

การควบคุมการปล่อยแก๊สของการเผาไหม้ถ่านหินและชีวมวลในฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน



นาย ปิยะพันธ์ จะกอ

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค

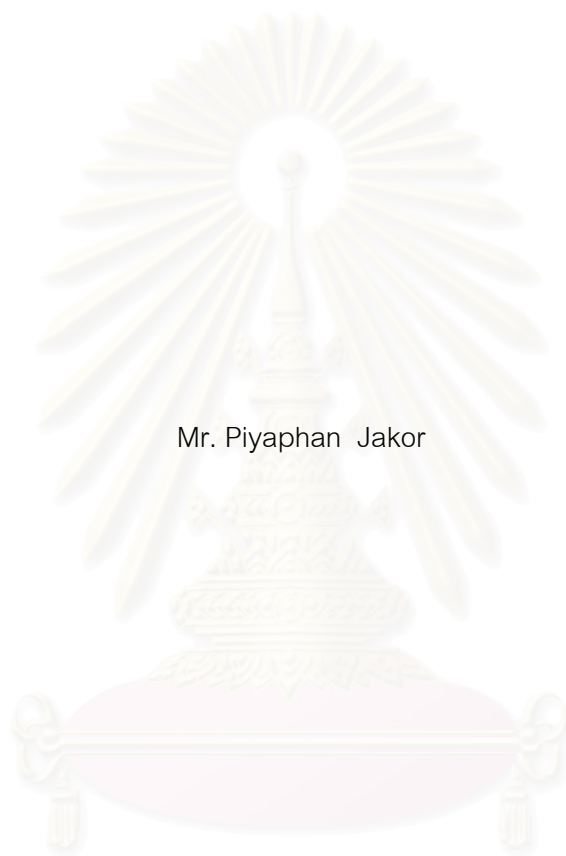
คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2547

ISBN 974-17-6926-1

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

EMISSION CONTROL OF COAL AND BIOMASS COMBUSTION IN CIRCULATING FLUIDIZED BED



Mr. Piyaphan Jakor

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

Faculty of Science

Chulalongkorn University

Academic Year 2004

ISBN 974-17-6929-6

หัวข้อวิทยานิพนธ์ การควบคุมการปล่อยแก๊สของการเผาไหม้ถ่านหินและชีวมวลในฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน

โดย นาย ปิยะพันธ์ จะกอ

สาขาวิชา เคมีเทคนิค

อาจารย์ที่ปรึกษา รองศาสตราจารย์ ดร. เลอสรวง เมฆสุต

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัยเป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิทยาศาสตร์
(ศาสตราจารย์ ดร. เปี่ยมศักดิ์ เมนะเศวต)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(ศาสตราจารย์ ดร. ภัทรพรธน ประศาสน์สารกิจ)

..... อาจารย์ที่ปรึกษา
(รองศาสตราจารย์ ดร. เลอสรวง เมฆสุต)

..... กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์)

..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. สุขญา นิติวัดมนานนท์)

ปิยะพันธ์ จะกอบ : การควบคุมการปล่อยแก๊สของการเผาไหม้ถ่านหินและชีวมวลในฟลูอิไดซ์
เบดแบบหมุนเวียน (EMISSION CONTROL OF COAL AND BIOMASS COMBUSTION
IN CIRCULATING FLUIDIZED BED) อาจารย์ที่ปรึกษา: รศ.ดร. เลอสรวง เมฆสุต จำนวน
หน้า 82 หน้า ISBN 947-17-6926-1

ในงานวิจัยนี้ศึกษาการเผาไหม้ร่วมระหว่างแกลบและถ่านหิน จึงได้มีการสร้างเตาฟลูอิไดซ์
เบดแบบหมุนเวียนที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของท่อโรเตอร์ 0.1 เมตร สูง 3.0 เมตรสำหรับการเผา
ไหม้ดังกล่าว โดยศึกษาถึงสัดส่วนที่เหมาะสมของแกลบและถ่านหินที่จะผสมกัน (ร้อยละ 0, 7.02,
13.11 และ 23.19 โดยน้ำหนัก) สำหรับเผาไหม้ นอกจากนี้ยังมีการผสมหินปูน (สัดส่วน Ca/S เท่ากับ
0, 0.5, 1, 2 และ 3) เพื่อกำจัดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ และผลกระทบจากสัดส่วนแกลบที่ผสมกับถ่าน
หินและปริมาณหินปูนที่ผสมลงไปต่อองค์ประกอบของฟลูแก๊สได้แก่ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แก๊ส
ไนโตรเจนออกไซด์ (ไนตริกออกไซด์และไนโตรเจนไดออกไซด์) แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ แก๊ส
คาร์บอนมอนอกไซด์ และแก๊สออกซิเจน รวมทั้งทำการวัดอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ในท่อโรเตอร์

จากการทดลองนี้พบว่าสัดส่วนของแกลบที่สามารถผสมได้มากที่สุดคือร้อยละ 13.11 โดยน้ำ
หนัก และการผสมแกลบมากขึ้นจะทำให้แก๊สออกซิเจนและแก๊สไนโตรเจนออกไซด์เพิ่มขึ้น ส่วนแก๊สซัล
เฟอร์ไดออกไซด์และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลง และทำให้อุณหภูมิส่วนล่างของท่อโรเตอร์สูงขึ้น
ส่วนการเติมหินปูนสามารถลดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ถึงร้อยละ 80.08 โดยมีสัดส่วนของ Ca/S เท่า
กับ 3 และสามารถลดแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ลงได้เช่นกัน อย่างไรก็ตามการเติมหินปูนก็ทำให้แก๊ส
ไนโตรเจนออกไซด์เพิ่มขึ้น

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

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

4472528423: MAJOR CHEMICAL TECHNOLOGY

KEY WORD: CIRCULATING FLUIDIZED BED / COMBUSTION / BIOMASS / COAL / EMISSION

PIYAPHAN JAKOR: EMISSION CONTROL OF COAL AND BIOMASS COMBUSTION

IN CIRCULATING FLUIDIZED BED. THESIS ADVISOR: ASSOC.PROF. LURSUANG

MEKASUT. 82 pp. ISBN 947-17-6926-1.

In this research, rice husk was co-firing with coal. Circulating fluidized bed of 0.1 m diameter and 3 m height was built for the combustion. The combustion experiments were carried out with various rice husk ratio (0, 7.02, 13.11, 23.19 %). Moreover, limestone (Ca/S = 0, 0.5, 1, 2, 3 molar ratio) was mixed with coal and rice husk to reduce SO₂ emission. The effect of rice husk ratio and limestone on flue gas composition (CO₂, CO, O₂, NO, NO₂, SO₂) was investigated. Temperature distribution along the riser was also measured. The preliminary results show that the maximum amount of rice husk that can be used was 13.11 %. The emission of NO, NO₂, and O₂ increased with increasing rice husk ratio, but CO and SO₂ show the reverse trend. The temperature at the bottom of the riser also increased when increasing rice husk ratio. About 80.08 % of sulfur was removed by adding limestone at a Ca/S ratio of 3. Carbon monoxide emission was decreased with increasing limestone. However, the addition of limestone increased the emission of NO_x.

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

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

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

Academic year.....2004.....

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดีด้วยความช่วยเหลืออย่างดียิ่งของ รองศาสตราจารย์ ดร. เลอสรวง เมฆสุต อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ซึ่งท่านได้ให้คำแนะนำและข้อคิดเห็นต่างๆ ด้วยดีตลอดมารวมทั้งคณาจารย์ทุกท่านในภาควิชาเคมีเทคนิคที่ได้ให้คำแนะนำในงานวิจัยนี้

งานวิจัยเรื่อง“การควบคุมการปล่อยแก๊สของการเผาไหม้ถ่านหินและชีวมวลในฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน” สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดีโดยได้รับการสนับสนุนเงินทุนจากโครงการพัฒนาบัณฑิตศึกษาและวิจัยด้านเชื้อเพลิง ภายใต้โครงการพัฒนาบัณฑิตศึกษาด้านวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี ศูนย์ปิโตรเลียมและเทคโนโลยีปิโตรเคมี และทุนบัณฑิตวิทยาลัย ซึ่งผู้วิจัยต้องขอขอบพระคุณมา ณ ที่นี้

ขอขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์ และ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุชญา นิติวฒนานนท์ ที่กรุณารับเป็นกรรมการในการสอบวิทยานิพนธ์

ขอขอบพระคุณบริษัทบ้านปูจำกัดมหาชนที่เอื้อเฟื้อถ่านหินสำหรับงานวิจัยในครั้งนี้

ขอขอบพระคุณ คุณสังข์ ชมชื่น และเจ้าหน้าที่ทุกท่านของภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ที่ให้ความช่วยเหลือในการสร้าง ซ่อมแซมเครื่องมือและอำนวยความสะดวกในการวิจัย

สุดท้ายนี้ขอกราบขอบพระคุณบิดา มารดา ญาติพี่น้อง ที่ให้ความช่วยเหลือ เป็นกำลังใจอย่างดีและให้การสนับสนุนจนสำเร็จการศึกษา รวมทั้งขอขอบคุณพี่ๆ เพื่อนๆ และน้องๆ ชาวเคมีเทคนิคทุกคนที่ให้กำลังใจ ช่วยเหลือและให้คำแนะนำด้วยดีเสมอมา

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ	ช
สารบัญตาราง.....	ฎ
สารบัญภาพ.....	ฏ
คำอธิบายสัญลักษณ์.....	ฅ
บทที่	
1 บทนำ.....	1
1.1 ความสำคัญและที่มาของโครงการ.....	1
1.2 วัตถุประสงค์.....	2
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย.....	2
1.4 ขั้นตอนในการดำเนินงานวิจัย.....	2
1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัย.....	3
2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	4
2.1 ทฤษฎีฟลูอิดไดเซชัน.....	4
2.1.1 นิยาม.....	4
2.1.2 ประเภทของฟลูอิดไดเซชัน.....	4
2.1.3 ลักษณะของฟลูอิดไดซ์เบด.....	4
2.1.4 แก๊สฟลูอิดไดเซชัน.....	6
2.2 เผาไหม้ในระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน.....	12
2.2.1 ห้องเผาไหม้.....	12
2.2.2 ระบบป้อนเชื้อเพลิง.....	13
2.2.3 ระบบควบคุม.....	13
2.2.4 ระบบถ่ายเทความร้อน.....	13
2.2.5 ระบบกำจัดฝุ่นและระบายเถ้า.....	13
2.3 กลไกการเผาไหม้.....	13
2.4 ประสิทธิภาพการเผาไหม้ของอนุภาคคาร์บอน.....	15

บทที่	หน้า
2.4.1	ตัวแปรที่สภาวะการเผาไหม้..... 15
2.4.2	ตัวแปรที่เกิดจากการออกแบบ..... 15
2.5	การควบคุมมลพิษ..... 16
2.5.1	แก๊สซัลเฟอร์ออกไซด์..... 16
2.5.2	แก๊สไนโตรเจนออกไซด์..... 18
2.6	งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง..... 20
3	เครื่องมือและวิธีการทดลอง..... 25
3.1	เครื่องมือที่ใช้ในการทดลอง..... 25
3.2	วิธีการทดลอง..... 31
3.2.1	การจุดเตา..... 31
3.2.2	การทดลอง..... 32
4	ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลอง..... 33
4.1	สมบัติของเชื้อเพลิง..... 33
4.1.1	การวิเคราะห์โดยวิธีประมาณ (Proximate Analysis)..... 33
4.1.2	การวิเคราะห์โดยวิธีละเอียด (Ultimate Analysis)..... 33
4.1.3	สมบัติของแกลบและถ่านหิน..... 34
4.2	การปรับเทียบ Screw feeder และ Inverter..... 34
4.3	การหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการเผาไหม้..... 35
4.3.1	อัตราการป้อนเชื้อเพลิง..... 35
4.3.2	ความเร็วอากาศป้อน..... 36
4.4	ผลของการผสมแกลบกับถ่านหิน..... 37
4.4.1	ผลของการผสมแกลบกับถ่านหินที่มีต่ออุณหภูมิในท่อไรเซอร์..... 38
4.4.2	ผลของการผสมแกลบกับถ่านหินที่มีต่อองค์ประกอบของฟลูแก๊ส..... 39
4.5	ผลของการเติมหินปูน..... 41
4.5.1	ผลของหินปูนต่ออุณหภูมิในท่อไรเซอร์..... 42
4.5.2	ผลของการผสมหินปูนกับถ่านหินที่มีต่อองค์ประกอบของฟลูแก๊ส..... 42
4.6	ผลของหินปูนต่อองค์ประกอบของฟลูแก๊สในการเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมระหว่างถ่านหินกับแกลบ..... 45

4.6.1	สัดส่วนแกลบริ้อยละ 7.02.....	46
4.6.2	สัดส่วนแกลบริ้อยละ 13.11.....	47
4.7	ผลของการเติมแกลบต่อองค์ประกอบของฟลูแก๊สในขณะที่มีการผสมหินปูน ระหว่างการเผาไหม้.....	48
4.7.1	สัดส่วนหินปูน Ca/S = 0.5 โดยโมล.....	50
4.7.2	สัดส่วนหินปูน Ca/S = 1 โดยโมล.....	51
4.7.3	สัดส่วนหินปูน Ca/S = 2 โดยโมล.....	52
4.7.4	สัดส่วนหินปูน Ca/S = 3 โดยโมล.....	53
4.8	การหาความสัมพันธ์ระหว่างการเกิดแก๊สต่าง ๆ กับร้อยละของแกลบและ สัดส่วนหินปูนที่นำมาผสม.....	54
5	สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ.....	57
5.1	สรุปผลการทดลอง.....	57
5.2	การเปรียบเทียบงานวิจัยนี้กับงานวิจัยที่ผ่านมา.....	58
5.3	ข้อเสนอแนะ.....	60
	รายการอ้างอิง.....	61
	ภาคผนวก.....	64
	ภาคผนวก ก.....	65
	ภาคผนวก ข.....	67
	ภาคผนวก ค.....	72
	ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	82

สารบัญตาราง

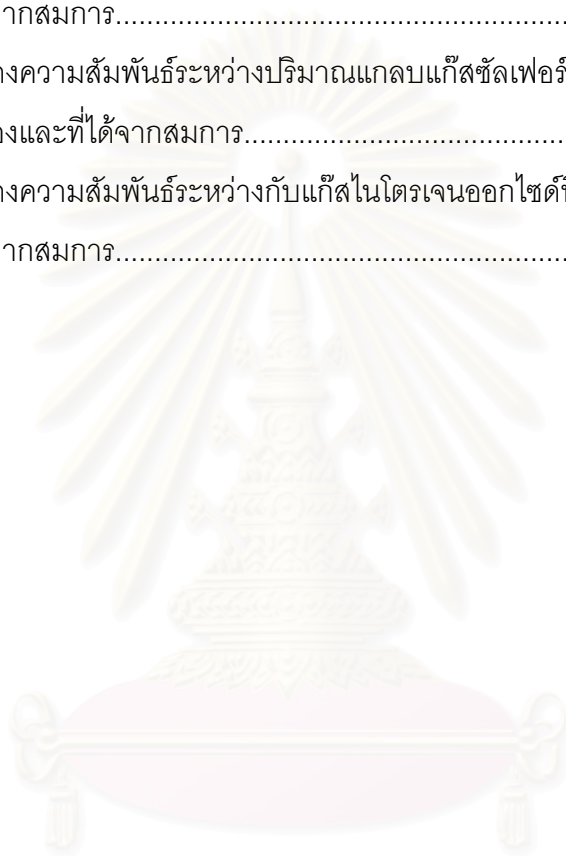
ตารางที่	หน้า
1.1	แสดงปริมาณเชื้อเพลิงชีวมวลที่ยังไม่ได้นำไปใช้ ของประเทศไทย ปี 2543.....1
4.1	ผลการวิเคราะห์โดยวิธีวิเคราะห์แบบประมาณ.....33
4.2	ผลการวิเคราะห์โดยวิธีวิเคราะห์แบบละเอียด.....34
4.3	สมบัติของแกลบและถ่านหิน.....34
4.4	แสดงองค์ประกอบของฟลูแก๊สที่ความเร็วของอากาศปฐุมภูมิต่าง ๆ.....36
4.5	แสดงองค์ประกอบของฟลูแก๊สที่วัดได้เมื่อผสมหินปูนกับถ่านหิน..... 39
4.6	แสดงอัตราการป้อนเชื้อเพลิงที่ปริมาณแกลบต่าง ๆ.....39
4.7	แสดงอัตราการป้อนเชื้อเพลิงที่ปริมาณสัดส่วนหินปูนต่าง ๆ ที่ความถี่ของ Inverter เท่ากับ 7.....41
4.8	แสดงองค์ประกอบของฟลูแก๊สที่วัดได้เมื่อผสมหินปูนกับถ่านหิน.....42
4.9	แสดงการกำจัดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์โดยใช้หินปูน.....45
5.1	การเปรียบกับงานวิจัยแสดงผลของการผสมชีวมวล.....58
5.2	การเปรียบกับงานวิจัยแสดงผลของการผสมหินปูน.....59

สารบัญภาพ

รูปที่	หน้า
2.1	ลักษณะการเกิดฟลูอิดไดซ์เซชันของเบดที่มีของไหลต่างชนิดกันไหลผ่าน.....5
2.2	รูปแบบการไหลสำหรับฟลูอิดไดซ์เบดแก๊ส- ของแข็ง.....6
2.3	ลักษณะของเบดนิ่งที่ไม่มีและมีการเคลื่อนที่สัมพัทธ์กับผนัง.....7
2.4	ความสัมพันธ์ระหว่างความดันลดกับ ความเร็วในช่วงการเกิดเบดแบบปั่นป่วน.....10
2.5	การเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงแข็งในเตาฟลูอิดไดซ์เบด..... 14
2.6	การเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้โดยทั่วไปของเชื้อเพลิงแข็งในเตาชนิดอื่น..... 14
2.7	แสดงการแตกตัวของหินปูนและกลไกการจับแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์..... 18
2.8	แสดงการเกิดไนโตรเจนออกไซด์ที่อุณหภูมิต่าง ๆ..... 19
2.9	แผนภาพแสดงการเกิดไนโตรเจนออกไซด์..... 19
3.1	เตาฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในงานวิจัย.....25
3.2	แอลวาล์ว.....26
3.3	ไซโคลน.....26
3.4	เครื่องเป่าอากาศ.....27
3.5	เครื่องอัดอากาศ.....27
3.6	ระบบอุ่นอากาศ.....28
3.7	ระบบป้อนถ่านเชื้อเพลิง.....28
3.8	هودดูดซึม.....29
3.9	เครื่องวิเคราะห์ห้องค์ประกอบของฟลูแก๊ส.....29
3.10	ปั๊มสุญญากาศ.....30
3.11	เครื่องบดถ่านหิน.....30
4.1	ความสัมพันธ์ระหว่างความถี่ของ Inverter กับอัตราการป้อนของเชื้อเพลิงผสม แต่ละสัดส่วน.....35
4.2	อุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ในท่อไรเซอร์ ที่ความเร็วของอากาศปฐมภูมิต่าง ๆ.....37
4.3	อุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ในท่อไรเซอร์ ที่การผสมแกลบปริมาณต่าง ๆ..... 38
4.4	กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแกลบกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 0)..... 40
4.5	กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแกลบกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 0)..... 40

รูปที่	หน้า
4.6	คุณทงุมิ ณ ตำหน่งต่ง ๆ ในท่งไรเซอร์ที่การผสมหินปูนสัดส่วนต่ง ๆ..... 42
4.7	กราฟแสดงควมสัมพันธ์ระหว่งปริมาณหินปูนกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (แกลบริ้อยละ 0).....43
4.8	กราฟแสดงควมสัมพันธ์ระหว่งปริมาณหินปูนกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (แกลบริ้อยละ 0).....43
4.9	กราฟแสดงควมสัมพันธ์ระหว่งปริมาณหินปูนกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (แกลบริ้อยละ 7.02).....46
4.10	กราฟแสดงควมสัมพันธ์ระหว่งปริมาณหินปูนกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (แกลบริ้อยละ 7.02).....46
4.11	กราฟแสดงควมสัมพันธ์ระหว่งปริมาณหินปูนกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (แกลบริ้อยละ 13.11).....47
4.12	กราฟแสดงควมสัมพันธ์ระหว่งปริมาณหินปูนกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (แกลบริ้อยละ 13.11).....47
4.13	กราฟแสดงควมสัมพันธ์ระหว่งปริมาณแกลกับอากาศเกินพอ.....48
4.14	กราฟแสดงควมสัมพันธ์ระหว่งปริมาณแกลกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 0.5).....50
4.15	กราฟแสดงควมสัมพันธ์ระหว่งปริมาณแกลกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 0.5).....50
4.16	กราฟแสดงควมสัมพันธ์ระหว่งปริมาณแกลกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 1).....51
4.17	กราฟแสดงควมสัมพันธ์ระหว่งปริมาณแกลกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 1).....51
4.18	กราฟแสดงควมสัมพันธ์ระหว่งปริมาณแกลกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 2).....52
4.19	กราฟแสดงควมสัมพันธ์ระหว่งปริมาณแกลกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 2).....52
4.20	กราฟแสดงควมสัมพันธ์ระหว่งปริมาณแกลกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 3).....53

รูปที่	หน้า
4.21	กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแคลเซียมกับฟลูออไรด์ที่เกิดขึ้น (Ca/S = 3).....53
4.22	กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ได้จากการทดลอง และที่ได้จากสมการ.....55
4.23	กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแคลเซียมกับแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ได้จาก การทดลองและที่ได้จากสมการ.....55
4.24	กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างกับแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ที่ได้จากการทดลอง และที่ได้จากสมการ.....56



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

คำอธิบายสัญลักษณ์

A	= พื้นที่หน้าตัดของหอยทาดลอง (m^2)
d_p	= เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคของแข็ง (μm)
d_p^*	= ตัวแปรไร้หน่วยของเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคของแข็ง
D	= เส้นผ่านศูนย์กลางภายในของหอยทาดลอง (m)
F_D	= แรงลากเนื่องจากการไหล (Drag force, kgm/s^2)
g	= ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก มีค่าเท่ากับ $9.8 m/s^2$
$G_{s, Ch}$	= อัตราการไหลของของแข็งออกจากเบดต่อพื้นที่หน้าตัดของหอยทาดลอง ณ ที่ความเร็ว แก๊สเท่ากับความเร็วโซคกิง (kg/m^2s)
L	= ความสูงเบด (m)
L_{mf}	= ความสูงของเบดขณะเกิดเริ่มเกิดฟลูอิไดเซชัน (m)
ΔP	= ความดันตกคร่อม (mmH_2O)
Re_p	= ตัวแปรไร้หน่วยของ particle Reynolds number
U	= ความเร็วอากาศภายในไรเซอร์
U_{ch}	= ความเร็วโซคกิง (m/s)
U_c	= ความเร็วแก๊สขณะเกิดสภาวะ turbulent
U_{mb}	= ความเร็วแก๊สที่ทำให้เริ่มมีฟองแก๊สเกิดขึ้นในเบด (m/s)
U_{mf}	= ความเร็วแก๊สที่ทำให้เริ่มเกิดฟลูอิไดเซชัน (m/s)
U_{ms}	= ความเร็วแก๊สที่ทำให้ฟองแก๊สเริ่มมีขนาดใหญ่เท่ากับหอยทาดลอง (m/s)
U_t	= ความเร็วตกอิสระของเม็ดของแข็งในของไหลที่อยู่นิ่ง (Terminal velocity, m/s)
$U_{t, spherical}$	= ความเร็วตกอิสระของเม็ดของแข็งที่เป็นทรงกลมในของไหลที่อยู่นิ่ง (m/s)
U_t^*	= ตัวแปรไร้หน่วยของความเร็วตกอิสระของเม็ดของแข็งในของไหลที่อยู่นิ่ง
ϕ	= ตัวแปรไร้หน่วยของค่าความเป็นทรงกลม
ρ_g	= ความหนาแน่นของแก๊ส (kg/m^3)
ρ_s	= ความหนาแน่นของอนุภาคของแข็ง (kg/m^3)
μ	= สัมประสิทธิ์ความหนืดของแก๊ส ($g/cm.s$)
ϵ	= ตัวแปรไร้หน่วยของสัดส่วนของช่องว่าง
ϵ_{ch}	= ตัวแปรไร้หน่วยของสัดส่วนของช่องว่าง ขณะที่แก๊สมีความเร็วเท่ากับ U_{ch}
ϵ_{mf}	= ตัวแปรไร้หน่วยของสัดส่วนของช่องว่าง ขณะที่แก๊สมีความเร็วเท่ากับ U_{mf}

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความสำคัญและที่มาของโครงการ

การเผาไหม้ถ่านหินในกระบวนการเผาไหม้แบบฟลูอิดไอเซชัน เป็นกระบวนการที่ทำให้อนุภาคของแข็ง(ถ่านหิน) สัมผัสกับของไหล (อากาศร้อน) แล้วเม็ดของแข็งเหล่านี้จะมีสมบัติคล้ายของไหลทำให้ถ่านหินสัมผัสกับอากาศร้อนได้อย่างทั่วถึงจนกระทั่งเกิดการเผาไหม้ แต่กระบวนการนี้มีข้อเสียเนื่องจากถ่านหินเมื่อถูกเผาไหม้ไประยะหนึ่งจะมีขนาดเล็กกลง ทำให้หลุดลอยออกจากคอลัมน์ไปพร้อมกับของไหลก่อนที่จะถูกเผาไหม้หมดทำให้เกิดการสูญเสียพลังงานและทรัพยากร ดังนั้นจึงได้มีการพัฒนาเป็นกระบวนการเผาไหม้แบบฟลูอิดไอเซชันแบบหมุนเวียน เพื่อนำเอาถ่านหินที่ยังเผาไหม้ไม่หมดกลับเข้ามาเผาไหม้ใหม่ ซึ่งจะทำให้สามารถใช้ทรัพยากรได้อย่างมีประสิทธิภาพ ลดพลังงานที่สูญเสียไปพร้อมกับถ่านหินที่หลุดออกจากคอลัมน์และยังช่วยลดค่าใช้จ่ายในการควบคุมปัญหาด้านมลภาวะทางอากาศด้วย นอกจากนี้แล้วยังสามารถประยุกต์ใช้กระบวนการนี้กับเชื้อเพลิงชนิดอื่น ๆ ด้วยเช่นชีวมวล ได้แก่ แกลบ ฟางข้าว ชังข้าวโพด เศษไม้ กากปาล์ม ชานอ้อย เป็นต้น

ตารางที่ 1.1 แสดงปริมาณเชื้อเพลิงชีวมวลที่ยังไม่ได้นำไปใช้ ของประเทศไทย ปี 2543

ชนิด	ปริมาณที่ผลิตได้ (พันตัน)	ปริมาณที่เหลือ (พันตัน)
ชานอ้อย	55,494	31,722
แกลบ	24,172	16,365
ทะลายปาล์ม	3,256	1394
ชังข้าวโพด	4286	1170
มะพร้าว	1400	1115

ที่มา: กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน กระทรวงพลังงาน (www.dede.go.th)

ซึ่งหากสามารถนำชีวมวลเหล่านี้มาเป็นเชื้อเพลิงได้แล้วสามารถลดปริมาณการใช้ถ่านหินได้ซึ่งบางส่วนยังต้องมีการนำเข้ามาจากต่างประเทศ โดยในอนาคตชีวมวลในประเทศไทยมีแนวโน้มที่จะเพิ่มขึ้นเนื่องจากผลผลิตทางการเกษตรที่ก่อให้เกิดชีวมวล มีแนวโน้มจะผลิตได้เพิ่มขึ้น ส่วนความต้องการใช้ชีวมวลเป็นเชื้อเพลิง มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นในอนาคตเช่นกัน เนื่องจากชีวมวลมีราคาไม่แพง เมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงสมัยใหม่ ในปริมาณความร้อนที่เท่ากัน และจากปัญหาด้าน

สิ่งแวดล้อม ที่เกิดจากการใช้เชื้อเพลิงฟอสซิล ซึ่งทำให้เกิดการสะสม ของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) ในบรรยากาศที่นำไปสู่การเกิดปฏิกิริยาเรือนกระจก และทำให้อุณหภูมิของโลกสูงขึ้น ในขณะที่การนำชีวมวล มาใช้เป็นพลังงานทดแทนการใช้พลังงานเชิงพาณิชย์ จะช่วยบรรเทาปัญหา การเพิ่มปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ให้กับบรรยากาศ ซึ่งการประยุกต์เทคนิคฟลูอิดไดเซชัน แบบหมุนเวียนเป็นทางเลือกหนึ่งที่มีประสิทธิภาพสำหรับการเผาไหม้ชีวมวลดังกล่าว

แต่อย่างไรก็ตามในการเผาไหม้กับเชื้อเพลิงแข็งชนิดอื่นที่ไม่ใช่ถ่านหินซึ่งมีค่าความร้อนต่ำกว่านั้นยังจำเป็นที่จะต้องใช้ถ่านหินเป็นตัวช่วยในการเผาไหม้เพื่อให้การเผาไหม้มีประสิทธิภาพที่ดียิ่งขึ้น อีกทั้งการนำเชื้อเพลิงแข็งเหล่านี้มาเผาไหม้ยังเป็นการลดปริมาณการใช้ถ่านหินซึ่งมีปริมาณลดน้อยลงในปัจจุบัน และอาจจะสามารถนำมาใช้ทดแทนถ่านหินได้ในอนาคต โดยในงานวิจัยนี้จะศึกษาถึงความเหมาะสมของชีวมวลที่นำมาผสมกับถ่านหินโดยจะศึกษาถึงปริมาณความร้อนของแก๊สออกรวมทั้งปริมาณและองค์ประกอบของแก๊สที่ปล่อยออกมา

1.2 วัตถุประสงค์

1. ออกแบบและสร้างเตาเผาฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน
2. ศึกษาตัวแปรที่มีผลต่อการปลดปล่อยแก๊สจากการเผาไหม้ เช่น สัดส่วนหินปูน อัตราการป้อนเชื้อเพลิง สัดส่วนเชื้อเพลิงผสม

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

1. ศึกษาการเผาไหม้ในฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน
2. ศึกษาการใช้เชื้อเพลิงผสมในการเผาไหม้ในฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน
3. ศึกษาองค์ประกอบของฟลูแก๊สที่เกิดจากการเผาไหม้ถ่านหินและเชื้อเพลิงผสม

1.4 ขั้นตอนในการดำเนินงานวิจัย

1. ศึกษาค้นคว้าทฤษฎีที่เกี่ยวข้องกับงานวิจัย
2. ศึกษาวัสดุที่ใช้สร้างเครื่อง CFB และอุปกรณ์วัดค่าตัวแปรต่างๆ
3. ออกแบบเครื่อง CFB แล้วดำเนินการสร้างเครื่อง
4. คัดขนาดถ่านหินและชีวมวลที่ใช้ทำการทดลอง พร้อมทั้งหาสมบัติทางกายภาพ
5. หาความเร็วของอากาศที่เหมาะสมในการทำการทดลอง
6. ศึกษาและทดลองถึงความเหมาะสมของชีวมวลแต่ละชนิดที่จะนำมาผสมกับถ่านหินกับการเผาไหม้

7. ศึกษาและทดลองหาสัดส่วนที่เหมาะสมของถ่านหินกับชีวมวลรวมทั้งปริมาณหินปูนที่ได้ลงไป ในระหว่างการเผาไหม้
8. วิเคราะห์ข้อมูล สรุป และเขียนวิทยานิพนธ์

1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากงานวิจัย

1. สามารถหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการเผาไหม้ในฟลูอิโดซ์แบบหมุนเวียนนี้ได้
2. สามารถนำเชื้อเพลิงแข็งจำพวกชีวมวลมาเผาไหม้ได้อย่างมีประสิทธิภาพ



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 ทฤษฎีฟลูอิดไอเซชัน [1]

2.1.1 นิยาม

คำว่า ฟลูอิดไอเซชัน เป็นนิยามที่ใช้อธิบายกระบวนการหรือวิธีการที่ทำให้ของแข็งซึ่งมีรูปร่างลักษณะเป็นเม็ดหรือชิ้น เมื่อสัมผัสกับของไหลแล้วเม็ดของแข็งเหล่านี้จะมีสมบัติคล้ายของไหล ดังนั้น เมื่อนำเม็ดของแข็งกลุ่มหนึ่งมาวางไว้บนตะแกรงในหอคอดลงแล้วให้ของไหล(แก๊ส ของเหลว) ไหลผ่านจากด้านล่างของตะแกรงที่รองรับเม็ดของแข็งเหล่านั้น ของไหลก็จะผ่านชั้นของเม็ดของแข็งและไหลออกทางส่วนบนของหอคอดลง เมื่อเพิ่มความเร็วของไหลขึ้นเรื่อยๆ ในที่สุดจะเห็นเม็ดของแข็งขยับตัวและลอยตัวขึ้นเป็นอิสระไม่เกาะติดกัน ของแข็งที่อยู่ในลักษณะนี้จะมีสมบัติคล้ายของไหล เรียกของแข็งที่ประพฤติตัวในลักษณะนี้ว่า ฟลูอิดไอซ์เบด และเรียกปรากฏการณ์ดังกล่าวว่าฟลูอิดไอเซชัน

2.1.2 ประเภทของฟลูอิดไอเซชัน

งานของฟลูอิดไอเซชัน ตั้งแต่เริ่มต้นจนถึงปัจจุบันพอที่จะสรุปประเภทของงานได้เป็น 2 ประเภทด้วยกัน คือ ฟลูอิดไอเซชันสองสถานะและฟลูอิดไอเซชันสามสถานะ

1. ฟลูอิดไอเซชันสองสถานะ(Two-phase Fluidization) หมายความว่าในหอคอดลงหรือในเบดที่ใช้งานประกอบด้วยสองสถานะ คือ ของแข็งกับของไหล โดยที่ของไหลจะเป็นแก๊สหรือของเหลวอย่างใดอย่างหนึ่ง ดังนั้นฟลูอิดไอซ์เบด 2 สถานะจึงแบ่งย่อยได้เป็น แก๊สฟลูอิดไอเซชัน (Gas Fluidization) และฟลูอิดไอเซชันของเหลว (Liquid Fluidization)

2. ฟลูอิดไอเซชันสามสถานะ(Three-phase Fluidization) หมายความว่าในหอคอดลงหรือในเบดจะประกอบด้วยของสามสถานะอยู่พร้อม คือ ของแข็ง ของเหลว และแก๊ส

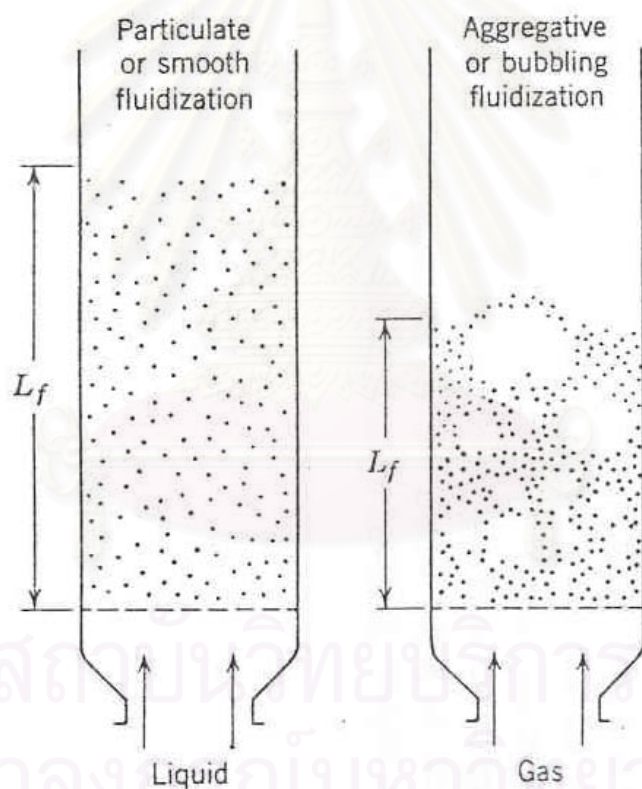
สำหรับฟลูอิดไอเซชันสามสถานะนั้นเป็นกระบวนการที่พัฒนาไปจากฟลูอิดไอเซชันสองสถานะ หอคอดลงที่เป็นฟอง(bubble column) และหอคอดลงที่บรรจุด้วยของแข็ง(Packed bed) ดังนั้นจึงมีกลไกที่ซับซ้อนมากกว่า การคำนวณต้องใช้หลักคณิตศาสตร์ขั้นสูง

2.1.3 ลักษณะของฟลูอิดไอซ์เบด

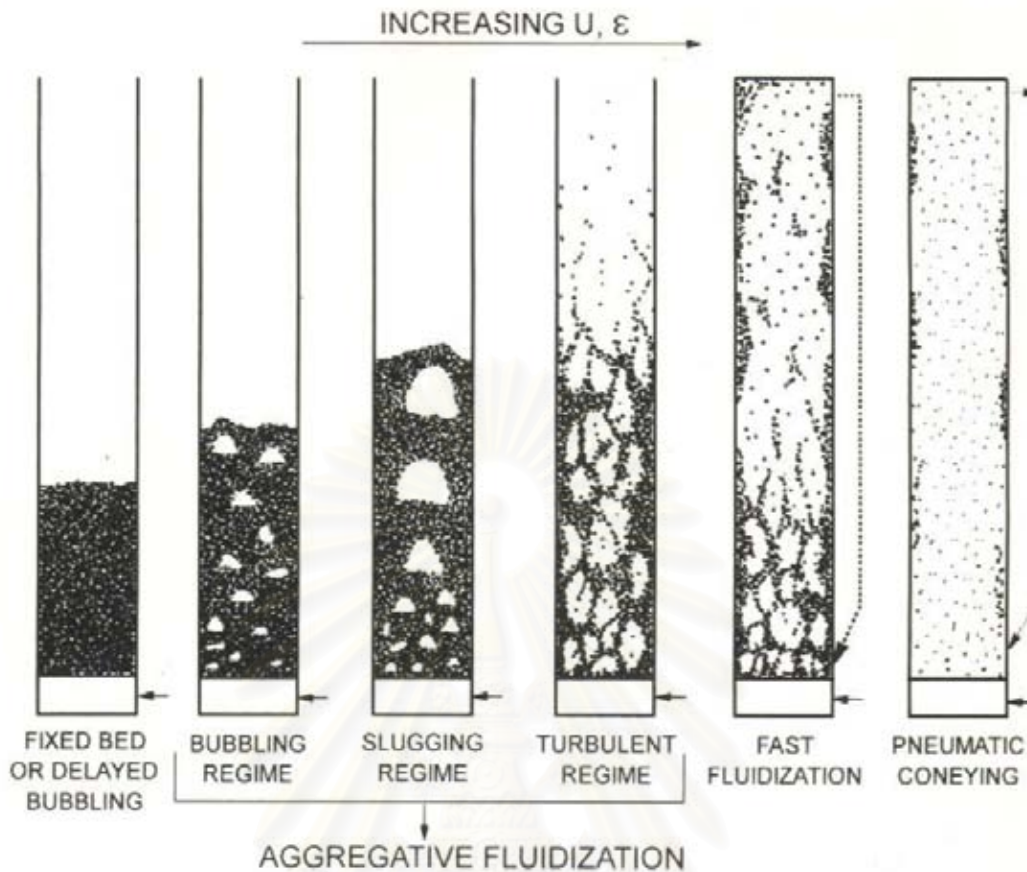
คำว่า เบด(bed) หมายถึง อาณาเขตในหอการทดลองที่มีปริมาณเม็ดของแข็งบรรจุอยู่ไม่ว่าของแข็งนั้นจะอยู่นิ่งหรือเคลื่อนไหวด้วยของไหลในหอคอดลง จะมีระดับตั้งแต่แผ่นโลหะที่ทำเป็น

ตะแกรงรองรับหรือเป็นตัวกระจายแก๊ส(gas distributor) จนถึงระดับสูงสุดหรือผิวหน้าของเม็ด
เบด

ฟลูอิด์เบดที่เป็นของเหลวจะมีการขยายตัวของเบดอย่างสม่ำเสมอ การลอยตัวและการ
หมุนรอบตัวเป็นไปอย่างช้าๆ เรียกเบดแบบนี้ว่าเบดสม่ำเสมอหรือเบดที่เป็นเนื้อเดียวกัน สำหรับ
ฟลูอิด์เบดที่ของไหลเป็นแก๊ส ลักษณะเบดที่เกิดขึ้นจะแตกต่างจากที่เป็นของเหลวมากเพราะว่า
เมื่อความเร็วของแก๊สสูงกว่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิด์เบดแล้ว แก๊สส่วนหนึ่งยังทำหน้าที่
ให้เกิดการลอยตัวของเม็ดของแข็งเหมือนเดิม แต่มีอีกส่วนหนึ่งรวมตัวกันแล้วก่อตัวกันเป็นฟอง
แก๊สขึ้น ฟองแก๊สก็จะแทรกตัวขึ้นมาถึงบนผิวหน้าของเบดและแตกตัวในที่สุด แต่ขณะที่ฟองแก๊ส
ลอยขึ้นมาจะทำให้เม็ดของแข็งลอยติดตามฟองแก๊สขึ้นมาด้วย เม็ดของแข็งภายในเบดจึงมีการ
เคลื่อนที่เป็นไปอย่างซุกซม ดังแสดงในรูปที่ 2.1



รูปที่ 2.1 ลักษณะการเกิดฟลูอิด์เซชันของเบดที่มีของไหลต่างชนิดกันไหลผ่าน [2]



รูปที่ 2.2 รูปแบบการไหลสำหรับฟลูอิดไรซ์เบดแก๊ส- ของแข็ง [3]

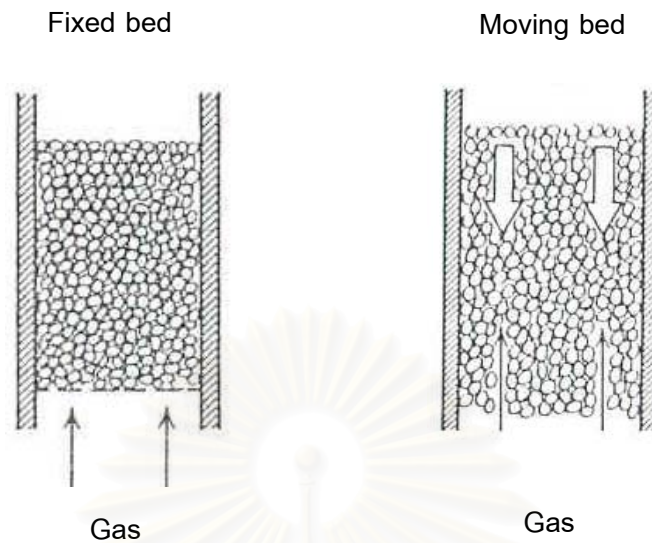
2.1.4 แก๊สฟลูอิดไรซ์

แก๊สฟลูอิดไรซ์เป็นการเกิดฟลูอิดไรซ์เบดสองสถานะระหว่างของไหลที่เป็นแก๊สกับของแข็ง ดังที่ได้กล่าวไว้แล้วข้างต้น ขอบเขตของฟลูอิดไรซ์เบด(Regime of Fluidization) สามารถแบ่งได้ดังรูปที่ 2.2

เมื่อเบดวางตัวบนตะแกรงหรือตัวกระจายแก๊ส(gas distributor) และมีแก๊สเคลื่อนที่ผ่านขึ้นมา(upward flowing) ซึ่งความเร็วที่เพิ่มขึ้น และ hydrodynamic ที่เกิดขึ้นอธิบายได้ดังนี้

- เบดนิ่ง(Packed Bed หรือ fixed bed)

เมื่อแก๊สไหลผ่านเบดขึ้นมาด้วยความเร็วต่ำ ของแข็งที่วางตัวอยู่บนตัวกระจายแก๊สจะวางตัวนิ่งไม่เคลื่อนไหว แก๊สจะไหลคดเคี้ยวไปตามช่องว่างที่มีอยู่ในเบด เรียกลักษณะเบดแบบนี้ว่า เบดนิ่ง หรือเบดอาจมีการเคลื่อนที่สัมผัสกับผนังแต่อนุภาคของแข็งในเบดไม่มีการเคลื่อนที่สัมผัสต่อกัน กรณีนี้เรียกว่า เบดเคลื่อนที่(moving bed) ดังแสดงในรูปที่ 2.3



รูปที่ 2.3 ลักษณะของเบตนิ่งที่ไม่มีและมีการเคลื่อนที่สัมพันธ์กับผนัง [2]

เมื่อแก๊สเคลื่อนที่ผ่านเบตนิ่งจะมีแรงเนื่องจากการไหลของของไหล กระทำต่ออนุภาคของแข็งในทิศทางตรงกันข้าม เรียกว่าแรงลากเนื่องจากการไหล(Drag force) ซึ่งจะก่อให้เกิดความดันลด (pressure drop) ตกคร่อมเบต

ความดันตกคร่อมเบตตลอดความสูงของเบตนิ่งที่เกิดขึ้น จะเพิ่มตามความเร็วของแก๊สที่เพิ่มขึ้น ซึ่งสามารถคำนวณได้จาก Ergun Equation [1] ดังนี้

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

- เบตแบบฟองแก๊ส(Bubbling Fluidized Bed)

เมื่อความเร็วแก๊สที่เคลื่อนที่ผ่านเบตนิ่งเพิ่มขึ้นจนถึงความเร็วค่าหนึ่ง อนุภาคของแข็งจะเริ่มเกิดการเคลื่อนที่ขึ้น ความเร็วที่จุดนี้เรียกว่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิไดเซชัน(minimum fluidization velocity, U_{mf}) และเรียกเบต ณ จุดนี้ว่า minimum fluidized bed ซึ่งเป็นจุดแรกที่อนุภาคของแข็งประพฤติตัวคล้ายของไหล สำหรับค่าความดันตกคร่อมเบต ณ จุดนี้มีค่าเท่ากับน้ำหนักของเบต ดังนั้น แรงเสียดทานเนื่องจากการไหล(drag force; F_D) ที่เกิดขึ้น ณ จุดนี้สามารถแสดงได้ดังนี้

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

จัดรูปสมการใหม่จะได้ภาวะต่ำสุดของฟลูอิดไอเดชัน(minimum fluidization condition) ดังนี้

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

สำหรับความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไอเดชัน สามารถคำนวณได้จากสมการดังนี้

$$\text{- Re}_p < 20 \quad U_{mf} = \frac{(\phi d_p)^2}{150} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g)}{\mu} g \left(\frac{\varepsilon_{mf}^3}{1 - \varepsilon_{mf}} \right) = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{1650 \mu} \quad (2.4)$$

$$\text{- Re}_p > 1,000 \quad U_{mf} = \frac{\phi d_p}{1.75} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g)}{\rho_g} g \varepsilon_{mf}^3 = \frac{d_p (\rho_s - \rho_g) g}{24.5 \rho_g} \quad (2.5)$$

ส่วนความเร็วของแก๊สที่ทำให้เริ่มมีฟองแก๊สเกิดขึ้นในเบด(minimum bubbling fluidization velocity, U_{mb}) ในกรณีของอนุภาคของแข็งกลุ่ม A ของ Geldart [3] ค่า U_{mb} จะมีค่ามากกว่า U_{mf} ส่วนในกรณีของกลุ่ม B และ D ค่า U_{mb} จะเท่ากับ U_{mf} ดังนั้น รูปแบบการเกิดฟลูอิดไอเดชันแบบสม่ำเสมอ หรือแบบไม่มีฟองแก๊ส(Bubble-free fluidization) จึงเกิดเฉพาะในกรณีที่อนุภาคของแข็งเป็นกลุ่ม A เท่านั้น โดยความเร็วของแก๊สที่ทำให้เริ่มมีฟองแก๊สเกิดขึ้นในเบดในหน่วย SI มีค่าเท่ากับ

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

สำหรับอนุภาคของแข็งกลุ่ม A B และ D ของ Geldart ถ้าเพิ่มความเร็วของแก๊สจนพบว่าจะเริ่มเกิดฟองแก๊สขึ้น เบดจะเริ่มแบ่งออกเป็น 2 ส่วน คือ

1. ส่วนที่เป็นฟองแก๊สเรียกว่า bubble phase อาจมีอนุภาคของแข็งอยู่บ้างแต่น้อยมาก

2. ส่วนที่ไม่ใช่ฟองแก๊สหรือส่วนที่มีอนุภาคของแข็งอยู่หนาแน่น เรียกว่า emulsion phase ขนาดของฟองแก๊สที่เกิดขึ้นนี้จะมีค่าเพิ่มขึ้นตาม

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

ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นจะเคลื่อนที่แทรกขึ้นไป และอาจมีการรวมตัวกันผ่าน emulsion phase โดยที่อาจจะมีของแข็งบางส่วนติดไปด้านบนของฟองแก๊ส และบางส่วนวิ่งตามฟองแก๊สขึ้นมาด้วย จนกระทั่งถึงผิวบนก็จะเคลื่อนที่หลุดออกไปแล้วแตกกระจายอยู่เหนือผิว อนุภาคของแข็งที่ติดอยู่

เกือบทั้งหมดจะตกกลับลงมายังเบตใหม่ โดยเรียกปรากฏการณ์ที่ของแข็งเคลื่อนที่ตามฟองแก๊สนี้ว่าการเกิด wake การเกิด wake เกิดจากความดันที่อยู่ใต้ล่างฟองแก๊สน้อยกว่าความดันบริเวณ emulsion phase ทำให้ของแข็งเคลื่อนที่จากบริเวณที่ความดันสูงมาอยู่ในบริเวณที่มีความดันต่ำ

ส่วนบริเวณที่อยู่เหนือเบตขึ้นไป ซึ่งฟองแก๊สจะเกิดการแตกตัวและของแข็งที่ติดไปกับฟองแก๊สจะตกลงมายังเบตอีกครั้งด้วยผลของแรงโน้มถ่วง เรียกว่าบริเวณอิสระ (freeboard) อย่างไรก็ตามอาจจะมีอนุภาคของแข็งบางส่วน (น้อยมาก) ซึ่งมีขนาดเล็กถูกพัดพาเคลื่อนที่ไปกับแก๊สด้วย (ไม่ตกกลับลงมา) ณ ความสูงค่าหนึ่งใน freeboard ซึ่งอนุภาคของแข็งเกือบทั้งหมดตกกลับลงมายังเบตจะเรียกความสูงนี้ว่า ความสูงหลุดลอยส่งผ่าน หรือ transport disengaged height (TDH) เหนือความสูงนี้ไปจะมีของแข็งเพียงเล็กน้อยเท่านั้น ซึ่งอาจหลุดไปกับแก๊สด้วยอัตราที่สม่ำเสมอ ซึ่งอัตราการเคลื่อนที่ของของแข็งในช่วงนี้จะเรียกว่า elutriation rate

- เบตแบบสลัก (Slugging bed)

ดังกล่าวมาแล้วว่าขนาดของฟองแก๊สจะมีขนาดเพิ่มตามความเร็วของแก๊ส และความสูงของเบต ถ้าเบตบรรจุอยู่ในหอทดลองซึ่งมีขนาดเล็กหรือแคบและยาว ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นอาจจะมีขนาดใหญ่เกือบเท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลางหรือความกว้างของเบต (หอทดลอง) ในกรณีนี้จะสังเกตเห็นฟองแก๊สเคลื่อนที่ผ่านเบตและแยกอนุภาคของแข็งออกเป็นชั้นๆ เรียกว่าเกิดสลัก และที่ความเร็วของแก๊สที่ทำให้ฟองแก๊สเริ่มมีขนาดใหญ่เท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลางของเบตหรือหอทดลองก็คือ Minimum slugging velocity (U_{ms}) [3] มีค่าประมาณไว้คือ

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

- เบตแบบปั่นป่วน (Turbulent Bed)

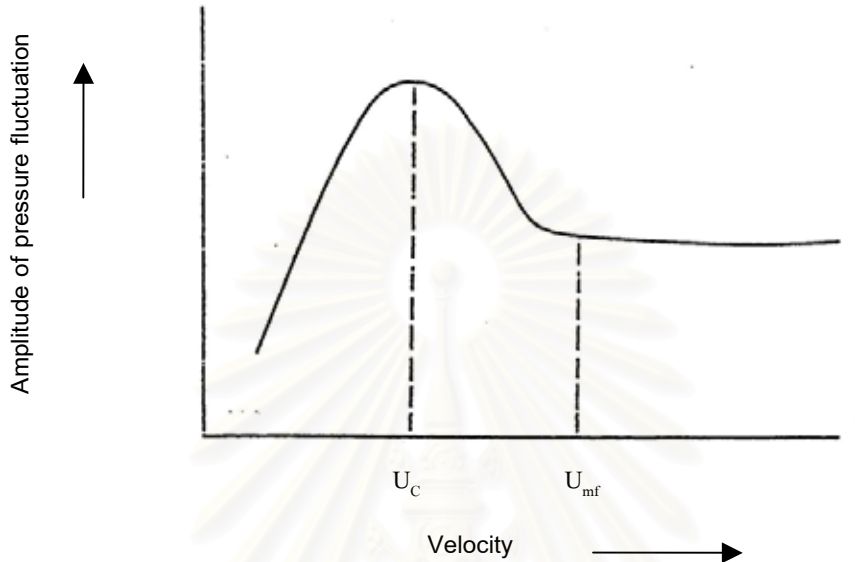
เมื่อความเร็วของแก๊สที่เคลื่อนที่ผ่านเบตแบบฟองแก๊สเพิ่มขึ้น จนมากกว่า U_{mf} เบตจะเกิดการขยายตัว และเมื่อเพิ่มความเร็วขึ้นเรื่อยๆ จะเริ่มสังเกตเห็นรูปแบบการสัมผัสของอนุภาคของแข็งกับแก๊ส ซึ่งมีการขยายตัวเปลี่ยนแปลงไป ฟองแก๊สที่เกิดขึ้นมีการรวมตัวและแตกกระจายออกจากกันอย่างรวดเร็ว (จนดูเหมือนไม่มีฟองแก๊ส) การเคลื่อนไหวภายในเบตเป็นแบบปั่นป่วน ลักษณะภายในเบตจะแบ่งได้เป็น 2 ส่วน คือ

Dense phase ซึ่งเป็นส่วนที่มีอนุภาคของแข็งอยู่หนาแน่น

Dilute phase ซึ่งเป็นส่วนที่มีอนุภาคของแข็งอยู่เบาบาง

สำหรับช่วงในการเปลี่ยนแปลงภาวะจากเบตแบบฟองแก๊สไปเป็นเบตแบบปั่นป่วนนั้นไม่ได้เกิดขึ้นแบบทันทีทันใดที่ความเร็วค่าหนึ่ง แต่จะมีช่วงของความเร็วในการเปลี่ยนภาวะทั้งสองนี้ โดยการเปลี่ยนภาวะจากเบตแบบฟองแก๊สไปเป็นเบตแบบปั่นป่วนนั้นจะมีช่วงของการเปลี่ยน โดย

เมื่อค่อยๆ เพิ่มความเร็วขึ้นจนถึงค่าๆ หนึ่ง เบบซึ่งเดิมอยู่ในภาวะเบดแบบฟองแก๊สนั้น ที่บริเวณผิวหน้าของเบดจะเริ่มเปลี่ยนไปเป็นเบดแบบปั่นป่วน ซึ่งเกิดขึ้นอย่างสมบูรณ์ สามารถแสดงความสัมพันธ์ของความดันตกคร่อมเบดที่เกิดขึ้นในช่วงการเปลี่ยนภาวะได้ดังนี้ รูปที่ 2.4



รูปที่ 2.4 ความสัมพันธ์ระหว่างความดันตกกับ ความเร็วในช่วงการเกิดเบดแบบปั่นป่วน [4]

ความเร็วสุดท้าย (Terminal velocity) [2] คือ ความเร็วตกอิสระของเม็ดของแข็งในของไหลอยู่หนึ่ง ซึ่งความเร็วนี้จะมีค่าเท่ากับความเร็วของไหลที่ทำให้เม็ดของแข็งเคลื่อนตัวหลุดออกจากหอตกลงไป โดยแบ่งออกเป็น 2 กรณี ตามลักษณะของอนุภาคของแข็ง
กรณีอนุภาคของแข็งมีรูปร่างเป็นทรงกลม

$$U_t^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{0.591}{(d_p^*)^{1/2}} \right]^{-1} \quad (2.8)$$

หรือ [1]

$$U_{t,spherical} = \frac{g(\rho_s - \rho_g)d_p^2}{18\mu} \quad \text{เมื่อ } Re_p < 0.4 \quad (2.9)$$

$$U_{t,spherical} = \left[\frac{4}{225} \frac{(\rho_s - \rho_g)}{\rho_g \mu} \right] d_p \quad \text{เมื่อ } 0.4 < Re_p < 500 \quad (2.10)$$

$$U_{t,spherical} = \left[\frac{3.1g(\rho_s - \rho_g)d_p}{\rho_g} \right]^{1/2} \quad \text{เมื่อ } 500 < Re_p < 200,000 \quad (2.11)$$

กรณีที่อนุภาคของแข็งไม่เป็นทรงกลม

$$U_t^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2.335 - 1.744\phi}{(d_p^*)^{1/2}} \right]^{-1} \quad (2.12)$$

จากสมการที่ 2.8 และ 2.12 จะอยู่ในตัวแปร U_t^* และ d_p^* ซึ่งเป็นเทอมของตัวแปรไร้หน่วย โดยที่

$$d_p^* = d_p \left[\frac{\rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \right]^{1/3} \quad (2.13)$$

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

และ

$$(2.14)$$

ดังนั้นจาก U_t^* ที่ได้จากสมการที่ 2.8 และ 2.12 นำมาหา U_t โดยอาศัยสมการที่ 2.14 ได้

$$U_t = U_t^* \left[\frac{\mu (\rho_s - \rho_g) g}{\rho_g^2} \right]^{1/3} \quad (2.15)$$

- Fast Fluidized Bed

เมื่อความเร็วของอากาศมากขึ้นจนไม่สามารถระงับพื้นผิวด้านบนของเบดได้ จนกระทั่งอนุภาคของแข็งเคลื่อนที่ออกจากด้านบนหอตกลงและต้องเติมอนุภาคของแข็งเข้ามาแทนที่โดยการใส่เข้ามาใกล้ๆ ส่วนล่างหอตกลง อนุภาคของแข็งจะรวมกลุ่มและเคลื่อนที่ลงบริเวณใกล้ๆ ผนังของหอตกลง ขณะที่แก๊สและอนุภาคของแข็งที่กระจายตัวอยู่ด้านบนจะเคลื่อนที่ขึ้น ในขณะที่อัตราการป้อนของแข็งคงที่ที่ความเร็วแก๊สเพิ่มขึ้นจะทำให้อนุภาคของแข็งในหอตกลงเจือจางมากขึ้น ที่ภาวะนี้อัตราส่วนของปริมาตรของช่องว่างต่อปริมาตรของเบดมีค่าอยู่ระหว่าง 0.8 ถึง 0.98

จากรูปที่ 2.2 ในภาวะที่เป็น fast fluidization ถ้านำเอาของแข็งที่หลุดออกจากเบดหรือหอตกลงกลับเข้ามาในระบบใหม่ตรงบริเวณส่วนล่างของหอตกลง ระบบแบบนี้จะเรียกว่าฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (circulating fluidized bed, CFB)

หมายเหตุ ฟลูอิไดเซชันที่ผ่านมามีทั้งหมด(ยกเว้น fast fluidized bed) อาจเรียกรวมกันว่า captive fluidized bed เพราะว่า อนุภาคของแข็งทั้งหมดซึ่งสัมผัสกับแก๊สจะถูกจำกัดบริเวณอยู่ภายในระยะความสูงหนึ่งจากตัวกระจายแก๊สเท่านั้น หรือในบางกรณีที่มีการพัดพาเกิดขึ้นก็มีอนุภาคของแข็งเพียงเล็กน้อยเท่านั้นที่ถูกพัดพาไป

- Dilute-phase transport หรือ Pneumatic conveying

เป็นการขนถ่ายอนุภาคของแข็งด้วยแก๊ส ไม่มีการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของของแข็งในแนวแกนยกเว้นในส่วนล่างที่อนุภาคของแข็งมีความเร่ง และอนุภาคของแข็งบางส่วนอาจหยุดนิ่งอยู่ใกล้ๆ ผนังของหอคอย ความเร็วแก๊สที่ทำให้เบดในท่อเปลี่ยนจากเบดเฉื่อยจากเป็นเบดหนาแน่นเรียกว่า ความเร็วในการเกิดช็อคกิ้ง (Choking velocity, U_{ch}) ค่าความเร็วนี้สามารถหาได้จากการทำการทดลอง โดยการปรับลดความเร็วแก๊สในระบบที่เป็นเฟสเฉื่อยและมีปริมาณอนุภาคของแข็งในระบบคงที่ถึงจนกระทั่งเบดเกิดการยุบตัวลงอย่างรวดเร็วเปลี่ยนจากเฟสเฉื่อยเป็นเฟสหนาแน่น ซึ่งความเร็วแก๊สที่ทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงดังกล่าว คือความเร็วในการเกิดช็อคกิ้งนั่นเอง ปริมาณของแข็งที่ไหลออกจากเบดภาวะนี้ [3] คือ

$$G_{s, ch} = \rho_s (1 - \epsilon_{ch}) (U_{ch} - U_t) \quad (2.16)$$

โดยค่า ϵ_{ch} หรืออัตราส่วนของปริมาตรของช่องว่างต่อปริมาตรของเบดในภาวะ Choking พบว่าค่านี้มีค่าอยู่ระหว่าง 0.943 ถึง 0.987

2.2 การเผาไหม้ในระบบฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน [5]

การเผาไหม้ในระบบฟลูอิไดซ์แบบหมุนเวียนสามารถแบ่งเป็นส่วนต่างๆ ที่สำคัญดังนี้

2.2.1 ห้องเผาไหม้

เป็นบริเวณที่เกิดการเผาไหม้ ที่ส่วนล่างของห้องเผาไหม้ประกอบด้วย แผ่นกระจายอากาศ (distributor plate) ทำหน้าที่สำคัญ 2 ประการ คือ

1. รองรับน้ำหนักของเบด ได้แก่

- วัสดุเชื้อเพลิง ซึ่งมีขนาดพอเหมาะที่สามารถถูกทำให้เกิดฟลูอิไดซ์ได้ โดยทั่วไปขนาดของเชื้อเพลิงที่ใช้จะมีขนาดประมาณ 1-5 มม.

