

การจำลองซีเอฟดีของแก๊สฟายเออร์พลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน



นางสาวชลธิชา อมรสิริรัตน์

ศูนย์วิทยทรัพยากร

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาเทคโนโลยีเชื้อเพลิง ภาควิชาเคมีเทคนิค

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2551

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

CFD SIMULATION OF CIRCULATING FLUIDIZED BED GASIFIER



Miss Cholthicha Amornsirirat

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

Department of Chemical Technology

Faculty of Science

Chulalongkorn University

Academic Year 2008

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์

การจำลองซีเอฟดีของแก๊สฟลายเออร์ฟลูอิดส์แบบแบบ  
หมุนเวียน

โดย

นางสาวชลธิชา อมรสิริวัฒน์

สาขาวิชา

เทคโนโลยีเชื้อเพลิง

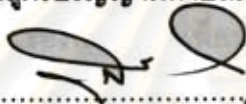
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

รองศาสตราจารย์ ดร. เลอสรวง เมมสุต

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

รองศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์

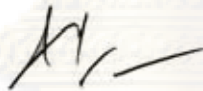
คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่ง  
ของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาโท



..... คณบดีคณะวิทยาศาสตร์


(ศาสตราจารย์ ดร. สุพจน์ นารหนองบัว)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์



..... ประธานกรรมการ

(รองศาสตราจารย์ ดร. ธราพงษ์ วิทิตสานต์)



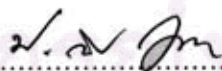
..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

(รองศาสตราจารย์ ดร. เลอสรวง เมมสุต)



..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

(รองศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์)



..... กรรมการ

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. ประพันธ์ คุณธรราร)



..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย

(ดร. บุญรอด สัจจกุลนุกิจ)

ชลธิชา อมรสิริรัตน์ : การจำลองซีเอฟดีของแก๊สฟลายเออร์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน.  
(CFD SIMULATION OF CIRCULATING FLUIDIZED BED GASIFIER) อ.ที่ปรึกษา  
วิทยานิพนธ์หลัก : รศ.ดร.เลอสรอง เมฆสุด, อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม : รศ.ดร.พรพจน์  
เปี่ยมสมบุญ, 143 หน้า.

เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนถูกประยุกต์ไปในทางอุตสาหกรรมมากมายซึ่งเกี่ยวข้องกับกระบวนการเผาไหม้และกระบวนการแก๊สฟิเคชัน เนื่องจากเป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่มีประสิทธิภาพสูง เพื่อที่จะพัฒนาและปรับปรุงกระบวนการความเข้าใจในอุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนเป็นเรื่องที่สำคัญเป็นอย่างมาก วิถีพลวัตของไหลเชิงการคำนวณเป็นตัวแทนของเครื่องมือเพื่อช่วยสร้างความเข้าใจในปรากฏการณ์ที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการ งานวิจัยนี้ทำการพัฒนาแบบจำลองพลวัตของไหลเชิงการคำนวณเพื่อเป็นตัวแทนเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนในห้องปฏิบัติการซึ่งจะจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องแก๊สฟลายเออร์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน โดยจะทำการพัฒนาแบบจำลองในสามมิติ เพื่ออธิบายปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้น โดยใช้โปรแกรมเชิงพาณิชย์ที่เกี่ยวข้องกับวิถีพลวัตของไหลเชิงการคำนวณเพื่อแก้ปัญหาและนำแนวคิดออยเลอร์เลียนกับทฤษฎีจลน์การไหลของของแข็งมาใช้ในการจำลองภาวะภายในแก๊สฟลายเออร์ หลังจากทำการปรับตัวแปรให้เหมาะสมกับการจำลองภาวะพบว่า รูปแบบความดันภายในเครื่องแก๊สฟลายเออร์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนสอดคล้องกับผลการทดลอง และสัดส่วนปริมาตรของแข็งภายในโรเตอร์ทำให้เห็นรูปแบบการไหลเป็นแบบสลับและนำสมการปฏิกิริยาแก๊สฟิเคชันที่เกี่ยวข้องจากงานวิจัยอื่นๆ มาจำลองเพื่อทำนายองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊ส พบว่าองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สจากการจำลองภาวะให้ผลการจำลองสอดคล้องกับผลการทดลอง

ศูนย์วิจัยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาควิชา.....เคมีเทคนิค..... ลายมือชื่อผลิต วิชา อ.อมรสิริรัตน์  
สาขาวิชา.....เทคโนโลยีเชื้อเพลิง..... ลายมือชื่ออ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก.....  
ปีการศึกษา.....2551..... ลายมือชื่ออ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม.....



## 4972270923 : MAJOR FUEL TECHNOLOGY

KEYWORDS : CIRCULATING FLUIDIZED BED GASIFIER / COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS / EULERIAN APPROACH

CHOLTHICHA AMORNSIRIRAT : CFD SIMULATION OF CIRCULATING FLUIDIZED BED GASIFIER. ADVISOR : ASSOC.PROF.LURSUANG MEKASUT, CO-ADVISOR : ASSOC.PROF.PORNPOTE PIUMSOMBOON, 143 pp.

A circulating fluidized bed (CFB) is widely applied in many industries, including combustion and gasification because it has high efficiency. To develop and improve the process, the understanding of the hydrodynamics inside the CFB is very important. Computational fluid dynamics (CFD) represents a powerful tool for helping to build the understanding of phenomena involved in the process. In this study, a CFD model was developed to represent a cold model of the laboratory scale CFB which was designed to study the hydrodynamics of a CFB. The 3D graphical model was constructed to describe the cold model. Then, a commercial CFD software was used to solve the problem. Eulerian approach with kinetic theory of granular flow was used for simulating the hydrodynamics inside the cold model. After proper tuning relevant parameters, the pressure profile along the equipment from the simulation was agreed well with that from the experiment. The simulation result shows the slug flow of the solid volume fraction in the riser. Reaction equations taking place inside the gasifier was obtain from literature. They were included representing reaction in the model to predict the composition of the gas product. Then, the model was simulated the gasification process. The gas composition was predicted and compared with the experiment. The result was agreed with the experiment.

Department : .....	Chemical Technology	Student's Signature : .....	Cholthicha A.
Field of Study : .....	Fuel Technology	Advisor's Signature : .....	Lert
Academic Year : .....	2008	Co-Advisor's Signature : .....	Pornpote

## กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงได้ด้วยดีด้วยความช่วยเหลืออย่างดียิ่งของ รองศาสตราจารย์ ดร.เลอสรวง เมฆสุต อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลักและรองศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบุญรณ์ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม ซึ่งท่านได้ให้คำแนะนำและข้อคิดเห็น ต่างๆ ด้วยดีตลอดมารวมทั้งคณาจารย์ทุกท่านในภาควิชาเคมีเทคนิคที่ได้ให้คำแนะนำในงานวิจัย นี้

งานวิจัยเรื่อง “การจำลองซีเอฟดีของแก๊สฟลายเออร์ฟลูอิด์ชนิดแบบหมุนเวียน” ได้รับการ สนับสนุนจากโครงการพัฒนาบัณฑิตศึกษาและวิจัยด้านเชื้อเพลิงภายใต้โครงการพัฒนา บัณฑิตศึกษาด้านวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี ศูนย์ปิโตรเลียมและเทคโนโลยีปิโตรเคมีและได้รับ ทุนอุดหนุนการวิจัยจากกองทุนเพื่อส่งเสริมการอนุรักษ์พลังงาน สำนักงานนโยบายและแผน พลังงาน กระทรวงพลังงาน ทั้งนี้ผู้ทำการวิจัยขอกราบขอบพระคุณไว้ ณ ที่นี้ด้วย

ขอกราบขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร.ธราพงษ์ วิทิตสานต์ ประธานกรรมการสอบ วิทยานิพนธ์ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ประพันธ์ คูชลธาวา และ ดร.บุญรอด สัจจกุลนุกิจ กรรมการ สอบวิทยานิพนธ์ ที่กรุณาให้คำแนะนำในการจัดทำวิทยานิพนธ์ให้มีความสมบูรณ์

ขอขอบคุณคำแนะนำ ข้อเสนอแนะ และกำลังใจจากพี่ เพื่อนๆ น้องๆ ทุกคน ในเวลาที่ ท้อแท้ และมีปัญหา ในห้องวิจัยไซเบอร์เนติกส์ ที่ซึ่งเป็นจุดเริ่มต้นของทุกอย่างในงานวิจัยนี้

สุดท้ายนี้ขอกราบขอบพระคุณบิดา มารดา ญาติพี่น้อง ที่ให้ความช่วยเหลือ เป็นกำลังใจ อย่างดีและให้การสนับสนุนจนสำเร็จการศึกษา รวมทั้งขอขอบคุณพี่ๆ เพื่อนๆ และน้องๆ ชาวเคมี เทคนิคทุกคนที่ให้กำลังใจ ช่วยเหลือและให้คำแนะนำด้วยดีเสมอมา

ศูนย์วิทยุทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

# สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย .....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ .....	ช
สารบัญตาราง.....	ฎ
สารบัญภาพ.....	ฐ
บทที่	
1 บทนำ .....	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา .....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย.....	2
1.3 ขอบเขตของการวิจัย .....	2
1.4 ข้อยกเว้นของการวิจัย.....	2
1.5 คำจำกัดความที่ใช้ในการวิจัย .....	3
1.6 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัย.....	3
1.7 วิธีดำเนินการวิจัย.....	3
1.8 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย.....	4
2 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง .....	5
2.1 ฟลูอิดไดเซชัน.....	5
2.1.1 ประเภทของฟลูอิดไดเซชัน.....	5
2.1.1.1 ฟลูอิดไดเซชันสองวัฏภาค.....	5
2.1.1.2 ฟลูอิดไดเซชันแบบสามวัฏภาค .....	6
2.1.2 การจำแนกประเภทของอนุภาคด้วยวิธีของ Geldart.....	6
2.1.3 ลักษณะของฟลูอิดไดซ์เบด .....	7
2.1.4 แก๊สฟลูอิดไดเซชัน.....	8
2.1.4.1 เบดนิ่ง.....	8
2.1.4.2 เบดแบบฟองแก๊ส .....	9
2.1.4.3 เบดแบบสลัก .....	12

บทที่	หน้า
2.1.4.4	เบดแบบปั่นป่วน ..... 12
2.1.4.5	ฟลูอิดไดซ์เบดความเร็วสูง ..... 13
2.1.4.6	Dilute-Phase Transport ..... 14
2.1.5	ลักษณะคล้ายของไหลของฟลูอิดไดซ์เบด ..... 14
2.2	ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน ..... 15
2.2.1	ลักษณะของระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน ..... 15
2.2.2	การเปลี่ยนภาวะไปเป็นฟลูอิดไดซ์ที่ความเร็วสูง ..... 17
2.2.3	โครงสร้างของเบดที่ความเร็วสูง ..... 18
2.2.3.1	รูปแบบของสัดส่วนช่องว่างในแนวแกน ..... 18
2.2.3.2	การกระจายตัวของสัดส่วนช่องว่างในแนวรัศมี ..... 19
2.2.4	ฟลูอิดไดซ์เบดและวงจรความดัน ..... 20
2.2.5	ข้อดีและข้อเสียของการใช้เทคนิคฟลูอิดไดซ์ ..... 22
2.3	แกซิฟิเคชัน ..... 23
2.3.1	ประเภทของกระบวนการแกซิฟิเคชัน ..... 27
2.3.1.1	Moving bed gasifiers ..... 29
2.3.1.2	Fluidization bed gasifier ..... 33
2.3.1.3	Entrained flow gasifier ..... 33
2.3.1.4	Molten salt gasifier ..... 34
2.3.2	ถ่านหิน ..... 34
2.4	การคำนวณเชิงพลวัตของของไหลด้วยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม ..... 35
2.4.1	สมการควบคุมพื้นฐาน ..... 35
2.4.2	ปัญหาการแพร่กระจาย ..... 36
2.4.3	ปัญหาการพาและการแพร่กระจาย ..... 41
2.4.4	เงื่อนไขขอบ ..... 47
2.4.4.1	เงื่อนไขขอบที่ผนัง ..... 47
2.4.4.2	เงื่อนไขขอบแบบสมมาตร ..... 49
2.5	งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง ..... 50
3	แบบจำลองทางคณิตศาสตร์และวิธีการสร้างแบบจำลองการไหล ..... 54
3.1	แบบจำลองการไหลหลายวัฏภาคของแก๊สและของแข็ง ..... 54



บทที่	หน้า
3.1.1	55
3.1.1.1	55
3.1.1.2	55
3.1.1.3	56
3.1.1.4	57
3.2	59
3.3	61
3.3.1	62
3.3.1.1	62
3.3.1.2	66
3.3.2	68
3.3.2.1	68
3.3.2.2	70
3.3.2.3	72
3.3.2.4	78
4	79
4.1	79
4.1.1	79
4.1.2	86
4.2	95
4.2.1	95

4.2.2	การศึกษาองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์เฉพาะบริเวณดาวน์คัมเมอร์ของแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์ชนิดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี.....	103
4.2.3	การศึกษาผลของปริมาณเชิงโมลออกซิเจนที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์เฉพาะบริเวณดาวน์คัมเมอร์ของแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์ชนิดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี.....	108
5	สรุปผลการวิจัย และข้อเสนอแนะ .....	116
5.1	สรุปผลการวิจัย.....	116
5.1.1	การจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์ชนิดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อน .....	116
5.1.2	การจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์ชนิดแบบหมุนเวียนที่เกิดปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อน.....	117
5.2	ข้อเสนอแนะ.....	118
	รายการอ้างอิง.....	119
	ภาคผนวก .....	122
	ภาคผนวก ก ข้อมูลที่ได้จากการจำลองภาวะ .....	123
	ภาคผนวก ข โปรแกรมเพิ่มเติมที่ใช้เพื่อการจำลองภาวะบนโปรแกรม Fluent 6.2 .....	137
	ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	143

## สารบัญญัตราจ

ตารางที่		หน้า
2.1	ปฏิภรียการเผาไหม้พื้นฐาน.....	24
2.2	แสดงลักษณะของปัจจัยอิสระและปัจจัยตามสำหรับแกซีฟายเออร์.....	27
2.3	แสดงลักษณะการดำเนินการของแกซีฟายเออร์แบบเบดเคลื่อนที่ โดยใช้ถ่านหินบิทูมินัส มีการป้อนไอน้ำและออกซิเจน หรืออากาศ.....	30
2.4	แสดงชนิดขององค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สเป็นเปอร์เซ็นต์โดยโมลจากกระบวนการแกซีฟิเคชันของถ่านหินบิทูมินัสในแกซีฟายเออร์แบบเบดเคลื่อนที่กับไอน้ำและออกซิเจนหรืออากาศ.....	31
3.1	แสดงอัตราการเกิดปฏิกิริยา และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยา.....	60
3.2	ค่าคุณสมบัติต่างๆ ของแต่ละวัฏภาคที่ใช้ในการจำลองภาวะที่ไม่มีการถ่ายโอนความร้อน.....	71
3.3	ค่าคุณสมบัติต่างๆ ของแต่ละวัฏภาคที่ใช้ในการจำลองภาวะที่มีการถ่ายโอนความร้อน.....	71
4.1	แสดงตำแหน่งที่ใช้วัดความดัน P1-P8.....	79
4.2	ผลขององค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากผลการทดลองและการจำลองภาวะ.....	97
4.3	ผลขององค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากการจำลองภาวะ.....	102
4.4	ผลขององค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากผลการทดลองและการจำลองภาวะในส่วนดาวคัมเมอร์สองกรณี: (1) 1-ทางเข้า (2) 2-ทางเข้า.....	105
4.5	ผลขององค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากผลการทดลองและการจำลองภาวะทั้ง 3 กรณีและการจำลองภาวะที่ไม่มีออกซิเจนเปรียบเทียบกับผลการทดลอง.....	109
ก1	ข้อมูลความดันที่ตำแหน่ง P1-P8 ที่ไม่มีท่อฉีดอากาศตรงบริเวณทางเข้าของท่อไรเซอร์ จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลที่ไม่มีกรคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40–80 วินาที.....	123
ก2	ข้อมูลความดันที่ตำแหน่ง P1-P8 ที่มีท่อฉีดอากาศยื่นเข้าไปในท่อไรเซอร์ 5 เซนติเมตร จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลที่ไม่มีกรคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40–80 วินาที.....	125

ตารางที่	หน้า	
ก3	ข้อมูลความดันที่ตำแหน่ง P1-P8 ที่มีท่อฉีดอากาศยื่นเข้าไปในท่อไรเซอร์ 2 เซนติเมตร จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลที่ไม่มีการคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40-80 วินาที.....	127
ก4	ข้อมูลสัดส่วนปริมาตรของของแข็ง ( $\epsilon_s$ ) ตามแนวแกนตลอดความสูงของไรเซอร์จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีการคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40-80 วินาที.....	129
ก5	สัดส่วนโดยโมลของผลิตภัณฑ์แก๊สไอน้ำจากการจำลองภาวะภายในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 270-320 วินาที.....	133
ข1	แสดงแฟ้มรหัสที่ใช้ในการคำนวณค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาเคมีของแฟ้ม coal1.udf.....	141
ข2	แสดงแฟ้มรหัสที่ใช้ในการคำนวณค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาเคมีของแฟ้ม coalwater.udf.....	141
ข3	แสดงแฟ้มรหัสที่ใช้ในการคำนวณค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาเคมีของแฟ้ม carboncomb1.udf.....	142

## สารบัญภาพ

ภาพที่		หน้า
2.1	การจำแนกกลุ่มของของแข็งโดยวิธีของ Geldart .....	6
2.2	ลักษณะของเบดที่มีของไหลต่างชนิดกัน ไหลผ่านด้วยความเร็วมากกว่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิไดเซชัน .....	7
2.3	รูปแบบการไหลสำหรับฟลูอิไดซ์เบดแก๊ส และของแข็ง .....	8
2.4	ลักษณะของเบดนิ่งที่ไม่มีและมีการเคลื่อนที่สัมพันธ์กับผนัง .....	9
2.5	ลักษณะการเกิด Wake .....	11
2.6	ความสัมพันธ์ระหว่างความดันลดกับความเร็วในช่วงการเกิดเบดแบบปั่นป่วน..	13
2.7	ลักษณะคล้ายของไหลของฟลูอิไดซ์เบด .....	14
2.8	ระบบฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน .....	16
2.9	ลักษณะการกระจายตัวของเม็ดของแข็งตามความสูงของท่อไรเซอร์.....	16
2.10	ขอบเขตของ Fast Fluidization.....	17
2.11	รูปแบบการกระจายตัวของสัดส่วนช่องว่างตามแนวแกน.....	18
2.12	สัดส่วนช่องว่างตามแนวรัศมีของระบบ Fast Bed.....	19
2.13	ส่วนป้อนกลับ Nonmechanical valves.....	20
2.14	วงจรรวมกันของระบบฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน.....	21
2.15	Moving bed gasifier.....	23
2.16	แสดงเตาผลิตแก๊ส 4 ประเภท.....	28
2.17	แสดงตัวอย่างของ Lurgi Dry Ash Gasifier.....	32
2.18	ขอบเขตของปัญหาที่ถูกแบ่งออกเป็นปริมาตรควบคุมเล็กๆ ด้วยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม.....	35
2.19	การวางตัวของปริมาตรควบคุมในสองมิติของปัญหาการแพร่กระจาย.....	37
2.20	ลักษณะของปัญหาการนำความร้อนของแผ่นบางรูปสี่เหลี่ยม.....	39
2.21	รูปแบบการจำลองไฟไนต์วอลุ่มในปัญหาการนำความร้อนของแผ่นบางรูปสี่เหลี่ยม.....	40
2.22	ลักษณะการกระจายตัวของอุณหภูมิจากการวิเคราะห์ด้วยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่มในปัญหาการนำความร้อนของแผ่นบางรูปสี่เหลี่ยม.....	40
2.23	อุณหภูมิที่ขอบผนังด้านล่างของแผ่นบางที่ตำแหน่ง x ต่างๆ ระหว่างผลลัพธ์จากการคำนวณด้วยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่มกับผลเฉลยแม่นยำ.....	41



ภาพที่	หน้า
2.24 ปริมาตรควบคุมที่ผนัง.....	47
2.25 การกระจายตัวของความเร็วที่ผนัง.....	48
2.26 ลักษณะของผนังเคลื่อนที่.....	49
2.27 ก ช่องการไหลที่สมมาตร.....	50
2.27 ข โดเมนของช่องการไหลที่ใช้เงื่อนไขสมมาตรแล้ว.....	50
3.1 ก เครื่องจำลองการไหลภายในแก๊สไฟเบอร์ที่ใช้เพื่อศึกษาอุทกพลศาสตร์ในห้องปฏิบัติการจริง.....	63
3.1 ข รูปวาดตัวแทนเครื่องจำลองการไหลแก๊สไฟเบอร์ที่ใช้ในการจำลองเชิงเรขาคณิต.....	63
3.2 รูปทรงของแบบจำลองการไหลของเครื่องแก๊สไฟเบอร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้เพื่อศึกษาอุทกพลศาสตร์ที่สร้างขึ้นภายในโปรแกรม Gambit.....	64
3.3 แบบจำลองเครื่องแก๊สไฟเบอร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนใน 3 มิติที่ใช้เพื่อศึกษาอุทกพลศาสตร์ด้วยโปรแกรม Gambit.....	65
3.4 ก แบบจำลองเครื่องแก๊สไฟเบอร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน.....	66
3.4 ข แบบจำลอง 2 มิติเครื่องแก๊สไฟเบอร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีด้วยโปรแกรม Gambit.....	66
3.5 รูปของแบบจำลองการไหลของเครื่องแก๊สไฟเบอร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนใน 2 มิติที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีที่สร้างขึ้นภายในโปรแกรม Gambit.....	67
3.6 แผนภาพกระบวนการแก้ปัญหาโดยรวมของวิธีแก้ปัญหาแบบ Segregated.....	69
3.7 ขอบเขตของแบบจำลองการไหลของเครื่องแก๊สไฟเบอร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้เพื่อศึกษาอุทกพลศาสตร์ และค่าสภาวะที่ใช้ในการจำลองภาวะ.....	72
3.8 ขอบเขตของแบบจำลองการไหลของเครื่องแก๊สไฟเบอร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี และค่าสภาวะที่ใช้ในการจำลองภาวะ.....	75
3.9 บริเวณที่เกิดปฏิกิริยาและค่าอุณหภูมิต่างๆของแบบจำลองการไหลของแก๊สไฟเบอร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี..	76

ภาพที่	หน้า
4.1	แสดงตำแหน่ง P1-P8 ที่ใช้วัดความดันอากาศ..... 80
4.2	ความดันที่ตำแหน่งต่างๆของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์ชนิดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีท่อฉีดอากาศที่ความเร็วอากาศ 4.76 เมตรต่อวินาที..... 81
4.3	ความดันที่ตำแหน่งต่างๆของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์ชนิดแบบหมุนเวียนที่มีท่อฉีดอากาศยื่นเข้าไปในท่อโรเซอ์ 5 เซนติเมตร ที่ความเร็วอากาศ 4.76 เมตรต่อวินาที..... 82
4.4	ความดันที่ตำแหน่งต่างๆของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์ชนิดแบบหมุนเวียนที่มีท่อฉีดอากาศยื่นเข้าไปในท่อโรเซอ์ 2 เซนติเมตร ที่ความเร็วอากาศ 4.76 เมตรต่อวินาที..... 83
4.5	กราฟแสดงผลของค่า R-square ของความดันภายในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์ชนิดแบบหมุนเวียนจากผลการทดลองและผลจากการจำลองภาวะทั้งสามกรณี..... 84
4.6	วงจรมหาความดันของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์ชนิดแบบหมุนเวียนจากผลการทดลองเทียบกับการจำลองภาวะในกรณีที่ 3..... 84
4.7	แสดงคอนทัวร์สัดส่วนปริมาตรของของแข็งที่ได้จากการจำลองภาวะในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์ชนิดแบบหมุนเวียน..... 86
4.8	แผนภาพขอบเขตฟลูอิด์ไอเซชัน..... 87
4.9	ความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วนปริมาตรของแข็งและความสูงของโรเซอ์ ที่เวลา 70 และ 80 วินาที..... 88
4.10	ค่าสัดส่วนปริมาตรของของแข็งตามแนวแกนของท่อโรเซอ์ของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์ชนิดแบบหมุนเวียนที่เวลา 40 ถึง 80 วินาที..... 89
4.11	รูปแบบการกระจายตัวของสัดส่วนปริมาตรของของแข็งตามแนวแกน และรูปแบบการไหลของฟลูอิด์ไอเซชัน..... 90
4.12 ก	รูปแบบการไหลแบบสลักแนวแกน (Axial slugs)..... 91
4.12 ข	รูปแบบการไหลแบบสลักที่ผนัง (Wall slugs)..... 91
4.12 ค	รูปแบบการไหลแบบสลักราบเรียบ (Flat slugs)..... 91
4.13 ก	ความเร็วแก๊สตามความสูงโรเซอ์ที่เวลาเฉลี่ย 40-80 วินาที..... 92
4.13 ข	ความเร็วแก๊สตามความสูงโรเซอ์ ณ เวลา 70 และ 80 วินาที..... 93
4.14 ก	ความเร็วของแข็งตามความสูงโรเซอ์ที่เวลาเฉลี่ย 40-80 วินาที..... 94

ภาพที่	หน้า	
4.14 ข	ความเร็วของแข็งตามความสูงไรเซอร์ ณ เวลา 70 และ 80 วินาที.....	94
4.15	ตำแหน่ง $(x_0, y_0) \rightarrow (x_1, y_1)$ ที่ใช้ในการพิจารณาองค์ประกอบของแก๊ส ผลิตภัณฑ์.....	96
4.16	องค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการจำลองภาวะและผลการทดลอง ภายในเครื่องแก๊สไฟเบอร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน.....	97
4.17	คอนทิวรัลสัดส่วนโดยโมลของ $H_2O$ ที่เวลา 300, 310 และ 320 วินาที.....	98
4.18	คอนทิวรัลสัดส่วนโดยโมลของ $O_2$ ที่เวลา 300, 310 และ 320 วินาที.....	99
4.19	คอนทิวรัลสัดส่วนโดยโมลของ $CH_4$ ที่เวลา 300, 310 และ 320 วินาที.....	99
4.20	คอนทิวรัลสัดส่วนโดยโมลของ $CO_2$ ที่เวลา 300, 310 และ 320 วินาที.....	100
4.21	คอนทิวรัลสัดส่วนโดยโมลของ $CO$ ที่เวลา 300, 310 และ 320 วินาที.....	100
4.22	คอนทิวรัลสัดส่วนโดยโมลของ $H_2$ ที่เวลา 300, 310 และ 320 วินาที.....	101
4.23	คอนทิวรัลสัดส่วนโดยโมลของ $N_2$ ที่เวลา 300, 310 และ 320 วินาที.....	101
4.24	ขอบเขตแบบจำลองการไหล 1-ทางเข้าและค่าสภาวะที่ใช้ในการจำลองภาวะ...	103
4.25	ขอบเขตแบบจำลองการไหล 2-ทางเข้าและค่าสภาวะที่ใช้ในการจำลองภาวะ...	104
4.26	องค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากผลการทดลองและจากการจำลอง ภาวะ 1-ทางเข้า และ 2-ทางเข้า.....	106
4.27	คอนทิวรัลสัดส่วนโดยโมลขององค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์กรณี 1-ทางเข้า.....	106
4.28	คอนทิวรัลสัดส่วนโดยโมลขององค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์กรณี 2-ทางเข้า.....	107
4.29 ก	องค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากผลการทดลองและจากการจำลอง ภาวะกรณีที่ไม่ม้ออกซิเจน.....	109
4.29 ข	คอนทิวรัลสัดส่วนโดยโมลขององค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์กรณีที่ไม่ม้ออกซิเจน..	110
4.30 ก	องค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากผลการทดลองและจากการจำลอง ภาวะกรณีที่ 1 ปริมาณเชิงโมลออกซิเจนร้อยละ 0.001.....	110
4.30 ข	คอนทิวรัลสัดส่วนโดยโมลขององค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์กรณีที่ 1.....	111
4.31 ก	องค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากผลการทดลองและจากการจำลอง ภาวะกรณีที่ 2 ปริมาณเชิงโมลออกซิเจนร้อยละ 0.0001.....	111
4.31 ข	คอนทิวรัลสัดส่วนโดยโมลขององค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์กรณีที่ 2.....	112
4.32 ก	องค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากผลการทดลองและจากการจำลอง ภาวะกรณีที่ 3 ปริมาณเชิงโมลออกซิเจนร้อยละ 0.00001.....	112

ภาพที่		หน้า
4.32 ข	คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลขององค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์กรณี 3.....	113
ข1	หน้าต่างการแปลโปรแกรม UDF(Complied UDFs).....	138
ข2	หน้าต่างเลือกเพิ่ม(Select File).....	139
ข3	หน้าต่างในการเพิ่มสมการปฏิกิริยาเคมีแบบวิวิธพันธุ์ (Phase Interaction).....	140



ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

# บทที่ 1

## บทนำ

### 1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ปัจจุบันการใช้พลังงานต่างๆในประเทศไทยสูงขึ้น ทำให้มีความต้องการพลังงานมากขึ้น การค้นคว้าหาพลังงานทดแทนชนิดอื่นๆ เช่น ถ่านหิน เชื้อเพลิงชีวมวล หรือเชื้อเพลิงผสมอื่นๆ ซึ่งเป็นแหล่งพลังงานอาจยังมีเหลืออยู่มากหรือเป็นแหล่งที่ได้จากธรรมชาติ ที่สามารถสร้างทดแทนขึ้นใหม่ได้ แต่ต้องมีการปรับปรุงลักษณะของเชื้อเพลิงเพื่อให้เหมาะกับการนำไปใช้งาน จึงมาซึ่งหนึ่งในแนวทางการใช้ทรัพยากรหรือเชื้อเพลิงเพื่อแก้ปัญหาข้างต้น คือ การใช้ปฏิกิริยาแกซีฟิเคชัน กระบวนการดังกล่าวเป็นการนำทรัพยากรหรือเชื้อเพลิงมาทำการเปลี่ยนให้เกิดผลิตภัณฑ์โดยมีเป้าหมายให้เกิดสังเคราะห์ที่ได้มีองค์ประกอบหลักซึ่งเป็นแก๊สไฮโดรเจน

เนื่องจากภาวะการเจริญเติบโตอย่างรวดเร็วด้านอุตสาหกรรมเคมี และการแข่งขันทางการตลาดอย่างสูงทำให้ประเด็นการพัฒนาด้านเทคโนโลยีการผลิตให้มีประสิทธิภาพเต็มที่เป็นที่สนใจอย่างกว้างขวางและเปิดโอกาสให้มีการค้นคว้าวิจัยอย่างต่อเนื่อง ในอุตสาหกรรมเคมีต่างๆได้นำเทคโนโลยีฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนมาใช้กันมากขึ้นเนื่องจากกระบวนการฟลูอิดเซชันเป็นกระบวนการที่สามารถประยุกต์ใช้กับการเผาไหม้โดยเฉพาะเชื้อเพลิงแข็ง เช่น ถ่านหิน เป็นต้น โดยให้อากาศร้อนไหลจากด้านล่างขึ้นมาสัมผัสกับอนุภาคของแข็งและเพิ่มความเร็วมวลอากาศมากขึ้นจนกระทั่งของแข็งเหล่านี้มีสมบัติคล้ายของไหลทำให้เชื้อเพลิงแข็งนี้สัมผัสกับอากาศได้อย่างทั่วถึง และเนื่องจากเชื้อเพลิงเมื่อทำการเผาไหม้ไประยะหนึ่งเชื้อเพลิงจะมีขนาดเล็กลงทำให้อากาศที่ป้อนเข้ามาพัดพาอนุภาคเชื้อเพลิงที่มีขนาดเล็กหลุดลอยไปจากคอลัมน์ ซึ่งเป็นการสิ้นเปลืองพลังงาน ดังนั้นเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนจึงถูกนำมาประยุกต์เพื่อนำอนุภาคของแข็งที่มีขนาดเล็กแต่ยังสามารถเผาไหม้ต่อได้กลับมาทำการเผาไหม้ต่อเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพของการเผาไหม้

เครื่องฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนก็เป็นเครื่องปฏิกรณ์แบบหนึ่งที่ได้รับความสะดวกเนื่องจากเป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่มีประสิทธิภาพสูง มีการถ่ายโอนความร้อนที่ดี สามารถใช้กับเชื้อเพลิงได้หลายชนิด เช่น ถ่านหิน และเชื้อเพลิงผสมระหว่างถ่านหินและชีวมวล เป็นต้น และยังมี การนำเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมดกลับมาเผาไหม้อีก กลไกของกระบวนการช่วยลดปริมาณซัลเฟอร์ออกไซด์ ไนโตรเจนออกไซด์อีกด้วย กระบวนการฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน เป็นกระบวนการหนึ่งที่เหมาะสมสำหรับนำมาใช้พัฒนากระบวนการแกซีฟิเคชัน อย่างไรก็ตามความ



เข้าใจเกี่ยวกับกระบวนการภายในเครื่องแกซีฟายเออร์มีความสำคัญต่อการพัฒนาและปรับปรุงเครื่องแกซีฟายเออร์ ดังนั้นการจำลองภาวะทางพลวัตและการถ่ายโอนความร้อนเป็นเรื่องที่มีความสำคัญอย่างมากต่อการออกแบบกระบวนการ

การจำลองภาวะของเครื่องปฏิกรณ์แกซีฟิเคชันในงานวิจัยนี้ ดำเนินการโดยทำการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์โดยใช้เทคนิคการคำนวณของไหลเชิงพลวัต โดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูปโปรแกรม Fluent ซึ่งเป็นโปรแกรมสำหรับจำลองภาวะในระบบการไหลต่างๆ โดยในงานวิจัยนี้จะทำการสร้างแบบจำลองของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนเพื่อจำลองเครื่องแกซีฟายเออร์ที่มีอยู่ในห้องปฏิบัติการและจำลองภาวะการหนีไหลของของไหลและการถ่ายโอนความร้อนที่เกิดขึ้น เพื่อให้ได้แบบจำลองคณิตศาสตร์ที่เป็นตัวแทนของเครื่องปฏิกรณ์ จากนั้นนำแบบจำลองที่ได้มาทำการศึกษาตัวแปรต่างๆ ทั้งที่สามารถวัดค่าได้และที่ไม่สามารถวัดค่าได้จริงในห้องปฏิบัติการและผลกระทบที่มีต่อกระบวนการได้

## 1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

1. พัฒนาแบบจำลองภาวะโดยใช้โปรแกรม Fluent เพื่อใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียน
2. ศึกษาปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนเพื่อทำนายองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากปฏิกิริยา

## 1.3 ขอบเขตของการวิจัย

1. ทำการพัฒนาแบบจำลองการไหลสามมิติของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนที่ภาวะอุณหภูมิคงที่ เพื่อศึกษาพฤติกรรมของการไหลภายในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียน
2. นำแบบจำลองจากขอบเขตข้อที่ 1 มาเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี เพื่อศึกษาผลที่ได้จากกระบวนการภายในเครื่องปฏิกรณ์เพื่อทำนายส่วนประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้

## 1.4 ข้อจำกัดของการวิจัย

1. แบบจำลองการไหลของสองวัฏภาค คือ วัฏภาคแก๊สและของแข็ง
2. แบบจำลองการไหลในงานวิจัยนี้แบ่งเป็นสองส่วน คือ แบบจำลองการไหลที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนเป็นแบบจำลองการไหลใน 3 มิติ และแบบจำลองการไหลที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีเพื่อทำนายส่วนประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้เป็นแบบจำลองการไหลใน 2 มิติ
3. กระบวนการที่ภาวะคงตัว และภาวะพลวัต

4. ที่บริเวณผนังความเร็วในแนวสัมผัสและความเร็วในแนวปกติของแก๊สถูกกำหนดให้มีค่าเท่ากับศูนย์ คือเป็นสภาวะที่ไม่มีกรไถล (Non-slip)
5. ของแข็งที่ใช้ในการจำลองภาวะในงานวิจัยนี้มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางและสมบัติต่างๆ ทางกายภาพเท่ากัน
6. การจำลองภาวะในส่วนที่สอง องค์ประกอบของถ่านหินที่พิจารณามีเพียงคาร์บอนเท่านั้น

### 1.5 คำจำกัดความที่ใช้ในการวิจัย

แก๊สไฟเบอร์พลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน วิธีพลวัตของไหลเชิงการคำนวณ และแนวคิด ออยเลอร์เลียน

### 1.6 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัย

1. ความเข้าใจในอุทกพลศาสตร์ของแก๊สและของแข็ง ภายในเครื่องแก๊สไฟเบอร์พลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน
2. ตัวแปรที่มีผลต่อการออกแบบเครื่องแก๊สไฟเบอร์พลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนให้มีประสิทธิภาพสูงขึ้น

### 1.7 วิธีดำเนินการวิจัย

1. ค้นคว้าเอกสารและข้อมูลที่เกี่ยวข้อง
2. ศึกษาการใช้โปรแกรม Fluent
3. ออกแบบแบบจำลองของเครื่องแก๊สไฟเบอร์พลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในการจำลองภาวะในโปรแกรม Fluent
4. จำลองภาวะของเครื่องแก๊สไฟเบอร์พลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนเพื่อใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ในเครื่องแก๊สไฟเบอร์พลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน
5. จำลองภาวะของเครื่องแก๊สไฟเบอร์พลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีเพื่อทำนายส่วนประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้
6. ศึกษาภาวะการทำงานและองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊ส และทำการเปรียบเทียบข้อมูลกับผลการทดลองในห้องปฏิบัติการ
7. วิเคราะห์ข้อมูล สรุปผล และเขียนวิทยานิพนธ์

### 1.8 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย

ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัยนี้ประกอบด้วยเนื้อหาต่างๆ ดังนี้

- บทที่ 1           ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา วัตถุประสงค์ของการวิจัย ขอบเขตของการวิจัย ข้อจำกัดของการวิจัย คำจำกัดความที่ใช้ในการวิจัย ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัย วิธีดำเนินการวิจัย และ ขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย
- บทที่ 2           ฟลูอิดไดเซน ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียน แก๊สฟิเคชัน การคำนวณเชิงพลวัตของของไหลด้วยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม (Finite volume method) และงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง
- บทที่ 3           แบบจำลองการไหลหลายวัฏภาคของแก๊สและของแข็ง แบบจำลองการเกิดปฏิกิริยาเคมี และการสร้างแบบจำลองการไหลโดยโปรแกรม Gambit และ Fluent
- บทที่ 4           ผลการจำลองภาวะในแบบจำลองการไหลของแก๊สฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์และผลการจำลองภาวะในแบบจำลองการไหลของแก๊สฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี
- บทที่ 5           สรุปผลการวิจัย อภิปรายผลการวิจัย และข้อเสนอแนะ

## บทที่ 2

### เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

#### 2.1 ฟลูอิดไอเซชัน

คำว่า ฟลูอิดไอเซชัน เป็นคำที่ใช้อธิบายกระบวนการที่ของแข็งซึ่งมีลักษณะรูปร่างเป็นเม็ดหรือชิ้น สัมผัสกับของไหลแล้วเม็ดของแข็งเหล่านี้จะมีคุณสมบัติคล้ายของไหล ทั้งนี้เม็ดหรือชิ้นของแข็งตอนเริ่มแรกถูกวางไว้บนตะแกรงในหอตดลองที่มักจะมีรูปร่างเป็นทรงกระบอก ปัจจุบันนี้กระบวนการแบบนี้ได้รับการดัดแปลงให้อยู่ในรูปร่างแนวนอนก็มี ของไหลที่ใช้อาจเป็นแก๊สหรือของเหลว ปล่อยให้ไหลเข้ามาทางด้านล่างของตะแกรงที่รองรับเม็ดของแข็ง ของไหลก็จะไหลผ่านชั้นเม็ดของแข็งแล้วไหลออกส่วนบนของหอตดลอง เมื่อเพิ่มความเร็วของไหลให้มากขึ้นเรื่อยๆจนในที่สุดจะเห็นเม็ดของแข็งขยับตัวและลอยตัวขึ้นเป็นอิสระไม่เกาะติดกัน ของแข็งที่อยู่ในลักษณะนี้จะมีคุณสมบัติคล้ายของไหล คือ มีการไหลหมุนเวียนของเม็ดของแข็งภายในเบตหรือภายในหอตดลอง หรือระหว่างเบตต่อบेतก็ได้ จึงเรียกรวมๆของของแข็งที่มีพฤติกรรมในลักษณะนี้ว่า ฟลูอิดไอเซชัน ฟลูอิดไอเซชันนั้นปกติจะเป็นระบบแก๊สหรืออากาศกับของแข็งมากกว่าจะเป็นระบบของเหลวกับของแข็ง การนำฟลูอิดไอเซชันมาใช้ที่ประสบความสำเร็จเริ่มจากกระบวนการแตกตัวน้ำมันโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา (Catalytic Cracking) ที่สหรัฐอเมริกาในปี 1941

ขณะที่เกิดฟลูอิดไอเซชันเม็ดของแข็งที่บรรจุอยู่ในหอหรือถังจะกระจายในลักษณะแขวนลอยและมีคุณสมบัติในการไหลคล้ายของไหลเมื่อมองจากภายนอกจะเห็นว่าที่ผิวของฟลูอิดไอเซชันนั้นจะมีลักษณะคล้ายของเหลวที่กำลังเดือดเนื่องจากการเคลื่อนไหวของเม็ดของแข็งที่มีลักษณะคล้ายของเหลวนั่นเอง ถ้าต่อท่อไว้กับถังบรรจุที่ระดับผิวบนของฟลูอิดไอเซชันเม็ดของแข็งที่อยู่สูงเกินกว่าระดับนี้จะดันไหลออกมาได้เช่นเดียวกับของไหล ถ้าหากเพิ่มความเร็วปลายหรือการตกอิสระของเม็ดของแข็งเม็ดเดียว เม็ดของแข็งที่บรรจุทั้งหมดก็จะถูกปลิวไปกับแก๊สจนหมด

##### 2.1.1 ประเภทของฟลูอิดไอเซชัน

ฟลูอิดไอเซชัน ตั้งแต่เริ่มต้นจนถึงปัจจุบันพอที่จะสรุปประเภทของงานได้เป็น 2 แบบด้วยกัน คือ ฟลูอิดไอเซชันสองวัฏภาคและฟลูอิดไอเซชันสามวัฏภาค

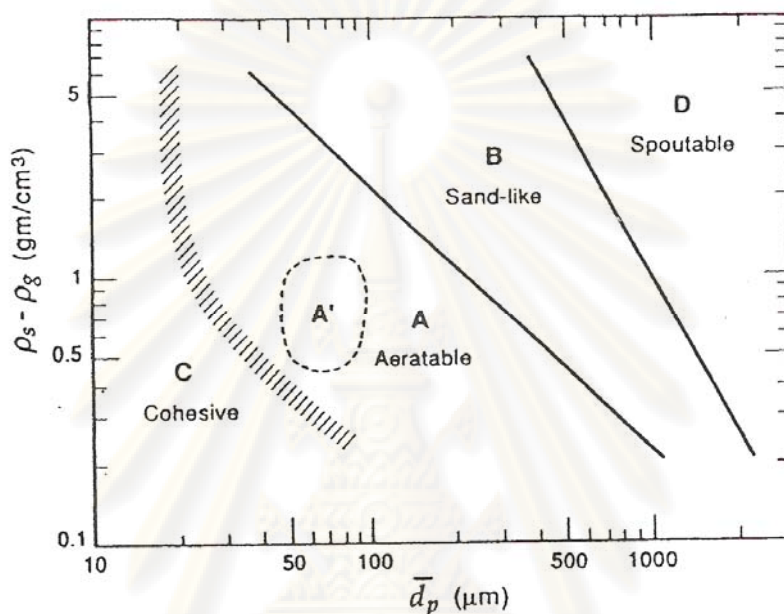
2.1.1.1 ฟลูอิดไอเซชันสองวัฏภาค (Two-phase Fluidization) หมายความว่าในหอตดลองหรือในเบตที่ใช้งานประกอบด้วยสองวัฏภาค คือ ของแข็งกับของไหลโดยที่ของไหลจะเป็นแก๊สหรือของเหลวอย่างใดอย่างหนึ่ง ดังนั้นฟลูอิดไอเซชัน 2 วัฏภาคจึงแบ่งย่อยได้เป็น

- ฟลูอิดไอเซชันของแก๊ส (Gas Fluidization)

- ฟลูอิดิเซชันของเหลว (Liquid Fluidization)

2.1.1.2 ฟลูอิดิเซชันสามวัฏภาค (Three-phase Fluidization) หมายความว่าเบตในหอตกลงจะประกอบด้วยของสามวัฏภาค คือ ของแข็ง ของเหลว และแก๊ส

### 2.1.2 การจำแนกประเภทของอนุภาคด้วยวิธีของ Geldart (Grace J. R., 1997)



รูปที่ 2.1 การจำแนกกลุ่มของของแข็งโดยวิธีของ Geldart (Grace, J. R., 1997)

การจำแนกขนาดอนุภาคด้วยวิธีของ Geldart (Geldart powder classification) โดยอาศัยค่าผลต่างของความหนาแน่นของของแข็งกับแก๊สและขนาดอนุภาคเฉลี่ยดังแสดงในรูปที่ 2.1 ซึ่งลักษณะของอนุภาคในแต่ละกลุ่มสามารถอธิบายได้ดังนี้

Group C คือ Cohesive หรือ very fine powders เป็นของแข็งที่มีขนาดเล็กมาก ของแข็งกลุ่มนี้จะเกิดฟลูอิดิเซชันได้ยาก เนื่องจากแรงดึงดูดระหว่างอนุภาคจะสูงมากและมักจับตัวเป็นก้อน

Group A คือ Aeratable เป็นของแข็งที่มีขนาดเล็กและความหนาแน่นต่ำ สามารถทำให้เกิดฟลูอิดิเซชันได้ง่ายเป็นฟลูอิดิเซชันแบบสม่ำเสมอ (Smooth fluidization) ที่ความเร็วต่ำๆ และที่ความเร็วสูงๆ ก็สามารถควบคุมการเกิดฟองได้

Group B คือ Sandlike เป็นของแข็งที่มีขนาดอยู่ในช่วง  $40 < d_p < 500$  ไมโครเมตรและความหนาแน่นในช่วง  $1.4 < \rho_s < 4$  กรัมต่อลูกบาศก์เซนติเมตร การเกิดฟลูอิดิเซชันยังเกิดได้ง่ายแต่อิทธิพลของฟองจะสูงขึ้น และฟองจะโตขึ้น

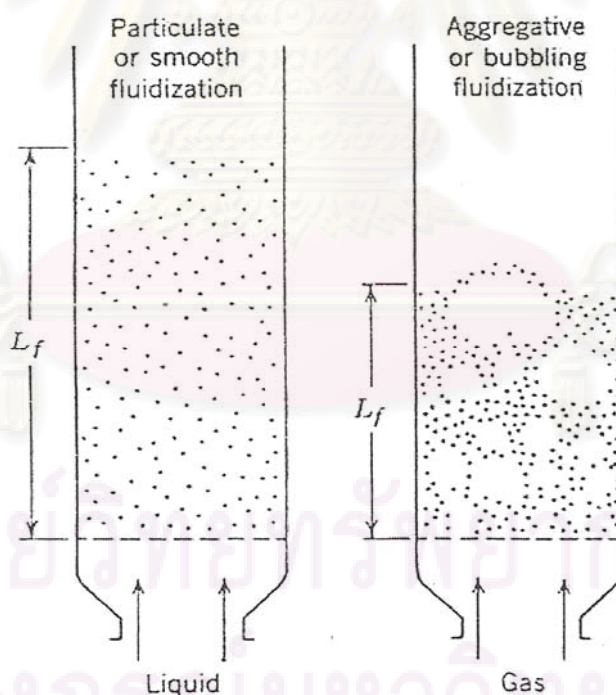
Group D คือ Spoutable ของแข็งที่มีขนาดใหญ่และหรือความหนาแน่นสูง ดังนั้นจึงเกิดฟลูอิดิเซชันได้ยาก



### 2.1.3 ลักษณะของฟลูอิด์เบด

คำว่า เบด (Bed) หมายถึง อาณาเขตในหอการทดลองที่มีปริมาณเม็ดของแข็งบรรจุอยู่ไม่  
ว่าของแข็งนั้นจะอยู่นิ่งหรือเคลื่อนไหวด้วยของไหลในหอทดลอง จะมีระดับตั้งแต่แผ่นโลหะทำเป็น  
ตะแกรงรองรับหรือเป็นตัวกระจายแก๊ส (Distributor) จนถึงระดับสูงสุดหรือผิวหน้าของเม็ดเบด

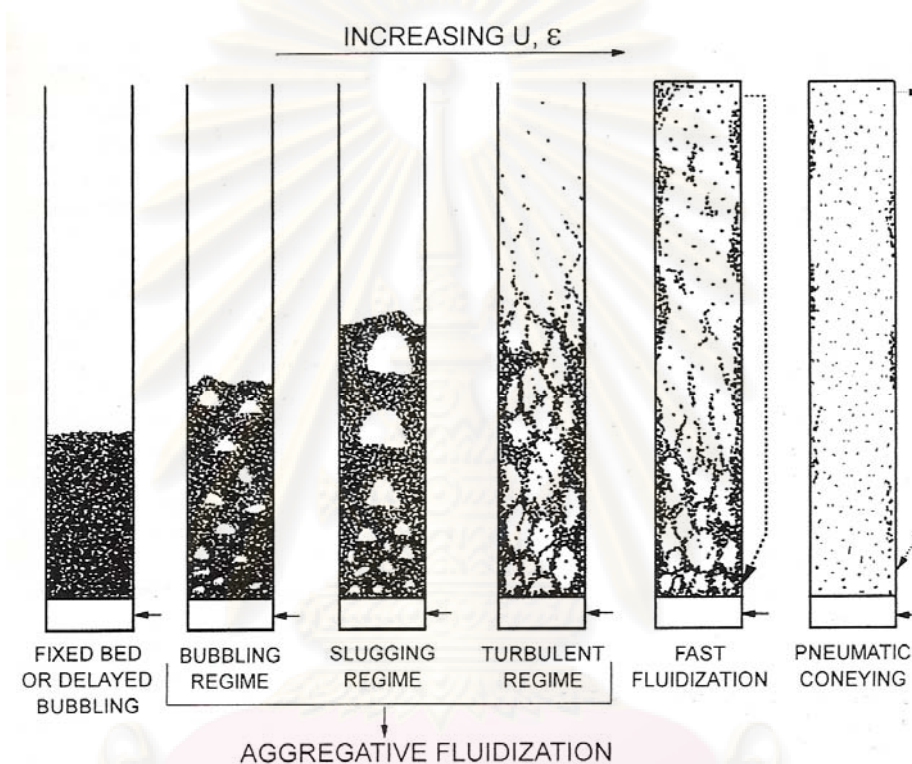
ฟลูอิด์เบดที่เป็นของเหลวการขยายตัวของเบดเป็นไปอย่างสม่ำเสมอ การลอยตัวและ  
การหมุนรอบตัวเป็นไปอย่างช้าๆ เราเรียกเบดนี้ว่า เบดสม่ำเสมอ หรือเบดที่เป็นเนื้อเดียวกัน  
สำหรับฟลูอิด์เบดที่ของไหลเป็นแก๊ส ลักษณะเบดที่เกิดขึ้นจะแตกต่างจากที่เป็นของเหลวมาก  
เพราะว่าเมื่อความเร็วของแก๊สสูงกว่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิด์เบดแล้ว แก๊สส่วนหนึ่งยัง  
ทำหน้าที่ให้เกิดการลอยตัวของเม็ดของแข็งเหมือนเดิม แต่มีอีกส่วนหนึ่งรวมตัวกันแล้วก่อตัวกัน  
เป็นฟองแก๊สขึ้น ฟองแก๊สก็จะแทรกตัวขึ้นมาถึงบนผิวหน้าของเบดและแตกตัวในที่สุด แต่ขณะที่  
ฟองแก๊สลอยขึ้นมาจะทำให้เม็ดของแข็งลอยติดตามฟองแก๊สขึ้นมาด้วย เม็ดของแข็งภายใน  
เบดจึงมีการเคลื่อนที่เป็นไปอย่างวุ่นวาย ดังแสดงในรูปที่ 2.2



รูปที่ 2.2 ลักษณะของเบดที่มีของไหลต่างชนิดกัน ไหลผ่านด้วยความเร็วมากกว่าความเร็วต่ำสุด  
ในการเกิดฟลูอิด์เบด (Kuni, D. and Levenspie, O., 1991)

### 2.1.4 แก๊สฟลูอิดาเซชัน

แก๊สฟลูอิดาเซชันเป็นการเกิดการฟลูอิดาเซชันสองสถานะระหว่างของไหลที่เป็นแก๊สกับของแข็งดังที่ได้กล่าวไว้แล้วข้างต้น ขอบเขตของฟลูอิดาเซชันเบด (Regime of Fluidization) จะสามารถแบ่งได้ดังรูปที่ 2.3

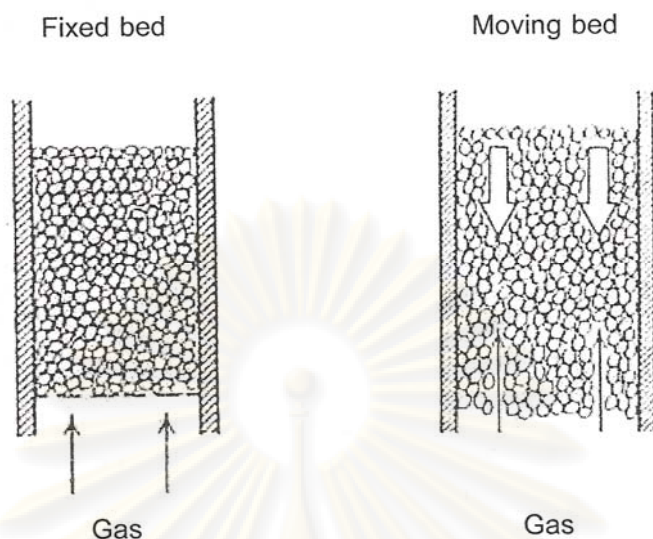


รูปที่ 2.3 รูปแบบการไหลสำหรับฟลูอิดาเซชันเบดแก๊ส-ของแข็ง (Grace, J. R., 1997)

เมื่อเบดวางตัวบนตะแกรงหรือตัวกระจายแก๊ส (gas distributor) และมีแก๊สเคลื่อนที่ผ่านขึ้นมา (upward flowing) ซึ่งความเร็วที่เพิ่มขึ้น และอุทกพลศาสตร์ (Hydrodynamic) ที่เกิดขึ้นอธิบายได้ดังนี้

#### 2.1.4.1 เบดนิ่ง (Packed Bed หรือ Fixed Bed)

เมื่อแก๊สไหลผ่านเบดขึ้นมาด้วยความเร็วต่ำ ของแข็งที่วางตัวอยู่บนตัวกระจายแก๊สจะวางตัวนิ่งไม่เคลื่อนไหว แก๊สจะไหลคดเคี้ยวไปตามช่องว่างที่มีอยู่ในเบด หรือเบดอาจมีการเคลื่อนที่สัมผัสกันแต่อนุภาคของแข็งในเบดไม่มีการเคลื่อนที่สัมผัสต่อกัน กรณีนี้เรียกว่า Moving Bed ดังแสดงในรูปที่ 2.4



รูปที่ 2.4 ลักษณะของเบดนิ่งที่ไม่มีและมีการเคลื่อนที่สัมพันธ์กับผนัง (Kunii, D. and Levenspiel, O., 1991)

เมื่อแก๊สเคลื่อนที่ผ่านเบดที่วางนิ่งจะมีแรงเนื่องจากการไหลของของไหล กระทำต่ออนุภาคของแข็งในทิศทางกรไหล เรียกว่าแรงเสียดทานเนื่องจากการไหล (Drag force) ซึ่งจะทำให้เกิดความดันลด (Pressure drop) ตกคร่อมเบดไว้

ความดันตกคร่อมเบดตลอดความสูงของเบดนิ่งที่เกิดขึ้น จะเพิ่มตามความเร็วของแก๊สที่เพิ่มขึ้น ซึ่งสามารถคำนวณได้จาก Ergun equation ดังนี้ (Kunii D. and Levenspiel O., 1991)

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

#### 2.1.4.2 เบดแบบฟองแก๊ส (Bubbling Fluidized Bed)

เมื่อความเร็วแก๊สเคลื่อนที่ผ่านเบดนิ่งเพิ่มขึ้นจนถึงความเร็วค่าหนึ่งอนุภาคของแข็งจะเริ่มเกิดการเคลื่อนที่ขึ้น ความเร็วจุดนี้เรียกว่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิไดเซชัน (Minimum Fluidization Velocity;  $U_{mf}$ ) และเรียกเบด ณ จุดนี้ว่า Minimum fluidized bed ซึ่งเป็นจุดแรกที่อนุภาคของแข็งประพฤติตัวคล้ายของไหล สำหรับค่าความดันตกคร่อมเบด ณ จุดนี้มีค่าเท่ากับน้ำหนักเบด ดังนั้น แรงเสียดทานเนื่องจากการไหล (Drag force;  $F_D$ ) ที่เกิดขึ้น ณ จุดนี้สามารถแสดงได้ดังนี้

$$F_D = \Delta P \cdot A = AL(1-\varepsilon)(\rho_s - \rho_g)g \quad (2.2)$$

A = พื้นที่หน้าตัดของเบด

L = ความสูงของเบด

จัดรูปสมการใหม่จะได้ภาวะต่ำสุดของฟลูอิดไอเดชัน (Minimum fluidization condition) ดังนี้

$$\frac{\Delta P}{L_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g)g \quad (2.3)$$

โดยที่ ตัวห้อย mf แทนภาวะต่ำสุดที่เกิดฟลูอิดไอเดชัน  
สำหรับความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไอเดชัน สามารถคำนวณได้จากสมการดังนี้

-  $Re_p < 20$

$$U_{mf} = \frac{(\phi d_p)^2}{150} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g)}{\mu} g \left( \frac{\varepsilon_{mf}^3}{1 - \varepsilon_{mf}} \right) = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{1650 \mu} \quad (2.4)$$

-  $Re_p > 1,000$

$$U_{mf} = \frac{\phi d_p}{1.75} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g)}{\rho_g} g \varepsilon_{mf}^3 = \frac{d_p (\rho_s - \rho_g) g}{24.5 \rho_g} \quad (2.5)$$

ส่วนความเร็วของแก๊สที่ทำให้เริ่มมีฟองแก๊สเกิดขึ้นในเบด (Minimum Bubbling Fluidization Velocity,  $U_{mb}$ ) ในกรณีของอนุภาคของแข็งกลุ่ม A ของ Geldart (Grace, J. R. 1997)  $U_{mb}$  จะมีค่ามากกว่า  $U_{mf}$  ส่วนในกรณีของกลุ่ม B และ D  $U_{mb}$  จะเท่ากับ  $U_{mf}$  ดังนั้น รูปแบบการเกิดฟลูอิดไอเดชันแบบสม่ำเสมอ หรือแบบไม่มีฟองแก๊ส (Bubble-free fluidization) จึงเกิดขึ้นเฉพาะในกรณีที่อนุภาคของแข็งเป็นกลุ่ม A เท่านั้น ซึ่งในปี ค.ศ. 1978 Geldart และ Abrahamsen (Grace, J. R. 1997) ได้ประมาณไว้ในหน่วย SI เป็น

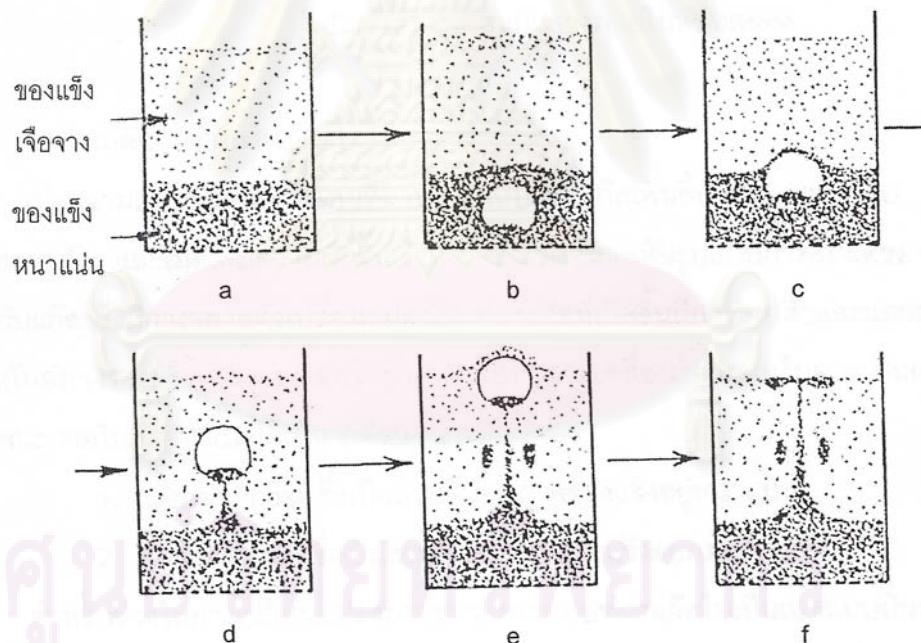
$$U_{mb} = 33 d_p \left( \frac{\rho_g}{\mu_g} \right)^{0.1} \quad (2.6)$$

สำหรับอนุภาคของแข็งกลุ่ม A B และ D ของ Geldart ถ้าเพิ่มความเร็วของแก๊สจนพบว่า จะเริ่มเกิดฟองแก๊สขึ้น เบดจะเริ่มแบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ

1. ส่วนที่เป็นฟองแก๊สเรียกว่า Bubble phase อาจมีอนุภาคของแข็งอยู่บ้างแต่น้อยมาก

2. ส่วนที่ไม่ใช่ฟองแก๊สหรือส่วนที่มีอนุภาคของแข็งอยู่หนาแน่น เรียกว่า Emulsion phase ขนาดของฟองแก๊สที่เกิดขึ้นนี้จะเพิ่มขึ้นตามขนาดของอนุภาคของแข็ง ;  $d_p$  ที่เพิ่มขึ้น และความเร็วแก๊ส ;  $(U - U_{mb})$  ที่เพิ่มขึ้น ตำแหน่งที่อยู่เหนือตะแกรงรองรับ หรือตัวกระจายแก๊สที่เพิ่มขึ้น

ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นจะเคลื่อนที่แทรกขึ้นไป และอาจมีการรวมตัวกันผ่าน Emulsion phase โดยที่อาจจะมีของแข็งบางส่วนติดไปด้านบนของฟองแก๊ส และบางส่วนวิ่งตามฟองแก๊สขึ้นมาด้วย จนกระทั่งถึงผิวบนก็จะเคลื่อนที่หลุดออกไปแล้วแตกกระจายอยู่เหนือผิว อนุภาคของแข็งที่ติดอยู่เกือบทั้งหมดจะตกกลับลงมายังเบตใหม่ โดยเรียกปรากฏการณ์ที่ของแข็งเคลื่อนที่ตามฟองแก๊สนี้ว่าการเกิด Wake ดังแสดงในรูปที่ 2.5 การเกิด Wake จากความดันที่อยู่ใต้ฟองแก๊สน้อยกว่าความดันบริเวณ Emulsion phase ทำให้ของแข็งเคลื่อนที่จากบริเวณที่ความดันสูงมาอยู่ในบริเวณที่มีความดันต่ำ



รูปที่ 2.5 ลักษณะการเกิด Wake (Kunii, D. and Levenspiel, O., 1991)

ส่วนบริเวณที่อยู่เหนือเบตขึ้นไป ฟองแก๊สจะเกิดการแตกตัวและของแข็งที่ติดไปกับฟองแก๊สจะตกลงมายังเบตอีกครั้งด้วยผลของแรงโน้มถ่วง เรียกว่าบริเวณอิสระ (Freeboard) อย่างไรก็ตามอาจจะมีอนุภาคของแข็งบางส่วน (น้อยมาก) ซึ่งมีขนาดเล็กถูกพัดพาเคลื่อนที่ไปกับแก๊สด้วย



(ไม่ตกกลับลงมา) ณ ความสูงค่าหนึ่งใน Freeboard ซึ่งอนุภาคของแข็งเกือบทั้งหมดตกกลับลงมา ยิ่งเบดจะเรียกความสูงนี้ว่า ความสูงหลุดลอยส่งผ่าน หรือ Transport Disengaged Height (TDH) เหนือความสูงนี้ไปจะมีของแข็งเพียงเล็กน้อยเท่านั้น ซึ่งอาจหลุดไปกับแก๊สด้วยอัตราที่สม่ำเสมอ ซึ่งอัตราการเคลื่อนที่ของของแข็งในช่วงนี้จะเรียกว่า Elutriation rate

#### 2.1.4.3 เบดแบบสลัก (Slugging Bed)

ดังกล่าวมาแล้วว่าขนาดของฟองแก๊สจะมีขนาดเพิ่มตามความเร็วของแก๊สและความสูงของเบด ถ้าเบดบรรจุในหอตดลองที่มีขนาดเล็กหรือแคบและยาว ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นอาจจะมีขนาดใหญ่เกือบเท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลางหรือความกว้างของเบด (หอตดลอง) ในกรณีนี้จะสังเกตเห็นฟองแก๊สเคลื่อนที่ผ่านเบดและแยกอนุภาคของแข็งออกเป็นชั้นๆ เรียกว่าเกิดสลักกิ้ง และที่ความเร็วของแก๊สที่ทำให้ฟองแก๊สเริ่มมีขนาดใหญ่เท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลางของเบดหรือหอตดลอง ก็คือ Minimum Slugging Velocity ( $U_{ms}$ ) ซึ่งในปี ค.ศ. 1967 Stewart และ Davidson (Grace, J. R., 1997) ได้ประมาณไว้ ดังนี้

$$U_{ms} = U_{mf} + 0.07\sqrt{gD} \quad (2.7)$$

เมื่อ  $D$  = เส้นผ่านศูนย์กลางภายในหอตดลอง

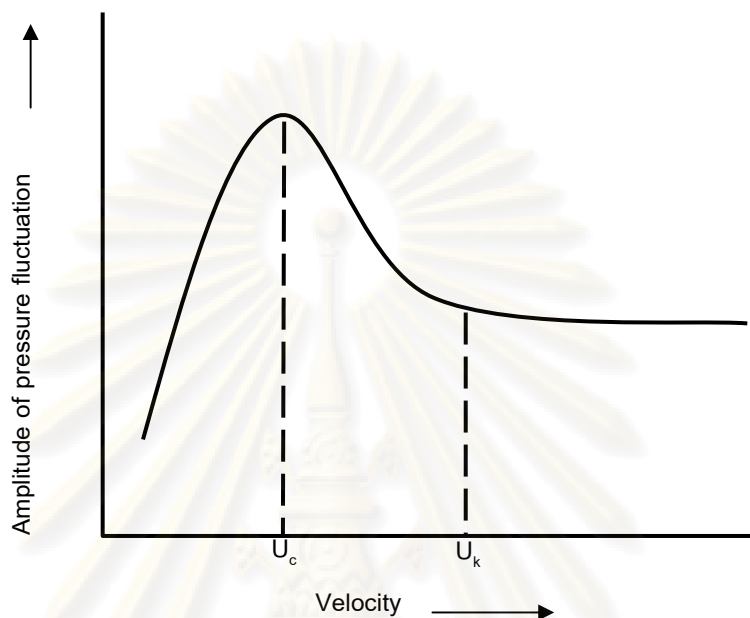
#### 2.1.4.4 เบดแบบปั่นป่วน (Turbulent Bed)

เบดจะเริ่มเข้าสู่สภาวะปั่นป่วนหรือ Turbulent Bed เมื่อความเร็วของแก๊สที่เคลื่อนที่ผ่านเบดแบบฟองแก๊สเพิ่มขึ้น จนมากกว่า  $U_{mf}$  เบดจะเกิดการขยายตัว และเมื่อเพิ่มความเร็วขึ้นเรื่อยๆ จะเริ่มสังเกตเห็นรูปแบบการสัมผัสของอนุภาคของแข็งกับแก๊ส ซึ่งมีการขยายตัวเปลี่ยนแปลงไป ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นมีการรวมตัวและแตกกระจายออกจากกันอย่างรวดเร็ว (จนดูเหมือนไม่มีฟองแก๊ส) การเคลื่อนไหวภายในเบดปั่นป่วนลักษณะภายในเบดจะแบ่งได้เป็น 2 ส่วน คือ

1. dense phase ซึ่งเป็นส่วนที่มีอนุภาคของแข็งอยู่หนาแน่น
2. dilute phase ซึ่งเป็นส่วนที่มีอนุภาคของแข็งอยู่เบาบาง

สำหรับช่วงในการเปลี่ยนแปลงภาวะจากเบดแบบฟองแก๊สไปเป็นเบดแบบปั่นป่วนนั้น ไม่ได้เกิดขึ้นแบบทันทีทันใดที่ความเร็วค่าหนึ่ง แต่จะมีช่วงของความเร็วในการเปลี่ยนภาวะทั้งสองนี้ จากผลการวิจัยของนักวิจัยหลายๆ ท่านพบว่า การเปลี่ยนภาวะจากเบดแบบฟองแก๊สไปเป็นเบดแบบปั่นป่วนนั้นจะมีช่วงของการเปลี่ยน โดยเมื่อค่อยๆ เพิ่มความเร็วขึ้นจนถึงค่าหนึ่งๆ เบดซึ่งเดิมอยู่ในภาวะเบดแบบฟองแก๊สนั้น ที่บริเวณผิวหน้าของเบดจะเริ่มเปลี่ยนไปเป็นเบดแบบ

บับปวน ซึ่งเกิดขึ้นอย่างสมบูรณ์ สามารถแสดงความสัมพันธ์ของความดันตกคร่อมเบดที่เกิดขึ้นในช่วงการเปลี่ยนภาวะได้ดังนี้ รูปที่ 2.6



รูปที่ 2.6 ความสัมพันธ์ระหว่างความดันตกกับความเร็วจนในช่วงการเกิดเบดแบบบับปวน (Basu, P., 2006)

#### 2.1.4.5 ฟลูอิดไรเซชันเบดความเร็วสูง (Fast Fluidized Bed)

เป็นฟลูอิดไรเซชันที่เมื่อเพิ่มความเร็วของอากาศมากขึ้นไปอีกจนไม่สามารถระบุงพื้นผิวด้านบนของเบดได้ อนุภาคของแข็งเคลื่อนที่ออกจากด้านบนหอตกลงและต้องเติมอนุภาคของแข็งเข้ามาแทนที่โดยการใส่เข้ามาใกล้ๆ ส่วนล่างหอตกลงอนุภาคของแข็งจะร่วมกันและเคลื่อนที่ลงบริเวณใกล้ๆ ผังของหอตกลง ขณะที่แก๊สและอนุภาคของแข็งที่กระจายตัวอยู่ด้านบนจะเคลื่อนที่ลงบริเวณใกล้ๆ ผังของหอตกลง ขณะที่แก๊สและอนุภาคของแข็งที่กระจายตัวอยู่ด้านล่างจะเคลื่อนที่ขึ้น ในขณะที่อัตราการป้อนของแข็งคงที่ที่ความเร็วแก๊สเพิ่มขึ้นจะทำให้อนุภาคของแข็งในหอตกลงเบาบางมากขึ้น

จากรูปที่ 2.3 ในภาวะที่เป็น Fast Fluidization ถ้านำเอาของแข็งที่หลุดออกจากเบดหรือหอตกลงกลับเข้ามาในระบบใหม่ตรงบริเวณส่วนล่างของหอตกลง ระบบแบบนี้จะเรียกว่า ฟลูอิดไรเซชันเบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed, CFB)

**หมายเหตุ** ฟลูอิดไรเซชันที่ผ่านมาทั้งหมด (ยกเว้น Fast Fluidized Bed) อาจจะถูกเรียกรวมกันว่า Captive Fluidized Bed เพราะว่า อนุภาคของแข็งทั้งหมดซึ่งสัมผัสกับแก๊สจะถูกจำกัดบริเวณอยู่

ภายในระยะความสูงหนึ่งจากตัวกระจายแก๊สเท่านั้น หรือในบางกรณีที่มีการพัดพาเกิดขึ้นก็มีอนุภาคของแข็งเพียงเล็กน้อยเท่านั้นที่ถูกพัดพาไป

#### 2.1.4.6 Dilute-Phase Transport หรือ Pneumatic Conveying

เมื่อความหนาแน่นของแข็งภายในเบดเบาบางมากเนื่องจากความเร็วของอากาศเพิ่มขึ้นจนเป็นการขนถ่ายอนุภาคของแข็งด้วยแก๊ส และไม่มีการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของของแข็งในแนวแกนยกเว้นในส่วนล่างที่อนุภาคของแข็งมีความเร่งและมีอนุภาคของแข็งบางส่วนอาจหยุดนิ่งอยู่ใกล้ๆ ผนังของหอคอย ความเร็วแก๊สที่ทำให้เบดในท่อเปลี่ยนจากเบดเฉื่อยจางเป็นเบดหนาแน่นเรียกว่า ความเร็วในการเกิดไช้คกิ้ง (Choking Velocity,  $U_{ch}$ ) ค่าความเร็วนี้สามารถหาได้จากการทำการทดลอง โดยการปรับลดความเร็วแก๊สในระบบที่เป็นเฟสเฉื่อยจางและมีปริมาณอนุภาคของแข็งในระบบคงที่ลดลงจนกระทั่งเบดเกิดการยุบตัวลงอย่างรวดเร็วเปลี่ยนจากเฟสเฉื่อยจางเป็นเฟสหนาแน่น ซึ่งความเร็วแก๊สที่ทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงดังกล่าว คือ ความเร็วในการเกิดไช้คกิ้งนั่นเอง ปริมาณของแข็งที่ไหลออกจากเบดในตอนนี Zen (Grace, J. R., 1997) ได้เสนอความสัมพันธ์ไว้ว่า

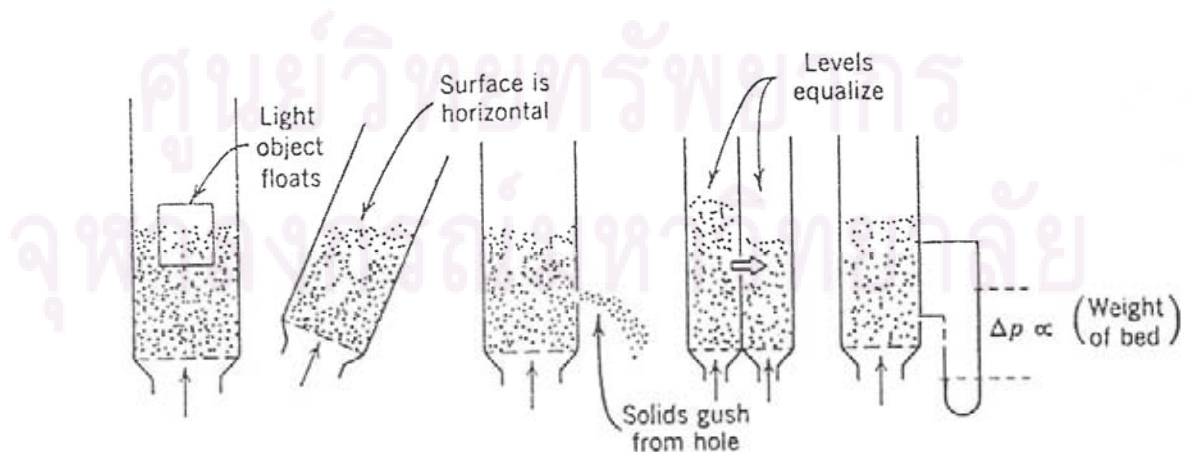
$$G_{s,ch} = \rho_s (1 - \epsilon_{ch}) (U_{ch} - U_t) \quad (2.8)$$

เมื่อ  $G_{s,ch}$  คือ อัตราการไหลของของแข็งออกจากเบดต่อพื้นที่หน้าตัดของหอคอย

$\epsilon_{ch}$  คือ อัตราส่วนของปริมาตรของช่องว่างต่อปริมาตรของเบดในภาวะ Choking

พบว่าค่านี้มีค่าอยู่ระหว่าง 0.943 ถึง 0.987

#### 2.1.5 ลักษณะคล้ายของไหลของฟลูอิดไช้เบด



รูปที่ 2.7 ลักษณะคล้ายของไหลของฟลูอิดไช้เบด (Kunii, D. and Levenspiel, O. 1991)

ในขณะที่เม็ดของแข็งลอยตัวอยู่ในลักษณะฟลูอิไดเซชันแบบหนาแน่นแล้วนั้น ผิวหน้าของเบตจะเรียบสม่ำเสมอเหมือนผิวหน้าของของไหลที่ใสอยู่ในภาชนะ โดยเฉพาะถ้าเป็นฟลูอิไดซ์เบตแบบเดียวกัน หรือว่าจัดหอตกลงเอนไปทางซ้ายหรือขวาก็ตาม ผิวหน้าก็ยังเรียบอยู่อย่างเดิม ดังรูปที่ 2.7 ถ้านำวัตถุของแข็งที่มีความจำเพาะน้อยกว่าเม็ดของแข็งที่อยู่ในเบตใส่ลงไปบนเบตวัตถุของแข็งนั้นจะลอยอยู่บนผิวหน้าของเบต นอกจากนี้ถ้าเจาะรูด้านข้างของเบต เม็ดของแข็งจะไหลออกทางรูนั้นได้เหมือนของเหลว หรือถ้านำเอาเบตสองเบตมาต่อท่อถึงกัน เม็ดของแข็งจากเบตสูงกว่าจะไหลไปยังเบตที่มีเม็ดของแข็งต่ำกว่า

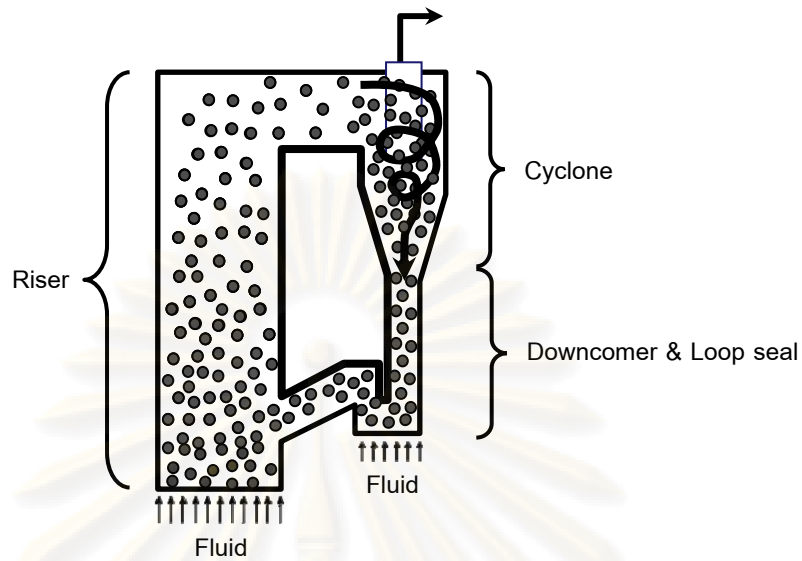
## 2.2 ฟลูอิไดซ์เบตแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed ; CFB)

ระบบฟลูอิไดซ์เบตแบบหมุนเวียน เป็นรูปแบบหนึ่งของกระบวนการสัมผัสระหว่างแก๊สกับเม็ดของแข็งเป็นระบบที่พัฒนาขึ้นได้เป็นครั้งแรกโดย Winkler (Grace, J. R., 1997) และได้ถูกนำมาใช้ในวงการอุตสาหกรรม โดย Warren Lewis และ Edwin Gilliland แห่ง Massachusetts Institute of Technology , MIT ซึ่งพยายามที่จะหารูปแบบของการสัมผัสกันระหว่างแก๊สกับเม็ดของแข็งที่เหมาะสมที่สุดในกระบวนการ Fluid Catalytic Cracking (FCC) และพบว่าระบบฟลูอิไดซ์เบตแบบหมุนเวียน ซึ่งมีอุทกพลศาสตร์เป็นแบบ Fast fluidized bed เป็นระบบที่มีประสิทธิภาพสูงและเหมาะสมในการใช้งาน

### 2.2.1 ลักษณะของระบบฟลูอิไดซ์เบตแบบหมุนเวียน (Characteristics of Circulating Fluidized Bed)

ระบบฟลูอิไดซ์เบตแบบหมุนเวียน เป็นระบบซึ่งอาศัยเทคนิคทางฟลูอิไดเซชันมาประยุกต์ใช้งาน ระบบจะประกอบไปด้วยส่วนที่สำคัญ 3 ส่วน (ดังรูปที่ 2.8) คือ

1. ท่อไรเซอร์ เป็นส่วนที่ทำงานภายใต้ภาวะการเกิดฟลูอิไดซ์เบตที่ความเร็วสูง (Fast fluidized bed)
2. ส่วนที่แยกระหว่างของแข็ง และแก๊ส คือ ไชโคลน ทำหน้าที่ดักจับเม็ดของแข็งที่ยังมีขนาดใหญ่จากท่อไรเซอร์ให้กลับเข้ามาในระบบ
3. ท่อป้อนกลับ (Downcomer และ Loop seal) จะเป็นบริเวณพักของแข็งที่มาจาก ไชโคลน และทำหน้าที่ป้อนเม็ดของแข็งจาก ไชโคลนกลับไปยังด้านล่างของท่อไรเซอร์ เพื่อให้เกิดการหมุนเวียนของเม็ดของแข็ง



รูปที่ 2.8 ระบบฟลูอิดไลซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed, CFB)

เมื่อพิจารณาจากลักษณะการเคลื่อนที่สัมผัสระหว่างแก๊สและเม็ดของแข็ง และพิจารณาจากความหนาแน่นของเม็ดของแข็งตลอดความยาวท่อไโรเซออร์ จะเห็นรูปแบบการกระจายตัวของเม็ดของแข็งแบ่งออกเป็น 2 ส่วน (ดังรูปที่ 2.9) ดังนี้

- 1) บริเวณที่เม็ดของแข็งเกิดการรวมตัวเป็น Cluster และสลายตัวอยู่ตลอดเวลาจะเกิดที่บริเวณด้านล่างของท่อไโรเซออร์ การกระจายตัวหรือความเข้มข้นของเม็ดของแข็งมีค่าสูง เรียกว่า Dense Bed
- 2) บริเวณที่เม็ดของแข็งมีการกระจายตัวหรือมีความเข้มข้นน้อย จะเกิดบริเวณด้านบนของท่อไโรเซออร์เรียกว่า Dilute Bed

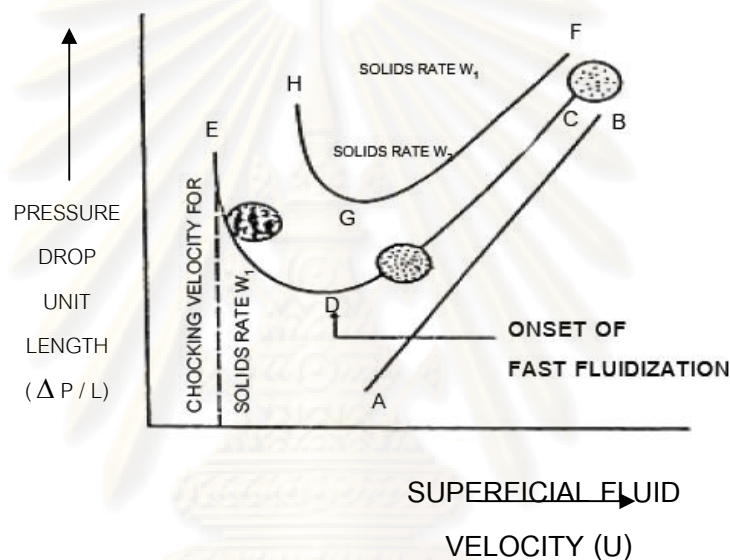


รูปที่ 2.9 ลักษณะการกระจายตัวของเม็ดของแข็งตามความสูงของท่อไโรเซออร์ (Basu, P., 2006)

## 2.2.2 การเปลี่ยนภาวะไปเป็นฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูง (Transition to Fast Fluidization)

คำว่า Fast Bed ถูกนิยามโดย Yerushalmi (Basu, P., 2006) เพื่อใช้อธิบายภาวะหรือขอบเขตของฟลูอิดเซชันที่อยู่ระหว่าง Turbulent Bed และ Pneumatic Transport

ต่อมา Karri และ Knowlton (1991) ได้ทำการทดลองเพื่อศึกษาขอบเขตการเกิดฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูง โดยศึกษาความสัมพันธ์ระหว่าง ความดันลดคร่อมเบดต่อหน่วยความยาวกับความเร็วแก๊สที่ใช้และสามารถสรุปผลขอบเขตในการเกิด Fast Bed ได้ดังนี้ (ดังรูปที่ 2.10)



รูปที่ 2.10 ขอบเขตของ Fast Fluidization (Basu P., 2006)

สำหรับการไหลของของผสมระหว่างแก๊สกับของแข็งที่มีความหนาแน่นบัลค์ (Bulk Density) หรือ Suspension Density ที่ค่าต่ำในแนวตั้งโดยอัตราการป้อนของแก๊สเท่ากับ  $W_1$  เมื่อลดความเร็วแก๊สลงจากจุด C ซึ่งเป็นจุดที่มีความเร็วแก๊สสูง การกระจายตัวของเม็ดของแข็งมีค่าเพิ่มขึ้นตามเมื่อลดความเร็วลงจนกระทั่งมีความเร็วเท่ากับจุด D ค่าความดันเนื่องจากน้ำหนักเม็ดของแข็ง Static Head กับความดันลดเนื่องจากแรงเสียดทานในการไหลของของผสม จะมีค่าต่ำสุดเรียกจุด D นี้ว่าจุดที่เริ่มเกิด Fast Bed (Onset of Fast Fluidization) หรือจุดที่เปลี่ยนจาก Pneumatic Transport ไปเป็น Fast Bed เมื่อความเร็วแก๊สยังคงลดลงต่อไป (จากจุด D ไป E) การกระจายตัวของเม็ดของแข็งมีค่าเพิ่มขึ้นมากทำให้ความดันลดรวมมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อความเร็วแก๊สลดลงจนถึงค่าหนึ่ง (ที่จุด E) แก๊สจะไม่สามารถพัดพาเม็ดของแข็งออกไปจากคอลัมน์ได้อีก เม็ดของแข็งเริ่มที่จะสะสมตัวอยู่ในคอลัมน์ ทำให้ความดันลดมีค่าเพิ่มขึ้นสูงมากดังในรูป ดังนั้นที่จุด E จึงเป็นจุดที่เปลี่ยนจากภาวะ Fast Bed ไปเป็น Captive Fluidized Bed (Turbulent Bed ยกเว้นกรณีที่คอลัมน์มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเล็กมากเบดจะกลายเป็น Slugging) ภาวะที่จุด E



จะเรียกว่า Choking Condition (เป็นจุดที่แก๊สเริ่มตัวด้วยของแข็ง) และความเร็วที่จุด E จะเรียกว่า ความเร็วใช้ค็อกกิ้ง (Choking Velocity)

### 2.2.3 โครงสร้างของเบดที่ความเร็วสูง (Structure of Fast Beds)

ในระบบฟลูอิดไรซ์เบดแบบหมุนเวียนนั้น การกระจายตัวของเม็ดของแข็งจะไม่สม่ำเสมอทั้งในแนวแกนและแนวรัศมี

#### 2.2.3.1 รูปแบบของสัดส่วนช่องว่างในแนวแกน (Axial Voidage Profile)

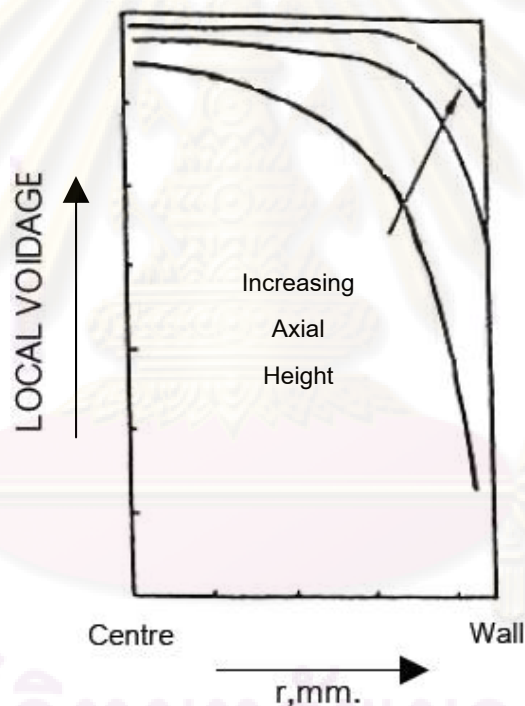
การกระจายตัวของสัดส่วนช่องว่างเฉลี่ยในพื้นที่หน้าตัดหนึ่งๆ จะมีค่าลดลงเมื่อความสูงของเบดมีค่าเพิ่มขึ้น แสดงไว้ในรูปที่ 2.11 สรุปได้ว่าที่ด้านล่างของคอลัมน์ เบดจะหนาแน่นกว่าด้านบน ความหนาแน่นของเบดจะลดลงอย่างต่อเนื่อง จากด้านล่างขึ้นไปด้านบนของคอลัมน์ ดังนั้นเมื่อพิจารณาความหนาแน่นของเม็ดของแข็งตลอดความสูงของคอลัมน์ สามารถแบ่งเบดออกได้เป็น 2 ส่วน คือ เบดหนาแน่น (Dense Bed) บริเวณด้านล่าง และ เบดเจือจาง (Dilute Bed) บริเวณด้านบนของคอลัมน์



รูปที่ 2.11 รูปแบบการกระจายตัวของสัดส่วนช่องว่างตามแนวแกน (Basu, P., 2006)

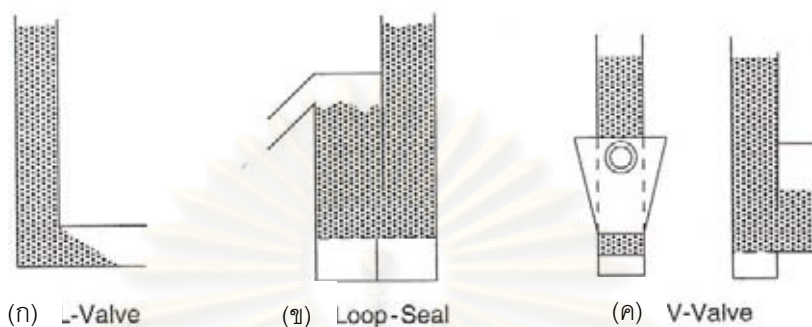
### 2.2.3.2 การกระจายตัวของสัดส่วนช่องว่างในแนวรัศมี (Radial Distribution of Voidage)

สำหรับการกระจายตัวในแนวรัศมี (Radial Distribution) Bader et al. (1988) ได้ทำการศึกษา และสรุปว่า สัดส่วนโดยปริมาตรของอนุภาคของแข็งที่พื้นที่หน้าตัดเดียวกัน (Local Volume Fraction of Solid) จะมีค่าเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องจากกึ่งกลางของคอลัมน์ไปยังผนังโดยจะมีค่ามากที่สุดที่ผนัง และมีค่าต่ำสุดที่กึ่งกลางของคอลัมน์ หรือสัดส่วนช่องว่างมีค่ามากที่สุดที่กึ่งกลางท่อและมีค่าต่ำสุดที่ผนัง และการกระจายตัวในแนวรัศมีจะมีน้อย เมื่ออัตราการป้อนของแข็งมีค่าต่ำลง นอกจากนี้แล้วที่บริเวณด้านบนของคอลัมน์การกระจายตัวก็มีน้อยลงเช่นกัน ดังรูปที่ 2.12



รูปที่ 2.12 สัดส่วนช่องว่างตามแนวรัศมีของระบบ Fast Bed (Basu, P., 2006)

## 2.2.4 ฟลูอิดเบตและวงจรรวมดัน (Pressure Loop)



รูปที่ 2.13 ส่วนป้อนกลับ Nonmechanical valves (Basu, P., 2006)

ฟลูอิดเบตส่วนใหญ่มักจะมีส่วนที่ทำหน้าที่ป้อนของแข็งกลับเข้ามาใหม่ (Nonmechanical valves) แสดงดังรูปที่ 2.13 (ก) แอลวาล์ว (ข) ลูปซีล (ค) วีวาล์ว สำหรับระบบแบบฟองอากาศ แบบสลักกึ่ง และแบบปั่นป่วนที่มีอนุภาคของแข็งเคลื่อนที่หลุดออกจากระบบน้อย โดยทั่วไปแล้วจะมีไซโคลนซึ่งมีขาคู่อยู่ในเบต เพื่อป้อนของแข็งกลับจะเห็นว่าอนุภาคของแข็งที่อยู่ในหอยจะลอยตัวขึ้นเนื่องจากถูกเป่าด้วยแก๊สที่มาจากส่วนล่างของหอย ของแข็งบางส่วนที่อยู่ในไซโคลนจะถูกดันขึ้น อนุภาคที่มีขนาดเล็กมากจะหลุดลอยไปจากไซโคลน เมื่อทำการวัดความดันที่จุดต่างๆ แล้วเขียนกราฟความสัมพันธ์ระหว่างความดันกับความสูงของหอยในลักษณะวงจรรวมดัน พบว่าผลรวมความดันลดของผลต่างระหว่างระดับความสูงจะต้องมีค่าเท่ากับศูนย์เสมอ แสดงดังสมการที่ (2.9) (Basu, P., 2006) โดยสัมพันธ์กับรูปที่ 2.14

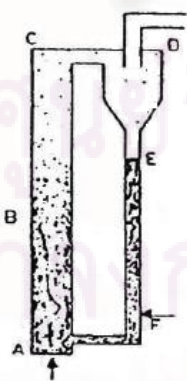
$$\Delta P_{F-A} + \Delta P_{A-B} + \Delta P_{B-C} + \Delta P_{C-D} = \Delta P_{D-E} + \Delta P_{E-F} \quad (2.9)$$

สำหรับฟลูอิดเบตแบบหมุนเวียน (ฟลูอิดเบตความเร็วสูง) จะต้องออกแบบให้ท่อป้อนกลับมีขนาดใหญ่กว่าหรือใกล้เคียงกับท่อไรเซอร์ เพื่อให้สามารถป้อนของแข็งกลับมาได้ทันเวลา ระบบประกอบด้วย 3 ส่วนที่สำคัญคือ ด้านไรเซอร์ ซึ่งเกิดฟลูอิดเซชันความเร็วสูง ส่วนบนของท่อป้อนกลับซึ่งเกิดการหมุนวนของอนุภาคแล้วตกกลับลงมาเนื่องจากถูกออกแบบให้ทำหน้าที่เหมือนไซโคลน และส่วนล่างของท่อป้อนกลับซึ่งเกิดฟลูอิดเซชันแบบฟองอากาศ โดยที่แก๊สจะถูกเป่าเข้าที่ส่วนล่างของท่อไรเซอร์และท่อป้อนกลับเพื่อให้เกิดฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูง และฟลูอิดเซชันแบบฟองอากาศตามลำดับ เมื่อทำการวัดความดันที่จุดต่างๆ แล้วนำมาเขียนกราฟเทียบกับความสูงในลักษณะของวงจรรวมดันพบว่า ส่วนบนของท่อป้อนกลับที่อยู่เหนือระดับของเบตความดันจะคงที่ตลอดเนื่องจากการตกของอนุภาคอิสระ ส่วนเบตด้านที่เกิดฟองอากาศซึ่งอยู่ในภาวะเฟสหนาแน่นซึ่งมีความหนาแน่นบัลค์สูง ส่งผลให้ความดันลดคร่อม

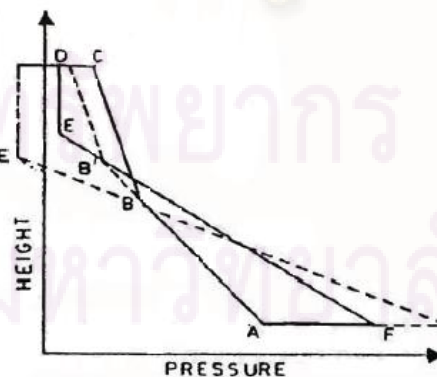
เบตสูงกว่าทางด้านโรเซออร์ ซึ่งเกิดฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูงและมีความหนาแน่นบัลค์ต่ำหรือมีสัดส่วนช่องว่างมากในโรเซออร์ อนุภาคจะกระจายตัวตลอดความสูงในหอดังกล่าว สำหรับระบบฟลูอิดเบตแบบหมุนเวียนซึ่งอยู่ในภาวะฟลูอิดเบตความเร็วสูง จะมีการกระจายตัวของเม็ดของแข็งในแนวแกน (Axial Distribution) เป็น 2 เฟส คือ แบบหนาแน่น (Dense Phase) ที่บริเวณด้านล่างของท่อโรเซออร์ และแบบเจือจาง (Dilute Phase) ที่บริเวณด้านบนของท่อโรเซออร์

พิจารณาวงจรความดันในรูปทั้งสอง (รูปที่ 2.14 (ก) และ (ข)) จะเห็นว่าช่วงที่เปลี่ยนจากภาวะหนาแน่นไปเป็นภาวะเบาบางนั้น เส้นกราฟจะเกิดการเปลี่ยนแปลงของความชัน ซึ่งในช่วงเบาบางนั้นจะมีความดันลดต่ำกว่าในช่วงหนาแน่น เพราะว่ามีจำนวนเม็ดของแข็งน้อยกว่า และความชันของกราฟในช่วงนี้จะมีค่าสูงกว่าในช่วงหนาแน่น ซึ่งแสดงว่าในช่วงเบาบางนั้น การกระจายตัวตามแนวรัศมีจะเกิดขึ้นน้อยกว่าในช่วงหนาแน่น แต่การกระจายตัวก็ลดลงอย่างสม่ำเสมอตลอดความสูงในอัตราส่วนที่น้อยมาก สำหรับช่วงเปลี่ยนจากภาวะหนาแน่นไปเป็นเบาบางนั้น เป็นฟังก์ชันกับอัตราการไหลป้อนกลับของของแข็งและปริมาณเม็ดของแข็งในระบบ พิจารณาระบบซึ่งมีปริมาณเม็ดของแข็งคงที่แต่เปลี่ยนอัตราการหมุนเวียนของเม็ดของแข็ง ดังรูปที่ 2.14(ข) เส้นประในรูปแสดงถึงการหมุนเวียนของแข็งที่ลดลง จะเห็นว่าความสูง ณ จุดที่เปลี่ยนจากหนาแน่นไปเป็นเบาบางจะมีค่าลดลง

เมื่อพิจารณาดุลความดัน (Pressure Balance) รอบวงจร หรือ ระบบฟลูอิดเบตแบบหมุนเวียนตามรูปที่ 2.14(ก) ที่ส่วนล่างของท่อโรเซออร์ เบตจะหนาแน่นกว่าด้านบนทำให้ความดันลดต่อความสูงที่บริเวณด้านล่างของท่อโรเซออร์มีค่าสูงกว่าด้านบน โดยอนุภาคของแข็งในระบบฟลูอิดเบตแบบหมุนเวียนจะกระจายอยู่ในท่อโรเซออร์และท่อป้อนกลับ โดยที่ความดันลดในทั้งสองท่อจะได้ดุลกัน นั่นคือผลรวมของความดันลดทั้งระบบจะมีค่าเป็นศูนย์



(ก)



(ข)

รูปที่ 2.14 วงจรความดันของระบบฟลูอิดเบตแบบหมุนเวียน (Basu, P., 2006)

### 2.2.5 ข้อดีและข้อเสียของการใช้เทคนิคฟลูอิดไฮดรอน

การเปรียบเทียบระหว่างข้อดีและข้อเสียของการใช้เทคนิคฟลูอิดไฮดรอนกับเทคนิคอื่นๆ สรุปได้ดังนี้

#### ข้อดี

- เนื่องจากเม็ดของแข็งเคลื่อนที่อยู่ตลอดเวลาทำให้เกิดการผสมกันได้อย่างรวดเร็วและสม่ำเสมอ อุณหภูมิภายในเบตคงที่ตลอด
- มีการจัดเรียงตัวของเม็ดของแข็ง เม็ดที่มีน้ำหนักน้อยจะอยู่ส่วนบน เม็ดที่มีน้ำหนักมากจะอยู่ส่วนล่าง ซึ่งสามารถนำไปใช้ในการแยกขนาดของเม็ดของแข็งได้นอกจากนี้แรงเสียดทานต่อการไหลของของไหลมีน้อยกว่ามาก
- จากคุณสมบัติที่คล้ายกับของไหล จึงสามารถทำงานแบบต่อเนื่องได้ คือปล่อยให้ของแข็งไหลออกจากเบตและไหลเติมเข้ามาในเบตได้
- การที่เม็ดของแข็งไหลหมุนเวียนอยู่ภายในเบต เม็ดของแข็งนี้สามารถที่จะเป็นตัวนำความร้อนจากผนังแหล่งความร้อนให้กับของไหลได้มากกว่า เพราะมีสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนที่สูงกว่า เมื่อเปรียบเทียบที่ความเร็วของไหลค่าเดียวกัน ฟลูอิดไฮดรอนจึงเหมาะสมกับกระบวนการที่มีปฏิกิริยาที่ให้ความร้อนหรือดูดความร้อนจำนวนมากๆ
- อัตราการถ่ายเทมวลสารและพลังงานสูง เนื่องจากพื้นที่สัมผัสระหว่างเม็ดของแข็งกับของไหลมีมากเมื่อเทียบกับเบตนิ่ง
- ที่ความเร็วของของไหลสูงๆ การทำงานของฟลูอิดไฮดรอนเบตจะเสียพลังงานน้อยกว่าเบตที่อยู่กับที่มาก เพราะแรงเสียดทานและความดันลดมีค่าน้อยกว่า
- สามารถกำจัดขนาดของตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีขนาดเล็กมากๆ ได้โดยไม่ต้องหยุดการทำงานของเครื่อง
- สามารถใช้ในการขนส่งเม็ดของแข็งจากที่หนึ่งไปยังอีกที่หนึ่งได้

#### ข้อเสีย

- เนื่องจากมีการผสมกันของเม็ดของแข็งอย่างรวดเร็ว อาจทำให้ระยะเวลาที่เม็ดของแข็งสัมผัสและผสมกับของไหลสั้นเกินไป เบตอาจจะไม่ผสมกันเป็นเนื้อเดียวโดยตลอด แต่อาจแก้ไขได้โดยใช้เบตหลายชั้น
- เกิดการขัดสีระหว่างของแข็งและภาชนะทำให้เกิดการสึกกร่อน เม็ดของแข็งมีขนาดเล็กลง

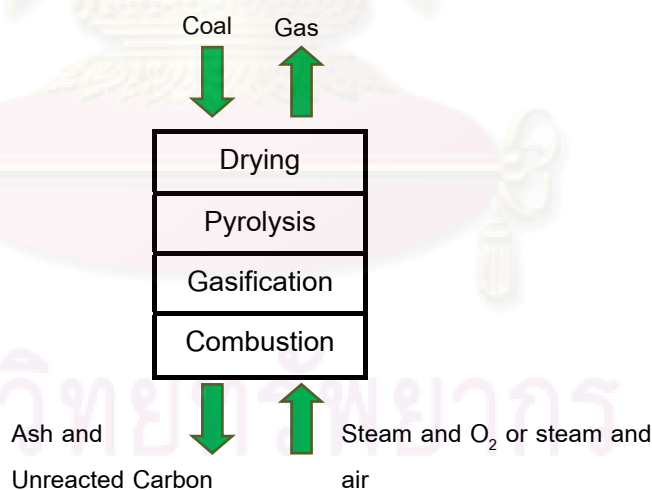
### 2.3 แก๊สซิฟิเคชัน (Gasification)

แก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) หรือกระบวนการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง เป็นกระบวนการแปรรูปเชื้อเพลิงแข็ง เช่น ถ่านหิน ถ่านไม้ เป็นต้น ให้อยู่ในรูปเชื้อเพลิงที่เป็นแก๊สประกอบด้วยคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ไฮโดรเจน ( $H_2$ ) มีเทน ( $CH_4$ ) และไฮโดรคาร์บอนเบา นอกจากนี้ยังมีผลิตภัณฑ์อื่นๆ ได้แก่ น้ำมันทาร์ และซาร์ เป็นต้น

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเป็นกระบวนการเปลี่ยนรูปทางเคมีความร้อน (Thermochemical conversion process) ได้จากปฏิกิริยาของไฮโดรคาร์บอน กับออกซิเจน และ/หรือ ไอน้ำที่มีอุณหภูมิสูงความดันตั้งแต่ 1 บรรยากาศขึ้นไป ปฏิกิริยาเกิดขึ้นหลายขั้นตอนทั้งปฏิกิริยาคูดความร้อน และปฏิกิริยาคายความร้อน แก๊สเชื้อเพลิงประกอบด้วยแก๊สผสมระหว่าง CO และ  $H_2$  เรียกว่า ไพรอดีเซอร์แก๊ส (Producer gas)

ไพรอดีเซอร์แก๊ส เกิดจากปฏิกิริยาการเผาไหม้แบบไม่สมบูรณ์ (Incomplete combustion) ของสารองค์ประกอบคาร์บอนไปเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ และปฏิกิริยารีดักชัน (Reduction) ของคาร์บอนไดออกไซด์ และไอน้ำ ไปเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ และไฮโดรเจน

ลำดับการเปลี่ยนแปลงอาจแสดงได้โดยตัวอย่างของ Moving bed gasifier ดังแสดงในรูปที่ 2.15



รูปที่ 2.15 Moving bed gasifier

ถ่านหินเคลื่อนที่ลงมาถูกทำให้แห้งด้วยแก๊สร้อนที่สวนทางขึ้นมาเมื่อเคลื่อนต่อดลงมาจะร้อนขึ้นจนเกิดการไล่สารระเหยและไพโรไลซิส ในขั้นถัดไปอุณหภูมิสูงขึ้นจนเกิดการแก๊สฟาย (Gasify) ถือได้ว่าเป็นการแก๊สฟายซาร์ที่ได้จากการไพโรไลซิส นั่นก็คือ Solid carbon นั้นเอง



### ปฏิกิริยาการเผาไหม้พื้นฐาน (Fundamental combustion reactions)

เป็นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นระหว่างคาร์บอนกับอากาศและ/หรือไอน้ำ ดังแสดงในตารางที่ 2.1 ปฏิกิริยาเหล่านี้มีการศึกษามากแล้ว นับได้ว่าเป็นปฏิกิริยาพื้นฐานที่สามารถนำมาอธิบายกระบวนการเผาไหม้ต่างๆ ได้

ตารางที่ 2.1 ปฏิกิริยาการเผาไหม้พื้นฐาน (สุพัตรา ชิวธนาคุปต์, 2546)

ปฏิกิริยา	ลักษณะ ของ ปฏิกิริยา	$\Delta H$		
		Cal/gmole	kJ/kgmole	Btu/lbmole
1. $C + O_2 \longrightarrow CO_2$	-	94,410	408,632	169,938
2. $C + 1/2O_2 \longrightarrow CO$	-	27,056	123,092	48,701
3. $C + CO_2 \longrightarrow 2CO$	+	40,298	162,448	72,536
4. $CO + 1/2O_2 \longrightarrow CO_2$	-	67,355	285,540	121,239
5. $C + H_2O \longrightarrow CO + H_2$	+	32,454	118,905	58,917
6. $C + 2H_2O \longrightarrow CO_2 + 2H_2$	+	24,610	75,362	44,298
7. $CO + H_2O \longrightarrow CO_2 + H_2$	-	7,844	43,543	14,119
8. $C + 2H_2 \longrightarrow CH_4$	-	17,866	74,800	32,158

หมายเหตุ 1. ปฏิกิริยาการทดลองที่สภาวะ 1,200 องศาเซลวิน (1,700 องศาฟาเรนไฮต์ หรือ 927 องศาเซลเซียส) ความดัน 1 บรรยากาศ คาร์บอนที่ใช้เป็นสารมาตรฐาน อยู่ในรูปแกรไฟต์

2. เครื่องหมายลบ หมายถึง ปฏิกิริยาคายความร้อน (Exothermic reaction)

เครื่องหมายบวก หมายถึง ปฏิกิริยาดูดความร้อน (Endothermic reaction)

ปฏิกิริยาที่ 1 เป็นการเผาไหม้คาร์บอนในบริเวณที่มีออกซิเจนมากเกินพอ เกิดเป็นคาร์บอนไดออกไซด์

ปฏิกิริยาที่ 2 เป็นการเผาไหม้คาร์บอนที่กำลังลุกแดงภายใต้สภาวะที่มีออกซิเจนไม่เพียงพอ เกิดเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์

ปฏิกิริยาที่ 3 เรียกว่า “Boudouard reaction” เป็นปฏิกิริยาพื้นฐานของการผลิตโปรดิวเซอร์แก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์จะทำปฏิกิริยากับคาร์บอนที่มากเกินไป (Excess carbon) ในอุณหภูมิของแข็งเกิดเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ มีการศึกษาเกี่ยวกับความสามารถในการเข้าทำปฏิกิริยา (Reactivity) ของเชื้อเพลิงต่างๆ พบว่าอัตราเร็วของการเกิดปฏิกิริยาขึ้นกับธรรมชาติของเชื้อเพลิงและลักษณะเฉพาะของผิว (Surface characteristics) ของเชื้อเพลิง อัตราการเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วเมื่ออุณหภูมิมากกว่า 950 องศาเซลเซียส เนื่องจากมีการแตกตัวของคาร์บอนเชิงซ้อนที่เกิดขึ้นบริเวณผิวของเชื้อเพลิงเมื่ออุณหภูมิต่ำกว่านี้

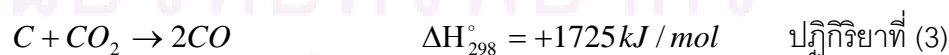
ปฏิกิริยาที่ 4 จะเกิดขึ้นเมื่อมีออกซิเจนเหลืออยู่ คาร์บอนมอนอกไซด์จะรวมตัวกับออกซิเจนได้เป็นคาร์บอนไดออกไซด์

ส่วนปฏิกิริยาที่ 5 และ 6 เป็นกรณีที่ไอน้ำเข้าไปพร้อมกับอากาศ เกิดการแตกตัวของไอน้ำเข้าทำปฏิกิริยากับคาร์บอน ปฏิกิริยาที่ 5 เราเรียกว่า Water gasification และปฏิกิริยาที่ 7 เป็นปฏิกิริยาระหว่างคาร์บอนมอนอกไซด์กับไอน้ำ ได้เป็นคาร์บอนไดออกไซด์กับไฮโดรเจน ปฏิกิริยานี้เรียกว่า Water gas หรือ Shift reaction ปฏิกิริยาเหล่านี้เป็นปฏิกิริยาผันกลับได้ (Reversible)

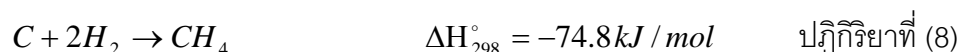
#### ปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สฟิเคชัน

ในชั้นการแก๊สฟาย (Gasification zone) ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้น คือ การแก๊สฟายคาร์บอนซึ่งประกอบด้วยปฏิกิริยาที่สำคัญ คือ

1. Oxygenolysis หรือ การทำปฏิกิริยากับออกซิเจน เพื่อให้เกิดคาร์บอนมอนอกไซด์ และคาร์บอนไดออกไซด์ ในบรรยากาศที่มีออกซิเจนจำกัดเพราะอากาศที่ป้อนเข้าจากด้านล่างถูกใช้ในชั้นการเผาไหม้ (Combustion zone) ไปส่วนมาก ปฏิกิริยาในชั้นนี้ คือ

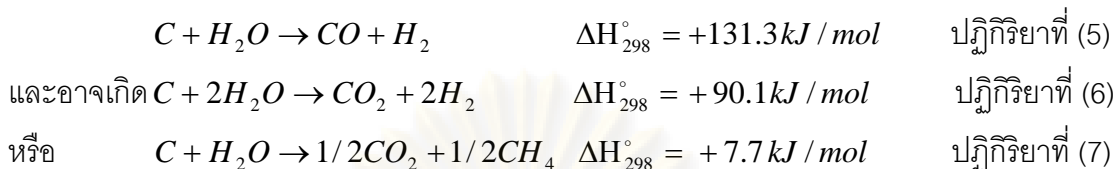


2. Hydrogenolysis คือ ปฏิกิริยาคาร์บอนกับไฮโดรเจน เพื่อเกิดมีเทน หรือปฏิกิริยาการเติมไฮโดรเจน



$H_2$  จะทำปฏิกิริยากับ  $N_2$  และ  $S$  ในถ่านหินด้วย เกิดแก๊ส  $NH_3$  และ  $H_2S$  การเติมไฮโดรเจนในรูปของไอน้ำนี้เพื่อเพิ่มอัตราส่วน  $H/C$  ในแก๊สผลิตภัณฑ์

## 3. Hydrolysis



ปัจจุบันกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันมีการทดลองอยู่ 3 ระบบ คือ

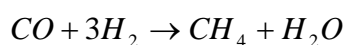
ก. การผลิตแก๊สเชื้อเพลิงที่มีค่าความร้อนต่ำ (Low Heating Value Gas or Low Btu Gas) แก๊สเชื้อเพลิงที่ได้มีค่าความร้อนประมาณ  $3.3\text{-}5.6 \text{ MJ/m}^3$  ( $90\text{-}150 \text{ Btu/SCF}$ ) เกิดจากการเผาไหม้บางส่วนของท่านกับอากาศ โดยมากมักมีไอน้ำอยู่ด้วย ปฏิกิริยาดังกล่าวเกิดขึ้นดังนี้



องค์ประกอบที่สามารถเผาไหม้ได้ (Combustible component) ของแก๊สผลิตภัณฑ์คือ คาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจน ซึ่งเจือจางอยู่ในคาร์บอนไดออกไซด์ และไนโตรเจน แก๊สจะมีอุณหภูมิเปลวไฟ (Flame temperature) ต่ำ ในปัจจุบันได้มีการนำมาใช้อย่างกว้างขวางในการผลิตไฟฟ้าสำหรับความต้องการของอุตสาหกรรมขนาดเล็ก

ข. การผลิตแก๊สเชื้อเพลิงที่มีค่าความร้อนปานกลาง (Medium Heating Value Gas หรือ Medium Btu Gas) แก๊สเชื้อเพลิงมีค่าความร้อนประมาณ  $9.3\text{-}20.5 \text{ MJ/m}^3$  ( $250\text{-}550 \text{ Btu/SCF}$ ) กระบวนการนี้ใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ ซึ่งจาก Medium Btu Gas สามารถเปลี่ยนเป็นแก๊สสังเคราะห์ได้โดยกระบวนการนี้โดยใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์ที่ได้จากการแยกออกจากอากาศ เพื่อใช้ในการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันบางส่วน (Partial oxidation) การไม่มีแก๊สไนโตรเจนจะทำให้ค่าความร้อนสูงขึ้น

ค. การผลิตแก๊สเชื้อเพลิงที่มีค่าความร้อนสูง (High Heating Value Gas หรือ High Btu Gas) ค่าความร้อนของแก๊สเชื้อเพลิงที่ได้เทียบเท่ากับ Synthesis Gas (SNG) ส่วนประกอบของแก๊สนี้มักเป็นมีเทนเกือบบริสุทธิ์ ซึ่งจากแก๊สเชื้อเพลิงที่มีค่าความร้อนปานกลางสามารถเปลี่ยนเป็น SNG ได้โดยกระบวนการ Methanation ที่อุณหภูมิต่ำ Catalytic process เกิดปฏิกิริยาของคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจนเป็นแก๊สมีเทนและน้ำดังปฏิกิริยาที่ (9)



ปฏิกิริยาที่ (9)

เมื่อผ่านการทำให้แห้งก็จะได้แก๊สซึ่งมีคุณสมบัติใกล้เคียงกับแก๊สบริสุทธิ์

### 2.3.1 ประเภทของกระบวนการแก๊สฟิเคชัน (Classification of Gasification)

ประเภทของกระบวนการแก๊สฟิเคชันอาจแยกออกไปตามลักษณะการให้ความร้อนหรือชนิดของ Gasifying medium เช่น ไอน้ำ คาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งถือเป็นปัจจัยอิสระเชิงลักษณะ หรือแยกออกไปตามปฏิกิริยา อุณหภูมิ คุณสมบัติแก๊ส หรือกากของแข็งที่เหลือซึ่งถือเป็นปัจจัยตามเชิงลักษณะแสดงได้ดังตารางที่ 2.2

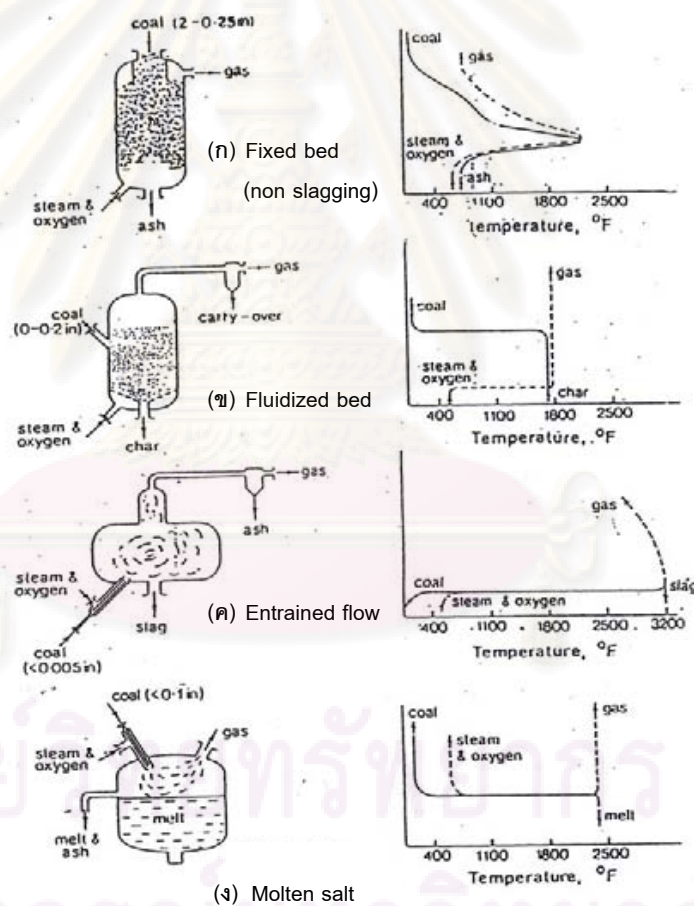
ตารางที่ 2.2 ลักษณะของปัจจัยอิสระและปัจจัยตามสำหรับแก๊สฟายเออร์ (Probststein, R. F. and Hicks, R. E., 1982)

ปัจจัยอิสระ	ปัจจัยตาม
1. วิธีการให้ความร้อน <ul style="list-style-type: none"> <li>- ทางตรง</li> <li>- ทางอ้อม</li> </ul>	1. อุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยา <ul style="list-style-type: none"> <li>- สูง</li> <li>- กลาง</li> <li>- ต่ำ</li> </ul>
2. ชนิดของ Gasifying medium <ul style="list-style-type: none"> <li>- ไอน้ำกับอากาศหรือออกซิเจน</li> <li>- อากาศ</li> <li>- ไฮโดรเจนกับไอน้ำหรือไม่มีไอน้ำ</li> <li>- ไอน้ำกับตัวเร่งปฏิกิริยา</li> </ul>	2. คุณสมบัติแก๊ส <ul style="list-style-type: none"> <li>- องค์ประกอบ</li> <li>- สัดส่วน <math>H_2/CO</math></li> <li>- ส่วนประกอบทาร์หรือน้ำมัน</li> <li>- ค่าความร้อน</li> </ul>
3. ประเภทเครื่องปฏิกรณ์ <ul style="list-style-type: none"> <li>- เบดเคลื่อนที่ (Moving bed) หรือเบดนิ่ง (Fixed bed)</li> <li>- ฟลูอิดไรซ์เบด (Fluidized bed)</li> <li>- แบบการไหลแบบเอนเทรน (Entrained flow)</li> <li>- แบบมอลเทนซอลท์ (Molten salt)</li> </ul>	3. กากของแข็งที่เหลือ <ul style="list-style-type: none"> <li>- เถ้า</li> <li>- เถ้าหลอม</li> <li>- คาร์บอนที่ไม่ได้ทำปฏิกิริยา</li> </ul>

เนื่องจากประเภทของเครื่องแกซิฟายเออร์ (gasifier reactor) ถือเป็นปัจจัยเชิงลักษณะที่สำคัญของกระบวนการซึ่งมีอยู่ 4 แบบหลักๆ คือ

- แบบเบดเคลื่อนที่ (Moving bed) หรือเบดนิ่ง (Fixed bed)
- แบบฟลูอิไดซ์เบด (Fluidized bed)
- แบบการไหลแบบเอนเทรน (Entrained flow)
- แบบมอลเทนซอลท์ (Molten salt)

ดังรูปที่ 2.16



รูปที่ 2.16 แสดงเตาผลิตแก๊ส 4 ประเภท (Probstein, R. F. and Hicks, R. E., 1982)

- (ก) แบบเบดนิ่ง
- (ข) แบบฟลูอิไดซ์เบด
- (ค) แบบการไหลแบบเอนเทรน
- (ง) แบบมอลเทนซอลท์

กากที่เหลือต่างกันด้วยช่วงอุณหภูมิที่ดำเนินการคือประมาณ 815-1925 องศาเซลเซียส และแก๊สฟายเออร์แต่ละแบบจะทำงานที่ช่วงอุณหภูมิหนึ่งๆ สำหรับแก๊สฟายเออร์ที่เถ้าไม่หลอมละลายเรียกว่า dry bottom gasifier และแบบที่เถ้าหลอมละลายเรียกว่า slagging gasifier (ช่วงอุณหภูมิ 1200-1800 องศาเซลเซียส ขึ้นอยู่กับองค์ประกอบของเถ้า)

### 2.3.1.1 แก๊สฟายเออร์แบบเบดเคลื่อนที่ หรือแก๊สฟายเออร์แบบเบดนิ่ง (Moving bed gasifier or Fixed bed gasifier)

หลักการทั่วไป เป็นแก๊สฟายเออร์ที่ป้อนถ่านหินจากด้านบน ถ่านหินจะเคลื่อนลงด้านล่างด้วยแรงดึงดูดของโลกซึ่งจะถูกแก๊สฟายและเถ้าใหม่หมดไปกลายเป็นเถ้าในช่วงล่างสุด แต่เนื่องจากกระยะบนและล่างของเบดอยู่กับที่ จึงอาจเรียกว่า แก๊สฟายเออร์แบบเบดนิ่ง (Fixed bed gasifier) ก็ได้ ขณะที่วัตถุเคลื่อนตัวลงมา สิ่งที่จะเกิดขึ้น คือ

