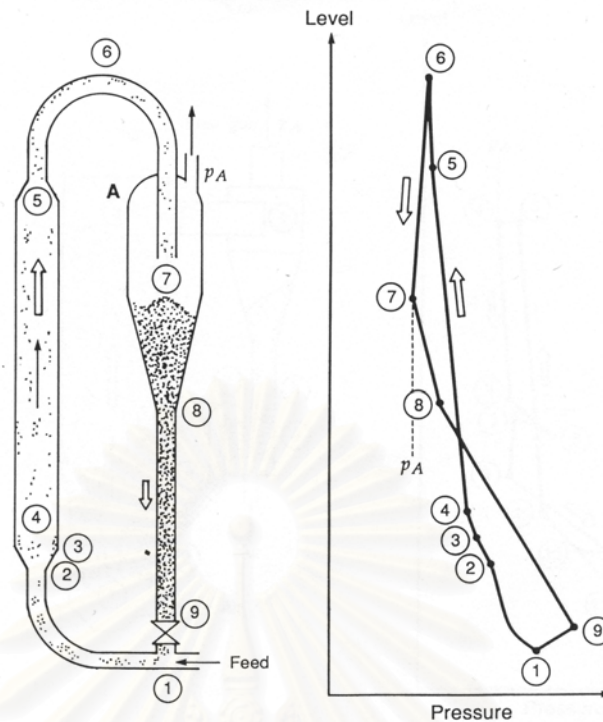


รูปที่ 2.11 แสดงถึง Single loop และ Static pressure ใน Solid circulation system ในระบบ one-gas system

รูปที่ 2.11 แสดงถึงความดันสถิตของทุกจุดของเครื่องฟลูอิดไคด์แบบหมุนเวียน พบว่า Driving force ที่ทำให้เกิดการหมุนเวียนของของแข็งในรูป เกิดจาก ความแตกต่างของความดันที่แขนทั้งสองข้างของรูป และ ลักษณะของ Phenomena ที่เกิดขึ้น ภายในเครื่องฟลูอิดไคด์แบบหมุนเวียน

จากรูปที่ 2.11 และ 2.12 แสดงรูปแบบต่างๆ ของการสัมผัสกัน และลักษณะการไหล ของ แก๊สกับของแข็ง ตามส่วนต่างๆ ของระบบหมุนเวียน ยกตัวอย่างเช่น

- ลักษณะการลำเลียงของแข็งผ่านไรเซอร์ : แบบฟลูอิดไคด์เบด หรือ การไหลแบบส่งผ่าน
- ลักษณะการไหลลงของของแข็งสู่ Downcomer : แบบเบดนิ่ง หรือ มีการให้อากาศช่วยในการเคลื่อนที่ของของแข็ง หรือ ทำให้ของแข็งเกิดการฟลูอิดไคด์



รูปที่ 2.12 ระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนแบบ Single loop

- อุปกรณ์ที่ใช้ควบคุมการไหลของของแข็ง : แอลวาล์ว เจ วาล์ว หรือ ลูบซีล
- นอกจากนี้ยังพบว่า หัวใจสำคัญของการออกแบบระบบการไหลย้อนกลับของของแข็งคือ Downcomer เนื่องจากเป็นส่วนที่ทำให้ของแข็งไหลจากบริเวณที่มีความดันต่ำสู่บริเวณที่มีความดันสูงกว่า ดังนั้นการออกแบบ จึงควรระวังเป็นพิเศษ

2.3 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Kim.W.S และ Kim.D.S.[8] ได้ทำการศึกษาอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งที่มีขนาดและความหนาแน่นต่างกันในลูบซีลที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเท่ากับ 0.08 เมตร ของเครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเท่ากับ 0.1 เมตร และสูง 5.3 เมตร การศึกษาผลของขนาดของอนุภาคที่มีต่ออัตราการไหลย้อนกลับจะใช้ทรายที่มีขนาดอนุภาคต่างกัน 4 ขนาด คือ 78, 101, 157 และ 239 ไมโครเมตร พบว่า เมื่อเพิ่มขนาดของอนุภาคจะทำให้ความต้องการปริมาณอากาศในลูบซีลมีค่าเพิ่มขึ้นเพื่อให้ได้อัตราการไหลย้อนกลับของอนุภาคมีค่าเท่าเดิม นอกจากนี้ยังมีการทำดูความดันรอบๆเครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนและที่อัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งและความเร็วของอากาศในไรเซอร์ค่าหนึ่ง พบว่า เมื่อขนาดของของแข็งเพิ่มขึ้นจะทำให้ปริมาณของแข็งในท่อไรเซอร์ลดลงความต่างของความดันในส่วนของท่านบ(Weir section) ของลูบซีลจะมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่ออนุภาคมีขนาดใหญ่ขึ้น และความหนาแน่น

ของอนุภาคภายในลูบซีลเพิ่มขึ้น นอกจากนี้ ความต่างของความดันในส่วนอากาศที่ป้อนเข้าด้านข้างของลูบซีล (Vertical aeration) จะมีค่าลดลงเมื่อลดขนาดของอนุภาค และเพิ่มความหนาแน่นของอนุภาค อากาศที่ป้อนเข้าด้านข้างของลูบซีลจะเคลื่อนที่ในทิศทางลงมากขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอนุภาค นอกจากนี้ยังพบว่าความต่างของความดันคร่อมลูบซีลจะมีความสัมพันธ์กับค่าของ Reynold Number, Modified Froude Number และอัตราส่วนของความหนาแน่นของอากาศต่อความหนาแน่นของอนุภาค

Cheng.L และ Basu.P [9] ได้ทำการศึกษาอัตราการไหลของของแข็งผ่านลูบซีลในเครื่องฟลูอิดไรซ์แบบหมุนเวียนที่ใช้ความดัน จากงานวิจัยได้ศึกษาผลของ ความดันภายในระบบ ปริมาณอากาศที่ป้อนให้กับ Recycle chamber และ Supply chamber ของลูบซีล และผลของขนาดอนุภาคในงานวิจัยจะใช้ทรายที่ต่างกัน 3 ขนาด ซึ่งจัดอยู่ใน Geldart classification B และ A พบว่า อัตราการไหลของของแข็งจะเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มปริมาณอากาศ และเพิ่มความดันของระบบ อย่างไรก็ตามของแข็งจะไม่เกิดการไหลผ่านลูบซีลจนกว่าปริมาณอากาศที่ให้บริการ Recycle chamber และ Supply chamber จะมีค่ามากพอที่จะทำให้ของแข็งไหลผ่านส่วนของทำนบของลูบซีล และอัตราการไหลของของแข็งจะมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อขนาดของของแข็งมีค่าลดลง แล้วทำการวิเคราะห์ความต่างของความดันใน Downcomer ลูบซีล Recycle chamber Recycle pipe และความดันรอบระบบ ๆ ระบบ CFB เพื่อทำการคำนวณค่าอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งเปรียบเทียบกับอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งที่วัดได้

Frang.M และคณะ [10] ศึกษาการใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงในเตาเผา CFB โดยเริ่มจาก Cold flow ใน Fluidized bed column ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 120 มิลลิเมตร สูง 2 เมตร พบว่า ถ้าใช้แกลบอย่างเดียวการ Fluidize เกิดขึ้นในช่วงแคบ ๆ เท่านั้น ถ้ามีทรายผสมด้วยจะเกิด Fluidize ได้ดีกว่า ทั้งนี้ขึ้นกับขนาดของทรายด้วย ขนาดที่เหมาะสมที่สุด (ขนาดเฉลี่ย) คือ 0.55 มิลลิเมตร (0.3-0.8 มิลลิเมตร) ส่วนการทดลองที่ใช้ถ่านหินผสมพบว่าขนาดของถ่านหินไม่มีผลมากนัก (คำว่า เหมาะสม ในที่นี้ดูจากการกระจายของขนาดที่ความสูงของเบดต่างกัน 5 ค่า) สำหรับการทดลองที่มีการเผาไหม้ทำใน คอลัมน์ ขนาด 0.2 x 0.2 เมตร. สูง 6 ม. ความเร็วแก๊สอยู่ในช่วง 0.8 – 2.0 เมตร/วินาที อุณหภูมิในการเผาไหม้ 750 - 850 องศาเซลเซียส อัตราการป้อนแกลบ 20-40 กิโลกรัม/ ชั่วโมง ใช้ทรายขนาด 0.55 มิลลิเมตร เป็น Bed material ผลการทดลองพบว่า การเผาไหม้เริ่มที่อุณหภูมิ 340 องศาเซลเซียส (Ignition temperature) เนื่องจากแกลบมีสารระเหยง่ายอยู่มาก ดังนั้นการเผาไหม้ส่วนใหญ่จะเกิดในบริเวณ Freeboard อุณหภูมิ ณ ตำแหน่งที่สูงขึ้นไปสูงกว่าบริเวณส่วนล่างทุกกรณี Secondary air มีผลทำให้อุณหภูมิการเผาไหม้สูงขึ้นโดยเฉพาะบริเวณที่ป้อน Secondary air เข้า (ค่า Air split ที่เหมาะสมคือ 7:3)

พีรพล ฐิติอนันต์ [11] ศึกษาแอลวาล์วที่ใช้เป็นส่วนเชื่อมต่อในระบบฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนซึ่งทำหน้าที่ป้อนของแข็งย้อนกลับเข้ามาในระบบ (ทอไรเซอร์) ใหม่ โดยงานวิจัยได้ศึกษาผลของตำแหน่งช่องเติมอากาศ มุมของแอลวาล์ว ปริมาณของแข็งในระบบ และปริมาณอากาศที่ให้ที่ตำแหน่งช่องเติมอากาศ ที่มีต่ออัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งในการไหลที่อุณหภูมิห้อง โดยของแข็งที่ใช้ศึกษาเป็นถ่านหินที่มีความหนาแน่น 1381 กิโลกรัม / ลูกบาศก์เมตร ขนาดระหว่าง 500 ถึง 5000 ไมโครเมตร ซึ่งอยู่ในกลุ่ม B และ D ของการจำแนกด้วยวิธี Geldart โดยมีขนาดเฉลี่ย 740 ไมโครเมตร พบว่าที่ตำแหน่งเหนือจุดศูนย์กลางของแอลวาล์วขึ้นมา 6 เซนติเมตร จะให้อัตราการไหลย้อนกลับของถ่านหินดีที่สุดเมื่อเทียบกับตำแหน่ง 0 และ 12 เซนติเมตร โดยการศึกษาในส่วนนี้จะเลือกศึกษาเฉพาะในกรณีที่มีมุมแอลวาล์วเป็นศูนย์องศาเท่านั้น และยังพบอีกว่าอัตราการไหลย้อนกลับของถ่านหินจะเพิ่มขึ้นเมื่อปริมาณอากาศที่ตำแหน่งช่องเติมอากาศ มุมของแอลวาล์วเพิ่มขึ้น แต่ไม่ขึ้นกับปริมาณของแข็งที่สะสมในระบบ และได้นำผลที่ได้มาสร้างเป็นความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลย้อนกลับของถ่านหินกับตัวแปรต่างๆ ที่ศึกษา

Arena U. และคณะ [12] ศึกษาแอลวาล์วที่ใช้เป็นส่วนเชื่อมต่อในระบบฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน ทำหน้าที่ปรับอัตราการไหลกลับของของแข็งเข้าไรเซอร์ (Solid discharge flux) โดยงานวิจัยนี้ได้ดำเนินการภายใต้ภาวะการทดลองที่ต่างกันของของแข็ง 5 แบบ คือ ทราย 3 แบบ FCC (Fluid Catalytic Cracking) และ Magnetite อีกอย่างละแบบ ของแข็งทั้ง 5 แบบนี้จัดอยู่ในกลุ่ม A และ B ของการจำแนกด้วยวิธี Geldart's classification ซึ่งจะนำมาใช้ในการวิเคราะห์หิทธิพลของขนาดและความหนาแน่นของของแข็งที่มีต่อพฤติกรรมของแอลวาล์วสำหรับของแข็งแต่ละชนิดจะประมาณช่วงการใช้งานโดยการปรับเปลี่ยนปริมาณแก๊สที่ให้กับแอลวาล์วแล้ววัดอัตราการไหลของของแข็ง (Solid flow rate) ที่ผ่านวาล์ว การทำดูล Static pressure รอบๆ ระบบฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน ก็เพื่อประมาณภาวะในการทดลอง และนำเอาข้อมูลที่ได้จากการทดลองนี้ พร้อมทั้งข้อมูลที่เคยมีผู้ศึกษามาก่อนมาสร้างเป็นความสัมพันธ์ระหว่างความดันตกคร่อมแอลวาล์วกับอัตราการไหลกลับของของแข็งเข้าไรเซอร์ ซึ่งผลที่ได้คือ เมื่อขนาดของของแข็งเพิ่มขึ้นจะทำให้ความต้องการแก๊สที่แอลวาล์วสูงขึ้น ช่วงความสามารถในการทำงานลดลง และความดันตกคร่อมแอลวาล์วจะไม่สามารถระบุได้ถ้าเป็นของแข็งละเอียด ถ้าเป็นของแข็งหยาบจะทำให้ความดันตกคร่อมแอลวาล์วลดลง ส่วนกรณีที่มีของแข็งที่มีความหนาแน่นเพิ่มขึ้นจะทำให้ความต้องการแก๊สที่แอลวาล์วสูงขึ้น ช่วงความสามารถในการทำงานลดลง และความดันตกคร่อมแอลวาล์วจะเพิ่มขึ้น ส่วนความสัมพันธ์ที่สร้างขึ้นเมื่อเทียบกับการทดลองพบว่าเป็นที่ยอมรับได้ในช่วง $\pm 20\%$ และเมื่อนำไปเปรียบเทียบกับผลของงานวิจัยอื่น พบว่าอยู่ในช่วง $\pm 20\%$ เช่นเดียวกันยกเว้นกรณีของงานวิจัยที่ใช้อนุภาคของแข็งเป็น resin

Geldart D. และ Jones P.[13] ศึกษาพฤติกรรมของแอลวาล์ว โดยตัวแปรที่ศึกษาได้แก่ของแข็ง ซึ่งเป็นทรายที่มีสมบัติทางกายภาพต่างกัน 3 ชนิด แต่จัดอยู่ในกลุ่ม B ของการจำแนกด้วยวิธีของ Geldart เหมือนกัน เส้นผ่านศูนย์กลางภายในของแอลวาล์ว 3 ขนาด คือ 40 70 และ 100 มิลลิเมตร รัศมีมีความโค้งของแอลวาล์ว 2 แบบ จำนวนตำแหน่งช่องเติมอากาศ 1 และ 3 ตำแหน่ง และความลาดเอียงของ Horizontal Section 4 ค่า โดยในระบบนี้ที่ตำแหน่ง Feed hopper และตำแหน่งป้อนของแข็งออกเป็นที่ความดันบรรยากาศทั้งคู่ ค่าสูงสุดของฟลักซ์ของของแข็งหาได้โดยอาศัยการคำนวณจากความสัมพันธ์ในการป้อนของ Hopper และได้เป็นในช่วง 600 – 1200 กิโลกรัม/ตารางเมตร.วินาที ส่วนค่าต่ำสุดของแก๊สที่เติมเข้ามาในตำแหน่งช่องเติมแก๊ส (Minimum aeration gas) หาได้โดยอาศัยค่าความเร็วเริ่มต้นในการเกิดฟลูอิไดซ์เซชันของอนุภาคของแข็ง จากความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของแก๊สผ่านช่องเติมแก๊ส และความดันตกคร่อมแอลวาล์วสามารถคำนวณ ฟลักซ์ของของแข็งได้

Daous M.A. และ Al-Zahrani A.A. [14] ได้จัดโปรแกรมการทดลองขึ้นเพื่อนำไปศึกษาการไหลของอนุภาคของแข็งกับแก๊สผ่านแอลวาล์ว โดยอนุภาคของแข็งที่ศึกษาจะมีขนาดแตกต่างกัน 2 ขนาด ส่วนแอลวาล์วที่ใช้มีเส้นผ่านศูนย์กลางต่างกัน 3 ขนาด (25 36 และ 50 มิลลิเมตร) และความยาวต่างกัน 2 ขนาด (170 และ 290 มิลลิเมตร) สำหรับเครื่องมือประกอบด้วยส่วนสำคัญ 3 ส่วน คือ ถังป้อน (Feed hopper) ท่อ Downcomer และแอลวาล์ว สมการทางคณิตศาสตร์ที่ใช้ในการทำนายการไหลของของแข็งได้ อาศัยพื้นฐานของ Modified Ergun Equation ที่เขียนไว้สำหรับการเคลื่อนที่ของเบดในท่อ Downcomer และ Horizontal section ของแอลวาล์ว มาทำนายค่า Superficial gas velocity ในส่วนของโรเซออร์และ Downcomer ได้ที่ทุกภาวะในการทำงานของแอลวาล์ว และความสัมพันธ์ที่ได้จาก External aeration และความดันตกคร่อมแอลวาล์วสามารถนำมาทำนายหาอัตราการไหลของของแข็งได้

Kunii D. และ Levenspiel O. [15] ทำการวิจัยเรื่อง Circulating fluidized-bed reactors ซึ่งงานวิจัยนี้จะเป็นการศึกษาอัตราการไหลของแก๊สและทำการลดรูป Model ที่ใช้แทนกระบวนการ CFB โดยศึกษาในช่วง Turbulent Fast fluidized และ Pneumatic transport ของ CFB การสร้าง Model ได้อาศัยการทำดุลมวลมาใช้

บทที่ 3

เครื่องมือและอุปกรณ์การทดลอง

3.1 เครื่องมือ และอุปกรณ์

3.1.1. เครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (CFB)

เครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้สำหรับงานวิจัยนี้แสดงในรูปที่ 3.1 ประกอบด้วยส่วนต่างๆ ดังนี้

1. ตัวกระจายอากาศ (Air distributor)

ใช้เป็นแบบแผ่นตะแกรงแผ่นเดี่ยว (Single perforated plate) ขนาดของรูตะแกรง 60 mesh

2. ท่อไรเซอร์ (Riser)

ทำจากท่ออะคริลิกใสขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 10 เซนติเมตร ความหนา 5 มิลลิเมตร สูง 6 เมตร. ติดตั้งமானอมิเตอร์น้ำ 15 จุดตลอดความสูงของท่อ โดยจุดที่ 1 กับจุดที่ 2 ห่างกัน 10 เซนติเมตร จุดที่ 2 ถึงจุดที่ 8 ห่างกันจุดละ 20 เซนติเมตร และจุดที่ 9 ถึงจุดที่ 15 ห่างกันจุดละ 60 เซนติเมตร ทางออกของของแข็งจะอยู่ส่วนบนสุดของท่อไรเซอร์ ซึ่งจะมีท่อที่ทำมุม 90 องศากับท่อไรเซอร์ ทำหน้าที่เชื่อมต่อกับไซโคลน

3. ไซโคลน (Cyclone)

ทำด้วย Stainless steel มีลักษณะเป็นไซโคลนเดี่ยว แสดงรายละเอียดในรูปที่ 3.2 มีลักษณะดังนี้

- เส้นผ่านศูนย์กลาง เท่ากับ 16 เซนติเมตร
- ทางเข้าของอากาศและอนุภาค เท่ากับ 8x4 ตารางเซนติเมตร
- ความสูงของกรวยไซโคลน เท่ากับ 32 เซนติเมตร
- ความสูงของกระบอกลอยไซโคลน เท่ากับ 32 เซนติเมตร

4. ระบบป้อนกลับของแข็ง (Return system) ประกอบด้วย

4.1 ท่อป้อนกลับ (Downcomer)

ทำจากอะคริลิกใส ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 6 เซนติเมตร หนา 5 มิลลิเมตร

4.2 ลูปซีล (Loop seal)

ทำจากอะคริลิกใส ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 6 เซนติเมตร หนา 5 มิลลิเมตร ซึ่งแสดงรายละเอียดในรูปที่ 3.3 ประกอบด้วยสองส่วนคือ ส่วนที่เป็นท่อนอน (Horizontal section)

และส่วนที่เป็นท่อตรงตามแนวดิ่ง หรือ ทำนบ (weir) โดยท่อนอนมีความยาว 20 เซนติเมตร ส่วนท่อตรงตามแนวดิ่งสูง 50 เซนติเมตร นอกจากนี้ยังมีส่วนที่ทำหน้าที่เติมอากาศอยู่ 3 ตำแหน่ง คือ อยู่บริเวณส่วนล่างของลูบซีล 2 ตำแหน่ง (ส่วนที่อยู่ส่วนล่างของท่อป้อนกลับ เรียก “Supply chamber” และที่อยู่ส่วนล่างของ Weir เรียก “Recycle chamber”) และส่วนของ vertical aeration อีก 1 ตำแหน่ง โดย vertical aeration จะอยู่สูงจากส่วนที่เป็นท่อนอนเป็นอัตราส่วนของความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลางเท่ากับ 2.5 ตามงานวิจัยที่ได้ศึกษามาแล้ว [8]

5. เครื่องเป่าอากาศ (Blower)

สำหรับให้อากาศปฐมภูมิ (Primary air) ใช้มอเตอร์ 3 เฟส ขนาด 4 กิโลวัตต์ ใ้พัดเส้นผ่านศูนย์กลาง 60 เซนติเมตร ดังแสดงในรูป 3.4

6. เครื่องอัดอากาศเครื่องที่ 1 (Air compressor)

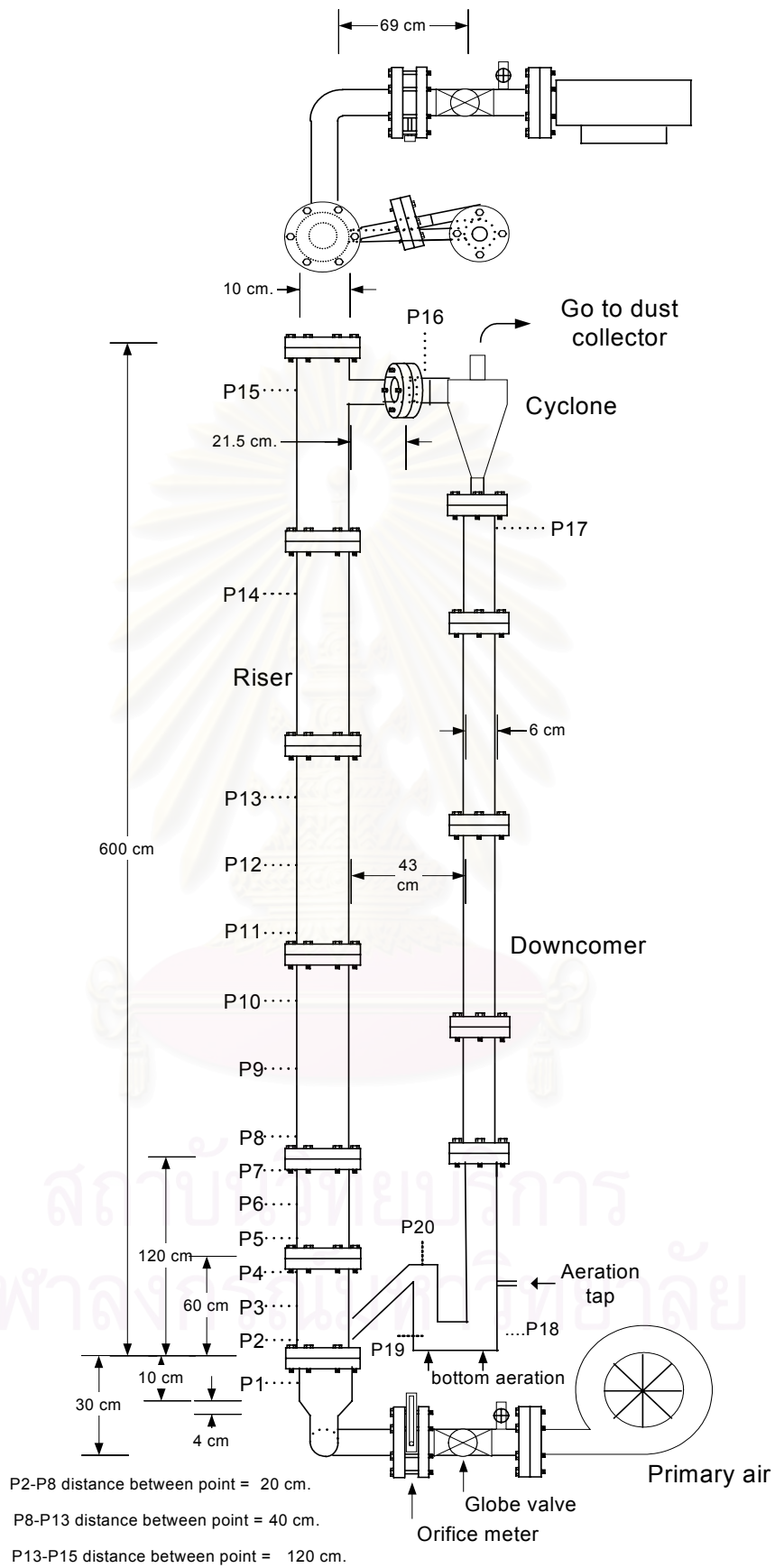
สำหรับให้อากาศที่ช่องเติมอากาศ (Aeration air) ใช้มอเตอร์ 3 เฟส ขนาด 0.38 กิโลวัตต์ ลูกสูบมี Bore 51 มิลลิเมตร และ Stroke 42 มิลลิเมตร ความเร็วรอบ 515 รอบต่อนาที ที่ความถี่ 50 Hz และ 620 รอบต่อนาที ที่ความถี่ 60 Hz ขนาดถังเส้นผ่านศูนย์กลางความยาวเป็น 325x970 ตารางมิลลิเมตร ความจุถัง 76 ลิตร ความดันที่ใช้งาน 7 กิโลกรัม / ตารางเซนติเมตร และความดันสูงสุด 10 กิโลกรัม / ตารางเซนติเมตร

7. เครื่องอัดอากาศเครื่องที่ 2 (Air compressor)