- วัสดุเฉื่อย (inert material) เช่น ทราย และ reactive material เช่น สารประกอบคาร์บอนेट ได้แก่ หินปูน (limestone), โดโลไมท์ (dolomite) ตัวเร่งปฏิกิริยา (catalysts) พวกนี้ทำหน้าที่ช่วยให้เบดมีอุณหภูมิสม่ำเสมอ และมีการส่งผ่านความร้อนได้ดีขึ้น นอก

จากนี้ reactive material ยังเป็นตัวช่วยกำจัดแก๊สพิษที่เกิดจากการเผาไหม้คือ แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO₂)

2. การกระจายอากาศช่วยทำให้เกิดฟลูอิโดซ์อย่างสม่ำเสมอ ทำให้การเผาไหม้เกิดได้สม่ำเสมอตลอดพื้นที่หน้าตัดของเบด

2.2.2 ระบบป้อนเชื้อเพลิง

มีหลายแบบแต่ละแบบมีจุดประสงค์เพื่อป้อนเชื้อเพลิงให้กระจายตลอดผิวหน้าของเบด ปกติใช้ระบบป้อนแบบสกรู(screw feeder) มีตำแหน่งในการป้อนมีทั้งที่ป้อนเหนือเบด และภายในเบดขึ้นกับการออกแบบและวัตถุประสงค์ในการใช้งาน

2.2.3 ระบบควบคุม

เป็นระบบควบคุมการทำงานของห้องเผาไหม้ ซึ่งสามารถทำได้หลายวิธี แต่ทั้งหมดมีวัตถุประสงค์อันเดียวกันก็คือ ให้การดำเนินงานของระบบเป็นไปอย่างสม่ำเสมอและต่อเนื่อง

2.2.4 ระบบถ่ายเทความร้อน

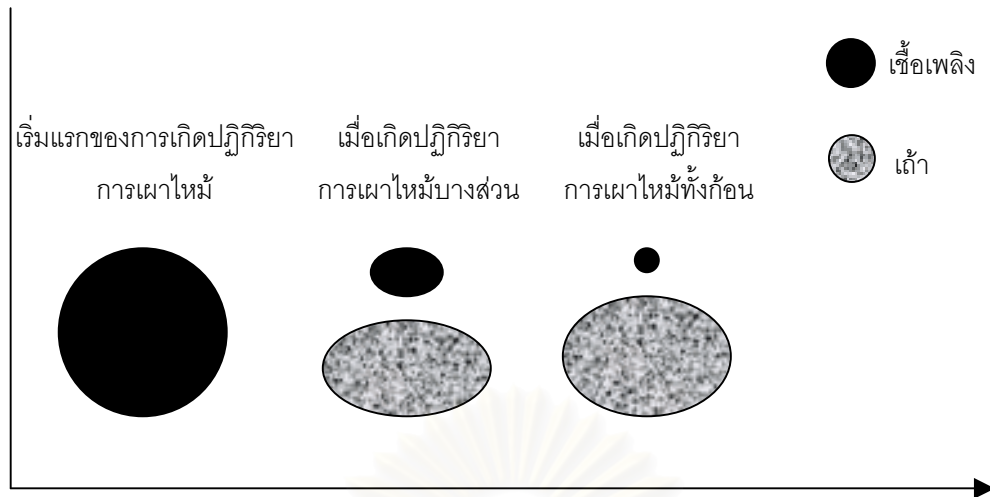
เป็นการดึงเอาพลังงานจากเชื้อเพลิงในรูปพลังงานความร้อนเพื่อใช้ผลิตไอน้ำหรือกระแสไฟฟ้า ภายในเตาเผาแบบฟลูอิโดซ์เบดจึงมีท่อถ่ายเทความร้อนขดอยู่ในเบดและเพริบอรัล

2.2.5 ระบบกำจัดฝุ่นและระบายเถ้า

การเผาไหม้เชื้อเพลิงจะเหลือของแข็งจากการเผาไหม้ เช่น เถ้า และ ถ่านชาร์ โดยทั่วไปจะแยกเอาของแข็งเหล่านี้่ออกโดยใช้ไซโคลน (cyclone) ซึ่งทำหน้าที่แยกเอาของแข็งขนาดเล็กที่ปลิวออกจากเบดส่วนเถ้าหรือของแข็งหนักจะแยกโดยผ่านช่องหรือท่อซึ่งอยู่ทางด้านล่างของห้องเผาไหม้

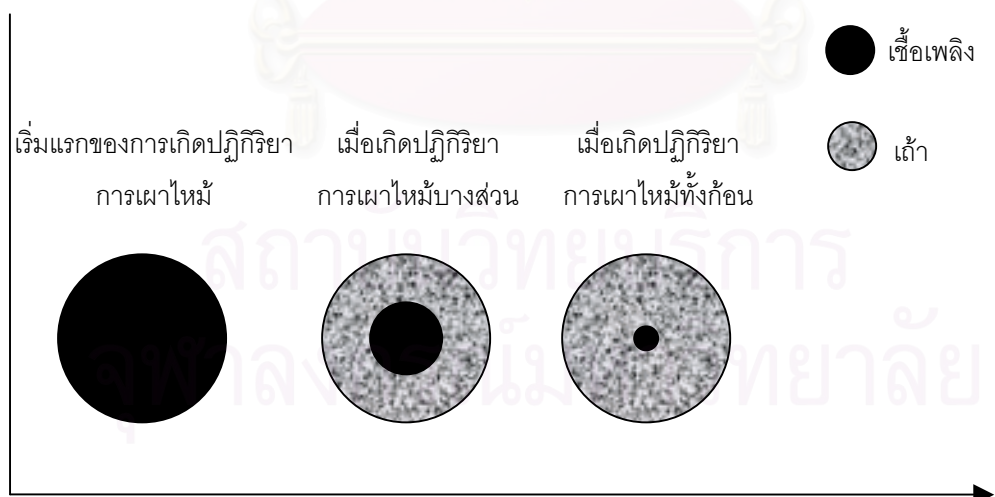
2.3 กลไกการเผาไหม้ [6]

การเผาไหม้ในฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนเกิดขึ้นโดยเชื้อเพลิงจะถูกพองให้ลอยตัวด้วยแก๊สหรืออากาศที่เข้าสู่เตาโดยผ่านแผ่นกระจายอากาศ จนเชื้อเพลิงจะมีสภาพคล้ายของไหล โดยภายในเตาเผาจะมีเบดที่ร้อน เช่นทราย หรือเถ้าที่เกิดจากการเผาไหม้ เพื่อช่วยทำให้เกิดการผสมผสานของเชื้อเพลิงกับออกซิเจนได้ดีและช่วยให้เถ้าที่เกาะอยู่กับเชื้อเพลิงนั้นหลุด ผิวของเชื้อเพลิงจึงสามารถสัมผัสกับออกซิเจนได้โดยตรงตลอดเวลาทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ดี ดังรูปที่ 2.5 ซึ่งจะต่างจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งในเตาเผาทั่วไปซึ่งจะเกิดการเผาไหม้ที่ผิวของเชื้อเพลิงก่อน จากนั้นบริเวณของการเกิดปฏิกิริยาก็จะค่อย ๆ เคลื่อนเข้าไปโดยผ่านส่วนที่เหลือที่เกิดจากการเผาไหม้คือ เถ้า ซึ่งจะเป็นสารเฉื่อยทำให้เชื้อเพลิงมีโอกาสสัมผัสกับออกซิเจนลดลง ดังนั้นเมื่อเวลาผ่านไป อัตราการเผาไหม้จะค่อย ๆ ลดลงจนเผาไหม้หมดทั้งก้อน ดังรูปที่ 2.6



รูปที่ 2.5 การเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงแข็งในเตาฟลูอิดไดซ์เบด

โดยออกซิเจนที่ใช้ในการเผาไหม้สารระเหยและก้อนของเชื้อเพลิงแข็งมาจากแก๊สที่อยู่ในฟองแก๊สถ่ายเทไปยัง particulate phase (ทราย) แล้วแพร่ผ่าน particulate phase ไปที่ผิวหน้าของเชื้อเพลิงแข็ง ส่วนอนุภาคของเชื้อเพลิงแข็งที่ยังเผาไหม้ไม่หมดเมื่อหลุดออกจากเตาเผา จะถูกดักจับโดย ไชโคลน ผ่านไปยัง downcomer แล้วกลับเข้าไปเผาไหม้ในเตาเผาอีกครั้งจนเผาไหม้หมด



รูปที่ 2.6 การเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้โดยทั่วไปของเชื้อเพลิงแข็งในเตาชนิดอื่น

กระบวนการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งในเตาฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน

1. การกำจัดความชื้นในอนุภาคของเชื้อเพลิงแข็ง (Drying)
2. การสลายตัวของอนุภาคของเชื้อเพลิงแข็งเกิดเป็นสารระเหย

(Devolatilization)

3. การเกิดการจุดประกายของสารระเหยที่ถูกปล่อยออกมาและอยู่ล้อมรอบอนุภาคของเชื้อเพลิงแข็ง (Ignition of volatile matter)

4. การเผาไหม้สารระเหย ทำให้เกิดเปลวไฟขึ้นล้อมรอบอนุภาคของเชื้อเพลิงแข็ง (Combustion of volatile)

5. การเกิดการจุดประกายบนผิวหน้าของถ่านที่เหลือโดยเริ่มจากจุดเล็ก ๆ ที่ผิวด้านนอกแล้วค่อยขยายออกไปจนเกิดทั่วทั้งอนุภาค (Ignition of char particle)

6. การเผาไหม้อนุภาคถ่านที่เหลือหลังจากที่สารระเหย ระเหยออกจากอนุภาคของเชื้อเพลิงแข็งบางส่วนหรือหมดแล้ว เมื่อเผาไหม้หมดจะเหลือขี้เถ้า

2.4 ประสิทธิภาพการเผาไหม้ของอนุภาคคาร์บอน [5]

การเผาไหม้ในฟลูอิดไดซ์เบดเป็นกระบวนการที่ซับซ้อน มีกลไกและปฏิกิริยาเกิดขึ้นมากมาย ขึ้นกับตัวแปรต่าง ๆ ซึ่งแบ่งได้เป็น 2 ลักษณะ คือ

2.4.1 ตัวแปรที่สภาวะการเผาไหม้ (operational variables) ได้แก่ ความเร็วอากาศ อุณหภูมิของการเผาไหม้ ขนาดเชื้อเพลิงและความสูงของเบด เป็นต้น

2.4.2 ตัวแปรที่เกิดจากการออกแบบ (design variables) ได้แก่ ความสูงของฟริบอร์ต และจุดป้อนเชื้อเพลิง เป็นต้น

การสูญเสียความร้อนไปกับแก๊สที่เกิดจากการเผาไหม้ และความชื้นในเชื้อเพลิงรวมทั้งการสูญเสียอนุภาคที่เผาไหม้ไม่หมดเหล่านี้ล้วนทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ต่ำลงทั้งสิ้น ในระบบฟลูอิดไดซ์ส่วนใหญ่ การสูญเสียความร้อนเกิดจากการสูญเสียอนุภาคคาร์บอนที่ยังสามารถเผาไหม้ได้อีกหลุดลอยออกจากเบด และความไม่สมบูรณ์ของปฏิกิริยาเนื่องจากสภาวะการเผาไหม้ไม่เหมาะสม

การสูญเสียอนุภาคคาร์บอนที่หลุดออกจากเบดเกิดขึ้นได้ 2 ทาง ทางแรกเกิดจากการปลิวหลุดออกจากเบด (elutriation) เนื่องจากอนุภาคถ่านหินมีขนาดเล็กลงจนกระทั่งถึงขนาดวิกฤติ และถูกพัดพาออกจากเตาไปในที่สุด ทางที่สองเกิดจากการไหลล้น (overflow) ออกจากเบด การสูญเสียทั้งสองกรณีขึ้นอยู่กับความเร็วอากาศที่ใช้ ดังนั้นที่เวลาใด ๆ เบดจะประกอบด้วยอนุภาคที่มี residence time ต่าง ๆ กัน แม้ระบบจะอยู่ที่สภาวะสมดุลไม่แปรเปลี่ยนตามเวลา (steady state) ก็ตาม จึงทำให้รัศมีของอนุภาคและอุณหภูมิเปลี่ยนแปลงตลอดเวลาแม้จะอยู่ใน

สภาวะแวดล้อมเดียวกันก็ตาม การสูญเสียอนุภาคของคาร์บอนเนื่องจากการที่มีขนาดอนุภาคเล็กลงสามารถสรุปสาเหตุได้ 2 ประการคือ

1. สาเหตุทางกายภาพ

- การแตกเป็นชิ้นเล็ก ๆ (fragmentation) เนื่องจากการระเหยของสารระเหยและจากความเครียดทางความร้อน (thermal stress)

- การแตกบริเวณผิวบนอกของอนุภาค (attrition) เกิดจากการขัดสีกันเองหรือกับผนังเตาหรือท่อแลกเปลี่ยนความร้อน

2. สาเหตุจากการเผาไหม้

ถ่านหินเมื่อได้รับความร้อนจะทำให้ความชื้นและสารระเหยหลุดออกไปทำให้ถ่านหินมีความหนาแน่นลดลงและในที่สุดจะถูกเผาไหม้จนมีขนาดวิกฤตถูกกระแสดอากาศพัดพาออกจากเบด

2.5 การควบคุมมลพิษ [5]

2.5.1 แก๊สซัลเฟอร์ออกไซด์ (SO_x)

ถ่านหินเป็นเชื้อเพลิงที่มีกำมะถันเป็นองค์ประกอบอยู่ (ประมาณร้อยละ 1-10) มากน้อยแตกต่างกันไปแล้วแต่แหล่งกำเนิด เมื่อถูกเผาไหม้กำมะถันเหล่านี้ถูกเปลี่ยนสถานะจากของแข็งเป็นสารประกอบออกไซด์มีสถานะเป็นแก๊ส โดยทำปฏิกิริยากับออกซิเจนเป็นแก๊สซัลเฟอร์ออกไซด์ (SO_x) ซึ่งพบอยู่ในรูปของสารประกอบซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO₂) มากกว่าซัลเฟอร์ไตรออกไซด์ (SO₃)

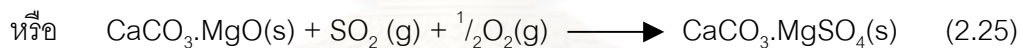
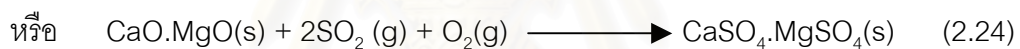
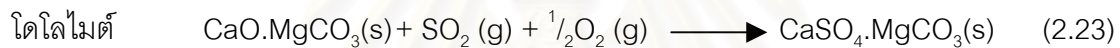
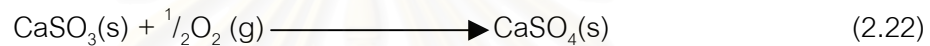
แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์เป็นแก๊สไม่มีสี แต่มีกลิ่น ที่ระดับความเข้มข้นสูงมากพอจะมีกลิ่นเหม็นระคายจมูก สามารถละลายน้ำได้ดีให้สารละลายที่มีฤทธิ์เป็นกรดกัดกร่อนเป็นอันตรายต่อมนุษย์สัตว์เลี้ยงและพืช ทำการกำจัดได้โดยให้ทำปฏิกิริยากับสารประกอบคาร์บอนเนตเช่น หินปูน (Limestone, CaCO₃) หรือโดโลไมต์ (dolomite, CaCO₃.MgCO₃) ให้สารประกอบที่อยู่ในสถานะของแข็งเป็นสารประกอบซัลเฟตแสดงดังรูปที่ 2.7 ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นมีกลไกอย่างไรยังไม่เป็นที่เป็นที่เข้าใจอย่างแน่ชัดแต่ปฏิกิริยาหลักมี 2 ปฏิกิริยา

1. แคลซิเนชัน (calcination) เป็นปฏิกิริยาการสลายตัวของตัวดูดซับ (sorbent) เมื่อได้รับพลังงานความร้อนเกิดเป็นสารประกอบออกไซด์มีความพรุนและว่องไวต่อปฏิกิริยา

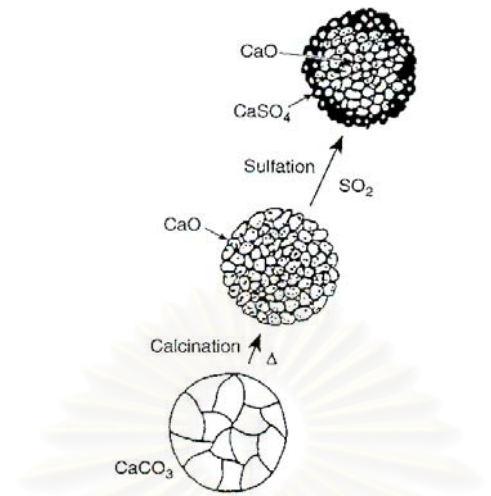




2. ซัลเฟชัน (sulfation) เป็นปฏิกิริยาสำคัญระหว่างแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์และสารประกอบออกไซด์ในบรรยากาศที่มีออกซิเจนมากเกินพอเกิดเป็นสารประกอบมีสีน้ำตาล ภายในรูพรุนบริเวณผิวนอกของอนุภาคจะเกิดปฏิกิริยาดังนี้



ปฏิกิริยาเริ่มต้นเกิดจากการที่หินปูนหรือโดโลไมต์ที่ได้รับความร้อนแล้วเกิดปฏิกิริยาแคลซิเนชันทำให้ความพรุน ขนาดของรูพรุน และพื้นที่ผิวเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้น บางครั้งเกิดปฏิกิริยาการหลอมตัว (Sintering) ของสารเจือปน แต่ปฏิกิริยาแคลซิเนชันเกิดได้ดีกว่า หลังจากนั้นตัวดูดซับ (CaO) ทำปฏิกิริยากับแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่แพร่ไปยังผิวของผลึกของตัวดูดซับกลายเป็นแคลเซียมซัลเฟต ครั้นเวลาผ่านไปแคลเซียมซัลเฟตที่เกิดขึ้นจะไปอุดตันรูพรุน ทำให้ปฏิกิริยาซัลเฟชันเกิดขึ้นได้ไม่สมบูรณ์จึงต้องใช้ตัวดูดซับมากกว่าปริมาณสารสัมพันธ์ (Stoichiometry)



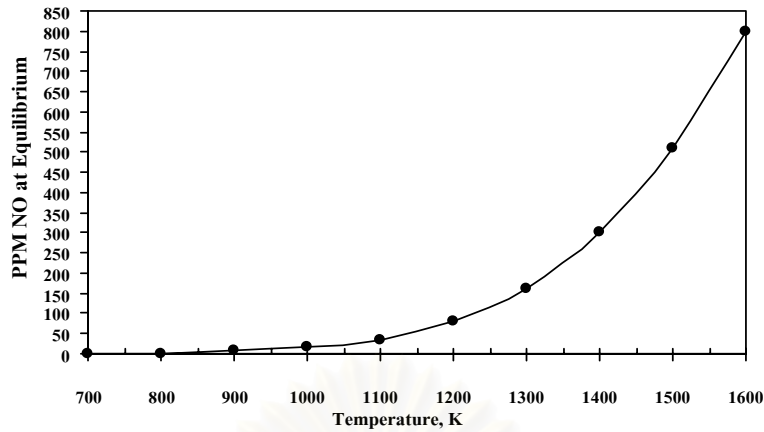
รูปที่ 2.7 แสดงการแตกตัวของหินปูนและกลไกการจับแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ [3]

2.5.2 แก๊สไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x)

แก๊สไนโตรเจนออกไซด์เป็นแก๊สไม่มีสี ไม่มีกลิ่น ละลายน้ำได้บ้างเล็กน้อย สามารถเกิดขึ้นได้ตามธรรมชาติได้แก่ ไฟป่า ไฟแลบ ภูเขาไฟระเบิด หรือจากการกระทำของมนุษย์เช่น การเผาผลาญเชื้อเพลิง อุตสาหกรรมกรดไนตริก ชุบโลหะ กรดกำมะถัน และวัตถุระเบิด เป็นต้น แก๊สไนโตรเจนออกไซด์ที่สำคัญคือ แก๊สไนตริกออกไซด์ (NO) และแก๊สไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO_2) แก๊สเหล่านี้สามารถทำปฏิกิริยากับแสง (photochemical reaction) ในบรรยากาศก่อให้เกิดหมอกที่เรียกว่า smog และสารประกอบที่มีพิษ (noxious compound) เป็นอันตรายต่อสิ่งมีชีวิตทั้งพืชและสัตว์ แก๊สเหล่านี้จึงจัดเป็นสารที่ก่อให้เกิดมลพิษในอากาศ ซึ่งจะต้องควบคุมปริมาณไม่ให้เกินพิกัดที่เป็นอันตรายต่อสิ่งมีชีวิต

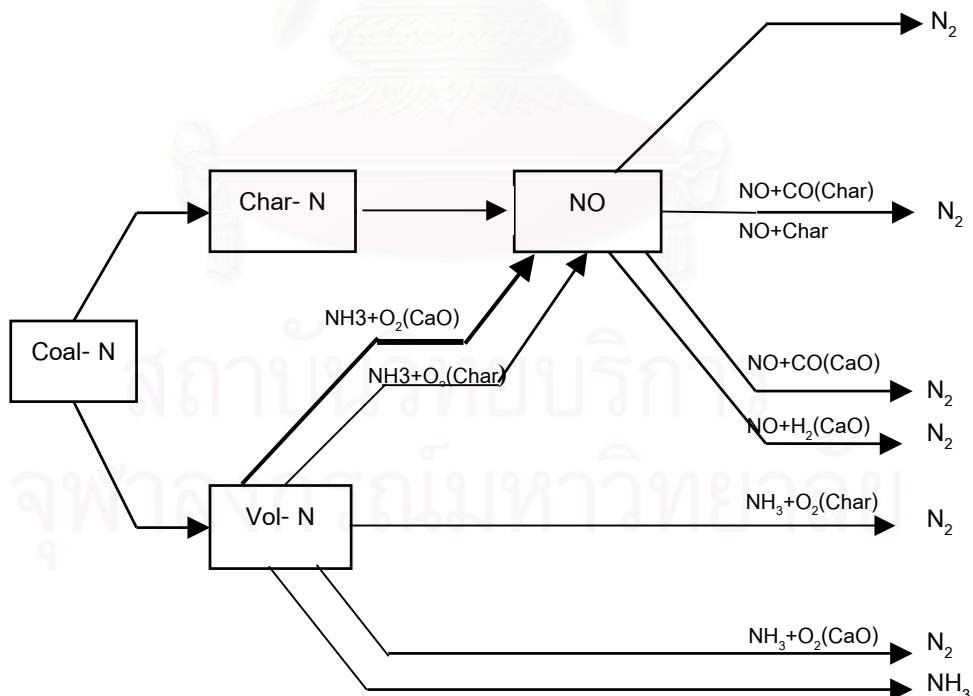
แก๊สไนโตรเจนออกไซด์สามารถเกิดได้จากการเผาไหม้ถ่านหินและน้ำมัน ซึ่งพบว่าจะมีแก๊สไนตริกออกไซด์มากกว่าแก๊สไนโตรเจนไดออกไซด์ ปริมาณของแก๊สไนโตรเจนออกไซด์จะขึ้นกับ

1. ชนิดของเชื้อเพลิงที่ใช้ ขึ้นกับปริมาณของไนโตรเจนที่เป็นองค์ประกอบอยู่ในถ่านหินหรือเชื้อเพลิงที่นำมาใช้ในการเผาไหม้
2. อุณหภูมิของการเผาไหม้ ยิ่งอุณหภูมิในการเผาไหม้สูงจะทำให้เกิดแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ได้ดี โดยเฉพาะที่อุณหภูมิของการเผาไหม้สูงกว่า 1000 เคลวิน ดังแสดงในรูปที่ 2.8
3. ปริมาณอากาศมากเกินพอ เป็นปริมาณของไนโตรเจนในอากาศที่มากขึ้นตามไปด้วย



รูปที่ 2.8 แสดงการเกิดไนโตรเจนออกไซด์ที่อุณหภูมิต่าง ๆ [3]

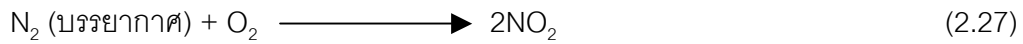
4. ปริมาณหินปูนที่ใช้เพื่อการกำจัดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ซึ่งขึ้นกับปริมาณสารระเหยในเชื้อเพลิง โดยเชื้อเพลิงที่มีสารระเหยสูงจะมีแนวโน้มที่จะเกิดแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ได้ดีกว่าเชื้อเพลิงที่มีสารระเหยต่ำ ไนโตรเจนที่อยู่ในสารระเหยของเชื้อเพลิงจะอยู่ในรูปของแอมโมเนีย (NH_3) เมื่อเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ แอมโมเนียจะทำปฏิกิริยากับออกซิเจนโดยมีปูนขาว (CaO) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาให้เกิดแก๊สไนตริกออกไซด์ (NO) ดังรูปที่ 2.9



รูปที่ 2.9 แผนภาพแสดงการเกิดไนโตรเจนออกไซด์ [3]

โดยทั่วไปสามารถแบ่งการเกิดแก๊สไนโตรเจนออกไซด์จากการเผาไหม้เป็น 2 ลักษณะคือ

1. Thermal NO_x เป็นการเกิดแก๊สไนโตรเจนออกไซด์จากปฏิกิริยาออกซิเดชันของแก๊สไนโตรเจนในบรรยากาศที่อุณหภูมิสูง (มากกว่า 800 องศาเซลเซียส)



2. Fuel NO_x จะเกิดในขณะที่ยังเชื้อเพลิงเกิดการเผาไหม้ มีธาตุไนโตรเจนเป็นองค์ประกอบอยู่ในเชื้อเพลิงจะทำปฏิกิริยากับออกซิเจนในบรรยากาศ



โดยทั่วไประบบการเผาไหม้แบบฟลูอิดไธด์เบดจะเกิดปฏิกิริยาที่สลับมากกว่า (ประมาณร้อยละ 90) กลไกการเปลี่ยนแปลงของสารประกอบในถ่านหินจะเกิดการสลายตัวเป็นสองส่วนดังกล่าวคือสารระเหยและถ่านชาร์ ในแต่ละส่วนจะมีไนโตรเจนเป็นองค์ประกอบเมื่อเผาไหม้ที่อุณหภูมิสูงไนโตรเจนจะเกิดปฏิกิริยาเปลี่ยนรูปเป็นสารประกอบที่อยู่ในสถานะแก๊ส กลไกการเปลี่ยนรูปและเกิดเป็นแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ยังไม่เป็นที่ทราบแน่ชัด

แก๊สไนโตรเจนออกไซด์เกิดขึ้นในระหว่างการเผาไหม้ของสารระเหยและถ่านชาร์โดยปฏิกิริยารีดักชันแบบเนื้อเดียวและเนื้อผสม (homogeneous and heterogeneous reaction) กับถ่านชาร์ไนโตรเจนที่อยู่ในสารระเหยของเชื้อเพลิงจะอยู่ในรูปของแอมโมเนีย (NH_3) เมื่อสารระเหยถูกเผาไหม้แอมโมเนียจะถูกออกซิไดซ์เป็นแก๊สไนตริกออกไซด์ ส่วนถ่านชาร์ที่เหลือจะถูกเผาไหม้โดยไนตริกออกไซด์ที่เกิดขึ้นสามารถเกิดปฏิกิริยารีดักชันกับคาร์บอนหรือคาร์บอนมอนอกไซด์จากการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์ ดังสมการ



2.6 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Akira N. และคณะ [7] ศึกษาการเผาไหม้ของกากของเสีย 4 ชนิดที่มีคุณสมบัติต่างกันภายในเตาเผาฟลูอิดไธด์เบดแบบหมุนเวียน พบว่าสามารถเผาไหม้กากของเสียเหล่านั้นได้โดยการปรับระดับการเกิดการฟลูอิดไธด์ภายในไรเซอร์ และการเผาไหม้ด้วยระบบนี้ (CFB) ยังเป็นการลดปริมาณ NO_x และ N_2O ได้โดยการใช้วิธีการแบ่งการป้อนอากาศเป็นชั้น ๆ เพื่อให้เกิดการเผาไหม้ที่

อุณหภูมิต่ำกว่า และปริมาณของ SO_x ยังสามารถกำจัดได้ทันทีในระหว่างการเผาไหม้โดยการป้อนหินปูน (lime stone) เข้าไป รวมทั้งยังเป็นการลดปริมาณของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ที่จะเกิดขึ้นเนื่องจากการเผาไหม้ที่ค่อนข้างสมบูรณ์ และยังมีสารอันตรายที่ปล่อยออกมากับเถ้า ดังนั้นการเผาไหม้ด้วยเตาเผาไหม้ฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนนี้สามารถเผาไหม้ได้ทั้งถ่านหินที่มีปริมาณ fixed carbon สูงและกากของเสียซึ่งมีปริมาณความชื้นสูง ดังนั้นอาจจะมีการนำไปประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงแข็งชนิดอื่นที่มีคุณสมบัติต่างออกไปหรือจะเป็นการเผาไหม้ร่วมกันของเชื้อเพลิงหลายชนิด

Mastral A. M. และคณะ [8] ทำการวิจัยเรื่องการเผาไหม้ของ fossil fuel และ non fossil fuel ในเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดโดยเปรียบเทียบระหว่างการเผาไหม้ของถ่านหินซึ่งเป็น fossil fuel กับยางรถยนต์ซึ่งเป็น non fossil fuel โดยในการทดลองจะให้อัตราการไหลของอากาศคงที่ที่ 860 ลิตรต่อชั่วโมง ออกซิเจนเกินพอ (excess air) เท่ากับร้อยละ 20 โดยจะดูถึงผลของอุณหภูมิที่มีผลต่อปริมาณของการเกิด PAH (polycyclic aromatic hydrocarbon) และ emission ที่เกิดขึ้นซึ่งอุณหภูมิที่ใช้คือ 650, 750, 850, และ 950 °C พบว่าผลของอุณหภูมิจะส่งผลต่างกันสำหรับเชื้อเพลิงแต่ละชนิด และพบว่าปริมาณของ PAH จะเพิ่มขึ้นอย่างมากเมื่อเปลี่ยนเชื้อเพลิงที่ใช้จากถ่านหินมาเป็นยางรถยนต์ และถึงแม้ว่าโดยทั่วไปถ่านหินซึ่งมีโครงสร้างเป็น aromatic แต่การเกิด PAH ก็ยังเกิดในกรณีที่ใช้ยางรถยนต์เป็นเชื้อเพลิงซึ่งมีโครงสร้างพื้นฐานเป็นโซ่ตรง (aliphatic structure) ส่วนผลของอุณหภูมิที่มีผลต่อการเกิด PAH ของเชื้อเพลิงแต่ละชนิดพบว่าสำหรับถ่านหินนั้นในช่วงอุณหภูมิ 750-850 °C นั้นเกิด PAH มาก ส่วนยางรถยนต์นั้นจะเกิดได้น้อยมากที่อุณหภูมิ 750 °C

Amand L.-E. และ Leckner B. [9] ได้ศึกษาการลดปริมาณของ NO_x , N_2O ที่เกิดจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมระหว่างถ่านหิน ไม้ และกากของเสีย เนื่องจากกากของเสียนั้นมีองค์ประกอบของไนโตรเจนในปริมาณสูง สามารถปล่อย NO_x ออกมาได้ปริมาณสูง จึงศึกษาถึงความแตกต่างระหว่างถ่านหินหรือไม้ที่ใช้เป็นเชื้อเพลิงหลักโดยมีกากของเสียเป็นเชื้อเพลิงผสม อีกทั้งยังศึกษาของผลของกากของเสียเข้ากับกากของเสียเปียกต่อการปล่อย NO_x และ N_2O จึงได้ประยุกต์ใช้วิธี Advanced air staging method มาใช้กับเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน (CFB) พบว่าทั้งถ่านหินและไม้นั้นปล่อย NO_x ออกมาในปริมาณน้อยแต่กากของเสียเข้ากับกากของเสียเปียกนั้นยังไม่สามารถที่จะหาข้อสรุปที่ชัดเจนได้ วิธีนี้ใช้ได้ดีในกรณีที่กากของเสียที่นำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงผสมกับเชื้อเพลิงหลักมีสัดส่วนที่ไม่สูงเกินไป (ไม่เกินร้อยละ 25) และวิธีนี้ไม่เหมาะสมที่จะใช้กับเชื้อเพลิงที่มีปริมาณสารระเหย (volatile) สูง

Valmari T. และคณะ [10] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการสะสมของเถ้าลอยและการควบแน่นของไอของ alkaline ระหว่างที่มีการเผาไหม้ในเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนของชิ้นส่วนของไม้

เนื่องจากการสะสมของเถ้าลอยนั้นมีความเสี่ยงในกรณีที่มีการไปสะสมบนพื้นผิวของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนทำให้การถ่ายโอนความร้อนลดลงและอาจเป็นสาเหตุของการกัดกร่อนของท่อ superheater พบว่าเถ้าลอยประมาณร้อยละ 70 จะเกาะบนพื้นผิวของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนในส่วนของ convective back pass ในระหว่างที่มีการพ่นเขม่า (soot-blowing) โดยประสิทธิภาพของการเกาะบนอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนขึ้นกับขนาดของอนุภาคของเถ้าโดยอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ (มากกว่า 10 ไมครอน) จะเกาะติดบนอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนโดยการชนได้ดีกว่าอนุภาคที่มีขนาดเล็ก (เล็กกว่า 3 ไมครอน) ส่วนการควบแน่นของไอของ alkaline พบว่าเมื่อให้ไอของ K และ Na เข้าไปที่ส่วนของ convective back pass พบว่าเกิดการควบแน่นของสารประกอบคลอไรด์เป็น KCl และ NaCl ซึ่งพบทั้งในส่วนที่อนุภาคมีขนาดละเอียด (น้อยกว่า 0.6 ไมครอน) และหยาบอย่างละประมาณ 50 %

Werther J. และคณะ [11] ศึกษาวิธีการลดปริมาณของ emission ที่เกิดขึ้นระหว่างการเผาในเตาเผาฟลูอิโดเบดแบบหมุนเวียน โดยเป็นการเผาไหม้ของกากของเสียผสมกับถ่านหินหรือไม้ โดยดูถึงอิทธิพลของลักษณะของการป้อนอากาศเข้าไปยังเตาเผาไหม้ โดยวิธีการป้อนอากาศดังกล่าวคือการแบ่งอากาศเป็น 2 ส่วนคือ Primary air และ secondary air โดยให้ Primary air เข้าสู่เตาเผาไหม้ทางด้านล่างของเตา (bottom) ส่วน secondary air จะให้เข้าตรงทางด้านข้างออกจากรูไคลน เพื่อให้เกิดการเผาไหม้ครั้งที่อุณหภูมิต่ำกว่าพบว่าวิธีนี้ทำให้ปริมาณ NO_x และ N_2O ลดลงอย่างได้ผล แต่อย่างไรก็ตามวิธีนี้ยังมีประสิทธิภาพไม่มากนักเมื่อใช้กับเชื้อเพลิงที่มีปริมาณสารระเหยสูง ส่วน แก๊ส SO_2 นั้นมีกรรมวิธีอื่นที่เหมาะสมได้ผลดีกว่านั้นคือการเติมหินปูน (lime stone)

Liu H. และ Gibbs B.M. [12] ศึกษาผลของการเติมหินปูน ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ในท่อโรเซออร์คือ ส่วนล่างของท่อโรเซออร์ และอีกตำแหน่งคือ ส่วนบนซึ่งอยู่เหนือตำแหน่งของการป้อนอากาศทุติยภูมิ ที่มีผลต่อองค์ประกอบของฟลูแก๊สได้แก่ แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ไนโตรเจนออกไซด์ ไนโตรเจนออกไซด์ และ คาร์บอนมอนอกไซด์ ที่เกิดจากการเผาถ่านหินในเตาฟลูอิโดเบดแบบหมุนเวียน พบว่าหินปูนซึ่งเติมลงไปเพื่อกำจัดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ทำให้แก๊สไนโตรเจนออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงแต่ทำให้แก๊สไนโตรเจนออกไซด์เพิ่มขึ้นทั้งตำแหน่งบนและตำแหน่งล่าง โดยตำแหน่งการเติมหินปูนทั้งสองตำแหน่งไม่มีผลต่อการลดลงของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ แต่ส่งผลต่อแก๊สอื่น ๆ คือเมื่อเติมหินปูนที่ตำแหน่งบนพบว่าสามารถลดแก๊สไนโตรเจนออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์ได้มากกว่าการเติมที่ตำแหน่งล่าง และทำให้เกิดแก๊สไนโตรเจนออกไซด์เพิ่มขึ้นกว่าด้านล่างเช่นกัน ทำให้ไม่สามารถสรุปได้ว่าตำแหน่งในการเติมหินปูนในเตาฟลูอิโดเบดแบบหมุนเวียน สามารถช่วยลดแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ได้เนื่องจากปริมาณที่ลดได้น้อยมาก (น้อยกว่าร้อยละ 20) รวมทั้งการทำให้เกิดแก๊สไนโตรเจนออกไซด์เพิ่มขึ้น

Leckner B. และคณะ [13] ศึกษาการปล่อยแก๊สที่เกิดจากการเผาไหม้ร่วมของกากของเสียกับเชื้อเพลิงหลักคือถ่านหินหรือไม้ในเตาฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน 2 เตาคือ CTH (Charmer Technical University) กับ TUHH (Technical University Hamburg-Hamburg) โดยตัวแปรที่ศึกษาคือผลการเติมอากาศ และการเผาไหม้ร่วมเปรียบเทียบกับ การเผาไหม้เชื้อเพลิงหลักอย่างเดียว พบว่าการปล่อยแก๊สทั้งการเผาไหม้เชื้อเพลิงหลักและการเผาไหม้ร่วมซึ่งสัดส่วนของการผสมคิดเป็นพลังงานน้อยกว่าร้อยละ 25 ยังต่ำกว่าค่ามาตรฐานของทั้งยุโรปและเยอรมนี ยกเว้นคลอรีน ซึ่งสามารถลดได้ด้วยกระบวนการอื่น อย่างไรก็ตามถึงแม้ว่ากากของเสียจะมีปริมาณไนโตรเจนและซัลเฟอร์สูง แต่ด้วยข้อดีของการเผาไหม้ด้วยเตาฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนซึ่งมีประสิทธิภาพในการลดไนโตรเจนออกไซด์ รวมทั้งการที่สามารถเติมหินปูนลงไประหว่างที่มีการเผาไหม้ ทำให้ทั้งแก๊สไนโตรเจนออกไซด์และแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์เกิดขึ้นน้อย ทั้งนี้การเผาไหม้ที่มีไม่เชื้อเพลิงหลักยังมีประสิทธิภาพในการลดแก๊สต่างน้อยกว่าการเผาไหม้ที่มีถ่านหินเป็นเชื้อเพลิงหลัก ส่วนผลของการเติมอากาศเป็นขั้น (air staging) พบว่าสามารถลดแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ได้อย่างมีประสิทธิภาพสำหรับการเผาไหม้เชื้อเพลิงที่มีสารระเหยน้อย ยิ่งมีสารระเหยมากประสิทธิภาพการกำจัดแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ก็ยิ่งลดลง

Fernandez M. J. และ Lyngfelt A. [14] ศึกษาความเข้มข้นของสารประกอบซัลเฟอร์ในห้องเผาไหม้ของเตาฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่สภาวะการทดลอง 4 สภาวะคือ 1. สภาวะที่ไม่มี การเติมหินปูนใช้การเติมอากาศหนึ่งตำแหน่ง 2. มีการเติมหินปูนไม่มีการเติมอากาศ 3. มีการเติมหินปูนมีการเติมอากาศหนึ่งตำแหน่ง 4. การเติมหินปูนมีการเติมอากาศสองตำแหน่ง พบว่ากรณีที่ไม่มีการเติมหินปูนซัลเฟอร์จะถูกปล่อยออกมาทางส่วนล่างซึ่งมีเบดหนาแน่น ส่วนกรณีที่มีการเติมหินปูนจะเกิดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์มากตรงบริเวณด้านล่างของตำแหน่งการป้อนอากาศ และการป้อนอากาศสองตำแหน่งจะเกิดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์มากกว่าการป้อนที่ตำแหน่งเดียว

Topal H. และคณะ [15] ศึกษาประสิทธิภาพการเผาไหม้เยื่อมะกอก (olive cake) เปรียบเทียบกับการเผาไหม้ถ่านหินลิกไนต์ในฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนโดยมีสัดส่วนอากาศอากาศเกินพอเป็นตัวแปรตั้งแต่ 1.1 – 2.16 ที่มีผลต่ออุณหภูมิและองค์ประกอบของฟลูแก๊ส พบว่าการเผาไหม้เยื่อมะกอกจะเกิดการเผาไหม้บริเวณส่วนบนของท่อโรตารีอุณหภูมิ 900 °C มีประสิทธิภาพการเผาไหม้ถึงร้อยละ 94 – 98.95 และเมื่อมีอากาศเกินพอน้อย ๆ พบว่าการเผาไหม้เยื่อมะกอกจะมีประสิทธิภาพการเผาไหม้ลดลงและจะเกิดแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์รวมทั้งส่วนที่เผาไหม้ไม่สมบูรณ์มากกว่าการเผาไหม้ถ่านหิน และเมื่อเพิ่มอากาศเกินพอทำให้แก๊สต่าง ๆ มีปริมาณลดลงโดยอากาศเกินพอที่เหมาะสมที่สุดคือร้อยละ 36

Fang M. และคณะ [16] ศึกษาการนำกลับมาเผาไหม้ในเตาฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนจากการทดลองใช้กลบในระบบ cold model ของฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนพบว่าการทำให้

แกลบเกิดการฟลูอิไดซ์ทำได้ยากแต่สามารถแก้ไขได้โดยการใช้ทรายและถ่านหินเป็นตัวช่วยให้เกิดการฟลูอิไดซ์ ดังนั้นในการเผาไหม้จริงสำหรับการทดลองนี้จึงศึกษาผลของขนาดทราย ความเร็วของอากาศ โดยขนาดของทรายที่เหมาะสมที่ทำให้การผสมได้ดีอยู่ในช่วง 0.3 – 0.8 มิลลิเมตร (เฉลี่ย 0.55 มม.) ความเร็วของอากาศ 0.8 – 2 เมตรต่อวินาที อัตราการป้อนแกลบ 20-40 กก./ชม. พบว่าอุณหภูมิในการเผาไหม้ 750-850 องศาเซลเซียส โดยเริ่มเผาไหม้ที่อุณหภูมิ 340 องศาเซลเซียส (Ignition temperature) เนื่องจากแกลบมีสารระเหยง่ายอยู่มาก ดังนั้นการเผาไหม้ส่วนใหญ่จะเกิดในบริเวณ Freeboard และการแบ่งอากาศเป็นสองส่วนจะช่วยเพิ่มประสิทธิภาพการเผาไหม้ โดยความเร็วอากาศที่เหมาะสม 1.2 เมตรต่อวินาทีโดยแบ่งเป็นร้อยละ 70 สำหรับอากาศปฐมภูมิและร้อยละ 30 สำหรับอากาศทุติยภูมิ



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 3

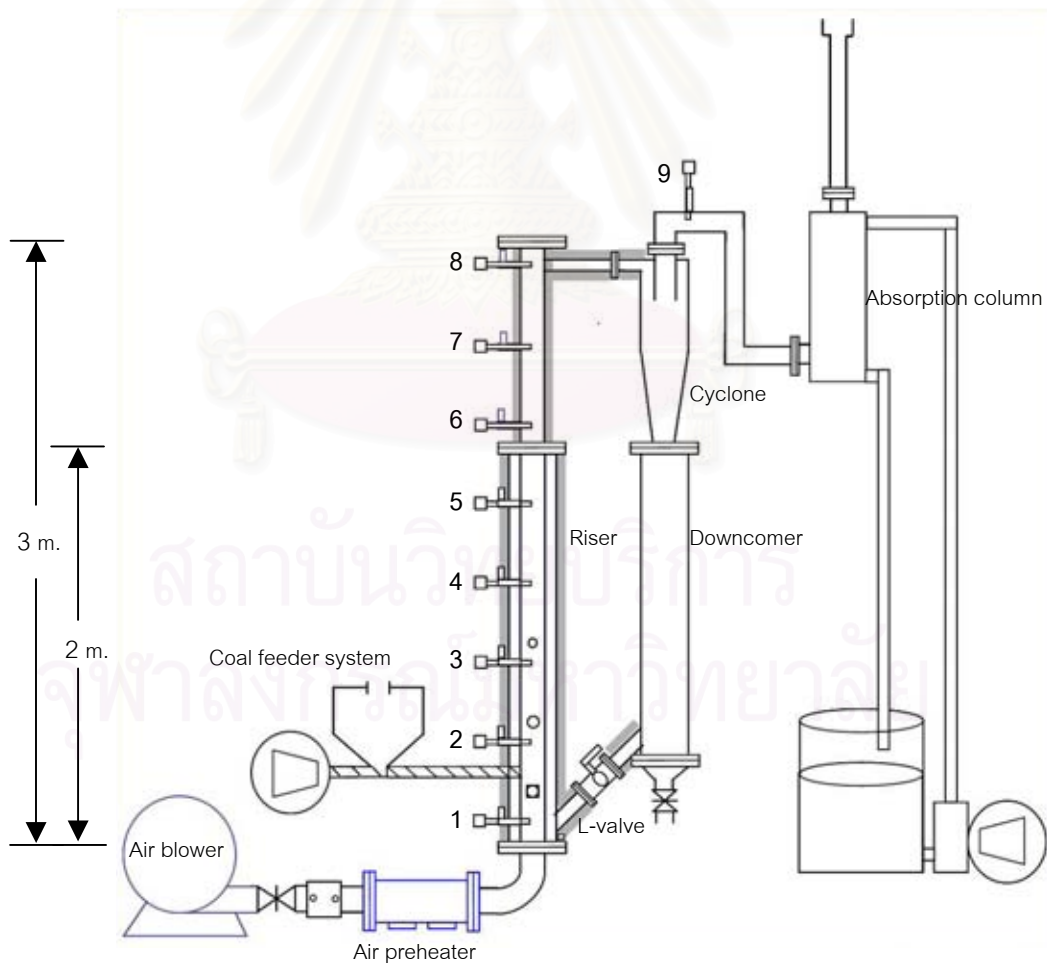
เครื่องมือและวิธีการทดลอง

3.1 เครื่องมือที่ใช้ในการทดลอง

เตาฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน

เตาฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้สำหรับงานวิจัยนี้แสดงในรูปที่ 3.1 ประกอบด้วยส่วนต่างๆ ดังนี้

1. ท่อไรเซอร์(Riser) แบ่งออกเป็น ส่วนล่างและส่วนบนโดยส่วนล่างหล่อด้วยซีเมนต์ทนไฟหนา 5 เซนติเมตร สูง 2 เมตรขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 10 เซนติเมตร ส่วนบนทำด้วย สเตนเลสตีลหนา 3 มิลลิเมตร สูง 1 เมตร มีช่องสำหรับใส่เทอร์โมคัปเปิ้ลและสำหรับดึงแก๊ส 8 ตำแหน่ง โดยตำแหน่งแรกสูงจากแผ่นกระจายอากาศ 10 เซนติเมตร และตำแหน่งต่อไปห่างกัน 40 เซนติเมตรขึ้นมาทางด้านบนของท่อไรเซอร์



รูปที่ 3.1 เตาฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในงานวิจัย

2. ระบบป้อนกลับของแข็ง

- ท่อ downcomer ทำจากสแตนเลสสตีลหนา 2 มิลลิเมตร สูง 1.6 เมตร มีเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 20 เซนติเมตร เป็นส่วนเชื่อมต่อระหว่างไซโคลนกับแอลวาล์ว ด้านล่างของ downcomer มีวาล์วสำหรับปล่อยแก๊สออกจากระบบ

- แอลวาล์ว ทำจากสแตนเลสสตีล โดยใช้ท่อที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 2 นิ้ว ใช้วาล์วเป็นลักษณะของวาล์วปีกผีเสื้อ (Butterfly valve) แสดงในรูปที่ 3.2



รูปที่ 3.2 แอลวาล์ว (L-valve)

3. ไซโคลน (cyclone) ทำจากแตนเลสสตีล แสดงในรูปที่ 3.3



เส้นผ่านศูนย์กลางของกระบอกไซโคลน = 20 ซม.

ทางเข้าของแก๊สและอนุภาค = 5×10 ซม.

เส้นผ่านศูนย์กลางทางออกของแก๊ส = 20 ซม.

ความสูงของกระบอกไซโคลน = 40 ซม.

ความสูงของกรวยไซโคลน = 40 ซม.

เส้นผ่านศูนย์กลางทางออกของอนุภาค = 5 ซม.

รูปที่ 3.3 ไซโคลน (cyclone)

4. แผ่นกระจายอากาศ (distributor) ที่ใช้สำหรับงานวิจัยนี้ เป็นแบบแผ่นตะแกรง ความละเอียด 60 mesh ซ้อนอยู่กับแผ่นตะแกรงชนิดหยาบ

5. เครื่องเป่าอากาศ (air blower) สำหรับให้อากาศปฐมภูมิ (Primary air) ใช้มอเตอร์ 3 เฟส ขนาด 5 แรงม้า ขนาดกำลังผลิตสูงสุด 20 ลบ.ม/นาที ความดันสูงสุด 150 ปอนด์ต่อตารางนิ้ว แสดงในรูปที่ 3.4



รูปที่ 3.4 เครื่องเป่าอากาศ (air blower)

6. เครื่องอัดอากาศ (Air compressor) สำหรับให้อากาศที่ช่องเติมอากาศ (Aeration air) แสดงในรูปที่ 3.5 ใช้มอเตอร์ 3 เฟส ขนาด 15 แรงม้าหรือ 11.2 กิโลวัตต์ ลูกสูบมี Bore 120 มม. และ Stroke 80 มม. ความเร็วรอบ 860 รอบต่อนาทีที่ความถี่ 50 Hz ขนาดถังเก็บผ่านศูนย์กลางความยาวเป็น 485x1770 มม. ความจุถัง 304 ลิตร ความดันที่ใช้งาน 12 กก.ต่อ ตร.ซม. และความดันสูงสุด 15 กก.ต่อ ตร.ซม.



รูปที่ 3.5 เครื่องอัดอากาศ (Air compressor)

7. ระบบอุ่นอากาศ (air preheater) มีลักษณะเป็นเชลล์และท่อ (shell and tube) ให้ความร้อนโดยตรงโดยใช้หัวเผา 2 ตำแหน่งมีแก๊สหุงต้ม (LPG) เป็นเชื้อเพลิง แสดงในรูปที่ 3.6



รูปที่ 3.6 ระบบอุ่นอากาศ (air preheater)

8. อุปกรณ์ป้อนเชื้อเพลิง เป็นเครื่องป้อนเชื้อเพลิงแบบ screw feeder ประกอบด้วยบรรจุเชื้อเพลิงและระบบลำเลียงวัสดุขีบ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเกลียวป้อน 4.8 เซนติเมตร ระบบขับเคลื่อนด้วยมอเตอร์ขนาด 2 แรงม้า ใช้ไฟฟ้า 3 เฟส อัตราการหมุน 1400 รอบต่อนาที ควบคุมความเร็วของมอเตอร์ด้วยเครื่องควบคุมความเร็วของมอเตอร์ (inverter) โดยตำแหน่งที่ป้อนเชื้อเพลิงอยู่ที่ระดับสูงจากแผ่นกระจายอากาศ 0.35 เมตร แสดงในรูปที่ 3.7



รูปที่ 3.7 ระบบป้อนถ่านเชื้อเพลิง (Fuel feeder system)

9. หอดูดซึม (Absorption column) คอลัมน์ทำจากเหล็กกล้าไร้สนิม ตัวคอลัมน์สูง 160 เซนติเมตร เส้นผ่านศูนย์กลางภายนอกมี 2 ส่วน ส่วนบนมีเส้นผ่านศูนย์กลาง 40 เซนติเมตร ส่วนล่างมีเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 เซนติเมตร ภายในบรรจุตะแกรงสแตนเลส เส้นผ่านศูนย์กลางขนาด 32 เซนติเมตร ขนาดช่องของตะแกรง 0.3 เซนติเมตร ภายในบรรจุตัวกลางในการดูดซับ ทำจากทอสแตนเลสเส้นผ่านศูนย์กลาง 2.54 เซนติเมตร บรรจุเหนือตะแกรง ความสูงเบด 15 เซนติเมตร ส่วนบนของหอดูดซึมมีท่อสำหรับสเปร์ยน้ำสวนทางกับทิศทางเดินทางของแก๊สที่ออกจากไซโคลน ด้านล่างมีท่อทางเดินแก๊สจากไซโคลนเข้าสู่คอลัมน์ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 7.62 เซนติเมตร หอดูดซึมทำหน้าที่ลดอุณหภูมิของแก๊สและดูดซับควันและเขม่าที่เกิดจากการเผาไหม้แสดงในรูปที่ 3.8



รูปที่ 3.8 หอดูดซึม (Absorption column)



รูปที่ 3.9 เครื่องวิเคราะห์ห้องค์ประกอบของฟลูแก๊ส (Flue gas analyser)

10. เครื่องวิเคราะห์ห้องค์ประกอบของฟลูแก๊ส (flue gas analyser) สามารถวัดฟลูแก๊สได้ 4 ชนิดคือ แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO₂) แก๊สไนตริกออกไซด์ (NO) และแก๊สไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO₂) แก๊สออกซิเจน (O₂) โดยเซลล์ในการวัดแก๊สแต่ละตัวมีเวลาในการตอบสนอง (response time) เท่ากับ 40 20 40 และ 40 วินาทีตามลำดับ ส่วนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) และไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) เครื่องจะทำการ

คำนวณและแสดงผลไว้ให้เช่นกัน โดยสามารถวัดได้ที่อุณหภูมิสูงสุด 500 °C มีหัววัดขนาด 8 x 300 มิลลิเมตร ดังแสดงในรูปที่ 3.9

11. ปั๊มสุญญากาศ (vacuum pump) ใช้ดึงแก๊สออกจากท่อไรเซอร์เพื่อทำการวัดองค์ประกอบ มีขนาด 0.3 กิโลวัตต์ ความดันสูงสุด 4 บาร์



รูปที่ 3.10 ปั๊มสุญญากาศ (vacuum pump)

12. เครื่องบดถ่านหิน ใช้มอเตอร์ขนาด 3.8 กิโลวัตต์ 3 เฟส



รูปที่ 3.11 เครื่องบดถ่านหิน

3.2 วิธีการทดลอง

ในงานวิจัยนี้แบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือ

1. ส่วนของการสร้างเตาฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน ซึ่งแสดงองค์ประกอบต่าง ๆ ในส่วนของเครื่องมือที่ใช้ในการทดลอง
2. ส่วนของการนำเตาฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่สร้างเสร็จมาทดลองเผาไหม้โดยใช้ถ่านหินและกลายเป็นเชื้อเพลิง

3.2.1 การจุดเตา

ในการเริ่มต้นจุดเตาฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่สร้างขึ้นพอจะสรุปขั้นตอนการจุดเตาได้ดังนี้

1. ป้อนทราย 20 กิโลกรัม เข้าสู่ Downcomer โดยใช้ Screw feeder ป้อนเข้าสู่ทางด้านท่อโรเซอรัทจากนั้นเปิดเครื่องเป่าอากาศเพื่อพัดพาทรายให้ออกจากท่อโรเซอรัทผ่านไซโคลนแล้วลงมายัง Downcomer (ข้อควรระวังไม่ควรเปิดอากาศให้แรงเกินไป เพราะจะทำให้ประสิทธิภาพของไซโคลนลดลง และมีส่วนที่หลุดออกสู่ภายนอกมากขึ้น)
2. ป้อนถ่านหินเข้าสู่ท่อโรเซอรัทโดยใช้ Screw feeder ให้ได้ความสูงของระดับถ่านหินในท่อโรเซอรัทอยู่ที่ระดับเดียวกับหัวเผา (Burner) หรือสูงกว่าแต่ไม่เกินระดับของช่องป้อนถ่านหิน
3. จุดหัวเผาพร้อมกับเปิดเครื่องเป่าอากาศให้ความเร็วของอากาศน้อย ๆ ประมาณ 0.5 เมตรต่อวินาที
4. รอจนสังเกตเห็นว่าอุณหภูมิส่วนล่างของท่อโรเซอรัทสูงขึ้น จากนั้นปรับลมให้เพิ่มขึ้นทีละน้อย ๆ จนอุณหภูมิสูงถึงประมาณ 500- 600 °C แล้วค่อย ๆ เพิ่มลมให้ได้ 1 – 1.5 เมตรต่อวินาที หรือเพิ่มลมจนสังเกตเห็นสะเก็ดเปลวไฟเกิดขึ้นผ่านกระจกทึบไฟและถูกติดไฟทั้งหมดจนเห็นเปลวไฟสว่างในโรเซอรัท รวมทั้งอุณหภูมิด้านบนของท่อโรเซอรัทเพิ่มขึ้น
5. เมื่ออุณหภูมิทั้งท่อโรเซอรัทเข้าสู่สภาวะสมดุล (steady state) อุณหภูมิสูงประมาณ 700-1000 °C จึงเปิดแวลวาล์วเพื่อให้ทรายที่อยู่ใน downcomer ไหลเข้าสู่ท่อโรเซอรัทพร้อมกับป้อนถ่านหินเข้าสู่ท่อโรเซอรัทที่อัตราการป้อน 5.82 กิโลกรัมต่อชั่วโมง โดยเปิดวาล์วที่ 50 % (การเปิดแวลวาล์วจะทำให้อุณหภูมิต่อโรเซอรัทลดลงดังนั้นควรค่อย ๆ เปิดแวลวาล์วทีละน้อย ๆ)
6. รอจนระบบเข้าสู่สภาวะสมดุลอีกครั้ง แล้วเริ่มทำการทดลองในการปรับเปลี่ยนค่าต่าง ๆ

3.2.2 การทดลอง

3.2.2.1 การเผาไหม้ร่วมระหว่างถ่านหินและแกลบ

1. ปรับอัตราการป้อนถ่านหิน 5.82 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ความเร็วของอากาศ 1.5 เมตรต่อวินาที และเปิดแวลวาล์ว 50 % เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะสมดุล ทำการวัดอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของท่อไรเซอร์ และทำการวัดองค์ประกอบของฟลูแก๊ส

2. เปลี่ยนเชื้อเพลิงจากถ่านหินเป็นถ่านหินผสมแกลบ โดยใช้แกลบนำมาผสมคิดเป็นสัดส่วนโดยปริมาตรถ่านหินต่อแกลบเป็น 2 : 1 ที่อัตราการป้อนถ่านหิน ความเร็วของอากาศ และเปิดแวลวาล์ว 50 % เท่าเดิม แล้วรอจนระบบเข้าสู่สภาวะสมดุล ทำการวัดอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของท่อไรเซอร์ และทำการวัดองค์ประกอบของฟลูแก๊ส

3. ทำซ้ำตามข้อที่ 2. แต่เปลี่ยนจากเชื้อเพลิงเป็นสัดส่วนถ่านหินต่อแกลบเป็น 1: 1, 1:2 และ 1:3 ตามลำดับ

3.2.2.2 การเติมหินปูนลงไปผสมกับเชื้อเพลิงในการเผาไหม้

1. ปรับอัตราการป้อนถ่านหิน 5.82 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ความเร็วของอากาศ 1.5 เมตรต่อวินาที และเปิดแวลวาล์ว 50 % เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะสมดุล ทำการวัดอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของท่อไรเซอร์ และทำการวัดองค์ประกอบของฟลูแก๊ส

2. ผสมหินปูนกับถ่านหินโดยให้ได้สัดส่วน Ca/S โดยโมลเป็น 0.5 ปรับอัตราการป้อนเชื้อเพลิง ความเร็วของอากาศ และเปิดแวลวาล์ว 50 % เท่าเดิม แล้วรอจนระบบเข้าสู่สภาวะสมดุล ทำการวัดอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของท่อไรเซอร์ และทำการวัดองค์ประกอบของฟลูแก๊ส

3. ทำซ้ำตามข้อที่ 2. แต่เปลี่ยนจากสัดส่วนโดยโมลของ Ca/S ของหินปูนที่ผสมกับถ่านหินเป็น 1, 2 และ 3 ตามลำดับ

4. ทำซ้ำตามข้อที่ 2. และ 3. แต่เปลี่ยนจากเชื้อเพลิงที่เป็นถ่านหินเป็นเชื้อเพลิงผสมระหว่างถ่านหินกับแกลบโดยสัดส่วนโดยปริมาตรของถ่านหินต่อแกลบเป็น 1: 1, 1:2 และ 1:3 ตามลำดับ

บทที่ 4

ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลอง

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาการควบคุมการปล่อยแก๊สจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมระหว่าง ถ่านหินและแกลบในเตาฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่สร้างขึ้น รวมทั้งผลของการเติมหินปูน(limestone) ที่เติมลงไปเพื่อการกำจัดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ที่มีต่อแก๊สชนิดอื่น ๆ อีกด้วย โดยในส่วนของผลการทดลองสามารถแบ่งออกได้เป็นสองส่วน โดยส่วนแรกคือส่วนที่เป็นผลของ แกลบที่นำมาเป็นเชื้อเพลิงผสมต่อองค์ประกอบของฟลูแก๊ส และส่วนที่สองส่วนที่เป็นผลของหินปูนที่เติมลงไปในช่วงการเผาไหม้

4.1 สมบัติของเชื้อเพลิง

4.1.1 การวิเคราะห์โดยวิธีประมาณ (Proximate Analysis)

องค์ประกอบโดยประมาณของถ่านหินและแกลบที่ทำการวิเคราะห์ได้แก่ปริมาณความชื้น ปริมาณเถ้า ปริมาณสารระเหย ปริมาณคาร์บอนคงตัวและค่าความร้อน ผลที่ได้แสดงดังตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 ผลการวิเคราะห์โดยวิธีวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate Analysis)

คุณลักษณะ	เชื้อเพลิง	
	ถ่านหิน	แกลบ
คาร์บอนคงตัว %	19.24	6.87
สารระเหย %	37.68	66.92
ความชื้น %	17.38	10.62
เถ้า %	25.70	15.59
ค่าความร้อน (kcal/kg)	5357.59	3629.59

4.1.2 การวิเคราะห์โดยวิธีละเอียด (Ultimate Analysis)

การวิเคราะห์องค์ประกอบโดยวิธีละเอียดเป็นการวิเคราะห์หาปริมาณธาตุ ได้แก่ คาร์บอน ไฮโดรเจน ไนโตรเจน ออกซิเจนและซัลเฟอร์ ผลการวิเคราะห์เป็นร้อยละองค์ประกอบของธาตุในเชื้อเพลิงแสดงดังในตารางที่ 4.2

ตารางที่ 4.2 ผลการวิเคราะห์โดยวิธีวิเคราะห์แบบละเอียด (Ultimate Analysis)

ธาตุ	เชื้อเพลิง	
	ถ่านหิน	แกลบ
C	58.44	39.48
H	5.16	5.01
N	0.69	0.92
S	1.87	-
O	33.85	52.44
Ash	**	1.92

หมายเหตุ

** ไม่ได้ทำการวิเคราะห์โดยวิธีละเอียด (Ultimate analysis)

- มีปริมาณน้อยมาก

4.1.3 สมบัติของแกลบและถ่านหิน

ตารางที่ 4.3 สมบัติของแกลบและถ่านหิน

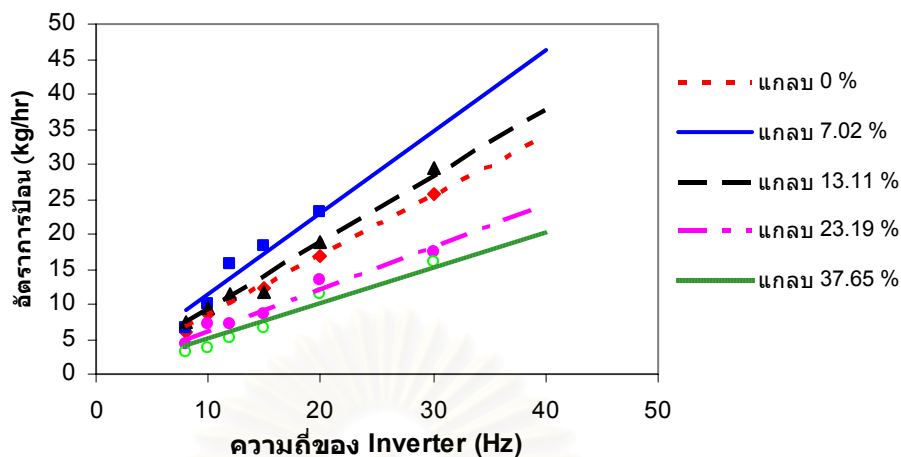
คุณสมบัติ	ถ่านหิน	แกลบ
ความหนาแน่นบด (Bulk density); kg/m ³	858.71	129.62
ขนาด (Size);micron	1380.00	***

*** หมายเหตุ ขนาดของแกลบเป็นแกลบที่ไม่ผ่านการบด

4.2 การเปรียบเทียบ Screw feeder และ Inverter

เนื่องจากในการป้อนเชื้อเพลิงแต่ละครั้งมี Inverter เป็นตัวควบคุมความเร็วรอบของมอเตอร์ที่ใช้ขับ Screw feeder ในการป้อนเชื้อเพลิง ซึ่งเชื้อเพลิงแต่ละชนิดและแต่ละสัดส่วนผสม จะมีความหนาแน่น (bulk density) ไม่เท่ากัน ซึ่งการเปรียบเทียบของเชื้อเพลิงแต่ละชนิดแสดงดังรูปที่ 4.1

การเปรียบเทียบ Screw feeder และ Inverter



รูปที่ 4.1 ความสัมพันธ์ระหว่างความเร็วของ Inverter กับอัตราการป้อนของเชื้อเพลิงผสมแต่ละสัดส่วน

4.3 การหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการเผาไหม้

ตัวแปรหลัก ๆ หรือสภาวะต่าง ๆ ที่ส่งผลต่อการเผาไหม้ได้แก่ อัตราการป้อนเชื้อเพลิงและความเร็วอากาศป้อน

4.3.1 อัตราการป้อนเชื้อเพลิง

ในงานวิจัยนี้ใช้มอเตอร์ขนาด 2 แรงม้าขับ Screw feeder ในการป้อนเชื้อเพลิงโดยมี Inverter เป็นตัวควบคุมความเร็วของมอเตอร์ การป้อนเชื้อเพลิงเข้าไปเผาไหม้ควรคำนึงถึงอัตราการเผาไหม้ในเตาเผาเพื่อที่จะไม่ทำให้เตาเผาดับเนื่องจากปริมาณที่เข้ามาเผาไหม้ไม่พอ หรือเตาเผาไม่สามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงที่เข้าสู่เตาในปริมาณที่มากเกินไปซึ่งอาจจะทำให้เตาเผามีอุณหภูมิสูงมากเกินไปทำให้อุปกรณ์ในการวัดค่าต่าง ๆ ที่อยู่ภายในเตาเผาเกิดการเสียหายหรือวัดค่าที่คลาดเคลื่อนจากความเป็นจริง เช่นเทอร์โมคัปเปิ้ล รวมทั้งวัสดุที่ใช้ทำตัวเตาเผาไหม้เองที่สามารถทนความร้อนได้ในระดับหนึ่งเท่านั้น หรือเมื่อมีการสะสมของเชื้อเพลิงมากขึ้นจนอากาศที่ใช้สำหรับการเผาไหม้น้อยเกินไปจนทำให้เตาดับในที่สุด ดังนั้นต้องหาอัตราการป้อนเชื้อเพลิงที่เหมาะสมสำหรับการเผาไหม้

จากการทดลองพบว่าความเร็วที่ต่ำสุดที่ Inverter สามารถควบคุมมอเตอร์ให้หมุนที่ความเร็วเท่ากับ 7 เฮิร์ต หรือประมาณอัตราการป้อนของถ่านหินที่ไม่ผสมแกลบเลย 5.82 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และเมื่อทำการเผาไหม้จริง ทำการป้อนเชื้อเพลิงที่อัตราการป้อนของถ่านหิน 5.82 กิโลกรัมต่อชั่วโมง พบว่าเตาเผาไหม้จะมีอุณหภูมิคงที่และเข้าสู่สภาวะสมดุลได้ในที่สุด

แต่ถ้าใช้อัตราการป้อนที่ความเร็วของ Inverter เท่ากับ 10 เฮิร์ต หรือที่อัตราการป้อนถ่านหินที่ยังไม่ผสมแกลบเท่ากับ 8.31 กิโลกรัมต่อชั่วโมง พบว่าจะทำให้อุณหภูมิลดลงจนในที่สุดเตาก็

จะดับ แต่ถ้าเริ่มป้อนเชื้อเพลิงที่อัตรานี้ เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะสมดุลแล้วจะทำให้อุณหภูมิสูงขึ้นเรื่อย ๆ จนเกินกว่าอุณหภูมิมากที่สุดที่เทอร์โมคัปเปิ้ลสามารถทนได้คือประมาณ 1000 °C และเมื่อทำการหยุดป้อนเชื้อเพลิงพบว่าอุณหภูมียังคงไม่ลดลง แสดงว่ามีการสะสมของเชื้อเพลิงในระบบทั้งในส่วนของท่อไรเซอร์และท่อ downcomer จนเมื่อเวลาผ่านไปช่วงหนึ่งอุณหภูมิก็จะค่อย ๆ ลดลง เนื่องจากเชื้อเพลิงที่สะสมอยู่ในระบบเริ่มหมดไป ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงทำการทดลองที่อัตราการป้อนต่ำที่สุดคือ 5.82 กิโลกรัมต่อชั่วโมง โดยที่อัตราการป้อนนี้สามารถเผาไหม้ที่อุณหภูมิตั้งได้และไม่ทำให้เตาดับ

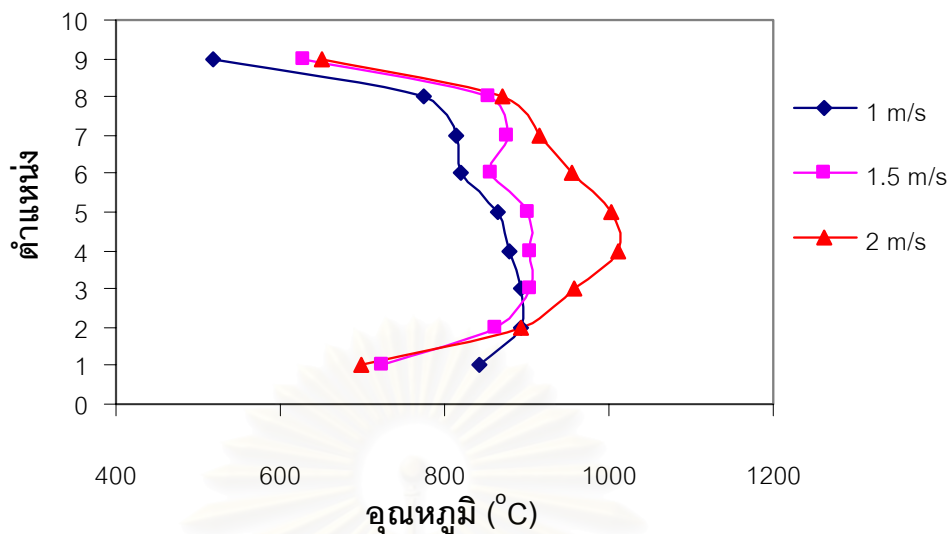
4.3.2 ความเร็วอากาศปฐุมภูมิ

จากการทดลองหาความเร็วที่น้อยที่สุดที่ทำให้อนุภาคภายในเตาเผาไหม้หลุดออกจากท่อไรเซอร์และสามารถถูกดักจับได้โดยไซโคลนอยู่ที่ประมาณ 1 เมตรต่อวินาทีและมากที่สุดที่ประมาณ 2.5 เมตรต่อวินาที เนื่องจากถ้าความเร็วมากกว่านี้ไซโคลนจะมีประสิทธิภาพต่ำมาก ทำให้มีอนุภาคหลุดออกสู่ภายนอกเป็นจำนวนมาก ดังนั้นจึงทำการทดลองเปรียบเทียบความเร็วของอากาศปฐุมภูมิ 3 ค่าคือ 1, 1.5 และ 2 เมตรต่อวินาที โดยดูที่องค์ประกอบของฟลูแก๊สและอุณหภูมิในท่อไรเซอร์

ตารางที่ 4.4 แสดงองค์ประกอบของฟลูแก๊สที่ความเร็วของอากาศปฐุมภูมิต่าง ๆ

ความเร็วอากาศ ปฐุมภูมิ (m/s)	NO (ppm)	NO _x (ppm)	CO (ppm)	SO ₂ (ppm)
1	101.50	108.00	>10000	1548.50
1.5	117.50	123.50	9305.75	1211.75
2	156.00	163.75	1212.00	1032.75

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 4.2 อุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ในท่อไรเซอร์ ที่ความเร็วของอากาศปฐุมภูมิค่าต่าง ๆ

ตำแหน่งต่าง ๆ ในท่อไรเซอร์ แสดงดังรูปที่ 3.1 จากตารางที่ 4.4 จะเห็นว่าเมื่อความเร็วของอากาศมากขึ้นทำให้แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ลดลง ส่วนแก๊สไนโตรเจนออกไซด์เพิ่มขึ้นแต่เมื่อเปรียบเทียบกับแก๊สอื่น ๆ ถือได้น้อยมาก แต่เมื่อมาดูที่อุณหภูมิในท่อไรเซอร์ดังรูปที่ 4.2 พบว่าเมื่อเพิ่มความเร็วของอากาศทำให้อุณหภูมิสูงขึ้นนั่นคือการเผาไหม้ที่ดีขึ้น แต่ที่ความเร็วของอากาศ 2 เมตรต่อวินาทีอุณหภูมิสูงมาก โดยบริเวณส่วนกลางของท่อไรเซอร์อุณหภูมิสูงถึงกว่า 1000 °C หากทำการทดลองเป็นเวลานาน อาจจะทำให้เทอร์โมคัปเปิ้ลเกิดความเสียหายได้ เนื่องจากอุณหภูมิสูงสุดสำหรับเทอร์โมคัปเปิ้ลที่ใช้ในงานวิจัยนี้อยู่ที่ 1000 °C ดังนั้นจึงเลือกความเร็วของอากาศปฐุมภูมิ 1.5 เมตรต่อวินาที

4.4 ผลของการผสมแกลกับถ่านหิน

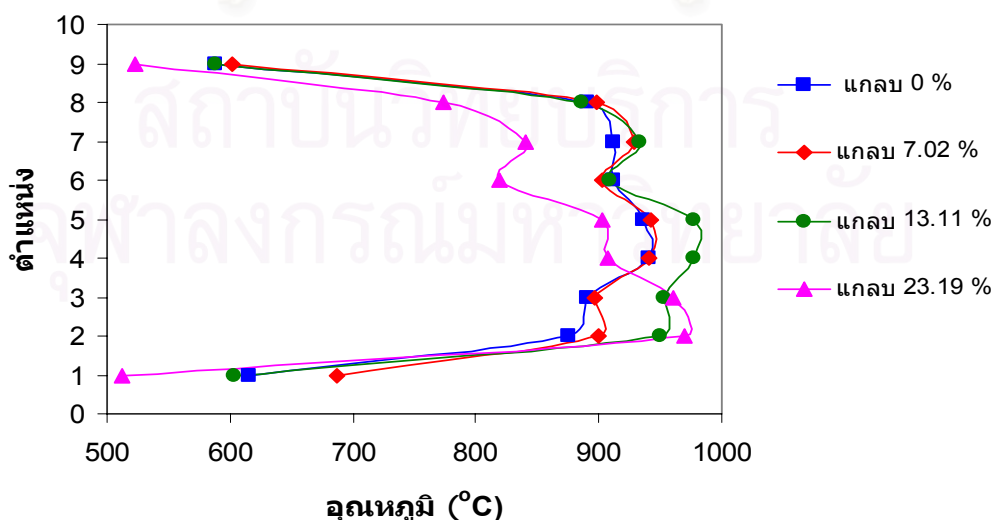
ในการทดลองเผาไหม้ผสมแกลโดยการเปลี่ยนปริมาณแกลที่นำมาผสมคิดเป็นสัดส่วนโดยปริมาตรระหว่างถ่านหินกับแกลตั้งแต่ 1:0, 2:1, 1:1, 1:2, หรือคิดเป็นร้อยละของแกลเท่ากับ 0, 7.02, 13.11 และ 23.19 โดยน้ำหนัก โดยศึกษาผลต่ออุณหภูมิและองค์ประกอบของฟลูแก๊ส

4.4.1 ผลของการผสมเกลบกับท่านหินที่มีต่ออุณหภูมิในท่อไรเซอร์

จากรูปที่ 4.3 ตำแหน่งที่ 1 ถึงตำแหน่งที่ 8 เป็นตำแหน่งที่อยู่ในท่อไรเซอร์จากตำแหน่งล่างสุดจนถึงบนสุด ส่วนตำแหน่งที่ 9 เป็นตำแหน่งขาออกจากไซโคลน พบว่าเมื่อยังไม่ผสมเกลบก อุณหภูมิภายในท่อไรเซอร์อยู่ในช่วงประมาณ 600 – 950 °C แต่เมื่อพิจารณาเฉพาะตำแหน่งที่ 2 ถึงตำแหน่งที่ 8 อุณหภูมิอยู่ในช่วงประมาณ 875 – 950 °C ซึ่งจะเห็นว่าอุณหภูมิต่างกันไม่มากซึ่งเป็นลักษณะหนึ่งของการเผาไหม้โดยใช้เตาฟลูอิดซ์แบบหมุนเวียน การที่ตำแหน่งที่ 1 มีอุณหภูมิต่ำกว่าตำแหน่งอื่น เนื่องจากผลของการหมุนเวียนของเบด (ทรายและอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมด) ซึ่งตำแหน่งของการไหลย้อนกลับของเบดอยู่ใกล้กับตำแหน่งที่วัดอุณหภูมิตำแหน่งที่ 1 ทำให้เบดที่อยู่ในส่วนของท่อ downcomer ที่มีอุณหภูมิต่ำกว่าเข้าไปรบกวนระบบที่ตำแหน่งที่ 1 ทำให้ที่ตำแหน่งนี้มีอุณหภูมิต่ำกว่าตำแหน่งอื่นในท่อไรเซอร์

เมื่อมีการเติมเกลบเข้าไปผสมกับถ่านหินพบว่าทำให้อุณหภูมิสูงขึ้นโดยเฉพาะที่ตำแหน่งที่ 2 ถึงตำแหน่งที่ 5 เนื่องจากเกลบเป็นเชื้อเพลิงที่มีสารระเหยสูงเมื่อนำมาผสมกับถ่านหินเป็นการเพิ่มปริมาณสารระเหยของเชื้อเพลิง เมื่อป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่เตาซึ่งมีตำแหน่งอยู่ระหว่างตำแหน่งที่ 2 และตำแหน่งที่ 3 ทำให้ส่วนที่เป็นสารระเหยสามารถเผาได้ทันทีทำให้อุณหภูมิสูงขึ้น

แต่เมื่อมาพิจารณารูปที่ปริมาณเกลบร้อยละ 23.19 จะเห็นว่าอุณหภูมิต่ำลงของท่อไรเซอร์ลดลง เนื่องจากระบบการป้อนเชื้อเพลิงซึ่งเป็นแบบ Screw feeder ไม่สามารถป้อนเชื้อเพลิงที่มีเกลบเป็นส่วนผสมร้อยละ 23.19 เข้าไปเผาไหม้ได้ทัน ซึ่งสังเกตได้จากการทำการทดลอง จะเห็นมีควันออกมาจากทางถังบรรจุเชื้อเพลิง แสดงว่ามีการเผาไหม้ย้อนกลับเข้าไปใน Screw feeder ทำให้อุณหภูมิต่ำลงของท่อไรเซอร์ลดลง ดังนั้นจึงไม่มีการนำการผสมเกลบร้อยละ 23.19 มาพิจารณาในส่วนอื่น เนื่องจากข้อจำกัดของระบบป้อนเชื้อเพลิง



รูปที่ 4.3 อุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ในท่อไรเซอร์ ที่การผสมเกลบปริมาณต่าง ๆ

4.4.2 ผลของการผสมแกลบกับถ่านหินที่มีต่อองค์ประกอบของฟลูแก๊ส

ตารางที่ 4.5 แสดงปริมาณฟลูแก๊สชนิดต่าง ๆ ที่ปริมาณแกลบต่างกัน จะเห็นว่าที่ปริมาณแกลบร้อยละ 0 แก๊สไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) มีค่าต่ำกว่าค่ามาตรฐานซึ่งมีค่าไม่เกิน 500 ppm ส่วนแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO₂) มีค่าเกินค่ามาตรฐานคือ 870 และ 1250 ppm ตามลำดับ และเมื่อเพิ่มปริมาณแกลบมากขึ้นพบว่า แก๊สไนโตรเจนออกไซด์มากขึ้นส่วนแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO₂) ลดลง

ตารางที่ 4.5 แสดงองค์ประกอบของฟลูแก๊สที่วัดได้เมื่อผสมหินปูนกับถ่านหิน

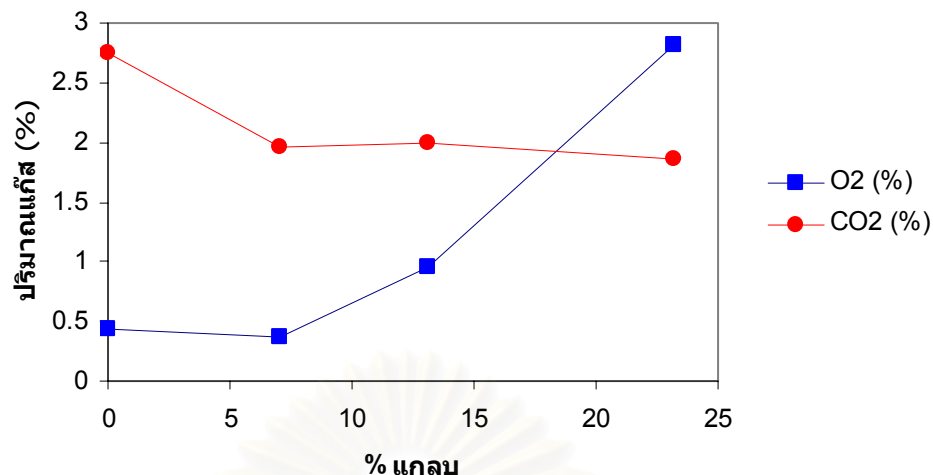
ปริมาณ แกลบ(%)	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO (ppm)	NO _x (ppm)	CO (ppm)	SO ₂ (ppm)	NO ₂ (ppm)
0	2.58	15.95	188.75	195.00	2267.00	1745.00	10.25
7.02	2.98	15.83	195.00	207.00	605.25	1744.25	9.33
13.11	6.33	13.18	273.75	280.33	346.75	1390.75	12.75
23.19	12.03	7.90	181.50	197.67	2259.00	719.50	9.50

อย่างไรก็ตามที่ปริมาณแกลบต่าง ๆ ถึงแม้ว่าความถี่ของ Inverter ที่ใช้ปรับความเร็วของมอเตอร์เพื่อป้อนเชื้อเพลิงจะเท่ากันที่เท่ากับ 7 แต่อัตราการป้อนของเชื้อเพลิงที่ผสมแกลบปริมาณต่าง ๆ จะไม่เท่ากัน โดยอัตราการป้อนแสดงดังตารางที่ 4.6

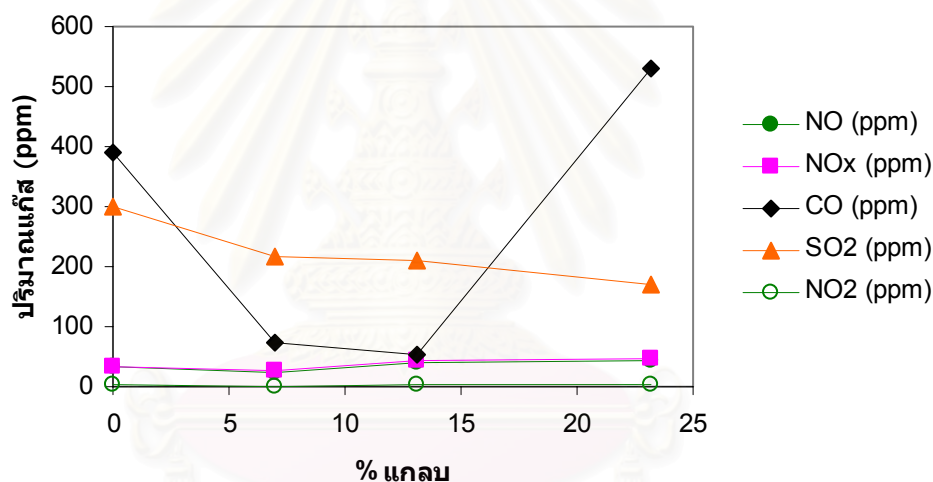
ตารางที่ 4.6 แสดงอัตราการป้อนเชื้อเพลิงที่ปริมาณแกลบต่าง ๆ

ปริมาณแกลบ (%)	อัตราการป้อน (kg/hr)
0	5.82
7.02	8.08
13.11	6.60
23.19	4.26

ดังนั้นในการเปรียบเทียบกันจึงต้องเทียบเป็นอัตราการป้อนเดียวกันหรือเทียบเป็นต่อกิโลกรัมของเชื้อเพลิงก่อน ซึ่งแสดงดัง รูปที่ 4.4 และรูปที่ 4.5 ซึ่งแสดงองค์ประกอบของฟลูแก๊สที่ปริมาณแกลบต่าง ๆ



รูปที่ 4.4 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแกลบกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 0)



รูปที่ 4.5 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแกลบกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 0)

แก๊สออกซิเจน (O_2) จากรูปที่ 4.4 พบว่าแก๊สออกซิเจนเพิ่มขึ้นเมื่อใส่แกลบมากขึ้น เนื่องจากการผสมแกลบทำให้ปริมาณคาร์บอนรวมลดลง ออกซิเจนส่วนที่ใช้ในการเผาไหม้จึงใช้น้อยลงด้วย ดังนั้นจึงมีเหลือออกมามากขึ้น ส่วนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์นั้นเป็นค่าที่ไม่ได้มาจากวัดโดยตรงแต่ได้มาจากการคำนวณจากปริมาณของแก๊สออกซิเจนและแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ ซึ่งเครื่องวัดฟลูแก๊สจะทำการคำนวณและแสดงผลพร้อมกับค่าอื่น ๆ ที่วัดได้

แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) จากรูปที่ 4.5 พบว่าแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงเมื่อผสมแกลบมากขึ้นจนถึงร้อยละ 13.11 เนื่องจากการเผาไหม้ที่ดีขึ้นเพราะปริมาณสารระเหยที่มาก

ขึ้นดังที่กล่าวมาแล้วข้างต้น แต่ที่ปริมาณแกลบร้อยละ 23.19 แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์จะเพิ่มขึ้น เนื่องจากข้อจำกัดของระบบป้อนเชื้อเพลิงที่ไม่สามารถป้อนเข้าไปเผาไหม้ได้ทัน ดังนั้นปริมาณแกลบที่ผสมได้สูงสุดคิดเป็นร้อยละ 13.11

แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO_2) จากรูปที่ 4.5 พบว่าเมื่อปริมาณแกลบมากขึ้นทำให้แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ลดลง เนื่องจากแกลบซึ่งเป็นเชื้อเพลิงร่วมนั้นมีปริมาณซัลเฟอร์น้อยมากเมื่อนำมาผสมกับถ่านหินซึ่งมีซัลเฟอร์มากกว่า ทำให้ปริมาณของซัลเฟอร์ทั้งหมดของเชื้อเพลิงผสมลดลง เนื่องจากสัดส่วนถ่านหินที่ผสมลดลง

แก๊สไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) ซึ่งประกอบด้วยแก๊สไนตริกออกไซด์ (NO) และแก๊สไนโตรเจนไดออกไซด์ (NO_2) จากรูปที่ 4.3 พบว่าเมื่อปริมาณแกลบเพิ่มขึ้นทำให้อุณหภูมิเพิ่มขึ้น แก๊สไนโตรเจนออกไซด์จึงเพิ่มขึ้นตามไปด้วย [3] รวมทั้งการที่แกลบมีไนโตรเจนมากกว่าถ่านหิน อย่างไรก็ตามแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ที่เพิ่มขึ้นเนื่องจากผลของไนโตรเจนที่เพิ่มขึ้นเมื่อผสมแกลบนั้นน้อยมาก เพราะหาปริมาณไนโตรเจนในแกลบที่เพิ่มขึ้นน้อยมากเมื่อเปรียบเทียบกับปริมาณไนโตรเจนที่อยู่ในอากาศ ดังนั้นการที่แก๊สไนโตรเจนออกไซด์เพิ่มขึ้นเป็นผลเนื่องมาจากอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นมากกว่า

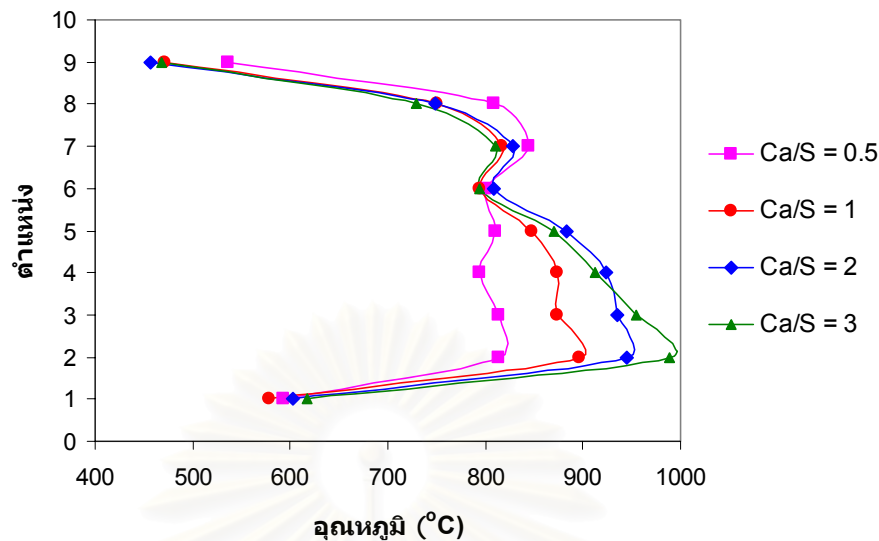
4.5 ผลของการเติมหินปูน(Limestone)

หินปูนที่ผสมลงในระหว่างการเผาไหม้เป็นการผสมกับถ่านหินโดยตรงก่อนป้อนเข้าไปเผาไหม้โดยปริมาณที่เติมนั้นคิดเป็นสัดส่วนของแคลเซียมต่อซัลเฟอร์โดยโมล (Ca/S mole ratio) ตั้งแต่ 0.5, 1, 2 และ 3 หรือคิดเป็นร้อยละ 0, 12.76, 22.63, 30.50 และ 36.91 โดยน้ำหนัก ตามลำดับ ดังนั้นทำให้อัตราการป้อนเชื้อเพลิงแต่ละสัดส่วนผสมของหินปูนไม่เท่ากัน

ตารางที่ 4.7 แสดงอัตราการป้อนเชื้อเพลิงที่ปริมาณสัดส่วนหินปูนต่าง ๆ ที่ความถี่ของ Inverter เท่ากับ 7

สัดส่วนหินปูน (Ca/S mole ratio)	อัตราการป้อน (kg/hr)
0	5.82
0.5	5.39
1	4.97
2	4.12
3	3.27

4.5.1 ผลของหินปูนต่ออุณหภูมิในท่อไรเซอร์



รูปที่ 4.6 อุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ในท่อไรเซอร์ที่การผสมหินปูนสัดส่วนต่าง ๆ

จากรูปที่ 4.6 พบว่าเมื่อเพิ่มหินปูนจะทำให้อุณหภูมิในท่อไรเซอร์สูงขึ้น เนื่องจากการผสมหินปูนทำให้ปริมาณถ่านหินลดลงแต่ปริมาณอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้เท่าเดิม เมื่อเปรียบเทียบในปริมาณถ่านหินที่เท่ากัน กรณีที่มีการเติมหินปูนจะมีอากาศที่ใช้สำหรับการเผาไหม้มากกว่าทำให้เกิดการเผาไหม้ได้ดีเลยทำให้อุณหภูมิสูงกว่า ซึ่งจะเห็นว่าไม่ได้เป็นผลที่เกิดจากหินปูนโดยตรง แต่เป็นผลของอากาศที่ใช้สำหรับการเผาไหม้ อย่างไรก็ตามเมื่อคำนวณอากาศที่ใช้สำหรับเผาไหม้ทุกสัดส่วนหินปูนเป็นอากาศที่เกินพอ แต่ในการทดลองจริง ๆ แล้วอาจเกิดการรั่วไหลตามรอยต่อของเตาเผาไหม้ได้ ซึ่งอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้จริงอาจจะยังไม่เกินพอและอาจจะจำเป็นต้องใช้อีกเพื่อให้เกิดการเผาไหม้ได้ดีขึ้น

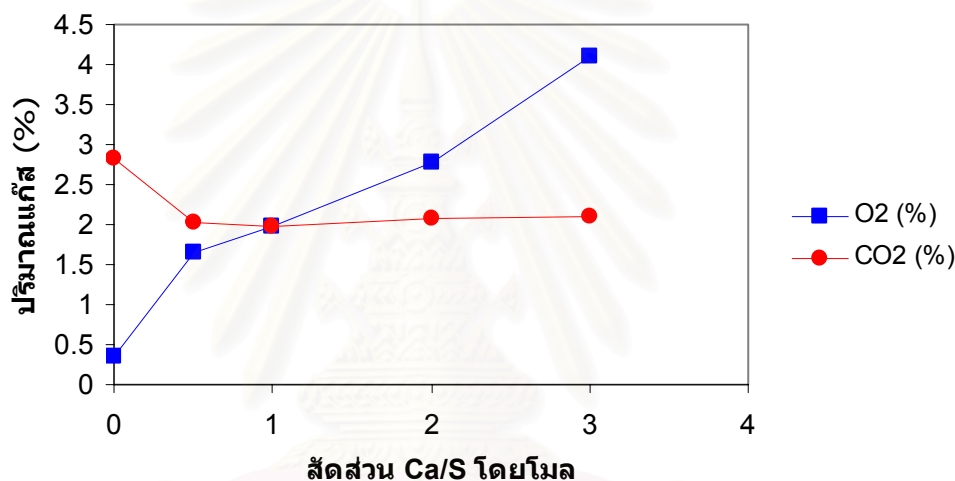
4.5.2 ผลของการผสมหินปูนกับถ่านหินที่มีต่อองค์ประกอบของฟลูแก๊ส

ในงานวิจัยนี้นอกจากจะทำการผสมหินปูนซึ่งมีวัตถุประสงค์หลักเพื่อการกำจัดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์แล้วยังศึกษาถึงอิทธิพลของหินปูนที่มีผลต่อแก๊สชนิดอื่นด้วย

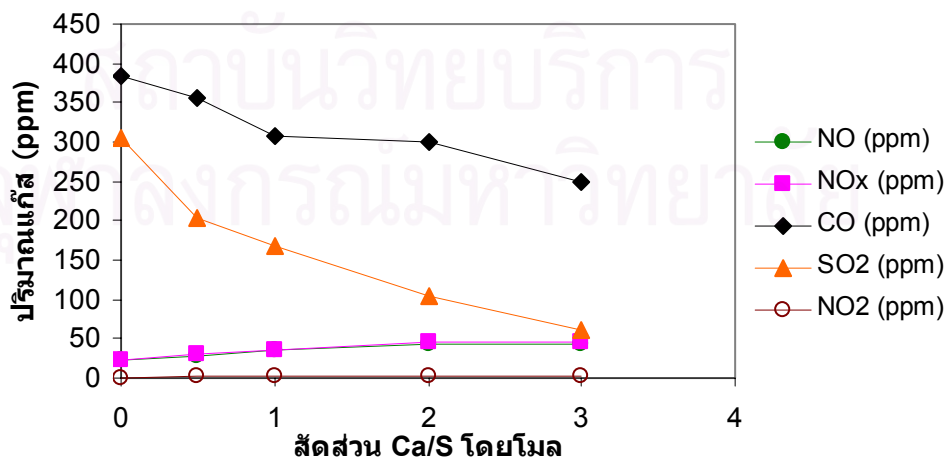
ตารางที่ 4.8 แสดงองค์ประกอบของฟลูแก๊สที่วัดได้เมื่อผสมหินปูนกับถ่านหิน

สัดส่วนหินปูน (Ca/S mole ratio)	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO (ppm)	NO _x (ppm)	CO (ppm)	SO ₂ (ppm)	NO ₂ (ppm)
0	2.08	16.48	126.00	132.33	2,236.75	1771.00	6.00
0.5	8.90	10.90	157.00	170.33	1,918.25	1100.75	7.50
1	9.75	9.85	176.75	179.00	1,528.75	838.75	8.75
2	11.40	8.55	180.00	184.33	1,230.00	425.00	8.00
3	13.35	6.85	139.75	151.00	812.50	198.00	7.25

ตารางที่ 4.8 แสดงปริมาณพลูแก๊สชนิดต่าง ๆ ที่ปริมาณหินปูนต่างกัน จะเห็นว่าที่ปริมาณ แกลบร้อยละ 0 แก๊สไนโตรเจนออกไซด์ (NOx) มีค่าต่ำกว่าค่ามาตรฐาน ส่วนแก๊ส คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO₂) มีค่าเกินค่ามาตรฐานเช่นเดียวกับการทดลองในส่วนของการศึกษาอิทธิพลของแกลบ ซึ่งค่าที่ได้จะใกล้เคียงกัน และเมื่อเพิ่มปริมาณ หินปูนมากขึ้นพบว่า สามารถลดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ ซึ่งตามสมการการทำปฏิกิริยาระหว่าง หินปูนกับแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์แล้วสัดส่วนแคลเซียมต่อซัลเฟอร์ที่ทำปฏิกิริยากันได้พอดีคือ Ca/S เท่ากับ 1 แต่สำหรับการทดลองทำปฏิกิริยาในความเป็นจริงต้องใช้สัดส่วนของแคลเซียมต่อ ซัลเฟอร์มากกว่านั้น จึงจะสามารถทำปฏิกิริยาได้พอดี การทดลองนี้จากตารางที่ 4.8 จะเห็นว่าใช้ หินปูนสัดส่วน Ca/S เพียง 0.5 ก็สามารถลดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้ต่ำกว่าค่ามาตรฐาน



รูปที่ 4.7 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณหินปูนกับพลูแก๊สที่เกิดขึ้น (แกลบร้อยละ 0)



รูปที่ 4.8 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณหินปูนกับพลูแก๊สที่เกิดขึ้น (แกลบร้อยละ 0)

แก๊สออกซิเจน (O_2) จากรูปที่ 4.7 พบว่าแก๊สออกซิเจนเพิ่มขึ้นเนื่องจากผลของปริมาณอากาศสำหรับการเผาไหม้มากขึ้นคือ ขณะที่ป้อนอากาศเข้าสู่ระบบคงที่แต่ปริมาณส่วนของเชื้อเพลิงลดลงเนื่องจากการผสมกับหินปูน ทำให้ใช้ออกซิเจนสำหรับเผาไหม้ลดลง ดังนั้นจึงมีเหลือออกมามากขึ้น

แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) จากสมการการแตกตัวของหินปูนปฏิกิริยาแคลซิเนชัน (calcination) เป็นการแตกตัวของแคลเซียมคาร์บอเนต ($CaCO_3$) กลายเป็นแคลเซียมออกไซด์ (CaO) และแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนั้นเมื่อมีการผสมหินปูนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ควรจะมากขึ้น แต่จากรูปที่ 4.7 พบว่าแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง เนื่องจากปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้นี้เป็นค่าที่ได้จากการนำค่าของแก๊สออกซิเจนและแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์มาคำนวณ ซึ่งเป็นปฏิภาคผกผันกับแก๊สออกซิเจน ค่าที่ได้จึงลดลง ดังนั้นหากต้องการค่าควรเปรียบเทียบกับปริมาณเชื้อเพลิงที่เท่ากันในการเผาไหม้จริง ซึ่งในงานวิจัยนี้เน้นศึกษาแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ และแก๊สไนโตรเจนออกไซด์เป็นหลัก ซึ่งเป็นค่าที่วัดได้โดยตรงจากเครื่องวัดพลูแก๊สไม่ใช่มาจากการคำนวณ

แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ตัวแปรที่มีผลต่อการเกิดแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์หลัก ๆ ได้แก่ อุณหภูมิของการเผาไหม้ อากาศเกินพอ รวมทั้งชนิดและปริมาณเชื้อเพลิง จากรูปที่ 4.8 พบว่าแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงเมื่อผสมหินปูนมากขึ้น เนื่องจากการเกิดการเผาไหม้ได้ดีขึ้น ซึ่งเป็นผลจากการที่มีปริมาณออกซิเจนที่มากขึ้นเมื่อเปรียบเทียบปริมาณเชื้อเพลิงที่เท่ากัน ซึ่งจะเห็นว่าตัวแปรที่มีผลชัดที่สุดในการทดลองนี้คือ อากาศเกินพอ เพราะค่าต่าง ๆ ที่ได้ในรูปที่ 4.8 นั้นเป็นค่าที่เทียบเป็นต่อกรัมของเชื้อเพลิง อีกสาเหตุหนึ่งที่ทำให้แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงคือ แคลเซียมออกไซด์ที่แตกตัวจากหินปูนมีคุณสมบัติเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาออกซิเดชันของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์เป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ [14]

แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO_2) จากรูปที่ 4.8 พบว่าเมื่อปริมาณหินปูนมากขึ้นทำให้แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ลดลง โดยที่สัดส่วนโดยโมล Ca/S เท่ากับ 3 สามารถลดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้กว่าร้อยละ 80 ดังตารางที่ 4.9 ซึ่งตามสมการสัดส่วนโดยโมล Ca/S เท่ากับ 1 จะทำปฏิกิริยากันพอดีหรือสามารถจับแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้หมดพอดี แต่ในความเป็นจริงต้องมากกว่านั้น ซึ่งในงานวิจัยนี้สัดส่วนโดยโมล Ca/S เท่ากับ 3 ก็ยังไม่สามารถจับแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้หมด

ตารางที่ 4.9 แสดงการกำจัดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์โดยใช้หินปูน

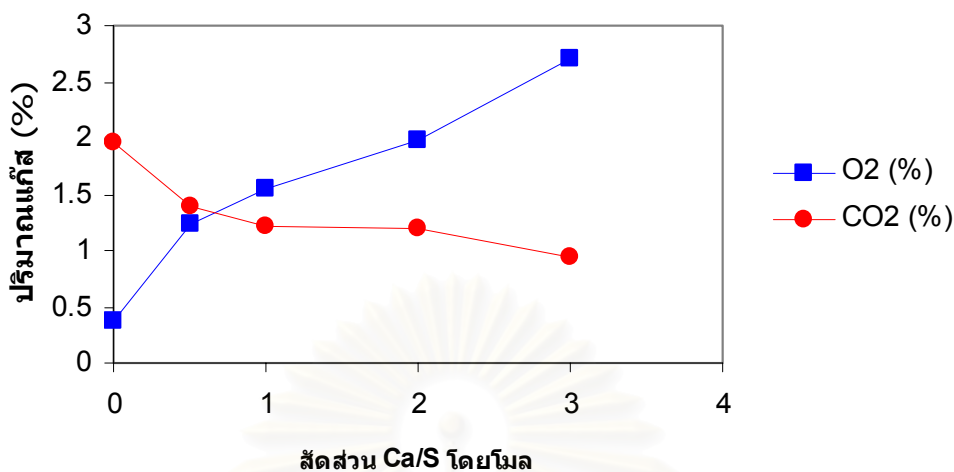
Ca/S (สัดส่วนโดยโมล)	ร้อยละของการกำจัดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์
0	0.00
0.5	32.94
1	44.53
2	66.08
3	80.08

แก๊สไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) จากรูปที่ 4.8 พบว่าเมื่อเพิ่มหินปูนทำให้แก๊สไนโตรเจนออกไซด์ก็เพิ่มขึ้น เนื่องจาก หินปูนยังมีคุณสมบัติเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาออกซิเดชันของแอมโมเนีย (NH_3) และไฮโดรเจนไซยาไนด์ (HCN) ซึ่งเป็นสารประกอบของไนโตรเจนที่เป็นองค์ประกอบในสารระเหยของเชื้อเพลิงเกิดเป็นแก๊สไนตริกออกไซด์รวมทั้งการที่ปริมาณของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงทำให้ความเข้มข้นของไนโตรเจนออกไซด์มากขึ้น [14]

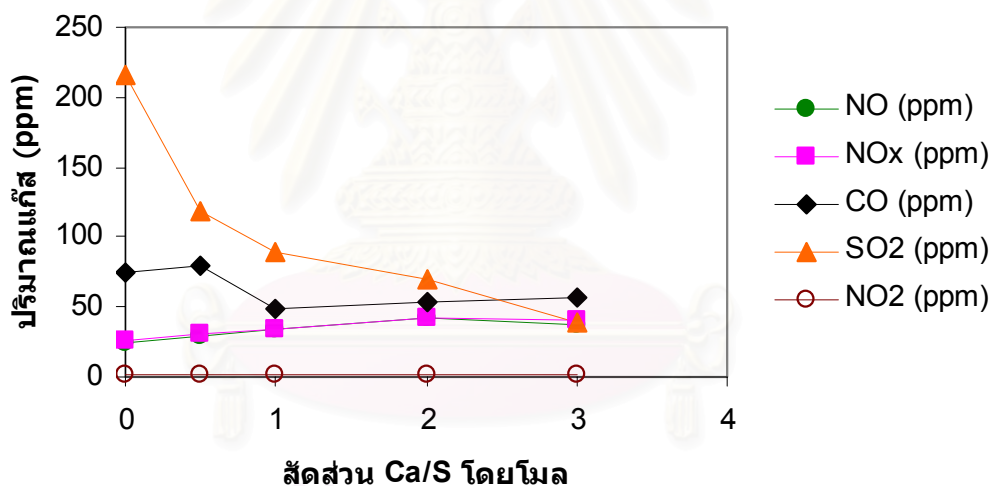
4.6 ผลของหินปูนต่อองค์ประกอบของฟลูแก๊สในการเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมระหว่างถ่านหินกับแกลบ

พบว่าหินปูนจะส่งผลกระทบต่อองค์ประกอบของฟลูแก๊สไปในทางเดียวกันทุกสัดส่วนแกลบเหมือนกับกรณีที่ยังไม่มีการผสมยกเว้นแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์เนื่องจากเมื่อมีการเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมจะทำให้แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงดังที่กล่าวมาแล้ว ซึ่งจะเห็นว่าลดลงอย่างมาก จาก 2267 ppm เป็น 605.25 ppm เมื่อเติมแกลบลงไปเพียงร้อยละ 7.02 เท่านั้น ดังนั้นการเปลี่ยนแปลงของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นถือได้ว่าเปลี่ยนแปลงน้อยมากเมื่อเปรียบเทียบกับผลของการเติมแกลบ และจากการที่หินปูนมีคุณสมบัติเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาการออกซิเดชันของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์เป็นแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เมื่อปริมาณของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์น้อยการแสดงคุณสมบัติการเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาจึงน้อยตามไปด้วย ดังนั้นการเปลี่ยนแปลงของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นดังรูปที่ 4.10 และรูปที่ 4.12 หรือยังไม่สามารถสรุปได้ว่าหินปูนจะมีผลต่อแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมอย่างไร

4.6.1 สัดส่วนแกลบร้อยละ 7.02



รูปที่ 4.9 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณหินปูนกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (แกลบร้อยละ 7.02)

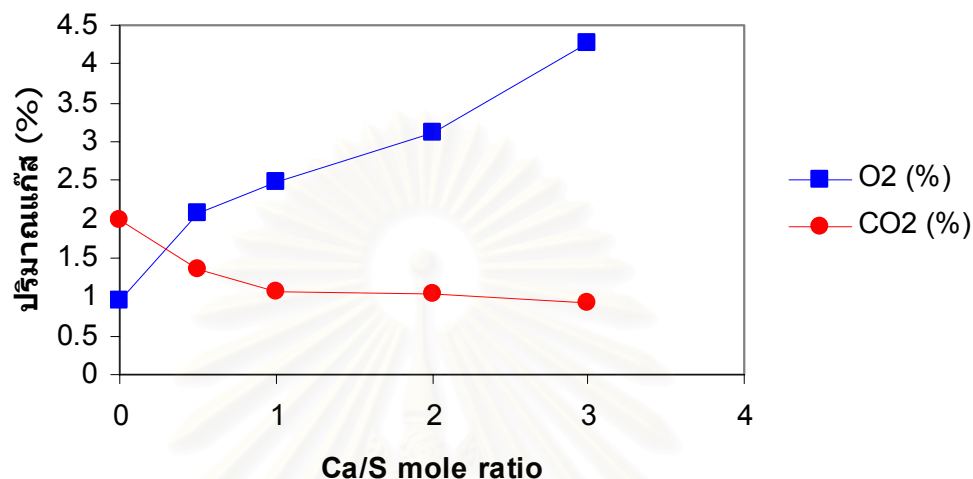


รูปที่ 4.10 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณหินปูนกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (แกลบร้อยละ 7.02)

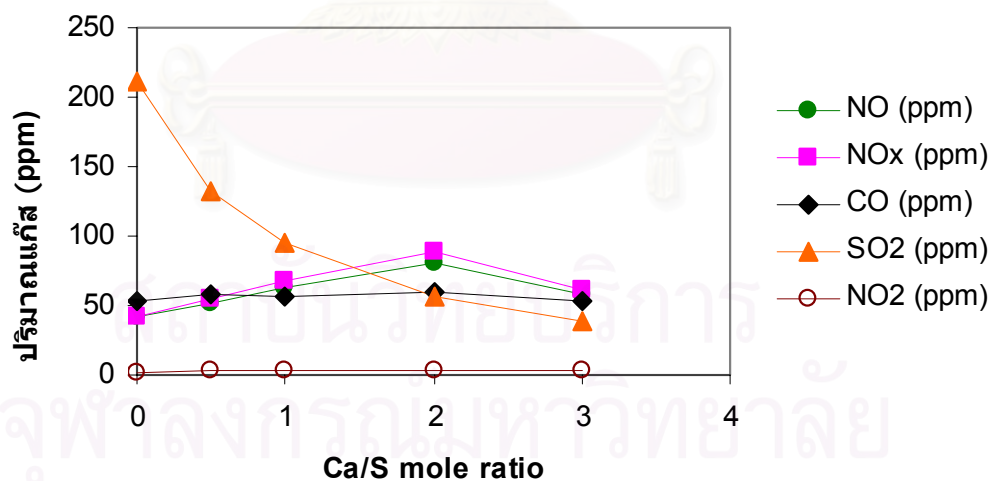
อย่างไรก็ตามในรูปที่ 4.12 ที่ปริมาณแกลบร้อยละ 13.11 จะเห็นว่าแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ลดลงเมื่อเพิ่มสัดส่วนหินปูน Ca/S เป็น 3 แทนที่จะเพิ่มขึ้น เนื่องจากที่สัดส่วนผสมดังกล่าวมีปริมาณเชื้อเพลิงสำหรับการเผาไหม้น้อยคือ 4.08 กิโลกรัมต่อชั่วโมง หรือถ้าคิดเฉพาะถ่านหินคือ 3.22 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ทำให้แก๊สที่ปล่อยออกมาไม่สามารถนำมาเปรียบเทียบกับสัดส่วนการผสมอื่นได้ถึงแม้ว่าค่าที่แสดงเป็นค่าต่อน้ำหนัก 1 กิโลกรัมของเชื้อเพลิงเนื่องจากคุณสมบัติการเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาของหินปูนดังที่กล่าวมาข้างต้นคือ เมื่อถ่านหินสำหรับการเผาไหม้มีปริมาณ

น้อย โอกาสในการเกิดแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ก็น้อยโอกาสที่หินปูนจะทำหน้าที่เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาออกซิเดชันของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ก็น้อยลงไปด้วย

4.6.2 สัดส่วนแคลบร้อยละ 13.11



รูปที่ 4.11 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณหินปูนกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (แคลบร้อยละ 13.11)



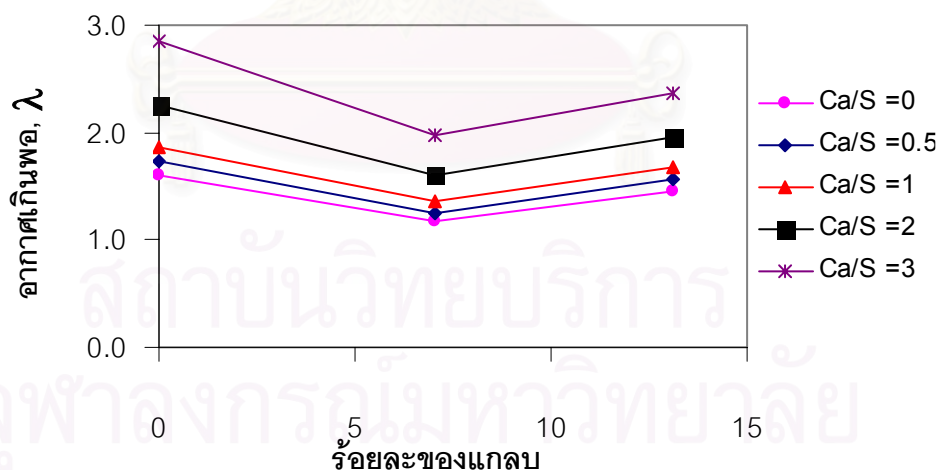
รูปที่ 4.12 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณหินปูนกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (แคลบร้อยละ 13.11)

ดังนั้นการที่แก๊สไนโตรเจนออกไซด์จะถูกเจือจางด้วยแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ก็เป็นไปได้มากขึ้น ทำให้ค่าของแก๊สไนโตรเจนออกไซด์น้อยลง ในขณะที่คุณสมบัติการเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

ออกซิเดชันของไฮโดรเจนไซยาไนด์และแอมโมเนีย ซึ่งเป็นสารประกอบของไนโตรเจนที่อยู่ในส่วนของสารระเหยของเชื้อเพลิงเป็นแก๊สไนตริกออกไซด์ อาจจะมีปริมาณหินปูนเกินพอสำหรับเร่งปฏิกิริยาให้เกิดแก๊สไนตริกออกไซด์ ซึ่งสังเกตได้จากรูปที่ 4.7 ปริมาณแคลบร้อยละ 7.02 จะเห็นว่าเมื่อสัดส่วนหินปูน Ca/S เป็น 3 แก๊สไนตริกออกไซด์และไนโตรเจนออกไซด์คงที่ อย่างไรก็ตามกรณีนี้คงต้องมีการศึกษาต่อไปในรายละเอียด

4.7 ผลของการเติมแคลบต่อองค์ประกอบของฟลูแก๊สในขณะที่มีการผสมหินปูนระหว่างการเผาไหม้

จากรูปที่ 4.14 -4.21 จะเห็นว่าองค์ประกอบของฟลูแก๊สมีแนวโน้มคล้ายกับกรณีที่ยังไม่มีการเติมหินปูนยกเว้นแก๊สออกซิเจนคือจะลดลงเมื่อเพิ่มปริมาณแคลบเป็นร้อยละ 7.02 และจะเพิ่มขึ้นเมื่อปริมาณแคลบเป็นร้อยละ 13.11 ทั้งนี้การลดลงในช่วงดังกล่าวเป็นผลของการแสดงผลของอากาศเกินพอที่เกิดจากปริมาณคาร์บอนของเชื้อเพลิงผสมลดลงที่ยังไม่ชัดเจน ขณะที่เมื่อเพิ่มแคลบมากขึ้นเป็นร้อยละ 13.11 ยิ่งทำให้ปริมาณคาร์บอนรวมน้อยลงไปอีกทำให้การแสดงผลของอากาศเกินพอมากขึ้น และสามารถอธิบายได้ด้วยปริมาณอากาศเกินพอดังรูปที่ 4.13 คืออากาศเกินพอจะลดลงเมื่อผสมแคลบเป็นร้อยละ 7.02 และอากาศเกินพอจะมากขึ้นเมื่อผสมแคลบเป็นร้อยละ 13.11