- การอบแห้งเมื่อสัมผัสกับแก๊สร้อนที่ลอยตัวขึ้น
- การปลดปล่อยสารระเหยง่ายในวัตถุดิบจะระเหยออกมาและแตกตัวให้แก๊สไฮโดรเจน มีเทน และไฮโดรคาร์บอนโมเลกุลหนักอื่นๆ ประปนไปกับผลิตภัณฑ์แก๊ส
- ปฏิกริยากับออกซิเจนทั้งออกซิเดชันและรีดักชัน ส่วนที่เหลือซึ่งไม่เกิดปฏิกิริยาจะถูกปล่อยออกมาทางส่วนล่างของเบด

การดำเนินการใช้ถ่านหินขนาด 3-50 มิลลิเมตร ถ้าวินาทีเกินไปอาจหลุดออกไปกับแก๊สขาออกได้โดยง่าย หรือเมื่อเคลื่อนลงมาด้านล่างของเบดจะทำให้เบดอุดตันและทำให้แก๊สไหลขึ้นมาไม่สะดวก การเคลื่อนที่ของเบดค่อนข้างช้าเพียง 0.5 เมตรต่อชั่วโมง สำหรับระบบไอน้ำ/อากาศที่ความดันบรรยากาศ และ 5 เมตรต่อชั่วโมง สำหรับระบบไอน้ำ/ออกซิเจนที่ความดันบรรยากาศ

อุณหภูมิภายในแก๊สฟายเออร์ขึ้นอยู่กับระดับของออกซิเดชันที่ในบรรยากาศของแก๊สฟายเออร์ อุณหภูมิจะไม่สูงกว่าจุดหลอมตัวของเถ้า สำหรับระบบไอน้ำ/ออกซิเจน อาจเป็นแบบ dry bottom หรือ slagging ขึ้นอยู่กับสัดส่วนไอน้ำกับออกซิเจนที่ใช้ ถ้าพ่นไอน้ำมากทำให้เกิดปฏิกิริยาที่ (5) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคูดความร้อนจะมีผลให้อุณหภูมิของเบดลดลง



เพื่อลดปริมาณการใช้ไอน้ำอาจยอมให้อุณหภูมิสูง และกำจัดเถ้าในรูปของ molten slag ซึ่งเป็นหลักการของ slagging gasifier การดำเนินการที่อุณหภูมิสูงทำให้เกิดปฏิกิริยาที่ (5) มากขึ้นด้วย (โดยไม่ต้องใช้ไอน้ำมากเกินไป)



ข้อดีของเบดเคลื่อนที่ คือ การมีการสัมผัสโดยตรงระหว่างถ่านหินกับแก๊สร้อน ทำให้ได้ประสิทธิภาพการเปลี่ยนรูปเชื้อเพลิงสูงสุดและมีการสูญเสียความร้อนน้อย

ปัญหาที่พบคือการหลอมและการเกาะติดกันเป็นก้อนของถ่านหิน ทำให้เกิดการอุดตันในเบด ส่งผลให้จำเป็นต้องมีกระบวนการ preoxidative treatment และอาจต้องมีใบพัดกวนภายในแก๊สไฟเออร์ เพื่อให้ถ่านหินแตกออกไม่ติดกันเป็นก้อน นอกจากนี้ระบบนี้ยังมีปัญหาที่ไม่สามารถใช้ถ่านหินละเอียดได้

ลักษณะการดำเนินการของแก๊สไฟเออร์แบบเบดเคลื่อนที่และชนิดขององค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยใช้ถ่านหินบิทูมินัส มีการป้อนไอน้ำและออกซิเจนหรืออากาศ ดังแสดงในตารางที่ 2.3 และ 2.4

ตารางที่ 2.3 แสดงลักษณะการดำเนินการของแก๊สไฟเออร์แบบเบดเคลื่อนที่ โดยใช้ถ่านหินบิทูมินัส มีการป้อนไอน้ำและออกซิเจน หรืออากาศ (Probstein, R. F. and Hicks, R. E., 1982)

ลักษณะ	ไอน้ำ/ออกซิเจน		ไอน้ำ/อากาศ	
	Lurgi Slagging	Lurgi Dry Ash	Woodhall Duckham/ Gas Integrale	Wellman-Gaslusha
ความดัน (MPa)	2.1	2.5	0.1	0.1
อุณหภูมิ * (°C)				
โซนการเผาไหม้	~2000	980 – 1370	N/A	~1300
โซนแก๊สไฟเออร์	~1475	650 – 815	1200	N/A
ทางออกแก๊ส	350 – 450	370 – 540	650	590 – 650
ไอน้ำ/ออกซิเจนตัน (kg / kg)	1	4	0.11	0.12
ออกซิเจนตัน (kg / GJ gas)	20	17	110	130
ถ่านหินที่ใส่เข้าไป (ton / m <sup>2</sup> . hr)	5.9	2.9	0.37	0.44
ความเร็วเบด # (m / hr)	8.2	4.0	0.51	0.61
เวลาในการทำปฏิกิริยาถ่านหิน + (hr)	0.4	1	23	3
ประสิทธิภาพแก๊สที่ได้จากถ่านหิน (%)	90	80	77	75

\* ขึ้นอยู่กับถ่านหิน

# สมมติให้ความหนาแน่นของถ่านหินเท่ากับ 720 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร

+ ขึ้นอยู่กับการประมาณความสูงของเบด (ถ่านหิน) N/A (หาไม่ได้ (Not available))

ตารางที่ 2.4 แสดงชนิดขององค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊ส เป็นเปอร์เซ็นต์โดยโมล<sup>+</sup> จากกระบวนการแกซีฟิเคชันของถ่านหินบิทูมินัสในแกซีฟายเออร์แบบเบดเคลื่อนที่กับไอน้ำและออกซิเจนหรืออากาศ (Probstein, R. F. and Hicks, R. E., 1982)

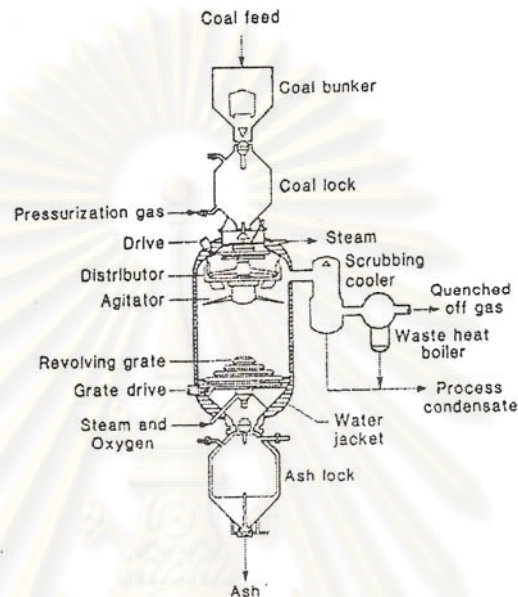
องค์ประกอบ	ไอน้ำ/ออกซิเจน		ไอน้ำ/อากาศ	
	Lurgi Slagging	Lurgi Dry Ash	Woodhall Duckham/ Gas Integrale	Wellman-Galusha
CO	61	18	28	29
CO <sub>2</sub>	3	30	5	3
H <sub>2</sub>	28	40	17	15
CH <sub>4</sub>	7	9	3	3
N <sub>2</sub>	1	1	47	50
อื่นๆ	-	2	-	-
รวม	100	100	100	100
GCV, MJ/m <sup>3</sup>	13.8	11.3	6.5	6.3

\* Dry basis after scrubbing and cooling

<sup>+</sup> Identical with volume percent

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตัวอย่างการทำงานของแก๊สไฟเออร์แบบเบดเคลื่อนที่คือ Lurgi Dry Ash Gasifier ซึ่ง เป็นแก๊สไฟเออร์ที่ความดันสูงตัวแรกและยังคงใช้อยู่ ดังแสดงในรูปที่ 2.17



รูปที่ 2.17 แสดงตัวอย่างของ Lurgi Dry Ash Gasifier (Probstein, R. F. and Hicks, R. E., 1982)

แก๊สไฟเออร์นี้ใช้ได้กับลิกไนต์ที่มีความชื้นและเถ้าสูงถึง 35% มีความดันภายในเบด 3.2 เมกะปาสคาล และมีเวลาในการทำปฏิกิริยาถ่านหินในเวลาประมาณหนึ่งชั่วโมง อุณหภูมิที่เริ่มแก๊สไฟเออร์ประมาณ 650-815 องศาเซลเซียส และอุณหภูมิของเถ้าอาจอยู่ในช่วง 980-1370 องศาเซลเซียสโดยไม่หลอมละลาย ซึ่งจะถูกทำให้เย็นลงมาที่ 400-500 องศาเซลเซียส โดยการพ่นไอน้ำและอากาศเข้ามา ส่วนแก๊สขาออกทำให้เย็นลงถึง 200-540 องศาเซลเซียส โดยถ่ายโอนความร้อนให้ waste heat boiler ในแก๊สไฟเออร์แบบนี้ผลิตไอน้ำสูงถึง 50% มากเกินพอ ซึ่งมีประโยชน์ในแง่ทำให้อุณหภูมิในโซนการเผาไหม้ลดลงและทำให้ดูลของคาร์บอน-ไอน้ำ และปฏิกิริยาซิฟท์แก๊สเลื่อนออกไป เกิดไฮโดรเจนมากขึ้น อุณหภูมิในช่วงแก๊สพีเคชั่นตอนกลางๆทำให้เกิดมีเทนน้อย (แต่มีเทนส่วนใหญ่ได้มาจากการปลดปล่อยของสารระเหยง่าย) นอกจากแก๊สแล้วยังได้ทาร์และน้ำมันซึ่งถูกแยกออกโดยการล้างในscrubber หรือ cooler ด้วยน้ำ

ใน dry ash gasifier ต้องป้องกันไม่ให้อุณหภูมิในโซนการเผาไหม้สูงเกินไปจึงทำให้ต้องใช้ไอน้ำปริมาณมาก ส่งผลให้ประสิทธิภาพต่ำ จึงมีผู้พัฒนา slagging gasifier ขึ้นมาเพื่อลดการใช้ไอน้ำ และต้องใช้อุณหภูมิสูงเพื่อลดการเกิดมีเทนและเพื่อให้เกิดปฏิกิริยาที่ (5) มากขึ้นด้วย



Lurgi slagging gasifier หรือ slagger ที่ใช้ในการผลิตแก๊สสังเคราะห์นั้นทางด้านบนเหมือนกับแบบ dry bottom รูปที่ 2.15 ปรับเปลี่ยนแต่ด้านล่างเพื่อให้ทนอุณหภูมิสูงในการดำเนินการที่ประมาณ 2000 องศาเซลเซียส slag ไหลลงสู่ quench vessel ซึ่งมีน้ำหล่อเย็นทำให้ slag กลายเป็นของแข็งทันที โดยมีเวลาในการทำปฏิกิริยาถ่านหินประมาณ 20 นาที ซึ่งมีค่าเพียงหนึ่งในสามเท่าของ dry ash gasifier ส่วนการ decompose ของไอน้ำสูงมากเกือบ 100% การดำเนินการที่อุณหภูมิสูง ทำให้ปฏิกิริยา Boudouard เกิดเพิ่มขึ้นคือ



แก๊สผลิตภัณฑ์ยังคงมีมีเทนอยู่แต่เกิดจากการปลดปล่อยของสารระเหยง่ายของถ่านหินในช่วงการ ไพโรไลซิสมากกว่า

#### 2.3.1.2 แก๊สฟลายเออร์แบบฟลูอิดิซด์เบด (Fluidized bed gasifier)

เป็นระบบที่มีการพัฒนาน้อยที่สุดในบรรดาแบบที่กล่าวมาแล้วข้างต้น ในสมัยก่อนสงครามโลกครั้งที่สอง เตาผลิตแก๊สนี้ใช้ในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าและเดินเครื่องยนต์ Gas Engines ที่ใช้ในโรงงานการสังเคราะห์แอมโมเนีย เตาผลิตแก๊สนี้มีขนาดเล็กๆจะถูกฟลูอิดิซด์โดยความเร็วของแก๊สแบบมีทิศทาง โดยเมื่อเปรียบเทียบกับ Entrained Flow Gasifier พบว่ามีความร้อนและฝุ่นเล็กๆ ซึ่งสูญเสียไปกับแก๊สเชื้อเพลิงที่ออกจากตัวเตา ผลเสียอันนี้ถูกชดเชยด้วยความสามารถในการเดินเครื่องได้อย่างต่อเนื่องที่ปริมาณการป้อนสูง การใช้ถ่านต่อเวลาและปริมาณการป้อนของเตาสูงกว่า อีกทั้งการถ่ายโอนมวลสารและความร้อนดี ทำให้สามารถควบคุมอุณหภูมิได้ง่าย

ระบบนี้สามารถทำงานได้ทั้งในภาวะที่แห้งหรือเปียกก็ได้ การฟลูอิดิซด์แบบแห้งสามารถทำงานได้ดีที่อุณหภูมิต่ำกว่าจุดอ่อนตัวของถ่าน อนุภาคของเศษถ่านและถ่านจะถูกดึงออกทางด้านล่างโดยกรรมวิธีทางกล ในขณะที่บางส่วนถูกพัดติดมากับแก๊สเชื้อเพลิงทางด้านบน ทำให้ต้องมีการติดตั้งไซโคลน (Cyclone) เพื่อดักเก็บถ่านไว้ การผลิตแก๊สที่มีถ่านอยู่ และอุณหภูมิสูงกว่าจุดอ่อนตัวของถ่าน ทำให้ถ่านรวมตัวกันมีขนาดใหญ่ขึ้นและตกลงมายังส่วนล่างของเบดและถูกดึงออกในที่สุด

#### 2.3.1.3 แก๊สฟลายเออร์แบบการไหลแบบเอนเทรน (Entrained flow gasifier)

เป็นการใช้ส่วนผสมของวัตถุดิบกับแก๊ส (อากาศ/ไอน้ำ หรือ ออกซิเจน/ไอน้ำ) เพื่อนำเอาผงละเอียดเล็กๆ ของวัตถุดิบเข้าสู่เตาผลิตแก๊ส โดยที่ขนาดของวัตถุดิบ และความเร็วของแก๊สที่

เข้าสู่เตาต้องพอดีกันเพื่อรักษาสภาพของการแขวนลอยไว้ การทดลองเรื่องนี้ได้รับการพัฒนามาจากกระบวนการเผาไหม้ของ Pulverized-Coal เถ้าและถ่านชาร์ (Char) จะออกจากเตาพร้อมกับแก๊สผลิตภัณฑ์ ซึ่งต้องมีการแยกออกอีกครั้งหนึ่ง อัตราการเกิดปฏิกิริยาของถ่านและอุณหภูมิสูงมากเมื่อเทียบกับเบดนิ่ง และเมื่ออุณหภูมิสูงเกินสภาวะเกิด Slag แก๊สฟิคเคชั่นจะสำเร็จด้วยการผ่านเข้าเพียงครั้งเดียว ซึ่งในระบบแห่งนี้มักจะมีการนำถ่านกลับ เพื่อให้เกิดการเปลี่ยนแปลงในปริมาณสูง

#### 2.3.1.4 แก๊สฟายเออร์แบบมอลเทนซอลท์ (Molten salt gasifier)

สารหลอมเหลวสามารถใช้ในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง เพื่อที่จะถ่ายโอนความร้อนและเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาของกระบวนการ สารที่เป็นสารหลอมเหลวนอกจากเกลือแล้วอาจจะเป็นเหล็กหรือโลหะอื่นๆ รวมทั้งเถ้าของถ่านเอง การผลิตแก๊สที่ใช้ตัวกลางที่หลอมเหลวได้นั้นทำให้ผลิตแก๊สได้มากขึ้น เพราะการเร่งปฏิกิริยาของสารหลอมเหลว กำมะถัน จะอยู่ในส่วนที่หลอมเหลว ทำให้กรรมวิธีที่ใช้ในการทำความสะอาดแก๊สน้อยลง

ผลเสียที่สำคัญคือ เกิดการกัดกร่อน เนื่องจากการใช้สารหลอมเหลวที่อุณหภูมิสูง โดยการผสมกระเบื้องอะลูมินา (Alumina) ที่มีความบริสุทธิ์ลงในเกลือที่ใช้ เป็นเพียงการแก้ปัญหาอย่างชั่วคราว

#### 2.3.2 ถ่านหิน

จัดว่าเป็นเชื้อเพลิงจากซากดึกดำบรรพ์ (Fossil fuel) ชนิดหนึ่งเกิดจากการทับถมของซากพืชซากสัตว์ซึ่งอาจสะสมกันอยู่ชายฝั่งทะเล บริเวณน้ำกร่อย น้ำจืดหรือแผ่นดินที่ขึ้นและขณะเดียวกันเกิดการกัดกร่อนของดินตะกอนลงทับถมกับซากพืชทำให้เกิดการเน่าเปื่อยผุพังกลายเป็น ถ่านพีต ถ่านพีตนี้เป็นต้นกำเนิดของถ่านหินการจำแนกถ่านอาจดูได้จากชนิดและศักดิ์

จากเชื้อเพลิงแข็งซึ่งมีอัตราส่วนคาร์บอนต่อไฮโดรเจนสูงคือ ประมาณ 15 มาแปรรูปให้เป็นเชื้อเพลิงเหลวหรือแก๊ส เชื้อเพลิงที่มีอัตราส่วนคาร์บอนต่อไฮโดรเจนต่ำๆ โดยการทำปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชัน (Hydrogenation) ในกระบวนการแปรรูปเชื้อเพลิงเหลวหรือปฏิกิริยา Partial oxidation ในกระบวนการแก๊สฟิคเคชั่น หรือปฏิกิริยา Decomposition ในกระบวนการคาร์บอนไอเซนชัน และจะมีการกำจัดหรือลดสารประกอบไนโตรเจนกับซัลเฟอร์จากถ่านหินในรูป  $H_2S$  และ  $NH_3$  ไปด้วยพร้อมๆกัน

## 2.4 การคำนวณเชิงพลวัตของของไหลด้วยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม

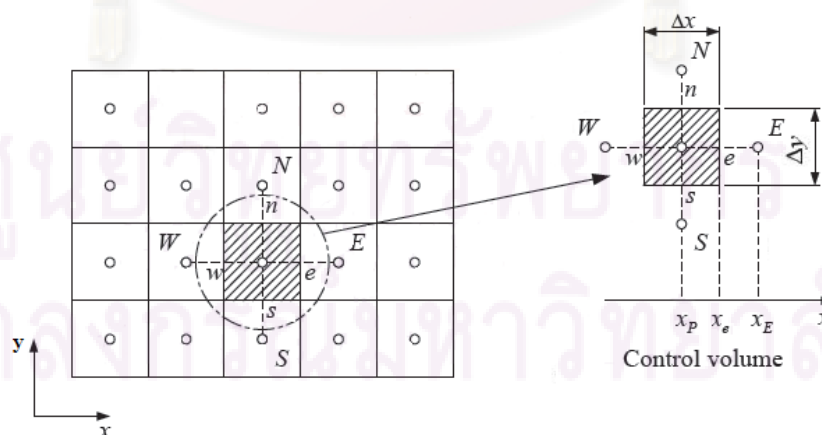
การจำลองการไหลด้วยระเบียบวิธีเชิงตัวเลข (Computational Fluid Dynamics, CFD) เป็นการวิเคราะห์ปัญหาการไหลของระบบการไหล การถ่ายเทความร้อนและปรากฏการณ์ต่าง ๆ ที่เกี่ยวข้องกับการไหล เช่น การเกิดปฏิกิริยาเคมี โดยจำลองปัญหาเหล่านั้นบนคอมพิวเตอร์

ปรากฏการณ์ทางการไหล การถ่ายเทความร้อน และปฏิกิริยาต่าง ๆ สามารถอธิบายได้ด้วยสมการเชิงอนุพันธ์ย่อย (Partial differential equation) แบบไม่เชิงเส้น ซึ่งไม่สามารถแก้ระบบสมการเหล่านี้เพื่อหาผลเฉลยแม่นยำตรง (Exact solution) ได้ด้วยวิธีการวิเคราะห์เชิงคณิตศาสตร์ (Analytical analysis) ยกเว้นในกรณีพิเศษบางกรณี ดังนั้นการวิเคราะห์ด้วยระเบียบวิธีเชิงตัวเลข (Numerical analysis) จึงเข้ามามีบทบาทในการหาผลเฉลยโดยประมาณ (Approximate solution) โดยอาศัยการกระจายพจน์ต่าง ๆ เพื่อประมาณสมการเชิงอนุพันธ์ย่อยเหล่านี้ด้วยระบบสมการพีชคณิต (System of algebraic equations) ซึ่งสามารถหาผลเฉลยของระบบสมการนี้ได้ด้วยโปรแกรมคอมพิวเตอร์

ในหัวข้อนี้จะแสดงการประยุกต์ใช้ระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม (Finite volume method) กับสมการพื้นฐานของการไหลและการถ่ายเทความร้อนโดยจะทำการอธิบายขั้นตอนต่าง ๆ ของระเบียบวิธีนี้เช่น การประมาณพจน์ของการแพร่กระจาย พจน์ของการพา เป็นต้น

### 2.4.1 สมการควบคุมพื้นฐาน

ระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม เป็นระเบียบวิธีเชิงตัวเลขที่อาศัยการอินทิเกรตสมการการอนุรักษ์บนปริมาตรควบคุม (Control volume) โดยแบ่งขอบเขตของปัญหาที่สนใจออกเป็นปริมาตรควบคุมเล็ก ๆ ดังรูปที่ 2.18



รูปที่ 2.18 ขอบเขตของปัญหาที่ถูกแบ่งออกเป็นปริมาตรควบคุมเล็กๆ ด้วยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม (Patankar, S. V., 1980)



สำหรับการใช้ระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่มในการแก้ปัญห การนำความร้อนและการพาความร้อนของการไหล สามารถแสดงสมการควบคุมพื้นฐาน (Governing equations) รูปทั่วไปในสภาวะคงตัวของตัวแปร  $\phi$  ได้ดังนี้

$$\underbrace{\frac{\partial(\rho u \phi)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v \phi)}{\partial y}}_{\text{Convection Terms}} = \underbrace{\frac{\partial}{\partial x} \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} \right)}_{\text{Diffusion Terms}} + \underbrace{S_\phi}_{\text{Source Term}} \quad (2.10)$$

เมื่อพจน์ที่ 1 และ 2 ทางด้านซ้ายของสมการ (2.10) คือ พจน์ของการพา (Convective term) ส่วนพจน์ที่ 1 และ 2 ทางขวาของสมการ (2.10) คือ พจน์ของการแพร่กระจาย (Diffusion term) และพจน์ที่ 3 ทางขวาของสมการ (2.10) คือ พจน์ของ Source และเช่นเดียวกันในการไหลแบบปั่นป่วนรวมทั้งสมการของแบบจำลองความปั่นป่วนก็มีสมการการอนุรักษ์พื้นฐานรูปทั่วไปเหมือนสมการ (2.10) ดังนั้นจึงขอแสดงขั้นตอนของระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่มที่ใช้กับปัญหาการไหลแบบราบเรียบเท่านั้น

สมการ (2.10) เป็นสมการเชิงอนุพันธ์พื้นฐานที่จะนำมาแก้สมการ โดยสามารถใช้ระเบียบวิธีเชิงตัวเลขไฟไนต์วอลุ่มมาเปลี่ยนรูปแบบของสมการเชิงอนุพันธ์ย่อยให้เป็นสมการพีชคณิตโดยการอินทิเกรตตลอดปริมาตรควบคุม (CV) ได้เป็น

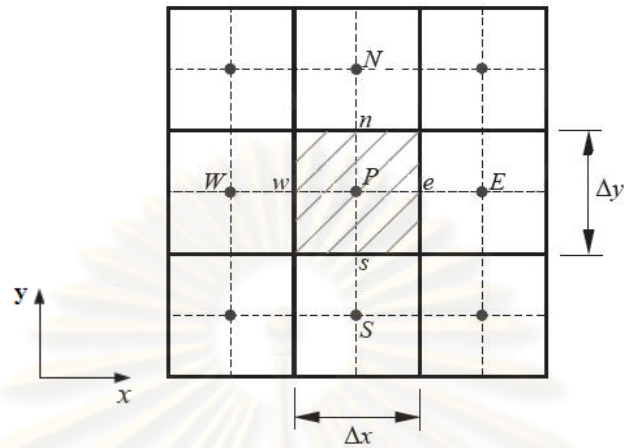
$$\int_{CV} \frac{\partial(\rho u \phi)}{\partial x} dV + \int_{CV} \frac{\partial(\rho v \phi)}{\partial y} dV = \int_{CV} \frac{\partial}{\partial x} \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} \right) dV + \int_{CV} \frac{\partial}{\partial y} \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} \right) dV + \int_{CV} S_\phi dV \quad (2.11)$$

โดยสมการนี้ก็คือ สมการพื้นฐานในรูปทั่วไปที่เขียนอยู่ในรูปของอินทิกรัลนั่นเอง

#### 2.4.2 ปัญหาการแพร่กระจาย

ในการแก้ปัญหการแพร่กระจาย (Diffusion problem) ในสองมิติ เราจะทำการคำนวณด้วยระเบียบวิธีเชิงตัวเลข โดยใช้สมการรูปทั่วไปที่สภาวะคงตัว เมื่อพิจารณาเทอมการแพร่กระจายเพียงเทอมเดียว จากสมการที่ (2.10) จะได้สมการของการแพร่กระจาย ดังนี้

$$\frac{\partial}{\partial x} \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} \right) + S_\phi = 0 \quad (2.12)$$



รูปที่ 2.19 การวางตัวของปริมาตรควบคุมในสองมิติของปัญหาการแพร่กระจาย (Patankar, S. V., 1980)

จากสมการที่ (2.12) ทำการอินทิเกรตตลอดปริมาตรควบคุมในสองมิติ (รูปที่ 2.19) ได้เป็น

$$\int_{\Delta V} \frac{\partial}{\partial x} \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} \right) dx dy + \int_{\Delta V} \frac{\partial}{\partial y} \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} \right) dx dy + \int_{\Delta V} S_\phi dx dy = 0 \quad (2.13)$$

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

$$\left[ \Gamma_e A_e \left( \frac{\partial \phi}{\partial x} \right)_e - \Gamma_w A_w \left( \frac{\partial \phi}{\partial x} \right)_w \right] + \left[ \Gamma_n A_n \left( \frac{\partial \phi}{\partial y} \right)_n - \Gamma_s A_s \left( \frac{\partial \phi}{\partial y} \right)_s \right] = 0 \quad (2.14)$$

จากสมการ (3.5) สามารถแสดงฟลักซ์ที่ไหลผ่านปริมาตรควบคุมได้ดังนี้  
ฟลักซ์ที่ไหลผ่านผิวปริมาตรควบคุมทิศตะวันตก

$$\Gamma_w A_w \left. \frac{\partial \phi}{\partial x} \right|_w = \Gamma_w A_w \frac{(\phi_P - \phi_w)}{\delta x_{WP}} \quad (2.15 ก)$$

ฟลักซ์ที่ไหลผ่านผิวปริมาตรควบคุมทิศตะวันออก

$$\Gamma_e A_e \left. \frac{\partial \phi}{\partial x} \right|_e = \Gamma_e A_e \frac{(\phi_E - \phi_P)}{\delta x_{PE}} \quad (2.15 ข)$$

ฟลักซ์ที่ไหลผ่านผิวปริมาตรควบคุมที่ศได้

$$\Gamma_s A_s \left. \frac{\partial \phi}{\partial y} \right|_s = \Gamma_s A_s \frac{(\phi_P - \phi_S)}{\delta y_{SP}} \quad (2.15 ค)$$

ฟลักซ์ที่ไหลผ่านผิวปริมาตรควบคุมทิศเหนือ

$$\Gamma_n A_n \left. \frac{\partial \phi}{\partial y} \right|_n = \Gamma_n A_n \frac{(\phi_N - \phi_P)}{\delta y_{PN}} \quad (2.15 ง)$$

นำค่าจากสมการ (2.15 ก-ง) ไปแทนลงในสมการ (2.14) จะได้ว่า

$$\begin{aligned} \Gamma_e A_e \frac{(\phi_E - \phi_P)}{\delta x_{PE}} - \Gamma_w A_w \frac{(\phi_P - \phi_W)}{\delta x_{WP}} + \Gamma_n A_n \frac{(\phi_N - \phi_P)}{\delta y_{PN}} \\ - \Gamma_s A_s \frac{(\phi_P - \phi_S)}{\delta y_{SP}} + \bar{S} \Delta V = 0 \end{aligned} \quad (2.16)$$

ถ้าสมมติว่าการกระจายของ Source term ในปริมาตรควบคุมเป็นแบบเชิงเส้นจะได้ว่า

$\bar{S} \Delta V = S_u + S_p \phi_P$  เพราะฉะนั้นสมการ (2.16) สามารถเขียนได้เป็น

$$\begin{aligned} \left( \frac{\Gamma_w A_w}{\delta x_{WP}} + \frac{\Gamma_e A_e}{\delta x_{PE}} + \frac{\Gamma_s A_s}{\delta y_{SP}} + \frac{\Gamma_n A_n}{\delta y_{PN}} - S_p \right) \phi_P = \left( \frac{\Gamma_w A_w}{\delta x_{WP}} \right) \phi_W + \left( \frac{\Gamma_e A_e}{\delta x_{PE}} \right) \phi_E \\ + \left( \frac{\Gamma_s A_s}{\delta y_{SP}} \right) \phi_S + \left( \frac{\Gamma_n A_n}{\delta y_{PN}} \right) \phi_N + S_u \end{aligned} \quad (2.17)$$

ดังนั้น จะได้สมการพีชคณิตของสมการทั่วไปคือ

$$a_p \phi_P = a_w \phi_W + a_e \phi_E + a_s \phi_S + a_n \phi_N + S_u \quad (2.18)$$

เมื่อ

$$a_w = \frac{\Gamma_w A_w}{\delta x_{WP}}$$

$$a_E = \frac{\Gamma_e A_e}{\delta x_{PE}}$$

$$a_S = \frac{\Gamma_s A_s}{\delta y_{SP}}$$

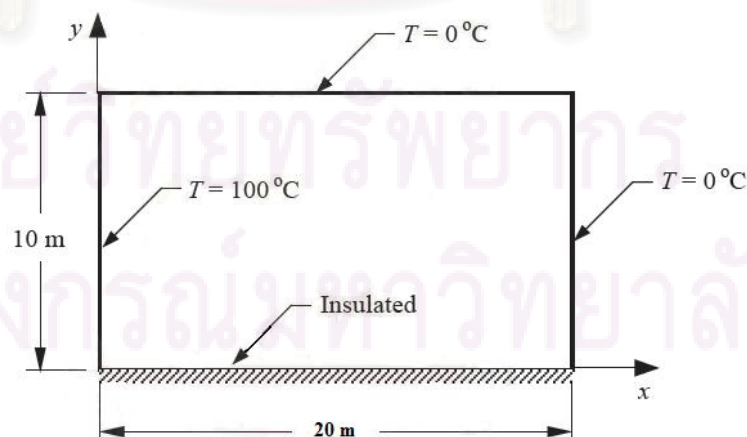
$$a_S = \frac{\Gamma_s A_s}{\delta y_{SP}}$$

และ 
$$a_P = a_W + a_E + a_S + a_N - S_P$$

สมการ (2.18) นี้สามารถนำไปแก้ไขปัญหาการนำความร้อนได้โดยการกำหนดเงื่อนไขขอบต่างๆ ของปัญหาที่พิจารณา

ตัวอย่างที่ 1 ปัญหาการนำความร้อนในสองมิติของแผ่นบางรูปสี่เหลี่ยม (Conduction in rectangular plate)

สำหรับปัญหานี้เป็นตัวอย่างการจำลองปัญหาการนำความร้อนด้วยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม โดยมีลักษณะของปัญหาเป็นการนำความร้อนในแผ่นสี่เหลี่ยม ซึ่งแสดงไว้ในรูปที่ 2.20 มีการกำหนดให้เงื่อนไขขอบที่ผนังด้านซ้ายมีอุณหภูมิเป็น 100 องศาเซลเซียส ขณะที่ผนังด้านบนและด้านขวากำหนดให้มีอุณหภูมิเท่ากับ 0 องศาเซลเซียส ส่วนขอบผนังด้านล่างกำหนดให้เป็นฉนวน สำหรับสมการเชิงอนุพันธ์ที่ใช้ในการแก้ปัญหาคือพิจารณาเฉพาะเทอมของการแพร่กระจายที่มีตัวแปรไม่ทราบค่าคือ  $T$  ซึ่งมีรูปสมการดังนี้



รูปที่ 2.20 ลักษณะของปัญหาการนำความร้อนของแผ่นบางรูปสี่เหลี่ยม (Patankar, S. V., 1980)

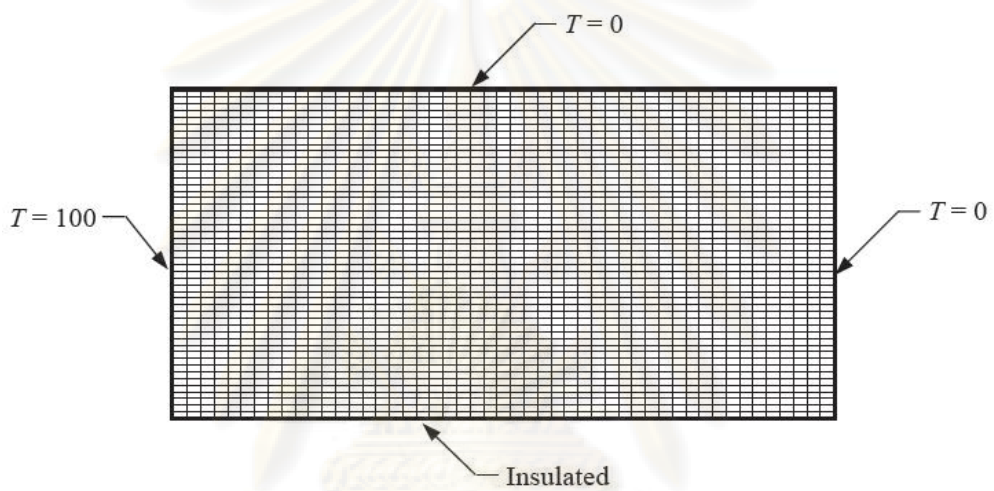
ปัญหานี้มีผลเฉลยแน่นอนตรงซึ่งหาได้จากสมการด้านล่าง

$$T(x, y) = \sum_{n=1}^{\infty} A_n \sinh\left[\frac{(2n-1)}{20}\pi(20-x)\right] \cos\left[\frac{(2n-1)}{20}\pi y\right] \tag{2.19}$$

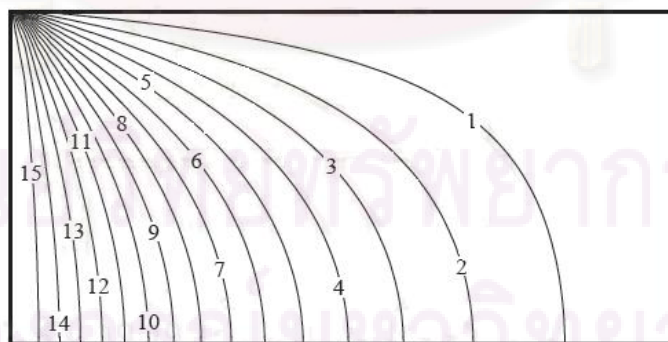
โดยที่

$$A_n = 20 \sin[10\pi(2n-1)] \times \int_0^{10} \cos\left[\pi\left(\frac{2n-1}{2}\right)y\right] dy$$

เมื่อ  $n = 1, 2, 3, \dots$



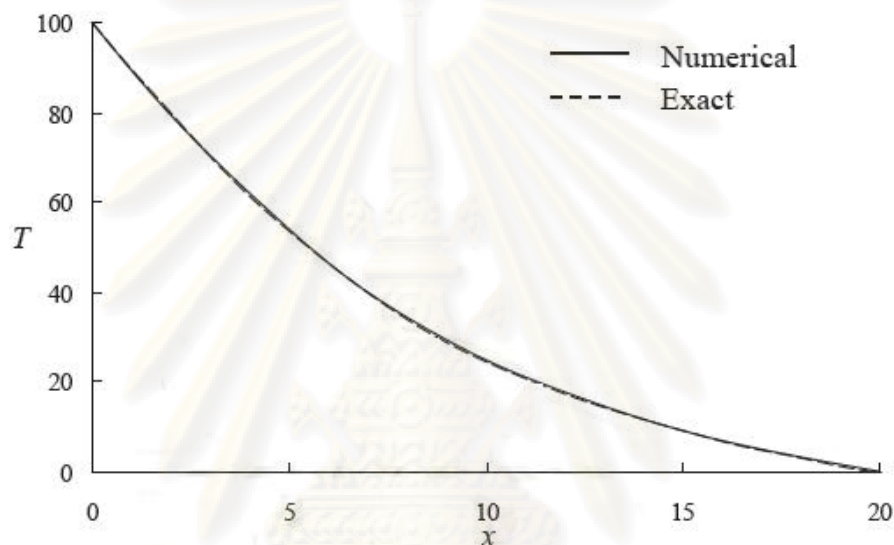
รูปที่ 2.21 รูปแบบการจำลองไฟไนต์วอลุ่มในปัญหาการนำความร้อนของแผ่นบางรูปสี่เหลี่ยม (Patankar, S. V., 1980)



Level	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
$T$	6.3	12.5	18.8	25.0	31.3	37.5	43.8	50.0	56.3	62.5	68.8	75.0	81.3	87.5	93.8

รูปที่ 2.22 ลักษณะการกระจายตัวของอุณหภูมิจากการวิเคราะห์ด้วยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่มในปัญหาการนำความร้อนของแผ่นบางรูปสี่เหลี่ยม (Patankar, S. V., 1980)

จากการใช้กริดขนาด  $50 \times 50$  ดังแสดงในรูปที่ 2.21 เราจะได้ผลการกระจายตัวของอุณหภูมิที่แสดงในรูปที่ 2.22 และเมื่อทำการเปรียบเทียบอุณหภูมิบริเวณผนังด้านล่างของแผ่นบางที่ตำแหน่ง  $x$  ต่างๆ ระหว่างผลลัพธ์จากการคำนวณด้วยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่มกับผลเฉลยแม่นยำตรงในสมการที่ (2.19) (รูปที่ 2.23) จะเห็นได้ว่าผลลัพธ์จากการคำนวณและผลเฉลยแม่นยำตรงมีความสอดคล้องกันเป็นอย่างดี



รูปที่ 2.23 อุณหภูมิที่ขอบผนังด้านล่างของแผ่นบางที่ตำแหน่ง  $x$  ต่างๆระหว่างผลลัพธ์จากการคำนวณด้วยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่มกับผลเฉลยแม่นยำตรง (Patankar, S. V., 1980)

### 2.4.3 ปัญหาคาร์พาและการแพร่กระจาย

ในปัญหานี้ นอกจากเทอมการแพร่กระจายแล้ว จะนำเทอมของการพามาพิจารณาด้วย ซึ่งโดยปกติเทอมการพานี้จะเกิดจากการไหลของของไหลในปัญหานั้น ซึ่งเราจำเป็นต้องทราบสนามการไหลที่เกิดขึ้น เพื่อให้สามารถทราบถึงตัวแปร (เช่น อุณหภูมิ ความเข้มข้นของมวล เป็นต้น) ที่เกิดการเปลี่ยนแปลงเนื่องมาจากการไหลดังกล่าว จากสมการในรูปทั่วไป (สมการ(2.10)) เราสามารถเขียนสมการของตัวแปร  $\phi$  ในปัญหาการแพร่กระจายและการพาใน 2 มิติที่มีสภาวะคงตัวได้ดังนี้

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



ในการเปลี่ยนรูปสมการตั้งต้นที่เป็นสมการเชิงอนุพันธ์ ให้อยู่ในรูปสมการพีชคณิตโดยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม สามารถทำได้โดยทำการอินทิเกรตสมการตั้งต้นตลอดปริมาตรควบคุมในรูปที่ 2.19

$$\int_{\Delta V} \left[ \frac{\partial(\rho u \phi)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v \phi)}{\partial y} \right] dV = \int_{\Delta V} \left[ \frac{\partial}{\partial x} \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} \right) + S_\phi \right] dV \quad (2.21)$$

จากการแยกพิจารณาอินทิกรัลที่ละเทอม โดยกำหนด  $A_e = A_w = 1 + \Delta y$  และ  $A_n = A_s = \Delta x \times 1$  จะได้เทอมของการพาในสองแนวแกน คือ

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

$$\int_{\Delta V} \frac{\partial}{\partial y} (\rho v \phi) dV = (\rho v A)_n \phi_n - (\rho v A)_s \phi_s = F_n \phi_n - F_s \phi_s \quad (2.22 \text{ ข})$$

เทอมการแพร่กระจาย คือ

$$\begin{aligned} \int_{\Delta V} \left[ \frac{\partial}{\partial x} \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} \right) \right] dV &= \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} A \right)_e - \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} A \right)_w \\ &= D_e (\phi_E - \phi_P) - D_w (\phi_P - \phi_W) \end{aligned} \quad (2.23 \text{ ก})$$

$$\begin{aligned} \int_{\Delta V} \left[ \frac{\partial}{\partial y} \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} \right) \right] dV &= \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} A \right)_n - \left( \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} A \right)_s \\ &= D_n (\phi_N - \phi_P) - D_s (\phi_P - \phi_S) \end{aligned} \quad (2.23 \text{ ข})$$

และ Source term คือ

$$\int_{\Delta V} S_\phi dV = S_\phi V \quad (2.24)$$

เมื่อ  $F$  คือ สัมประสิทธิ์ของการพา มีค่าเท่ากับ  $\rho u A$

และ  $D$  คือ สัมประสิทธิ์ของการแพร่กระจาย มีค่าเท่ากับ  $\frac{\Gamma A}{\delta}$

ค่าของ  $\phi$  บนผิวปริมาตรควบคุมในเทอมการพาที่อยู่ใต้อสมการสามารถหาได้ จากการประมาณค่าด้วย Scheme ต่างๆ เช่น Central differencing, Upwind differencing, Hybrid differencing หรือ Power-Law scheme โดยรายละเอียดของ Scheme ต่าง ๆ มีดังต่อไปนี้

1) **Central differencing scheme** เป็นการประมาณเชิงเส้นของค่า  $\phi$  โดยการหาค่าเฉลี่ยที่เกิดขึ้นที่ผิวของปริมาตรควบคุม ดังนี้

$$\phi_e = \frac{1}{2}(\phi_E + \phi_P) \quad (2.25 \text{ ก})$$

$$\phi_w = \frac{1}{2}(\phi_P + \phi_W) \quad (2.25 \text{ ข})$$

$$\phi_n = \frac{1}{2}(\phi_N + \phi_P) \quad (2.25 \text{ ค})$$

$$\phi_s = \frac{1}{2}(\phi_P + \phi_S) \quad (2.25 \text{ ง})$$

เมื่อนำค่าจากสมการ (2.22), (2.23) และ (2.24) แทนลงในสมการ (2.21) และนำค่าเฉลี่ยของค่า  $\phi$  ที่ Interface ต่างๆตามสมการข้างบนลงไปแทนค่า จะได้

$$\begin{aligned} & \frac{1}{2}(\rho u)_e(\phi_E + \phi_P) - \frac{1}{2}(\rho u)_w(\phi_P + \phi_W) + \frac{1}{2}(\rho v)_n(\phi_N + \phi_P) - \frac{1}{2}(\rho v)_s(\phi_P + \phi_S) \\ &= \frac{\Gamma_e(\phi_E - \phi_P)}{(\delta x)_e} - \frac{\Gamma_w(\phi_P - \phi_W)}{(\delta x)_w} + \frac{\Gamma_n(\phi_N - \phi_P)}{(\delta y)_n} - \frac{\Gamma_s(\phi_P - \phi_S)}{(\delta y)_s} + S_\phi V \end{aligned} \quad (2.26)$$

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

$$a_P \phi_P = a_W \phi_W + a_E \phi_E + a_S \phi_S + a_N \phi_N + S_\phi V \quad (2.27)$$

โดย

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

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

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

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

และ

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

ซึ่งเมื่อใช้กฎอนุรักษ์มวล  $F_n - F_s + F_e - F_w = 0$  จะได้ว่า

$$a_P = a_N + a_S + a_E + a_W$$

จากสมการ (2.27) จะเห็นได้ว่าการใช้ Central-differencing scheme นี้ อาจทำให้ค่าสัมประสิทธิ์  $a_N, a_S, a_E$  หรือ  $a_W$  มีค่าเป็นลบ ซึ่งเป็นการละเมิดต่อกฎพื้นฐาน (Basic rules ใน Patankar (1980)) ที่ว่า เมื่อค่าสัมประสิทธิ์ติดลบจะทำให้  $a_P \neq \sum |a_{nb}|$  ซึ่งไม่เป็นไปตาม Scarborough criterion ดังนั้นจะทำให้ผลเฉลยของปัญหาไม่ลู่เข้าสู่ค่าใดๆ ซึ่งเหล่านี้คือ เหตุผลที่วิธี Central-difference ไม่เป็นที่นิยมเมื่อต้องแก้ปัญหาคาร์พาและการแพร่กระจายที่มีค่าเพกเลตนิ้มเบอร์ (Peclet number, Pe) สูง

2) Upwind differencing scheme เป็นวิธีที่เสนอโดย Courant et al. (1952)

จุดประสงค์ในการคิดค้นวิธีนี้ก็เพื่อแก้ไขปัญหาที่เกิดจากการสมมติว่าค่าของการพาที่ Interface  $\phi_e$  เกิดจากค่าเฉลี่ยระหว่าง  $\phi_E$  และ  $\phi_P$  โดยเสนอแนวคิดใหม่คือทอมการแพร่กระจายไม่มีการเปลี่ยนแปลง แต่ในทอมการพาสามารถคำนวณโดยสมมติฐานที่ว่า ค่าของ  $\phi$  ที่ Interface มีค่าเท่ากับค่าของ  $\phi$  ที่ Grid point ของผิวปริมาตรควบคุมด้านต้นกระแสการไหล (Upstream) นั่นคือ

$$\phi_e = \phi_P \quad \text{เมื่อ} \quad F_e > 0 \quad (2.28 \text{ ก})$$

$$\phi_e = \phi_E \quad \text{เมื่อ} \quad F_e < 0 \quad (2.28 \text{ ข})$$

และ

$$\phi_w = \phi_W \quad \text{เมื่อ} \quad F_w > 0 \quad (2.28 \text{ ค})$$

$$\phi_w = \phi_P \quad \text{เมื่อ} \quad F_w < 0 \quad (2.28 \text{ ง})$$

ค่าของ  $\phi_n$  และ  $\phi_s$  ก็หาได้ในลักษณะเดียวกัน ดังนั้นสามารถเขียนสมการพีชคณิตของสมการทั่วไปได้เป็น

$$a_P \phi_P = a_W \phi_W + a_E \phi_E + a_S \phi_S + a_N \phi_N + S_\phi V \quad (2.29)$$

โดย  $a_N = \max[-F_n, 0]$

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

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

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

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

เมื่อ  $\max[A, B]$  คือ ค่าสูงสุด ที่ได้จากการเปรียบเทียบค่าของ  $A$  กับ  $B$

จากสมการ จะสังเกตได้ว่าค่าสัมประสิทธิ์ที่ต่างๆ จะไม่สามารถมีค่าเป็นลบได้ ทำให้ผลเฉลยที่ได้มีค่าเป็นไปตามลักษณะทางกายภาพที่เกิดขึ้นจริง และทำให้สามารถแก้ปัญหาต่างๆ ได้ โดยที่ผลเฉลยลู่ออกค่าใดค่าหนึ่ง

3) Hybrid differencing scheme ถูก เสน อ โด ย Spalding (1972) ซึ่ง Scheme นี้เป็นการรวมข้อดีของวิธี Central และ Upwind differencing scheme ไว้ด้วยกัน โดยเลือกใช้จากค่า Peclet number,  $Pe = \frac{F}{D}$  เราทราบว่าวิธี Central differencing scheme จะมีผลต่อการสั้นของผลลัพธ์ที่ได้จากการคำนวณ เมื่อ  $Pe$  มีค่ามากกว่า 2 และน้อยกว่า -2 ดังนั้นวิธี Hybrid differencing scheme จึงใช้วิธีนี้ในช่วงค่า  $Pe$  ระหว่าง -2 ถึง 2 เท่านั้น ส่วนค่า  $Pe$  ที่อยู่นอกช่วง -2 ถึง 2 จะใช้วิธี Upwind differencing scheme ที่มีความถูกต้องแม่นยำเป็นอันดับที่ 1 (1<sup>st</sup>-order accuracy) แต่มีเสถียรภาพในการคำนวณที่ดีกว่า ดังนั้นจะสามารถเขียนสมการพีชคณิตของสมการทั่วไปได้เป็น

$$a_P \phi_P = a_W \phi_W + a_E \phi_E + a_S \phi_S + a_N \phi_N + S_\phi V \quad (2.30)$$

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

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

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

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

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

4) Power-Law scheme ถูกเสนอโดย Patankar (1980) โดยวิธีนี้เป็นวิธีที่ให้ค่าผลเฉลยที่ใกล้เคียงกับผลเฉลยแม่นยำตรง (สำหรับปัญหาในหนึ่งมิติ) มากกว่าวิธี Hybrid scheme จากการกำหนดค่าในเทอมการแพร่กระจายให้มีค่าเป็นศูนย์ เมื่อค่า Pe มีค่ามากกว่า 10 โดยการประมาณเป็นโพลิโนเมียล สามารถเขียนสมการพีชคณิตได้เป็น

$$a_P \phi_P = a_W \phi_W + a_E \phi_E + a_S \phi_S + a_N \phi_N + S_\phi V \quad (2.31)$$

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

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

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

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

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

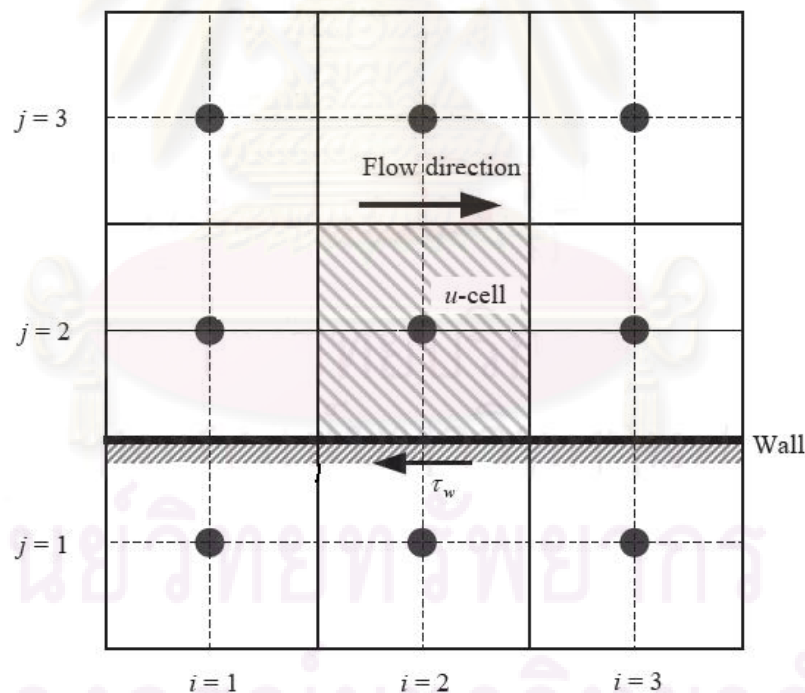
## 2.4.4 เงื่อนไขขอบ

การใช้ระเบียบวิธีเชิงตัวเลขในการแก้ปัญหาคำนวณต่าง ๆ นั้น จำเป็นต้องมีการกำหนดเงื่อนไขขอบ (Boundary conditions) และเงื่อนไขเริ่มต้น (Initial conditions) เนื่องจากสภาพทางกายภาพของปัญหาที่จำลองมาจะขึ้นกับการกำหนดเงื่อนไขเหล่านั้น ในหัวข้อนี้จะนำเสนอเงื่อนไขขอบทั่วไปที่ใช้ในวิธีไฟไนต์วอลุ่มโดยแบ่งเงื่อนไขเป็นสองประเภทใหญ่ๆ คือ

- เงื่อนไขขอบที่ผนัง (Wall boundary condition)
- เงื่อนไขขอบแบบสมมาตร (Symmetric boundary condition)

### 2.4.4.1 เงื่อนไขขอบที่ผนัง (Wall boundary condition)

ผนังเป็นเงื่อนไขขอบที่พบในปัญหาการไหลทั่วไป โดยอาจแบ่งเงื่อนไขขอบชนิดนี้เป็นเงื่อนไขย่อยหลายประเภท ซึ่งในที่นี้จะใช้ผนังที่ขนานกับแนวแกน  $x$  (รูปที่ 2.24) ในการพิจารณา



รูปที่ 2.24 ปริมาตรควบคุมที่ผนัง (Patankar, S. V., 1980)

**เงื่อนไขที่ไม่มีการลื่นไถล (No-slip condition;  $u = 0, v = 0$ )** เป็นเงื่อนไขการประมาณของความเร็วที่ผิวของแข็ง โดยความเร็วที่ขอบ ( $j = 1$ ) มีค่าเท่ากับศูนย์ และปริมาตรควบคุมที่อยู่ติดผนังมีค่า  $a_s = 0$  เนื่องจากไม่มีการคำนวณ Pressure correction ที่ตำแหน่งนี้



เงื่อนไขขอบที่ผนังสำหรับการไหลแบบราบเรียบ เราจะพบว่าบริเวณผนังมีความเค้นเฉือนในแนว  $u$  มีค่าเป็น

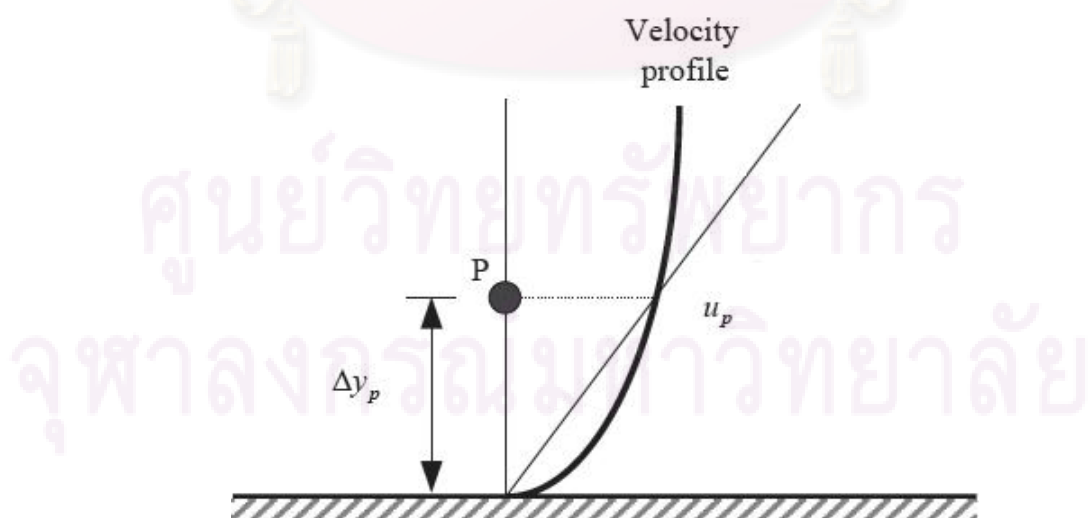
$$\tau_w = \mu \frac{u_p}{\Delta y_p} \quad (2.32)$$

จาก Velocity profile ในรูปที่ 2.25 ถ้าให้ค่า  $u_p$  คือค่าความเร็วที่ Node ซึ่งเป็นการประมาณค่าที่พิจารณาบริเวณใกล้เคียง และให้ค่าความเร็วมีการเปลี่ยนแปลงเป็นความสัมพันธ์เส้นตรงเมื่อเทียบกับระยะทาง จะได้แรงเฉือนมีค่าเป็น

$$\begin{aligned} F_S &= -\tau_w A_{cell} \\ &= -\mu \frac{u_p}{\Delta y_p} A_{cell} \end{aligned} \quad (2.33)$$

โดยที่  $A_{cell}$  คือพื้นที่ผนังของปริมาตรควบคุม ดังนั้นสามารถใส่เทอมของแรงเฉือนนี้เข้าไปใน Source term ของ  $u$  และสามารถเขียน Source term นี้ได้เป็น

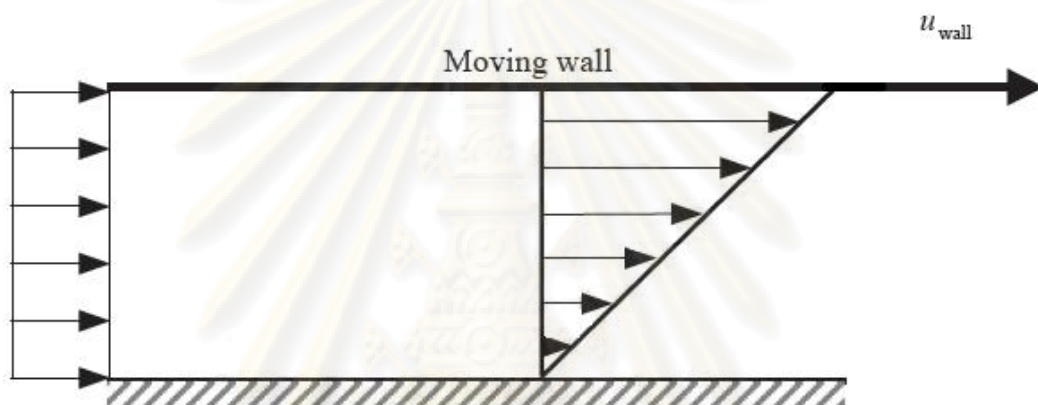
$$S_p = -\frac{\mu}{\Delta y_p} A_{cell} \quad (2.34)$$



รูปที่ 2.25 การกระจายตัวของความเร็วที่ผนัง (Patankar, S. V., 1980)

**เงื่อนไขขอบสำหรับผนังที่มีการเคลื่อนที่** ถ้าสมมติให้ผนังที่มีการเคลื่อนที่ (Moving walls) นี้ มีการเคลื่อนที่ในแนวแกน x (รูปที่ 2.26) จะทำให้ของไหลมีการเคลื่อนที่เนื่องจากความเค้นเฉือนที่ผนัง ซึ่งค่าแรงเฉือนที่เกิดขึ้นนั้นมาจากความแตกต่างระหว่างความเร็วที่ Node ในแนวแกน y ก่อนถึงผนัง กับความเร็วของผนังเคลื่อนที่ ดังนี้

$$F_s = -\mu \frac{(u_p - u_{wall})}{\Delta y_p} A_{cell} \quad (2.35)$$

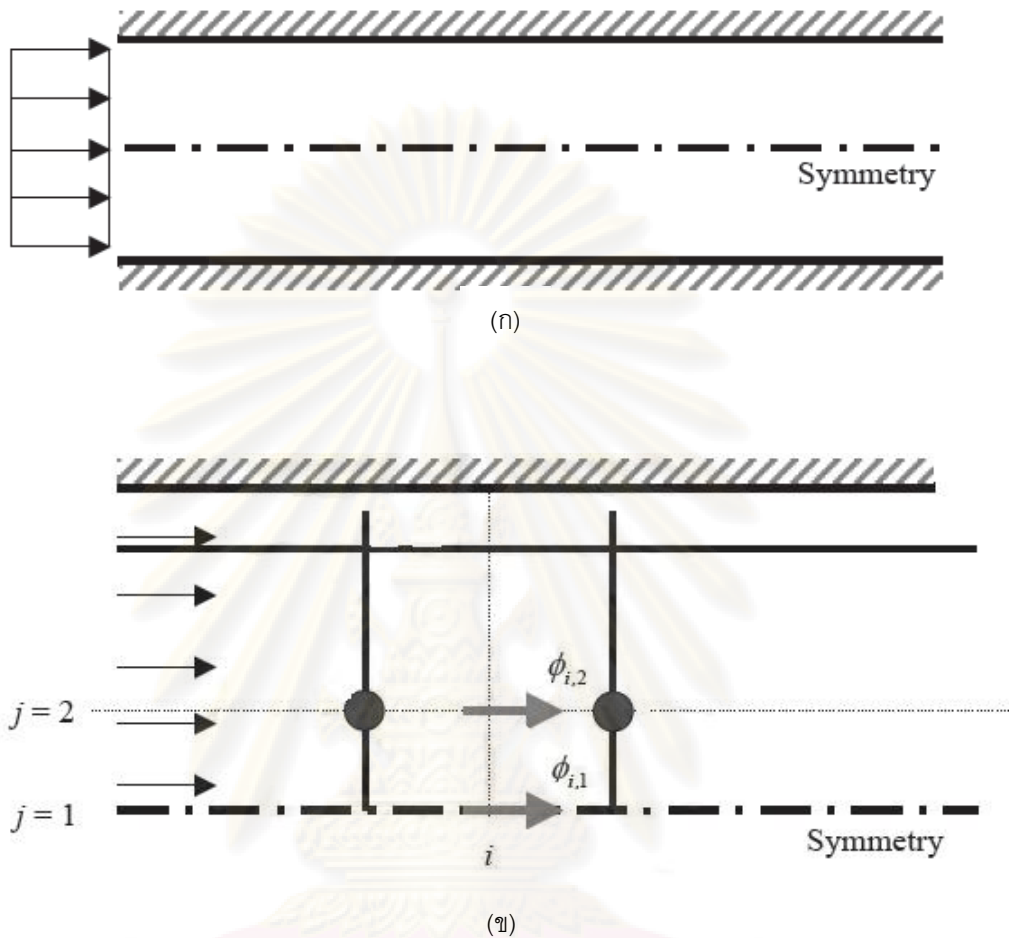


รูปที่ 2.26 ลักษณะของผนังเคลื่อนที่ (Patankar, S. V., 1980)