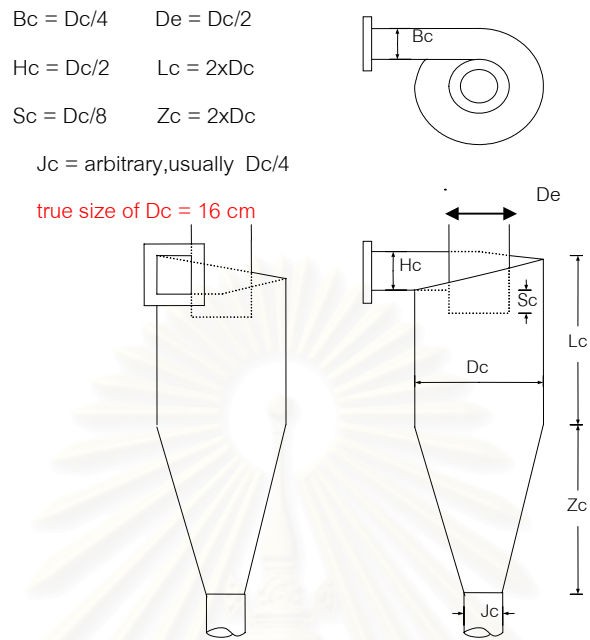
สำหรับให้อากาศที่ Recycle chamber แสดงในรูป 3.5 ใช้มอเตอร์ 3 เฟส ใช้ไฟ 21.5 แอมแปร์ ขนาด 15 แรงม้า ใช้ลูกสูบ 3 ตัว และ Stroke 42 มิลลิเมตร ความเร็วรอบ 1455 รอบต่อนาทีที่ความถี่ 50 Hz และ 620 รอบต่อนาที ความดันที่ใช้งาน 12 กิโลกรัม / ตารางเซนติเมตร และความดันสูงสุด 12 กิโลกรัม / ตารางเซนติเมตร

3.1.2. อุปกรณ์ควบคุมและอุปกรณ์วัด

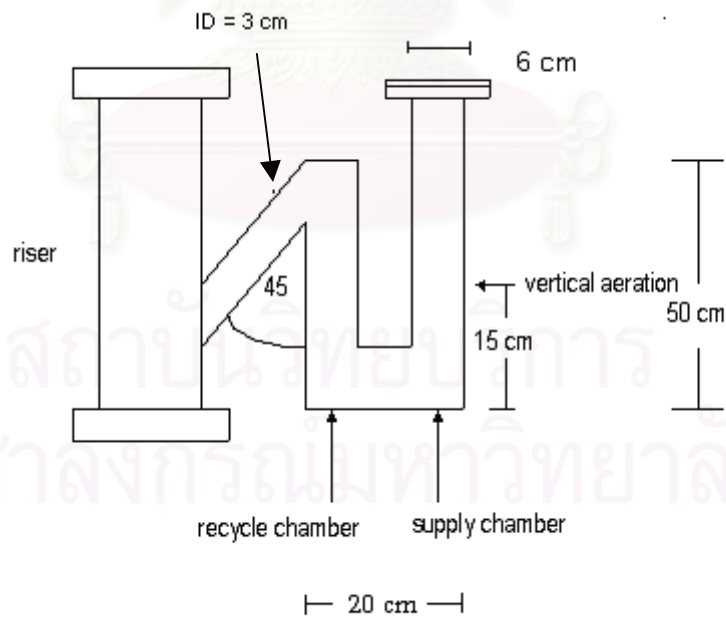
1. อุปกรณ์ควบคุมอัตราการไหลของอากาศปฐมภูมิ (Primary air) โดยใช้ Globe valve ซึ่งเป็นวาล์วทองเหลืองขนาด 3 นิ้ว เป็นอุปกรณ์ควบคุม ดังแสดงในรูปที่ 3.4
2. อุปกรณ์วัดและควบคุมอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่งช่องเติมอากาศบริเวณส่วนล่างของท่อป้อนกลับ (Supply chamber) คือ โรตاميเตอร์ ตัวโรตاميเตอร์ทำจากอะคริลิกใส สามารถทนความดันและอุณหภูมิสูงสุดได้ 100 psig และ 85 องศาเซลเซียส หน้าที่ควบคุมและวัดปริมาณอากาศ โดยการควบคุมจะใช้ Metering valve ส่วนการวัดจะใช้ระบบลูกกลอย ที่มีลูกกลอยทรงกลมทำจาก Stainless steel วัดค่าได้ในช่วง 10 – 100 ลิตรต่อนาที ความแม่นยำ 5 % เต็มสเกล



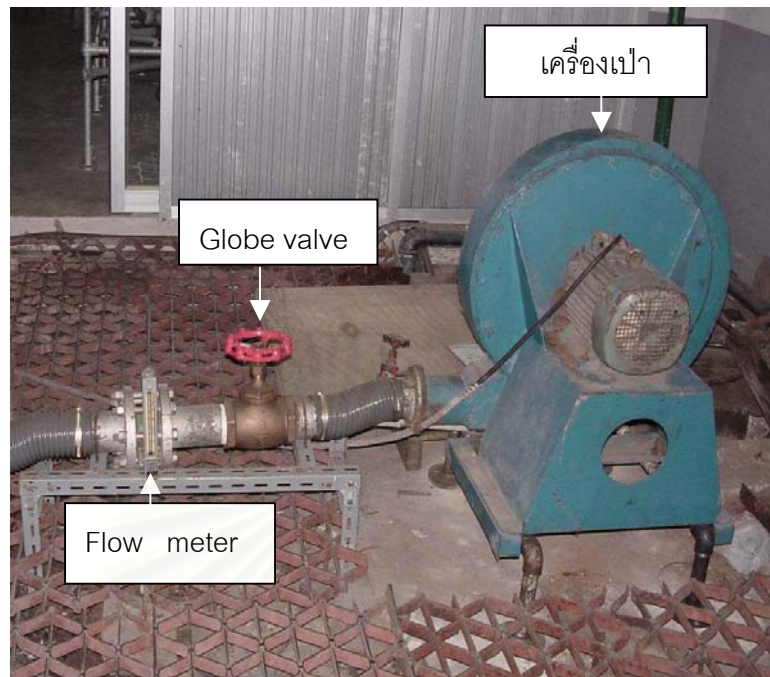
รูปที่ 3.1 แผนผังของเครื่องฟลูอิดไรเซชันแบบหมุนเวียน [11]



รูปที่ 3.2 ไชโคลน



รูปที่ 3.3 รายละเอียดของลูบซีด



รูปที่ 3.4 อุปกรณ์ควบคุมอัตราการไหลของอากาศปฐมภูมิของท่อไรเซอร์

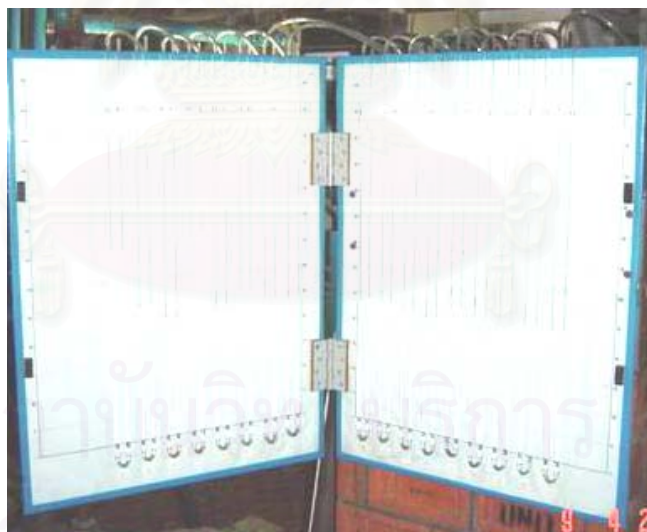


รูปที่ 3.5 เครื่องอัดอากาศเครื่องที่ 2 (Air Compressor)

3. อุปกรณ์วัดและควบคุมอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่งช่องเติมอากาศบริเวณส่วนล่างของท่อตรงตามแนวตั้ง (Recycle chamber) คือ โรตاميเตอร์ ตัวโรตاميเตอร์ทำจากอะคริลิกใส สามารถทนความดันและอุณหภูมิสูงสุดได้ 100 psig และ 85 องศาเซลเซียส ทำทั้งหน้าที่ควบคุมและวัดปริมาณอากาศ โดยการควบคุมจะใช้ metering valve ส่วนการวัดจะใช้ระบบลูกลอย ที่มีลูกลอยทรงกลมทำจาก Stainless steel วัดค่าได้ในช่วง 200 - 1400 ลิตรต่อนาที ความแม่นยำ 2 % เต็มสเกล
4. อุปกรณ์วัดและควบคุมอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่งช่องเติมอากาศ (Aeration air) ใช้โรตاميเตอร์ ซึ่งเป็นอุปกรณ์ที่ทำหน้าที่ควบคุมและวัดปริมาณอากาศ โดยการควบคุมจะใช้วาล์วเข็ม (needle valve) ส่วนการวัดจะใช้ระบบลูกลอย ที่มีลูกลอยทรงกลมทำจาก stainless steel วัดค่าได้ในช่วง 3 – 30 ลิตรต่อนาที ความแม่นยำ 3% เต็มสเกล
5. อุปกรณ์วัดและควบคุมอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง ช่องเติมอากาศ (Aeration air)คือ โรตاميเตอร์ ซึ่งเป็นอุปกรณ์ที่ทำหน้าที่ควบคุมและวัดปริมาณอากาศ โดยการควบคุมจะใช้วาล์วเข็ม (needle valve) ส่วนการวัดจะใช้ระบบลูกลอย ที่มีลูกลอยทรงกลมทำจาก stainless steel วัดค่าได้ในช่วง 0 - 50 ลิตรต่อนาที ความแม่นยำ 3% เต็มสเกล
6. Differential Pressure Transmitter (DPT) ดังแสดงในรูปที่ 3.6 เป็นอุปกรณ์ที่ทำหน้าที่วัดความดันต่างระหว่างตำแหน่งสองตำแหน่ง โดยงานวิจัยนี้ใช้ Differential Pressure Transmitter (DPT) ที่มีช่วงการวัด 0-600 มิลลิเมตรน้ำ ความแม่นยำ 0.3% ตามลำดับ
7. มานอมิเตอร์น้ำ ดังแสดงในรูปที่ 3.7 เป็นอุปกรณ์วัดสำหรับวัดความดัน ทำจากท่อแก้ว ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 1/8 นิ้ว สูง 75 ซม. สำหรับวัดความดันตลอดเครื่อง CFB ซึ่งมีทั้งสิ้น 20 ตำแหน่ง (P1-P20 ในรูปที่ 3.1)
8. นาฬิกาจับเวลา ใช้สำหรับจับเวลาที่เบดเคลื่อนที่ในท่อ ท่อป้อนกลับ ในหน่วยวินาที ทศนิยม 2 ตำแหน่ง



รูปที่ 3.6 อุปกรณ์วัดความดัน Differential Pressure Transmitter (DPT)



รูปที่ 3.7 อุปกรณ์วัดความดันมานอเมเตอร์น้ำ (Manometer)

3.1.3 เครื่องมือและอุปกรณ์อื่นๆ

1. เครื่องบดหยาบ (เครื่องหั่นย่อยชีวมวล)

ซึ่งใช้หลักการเหวี่ยงใบมีดให้กระทบกับชีวมวล และใช้มอเตอร์ขนาด 3.8 กิโลวัตต์ 3 เฟส เป็นตัวขับเคลื่อนใบมีด ความละเอียดของอนุภาคที่ผ่านการบดจะขึ้นอยู่กับขนาดตะแกรงที่ใช้ในการร่อน แสดงเครื่องมือในรูปที่ 3.8 ใช้บดชีวมวลที่มีขนาดใหญ่ให้มีขนาดเล็กลงเหลือไม่เกิน 5 มิลลิเมตร

2. เครื่องบดละเอียด

แสดงในรูปที่ 3.9 ใช้หลักการเหวี่ยงใบมีดให้กระทบกับชีวมวล โดยมีมอเตอร์ขนาด 1.1 กิโลวัตต์ 1 เฟสเป็นตัวขับเคลื่อนใบมีด ความละเอียดของอนุภาคที่ผ่านการบดจะขึ้นอยู่กับขนาดตะแกรงที่ใช้ในการร่อน

3. เครื่องคัดขนาด

แสดงในรูปที่ 3.10 ใช้แยกทรายและชีวมวลที่ได้ออกเป็นช่วงต่างๆ โดยงานวิจัยนี้จะแบบช่วงของขนาดออกเป็นช่วง 425 – 500, 500-850, 850-1180 ไมโครเมตร

4. เครื่องมือวัดความหนาแน่นของชีวมวล Ultrapycnometer (Quanta chrome)

สำหรับวิเคราะห์ความหนาแน่นของวัสดุ แสดงในรูปที่ 3.11 เครื่องได้รับการออกแบบให้วัดหาปริมาตรและความหนาแน่นจริงของวัสดุ โดยใช้หลักการของ Archimedes ในการใช้ของไหลเข้าไปแทนที่ในช่องว่างในเนื้อวัสดุ และใช้แก๊ส แทนของเหลว และใช้กฎของบอยล์ (Boyle's law) เพื่อหาปริมาตร การใช้แก๊สทำให้สามารถแทนที่ไปถึงส่วนที่เล็กมาก ๆ ได้ ทำให้มีความถูกต้องมากขึ้น ค่าความหนาแน่นของผงมักจะเปลี่ยนแปลงเมื่อผ่านกระบวนการขึ้นรูปเป็นชิ้นงาน เพราะโครงสร้างผลึกบริเวณพื้นผิวของแต่ละอนุภาคเปลี่ยนแปลงทำให้ความหนาแน่นเปลี่ยนไปด้วย นอกจากนี้ ช่องว่างที่พื้นผิวของอนุภาคสามารถเกิดรูปร่างแบบที่ของเหลวไม่สามารถแทรกซึมเข้าไปได้ ทำให้การวัดแบบที่ใช้ของเหลวเข้าไปแทนที่เกิดความคลาดเคลื่อน แต่การวัดความหนาแน่นแบบที่ใช้เทคนิคการแทนที่ของ Archimedes เช่นเดียวกันแต่ใช้แก๊สแทนที่จะเป็นของเหลวทำให้ไม่เกิดปัญหาข้างต้น แก๊สที่ใช้ เช่น แก๊สฮีเลียมสามารถแทรกซึมเข้าไปได้อย่างทั่วถึง ถึงขนาดประมาณ 1 อังสตรอม ทำให้สามารถตรวจวัดรูพรุนที่ไม่สามารถตรวจวัดได้ด้วยวิธีอื่น ๆ ทำให้ค่าที่ได้มีความถูกต้องเพิ่มมากขึ้น วิธีการวัดความหนาแน่นของวัสดุที่ใช้หลักการเกี่ยวกับการหาพื้นที่ว่างที่อยู่ระหว่างอนุภาคของแข็ง รวมทั้งช่องว่างในเนื้อวัสดุ รูพรุน และรอยแตกต่าง ๆ ด้วยการแทนที่ด้วยของไหล และนำมาคำนวณหาความหนาแน่นได้เมื่อรู้น้ำหนักของวัสดุ เรียกว่า ความหนาแน่นปรากฏซึ่งจะมีค่าเท่ากับ ความหนาแน่นจริงเมื่อเป็นชิ้นงานที่ไม่มีรูพรุนอยู่ภายใน



รูปที่ 3.8 เครื่องบดหยาบ (เครื่องหั่นซากพืช)



รูปที่ 3.9 เครื่องบดละเอียด



รูปที่ 3.10 เครื่องัดขนาด



รูปที่ 3.11 เครื่องวัดความหนาแน่นของซีเมนต์ Ultracycrometer (Quanta chrome)

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

3.2 วิธีการทดลอง

งานวิจัยนี้แบ่งการทดลองออกเป็น 3 ตอน คือ

3.2.1 การทดลองตอนที่ 1

การทดลอง ตอนที่ 1 เพื่อศึกษาผลของขนาดอนุภาคของทราย ที่มีต่ออัตราการไหลย้อนกลับของของแข็ง

การเตรียมเบด

1. นำทรายให้มีขนาดเล็กกว่า 2 มิลลิเมตรไปคัดแยกขนาดเพื่อให้ได้ขนาดที่ต้องการ นำค่าที่ได้จากการทดลองมาคำนวณหาค่าความหนาแน่นทราย ความหนาแน่นบัลด์ซ์ของทรายและสัดส่วนของช่องว่าง (แสดงวิธีการคำนวณในภาคผนวก ข)
2. คัดเลือกทรายที่มีขนาดต่างๆ กัน 3 ขนาด มาทำการศึกษา โดยสมบัติทางกายภาพของทรายที่ใช้

การทดลอง

1. นำทรายที่มีขนาด 601 ไมโครเมตร น้ำหนัก 2 กิโลกรัม บรรจุทางด้านบนของไซโคลนในเครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน
2. หาค่าความเร็วของ Primary air, U โดยปรับความเร็วของ Primary air ในท่อไรเซอริให้อยู่ในช่วงของฟลูอิดไดซ์เซชันที่ความเร็วสูง โดยเริ่มจากปรับความเร็วของอากาศในท่อไรเซอริให้อยู่ในช่วงความเร็วของการส่งถ่ายอนุภาคด้วยลม (สังเกตจากความดันตามความสูงของท่อไรเซอริจะมีค่าคงที่) แล้วค่อยๆลดความเร็วของอากาศ เมื่อถึงที่ความเร็วค่าหนึ่งจะพบว่าความดันที่คร่อมไรเซอริจะเริ่มเพิ่มขึ้นความเร็วที่จุดนั้นคือความเร็วเริ่มต้นของการเกิดฟลูอิดไดซ์เซชันที่ความเร็วสูง หลังจากนั้นลดความเร็วของอากาศลงเรื่อยๆ จนกระทั่งความดันลดคร่อมไรเซอริมีค่าเพิ่มสูงขึ้นมากพร้อมๆกันมีการแกว่งของความดันอย่างรุนแรง ความเร็วที่จุดนั้นคือความเร็วใช้คั้งหรือความเร็วสิ้นสุดการเกิดฟลูอิดไดซ์เซชันที่ความเร็วสูง
3. ศึกษาอัตราการไหลของอากาศบริเวณ Recycle chamber ที่มีผลต่ออัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งในลูบซีล โดยปรับอัตราการไหลของอากาศบริเวณ Supply chamber จนเกิดการเคลื่อนที่ของของแข็งจากท่อป้อนกลับเข้าสู่ลูบซีล แล้วปรับอัตราการไหลของ Recycle chamber เพื่อให้ได้อัตราการไหลของอากาศที่ Recycle chamber ซึ่งทำให้เกิดการไหลผ่านของของแข็งไปได้

4. เลือกตำแหน่งช่องเติมอากาศที่ 15 ซม. จากตำแหน่งจุดศูนย์กลางของท่อนอนของลูบซีล หรือ $h_{AT}/d_D = 2.5$ ตามงานวิจัยที่เคยทำมาแล้ว [8] แล้วปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศที่ Vertical aeration
5. รวบรวมระบบเข้าสู่สมดุล สำหรับแต่ละค่าของการปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศ คือ รวมนกว่าระดับการเคลื่อนที่ของเบดที่ท่อนอนกลับจะมีค่าคงที่ จากนั้นวัดค่าความดันที่ตำแหน่งต่างๆ ทั้ง 20 จุดรอบ ๆ เครื่อง ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน
6. วัดความเร็วของของแข็งที่ไหลย้อนกลับบริเวณท่อนอนกลับ โดยวัดระยะทางการเคลื่อนที่ของของแข็งตามเวลาที่กำหนด แล้วคำนวณหาอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งที่ท่อนอนกลับ โดยหาจากความเร็วย้อนกลับคูณกับความหนาแน่นบัลค์ของของแข็ง
7. ปิดพักเครื่องประมาณ 1 ชั่วโมง เพื่อลดปัญหาที่เกิดจากไฟฟ้าสถิตเนื่องจากการเสียดสีกันอย่างรุนแรงของทรายและผนังของเครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน
8. เปลี่ยนขนาดอนุภาคของทราย เป็น 658 ไมโครเมตร
9. ทำการทดลองตามข้อ 3 ถึง ข้อ 8
10. เปลี่ยนขนาดอนุภาคของทราย เป็น 757 ไมโครเมตร
11. ทำการทดลองตามข้อ 3 ถึง ข้อ 8

3.2.2 วิธีการทดลองตอนที่ 2

การทดลองเพื่อทดสอบหาตำแหน่งที่เติมอากาศต่างๆ ที่มีผลต่ออัตราการไหลย้อนกลับของของแข็ง ซึ่งประกอบด้วยขั้นตอนการทดลองต่างๆ ดังนี้

การเตรียมเบด

1. นำทรายให้มีขนาดเล็กกว่า 2 มิลลิเมตรไปคัดแยกขนาดเพื่อให้ได้ขนาดตามที่ต้องการ คำนวณหาค่าความหนาแน่นทราย ความหนาแน่นบัลค์ของทรายและสัดส่วนของช่องว่าง (แสดงวิธีการคำนวณในภาคผนวก ข)
2. คัดเลือกทรายที่มีขนาด 658 ไมโครเมตร มาทดลองหาตำแหน่งที่เติมอากาศต่างๆ ที่มีผลต่ออัตราการไหลย้อนกลับของของแข็ง

การทดลอง

1. บรรจทรายขนาด 658 ไมโครเมตร น้ำหนัก 2 กิโลกรัม ลงในเครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน ผ่านทางไซโคลน

2. เลือกตำแหน่งช่องเติมอากาศที่ 15 ซม. จากตำแหน่งจุดศูนย์กลางของท่อนอนของลูบซีล หรือ $h_{AT}/d_D = 2.5$ ตามงานวิจัยที่เคยทำมาแล้ว [8]
3. ทดลองหาค่าความเร็วของ Primary air, U โดยปรับความเร็วของ Primary air ในท่อโรเตอร์ให้อยู่ในช่วงของฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูง โดยเริ่มจากปรับความเร็วของอากาศในท่อโรเตอร์ให้อยู่ในช่วงความเร็วของการส่งถ่ายอนุภาคด้วยลม (สังเกตความดันตามความสูงของท่อโรเตอร์จะมีค่าคงที่) แล้วค่อยๆ ลดความเร็วของอากาศเมื่อถึงที่ความเร็วค่าหนึ่งจะพบว่าความดันที่คร่อมโรเตอร์จะเริ่มเพิ่มขึ้นความเร็วที่จุดนั้นคือ ความเร็วเริ่มต้นของการเกิดฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูง หลังจากนั้นลดความเร็วของอากาศลงเรื่อยๆ จนกระทั่งความดันลดคร่อมโรเตอร์มีค่าเพิ่มสูงขึ้นมากพร้อมๆ กับการแกว่งของความดันอย่างรุนแรง ความเร็วที่จุดนั้นคือความเร็วขีดกึ่งหรือความเร็วสิ้นสุดการเกิดฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูง
4. ศึกษาอัตราการไหลของอากาศบริเวณ Recycle chamber ที่มีผลต่ออัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งในลูบซีล โดยปรับอัตราการไหลของอากาศบริเวณ Supply chamber จนเกิดการเคลื่อนที่ของของแข็งจากท่อป้อนกลับเข้าสู่ลูบซีล แล้วปรับอัตราการไหลของ Recycle chamber เพื่อให้ได้อัตราการไหลของอากาศที่ Recycle chamber ซึ่งทำให้เกิดการไหลผ่านของของแข็งไปได้
5. ศึกษาอัตราการไหลของอากาศบริเวณ Supply chamber ที่มีผลต่ออัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งในลูบซีล โดยกำหนดค่าของ Recycle chamber ให้มีค่าตามที่ศึกษาในข้อ 4. ปิดวาล์วที่ตำแหน่งให้อากาศที่ Vertical aeration
6. รวบรวมระบบเข้าสู่สมดุล คือ รวมนกว่าระดับการเคลื่อนที่ของเบดในท่อป้อนกลับ มีค่าคงที่ จากนั้นวัดค่าความดันที่ตำแหน่งต่างๆ ทั้ง 20 จุดรอบ ๆ เครื่อง CFB
7. วัดความเร็วของของแข็งที่ไหลย้อนกลับที่ท่อป้อนกลับ โดยวัดระยะทางการเคลื่อนที่ของของแข็งตามเวลาที่กำหนด แล้วคำนวณหาอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งในท่อป้อนกลับ ซึ่ง มีค่าเท่ากับ ความเร็วของของแข็งคูณกับความหนาแน่นบัลค์ของของแข็ง
8. ปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศที่บริเวณ Supply chamber จนกว่าจะไม่สามารถวัดอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งได้ (เนื่องจากเกิดฟองอากาศบริเวณท่อป้อนกลับ)
9. ปิดพักเครื่องประมาณ 1 ชั่วโมง เพื่อลดปัญหาที่เกิดจากไฟฟ้าสถิตเนื่องจากการเสียดสีกันอย่างรุนแรงของทรายและผนังของฟลูอิดเซชันแบบหมุนเวียน
10. ทำการทดลองซ้ำข้อ 7 ถึง 11 อีกสองครั้ง เพื่อนำค่าที่ได้มาเปรียบเทียบกัน

11. ศึกษาอัตราการไหลของอากาศบริเวณ Vertical aeration ที่มีผลต่ออัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งในลูบซีล โดยกำหนดให้อัตราการไหลของอากาศบริเวณ Recycle chamber เท่ากับที่ได้ศึกษาไว้ในข้อ 4 แล้วปิดวาล์วที่ให้อากาศที่ตำแหน่ง Supply chamber และปรับเปลี่ยน อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration
12. ทำการทดลองซ้ำข้อ 6 ถึง 10

3.3.3 การทดลองตอนที่ 3

ศึกษาผลของอัตราส่วนของของผสมระหว่างทรายกับชีวมวลคิดเป็นสัดส่วนโดยน้ำหนัก ที่มีผลต่ออัตราการไหลย้อนกลับ

เตรียมเบด

เลือกขนาดของทรายที่มีความเหมาะสมที่จะสามารถนำมาผสมชีวมวลแล้วเกิดการผสมกันได้ดี จากการทดลองตอนที่ 2 นำมาผสมกับชีวมวลในสัดส่วนต่าง ๆ โดยทำการคัดขนาดของชีวมวลด้วยเช่นกัน การหาความหนาแน่นของชีวมวลโดยใช้เครื่องมือวัดความหนาแน่นของชีวมวล Ultracycrometer (Quanta chrome)

การทดลอง

1. บรรจุของผสมระหว่างทรายกับชีวมวลน้ำหนัก 2 กิโลกรัม ลงในเครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน ทางด้านบนของไซโคลน
2. ทดลองหาค่าความเร็วของ Primary air, U โดยปรับความเร็วของ Primary air ในท่อไรเซอร์ให้อยู่ในช่วงของฟลูอิดไดซ์เซชันที่ความเร็วสูง โดยเริ่มจากปรับความเร็วของอากาศในท่อไรเซอร์ให้อยู่ในช่วงความเร็วของการส่งถ่ายอนุภาคด้วยลม (สังเกตความดันตามความสูงของท่อไรเซอร์จะมีค่าคงที่) แล้วค่อยๆ ลดความเร็วของอากาศ เมื่อถึงที่ความเร็วค่าหนึ่งจะพบว่าความดันที่คร่อมไรเซอร์จะเริ่มเพิ่มขึ้นความเร็วที่จุดนั้นคือ ความเร็วเริ่มต้นของการเกิดฟลูอิดไดซ์เซชันที่ความเร็วสูง หลังจากนั้นลดความเร็วของอากาศลงเรื่อยๆ จนกระทั่งความดันลดคร่อมไรเซอร์มีค่าเพิ่มสูงขึ้นมากพร้อมกระทั้งมีการแกว่งของความดันอย่างรุนแรง ความเร็วที่จุดนั้นคือความเร็วช็อคกิ้งหรือความเร็วสิ้นสุดการเกิดฟลูอิดไดซ์เซชันที่ความเร็วสูง
3. ทำการศึกษาอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Supply chamber และ Recycle chamber ที่ทำให้เกิดการไหลย้อนกลับของแข็งสำหรับชีวมวลแต่ละชนิด
4. ทำการปรับอัตราการไหลของอากาศที่บริเวณ Supply chamber และ Recycle chamber ตามที่ได้ศึกษาเบื้องต้นตามข้อ 3

5. ปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศที่ Vertical aeration
6. รวบรวมข้อมูลเข้าสู่สมดุล จากนั้นวัดค่าความดันที่ตำแหน่งต่างๆ ทั้ง 20 จุดรอบๆ เครื่องฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน
7. วัดความเร็วของของแข็งที่ไหลย้อนกลับบริเวณท่อป้อนกลับ โดยวัดการไหลของของแข็งตามเวลาที่กำหนด แล้วคำนวณหาอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งที่ท่อป้อนกลับมีค่าเท่ากับความเร็วของของแข็งคูณกับความหนาแน่นบัลค์ของของผสม
8. เปลี่ยนปริมาณอากาศที่บริเวณ Vertical aeration จนกว่าจะไม่สามารถวัดอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งได้ (เนื่องจากเกิดฟองอากาศบริเวณท่อป้อนกลับ)
9. ปิดพักเครื่องประมาณ 1 ชั่วโมง
10. ทำการทดลองซ้ำข้อ 7 ถึง 11 อีกสองรอบ เพื่อนำค่าที่ได้มาเปรียบเทียบกัน
11. ศึกษาผลของการผสมกันของชีวมวล ตัวอื่นๆ โดยทำการทดลองซ้ำข้อ 1 ถึง ข้อ 10

บทที่ 4

ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลอง

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาลักษณะสมบัติของอนุภาคที่มีผลต่ออัตราการไหลย้อนกลับในลูบซีลของเครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน ซึ่งการทดลองแบ่งออกเป็น 4 ส่วน ดังนี้

ส่วนที่ 1 ศึกษาผลของขนาดอนุภาคของทราย ที่มีต่ออัตราการไหลย้อนกลับของทรายก่อนที่จะนำทรายขนาดนั้นๆ ไปผสมกับสารชีวมวล

ส่วนที่ 2 ศึกษาอิทธิพลของตำแหน่งช่องเติมอากาศที่ป้อนอากาศเข้าสู่ลูบซีล ซึ่งมี 3 ตำแหน่งด้วยกันคือ บริเวณใต้ลูบซีลมี 2 จุด (Supply chamber และ Recycle chamber) และ บริเวณด้านข้าง (Vertical aeration section) ของลูบซีล อีก 1 จุด

ส่วนที่ 3 อาศัยผลการทดลองจากส่วนที่ 1 และส่วนที่ 2 มาทำการศึกษาผลของอัตราส่วนของสารผสมระหว่างทรายกับชีวมวลที่มีผลต่ออัตราการไหลย้อนกลับ

ส่วนที่ 4 นำข้อมูลต่างๆ ที่ได้จากการทดลองมาเปรียบเทียบกับสหสัมพันธ์ของ Kim และคณะ[8] จากนั้นนำมาสร้างเป็นความสัมพันธ์ขึ้นมาใหม่ให้เหมาะสมกับสภาวะที่ทำการทดลอง

4.1 ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลในส่วนที่ 1

ภาวะ การทดลองตอนที่ 1 ศึกษาอิทธิพลของขนาดอนุภาค ที่มีผลต่ออัตราการไหลย้อนกลับของทรายผ่านลูบซีล

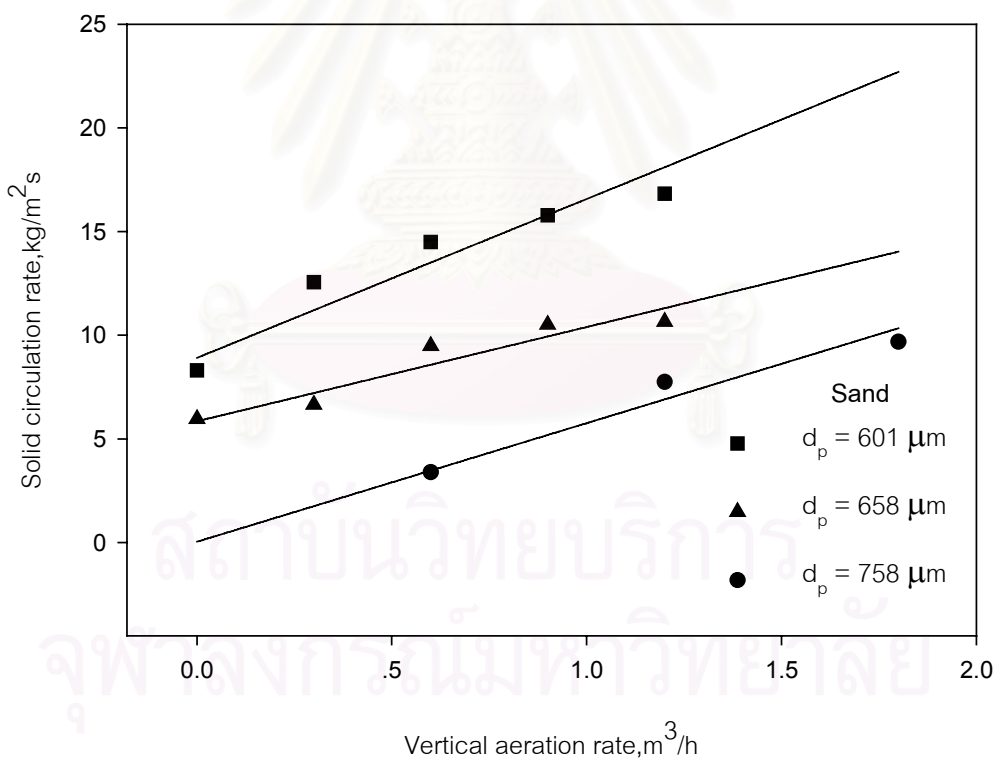
จากรูปที่ 4.1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration section กับ อัตราการไหลย้อนกลับของทรายที่มีขนาดเฉลี่ยต่างๆ กัน 3 ขนาด คือ 601 658 และ 758 ไมโครเมตร ตามลำดับ ซึ่งสมบัติของทรายที่ใช้ในการทดลองแสดงดังตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 สมบัติทางกายภาพของทรายที่ใช้ในการทดลอง

Property	Sand I	Sand II	Sand III
Density , kg/m ³	2588	2588	2588
Bulk density , kg/m ³	1380	1428	1436
d _p เฉลี่ย μm	601	658	757
ϵ_0	0.538	0.534	0.523

ภาวะที่ใช้ในการศึกษา คือ กำหนดความเร็วของอากาศปฐุมภูมิอยู่ในช่วงฟลูอิไดซ์แบบความเร็วสูง (Fast fluidized bed) มีค่าเท่ากับ 96 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Supply chamber เท่ากับ 1.2 ลูกบาศก์เมตร ต่อ ชั่วโมง (ค่าอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่งต่างๆ ได้มาจากการทดลองเบื้องต้น) พบว่า อัตราการไหลย้อนกลับของทรายจะมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration section และที่อัตราการไหลย้อนกลับค่าเดียวกัน เมื่ออนุภาคมีขนาดใหญ่ขึ้นจะต้องการอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration section มากขึ้น แต่จากการทดลองพบว่า ที่ขนาดอนุภาคเฉลี่ยของทรายเท่ากับ 601 ไมโครเมตร อนุภาคของทรายจะมีโอกาสหลุดจากไซโคลนได้มากเนื่องจากอนุภาคมีขนาดเล็กจากการเสียดสีกันระหว่างการทดลอง ทำให้อนุภาคของแข็งมีขนาดลดลง

กราฟความสัมพันธ์ระหว่าง Q_A กับ อัตราการไหลย้อนกลับของทราย



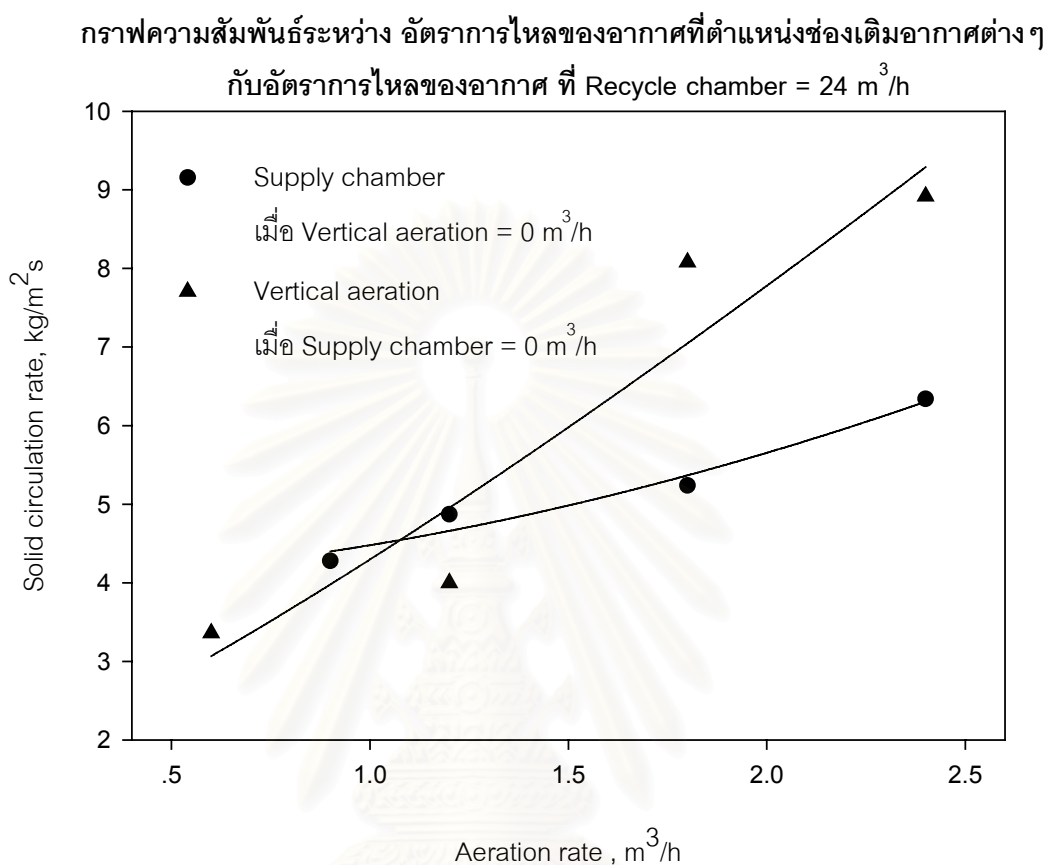
รูปที่ 4.1 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration section กับ อัตราการไหลย้อนกลับของทราย ที่อัตราการไหลของอากาศที่ Recycle chamber = 24 m³/h, Supply chamber = 0.6 m³/h , primary air = 96 m³/h

ดังนั้นในการทดลองในส่วนต่อไปจึงเลือกใช้ทรายที่มีขนาดอนุภาคเฉลี่ย 658 ไมโครเมตร ซึ่งให้อัตรการไหลย้อนกลับที่สูงเมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอากาศและมีแนวโน้มที่จะหลุดไซโคลน ทำให้เกิดการฟุ้งในบรรยากาศได้น้อยกว่ามาทำการทดลองในส่วนต่อไป

4.2 ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลองส่วนที่ 2

ภาวะในการทดลองตอนที่ 2 กำหนดความเร็วของอากาศปฐุมภูมิอยู่ในช่วงฟลูอิไดซ์เบดแบบความเร็วสูง (Fast fluidized bed) ซึ่งมีค่าเท่ากับ 96 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง (ค่าที่ได้จากการทดลองเบื้องต้น) ใช้ทรายขนาดเฉลี่ย (d_{sm}) 658 ไมโครเมตร ความหนาแน่น 2588 กิโลกรัม ต่อ ลูกบาศก์เมตร และความหนาแน่นบัลค์ 1428 กิโลกรัม ต่อ ลูกบาศก์เมตร ปริมาณของทรายในระบบทั้งหมด 2 กิโลกรัม เก็บข้อมูลโดยปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศที่ช่องเติมอากาศทั้งสาม ตำแหน่ง (Aeration flow rate at vertical section, Supply chamber, Recycle chamber) ที่มีผลกระทบต่อกัน ต่ออัตราการไหลย้อนกลับของทรายในลูบซีล ดังแสดงในรูปที่ 4.2 จากการศึกษาเบื้องต้นพบว่า อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber มีความสำคัญต่อระบบการป้อนกลับของทราย คือถ้าไม่ให้อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber แต่ให้อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration และ Supply chamber พบว่า ไม่เกิดการไหลย้อนกลับของทรายและพบว่าอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber ที่เหมาะสมสำหรับการทดลอง คือ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง เนื่องจากการศึกษาเบื้องต้นพบว่า เป็นค่าที่น้อยที่สุดที่ทำให้เกิดการไหลย้อนกลับของของแข็ง เมื่อศึกษาถึงผลกระทบของปริมาณอากาศที่ตำแหน่ง Supply chamber ต่ออัตราการไหลย้อนกลับของทราย โดยไม่มีผลกระทบของอัตราการไหลของอากาศจากตำแหน่ง Vertical aeration เข้ามาเกี่ยวข้องจึงกำหนดให้ Vertical aeration มีค่าเท่ากับ 0 และกำหนดให้ Recycle chamber มีค่าคงที่ พบว่า เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Supply chamber จะทำให้อัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งมีค่าเพิ่มขึ้นไม่มากนักทั้งนี้เนื่องจาก ตำแหน่ง Supply chamber อยู่ใต้ท่อป้อนกลับ เมื่อให้อัตราการไหลของอากาศในส่วนนี้จะทำให้เกิดการขยายตัวของทราย จะทำให้แรงเสียดทานระหว่างอนุภาคกับอนุภาคมีค่าลดลงทำให้เกิดการเคลื่อนที่ของเม็ดทรายในแนวนอนเข้าสู่ส่วนที่ทำให้เกิดการฟลูอิไดซ์ของลูบซีลได้ง่ายขึ้น ส่วนผลของการศึกษาปริมาณอากาศที่ Vertical aeration ก็เช่นกัน จึงกำหนดให้ Supply chamber มีค่าเท่ากับ 0 พบว่า เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration จะทำให้อัตราการไหลย้อนกลับของทรายมีค่าสูงขึ้นมาก ทั้งนี้เนื่องจากอัตราการไหลของอากาศจาก vertical aeration จะช่วยทำให้แรงต้านทานการไหลของทรายมีค่าลดลงทำให้เกิดการไหลของทรายผ่านลูบซีลได้ ในขณะที่เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration ให้มีค่ามากจนถึงจุดๆ หนึ่งจะมีแนวโน้มที่จะเกิดการไหลแบบปั่นป่วน (Turbulent bed) ในท่อป้อน

กลับซึ่งทำให้ไม่สามารถวัดอัตราการไหลย้อนกลับของทรายได้ เนื่องจากไม่สามารถหาขอบเขตของการไหลของของแข็งที่แน่นอนได้



รูปที่ 4.2 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของอากาศที่ช่องเติมอากาศตำแหน่งต่างๆ กับอัตราการไหลย้อนกลับของทราย เมื่ออัตราการไหลของอากาศที่ Recycle chamber = $24 \text{ m}^3/\text{h}$, Primary air = $96 \text{ m}^3/\text{h}$

จากรูปที่ 4.2 และ จากการศึกษาเบื้องต้น จึงสรุปได้ว่า การป้อนอากาศทุกตำแหน่ง มีอิทธิพลต่ออัตราการไหลย้อนกลับของทรายดังนี้คือ ที่ตำแหน่ง Recycle chamber มีความจำเป็นสำหรับระบบมาก เนื่องจาก เป็นจุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดิเดชันของอนุภาค ทำให้เกิดความดันสูงภายในลูบซีลซึ่งจะทำให้สามารถเอาชนะแรงต้านทานของอากาศจากท่อไรเซอร์ได้ ดังนั้นเมื่อให้ความเร็วของอากาศมากกว่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดการฟลูอิดิเดชัน (Minimum fluidization) จะลดแรงเสียดทานระหว่างอนุภาคให้มีค่าน้อยลงจนไม่สามารถกักอนุภาคให้อยู่กับที่ได้ จึงทำให้ของผสมประพติตัวคล้ายของไหล สามารถไหลผ่านลูบซีลได้ ส่วนอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration section ก็มีส่วนสำคัญต่ออัตราการไหลย้อนกลับของทรายเช่นกัน เนื่องจากการเคลื่อนของอนุภาคทรายที่ผ่านเข้าสู่ส่วนที่เกิดการฟลูอิดิเดชันของลูบซีลจะต้องอาศัยแรงลากเนื่อง

จากการไหล (Drag force) ของอากาศที่มากพอที่จะเอาชนะแรงต้านทานการเคลื่อนที่ของอนุภาคทราย (f) คือ เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอากาศที่ Vertical aeration จะทำให้อัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งมีค่าเพิ่มขึ้น ส่วนที่ตำแหน่ง Supply chamber ก็มีความสำคัญเช่นกัน ทั้งนี้เนื่องจาก Supply chamber ซึ่งเป็นส่วนที่อยู่ใต้ท่อป้อนกลับ (Downcomer) จะเป็นตัวปล่อยอากาศเพื่อช่วยลดแรงเสียดทานระหว่างอนุภาคกับอนุภาค ซึ่งจะทำให้อนุภาคของทรายเกาะกันอยู่อย่างหลวมๆ และเกิดการเคลื่อนที่ของของแข็งในแนวนอนได้ง่าย ดังนั้น การทดลองในส่วนต่อไปจึงเลือกศึกษาอิทธิพลของอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration section เนื่องจากช่วยทำให้เกิดอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งในอัตราที่สูงเมื่อเปรียบเทียบกับตำแหน่งป้อนอากาศอื่นๆ โดยกำหนดอัตราการไหลของอากาศที่ ตำแหน่ง Recycle chamber และ ที่ตำแหน่ง Supply chamber ให้มีค่าคงที่ตลอดการทดลอง

4.3 ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลองส่วนที่ 3

ศึกษาผลของอัตราส่วนของการผสมกันระหว่างทรายกับชีวมวลในอัตราส่วนต่างๆ ที่มีต่ออัตราการไหลย้อนกลับของของผสม โดยในการทดลอง ใช้ทรายที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ย (d_{sm}) เท่ากับ 658 ไมโครเมตร ผสมกับชีวมวล ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ยนี้คือ แกลบ (d_{sm}) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ยเท่ากับ 658 ไมโครเมตร ซึ่งข้าวโพดขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ยเท่ากับ 1770 ไมโครเมตร และ ชี้อ้อยขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ย 966 ไมโครเมตร ในอัตราส่วน ทรายต่อชีวมวลเท่ากับ 3 ต่อ 1, 5 ต่อ 1 และ 7 ต่อ 1 โดยน้ำหนัก ทำการผสมให้เข้ากันก่อนบรรจุลงในระบบผ่านทางไซโคลน ซึ่งน้ำหนักรวมของแต่ละชุดของการทดลองทั้งหมดเท่ากับ 2 กิโลกรัม แล้วทำการปรับอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration section

4.3.1 ผลของอัตราส่วนของการผสมกันระหว่างทรายกับชีวมวลในอัตราส่วนต่างๆ ที่มีต่ออัตราการไหลย้อนกลับ เมื่อทำการปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศที่ Vertical aeration section

จากรูปที่ 4.3 ภาวะในการทดลองคือใช้เบดที่เป็นสารผสมระหว่าง ทรายกับแกลบ สมบัติของของผสมแสดงดังตารางที่ 4.2 โดยกำหนด อัตราการไหลของอากาศในส่วนของ Recycle chamber เป็น 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง อัตราการไหลของอากาศในส่วนของ Supply chamber เป็น 0.6 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง (เป็นค่าที่ได้จากการทดลองเบื้องต้นแล้วพบว่าทำให้เกิดการไหลผ่านลูบซีลของของผสมระหว่างทรายกับแกลบ) เก็บข้อมูลโดยการปรับเปลี่ยนอัตราการไหลอากาศในส่วน of Vertical aeration section (Q_A)

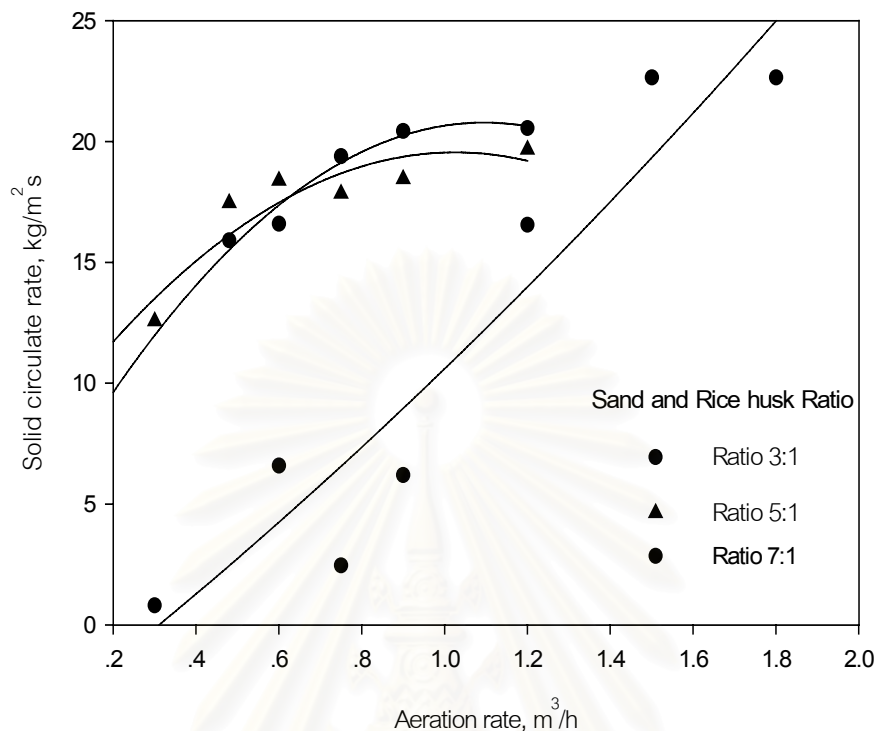
ตารางที่ 4.2 สมบัติทางกายภาพของสารผสมระหว่างทรายผสมกับแกลบ

Property	Ratio 3: 1	Ratio 5: 1	Ratio 7: 1
Density of sand, kg/m ³	2588.0	2588.0	2588.0
Density of rice husk, kg/m ³	1500.6	1500.6	1500.6
Density of mixture, kg/m ³	2316.1	2403.1	2452.0
Bulk density, kg/m ³	744.0	977.5	1303.8
$d_{p \text{ sand, เฉลี่ย}}, \mu\text{m}$	658.6	658.6	658.6
$d_{p \text{ rice husk เฉลี่ย}}, \mu\text{m}$	658.6	658.6	658.6
$d_{p \text{ mixture เฉลี่ย}}, \mu\text{m}$	658.6	658.6	658.6
ϵ_o	0.678	0.593	0.468

* ค่าความหนาแน่นเฉลี่ย ค่า Voidage fraction (ϵ_o) และค่าขนาดของอนุภาคเฉลี่ยของของผสมเป็นค่าที่ได้จากการคำนวณ (แสดงดังภาคผนวก ข)

จากรูปที่ 4.3 พบว่า เมื่อปรับเปลี่ยน Q_A จะทำให้อัตราการไหลย้อนกลับของสารผสมระหว่างทรายกับแกลบมีค่าเพิ่มขึ้น ที่อัตราส่วนเท่ากับ 7 ต่อ 1 และ 5 ต่อ 1 อัตราการไหลย้อนกลับมีค่าค่อนข้างเท่ากันและมีความสัมพันธ์เป็นแบบเชิงเส้น ในขณะที่ ที่อัตราส่วนของทรายต่อแกลบ เท่ากับ 3 ต่อ 1 พบว่า ที่อัตราการไหลของอากาศต่ำๆ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมมีค่าน้อยแต่เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอากาศมากขึ้นจะทำให้อัตราการไหลย้อนกลับมากขึ้นด้วย ความสัมพันธ์ไม่เป็นแบบเชิงเส้น ทั้งนี้เนื่องจาก ที่อัตราส่วน 5:1 และ 7:1 มีสัดส่วนของทรายในของผสมมาก ซึ่งจากลักษณะผิวของทรายมีลักษณะเรียบและมัน ดังนั้นจึงช่วยทำให้เกิดการไหลของผสมได้ดีขึ้น ในขณะที่ที่อัตราส่วน 3:1 มีสัดส่วนของทรายน้อยกว่าแกลบมาก ซึ่งโดยลักษณะของแกลบจะมีผิวขรุขระ และมีรูปร่างเป็นแผ่นแบนจึงทำให้อากาศแทรกตัวผ่านเข้าไปได้ยาก ดังนั้น ที่ Q_A น้อยๆ จะทำให้อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมมีค่าต่ำ

กราฟความสัมพันธ์ระหว่าง Q_A กับ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบที่อัตราส่วนต่างๆ



รูปที่ 4.3 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration section กับ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบที่อัตราส่วนต่างๆ เมื่ออัตราการไหลของอากาศที่ Recycle chamber = $24 m^3/h$, Supply chamber = $0.6 m^3/h$, Primary air = $96 m^3/h$

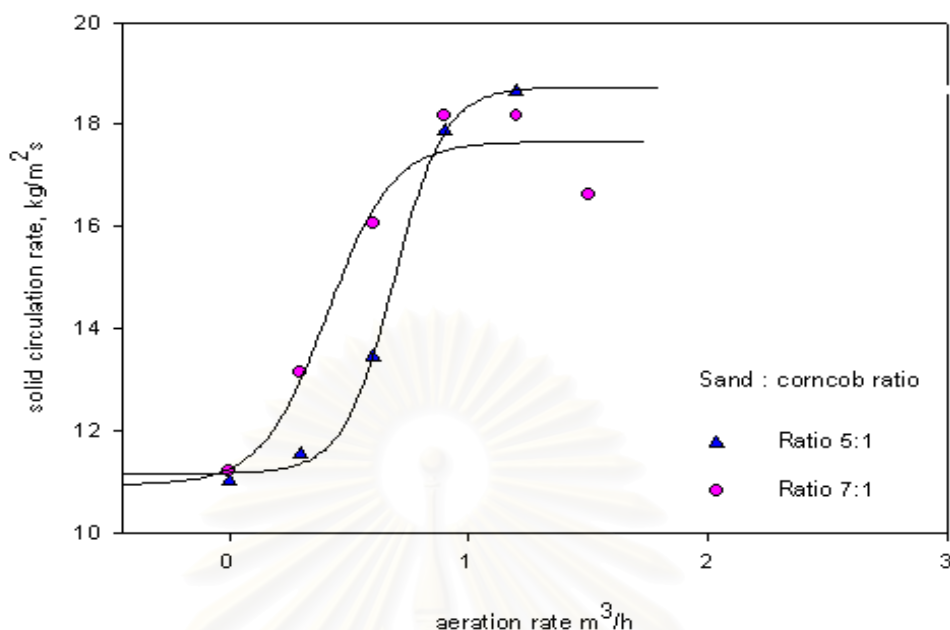
รูปที่ 4.4 ภาวะในการทดลองคือ เเบดที่ใช้เป็นสารผสมระหว่าง ทรายกับซังข้าวโพดโดยสมบัติของของผสมระหว่างทรายกับซังข้าวโพดเป็นดังตารางที่ 4.3 และกำหนด อัตราการไหลของอากาศในส่วนของ Recycle chamber เป็น 24 ลูกบาศก์เมตร ต่อ ชั่วโมง อัตราการไหลของอากาศในส่วนของ Supply chamber เป็น 1.2 ลูกบาศก์เมตร ต่อ ชั่วโมง และ Primary air 96 ลูกบาศก์เมตร ต่อ ชั่วโมง (เป็นค่าที่ได้จากการทดลองเบื้องต้นแล้วพบว่าทำให้เกิดการไหลผ่านรูปลีลของของผสมระหว่างทรายกับซังข้าวโพด) พบว่า เมื่อเพิ่ม Q_A จะทำให้อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมมีค่าเพิ่มขึ้น ที่อัตราส่วนของทรายต่อซังข้าวโพดเท่ากับ 5 ต่อ 1 และ 7 ต่อ 1 อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมมีค่าใกล้เคียงกัน ทั้งนี้เนื่องจากสัดส่วนของซังข้าวโพดในของผสมมีค่าต่างกันไม่มาก เมื่อเทียบเป็นสัดส่วนโดยน้ำหนัก ดังนั้นจึงทำให้ค่าอัตราการไหลย้อนกลับที่ได้มีค่าไม่ต่างกัน

ตารางที่ 4.3 สมบัติทางกายภาพของสารผสมระหว่างทรายผสมกับขี้เถ้าโพด

Property	Ratio 3 : 1	Ratio 5 : 1	Ratio 7 : 1
Density of sand,kg/m ³	2588	2588	2588
Density of corncrop,kg/m ³	1162.4	1162.4	1162.4
Density of mixture,kg/m ³	2231.6	2349.9	2409.8
Bulk density,kg/m ³	864.3	1019.1	1137.6
$d_{p \text{ sand, เฉลี่ย, } \mu\text{m}}$	658.6	658.6	658.6
$d_{p \text{ corncrop เฉลี่ย, } \mu\text{m}}$	1770	1770	1770
$d_{p \text{ mixture เฉลี่ย, } \mu\text{m}}$	936.5	844.2	797.5
ϵ_o	0.265	0.123	0.021

* ค่าความหนาแน่นเฉลี่ย ค่า Voidage fraction (ϵ_o) และค่าขนาดของอนุภาคเฉลี่ยของของผสมเป็นค่าที่ได้จากการคำนวณ (แสดงดังภาคผนวก ข)

กราฟความสัมพันธ์ระหว่าง Q_A กับ G_s ของของผสมระหว่างทรายกับขี้เถ้าที่อัตราส่วนต่างๆ



รูปที่ 4.4 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration section กับ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับขี้เถ้าที่อัตราส่วนต่างๆ เมื่ออัตราการไหลของอากาศที่ Recycle chamber = 24 m³/h, Supply chamber = 1.2 m³/h, Primary air = 96 m³/h

* ที่อัตราส่วนของทรายต่อขี้เถ้าเท่ากับ 3 ต่อ 1 จะไม่เกิดการไหลย้อนกลับของของผสม

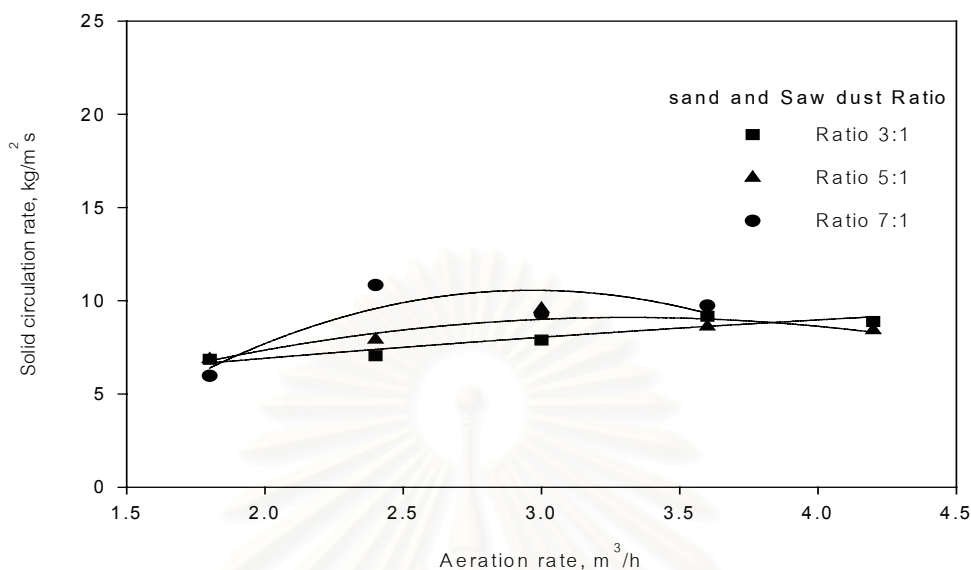
รูปที่ 4.5 ภาวะในการทดลองคือ เเบดที่ใช้เป็นสารผสมระหว่าง ทรายกับขี้เถ้า สัมบัติของของผสมเป็นดังตารางที่ 4.4 โดยกำหนด อัตราการไหลของอากาศในส่วนของ Recycle chamber เป็น 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง อัตราการไหลของอากาศในส่วนของ Supply chamber เป็น 2.4 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และที่ Primary air เป็น 96 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง พบว่า เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอากาศที่บริเวณ Vertical aeration section จะทำให้อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมมีค่าเพิ่มขึ้น และที่อัตราส่วนของทรายน้อยๆ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมจะมีค่าน้อย ทั้งนี้เนื่องจากขี้เถ้ามีลักษณะแบนและเป็นแผ่นใหญ่ ทำให้การอัดตัวกันแน่นในท่อป้อนกลับ Q_A ที่ป้อนไม่สามารถแทรกผ่านได้ง่ายๆ จึงทำให้อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมมีค่าน้อยในช่วงการทำงานนี้

ตาราง 4.4 สมบัติทางกายภาพของสารผสมระหว่างทรายผสมกับซีเมนต์

Property	Ratio 3 : 1	Ratio 5 : 1	Ratio 7 : 1
Density of sand,kg/m ³	2588	2588	2588
Density of saw dust ,kg/m ³	1451.7	1451.7	1451.7
Density of mixture,kg/m ³	2303.9	2398.6	2445.9
Bulk density,kg/m ³	546.3	621.5	646.6
$d_{p \text{ sand, เซเมนต์}, \mu\text{m}}$	658	658	658
$d_{p \text{ saw dust เซเมนต์}, \mu\text{m}}$	966.9	966.9	966.9
$d_{p \text{ mixture เซเมนต์}, \mu\text{m}}$	735.6	709.9	696.6
ϵ_0	0.26	0.12	0.74

* ค่าความหนาแน่นเฉลี่ย ค่า Voidage fraction (ϵ_0) และค่าขนาดของอนุภาคเฉลี่ยของของผสม เป็นค่าที่ได้จากการคำนวณ (แสดงดังภาคผนวก ข)

กราฟความสัมพันธ์ระหว่าง Q_A กับ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสม
ระหว่างทรายกับขี้เลื่อยที่อัตราส่วนต่างๆ



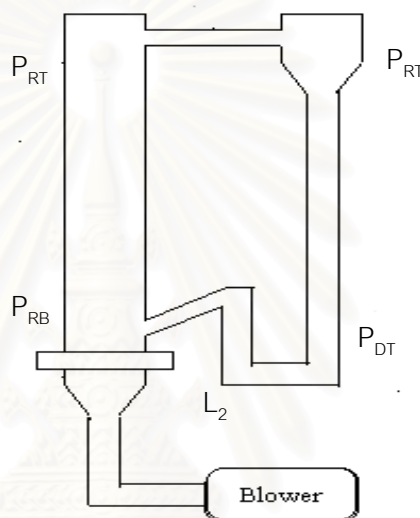
รูปที่ 4.5 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration section กับ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับขี้เลื่อยที่อัตราส่วนต่างๆ เมื่ออัตราการไหลของอากาศที่ Recycle chamber = 24 m³/h , Supply chamber = 2.4 m³/h , Primary air = 96 m³/h

จากผลการทดลองทั้งหมดสามารถสรุปได้ว่าของผสมจะไหลผ่านลูบซีลได้ โดยอาศัยแรงเนื่องจากการลาก (Drag force) ที่เกิดขึ้นบนอนุภาคของของผสม อันเนื่องมาจากอากาศที่เดิมเข้ามา มากพอที่จะเอาชนะแรงต้านทานการเคลื่อนที่ของของผสมผ่านลูบซีล ดังนั้น เมื่อเพิ่ม Q_A จะทำให้มีปริมาณอากาศเคลื่อนที่ผ่านมาทางลูบซีลเพิ่มขึ้น ทำให้แรงเนื่องจากการลาก (Drag force) มีค่าเพิ่มขึ้น ในขณะที่แรงต้านทานการเคลื่อนที่ของของผสมมีค่าเท่าเดิม ทำให้ของผสมเคลื่อนที่ผ่านลูบซีลได้เร็วขึ้น อัตราการไหลย้อนกลับจึงมีค่าเพิ่มขึ้น และที่อัตราการไหลของอากาศมากๆ ทำให้อัตราการไหลของของผสมลดลง เนื่องจากอัตราการไหลของอากาศที่มากทำให้ช่วงการเคลื่อนที่ของของแข็งจากที่ไหลผ่านลูบซีลเป็นเกิดฟองอากาศในท่อป้อนกลับ

4.3.2 ผลของสมบัติของของผสมกันระหว่างทรายกับขี้มูลในอัตราส่วนต่างๆ ที่มีต่อความดันสถิต (Static pressure) รอบ ๆ ลูบของฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน

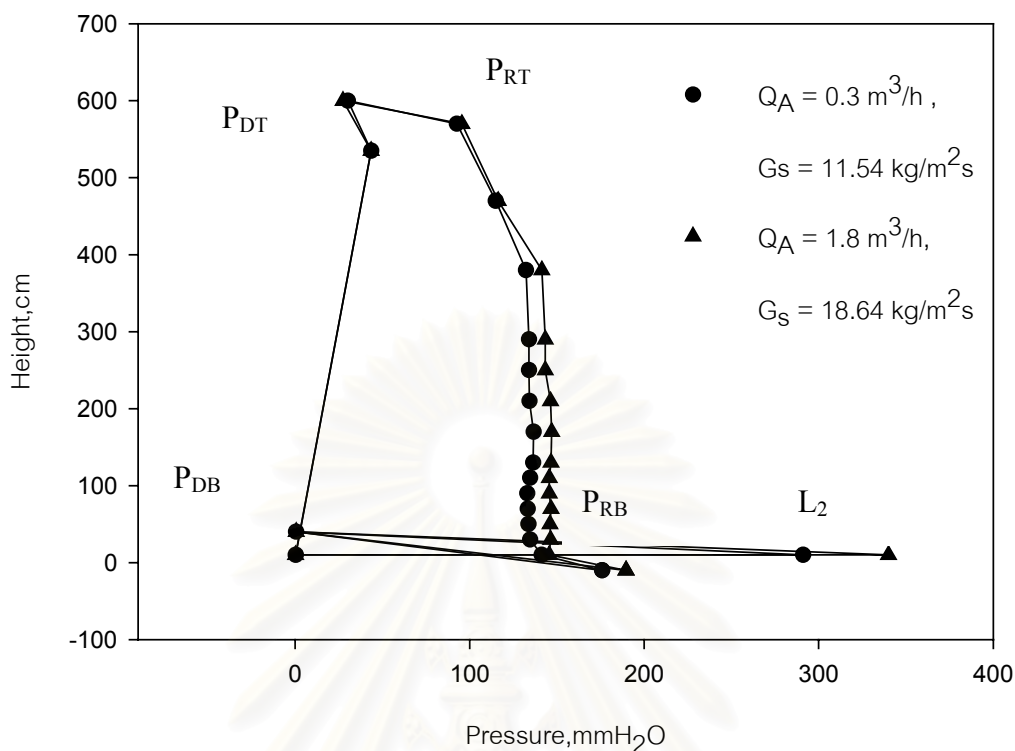
จากรูปที่ 4.6 แสดงจุดที่ทำการวัดความดันสถิตรอบๆ เครื่องฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน โดยสัญลักษณ์ในแต่ละจุด อธิบายได้ดังนี้

- P_{DB} คือ ความดันที่ส่วนล่างของท่อป้อนกลับ (mmH₂O หรือ kPa)
 P_{DT} คือ ความดันที่ส่วนบนของท่อป้อนกลับ (mmH₂O หรือ kPa)
 P_{RB} คือ ความดันที่ส่วนล่างของท่อไรเซอร์ (mmH₂O หรือ kPa)
 P_{RT} คือ ความดันที่ส่วนบนของท่อไรเซอร์ (mmH₂O หรือ kPa)
 L_2 คือ ความดันที่ส่วนที่ทำให้เกิดฟลูอิโดซ์ของลูบซีล (mmH₂O หรือ kPa)



รูปที่ 4.6 ตำแหน่งที่วัดความดันหลักๆ รอบเครื่องฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน

กราฟผลของความดันสถิตรอบๆ เครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ Q_A ต่างๆ กัน



รูปที่ 4.7 กราฟแสดงผลของความดันสถิต (Static pressure) รอบๆ ลูบของฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน ที่ปริมาณ Vertical aeration ต่างๆ

รูป 4.7 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างความดันสถิตกับความสูงของเครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน โดยในการทดลองเลือกใช้เบดที่เป็น ททรายผสมกับกับซังข้าวโพดที่มีอัตราส่วน 5:1 ภาวะในการศึกษา คือ อัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 2.4 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร และ อัตราการไหลของอากาศที่ Recycle chamber เท่ากับ 24 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร (เป็นค่าที่ได้จากการศึกษาเบื้องต้น) แล้วทำการปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศที่ Vertical aeration ซึ่งเบดที่ใช้มีความหนาแน่นบัลค์ และขนาดของอนุภาคเท่ากัน จากรูปแสดงความดันรอบๆ เครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนโดยตำแหน่งที่ทำการวัดความดันแสดงในรูปที่ 4.6 ดังนี้คือ

ΔP_{is} คือ ความดันคร่อมลูบซีด มีค่าเท่ากับ $P_{DB} - P_{RB}$

ΔP_w คือ ความดันคร่อม Weir มีค่าเท่ากับ $P_{RB} - P_{L2}$

ΔP_d คือ ความดันคร่อมท่อป้อนกลับ (Downcomer) มีค่าเท่ากับ $P_{DB} - P_{DT}$

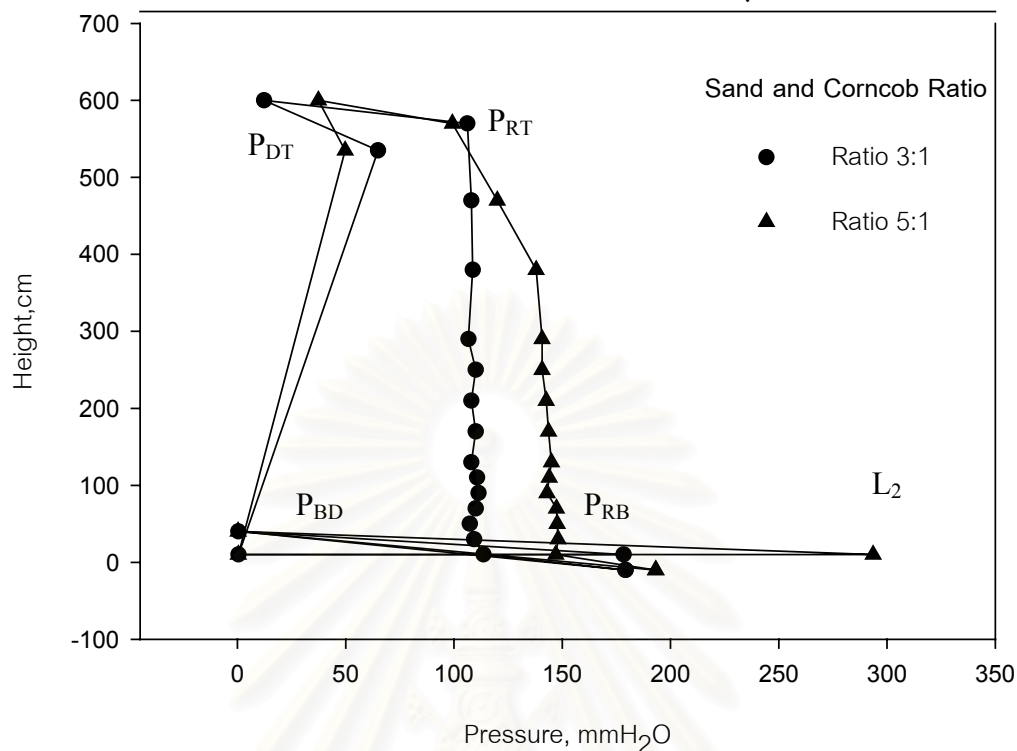
ΔP_r คือ ความดันคร่อมท่อไรเซอร์ มีค่าเท่ากับ $P_{RB} - P_{RT}$

ΔP_c คือ ความดันคร่อมไฮโคลน มีค่าเท่ากับ $P_{RT} - P_{DT}$

จากกราฟ 4.7 จะเห็นว่า จุดที่ให้ความดันสูงคือ ในส่วนของ Weir section (ที่จุด L_2) จุดที่ให้ความดันต่ำคือ บริเวณส่วนล่างของท่อป้อนกลับ (ที่จุด P_{DB}) ที่ท่อโรเตอร์ความดันที่ได้จะมีค่าลดลง ทั้งนี้เนื่องจากภาวะที่เกิดขึ้นในท่อโรเตอร์มี 2 ภาวะคือ เฟสหนาแน่น (Dense phase) จะทำให้ความดันในท่อโรเตอร์มีค่าสูงกว่า ภาวะเฟสเจือจาง (Dilute phase) ซึ่งจะพบอยู่บริเวณส่วนบนของท่อป้อนกลับ หรือ เมื่อตำแหน่งที่สูงขึ้นไป จะทำให้เกิดการสูญเสียของความดันที่เกิดจากการไหลของผลมในอากาศ และที่ความดันคร่อมทางออกของท่อโรเตอร์พบว่าค่าความดันจะลดลง เนื่องจากการเปลี่ยนทิศทางการไหลของของผลมในอากาศ เมื่อศึกษาถึงปริมาณ Vertical aeration ที่ให้พบว่า เมื่อปริมาณ Vertical aeration เพิ่มขึ้น จะทำให้อัตราการไหลย้อนกลับของของแข็ง และ ความดันคร่อม Weir section เพิ่มขึ้นด้วย นอกจากนี้ยังทำให้ความดันในท่อโรเตอร์มีค่าเพิ่มขึ้นอีกเช่นกัน เนื่องจากมีความหนาแน่นของอนุภาคของของผลมในท่อโรเตอร์เพิ่มขึ้น

จากรูปที่ 4.8 แสดงผลของความดันสถิต กับ ความสูงของเครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน โดยเลือกการทดลองที่ใช้ ทราเยผลมกับแกลป ที่มีอัตราส่วนต่างๆ กัน ทำให้ความหนาแน่นบัลค์แตกต่างกัน แต่ขนาดของอนุภาคเท่ากัน และกำหนดให้ Vertical aeration เท่ากัน พบว่า เมื่อความหนาแน่นของของผลม เพิ่มขึ้น (มีสัดส่วนของทราเยในของผลมมาก) จะทำให้ความดันคร่อม Weir section และความดันในท่อโรเตอร์ มีค่าเพิ่มขึ้น ทำให้อัตราการไหลย้อนกลับของอนุภาคมีค่าเพิ่มขึ้นด้วย จากงานวิจัยของ Arena U.[12] พบว่าความดันในส่วน ท่อป้อนกลับจะขึ้นอยู่กับความดันในส่วนอื่นๆ ของการดูดความดันรอบๆ เครื่องฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน ค่าความแตกต่างของความดันในท่อป้อนกลับจะขึ้นอยู่กับการเปลี่ยนแปลงภาวะจากเบดนิ่ง (Packed bed) ไปเป็นฟลูอิดไดซ์เบด (Fluidized bed) ซึ่งจะเกี่ยวข้องกับข้อจำกัดของการป้อนกลับของของผลมในลูบซีลด้วย ดังนั้น เมื่อเพิ่ม Vertical aeration, Q_A จะทำให้อัตราการไหลย้อนกลับของของผลมมีค่าเพิ่มขึ้น ความดันคร่อมลูบซีล และ ความดันในโรเตอร์มีค่าเพิ่มขึ้นด้วย และเมื่อเพิ่ม Vertical aeration, Q_A จนถึงค่าหนึ่ง จะทำให้ไม่สามารถวัดอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งได้เนื่องจากเกิด ฟลูอิดไดซ์แบบฟองอากาศ หรือเกิดสลักกึ่งขึ้น ซึ่งทำให้ไม่สามารถหาขอบเขตของของแข็งที่แน่นอนได้

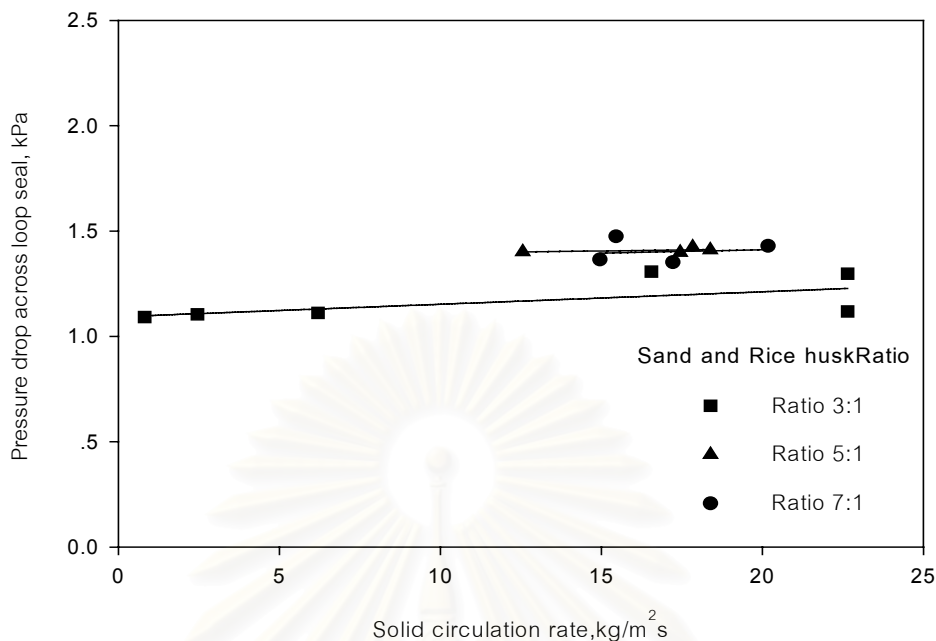
กราฟความสัมพันธ์ระหว่างความดันสถิตรอบๆ ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน
ที่อัตราส่วนของทรายต่อซังข้าวโพดต่างๆ



รูปที่ 4.8 กราฟแสดงผลของ ความดันสถิต (Static pressure) รอบๆ ลูบของฟลูอิดซ์เบดแบบ
หมุนเวียน ที่ความหนาแน่นต่างกัน

4.3.3 ผลของอัตราส่วนของการผสมกันระหว่างทรายกับซังมวลในอัตราส่วนต่างๆ ที่มีต่อ ความดันคร่อม ลูบซีล (Pressure drop)

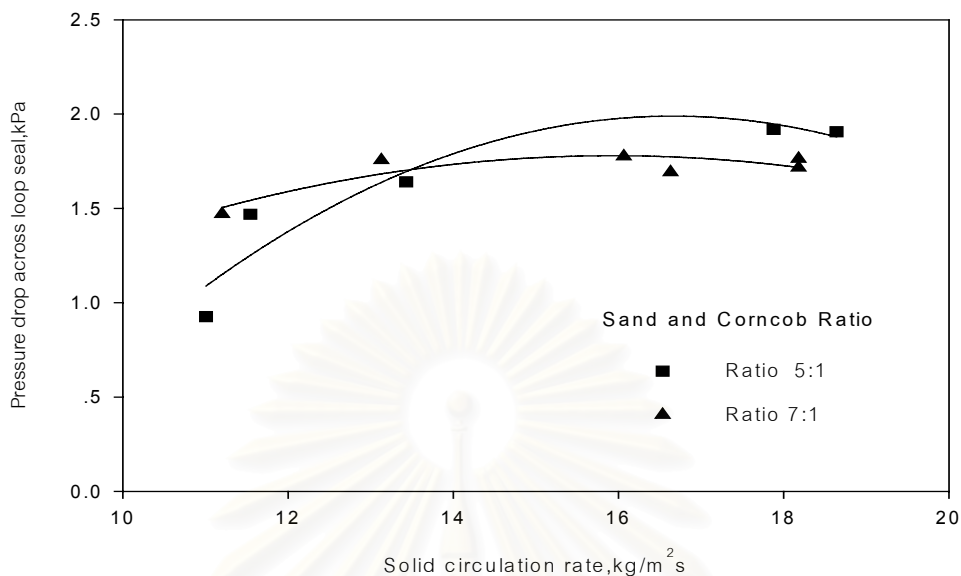
ผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมต่อความดันคร่อมลูบซีล (ΔP_{is}) ของของผสมระหว่างทรายกับแกลบที่อัตราส่วนต่างๆ โดยอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมจะควบคุมโดยการปรับเปลี่ยน Q_A โดยความดันคร่อมลูบซีล (ΔP_{is}) คือความแตกต่างของความดันที่ส่วนล่างของท่อป้อนกลับ (P_{DB}) กับส่วนล่างของท่อไรเซอร์ (P_{RB}) ตำแหน่งดังกล่าว แสดงดังรูปที่ 4.6 จะเรียกโดยส่วนส่วนที่อยู่ระหว่าง L_2 กับ P_{DB} ว่า Horizontal section และเรียกส่วนที่อยู่ระหว่าง L_2 กับ P_{RB} ว่า Weir section



รูปที่ 4.9 กราฟแสดงผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบ ในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความดันคร่อมลูบซีล

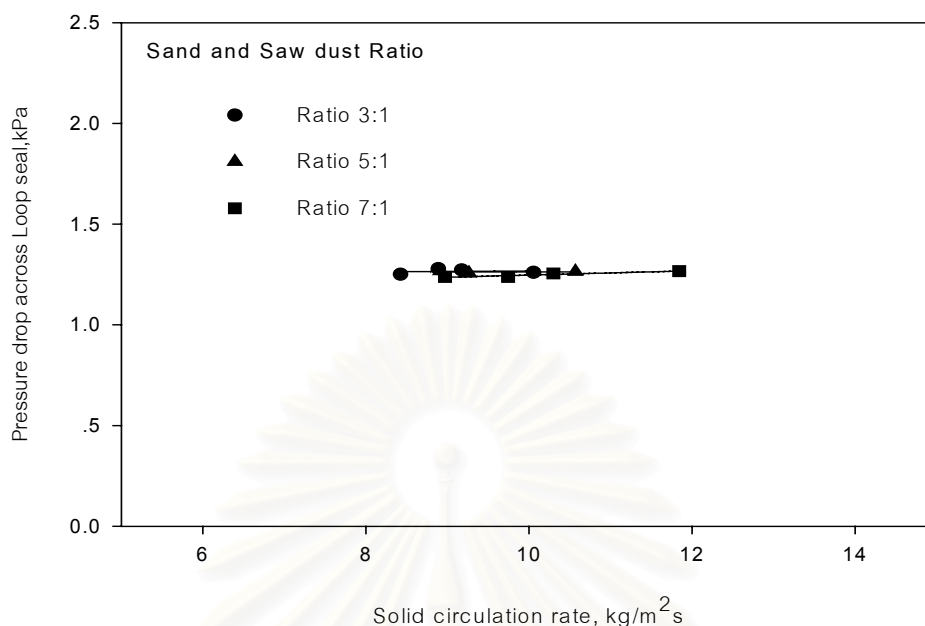
รูปที่ 4.9 เป็นกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความดันคร่อมลูบซีลกับอัตราการไหลย้อนกลับ เมื่อทำการปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศที่ Vertical aeration section โดยเบดที่ใช้เป็นของผสมระหว่างทรายกับแกลบ พบว่า เมื่ออัตราการไหลของของผสม มีค่าเพิ่มขึ้นความดันคร่อมลูบซีลจะมีค่าคงที่ และเมื่อความหนาแน่นบัลค์มีค่าเพิ่มขึ้น (มีอัตราส่วนของทรายในของผสมอยู่มาก) จะเกิดความดันคร่อมลูบซีลมากกว่า

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 4.10 กราฟแสดงผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับขี้ข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความดันคร่อมลูบซีล

รูปที่ 4.10 เป็นกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความดันคร่อมลูบซีลกับอัตราการไหลย้อนกลับ เมื่อทำการปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศที่ Vertical aeration section โดยเบดที่ใช้เป็นของผสมระหว่างทรายกับขี้ข้าวโพด พบว่า ที่อัตราส่วนของทรายต่อขี้ข้าวโพดเท่ากับ 3:1 พบว่ามีขนาดอนุภาคเฉลี่ยที่มีขนาดใหญ่ ($d_{p,mix} = 936$ ไมโครเมตร) ทำให้ต้องปริมาณอากาศจากบริเวณ Vertical aeration ในปริมาณมากในการเอาชนะแรงต้านทานในการเคลื่อนที่ของของผสมให้สามารถไหลผ่านลูบซีล (ช่วงการทำงานของ โรตารีแคป) ที่อัตราส่วนอื่นๆ เมื่ออัตราการไหลของของผสม และความหนาแน่นบัลค์มีค่าเพิ่มขึ้น ความดันคร่อมลูบซีลจะมีค่าคงที่ ทำให้ค่าอัตราการไหลย้อนกลับที่ได้มีค่าเท่ากัน



รูปที่ 4.11 กราฟแสดงผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับขี้เลื่อยในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความดันคร่อมลูบซีล

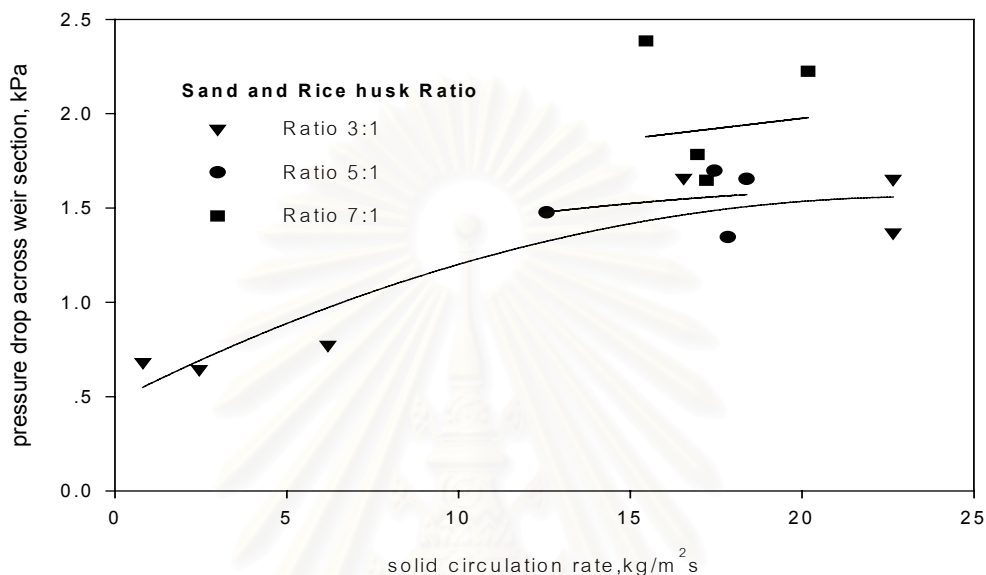
รูปที่ 4.11 เป็นกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความดันคร่อมลูบซีลกับอัตราการไหลย้อนกลับ เมื่อทำการปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศที่ Vertical aeration section โดยเบดที่ใช้เป็นของผสมระหว่างทรายกับขี้เลื่อย พบว่า เมื่ออัตราการไหลของของผสม และความหนาแน่นบัลค์มีค่าเพิ่มขึ้น ความดันคร่อมลูบซีลจะมีค่าคงที่ และค่าของความดันคร่อมมีค่าแตกต่างกันน้อย (ความหนาแน่นบัลค์มีค่าต่ำ)

ที่สัดส่วนของทรายในของผสมมีค่ามาก จะทำให้ความดันคร่อมลูบซีลจะมีค่ามากขึ้น ในขณะที่สัดส่วนของทรายในสารผสมมีค่าน้อยจะทำให้ความดันคร่อมลูบซีลมีค่าน้อยลง เมื่ออัตราการไหลย้อนกลับของของผสมมีค่าเพิ่มขึ้น ทั้งนี้เนื่องจาก ขนาดของขี้เลื่อยที่นำมาผสมกับทรายมีขนาดใหญ่และมีลักษณะเป็นแผ่นบาง ทำให้มีแรงเสียดทานระหว่างอนุภาคสูง ปริมาณอากาศที่เติมเข้าไปไม่สามารถไหลผ่านอนุภาคได้ จึงต้องการอากาศในปริมาณมากเพื่อให้เกิดการไหลของของผสมผ่านลูบซีลไปได้ ทำให้ความดันในท่อโรเตอร์เปลี่ยนแปลงน้อย เนื่องจากน้ำหนักที่กดทับในท่อโรเตอร์มีน้อย ดังนั้นจึงทำให้ความดันคร่อมลูบซีลเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อยด้วยเช่นกัน

ดังนั้น ในการพิจารณาลูบซีล จะแยกพิจารณาลูบซีลออกเป็น 2 ส่วน คือ Weir section และส่วนที่เป็นท่อตามแนวนอน (Horizontal section) ซึ่งความดันที่คร่อมในแต่ละส่วน แสดงดังกราฟต่อไปนี้

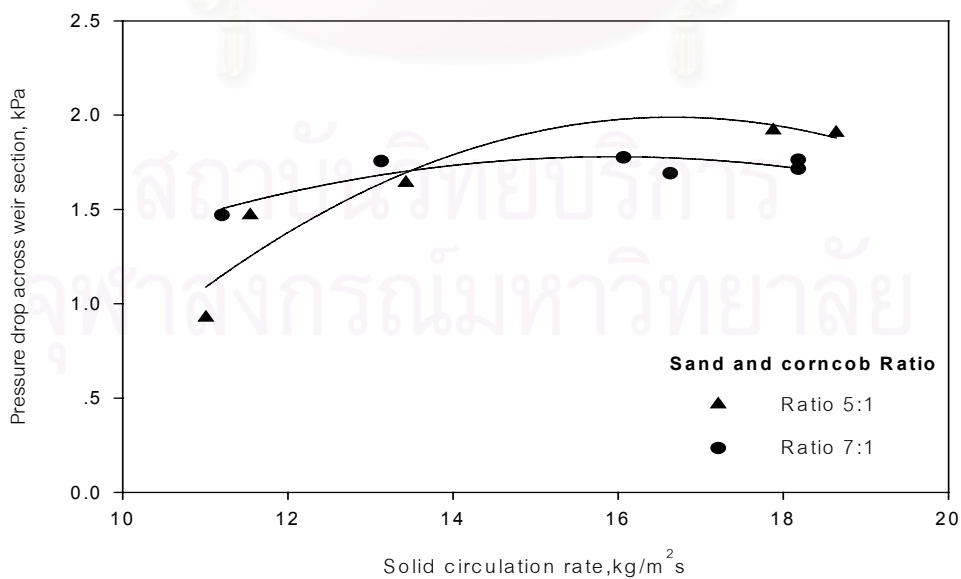
รูปที่ 4.12 – 4.14 แสดงผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมต่อความดันคร่อม Weir section เมื่อผสมชีวมวลที่แตกต่างกันในอัตราส่วนต่างๆ โดย ความดันคร่อม Weir section คือ $P_{L2} - P_{RB}$ ดังรูปที่ 4.6

กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบที่อัตราส่วนต่างๆ กับความดันคร่อม Weir section



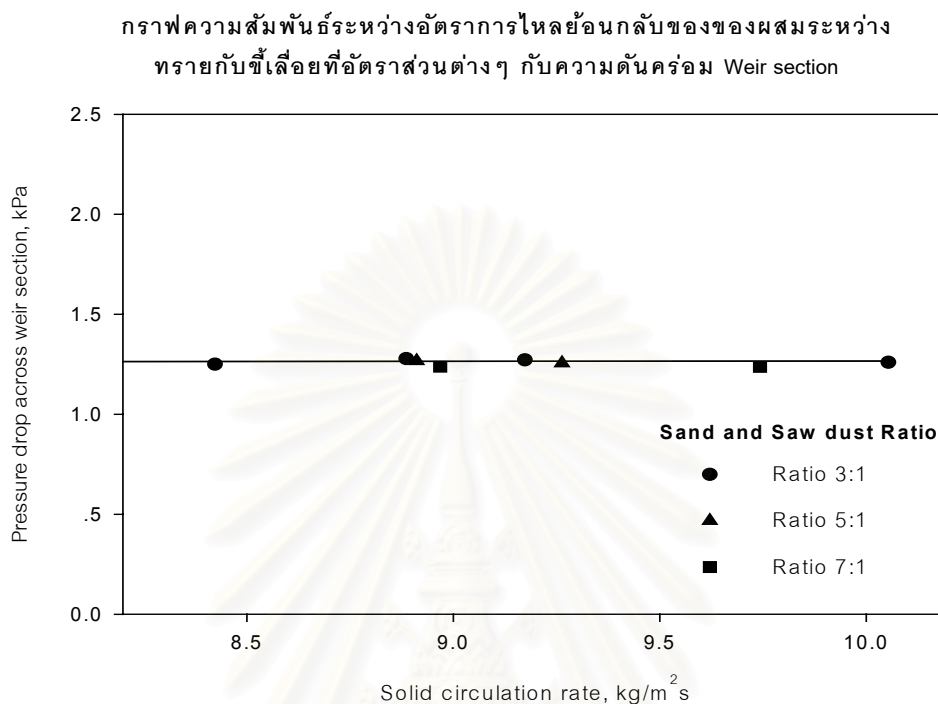
รูปที่ 4.12 กราฟแสดงผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความดันคร่อม Weir section

กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับซังข้าวโพดที่อัตราส่วนต่างๆ กับความดันคร่อม Weir section



รูปที่ 4.13 กราฟแสดงผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับซังข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความดันคร่อม Weir section

* ที่อัตราส่วนทรายต่อซังข้าวโพดเท่ากับ 3 ต่อ 1 ไม่เกิดการไหลย้อนกลับของของผสมเมื่อปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศที่ Vertical aeration section

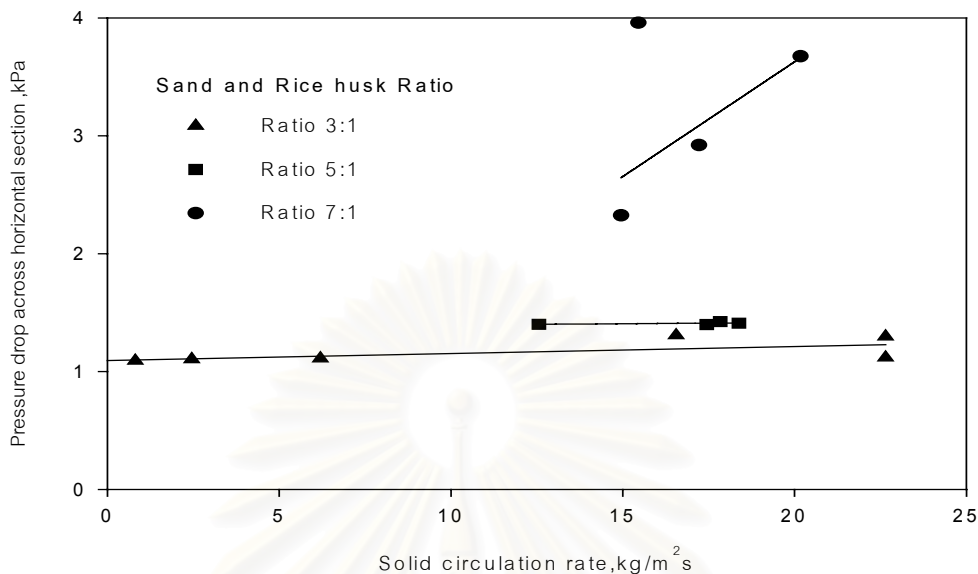


รูปที่ 4.14 กราฟแสดงผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับซังที่เฉลี่ยในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความดันคร่อม Weir section

พบว่าในส่วนของ Weir section ความดันลดคร่อมจะมีค่าสูงขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราส่วนของทรายในของผสม หรือเมื่อเพิ่มความหนาแน่นบัลค์ของของผสม ทั้งนี้เนื่องจาก ความหนาแน่นของของผสมที่สูงขึ้น จะทำให้ความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิไดซ์เซชัน (Minimum fluidization) มีค่ามากขึ้น ภาวะที่เกิดในส่วนของ Weir section จะเกิดในลักษณะของฟลูอิไดซ์เบดแบบฟองอากาศ (Bubble bed) หรือ เบดแบบสลักกิ้ง (Slugging bed) จึงทำให้ความดันลดคร่อมมีค่าไม่คงที่

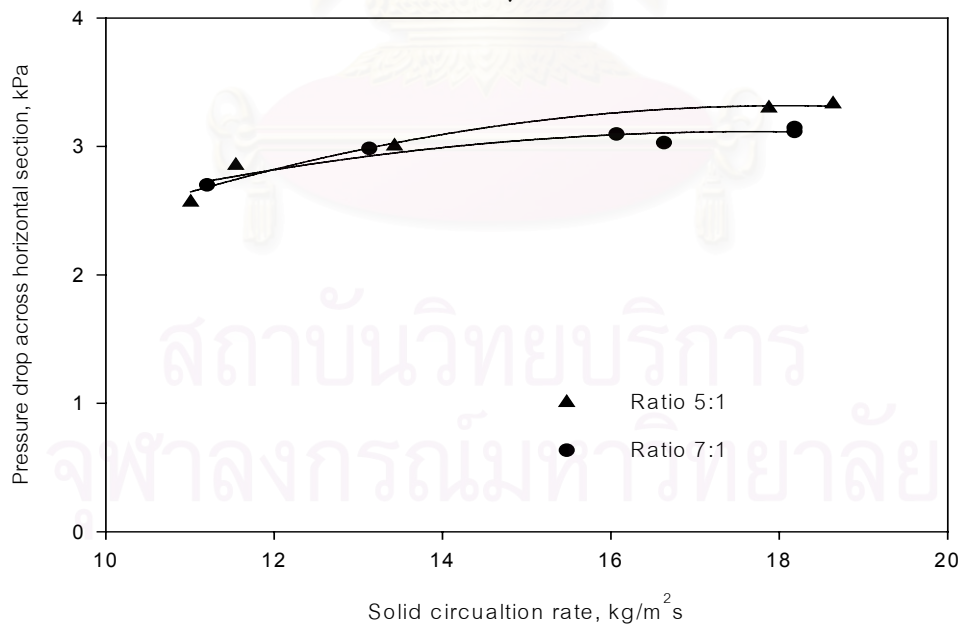
จากรูปที่ 4.15 – 4.17 แสดงผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมต่อความดันคร่อม Horizontal section ของลูบซีล โดย ความดันคร่อม Horizontal section คือ $P_{DB} - PL_2$ ซึ่งแสดงดังรูปที่ 4.6

กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบ
ที่อัตราส่วนต่างๆ กับความดันคร่อม Horizontal section



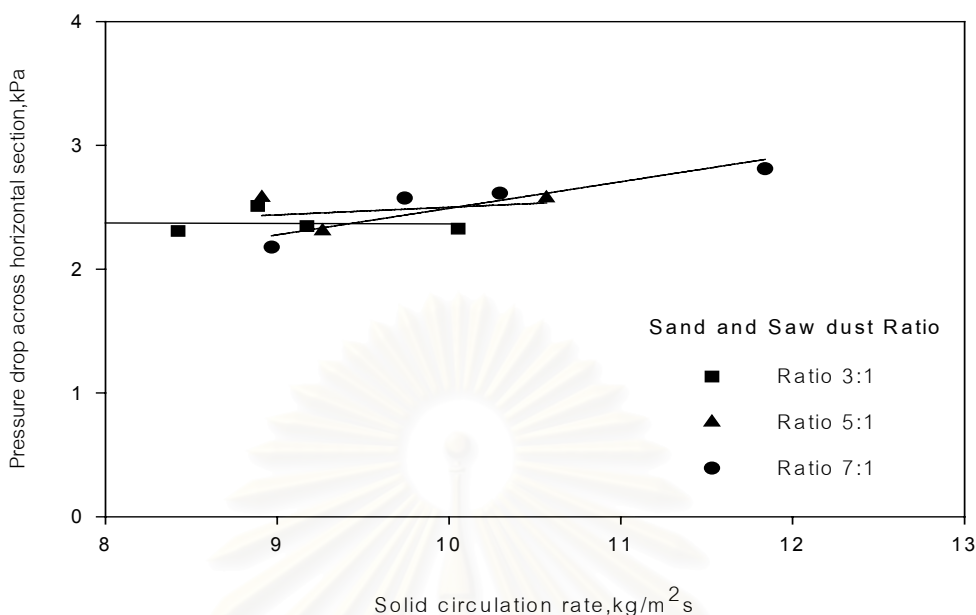
รูปที่ 4.15 กราฟแสดงผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความดันคร่อม Horizontal section

กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่าง
ทรายกับขี้ข้าวโพดที่อัตราส่วนต่างๆ กับความดันคร่อม Horizontal section



รูปที่ 4.16 กราฟแสดงผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับขี้ข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความดันคร่อม Horizontal section

กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับซีเมนต์ที่อัตราส่วนต่างๆ กับความดันคร่อม Horizontal section



รูปที่ 4.17 กราฟแสดงผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับซีเมนต์ในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความดันคร่อม Horizontal section

จากรูป พบว่า ความดันคร่อม Horizontal section จะมีค่าคงที่ ที่ความหนาแน่นบัลด์ซ์ของผสมต่ำๆ เนื่องจากมีปริมาณของซีเมนต์มากขึ้น ทำให้เกิดแรงเสียดทานระหว่างอนุภาคมีมาก ช่องว่างระหว่างอนุภาคจึงมีน้อย จึงต้องการปริมาณอากาศมากขึ้นเพื่อทำให้อนุภาคเกิดการขยายตัว และทำให้ความดันคร่อมมีค่าน้อยหรือคงที่ แต่ที่ความหนาแน่นบัลด์ซ์ของของผสมมีค่าเพิ่มขึ้น นั่นคือ มีอัตราส่วนของทรายในของผสมมากๆ เนื่องจากผิวของทรายจะมีลักษณะที่เรียบและมัน ทำให้เกิดแรงเสียดทานระหว่างอนุภาคมีค่าน้อยกว่า อากาศสามารถแทรกระหว่างอนุภาคได้มากกว่า จึงทำให้ความดันคร่อม Horizontal section มีค่าเพิ่มขึ้น และ ทำให้อัตราการไหลย้อนกลับเพิ่มขึ้น เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอากาศที่บริเวณ Vertical aeration

4.3.4 อัตราการไหลของอากาศ ในรูปซีลและท่อป้อนกลับ

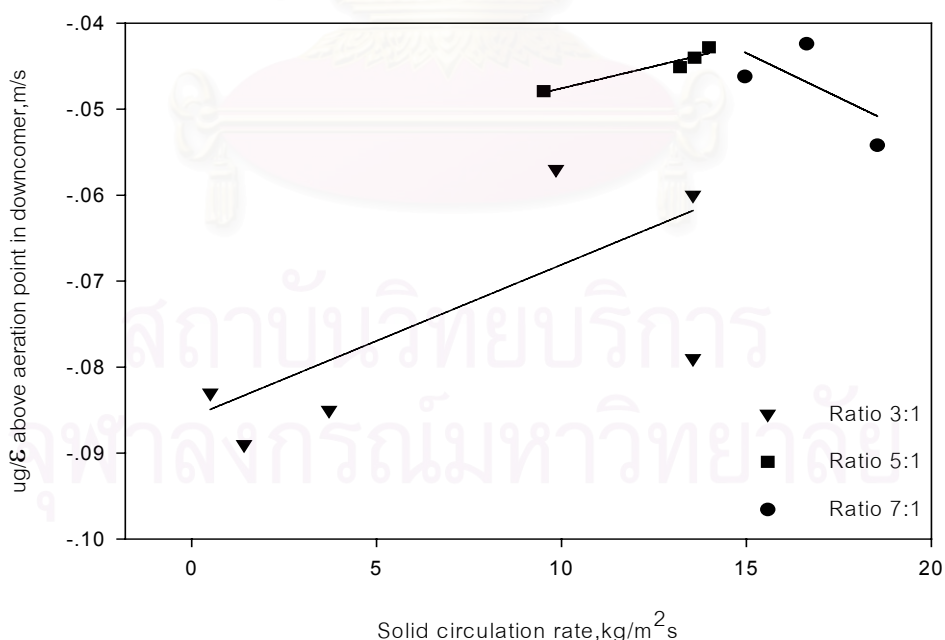
ในส่วนของท่อป้อนกลับ (Downcomer) ความดันที่เกิดขึ้นจะทำให้เกิดความแตกต่างของความเร็วของอากาศและของอนุภาคของผสม โดยจะเรียกความแตกต่างนี้ว่า Slip velocity (U_{sl}) [6] ซึ่ง Slip velocity หาได้จาก

$$U_{sl} = U_s - \frac{U_g}{\varepsilon} \quad (4.1)$$

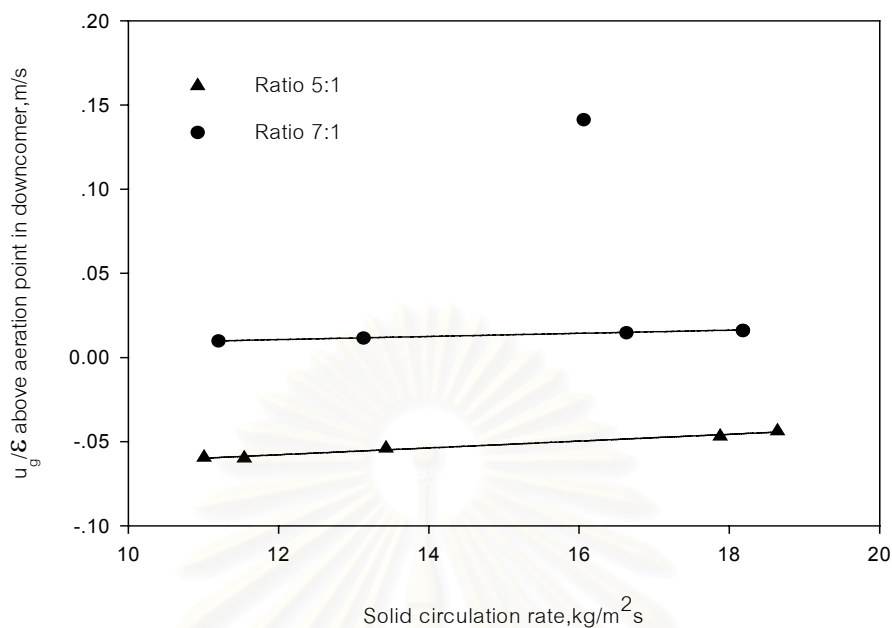
ส่วนความดันคร่อมท่อป้อนกลับที่เกิดจากการไหลของของผสมโดยปริมาณอากาศที่ป้อนที่ตำแหน่ง Vertical aeration section สามารถนำมาคำนวณหาค่า U_s ได้โดยใช้สมการของ Ergun [8]

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150\mu U_{sl} (1-\varepsilon)^2}{(\phi d_p)^2 \varepsilon^3} + \frac{1.75\rho_g U_{sl}^2 (1-\varepsilon)}{(\phi d_p) \varepsilon} \quad (4.2)$$

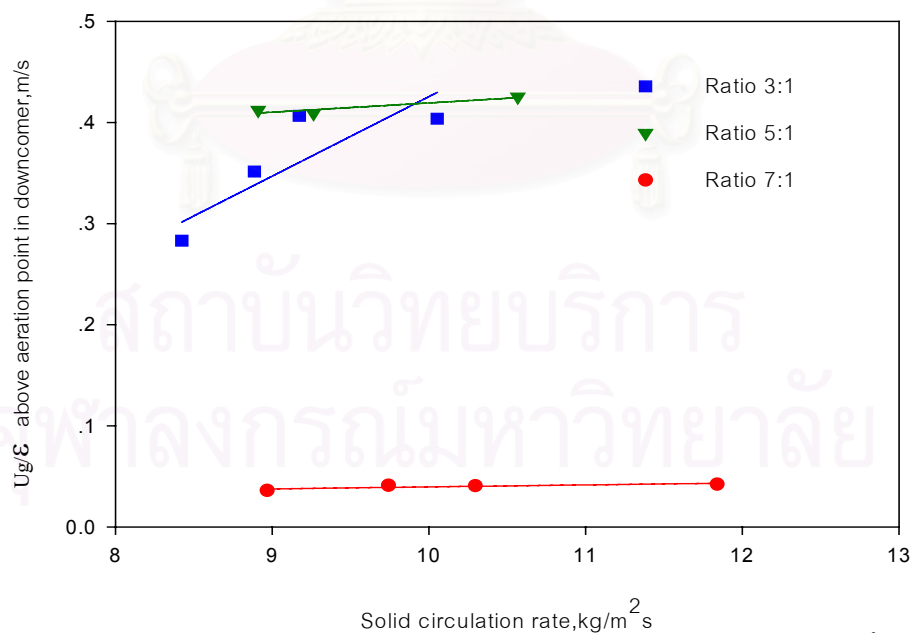
จากการทดลอง เราทราบค่า อัตราการไหลย้อนกลับของของผสม (G_s) ความดันคร่อมท่อป้อนกลับ (ΔP) และสมบัติของของแข็ง จากข้อมูลการทดลอง ทำให้สามารถคำนวณหาค่าความเร็วของอากาศที่ท่อป้อนกลับ (U_g) ได้



รูปที่ 4.18 กราฟแสดงผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแคลบในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความเร็วของอากาศในช่องว่าง (Interstitial gas velocity) ของของผสมเหนือจุด Vertical aeration section ของลูบซีล



รูปที่ 4.19 กราฟแสดงผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับซังข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความเร็วของอากาศในช่องว่าง (Interstitial gas velocity) ของของผสมเหนือจุด Vertical aeration section ของลูปซีล



รูปที่ 4.20 กราฟแสดงผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับซังข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความเร็วของอากาศในช่องว่าง (Interstitial gas velocity) ของของผสมเหนือจุด Vertical aeration section ของลูปซีล

จากกราฟ พบว่า ค่าความเร็วของอากาศที่ไหลผ่านช่องว่าง (Interstitial gas velocity, U_g/ϵ) มีค่าเป็นบวก แสดงว่าอากาศที่ป้อนที่ตำแหน่ง Vertical aeration section ของท่อป้อนกลับ มีการไหลลงสู่ลูบซีล ส่วนค่าความเร็วของอากาศที่มีค่าเป็นลบ แสดงว่า อากาศมีการไหลขึ้นไปตามท่อป้อนกลับ

ผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสม ต่อ ความเร็วของอากาศที่ผ่านช่องว่างของอนุภาค (Interstitial gas velocity, U_g/ϵ) เหนือจุด Vertical aeration section ในลูบซีล แสดงดังรูปที่ 4.18 – 4.20 ทั้ง 3 รูป จะแตกต่างกันที่เบดที่ใช้ในการทดลอง

พบว่า ค่าความเร็วของอากาศที่ผ่านช่องว่างของอนุภาค (Interstitial gas velocity, U_g/ϵ) มีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มค่าอัตราการไหลย้อนกลับของของผสม จากรูปที่ 4.18 เบดที่ใช้ คือ ทราเยผสมกับแกลบ ตามภาวะที่ใช้ในการทดลอง พบว่า ค่าความเร็วของอากาศที่ผ่านช่องว่างของอนุภาค (Interstitial gas velocity, U_g/ϵ) มีค่าเป็นลบ จึงสรุปได้ว่า ปริมาณของอากาศส่วนใหญ่จะมีการไหลในทิศทางขึ้น เข้าสู่ท่อป้อนกลับ และจากรูป 4.19 เบดที่ใช้ คือ ทราเยผสมกับซังข้าวโพด ในภาวะที่ใช้ในการทดลอง พบว่า ค่าความเร็วของอากาศที่ผ่านช่องว่างของอนุภาค (Interstitial gas velocity, U_g/ϵ) มีค่าเพิ่มขึ้นจาก ลบ มาเป็น บวก เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของของผสม แสดงว่า ทิศทางการไหลของอากาศมีการเปลี่ยนจากทิศทางการไหลขึ้นสู่ท่อป้อนกลับมาเป็นทิศทางการไหลลงเข้าสู่ลูบซีล ส่วนรูปที่ 4.20 เบดที่ใช้ คือ ทราเยผสมกับซีลเดี่ยว ในภาวะที่ใช้ในการทดลอง พบว่า ค่าความเร็วของอากาศที่ผ่านช่องว่างของอนุภาคมีค่าเป็นบวก นั่นคือ ปริมาณอากาศส่วนใหญ่มีการไหลในทิศทางเข้าสู่ลูบซีล ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าทิศทางการไหลขึ้นหรือไหลลงของอากาศที่ป้อน ณ ตำแหน่ง Vertical aeration section จะขึ้นอยู่กับอัตราการไหลย้อนกลับของของผสม และ ขนาดของอนุภาค คือ ที่ขนาดของอนุภาคมีขนาดเล็กปริมาณอากาศจะไหลผ่านอนุภาคในทิศทางขึ้นได้น้อย ซึ่งจะช่วยป้องกันการก่อตัวเป็นช่องว่างที่อยู่นิ่ง (Stagnant void) ซึ่งจะขัดขวางให้อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมมีค่าน้อย ส่วนที่อนุภาคมีขนาดใหญ่ ช่องว่างจะมีมากทำให้เกิดการไหลของอากาศในทิศทางขึ้น

4.4 ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลองส่วนที่ 3

มีนักวิจัยหลายท่านที่ได้ทำการหาสมการสัมพันธ์เพื่อจะทำนายความดันคร่อม Non mechanical valve ดังที่ได้กล่าวแล้วในรายงานวิจัยที่ผ่านมา แต่ยังมีผู้ทำการหาสมการสัมพันธ์เพื่อจะทำนายความดันคร่อมลูบซีลกันไม่มาก ทั้งๆที่ ลูบซีลเป็นที่นิยมใช้กันมากในอุตสาหกรรม จนกระทั่ง Basu P และ Cheng L [9] และ Kim S.D. และ Kim.S.W [8] ได้เสนอสมการสัมพันธ์เพื่อจะทำนายความดันคร่อมลูบซีล ดังสมการที่ 4.3

4.4.1 ผลการเปรียบเทียบข้อมูลที่ได้จากการทดลองกับงานของนักวิจัยท่านอื่น

สมการสหสัมพันธ์ของ Kim S.D. และ Kim.S.W [8] ได้ความสัมพันธ์เป็น

$$\Delta P_{ls} = \rho_s (1 - \varepsilon_m) g L_w + 1.8 \times 10^{-5} \left[\frac{(G_s / \rho_s)^2}{d_p g} \right]^{0.4} \left[\frac{G_s d_p}{\mu} \right]^{-0.36} \left[\frac{\rho_s}{\rho_g} \right]^{2.88} \quad (4.3)$$

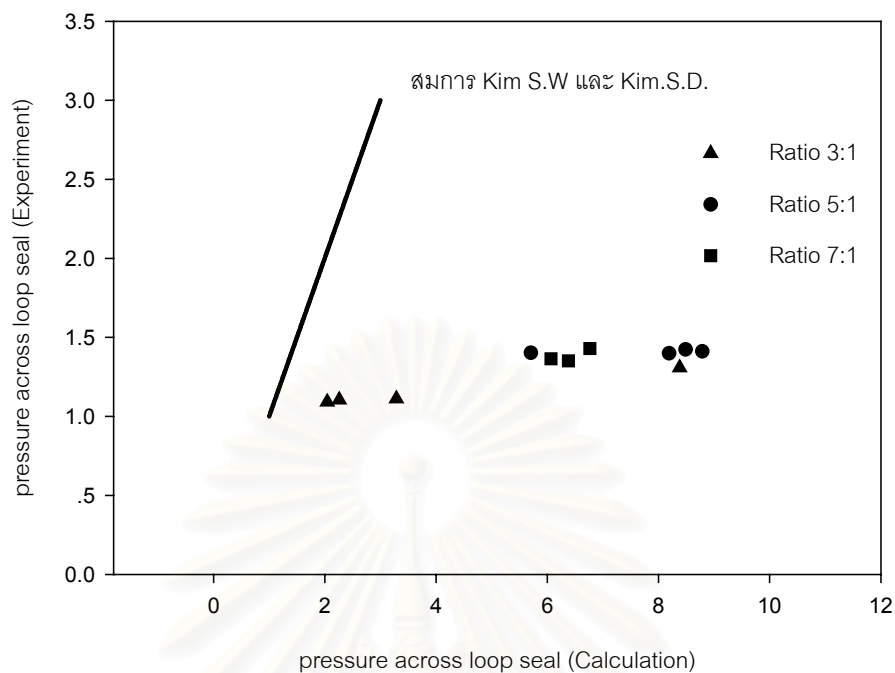
โดยความสัมพันธ์นี้จะทำนายความดันคร่อมลูบซีล ที่ขึ้นอยู่กับลักษณะของลูบซีล โดยจะแยกพิจารณาเป็น 2 ส่วน คือ Weir section และ Vertical section ภาวะที่ใช้ในการทดลองเป็นดังตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 แสดงสมบัติทางกายภาพของของแข็งที่ Kim S.D. และ Kim.S.W [8] ใช้ในการทดลอง

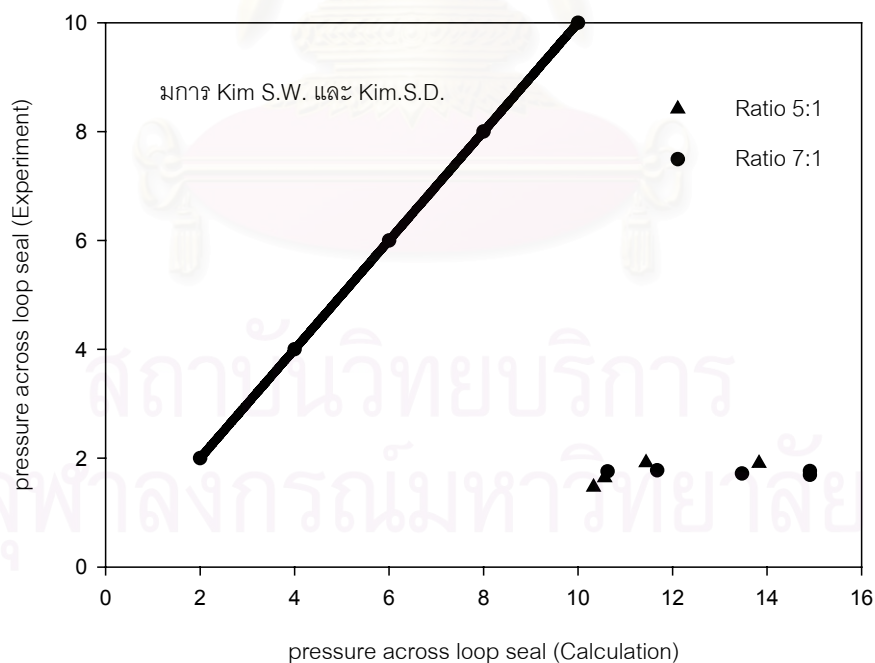
อนุภาค	FCC	ทราย 1	ทราย 2	ทราย 3	ทราย 4
ขนาดเฉลี่ย d_{sm} (ไมโครเมตร)	65	78	101	157	239
ความหนาแน่นอนุภาค ρ_p (ลูกบาศก์เมตร ต่อ ชั่วโมง)	1720	3120	3120	3120	3120
ความหนาแน่นบัลด์ ρ_B (ลูกบาศก์เมตร ต่อ ชั่วโมง)	877	1626	1635	1682	1750

ลูบซีลมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 0.08 เมตรมีจุดที่เติมอากาศ (Vertical aeration) อยู่สูงจากระดับจุดศูนย์กลางท่อของลูบซีลเป็นอัตราส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางของลูบซีลเป็น 2.5 และใช้ Bottom aeration เท่ากับ 1.5 เท่าของความเร็วที่น้อยที่สุดที่ทำให้เกิดการฟลูอิดิไดซ์ (Minimum fluidization)

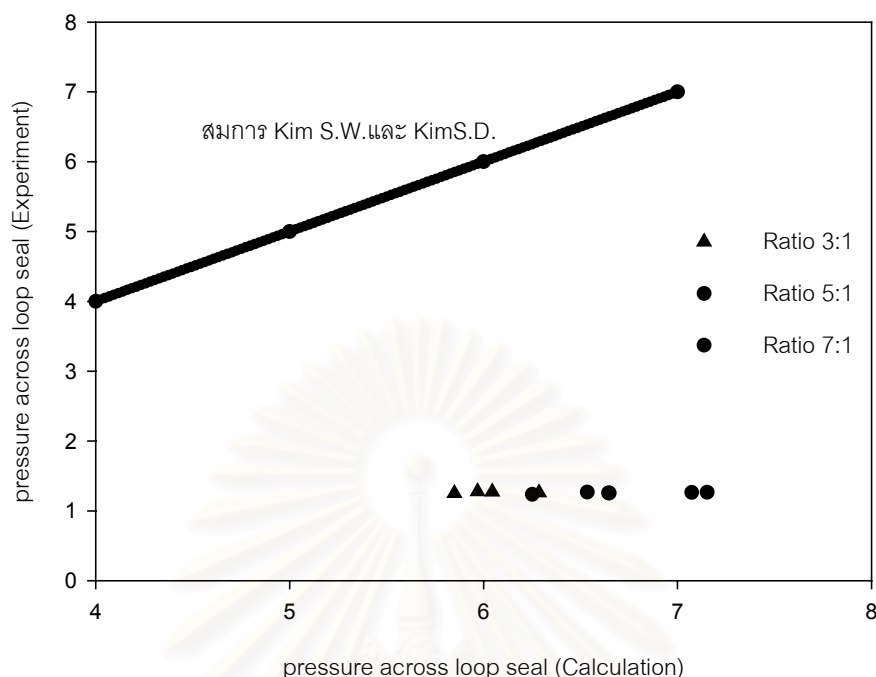
นำผลการทดลองที่ได้ในการทดลองตอนที่ 3 มาเปรียบเทียบกับสมการสหสัมพันธ์ของ Kim.S.D. และ Kim.S.W [8]



รูปที่ 4.21 การเปรียบเทียบผลการทดลองกับสมการของ Kim S.D. และ Kim.S.W [8] โดยของ
แข็งที่ใช้เป็นของผสมระหว่างทรายกับเกล็ด



รูปที่ 4.22 การเปรียบเทียบผลการทดลองกับสมการของ Kim S.D. และ Kim.S.W [8] โดยของ
แข็งที่ใช้เป็นของผสมระหว่างทรายกับซังข้าวโพด



รูปที่ 4.23 การเปรียบเทียบผลการทดลองกับสมการของ Kim S.D. และ Kim.S.W [8] โดยของ
 แข็งที่ใช้เป็นของผสมระหว่างทรายกับซีเมนต์

สมการสหสัมพันธ์ของ Kim S.D. และ Kim.S.W [8] พบว่าผลที่ได้ไม่สอดคล้องกันดังแสดงในรูปที่ 4.21 - 4.23 จากรูปจะเห็นว่าผลที่ได้จากการทดลองนี้ จะมีค่าความดันคร่อมลูบซีลมีค่าคงที่ตลอดการทดลอง แม้ว่าจะเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลย้อนกลับ ขนาดและอนุภาค ซึ่งแตกต่างจากการนำข้อมูลการทดลองที่ได้มาใช้ในการสมการสหสัมพันธ์ของ Kim S.D. และ Kim.S.W [8] ที่มีแนวโน้มของความดันคร่อมลูบซีลมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราการไหลย้อนกลับ ขนาดและความหนาแน่นของอนุภาค ทั้งนี้พบว่าทั้งสองการทดลองมีภาวะที่ใช้ในการทดลองแตกต่างกันดังนี้คือของแข็งที่ใช้ในการทดลอง และ อัตราการให้อากาศบริเวณ Bottom aeration โดย Kim จะกำหนดให้อัตราการให้อากาศของทั้งสองจุดของ Bottom aeration มีค่าเท่ากันและเลือกศึกษาผลของสมบัติของอนุภาคแต่ละชนิดแยกกัน แต่จากการทดลองนี้เลือกใช้ของแข็งที่ใช้จะเป็นของผสมระหว่างทรายกับซีเมนต์ และ อัตราการให้อากาศที่ Bottom aeration มีค่าไม่เท่ากันซึ่งทั้งนี้จะกำหนดตามการศึกษาอัตราการไหลของอากาศเบื้องต้นของสารผสมแต่ละชนิด

จึงสรุปได้ว่า สมการสหสัมพันธ์ของ Kim S.D. และ Kim.S.W [8] ไม่สามารถใช้ในการทำนายความดันคร่อมลูบซีลสำหรับงานวิจัยนี้ได้ เนื่องจากเมื่ออัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งมีค่าเพิ่มขึ้นความดันคร่อมลูบซีลจะมีค่าเปลี่ยนแปลงน้อยมาก หรือ ค่อนข้างคงที่ หรือ อาจกล่าวได้ว่า สำหรับงานวิจัยนี้ อัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งไม่ขึ้นอยู่กับความดันคร่อมลูบซีล นอก

จากนี้ยังพบว่า ช่วงการทำงานของสมการสหสัมพันธ์ของ Kim และคณะ [8] และในการทดลองนี้ แตกต่างกันซึ่งมีค่า อยู่ในช่วง

$$0 \leq \left[\frac{\left(\frac{G_s}{\rho_s} \right)^2}{d_p g} \right] \leq 0.61 \quad \text{และ} \quad 0 \leq \left[\frac{G_s d_p}{\mu} \right] \leq 899 \quad \text{และ} \quad 1456 \leq \left[\frac{\rho_s}{\rho_g} \right] \leq 2643$$

สำหรับช่วงของการทำงานวิจัยนี้ เป็นดังต่อไปนี้

$$0 \leq \left[\frac{\left(\frac{G_s}{\rho_s} \right)^2}{d_p g} \right] \leq 0.05 \quad \text{และ} \quad 0 \leq \left[\frac{G_s d_p}{\mu} \right] \leq 500 \quad \text{และ} \quad 453 \leq \left[\frac{\rho_s}{\rho_g} \right] \leq 620$$

ด้วยเหตุผลดังที่กล่าวมาแล้ว จึงสามารถสรุปได้ว่า สมการ สหสัมพันธ์ของ Kim และคณะ ไม่สามารถอธิบายพฤติกรรมของของผสมระหว่างทรายกับชีวมวลที่มีความหนาแน่นต่ำได้

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 5

สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการทดลอง

1. ตำแหน่งของช่องเติมอากาศต่างๆ มีความสำคัญต่อระบบการป้อนกลับของของแข็ง ดังนี้คือ ที่ตำแหน่ง Recycle chamber จะเป็นจุดที่ทำให้เกิดความดันสูง ซึ่งเกิดจากปริมาณอากาศที่ป้อน จะทำให้ของแข็งที่มีความหนาแน่นต่ำสามารถเอาชนะความต้านทานของอากาศปฐุมภูมิในท่อไรเซอร์ ทำให้เกิดการไหลย้อนกลับของของแข็งที่มีความหนาแน่นต่ำได้ ส่วนปริมาณอากาศที่ Supply chamber จะเป็นตัวช่วยทำให้เกิดการขยายตัวของของแข็ง หรือลดแรงเสียดทานระหว่างอนุภาค ทำให้เกิดการเคลื่อนที่ของของแข็งได้ในแนวนอน และที่ Vertical aeration จะเป็นตัวช่วยลดแรงต้านทานต่อการไหล ทำให้อัตราการไหลของของแข็งมีค่าเพิ่มขึ้น
2. ขนาดของทรายที่สามารถผสมกันได้ดีกับชีวมวล ในงานวิจัยนี้คือ ทรายที่มีขนาด 658 ไมโครเมตร เนื่องจากเมื่อทำให้เกิดการไหลอย่างต่อเนื่องของของผสม
3. การศึกษาขนาดของทรายที่ใช้ในการผสมพบว่าถ้าขนาดของทรายเล็กเกินไปจะไม่เกิดการหมุนเวียนของอนุภาคของแข็งในระบบ แต่ถ้าขนาดของทรายมีขนาดใหญ่เกินไปจะทำให้ต้องใช้ปริมาณอากาศสูงในการปฏิบัติการ
4. อัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งที่เพิ่มขึ้นจะไม่มีต่อความดันคร่อมลูบซีล
5. เมื่อเพิ่มความหนาแน่นบัลค์ของของแข็งจะทำให้อัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งมีค่าเพิ่มขึ้น
6. การเพิ่มปริมาณอากาศที่ตำแหน่งช่องเติมอากาศ (Q_A) จะทำให้อัตราการไหลย้อนกลับของของแข็ง (G_S) มีค่าเพิ่มสูงขึ้น แต่ ความดันตกคร่อมลูบซีล (ΔP_{ls}) มีค่าคงที่ เนื่องจากความหนาแน่นของของแข็งที่มีค่าน้อย ทำให้ความดันในระบบมีการเปลี่ยนแปลงน้อย

7. สำหรับของผสมระหว่างทรายกับซีเมนต์ที่ภาวะดังต่อไปนี้

- ทรายขนาด 658 ไมโครเมตร ความหนาแน่น 2588 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ความหนาแน่นบัลค์ 1428 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ผสมกับซีเมนต์ซึ่ง ได้แก่ แกลบขนาด 658 ไมโครเมตร ชั่งข้าวโพดขนาด 1770 ไมโครเมตร และ ซีลี้อยขนาด 966 ไมโครเมตร ใน อัตราส่วน ทรายต่อซีเมนต์ เท่ากับ 3:1 5:1 และ 7:1
- ลูบซีล มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเท่ากับ 0.03 เมตร ส่วน Horizontal section ยาว 0.20 เมตร และ Weir section สูง 0.50 เมตร ปลายทางออกของลูบซีลขนาด 0.015 เมตร
- อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมอยู่ในช่วง 0 – 22 กิโลกรัมต่อตารางเมตร วินาที

พบว่าความดันคร่อมลูบซีลไม่มีผลต่ออัตราการไหลย้อนกลับ แต่ปริมาณอากาศบริเวณ Vertical aeration มีผลต่ออัตราการไหลย้อนกลับของของผสม และทำให้ความดันคร่อมลูบซีลมีการเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อย

8. การเพิ่มอัตราการไหลของอากาศ ทั้งในส่วนของ Supply chamber และ Recycle chamber ไปจนถึงค่าหนึ่ง พบว่าอัตราการป้อนกลับของของแข็งจะมีค่าคงที่

9 การลดปริมาณสัดส่วนของทรายในของผสมที่ใช้ในการทดลอง พบว่าค่าอัตราการป้อนกลับของของแข็งจะมีค่าลดลง แต่เมื่อลดปริมาณทรายน้อยกว่า 3 ส่วนต่อซีเมนต์ 1 ส่วน จะทำให้ไม่เกิดการหมุนเวียนของอนุภาคของแข็งในระบบ ทั้งในส่วนของแกลบ และ ชั่งข้าวโพด

5.2 ข้อเสนอแนะ

1. สำหรับงานวิจัยนี้ทางออกในส่วนของ Weir เป็นท่อที่มีขนาดเล็ก (เส้นผ่านศูนย์กลางวงใน 0.03 เมตร) เมื่อเทียบกับใน Weir section (เส้นผ่านศูนย์กลางวงใน 0.054 เมตร) ทำให้เกิดการอัดอากาศ บริเวณนี้ และทำให้เกิดความดันสูงในบริเวณนี้ ในขณะที่ทำให้เกิดการไหลย้อนกลับของของแข็งผ่านเข้าสู่ท่อไรเซอริได้น้อยมาก ดังนั้นจึงต้องมีการปรับเปลี่ยนขนาดของท่อให้มีขนาดใหญ่มากขึ้น
2. ควรศึกษาผลของปริมาณของของผสมที่มีผลต่ออัตราการไหลย้อนกลับของของแข็ง
3. ปรับปรุงขนาดของอนุภาคของชีวมวล ให้มีขนาดเท่ากับของจริงที่ใช้ในกระบวนการเผาไหม้หรือ Gasification



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

รายการอ้างอิง

1. Grace, J. R., Avedan, A. A., and Knowlton, T. M..1997.Circulating Fluidized Beds. London: Chapman & Hall.
2. Basu,P and Faser,S.A 1991.Circulating fluidized bed boiler; design and operations. Butterworth – Heinemann.
3. Ergun, S.. 1952. Fluid flow through packed column . Chemical Engineering . 48 : 89 – 94.
4. Kunii, D., and Levenspiel, O. 1969. Fluidization engineering. New York: John Wiley and Sons Inc.
5. เชิดชัย วุฒิการณ และ เกรียงไกร ตั้งสกุล. การออกแบบสร้างเพื่อศึกษาการทำงานของฟลูอิดไดซ์เบดชนิดหมุนเวียน วิทยานิพนธ์ปริญญาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 2533.
6. Grace , J.R..1982. Fluidized bed hydrodynamic . Chapter 8.1 in Handbook of multiphase flow . Hemisphere. Washington .
7. Davidson,J.F..2000.Circulating fluidised bed hydrodynamic. Powder technology. 113 : 249 – 260.
8. Kim.S.W. and Kim.S.D.. 2002. Effect of particle properties on solid recycle in loop seal of circulating fluidized bed. Powder technology. 124 : 76 – 84.
9. Basu,P. and Cheng,L. 1999. Effect of pressure on loop seal operation for pressurized circulating fluidized bed.Powder technology. 103 : 203 – 211.
10. Frang M., Yang L.,Cheng G., Shi Z., Luo Z., Cen K., Experimental Study on Rice Husk Combustion in Circulating Fluidized Bed, Fuel Processing Technology, 2004. In press.
11. พีรพล ลีตตินันต์ . การออกแบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน : ผลของลักษณะแอลวาล์วในการไหลที่อุณหภูมิต่ำ . วิทยานิพนธ์มหาบัณฑิต ภาควิชา เคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2545 .
12. Arena, U.; Langeli, C. B.; and Cammarota A. .1998. L-valve Behaviour with Solids of Different Size and Density. Powder Technology. 98: 231-240.

13. Geldart, D.; and Jonnes, P..1991. The behaviour of L-valve with granular powders. Powder Technology. 67 : 163-174.
14. Daous, M. A.; and Al-Zahrani, A. A..1998. Modeling solids and gas flow through an L-valve. Powder Technology. 99 : 86-98.
15. Kunii, D.; and Levenspiel, O. .1997. Circulating fluidized-bed reactors. Chemical Engineering Science. 52 : 2471-2482.
16. Rhodes, M.J. and Laussman, P..1992. A study of pressure balance around the loop of a CFB. Canada journal chemical engineering. 70 : 625 – 630.



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก

ทฤษฎีเกี่ยวกับอนุภาค

การจำแนกประเภทของอนุภาคด้วยวิธีของ Geldart [1]

งานวิจัยทั่วไปจะจำแนกขนาดของอนุภาคออกเป็นกลุ่มๆ ซึ่งวิธีที่นิยมใช้กันมากก็คือ Geldart powder classification เป็นการจำแนกขนาดของอนุภาคด้วยวิธีของ Geldart โดยอาศัยค่าผลต่างของความหนาแน่นของของแข็งกับแก๊สและขนาดอนุภาคเฉลี่ยดังแสดงในรูปที่ ผ1 ลักษณะของอนุภาคในแต่ละกลุ่มอธิบายได้ดังนี้

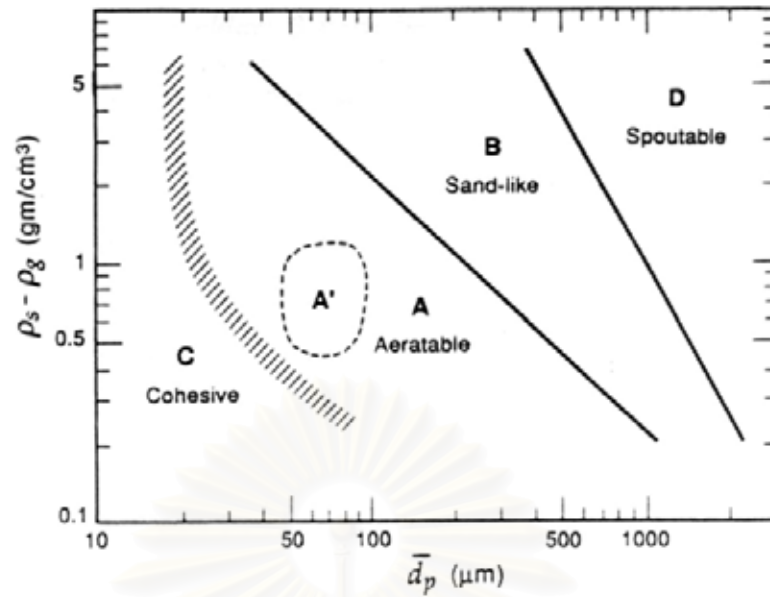
Group C คือ เป็นของแข็งที่มีขนาดเล็กมาก (Cohesive หรือ very fine powders) ของแข็งกลุ่มนี้จะเกิดฟลูอิด์ได้ยาก เนื่องจากแรงดึงดูดระหว่างอนุภาคจะสูงมากและมักจะจับตัวกันเป็นก้อน

Group A คือ Aeratable เป็นของแข็งที่มีขนาดเล็กและความหนาแน่นต่ำ สามารถทำให้เกิดฟลูอิด์ได้ง่ายเป็นฟลูอิด์แบบสม่ำเสมอ (Smooth fluidization) ที่ความเร็วแก๊สต่ำๆ และที่ความเร็วแก๊สสูงๆ ก็สามารถควบคุมการเกิดฟองได้

Group B คือ Sandlike เป็นของแข็งที่มีขนาด อยู่ในช่วง $40 < dp < 500 \mu\text{m}$. และความหนาแน่นในช่วง $1.4 < \rho_s < 4 \text{ g/CC}$ การเกิดฟลูอิด์ยังเกิดได้ง่าย แต่อิทธิพลของฟองจะสูงขึ้น และฟองจะมีการโต

Group D คือ Spoutable ของแข็งที่มีขนาดใหญ่และหรือความหนาแน่นสูง ดังนั้นจึงเกิดฟลูอิด์ได้ยาก

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ ก1 การจำแนกกลุ่มของของแข็งโดยวิธีของ Geldart

2. ลักษณะของอนุภาค

เนื่องจากอนุภาคที่ใช้ในการทดลองมีรูปร่างลักษณะต่างกันจึงจำเป็นต้องสร้างความสัมพันธ์ระหว่างอนุภาคที่ใช้ทดลองกับอนุภาคทรงกลมเพื่อสะดวกในการคำนวณและกล่าวอ้าง

2.1 การหาขนาดของอนุภาค (d_p)

การหาขนาดของอนุภาคสามารถหาได้ 2 วิธี ดังนี้

1. เมื่อทราบปริมาตรของอนุภาค จะได้

$$d_{sph} = \left(\frac{6V}{\pi} \right)^{1/3} \quad (\text{ก 1})$$

และ

$$\text{Particle sphericity, } \phi = \frac{\text{สัดส่วนของพื้นผิวทรงกลม}}{\text{พื้นผิวของอนุภาคที่ปริมาตรเท่ากัน}}$$

จากข้อกำหนดด้านบน สามารถหาขนาดของอนุภาค(d_p) ที่แขวนลอยในเครื่องปฏิกรณ์ได้

$$d_p = \phi d_{sph} \quad (\text{ก 2})$$

2. Screen analysis เป็นการหาค่า d_p โดยอาศัยความสัมพันธ์ระหว่างค่า d_p กับ d_{scr}

ได้

$d_p = \phi d_{scr}$ เมื่ออนุภาคไม่เป็นทรงกลม แต่ไม่ยาวหรือสั้นมาก

$d_p = d_{scr}$ เมื่ออนุภาคไม่เป็นทรงกลม มีลักษณะยาวมากแต่ต้องมีอัตราส่วนไม่เกิน 2:1

$d_p = \phi^2 d_{scr}$ เมื่ออนุภาคไม่เป็นทรงกลม มีลักษณะสั้นด้านยาวด้าน แต่ต้องมีอัตราส่วนไม่น้อยกว่า 1:2

2.1 การหา Sauter mean diameter (d_{Sm})

เป็นการหาขนาดเฉลี่ยของกลุ่มอนุภาคที่ศึกษา เนื่องจากในงานวิจัยทั่วไปจะใช้ขนาดของอนุภาคของแข็งเป็นช่วง โดยค่า Sauter mean diameter สามารถหาได้จากสมการดังต่อไปนี้

$$d_{Sm} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_{pi}}} \quad (\text{ก 3})$$

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ข

ข้อมูลการทดลอง และ ตัวอย่างการคำนวณ

1. วิธีการหาความหนาแน่นของทราย

1. เตรียมกระบะบอกลงที่แห้งขนาด 100 มิลลิลิตร บันทึกน้ำหนักกระบะบอกลง
2. ใส่ทรายลงในกระบะบอกลงดังกล่าวให้ได้ระดับ 100 มิลลิลิตร บันทึกน้ำหนักที่ได้
3. ทำซ้ำข้อ 1 และ 2 อย่างน้อย 3 ครั้ง
4. นำกระบะบอกลงขนาด 250 มิลลิลิตร เติมน้ำลงไปปริมาตร 100 มิลลิลิตร แล้วบรรจุทรายที่มีปริมาตรเท่ากับ 100 มิลลิลิตร ในการทดลองครั้งใดครั้งหนึ่งมาแทนที่ด้วยน้ำในกระบะบอกลงขนาด 250 มิลลิลิตร บันทึกปริมาตรของน้ำที่เพิ่มขึ้น

2. วิธีหาความหนาแน่นบัลค์ของทราย

1. เตรียมกระบะบอกลงที่แห้งขนาด 100 มิลลิลิตร
2. ใส่ทรายที่มีขนาดเฉลี่ย 601 ไมโครเมตร ลงในกระบะบอกลง อ่านปริมาตร และน้ำหนัก อย่างน้อย 3 ครั้ง

ข้อมูลที่ได้จากวิธีการหาความหนาแน่นบัลค์ทรายข้างต้น มีดังนี้

1. น้ำหนักกระบะบอกลงแห้ง เท่ากับ 104.6 กรัม
2. น้ำหนักกระบะบอกลงแห้ง + เเบด 100 มิลลิลิตร

สำหรับข้อมูลชุดที่ 1	เท่ากับ 242.6 กรัม
สำหรับข้อมูลชุดที่ 2	เท่ากับ 245.4 กรัม
สำหรับข้อมูลชุดที่ 3	เท่ากับ 239.2 กรัม
3. น้ำหนักกระบะบอกลงเบดที่มีปริมาตร 100 มิลลิลิตร สำหรับข้อมูลชุดที่ 1 เท่ากับ 138.0 กรัม

สำหรับข้อมูลชุดที่ 2	เท่ากับ 140.8 กรัม
สำหรับข้อมูลชุดที่ 3	เท่ากับ 134.6 กรัม

จากสมการหาความหนาแน่น

$$\rho = \frac{m}{v} \quad (\text{ข } 1)$$

3. สามารถคำนวณหาความหนาแน่นบัลค์ของทรายที่มีขนาดอนุภาคเฉลี่ย เท่ากับ 601 ไมโครเมตร ได้ เท่ากับ 1380 กรัมต่อมิลลิลิตร

4. ที่ขนาดอื่น ๆ ก็ใช้วิธีเดียวกัน

3. การหาความหนาแน่นเฉลี่ยของของผสม

จากข้อมูลที่ได้จากการทดลองเมื่อนำทรายผสมกับซีเมนต์ในอัตราส่วนต่างๆ สามารถคำนวณหาค่า ความหนาแน่นเฉลี่ยได้ดังนี้

สมมติ อัตราส่วนของทรายต่อซังข้าวโพด เท่ากับ 3 : 1

ความหนาแน่นของทรายเท่ากับ 2588 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร

ความหนาแน่นของซังข้าวโพดเท่ากับ 1162.4 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร

ดังนั้น ความหนาแน่นเฉลี่ยของของผสมมีค่าดังนี้

$$\rho_{mixture} = \frac{1}{4} \times 1162.4 + \frac{3}{4} \times 2588$$

$$\rho_{mixture} = 2231.6 \text{ kg / m}^3$$

ที่อัตราส่วนของการผสมอื่นๆ ก็คำนวณในทำนองเดียวกัน

3. การหาสัดส่วนช่องว่าง (Voidage, ϵ_o)

1. สำหรับทรายที่มีขนาดเท่ากับ 601 ไมโครเมตร ความหนาแน่นของทราย เท่ากับ 2.588 กรัมต่อมิลลิกรัม

2. จากการหาความหนาแน่นบัลค์ พบว่าน้ำหนักของทรายเท่ากับ 138 กรัม

จากสมการหาความหนาแน่น

$$\rho = \frac{m}{v} \quad (\text{ข 2})$$

จะได้ ปริมาตรของทรายที่น้ำหนักเท่ากับ 138 กรัม เป็น 53.32 มิลลิกรัม ดังนั้น สามารถหาค่าสัดส่วนของแข็งในสารผสมทั้งหมดได้ และสามารถหาค่าสัดส่วนของช่องว่างของอากาศได้จาก

$$\text{voidage}(\epsilon_o) = 1 - \frac{\text{solid volume}}{\text{total volume}} \quad (\text{ข 3})$$

จะได้ค่าสัดส่วนช่องว่าง (Voidage) ของอากาศมีค่าเท่ากับ 0.466

3. สำหรับของแข็งขนาดอื่นๆก็หาได้ในทำนองเดียวกัน

4. การหาขนาดของอนุภาคเฉลี่ย

ข้อมูลแสดงสัดส่วนโดยน้ำหนักของการกระจายขนาดทรายที่ใช้ทดลอง โดยจะทำการคัดขนาดของทรายให้อยู่ในช่วงนี้ แต่ปรับเปลี่ยนสัดส่วนโดยน้ำหนัก

ช่วงขนาดของทราย (ไมโครเมตร)	ขนาดอนุภาคเฉลี่ย (ไมโครเมตร)	สัดส่วนโดยน้ำหนักของ ทราย
425 - 500	462.5	0.2
500 - 850	675.0	0.6
850 - 1180	1015.0	0.2

จากสมการ Sauter mean diameter (d_{Sm})

$$d_{Sm} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_{pi}}} \quad (ข 4)$$

แทนค่าต่างๆ ในสมการข้างต้น จะได้

$$d_{Sm} = \frac{1}{\left(\frac{0.2}{462.5} + \frac{0.6}{675} + \frac{0.2}{1015} \right)}$$

ดังนั้น Sauter diameter เท่ากับ 601 ไมโครเมตร

สำหรับการหาขนาดอนุภาคอื่นๆทำเช่นเดียวกัน

5. การหาขนาดอนุภาคเฉลี่ยของของผสม

จากข้อมูลที่ได้จากการทดลองเมื่อนำทรายผสมกับซีเมนต์ในอัตราส่วนต่างๆ สามารถคำนวณหาค่า ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ยได้ดังนี้

สมมติ อัตราส่วนของทรายต่อซังข้าวโพด เท่ากับ 3 : 1

จากข้อมูลการทดลอง ขนาดของทรายเท่ากับ 658 ไมโครเมตร

จากข้อมูลการทดลอง ขนาดของซังข้าวโพดเท่ากับ 1770 ไมโครเมตร

ดังนั้น ขนาดอนุภาคเฉลี่ยของของผสมมีค่าดังนี้

$$d_{mixture} = \frac{1}{4} \times 1770 + \frac{3}{4} \times 658$$

$$d_{mixture} = 936.5 \mu m$$

ที่อัตราส่วนของการผสมอื่นๆ ก็คำนวณในทำนองเดียวกัน

6. การคำนวณอัตราการไหลย้อนกลับของถ่านหิน G_s

จากข้อมูลที่ได้จากการทดลองเมื่อทำการป้อนอากาศเข้าตำแหน่งป้อนอากาศ เบดจะเกิดการเคลื่อนที่ในท่อป้อนกลับ สมมุติ ทำการหาอัตราการไหลย้อนกลับของทราย ขนาด 601 ไมโครเมตร ความหนาแน่นบัลค์เท่ากับ 1380 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร ได้ระยะทาง 1 ซม. หรือ 0.01 เมตร ใช้เวลาครั้งที่ 1 เท่ากับ 8.57 วินาที ครั้งที่ 2 เท่ากับ 8.34 วินาที

$$G_s = \rho_b(\text{ความเร็วเบด})$$

$$= 1380(0.01/8.57) = 1.610 \text{ kg/m}^2\text{s} \text{ (สำหรับครั้งที่ 1)}$$

และ $G_s = 1380(0.01/8.34) = 1.654 \text{ kg/m}^2\text{s} \text{ (สำหรับครั้งที่ 2)}$



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ค.

ข้อมูลผลการทดลอง

1. ข้อมูลการทดลองตอนที่ 1

ศึกษาผลของอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration ต่ออัตราการไหลย้อนกลับของทราย ที่ขนาดต่างๆ

ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 1.2 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค1 แสดงค่าปริมาณอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration และ อัตราการไหลย้อนกลับของทรายขนาดต่างๆ

Vertical aeration m ³ /hr	Solid circulation rate, Gs [kg/m ² .s]		
	d _p = 601 μm	d _p = 658 μm	d _p = 758 μm
0.0	8.30	5.96	0.00
0.3	12.56	6.65	*
0.6	14.50	9.48	3.39
0.9	15.79	10.51	*
1.2	16.83	10.65	7.74
1.8	*	*	9.68

* ไม่ได้ทำการศึกษาอัตราการไหลของอากาศที่จุดนั้น

2. ข้อมูลการทดลองตอนที่ 2

สำหรับการหาตำแหน่งที่ป้อนอากาศที่มีผลต่ออัตราการไหลย้อนกลับของของแข็ง โดยจากการทดลองจะใช้ทรายขนาด 658 ไมโครเมตรในการทดลอง

ข้อมูลการทดลองในการศึกษาผลกระทบบของ อัตราการไหลของอากาศที่ Recycle Chamber ต่อ อัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber

โดยกำหนด อัตราการไหลของอากาศที่ Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Vertical aeration เท่ากับ 0 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค2 แสดงค่าปริมาณอากาศที่ตำแหน่ง Supply chamber และ อัตราการไหลย้อนกลับของ ทray ขนาด 658 ไมโครเมตร

supply chamber, m ³ /h	solid recycle rate, kg/m ² .s
0.9	4.28
1.2	4.87
1.8	5.24
2.4	6.34

ข้อมูลการทดลองในการศึกษาผลกระทบของ อัตราการไหลของอากาศที่ Vertical aeration ต่อ อัตราการไหลของอากาศที่ Recycle chamber

โดยกำหนด อัตราการไหลของอากาศที่ Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 0 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค3 แสดงค่าปริมาณอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration และ อัตราการไหลย้อนกลับของ ทray ขนาด 658 ไมโครเมตร

vertical aeration, m ³ /h	solid recycle rate, kg/m ² .s
0.6	3.36
1.2	4.00
1.8	8.08
2.4	8.92

3. ข้อมูลการทดลองตอนที่ 3

ศึกษาผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสม เมื่อผสมชีวมวลกับทรายที่มีขนาด 658 ไมโครเมตร

3.1 ศึกษาอัตราส่วนของของผสมระหว่างทรายกับชีวมวลชนิดต่างๆ ต่ออัตราการไหลย้อนกลับ

3.1.1 ของผสมระหว่างทรายกับแกลบในอัตราส่วนต่างๆ

ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 1.2 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค4 แสดงค่าปริมาณอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration และ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบในอัตราส่วนต่างๆ

Vertical aeration m ³ /hr	Solid circulation rate , Gs[kg/m ² .s]		
	Ratio 3:1	Ratio 5:1	Ratio 7:1
0.00	*	*	*
0.30	0.81	12.56	*
0.48	*	17.45	15.91
0.60	6.59	18.38	16.59
0.75	2.46	17.84	19.39
0.90	6.20	18.45	20.43
1.20	16.55	19.66	20.55
1.50	22.65	*	*
1.80	22.65	*	*

* ไม่ได้ทำการศึกษาอัตราการไหลของอากาศที่จุดนั้น

3.1.2 ของผสมระหว่างทรายกับ ชั่งข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆ

ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 1.2 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค5 แสดงค่าปริมาณอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration และ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับชั่งข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆ

Vertical aeration ,m ³ /h	Solid flow rate ,Gs[kg/m ² .s]		
	Ratio 3:1	Ratio 5 : 1	Ratio 7 : 1
0.0	**	11.01	11.20
0.3	**	11.54	13.13
0.6	**	13.43	16.06
0.9	**	17.88	18.18
1.2	**	18.64	18.18
1.5	**	*	16.63

* ไม่ได้ทำการศึกษาอัตราการไหลของอากาศที่จุดนั้น

** ไม่เกิดอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งในช่วงที่ทำการศึกษา

3.1.3 ของผสมระหว่างทรายกับ ซีลี้อยในอัตราส่วนต่างๆ

ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 1.8 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ค6 แสดงค่าปริมาณอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration และ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับขี้เลื่อยในอัตราส่วนต่างๆ

Vertical aeration ,m ³ /h	Solid flow rate ,Gs[kg/m ² .s]		
	Ratio 3:1	Ratio 5 : 1	Ratio 7 : 1
1.8	6.86	6.86	5.97
2.4	7.05	7.91	10.84
3	7.89	9.57	9.3
3.6	9.17	8.62	9.74
4.2	8.89	8.42	*

* ไม่ได้ทำการศึกษาอัตราการไหลของอากาศที่จุดนั้น

3.2 ผลของสมบัติของของผสมระหว่างทรายกับขี้มูลในอัตราส่วนต่างๆที่มีต่อความดันสถิต (Static pressure) รอบ ๆ หลุมของฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน

3.2.1 ผลของความดันสถิต(Static pressure) รอบ ๆ หลุมของฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่ปริมาณ Vertical aeration ต่างๆ

ภาวะในการทดลอง คือ ใช้ของผสมระหว่างทรายกับขี้มูลที่อัตราส่วน 5:1 อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 2.4 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง ปรับอัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Vertical aeration

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตาราง ค7 แสดงค่าความดันสถิตที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ ที่อัตราส่วนทรายต่อซังข้าวโพด เท่ากับ 5:1 และปริมาณ Vertical aeration ต่างๆ กัน

ตำแหน่ง	Pressure (mmH ₂ O)		ความสูง cm
	Q _A = 0.3 m ³ /h	Q _A = 1.8 m ³ /h	
1	178.9	174.6	-10
2	139.0	125.6	10
3	141.3	131.3	30
4	140.7	131.3	50
5	138.7	135.3	70
6	136.0	136.7	90
7	138.0	135.0	110
8	137.7	133.3	130
9	138.3	133.7	170
10	135.0	134.7	210
11	135.7	132.0	250
12	137.0	130.7	290
13	135.0	134.7	380
14	115.7	97.2	470
15	93.6	90.9	570
16	29.0	29.6	600
17	41.4	41.8	535
18	0.2	0.3	10
19	306.3	304.7	10
20	0.7	0.5	40

ตาราง ค8 แสดงค่าความดันสถิตที่ตำแหน่งความสูงต่างๆ เมื่อให้ปริมาณ Vertical aeration เท่ากัน แต่ที่อัตราการส่วนของทรายต่อแกลบต่างๆ กัน

ตำแหน่ง	Pressure (mmH ₂ O)		ความสูง cm
	Ratio 3:1	Ratio 5:1	
1	179.3	193.2	-10
2	113.6	147.1	10
3	109.3	148.1	30
4	107.3	147.7	50
5	110.0	147.3	70
6	111.3	143.0	90
7	110.7	144.0	110
8	108.0	145.0	130
9	110.0	143.7	170
10	108.0	142.7	210
11	110.0	140.7	250
12	106.7	140.7	290
13	108.7	138.0	380
14	108.0	120.0	470
15	106.2	99.3	570
16	12.3	37.4	600
17	65.0	49.8	535
18	0.5	0.4	10
19	178.3	293.6	10
20	0.4	0.3	40

3.3 ผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับชีวมวลในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความดันคร่อมลูบซีล

3.3.1 ของผสมระหว่างทรายกับ แกลบในอัตราส่วนต่างๆ

โดยความดันคร่อมลูบซีล คือความแตกต่างของความดันที่ตำแหน่ง P_{DB} กับ P_{RB} ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 1.2 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค9 แสดงค่าความดันคร่อมลูบซีล กับ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบที่อัตราส่วนต่างๆ

Ratio 3:1			Ratio 5:1			Ratio 7 : 1		
$\Delta P_{Is}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{Is}, \text{kPa}$	$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_{Is}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{Is}, \text{kPa}$	$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_{Is}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{Is}, \text{kPa}$	$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$
*	*	*	143	1.402	12.562	139.2	1.365	14.955
111.4	1.092	0.814	142.7	1.399	17.449	137.9	1.352	17.218
*	*	*	143.9	1.411	18.381	145.8	1.43	20.176
112.7	1.105	2.455	145.2	1.424	17.837	150.4	1.475	15.457
113.4	1.112	6.202	*	*	*	*	*	*
133.4	1.308	16.552	*	*	*	*	*	*
114.1	1.119	22.65	*	*	*	*	*	*
132.4	1.298	22.65	*	*	*	*	*	*

* ไม่เกิดอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมที่ภาวะนี้

3.3.2 ของผสมระหว่างทรายกับ ชั่งข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆ

โดยความดันคร่อมลูบซีด คือความแตกต่างของความดันที่ตำแหน่ง P_{DB} กับ P_{RB} ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 1.8 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค10 แสดงค่าความดันคร่อมลูบซีด กับ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับชั่งข้าวโพดที่อัตราส่วนต่างๆ

Ratio 3:1			Ratio 5:1			Ratio 7:1		
$\Delta P_{ls}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{ls}, \text{kPa}$	$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_{ls}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{ls}, \text{kPa}$	$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_{ls}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{ls}, \text{kPa}$	$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$
**	**	**	94.4	0.926	11.007	149.9	1.47	11.202
**	**	**	149.8	1.469	11.544	179.1	1.756	13.128
**	**	**	167.3	1.641	13.43	181.1	1.776	16.064
**	**	**	*	*	*	175	1.716	18.18
**	**	**	195.7	1.919	17.878	179.8	1.763	18.18
**	**	**	*	*	*	172.5	1.692	16.629
*	**	**	194.4	1.906	18.639	*	*	*

* ไม่ได้ทำการศึกษาอัตราการไหลของอากาศที่จุดนั้น

** ไม่เกิดอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งในช่วงที่ทำการศึกษา

3.3.3 ของผสมระหว่างทรายกับ ชั่งข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆ

โดยความดันคร่อมลูบซีด คือความแตกต่างของความดันที่ตำแหน่ง P_{DB} กับ P_{RB} ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 2.4 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค11 แสดงค่าความดันคร่อมลูบซีด กับ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับชั่งข้าวโพดที่อัตราส่วนต่างๆ

ratio 3:1			ratio 5:1			ratio 7:1		
$\Delta P_{ls}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{ls}, \text{kPa}$	$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_{ls}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{ls}, \text{kPa}$	$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_{ls}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{ls}, \text{kPa}$	$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$
127.6	1.251	8.423	129.2	*	*	126.2	1.238	8.968
129.7	1.272	9.173	129.2	1.267	8.911	129.05	1.266	11.839
130.3	1.278	8.886	128.9	1.264	10.567	128	1.255	10.296
128.5	1.26	10.053	128.1	1.256	9.263	126.1	1.237	9.742

* ไม่เกิดอัตราการไหลย้อนกลับของผสมที่ภาวะนี้

3.4 ผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับชีวมวลในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความดันคร่อม Weir section

3.4.1 ของผสมระหว่างทรายกับ แกลบในอัตราส่วนต่างๆ

โดยความดันคร่อม Weir section คือความแตกต่างของความดันที่ตำแหน่ง L_2 กับ P_{RB} ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 1.2 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค12 แสดงค่าความดันคร่อม Weir section กับ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบที่อัตราส่วนต่างๆ

Ratio 3:1			Ratio 5:1			Ratio 7 : 1		
$\Delta P_w, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_w, [\text{kPa}]$	Gs, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_w, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_w, [\text{kPa}]$	Gs, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_w, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_w, [\text{kPa}]$	Gs, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$
*	*	*	150.6	1.477	12.562	181.9	1.784	16.955
69.7	0.684	0.814	173.1	1.698	17.449	168	1.647	17.218
*	*	*	168.7	1.654	18.381	226.9	2.225	20.176
66	0.647	2.455	137.3	1.346	17.837	243.3	2.386	15.457
79	0.775	6.202	*	*	*	*	*	*
169.4	1.661	16.552	*	*	*	*	*	*
168.8	1.655	22.65	*	*	*	*	*	*
139.8	1.371	22.65	*	*	*	*	*	*

* ไม่เกิดอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมที่ภาวะนี้

3.4.2 ของผสมระหว่างทรายกับ ชั่งข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆ

โดยความดันคร่อม Weir section คือความแตกต่างของความดันที่ตำแหน่ง L_2 กับ P_{RB} ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 1.8 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค13 แสดงค่าความดันคร่อม Weir section กับ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับชั่งข้าวโพดที่อัตราส่วนต่างๆ

Ratio 3:1			Ratio 5:1			Ratio 7:1		
$\Delta P_w, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_w, \text{kPa}$	Gs, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_w, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_w, \text{kPa}$	Gs, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_w, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_w, \text{kPa}$	Gs, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$
**	**	**	94.4	0.926	11.007	147.9	1.45	11.202
**	**	**	149.8	1.469	11.544	179.1	1.756	13.128
**	**	**	167.3	1.641	13.43	181.1	1.776	16.064
**	**	**	*	*	*	175	1.716	18.18
**	**	**	195.7	1.919	17.878	179.8	1.763	18.18
**	**	**	*	*	*	172.5	1.692	16.629
**	**	**	194.4	1.906	18.639	*	*	*

* ไม่ได้ทำการศึกษาอัตราการไหลของอากาศที่จุดนั้น

** ไม่เกิดอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งในช่วงที่ทำการศึกษา

3.4.3 ของผสมระหว่างทรายกับ ซี้เลื่อย ในอัตราส่วนต่างๆ

โดยความดันคร่อม Weir section คือความแตกต่างของความดันที่ตำแหน่ง L_2 กับ P_{RB} ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 2.4 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค14 แสดงค่าความดันคร่อม Weir section กับ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับซี้เลื่อยที่อัตราส่วนต่างๆ

ratio 3:1			ratio 5:1			ratio 7:1		
$\Delta P_w, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_w, \text{kPa}$	Gs, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_w, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_w, \text{kPa}$	Gs, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_w, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_w, \text{kPa}$	Gs, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$
107.6	1.055	8.423	*	*	*	126.8	1.243	8.968
109.7	1.076	9.173	133.6	1.31	8.911	143.1	1.403	11.839
122.7	1.203	8.886	130.6	1.281	10.567	137.8	1.351	10.296
107.8	1.057	10.053	124.3	1.219	9.263	136.3	1.337	9.742

* ไม่เกิดอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมที่ภาวะนี้

3.5 ผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับชีวมวลในอัตราส่วนต่างๆ ต่อความดันคร่อม Horizontal section

3.5.1 ของผสมระหว่างทรายกับ แกลบในอัตราส่วนต่างๆ

โดยความดันคร่อมลูบซีล คือความแตกต่างของความดันที่ตำแหน่ง P_{DB} กับ P_{L2} ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 1.2 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค15 แสดงค่าความดันคร่อม Vertical aeration กับ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบที่อัตราส่วนต่างๆ

Ratio 3:1			Ratio 5:1			Ratio 7:1		
$\Delta P_{va}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{va}, \text{kPa}$	$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_{va}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{va}, \text{kPa}$	$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_{va}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{va}, \text{kPa}$	$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$
*	*	*	143	1.402	12.562			
111.4	1.092	0.814	142.7	1.399	17.449	237.1	2.325	14.955
*	*	*	143.9	1.411	18.381	297.9	2.921	17.218
112.7	1.105	2.455	145.2	1.424	17.837	374.7	3.674	20.176
113.4	1.112	6.202	*	*	*	403.7	3.959	15.457
133.4	1.308	16.552	*	*	*	*	*	*
114.1	1.119	22.65	*	*	*	*	*	*
132.4	1.298	22.65	*	*	*	*	*	*

* ไม่เกิดอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมที่ภาวะนี้

3.5.2 ของผสมระหว่างทรายกับ ชั่งข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆ

โดยความดันคร่อมลูบี่ล คือความแตกต่างของความดันที่ตำแหน่ง P_{DB} กับ P_{L2} ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 1.8 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค16 แสดงค่าความดันคร่อม Vertical aeration กับ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับชั่งข้าวโพดที่อัตราส่วนต่างๆ

Ratio 3:1			Ratio 5:1			Ratio 7:1		
$\Delta P_{va}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{va}, \text{kPa}$	Gs, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_{va}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{va}, \text{kPa}$	Gs, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P_{va}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{va}, \text{kPa}$	Gs, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$
**	**	**	261.5	2.564	11.007	275.3	2.7	11.202
**	**	**	290.7	2.851	11.544	304.4	2.985	13.128
**	**	**	306.1	3.002	13.43	315.7	3.096	16.064
**	**	**	*	*	*	317.8	3.117	18.18
**	**	**	336.2	3.297	17.878	320.8	3.146	18.18
**	**	**	*	*	*	308.9	3.029	16.629
**	**	**	339.6	3.33	18.639	*	*	*

* ไม่ได้ทำการศึกษาอัตราการไหลของอากาศที่จุดนั้น

** ไม่เกิดอัตราการไหลย้อนกลับของของแข็งในช่วงที่ทำการศึกษา

3.5.3 ของผสมระหว่างทรายกับ ซีลี้อย ในอัตราส่วนต่างๆ

โดยความดันคร่อมลูบซีลี คือความแตกต่างของความดันที่ตำแหน่ง P_{DB} กับ P_{L2} ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 2.5 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค17 แสดงค่าความดันคร่อม Vertical aeration กับ อัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับซีลี้อยที่อัตราส่วนต่างๆ

Ratio 3:1			Ratio 5:1			Ratio 7:1		
$\Delta P_{va}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{va}, \text{kPa}$	Gs, kg/m ² .s	$\Delta P_{va}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{va}, \text{kPa}$	Gs, kg/m ² .s	$\Delta P_{va}, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P_{va}, \text{kPa}$	Gs, kg/m ² .s
235.4	2.308	8.423	*	*	*	222	2.177	8.968
239.4	2.348	9.173	262.8	2.577	8.911	286.6	2.811	11.839
256	2.51	8.886	262.5	2.574	10.567	266.5	2.613	10.296
237.3	2.327	10.053	235.3	2.307	9.263	262.4	2.573	9.742

* ไม่ได้ทำการศึกษาอัตราการไหลของอากาศที่จุดนั้น

3.6 อัตราการไหลของอากาศ ในรูปซีลและท่อป้อนกลับ

3.6.1 ของผสมระหว่างทรายกับ แกลบในอัตราส่วนต่างๆ

ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 1.2 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค18 ข้อมูลผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบในอัตราส่วน 3:1 ต่อความเร็วของอากาศในช่องว่าง (Interstitial gas velocity) ของของแข็งเหนือจุด Vertical aeration section ของรูปซีล

$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P, \text{kg.m/s}^2 \cdot \text{m}^3$	$\Delta P/\Delta L, \text{kg./s}^2 \cdot \text{m}^3$	U_{si}	U_s	U_g / ϵ
0.501	-63.7	-624.674	-734.911	0.09	0.007	-0.083
1.413	-64.5	-632.519	-744.14	0.091	0.002	-0.089
3.711	-63.4	-621.732	-731.45	0.09	0.005	-0.085
9.847	-49.6	-486.402	-572.238	0.071	0.013	-0.057
13.553	-54.9	-538.377	-633.385	0.078	0.018	-0.06
13.553	-69.1	-677.629	-797.211	0.098	0.018	-0.079

ตาราง ค19 ข้อมูลผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบในอัตราส่วน 5:1 ต่อความเร็วของอากาศในช่องว่าง

(Interstitial gas velocity) ของของแข็งเหนือจุด Vertical aeration section ของลูบซีล

$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P, \text{kg.m/s}^2 \cdot \text{m}^3$	$\Delta P/\Delta L, \text{kg./s}^2 \cdot \text{m}^3$	U_{si}	U_s	U_g / ϵ
9.516	-49.1	-481.499	-962.998	0.0576	0.0097	-0.0479
13.2	-50	-490.325	-980.65	0.0586	0.0135	-0.0451
13.988	-48.7	-477.577	-955.153	0.0571	0.0143	-0.0428
13.597	-49.4	-484.441	-968.882	0.0579	0.0139	-0.044

ตาราง ค20 ข้อมูลผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับแกลบในอัตราส่วน 7:1 ต่อความเร็วของอากาศในช่องว่าง

(Interstitial gas velocity) ของของแข็งเหนือจุด Vertical aeration section ของลูบซีล

$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P, \text{kg.m/s}^2 \cdot \text{m}^3$	$\Delta P/\Delta L, \text{kg./s}^2 \cdot \text{m}^3$	U_{si}	U_s	U_g / ϵ
14.955	-49.7	-487.378	-749.812	-0.0347	0.0114	-0.0462
16.628	-42.4	-415.791	-639.679	-0.0296	0.0128	-0.0424
18.541	-50.3	-493.262	-758.864	-0.0352	0.019	-0.0542

3.6.2 ของผสมระหว่างทรายกับ ชั่งข้าวโพดในอัตราส่วนต่างๆ

ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 1.8 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค21 ข้อมูลผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับชั่งข้าวโพดในอัตราส่วน 5:1 ต่อความเร็วของอากาศในช่องว่าง (Interstitial gas velocity) ของของแข็งเหนือจุด Vertical aeration section ของลูบซีล

$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P, \text{kg.m/s}^2 \cdot \text{m}^3$	$\Delta P/\Delta L, \text{kg./s}^2 \cdot \text{m}^3$	U_{si}	U_s	U_g / ϵ
11.007	-46.3	-454.041	-534.166	0.0661	0.0067	-0.0594
11.544	-43.2	-423.641	-498.401	0.0618	0.002	-0.0598
13.43	-41.2	-404.028	-475.327	0.059	0.005	-0.054
17.878	-42	-411.873	-484.556	0.0601	0.0132	-0.0469
18.639	-43.3	-424.621	-499.555	0.0619	0.0182	-0.0437

ตาราง ค22 ข้อมูลผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับซึ่งข้าวโพดในอัตราส่วน 7:1 ต่อความเร็วของอากาศในช่องว่าง (Interstitial gas velocity) ของของแข็งเหนือจุด Vertical aeration section ของลูบซีล

$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P, \text{kg.m/s}^2 \cdot \text{m}^3$	$\Delta P/\Delta L, \text{kg./s}^2 \cdot \text{m}^3$	U_{si}	U_s	U_g / ϵ
11.2	-42.4	-415.796	-639.686	1.235E-05	0.0098	0.0098
13.13	-41.5	-406.97	-626.107	1.209E-05	0.0115	0.0115
16.06	-41.8	-409.912	-630.633	1.218E-05	0.1412	0.1412
18.18	-41.1	-403.047	-620.073	1.197E-05	0.016	0.016
18.18	-40.3	-395.202	-608.003	1.174E-05	0.016	0.016
16.63	-40.6	-398.144	-612.529	1.183E-05	0.0146	0.0146

3.6.1 ของผสมระหว่างทรายกับ ซี้เลื่อยในอัตราส่วนต่าง ๆ

ภาวะในการทดลอง คือ อัตราการไหลของอากาศที่ตำแหน่ง Recycle chamber เท่ากับ 24 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศที่ Supply chamber เท่ากับ 2.4 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ตาราง ค23 ข้อมูลผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับซี้เลื่อยในอัตราส่วน 3:1 ต่อความเร็วของอากาศในช่องว่าง (Interstitial gas velocity) ของของแข็งเหนือจุด Vertical aeration section ของลูบซีด

$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P, \text{kg.m/s}^2 \cdot \text{m}^3$	$\Delta P/\Delta L, \text{kg./s}^2 \cdot \text{m}^3$	U_{si}	U_s	U_g / ϵ
8.42	-43.7	-428.544	-372.647	-0.27	0.01013	0.2831
9.17	-52.8	-517.783	-450.246	-0.392	0.01291	0.4065
8.89	-49.7	-487.383	-423.811	-0.335	0.01444	0.3517
10.05	-54.2	-531.512	-462.185	-0.404	0.01679	0.4038

ตาราง ค24 ข้อมูลผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับซี้เลื่อยในอัตราส่วน 5:1 ต่อความเร็วของอากาศในช่องว่าง (Interstitial gas velocity) ของของแข็งเหนือจุด Vertical aeration section ของลูบซีด

$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P, \text{kg.m/s}^2 \cdot \text{m}^3$	$\Delta P/\Delta L, \text{kg./s}^2 \cdot \text{m}^3$	U_{si}	U_s	U_g / ϵ
8.911	-63.7	-624.674	-624.674	-0.3995	0.0127	0.4122
10.567	-64.5	-632.519	-632.519	-0.3997	0.0154	0.4151
9.263	-63.4	-621.732	-621.732	-0.3958	0.0133	0.4091

ตาราง ค25 ข้อมูลผลของอัตราการไหลย้อนกลับของของผสมระหว่างทรายกับซีเมนต์ในอัตราส่วน 7:1 ต่อความเร็วของอากาศในช่องว่าง (Interstitial gas velocity) ของของแข็งเหนือจุด Vertical aeration section ของลูบซีล

$G_s, \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\Delta P, \text{mmH}_2\text{O}$	$\Delta P, \text{kg.m/s}^2 \cdot \text{m}^3$	$\Delta P/\Delta L, \text{kg./s}^2 \cdot \text{m}^3$	U_{sl}	U_s	U_g / ϵ
8.968	-50.6	-496.209	-583.775	-0.027	0.0092	0.0362
11.839	-48	-470.712	-553.779	-0.0256	0.0168	0.0424
10.296	-49.6	-486.402	-572.238	-0.0265	0.0144	0.0408
9.742	-49.2	-482.48	-567.623	-0.0263	0.0151	0.0413

3.7 การคำนวณตามสมการของ Kim ละคณะ[8]

จากสมการของ Kim.S.D และ Kim.S.W. ดังนี้

$$\Delta P_{ls} = \rho_s (1 - \varepsilon_m) g L_w + 1.8 \times 10^{-5} \left[\frac{(G_s / \rho_s)^2}{d_p g} \right]^{0.4} \left[\frac{G_s d_p}{\mu} \right]^{-0.36} \left[\frac{\rho_s}{\rho_g} \right]^{2.88} \quad (\text{ค1})$$

ความดันของ Weir section ตามสมการดังนี้

$$\rho_s (1 - \varepsilon_m) g L_w \quad (\text{ค2})$$

ความดันของ Horizontal section ตามสมการดังนี้

$$1.8 \times 10^{-5} \left[\frac{(G_s / \rho_s)^2}{d_p g} \right]^{0.4} \left[\frac{G_s d_p}{\mu} \right]^{-0.36} \left[\frac{\rho_s}{\rho_g} \right]^{2.88} \quad (\text{ค3})$$

เมื่อแต่ละพจน์ในสมการในการหาความดันคร่อม Vertical aeration section คือ

เมื่อ พจน์ที่ 1 คือ $\left[\frac{(G_s / \rho_s)^2}{d_p g} \right]^{0.4}$

พจน์ที่ 2 คือ $\left[\frac{G_s d_p}{\mu} \right]^{-0.36}$

พจน์ที่ 3 คือ $\left[\frac{\rho_s}{\rho_g} \right]^{2.88}$

3.7.1 ความดันในส่วน Weir section

ของผสมระหว่างทรายกับแกลบล

Property	Ratio 3:1	Ratio 5:1	Ratio 7:1
L_w (m)	0.85	0.50	0.65
ϵ_0	0.679	0.539	0.468
bulk density (kg/m^3)	744.0	977.5	1303.8
d_p (μm)	658.5	658.5	658.5
ΔP_w (kPa)	1.996	2.208	4.418

ของผสมระหว่างทรายกับซังข้าวโพด

Property	Ratio 3:1	Ratio 5:1	Ratio 7:1
L_w (m)	1.00	0.85	0.65
ϵ_0	0.256	0.123	0.02099
bulk density (kg/m^3)	864.3	1019.1	1137.6
d_p (μm)	936.45	844.2	797.525
ΔP_w (kPa)	6.302	7.445	7.094

ของผสมระหว่างทรายกับขี้เถ้า

Property	Ratio 3:1	Ratio 5:1	Ratio 7:1
L_w (m)	1.15	1.05	0.85
ϵ_0	0.26	0.24	0.13
bulk density (kg/m^3)	546.3	621.5	646.6
d_p (μm)	735.69	709.99	697.15
ΔP_w (kPa)	4.556	4.86	4.686

3.7.2 ความดันคร่อม Horizontal section

ของผสมระหว่างทรายกับแกลบ

Ratio 3:1					Ratio 5:1					Ratio 7:1				
G_s (kg/m ² s)	1	2	3	P_{va} (kPa)	G_s (kg/m ² s)	1	2	3	P_{va} (kPa)	G_s (kg/m ² s)	1	2	3	P_{va} (kPa)
0.501	7.0×10^{-5}	0.350	1.09×10^8	0.048	9.520	0.1470	0.1212	1.09×10^8	3.498	14.955	0.0082	0.1030	1.09×10^8	1.651
1.413	5.5×10^{-4}	0.241	1.09×10^8	0.264	13.200	0.0283	0.1077	1.09×10^8	5.992	16.628	0.0101	0.0991	1.09×10^8	1.964
3.711	3.8×10^{-3}	0.170	1.09×10^8	1.289	13.988	0.0318	0.1055	1.09×10^8	6.579	18.541	0.0125	0.9530	1.09×10^8	2.348
9.847	2.7×10^{-2}	0.120	1.09×10^8	6.386	13.597	0.0300	0.1065	1.09×10^8	6.280					
13.553	5.1×10^{-2}	0.107	1.09×10^8	10.783										
13.553	5.1×10^{-2}	0.107	1.09×10^8	10.783										

ของผสมระหว่างทรายกับซังข้าวโพด

Ratio 3:1					Ratio 5:1					Ratio 7:1				
G_s (kg/m ² s)	1	2	3	P_{va} (kPa)	G_s (kg/m ² s)	1	2	3	P_{va} (kPa)	G_s (kg/m ² s)	1	2	3	P_{va} (kPa)
*	*	*	*	*	11.007	0.0056	0.1051	2.7×10^8	2.882	11.200	0.0050	0.1066	3.7×10^8	3.530
*	*	*	*	*	11.544	0.0062	0.1033	2.7×10^8	3.116	13.130	0.0068	0.1007	3.7×10^8	4.579
*	*	*	*	*	13.430	0.0084	0.0978	2.7×10^8	3.993	16.060	0.0102	0.0936	3.7×10^8	6.376
*	*	*	*	*	17.878	0.1490	0.0883	2.7×10^8	6.384	18.180	0.0137	0.0896	3.7×10^8	7.811
*	*	*	*	*	18.639	0.162	0.087	2.7×10^8	6.836	18.180	0.0137	0.0896	3.7×10^8	7.811
										16.630	0.0109	0.0925	3.7×10^8	6.749

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ของผสมระหว่างทรายกับขี้เถ้า

Ratio 3:1					Ratio 5:1					Ratio 7:1				
G_s (kg/m ² s)	1	2	3	P_{va} (kPa)	G_s (kg/m ² s)	1	2	3	P_{va} (kPa)	G_s (kg/m ² s)	1	2	3	P_{va} (kPa)
8.423	0.2554	0.122	4.48×10^7	25.07	8.911	0.2445	0.1207	6.49×10^7	34.523	8.968	0.0098	0.1212	7.28×10^7	1.565
9.173	0.2734	0.118	4.48×10^7	26.029	10.567	0.2802	0.1135	6.49×10^7	37.211	11.839	0.0172	0.1097	7.28×10^7	2.467
8.886	0.2666	0.119	4.48×10^7	25.667	9.263	0.2521	0.1190	6.49×10^7	35.116	10.296	0.0130	0.1153	7.28×10^7	1.962
10.053	0.2942	0.114	4.48×10^7	27.099						9.742	0.0116	0.1176	7.28×10^7	1.792

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นางสาว จารุวรรณ บัติปัน เกิดวันที่ 19 พฤษภาคม พ.ศ. 2523 ที่จังหวัดน่าน สำเร็จการศึกษาปริญญาตรีวิทยาศาสตร์บัณฑิต สาขาเคมีอุตสาหกรรม คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่ ในปีการศึกษา 2544 และเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต ที่ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อปีการศึกษา 2545



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย