



อิทธิพลของตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิแบบขั้นหลายระดับต่อการปลดปล่อยแก๊สมลพิษ
จากการเผาไหม้ถ่านหินในเตาเผาไหม้ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน
Influence of Multi-staged Secondary Air Injection Level on Gaseous Emissions
from Coal Combustion Within a Circulating Fluidized Bed Combustor

ประสาน สติชัยเรืองศักดิ์^{1*}, และ ฐานิตย์ เมธิยานนท์¹

¹คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 140 ถนนเชื่อมสัมพันธ์ แขวงกระทุ่มราย
เขตหนองจอก กรุงเทพมหานคร 10530

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

บทคัดย่อ

ผลกระทบของการจ่ายอากาศทุติยภูมิแบบขั้นหลายระดับที่มีต่อพฤติกรรมการเผาไหม้และการปลดปล่อยแก๊สไอเสียของการเผาไหม้ถ่านหินบิทูมินัสภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียนภายใต้การใช้อัตราส่วนอากาศปฐมภูมิ (λ_{pA}) ที่ 0.9 และ 1.1 ได้ถูกนำเสนอในบทความนี้ การทดลองได้ทำปรับเปลี่ยนการจ่ายอากาศทุติยภูมิที่ระดับ 0.9 m ร่วมกับที่ระดับอื่นๆ คือ 2.3, 3.3 และ 4.5 m เหนือแผ่นกระจายอากาศซึ่งนำผลมาเปรียบเทียบกับกรณีไม่ได้จ่ายอากาศทุติยภูมิและจ่ายที่ระดับ 0.9 m เพียงอย่างเดียว โดยในทุกการทดลองจะคงอัตราส่วนอากาศรวม (λ_{total}) ไว้ที่ 1.27 ผลการทดลองพบว่าการเผาไหม้เกิดขึ้นตลอดความสูงท่อไรเซอร์ โดยมีอุณหภูมิสูงสุดในโซนเบดหนาแน่นซึ่งมีค่าในช่วง 800-850°C นอกจากนี้การจ่ายอากาศทุติยภูมิที่ระดับ 0.9 m ร่วมกับตำแหน่งที่สูงขึ้นไปส่งผลให้ความเข้มข้นของ CO ในแก๊สไอเสียมีค่าเพิ่มขึ้นแต่ความเข้มข้นของ NO_x มีแนวโน้มลดต่ำลงเล็กน้อย โดยค่า CO ส่วนใหญ่อยู่ในเกณฑ์มาตรฐานคือ 350-750 ppm (O₂ ส่วนเกิน 6%) ส่วน NO_x มีค่าในช่วง 140-260 ppm การศึกษานี้พบว่าการจ่ายอากาศทุติยภูมิที่ระดับ 0.9 m และ 0.9+2.3 m เหนือแผ่นกระจายอากาศเป็นเงื่อนไขที่มีความเหมาะสมในแง่ของการปลดปล่อยมลพิษ

คำหลัก: แก๊สมลพิษ; ถ่านหิน; ฟลูอิด์เบดแบบหมุนเวียน; อากาศทุติยภูมิแบบขั้น

Abstract

The effect of multi-staged secondary air on combustion behavior as well as emission release from bituminous coal combustion in a circulating fluidized bed combustor (CFB) using primary air ratios (λ_{pA}) at 0.9 and 1.1 is presented in this paper. In the experiments, the secondary air was supplied at the level of 0.9 m together with other levels i.e., 2.3, 3.3 and 4.5 m above the distributor plate. The results were compared with the lack of secondary air supply as well as only 0.9 m injection. The total air ratios (λ_{total}) were kept constant at 1.27 throughout all experiments. The results showed that main combustion took place along the riser and the highest temperatures, ranging 800-850°C, were found in the dense bed. The co-injections of secondary at 0.9 m with the higher levels caused increased CO



concentration, but NO_x concentration seemed to be slightly reduced. Generally, CO values, ranging 350-750 ppm (6% O_2), can be complied the regulation, while NO_x was found in the range of 140-260 ppm. It can be concluded that the secondary air injections at only 0.9 m, and 0.9+2.3 m above the distributor plate were the suitable conditions in view of emission release.

Keywords: Circulating fluidized bed; Coal; Emissions; Staged-secondary air

1. บทนำ

พลังงานความร้อนหรือพลังงานปฏิกิริยาเป็นรูปแบบของพลังงานที่มีความสำคัญต่อการดำรงชีวิตและการขับเคลื่อนทางอุตสาหกรรม เนื่องจากการผลิตพลังงานไฟฟ้าซึ่งเป็นพลังงานทุติยภูมิเกิดจากการเปลี่ยนรูปพลังงานความร้อนของเชื้อเพลิงผ่านกระบวนการเผาไหม้แทบทั้งสิ้น โดยปัจจุบันเชื้อเพลิงแข็งจำพวกถ่านหินและชีวมวลได้มีบทบาทอย่างต่อเนื่องต่อการผลิตกระแสไฟฟ้าของประเทศไทย เนื่องจากความมั่นคงทางด้านพลังงาน (Energy security) ที่ค่อนข้างต่ำจากการพึ่งพาแก๊สธรรมชาติเป็นหลักในการผลิตกระแสไฟฟ้า ทั้งนี้ หากพิจารณาตามแผนพัฒนาพลังงานทดแทนและพลังงานทางเลือก จากรายงานของกรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน พบว่าในปี พ.ศ. 2579 มีเป้าหมายที่จะใช้พลังงานทดแทนเมื่อเทียบกับปี พ.ศ. 2557 ให้เพิ่มขึ้นถึงร้อยละ 20 สำหรับการผลิตไฟฟ้า และร้อยละ 30 สำหรับพลังงานรูปแบบของความร้อน โดยใช้แหล่งพลังงานต่างๆ ทั้ง ชีวมวล ลมและแสงอาทิตย์ [1] โดยเมื่อพิจารณาถึงศักยภาพของแหล่งพลังงานที่กล่าวมาข้างต้นพบว่าชีวมวลเป็นแหล่งพลังงานที่มีศักยภาพที่สูงที่สุดและเหมาะสมที่จะนำมาใช้กับประเทศไทย แต่อย่างไรก็ตาม ชีวมวลเองก็ยังมีข้อจำกัดการใช้งานคือมีเสถียรภาพ (Stability) ค่อนข้างต่ำเพราะปริมาณชีวมวลขึ้นกับฤดูกาลเก็บเกี่ยวจึงเป็นการยากที่จะใช้ชีวมวลจำนวนมากๆ ในโรงไฟฟ้าขนาดกลางถึงขนาดใหญ่ ดังนั้นจึงทำให้ปฏิเสธไม่ได้ถึงความจำเป็นที่ยังคงต้องใช้ถ่านหินซึ่งเป็นแหล่งพลังงานที่มีเสถียรภาพสูงเพราะมีปริมาณสำรองที่สามารถใช้ได้ถึงประมาณ 200 ปี [2] สำหรับ

เทคโนโลยีการเผาไหม้ถ่านหินที่ได้รับความนิยมในปัจจุบันคือ เทคโนโลยีการเผาไหม้ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed Combustion; CFB) ซึ่งมีข้อดีกว่าฟลูอิดเบดแบบฟองแก๊ส (Bubbling Fluidized Bed Combustion; BFB) ในแง่ประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่สูงกว่า มีความยืดหยุ่นในการใช้เชื้อเพลิงที่ดีและมีการปลดปล่อยมลพิษต่ำกว่า โดยเฉพาะอย่างยิ่งการจำกัดการปลดปล่อยออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) [3-4] ในช่วงเวลาที่ผ่านมา มีนักวิจัยจำนวนหนึ่งทำการศึกษาถึงการเผาไหม้ในเตา CFB โดยใช้ชีวมวลชนิดต่างๆ เช่น Youssef et al. [5] ใช้ขี้เลื่อยและฟางข้าวสาลีเป็นเชื้อเพลิง Fang et al. [6] ศึกษาการเผาไหม้แกลบนอกจากนี้ยังมีการใช้เปลือกฝ้าย โดย Sun et al. [7] และถ่านไม้โดย ประสาน และคณะ [8] นอกจากนี้ยังมีงานวิจัยจำนวนหนึ่งที่ได้ทำการศึกษาการเผาไหม้ถ่านหินชนิดต่างๆ [9-13] และเผาไหม้ร่วมระหว่างถ่านหินและชีวมวลชนิดต่างๆ เช่น เปลือกมะกอก [14] ไม้สับ [15] สลัดจ์ [16] มูลสัตว์ปีก [17] รวมไปถึงการเผาไหม้ร่วมกับแกลบ กะลาปาล์ม กะลามะพร้าว และขี้เลื่อย [18] ซึ่งผลการทดลองจากงานวิจัยต่างๆ มีความแตกต่างกันตามลักษณะของชุดทดลองและเชื้อเพลิงที่ใช้ทดลอง ทั้งนี้ ในช่วงที่ผ่านมาคณะผู้วิจัยได้เคยทำการศึกษาการเผาไหม้ถ่านหินในเตาเผาไหม้ CFB เช่น ผลกระทบของน้ำหนักอนุภาคเบด [19] และตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิ [20] ซึ่งพบว่าน้ำหนักอนุภาคเบดและตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิส่งผลต่อแก๊สการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) โดยในงานวิจัยที่ผ่านมาใช้น้ำหนักอากาศปฏิกิริยา (PA)



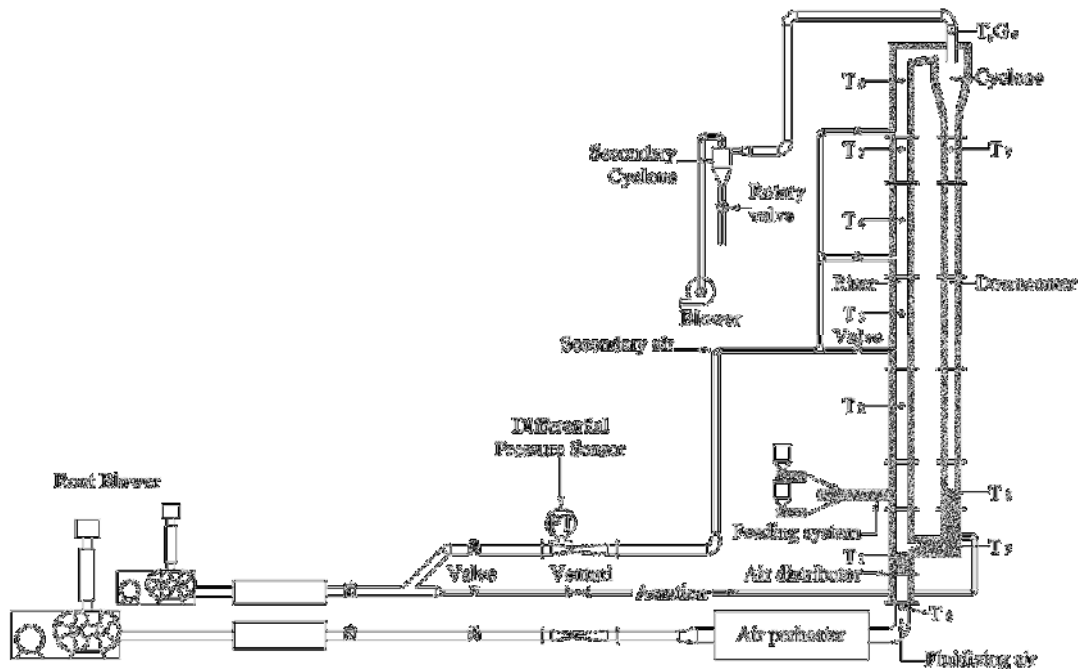
มากกว่าปริมาณสารสัมพันธ์ (Stoichiometric) และจ่ายอากาศทุติยภูมิ (SA) เพียงแค่หนึ่งตำแหน่งในทั้งสองงานวิจัย ดังนั้น ในงานวิจัยนี้จึงได้ทำการศึกษาถึงผลกระทบของตำแหน่งการจ่ายอากาศ SA แบบชั้นหลายระดับภายใต้การใช้ปริมาณอากาศ PA ที่มีอัตราส่วนอากาศเผาไหม้ปฐมภูมิ (λ_{PA} เท่ากับอัตราส่วนของ A_{PA}/F_{act} ต่อ A/F_{th}) ที่ส่งผลต่อการเผาไหม้ถ่านหิน-ปิโตรมิเนสในเตาเผาไหม้ CFB ในแง่ของการปลดปล่อยแก๊สมลพิษจากการเผาไหม้

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

2.1 เตาเผาไหม้ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน (CFB)

ชุดทดลองเตาเผาไหม้ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนที่มีอุปกรณ์ต่างๆ ดังแสดงในรูปที่ 1 ซึ่งประกอบด้วยเตาเผาไหม้ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียน ระบบป้อนเชื้อเพลิงแบบสกรูลำเลียง ชุดอุ่นอากาศแบบขดลวดความร้อน พัดลมจ่ายอากาศความดันสูง (Root blower) และไซโคลนตัวที่สอง (Secondary cyclone) เพื่อดักเถ้าลอย และพัดลมดูดแก๊สไอเสีย (Induced fan) โดยเตาเผาไหม้ฟลูอิดเบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ทดลองมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในของท่อโรเซอร์ 150 mm ความสูง 6 m จะเชื่อมต่อกับไซโคลนเพื่อดักและแยกอนุภาคเบดและ

เชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมดให้เวียนกลับไปยังท่อคาร์บอเนตซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 100 mm เพื่อป้อนกลับอนุภาคดังกล่าวกลับไปยังท่อโรเซอร์อีกครั้งหนึ่งผ่านวาล์วควบคุมการเวียนกลับแบบแอลวาล์ว (L-valve) ซึ่งมีช่องเติมอากาศ (Aeration tap) สำหรับอากาศเผาไหม้ที่จ่ายเข้าเตาเผาไหม้แบ่งออกเป็นสามส่วนคือ 1) อากาศปฐมภูมิ (Primary air, PA) เป็นอากาศที่เป่าให้อนุภาคเบดเกิดการฟลูอิดเซชันซึ่งถูกจ่ายเข้าทางด้านล่างผ่านแผ่นกระจายอากาศ (Distributor) ซึ่งเป็นแบบหัวฉีดจำนวน 6 หัว 2) อากาศทุติยภูมิ (Secondary air, SA) ซึ่งสามารถเลือกจ่ายได้ที่ระดับความสูงต่างๆ คือ 0.9, 2.3, 3.3 และ 4.5 m เหนือแผ่นกระจายอากาศเพื่อช่วยในการเผาไหม้สารระเหยและแก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ และ 3) คืออากาศที่ท่อเติมอากาศที่แอลวาล์ว สำหรับชุดอุ่นอากาศถูกใช้อุ่นระบบให้มีอุณหภูมิสูงเพียงพอที่จะทำให้เชื้อเพลิงสามารถติดไฟได้เอง และใช้อุ่นอากาศ PA ที่จะจ่ายเข้าเตาเผาไหม้ขณะทดลอง นอกจากนี้อนุภาคเบดที่ใช้เป็นทรายซิลิกาขนาด 300 μm ปริมาณ 16 kg ซึ่งเมื่อแบ่งเติมลงในทั้งสองฝั่งของเตาเผาไหม้จะมีระดับความสูงของเบดนิ่งในฝั่งท่อโรเซอร์ประมาณ 35 cm เหนือแผ่นกระจายอากาศ



รูปที่ 1 การติดตั้งอุปกรณ์ของเตาเผาไหม้ฟลูอิดซ์เบดแบบหมุนเวียน (CFB)

2.2 องค์ประกอบของเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลอง

เชื้อเพลิงที่ใช้ในงานวิจัยนี้คือ ถ่านหินบิทูมินัสชนิดซึ่งมีขนาดตั้งแต่ <1 mm ถึงขนาดประมาณ 3 mm โดยเป็นถ่านหินที่นำเข้ามาจากประเทศอินโดนีเซีย ซึ่งผลวิเคราะห์องค์ประกอบของเชื้อเพลิงโดยละเอียดแสดงในตารางที่ 1

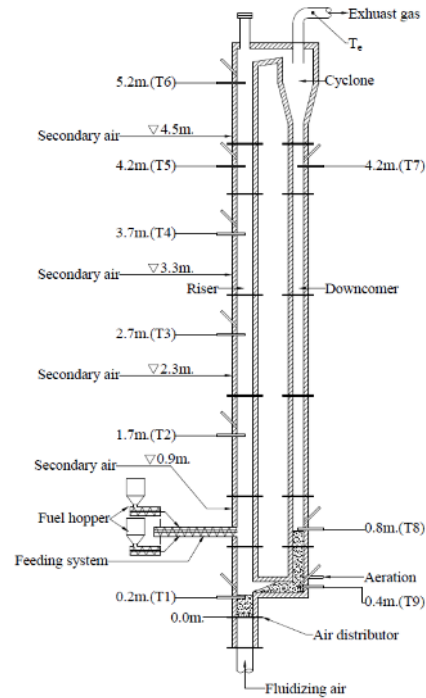
2.3 การวัดและวิธีการทดลอง

อัตราการไหลของอากาศเผาไหม้ที่จ่ายเข้าเตาเผาไหม้แต่ละส่วนถูกปรับด้วยวาล์วควบคุมและทำการวัดด้วยเวนจูรีที่สอบเทียบแล้วร่วมกับเซนเซอร์วัดความดันแตกต่างซึ่งมีความคลาดเคลื่อน ±3% ของย่านการวัด การควบคุมอัตราการป้อนเชื้อเพลิงถ่านหินได้ใช้อินเวอร์เตอร์ควบคุมความเร็วรอบมอเตอร์ที่ขับสกรูป้อนเชื้อเพลิง ส่วนการวัดอุณหภูมิ (T) ในการทดลองจะใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K คู่กับอุปกรณ์แสดงผล ซึ่งมีการวัดอุณหภูมิทั้งฝั่งท่อไรเซอร์และฝั่งท่อดาวน์คัมเบอร์ โดยในฝั่งท่อไรเซอร์ทำการวัดจำนวน 6 ตำแหน่งคือ 0.2, 1.7, 2.7, 3.7, 4.2, 5.2 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ ดังแสดงในรูปที่ 2 การวัดความ

เข้มข้นของแก๊สต่างๆ ในไอเสียใช้เครื่องวิเคราะห์แก๊ส Testo 350 ซึ่งสามารถวิเคราะห์แก๊ส O₂ CO และ NO_x 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

การทดลองเริ่มจากบรรจุทรายปริมาณ 16 kg เข้าสู่เตาเผาใหม่โดยแบ่งเติมในถังฝั่งโรเซอร์และดาวนคัมเมอร์เท่าๆ กัน จากนั้นทำการอุ่นระบบเตาเผาใหม่ด้วยการจ่ายอากาศร้อนที่ผ่านชุดอุ่นอากาศแบบขดลวดความร้อนซึ่งมีอุณหภูมิประมาณ 600°C ผ่านทางด้านล่างของเตาเผาใหม่ซึ่งจะใช้ความเร็วอากาศส่วนที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันที่ประมาณ 4-5 m/s เพื่อให้ทรายเกิดการฟุ้งกระจายและหมุนเวียนภายในเตาเผาใหม่ จนกระทั่งอุณหภูมิเบด (T1) มีค่าสูงกว่า 350°C จึงเริ่มป้อนถ่านหินจำนวนหนึ่งเข้าสู่เตาเผาใหม่เพื่อเป็นเชื้อเพลิงนำร่องให้เกิดการลุกติดไฟเอง ซึ่งทำให้อุณหภูมิเบดเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว เมื่อถ่านหินที่ป้อนเข้าสู่เตาเผาใหม่ลุกไหม้ได้เองอย่างต่อเนื่องแล้วจนถึงอุณหภูมิเบดสูงขึ้นไปประมาณ 650-700°C จึงเริ่มป้อนเชื้อเพลิงถ่านหินอย่างต่อเนื่องในอัตราการป้อนที่ต้องการเข้าสู่เตาเผาใหม่และปรับปริมาณอากาศเผาไหม้ส่วนต่างๆ ให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลองดังตารางที่ 2 รวมไปถึงตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิซึ่งมีทั้งการจ่ายระดับเดียว (0.9 m) และร่วมกับตำแหน่งอื่นๆ โดยในทุกละเอียดการทดลองจะคงอัตราส่วนอากาศเผาไหม้รวมไว้ที่ (λ_{total}) 1.27 เมื่อการเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในเตาเผาใหม่เข้าสู่สภาวะคงตัว ซึ่งใช้เวลาประมาณ 120 นาที แล้วจึงเริ่มบันทึกค่าของอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาที่ระดับความสูงต่างๆ จำนวน 6 ตำแหน่ง (T1-T6) ดังรูปที่ 2 รวมทั้งบันทึกองค์ประกอบแก๊สที่ทางออกเตา โดยทำการบันทึกผลการทดลองทุกช่วงเวลา 2 นาที



รูปที่ 2 ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิของเตาเผาไหม้ฟลูอิดเซชันแบบหมุนเวียน (CFB)

3. ผลการทดลอง

3.1 การกระจายอุณหภูมิตามความสูงของเตาเผาไหม้

การกระจายอุณหภูมิในแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้ตามระดับความสูงท่อโรเซอร์และดาวนคัมเมอร์ในการเผาไหม้ถ่านหินบิทูมินัสภายใต้การจ่ายอากาศทุติยภูมิ (SA) แบบชั้นหลายระดับซึ่งใช้อัตราส่วนอากาศเผาไหม้รวม (λ_{total}) คงที่ที่ 1.27 โดยกรณีที่ใช้อัตราส่วนอากาศปฐมภูมิ (λ_{PA}) ที่ 0.9 แสดงดังรูปที่ 3 ส่วนกรณีที่ใช้ λ_{PA} ที่ 1.1 แสดงดังรูปที่ 4 โดยพบว่าอุณหภูมิทางเข้าเตาเผาไหม้ (T0) ที่ผ่านการอุ่นอากาศด้วยชุดขดลวดความร้อน (Air preheater) มีค่าในช่วง 178–183°C และการกระจายอุณหภูมิในการทดลองแต่ละเงื่อนไขของ λ_{PA} ต่างๆ มีความคล้ายคลึงกัน โดยในกรณีที่ใช้ $\lambda_{PA} = 0.9$ (รูปที่ 3) พบว่าการกระจายอุณหภูมิตามความสูงท่อโรเซอร์แบ่งออกเป็นสองบริเวณคือ 1) บริเวณที่มีอุณหภูมิสม่ำเสมอในช่วงระดับความสูง 0.2–1.7 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ (T1 ถึง T2) ซึ่งมี

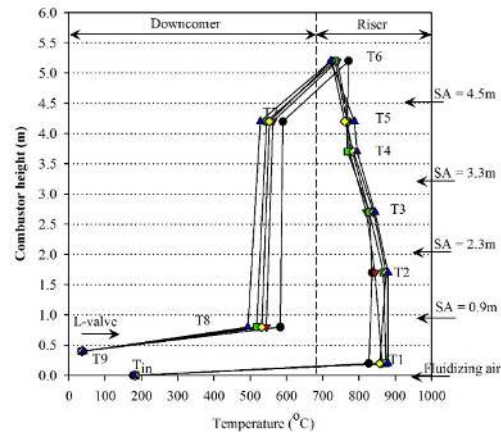
ค่าในช่วง 830–880°C และ 2) บริเวณที่อุณหภูมิเริ่มลด ต่ำลงตามความสูงตั้งแต่ระดับ 2.7–5.2 m (T3 ถึง T6)

ตารางที่ 2 เงื่อนไขการทดลองเผาไหม้ถ่านหินบิทูมินัส

Testing conditions	Run no.								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Primary air ratio (λ_{PA})	1.2	0.9			1.2			1.1	
Secondary air ratio (λ_{SA})	0	0.3						0.1	
Secondary air location (m)	0	0.9	0.9+2.3	0.9+3.3	0.9+4.5	0.9	0.9+2.3	0.9+3.3	0.9+4.5
L-valve air ratio (λ_{LV})	0.07								
Total air ratio (λ_{total})	1.27								
Fuel feed rate (kg/h)	11.7								
Superficial air velocity (m/s)*	5.10	4.90	5.20	5.25	5.17	5.15	5.13	5.13	5.16

*คำนวณได้จากปริมาณอากาศปฐมภูมิภายใต้อุณหภูมิเบด (T1) ของแต่ละการทดลอง

โดยการที่อุณหภูมิ T1 และ T2 มีค่าสูงใกล้เคียงกัน เพราะเป็นช่วงที่เกิดการเผาไหม้เชื้อเพลิงอย่างมากในเบด ประกอบกับมีอนุภาคเบดซึ่งเสมือนตัวช่วยสะสมความร้อนอยู่ในบริเวณดังกล่าวอย่างหนาแน่นจึงทำให้อุณหภูมิทั้งสองจุดมีค่าใกล้เคียงกัน ในขณะที่การลดลงของอุณหภูมิในระดับที่สูงขึ้นเกิดจากความเบาบางของอนุภาคทรายที่ลอยขึ้นด้านบนของท่อไรเซอร์

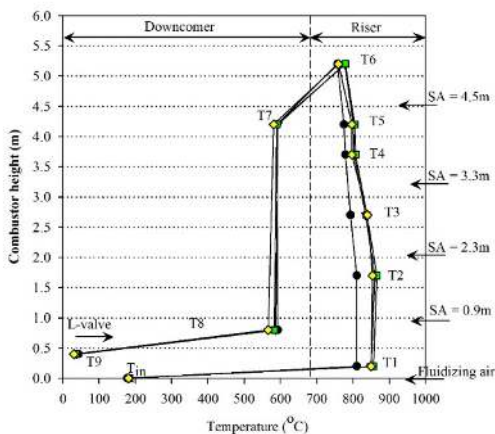


- Lab 1: $\lambda_{PA} = 1.2, \lambda_{SA} = 0.0, \lambda_{LV} = 0.07, \lambda_{total} = 1.27$, No SA
- ▼ Lab 2: $\lambda_{PA} = 0.9, \lambda_{SA} = 0.3, \lambda_{LV} = 0.07, \lambda_{total} = 1.27$, SA pos. = 0.9 m
- Lab 3: $\lambda_{PA} = 0.9, \lambda_{SA} = 0.3, \lambda_{LV} = 0.07, \lambda_{total} = 1.27$, SA pos. = 0.9+2.3 m
- ◆ Lab 4: $\lambda_{PA} = 0.9, \lambda_{SA} = 0.3, \lambda_{LV} = 0.07, \lambda_{total} = 1.27$, SA pos. = 0.9+3.3 m
- ▲ Lab 5: $\lambda_{PA} = 0.9, \lambda_{SA} = 0.3, \lambda_{LV} = 0.07, \lambda_{total} = 1.27$, SA pos. = 0.9+4.5 m

รูปที่ 3 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิตามความสูงของเตาเผาไหม้ กรณีใช้อัตราส่วนอากาศปฐมภูมิ (λ_{PA}) = 0.9

หากเปรียบเทียบกับกรณีของการใช้ $\lambda_{PA} = 1.1$ (ดังรูปที่ 4) ซึ่งมีการกระจายอุณหภูมิที่ค่อนข้างสม่ำเสมอ

ตลอดความสูงมากกว่ากรณี $\lambda_{PA} = 0.9$ เนื่องจากความเร็วของแก๊สที่เพิ่มขึ้นตามปริมาณอากาศทำให้อุณหภูมิอากาศถูกดูดให้ลอยขึ้นด้านบนของท่อไรเซอร์เพิ่มมากขึ้นส่งผลให้อุณหภูมิมีความสม่ำเสมอ



●	Lab 6: $\lambda_{PA} = 1.2, \lambda_{SA} = 0.0, \lambda_{LV} = 0.07, \lambda_{total} = 1.27$, No SA
▼	Lab 7: $\lambda_{PA} = 1.1, \lambda_{SA} = 0.1, \lambda_{LV} = 0.07, \lambda_{total} = 1.27$, SA pos. = 0.9+2.3 m
■	Lab 8: $\lambda_{PA} = 1.1, \lambda_{SA} = 0.1, \lambda_{LV} = 0.07, \lambda_{total} = 1.27$, SA pos. = 0.9+3.3 m
◆	Lab 9: $\lambda_{PA} = 1.1, \lambda_{SA} = 0.1, \lambda_{LV} = 0.07, \lambda_{total} = 1.27$, SA pos. = 0.9+4.5 m

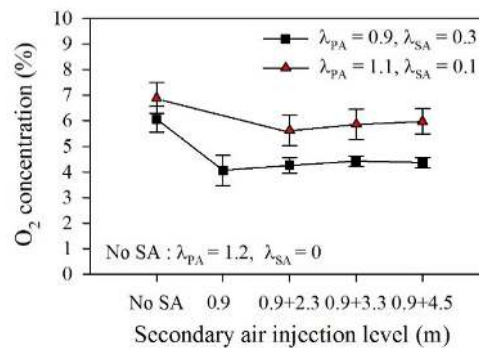
รูปที่ 4 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิตามความสูงของเตาเผาใหม่ กรณีใช้อัตราส่วนอากาศปฐมภูมิ ($\lambda_{PA} = 1.1$)

นอกจากนี้การหมุนเวียนของอนุภาครายที่เพิ่มขึ้นในกรณี $\lambda_{PA} = 1.1$ สามารถยืนยันได้จากอุณหภูมิในฝั่งดาวนคัมเมอร์ (T7 และ T8) ที่สูงกว่ากรณี $\lambda_{PA} = 0.9$ สำหรับอุณหภูมิที่บริเวณแอลวาล์ว (T9) ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าใกล้เคียงกันที่ต่ำกว่า 100°C เพราะการจ่ายอากาศแอลวาล์ว ($\lambda_{LV} = 0.07$) เข้าไปเพื่อผลักดันอนุภาคเบดและเชื้อเพลิงให้เกิดการหมุนเวียนมีอุณหภูมิแวดล้อมซึ่งต่ำกว่าจึงทำให้เกิดการระบายความร้อนของอนุภาคในบริเวณนั้น เมื่อพิจารณาถึงผลกระทบของการจ่าย SA แบบขั้นที่ระดับความสูงต่างๆ คือ 0.9 m อย่างเดียว (มีเฉพาะกรณี $\lambda_{PA} = 0.9$) และที่ระดับ 0.9 m ร่วมกับระดับความสูงอื่นๆ คือ 2.3, 3.3 และ 4.5 m ของทั้งสองกรณีที่ใช้ λ_{PA} ต่างกัน พบว่าการจ่ายอากาศ SA ที่ระดับความสูงต่างๆ ไม่ค่อยส่งผลต่อการกระจายอุณหภูมิ

ภายในท่อไรเซอร์ โดยเฉพาะกรณีการใช้ $\lambda_{PA} = 1.1$ เนื่องจากสัดส่วนอากาศทุติยภูมิ (λ_{SA}) ที่ค่อนข้างน้อยเพียง 0.1 ส่วนในกรณี $\lambda_{PA} = 0.9$ นั้นดูเหมือนว่าจะส่งผลค่อนข้างชัดเจนเฉพาะกรณีที่จ่าย SA ที่ระดับ 0.9 m ร่วมกับระดับ 4.5 m (0.9+4.5 m) เท่านั้น (ดังรูปที่ 4) โดยมีอุณหภูมิในตำแหน่งที่ 5.2 m (T6) ลดต่ำลงซึ่งเกิดจากอากาศ SA ที่มีอุณหภูมิต่ำเข้าผสมกับกระแสแก๊สเผาไหม้ที่ไหลขึ้นมาจากทางด้านล่างจึงทำให้อุณหภูมิลดต่ำลง

3.2 องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตา

ความเข้มข้นของแก๊สต่างๆ ในไอเสียที่ทางออกเตาคือ ออกซิเจน (O_2) คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) จากการเผาไหม้ถ่านหินภายใต้การจ่ายอากาศทุติยภูมิแบบขั้นหลายระดับและใช้ λ_{PA} ที่ 0.9 และ 1.1 โดยมี λ_{total} คงที่เท่ากับ 1.27 ได้ถูกนำเสนอในรูปที่ 5-7 ทั้งนี้ ค่าความเข้มข้นของ CO และ NO_x ได้ถูกปรับมาที่ระดับความเข้มข้นของ O_2 ที่ 6% เพื่อให้สามารถเปรียบเทียบกันได้

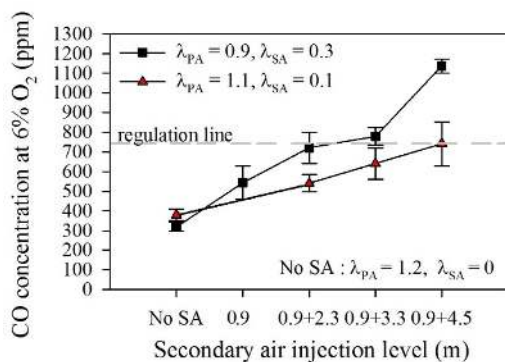


รูปที่ 5 การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของ O_2 ตามระดับความสูงการจ่าย SA ภายใต้ $\lambda_{PA} = 0.9$ และ 1.1

ผลการทดลองพบว่าในกรณีที่ไม้อจ่ายอากาศ SA (No SA) ของทั้งสองชุดการทดลองมีความเข้มข้นของ O_2 สูงสุดและใกล้เคียงกันในช่วง 6-7% (ดังรูปที่ 5) ในขณะที่หลังทำการจ่ายแบ่งอากาศ PA ไปจ่ายเป็น SA ที่ระดับ

ความสูงต่างๆ โดยยังคงมี $\lambda_{\text{total}} = 1.27$ คงเดิมพบว่า ความเข้มข้นของ O_2 มีค่าลดต่ำลงทั้งกรณีที่ใช้ λ_{PA} ที่ 0.9 และ 1.1 โดยมีค่าเหลือประมาณ 4% สำหรับกรณี $\lambda_{\text{PA}} = 0.9$ และ 6% สำหรับกรณี $\lambda_{\text{PA}} = 1.1$ ทั้งนี้ การลดลงของความเข้มข้น O_2 เมื่อจ่ายเป็น SA นั้น คาดว่ามีสาเหตุมาจากอากาศ PA ที่ไหลผ่านเบดขึ้นมาจากด้วยความเร็วสูง (~ 5 m/s) ส่วนหนึ่งไม่ได้สัมผัสกับเชื้อเพลิงในเบดจึงทำให้ไหลขึ้นไปสู่ด้านบนของท่อโรเตอร์และออกจากเตาอย่างรวดเร็ว โดยจะเห็นได้ว่ากรณีที่ใช้ λ_{PA} สูงจะเหลือ O_2 ในแก๊สไอเสียมากขึ้น ในขณะที่การจ่าย SA ที่ระดับความสูงต่างๆ พบว่า O_2 มีแนวโน้มที่จะเพิ่มขึ้นตามตำแหน่งการจ่าย SA ที่สูงขึ้นซึ่งระยะเวลาการเผาไหม้ที่สั้นลงสามารถอธิบายได้ถึงผลที่เกิดขึ้นนี้

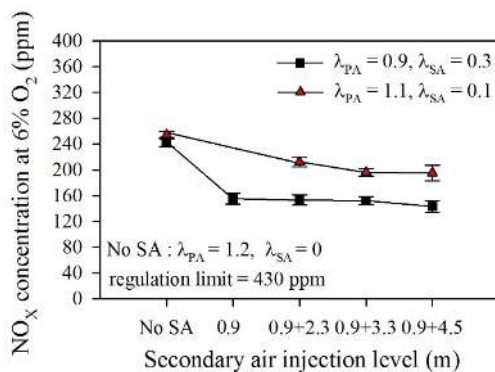
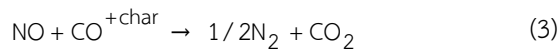
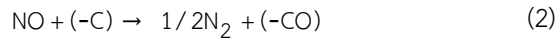
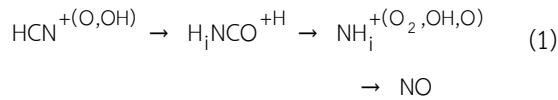
ในแง่ของความเข้มข้นของ CO ดังรูปที่ 6 พบว่า ในกรณีที่ไม่ใช้ SA (No SA) มีค่า CO ต่ำที่สุด โดยมีค่าในช่วง 300–400 ppm ซึ่งเป็นผลมาจากการคลุกเคล้า (Mixing) ที่รุนแรงภายในเบดจึงทำให้เผาไหม้ได้เป็นอย่างดี สำหรับการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของ CO ตามระดับความสูงของการจ่าย SA พบว่าทั้งสองชุดการทดลองที่ใช้ λ_{PA} ที่ 0.9 และ 1.1 มีแนวโน้มที่คล้ายกันคือมีค่าเพิ่มขึ้นตามระดับความสูงของการจ่ายอากาศ SA โดยกรณีที่ใช้ $\lambda_{\text{PA}} = 0.9$ มีค่า CO สูงกว่ากรณีที่ใช้ $\lambda_{\text{PA}} = 1.1$ เพราะการใช้ $\lambda_{\text{PA}} < 1$ ส่งผลให้เกิดการเผาไหม้ในเบดที่ไม่สมบูรณ์และเกิด CO ในเบดมาก ซึ่งการจ่าย



รูปที่ 6 การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของ CO ตามระดับความสูงการจ่าย SA ภายใต้ $\lambda_{\text{PA}} = 0.9$ และ 1.1 อากาศ SA ที่ระดับความสูง 0.9 m เพียงอย่างเดียว หรือการจ่ายที่ระดับ 0.9 m ร่วมกับระดับต่างๆ อาจมีระยะเวลาการเผาไหม้ที่ไม่เพียงพอที่จะกำจัด CO ที่เกิดขึ้นดังกล่าว ความเข้มข้นของ CO มีค่าสูงสุดในกรณีของการจ่าย SA ที่ระดับ 0.9+4.5 m ซึ่งมีค่าประมาณ 1200 ppm สำหรับการใช้ λ_{PA} ที่ 0.9 ส่วนในกรณีที่ใช้ λ_{PA} ที่ 1.1 มีค่าอยู่ในเกณฑ์มาตรฐานทุกการทดลอง (< 750 ppm)

ในด้านความเข้มข้นของ NO_x ดังรูปที่ 7 พบว่าการจ่ายอากาศ PA เพียงอย่างเดียวนั้นจะปลดปล่อย NO_x มากที่สุดในช่วง 240–260 ppm ซึ่งเป็นผลมาจากความเข้มข้นของ O_2 ในเบดจากอากาศ PA ที่มีสูงที่สุดจึงมีโอกาสทำปฏิกิริยากับไนโตรเจนในเชื้อเพลิง (N-fuel) ซึ่งทำให้เกิดเป็น NO_x มากตามสมการที่ (1) แต่เมื่อทำการแบ่งอากาศ PA ไปจ่ายเป็น SA ทั้งกรณีที่ใช้ $\lambda_{\text{PA}} = 0.9$ และ 1.1 นั้นพบว่า NO_x มีค่าลดต่ำลง โดยกรณีที่ใช้ $\lambda_{\text{PA}} = 0.9$ มีค่าต่ำกว่าซึ่งมีค่าในช่วง 140–160 ppm ในขณะที่กรณีใช้ $\lambda_{\text{PA}} = 1.1$ มีค่าในช่วง 200–210 ppm ซึ่งเป็นการยืนยันถึงบทบาทของความเข้มข้นของ O_2 ในเบดที่มีผลต่อการก่อเกิดของ NO_x นอกจากนี้ ความเข้มข้นของ CO ที่มากกว่าของกรณีที่ใช้ $\lambda_{\text{PA}} = 0.9$ ยังเป็นอีกเหตุผลหนึ่งซึ่งช่วยให้ความเข้มข้นของ NO_x มีค่าลดต่ำลงตามปฏิกิริยาการสลายตัวของ NO_x ซึ่งเกิดขึ้นได้ดีในสภาวะอัดอากาศ (Reducing atmosphere) โดยมีอนุภาคคาร์บอน (-C) หรืออนุภาคถ่าน (Char) ขณะเผาไหม้ในเตาเป็นตัวช่วยเร่งปฏิกิริยา (Catalyst) ตามสมการที่ (2) และ (3) ตามลำดับอีกด้วย [20–23] ทั้งนี้ จากผลการทดลองยังแสดงให้เห็นอีกว่าการจ่าย SA ที่ระดับ 0.9 m ร่วมกับระดับที่สูงขึ้นโดยที่ยังคงใช้ λ_{total} เท่าเดิมของทั้งกรณีใช้ $\lambda_{\text{PA}} = 0.9$ และ 1.1 ส่งผลให้ NO_x มีแนวโน้มลดลงเล็กน้อยซึ่งน่าจะเป็นผลมาจากระยะเวลาในการทำ

ปฏิกิริยาการสลายตัวของ NO_x เพิ่มมากขึ้นตามระดับความสูงของการจ่ายอากาศ SA ที่เพิ่มขึ้น ทั้งนี้ ความเข้มข้นของ NO_x ทุกเงื่อนไขมีค่าอยู่ในเกณฑ์มาตรฐาน



รูปที่ 7 การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของ NO_x ตามระดับความสูงการจ่าย SA ภายใต้ $\lambda_{\text{PA}} = 0.9$ และ 1.1

4. สรุปผลการทดลอง

จากการศึกษาอิทธิพลของตำแหน่งการจ่ายอากาศ SA แบบขั้นหลายระดับของการเผาไหม้ถ่านหินปิทูนัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดแบบหมุนเวียนซึ่งใช้อัตราส่วนอากาศรวม (λ_{total}) ที่ 1.27 และอัตราส่วนอากาศปฐมภูมิ (λ_{PA}) ที่ 0.9 และ 1.1 สามารถสรุปผลการทดลองได้ดังนี้

1. การเผาไหม้เกิดอย่างหนาแน่นในช่วงระดับความสูง 0-2.7 m ของท่อโรเซอร์ซึ่งมีอุณหภูมิที่ค่อนข้างสม่ำเสมอตลอดความสูง อุณหภูมิเบดมีค่าในช่วง 820-850°C

2. การใช้ $\lambda_{\text{PA}} = 1.1$ มีการกระจายอุณหภูมิตลอดท่อโรเซอร์ที่สม่ำเสมอกว่ากรณี $\lambda_{\text{PA}} = 0.9$ และการ

ปรับเปลี่ยนตำแหน่งการจ่ายอากาศ SA ที่ระดับต่างๆ ไม่ค่อยส่งผลต่อการกระจายอุณหภูมิภายในเตา

3. การจ่ายอากาศทุติยภูมิที่ระดับความสูงต่างๆ มีความเข้มข้นของ O_2 ในแก๊สไอเสียต่ำกว่ากรณีจ่ายอากาศ PA เพียงอย่างเดียว และมีแนวโน้มเพียงสูงขึ้นตามความสูงของการจ่ายอากาศ SA เล็กน้อย และการใช้ $\lambda_{\text{PA}} = 0.9$ มีความเข้มข้น O_2 เหลือต่ำกว่ากรณี $\lambda_{\text{PA}} = 1.1$ เล็กน้อย

4. ความเข้มข้นของ CO เพิ่มสูงขึ้นตามระดับความสูงของการจ่ายอากาศ SA โดยมีแนวโน้มเช่นเดียวกันทั้งสองกรณีที่ใช้ λ_{PA} แตกต่างกัน และการใช้ $\lambda_{\text{PA}} = 0.9$ ปลดปล่อย CO มากกว่าการใช้ $\lambda_{\text{PA}} = 1.1$ ค่า CO ส่วนใหญ่อยู่ในเกณฑ์มาตรฐานในช่วง 350-750 ppm ที่ระดับ O_2 ส่วนเกิน 6%

5. การจ่ายอากาศ SA และการเพิ่มระดับความสูงของการจ่าย SA ส่งผลให้ความเข้มข้น NO_x ลดต่ำลง โดยมีค่าของทุกเงื่อนไขการทดลองในช่วง 140-260 ppm ที่ระดับ O_2 ส่วนเกิน 6% ซึ่งอยู่ในเกณฑ์มาตรฐานทุกการทดลอง และการจ่ายอากาศ SA หลายระดับไม่ค่อยส่งผลต่อ NO_x นอกจากนี้ ความเข้มข้นของ O_2 ในเขตที่ต่ำกว่าเป็นปัจจัยหนึ่งซึ่งส่งผลให้ NO_x มีค่าต่ำลงในกรณี $\lambda_{\text{PA}} = 0.9$

6. จากการศึกษานี้พบว่าตำแหน่งการจ่ายอากาศ SA ที่เหมาะสมในแง่ของการปลดปล่อย NO_x และ CO ที่ต่ำในเกณฑ์มาตรฐานคือ ระดับการจ่ายที่ 0.9 m และ 0.9+2.3 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ

5. กิตติกรรมประกาศ

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



6. เอกสารอ้างอิง

- [1] Department of Alternative Energy Development and Efficiency, Ministry of Energy, Thailand (2015). *Alternative energy development plan*, URL: <http://www.dede.go.th>, access on 24/04/2017.
- [2] บุญรอด สัจจกุลนุกิจ (2559). องค์การการจัดการถ่านหินในประเทศไทย ตอบโจทย์ได้จริงหรือ?, *จดหมายข่าวประชาคมวิจัย*, 129, กันยายน-ตุลาคม 2559, หน้า 15-17
- [3] 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.
- [4] Xie, J.J., Yang, X.M., Zhang, L., Ding, T.L., Song, W.L., Lin, W.G. (2007). Emissions of SO₂, NO and N₂O in a circulating fluidized bed combustor during co-firing coal and biomass, *Journal of Environmental sciences*, Vol. 19, PP. 109 – 116.
- [5] 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.
- [6] 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.
- [13] ประสาน สติตย์เรืองศักดิ์และฐานิตย์ เมธิยานนท์ (2556). การเผาไหม้ถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิชไดซ์เบดแบบหมุนเวียน, *การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 27*, พัทยา จังหวัดชลบุรี
- [7] 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.
- [8] ประสาน สติตย์เรืองศักดิ์และฐานิตย์ เมธิยานนท์ (2556). คุณลักษณะการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลในเตาเผาไหม้ฟลูอิชไดซ์เบดแบบหมุนเวียน, *การประชุมวิชาการเครือข่ายพลังงานแห่งประเทศไทยครั้งที่ 9*, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร จังหวัดนครนายก
- [9] 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.
- [10] 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.
- [11] 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.
- [12] Julien, S., Brereton, 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.
- [14] Atimtay, A.T., Topal, H. (2004). Co-combustion of olive cake with coal in a



circulating fluidized bed, Fuel, Vol. 83, PP. 859–867.

[15] 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.

[16] 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.

[17] 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.

[18] 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.

[19] ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์และฐานิตย์ เมธิยานนท์ (2560). ผลกระทบของปริมาณวัสดุเบดและตำแหน่งการ

จ่ายอากาศทุติยภูมิในการเผาไหม้ถ่านหินในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน, การประชุมวิชาการการถ่ายเทพลังงาน ความร้อนและมวลในอุปกรณ์ด้านความร้อนและกระบวนการ 16, เชียงใหม่

[20] ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์และฐานิตย์ เมธิยานนท์ (2559). อิทธิพลของตำแหน่งการจ่ายอากาศทุติยภูมิต่อการเผาไหม้ถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน, การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 30, จังหวัดสงขลา

[21] Zevenhoven R, Kilpinen P. (2002) Control of pollutants in flue gases and fuel gases. 2nd ed. Finland: Espoo/Turku.

[22] Leckner, B., Karlson, M. (1993). Gaseous emissions from circulating fluidized bed combustion of wood, Biomass and Bioenergy, Vol. 4(5), PP. 379-389.

[23] Tourunen, A., Saastamoinen, J., Nevalainen, H. (2009). Experimental trends of NO in circulating fluidized bed combustion, Fuel, Vol.88, PP. 1333-1341.