

อิทธิพลของตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิต่อการเผาไหม้ถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน

Influence of Secondary Air Injection Positions on Bituminous Coal Combustion in a Circulating Fluidized Bed Combustor

ประสาน สติยธิ์เรื่องศักดิ์^{1*}, และ ฐานิตย์ เมธิยานนท์¹

¹ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 140 ถนนเชื่อมสัมพันธ์ แขวงกระทุ่มราย
เขตหนองจอก กรุงเทพมหานคร 10530

*ติดต่อ: prasan_mut@yahoo.com, 02-988-3655 ต่อ 3106, 02-988-3666

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้นำเสนอผลการทดลองการเผาไหม้ถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน โดยศึกษาผลกระทบของตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิที่มีต่อพฤติกรรมการเผาไหม้ ตลอดจนสมรรถนะการเผาไหม้ในแง่ของประสิทธิภาพการแปลงสภาพคาร์บอน (η_c) และแก๊สไอเสียที่ทางออก การทดลองได้ทำการปรับเปลี่ยนตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิที่ตำแหน่งต่างๆ คือ 0, 2.3, 3.3 และ 4.5 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ โดยคงอัตราส่วนอากาศส่วนเกินรวม (λ_{total}) 1.39 และอัตราส่วนอากาศส่วนเกินทุติยภูมิ (λ_{SA}) 0.23 ในทุกการทดลอง โดยผลการวัดการกระจายอุณหภูมิภายในเตาบ่งชี้ว่าการเผาไหม้เกิดขึ้นตลอดความสูงท่อไรเซอร์ การเพิ่มระดับความสูงการจ่ายอากาศทุติยภูมิส่งผลให้ความเข้มข้นของ O_2 และ CO ในแก๊สไอเสียเพิ่มขึ้น ในขณะที่ NO_x มีแนวโน้มลดต่ำลงตามการเพิ่มความสูงของตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิ โดย CO และ NO_x มีค่าในช่วง 281-619 ppm และ 127-179 ppm ที่ระดับความเข้มข้น O_2 6% ตามลำดับ นอกจากนี้ η_c มีค่าสูงสุด 99.27% จากการศึกษานี้ตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิที่เหมาะสมในแง่ของการปลดปล่อยมลพิษ คือ 3.3 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ

คำหลัก: แก๊สพิษ; ถ่านหิน; ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน; อากาศทุติยภูมิ

Abstract

This research presents the experimental results of bituminous coal combustion in a circulating fluidized bed combustor (CFB). The effect of secondary air injection level on combustion characteristics, as well as combustor performances, in terms of carbon conversion efficiency (η_c) and gaseous emissions were investigated. The secondary air was supplied in a different level, for example, 0, 2.3, 3.3 and 4.5 m above the distributor plate. For all experiments, the total excess air ratio (λ_{total}) and the secondary excess air ratio (λ_{SA}) were kept constant at 1.39 and 0.23, respectively. The temperature profiles along combustor heights implied that the combustion took place continuously in the riser. The higher secondary air injection level, the higher O_2 and CO concentration in flue gas. NO_x emissions trended to decrease with increasing secondary air level. CO and NO_x , corrected to 6% O_2 , were ranged between 281 and 619 ppm and 127-179 ppm respectively. Moreover, the maximum η_c of 99.27% was achieved. The results concluded that the optimum secondary air injection, in terms of gaseous emissions was 3.3 m above the distributor plate.

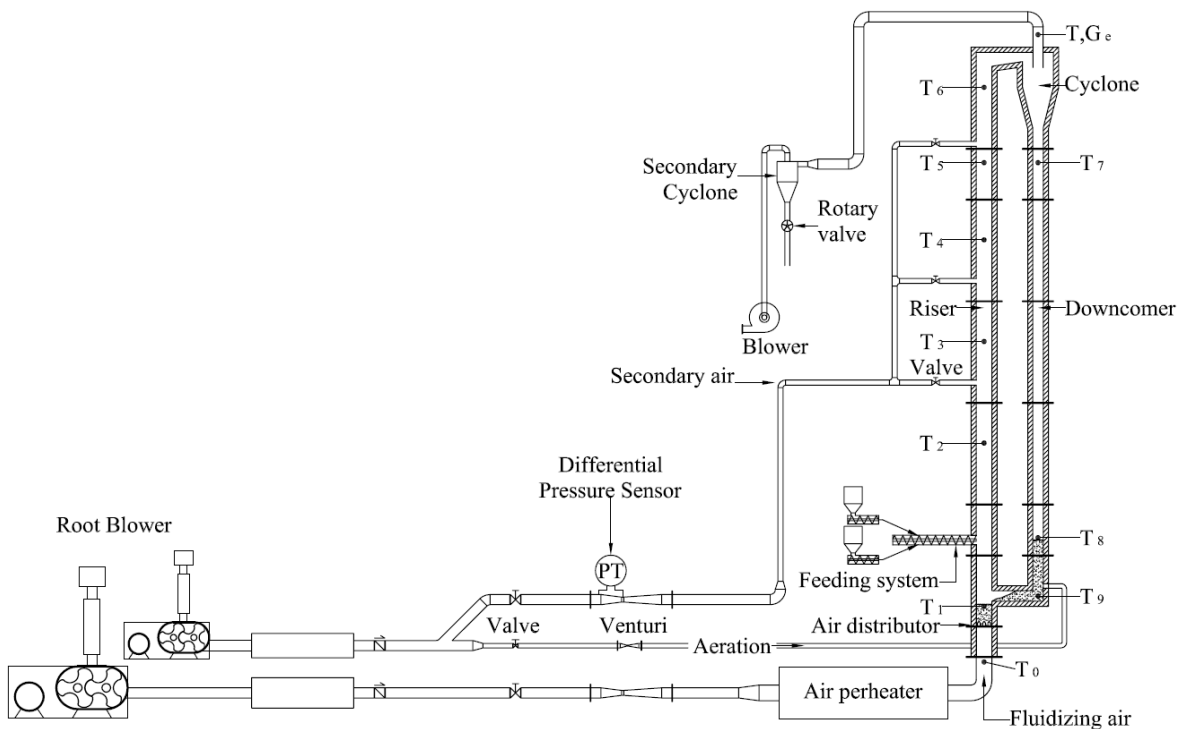
Keywords: Circulating fluidized bed; Coal; Emissions; Secondary air

1. บทนำ

พลังงานเป็นปัจจัยหนึ่งที่สำคัญต่อการพัฒนาประเทศ เนื่องจากการขับเคลื่อนทางเศรษฐกิจและอุตสาหกรรมมีความต้องการใช้พลังงานแทบทั้งสิ้นไม่ว่าจะเป็นในรูปแบบของพลังงานปรมาณูหรือทฤษฎี จึงทำในปัจจุบันรัฐบาลได้ออก นโยบายที่ส่งเสริมให้ค้นหาแหล่งพลังงานใหม่ และเพิ่มประสิทธิภาพการใช้พลังงานให้เกิดประโยชน์สูงสุด ทั้งนี้ รูปแบบของพลังงานปรมาณูหรือความร้อนนั้นมีการใช้งานอย่างแพร่หลายทั้งในภาคอุตสาหกรรมและโรงไฟฟ้า โดยพลังงานปรมาณูซึ่งได้มาจากกระบวนการเผาไหม้ตรงมีประสิทธิภาพสูงสุดเมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการไฟโรไลซิส และแก๊สซิฟิเคชัน [1] ถ่านหินเป็นเชื้อเพลิงแข็งที่ยังคงมีบทบาทสำคัญที่ถูกนำมาใช้พลังงานในการผลิตความร้อนและไฟฟ้าเพราะเป็นเชื้อเพลิงที่มีปริมาณสำรองมากเพียงพอให้ใช้ได้ยาวนานเกือบสองร้อยปี และเป็นเชื้อเพลิงที่ค่อนข้างมีความสะดวกในการขนส่ง ตลอดจนนำไปใช้งานเทคโนโลยีการเผาไหม้ถ่านหินที่กำลังได้รับความนิยมเพิ่มขึ้นในปัจจุบันคือ การเผาไหม้ฟลูอิดิเซชันแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed Combustion; CFB) ซึ่งเป็นยุคหลังต่อมาจากการเผาไหม้ฟลูอิดิเซชันแบบฟองแก๊ส (Bubbling Fluidized Bed Combustion; BFB) เพราะ CFB มีประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่สูงกว่า มีความยืดหยุ่นในการใช้เชื้อเพลิงที่ดี และมีการปลดปล่อย

มลพิษต่ำกว่า โดยเฉพาะอย่างยิ่งการปลดปล่อยออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) [2-3]

ในช่วงเวลาที่ผ่านมาได้มีงานวิจัยจำนวนหนึ่งที่ศึกษาถึงการเผาไหม้ในเตา CFB โดยใช้ชีวมวลจำพวก ชี้เลื่อย ฟางข้าวสาลี [4] แกลบ [5] เปลือกฝ้าย [6] และถ่านไม้ [7] เป็นเชื้อเพลิง นอกจากนี้ยังมีการศึกษาการเผาไหม้ถ่านหินชนิดต่างๆ [8-12] รวมไปถึงการเผาไหม้ร่วมระหว่างถ่านหินและชีวมวลชนิดต่างๆ เช่น เปลือกมะกอก [13-14] สลัดจ์ [15] มูลสัตว์ปีก [16] และการเผาไหม้ร่วมของถ่านหินกับชีวมวลในประเทศไทยบางชนิด เช่น แกลบ กะลาปาล์ม กะลามะพร้าว ชี้เลื่อย [17] โดยงานวิจัยที่กล่าวมาข้างต้นส่วนใหญ่เป็นของต่างประเทศทั้งสิ้น ในขณะที่งานวิจัยในประเทศไทยด้าน CFB มีค่อนข้างจำกัด ทำให้ไม่เกิดการพัฒนาองค์ความรู้ภายในประเทศ ต้องพึ่งพาเทคโนโลยีจากต่างประเทศเป็นหลัก ซึ่งเมื่อพิจารณาถึงแนวโน้มของการนำเทคโนโลยี CFB มาใช้ในอนาคตเพิ่มสูงขึ้น จึงจำเป็นต้องทำการศึกษาปัจจัยต่างๆ ที่ส่งผลต่อการเผาไหม้ของเตา CFB ซึ่งถึงแม้ว่าเชื้อเพลิงอาจจะมีชนิดเดียวกันแต่อาจจะมีสมบัติที่แตกต่างกันโดยสิ้นเชิงก็ได้ ดังนั้น ในงานวิจัยนี้จึงได้ทำการศึกษาถึงผลกระทบของตำแหน่งการจ่ายอากาศทฤษฎีในการเผาไหม้ถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ CFB ที่ส่งผลต่อการปลดปล่อยแก๊สมลพิษและสมรรถนะการเผาไหม้



รูปที่ 1 การติดตั้งอุปกรณ์ของเตาเผาไหม้ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน (CFB)

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

2.1 เตาเผาไหม้ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน (CFB)

ระบบเผาไหม้ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในการทดลองซึ่งแสดงดังรูปที่ 1 ประกอบไปด้วยเตาเผาไหม้ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน ระบบป้อนเชื้อเพลิงแบบสกรูลำเลียง ชุดอุ่นอากาศ พัดลมจ่ายอากาศความดันสูง (Root blower) และไซโคลนตัวที่สอง (Secondary cyclone) เพื่อดักเถ้าลอย โดยเตาเผาไหม้ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนมีท่อโรเซอร์ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 150 mm ความสูง 6 m เชื่อมต่อกับไซโคลนดักอนุภาคสำหรับดักอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมด ให้เวียนกลับไปยังท่อดาวนคัมเมอร์ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 100 mm ก่อนป้อนกลับไปยังท่อโรเซอร์อีกครั้งหนึ่งผ่านวาล์วควบคุมการเวียนกลับแบบแอลวาล์ว (L-valve) ซึ่งมีช่องเติมอากาศ (Aeration tap) อากาศที่จ่ายเข้าเตาเผาไหม้แบ่งออกเป็นสามส่วนคือ 1) อากาศปฐมภูมิเป็นอากาศที่เป่าให้อนุภาคเบดเกิดการฟลูอิดเซชันซึ่งถูกจ่ายเข้าทางด้านล่างผ่านแผ่นกระจายอากาศ (Distributor) ซึ่งเป็นแบบหัวฉีดจำนวน 6 หัว 2) อากาศทุติยภูมิซึ่งสามารถเลือกจ่ายได้ที่ระดับความสูงต่างๆ คือ 2.3, 3.3 และ 4.5 m เหนือแผ่นกระจายอากาศเพื่อช่วยในการเผาไหม้สารระเหยและแก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ และ 3) คืออากาศที่ต่อเติมอากาศที่แอลวาล์ว สำหรับชุดอุ่นอากาศเป็นแบบขดลวดความร้อนซึ่งใช้สำหรับอุ่นระบบให้มีอุณหภูมิสูงเพียงพอที่จะทำให้เชื้อเพลิงสามารถติดไฟได้เอง อนุภาคเบดที่ใช้เป็นทรายขนาด 300 μm ปริมาณ 22 kg ซึ่งมีระดับความสูงของเบดนี้ประมาณ 40 cm เหนือแผ่นกระจายอากาศ

2.2 องค์ประกอบของเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลอง

เชื้อเพลิงที่ใช้ในงานวิจัยนี้คือ ถ่านหินบิทูมินัสขนาดประมาณ 2-3 mm ที่นำเข้าจากประเทศอินโดนีเซีย ซึ่งมีองค์ประกอบของเชื้อเพลิงโดยละเอียดสามารถแสดงในตารางที่ 1

2.3 การวัดและวิธีการทดลอง

ปริมาณอากาศแต่ละส่วนที่จ่ายเข้าเตาเผาไหม้ปรับด้วยวาล์วควบคุมและทำการวัดด้วยเวเนจูรีที่ทำการสอบเทียบแล้วร่วมกับเซนเซอร์วัดความดันแตกต่างซึ่งมีความคลาดเคลื่อน $\pm 3\%$ ของย่านการวัด การควบคุมอัตราการป้อนเชื้อเพลิงถ่านหินได้ใช้อินเวอร์เตอร์ควบคุมความเร็วรอบมอเตอร์ที่ใช้ขับสกรูป้อนเชื้อเพลิง ส่วนการวัด

อุณหภูมิ (T) ในการทดลองจะใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K คู่กับอุปกรณ์แสดงผล ซึ่งมีการวัดอุณหภูมิทั้งฝั่งท่อโรเซอร์และฝั่งท่อดาวนคัมเมอร์ โดยในฝั่งท่อโรเซอร์ทำการวัดจำนวน 6 ตำแหน่งคือ 0.2, 1.7, 2.7, 3.7, 4.2, 5.2 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ ดังแสดงในรูปที่ 2 นอกจากนี้ยังทำการนำเถ้าลอยที่ดักได้จากไซโคลนไปทำการวัดคาร์บอนที่หลงเหลือด้วยเครื่องวิเคราะห์ห้องค์ประกอบธาตุ Leco CHNS-932 โดยข้อมูลที่ได้จะถูกนำไปคำนวณหาประสิทธิภาพการแปลงสภาพคาร์บอน ได้ตามสมการที่ (1)

ตารางที่ 1 องค์ประกอบเชื้อเพลิงถ่านหินบิทูมินัส

Proximate analysis (wt.%)	
Fixed carbon	34.6
Volatile matter	53.5
Moisture	10.1
Ash	1.8
Ultimate analysis (wt.%)	
Carbon	56.82
Hydrogen	4.23
Oxygen	25.89
Nitrogen	0.81
Sulphur	0.36
Moisture	10.1
Ash	1.8
Higher heating value (MJ/kg)	24.78

$$\eta_c = 1 - \frac{C_{ub}}{C_{fuel}} \times 100\% \quad (1)$$

โดย

C_{ub} = สัดส่วนคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้ในเถ้าลอยที่ดักได้ ต่อหนึ่งกิโลกรัมเชื้อเพลิง ($\text{kg}_{C_{ub}}/\text{kg}_{Fuel}$)

C_{fuel} = สัดส่วนคาร์บอนต่อหนึ่งกิโลกรัมเชื้อเพลิง ($\text{kg}_C/\text{kg}_{Fuel}$)

การทดลองเริ่มจากบรรจุทรายปริมาณ 22 kg เข้าสู่เตาเผาไหม้จากนั้นปรับความเร็วอากาศส่วนที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันที่ประมาณ 4-5 m/s เพื่อให้ทรายเกิดการฟุ้งกระจายและหมุนเวียนภายในเตาเผาไหม้ จากนั้นทำการ

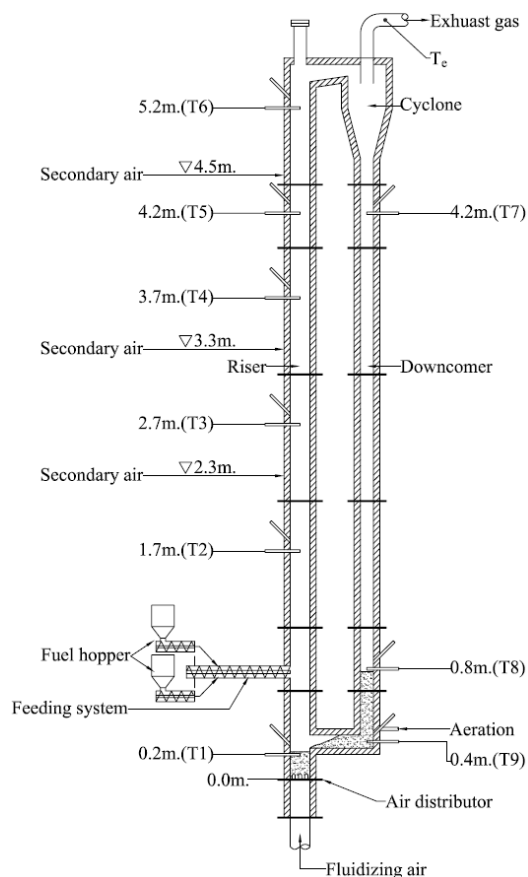
อุณหภูมิตะเฒาเฒาใหม่ โดยใช้ชุดลดอุณหภูมิซึ่งมีกำลังงาน 50 kW จนกระทั่งอุณหภูมิเบต (T1) สูงในช่วง 320-350°C ซึ่งใช้เวลาประมาณ 4 ชั่วโมง แล้วจึงเริ่มป้อนเศษถ่านหินขนาด <2 mm เข้าสู่เตาเฒาใหม่เพื่อเป็นเชื้อเพลิงนำร่องให้เกิดการลุกติดไฟเอง ซึ่งทำให้อุณหภูมิเบตเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว เมื่อเศษถ่านหินที่ป้อนเข้าสู่เตาเฒาใหม่ลุกไหม้ได้เองอย่างต่อเนื่องแล้วจนถึงอุณหภูมิเบตสูงชันประมาณ 650-700°C จึงเริ่มป้อนเชื้อเพลิงถ่านหินขนาด 2-3 mm ด้วยอัตราการป้อนที่ต้องการเข้าสู่เตาเฒาใหม่และปรับปริมาณอากาศส่วนต่างๆ ให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลองดังตารางที่ 2 เมื่อการเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในเตาเฒาใหม่เข้าสู่สภาวะคงตัว ซึ่งใช้เวลาประมาณ 300-360 นาที แล้วจึงเริ่มบันทึกค่าของอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาที่ระดับความสูงต่างๆ จำนวน 6 ตำแหน่ง (T1-T6) ดังรูปที่ 2 โดยบันทึกผลในทุกช่วงเวลา 5 นาที และในการบันทึกองค์ประกอบของแก๊สไอเสียโดยใช้เครื่องวิเคราะห์แก๊สไอเสียรุ่น Testo350XL ซึ่งสามารถวัดแก๊ส O₂, CO, และ NO_x

รูปที่ 2 ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิของเตาเฒาใหม่ฟลูอิดเบตแบบหมุนเวียน (CFB)

ตารางที่ 2 เงื่อนไขการทดลอง

Testing conditions	Run no.			
	1	2	3	4
Primary excess air ratio (λ_{PA})	1.34	1.11	1.11	1.11
Secondary excess air ratio (λ_{SA})	0	0.23	0.23	0.23
Secondary air location (m)	0	2.3	3.3	4.5
L-valve excess air ratio (λ_{LV})	0.05			
Total excess air ratio (λ_{total})	1.39			
Fuel feed rate (kg/h)	11.7			
Superficial air velocity (m/s)*	5.68	5.79	5.75	5.80

*พิจารณาจากปริมาณอากาศรวมภายใต้อุณหภูมิเบต (T1) ของแต่ละการทดลอง



3. ผลการทดลอง

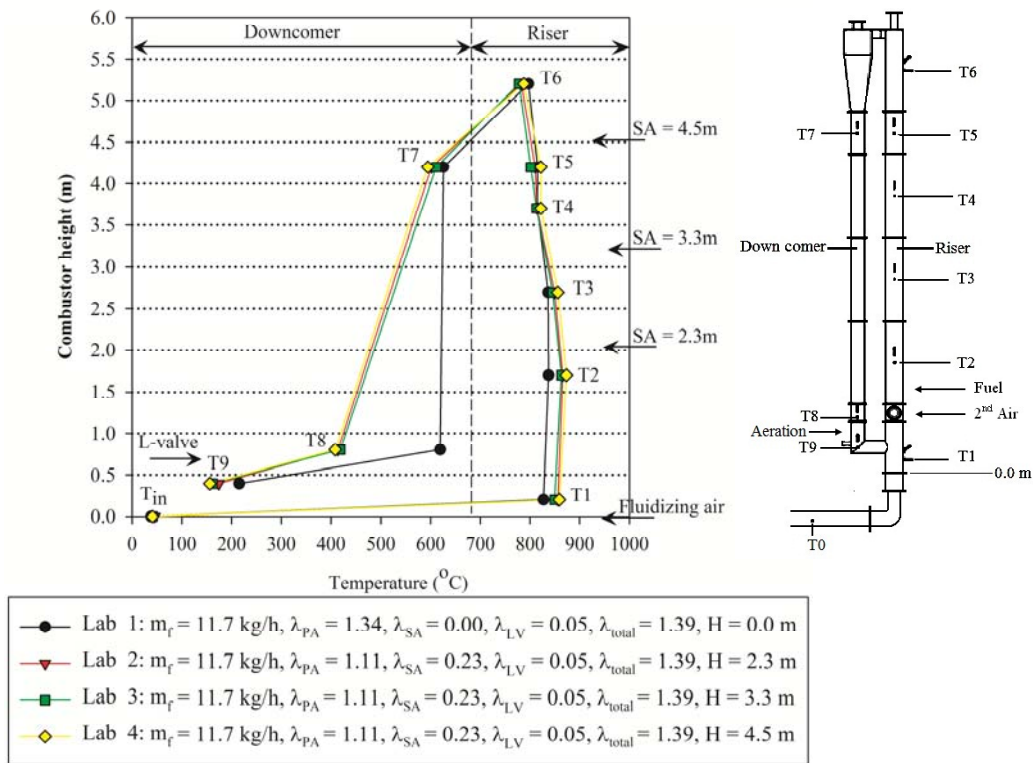
3.1 การกระจายอุณหภูมิภายในเตาเฒาใหม่

การกระจายอุณหภูมิภายในเตาเฒาใหม่ CFB ในการเผาไหม้ถ่านหินตามระดับความสูงทั้งในด้านไรเซอร์และดาวนคัมเมอร์ภายใต้การปรับเปลี่ยนตำแหน่งการจ่ายอากาศหตุยภูมิแสดงดังรูปที่ 3 โดยพบว่ารูปแบบของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในเงื่อนไขต่างๆ มีลักษณะที่คล้ายคลึงกัน คือ อุณหภูมิฝั่งไรเซอร์มีค่าสูงกว่าฝั่งดาวนคัมเมอร์ และมีการกระจายอุณหภูมิก่อนข้างสม่ำเสมอตลอดความสูง โดยสังเกตเห็นว่าอุณหภูมิในเบต (T1) มีค่าในช่วง 830-860°C ซึ่งบ่งบอกถึงการเผาไหม้อนุภาคเชื้อเพลิงภายในเบต ในขณะที่อุณหภูมิที่ระดับ 1.7 m (T2) มีค่าสูงขึ้นเล็กน้อยในทุกเงื่อนไขการทดลอง แสดงให้เห็นถึงการเผาไหม้อย่างต่อเนื่องในท่อไรเซอร์ นอกจากนี้ อุณหภูมิภายในเตามีแนวโน้มลดต่ำลงตามความสูงเล็กน้อยตั้งแต่ระดับความสูง 2.7 m (T3) ไปจนถึง 5.2 m (T6) ซึ่งมีสาเหตุมาจากความเบาบางของอนุภาคเบตที่ไหลขึ้นมาพร้อมกับแก๊สเผาไหม้ในบริเวณดังกล่าว เมื่อเทียบกับที่ระดับ T1 และ T2 ซึ่งมีอนุภาคเบตที่มีอุณหภูมิสูงอยู่อย่างหนาแน่น นอกจากนี้การ

ถ่ายเทความร้อนจากแก๊สเผาไหม้ไปยังผนังเตาก็เป็นอีกสาเหตุหนึ่งของการลดลงของอุณหภูมิอีกด้วย สำหรับไซโคลน (T7) มีค่าใกล้เคียงกันในช่วง 594–625°C ซึ่งสะท้อนให้เห็นถึงอุณหภูมิของอนุภาคที่เวียนกลับมา (อนุภาคเบดและเชื้อเพลิง) ทั้งนี้ ประเด็นที่น่าสนใจคือ อุณหภูมิตำแหน่ง T8 ในกรณีที่ไม่จ่ายอากาศทุติยภูมิโดยจ่ายอากาศปฐมภูมิทั้งหมดมีค่าสูงถึง 619°C ซึ่งสูงกว่าเงื่อนไขอื่นๆ โดยคาดว่า เป็นผลมาจากอัตราการเวียนกลับของอนุภาคเบดทรายที่มากขึ้นตามความเร็วอากาศปฐมภูมิ ซึ่งจะส่งผลให้อนุภาคเชื้อเพลิงบางส่วนที่ถูกลำเลียงมายังฝั่งดาวนคัมเมอร์เกิดการเผาไหม้ในบริเวณผิวเบดฝั่งดาวนคัมเมอร์ (T8) สำหรับที่ตำแหน่ง T9 ซึ่ง

อุณหภูมิในฝั่งดาวนคัมเมอร์พบว่าอุณหภูมิบริเวณใต้

เป็นตำแหน่งแอลวาล์วที่จะทำการป้อนเชื้อเพลิงกลับไป ยังท่อไรเซอร์มีอุณหภูมิต่ำลงเพราะลมเย็นที่จ่ายเข้าไป ผลักดันอนุภาคให้กลับสู่ท่อไรเซอร์ไประบายความร้อน อนุภาคเบดดังกล่าว โดยมีอุณหภูมิในช่วง 156-215°C การปรับเปลี่ยนตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิซึ่งมีอัตราส่วนอากาศส่วนเกินทุติยภูมิ (λ_{SA}) ที่ 0.24 ไม่ค่อยส่งผลต่อลักษณะการกระจายอุณหภูมิภายในเตาเผาไหม้ (การทดลองที่ 2-4) และดูเหมือนจะส่งผลให้อุณหภูมิแก๊สภายในเตาเผาไหม้ลดต่ำลงหลังจากจ่ายอากาศทุติยภูมิอีกด้วย



รูปที่ 3 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิตามความสูงของเตาเผาไหม้ภายใต้เงื่อนไขการทดลองต่างๆ

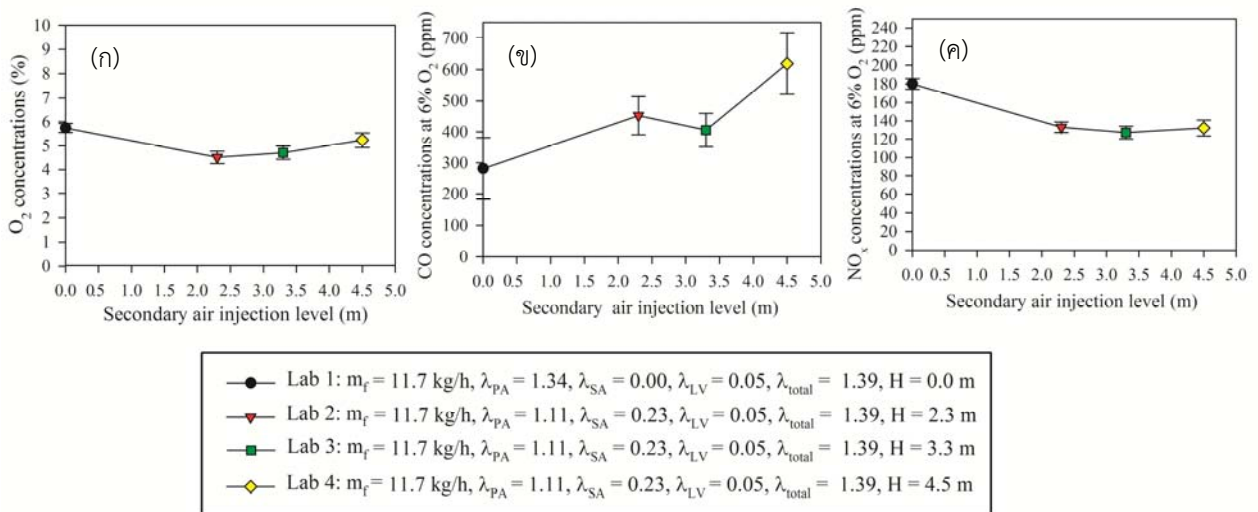
3.2 องค์ประกอบแก๊สไอเสีย

องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาคือ O_2 , CO และ NO_x จากการเผาไหม้ถ่านหินในเตาเผาไหม้ CFB ภายใต้การปรับเปลี่ยนตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิแสดงดังรูปที่ 4 โดยความเข้มข้นของ O_2 ที่ทางออกเตาในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าในช่วง 4.51-5.74% ซึ่งในกรณีที่ไม่จ่ายอากาศทุติยภูมิหรือใช้อากาศปฐมภูมิสูง

เพียงอย่างเดียว ($\lambda_{PA} = 1.34$) นั้นมีความเข้มข้นของ O_2 สูงสุด (5.74%) ในขณะที่กรณีมีการจ่ายอากาศทุติยภูมิโดยใช้ $\lambda_{SA} = 0.23$ ($\lambda_{PA} = 1.11$) ที่ระดับความสูง 2.3 m เหนือหัวฉีดยาอากาศมีความเข้มข้นของ O_2 ต่ำที่สุด นอกจากนี้ การเปลี่ยนระดับความสูงของการจ่ายอากาศทุติยภูมิส่งผลให้ความเข้มข้นของ O_2 เพิ่มสูงขึ้น ดังรูปที่ 4(ก) การลดลงของ O_2 เมื่อทำการแบ่ง

อากาศปฐมภูมิไปเป็นอากาศทุติยภูมินั้นบ่งบอกได้ถึงกา
เกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ที่ดีขึ้น ส่วนการเพิ่มขึ้นของ O₂
ตามระดับความสูงของการจ่ายอากาศทุติยภูมิคงเป็นผล
มาจากระยะเวลาการทำปฏิกิริยาระหว่างเชื้อเพลิง (รวม
ไปถึงแก๊สที่เผาไหม้ได้ที่เกิดขึ้นในเบดเช่น CO) ที่สั้นลง
เมื่อพิจารณาในแง่ของแก๊ส CO ที่ทางออกเตาดังรูปที่
4(ข) พบว่าความเข้มข้นของ CO ที่ระดับความเข้มข้น
ของ O₂ ที่ 6% ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าอยู่ในเกณฑ์
มาตรฐาน โดยมีค่าในช่วง 281-619 ppm การจ่าย
อากาศปฐมภูมิเกือบทั้งหมด ($\lambda_{PA} = 1.34$) มีค่า CO ต่ำ
ที่สุด เนื่องจากแก๊ส CO เกิดขึ้นในเบดสามารถทำ
ปฏิกิริยาทำปฏิกิริยาภายใต้สภาวะความเข้มข้นของ O₂ ที่
มีอย่างเพียงพอ ประกอบกับความปั่นป่วนที่รุนแรง
ตามปริมาณ (ความเร็ว) อากาศปฐมภูมิที่มากขึ้นทำให้การ
คลุกเคล้าของอากาศและเชื้อเพลิงเกิดขึ้นได้อย่างดี ส่วน
การแบ่งอากาศปฐมภูมิไปจ่ายเป็นอากาศทุติยภูมินั้น โดย

คิดเป็นค่า $\lambda_{SA} = 0.23$ ซึ่งจะเหลืออากาศปฐมภูมิที่มีค่า
 $\lambda_{PA} = 1.11$ พบว่า CO มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามระดับความ
สูงของการจ่ายอากาศทุติยภูมิ โดยมีสาเหตุมาจากการลด
ปริมาณอากาศปฐมภูมิลงจะส่งผลให้ CO ถูกผลิตเพิ่มมาก
ขึ้นภายในเบด (ตามปริมาณอากาศที่น้อยลง) ซึ่งเมื่อ CO
ที่เกิดขึ้นนี้ไหลขึ้นไปตามความสูงท่อโรเซอร์แล้วไปทำ
ปฏิกิริยากับอากาศทุติยภูมิที่ระดับความสูงต่างๆ อาจมี
ระยะเวลาที่สั้นเกินไป ไม่เพียงพอที่จะเผาไหม้ CO ได้ทัน
โดยเห็นได้ชัดเจนในกรณีที่จ่ายอากาศทุติยภูมิที่ระดับ
4.5 m ที่มีค่า CO สูงสุด อย่างไรก็ตามมีข้อสังเกตว่าความ
เข้มข้นของ CO ที่ระดับ 3.3 m มีค่าต่ำกว่า 2.3 m โดย
คาดว่าสาเหตุมาจากการที่ระดับความสูง 2.3 m ของท่อ
โรเซอร์ยังคงเป็นช่วงที่มีอนุภาคนานแน่น (dense bed)
ซึ่งดูได้จากอุณหภูมิที่ยังคงสม่ำเสมอ ทำให้การจ่ายอากาศ
ทุติยภูมิที่ระดับความสูง 2.3 m นี้ อาจจะไม่สามารถเข้า
ไปคลุกเคล้าและเผาไหม้กับ CO ได้ดีเท่าที่ควร

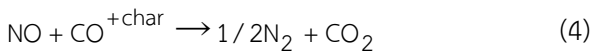
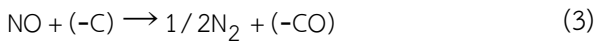
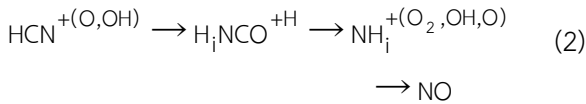


รูปที่ 4 องค์ประกอบแก๊สไอเสียจากการเผาไหม้ถ่านหินภายใต้เงื่อนไขการทดลองต่างๆ

ในด้านความเข้มข้นของ NO_x พบว่าในทุกเงื่อนไขมี
ความเข้มข้นในช่วง 127-179 ppm (ที่ 6% O₂) ดังรูปที่
4(ค) ซึ่งอยู่ในเกณฑ์มาตรฐานที่กำหนด โดยกรณีที่ไม่มี
การจ่ายอากาศทุติยภูมินั้น NO_x ถูกสร้างขึ้นมากที่สุด
ในขณะที่เมื่อทำการแบ่งอากาศปฐมภูมิไปจ่ายเป็นอากาศ
ทุติยภูมิที่ระดับความสูงต่าง ๆ นั้น พบว่า NO_x มีค่าลด
ต่ำลงเหลือในช่วง 127-132 ppm ทั้งนี้ การเกิดขึ้นของ
NO_x ในการเผาไหม้ถ่านหินนั้นมักเกิดจากทำปฏิกิริยา
เนื้อเดียว (Homogeneous reaction) ของสารระเหยที่

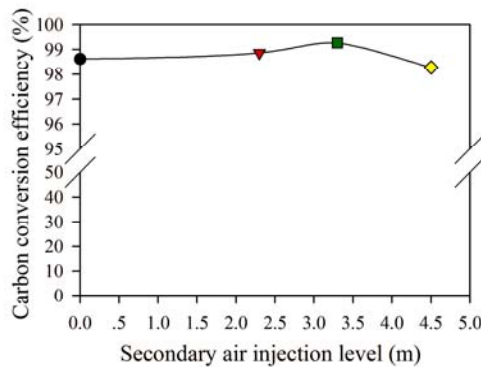
ถูกปลดปล่อยมาจากถ่านหินในรูปของ HCN ตามสมการ
ที่ (2) ส่วนการลดลงของ NO_x ในการศึกษาที่น่าจะเกิด
จากปฏิกิริยารีดักชันระหว่าง NO_x กับถ่าน (Char) ในเบด
โดยตรงตามปฏิกิริยาเนื้อผสม (heterogeneous
reaction) ดังสมการที่ (3) และการทำปฏิกิริยาภายใต้
สภาวะที่มีความเข้มข้นของ CO สูง ดังสมการที่ (4) [18]
กล่าวคือ เมื่อทำการจ่ายอากาศปฐมภูมิน้อยลงส่งผลให้
O₂ ในเบดลดต่ำลง เป็นผลให้ CO ถูกผลิตขึ้นมามากขึ้น
ในขณะเดียวกันจะทำให้มีถ่านในเบดเพิ่มขึ้นอีกด้วย

ดังนั้น เมื่อ NO_x ซึ่งเกิดจากการทำปฏิกิริยาของสารระเหยจำพวก HCN กับ O_2 ถูกผลิตขึ้นมาในเบดก็จะถูกรีดักชันกลับไปเป็น N_2 ซึ่งสอดคล้องกับหลายงานวิจัยที่ผ่านมา [17,19-20] ที่รายงานความสัมพันธ์ระหว่าง NO_x และ CO ในขณะที่การจ่ายอากาศทุติยภูมิที่ระดับสูงขึ้นก็จะส่งผลให้มีโซนของการทำปฏิกิริยารีดักชันเพิ่มมากขึ้นจึงทำให้ความเข้มข้นของ NO_x มีแนวโน้มต่ำลง



3.3 ประสิทธิภาพการแปลงสภาพคาร์บอน

ประสิทธิภาพการแปลงสภาพคาร์บอน (η_c) ซึ่งเป็นดัชนีหนึ่งในการชี้วัดสมรรถนะการเผาไหม้ของเตาเผาไหม้ CFB ซึ่งคำนวณได้ตามสมการที่ (1) พบว่าในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่า η_c สูง ในช่วง 98.3-99.3% ดังแสดงรูปที่ 5 โดยมีค่าสูงสุดในกรณีที่จ่ายอากาศทุติยภูมิที่ระดับ 3.3 m ในขณะที่กรณีที่จ่ายอากาศทุติยภูมิถึงแม้จะมีค่า CO ต่ำสุดแต่ประสิทธิภาพการแปลงสภาพคาร์บอนไม่ได้มีค่าสูงสุด เนื่องจากปริมาณอากาศปฐมภูมิที่มีค่ามากส่งผลให้เกิดการพัดพาอนุภาคเชื้อเพลิงจากเบดหลุดลอยออกไปจากเบดมากซึ่งบางส่วนอาจจะหลุดออกนอกเตาเผาไหม้ก่อนที่จะเผาไหม้ได้อย่างหมดจด ส่วนในกรณีที่จ่ายอากาศทุติยภูมิที่ระดับ 4.5 m มีค่า η_c ต่ำสุด คาดว่าระยะเวลาการทำปฏิกิริยาของอากาศกับอนุภาคถ่านที่สั้นเกินไปจึงยังคงเหลือสัดส่วนของคาร์บอนในถ่านลอยมาก



- Lab 1: $m_f = 11.7 \text{ kg/h}$, $\lambda_{\text{PA}} = 1.34$, $\lambda_{\text{SA}} = 0.00$, $\lambda_{\text{LV}} = 0.05$, $\lambda_{\text{total}} = 1.39$, $H = 0.0 \text{ m}$
- ▼ Lab 2: $m_f = 11.7 \text{ kg/h}$, $\lambda_{\text{PA}} = 1.11$, $\lambda_{\text{SA}} = 0.23$, $\lambda_{\text{LV}} = 0.05$, $\lambda_{\text{total}} = 1.39$, $H = 2.3 \text{ m}$
- Lab 3: $m_f = 11.7 \text{ kg/h}$, $\lambda_{\text{PA}} = 1.11$, $\lambda_{\text{SA}} = 0.23$, $\lambda_{\text{LV}} = 0.05$, $\lambda_{\text{total}} = 1.39$, $H = 3.3 \text{ m}$
- ◆ Lab 4: $m_f = 11.7 \text{ kg/h}$, $\lambda_{\text{PA}} = 1.11$, $\lambda_{\text{SA}} = 0.23$, $\lambda_{\text{LV}} = 0.05$, $\lambda_{\text{total}} = 1.39$, $H = 4.5 \text{ m}$

รูปที่ 5 ประสิทธิภาพการแปลงสภาพคาร์บอนภายใต้เงื่อนไขการทดลองต่างๆ

4. สรุปผลการทดลอง

จากการศึกษาอิทธิพลของตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิในการเผาไหม้ถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนซึ่งใช้อัตราส่วนอากาศส่วนเกินรวม (λ_{total}) ที่ 1.39 และอัตราส่วนอากาศส่วนเกินทุติยภูมิ (λ_{SA}) ที่ 0.23 สามารถสรุปผลการทดลองได้ดังนี้

1. การเผาไหม้หลักเกิดขึ้นในท่อไรเซอร์ โดยมีอุณหภูมิที่ค่อนข้างสม่ำเสมอตลอดความสูง อุณหภูมิเบดมีค่าในช่วง $830\text{-}860^\circ\text{C}$ ในขณะที่การปรับเปลี่ยน

ตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิไม่ค่อยส่งผลต่อการกระจายอุณหภูมิภายในเตา

2. ความเข้มข้นของ O_2 ในแก๊สไอเสียมีค่าลดต่ำลงเล็กน้อยเมื่อมีการแบ่งอากาศปฐมภูมิไปจ่ายเป็นอากาศทุติยภูมิ ในขณะที่การจ่ายอากาศทุติยภูมิในระดับที่สูงขึ้นมีแนวโน้มให้ความเข้มข้นของ O_2 ที่ทางออกเตามีค่าเพิ่มสูงขึ้น โดยมีค่าในช่วง 4.51-5.74%

3. ความเข้มข้นของ CO มีแนวโน้มที่จะเพิ่มสูงขึ้นตามระดับความสูงของการจ่ายอากาศทุติยภูมิโดยมีสาเหตุมาจากระยะเวลาในการทำปฏิกิริยาการเผาไหม้ที่

สั้นลง ซึ่งในทุกเงื่อนไขมีค่าอยู่ในเกณฑ์มาตรฐานระหว่าง 281-619 ppm ที่ระดับ O_2 ส่วนเกิน 6%

4. ปฏิกริยารีดักชันของ NO_x กับถ่าน (char) ภายใต้สภาวะที่มี CO สูง เกิดขึ้นเมื่อทำการแบ่งอากาศปฐมภูมิไปจ่ายเป็นอากาศทุติยภูมิ และตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิส่งผลให้ NO_x มีแนวโน้มลดต่ำลงจาก 179 เหลือ 127 ppm ที่ระดับ O_2 ส่วนเกิน 6% ซึ่งอยู่ในเกณฑ์มาตรฐานทุกการทดลอง

5. ประสิทธิภาพการแปลงสภาพคาร์บอน (η_c) มีค่าสูงกว่า 98% ในทุกเงื่อนไขการทดลอง โดยการปรับเปลี่ยนตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิที่สูงเกิน (4.5 m) ไปมีแนวโน้มทำให้ η_c มีค่าลดต่ำลงเล็กน้อย

6. จากการศึกษาในงานวิจัยนี้พบว่าตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิที่เหมาะสมในแง่ของการปลดปล่อย CO ที่ต่ำสุดและประสิทธิภาพการแปลงสภาพคาร์บอนที่สูงที่สุดคือ ระดับการจ่ายที่ 3.3 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) สำนักงานคณะกรรมการการอุดมศึกษา (สกอ.) สำนักงานนโยบายและแผนพลังงาน (สนพ.) และมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานครที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย

6. เอกสารอ้างอิง

[1] Natarajan, E., Nordin, A., Rao, A.N. (1998). Overview of combustion and gasification of rice husk in fluidized bed reactors, *Biomass and Bioenergy*, Vol. 14, PP. 533 – 546.

[2] Lyngfelt, A. and Leckner, B. (1999) Combustion of wood-chip in circulating fluidized bed boilers-NO and CO emissions as function of temperature and air staging, *Fuel*, Vol. 78, PP. 1065-1072.

[3] Xie, J.J., Yang, X.M., Zhang, L., Ding, T.L., Song, W.L., Lin, W.G. (2007). Emissions of SO_2 , NO and N_2O in a circulating fluidized bed combustor during co-firing coal and biomass, *Journal of Environmental sciences*, Vol. 19, PP. 109 – 116.

[4] Youssef, M.A., Wahid, S.S., Mohamed, M.A., Askalany, A.A. (2009). Experimental study on Egyptian biomass combustion in circulating fluidized bed, *Applied Energy*, Vol. 86, PP. 2644-2650.

[5] Fang, M., Yang, L., Chen, G., Shi, Z., Lou, Z., Cen, K. (2004). Experimental study on rice husk in combustion in a circulating fluidized bed, *Biomass and Bioenergy*, Vol. 85, PP. 1273-1282.

[6] Sun, Z-A., Jin, B-S., Zhang, M-Y., Liu, R-P., Zhang, Y. (2008). Experimental study on cotton stalk combustion in a circulating fluidized bed, *Applied Energy*, Vol. 85, PP. 1027-1040.

[7] ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์และฐานิตย์ เมธิยานนท์ (2556). คุณลักษณะการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียน, การประชุมวิชาการเครือข่ายพลังงานแห่งประเทศไทยครั้งที่ 9, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร จังหวัดนครนายก

[8] Özkan, G., Dong, G. (2002). Combustion of a high ash and sulfur containing lignite in a pilot circulating fluidized bed combustor and its pollution characteristics, *Chemical Engineering and Processing*, Vol. 41, PP. 11-15.

[9] Lee, J.M., Kim, D.W., Kim, J.S. (2011). Characteristics of co-combustion of anthracite with bituminous coal in a 200-MWe circulating fluidized bed boiler, *Energy*, Vol. 36, PP. 5703-5709.

[10] Wu, Y., Wang, C., Tan, Y., Jia, L., Anthony, E.J. (2011). Characterization of ashes from a 100 kWth pilot-scale circulating fluidized bed with oxy-fuel combustion, *Applied Energy*, Vol. 88, PP. 2940-2948.

[11] Julien, S., Breerton, C.M.H., Lim, C.J., Grace, J.R. and Anthony, E.J. (1996). The effect of halies on emissions from circulating fluidized bed combustion of fossil fuel, *Fuel*, Vol. 75 (14), PP. 1655-1663.

[12] ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์และฐานิตย์ เมธิยานนท์ (2556). การเผาไหม้ถ่านหินปิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียน, การประชุมวิชาการ

- เครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 27, พัทยา จังหวัดชลบุรี
- [13] Atimtay, A.T., Topal, H. (2004) Co-combustion of olive cake with coal in a circulating fluidized bed, *Fuel*, Vol. 83, PP. 859–867.
- [14] Varul, M., Atimtay, A.T., Olgun, H., (2014). Emissions characteristics of co-combustion of a low calorie and high-sulfur-lignite coal and woodchips in a circulating fluidized bed combustor: part 2. Effect of secondary air and its location, *Fuel*, Vol. 130, PP. 1-9.
- [15] Leckner, B., Amand, L.-E., Lucke, K. and Werther, J. (2004). Gaseous emissions from co-combustion of sewage sludge and coal/wood in a fluidized bed, *Fuel*, Vol. 83(14), PP. 477–486.
- [16] Jia, L., Anthony, E.J. (2011). Combustion of poultry-derived fuel in a coal-fired pilot-scale circulating fluidized bed combustor”, *Fuel Processing Technology*, Vol. 92, PP.2138-2144.
- [17] Saikaew, T., Supudommak, P., Mekasut, L., Piumsomboon, P. (2012). Emissions of NO_x and N₂O from co-combustion of coal and biomasses in CFB combustor, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, Vol. 10, PP. 26-32.
- [18] Zevenhoven R, Kilpinen P. (2002) Control of pollutants in flue gases and fuel gases. 2nd ed. Finland: Espoo/Turku.
- [19] Leckner, B., Karlson, M. (1993). Gaseous emissions from circulating fluidized bed combustion of wood, *Biomass and Bioenergy*, Vol. 4(5), PP. 379-389.
- [20] Tourunen, A., Saastamoinen, J., Nevalainen, H. (2009). Experimental trends of NO in circulating fluidized bed combustion, *Fuel*, Vol.88, PP. 1333-1341.