รูปที่ 4.13 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแคลบกับอากาศเกินพอ

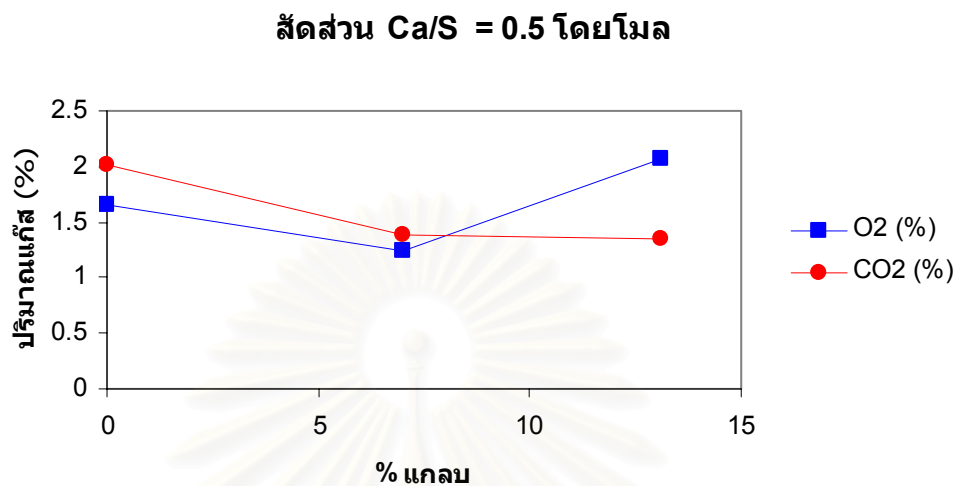
นอกจากนี้ จะเห็นว่าเมื่อปริมาณหินปูนเพิ่มมากขึ้น แกลบจะมีผลต่อการลดลงของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่น้อยลง เนื่องจากผลของหินปูนมีมากกว่าทำให้ไม่สามารถแสดงผลของแกลบได้เด่นชัด โดยเฉพาะที่สัดส่วนหินปูน $Ca/S = 3$ แกลบแทบจะไม่แสดงผลในการลดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้เหมือนกับกรณีที่ไม่มีการเติมหินปูน

ส่วนแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ก็ยิ่งเพิ่มขึ้นเช่นเดิมโดยเมื่อเปรียบเทียบปริมาณของแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ที่เกิดขึ้นน้อยที่สุดเมื่อเผาไหม้ถ่านหินโดยไม่มีการผสมแกลบและไม่มีการเติมหินปูนคือ 22.75 ppm ต่อน้ำหนักกิโลกรัมของเชื้อเพลิง และเกิดมากที่สุดเมื่อเผาไหม้ถ่านหินผสมแกลบร้อยละ 13.11 และเติมหินปูนสัดส่วน $Ca/S = 2$ โดยมีปริมาณแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ 88.44 ppm จะเห็นว่าทั้งแกลบและหินปูนทำให้แก๊สไนโตรเจนออกไซด์เพิ่มขึ้นถึงร้อยละ 288.75 ดังนั้นในการผสมแกลบกับถ่านหินในการเผาไหม้รวมทั้งการเติมหินปูนต้องคำนึงถึงการเกิดแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ด้วย อย่างไรก็ตามปริมาณแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ที่เกิดขึ้นก็ยังต่ำกว่าค่ามาตรฐาน

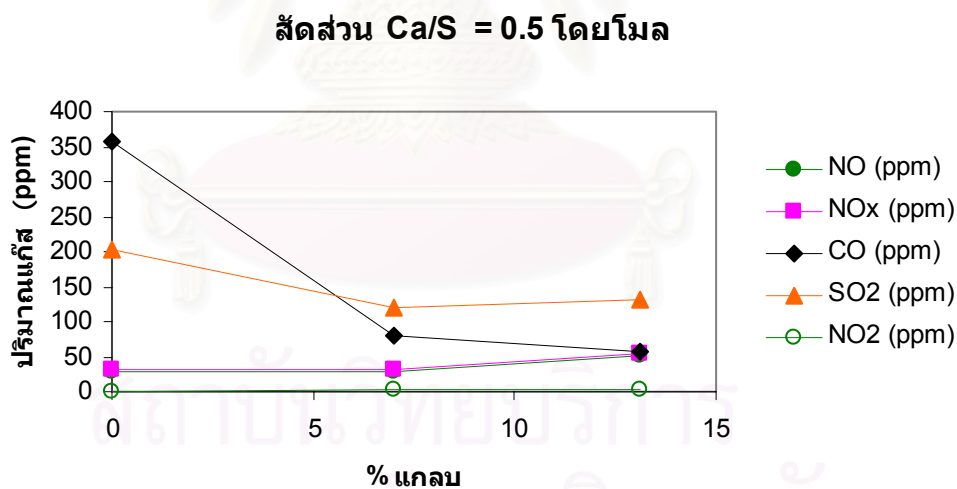


สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

4.7.1 สัดส่วนหินปูน Ca/S = 0.5 โดยโมล



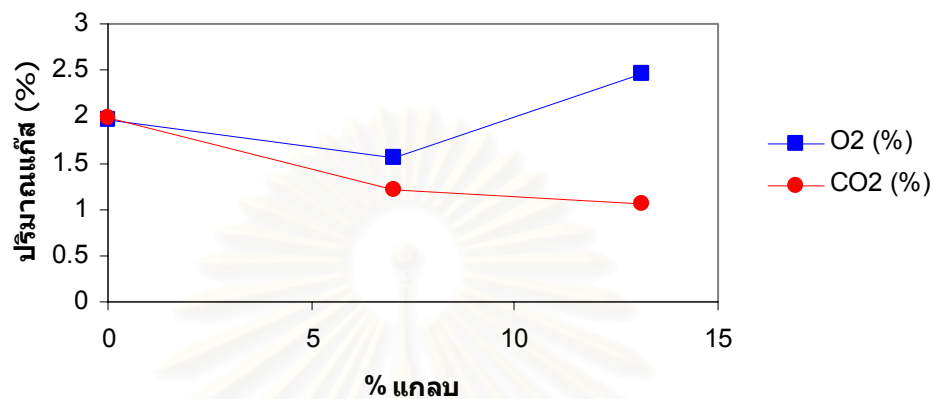
รูปที่ 4.14 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแกลบกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 0.5)



รูปที่ 4.15 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแกลบกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 0.5)

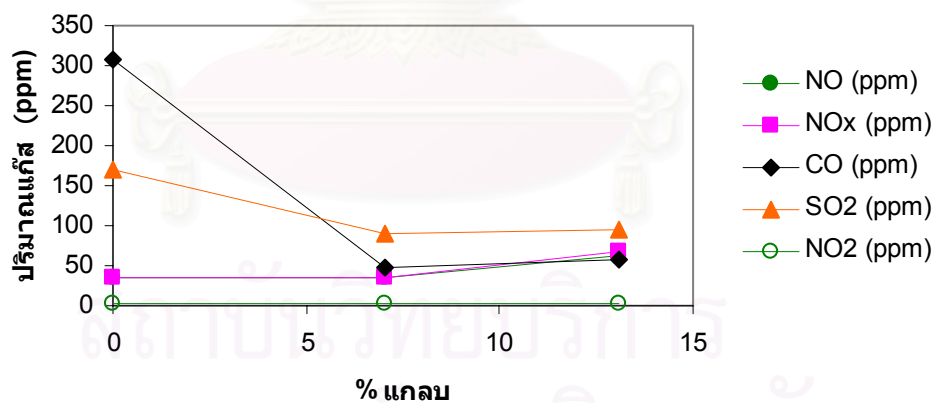
4.7.2 สัดส่วนหินปูน Ca/S = 1 โดยโมล

สัดส่วน Ca/S = 1 โดยโมล



รูปที่ 4.16 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแกลบกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 1)

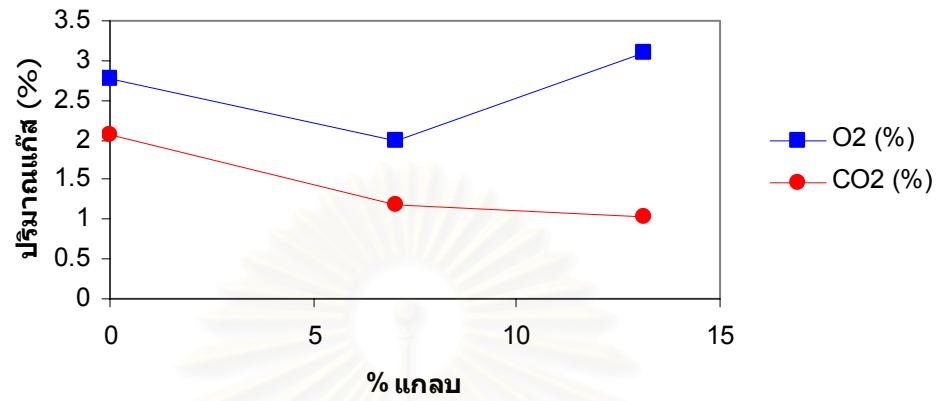
สัดส่วน Ca/S = 1 โดยโมล



รูปที่ 4.17 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแกลบกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 1)

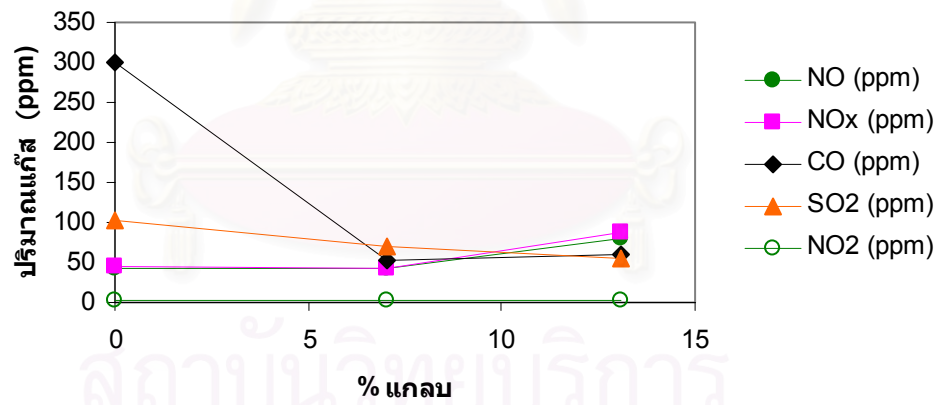
4.7.3 สัดส่วนหินปูน Ca/S = 2 โดยโมล

สัดส่วน Ca/S = 2 โดยโมล



รูปที่ 4.18 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแกลบกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 2)

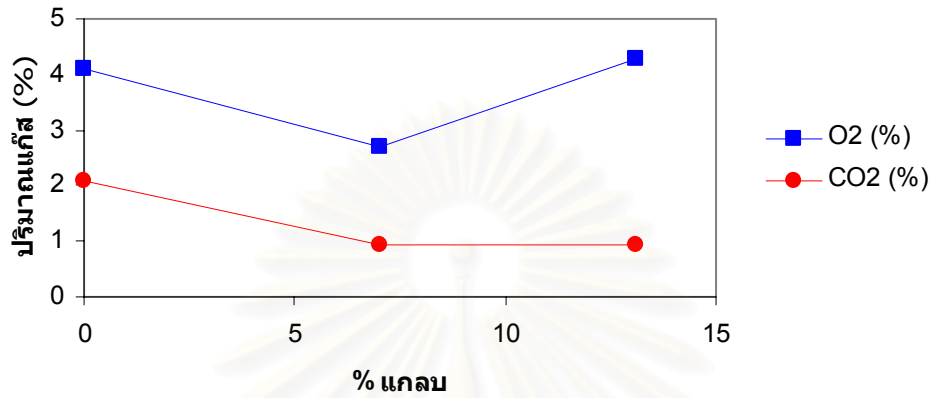
สัดส่วน Ca/S = 2 โดยโมล



รูปที่ 4.19 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแกลบกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 2)

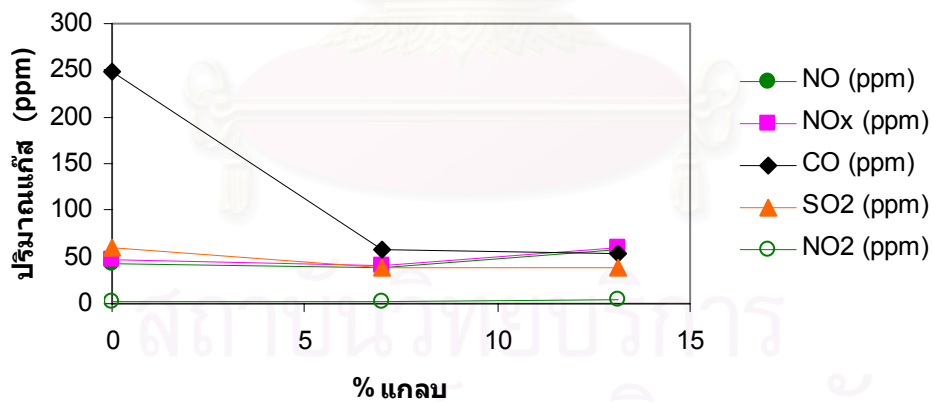
4.7.4 สัดส่วนหินปูน Ca/S = 3 โดยโมล

สัดส่วน Ca/S = 3 โดยโมล



รูปที่ 4.20 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแกลบกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 3)

สัดส่วน Ca/S = 3 โดยโมล



รูปที่ 4.21 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแกลบกับฟลูแก๊สที่เกิดขึ้น (Ca/S = 3)

4.8 การหาความสัมพันธ์ระหว่างการเกิดแก๊สต่าง ๆ กับร้อยละของแคลบและสัดส่วนหินปูนที่นำมาผสม [17]

การหาความสัมพันธ์โดยใช้ Linear regression model ดังสมการ

$$y = \beta_0 + \beta_1 X_1 + \beta_2 X_2 + \beta_{12} X_1 X_2 + \varepsilon$$

โดย y ปริมาณแก๊สชนิดต่าง ๆ (ppm)

β สัมประสิทธิ์ของตัวแปรแต่ละตัว

X_1 ร้อยละของแคลบ (%)

X_2 สัดส่วนหินปูน Ca/S (mole ratio)

ซึ่งได้ความสัมพันธ์ของการเกิดแก๊สแต่ละชนิดดังนี้

คาร์บอนมอนอกไซด์

$$\log y = 3.2489 - 0.0527 X_1 - 0.1053 X_2 + \varepsilon$$

ซัลเฟอร์ไดออกไซด์

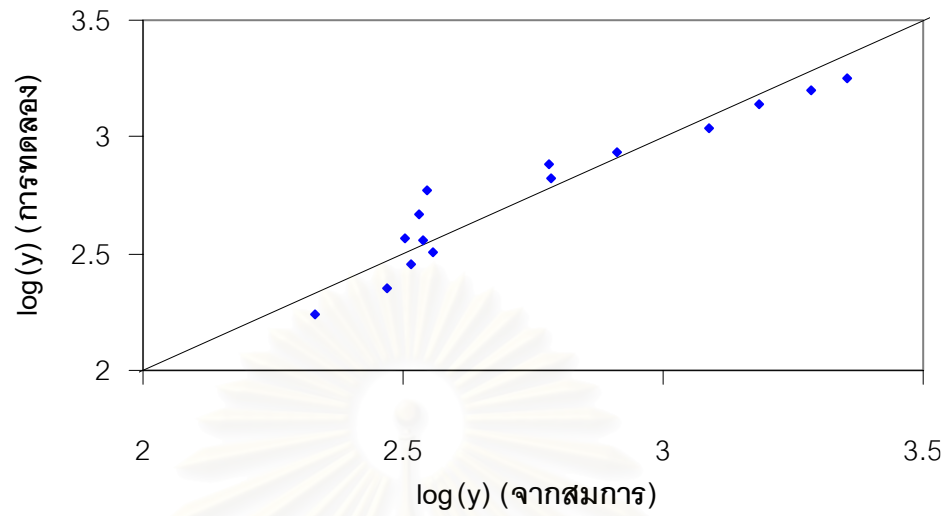
$$\log y = 3.2311 - 0.0108 X_1 - 0.2992 X_2 + \varepsilon$$

ไนโตรเจนออกไซด์

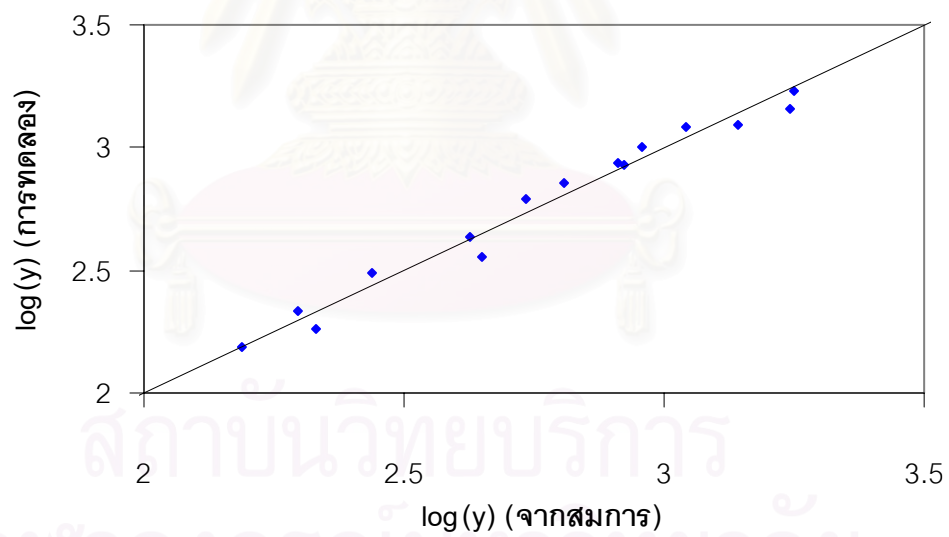
$$\log y = 2.2039 + 0.0236 X_1 + 0.0039 X_2 + \varepsilon$$

ซึ่งแต่ละสมการแสดงค่าที่คำนวณได้เปรียบเทียบกับค่าที่ได้จากการทดลองดังรูปที่ 4.22 4.23

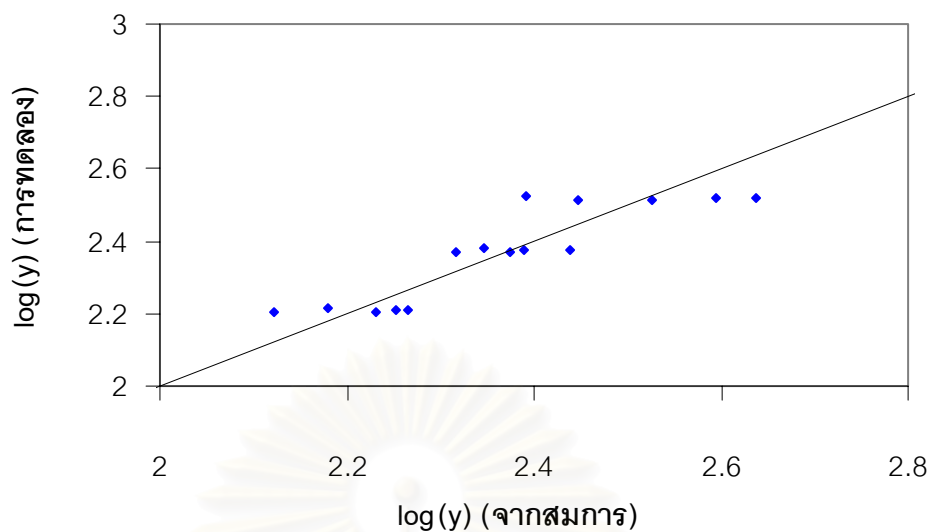
และ 4.24 ตามลำดับ



รูปที่ 4.22 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ได้จากการทดลองและที่ได้จากสมการ



รูปที่ 4.23 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่ได้จากการทดลองและที่ได้จากสมการ



รูปที่ 4.24 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างกับแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ที่ได้จากการทดลองและที่ได้จากสมการ

จะเห็นว่าแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์และแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ค่าที่ได้จากสมการมีค่าใกล้เคียงกับค่าที่มาจากการทดลอง ส่วนแก๊สไนโตรเจนออกไซด์นั้นค่าค่อนข้างต่างจากค่าที่มาจากการทดลองเนื่องจากทั้งนี้อาจมีผลจากตัวแปรอื่น เช่น อุณหภูมิของการเผาไหม้ซึ่งมีผลต่อการเกิดแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ด้วย แต่ไม่ได้นำมาใช้เป็นตัวแปรในการหาความสัมพันธ์ครั้งนี้ด้วย เนื่องจากอุณหภูมิที่วัดได้นั้นเป็นอุณหภูมิในท่อโรเตอร์ ไม่ใช่อุณหภูมิของปลุกแก๊สโดยตรง รวมทั้งความแตกต่างของอุณหภูมิแต่ละตำแหน่งซึ่งอาจจะส่งผลกระทบต่อการศึกษาการเกิดแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ได้

บทที่ 5

สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการทดลอง

5.1.1 ผลของการผสมเกลบ

1. การเพิ่มปริมาณเกลบทำให้อุณหภูมิส่วนล่างของท่อไรเซอร์สูงขึ้น
2. สามารถผสมเกลบได้มากที่สุดร้อยละ 13.11 เพื่อให้การเผาไหม้สามารถเข้าสู่ภาวะสมดุลได้เนื่องจากข้อจำกัดของระบบป้อนเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลองนี้
3. เมื่อปริมาณมากขึ้นทำให้ปริมาณแก๊สออกซิเจนและแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ (ไนตริกออกไซด์และไนโตรเจนไดออกไซด์) เพิ่มขึ้น ส่วนแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลง

5.1.2 ผลของการผสมหินปูน

1. เมื่อผสมหินปูนมากขึ้นทำให้อุณหภูมิทางส่วนล่างของท่อไรเซอร์เพิ่มขึ้น ซึ่งเป็นจากอากาศเกินพอที่มากขึ้น
2. หินปูนสามารถลดแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ได้กว่าร้อยละ 80 เมื่อผสมหินปูนที่สัดส่วน Ca/S เท่ากับ 3
3. เมื่อผสมหินปูนมากขึ้นทำให้แก๊สออกซิเจนและแก๊สไนโตรเจนออกไซด์เพิ่มขึ้น ส่วนแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลง

5.1.3 ผลของการผสมทั้งหินปูนและเกลบ

1. ปริมาณเกลบจะมีผลต่อการลดลงของแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์น้อยมากเมื่อมีการผสมหินปูนมากขึ้น
2. สัดส่วนเกลบและหินปูนที่ผสมแล้วทำให้เกิดแก๊สไนโตรเจนออกไซด์มากที่สุดคือเกลบร้อยละ 7.02 และสัดส่วนหินปูน Ca/S เท่ากับ 2

การเปรียบเทียบงานวิจัยนี้กับงานวิจัยที่ผ่านมา

1. ผลของการผสมชีวมวล

ตารางที่ 5.1 การเปรียบกับงานวิจัยแสดงผลของการผสมชีวมวล

งานวิจัย	เตาเผา	เชื้อเพลิง	ฟลูแก๊ส			อุณหภูมิ	หมายเหตุ
			SO ₂	NO _x	CO		
งานวิจัยนี้	CFB	แกลบ+ถ่านหิน(lignite)	ลดลง	เพิ่มขึ้น	ลดลง	เพิ่มขึ้น	
Dong C. และคณะ [18]	CFB	ขยะแข็ง(municipal solid waste +ถ่านหิน(bituminous))	ลดลง	ลดลง	ลดลง	เพิ่มขึ้น	
Tsai M.Y. และคณะ [19]	CFB	เยื่อกระดาษ+ถ่านหิน (sub bituminous)	ลดลง	ลดลง	เพิ่มขึ้น	ลดลง	เยื่อกระดาษมีความชื้นค่อนข้างสูง
Ducarne E.D. และคณะ [20]	CFB	ขยะแข็ง(municipal solid waste +ถ่านหิน(bituminous))	ลดลง	เพิ่มขึ้น	ลดลง	-	

- ไม่มีรายงานในงานวิจัย

2. ผลของการผสมหินปูน

ตารางที่ 5.2 การเปรียบกับงานวิจัยแสดงผลของการผสมหินปูน

งานวิจัย	เตาเผา	เชื้อเพลิง	ฟลูแก๊ส				หมายเหตุ
			SO ₂		NO _x	CO	
			สัดส่วน Ca/S	ร้อยละที่ลดลง			
งานวิจัยนี้	CFB	แกลบ+ถ่านหิน(lignite)	3	80.08	เพิ่มขึ้น	ลดลง	
Brereton C.M.H. และคณะ [21]	CFB	ปิโตรเลียมโค้ก น้ำมันยาง(pitch)	3 -	85 -	ลดลง เพิ่มขึ้น	- -	2CO+2NO--->N ₂ +2CO ₂ มี CaO เป็นตัวเร่ง
Liu H. และ Gibbs B.M. [12]	CFB	ถ่านหิน	4.5	75	เพิ่มขึ้น	ลดลง	
Nowak W. [22]	CFB	ถ่านหิน (Brown coal)	3	75	-	-	
		ถ่านหิน (Bituminous)	3	80	-	-	
Ozkan G. และ Dogu G. [23]	CFB	ถ่านหิน (lignite)	1.4	98	-	-	
Shimazu T. และคณะ [24]	BFB	ปิโตรเลียมโค้ก	-	-	เพิ่มขึ้น	-	

- ไม่มีรายงานในงานวิจัย

5.2 ข้อเสนอนแนะ

1. การจุดไฟที่หัวเผา ควรจุดที่หัวเผาก่อนแล้วเปิดแก๊สทั้งส่วนหัวเผาที่ใช้อุ่นอากาศและหัวเผาที่ใช้การจุดเตา สำหรับหัวเผาที่ใช้จุดเตาหลังจากเปิดแก๊สแล้วให้เปิดอากาศอย่างช้า ๆ จนสังเกตเห็นไฟติด
2. ในขั้นตอนของการจุดเตาการปรับเพิ่มอากาศปฐุมภูมิในบางครั้งควรมีการเปิดวาล์วให้มากและปิดกลับไปที่ความเร็วเดิมอย่างรวดเร็วสัก 2 – 3 ครั้งเพื่อให้มีการผสมกันของถ่านหินที่ติดไฟแล้วกับส่วนที่ยังไม่ติดไฟ การปิดกลับไปที่ความเร็วเดิมอย่างรวดเร็วเพื่อป้องกันไม่ให้อุณหภูมิของถ่านหินหลุดออกจากท่อโรเซอรั
3. การเปิดแวลวาล์วบางครั้งเชื้อเพลิงอาจไม่เกิดการป้อนกลับเนื่องจากความเร็วของอากาศปฐุมภูมิ ดังนั้นการเปิดวาล์วในตอนแรกสุดให้เปิดให้หมดเลยแล้วจึงปิดแล้วค่อย ๆ เปิดจนได้ร้อยละของการเปิดเท่ากับ 50 และจะสังเกตเห็นอุณหภูมิที่บริเวณแวลวาล์วเริ่มสูงขึ้นแสดงว่ามีการป้อนกลับของเชื้อเพลิง
4. ควรระวังหากมีการป้อนเชื้อเพลิงหรืออากาศที่มากเกินไปอาจทำให้อุณหภูมิในท่อโรเซอรัสูงเกินกว่า 1000 องศาเซลเซียส หากทดลองติดต่อกันเป็นเวลานานจะทำให้เทอร์โมคัปเปิ้ลเสียหายได้
5. ในขั้นตอนของการจุดเตาหากสังเกตเห็นว่าอุณหภูมิส่วนล่างของท่อโรเซอรัสูงขึ้นมากแต่อุณหภูมิส่วนบนของท่อโรเซอรัยังไม่เพิ่มขึ้น หรือเมื่อเพิ่มความเร็วของอากาศปฐุมภูมิแล้วอุณหภูมิส่วนบนของท่อโรเซอรัก็ยังไม่เพิ่มขึ้น อาจเป็นไปได้ว่ามีการอุดตันภายในท่อโรเซอรัควรมีการกำจัดสิ่งอุดตันนั้นออกก่อน
6. เนื่องจากในการทดลองไม่สามารถปรับอัตราการป้อนเชื้อเพลิงให้มากขึ้นได้เพราะทำให้ไม่สามารถเผาไหม้ได้ทันเกิดการสะสมของเชื้อเพลิงในระบบ ควรมีการปรับปรุงท่อโรเซอรัให้สูงขึ้นเพื่อให้เชื้อเพลิงอยู่ในส่วนของการเผาไหม้ได้นานขึ้น และสามารถป้อนเชื้อเพลิงได้ที่อัตราการป้อนสูงขึ้น

รายการอ้างอิง

1. สมศักดิ์ ดำรงค์เลิศ. ฟลูอิดไดเซชัน. กรุงเทพมหานคร: สำนักพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2528.
2. Kunii, D., and Levenspiel, O. Fluidization engineering. New York: John Wiley and Sons Inc, 1969.
3. Grace, J. R., Avedan, A. A., Knowlton, T. M. Circulating Fluidized Beds. London: Chapman & Hall, 1977.
4. Basu, P., and Fraser, S.A. Circulating Fluidized Bed Boilers: Design and Operations. London: Butterworth-Heinemann, 1991.
5. สมบัติ นิธิภูมิรัตน์. การเผาไหม้ถ่านหินและการควบคุมมลพิษในฟลูอิดไดเซชัน. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ, ภาควิชาเคมีเทคนิค บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2531
6. พรเทพ จิตวุฒิไกร, ภัทรารุช พฤษทรัพย์พันธ์, แสง แซ่เล่า. การศึกษาการเผาไหม้ชีวมวลในเตาฟลูอิดไดเซชัน. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ, ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 2538
7. Akira, N.; Toshihiko, I.; Hisanao, H.; Nobuyuki, S.; and Masahiro H. Application of CFB (Circulating Fluidized Bed) to Sewage Sludge Incinerator. NKK Technical Review. 86 (2002): 30-35.
8. Mastral, A. M.; Callen, M. S.; and Garcia, T. Fluidized Bed Combustion (FBC) of Fossil and Nonfossil Fuels. A Comparative Study. Energy and Fuels. 14 (2000): 275-281.
9. Amand, L. E.; and Leckner, B. Co-Combustion of Sewage Sludge with Wood/Coal in a Circulating Fluidized Boiler-A study of gaseous Emissions. Presented at the First Biennial Meeting of the Scandinavian-Nordic Section of the Combustion Institute at Chalmers University of Technology. Goteborg. (April 18-20 2001).
10. Valmari, T.; Lind, T. M.; and Kauppinen, E. I. Field Study on Ash Behavior during Circulating Fluidized-Bed Combustion of Biomass. 2. Ash Deposition and Alkaline Vapor Condensation. Energy and Fuels. 13 (1999): 390-395.

11. Werther, J.; Hartge, E. U.; Lucke, K.; Fehr, M.; Amand, L. E.; and Leckner, B. New Air-Staging Techniques for Co-Combustion in Fluidized Bed Combustors. VGB Conference Research for Power Plant Technology. (October 10-12 2000).
12. Liu, H.; and Gibbs, B.M. The Influence of Limestone Addition at Different Positions on Gaseous Emissions from a Coal-Fired Circulating Fluidized Bed Combustor. Fuel. 77 (1998): 1569-1577.
13. Leckner, B.; Amand, L. E.; Lucke, K.; Werther, J. Gaseous Emissions from Co-Combustion of Sewage Sludge and Coal/Wood in a Fluidized Bed. Fuel. 83 (2004): 477-486.
14. Fernandez, M. J.; and Lyngfelt, A. Concentration of Sulphur Compounds in the Combustion Chamber of a Circulating Fluidised-Bed Boiler. Fuel. 80 (2000): 321-326.
15. Topal, H.; Atimtay, A. T.; and Durmaz, A. Olive Cake Combustion in a Circulating Fluidized Bed. Fuel. 82 (2003): 1049-1056.
16. Fang, M.; Yang, L.; Chen, G.; Shi, Z.; Luo, Z.; and Cen, K. Experimental Study on Rice Husk Combustion in a Circulating Fluidized Bed, Fuel Processing Technology. 85 (2004): 1273-1282.
17. Montgomery, D.C. Design and analysis of experiments. New York: John Wiley and Sons Inc, 2001.
18. Dong, C.; Jin, B.; Zhong, Z.; and Lan, J. Test on Co-Firing of Municipal Solid Waste and Coal in a Circulating Fluidized Bed. Energy Conversion and Management. 43 (2002): 2189-2199.
19. Tsai, M. Y.; Wu, K. T.; Huang, C. C.; and Lee, H. T. Co-Firing of Paper Mill Sludge and Coal in an Industrial Circulating Fluidized Bed Boiler. Waste Management. 22 (2002): 439-442.
20. Ducarne, E., D.; Marty, E.; Martin, G.; and Delfosse, L. Co-Combustion of Coal and Municipal Solid Waste in a Circulating Fluidized Bed. Fuel. 77 (1998): 1311-1315.
21. Brereton, C. M. H.; Lim, C. J.; Grace, J. R.; Luckos, A.; and Zhu, J. Pitch and Coke Combustion in a Circulating Fluidized Bed. Fuel. 74 (1995): 1415-1423.

22. Nowak, W. Clean Coal Fluidized-Bed Technology in Poland. Applied Energy. 74 (2003): 405-413.
23. Ozkan, G.; and Dogu, G. Combustion of a High Ash and Sulfur Containing Lignite in a Pilot Circulating Fluidized Bed Combustor and Its Pollution Characteristics. Chemical Engineering and Processing. 41 (2002): 11-15.
24. Shimizu, T.; Fujikawa, T.; Tonsho, M.; and Inagaki, M. Effect of Batch Feeding of Limestone on NO_x and SO_2 Emissions During Petroleum Coke Combustion in a Bubbling Fluidized Bed Combustor. Energy and Fuel. 15 (2001): 1220-1224.



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก

ข้อมูลการทดลอง

1. ข้อมูลการหาความหนาแน่นบัลค์ของถ่านหินและแกลบ
 - 1) เตรียมปึกเกอร์ที่แห้งขนาด 1000 มิลลิลิตร บันทึกน้ำหนักปึกเกอร์
 - 2) ใส่ถ่านหินลงในปึกเกอร์ดังกล่าวให้ได้ระดับ 1000 มิลลิลิตร บันทึกน้ำหนักที่ได้
 - 3) ทำซ้ำข้อ 1 และ 2 อย่างน้อย 3 ครั้ง

ข้อมูลที่ได้จากวิธีการหาความหนาแน่นบัลค์ถ่านหิน

ครั้งที่	น้ำหนักปึกเกอร์ (กรัม)	น้ำหนักแกลบ + ปึกเกอร์ (กรัม)	น้ำหนักถ่านหิน + ปึกเกอร์ (กรัม)
1	259.29	389.24	1113.85
2	259.29	389.97	1113.98
3	259.29	388.09	1114.17

2. ข้อมูลการเทียบมาตรฐานของ Screw feeder และ Inverter ของแต่ละสัดส่วนผสมของเชื้อเพลิง

แกลบร้อยละ 0

ความถี่ของ Inverter (Hz)	เวลา (วินาที)	น้ำหนักเชื้อเพลิงผสม (กรัม)
8	181	302.7
10	120	283.9
12	92	277.1
15	90	309.3
20	91	424.0
30	90	643.4
40	60	576.8
80	30	544.9

แกลบร้อยละ 7.02

ความถี่ของ Inverter (Hz)	เวลา (วินาที)	น้ำหนักเชื้อเพลิงผสม (กรัม)
8	180	324.46
10	180	494.67
12	120	524.42
15	120	605.97
20	60	387.64

แกลบร้อยละ 13.11

ความถี่ของ Inverter (Hz)	เวลา (วินาที)	น้ำหนักเชื้อเพลิงผสม (กรัม)
8	180	366.52
10	120	316.3
12	120	380.24
15	120	395.16
20	60	316.65
30	60	488.57

ภาคผนวก ข

ตัวอย่างการคำนวณ

1. การคำนวณความหนาแน่นบัลค์ของเบต

จากข้อมูลที่แสดงในภาคผนวก ก จะได้น้ำหนักเบต 1000 มิลลิลิตร เท่ากับ ถ่านหิน

$$1113.85 - 259.29 = 854.56 \text{ กรัม}$$

$$1113.98 - 259.29 = 854.69 \text{ กรัม}$$

$$1114.17 - 259.29 = 854.88 \text{ กรัม}$$

$$\text{จะได้ เบต 1000 มิลลิลิตรหนักเฉลี่ย} = (854.56 + 854.69 + 854.88) / 3 = 854.71 \text{ กรัม}$$

$$\text{ฉะนั้น ความหนาแน่นบัลค์ของถ่านหิน} = (854.71 / 1000) \text{ กก.} / (1000 / 10^6) \text{ ม.}^3 \\ = 1854.71 \text{ กก.ต่อ ลบ.ม.}$$

แกลบ

$$389.24 - 259.29 = 129.95 \text{ กรัม}$$

$$389.97 - 259.29 = 130.68 \text{ กรัม}$$

$$388.09 - 259.29 = 128.80 \text{ กรัม}$$

$$\text{จะได้ เบต 1000 มิลลิลิตรหนักเฉลี่ย} = (129.95 + 130.68 + 128.80) / 3 = 129.81 \text{ กรัม}$$

$$\text{ฉะนั้น ความหนาแน่นบัลค์ของถ่านหิน} = (129.81 / 1000) \text{ กก.} / (1000 / 10^6) \text{ ม.}^3 \\ = 129.81 \text{ กก.ต่อ ลบ.ม.}$$

2. การคำนวณอัตราการป้อน

ที่ความถี่ของ Inverter เท่ากับ 8 สัดส่วนแกลบร้อยละ 0

อัตราการป้อนเท่ากับ 302.7 กรัม ต่อ 181 วินาที

$$\text{อัตราการป้อน} = (302.7 / 1000) / (181 / 3600) = 6.02 \text{ กิโลกรัมต่อชั่วโมง}$$

3. การคำนวณสัดส่วนหินปูน

อ้างอิง ถ่านหิน 1 กิโลกรัม ถ่านหินมีซัลเฟอร์เป็นองค์ประกอบร้อยละ 1.87 โดยน้ำหนัก

$$\text{ซัลเฟอร์ในถ่านหิน} = (1.872 \times 1) / 100 = 0.01872 \text{ กิโลกรัม}$$

$$\text{ซัลเฟอร์มีมวลโมเลกุล} = 32$$

$$\text{คิดเป็น} = 0.01872 / 32 = 0.000585 \text{ กิโลโมล}$$

$$\text{ถ้าต้องการผสมหินปูนโดยสัดส่วน Ca/S} = 2$$

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้นต้องใช้ Ca} &= 2 \times 0.000585 = 0.00117 \text{ กิโลโมล} \\ \text{หินปูนมีสูตรโมเลกุลคือ CaCO}_3 \text{ มีมวลโมเลกุล} &= 100 \\ \text{โดย Ca มีมวลโมเลกุล} &= 40 \\ \text{ดังนั้นต้องใช้หินปูน} &= 0.00117 \times (100/40) = 0.002925 \text{ กิโลโมล} \\ &= 0.002925 \times 100 = 0.2925 \text{ กิโลกรัม} \end{aligned}$$

4. การคำนวณอัตราการป้อนเมื่อมีการผสมหินปูนและแกลบ

ตัวอย่าง ผสมแกลบร้อยละ 7.02 หินปูนสัดส่วน Ca/S = 2

อัตราการป้อนที่ความถี่ของ Inverter เท่ากับ 7 เมื่อผสมแกลบร้อยละ 7.02 และไม่ได้ผสมหินปูนจะมีอัตราการป้อนของเชื้อเพลิงผสมเท่ากับ 8.08 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

อ้างอิง 1 ชั่วโมง

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้นมีถ่านหิน} &= 8.08 - (7.02 \times 8.08) = 7.52 \text{ กิโลกรัม} \\ \text{ถ่านหินมีซัลเฟอร์เป็นองค์ประกอบร้อยละ 1.872} \\ \text{มีซัลเฟอร์เท่ากับ } &7.52 \times (1.872/100) = 0.1407 \text{ กิโลกรัม} \\ &= 0.1407/32 = 0.0044 \text{ กิโลโมล} \\ \text{ดังนั้นต้องใช้ Ca} &= 0.0044 \times 2 = 0.0088 \text{ กิโลโมล} \\ \text{ดังนั้นต้องใช้หินปูน} &= 0.0088 \times 100/40 = 0.0220 \text{ กิโลโมล} \\ &= 0.0220 \times 100 = 2.20 \text{ กิโลกรัม} \\ \text{ดังนั้นอัตราการป้อนของเชื้อเพลิงผสม} &= 8.08 - 2.20 = 5.88 \text{ กิโลกรัมต่อชั่วโมง} \end{aligned}$$

อัตราการป้อนที่สัดส่วนการผสมต่าง ๆ ทั้งเกลบและหินปูน

ความถี่ของ Inverter (Hz)	ร้อยละของ เกลบ	แฟคเตอร์	อัตราการป้อน (กิโลกรัม/ชั่วโมง)	ปริมาณ เกลบ(ก.ก.)	สัดส่วน Ca/S	ปริมาณหิน ปูน(ก.ก.)	ปริมาณเกลบ+ หินปูน(ก.ก.)	ปริมาณถ่าน หิน(ก.ก.)	ปริมาณเกลบ+ ถ่านหิน(ก.ก.)
7	0	0.8311	5.8177	0	0	0	0.00	5.82	5.82
7	0	0.8311	5.8177	0	0.5	0.43	0.43	5.39	5.39
7	0	0.8311	5.8177	0	1	0.85	0.85	4.97	4.97
7	0	0.8311	5.8177	0	2	1.70	1.70	4.12	4.12
7	0	0.8311	5.8177	0	3	2.55	2.55	3.27	3.27
7	7.02	1.1549	8.0843	0.57	0	0	0.57	7.52	8.08
7	7.02	1.1549	8.0843	0.57	0.5	0.55	1.12	6.97	7.53
7	7.02	1.1549	8.0843	0.57	1	1.10	1.67	6.42	6.98
7	7.02	1.1549	8.0843	0.57	2	2.20	2.77	5.32	5.89
7	7.02	1.1549	8.0843	0.57	3	3.30	3.87	4.22	4.79
7	13.11	0.9425	6.5975	0.86	0	0	0.86	5.73	6.60
7	13.11	0.9425	6.5975	0.86	0.5	0.42	1.28	5.31	6.18
7	13.11	0.9425	6.5975	0.86	1	0.84	1.70	4.89	5.76
7	13.11	0.9425	6.5975	0.86	2	1.68	2.54	4.06	4.92
7	13.11	0.9425	6.5975	0.86	3	2.52	3.38	3.22	4.08

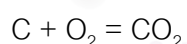
5. การคำนวณอากาศเกินพอ

ตัวอย่าง แกลบร้อยละ 13.11 สัดส่วนหินปูน Ca/S = 1

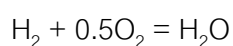
ออกซิเจนที่ใช้จริง

อัตราการป้อนเท่ากับ	5.76 กิโลกรัมต่อชั่วโมง	
แกลบเท่ากับ	$(13.11 \times 5.76) / 100$	= 0.76 ก.ก./ชั่วโมง
ถ่านหินเท่ากับ	$5.76 - 0.76$	= 5.00 ก.ก./ชั่วโมง
ออกซิเจนในถ่านหิน	$= (33.84 \times 5.00) / 100$	= 1.69 ก.ก./ชั่วโมง
		= 0.0530 กิโลโมล
ออกซิเจนในแกลบ	$= (52.44 \times 0.76) / 100$	= 0.40 ก.ก./ชั่วโมง
		= 0.0124 กิโลโมล
อากาศปฐมภูมิ	$= 1.5 \times 3600 \times \pi(0.05)^2 \times 1.169$	
		= 49.55 ก.ก./ชั่วโมง
อากาศทุติยภูมิ	$= 300 \times 60 \times 1.169 / 1000$	
		= 21.04 ก.ก./ชั่วโมง
อากาศทั้งหมด	$= 49.55 + 21.04$	= 70.60 ก.ก./ชั่วโมง
	$= 7.60 / 29$	= 2.43 กิโลโมล
ออกซิเจนในอากาศ	$= 2.43 \times 21 / 100$	= 0.51 กิโลโมล
ออกซิเจนที่ใช้ทั้งหมด	$= 0.053 + 0.0124 + 0.51$	
		= 0.57 กิโลโมล

ออกซิเจนที่ใช้ตามทฤษฎี



คาร์บอนในถ่านหิน	$= 5.76 \times 58.43 / 100$	= 2.92 ก.ก./ชั่วโมง
	$= 2.92 / 12$	= 0.24 กิโลโมล
คาร์บอนในแกลบ	$= 0.75 \times 39.47 / 100$	= 0.30 ก.ก./ชั่วโมง
	$= 0.30 / 12$	= 0.03 กิโลโมล
คาร์บอนทั้งหมด	$= 0.24 + 0.03$	= 0.27 กิโลโมล
ออกซิเจนที่ใช้	$= 0.27$	= 0.27 กิโลโมล



ไฮโดรเจนในถ่านหิน	$= 5.76 \times 5.16 / 100$	= 0.26 ก.ก./ชั่วโมง
	$= 0.26 / 2$	= 0.13 กิโลโมล

$$\begin{aligned}
 \text{ไฮโดรเจนในแกลบ} &= 0.75 \times 5.00 / 100 &= 0.04 \text{ ก.ก./ชั่วโมง} \\
 &= 0.04 / 2 &= 0.02 \text{ กิโลโมล} \\
 \text{ไฮโดรเจนทั้งหมด} &= 0.13 + 0.02 &= 0.15 \text{ กิโลโมล} \\
 \text{ออกซิเจนที่ใช้} &= 0.15 / 2 &= 0.075 \text{ กิโลโมล} \\
 \text{ออกซิเจนที่ใช้ทั้งหมด} &= 0.075 + 0.27 &= 0.34 \text{ กิโลโมล} \\
 \text{อากาศเกินพอ} &= (0.57 - 0.34) \times 100 / 0.34 \\
 &= 67.65 \%
 \end{aligned}$$

6. การหาความสัมพันธ์ระหว่างแก๊สกับตัวแปรต่าง ๆ คือ ร้อยละของแกลบและสัดส่วนหินปูน Ca/S

ตัวอย่าง แก๊สซิลเฟอร์ไดออกไซด์

จากสมการ

$$\begin{aligned}
 y &= \beta_0 + \beta_1 X_1 + \beta_2 X_2 + \beta_{12} X_1 X_2 + \varepsilon \\
 \beta &= (X'X)^{-1} X'y
 \end{aligned}$$

$$X = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 1 & 0 & 0.5 \\ 1 & 0 & 1 \\ 1 & 0 & 2 \\ 1 & 0 & 3 \\ 1 & 7.02 & 0 \\ 1 & 7.02 & 0.5 \\ 1 & 7.02 & 1 \\ 1 & 7.02 & 2 \\ 1 & 7.02 & 3 \\ 1 & 13.11 & 0 \\ 1 & 13.11 & 0.5 \\ 1 & 13.11 & 1 \\ 1 & 13.11 & 2 \\ 1 & 13.11 & 3 \end{bmatrix} \quad y = \begin{bmatrix} 2267 \\ 1918 \\ 1529 \\ 1230 \\ 812 \\ 605 \\ 611 \\ 351 \\ 338 \\ 318 \\ 347 \\ 360 \\ 328 \\ 294 \\ 213 \end{bmatrix} \quad \beta = \begin{bmatrix} 3.23 \\ -0.01 \\ -0.30 \end{bmatrix}$$

$$\log y = 3.2311 - 0.0108 X_1 - 0.2992 X_2 + \varepsilon$$

ภาคผนวก ค

1. ข้อมูลการหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการเผาไหม้

อุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ที่ความเร็วของอากาศ 1 1.5 และ 2 เมตรต่อวินาที

ตำแหน่ง	อุณหภูมิ (°C)		
	1 m/s	1.5 m/s	2 m/s
1	841.22	723.78	699
2	891.89	861.00	892
3	894.33	904.67	957
4	878.22	903.89	1010
5	865.00	900.11	1004
6	820.67	857.22	954
7	813.22	877.00	916
8	773.33	852.67	871
9	519.33	628.22	650

องค์ประกอบของฟลูแก๊สที่ความเร็วของอากาศ 1 1.5 และ 2 เมตรต่อวินาที

ฟลูแก๊ส	ความเร็ว เมตร/วินาที		
	1	1.5	2
O ₂ (%)	2.10	3.83	7.13
CO ₂ (%)	16.40	15.05	12.08
NO (ppm)	101.50	117.50	156.00
NO _x (ppm)	108.00	123.50	163.75
CO (ppm)	Over10000	9305.75	1212.00
SO ₂ (ppm)	1548.50	1211.75	1032.75

2. ข้อมูลการทดลองผลของหินปูนที่มีต่อองค์ประกอบของฟลูแก๊ส

แก๊สร้อยละ 0

องค์ประกอบของฟลูแก๊ส

สัดส่วน Ca/S	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO (ppm)	NO _x (ppm)	CO (ppm)	SO ₂ (ppm)	NO ₂ (ppm)
0	2.08	16.48	126.00	132.33	2236.75	1771.00	6.00
0.5	8.90	10.90	157.00	170.33	1918.25	1100.75	7.50
1	9.75	9.85	176.75	179.00	1528.75	838.75	8.75
2	11.40	8.55	180.00	184.33	1230.00	425.00	8.00
3	13.35	6.85	139.75	151.00	812.50	198.00	7.25

อุณหภูมิในท่อไรเซอร์

ตำแหน่ง	อุณหภูมิ (°C)				
	Ca/S = 0	Ca/S = 0.5	Ca/S = 1	Ca/S = 2	Ca/S = 3
1	615.57	593.00	578.71	603.14	618.00
2	875.29	813.00	896.86	944.86	989.00
3	891.29	814.14	873.14	935.29	954.20
4	940.29	794.71	874.14	924.14	912.00
5	935.43	811.00	847.57	883.57	871.00
6	911.71	801.14	793.43	809.43	794.80
7	912.43	844.57	816.57	828.14	810.00
8	890.71	809.14	750.14	749.14	729.40
9	588.14	536.71	471.43	457.43	468.80

แก๊สร้อยละ 7.02

องค์ประกอบของฟลูแก๊ส

สัดส่วน Ca/S	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO (ppm)	NO _x (ppm)	CO (ppm)	SO ₂ (ppm)	NO ₂ (ppm)
0	2.98	15.83	195.00	207.00	605.25	1744.25	9.33
0.5	9.50	10.65	221.75	236.33	611.25	909.25	11.00
1	11.28	8.73	246.00	245.00	351.00	644.25	13.00
2	12.65	7.58	264.50	274.25	338.50	444.75	9.75
3	15.00	5.25	208.00	221.67	318.50	213.25	10.00

อุณหภูมิในท่อไโรเซอร์

ตำแหน่ง	อุณหภูมิ (°C)				
	Ca/S = 0	Ca/S = 0.5	Ca/S = 1	Ca/S = 2	Ca/S = 3
1	686.29	652.15	654.08	677.13	634.44
2	899.57	855.74	849.34	897.35	952.09
3	897.14	887.09	911.69	944.98	964.50
4	940.14	860.55	902.55	931.78	936.75
5	942.57	913.52	907.59	900.41	888.10
6	902.43	915.61	887.11	857.22	809.26
7	927.86	886.88	847.97	835.09	811.19
8	898.00	854.00	814.38	764.45	759.64
9	601.43	569.29	551.22	522.50	526.63

แกลบริยอละ 13.11

องค์ประกอบของฟลูแก๊ส

สัดส่วน Ca/S	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO (ppm)	NO _x (ppm)	CO (ppm)	SO ₂ (ppm)	NO ₂ (ppm)
0	6.33	13.18	273.75	280.33	346.75	1390.75	12.75
0.5	12.75	8.35	319.75	336.00	360.25	812.50	16.00
1	14.20	6.10	360.00	393.67	328.00	543.00	17.50
2	15.20	5.10	392.75	433.00	294.25	275.25	14.75
3	17.30	3.73	237.00	246.33	213.25	154.50	13.75

อุณหภูมิในท่อไโรเซอร์

ตำแหน่ง	อุณหภูมิ (°C)				
	Ca/S = 0	Ca/S = 0.5	Ca/S = 1	Ca/S = 2	Ca/S = 3
1	603.00	622.36	653.64	631.69	598.99
2	950.57	875.09	838.67	884.60	908.56
3	952.57	931.19	914.57	925.71	928.51
4	977.86	945.92	933.31	967.99	953.49
5	976.86	955.07	905.09	926.26	911.50
6	909.43	936.56	885.00	918.33	867.89
7	933.43	914.78	847.38	898.27	856.17
8	885.43	854.49	792.48	847.13	750.73
9	588.86	554.33	525.21	519.00	489.58

แกลบริยอละ 23.19

องค์ประกอบของฟลูแก๊ส

สัดส่วน Ca/S	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO (ppm)	NO _x (ppm)	CO (ppm)	SO ₂ (ppm)	NO ₂ (ppm)
0	12.03	7.90	181.50	197.67	2259.00	719.50	9.50

อุณหภูมิในท่อไรเซอร์

ตำแหน่ง	Ca/S = 0
1	512.40
2	970.20
3	960.00
4	908.00
5	902.20
6	818.60
7	840.40
8	773.20
9	523.40

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

2. ข้อมูลการทดลองผลของแกลบที่มีต่อองค์ประกอบของฟลูแก๊สและอุณหภูมิในท่อไรเซอร์

หีนปูนสัดส่วน Ca/S = 0

องค์ประกอบของฟลูแก๊ส

ร้อยละของ แกลบ	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO (ppm)	NO _x (ppm)	CO (ppm)	SO ₂ (ppm)	NO ₂ (ppm)
0	2.58	15.95	188.75	195.00	2267.00	1745.00	10.25
7.02	2.98	15.83	195.00	207.00	605.25	1744.25	9.33
13.11	6.33	13.18	273.75	280.33	346.75	1390.75	12.75
23.19	12.03	7.90	181.50	197.67	2259.00	719.50	9.50

อุณหภูมิในท่อไรเซอร์

ตำแหน่ง	อุณหภูมิ (°C)			
	แกลบร้อยละ 0	แกลบร้อยละ 7.02	แกลบร้อยละ 13.11	แกลบร้อยละ 23.19
1	615.57	686.29	603.00	512.40
2	875.29	899.57	950.57	970.20
3	891.29	897.14	952.57	960.00
4	940.29	940.14	977.86	908.00
5	935.43	942.57	976.86	902.20
6	911.71	902.43	909.43	818.60
7	912.43	927.86	933.43	840.40
8	890.71	898.00	885.43	773.20
9	588.14	601.43	588.86	523.40

หินปูนสัดส่วน Ca/S = 0.5

องค์ประกอบของฟลูแก๊ส

ร้อยละของ แก๊ส	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO (ppm)	NO _x (ppm)	CO (ppm)	SO ₂ (ppm)	NO ₂ (ppm)
0	8.90	10.90	157.00	170.33	1918.25	1100.75	7.50
7.02	9.50	10.65	221.75	236.33	611.25	909.25	11.00
13.11	12.75	8.35	319.75	336.00	360.25	812.50	16.00

อุณหภูมิในท่อไโรเซอร์

ตำแหน่ง	อุณหภูมิ (°C)		
	แก๊สร้อยละ 0	แก๊สร้อยละ 7.02	แก๊สร้อยละ 13.11
1	593.00	652.15	622.36
2	813.00	855.74	875.09
3	814.14	887.09	931.19
4	794.71	860.55	945.92
5	811.00	913.52	955.07
6	801.14	915.61	936.56
7	844.57	886.88	914.78
8	809.14	854.00	854.49
9	536.71	569.29	554.33

หินปูนสัดส่วน Ca/S = 1

องค์ประกอบของฟลูแก๊ส

ร้อยละของ แก๊ส	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO (ppm)	NO _x (ppm)	CO (ppm)	SO ₂ (ppm)	NO ₂ (ppm)
0	9.75	9.85	176.75	179.00	1528.75	838.75	8.75
7.02	11.28	8.73	246.00	245.00	351.00	644.25	13.00
13.11	14.20	6.10	360.00	393.67	328.00	543.00	17.50

อุณหภูมิในท่อไรเซอร์

ตำแหน่ง	อุณหภูมิ (°C)		
	แก๊สร้อยละ 0	แก๊สร้อยละ 7.02	แก๊สร้อยละ 13.11
1	578.71	654.08	653.64
2	896.86	849.34	838.67
3	873.14	911.69	914.57
4	874.14	902.55	933.31
5	847.57	907.59	905.09
6	793.43	887.11	885.00
7	816.57	847.97	847.38
8	750.14	814.38	792.48
9	471.43	551.22	525.21

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

หินปูนสัดส่วน Ca/S = 2

องค์ประกอบของฟลูแก๊ส

ร้อยละของ แก๊ส	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO (ppm)	NO _x (ppm)	CO (ppm)	SO ₂ (ppm)	NO ₂ (ppm)
0	11.40	8.55	180.00	184.33	1230.00	425.00	8.00
7.02	12.65	7.58	264.50	274.25	338.50	444.75	9.75
13.11	15.20	5.10	392.75	433.00	294.25	275.25	14.75

อุณหภูมิในท่อไโรเซอร์

ตำแหน่ง	อุณหภูมิ (°C)		
	แก๊สร้อยละ 0	แก๊สร้อยละ 7.02	แก๊สร้อยละ 13.11
1	603.14	677.13	631.69
2	944.86	897.35	884.60
3	935.29	944.98	925.71
4	924.14	931.78	967.99
5	883.57	900.41	926.26
6	809.43	857.22	918.33
7	828.14	835.09	898.27
8	749.14	764.45	847.13
9	457.43	522.50	519.00

หินปูนสัดส่วน Ca/S = 3

องค์ประกอบของฟลูแก๊ส

ร้อยละของ แก๊ส	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO (ppm)	NO _x (ppm)	CO (ppm)	SO ₂ (ppm)	NO ₂ (ppm)
0	13.35	6.85	139.75	151.00	812.50	198.00	7.25
7.02	15.00	5.25	208.00	221.67	318.50	213.25	10.00
13.11	17.30	3.73	237.00	246.33	213.25	154.50	13.75

อุณหภูมิในท่อไโรเซอร์

ตำแหน่ง	อุณหภูมิ (°C)		
	แก๊สร้อยละ 0	แก๊สร้อยละ 7.02	แก๊สร้อยละ 13.11
1	618.00	634.44	598.99
2	989.00	952.09	908.56
3	954.20	964.50	928.51
4	912.00	936.75	953.49
5	871.00	888.10	911.50
6	794.80	809.26	867.89
7	810.00	811.19	856.17
8	729.40	759.64	750.73
9	468.80	526.63	489.58

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นายปิยะพันธ์ จะกอ เกิดวันที่ 23 ตุลาคม พ.ศ. 2522 ที่จังหวัดนครศรีธรรมราช สำเร็จการศึกษาระดับปริญญาตรีวิทยาศาสตร์บัณฑิต สาขาเคมีวิศวกรรม ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีการศึกษา 2543 และเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต ที่จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อ พ.ศ. 2544



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย