

การเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมถ่านหินและชีวมวลในฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน



นายชัยวัฒน์ พรหมภูเบศร์

สถาบันวิทยบริการ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

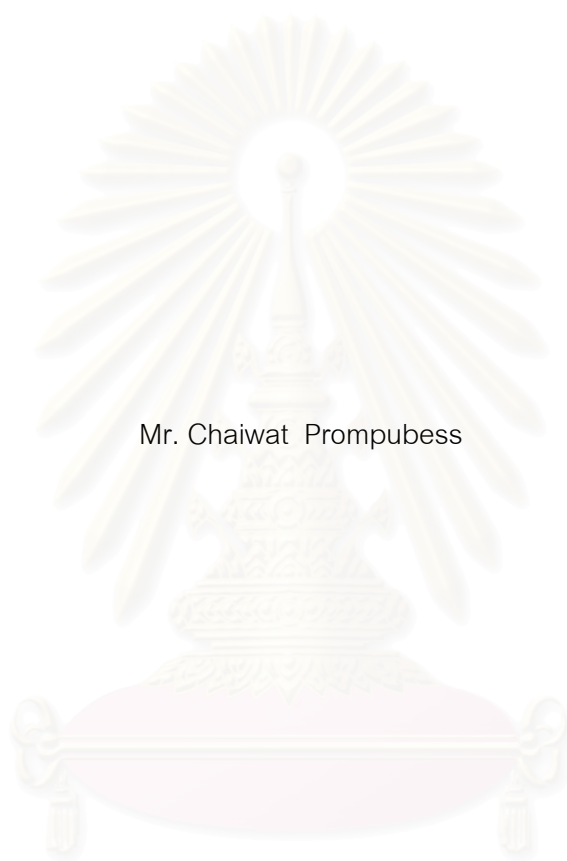
สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ISBN 974-53-1680-6

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

CO-COMBUSTION OF COAL AND BIOMASS IN CIRCULATING FLUIDIZED BED



Mr. Chaiwat Prompubess

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements
For the degree of Master of Science in Chemical Technology

Department of chemical Technology

Faculty of Science

Chulalongkorn University

Academic Year 2004

ISBN 974-53-1680-6

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมถ่านหินและชีวมวลในฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน
โดย	นายชัยวัฒน์ พรหมภูเบศร์
สาขาวิชา	เคมีเทคนิค
อาจารย์ที่ปรึกษา	รองศาสตราจารย์ ดร. เลอสรวง เมฆสุต

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัยเป็นส่วน
หนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาโท

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

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(ศาสตราจารย์ ดร. ภัทรพรรณ ประศาสน์สารกิจ)

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

..... กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบุญ)

..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. สุขญา นิตินานนท์)

ชัยวัฒน์ พรหมภูเบศร์ : การเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมถ่านหินและชีวมวลในฟลูอิดิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (CO-COMBUSTION OF COAL AND BIOMASS IN CIRCULATING FLUIDIZED BED)
 อาจารย์ที่ปรึกษา : รศ.ดร. เลอสรอง เมฆสุต, จำนวนหน้า 121 หน้า. ISBN 974-53-1680-6.

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาถึงการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบในเตาเผาฟลูอิดิไดซ์เบดแบบหมุนเวียนขนาด 3.5 kW ซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของโรเตอร์ 0.1 เมตร และสูง 3.0 เมตร โดยเชื้อเพลิงที่ใช้ในงานวิจัยนี้คือถ่านหินขนาดเฉลี่ย 1128 ไมโครเมตรจากแหล่งแม่ทะ จ.ลำปางและแกลบ ทำการศึกษาถึงแนวโน้มของอุณหภูมิและองค์ประกอบของแก๊สจากการเผาไหม้ ณ ตำแหน่งต่างๆ ตลอดโรเตอร์ เมื่อมีการปรับค่าตัวแปรต่างๆ ได้แก่ สัดส่วนของถ่านหินและแกลบคือ 100:0, 65:35 (แกลบร้อยละ 7 โดยน้ำหนัก) และ 80:20 (แกลบร้อยละ 3.5 โดยน้ำหนัก) อัตราการป้อนเชื้อเพลิง 5.8 กิโลกรัมต่อชั่วโมง อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิที่ใช้ศึกษามีค่าระหว่าง 480 – 920 ลิตรต่อนาที (ความเร็วประมาณ 1.0 -2.0 เมตรต่อวินาที) ส่วนอัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิมีค่าตั้งแต่ 0 – 330 ลิตรต่อนาที ในการทดลองได้วัดความเข้มข้นของแก๊ส CO, CO₂, O₂, SO₂, NO และ NO₂ ตลอดโรเตอร์โดยใช้เครื่องวิเคราะห์แก๊ส (flue gas analyzer) จากการทดลองพบว่าอุณหภูมิตลอด โรเตอร์อยู่ในช่วงประมาณ 800 -1000 องศาเซลเซียส และที่ปริมาณการป้อนอากาศรวมตั้งแต่ 920 ลิตรต่อนาทีขึ้นไป ปริมาณและสัดส่วนของการป้อนอากาศทุติยภูมิแทบไม่มีผลต่อแนวโน้มของอุณหภูมิตลอด โรเตอร์ แนวโน้มขององค์ประกอบของแก๊สตลอดโรเตอร์คือปริมาณ CO จะสูงมากบริเวณส่วนล่างของ โรเตอร์ และจะลดลงอย่างรวดเร็วบริเวณตำแหน่งที่มีการป้อนอากาศทุติยภูมิ ปริมาณ O₂ ลดลงตลอดความสูงโรเตอร์ ปริมาณ CO₂ และ SO₂ เพิ่มขึ้นตลอดความสูงโรเตอร์ ปริมาณ NO และ NO₂ ค่อนข้างคงที่ตลอดโรเตอร์ อยู่ในช่วงประมาณ 100 และ 10 ppm ตามลำดับ เมื่อทำการปรับเปลี่ยนเชื้อเพลิงจากถ่านหินเป็นถ่านหินผสมแกลบ พบว่าแนวโน้มอุณหภูมิตลอดโรเตอร์มีแนวโน้มสูงขึ้นตามปริมาณแกลบที่เพิ่ม ปริมาณ CO และ SO₂ ลดลงเมื่อสัดส่วนของแกลบในเชื้อเพลิงผสมสูงขึ้น

สถาบันวิทยบริการ
 จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาควิชา.....เคมีเทคนิค..... ลายมือชื่อนิติ.....
 สาขาวิชา.....เคมีเทคนิค..... ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา.....
 ปีการศึกษา.....2547.....

4472248723 : MAJOR CHEMICAL TECHNOLOGY

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

CHAIWAT PROMPUBESS : CO-COMBUSTION OF COAL AND BIOMASS IN CIRCULATING FLUIDIZED BED, THESIS ADVISOR : ASSOC.PROF. LURSUANG MEKASUT, 121 pp. ISBN 974-53-1680-6.

In this research, co-combustion of coal and rice husk was studied in a 3.5 kW circulating fluidized bed combustor (CFBC). The riser has a diameter of 0.1 m. and its height is 3.0 m. Coal from Maetah, Lampang with an average particle size of 1128 μm was mixed with rice husk and was burnt in this CFBC. The effects of operating conditions namely coal to biomass ratio, primary and secondary air flow rate on temperatures and gas concentrations along the riser were studied. Three ratios of coal to rice husk i.e. 100:0, 65:35 (7% by wt. biomass) and 80:20 (3.5% by wt. biomass) were investigated. The fuel feed rate constants at 5.8 kg/hr. The primary air has been changed between 480 and 920 liter per minute (correspond to velocity of approximately 1.0-2.0 meter per second) and the secondary air ranged from 0 to 330 liter per minute. On-line concentrations of CO, CO₂, NO, NO₂ and SO₂ were measured along the riser with flue gas analyzer. The temperatures along the riser were found to vary between 800 and 1000 °C. However, when the primary air flow rate is more than 920 liter per minute, the addition of secondary air has no profound effect on temperature profile. CO emissions were very high (about 10000 ppm) at the bottom of the bed and rapidly decreased toward the point where secondary air was injected. O₂ decreased along the riser. CO₂ and SO₂ were found to increase along the riser. The concentrations of NO and NO₂ were relatively constant at the values of about 100 and 10 ppm respectively. When the percentage of biomass increased, the temperature was also increased. Finally, the experimental results have shown that the CO and SO₂ emissions tended to decrease at higher concentration of biomass.

department.....Chemical Technology..... Student's signature.....

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

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

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดีด้วยความช่วยเหลืออย่างดียิ่งของรองศาสตราจารย์ ดร. เลอสรวง เมฆสุด อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ซึ่งท่านได้ให้คำแนะนำและข้อคิดเห็นต่างๆ ด้วยดีตลอด มารวมทั้งคณาจารย์ทุกท่านในภาควิชาเคมีเทคนิคที่ได้ให้คำแนะนำในงานวิจัยนี้

งานวิจัยเรื่อง “การเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมถ่านหินและชีวมวลในฟลูอิดIZED แบบหมุนเวียน” สำเร็จ ลุล่วงได้ด้วยดีโดยได้รับการสนับสนุนเงินทุนจากโครงการพัฒนาบัณฑิตศึกษาและวิจัยด้านเชื้อเพลิง ภายใตโครงการพัฒนาบัณฑิตศึกษาด้านวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี ศูนย์ปิโตรเลียมและเทคโนโลยีปิโตรเคมี และทุนบัณฑิตวิทยาลัย ซึ่งผู้วิจัยต้องขอขอบพระคุณมา ณ ที่นี้

ขอกราบขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบุญธรรม และผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. สุชญา นิตวิฒนานนท์ ที่กรุณารับเป็นกรรมการในการสอบวิทยานิพนธ์

ขอขอบพระคุณเจ้าหน้าที่ทุกท่านของภาควิชาเคมีเทคนิค จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ที่ให้ความ ช่วยเหลือในการสร้าง ซ่อมแซมเครื่องมือและอำนวยความสะดวกในการวิจัย

ขอขอบพระคุณบริษัท บ้านปู อินเทอร์เน็ตเนชั่นแนล จำกัด ที่ให้ความอนุเคราะห์ถ่านหินที่ใช้ในงาน วิจัย

สุดท้ายนี้ขอกราบขอบพระคุณบิดา มารดา ญาติพี่น้อง ที่ให้ความช่วยเหลือ เป็นกำลังใจอย่างดี และให้การสนับสนุนจนสำเร็จการศึกษา รวมทั้งขอขอบคุณพี่ๆ เพื่อนๆ และน้องๆ ชาวเคมีเทคนิคทุกคน ที่ให้กำลังใจ ช่วยเหลือและให้คำแนะนำด้วยดีเสมอมา

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ	ฉ
สารบัญ	ช
สารบัญตาราง	ฌ
สารบัญภาพ.....	ณ
คำอธิบายสัญลักษณ์	บ
บทที่	
1 บทนำ	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของงานวิจัย	1
1.2 วัตถุประสงค์	1
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย	2
1.4 ขั้นตอนในการดำเนินงานวิจัย.....	2
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	2
2 วารสารปริทัศน์.....	3
2.1 ฟลูอิดเซชัน	3
2.2 ฟลูอิดเซชันแบบหมุนเวียน	6
2.3 ทฤษฎีการเผาไหม้.....	16
2.4 การเผาไหม้ในฟลูอิดเบด	17
2.5 เชื้อเพลิงชีวมวล.....	20
2.6 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	22
3 อุปกรณ์และวิธีการทดลอง	25
3.1 เครื่องมือและอุปกรณ์.....	25
3.2 วัสดุเชื้อเพลิงและสารเคมี	35
3.3 สภาพะที่ใช้ในการทดลอง.....	37
3.4 ตัวแปรที่ทำการศึกษา.....	37
3.5 วิธีการทดลอง.....	37

สารบัญ(ต่อ)

บทที่	หน้า
4 ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลการทดลอง.....	39
4.1 ผลการทดลองการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงถ่านหิน	39
4.2 ผลการทดลองการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแก๊สบริดจ์ละ 3.5 และ 7	62
5 สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ.....	77
5.1 สรุปผลการทดลอง.....	77
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	78
รายการอ้างอิง.....	79
ภาคผนวก.....	80
ภาคผนวก ก.....	81
ภาคผนวก ข.....	117
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์	121

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญตาราง(ต่อ)

ตารางที่	หน้า
ข.1 ข้อมูลและผลการเปรียบเทียบอัตราการป้อนกลับของเบดผ่านแอสวาล์ว	117
ข.2 ร้อยละอากาศเกินพอ(% excess air) ที่สภาวะการทดลองต่าง ๆ	119
ข.3 สัดส่วนของอากาศทุติยภูมิที่ป้อน (Secondary air ratio) ที่สภาวะการทดลองต่าง ๆ	120



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญญภาพ

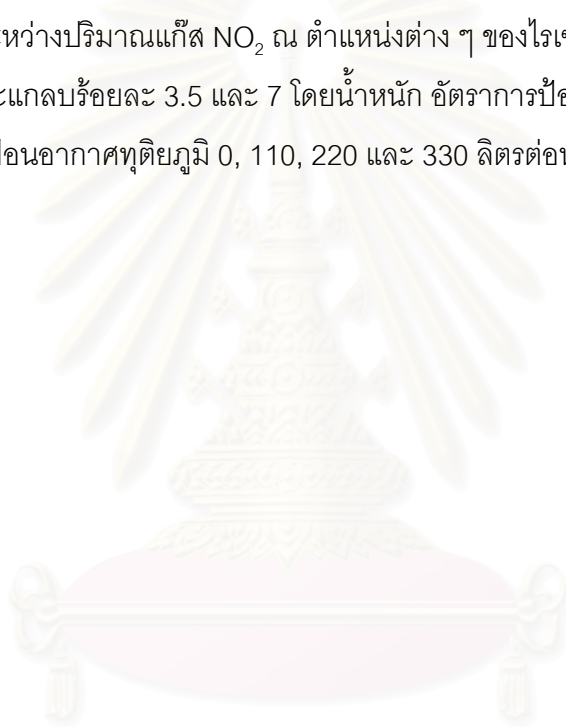
รูปที่	หน้า
2.1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างความเร็วอากาศที่ใช้ฟลูอิไดซ์กับการขยายตัวของเบด	4
2.2 ระบบฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน	6
2.3 ลักษณะการกระจายตัวของเม็ดของแข็งในระบบ fast bed	7
2.4 ลักษณะการเคลื่อนที่ของ cluster	8
2.5 การกระจายตัวของเม็ดของแข็งตามความสูงของท่อไรเซอร์	9
2.6 แบบจำลองการเกิด cluster	10
2.7 ขอบเขตของ fast fluidization	11
2.8 ขอบเขตของ fast fluidization ที่เปลี่ยนแปลงกับอัตราหมุนเวียนเม็ดของแข็ง.....	12
2.9 การเปลี่ยนแปลงเวลาที่เม็ดของแข็งหลุดออกจากคอลัมน์.....	13
2.10 ผลของพารามิเตอร์ต่างๆที่มีต่อการเปลี่ยนภาวะขอบเขตของฟลูอิไดเซชัน.....	14
2.11 โพรไฟล์การกระจายตัวของสัดส่วนช่องว่างตามแนวแกน	15
2.12 สัดส่วนช่องว่างตามแนวรัศมีของระบบ fast bed	16
3.1 แบบจำลองเตาเผาฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน	26
3.2 ไรเซอร์ส่วนล่าง	27
3.3 ไรเซอร์ส่วนบน.....	27
3.4 ไฮโคลน.....	28
3.5 ท่อป้อนกลับ.....	29
3.6 แอลวาล์ว(วาล์วปีผีเสื้อ)	29
3.7 เครื่องเป่าอากาศ	30
3.8 เครื่องอัดอากาศ	30
3.9 orifice meter.....	31
3.10 rotameter	31
3.11 ตัวให้ความร้อนอากาศก่อนเข้าเตาเผา (air preheater)	31
3.12 ระบบป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่เตาเผา (fuel feeder).....	32
3.13 หัวเผาแก๊สหุงต้ม(LPG burner).....	32
3.14 กระจกทนความร้อน.....	33
3.15 Probe สำหรับวัดอุณหภูมิและวัดองค์ประกอบของแก๊ส.....	33
3.16 แผงวงจรวาล์ว.....	34

สารบัญญภาพ(ต่อ)

รูปที่	หน้า
3.17	34
3.18	35
4.1	40
4.2	41
4.3	42
4.4	43
4.5	44
4.6	45
4.7	45
4.8	46

สารบัญญภาพ(ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.45 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO ₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ	75
4.46 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO ₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ	76
4.47 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO ₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ	76



คำอธิบายสัญลักษณ์

Ar	=	Archemides number
Bc	=	ความกว้างของทางเข้าแก๊สและอนุภาคของไซโคลน (ซม.)
Dc	=	เส้นผ่านศูนย์กลางของกระบอกไซโคลน (ซม.)
De	=	เส้นผ่านศูนย์กลางทางออกแก๊สของไซโคลน (ซม.)
d_p	=	เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคของแข็ง (ไมโครเมตร)
d_{sm}	=	Sauter mean diameter (ไมโครเมตร)
Hc	=	ความสูงของทางเข้าแก๊สและอนุภาคของไซโคลน (ซม.)
Jc	=	เส้นผ่านศูนย์กลางทางออกอนุภาคของไซโคลน (ซม.)
Lc	=	ความสูงของกระบอกไซโคลน (ซม.)
P1,P2,...P8	=	ตำแหน่งของ probe สำหรับวัดอุณหภูมิและดึงแก๊สไปวัดองค์ประกอบ
U	=	ความเร็วอากาศภายในโรเตอร์ (เมตรต่อวินาที)
U_b	=	ความเร็วของฟองแก๊ส (เมตรต่อวินาที)
U_{br}	=	ความเร็วของฟองแก๊สเมื่อเทียบกับวัฏภาคหนาแน่น (เมตรต่อวินาที)
U_{ch}	=	ความเร็วช็อคกิ้ง (choking velocity, เมตรต่อวินาที)
U_{mb}	=	ความเร็วแก๊สที่ทำให้เริ่มมีฟองแก๊สเกิดขึ้นในเบด (เมตรต่อวินาที)
U_{mf}	=	ความเร็วแก๊สที่ทำให้เริ่มเกิดฟลูอิไดเซชัน (เมตรต่อวินาที)
U_t	=	ความเร็วตกอิสระของเม็ดของแข็งในของไหลที่อยู่นิ่ง (Terminal velocity, เมตรต่อวินาที)
U_{tr}	=	ความเร็วส่งผ่าน (เมตรต่อวินาที)
Zc	=	ความสูงของกรวยไซโคลน (ซม.)
ρ_b	=	ความหนาแน่นบัลค์ของเบด (กก./ลบ.ม.)
ρ_g	=	ความหนาแน่นของแก๊ส (กก./ลบ.ม.)
ρ_s	=	ความหนาแน่นของอนุภาคของแข็ง (กก./ลบ.ม.)
μ	=	สัมประสิทธิ์ความหนืดของแก๊ส (กรัม./ลบ.ซม.วินาที)
ϵ	=	สัดส่วนของช่องว่าง
ϵ_{av}	=	สัดส่วนของช่องว่างเฉลี่ย
ϵ_{mf}	=	สัดส่วนของช่องว่าง ขณะที่แก๊สมีความเร็วเท่ากับ U_{mf}

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของงานวิจัย

ถ่านหินเป็นเชื้อเพลิงที่มีการใช้ในอุตสาหกรรมอย่างแพร่หลาย เทคโนโลยีการนำทรัพยากรธรรมชาติที่มีอยู่อย่างมากมายนี้มาเผาไหม้เพื่อให้พลังงานความร้อนแก่กระบวนการอุตสาหกรรมต่าง ๆ เป็นเทคโนโลยีที่มีการพัฒนาอย่างต่อเนื่อง กระบวนการเผาไหม้ถ่านหินในเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน เป็นกระบวนการที่พัฒนาขึ้นเพื่อให้การเผาไหม้ถ่านหินมีประสิทธิภาพสูงสุด การป้อนกลับของถ่านหินบางส่วนที่ไม่เกิดการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์มาเผาไหม้ใหม่อีกครั้ง เป็นการให้เชื้อเพลิงอย่างมีประสิทธิภาพ แก๊สที่ได้จากการเผาไหม้จะมีปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ออกไซด์ (SO_x) และไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) ต่ำ นอกจากนี้เชื้อเพลิงที่ใช้ยังสามารถปรับเปลี่ยนใช้ได้หลายชนิด เช่น การนำเอาเชื้อเพลิงชีวมวล (Biomass) เช่น ชานอ้อย แกลบ ชังข้าวโพด เศษไม้ แก่นไม้ เปลือกไม้ มาเผาไหม้ก็สามารถทำได้ หรือสามารถทำการผสมเชื้อเพลิงทั้งถ่านหินและชีวมวลต่าง ๆ เพื่อลดต้นทุนเชื้อเพลิงถ่านหินที่ใช้ ประกอบกับประเทศไทยเป็นประเทศเกษตรกรรมจึงมีชีวมวลเหล่านี้เป็นจำนวนมาก การนำชีวมวลมาใช้เป็นเชื้อเพลิงผสมจึงเป็นการใช้ทรัพยากรที่มีอยู่ให้เกิดประโยชน์สูงสุด

อย่างไรก็ตามสมบัติทางกายภาพของถ่านหินและชีวมวลต่าง ๆ ย่อมไม่เหมือนกัน ดังนั้นการปรับเปลี่ยนชนิดและสัดส่วนของเชื้อเพลิงผสมย่อมมีผลต่อประสิทธิภาพของการเผาไหม้ เช่นเดียวกับการปรับเปลี่ยนตัวแปรต่าง ๆ ในกระบวนการได้แก่ปริมาณอากาศปฐมภูมิ ปริมาณอากาศทุติยภูมิ เหล่านี้ล้วนส่งผลต่อกระบวนการเผาไหม้ทั้งสิ้น งานวิจัยนี้จึงจะศึกษาถึงผลของตัวแปรต่าง ๆ เหล่านี้ต่อกระบวนการเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ โดยจะดูจากแนวโน้มของอุณหภูมิตลอดโรเซออร์ และองค์ประกอบของแก๊สที่เกิดขึ้น ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของโรเซออร์ โดยใช้ทราายเป็นเบดตัวกลาง

1.2 วัตถุประสงค์

- 1 ออกแบบและสร้างเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed Combustor)
- 2 ศึกษาผลของตัวแปรต่าง ๆ ได้แก่สัดส่วนของเชื้อเพลิงผสมถ่านหินต่อชีวมวล ปริมาณอากาศปฐมภูมิ (primary air) ในโรเซออร์ และปริมาณอากาศทุติยภูมิ (secondary air) ที่มีต่ออุณหภูมิ และองค์ประกอบของแก๊สที่ความสูงระดับต่าง ๆ ตลอดโรเซออร์

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

1. ศึกษาการเผาไหม้ในเตาเผาฟลูอิดไธด์แบบหมุนเวียน
2. เชื้อเพลิงผสมที่ใช้ในการศึกษา คือ ถ่านหินและแกลบ มีทราายเป็นเบ็ดตัวกลาง
3. ศึกษาถึงแนวโน้มของอุณหภูมิและองค์ประกอบของแก๊สตลอดไรเซอร์ โดยมีตัวแปรที่ศึกษาได้แก่ สัดส่วนของเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ ปริมาณอากาศปฐมภูมิ (primary air) และ ปริมาณอากาศทุติยภูมิ (secondary air)

1.4 ขั้นตอนในการดำเนินงานวิจัย

1. ศึกษาทฤษฎีและงานวิจัยในอดีตที่เกี่ยวข้อง
2. ศึกษาวัสดุอุปกรณ์ที่ใช้ในการสร้างเครื่องฟลูอิดไธด์แบบหมุนเวียน และอุปกรณ์ที่ใช้ในการวัดค่าตัวแปรต่าง ๆ
3. ออกแบบเตาเผาฟลูอิดไธด์แบบหมุนเวียน (ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 10 เซนติเมตร สูง 3 เมตร) แล้วดำเนินการสร้างเครื่องตามทีออกแบบไว้ พร้อมทั้งติดตั้งอุปกรณ์ที่ใช้ในการวัดค่าตัวแปรต่าง ๆ
4. จัดเตรียมถ่านหินและชีวมวลที่ใช้ในการทดลอง พร้อมทั้งศึกษาสมบัติต่าง ๆ ของถ่านหิน
5. ทำการทดลองเผาไหม้ถ่านหินและบันทึกอุณหภูมิและองค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ตามความสูงของด้านไรเซอร์ ด้วยเทอร์โมคัปเปิลและเครื่องวัดฟลูแก๊ส
ตัวแปรต่าง ๆ ที่ใช้ในการศึกษามีดังนี้
 - อัตราส่วนของถ่านหินและชีวมวล คือ ถ่านหินอย่างเดียว ถ่านหินผสมแกลบร้อยละ 7 และถ่านหินผสมแกลบร้อยละ 3.5 โดยน้ำหนัก (ถ่านหิน:แกลบ = 100:0, 65:35 และ 80:20 โดยปริมาตร)
 - ปริมาณอากาศปฐมภูมิที่ป้อน 480, 700 และ 920 ลิตรต่ออนาที
 - ปริมาณอากาศทุติยภูมิ ที่ป้อน 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่ออนาที
6. ทำการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ
7. วิเคราะห์ และสรุปผลการวิจัย แล้วเขียนวิทยานิพนธ์

1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. สามารถออกแบบและสร้างเตาเผาฟลูอิดไธด์แบบหมุนเวียนได้
2. เข้าใจถึงการเผาไหม้ในเตาเผาฟลูอิดไธด์แบบหมุนเวียน แนวโน้มของอุณหภูมิและองค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ และผลของตัวแปรต่าง ๆ

บทที่ 2 วารสารปริทัศน์

เทคนิคฟลูอิดไอเซชัน เป็นเทคนิคที่ได้รับความสนใจจากวงการอุตสาหกรรมเป็นอย่างมากในปัจจุบัน เนื่องจากเป็นระบบที่สามารถตอบสนองของความต้องการทางด้านอุตสาหกรรมในการลดต้นทุนการผลิตและทำให้กระบวนการผลิตมีประสิทธิภาพดียิ่งขึ้น เครื่องมือฟลูอิดไอเซชันที่ใช้ในอุตสาหกรรมขนาดใหญ่จึงได้ถูกสร้างขึ้น และพัฒนาอย่างรวดเร็วทั้งในยุโรปและอเมริกา

ระบบฟลูอิดไอเซชันแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed : CFB) เป็นรูปแบบหนึ่งของเทคนิค ฟลูอิดไอเซชันซึ่งมี hydrodynamics ที่เรียกว่า fast bed ดังนั้นในการศึกษาระบบ CFB จึงควรทำความเข้าใจกับเทคนิคฟลูอิดไอเซชันก่อน

2.1 ฟลูอิดไอเซชัน (Fluidization) [1]

เบด หมายถึง อาณาเขตในหอทดลองที่มีปริมาณเม็ดของแข็งบรรจุอยู่ไม่ว่าของแข็งจะอยู่นิ่งหรือเคลื่อนไหวด้วยของไหลในหอทดลอง จะมีระดับตั้งแต่แผ่นโลหะทำเป็นตะแกรงรองรับหรือเป็นตัวกระจายของไหล (distributor) จนถึงระดับสูงสุด คือผิวหน้าของเม็ดของแข็ง

ฟลูอิดไอเซชัน คือ ปรากฏการณ์ที่อนุภาคซึ่งเป็นของแข็ง สัมผัสกับของไหลอาจเป็นแก๊สหรือของเหลวที่ไหลด้วยความเร็วหนึ่งแล้วของแข็งมีสมบัติคล้ายของไหล กล่าวคือของแข็งจะเคลื่อนที่เสมือนของไหลและมีรูปร่างเปลี่ยนแปลงไปตามภาวะที่บรรจุ

ฟลูอิดไอเซชัน สามารถแบ่งได้เป็น 2 ประเภท คือ

1. ฟลูอิดไอเซชันสองสถานะ (two-phase fluidization) คือ ระบบที่เบดประกอบด้วยอนุภาคกับของไหล ซึ่งของไหลอาจเป็นแก๊สหรือของเหลวก็ได้

ในระบบ 2 เฟส อนุภาคกับแก๊ส สามารถแบ่งได้ 3 แบบคือ

- co-current upward flow เป็นการเคลื่อนที่ของอนุภาคและแก๊สจากด้านล่างสู่ด้านบน ในทิศทางเดียวกัน
- co-current downward flow เป็นการเคลื่อนที่ของอนุภาคและแก๊สจากด้านบนสู่ด้านล่างในทิศทางเดียวกัน
- counter-current flow เป็นการเคลื่อนที่สวนทางกันของอนุภาคและแก๊ส

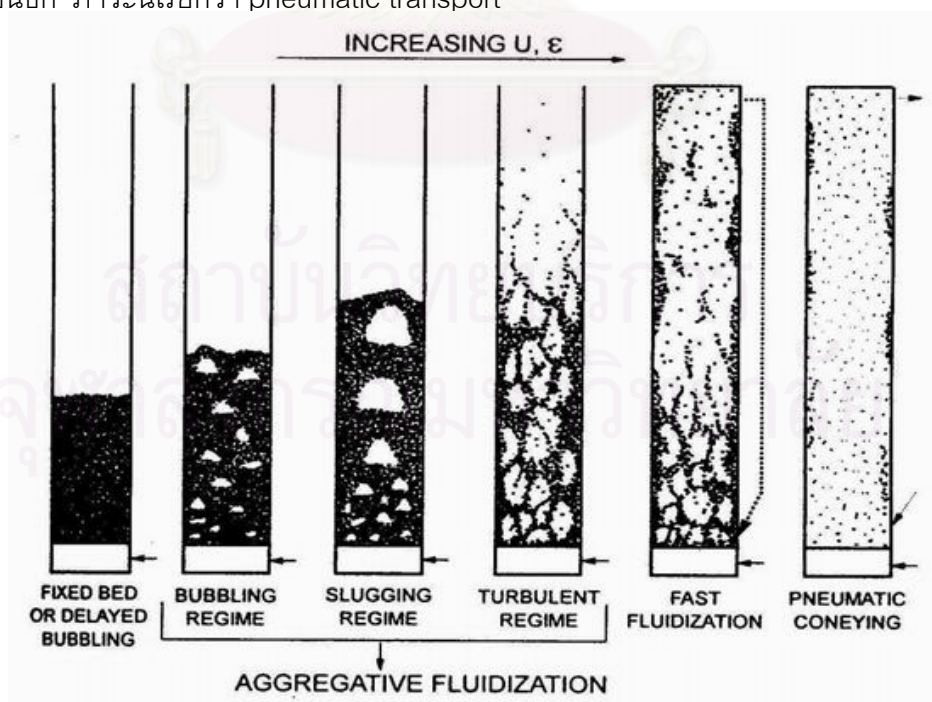
2. ฟลูอิดไอเซชันสามสถานะ (three-phase fluidization) คือ ระบบที่เบดประกอบด้วยอนุภาคของเหลวและแก๊ส

เมื่อบรรจุเม็ดของแข็งในหอทดลองเรียบร้อยแล้ว เริ่มปล่อยของไหลเข้าทางด้านล่างของหอทดลองอย่างช้า ๆ ขณะที่ของไหลความเร็วยังน้อยอยู่ เม็ดของแข็งจะไม่ยับตัวเลย ลักษณะ

ของเบตเช่นนี้จะเรียกว่า เบตนิ่ง (fixed bed) เมื่อความเร็วของแก๊สเพิ่มขึ้นอนุภาคจะเริ่มขยับตัวและจัดตัวอย่างเป็นระเบียบ แต่ยังคงรวมตัวกันหนาแน่นเป็นกลุ่มก้อน เรียกเบตของของแข็งในภาวะนี้ว่าเบตขยาย (particulate bed) เมื่อเพิ่มความเร็วของแก๊สมากขึ้นอนุภาคสามารถลอยตัวอยู่ในเบตเนื่องจากแรงดันที่เกิดจากน้ำหนักของอนุภาค (gravitational force) อยู่ในสมดุลกับแรงพยุงของแก๊ส (buoyancy force) ความเร็วนี้ถือเป็นความเร็วเริ่มต้นของการเกิดฟลูอิดเซชัน หรือความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดเซชัน (minimum fluidization velocity)

เมื่อความเร็วของแก๊สเพิ่มมากขึ้น จะเกิดฟองอากาศขนาดเล็กจำนวนมากทางด้านล่างของเบต ด้นอนุภาคภายในเบตให้ลอยตัวสูงขึ้น และเกิดการผสมกันเป็นเนื้อเดียวระหว่างฟองอากาศและอนุภาค ทั่วทั้งเบต ฟองอากาศจะรวมตัวกันมีขนาดใหญ่ขึ้นตามความสูงของเบต และแตกตัวออกที่ผิวหน้าของเบต เรียกความเร็วนี้ว่าความเร็วเริ่มต้นของการเกิดฟอง (minimum bubbling velocity) และเรียกเบตในขณะนี้ว่า bubbling bed เมื่อความเร็วของแก๊สเพิ่มมากขึ้นอีก ฟองอากาศจะมีขนาดใหญ่มากขึ้น จนกระทั่งมีขนาดเท่ากับขนาดของคอลัมน์ อนุภาคและฟองอากาศไม่สามารถสัมผัสกันได้อย่างทั่วถึง เรียกว่า slugging bed

ปรากฏการณ์ turbulent เกิดขึ้นเมื่อความเร็วของแก๊สสูงขึ้นอีก อนุภาคและฟองอากาศจะเกิดการเคลื่อนที่อย่างปั่นป่วนทั่วทั้งเบต จนไม่สามารถสังเกตเห็นผิวหน้าของเบตได้ อนุภาคจะหลุดออกจากเบตเมื่อความเร็วของแก๊สเพิ่มมากขึ้นเกินความเร็วตกอิสระของอนุภาค (terminal velocity) เรียกเบตในขณะนี้ว่า fast fluidized bed ความหนาแน่นของอนุภาคจะลดลงเรื่อย ๆ เมื่อเพิ่มความเร็วของแก๊สมากขึ้นอีก ภาวะนี้เรียกว่า pneumatic transport



รูปที่ 2.1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างความเร็วอากาศที่ใช้ฟลูอิดเซชันกับการขยายตัวของเบต[3]

ข้อได้เปรียบและข้อเสียเปรียบของเทคนิคฟลูอิดเซชัน [2]

เมื่อพิจารณาสมบัติของเทคนิคฟลูอิดเซชันเปรียบเทียบกับเครื่องปฏิกรณ์แบบเบตนิ่งหรือเบตบรจ พบว่ามีข้อได้เปรียบและข้อเสียเปรียบสรุปได้ดังต่อไปนี้

ข้อได้เปรียบ

1. ในสภาพฟลูอิดเซชันเบต อนุภาคของแข็งจะเกิดการเคลื่อนที่หมุนเวียนอยู่ตลอดเวลาทำให้เกิดการสัมผัสกันได้อย่างรวดเร็ว อุณหภูมิภายในเบตคงที่ตลอดซึ่งต่างจากเบตนิ่งหรือเบตบรจอุณหภูมิจะไม่เท่ากันตลอดทั้งเบต
2. มีการจัดเรียงตัวของอนุภาคของแข็ง อนุภาคที่มีน้ำหนักน้อยจะอยู่ส่วนบนและที่มีน้ำหนักมากจะอยู่ส่วนล่าง ซึ่งสามารถนำไปใช้ในการแยกขนาดอนุภาคของแข็งได้ นอกจากนี้แรงเสียดทานต่อการไหลของของไหลมีค่าน้อยกว่าเบตนิ่งมาก
3. จากสมบัติที่คล้ายกับของไหล ฟลูอิดเซชันเบตจึงสามารถทำงานแบบต่อเนื่องได้ คือ ปล่อยให้ของแข็งไหลออกจากเบตและไหลเต็มเข้าไปในเบตได้ การควบคุมก็จะทำได้ง่าย
4. การที่อนุภาคของแข็งไหลหมุนเวียนอยู่ในเบต เม็ดของแข็งนี้สามารถที่จะเป็นตัวนำความร้อนจากผนังแหล่งความร้อนให้กับของไหลได้มากกว่า เพราะมีสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนสูงกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับความเร็วของไหลเท่ากัน ฟลูอิดเซชันเบตจึงเหมาะสมกับกระบวนการที่มีปฏิกิริยาให้ความร้อนหรือดูดความร้อนจำนวนมาก ๆ
5. พื้นที่สัมผัสระหว่างอนุภาคของแข็งกับของไหลมีมากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับเบตนิ่งที่ใช้จำนวนอนุภาคของแข็งเท่ากัน ฟลูอิดเซชันเบตจึงมีประโยชน์ในการขยายงานที่มีทั้งการถ่ายโอนความร้อนและการถ่ายโอนมวลสาร
6. การทำงานด้วยฟลูอิดเซชันเบตจะเสียดพลังงานน้อยกว่า เพราะแรงเสียดทานและความดันลดภายในเบตน้อยกว่าในเบตบรจมาก
7. สามารถกำจัดขนาดของตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีขนาดเล็กมาก ๆ โดยไม่ต้องหยุดเครื่องทำงาน
8. สามารถใช้ในการขนส่งอนุภาคของแข็งจากที่หนึ่งไปยังอีกที่หนึ่งได้

ข้อเสียเปรียบ

1. ในเครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิดเซชันเบต เวลาที่ของไหลสัมผัสกับอนุภาคของแข็งสั้นมากจึงต้องใช้เบตสูง ๆ หรือเบตหลายชั้น ทำให้สิ้นเปลืองเงินลงทุนมาก
2. เนื่องจากเกิดการสัมผัสกันอย่างรวดเร็ว บางครั้งเวลาที่อนุภาคของแข็งอยู่ในเบตสั้นเกินไปเมื่อทำงานแบบต่อเนื่องทำให้ผลลัพธ์ที่ได้แย่งลง

3. การทำงานมีข้อจำกัด เพราะถ้าให้ความเร็วของของไหลสูงเกินไปอนุภาคของแข็งก็จะออกจากเบดไปพร้อมกับของไหล

4. ในเครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิไดซ์เบด จะเกิดการสิ้นเปลืองของหอตลอดหรือเกิดการกัดกร่อนเนื่องจากอนุภาคของแข็งกระทบกับผนังหอตลอด

5. เทคนิคนี้ใช้กับอนุภาคของแข็งที่เปียกหรือเป็นยางไม่ได้ เพราะจะเกิดการเกาะเป็นก้อนใหญ่และเกิดตะกอนมายังส่วนล่างของเบด

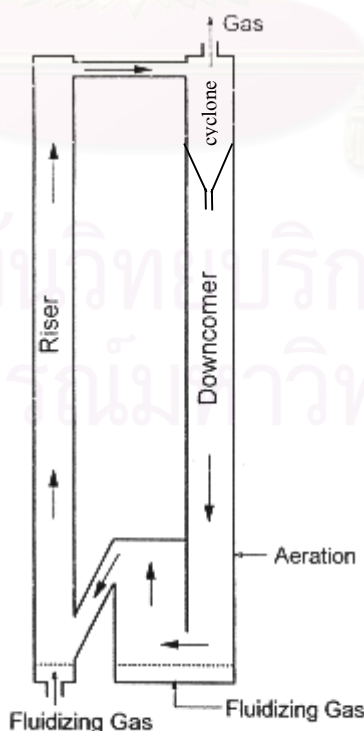
2.2 ฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (circulating fluidized bed, CFB) [3]

ระบบฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน เป็นรูปแบบหนึ่งของกระบวนการสัมผัสระหว่างแก๊สกับเม็ดของแข็งเป็นระบบที่ค้นพบเป็นครั้งแรกโดย Winkler และได้ถูกนำมาใช้ในวงการอุตสาหกรรม โดย Warren Lewis และ Edwin Gilliland แห่ง Massachusetts Institute of Technology (MIT) ซึ่งพยายามที่จะหารูปแบบของการสัมผัสระหว่างแก๊สกับเม็ดของแข็งที่เหมาะสมที่สุดในกระบวนการ fluid catalytic cracking และพบว่าระบบ ฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน ซึ่งมี hydrodynamic เป็นแบบ fast fluidized bed เป็นระบบที่มีประสิทธิภาพสูงและเหมาะสมในการใช้งาน

2.2.1 ลักษณะของระบบฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน [4]

(Characteristics of circulating fluidized bed)

ระบบฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน เป็นระบบซึ่งอาศัยเทคนิคทางฟลูอิไดเซชันมาประยุกต์ใช้งาน ระบบจะประกอบไปด้วยส่วนที่สำคัญ 3 ส่วน (ดังรูปที่ 2.2) คือ



รูปที่ 2.2 ระบบฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน[4]

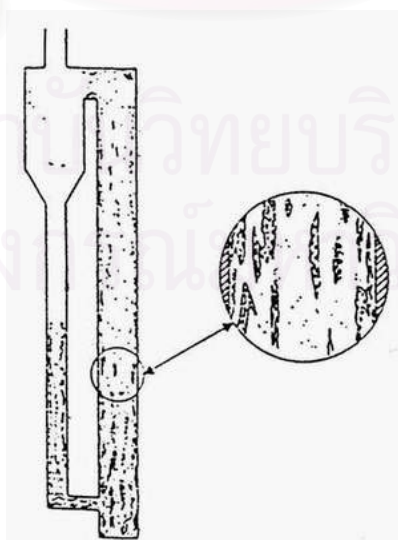
1. ท่อโรเซออร์ เป็นส่วนที่ทำงานภายใต้ภาวะการเกิดฟลูอิไดซ์เบดที่ความเร็วสูง (fast fluidized bed)
2. Gas-solid separator เช่น cyclone ทำหน้าที่ดักจับเม็ดของแข็งที่หลุดออกมาจากท่อโรเซออร์
3. ท่อป้อนกลับ (downcomer หรือ return leg) ทำหน้าที่ป้อนเม็ดของแข็งที่ได้จาก cyclone กลับไปยังด้านล่างของท่อโรเซออร์ เพื่อให้เกิดการหมุนเวียนของเม็ดของแข็ง

2.2.2 คุณลักษณะของฟลูอิไดซ์เบดที่ความเร็วสูง (Characteristic of fast fluidized bed)[3]

Circulating fluidized bed เป็นเทคนิคหนึ่งของ fluidization โดยจะเกิดขึ้นที่ความเร็วของแก๊สภายในท่อโรเซออร์มีค่าสูงและมีการป้อนกลับ (recirculation) ของเบดที่เคลื่อนที่กลับมาทางด้านล่างของท่อ โรเซออร์โดยใช้ท่อป้อนกลับ (return leg) ด้วยอัตราการป้อนที่สูงพอที่จะทำให้อนุภาคที่เคลื่อนที่เนื่องจากการไหลของแก๊สภายในท่อด้านโรเซออร์มีลักษณะเป็นแบบ fast fluidization

Fast fluidization หรือ dilute phase refluxing เป็นลักษณะหนึ่งของการสัมผัสระหว่างแก๊สกับเม็ดของแข็ง (ซึ่งแก๊สจะเคลื่อนที่ผ่านกลุ่มของอนุภาคของแข็งที่อยู่เหนือตัวกระจายอากาศ โดยแก๊สจะมีความเร็วสูงกว่าความเร็วสุดท้าย (terminal velocity) ของอนุภาค ทำให้อนุภาคของแข็งมีการเคลื่อนที่แบ่งออกเป็น 2 ส่วนด้วยกันคือ (รูปที่ 2.3)

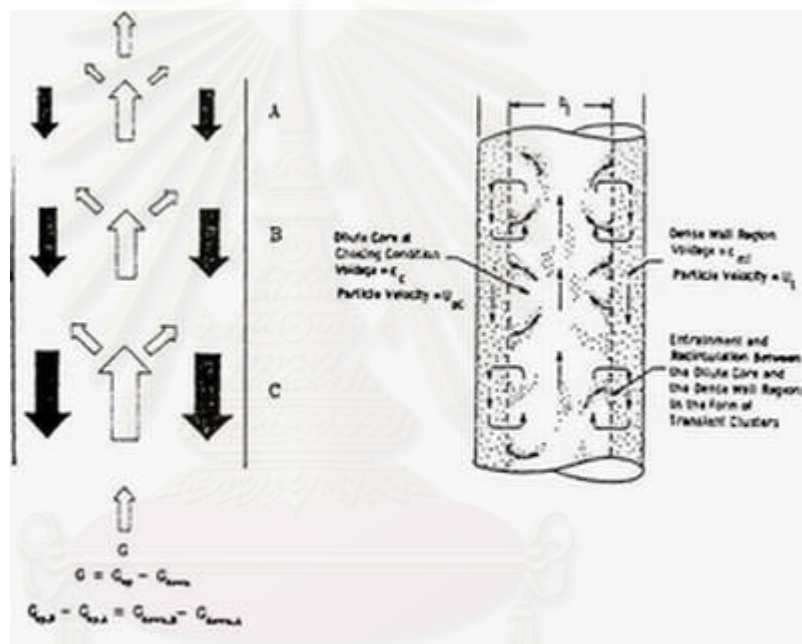
- 1) Cluster phase อนุภาคของแข็งเกาะอยู่ด้วยกันเป็นกลุ่ม ๆ เคลื่อนที่ขึ้นลง (มีการสลายตัวและจัดตัวใหม่) ภายในท่อโรเซออร์
- 2) Disperse phase อนุภาคของแข็งมีเบาบางกระจายกันออกไป (อยู่ห่างกัน) และเคลื่อนที่ขึ้นผ่านไปยัง return leg



รูปที่ 2.3 ลักษณะการกระจายตัวของเม็ดของแข็งในระบบ fast bed[3]

อนุภาคของแข็งที่เกาะตัวกันต่อเนื่องและรวมตัวกันเป็นกลุ่มภายใน cluster phase จะเรียกว่า cluster หรือ strand หรือ streamer ซึ่งกระจายตัวอย่างไม่สม่ำเสมอ และเคลื่อนที่ขึ้น ๆ ลง ๆ อยู่ใน disperse phase ซึ่งประกอบด้วย แก๊สที่เคลื่อนที่ขึ้นและเม็ดของแข็งเบาบาง (ปริมาณน้อยกว่าใน cluster phase) เคลื่อนที่ไปพร้อมกับแก๊ส

เม็ดของแข็งภายในเบดส่วนใหญ่จะอยู่ใน cluster phase และมีการเคลื่อนที่ขึ้นไปตามแกนกลาง (ขณะที่เคลื่อนที่ขึ้นจะมีขนาดเพิ่มขึ้น) จนเมื่อถึงจุด ๆ หนึ่งก็จะตกกลับลงมาตามผนังของท่อโรเซออร์ เมื่อเคลื่อนที่ตกกลับมาถึงจุด ๆ หนึ่ง cluster ก็แตกสลายตัวออกจากกัน และเกิดการเคลื่อนที่ขึ้นไปอีกครั้งการรวมตัวกันเป็น cluster และการสลายตัวออกจากกันจะเกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องตลอดเวลา ดังรูปที่ 2.4

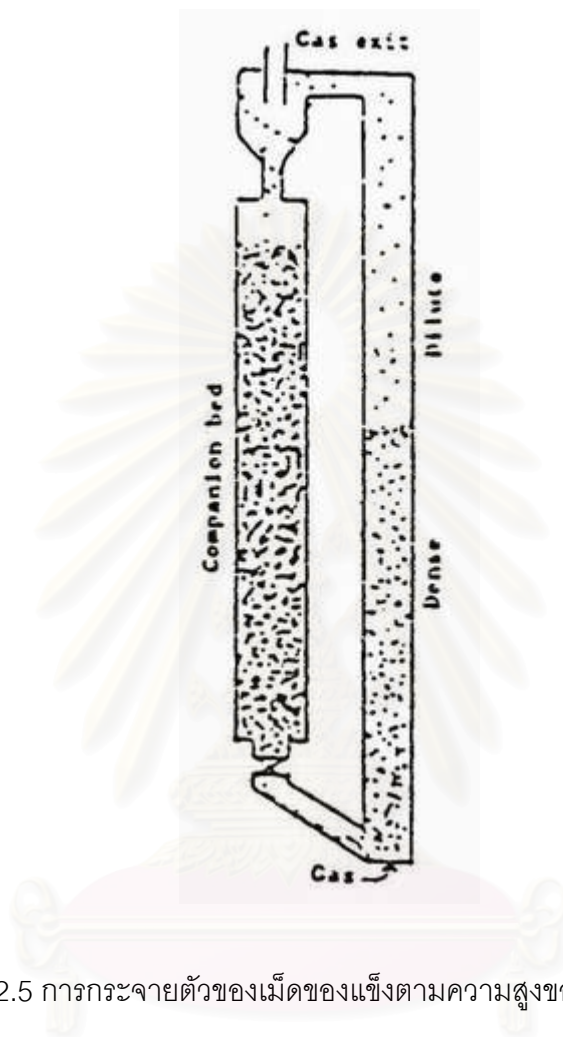


รูปที่ 2.4 ลักษณะการเคลื่อนที่ของ cluster[3]

เมื่อพิจารณาลักษณะการเคลื่อนที่ของแก๊สและเม็ดของแข็ง และความหนาแน่นของเม็ดของแข็งตลอดความยาวท่อโรเซออร์ จะเห็นรูปแบบการกระจายตัวแบ่งออกเป็น 2 ส่วน (รูปที่ 2.5) ดังนี้

- 1) บริเวณที่เม็ดของแข็งเกิดการรวมตัวเป็น cluster และสลายตัวอยู่ตลอดเวลาจะเกิดที่บริเวณด้านล่างของท่อโรเซออร์ การกระจายตัวหรือความเข้มข้นของเม็ดของแข็งมีค่าสูงเรียกว่า dense bed

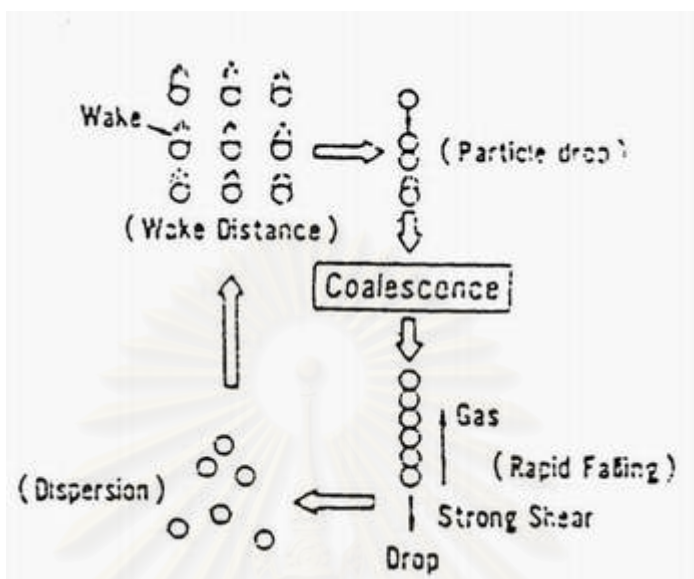
- 2) บริเวณที่เม็ดของแข็งมีการกระจายตัวหรือมีความเข้มข้นน้อย ซึ่งเกิดบริเวณด้านบนของท่อ โรเซออร์เรียกว่า dilute bed



รูปที่ 2.5 การกระจายตัวของเม็ดของแข็งตามความสูงของท่อโรเซออร์[3]

เมื่อป้อนของแข็งเข้าไปในหลอดลงแนวตั้งที่มีแก๊สเคลื่อนที่ผ่านเข้ามาทางด้านล่างในกรณีนี้ อัตราป้อนเม็ดของแข็งเข้ามามีค่าต่ำและความเร็วสูงจนระบบอยู่ในสภาวะการส่งผ่านด้วยลม (pneumatic transport) การกระจายตัวของอนุภาคจะเป็นไปอย่างสม่ำเสมอ ผลเนื่องมาจากความเร็วระหว่างแก๊สกับเม็ดของแข็งจะทำให้เกิด wake ขึ้นบริเวณด้านหลังของเม็ดของแข็งที่ความเร็วของแก๊สเดียวกัน เมื่ออัตราการป้อนของแข็งเข้ามามีค่าเพิ่มขึ้นในปริมาณที่มากพอที่ทำให้เม็ดของแข็งมีความเข้มข้นสูง เม็ดของแข็งจะเริ่มเข้าไปอยู่ใน wake ของเม็ดของแข็งที่อยู่ใกล้กัน ทำให้แรงเสียดทานเนื่องจากการไหล (fluid drag) ของแก๊สที่กระทำต่อเม็ดของแข็งที่อยู่ด้านบนมีค่าน้อยลง เม็ดของแข็งที่อยู่ด้านบนจึงเคลื่อนที่ตกลงมาเกาะติดกับเม็ดของแข็งที่อยู่ด้านล่าง เมื่อเม็ดของแข็งทั้งสองเกาะติดกันจะทำให้พื้นที่สัมผัสกับแก๊สมีค่าลดลง เม็ดของแข็งที่เกาะติดกันแล้วก็จะเคลื่อนที่ตกลงมา (แต่ยังคงเคลื่อนที่ขึ้น

สัมผัสกับผนัง) แล้วเกิดการเกาะติดกับเม็ดของแข็งที่อยู่ด้านล่างต่อไปเพิ่มจำนวนเม็ดของแข็งขึ้นเรื่อย ๆ เกิดเป็นลักษณะสายยาวต่อกันที่เรียกว่า cluster หรือ strand ดังรูปที่ 2.6



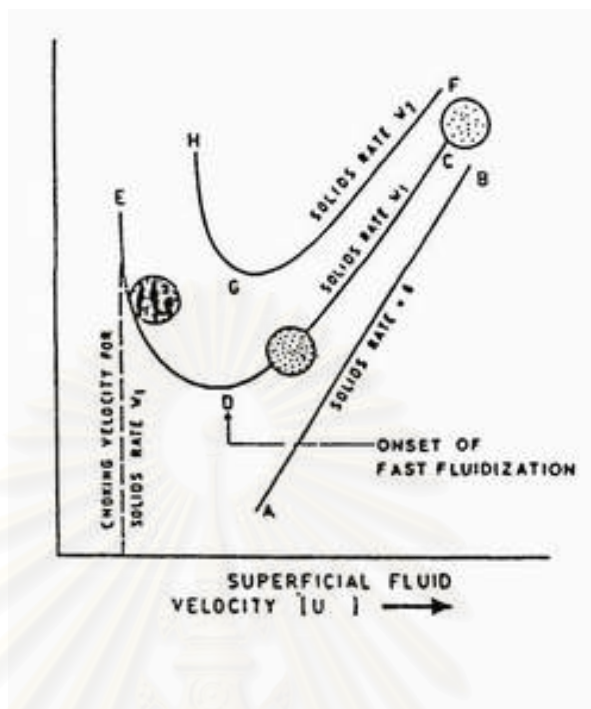
รูปที่ 2.6 แบบจำลองการเกิด cluster[3]

2.2.3 การเปลี่ยนสถานะไปเป็นฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูง [3] (Transition to Fast Fluidization)

คำว่า fast bed ถูกนิยามโดย Yerushalmi และคณะผู้ร่วมงานเพื่อใช้อธิบายสถานะหรือขอบเขตของฟลูอิดเซชันที่อยู่ระหว่าง turbulent bed และ pneumatic transport

ต่อมา Reddy Karri และ Knowlton ได้ทำการทดลองเพื่อศึกษาขอบเขตการเกิดฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูง โดยศึกษาความสัมพันธ์ระหว่าง ความดันลดคร่อมเบดต่อหน่วยความยาวกับความเร็วแก๊สที่ใช้และสามารถสรุปผลขอบเขตในการเกิด fast bed ได้ดังนี้ (รูปที่ 2.7)

สถาบันวิจัยบรการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 2.7 ขอบเขตของ fast fluidization[3]

สำหรับการไหลของของผสมแก๊สกับของแข็งที่มีความหนาแน่นบัลค์ (bulk density) หรือ suspension density มีค่าต่ำในแนวตั้งโดยอัตราการป้อนของแข็งเท่ากับ W_1 เมื่อลดความเร็วลงจากจุด C ซึ่งเป็นจุดที่มีความเร็วสูง การกระจายตัวของเม็ดของแข็งมีค่าเพิ่มขึ้นตาม เมื่อลดความเร็วลงจนกระทั่งมีความเร็วเท่ากับจุด D ที่จุดนี้ค่าความดันเนื่องจากน้ำหนักเม็ดของแข็ง static head กับความดันลดเนื่องจากแรงเสียดทานในการไหลของของผสม ณ จุด D จะมีค่าต่ำสุด จุด D เรียกว่าจุดที่เริ่มเกิด fast bed (onset of fast fluidization) หรือจุดที่เปลี่ยนจาก pneumatic transport ไปเป็น fast bed เมื่อความเร็วแก๊สยังคงลดลงต่อไป (จากจุด D ไป E) การกระจายตัวของเม็ดของแข็งมีค่าเพิ่มขึ้นมากทำให้ความดันลดรวมมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อความเร็วแก๊สลดลงจนถึงค่าหนึ่ง (ที่จุด E) แก๊สจะไม่สามารถพัดพาเม็ดของแข็งออกไปจากคอลัมน์ได้อีก เม็ดของแข็งเริ่มที่จะสะสมตัวอยู่ในคอลัมน์ ทำให้ความดันลดมีค่าเพิ่มขึ้นสูงมากดังในรูป ดังนั้นที่จุด E จึงเป็นจุดที่เปลี่ยนจากสภาวะ fast bed ไปเป็น captive fluidized bed (turbulent bed ยกเว้นกรณีที่คอลัมน์มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเล็กมากเบดจะกลายเป็น slugging) สภาวะที่จุด E จะเรียกว่า chocking condition (เป็นจุดที่แก๊สอึดตัวด้วยของแข็ง) และความเร็วที่จุด E จะเรียกว่าความเร็วช็อคกิ้ง (chocking velocity)

2.2.4 การเปลี่ยนสถานะจากเบดแบบฟองอากาศไปเป็นเบดที่ความเร็วสูง [3] (Transition from Bubbling to Fast bed)

ความเร็วช็อคกิ้ง choking velocity เป็นความเร็วของแก๊สต่ำสุดที่เบดเปลี่ยนสถานะจาก captive (turbulent/bubbling/slugging) ไปเป็น fast fluidization (ของแข็งเริ่มหมุนวน) สามารถอธิบายได้ด้วยสมการ สหสัมพันธ์สำหรับอนุภาคของแข็งกลุ่ม A ดังนี้

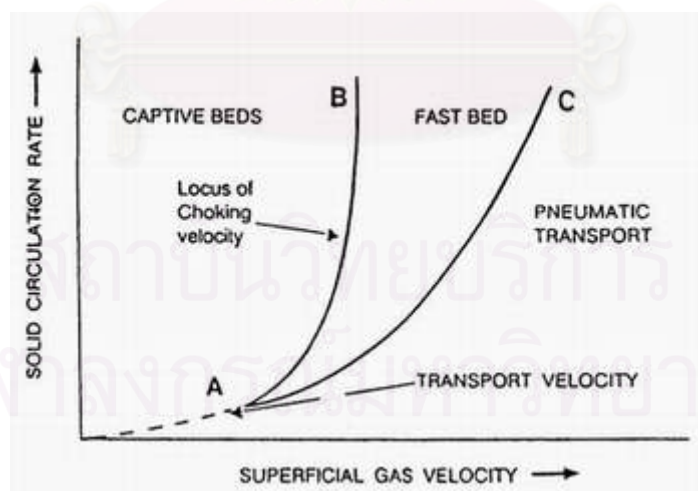
$$\frac{U_{ch}}{\varepsilon_{ch}} = U_t + \left[\frac{2gD(\varepsilon_{ch}^{-4.7} - 1)\rho_p^{2.2}}{6.81 * 10^5 \rho_g^{2.2}} \right]^{0.5}$$

$D < 0.3m$ ——— (2.1)

$$G_s = (U_{ch} - U_t)(1 - \varepsilon_{ch})\rho_p$$

เมื่อทราบอัตราการหมุนเวียนของแข็ง, ความเร็วสุดท้ายของเม็ดของแข็งที่ใช้ ความหนาแน่นของเม็ดของแข็งและแก๊ส ก็สามารถแก้สมการทั้งสองเพื่อหาค่า U_{ch} และ ε_{ch} ได้

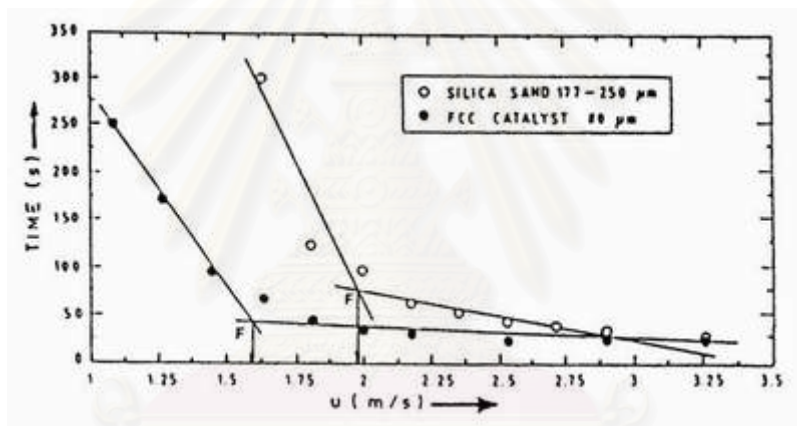
Reddy-Karri และ Knowlton ได้เสนอไดอะแกรมการเปลี่ยนสถานะขอบเขตของเบดไว้ (รูปที่ 2.8) และอธิบายว่าเส้น A-B เป็นเส้นแบ่งขอบเขตระหว่าง captive และ fast bed และเมื่ออัตราการหมุนเวียนเม็ดของแข็งสูงขึ้นการเปลี่ยนสถานะไปเป็นฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูง จะต้องใช้ความเร็วสูงขึ้นด้วย



รูปที่ 2.8 ขอบเขตของ fast fluidization ที่เปลี่ยนแปลงกับอัตราการหมุนเวียนเม็ดของแข็ง[3]

ความเร็วที่น้อยกว่าความเร็วต่ำสุดซึ่งไม่สามารถเกิดฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูงได้โดยไม่มีภาระหมุนเวียนเม็ดของแข็ง เรียกว่าความเร็วส่งผ่าน (transport velocity) สามารถอธิบายได้ดังรูปที่ 2.9 เมื่อเบดมีความเร็วเหนือความเร็วสุดท้าย (terminal velocity) อนุภาคจะแยกกันอย่างอิสระ เม็ดของแข็งทั้งหมดจะถูกพัดพาออกจากคอลัมน์โดยใช้เวลาจำกัด ถ้าลดความเร็วลงเรื่อย ๆ แต่ยังมีค่าเกินความเร็วสุดท้ายอยู่ เวลาที่ใช้จะเพิ่มขึ้น ในการที่เม็ดของแข็งถูกพัดพาออกจากคอลัมน์ทั้งหมด ถ้าลดความเร็วลงจนถึงค่าที่ต่ำกว่าความเร็ววิกฤติ (จุด F) เวลาที่ใช้จะเพิ่มขึ้นอย่างทันทีทันใด เรียกความเร็วนี้ว่าความเร็วส่งผ่าน $U_{\text{Perales et al.}}$ ได้เสนอสมการที่ใช้หาความเร็วส่งผ่าน โดยในการทดลองของเขา ใช้คอลัมน์ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 92 มิลลิเมตร ไว้ดังนี้

$$U_{rr} = 1.45 * \frac{\mu}{\rho_g d_p} Ar^{0.484} \quad , 20 < Ar < 50000 \quad \text{--- (2.2)}$$



รูปที่ 2.9 การเปลี่ยนแปลงเวลาที่เม็ดของแข็งหลุดออกจากคอลัมน์[3]

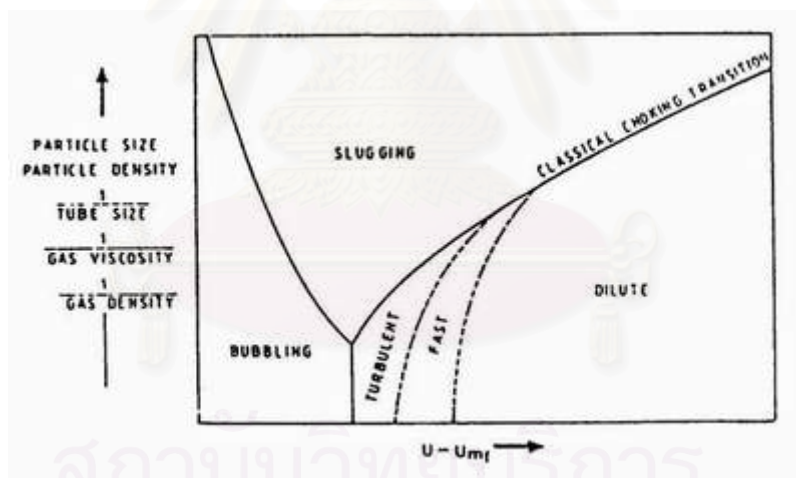
การเปลี่ยนสถานะจากการส่งผ่านอนุภาคด้วยลมไปเป็นเบดที่ความเร็วสูง (Transition from Pneumatic Transport to Fast Bed)

จากรูปที่ 2.8 ที่อัตราการหมุนเวียนเม็ดของแข็งค่าหนึ่ง จะแยกขอบเขตของ Fast bed ด้วยความเร็ว 2 ค่า คือ ความเร็วช็อคกิ้ง และความเร็วอีกค่าหนึ่งซึ่งมีค่าสูงกว่าความเร็วช็อคกิ้ง ความเร็วซึ่งมีค่าสูงกว่านี้จะทำให้เบดเปลี่ยนสถานะจากฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูงไปเป็นการส่งผ่านอนุภาคด้วยลม อธิบายง่าย ๆ คือที่อัตราการหมุนเวียนเม็ดของแข็งค่าหนึ่ง ความเร็วนี้คือความเร็วนี้คือความเร็วที่ทำให้ความดันลด เฉลี่ยต่อความสูงของคอลัมน์มีค่าน้อยที่สุด (ที่จุด D ในรูปที่ 2.7) และเป็นที่ยากมากที่จะหาจุด D นี้จากการทดลอง วิธีการที่ง่ายที่สุดในการที่จะหาความเร็วค่านี้คือการสังเกตพฤติกรรมกรรมกร

กระจายตัวอย่างไม่สม่ำเสมอของอนุภาคตามแนวแกนของคอลัมน์ ซึ่งเป็นลักษณะเด่นของฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูง

ที่อัตราการหมุนเวียนเม็ดของแข็งค่าหนึ่ง ถ้าวัดความดันลดของหน้าตัดที่อยู่สูงกว่าและหน้าตัดที่อยู่ต่ำกว่าตามแนวแกนของคอลัมน์ในช่วงที่เป็นการส่งผ่านอนุภาคด้วยลม ซึ่งความเร็วของแก๊สมีค่าสูง เราจะพบว่าค่าความดันของ 2 จุดนี้มีค่าใกล้เคียงกัน ถ้าความเร็วของแก๊สลดลงโดยที่อัตราการหมุนเวียนของเม็ดของแข็งมีค่าเท่าเดิม ค่าความดันลดของ 2 จุดนี้จะมีค่าเพิ่มขึ้น แต่ถ้าความเร็วของแก๊สลดลงอีกจนทำให้เบดเปลี่ยนสภาวะจากการส่งผ่านอนุภาคด้วยลมไปเป็นฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูง โดยเบดมีการกระจายตัวไม่สม่ำเสมอตามแนวแกนคอลัมน์ ดังนั้นจึงไม่มีสหสัมพันธ์ที่จะทำนายค่าความเร็วนี้ได้ มีเพียงข้อมูลจากการทดลองเท่านั้นที่ใช้เป็นแนวทางอธิบายการเปลี่ยนสภาวะจากการส่งผ่านอนุภาคด้วยลมมาเป็นฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูง

จากรูปที่ 2.8 และ 2.10 จะเห็นได้ว่าการเปลี่ยนสภาวะเบดไปเป็นฟลูอิดเซชันที่ความเร็วสูงไม่เพียงแต่จะขึ้นอยู่กับ ความเร็วของแก๊ส ขนาดของอนุภาค และความหนาแน่นของอนุภาคเท่านั้น แต่ยังขึ้นอยู่กับขนาดของหอคอลลด ความหนาแน่นและความหนืดของแก๊ส แต่ถ้าหากเป็นระบบหมุนเวียนยังขึ้นอยู่กับอัตราการหมุนเวียนของเม็ดของแข็งในระบบด้วย



รูปที่ 2.10 ผลของพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่มีต่อการเปลี่ยนภาวะขอบเขตของฟลูอิดเซชัน[3]

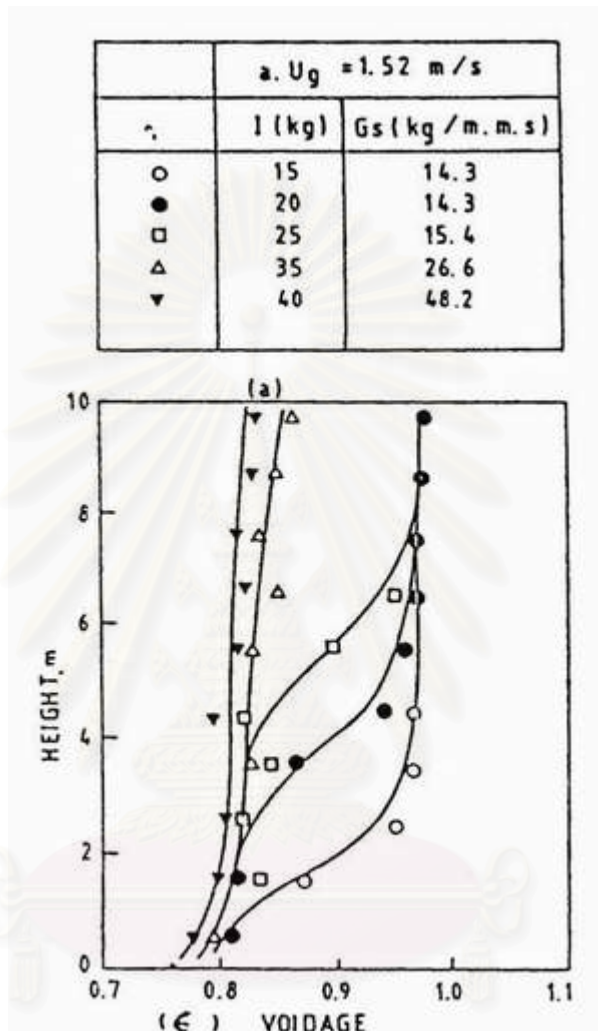
2.2.5 โครงสร้างของเบดที่ความเร็วสูง (Structure of Fast Beds) [3]

ในระบบฟลูอิดเซชันแบบหมุนเวียนนั้น การกระจายตัวของเม็ดของแข็งจะไม่สม่ำเสมอทั้งในแนวแกนและแนวรัศมี

โปรไฟล์ของสัดส่วนช่องว่างในแนวแกน (Axial Voidage profile)

การกระจายตัวของสัดส่วนช่องว่างเฉลี่ยในพื้นที่หน้าตัดหนึ่ง ๆ จะมีค่าลดลงเมื่อความสูงของเบดมีค่าเพิ่มขึ้น แสดงได้ดังรูป 2.11 สรุปได้ว่าที่ด้านล่างของคอลัมน์ เบดจะหนาแน่นกว่าด้านบน ความหนา

แน่นของเบตจะลดลงอย่างต่อเนื่อง จากด้านล่างขึ้นไปด้านบนของคอลัมน์ ดังนั้นเมื่อพิจารณาความหนาแน่นของเม็ดของแข็งตลอดความสูงของคอลัมน์ สามารถแบ่งเบตออกได้เป็น 2 ส่วน คือ เบตหนาแน่น (dense bed) บริเวณด้านล่าง และ เบตเจือจาง (dilute bed) บริเวณด้านบนของคอลัมน์



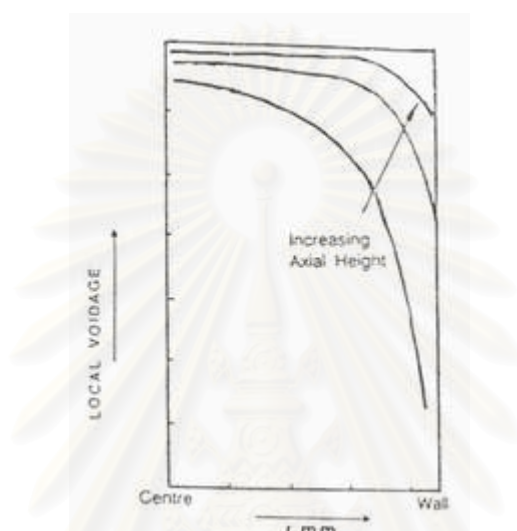
รูปที่ 2.11 โปรไฟล์การกระจายตัวของสัดส่วนช่องว่างตามแนวแกน[3]

การกระจายตัวของสัดส่วนช่องว่างในแนวรัศมี (Radial Distribution of Voidage)

สำหรับการกระจายตัวในแนวรัศมี (radial distribution) สัดส่วนโดยปริมาตรของเม็ดของแข็งที่พื้นที่หน้าตัดเดียวกัน (local volume fraction of solid) จะมีค่าเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่องจากกึ่งกลางของคอลัมน์ไปยังผนังโดยจะมีค่ามากที่สุดที่ผนัง และมีค่าต่ำสุดที่กึ่งกลางของคอลัมน์ (หรือสัดส่วนช่องว่างมีค่ามากที่สุดที่กึ่งกลางท่อ และมีค่าต่ำสุดที่ผนัง) และการกระจายตัวในแนวรัศมีจะมีน้อย เมื่ออัตราการป้อนของแข็งมีค่าต่ำลง นอกจากนี้แล้วที่บริเวณด้านบนของคอลัมน์การกระจายตัวก็มีน้อยลงเช่นกันดังรูปที่ 2.12

การกระจายตัวในแนวรัศมีหรือสัดส่วนช่องว่างในแนวรัศมีจะขึ้นอยู่กับระยะในแนวรัศมี (r) จากแกนกลาง และสัดส่วนช่องว่างเฉลี่ยตลอดพื้นที่หน้าตัด (ε_{av}) ที่พิจารณาเท่านั้น และสามารถแสดงความสัมพันธ์ของค่าสัดส่วนช่องว่างในแนวรัศมีได้ดังนี้

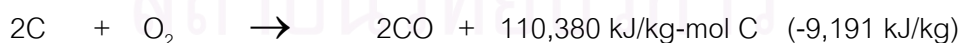
$$\varepsilon(r) = \varepsilon_{av} \left[3.6 \left(\frac{r}{R} \right)^{6.47} + 0.191 \right] \quad \text{--- (2.3)}$$



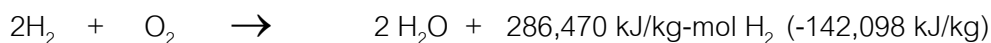
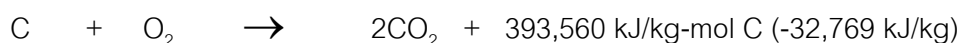
รูปที่ 2.12 สัดส่วนช่องว่างตามแนวรัศมีของระบบ fast bed[3]

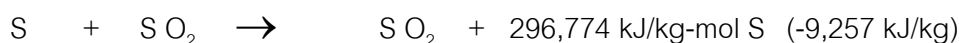
2.3 ทฤษฎีการเผาไหม้

การเผาไหม้เป็นปฏิกิริยาเคมีชนิดหนึ่งซึ่งปลดปล่อยพลังงานความร้อนออกมาพร้อมกับการเปลี่ยนแปลงทางเคมี ซึ่งเป็นการรวมตัวของออกซิเจนเข้ากับคาร์บอน ไฮโดรเจน และซัลเฟอร์ เกิดเป็นสารประกอบคือคาร์บอนไดออกไซด์ ไอน้ำ และ ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ ปฏิกิริยาการเผาไหม้ของคาร์บอนคือ

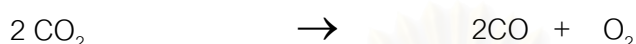
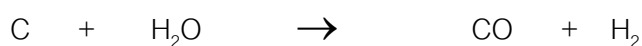


ซึ่งอาจเขียนรวมกันได้เป็น





นอกจากนี้ยังมีปฏิกิริยาปฏิกิริยาปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในการเผาไหม้ อีกมากเช่น



โดยปกติแล้วจะไม่นำมาคิดเพื่อความสะดวกในการคำนวณทางด้านการเผาไหม้

2.4 การเผาไหม้ในฟลูอิดไธด์เบด [2]

ฟลูอิดไธด์เซชันเป็นเทคนิคที่ทำให้อนุภาคของของแข็งที่บรรจุในคอลัมน์ซึ่งเรียกว่าเบด (bed) เกิดการเคลื่อนที่ลอยตัวอย่างอิสระ โดยอาศัยความเร็วของของไหลที่ผ่านแผ่นกระจายทางด้านล่าง อนุภาคของของแข็งเหล่านี้จะเกิดการผสมผสานอย่างสม่ำเสมอเป็นเนื้อเดียวกันตลอด สามารถแลกเปลี่ยนมวลสารและพลังงานได้เป็นอย่างดี จึงถูกนำมาใช้ออกแบบเป็นเตาเผาหรือเตาปฏิกรณ์เคมีมากมาย การเผาไหม้ถ่านหินจึงเป็นกระบวนการหนึ่งที่เทคนิคฟลูอิดไธด์เซชันถูกนำมาใช้ ซึ่งพบว่าสามารถเผาไหม้ถ่านหินหรือเชื้อเพลิงแข็งที่มีคุณภาพต่ำ และมีปริมาณกำมะถันเป็นองค์ประกอบอยู่เกินกว่าร้อยละ 1 โดยสามารถควบคุมปริมาณแก๊สซัลเฟอร์ออกไซด์ (SO_x) ให้อยู่ในเกณฑ์ที่ไม่เกิดอันตรายต่อสิ่งมีชีวิตและสิ่งแวดล้อม ทั้งนี้โดยการเติมหินปูนหรือโดโลไมท์ลงไปในเตาเผาพร้อมกับถ่านหินเพื่อกำจัดมลพิษจากแก๊สดังกล่าว และด้วยเหตุที่อุณหภูมิที่ใช้เผาไหม้ของเตาเผาลักษณะนี้ต่ำ (ประมาณ $750-900^\circ C$) ซึ่งต่ำกว่าระบบการเผาไหม้อื่น ๆ จึงทำให้ปริมาณแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) ที่ปล่อยออกมาขณะเผาไหม้ต่ำด้วย

2.4.1 อุทกพลศาสตร์ (hydrodynamics) ในเตาเผาแบบฟลูอิดไธด์เบด

ในระบบฟลูอิดไธด์เซชันแบบระบบแก๊ส-ของแข็งนั้น แก๊สหรืออากาศที่ป้อนเข้าสู่เบดจะทำหน้าที่เป็นตัวพุงของแข็งภายในเบดให้เคลื่อนที่อย่างอิสระและมีสมบัติเหมือนของไหล ช่วยให้การผสมผสานและสัมผัสกันระหว่างของแข็งและแก๊สดีขึ้น เนื่องจากการเผาไหม้ถ่านหินในฟลูอิดไธด์เบดเป็นระบบฟลูอิดไธด์เซชันโดยใช้แก๊ส ทำให้ไฮโดรไดนามิกส์ในเตาเผามีความซับซ้อนขึ้นอยู่กับความเร็วของแก๊สที่ป้อนเข้าสู่เบด และขนาดของเม็ดของแข็งที่ใช้ในเบด ลักษณะการเคลื่อนที่ของฟองแก๊สจะเป็นอย่างไรขึ้นอยู่กับความเร็วสัมพัทธ์ของฟองแก๊ส (ความเร็วของฟองแก๊สเมื่อเทียบกับวัฏภาคหนาแน่น, U_{br}) และความเร็วของแก๊สในเบดหนาแน่นที่ภาวะเริ่มต้นของฟลูอิดไธด์เซชัน ($U_f = U_{mf}/\epsilon_{mf}$) เมื่อฟองแก๊สเคลื่อนที่ด้วยความเร็วมากกว่าความเร็วของแก๊สในเบดหนาแน่น ($u_{mf}/\epsilon_{mf} U_b < 1$) การไหลของแก๊สในเบดจะเสมือนว่า

ไหลสวนทางกับฟองแก๊ส โดยไหลวนกลับทางด้านล่างและออกทางด้านบนของฟองแก๊ส ทำให้เกิดการปกคลุมของอนุภาครอบ ๆ ฟองแก๊สคล้ายหมอก (cloud) ถ้าความเร็วของฟองแก๊สมีค่าน้อยกว่าความเร็วของแก๊สในเบตหนาแน่น ($u_{mf}/\epsilon_{mf}U_b > 1$) แก๊สในเบตหนาแน่นจะไหลผ่านฟองแก๊สจากทางด้านล่างออกทางด้านบน ทำให้ฟองแก๊สปราศจากหมอกปกคลุม

ลักษณะการเคลื่อนที่ของฟองแก๊สดังกล่าวยังขึ้นอยู่กับขนาดของอนุภาคในเบต เนื่องจากความเร็วอากาศต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไอเซชัน (U_{mf}) เป็นฟังก์ชันกับขนาดหรือมวลของแต่ละอนุภาค ในการเผาไหม้ถ่านหินขนาดของอนุภาคมีการเปลี่ยนแปลงโดยขนาดจะเล็กลง จึงทำให้ฟองแก๊สภายในเบตเคลื่อนที่จากความเร็วช้าไปสู่ความเร็วสูงขึ้น ปฏิกริยาเกิดขึ้นที่ส่วนต่าง ๆ ของเบตมีแบบจำลองของปฏิกริยาในเตาเผาแบบฟลูอิดไอเซชันอุดมคติ (idealized fluid bed)

ขอบเขตของการเกิดปฏิกริยาแบ่งออกเป็น 3 บริเวณคือ บริเวณเหนือแผ่นกระจายอากาศ (grid region) บริเวณที่ประกอบด้วยฟองแก๊สขนาดใหญ่มากมายหรือ bubbling region บริเวณสุดท้ายเป็นบริเวณเหนือเบตที่มีอนุภาคขนาดเล็กแขวนลอยอยู่เรียกว่า freeboard region ปฏิกริยาการเผาไหม้ในแต่ละส่วนขึ้นกับความเข้มข้นของแก๊ส กรณีที่อัตราของปฏิกริยาเกิดมากไฮโดรไดนามิกส์ในเบตได้แก่สมบัติของฟองแก๊สจะเป็นส่วนสำคัญ ในกรณีปฏิกริยาเกิดช้าระยะเวลาที่แก๊สอยู่ในเบต (resident time) เป็นส่วนสำคัญ

2.4.2 กลไกการเผาไหม้ถ่านหินในฟลูอิดเบต

กลไกการเผาไหม้ถ่านหินในฟลูอิดเบตยังไม่เป็นที่ทราบแน่ชัด แต่สามารถแบ่งเป็นขั้นตอนอย่างหยาบ ๆ ได้ 2 ขั้นตอน คือ

1. กลไกการเผาไหม้ของสารระเหย ขณะที่เม็ดของแข็งเข้าสู่เบต ความร้อนส่วนหนึ่งจากเบตทำให้อนุภาคถ่านหินมีอุณหภูมิสูงขึ้น สารระเหยเริ่มแพร่ออกมาอยู่บริเวณรอบ ๆ เม็ดถ่านหินหลังจากนั้นสารระเหยเริ่มติดไฟ อนุภาคถ่านหินที่เหลืออยู่มีสีดำเป็นถ่านชาร์ (char) กลไกการเผาไหม้ของสารระเหยยังไม่เป็นที่เข้าใจอย่างแน่ชัด เนื่องจากความแตกต่างของผลิตภัณฑ์ องค์ประกอบของถ่านหิน และเวลาที่ใช้ในการระเหย (devolatilization time) มีค่าน้อยมาก

2. กลไกการเผาไหม้ของอนุภาคคาร์บอน หลังจากสารระเหยระเหยออกไปและถูกเผาไหม้แล้วเมื่ออุณหภูมิในเบตสูงขึ้นถ่านหินเกิดการเผาไหม้ลุกแดงทั่วทั้งเบต กลไกการเผาไหม้เกิดจากการแพร่ของออกซิเจนจากวัฏภาคของฟองแก๊สผ่านวัฏภาคหนาแน่น ไปยังผิวของถ่านชาร์

เนื่องจากอนุภาคคาร์บอนเป็นสารที่มีรูพรุน แก๊สออกซิเจนบางส่วนจะทำปฏิกริยาที่ผิว บางส่วนแพร่เข้าไปในรูพรุนทำปฏิกริยากับพื้นผิวภายในรูพรุน แก๊สออกซิเจนบางส่วนจะทำปฏิกริยากับพื้นผิวภายในรูพรุนของคาร์บอน ที่สถานะคงตัว (steady state) จะได้อัตราการเผาไหม้ถ่านหินเป็น

อัตราการเผาไหม้, (W_t) = อัตราการถ่ายโอนของแก๊สออกซิเจนมาที่ผิวของอนุภาค
= อัตราการเกิดปฏิกิริยาเคมีที่ผิวของอนุภาค

$$W_t = R_m (C_p - C_s) = R_c C_s$$

โดย $R_m = W_m / C_p$

R_m = สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลของออกซิเจนภายนอกอนุภาค

C_p = ความเข้มข้นของออกซิเจนในวัฏภาคหนาแน่น (gmol/cm^3)

C_s = ความเข้มข้นของออกซิเจนที่ผิวของอนุภาคถ่านหิน (gmol/cm^3)

R_c = สัมประสิทธิ์การเกิดปฏิกิริยาเคมี

สำหรับอัตราการเผาไหม้ของอนุภาคคาร์บอนขนาดเล็กในฟลูอิดเบดที่อุณหภูมิต่ำ จะไม่ขึ้นกับการแพร่ของออกซิเจน แต่จะขึ้นอยู่กับอัตราของการเกิดปฏิกิริยา (kinetic controlled) เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นจะทำให้ปฏิกิริยาเกิดเร็วมาก ทำให้การแพร่ของออกซิเจนจากภายนอกเป็นส่วนควบคุมอัตราการเผาไหม้ (rate determining step) สำหรับอนุภาคขนาดใหญ่ พบว่าการเผาไหม้ถูกควบคุมโดยอัตราการแพร่ของออกซิเจนไปยังผิวถ่าน

2.4.2 การเผาไหม้ในฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน [4]

ข้อเด่นของการนำฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนมาใช้เผาไหม้ถ่านหินคือ การผลิตความร้อนปริมาณมากโดยใช้ขนาดห้องเผาไหม้ขนาดเล็ก อุณหภูมิการเผาไหม้ไม่สูงอยู่ระหว่าง 750 -1000 องศาเซลเซียส ทำให้อัตราการปล่อยแก๊สกลุ่มไนโตรเจนออกไซด์ต่ำ และสามารถเติมสารดูดซับแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในเบด ทำให้อัตราการปล่อยแก๊สมลพิษต่ำ อนุภาคของแข็งจะหมุนเวียนโดยมีกระแสแก๊สหมุนวนและพัดผ่านตลอดเวลา ทำให้เกิดการถ่ายโอนมวลและความร้อนที่พื้นผิวอย่างดียิ่ง มีผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาสูงมากและสม่ำเสมอตลอดทั้งช่วงความสูงและพื้นที่หน้าตัดของเบด เป็นการเผาไหม้ที่อาจใช้เชื้อเพลิงที่มีคุณภาพแตกต่างกันมากได้ จึงมีการนำไปใช้เผาไหม้เชื้อเพลิงหลายชนิด รวมทั้งชีวมวล ของเสีย ขยะชุมชน ตลอดจนเชื้อเพลิงผสม อย่างได้ผลดี

ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในการเผาไหม้ถ่านหินมักบรรจุวัสดุเฉื่อยเช่นทราย และถ่านหิน ตลอดจนปูนขาวไว้และมีเชื้อเพลิงอยู่ในเบดเพียงร้อยละ 1 - 5 เพื่อเป็นตัวเก็บความร้อนและให้ความร้อนแก่ถ่านหิน ถ่านชาร์บางส่วนที่เกิดการเผาไหม้ไม่หมดและหลุดออกจากเตาเผาจะถูกดักจับโดยไซโคลนและจะถูกป้อนกลับผ่านเข้าสู่เตาเผาอีกครั้งผ่าน return leg ทำให้การเผาไหม้ได้สมบูรณ์ถึงร้อยละ 97 -99

2.5 เชื้อเพลิงชีวมวล

ชีวมวล (Biomass) คือ สารอินทรีย์ที่เป็นแหล่งกักเก็บพลังงานจากธรรมชาติและสามารถนำมาใช้ผลิตพลังงานได้ เช่น เศษวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตร หรือกากจากกระบวนการผลิตใน อุตสาหกรรม การเกษตร เช่น แกลบ ชังข้าวโพด ชานอ้อย ชี้อ้อย ฯลฯ

การที่ชีวมวลสามารถเปลี่ยนรูปเป็นพลังงานได้ เนื่องจากในขั้นตอนของการเจริญเติบโตนั้นพืชได้ใช้กระบวนการสังเคราะห์แสงเปลี่ยนคาร์บอนไดออกไซด์, น้ำและพลังงานจากแสงอาทิตย์ ได้ออกมาเป็น แป้งและน้ำตาล แล้วกักเก็บไว้ตามส่วนต่าง ๆ ของพืช ดังนั้นเมื่อนำพืชมาเป็นเชื้อเพลิงเราก็จะได้พลังงานออกมาจากการเผาไหม้ของคาร์บอนที่พืชสะสมไว้

ปฏิกิริยาการเผาไหม้ของชีวมวลและถ่านหิน



ประเทศไทยเป็นประเทศเกษตรกรรม ดังนั้นจึงมีของเหลือใช้หรือเหลือทิ้งจากการเกษตรหลังการเก็บเกี่ยวหลายชนิด ชีวมวลจึงเป็นแหล่งเชื้อเพลิงราคาถูก และอุตสาหกรรมของประเทศส่วนใหญ่เป็นอุตสาหกรรมเกษตร ดังนั้นจึงมีวัสดุเหลือทิ้งมากมาย สิ่งต่าง ๆ เหล่านี้สามารถนำมาทำเป็นเชื้อเพลิงทดแทนฟืนและถ่านได้ทั้งสิ้น การนำชีวมวลมาใช้จึงช่วยลดการสูญเสียเงินตราต่างประเทศในการนำเข้าเชื้อเพลิงและสร้างรายได้ให้กับคนท้องถิ่น นอกจากนี้การผลิตพลังงานจากเชื้อเพลิงชีวมวลด้วยเทคโนโลยีที่เหมาะสม จะไม่ก่อให้เกิดมลภาวะและไม่สร้างสภาวะเรือนกระจก เนื่องจากการปลูกทดแทนทำให้เกิดคาร์บอนไดออกไซด์เกิดการหมุนเวียนและไม่มีการปลดปล่อยเพิ่มเติม

เชื้อเพลิงชีวมวลสามารถแยกออกได้ 4 ประเภท คือ

1. เชื้อเพลิงชีวมวลที่ได้จากไม้ (Forest Biomass) ซึ่งสามารถแยกออกได้เป็นไม้เนื้ออ่อน (Soft wood) และแข็ง (Hard wood) ได้แก่ เศษไม้ เปลือกไม้ กิ่งไม้ และพวงชี้อ้อย
2. เชื้อเพลิงชีวมวลที่ได้จากการเกษตร (Agriculture Biomass) ส่วนใหญ่จะเป็นของเหลือทิ้งจากการเกษตร เช่น ฟางข้าว ชังข้าวโพด แกลบ เป็นต้น
3. เชื้อเพลิงชีวมวลที่ได้จากอุตสาหกรรมเกษตร (Industrial waste) เช่น เชื้อเพลิงที่ได้จากโรงงานน้ำตาล ได้แก่ ชานอ้อย นอกจากนี้ยังมีกากสับปะรดที่ได้จากโรงงานทำสับปะรดกระป๋อง เชื้อเพลิงประเภทนี้จะมีปริมาณความร้อนสูงมาก
4. เชื้อเพลิงที่ได้จากของเหลือใช้จากมนุษย์ (Domestic waste) ได้แก่ เชื้อเพลิงที่ได้จากขยะเทศบาล

ข้อดีการใช้ชีวมวลเป็นพลังงาน

1. การนำชีวมวลมาใช้ เป็นการนำวัสดุเหลือใช้กลับมาใช้ประโยชน์สูงสุด นอกจากจะก่อให้เกิดรายได้แก่ผู้ผลิตชีวมวลแล้ว ยังลดภาระในการกำจัดเช่นนำไปฝังกลบ หรือเผาทิ้ง เป็นต้น
2. การไม่นำชีวมวลมาใช้ โดยปล่อยให้ย่อยสลายตามธรรมชาติ จะเกิดแก๊สมีเทนซึ่งถือว่าเป็นแก๊สเรือนกระจกชนิดหนึ่ง และมีอันตรายกว่าแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ 21 เท่า
3. ชีวมวลจะมีกำมะถัน หรือซัลเฟอร์ ไม่เกินร้อยละ 0.2 ดังนั้นการนำชีวมวลมาเผาไหม้ จะไม่สร้างปัญหาเรื่องฝนกรด (น้ำมันเตามีปริมาณกำมะถันประมาณร้อยละ 2 ส่วนถ่านหินมีปริมาณกำมะถันประมาณร้อยละ 0.3-3.8 ซึ่งขึ้นกับประเภทของถ่านหิน)
4. ขี้เถ้าของชีวมวลมีสภาพเป็นต่าง ดังนั้นเหมาะสมที่นำไปเพาะปลูก หรือปรับสภาพดินที่เป็นกรด นอกจากนี้ยังสามารถนำไปใช้ในอุตสาหกรรมถลุงเหล็ก ผสมในซีเมนต์
5. ก่อให้เกิดรายได้ การสร้างงานในชุมชน
6. ประหยัดเงินตราต่างประเทศเพราะไม่ต้องนำเข้าเชื้อเพลิงจากต่างประเทศ เช่น น้ำมันเตา และ ถ่านหิน เป็นต้น
7. ถ้าโรงไฟฟ้าชีวมวลตั้งกระจายอยู่ตามที่ต่าง ๆ จะช่วยเสริมการจ่ายไฟฟ้าของการไฟฟ้า ภูมิภาค ได้เป็นอย่างดีเช่น แรงดันไฟฟ้าไม่ตก แต่จะสม่ำเสมอ ลดการสูญเสียในสายไฟฟ้าและหม้อแปลง

ข้อเสียการใช้ชีวมวลเป็นพลังงาน

1. ชีวมวลมีน้ำหนักเบา ถ้าขนส่งชีวมวลทางรถบรรทุก ต้องขนส่งมากเที่ยว ซึ่งจะทำให้มี ค่าใช้จ่ายมากขึ้นแล้ว ยังอาจมีผลกระทบต่อชุมชนในด้านการจราจร ความปลอดภัยในการใช้ถนน
2. เนื่องจากชีวมวลมีความชื้นสูง การออกแบบหม้อผลิตไอน้ำและปล่องไอเสียต้องใหญ่ ตลอดจนถึงการติดตั้งอุปกรณ์ลดความชื้นเพิ่มเติม ซึ่งทำให้เงินลงทุนมากขึ้น นอกจากนี้ถ้าชีวมวลมีความชื้นหลากหลายหม้อผลิตไอน้ำอาจทำงานได้ไม่เต็มที่
3. ขี้เถ้าชีวมวลมีจุดหลอมเหลวต่ำ ดังนั้นถ้าอุณหภูมิการเผาไหม้สูงเกินไป จะทำให้ขี้เถ้าหลอมละลายติดในห้องเผาไหม้ ซึ่งมีผลให้หม้อผลิตไอน้ำมีประสิทธิภาพลดลง
4. ชีวมวลบางประเภทมีส่วนผสมของอัลคาไลน์ ซึ่งจะกัดกร่อนท่อน้ำในหม้อผลิตไอน้ำ ดังนั้นในการออกแบบหม้อผลิตไอน้ำต้องคำนึงถึงจุดนี้

2.6 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

S. De และ P.K. Nag [5] ได้ศึกษาถึงอุณหภูมิและปริมาณแก๊สที่เกิดขึ้นในแต่ละช่วงความสูงของเตาเผา จากการเผาไหม้ถ่านหินอินเดียนในเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน ขนาดจาลองซึ่งมีพื้นที่หน้าตัดโรเตอร์ 102 x 102 มม. สูง 5.25 เมตร ทำมาจากอิฐทนความร้อน เนื่องจากปริมาณซัลเฟอร์ในถ่านหินมีค่าต่ำจึงไม่มีการใช้สารดูดซับซัลเฟอร์ และทรายถูกใช้เป็นเบดตัวกลางในเตาเผา ผลการทดลองจากการปรับเปลี่ยนความเร็วอากาศ 4 ค่าเมื่ออัตราการป้อนถ่านหินคงที่ได้ดังนี้ อุณหภูมิเบดค่อนข้างที่จะคงที่ในแต่ละความเร็วอากาศประมาณ 800 – 900 องศาเซลเซียส ปริมาณออกซิเจนที่ลดลงตลอดความสูงของโรเตอร์ที่เพิ่มขึ้นแสดงให้เห็นว่าเกิดการเผาไหม้อย่างต่อเนื่องตลอดความสูง ปริมาณคาร์บอนมอนอกไซด์จะลดลงตลอดความสูงยกเว้นบริเวณส่วนบนของเตาเผา ในทางกลับกัน ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์จะเพิ่มขึ้นตลอดความสูงยกเว้นบริเวณส่วนบนของเตาเผา นอกจากนี้ยังพบว่ามีการประกอบไนโตรเจนออกไซด์ซึ่งเป็นมลภาวะที่สำคัญเกิดขึ้นในแต่ละช่วงความสูงโรเตอร์อีกด้วย

X.S. Wang , N.A. Akhtar , B.M. Gibbs และ M.J. Rhodes [6] ได้ศึกษาถึง ผลของอุณหภูมิเบด ปริมาณอากาศเกินพอ และอัตราส่วนของอากาศทุติยภูมิ ที่ป้อน ที่มีต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ ความเข้มข้นของแก๊สออกซิเจนใน flue gas และความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในโรเตอร์ ในการเผาไหม้ถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนขนาดจาลองซึ่งโรเตอร์ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 161 มม.สูง 6.2 เมตร และมีทรายเป็นเบดตัวกลาง โดยพบว่า เมื่อทำการทดลองที่อุณหภูมิเบดในช่วง 800 – 900 องศาเซลเซียส ปริมาณอากาศเกินพออยู่ในช่วง 0 - 40% และอัตราส่วนอากาศทุติยภูมิ อยู่ในช่วง 0 - 0.4 เมื่อเทียบกับอากาศที่ป้อนทั้งหมด พบว่าประสิทธิภาพในการเผาไหม้สูงกว่า 95 % โดยที่ประสิทธิภาพในการเผาไหม้จะเพิ่มเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นและปริมาณอากาศเกินพอเพิ่มขึ้น และจะมีค่าลดลงเมื่ออัตราส่วนของอากาศทุติยภูมิเพิ่มขึ้น ส่วนอุณหภูมิจะมีผลต่อปริมาณออกซิเจนใน flue gas และคาร์บอนมอนอกไซด์ในโรเตอร์ โดยเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้น ปริมาณแก๊สออกซิเจนใน flue gas จะมีค่าลดลง ในขณะที่แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในโรเตอร์ด้านล่างจะมีค่าสูงขึ้นตรงกันข้ามกับด้านบนมีค่าลดลง ปริมาณออกซิเจนใน flue gas จะมีค่าสูงขึ้นเมื่อเพิ่มปริมาณอากาศเกินพอและเพิ่มอัตราส่วนอากาศทุติยภูมิ ส่วนปริมาณแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในโรเตอร์ด้านล่างจะมีค่าสูงขึ้นเมื่อเพิ่มปริมาณอากาศเกินพอ และจะมีค่าลดลงเมื่อเพิ่มอัตราส่วนอากาศทุติยภูมิ โดยที่ปริมาณอากาศเกินพอและอัตราส่วน secondary air จะไม่มีผลต่อปริมาณแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในโรเตอร์

P.H. Luong และ S.C. Bhattacharya [7] ได้ทำการศึกษาถึงผลของอัตราการป้อนกลับของของแข็ง อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ และขนาดของอนุภาค ที่มีต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนในเครื่องฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน ขนาดจาลองซึ่งโรเตอร์ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 150 มม.สูง 4.5 เมตร โดยใช้ทรายเป็นเบดในการทดลอง และทำการให้ความร้อนทรายโดยการเผาไหม้แก๊สธรรมชาติ พบว่าเมื่ออัตราการป้อนกลับของของแข็ง เพิ่มขึ้นทำให้สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนเพิ่มขึ้น

เมื่ออัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ เพิ่มขึ้นทำให้สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนในส่วนบนเพิ่มขึ้นและลดลงในส่วนล่างของโรเตอร์ เมื่อขนาดอนุภาคใหญ่ขึ้นจะทำให้สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนลดลง

J. Zhao, Clive Brereton, J.R. Grace, C.J. Lim และ R. Legros [8] ได้ทำการทดลองศึกษาถึงแนวโน้มของแก๊สชนิดต่าง ๆ ได้แก่ O_2 , CO , CH_4 และ NO_x ตลอดความสูงของโรเตอร์ในการเผาไหม้ถ่านหินในเตาเผาฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนขนาด 152×152 มม. สูง 7.3 เมตร ความเร็วของอากาศที่ใช้ในการทดลองอยู่ในช่วง 6.7 – 7.8 เมตรต่อวินาที พบว่าอุณหภูมิตลอดโรเตอร์อยู่ในช่วง 800 -900 องศาเซลเซียส ปริมาณ O_2 ลดลงตลอดความสูงของโรเตอร์ CO ลดลงตลอดความสูงของโรเตอร์ CH_4 ที่เกิดขึ้นประมาณร้อยละ 0.01 และปริมาณ NO_x ที่เกิดขึ้นประมาณ 100 ppm

H. Topal, A.T. Atimtay และ A. Durmaz [9] ได้ทำการศึกษาประสิทธิภาพการเผาไหม้เยื่อมะกอก (olive cake) เปรียบเทียบกับการเผาไหม้ถ่านหินลิกไนต์ในเตาเผาฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 125 มม. สูง 1.8 เมตร โดยมีสัดส่วนอากาศอากาศเกินพอเป็นตัวแปรตั้งแต่ 1.1 – 2.16 ที่มีผลต่ออุณหภูมิและองค์ประกอบของฟลูแก๊ส พบว่าอุณหภูมิการเผาไหม้ถ่านหินจะอยู่ในช่วง 840 - 870 องศาเซลเซียส อุณหภูมิการเผาไหม้เยื่อมะกอกจะอยู่ในช่วง 800 - 900 องศาเซลเซียส มีประสิทธิภาพการเผาไหม้ถึงร้อยละ 94 – 98.95 และเมื่อมีอากาศเกินพอน้อย ๆ พบว่าการเผาไหม้เยื่อมะกอกจะมีประสิทธิภาพการเผาไหม้ลดลงและเกิดแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์รวมทั้งส่วนที่เผาไหม้ไม่สมบูรณ์มากกว่าการเผาไหม้ถ่านหิน และเมื่อเพิ่มอากาศเกินพอทำให้แก๊สต่าง ๆ มีปริมาณลดลง โดยอากาศเกินพอที่เหมาะสมที่สุดคือร้อยละ 36

G. Ozkan และ G. Dogu [10] ได้ทำการศึกษาการเผาไหม้ของถ่านหินลิกไนต์ในเตาเผาฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 125 มม. สูง 1.8 เมตร พบว่าอุณหภูมิเฉลี่ยของการเผาไหม้ประมาณ 850 องศาเซลเซียส ปริมาณ NO_x ที่เกิดขึ้นประมาณ 300 ppm ปริมาณ CO ที่เกิดขึ้นประมาณ 1466 ppm และเมื่อทำการทดลองเปลี่ยนตำแหน่งป้อนเชื้อเพลิงและตำแหน่งป้อนกลับของเบดจากตำแหน่ง 0.37 และ 0.17 เมตร ไปเป็น 0.52 และ 0.37 เมตร พบว่าการลดลงของอุณหภูมิตลอดโรเตอร์เปลี่ยนจาก 140 ไปเป็น 90 องศาเซลเซียสตามลำดับ

M. Fang, L. Yang, G. Chen, Z. Shi, Z. Lou และ K. Cen [11] ได้ทำการศึกษาการนำแกลบมาเผาไหม้ในเตาฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน จากการทดลองใช้แกลบที่อุณหภูมิห้อง (cold model) ในระบบฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน พบว่าการทำให้แกลบเกิดการฟลูอิดไคซ์ทำได้ยากแต่สามารถแก้ไขได้โดยการใช้ทรายและถ่านหินเป็นตัวช่วยให้เกิดการฟลูอิดไคซ์ ดังนั้นในการเผาไหม้จริงสำหรับการทดลองนี้จึงศึกษาผลของขนาดทราย ความเร็วของอากาศ ทำการทดลองในเตาเผาฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนขนาด 0.2×0.2 เมตร สูง 6.0 เมตร โดยขนาดของทรายที่เหมาะสมที่ทำให้การผสมได้ดีอยู่ในช่วง 0.3 – 0.8 มม. (เฉลี่ย 0.55 มม.) ความเร็วของอากาศ 0.8 – 2 เมตรต่อวินาที อัตราการป้อนแกลบ 20-40 กก./ชม. พบว่าอุณหภูมิในการเผาไหม้ 750-850 องศาเซลเซียส และการแบ่งอากาศเป็นสองส่วนจะช่วย

เพิ่มประสิทธิภาพการเผาไหม้ โดยความเร็วอากาศที่เหมาะสม 1.2 เมตรต่อวินาทีโดยแบ่งเป็นร้อยละ 70 สำหรับอากาศปฐมภูมิและร้อยละ 30 สำหรับอากาศทุติยภูมิ ปริมาณ CO ที่เกิดขึ้นอยู่ในช่วง 200 – 800 ppm ปริมาณ SO₂ อยู่ในช่วง 50 – 100 ppm และปริมาณ NO_x อยู่ในช่วง 150 - 220 ppm

K.R. Cliffe และ S. Patumsawad [12] ได้ทำการทดลองศึกษาการเผาไหม้ของกากของเสียของการผลิตน้ำมันมะกอกและถ่านหินในเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 146 มม. สูง 1.0 เมตร พบว่าอุณหภูมิการเผาไหม้เฉลี่ยอยู่ที่ 900 องศาเซลเซียส ทำการทดลองเปรียบเทียบการเผาไหม้เปรียบเทียบระหว่าง เชื้อเพลิงถ่านหินอย่างเดียว เชื้อเพลิงถ่านหินผสมกากมะกอกร้อยละ 10 พบว่าอุณหภูมิเฉลี่ยของการเผาไหม้เชื้อเพลิงถ่านหินผสมกากมะกอกร้อยละ 10 จะสูงกว่าเชื้อเพลิงถ่านหินอย่างเดียว และปริมาณ CO ที่เกิดขึ้นลดลง

E. Desroches-Ducarne, E. Marty, G. Martin และ L. Dellfose [13] ได้ทำการศึกษาถึงการเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมถ่านหินและกากของเสียจากอุตสาหกรรมในเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน ทำการทดลองที่ 800 องศาเซลเซียสอากาศเกินพอร้อยละ 70 พบว่าเมื่อสัดส่วนของกากของเสียเพิ่มขึ้น ปริมาณของ CO ที่เกิดขึ้นนั้นลดลง ปริมาณของ SO₂ ที่เกิดขึ้นนั้นลดลง ปริมาณของ NO ที่เกิดขึ้นนั้นเพิ่มขึ้น ปริมาณของ N₂O ที่เกิดขึ้นนั้นลดลง ปริมาณ HCl ที่เกิดขึ้นนั้นลดลง

L. Huilin, Z. Guangbo, B. Rushan, C. Yongjin และ D. Gidaspow [14] ได้ทำแบบจำลองของการเผาไหม้ในเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน โดยใช้โปรแกรม ASPEN โดยทำการจำลองการเผาไหม้ถ่านหิน 3.5 ตันต่อชั่วโมงในหม้อไอน้ำฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนขนาด 5.12 ตร.ม. สูง 9.3 เมตร จากแบบจำลองพบว่าบริเวณเบดหนาแน่นจะอยู่ในช่วงความสูงจากตัวกระจายอากาศ 1 เมตร อุณหภูมิไรเซอร์จะประมาณ 900 -950 องศาเซลเซียส ปริมาณ O₂ ลดลงตลอดความสูงของไรเซอร์ CO ลดลงตลอดความสูง และปริมาณ CO₂ เพิ่มขึ้นตลอดความสูงของไรเซอร์

M. Fang, L. Yang, G. Chen, Z. Luo และ K. Cen [15] ได้ทำการศึกษาการใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงในเตาเผา CFB โดยเริ่มจากการทดลองในห้องทดลองฟลูอิโดซ์เบดที่อุณหภูมิห้องขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 120 มม. สูง 2 ม.พบว่าถ้าใช้แกลบอย่างเดียวการฟลูอิโดซ์จะเกิดขึ้นในช่วงแคบ ๆ เท่านั้นถ้ามีทรายผสมด้วยจะเกิดการฟลูอิโดซ์ได้ดีกว่า ขนาดของทรายที่เหมาะสมคือ 0.55 มม. (0.3-0.8 มม.) สำหรับการทดลองที่มีการเผาไหม้ทำในเตาเผาขนาด 0.2 x 0.2 ม. สูง 6 ม. ความเร็วแก๊สอยู่ในช่วง 0.8 – 2.0 เมตรต่อวินาที อุณหภูมิในการเผาไหม้ 750-850 องศาเซลเซียส อัตราการป้อนแกลบ 20-40 กก./ชม. ใช้ทรายขนาด 0.55 มม. เป็นเบดตัวกลาง ผลการทดลองพบว่าการเผาไหม้เริ่มที่อุณหภูมิ 340 องศาเซลเซียส เนื่องจากแกลบมีสารระเหยง่ายอยู่มาก ดังนั้นการเผาไหม้ส่วนใหญ่จะเกิดในบริเวณ Freeboard อุณหภูมิ ณ ตำแหน่งที่สูงขึ้นไปสูงกว่าบริเวณส่วนล่างทุกกรณี อากาศทุติยภูมิมีผลทำให้อุณหภูมิการเผาไหม้สูงขึ้นโดยเฉพาะบริเวณที่ป้อนอากาศทุติยภูมิ และสัดส่วนของอากาศทุติยภูมิต่ออากาศทั้งหมดที่เหมาะสมคือ 30 เปอร์เซ็นต์

บทที่ 3

อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

3.1 เครื่องมือและอุปกรณ์การทดลอง

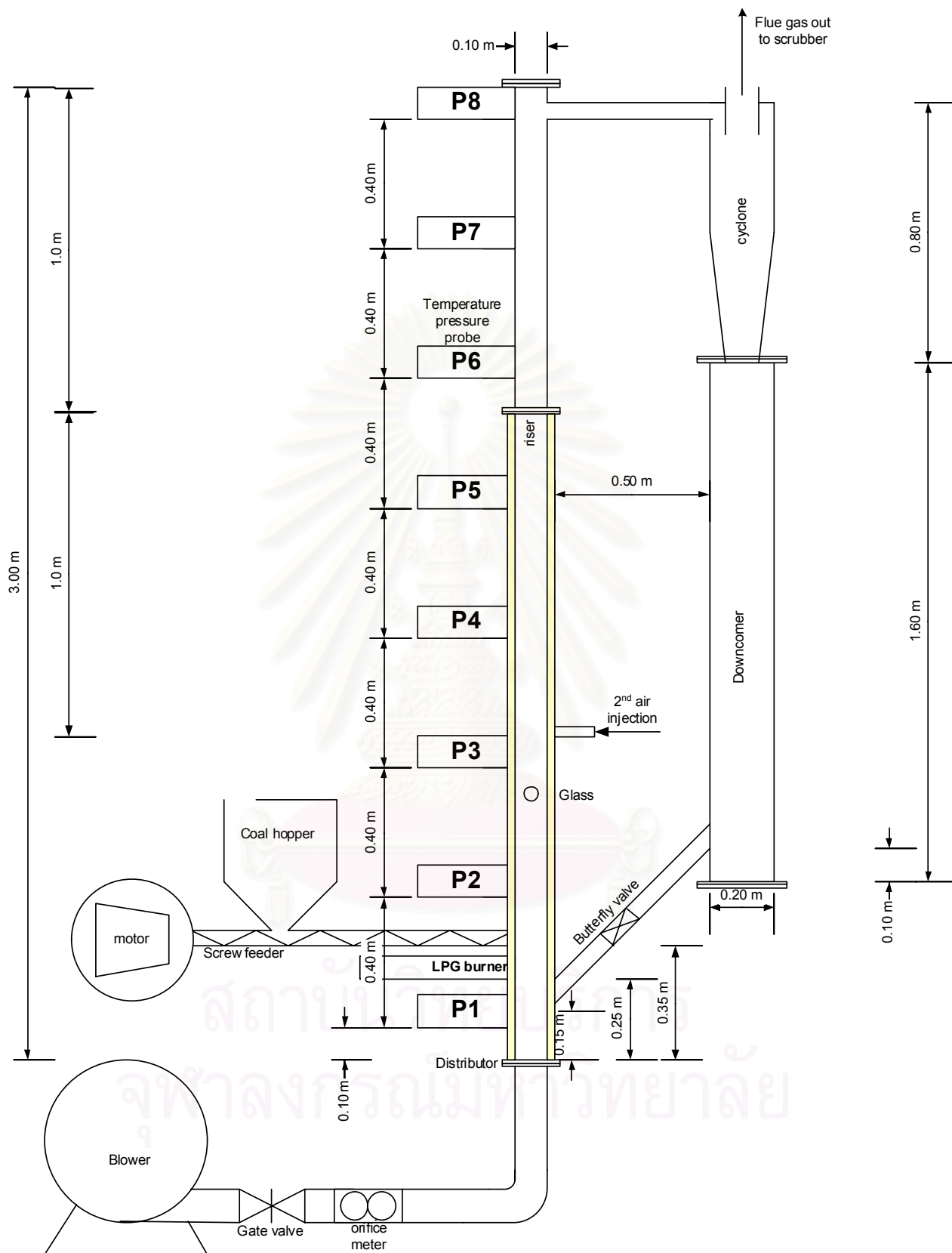
เตาเผาฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed : CFB) ส่วนประกอบที่สำคัญดังแสดงในรูปที่ 3.1

ส่วนประกอบของเตาเผาฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่สร้างขึ้นมีดังต่อไปนี้

3.1.1 ท่อไรเซอร์ (Riser)

ท่อไรเซอร์ (Riser) เป็นบริเวณที่มีการเผาไหม้แบ่งเป็น 2 ส่วนสูงรวม 3.0 เมตร ส่วนล่างภายในฉาบด้วยซีเมนต์ทนไฟ ที่มีเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 0.1 เมตร มีความหนา 5 เซนติเมตร สูง 2.0 เมตร บริเวณด้านล่างของไรเซอร์จะมีตัวกระจายอากาศ (air distributor) เป็นแบบแผ่นตะแกรงแผ่นเดียว (single perforated plate) ที่มีความละเอียด 80 mesh ($200\ \mu\text{m}$) ส่วนบนสร้างจากท่อสแตนเลส ที่มีเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 0.1 เมตร มีความหนา 5 มิลลิเมตร สูง 1.0 เมตร ดังแสดงในรูปที่ 3.2 และรูปที่ 3.3 บริเวณผนังท่อด้านไรเซอร์มีการเจาะรูขนาด 0.5 นิ้ว เพื่อสอดท่อ สแตนเลสขนาด 1/2 นิ้วไปยังกลางไรเซอร์ ที่ตำแหน่ง P1, P2, P3, P4, P5, P6, P7 และ P8 ดังในรูปที่ 3.1 สำหรับเสียบเทอร์โมคัปเปิลเพื่อวัดอุณหภูมิและเพื่อเป็นจุดสำหรับดึงแก๊สไปวัดองค์ประกอบ โดยแต่ละตำแหน่งห่างจากตัวกระจายอากาศเป็นระยะ 0.10, 0.50, 0.90, 1.30, 1.70, 2.10, 2.50 และ 2.90 เมตร ตามลำดับ มีหัวเผาแก๊สหุงต้ม (LPG burner) เป็นตัวให้ความร้อนแก่เบดในขณะเริ่มจุดเตาที่ความสูง 0.25 เมตรจากตัวกระจายอากาศ ที่ตำแหน่ง 0.35 เมตรจากตัวกระจายอากาศจะเป็นตำแหน่งที่มีการป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่เตาเผาโดยผ่าน screw feeder ซึ่งขับเคลื่อนด้วยมอเตอร์ 1 กำลังม้า และสามารถปรับอัตราการป้อนเชื้อเพลิงได้ผ่านทางมอเตอร์อินเวอร์เตอร์ (motor inverter) ที่ความสูง 0.65 เมตรจากตัวกระจายอากาศจะมีช่องกระจกสำหรับดูการเผาไหม้ในไรเซอร์ได้ ที่ความสูง 1.0 เมตรจากตัวกระจายอากาศจะเป็นตำแหน่งที่มีการป้อนอากาศทุติยภูมิ ที่ความสูง 2.9 เมตรจากตัวกระจายอากาศจะเป็นทางออกของไรเซอร์ซึ่งเป็นท่อขนาด 2 นิ้วเชื่อมต่อดังฉากไปยังปากทางเข้าไซโคลน

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 3.1 แบบจำลองเตาเผาฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียน



รูปที่ 3.2 ไรเซอร์ส่วนล่าง



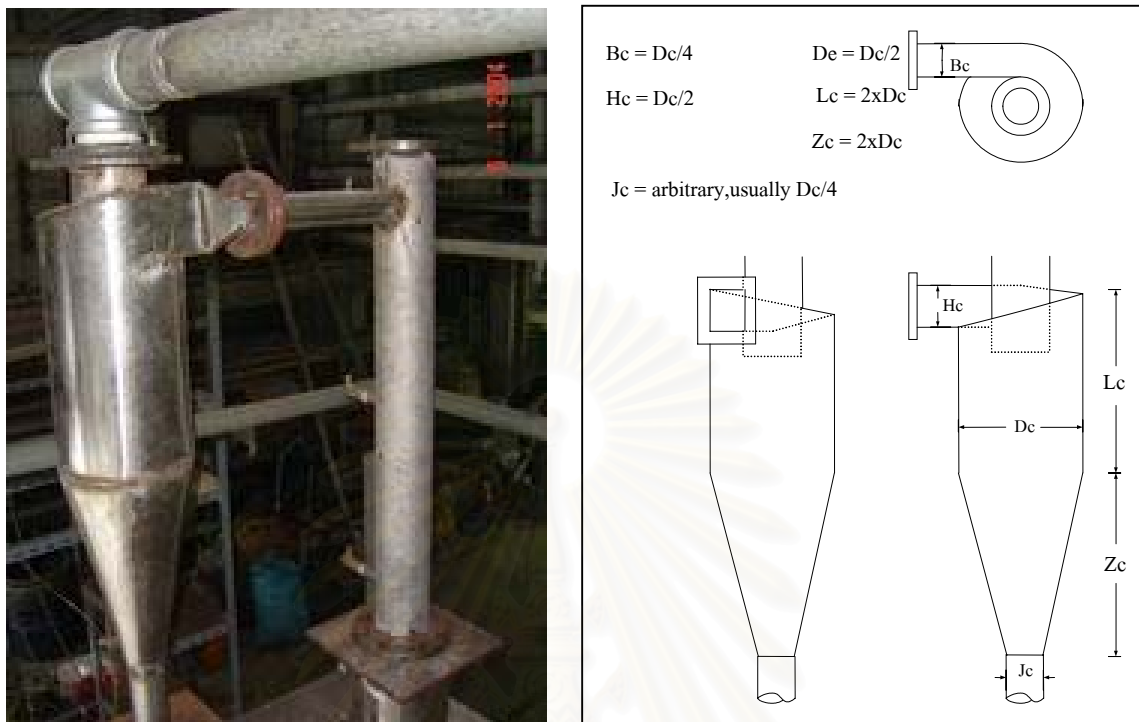
รูปที่ 3.3 ไรเซอร์ส่วนบน

* **หมายเหตุ** ในการเผาไหม้ในเตาเผา CFB ที่สร้างนี้ หลังจากที่เกิดการจุดติดและก่อนที่จะระบบจะเข้าสู่สภาวะคงตัวจะต้องทำการเปิดหัวเผา LPG burner ทิ้งไว้ก่อนเพื่อให้ทรายซึ่งเริ่มไหลเวียนในระบบได้รับความร้อนอย่างรวดเร็วโดยไม่ดับก่อน ดังนั้นจึงได้วางตำแหน่งของหัวเผาไว้เหนือตำแหน่งปากทางเข้าแอลวาล์วเพื่อให้ทรายที่เคลื่อนที่ขึ้นมาได้รับความร้อนจากเปลวไฟหัวเผา LPG โดยตรง และวางตำแหน่งของหัวเผาไว้ใต้ตำแหน่งทางเข้าของ screw feeder เพื่อให้ถ่านหินที่เริ่มป้อนเข้ามาตกลงมาได้รับความร้อนจากเปลวไฟหัวเผา LPG เช่นกัน และที่วางตำแหน่งการป้อนอากาศทุติยภูมิไว้ที่ 1 เมตร เนื่องจากต้องการให้เป็นตำแหน่งที่เพิ่มอากาศเข้าไปช่วยในการเผาไหม้ หลังจากที่อากาศปฐมภูมิถูกใช้ไปแล้วกับกระบวนการ devolatilization ถ่านหินในส่วนล่างของเตาเผา

3.1.2 ไซโคลน (Cyclone)

ไซโคลน (Cyclone) เป็นอุปกรณ์สำหรับแยกอนุภาคที่มีขนาดเล็กที่หลุดจากไรเซอร์ออกจากแก๊ส เพื่อป้องกันการฟุ้งกระจายของอากาศ ตัวไซโคลนทำจากแผ่นสแตนเลสหนา 2 มิลลิเมตร ดังแสดงในรูปที่ 3.4

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 3.4 ไชโคลน

โดยมีรายละเอียดดังต่อไปนี้

เส้นผ่านศูนย์กลางของกระบอกไชโคลน (D_c) = 20 ซม.

ทางเข้าของแก๊สและอนุภาค ($B_c \times H_c$) = 5x10 ซม.

เส้นผ่านศูนย์กลางทางออกของแก๊ส (D_e) = 20 ซม.

ความสูงของกระบอกไชโคลน (L_c) = 40 ซม.

ความสูงของกรวยไชโคลน (Z_c) = 40 ซม.

เส้นผ่านศูนย์กลางทางออกของอนุภาค (J_c) = 5 ซม.

3.1.3 ท่อป้อนกลับ (Downcomer)

ท่อป้อนกลับ (Downcomer) เป็นส่วนที่นำอนุภาคที่ถูกดักจับโดยไชโคลนป้อนกลับสู่ไรเซอร์อีกครั้ง ทำจากแผ่นสแตนเลสหนา 2 มิลลิเมตร เส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 20 เซนติเมตร สูง 1.6 เมตร ดังแสดงในรูปที่ 3.5



รูปที่ 3.5 ท่อป้อนกลับ

3.1.4 แอลวาล์ว (L-valve)

แอลวาล์ว (L-valve) เป็นส่วนที่ป้อนกลับอนุภาคจากท่อป้อนกลับสู่ท่อโรเตอร์ทำจากท่อสแตนเลส ขนาด 2 นิ้ว โดยทำมุม 45 องศา กับแนวระดับ และมีวาล์วปีกผีเสื้อ (Butterfly valve) เป็นตัวควบคุม อัตราการป้อนกลับของเบตต์วกลางให้มีค่าคงที่เท่ากับ 100 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ดังแสดงในรูปที่ 3.6

***หมายเหตุ** การที่ทำให้แอลวาล์วทำมุม 45 องศา กับแนวระดับ เนื่องจากเพื่อให้ง่ายต่อการควบคุม อัตราการป้อนกลับของเบตต์ผ่านแอลวาล์ว โดยได้สมมุติว่าอัตราการป้อนกลับของเบตต์ผ่านแอลวาล์ว ขึ้นอยู่กับมุมของลิ้นในวาล์วปีกผีเสื้อและแรงโน้มถ่วงของโลก ทำให้การปรับเทียบอัตราการป้อนกลับของเบตต์สามารถทำที่อุณหภูมิห้องได้(ภาคผนวก ข) นอกจากนี้ถ้าแอลวาล์วทำมุมระนาบกับแนวระดับจะทำให้การเคลื่อนที่ของเบตต์กลับมายังโรเตอร์ควบคุมได้ยากต้องทำการเพิ่มอากาศเข้าไปที่ด้านดาวนดัม เมอร์รี่ให้เกิดการฟลูอิดไรซ์ภายในด้วย



รูปที่ 3.6 แอลวาล์ว (วาล์วปีกผีเสื้อ)

3.1.5 อุปกรณ์เป่าอากาศ (Air blower)

อุปกรณ์ที่ใช้ในการเป่าอากาศปฐมภูมิ ในการทดลองนี้คือเครื่องเป่าอากาศ (air blower) ที่มีขนาด 15 กำลังม้า อากาศจะถูกส่งตามท่อผ่านการควบคุมโดยเกทวาล์ว (gate valve) ขนาด 4 นิ้ว ดังแสดงในรูป 3.7

อุปกรณ์ที่ใช้ในการเป่าอากาศทุติยภูมิ ในการทดลองนี้คือเครื่องอัดอากาศ (air compressor) ดังแสดงในรูป 3.8



รูป 3.7 เครื่องเป่าอากาศ



รูป 3.8 เครื่องอัดอากาศ

3.1.6 อุปกรณ์วัดอัตราการไหลของอากาศ

อุปกรณ์วัดอัตราการไหลของอากาศที่ใช้ในการวัดอัตราการเป่าอากาศปฐมภูมิ คือ Orifice meter ดังแสดงในรูปที่ 3.9

อุปกรณ์วัดอัตราการไหลของอากาศที่ใช้ในการวัดอัตราการเป่าอากาศทุติยภูมิ คือ Rotameter Rotameter ที่ทำมาจากอะครีลิกใส ภายในบรรจุลูกกลอยที่ทำมาจากสแตนเลส ช่วงอัตราการไหลของอากาศที่วัดได้ 100-1400 l/min. ดังแสดงในรูป 3.10



รูปที่ 3.9 Orifice meter



รูปที่ 3.10 Rotameter

3.1.7 ตัวให้ความร้อนอากาศก่อนเข้าเตาเผา (air preheater)

เป็นส่วนที่ทำหน้าที่ให้ความร้อนแก่อากาศก่อนเข้าเตาเผาโดยใช้เชื้อเพลิงแก๊สหุงต้มสำหรับช่วงการจุดติดเตาเผา สำหรับในช่วงสภาวะสมดุล (steady state) แล้วนั้นจะไม่มีกาให้ความร้อนแก่อากาศก่อนเข้าเตาเผา



รูปที่ 3.11 ตัวให้ความร้อนอากาศก่อนเข้าเตาเผา (air preheater)

3.1.8 ระบบป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่เตาเผา (fuel feeder)

ที่ตำแหน่ง 0.35 เมตรจากตัวกระจายอากาศจะเป็นตำแหน่งที่มีการป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่โรเตอร์โดยเชื้อเพลิงจะถูกบรรจุเข้าทาง hopper และจะถูกป้อนผ่าน screw feeder ซึ่งขับเคลื่อนมอเตอร์ 1 กำลังม้า และสามารถปรับอัตราการป้อนเชื้อเพลิงได้ผ่านทางมอเตอร์อินเวอร์เตอร์ (motor inverter) ดังแสดงในรูปที่ 3.12



รูปที่ 3.12 ระบบป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่เตาเผา (fuel feeder)

3.1.9 หัวเผาแก๊สหุงต้ม (LPG burner)

หัวเผาแก๊สหุงต้ม (LPG burner) เป็นตัวให้ความร้อนแก่เบตในขณะเริ่มจุดเตาที่ความสูง 0.25 เมตรจากตัวกระจายอากาศ



รูปที่ 3.13 หัวเผาแก๊สหุงต้ม (LPG burner)

3.1.10 กระจกทนความร้อน

ที่ความสูง 0.55 เมตรจากตัวกระจายอากาศจะมีช่องกระจกสำหรับดูการเผาไหม้ในโรเตอร์ได้



รูปที่ 3.14 กระจกทนความร้อน

3.1.11 Probe สำหรับวัดอุณหภูมิและวัดองค์ประกอบของแก๊ส

บริเวณผนังท่อด้านโรเตอร์มีการเจาะรูขนาด 0.5 นิ้ว เพื่อสอด probe ท่อสแตนเลสขนาด 1/2 นิ้ว ไปยังกลางโรเตอร์ ที่ตำแหน่ง P1, P2, P3, P4, P5, P6, P7 และ P8 ดังในรูปที่ 3.1 สำหรับเสียบเทอร์โมคัปเปิลชนิด type K ช่วงอุณหภูมิตั้งแต่ 0- 1200 องศาเซลเซียส เพื่อวัดอุณหภูมิและเพื่อเป็นจุดสำหรับดึงแก๊สไปวัดองค์ประกอบ โดยแต่ละตำแหน่งห่างจากตัวกระจายอากาศเป็นระยะ 0.10, 0.50, 0.90, 1.30, 1.70, 2.10, 2.50 และ 2.90 เมตร ตามลำดับ



รูปที่ 3.15 Probe สำหรับวัดอุณหภูมิและวัดองค์ประกอบของแก๊ส

3.1.12 ระบบดึงแก๊สออกจากโรเซอ์เพื่อวัดองค์ประกอบ

ที่ probe แต่ละตำแหน่งจะมีวาล์วซึ่งต่อท่อทองแดงเข้าสู่แผงวงจรวาล์ว (รูปที่ 3.16) สำหรับวัดองค์ประกอบของแก๊สแต่ละตำแหน่งโดยใช้ปั๊มสุญญากาศ (รูปที่ 3.17) เป็นตัวดึงแก๊สออกจากโรเซอ์ และนอกจากนั้นแผงวงจรวาล์วยังมีการติดตั้งตัวแสดงค่าอุณหภูมิแต่ละตำแหน่งด้วย



รูปที่ 3.16 แผงวงจรวาล์ว



รูปที่ 3.17 ปั๊มสุญญากาศ

3.1.13 เครื่องวัดฟลูแก๊ส (Flue gas Analyzer)

อุปกรณ์ที่ใช้สำหรับวัดองค์ประกอบของแก๊สแต่ละตำแหน่งคือเครื่องวัดฟลูแก๊ส (Flue gas Analyzer) รุ่น Testo 350 (รูปที่ 3.17) ซึ่งสามารถวัดองค์ประกอบของแก๊สชนิดต่าง ๆ ได้ดังต่อไปนี้ CO, CO₂, O₂, SO₂, NO, NO₂ โดยปริมาณของแก๊ส CO₂ และ O₂ จะวัดอยู่ในหน่วยเปอร์เซ็นต์ ส่วนปริมาณของแก๊ส CO, SO₂, NO, NO₂ จะวัดอยู่ในหน่วย part per million (ppm) แต่มีข้อจำกัดอยู่ที่การวัดปริมาณ CO นั้นสามารถวัดได้เพียง 12000 ppm โดยที่ก่อนการทดลองได้มีการปรับเทียบ (calibration) เครื่องวัดฟลูแก๊สนี้กับแก๊สมาตรฐานก่อน และทุกครั้งที่ทำการวัดองค์ประกอบของแก๊สจะต้องทำการปรับเทียบกับอากาศบริสุทธิ์ก่อนทุกครั้ง



รูปที่ 3.18 เครื่องวัดฟลูแก๊ส (Flue gas Analyzer)

3.2 วัสดุเชื้อเพลิงและสารเคมี (Fuel and material)

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาถึงการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงผสมในเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียน ซึ่งเชื้อเพลิงที่ใช้ในงานวิจัยนี้ได้แก่เชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบโดยมีทรายเป็นเบดตัวกลาง (material bed) โดยวัสดุแต่ละชนิดมีสมบัติทางกายภาพและเคมีดังต่อไปนี้

3.2.1 ถ่านหิน (Coal)

ถ่านหินที่ใช้ในงานวิจัยนี้เป็นถ่านหินลิกไนต์จากแหล่งถ่านหินแม่ทะ จ. ลำปาง ซึ่งมีสมบัติดังต่อไปนี้ ผลการวิเคราะห์โดยประมาณ (Proximate analysis)

● ร้อยละความชื้น (% moisture)	17.38
● ร้อยละสารระเหย (% Volatile matter)	37.68
● ร้อยละคาร์บอนคงตัว (% Fixed Carbon)	19.24
● ร้อยละเถ้า (% Ash)	25.70
● ร้อยละซัลเฟอร์ (% S)	1.82

ผลการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis) ไม่รวมเถ้า (Ash free)

- ร้อยละคาร์บอน (% C) 58.44
- ร้อยละไฮโดรเจน (% H) 5.16
- ร้อยละออกซิเจน (% O) 33.85
- ร้อยละไนโตรเจน (% N) 0.69
- ร้อยละซัลเฟอร์ (% S) 1.87

ค่าความร้อนคงตัว (Gross Heating Value) 22394.73 kJ/kg

ขนาดอนุภาค (sauter mean diameter) 1128 μm

ความหนาแน่นบัลค์ (bulk density) 858.7 kg/m^3

ความหนาแน่นของแข็ง (solid density) 1380 kg/m^3

3.2.2 แกลบ (Rice Husk)

ผลการวิเคราะห์โดยประมาณ (proximate analysis)

- ร้อยละความชื้น (% moisture) 10.62
- ร้อยละสารระเหย (% Volatile matter) 66.92
- ร้อยละคาร์บอนคงตัว (% Fixed Carbon) 6.87
- ร้อยละเถ้า (% Ash) 15.59

ผลการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis)

- ร้อยละคาร์บอน (% C) 39.48
- ร้อยละไฮโดรเจน (% H) 5.01
- ร้อยละออกซิเจน (% O) 52.44
- ร้อยละไนโตรเจน (% N) 0.92

ค่าความร้อนคงตัว (Gross Heating Value) 15171.73 kJ/kg

ความหนาแน่นบัลค์ (bulk density) 129.6 kg/m^3

3.2.3 ทราย (Sand)

ขนาดอนุภาค (sauter mean diameter) 275 μm

ความหนาแน่นบัลค์ (bulk density) 1553 kg/m^3

ความหนาแน่นของแข็ง (solid density) 2500 kg/m^3

3.3 สภาวะที่ใช้ในการทดลอง

ในงานวิจัยนี้จะทำการศึกษากาแฟไหม้ของเชื้อเพลิงผสมโดยกำหนดสภาวะการทดลองให้มีตัวแปรคงที่ดังต่อไปนี้

- อัตราการป้อนเชื้อเพลิง 5.8 กิโลกรัมต่อชั่วโมง
- อัตราการป้อนกลับของเบดผ่าน L-valve 100 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

3.4 ตัวแปรที่ทำการศึกษา

งานวิจัยนี้จะทำการศึกษาถึงแนวโน้มของอุณหภูมิและองค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของของโรเซออร์ ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ โดยจะศึกษาผลกระทบจากการปรับเปลี่ยนค่าตัวแปรต่าง ๆ ดังต่อไปนี้

3.4.1 อัตราส่วนของถ่านหินและชีวมวล คือ ถ่านหินอย่างเดียว ถ่านหินผสมแกลบร้อยละ 7 และ ถ่านหินผสมแกลบร้อยละ 3.5 โดยน้ำหนัก (ถ่านหิน:ชีวมวล = 100:0, 65:35 และ 80:20 โดยปริมาตร)

3.4.2 ปริมาณอากาศปฐมภูมิ ที่ป้อน 480, 700 และ 920 ลิตรต่อนาที (ประมาณ 1.0, 1.5, และ 2.0 เมตรต่อวินาที)

ฉะนั้น อนุภาคจะใช้เวลาในการเคลื่อนที่ผ่านโรเซออร์ประมาณ 1.5 – 3 วินาที

3.4.3 ปริมาณอากาศทุติยภูมิ ที่ป้อน 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที

3.5 วิธีการทดลอง

3.5.1 การเริ่มจุดเตาเผา

1. บรรจุทราย 20 กิโลกรัมใน hopper แล้วเริ่มเปิดมอเตอร์ screw feeder ปรับให้หน้าจอของ inverter แสดงค่าเท่ากับ 30 โดยเปิดอากาศปฐมภูมิ เท่ากับ 3.0 เมตรต่อวินาที เพื่อให้ทรายทั้งหมดเข้าไปบรรจุที่ด้านดาวน์คัมเมอร์ และต้องปิดวาล์วปีกผีเสื้อด้วย เพื่อไม่ให้ทรายมีการย้อนกลับสู่ด้านโรเซออร์ รจนทรายหมด
2. บรรจุถ่านหินใน hopper แล้วเริ่มเปิดมอเตอร์ screw feeder ปรับให้หน้าจอของ inverter แสดงค่าเท่ากับ 30 เป็นเวลา 5 นาที จะได้ถ่านหินอยู่ในโรเซออร์ระดับสูงจากตัวกระจายอากาศประมาณ 30 ซม.
3. เปิดอากาศจากเครื่องอัดอากาศ (air compressor) เข้าที่หัวเผาแก๊สหุงต้ม (LPG burner) ด้วยอัตราการป้อน 150 ลิตรต่อนาที แล้วเปิดแก๊ส LPG เข้าสู่หัวเผา และจุดไฟให้เปลวไฟพุ่งเข้าไปเผาไหม้ถ่านหินที่บรรจุในโรเซออร์
4. เปิดเครื่องป้อนอากาศ (air blower) และปรับอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ เท่ากับ 0.5 เมตรต่อวินาที เข้าสู่โรเซออร์เพื่อช่วยในการจุดติดของถ่านหิน

5. จุดไฟที่ตัวให้ความร้อนอากาศก่อนเข้าโรเซอ์ (air preheater) เพื่อช่วยในการจุดติดของถ่านหินได้เร็วขึ้น
6. รอจนถ่านหินในโรเซอ์ติดไฟเผาไหม้ โดยสังเกตจากอุณหภูมิ ณ จุด P1 จะค่อย ๆ สูงขึ้นเรื่อย ๆ จนเกิน 900 องศาเซลเซียส
7. หลังจากนั้นค่อย ๆ เพิ่มอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ จนสังเกตผ่านกระจกทนไฟเห็นสะเก็ดเปลวไฟเกิดขึ้นและลุกติดไฟทั้งหมดจนเห็นเปลวไฟสว่างจ้าในโรเซอ์
8. เปิดมอเตอร์ screw feeder ปรับให้หน้าจอของ inverter แสดงค่าเท่ากับ 7 ซึ่งเป็นอัตราการป้อนเชื้อเพลิง 5.8 กิโลกรัมต่อชั่วโมง
9. รอจนอุณหภูมิตลอดโรเซอ์ค่อนข้างคงที่ (อุณหภูมิที่ส่วนบนเกิน 700 องศาเซลเซียส) จึงเริ่มเปิดวาล์วปีกผีเสื้อที่ละน้อยต้องระวังอย่าให้ในโรเซอ์ดับจนถึงเปอร์เซ็นต์การเปิดวาล์วปีกผีเสื้อที่ 50% (เท่ากับอัตราการป้อนกลับของเบดส์โรเซอ์ 100 กิโลกรัมต่อชั่วโมง)
10. รอจนอุณหภูมิในโรเซอ์คงที่แล้วปิด air preheater และ air burner
11. รอจนอุณหภูมิต่ำละตำแหน่งคงที่จึงเริ่มบันทึกค่าต่าง ๆ ได้

* **หมายเหตุ** ที่ไม่ได้ทำการผสมถ่านหินและทรายแล้วจึงบรรจุในโรเซอ์เพื่อเริ่มการจุดติดเตาเผาในขั้นตอนที่ 2 เนื่องจากในการทดลองแล้วพบว่าจะใช้เวลาในการจุดติดนานกว่าการใส่ถ่านหินอย่างเดียว

3.5.2 การทดลองการเผาไหม้โดยปรับเปลี่ยนค่าตัวแปรต่าง ๆ

1. หลังจากเริ่มจุดติดเตาเผา รอจนระบบเข้าสู่สภาวะคงที่ (steady state) เป็นเวลาพอสมควรแล้ว จึงจะสามารถเริ่มปรับเปลี่ยนค่าตัวแปรต่าง ๆ ได้
2. เมื่อทำการปรับค่าตัวแปรใด ๆ ใหม่ ต้องรอให้ระบบเข้าสู่สภาวะคงที่ (steady state) ใหม่ เป็นเวลาพอสมควรจึงจะเริ่มบันทึกค่าต่าง ๆ ได้

3.5.2 การปิดระบบเผาไหม้เตาเผา

1. จากสภาวะคงที่ (steady state) เมื่อต้องการปิดระบบเผาไหม้ให้หยุดการป้อนเชื้อเพลิงก่อน
2. รอจนอุณหภูมิต่ำ ๆ ลดลงพอสมควร แล้วปิดวาล์วปีกผีเสื้อเพื่อให้เบดทั้งหมดเข้าไปอยู่ในด้านดาวน์คัมเมอร์
3. หยุดการป้อนอากาศเข้าสู่โรเซอ์ รอจนอุณหภูมิต่ำในดาวน์คัมเมอร์เย็นจนถึงอุณหภูมิกปกติจึงสามารถนำเบดออกจากเครื่องได้ โดยเปิดออกทางวาล์วด้านล่างดาวน์คัมเมอร์

บทที่ 4

ผลการทดลองและวิเคราะห์ผลการทดลอง

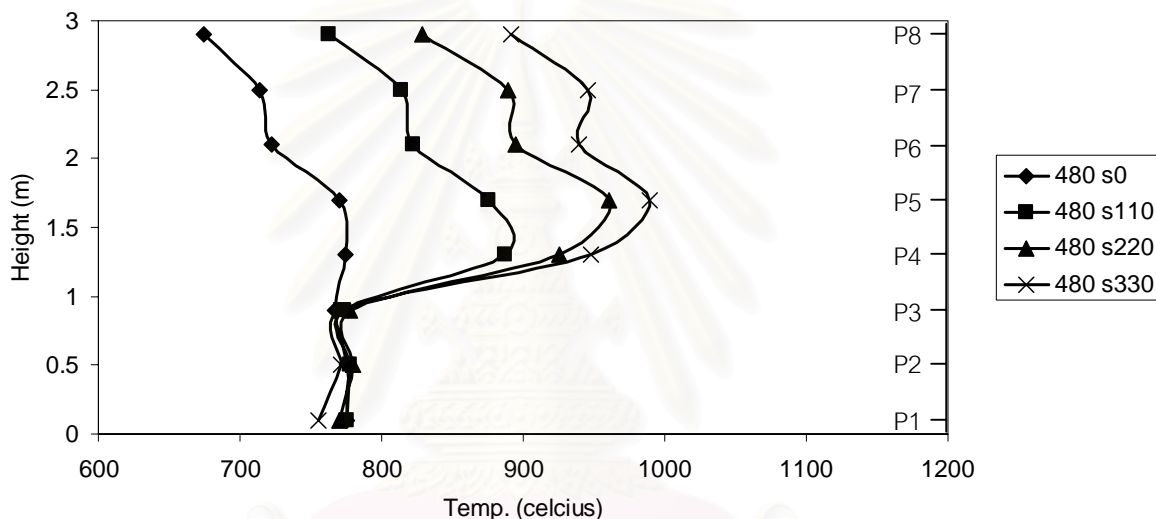
งานวิจัยนี้ศึกษาการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและชีวมวลในเครื่องฟลูอิโดเบดแบบหมุนเวียนด้านไรเซอร์ โดยจะศึกษาถึงผลของสัดส่วนของเชื้อเพลิงได้แก่ถ่านหินและแกลบ อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ (primary air) อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ (secondary air) ที่มีต่ออุณหภูมิ และองค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ โดยทำการวัดอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ โดยเทอร์โมคัปเปิลและวัดองค์ประกอบของแก๊ส โดยเครื่องมือวัดฟลูแก๊ส (Flue gas analyzer)

4.1 ผลการทดลองการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงถ่านหิน

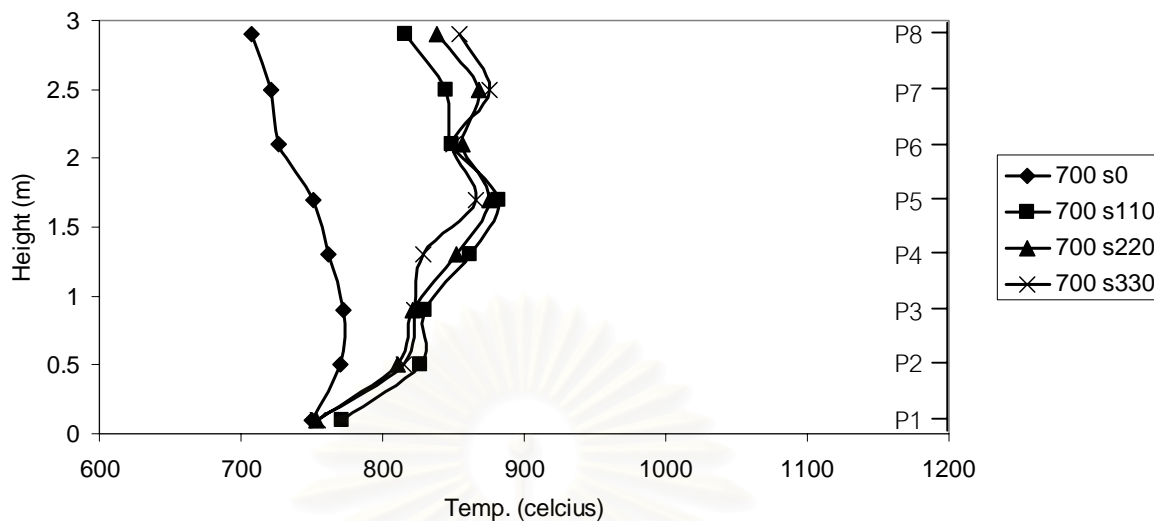
แนวโน้มของอุณหภูมิการเผาไหม้เชื้อเพลิงถ่านหินตลอดไรเซอร์

จากข้อมูลการทดลองวัดอุณหภูมิการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงถ่านหิน ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ตามความสูงของไรเซอร์ (ภาคผนวก ก) เมื่ออัตราการป้อน 5.8 กิโลกรัมต่อชั่วโมง อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิเท่ากับ 480 ลิตรต่อนาที และปรับอัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ จะได้กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิกับความสูง ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ ดังแสดงในรูปที่ 4.1 เมื่อพิจารณาที่อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิเท่ากับ 480 ลิตรต่อนาที พบว่าที่บริเวณส่วนล่างของไรเซอร์ (ตำแหน่ง P1-P3) อุณหภูมิของทุติยภูมิปรับเปลี่ยนอัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิแทบจะเท่ากันอยู่ที่ประมาณ 780 องศาเซลเซียส ส่วนบริเวณตั้งแต่ตำแหน่ง P4-P8 จะเห็นความแตกต่างของแนวโน้มอุณหภูมิสำหรับแต่ละอัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิอย่างชัดเจน พอสรุปได้ดังนี้ สำหรับอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาทีกับอัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที (480 s0) อุณหภูมิตั้งแต่ P3 ขึ้นไปจะค่อย ๆ ลดลงทีละน้อยตามตำแหน่งความสูงที่เพิ่มขึ้นอยู่ในช่วง 680 – 780 องศาเซลเซียส เมื่อมีการป้อนอากาศทุติยภูมิเพิ่มที่ตำแหน่งความสูง 1.0 เมตร เท่ากับ 110 ลิตรต่อนาที (480 s110) พบว่าอุณหภูมิที่ตำแหน่ง P4 เพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัดเป็น 900 องศาเซลเซียส แล้วค่อย ๆ ลดลงตามความสูงที่เพิ่มขึ้นจนที่ตำแหน่ง P8 มีอุณหภูมิเหลือประมาณ 800 องศาเซลเซียส เนื่องจากการเพิ่มอากาศทุติยภูมิเข้าไปที่ตำแหน่ง P4 ทำให้การเผาไหม้เพิ่มขึ้นในทันทีที่อุณหภูมิจึงสูงขึ้นและเมื่ออากาศและเชื้อเพลิงถูกใช้ไปอุณหภูมิจึงค่อย ๆ ลดลงตามความสูง ประกอบกับที่ไรเซอร์ส่วนบนนั้นสร้างมาจากท่อสแตนเลส ทำให้มีการสูญเสียความร้อนจากเตาเผาไปสู่บรรยากาศได้ง่ายกว่าไรเซอร์ส่วนล่างซึ่งสร้างมาจากซีเมนต์ทนไฟ ดังนั้นอุณหภูมิจึงมีบริเวณส่วนบนจึงมีการลดลงอย่างเห็นได้ชัด และเมื่อมีการป้อนอากาศทุติยภูมิเพิ่มขึ้นอีกเป็น 220 และ 330 ลิตรต่อนาที (480 s220, 480 s330) พบว่าอุณหภูมิตั้งแต่ P4 ขึ้นไปมีแนวโน้มเช่นเดียวกันแต่มีการขยับสูงขึ้นอีกจนอยู่ในช่วง 850-950 องศาเซลเซียส และ 900-1000 องศาเซลเซียสตามลำดับ เนื่องจากการเพิ่มการป้อนอากาศทุติยภูมิขึ้นอีกเป็นการเพิ่มการ

เผาไหม้ให้ดีขึ้นอีก และการเพิ่มอากาศศุติยภูมิเข้าไปนั้น ความเร็วของอากาศศุติยภูมิที่เข้าไปในลักษณะตั้งฉากกับการเคลื่อนที่ขึ้นของอนุภาคและอากาศปฐมภูมิ จะมีส่วนขัดขวางการเคลื่อนที่ขึ้นของอนุภาคด้วย ทำให้เชื้อเพลิงที่ควรเคลื่อนที่ขึ้นไปเผาไหม้ข้างบนได้มากกว่านี้กลับชะลอการเคลื่อนที่ขึ้นและเกิดการเผาไหม้บริเวณนี้มากขึ้นทำให้บริเวณ P4 มีอุณหภูมิสูงขึ้น ยิ่งมีการป้อนอากาศศุติยภูมิมากขึ้น ถ่านหินยิ่งเคลื่อนที่ขึ้นไปเผาไหม้ด้านบนมากขึ้นอุณหภูมิจึงยิ่งสูงขึ้น แสดงให้เห็นว่าอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที เพียงพอสำหรับการทำให้เกิดสภาวะการเคลื่อนที่ในเตาเผาระบบฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่สร้างและเกิดการเผาไหม้ได้บ้าง ต้องมีการเพิ่มปริมาณอากาศศุติยภูมิเข้าไปช่วยในการเผาไหม้ด้วย



รูปที่ 4.1 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างๆของโรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิง ถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศศุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ



รูปที่ 4.2 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างๆของโรเตอร์ สำหรับเชื้อเพลิง

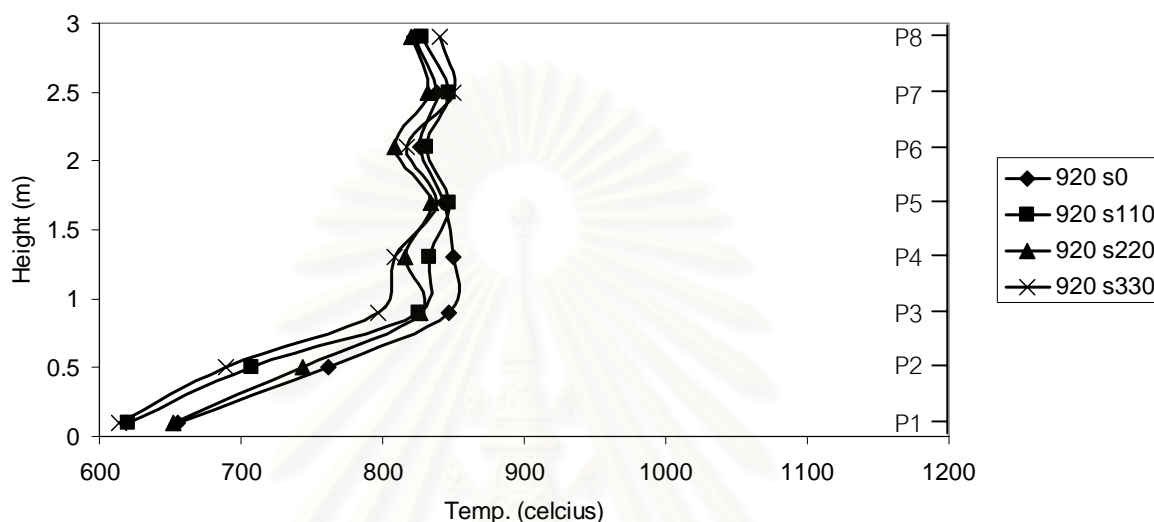
ถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

จากรูปที่ 4.2 แสดงผลการทดลองการเผาไหม้ถ่านหิน เมื่อทำการปรับอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิเป็น 700 ลิตรต่อนาที พบว่าเมื่อเปรียบเทียบระหว่างอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิเป็น 480 ลิตรต่อนาที กับอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที (480 s0) และอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที กับอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที (700 s0) จะเห็นได้ว่าแนวโน้มของอุณหภูมิตลอดโรเตอร์ทั้งสองคล้ายกันแต่ที่อากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อุณหภูมิจะสูงและค่อนข้างจะคงที่มากกว่าอยู่ในช่วง 700-780 องศาเซลเซียส ทั้งนี้เนื่องจากการที่มีปริมาณอากาศที่ป้อนมากกว่าการเผาไหม้จึงดีกว่า

และเมื่อมีการปรับเพิ่มการป้อนอากาศทุติยภูมิเป็น 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ พบว่าอุณหภูมิ P2 และ P3 ขยับสูงขึ้น และตั้งแต่ P4 ขึ้นไปอุณหภูมิก่อนข้างที่จะคงที่อยู่ในช่วงประมาณ 850-900 องศาเซลเซียส โดยจะสังเกตเห็นว่าแนวโน้มของอุณหภูมิตั้ง 3 เส้นแทบจะเป็นเส้นเดียวกัน แสดงให้เห็นว่าอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที เพียงพอสำหรับการเผาไหม้ในเตาเผาแบบฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนที่สร้าง และถ้ามีการเพิ่มปริมาณอากาศทุติยภูมิเข้าไปช่วยในการเผาไหม้ด้วยจะทำให้มีประสิทธิภาพดียิ่งขึ้น โดยปริมาณอากาศทุติยภูมิเท่ากับ 110 ลิตรต่อนาที ก็เพียงพอสำหรับการเผาไหม้ที่มีประสิทธิภาพแล้ว การเพิ่มปริมาณอากาศทุติยภูมิมากกว่านี้ไม่ค่อยส่งผลต่ออุณหภูมิตลอดโรเตอร์

เมื่อสังเกตเปรียบเทียบแนวโน้มอุณหภูมิตั้งการเผาไหม้ที่อากาศปฐมภูมิที่ 480 และ 700 ลิตรต่อนาที (ภาพที่ 4.1 และ 4.2) จะเห็นว่าแนวโน้มของการเผาไหม้ที่อุณหภูมิ 700 ลิตรต่อนาทีจะมีแนวโน้มที่ค่อนข้างสม่ำเสมอตลอดทั้งโรเตอร์และบริเวณที่มีส่วนกลางของคอลัมน์ P4 -P 6 จะมีอุณหภูมิต่ำ

กว่า เนื่องมาจากการป้อนอากาศปฐมภูมิที่ 700 ลิตรต่อนาทีซึ่งเป็นความเร็วมากกว่าที่ 400 ลิตรต่อนาที ส่งผลให้ ผลกระทบในการขัดขวางการเคลื่อนที่ขึ้นของอนุภาคจากการป้อนอากาศทุติยภูมิมีน้อยกว่าที่ 400 ลิตรต่อนาที ทำให้ถ่านหินสามารถเคลื่อนที่ขึ้นไปเกิดการเผาไหม้ด้านบนบนได้ดีกว่าไม่เกิดการสะสมที่บริเวณส่วนกลางมาก จึงทำให้อุณหภูมิบริเวณส่วนกลางต่ำกว่าและอุณหภูมิจึงสม่ำเสมอตลอดโรเซออร์

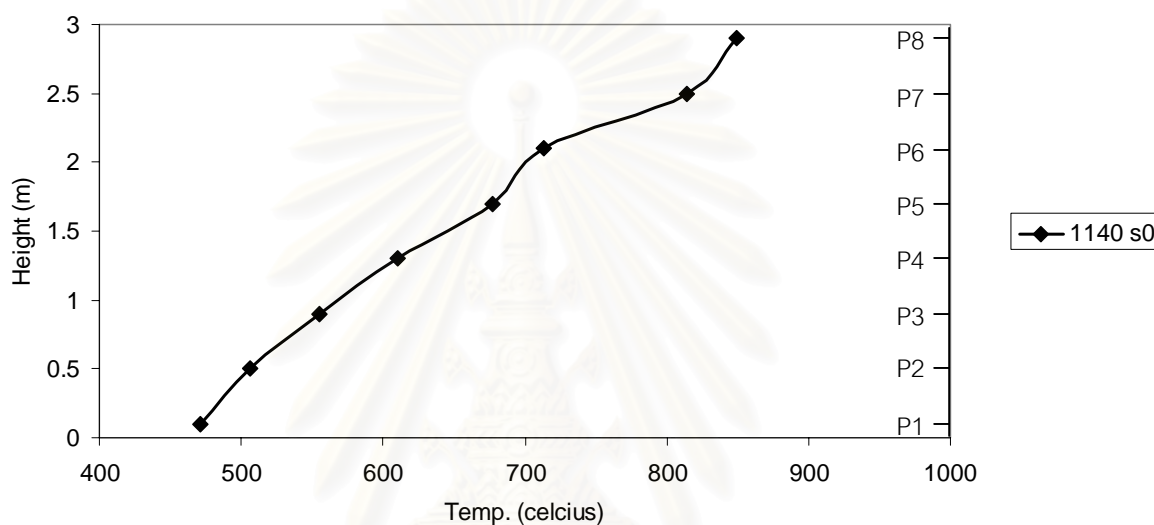


รูปที่ 4.3 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างๆของโรเซออร์ สำหรับเชื้อเพลิง

ถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 300 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

เมื่อพิจารณาจากรูปที่ 4.3 แสดงแนวโน้มของอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของโรเซออร์ในการเผาไหม้ถ่านหิน เมื่อทำการปรับอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิเป็น 920 ลิตรต่อนาที โดยทำการปรับการป้อนอากาศทุติยภูมิเป็น 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที เช่นเดียวกัน พบว่า แนวโน้มของของอุณหภูมิทุกการทดลองแทบไม่มีความแตกต่างกันเลย โดยจะสังเกตเห็นว่าเมื่อเปรียบเทียบกับ การเผาไหม้ที่การป้อนอากาศปฐมภูมิเป็น 480 และ 700 ลิตรต่อนาที แล้ว ที่อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อุณหภูมิบริเวณส่วนล่างของเตาเผา (P1, P2) อุณหภูมิจะต่ำกว่าอย่างเห็นได้ชัดประมาณ 600-750 องศาเซลเซียส เนื่องจากปริมาณอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที นั้นเร็วมากจนทำให้เชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าที่ตำแหน่ง 0.35 เมตรนั้นไม่ได้ตกลงมาเผาไหม้ที่บริเวณ P1 และอากาศปฐมภูมิที่ป้อนนั้นไม่มีการให้ความร้อนก่อน จึงส่งผลให้บริเวณส่วนล่างของโรเซออร์มีอุณหภูมิต่ำ การเผาไหม้จะเริ่มมากขึ้นตั้งแต่บริเวณ P2 และตั้งแต่บริเวณ P3-P8 อุณหภูมิค่อนข้างจะคงที่ตลอดโรเซออร์ประมาณ 850 องศาเซลเซียส และทุกอัตราการป้อนอากาศทุติยภูมินั้นแนวโน้มของอุณหภูมิแทบจะไม่มีแตกต่างกันเลย เนื่องจากอากาศปฐมภูมิที่เข้ามามากมีอัตราเร็วมากถ่านหินจะถูกพัดขึ้นไปเผาไหม้ที่บริเวณส่วน

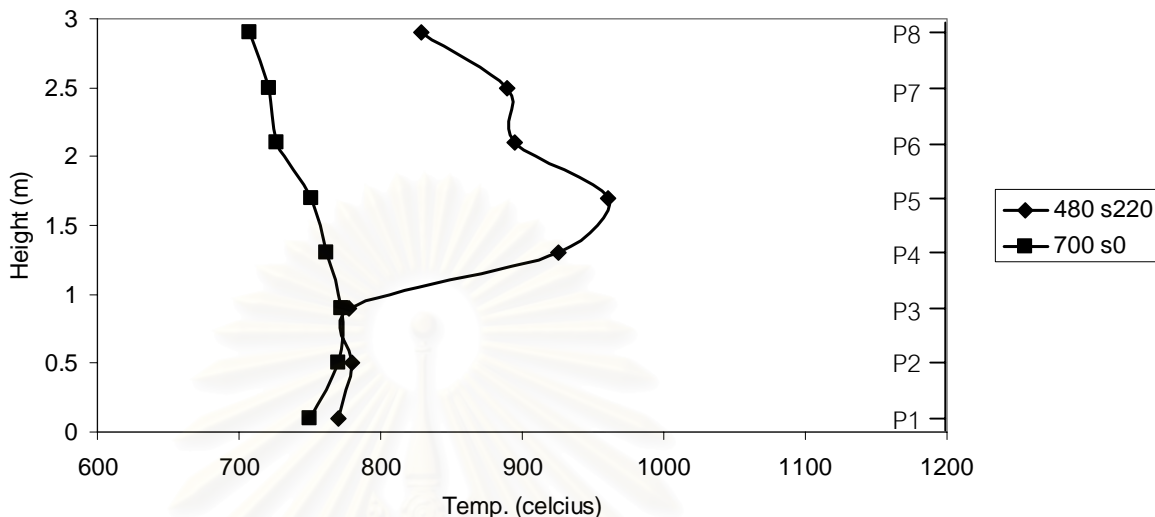
กลางและส่วนบน และเกิดการสะสมของเชื้อเพลิงบริเวณส่วนบนเนื่องจากการระบายออกไปจากโรเซอร์ไม่ทัน และเนื่องจากความสูงของโรเซอร์นั้นอาจน้อยไปทำให้ความแตกต่างของถ่านหินที่สะสมอยู่บริเวณนั้นไม่ต่างกัน ทำให้แนวโน้มอุณหภูมิของแต่ละอัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิไม่แตกต่างกัน ถ้าเตาเผามีความสูงมากกว่านี้อาจเห็นความแตกต่างของแนวโน้มอุณหภูมิได้ชัดเจนกว่านี้ แสดงให้เห็นว่าปริมาณอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที มากเพียงพอสำหรับการเผาไหม้ในเตาเผาที่ได้สร้างแล้ว การเพิ่มอากาศทุติยภูมิแทบไม่มีผลต่ออุณหภูมิการเผาไหม้ในเตาเผาเลย



รูปที่ 4.4 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างๆของโรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 1140 ลิตรต่อนาที กับอัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที สำหรับการเผาไหม้ถ่านหิน ในเตาเผาฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนที่สร้างเมื่อทำการปรับอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิเป็น 1140 ลิตรต่อนาที (2.5 เมตรต่อวินาที) ได้ผลการทดลองแนวโน้มอุณหภูมิตลอดโรเซอร์ดังแสดงในรูปที่ 4.4 ซึ่งสังเกตเห็นว่าที่บริเวณส่วนล่างของเตาเผาอุณหภูมิจะต่ำมาก ประมาณ 450 องศาเซลเซียสและจะเพิ่มขึ้นตามระดับความสูงจนถึงตำแหน่ง P8 อุณหภูมิจะสูงถึงประมาณ 900 องศาเซลเซียส และเมื่อสังเกตเตาเผาด้วยตาเปล่าก็จะสามารถเห็นว่าการเผาไหม้นั้นจะขึ้นไปเกิดบริเวณส่วนบนและไซโคลนแทน ซึ่งแนวโน้มอุณหภูมิตลอดโรเซอร์แตกต่างจากแนวโน้มอุณหภูมิของอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480, 700 และ 920 ลิตรต่อนาทีอย่างชัดเจน ซึ่งไม่ใช่แนวโน้มอุณหภูมิในระบบของฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนแล้ว

รูปที่ 4.5, 4.6, 4.7 และ 4.8 แสดงให้เห็นถึงผลของการป้อนอากาศทุติยภูมิที่มีต่อแนวโน้มของอุณหภูมิตลอดโรเซอร์ แต่ละรูปจะเป็นการเปรียบเทียบระหว่างการเผาไหม้ที่มีการป้อนอากาศทั้งหมดเท่ากัน โดยรูปที่ 4.5 เป็นการเปรียบเทียบระหว่างอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที กับอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่อนาที (480 s220) และอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที กับ

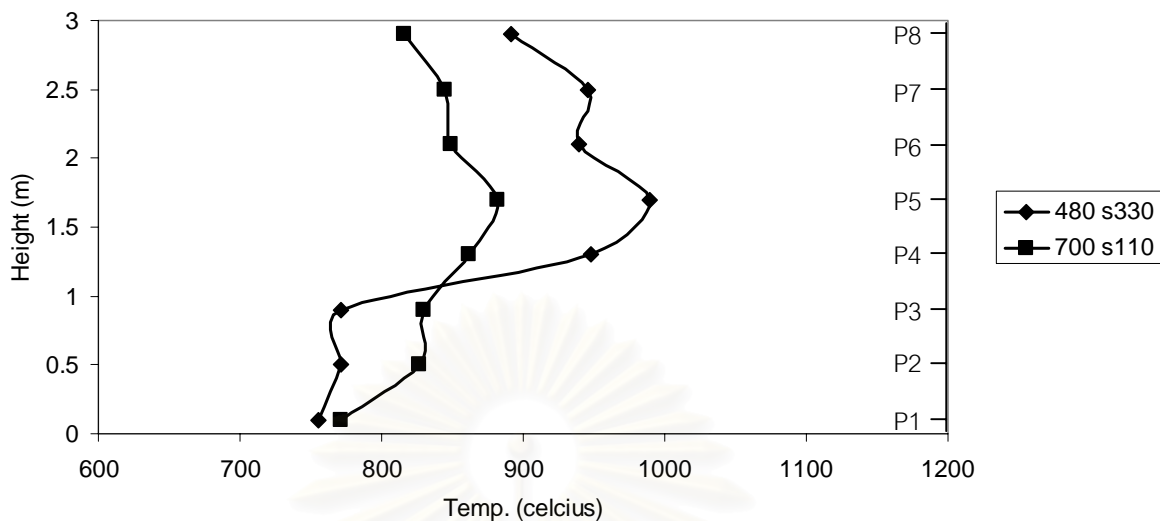
อากาศหตุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที (700 s0) ซึ่งมีอัตราการป้อนรวมเท่ากับ 700 ลิตรต่อนาที ทั้งคู่ เช่นเดียวกันกับรูปที่ 4.6, 4.7 และ 4.8 ซึ่งอัตราการป้อนรวมเท่ากับ 810, 920 และ 1030 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ



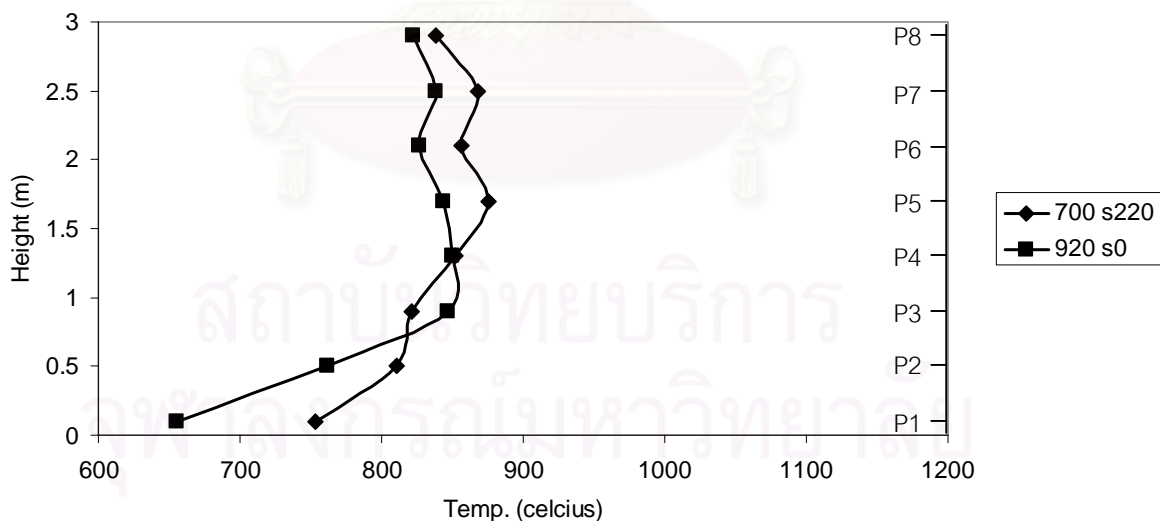
รูปที่ 4.5 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างๆของโรเตอร์ สำหรับเชื้อเพลิง

ถ่านหิน การป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที กับอากาศหตุติยภูมิ 220 ลิตรต่อนาที และ อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที กับอากาศหตุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที

จากรูปที่ 4.5 และรูปที่ 4.6 ซึ่งมีปริมาณการป้อนอากาศรวมเท่ากับ 700 และ 810 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ จะเห็นได้ว่าเมื่อมีการแบ่งอากาศไปป้อนที่อากาศหตุติยภูมิ จะทำให้แนวโน้มของอุณหภูมิ ณ ตำแหน่ง P4-P8 ของการป้อนอากาศหตุติยภูมิมากกว่า จะมีอุณหภูมิจะสูงกว่า แสดงให้เห็นว่าสำหรับการป้อนอากาศรวมเท่ากับ 700 และ 810 ลิตรต่อนาที การแบ่งอากาศไปป้อนที่ตำแหน่งอากาศหตุติยภูมิมากกว่าจะทำให้เกิดการเผาไหม้ได้ดีกว่า

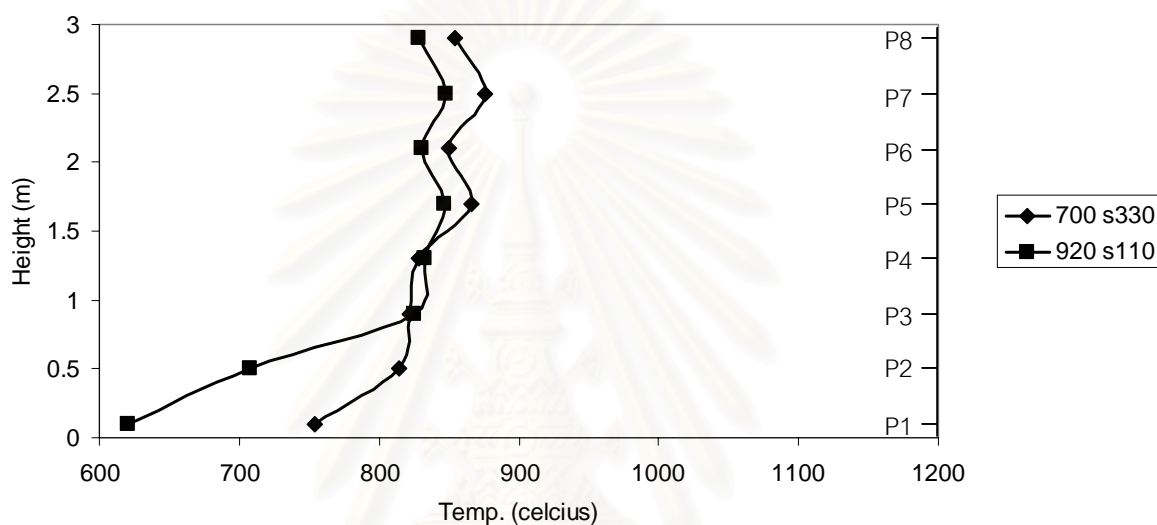


รูปที่ 4.6 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างๆของโรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิง ถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที กับอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่อนาที และอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที กับอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที



รูปที่ 4.7 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างๆของโรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิง ถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที กับอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่อนาที และอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที กับอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที

เมื่อพิจารณาแนวโน้มของอุณหภูมิตลอดโรเซอรัของการเผาไหม้โดยมีปริมาณการป้อนอากาศรวมเท่ากับ 920 และ 1030 ลิตรต่อนาที ดังแสดงในรูปที่ 4.7 และรูปที่ 4.8 ตามลำดับ จะเห็นได้ว่า ณ ตำแหน่ง P3-P8 แนวโน้มของอุณหภูมิแต่ละคู่การทดลองใกล้เคียงกันมาก แสดงว่าการป้อนอากาศรวมเท่ากับ 920 และ 1030 ลิตรต่อนาที มากเพียงพอสำหรับการเผาไหม้และไม่จำเป็นต้องมีการแบ่งอากาศไปป้อนที่ตำแหน่งอากาศทุติยภูมิ



รูปที่ 4.8 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างๆของโรเซอรั สำหรับเชื้อเพลิง

ถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที กับอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่อนาที และอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที กับอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที

จากผลการทดลองแนวโน้มของอุณหภูมิตลอดโรเซอรัของการเผาไหม้ถ่านหินในเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ได้สร้างขึ้น ดังที่แสดงในกราฟผลการทดลองรูปที่ 4.1 ถึงรูปที่ 4.8 นั้นสามารถสรุปได้ว่าสภาวะที่ทำให้เกิดการเผาไหม้ในเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ได้สร้างขึ้นคือที่อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิในช่วง 480 – 920 ลิตรต่อนาที (ความเร็วประมาณ 1.0 -2.0 เมตรต่อวินาที) สำหรับอัตราการป้อนถ่านหิน 5.8 กิโลกรัมต่อชั่วโมง. และอัตราการป้อนกลับของเบดผ่าน L-valve 100 กิโลกรัมต่อชั่วโมง. อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิที่ 480 ลิตรต่อนาที (ประมาณ 1.0 เมตรต่อวินาที) เป็นอัตราการป้อนอากาศที่เริ่มทำให้ระบบเกิดสภาวะ fast fluidization และหมุนเวียนเบดเป็นระบบฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนได้ แต่ยังไม่เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ได้ เมื่อมีการเพิ่มอากาศทุติยภูมิจะทำให้การเผาไหม้สมบูรณ์ขึ้น ตามปริมาณอากาศทุติยภูมิที่ป้อน ที่การป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที (ประมาณ 1.5 เมตรต่อวินาที) โดยไม่มีการป้อนอากาศทุติยภูมิการเผาไหม้จะไม่ค่อยสมบูรณ์ ต้องทำ

การป้อนอากาศหัตถิยภูมิเช่นกัน ที่การป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที (ประมาณ 2.0 เมตรต่อวินาที) การป้อนอากาศหัตถิยภูมิแทบจะไม่มีผลต่อการเผาไหม้ แสดงว่าอากาศ 920 ลิตรต่อนาที นั้นพอเพียงต่อการเผาไหม้แล้ว และถ้าเพิ่มอากาศปฐมภูมิเป็น 2.5 เมตรต่อวินาที นั้นระบบจะไม่ใช้ CFB อุณหภูมิในการเผาไหม้ในระบบ CFB ค่อนข้างจะคงที่ตลอดไรเซอร์ อยู่ในช่วงประมาณ 800 -1000 องศาเซลเซียส และที่ปริมาณการป้อนอากาศรวม(อากาศปฐมภูมิและอากาศหัตถิยภูมิ)เท่ากัน อุณหภูมิในไรเซอร์จะสูงกว่าเมื่อมีการแบ่งอากาศไปป้อนในตำแหน่งอากาศหัตถิยภูมิมากกว่าสำหรับที่อัตราการป้อนอากาศรวมน้อยกว่า 920 ลิตรต่อนาที และที่ปริมาณการป้อนอากาศรวมตั้งแต่ 920 ลิตรต่อนาที ขึ้นไปปริมาณการป้อนอากาศหัตถิยภูมิแทบไม่มีผลต่อการเผาไหม้เลย

เมื่อเปรียบเทียบกับงานวิจัยเกี่ยวกับการเผาไหม้ถ่านหินในเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนหลาย ๆ ท่าน ได้แก่ S. De [5] , X.S. Wang [6] , J. Zhao [8] , H. Topal [9] และ G. Ozkan [10] แล้วพบว่าแนวโน้มของอุณหภูมิการเผาไหม้ถ่านหินตลอดไรเซอร์เป็นไปในทิศทางเดียวกันคือจะค่อนข้างคงที่ อยู่ในช่วง 800-900 องศาเซลเซียส

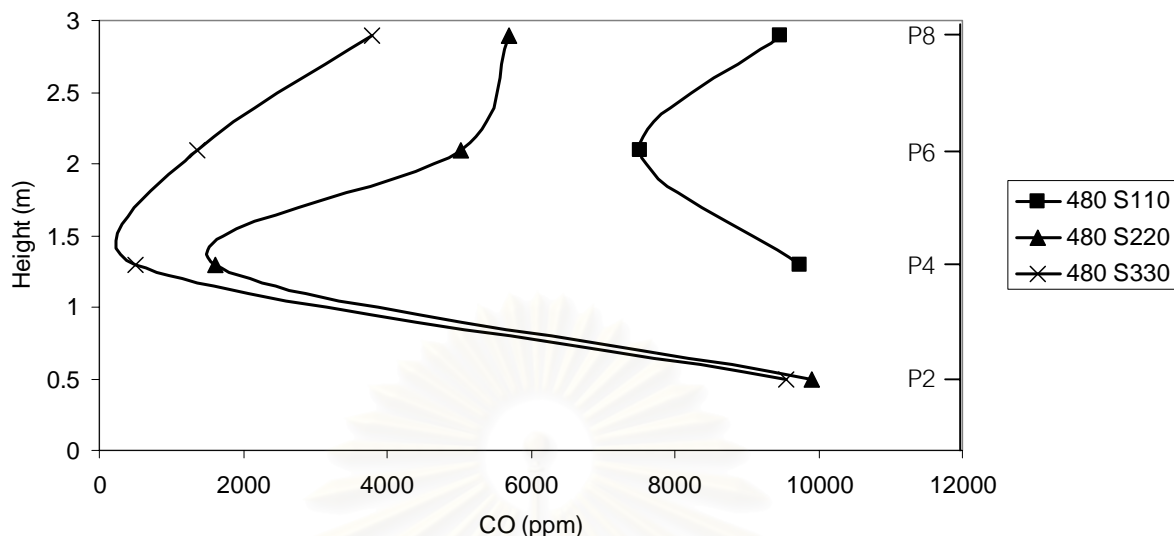
องค์ประกอบของแก๊สจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงถ่านหิน ตลอดไรเซอร์

ในการวัดองค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์จะใช้เครื่องวัดฟลูแก๊สในการวัดค่าปริมาณองค์ประกอบแก๊สชนิดต่าง ๆ ได้แก่ CO, CO₂, O₂, SO₂, NO, NO₂ ณ ตำแหน่งสูงจากตัวกระจายอากาศ 50, 130, 210 และ 290 ซม. (P2, P4, P6 และ P8) ตามลำดับ โดยจะใช้ปั๊มสุญญากาศในการดึงแก๊สจากตำแหน่งต่าง ๆ ออกมาวัดนอกตัวเตาเผา ปริมาณของแก๊ส CO₂ และ O₂ จะวัดอยู่ในหน่วยร้อยละ (%) ส่วนปริมาณของแก๊ส CO, SO₂, NO, NO₂ จะวัดอยู่ในหน่วย part per million (ppm)

แนวโน้มของปริมาณแก๊ส CO ตลอดไรเซอร์

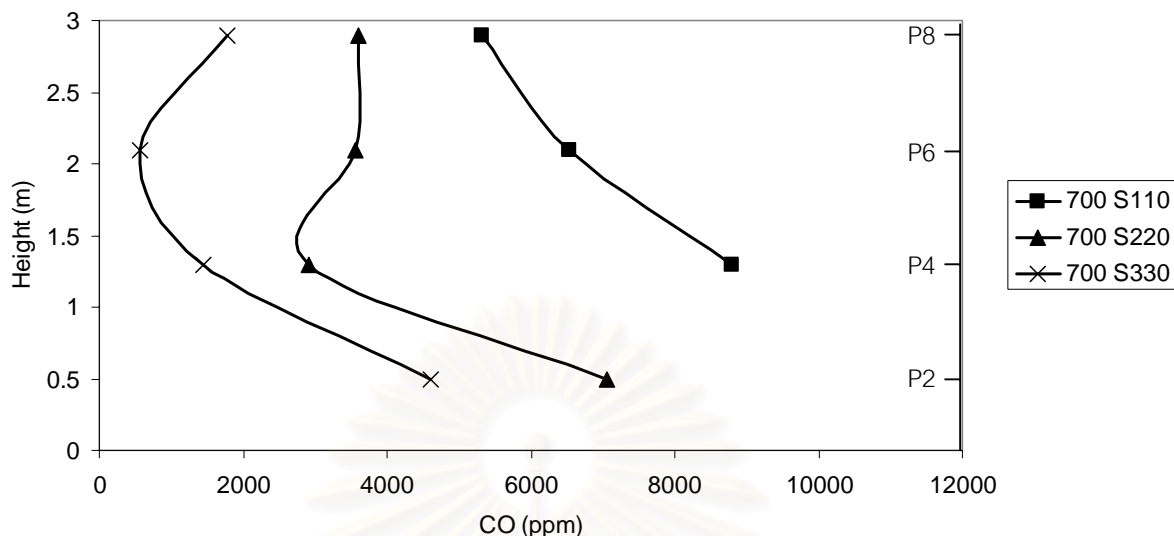
เนื่องจากความสามารถของเครื่องวัดฟลูแก๊สที่ใช้ในงานวิจัยนี้สามารถวัดปริมาณแก๊ส CO ได้เพียง 12000 ppm เท่านั้น ดังนั้นแนวโน้มของปริมาณแก๊ส CO ตลอดไรเซอร์จึงถูกจำกัดไว้ด้วยประสิทธิภาพของเครื่องวัดฟลูแก๊สดังกล่าว

แนวโน้มของปริมาณแก๊ส CO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับการเผาไหม้เชื้อเพลิงถ่านหิน ในเตาเผาฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที และมีการปรับเปลี่ยนอัตราการป้อนอากาศหัตถิยภูมิได้แก่ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ นั้นได้แสดงให้เห็นในรูปที่ 4.9 ซึ่งจะสังเกตเห็นว่าไม่มีแนวโน้มของปริมาณแก๊ส CO เมื่ออัตราการป้อนอากาศหัตถิยภูมิเท่ากับ 0 ลิตรต่อนาที และที่ตำแหน่ง P2 ของอัตราการป้อนอากาศเท่ากับ 110 ลิตรต่อนาที ก็ไม่สามารถวัดได้เช่นเดียวกัน เนื่องจากปริมาณแก๊ส CO มากกว่า 12000 ppm



รูปที่ 4.9 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

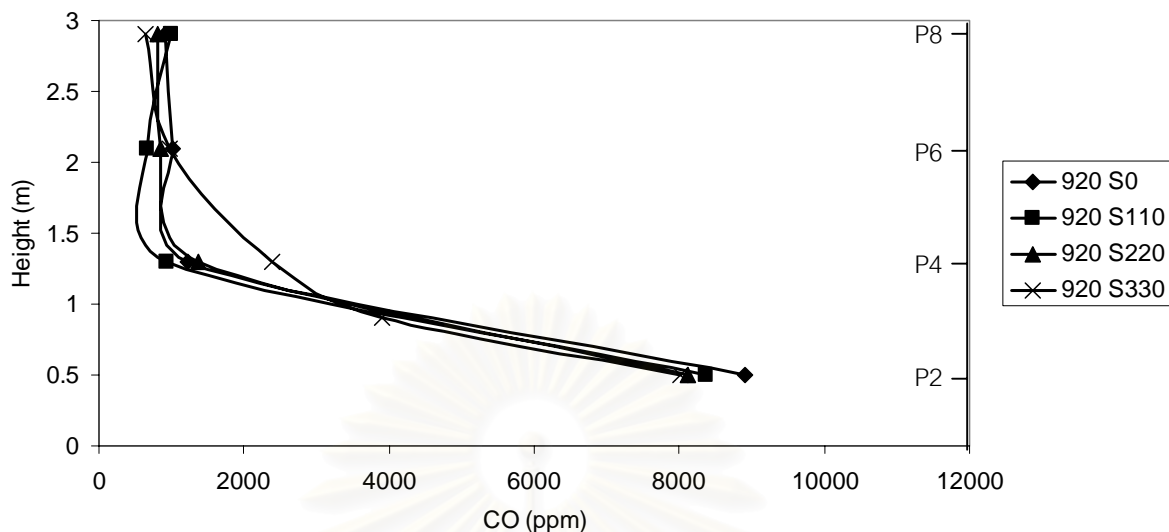
จากรูปที่ 4.9 จะสังเกตเห็นว่าแนวโน้มของปริมาณ CO แต่ละการทดลองนั้นที่บริเวณส่วนล่างของไรเซอร์ P2 นั้นปริมาณจะสูงมากถึง 10000 ppm ทั้งนี้เนื่องจากเป็นบริเวณที่ถ่านหินถูกป้อนเข้ามาแล้วได้รับความร้อนทันทีเกิดกระบวนการ devolatilization ส่วนที่ระเหยได้แล้วเกิดปฏิกิริยาเปลี่ยนเป็น CO ทันทีจึงทำให้ปริมาณ CO สูงมาก และที่ตำแหน่ง P4 ซึ่งมีการป้อนอากาศทุติยภูมิจะเห็นได้ว่าปริมาณ CO ลดลงในทันทีเนื่องจากอากาศทุติยภูมิที่ป้อนเข้ามาช่วยในการเผาไหม้ CO ที่ได้เกิดขึ้นจากบริเวณ P2 ไปทันที และที่ตำแหน่ง P6 และ P8 จะสังเกตเห็นว่าปริมาณ CO กลับเพิ่มขึ้นอีกทั้งนี้เพราะคาร์บอนในอนุภาคถ่านหินที่ยังไม่ได้ถูกระเหยออกมาเผาไหม้ที่ส่วน P2 และ P4 นั้น ได้รับความร้อนและเกิดปฏิกิริยาขึ้นเปลี่ยนเป็น CO ที่บริเวณนี้ เมื่อพิจารณาเปรียบเทียบปริมาณ CO แต่ละตำแหน่งของทั้ง 3 การทดลองแล้ว จะเห็นได้ว่าการทดลองที่การป้อนอากาศทุติยภูมิที่ 110 ลิตรต่อนาที นั้นจะมีปริมาณ CO สูงกว่า 220 และ 330 ลิตรต่อนาที แสดงว่าที่อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิที่ 330 ลิตรต่อนาที มีการเผาไหม้ดีกว่าที่ 220 และ 110 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ ซึ่งสอดคล้องกับแนวโน้มของอุณหภูมิตลอดไรเซอร์ดังได้แสดงในรูปที่ 4.1



รูปที่ 4.10 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับการเผาไหม้เชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

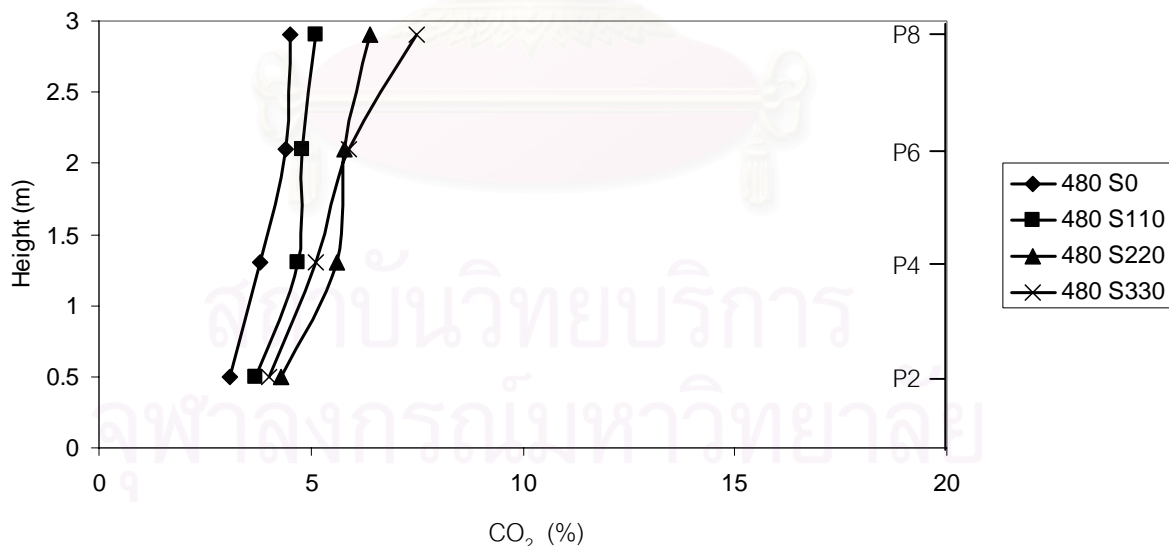
จากรูปที่ 4.10 ซึ่งแสดงแนวโน้มของของปริมาณปริมาณแก๊ส CO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับการเผาไหม้เชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที นั้นจะเห็นได้ว่าปริมาณ CO ตลอดไรเซอร์นั้นมีแนวโน้มทิศทางเดียวกันกับที่อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิที่ 480 ลิตรต่อนาที สำหรับแนวโน้มของปริมาณ CO ที่ตำแหน่ง P2 ของทั้งอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิที่ 480 และ 720 ลิตรต่อนาที จะเห็นได้ว่าเมื่อเพิ่มปริมาณอากาศทุติยภูมิปริมาณ CO นั้นจะลดลง เนื่องจากเกิดปฏิกิริยาเปลี่ยนไปเป็น CO ได้มากขึ้น

เมื่อพิจารณาจากรูปที่ 4.11 ซึ่งแสดงแนวโน้มของของปริมาณปริมาณแก๊ส CO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับการเผาไหม้เชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที นั้นจะเห็นได้ว่ามีความแตกต่างจากที่อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 และ 720 ลิตรต่อนาที อย่างเห็นได้ชัด โดยจะเห็นว่าแนวโน้มของแต่ละอัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิแทบจะเป็นเส้นเดียวกัน โดยที่บริเวณส่วนล่าง (P4)จะมีปริมาณ CO สูงถึง 8000 - 9000 ppm และจะลดลงอย่างรวดเร็วที่บริเวณ P4 เหลือประมาณ 1000 ppmและจะคงที่ตลอดเตาเผาตั้งแต่ P4 - P8 แสดงว่าสำหรับอัตราการป้อนอากาศ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิไม่ค่อยมีผลต่อการเผาไหม้ซึ่งสอดคล้องกับแนวโน้มของอุณหภูมิตลอดไรเซอร์ซึ่งได้แสดงในรูปที่ 4.3



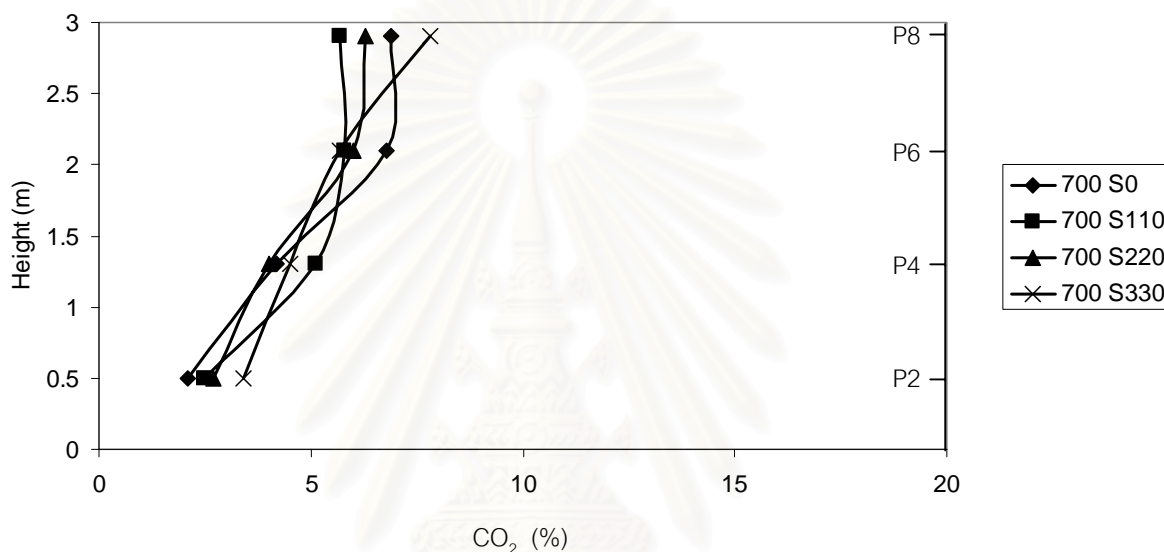
รูปที่ 4.11 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับ เชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

แนวโน้มของปริมาณแก๊ส CO₂ ตลอดไรเซอร์

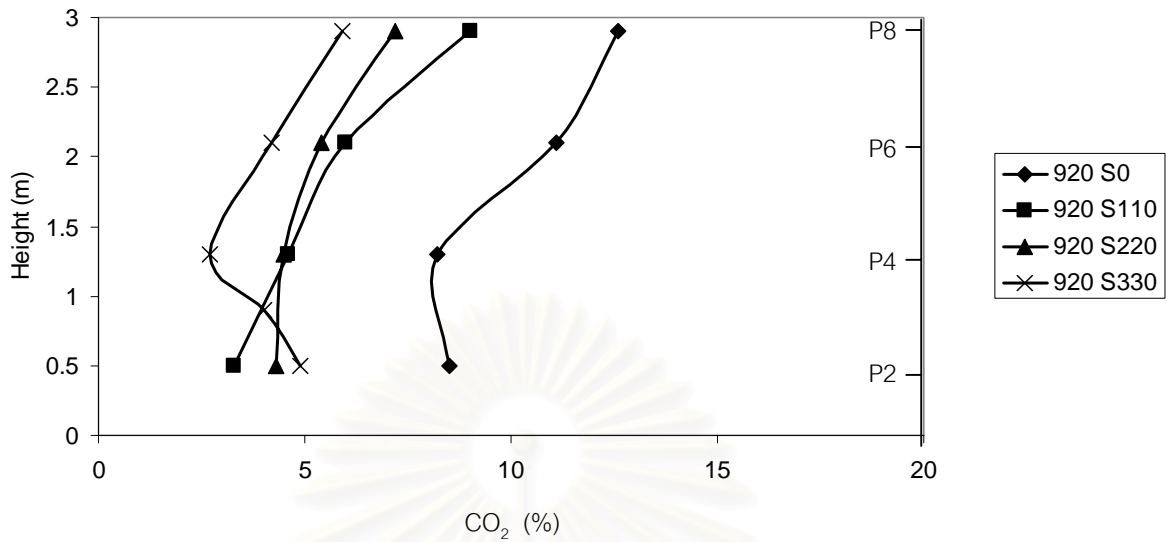


รูปที่ 4.12 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับ เชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

จากรูปที่ 4.12, รูปที่ 4.13 และรูปที่ 4.14 เป็นกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480, 700 และ 920 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ จะเห็นได้ว่าแต่ละการทดลองมีแนวโน้มไปในทิศทางเดียวกันคือแนวโน้มของปริมาณแก๊ส CO₂ นั้นเพิ่มขึ้นตลอดความสูงของไรเซอร์ทุกการทดลอง เนื่องจากปริมาณ CO₂ ที่เป็นผลิตภัณฑ์จากการเผาไหม้อนุภาคคาร์บอนนั้นได้เกิดเพิ่มขึ้นเรื่อย ๆ ตามตำแหน่งการเคลื่อนที่จากล่างขึ้นบนตามไรเซอร์



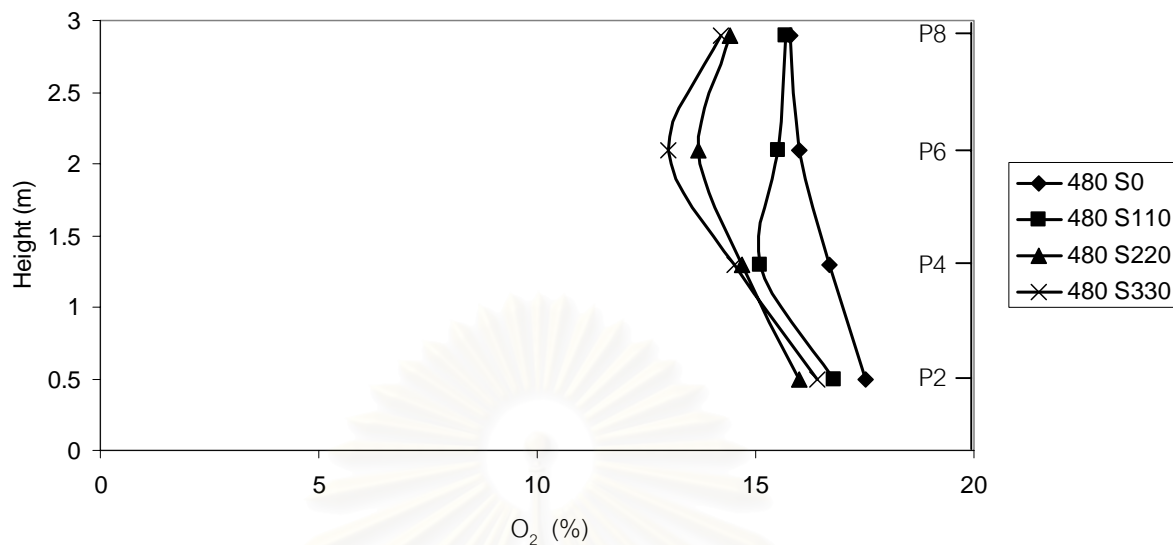
รูปที่ 4.13 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ



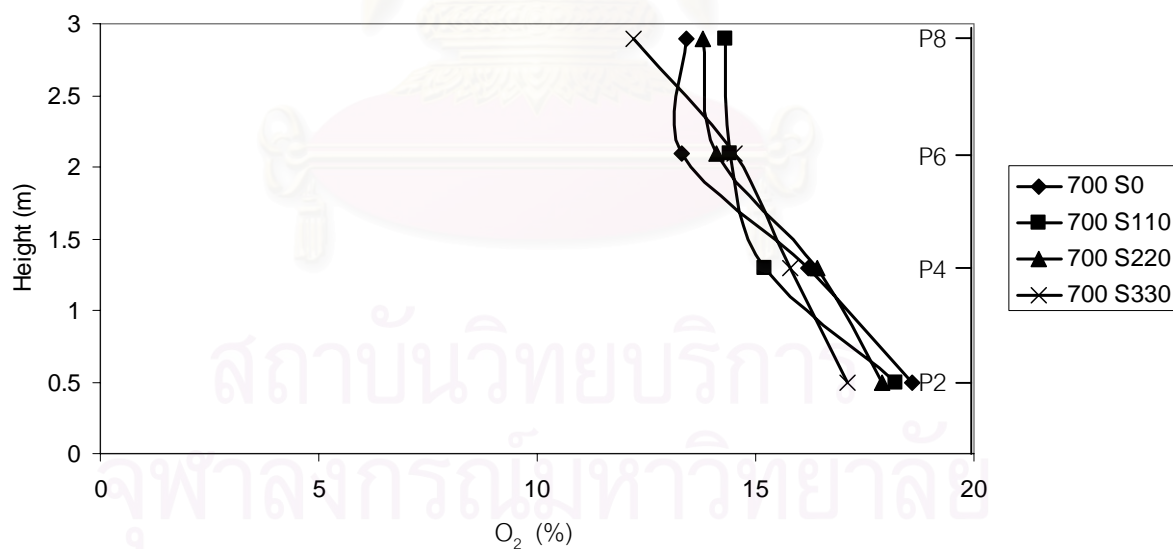
รูปที่ 4.14 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

แนวโน้มของปริมาณแก๊ส O₂ ตลอดไรเซอร์

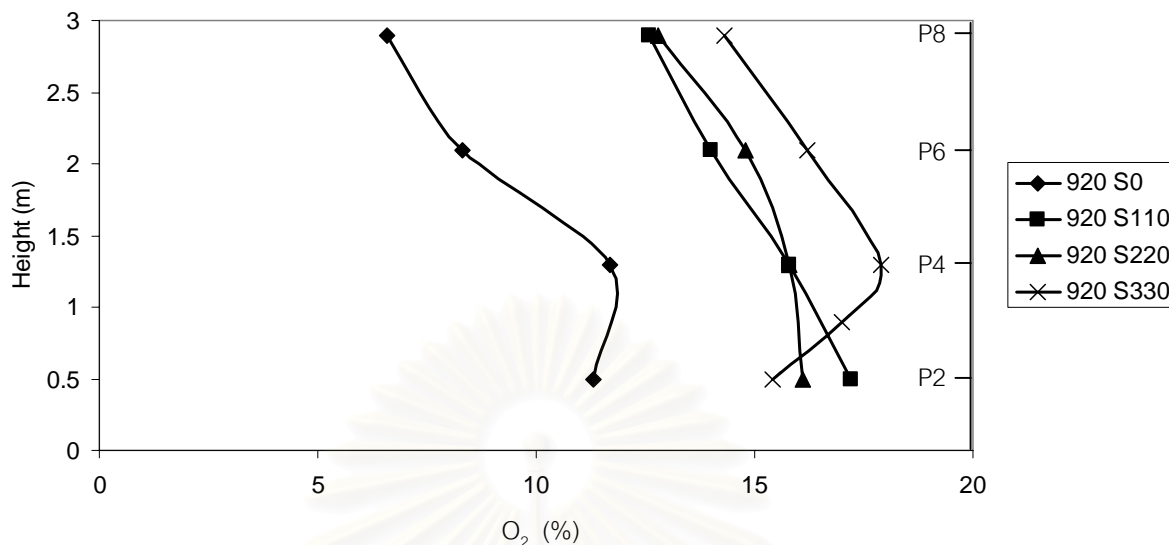
จากรูปที่ 4.15, รูปที่ 4.16 และรูปที่ 4.17 เป็นกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส O₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480, 700 และ 920 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ จะเห็นได้ว่าแต่ละการทดลองมีแนวโน้มไปในทิศทางเดียวกันคือแนวโน้มของปริมาณแก๊ส O₂ นั้นลดลงตลอดความสูงของไรเซอร์ทุกการทดลอง เนื่องจากปริมาณ O₂ ซึ่งใช้ในการเผาไหม้นั้นได้ถูกใช้ไปจึงลดลงเรื่อยๆ ตามตำแหน่งการเคลื่อนที่จากล่างขึ้นบนตามไรเซอร์



รูปที่ 4.15 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส O_2 ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของโรเซอร์ สำหรับ เซ็นเซอร์ต่างชนิดกัน อัตราการปล่อยอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการปล่อยอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ



รูปที่ 4.16 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส O_2 ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของโรเซอร์ สำหรับ เซ็นเซอร์ต่างชนิดกัน อัตราการปล่อยอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการปล่อยอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

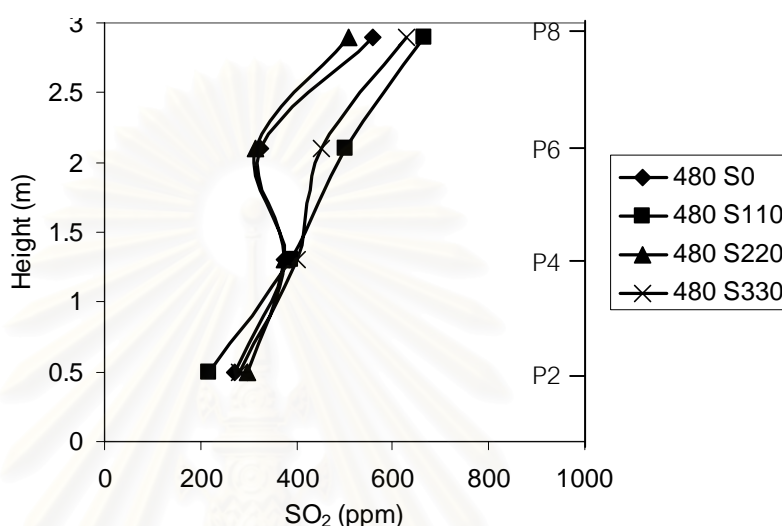


รูปที่ 4.17 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส O_2 ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับ เชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

จากผลการทดลองแนวโน้มขององค์ประกอบของแก๊ส CO , O_2 และ CO_2 ตลอดไรเซอร์ของการเผาไหม้ถ่านหินในเตาเผาฟลูอิดไธซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ได้สร้างขึ้น ดังที่แสดงในกราฟผลการทดลองรูปที่ 4.9 ถึงรูปที่ 4.17 นั้นสามารถสรุปได้ว่าปริมาณ CO จะสูงมากบริเวณส่วนล่างของไรเซอร์ และจะลดลงอย่างรวดเร็วบริเวณตำแหน่งที่มีการป้อนอากาศทุติยภูมิซึ่งจะช่วยให้การเผาไหม้สมบูรณ์ขึ้น ปริมาณ O_2 จะลดลงตลอดความสูงไรเซอร์ ปริมาณ CO_2 จะเพิ่มขึ้นตลอดความสูงไรเซอร์ จากแนวโน้มของปริมาณแก๊สทั้งสามชนิดนี้สามารถบอกถึงแนวโน้มของการเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ถ่านหินที่เกิดขึ้นในเตาเผาฟลูอิดไธซ์เบดที่สร้างดังนี้ เมื่อถ่านหินถูกป้อนเข้าสู่ไรเซอร์ ทันทีที่ได้เข้าสู่ไรเซอร์และได้รับความร้อนจะเกิดกระบวนการ devolatilization สารประกอบคาร์บอนส่วนที่ระเหยได้จะเกิดปฏิกิริยาเปลี่ยนเป็น CO ทำให้ที่บริเวณส่วนล่างมี CO สูงและเมื่อได้รับ O_2 จากอากาศทุติยภูมิที่ป้อน ณ ตำแหน่งสูง 1 เมตร แก๊ส CO ที่เกิดขึ้นจะเกิดการเผาไหม้อย่างรวดเร็วเปลี่ยนไปเป็น CO_2 ในทันที สำหรับ CO_2 ที่เพิ่มขึ้นตลอดความสูงไรเซอร์ และ O_2 ที่ลดลงตลอดความสูงไรเซอร์ แสดงให้เห็นว่าการเผาไหม้ได้เกิดขึ้นตลอดความสูงของไรเซอร์ ทำให้มีการใช้ O_2 ไปเรื่อย ๆ เพื่อเปลี่ยนคาร์บอนไปเป็น CO_2 ปริมาณ O_2 จึงลดลงเรื่อยๆ ตรงข้ามกับ CO_2 กลับเพิ่มขึ้นตลอดความสูงไรเซอร์ และเมื่อเปรียบเทียบกับงานวิจัยเกี่ยวกับการเผาไหม้ถ่านหินในเตาเผาฟลูอิดไธซ์เบดแบบหมุนเวียนของ S. De [5], และ J. Zhao [8] แล้วพบว่าแนวโน้มของแก๊ส CO , O_2 และ CO_2 ตลอดไรเซอร์เป็นไปในทิศทางเดียวกันคือปริมาณ CO และ O_2 จะลดลงตลอดความสูงไรเซอร์ แต่ปริมาณ CO_2 จะเพิ่มขึ้นตลอดความสูงไรเซอร์ และในงานวิจัยแบบจำลองเตา

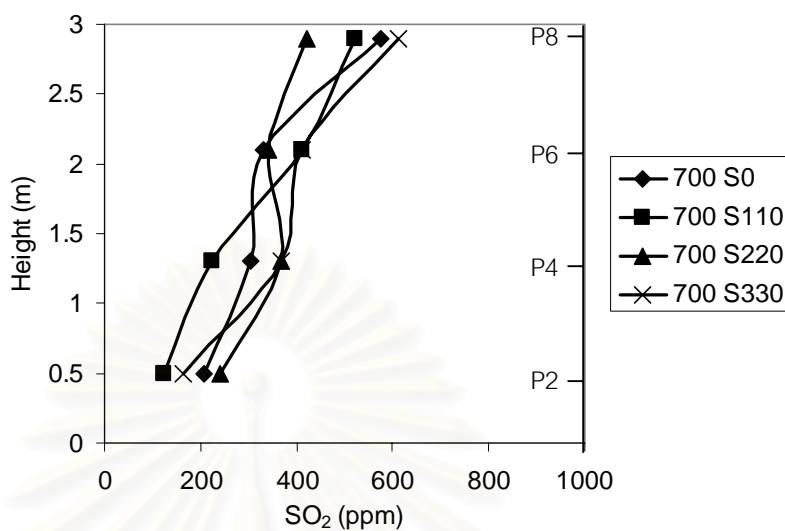
เผาฟลูอิดไธซ์เบดแบบหมุนเวียนของ L. Huilin [14] ก็ได้แนวโน้มของแก๊ส CO, O₂ และ CO₂ ตลอดไรเซอร์ เช่นเดียวกัน

แนวโน้มของปริมาณแก๊ส SO₂ ตลอดไรเซอร์

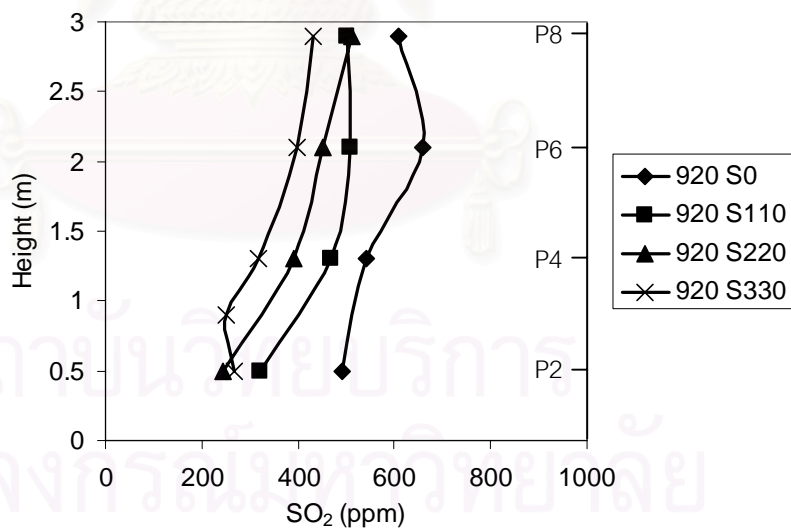


รูปที่ 4.18 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส SO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

จากรูปที่ 4.18, รูปที่ 4.19 และรูปที่ 4.20 เป็นกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส SO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480, 700 และ 920 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ จะเห็นได้ว่าแต่ละการทดลองมีแนวโน้มไปในทิศทางเดียวกันคือแนวโน้มของปริมาณแก๊ส SO₂ นั้นเพิ่มขึ้นตลอดความสูงของไรเซอร์ทุกการทดลอง เนื่องจากปริมาณ SO₂ ที่เกิดจากการเผาไหม้ถ่านหินนั้นได้เกิดขึ้นเรื่อย ๆ ตามตำแหน่งการเคลื่อนที่จากล่างขึ้นบนตามไรเซอร์ และพบว่าทุกการทดลองมีปริมาณแก๊ส SO₂ ที่ออกใกล้เคียงกันประมาณ 500 – 600 ppm จะเห็นได้ว่าการทดลองที่อากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที ปริมาณแก๊ส SO₂ ที่ออกนั้นจะลดลงเมื่อปริมาณอากาศทุติยภูมิเพิ่มขึ้น ส่วนที่อากาศปฐมภูมิ 480 และ 700 ลิตรต่อนาทีนั้นความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณอากาศทุติยภูมิกับปริมาณแก๊ส SO₂ ไม่ชัดเจน



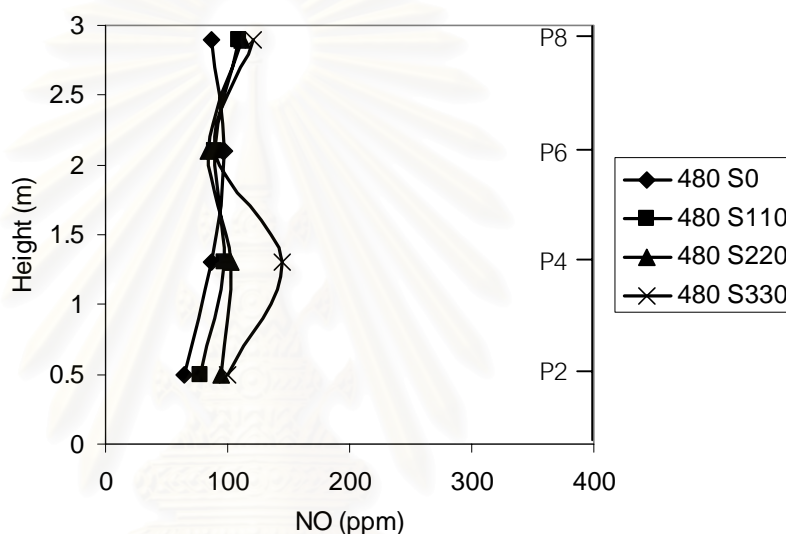
รูปที่ 4.19 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส SO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่ออนาที ตามลำดับ



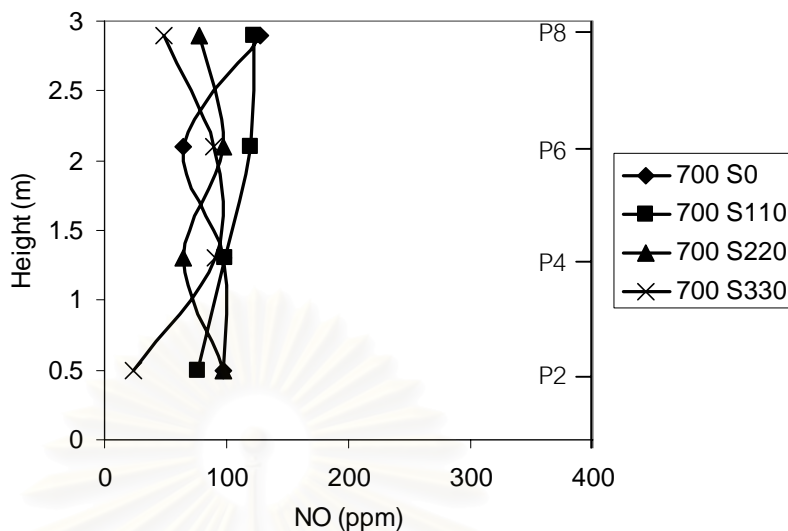
รูปที่ 4.20 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส SO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่ออนาที ตามลำดับ

แนวโน้มของปริมาณแก๊ส NO ตลอดไรเซอร์

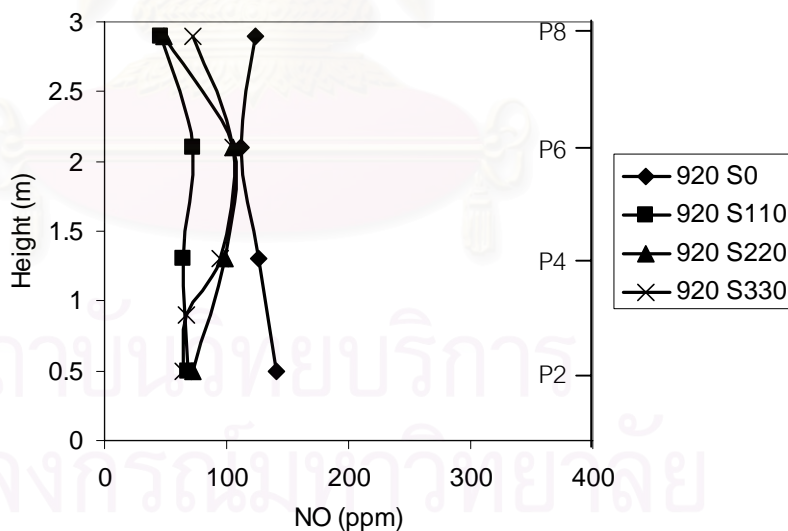
จากรูปที่ 4.21, รูปที่ 4.22 และรูปที่ 4.23 เป็นกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480, 700 และ 920 ลิตรต่อวินาที ตามลำดับ จะเห็นได้ว่าแต่ละการทดลองมีแนวโน้มคล้ายกันคือแนวโน้มของปริมาณแก๊ส NO นั้นค่อนข้างคงที่ตลอดความสูงของไรเซอร์ทุกการทดลอง แสดงว่า NO ที่เกิดจากการเผาไหม้ถ่านหินนั้นได้เกิดขึ้นตั้งแต่ส่วนล่างของเตาเผาแล้วและคงที่ตลอดความสูงไรเซอร์ และพบว่าทุกการทดลองมีปริมาณแก๊ส NO ที่ออกใกล้เคียงกันประมาณ 100 ppm เท่านั้น



รูปที่ 4.21 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อวินาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อวินาที ตามลำดับ

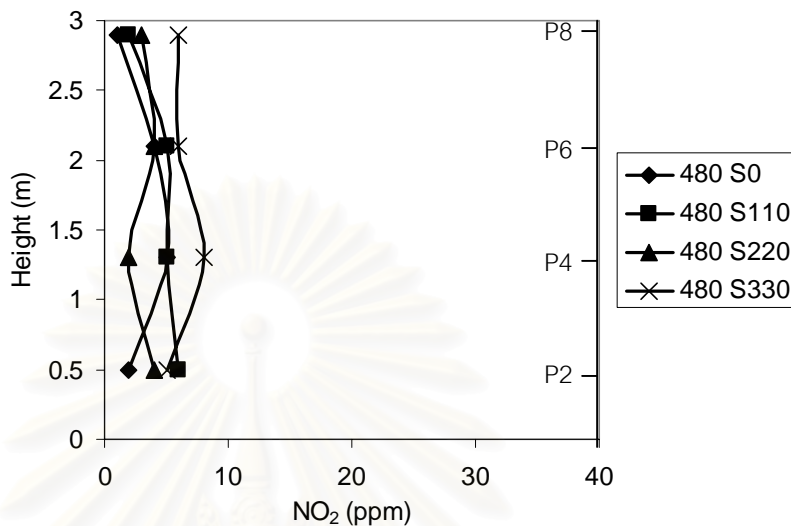


รูปที่ 4.22 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่ออนาที ตามลำดับ



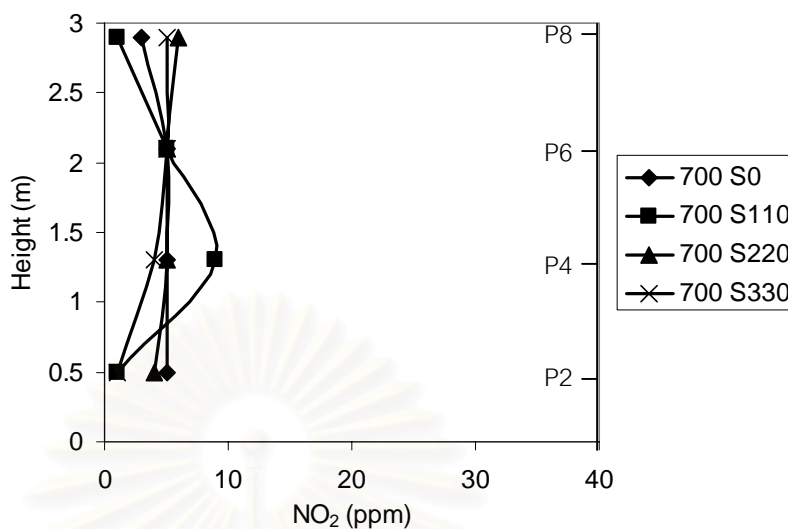
รูปที่ 4.23 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่ออนาที ตามลำดับ

แนวโน้มของปริมาณแก๊ส NO₂ ตลอดโรเซอร์

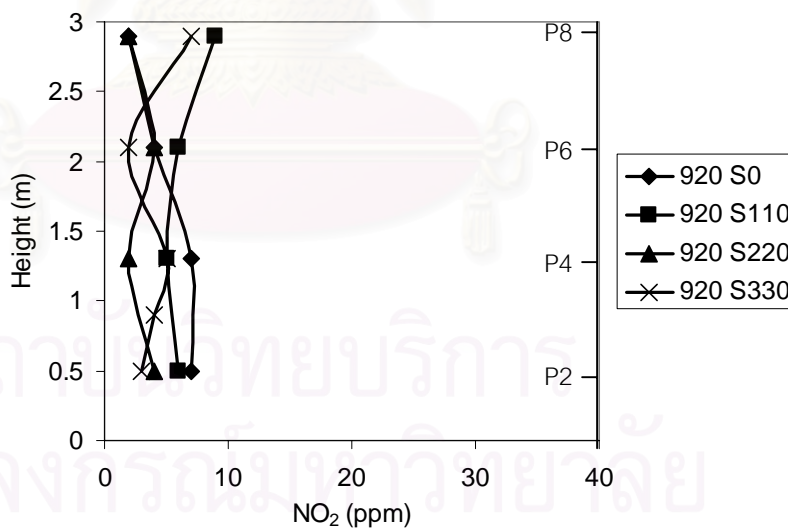


รูปที่ 4.24 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของโรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการปล่อยอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการปล่อยอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

จากรูปที่ 4.24, รูปที่ 4.25 และรูปที่ 4.26 เป็นกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของโรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการปล่อยอากาศปฐมภูมิ 480, 700 และ 920 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ จะเห็นได้ว่าแต่ละการทดลองมีแนวโน้มคล้ายกันคือแนวโน้มของปริมาณแก๊ส NO₂ นั้นค่อนข้างคงที่ตลอดความสูงของโรเซอร์ทุกการทดลอง แสดงว่า NO₂ ที่เกิดจากการเผาไหม้ถ่านหินนั้นได้เกิดขึ้นตั้งแต่ส่วนล่างของเตาเผาแล้วและคงที่ตลอดความสูงโรเซอร์ และพบว่าทุกการทดลองมีปริมาณแก๊ส NO₂ ที่ออกใกล้เคียงกันประมาณ 10 ppm เท่านั้น



รูปที่ 4.25 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อวินาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อวินาที ตามลำดับ



รูปที่ 4.26 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อวินาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อวินาที ตามลำดับ

จากผลการทดลองแนวโน้มของอุณหภูมิตลอดไรเซอร์ และองค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างๆ สามารถสรุปหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการเผาไหม้ในเตาเผาฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนนี้ได้ดังต่อไปนี้

สภาวะที่เหมาะสมสำหรับอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาทีคือ ที่อัตราการเพิ่มอากาศทุติยภูมิเข้าไป 330 ลิตรต่อนาที เนื่องจากแนวโน้มอุณหภูมิสูงที่สุดและแก๊ส CO ที่ออกมา มีปริมาณน้อยที่สุด แสดงว่า CO ถูกเผาไหม้เปลี่ยนไปเป็น CO₂ ได้มาก

สำหรับที่อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาทีนั้น เห็นได้ว่าแนวโน้มอุณหภูมิที่อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ใกล้เคียงกันมาก แต่ที่อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่อนาที แนวโน้มของแก๊ส CO ที่ออกมา มีปริมาณน้อยที่สุด ดังนั้นสภาวะที่เหมาะสมสำหรับอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาทีคือ ที่อัตราการเพิ่มอากาศทุติยภูมิเข้าไป 330 ลิตรต่อนาที

สำหรับที่อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาทีนั้น เห็นได้ว่าแนวโน้มอุณหภูมิและปริมาณ CO ที่อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ไม่แตกต่างกันเลย ดังนั้นการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาทีอย่างเดียวเพียงพอแล้วจำเป็นต้องเพิ่มอากาศทุติยภูมิอีก

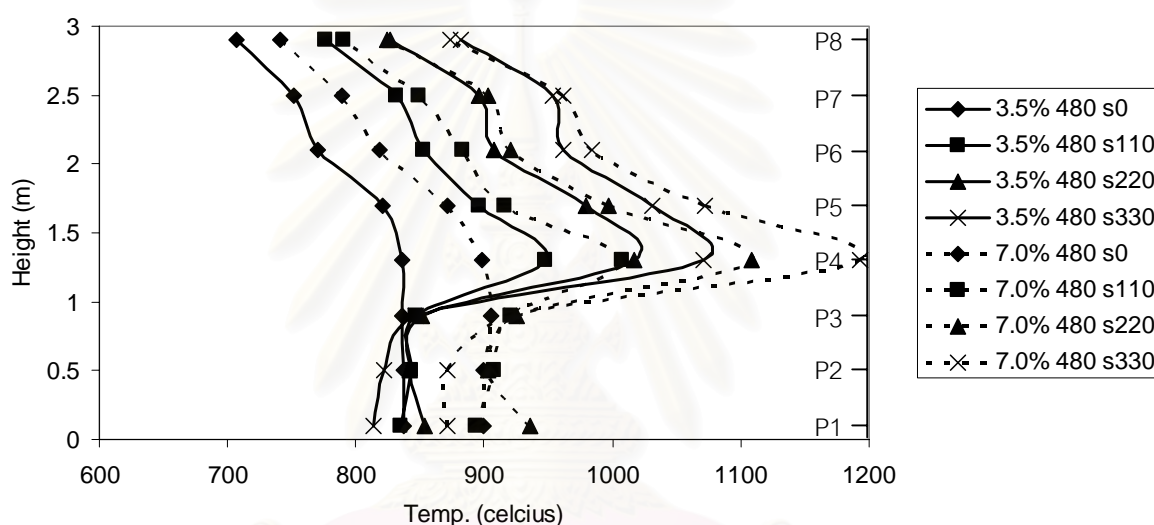
สรุปอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาทีและอัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่อนาทีนั้นเหมาะสมที่สุดกับการเผาไหม้ในเตาเผาฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ได้สร้างนี้ เพราะเมื่อเทียบกับอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาทีและอัตราการเพิ่มอากาศทุติยภูมิเข้าไป 330 ลิตรต่อนาที แล้วแนวโน้มอุณหภูมิที่การป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาทีและอัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตร ค่อนข้างที่จะสม่ำเสมอใกล้เคียงกันตลอดไรเซอร์

4.2 ผลการทดลองการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7

หลังจากที่ได้ทำการทดลองศึกษาผลของการปรับเปลี่ยนค่าตัวแปรต่างๆ ได้แก่ปริมาณอากาศปฐมภูมิและอากาศทุติยภูมิที่มีผลต่อการเผาไหม้เชื้อเพลิงถ่านหิน ในเตาเผาฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนที่สร้างแล้ว ต่อมาได้ศึกษาถึงผลของสัดส่วนของเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและชีวมวลที่มีต่อการเผาไหม้เปรียบเทียบกับเชื้อเพลิงถ่านหิน โดยชีวมวลที่นำมาใช้ในงานวิจัยนี้คือแกลบ นำมาผสมกับถ่านหินที่สัดส่วน ร้อยละ 3.5 และ 7.0% โดยน้ำหนัก (ประมาณ 20% และ 35% โดยปริมาตร) แล้วทำการป้อนเข้าสู่เตาเผาด้วยอัตราการป้อนเดียวกันที่ 5.8 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และทำการทดลองศึกษาผลของปริมาณอากาศปฐมภูมิและอากาศทุติยภูมิที่มีต่ออุณหภูมิ และองค์ประกอบของแก๊สตลอดไรเซอร์เช่นเดียวกัน

แนวโน้มของอุณหภูมิการเผาไหม้เชื้อเพลิงถ่านหินและแกลบ ร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก ตลอดไรเซอร์

จากรูปที่ 4.27, รูปที่ 4.28 และรูปที่ 4.29 เป็นผลการทดลองที่แสดงแนวโน้มของอุณหภูมิตลอดไรเซอร์ของการเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก ที่อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480, 700 และ 920 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ และได้มีการปรับเปลี่ยนอัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิที่ 110, 220, และ 330 ลิตรต่อนาที ด้วย โดยที่เส้นที่บ่งชี้แต่ละรูปแสดงแนวโน้มของอุณหภูมิในการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และเส้นประจะแสดงถึงแนวโน้มของอุณหภูมิในการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 7



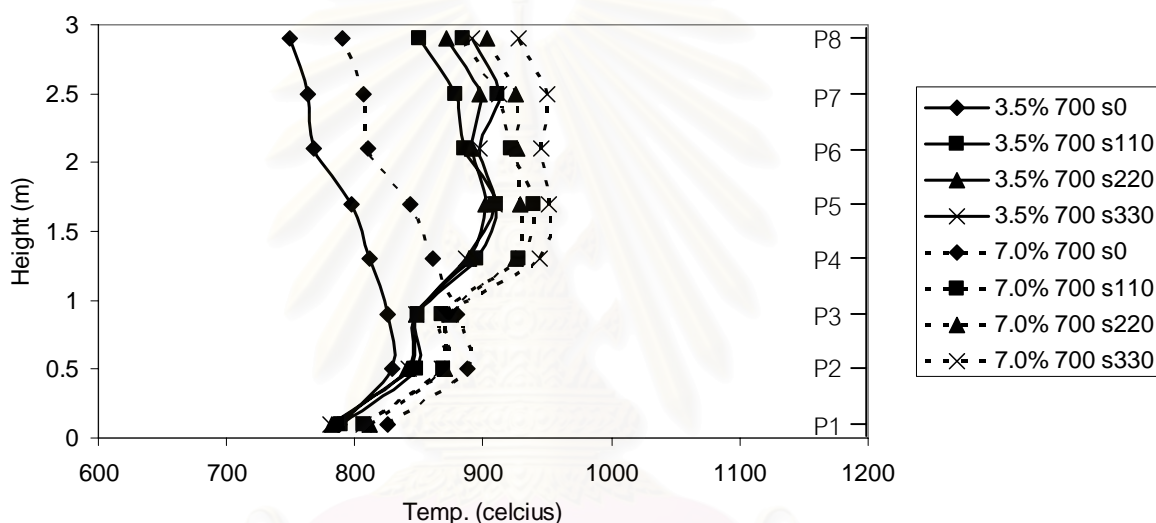
รูปที่ 4.27 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างๆของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิง

ผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

รูปที่ 4.27 เป็นผลการทดลองซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที เมื่อเปรียบเทียบกับรูปที่ 4.27 กับรูปที่ 4.1 ซึ่งเป็นผลการทดลองของเชื้อเพลิงถ่านหิน จะเห็นว่าลักษณะแนวโน้มของอุณหภูมิตลอดไรเซอร์นั้นเป็นไปในทิศทางเดียวกัน แต่เมื่อเทียบกันแล้วพบว่าที่สภาวะอากาศปฐมภูมิและอากาศทุติยภูมิเดียวกัน เมื่อมีการผสมแกลบเป็นสัดส่วน ร้อยละ 3.5 แล้วอุณหภูมิในแต่ละจุดจะขยับสูงขึ้น และเมื่อมีการเพิ่มการผสมแกลบขึ้นอีกเป็น 7.0% พบว่าอุณหภูมิแต่ละจุดได้ขยับสูงขึ้นไปอีก โดยเฉพาะที่ตำแหน่ง P4 นั้นอุณหภูมิจะสูงขึ้นมากที่สุด ทั้งนี้เป็นเพราะแกลบเป็นเชื้อเพลิงที่ถูกติดไฟ

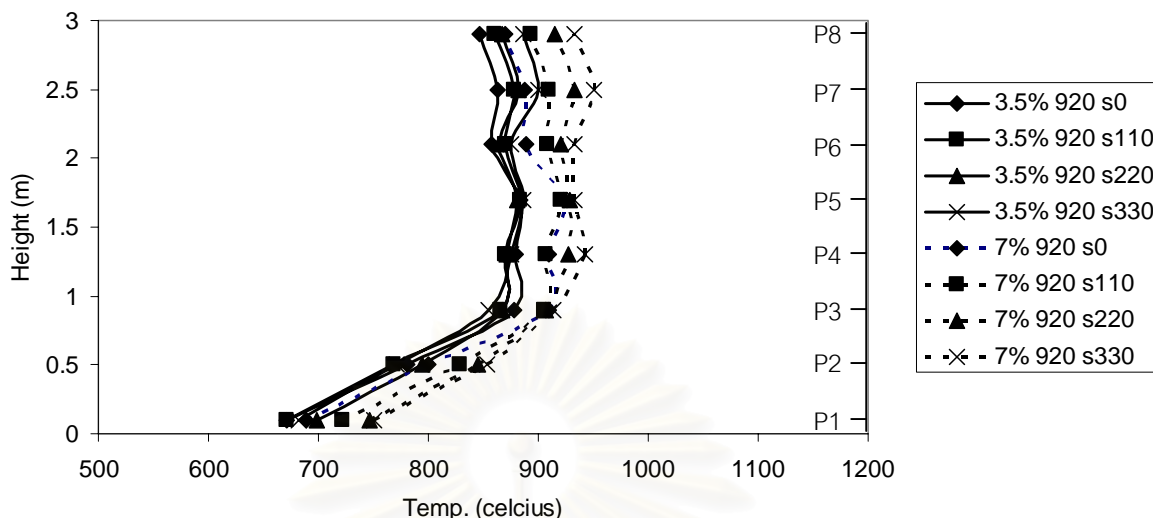
และเผาไหม้ได้ง่ายมาก เมื่อทำการผสมเข้าไปในถ่านหินแล้วป้อนเข้าสู่โรเซอร์ ก็อบจะทันทีที่เข้าสู่เตาเผา ก็เกิดการเผาไหม้ติดไฟและหมดไปอย่างรวดเร็ว ทำให้อุณหภูมิสูงขึ้นเมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงถ่านหิน ซึ่งอาจจะยังไม่เผาไหม้หมดไปภายในการเคลื่อนที่ผ่านโรเซอร์รอบเดียว ต้องวนกลับมาเผาไหม้ใหม่อีกครั้ง

และเมื่อเปรียบเทียบรูปที่ 4.28 และรูปที่ 4.29 ซึ่งเป็นการทดลองที่ 700 และ 920 ลิตรต่อนาที กับรูปที่ 4.2 และรูปที่ 4.3 ตามลำดับ จะสังเกตเห็นได้ว่าลักษณะแนวโน้มเปรียบเทียบของอุณหภูมิตลอดโรเซอร์ เป็นเช่นเดียวกันกับการทดลองที่อากาศปฐุมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที คือเมื่อเพิ่มแกลบเป็นร้อยละ 3.5 อุณหภูมิจะสูงขึ้น และเมื่อเพิ่มอีกเป็น 7.0% อุณหภูมิก็ยิ่งสูงขึ้นอีก



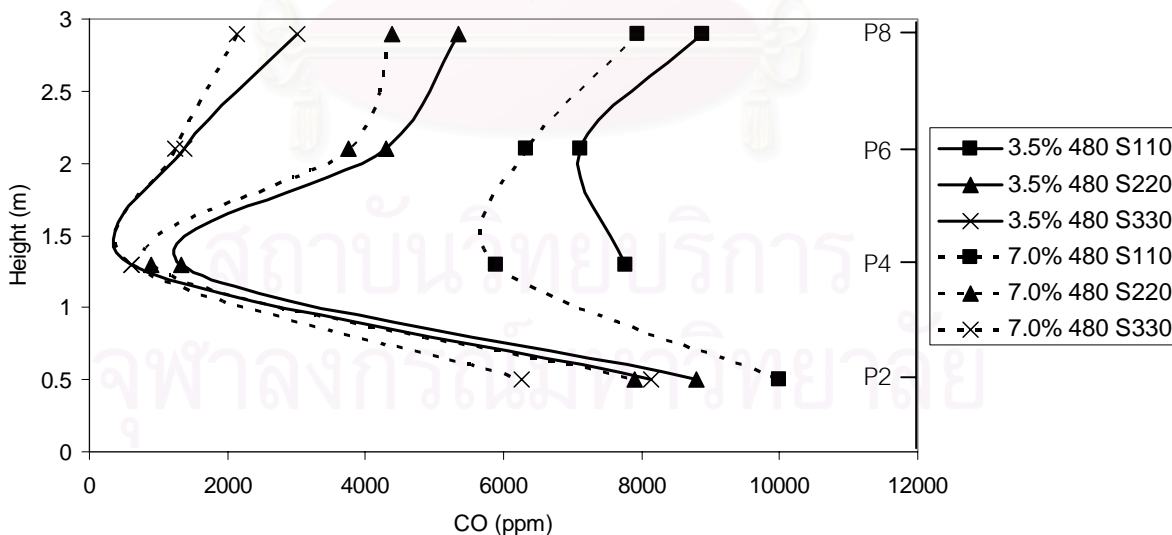
รูปที่ 4.28 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างๆของโรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐุมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 4.29 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างๆของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

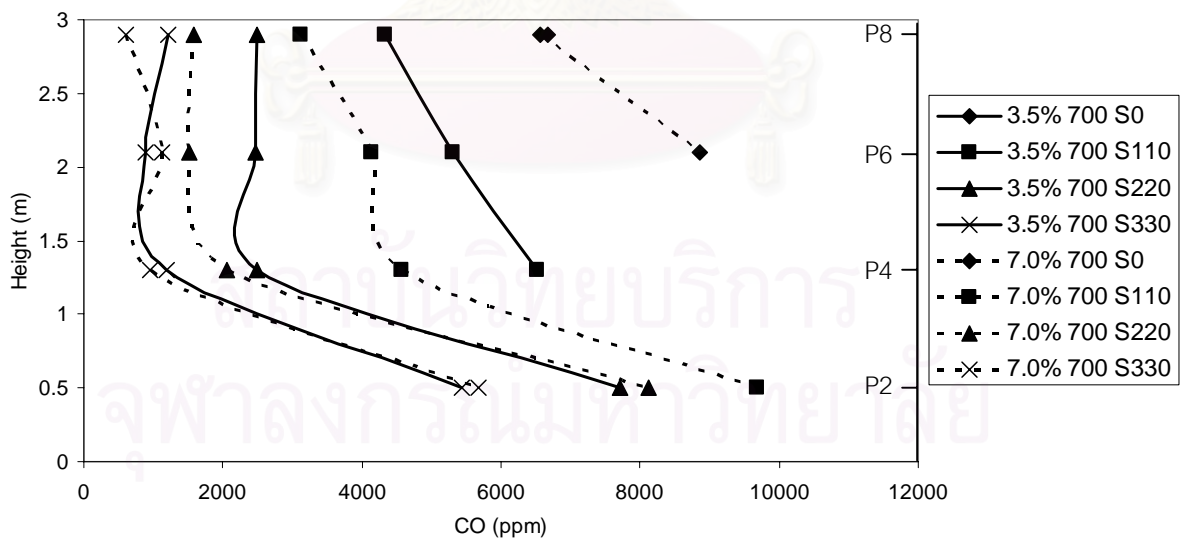
แนวโน้มของปริมาณแก๊ส CO ตลอดไรเซอร์



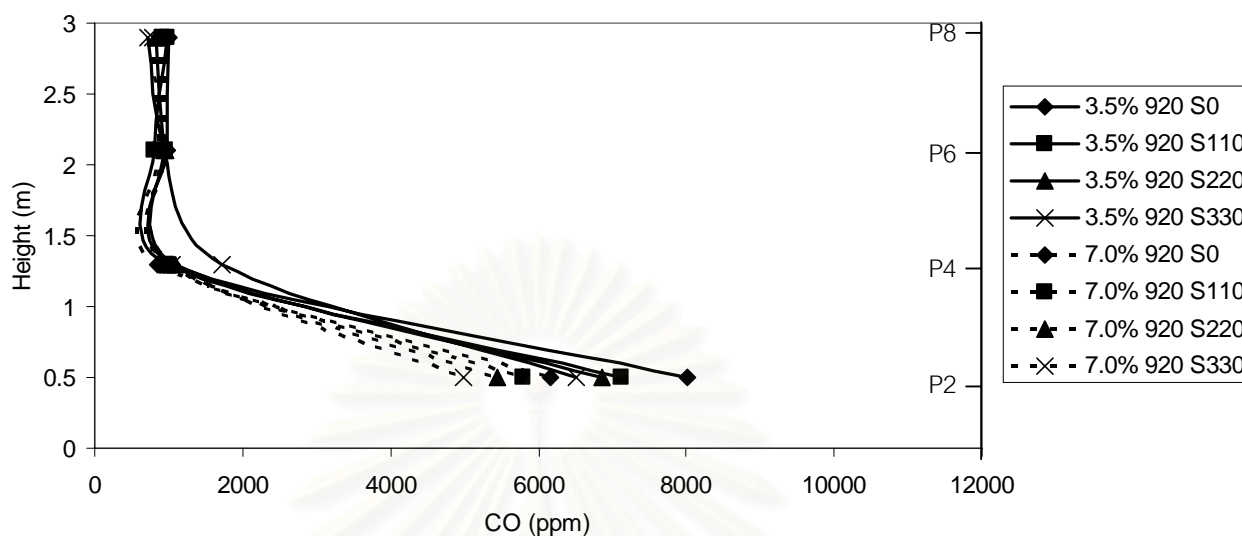
รูปที่ 4.30 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO ณ ตำแหน่งต่างๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

รูปที่ 4.30 และรูปที่ 4.31 เป็นกราฟผลการทดลองแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิง ผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 และ 700 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ เมื่อนำไปเปรียบเทียบกับรูปที่ 4.9 และรูปที่ 4.10 ซึ่งเป็นการทดลองเชื้อเพลิงถ่านหิน แล้ว จะสังเกตเห็นได้ว่าแนวโน้มของปริมาณ CO ตลอดไรเซอร์นั้นเป็นไปในทิศทางเดียวกัน เพียงแต่ว่าเมื่อเทียบกันแล้วที่สัดส่วนเชื้อเพลิงแกลบ ร้อยละ 3.5 ปริมาณ CO จะลดลง และเมื่อเพิ่มสัดส่วนแกลบเป็น 7.0% ปริมาณ CO ยิ่งลดลงอีก ทั้งนี้ น่าจะเป็นเพราะการเพิ่มสัดส่วนแกลบในเชื้อเพลิงผสมจะเป็นการลดปริมาณคาร์บอนในเชื้อเพลิง นอกจากนั้นในแกลบจะมีคาร์บอนส่วนที่อยู่ส่วนที่ระเหยง่ายอยู่มากจึงเกิดการเกิดปฏิกิริยาเปลี่ยนไปเป็น CO₂ ได้รวดเร็วกว่า

เช่นเดียวกันเมื่อเปรียบเทียบกับรูปที่ 4.32 กับรูปที่ 4.11 ซึ่งเป็นการเผาไหม้ที่การป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที จะเห็นได้ว่าแนวโน้มของปริมาณ CO ตลอดไรเซอร์นั้นเป็นไปในทิศทางเดียวกัน แทบจะเท่ากันทุกสัดส่วนเชื้อเพลิงผสมแกลบ สำหรับแนวโน้มของปริมาณ CO ที่ตำแหน่ง P2 จะเห็นได้ว่าเมื่อเพิ่มปริมาณอากาศทุติยภูมิ ปริมาณ CO นั้นจะลดลง เนื่องจากเกิดปฏิกิริยาเปลี่ยนไปเป็น CO ได้มากขึ้น ทั้งนี้ น่าจะเป็นเพราะอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที มากเพียงพอสำหรับเผาไหม้ CO ให้หมดไป



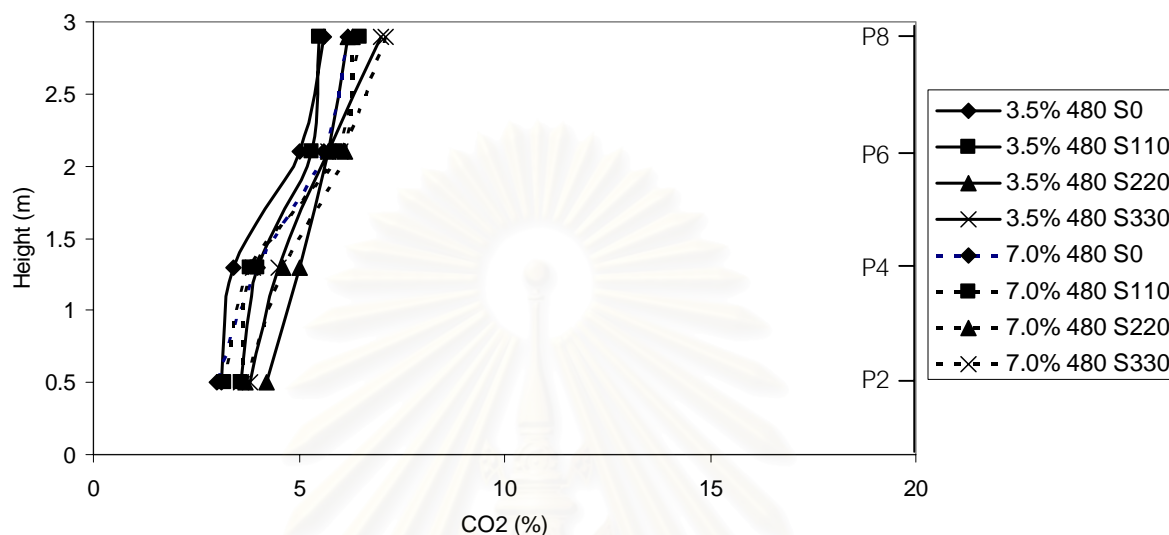
รูปที่ 4.31 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ



รูปที่ 4.32 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของโรเตอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแอลกอฮอล์ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

จากผลการทดลองแนวโน้มของอุณหภูมิและปริมาณแก๊ส CO ตลอดโรเตอร์ของการเผาไหม้ถ่านหินในเตาเผาฟลูอิดไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ได้สร้างขึ้น ดังที่แสดงในกราฟผลการทดลองรูปที่ 4.27 ถึงรูปที่ 4.32 นั้นสามารถสรุปได้ว่าเมื่อทำการปรับสัดส่วนเชื้อเพลิงจากถ่านหินอย่างเดียว เป็นถ่านหินผสมแอลกอฮอล์ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก พบว่าอุณหภูมิตลอดโรเตอร์มีแนวโน้มสูงขึ้นตามปริมาณแอลกอฮอล์ที่เพิ่มซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ K.R. Cliffe และ S. Patumsawad [12] ซึ่งได้ทำการทดลองศึกษาการเผาไหม้ของกากของเสียของการผลิตน้ำมันมะกอกและถ่านหินในเตาเผาฟลูอิดไดซ์เบดขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 146 มม. สูง 1.0 ม.พบว่าอุณหภูมิการเผาไหม้เฉลี่ยอยู่ที่ 900 องศาเซลเซียส ทำการทดลองเปรียบเทียบการเผาไหม้เปรียบเทียบระหว่าง เชื้อเพลิงถ่านหินอย่างเดียวกับเชื้อเพลิงถ่านหินผสมกากมะกอกร้อยละ 10 พบว่าอุณหภูมิเฉลี่ยของการเผาไหม้เชื้อเพลิงถ่านหินผสมกากมะกอกร้อยละ 10 จะสูงกว่าเชื้อเพลิงถ่านหินอย่างเดียว และปริมาณ CO ที่เกิดขึ้นลดลง

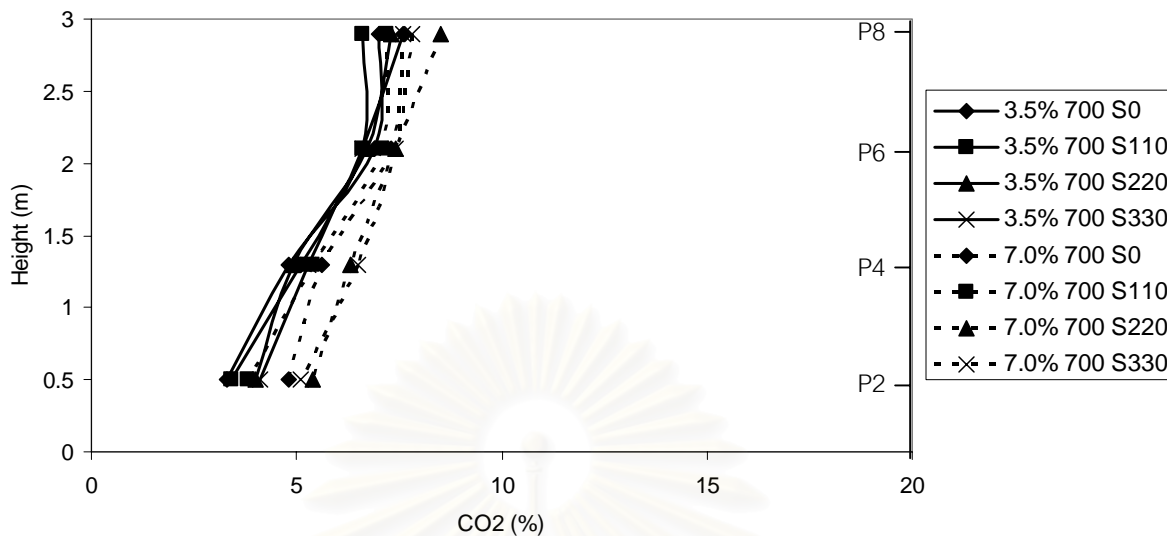
แนวโน้มของปริมาณแก๊ส CO₂ ตลอดไรเซอร์



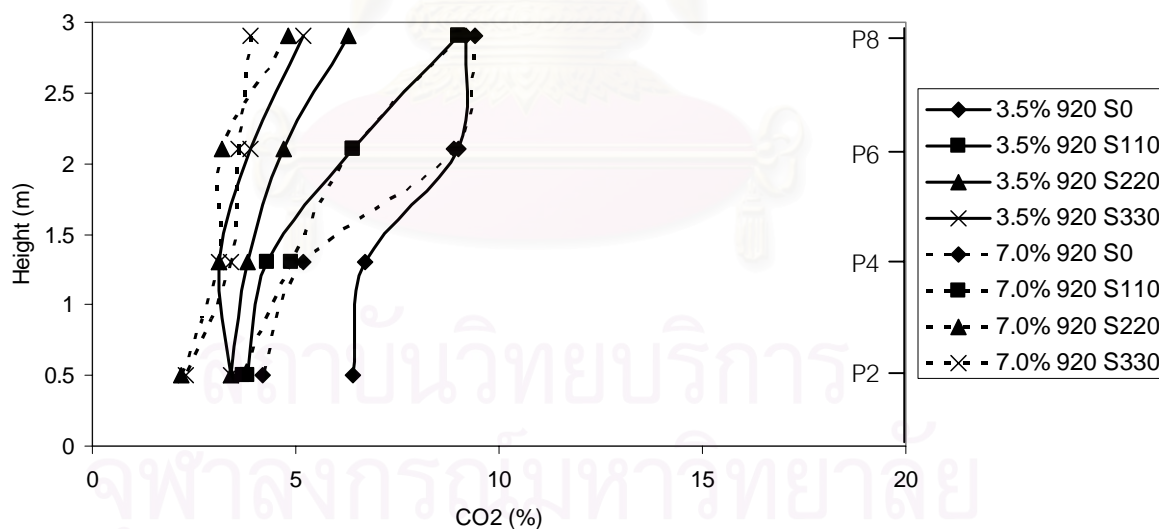
รูปที่ 4.33 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

รูปที่ 4.33 รูปที่ 4.34 และรูปที่ 4.35 เป็นกราฟผลการทดลองแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480, 700 และ 920 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ เมื่อนำไปเปรียบเทียบกับรูปที่ 4.12 รูปที่ 4.13 และรูปที่ 4.14 ซึ่งเป็นการทดลองเชื้อเพลิงถ่านหินแล้ว จะสังเกตเห็นได้ว่าแนวโน้มของปริมาณ CO₂ ตลอดไรเซอร์นั้นเป็นไปในทิศทางเดียวกัน คือเพิ่มขึ้นตลอดความสูงของไรเซอร์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

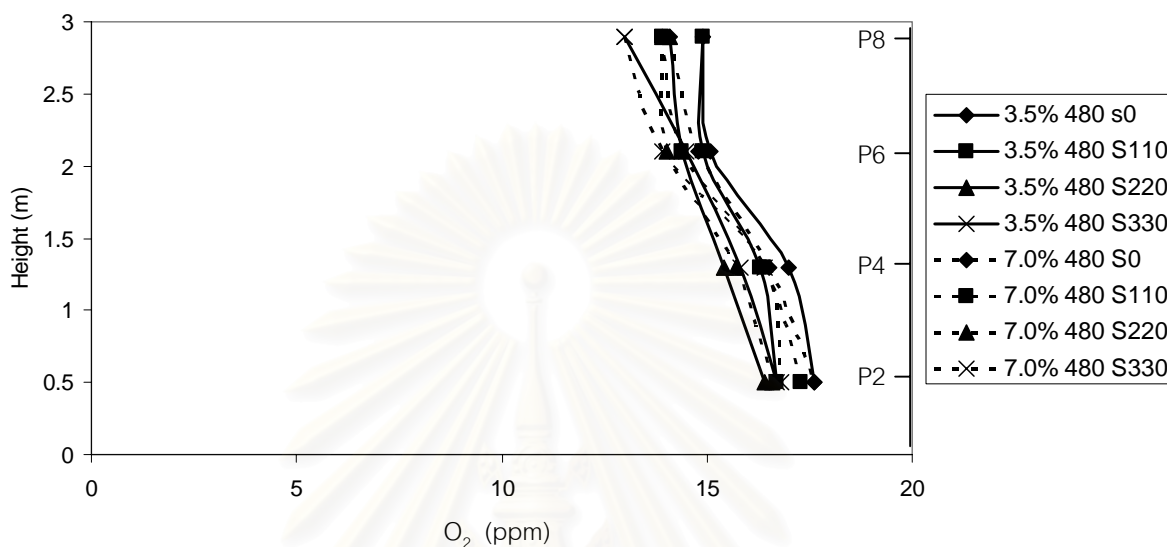


รูปที่ 4.34 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO₂ ณ ตำแหน่งต่างๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ



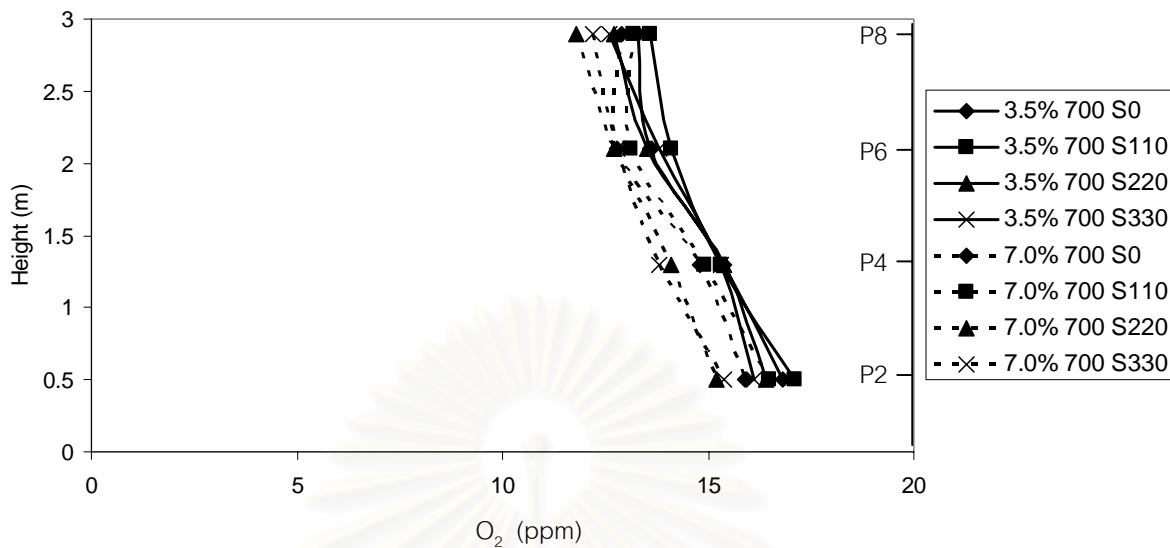
รูปที่ 4.35 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO₂ ณ ตำแหน่งต่างๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

แนวโน้มของปริมาณแก๊ส O₂ ตลอดไรเซอร์

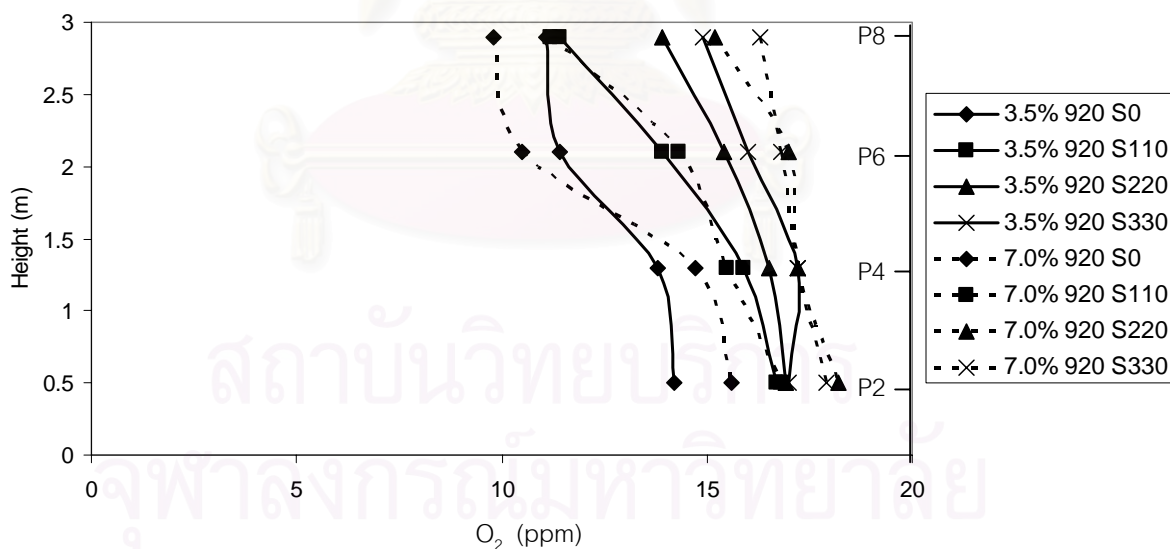


รูปที่ 4.36 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส O₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

รูปที่ 4.36 รูปที่ 4.37 และรูปที่ 4.38 เป็นกราฟผลการทดลองแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส O₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480, 700 และ 920 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ เมื่อนำไปเปรียบเทียบกับรูปที่ 4.15 รูปที่ 4.16 และรูปที่ 4.17 ซึ่งเป็นการทดลองเชื้อเพลิงถ่านหินแล้ว จะสังเกตเห็นได้ว่าแนวโน้มของปริมาณ O₂ ตลอดไรเซอร์นั้นเป็นไปในทิศทางเดียวกัน คือลดลงตลอดความสูงของไรเซอร์

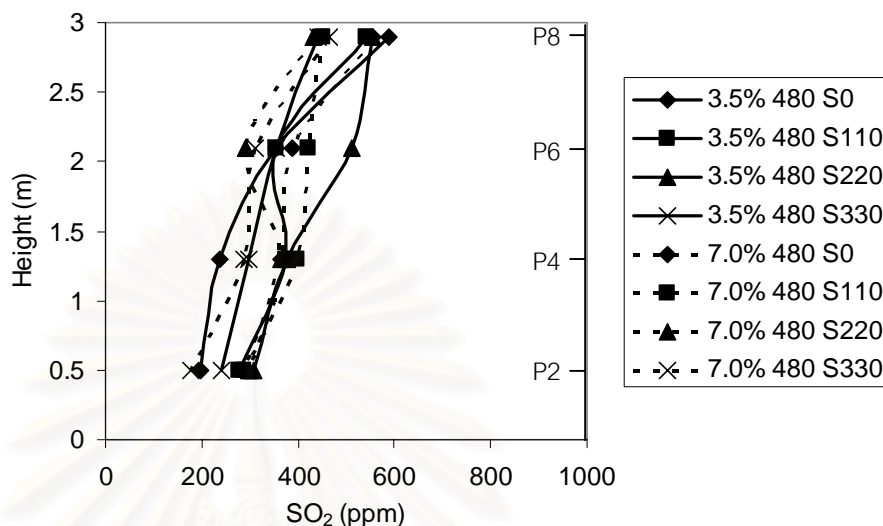


รูปที่ 4.37 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส O_2 ณ ตำแหน่งต่างๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแก๊สร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ



รูปที่ 4.38 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส O_2 ณ ตำแหน่งต่างๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแก๊สร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

แนวโน้มของปริมาณแก๊ส SO₂ ตลอดโรเซอร์

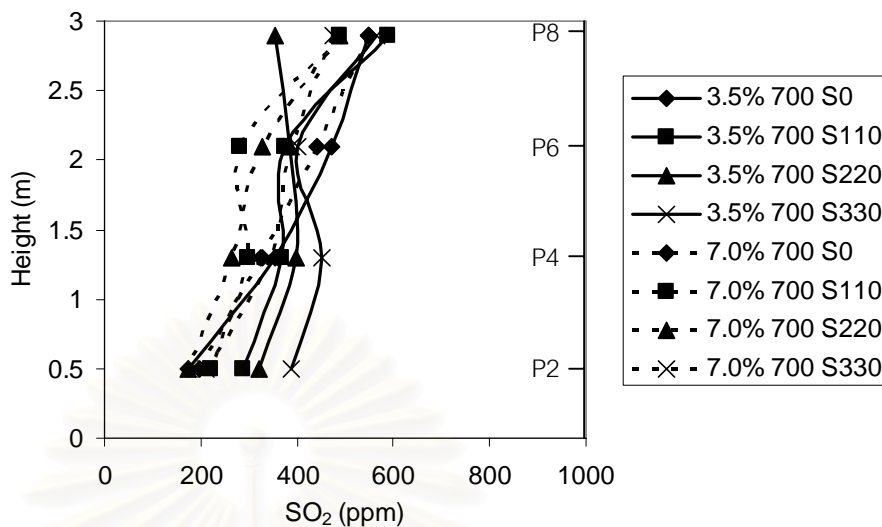


รูปที่ 4.39 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส SO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของโรเซอร์ สำหรับ

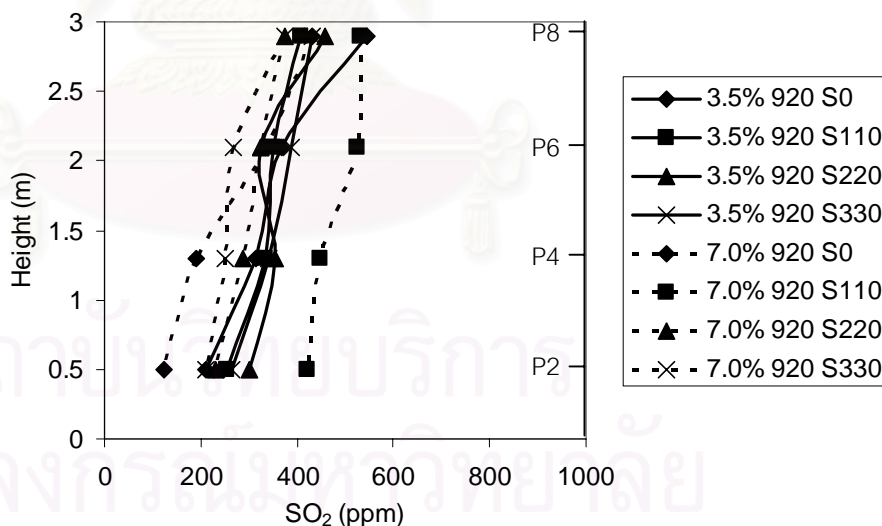
เชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการปล่อยอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการปล่อยอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

รูปที่ 4.39 รูปที่ 4.40 และรูปที่ 4.41 เป็นกราฟผลการทดลองแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส SO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของโรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการปล่อยอากาศปฐมภูมิ 480, 700 และ 920 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ เมื่อนำไปเปรียบเทียบกับรูปที่ 4.18 รูปที่ 4.19 และรูปที่ 4.20 ซึ่งเป็นการทดลองเชื้อเพลิงถ่านหิน แล้ว จะสังเกตเห็นได้ว่าแนวโน้มของปริมาณ SO₂ ตลอดโรเซอร์นั้นเป็นไปในทิศทางเดียวกัน คือเพิ่มขึ้นตลอดความสูงของโรเซอร์ และเมื่อเปรียบเทียบแต่ละสัดส่วนเชื้อเพลิงผสมแกลบแล้วพบว่าเมื่อเพิ่มปริมาณแกลบในเชื้อเพลิงแล้วปริมาณของ SO₂ ที่ออกจะลดลงเล็กน้อย

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

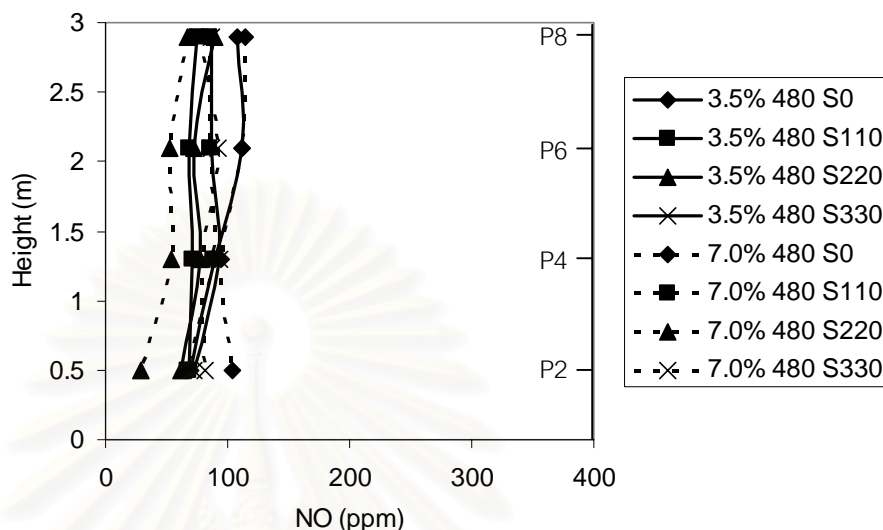


รูปที่ 4.40 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส SO₂ ณ ตำแหน่งต่างๆ ของโรเตอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ



รูปที่ 4.41 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส SO₂ ณ ตำแหน่งต่างๆ ของโรเตอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

แนวโน้มของปริมาณแก๊ส NO ตลอดไรเซอร์



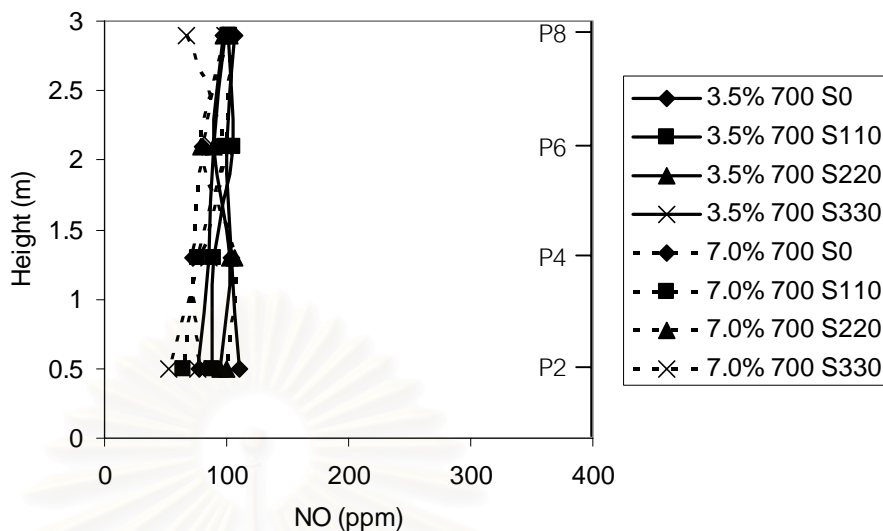
รูปที่ 4.42 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับ

เชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ

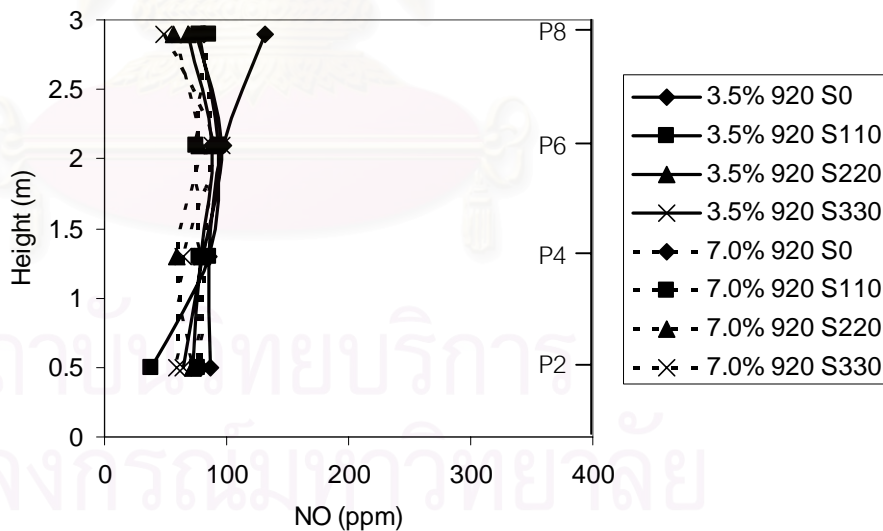
480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

รูปที่ 4.42 รูปที่ 4.43 และรูปที่ 4.44 เป็นกราฟผลการทดลองแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480, 700 และ 920 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ เมื่อนำไปเปรียบเทียบกับรูปที่ 4.21 รูปที่ 4.22 และรูปที่ 4.23 ซึ่งเป็นการทดลองเชื้อเพลิงถ่านหิน แล้ว จะสังเกตเห็นได้ว่าแนวโน้มของปริมาณ NO ตลอดไรเซอร์นั้นเป็นไปในทิศทางเดียวกัน คือใกล้เคียงกันตลอดความสูงของไรเซอร์ และเมื่อเปรียบเทียบแต่ละสัดส่วนเชื้อเพลิงผสมแกลบแล้วพบว่าเมื่อเพิ่มปริมาณแกลบในเชื้อเพลิงแล้วปริมาณของ NO ที่ออกจะลดลงเล็กน้อย

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

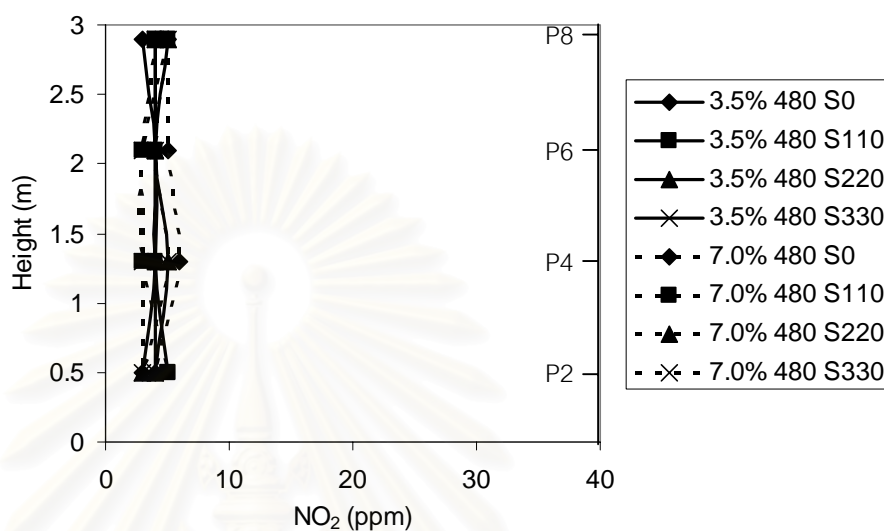


รูปที่ 4.43 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับ เชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ



รูปที่ 4.44 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของไรเซอร์ สำหรับ เชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

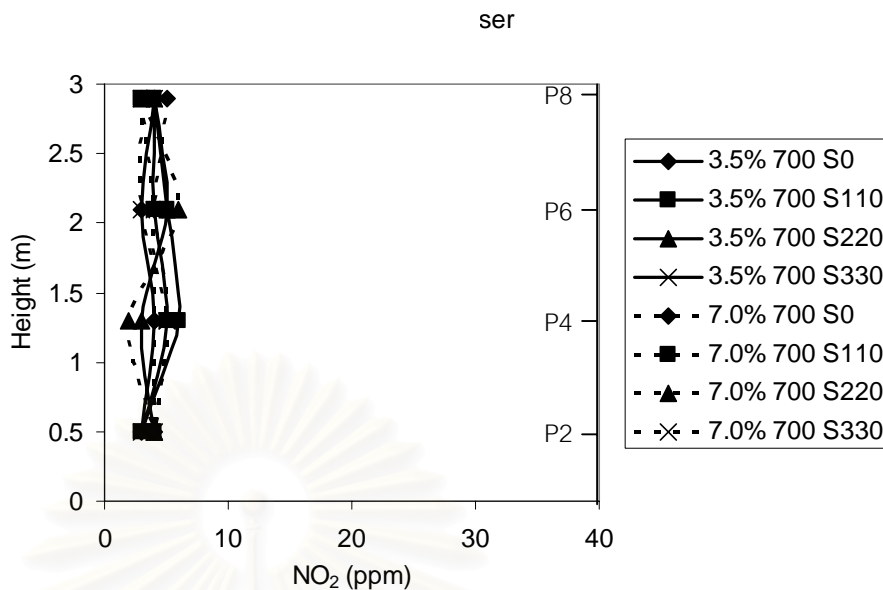
แนวโน้มของปริมาณแก๊ส NO₂ ตลอดโรเซอร์



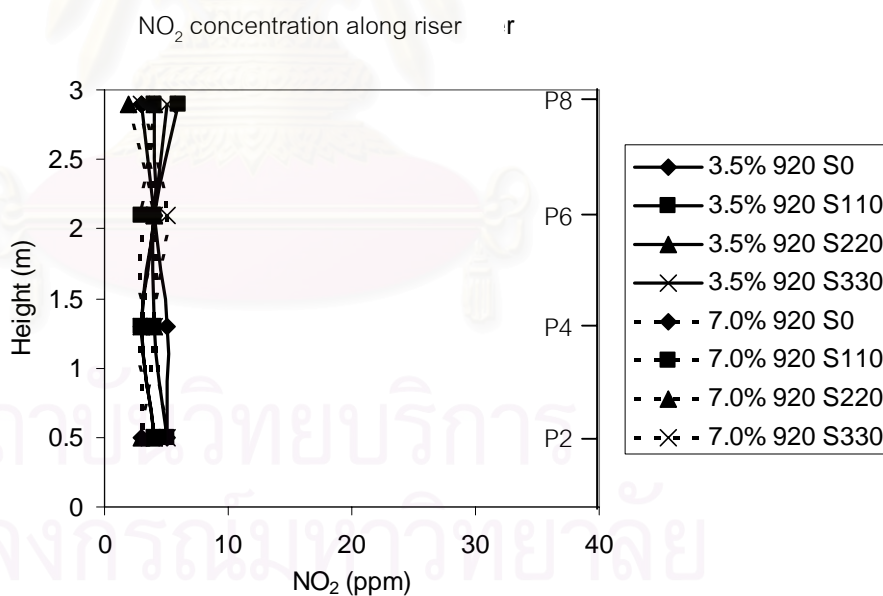
รูปที่ 4.45 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของโรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการปล่อยอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการปล่อยอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

รูปที่ 4.45 รูปที่ 4.46 และรูปที่ 4.47 เป็นกราฟผลการทดลองแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO₂ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของโรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการปล่อยอากาศปฐมภูมิ 480, 700 และ 920 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ เมื่อนำไปเปรียบเทียบกับรูปที่ 4.24 รูปที่ 4.25 และรูปที่ 4.26 ซึ่งเป็นการทดลองเชื้อเพลิงถ่านหิน แล้ว จะสังเกตเห็นได้ว่าแนวโน้มของปริมาณ NO₂ ตลอดโรเซอร์นั้นเป็นไปในทิศทางเดียวกัน คือใกล้เคียงกันตลอดความสูงของโรเซอร์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 4.46 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO₂ ณ ตำแหน่งต่างๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ



รูปที่ 4.47 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส NO₂ ณ ตำแหน่งต่างๆ ของไรเซอร์ สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0, 110, 220 และ 330 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ

บทที่ 5

สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการทดลอง

1. สภาวะที่ทำให้เกิดการเผาไหม้ในเตาเผาฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ได้สร้างขึ้นคือที่อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิในช่วง 480 – 920 ลิตรต่อนาที (ความเร็วประมาณ 1.0 -2.0 เมตรต่อวินาที) สำหรับอัตราการป้อนถ่านหิน 5.8 กิโลกรัมต่อชั่วโมง. และอัตราการป้อนกลับของเบดผ่าน L-valve 100 กิโลกรัมต่อชั่วโมง.
2. อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิที่ 480 ลิตรต่อนาที (ประมาณ 1.0 เมตรต่อวินาที) เป็นอัตราการป้อนอากาศที่เริ่มทำให้ระบบเกิดสภาวะ fast fluidization และหมุนเวียนเบดเป็นระบบฟลูอิไดซ์เบดแบบหมุนเวียนได้ แต่ยังไม่เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ได้ เมื่อมีการเพิ่มอากาศปฐมภูมิจะทำให้การเผาไหม้สมบูรณ์ขึ้น ตามปริมาณอากาศปฐมภูมิที่ป้อน
3. ที่การป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที (ประมาณ 1.5 เมตรต่อวินาที) โดยไม่มีการป้อนอากาศปฐมภูมิการเผาไหม้จะไม่ค่อยสมบูรณ์ ต้องทำการป้อนอากาศปฐมภูมิเช่นกัน
4. ที่การป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที (ประมาณ 2.0 เมตรต่อวินาที) แนวโน้มของอุณหภูมิตลอดไรเซอร์ของแต่ละอัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิแทบจะไม่แตกต่างกันเลย แสดงว่าอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาทีอย่างเดียวนั้นพอเพียงต่อการเผาไหม้แล้ว และถ้าเพิ่มอากาศปฐมภูมิเป็น 2.5 เมตรต่อวินาทีแล้วแนวโน้มของอุณหภูมินั้นระบบจะไม่ใช่ CFB แล้ว
5. อุณหภูมิในการเผาไหม้ในระบบ CFB ค่อนข้างจะคงที่ตลอดไรเซอร์ อยู่ในช่วงประมาณ 800 -1000 องศาเซลเซียส
6. ที่ปริมาณการป้อนอากาศรวม(อากาศปฐมภูมิและอากาศปฐมภูมิ)เท่ากัน อุณหภูมิในไรเซอร์จะสูงกว่าเมื่อมีการแบ่งอากาศไปป้อนในตำแหน่งอากาศปฐมภูมิมากกว่าสำหรับที่อัตราการป้อนอากาศรวมน้อยกว่า 920 ลิตรต่อนาที
7. ที่ปริมาณการป้อนอากาศรวมตั้งแต่ 920 ลิตรต่อนาที ขึ้นไปแนวโน้มของอุณหภูมิตลอดไรเซอร์ใกล้เคียงกันมาก ปริมาณการป้อนอากาศปฐมภูมิแทบไม่มีผลต่ออุณหภูมิในไรเซอร์
8. ปริมาณ CO จะสูงมากบริเวณส่วนล่างของไรเซอร์ ซึ่งมีการ devolatile ของถ่านหิน และจะลดลงอย่างรวดเร็วบริเวณตำแหน่งที่มีการป้อนอากาศปฐมภูมิซึ่งจะช่วยให้การเผาไหม้สมบูรณ์ขึ้น
9. ปริมาณ O₂ จะลดลงตลอดความสูงไรเซอร์ เนื่องจากเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ตลอดไรเซอร์ทำให้ O₂ ถูกนำมาใช้เรื่อย ๆ ตลอดความสูง ปริมาณ O₂ จึงลดลงตลอดความสูง
10. ปริมาณ CO₂ จะเพิ่มขึ้นตลอดความสูงไรเซอร์ เนื่องจากเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ตลอดไรเซอร์ทำให้เกิด CO₂ เพิ่มขึ้นเรื่อย ๆ ตลอดความสูง

11. ปริมาณ SO_2 จะเพิ่มขึ้นตลอดความสูงไรเซอร์ อยู่ในช่วงไม่เกิน 400 – 600 ppm
12. ปริมาณ NO และ NO_2 ค่อนข้างจะคงที่ตลอดไรเซอร์ อยู่ในช่วงไม่เกิน 100 และ 10 ppm ตามลำดับ
13. เมื่อทำการปรับสัดส่วนเชื้อเพลิงจากถ่านหินอย่างเดียว เป็นถ่านหินผสมแกลบร้อยละ 3.5 และ 7 โดยน้ำหนัก พบว่าอุณหภูมิตลอดไรเซอร์มีแนวโน้มสูงขึ้นตามปริมาณแกลบที่เพิ่ม
14. แนวโน้มองค์ประกอบของแก๊สทุกชนิดตลอดไรเซอร์ พบว่ามีแนวโน้มคล้ายกับการเผาไหม้ถ่านหินอย่างเดียว
15. แนวโน้มองค์ประกอบของแก๊ส CO ลดลงเมื่อเพิ่มสัดส่วนของแกลบในเชื้อเพลิงผสม ที่การเผาไหม้สภาวะเดียวกัน
16. แนวโน้มองค์ประกอบของแก๊ส SO_2 ที่ออกลดลงเมื่อเพิ่มสัดส่วนของแกลบในเชื้อเพลิงผสม

5.2 ข้อเสนอแนะ

1. ในการศึกษาถึงการเผาไหม้ในระบบฟลูอิโดซ์เบดแบบหมุนเวียนต่อไปอาจจะทำการปรับปรุงระบบให้สามารถทำการควบคุมตัวแปรต่าง ๆ ได้อย่างอัตโนมัติผ่านเครื่องคอมพิวเตอร์ เช่น อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ, อากาศทุติยภูมิ, อัตราการป้อนเชื้อเพลิงผ่าน screw feeder, อัตราการป้อนกลับของเบดผ่าน L-valve
2. อาจทำการปรับปรุงเตาเผาให้สามารถแยกการป้อนเชื้อเพลิงชีวมวลออกจากถ่านหิน โดยทำการเพิ่ม screw feeder เพิ่มอีก เพื่อให้สามารถทำการปรับเปลี่ยนอัตราส่วนเชื้อเพลิงผสมที่ป้อนได้ดีขึ้น
3. ควรทำการศึกษาถึงเชื้อเพลิงผสมอื่น ๆ เปรียบเทียบเพิ่มเติมเช่น ช้างข้าวโพด ชานอ้อย ชี้อ้อย ฯลฯ
4. ในการวัดองค์ประกอบของแก๊สจากการเผาไหม้อาจเปลี่ยนจากการใช้ Flue Gas Analyzer เป็นใช้เครื่อง Gas Chromatography ซึ่งสามารถวัดต่อเนื่องและบันทึกเข้าคอมพิวเตอร์ได้
5. อาจทำการปรับปรุงเตาเผาให้มีขนาดสูงขึ้นเป็น 5 –6 เมตร เพื่อที่จะทำการเผาไหม้ได้มีประสิทธิภาพกว่านี้

รายการอ้างอิง

1. สมศักดิ์ ดำรงค์เลิศ: ฟลูอิดไดเซชัน. กรุงเทพมหานคร: สำนักพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2528.
2. D. Kunii, and O. Levenspiel: Fluidization Engineering. New York: John Wiley and Sons Inc, 1969.
3. P. Basu and S.A. Fraser: Circulating Fluidized Bed Boiler, Butterworth-Heinemann, 1994.
4. J.R. Grace, A.A. Avedan and T.M. Knowlton: Circulating Fluidized Beds, London: Chapman & Hall, 1997.
5. S. De and P.K. Nag: Temperature and gas concentration profiles in a circulating fluidized-bed combustor burning an Indian coal. Proceedings of the institution of mechanical engineers part a journal of power and energy, 214(2000): 281-286.
6. X.S. Wang, N.A. Akhtar, B.M. Gibbs and M.J. Rhodes: Factors Influencing the Combustion Efficiency of Coal in a Circulating Fluidized bed, Presented at the Second International Conference on Combustion Technologies for a Clean Environment, Lisbon, Portugal, 19 - 22 July, 1993.
7. H.L. Pham and S.C. Bhattacharya: A study of solid circulation rate in a circulating fluidized bed. International journal of energy research 17 (1993): 479-490.
8. J. Zhao, C. Brereton, J.R. Grace, C.J. Lim and R. Legros: Gas concentration profiles and NOX formation in circulating fluidized bed combustion, Fuel 76(1997): 853-860
9. H. Topal, A.T. Atimtay and A. Durmaz: Olive cake combustion in circulating fluidized bed, Fuel 82(2003): 1049-1056
10. G. Ozkan and G. Dogu: 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
11. M. Fang, L. Yang, G. Chen, Z. Shi, Z. Lou และ K. Cen: Experimental study on rice husk combustion in a circulating fluidized bed, Fuel processing technology
12. K.R. Cliffe และ S. Patumsawad: Co-cumbustion of waste from olive oil production with coal in a fluidized bed, Waste management 21(2001): 49-53

13. E. Desroches-Ducarne, E. Marty, G. Martin and L. Dellfose: Co-combustion and municipal solid waste in a circulating fluidized bed, Fuel 77(1998): 1311-1315
14. L. Huilin, Z. Guangbo, B. Rushan, C. Yongjin และ D. Gidaspow: A coal combustion model for circulating fluidized bed boilers, Fuel 79(2002): 165-172
15. M. Fang, L. Yang, G. Chen, Z. Luo และ K. Cen: Experimental study on rice husk combustion in a circulating fluidized bed, Fuel processing technology 85(2004): 1273-1282



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก

ข้อมูลการทดลอง

จากการทดลองการเผาไหม้ในเตาเผาฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน(CFBC) ที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิง 5.8 กิโลกรัม/ชั่วโมง อัตราการป้อนกลับของเบดผ่าน L-valve 100 กิโลกรัม/ชั่วโมง และทำการปรับเปลี่ยนตัวแปรได้แก่ อัตราการป้อนอากาศ สัดส่วนของเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ ได้ข้อมูลการทดลองวัดองค์ประกอบของแก๊ส และแนวโน้มอุณหภูมิตลอดโรเตอร์ดังแสดงในตาราง ก.1 - ตาราง ก.72 ดังต่อไปนี้

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	15.8	4.5	87	88	1		557
P6	2.1	16	4.4	98	102	4		326
P4	1.3	16.7	3.8	87	92	5		373
P2	0.5	17.5	3.1	65	67	2		271

ตาราง ก.1 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของโรเตอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						เฉลี่ย
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	
P1	0.1	774	777					775.5
P2	0.5	774	776					775.0
P3	0.9	768	767					767.5
P4	1.3	782	766					774.0
P5	1.7	784	756					770.0
P6	2.1	741	704					722.5
P7	2.5	738	690					714.0
P8	2.9	696	652					674.0

ตาราง ก.2 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของโรเตอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศ

ปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	15.7	5.1	109	111	2	9461	665
P6	2.1	15.5	4.8	89	94	5	7523	502
P4	1.3	15.1	4.7	98	103	5	9746	389
P2	0.5	16.8	3.7	78	84	6		218

ตาราง ก.3 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน
อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ
110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						เฉลี่ย
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	
P1	0.1	780	772	775				775.7
P2	0.5	781	775	778				778.0
P3	0.9	776	771	773				773.3
P4	1.3	897	882	882				887.0
P5	1.7	889	872	865				875.3
P6	2.1	839	820	808				822.3
P7	2.5	835	810	798				814.3
P8	2.9	781	762	745				762.7

ตาราง ก.4 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศ
ปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	14.4	6.4	112	115	3	5703	510
P6	2.1	13.7	5.8	84	88	4	5027	315
P4	1.3	14.7	5.6	103	105	2	1622	373
P2	0.5	16	4.3	95	99	4	9896	298

ตาราง ก.5 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของโรเซอรัสำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน
อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ
220 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						เฉลี่ย
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	
P1	0.1	769	768	771	774			770.5
P2	0.5	782	777	779	782			780.0
P3	0.9	778	774	777	780			777.3
P4	1.3	919	915	936	933			925.8
P5	1.7	965	954	963	960			960.5
P6	2.1	910	892	893	885			895.0
P7	2.5	912	888	883	873			889.0
P8	2.9	852	827	822	812			828.3

ตาราง ก.6 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของโรเซอรัสำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศ
ปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	14.2	7.5	121	127	6	3784	630
P6	2.1	13	5.9	89	95	6	1354	451
P4	1.3	14.5	5.1	145	153	8	507	402
P2	0.5	16.4	4	100	105	5	9542	280

ตาราง ก.7 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน
อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ
330 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	753	761	753	756			755.8
P2	0.5	772	776	768	770			771.5
P3	0.9	766	773	771	775			771.3
P4	1.3	931	945	954	962			948.0
P5	1.7	974	986	997	1002			989.8
P6	2.1	926	938	946	949			939.8
P7	2.5	930	943	951	957			945.3
P8	2.9	880	889	896	900			891.3

ตาราง ก.8 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศ
ปฐมภูมิ 480 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	13.4	6.9	127	130	3	6284	575
P6	2.1	13.3	6.8	65	70	5		332
P4	1.3	16.2	4.2	98	103	5		306
P2	0.5	18.6	2.1	97	102	5		208

ตาราง ก.9 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	758	742	759	743			750.5
P2	0.5	781	764	777	759			770.3
P3	0.9	786	767	776	760			772.3
P4	1.3	779	758	761	750			762.0
P5	1.7	771	749	746	737			750.8
P6	2.1	750	728	716	712			726.5
P7	2.5	746	723	710	706			721.3
P8	2.9	733	711	695	692			707.8

ตาราง ก.10 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศ

ปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	14.3	5.7	122	123	1	5316	521
P6	2.1	14.4	5.8	120	125	5	6524	411
P4	1.3	15.2	5.1	99	108	9	8805	225
P2	0.5	18.2	2.5	76	77	1		123

ตาราง ก.11 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ

110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	760	772	778	776			771.5
P2	0.5	826	828	827	825			826.5
P3	0.9	831	833	828	827			829.8
P4	1.3	857	864	861	866			862.0
P5	1.7	880	878	876	895			882.3
P6	2.1	854	851	845	846			849.0
P7	2.5	852	845	841	839			844.3
P8	2.9	822	817	812	812			815.8

ตาราง ก.12 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศ

ปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	13.8	6.3	77	83	6	3602	422
P6	2.1	14.1	6	98	103	5	3558	342
P4	1.3	16.4	4	65	70	5	2918	368
P2	0.5	17.9	2.7	98	102	4	7064	241

ตาราง ก.13 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ

220 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	739	746	760	767			753.0
P2	0.5	799	806	817	821			810.8
P3	0.9	814	816	825	828			820.8
P4	1.3	836	844	859	870			852.3
P5	1.7	867	873	878	883			875.3
P6	2.1	850	853	859	864			856.5
P7	2.5	866	865	868	873			868.0
P8	2.9	839	836	838	841			838.5

ตาราง ก.14 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศ

ปฐมภูมิ 700 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	12.2	7.8	49	54	5	1790	613
P6	2.1	14.5	5.7	89	94	5	569	411
P4	1.3	15.8	4.5	91	95	4	1452	368
P2	0.5	17.1	3.4	24	25	1	4598	165

ตาราง ก.15 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ

330 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	732	773	764	739	763		754.2
P2	0.5	807	837	824	800	804		814.4
P3	0.9	816	839	831	816	808		822.0
P4	1.3	815	841	836	819	831		828.4
P5	1.7	865	878	869	853	866		866.2
P6	2.1	840	858	853	840	857		849.6
P7	2.5	869	884	882	867	878		876.0
P8	2.9	848	860	859	848	858		854.6

ตาราง ก.16 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศ

ปฐมภูมิ 700 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	6.6	12.6	124	126	2	920	608
P6	2.1	8.3	11.1	112	116	4	1025	660
P4	1.3	11.7	8.2	126	133	7	1226	542
P2	0.5	11.3	8.5	141	148	7	8905	491

ตาราง ก.17 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	664	658	633	630	639	677	650.2
P2	0.5	814	783	730	725	714	774	756.7
P3	0.9	885	868	857	846	809	823	848.0
P4	1.3	876	866	865	857	824	826	852.3
P5	1.7	863	856	856	851	823	825	845.7
P6	2.1	847	840	839	834	809	807	829.3
P7	2.5	860	852	853	847	824	817	842.2
P8	2.9	842	837	838	834	807	799	826.2

ตาราง ก.18 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศ

ปฐมภูมิ 920 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	12.6	9	46	55	9	998	205
P6	2.1	14	6	72	78	6	655	247
P4	1.3	15.8	4.6	65	70	5	934	349
P2	0.5	17.2	3.3	68	74	6	8366	201

ตาราง ก.19 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ

110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	606	638	643	609	621	605	620.3
P2	0.5	691	733	736	689	709	689	707.8
P3	0.9	824	834	832	812	828	820	825.0
P4	1.3	833	821	876	816	821	828	832.5
P5	1.7	859	846	838	838	845	853	846.5
P6	2.1	837	821	872	813	817	823	830.5
P7	2.5	865	851	838	838	842	850	847.3
P8	2.9	845	832	819	820	824	829	828.2

ตาราง ก.20 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศ

ปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	12.8	7.2	49	51	2	816	513
P6	2.1	14.8	5.4	105	109	4	861	453
P4	1.3	15.8	4.5	99	101	2	1364	392
P2	0.5	16.1	4.3	73	77	4	8127	244

ตาราง ก.21 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ

220 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	646	644	652	666			652.0
P2	0.5	733	734	742	764			743.3
P3	0.9	824	828	824	832			827.0
P4	1.3	816	817	813	819			816.3
P5	1.7	834	834	832	836			834.0
P6	2.1	811	806	805	811			808.3
P7	2.5	837	830	829	833			832.3
P8	2.9	828	827	811	816			820.5

ตาราง ก.22 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศ

ปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	14.3	5.9	73	80	7	635	430
P6	2.1	16.2	4.2	105	107	2	966	398
P4	1.3	17.9	2.7	95	100	5	2381	319
P2	0.5	15.4	4.9	64	67	3	8023	269

ตาราง ก.23 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ

330 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	586	585	646	640			614.3
P2	0.5	666	648	725	719			689.5
P3	0.9	809	764	809	804			796.5
P4	1.3	838	804	799	793			808.5
P5	1.7	860	845	827	822			838.5
P6	2.1	831	826	808	805			817.5
P7	2.5	860	865	842	835			850.5
P8	2.9	854	856	829	823			840.5

ตาราง ก.24 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงถ่านหิน อัตราการป้อนอากาศ

ปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	14.9	5.6	108	111	3		587
P6	2.1	15.1	5	112	116	4		354
P4	1.3	17	3.4	89	93	4		239
P2	0.5	17.6	3.1	70	73	3		197

ตาราง ก.25 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม ถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	832	832	843	838			836.3
P2	0.5	831	834	844	836			836.3
P3	0.9	830	830	847	835			835.5
P4	1.3	830	830	847	835			835.5
P5	1.7	819	820	823	822			821.0
P6	2.1	777	760	760	773			767.5
P7	2.5	756	750	760	750			753.9
P8	2.9	712	710	714	711			711.8

ตาราง ก.26 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ ร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	14.9	5.5	75	79	4	8873	543
P6	2.1	14.9	5.3	69	73	4	7123	354
P4	1.3	16.3	4	71	75	4	7765	373
P2	0.5	16.7	3.6	69	74	5		276

ตาราง ก.27 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของโรเตอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม ถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						เฉลี่ย
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	
P1	0.1	836	833	844	828			835.3
P2	0.5	841	840	853	837			842.8
P3	0.9	848	842	848	844			845.5
P4	1.3	964	952	944	939			949.8
P5	1.7	911	901	889	890			897.8
P6	2.1	866	858	846	848			854.5
P7	2.5	847	837	823	825			833.0
P8	2.9	791	780	770	770			777.8

ตาราง ก.28 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของโรเตอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ ร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	14.1	6.2	89	93	4	5356	554
P6	2.1	14.4	5.7	72	76	4	4297	512
P4	1.3	15.4	5	78	82	4	1333	378
P2	0.5	16.4	4.2	62	66	4	8789	307

ตาราง ก.29 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม ถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	860	866	846	845			854.3
P2	0.5	874	884	830	819			851.8
P3	0.9	876	878	853	832			859.8
P4	1.3	1013	1023	1021	1021			1019.5
P5	1.7	971	981	982	981			978.5
P6	2.1	892	904	914	914			905.9
P7	2.5	871	887	905	909			892.7
P8	2.9	804	815	832	839			822.6

ตาราง ก.30 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ ร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	13	7	87	92	5	3004	440
P6	2.1	14.5	5.7	87	91	4	1376	354
P4	1.3	15.8	4.5	93	98	5	608	297
P2	0.5	16.7	3.8	72	76	4	8147	240

ตาราง ก.31 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม ถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	826	813	807	809			813.7
P2	0.5	822	820	821	823			821.4
P3	0.9	845	843	848	849			846.4
P4	1.3	1077	1068	1072	1066			1070.5
P5	1.7	1033	1036	1038	1016			1030.8
P6	2.1	956	960	967	966			962.1
P7	2.5	945	953	957	959			953.5
P8	2.9	875	881	886	886			882.1

ตาราง ก.32 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ ร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	13.3	7	106	110	4	6663	548
P6	2.1	13.6	6.9	100	103	3		471
P4	1.3	15.4	4.8	104	108	4		354
P2	0.5	16.8	3.3	110	113	3		174

ตาราง ก.33 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม ถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	789	793	789	790			790.2
P2	0.5	821	831	836	832			829.9
P3	0.9	821	826	832	828			826.8
P4	1.3	816	816	812	806			812.3
P5	1.7	794	799	801	800			798.5
P6	2.1	766	771	779	769			771.1
P7	2.5	761	767	771	768			766.6
P8	2.9	747	752	755	753			751.8

ตาราง ก.34 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ ร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	13.6	6.6	101	105	4	4328	587
P6	2.1	14.1	6.6	105	110	5	5298	376
P4	1.3	15.3	5.1	89	95	6	6527	369
P2	0.5	17.1	3.4	88	91	3		287

ตาราง ก.35 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม ถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	797	799	789	773			789.4
P2	0.5	860	859	849	825			848.1
P3	0.9	852	848	852	844			848.7
P4	1.3	895	894	898	892			894.8
P5	1.7	911	911	913	908			910.5
P6	2.1	882	888	889	882			885.5
P7	2.5	873	880	881	877			877.9
P8	2.9	842	843	860	855			850.1

ตาราง ก.36 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ ร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	12.7	7.3	98	102	4	2500	356
P6	2.1	13.5	6.7	89	94	5	2476	386
P4	1.3	15.4	4.9	103	106	3	2486	399
P2	0.5	16.4	4	95	99	4	7709	322

ตาราง ก.37 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม ถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	806	763	772	798			784.9
P2	0.5	848	818	830	855			837.9
P3	0.9	853	830	838	853			843.7
P4	1.3	904	876	881	899			889.8
P5	1.7	903	890	899	916			902.2
P6	2.1	902	883	888	902			893.8
P7	2.5	904	889	891	906			897.4
P8	2.9	878	865	866	878			871.7

ตาราง ก.38 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ ร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	12.6	7.6	99	103	4	1211	566
P6	2.1	13.8	6.6	89	93	4	878	401
P4	1.3	15.3	5.3	86	91	5	1185	453
P2	0.5	16.1	4.1	76	79	3	5430	387

ตาราง ก.39 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม ถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	789	786	779	768			780.4
P2	0.5	846	845	839	835			841.4
P3	0.9	853	852	846	843			848.3
P4	1.3	887	889	885	884			886.3
P5	1.7	912	909	905	909			908.9
P6	2.1	899	899	894	896			897.3
P7	2.5	916	916	910	910			912.9
P8	2.9	891	895	890	889			891.1

ตาราง ก.40 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ ร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	11.1	9.2	132	135	3	1005	545
P6	2.1	11.4	9	98	102	4	985	367
P4	1.3	13.8	6.7	85	90	5	1034.5	315
P2	0.5	14.2	6.4	87	92	5	8012	212

ตาราง ก.41 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม ถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	673	674	671	669			671.7
P2	0.5	779	784	782	779			780.7
P3	0.9	877	882	878	875			877.6
P4	1.3	886	890	870	872			879.6
P5	1.7	879	889	881	884			883.6
P6	2.1	843	861	860	868			858.1
P7	2.5	841	864	870	880			863.7
P8	2.9	823	847	853	864			846.8

ตาราง ก.42 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ ร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	11.4	9	78	84	6	987	409
P6	2.1	13.9	6.4	93.5	97.5	4	808	351
P4	1.3	15.9	4.3	85	89	4	975	333
P2	0.5	16.7	3.8	38.5	43.5	5	7122	253

ตาราง ก.43 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม ถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	667	673	668	665			668.3
P2	0.5	763	768	764	765			764.9
P3	0.9	858	865	863	865			862.7
P4	1.3	948	851	848	846			873.3
P5	1.7	876	888	884	886			883.3
P6	2.1	860	873	871	873			869.4
P7	2.5	867	882	879	882			877.3
P8	2.9	850	865	862	867			860.8

ตาราง ก.44 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ ร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่ออนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่ออนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	13.9	6.3	69	73	4	823	459
P6	2.1	15.4	4.7	88	92	4	935	326
P4	1.3	16.5	3.8	79	82	3	1087	354
P2	0.5	16.9	3.4	73	77	4	6854	301

ตาราง ก.45 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม ถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	731	705	688	675			699.9
P2	0.5	816	799	786	777			794.5
P3	0.9	868	867	866	866			866.9
P4	1.3	879	875	869	864			871.9
P5	1.7	879	881	888	878			881.4
P6	2.1	865	864	866	863			864.3
P7	2.5	882	881	884	883			882.4
P8	2.9	864	863	871	872			867.6

ตาราง ก.46 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ ร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	14.9	5.2	75	80	5	713	433
P6	2.1	16	3.9	96	100	4	943	389
P4	1.3	17.2	3.1	80	83	3	1717.5	341
P2	0.5	17	3.4	65	69	4	6506	265

ตาราง ก.47 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม ถ่านหินและแกลบร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	673	679	699	660			677.6
P2	0.5	722	750	823	759			763.7
P3	0.9	817	833	894	879			856.1
P4	1.3	849	859	903	901			878.0
P5	1.7	866	873	908	906			888.3
P6	2.1	854	861	894	896			876.3
P7	2.5	878	886	917	924			901.4
P8	2.9	867	872	904	913			888.9

ตาราง ก.48 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบ ร้อยละ 3.5 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	14.1	6.2	114	119	5		555
P6	2.1	14.8	5.6	112	117	5		387
P4	1.3	16.5	4	95	101	6		365
P2	0.5	17.6	3	104	108	4		287

ตาราง ก.49 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม

ถ่านหินและแกลบร้อยละ 7 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	898	897	900	904			899.8
P2	0.5	902	896	898	902			899.5
P3	0.9	906	901	905	908			905.0
P4	1.3	892	888	908	906			898.5
P5	1.7	876	866	874	871			871.8
P6	2.1	833	816	817	809			818.8
P7	2.5	810	788	783	774			788.8
P8	2.9	762	740	735	726			740.8

ตาราง ก.50 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 7

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	13.9	6.5	86	91	5	7933	453
P6	2.1	14.4	5.9	85	88	3	6334	423
P4	1.3	16.4	3.8	88	91	3	5896	398
P2	0.5	17.3	3.2	67	72	5	9987	288

ตาราง ก.51 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม

ถ่านหินและแกลบร้อยละ 7 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	892	891	894	898			893.8
P2	0.5	910	905	907	910			908.0
P3	0.9	921	916	920	923			920.0
P4	1.3	1000	995	1018	1015			1007.0
P5	1.7	920	909	918	916			915.8
P6	2.1	898	880	881	873			883.0
P7	2.5	871	848	843	833			848.8
P8	2.9	813	789	784	775			790.3

ตาราง ก.52 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 7

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	13.9	6.3	67	72	5	4387	432
P6	2.1	14	6.1	53	57	4	3751	290
P4	1.3	15.7	4.6	54	59	5	886	365
P2	0.5	16.6	3.7	29	32	3	7897	298

ตาราง ก.53 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม

ถ่านหินและแกลบร้อยละ 7 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	929	921	943	944	942		935.8
P2	0.5	868	859	915	927	944		902.6
P3	0.9	899	898	923	947	961		925.6
P4	1.3	1113	1102	1104	1104	1119		1108.4
P5	1.7	1005	995	994	995	996		997.0
P6	2.1	938	925	915	915	912		921.0
P7	2.5	930	913	895	891	888		903.4
P8	2.9	848	836	819	813	808		824.8

ตาราง ก.54 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 7

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	13	7.1	76	80	4	2135	466
P6	2.1	13.9	6	92	95	3	1248	312
P4	1.3	16.4	3.9	79	82	3	612	288
P2	0.5	16.8	3.6	82	85	3	6253	176

ตาราง ก.55 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม

ถ่านหินและแกลบร้อยละ 7 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	842	861	870	913			871.5
P2	0.5	868	875	882	860			871.3
P3	0.9	878	902	940	966			921.5
P4	1.3	1106	1109	1289	1268			1193.0
P5	1.7	1052	1072	1082	1081			1071.8
P6	2.1	973	988	997	980			984.5
P7	2.5	966	979	980	922			961.8
P8	2.9	901	890	877	824			873.0

ตาราง ก.56 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 7

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	12.9	7.6	97	102	5	6554	549
P6	2.1	12.8	7.3	80	84	4	8865	442
P4	1.3	14.8	5.6	72	76	4		324
P2	0.5	15.9	4.8	77	81	4		198

ตาราง ก.57 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม

ถ่านหินและแกลบร้อยละ 7 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	838	834	820	820	816		825.6
P2	0.5	895	894	884	886	877		887.2
P3	0.9	887	885	878	877	871		879.6
P4	1.3	871	867	858	857	852		861.0
P5	1.7	854	849	840	839	834		843.2
P6	2.1	822	816	807	804	800		809.8
P7	2.5	819	812	804	800	796		806.2
P8	2.9	802	796	789	785	782		790.8

ตาราง ก.58 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 7

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	13.2	7.2	103	106	3	3117	487
P6	2.1	13.1	7.1	99	103	4	4128	280
P4	1.3	14.9	5.4	76	81	5	4563	296
P2	0.5	16.5	3.8	64	68	4	9675	222

ตาราง ก.59 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม

ถ่านหินและแกลบร้อยละ 7 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	815	818	802	795	805		807.0
P2	0.5	874	877	867	862	866		869.2
P3	0.9	871	873	868	861	865		867.6
P4	1.3	931	923	923	927	934		927.6
P5	1.7	946	942	937	934	935		938.8
P6	2.1	936	925	919	909	921		922.0
P7	2.5	925	915	908	903	907		911.6
P8	2.9	896	887	881	878	880		884.4

ตาราง ก.60 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 7

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ

110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	11.8	8.5	102	105	3	1587	488
P6	2.1	12.7	7.4	79	85	6	1523	328
P4	1.3	14.1	6.3	107	109	2	2054	265
P2	0.5	15.2	5.4	100	104	4	8128	174

ตาราง ก.61 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม

ถ่านหินและแกลบร้อยละ 7 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	816	799	809	815	818		811.4
P2	0.5	876	854	870	875	874		869.8
P3	0.9	881	863	874	876	874		873.6
P4	1.3	849	933	946	949	951		925.6
P5	1.7	937	927	925	929	927		929.0
P6	2.1	937	926	923	926	923		927.0
P7	2.5	938	921	922	925	922		925.6
P8	2.9	914	903	899	902	897		903.0

ตาราง ก.62 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 7

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	12.2	7.8	67	70	3	603	475
P6	2.1	12.8	7.4	98	101	3	1121	389
P4	1.3	13.8	6.5	79	84	5	956	343
P2	0.5	15.4	5.1	53	57	4	5684	212

ตาราง ก.63 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม

ถ่านหินและแกลบร้อยละ 7 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	798	801	808	819			806.5
P2	0.5	863	864	871	875			868.3
P3	0.9	870	871	877	880			874.5
P4	1.3	943	941	946	947			944.3
P5	1.7	948	951	956	951			951.5
P6	2.1	943	943	948	946			945.0
P7	2.5	946	947	953	953			949.8
P8	2.9	928	923	929	930			927.5

ตาราง ก.64 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 7

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 700 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	9.8	9.4	82	85	3	974	432
P6	2.1	10.5	8.9	88	92	4	922	333
P4	1.3	14.7	5.2	82	85	3	843	190
P2	0.5	15.6	4.2	79	82	3	6161	123

ตาราง ก.65 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม

ถ่านหินและแกลบร้อยละ 7 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	741	683	668	662			688.5
P2	0.5	870	787	769	774			800.0
P3	0.9	903	909	913	911			909.0
P4	1.3	882	907	923	924			909.0
P5	1.7	898	921	937	938			923.5
P6	2.1	868	889	900	900			889.3
P7	2.5	865	891	903	894			888.3
P8	2.9	848	872	883	878			870.3

ตาราง ก.66 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 7

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 0 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	11.2	9	85	89	4	923	532
P6	2.1	14.3	6.4	75	78	3	954	525
P4	1.3	15.5	4.9	78	81	3	989	449
P2	0.5	16.8	3.7	76	80	4	5786	421

ตาราง ก.67 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม

ถ่านหินและแกลบร้อยละ 7 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	718	698	748				721.3
P2	0.5	830	817	840				829.0
P3	0.9	922	900	895				905.7
P4	1.3	915	903	902				906.7
P5	1.7	927	918	918				921.0
P6	2.1	910	905	911				908.7
P7	2.5	908	905	915				909.3
P8	2.9	890	889	901				893.3

ตาราง ก.68 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 7

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	15.2	4.8	56	58	2	830	373
P6	2.1	17	3.2	78	82	4	966	324
P4	1.3	17.2	3.1	59	63	4	987	287
P2	0.5	18.2	2.2	72	75	3	5438	232

ตาราง ก.69 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม

ถ่านหินและแกลบร้อยละ 7 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	737	748	721	774	753		746.6
P2	0.5	837	848	825	865	851		845.2
P3	0.9	893	912	905	914	910		906.8
P4	1.3	911	923	930	938	935		927.4
P5	1.7	913	923	936	937	935		928.8
P6	2.1	906	916	928	926	926		920.4
P7	2.5	916	927	942	938	940		932.6
P8	2.9	898	911	922	920	922		914.6

ตาราง ก.70 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 7

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 220 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	ปริมาณของแก๊ส						
		O ₂ (%)	CO ₂ (%)	NO(ppm)	NO _x (ppm)	NO ₂ (ppm)	CO(ppm)	SO ₂ (ppm)
P8	2.9	16.3	3.9	49	52	3	776	376
P6	2.1	16.8	3.6	88	93	5	891	267
P4	1.3	17.2	3.4	65	69	4	1054	250
P2	0.5	17.9	2.3	59	64	5	4989	211

ตาราง ก.71 ข้อมูลเฉลี่ยขององค์ประกอบของแก๊ส ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสม

ถ่านหินและแกลบร้อยละ 7 อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่อนาที

ตำแหน่ง	ความสูง(m)	อุณหภูมิ						
		ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	ครั้งที่ 6	เฉลี่ย
P1	0.1	717	744	762	777			750.0
P2	0.5	831	849	863	873			854.0
P3	0.9	912	913	914	914			913.3
P4	1.3	934	939	945	950			942.0
P5	1.7	936	934	927	937			933.5
P6	2.1	932	933	930	934			932.3
P7	2.5	951	952	949	950			950.5
P8	2.9	937	938	929	928			933.0

ตาราง ก.72 ข้อมูลอุณหภูมิ ณ ตำแหน่งต่างของไรเซอร์สำหรับเชื้อเพลิงผสมถ่านหินและแกลบร้อยละ 7

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 920 ลิตรต่อนาที อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 330 ลิตรต่อนาที

ภาคผนวก ข

การเปรียบเทียบอัตราการป้อนกลับของเบตผ่านแอลวาล์ว

วิธีการทดลอง

1. ถอดข้อต่อท่อส่วนล่างจากตัวกระจายอากาศออกจากส่วนโรเตอร์ และถอดตัวกระจายอากาศออก
2. ปิดวาล์วปีกผีเสื้อที่แอลวาล์ว
3. บรรจุน้ำเข้าไปในดาวนคัมเมอร์ให้สูงประมาณ 1 เมตร
4. นำภาชนะมาวางไว้บริเวณด้านล่างของโรเตอร์เพื่อรองรับทรายที่จะตกลงมา
5. เปิดวาล์วปีกผีเสื้อที่เปอร์เซ็นต์การเปิดวาล์ว 25 เปอร์เซ็นต์ พร้อมจับเวลาขณะที่ทรายไหลลงสู่กระป๋องด้านล่างโรเตอร์
6. เมื่อได้ปริมาณทรายพอสมควรหยุดเวลาพร้อมกับปิดวาล์วปีกผีเสื้อ
7. นำทรายที่ได้ไปชั่งน้ำหนักบนตีกไว้เพื่อนำไปคำนวณหาอัตราการป้อนกลับของเบตผ่านแอลวาล์ว
8. ทำซ้ำตั้งแต่ข้อ 5 โดยเปลี่ยนเปอร์เซ็นต์การเปิดวาล์ว 50, 75 และ 100 เปอร์เซ็นต์ ตามลำดับ

ข้อมูลและผลการเปรียบเทียบอัตราการป้อนกลับของเบตผ่านแอลวาล์ว

เปอร์เซ็นต์การเปิดวาล์ว	เวลา (วินาที)	น้ำหนักทราย (กรัม)	อัตราการป้อนกลับ (กรัม/วินาที)	อัตราการป้อนกลับ (กก./ชม.)
25	98	765.9	7.8	28.1
50	65	1862.7	28.7	103.2
75	34	5425.5	159.6	574.5
100	26	5633.6	216.7	780.8

ตาราง ข.1 ข้อมูลและผลการเปรียบเทียบอัตราการป้อนกลับของเบตผ่านแอลวาล์ว

การคำนวณร้อยละอากาศเกินพอ(% Excess air)

ตัวอย่างการคำนวณ

ที่อัตราการป้อนถ่านหิน 5.8 กก./ชม.

อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที

อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที

Basis 1 ชั่วโมง

ผลการวิเคราะห์แบบแยกธาตุของถ่านหิน	C	58.44 %
	H	5.16 %
	O	33.85 %
	N	0.69 %
	S	1.87 %

ธาตุต่าง ๆ ที่ป้อนจากถ่านหินใน 1 ชม.

Carbon	=	0.5844 x 5.8	=	3.389 กก.	=	0.2824 กิโลโมล
Hydrogen	=	0.0552 x 5.8	=	0.2993 กก.	=	0.1497 กิโลโมล
Oxygen	=	0.3385 x 5.8	=	1.9630 กก.	=	0.0613 กิโลโมล
Nitrogen	=	0.0069 x 5.8	=	0.0397 กก.	=	0.0014 กิโลโมล
Sulfur	=	0.0187 x 5.8	=	0.1086 กก.	=	0.0033 กิโลโมล

ความหนาแน่นอากาศ = 1.169 กก./ลบ.ม

อากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที = 28.8 ลบ.ม/ชม. = 33.67 กก./ชม

อากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที = 6.6 ลบ.ม/ชม. = 7.71 กก./ชม

รวมอากาศที่ป้อนใน 1 ชม. = 41.38 กก./ชม = 1.427 กิโลโมล

Oxygen จากอากาศ = 1.427 x 0.21 = 0.2997 กิโลโมล

Nitrogen จากอากาศ = 1.427 x 0.079 = 0.11273 กิโลโมล

รวมธาตุต่าง ๆ ที่ป้อน ใน 1 ชม.

Carbon = 0.2824 กิโลโมล

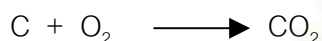
Hydrogen = 0.1497 กิโลโมล

Oxygen = 0.0613 + 0.2997 = 0.3610 กิโลโมล

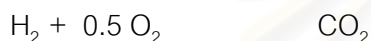
Nitrogen = 0.0014 + 1.1273 = 1.1287 กิโลโมล

Sulfur = 0.0033 กิโลโมล

ที่ปฏิกิริยาการเผาไหม้สมบูรณ์



ใช้ O_2 = 0.2824 กิโลโมล



ใช้ O_2 = 0.1495 x 0.5 = 0.0748 กิโลโมล

Oxygen ตามทฤษฎีที่ต้องใช้ = 0.2824 + 0.0748 = 0.3572 กิโลโมล

Oxygen ที่ป้อนทั้งหมด = 0.3610 กิโลโมล

อากาศเกินพอ (excess air ratio) = $(0.3610 - 0.3572)/0.3572 \times 100$
= 1.04 %

สำหรับที่สภาวะการทดลองอื่น ๆ ใช้วิธีการคำนวณข้างต้นในการคำนวณร้อยละอากาศเกินพอเช่นเดียวกันโดยได้ผลการคำนวณดังแสดงในตาราง ข.2

Secondary air primary air	ร้อยละอากาศเกินพอ (% Excess air)			
	0	110	22	330
480	-15	1	17	32
700	17	32	48	64
920	48	64	79	95

ตาราง ข.2 ร้อยละอากาศเกินพอ(% excess air) ที่สภาวะการทดลองต่าง ๆ

***หมายเหตุ** ค่าร้อยละอากาศเกินพอที่ติดลบแสดงให้เห็นว่าที่สภาวะดังกล่าวอากาศที่ป้อนเข้าไปเพื่อให้เกิดกระบวนการเผาไหม้นั้นไม่เพียงพอต่อการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์นี้ตามทฤษฎี สภาวะดังกล่าวจึงไม่เหมาะกับการเผาไหม้จริง

การคำนวณสัดส่วนของอากาศทุติยภูมิที่ป้อน (Secondary air ratio)

ตัวอย่างการคำนวณ

ที่อัตราการป้อนอากาศปฐมภูมิ 480 ลิตรต่อนาที

อัตราการป้อนอากาศทุติยภูมิ 110 ลิตรต่อนาที

สัดส่วนของอากาศทุติยภูมิที่ป้อน (Secondary air ratio) = $(110/(110+480)) \times 100$

= 22.92 %

สำหรับที่สภาวะการทดลองอื่น ๆ ใช้วิธีการคำนวณข้างต้นในสัดส่วนของอากาศทุติยภูมิที่ป้อนเช่นเดียวกันโดยได้ผลการคำนวณดังแสดงในตาราง ข.3

Secondary air primary air	สัดส่วนของอากาศทุติยภูมิที่ป้อน (Secondary air ratio)			
	0	110	22	330
480	0	23	46	69
700	0	16	31	47
920	0	12	24	36

ตาราง ข.3 สัดส่วนของอากาศทุติยภูมิที่ป้อน (Secondary air ratio) ที่สภาวะการทดลองต่าง ๆ

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นายชัยวัฒน์ พรหมภูเบศร์ เกิดวันที่ 16 มกราคม 2522 เกิดที่จังหวัดกรุงเทพมหานครสำเร็จการศึกษาระดับปริญญาตรีวิทยาศาสตร์บัณฑิต สาขาเทคโนโลยีเชื้อเพลิง ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีการศึกษา 2543 และเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิทยาศาสตรมหาบัณฑิตที่ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อ พ.ศ. 2544



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย