

พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ 2 มิติในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่

นายชนินทร์ มัญขสิงห์

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2554

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทคัดย่อและแฟ้มข้อมูลฉบับเต็มของวิทยานิพนธ์ตั้งแต่ปีการศึกษา 2554 ที่ให้บริการในคลังปัญญาจุฬาฯ (CUIR)
เป็นแฟ้มข้อมูลของนิสิตเจ้าของวิทยานิพนธ์ที่ส่งผ่านทางบัณฑิตวิทยาลัย

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

2-D COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS IN DUAL-BED GASIFIER

Mr. Chanin Manchasing

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

Department of Chemical Technology

Faculty of Science

Chulalongkorn University

Academic Year 2011

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ 2 มิติในเตาผลิตแก๊สแบบ
	เบดคู่
โดย	นายชินนทร์ มัญชสิงห์
สาขาวิชา	เคมีเทคนิค
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	รองศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบุญรณ์
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม	อาจารย์ ดร. เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วน
หนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

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

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร. ธราพงษ์ วิทิตสานต์)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(รองศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบุญรณ์)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม
(อาจารย์ ดร. เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ)

..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. ประพันธ์ คุชฌาธา)

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

ชรินทร์ มัญชสิงห์ : พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ 2 มิติในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่.
(2-D COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS IN DUAL-BED GASIFIER) อ.ที่ปรึกษา
วิทยานิพนธ์หลัก : รศ.ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบุญรณ์, อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม : อ.ดร.
เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ, 150 หน้า.

ปัจจุบันความต้องการใช้พลังงานมีแนวโน้มเพิ่มสูงขึ้น ส่งผลให้ทรัพยากรหรือเชื้อเพลิงที่นำมาผลิตเป็นพลังงานไม่เพียงพอต่อความต้องการ การตระหนักถึงความขาดแคลนที่จะเกิดขึ้นในอนาคตทำให้เกิดความสนใจนำชีวมวลซึ่งเป็นแหล่งทรัพยากรที่สามารถสร้างทดแทนขึ้นใหม่ได้มาใช้เป็นพลังงานทางเลือกเพิ่มมากขึ้น อย่างไรก็ตามชีวมวลส่วนใหญ่อยู่ในรูปของเชื้อเพลิงแข็ง การนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงโดยตรงจะให้ประสิทธิภาพต่ำจึงจำเป็นต้องมีการแปรรูปชีวมวลก่อน หนึ่งในกระบวนการแปรรูปคือ แก๊ซิฟิเคชัน (Gasification) เป็นกระบวนการแปรรูปเชื้อเพลิงแข็งให้อยู่ในรูปแก๊สเชื้อเพลิง ที่ให้ร้อยละการเปลี่ยนรวมทั้งประสิทธิภาพเชิงพลังงานโดยรวมของระบบสูง เตาผลิตแก๊สทั่วไปในปัจจุบัน ปฏิกริยาการเผาไหม้และแก๊ซิฟิเคชันจะเกิดร่วมกันภายในเตาเดียว ทำให้ค่าความร้อนของผลิตภัณฑ์แก๊สลดลงเนื่องมาจากสัดส่วนของแก๊สไนโตรเจนในอากาศที่ใช้ในกระบวนการเผาไหม้มีมาก ดังนั้นจึงมีการพัฒนาระบบผลิตแก๊สแบบใหม่ที่มีห้องเผาไหม้แยกออกจากส่วนผลิตแก๊สชัดเจน โดยเรียกเตาผลิตแก๊สแบบใหม่นี้ว่า เตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ ในการที่จะพัฒนาและปรับปรุงกระบวนการทำงานของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่นั้น ความเข้าใจในกระบวนการพลวัตและตัวแปรต่างๆที่อธิบายถึงอุทกพลศาสตร์และการถ่ายโอนความร้อนเป็นสิ่งจำเป็น

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์โดยใช้เทคนิคการคำนวณของไหลเชิงพลวัตร่วมกับทฤษฎีจลน์การไหลของของแข็งและปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้น โปรแกรมสำเร็จรูปที่ใช้คือโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 ซึ่งเป็นโปรแกรมที่มีความเหมาะสมในการจำลองภาวะของระบบการไหลต่างๆ โดยทำการจำลองเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ จากนั้นจึงทำการศึกษาผลของตัวแปรที่อธิบายถึงอุทกพลศาสตร์การไหลของของไหลและปฏิกิริยาเคมีในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่

ภาควิชา.....เคมีเทคนิค..... ลายมือชื่อนิติต.....
สาขาวิชา.....เคมีเทคนิค..... ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก.....
ปีการศึกษา.....2554..... ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม.....

5272269023 : MAJOR CHEMICAL TECHNOLOGY

KEYWORDS : DUAL-BED GASIFIER / COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS / GASIFICATION

CHANIN MANCHASING : 2-D COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS IN DUAL-BED GASIFIER. ADVISOR : ASSOC.PROF. PORNPOTE PIUMSOMBOON, Ph.D., CO-ADVISOR : BENJAPON CHALERMSINSUWAN, Ph.D., 150 pp.

The current demand for energy tends to rise. The resources used to produce energy or fuels are not sufficient to meet this demand. The awareness of the limited availability of fuels leads to increasing of attention to use biomass as an alternative fuel. Direct combustion of biomass gives a low efficiency. Therefore the converting of biomass to useful product is necessary. Gasification is one of the important technologies for converting biomass to gaseous product which gives high conversion and overall energy efficiency. The gasification of biomass in a fluidized bed offer advantages but the calorific value of gaseous product is relative low because of the dilution by amount of nitrogen from air used in a combustor. Dual-bed gasifier has been developed to overcome this weak point by separating the combustion and gasification zones. In order to develop and improve the process, the understanding of the hydrodynamics inside dual-bed gasifier is required. In this study, computational fluid dynamics have been performed, Eulerian approach coupled with the kinetic theory of granular flow and chemicals reaction was applied. Commercial computational fluid dynamics software ANSYS FLUENT version 12.1 has been employed to simulate the hydrodynamic and chemicals reaction in dual-bed gasifier.

Department : Chemical Technology Student's Signature

Field of Study : Chemical Technology Advisor's Signature

Academic Year : 2011 Co-Advisor's Signature

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ 2 มิติในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ฉบับนี้สำเร็จ ลุล่วงได้ด้วยดี ด้วยความช่วยเหลืออย่างดียิ่งของ รองศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลักและอาจารย์ ดร. เบญจพล เฉลิมสินสุวรรณ อาจารย์ที่ปรึกษา วิทยานิพนธ์ร่วม รวมทั้งคณาจารย์ทุกท่านในภาควิชาเคมีเทคนิค ซึ่งท่านได้ให้คำแนะนำและ ข้อคิดเห็นต่างๆ ในงานวิจัยนี้ตลอดมา

ขอกราบขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร.ธราพงษ์ วิทิตสานต์ ประธานกรรมการสอบ วิทยานิพนธ์ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ประพันธ์ คุชฌารา และ ดร.บุญรอด สัจจกุลนุกิจ กรรมการ สอบวิทยานิพนธ์ ที่กรุณาให้คำแนะนำในการจัดทำวิทยานิพนธ์นี้ให้มีความสมบูรณ์

สุดท้ายนี้ขอกราบขอบพระคุณบิดา มารดา ญาติพี่น้อง ที่ให้ความช่วยเหลือ เป็นกำลังใจ อย่างดีและให้การสนับสนุนจนสำเร็จการศึกษา รวมทั้งขอขอบคุณพี่ๆ เพื่อนๆ และน้องๆ ชาวเคมี เทคนิคทุกคนที่ทำให้กำลังใจและความช่วยเหลือที่อบอุ่น ด้วยดีเสมอมา

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 ข้อจำกัดของการวิจัย.....	2
1.5 คำจำกัดความที่ใช้ในการวิจัย.....	3
1.6 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัย	3
1.7 วิธีดำเนินการวิจัย.....	3
1.8 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย.....	3
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	9
2.1.4.2 เบดแบบฟองแก๊ส	10

บทที่	หน้า
2.1.4.3	เบดแบบสลัก 12
2.1.4.4	เบดแบบปั่นป่วน 13
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..... 16
2.2.2	อุทกพลศาสตร์ภายในในระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน 17
2.2.2.1	การเปลี่ยนภาวะไปเป็นฟลูอิดไดซ์เบดความเร็วสูง 17
2.2.2.2	รูปแบบของสัดส่วนช่องว่างในแนวแกน 18
2.2.2.3	การกระจายตัวของสัดส่วนช่องว่างในแนวรัศมี..... 19
2.2.2.4	วงความดัน..... 20
2.2.3	ข้อดีและข้อเสียของการใช้เทคนิคฟลูอิดไดซ์เบด..... 21
2.3	ชีวมวล 23
2.3.1	เทคโนโลยีการแปรรูปชีวมวล 25
2.4	แกซิฟิเคชัน..... 27
2.4.1	ปฏิกิริยาเคมีในกระบวนการแกซิฟิเคชัน 28
2.4.2	ประเภทของเตาผลิตแก๊ส..... 30
2.4.2.1	เตาผลิตแก๊สแบบเบดเคลื่อนที่ หรือเตาผลิตแก๊สแบบเบดนิ่ง..... 31
2.4.2.2	เตาผลิตแก๊สแบบฟลูอิดไดซ์เบด 34
2.4.2.3	เตาผลิตแก๊สแบบการไหลแบบเอนเทรน 36
2.4.2.4	เตาผลิตแก๊สแบบมอลเทนซอลท์ 36
2.4.3	ระบบผลิตแก๊สด้วยเตาปฏิกรณ์แบบเบดคู่ 36
2.4.3.1	กระบวนการ SilvaGas 37
2.4.3.2	กระบวนการ fast internal circulating fluid-bed 38
2.5	พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณด้วยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม 39
2.5.1	สมการควบคุมพื้นฐาน 39
2.5.2	ปัญหาการแพร่ 41
2.5.3	ปัญหาการพาและการแพร่ 43

บทที่	หน้า
2.5.4	เงื่อนไขขอบ..... 49
2.5.4.1	เงื่อนไขขอบที่ผนัง 49
2.5.4.2	เงื่อนไขขอบแบบสมมาตร 51
2.6	งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง..... 53
3	แบบจำลองทางคณิตศาสตร์และวิธีการสร้างแบบจำลองการไหล..... 56
3.1	แบบจำลองการไหลหลายวัฏภาคของแก๊สและของแข็ง 57
3.1.1	สมการอนุรักษ์พื้นฐาน 57
3.1.1.1	สมการอนุรักษ์มวล..... 57
3.1.1.2	สมการอนุรักษ์โมเมนตัม..... 58
3.1.1.3	สมการอนุรักษ์พลังงาน..... 59
3.1.1.4	สมการอนุรักษ์การไหลและสปีชีส์ 60
3.2	แบบจำลองการเกิดปฏิกิริยาเคมี 64
3.3	การสร้างแบบจำลองการไหลโดยโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 66
3.3.1	การสร้างแบบจำลองด้วยโปรแกรม Design Modeler และรายละเอียด ของระบบ 66
3.3.1.1	การสร้างแบบจำลองด้วยโปรแกรม Design Modeler สำหรับ แบบจำลองการไหลที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์..... 67
3.3.2	การจำลองภาวะโดยโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 70
3.3.2.1	การกำหนดชนิดของเครื่องมือการแก้สมการ..... 70
3.3.2.2	การกำหนดคุณสมบัติของแต่ละวัฏภาคที่ใช้ในการจำลองภาวะ..... 71
3.3.2.3	การกำหนดภาวะขอบและสภาวะที่ใช้ในการจำลองภาวะ..... 74
3.3.2.4	การกำหนดขั้นเวลาและการจำลองภาวะ 78
4	ผลงานวิจัยและการวิเคราะห์ผล 79
4.1	ตัวแปรทางการจำลองและการตรวจสอบความเหมาะสมของแบบจำลอง 79
4.1.1	การทดสอบความเป็นอิสระของช่องการคำนวณ 82
4.2	การศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ 83
4.2.1	การศึกษารูปแบบความดันภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่..... 83
4.2.2	การศึกษาช่วงการไหลในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่..... 86

บทที่	หน้า
4.2.3 การศึกษาความเร็วของของแข็งตามความสูงของท่อไรเซอร์	92
4.2.4 การศึกษา Granular temperature	93
4.3 ผลการจำลองภาวะในแบบจำลองการไหลของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูที่มีการ เกิดปฏิกิริยาเคมี	94
4.3.1 การศึกษาองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูที่มี การเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี	94
4.3.2 การศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูที่มีการเพิ่มเติม แบบจำลองปฏิกิริยาเคมี	102
5 สรุปผลการวิจัย และข้อเสนอแนะ	105
5.1 สรุปผลการวิจัย	105
5.1.1 การจำลองการจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู ที่ไม่มีปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อน	105
5.1.2 การจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูที่ เกิดปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อน	106
5.2 ข้อเสนอแนะ	106
รายการอ้างอิง.....	108
ภาคผนวก	111
ภาคผนวก ก ข้อมูลที่ได้จากการจำลองภาวะ.....	112
ภาคผนวก ข โปรแกรมเพิ่มเติมที่ใช้เพื่อการจำลองภาวะบนโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1.....	137
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์	150

สารบัญตาราง

ตารางที่		หน้า
2.1	การเปรียบเทียบชีวมวลกับแหล่งพลังงานทดแทนอื่นๆ.....	24
2.2	แสดงลักษณะของปัจจัยอิสระและปัจจัยตามสำหรับเตาผลิตแก๊ส.....	27
2.3	ปฏิกิริยาเคมีในกระบวนการแกซิฟิเคชัน.....	28
2.4	ภาวะดำเนินการของเตาผลิตแก๊สแบบเบดเคลื่อนที่ โดยมีการป้อนไอน้ำและออกซิเจน หรืออากาศ	32
2.5	องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สเป็นร้อยละโดยโมล จากกระบวนการแกซิฟิเคชันของถ่านหินบิทูมินัสในเตาผลิตแก๊สแบบเบดเคลื่อนที่กับไอน้ำและออกซิเจนหรืออากาศ.....	33
3.1	อัตราการเกิดปฏิกิริยา และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยา.....	65
3.2	ค่าคุณสมบัติต่างๆ ของแต่ละวัสดุภาคที่ใช้ในการจำลองภาวะใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์.....	72
3.3	ค่าคุณสมบัติต่างๆ ของแต่ละวัสดุภาคที่ใช้ในการจำลองภาวะที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี.....	73
3.4	ภาวะขอบและพารามิเตอร์ที่ใช้ในการทำแบบจำลองเพื่อศึกษาอุทกพลศาสตร์....	74
3.5	ภาวะขอบที่ใช้ในการทำแบบจำลองแบบมีการเพิ่มเติม ปฏิกิริยาเคมี.....	75
4.1	แสดงตำแหน่งที่ใช้วัดความดันภายในเครื่องเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ P1-P8.....	80
4.2	ผลขององค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากผลการทดลองและการจำลองภาวะ.....	95
4.3	ผลการวิเคราะห์โดยประมาณ.....	100
4.4	ผลการวิเคราะห์โดยวิธีวิเคราะห์แยกธาตุ.....	100
4.5	ผลขององค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากผลการทดลองและการจำลอง..	101

สารบัญภาพ

ภาพที่		หน้า
2.1	การจำแนกกลุ่มของของแข็งโดยวิธีของ Geldart.....	6
2.2	ลักษณะของเบดที่มีของไหลต่างชนิดกัน ไหลผ่านด้วยความเร็วมากกว่า ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไดเซชัน.....	8
2.3	ช่วงการไหลสำหรับฟลูอิดไดเซชันเบดแก๊สและของแข็ง.....	8
2.4	ลักษณะของเบดนิ่งที่ไม่มีและมีการเคลื่อนที่สัมพันธ์กับผนัง	9
2.5	ลักษณะการเกิด Wake.....	12
2.6	ลักษณะคล้ายของไหลของฟลูอิดไดเซชันเบด	15
2.7	ระบบฟลูอิดไดเซชันแบบหมุนเวียน	16
2.8	ขอบเขตของ Fast Fluidization.....	17
2.9	รูปแบบการของสัดส่วนช่องว่างตามแนวแกน.....	18
2.10	สัดส่วนช่องว่างตามแนวรัศมีของระบบฟลูอิดไดเซชันความเร็วสูง.....	19
2.11	วงความดันของระบบฟลูอิดไดเซชันแบบหมุนเวียน.....	21
2.12	ลำดับการเปลี่ยนแปลงของกระบวนการแกซิฟิเคชัน.....	27
2.13	แสดงเตาผลิตแก๊ส 4 ประเภท.....	30
2.14	Lurgi Dry Ash Gasifier.....	34
2.15	เตาผลิตแก๊สแบบฟลูอิดไดเซชันเบด.....	35
2.16	เตาปฏิกรณ์แบบเบดคู่ SilvaGas	37
2.17	เตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ FICFB.....	38
2.18	ขอบเขตของปัญหาที่ถูกแบ่งออกเป็นปริมาตรควบคุมเล็กๆ ด้วยระเบียบวิธีไฟ ไนต์วอลุ่ม	40
2.19	ปริมาตรควบคุมในสองมิติของปัญหาการแพร่.....	41
2.20	ปริมาตรควบคุมที่ผนัง.....	49
2.21	การกระจายตัวของความเร็วที่ผนัง.....	50
2.22	ลักษณะของผนังเคลื่อนที่.....	51
2.23	การไหลที่สมมาตรและโดเมนของช่องการไหลที่ใช้เงื่อนไขสมมาตรแล้ว.....	52
3.1	รูปวาดเชิงเรขาคณิตของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่ใช้ในการจำลอง บนโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 ซึ่งแบ่งช่องการคำนวณออกเป็นช่องเล็กๆ.....	68

ภาพที่	หน้า
3.2 รูปวาดเชิงเรขาคณิตของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูที่ใช้ในการจำลองแสดงตำแหน่งที่ใช้ในการเก็บข้อมูลในห้องปฏิบัติการจริง.....	69
3.3 แผนภาพกระบวนการแก้ปัญหาโดยรวมของวิธีแก้ปัญหาแบบ Segregated.....	70
3.4 คอนทัวร์แสดงบริเวณของสัดส่วนปริมาตรของแข็งเริ่มต้น.....	75
4.1 ตำแหน่ง P1-P8 ที่ใช้วัดความดันอากาศ.....	80
4.2 ความดันในระบบที่ได้จากการจำลองภาวะ ที่เวลาต่างๆ.....	81
4.3 ความดันตามแนวแกนของท่อไรเซอร์ ที่เวลาเฉลี่ย 30-50 วินาที.....	82
4.4 ความดันเฉลี่ยตลอดทั้งไรเซอร์ที่เวลา 30-50 วินาที.....	83
4.5 ผลการคำนวณวงความดันของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูที่ได้จากการเปลี่ยนแปลงสมการแรงต้านทานการเคลื่อนที่ เปรียบเทียบกับผลที่ได้จากการทดลองจริง.....	84
4.6 คอนทัวร์สัดส่วนปริมาตรของของแข็งที่ได้จากการจำลองที่เวลาต่างๆ.....	87
4.7 แผนภาพขอบเขตฟลูอิดไดเซชัน.....	88
4.8 ความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วนปริมาตรของแข็งและความสูงของไรเซอร์ที่เวลา 40 และ เฉลี่ยตั้งแต่วินาทีที่ 30-50.....	89
4.9 รูปแบบการกระจายตัวของสัดส่วนปริมาตรของของแข็งตามแนวแกน และช่วงการไหลของฟลูอิดไดเซชันของ Kunii และ Levenspiel.....	90
4.10 ชนิดของช่วงการไหลแบบสลักในฟลูอิดไดเซชัน.....	91
4.11 ความเร็วของของแข็งในทิศทางตั้งฉาก ตามความสูงของไรเซอร์.....	92
4.12 Granular temperature ตามแนวรัศมีที่ความสูงต่างๆของท่อไรเซอร์.....	93
4.13 องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากการจำลองภาวะและผลการทดลองภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู.....	95
4.14 รูปคอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สไนโตรเจนในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู.....	96
4.15 รูปคอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สไฮโดรเจนในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู.....	97
4.16 รูปคอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สมีเทนในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู.....	98
4.17 รูปคอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู.....	98
4.18 รูปคอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู.....	99

ภาพที่	หน้า
4.19 องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากการจำลองภาวะและผลการทดลอง ภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่.....	101
4.20 องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากการจำลองภาวะและผลการทดลอง ภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่.....	102
4.21 คุณหมุมเฉลี่ยภายในบริเวณผลิตแก๊สเมื่อระบบเข้าสู่ภาวะสมดุล.....	103
4.22 ก) ก) คอนทัวร์คุณหมุมภายในบริเวณผลิตแก๊ส.....	104
4.22 ข) ข) คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สออกซิเจน.....	104
4.23 คอนทัวร์สัดส่วนปริมาตรของแก๊สภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ในกรณีที่มีการ เกิดปฏิกิริยาเคมี.....	105
4.24 ความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วนปริมาตรของแก๊สและความสูงของไรเซอร์ที่เวลา 40 วินาทีและเฉลี่ยตั้งแต่วินาทีที่ 40-60.....	106

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ปัจจุบันความต้องการใช้พลังงานมีแนวโน้มสูงขึ้น ทำให้มีความต้องการพลังงานมากขึ้น ส่งผลให้ทรัพยากรหรือเชื้อเพลิงที่นำมาผลิตเป็นพลังงานไม่เพียงพอต่อความต้องการ การตระหนักถึงความขาดแคลนที่จะเกิดขึ้นในอนาคตทำให้เกิดการค้นคว้าหาพลังงานทดแทนชนิดอื่นๆ เช่น เชื้อเพลิงจากชีวมวล ซึ่งเชื้อเพลิงเหล่านี้เป็นแหล่งพลังงานที่ได้จากธรรมชาติและสามารถสร้างทดแทนขึ้นใหม่ได้ จึงเป็นอีกหนึ่งทางเลือกเพื่อความยั่งยืนด้านพลังงาน แต่การนำชีวมวลมาใช้ ต้องมีการปรับปรุงลักษณะของเชื้อเพลิงเพื่อให้เหมาะกับการนำไปใช้งาน ชีวมวลส่วนใหญ่อยู่ในรูปของเชื้อเพลิงแข็ง การนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงโดยตรงจะให้ประสิทธิภาพต่ำจึงจำเป็นต้องมีการแปรรูปชีวมวลก่อน หนึ่งในกระบวนการแปรรูปคือ แกซิฟิเคชัน กระบวนการดังกล่าวเป็นการนำทรัพยากรหรือเชื้อเพลิงมาทำการแปรรูปให้อยู่ในรูปของผลิตภัณฑ์แก๊ส ซึ่งให้รายละเอียดการเปลี่ยนรวมทั้งประสิทธิภาพเชิงพลังงานโดยรวมของระบบสูง โดยมีเป้าหมายให้เกิดสังเคราะห์ที่ได้มีองค์ประกอบหลักเป็นแก๊สไฮโดรเจนและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

ในอุตสาหกรรมเคมีได้มีการนำเทคโนโลยีฟลูอิดเบดมาใช้อย่างกว้างขวาง เนื่องจากกระบวนการฟลูอิดไดเซชันเป็นกระบวนการที่สามารถประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงแข็งได้ โดยให้อากาศไหลจากด้านล่างขึ้นมาสัมผัสกับอนุภาคของแข็งด้านบน เมื่อเพิ่มความเร็วของอากาศมากขึ้น จนถึงค่าหนึ่ง ของแข็งเหล่านี้จะประพติตัวและมีคุณสมบัติคล้ายของไหล ทำให้เชื้อเพลิงแข็งนี้สัมผัสกับอากาศได้อย่างทั่วถึง ส่งผลให้อัตราการถ่ายโอนมวลและความร้อนของระบบสูง

เตาผลิตแก๊สทั่วไปในปัจจุบัน ปฏิกริยาการเผาไหม้และแกซิฟิเคชันจะเกิดร่วมกันภายในเตาเดียว ทำให้ค่าความร้อนของผลิตภัณฑ์แก๊สลดลงเนื่องมาจากสัดส่วนของแก๊สไฮโดรเจนในอากาศที่ใช้ในกระบวนการเผาไหม้มีมาก ดังนั้นจึงมีการพัฒนาระบบผลิตแก๊สแบบใหม่ที่มีห้องเผาไหม้แยกออกจากส่วนผลิตแก๊สชัดเจน โดยเรียกเตาผลิตแก๊สแบบใหม่นี้ว่า เตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ ในการที่จะพัฒนาและปรับปรุงกระบวนการทำงานของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่นั้น ความเข้าใจในกระบวนการพลวัตและตัวแปรต่างๆที่อธิบายถึงอุทกพลศาสตร์และการถ่ายโอนความร้อนเป็นสิ่งจำเป็น

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์โดยใช้เทคนิคการคำนวณของไหลเชิงพลวัตร่วมกับทฤษฎีจลน์การไหลของของแข็งและปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้น ด้วยโปรแกรมสำเร็จรูปเชิงพาณิชย์ ANSYS 12.1 ซึ่งเป็นโปรแกรมที่มีความเหมาะสมในการจำลองภาวะในระบบการไหลต่างๆ โดยในงานวิจัยนี้จะทำการสร้างแบบจำลองของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูที่มีอยู่ในห้องปฏิบัติการเพื่อเป็นตัวแทนของเครื่องปฏิกรณ์ จากนั้นจึงนำแบบจำลองที่ได้มาทำการศึกษาดูตัวแปรต่างๆ ที่อธิบายถึงอุทกพลศาสตร์การไหลของของไหลทั้งที่สามารถวัดค่าได้และที่ไม่สามารถวัดค่าได้จริงในห้องปฏิบัติการ รวมถึงปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นภายในเตาผลิตแก๊ส

1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

1. พัฒนาแบบจำลองโดยใช้โปรแกรม ANSYS 12.1 เพื่อใช้ในการศึกษาดูตัวแปรต่างๆ ที่อธิบายถึงอุทกพลศาสตร์ในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู
2. ศึกษาปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูเพื่อทำนายองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากปฏิกิริยา

1.3 ขอบเขตของการวิจัย

1. ทำการพัฒนาแบบจำลองการไหลในสภาวะอุณหภูมิคงที่ (Cold-Model) เพื่อศึกษาพฤติกรรมของการไหลภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู
2. นำแบบจำลองจากขอบเขตข้อที่ 1 มาเพิ่มเติมการเกิดปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อน เพื่อทำนายองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้

1.4 ข้อจำกัดของการวิจัย

1. แบบจำลองการไหลของสองวัฏภาค คือ วัฏภาคแก๊สและของแข็ง
2. แบบจำลองการไหลที่ใช้ในการศึกษาเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูเป็นแบบจำลอง 2 มิติ
3. กระบวนการที่ภาวะพลวัต
4. ที่บริเวณผนังความเร็วในแนวสัมผัสและความเร็วในแนวปกติของแก๊สถูกกำหนดให้มีค่าเท่ากับศูนย์ คือเป็นสภาวะที่ไม่มีมีการไถล (Non-slip)
5. ของแข็งที่ใช้ในการจำลองภาวะในงานวิจัยนี้มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางและสมบัติต่างๆ ทางกายภาพเท่ากัน
6. การจำลองภาวะในส่วนที่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมี องค์ประกอบของถ่านชาร์ที่พิจารณา มีเพียงคาร์บอนเท่านั้น

1.5 คำจำกัดความที่ใช้ในการวิจัย

เตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ พลวัตของไหลเชิงคำนวณ และแนวคิดออยเลอร์เลียน

1.6 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัย

1. ความเข้าใจในอุทกพลศาสตร์ของแก๊สและของแข็ง ภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่
2. ตัวแปรที่มีผลต่อการออกแบบเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ให้มีประสิทธิภาพสูงขึ้น

1.7 วิธีดำเนินการวิจัย

1. ค้นคว้าเอกสารและข้อมูลที่เกี่ยวข้อง
2. ศึกษาการใช้โปรแกรม ANSYS
3. สร้างแบบจำลองของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่ใช้ในการจำลองภาวะในโปรแกรม ANSYS
4. จำลองภาวะเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่เพื่อใช้ในการศึกษาตัวแปรต่างๆ ที่อธิบายถึงอุทกพลศาสตร์ภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่
5. จำลองภาวะของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่มีการเพิ่มเติมปฏิกิริยาเคมีเพื่อทำนายองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้
6. ศึกษาภาวะดำเนินการและองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊ส และทำการเปรียบเทียบข้อมูลกับผลการทดลองในห้องปฏิบัติการ
7. วิเคราะห์ข้อมูล สรุปผล และเขียนวิทยานิพนธ์

1.8 ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย

ลำดับขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัยนี้ประกอบด้วยเนื้อหาต่างๆ ดังนี้

- | | |
|---------|--|
| บทที่ 1 | ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา วัตถุประสงค์ของการวิจัย ขอบเขตของการวิจัย ข้อจำกัดของการวิจัย คำจำกัดความที่ใช้ในการวิจัย ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัย วิธีดำเนินการวิจัย และขั้นตอนในการเสนอผลการวิจัย |
| บทที่ 2 | ฟลูอิดไดเซชัน เตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ แกซิฟิเคชัน พลวัตของไหลเชิงคำนวณด้วยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม (Finite volume method) และงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง |

- บทที่ 3 แบบจำลองการไหลหลายวัฏภาคของแก๊สและของแข็ง แบบจำลองการเกิดปฏิกิริยาเคมี และการสร้างแบบจำลองการไหลโดยโปรแกรม ANSYS
- บทที่ 4 ผลการจำลองภาวะในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ชนิดที่ไม่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมีเพื่อใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์และผลการจำลองภาวะที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี
- บทที่ 5 สรุปผลการวิจัย อภิปรายผลการวิจัย และข้อเสนอแนะ

บทที่ 2

เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 ฟลูอิดไดเซชัน

ฟลูอิดไดเซชัน เป็นปรากฏการณ์ที่ของแข็งซึ่งมีลักษณะเป็นอนุภาคหรือชิ้นเล็ก สัมผัสกับของไหลแล้วอนุภาคของแข็งเหล่านี้จะมีคุณสมบัติคล้ายของไหล โดยของไหลที่ใช้อาจเป็นแก๊สหรือของเหลวก็ได้ เริ่มแรกอนุภาคของแข็งจะถูกวางไว้บนตะแกรงในหอทดลอง ทั่วไปหอทดลองจะมีรูปร่างเป็นทรงกระบอก หลังจากนั้นจะปล่อยของไหลเข้ามาทางด้านล่างของตะแกรงที่รองรับอนุภาคของแข็งไว้ ของไหลก็จะไหลผ่านชั้นอนุภาคของแข็งแล้วไหลออกส่วนบนของหอทดลอง เมื่อเพิ่มความเร็วของไหลให้มากขึ้นเรื่อยๆ ในที่สุดจะเห็นอนุภาคของแข็งขยับตัวและลอยตัวขึ้นเป็นอิสระไม่เกาะติดกัน ของแข็งที่อยู่ในลักษณะนี้จะมีคุณสมบัติและพฤติกรรมคล้ายของไหล คือมีการไหลหมุนเวียนของอนุภาคของแข็งภายในหอหรือภายในหอทดลอง หรือระหว่างเบตต่อบेतก็ได้ ขณะที่เกิดฟลูอิดไดเซชัน อนุภาคของแข็งที่บรรจุอยู่ในหอหรือถังจะกระจายตัวในลักษณะแขวนลอยและมีคุณสมบัติในการไหลคล้ายของไหลเมื่อมองจากภายนอกจะเห็นว่าที่ผิวของฟลูอิดไดเซชันนั้นจะมีลักษณะคล้ายของเหลวที่กำลังเดือดเนื่องจากการเคลื่อนไหวของอนุภาคของแข็งที่มีลักษณะคล้ายของเหลวนั่นเอง ถ้าต่อท่อไว้กับถังบรรจุที่ระดับผิวบนของฟลูอิดไดเซชัน อนุภาคของแข็งที่อยู่สูงเกินกว่าระดับนี้จะล้นไหลออกมาได้เช่นเดียวกับของไหล ถ้าหากเพิ่มความเร็วยิ่งขึ้น อนุภาคของแข็งที่บรรจุทั้งหมดก็จะถูกปลิวไปกับแก๊สจนหมด จึงเรียกภาวะของของแข็งที่มีพฤติกรรมในลักษณะนี้ว่า ฟลูอิดไดเซชัน (สมศักดิ์ ดำรงค์เลิศ, 2528)

ส่วนมากฟลูอิดไดเซชันจะเป็นระบบแก๊สหรืออากาศกับของแข็งมากกว่าจะเป็นระบบของเหลวกับของแข็ง และปฏิบัติการในแนวดิ่ง แต่ในบางกรณีจะได้รับการดัดแปลงให้อยู่ในรูปร่างแนวนอนก็มี กระบวนการที่มีการนำฟลูอิดไดเซชันมาใช้ แล้วประสบความสำเร็จเป็นกระบวนการแรกคือ กระบวนการแตกตัวน้ำมันโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา (Catalytic Cracking) ในปี 1941

2.1.1 ประเภทของฟลูอิดไดเซชัน

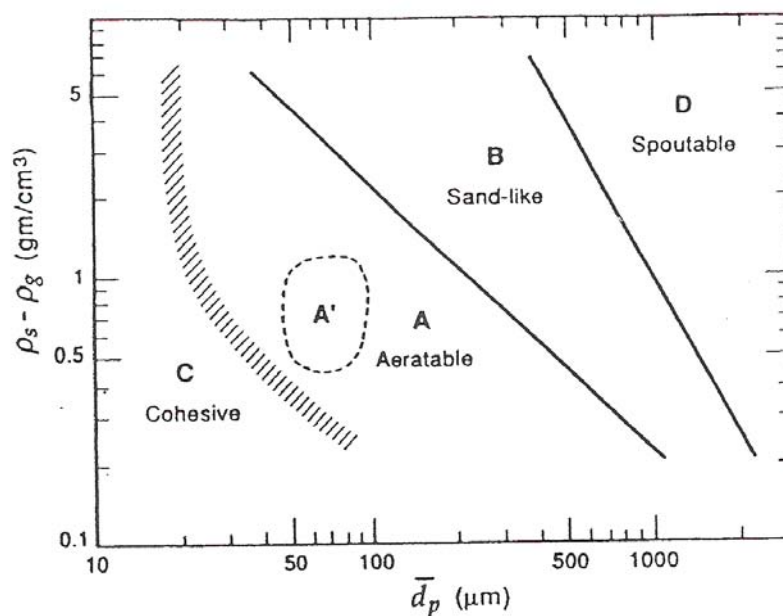
ฟลูอิดไดเซชัน สามารถแบ่งได้เป็น 2 ประเภท คือ ฟลูอิดไดเซชันสองวัฏภาคและฟลูอิดไดเซชันสามวัฏภาค

2.1.1.1 ฟลูอิดไดเซชันสองวัฏภาค (Two-phase Fluidization) คือฟลูอิดไดเซชันที่ปฏิบัติการในหอทดลองหรือในเบตที่ประกอบด้วยสองวัฏภาค คือ ของแข็งกับของไหลโดยที่ของไหลจะเป็นแก๊สหรือของเหลวอย่างใดอย่างหนึ่ง ดังนั้นฟลูอิดไดเซชัน 2 วัฏภาคจึงแบ่งย่อยอีกได้เป็น

- ฟลูอิดไดเซชันของแก๊ส (Gas Fluidization)
- ฟลูอิดไดเซชันของเหลว (Liquid Fluidization)

2.1.1.2 ฟลูอิดไดเซชันสามวัฏภาค (Three-phase Fluidization) คือฟลูอิดไดเซชันที่ปฏิบัติการในหอทดลองหรือในเบดที่ประกอบด้วยของสามวัฏภาค คือ ของแข็ง ของเหลว และแก๊ส

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



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

การจำแนกกลุ่มของอนุภาคด้วยวิธีของ Geldart (Geldart powder classification) โดยอาศัยค่าผลต่างของความหนาแน่นของของแข็งกับแก๊สและขนาดอนุภาคเฉลี่ยดังแสดงในรูปที่ 2.1 ซึ่งลักษณะของอนุภาคในแต่ละกลุ่มสามารถอธิบายได้ดังนี้

Group C คือ Cohesive หรือ very fine powders เป็นของแข็งที่มีขนาดอนุภาคเล็กมาก ของแข็งกลุ่มนี้จะเกิดฟลูอิดไดซ์ได้ยาก มักจับตัวเป็นก้อนเนื่องจากมีแรงดึงดูดระหว่างอนุภาคสูง

Group A คือ Aeratable เป็นของแข็งที่มีขนาดอนุภาคเล็กและความหนาแน่นต่ำ สามารถทำให้เกิดฟลูอิดไดซ์ได้ง่ายที่ความเร็วต่ำๆ เป็นฟลูอิดไดซ์เบตสม่ำเสมอ (Smooth fluidization) และที่ความเร็วสูงๆ ก็สามารถควบคุมการเกิดฟองได้

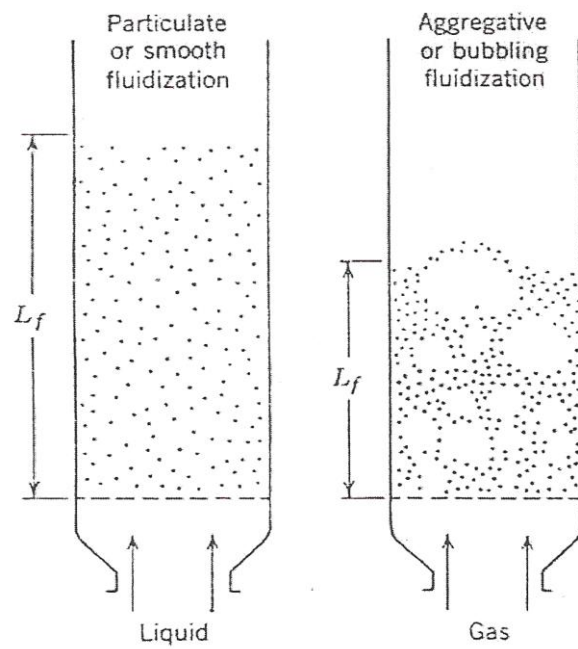
Group B คือ Sandlike เป็นของแข็งที่มีขนาดอนุภาคอยู่ในช่วง 40 ถึง 500 ไมโครเมตร และความหนาแน่นในช่วง 1.4 ถึง 4 กรัมต่อลูกบาศก์เซนติเมตร ของแข็งในกลุ่มนี้ยังสามารถเกิดฟลูอิดไดซ์ได้ง่าย แต่มักจะมีกลุ่มของฟองแก๊สเกิดขึ้นด้วย

Group D คือ Spoutable เป็นของแข็งที่มีขนาดอนุภาคใหญ่และ/หรือความหนาแน่นสูง ดังนั้นของแข็งในกลุ่มนี้จึงเกิดฟลูอิดไดซ์ได้ยาก

2.1.3 ลักษณะของฟลูอิดไดซ์เบต

เบต (Bed) หมายถึง อาณาเขตในหอทดลองที่มีอนุภาคของแข็งบรรจุอยู่ ไม่ว่าจะของแข็งนั้น จะอยู่นิ่งหรือเคลื่อนไหวในหอทดลอง เบตจะมีระดับตั้งแต่แผ่นโลหะทำเป็นตะแกรงรองรับหรือตัวกระจายแก๊ส (Distributor) ไปจนถึงระดับสูงสุดหรือผิวหน้าของอนุภาคเบต

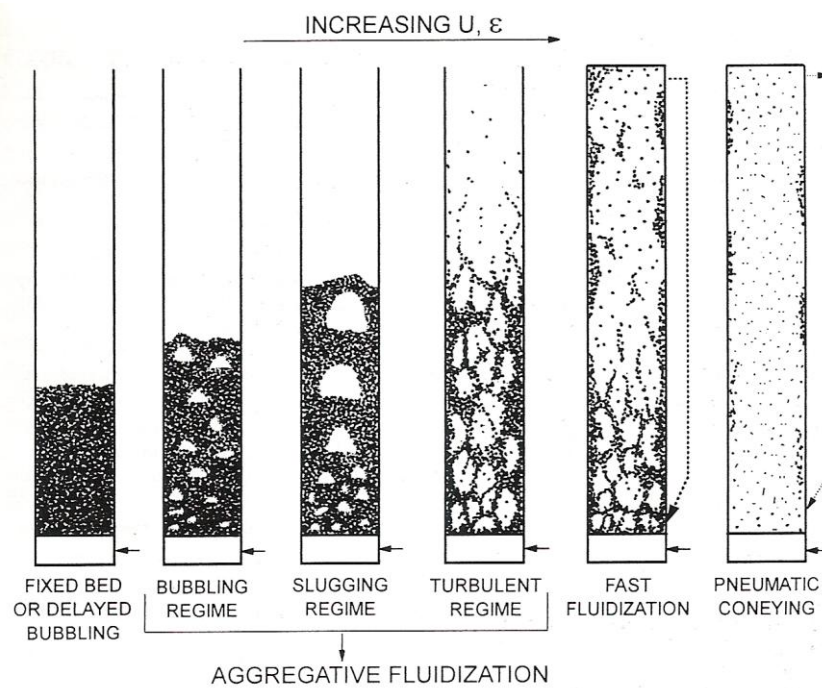
ฟลูอิดไดซ์เบตที่ของไหลเป็นของเหลวการขยายตัวของเบตเป็นไปอย่างสม่ำเสมอ การลอยตัวและการหมุนรอบตัวของอนุภาคเป็นไปอย่างช้าๆ เราเรียกเบตนี้ว่า เบตสม่ำเสมอหรือเบตที่เป็นเนื้อเดียวกัน สำหรับฟลูอิดไดซ์เบตที่ของไหลเป็นแก๊ส ลักษณะเบตที่เกิดขึ้นจะแตกต่างจากที่เป็นของเหลวมากเพราะว่าเมื่อความเร็วของแก๊สสูงกว่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไดซ์แล้ว แก๊สส่วนหนึ่งจะทำหน้าที่ให้เกิดการลอยตัวของอนุภาคของแข็งและอีกส่วนหนึ่งรวมตัวกันเกิดเป็นฟองแก๊สขึ้น ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นจะแทรกตัวขึ้นมาถึงบนผิวหน้าของเบต ขณะที่ฟองแก๊สลอยขึ้นมาจะทำให้อนุภาคของแข็งลอยติดตามฟองแก๊สขึ้นมาด้วย อนุภาคของแข็งภายใน เบตจึงมีการเคลื่อนที่อย่างปั่นป่วนและแตกตัวในที่สุดที่บริเวณผิวหน้าของเบต ดังแสดงในรูปที่ 2.2



รูปที่ 2.2 ลักษณะของเบดที่มีของไหลต่างชนิดกัน ไหลผ่านด้วยความเร็วมากกว่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไดเซชัน (Kuni, D. and Levenspiel, O., 1991)

2.1.4 แก๊สฟลูอิดไดเซชัน

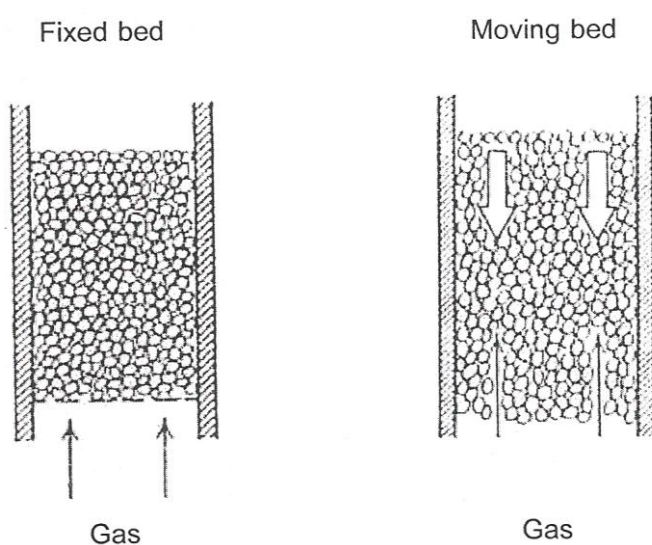
แก๊สฟลูอิดไดเซชัน คือการเกิดการฟลูอิดไดเซชันสองวัฏภาค ระหว่างของไหลที่เป็นแก๊สกับของแข็งที่ได้กล่าวไว้แล้วข้างต้น ช่วงการไหลของฟลูอิดไดเซชันเบด (Regime of Fluidization) จะสามารถแบ่งได้ดังรูปที่ 2.3



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

2.1.4.1 เบตนิ่ง (Fixed Bed)

เบตที่วางอยู่บนตะแกรงหรือตัวกระจายแก๊ส เมื่อแก๊สไหลผ่านเบตขึ้นมาด้วยความเร็วต่ำของแก๊สหรือเบตที่วางอยู่จะวางตัวนิ่งไม่เคลื่อนไหว แก๊สจะไหลคดเคี้ยวไปตามช่องว่างระหว่างอนุภาคในเบต เบตอาจมีการเคลื่อนที่สัมพันธ์กับผนัง แต่อนุภาคของแก๊สในเบตไม่มีการเคลื่อนที่สัมพันธ์ต่อกัน กรณีนี้เรียกว่า Moving Bed ดังแสดงในรูปที่ 2.4



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

เมื่อแก๊สเคลื่อนที่ผ่านเบตที่วางนิ่งจะมีแรงเนื่องจากการไหลของของไหลกระทำต่ออนุภาคของแก๊สในทิศทางกรไหล เรียกแรงนี้ว่าแรงเสียดทานเนื่องจากการไหล (Drag force) ซึ่งจะก่อให้เกิดความดันลด (Pressure drop) ตกคร่อมเบตไว้

ความดันตกคร่อมเบตตลอดความสูงของเบตนิ่งที่เกิดขึ้น จะเพิ่มตามความเร็วของแก๊สที่เพิ่มขึ้น ซึ่งสามารถคำนวณได้จากสมการของ Ergun 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)

เมื่อเพิ่มความเร็วของแก๊สขึ้นจนถึงความเร็วค่าหนึ่ง อนุภาคของแข็งจะเริ่มเกิดการเคลื่อนที่ขึ้น เรียกความเร็วจุดนี้ว่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไดเซชัน (Minimum Fluidization Velocity; U_{mf}) ซึ่งจุดนี้เป็นจุดแรกที่อนุภาคของแข็งประพฤติตัวคล้ายของไหล เรียกเบด ณ จุดนี้ว่า Minimum fluidized bed สำหรับค่าความดันตกคร่อมเบด ณ จุดนี้มีค่าเท่ากับน้ำหนักเบด ดังนั้นแรงเสียดทานเนื่องจากการไหล (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

เมื่อนำสมการ (2.2) มาจัดรูปสมการใหม่จะได้ภาวะต่ำสุดของฟลูอิดไดเซชัน (Minimum fluidization condition) ดังนี้

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

โดยที่ ตัวห้อย mf แทนภาวะต่ำสุดที่เกิดฟลูอิดไดเซชัน

ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไดเซชัน สามารถคำนวณได้จากสมการดังนี้

-เมื่อ $Re_p < 20$

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

-เมื่อ $Re_p > 1,000$

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

ส่วนความเร็วแก๊สต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟองแก๊ส (Minimum Bubbling Fluidization Velocity, U_{mb}) สำหรับของแข็งที่อยู่ในกลุ่มอนุภาคของแข็ง Geldart A (Grace, J. R., 1997) U_{mb} จะมีค่ามากกว่า U_{mf} ส่วนในกรณีของกลุ่ม B และ D นั้น U_{mb} จะเท่ากับ U_{mf} สำหรับอนุภาคกลุ่ม C ซึ่งมีขนาดอนุภาคเล็กมากและเกิดฟลูอิดไดเซชันได้ยาก อนุภาคในกลุ่มนี้จึงไม่มีช่วงการไหลแบบฟอง

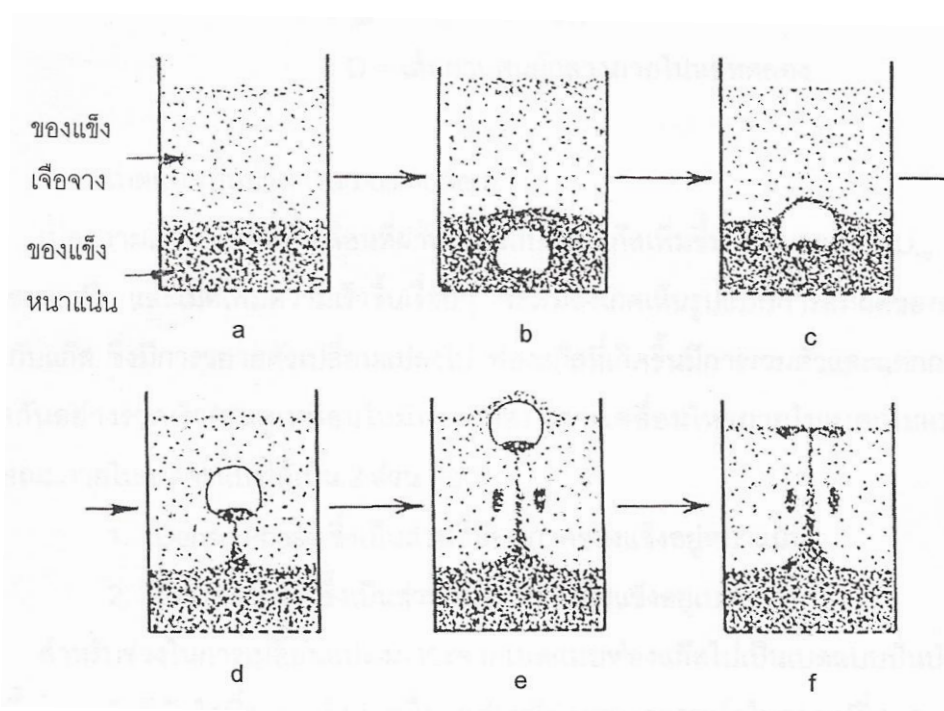
แก๊ส ดังนั้นการเกิดฟลูอิดไดเซชันแบบสม่ำเสมอหรือแบบไม่มีฟองแก๊ส (Bubble-free fluidization) จึงเกิดเฉพาะในกลุ่มอนุภาคของแข็ง A เท่านั้น ซึ่ง Geldart และ Abrahamsen (Grace, J. R. 1997) ได้ประมาณค่า U_{mb} ไว้ในหน่วย SI เป็น

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

สำหรับอนุภาคของแข็งกลุ่ม A B และ D ของ Geldart ถ้าเพิ่มความเร็วของแก๊สจนพบว่าเกิดฟองแก๊สขึ้น เบดเริ่มแบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ

1. Bubble phase คือส่วนที่เป็นฟองแก๊ส ซึ่งในส่วนนี้อาจมีอนุภาคของแข็งอยู่บ้างแต่น้อยมาก
2. Emulsion phase คือส่วนที่ไม่ใช่ฟองแก๊สหรือส่วนที่มีอนุภาคของแข็งอยู่หนาแน่น ขนาดของฟองแก๊สที่เกิดขึ้นนี้จะเพิ่มขึ้นตามขนาดของอนุภาคของแข็ง ; d_p ที่เพิ่มขึ้น และความเร็วแก๊ส ; $(U - U_{mb})$ ที่เพิ่มขึ้นตำแหน่งที่อยู่เหนือตะแกรงรองรับ หรือตัวกระจายแก๊สที่เพิ่มขึ้น

ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นจะเคลื่อนที่แทรกเบดขึ้นไปและมีการรวมตัวกันผ่าน Emulsion phase โดยที่อาจจะมีของแข็งบางส่วนติดไปด้านบนของฟองแก๊ส และบางส่วนวิ่งตามฟองแก๊สขึ้นมาด้วยจนกระทั่งถึงผิวหน้าเบดด้านบน ฟองแก๊สก็จะเคลื่อนที่หลุดออกไปแล้วแตกกระจายอยู่เหนือผิวหน้าเบด อนุภาคของแข็งที่เคลื่อนที่ตามฟองแก๊สนี้เกือบทั้งหมดจะตกกลับลงมายังเบดใหม่ เรียกปรากฏการณ์นี้ว่า 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) อย่างไรก็ตาม อนุภาคของแข็งที่มีขนาดเล็กอาจถูกพัดพาไปกับแก๊สด้วยแต่จะมีปริมาณน้อยมาก

ที่ความสูงหลุดลอยส่งผ่าน Freeboard หรือ Transport Disengaged Height (TDH) เหนือความสูงนี้ไปจะมีของแข็งหลุดออกไปเพียงเล็กน้อยเท่านั้น อนุภาคของแข็งเกือบทั้งหมดจะตกลงกลับมายังเบต ของแข็งที่หลุดออกไปกับแก๊สจะหลุดออกไปด้วยอัตราที่สม่ำเสมอ ซึ่งอัตราการเคลื่อนที่ของของแข็งในช่วงนี้จะเรียกว่า Elutriation rate

2.1.4.3 เบตแบบสลัก (Slugging Bed)

เนื่องจากขนาดของฟองแก๊สจะมีขนาดเพิ่มขึ้นตามความเร็วของแก๊สและความสูงของเบต ถ้าหอตลอดมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเล็กและมีความสูงของท่อไรเซอร์ยาว ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นมีโอกาสที่จะขยายตัวจนมีขนาดใหญ่เกือบเท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลางของหอตลอดหรือความกว้างของเบต ในกรณีนี้จะสังเกตเห็นฟองแก๊สเคลื่อนที่ผ่านเบตและแยกอนุภาคของแข็งออกเป็นชั้นๆ เรียกปรากฏการณ์นี้ว่า สลักกิ้ง (Slugging) ความเร็วของแก๊สที่ทำให้ฟองแก๊สเริ่มมีขนาดใหญ่

เท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลางของหอตดลองหรือเบด เรียกว่า Minimum Slugging Velocity (U_{ms}) ซึ่ง Stewart และ Davidson (Grace, J. R., 1997) ได้ประมาณค่า U_{ms} ไว้ ดังนี้

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

เมื่อ D = เส้นผ่านศูนย์กลางภายในหอตดลอง

2.1.4.4 เบดแบบปั่นป่วน (Turbulent Bed)

เมื่อความเร็วของแก๊สที่เคลื่อนที่ผ่านเบดแบบฟองแก๊สเพิ่มขึ้น จนมากกว่า U_{mf} เบดจะเกิดการขยายตัว และเมื่อเพิ่มความเร็วขึ้นเรื่อยๆ จะเริ่มสังเกตเห็นการเปลี่ยนแปลงรูปแบบการสัมผัสของอนุภาคของแข็งกับแก๊ส ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นมีการรวมตัวและแตกออกจากกันอย่างรวดเร็ว จนดูเหมือนไม่มีฟองแก๊ส เบดจะเริ่มเข้าสู่สภาวะปั่นป่วนหรือ Turbulent Bed

ลักษณะการเคลื่อนไหวภายในเบดปั่นป่วนจะแบ่งได้เป็น 2 ส่วน คือ

1. dense phase คือบริเวณที่มีอนุภาคของแข็งอยู่หนาแน่น จะอยู่ด้านล่างของหอตดลอง
2. dilute phase คือบริเวณมีอนุภาคของแข็งอยู่เบาบาง จะอยู่ด้านบนของหอตดลอง

ฟลูอิดไดเซชันที่กล่าวมาข้างต้นทั้งหมด อาจเรียกรวมกันว่า Captive Fluidized Bed เพราะว่า อนุภาคของแข็งซึ่งสัมผัสกับแก๊สจะถูกจำกัดบริเวณอยู่ภายในระยะความสูงหนึ่งเท่านั้น หรือมีอนุภาคของแข็งเพียงเล็กน้อยที่ถูกพัดพาออกจากระบบ

2.1.4.5 ฟลูอิดไดเซชันเบดความเร็วสูง (Fast Fluidized Bed)

เมื่อเพิ่มความเร็วของแก๊สมากขึ้นไปอีก เบดจะมีการขยายตัวจนไม่สามารถระบุงพื้นผิวหน้าด้านบนของเบดได้ อนุภาคของแข็งจะหลุดออกไปทางด้านบนของหอตดลอง ทำให้ต้องมีการเติมอนุภาคของแข็งเข้ามาเพิ่มโดยการป้อนเข้าทางด้านล่างของหอตดลอง ในช่วงการไหลนี้ อนุภาคของแข็งจะมีการรวมกลุ่ม (Cluster) และเคลื่อนที่ลงที่บริเวณผนังของหอตดลอง ขณะที่แก๊สและอนุภาคของแข็งที่กระจายตัวอยู่ด้านบนจะเคลื่อนที่ขึ้น การเพิ่มความเร็วของแก๊สจะทำให้อนุภาคของแข็งในหอตดลองเบาบางขึ้นที่อัตราการป้อนของแก๊สคงที่

ในระบบฟลูอิดไคซ์เบดความเร็วสูงต้านทานของแข็งที่หลุดออกจากเบตหรือหอตกลงไปจนกลับเข้าสู่ระบบใหม่ตรงบริเวณด้านล่างของหอตกลง เรียกระบบแบบนี้ว่า ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed, CFB)

2.1.4.6 Dilute-Phase Transport หรือ Pneumatic Conveying

เมื่อเพิ่มความเร็วของแก๊สขึ้นไปอีกความหนาแน่นของของแข็งภายในเบตหรือหอตกลงจะเบาบางมาก จนไม่มีการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของของแข็งในแนวแกนยกเว้นในส่วนล่างของหอตกลง ที่บริเวณส่วนล่างนั้นอนุภาคของแข็งจะมีความเร่งและอนุภาคของแข็งบางส่วนอาจหยุดนิ่งอยู่ใกล้ๆ ผนังของหอตกลง เรียกช่วงการไหลนี้ว่า การขนถ่ายอนุภาคของแข็งด้วยแก๊ส

ความเร็วของแก๊สที่ทำให้เบตเจือจางเปลี่ยนเป็นเบตหนาแน่นเรียกว่า ความเร็วในการเกิดไช้คกิง (Choking Velocity, U_{ch}) ค่าความเร็วนี้สามารถหาได้จากการทำการทดลอง โดยการปรับลดความเร็วแก๊สในระบบที่เป็นเฟสเจือจางและมีปริมาณอนุภาคของแข็งในระบบคงที่ลดลงจนกระทั่งเบตเกิดการยุบตัวลงอย่างรวดเร็วเปลี่ยนจากเฟสเจือจางเป็นเฟสหนาแน่น ปริมาณของแข็งที่ไหลออกจากเบตในตอนี้ Zen (Grace, J. R., 1997) ได้เสนอความสัมพันธ์ไว้ว่า

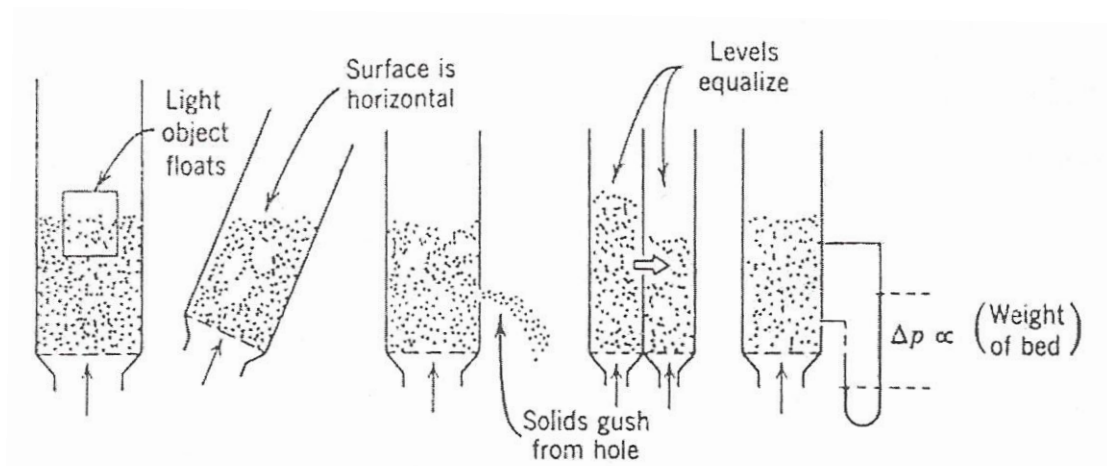
$$G_{s,ch} = \rho_s (1 - \varepsilon_{ch}) (U_{ch} - U_t) \quad (2.8)$$

เมื่อ $G_{s,ch}$ คือ อัตราการไหลของของแข็งออกจากเบตต่อพื้นที่หน้าตัดของหอตกลง

ε_{ch} คือ สัดส่วนปริมาตรของช่องว่างต่อปริมาตรของเบตในภาวะ Choking

พบว่าค่านี้มีค่าอยู่ระหว่าง 0.943 ถึง 0.987

2.1.5 ลักษณะคล้ายของไหลของฟลูอิไดซ์เบด



รูปที่ 2.6 ลักษณะคล้ายของไหลของฟลูอิไดซ์เบด (Kunii, D. and Levenspiel, O. 1991)

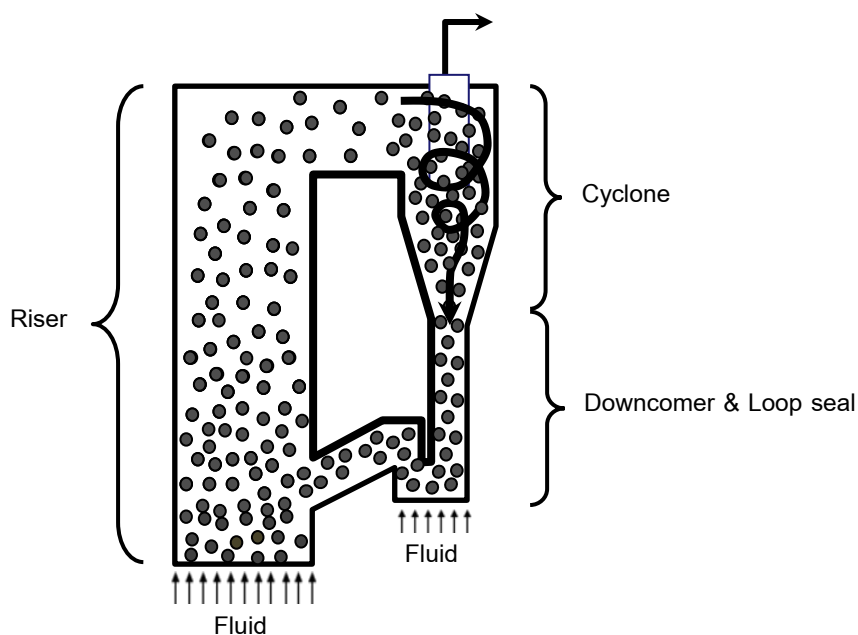
ในฟลูอิไดซ์เบดแบบหนาแน่นนั้น อนุภาคของแข็งที่ลอยตัวอยู่ผิวหน้าของเบดจะเรียงตัวสม่ำเสมอตามแนวระนาบเหมือนผิวหน้าของของไหลที่ใสอยู่ในภาชนะ ถ้ามีการจัดหลอดลงเอนไปทางซ้ายหรือขวาผิวหน้าของเบดก็ยังคงเรียบอยู่อย่างเดิม ดังรูปที่ 2.6 ถ้านำวัตถุของแข็งที่มีความถ่วงจำเพาะน้อยกว่าอนุภาคเบดใส่ลงไปในห้องทดลอง วัตถุของแข็งนั้นจะลอยอยู่บนผิวหน้าของเบด ถ้าเจาะรูด้านข้างของเบด อนุภาคของแข็งจะไหลออกทางรูนั้นได้เหมือนของเหลว นอกจากนี้ถ้านำเอาเบดสองเบดมาต่อท่อถึงกัน อนุภาคของแข็งจากเบดที่มีของแข็งสูงกว่าจะไหลไปยังเบดที่มีอนุภาคของแข็งต่ำกว่า

2.2 ฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed; CFB)

ระบบฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน เป็นระบบที่พัฒนาขึ้นได้เป็นครั้งแรกโดย Winkler (Grace, J. R., 1997) และได้ถูกนำมาใช้ในวงการอุตสาหกรรม โดย Warren Lewis และ Edwin Gilliland แห่ง Massachusetts Institute of Technology, MIT ซึ่งพยายามที่จะหารูปแบบที่เหมาะสมที่สุดของการสัมผัสกันระหว่างแก๊สกับอนุภาคของแข็งในกระบวนการ Fluid Catalytic Cracking (FCC) พบว่าระบบฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน ซึ่งอยู่ในช่วงการไหลแบบฟลูอิไดซ์ความเร็วสูง เป็นระบบที่มีประสิทธิภาพสูงและเหมาะสมในการใช้งาน

2.2.1 ลักษณะของระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (Characteristics of Circulating Fluidized Bed)

ระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน เป็นระบบที่นำเทคนิคฟลูอิดไดซ์ขึ้นมาประยุกต์ใช้งาน ระบบจะประกอบไปด้วยส่วนที่สำคัญ 3 ส่วน (ดังรูปที่ 2.7) คือ



รูปที่ 2.7 ระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed, CFB)

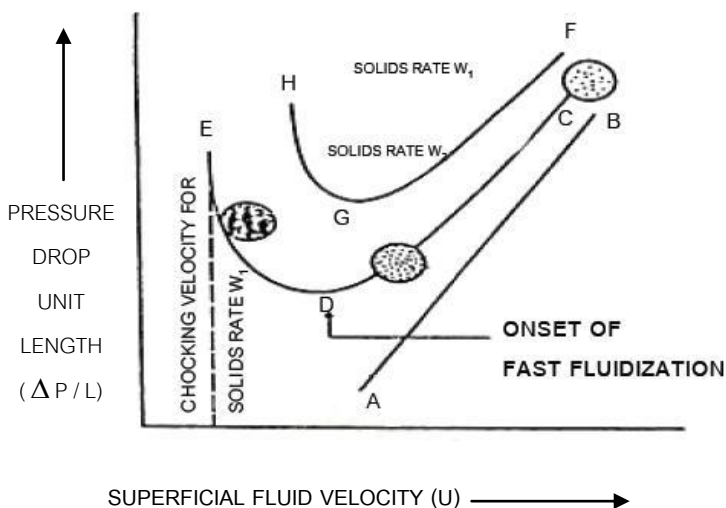
1. ท่อไรเซอร์ เป็นส่วนที่ทำงานภายใต้ช่วงการไหลแบบฟลูอิดไดซ์เบดความเร็วสูง
2. ไส้โคลน เป็นส่วนที่ทำหน้าที่แยกของแข็งและแก๊สออกจากกัน หลักการทำงานของ ไส้โคลนจะอาศัยแรงเหวี่ยงในแนวรัศมีทำให้อนุภาคของแข็งชนกับผนัง อนุภาคของแข็งที่ยังมีขนาดใหญ่จะตกกลับลงสู่ท่อป้อนกลับ ส่วนอนุภาคของแข็งที่มีขนาดเล็กอาจจะหลุดออกไปจากระบบ
3. ท่อป้อนกลับ (Downcomer และ Loop seal) จะเป็นบริเวณพักของแข็งที่มาจาก ไส้โคลนและทำหน้าที่ป้อนอนุภาคของแข็งจากไส้โคลนกลับไปยังด้านล่างของท่อไรเซอร์ เพื่อให้เกิดการหมุนเวียนของอนุภาคของแข็ง

2.2.2 อุทกพลศาสตร์ภายในระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน

2.2.2.1 การเปลี่ยนภาวะไปเป็นฟลูอิดไดซ์ความเร็วสูง

ในระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน แก๊สที่ป้อนเข้าสู่ระบบจะทำหน้าที่เป็นตัวพยุงอนุภาคของแข็งให้เคลื่อนที่อย่างอิสระและมีคุณสมบัติคล้ายของไหล ทำให้อุทกพลศาสตร์ในระบบมีความซับซ้อนโดยขึ้นอยู่กับความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้า

Karri และ Knowlton (1991) ทำการทดลองเพื่อศึกษาขอบเขตการเกิดฟลูอิดไดซ์ความเร็วสูง โดยศึกษาความสัมพันธ์ระหว่างความดันลดต่อความยาวของท่อไรเซอรักับความเร็วแก๊สที่ป้อนเข้า ขอบเขตในการเกิดฟลูอิดไดซ์ความเร็วสูงสรุปได้ดังรูปที่ 2.8



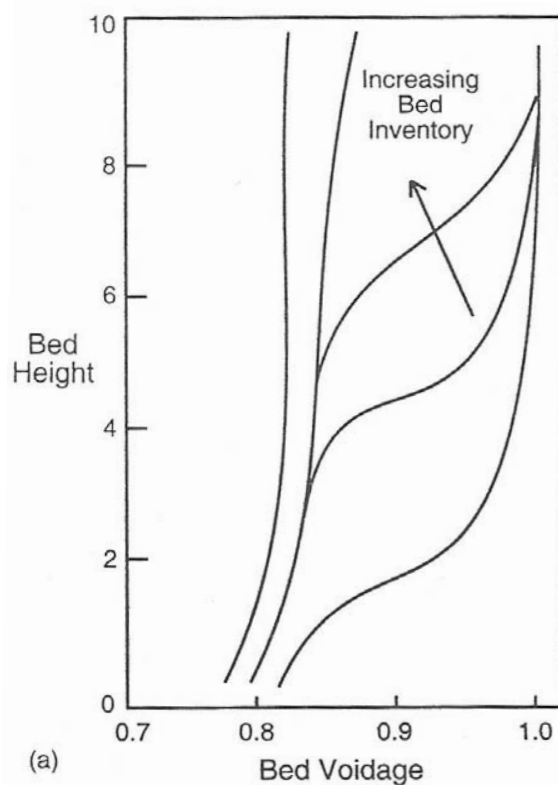
รูปที่ 2.8 ขอบเขตของ Fast Fluidization (Basu P., 2006)

ในระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบแก๊สกับของแข็ง ที่อัตราการป้อนของแข็งเท่ากับ W_1 ที่จุด C ซึ่งเป็นจุดที่มีความเร็วแก๊สสูง เมื่อลดความเร็วของแก๊สลง ความดันลดต่อความยาวท่อจะมีค่าลดลงอย่างต่อเนื่อง จนเมื่อความเร็วของแก๊สมีความเร็วเท่ากับจุด D ค่าความดันเนื่องจากน้ำหนักอนุภาคของแข็ง กับความดันลดเนื่องจากแรงเสียดทานในการไหลของของผสม จะมีค่าต่ำสุด เรียกจุด D นี้ว่าจุดที่เริ่มเกิดฟลูอิดไดซ์ความเร็วสูง ซึ่งก็คือจุดที่ช่วงการไหลเปลี่ยนจาก Pneumatic Transport ไปเป็น ฟลูอิดไดซ์เบดความเร็วสูง เมื่อลดความเร็วแก๊สต่อไปอีก (จากจุด D ไป E) การกระจายตัวของอนุภาคของแข็งมีค่าเพิ่มขึ้นทำให้ความดันลดมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อความเร็วแก๊สลดลงจนถึงค่าหนึ่ง (ที่จุด E) แก๊สจะไม่สามารถพัดพาอนุภาคของแข็งออกจากคอลัมน์ได้อีก อนุภาคของแข็งจึงเริ่มสะสมตัวอยู่ในหอคอลลง ทำให้ความดันลดมีค่าเพิ่มขึ้นสูงมากดังในรูป ดังนั้นที่จุด

E จึงเป็นจุดที่เปลี่ยนจากฟลูอิไดซ์เบดความเร็วสูงไปเป็น Captive Fluidized โดยเรียกจุด E นี้ว่า Choking Condition ซึ่งเป็นจุดที่แก๊สอิมพัลส์ด้วยของแข็ง และเรียกความเร็วที่จุด E ว่าความเร็วไช้คกิง (Choking Velocity)

2.2.2.2 รูปแบบของสัดส่วนช่องว่างในแนวแกน (Axial Voidage Profile)

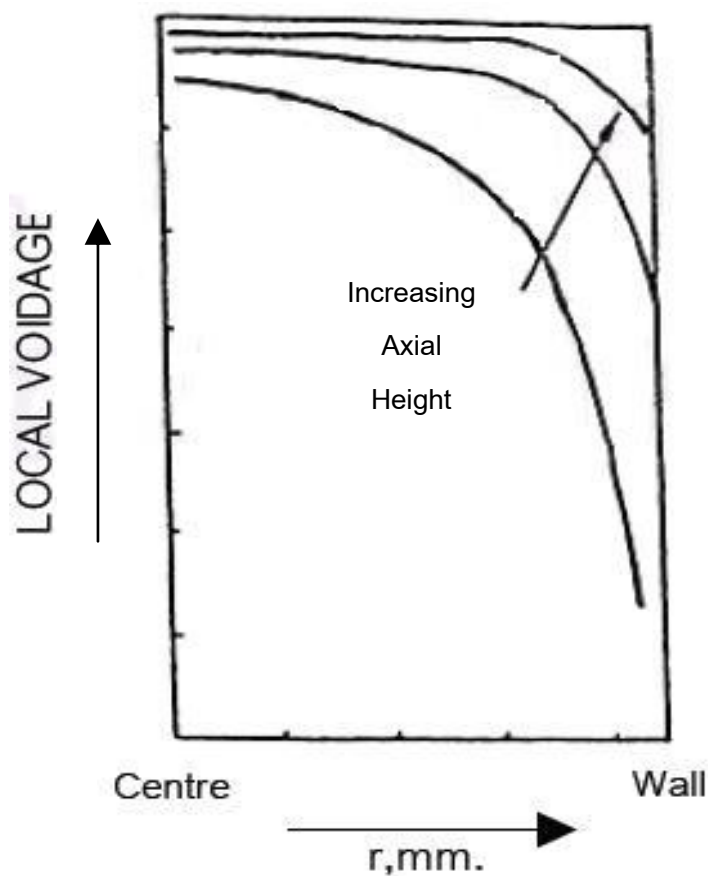
Basu, P., 2006 ทำการศึกษาความสัมพันธ์ของรูปแบบสัดส่วนช่องว่างเฉลี่ยในพื้นที่หน้าตัดและความสูงของหอตดลอง ซึ่งสรุปได้ดังรูปที่ 2.9 สัดส่วนช่องว่างเฉลี่ยจะมีค่าลดลงเมื่อความสูงของเบดมีค่าเพิ่มขึ้น แสดงว่าที่ด้านล่างของหอตดลอง เบดจะหนาแน่นกว่าด้านบน ความหนาแน่นของเบดจะลดลงอย่างต่อเนื่อง ดังนั้นเมื่อพิจารณาความหนาแน่นของอนุภาคของแข็งตลอดความสูงของคอลัมน์ สามารถแบ่งเบดออกเป็น 2 ส่วน คือ เบดหนาแน่น (Dense Bed) ซึ่งอยู่บริเวณด้านล่างและเบดเจือจาง (Dilute Bed) ซึ่งอยู่บริเวณด้านบนของหอตดลอง



รูปที่ 2.9 รูปแบบของสัดส่วนช่องว่างตามแนวแกน (Basu, P., 2006)

2.2.2.3 รูปแบบของสัดส่วนช่องว่างในแนวรัศมี (Radial Voidage Profile)

สัดส่วนช่องว่างที่พื้นที่หน้าตัดเดียวกัน (ที่ความสูงเดียวกัน) จะมีค่ามากที่สุดที่กึ่งกลางของหอตดลอง และจะมีค่าลดลงอย่างต่อเนื่องจากกึ่งกลางของหอตดลองไปยังผนัง โดยจะมีค่าต่ำสุดที่ผนัง ซึ่งแสดงให้เห็นการรวมตัวเป็นกลุ่มอนุภาค (Cluster) ของอนุภาคของแข็งที่บริเวณผนัง นอกจากนี้บริเวณด้านบนของหอตดลองการกระจายตัวของอนุภาคของแข็งจะมีค่าน้อยลง เมื่อความสูงของหอตดลองเพิ่มขึ้น ดังรูปที่ 2.10



รูปที่ 2.10 สัดส่วนช่องว่างตามแนวรัศมีของระบบ Fast Bed (Basu, P., 2006)

2.2.2.4 วงความดัน (Pressure Loop)

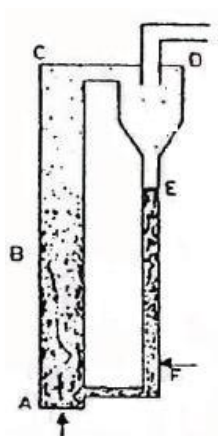
เมื่อทำการวัดความดันที่จุดต่างๆ ภายในระบบฟลูอิดไฮดรอลิกแบบหมุนเวียน แล้วนำค่าที่ได้ไปเขียนกราฟความสัมพันธ์ระหว่างความดันกับความสูงของหอทดลองในลักษณะวงความดันพบว่าผลรวมความดันลดของผลต่างระหว่างระดับความสูงจะต้องมีค่าเท่ากับศูนย์ ดังสมการที่ (2.9) (Basu, P., 2006) โดยสัมพันธ์กับรูปที่ 2.14

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

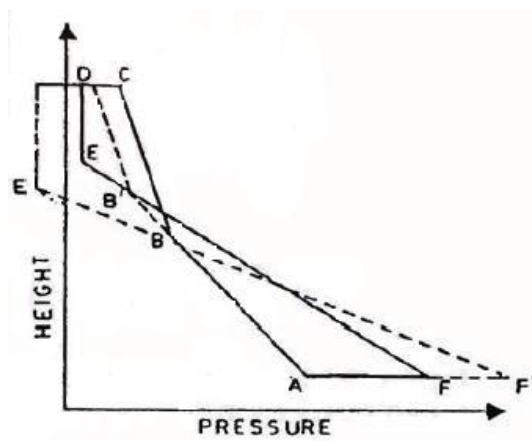
เมื่อพิจารณาวงความดันในระบบฟลูอิดไฮดรอลิกแบบหมุนเวียนตามรูปที่ 2.14(ก)ทางด้านไรเซอร์ (A ไป B ไป C) ซึ่งมีช่วงการไหลแบบฟลูอิดไฮดรอลิกความเร็วสูง อนุภาคของแข็งจะมีการกระจายตัวในแนวแกน เป็น 2 เฟส คือ แบบหนาแน่นที่บริเวณด้านล่างของท่อไรเซอร์ และแบบเจือจางที่บริเวณด้านบนของท่อไรเซอร์ ดังนั้นส่วนล่างของท่อไรเซอร์ เบดจะหนาแน่นกว่าด้านบนทำให้ความดันลดต่อความสูงที่บริเวณด้านล่างของท่อไรเซอร์มีค่าสูงกว่าด้านบน จะเห็นว่าช่วงที่เปลี่ยนจากภาวะหนาแน่นไปเป็นภาวะเจือจางนั้น เส้นกราฟจะเกิดการเปลี่ยนแปลงของความชัน ซึ่งในช่วงเจือจางนั้นความดันลดจะมีค่าต่ำกว่าในช่วงหนาแน่นเพราะมีปริมาณของแข็งน้อยกว่า ความชันของกราฟในช่วงเจือจางจะมีค่าสูงกว่าในช่วงหนาแน่นแสดงให้เห็นการกระจายตัวตามแนวรัศมีในเบดเจือจางน้อยกว่าในช่วงหนาแน่น ช่วงการเปลี่ยนจากเบดหนาแน่นไปเป็นเบดเบาบางนั้นจะขึ้นอยู่กับอัตราการปั่นกลับของแข็งและปริมาณของแข็งในระบบ เส้นประในรูปที่ 2.11 (ข) แสดงการทดลองซึ่งมีปริมาณของแข็งคงที่ แต่ลดอัตราการปั่นกลับของแข็ง พบว่าความสูงที่เบดเปลี่ยนจากเบดหนาแน่นไปเป็นเบดเจือจางจะมีค่าลดลง

พิจารณาด้านท่อปั่นกลับ ส่วนบนของท่อปั่นกลับที่อยู่เหนือระดับของเบด (D ไป E) ความดันจะมีค่าคงที่ตลอดเนื่องจากอนุภาคของแข็งจะมีการตกอย่างอิสระ ส่วนเบดด้านล่างซึ่งเบดมีหนาแน่นสูง ส่งผลให้ความดันลดคร่อมเบดสูงกว่าทางด้านไรเซอร์

อนุภาคของแข็งในระบบฟลูอิดไฮดรอลิกแบบหมุนเวียนจะกระจายอยู่ในท่อไรเซอร์และท่อปั่นกลับโดยที่ความดันลดทั้งสองด้านจะได้ดุลกัน ซึ่งผลรวมของความดันลดทั้งระบบจะมีค่าเป็นศูนย์



(ก)



(ข)

รูปที่ 2.11 วงความดันของระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (Basu, P., 2006)

2.2.3 ข้อดีและข้อเสียของการใช้เทคนิคฟลูอิดไดซ์แบบหมุนเวียน

การเปรียบเทียบระหว่างข้อดีและข้อเสียของการใช้เทคนิคฟลูอิดไดซ์แบบหมุนเวียนกับเทคนิคอื่นๆ สรุปได้ดังนี้

ข้อดี

- สามารถทำงานแบบต่อเนื่องได้ เนื่องจากคุณสมบัติที่คล้ายกับของไหล โดยปล่อยให้ของแข็งไหลออกจากเบดและเติมเข้ามาในเบดได้
- อนุภาคของแข็งมีการเคลื่อนที่ตลอดเวลาทำให้เกิดการผสมกันได้อย่างรวดเร็วและสม่ำเสมอ
- อัตราการถ่ายโอนมวลสารและพลังงานสูง เนื่องจากพื้นที่สัมผัสระหว่างอนุภาคของแข็งกับของไหลมีมากเมื่อเทียบกับเบดนิ่ง
- เนื่องจากการผสมกันอย่างรุนแรงของของแข็งภายในชั้นของไหล ทำให้อุณหภูมิภายในเบดมีความสม่ำเสมอว่า เมื่อเปรียบเทียบกับเบดนิ่ง
- มีการจัดเรียงตัวของอนุภาคของแข็ง โดยอนุภาคที่มีขนาดเล็กและ/หรือความหนาแน่นต่ำจะอยู่ส่วนบน อนุภาคที่มีขนาดใหญ่และ/หรือความหนาแน่นสูงจะอยู่ส่วนล่าง ซึ่งสามารถนำไปประยุกต์ใช้ในการแยกของแข็งได้

- ฟลูอิดิโดซ์เบดเหมาะสำหรับกระบวนการที่มีการดูดหรือคายความร้อนปริมาณมากๆ เพราะอุณหภูมิของแข็งมีสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนที่สูงกว่า จึงสามารถนำความร้อนได้มากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับความเร็วของไหล
- ที่ความเร็วของของไหลสูงๆ การทำงานของฟลูอิดิโดซ์เบดจะสูญเสียพลังงานน้อยกว่าเบดนิ่ง เพราะแรงเสียดทานและความดันลดมีค่าน้อยกว่า
- สามารถกำจัดขนาดของตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีขนาดเล็กมากๆ ได้โดยไม่ต้องหยุดการทำงาน of เครื่อง
- สามารถใช้ในการขนส่งอนุภาคของแข็งจากที่หนึ่งไปยังอีกที่หนึ่งได้

ข้อเสีย

- ในระบบฟลูอิดิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน ที่ดำเนินการโดยใช้ความเร็วของไหลสูงๆ อาจทำให้ระยะเวลาที่อนุภาคของแข็งสัมผัสกับของไหลสั้นเกินไป เบดอาจจะไม่ผสมกันเป็นเนื้อเดียวโดยตลอด ซึ่งแก้ไขได้โดยใช้เบดหลายชั้น
- เกิดการขัดสีระหว่างของแข็งและผนังทำให้เกิดการสึกกร่อนอนุภาคหอตกลง

2.3 ชีวมวล (Biomass)

ชีวมวล คือ สารอินทรีย์ที่กักเก็บพลังงานจากดวงอาทิตย์ที่ได้จากการสังเคราะห์แสงและสามารถนำมาใช้ผลิตพลังงานเพื่อใช้ทดแทนพลังงานที่ได้จากแหล่งพลังงานฟอสซิลซึ่งมีอยู่อย่างจำกัดและอาจหมดลงได้ ชีวมวลอาจได้จากสิ่งมีชีวิต พืช และสัตว์ หรือกระบวนการทางชีวภาพที่เกิดขึ้นตามธรรมชาติ มีความหลากหลายของรูปแบบและลักษณะเฉพาะตามความซับซ้อนทางชีววิทยาและสภาพสิ่งแวดล้อม ธาตุองค์ประกอบหลักของชีวมวลคือ คาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน และไนโตรเจน และมีธาตุอื่นๆ อีกเล็กน้อย แหล่งที่มาของชีวมวลสามารถจำแนกได้ 2 แหล่งคือ

- (1) ชีวมวลที่มาจากของเสียจากการประกอบอุตสาหกรรมและภาคเกษตรกรรม เช่น เสียจากรองานอุตสาหกรรมเช่น กะลาปาล์มและกากตะกอนน้ำเสีย รวมไปถึงของเสียจากรองานแปรรูปทางการเกษตร ได้แก่ ชานอ้อย เปลือกข้าว แกลบ และขังข้าวโพด เป็นต้น
- (2) ชีวมวลที่มาจากของเสียจากแหล่งชุมชน อาทิเช่น ขยะ กากตะกอนจากระบบบำบัดน้ำเสีย มูลสัตว์ เป็นต้น

ข้อดีต่อสิ่งแวดล้อมที่สำคัญของการใช้ชีวมวลในการผลิตพลังงาน คือ จะไม่เพิ่มปริมาณสุทธิของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในชั้นบรรยากาศโลก เนื่องจากพืชต้องใช้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เข้าไปใช้ในกระบวนการเจริญเติบโต การผลิตชีวมวลขึ้นมาเพื่อทดแทนชีวมวลที่ได้ใช้ไป แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกหมุนเวียนมาใช้ในชีวมวลที่ผลิตใหม่เท่ากับปริมาณแก๊สที่ถูกผลิตจากการเผาไหม้ชีวมวลนั้นๆ จึงเป็นการลดปริมาณการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกสู่ชั้นบรรยากาศของโลก อีกทั้งชีวมวลยังมีปริมาณกำมะถันต่ำกว่าเชื้อเพลิงฟอสซิลมาก นอกจากนี้ชีวมวลจะเป็นแหล่งพลังงานที่เป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อมแล้ว การใช้ชีวมวลเป็นแหล่งพลังงานทดแทนยังมีข้อได้เปรียบเชิงเศรษฐศาสตร์มากกว่าแหล่งพลังงานอื่นๆ แสดงได้ดังตารางที่ 2.1 อีกทั้งชีวมวลสามารถผลิตได้ภายในประเทศ จึงช่วยลดการนำเข้าพลังงานจากต่างประเทศได้อีกด้วย

ตารางที่ 2.1 การเปรียบเทียบชีวมวลกับแหล่งพลังงานทดแทนอื่น ๆ (<http://www.eei-ku.com/download/download2.doc>)

โรงผลิตกระแสไฟฟ้า	เซลล์แสงอาทิตย์	ลม	ชีวมวล
มูลค่าลงทุนทั้งหมด (ล้าน เหรียญสหรัฐ)	1,830	12,700	6,300
กำลังการผลิต (กิโลวัตต์)	1,000,000	10,000,000	10,000,000
อัตราการทำงานในช่วง 1 ปี (%)	12	20	70
ปริมาณกระแสไฟฟ้าที่ได้ต่อปี (ล้านกิโลวัตต์-ชม.)	1,100	17,500	61,300
เงินลงทุนต่อหน่วย (เหรียญสหรัฐ/กิโลวัตต์)	1.66	0.72	0.7

ชีวมวลแต่ละชนิดมีข้อดีข้อเสียแตกต่างกันไป การนำชีวมวลไปใช้งานก็มีข้อจำกัดในหลายๆด้านเช่นกัน

1. ชีวมวลมีความหนาแน่นต่ำ ขนย้ายได้ยาก ไม่เหมาะต่อการขนส่งไปไกลจากสถานที่ผลิต
2. การนำเศษวัสดุทางการเกษตรออกไปจากพื้นที่การเกษตรจำนวนมาก ทำให้สารอาหารในดินลดลง ซึ่งจะมีผลกระทบต่อผลผลิตทางการเกษตรในพื้นที่นั้นในอนาคต
3. เศษวัสดุที่เหลือจากการเกษตรเหล่านี้จะมีเฉพาะในฤดูกาลที่มีการผลิต ในช่วงเวลาอื่นของปีจะไม่มี หากต้องการมีไว้ใช้ตลอดปีจำเป็นต้องมีสถานที่เก็บรักษาขนาดใหญ่ซึ่งมีราคาแพงและอาจเกิดปัญหาในการจัดการได้
4. ปริมาณความชื้นมาก ไม่เหมาะสมในการนำไปเผาไหม้โดยตรงและพลังงานที่ผลิตได้ต่ำกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับแหล่งเชื้อเพลิงจากซากฟอสซิล ซึ่งสามารถแก้ไขได้โดยพัฒนาเทคโนโลยีการแปรรูปชีวมวล
5. ปัญหาการแย่งชิงกับตลาดอาหารสัตว์ เนื่องจากในอุตสาหกรรมผลิตอาหารสัตว์มีการใช้ชีวมวลเป็นวัตถุดิบเช่นกัน แนวทางการแก้ปัญหานี้คือ จัดให้มีการสำรวจปริมาณชีวมวลสำหรับนำมาใช้ผลิตพลังงานและส่งเสริมให้มีปริมาณการผลิตอย่างเหมาะสม
6. ชีวมวลบางชนิดยังมีขนาดใหญ่จำเป็นต้องมีการนำมาย่อยหรือตัดเป็นชิ้นเล็กๆ ก่อนการนำไปใช้งานเช่น เศษพลาสติก เศษไม้ยางพารา เป็นต้น

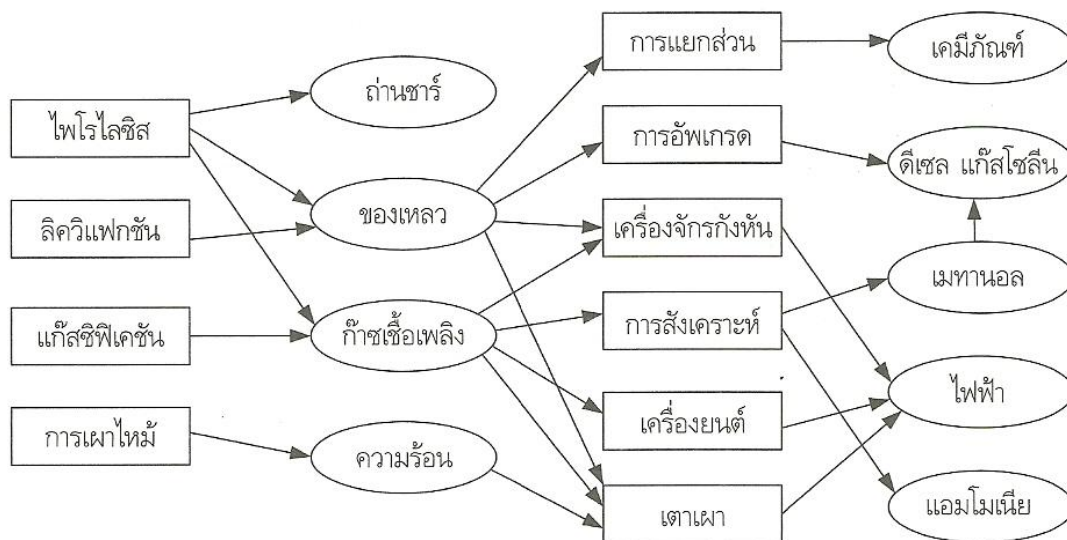
2.3.1 เทคโนโลยีการแปรรูปชีวมวล

ชีวมวลเพียงไม่กี่ชนิดที่สามารถใช้เป็นเชื้อเพลิงในการเผาไหม้ได้โดยตรง ตัวอย่างเช่น ไม้ ฟืน ในขณะที่ชีวมวลส่วนใหญ่จำเป็นต้องแปรรูปก่อนนำไปใช้งาน เมื่อเปรียบเทียบกับเชื้อเพลิงฟอสซิล ชีวมวลสดจะมีลักษณะที่ด้อยกว่าดังต่อไปนี้

- มีค่าความร้อนน้อยกว่า จึงต้องใช้ชีวมวลปริมาณมากกว่าเมื่อต้องการพลังงานที่เท่ากัน
- มีปริมาณความชื้นสูงกว่า ส่งผลให้เป็นอุปสรรคในการเผาไหม้ และเกิดการสูญเสียความร้อน
- มีค่าความหนาแน่นต่ำ เป็นอุปสรรคในการเก็บรักษาและต้องใช้อุปกรณ์ในการจัดการเก็บรักษา และขนส่งที่มีขนาดใหญ่
- คุณสมบัติทางกายภาพไม่สม่ำเสมอเป็นเนื้อเดียว ไม่สะดวกต่อการตรวจวัด ขนถ่ายหรือป้อนเข้า

ฉะนั้นวัตถุประสงค์หลักของการแปรรูปชีวมวลคือ เพื่อลดปริมาณความชื้นและเพิ่มค่าความร้อน นอกจากนี้การปรับปรุงคุณลักษณะของชีวมวลเพื่อให้เก็บรักษาได้สะดวกก็เป็นคุณสมบัติที่ควรปรับปรุงเพื่อให้มีคุณค่ามากขึ้นกว่าเดิม การแปรสภาพชีวมวลที่ได้รับความนิยมในปัจจุบันนั้น สามารถจำแนกได้เป็น 3 ประเภทหลักๆ คือ

1. กระบวนการแปรรูปเชิงกายภาพ (physical conversion) ได้แก่ การอัดแท่ง (densification) การคัดแยกเฉพาะส่วน การย่อยหรือตัด และการสกัดน้ำมัน (oil extraction)
2. กระบวนการแปรรูปเชิงชีวเคมี (biochemical conversion) อาศัยกิจกรรมของจุลินทรีย์เป็นตัวดำเนินการ เช่น กระบวนการไฮโดรไลซิสเพื่อผลิตไบโอเอทานอลและการหมักย่อยอัดอากาศเพื่อผลิตแก๊สชีวภาพ
3. กระบวนการแปรรูปเชิงเคมีความร้อน (thermochemical conversion) กระบวนการนี้สามารถจำแนกออกได้อีกหลายกระบวนการ เช่น การเผาไหม้ ไพโรไลซิส แก๊สซิฟิเคชัน และการสังเคราะห์เมทานอล



รูปที่ 2.12 กระบวนการแปรรูปเชิงเคมีความร้อนและผลิตภัณฑ์ที่ได้ (นคร ทิพยาวงศ์, 2552)

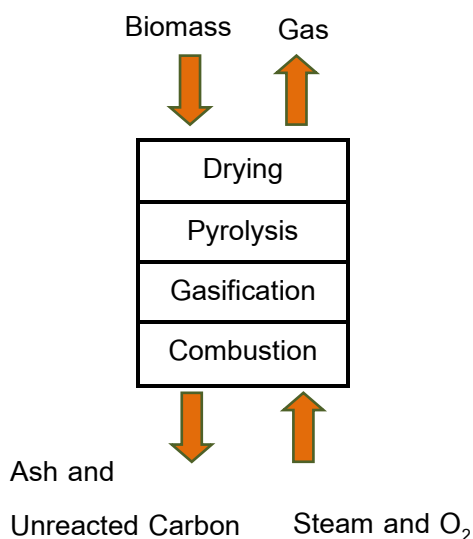
การจะเลือกใช้กระบวนการใดในการแปรรูปชีวมวลนั้น ขึ้นอยู่กับ

- วัตถุประสงค์หรือผลิตภัณฑ์หลักที่ต้องการ
- ภาวะที่ใช้ในการดำเนินการ
- ชนิดและคุณลักษณะของสารตั้งต้น

2.4 แก๊สซิฟิเคชัน (Gasification)

แก๊สซิฟิเคชันหรือกระบวนการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง เป็นกระบวนการเปลี่ยนรูปทางเคมีความร้อน โดยการแปรรูปเชื้อเพลิงให้อยู่ในรูปเชื้อเพลิงที่เป็นแก๊สซึ่งอาศัยหลักการออกซิเดชันบางส่วน ที่อุณหภูมิในช่วง 800-1800 องศาเซลเซียส แก๊สที่ได้จากกระบวนการนี้เรียกว่า ผลิตภัณฑ์แก๊ส ซึ่งประกอบด้วย คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ไฮโดรเจน (H_2) มีเทน (CH_4) และไฮโดรคาร์บอนเบา น้ำมันทาร์ และซาร์ เป็นต้น ผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จะมีค่าความร้อนค่อนข้างต่ำถึงปานกลาง อยู่ที่ประมาณ 3-10 เมกะจูลต่อลูกบาศก์เมตร แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้สามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้หลากหลาย เช่น นำไปใช้เผาไหม้โดยตรงในหม้อไอน้ำ ใช้เป็นเชื้อเพลิงแก๊สในรถยนต์ เครื่องจักร กังหันน้ำ ใช้กับเซลล์เชื้อเพลิงในการผลิตไฟฟ้า ใช้เป็นสารตั้งต้นในการผลิตสารเคมีหรือน้ำมันเชื้อเพลิงสังเคราะห์สำหรับการขนส่ง

ปฏิกิริยาเคมีในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน เกิดขึ้นหลายขั้นตอนทั้งปฏิกิริยาดูดความร้อนและปฏิกิริยาคายความร้อน กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันในภาวะปกติ ปฏิกิริยาโดยรวมจะเป็นปฏิกิริยาดูดความร้อน ลำดับการเปลี่ยนแปลงในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน แสดงได้โดยตัวอย่างดังรูปที่ 2.13



รูปที่ 2.13 ลำดับการเปลี่ยนแปลงของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Tokyo Institute of Technology : online)

2.4.1 ปฏิกริยาเคมีในกระบวนการแกซีฟิเคชัน

ปฏิกริยาหลักของกระบวนการแกซีฟิเคชันจะเป็นปฏิกริยาระหว่างคาร์บอนกับอากาศและ/หรือไอน้ำ ซึ่งปฏิกริยาที่เกิดขึ้นในกระบวนการแกซีฟิเคชันนั้นมีความซับซ้อนและหลากหลายดังแสดงได้ในตารางที่ 2.3

ตารางที่ 2.3 ปฏิกริยาเคมีในกระบวนการแกซีฟิเคชัน (Higman, C., 2008)

ปฏิกริยา	ลักษณะของปฏิกริยา	ΔH MJ/Kmole
1. $C + O_2 \longrightarrow CO_2$	-	394
2. $C + 1/2O_2 \longrightarrow CO$	-	111
3. $C + CO_2 \longrightarrow 2CO$	+	172
4. $CO + 1/2O_2 \longrightarrow CO_2$	-	283
5. $C + H_2O \longrightarrow CO + H_2$	+	131
6. $C + 2H_2O \longrightarrow CO_2 + 2H_2$	+	90
7. $CO + H_2O \longrightarrow CO_2 + H_2$	-	41
8. $C + 2H_2 \longrightarrow CH_4$	-	75

หมายเหตุ เครื่องหมายลบ หมายถึง ปฏิกริยาคายความร้อน (Exothermic reaction)

เครื่องหมายบวก หมายถึง ปฏิกริยาดูดความร้อน (Endothermic reaction)

ปฏิกริยาที่ 1 เป็นการเผาไหม้คาร์บอนในบริเวณที่มีออกซิเจนมากเกินพอ เกิดเป็นคาร์บอนไดออกไซด์

ปฏิกริยาที่ 2 เป็นการเผาไหม้คาร์บอนที่ภายใต้สภาวะที่มีออกซิเจนไม่เพียงพอ เกิดเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ ซึ่งปฏิกริยาที่ 1 และ 2 เป็นปฏิกริยาคายความร้อน ความร้อนที่ได้จากทั้งสองปฏิกริยานี้จะถูกนำไปใช้ในปฏิกริยาดูดความร้อนในบริเวณผลิตแก๊ส

ปฏิกริยาที่ 3 เรียกว่า “Boudouard reaction” เป็นปฏิกริยาดูดความร้อนซึ่งเป็นปฏิกริยาพื้นฐานของการผลิตผลิตภัณฑ์แก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์ที่เกิดจากปฏิกริยาเผาไหม้แบบสมบูรณ์

จะทำปฏิกิริยากับคาร์บอนในอนุภาคของแข็ง เกิดแก๊สเป็นคาร์บอนมอนอกไซด์ อัตราเร็วของการเกิดปฏิกิริยาของเชื้อเพลิงนั้นขึ้นอยู่กับปัจจัยหลายอย่างเช่น อุณหภูมิ ชนิดของเชื้อเพลิง พื้นที่ผิวสัมผัส ขนาดของเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้า เนื่องจากปฏิกิริยานี้เป็นปฏิกิริยาคูดความร้อน ดังนั้นอัตราการเกิดปฏิกิริยาจะเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอุณหภูมิ (Kaupp and Goss, 1981) ซึ่งอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นยังส่งผลให้มีการแตกตัวของคาร์บอนเชิงซ้อนที่เกิดขึ้นบริเวณผิวของเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นด้วย

ปฏิกิริยาที่ 4 ปฏิกิริยาออกซิเดชัน จะเกิดขึ้นเมื่อมีออกซิเจนเหลืออยู่ คาร์บอนมอนอกไซด์จะรวมตัวกับออกซิเจนได้เป็นคาร์บอนไดออกไซด์

ปฏิกิริยาที่ 5 และ 6 ในภาวะที่มีการป้อนไอน้ำเข้าไป ไอน้ำจะเกิดการแตกตัวเข้าทำปฏิกิริยากับคาร์บอน ปฏิกิริยานี้มีความสำคัญเพราะทำให้ผลิตภัณฑ์แก๊สมีส่วนของไฮโดรเจนมากขึ้น ส่งผลให้ค่าความร้อนของผลิตภัณฑ์แก๊สสูงขึ้น ถ้าไอน้ำมีมากเกินไปไอน้ำจะทำปฏิกิริยากับคาร์บอนมอนอกไซด์ ดังปฏิกิริยาที่ 7

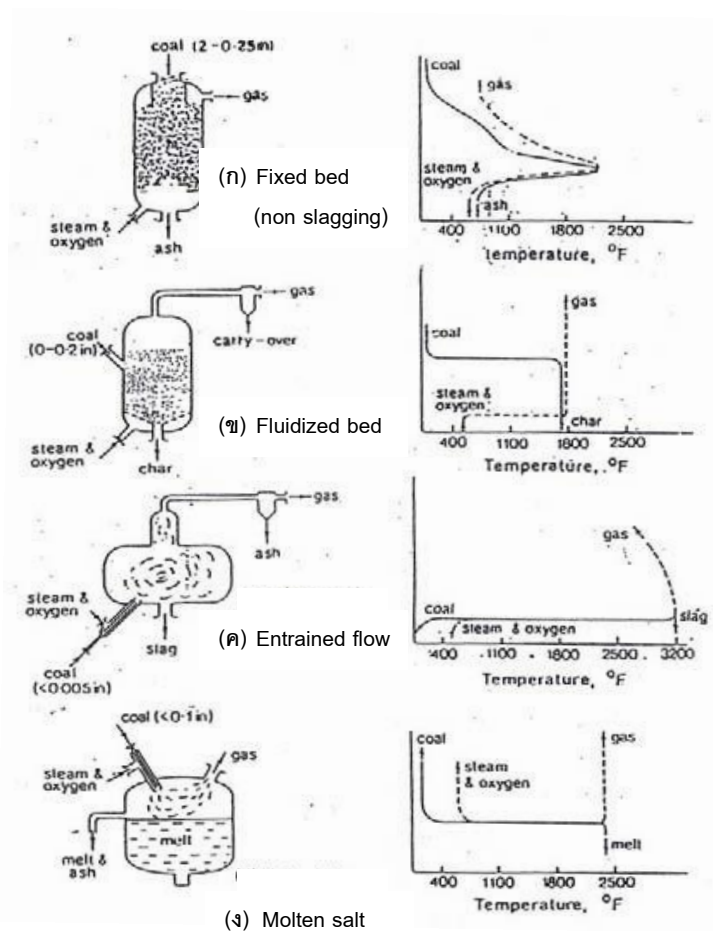
ปฏิกิริยาที่ 7 เป็นปฏิกิริยาระหว่างคาร์บอนมอนอกไซด์กับไอน้ำ ได้ผลิตภัณฑ์เป็นคาร์บอนไดออกไซด์กับไฮโดรเจน ปฏิกิริยานี้เรียกว่า Water-gas Shift reaction

ปฏิกิริยาที่ 8 เรียกว่า ปฏิกิริยาแปลงมีเทน (Methanation Reaction) หรือ ปฏิกิริยาการเติมไฮโดรเจน (Hydrogenolysis) ในกระบวนการ แก๊สไฮโดรเจนบางส่วนจะทำปฏิกิริยากับคาร์บอนในชีวมวลทำให้เกิดมีเทนขึ้น

2.4.2 ประเภทของเตาผลิตแก๊ส (Gasifier reactor)

ประเภทของเตาผลิตแก๊สถือเป็นปัจจัยเชิงลักษณะที่สำคัญของกระบวนการ เตาผลิตแก๊สได้รับการออกแบบและพัฒนาอย่างต่อเนื่อง ดังจะยกตัวอย่างได้ดังนี้

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



รูปที่ 2.13 เตาผลิตแก๊ส 4 ประเภท (Probstein, R. F. and Hicks, R. E., 1982)

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

เตาผลิตแก๊สแต่ละแบบจะทำงานที่ช่วงอุณหภูมิหนึ่งๆ สำหรับเตาผลิตแก๊สที่เถ้าไม่หลอมละลายเรียกว่า Dry bottom gasifier และแบบที่เถ้าหลอมละลายเรียกว่า Slagging gasifier (ช่วงอุณหภูมิ 1200-1800 องศาเซลเซียส ขึ้นอยู่กับองค์ประกอบของเถ้า)

2.4.2.1 เตาผลิตแก๊สแบบเบดเคลื่อนที่ หรือเตาผลิตแก๊สแบบเบดนิ่ง (Moving bed gasifier or fixed bed gasifier)

เป็นเตาผลิตแก๊สที่ใช้เริ่มแรกและไม่ยุ่งยากซับซ้อน โดยชีวมวลจะถูกป้อนจากด้านบนและจะถูกแรงดึงดูดของโลกดึงลงสู่ด้านล่าง อากาศจะถูกส่งผ่านตะแกรงเข้ามาด้านล่าง ที่บริเวณด้านล่างชีวมวลจะทำปฏิกิริยาเผาไหม้กลายเป็นเถ้าในช่วงล่างสุด แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำที่เกิดขึ้นจะเคลื่อนที่ขึ้นสู่ด้านบนซึ่งเป็นบริเวณที่มีปริมาณของคาร์บอนมาก ซึ่งจะเกิดปฏิกิริยาได้เป็นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจน หลังจากนั้นแก๊สจะไหลขึ้นมาสู่บริเวณที่ชีวมวลใหม่ถูกป้อนเข้ามา แก๊สที่มีอุณหภูมิสูงอยู่จะระเหยความชื้นที่มีอยู่ในชีวมวลออกมา ทำให้แก๊สที่ได้มีอุณหภูมิต่ำลง ดังนั้นเตาประเภทนี้จึงเหมาะกับการนำไปใช้กับหม้อไอน้ำหรือการอบแห้งวัสดุทางการเกษตร

เตาผลิตแก๊สประเภทนี้เหมาะสมกับเชื้อเพลิงหลายชนิด ง่ายต่อการเตรียมเชื้อเพลิง แก๊สที่ผลิตได้มีอุณหภูมิต่ำจึงไม่ต้องเปลืองพลังงานในการทำให้แก๊สเย็น แต่มีข้อจำกัดคือมีปริมาณน้ำมันทาร์มาก เพราะน้ำมันทาร์ที่เกิดขึ้นในบริเวณไพโรไลซิสไม่ถูกเผาไหม้ การสลายตัวทางความร้อนของน้ำมันทาร์จึงน้อย การกำจัดน้ำมันทาร์ที่ปะปนออกมาจึงเป็นประเด็นสำคัญของเตาประเภทนี้ วิธีการปรับปรุงกระบวนการวิธีหนึ่งที่นิยมใช้คือการเติมไอน้ำร้อนผสมเข้ากับอากาศเพื่อส่งเสริมให้เกิดปฏิกิริยา water gas ซึ่งจะได้แก๊สเชื้อเพลิงที่มีคุณภาพดีขึ้น เพื่อลดปริมาณการใช้ไอน้ำอาจยอมให้อุณหภูมิในเตาสูงได้ และกำจัดเถ้าในรูปของ molten slag ซึ่งเป็นหลักการของ slagging gasifier การดำเนินการที่อุณหภูมิสูงขึ้นทำให้ปฏิกิริยาดูดความร้อนเกิดปฏิกิริยาที่มากขึ้น

ข้อดีของเตาชนิดนี้คือ มีการสัมผัสโดยตรงระหว่างชีวมวลกับแก๊สร้อน ทำให้ได้ประสิทธิภาพการเปลี่ยนของเชื้อเพลิงสูงสุดและมีการสูญเสียความร้อนน้อย

ปัญหาที่พบคือการหลอมและการเกาะติดกันเป็นก้อนของชีวมวล ทำให้เกิดการอุดตันในเบด ซึ่งแก้ไขได้โดยการติดตั้งใบพัดกวนภายในเตาผลิตแก๊ส เพื่อให้ชีวมวลแตกออกจากกันไม่ติดกันเป็นก้อน

ตัวอย่างภาวะดำเนินการของเตาผลิตแก๊สแบบเบดเคลื่อนที่และชนิดขององค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊ส โดยใช้ถ่านหินบิทูมินัส แสดงได้ดังตารางที่ 2.4 และ 2.5

ตารางที่ 2.4 ภาวะดำเนินการของเตาผลิตแก๊สแบบเบดเคลื่อนที่ โดยมีการป้อนไอน้ำและออกซิเจน 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
โซนเตาผลิตแก๊ส	~1475	650 – 815	1200	N/A
ทางออกแก๊ส	350 – 450	370 – 540	650	590 – 650
ไอน้ำ/ออกซิแดนท์ (kg / kg)	1	4	0.11	0.12
ออกซิแดนท์ (kg / GJ gas)	20	17	110	130
ถ่านหินที่ใส่เข้าไป (ton / m ² . 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

* ขึ้นอยู่กับชนิดของถ่านหิน

สมมติให้ความหนาแน่นของถ่านหินเท่ากับ 720 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร

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

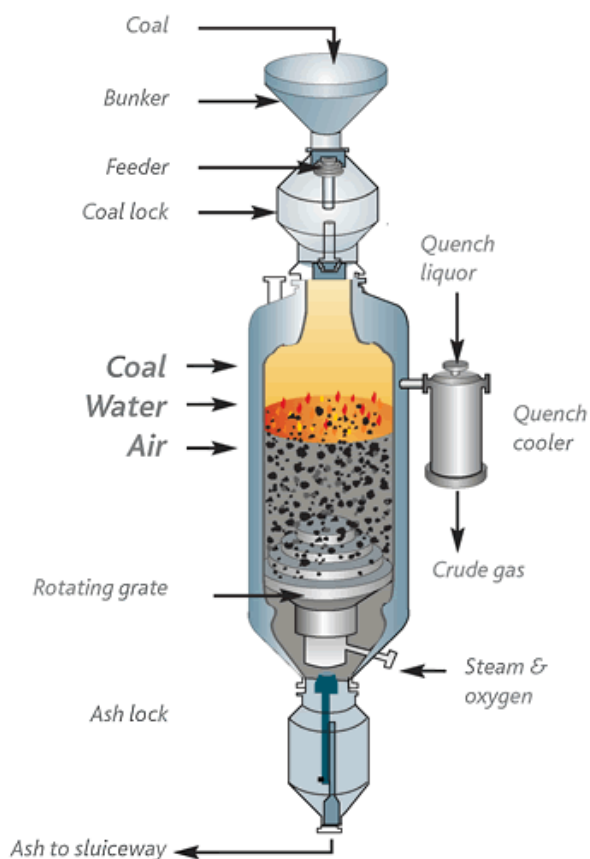
ตารางที่ 2.5 องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สเป็นร้อยละโดยโมล จากกระบวนการแกซีฟิเคชันของ ถ่านหินบิทูมินัสในเตาผลิตแก๊สแบบเบดเคลื่อนที่กับไอน้ำและออกซิเจนหรืออากาศ (Probstein, R. F. and Hicks, R. E., 1982)

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

* Dry basis after scrubbing and cooling

+ Identical with volume percent

ตัวอย่างลักษณะของเตาผลิตแก๊สแบบเบดเคลื่อนที่คือ Lurgi Dry Ash Gasifier ซึ่งเป็นเตาผลิตแก๊สที่ความดันสูงตัวแรก แสดงในรูปที่ 2.14



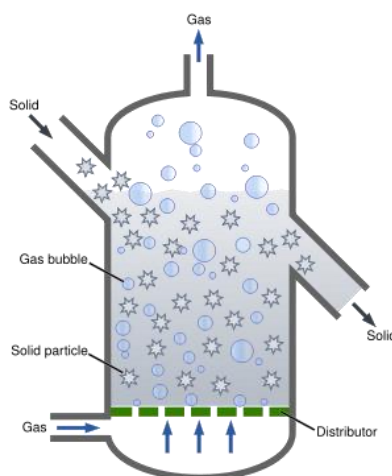
รูปที่ 2.14 Lurgi dry ash gasifier (Probstein, R. F. and Hicks, R. E., 1982)

2.4.2.2 เตาผลิตแก๊สแบบฟลูอิไดซ์เบด (Fluidized bed gasifier)

จากการทำงานของเตาผลิตแก๊สแบบเบดเคลื่อนที่หรือเบดนิ่ง เกิดปัญหาจากเถ้าหลอมที่เกิดขึ้นมาก จึงก่อให้เกิดการอุดตันในเตา เพื่อแก้ไขปัญหาดังกล่าวจึงได้มีการพัฒนาเตาผลิตแก๊สแบบฟลูอิไดซ์เบดขึ้น หลักการทำงานของเตาแบบฟลูอิไดซ์นี้ จะมีการป้อนของไหลจากทางด้านล่างให้ไหลผ่านชั้นชั้นของวัสดุเบด ซึ่งส่วนใหญ่ใช้ทรายขนาดเล็กหรือตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นวัสดุเบด เช่น หินปูน วัสดุเบดนี้ทำหน้าที่เป็นตัวกลางในการถ่ายเทความร้อน เถ้าที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาจะถูกดึงออกทางด้านล่างโดยกรรมวิธีทางกล ในขณะที่ชีวมวลบางส่วนและเถ้าที่มีขนาดเล็กจะถูกพัดติดมากับแก๊สเชื้อเพลิงทางด้านบน ซึ่งสามารถแก้ไขปัญหานี้ได้โดยการติดตั้งไซโคลน

เพื่อดักเก็บเถ้าไว้ ในภาวะดำเนินการที่อุณหภูมิสูงกว่าจุดอ่อนตัวของเถ้า ทำให้เถ้ารวมตัวกันมีขนาดใหญ่ขึ้นและตกลงมายังส่วนล่างของเบดจนถูกดึงออกในที่สุด

เตาผลิตแก๊สนี้ถูกประยุกต์ใช้ในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงเพื่อนำไปผลิตกระแสไฟฟ้าและเดินเครื่องยนต์ Gas Engines ที่ใช้ในโรงงานสังเคราะห์แอมโมเนีย เตาชนิดนี้อุณหภูมิของถ่าน จะถูกฟลูอิดไรซ์โดยความเร็วของแก๊สแบบมีทิศทาง โดยเมื่อเปรียบเทียบกับ Entrained Flow Gasifier พบว่ามีความร้อนและอนุภาคฝุ่นเล็กๆ สูญเสียไปกับแก๊สเชื้อเพลิงที่ออกจากตัวเตาด้วย ผลเสียนี้เมื่อเปรียบเทียบแล้ว สามารถชดเชยด้วยความสามารถในการเดินเครื่องได้อย่างต่อเนื่อง การใช้ถ่านต่อเวลาและปริมาณการป้อนของเตาที่สูงกว่า อีกทั้งการถ่ายโอนมวลสารและความร้อนดี



รูปที่ 2.15 เตาผลิตแก๊สแบบฟลูอิดไรซ์เบด

(ที่มา : http://en.wikipedia.org/wiki/Fluidized_bed_reactor)

เตาปฏิกรณ์แบบนี้มีข้อดี คือ การกระจายตัวของอุณหภูมิเป็นไปอย่างสม่ำเสมอเนื่องจากการสัมผัสและผสมกันของอนุภาคแข็งภายในชั้นของไหล ทำให้ไม่เกิดจุดร้อนขึ้น นอกจากนี้พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างแก๊สกับของแข็งมีมาก ทำให้มีประสิทธิภาพในการถ่ายโอนมวลและความร้อนระหว่างอนุภาคของแข็งกับพื้นผิวแลกเปลี่ยนความร้อนสูง สามารถใช้กับเชื้อเพลิงที่มีคุณภาพแตกต่างกันมากได้หลากหลายชนิด ทั้งขนาด รูปร่าง ความชื้น ค่าความร้อน และสถานะ การควบคุมอุณหภูมิในเตาสามารถกระทำได้ง่าย จึงสามารถรักษาอุณหภูมิให้ต่ำกว่าจุดหลอมเหลวของเถ้าได้ ทำให้ไม่เกิดการจับตัวของเถ้าหลอม จึงสามารถใช้เชื้อเพลิงที่มีองค์ประกอบของเถ้าสูงได้

ข้อเสียของเตาปฏิกรณ์แบบนี้ คือ อนุภาคของแข็งเคลื่อนที่ด้วยความเร็วสูงซึ่งทำให้เกิดการสึกหรอภายในเตา ผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จะมีเถ้าออกมาด้วย นอกจากนี้อนุภาคของแข็งมีโอกาสที่จะเกาะรวมตัวกัน ทำให้กลายเป็นก้อนของแข็งที่มีขนาดใหญ่และขวางการไหล

2.4.2.3 เตาผลิตแก๊สแบบการไหลแบบเอนเทรน (Entrained flow gasifier)

เตาผลิตแก๊สนี้พัฒนามาจากกระบวนการเผาไหม้ของ Pulverized-Coal ซึ่งเป็นการใช้ส่วนผสมของวัตถุดิบกับแก๊ส (อากาศ/ไอน้ำ หรือ ออกซิเจน/ไอน้ำ) เพื่อนำเอาพลังงานของวัตถุดิบเข้าสู่เตาผลิตแก๊ส โดยที่ขนาดของวัตถุดิบ และความเร็วของแก๊สที่เข้าสู่เตาต้องพอดีกันเพื่อรักษาสภาพของการแขวนลอยไว้ เถ้าและถ่านชาร์จะออกจากเตาพร้อมกับผลิตภัณฑ์แก๊ส ซึ่งต้องมีการแยกถ่านและถ่านชาร์ออกอีกครั้งหนึ่ง อัตราการเกิดปฏิกิริยาของและอุณหภูมิในระบบสูงมากเมื่อเทียบกับเบดนิ่ง

2.4.2.4 เตาผลิตแก๊สแบบมอลเทนซอลท์ (Molten salt gasifier)

สารหลอมเหลวสามารถใช้ในการผลิตแก๊สเชื้อเพลิง เพื่อที่จะถ่ายโอนความร้อนและเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาของกระบวนการ สารที่เป็นสารหลอมเหลวนอกจากเกลือแล้วอาจจะเป็นเหล็กหรือโลหะอื่นๆ รวมทั้งเถ้าของตัวเอง การผลิตแก๊สที่ใช้ตัวกลางที่หลอมเหลวได้นั้นทำให้ผลิตแก๊สได้มากขึ้น เพราะการเร่งปฏิกิริยาของสารหลอมเหลว กำมะถัน จะอยู่ในส่วนที่หลอมเหลว ทำให้กรรมวิธีที่ใช้ในการทำมาสะอาดแก๊สน้อยลง

ผลเสียที่สำคัญคือ เกิดการกัดกร่อน เนื่องจากการใช้สารหลอมเหลวที่อุณหภูมิสูง โดยการผสมกระเบื้องอะลูมินา (Alumina) ที่มีความบริสุทธิ์สูงในเกลือที่ใช้ เป็นเพียงการแก้ปัญหาอย่างชั่วคราว

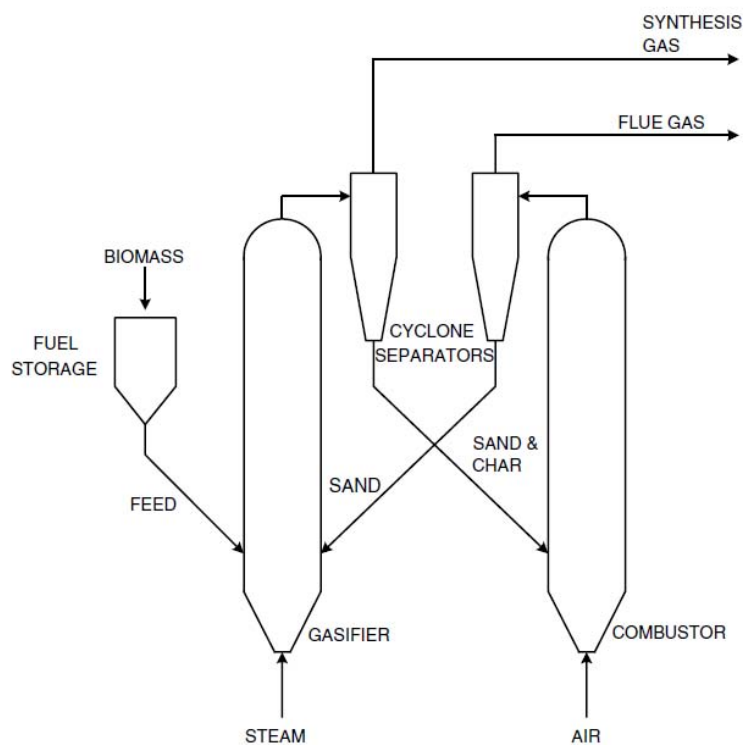
2.4.3 ระบบผลิตแก๊สด้วยเตาปฏิกรณ์แบบเบดคู่

เตาผลิตแก๊สที่มีเบดเดียว ปฏิกิริยาการเผาไหม้และแกซิฟิเคชันจะเกิดร่วมกันภายในเตาเดียว ทำให้ค่าความร้อนของผลิตภัณฑ์แก๊สลดลงเนื่องจากสัดส่วนของแก๊สไนโตรเจนในอากาศที่ใช้ในกระบวนการเผาไหม้มีมาก ดังนั้นจึงมีการพัฒนาระบบผลิตแก๊สแบบใหม่ที่มีห้องเผาไหม้แยกออกจากส่วนผลิตแก๊สชัดเจน โดยเรียกเตาผลิตแก๊สแบบใหม่นี้ว่า เตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่

2.4.3.1 กระบวนการ SilvaGas

ระบบนี้จะประกอบด้วยเตาแบบฟลูอิดไธด์เบด 2 ตัว ในส่วนแรกจะเกิดกระบวนการแกซิฟิเคชันซึ่งเป็นปฏิกิริยาคูดความร้อน โดยความร้อนที่จำเป็นต่อปฏิกิริยาจะได้จากวัสดุตัวกลางนำความร้อนซึ่งได้รับความร้อนจากการเผาไหม้ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อนในส่วนที่สอง

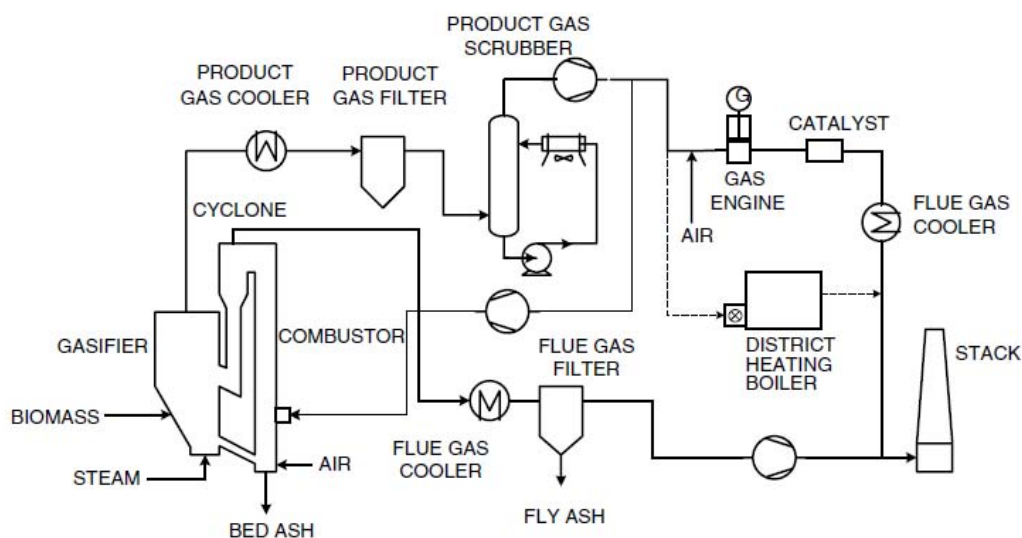
ชีวมวลจะถูกป้อนเข้าทางส่วนผลิตแก๊ส ซึ่งจะสัมผัสกับทรายร้อนและไอน้ำภายในเตาเกิดปฏิกิริยาได้เป็นแก๊สไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ หลังจากนั้นทรายและถ่านชาร์บางส่วนที่ยังไม่ถูกทำปฏิกิริยาจะถูกแยกออกจากผลิตภัณฑ์แก๊สด้วยไซโคลน ทรายและถ่านชาร์จะถูกส่งกลับมายังส่วนเผาไหม้ ทรายจะถูกให้ความร้อนอีกครั้งจากการเผาไหม้ถ่านชาร์ ในขั้นตอนการเผาไหม้จะมีแก๊สเสียเกิดขึ้นหลายชนิดเช่น ไนตรัสออกไซด์ (N_2O) ไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO_2) ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO_2) ทรายในส่วนเผาไหม้จะถูกแยกออกจากแก๊สเสียด้วยไซโคลน แก๊สเสียจะปล่อยออกทางด้านบน ส่วนทรายจะถูกป้อนกลับไปยังส่วนผลิตแก๊สเพื่อให้ความร้อนในกระบวนการแกซิฟิเคชันต่อไป



รูปที่ 2.16 เตาปฏิกรณ์แบบเบดคู่ SilvaGas (Higman and van der Burgt, 2003)

2.4.3.2 กระบวนการ FICFB (Fast Internal Circulating Fluid-Bed)

กระบวนการ FICFB ถูกพัฒนาขึ้นโดยมหาวิทยาลัยเวียนนาในประเทศออสเตรีย ระบบนี้เป็นอีกระบบหนึ่งที่มีการแยกส่วนผลิตแก๊สและส่วนเผาไหม้ออกจากกัน โดยส่วนเผาไหม้จะเป็นแหล่งผลิตความร้อนให้กับส่วนผลิตแก๊ส สิ่งที่แตกต่างกันระหว่างระบบ FICFB กับระบบ SilvaGas คือส่วนผลิตแก๊สในกระบวนการ FICFB จะมีช่วงการไหลเป็นแบบเบดนิ่ง ซึ่งต่างจาก SilvaGas ที่เป็นเตาแบบฟลูอิดไคซ์ ในระบบนี้ถ่านชาร์ที่ไม่ถูกทำปฏิกิริยาแกซซิฟิเคชันจะถูกให้เผาไหม้เพื่อให้ความร้อนกับทราย จากนั้นทรายร้อนจะถูกแยกออกจากแก๊สเสียที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้โดยไซโคลนและถูกป้อนเข้าสู่ส่วนผลิตแก๊สด้วย Loop seal ซึ่งทรายจะทำหน้าที่เป็นตัวกลางนำความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้มาสู่บริเวณการผลิตแก๊ส แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ได้จะถูกแยกออกด้วยไซโคลนด้านบน ทรายจะตกกลับลงมาและเข้าสู่บริเวณเผาไหม้อีกครั้ง



รูปที่ 2.17 เตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ FICFB (Hofbauer et al, 2002)

2.3 พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณด้วยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม

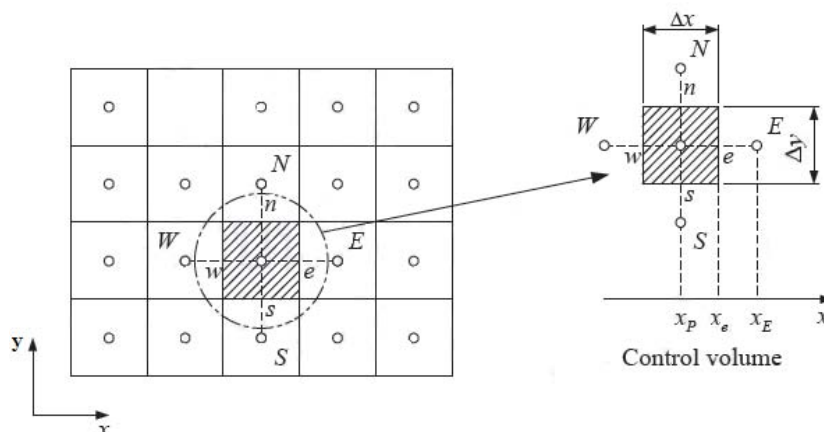
พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณ(Computational Fluid Dynamics, CFD) เป็นสาขาหนึ่งของกลศาสตร์ของไหล ซึ่งอาศัยหลักการทางคณิตศาสตร์เพื่อวิเคราะห์การไหล การถ่ายโอนความร้อนและปรากฏการณ์ต่างๆ ที่เกี่ยวข้องกับการไหล

ปรากฏการณ์ทางการไหล การถ่ายโอนความร้อน และปฏิกิริยาเคมีต่าง ๆ สามารถอธิบายได้ด้วยสมการเชิงอนุพันธ์ย่อย (Partial differential equation) แบบไม่เชิงเส้น ซึ่งไม่สามารถแก้ระบบสมการเหล่านี้เพื่อหาผลเฉลยแม่นยำตรง (Exact solution) ได้ด้วยวิธีการวิเคราะห์เชิงคณิตศาสตร์ (Analytical analysis) ยกเว้นในกรณีพิเศษบางกรณี ดังนั้นการวิเคราะห์ด้วยระเบียบวิธีเชิงตัวเลข (Numerical analysis) จึงเป็นเครื่องมือหนึ่งในการหาผลเฉลยโดยประมาณ (Approximate solution) ซึ่งอาศัยการกระจายพจน์ต่าง ๆ เพื่อประมาณสมการเชิงอนุพันธ์ย่อยด้วยระบบสมการพีชคณิต (System of algebraic equations) โดยสามารถหาผลเฉลยของระบบสมการนี้ได้ด้วยโปรแกรมคอมพิวเตอร์

ต่อไปจะเป็นแสดงการประยุกต์ใช้ระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม (Finite volume method) กับสมการพื้นฐานของการไหลและการถ่ายเทความร้อนโดยจะทำการอธิบายขั้นตอนต่าง ๆ ของระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่มเช่น การประมาณพจน์ของการแพร่และการพา เป็นต้น

2.5.1 สมการควบคุมพื้นฐาน

ระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม เป็นระเบียบวิธีเชิงตัวเลขที่โดยแบ่งขอบเขตของปัญหาที่สนใจออกเป็นปริมาตรควบคุมเล็ก ๆ แล้วอินทิเกรตสมการการอนุรักษ์บนปริมาตรควบคุม (Control volume) ดังรูปที่ 2.18



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

การใช้ระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่มในการแก้ปัญหาคาร์พาและการแพร่ของของไหล จะเริ่มจาก ซึ่งสามารถแสดงสมการควบคุมพื้นฐาน (Governing equations) รูปทั่วไปในภาวะคงตัวของตัวแปร ϕ ซึ่งเป็นสมการพื้นฐานของการไหลแสดงได้ดังนี้

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

พจน์ที่ 1 และ 2 ทางด้านซ้ายของสมการ (2.10) คือ พจน์ของการพา (Convective term) ส่วนพจน์ที่ 1 และ 2 ทางขวาของสมการ (2.10) คือ พจน์ของการแพร่ (Diffusion term) และพจน์ที่ 3 ทางขวาของสมการ (2.10) คือ พจน์ของ Source Term ในที่นี้จะขอแสดงขั้นตอนของระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่มที่ใช้กับปัญหาการไหลแบบราบเรียบเท่านั้น เพราะในการไหลแบบปั่นป่วนสมการการอนุรักษ์พื้นฐานก็รูปทั่วไปเหมือนสมการ (2.10)

สมการ (2.10) เป็นสมการเชิงอนุพันธ์พื้นฐานที่จะนำมาแก้สมการ โดยสามารถใช้ระเบียบวิธีเชิงตัวเลขไฟไนต์วอลุ่มมาเปลี่ยนรูปแบบของสมการเชิงอนุพันธ์ย่อยให้เป็นสมการพีชคณิตที่สามารถทำการคำนวณได้ง่ายขึ้นโดยการอินทิเกรตตลอดปริมาตรควบคุมได้เป็น

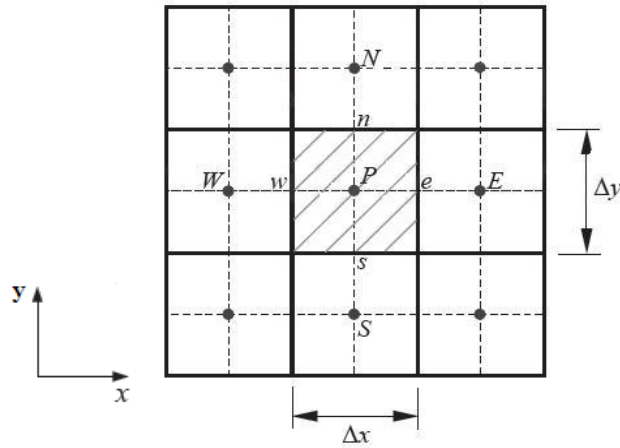
$$\int_{cv} \frac{\partial(\rho u \phi)}{\partial x} dV + \int_{cv} \frac{\partial(\rho v \phi)}{\partial y} dV = \int_{cv} \frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x} \right) dV + \int_{cv} \frac{\partial}{\partial y} \left(\Gamma \frac{\partial \phi}{\partial y} \right)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

โดยสมการนี้ก็คือ สมการพื้นฐานในรูปทั่วไปที่เขียนอยู่ในรูปของอินทิกรัลนั่นเอง

2.5.2 ปัญหาการแพร่

การคำนวณด้วยระเบียบวิธีเชิงตัวเลขในการแก้ไขปัญหาการแพร่ในสองมิติ โดยใช้สมการรูปทั่วไปที่สภาวะคงตัว เมื่อพิจารณาเทอมการแพร่เพียงเทอมเดียว จากสมการที่ (2.10) จะได้สมการของการแพร่ 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 ปริมาตรควบคุมในสองมิติของปัญหาการแพร่ (Patankar, S. V., 1980)

เมื่อทำการอินทิเกรตสมการที่ (2.12) ตลอดปริมาตรควบคุมในสองมิติตาม (รูปที่ 2.19) จะได้

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

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

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

จากสมการ (3.5) ฟลักซ์ที่ไหลผ่านปริมาตรควบคุมในทิศต่างๆสามารถแสดงได้ดังนี้

ฟลักซ์ที่ไหลผ่านผิวปริมาตรควบคุมทิศตะวันตก

$$\Gamma_w A_w \frac{\partial \phi}{\partial x} \Big|_w = \Gamma_w A_w \frac{(\phi_P - \phi_W)}{\delta x_{WP}} \quad (2.15 ก)$$

ฟลักซ์ที่ไหลผ่านผิวปริมาตรควบคุมทิศตะวันออก

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

ฟลักซ์ที่ไหลผ่านผิวปริมาตรควบคุมทิศใต้

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

ฟลักซ์ที่ไหลผ่านผิวปริมาตรควบคุมทิศเหนือ

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

นำฟลักซ์ที่ไหลผ่านปริมาตรควบคุมทิศต่างๆสมการ (2.15 ก-ง) แทนลงในสมการ (2.14) จะได้ว่า

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

สมมติว่าการกระจายของ Source term ในปริมาตรควบคุมเป็นแบบเชิงเส้นจะได้ว่า

$\bar{S} \Delta V = S_u + S_p \phi_p$ และจัดรูปสมการใหม่ ซึ่งจะได้สมการเป็น

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

สมการพีชคณิตของสมการทั่วไปคือ

$$a_P \phi_P = a_W \phi_W + a_E \phi_E + a_S \phi_S + a_N \phi_N + S_u \quad (2.18)$$

เมื่อ
$$a_W = \frac{\Gamma_w A_w}{\delta x_{WP}}$$

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

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

$$a_N = \frac{\Gamma_n A_n}{\delta y_{NP}}$$

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

เมื่อกำหนดเงื่อนไขขอบต่างๆ ของปัญหาที่พิจารณา ลงในสมการ (2.18) จะสามารถแก้ไขปัญหาคำนวณความร้อนได้

2.5.3 ปัญหาการพาและการแพร่

ปัญหานี้จะมีการพิจารณาทั้งผลของการพาและการแพร่ร่วมกัน ซึ่งโดยปกติเทอมการพานี้จะเกิดจากการไหลของของไหลนั้น ซึ่งเราจำเป็นต้องทราบสนามการไหลที่เกิดขึ้น เพื่อให้สามารถทราบถึงตัวแปร (เช่น อุณหภูมิ ความเข้มข้นของมวล เป็นต้น) ที่เกิดการเปลี่ยนแปลงเนื่องมาจากการไหลดังกล่าว จากสมการในรูปทั่วไป (สมการ (2.10)) เราสามารถเขียนสมการของตัวแปร ϕ ในปัญหาการแพร่และการพาใน 2 มิติที่มีสภาวะคงตัวได้ดังนี้

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

ทำการอินทิเกรตสมการตั้งต้นตลอดปริมาตรควบคุมตามรูปที่ 2.19 เพื่อเปลี่ยนรูปสมการตั้งต้นที่เป็นสมการเชิงอนุพันธ์ให้อยู่ในรูปสมการพีชคณิตโดยระเบียบวิธีไฟไนต์วอลุ่ม จะได้

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

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

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

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

โดยเทอมการแพร่ 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

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

กำหนดให้ F คือ สัมประสิทธิ์ของการพา มีค่าเท่ากับ $\rho u A$
 และ D คือ สัมประสิทธิ์ของการแพร่ มีค่าเท่ากับ $\frac{\Gamma A}{\delta}$

สามารถหาค่าของ ϕ บนผิวปริมาตรควบคุมในเทอมการพาที่อยู่ใต้อสมการได้ จากการประมาณค่าด้วย Scheme ต่างๆ เช่น Central differencing, Upwind differencing, Hybrid differencing หรือ Power-Law scheme

รายละเอียดของ Scheme ต่าง ๆ มีดังต่อไปนี้

1) Central differencing scheme เป็นการประมาณเชิงเส้นของค่า ϕ 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 ϕ ที่ Interface ต่างๆตามสมการข้างบนลงไปแทนค่า จะได้

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

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

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

ซึ่ง

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

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

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

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

และ

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

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

$$a_p = a_N + a_s + a_E + a_w$$

จากสมการ (2.27) จะเห็นได้ว่าการใช้ Central-differencing scheme อาจทำให้ค่าสัมประสิทธิ์ a_N, a_s, a_E หรือ a_w มีค่าติดลบ ซึ่งเป็นการละเมิดกฎพื้นฐาน (Basic rules Patankar (1980)) ที่ว่า เมื่อค่าสัมประสิทธิ์ติดลบจะทำให้ $a_p \neq \sum |a_{nb}|$ ไม่เป็นไปตาม Scarborough criterion ส่งผลให้ผลเฉลยของปัญหาไม่เข้าสู่ค่าใดๆ จึงทำให้ Central-difference scheme ไม่เป็นที่นิยม เมื่อต้องแก้ปัญหาคาร์พาและการแพร่ที่มีค่าเพกเลตนิมเบอร์ (Peclet number, Pe) สูง

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

จุดประสงค์ในการคิดค้นวิธีนี้ก็เพื่อแก้ไขปัญหาที่เกิดจากการสมมติว่าค่าของการพาที่ Interface ϕ_e เกิดจากค่าเฉลี่ยระหว่าง ϕ_E และ ϕ_p โดยการคิดว่าเทอมการแพร่ไม่มีการเปลี่ยนแปลง ส่วนเทอมการพาสามารถหาค่าโดยสมมติว่า ค่าของ ϕ ที่ Interface มีค่าเท่ากับค่าของ ϕ ที่ Grid point ของผิวปริมาตรควบคุมด้านต้นกระแสการไหล (Upstream) นั่นคือ

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

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

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

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

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

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

สังเกตได้ว่าค่าสัมประสิทธิ์ต่างๆ จะไม่สามารถมีค่าเป็นลบได้ ทำให้สามารถแก้ปัญหาต่างๆได้โดยที่ผลเฉลยเข้าสู่ค่าใดค่าหนึ่งและผลเฉลยที่ได้มีค่าเป็นไปตามลักษณะทางกายภาพที่เกิดขึ้นจริง

3) Hybrid differencing scheme

Scheme นี้เป็นการรวมข้อดีของวิธี Central และ Upwind differencing scheme ไว้ด้วยกัน วิธีถูกนำเสนอโดย Spalding (1972) ซึ่งอาศัยการเลือกใช้จากค่า Peclet number, $Pe = \frac{F}{D}$ ซึ่ง Central differencing scheme จะมีผลต่อการแกว่งของผลลัพธ์ที่ได้จากการคำนวณ เมื่อ Pe มีค่ามากกว่า 2 และน้อยกว่า -2 ดังนั้นวิธี Hybrid differencing scheme จะเลือกใช้วิธี Central differencing scheme นี้ในช่วงค่า Pe ระหว่าง -2 ถึง 2 เท่านั้น ส่วนค่า Pe ที่อยู่นอกช่วง -2 ถึง 2 จะใช้วิธี Upwind differencing scheme ที่มีความถูกต้องแม่นยำเป็นอันดับที่ 1 (1st-order accuracy) ซึ่งมีเสถียรภาพในการคำนวณที่ดีกว่า เขียนสมการพีชคณิตของสมการทั่วไปได้เป็น

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

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

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

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

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

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

4) Power-Law scheme

วิธีนี้ถูกเสนอโดย Patankar (1980) โดยวิธีนี้เป็นวิธีที่ให้ค่าผลเฉลยที่ใกล้เคียงกับผลเฉลยแม่นยำตรงสำหรับปัญหาในหนึ่งมิติมากกว่าวิธี Hybrid scheme เนื่องจากวิธีนี้พัฒนามาจากคำตอบเชิงวิเคราะห์ใน 1 มิติ วิธีการแบบ Power-Law scheme จะทำกำหนดค่าในเทอมการแพร่โดยการประมาณแบบพหุนาม และให้มีค่าเป็นศูนย์ เมื่อค่า Pe มีค่ามากกว่า 10 ซึ่งสามารถเขียนสมการพีชคณิตได้เป็น

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

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

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

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

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

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

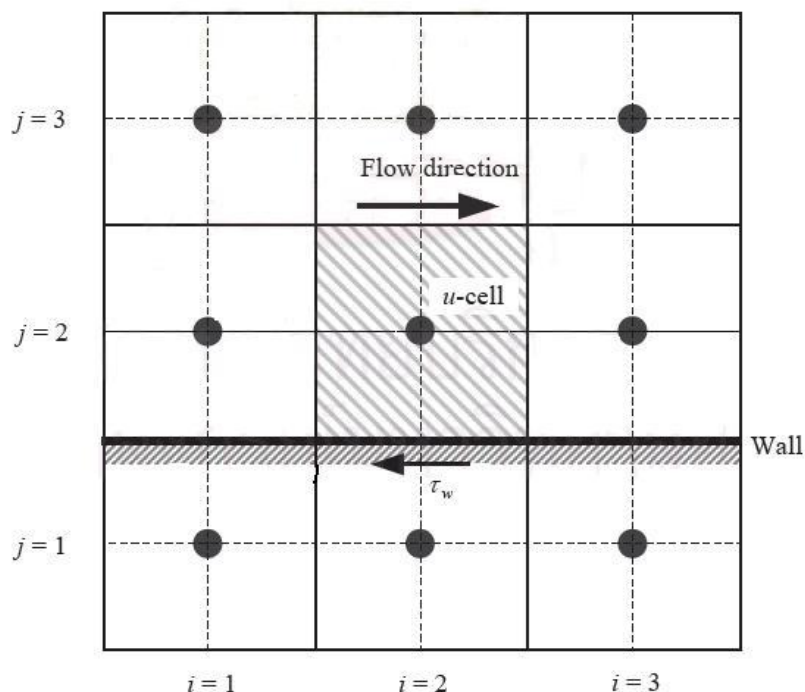
2.5.4 เงื่อนไขขอบ (Boundary conditions)

การใช้ระเบียบวิธีเชิงตัวเลขในการแก้ปัญหาคำนวณนั้น จำเป็นต้องมีการกำหนดเงื่อนไขขอบ 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 2.20) ในการพิจารณา



รูปที่ 2.20 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

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

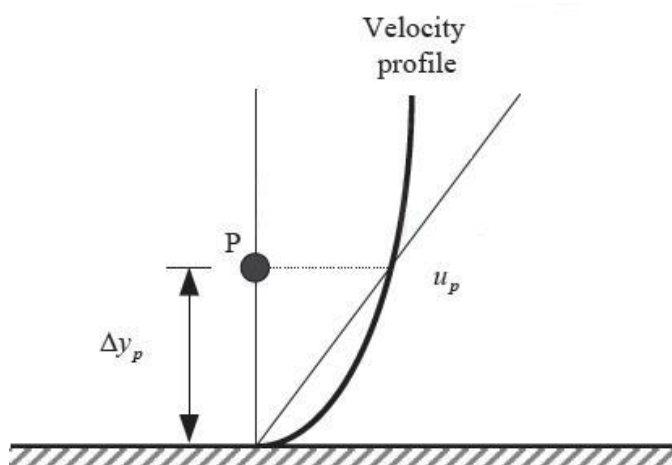
จากรูปแบบความเร็วในรูปที่ 2.21 ถ้าให้ค่า u_p คือค่าความเร็วที่ Node ซึ่งเป็นการประมาณค่าที่พิจารณาบริเวณใกล้เคียง และการเปลี่ยนแปลงค่าความเร็วเป็นความสัมพันธ์แบบเส้นตรงเมื่อเทียบกับระยะทาง จะได้แรงเฉือนมีค่าเป็น

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

โดย A_{cell} คือพื้นที่ผนังของปริมาตรควบคุม

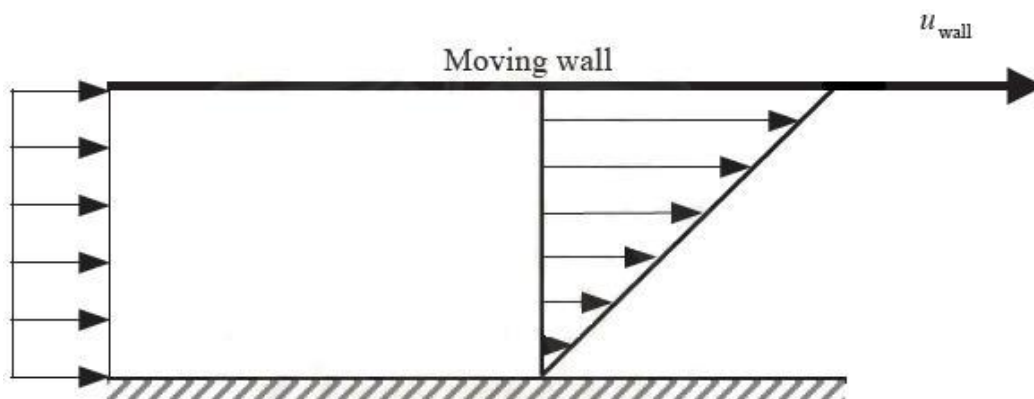
เมื่อใส่เทอมของแรงเฉือนนี้เข้าไปใน Source term ของ u จะสามารถเขียน Source term นี้ได้เป็น

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



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

เงื่อนไขขอบสำหรับผนังที่มีการเคลื่อนที่ ถ้าสมมติให้ผนังมีการเคลื่อนที่ (Moving walls) โดยมีการเคลื่อนที่ในแนวแกน x (รูปที่ 2.22) จะทำให้ของไหลมีการเคลื่อนที่เนื่องจากความเค้นเฉือนที่ผนัง ซึ่งแรงเฉือนที่เกิดขึ้นนั้นมาจากความแตกต่างระหว่างความเร็วที่ Node ในแนวแกน y ก่อนถึงผนัง กับความเร็วของผนังเคลื่อนที่ ดังสมการ



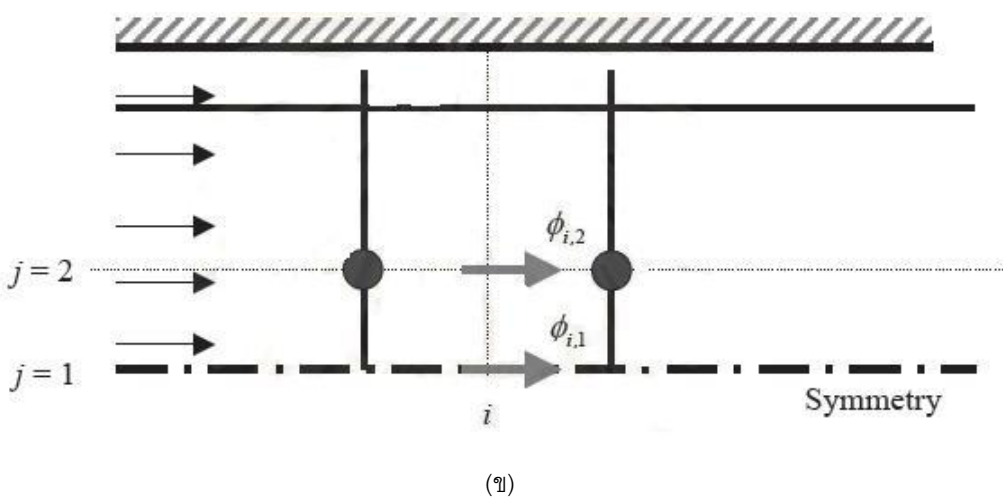
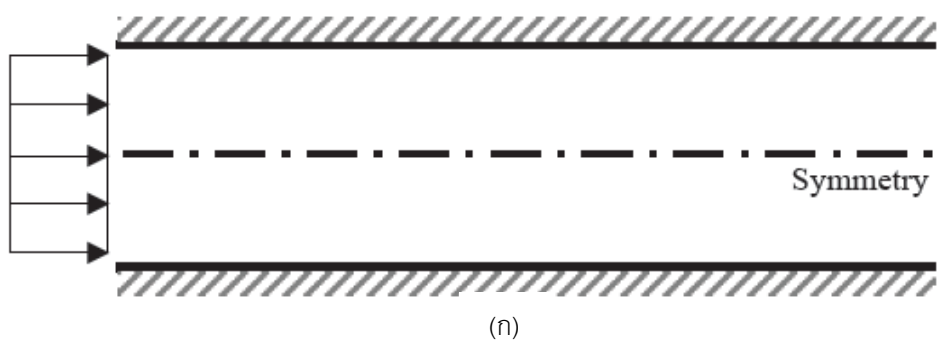
$$F_s = -\mu \frac{(u_p - u_{wall})}{\Delta y_p} A_{cell} \quad (2.35)$$

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

2.4.4.2 เงื่อนไขขอบแบบสมมาตร (Symmetric boundary condition)

ในปัญหาที่มีลักษณะรูปร่างสมมาตร การคำนวณโดยใช้โดเมนทั้งหมดจะทำให้สิ้นเปลืองหน่วยความจำของคอมพิวเตอร์โดยไม่จำเป็น เพื่อการใช้เนื้อที่ในหน่วยความจำของคอมพิวเตอร์อย่างมีประสิทธิภาพมากขึ้น การกำหนดเงื่อนไขที่สมมาตรจะช่วยให้ทำการคำนวณได้รวดเร็วขึ้น ซึ่งการกำหนดขอบเขตแบบนี้สามารถทำได้โดยกำหนดเงื่อนไขที่ว่าไม่มีการไหลและไม่มีฟลักซ์ผ่านขอบเขต นั่นคือกำหนดค่าความเร็วในแนวตั้งฉากกับขอบเขตที่สมมาตรให้มีค่าเป็นศูนย์ ($v = 0$) และค่าของตัวแปรบนขอบผนังมีค่าเท่ากับตัวแปรนั้นบน Cell ถัดขึ้นมาจากผนัง ($\phi_{i,1} = \phi_{i,2}$) ดังแสดงในรูปที่ 2.27

ผลเฉลยที่ได้จากการใช้เงื่อนไขสมมาตรจะมีค่าเท่ากับผลเฉลยที่ได้จากการคำนวณทั้งหมด นอกจากนี้การใช้เงื่อนไขสมมาตรสามารถเพิ่มความละเอียดในการคำนวณเพิ่มขึ้น



รูปที่ 2.23 ก) ช่องการไหลที่สมมาตร ข) โดเมนของช่องการไหลที่ใช้เงื่อนไขสมมาตรแล้ว
(Patankar, S. V., 1980)

2.6 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

G. Xu และคณะ (2006) ศึกษาเปรียบเทียบระหว่างเตาฟลูอิดไดซ์เบดความเร็วต่ำ (Low-velocity dense fluidized bed, LVFB) ซึ่งมีช่วงการไหลแบบฟองแก๊ส กับเตาฟลูอิดไดซ์เบดความเร็วสูง (High-velocity pneumatic riser, HVPR) ซึ่งมีช่วงการไหลในเบดเป็นแบบฟลูอิดไดซ์ความเร็วสูง เพื่อหาความเหมาะสมของชนิดเตาฟลูอิดไดซ์ที่จะนำมาประกอบรวมกันเป็นส่วนเผาไหม้และส่วนผลิตแก๊สในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ จากการวิจัยพบว่ารูปแบบของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่ให้ประสิทธิภาพของกระบวนการแก๊สฟิเคชันและความสามารถในการกำจัดทาร์สูง คือเตาปฏิกรณ์ที่ส่วนเผาไหม้ที่เป็นเตาฟลูอิดไดซ์ความเร็วสูงและส่วนผลิตแก๊สที่เป็นเตาฟลูอิดไดซ์ความเร็วต่ำ

E. Cruz และคณะ (2006) ศึกษาฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ความหนาแน่นสูง (ค่าฟลักซ์ของของแข็งอยู่ระหว่าง 148 และ 455 กิโลกรัมต่อตารางเมตร วินาที) โดยใช้พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณในการจำลองสถานะ การจำลองทำบนโปรแกรมสำเร็จรูปเชิงพาณิชย์ FLUENT ในงานวิจัยนี้จะศึกษาถึงสมการสัมประสิทธิ์แรงต้าน และความหนืดของของผสมระหว่างแก๊สและของแข็ง ค่าความเร็วของแก๊สที่ใช้ศึกษาอยู่ระหว่าง 4.7 และ 10 เมตรต่อวินาที ผลที่ได้จากจำลองถูกนำไปเปรียบเทียบกับผลการทดลอง จากการจำลองพบความสัมพันธ์ของความเข้มข้นของของแข็งที่บริเวณใกล้ๆผนังกับค่าความหนืดและสัมประสิทธิ์แรงต้าน โดยเมื่อความหนืดของของผสมมีค่าเพิ่มขึ้นความเข้มข้นของของแข็งที่บริเวณผนังจะมีค่าเพิ่มขึ้น

L. C. Gomez และคณะ (2008) ศึกษาลักษณะการไหลสองวัฏภาคระหว่างแก๊สกับของแข็ง และการรวมตัวกันในรูปแบบของกลุ่มอนุภาคของในท่อโรเซอร์ งานวิจัยนี้ใช้ MICEFLOW code ทำการจำลองภาวะของระบบการไหลต่างๆ โดยใช้แบบจำลองอุทกพลศาสตร์แบบ B ของสถาบันเทคโนโลยีอิลลินอยด์ (Illinois Institute of Technology, IIT) จากผลการจำลองพบว่าเมื่อมีความหนืดของแข็ง อนุภาคจะเกิดการรวมตัวกันในรูปแบบกลุ่มอนุภาคที่บริเวณผนัง แต่เนื่องจากงานวิจัยนี้บริเวณช่องทางออกของโรเซอร์ถูกออกแบบให้เอียงไปทางด้านขวา ซึ่งเปรียบเหมือนมีสิ่งกีดขวางทางเดินของของไหล จึงทำให้เกิดการรวมตัวในรูปแบบคลัสเตอร์ที่ตำแหน่งนี้ด้วย ส่งผลให้สัดส่วนปริมาตรของแข็งมากในบริเวณนี้เช่นกัน

G. Xu และคณะ (2009) พบว่าเตาแบบเบดคู้ที่ทำการศึกษาไปในปี 2006 ในเตาที่ทำหน้าที่ผลิตแก๊สมีส่วนของ freeboard มากเกินไป ส่งผลให้แก๊สบางส่วนสัมผัสกับทรายไม่ทั่วถึง ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้ทำการปรับปรุงส่วนผลิตแก๊ส โดยพัฒนาให้ส่วนผลิตแก๊สมีลักษณะเป็นสองชั้นเพื่อลดส่วนของ freeboard ลง ซึ่งส่งผลให้แก๊สมีโอกาสได้สัมผัสกับทรายร้อนมากขึ้น จากผลการทดลองพบว่า เตาผลิตแก๊สที่ทำการปรับปรุงแล้ว ให้อัตราการเปลี่ยนของคาร์บอนไฮโดรเจน และ ประสิทธิภาพของแก๊สเย็นเพิ่มขึ้นจากเดิม ปริมาณน้ำมันทาร์ที่ได้ลดลง เนื่องจากไอระเหยที่เกิดขึ้นมีโอกาสสัมผัสกับทรายร้อนสูงขึ้นและมีเวลาในการทำปฏิกิริยานานขึ้น ทำให้ทาร์แตกตัวได้มากขึ้น อย่างไรก็ตามส่วนผลิตแก๊สที่มีลักษณะเป็นสองชั้น ทำให้ต้องใช้ทั้งไอน้ำและอากาศเพื่อให้เกิดการฟลูอิดไดเซชัน ส่งผลให้อุณหภูมิในส่วนผลิตแก๊สลดลงและผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้มีไนโตรเจนปะปนไปด้วย

B. Chalerm-sinsuwan และคณะ (2009) ศึกษาผลของรูปทรงของท่อไรเซอร์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคด์แบบหมุนเวียนที่มีต่ออุทกพลศาสตร์และอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีตามเงื่อนไขต่างๆ โดยพลวัตของไหลเชิงคำนวณ 2 มิติ ควบคู่กับการประยุกต์แนวคิดออยเลอร์และทฤษฎีจลน์การไหลของของแข็งร่วมด้วย จากงานวิจัยนี้พบว่า ท่อไรเซอร์ที่มีลักษณะลู่เข้า (Tapered-out) ส่งผลให้ความปั่นป่วนหรือการผสมกันภายในระบบเพิ่มขึ้น ซึ่งเหมาะกับการนำไปประยุกต์ใช้กับปฏิกิริยาเคมีที่มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาเร็ว ขณะที่ท่อไรเซอร์ที่มีลักษณะลู่ออก (Tapered-in) ส่งผลให้เวลาในการเกิดปฏิกิริยาของอนุภาคเพิ่มขึ้น และการกระจายตัวของอุณหภูมิสม่ำเสมอในระบบ

C. D. Blasi (2009) ทำการรวบรวมและสรุปผลของ อัตราการเกิดปฏิกิริยา ค่าคงที่ทางจลนศาสตร์สำหรับกระบวนการแกซีฟิเคชันด้วยคาร์บอนไดออกไซด์และไอน้ำ การเผาไหม้ถ่านชาร์ รวมไปถึงองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการไพโรไลซิส การวิเคราะห์ทำการปรับเปลี่ยนค่าตัวแปรต่างๆ เช่น อัตราการให้ความร้อน อุณหภูมิ ความดันในชั้นตอนไพโรไลซิส ชนิดและองค์ประกอบของสารป้อนเข้า และความว่องไวของชาร์ พบว่าอัตราการให้ความร้อนและอุณหภูมิมีผลอย่างมากต่ออรรถประโยชน์ของชาร์

X. Wang และคณะ (2009) ทำการจำลองเตาผลิตแก๊สในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคด์แบบ 3 มิติ โดยนำแบบจำลองความปั่นป่วน $k-\epsilon$ และแบบจำลองทฤษฎีจลน์การไหลของของแข็งมาประยุกต์ใช้ พร้อมทั้งพิจารณาปฏิกิริยาเคมีที่เกี่ยวข้องด้วย การจำลองทำในเตาผลิต

แก๊สที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.22 เมตร ความสูง 2 เมตร โดยทำการศึกษาผลของช่วงการไหล ความเร็วแก๊สและของแข็ง รูปแบบองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊ส และการกระจายตัวของอัตราการเกิดปฏิกิริยา ผลที่ได้จากการจำลองและผลจากการทดลองจะถูกนำมาเปรียบเทียบ พบว่าแบบจำลองสามารถทำนายช่วงการไหลภายในระบบได้ และองค์ประกอบของแก๊สที่บริเวณทางออกให้ผลสอดคล้องกับผลการทดลอง

M. K. Karmakar และคณะ (2010) ใช้แบบจำลองที่ไม่มีการถ่ายโอนความร้อน (Cold model) ศึกษาอุณหพลศาสตร์ของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ โดยเน้นไปที่สัดส่วนช่องว่างตามแนวแกน ความดันลดและอัตราการไหลวนของของแข็ง ภายใต้ภาวะดำเนินการต่างๆ พบว่าความเร็วของอากาศป้อนเข้าปฐมภูมิ ความเร็วอากาศป้อนเข้าทุติยภูมิ และเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคมีอิทธิพลต่อความดันลดและการไหลวนของของแข็งที่สุด ที่ความเร็วของอากาศเท่าเดิมถ้าเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคลดลง อัตราการไหลวนของของแข็งจะเพิ่มขึ้น

S. Gerber และคณะ (2010) ได้ประยุกต์แนวคิดของฮอยเลอร์เรียน เพื่อทำการจำลองกระบวนการแกซีฟิเคชันในเครื่องปฏิกรณ์แบบฟองแก๊ส พร้อมทั้งมีการทำแบบจำลองของกระบวนการไพโรไลซิสร่วมด้วย งานวิจัยนี้ใช้ถ่านชาร์เป็นวัสดุเบดชนิดเดียวโดยไม่มีวัสดุเบดอื่นที่เป็นอนุภาคเฉื่อย เช่น ทรายหรือปูนขาว การศึกษามุ่งเน้นไปที่อิทธิพลของตัวแปรที่ส่งผลต่อความเข้มข้นของผลิตภัณฑ์แก๊ส การจำลองทำขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์สูง 1.1 เมตร ผลการศึกษาพบว่าความสูงของเบดเริ่มต้นส่งผลเล็กน้อยต่อผลิตภัณฑ์แก๊ส อุณหภูมิภาวะขอบมีอิทธิพลอย่างมากต่อการผลิตคาร์บอนมอนอกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์

บทที่ 3

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์และวิธีการสร้างแบบจำลองการไหล

3.1 แบบจำลองการไหลหลายวัฏภาคของแก๊สและของแข็ง

การสร้างแบบจำลองการไหลสองวัฏภาค สำหรับระบบ แก๊ส-ของแข็ง มีแนวคิดในการทำแบบจำลองหลักๆ อยู่ 2 วิธีคือ

1. แนวคิดของ ออยเลอร์-ลากรางจ์

โดยแนวคิดของลากรางจ์จะพิจารณาวัฏภาคแก๊สเป็นของไหลต่อเนื่องโดยการแก้สมการ Navier-Stokes และจะทำการคำนวณเส้นทางและการเคลื่อนที่ของอนุภาคแต่ละอนุภาคด้วยสมการการเคลื่อนที่ของ Newton การนำวิธีนี้มาประยุกต์ใช้จำเป็นต้องมีหน่วยความจำของคอมพิวเตอร์จำนวนมากและระยะเวลาในการคำนวณนาน ดังนั้นวิธีการนี้จึงเหมาะกับระบบที่มีจำนวนอนุภาคน้อยๆ (สัดส่วนปริมาตรของแข็งน้อยกว่า 12) เช่นในระบบ droplet and particle-laden flows (Grace et al., 1997)

2. แนวคิดของ ออยเลอร์-ออยเลอร์

แนวคิดนี้ จะไม่ทำการคำนวณเส้นทางและการเคลื่อนที่ของอนุภาค โดยพิจารณาทั้งวัฏภาคแก๊สและอนุภาคของแข็งให้เป็นของไหลที่ต่อเนื่อง ด้วยสมการ Navier-Stokes ซึ่งแก้สมการร่วม (Coupling) ระหว่างวัฏภาคผ่านความดันและสัมประสิทธิ์การแลกเปลี่ยนระหว่างวัฏภาค (Interphase exchange coefficient) จากการที่แนวคิดนี้ไม่ต้องทำการคำนวณอนุภาคในทุกๆอนุภาคดังนั้นวิธีการนี้จึงช่วยลดความต้องการในการใช้หน่วยความจำของคอมพิวเตอร์และระยะเวลาในการคำนวณลงได้

การนำแนวคิดแบบออยเลอร์มาประยุกต์ได้ก็ต่อเมื่ออนุภาคของแข็งมีสมบัติคล้ายของไหล ซึ่งในระบบฟลูอิดไดซ์เบดที่มีปริมาณของแข็งในระบบมากและเมื่อเกิดฟลูอิดไดซ์ชันแล้วของแข็งจะประพฤติตัวและมีลักษณะคล้ายของไหล ดังนั้นการเลือกแนวคิดของออยเลอร์มาใช้ในงานวิจัยนี้จึงมีความเหมาะสม ในการประยุกต์ใช้แนวคิดออยเลอร์ สมการเสริมต่างๆ มีความจำเป็นในการอธิบายปรากฏการณ์ของอนุภาค ทฤษฎีจลน์การไหลของแข็ง (Kinetic Theory of Granular Flow: KTGF) ถูกนำมาใช้เพื่อกำหนดค่าความดันและความหนืดของของแข็ง โดยทฤษฎีจลน์การไหลของแข็งจะตั้งสมมติฐานว่า อนุภาคของแข็งมีพฤติกรรมคล้ายโมเลกุลแก๊สตามทฤษฎีจลน์ของแก๊ส (Kinetic Theory of Gas) โดยปกติโมเลกุลของแก๊สจะมีการเคลื่อนที่แบบสุ่ม

(Random Motion) ด้วยความเร็วไม่เท่ากันและไม่คงที่ โมเลกุลของแก๊สอาจจะกระทบผนังบ้างปะทะหรือชนกันเองบ้าง ความเร็วของโมเลกุลแก๊สจึงเปลี่ยนแปลงทุกครั้งที่มีการชนกัน การถ่ายโอนโมเมนตัมและเปลี่ยนทิศทางขึ้นกับลักษณะการชนของโมเลกุล ในสภาพที่แท้จริงนั้นแก๊สย่อมมีโอกาสชนกันหลายลักษณะไม่เป็นระเบียบ ขึ้นอยู่กับทิศทางและความเร็วของการชน แต่ความเร็วเฉลี่ยและพลังงานจลน์ของโมเลกุลทั้งหมดในแก๊สนั้นมีค่าคงที่เมื่ออุณหภูมิคงที่ การชนในลักษณะที่ความเร็วเฉลี่ยและพลังงานจลน์เฉลี่ยคงที่ เรียกว่าการชนแบบยืดหยุ่น (Elastic Collision) สำหรับอนุภาคของแข็ง ในขณะที่อนุภาคชนมีการกันเองหรืออนุภาคชนกับผนัง นอกจากมีการถ่ายโอนโมเมนตัมให้กันและกันแล้ว ยังมีการสูญเสียทั้งความเร็วและพลังงานจลน์ โดยพลังงานจลน์ที่เสียไปจะกลายเป็นความร้อน เรียกว่าการชนแบบไม่ยืดหยุ่น (Inelastic Collision) ซึ่งทฤษฎีจลน์การไหลของของแข็งจะมีการคำนวณพลังงานที่หายไปเนื่องจากการชนแบบไม่ยืดหยุ่นนี้ผ่านทาง restitution coefficient

การคำนวณลักษณะการไหลโดยทั่วไป จำเป็นต้องแก้สมการอนุพันธ์ที่สอดคล้องกับสมการอนุรักษ์มวล โมเมนตัม พลังงานและสปีชีส์ของทั้งสองวัฏภาค ด้วยความซับซ้อนของสมการทำให้หาผลเฉลยเชิงวิเคราะห์ได้ยาก เทคนิคทางคณิตศาสตร์ที่เรียกว่า ระเบียบวิธีเชิงตัวเลข (Numerical Method) จึงถูกนำมาใช้เพื่อเปลี่ยนระบบสมการอนุพันธ์ให้อยู่ในรูปของระบบสมการพีชคณิต เพื่อหาผลเฉลยเชิงตัวเลข (Numerical Solution) สมการอนุรักษ์มวล โมเมนตัม พลังงาน และสปีชีส์ถูกพัฒนาขึ้นโดยใช้แนวคิดของออยเลอร์เลียน (Gidaspow, D., 1994) ซึ่งจะทำให้การแก้สมการในแต่ละวัฏภาคไปพร้อมๆกัน โดยทำการเชื่อมความสัมพันธ์ระหว่างวัฏภาคผ่านทางสมการของแรงต้านที่อยู่ใสมการอนุรักษ์โมเมนตัม

3.1.1 สมการอนุรักษ์พื้นฐาน (FLUENT 6.3 User's Guide)

3.1.1.1 สมการอนุรักษ์มวล

วัฏภาคแก๊ส

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

วิฤภาคของแข็ง

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

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

เมื่อ

ε_s	คือ สัดส่วนปริมาตรในวิฤภาคของแข็ง (-)
ε_g	คือ สัดส่วนปริมาตรในวิฤภาคแก๊ส (-)
ρ_s	คือ ความหนาแน่นของวิฤภาคของแข็ง (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
ρ_g	คือ ความหนาแน่นของวิฤภาคของแก๊ส (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
v_s	คือ ความเร็วของวิฤภาคของแข็ง (เมตรต่อวินาที)
v_g	คือ ความเร็วของวิฤภาคของแก๊ส (เมตรต่อวินาที)
t	คือ เวลา (วินาที)

3.1.1.2 สมการอนุรักษ์โมเมนตัม

วิฤภาคแก๊ส

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

วิฤภาคของแข็ง

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

เมื่อ	τ_g	คือ ความเค้นเทนเซอร์ของแก๊ส (พาสคัล)
	τ_s	คือ ความเค้นเทนเซอร์ของของแข็ง (พาสคัล)
	P_g	คือ ความดัน (พาสคัล)
	P_s	คือ ความดัน (พาสคัล)

β คือ สัมประสิทธิ์ของแรงต้านการเคลื่อนที่ระหว่างวัฏภาค (Interphase drag coefficient) (กิโลกรัมต่อเมตรกำลังสามวินาที)

g คือ ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วง (เมตรต่อวินาทีกำลังสอง)

สมการพลังงานเนื่องจากการแกว่งจากความปั่นป่วน (Turbulent Fluctuating Energy, θ_s)

วัฏภาคของแข็ง

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

โดยที่ θ_s คือ อุณหภูมิแกว่ง (เมตรกำลังสองต่อวินาทีกำลังสอง)

κ_s คือ พลังงานกวดแกว่งเนื่องจากการนำ (กิโลกรัมต่อเมตรวินาที)

γ_s คือ พลังงานกวดแกว่งเนื่องจากการชนแบบไม่ยืดหยุ่น (กิโลกรัมต่อเมตรวินาทีกำลังสาม)

3.1.1.3 สมการอนุรักษ์พลังงาน

ในงานวิจัยนี้จะใช้สมการอนุรักษ์พลังงานต่อไปนี้ในการคำนวณการถ่ายโอนความร้อนที่เกิดขึ้นในแบบจำลองการไหล

วัฏภาคแก๊ส

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

วัฏภาคของแข็ง

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

เมื่อ h_g คือ ค่าเอนทัลปีจำเพาะของแก๊ส (จูล/กิโลกรัม)
 h_s คือ ค่าเอนทัลปีจำเพาะของแข็ง (จูล/กิโลกรัม)

3.1.1.4 สมการอนุรักษ์พีซีซี

แบบจำลองที่ทำการแก้สมการอนุรักษ์พีซีซีนี้ จะถูกคำนวณในวิภูภาคแก๊สเท่านั้น แสดงได้ดังสมการที่ (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 อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีรวมของสมการปฏิกิริยาเคมีแบบเอกพันธ์ของสปีซี i (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตรวินาที)
 $R_{i,het}$ คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีรวมของสมการปฏิกิริยาเคมีแบบวิวิธพันธ์ของสปีซี i (กิโลกรัมต่อเมตรกำลังสามวินาที)
 Y_i คือ สัดส่วนโดยโมลของแต่ละสปีซี i (-)
 J_i คือ ฟลักซ์ของการแพร่ของสปีซี i (กิโลกรัมต่อเมตรกำลังสองวินาที)

โดยที่ J_i เป็นฟลักซ์ของการแพร่ของสปีซี i ในการไหลแบบราบเรียบคำนวณได้ดังสมการที่ (3.11)

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

เมื่อ $D_{i,m}$ คือ สัมประสิทธิ์การแพร่สำหรับสปีซี 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

ความเค้นเทนเซอร์ของวัสดุของแข็ง

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

- เมื่อ P_s คือ ความดันในวัสดุของแข็ง
 μ_b คือ ความหนืดรวม (bulk viscosity)
 μ_s คือ ความหนืดเนื่องจากความเค้น

ในความเค้นเทนเซอร์ของวัสดุของแข็งจะมีพจน์ของ P_s μ_b และ μ_s เพิ่มเข้ามาซึ่งในความเค้นเทนเซอร์ในวัสดุแก๊สไม่มีตัวแปร P_s μ_b และ μ_s เป็นฟังก์ชันกับ θ_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 Restitution Coefficient
 $e = 1$ คือ การชนแบบยืดหยุ่นไม่มีการสูญเสียพลังงาน
 $e = 0$ คือ การชนซึ่งจะสูญเสียพลังงานทั้งหมดระหว่างการชน
 $0 < e < 1$ คือ การชนแบบไม่ยืดหยุ่นซึ่งจะสูญเสียพลังงานระหว่างการชน
 g_o คือ ฟังก์ชันการกระจายของอนุภาคในแนวรัศมีซึ่งจะมีค่ามาก เมื่อสัดส่วนปริมาตรของแข็ง มีค่าเข้าใกล้สัดส่วนปริมาตรของแข็งขณะที่อัดตัวแน่น ($\varepsilon_{s,\max} = 0.63$)

ความหนืดเนื่องจากความเค้น (μ_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 (μ_b) เป็นตัววัดความต้านทานต่อการอัดและการขยายตัวของอนุภาค

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

พลังงานกวดแกว่งเนื่องจากการนำ (κ_s)

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

พลังงานกวดแกว่งเนื่องจากการชนแบบไม่ยืดหยุ่น (γ_s)

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

งานวิจัยนี้ อธิบายการระหว่างวัฏภาคของแรงต้านการเคลื่อนที่ (Interphase Drag Coefficient) ที่ใช้ในการจำลองแบ่งออกเป็น 3 ชนิด ได้แก่

- Syamlal-O'Brien model;

$$\beta = \frac{3}{4} C_D \frac{\varepsilon_s \varepsilon_g \rho_g |v_s - v_g|}{v_{r,s}^2 d_p} \left(\frac{\text{Re}_s}{v_{r,s}} \right)$$

โดยที่ $v_{r,s}$ คือ Terminal velocity correlation สำหรับวัฏภาคของแข็ง

$$v_{r,s} = 0.5 \left(A - 0.06 \text{Re}_s + \sqrt{(0.06 \text{Re}_s)^2 + 0.12 \text{Re}_s (2B - A) + A^2} \right)$$

ซึ่ง

$$A = \varepsilon_g^{4.14}$$

สำหรับ $\varepsilon_g \leq 0.85$

$$B = 0.8\varepsilon_g^{1.28}$$

และ $\varepsilon_g > 0.85$

$$B = \varepsilon_g^{2.65}$$

โดยที่

$$C_D = \left(0.63 + \frac{4.8}{\sqrt{\text{Re}_s / v_{r,s}}} \right)^2$$

และ

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

- Wen and Yu model;

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

โดยที่

$$C_D = \frac{24}{\varepsilon_g \text{Re}_s} (1 + 0.15 \text{Re}_s^{0.687})$$

- Gidaspow model;

เมื่อ $\varepsilon_g > 0.8$

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

เมื่อ $\varepsilon_g \leq 0.8$

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

โดยที่

$$C_D = \frac{24}{\varepsilon_g \text{Re}_s} (1 + 0.15 \text{Re}_s^{0.687})$$

3.2 แบบจำลองการเกิดปฏิกิริยาเคมี (Chemical reaction models)

งานวิจัยนี้ในส่วนการจำลองภาวะการไหลที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีนั้นเราจะเพิ่มชุดสมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการ นั่นก็คือปฏิกิริยาเผาไหม้และปฏิกิริยาแกซีฟิเคชัน โดยกำหนดวิธภาคของแข็งประกอบไปด้วย ทราบและชีวมวล วิธภาคแก๊สประกอบไปด้วย แก๊สออกซิเจน, ไอน้ำ, แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์, แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์, แก๊สไฮโดรเจน, แก๊สมีเทนและแก๊สไนโตรเจน โดยปฏิกิริยาเคมีแบ่งเป็น 2 แบบ คือ ปฏิกิริยาเคมีแบบเอกพันธ์ (Homogeneous reactions) และปฏิกิริยาเคมีแบบวิวิธพันธ์ (Heterogenous reactions) โดยค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นนำมาจากงานวิจัยของ X. Wang และคณะ, A. Mendes และคณะ, L. 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 ANSYS FLUENT V.12.1 สามารถที่ใส่สมการปฏิกิริยาเคมีเข้าไปโดยตรงได้เลย โดยอัตราการเกิดปฏิกิริยาจะถูกคำนวณตามสมการ 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)

การตั้งค่าปฏิกิริยาเอกพันธ์ในโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 ต้องทราบค่า pre-exponential factor และพลังงานกระตุ้นสำหรับปฏิกิริยา ส่วนกรณีที่เป็นปฏิกิริยาเคมีแบบวิวิธพันธุ์ ต้องทำการเขียนฟังก์ชันการคำนวณเพิ่มโดยใช้ภาษา C และทำการเพิ่มฟังก์ชันลงใน User Define Function (UDF) โดยเขียนฟังก์ชันอัตราการเกิดปฏิกิริยา และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยา เข้าไปเพื่อให้โปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 ทำการคำนวณ สำหรับวิธีการและรายละเอียดที่แจ้งเพิ่มเติมใน (ภาคผนวก ข)

3.3 การสร้างแบบจำลองการไหลโดยโปรแกรม Design Modeler และ ANSYS FLUENT

V.12.1

การจำลองการไหลหลายภูมิภาคของแก๊สและของแข็งในงานวิจัยนี้เป็น การจำลองภาวะการไหลภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูที่มีขนาดเท่ากับเครื่องในห้องปฏิบัติการจริง ซึ่งเป็นงานวิจัยของรติ แสงบุญ (2553) โดยจะทำการสร้างแบบจำลองเชิงเรขาคณิตซึ่งเป็นการสร้างแบบจำลองกราฟิก เพื่อเป็นตัวแทนเครื่องปฏิกรณ์ตามรูปทรงจริงทางเรขาคณิต โดยโปรแกรม Design Modeler จะทำหน้าที่เดียวกับโปรแกรม Computer Aided Design (CAD) ทั่วไป เพื่อให้ผู้ใช้สามารถสร้างแบบจำลองกราฟิกของอุปกรณ์ที่ต้องการศึกษาได้ ตัวโปรแกรมจะทำหน้าที่เป็นตัวกำหนดพื้นที่การเกิดกิจกรรมต่างๆ โดยผู้ใช้จะต้องกำหนดภาวะขอบต่างๆ เพื่อเป็นค่าตั้งต้นสำหรับการแก้ปัญหาเพื่อหาผลเฉลยต่อไป เมื่อสร้างแบบจำลองเชิงเรขาคณิตเสร็จแล้ว จากนั้นจะทำการแบ่งปริมาตรของอุปกรณ์เหล่านี้ออกเป็นหน่วยปริมาตรเล็กๆ จำนวนมากที่เชื่อมต่อกัน จากนั้นข้อมูลดังกล่าวจะถูกส่งเข้าโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 เพื่อทำการคำนวณโดยใช้ระเบียบวิธีไฟไนต์วอลูมในการจำลองสภาวะการไหลต่อไป ดังนั้นจึงสามารถสรุปขั้นตอนในการสร้างแบบจำลองการไหลและการวิเคราะห์ผลที่ได้จากแบบจำลอง ได้เป็น 3 ขั้นตอนคือ

1. การสร้างแบบจำลองเชิงเรขาคณิตที่กำหนดพื้นที่และขอบเขตการไหลด้วยโปรแกรม Design Modeler ซึ่งเป็นโปรแกรมที่ใช้ในการสร้างแบบจำลองเชิงเรขาคณิต (Pre-processing)
2. การส่งแบบจำลองที่ได้จากโปรแกรม Design Modeler ไปทำการคำนวณภายในโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 (Solver Execution)
3. วิเคราะห์ผลที่ได้จากการคำนวณแก่สมการสำหรับแบบจำลองการไหล (Post-processing)

โดยในส่วนของการใช้โปรแกรม Design Modeler นั้นจะมีขั้นตอน 3 ขั้นตอนดังนี้

1. การสร้างรูปทรงแบบจำลอง (Geometry)
2. แบ่งช่องการคำนวณ (Mesh)
3. กำหนดชนิดของขอบเขต (Boundary types)

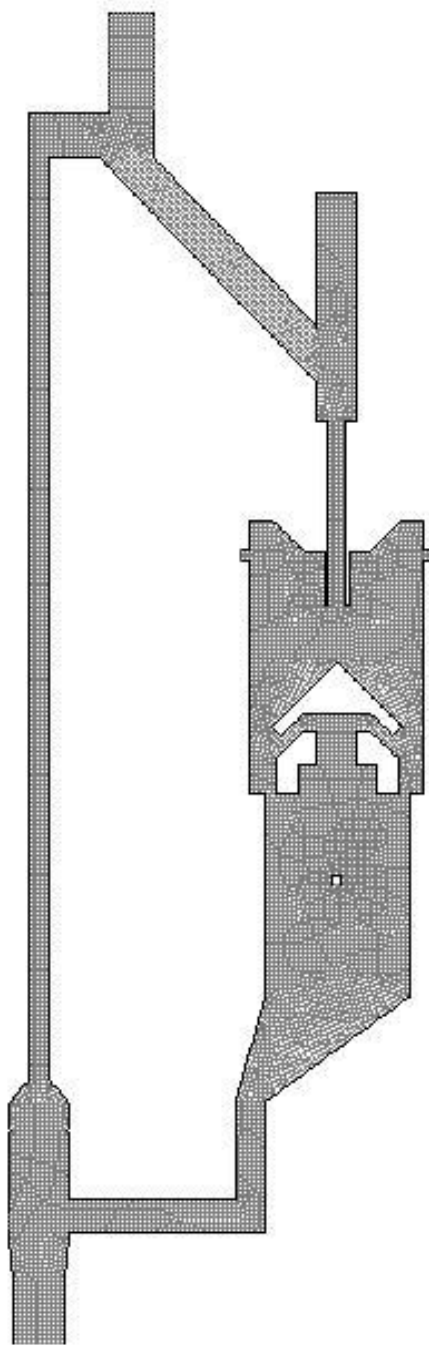
และในส่วนของโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 นั้นแบ่งได้เป็น 6 ขั้นตอนดังนี้

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

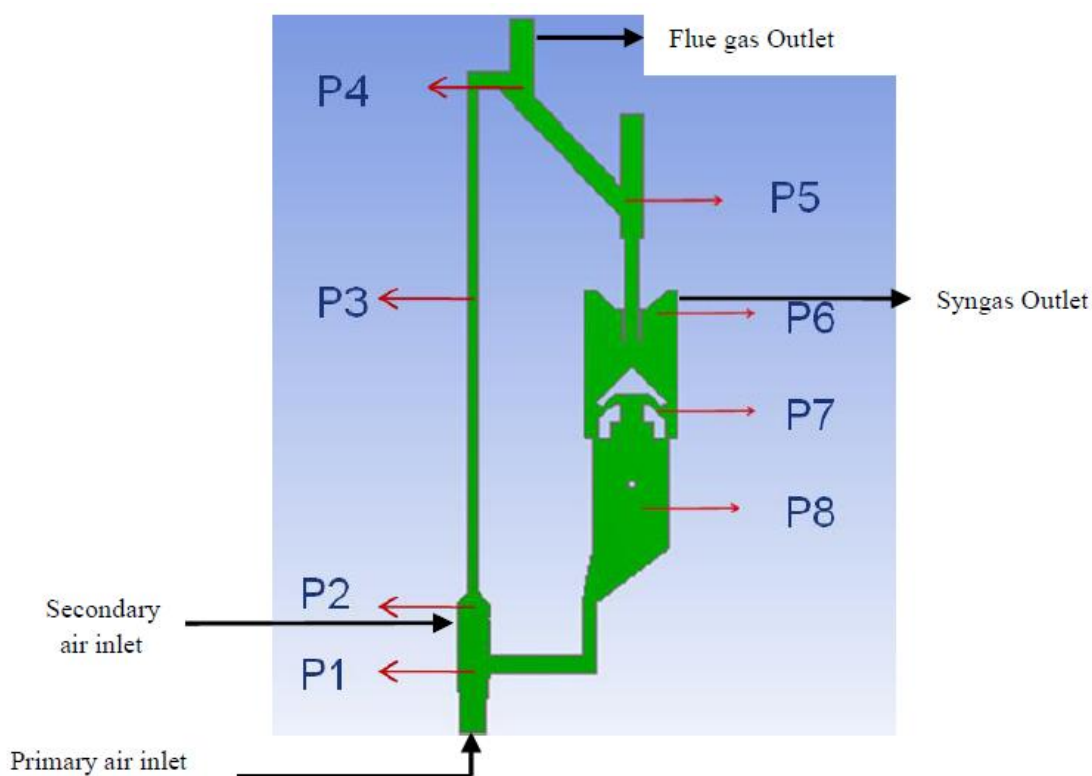
3.3.1 การสร้างแบบจำลองการไหลด้วยโปรแกรม Design Modeler และรายละเอียดของระบบ

ในขั้นตอนนี้ คือขั้นตอนในการการสร้างแบบจำลองเชิงเรขาคณิตด้วยโปรแกรม Design Modeler สำหรับใช้เป็นตัวแทนของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูในการทำการจำลองการไหล

3.3.1.1 การสร้างแบบจำลองการไหลด้วยโปรแกรม Design Modeler สำหรับแบบจำลองการไหลที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์



รูปที่ 3.1 รูปวาดเชิงเรขาคณิตของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูที่ใช้ในการจำลอง บนโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 ซึ่งแบ่งช่องการคำนวณออกเป็นช่องเล็กๆ



รูปที่ 3.2 รูปวาดเชิงเรขาคณิตของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูที่ใช้ในการจำลอง แสดงตำแหน่งที่ใช้ในการเก็บข้อมูลในห้องปฏิบัติการจริง

จากรูปที่ 3.2 แสดงรูปวาดเชิงเรขาคณิตของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูที่ใช้ในการจำลอง ระบบทั้งหมดมีความสูง 3 เมตร ซึ่งประกอบด้วย ท่อโรเตอร์เส้นผ่านศูนย์กลางส่วนที่กว้างที่สุดมีความยาว 0.014 เมตร และท่อดาวน์คัมเมอร์มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางกว้างที่สุด 0.40 เมตร สำหรับรูปที่ 3.2 เป็นรูปวาดตัวแทนเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูที่จะนำไปใช้ในการสร้างแบบจำลองเชิงเรขาคณิตที่แสดงตำแหน่งที่ใช้ในการเก็บข้อมูลการทดลองในห้องปฏิบัติการจริง

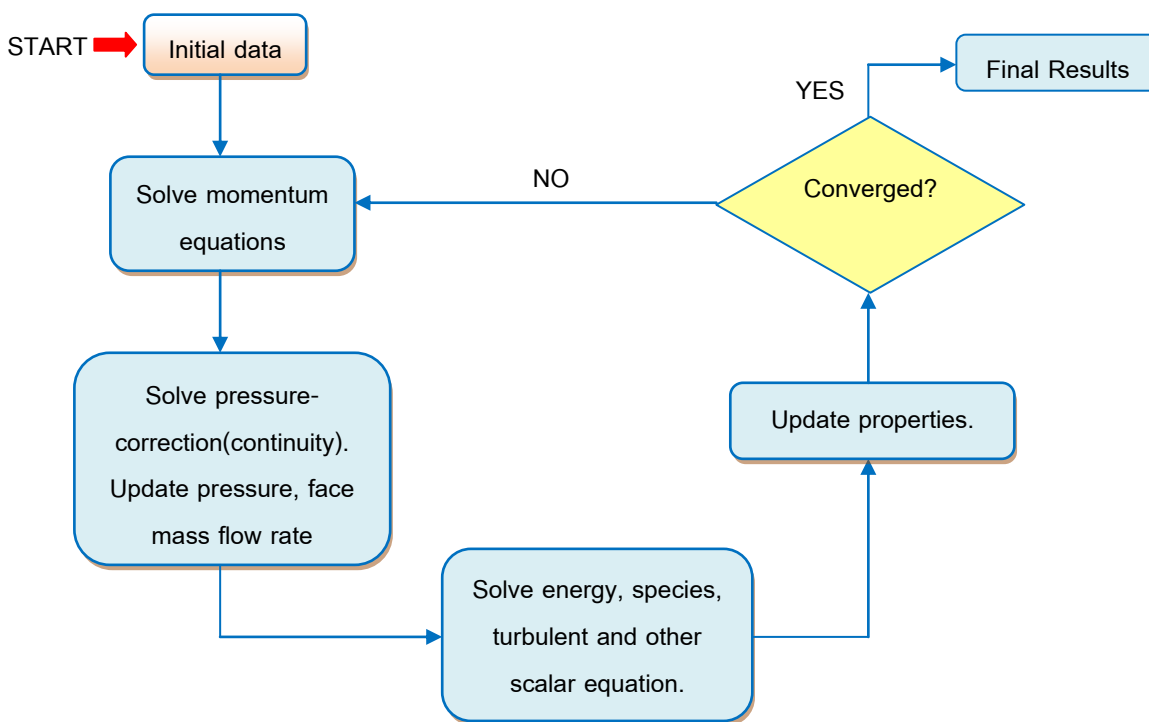
นำแบบจำลองเชิงเรขาคณิตที่สร้างขึ้นมาทำการแบ่งช่องการคำนวณ (mesh) โดยใช้รูปแบบสี่เหลี่ยมเป็นตัวแทนปริมาตรเล็กๆ ของระบบ จำนวนเซลล์ทั้งหมดในขอบเขตการไหลที่ทำการศึกษาเท่ากับ 7450, 6211, 5257, และ 4712 เซลล์ตามลำดับ และที่บริเวณท่อป้อนกลับทำการออกแบบและกำหนดให้แก๊สไม่สามารถผ่านได้เสมือนมีชั้นบางๆกั้นแก๊สอยู่ซึ่งทำหน้าที่เปรียบเสมือนตัวป้อนสกรูของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูในห้องปฏิบัติการจริง แสดงดังรูปที่ 3.2

3.3.2 การจำลองภาวะไหลโดยโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1

การจำลองภาวะการไหลของแบบจำลองการไหลด้วยโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 เริ่มต้นด้วยการนำข้อมูลขอบเขตการไหลจากแบบจำลองที่สร้างขึ้นโดยโปรแกรม Design Modeler เข้าสู่โปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 หลังจากนั้นทำการกำหนดรูปแบบของการคำนวณ และทำการเลือกแบบจำลองการไหลที่จะใช้คำนวณในการจำลองภาวะ และทำการกำหนดสภาวะขอบและค่าเริ่มต้นในการจำลองภาวะโดยมีขั้นตอนดังนี้

3.3.2.1 การกำหนดชนิดของเครื่องมือการแก้สมการ (Solver)

ในขั้นตอนแรกของการจำลองภาวะการไหลในตามลิตแก๊สแบบเบดคู่ ต้องทำการกำหนดเครื่องมือการแก้สมการ โดยทำการเลือกจากเมนู Solver ภายในโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 โดยในการวิจัยครั้งนี้เลือกตัวแก้ปัญหาแบบ Segregated มาใช้โดยวิธีการแก้ปัญหาแบบ Segregated นี้จะทำการแก้ปัญหาสมการควบคุม (Governing Equation) ไปเป็นลำดับที่ละสมการ ดังแสดงรูปที่ 3.3 เป็นแผนภาพแสดงกระบวนการแก้ปัญหาโดยรวมของวิธีการแก้ปัญหาแบบ Segregated



รูปที่ 3.3 แผนภาพกระบวนการแก้ปัญหาโดยรวมของวิธีการแก้ปัญหาแบบ Segregated

(FLUENT User's Guide, 2003)

จากรูปที่ 3.3 กระบวนการแก้ปัญหาจะเริ่มที่โปรแกรมทำการรับค่าคุณสมบัติต่างๆ ของแต่ละวัสดุภาคที่ต้องใช้ในการคำนวณ โดยในขั้นตอนนี้ถ้าเป็นครั้งแรกของการคำนวณจะเป็นการรับค่าเริ่มต้นที่ผู้ใช้งานกำหนดเข้ามาเพื่อที่จะใช้เป็นค่าตั้งต้นของการคำนวณ แต่ถ้าเป็นระหว่างขั้นตอนการคำนวณจะเป็นการรับค่าจากผลที่ได้จากขั้นเวลาก่อนหน้า เมื่อโปรแกรมรับค่าเข้ามาแล้วจะทำการแก้สมการโมเมนตัมเพื่อที่จะหาค่าความเร็ว หลังจากนั้นจะนำค่าความเร็วที่ได้ไปทำการตรวจสอบและปรับค่าความดัน (Pressure-correction) เมื่อทำการปรับปรุงและแก้ไขเสร็จแล้วจะทำการปรับปรุงค่าคุณสมบัติต่างๆ ที่ใช้ในการคำนวณด้วยค่าที่คำนวณได้ใหม่และทำการแก้ปัญหาสมการพลังงาน สมการช่วงการไหล และสมการเชิงสเกลาร์ (Scalar Equation) และในขั้นตอนสุดท้ายของการคำนวณจะทำการตรวจสอบค่าที่ได้จากการคำนวณว่าลู่เข้าหรือไม่โดยตรวจสอบกับค่าตกค้าง (Residual) ถ้าผลลัพธ์การคำนวณที่ได้ในรอบนั้นยังไม่ลู่เข้าจะทำการนำค่าที่ได้กลับไปเป็นค่าตั้งต้นสำหรับการคำนวณในรอบต่อไป (Iteration) จนกว่าค่าที่ได้จะลู่เข้าหรือเกินจำนวนรอบมากที่สุด (Max Iteration) ที่กำหนดไว้ โดยค่าที่ลู่เข้าแล้วจะนำไปทำการปรับปรุงค่าสมบัติต่างๆ เพื่อที่จะใช้ในการคำนวณขั้นเวลาต่อไป โดยในงานวิจัยนี้จะทำการแก้ปัญหาโดยใช้วิธีการแก้ปัญหาแบบ Segregated ของแบบจำลอง 2 มิติ

สำหรับการแก้ปัญหาคาร์บอนหลายวัสดุภาค ในงานวิจัยนี้เลือกใช้แนวคิดแบบออยเลอร์เลียน (Eulerian Multiphase Model) เนื่องจากเป็นแบบจำลองในการคำนวณที่มีความเหมาะสมต่อกระบวนการภายในฟลูอิดส์เบดแบบหมุนเวียน เพราะสามารถกำหนดให้วัสดุภาคของแข็งมีลักษณะเป็นอนุภาค (Granular) และไม่จำเป็นต้องติดตามการเคลื่อนที่ของแต่ละอนุภาค ในส่วนของสมการการคำนวณเกี่ยวกับช่วงการไหล ในงานวิจัยนี้จะเลือกใช้การไหลแบบราบเรียบในการจำลองภาวะ

3.3.2.2 การกำหนดคุณสมบัติของแต่ละวัสดุภาคที่ใช้ในการจำลองภาวะ

หลังจากทำแบบจำลองเชิงเรขาคณิตของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ด้วยโปรแกรม Design Modeler แล้ว จะส่งต่อข้อมูลแบบจำลองที่ได้มาทำการคำนวณในโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 โดยขั้นตอนการศึกษาแบ่งการพิจารณาออกเป็นสองส่วน คือ แบบจำลองเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ และแบบจำลองที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี โดยทำการเพิ่มสมการในส่วนของการศึกษาปฏิกิริยาเคมี ซึ่งเกี่ยวข้องกับปฏิกิริยาการเผาไหม้และปฏิกิริยาแกซิฟิเคชัน ในงานวิจัยนี้จะใช้คุณสมบัติต่างๆ ของแต่ละวัสดุภาคเช่นเดียวกันกับที่ใช้ในห้องปฏิบัติการจริง

รายละเอียดของคุณสมบัติต่างๆ ของแต่ละวัฏภาคที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์และแบบจำลองที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมีรวบรวมไว้ในตารางที่ 3.2 และตารางที่ 3.3 ตามลำดับ จากนั้นทำการกำหนดให้วัฏภาคแก๊สเป็นวัฏภาคปฐมภูมิ (Primary Phase) และวัฏภาคของแข็งเป็นวัฏภาคทุติยภูมิ (Secondary Phase) โดยแบบจำลองการไหลที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ ประกอบด้วย 2 วัฏภาคคือ วัฏภาคแก๊สกำหนดให้เป็นอากาศ และวัฏภาคของแข็งกำหนดให้เป็นทราย ส่วนแบบจำลองการไหลที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี วัฏภาคของแก๊สประกอบด้วย แก๊สออกซิเจน, แก๊สไนโตรเจน, น้ำ(สถานะเป็นไอ), แก๊สมีเทน, แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์, แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และแก๊สไฮโดรเจน วัฏภาคของแข็งที่ประกอบด้วย ทรายและซีเมนต์

ขนาดอนุภาคของทรายและซีเมนต์กำหนดให้มีขนาดคงที่ โดยมีเส้นผ่านศูนย์กลางเท่ากับ 370 ไมโครเมตร และ 1000 ไมโครเมตรตามลำดับ

ตารางที่ 3.2 ค่าคุณสมบัติต่างๆ ของแต่ละวัฏภาคที่ใช้ในการจำลองภาวะใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์

Properties	Gas (Air)	Solid (Sand)
Density $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$	1.225	2600
Viscosity $\left(\frac{kg}{m \cdot s}\right)$	1.7894×10^{-5}	1.72×10^{-5}
Diameter (m)	-	370×10^{-6}
Packing Limit*	-	0.63

ตารางที่ 3.3 ค่าคุณสมบัติต่างๆ ของแต่ละวัสดุภาคที่ใช้ในการจำลองภาวะที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี

Properties	Gas	Solid (Sand)	Solid (Biomass)
Density $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$	Incompressible ideal gas	2600	1100
Viscosity $\left(\frac{kg}{m \cdot s}\right)$	Mass weighted mixing law	1.72×10^{-5}	1.72×10^{-5}
Diameter (m)	-	0.00037	0.001
Packing Limit	-	0.63	0.63
$C_p \left(\frac{j}{kg \cdot K}\right)$	Mix law	783	1220
Thermal Conductivity $\left(\frac{W}{m \cdot K}\right)$	0.0242	2.25	0.0454
Molecular Weight $\left(\frac{kg}{kgmol}\right)$	-	56.08	12
Reference Temperature (K)	298.15	298.15	298.15

3.3.2.3 การกำหนดภาวะขอบที่ใช้ในการจำลองภาวะ

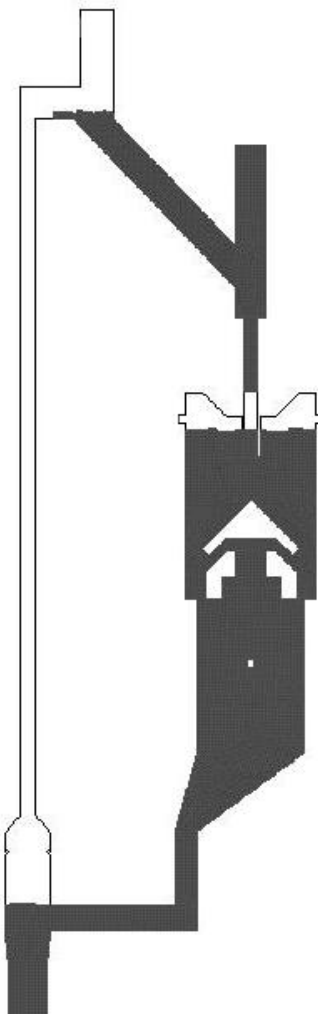
ในการทำการจำลองภาวะภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่โดยโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 ผู้ใช้งานจะต้องทำการกำหนดค่าภาวะขอบที่ใช้ในการจำลอง โดยในงานวิจัยนี้ทำการกำหนดให้ค่าความเร่งเนื่องจากแรงดึงดูดของโลกเท่ากับ 9.81 เมตรต่อวินาทีกำลังสอง ในทิศทางติดลบของแกน Y (กำหนดให้แกน Y ทำมุมตั้งฉากกับพื้นโลก) และค่าความดันแวดล้อมเท่ากับ 101325 ปาสคาล อุณหภูมิแวดล้อมเท่ากับ 288.16 เคลวิน โดยภาวะขอบของแบบจำลองสรุปได้ดังตารางที่ 3.4 และ 3.5 ซึ่งแสดงรายละเอียดของแบบจำลองการไหลของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่และขอบเขตของแบบจำลองการไหล

ตารางที่ 3.4 ภาวะขอบและพารามิเตอร์ที่ใช้ในการทำแบบจำลองเพื่อศึกษาอุณหพลศาสตร์

Parameters	Values	Boundary Conditions	Values
Sand density	2600 kg/m ³	Gas velocity (Primary)	0.28882 m/s
Sand diameter	370 μm	Gas velocity (Secondary)	4.81194 m/s
Gas density	1.225 kg/m ³	Pressure	
Gas viscosity	1.7894 x 10 ⁻⁵ kg/m-s	Syn gas outlet	0 Pascal
Restitution coefficient		Flue gas outlet	-800 Pascal
Particle-Particle	0.9	Wall	
Particle-Wall	0.9	Gas velocity	No-slip condition
Specularity coefficient	0.1	Solid velocity and granular temperature	Johnson-Jackson model

ตารางที่ 3.5 ภาวะขอบที่ใช้ในการทำแบบจำลองแบบมีการเพิ่มเติมปฏิกิริยาเคมี

Primary gas velocity	0.19255 m/s	O2 mole fraction	0.4
Secondary gas velocity	2.9834 m/s	O2 mole fraction	0.363
Coal velocity	0.010234 m/s	Volume fraction	0.2
Biomass velocity	0.001163 m/s	Volume fraction	0.2
Steam velocity	0.08023 m/s		
Pressure			
Syn gas outlet	0 Pascal		
Flue gas outlet	-800 Pascal		



รูปที่ 3.4 คอนทอร์แสดงบริเวณของสัดส่วนปริมาตรของแข็งเริ่มต้น

สมมติฐานที่ใช้ในการพัฒนาแบบจำลองในกรณีที่ใช้ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์

1. แบบจำลองการไหลในส่วนแรกเป็นการไหลของแก๊ส-ของแข็งใน 2 มิติ กำหนดค่าความเร่งเนื่องจากแรงดึงดูดของโลกเท่ากับ 9.81 เมตรต่อวินาทีกำลังสองในทิศทางติดลบของแกน Y (กำหนดให้แกน Y ทำมุมตั้งฉากกับพื้นโลก)
2. ใช้แนวคิดออยเลอร์เลียน (Eulerian approach) และทำการจำลองภาวะแบบราบเรียบ (Laminar Model)
3. ของแข็งที่ใช้ในการจำลองภาวะมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางและสมบัติต่างๆทางกายภาพเท่ากัน
4. บริเวณทางเข้าอากาศจะถูกป้อนเข้ามาทางด้านล่างของท่อไรเซอร์ด้วยความเร็ว 0.28882 เมตรต่อวินาที ส่วนของแข็งจะถูกอัดแน่นในดาวน์คัมเมอร์ จากรูปที่ 3.4 แสดงคอนทัวร์ของสัดส่วนปริมาตรของแข็งเริ่มต้นโดยมีสัดส่วนปริมาตรของแข็งเริ่มต้น 0.60 บริเวณทางออกของผลิตภัณฑ์แก๊สกำหนดค่าความดันให้เท่ากับบรรยากาศและบริเวณทางออกแก๊สเสียมีค่าเท่ากับ -800 Pascal
5. ที่ผนัง ความเร็วในแนวสัมผัสและความเร็วในแนวปกติของแก๊สกำหนดให้เป็นภาวะไม่มีการไถล (Non-slip condition) คือมีความเร็วเท่ากับศูนย์ สำหรับความเร็วของอนุภาคของแข็งใช้เงื่อนไขขอบเขตของ Johnson and Jackson (1987) ค่าสัมประสิทธิ์การชนกันระหว่างอนุภาคของแข็ง (Restitution Coefficient) เท่ากับ 0.90 ส่วนค่าสัมประสิทธิ์การชนกันระหว่างผนังกับอนุภาคของแข็ง (Wall Restitution Coefficient) เท่ากับ 0.90 โดยที่ค่าสัมประสิทธิ์สเปคูลาริตี (Specularity Coefficient) เท่ากับ 0.0001
6. จำนวนเซลล์ทั้งหมดในขอบเขตการไหลที่ทำการศึกษาทั้ง 4 กรณี เท่ากับ 7450, 6211, 5257, และ 4712 เซลล์ตามลำดับ

สมมติฐานที่ใช้ในการพัฒนาแบบจำลองที่มีการเพิ่มเติมการเกิดปฏิกิริยาเคมี

1. แบบจำลองการไหลในสองส่วนที่สองเป็นการไหลของแก๊ส-ของแข็งในสองมิติ กำหนดค่าความเร่งเนื่องจากแรงดึงดูดของโลกเท่ากับ 9.81 เมตรต่อวินาทีกำลังสองในทิศทางติดลบของแกน Y (กำหนดให้แกน Y ทำมุมตั้งฉากกับพื้นโลก)
2. ใช้แนวคิดออยเลอร์เลียน (Eulerian approach) และทำการจำลองภาวะแบบราบเรียบ (Laminar Model)
3. ของแข็งที่ใช้ในการจำลองภาวะมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางและสมบัติต่างๆทางกายภาพเท่ากัน
4. ส่วนของปฏิกิริยาเคมีที่เพิ่มเข้าไปในแบบจำลองคือ ปฏิกิริยาเคมีดังแสดงในตารางที่ 3.1 โดยใช้สมมติฐานที่ว่าชีวมวลที่ป้อนเข้ามาในระบบเป็นเพียงคาร์บอนเท่านั้น อัตราการเกิดปฏิกิริยาและค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยา นำมาจากงานวิจัยที่เกี่ยวข้องแสดงในตารางที่ 3.1 เช่นกัน
5. อากาศปฐมภูมิจะถูกป้อนเข้ามาทางด้านล่างของท่อโรเตอร์ด้วยความเร็ว 0.19255 เมตรต่อวินาที โดยที่สัดส่วนโดยโมลของออกซิเจนเท่ากับ 0.4 และสัดส่วนโดยโมลของไนโตรเจนเท่ากับ 0.6 อากาศป้อนเข้าทุติยภูมิมีความเร็วเท่ากับ 2.9834 เมตรต่อวินาที ด้วยสัดส่วนโดยโมลของออกซิเจนเท่ากับ 0.363 และสัดส่วนโดยโมลของไนโตรเจนเท่ากับ 0.637 ทราจเริ่มต้นในดาวนคัมเมอร์มีสัดส่วนปริมาตรของแข็งเริ่มต้น 0.6 บริเวณฝั่งดาวนคัมเมอร์มีท่อป้อนชีวมวลเข้าด้วยความเร็ว 0.001163 เมตรต่อวินาที มีสัดส่วนปริมาตรของแข็งเท่ากับ 0.02 และบริเวณทางออกของผลิตภัณฑ์แก๊สกำหนดค่าความดันให้เท่าความดันบรรยากาศ
6. ที่ผนัง ความเร็วในแนวสัมผัสและความเร็วในแนวปกติของแก๊สกำหนดให้เป็นภาวะไม่มีการไถล (Non-slip condition) คือมีความเร็วเท่ากับศูนย์ สำหรับความเร็วของอนุภาคของแข็งใช้เงื่อนไขขอบเขตของ Johnson and Jackson (1987) ค่าสัมประสิทธิ์การชนกันระหว่างอนุภาคของแข็ง (Restitution Coefficient) เท่ากับ 0.90 ส่วนค่าสัมประสิทธิ์การชนกันระหว่างผนังกับอนุภาคของแข็ง (Wall Restitution Coefficient) เท่ากับ 0.90 โดยที่ค่าสัมประสิทธิ์สเปคูลาริตี (Specularity Coefficient) เท่ากับ 0.0001
7. กำหนดให้อุณหภูมิของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่เท่ากับ 900 เคลวิน
โดยผู้ใช้งานจะต้องทำการกำหนดภาวะขอบเริ่มต้นเหล่านี้ก่อนที่จะทำการจำลองภาวะเพื่อเป็นการบอกให้โปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 รู้ว่าค่าต่างๆ เหล่านี้จะถูกกำหนดให้ขอบเขตใดบ้างในการคำนวณ

3.3.2.4 การกำหนดขั้นเวลาและการจำลองภาวะ

ก่อนที่จะเริ่มทำการคำนวณผู้ใช้งานจะต้องไปทำการกำหนดค่าเริ่มต้น (Initialize) ที่ใช้สำหรับการคำนวณก่อนเสมอ และต้องทำการกำหนดค่า Under-Relaxation ที่ใช้ในการคำนวณแต่ละรอบของการคำนวณเท่ากับ 0.01 สำหรับการจำลองภาวะในงานวิจัยนี้ใช้ขั้นเวลา (Time Step) เท่ากับ 0.001 วินาที โดยกำหนดให้ทำการคำนวณซ้ำสูงสุดไม่เกิน 100 รอบต่อหนึ่งขั้นเวลาดังนั้นการจำลองภาวะให้ได้เวลาการไหล (Flow Time) เท่ากับ 100 วินาที ต้องกำหนดให้โปรแกรมทำการคำนวณเท่ากับ 100,000 ขั้นเวลา ในงานวิจัยนี้ใช้เครื่องคอมพิวเตอร์ที่มีหน่วยประมวลผลกลางรุ่น Intel® Core™ i7 มีสัญญาณนาฬิกาเท่ากับ 2.93 กิกะเฮิรตซ์ มีหน่วยความจำแรม เท่ากับ 16 กิกะไบต์ ใช้เวลาคำนวณประมาณ 7 วัน สำหรับเวลา 60 วินาทีของการจำลองสภาวะการถล่ม และแบบจำลองที่มีการคิดการเกิดปฏิกิริยาเคมีใช้เวลาคำนวณประมาณ 7 วัน สำหรับเวลา 50 วินาทีของการจำลองสภาวะการถล่ม

บทที่ 4

ผลงานวิจัยและการวิเคราะห์ผล

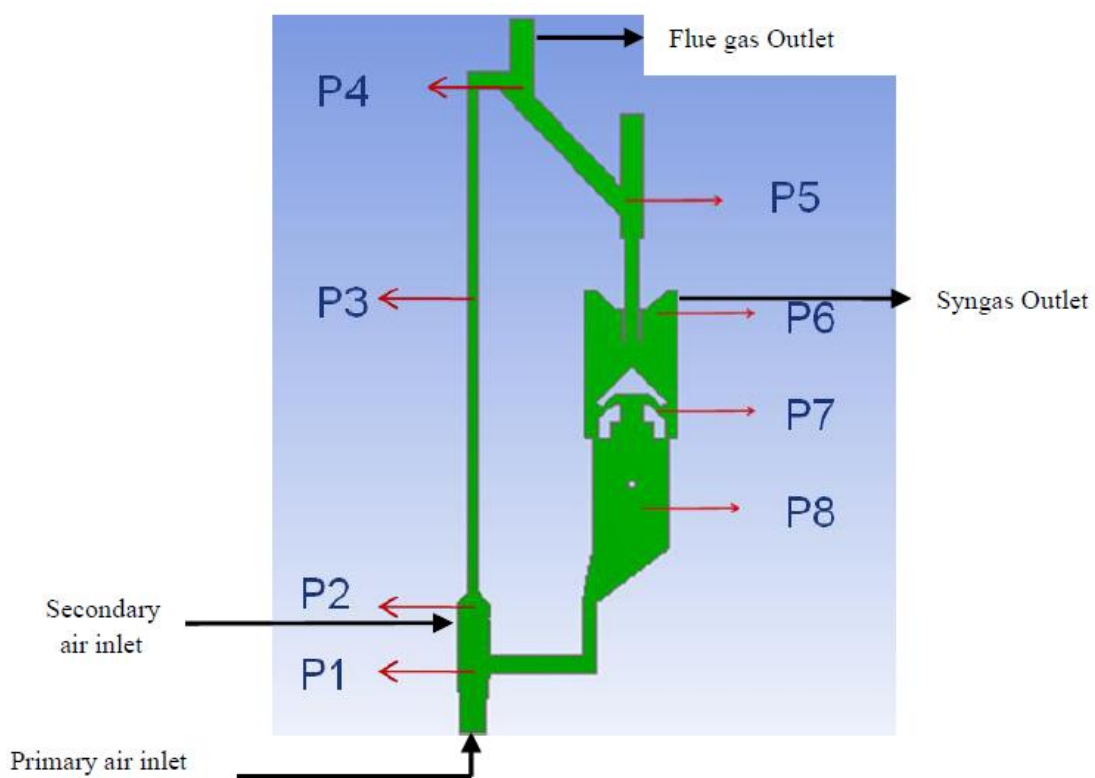
ผลจากการพัฒนาแบบจำลองการไหลหลายวัฏภาคของแก๊สและของแข็งภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ พบว่าแบบจำลองสามารถใช้ในการทำนายพฤติกรรมการไหลและอุทกพลศาสตร์ที่เกิดขึ้นได้ในระดับหนึ่ง ในส่วนของการวิเคราะห์ผล แบ่งการพิจารณาเป็น 2 ส่วน คือ แบบจำลองภาวะที่ใช้เพื่อศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่โดยไม่มี การเกิดปฏิกิริยาเคมี และแบบจำลองที่คิดการเกิดปฏิกิริยาเคมี ผลที่ได้จากการจำลองถูกนำไปตรวจสอบความถูกต้อง โดยเปรียบเทียบกับผลการทดลองจริง โดยในงานวิจัยนี้จะทำการจำลองภาวะด้วยแบบจำลองที่พัฒนาขึ้นที่ภาวะเดียวกันกับการทดลองจริง ในส่วนแรกของงานวิจัยจะพิจารณาผลของรูปแบบความดันและอุทกพลศาสตร์ของการไหลภายในเครื่องเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ เมื่อผลจากการจำลองภาวะในส่วนนี้มีความเหมาะสมแล้ว จึงพัฒนาแบบจำลองในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่มีการคิดปฏิกิริยาเคมีได้โดยเพิ่มชุดสมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีเพื่อทำนายองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สต่อไป

4.1 ตัวแปรทางการจำลองและการตรวจสอบความเหมาะสมของแบบจำลอง

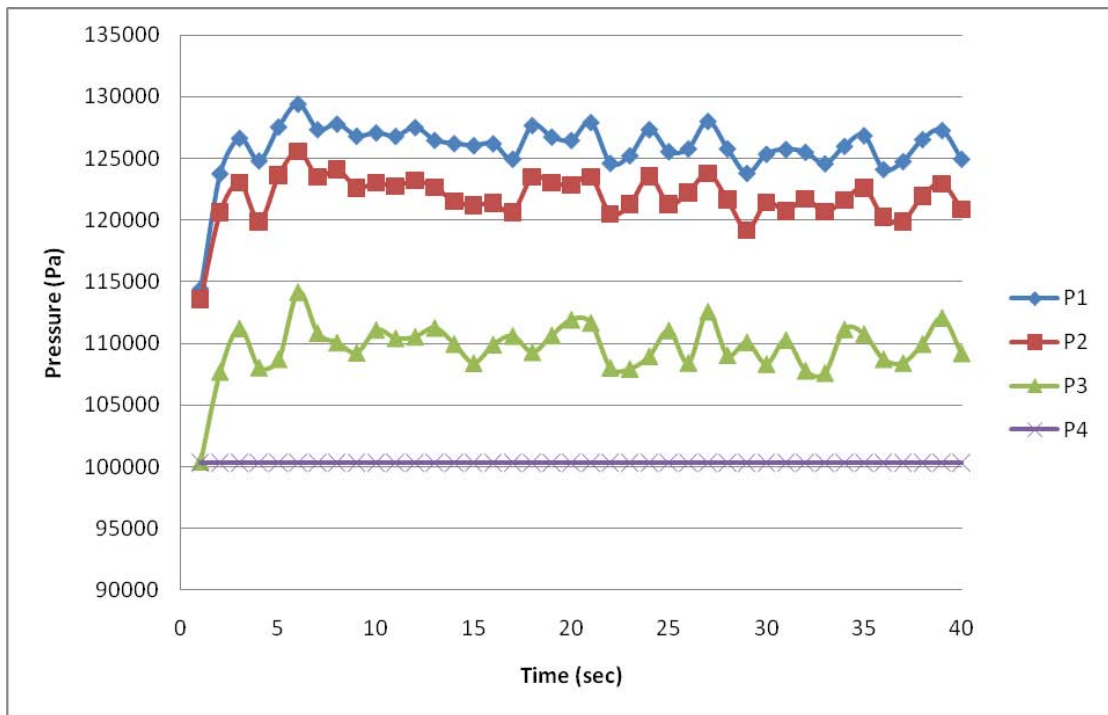
ในส่วนนี้จะทำการจำลองภาวะของการไหลภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่โดยประยุกต์ใช้แนวคิดแบบออยเลอร์เลียนร่วมกับทฤษฎีจลน์การไหลของของแข็ง ใช้แบบจำลองการไหลแบบราบเรียบในการจำลองภาวะการไหล เพื่อเป็นการตรวจสอบศักยภาพและความเหมาะสมของแบบจำลองการไหลที่พัฒนาขึ้น ผลที่ได้จากการจำลองภาวะจะถูกนำไปเปรียบเทียบกับผลการทดลอง โดยจะทำการพิจารณารูปแบบความดันภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดตามตำแหน่งต่างๆ แสดงดังตารางที่ 4.1 และรูปที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 แสดงตำแหน่งที่ใช้วัดความดันภายในเครื่องเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ P1-P8

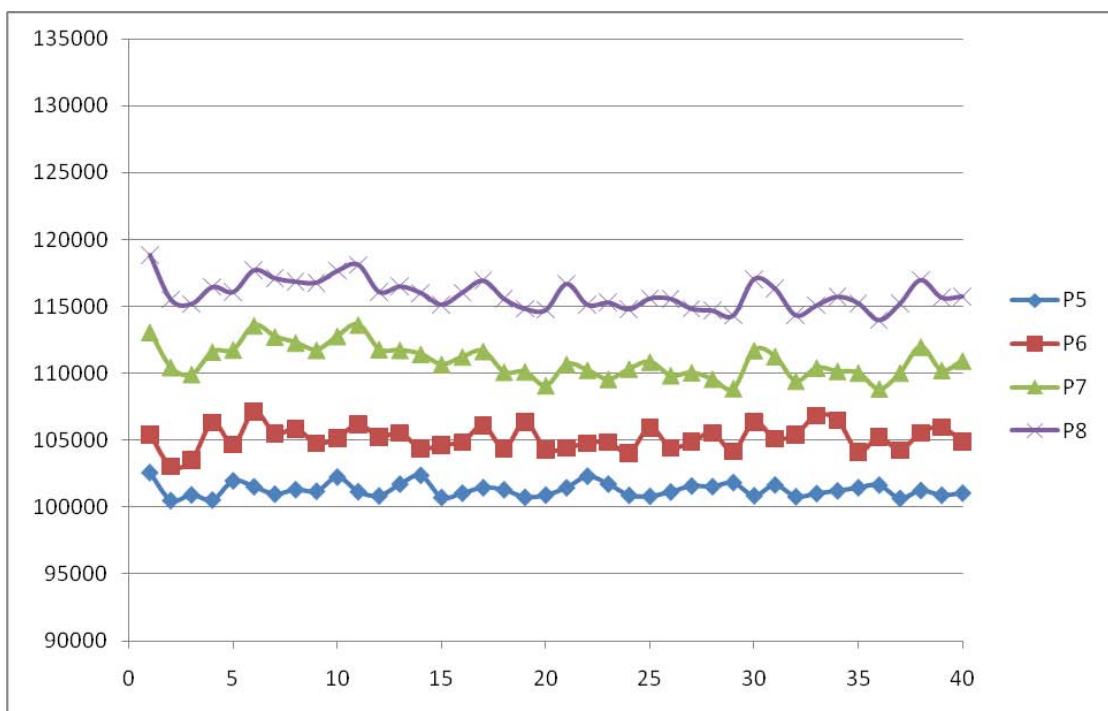
ตำแหน่ง	(X , Y)
P1	(0.05 , 0.29)
P2	(0.05 , 0.57)
P3	(0.082 , 1.90)
P4	(0.30 , 2.90)
P5	(0.77 , 2.28)
P6	(0.92 , 1.85)
P7	(0.875 , 1.39)
P8	(0.765 , 1.03)



รูปที่ 4.1 ตำแหน่ง P1-P8 ที่ใช้วัดความดันอากาศ



(ก)



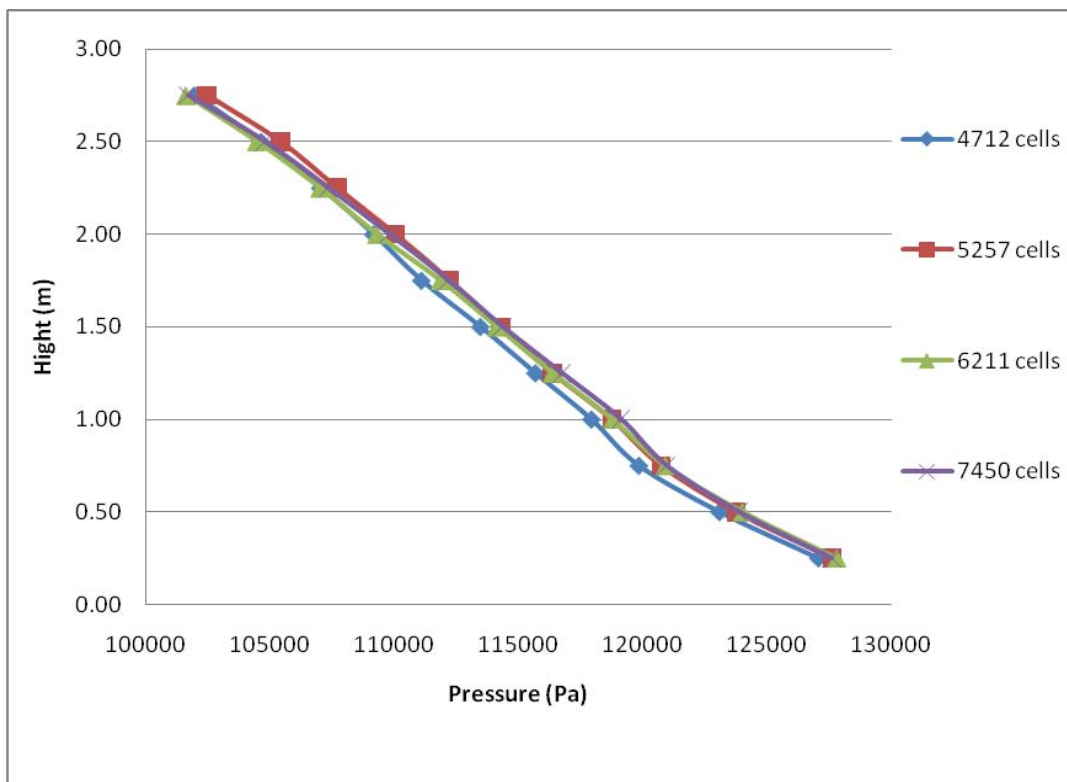
(ข)

รูปที่ 4.2 ความดันในระบบที่ได้จากการจำลองภาวะ ที่เวลาต่างๆ (ก) ผังไรเซอร์ (ข) ผังดาวนค์ัม
เมอร์

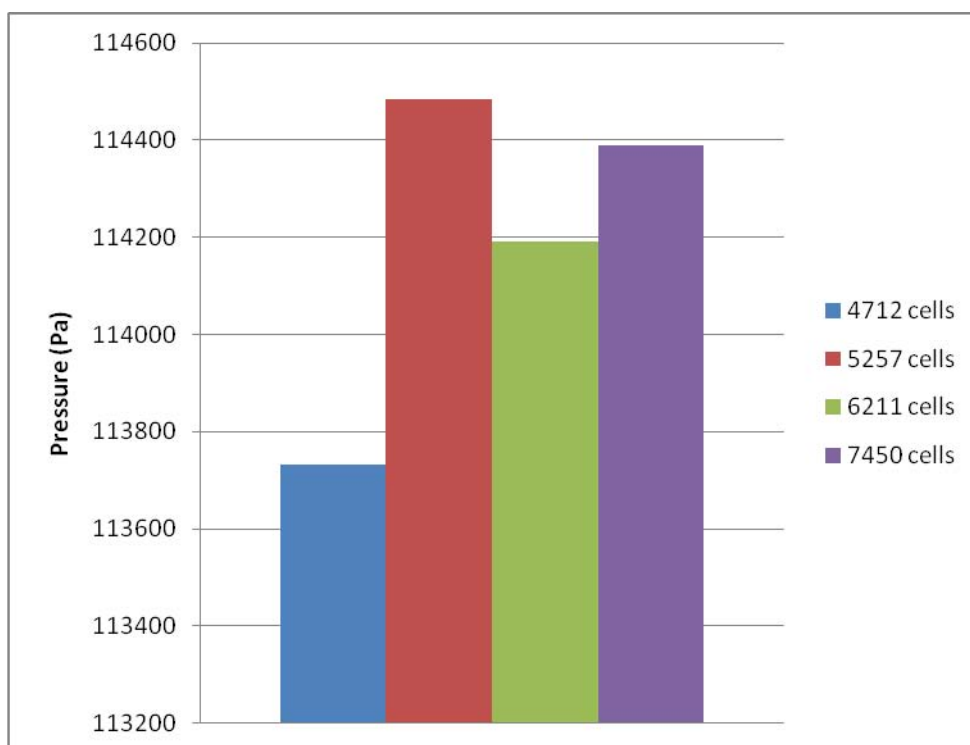
จากรูปที่ 4.2 แสดงค่าความดันที่ได้จากการจำลองภาวะที่ตำแหน่งต่างๆในระบบ จะเห็นได้ว่าระบบจะเริ่มเข้าสู่ภาวะคงตัว (steady state) หลังจากเวลา 20 วินาทีเป็นต้นไป ดังนั้นในการดำเนินงานวิจัยต่อไป ต้องนำผลการคำนวณที่ได้หลังจากเวลา 20 วินาทีมาทำการวิเคราะห์ นอกจากนี้พบว่า ที่บริเวณฝั่งโรเซอรั ธ ตำแหน่ง P1 และ P2 จะพบเห็นความกดแกว่งของความดัน เนื่องจากในบริเวณนี้เป็นบริเวณที่ช่วงการไหลเป็นแบบพองแก๊ส ที่ตำแหน่ง P1 ความดันมีค่าสูงที่สุดในระบบ เพราะที่จุดนี้จะได้รับทั้งความดันจากแก๊สป้อนเข้าและความดันเนื่องจากการเคลื่อนที่ของของแข็งที่ป้อนกลับมาจากท่อดาวน์คัมเมอร์ ความดันจะมีค่าลดลงตามความสูงของท่อโรเซอรัที่เพิ่มขึ้น และมีค่าต่ำที่สุดที่ตำแหน่ง P4 เนื่องจากเป็นทางออกของแก๊ส

4.1.1 การทดสอบความเป็นอิสระของช่องการคำนวณ

เพื่อเป็นการยืนยันว่าผลตอบที่ได้จากการคำนวณเป็นอิสระต่อขนาดของช่องการคำนวณ การทดสอบจะทำโดยการเพิ่มจำนวนช่องการคำนวณในระบบขึ้นเรื่อยๆ จนผลตอบที่ได้จากการจำลองเป็นไม่ขึ้นกับขนาดของช่องการคำนวณแล้ว ในงานวิจัยนี้ทำการเพิ่มจำนวนช่องการคำนวณในระบบเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ได้เป็น 7450 6211 5257 และ 4712 ช่องการคำนวณ



รูปที่ 4.3 ความดันตามแนวแกนของท่อโรเซอรั ที่เวลาเฉลี่ย 30-50 วินาที



รูปที่ 4.4 ความดันเฉลี่ยตลอดทั้งไรเซอร์ที่เวลา 30-50 วินาที

จากรูปที่ 4.3 ค่าความดันที่ได้จากการจำลองในทุกกรณีให้แนวโน้มที่คล้ายคลึงกันคือ ความดันมีค่าลดลงตามความสูงของท่อไรเซอร์ที่เพิ่มขึ้น จากรูปที่ 4.3 และ 4.4 ในกรณีที่ช่องการคำนวณเท่ากับ 4712 ช่องการคำนวณ ซึ่งเป็นกรณีที่มีช่องการคำนวณน้อยที่สุดพบว่าผลตอบที่ได้มีค่าเพียงเบนออกมาจากกรณีอื่นๆ แสดงว่าในกรณีนี้ความละเอียดของช่องการคำนวณยังไม่เพียงพอต่อการให้คำตอบที่เป็นอิสระ

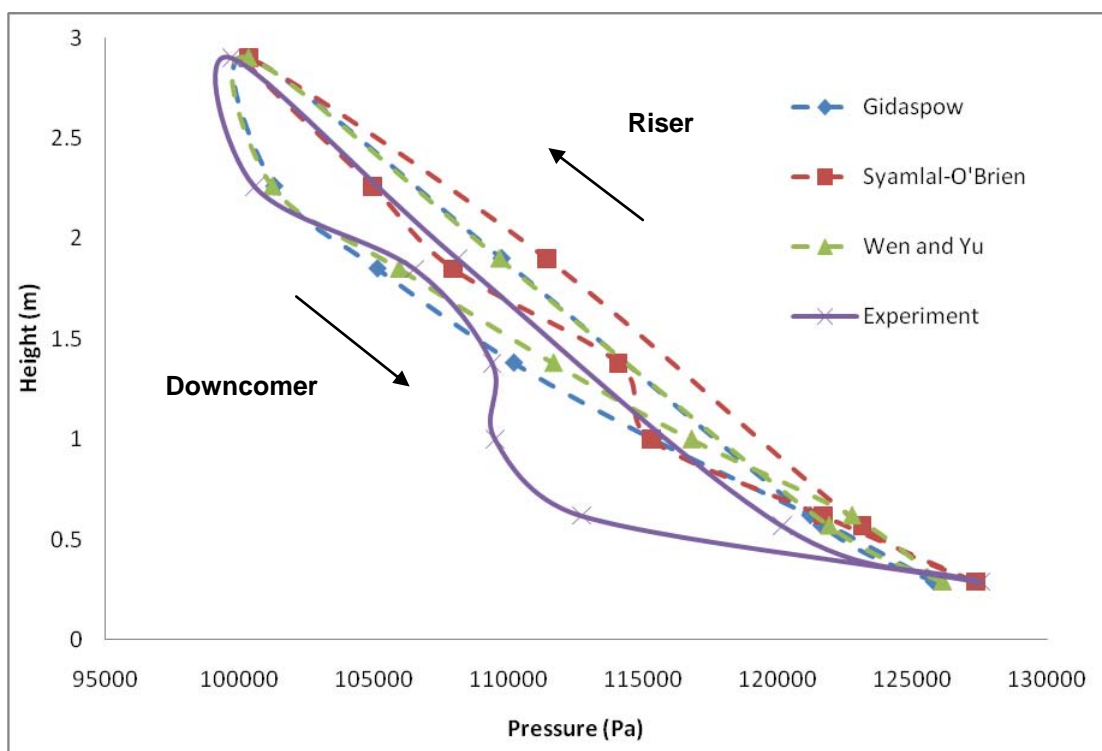
โดยทั่วไปการเพิ่มจำนวนช่องการคำนวณจะส่งผลต่อเวลาที่ใช้ในการคำนวณที่มากขึ้น ดังนั้นในการดำเนินงานวิจัยต่อไป จึงใช้จำนวนช่องการคำนวณเท่ากับ 6211 ช่อง ซึ่งมีความละเอียดเพียงพอและให้ผลตอบที่เป็นอิสระต่อขนาดของช่องการคำนวณแล้ว

4.2 การศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่

4.2.1 การศึกษารูปแบบความดันภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่

ในการศึกษาอุทกพลศาสตร์ของการไหลภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ อันดับแรกจะศึกษารูปแบบความดันภายในก่อน โดยจะทำการเปรียบเทียบผลจากการคำนวณกับผลการทดลอง

การแลกเปลี่ยนโมเมนต์ระหว่างวัฏภาคขึ้นอยู่กับแบบจำลอง Interphase exchange coefficients ในส่วนนี้จะทำการทดสอบแบบจำลองสมการแรงต้านทานการเคลื่อนที่ 3 แบบเปรียบเทียบกับผลการทดลองว่าผลที่ได้จากการจำลองด้วยสมการแรงต้านทานการเคลื่อนที่ชนิดใด ที่ให้ผลสอดคล้องกับผลการทดลองจริงมากที่สุด โดยแบบจำลองสมการแรงต้านทานการเคลื่อนที่ที่ใช้ ได้แก่ สมการแรงต้านทานการเคลื่อนที่ที่นำเสนอโดย Syamlal-O'Brien, Wen and Yu และ Gidaspow



รูปที่ 4.5 ผลการคำนวณวงความดันของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่ได้จากการเปลี่ยนแปลงสมการแรงต้านทานการเคลื่อนที่ เปรียบเทียบกับผลที่ได้จากการทดลองจริง

เมื่อนำค่าความดันที่ได้จากการคำนวณด้วยสมการแรงต้านทานการเคลื่อนที่ตำแหน่งต่างๆ มาเขียนกราฟในรูปของวงความดันจะได้ดังรูปที่ 4.5 ซึ่งแสดงให้เห็นความสัมพันธ์ระหว่างความสูงของระบบกับความดัน โดยในฝั่งไรเซอร์ความดันจะมีค่าลดลงตามความสูงที่เพิ่มขึ้น ความดันต่ำสุดของระบบอยู่ที่บริเวณทางออกของแก๊สเสียด้านบน และความดันจะมีค่ามากที่สุดที่ตำแหน่ง P1 เนื่องจากบริเวณนี้ได้รับความดันจากสองทาง คือความดันที่เกิดจากอากาศป้อนเข้าปฏิกิริยาและความดันที่เกิดจากการเคลื่อนที่ของของแข็ง ซึ่งเป็นจุดที่ของแข็งถูกป้อนกลับเข้าสู่

ด้านไรเซอร์อีกครั้ง อย่างไรก็ตามจะเห็นว่าผลของความดันที่ได้จากการจำลองมีค่าสูงกว่าความดันจากการทดลองจริง ซึ่งอาจเป็นผลมาจากอัตราการไหลวนของของแข็งในการจำลองมีมากกว่าในการทดลองจริง ทำให้ระบบโดยรวมของการจำลองทั้ง 3 กรณีมีค่ามากกว่าการทดลองจริง เมื่อเปรียบเทียบผลการคำนวณที่ได้จากสมการแรงต้านทานการเคลื่อนที่ที่แตกต่างกันพบว่าผลของความดันที่ได้จากการคำนวณด้วยสมการแรงต้านทานการเคลื่อนที่ของ Syamlal - O'Brien ให้ผลที่เบี่ยงเบนออกไปจากกรณีอื่นๆ ที่เป็นเช่นนี้เพราะ สมการแรงต้านทานการเคลื่อนที่ที่นำเสนอโดย Syamlal - O'Brien ใช้ drag function ที่แตกต่างจากของ Gidapow และ Wen and Yu ซึ่งพิสูจน์มาจากผลการทดลองของ (Dalla Valle, 1948) ในขณะที่สมการแรงต้านทานการเคลื่อนที่ของ Gidaspow และ Wen and Yu ให้ผลการจำลองมีค่าใกล้เคียงกันเนื่องจากใช้ค่า drag function เหมือนกัน สำหรับฝั่งดาวนั้คัมเมอร์ผลการทำนายที่ใช้แบบจำลองของ Gidaspow จะให้ผลการทำนายที่ใกล้เคียงกับผลการทดลองจริงมากกว่า Wen and Yu เนื่องจากแบบจำลองของ Gidaspow เป็นการรวมสมการ Wen and Yu และสมการของ Ergun เข้าด้วยกัน ซึ่งสมการของ Ergun พิสูจน์มาจากผลการทดลองในระบบ Fixed bed จึงมีความเหมาะสมในการให้ค่าทำนายในระบบที่เป็นฟลูอิไดซ์หนาแน่น (Dense Fluidized beds) ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าผลการทำนายโดยใช้สมการแรงต้านทานการเคลื่อนที่ของ Gidaspow มีความเหมาะสมและให้ผลที่สอดคล้องกับผลการทดลองจริง

เมื่อพิจารณาดุลความดันรอบวงความดันในระบบเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู ตามรูปที่ 4.6 ซึ่งความดันลดในทั้งสองด้านจะต้องได้ดุลกันหรือผลรวมของความดันลดทั้งระบบจะมีค่าเป็นศูนย์ (Basu, P., 2006)

$$(P_1-P_2) + (P_2-P_3) + (P_3-P_4) + (P_4-P_5) + (P_5-P_6) + (P_6-P_7) + (P_7-P_8) + (P_8-P_1) = 0 \quad (4.1)$$

สมการที่ 4.1 คือดุลความดันของทั้งระบบเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูที่ใช้ในงานวิจัย โดยที่ (P_1-P_2) คือความดันลดคร่อมระหว่างจุดป้อนอากาศเข้าปฐมภูมิกับทุติยภูมิ (P_2-P_3) คือความดันลดคร่อมระหว่างจุดป้อนอากาศเข้าทุติยภูมิกับท่อไรเซอร์ (P_3-P_4) คือความดันลดคร่อมระหว่างท่อไรเซอร์กับทางออกแก๊สเสีย (P_4-P_5) คือความดันลดคร่อมระหว่างทางออกแก๊สเสียกับท่อเชื่อมไรเซอร์และดาวนั้คัมเมอร์ (P_5-P_6) คือความดันลดคร่อมระหว่างท่อเชื่อมไรเซอร์และดาวนั้คัมเมอร์กับทางออกผลิตภัณฑ์แก๊ส

(P_6-P_7) คือความดันลดคร่อมระหว่างทางออกผลิตภัณฑ์แก๊สและบริเวณผลิตแก๊ส

(P_7-P_8) คือความดันลดคร่อมระหว่างบริเวณผลิตแก๊สและท่อป้อนกลับ

(P_8-P_1) คือความดันลดคร่อมระหว่างท่อป้อนกลับกับไรเซอร์

เมื่อการทดสอบความดันที่ได้จากการจำลองถูกต้องและสอดคล้องกับผลการทดลองแล้ว จะทำการศึกษาช่วงการไหลภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ต่อไป

4.2.2 การศึกษาช่วงการไหลในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่

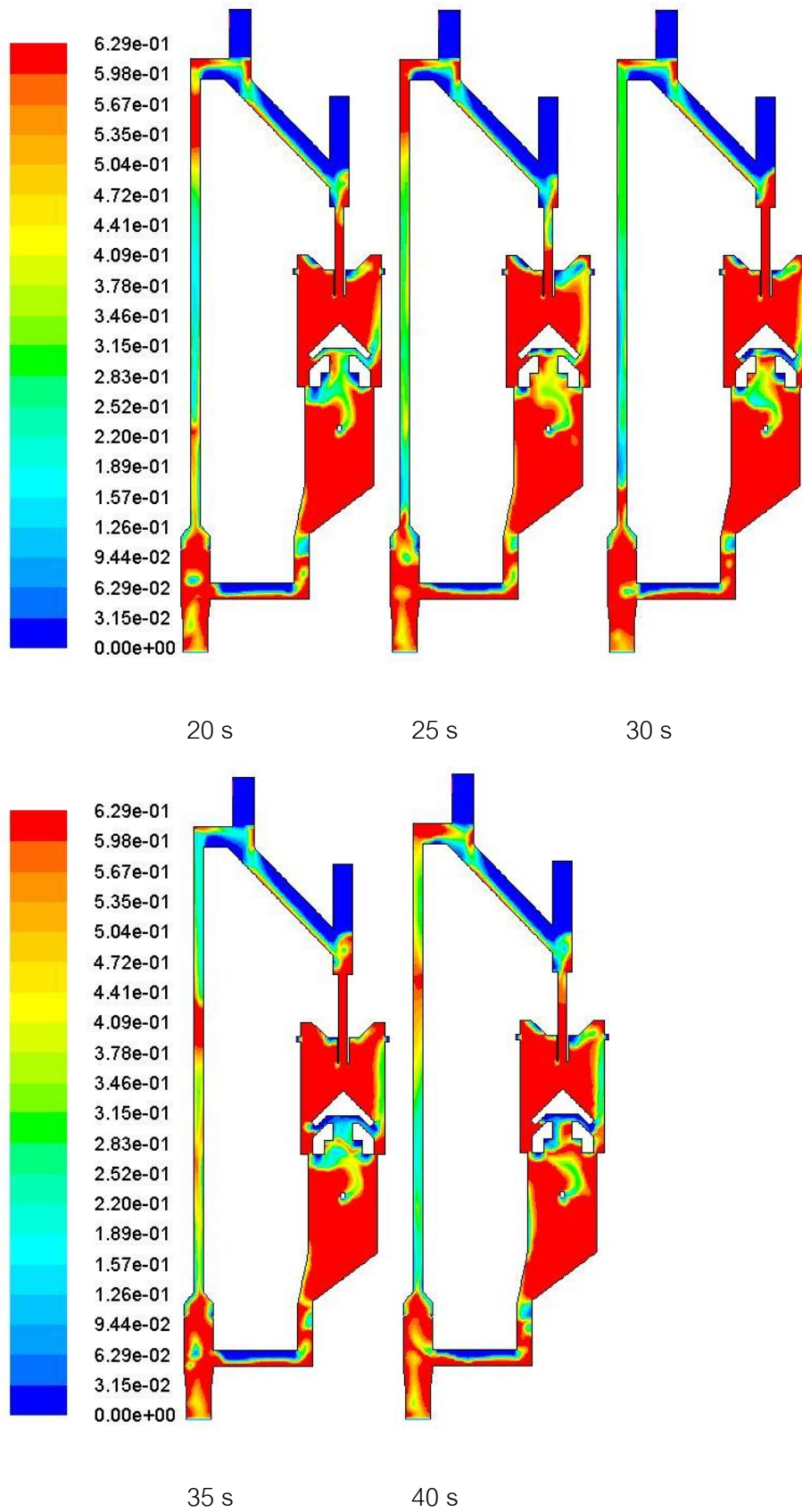
หลังจากทำการศึกษาผลของรูปแบบความดันภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่แล้ว จะทำการศึกษาพฤติกรรมการไหลและปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ เพื่อความเข้าใจภาวะที่เกิดขึ้นภายในได้อย่างชัดเจน ผลจากการจำลอง แสดงได้ในรูปแบบของคอนทัวร์ของสัดส่วนปริมาตรของแข็ง (Contours of Solid Volume Fraction) ดังรูปที่ 4.6 ซึ่งสีแดงแทนสัดส่วนปริมาตรของแข็งมาก และสีน้ำเงินแทนสัดส่วนปริมาตรของแข็งน้อย พบว่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งจะเกาะกลุ่มกันเป็นช่วงๆ โดยจะมีแก๊สและของแข็งไหลไม่สม่ำเสมอภายในไรเซอร์ของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ซึ่งเกิดการแยกชั้นกันระหว่างแก๊ส และของแข็ง สังเกตได้จากภาพคอนทัวร์ที่แสดงให้เห็นถึงช่วงการไหลภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่เป็นช่วงการไหลแบบสลัก (Slugging flow) ตามการจำแนกช่วงการไหลสำหรับฟลูอิดเบดแบบแก๊สและของแข็งของ (Grace J. R., 1997) ซึ่งผลที่ได้นี้สอดคล้องกับแผนภาพช่วงการไหลทั่วไป (General flow regime diagram; Grace J. R., 1986) แสดงดังรูปที่ 4.8 โดยอาศัยการคำนวณค่าขนาดอนุภาคของแข็งไร้หน่วย (a dimensionless particle size : d^*) และความเร็วของแก๊สไร้หน่วย (a dimensionless gas velocity : u^*) ดังสมการที่ 4.2 และ 4.3

ขนาดอนุภาคไร้หน่วย

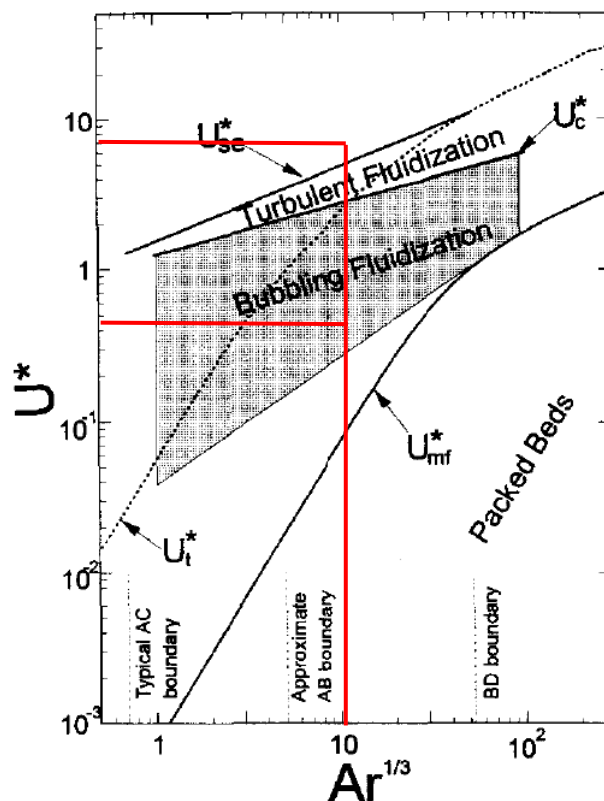
$$d^* = d_p \left[\frac{\rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \right]^{1/3} \quad (4.2)$$

ความเร็วแก๊สไร้หน่วย

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

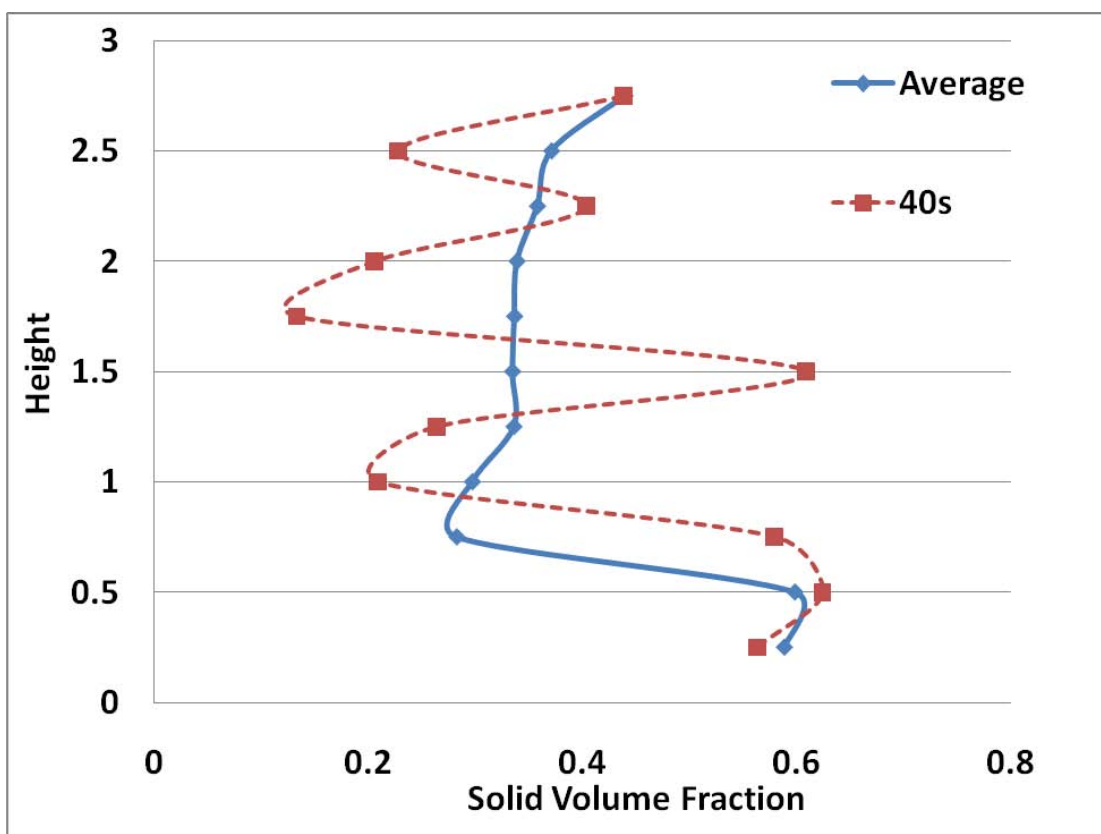


รูปที่ 4.6 คอนทัวร์สัณฐานปริมาณของของแข็งที่ได้จากการจำลองที่เวลาต่างๆ



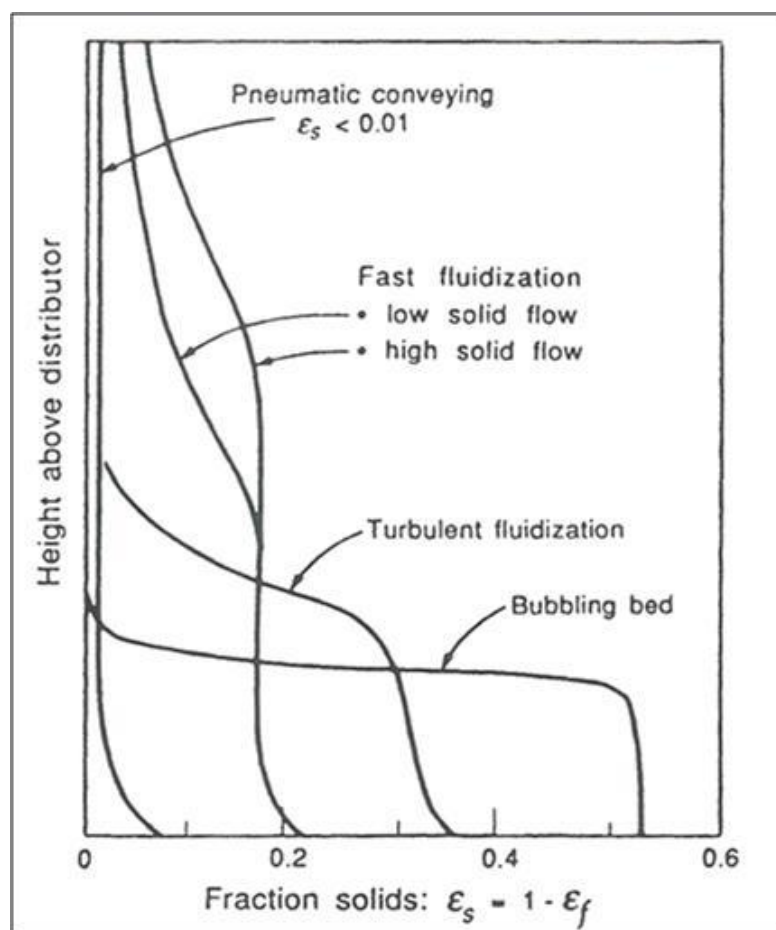
รูปที่ 4.7 แผนภาพขอบเขตฟลูอิดไดเซชัน (General flow regime diagram; Grace, J. R., 1986)

จากแผนภาพรูปที่ 4.7 แสดงขอบเขตฟลูอิดไดเซชันและการจำแนกขนาดอนุภาคด้วยวิธีของ Geldart ตามขนาดของอนุภาคของแข็งไร้หน่วย พบว่าภาวะดำเนินการภายในเครื่องปฏิกรณ์บริเวณอากาศป้อนเข้าปฐมภูมิช่วงการไหลจะเป็นแบบฟองแก๊ส และบริเวณอากาศป้อนเข้าทุติยภูมิ ช่วงการไหลเป็นแบบฟลูอิดไดเซชันความเร็วสูง ขนาดอนุภาคไร้หน่วยตกอยู่ในกลุ่มอนุภาค Geldart B ซึ่งในงานวิจัยนี้ ภาพคอนทราสต์สัดส่วนปริมาตรของแข็งแสดงให้เห็นช่วงการไหลในท่อโรเตอร์เป็นแบบสลัก เนื่องด้วยช่วงการไหลด้านล่างของท่อโรเตอร์เป็นแบบฟองแก๊ส ซึ่งฟองแก๊สจะรวมตัวกันและเคลื่อนที่ขึ้นผ่านชั้นเบด จนถึงบริเวณที่มีการป้อนอากาศทุติยภูมิ ท่อโรเตอร์จะมีเส้นผ่านศูนย์กลางลดลง จนทำให้ฟองแก๊สที่ลอยขึ้นมาขยายตัวขึ้นจนเต็มหน้าตัดของท่อ ฟองแก๊สจึงแยกของแข็งออกเป็นชั้นๆ จึงเรียกช่วงการไหลแบบนี้ว่าสลัก ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นนี้ทำให้ของแข็งมีความหนาแน่นไม่สม่ำเสมอตามแนวแกน ซึ่งสอดคล้องกับกราฟสัดส่วนปริมาตรของของแข็งตามแนวแกนของท่อโรเตอร์คู่ ดังแสดงได้ดังรูปที่ 4.8



รูปที่ 4.8 ความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วนปริมาตรของแข็งและความสูงของโรเซออร์
ที่เวลา 40 และ เฉลี่ยตั้งแต่วินาทีที่ 30-50

พิจารณาสัดส่วนปริมาตรของของแข็งตามแนวแกนของท่อโรเซออร์ของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่เวลา 40 และเฉลี่ยตั้งแต่ 30-50 วินาที ซึ่งระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวแล้ว ตามรูปที่ 4.8 บริเวณที่มีสัดส่วนปริมาตรของแข็งหนาแน่นมาก จะเกิดขึ้นที่บริเวณด้านล่างของท่อโรเซออร์เป็นผลเนื่องจากตรงบริเวณนี้เป็นส่วนเชื่อมต่อกับท่อโรเซออร์กับดาวนคัมเมอร์ ซึ่งเป็นทางป้อนของของแข็งกลับจากดาวนคัมเมอร์ จึงมีการสะสมของของแข็งตรงบริเวณนี้ ทำให้บริเวณนี้มีสัดส่วนปริมาตรของของแข็งสูง โดยมีสัดส่วนปริมาตรของแข็งประมาณ 0.6 จากนั้นสัดส่วนปริมาตรของแข็งจะลดลงอย่างทันทีที่บริเวณทางป้อนเข้าของอากาศทุติยภูมิ ต่อจากนั้นของแข็งจะสะสมเพิ่มขึ้นตามความสูงของท่อโรเซออร์ และจะไปหนาแน่นมากที่บริเวณทางเชื่อมระหว่างทางออกของท่อโรเซออร์ที่เชื่อมสู่ท่อดาวนคัมเมอร์ เนื่องจากอนุภาคของแข็งบางส่วนจะมีการชนผนังด้านบนและตกกลับลงมา จึงทำให้ของแข็งสะสมมากขึ้นที่บริเวณนี้

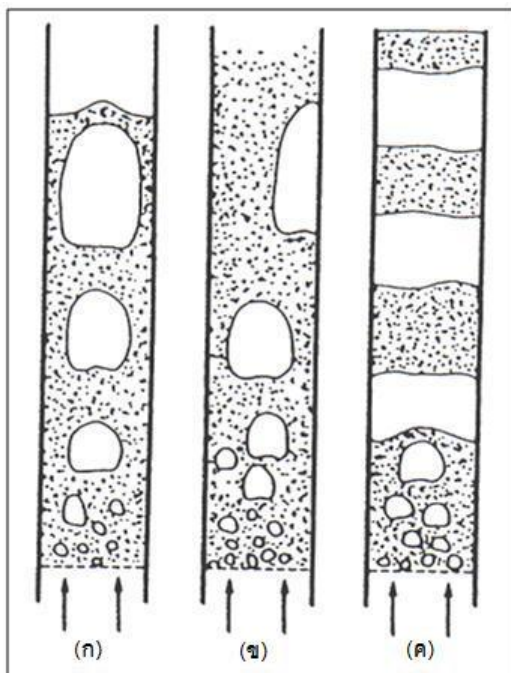


รูปที่ 4.9 รูปแบบการกระจายตัวของสัดส่วนปริมาตรของของแข็งตามแนวแกน และช่วงการไหลของฟลูอิดไดเซชันของ Kunii และ Levenspiel (1991)

รูปแบบการไหลที่ได้สอดคล้องกับรูปแบบการกระจายตัวของสัดส่วนปริมาตรของของแข็งตามแนวแกนและช่วงการไหลของฟลูอิดไดเซชันของ Kunii และ Levenspiel (1991) ดังรูปที่ 4.9 แสดงรูปแบบสัดส่วนปริมาตรของของแข็งในแต่ละช่วงการไหล โดยแสดงรูปแบบฟลูอิดไดเซชันแบบการขนส่งด้วยลม (Pneumatic Transport) มีสัดส่วนปริมาตรของแข็งน้อยกว่า 0.01 รูปแบบฟลูอิดไดเซชันความเร็วสูง (Fast Fluidization) ที่มีทั้งแบบการไหลของของแข็งต่ำและสูง ช่วงการไหลแบบปั่นป่วน (Turbulent Fluidization) และช่วงการไหลแบบฟองแก๊ส (Bubbling Fluidized Bed) ในรูปไม่ได้แสดงช่วงการไหลแบบสลัก แต่เนื่องจากช่วงการไหลแบบสลักจะอยู่ระหว่างเบดแบบฟองแก๊ส (Bubbling Fluidized Bed) และเบดแบบความเร็วสูง (Fast Fluidized Bed) ตามช่วงการไหลสำหรับฟลูอิดไดซ์เบดแก๊ส-ของแข็ง (Grace, J. R., 1997) ดังนั้นเราจึงสามารถที่จะเปรียบเทียบสัดส่วนปริมาตรของของแข็งตามแนวแกนได้ ซึ่งผลที่ได้มีแนวโน้มสอดคล้องกับผลของ

Kunii และ Levenspiel คือสัดส่วนปริมาตรของแข็งจากการจำลองภาวะ (รูปที่ 4.8) ที่บริเวณหนาแน่น (Dense bed) จะมีค่าสัดส่วนปริมาตรของแข็งโดยเฉลี่ยเท่ากับ 0.6 ในบริเวณด้านล่างไรเซอร์และสัดส่วนปริมาตรของแข็งบริเวณเบดเบาบางเฉลี่ยเท่ากับ 0.3 ในบริเวณด้านบนของไรเซอร์

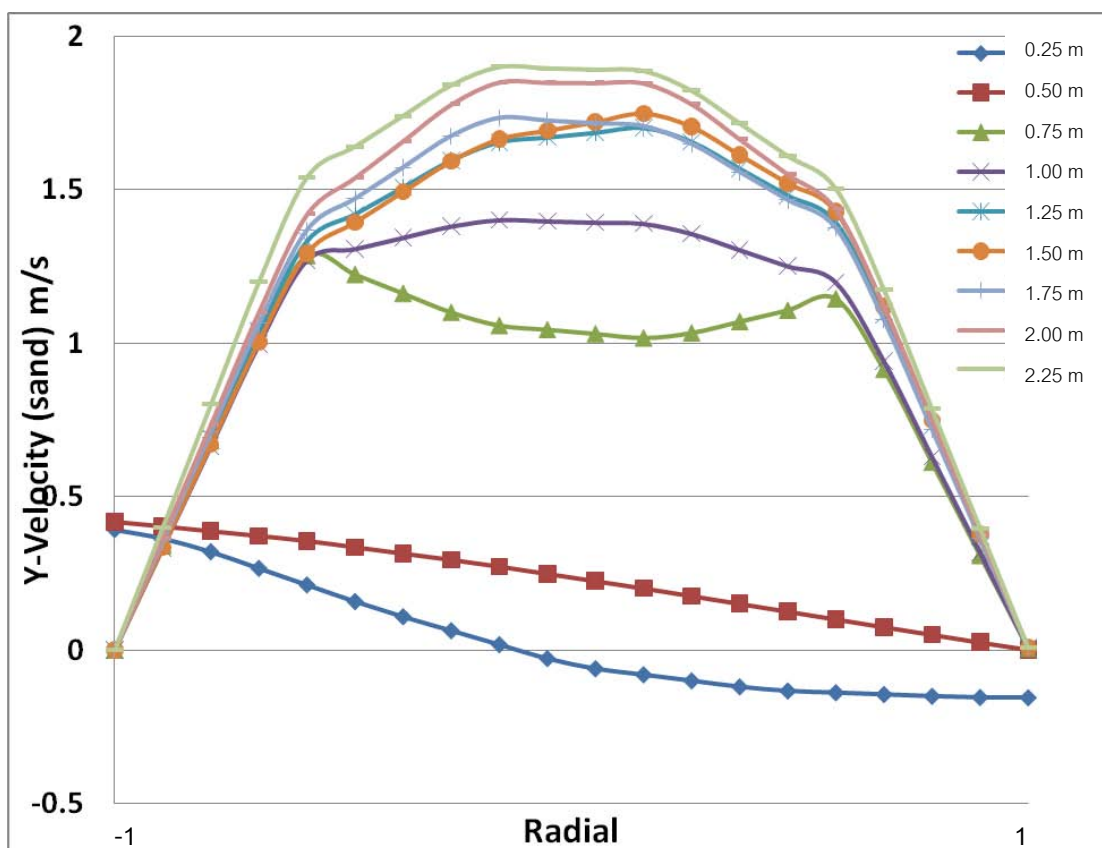
เมื่อทำการพิจารณาชนิดของช่วงการไหลแบบสลักในฟลูอิดไคด์เบด สามารถแบ่งเป็น 3 ชนิด ตาม Clift และ Grace (1985) รูปที่ 4.10 (ก) แสดงช่วงการไหลแบบสลักแนวแกน (Axial slugs) เกิดเนื่องจากอนุภาคมีขนาดเล็กและเรียบ รูปที่ 4.10 (ข) แสดงช่วงการไหลแบบสลักที่ผนัง (Wall slugs) เกิดเนื่องจากอนุภาคมีขนาดเล็ก และขรุขระ รูปที่ 4.10 (ค) แสดงช่วงการไหลแบบสลักราบเรียบ (Flat slugs) เกิดเนื่องจากอนุภาคมีขนาดจัดอยู่ใน Geldart B ตามการจำแนกกลุ่มของของแข็งโดยวิธีของ Geldart (Grace, J. R., 1997) ซึ่งในงานวิจัยนี้ช่วงการไหลจะเป็นแบบสลักราบเรียบ เพราะว่าเมื่อเราพิจารณาคอนทิวรัลของสัดส่วนของของแข็งตามรูปที่ 4.7 พบว่าช่วงการไหลจะเกิดการแยกชั้นระหว่างแก๊สและของแข็ง โดยอนุภาคของแข็งในงานวิจัยนี้อยู่ใน Geldart B ด้วยจึงสอดคล้องกับรูปที่ 4.10 (ค)



รูปที่ 4.10 ชนิดของช่วงการไหลแบบสลักในฟลูอิดไคด์เบด (ก) ช่วงการไหลแบบสลักแนวแกน (Axial slugs) (ข) ช่วงการไหลแบบสลักที่ผนัง (Wall slugs) และ (ค) ช่วงการไหลแบบสลักราบเรียบ (Flat slugs)

4.2.3 การศึกษาความเร็วของของแข็งตามความสูงของท่อโรเซออร์

จากการศึกษาช่วงการไหลภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่สรุปได้ว่าช่วงการไหลภายในท่อโรเซออร์ของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่เป็นแบบสลักราบเรียบ (Flat slug) จากนั้นทำการศึกษารูปแบบความเร็วของของแข็งตามความสูงของโรเซออร์ แสดงดังรูปที่ 4.13

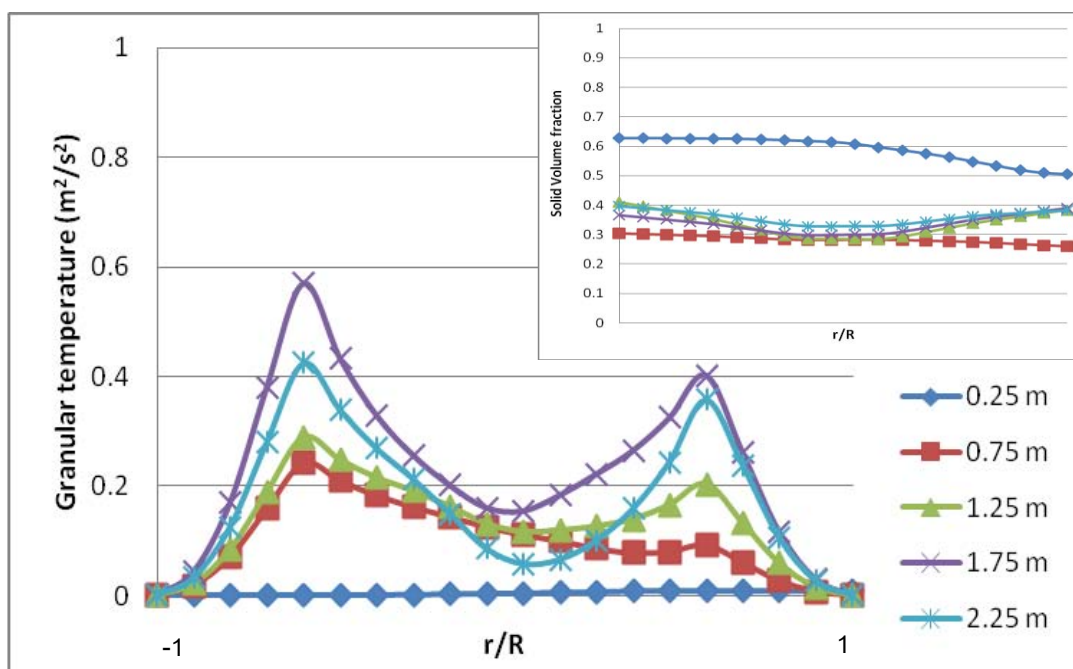


รูปที่ 4.11 ความเร็วของของแข็งในทิศทางตั้งฉาก ตามความสูงของโรเซออร์

จากรูปที่ 4.13 แสดงความเร็วในทิศตั้งฉากเฉลี่ยที่เวลา 30-50 วินาที พบว่าบริเวณด้านล่างของท่อโรเซออร์ (ความสูง 0.25 เมตร) ด้านขวาของท่อโรเซออร์ที่มีการเชื่อมต่อกับท่อป้อนกลับจากดาวนัคัมเมอร์ ความเร็วของของแข็งมีค่าติดลบซึ่งแสดงให้เห็นการกลับทิศของความเร็วของของแข็ง ดังนั้นในบริเวณนี้ของแข็งจะมีการเคลื่อนที่ลง ความเร็วของของแข็งจะเพิ่มขึ้นอย่างกะทันหันที่บริเวณเหนือจุดป้อนอากาศเข้าทุติยภูมิ (0.75 เมตร) และกำลังพัฒนาเข้าสู่ภาวะพัฒนาเต็มขั้น ที่ความสูง 1.25 เมตร ระบบจะเข้าสู่ภาวะพัฒนาเต็มขั้น หลังจากนั้นความเร็วของของแข็งจะมีแนวโน้มที่ใกล้เคียงกันตลอดทั้งโรเซออร์ ที่บริเวณผนังความเร็วเฉลี่ยของอนุภาคของแข็งจะมีค่าเท่ากับศูนย์

4.2.4. การศึกษา Granular temperature

Granular temperature คือ ตัวแปรทางจลนพลศาสตร์ตัวหนึ่ง ที่อธิบายถึงพลังงานจลน์ของอนุภาคของแข็ง ซึ่งเป็นสัดส่วนโดยตรงกับพลังงานกวัดแกว่งของการเคลื่อนที่แบบสุ่มของอนุภาคของแข็ง รูปที่ 4.12 แสดง Granular temperature ตามแนวรัศมีที่ความสูงต่างๆในท่อโรเตอร์ เนื่องจากรูปแบบการไหลในท่อโรเตอร์เป็นการไหลแบบสลัก ซึ่งของแข็งจะรวมกลุ่มกันเป็นก้อน Granular temperature ตามแนวรัศมีจึงมีค่าน้อยและค่อนข้างคงที่ เพราะความสม่ำเสมอของของแข็งตามแนวรัศมี และความกวัดแกว่งของความเร็วของแข็งมีค่าน้อย ซึ่งสอดคล้องกับผลของสัดส่วนปริมาตรของแข็ง



รูปที่ 4.12 Granular temperature ตามแนวรัศมีที่ความสูงต่างๆของท่อโรเตอร์

4.3 ผลการจำลองภาวะไหลแบบจำลองการไหลของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมี

การจำลองภาวะในส่วนที่สองจะทำการจำลองภาวะภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมีเพื่อทำนายองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊ส โดยใช้ตัวแปรทางการจำลองและเงื่อนไขของแบบจำลองการไหลของเครื่องเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่พัฒนาขึ้นในงานวิจัยส่วนแรกคือ เลือกแบบจำลองการไหลแบบราบเรียบ บริเวณผนังความเร็วในแนวสัมผัสและความเร็วในแนวปกติของแก๊สกำหนดให้มีค่าเท่ากับศูนย์ (Non-slip condition) เป็นต้น ดังกล่าวมาแล้วในบทที่ 3 และนำมาเพิ่มชุดสมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีในแบบจำลองเพื่อทำนายองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้ โดยจะทำการเปรียบเทียบร้อยละโดยโมลขององค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากการจำลองภาวะด้วยโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 กับผลที่ได้จากการทดลองในห้องปฏิบัติการจริง เพื่อตรวจสอบความถูกต้องและพัฒนาแบบจำลองให้สามารถทำนายองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สให้ได้ผลสอดคล้องกับผลการทดลองต่อไปได้

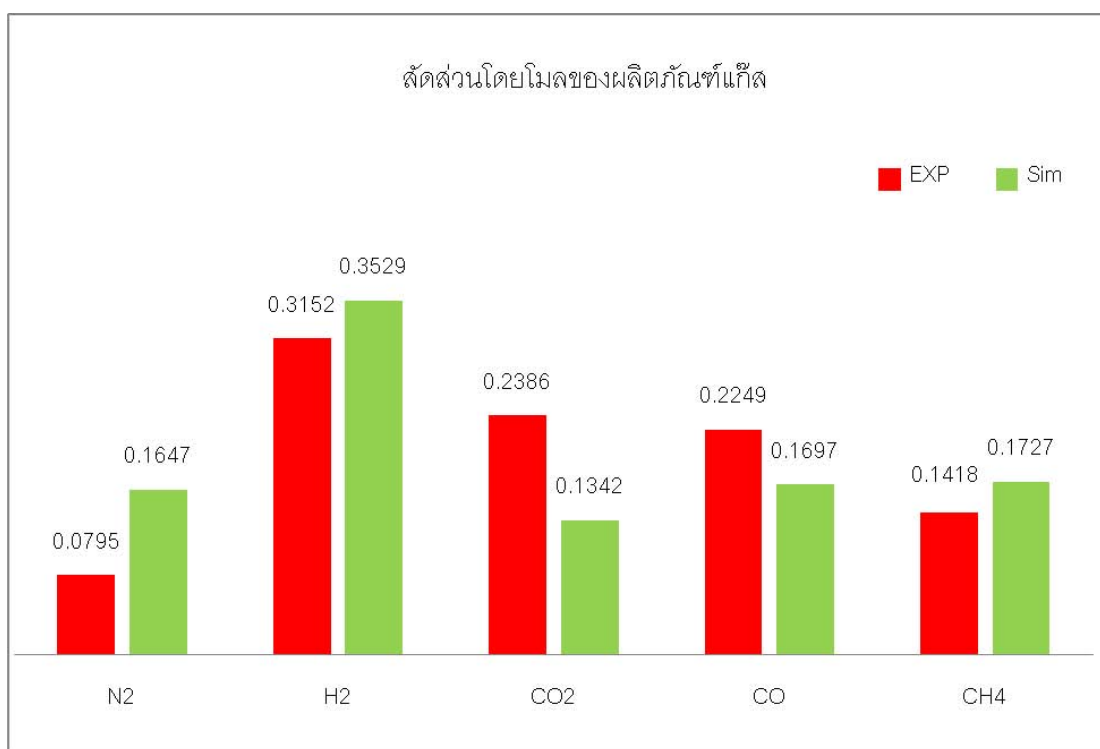
4.3.1 การศึกษาองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี

การศึกษาในส่วนที่สองทำการพิจารณาองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากกระบวนการเผาไหม้และกระบวนการแกซิฟิเคชันภายในเครื่องเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่จากการจำลองภาวะเปรียบเทียบกับผลการทดลอง โดยบริเวณที่ทำการพิจารณาองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สคือ ส่วนผลิตแก๊สหรือบริเวณท่อดาร์วินคัมเมอร์

ผลจากการจำลองภาวะภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่เมื่อระบบเข้าสู่ภาวะคงตัวที่เวลา 40 ถึง 60 วินาที ทำการพิจารณาองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากการจำลองภาวะเปรียบเทียบกับผลการทดลองแสดงดังตารางที่ 4.2 และรูปที่ 4.13

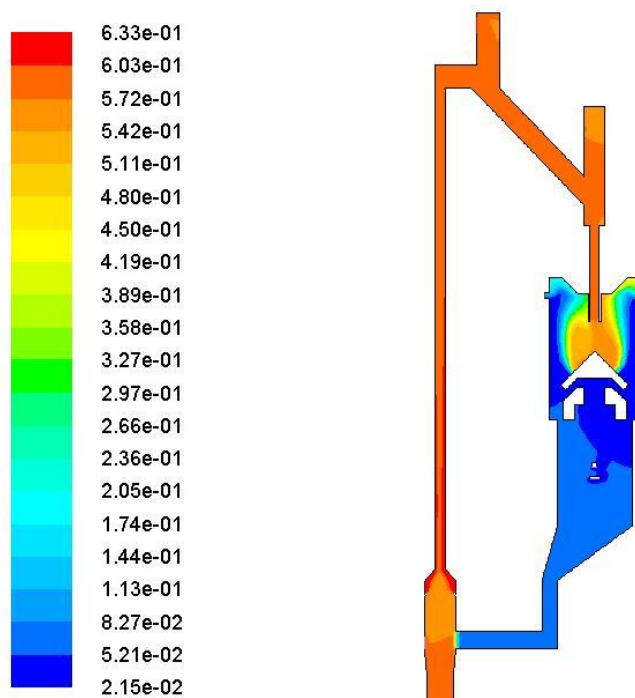
ตารางที่ 4.2 ผลขององค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากผลการทดลองและการจำลองภาวะ

องค์ประกอบแก๊ส	สัดส่วนโดยโมลจาก การทดลองจริง	สัดส่วนโดยโมลจาก การจำลอง
CO ₂	0.2386	0.1342
CO	0.2249	0.1697
H ₂	0.3152	0.3529
CH ₄	0.1418	0.1727



รูปที่ 4.13 องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากการจำลองภาวะและผลการทดลองภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่

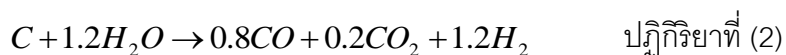
จากตารางที่ 4.2 และรูปที่ 4.13 แสดงสัดส่วนโดยโมลขององค์ประกอบแก๊สที่ได้ พบว่า แก๊สไนโตรเจนที่ได้จากการจำลองมีสัดส่วนโดยโมลสูงกว่าการทดลองจริง ซึ่งแก๊สไนโตรเจนไม่มีการป้อนเข้าในบริเวณผลิตแก๊สและไม่มีส่วนเกี่ยวข้องในการเกิดปฏิกิริยาเคมี เมื่อพิจารณารูปที่ 4.14 แสดงรูปคอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สไนโตรเจนในระบบเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ พบว่า แก๊สไนโตรเจนจะมีปริมาณมากทางฝั่งไรเซอร์เนื่องจากการป้อนอากาศเข้าทางด้านไรเซอร์ ในห้องปฏิบัติการจริงบริเวณทางออกของแก๊สเสียจะมีการติดตั้งตัวดูดอากาศทางด้านบน ทำให้ปริมาณของไนโตรเจนที่ไหลเข้าไปในส่วนผลิตแก๊สมีปริมาณน้อยมาก แต่ในแบบจำลองที่พัฒนาขึ้นอาจมีการดึงแก๊สออกไม่เพียงพอจึงยังมีปริมาณแก๊สไนโตรเจนไหลปะปนเข้าสู่บริเวณผลิตแก๊สได้



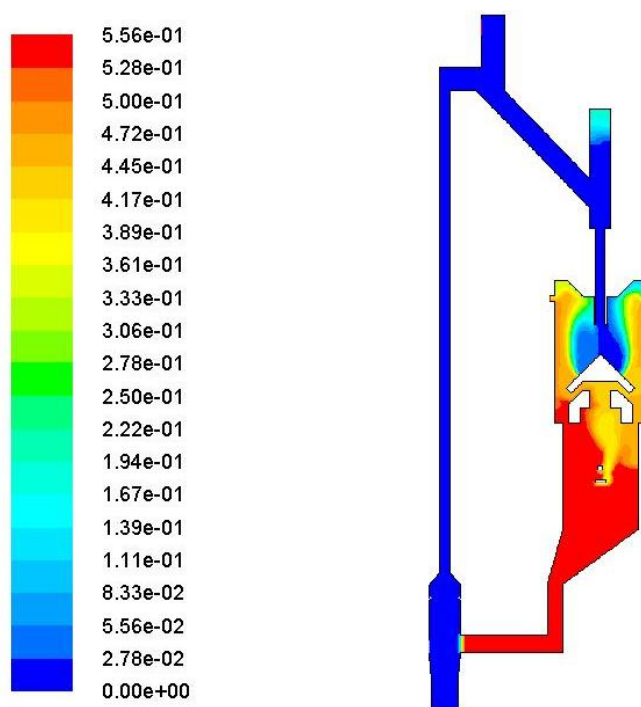
Contours of Mole fraction of n2 (air) (Time=6.0000e+01)

รูปที่ 4.14 รูปคอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สไนโตรเจนในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่

พิจารณาสัดส่วนโดยโมลของแก๊สไฮโดรเจนและมีเทน พบว่าผลที่ได้จากการจำลองให้ค่าสัดส่วนโดยโมลใกล้เคียงกับผลการทดลองจริง ซึ่งแก๊สไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นส่วนใหญ่ มาจากปฏิกิริยาการเปลี่ยนรูปด้วยน้ำดังสมการที่ 2, 5 และ 6 ปริมาณของแก๊สมีเทนที่เกิดขึ้น ขับเคลื่อนโดยสมการการผลิตมีเทน ดังสมการที่ 3

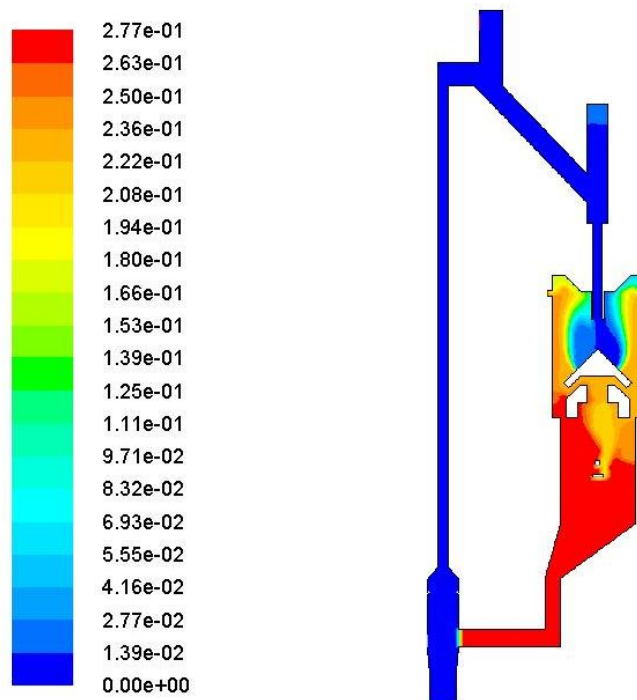


ซึ่งปฏิกิริยานี้จะเกิดขึ้นในบริเวณต่างๆดังแสดงได้ดังรูปที่ 4.15 ถึง รูปที่ 4.18



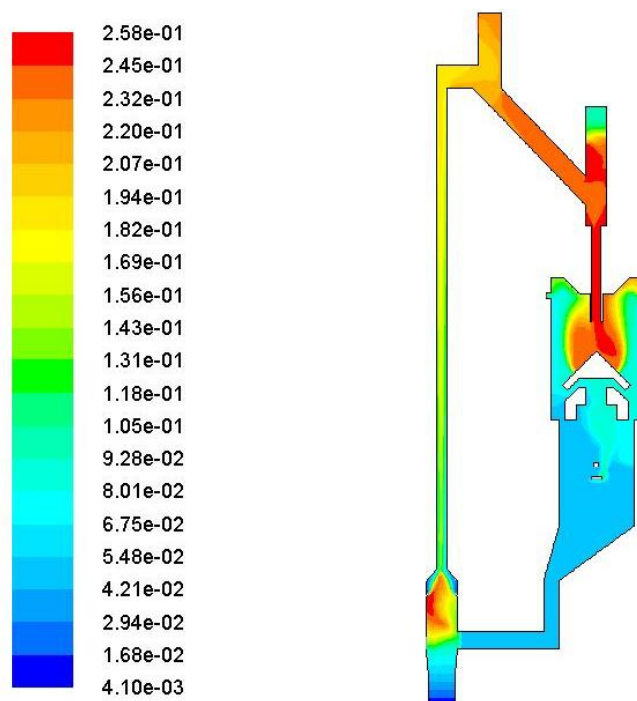
Contours of Mole fraction of h2 (air) (Time=6.0000e+01)

รูปที่ 4.15 รูปคอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สไฮโดรเจนในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่



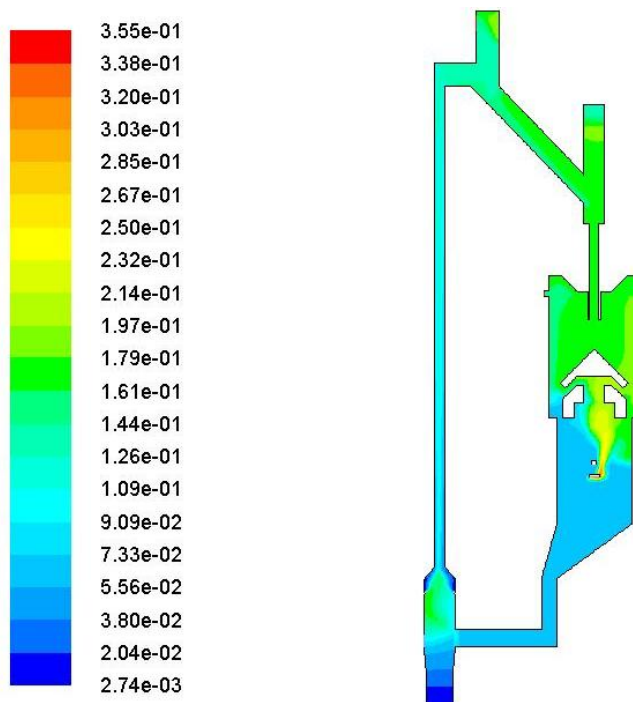
Contours of Mole fraction of ch4 (air) (Time=6.0000e+01)

รูปที่ 4.16 รูปคอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สมีเทนในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่



Contours of Mole fraction of co2 (air) (Time=6.0000e+01)

รูปที่ 4.17 รูปคอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่



Contours of Mole fraction of co (air) (Time=6.0000e+01)

รูปที่ 4.18 รูปคอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่

เมื่อเปรียบเทียบสัดส่วนโดยโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ พบว่าผลที่ได้จากการจำลองมีค่าน้อยกว่าผลที่ได้การทดลองจริงถึงร้อยละ 43.75 และ 24.54 ตามลำดับ เหตุที่เป็นเช่นนี้ เนื่องจากการกำหนดให้ชีวมวลป้อนเข้าเป็นเพียงคาร์บอนบริสุทธิ์ ซึ่งในความเป็นจริง ชีวมวลจะมีองค์ประกอบของออกซิเจนอยู่มาก โดยจะอยู่ในรูปของหมู่คาร์บอกซิลิก ดังนั้นในแบบจำลองนี้จึงเสมือนมีออกซิเจนในระบบน้อยกว่าความเป็นจริง

เนื่องจากผลจากการจำลององค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สไม่สอดคล้องกับผลการทดลองจริง โดยเฉพาะองค์ประกอบของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งสัดส่วนโดยโมลที่ได้จากการจำลองมีค่าน้อยมาก ดังนั้นจึงทำการปรับเงื่อนไขการจำลองกระบวนการใหม่ โดยตั้งสมมติฐานให้มีการป้อนออกซิเจนเข้ามาทางด้านดาวน์คัมเมอร์ ซึ่งพิจารณาอุณหภูมิละเอียดประกอบกับผลการวิเคราะห์ชีวมวลที่ใช้ในการทดลองจริงดังแสดงได้ในตารางที่ 4.3 และ 4.4

ตารางที่ 4.3 ผลการวิเคราะห์โดยประมาณ (proximate analysis) (รติ แสงบุญ, 2553)

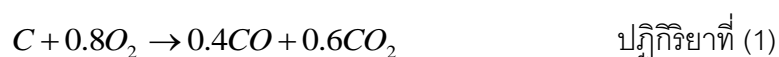
องค์ประกอบโดยประมาณ	ซีเลียม (ร้อยละโดยน้ำหนัก)
ความชื้น	9.10
สารระเหย	78.43
คาร์บอนคงตัว	8.51
เถ้า	3.96

ตารางที่ 4.4 ผลการวิเคราะห์โดยวิธีวิเคราะห์แยกธาตุ (ultimate analysis) (รติ แสงบุญ, 2553)

องค์ประกอบแบบแยกธาตุ	ซีเลียม (%daf)*
คาร์บอน	43.14
ไฮโดรเจน	5.07
ออกซิเจน	51.79
ไนโตรเจน	0.00

*daf = dry ash free

ผลที่ได้จากการจำลองสแดงดังตารางที่ 4.5 และรูปที่ 4.19 พบว่าเมื่อมีการป้อนออกซิเจนเพิ่มเข้าไปในระบบ ออกซิเจนที่มีการเพิ่มเข้ามาจะไปทำปฏิกิริยาเผาไหม้กับชีวมวลที่ถูกป้อนเข้ามา กลายเป็น แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ดังสมการที่ 1

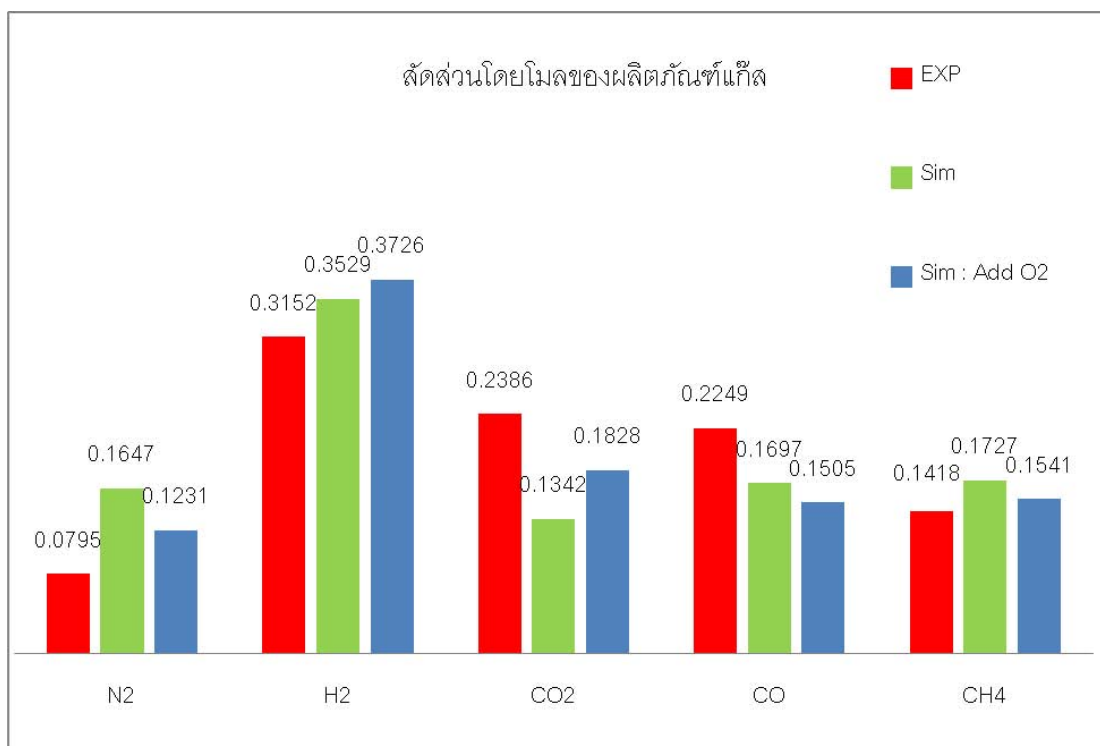


การที่สัดส่วนโดยโมลของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงจากในกรณีที่ไม่มี การเพิ่มเติมแก๊สออกซิเจนเข้าไปเนื่องจากออกซิเจนที่เพิ่มเติมเข้ามาจะไปทำปฏิกิริยาเผาไหม้คาร์บอนมอนอกไซด์ให้กลายเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ดังสมการที่ 4 ส่งผลให้สัดส่วนโดยโมลของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงและแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น



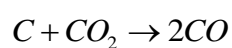
ตารางที่ 4.5 ผลขององค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากผลการทดลองและการจำลอง

องค์ประกอบ แก๊ส	สัดส่วนโดยโม ลจากการ ทดลองจริง	สัดส่วนโดยโม ลจากการ จำลอง	สัดส่วนโดยโม ลจากการ จำลองเมื่อมี การเพิ่ม O ₂	สัดส่วนโดยโม ลจากการ จำลองเมื่อมี การเพิ่ม ปฏิกิริยา Boudouard
CO ₂	0.2386	0.1342	0.1828	0.2051
CO	0.2249	0.1697	0.1505	0.1535
H ₂	0.3152	0.3529	0.3726	0.3178
CH ₄	0.1418	0.1727	0.1541	0.1206



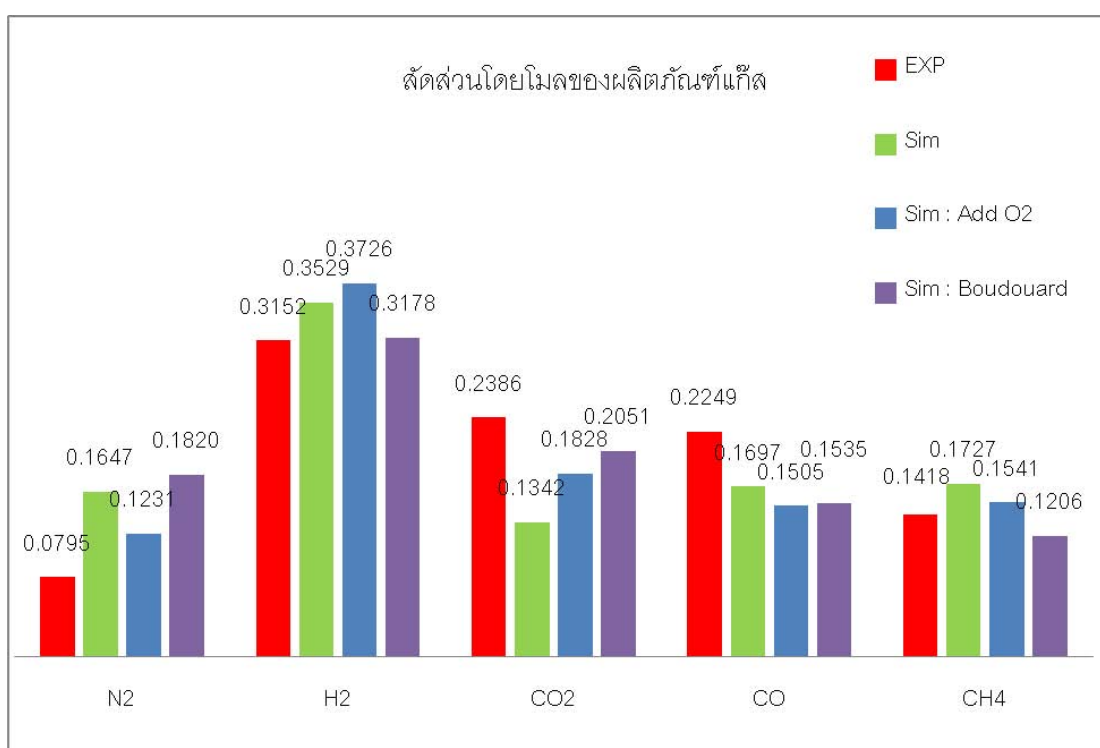
รูปที่ 4.19 องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากการจำลองภาวะและผลการทดลองภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่

การศึกษาในส่วนนี้ทำการศึกษาองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากการจำลอง โดยมีการเพิ่มเติมปฏิกิริยา Boudouard เข้าไป แสดงได้ดัง ปฏิกิริยาที่ (7)

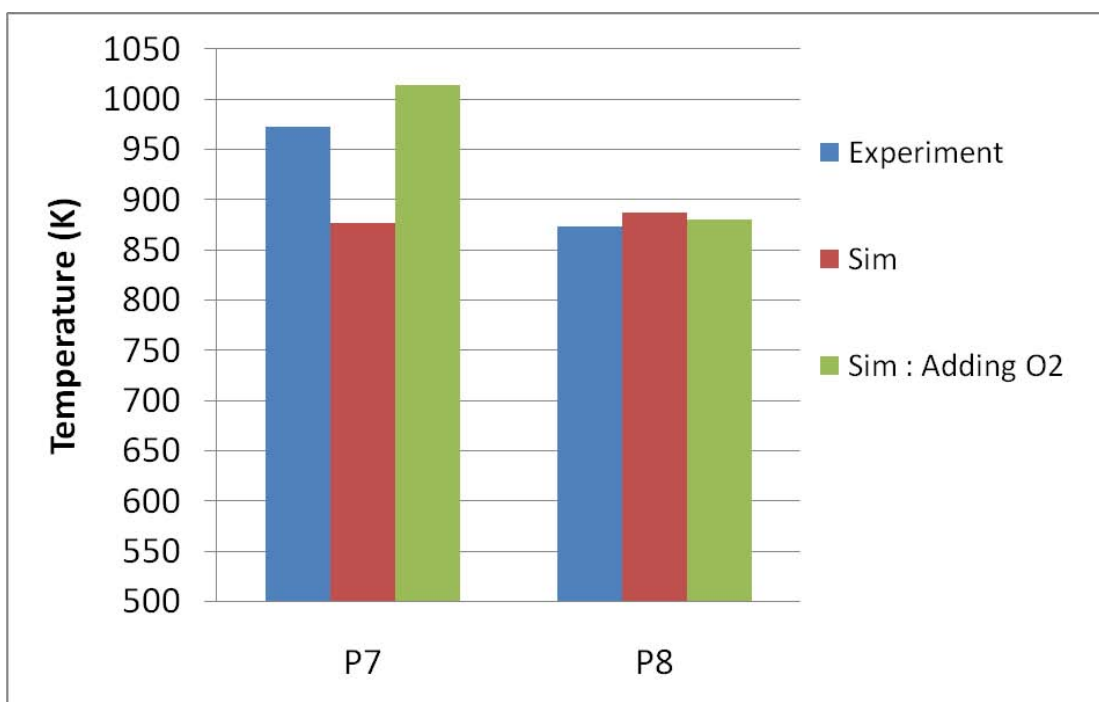


ปฏิกิริยาที่ (7)

ผลการจำลองแสดงได้ดังตารางที่ 4.5 และรูปที่ 4.20 เนื่องจากอัตราการเกิดปฏิกิริยาของปฏิกิริยา Boudouard (ปฏิกิริยาที่ 7) มีค่าน้อยกว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเผาไหม้คาร์บอนมอนออกไซด์มาก (ปฏิกิริยาที่ 4) ดังนั้นผลิตภัณฑ์ที่ได้จากปฏิกิริยา Boudouard คือ แก๊สคาร์บอนมอนออกไซด์จะทำปฏิกิริยากับแก๊สออกซิเจนต่อ เกิดเป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ จึงส่งผลให้สัดส่วนโดยมวลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าเพิ่มขึ้น

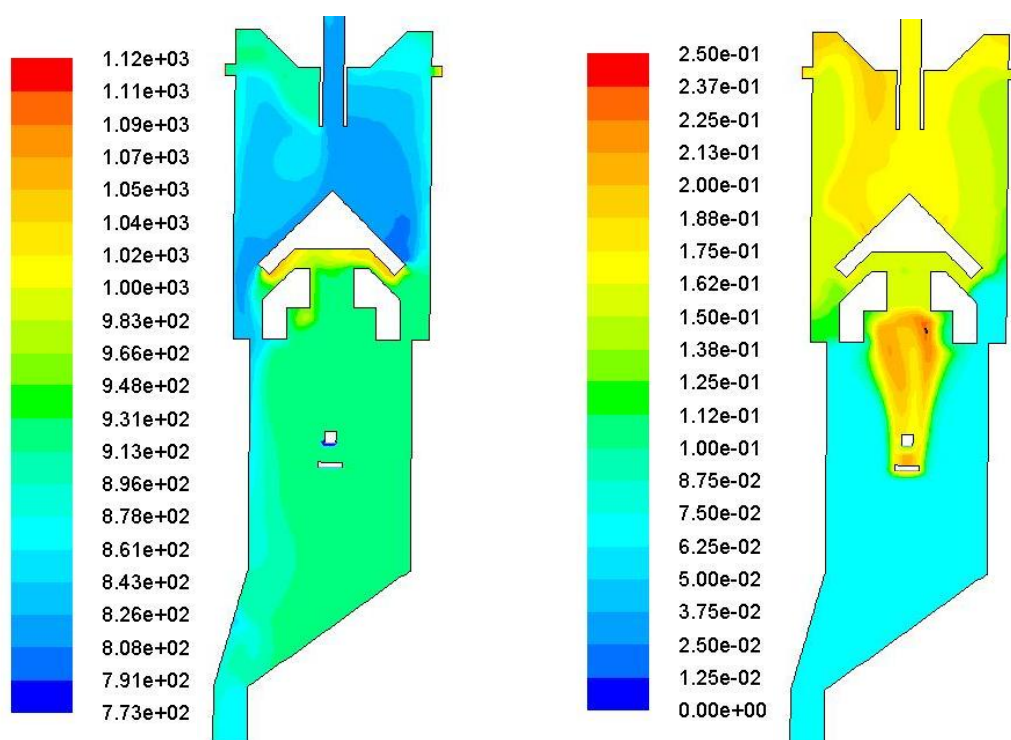


รูปที่ 4.20 องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากการจำลองภาวะและผลการทดลองภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่



รูปที่ 4.21 อุณหภูมิเฉลี่ยภายในบริเวณผลิตแก๊สเมื่อระบบเข้าสู่ภาวะสมดุล

เมื่อพิจารณาจากรูปที่ 4.21 ผลของอุณหภูมิที่ได้จากการจำลองเปรียบเทียบกับผลการทดลองจริง พบว่าที่ตำแหน่ง P7 อุณหภูมิที่ได้จากการคำนวณในกรณีที่ไม่มี การเพิ่มเติมออกซิเจนเข้าไปในการจำลอง จะให้ค่าอุณหภูมิที่ได้จากการคำนวณต่ำกว่าการทดลองจริงมาก แต่ในกรณีที่ มีการเพิ่มเติมออกซิเจนเข้าไป ออกซิเจนที่เพิ่มเข้ามาจะทำปฏิกิริยาเผาไหม้กับชีวมวลในระบบ ส่งผลให้อุณหภูมิเฉลี่ยในบริเวณนี้เพิ่มขึ้นใกล้เคียงกับการทดลอง ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าในกรณีที่มีการ ป้อนออกซิเจนเพิ่มเข้าไปในระบบ อุณหภูมิที่คำนวณได้ให้ผลที่สอดคล้องกับการทดลอง



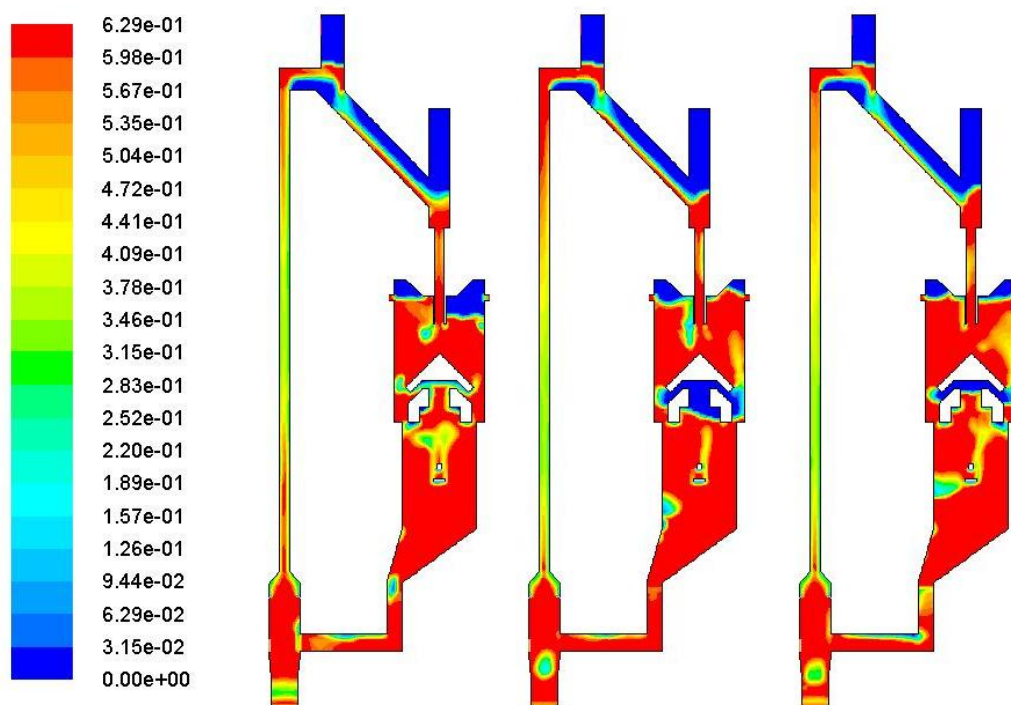
รูปที่ 4.22 ก) คอนทัวร์อุณหภูมิภายในบริเวณผลิตแก๊ส ข) คอนทัวร์สัดส่วนโดยโมลของแก๊สออกซิเจน

เนื่องจากปฏิกิริยาดังกล่าวของกระบวนการแกซิฟิเคชันเป็นปฏิกิริยาคูดความร้อน จากรูปที่ 4.22 ก) พบว่าอุณหภูมิภายในบริเวณผลิตแก๊สมีค่าลดลงตามความสูงที่เพิ่มขึ้น ซึ่งสอดคล้องกับผลการจำลองสัดส่วนโดยโมลของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์หลักดังรูปที่ 4.22 ข) ที่ด้านบนของบริเวณผลิตแก๊ส สัดส่วนโดยโมลของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์มีค่ามาก แสดงให้เห็นว่าบริเวณนี้เกิดกระบวนการแกซิฟิเคชันมาก ดังนั้นอุณหภูมิในบริเวณนี้จึงมีค่าลดลง

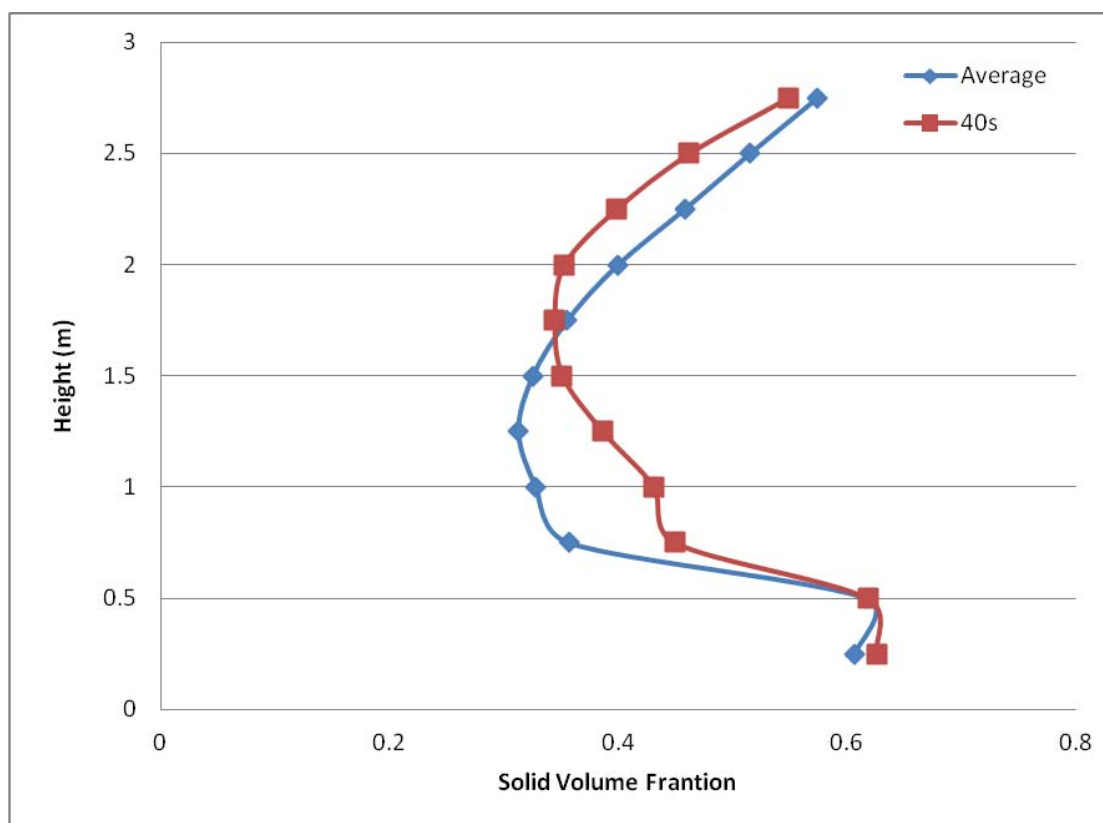
4.3.2 การศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่มีการเพิ่มเติมแบบจำลองปฏิกิริยาเคมี

ผลการจำลองสัดส่วนปริมาตรของแข็งในกรณีที่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมีแสดงดังรูปที่ 4.23 ของแข็งที่สะสมบริเวณด้านบนบนของท่อดาวนคัมเมอร์ ทำหน้าที่ในการกั้นแก๊สจากฝั่งโรเซอร์และฝั่งดาวนคัมเมอร์ออกจากกัน โดยแก๊สเสียที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาเผาไหม้ทางด้านท่อโรเซอร์จะถูกดูดออกไปทางด้านบนเกือบทั้งหมด จึงทำให้สัดส่วนไนโตรเจนซึ่งมาจากอากาศป้อนเข้าปะปนเข้าไปสู่บริเวณผลิตแก๊สมีปริมาณน้อย ส่งผลให้แก๊สผลิตภัณฑ์ที่ผลิตได้มีค่าความร้อนสูงขึ้น

ทางด้านดาวนคัมเมอร์ซึ่งเป็นส่วนผลิตแก๊ส จะพบเห็นกลุ่มของฟองแก๊สซึ่งเกิดจากกระบวนการแกซีฟิเคชันเกิดขึ้น ส่วนทางด้านโรเซอร์จะพบเห็นกลุ่มของฟองแก๊สเกิดขึ้นเนื่องจากแก๊สป้อนเข้าและแก๊สที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้รวมกลุ่มกันเป็นกลุ่มฟองแก๊ส เมื่อเปรียบเทียบกับสัดส่วนปริมาตรของของแข็งที่ได้จากการจำลองในภาวะที่ไม่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมีพบว่า ในท่อโรเซอร์ของกรณีที่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมีไม่เป็นช่วงการไหลแบบสลัก แต่กลายเป็นช่วงการไหลแบบฟลูอิไดซ์ความเร็วสูงแบบของแข็งหนาแน่นแทน เนื่องจากคุณสมบัติของแก๊สที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้ความหนืดของแก๊สมีค่าลดลง ทำให้ของไหลไหลได้ง่ายขึ้น ช่วงการไหลภายในท่อโรเซอร์จึงเปลี่ยนขึ้นมาสู่ฟลูอิไดซ์ความเร็วสูง



รูปที่ 4.23 คอนทัวร์สัดส่วนปริมาตรของแข็งภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ในกรณีที่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมี



รูปที่ 4.24 ความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วนปริมาตรของแข็งและความสูงของโรเตอร์
ที่เวลา 40 วินาทีและเฉลี่ยตั้งแต่วินาทีที่ 40-60

พิจารณาความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วนปริมาตรของแข็งต่อความสูงของโรเตอร์ แสดงได้ดังรูปที่ 4.24 ที่เวลาใดๆเวลาหนึ่ง (40วินาที) ไม่พบเห็นความกวัดแกว่งของสัดส่วนปริมาตรของแข็งตามแนวแกน และมีแนวโน้มใกล้เคียงกับสัดส่วนปริมาตรของแข็งเฉลี่ยที่เวลาต่าง แสดงให้เห็นว่าไม่พบช่วงการไหลแบบสลักภายในท่อโรเตอร์

ผลจากการจำลองภาวะภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ ที่มีการเพิ่มเติมปฏิกิริยาเคมี
ร่วมด้วย สรุปได้ว่า

1. กรณีที่ไม่มีการป้อนออกซิเจนเข้าเพิ่มเติมเข้ามาพร้อมกับชีวมวล พบว่า องค์ประกอบของ
ผลิตภัณฑ์แก๊สหลักที่ได้คือ ไฮโดรเจนและมีเทน โดยมีสัดส่วนโดยโมลเท่ากับ 0.3529 และ
0.1727 ตามลำดับ เมื่อเทียบกับผลการทดลองแล้ว ผลการคำนวณให้ค่าสัดส่วนโดยโม
ลของแก๊สทั้งสองชนิดใกล้เคียงกับผลการทดลอง แต่เมื่อพิจารณาที่สัดส่วนโดย
โมลของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์พบว่าให้ค่าที่เบี่ยงเบนไป
จากผลการทดลองร้อยละ 43.75 และ 24.54 ตามลำดับ
2. กรณีที่มีการเพิ่มเติมออกซิเจนเพิ่มเติมเข้ามาพร้อมกับชีวมวล พบปริมาณออกซิเจนมีผล
ต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊ส กล่าวคือ ถ้ามีปริมาณออกซิเจนเพิ่มเข้ามาในระบบ
ออกซิเจนที่ป้อนเข้ามาจะทำปฏิกิริยากับชีวมวล และสามารถให้ผลคำนวณองค์ประกอบ
ของผลิตภัณฑ์แก๊สใกล้เคียงกับผลการทดลองมากขึ้น โดยผลองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์
แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์สูงขึ้นเนื่องจากออกซิเจนไปทำปฏิกิริยา
การเผาไหม้กับชีวมวล

บทที่ 5

สรุปผลการวิจัย และข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการวิจัย

งานวิจัยนี้ใช้พลศาสตร์ของไหลเชิงคำนวณในการทำแบบจำลองการไหลภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่โดยประยุกต์ใช้แนวคิดออยเลอร์เลียน (Eulerian approach) ร่วมกับทฤษฎีจลน์การไหลของของแข็ง กำหนดให้ของแข็งที่ใช้ในการจำลองภาวะมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางและสมบัติทางกายภาพเท่ากัน โดยขั้นตอนในการดำเนินงานแบ่งออกเป็นสองส่วน คือส่วนแรกเป็นการจำลองเพื่อศึกษาอุทกพลศาสตร์ภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ โดยไม่มีการเกิดปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อน และในส่วนที่สองเป็นการจำลองการไหลในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่โดยมีเกิดปฏิกิริยาเคมีและมีการถ่ายโอนความร้อน กล่าวคือมีการคำนวณสมการการถ่ายโอนความร้อนและสมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีในแบบจำลองร่วมด้วย

5.1.1 การจำลองอุทกพลศาสตร์ภายในเครื่องเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่ไม่มีปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อน

ผลการจำลองภาวะที่ได้จากแบบจำลองการไหลของเครื่องเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่พัฒนาโดยใช้โปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 ถูกนำไปเปรียบเทียบกับผลจากการทดลองจริง เพื่อตรวจสอบศักยภาพและความถูกต้องของแบบจำลอง ทำการจำลองภาวะแบบราบเรียบ (Laminar Model) ค่าสัมประสิทธิ์การชนกันระหว่างอนุภาคของแข็ง (Restitution Coefficient) เท่ากับ 0.9 และกำหนดภาวะขอบที่ผนังให้ความเร็วในแนวสัมผัสและความเร็วในแนวปกติของแก๊สมีค่าเท่ากับศูนย์ (Non-slip condition) โดยทำการเปรียบเทียบสมการแรงต้านทานการเคลื่อนที่ที่ถูกนำเสนอต่างกัน แบบจำลองการไหลที่พัฒนาขึ้นให้ผลที่สอดคล้องกับผลการทดลองช่วงการไหลภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่บริเวณด้านล่างเป็นช่วงการไหลแบบฟองแก๊สและที่ด้านบนเหนือทางป้อนอากาศทุติยภูมิช่วงการไหลจะเป็นแบบสลักราบเรียบ (Flat slugs flow) เนื่องจากบริเวณนี้เส้นผ่านศูนย์กลางของท่อจะมีขนาดเล็กกลง ทำให้ฟองแก๊สขยายตัวจนเต็มพื้นที่หน้าตัดของท่อไรเซอร์จนเกิดการแยกชั้นระหว่างแก๊สและของแข็ง จึงสรุปได้ว่า แบบจำลองที่พัฒนาขึ้นในงานวิจัยนี้มีความเหมาะสมในระดับที่ยอมรับได้ สามารถที่จะนำผลด้านอุทกพลศาสตร์ของแบบจำลองในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่นี้ไปพัฒนาแบบจำลองโดยมีการคำนวณ

สมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อนเพื่อทำนายส่วนประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ต่อไปได้

5.1.2 การจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่เกิดปฏิกิริยาเคมีและการถ่ายโอนความร้อน

ข้อมูลของแบบจำลองเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่แบบที่พัฒนาขึ้นในงานวิจัยตอนที่แล้ว จะถูกนำมาใช้ในส่วนที่สองนี้โดยเพิ่มชุดสมการการถ่ายโอนความร้อนและสมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีในแบบจำลองเพื่อทำนายส่วนประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้ และนำผลที่ได้จากการจำลองไปเปรียบเทียบกับองค์ประกอบโดยโมลของผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้จากการทดลองจริงในห้องปฏิบัติการ

จากผลการจำลองภาวะพบว่าปริมาณเชิงโมลออกซิเจนมีผลต่อองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แก๊ส ซึ่งในกรณีที่มีการป้อนออกซิเจนเพิ่มเข้าไปกับชีวมวล จะได้องค์ประกอบของแก๊สใกล้เคียงกับผลการทดลองจริงมากกว่าในกรณีที่มีแต่การป้อนคาร์บอนอย่างเดียว แต่ยังให้ร้อยละองค์ประกอบผลิตภัณฑ์แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำกว่าผลการทดลองจริง เนื่องจากปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้องส่วนใหญ่เป็นปฏิกิริยาเคมีที่เกี่ยวข้องกับชีวมวล ซึ่งในงานวิจัยนี้พิจารณาเป็นเพียงคาร์บอนอย่างเดียวเท่านั้น จึงส่งผลต่อสัดส่วนโดยโมลขององค์ประกอบผลิตภัณฑ์แก๊ส เช่น แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์

5.2 ข้อเสนอแนะ

จากงานวิจัยนี้ทำการจำลองภาวะที่เกิดขึ้นภายในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่โดยมีการคำนวณสมการการถ่ายโอนความร้อนและสมการการเกิดปฏิกิริยาเคมีซึ่งมีความซับซ้อน ใช้เวลาในการคำนวณยาวนาน แบบจำลองการไหลของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ที่พัฒนาขึ้นในงานวิจัยนี้ ค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี ค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นกับชีวมวลนำมาจากงานวิจัยต่างๆ ที่ผ่านมายังไม่มีงานวิจัยที่ศึกษาถึงอัตราการเกิดปฏิกิริยาในชีวมวลแต่ละชนิดในรายละเอียด โดยเฉพาะในชีวมวลซึ่งคุณลักษณะและคุณสมบัติจะแตกต่างกันมากตามชนิดของสารตั้งต้น อีกทั้งยังมีข้อจำกัดต่างๆ ในโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 เช่น ปฏิกิริยาเคมีที่เกี่ยวข้องกับของแข็ง ในที่นี้จะทำการพิจารณาเพียงคาร์บอนเท่านั้น จึงไม่สามารถใส่ค่าร้อยละองค์ประกอบต่างๆ ของชีวมวลเพื่อได้ข้อมูลที่แม่นยำในการคำนวณได้ ทำให้สัดส่วนโดยโมลของ

องค์ประกอบผลิตภัณฑ์แก๊สที่ได้มีความแม่นยำน้อยลง ดังนั้นแนวทางการพัฒนาและปรับปรุงแบบจำลองการไหลของเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่ได้แก่

- พัฒนาชุดคำสั่งโปรแกรมแบบจำลองให้สามารถใส่ค่าร้อยละองค์ประกอบต่างๆ ของชีวมวล
- พัฒนาแบบจำลองให้เป็นแบบสามมิติเพื่อที่จะศึกษาภาวะที่ใกล้เคียงกับเครื่องจริงต่อไปได้

รายการอ้างอิง

ภาษาไทย

ทัศน์ัย องค์กบิลย์. แก๊สสังเคราะห์จากแก๊ซซิฟเคชันร่วมกับการเผาไหม้ของถ่านหินและชีวมวลในฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน. วิทยานิพนธ์ปริญญาามหาบัณฑิต, ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2550.

นพพล มังกรานนท์ชัย. การจำลองการถ่ายโอนความร้อนในไรเซอร์ของเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน. วิทยานิพนธ์ปริญญาามหาบัณฑิต, ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2547.

รติ แสงบุญ. การผลิตแก๊สสังเคราะห์จากชีเลื่อยในเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่. วิทยานิพนธ์ปริญญาามหาบัณฑิต, ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2553.

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

สุพัตรา ชีวธนาคุปต์. แก๊สสังเคราะห์จากแก๊ซซิฟเคชันของยูคาลิปตัส. วิทยานิพนธ์ปริญญาามหาบัณฑิต, ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2546.

สมศักดิ์ ดำรงค์เลิศ. ฟลูอิโดเซชัน. กรุงเทพฯ: สำนักพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2528.

ภาษาอังกฤษ

- 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.
- Chalermsoonsuwan, 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 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.
- Higman, C. and Van Der Burgt M. Gasification .Gulf professional Publishing. 2008.
- Kunii, D., and Levenspiel, O., Fluidization Engineering 2nd Edition. Butterworth-Heinemann, Stoneham, 1991.
- 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.

Xu G., Murakami T., Suda T., Matsuzawa Y. and Tani H., The superior technical choice for dual fluidized bed gasification, Industrial & Engineering Chemistry Research 45(2006): 2281-2286.

Xu G., Murakami T., Suda T., Matsuzawa Y. and Tani H., Two-stage dual fluidized bedgasification: Its conception and application to biomass, Fuel Processing Technology 90 (2009): 137-144.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก
ข้อมูลที่ได้จากการจำลองภาวะ

ตารางที่ ก1 ข้อมูลความดันที่ตำแหน่ง P1-P8 จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูที่ไม่มีกระบวนการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40–80 วินาที

- แบบจำลองที่ใช้สมการแรงต้านทานของ Gidaspow

Position	Pressure (Pa) at time (s)										
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
p01	126431	127919	124616	125232	127235	125575	125650	128041	125697	123807	125303
	126437	127941	124602	125236	127285	125570	125699	128042	125733	123807	125331
	126445	127959	124589	125237	127334	125559	125747	128037	125769	123801	125357
	126461	127964	124587	125236	127369	125553	125789	128029	125800	123792	125370
	126480	127965	124586	125234	127400	125548	125829	128020	125829	123783	125381
	126498	127954	124605	125237	127407	125559	125845	128018	125839	123783	125381
	126514	127942	124624	125239	127410	125569	125857	128018	125846	123786	125380
	126523	127927	124648	125240	127400	125580	125851	128024	125840	123805	125375
	126530	127915	124668	125240	127389	125588	125842	128033	125831	123824	125368
	126535	127905	124682	125240	127375	125592	125829	128046	125820	123844	125359
Average	126485.4	127939.1	124620.7	125237.1	127360.4	125569.3	125793.8	128030.8	125800.4	123803.2	125360.5

Position	Pressure (Pa) at time (s)									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
p01	125712	125489	124578	125974	126829	124083	124696	126496	127258	124891
	125728	125509	124587	125988	126850	124104	124725	126525	127273	124920
	125739	125526	124591	126003	126870	124120	124751	126550	127290	124946
	125741	125532	124590	126011	126882	124127	124765	126560	127301	124958
	125740	125536	124588	126017	126891	124130	124775	126566	127312	124966
	125742	125533	124589	126016	126886	124130	124779	126566	127308	124967
	125746	125529	124590	126015	126881	124129	124782	126565	127303	124969
	125755	125520	124589	126011	126879	124126	124786	126564	127293	124974
	125763	125511	124589	126006	126878	124121	124789	126564	127283	124980
	125767	125500	124590	126000	126879	124115	124790	126563	127274	124985
Average	125743	125519	124588	126004	126873	124119	124764	126552	127290	124956

Position	Pressure (Pa) at time (s)										
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
p02	122604	123282	120398	121323	122954	121118	122052	123791	121644	119214	120844
	122676	123336	120417	121288	123036	121097	122099	123742	121634	119198	120910
	122741	123393	120438	121265	123148	121087	122151	123719	121628	119183	121012
	122794	123456	120463	121257	123300	121093	122212	123732	121629	119170	121164
	122844	123513	120486	121257	123470	121130	122267	123755	121632	119164	121347
	122886	123559	120506	121264	123658	121223	122312	123785	121638	119168	121553
	122922	123596	120523	121272	123852	121375	122347	123815	121646	119178	121758
	122955	123636	120542	121284	124054	121553	122378	123852	121656	119188	121986
	122989	123675	120562	121296	124257	121732	122410	123889	121666	119199	122215
	122823	123494	120482	121278	123525	121268	122248	123787	121641	119185	121421
Average	122604	123282	120398	121323	122954	121118	122052	123791	121644	119214	120844

Position	Pressure (Pa) at time (s)									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
p02	120567	121612	120640	121629	122609	120241	119971	121706	122906	120644
	120563	121636	120643	121612	122599	120227	119934	121675	122895	120716
	120564	121658	120648	121602	122593	120218	119902	121675	122885	120786
	120575	121678	120657	121601	122592	120216	119876	121718	122876	120852
	120606	121696	120667	121601	122594	120217	119862	121796	122878	120910
	120680	121713	120679	121603	122599	120225	119863	121917	122914	120956
	120839	121731	120693	121607	122605	120235	119874	122103	122988	120994
	121053	121749	120708	121611	122613	120247	119893	122357	123064	121029
	121267	121767	120723	121616	122622	120259	119913	122610	123141	121063
	120746	121693	120673	121609	122603	120232	119899	121951	122950	120883
Average	120567	121612	120640	121629	122609	120241	119971	121706	122906	120644

Position	Pressure (Pa) at time (s)										
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
p03	111985	111700	108028	107966	108993	111094	108440	112608	109075	110142	108379
	111988	111700	108030	107966	108990	111094	108442	112609	109075	110139	108374
	111989	111701	108031	107965	108988	111094	108444	112610	109075	110136	108368
	111983	111702	108034	107963	108986	111094	108445	112612	109075	110132	108359
	111974	111704	108038	107960	108984	111093	108447	112613	109075	110129	108349
	111960	111705	108045	107956	108982	111092	108452	112614	109074	110126	108338
	111947	111706	108051	107953	108981	111091	108455	112615	109074	110123	108328
	111936	111706	108056	107950	108981	111090	108457	112615	109073	110120	108321
	111921	111706	108059	107948	108981	111090	108458	112615	109073	110119	108316
	111904	111705	108061	107947	108982	111090	108458	112615	109072	110118	108313
Average	111959	111704	108043	107957	108985	111092	108450	112613	109074	110128	108345

Position	Pressure (Pa) at time (s)									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
p03	110299	107810	107606	111147	110780	108740	108425	109983	112122	109224
	110301	107809	107607	111153	110784	108739	108426	109984	112120	109224
	110303	107808	107608	111159	110789	108738	108427	109985	112117	109225
	110307	107806	107610	111164	110793	108738	108429	109986	112115	109225
	110310	107806	107612	111170	110798	108739	108431	109986	112112	109226
	110313	107809	107615	111175	110802	108743	108434	109986	112109	109226
	110312	107811	107617	111179	110805	108747	108437	109984	112106	109227
	110307	107814	107618	111182	110807	108750	108441	109983	112104	109227
	110303	107815	107618	111183	110809	108752	108447	109980	112103	109228
	110299	107817	107618	111184	110810	108754	108454	109977	112102	109228
Average	110305	107811	107613	111170	110798	108744	108435	109983	112111	109226

Position	Pressure (Pa) at time (s)										
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
p04	100325	100325	100323	100325	100325	100325	100325	100326	100325	100326	100325
	100325	100325	100323	100325	100325	100325	100325	100326	100325	100326	100325
	100325	100325	100323	100325	100325	100325	100325	100326	100325	100326	100325
	100325	100325	100322	100325	100325	100325	100325	100326	100325	100326	100325
	100325	100325	100322	100325	100325	100325	100325	100326	100325	100326	100325
	100325	100325	100322	100326	100325	100325	100325	100326	100325	100326	100325
	100325	100325	100322	100326	100325	100325	100325	100326	100325	100326	100325
	100325	100325	100323	100326	100325	100325	100325	100326	100325	100326	100325
	100325	100325	100323	100326	100325	100325	100325	100326	100325	100326	100325
	100325	100326	100323	100326	100325	100325	100325	100326	100325	100326	100325
Average	100325	100325	100323	100326	100325	100325	100325	100326	100325	100326	100325

Position	Pressure (Pa) at time (s)									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
p04	100325	100325	100325	100325	100326	100325	100325	100325	100325	100325
	100325	100325	100324	100325	100326	100325	100325	100325	100325	100325
	100325	100325	100324	100325	100326	100324	100325	100325	100325	100325
	100325	100325	100324	100325	100326	100324	100325	100325	100325	100325
	100325	100325	100324	100325	100326	100324	100325	100325	100325	100325
	100325	100325	100325	100325	100326	100324	100325	100325	100325	100325
	100325	100325	100325	100325	100326	100324	100325	100325	100325	100325
	100325	100325	100325	100325	100326	100324	100325	100325	100325	100325
	100325	100325	100325	100325	100326	100324	100325	100325	100325	100325
	100325	100325	100325	100325	100326	100325	100325	100325	100325	100325
Average	100325	100325	100325	100325	100326	100324	100325	100325	100325	100325

Position	Pressure (Pa) at time (s)										
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
p05	100920	101463	102320	101752	100923	100852	101175	101611	101541	101840	100884
	100921	101463	102318	101747	100920	100848	101173	101606	101544	101839	100883
	100921	101462	102317	101742	100915	100844	101170	101600	101546	101838	100881
	100921	101462	102315	101737	100910	100839	101166	101595	101547	101837	100879
	100921	101462	102314	101733	100905	100836	101160	101589	101547	101836	100876
	100921	101462	102313	101729	100900	100832	101154	101585	101546	101836	100872
	100920	101462	102311	101726	100896	100829	101148	101581	101545	101836	100869
	100920	101462	102310	101723	100892	100825	101141	101578	101543	101835	100865
	100919	101462	102310	101722	100889	100821	101134	101575	101541	101835	100863
	100918	101462	102309	101720	100886	100816	101127	101572	101539	101835	100861
Average	100920	101462	102314	101733	100904	100834	101155	101589	101544	101837	100873

Position	Pressure (Pa) at time (s)									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
p05	101669	100822	101036	101238	101465	101665	100705	101270	100910	101067
	101668	100819	101035	101238	101465	101663	100701	101269	100909	101068
	101668	100814	101034	101238	101464	101661	100696	101267	100909	101067
	101666	100809	101032	101238	101464	101660	100689	101264	100909	101066
	101664	100804	101030	101237	101464	101658	100682	101260	100909	101065
	101662	100800	101028	101237	101464	101657	100674	101254	100909	101064
	101660	100796	101026	101237	101464	101656	100667	101249	100910	101064
	101658	100794	101024	101237	101464	101655	100660	101244	100910	101064
	101657	100791	101023	101237	101463	101655	100653	101239	100909	101063
	101656	100789	101021	101237	101463	101654	100647	101235	100909	101062
Average	101663	100804	101029	101237	101464	101658	100677	101255	100909	101065

Position	Pressure (Pa) at time (s)										
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
p06	104291	104416	104762	104832	104056	105928	104428	104872	105513	104170	106342
	104291	104417	104765	104832	104055	105934	104432	104875	105519	104170	106351
	104291	104418	104768	104833	104054	105939	104434	104877	105523	104169	106357
	104291	104418	104769	104833	104054	105941	104436	104878	105525	104170	106360
	104291	104419	104770	104833	104054	105943	104437	104878	105527	104170	106361
	104291	104419	104770	104833	104054	105945	104437	104879	105527	104170	106361
	104291	104419	104770	104833	104054	105946	104438	104879	105527	104170	106361
	104291	104419	104770	104833	104054	105946	104438	104879	105528	104170	106361
	104291	104419	104770	104833	104054	105946	104438	104878	105527	104170	106361
	104291	104418	104770	104833	104054	105945	104438	104878	105527	104170	106361
Average	104291	104418	104768	104833	104054	105941	104436	104877	105524	104170	106358

Position	Pressure (Pa) at time (s)									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
P06	105104	105428	106834	106487	104130	105205	104247	105538	105925	104888
	105110	105431	106841	106493	104129	105210	104248	105546	105937	104887
	105114	105433	106846	106498	104128	105214	104248	105552	105946	104887
	105115	105434	106848	106500	104128	105215	104248	105554	105951	104887
	105116	105435	106849	106501	104128	105216	104248	105555	105955	104887
	105116	105435	106850	106501	104128	105217	104248	105556	105958	104887
	105117	105436	106850	106501	104128	105217	104248	105556	105961	104887
	105117	105436	106850	106502	104128	105217	104248	105556	105963	104887
	105117	105436	106850	106501	104128	105217	104248	105556	105963	104887
	105117	105436	106850	106501	104128	105217	104249	105556	105962	104887
Average	105114	105434	106847	106499	104128	105215	104248	105553	105952	104887

Position	Pressure (Pa) at time (s)										
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
p07	109070	110682	110239	109557	110335	110861	109826	110042	109565	108857	111730
	109068	110680	110241	109559	110335	110861	109827	110043	109568	108858	111723
	109066	110677	110242	109559	110335	110861	109827	110044	109570	108857	111714
	109068	110678	110244	109560	110335	110861	109829	110046	109571	108858	111715
	109072	110678	110247	109560	110335	110860	109830	110048	109571	108859	111717
	109077	110679	110250	109561	110335	110861	109834	110051	109571	108860	111719
	109087	110680	110253	109563	110336	110861	109841	110058	109571	108861	111723
	109097	110682	110256	109565	110337	110862	109849	110065	109572	108862	111727
	109109	110685	110257	109565	110338	110862	109856	110069	109572	108862	111728
	109121	110687	110258	109566	110340	110862	109864	110073	109572	108862	111729
Average	109084	110681	110249	109562	110336	110861	109838	110054	109570	108860	111723

Position	Pressure (Pa) at time (s)									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
p08	111278	109421	110404	110154	110035	108828	110018	111991	110224	110936
	111274	109426	110408	110158	110033	108831	110021	111991	110227	110938
	111269	109428	110411	110160	110032	108833	110022	111991	110228	110940
	111270	109429	110411	110161	110032	108833	110023	111991	110229	110943
	111271	109429	110411	110161	110033	108833	110024	111991	110231	110946
	111273	109429	110411	110162	110034	108833	110026	111991	110233	110948
	111277	109430	110412	110163	110036	108833	110029	111992	110237	110951
	111280	109430	110412	110165	110037	108834	110032	111993	110240	110953
	111282	109430	110413	110165	110038	108834	110034	111993	110242	110954
	111285	109431	110413	110166	110038	108834	110035	111993	110244	110954
Average	111276	109428	110411	110162	110035	108833	110026	111992	110234	110946

Position	Pressure (Pa) at time (s)										
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
P08	114794	116687	115080	115268	114934	115596	115500	114796	114691	114369	116945
	114780	116690	115087	115270	114905	115594	115515	114801	114687	114357	116961
	114766	116693	115094	115272	114875	115592	115530	114807	114684	114345	116980
	114752	116693	115102	115275	114843	115591	115545	114813	114682	114334	117001
	114739	116693	115111	115279	114809	115590	115559	114820	114680	114322	117024
	114727	116691	115119	115283	114774	115590	115572	114826	114679	114312	117049
	114716	116688	115128	115287	114739	115591	115584	114832	114678	114303	117074
	114707	116683	115136	115292	114703	115592	115593	114837	114676	114294	117098
	114702	116676	115143	115296	114666	115594	115599	114841	114672	114287	117116
	114698	116669	115150	115300	114631	115597	115603	114844	114667	114281	117131
Average	114738	116686	115115	115282	114788	115593	115560	114822	114680	114320	117038

Position	Pressure (Pa) at time (s)									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
p08	116211	114329	115136	115718	115197	113956	115274	116863	115635	115898
	116230	114331	115123	115717	115206	113960	115261	116879	115641	115873
	116253	114334	115110	115716	115216	113965	115247	116899	115648	115844
	116278	114337	115095	115716	115227	113971	115232	116924	115656	115812
	116305	114340	115081	115717	115238	113978	115218	116951	115663	115778
	116336	114342	115066	115719	115249	113985	115203	116984	115671	115740
	116368	114344	115050	115721	115259	113992	115189	117018	115678	115700
	116402	114345	115035	115724	115269	113998	115174	117053	115685	115659
	116435	114345	115021	115728	115277	114004	115161	117083	115690	115619
	116467	114344	115007	115732	115284	114009	115148	117110	115694	115579
Average	116329	114339	115072	115721	115242	113982	115211	116976	115666	115750

ตารางที่ ก2 ข้อมูลความดันที่ตำแหน่ง P1-P8 จากการจำลองภาวะของแบบจำลองการไหลของเครื่องเตาผลิตแก๊สแบบเบดคูที่ไม่มีกระบวนการถ่ายโอนความร้อนที่เวลา 40–80 วินาที

- แบบจำลองที่ใช้สมการแรงต้านทานของ Syamlal

Position	Pressure (Pa) at time (s)										
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
P01	126849	127346	127401	128118	127393	127035	126573	127506	126991	127768	127777
	126852	127349	127405	128121	127394	127037	126576	127509	126992	127772	127780
	126854	127351	127409	128124	127395	127040	126579	127512	126994	127775	127782
	126857	127354	127412	128127	127396	127042	126582	127515	126995	127779	127784
	126859	127357	127416	128130	127397	127044	126584	127517	126997	127782	127786
	126862	127359	127420	128133	127398	127046	126587	127520	126998	127785	127788
	126864	127361	127423	128135	127399	127049	126589	127522	127000	127788	127790
	126866	127363	127425	128138	127400	127051	126592	127524	127001	127790	127792
	126868	127365	127428	128140	127401	127052	126594	127526	127002	127792	127794
	126869	127367	127429	128141	127402	127054	126595	127527	127004	127794	127795
Average	126860	127357.2	127416.8	128130.7	127397.5	127045	126585.1	127517.8	126997.4	127782.5	127786.8

Position	Pressure (Pa) at time (s)									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
p01	126266	127023	128084	127757	127720	127911	126109	127189	127939	127574
	126269	127028	128086	127759	127726	127914	126111	127201	127942	127576
	126271	127033	128089	127760	127731	127917	126113	127212	127945	127578
	126273	127038	128092	127762	127736	127920	126115	127220	127948	127581
	126276	127042	128094	127764	127741	127923	126117	127229	127951	127583
	126278	127046	128096	127765	127745	127925	126119	127234	127953	127586
	126280	127050	128099	127767	127748	127928	126122	127240	127956	127589
	126282	127053	128100	127769	127750	127929	126124	127244	127958	127592
	126284	127055	128102	127770	127752	127931	126126	127247	127961	127594
	126285	127057	128104	127772	127754	127933	126127	127249	127962	127596
Average	126276.4	127042.5	128094.6	127764.5	127740.3	127923.1	126118.3	127226.5	127951.5	127584.9

Position	Pressure (Pa) at time (s)										
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
P02	122632	123125	123087	123786	123042	122775	122322	123273	122777	123351	123482
	122649	123219	123051	123746	123055	122846	122301	123244	122817	123419	123458
	122665	123293	123029	123723	123066	122903	122284	123225	122847	123482	123436
	122679	123339	123028	123722	123075	122937	122270	123221	122862	123538	123420
	122692	123377	123029	123723	123084	122970	122266	123220	122875	123599	123412
	122706	123409	123036	123727	123095	123004	122277	123222	122886	123674	123415
	122721	123447	123048	123732	123108	123047	122304	123227	122903	123768	123432
	122738	123488	123065	123739	123124	123094	122339	123234	122922	123869	123460
	122755	123529	123081	123747	123140	123141	122373	123241	122941	123970	123488
	122693	123358.44	123050.44	123738.33	123087.67	122968.56	122304	123234.11	122870	123630	123444.78
Average	122632	123125	123087	123786	123042	122775	122322	123273	122777	123351	123482

Position	Pressure (Pa) at time (s)									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
p02	122094	122587	123749	123551	123368	123749	122015	122861	123775	123567
	122149	122539	123729	123539	123479	123751	122019	122849	123745	123570
	122189	122510	123718	123531	123580	123751	122021	122844	123728	123571
	122206	122506	123720	123529	123666	123747	122020	122849	123726	123571
	122217	122509	123724	123528	123738	123750	122020	122865	123726	123570
	122223	122518	123731	123529	123795	123772	122020	122893	123728	123569
	122235	122530	123738	123534	123846	123822	122022	122930	123731	123571
	122252	122546	123748	123543	123890	123884	122026	122974	123735	123576
	122268	122561	123759	123552	123934	123947	122030	123018	123739	123580
	122203.67	122534	123735.11	123537.33	123699.56	123797	122021.44	122898.11	123737	123571.67
Average	122094	122587	123749	123551	123368	123749	122015	122861	123775	123567

Position	Pressure (Pa) at time (s)										
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
P03	110973	111637	111447	112319	111355	111717	110398	111094	112064	110774	111489
	110972	111636	111447	112319	111356	111720	110398	111093	112063	110776	111488
	110971	111636	111447	112318	111356	111721	110399	111092	112063	110777	111486
	110971	111637	111446	112319	111356	111720	110399	111089	112062	110778	111484
	110971	111638	111446	112319	111356	111717	110400	111086	112061	110778	111481
	110974	111640	111446	112318	111355	111711	110401	111081	112061	110778	111479
	110977	111642	111446	112317	111355	111706	110402	111079	112061	110779	111476
	110980	111642	111445	112315	111356	111703	110403	111079	112062	110780	111474
	110982	111642	111445	112315	111357	111702	110403	111081	112063	110781	111472
	110984	111642	111444	112316	111358	111703	110403	111083	112063	110781	111471
Average	110976	111639.2	111445.9	112317.5	111356	111712	110400.6	111085.7	112062.3	110778.2	111480

Position	Pressure (Pa) at time (s)									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
p03	111701	109691	112798	113270	109028	112107	112216	109386	110601	113406
	111700	109692	112802	113269	109032	112115	112216	109387	110598	113406
	111699	109693	112806	113268	109037	112123	112216	109388	110595	113406
	111696	109694	112811	113267	109042	112132	112216	109388	110592	113406
	111691	109695	112816	113266	109047	112140	112216	109387	110590	113406
	111685	109696	112820	113264	109050	112147	112216	109386	110590	113407
	111681	109697	112823	113264	109052	112152	112216	109385	110590	113408
	111679	109697	112824	113265	109054	112154	112215	109385	110591	113408
	111679	109697	112825	113266	109054	112155	112214	109385	110591	113408
	111680	109697	112826	113266	109054	112155	112213	109385	110592	113407
Average	111689.1	109694.9	112815.1	113266.5	109045	112138	112215.4	109386.2	110593	113406.8

Position	Pressure (Pa) at time (s)										
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
P05	105217	105117	105480	105633	104860	105316	104815	104611	104861	105512	104870
	105207	105105	105470	105621	104849	105304	104805	104600	104849	105504	104851
	105194	105089	105456	105604	104832	105286	104791	104583	104831	105493	104824
	105180	105071	105441	105586	104813	105267	104776	104564	104811	105481	104795
	105163	105050	105424	105565	104792	105244	104758	104543	104789	105467	104762
	105145	105028	105405	105542	104769	105220	104739	104520	104764	105452	104728
	105127	105004	105386	105519	104745	105194	104718	104495	104738	105436	104692
	105107	104978	105366	105495	104720	105167	104696	104470	104711	105418	104656
	105088	104953	105346	105470	104694	105140	104674	104443	104684	105401	104619
	105069	104927	105326	105446	104669	105112	104651	104416	104656	105383	104582
Average	105150	105032.2	105410	105548.1	104774.3	105225	104742.3	104524.5	104769.4	105454.7	104737.9

Position	Pressure (Pa) at time (s)									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
p05	104678	104880	104663	105435	105555	104680	104317	105331	104893	104712
	104661	104869	104654	105424	105547	104660	104304	105321	104876	104698
	104637	104853	104640	105408	105536	104629	104286	105307	104851	104678
	104612	104836	104624	105390	105523	104597	104266	105292	104825	104656
	104583	104816	104605	105369	105509	104561	104243	105274	104795	104630
	104553	104794	104584	105347	105493	104522	104218	105255	104764	104602
	104521	104771	104562	105323	105476	104482	104192	105235	104731	104572
	104488	104747	104538	105298	105459	104440	104165	105214	104697	104541
	104454	104723	104513	105272	105441	104397	104136	105193	104663	104508
	104420	104698	104486	105245	105423	104354	104107	105172	104628	104473
Average	104560.7	104798.7	104586.9	105351.1	105496.2	104532.2	104223.4	105259.4	104772.3	104607

Position	Pressure (Pa) at time (s)										
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
P06	107692	107885	107831	107828	108207	108333	107413	107731	107995	107740	108255
	107713	107935	107839	107870	108258	108351	107441	107776	108022	107781	108275
	107728	107974	107845	107899	108293	108363	107460	107808	108041	107809	108289
	107734	107996	107849	107909	108307	108367	107467	107821	108046	107817	108293
	107737	108007	107851	107913	108313	108370	107469	107827	108049	107821	108295
	107738	108012	107853	107913	108313	108370	107469	107827	108050	107823	108295
	107737	108012	107853	107913	108312	108371	107468	107827	108050	107826	108295
	107737	108012	107853	107913	108311	108371	107467	107826	108049	107828	108295
	107736	108011	107853	107913	108310	108370	107465	107825	108048	107830	108295
	107735	108009	107852	107913	108310	108370	107464	107824	108047	107831	108295
Average	107729	107985.3	107847.9	107898.4	108293.4	108363.6	107458.3	107809.2	108039.7	107810.6	108288.2

Position	Pressure (Pa) at time (s)									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
p06	107710	107862	107685	108389	108124	107622	107707	107367	107415	108013
	107741	107870	107736	108466	108140	107658	107740	107375	107480	108086
	107765	107876	107772	108531	108153	107682	107765	107381	107535	108158
	107777	107878	107787	108581	108160	107690	107781	107385	107572	108227
	107783	107879	107793	108612	108164	107694	107790	107387	107594	108287
	107786	107879	107794	108632	108166	107694	107794	107389	107606	108341
	107786	107879	107793	108640	108166	107694	107795	107389	107609	108376
	107786	107879	107793	108645	108166	107694	107796	107389	107611	108406
	107785	107878	107792	108646	108167	107694	107795	107389	107609	108419
	107784	107877	107792	108646	108167	107693	107795	107389	107608	108427
Average	107770.3	107875.7	107773.7	108578.8	108157.3	107681.5	107775.8	107384	107563.9	108274

Position	Pressure (Pa) at time (s)										
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
P07	113204	113670	114018	114570	114939	113836	113191	113786	114098	114816	114839
	113209	113672	114018	114570	114938	113839	113195	113787	114097	114816	114839
	113212	113673	114018	114570	114938	113841	113198	113787	114097	114815	114839
	113213	113673	114018	114570	114938	113841	113199	113787	114097	114815	114839
	113213	113673	114018	114570	114937	113841	113199	113787	114097	114815	114838
	113213	113673	114018	114570	114937	113841	113199	113787	114097	114815	114838
	113214	113673	114018	114570	114938	113842	113199	113788	114098	114816	114840
	113214	113674	114019	114571	114939	113843	113200	113788	114098	114816	114841
	113214	113674	114019	114571	114939	113844	113200	113788	114098	114816	114841
	113215	113674	114019	114571	114940	113844	113200	113788	114098	114817	114841
Average	113212	113672.9	114018.3	114570.3	114938.3	113841.2	113198	113787.3	114097.5	114815.7	114839.5

Position	Pressure (Pa) at time (s)									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
p07	112951	113832	114001	114790	115100	114034	112723	114005	114411	114703
	112956	113834	114001	114790	115100	114035	112729	114006	114411	114703
	112959	113836	114001	114790	115099	114036	112733	114006	114411	114702
	112960	113836	114001	114790	115099	114036	112733	114007	114411	114702
	112960	113836	114001	114789	115099	114036	112733	114006	114411	114702
	112960	113836	114001	114790	115099	114036	112733	114006	114411	114702
	112961	113837	114001	114790	115100	114037	112734	114007	114412	114703
	112962	113837	114002	114791	115101	114038	112735	114007	114412	114703
	112962	113837	114002	114791	115101	114038	112735	114007	114412	114704
	112962	113837	114002	114791	115101	114038	112735	114007	114412	114704
Average	112959.3	113835.8	114001.3	114790.2	115099.9	114036.4	112732.3	114006.4	114411.4	114702.8

Position	Pressure (Pa) at time (s)										
	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
P08	114369	114890	115158	115732	116065	115028	114393	115007	115215	115985	115967
	114373	114895	115159	115738	116069	115035	114397	115012	115214	115988	115973
	114377	114898	115160	115744	116072	115041	114401	115016	115213	115991	115980
	114380	114902	115162	115749	116074	115047	114405	115020	115213	115994	115985
	114384	114905	115164	115755	116077	115053	114409	115023	115214	115996	115991
	114388	114908	115167	115759	116078	115059	114413	115025	115216	115999	115995
	114393	114910	115171	115764	116080	115065	114418	115027	115219	116001	115998
	114397	114912	115175	115769	116081	115070	114424	115028	115224	116004	116000
	114402	114913	115180	115773	116081	115076	114429	115029	115229	116006	116000
	114406	114914	115184	115777	116081	115081	114434	115029	115235	116007	116001
Average	114387	114904.7	115168	115756	116075.8	115055.5	114412.3	115021.6	115219.2	115997.1	115989

Position	Pressure (Pa) at time (s)									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
p08	114332	115170	115197	116040	116281	115171	114116	115370	115422	115837
	114339	115173	115201	116041	116283	115178	114119	115375	115425	115840
	114345	115175	115205	116042	116285	115185	114122	115378	115427	115842
	114350	115177	115208	116042	116287	115192	114124	115382	115430	115844
	114354	115179	115210	116043	116288	115199	114126	115385	115433	115846
	114357	115181	115212	116043	116290	115205	114127	115388	115436	115846
	114359	115183	115213	116043	116291	115211	114127	115390	115440	115846
	114360	115184	115213	116044	116292	115216	114127	115392	115444	115846
	114360	115186	115212	116045	116292	115221	114127	115394	115448	115845
	114360	115187	115211	116045	116293	115226	114126	115395	115451	115843
Average	114351.6	115179.5	115208.2	116042.8	116288.2	115200.4	114124.1	115384.9	115435.6	115843.5

ภาคผนวก ข

โปรแกรมเพิ่มเติมที่ใช้เพื่อการจำลองภาวะบนโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.16.2

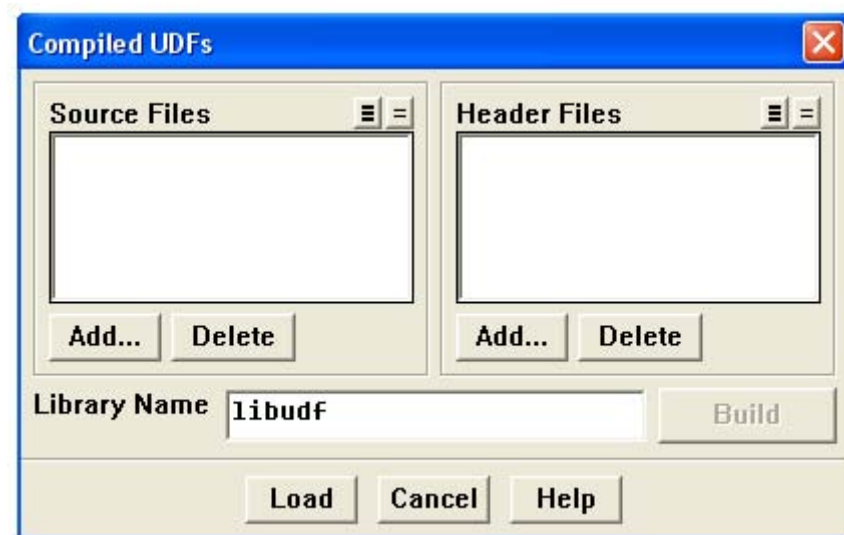
งานวิจัยนี้ในส่วนของการจำลองภาวะของเครื่องเตาผลิตแก๊สแบบเบดคู่แบบมีการถ่ายโอนความร้อนในส่วนของการเพิ่มการคำนวณปฏิกิริยาเคมีนั้น ปฏิกิริยาเคมีแบบวิวิธพันธ์ต้องทำการเขียนฟังก์ชันเพิ่มเติมแสดงดังปฏิกิริยาที่ 1 2 และ 3 ที่ได้กล่าวไว้ในบทที่ 3 ในหัวข้อแบบจำลองการเกิดปฏิกิริยาเคมี โดยโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 ที่ใช้เป็นโปรแกรมที่เปิดโอกาสให้ผู้ใช้งานสามารถที่จะเขียนโปรแกรมเพื่อที่จะสั่งงานให้โปรแกรมทำการคำนวณที่นอกเหนือจากการคำนวณพื้นฐานที่มากับโปรแกรม

โปรแกรมที่เขียนขึ้นมาเหล่านั้นจะเรียกว่า User Define Function หรือ UDF ซึ่งการเขียน UDF ในโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 จะต้องเขียนในรูปแบบของภาษา C และใช้ฟังก์ชันที่ตัวโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 กำหนดขึ้นมาก่อนแล้ว โดยฟังก์ชันดังกล่าวจะถูกรวมไว้ในแฟ้ม udf.h ดังนั้นก่อนทำการเขียน UDF ทุกครั้งต้องทำการเรียกคำสั่ง #include udf.h ขึ้นต้นแฟ้ม UDF นั้นๆ ทุกครั้ง คำสั่งดังกล่าวเป็นคำสั่งที่บอกให้โปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 แ่แฟ้ม udf.h มาแทรกเข้าในส่วนบนสุดของแฟ้ม UDF ที่เขียนขึ้นในขณะที่แฟ้ม UDF นั้นจะถูกแปลโปรแกรม (Compiled) ให้อยู่ในรูปแบบของรันไทม์ไลบรารี (Runtime Library) ที่โปรแกรมสามารถดึงมาใช้ได้ทันที ในขณะที่ทำการจำลองภาวะ

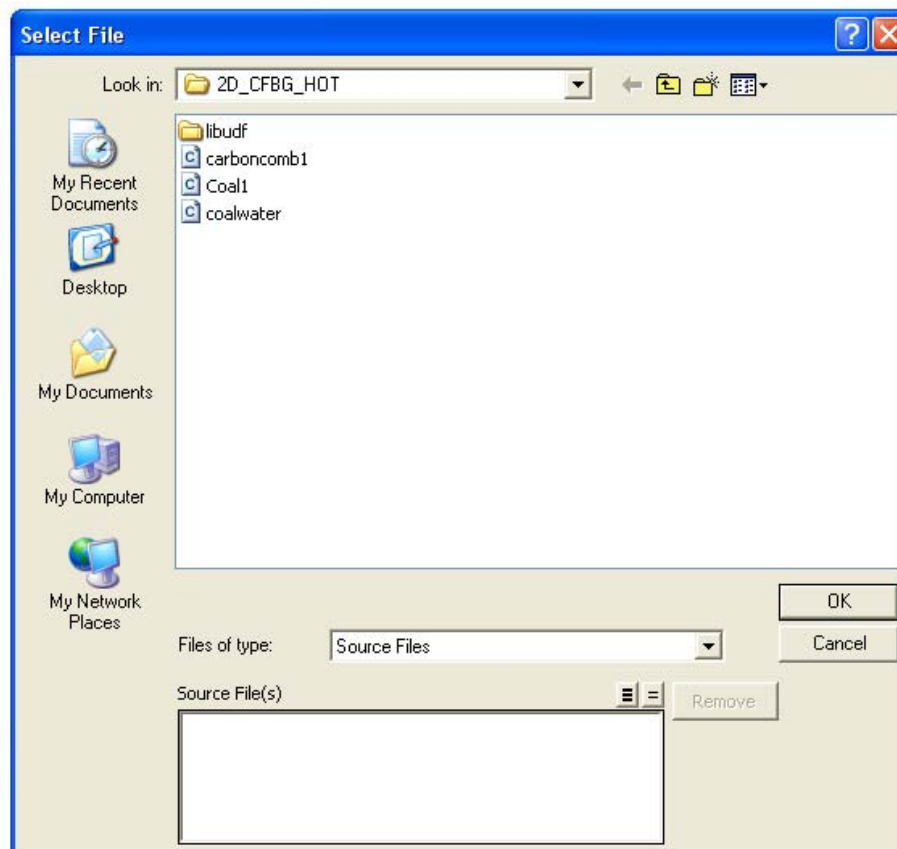
UDF ในโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 มีความสามารถที่จะส่งค่าตัวแปรหรือปรับค่าตัวแปรหรือทั้งสองอย่างในระหว่างขั้นตอนการจำลองภาวะของโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 ผู้ใช้สามารถเขียน UDF จากโปรแกรมแก้ไขข้อความ (Text Editor) โปรแกรมใดก็ได้โดยต้องเขียนให้อยู่ในรูปแบบของภาษา C และบันทึกเป็นแฟ้มนามสกุล C เช่น Coal1_udf.c หลังจากนั้นต้องเอาไปแปลโปรแกรมด้วยโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 เพื่อที่จะสามารถเรียกฟังก์ชันที่มีใน UDF นั้นๆ จากภายในสภาพแวดล้อมของโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 เอง ถึงแม้ว่าโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 เองจะเปิดโอกาสให้ผู้ใช้งานสามารถเขียนโปรแกรมเพิ่มเติมแต่อย่างไรก็ตาม UDF ไม่สามารถที่จะเข้าไปแก้ไขฟังก์ชันทั้งหมดของตัวโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 ได้รายละเอียดผู้ใช้งานสามารถเรียกดูได้จาก Fluent User's Guide ที่มากับแผ่นติดตั้งโปรแกรมเอง

ขั้นตอนการแปลโปรแกรมของรหัสต้นฉบับ (Source Code) และการใช้งานภายในโปรแกรม Fluent

1. สร้างแฟ้มรหัสต้นฉบับของ UDF ในสารบบ (Directory) เดียวกับแฟ้มที่ใช้ดำเนินงานของโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1
2. เริ่มโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1ภายในสารบบเดียวกับข้อที่แล้ว
3. โหลดแฟ้มที่ต้องการใช้งานเข้าสู่โปรแกรม Fluent
4. เปิดหน้าต่างการแปลโปรแกรม UDF (Compiled UDFs) ภายในโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1จาก
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)



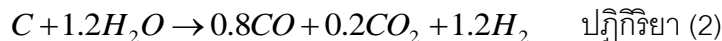
รูปที่ ข2 หน้าต่างเลือกแฟ้ม (Select File)

6. กดปุ่ม Build เพื่อทำการแปลโปรแกรมรหัสต้นฉบับ UDF แล้วทำการนำเข้าแฟ้มที่ทำการแปลสำเร็จแล้วสู่โปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 โดยการกดปุ่ม Load ที่หน้าต่างการแปลโปรแกรม UDF
7. หลังจากทำการนำเข้าเรียบร้อยแล้ว ผู้ใช้งานสามารถใช้งานฟังก์ชันที่เพิ่มเติมเข้าไปจากการแปลโปรแกรม UDF จากหน้าต่างต่างๆ ในโปรแกรม ANSYS FLUENT V.12.1 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)

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



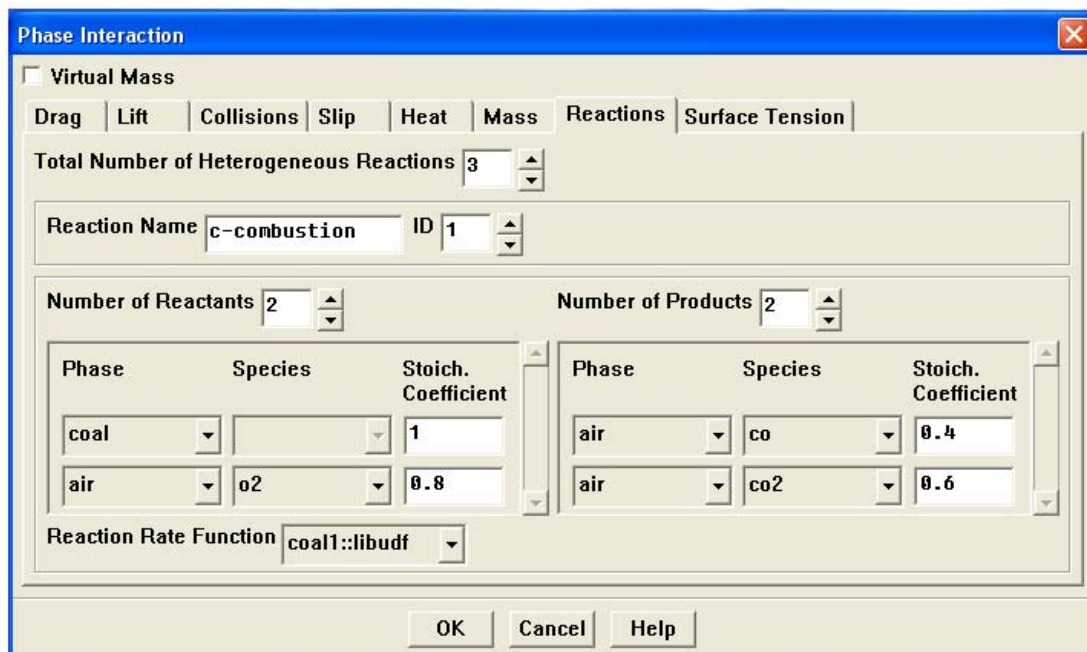
โดยที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาแสดงตามลำดับดังนี้

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

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

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

โดยได้แฟ้มรหัสที่ใช้ในการคำนวณค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาเคมีในงานวิจัยนี้ แสดงดังรูปที่ ๓4 ๓5 และ ๓6



รูปที่ ๓3 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

รูปที่ ๗4 แสดงแฟ้มรหัสที่ใช้ในการคำนวณค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาเคมีของแฟ้ม coal1.udf

```

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

รูปที่ ข5 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

รูปที่ ๖6 แสดงแฟ้มรหัสที่ใช้ในการคำนวณค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมี และค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาเคมีของแฟ้ม carboncomb1.udf

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นายชินนทร์ มัญชสิงห์ เกิดเมื่อวันเสาร์ที่ 2 กุมภาพันธ์ พ.ศ. 2528 สำเร็จการศึกษาปริญญาตรีวิทยาศาสตร์บัณฑิต สาขาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีการศึกษา 2550 และเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อ พ.ศ. 2552