#### 2.4.4.2 เงื่อนไขขอบแบบสมมาตร (Symmetric boundary condition)

ในการแก้ปัญหามีลักษณะรูปร่างสมมาตร การคำนวณโดยใช้โดเมนทั้งหมดจะทำให้สิ้นเปลืองหน่วยความจำของคอมพิวเตอร์โดยใช้เหตุ การกำหนดเงื่อนไขที่สมมาตรจะช่วยให้ทำการคำนวณได้รวดเร็วขึ้น ซึ่งการกำหนดขอบเขตแบบนี้สามารถทำได้โดยกำหนดเงื่อนไขที่ไม่มี การไหลและไม่มีฟลักซ์ผ่านขอบเขต นั่นคือกำหนดค่าความเร็วในแนวตั้งฉากกับขอบเขตที่สมมาตรให้มีค่าเป็นศูนย์ ( $v = 0$ ) และให้ค่าของตัวแปรบนขอบผนังมีค่าเท่ากับตัวแปรนั้นบน Cell ที่ติดกันมาจากผนัง ( $\phi_{i,1} = \phi_{i,2}$ ) ดังแสดงในรูปที่ 2.27

ผลเฉลยที่ได้จากการใช้เงื่อนไขสมมาตรจะมีค่าเท่ากับผลเฉลยที่ได้จากการคำนวณทั้งหมด นอกจากนี้การใช้เงื่อนไขสมมาตร ยังทำให้สามารถเพิ่มความละเอียดในการคำนวณเพิ่มขึ้นหรือกล่าวอีกนัยหนึ่งก็คือ เป็นการใช้น้ำหนักหน่วยความจำของคอมพิวเตอร์อย่างมีประสิทธิภาพมากขึ้นนั่นเอง



รูปที่ 2.27 ก) ช่องการไหลที่สมมาตร ข) โดเมนของช่องการไหลที่ใช้เงื่อนไขสมมาตรแล้ว  
(Patankar, S. V., 1980)

## 2.5 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

M. L. Mastellone และ U. Arena (1999) ทำการทดลองเพื่อศึกษาผลของความหนาแน่นและขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของของแข็งที่มีต่อการกระจายตัวของของแข็งในโรเตอร์ตามแนวแกนและอัตราการไหลของของแข็งในแนวรัศมีในฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่อุณหภูมิและความดันปกติ ของแข็งที่ใช้คือ อนุภาค FCC และอนุภาค ballotini ซึ่งจัดอยู่ในกลุ่ม A และ B ตามเกณฑ์ของ Geldart โดยมีขนาดตั้งแต่ 67 ถึง 310 ไมโครเมตร พบว่าความหนาแน่นและขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคมีผลต่อระบบเฉพาะบริเวณทางเข้าด้านล่างของโรเตอร์เท่านั้น นอกจากนี้ยังพบว่าเมื่อใช้อนุภาคขนาดใหญ่จะไม่มีอนุภาคที่เคลื่อนที่ลงบริเวณผนังและอัตราการไหลของของแข็งในแนวรัศมีมีค่าใกล้เคียงกัน

P. D. Noymer และคณะ (2000) ทำการศึกษาผลของขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของไรเซอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไอดีซ์เบดแบบหมุนเวียนต่ออุทกพลศาสตร์บริเวณผนัง เพื่อดูผลของขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของไรเซอร์ที่มีผลกับการถ่ายโอนความร้อน เนื่องจากบริเวณผนังของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไอดีซ์เบดแบบหมุนเวียนจะมีการถ่ายโอนความร้อนระหว่างอนุภาคกับผนัง ผลการทดลองพบว่าเมื่อเพิ่มขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของไรเซอร์ 50 เปอร์เซ็นต์ ทำให้สัดส่วนของผนังที่ถูกปกคลุมด้วยอนุภาคเพิ่มขึ้นประมาณสองเท่าของไรเซอร์เดิม

S. Benyahia และคณะ (2000) ได้สร้างแบบจำลองการไหลของอนุภาคของแข็งและแก๊สของฟลูอิดไอดีซ์เบดแบบหมุนเวียนโดยใช้ทฤษฎีจลน์สำหรับวิภาคของแข็ง โดยใช้โปรแกรม Fluent อนุภาคของแข็งที่ใช้ FCC (Fluid catalytic cracking) ส่วนแก๊สที่ใช้คือ อากาศ แบบจำลองที่ใช้เป็นการไหลแบบ 2 มิติ ภาวะไม่คงตัว และอุณหภูมิคงที่ สมการอนุพันธ์มวลและโมเมนตัมของแต่ละวิภาคแก้โดยเทคนิค Finite Volume ซึ่งจะแก้สมการของแต่ละวิภาคแยกกันแต่วิภาคของแข็งกับวิภาคแก๊สจะมีความสัมพันธ์กันโดยใช้สมการของแรงต้านการเคลื่อนที่ ในการทดลองได้ทำการศึกษารูปแบบความเร็ว พลั๊กซ์ของแข็ง ความดัน และพารามิเตอร์ของความปั่นป่วนของแต่ละวิภาค ผลการคำนวณพบว่า พลั๊กซ์ของแข็ง และความดันลดภายในไรเซอร์สอดคล้องกับผลการทดลอง แต่ผลการคำนวณให้ค่าความหนาแน่นของอนุภาคของแข็ง (Solid Density) บริเวณผนังเบี่ยงเบนไปมากเมื่อเทียบกับการทดลอง

L. C. Gomez และ F. E. Milioli (2003) ทำการศึกษาตัวแปรเชิงตัวเลขที่มีอิทธิพลทางกายภาพต่ออุทกพลศาสตร์ของสองวิภาคคือ แก๊สและของแข็งในไรเซอร์ของฟลูอิดไอดีซ์เบดแบบหมุนเวียน การจำลองภาวะในงานวิจัยนี้ใช้ MICEFLOW code สำหรับการจำลองภาวะของระบบการไหล เพื่อศึกษาผลตัวแปรต่างๆ อันได้แก่ ความเร็วของแก๊ส และของแข็งที่ความหนืดคงที่ สัดส่วนปริมาตรของอนุภาคของแข็ง โดยใช้แบบจำลองอุทกพลศาสตร์แบบ B ของสถาบันเทคโนโลยีอิลลินอยด์ (IIT) จากผลการจำลองพบว่า ความหนืดมีผลต่อความเร็วของทั้งวิภาคแก๊สและของแข็ง ซึ่งที่ความหนืดของแข็งมาก บริเวณกึ่งกลางของไรเซอร์จะมีความเร็วแก๊สและของแข็งต่ำกว่าที่ความหนืดของแข็งน้อย และจะมีค่าลดลงไปตามแนวรัศมี ซึ่งผลการคำนวณที่ได้เป็นไปในแนวทางเดียวกับผลการทดลอง

P. Lettieri และคณะ (2004) ได้ทำการจำลองการเปลี่ยนแปลงการไหลภายในฟลูอิดไอดีซ์เบดจากรูปแบบการไหลแบบฟองแก๊สไปเป็นสลักของกลุ่มอนุภาคใน Geldart B งานวิจัยนี้จะใช้วิธีพลวัตของไหลเชิงการคำนวณโดยใช้ โปรแกรมเชิงพาณิชย์ CFX4.4 ซึ่งมีการใช้แบบจำลองทฤษฎีจลน์การไหลของของแข็งในการคำนวณด้วย โดยทำการจำลองด้วยความเร็วฟลูอิดไอดีซ์ 4 ค่า คือ 0.25, 0.27, 0.30 และ 0.33 เมตรต่อวินาที เกณฑ์ของ Baeyens-Geldart

จะถูกใช้ในการเปรียบเทียบการจำลองที่ซึ่งมีการเปลี่ยนแปลงความเร็ว นอกจากนี้ การจำลองภาวะในงานวิจัยนี้ยังได้แสดง รูปแบบสัดส่วนของแก๊ส และขนาดของฟองแก๊ส ซึ่งความสูงของเบดที่เกิดสลักกึ่งที่ได้จากการจำลองภาวะจะนำไปเปรียบเทียบกับผลการจำลองภาวะของ Matsen และคณะ พบว่าผลที่ได้จากทฤษฎีและผลจากการคำนวณสอดคล้องกันเพียง 12 เปอร์เซ็นต์

K. G. Hansen และคณะ (2004) ทำการศึกษาการสลายตัวของแก๊สไอโซนที่อุณหภูมิคงที่ (isothermal) โดยใช้ CFD code FLOTRACS-MP-3D ในการจำลองภาวะซึ่งการคำนวณระบบสามมิติ จำลองใน 3 มิติ และอธิบายพฤติกรรมของของไหลด้วยวิธีออยเลอร์เลียน (Eulerian Approach) คือ ทำการแก้สมการอนุรักษ์มวล โมเมนตัม และพลังงานสำหรับแต่ละภูมิภาค นอกจากนี้ได้นำแบบจำลองทฤษฎีจลนการไหลของของแข็ง (Kinetic Theory of Granular Flow :KTGF) มาพิจารณาด้วย งานวิจัยนี้ได้ศึกษาปฏิริยาการสลายตัวของแก๊สไอโซนในโรเตอร์เส้นผ่าศูนย์กลางภายใน 0.254 เมตร และนำผลจากการจำลองภาวะไปเปรียบเทียบกับผลการทดลองของ Ouyang ในงานวิจัยนี้ยังได้รายงานผลของความดันตกคร่อมอีกด้วย ซึ่งผลจากการเปรียบเทียบค่าที่วัดได้ และค่าที่ได้จากการจำลองภาวะความเข้มข้นของไอโซนที่ความสูงแตกต่างกันในโรเตอร์ให้ผลที่สอดคล้องกัน

E. Cruz และคณะ (2006) ทำการจำลองแบบจำลองโดยใช้วิธีพลวัตของไหลเชิงการคำนวณ (Computational Fluid Dynamic, CFD) สำหรับฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนที่ความหนาแน่นสูง โดยทำการพิจารณาสมการสัมประสิทธิ์แรงต้าน และความหนืดของของผสมระหว่างแก๊ส และของแข็ง ค่าพลาซิกซ์ของของแข็งที่ใช้ในงานวิจัยอยู่ระหว่าง 148 และ 455 กิโลกรัมต่อตารางเมตร วินาที และความเร็วแก๊สระหว่าง 4.7 และ 10 เมตรต่อวินาที จากแบบจำลองทำนายว่าการเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วของความหนืดและสัมประสิทธิ์แรงต้านมีความสัมพันธ์กันกับความเข้มข้นของของแข็งที่บริเวณใกล้ๆผนัง ในงานวิจัยนี้ได้ใช้โปรแกรม Fluent มาใช้ในการจำลองแบบจำลอง โดยนำผลการจำลองที่ได้ไปเปรียบเทียบกับผลการทดลอง

L. C.Gomez และคณะ (2008) ทำการศึกษาลักษณะการรวมตัวกันในรูปแบบของกลุ่มอนุภาค (Clusters) ของการไหลสองภูมิภาคคือ แก๊ส และของแข็งในโรเตอร์ ในงานวิจัยนี้ใช้ MICEFLOW code สำหรับการจำลองภาวะของระบบการไหลต่างๆ โดยใช้แบบจำลองอุทกพลศาสตร์แบบ B ของสถาบันเทคโนโลยีอิลลินอยด์ (IIT) พบว่าการรวมตัวกันในรูปแบบกลุ่มอนุภาคจะเกิดที่บริเวณผนัง แต่เนื่องจากงานวิจัยนี้บริเวณช่องทางออกรูปแบบของโรเตอร์ถูกออกแบบให้เข้าไปทางด้านขวาเปรียบเหมือนมีสิ่งกีดขวางจึงทำให้เกิดการรวมตัวในรูปแบบกลุ่มอนุภาคที่ตำแหน่งนี้ด้วย ทำให้สัดส่วนปริมาตรของกลุ่มอนุภาคของแก๊สมากในบริเวณนี้เช่นกัน

B. Chalermssinsuwan และคณะ (2009) ทำการศึกษาผลของรูปทรงของท่อไรเซอร์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคด์แบบหมุนเวียนที่มีต่ออุทกพลศาสตร์และอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีตามเงื่อนไขต่างๆ โดยใช้วิธีพลวัตของไหลเชิงการคำนวณ (CFD) แบบจำลองถูกจำลองขึ้นใน 2 มิติใช้แนวคิดออยเลอร์เลียน (Eulerian approach) และทฤษฎีจลนการไหลของของแข็ง (Kinetic Theory of Granular Flow :KTGF) จากงานวิจัยนี้พบว่า ท่อไรเซอร์ที่ลู่เข้า (tapered-out) ได้ปรับปรุงการปั่นป่วนหรือการผสมกันภายในระบบ ขณะที่ท่อไรเซอร์ที่ลู่ออก (tapered-in) จะเพิ่มเวลาในการเกิดปฏิกิริยาของอนุภาค และให้การกระจายตัวของอุณหภูมิสม่ำเสมอในระบบ

X. Wang และคณะ (2009) ทำการจำลอง 3 มิติของการแกซีฟายเออร์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคด์แบบ โดยนำแบบจำลองความปั่นป่วน  $k - \varepsilon$  และแบบจำลองทฤษฎีจลนการไหลของของแข็ง (Kinetic Theory of Granular Flow :KTGF) มาใช้ในการจำลอง นอกจากนี้ยังมีการพิจารณาปฏิกิริยาเคมีที่เกี่ยวข้องด้วย ซึ่งทำการจำลองในแกซีฟายเออร์ฟลูอิดไคด์แบบที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.22 เมตร ความสูง 2 เมตร โดยทำการศึกษาผลของรูปแบบการไหล ความเร็วแก๊ส และของแข็ง รูปแบบส่วนประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊ส และการกระจายตัวของอัตราการเกิดปฏิกิริยา ค่าที่ทำการจำลองได้ถูกนำไปเปรียบเทียบกับข้อมูลการทดลอง ผลจากการจำลองจะสามารถทำนายรูปแบบการไหลส่วนประกอบของแก๊สที่บริเวณทางออกให้ผลสอดคล้องกับผลการทดลอง



## บทที่ 3

### แบบจำลองทางคณิตศาสตร์และวิธีการสร้างแบบจำลองการไหล

#### 3.1 แบบจำลองการไหลหลายวัฏภาคของแก๊สและของแข็ง

การสร้างแบบจำลองการไหลหลายวัฏภาค (Multiphase Flow Model) เช่น ระบบของเหลว-ของเหลว ของเหลว-แก๊ส และแก๊ส-ของแข็ง ในงานวิจัยนี้ใช้แนวคิดแบบออยเลอร์เลียน (Eulerian Approach) ซึ่งสนใจการไหลแบบต่อเนื่อง ไม่ได้ทำการติดตามการเคลื่อนที่ของแต่ละอนุภาค สำหรับระบบแก๊ส-ของแข็งนั้น จะนำแนวคิดแบบออยเลอร์เลียนมาใช้ได้เมื่อวัฏภาคของแข็งมีสมบัติคล้ายของไหล ดังนั้นจึงได้มีการนำแบบจำลองทฤษฎีจลน์การไหลของแข็ง (Kinetic Theory of Granular Flow: KTGF) มาใช้เพื่อกำหนดค่าความดันและความหนืดในวัฏภาคของแข็งโดยมีสมมติฐานว่า อนุภาคของแข็งมีพฤติกรรมคล้ายโมเลกุลแก๊ส จากทฤษฎีจลน์ของแก๊ส (Kinetic Theory of Gas) โดยปกติแต่ละโมเลกุลของแก๊สมีการเคลื่อนที่อย่างไม่มีระเบียบ (Random Motion) ด้วยความเร็วไม่เท่ากันและไม่คงที่ เนื่องจากโมเลกุลอาจจะกระทบผนังปะทะหรือชนกัน ความเร็วจึงเปลี่ยนแปลงตลอดเวลาทุกครั้งที่มีการชนกัน และยังมีการถ่ายโอนโมเมนตัมและเปลี่ยนทิศทาง การเปลี่ยนทิศทางขึ้นอยู่กับลักษณะการชนของโมเลกุล ในสภาพที่แท้จริงนั้นแก๊สย่อมมีโอกาสชนกันหลายลักษณะ และไม่เป็นระเบียบแล้วแต่ทิศทางและความเร็วของการชน แต่ความเร็วเฉลี่ยและพลังงานจลน์ของโมเลกุลทั้งหมดในแก๊สจำนวนหนึ่งนั้นมีค่าคงที่ตลอดเวลาที่อุณหภูมิคงที่ การชนในลักษณะที่ความเร็วเฉลี่ยและพลังงานจลน์เฉลี่ยคงที่นี้เรียกว่าการชนแบบยืดหยุ่น (Elastic Collision) แต่สำหรับอนุภาคของแข็งถือว่าการชนแบบไม่ยืดหยุ่น (Inelastic Collision) เพราะขณะที่ชนนอกจากมีการถ่ายโอนโมเมนตัมให้กันและกันแล้ว ยังมีการสูญเสียทั้งความเร็วและพลังงานจลน์โดยพลังงานจลน์ที่เสียไปจะกลายเป็นความร้อน

การคำนวณลักษณะการไหลโดยทั่วไป จำเป็นต้องแก้สมการเชิงอนุพันธ์ที่สอดคล้องกับสมการอนุรักษ์มวล โมเมนตัม พลังงานและสปีชีส์ของระบบแก๊สและของแข็ง เนื่องจากความซับซ้อนของสมการทำให้หาผลเฉลยเชิงวิเคราะห์ได้ยาก เทคนิคทางคณิตศาสตร์ที่เรียกว่า ระเบียบวิธีเชิงตัวเลข (Numerical Method) จึงถูกนำมาใช้เพื่อเปลี่ยนระบบสมการเชิงอนุพันธ์ให้อยู่ในรูปของระบบสมการพีชคณิต เพื่อหาผลเฉลยเชิงตัวเลข (Numerical Solution) สมการอนุรักษ์มวล โมเมนตัม พลังงาน และสปีชีส์ถูกพัฒนาขึ้นโดยใช้แนวคิดของออยเลอร์เลียน (Gidaspow, D., 1994) ซึ่งทำการแก้ปัญหาในแต่ละวัฏภาคไปพร้อมๆ กัน แต่ทำการเชื่อมความสัมพันธ์ระหว่างวัฏภาคผ่านทางสมการของแรงต้าน ในสมการอนุรักษ์โมเมนตัม

### 3.1.1 สมการอนุรักษ์พื้นฐาน (Fluent 6.2.16; User's Guide)

#### 3.1.1.1 สมการอนุรักษ์มวล

วัฏภาคแก๊ส

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

วัฏภาคของแข็ง

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

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

เมื่อ

$\varepsilon_s$  คือ สัดส่วนของปริมาตรในวัฏภาคของแข็ง

$\varepsilon_g$  คือ สัดส่วนของปริมาตรในวัฏภาคแก๊ส

$\rho_s$  คือ ความหนาแน่นของวัฏภาคของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

$\rho_g$  คือ ความหนาแน่นของวัฏภาคของแก๊ส (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)

$v_s$  คือ ความเร็วของวัฏภาคของแข็ง (เมตรต่อวินาที)

$v_g$  คือ ความเร็วของวัฏภาคของแก๊ส (เมตรต่อวินาที)

$t$  คือ เวลา (วินาที)

#### 3.1.1.2 สมการอนุรักษ์โมเมนตัม

วัฏภาคแก๊ส

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

วัฏภาคของแข็ง

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

เมื่อ	$\tau$	คือ ความเค้นเทนเซอร์ (Tensor Stress)
	$\beta$	คือ สัมประสิทธิ์ของแรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาค (Interphase Drag Coefficient)
	$P$	คือ ความดัน (พาสคัล)
	$g$	คือ ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วง (เมตรต่อวินาทีกำลังสอง)

สมการอนุรักษ์พลังงานเนื่องจากการแกว่งจากความปั่นป่วน (Turbulent Fluctuating Energy,  $\theta_s$ )

วัฏภาคของแข็ง

$$\frac{3}{2} \left[ \frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_s \theta_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s v_s \theta_s) \right] = T_s : \nabla v_s + \nabla \cdot (\kappa_s \nabla \theta_s) - \gamma_s - 3\beta \theta_s \quad (3.6)$$

เมื่อ พจน์ทางซ้ายมือของสมการคืออัตราการเปลี่ยนแปลงพลังงานแกว่งสุทธิ พจน์แรกทางขวามือของสมการคือพลังงานแกว่งเนื่องจากการเค้น พจน์ที่สองทางขวามือของสมการคือพลังงานแกว่งเนื่องจากการนำ พจน์ที่สามทางขวามือของสมการคือพลังงานแกว่งเนื่องจากการชนแบบไม่ยืดหยุ่น

พจน์ที่สี่ทางขวามือของสมการคือพลังงานแกว่งเนื่องจากแรงเสียดทานระหว่างของแข็งกับแก๊ส

$$\theta_s = \frac{1}{3} \langle v_s'^2 \rangle \quad (3.7)$$

$v_s'$  คือ ความเร็วที่แปรผันไปจากความเร็วเฉลี่ย (Fluctuating Velocity)

### 3.1.1.3 สมการอนุรักษ์พลังงาน

ในงานวิจัยนี้จะใช้สมการอนุรักษ์พลังงานต่อไปนี้ในการคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เกิดขึ้นในแบบจำลองการไหล

วัฏภาคแก๊ส

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_g \rho_g h_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g v_g h_g) = -\varepsilon_g \frac{\partial P}{\partial t} + \tau_g : \nabla v_g \quad (3.8)$$

วิภูภาคของแข็ง

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_s \rho_s h_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s v_s h_s) = -\varepsilon_s \frac{\partial P}{\partial t} + \tau_s : \nabla v_s \quad (3.9)$$

เมื่อ  $h_g$  คือ ค่าเอนทัลปีจำเพาะของแก๊ส (Specific enthalpy of gas)

$h_s$  คือ ค่าเอนทัลปีจำเพาะของแข็ง (Specific enthalpy of solid)

### 3.1.1.4 สมการอนุรักษ์การไหลและสปีชีส์

แบบจำลองที่ทำการแก้สมการอนุรักษ์การไหลและสปีชีส์นี้จะถูกคำนวณในวิภูภาคแก๊สเท่านั้นดังสมการที่ (3.10)

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon Y_i) + \nabla \cdot (\rho \varepsilon Y_i v) = -\nabla \cdot \varepsilon J_i + \varepsilon R_{i,ho} + R_{i,het} \quad (3.10)$$

เมื่อ  $R_{i,ho}$  คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีรวมของสมการปฏิกิริยาเคมีแบบเอกพันธ์ของสปีชีส์  $i$

$R_{i,het}$  คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีรวมของสมการปฏิกิริยาเคมีแบบวิวิธพันธ์ของสปีชีส์  $i$

$Y_i$  คือ สัดส่วนโดยมวลของแต่ละสปีชีส์  $i$

$J_i$  คือ ฟลักซ์ของการแพร่ของสปีชีส์  $i$

โดยที่  $J_i$  เป็นฟลักซ์ของการแพร่ของสปีชีส์  $i$  ในการไหลแบบราบเรียบคำนวณได้ดังสมการที่ (3.11)

$$J_i = -\rho D_{i,m} \nabla Y_i \quad (3.11)$$

เมื่อ  $D_{i,m}$  คือ สัมประสิทธิ์การแพร่สำหรับสปีชีส์  $i$  ในของผสม

สมการเสริมที่จะนำไปใช้ในสมการหลักมีดังนี้

ความเค้นเทนเซอร์ของวิภูภาคของแก๊ส

$$T_g = 2\varepsilon_g \mu_g \left[ \frac{1}{2} [\nabla \cdot v_g + (\nabla \cdot v_g)^T] - \frac{1}{3} (\nabla \cdot v_g) I \right] \quad (3.12)$$

เมื่อ  $I$  คือ เทนเซอร์เอกลักษณ์

ความเค้นเทนเซอร์ของวัสดุภาคของแข็ง

$$T_s = (\varepsilon_s \mu_b \nabla \cdot v_s - P_s) \mathbf{I} + 2\varepsilon_s \mu_s \left[ \frac{1}{2} [\nabla \cdot v_s + (\nabla \cdot v_s)^T] - \frac{1}{3} (\nabla \cdot v_s) \mathbf{I} \right] \quad (3.13)$$

- เมื่อ  $P_s$  คือ ความดันในวัสดุภาคของแข็ง  
 $\mu_b$  คือ ความหนืดรวม (bulk viscosity)  
 $\mu_s$  คือ ความหนืดเนื่องจากความเค้น

ในความเค้นเทนเซอร์ของวัสดุภาคของแข็งจะมีพจน์ของ  $P_s$ ,  $\mu_b$  และ  $\mu_s$  เพิ่มเข้ามาซึ่งในความเค้นเทนเซอร์ในวัสดุภาคแก๊สไม่มี ตัวแปร  $P_s$ ,  $\mu_b$  และ  $\mu_s$  เป็นฟังก์ชันกับ  $\theta_s$

$$P_s = \varepsilon_s \rho_s \theta_s + 2\rho_s (1+e) \varepsilon_s^2 g_o \theta_s \quad (3.14)$$

$$g_o = \frac{3}{5} \left[ 1 - \left( \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_{s,\max}} \right)^{1/3} \right]^{-1} \quad (3.15)$$

- เมื่อ  $e$  คือ สัมประสิทธิ์การชนระหว่างอนุภาคของแข็ง (Restitution Coefficient)  
 $e = 1$  คือ การชนแบบยืดหยุ่นไม่มีการสูญเสียพลังงาน  
 $e = 0$  คือ การชนซึ่งจะสูญเสียพลังงานทั้งหมดระหว่างการชน  
 $0 < e < 1$  คือ การชนแบบไม่ยืดหยุ่นซึ่งจะสูญเสียพลังงานระหว่างการชน  
 $g_o$  คือ ฟังก์ชันการกระจายของอนุภาคในแนวรัศมีซึ่งจะมีค่ามาก เมื่อสัดส่วนปริมาตรของแข็ง มีค่าเข้าใกล้สัดส่วนปริมาตรของแข็งขณะที่อัดตัวแน่น ( $\varepsilon_{s,\max} = 0.64$ )

ความหนืดเนื่องจากความเค้น  $\mu_s$

$$\mu_s = \frac{2\mu_{s,dil}}{(1+e)g_o} \left[ 1 + \frac{4}{5} g_o \varepsilon_s (1+e) \right]^2 + \frac{4}{5} \varepsilon_s \rho_s d_p (1+e) g_o \left( \frac{\theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (3.16)$$

$$\mu_{s,dil} = \frac{5\rho_s d_p \sqrt{\theta\pi}}{96} \quad (3.17)$$

ความหนืดรวม ( $\mu_b$ ) เป็นตัววัดความต้านทานต่อการอัดและการขยายตัวของอนุภาค

$$\mu_b = \frac{4}{3} \varepsilon_s \rho_s d_p (1+e) \left( \frac{\theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (3.18)$$

พลังงานกว้างเนื่องจากการนำ ( $\kappa_s$ )

$$\kappa_s = \frac{150 \rho_s d_p \sqrt{\theta_s T_s}}{384(1+e)g_o} \left[ 1 + \frac{6}{5} g_o \varepsilon_s (1+e) \right]^2 + 2 \varepsilon_s^2 \rho_s d_p g_o (1+e) \left( \frac{\theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (3.19)$$

พลังงานกว้างเนื่องจากการชนแบบไม่ยืดหยุ่น ( $\gamma_s$ )

$$\gamma_s = 3 \varepsilon_s^2 \rho_s g_o \theta_s (1-e^2) \left[ \frac{4}{d_p} \left( \frac{\theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \right] \quad (3.20)$$

อันตรกิริยาระหว่างวัฏภาคของแรงต้านการเคลื่อนที่ (Interphase Drag Coefficient)

Wen and Yu;

$$\beta = \frac{3}{4} C_D \frac{\varepsilon_s \varepsilon_g \rho_g |v_s - v_g|}{d_p} \varepsilon_g^{-2.65}$$

(3.21)

โดยที่

$$C_D = \frac{24}{\text{Re}_s} (1 + 0.15 \text{Re}_s^{0.687}); \text{Re}_s = \frac{\rho_g \varepsilon_g |v_g - v_s| d_p}{\mu_g}$$

### 3.2 แบบจำลองการเกิดปฏิกิริยาเคมี (Chemical reaction models)

งานวิจัยนี้ในส่วนการจำลองภาวะการไหลที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีนั้นเราจะเพิ่มชุดสมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการเผาไหม้ถ่านหิน และกระบวนการแกซิฟิเคชันถ่านหิน โดยวัฏภาคของแข็งประกอบไปด้วย ทราาย ถ่านหิน และวัฏภาคแก๊สประกอบไปด้วย แก๊สออกซิเจน, ไอน้ำ, แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์, แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์, แก๊สไฮโดรเจน, แก๊สมีเทน และแก๊สไนโตรเจน โดยปฏิกิริยาเคมีแบ่งเป็น 2 แบบ คือ ปฏิกิริยาเคมีแบบเอกพันธ์ (Homogeneous reactions) และปฏิกิริยาเคมีแบบวิวิธพันธ์ (Heterogenous reactions) โดยค่า



อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นนำมาจากงานวิจัยของ X. Wang และคณะ, A. Mendes และคณะ, Liang Yu และคณะ และ I. Petersen และคณะแสดงดังตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 อัตราการเกิดปฏิกิริยา และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยา

Reactions	Reaction rates and Kinetic constants
1. $C + 0.8O_2 \rightarrow 0.4CO + 0.6CO_2$	$r_1 = \frac{6V_p k_1}{d_p} p_i, k_1 = 596T_p \exp(-1800/T_p)$
2. $C + 1.2H_2O \rightarrow 0.8CO + 0.2CO_2 + 1.2H_2$	$r_2 = \frac{6V_p k_2}{d_p} p_i, k_2 = 2082.7 \exp(-18036/T_p)$
3. $C + 2H_2 \rightarrow CH_4$	$r_3 = \frac{6k_3}{d_p} [H_2], k_3 = 2.08 \times 10^3 \exp(-230274/RT_p)$
4. $CO + 0.5O_2 \rightarrow CO_2$	$r_4 = k[CO][O_2], k_4 = 8.83 \times 10^{11} \exp(-99800/RT)$
5. $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	$r_5 = k[CO][H_2O], k_5 = 5.4306 \times 10^7 \exp(-72949.53/RT)$
6. $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$	$r_6 = k[CH_4][H_2O], k_6 = 3.106 \times 10^{15} \exp(-208800/RT)$
หมายเหตุ	ปฏิกิริยาที่ 1 และ 2 งานวิจัยของ X. Wang และคณะ      ปฏิกิริยาที่ 3 และ 4 งานวิจัยของ A. Mendes และคณะ ปฏิกิริยาที่ 5 งานวิจัยของ Liang Yu และคณะ      ปฏิกิริยาที่ 6 งานวิจัยของ I. Petersen และคณะ

ปฏิกิริยาที่ 1, 2 และ 3 เป็นปฏิกิริยาเคมีแบบวิวิธพันธุ์ และปฏิกิริยาที่ 4, 5 และ 6 เป็นปฏิกิริยาเคมีแบบเอกพันธุ์ ซึ่งปฏิกิริยาเคมีแบบเอกพันธุ์ในโปรแกรม Fluent สามารถที่จะใส่สมการปฏิกิริยาเคมีเข้าไปได้เลย โดยอัตราการเกิดปฏิกิริยาจะถูกคำนวณด้วยสมการ Arrhenius แสดงดังสมการที่ 3.22

$$k_r = A_r \exp(-E_a / RT) \quad (3.22)$$

โดยที่

$A_r$  = pre-exponential factor สำหรับปฏิกิริยา

$E_a$  = พลังงานกระตุ้นสำหรับปฏิกิริยา (J/kgmol)

$R$  = ค่าคงที่ของแก๊ส (J/kgmol K)

ในโปรแกรม Fluent ต้องทราบค่า pre-exponential factor และพลังงานกระตุ้นสำหรับปฏิกิริยา ในกรณีที่ปฏิกิริยาเคมีแบบเอกพันธ์ (Homogeneous chemical reaction) คือ ปฏิกิริยาที่ 4, 5 และ 6 สำหรับกรณีที่เป็นปฏิกิริยาเคมีแบบวิวิธพันธ์ (Heterogeneous chemical reaction) คือ ปฏิกิริยาที่ 1, 2 และ 3 ต้องทำการเขียนฟังก์ชันการคำนวณเพิ่มโดยใช้ภาษา C และทำการเพิ่มฟังก์ชันลงใน User Define Function (UDF) โดยเขียนฟังก์ชันเกี่ยวกับอัตราการเกิดปฏิกิริยา และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาเข้าไปเพิ่มให้โปรแกรม Fluent คำนวณ รายละเอียดใน (ภาคผนวก ข)

### 3.3 การสร้างแบบจำลองการไหลโดยโปรแกรม Gambit 2.3.16 และ Fluent 6.2.16

การจำลองการไหลหลายวัฏภาคของแก๊สและของแข็งในงานวิจัยนี้เป็น การจำลองภาวะการไหลภายในเครื่องแก๊สฟลายเออร์ฟลูอิดไธด์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed Gasifier, CFBG) ที่มีขนาดเดียวกันกับเครื่องในห้องปฏิบัติการจริงซึ่งเป็งานวิจัยของทัศนัย องค์ภิลย์ (2550) โดยจะทำการสร้างแบบจำลองเชิงเรขาคณิตเพื่อจำลองการไหลภายในเครื่องแก๊สฟลายเออร์ฟลูอิดไธด์เบดแบบหมุนเวียนการสร้างแบบจำลองเครื่องแก๊สฟลายเออร์เป็นการสร้างแบบจำลองกราฟิก เพื่อเป็นตัวแทนเครื่องปฏิกรณ์ตามรูปทรงจริงทางเรขาคณิต โปรแกรม Gambit ทำหน้าที่เดียวกับโปรแกรม Computer Aided Design (CAD) ทั่วไป เพื่อให้ผู้ใช้สามารถสร้างแบบจำลองกราฟิกของอุปกรณ์ที่ต้องการศึกษา เพื่อเป็นตัวกำหนดพื้นที่การเกิดกิจกรรมต่างๆ โดยผู้ใช้จะต้องกำหนดค่าขอบเขตต่างๆ เพื่อเป็นค่าตั้งต้นสำหรับการแก้ปัญหาเพื่อหาผลเฉลยต่อไป เมื่อสร้างแบบจำลองเชิงเรขาคณิตเสร็จแล้ว จากนั้นจะทำการแบ่งปริมาตรของอุปกรณ์เหล่านี้ ออกเป็นหน่วยปริมาตรเล็กๆ จำนวนมากที่เชื่อมต่อกันเป็นอุปกรณ์ที่จะศึกษา จากนั้นข้อมูลดังกล่าวจะถูกส่งเข้าโปรแกรม Fluent เพื่อทำการคำนวณโดยใช้วิธีไฟไนต์วอลุ่ม (Finite volume method) ในการจำลองสภาวะการไหลต่อไป ดังนั้นเราสามารถแบ่งขั้นตอนการสร้างแบบจำลองการไหลและการวิเคราะห์ผลที่ได้จากแบบจำลองเป็น 3 ขั้นตอนคือ

1. การสร้างแบบจำลองเชิงเรขาคณิตที่กำหนดพื้นที่และขอบเขตการไหลด้วยโปรแกรม Gambit ซึ่งเป็นโปรแกรมที่ใช้ในการสร้างแบบจำลองเชิงเรขาคณิต (Pre-processing)
2. การส่งแบบจำลองที่ได้จากโปรแกรม Gambit ไปทำการคำนวณภายในโปรแกรม Fluent (Solver Execution)

3. วิเคราะห์ผลที่ได้จากการคำนวณแก้สมการสำหรับแบบจำลองการไหล (Post-processing)

โดยในส่วนของการใช้โปรแกรม Gambit นั้นจะมีขั้นตอน 4 ขั้นตอนดังนี้

1. การสร้างรูปทรงแบบจำลอง (Geometry)
2. กำหนดความละเอียดในการคำนวณ (Mesh)
3. กำหนดชนิดของขอบเขต (Boundary types)
4. กำหนดช่วงของขอบเขต (Continuum types)

และในส่วนของการใช้โปรแกรม Fluent นั้นแบ่งได้เป็น 6 ขั้นตอนดังนี้

1. เลือกสมการการคำนวณสำหรับแบบจำลอง (Models)
2. เลือกสารที่ใช้ในแบบจำลอง (Materials)
3. กำหนดสมการสมบัติทางการขนส่งและการเกิดปฏิกิริยาเคมี (Transport and Reaction)
4. กำหนดเงื่อนไขสำหรับขอบเขตที่จะใช้กับแบบจำลอง (Boundary conditions)
5. กำหนดค่าเริ่มต้น (Initialize values)
6. กำหนดจำนวนรอบในการคำนวณซ้ำ (Iterations)

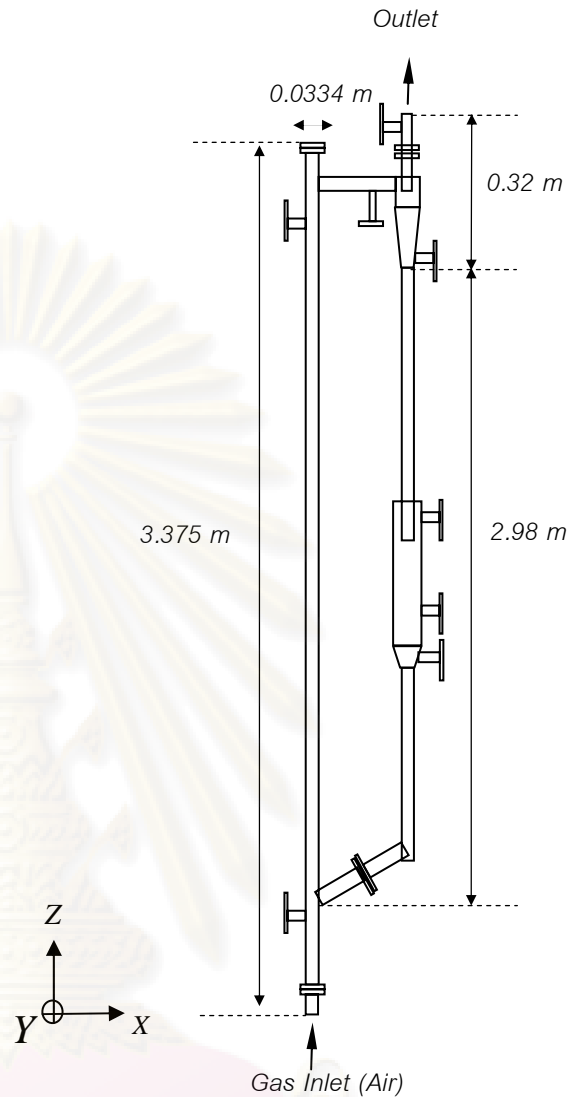
### 3.3.1 การสร้างแบบจำลองการไหลด้วยโปรแกรม Gambit และรายละเอียดของระบบ

งานวิจัยนี้แบ่งงานออกเป็นสองส่วน คือการสร้างแบบจำลองเชิงเรขาคณิตด้วยโปรแกรม Gambit สำหรับแบบจำลองการไหลที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์และแบบจำลองการไหลที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีภายในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียน

#### 3.3.1.1 การสร้างแบบจำลองการไหลด้วยโปรแกรม Gambit สำหรับแบบจำลองการไหลที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์



(ก)

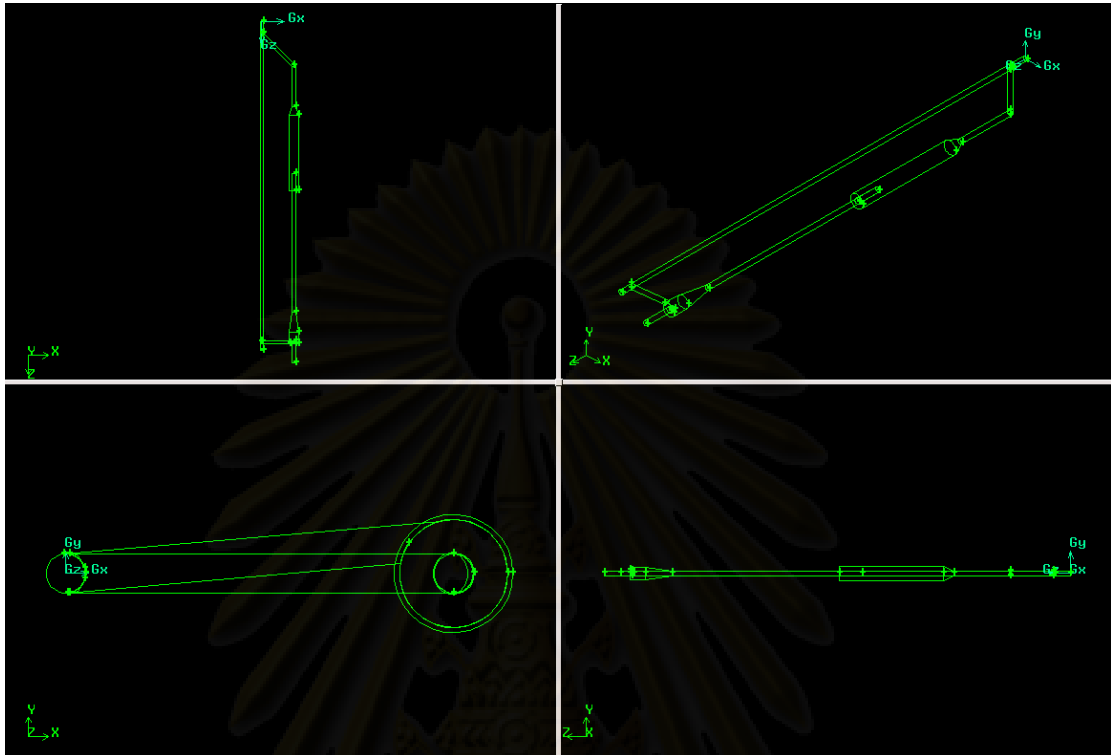


(ข)

รูปที่ 3.1 (ก) เครื่องจำลองการไหลภายในแก๊สไฟเบอร์ที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ในห้องปฏิบัติการจริง

(ข) รูปวาดตัวแทนเครื่องจำลองการไหลแก๊สไฟเบอร์ที่ใช้ในการจำลองเชิงเรขาคณิต

จากรูปที่ 3.1 (ก) แสดงเครื่องจำลองการไหลภายในแก๊สไฟเบอร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ในห้องปฏิบัติการจริง เครื่องจำลองนี้ประกอบด้วยโรเตอร์ความสูง 3.375 เมตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.0334 เมตร ไทโคลนความสูง 0.32 เมตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่กว้างที่สุด 0.092 เมตร และดาวนั้คมเมอร์ความสูง 2.98 เมตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่กว้างที่สุด 0.101 เมตร สำหรับรูปที่ 3.1 (ข) เป็นรูปวาดตัวแทนเครื่องจำลองการไหลแก๊สไฟเบอร์ที่จะนำไปใช้ในการสร้างแบบจำลองเชิงเรขาคณิตโดยโปรแกรม Gambit ต่อไป ดังแสดงในรูปที่ 3.2

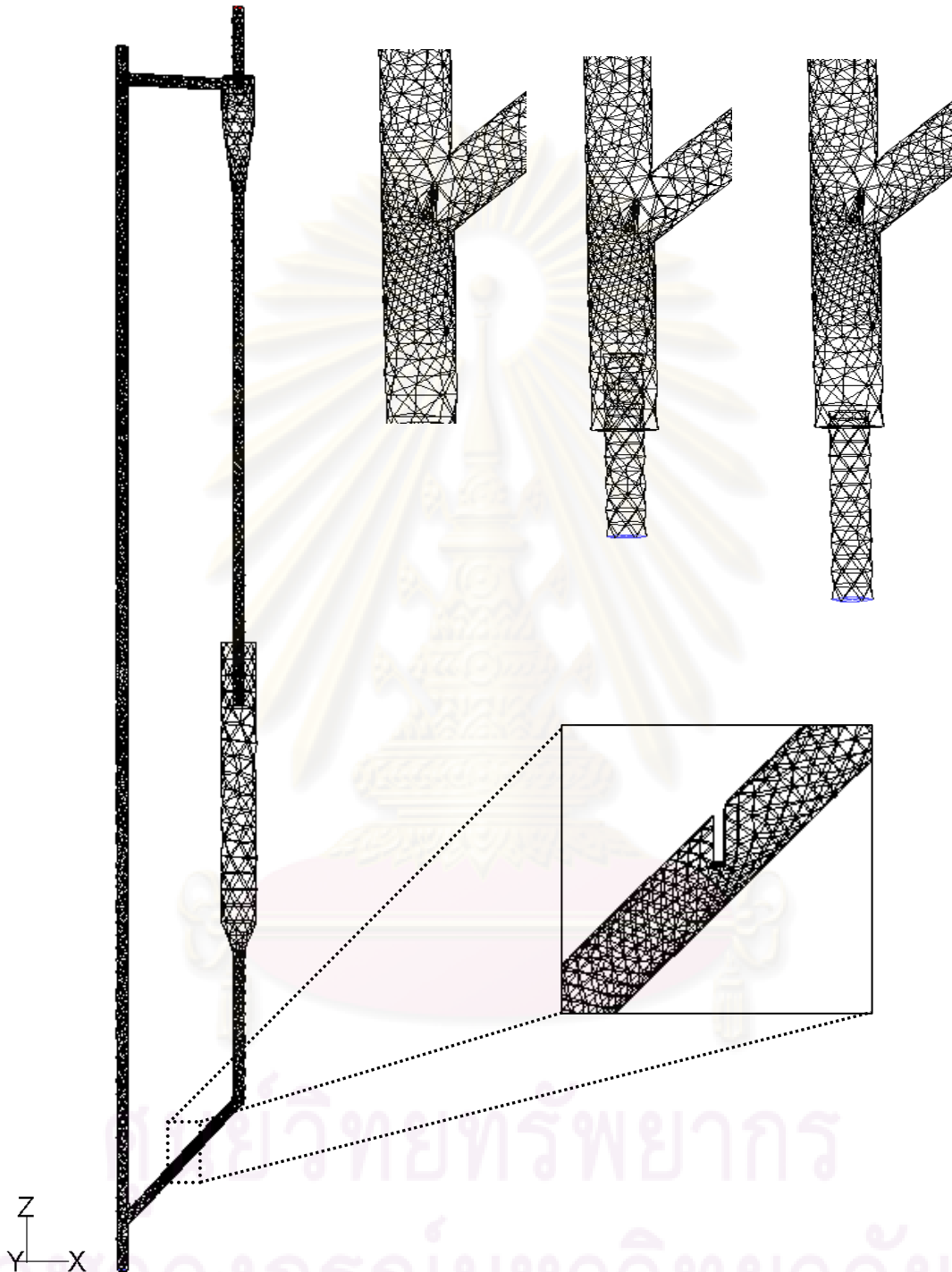


รูปที่ 3.2 รูปทรงของแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ที่สร้างขึ้นภายในโปรแกรม Gambit

การสร้างแบบจำลองเพื่อทำการออกแบบเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนแบ่งเป็น 3 กรณี คือ

1. แบบจำลองที่ไม่มีท่อฉีดอากาศตรงบริเวณทางเข้าของท่อโรเตอร์
2. แบบจำลองที่มีท่อฉีดอากาศยื่นเข้าไปในท่อโรเตอร์ 5 เซนติเมตร
3. แบบจำลองที่มีท่อฉีดอากาศยื่นเข้าไปในท่อโรเตอร์ 2 เซนติเมตร

โดยที่แบบจำลองการไหลที่สร้างขึ้นใน 3 มิติ เมื่อทำการ mesh โดยใช้รูปทรงเหลี่ยมสี่หน้า (tetrahedron) เป็นตัวแทนปริมาตรเล็กๆ ของระบบจะมีจำนวนเซลล์ทั้งหมดในขอบเขตการไหลที่ทำการศึกษาเท่ากับ 11221, 20245 และ 20116 เซลล์ตามลำดับ และที่บริเวณท่อป้อนกลับของของแข็งทำการออกแบบแผ่นกั้นของแข็งซึ่งทำหน้าที่เปรียบเสมือนวาล์วของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนในห้องปฏิบัติการจริง แสดงดังรูปที่ 3.3

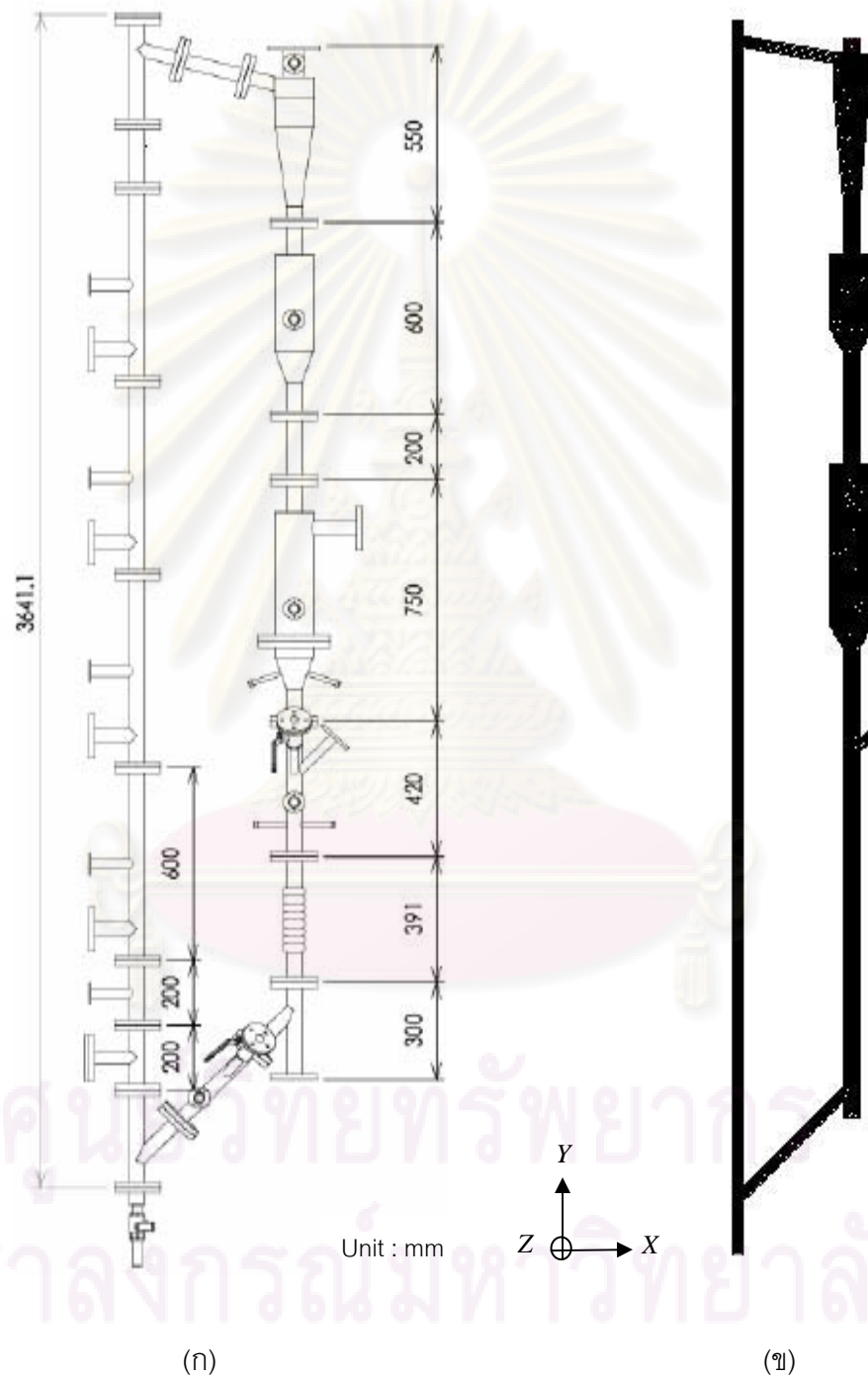


รูปที่ 3.3 แบบจำลองเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนใน 3 มิติที่ใช้ในการศึกษา

อุทกพลศาสตร์ด้วยโปรแกรม Gambit

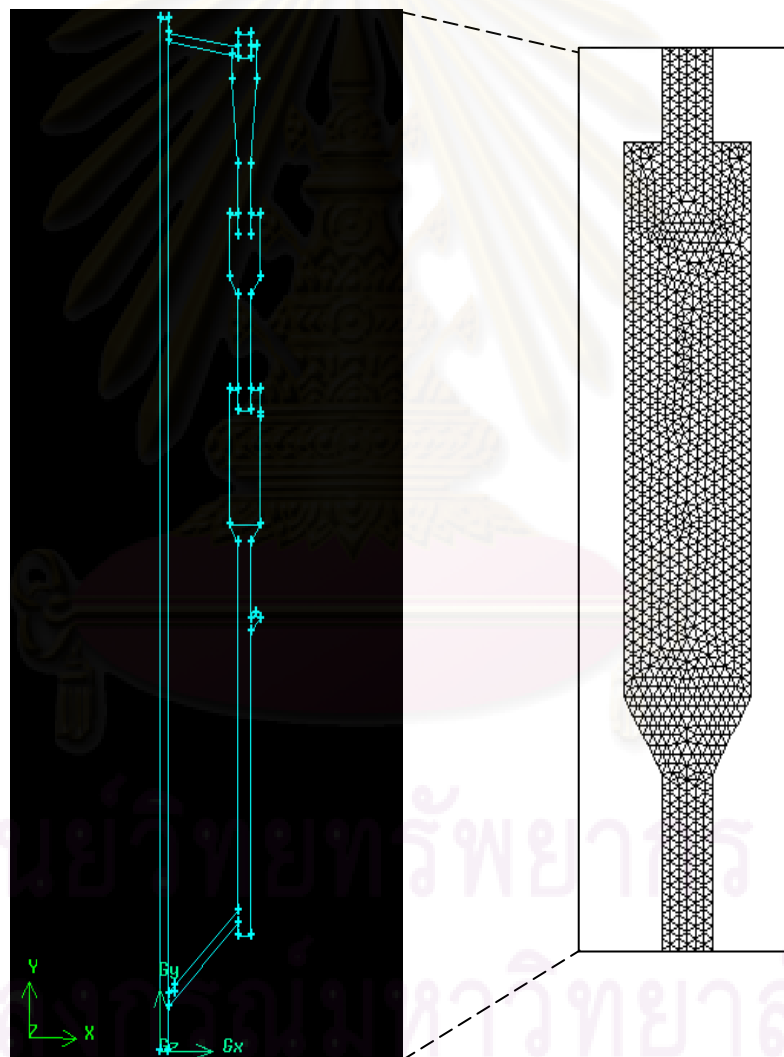


3.3.1.2 การสร้างแบบจำลองการไหลด้วยโปรแกรม Gambit สำหรับแบบจำลองการไหลที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี



รูปที่ 3.4 (ก) แบบจำลองเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดิเดสแบบหมุนเวียน  
 (ข) แบบจำลอง 2 มิติเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดิเดสแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีด้วยโปรแกรม Gambit

จากรูปที่ 3.4 (ก) แสดงรูปร่างและขนาดของแบบจำลองเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้เพื่อการจำลองภาวะแบบที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิริยาเคมีที่ใช้ในการคำนวณในงานวิจัยนี้ซึ่งประกอบด้วย โรเตอร์ความสูง 3.6411 เมตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.032 เมตร ไฮโคลนความสูง 0.55 เมตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่กว้างที่สุด 0.01016 เมตร และดาร์นคัมเมอร์ความสูง เท่ากับ 3.211 เมตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่กว้างที่สุดเท่ากับ 0.0127 เมตร พัฒนาเป็นแบบจำลอง 2 มิติ โดยโปรแกรม Gambit ได้แบบจำลองดังแสดงในรูปที่ 3.4 และรูปที่ 3.5



รูปที่ 3.5 รูปของแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนใน 2 มิติที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิริยาเคมีที่สร้างขึ้นภายในโปรแกรม Gambit

เนื่องจากการคำนวณแบบจำลองการไหลที่มีการพิจารณากลไกที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อนเข้าร่วมด้วยต้องใช้เวลาในการคำนวณค่อนข้างยาวนาน เนื่องจากมีสมการอนุรักษ์พลังงานและสมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีเพิ่มเข้าไปในการคำนวณ ดังนั้นเพื่อลดเวลาในการคำนวณจึงทำการจำลองเพียง 2 มิติ โดยรูปแบบการ mesh พื้นที่ศึกษาใช้การ mesh แบบรูปทรงสามเหลี่ยม (triangle) มีจำนวนเซลล์ทั้งหมดในขอบเขตการไหลที่ทำการศึกษาเท่ากับ 9150 เซลล์

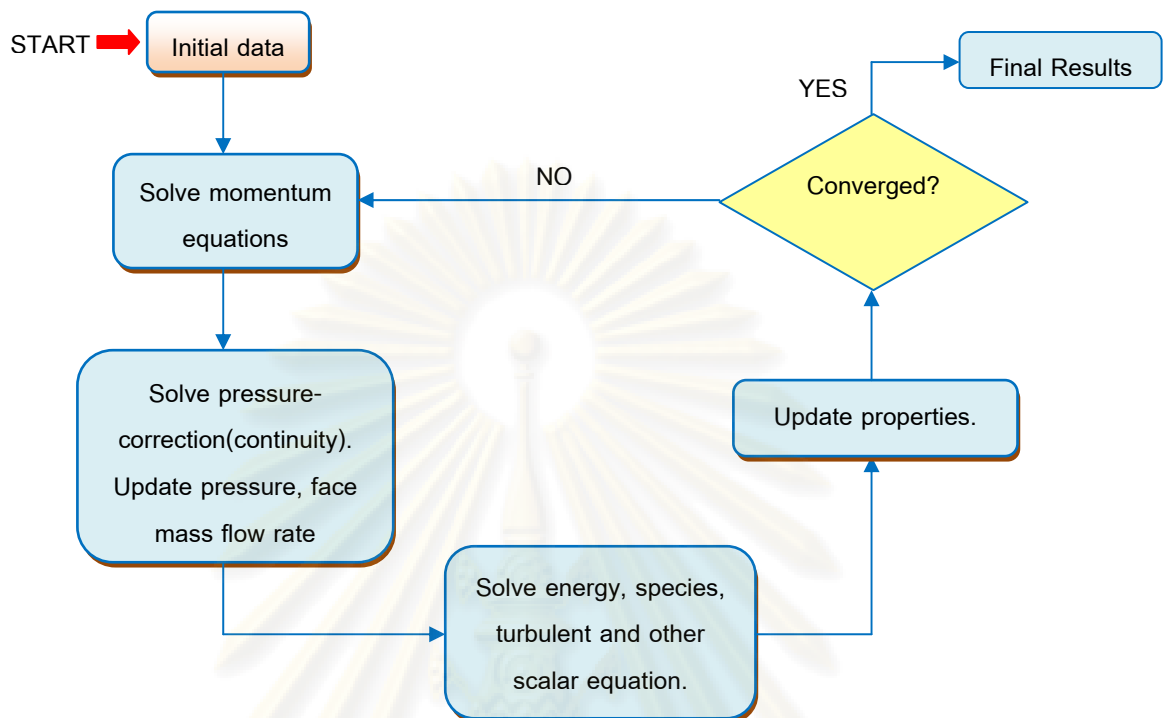
### 3.3.2 การจำลองภาวะโดยโปรแกรม Fluent

การจำลองภาวะการไหลของแบบจำลองการไหลด้วยโปรแกรม Fluent เริ่มต้นด้วยการนำข้อมูลขอบเขตการไหลจากแบบจำลองที่สร้างขึ้นโดยโปรแกรม Gambit เข้าสู่โปรแกรม Fluent หลังจากนั้นทำการกำหนดรูปแบบของการคำนวณ และทำการเลือกแบบจำลองการไหลที่จะใช้คำนวณในการจำลองภาวะ และทำการกำหนดค่าขอบเขต และค่าเริ่มต้นในการจำลองภาวะโดยมีขั้นตอนดังนี้

#### 3.3.2.1 การกำหนดชนิดของเครื่องมือการแก้สมการ (Solver)

ในขั้นตอนแรกของการจำลองภาวะการไหลของแบบจำลองเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน ต้องทำการกำหนดเครื่องมือการแก้สมการ โดยทำการเลือกจากเมนู Solver ภายในโปรแกรม Fluent โดยในการวิจัยครั้งนี้เลือกตัวแก้ปัญหาแบบ Segregated มาใช้โดยวิธีการแก้ปัญหาแบบ Segregated นี้จะทำการแก้ปัญหามสมการหลัก (Governing Equation) ไปเป็นลำดับทีละสมการ ดังแสดงรูปที่ 3.6 เป็นแผนภาพแสดงกระบวนการแก้ปัญหาโดยรวมของวิธีการแก้ปัญหาแบบ Segregated

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 3.6 แผนภาพกระบวนการแก้ปัญหาโดยรวมของวิธีแก้ปัญหาแบบ Segregated  
(Fluent 6.2.16 User's Guide, 2003)

จากรูปที่ 3.6 กระบวนการแก้ปัญหาจะเริ่มที่โปรแกรมทำการรับค่าคุณสมบัติต่างๆ ของแต่ละวัสดุภาคที่ต้องใช้ในการคำนวณ โดยในขั้นตอนนี้ถ้าเป็นขั้นแรกของการคำนวณจะเป็นการรับค่าตั้งต้นที่ผู้ใช้งานกำหนดเข้ามาเพื่อที่จะใช้เป็นค่าตั้งต้นของการคำนวณ แต่ถ้าเป็นระหว่างขั้นตอนการคำนวณจะเป็นการรับค่าจากการคำนวณรอบก่อนหน้าที่ยังไม่ลู่เข้า เมื่อโปรแกรมรับค่าเข้ามาแล้วจะทำการแก้สมการโมเมนตัมเพื่อที่จะหาค่าความเร็ว หลังจากนั้นจะนำค่าความเร็วที่ได้ไปทำการตรวจสอบและปรับค่าความดัน (Pressure-correction) เมื่อทำการปรับปรุงและแก้ไขเสร็จแล้วจะทำการปรับปรุงค่าคุณสมบัติต่างๆ ที่ใช้ในการคำนวณด้วยค่าที่คำนวณได้ใหม่และทำการแก้ปัญหสมการพลังงาน สมการรูปแบบการไหล และสมการเชิงสเกลาร์ (Scalar Equation) และในขั้นตอนสุดท้ายของการคำนวณจะทำการตรวจสอบค่าที่ได้จากการคำนวณว่าลู่เข้าหรือไม่ โดยตรวจสอบกับค่าตกค้าง (Residual) ถ้าผลลัพธ์การคำนวณที่ได้ในรอบนั้นยังไม่ลู่เข้าจะทำการนำค่าที่ได้กลับไปเป็นค่าตั้งต้นสำหรับการคำนวณในรอบต่อไป (Iteration) จนกว่าค่าที่ได้จะลู่เข้าหรือเกินจำนวนรอบมากที่สุด (Max Iteration) ที่กำหนดไว้ โดยค่าที่ลู่เข้าแล้วจะนำไปทำการปรับปรุงค่าสมบัติต่างๆต่อไปเพื่อที่จะใช้ในการคำนวณตามขั้นเวลา (Time Step) ต่อไป โดยในงานวิจัยนี้จะทำการแก้ปัญหาโดยใช้วิธีการแก้ปัญหาแบบ Segregated ของแบบจำลอง 3 มิติ

สำหรับกรณีที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์และแบบจำลอง 2 มิติ สำหรับกรณีที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีแบบพลวัต (Unsteady state)

สำหรับการแก้ปัญหาหลายวัฏภาคใช้แบบจำลองหลายวัฏภาคแบบออยเลอร์เลียน (Eulerian Multiphase Model) เนื่องจากเป็นแบบจำลองในการคำนวณที่มีความเหมาะสมต่อกระบวนการภายในฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียน เพราะสามารถกำหนดให้วัฏภาคของแข็งมีลักษณะเป็นเม็ด (Granular) และไม่จำเป็นต้องติดตามการเคลื่อนที่ของแต่ละอนุภาค ในส่วนของสมการการคำนวณเกี่ยวกับรูปแบบการไหล ในงานวิจัยนี้จะเลือกใช้การไหลแบบราบเรียบในการจำลองภาวะ

### 3.3.2.2 การกำหนดคุณสมบัติของแต่ละวัฏภาคที่ใช้ในการจำลองภาวะ

หลังจากทำการออกแบบแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดด้วยโปรแกรม Gambit แล้ว นำแบบจำลองที่ได้มาทำการคำนวณในโปรแกรม Fluent เราจะแบ่งการพิจารณาออกเป็นสองส่วน คือ แบบจำลองเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ และแบบจำลองเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี ในงานวิจัยนี้จะใช้คุณสมบัติต่างๆ ของแต่ละวัฏภาคเช่นเดียวกับที่ใช้ในห้องปฏิบัติการจริง โดยทำการเพิ่มสมการในส่วนของปฏิกิริยาเคมีซึ่งเกี่ยวข้องกับปฏิกิริยาการเผาไหม้ของถ่านหิน และปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันสำหรับการคำนวณในแบบจำลองการไหลที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี

รายละเอียดของคุณสมบัติต่างๆ ของแต่ละวัฏภาคที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์และที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีถูกแสดงไว้ในตารางที่ 3.2 และตารางที่ 3.3 ตามลำดับ จากนั้นทำการกำหนดให้ วัฏภาคแก๊สเป็นวัฏภาคหลัก (Primary Phase) และวัฏภาคของแข็งเป็นวัฏภาครอง (Secondary Phase) โดยแบบจำลองการไหลที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ วัฏภาคของแก๊สคือ อากาศ วัฏภาคของแข็งคือ อลูมิเนียมออกไซด์ ส่วนแบบจำลองการไหลที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี วัฏภาคของแก๊สคือ อากาศ (ออกซิเจนและไนโตรเจน) น้ำ (สถานะเป็นไอ) แก๊สมีเทน แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และแก๊สไฮโดรเจน วัฏภาคของแข็งที่ใช้คือ ทราชาย (เนื่องจากอลูมิเนียมออกไซด์มีขนาดใหญ่และความหนาแน่นมาก ในการทำการทดลองจริงถ้าใช้อลูมิเนียมออกไซด์ต้องเพิ่มความสูงของไรเซอร์ ดังนั้นจึงเปลี่ยนเป็นทราชายซึ่งมีขนาดเล็กและความหนาแน่นต่ำ) และถ่านหิน

ตารางที่ 3.2 ค่าคุณสมบัติต่างๆ ของแต่ละวัสดุภาคที่ใช้ในการจำลองภาวะใช้ในการศึกษา  
อุทกพลศาสตร์

Properties	Gas (Air)	Solid (Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )
Density $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$	1.225	3970
Viscosity $\left(\frac{kg}{m \cdot s}\right)$	1.7894x10 <sup>-5</sup>	1.7894x10 <sup>-5</sup>
Diameter (m)	-	0.002
Packing Limit*	-	0.64

ตารางที่ 3.3 ค่าคุณสมบัติต่างๆ ของแต่ละวัสดุภาคที่ใช้ในการจำลองภาวะที่มีการเพิ่มเติม  
แบบจำลองปฏิกิริยาเคมี

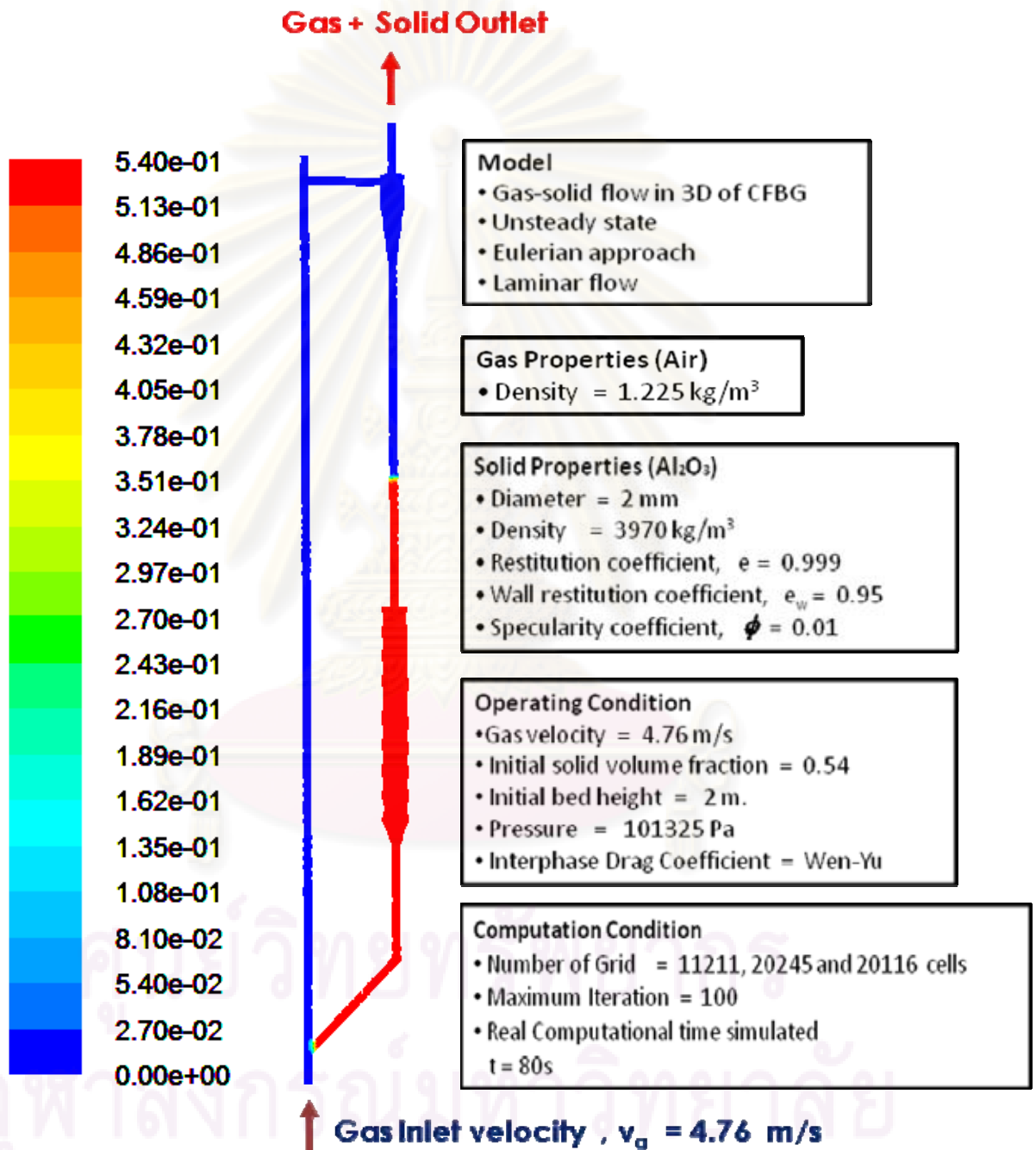
Properties	Gas (Air)	Solid (Sand)	Solid (Coal)
Density $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$	1.225	2269	1500
Cp $\left(\frac{j}{kg \cdot K}\right)$	1006.43	783	1220
Thermal Conductivity $\left(\frac{W}{m \cdot K}\right)$	0.0242	2.25	0.0454
Viscosity $\left(\frac{kg}{m \cdot s}\right)$	1.7894x10 <sup>-5</sup>	1.72x10 <sup>-5</sup>	1.72x10 <sup>-5</sup>
Molecular Weight $\left(\frac{kg}{kgmol}\right)$	28.966	56.08	28
Reference Temperature (K)	298.15	298.15	298.15
Diameter (m)	-	0.0005	0.001
Packing Limit*	-	0.64	0.64

หมายเหตุ \*ค่ามากที่สุดที่โปรแกรม Fluent ยอมให้กำหนดเนื่องจากเป็นค่ามากที่สุดที่อนุภาคจะชิดกันได้มากที่สุด



### 3.3.2.3 การกำหนดค่าขอบเขตและสภาวะที่ใช้ในการจำลองภาวะ

- แบบจำลองแก๊สไฟเบอร์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์



รูปที่ 3.7 ขอบเขตของแบบจำลองการไหลของเครื่องแก๊สไฟเบอร์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ และค่าสภาวะที่ใช้ในการจำลองภาวะ

งานวิจัยนี้ทำการจำลองภาวะภายในเครื่องแกซีฟายเออร์โดยโปรแกรม Fluent ผู้ใช้งานจะต้องทำการกำหนดค่าสภาวะขอบเขตที่ใช้ในการจำลองโดยในงานวิจัยนี้ทำการกำหนดให้มีค่าความเร่งเนื่องจากแรงดึงดูดของโลกเท่ากับ 9.81 เมตรต่อวินาทีกำลังสองในทิศทางติดลบของแกน Z (กำหนดให้แกน Z ทำมุมตั้งฉากกับพื้นโลก) และค่าความดันแวดล้อมเท่ากับ 101325 ปาสคาล โดยค่าขอบเขตของแต่ละขอบเขตของแบบจำลองการไหลจะถูกกำหนดโดยผู้ใช้งานเพื่อที่เป็นค่าเริ่มต้นในการจำลองภาวะ ดังในรูปที่ 3.7 ซึ่งแสดงรายละเอียดของแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน และขอบเขตของแบบจำลองการไหล

- สมมติฐานที่ใช้ในการพัฒนาแบบจำลอง (แสดงดังรูปที่ 3.7)
  1. แบบจำลองการไหลในส่วนแรกเป็นการไหลของแก๊ส-ของแข็งในสามมิติ
  2. ใช้แนวคิดออยเลอร์เลียน (Eulerian approach) และทำการจำลองภาวะแบบราบเรียบ (Laminar Model)
  3. ของแข็งที่ใช้ในการจำลองภาวะมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางและสมบัติต่างๆทางกายภาพเท่ากัน
  4. บริเวณทางเข้าอากาศจะถูกบ่อนเข้ามาทางด้านล่างของท่อโรเตอร์ด้วยความเร็ว 4.76 เมตรต่อวินาที ส่วนของแข็งจะถูกอัดแน่นในดาวน์คัมเมอร์ จากรูปที่ 3.7 ได้แสดงคอนทัวร์ของสัดส่วนปริมาตรของแข็งเริ่มต้นโดยมีสัดส่วนปริมาตรของแข็งเริ่มต้น 0.54 (เป็นค่าที่ได้จากการทดลองจริง) มีความสูงของเบด 2 เมตร โดยที่สีแดงแทนสัดส่วนปริมาตรของแข็งมาก และสีน้ำเงินแทนสัดส่วนปริมาตรของแข็งน้อย บ่อนมาจากท่อป้อนกลับและบริเวณทางออกกำหนดค่าความดันให้เท่ากับบรรยากาศ
  5. บริเวณผนังความเร็วในแนวสัมผัสและความเร็วในแนวปกติของแก๊สและของแข็งถูกกำหนดให้มีค่าเท่ากับศูนย์ คือเป็นสภาวะที่ไม่มีสลิป (Non-slip condition) สำหรับความเร็วของอนุภาคของแข็งใช้เงื่อนไขขอบเขตของ Johnson and Jackson (1987) ค่าสัมประสิทธิ์การชนกันระหว่างอนุภาคของแข็ง (Restitution Coefficient) เท่ากับ 0.9999 ส่วนค่าสัมประสิทธิ์การชนกันระหว่างผนังกับอนุภาคของแข็ง (Wall Restitution Coefficient) เท่ากับ 0.95 โดยที่ค่าสัมประสิทธิ์สเปคูลาริตี (Specularity Coefficient) เท่ากับ 0.01
  6. กำหนดให้ใช้สมการของ Wen-Yu ในการคำนวณอันตรกิริยาระหว่างวัฏภาคของแข็งด้านการเคลื่อนที่ (Interphase Drag Coefficient)

- อินตรกิริยาระหว่างภูมิภาคของแรงต้านการเคลื่อนที่ (Interphase Drag Coefficient)  
Wen and Yu;

$$\beta = \frac{3}{4} C_D \frac{\varepsilon_s \varepsilon_g \rho_g |v_s - v_g|}{d_p} \varepsilon_g^{-2.65}$$

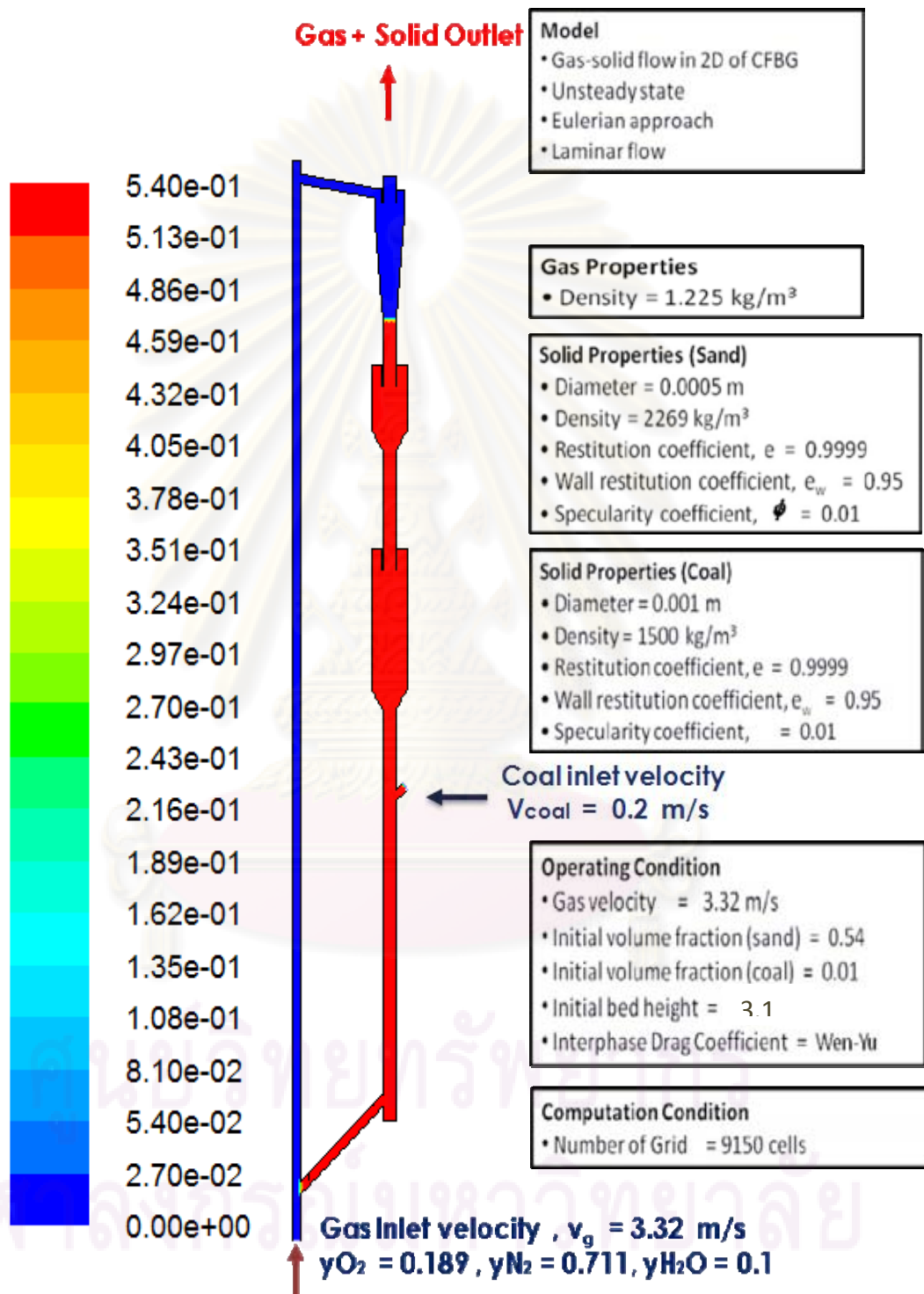
โดยที่

$$C_D = \frac{24}{\text{Re}_s} (1 + 0.15 \text{Re}_s^{0.687}) ; \text{Re}_s = \frac{\rho_g \varepsilon_g |v_g - v_s| d_p}{\mu_g}$$

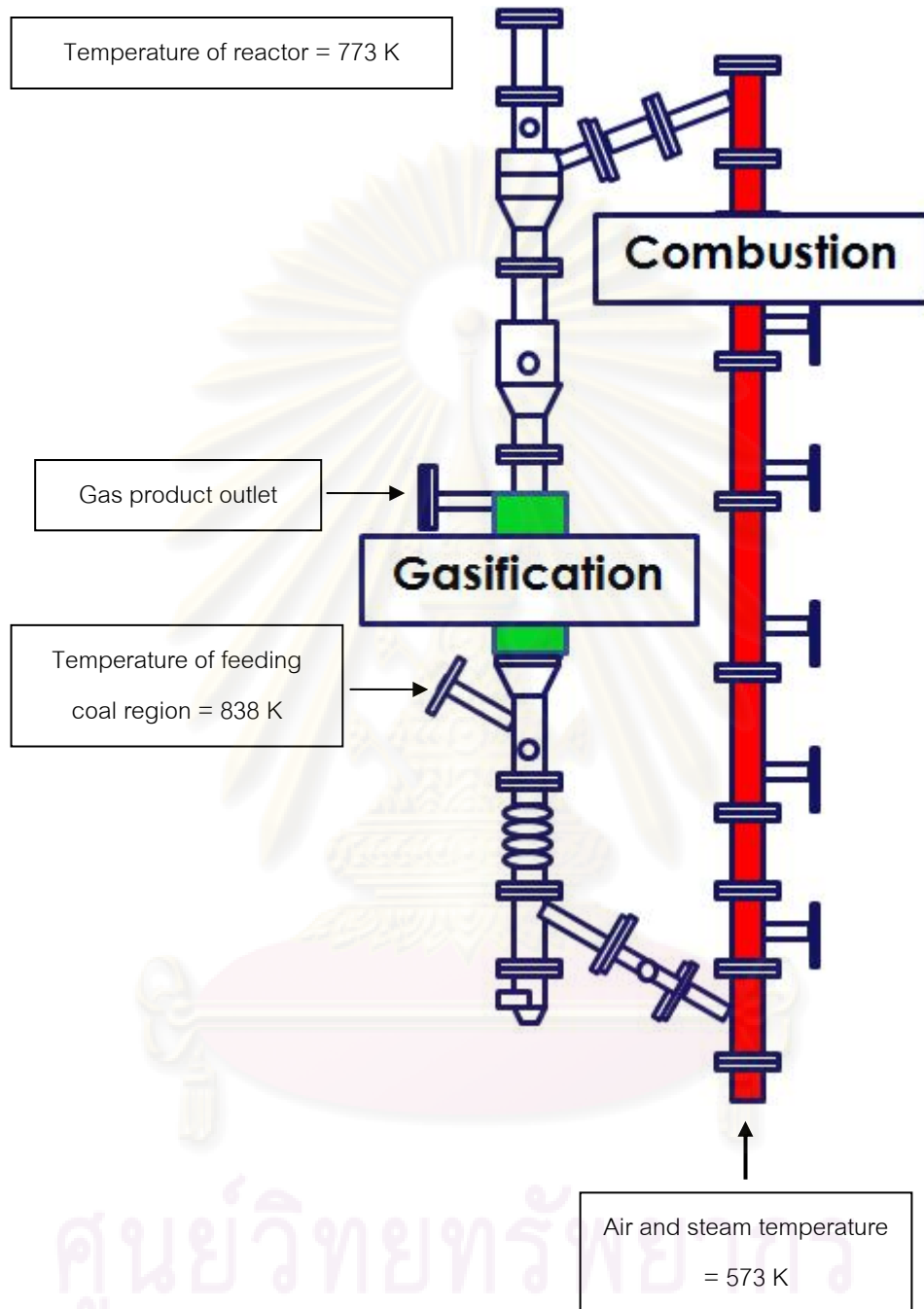
โดยมีจำนวนเซลล์ทั้งหมดในขอบเขตการไหลที่ทำการศึกษาทั้ง 3 กรณี เท่ากับ 11221, 20245 และ 20116 เซลล์ตามลำดับ

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

- แบบจำลองแก๊สเฟสเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี



รูปที่ 3.8 ขอบเขตของแบบจำลองการไหลของเครื่องแก๊สเฟสเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีและค่าสถานะที่ใช้ในการจำลองภาวะ



รูปที่ 3.9 บริเวณที่เกิดปฏิกิริยาและค่าอุณหภูมิต่างๆของแบบจำลองการไหลของเครื่องแก๊สไฟเออร์ฟลูอิดไวด์แบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี

- สมมติฐานที่ใช้ในการพัฒนาแบบจำลอง (แสดงดังรูปที่ 3.8)

1. แบบจำลองการไหลในส่วนที่สองเป็นการไหลของแก๊ส-ของแข็งในสองมิติ กำหนดค่าความเร่งเนื่องจากแรงดึงดูดของโลกเท่ากับ 9.81 เมตรต่อวินาทีกำลังสองและกำหนดในทิศทางติดลบของแกน Y (กำหนดให้แกน Y ทำมุมตั้งฉากกับพื้นโลก)
2. ใช้แนวคิดออยเลอร์เลียน (Eulerian approach) และทำการจำลองภาวะแบบราบเรียบ (Laminar Model)
3. ของแข็งที่ใช้ในการจำลองภาวะมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางและสมบัติต่างๆทางกายภาพเท่ากัน
4. ส่วนของปฏิกิริยาเคมีที่เพิ่มเข้าไปในแบบจำลองคือ ปฏิกิริยาเคมีดังแสดงในตารางที่ 3.1 โดยใช้สมมติฐานที่ว่าถ่านหินที่ป้อนเข้ามาในระบบเป็นเพียงคาร์บอนเท่านั้น เนื่องจากเป็นข้อจำกัดของโปรแกรมที่ใช้ในการจำลองภาวะ อัตราการเกิดปฏิกิริยาและค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยา นำมาจากการวิจัยที่เกี่ยวข้องแสดงในตารางที่ 3.1 เช่นกัน
5. บริเวณทางเข้า อากาศจะถูกป้อนเข้ามาทางด้านล่างของท่อไรเซอร์ด้วยความเร็ว 3.32 เมตรต่อวินาที โดยที่สัดส่วนโดยมวลของออกซิเจนเท่ากับ 0.189 (สัดส่วนโดยโมลเท่ากับ 0.16) สัดส่วนโดยมวลของไนโตรเจนเท่ากับ 0.711 (สัดส่วนโดยโมลเท่ากับ 0.69) และสัดส่วนโดยมวลของไอน้ำเท่ากับ 0.1 (สัดส่วนโดยโมลเท่ากับ 0.15)
6. ทRAY และถ่านหินจะถูกอัดแน่นในดาร์นคัมเมอร์โดยมีสัดส่วนปริมาตรของแข็งเริ่มต้น 0.54 และ 0.01 สูง 3.1 เมตร และป้อนมาจากท่อป้อนกลับ ตรงตำแหน่งฝั่งดาร์นคัมเมอร์มีท่อป้อนถ่านหินด้วยความเร็ว 0.2 เมตรต่อวินาที มีสัดส่วนปริมาตรของแข็งเท่ากับ 0.05 และบริเวณทางออกกำหนดค่าความดันให้เท่ากับบรรยากาศ

แบบจำลองการไหลที่มีการเพิ่มเติมปฏิกิริยาเคมีในงานวิจัยนี้ จะเลือกแบบจำลองสภาวะเหมือนกันกับแบบจำลองที่ใช้เพื่อศึกษาอุทกพลศาสตร์ใน 3 มิติ กล่าวคือ บริเวณผนังความเร็วในแนวสัมผัสและความเร็วในแนวปกติของแก๊สและของแข็งถูกกำหนดให้มีค่าเท่ากับศูนย์ คือเป็นสภาวะที่ไม่มีการไถล (Non-slip condition) สำหรับความเร็วของอนุภาคของแข็งใช้เงื่อนไขขอบเขตของ Johnson and Jackson (1987) ค่าสัมประสิทธิ์การชนกันระหว่างอนุภาคของแข็ง (Restitution Coefficient) เท่ากับ 0.9999 ส่วนค่าสัมประสิทธิ์การชนกันระหว่างผนังกับอนุภาคของแข็ง (Wall Restitution Coefficient) เท่ากับ 0.95 โดยที่ค่าสัมประสิทธิ์สเปคูลาริตี (Specularity Coefficient) เท่ากับ 0.01 กำหนดให้ใช้สมการของ Wen-Yu ในการคำนวณ



อันตรกิริยาระหว่างวิภาคของแรงต้านการเคลื่อนที่ (Interphase Drag Coefficient) โดยมีจำนวนเซลล์ทั้งหมดในขอบเขตการไหลที่ทำการศึกษาเท่ากับ 9150 เซลล์การคำนวณ

รูปที่ 3.9 กำหนดค่าคุณสมบัติของเครื่องแก๊สไฟเบอร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนเท่ากับ 773 เคลวิน (กำหนดที่บริเวณผนังของเครื่อง) คุณสมบัติบริเวณทางเข้าของอากาศและไอน้ำเท่ากับ 573 เคลวิน และคุณสมบัติบริเวณที่ป้อนถ่านหินเท่ากับ 838 เคลวิน ส่วนบริเวณในการเกิดปฏิกิริยาเคมีท่อไรเซอร์เกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ ดาวนคัมเมอร์เกิดปฏิกิริยาแก๊สฟิเคชัน จากตารางที่ 3.1 ปฏิกิริยาที่ 1, 2 และ 4 เป็นปฏิกิริยาการเผาไหม้ ส่วนปฏิกิริยาที่ 3, 5 และ 6 เป็นปฏิกิริยาแก๊สฟิเคชัน

โดยผู้ใช้งานจะต้องทำการกำหนดค่าขอบเขตเริ่มต้นเหล่านี้ก่อนที่จะทำการจำลองภาวะเพื่อเป็นการบอกให้โปรแกรม Fluent รู้ว่าค่าต่างๆ เหล่านี้จะถูกกำหนดให้ขอบเขตใดบ้างในการคำนวณ

#### 3.3.2.4 การกำหนดขั้นเวลาและการจำลองภาวะ

ก่อนที่จะเริ่มทำการคำนวณผู้ใช้งานจะต้องไปทำการกำหนดค่าเริ่มต้น (Initialize) ที่ใช้สำหรับการคำนวณก่อนเสมอ และต้องทำการกำหนดค่า Under-Relaxation ที่ใช้ในการคำนวณแต่ละรอบของการคำนวณ (Iteration) โดยทั่วไปจะใช้ค่าตามปกติที่ Fluent กำหนด และทำการคำนวณ ถ้าผลจากการคำนวณไม่ลู่เข้า (diverged) จึงทำการปรับค่า Under-Relaxation จนกว่าคำตอบจะลู่เข้า (converged) สำหรับการจำลองภาวะในงานวิจัยนี้สำหรับแบบจำลองที่ไม่มีการถ่ายโอนความร้อน และแบบจำลองที่มีการถ่ายโอนความร้อน จะใช้ขั้นเวลา (Time Step) เท่ากับ 0.001 วินาที เช่น การจำลองภาวะให้ได้เวลาการไหล (Flow Time) เท่ากับ 80 วินาที ต้องกำหนดให้โปรแกรมทำการคำนวณเท่ากับ 80,000 ขั้นเวลา โดยกำหนดให้ทำการคำนวณไม่เกิน 100 รอบต่อหนึ่งขั้นเวลา ในงานวิจัยนี้แบบจำลองที่ใช้เพื่อศึกษาอุทกพลศาสตร์ใช้เครื่องคอมพิวเตอร์ที่มีหน่วยประมวลผลกลางรุ่น Core 2 Duo ที่มีสัญญาณนาฬิกาเท่ากับ 2.00 กิกะเฮิร์ตซ์ มีหน่วยความจำแรม เท่ากับ 2 กิกะไบต์ ใช้เวลาคำนวณประมาณ 5 วัน สำหรับเวลา 80 วินาทีในการจำลองสภาวะการถ่าน และแบบจำลองที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีใช้เครื่องคอมพิวเตอร์ที่มีหน่วยประมวลผลกลางรุ่น Core 2 Quad ที่มีสัญญาณนาฬิกาเท่ากับ 2.4 กิกะเฮิร์ตซ์ มีหน่วยความจำแรม เท่ากับ 4 กิกะไบต์ ใช้เวลาคำนวณประมาณ 2 เดือน สำหรับเวลา 320 วินาทีในการจำลองสภาวะการถ่าน

## บทที่ 4

### ผลงานวิจัยและการวิเคราะห์ผล

ผลจากการพัฒนาแบบจำลองคณิตศาสตร์ของแบบจำลองการไหลหลายวัฏภาคของแก๊ส และของแข็งภายในแก๊สไฟเบอร์พอลิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน สามารถใช้ในการทำนายพฤติกรรม การไหลที่เกิดขึ้นได้ในระดับหนึ่ง ในส่วนของทฤษฎีการวิเคราะห์ผลนั้น แบ่งการพิจารณาเป็น 2 ส่วน คือ แบบจำลองภาวะที่ใช้เพื่อศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในแก๊สไฟเบอร์และแบบจำลองภาวะที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี ผลจากการจำลองภาวะจะถูกนำไปวิเคราะห์เพื่อที่ตรวจสอบ ความถูกต้องกับผลการทดลอง โดยในงานวิจัยนี้จะทำการจำลองภาวะด้วยแบบจำลองที่ พัฒนาขึ้นที่ภาวะเดียวกันกับการทดลอง ในส่วนแรกของงานวิจัยจะพิจารณาผลของรูปแบบความ ดันและอุทกพลศาสตร์ของการไหลภายในเครื่องแก๊สไฟเบอร์พอลิไดซ์เบดแบบหมุนเวียนและถ้า ผลจากการจำลองภาวะในส่วนนี้มีผลความถูกต้องแล้ว เราก็จะสามารถพัฒนาในแก๊สไฟเบอร์ พอลิไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี โดยจะเพิ่มชุดสมการการ เกิดปฏิกิริยาเคมีเพื่อทำนายองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ต่อไปได้

#### 4.1 ผลการจำลองภาวะในแบบจำลองการไหลของแก๊สไฟเบอร์พอลิไดซ์เบดแบบ หมุนเวียนที่ใช้เพื่อศึกษาอุทกพลศาสตร์

การจำลองภาวะในส่วนนี้จะทำการจำลองภาวะอุทกพลศาสตร์ของการไหลภายใน แก๊สไฟเบอร์พอลิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน ใช้แนวคิดแบบออยเลอร์เลียน และแบบจำลองการไหล เป็นแบบราบเรียบในการจำลองภาวะการไหล เพื่อที่จะตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลองการ ไหลที่พัฒนาขึ้น ผลที่ได้จากการจำลองภาวะจะถูกนำไปเปรียบเทียบกับผลการทดลอง โดยจะทำการพิจารณารูปแบบความดันภายในแก๊สไฟเบอร์พอลิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน และถ้าได้ผลการ จำลองภาวะถูกต้องกับผลการทดลองแล้ว จะทำการศึกษารูปแบบการไหลภายในแก๊สไฟเบอร์ พอลิไดซ์เบดแบบหมุนเวียนต่อไป

##### 4.1.1 การศึกษารูปแบบความดันภายในแก๊สไฟเบอร์พอลิไดซ์เบดแบบ หมุนเวียนที่ใช้เพื่อศึกษาอุทกพลศาสตร์

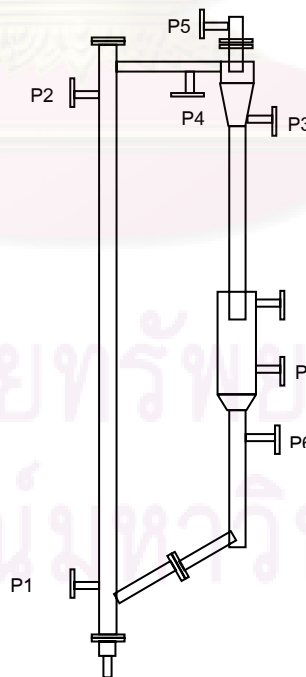
ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ของการไหลภายในแก๊สไฟเบอร์พอลิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน อันดับแรกเราจะศึกษารูปแบบความดันภายในก่อน โดยจะทำการตรวจสอบผลจากการจำลอง

ภาวะกับผลการทดลอง ความดันภายในเครื่องแก๊สไฟเออร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนตามตำแหน่งต่างๆ แสดงดังตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 แสดงตำแหน่งเป็น (x, y, z) ที่ใช้วัดความดันอากาศภายในเครื่องแก๊สไฟเออร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนตลอดความสูง โดยจะแสดงดังรูปที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 แสดงตำแหน่งที่ใช้วัดความดัน P1-P8

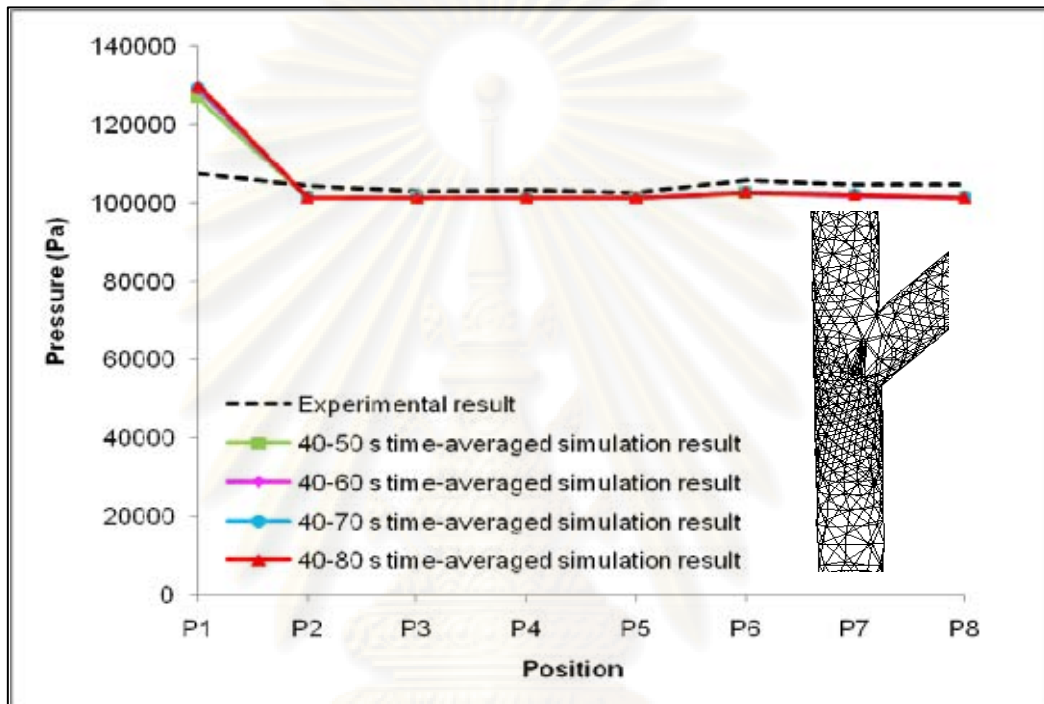
ตำแหน่ง	(x, y, z)
P1	(0,0,0.1)
P2	(0,0,3.25)
P3	(0.33,0,3)
P4	(0.23,0,3.29)
P5	(0.33,0,3.45)
P6	(0.33,0,0.9)
P7	(0.33,0,1.1)
P8	(0.3,0,1.7)



รูปที่ 4.1 ตำแหน่ง P1-P8 ที่ใช้วัดความดันอากาศ

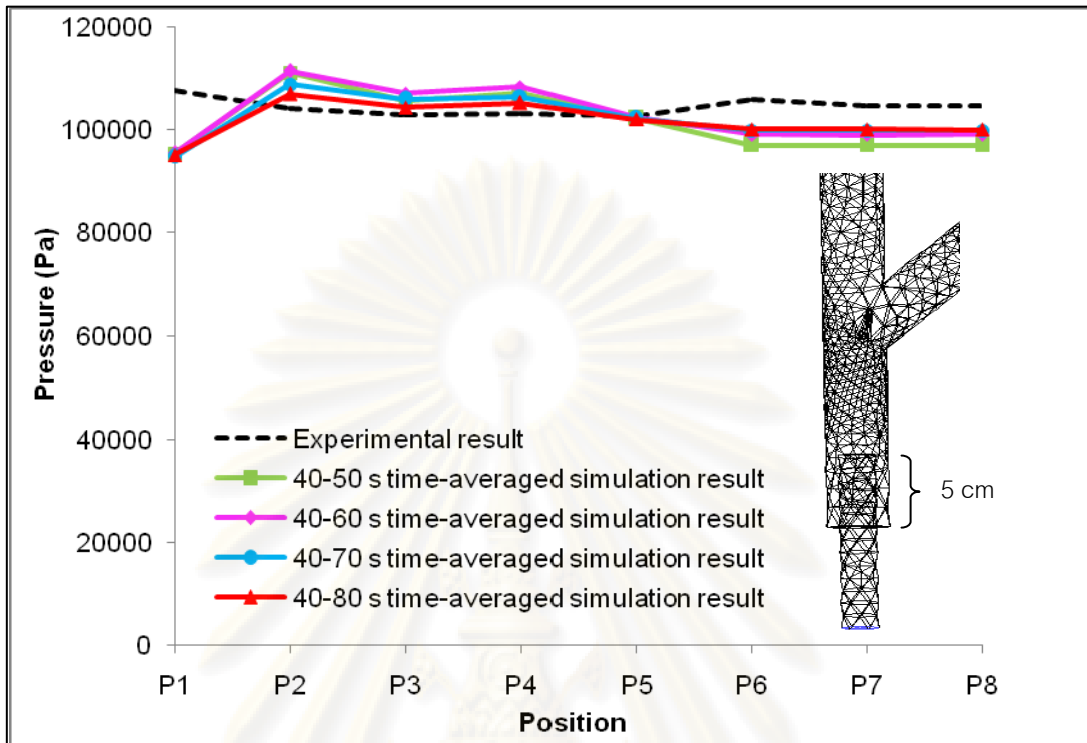
การจำลองภาวะในส่วนนี้จะทำการพิจารณาเป็น 3 กรณีดังนี้คือ

1. แบบจำลองที่ไม่มีท่อฉีดอากาศตรงบริเวณทางเข้าของท่อโรเซอ์
2. แบบจำลองที่มีท่อฉีดอากาศยื่นเข้าไปในท่อโรเซอ์ 5 เซนติเมตร
3. แบบจำลองที่มีท่อฉีดอากาศยื่นเข้าไปในท่อโรเซอ์ 2 เซนติเมตร



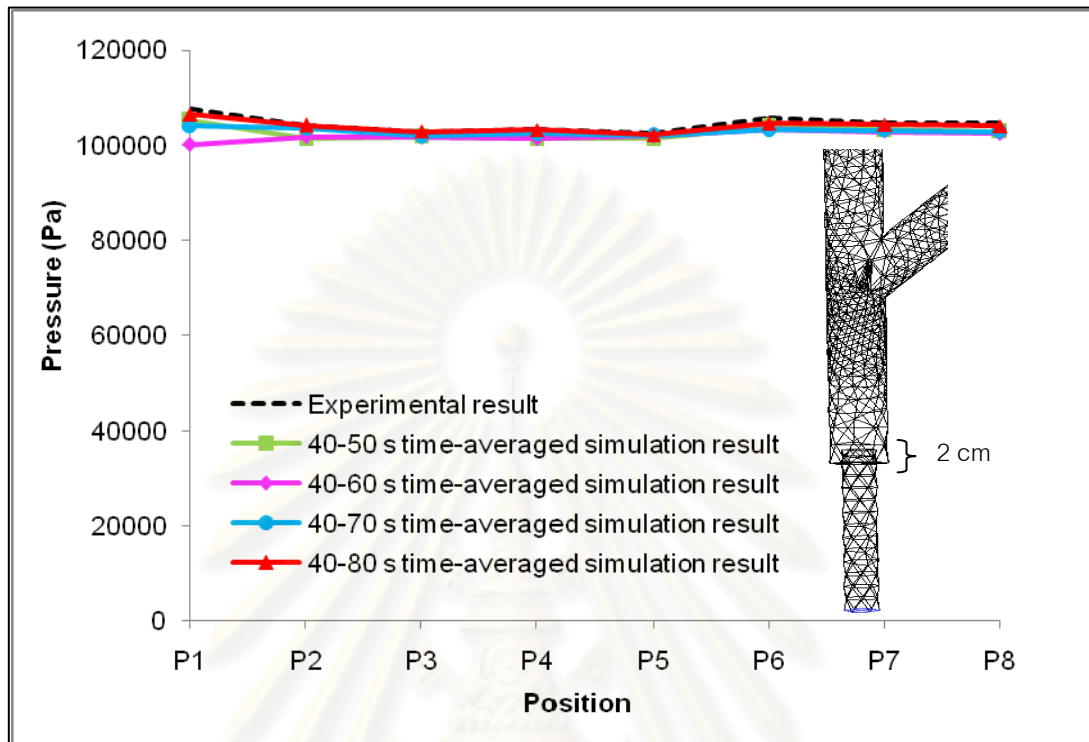
รูปที่ 4.2 ความดันที่ตำแหน่งต่างๆของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดไซค์เบดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีท่อฉีดอากาศที่ความเร็วอากาศ 4.76 เมตรต่อวินาที

ความดันที่ตำแหน่งต่างๆในระบบที่ได้จากการจำลองภาวะจะถูกนำไปเปรียบเทียบกับผลการทดลองจริงในห้องปฏิบัติการ จากรูปที่ 4.2 จะเห็นได้ว่าเมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว (steady state) ที่เวลาเฉลี่ย 40 ถึง 80 วินาทีแล้ว ผลจากการจำลองภาวะของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดไซค์เบดแบบหมุนเวียนในกรณีที่ไม่มีท่อฉีดอากาศ จะมีแนวโน้มความดันที่ตำแหน่ง P2 ถึง P8 ใกล้เคียงกับผลการทดลอง ยกเว้นตำแหน่ง P1 ที่ค่าความดันสูงกว่าผลการทดลอง เนื่องจากเกิดการสะสมของของแข็งในระบบตรงบริเวณทางเข้าอากาศตรงด้านล่างของท่อโรเซอ์ส่งผลทำให้ความดันตำแหน่ง P1 สูงกว่าผลการทดลอง ดังนั้นจึงทำการปรับปรุงแบบจำลองโดยเพิ่มท่อฉีดอากาศเข้าไปตรงบริเวณทางเข้าอากาศสองกรณีดังกล่าวมาแล้วข้างต้น เพื่อลดการสะสมกันของของแข็งที่ตำแหน่ง P1



รูปที่ 4.3 ความดันที่ตำแหน่งต่างๆของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนที่มีท่อฉีดอากาศเย็นเข้าไปในท่อโรเซอ์ 5 เซนติเมตร ที่ความเร็วอากาศ 4.76 เมตรต่อวินาที

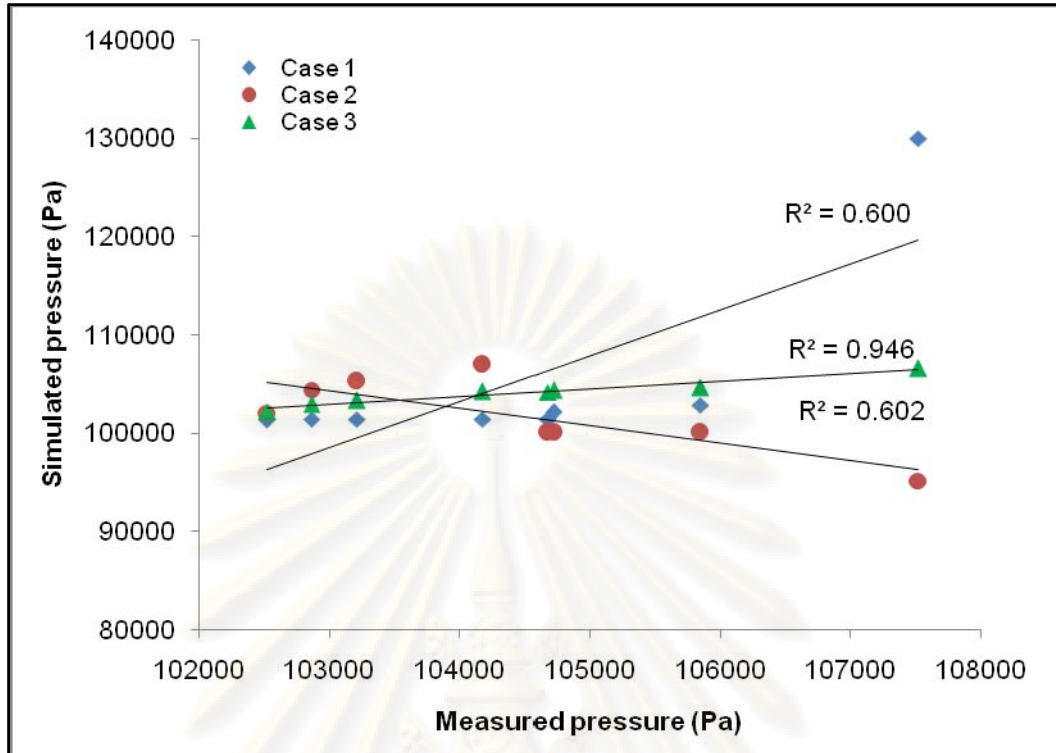
จากรูปที่ 4.3 แสดงความดันที่ตำแหน่งต่างๆของการจำลองภาวะของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนในกรณีที่มีท่อฉีดอากาศเย็นเข้าไปในท่อโรเซอ์ 5 เซนติเมตร เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว (steady state) ที่เวลาเฉลี่ย 40 ถึง 80 วินาทีแล้ว ผลจากการจำลองภาวะจะแสดงให้เห็นว่าการเพิ่มท่อฉีดอากาศตรงบริเวณทางเข้าท่อโรเซอ์ส่งผลต่อความดันตรงบริเวณตำแหน่ง P1 แต่เมื่อเปรียบเทียบกับผลการทดลองแล้ว ความดันที่ตำแหน่ง P1 ที่ได้จากการจำลองภาวะให้ค่าความดันต่ำกว่าผลการทดลอง แสดงว่าตำแหน่งที่ยื่นท่อฉีดอากาศเข้ามายังท่อโรเซอ์มากเกินไป ดังนั้นจึงปรับตำแหน่งการยื่นท่อฉีดอากาศตรงบริเวณทางเข้าของท่อโรเซอ์เป็น 2 เซนติเมตร และทำการจำลองภาวะต่อไป



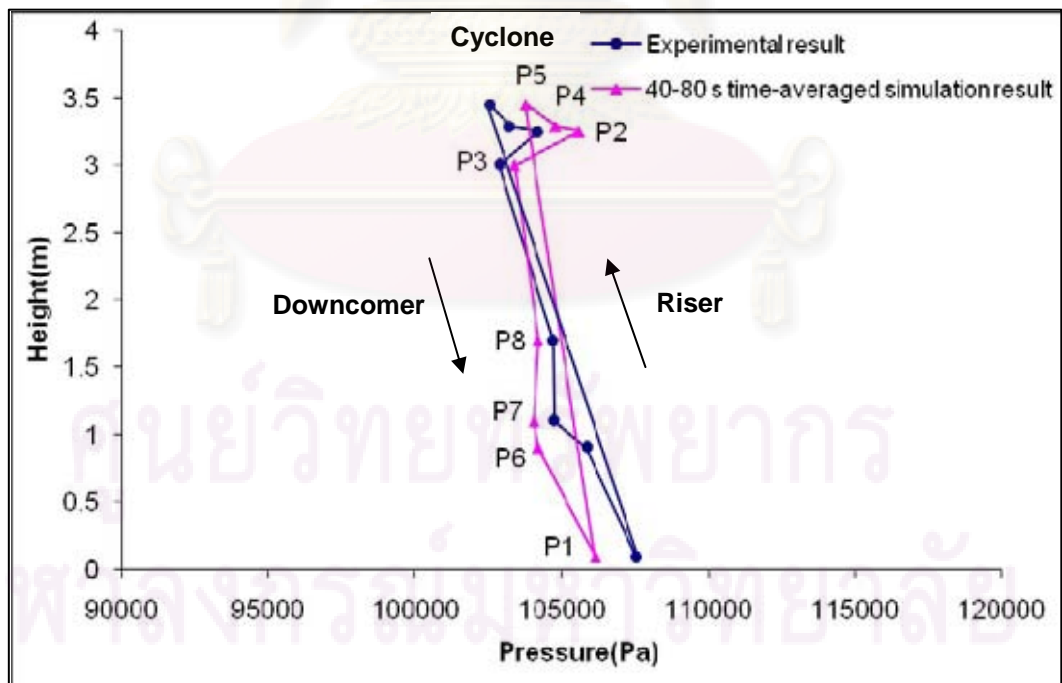
รูปที่ 4.4 ความดันที่ตำแหน่งต่างๆของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนที่มีท่อฉีดอากาศเย็นเข้าไปในท่อไรเซอร์ 2 เซนติเมตร ที่ความเร็วอากาศ 4.76 เมตรต่อวินาที

จากรูปที่ 4.4 แสดงความดันที่ตำแหน่งต่างๆของการจำลองภาวะของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนในกรณีที่มีท่อฉีดอากาศเย็นเข้าไปในท่อไรเซอร์ 2 เซนติเมตร เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว (steady state) ที่เวลาเฉลี่ย 40 ถึง 80 วินาทีแล้ว ผลจากการจำลองภาวะพบว่าความดันที่ตำแหน่งต่างๆให้ผลสอดคล้องกับผลการทดลองทุกตำแหน่ง ซึ่งผลจากการจำลองภาวะทั้งสามกรณี เมื่อนำไปเปรียบเทียบกับผลการทดลอง ค่า R-square ที่ได้พบว่าในกรณีที่ 3 แบบจำลองที่มีท่อฉีดอากาศเย็นเข้าไปในท่อไรเซอร์ 2 เซนติเมตรจะให้ค่า R-square เท่ากับ 0.946 แสดงดังรูปที่ 4.5 สรุปได้ว่าแบบจำลองที่พัฒนาขึ้นในกรณีที่ 3 สามารถให้ผลของความดันในทุกตำแหน่งใกล้เคียงกับผลการทดลอง





รูปที่ 4.5 กราฟแสดงผลของค่า R-square ของความดันภายในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดิซ์เบดแบบหมุนเวียนจากผลการทดลองและผลจากการจำลองภาวะทั้งสามกรณี



รูปที่ 4.6 วงจรความดันของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดิซ์เบดแบบหมุนเวียนจากผลการทดลอง เทียบกับการจำลองภาวะในกรณีที่ 3

จากรูปที่ 4.6 แสดงวงจรความดันรวมของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียน จากผลการทดลองเทียบกับการจำลองภาวะในกรณีที่ 3 ให้ผลสอดคล้องกัน และพบว่าในด้านไรเซอร์ความดันจะลดลงตามความสูงที่เพิ่มขึ้น ความดันต่ำสุดของระบบอยู่ที่ทางออกของไซโคลน และความดันจะมีค่าสูงที่สุดที่ตำแหน่ง P1 ซึ่งเป็นจุดที่ของแข็งไหลเข้าไปในด้านไรเซอร์อีกครั้งหนึ่ง เนื่องจากบริเวณนี้ได้รับความดันจากสองทาง คือ ความดันที่เกิดจากของแข็งเคลื่อนที่ และความดันที่เกิดจากอากาศหรือ Primary Air ที่เข้ามาฟลูอิดส์ของแข็ง อย่างไรก็ตาม จะเห็นว่าความดันในการทดลองจะสูงกว่าความดันจากการจำลองภาวะภายในเครื่องแกซีฟายเออร์ ซึ่งเป็นผลมาจากของแข็งในระบบที่ทำการอัดแน่นทางฝั่งดาวนคัมเมอร์เริ่มต้นในการจำลองภาวะมีน้อยกว่าของแข็งที่ถูกอัดแน่นเริ่มต้นในการทดลองทำให้ความดันที่ได้จากการจำลองภาวะมีน้อยกว่าการทดลองได้

เมื่อพิจารณาดุลความดัน (Pressure Balance) รอบวงจร หรือ ระบบแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนตามรูปที่ 4.6 ที่ส่วนล่างของท่อไรเซอร์เบดจะหนาแน่นกว่าด้านบนทำให้ความดันลดต่อความสูงที่บริเวณด้านล่างของท่อไรเซอร์มีค่าสูงกว่าด้านบน โดยที่ของแข็งในระบบแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนจะกระจายอยู่ในท่อไรเซอร์และท่อป้อนกลับ โดยที่ความดันลดในทั้งสองท่อจะต้องได้ดุลกัน นั่นคือผลรวมของความดันลดทั้งระบบจะมีค่าเป็นศูนย์ (Basu, P., 2006)

$$(P_1 - P_2) + (P_2 - P_4) + (P_4 - P_3) + (P_3 - P_8) + (P_8 - P_7) + (P_7 - P_6) + (P_6 - P_1) = 0 \quad (4.1)$$

สมการที่ 4.1 คือสมดุลความดันรวมของทั้งระบบแกซีฟายเออร์ฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในงานวิจัย

โดยที่ ความดันลดในด้านไรเซอร์ คือ  $(P_1 - P_2)$

ความดันลดคร่อมจุดระหว่างทางออกไรเซอร์กับทางเข้าไซโคลน คือ  $(P_2 - P_4)$

ความดันลดคร่อมไซโคลน คือ  $(P_4 - P_3)$

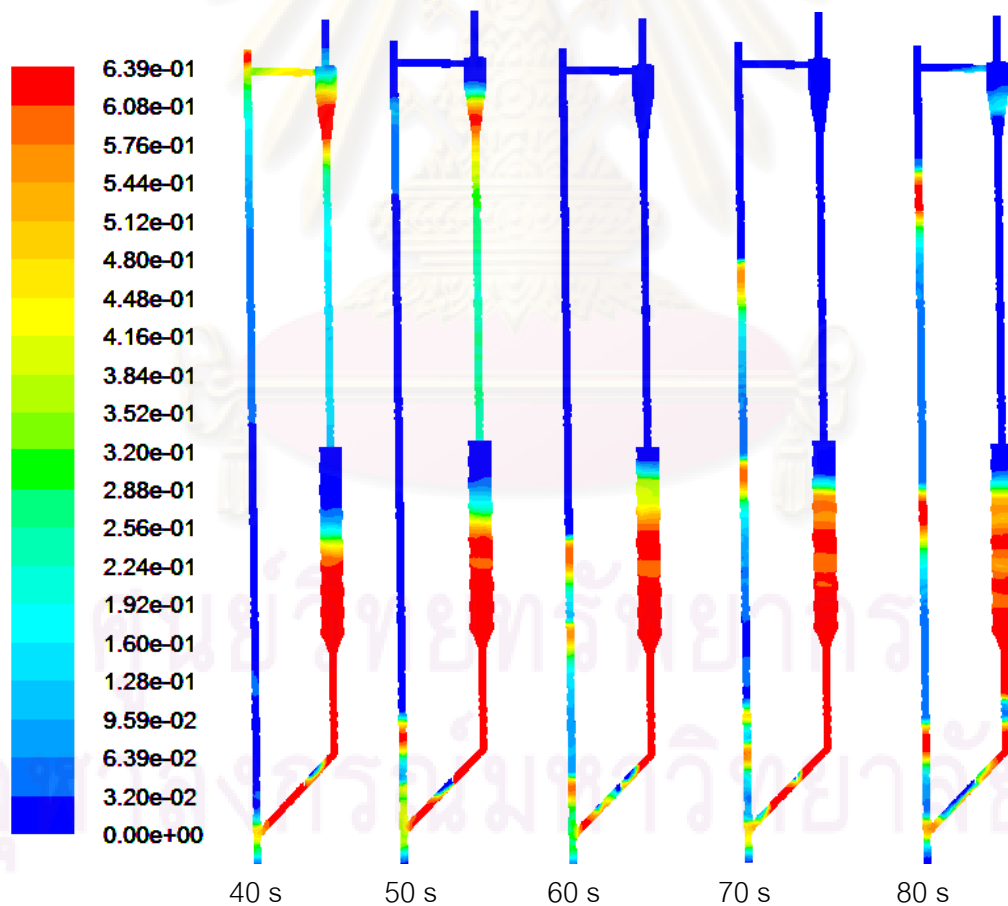
ความดันลดในท่อป้อนกลับ คือ  $(P_3 - P_8)$ ,  $(P_8 - P_7)$  และ  $(P_7 - P_6)$

ความดันลดคร่อมวาล์วส่งผ่าน คือ  $(P_6 - P_1)$

เมื่อแทนค่าความดันของแต่ละจุดลงในสมการที่ 4.1 พบว่าความดันรวมของทั้งระบบมีค่าเท่ากับศูนย์

#### 4.1.2 การศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในแก๊สฟายเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน

หลังจากทำการศึกษามูลของรูปแบบความดันภายในแล้ว จะทำการศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องแก๊สฟายเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่เวลาตั้งแต่ 40 ถึง 80 วินาที เนื่องจากระบบจะเข้าสู่สภาวะคงตัวที่เวลา 40 วินาที เพื่อที่จะทำความเข้าใจภาวะที่เกิดขึ้นภายในแบบจำลองได้อย่างชัดเจน ผลจากการจำลองภาวะในงานวิจัยนี้จึงถูกนำเสนอในรูปแบบของคอนทัวร์ของสัดส่วนปริมาตรของของแข็ง (Contours of Solid Volume Fraction) แสดงดังรูปที่ 4.7 สีแดงแทนสัดส่วนปริมาตรของแข็งมาก และสีน้ำเงินแทนสัดส่วนปริมาตรของแข็งน้อย พบว่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งจะเกาะกลุ่มกันเป็นช่วงโดยจะมีแก๊สและของแข็งไหลไม่สม่ำเสมอภายในไรเซอร์ของเครื่องแก๊สฟายเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน ซึ่งเกิดการแยกชั้นกันระหว่างแก๊ส และของแข็ง สังเกตได้จากคอนทัวร์สีที่แสดง ทำให้เห็นถึงรูปแบบการไหลภายในเครื่องแก๊สฟายเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนเป็นรูปแบบการไหลแบบสลัก (Slugging flow) ดังการจำแนกรูปแบบการไหลสำหรับฟลูอิดซ์เบดแก๊ส และของแข็งของ (Grace J. R., 1997)



รูปที่ 4.7 คอนทัวร์สัดส่วนปริมาตรของของแข็งที่ได้จากการจำลองภาวะในเครื่องแก๊สฟายเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่เวลาต่างๆ

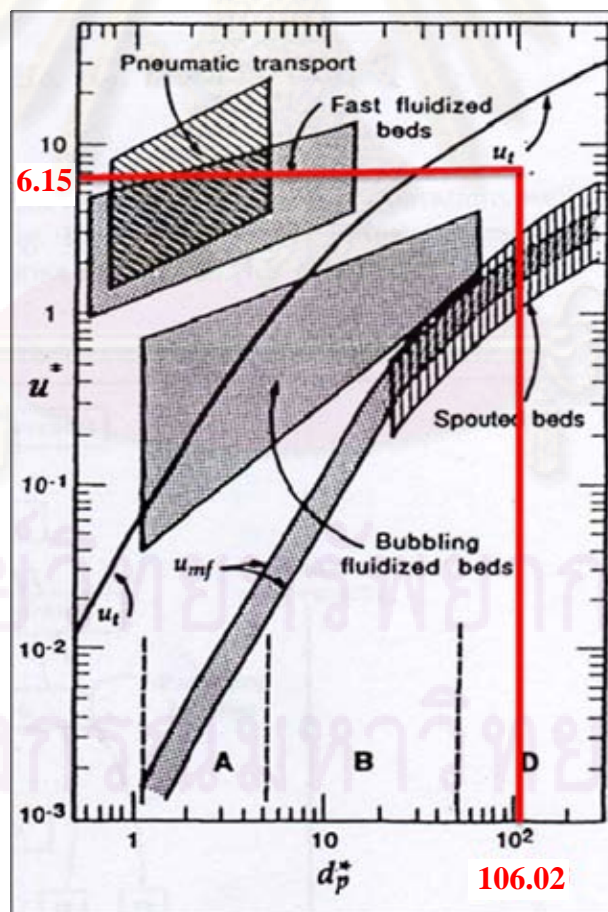
จากการพิจารณาพบว่ารูปแบบการไหลภายในแก๊สไฟเบอร์เป็นกาไรไหลรูปแบบสลัก ซึ่งผลที่ได้นี้สอดคล้องกับแผนภาพขอบเขตฟลูอิดไอเซชัน (General flow regime diagram; Grace J. R., 1986) แสดงดังรูปที่ 4.8 โดยอาศัยค่าขนาดอนุภาคของแข็งไร้หน่วย (a dimensionless particle size :  $d^*$ ) และความเร็วของแก๊สไร้หน่วย (a dimensionless gas velocity :  $u^*$ ) ทำการคำนวณดังสมการที่ 4.2 และ 4.3

ขนาดอนุภาคของแข็งไร้หน่วย

$$d^* = d_p \left[ \frac{\rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \right]^{1/3} \quad (4.2)$$

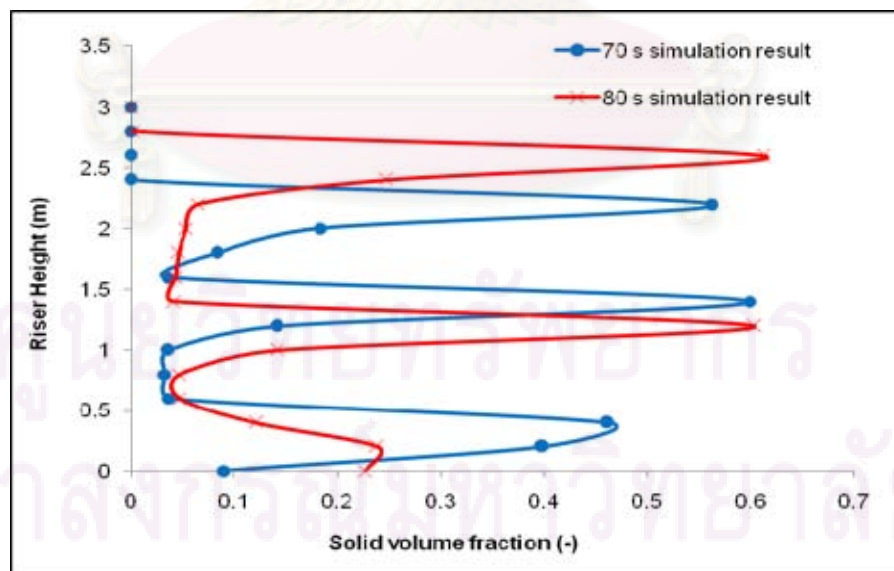
ความเร็วของแก๊สไร้หน่วย

$$u^* = u \left[ \frac{\rho_g^2}{\mu (\rho_s - \rho_g) g} \right]^{1/3} \quad (4.3)$$



รูปที่ 4.8 แผนภาพขอบเขตฟลูอิดไอเซชัน (General flow regime diagram; Grace, J. R., 1986)

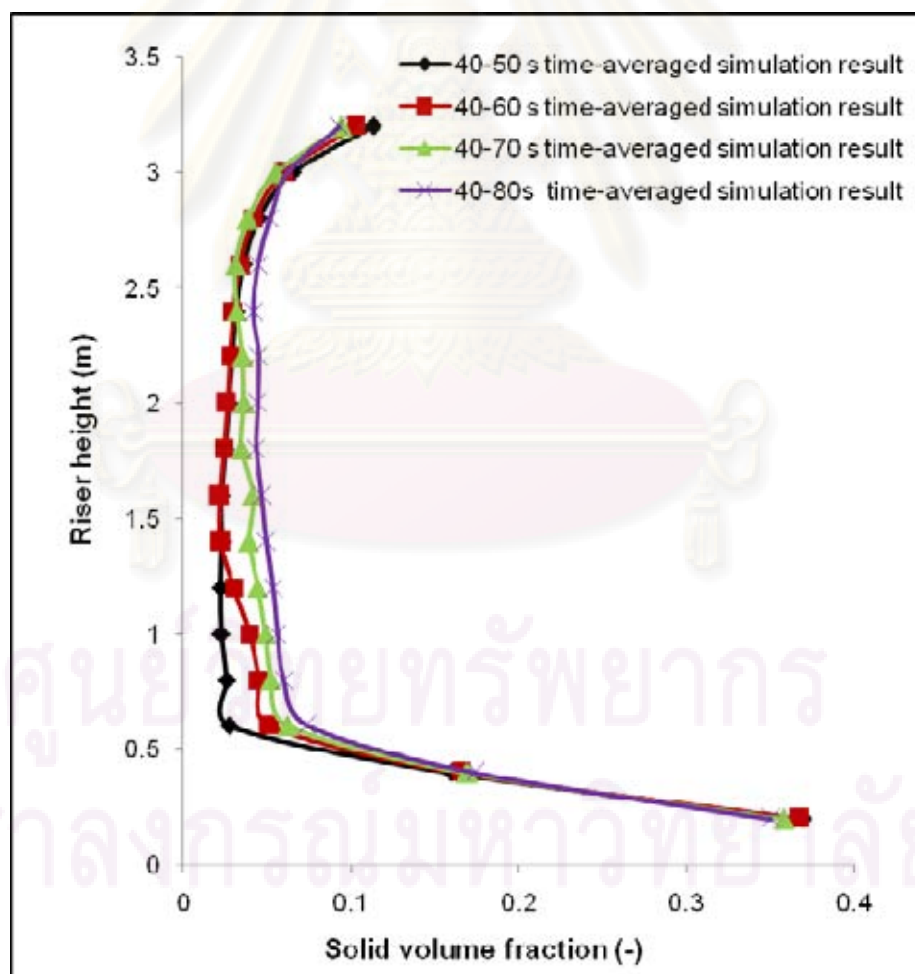
จากแผนภาพรูปที่ 4.8 แสดงขอบเขตฟลูอิดไอเซชันแบบ Pneumatic transport แบบ Fast fluidized beds แบบ Spouted beds และแบบ Bubbling beds และยังแสดงการจำแนกขนาดอนุภาคด้วยวิธีของ Geldart ตามขนาดของอนุภาคของแข็งไว้หน่วย ในแต่ละกลุ่มคือ Group A Group B และ Group D พบว่าสภาวะดำเนินการภายในเครื่องปฏิกรณ์จะตกอยู่ในช่วงระหว่างเบดแบบฟองแก๊สและฟลูอิดไอส์เบดที่ความเร็วสูง และขนาดของอนุภาคของแข็งไว้หน่วยตกอยู่ใน Geldart Group D เมื่อพิจารณาจากรูปแบบการไหลสำหรับฟลูอิดไอส์เบดแก๊ส-ของแข็งของ (Grace J.R., 1997) จะพบว่าเป็นการไหลแบบสลักและแบบปั่นป่วน ซึ่งในงานวิจัยนี้เป็นการไหลแบบสลัก เนื่องจากการไหลแบบปั่นป่วนบริเวณด้านล่างของเบดหรือหอดทดลองจะมีสัดส่วนปริมาตรของของแข็งมากและด้านบนจะเบาบาง แต่จากการจำลองภาวะในงานวิจัยนี้ฟองแก๊สจะเคลื่อนที่ผ่านเบด และแยกอนุภาคของแข็งออกเป็นชั้นๆ จึงทำให้ของแข็งจะหนาแน่นไม่สม่ำเสมอตามแนวแกน ซึ่งสอดคล้องกับกราฟสัดส่วนปริมาตรของของแข็งตามแนวแกนของท่อโรเตอร์ของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดไอส์เบดแบบหมุนเวียนที่เวลา 70 วินาที และ 80 วินาที แสดงดังรูปที่ 4.9 กล่าวคือ สัดส่วนปริมาตรของของแข็งที่อยู่ภายในท่อโรเตอร์จะมีทั้งบริเวณที่มีสัดส่วนของของแข็งหนาแน่น และเบาบาง โดยบริเวณที่มีสัดส่วนของของแข็งหนาแน่นที่บริเวณความสูง 1.6 เมตร เท่ากับ 0.59 ที่เวลา 70 วินาที ส่วนที่เวลา 80 วินาที พบว่ามีสัดส่วนปริมาตรของแข็งหนาแน่นที่บริเวณความสูง 2.8 เมตร เท่ากับ 0.61



รูปที่ 4.9 ความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วนปริมาตรของแข็งและความสูงของโรเตอร์ ที่เวลา 70 และ 80 วินาที

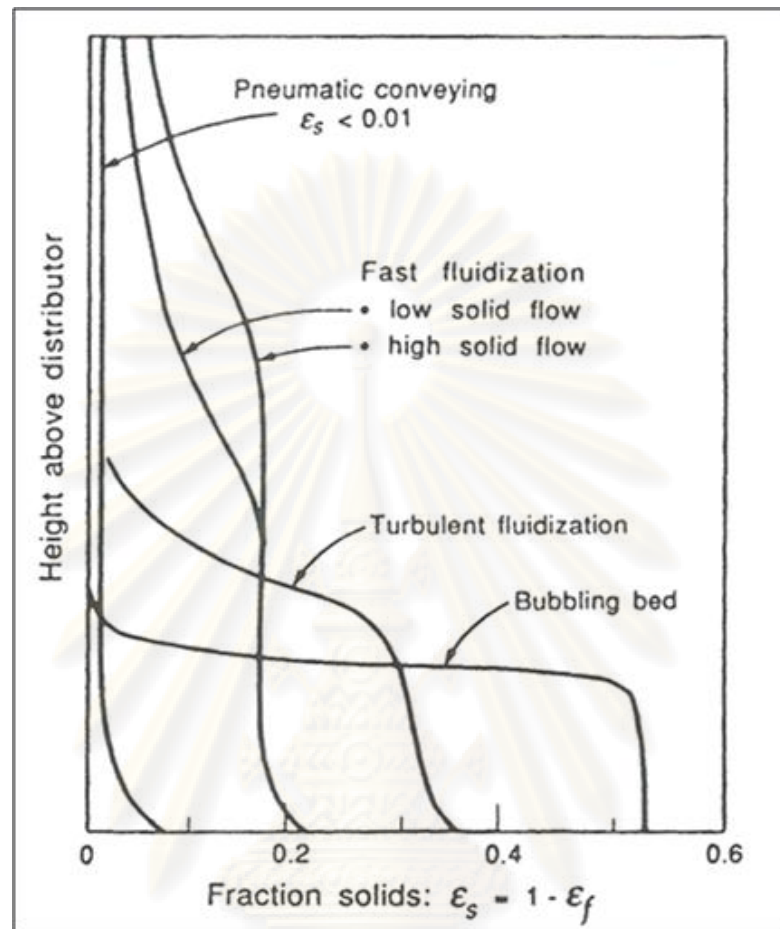


จากนั้นทำการพิจารณาสัดส่วนปริมาตรของของแข็งตามแนวแกนของท่อโรเซอ์ของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่เวลา 40 ถึง 80 วินาที (ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว) แสดงดังรูปที่ 4.10 บริเวณที่มีสัดส่วนปริมาตรของแข็งหนาแน่นมาก จะเกิดขึ้นที่บริเวณด้านล่างของท่อโรเซอ์เป็นผลเนื่องมาจากตรงบริเวณด้านล่างของท่อโรเซอ์จะเป็นส่วนต่อระหว่างท่อโรเซอ์ และดาวนคัมเมอร์ ซึ่งเป็นทางเข้าของของแข็งจากดาวนคัมเมอร์สู่โรเซอ์ อาจเกิดการสะสมของของแข็งตรงบริเวณนี้ได้ ทำให้ตรงบริเวณทางเข้ามีสัดส่วนปริมาตรของของแข็งหนาแน่น โดยมีสัดส่วนปริมาตรของแข็งหนาแน่นเท่ากับ 0.35 และสัดส่วนปริมาตรของแข็งจะสะสมเพิ่มขึ้นตามความสูงของท่อโรเซอ์ และจะไปหนาแน่นมากที่บริเวณทางเชื่อมระหว่างทางออกของท่อโรเซอ์สู่ไซโคลน เป็นผลเนื่องมาจากการสะสมกันของของแข็งตรงบริเวณช่องทางออกนี้จึงทำให้สัดส่วนปริมาตรของแข็งตรงบริเวณนี้หนาแน่นตามไปด้วย



รูปที่ 4.10 ค่าสัดส่วนปริมาตรของของแข็งตามแนวแกนของท่อโรเซอ์ของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่เวลา 40 ถึง 80 วินาที



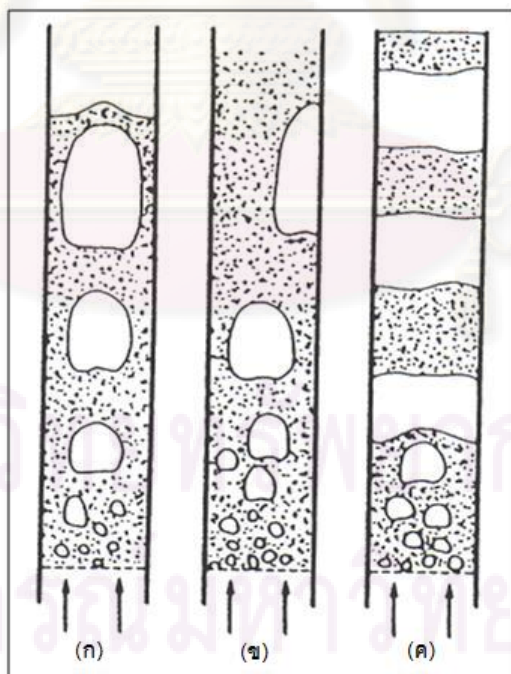


รูปที่ 4.11 รูปแบบการกระจายตัวของสัดส่วนปริมาตรของของแข็งตามแนวแกน และรูปแบบการไหลของฟลูอิดเซชันในงานวิจัยของ Kunii และ Levenspiel (1991)

ซึ่งจะสอดคล้องกับรูปแบบการกระจายตัวของสัดส่วนปริมาตรของของแข็งตามแนวแกนของฟลูอิดเซชันในงานวิจัยของ Kunii และ Levenspiel (1991) แสดงดังรูปที่ 4.11 ในงานวิจัยดังกล่าวได้แสดงรูปแบบสัดส่วนปริมาตรของของแข็งในแต่ละรูปแบบการไหล โดยแสดงรูปแบบฟลูอิดเซชันแบบภาวะการส่งผ่านด้วยลม (Pneumatic Transport) ที่ซึ่งสัดส่วนปริมาตรของของแข็งน้อยกว่า 0.01 รูปแบบฟลูอิดเซชันความเร็วสูง (Fast Fluidization) มีทั้งแบบการไหลของของแข็งต่ำ และการไหลของของแข็งสูง รูปแบบการไหลแบบปั่นป่วน (Turbulent Fluidization) และรูปแบบการไหลแบบฟองแก๊ส (Bubbling Fluidized Bed) ในรูปไม่ได้แสดงรูปแบบการไหลแบบสลัก แต่เนื่องจากรูปแบบการไหลแบบสลักจะอยู่ระหว่างเบดแบบฟองแก๊ส (Bubbling Fluidized Bed) และเบดแบบความเร็วสูง (Fast Fluidized Bed) ตามรูปแบบการไหลสำหรับฟลูอิดเซชันแบบแก๊ส-ของแข็ง (Grace, J. R., 1997) ดังนั้นเราจึงสามารถที่จะเปรียบเทียบสัดส่วนปริมาตรของ

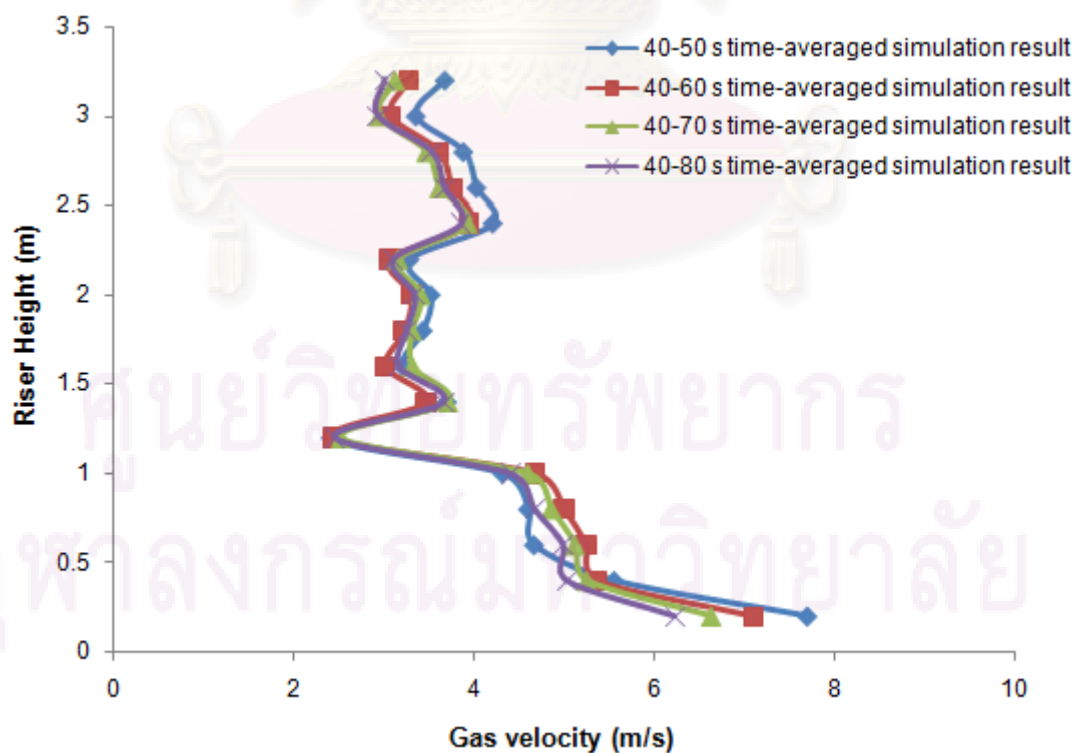
ของแข็งตามแนวแกนได้ ซึ่งจะมีแนวโน้มเดียวกันกับงานวิจัยดังกล่าวมา กล่าวคือ สัดส่วนปริมาตรของแข็งจากการจำลองภาวะ (รูปที่ 4.10) จะหนาแน่น (Dense bed) โดยเฉลี่ย (40-80 วินาที) เท่ากับ 0.35 บริเวณด้านล่างโรเตอร์และสัดส่วนปริมาตรของแข็งเบาบาง (Dilute bed) โดยเฉลี่ย (40-80 วินาที) เท่ากับ 0.05 บริเวณด้านบนโรเตอร์สอดคล้องกับกราฟรูปที่ 4.11 ในเส้นกราฟระหว่าง Bubbling bed กับ Fast fluidization

เมื่อทำการพิจารณาชนิดของรูปแบบการไหลแบบสลักในฟลูอิดไคซ์เบด สามารถแบ่งเป็น 3 ชนิด ตาม Clift และ Grace (1985) รูปที่ 4.12 (ก) แสดงรูปแบบการไหลแบบสลักแนวแกน (Axial slugs) เกิดเนื่องจากอนุภาคมีขนาดเล็ก และเรียบ รูปที่ 4.12 (ข) แสดงรูปแบบการไหลแบบสลักที่ผนัง (Wall slugs) เกิดเนื่องจากอนุภาคมีขนาดเล็ก และขรุขระ รูปที่ 4.12 (ค) แสดงรูปแบบการไหลแบบสลักราบเรียบ (Flat slugs) เกิดเนื่องจากอนุภาคมีขนาดใหญ่จัดอยู่ใน Geldart D ตามการจำแนกกลุ่มของของแข็งโดยวิธีของ Geldart (Grace, J. R., 1997) ซึ่งในงานวิจัยนี้รูปแบบการไหลจะเป็นแบบสลักราบเรียบ เพราะว่าเมื่อเราพิจารณาคอนทัวร์ของสัดส่วนของของแข็งตามรูปที่ 4.7 พบว่ารูปแบบการไหลจะเกิดการแยกชั้นระหว่างแก๊ส และของแข็ง โดยอนุภาคของของแข็งในงานวิจัยนี้อยู่ใน Geldart D ด้วยจึงสอดคล้องกับรูปที่ 4.12 (ค)

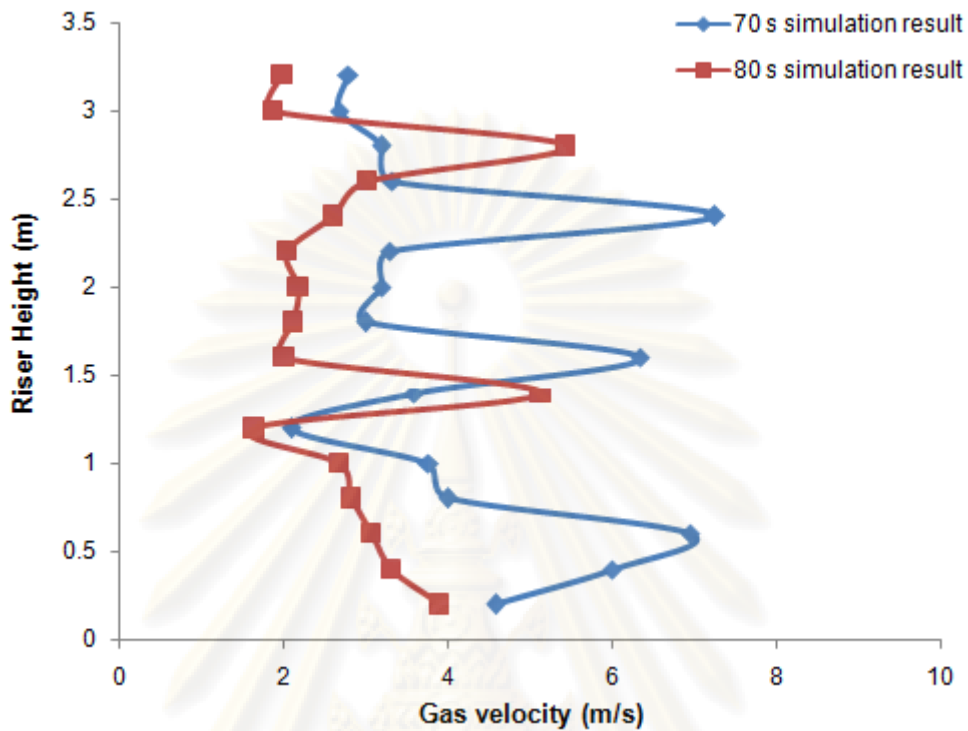


รูปที่ 4.12 ชนิดของรูปแบบการไหลแบบสลักในฟลูอิดไคซ์เบด (ก) รูปแบบการไหลแบบสลักแนวแกน (Axial slugs) (ข) รูปแบบการไหลแบบสลักที่ผนัง (Wall slugs) และ (ค) รูปแบบการไหลแบบสลักราบเรียบ (Flat slugs)

จากการศึกษารูปแบบการไหลภายในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน พบว่ารูปแบบการไหลเป็นแบบสลักราบเรียบ (Flat slug) จากนั้นทำการศึกษารูปแบบความเร็วแก๊สและของแข็งตามความสูงไรเซอร์ แสดงดังรูปที่ 4.13 (ก) ความเร็วแก๊สตามความสูงไรเซอร์ที่เวลาเฉลี่ย 40-80 วินาที รูปที่ 4.13 (ข) ความเร็วแก๊สตามความสูงไรเซอร์ ณ เวลา 70 และ 80 วินาที พบว่าความเร็วแก๊สตามความสูงไรเซอร์เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวที่เวลาเฉลี่ย 40-80 วินาที มีรูปแบบความเร็วไม่สม่ำเสมอตามแนวแกน ความเร็วแก๊สจะมีค่าสูงที่บริเวณด้านล่างของท่อไรเซอร์ เนื่องจากตรงบริเวณนี้เป็นทางเข้าของอากาศทำให้ความเร็วแก๊สบริเวณนี้มีค่าสูงกว่าบริเวณความสูงอื่นและเมื่อพิจารณา ณ เวลาใดๆคือ 70 และ 80 วินาที รูปที่ 4.13 (ข) ให้ผลของรูปแบบความเร็วแก๊สไม่สม่ำเสมอซึ่งสอดคล้องกับสัดส่วนปริมาตรของแข็งดังรูปที่ 4.9 กล่าวคือ การไหลแบบสลักราบเรียบ ความเร็วแก๊สจะมีค่าความเร็วไม่สม่ำเสมอตามความสูงของไรเซอร์คือ มีบริเวณที่มีความเร็วสูงและบริเวณที่มีความเร็วต่ำ ซึ่งรูปแบบความเร็วแก๊สจะส่งผลต่อค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็ง บริเวณที่มีความเร็วแก๊สสูงค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งจะเบาบาง ดังเช่นบริเวณที่ความสูงไรเซอร์ 1.4 เมตร และ 2.8 เมตร จากรูปที่ 4.13 (ข) ให้ผลของความเร็วแก๊สสูงทำให้บริเวณนี้มีสัดส่วนปริมาตรของแข็งเบาบางดังรูปที่ 4.9



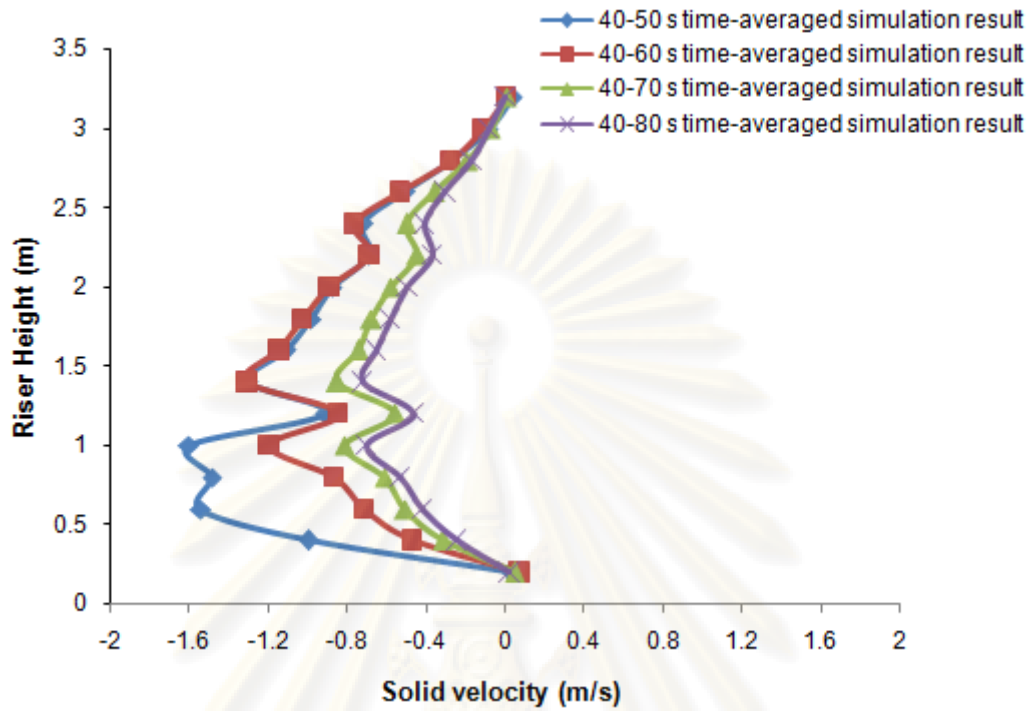
รูปที่ 4.13 (ก) ความเร็วแก๊สตามความสูงไรเซอร์ที่เวลาเฉลี่ย 40-80 วินาที



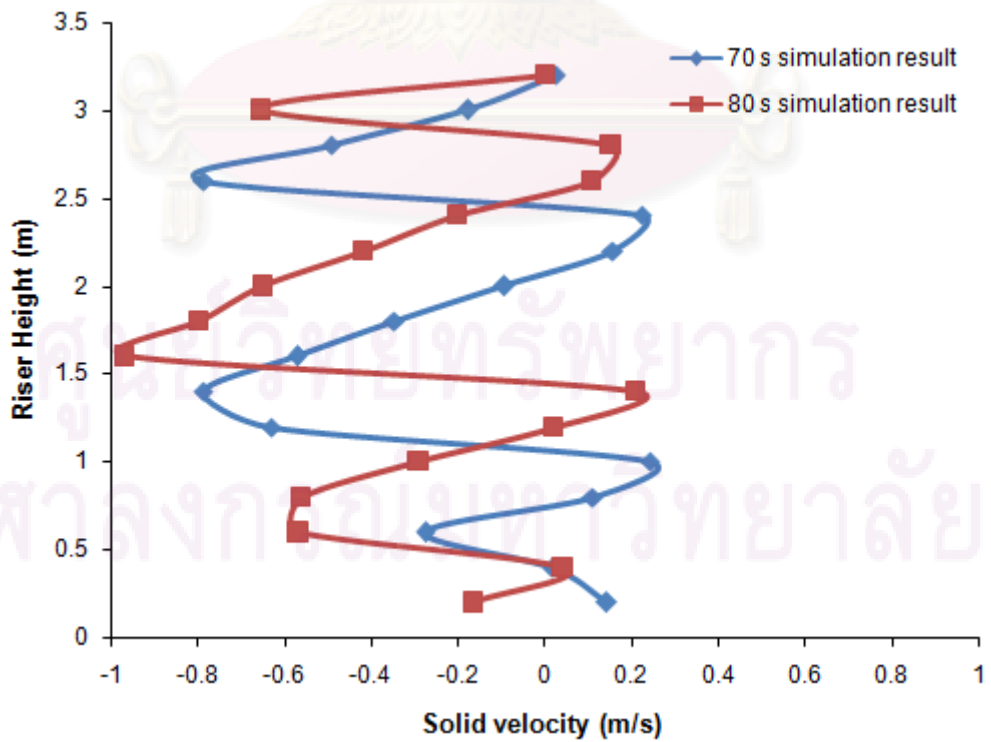
รูปที่ 4.13 (ข) ความเร็วแก๊สตามความสูงไรเซอร์ ณ เวลา 70 และ 80 วินาที

จากนั้นพิจารณาความเร็วของแก๊งตามความสูงไรเซอร์แสดงรูปที่ 4.14 (ก) ความเร็วของแก๊งตามความสูงไรเซอร์ที่เวลาเฉลี่ย 40-80 วินาที และรูปที่ 4.14 (ข) ความเร็วของแก๊งตามความสูงไรเซอร์ ณ เวลา 70 และ 80 วินาที พบว่าความเร็วของแก๊งมีทั้งค่าบวกและค่าลบแสดงว่า จะมีทั้งบริเวณที่ของแก๊งเคลื่อนที่ขึ้นและเคลื่อนที่ลง โดยบริเวณที่มีของแก๊งเคลื่อนที่ขึ้นจะเป็นส่วนที่มีของแก๊งหนาแน่น และบริเวณที่มีของแก๊งเคลื่อนที่ลงจะเป็นส่วนที่มีของแก๊งเบาบาง ซึ่งบริเวณที่ของแก๊งเคลื่อนที่ลงจะทำให้ของแก๊งเกิดการสะสมกันตามความสูงไรเซอร์จนทำให้เห็นรูปแบบการไหลเกิดการแยกชั้นกันโดยของแก๊งจะไหลไม่สม่ำเสมอตามแนวแกนตั้งรูปคอนทิวรัลสัดส่วนปริมาตรของของแก๊งรูปที่ 4.7

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 4.14 (ก) ความเร็วของแข็งตามความสูงไรเซอร์ที่เวลาเฉลี่ย 40-80 วินาที



รูปที่ 4.14 (ข) ความเร็วของแข็งตามความสูงไรเซอร์ ณ เวลา 70 และ 80 วินาที

## 4.2 ผลการจำลองภาวะในแบบจำลองการไหลของแก๊สฟายเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี

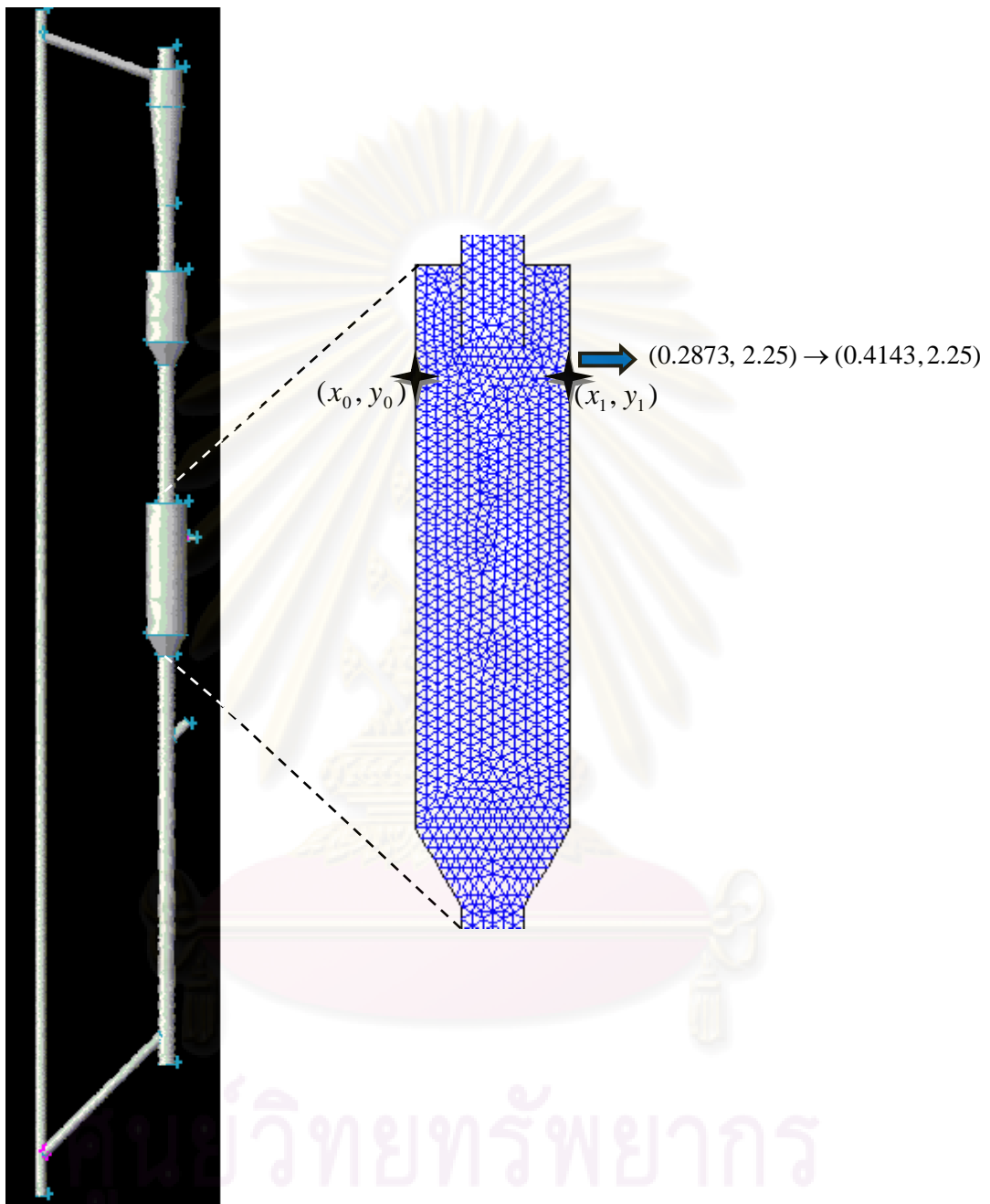
การจำลองภาวะในส่วนที่สองจะทำการจำลองภาวะภายในแก๊สฟายเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีเพื่อทำนายองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยใช้เงื่อนไขของแบบจำลองการไหลของเครื่องแก๊สฟายเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่พัฒนาขึ้นในงานวิจัยส่วนแรก คือ เลือกแบบจำลองการไหลแบบราบเรียบ บริเวณผนังความเร็วในแนวสัมผัสและความเร็วในแนวปกติของแก๊สและของแข็งถูกกำหนดให้มีค่าเท่ากับศูนย์ (Non-slip condition) เป็นต้น ดังกล่าวมาแล้วในบทที่ 3 และนำมาเพิ่มชุดสมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีในแบบจำลองเพื่อทำนายองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ โดยจะทำการเปรียบเทียบร้อยละโดยโมลขององค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการจำลองภาวะด้วยโปรแกรม Fluent และที่ได้จากการทดลองในห้องปฏิบัติการจริง เพื่อตรวจสอบความถูกต้องและพัฒนาแบบจำลองให้สามารถทำนายองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ให้ได้ผลสอดคล้องกับผลการทดลองต่อไปได้

### 4.2.1 การศึกษาองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ภายในแก๊สฟายเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี

การศึกษาในส่วนที่สองทำการพิจารณาองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการเผาไหม้และกระบวนการแก๊สฟิเคชันภายในเครื่องแก๊สฟายเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนจากการจำลองภาวะเปรียบเทียบกับผลการทดลอง โดยตำแหน่งที่ทำการพิจารณาองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์คือ บริเวณฝั่งดาร์นคัมเมอร์แสดงตำแหน่งดังรูปที่ 4.13

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



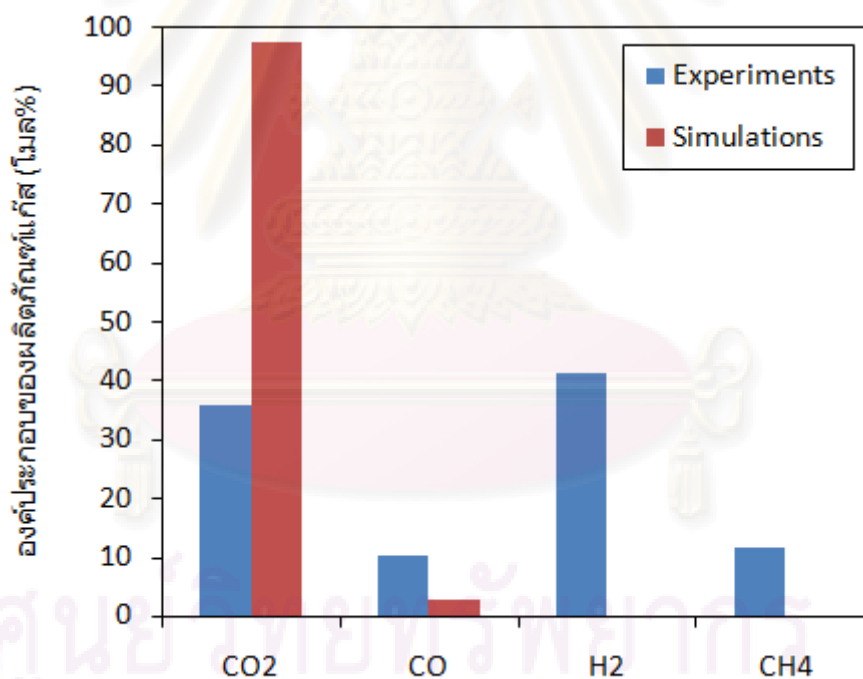


รูปที่ 4.15 ตำแหน่ง  $(x_0, y_0) \rightarrow (x_1, y_1)$  ที่ใช้ในการพิจารณาองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์

ผลจากการจำลองภาวะภายในแก๊สไฟเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนเมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว (steady state) ที่เวลา 270 ถึง 320 วินาที ที่ทำการพิจารณาองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์บริเวณตำแหน่งที่แสดงดังรูปที่ 4.15 จากการจำลองภาวะเปรียบเทียบกับผลการทดลองแสดงดังตารางที่ 4.2 และรูปที่ 4.16

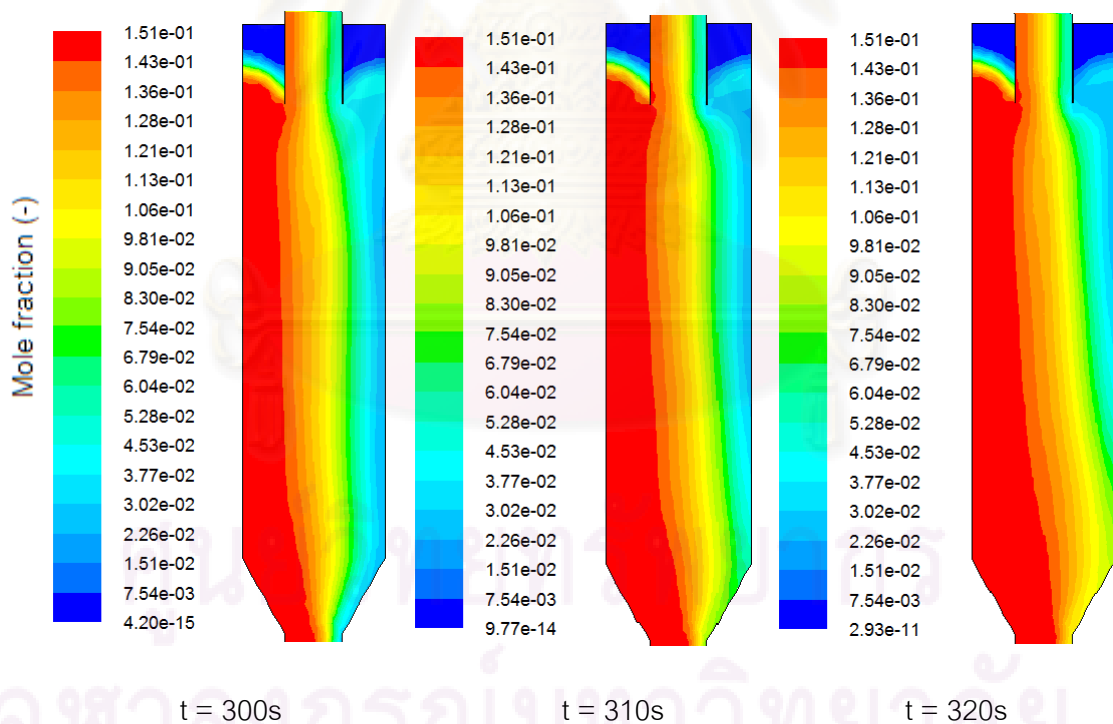
ตารางที่ 4.2 ผลขององค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากผลการทดลองและการจำลองภาวะ

องค์ประกอบแก๊ส	ร้อยละโดยโมลจากผล การทดลอง	ร้อยละโดยโมลจาก การจำลองภาวะ
CO <sub>2</sub>	35.95	97.29
CO	10.34	2.71
H <sub>2</sub>	41.06	$6.52 \times 10^{-7}$
CH <sub>4</sub>	11.78	$3.14 \times 10^{-6}$

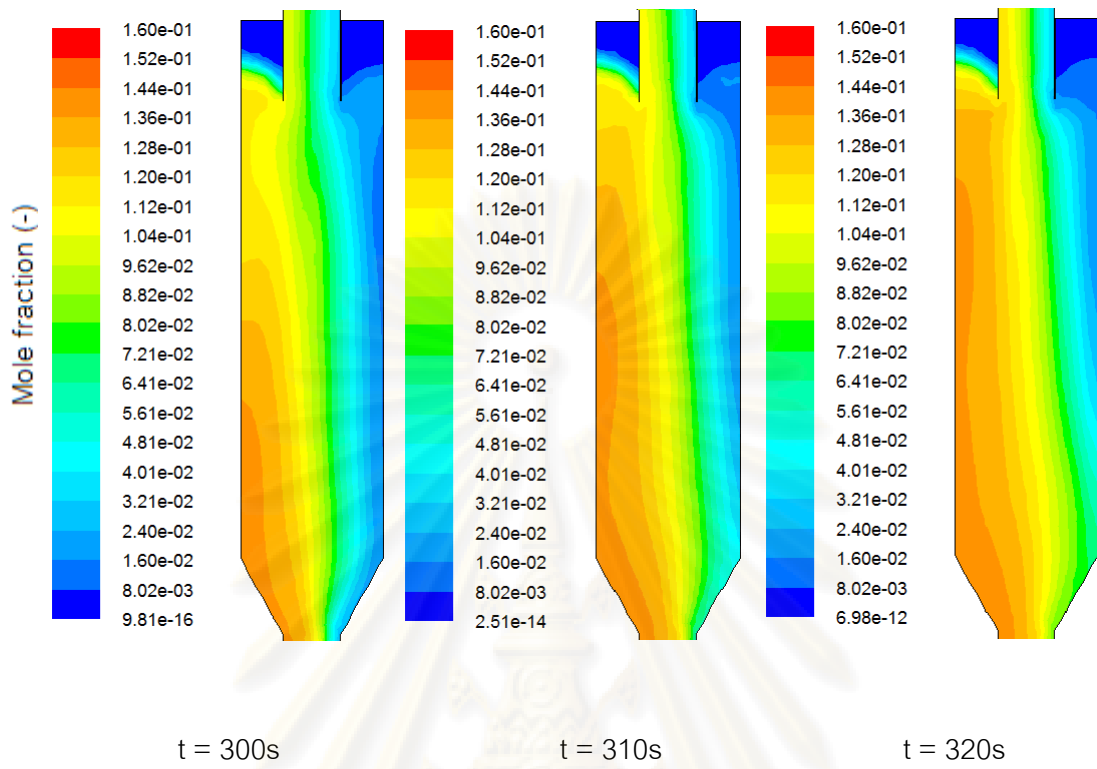


รูปที่ 4.16 องค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการจำลองภาวะและผลการทดลองภายในเครื่องแก๊สไฟเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน

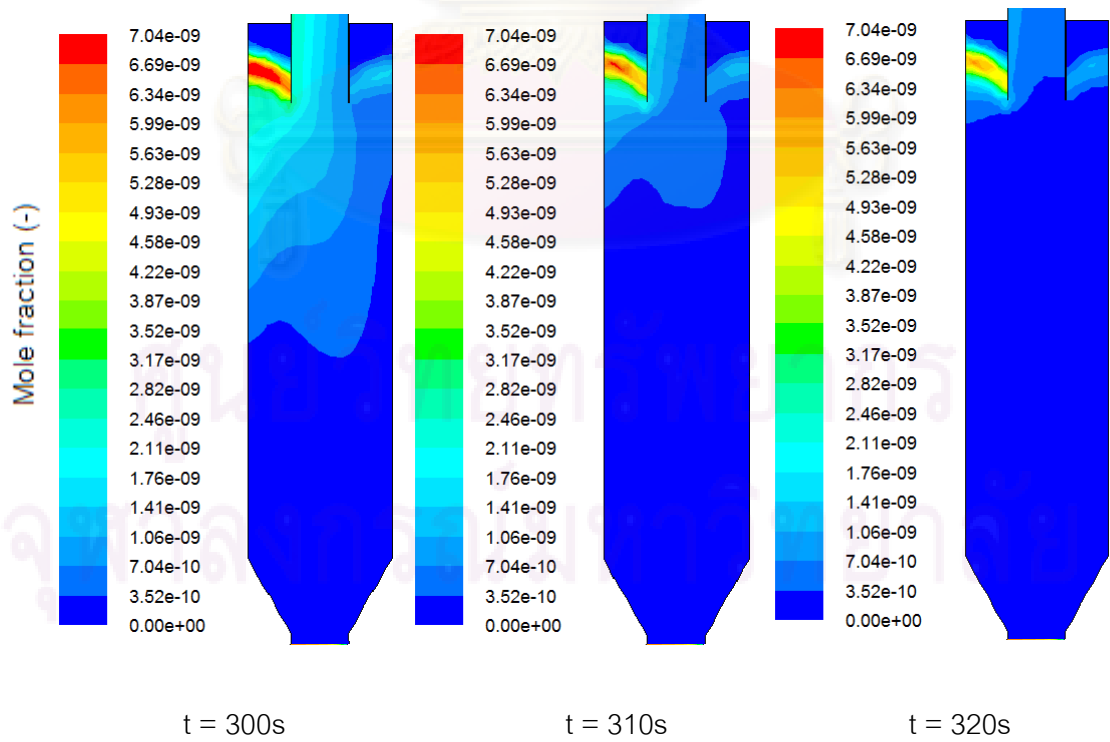
จากตารางที่ 4.2 และรูปที่ 4.16 แสดงร้อยละองค์ประกอบแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากการจำลองภาวะสูงถึงร้อยละ 97.29 และร้อยละองค์ประกอบแก๊สไฮโดรเจนต่ำเมื่อเทียบกับผลการทดลองแสดงว่าบริเวณนี้มีออกซิเจนหลุดรอดเข้ามาได้มาก และมีสัดส่วนขององค์ประกอบแก๊สที่เป็นสารตั้งต้นในการเกิดปฏิกิริยาน้อยเช่น ไอน้ำ จึงส่งผลต่อแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ ดังนั้นจึงทำการพิจารณาองค์ประกอบแก๊สจาก คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมล (Contour of Mole fraction) ของแก๊สผลิตภัณฑ์ตรงบริเวณนี้จากการจำลองภาวะโดยแสดงคอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สผลิตภัณฑ์ทั้งหมดคือ ไอน้ำ ออกซิเจน มีเทน คาร์บอนไดออกไซด์ คาร์บอนมอนอกไซด์ ไฮโดรเจน และไนโตรเจน ดังรูปที่ 4.17 ถึง 4.23 โดยรูปแบบการไหลจะเห็นว่าไม่สม่ำเสมอเนื่องมาจากการแพร่ของแก๊สออกซิเจนด้านไรเซอร์มายังด้านดาวคัมเมอร์ทำให้คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สผลิตภัณฑ์ไม่สม่ำเสมอและส่งผลต่อร้อยละองค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้



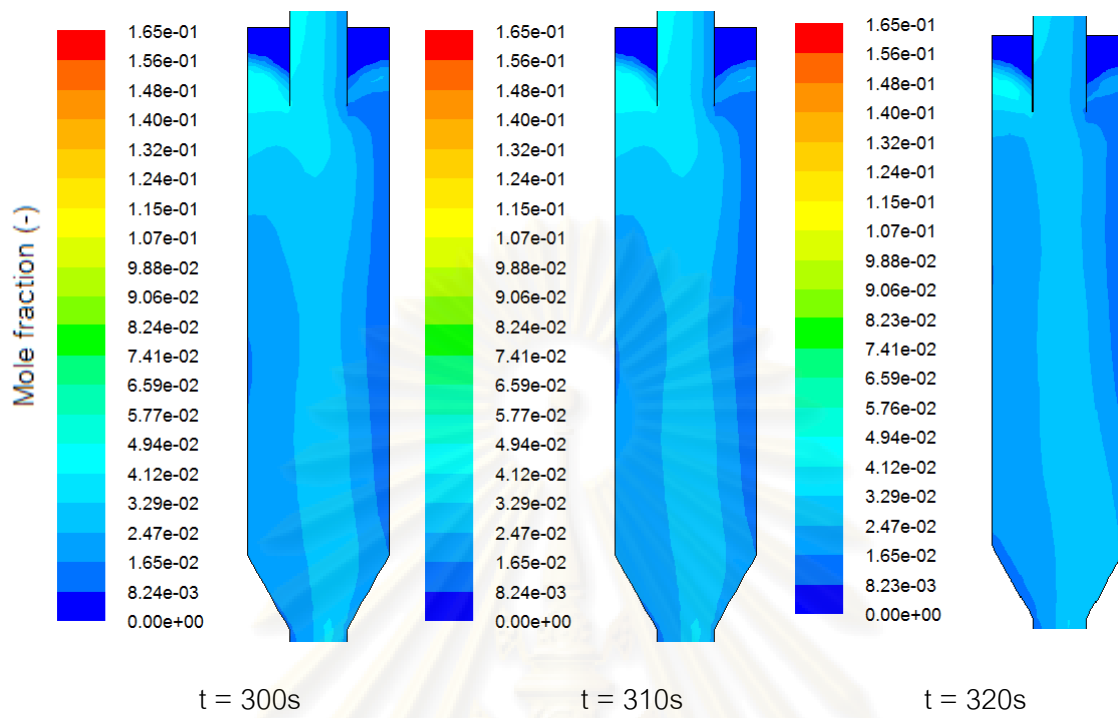
รูปที่ 4.17 คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของ  $H_2O$  ที่เวลา 300, 310 และ 320 วินาที



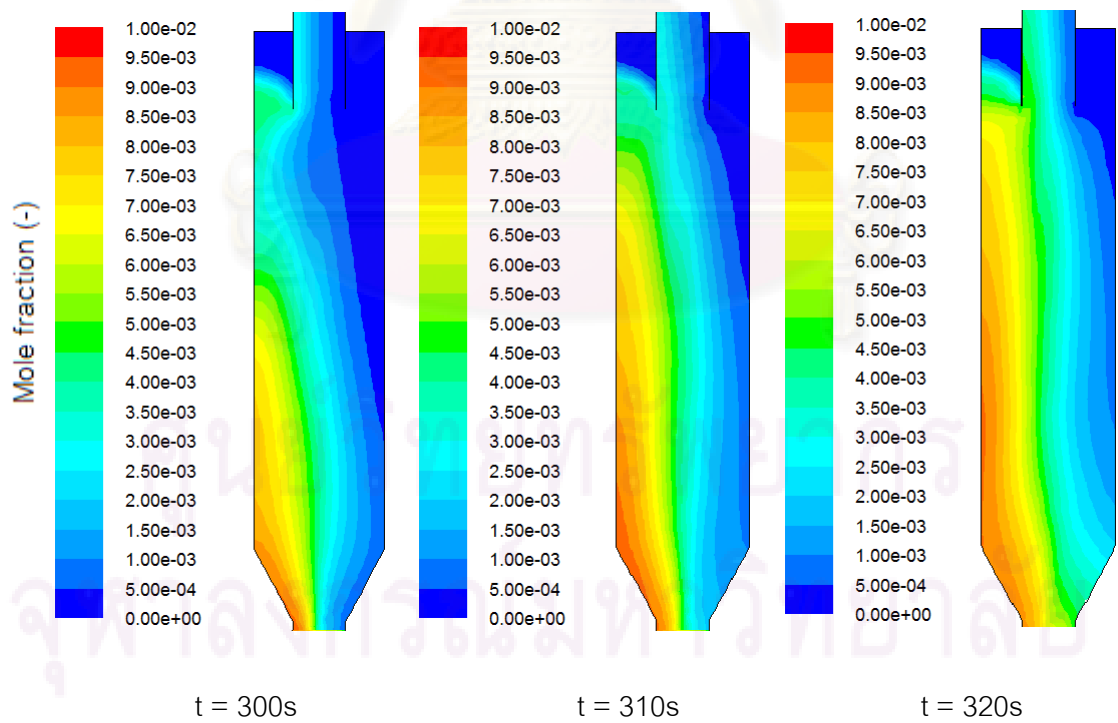
รูปที่ 4.18 คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของ  $O_2$  ที่เวลา 300, 310 และ 320 วินาที



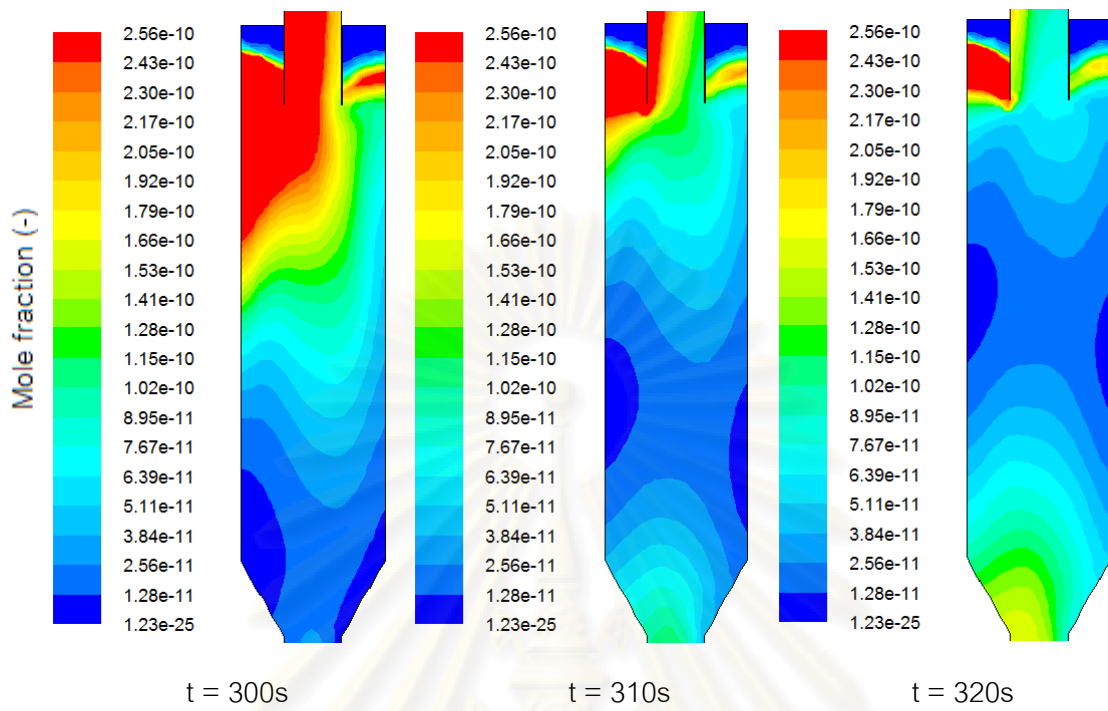
รูปที่ 4.19 คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของ  $CH_4$  ที่เวลา 300, 310 และ 320 วินาที



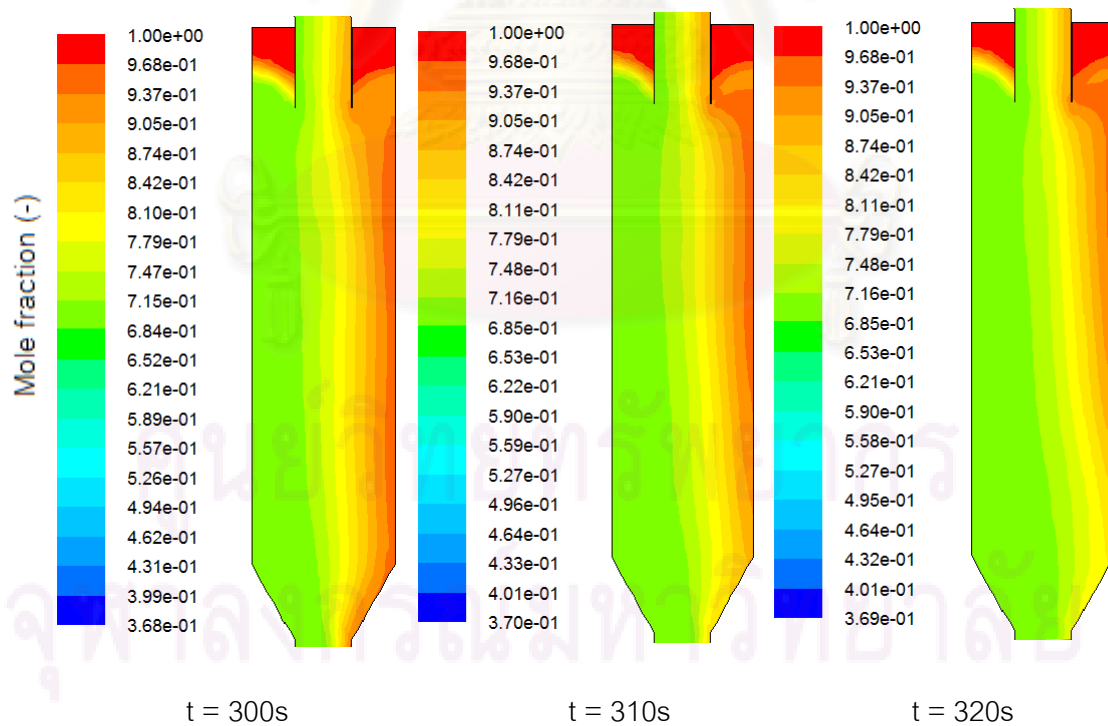
รูปที่ 4.20 คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของ  $\text{CO}_2$  ที่เวลา 300, 310 และ 320 วินาที



รูปที่ 4.21 คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของ  $\text{CO}$  ที่เวลา 300, 310 และ 320 วินาที



รูปที่ 4.22 คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของ H<sub>2</sub> ที่เวลา 300, 310 และ 320 วินาที



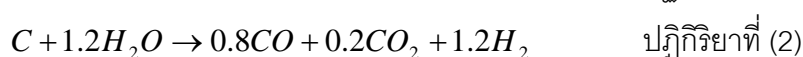
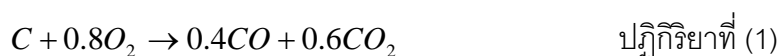
รูปที่ 4.23 คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของ N<sub>2</sub> ที่เวลา 300, 310 และ 320 วินาที



ตารางที่ 4.3 ผลขององค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการจำลองภาวะ

องค์ประกอบแก๊ส	ร้อยละโดยโมลจากการจำลองภาวะ
H <sub>2</sub> O	11.12
O <sub>2</sub>	7.20
N <sub>2</sub>	76.97
CO <sub>2</sub>	4.54
CO	0.17
CH <sub>4</sub>	$1.66 \times 10^{-7}$
H <sub>2</sub>	$3.48 \times 10^{-8}$

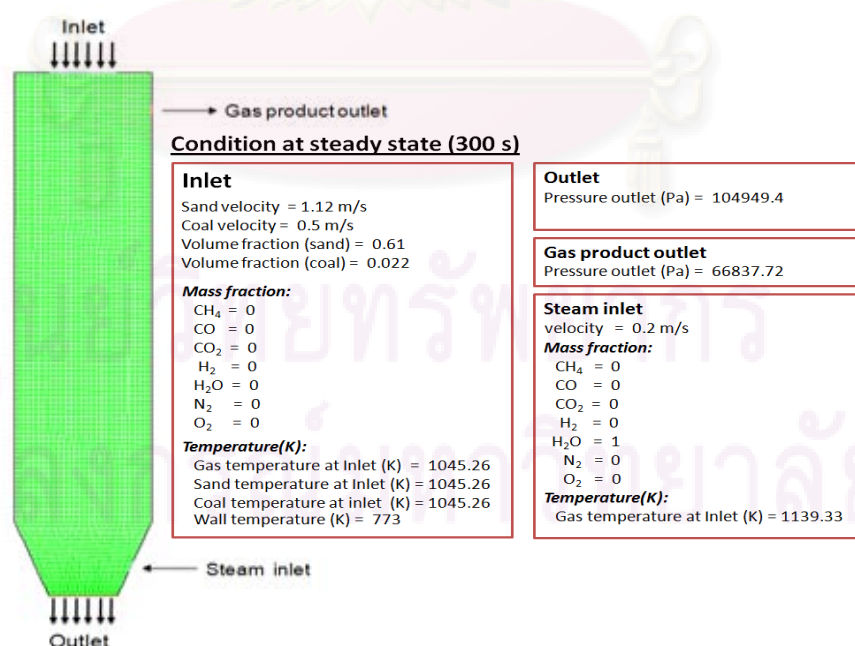
จากรูปที่ 4.17 ถึง 4.23 แสดงแทนสัดส่วนโดยโมลของแก๊สมากและสีน้ำเงินแทนสัดส่วนโดยโมลของแก๊สน้อย ซึ่งจากการจำลองภาวะได้แสดงร้อยละองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ทั้งหมดในระบบดังตารางที่ 4.3 จะให้ผลสอดคล้องกับคอนทิวรัลสัดส่วนโดยโมลของแก๊สผลิตภัณฑ์พบว่าปริมาณแก๊สออกซิเจนบริเวณนี้มีปริมาณมาก เนื่องจากเกิดการแพร่ของแก๊สออกซิเจนทางด้านไรเซอร์มายังด้านดาวนคัมเมอร์ ส่วนแก๊สไนโตรเจนที่มีปริมาณมากเพราะว่าในการจำลองภาวะเริ่มต้นสัดส่วนโดยมวลของแก๊สไนโตรเจนจะต้องถูกกำหนดให้มีค่าเท่ากับ 1 (สัดส่วนโดยโมลเท่ากับร้อยละ 100) เนื่องจากเป็นภาวะเริ่มต้นสำหรับการคำนวณ (Initial condition) จึงส่งผลต่อร้อยละองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ เมื่อมีการแพร่ของแก๊สออกซิเจนจากไรเซอร์มายังดาวนคัมเมอร์จึงทำให้บริเวณนี้เกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ดังปฏิกิริยาที่ (1) และ (4) โดยอัตราการเกิดปฏิกิริยา (จากตารางที่ 3.1) ของสองปฏิกิริยานี้มีค่าสูงกว่าปฏิกิริยาที่ (2), (5) และ (6) ที่เป็นปฏิกิริยาแกซิฟิเคชัน จึงทำให้สัดส่วนโดยโมลของแก๊สมีเทนและไฮโดรเจนมีค่าน้อยเมื่อเทียบกับแก๊สชนิดอื่น ดังนั้นต้องทำการพิจารณาการแพร่ของแก๊สออกซิเจนจากด้านไรเซอร์มายังดาวนคัมเมอร์





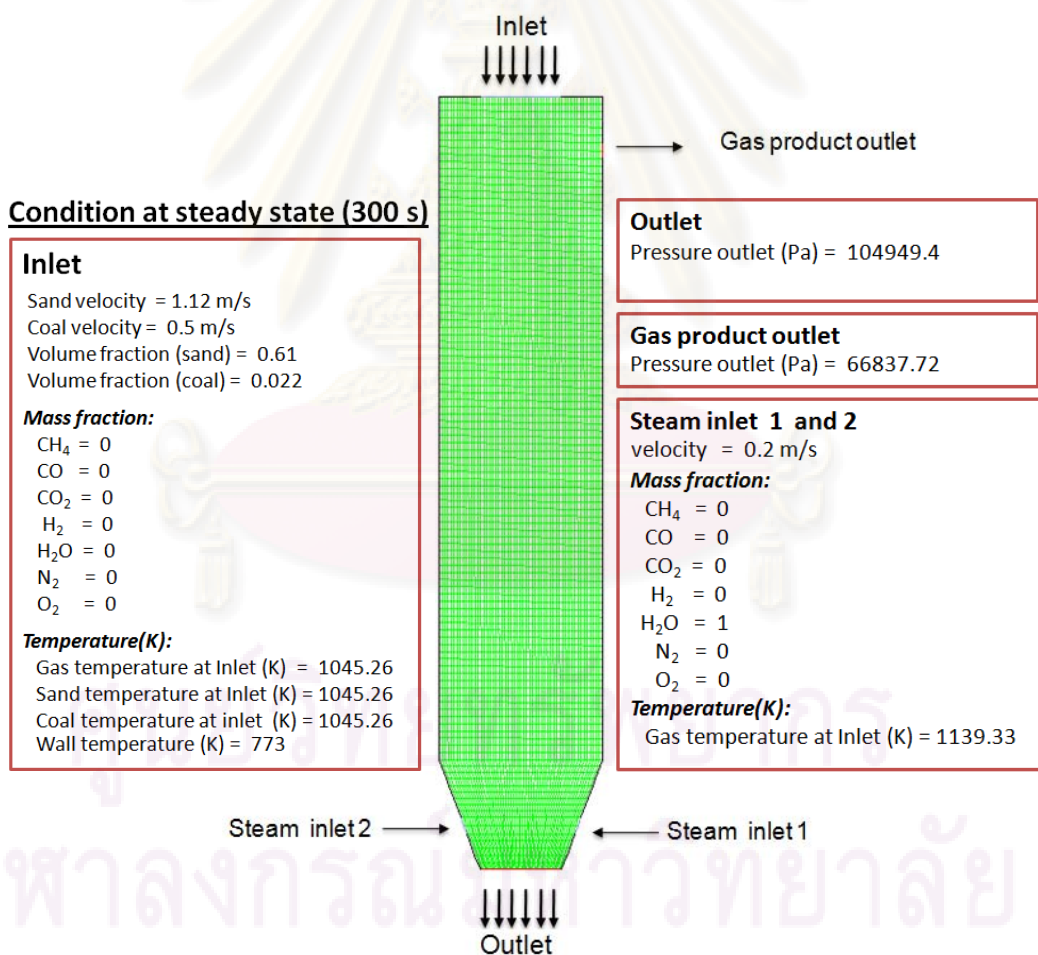
#### 4.2.2 การศึกษาองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์เฉพาะบริเวณดาวนคัมเมอร์ของแก๊สไฟเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี

เนื่องจากผลจากการจำลองภาวะการณ์ไม่สอดคล้องกับผลการทดลอง องค์ประกอบของแก๊สไฮโดรเจนในแก๊สผลิตภัณฑ์ มีปริมาณเชิงโมลน้อยมาก จึงทำการปรับเงื่อนไขการจำลองกระบวนการใหม่ โดยมีสมมติฐานที่ว่า มีออกซิเจนหลุดรอดเข้ามาทางด้านดาวนคัมเมอร์มากเกินไปและมีไอน้ำน้อยเกินไป ดังนั้นพิจารณาปฏิกิริยาเคมีเฉพาะบริเวณฝั่งดาวนคัมเมอร์ ทำการจำลองภาวะการณ์เฉพาะตรงบริเวณนี้เพื่อลดเวลาในการคำนวณ และกำหนดให้ออกซิเจนที่เข้ามาทางด้านดาวนคัมเมอร์เป็นศูนย์และเพิ่มทางเข้าของการป้อนไอน้ำบริเวณด้านล่างของดาวนคัมเมอร์ โดยจะพิจารณาเป็นสองกรณีคือ เพิ่มทางเข้าไอน้ำ 1 ทางเข้า และ 2 ทางเข้า เงื่อนไขต่างๆ ในการจำลองภาวะในส่วนนี้จะใช้เงื่อนไขจากการจำลองภาวะภายในแก๊สไฟเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมปฏิกิริยาเคมีที่สภาวะคงตัว (steady state) ณ เวลา 300 วินาที ดังแสดงในรูปที่ 4.24 และ 4.25



รูปที่ 4.24 ขอบเขตของแบบจำลองการไหล 1 ทางเข้า และค่าสภาวะที่ใช้ในการจำลองภาวะ

โดยรูปแบบการ mesh พื้นที่ศึกษาใช้การ mesh แบบรูปทรงสี่เหลี่ยม (quadratic) มีจำนวนเซลล์ทั้งหมดในขอบเขตการไหลที่ทำการศึกษาเท่ากับ 5832 เซลล์ โดยที่สัดส่วนโดยมวลของแก๊สทางเข้าสองทางคือ บริเวณด้านบนที่เป็นส่วนต่อระหว่างไซโคลนกับดาวน์คัมเมอร์ (Inlet) และทางเข้าของไอน้ำ (Steam Inlet) จะทำการกำหนดให้เป็นศูนย์ ยกเว้นสัดส่วนโดยมวลของไอน้ำบริเวณทางเข้าของไอน้ำกำหนดเท่ากับ 1 เพื่อให้ตรงบริเวณนี้มีสารตั้งต้นคือ ไอน้ำ ในปริมาณเพียงพอต่อการเกิดปฏิกิริยาแกซีฟิเคชัน และเพื่อจำลองภาวะที่ไม่มีออกซิเจนเหลือจากด้านไรเซอร์แพร่ขึ้นมาทางด้านดาวน์คัมเมอร์ จึงทำการตัดสมการการเผาไหม้หรือสมการปฏิกิริยาที่ (1) และ (4) ออกจากการคำนวณก่อน ทำการจำลองภาวะทั้งสองกรณีเพื่อทำนายองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์เปรียบเทียบกับผลการทดลอง

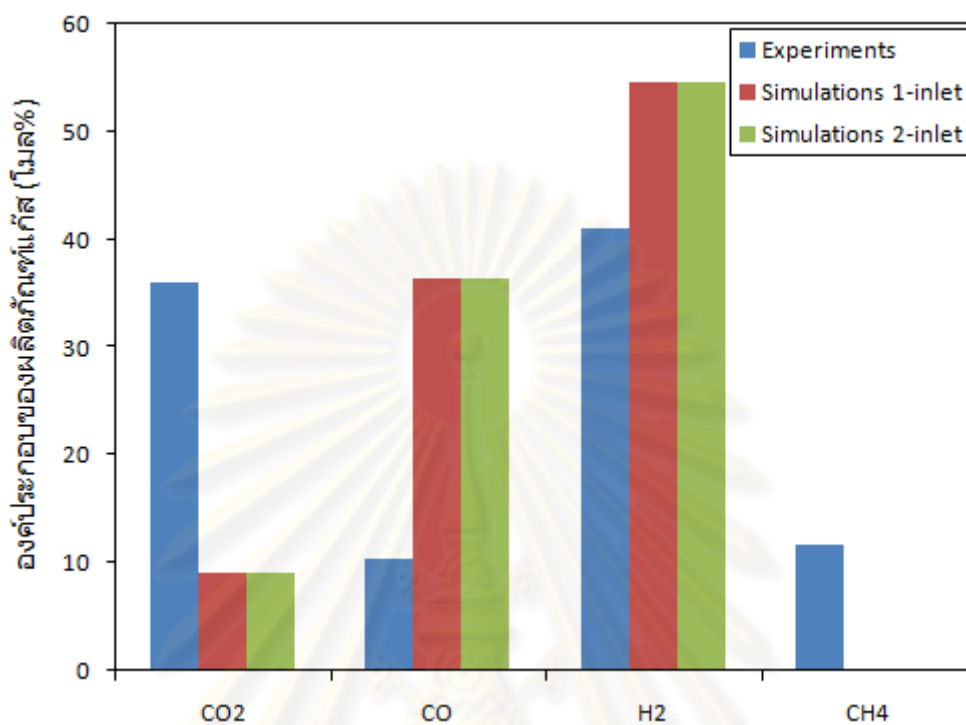


รูปที่ 4.25 ขอบเขตของแบบจำลองการไหล 2 ทางเข้า และค่าสภาวะที่ใช้ในการจำลองภาวะ

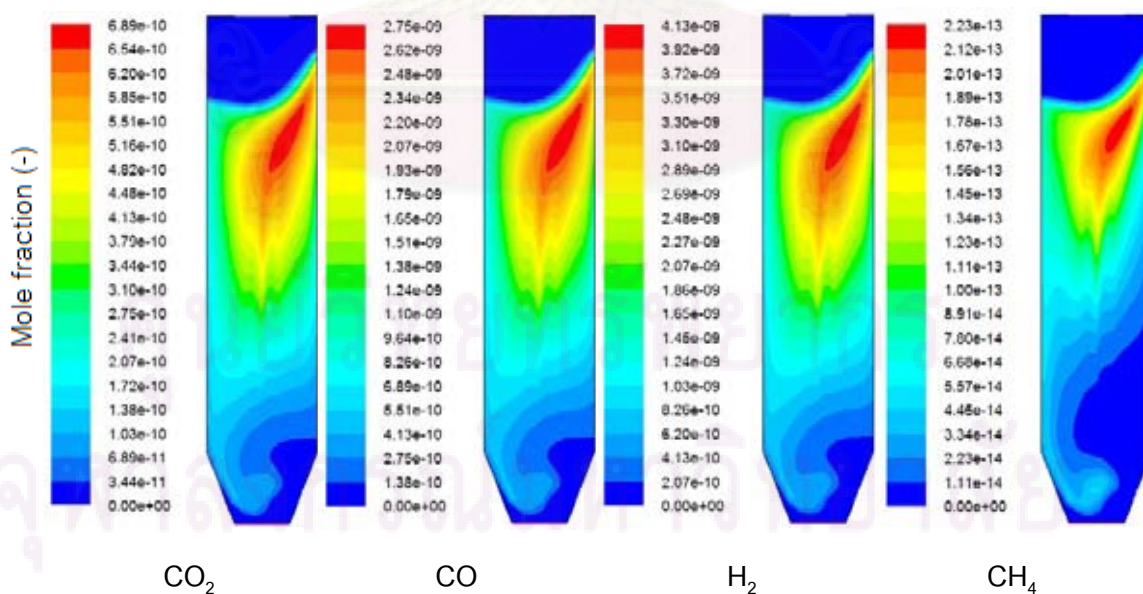
จากตารางที่ 4.4 และรูปที่ 4.26 พบว่าร้อยละองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ทั้งสองกรณีที่ได้จากการจำลองภาวะให้ผลเป็นไปในแนวทางเดียวกัน แสดงว่าจำนวนช่องทางเข้าของไอน้ำไม่มีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์หลักคือ ไฮโดรเจน ทั้งสองกรณีมีปริมาณร้อยละ 54.54 เมื่อเปรียบเทียบกับผลการทดลององค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ แก๊สไฮโดรเจนที่ได้จากการจำลองภาวะมีร้อยละองค์ประกอบสูงกว่าเนื่องจากไอน้ำเริ่มต้นที่ป้อนเข้ามาในระบบมีค่าสูงกว่าผลการทดลองจริง และจากปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันที่ใช้ในการจำลองภาวะการณ ผลิตภัณฑ์หลักส่วนใหญ่ที่ได้คือ แก๊สไฮโดรเจน รองมาคือแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ และคาร์บอนไดออกไซด์ โดยผลการจำลองภาวะมีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำกว่าผลการทดลอง ส่วนองค์ประกอบของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์จากการจำลองภาวะมีปริมาณสูงกว่าผลการทดลอง

ตารางที่ 4.4 ผลขององค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากผลการทดลองและการจำลองภาวะในส่วนดาวน์คัมเมอร์สองกรณี: (1) 1-ทางเข้า (2) 2-ทางเข้า

องค์ประกอบ แก๊ส	ร้อยละโดยโมล จากผลการทดลอง	ร้อยละโดยโมลจากการ จำลองภาวะ 1-ทางเข้า	ร้อยละโดยโมลจากการ จำลองภาวะ 2-ทางเข้า
CO <sub>2</sub>	35.95	9.0916	9.0911
CO	10.34	36.3628	36.3642
H <sub>2</sub>	41.06	54.5428	54.5424
CH <sub>4</sub>	11.78	0.0028	0.0023

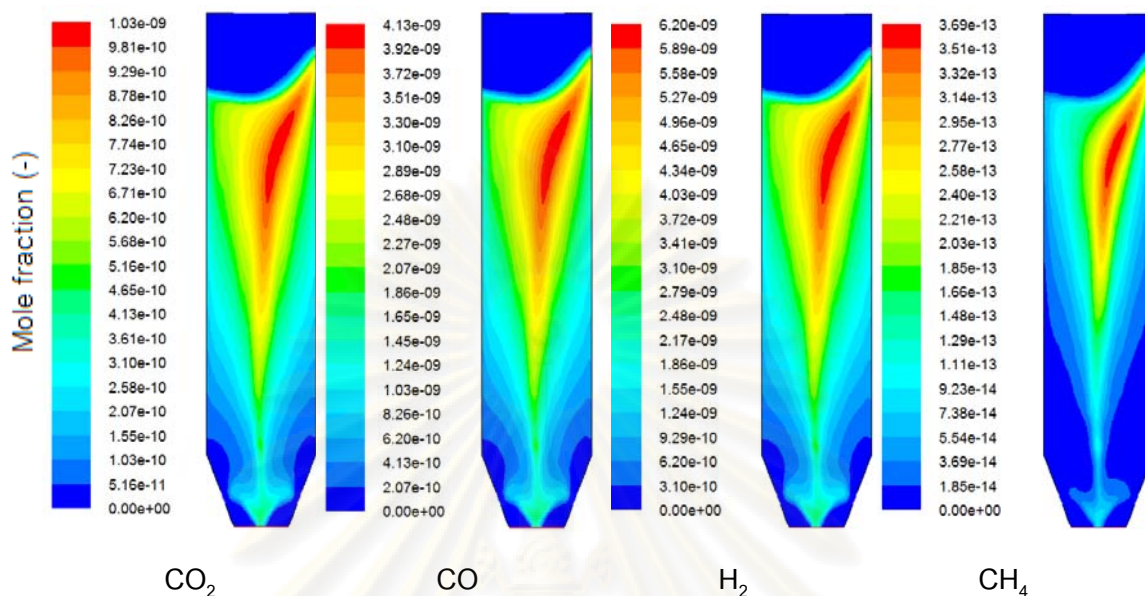


รูปที่ 4.26 องค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการทดลองและจากการจำลองภาวะ 1-ทางเข้า และ 2-ทางเข้า



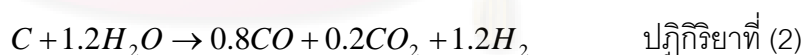
รูปที่ 4.27 คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลขององค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์กรณี 1-ทางเข้า





รูปที่ 4.28 คอนทรีวส์สัดส่วนโดยโมลขององค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์กรณี 2-ทางเข้า

จากผลการจำลองกระบวนการข้างบนนี้ อาจอธิบายได้ดังนี้ จากปฏิกิริยาที่ (2) แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้เมื่อเทียบอัตราส่วนกันระหว่างแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์จะเป็น 4:1 ซึ่งตรงกับผลที่รายงานในตารางที่ 4.4 นั้นหมายความว่าปฏิกิริยาส่วนใหญ่ขับเคลื่อนโดยปฏิกิริยาที่ (2) และจากปฏิกิริยาที่ (3) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาแกซีฟิเคชันด้วยไฮโดรเจนเพื่อให้ได้มีเทน และจากนั้นมีเทนก็จะไปเกิดปฏิกิริยากับไอน้ำในปฏิกิริยาที่ (6) จึงส่งผลต่อร้อยละองค์ประกอบของแก๊สมีเทนต่ำลงได้



จากรูปที่ 4.27 และ 4.28 แสดงคอนทรีวส์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สผลิตภัณฑ์คาร์บอนไดออกไซด์ คาร์บอนมอนอกไซด์ ไฮโดรเจน และมีเทน สำหรับกรณี 1-ทางเข้า และ 2-ทางเข้า พบว่าสัดส่วนโดยโมลของแก๊สผลิตภัณฑ์มากที่สุด กรณี 2-ทางเข้าจะมีค่ามากกว่ากรณี 1-ทางเข้าของแก๊สผลิตภัณฑ์ทั้งหมด เมื่อเปรียบเทียบเป็นร้อยละองค์ประกอบแก๊สจะให้ผลที่เป็นไปในแนวทางเดียวกันทั้งสองกรณี เพียงแต่รูปแบบการไหลไม่เป็นไปในลักษณะเดียวกัน โดย



คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลกรณี 1-ทางเข้า บริเวณที่เกิดปฏิกิริยาเป็นส่วนใหญ่คือบริเวณด้านบน ขวามือของเครื่องปฏิกรณ์ เนื่องจากเป็นทางออกของแก๊สผลิตภัณฑ์และบริเวณด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์จะเบาบาง ในกรณี 2-ทางเข้า แก๊สผลิตภัณฑ์จะหนาแน่นบริเวณช่วงกลางของเครื่องปฏิกรณ์ เนื่องจากมีช่องการป้อนไอน้ำ 2-ทางเข้า ทำให้รูปแบบการเกิดแก๊สผลิตภัณฑ์สมมาตรกัน และจะไปหนาแน่นที่บริเวณทางออกของแก๊สผลิตภัณฑ์โดยบริเวณด้านล่างของดาวนัคัมเมอร์จะเบาบาง

#### 4.2.3 การศึกษาผลของปริมาณเชิงโมลออกซิเจนที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์เฉพาะบริเวณดาวนัคัมเมอร์ของแก๊สฟลายเออร์ฟลูอิโดซ์แบบหมุนเวียนที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี

จากการศึกษาองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์เฉพาะบริเวณดาวนัคัมเมอร์ของแก๊สฟลายเออร์ฟลูอิโดซ์แบบหมุนเวียนที่จำลองภาวะที่ไม่มีออกซิเจนเหลือจากด้านไรเซอร์แพร่ขึ้นมาทางด้านดาวนัคัมเมอร์ก่อนหน้านี้ พบว่าจะให้ร้อยละองค์ประกอบแก๊สไฮโดรเจนมากที่สุด โดยผลการจำลองภาวะมีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำกว่าผลการทดลอง ส่วนองค์ประกอบของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์จากการจำลองภาวะมีปริมาณสูงกว่าผลการทดลอง ดังนั้นจึงทำการศึกษาผลของปริมาณเชิงโมลออกซิเจนที่มีต่อองค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์โดยเฉพาะแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และคาร์บอนมอนอกไซด์ เพื่อให้ได้ผลสอดคล้องกับผลการทดลองมากที่สุด

ทำการพิจารณาปริมาณเชิงโมลออกซิเจนเป็น 3 กรณี ซึ่งการทดลองในห้องปฏิบัติการจริง ปริมาณออกซิเจนทางด้านไรเซอร์จะมีการแพร่ขึ้นมาทางด้านดาวนัคัมเมอร์น้อยมาก การจำลองภาวะส่วนนี้พิจารณาปริมาณเชิงโมลออกซิเจน ดังนี้

กรณีที่ 1 ปริมาณเชิงโมลออกซิเจนร้อยละ 0.001

กรณีที่ 2 ปริมาณเชิงโมลออกซิเจนร้อยละ 0.0001

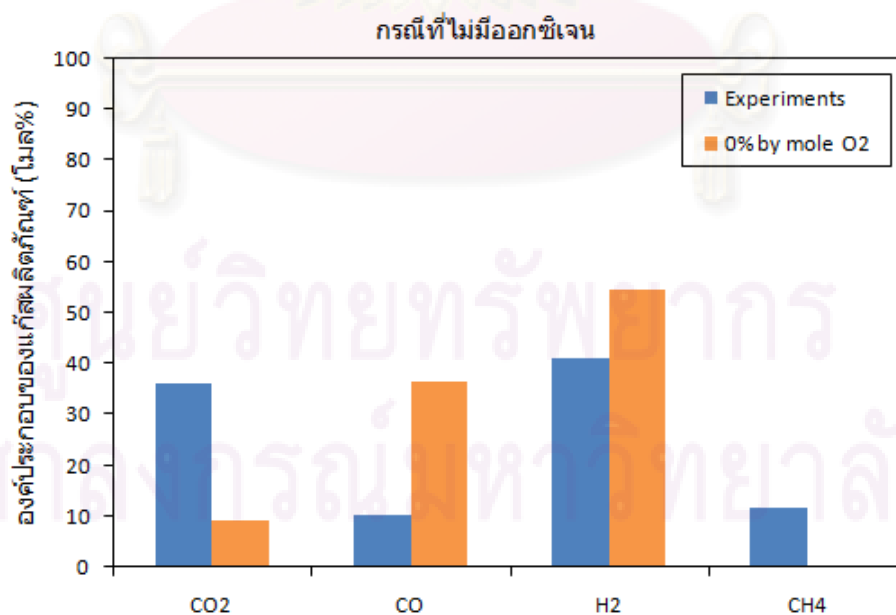
กรณีที่ 3 ปริมาณเชิงโมลออกซิเจนร้อยละ 0.00001

เมื่อมีการจำลองภาวะที่มีการแพร่ของแก๊สออกซิเจนทางด้านไรเซอร์ขึ้นมาทางด้านดาวนัคัมเมอร์ สมการปฏิกิริยาเคมีที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการเผาไหม้จึงต้องยังคงไว้อยู่คือปฏิกิริยาที่ (1) และ (4) และทำการจำลองภาวะที่มีเงื่อนไขต่างๆดังเช่นการจำลองภาวะที่ไม่มี

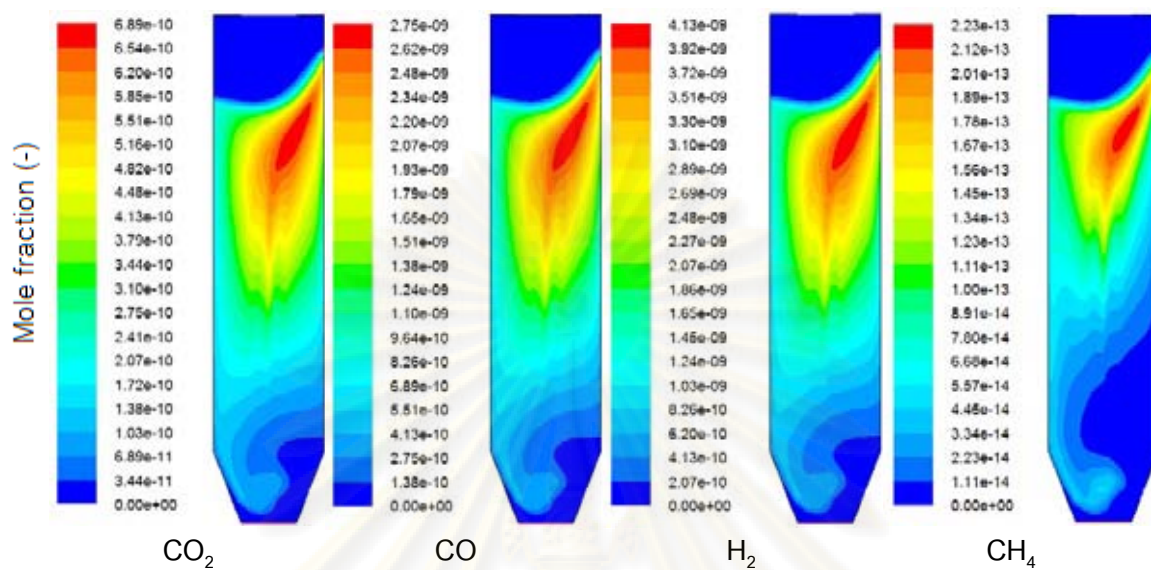
ออกซิเจนเหลือจากด้านไรเซอร์แพร่ขึ้นมาทางด้านคาร์บอนคิมเมอร์ โดยที่จำลองทางเข้าไอน้ำ 1-ทางเข้า หรือ 2-ทางเข้าก็ได้ เพราะทำให้ผลสอดคล้องไปในแนวทางเดียวกัน การจำลองภาวะ ส่วนนี้จะจำลองภาวะกรณี 1-ทางเข้าทั้ง 3 กรณี เปรียบเทียบกับผลการทดลอง

ตารางที่ 4.5 ผลขององค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากผลการทดลองและการจำลองภาวะ ทั้ง 3 กรณีและการจำลองภาวะที่ไม่มีออกซิเจนเปรียบเทียบกับผลการทดลอง

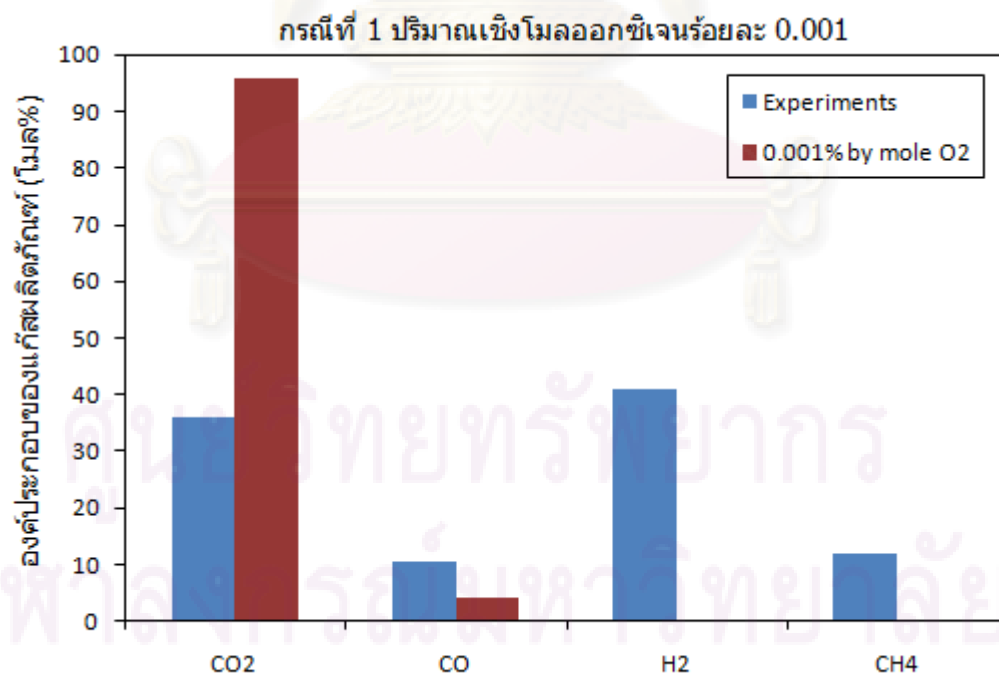
องค์ประกอบ แก๊ส	ร้อยละโดย โมลจากผล การทดลอง	ร้อยละโดยโมล จากการจำลอง ภาวะกรณีที่ไม่มี O <sub>2</sub>	ร้อยละโดยโมล จากการจำลอง ภาวะกรณีที่ 1	ร้อยละโดยโมล จากการจำลอง ภาวะกรณีที่ 2	ร้อยละโดยโมล จากการจำลอง ภาวะกรณีที่ 3
CO <sub>2</sub>	35.95	9.0916	95.8005	66.7106	41.9965
CO	10.34	36.3628	4.1453	18.7317	13.0114
H <sub>2</sub>	41.06	54.5428	0.0542	14.5570	44.9876
CH <sub>4</sub>	11.78	0.0028	$4.74 \times 10^{-6}$	0.0006	0.0045



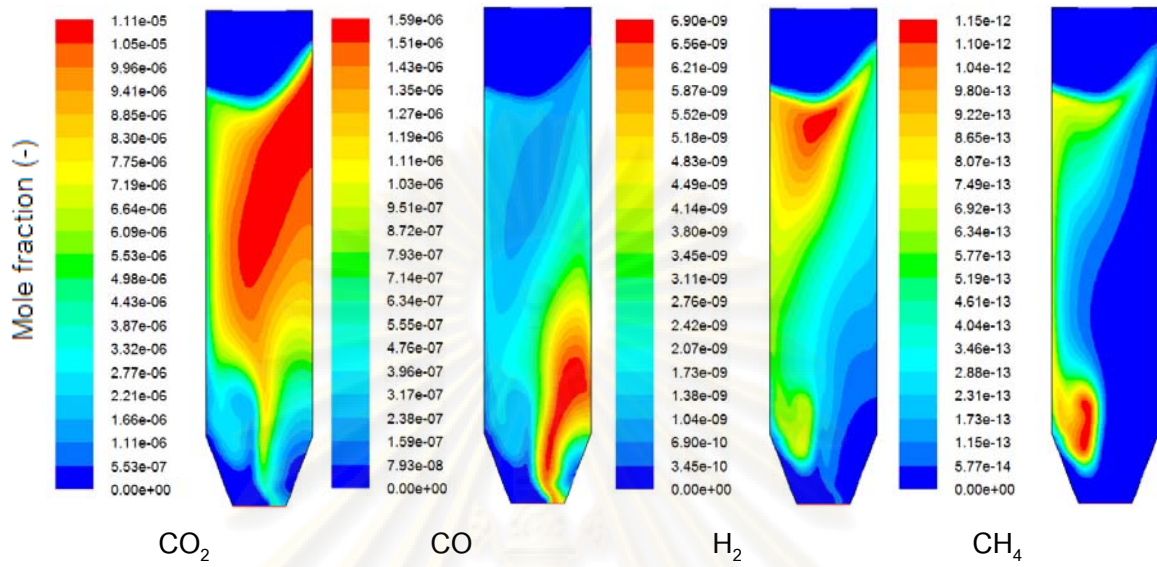
รูปที่ 4.29 (ก) องค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากผลการทดลองและการจำลองภาวะ กรณีที่ไม่มีออกซิเจน



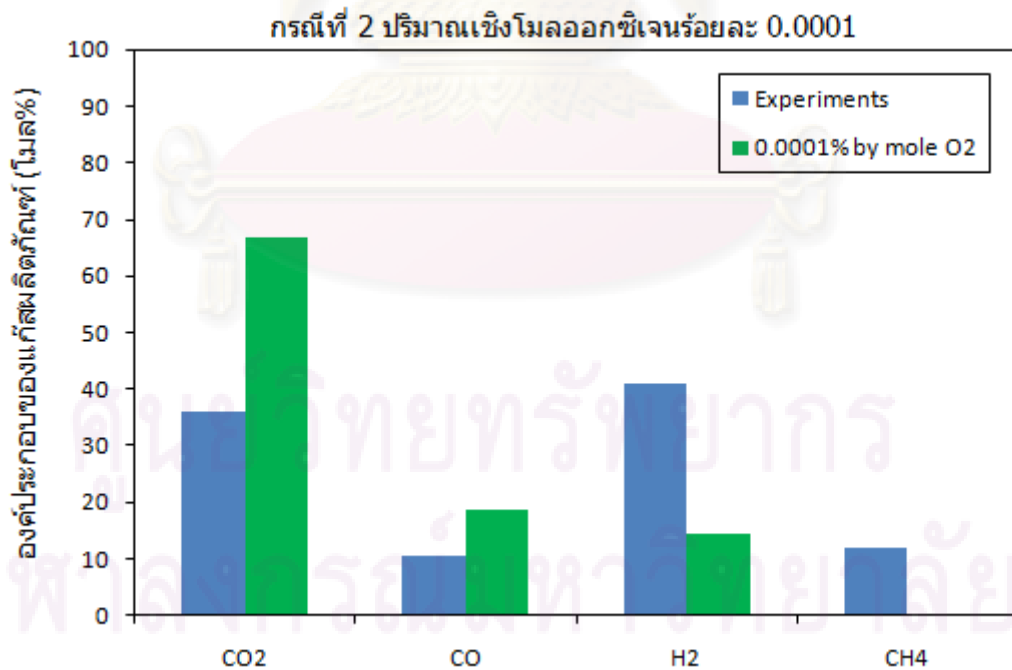
รูปที่ 4.29 (ข) คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลขององค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์กรณีที่ไม่ใช้ออกซิเจน



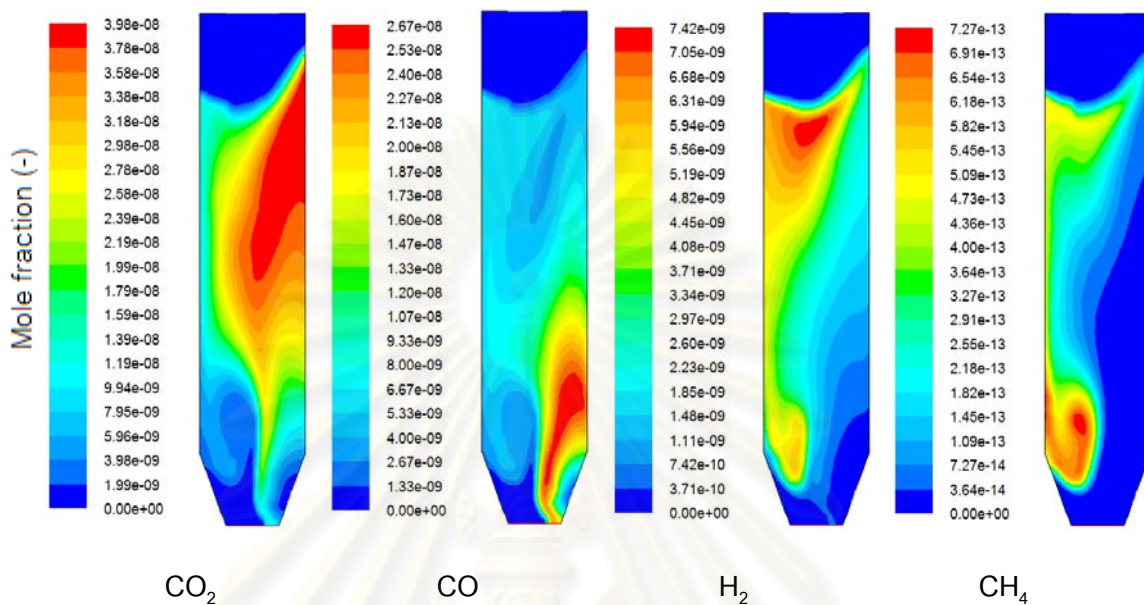
รูปที่ 4.30 (ก) องค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการทดลองและจากการจำลองภาวะกรณีที่ 1 ปริมาณเชิงโมลออกซิเจนร้อยละ 0.001



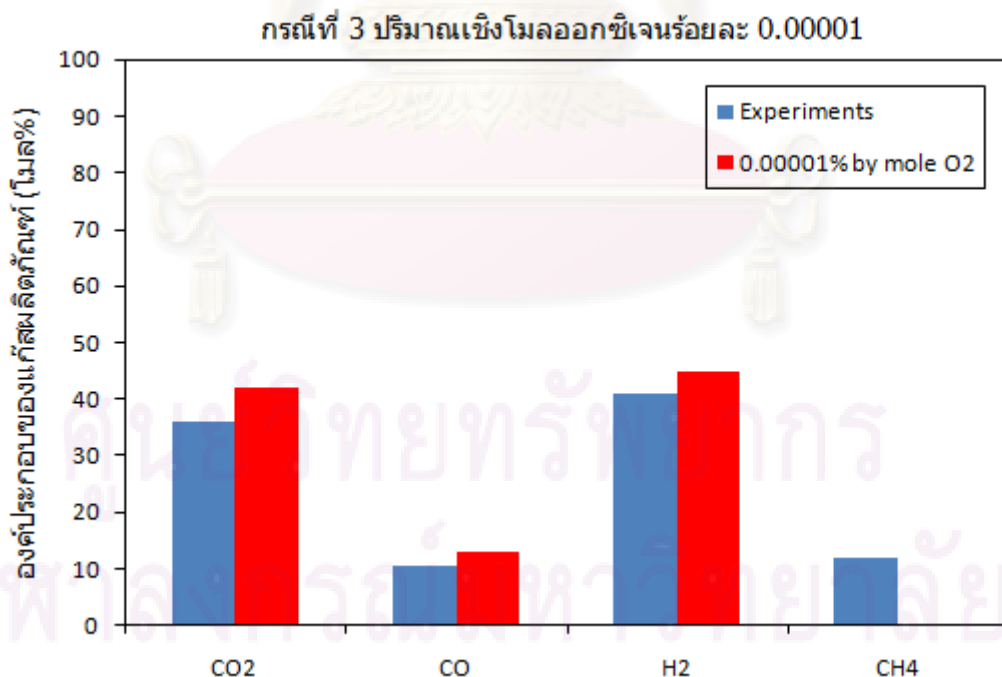
รูปที่ 4.30 (ข) คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลขององค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์กรณีที่ 1



รูปที่ 4.31 (ก) องค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการทดลองและจากการจำลองภาวะกรณีที่ 2 ปริมาณเชิงโมลออกซิเจนร้อยละ 0.0001

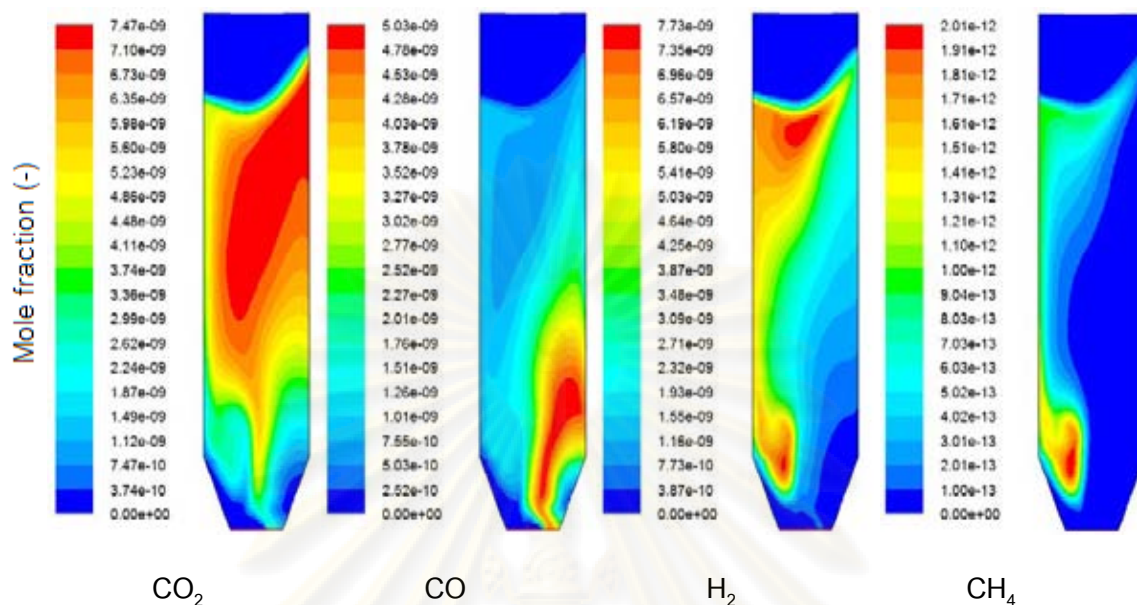


รูปที่ 4.31 (ข) คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลขององค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์กรณีที่ 2



รูปที่ 4.32 (ก) องค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากผลการทดลองและจากการจำลองภาวะกรณีที่ 3 ปริมาณเชิงโมลออกซิเจนร้อยละ 0.00001



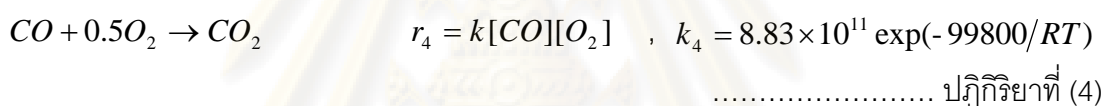
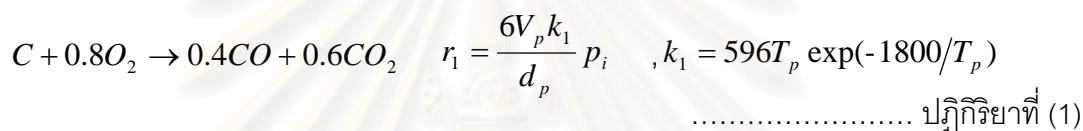


รูปที่ 4.32 (ข) คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลขององค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์กรณีที่ 3

ตารางที่ 4.5 และรูปที่ 4.29 ถึง 4.32 แสดงร้อยละองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการทดลองเปรียบเทียบกับผลการจำลอง และคอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลขององค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ทั้ง 3 กรณี สีแดงแทนสัดส่วนโดยโมลมากและสีน้ำเงินแทนสัดส่วนโดยโมลน้อย ซึ่งสามารถอธิบายรูปแบบการเกิดแก๊สผลิตภัณฑ์กรณีที่ 1, 2 และ 3 โดยแก๊สผลิตภัณฑ์คาร์บอนไดออกไซด์จะหนาแน่นตลอดความสูงของดาวน์คัมเมอร์ ยกเว้นบริเวณด้านล่างของดาวน์คัมเมอร์ ส่วนแก๊สผลิตภัณฑ์คาร์บอนมอนอกไซด์หนาแน่นบริเวณด้านล่างขวามือซึ่งเป็นบริเวณทางเข้าของไอน้ำ เนื่องจากปฏิกิริยาที่ (2) ให้อัตราส่วนระหว่างแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์เป็น 4:1 จึงเห็นคอนทัวร์สีบริเวณนี้เป็นสีแดงเมื่อเทียบกับคอนทัวร์สีของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์บริเวณนี้จึงเป็นสีฟ้าเพราะบริเวณนี้มีไอน้ำหนาแน่นและแก๊สผลิตภัณฑ์คาร์บอนมอนอกไซด์จะเบาบางตลอดความสูงของดาวน์คัมเมอร์เพราะจากปฏิกิริยาที่ (4) แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์จะถูกใช้เพื่อให้เกิดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และแก๊สผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนหนาแน่นบริเวณซ้ายมือของดาวน์คัมเมอร์และบริเวณทางออก ส่วนแก๊สผลิตภัณฑ์มีเทนจากคอนทัวร์สีค่อนข้างจะเบาบางตลอดความสูงของดาวน์คัมเมอร์และจากการจำลองภาวะพบว่าปริมาณเชิงโมลออกซิเจนมีผลต่อร้อยละองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์โดยเฉพาะแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์ ถ้าปริมาณเชิงโมลออกซิเจนมีค่ามากอย่างในกรณีที่ 1 จะพบว่าผลการจำลองให้ร้อยละองค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์คาร์บอนไดออกไซด์สูงถึง 95.8 ซึ่งสอดคล้องกับการจำลองภาวะในแก๊สฟายเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนในหัวข้อ 4.2.1



ซึ่งให้ค่าร้อยละองค์ประกอบแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงถึงร้อยละ 97.29 โดยสาเหตุสามารถอธิบายได้จากตารางที่ 4.3 ที่แสดงปริมาณร้อยละองค์ประกอบแก๊สออกซิเจนที่อยู่ในดาวนัมเมอร์ที่มีค่ามากถึงร้อยละ 7.2 นอกจากนี้เมื่อพิจารณาปฏิกิริยาที่ใช้ในการจำลองภาวะในส่วนของการเผาไหม้ปฏิกิริยาที่ (1) และ (4) พบว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาของทั้งสองปฏิกิริยามีค่าสูง ทำให้องค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์คาร์บอนไดออกไซด์สูง ดังนั้นปริมาณเชิงโมลออกซิเจนมีผลต่อร้อยละองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์คาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์ เพราะมีปริมาณออกซิเจนเพียงพอต่อการเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้



สำหรับการศึกษาผลการจำลองของปริมาณเชิงโมลออกซิเจนที่มีร้อยละเชิงโมลที่แตกต่างกัน 3 กรณี พบว่าปริมาณเชิงโมลออกซิเจนน้อย (กรณีที่ 3) จะให้ร้อยละองค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนสูงถึง 44.99 และปริมาณเชิงโมลออกซิเจนที่สูงขึ้น (กรณีที่ 1 และ 2) จะให้ร้อยละองค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนต่ำลง เพราะฉะนั้นในการทดลองจริงปริมาณออกซิเจนที่จะแพร่จากทางด้านไรเซอร์มายังด้านดาวนัมเมอร์ต้องมีปริมาณน้อยมาก และมีไอน้ำที่เพียงพอต่อการเกิดปฏิกิริยาทางด้านดาวนัมเมอร์คือ ปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันกับไอน้ำส่วนใหญ่ (ปฏิกิริยาที่ (2), (3), (5) และ 6) จึงทำให้มีแก๊สผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนสูง จากกรณีที่ 2 และ 3 มีปริมาณเชิงโมลออกซิเจนน้อยจึงทำให้ออกซิเจนมีไม่เพียงพอต่อการเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้จึงส่งผลต่อร้อยละองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์คาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์ ส่วนแก๊สผลิตภัณฑ์มีเทนจากการจำลองภาวะให้ผลการจำลองต่ำกว่าการทดลอง เนื่องมาจากปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้องกับการเกิดแก๊สมีเทนมีอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่ใช้ในการจำลองภาวะจากงานวิจัยที่เกี่ยวข้องดังตารางที่ 3.1 คือปฏิกิริยาที่ (3) มีค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาช้ากว่าปฏิกิริยาอื่นๆ และปฏิกิริยาเคมีที่เกี่ยวข้องกับถ่านหินจะทำการพิจารณาเพียงคาร์บอนเท่านั้น จึงส่งผลต่อร้อยละองค์ประกอบของมีเทน ส่วนปฏิกิริยาที่ (6) เป็นปฏิกิริยา steam methane reforming ซึ่งมีสารตั้งต้นเป็นมีเทน แต่เนื่องจากปฏิกิริยานี้จะเกิดในช่วงอุณหภูมิ 700 ถึง 1100 องศาเซลเซียสและ

อาจต้องมีการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาด้วย ดังนั้นปฏิกิริยานี้จึงไม่ค่อยส่งผลต่อร้อยละองค์ประกอบของแก๊สมีเทน

จากการจำลองภาวะภายในดาวน้ําคัมเมอ์ของแก๊สไฟเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนสรุปได้ว่า

1. กรณีที่ไม่มีมีการแพร่ของออกซิเจนจากทางด้านไรเซอร์มาทางด้านดาวน้ําคัมเมอ์ พบว่าร้อยละองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์หลักคือ ไฮโดรเจน ให้ร้อยละองค์ประกอบแก๊สเท่ากับ 54.54 เมื่อเทียบกับผลการทดลองแล้ว ผลการคำนวณให้ร้อยละองค์ประกอบแก๊สไฮโดรเจนสูงกว่าผลการทดลอง ความไม่สอดคล้องของผลดังกล่าวเนื่องจากไอน้ําเริ่มต้นที่ป้อนเข้ามาในระบบมีค่าสูงกว่าค่าการทดลองจริง การจำลองภาวะยังไม่สามารถใช้กับปฏิกิริยาเคมีแบบผันกลับได้ (Reversible reaction) และปฏิกิริยาเคมีที่เกี่ยวข้องกับถ่านหินจะทำการพิจารณาเพียงคาร์บอนเท่านั้น เนื่องจากเป็นข้อจำกัดของโปรแกรมที่ใช้ในการจำลองภาวะจึงส่งผลต่อร้อยละองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ได้ปริมาณออกซิเจนมีผลต่อร้อยละองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์
2. กรณีที่ศึกษาปริมาณเชิงโมลออกซิเจนที่มีต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ จากการจำลองภาวะพบว่ากรณีที่ 3 ปริมาณเชิงโมลออกซิเจนร้อยละ 0.00001 ให้ผลการจำลองภาวะมีแนวโน้มเดียวกันกับผลการทดลองคือ ให้ร้อยละองค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนเท่ากับ 44.99 และทำให้ทราบว่าปริมาณเชิงโมลออกซิเจนมีผลต่อองค์ประกอบแก๊ส กล่าวคือ ถ้ามีปริมาณเชิงโมลออกซิเจนมากจะให้ร้อยละองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์คาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์สูงตามด้วย เพราะทำให้เกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ดังเช่นในกรณีที่ 1 และ 2 และถ้ามีปริมาณเชิงโมลออกซิเจนน้อยจะให้ร้อยละองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์คาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์น้อยตามด้วยในกรณีที่ 3

## บทที่ 5

### สรุปผลการวิจัย และข้อเสนอแนะ

#### 5.1 สรุปผลการวิจัย

จากงานวิจัยนี้ได้ทำการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลภายในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน โดยในงานวิจัยนี้แบ่งการจำลองภาวะออกเป็นสองส่วน คือส่วนแรกเป็นการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีการเกิดปฏิกิริยาและการถ่ายโอนความร้อน นั่นคือไม่มีการคำนวณการเกิดปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อนในแบบจำลอง และในส่วนที่สองเป็นการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่เกิดปฏิกิริยาเคมีและมีการถ่ายโอนความร้อน กล่าวคือมีการคำนวณสมการการถ่ายโอนความร้อนและสมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีในแบบจำลองด้วย

##### 5.1.1 การจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่ไม่เกิดปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อน

ผลการจำลองภาวะที่ได้จากแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่พัฒนาโดยใช้โปรแกรม Fluent ถูกนำไปเปรียบเทียบกับผลจากการทดลอง เพื่อตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลอง การจำลองภาวะในงานวิจัยนี้ใช้แนวคิดออยเลอร์เลียน (Eulerian approach) และทำการจำลองภาวะแบบราบเรียบ (Laminar Model) ของแข็งที่ใช้ในการจำลองภาวะมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางและสมบัติทางกายภาพเท่ากัน ใช้อันตรกิริยาระหว่างวัฏภาคของแข็งด้านการเคลื่อนที่ของ Wen and Yu พบว่า แบบจำลองการไหลที่พัฒนาขึ้นให้ผลที่มีความสอดคล้องกับผลการทดลอง เมื่อการจำลองที่บริเวณทางเข้าของอากาศด้านล่างของท่อโรเตอร์มีท่อฉีดอากาศยื่นเข้าไปในท่อโรเตอร์ 2 เซนติเมตร ผลการคำนวณความดันทุกตำแหน่งภายในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนสอดคล้องกับผลการทดลอง ซึ่งแสดงรูปแบบการไหลภายในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนเป็นการไหลแบบสลักราบเรียบ (Flat slugs flow) ที่เกิดเนื่องจากอนุภาคมีขนาดใหญ่ Geldart D โดยจะเกิดการแยกชั้นระหว่างแก๊สและของแข็ง สรุปได้ว่า แบบจำลองการไหลที่พัฒนาขึ้นในงานวิจัยนี้มีความถูกต้องในระดับที่ยอมรับได้ สามารถที่จะนำผลด้านอุทกพลศาสตร์ของแบบจำลองเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนนี้เพื่อไปพัฒนาสำหรับเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน

ที่มีการคำนวณสมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อนเพื่อทำนายส่วนประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ต่อไป

### 5.1.2 การจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่เกิดปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อน

ข้อมูลของแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่พัฒนาขึ้นในงานวิจัยตอนที่แล้ว คือ ทำการจำลองภาวะแบบราบเรียบ (Laminar Model) แนวคิดออยเลอร์เลียน และอันตรกิริยาระหว่างวัฏภาคของแรงต้านการเคลื่อนที่ของ Wen and Yu บริเวณผนังความเร็วในแนวสัมผัสและความเร็วในแนวปกติของแก๊สและของแข็งถูกกำหนดให้มีค่าเท่ากับศูนย์ (Non-slip condition) หรือค่าสัมประสิทธิ์การชนกันระหว่างอนุภาคของแข็ง (Restitution Coefficient) เท่ากับ 0.9999 จะถูกนำมาใช้ในส่วนที่สองนี้โดยเพิ่มชุดสมการการถ่ายโอนความร้อนและสมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีในแบบจำลองเพื่อทำนายส่วนประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้ และนำผลที่ได้ไปทำการเปรียบเทียบองค์ประกอบโดยโมลของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการทดลองจริงในห้องปฏิบัติการ

จากผลการจำลองภาวะพบว่าปริมาณเชิงโมลออกซิเจนมีผลต่อองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ โดยกรณีที่ 3 ปริมาณเชิงโมลออกซิเจนร้อยละ 0.00001 ให้ผลการจำลองภาวะมีแนวโน้มเดียวกันกับผลการทดลองคือให้ร้อยละองค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนเท่ากับ 44.99 ซึ่งใกล้เคียงกับผลการทดลอง แต่ยังให้ร้อยละองค์ประกอบแก๊สผลิตภัณฑ์มีเทนต่ำกว่าผลการทดลอง เนื่องจากปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้องกับการเกิดแก๊สมีเทนมีอัตราการผลิตปฏิกิริยาที่ใช้ในการจำลองภาวะจากงานวิจัยที่เกี่ยวข้องมีค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาช้ากว่าปฏิกิริยาอื่นๆ และปฏิกิริยาเคมีที่เกี่ยวข้องกับถ่านหินจะทำการพิจารณาเพียงคาร์บอนเท่านั้น จึงส่งผลกระทบต่อร้อยละองค์ประกอบของมีเทน และจากการจำลองภาวะทำให้ทราบว่าผลการทดลองจริงในห้องปฏิบัติการจะต้องมีการควบคุมปริมาณออกซิเจนที่แพร่จากทางด้านไรเซอร์มายังด้านดาวน์คัมเมอร์ให้มีปริมาณน้อยมากและตรงบริเวณดาวน์คัมเมอร์ต้องมีไอน้ำที่เพียงพอต่อการเกิดปฏิกิริยาจึงจะให้ร้อยละองค์ประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์หลักคือ แก๊สไฮโดรเจนในปริมาณที่สูง

## 5.2 ข้อเสนอแนะ

จากงานวิจัยนี้ต้องทำการจำลองภาวะที่เกิดขึ้นภายในเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการคำนวณสมการการถ่ายโอนความร้อนและสมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีซึ่งเป็นสภาวะที่มีความซับซ้อน ใช้เวลาในการคำนวณยาวนาน แบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนที่พัฒนาขึ้นในงานวิจัยนี้จึงต้องทำการลดความยุ่งยากของแบบจำลองเพื่อลดเวลาที่ใช้ในการคำนวณ โดยการทำการจำลองภาวะในส่วนของแบบจำลองที่มีการเพิ่มปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อนในสองมิติแทน ค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นได้นำมาจากงานวิจัยต่างๆ ค่าสัดส่วนโดยมวลของไอน้ำออกซิเจน และไนโตรเจนที่ถูกลบโดยตรงบริเวณทางเข้าของท่อโรเซออร์ และข้อจำกัดต่างๆ ในโปรแกรม Fluent เช่น ปฏิกิริยาเคมีที่เกี่ยวข้องกับถ่านหินจะทำการพิจารณาเพียงคาร์บอนเท่านั้น จึงไม่สามารถใส่ค่าร้อยละองค์ประกอบต่างๆ ของถ่านหินเพื่อใช้ในการคำนวณได้ ทำให้ ร้อยละโดยมวลของส่วนประกอบของแก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้มีความแม่นยำน้อยลง ดังนั้นแนวทางการพัฒนาและปรับปรุงแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนเพิ่มเติมได้แก่

- พัฒนาโค้ดโปรแกรมแบบจำลองให้สามารถใส่ค่าร้อยละองค์ประกอบต่างๆ ของถ่านหิน
- พัฒนาแบบจำลองสามมิติในส่วนของแบบจำลองการไหลที่มีการเพิ่มปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อนเพื่อที่จะศึกษาสภาวะที่ใกล้เคียงกับเครื่องจริงต่อไปได้
- ทำการจำลองด้วยวิธีการคำนวณแบบขนาน (Parallel processing)

## รายการอ้างอิง

### ภาษาไทย

ทัศนัย องศ์กบิลย์. แก๊สสังเคราะห์จากแก๊สพีเคชั่นร่วมกับการเผาไหม้ของถ่านหินและชีวมวลใน ฟลูอิดไอดีแบบหมุนเวียน. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต. ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2550.

นพพล มังกรานนท์ชัย. การจำลองการถ่ายโอนความร้อนในไรเซอร์ของเตาเผาฟลูอิดไอดีแบบ หมุนเวียน. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต. ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2547.

เบญจมาศ ปุยอ็อก. แก๊สพีเคชั่นของแบดลิกโคอร์เร่งปฏิกิริยาด้วยเหล็กบนโดโลไมต์. วิทยานิพนธ์ ปริญญาโทมหาบัณฑิต. ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2547.

ยศกร ประทุมวัลย์. ระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่มเพื่อการวิเคราะห์การถ่ายเทความร้อนแบบคอนจูเกต. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต. ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2545.

สมบัติ กิรติพรานนท์. การจำลองอุทกพลวัตของอนุภาคในไรเซอร์ของกระบวนการฟลูอิดไอดีแบบหมุนเวียน. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต. ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2545.

สุพัตรา ชีวธนาคุปต์. แก๊สสังเคราะห์จากแก๊สพีเคชั่นของยูคาลิปตัส. วิทยานิพนธ์ปริญญา มหาบัณฑิต. ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2546.

สมศักดิ์ ดำรงค์เลิศ. ฟลูอิดไดเซชัน. กรุงเทพฯ: สำนักพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2528.



ภาษาอังกฤษ

Ajilkumar, A., Sundararajan, T., and Shet, U.S.P., Numerical modeling of a steam-assisted tubular coal gasifier, International Journal of Thermal Sciences, 48 (2009): 308 – 321.

Basu, P., and Fraser, S. A., Circulating Fluidized Bed Boilers: Design and Operations, Reed Publishing (USA), 1991.

Benyahia, S., Simulation of Particles and Gas Flow Behavior in The Riser Section of a Circulating Fluidized Bed Using The Kinetic Theory Approach for the Particulate Phase, Powder Technology, 112 (2000): 24 – 33.

Chalermssinsuwan, B., Kuchonthara, P., and Piumsomboon, P., Effect of circulating fluidized bed reactor riser geometries on chemical reaction rates by using CFD simulations, Chemical Engineering and Processing, 48 (2009): 165 – 177.

Cruz, E., Steward, F. R., and Pugsley, T., New closure models for CFD modeling of high – density circulating fluidized beds, Powder Technology, 169 (2006): 115 – 122.

Fluent 6.2.16 User's Guide [Electronic Documentation], Fluent, 2003.

Gidaspow, D., Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetic Theory Description, New York: Academic Press, 1994.

Gomez, L. C., and Milioli, F. E., Numerical study on the influence of various physical parameters over the gas – solid two – phase flow in the 2D riser of a circulating fluidized bed, Powder Technology, 132 (2003): 216 – 225.

Gomez, L. C., Silva, R. C., Navarro, H. A., and Milioli, F. E., Cluster identification and characterization in the riser of a circulating fluidized bed from numerical simulation results, Applied Mathematical Modelling, 32 (2008): 327 – 340.

- Grace, J. R., Avidan, A. A., and Knowlton, T. M., Circulating Fluidized Beds. London; New York: Blackie Academic & Professional, 1997.
- Hansen, K. G., Solberg, T., and Hjertager, B. H., A three-dimensional simulation of gas/particle flow and ozone decomposition in the riser of a circulating fluidized bed, Chemical Engineering Science, 59 (2004): 5217 – 5224.
- Kunii, D., and Levenspiel, O., Fluidization Engineering 2nd Edition. Butterworth-Heinemann, Stoneham, 1991.
- Lettieri, P., Saccone, G., and Cammarata, L., Predicting the transition from bubbling to slugging fluidization using computational fluid dynamics, Chemical Engineering Research and Design, 82 (2004): 939 – 944.
- Liang Yu and Jing Lu, Two fluid model using kinetic theory for modeling of one-step hydrogen production gasifier, American Institute of Chemical Engineers, 54 (2008): 2833 – 2851.
- Mastellone, M. L., and Arena, U., The effect of particle size and density on solids distribution along the riser of a circulating fluidized bed, Chemical Engineering Science, 54 (1999): 5383 – 5391.
- Noymer, P. D., Hyre, M. R., and Glicksman, L. R., The effect of bed diameter on near-wall hydrodynamics in scale-model circulating fluidized beds, International Journal of Heat and Mass Transfer, 43 (2000): 3641 – 3649.
- Patankar, S. V., Numerical Heat Transfer and Fluid Flow. Series in computational methods in mechanics and thermal sciences, New York: Hemisphere, 1980.
- Wang, X., Jin, B., and Zhong, W., Three – dimensional simulation of fluidized bed coal gasification, Chemical Engineering and Processing, 48 (2009): 695 – 705.



ภาคผนวก

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## ภาคผนวก ก

## ข้อมูลที่ได้จากการจำลองภาวะ

ตารางที่ ก1 ข้อมูลความดันที่ตำแหน่ง P1-P8 จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีการคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40-80 วินาที

- แบบจำลองที่ไม่มีท่อฉีดอากาศตรงบริเวณทางเข้าของท่อไรเซอร์

Position	Pressure (Pa) at time (s)											
	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51
P1	102415	115083	124141	131158	132343	132125	132526	131988	131072	130532	130694	129703
P2	101660	101556	101442	101405	101390	101386	101384	101383	101384	101386	101389	101394
P3	101384	101391	101387	101381	101378	101377	101376	101375	101375	101376	101377	101378
P4	101354	101354	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353
P5	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335
P6	98995.6	101807	103054	102659	102807	102933	103112	103156	103170	103176	103121	102978
P7	98902.9	101580	102739	102028	102049	102122	102242	102267	102330	102365	102355	102258
P8	100238	101335	102084	101403	101413	101423	101428	101429	101425	101418	101413	101402
Position	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63
P1	130549	130372	131678	131700	131620	131850	132480	131492	131582	130699	130549	130229
P2	101399	101400	101399	101395	101391	101388	101387	101387	101387	101388	101391	101394
P3	101379	101380	101380	101379	101378	101377	101377	101376	101376	101376	101377	101378
P4	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353
P5	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335
P6	102797	102712	102656	102738	102840	102936	103000	103062	103080	103104	103035	102924
P7	102145	102076	101998	102043	102087	102137	102189	102226	102274	102306	102261	102201
P8	101399	101397	101400	101405	101411	101416	101418	101419	101419	101414	101408	101403

ตารางที่ ก1 (ต่อ) ข้อมูลความดันที่ตำแหน่ง P1-P8 จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องแก๊สไฟเบอร์พลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีการคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40–80 วินาที

- แบบจำลองที่ไม่มีท่อฉีดอากาศตรงบริเวณทางเข้าของท่อไรเซอร์

Position	Pressure (Pa) at time (s)											
	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75
P1	130854	131034	131457	131412	131626	131723	132066	131246	131324	131056	130460	130709
P2	101396	101398	101397	101394	101391	101389	101388	101387	101387	101388	101390	101392
P3	101379	101379	101379	101378	101378	101377	101377	101376	101376	101376	101377	101377
P4	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353	101353
P5	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335
P6	102820	102712	102750	102778	102822	102932	102916	103007	103033	103028	103043	102923
P7	102135	102055	102067	102061	102094	102166	102140	102231	102241	102243	102285	102204
P8	101402	101400	101401	101405	101410	101414	101414	101415	101416	101414	101409	101404
Position	Average											
	76	77	78	79	80	40-50s	40-60s	40-70s	40-80s			
P1	130452	131240	130942	131304	131056	126734.27	128909.67	129637.16	129964.41			
P2	101395	101395	101396	101394	101388	101433.18	101413.9	101407.03	101403.17			
P3	101378	101378	101378	101378	101376	101379.73	101378.9	101378.55	101378.17			
P4	101353	101353	101353	101353	101353	101353.18	101353.1	101353.06	101353.05			
P5	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335	101335			
P6	102854	102800	102822	102781	103028	102544.6	102704.27	102760.73	102802.48			
P7	102169	102109	102115	102080	102243	101907.26	102019.66	102061.25	102093.14			
P8	101402	101402	101400	101405	101414	101364.45	101385.48	101392.45	101396.27			

ตารางที่ ก2 ข้อมูลความดันที่ตำแหน่ง P1-P8 จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์พลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีการคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40-80 วินาที

- แบบจำลองที่มีท่อฉีดอากาศเย็นเข้าไปในท่อไรเซอร์ 5 เซนติเมตร

Position	Pressure (Pa) at time (s)											
	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51
P1	96296.9	94853	90650	92274	95380	96330	96423	96180	96717	96674	96408	96210
P2	101242	101416.5	100601	101838	127136.5	127026.5	111426	113888	114081	114305	109151	110350
P3	99341	101357	93034	99477.4	111786	110168	109493	111456	109327	111381	106058	104995
P4	101306	101345	100968	101314	111480	111091	108421	108995	113511	112219	107744	109543
P5	101321	101330	101241	101322	102820	102488	103169	102025	103202	102970	102519	102517
P6	96768.1	96349	96838.61	96661.2	96112	96249	96952	97676	96913	97844	98037	99566
P7	96747	96186	96161.6	97482.7	96469	96813	96285	97834	96267	97879	98163	99518
P8	96719.4	96607	96284.2	97453.1	96610	96787	96252	97687	96221	97766	98100	99501
Position	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63
P1	96461	96778	95601	95089	95178	95396	95445	95166	95068	93556	93251	92724
P2	115340	111956	113509	111634	113053	108395	112440	114134	106631	109290	112282	101341
P3	108978	107391	111799	109771	110226	105776	110574	113177	103767	111725	113228	100379
P4	114800	110249	111975	109568	110876	105845	109181	110909	104409	105066	109916	101358
P5	103191	102615	102870	102931	102987	102884	102315	103338	102456	102562	103265	101333
P6	99182	101174	101029	101608	101622	102387	102601	102686	101239	101959	102890	99679.5
P7	99152	101150	101003	101577	101601	102363	102592	102668	101223	101960	102888	99647
P8	99130	101137	101973	101564	101499	102283	102576	102596	101158	101977	102792	99564.2



ตารางที่ ก2 (ต่อ) ข้อมูลความดันที่ตำแหน่ง P1-P8 จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องแก๊สไฟเบอร์พลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีการคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40–80 วินาที

- แบบจำลองที่มีท่อฉีดอากาศเย็นเข้าไปในท่อไรเซอร์ 5 เซนติเมตร

Position	Pressure (Pa) at time (s)											
	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75
P1	92972.9	92408	92028	92353.5	94005.2	94388.8	94831	94877.9	95131	95341	96017.8	96915.7
P2	101254	101440	101286	101344	101341	101303	101357	101159	101324	101298	101308	101275
P3	98047.5	101786	103181	103062	101337	101349	100610	91180.9	101235	100672	99596	99712.4
P4	101342	101337	101256	101330	101338	101297	101351	101341	101321	101295	101321	101337
P5	101330	101328	101309	101326	101328	101319	101331	101330	101324	101318	101325	101328
P6	99745.8	101121	102474	102631	101315	102127	101670	99770	102103	98729.5	98019.9	98883.2
P7	99732.8	101086	102522	102572	101394	102179	101891	99899	102072	98967.7	98072.6	98430.2
P8	99790.7	101888	102730	102251	101359	102115	101845.2	98887	101922	98952.7	98023	98276.7
Position						Average						
	76	77	78	79	80	40-50s	40-60s	40-70s	40-80s			
P1	96745	96253	95904	96159	99696.9	95289.627	95456.09	94745.042	95125.307			
P2	101417	101363	101226	101305	101242	111101.05	111407.31	108767.47	106944.11			
P3	101787	100919	99587.7	100321	99341	105716.22	107111.07	105936.67	104350.95			
P4	101341	101350	101291	101333	101306	107126.73	108369	106494.84	105233.56			
P5	101330	101331	101318	101327	101321	102218.82	102500.52	102223.94	102004.73			
P6	102557	100864	101204.8	101383.4	102768.1	96945.446	99023.52	99842.136	100033.88			
P7	102502	100862	101174.2	101335.9	102747	96935.209	99006.395	99838.906	100026.07			
P8	102392	100773	101147.2	101216.8	102719.4	96953.336	99043.033	99877.929	100012.82			

ตารางที่ ก3 ข้อมูลความดันที่ตำแหน่ง P1-P8 จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์พลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีการคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40–80 วินาที

- แบบจำลองที่มีท่อฉีดอากาศเย็นเข้าไปในท่อไรเซอร์ 2 เซนติเมตร

Position	Pressure (Pa) at time (s)											
	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51
P1	132551	122551	111269	80610.3	92602.2	181001	99604.9	123221	91318.3	99326.5	23405.1	136510
P2	101541	101341	101332	101333	101316	101523	101591	101325	101337	101391	101325	101386
P3	101340	101338	100672	100268	99497.1	102725	103563	103244	102934	102415	101228	101381
P4	101336	101334	101326	101326	101329	101312	101387	101252	101296	101367	101322	101349
P5	101328	101327	101325	101326	101327	101323	101338	101309	101319	101335	102325	102332
P6	100776	100775	98786.9	94425.4	95134.2	107396	110596	111982	107493	107419	108890.6	105750
P7	101317	101314	99398	96196.3	96147	107044	108875	109323	107708	107291	100800	102700
P8	101373	101371	99512.1	96461.8	96079.4	106740	107645	107366	106987	106362	100799	102462
Position	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63
P1	116454	124574	75342.3	84898.9	2013.94	101066	88889.8	138321	76923.7	138586	90481.7	142317
P2	101518	101367	101367	101355	101447	102386	102973.5	104697	102062.5	103523.5	102358	104867
P3	103858	103726	102383	102434	101353	100638	99346	102068	97232.4	102033	99076.1	102556
P4	101316	101290	101336	101335	101341	101319	101346	101898	101365	101578	101555	102108
P5	102322	102318	102328	102327	102329	102323	102329	102374	102329	102343	102325	102358
P6	108445	114003	105687	106045	100868	98644	94852.4	104535	87112.3	102981	93875.5	104533
P7	108748	111915	105958	106174	101513	99303.5	95732.3	104571	88934.3	104256	94736.8	104717
P8	108641	109765	105310	105197	101654	99187.6	95716	104359	89649.9	104057	94713.8	104538

ตารางที่ ก3 (ต่อ) ข้อมูลความดันที่ตำแหน่ง P1-P8 จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีการคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40–80 วินาที

- แบบจำลองที่มีท่อฉีดอากาศเย็นเข้าไปในท่อไรเซอร์ 2 เซนติเมตร

Position	Pressure (Pa) at time (s)											
	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75
P1	67648.5	142237	106602	106383	99636.3	125930	105626	98922.9	108516	115252	115854	109783
P2	104183	93826.1	112809	109912	112712	115231	113099	106577	103528	103274	103781	102565
P3	98262.7	101815	104535	105045	104127	105310	104755	104499	102425	104216	105950	106985
P4	101320	101333	110583	111928	111075	103199	104729	104945	106366	106273	106714	104643
P5	102324	102327	102911	102387	102802	102847	101633	102420	102586	102453	102814	102579
P6	86015.5	105474	107017	105984	105192	113089	107559	105738	105634	107852	110374	107591
P7	88151.3	103477	107408	106386	105587	113183	107703	101826	105588	107812	110330	107562
P8	88271.8	103356	107304	106209	105536	113044	107670	101738	105498	107737	110248	107489
Position						Average						
	76	77	78	79	80	40-50s	40-60s	40-70s	40-80s			
P1	117990	108993	122252	127416	115189	105223.66	100116.85	104125.85	106538.28			
P2	105071	109933	106202	110062	111976	101395.91	101710.19	103497.89	104180.58			
P3	107041	107358	106758	107835	105088	101747.65	101602.07	101972.85	102910.08			
P4	105611	105721	105065	104566	105086	101326.09	101356.29	102512.58	103240.98			
P5	103782	101134	102610	102102	102639	101416.55	101852.05	102037.1	102152.9			
P6	107985	107658	113350	109848	109748	103970.37	103315.04	103268.9	104563.75			
P7	107954	107637	113337	109822	109739	103219.39	102902.97	103115.08	104345.72			
P8	107808	107597	113306	109718	109663	102790.57	102506.56	102817.34	104100.96			

ตารางที่ ก4 ข้อมูลสัดส่วนปริมาตรของของแข็ง ( $\epsilon_s$ ) ตามแนวแกนตลอดความสูงของไรเซอร์จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีการคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40–80 วินาที

Riser Height (m)	Solid volume fraction (-) at time (s)											
	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51
0.2	0.19805	0.24280	0.37083	0.55813	0.51777	0.29979	0.30006	0.40875	0.34019	0.36338	0.39471	0.40545
0.4	0.03003	0.02947	0.02783	0.02290	0.02190	0.02307	0.02526	0.38265	0.61021	0.37461	0.14419	0.07844
0.6	0.02928	0.02879	0.02403	0.02172	0.02205	0.02427	0.02567	0.02462	0.02438	0.02249	0.19959	0.61409
0.8	0.03244	0.02809	0.02400	0.02370	0.02603	0.02790	0.02674	0.02710	0.02443	0.02342	0.02170	0.02181
1	0.02706	0.02206	0.02141	0.02294	0.02467	0.02436	0.02449	0.02223	0.02147	0.01945	0.01926	0.01935
1.2	0.02300	0.02184	0.02247	0.02410	0.02475	0.02399	0.02266	0.02142	0.01938	0.01878	0.01907	0.01769
1.4	0.02358	0.02346	0.02530	0.02654	0.02489	0.02465	0.02245	0.02078	0.01960	0.01974	0.01860	0.01791
1.6	0.02399	0.02595	0.02728	0.02493	0.02542	0.02240	0.02129	0.01951	0.01936	0.01868	0.01768	0.01586
1.8	0.03075	0.03232	0.02888	0.02966	0.02552	0.02467	0.02216	0.02179	0.02147	0.01986	0.01803	0.01786
2	0.03889	0.03418	0.03466	0.02948	0.02825	0.02528	0.02462	0.02429	0.02211	0.02010	0.01961	0.01892
2.2	0.04456	0.03909	0.03569	0.03138	0.02891	0.02781	0.02678	0.02443	0.02168	0.02120	0.02024	0.01795
2.4	0.05001	0.04436	0.03703	0.03492	0.03440	0.02964	0.02867	0.02372	0.02386	0.02206	0.01927	0.01738
2.6	0.06302	0.05180	0.05075	0.04020	0.03809	0.03204	0.02988	0.02846	0.02526	0.02095	0.02069	0.02810
2.8	0.09068	0.07018	0.05310	0.05150	0.04599	0.04197	0.03534	0.02924	0.02582	0.02954	0.04091	0.03840
3	0.14379	0.10743	0.08293	0.06621	0.05406	0.04393	0.04333	0.04775	0.05933	0.04991	0.05080	0.08293
3.2	0.28511	0.20337	0.15246	0.11997	0.09863	0.08372	0.07244	0.07249	0.15061	0.03831	0.00086	0.00003

ตารางที่ ก4 (ต่อ) ข้อมูลสัดส่วนปริมาตรของของแข็ง ( $\varepsilon_s$ ) ตามแนวแกนตลอดความสูงของไรเซอร์จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีการคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40–80 วินาที

Riser Height (m)	Solid volume fraction (-) at time (s)										
	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62
0.2	0.394136	0.345343	0.303521	0.278173	0.270565	0.292692	0.416763	0.488944	0.274612	0.206663	0.171701
0.4	0.156063	0.439976	0.50989	0.292588	0.218817	0.172854	0.134145	0.111117	0.10656	0.544081	0.142607
0.6	0.532481	0.224303	0.105725	0.0630433	0.514542	0.441398	0.218573	0.1289	0.0654246	0.0436907	0.300042
0.8	0.0212835	0.169407	0.616139	0.482682	0.212215	0.111123	0.0738457	0.503817	0.156775	0.0865772	0.0764262
1	0.01807	0.0167648	0.0164946	0.0157281	0.294904	0.613438	0.479234	0.190548	0.45331	0.335151	0.129318
1.2	0.0168722	0.0158331	0.0156724	0.0139249	0.013184	0.0183845	0.0228177	0.586291	0.386498	0.126151	0.541013
1.4	0.0162259	0.0164374	0.015052	0.0132469	0.0166473	0.0228961	0.0275736	0.0133097	1.54E-06	0.535095	0.17879
1.6	0.0159785	0.0150395	0.0129034	0.0143535	0.0209406	0.0226814	0.0300198	0.0015105	1.69E-06	1.73E-06	0.490267
1.8	0.0171256	0.0150359	0.0147837	0.0217939	0.0246483	0.0339139	0.0119753	5.72E-05	1.72E-06	1.76E-06	1.81E-06
2	0.0167891	0.0154332	0.0216218	0.0265527	0.0332892	0.024361	0.000739	1.42E-06	1.46E-06	1.50E-06	1.54E-06
2.2	0.016043	0.0209261	0.0277231	0.0317127	0.0315195	0.0020528	3.07E-06	1.54E-06	1.58E-06	1.61E-06	1.65E-06
2.4	0.0225391	0.0298229	0.0317131	0.0368865	0.0027063	2.44E-05	1.69E-06	1.71E-06	1.77E-06	1.81E-06	1.86E-06
2.6	0.0337546	0.0354913	0.0416017	0.001998	1.57E-05	1.69E-06	1.70E-06	1.73E-06	1.77E-06	1.82E-06	1.86E-06
2.8	0.0490794	0.0400797	0.0008765	3.13E-06	1.98E-06	1.99E-06	2.01E-06	2.04E-06	2.09E-06	2.14E-06	2.19E-06
3	0.0087696	0.000104	2.08E-06	2.09E-06	2.11E-06	2.13E-06	2.16E-06	2.19E-06	2.25E-06	2.31E-06	2.38E-06
3.2	2.89E-06	2.93E-06	2.98E-06	3.02E-06	3.06E-06	3.09E-06	3.12E-06	3.16E-06	3.25E-06	3.33E-06	3.42E-06

ตารางที่ ก4 (ต่อ) ข้อมูลสัดส่วนปริมาตรของของแข็ง ( $\epsilon_s$ ) ตามแนวแกนตลอดความสูงของไรเซอร์จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีการคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40–80 วินาที

Riser Height (m)	Solid volume fraction (-) at time (s)										
	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73
0.2	0.543183	0.292883	0.167374	0.113965	0.47292	0.320522	0.125208	0.0895515	0.519271	0.0776552	0.440559
0.4	0.0682775	0.0413604	0.0275226	0.507286	0.2122	0.0909471	0.0834605	0.398048	0.0909703	0.274284	0.152693
0.6	0.451568	0.133577	0.0570476	0.0305737	0.0377704	0.025461	0.302016	0.461425	0.617748	0.0664455	0.029756
0.8	0.0696298	0.561373	0.267028	0.0918637	0.0500426	0.0500879	0.0354518	0.0369494	0.031806	0.364869	0.0660431
1	0.0840074	0.0515642	0.0294304	0.558919	0.168276	0.0888329	0.0480301	0.0330959	0.0358888	0.031236	0.266687
1.2	0.198364	0.101261	0.0497968	0.0523041	0.514464	0.30571	0.11384	0.0361668	0.0432402	0.0373515	0.44945
1.4	0.195721	0.359338	0.140381	0.0870088	0.0661828	0.0471016	0.538865	0.141571	0.0657945	0.0399064	0.0392087
1.6	0.314439	0.14474	0.557881	0.237161	0.116317	0.0622259	0.045978	0.598797	0.178245	0.0575201	0.0400696
1.8	1.85E-06	0.525287	0.211625	0.116381	0.413148	0.136313	0.0666237	0.0356963	0.550523	0.138824	0.0445997
2	1.57E-06	1.61E-06	0.0008875	0.43695	0.16443	0.583126	0.176502	0.0834439	0.0525858	0.568642	0.106289
2.2	1.69E-06	1.72E-06	1.75E-06	1.78E-06	1.82E-06	0.397694	0.614413	0.183213	0.0597828	0.0334642	0.522613
2.4	1.91E-06	1.95E-06	2.00E-06	2.04E-06	2.09E-06	2.14E-06	2.20E-06	0.562789	0.164521	0.0620574	0.0714057
2.6	1.90E-06	1.94E-06	1.98E-06	2.01E-06	2.05E-06	2.09E-06	2.14E-06	2.21E-06	0.534333	0.136436	0.0750369
2.8	2.24E-06	2.29E-06	2.33E-06	2.37E-06	2.42E-06	2.46E-06	2.53E-06	2.61E-06	2.70E-06	0.366944	0.108483
3	2.43E-06	2.49E-06	2.55E-06	2.61E-06	2.67E-06	2.73E-06	2.82E-06	2.93E-06	3.05E-06	3.23E-06	0.394906
3.2	3.50E-06	3.57E-06	3.64E-06	3.71E-06	3.79E-06	3.86E-06	3.96E-06	4.09E-06	4.23E-06	4.43E-06	4.63E-06



ตารางที่ ก4 (ต่อ) ข้อมูลสัดส่วนปริมาตรของของแข็ง ( $\varepsilon_s$ ) ตามแนวแกนตลอดความสูงของโรเตอร์จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีการคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40–80 วินาที

Riser Height (m)	Solid volume fraction (-) at time (s)							Average			
	74	75	76	77	78	79	80	40-50 s	40-60 s	40-70 s	40-80s
0.2	0.119382	0.172753	0.256349	0.103982	0.510941	0.089197	0.227523	0.369343	0.367332	0.357668	0.349583
0.4	0.055590	0.540103	0.087931	0.323705	0.249666	0.327489	0.238606	0.159439	0.165080	0.168923	0.173899
0.6	0.496503	0.134223	0.504515	0.121618	0.032719	0.040587	0.121124	0.027693	0.051400	0.062385	0.074151
0.8	0.064588	0.039275	0.037792	0.617758	0.155985	0.100130	0.046658	0.025851	0.044865	0.052111	0.059774
1	0.086880	0.050121	0.037096	0.039701	0.629163	0.147096	0.047041	0.022579	0.039624	0.048966	0.055693
1.2	0.185414	0.062816	0.035454	0.045816	0.044513	0.585214	0.141148	0.021997	0.029990	0.044363	0.053422
1.4	0.601762	0.124969	0.069603	0.067755	0.042225	0.032022	0.603482	0.022849	0.022226	0.039315	0.049190
1.6	0.030902	0.524947	0.132152	0.075182	0.038312	0.036033	0.040705	0.022570	0.021881	0.041295	0.046952
1.8	0.034843	0.049202	0.451572	0.088148	0.059888	0.049163	0.043139	0.025074	0.024231	0.034667	0.043547
2	0.061877	0.044226	0.069015	0.321214	0.108028	0.073150	0.046263	0.027200	0.026170	0.035953	0.044287
2.2	0.094183	0.061476	0.031207	0.334849	0.314810	0.093657	0.053342	0.029012	0.027731	0.035318	0.044831
2.4	0.408536	0.072951	0.048425	0.047087	0.423921	0.218947	0.065726	0.031446	0.029884	0.032066	0.041706
2.6	0.052107	0.274282	0.087507	0.064793	0.029600	0.593685	0.247511	0.035840	0.033882	0.031082	0.044704
2.8	0.075034	0.544939	0.242445	0.077855	0.036066	0.045088	0.612246	0.044804	0.041924	0.038460	0.051624
3	0.111852	0.092796	0.595456	0.142058	0.071138	0.068447	0.001855	0.065057	0.060023	0.055062	0.062146
3.2	0.000042	0.000996	0.000007	0.437673	0.139253	0.187222	0.000004	0.112989	0.102810	0.094314	0.092956

ตารางที่ ก5 ตัวอย่างสัดส่วนโดยโมลของผลิตภัณฑ์แก๊สไอน้ำจากการจำลองภาวะภายในเครื่องแก๊สไฟเบอร์พลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการถ่ายโอนความร้อนที่  
เวลา 270-320 วินาที

Radial Position	Mole fraction of H <sub>2</sub> O at time (s)													
	270	271	272	273	274	275	276	277	278	279	280	281	282	283
0.2873	0.14791	0.14994	0.14987	0.14985	0.14985	0.14984	0.14984	0.14984	0.14983	0.14983	0.14982	0.14982	0.14981	0.14980
0.2879	0.14792	0.14994	0.14986	0.14984	0.14984	0.14984	0.14983	0.14983	0.14983	0.14982	0.14981	0.14981	0.14980	0.14979
0.2956	0.14778	0.14986	0.14982	0.14978	0.14978	0.14978	0.14977	0.14977	0.14976	0.14975	0.14974	0.14973	0.14972	0.14971
0.3039	0.14799	0.14986	0.14969	0.14961	0.14960	0.14960	0.14959	0.14958	0.14957	0.14955	0.14954	0.14952	0.14951	0.14949
0.3039	0.14799	0.14986	0.14969	0.14961	0.14960	0.14960	0.14959	0.14958	0.14957	0.14955	0.14954	0.14952	0.14951	0.14949
0.3040	0.14799	0.14986	0.14969	0.14961	0.14960	0.14960	0.14959	0.14958	0.14957	0.14955	0.14954	0.14952	0.14951	0.14949
0.3120	0.14781	0.14962	0.14926	0.14912	0.14911	0.14910	0.14909	0.14908	0.14906	0.14904	0.14902	0.14900	0.14898	0.14896
0.3157	0.14811	0.14959	0.14908	0.14891	0.14890	0.14888	0.14887	0.14885	0.14883	0.14881	0.14878	0.14876	0.14873	0.14871
0.3190	0.14821	0.14949	0.14880	0.14859	0.14858	0.14856	0.14854	0.14853	0.14851	0.14848	0.14845	0.14842	0.14839	0.14837
0.3218	0.14445	0.14727	0.14730	0.14722	0.14720	0.14719	0.14718	0.14716	0.14715	0.14713	0.14712	0.14710	0.14710	0.14709
0.3261	0.14372	0.14624	0.14549	0.14529	0.14527	0.14525	0.14523	0.14521	0.14519	0.14517	0.14515	0.14514	0.14513	0.14513
0.3290	0.14680	0.14739	0.14518	0.14473	0.14469	0.14467	0.14463	0.14460	0.14456	0.14452	0.14447	0.14444	0.14441	0.14439
0.3340	0.14517	0.14535	0.14160	0.14083	0.14078	0.14073	0.14067	0.14063	0.14057	0.14050	0.14043	0.14038	0.14034	0.14032
0.3379	0.14429	0.14376	0.13832	0.13715	0.13707	0.13700	0.13691	0.13684	0.13675	0.13663	0.13652	0.13642	0.13635	0.13631
0.3426	0.14176	0.14127	0.13436	0.13275	0.13264	0.13254	0.13240	0.13230	0.13216	0.13199	0.13182	0.13168	0.13156	0.13148
0.3479	0.13727	0.13735	0.12870	0.12644	0.12627	0.12612	0.12592	0.12575	0.12555	0.12527	0.12500	0.12475	0.12454	0.12438
0.3518	0.13362	0.13426	0.12437	0.12161	0.12139	0.12120	0.12094	0.12073	0.12047	0.12011	0.11975	0.11941	0.11913	0.11891
0.3578	0.12271	0.12724	0.11710	0.11361	0.11333	0.11308	0.11272	0.11244	0.11208	0.11156	0.11104	0.11053	0.11009	0.10972
0.3614	0.11617	0.12324	0.11316	0.10928	0.10895	0.10867	0.10826	0.10793	0.10751	0.10690	0.10628	0.10567	0.10513	0.10468
0.3673	0.09187	0.10766	0.10415	0.10091	0.10061	0.10035	0.09997	0.09967	0.09927	0.09869	0.09808	0.09747	0.09691	0.09644
0.3707	0.08247	0.10287	0.10143	0.09815	0.09784	0.09757	0.09717	0.09685	0.09642	0.09580	0.09513	0.09446	0.09384	0.09330
0.3757	0.05380	0.07755	0.08808	0.08758	0.08748	0.08740	0.08726	0.08715	0.08701	0.08678	0.08653	0.08627	0.08601	0.08578
0.3790	0.04541	0.07262	0.08611	0.08597	0.08590	0.08583	0.08573	0.08564	0.08551	0.08532	0.08509	0.08485	0.08461	0.08438
0.3844	0.04808	0.08170	0.09549	0.09444	0.09428	0.09414	0.09393	0.09375	0.09350	0.09311	0.09266	0.09218	0.09172	0.09129
0.3859	0.04492	0.07940	0.09492	0.09414	0.09401	0.09389	0.09370	0.09354	0.09331	0.09296	0.09254	0.09210	0.09166	0.09126
0.3910	0.03828	0.07103	0.09070	0.09117	0.09114	0.09112	0.09106	0.09100	0.09091	0.09075	0.09055	0.09031	0.09005	0.08980
0.3959	0.03468	0.06717	0.08953	0.09060	0.09063	0.09064	0.09064	0.09063	0.09060	0.09053	0.09041	0.09024	0.09006	0.08987
0.3990	0.03047	0.06288	0.08798	0.08966	0.08973	0.08978	0.08984	0.08988	0.08991	0.08992	0.08989	0.08981	0.08970	0.08958
0.4045	0.02759	0.05804	0.08483	0.08716	0.08729	0.08739	0.08753	0.08763	0.08774	0.08786	0.08794	0.08798	0.08798	0.08795
0.4143	0.02535	0.05622	0.08582	0.08846	0.08861	0.08873	0.08888	0.08899	0.08911	0.08925	0.08934	0.08939	0.08939	0.08935

ตารางที่ ก5 (ต่อ) ตัวอย่างสัดส่วนโดยโมลของผลิตภัณฑ์แก๊สไอน้ำจากการจำลองภาวะภายในเครื่องแก๊สไฟเออร์ฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 270-320 วินาที

Radial Position	Mole fraction of H <sub>2</sub> O at time (s)													
	284	285	286	287	288	289	290	291	292	293	294	295	296	297
0.2873	0.14979	0.14979	0.14978	0.14977	0.14976	0.14974	0.14971	0.14967	0.14960	0.14958	0.14957	0.14963	0.14980	0.14992
0.2879	0.14978	0.14978	0.14977	0.14976	0.14975	0.14973	0.14970	0.14966	0.14959	0.14957	0.14957	0.14963	0.14980	0.14991
0.2956	0.14970	0.14969	0.14968	0.14967	0.14965	0.14963	0.14960	0.14956	0.14951	0.14949	0.14952	0.14960	0.14976	0.14984
0.3039	0.14948	0.14946	0.14944	0.14943	0.14941	0.14938	0.14935	0.14931	0.14925	0.14927	0.14938	0.14951	0.14966	0.14969
0.3039	0.14948	0.14946	0.14944	0.14943	0.14941	0.14938	0.14935	0.14930	0.14925	0.14927	0.14938	0.14951	0.14966	0.14969
0.3040	0.14948	0.14946	0.14944	0.14943	0.14941	0.14938	0.14934	0.14930	0.14925	0.14927	0.14938	0.14950	0.14966	0.14969
0.3120	0.14894	0.14892	0.14891	0.14889	0.14887	0.14885	0.14883	0.14880	0.14881	0.14889	0.14913	0.14926	0.14935	0.14929
0.3157	0.14869	0.14867	0.14865	0.14863	0.14861	0.14858	0.14856	0.14854	0.14857	0.14875	0.14899	0.14915	0.14923	0.14913
0.3190	0.14835	0.14833	0.14831	0.14829	0.14827	0.14825	0.14823	0.14822	0.14830	0.14854	0.14882	0.14898	0.14903	0.14888
0.3218	0.14708	0.14708	0.14707	0.14706	0.14706	0.14706	0.14705	0.14706	0.14717	0.14740	0.14757	0.14756	0.14738	0.14710
0.3261	0.14513	0.14514	0.14514	0.14515	0.14517	0.14520	0.14525	0.14534	0.14566	0.14604	0.14620	0.14610	0.14573	0.14515
0.3290	0.14438	0.14437	0.14437	0.14438	0.14439	0.14443	0.14451	0.14466	0.14514	0.14572	0.14605	0.14605	0.14574	0.14500
0.3340	0.14030	0.14030	0.14030	0.14032	0.14036	0.14044	0.14059	0.14087	0.14168	0.14252	0.14282	0.14266	0.14205	0.14079
0.3379	0.13627	0.13624	0.13623	0.13624	0.13627	0.13637	0.13655	0.13692	0.13804	0.13918	0.13953	0.13928	0.13849	0.13680
0.3426	0.13140	0.13134	0.13131	0.13130	0.13131	0.13139	0.13159	0.13201	0.13338	0.13475	0.13508	0.13470	0.13372	0.13163
0.3479	0.12422	0.12407	0.12396	0.12388	0.12382	0.12380	0.12390	0.12426	0.12576	0.12744	0.12777	0.12723	0.12604	0.12355
0.3518	0.11867	0.11844	0.11826	0.11812	0.11799	0.11788	0.11789	0.11789	0.11818	0.11971	0.12157	0.12189	0.12123	0.11994
0.3578	0.10931	0.10889	0.10854	0.10821	0.10790	0.10745	0.10706	0.10681	0.10741	0.10886	0.10904	0.10808	0.10665	0.10390
0.3614	0.10416	0.10362	0.10315	0.10272	0.10228	0.10162	0.10097	0.10036	0.10034	0.10148	0.10156	0.10045	0.09898	0.09632
0.3673	0.09587	0.09528	0.09473	0.09420	0.09364	0.09273	0.09170	0.09042	0.08841	0.08723	0.08576	0.08368	0.08161	0.07902
0.3707	0.09266	0.09196	0.09132	0.09069	0.09000	0.08887	0.08753	0.08575	0.08251	0.08019	0.07823	0.07594	0.07383	0.07151
0.3757	0.08548	0.08514	0.08481	0.08446	0.08407	0.08339	0.08249	0.08115	0.07795	0.07395	0.06948	0.06516	0.06143	0.05824
0.3790	0.08409	0.08374	0.08339	0.08303	0.08261	0.08186	0.08084	0.07925	0.07521	0.07003	0.06480	0.06014	0.05622	0.05313
0.3844	0.09076	0.09015	0.08957	0.08896	0.08827	0.08704	0.08544	0.08296	0.07666	0.06882	0.06185	0.05692	0.05350	0.05110
0.3859	0.09074	0.09016	0.08959	0.08900	0.08832	0.08711	0.08551	0.08301	0.07650	0.06814	0.06061	0.05538	0.05179	0.04932
0.3910	0.08948	0.08909	0.08870	0.08829	0.08780	0.08689	0.08565	0.08361	0.07785	0.06954	0.06079	0.05398	0.04921	0.04609
0.3959	0.08961	0.08929	0.08896	0.08860	0.08817	0.08734	0.08618	0.08421	0.07838	0.06945	0.05957	0.05194	0.04685	0.04362
0.3990	0.08939	0.08915	0.08888	0.08858	0.08821	0.08749	0.08642	0.08457	0.07878	0.06941	0.05863	0.05025	0.04471	0.04122
0.4045	0.08787	0.08775	0.08760	0.08740	0.08715	0.08662	0.08580	0.08428	0.07918	0.07031	0.05933	0.05016	0.04376	0.03967
0.4143	0.08927	0.08913	0.08896	0.08875	0.08847	0.08788	0.08695	0.08524	0.07950	0.06943	0.05712	0.04749	0.04124	0.03729

ตารางที่ ก5 (ต่อ) ตัวอย่างสัดส่วนโดยโมลของผลิตภัณฑ์แก๊สไอน้ำจากการจำลองภาวะภายในเครื่องแก๊สไฟเบอร์พลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 270-320 วินาที

Radial Position	Mole fraction of H <sub>2</sub> O at time (s)													
	298	299	300	301	302	303	304	305	306	307	308	309	310	311
0.2873	0.14985	0.14979	0.14978	0.14980	0.14985	0.14990	0.14991	0.14992	0.14992	0.14993	0.14993	0.14993	0.14994	0.14994
0.2879	0.14985	0.14978	0.14976	0.14978	0.14984	0.14989	0.14990	0.14991	0.14991	0.14992	0.14992	0.14993	0.14993	0.14993
0.2956	0.14978	0.14970	0.14967	0.14968	0.14972	0.14978	0.14979	0.14981	0.14981	0.14982	0.14982	0.14983	0.14983	0.14984
0.3039	0.14957	0.14945	0.14939	0.14937	0.14941	0.14948	0.14951	0.14953	0.14954	0.14955	0.14957	0.14958	0.14959	0.14960
0.3039	0.14957	0.14945	0.14938	0.14937	0.14941	0.14948	0.14951	0.14953	0.14954	0.14955	0.14957	0.14958	0.14959	0.14960
0.3040	0.14957	0.14945	0.14938	0.14937	0.14941	0.14948	0.14950	0.14953	0.14954	0.14955	0.14957	0.14958	0.14959	0.14960
0.3120	0.14905	0.14883	0.14874	0.14873	0.14880	0.14894	0.14899	0.14903	0.14906	0.14907	0.14909	0.14911	0.14913	0.14914
0.3157	0.14882	0.14855	0.14844	0.14843	0.14852	0.14869	0.14874	0.14880	0.14883	0.14885	0.14888	0.14890	0.14892	0.14894
0.3190	0.14848	0.14814	0.14802	0.14802	0.14814	0.14836	0.14843	0.14850	0.14853	0.14856	0.14859	0.14862	0.14864	0.14866
0.3218	0.14667	0.14634	0.14624	0.14626	0.14639	0.14663	0.14671	0.14679	0.14683	0.14687	0.14691	0.14694	0.14697	0.14701
0.3261	0.14424	0.14362	0.14357	0.14375	0.14414	0.14465	0.14477	0.14491	0.14496	0.14501	0.14506	0.14510	0.14514	0.14517
0.3290	0.14369	0.14273	0.14266	0.14292	0.14353	0.14429	0.14447	0.14464	0.14472	0.14478	0.14483	0.14488	0.14491	0.14494
0.3340	0.13856	0.13691	0.13686	0.13740	0.13857	0.13992	0.14021	0.14049	0.14061	0.14069	0.14077	0.14082	0.14086	0.14088
0.3379	0.13370	0.13126	0.13109	0.13183	0.13352	0.13552	0.13596	0.13637	0.13654	0.13666	0.13677	0.13684	0.13688	0.13689
0.3426	0.12768	0.12439	0.12405	0.12500	0.12727	0.12998	0.13057	0.13111	0.13133	0.13148	0.13162	0.13170	0.13174	0.13174
0.3479	0.11863	0.11416	0.11333	0.11437	0.11728	0.12102	0.12187	0.12265	0.12296	0.12318	0.12337	0.12349	0.12353	0.12351
0.3518	0.11167	0.10639	0.10523	0.10632	0.10967	0.11414	0.11516	0.11608	0.11646	0.11671	0.11693	0.11705	0.11709	0.11705
0.3578	0.09795	0.09166	0.08952	0.09013	0.09329	0.09840	0.09971	0.10097	0.10152	0.10191	0.10228	0.10253	0.10264	0.10267
0.3614	0.09030	0.08352	0.08079	0.08106	0.08400	0.08941	0.09086	0.09230	0.09294	0.09341	0.09386	0.09417	0.09433	0.09439
0.3673	0.07383	0.06756	0.06426	0.06362	0.06489	0.06864	0.06984	0.07113	0.07176	0.07226	0.07279	0.07321	0.07348	0.07371
0.3707	0.06687	0.06075	0.05698	0.05578	0.05617	0.05933	0.06051	0.06188	0.06259	0.06316	0.06380	0.06434	0.06472	0.06507
0.3757	0.05409	0.04947	0.04633	0.04491	0.04399	0.04447	0.04482	0.04529	0.04555	0.04578	0.04606	0.04631	0.04651	0.04672
0.3790	0.04950	0.04532	0.04211	0.04037	0.03874	0.03835	0.03854	0.03890	0.03915	0.03938	0.03968	0.03999	0.04024	0.04054
0.3844	0.04827	0.04440	0.04099	0.03900	0.03696	0.03633	0.03657	0.03709	0.03746	0.03783	0.03834	0.03887	0.03935	0.03993
0.3859	0.04663	0.04301	0.03972	0.03771	0.03549	0.03448	0.03461	0.03500	0.03531	0.03564	0.03611	0.03663	0.03709	0.03768
0.3910	0.04319	0.03995	0.03706	0.03522	0.03304	0.03159	0.03149	0.03157	0.03170	0.03186	0.03212	0.03244	0.03275	0.03317
0.3959	0.04076	0.03780	0.03512	0.03336	0.03114	0.02939	0.02916	0.02908	0.02912	0.02921	0.02939	0.02963	0.02989	0.03025
0.3990	0.03836	0.03569	0.03326	0.03157	0.02928	0.02715	0.02675	0.02647	0.02641	0.02641	0.02648	0.02663	0.02682	0.02712
0.4045	0.03644	0.03382	0.03160	0.03006	0.02789	0.02569	0.02521	0.02479	0.02463	0.02453	0.02447	0.02449	0.02455	0.02471
0.4143	0.03421	0.03190	0.02992	0.02844	0.02622	0.02371	0.02310	0.02252	0.02228	0.02211	0.02197	0.02191	0.02193	0.02205

ตารางที่ ก5 (ต่อ) ตัวอย่างสัดส่วนโดยโมลของผลิตภัณฑ์แก๊สไอน้ำจากการจำลองภาวะภายในเครื่องแก๊สไฟเออร์ฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่มีการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 270-320 วินาที

Radial Position	Mole fraction of H <sub>2</sub> O at time (s)								
	312	313	314	315	316	317	318	319	320
0.2873	0.14993	0.14992	0.14990	0.14987	0.14985	0.14983	0.14982	0.14981	0.14981
0.2879	0.14993	0.14991	0.14989	0.14986	0.14984	0.14983	0.14982	0.14981	0.14980
0.2956	0.14984	0.14983	0.14981	0.14978	0.14976	0.14975	0.14974	0.14974	0.14973
0.3039	0.14961	0.14961	0.14959	0.14957	0.14955	0.14955	0.14954	0.14954	0.14953
0.3039	0.14961	0.14961	0.14959	0.14957	0.14955	0.14955	0.14954	0.14954	0.14953
0.3040	0.14961	0.14960	0.14959	0.14957	0.14955	0.14954	0.14954	0.14953	0.14953
0.3120	0.14916	0.14917	0.14917	0.14916	0.14916	0.14916	0.14916	0.14916	0.14916
0.3157	0.14896	0.14897	0.14897	0.14897	0.14897	0.14897	0.14897	0.14897	0.14898
0.3190	0.14869	0.14870	0.14871	0.14871	0.14871	0.14872	0.14872	0.14873	0.14874
0.3218	0.14706	0.14709	0.14713	0.14716	0.14719	0.14721	0.14722	0.14724	0.14726
0.3261	0.14522	0.14526	0.14530	0.14536	0.14540	0.14544	0.14546	0.14549	0.14553
0.3290	0.14497	0.14499	0.14501	0.14505	0.14509	0.14512	0.14515	0.14518	0.14522
0.3340	0.14089	0.14091	0.14092	0.14097	0.14102	0.14106	0.14111	0.14116	0.14121
0.3379	0.13689	0.13687	0.13687	0.13689	0.13694	0.13699	0.13703	0.13709	0.13716
0.3426	0.13169	0.13164	0.13160	0.13159	0.13162	0.13166	0.13170	0.13176	0.13183
0.3479	0.12342	0.12331	0.12320	0.12310	0.12308	0.12309	0.12312	0.12316	0.12321
0.3518	0.11690	0.11673	0.11657	0.11640	0.11633	0.11632	0.11633	0.11635	0.11639
0.3578	0.10254	0.10235	0.10212	0.10184	0.10168	0.10160	0.10156	0.10153	0.10152
0.3614	0.09428	0.09408	0.09381	0.09346	0.09324	0.09313	0.09305	0.09300	0.09295
0.3673	0.07383	0.07379	0.07366	0.07341	0.07321	0.07310	0.07302	0.07294	0.07287
0.3707	0.06534	0.06538	0.06529	0.06507	0.06486	0.06473	0.06462	0.06453	0.06443
0.3757	0.04694	0.04706	0.04711	0.04712	0.04708	0.04705	0.04702	0.04699	0.04695
0.3790	0.04088	0.04109	0.04123	0.04131	0.04131	0.04129	0.04126	0.04123	0.04120
0.3844	0.04067	0.04117	0.04156	0.04188	0.04199	0.04201	0.04201	0.04200	0.04197
0.3859	0.03845	0.03899	0.03943	0.03982	0.03997	0.04001	0.04003	0.04003	0.04001
0.3910	0.03378	0.03425	0.03467	0.03511	0.03533	0.03543	0.03549	0.03553	0.03556
0.3959	0.03082	0.03128	0.03173	0.03221	0.03247	0.03260	0.03267	0.03273	0.03279
0.3990	0.02763	0.02809	0.02856	0.02909	0.02942	0.02957	0.02968	0.02976	0.02984
0.4045	0.02503	0.02538	0.02576	0.02625	0.02659	0.02675	0.02688	0.02698	0.02708
0.4143	0.02237	0.02275	0.02319	0.02378	0.02417	0.02438	0.02453	0.02466	0.02478



## ภาคผนวก ข

### โปรแกรมเพิ่มเติมที่ใช้เพื่อการจำลองภาวะบนโปรแกรม Fluent 6.2

งานวิจัยนี้ในส่วนของ การจำลองภาวะของเครื่องแกซีฟายเออร์ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียนแบบมีการถ่ายโอนความร้อนในส่วนของ การเพิ่มการคำนวณปฏิกิริยาเคมีนั้น ปฏิกิริยาเคมีแบบวิวิธพันธ์ต้องทำการเขียนฟังก์ชันเพิ่มเติมแสดงดังปฏิกิริยาที่ 1 2 และ 3 ที่ได้กล่าวไว้ในบทที่ 3 ในหัวข้อแบบจำลองการเกิดปฏิกิริยาเคมี โดยโปรแกรม Fluent ที่ใช้เป็นโปรแกรมที่เปิดโอกาสให้ ผู้ใช้งานสามารถที่จะเขียนโปรแกรมเพื่อที่จะสั่งงานให้โปรแกรมทำการคำนวณที่นอกเหนือจากการคำนวณพื้นฐานที่มากับโปรแกรม

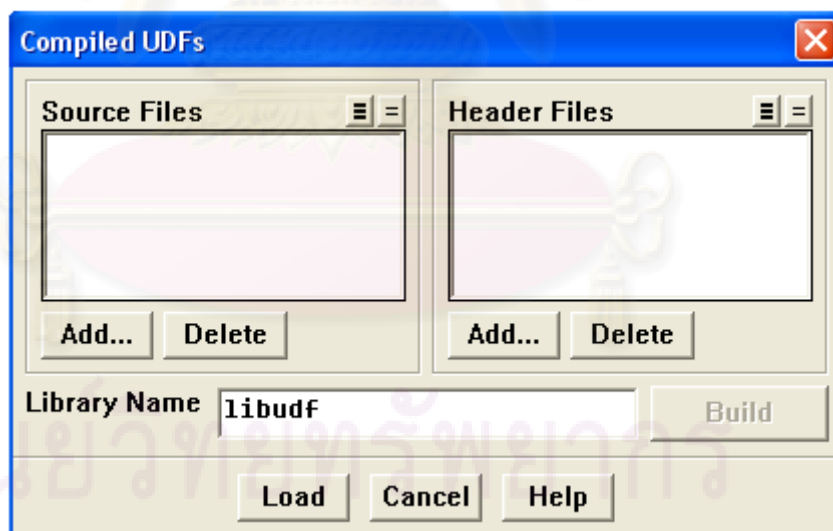
โปรแกรมที่เขียนขึ้นมาเหล่านั้นจะเรียกว่า User Define Function หรือ UDF ซึ่งการเขียน UDF ในโปรแกรม Fluent 6.2 จะต้องเขียนในรูปแบบของภาษา C และใช้ฟังก์ชันที่ตัวโปรแกรม Fluent กำหนดขึ้นมาก่อนแล้ว โดยฟังก์ชันดังกล่าวจะถูกรวมไว้ในแฟ้ม udf.h ดังนั้นก่อนทำการเขียน UDF ทุกครั้งต้องทำการเรียกคำสั่ง #include udf.h ขึ้นต้นแฟ้ม UDF นั้นๆ ทุกครั้ง คำสั่งดังกล่าวเป็นคำสั่งที่บอกให้โปรแกรม Fluent เอาแฟ้ม udf.h มาแทรกเข้าในส่วนบนสุดของแฟ้ม UDF ที่เขียนขึ้นในขณะที่แฟ้ม UDF นั้นจะถูกแปลโปรแกรม (Compiled) ให้อยู่ในรูปแบบของ รันไทม์ไลบรารี (Runtime Library) ที่โปรแกรมสามารถดึงมาใช้ได้ทันที ในขณะที่ทำการจำลองภาวะ

UDF ในโปรแกรม Fluent มีความสามารถที่จะส่งค่าตัวแปร หรือปรับค่าตัวแปร หรือทั้งสองอย่างในระหว่างขั้นตอนการจำลองภาวะของโปรแกรม Fluent ผู้ใช้สามารถเขียน UDF จากโปรแกรมแก้ไขข้อความ (Text Editor) โปรแกรมใดก็ได้ โดยต้องเขียนให้อยู่ในรูปแบบของภาษา C และบันทึกเป็นแฟ้มนามสกุล C เช่น Coal1\_udf.c หลังจากนั้นต้องเอาไปแปลโปรแกรมด้วยโปรแกรม Fluent เพื่อที่จะสามารถเรียกฟังก์ชันที่มีใน UDF นั้นๆ จากภายในสภาพแวดล้อมของโปรแกรม Fluent เอง ถึงแม้ว่าโปรแกรม Fluent เองจะเปิดโอกาสให้ ผู้ใช้งานสามารถเขียนโปรแกรมเพิ่มเติม แต่อย่างไรก็ตาม UDF ไม่สามารถที่จะเข้าไปแก้ไขฟังก์ชันทั้งหมดของตัวโปรแกรม Fluent ได้ รายละเอียดผู้ใช้งานสามารถเรียกดูได้จาก Fluent 6.2 User's Guide ที่มากับแผ่นติดตั้งโปรแกรมเอง

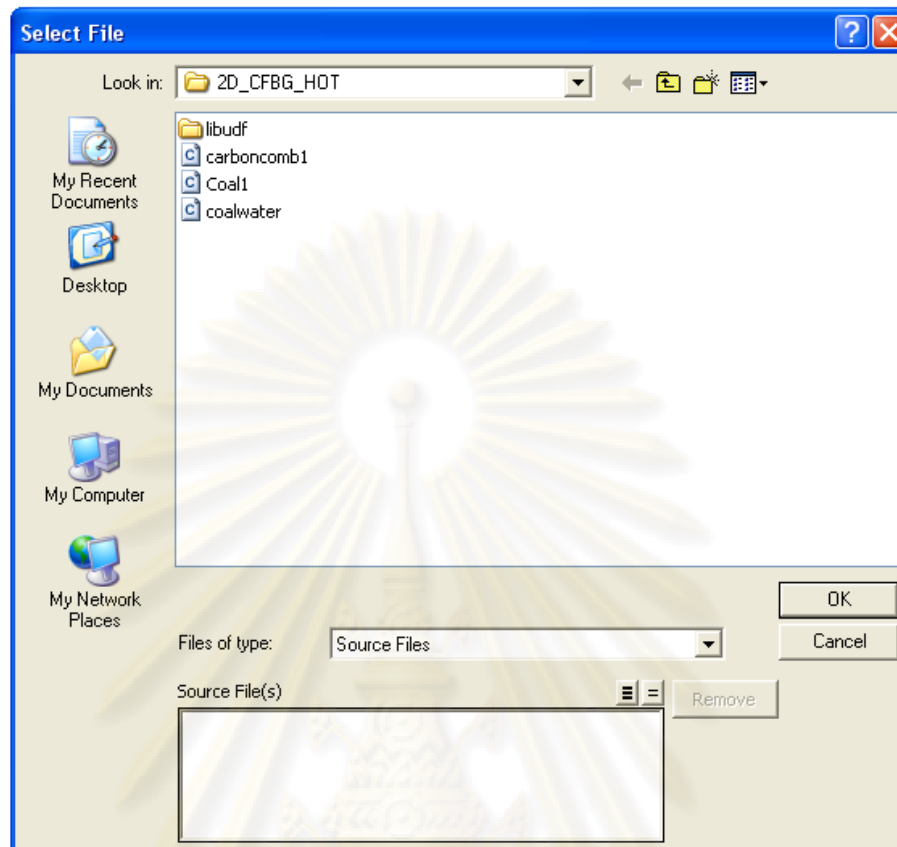


ขั้นตอนการแปลโปรแกรมของรหัสต้นฉบับ (Source Code) และการใช้งานภายในโปรแกรม Fluent

1. สร้างแฟ้มรหัสต้นฉบับของ UDF ในสารบบ (Directory) เดียวกับแฟ้มที่ใช้ดำเนินงานของโปรแกรม Fluent
2. เริ่มโปรแกรม Fluent ภายในสารบบเดียวกับข้อที่แล้ว
3. โหลดแฟ้มที่ต้องการใช้งานเข้าสู่โปรแกรม Fluent
4. เปิดหน้าต่างการแปลโปรแกรม UDF (Compiled UDFs) ภายในโปรแกรม Fluent จาก  
Define → User-Defined → Functions → Compiled...
5. เลือกแฟ้มรหัสต้นฉบับ โดยกดปุ่ม Add ภายใต้หัวข้อ Source Files ที่หน้าต่างการแปลโปรแกรม UDF (รูปที่ ข1) ซึ่งจะเป็นการเปิดหน้าต่างเลือกแฟ้ม (Select File) ขึ้นมา (รูปที่ ข2) หลังจากนั้นทำการเลือกแฟ้มรหัสต้นฉบับที่ต้องการแปลโปรแกรม



รูปที่ ข1 หน้าต่างการแปลโปรแกรม UDF (Compiled UDFs)



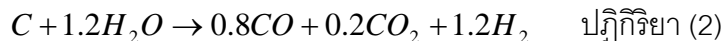
รูปที่ ข2 หน้าต่างเลือกแฟ้ม (Select File)

6. กดปุ่ม Build เพื่อทำการแปลโปรแกรมรหัสต้นฉบับ UDF แล้วทำการนำเข้าแฟ้มที่ทำการแปลสำเร็จแล้วสู่โปรแกรม Fluent โดยการกดปุ่ม Load ที่หน้าต่างการแปลโปรแกรม UDF
7. หลังจากทำการนำเข้าเรียบร้อยแล้ว ผู้ใช้งานสามารถใช้งานฟังก์ชันที่เพิ่มเติมเข้าไปจากการแปลโปรแกรม UDF จากหน้าต่างต่างๆ ในโปรแกรม Fluent ยกตัวอย่างเช่นในงานวิจัยนี้จะทำการกำหนดค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี และค่าคงที่ของปฏิกิริยาเคมีของปฏิกิริยาเคมีแบบวิวิธพันธ์์เลือกจาก

Define → Phase → Interaction...

และทำการกำหนดสมการปฏิกิริยาเคมีแบบวิวิธพันธ์์ในหน้าต่าง Phase Interaction (รูป ข3) เลือกปุ่ม Reactions และทำการใส่สมการปฏิกิริยาเคมีลงไป ในส่วนของ Reaction Rate Function ให้เลือกแฟ้มรหัสที่เราทำการแปลโปรแกรม UDF แล้ว เช่นปฏิกิริยาเคมีแบบวิวิธพันธ์์แสดงดังปฏิกิริยาที่ (1) (2) และ (3) โดยที่ปฏิกิริยาที่ (1) เลือกแฟ้มรหัสเป็น coal1::libudf ปฏิกิริยาที่ (2)

เลือกแพ้มรหส์เป็น coalwater::libudf และ ปฏิกิริยาที่ (3) เลือกแพ้มรหส์เป็น carboncomb1::libudf



โดยที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาแสดงตามลำดับดังนี้

$$r_1 = \frac{6Vk_1}{d_p} p_i \quad , \quad k_1 = 596T_p \exp(-1800/T_p)$$

$$r_2 = \frac{6Vk_2}{d_p} p_i \quad , \quad k_2 = 2082.7 \exp(-18036/T_p)$$

$$r_3 = \frac{6k_3}{d_p} [H_2] \quad , \quad k_3 = 2.08 \times 10^3 \exp(-230274/RT)$$

โดยได้แพ้มรหส์ที่ใช้ในการคำนวณค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาเคมีในงานวิจัยนี้ แสดงดังตารางที่ ข1 ข2 และ ข3

Phase Interaction

Virtual Mass

Drag | Lift | Collisions | Slip | Heat | Mass | Reactions | Surface Tension

Total Number of Heterogeneous Reactions 3

Reaction Name c-combustion ID 1

Number of Reactants 2 Number of Products 2

Phase	Species	Stoich. Coefficient	Phase	Species	Stoich. Coefficient
coal		1	air	co	0.4
air	o2	0.8	air	co2	0.6

Reaction Rate Function coal1::libudf

OK Cancel Help

รูป ข3 หน้าต่างในการเพิ่มสมการปฏิกิริยาเคมีแบบวิวิธพันธ์ (Phase Interaction)

```

#include "udf.h"
DEFINE_HET_RXN_RATE(coal1,c,t,r,mw,yi,rr,rr_t)

{
  Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
  Thread *air = pt[0];
  Thread *sand = pt[1];
  Thread *coal = pt[2];
  real O2conc;
  real kcons;
  if(Data_Valid_P())
  {
    O2conc = C_R(c,air) * yi[0][1] / mw[0][1];
    kcons = 596 * C_T(c,coal) * exp(-1800 / C_T(c,coal));
    *rr = (6 * 5.23599E-10 * kcons * 0.008314 * (C_T(c,coal)) *
          O2conc) / 0.001;
  }
}

```

Include header file and define constant

Reaction rate and kinetic constant function

ตารางที่ ข1 แสดงแฟ้มรหัสที่ใช้ในการคำนวณค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาเคมีของแฟ้ม coal1.udf

```

#include "udf.h"
DEFINE_HET_RXN_RATE(coalwater,c,t,r,mw,yi,rr,rr_t)

{
  Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
  Thread *air = pt[0];
  Thread *sand = pt[1];
  Thread *coal = pt[2];
  real H2Oconc;
  real kcons;
  if(Data_Valid_P())
  {
    H2Oconc = C_R(c,air) * yi[0][0] / mw[0][0];
    kcons = 2082.7 * exp((-18036) / (C_T(c,coal)));
    *rr = (6 * 5.23599E-10 * kcons * 0.008314 * (C_T(c,coal)) *
          H2Oconc) / 0.001;
  }
}

```

Include header file and define constant

Reaction rate and kinetic constant function

ตารางที่ ข2 แสดงแฟ้มรหัสที่ใช้ในการคำนวณค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาเคมีของแฟ้ม coalwater.udf

```

#include "udf.h"
DEFINE_HET_RXN_RATE(carboncomb1,c,t,r,mw,yi,rr,rr_t)
{
  Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
  Thread *air = pt[0];
  Thread *sand = pt[1];
  Thread *coal = pt[2];
  real H2conc;
  real kcons;
  if(Data_Valid_P())
  {
    H2conc = C_R(c,air) * yi[0][5] / mw[0][5];
    kcons = 2080 * exp((-230274) / (8.314 * C_T(c,coal)));
    *rr = ((6 / 0.001) * kcons * H2conc);
  }
}

```

Include header file and define constant

Reaction rate and kinetic constant function

ตารางที่ ข3 แสดงแฟ้มรหัสที่ใช้ในการคำนวณค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาเคมีของแฟ้ม carboncomb1.udf

ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นางสาวชลธิชา อมรสิริรัตน์ เกิดเมื่อวันศุกร์ที่ 3 สิงหาคม พ.ศ. 2527 สำเร็จการศึกษาปริญญาตรีวิทยาศาสตร์บัณฑิต สาขาคณิตศาสตร์ประยุกต์ ภาควิชาคณิตศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ ในปีการศึกษา 2548 และเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาเทคโนโลยีเชื้อเพลิง ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อ พ.ศ. 2549



ศูนย์วิทยทรัพยากร  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย