



รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ : การเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลในเตาเผาไหม้ แบบฟลูอิดไคซ์เบด

โดย รองศาสตราจารย์ ดร.ฐานิตย์ เมธิยานนท์

มิถุนายน 2556

สัญญาเลขที่ RMU5380034

รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ : การเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลในเตาเผาไหม้
แบบฟลูอิดไคซ์เบด

คณะผู้วิจัย

รศ.ดร.ฐานิตย์ เมธิยานนท์

สังกัด

ม.เทคโนโลยีมหานคร

สนับสนุนโดยสำนักงานคณะกรรมการการอุดมศึกษา

และสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย

(ความเห็นในรายงานนี้เป็นของผู้วิจัย สกอ. และ สกว.ไม่จำเป็นต้องเห็นด้วยเสมอไป)

กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยขอขอบคุณสำนักงานคณะกรรมการการอุดมศึกษา (สกอ.) สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) และมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร (มทม.) ที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัยในโครงการนี้

บทคัดย่อ

รหัสโครงการ : RMU5380034

ชื่อโครงการ : การเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลในเตาเผาไหม้แบบฟลูอิดไชด์เบด

ชื่อนักวิจัย : รองศาสตราจารย์ ดร. ธานิดย์ เมธิยานนท์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร

Email Address : thanid_m@yahoo.com

ระยะเวลาโครงการ : 15 มิถุนายน 2553 – 14 มิถุนายน 2556

ชีวมวลซึ่งเป็นแหล่งพลังงานที่สะอาดและยั่งยืนจะเข้ามามีบทบาทต่อต้านพลังงานของประเทศในอนาคตเนื่องจากข้อดีในด้านการปลดปล่อย CO_2 สุทธิเป็นศูนย์ ตลอดจนการลดปริมาณ SO_2 และ NO_x ที่ถูกปลดปล่อยจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงฟอสซิลอย่างมีนัยสำคัญ อย่างไรก็ตาม ชีวมวลส่วนใหญ่ก็มีมากในเฉพาะช่วงฤดูกาลเก็บเกี่ยว ซึ่งส่งผลเสียต่อความมั่นคงในการใช้เชื้อเพลิง โดยเฉพาะอย่างยิ่งหากใช้ชีวมวลชนิดเดียวเป็นเชื้อเพลิงหลัก การแก้ปัญหาทำได้โดยการเผาไหม้ร่วมของชีวมวลสองชนิด หรือเผาไหม้ชีวมวลร่วมกับถ่านหิน การเผาไหม้แบบฟลูอิดไชด์เบดได้รับการยอมรับว่ามีประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงและปลดปล่อยมลพิษน้อย รวมไปถึงยังได้ถูกพิสูจน์แล้วว่ามีความมีประสิทธิภาพในการเผาไหม้ชีวมวล

โครงการวิจัยนี้จึงได้ทำการศึกษาศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไชด์เบด 3 ลักษณะคือ 1) เตาเผาไหม้ฟลูอิดไชด์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น (SFBC) 2) เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไชด์เบด (Ψ -FBC) และ 3) เตาเผาไหม้ฟลูอิดไชด์เบดแบบหมุนเวียน (CFBC) การศึกษาได้ทดลองทั้งการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลเดี่ยวและการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลร่วมกับถ่านหินในเตาเผาไหม้ SFBC และ Ψ -FBC ซึ่งใช้แกลบและถ่านหินบิทูมินัสเป็นเชื้อเพลิง โดยพิจารณาถึงคุณลักษณะและสมรรถนะการเผาไหม้ นอกจากนี้ยังได้ทำการศึกษาไฮโดรไดนามิกส์ของอนุภาคในเตาเผาไหม้ CFBC ที่ถูกสร้างขึ้นใหม่ และทดสอบการเผาไหม้เบื้องต้นโดยใช้ถ่านไม้เป็นเชื้อเพลิง ปัจจัยต่างๆ ที่ส่งผลต่อการเผาไหม้ในเตา SFBC และ/หรือ Ψ -FBC ในการเผาไหม้แกลบอย่างเดียวที่ได้ทำการศึกษาคือ ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไชด์เซชัน, ความเร็วอากาศส่วนที่สอง และสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองที่ระดับความสูงต่างๆ ในขณะที่การเผาไหม้เชื้อเพลิงร่วมในเตา SFBC และ/หรือ Ψ -FBC ได้ทำการศึกษาถึงพารามิเตอร์ดังนี้คือ สัดส่วนการผสมถ่านหินในช่วง 0–25% (โดยพลังงาน), ขนาดถ่านหินที่ใช้ 0–5 และ 5–10 mm, ระดับการจ่ายถ่านหินเข้าสู่เตาเผาไหม้ ตลอดจนอุณหภูมิเบดที่ใช้ในการเผาไหม้ สำหรับไฮโดรไดนามิกส์ของอนุภาคในเตา CFBC ได้ศึกษาถึงความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไชด์เซชัน (U_{mf}) ภายใต้การปรับเปลี่ยนปริมาณและขนาดของทรายที่ใช้เป็นอนุภาคเบด ตลอดจนลักษณะการกระจายความดันภายในเตา ส่วนการเผาไหม้เบื้องต้นในเตา CFBC นั้นได้ศึกษาถึงคุณลักษณะการเผาไหม้ภายในเตาภายใต้เงื่อนไขการปรับเปลี่ยนอัตราการป้อนเชื้อเพลิงต่างๆ

ผลการศึกษาพบว่า การเผาไหม้เชื้อเพลิงหลักในเตา SFBC และ Ψ -FBC ทั้งกรณีการเผาไหม้แกลบอย่างเดียว และการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินเกิดขึ้นได้ทั้งแนววอร์เทคบริเวณใกล้จุดจ่ายเชื้อเพลิงเข้าสู่เตาเผาไหม้ ในกรณีเตาเผาไหม้ SFBC พบว่าการเพิ่มสัดส่วนการผสมถ่านหินในการเผาไหม้ร่วมกับแกลบ

ส่งผลให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) เพิ่มขึ้นโดยมีค่ามากกว่า 98% ในทุกเงื่อนไขการทดลอง การจ่ายถ่านหินเข้าสู่เตาที่ระดับไต้หวงแหวนวอร์เทคเป็นตำแหน่งที่เหมาะสมในการเผาไหม้ร่วมกับแกลบ ในขณะที่การเพิ่มสัดส่วนถ่านหินขนาด 5–10 mm ช่วยลดการปลดปล่อยแก๊ส NO_x ได้ดีกว่าขนาด 0–5 mm นอกจากนี้ การเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่สองไต้หวงแหวนวอร์เทคและสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวนในกรณีของการเผาไหม้แกลบอย่างเดียวส่งผลให้ปริมาณ CO ที่ทางออกเตาลดต่ำลงและมีค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงขึ้นโดยมีค่าในช่วง 92–98%

ในกรณีของเตาเผาไหม้ ψ -FBC พบว่าการเพิ่มสัดส่วนการผสมถ่านหินในการเผาไหม้ร่วมกับแกลบส่งผลให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ลดลงเล็กน้อย ในขณะที่แก๊สมลพิษจำพวก SO_2 และ NO_x มีค่าเพิ่มสูงขึ้น การเพิ่มอุณหภูมิเบดเผาไหม้ไม่เพียงแต่จะส่งผลให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้เพิ่มสูงขึ้นแต่ยังคงส่งผลให้แก๊ส SO_2 และ NO_x มีค่าเพิ่มสูงขึ้นเช่นกัน สำหรับการเผาไหม้แกลบอย่างเดียวนั้น พบว่าการเพิ่มความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซชันส่งผลให้ NO_x มีแนวโน้มเพิ่มสูงขึ้น ในขณะที่การเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่สองนั้นส่งผลให้ NO_x มีแนวโน้มลดลง ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงกว่า 99%

การศึกษาไฮโดรไดนามิกส์ในเตาเผาไหม้ CFBC พบว่าการเพิ่มปริมาณเบดและขนาดอนุภาคทรายส่งผลให้ความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไอเซชัน (U_{mf}) เพิ่มขึ้น โดยมีค่าในช่วง 0.18–0.46 m/s (ปริมาณทราย 7–9 kg) การกระจายความดันภายในเตาแสดงให้เห็นว่าการเวียนกลับของอนุภาคทรายจากฝั่งดาร์น-คัมเมอร์สไโรเซอร์เกิดขึ้นได้เมื่อความดันที่ตำแหน่งแอลวาล์วสูงกว่าความดันภายในเบด และสัดส่วนช่องว่างตลอดความสูงท่อไโรเซอร์มีค่าในช่วง 0.955–0.99 การทดลองเผาไหม้ถ่านไม้ในเบี่ยงต้นพบว่า การเผาไหม้เกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องตลอดความสูงของท่อไโรเซอร์ และการเพิ่มอัตราการป้อนเชื้อเพลิงจาก 8 เป็น 15 kg/h ซึ่งสอดคล้องกับปริมาณอากาศส่วนเกินในช่วง 11–118% ส่งผลให้อุณหภูมิเฉลี่ยในเตาเพิ่มสูงขึ้นโดยมีค่าในช่วง 770–820 °C

คำหลัก : การเผาไหม้ร่วม/ แกลบ/ ชีวมวล/ ฟลูอิดไธซ์เบด/ วอร์เทค

Abstract

1. Project Code: RMU5380034

2. Project Title: Biomass combustion in fluidized bed combustor

3. Investigators: Assoc. Prof. Dr. Thanid Madhiyanon Mahanakorn University of Technology

Email Address: thanid_m@yahoo.com

Project Period: 15 June 2010 – 14 June 2013

Biomass as a clean and sustainable energy resource will play an important role in energy scenarios of the country in the future because of its advantages in CO₂-neutral feature and considerable reduction of SO₂ and NO_x pollutants emitted from burning fossil fuel. Most biomass, however, is abundantly available only within a crop season, so there will be an adverse effect on stability of fuel provision, especially if it is used as a single main fuel. In order to solve this drawback, either two different biomasses or biomass and coal are blended and co-combusted. Fluidized-bed combustion (FBC) is denoted for high efficient combustion and fewer pollutants released, also, it has been proven effective when utilized for biomass combustion.

This research project investigated the combustion studies performed in three different types of fluidized bed combustor: 1) a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC), 2) a vortex-fluidized bed combustor (Ψ -FBC), and 3) a circulating fluidized bed combustor (CFBC). Both standalone combustion, and co-firing between biomass and coal were set up in SFBC and Ψ -FBC, using rice husk and bituminous coal as fuels. The combustion characteristics and performances were also taken into consideration. A study of hydrodynamics of particles inside CFBC, having been constructed, and a preliminary combustion test using wood as a fuel were also examined. The studied parameters affecting pure rice husk combustion in SFBC and/or Ψ -FBC were the fluidizing velocity, secondary air velocity, and secondary air flow fractions. The co-firing tests in SFBC and/or Ψ -FBC operated under various parameters, for examples, coal blending ratios in the range 0–25% (thermal basis), coal sizes ranging 0–5 and 5–10 mm, coal-feeding locations, as well as bed temperatures were done. The minimum fluidizing velocity (U_{mf}), as well as pressure profiles inside CFBC operated under a variety of sizes and quantities of sand, were presented. Finally, the combustion characteristics of wood in CFBC under varying fuel feed rates were established. The results showed that in both SFBC and Ψ -FBC, the main combustion took place under the vortex ring near the fuel feed point for both cases of pure rice husk combustion and co-firing with coal.

For SFBC, increased coal shares in co-firing with rice husk ameliorated the combustion efficiency (E_c), generally >98% for all coal-blending ratios. An injection of coal under the vortex ring seemed the most appropriate location in co-firing with rice husk. Meanwhile, increased shares of coal sized 5–10 mm emitted less NO_x than that of 0–5 mm size. For pure rice husk firing, increases in a secondary air velocity and secondary air fractions engendered the decline of CO release and the progress in E_c , ranging 92–98%.

In the cases of Ψ -FBC, increased coal shares in co-firing with rice husk were responsible for the slight decreases in E_c , and increases in SO_2 and NO_x emissions. High bed temperatures not only activated E_c , but also elevated SO_2 and NO_x as well. A higher fluidizing velocity in firing pure rice husk stimulated NO_x emissions, while increased secondary air velocity lowered NO_x value. The E_c for all cases were >99%.

The hydrodynamics study in CFBC indicated that the increments of quantity and size of sand induced high minimum fluidizing velocity in the range of 0.18–0.46 m/s (7–9 kg-sand). The pressure profiles inside the combustor implied that solid recirculation would occur when the pressure in the L-valve was higher than that presented in the bed. The calculated voidage along the riser was found to be in the range of 0.955–0.99. The preliminary firing test of wood in CFBC found that the combustion took place along the riser height, and increased fuel feed rates from 8 to 15 kg/h, corresponding to excess air range of 11–118%, caused the increase in temperatures inside the combustor, ranging 770–820 °C.

Keywords: Biomass/ Co-combustion/ Fluidized bed/ Rice husk/ Vortex.

บทสรุปผู้บริหาร

โครงการวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลเดี่ยว และการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลร่วมกับถ่านหินในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น (SFBC) และเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไคซ์เบด (VF-FBC) ซึ่งใช้แกลบและถ่านหินบิทูมินัสเป็นเชื้อเพลิง ตลอดจนได้ศึกษาไฮโดรไดนามิกส์ของอนุภาคและการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลเบื้องต้นในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน (CFBC) ที่ได้ดำเนินการก่อสร้างขึ้นใหม่ ซึ่งสามารถสรุปผลได้ดังนี้

1. เตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น (SFBC)

การเผาไหม้ในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น (SFBC) ขนาดพิกัด 250 kW_{th} ได้ศึกษาถึงคุณลักษณะการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในสัดส่วนต่างๆ คือ 0, 10, 20 และ 25% (โดยพลังงาน) นอกจากนี้ยังศึกษาถึงผลกระทบของระดับการจ่ายถ่านหินเข้าสู่เตาที่สองระดับคือ เหนือวงแหวนวอร์เทค และใต้วงแหวนวอร์เทค ภายใต้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่ 115% รวมไปถึงได้ศึกษาผลกระทบของขนาดถ่านหินที่ใช้ในการเผาไหม้ร่วมกับแกลบคือ ขนาด 0-5 mm และ 5-10 mm ซึ่งถูกจ่ายที่ระดับใต้วงแหวนวอร์เทค โดยผลการศึกษาการเผาไหม้ร่วมระหว่างแกลบกับถ่านหินพบว่า การเผาไหม้หลักเกิดขึ้นบริเวณใต้วงแหวนวอร์เทค โดยอุณหภูมิเบดจะมีค่าเพิ่มสูงขึ้นตามสัดส่วนการผสมถ่านหินที่เพิ่มขึ้น ในขณะที่การกระจายความเข้มข้นของแก๊สเผาไหม้ตามความสูงแสดงให้เห็นว่าออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) เกิดจากการทำปฏิกิริยาของไนโตรเจนในรูปของสารระเหยจากแกลบกับอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทคเป็นหลัก การจ่ายถ่านหินที่ระดับใต้วงแหวนวอร์เทคส่งผลดีต่อการลดลงของ NO_x ที่ทางออกเตา เนื่องจากการทำปฏิกิริยากับของ NO_x กับถ่าน (Char) ภายใต้สภาวะรีดิวซ์ โดยความเข้มข้นของ NO_x มีค่าลดลงตามสัดส่วนการผสมถ่านหิน ในขณะที่ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) มีค่าอยู่ในเกณฑ์มาตรฐาน นอกจากนี้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ในกรณีการจ่ายถ่านหินใต้วงแหวนวอร์เทคมีค่าสูงกว่าการจ่ายเหนือวงแหวนวอร์เทค โดยทั้งสองกรณีมีค่าสูงกว่า 98% ในทุกสัดส่วนการผสมเชื้อเพลิง ในแง่ของผลกระทบของขนาดถ่านหินพบว่าความเข้มข้นของแก๊สไอเสียที่ทางออกมีแนวโน้มเดียวกัน หากแต่เพียงการลดลงของ NO_x ในกรณีขนาดถ่านหิน 0- 5 mm เกิดขึ้นน้อยกว่า ในขณะที่ประสิทธิภาพการเผาไหม้ในกรณีการใช้ถ่านหินขนาด 0-5 mm มีค่าต่ำกว่ากรณี 5-10 mm อย่างเห็นได้ชัด

ในกรณีการเผาไหม้แกลบเพียงอย่างเดียว ซึ่งมีการใช้ทรายเป็นอนุภาคเบดและใช้หัวฉีดกระจายอากาศนั้น ได้ทำการศึกษาถึงผลกระทบของความเร็วอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทค และสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวน ซึ่งได้พิจารณาถึงคุณลักษณะและสมรรถนะการเผาไหม้ โดยพบว่าการเผาไหม้ที่รุนแรงเกิดขึ้นบริเวณที่มีการจ่ายอากาศส่วนที่สอง และการเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทคที่ 10, 15 และ 20 m/s ซึ่งสอดคล้องกับปริมาณอากาศส่วนเกินในช่วง 66-102% นั้นส่งผลให้อุณหภูมิเฉลี่ยภายในเตาลดต่ำลง ความเข้มข้นของออกซิเจนและแก๊ส NO_x เพิ่มขึ้น แต่ความเข้มข้นของแก๊ส CO ลดอย่างเห็นได้ชัด ในขณะที่ประสิทธิภาพการเผาไหม้เพิ่มสูงขึ้นจาก 92.7 เป็น 97.8% ในแง่ของสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวนซึ่งมีการจ่าย 3 ระดับ โดยคงปริมาณอากาศส่วนเกินไว้ที่ 92% พบว่าการเพิ่มสัดส่วนการจ่าย

อากาศส่วนที่สองแต่ละระดับส่งผลให้พฤติกรรมกาเผาไหม้ภายในเตาเปลี่ยนแปลงไป (พิจารณาได้จากการกระจายอุณหภูมิภายในเตา) ซึ่งการเพิ่มสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองในระดับความสูงที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้อุณหภูมิในบริเวณดังกล่าวลดต่ำลง สำหรับแก๊สไอเสียที่ทางออกพบว่า การเพิ่มสัดส่วนอากาศส่วนที่สองในระดับที่สูงขึ้นส่งผลให้ O_2 เพิ่มขึ้น CO ลดต่ำลง ในขณะที่ NO_x (ที่ $6\% O_2$) มีค่าใกล้เคียงกัน ประสิทธิภาพการเผาไหม้ในกรณีทำการจ่ายอากาศส่วนที่สองทั้งสามระดับมีค่าสูงสุดที่ 96.8%

2. เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไคเบต (Ψ -FBC)

การเผาไหม้ในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไคเบต (Ψ -FBC) ขนาดพิกัด 100 kW_{th} ได้ศึกษาการเผาไหม้กลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสขนาด 0-5 mm ในสัดส่วนต่างๆ คือ 0, 10, 20 และ 25% (โดยพลังงาน) ภายใต้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่ 76% นอกจากนี้ยังได้ศึกษาถึงผลกระทบของอุณหภูมิเบตในการเผาไหม้ซึ่งถูกควบคุมไว้ที่ 800, 850 และ 900 °C โดยใช้ชุดขดท่อน้ำซึ่งถูกติดตั้งอยู่ภายในเตาเหนือเบต โดยผลการศึกษาการเผาไหม้กลบร่วมกับถ่านหินในสัดส่วนต่างๆ พบว่าการเผาไหม้ส่วนใหญ่เกิดขึ้นเหนือเบตที่ระดับความสูง 0.35 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ โดยอุณหภูมิเฉลี่ยภายในเตามีค่าสูงสุดในกรณีเผาไหม้กลบอย่างเดี่ยวและลดลงตามการเพิ่มสัดส่วนถ่านหิน ในขณะที่การกระจายตัวของความเข้มข้นของแก๊สภายในเตาแสดงให้เห็นว่า NO_x เกิดขึ้นมากในตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทคซึ่งมาจากการทำปฏิกิริยาของสารระเหยที่ปลดปล่อยออกมาจากกลบขณะเกิดการเผาไหม้ นอกจากนี้ยังพบว่าการเพิ่มสัดส่วนผสมถ่านหินส่งผลให้ความเข้มข้นของแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาทั้ง O_2 , CO , NO_x และ SO_2 มีค่าเพิ่มสูงขึ้น ส่วนประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าต่ำลงเล็กน้อยตามสัดส่วนการผสมถ่านหินที่เพิ่มขึ้นโดยมีค่าประมาณ 97% สำหรับการศึกษาผลกระทบของอุณหภูมิเบตเผาไหม้เชื้อเพลิงกลบร่วมกับถ่านหินในสัดส่วนต่างๆ นั้นพบว่าพฤติกรรมกาเผาไหม้เชื้อเพลิงของแต่ละสัดส่วนการผสมและอุณหภูมิเบตมีแนวโน้มที่คล้ายคลึงกัน โดยมีอุณหภูมิเฉลี่ยภายในเตาสูงขึ้นตามอุณหภูมิเบตที่ใช้ในการเผาไหม้ ในแง่ของแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาพบว่าอุณหภูมิเบตที่สูงขึ้นนั้นส่งผลให้ CO มีค่าต่ำลงอย่างเห็นได้ชัดโดยเฉพาะอย่างยิ่งเมื่อเผาไหม้ร่วมกับถ่านหินในสัดส่วนผสมที่มาก ในขณะที่ความเข้มข้นของ NO_x และ SO_2 มีค่าเพิ่มสูงขึ้นจากผลของการเพิ่มอุณหภูมิเบตเผาไหม้ สำหรับประสิทธิภาพการเผาไหม้นั้นจะถูกลดทอนลงเมื่อเผาไหม้ภายใต้อุณหภูมิเบตที่ต่ำ โดยเฉพาะอย่างยิ่งการเผาไหม้ร่วมกับถ่านหินในสัดส่วนที่มากซึ่งมีค่าเหลือเพียง 97.5%

ในกรณีการเผาไหม้กลบอย่างเดี่ยวซึ่งมีการใช้ทรายเป็นอนุภาคเบตและใช้หัวฉีดกระจายอากาศนั้นได้ทำการศึกษาถึงผลกระทบของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไคเซชันที่ 0.5, 0.6 และ 0.7 m/s และความเร็วอากาศส่วนที่สองซึ่งใช้ในการป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่เตาเผาไหม้ที่ 10.7, 13, และ 15 m/s โดยใช้อัตราการป้อนกลบที่ 22 kg/h และปริมาณอากาศส่วนเกินในช่วง 53-95% ผลการศึกษาพบว่าลักษณะการเผาไหม้ภายในเตาซึ่งพิจารณาจากการกระจายอุณหภูมิและความเข้มข้นของแก๊สภายในเตามีแนวโน้มไปในทิศทางเดียวกัน คือการเผาไหม้หลักเกิดขึ้นบริเวณที่มีการจ่ายกลบเข้าสู่เตาเผาไหม้ (อุณหภูมิและ CO มีค่าสูง) ความเข้มข้นของ NO_x สูงที่ระดับการจ่ายกลบแสดงให้เห็นถึงการทำปฏิกิริยาของสารระเหยของกลบกับอากาศในบริเวณดังกล่าว ในแง่ของแก๊สไอเสียพบว่า NO_x มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไคเซชัน แต่มีแนวโน้มลดลงเมื่อทำการเพิ่มความเร็วจานอากาศส่วนที่สอง ความเข้มข้นของ CO ในทุกเงื่อนไข

การทดลองมีค่าต่ำกว่ามาตรฐาน (<100 ppm ที่ 6% O₂) ส่วนประสิทธิภาพการเผาไหม้ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าสูงกว่า 99%

3. เตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดแบบหมุนเวียน (CFBC)

เตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดแบบหมุนเวียน (CFBC) ขนาดพิกัด 50 kW_{th} ที่ถูกสร้างขึ้นใหม่ได้ถูกใช้ศึกษาศึกษาไฮโดรไดนามิกส์ของอนุภาคภายในเตา และศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลในเบื้องต้น โดยในแง่ของไฮโดรไดนามิกส์ได้ทำการศึกษาความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไธเซชัน (U_{mf}) ภายใต้ขนาดอนุภาคเบดที่ 300 และ 500 μm ตลอดจนศึกษาผลของปริมาณเบดที่ใช้คือ 7 และ 9 kg โดยทำการศึกษาถึงคุณลักษณะเฉพาะทางไฮโดรไดนามิกส์ของเตา CFBC ในแง่ของการกระจายความดันภายในเตาและสัดส่วนช่องว่างตลอดความสูงเตา โดยผลการทดลองพบว่าความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไธเซชันของทรายขนาด 300 μm ปริมาณ 7 และ 9 kg มีค่า 0.18 และ 0.46 m/s ในขณะที่การเพิ่มขนาดทรายเป็น 500 μm นั้นจะเกิดฟลูอิดไธเซชันด้วยความเร็วที่สูงกว่า การกระจายความดันภายในเตาในกรณีที่ไม่เกิดการเวียนกลับของอนุภาคทรายพบว่าความดันมีค่าสูงในช่วงเบดหนาแน่นซึ่งมีปริมาณทรายอยู่มาก และความดันตลอดความสูงเหนือเบดมีค่าใกล้เคียงกัน โดยสามารถคิดเป็นสัดส่วนช่องว่างตลอดความสูงท่อไรเซอร์ใกล้เคียง 1 สำหรับกรณีที่เกิดการเวียนกลับของอนุภาคทรายนั้นได้ใช้ทรายปริมาณ 20 kg และใช้ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไธเซชันที่ 3.5 m/s นั้นพบว่าความดันภายในท่อฝั่งไรเซอร์มีค่าสูงกว่าฝั่งดาวน์คัมเมอร์ และการป้อนกลับที่แอล-วาล์ว (L-valve) จะเกิดขึ้นได้เมื่อความดันที่ตำแหน่งแอลวาล์วมีค่าสูงกว่าความดันในเบด เมื่อคำนวณเป็นสัดส่วนช่องว่างในช่วงเบดหนาแน่นและเบดเบาบางพบว่ามีค่าในช่วง 0.955-0.99

ส่วนการทดลองเผาไหม้ซึ่งใช้ถ่านไม้โกกเป็นเชื้อเพลิงด้วยอัตราการป้อน 8, 12 และ 15 kg/h ซึ่งคิดเป็นอากาศส่วนเกินในช่วง 11-118% เพื่อศึกษาถึงลักษณะการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นในเตา โดยพบว่าการอุ่นระบบด้วยขดลวดความร้อนต้องใช้เวลาอย่างน้อย 180 นาทีจึงทำให้อุณหภูมิเบดสูงถึงประมาณ 300 °C ซึ่งเพียงพอที่จะทำให้ถ่านไม้สามารถลุกไหม้ได้เองอย่างต่อเนื่อง การกระจายอุณหภูมิตลอดความสูงเตาแสดงให้เห็นถึงการเผาไหม้อย่างสม่ำเสมอตลอดความสูงท่อไรเซอร์ โดยมีค่าในช่วง 770 – 820 °C ส่วนในท่อดาวน์คัมเมอร์มีอุณหภูมิต่ำกว่าในช่วง 630 – 680 °C อย่างไรก็ดีตามในกรณีที่ใช้อากาศส่วนเกินต่ำเพียง 11% นั้นพบว่าการไหลกลับของถ่านเชื้อเพลิงรวมกับอนุภาคเบดจนนำไปสู่การสูญเสียสภาพฟลูอิดไธเซชันในที่สุด

เนื้อหางานวิจัย

โครงการวิจัยนี้ได้ศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลเดี่ยว และเชื้อเพลิงชีวมวลร่วมกับถ่านหินบิทูมินัส ในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบด 3 รูปแบบ ดังนี้

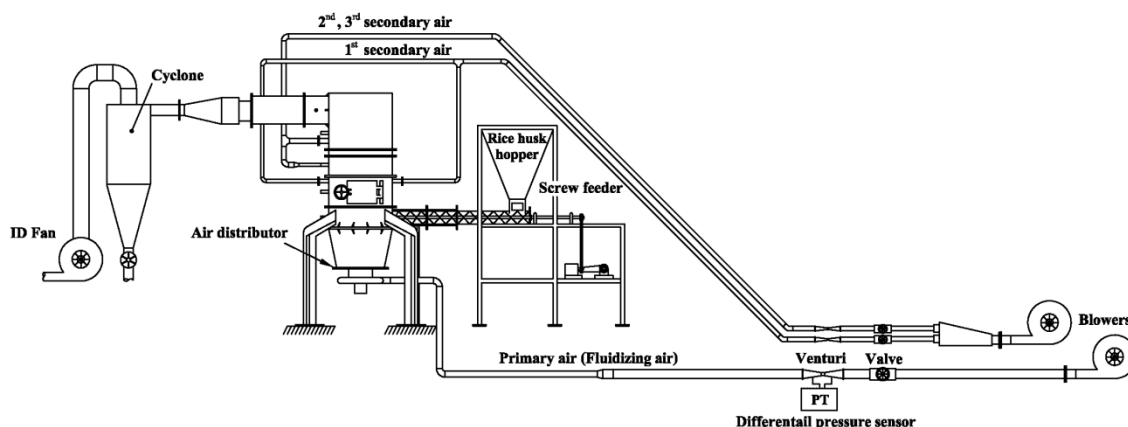
1. เตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น (Short-combustion-chamber Fluidized-Bed Combustor; SFBC)
2. เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธซ์เบด (Vortex-Fluidized Bed Combustor; Ψ -FBC)
3. เตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized bed Combustor; CFBC)

1. เตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น (SFBC)

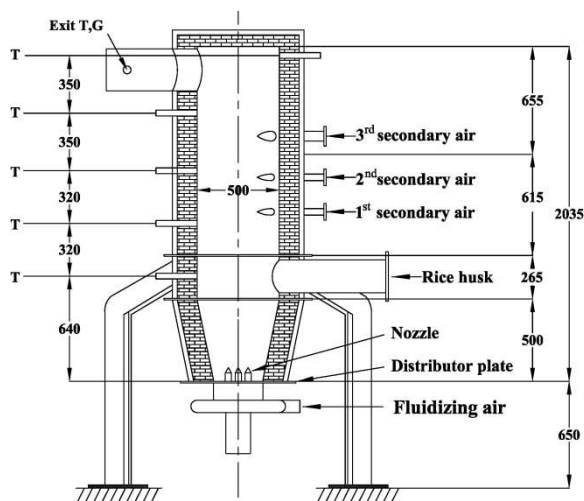
เตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นที่ใช้ในการทดลองนั้นแสดงได้ดังรูปที่ 1 โดยมีไดอะแกรมดังแสดงในรูปที่ 2 ลักษณะของเตาเผาไหม้สามารถแบ่งออกเป็นสองส่วนดังรูปที่ 3 คือ 1) เตาเผาไหม้ที่เป็นทรงกระบอกที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเตาเท่ากับ 500 mm และสูง 1525 mm และ 2) ส่วนกรวยซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางยอดตัดกรวย 300 mm สูง 500 mm ซึ่งถูกออกแบบสำหรับรองรับอนุภาคเบดและเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมด ผนังเตาด้านในก่อด้วยอิฐและฉาบด้วยซีเมนต์ทนไฟหนา 125 mm แผ่นกระจายอากาศที่ใช้เป็นลักษณะหัวฉีดหลายตัวอยู่ภายในกรวย



รูปที่ 1 เตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น (SFBC) ขนาดพิกัด 250 kW_{th}



รูปที่ 2 ไดอะแกรมเตาเผาไหม้ SFBC ที่ใช้ในการทดลองเผาไหม้แกลบอย่างเดียว

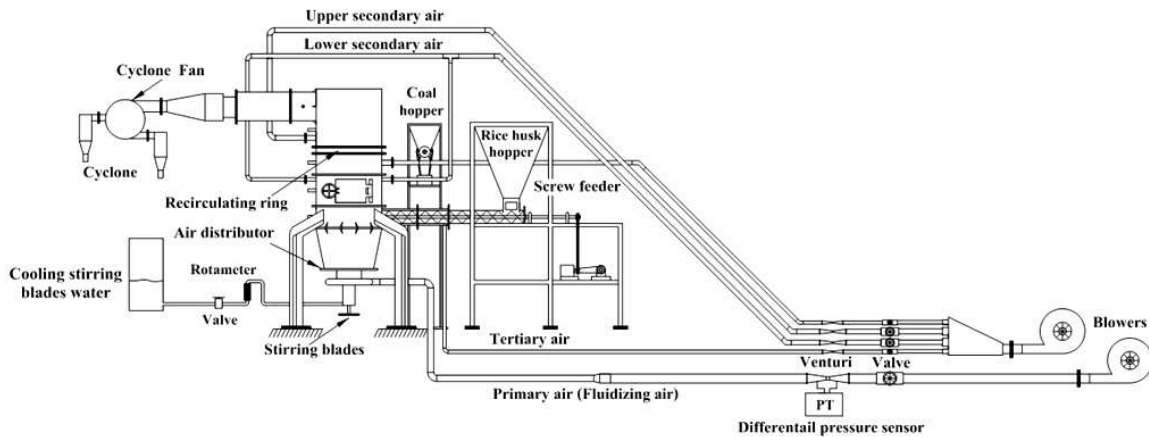


รูปที่ 3 ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สไอเสียของเตาเผาไหม้ SFBC เผาไหม้แกลบอย่างเดียว

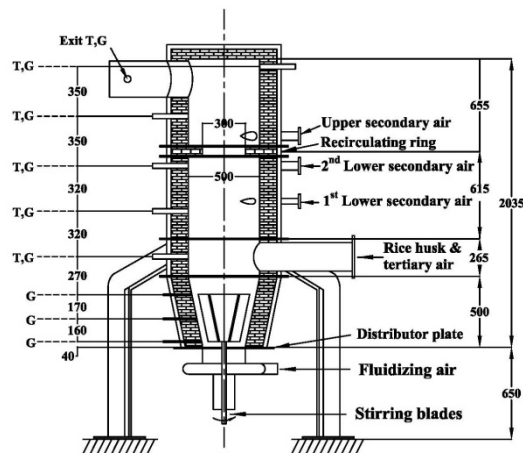
ทั้งนี้ ในกรณีทำการศึกษาการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสได้ทำการติดตั้งชุดป้อนและลำเลียงถ่านหินซึ่งจะถูกพ่นเข้าไปพร้อมกับอากาศส่วนที่สองดังไดอะแกรมรูปที่ 4 นอกจากนี้ยังมีการติดตั้งใบกวนเพื่อป้องกันการเกาะตัวของอนุภาคเชื้อเพลิงภายในเบตขณะเผาไหม้และติดตั้งวงแหวนวอร์เทคที่ระดับความสูง 1380 mm (เหนือแผ่นกระจายอากาศแบบแผ่นเจาะรู) ซึ่งมีเส้นผ่านศูนย์กลางรูวงแหวนเท่ากับ 300 mm เพื่อดักอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดที่อาจหลุดลอยขึ้นเมื่อเกิดการฟุ้งกระจายของเชื้อเพลิงอีกด้วยดังรูปที่ 5

การจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้มีด้วยกันสามส่วนดังนี้คือ 1) อากาศส่วนที่ที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน 2) อากาศส่วนที่สองเป็นอากาศที่ช่วยในการเผาไหม้และช่วยในการดักจับอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดซึ่งมีการจ่ายที่สองระดับความสูงคือระดับเหนือวงแหวนวอร์เทค (vortex ring) ที่ระดับ 1490 mm ซึ่งถูกจ่ายในลักษณะสัมผัสกับผนังเตาเผาไหม้จำนวน 1 ท่อ และระดับใต้วงแหวนวอร์เทคซึ่งจ่ายในลักษณะทำมุมกับเส้นสัมผัสผนัง

เตาที่ 65 องศา จำนวน 4 ท่อ (ระดับ 1030 mm) ซึ่งจะก่อให้เกิดวงแหวนอากาศที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 200 mm และ 3) อากาศส่วนที่สามเป็นอากาศซึ่งจ่ายเพื่อใช้เผาไหม้และป้องกันการลุกไหม้ของไฟที่จะเข้าไปยังถังพักป้อนกลับโดยอากาศส่วนนี้อาจไม่ได้มีการจ่ายทุกเงื่อนไข ในการป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่เตาเผาไหม้จะใช้ระบบสกรูป้อน (Screw feeder) เข้าในเบดโดยตรงที่ระดับความสูง 650 mm เหนือแผ่นกระจายอากาศ



รูปที่ 4 โดอะแกรมเตาเผาไหม้ SFBC ที่ใช้ในการทดลองเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัส



รูปที่ 5 ขนาดและตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สไอเสียของเตาเผาไหม้ SFBC ในการทดลอง

การวัดปริมาณอากาศที่ใช้ในการทดลองของงานวิจัยนี้ได้ใช้เวนจูรีที่ทำการสอบเทียบแล้วร่วมกับเซนเซอร์วัดความดันแตกต่างซึ่งมีความคลาดเคลื่อน $\pm 3\%$ ของย่านการวัด เป็นอุปกรณ์ในการวัดอัตราการไหลของอากาศ การควบคุมอัตราการป้อนเชื้อเพลิงจะใช้อินเวอร์เตอร์ควบคุมความเร็วรอบมอเตอร์ที่ใช้ขับเคลื่อนสกรูป้อนเชื้อเพลิง ส่วนการวัดอุณหภูมิในการทดลองที่ระดับความสูงต่างๆ เหนือแผ่นกระจายอากาศคือ 640, 960, 1280 และ 1630 mm ตลอดจนถึงท่อทางออกเตาจะใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K คู่กับอุปกรณ์แสดงผลซึ่งมีความละเอียด $\pm 1^\circ\text{C}$ ส่วนการวัดองค์ประกอบแก๊สเผาไหม้ที่ท่อทางออกเตานั้นได้ใช้เครื่องวิเคราะห์แก๊สเสีย Testo 350XL ซึ่งสามารถวัดแก๊ส O_2 , CO , และ NO_x , ส่วน CO_2 ที่แสดงนั้นได้มาจากการคำนวณย้อนกลับจากปริมาณ O_2 ของเครื่องวัด ส่วนประสิทธิภาพการเผาไหม้ของเตานั้นหาได้จากการวิเคราะห์ปริมาณคาร์บอนที่

ไม่เผาไหม้ภายในเตาที่ติดได้จากไซโคลนโดยใช้เครื่องวิเคราะห์ห้องค์ประกอบธาตุ LECO CHNS 932 ร่วมกับปริมาณ CO ที่วัดได้ โดยสามารถคำนวณได้ดังสมการที่ (1)

$$E_c = \left[\frac{(E_F - E_a - E_{fg})}{E_F} \right] \times 100 \% \quad (1)$$

โดย E_F = ปริมาณความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าเตาเผาไหม้ (MJ/kg)

E_a = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ในเตา (MJ/kg)

E_{fg} = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ในแก๊สไอเสียซึ่งคำนวณได้จากปริมาณ CO X ค่าความร้อนของ CO (MJ/kg)

1.1 ผลการศึกษาการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัส

ในการศึกษาการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ SFBC ซึ่งมีพิດักการผลิตความร้อนที่ 220 kW_{th} ได้ใช้สัดส่วนการผสมแกลบและถ่านหินซึ่งมีองค์ประกอบของเชื้อเพลิงดังตารางที่ 1 เท่ากับ 100:0, 90:10, 80:20 และ 75:25 (โดยพลังงาน) หรือคิดเป็นสัดส่วนการผสมถ่านหินโดยมวลเท่ากับ 0, 6, 13 และ 17% ซึ่งในทุกเงื่อนไขการทดลองใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่ประมาณ 115% โดยได้ทำการทดลองเปรียบเทียบถึงผลกระทบของตำแหน่งการจ่ายถ่านหินสองตำแหน่งคือ ตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทคและใต้วงแหวนวอร์เทค นอกจากนี้ยังได้ศึกษาเปรียบเทียบถึงผลของขนาดของถ่านหินบิทูมินัสใน 2 ช่วงขนาดคือ 0-5 และ 5-10 mm ที่ตำแหน่งการจ่ายใต้วงแหวนวอร์เทค ความเร็วอากาศที่ใช้แต่ละส่วนคือ ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซชัน 0.4 m/s ความเร็วอากาศส่วนที่สองใต้และเหนือวงแหวนวอร์เทคที่ 19 m/s และ 25 m/s ตามลำดับ ผลการทดลองสามารถสรุปผลการทดลองได้ดังนี้

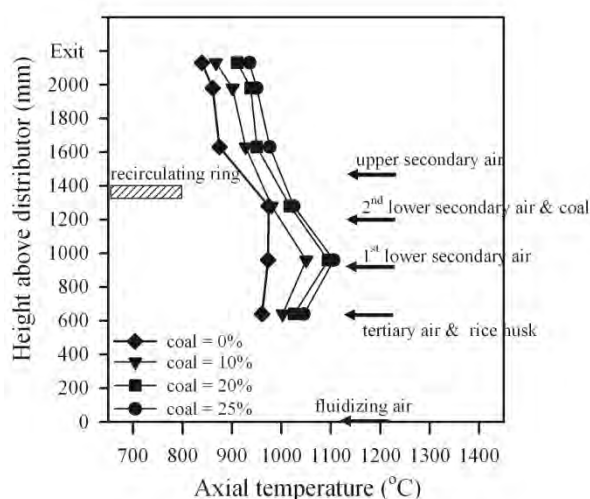
ตารางที่ 1 องค์ประกอบของแกลบและถ่านหินที่ใช้เป็นเชื้อเพลิง (as received)

Proximate analysis (wt.%)					Heating Value (MJ/kg)		
Fuel	Fixed carbon	Volatile	Moisture	Ash			
Rice husk	20.1	55.6	10.3	14.0	14.98		
Coal	38.92	32.20	24.69	4.19	24.50		
Ultimate analysis (wt.%)							
Fuel	Carbon	Hydrogen	Oxygen	Nitrogen	Sulphur	Moisture	Ash
Rice husk	38.0	4.55	32.4	0.69	0.06	10.3	14.0
Coal	52.71	3.04	13.08	1.11	1.18	24.69	4.19

1.1.1 คุณลักษณะการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินภายในเตา

• การกระจายอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตา

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาตามระดับความสูงภายใต้การเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในสัดส่วนต่าง ๆ แสดงดังรูปที่ 6 ซึ่งพบว่าอุณหภูมิที่ระดับความสูง 640 mm ซึ่งเป็นตำแหน่งการจ่ายแกลบมีค่าในช่วง 940-1045 °C ที่ระดับความสูงเพิ่มขึ้นอุณหภูมิภายในเตามีค่าลดลงอย่างต่อเนื่องไปจนถึงทางออกเตาซึ่งมีอุณหภูมิในช่วง 840-935 °C ขึ้นกับอัตราส่วนการใช้ถ่านหิน การที่อุณหภูมิที่ระดับ 640 mm มีค่าสูงบ่งบอกให้เห็นถึงการเกิดการเผาไหม้ที่รุนแรงในบริเวณดังกล่าว ซึ่งสอดคล้องกับการลดลงของความเข้มข้นออกซิเจนอย่างมากและการเกิดแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ในปริมาณมากที่ระดับความสูงเดียวกันนี้ การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิที่ระดับความสูง 960 mm เกิดจากการเผาไหม้สารระเหยที่ถูกปลดปล่อยออกมาจากแกลบกับอากาศส่วนที่สองในบริเวณนี้ ส่วนการลดลงอย่างต่อเนื่องของอุณหภูมิหลังจากระดับความสูง 960 mm ไปจนถึงทางออกเตาเป็นผลมาจากการผสมอากาศส่วนที่สองที่ไม่เผาไหม้และการสูญเสียความร้อนผ่านผนังเตา การเพิ่มสัดส่วนการผสมถ่านหินส่งผลให้อุณหภูมิภายในเตาเพิ่มสูงขึ้นตามอัตราส่วนการผสมซึ่งเป็นผลมาจากการที่ถ่านหินซึ่งมีน้ำหนักมากกว่าแกลบเผาไหม้ในเบตได้นานยาวขึ้น



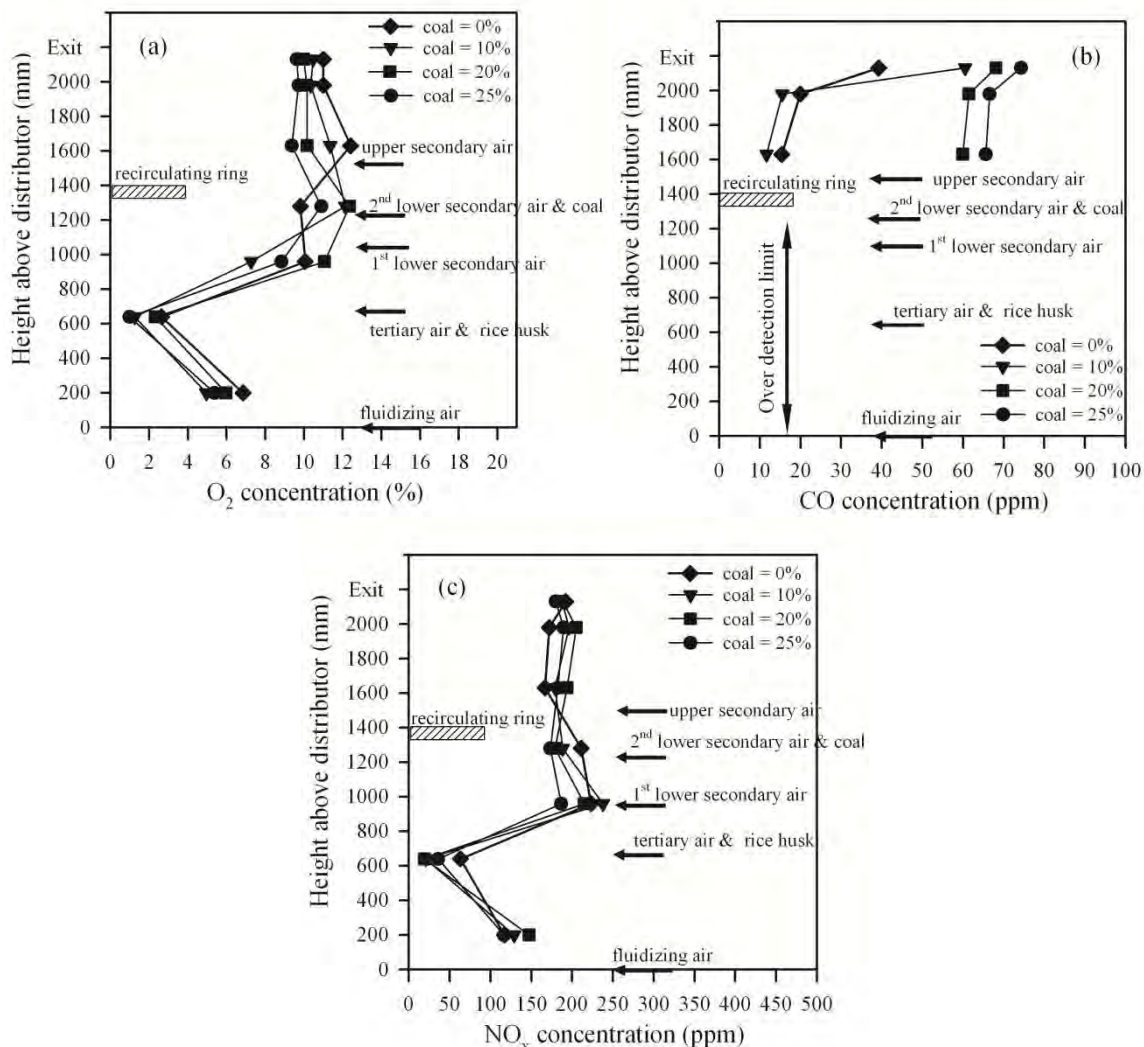
รูปที่ 6 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิตามระดับความสูงในการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินในอัตราส่วนต่าง ๆ

• การกระจายตัวของความเข้มข้นแก๊สแนวกึ่งกลางเตา

การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของแก๊สต่าง ๆ ตลอดช่วงความสูงเตาสำหรับการเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมในอัตราส่วนต่าง ๆ แสดงดังรูปที่ 7(a-c) ซึ่งจะเห็นได้ว่าการกระจายของแก๊สแต่ละชนิดมีรูปแบบที่คล้ายคลึงกันในแต่ละสัดส่วนผสมเชื้อเพลิง

รูปที่ 7a แสดงให้เห็นการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของออกซิเจนจากตำแหน่งด้านล่างของเตาไปจนถึงทางออกเตา โดยพบว่าที่ระดับความสูง 200 mm มีความเข้มข้นของออกซิเจนเหลือเพียง 5-6.9% ขึ้นอยู่กับอัตราส่วนการใช้ถ่านหิน เมื่อระดับเตาสูงขึ้นพบว่าออกซิเจนที่ระดับ 640 mm ลดเหลือเพียง 1-2.6% ซึ่งจะมีค่าเพิ่มขึ้นเป็น 7.3-11% ที่ระดับความสูง 960 mm

หลังจากระดับความสูงการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของออกซิเจนเกิดขึ้นเล็กน้อย โดยมีค่าในช่วง 9.6-11% ที่ทางออกเตา (ระดับความสูง 1630 mm) การลดลงอย่างรวดเร็วของออกซิเจนควบคู่กับการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิในช่วงความสูง 200 mm ถึง 640 mm ยืนยันได้ถึงการเกิดการเผาไหม้อย่างรุนแรงในบริเวณนี้ ส่วนการเพิ่มขึ้นของออกซิเจนที่ระดับ 960 mm เป็นผลมาจากการฉีดอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทคเข้ามาที่ตำแหน่งดังกล่าว ส่วนการลดลงของออกซิเจนตามระดับที่สูงขึ้นไปเกิดจากการเผาไหม้อย่างต่อเนื่องของแก๊สที่เผาไหม้ได้และถ่าน (char) กับออกซิเจน นอกจากนี้การเพิ่มขึ้นและการลดลงของออกซิเจนในช่วง 960–1630 mm เกิดจากการฉีดอากาศส่วนที่สองบริเวณเหนือวงแหวนวอร์เทค การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของออกซิเจนจะเริ่มหยุดเมื่อระดับความสูงมากกว่า 1630 mm ส่วนการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของออกซิเจนที่ระดับต่างๆ ในกรณีที่ใช้สัดส่วนการผสมต่างๆ นั้นพบว่าการเพิ่มอัตราส่วนถ่านหินส่งผลให้ความเข้มข้นของออกซิเจนภายในเตาลดลง



รูปที่ 7 การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของแก๊สต่างๆ ตามระดับความสูงในการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินในอัตราส่วนต่างๆ

รูปที่ 7b แสดงให้เห็นการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) โดยพบว่าไม่สามารถวัดความเข้มข้นของแก๊สในบริเวณใต้วงแหวนวอร์เทค (<640 mm) ได้เพราะเกินกว่าขีดจำกัดการอ่านค่าของเครื่องมือวิเคราะห์ ปริมาณ CO ที่มากควบคุมกับการลดลงของออกซิเจนอย่างมากบริเวณใต้วงแหวนวอร์เทค บ่งชี้ว่าวงแหวนวอร์เทคสามารถช่วงหน่วงการหลุดลอยของอนุภาคเชื้อเพลิงให้อยู่เบื้องล่างวงแหวน นอกจากนี้ถึงแม้ว่าปริมาณออกซิเจนในช่วงระดับความสูง 960 ถึง 1280 mm สามารถวัดค่าได้ในช่วง 8-12% แต่ปริมาณ CO ก็ยังคงมีค่าสูงอยู่เป็นเพราะระยะเวลาการเผาไหม้ CO ซึ่งมีมากไม่เพียงพอ อย่างไรก็ตาม ในระดับเหนือวงแหวนวอร์เทค พบว่าปริมาณ CO ลดลงอย่างมากเนื่องจากสามารถทำปฏิกิริยากับออกซิเจนที่มีมากในบริเวณนั้น

การกระจายตัวของออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ตามความสูงเตาแสดงดังรูปที่ 7c โดยพบว่ามีลักษณะที่แตกต่างกันสองลักษณะคือเพิ่มขึ้นและลดลงบริเวณใต้วงแหวนวอร์เทค (<1280 mm) และค่อนข้างไม่เปลี่ยนแปลงในเหนือวงแหวนวอร์เทค (>1280 mm) ไปจนถึงทางออกเตา เมื่อเปรียบเทียบกับ การเปลี่ยนแปลงออกซิเจนในรูปที่ 7a พบว่าลักษณะการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของแก๊สทั้งสองมีความเทียบเคียงกันซึ่งแสดงให้เห็นถึงความสัมพันธ์ระหว่างแก๊สทั้งสองชนิด โดยการผันผวนของ NO_x ใต้วงแหวนวอร์เทคไม่ได้เกิดจากการรวมตัวของไนโตรเจนในเชื้อเพลิงกับออกซิเจน (Fuel NO_x) แต่รวมไปถึงการสลายตัวที่เกิดจากการทำปฏิกิริยากับถ่าน (char) ที่อยู่ในเบด ภายใต้สภาวะอับอากาศ (reducing atmosphere) ที่ระดับความสูง 200 mm NO_x มีค่าในช่วง 116-147 ppm ซึ่งการปรากฏของ NO_x บริเวณนี้เกิดจากการทำปฏิกิริยาของอนุภาคเชื้อเพลิงกับออกซิเจนตามสมการ (2) และ (3) ส่วนการลดลงของ NO_x ที่ระดับความสูง 640 mm เหลือ 19-63 ppm เกิดจากการทำปฏิกิริยาการสลายตัวของ NO_x ในบริเวณที่มีปริมาณออกซิเจนน้อยแต่มี CO มากตามสมการ (4) และ (5) ส่วนการเพิ่มขึ้นของ NO_x ที่ระดับความสูง 960 mm ซึ่งมีค่า 186-237 ppm เกิดจากการทำปฏิกิริยาของสารระเหยไนโตรเจนที่ปลดปล่อยมาจากแกลบ ส่วนการลดลงเล็กน้อยของ NO_x ที่ระดับความสูง 1280 mm เกิดจากการสลายตัวของตามสมการ (4) และ (5) เมื่อระดับความสูงเพิ่มขึ้นพบว่า NO_x มีค่าไม่เปลี่ยนแปลงไปจนถึงทางออก

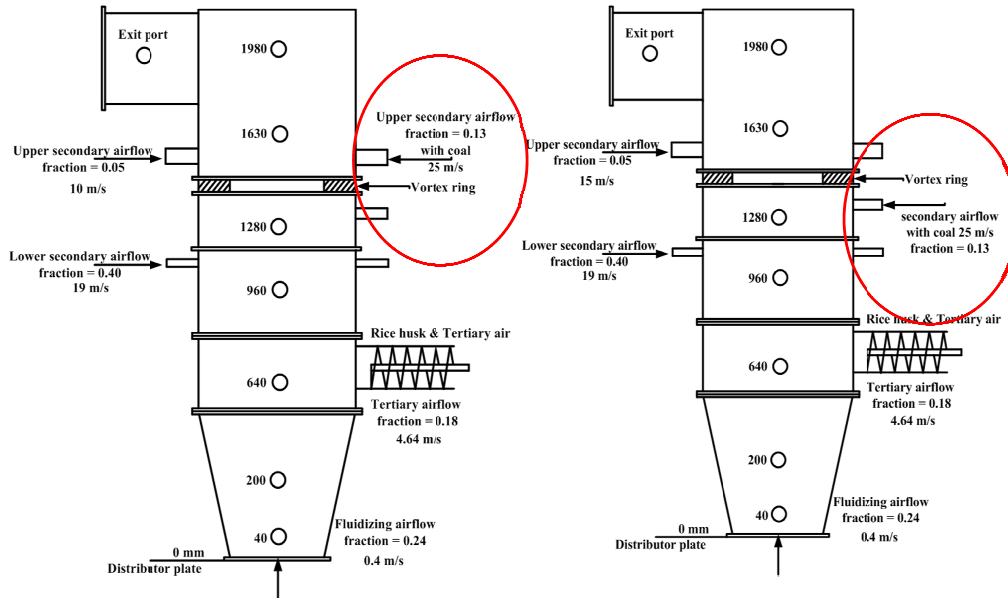


1.1.2 ผลกระทบของตำแหน่งการจ่ายถ่านหินบิทูมินัส

ในการศึกษาถึงผลกระทบของตำแหน่งการจ่ายถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธด์แบบบดหึ่งเผาไหม้สั่นนั้นได้ศึกษาโดยใช้ถ่านหินบิทูมินัสขนาด 5-10 mm และใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่ 115% ในการเผาไหม้ร่วมกับเชื้อเพลิงแกลบ ส่วนตำแหน่งการจ่ายถ่านหินบิทูมินัสที่ศึกษา คือ ตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทคและใต้วงแหวนวอร์เทค ดังรูปที่ 8

ผลการทดลองปรับเปลี่ยนตำแหน่งการจ่ายถ่านหินบิทูมินัสส่งผลต่อแก๊สไอเสียที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ดังรูปที่ 9 โดยพบว่าการจ่ายถ่านหินที่ตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทคมีปริมาณออกซิเจน (O₂) ในแก๊ส

ไอเสียมากกว่ากรณีการจ่ายถ่านหินตำแหน่งใต้วงแหวนวอร์เทคในทุกสัดส่วนการผสมถ่านหิน โดยมีค่าในช่วง 11.5-13% ในกรณีของการจ่ายถ่านหินเหนือวงแหวนวอร์เทค และ 9.3-10.7% สำหรับการจ่ายถ่านหินใต้วงแหวนวอร์เทค

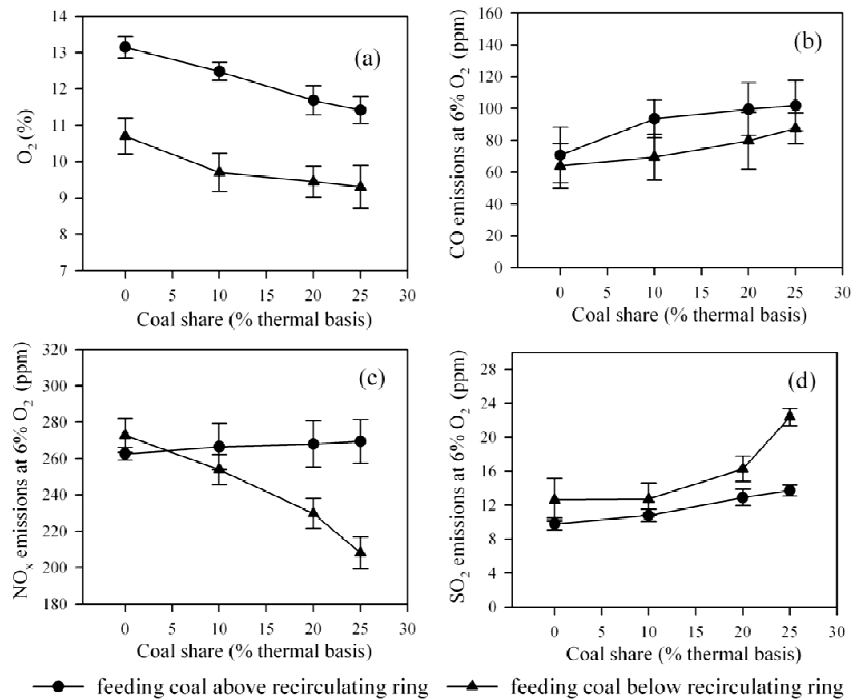


รูปที่ 8 ตำแหน่งการจ่ายถ่านหินบิโทมินัสเหนือวงแหวนและใต้วงแหวนวอร์เทค

โดยสาเหตุของผลลัพธ์นี้คือ เนื่องจากการจ่ายถ่านหินที่ตำแหน่งใต้วงแหวนวอร์เทคนั้นทำโดยการปรับเปลี่ยนท่ออากาศส่วนที่สองเหนือวงแหวนวอร์เทคซึ่งจ่ายมาพร้อมกับถ่านหินมาจ่ายที่ตำแหน่งใต้วงแหวนวอร์เทค (ระดับความสูง 1280 mm เหนือแผ่นกระจายอากาศ) ซึ่งอยู่เหนือตำแหน่งการจ่ายอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทคดังรูป ทำให้อากาศส่วนที่จ่ายเข้าไปพร้อมกับถ่านหินนี้สามารถเข้าไปทำปฏิกิริยาการเผาไหม้ได้มากขึ้นเมื่อเปรียบเทียบกับกรณีการจ่ายอากาศและถ่านหินที่ตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทค ซึ่งอาจมีอากาศบางส่วนที่ไม่ได้ทำปฏิกิริยานั้นหลุดลอยออกไปพร้อมกับแก๊สไอเสียดังรูปที่ 9a เมื่อพิจารณาถึงแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ในรูปที่ 9b พบว่าการจ่ายถ่านหินที่ตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทคมีปริมาณ CO ในแก๊สไอเสียมากกว่ากรณีการจ่ายถ่านหินที่ตำแหน่งใต้วงแหวน วอร์เทคเล็กน้อย แต่ทั้งนี้ การเปลี่ยนแปลง CO ตามสัดส่วนการผสมถ่านหินของทั้งสองกรณีมีแนวโน้มไปทิศทางเดียวกันคือมีค่าเพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการผสมถ่านหินซึ่งมีค่าระหว่าง 60-100 ppm (O_2 ส่วนเกิน 6%) เนื่องจากถ่านหินเผาไหม้ได้ยากกว่าแกลบซึ่งต้องการระยะเวลาในการเผาไหม้ที่มากขึ้น ซึ่งการเพิ่มปริมาณถ่านหินนั้นอาจทำให้เกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์มากทำให้ปริมาณของ CO มีเพิ่มมากขึ้น อย่างไรก็ตามปริมาณ CO ที่เกิดขึ้นนี้มีค่าน้อยกว่าค่ามาตรฐานซึ่งมีค่า 740 ppm (O_2 ส่วนเกิน 6%)

หากพิจารณาถึงปริมาณแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) ในแก๊สไอเสียดังรูปที่ 9c นั้นจะพบความแตกต่างอย่างชัดเจนระหว่างการเปลี่ยนตำแหน่งการจ่ายถ่านหินบิโทมินัส โดยพบว่าในกรณีของการจ่ายถ่านหินเหนือวงแหวนวอร์เทคนั้น NO_x ที่วัดได้มีค่าเพิ่มขึ้นเล็กน้อยตามสัดส่วนการผสมถ่านหินโดยมีค่าในช่วง 260-

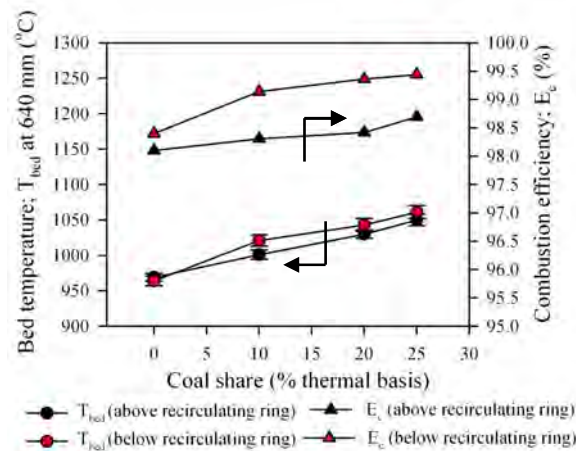
270 ppm (O_2 ส่วนเกิน 6%) แต่กรณีการจ่ายถ่านหินใต้วงแหวนวอร์เทคนั้น NO_x ที่วัดได้มีค่าลดลงตามสัดส่วนการผสมถ่านหินโดยมีค่าลดลงจาก 270 เหลือ 210 ppm (O_2 ส่วนเกิน 6%)



รูปที่ 9 องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาเผาไหม้เมื่อปรับเปลี่ยนตำแหน่งการจ่ายถ่านหิน

โดยสาเหตุของความแตกต่างนี้คือ ในการจ่ายถ่านหินเหนือวงแหวนวอร์เทคนั้น NO_x ที่เกิดขึ้นนั้นเกิดจากการทำปฏิกิริยาของไนโตรเจนซึ่งอยู่ในสารระเหยในรูปแอมโมเนีย (NH_3) สำหรับเชื้อเพลิงแกลบและในรูปไฮโดรเจนไซยาไนด์ (HCN) ในกรณีถ่านหินกับออกซิเจนซึ่งเป็นไปตามสมการ $NH_3 + O_2 + OH \rightarrow NH_2 + O_2 + OH + O \rightarrow NO$ และ $HCN + O_2 + OH \rightarrow H_2NCO + H \rightarrow NH_2 + O_2 + OH + O \rightarrow NO$ ซึ่งเมื่อสัดส่วนการผสมถ่านหินที่จ่ายเหนือวงแหวนวอร์เทคเพิ่มขึ้นจึงทำให้สารระเหยที่เกิดขึ้นบริเวณดังกล่าวทำปฏิกิริยากลายเป็น NO_x เพิ่มมากขึ้น ในขณะที่การจ่ายถ่านหินที่ตำแหน่งใต้ วงแหวนวอร์เทคนั้น NO_x ที่วัดได้มีค่าลดลง เนื่องจากเมื่อสารระเหยของเชื้อเพลิงแกลบและถ่านหินถูกไล่ออกเชื้อเพลิงแล้วทำปฏิกิริยากลายเป็น NO_x บริเวณใต้วงแหวนวอร์เทค โดย NO_x ที่เกิดขึ้นนี้จะทำปฏิกิริยากับอนุภาคถ่านของเชื้อเพลิง (char) ภายใต้สภาพแวดล้อมรีดิวซ์ (ปริมาณ CO สูงมากกว่า 400,000 ppm) แล้วทำให้เกิดการสลายตัวของ NO_x กลับไปเป็น N_2 ตามสมการ $NO^{+char+CO} \rightarrow N_2 + CO_2$ นั้นแสดงให้เห็นว่าเมื่อเพิ่มสัดส่วนการผสมถ่านหินซึ่งมีปริมาณคาร์บอนคงตัว (fixed carbon) มากจึงช่วยทำให้เกิดการสลายตัวของ NO_x ได้มากขึ้นสำหรับแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO_2) ในแก๊สไอเสียของทั้งสองกรณีนั้นพบว่ามีแนวโน้มในลักษณะเดียวกันคือจะมีค่าเพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการผสมถ่านหินดังแสดงในรูปที่ 9d นอกจากนี้พบว่าในกรณีการจ่ายถ่านหินใต้วงแหวนวอร์เทคจะมีค่า SO_2 ที่วัดได้สูงกว่าการจ่ายถ่านหินเหนือวงแหวนวอร์เทค เนื่องจากในกรณีนี้ถ่านหินมีการหลุดลอยออกจากห้องเผาไหม้ขณะที่ยังเผาไหม้ไม่หมดนั้นน้อยหรือกล่าวได้ว่าในการจ่ายถ่านหินใต้วงแหวนวอร์เทคนั้นมีระยะเวลาการเผาไหม้มากกว่า

จึงทำให้เกิด SO_2 มาก อย่างไรก็ตามปริมาณ SO_2 ที่วัดได้ซึ่งมีค่าในช่วง 9-22 ppm (O_2 ส่วนเกิน 6%) นั้นต่ำกว่าค่ามาตรฐานที่กำหนดโดยกรมควบคุมมลพิษ



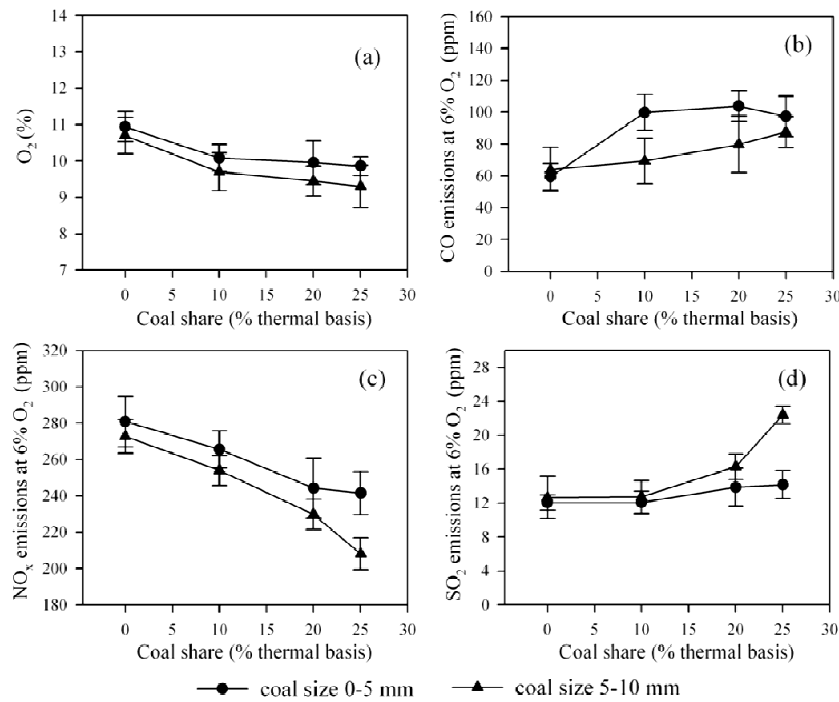
รูปที่ 10 อุณหภูมิเบดและประสิทธิภาพการเผาไหม้ เมื่อปรับเปลี่ยนตำแหน่งการจ่ายถ่านหิน

เมื่อพิจารณาถึงประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ตามสมการ (1) พบว่ามีค่าเพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการผสมถ่านหินบิทูมินัสทั้งสองตำแหน่งการจ่ายถ่านหินบิทูมินัส เนื่องจากถ่านหินจะเคลื่อนที่ลงไปเผาไหม้ภายในเบดแล้วทำให้อุณหภูมิเบดเพิ่มขึ้นโดยมีค่าในช่วง $950-1050^\circ\text{C}$ โดยอุณหภูมิเบดที่สูงขึ้นนั้นเป็นผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้สูงขึ้นจึงทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงขึ้น ในขณะที่กรณีการเผาไหม้กลับ 100% ประสิทธิภาพการเผาไหม้จะลดลงเนื่องจากระยะเวลาในการเผาไหม้ที่อาจไม่เพียงพอ นอกจากนี้ยังพบว่า E_c ในกรณีของการจ่ายถ่านหินใต้วงแหวนวอร์เทคมีค่าสูงกว่าการจ่ายถ่านหินเหนือวงแหวนวอร์เทค ซึ่งเป็นผลมาจากระยะเวลาการเผาไหม้ที่เพิ่มขึ้น โดย E_c มีค่าค่อนข้างสูงในช่วง 98-99.5% ดังรูปที่ 10

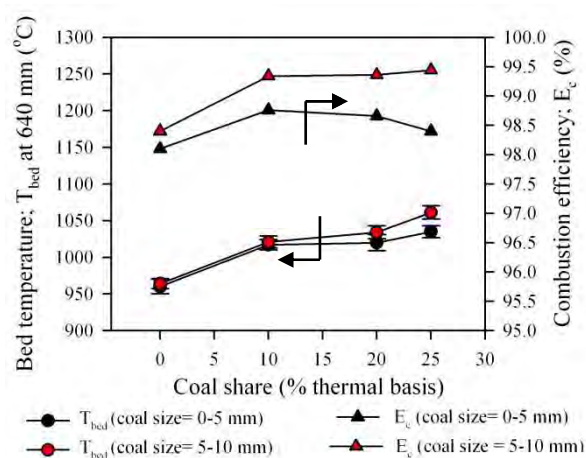
1.1.3 ผลกระทบของขนาดถ่านหินบิทูมินัสต่อการจ่ายใต้วงแหวนวอร์เทค

การศึกษาผลของขนาดถ่านหินบิทูมินัสในการเผาไหม้ร่วมกับกลับที่ตำแหน่งใต้วงแหวนวอร์เทคนั้นพบว่าแก๊สไอเสียที่ทางออกของเตาเผาไหม้มีแนวโน้มการเปลี่ยนแปลงในลักษณะเดียวกันทั้งกรณีการใช้ถ่านหินขนาด 0-5 และ 5-10 mm เป็นเชื้อเพลิง ดังรูปที่ 11 โดยพบว่าปริมาณ O_2 , CO และ NO_x ในกรณีการใช้ถ่านหินขนาด 0-5 mm มีค่าสูงกว่า เนื่องจากขนาดของถ่านหินในช่วงนี้เล็กมากจึงทำให้มีการหลุดลอยของเชื้อเพลิงออกจากเตาก่อนที่จะเผาไหม้จนหมด ซึ่งสอดคล้องกับปริมาณ O_2 และ CO ที่เหลือในแก๊สไอเสียเพิ่มขึ้นเมื่อเปรียบเทียบกับกรณีของถ่านหินขนาด 5-10 mm ดังรูป 11a และ 11b ส่วนสาเหตุที่ทำให้ NO_x ในแก๊สไอเสียของกรณีใช้ถ่านหินขนาด 0-5 mm มีค่าสูงกว่ากรณี 5-10 mm ดังรูป 11c นั้น คาดว่าขนาดของถ่านหินที่เล็กมากทำให้ระยะเวลาของการทำปฏิกิริยาสลายตัวของ NO_x กับอนุภาคถ่านลดลง สำหรับแก๊ส SO_2 ของทั้งสองกรณีมีแนวโน้มใกล้เคียงกันดังรูปที่ 11d แต่กรณีของถ่านหินขนาด 0-5 mm นั้นมีค่าต่ำกว่าเล็กน้อยซึ่งอาจเป็นผลของระยะเวลาของการเผาไหม้ที่สั้นกว่า

ประสิทธิภาพการเผาไหม้ของกรณีการใช้ถ่านหินบิทูมินัสขนาด 5-10 mm มีค่าสูงกว่ากรณีถ่านหินขนาด 0-5 mm ดังรูปที่ 12 เนื่องจากขนาดถ่านหินใหญ่มีระยะการเผาไหม้ที่สูงกว่า ในขณะที่ถ่านหินขนาดเล็กบางส่วนมีการหลุดลอยไปพร้อมกับแก๊สไอเสียก่อนที่จะเผาไหม้จนหมด โดยประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าในช่วง 98.5-99.5% สำหรับกรณีถ่านหินขนาด 0-5 mm และ 98.3-98.5% สำหรับการลดลงของประสิทธิภาพการเผาไหม้ในกรณีของถ่านหินขนาดเล็กนั้นเป็นผลมาจากการหลุดลอยของอนุภาคเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมดออกจากเตาเผาไหม้เพิ่มมากขึ้น โดยมีสัดส่วนของคาร์บอนในถ่านลอยประมาณ 6.5 % โดยน้ำหนัก



รูปที่ 9 องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาเผาไหม้เมื่อปรับเปลี่ยนขนาดถ่านหินที่จ่าย
ไต้หวงแหวนนอร์เทค



รูปที่ 10 อุณหภูมิเบดและประสิทธิภาพการเผาไหม้ เมื่อปรับเปลี่ยนขนาดถ่านหินที่จ่ายตำแหน่ง
ไต้หวงแหวนนอร์เทค

● **สรุปผลการทดลองการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ SFBC**

ผลกระทบของตำแหน่งการจ่ายถ่านหินบิทูมินัสในการเผาไหม้ร่วมกับแกลบ

1. ในการเผาไหม้ร่วมกับเชื้อเพลิงแกลบ ส่วนตำแหน่งการจ่ายถ่านหินบิทูมินัสที่ศึกษาคือ ตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทคและใต้วงแหวนวอร์เทค โดยพบว่าการจ่ายถ่านหินที่ตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทคมีปริมาณออกซิเจน (O_2) ในแก๊สไอเสียมากกว่ากรณีการจ่ายถ่านหินตำแหน่งใต้วงแหวนวอร์เทคในทุกสัดส่วนการผสมถ่านหิน โดยมีค่าในช่วง 11.5-13% ในกรณีของการจ่ายถ่านหินเหนือวงแหวนวอร์เทค และ 9.3-10.7% สำหรับการจ่ายถ่านหินใต้วงแหวนวอร์เทค

2. แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ในกรณีจ่ายถ่านหินที่ตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทคมีมากกว่ากรณีการจ่ายถ่านหินที่ตำแหน่งใต้วงแหวนวอร์เทคเล็กน้อย แต่ทั้งนี้ การเปลี่ยนแปลง CO ตามสัดส่วนการผสมถ่านหินของทั้งสองกรณีมีแนวโน้มไปทิศทางเดียวกันคือมีค่าเพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการผสมถ่านหินซึ่งมีค่าระหว่าง 60-100 ppm (O_2 ส่วนเกิน 6%)

3. ปริมาณแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) ในแก๊สไอเสียของการจ่ายถ่านหินเหนือวงแหวนวอร์เทคนั้นมีค่าเพิ่มขึ้นเล็กน้อยตามสัดส่วนการผสมถ่านหิน โดยมีค่าในช่วง 260-270 ppm (O_2 ส่วนเกิน 6%) แต่กรณีการจ่ายถ่านหินใต้วงแหวนวอร์เทคนั้น NO_x ที่วัดได้มีค่าลดลงตามสัดส่วนการผสมถ่านหิน โดยมีค่าลดลงจาก 270 เหลือ 210 ppm (O_2 ส่วนเกิน 6%)

4. ประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) พบว่ามีค่าเพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการผสมถ่านหินบิทูมินัสทั้งสองตำแหน่งการจ่ายถ่านหินบิทูมินัส โดยพบว่า E_c ในกรณีของการจ่ายถ่านหินใต้วงแหวนวอร์เทคมีค่าสูงกว่าการจ่ายถ่านหินเหนือวงแหวนวอร์เทค ซึ่งเป็นผลมาจากระยะเวลาการเผาไหม้ที่เพิ่มขึ้น โดย E_c มีค่าค่อนข้างสูงในช่วง 98-99.5%

ผลกระทบของขนาดถ่านหินในการเผาไหม้ร่วมกับแกลบ

1. ปริมาณ O_2 , CO และ NO_x ในไอเสียของกรณีการใช้ถ่านหินขนาด 0-5 mm มีค่าสูงกว่ากรณีใช้ถ่านหินขนาด 5-10 mm โดยมีสาเหตุมาจากระยะเวลาการทำปฏิกิริยาสลายตัวของ NO_x กับอนุภาคถ่าน (char) ที่สั้นลง

2. แก๊ส SO_2 ของทั้งสองกรณีมีแนวโน้มใกล้เคียงกัน แต่กรณีของถ่านหินขนาด 0-5 mm นั้นมีค่าต่ำกว่าเล็กน้อยซึ่งอาจเป็นผลของระยะเวลาของการเผาไหม้ที่สั้นกว่า

3. ประสิทธิภาพการเผาไหม้ของกรณีการใช้ถ่านหินบิทูมินัสขนาด 5-10 mm มีค่าสูงกว่ากรณีถ่านหินขนาด 0-5 mm โดยมีค่าในช่วง 98.5-99.5% สำหรับกรณีถ่านหินขนาด 5-10 mm และ 98.3-98.5% สำหรับขนาด 0-5 mm

1.2 ผลการศึกษาการเผาไหม้แกลบอย่างเดียว

1.2.1 ผลกระทบของความเร็วจากอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทค

การศึกษาศึกษาการเผาไหม้แกลบอย่างเดียว ซึ่งจะใช้ทรายขนาด 300 ไมครอนเป็นเบดปริมาณ 6 kg และใช้ตัวกระจายอากาศแบบหัวฉีดซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 37 mm สูง 55 mm จำนวน 8 หัวที่ถูกติดตั้งบนแผ่นกระจายอากาศ ในการป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่เตาเผาไหม้จะใช้ระบบสกรูป้อน (Screw feeder) เข้าในเบดโดย

ตรงที่ระดับความสูง 650 mm เหนือแผ่นกระจายอากาศดังรูปที่ 5 โดยได้ทำการศึกษาผลกระทบของความเร็วอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทคซึ่งมีเงื่อนไขการทดลองดังตารางที่ 2

ตารางที่ 2 เงื่อนไขการทดลองผลกระทบของความเร็วกาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทค

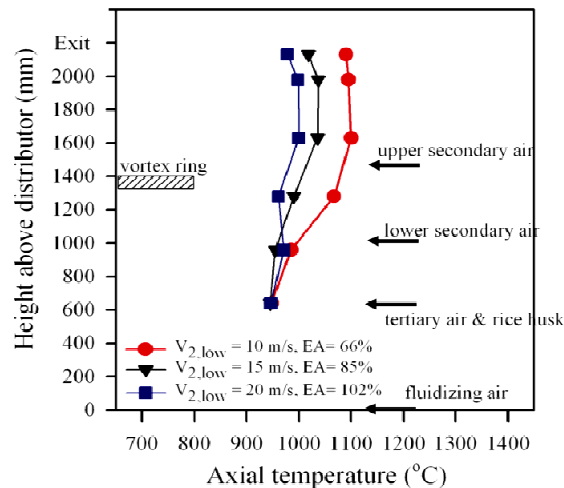
Testing conditions	Run number		
	1	2	3
Fluidizing air velocity (m/s)	1	1	1
Mass fraction (-)	0.570	0.521	0.494
Lower 2 nd air velocity (m/s)	10	15	20
Mass fraction (-)	0.207	0.276	0.314
Upper 2 nd air velocity (m/s)	15	15	15
Mass fraction (-)	0.076	0.069	0.065
Tertiary air velocity (m/s)	4	4	4
Mass fraction (-)	0.147	0.134	0.127
Excess air (%)	66	85	102
Rice husk feed rate (kg/h)	65	65	65

จากการทดลองศึกษาผลกระทบของความเร็วกาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทค ($V_{2,low}$) ที่จ่ายแบบหมุนวนเพื่อช่วยในการเผาไหม้แก๊สในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น (SFBC) ซึ่งใช้ทรายเป็นเบดปริมาณ 6 kg และใช้ตัวกระจายอากาศแบบหัวฉีด โดยพิจารณาถึงลักษณะการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นภายในเตาจากการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในแต่ละระดับความสูง ตลอดจนพิจารณาถึงสมรรถนะของการเผาไหม้ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้และองค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาซึ่งสามารถแสดงผลได้ดังนี้

• การกระจายอุณหภูมิภายในเตา

รูปที่ 11 แสดงการกระจายอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาที่ระดับต่าง ๆ ในแต่ละเงื่อนไขการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวนเพื่อช่วยเผาไหม้แก๊สที่ตำแหน่งใต้วงแหวนวอร์เทคด้วยความเร็ว 10, 15 และ 20 m/s โดยพบว่าอุณหภูมิเบดที่ระดับ 640 mm และ 960 mm เหนือแผ่นกระจายอากาศ ในทุกเงื่อนไขมีค่าใกล้เคียงกันในช่วงประมาณ 945°C (ที่ระดับ 640 mm) และ 955-971°C (ที่ระดับ 960 mm) ซึ่งแสดงให้เห็นถึงการคลุกเคล้าที่ดี (well mixing) ภายในเบด นอกจากนี้ยังพบว่า การเผาไหม้จะเกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องจนถึงท่อทางออกของเตาเผาไหม้ ทั้งนี้เป็นที่น่าสังเกตว่าในกรณีการจ่ายอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทค ($V_{2,low}$) ด้วยความเร็ว 10 m/s ส่งผลให้อุณหภูมิที่ระดับ 1280 mm มีค่าสูงขึ้นอย่างชัดเจน ซึ่งสามารถอธิบายได้ว่าเนื่องจากกรณีนี้ใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่ต่ำสุด (EA=66%) จึงทำให้ปริมาณแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) เกิดขึ้นขณะเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในเบดมีปริมาณมาก ซึ่ง CO นี้จะลอยขึ้นมาเผาไหม้กับอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทค (สัดส่วนมวล 0.20) อย่างรุนแรง ในขณะที่เงื่อนไข $V_{2,low}$ เท่ากับ 15 และ 20 m/s (EA=85

และ 102% ตามลำดับ) นั้นอุณหภูมิที่ระดับความสูงเดียวกันนี้เพิ่มขึ้นไม่มากนัก เนื่องจากมวลอากาศส่วนที่สอง ไต่วงแหวนวอร์เทคซึ่งถูกจ่ายเข้าไปในเตาของทั้งสองเงื่อนไขมีสัดส่วนมวลอากาศที่สูง (0.28-0.31) โดยอุณหภูมิที่ระดับความสูง 1280 mm นี้มีค่าลดลงตามปริมาณอากาศที่เพิ่มขึ้นคือ 1067, 990 และ 960°C ตามลำดับ



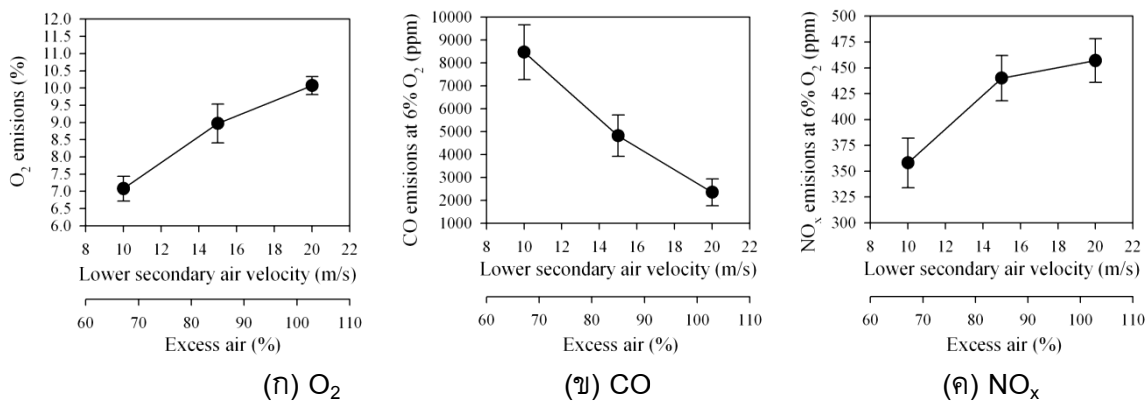
รูปที่ 11 การกระจายอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น

สำหรับระดับเหนือวงแหวนวอร์เทค (1630 mm) พบว่าอุณหภูมิในทุกเงื่อนไขมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อเทียบกับระดับไต่วงแหวนวอร์เทค (1000-1100°C) ซึ่งบ่งบอกได้ถึงการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องของ CO ที่หลุดลอยขึ้นมาเผาไหม้กับอากาศส่วนที่สองเหนือวงแหวนวอร์เทค ส่วนที่ระดับความสูงตั้งแต่ 1630 mm จนถึงท่อทางออกเตาอุณหภูมิในทุกเงื่อนไขมีการเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อย แสดงให้เห็นว่าการเผาไหม้เกิดขึ้นน้อยลงที่ช่วงระดับความสูงดังกล่าว โดยอุณหภูมิทางออกที่เงื่อนไขความเร็วอากาศส่วนที่สองไต่วงแหวนวอร์เทคที่ 10, 15 และ 20 m/s คือ 1090, 1018 และ 978°C ตามลำดับ

• องค์ประกอบแก๊สเสียที่ทางออกเตา

ผลกระทบของความเร็วอากาศส่วนที่สองไต่วงแหวนวอร์เทค ($V_{2,low}$) ที่มีต่อแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาคือ ออกซิเจน (O_2) คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) สามารถแสดงได้ดังรูปที่ 12 โดยรูปที่ 12(ก) แสดงให้เห็นว่าปริมาณ O_2 มีค่าเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วอากาศส่วนที่สอง (อากาศส่วนเกินที่เพิ่มขึ้น) จาก 7.08% เป็น 10.07% ส่วน CO ที่ทางออกเตาภายใต้ O_2 ส่วนเกิน 6% พบว่ามีค่าลดลงตาม $V_{2,low}$ ที่เพิ่มขึ้นอย่างชัดเจนดังรูปที่ 12(ข) โดยมีค่าลดลงจาก 8470 ppm เหลือ 2353 ppm เนื่องจากอากาศส่วนที่สองนี้มีการจ่ายแบบหมุนวนที่ทำให้เกิดเป็นวงแหวนอากาศซึ่งสามารถช่วยให้ CO ที่เกิดขึ้นอย่างมากในเบดถูกทำปฏิกิริยาได้ดีขึ้น โดยความปั่นป่วนของอากาศในตำแหน่งนี้จะมีค่าเพิ่มขึ้นตามความเร็วอากาศจึงเป็นเหตุผลให้ปริมาณ CO มีค่าลดลง อย่างไรก็ตามปริมาณ CO ที่วัดได้ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าสูงกว่าค่ามาตรฐานซึ่งมีค่าเพียง 740 ppm (ที่ 6% O_2) ทั้งนี้ อาจเป็นผลของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซชันที่ใช้ในการศึกษามีค่าสูงเกินไป (1 m/s) จึงทำให้ความเร็วแก๊สภายในเตามีค่าสูงซึ่งเป็น

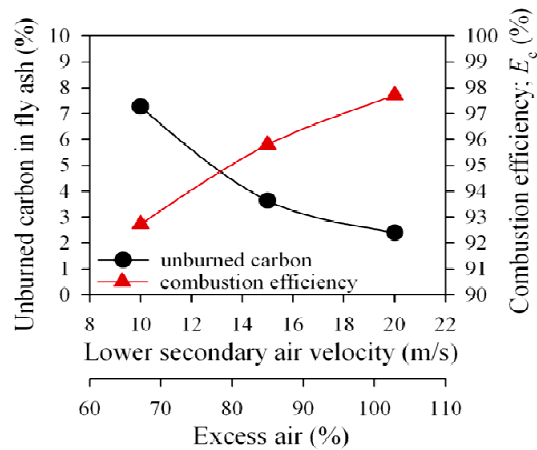
ผลให้ระยะเวลาการเผาไหม้ในเตาสั้นเกินไป ในแง่ของ NO_x พบว่ามีค่าเพิ่มขึ้นอย่างมากตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทค โดยเฉพาะกรณีที่การเพิ่มความเร็วจาก 10 m/s เป็น 15 m/s (EA จาก 66% เป็น 85%) ซึ่งเพิ่มจาก 358 เป็น 457 ppm ที่ 6% O_2 ดังรูปที่ 12(ค) ผลที่เกิดขึ้นนี้อธิบายได้จากสภาวะของแกลบซึ่งมักอยู่ในรูป NH_3 ที่ปลดปล่อยมาจากเชื้อเพลิงมาเผาไหม้บริเวณที่มีการจ่ายอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทคตามสมการ (3) และ (4) ซึ่งสมการทั้งสองแสดงให้เห็นว่าปริมาณ O_2 ที่เพิ่มขึ้นจะส่งผลโดยตรงต่อการเกิดปฏิกิริยาการก่อตัวของ NO_x ดังนั้นการเพิ่ม $V_{2,\text{low}}$ จึงเปรียบเสมือนการเพิ่ม O_2 ในการเข้าทำปฏิกิริยาการเกิด NO_x มากขึ้น ส่วนกรณีการเพิ่มปริมาณอากาศส่วนเกินเป็น 102% ($V_{2,\text{low}} = 20$ m/s) ซึ่งพบว่า NO_x มีการเพิ่มขึ้นน้อยกว่าเงื่อนไขก่อนหน้านี้ ซึ่งอาจเป็นผลสืบเนื่องมาจากในเงื่อนไขนี้ใช้ปริมาณอากาศมากจนส่งผลให้อุณหภูมิภายในเตาที่ลดต่ำลง (ดังรูปที่ 11) จนทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาของ NO_x ลดลง อย่างไรก็ตาม ในทุกเงื่อนไขการทดลองในการศึกษานี้มีค่า NO_x ที่สูงกว่าค่ามาตรฐานสำหรับการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวล (215 ppm ที่ 6% O_2) ค่อนข้างมาก ซึ่งต้องหาวิธีการลดปริมาณ NO_x ต่อไป



รูปที่ 12 องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาในแต่ละเงื่อนไขการทดลอง

• คาร์บอนที่ยังไม่เผาไหม้และประสิทธิภาพการเผาไหม้

ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้ของเตาเผาไหม้ SFBC ในการเผาไหม้แกลบที่ใช้ทรายเป็นเบด และใช้หัวฉีดกระจายอากาศในแต่ละเงื่อนไขพบว่า การเพิ่ม $V_{2,\text{low}}$ ผลให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้เพิ่มสูงขึ้นจาก 92.7% เป็น 97.71% ดังรูปที่ 13 เนื่องจาก $V_{2,\text{low}}$ เพิ่มขึ้นนี้ ส่งผลให้แรงเหวี่ยงของวงแหวนอากาศซึ่งช่วยในการดักกอนภาคเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมดให้ตกกลับลงไปเผาไหม้ภายในเบดได้เพิ่มมากขึ้น โดยสังเกตได้ว่าเปอร์เซ็นต์คาร์บอนที่ยังไม่เผาไหม้ในถ้ำลอยที่ดักได้จากไซโคลนมีค่าลดลงตามความเร็วอากาศที่เพิ่มขึ้น (จาก 7.27% เป็น 2.40%) นอกจากนี้ การลดลงของปริมาณ CO ที่ทางออกเตา (จาก 8470 เหลือ 2353 ppm) ดังที่ได้กล่าวมาข้างต้น ก็เป็นอีกเหตุผลหนึ่งที่ทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าสูงขึ้น



รูปที่ 13 ประสิทธิภาพการเผาไหม้และคาร์บอนที่ยังไม่เผาไหม้ในถ่าน

• สรุปผลการทดลองผลกระทบของความเร็วอากาศส่วนสองใต้วงแหวนวอร์เทค

จากการศึกษาทดลองผลกระทบของความเร็วอากาศส่วนสองใต้วงแหวนวอร์เทค ($V_{2,low}$) ที่ใช้ในการเผาไหม้แกลบในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น โดยใช้ $V_{2,low}$ ในช่วง 10, 15 และ 20 m/s ซึ่งคิดเป็นปริมาณอากาศส่วนเกินได้ 66, 85 และ 102% ตามลำดับ สามารถสรุปผลการทดลองได้ดังนี้

1. การเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบมีการคลุกเคล้ากันเป็นอย่างดีภายในเบดและเกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องตลอดความสูงเตาเผาไหม้ โดยอุณหภูมิภายในเตามีค่าลดลงตามความเร็วอากาศส่วนสองใต้วงแหวนวอร์เทค ($V_{2,low}$) ที่เพิ่มขึ้น

2. การเพิ่ม $V_{2,low}$ ซึ่งเป็นผลให้ปริมาณอากาศส่วนเกินในการเผาไหม้เพิ่มขึ้น ส่งผลให้ปริมาณ O_2 ในแก๊สไอเสียเพิ่มขึ้นโดยมีค่าในช่วง 7.08-10.07%

3. การเพิ่ม $V_{2,low}$ ส่งผลให้ปริมาณ CO มีค่าลดลง ซึ่งบ่งชี้ว่าการเผาไหม้เชื้อเพลิงเหนือเบดดีขึ้น โดยปริมาณ CO ลดลงจาก 8470 ppm เหลือ 2353 ppm (ที่ 6% O_2)

4. การเพิ่มความเร็วอากาศส่วนสองใต้วงแหวนวอร์เทค ส่งผลให้ NO_x มีค่าเพิ่มสูงขึ้น โดยเฉพาะช่วงการเพิ่ม $V_{2,low}$ จาก 10 เป็น 15 m/s ซึ่งเป็นผลจากปริมาณ O_2 ที่เข้าไปทำปฏิกิริยากับสารระเหยของแกลบ (จำพวก NH_3) เพิ่มมากขึ้น ขณะที่การเพิ่มขึ้นของ NO_x น้อยลงที่กรณี $V_{2,low}$ เท่ากับ 20 m/s ซึ่งอาจได้รับผลข้างเคียงจากอุณหภูมิภายในเตาที่ลดลง โดย NO_x ในทุกกรณี (358-457 ppm ที่ 6% O_2) มีค่าสูงกว่าค่ามาตรฐานที่ 220 ppm ซึ่งต้องหาแนวทางการลดต่อไป

5. การเพิ่ม $V_{2,low}$ ส่งผลให้การคลุกเคล้าของอากาศและอนุภาคเชื้อเพลิงตลอดจนแก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ได้ดีขึ้น ซึ่งดูได้จากปริมาณ CO และคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ที่ลดลง เป็นผลให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าเพิ่มขึ้นจาก 92.7 เป็น 97.75% โดยเงื่อนไขความเร็ว $V_{2,low}$ ที่ดีที่สุดในการศึกษา คือ 20 m/s

1.2.2 ผลกระทบของสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวน

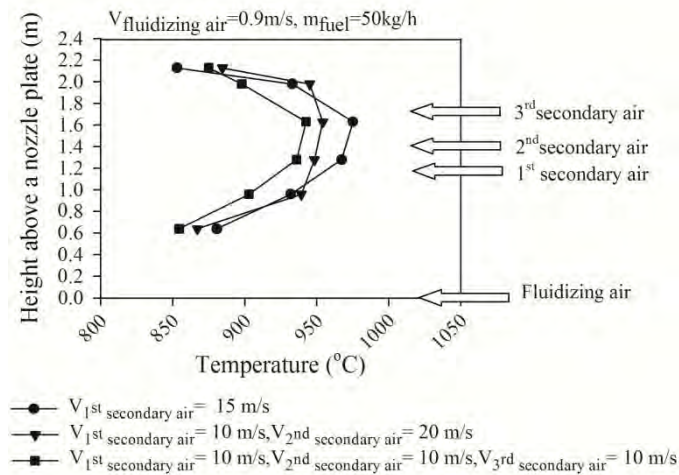
นอกจากการศึกษาผลกระทบของความเร็วอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทคซึ่งจ่ายบริเวณเหนือเบดแล้วนั้น ยังได้ทำการศึกษาสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองทั้งสามระดับ โดยมีเงื่อนไขการทดลองดังตารางที่ 3

ตารางที่ 3 เงื่อนไขการศึกษาผลกระทบของสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวน

Testing conditions	Run number		
	1	2	3
Fluidizing air Vel. (m/s)		0.9	
Mass fraction (-)		0.63	
1 st secondary air Vel. (m/s)	15	10	10
Mass fraction (-)	0.37	0.25	0.25
2 nd secondary air Vel. (m/s)	-	20	10
Mass fraction (-)	-	0.12	0.06
3 rd secondary air Vel. (m/s)	-	-	10
Mass fraction (-)	-	-	0.06
Excess air (%)		91.62	
Rice husk feed rate (kg/h)		50	

ผลการทดลองสามารถแสดงได้ดังนี้ รูปที่ 14 แสดงค่าเฉลี่ยของอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาที่ระดับความสูงต่างๆ ภายใต้เงื่อนไขการทดลองปรับเปลี่ยนสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวนที่ระดับความสูงต่างๆ คือ 1,030, 1,290 และ 1,490 mm เหนือแผ่นกระจายอากาศโดยพบว่า อุณหภูมิในช่วงระดับความสูง 640 ถึง 1,630 mm ของทุกเงื่อนไขการทดลองมีแนวโน้มเพิ่มสูงขึ้น โดยอุณหภูมิที่ระดับความสูง 640 mm มีค่าใกล้เคียงกันในช่วง 854-880°C ส่วนที่ระดับความสูง 1,630 mm มีค่าในช่วง 942-975°C การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมินี้แสดงให้เห็นถึงการเผาไหม้เชื้อเพลิงอย่างต่อเนื่องในช่วงระดับความสูงดังกล่าว ตั้งแต่ระดับความสูง 1,630 mm จนถึงท่อทางออก (ระดับ 2,130 mm) พบว่าอุณหภูมิในทุกเงื่อนไขมีแนวโน้มลดต่ำลงซึ่งเป็นผลจากการผสมของอากาศส่วนที่สองที่จ่ายเข้าสู่เตาเผาไหม้แบบหมุนวนบางส่วนไปผสมกับแก๊สเผาไหม้ในบริเวณด้านบนของเตาเผาไหม้ โดยอุณหภูมิที่ตำแหน่งท่อทางออกมีค่าในช่วง 853-885°C

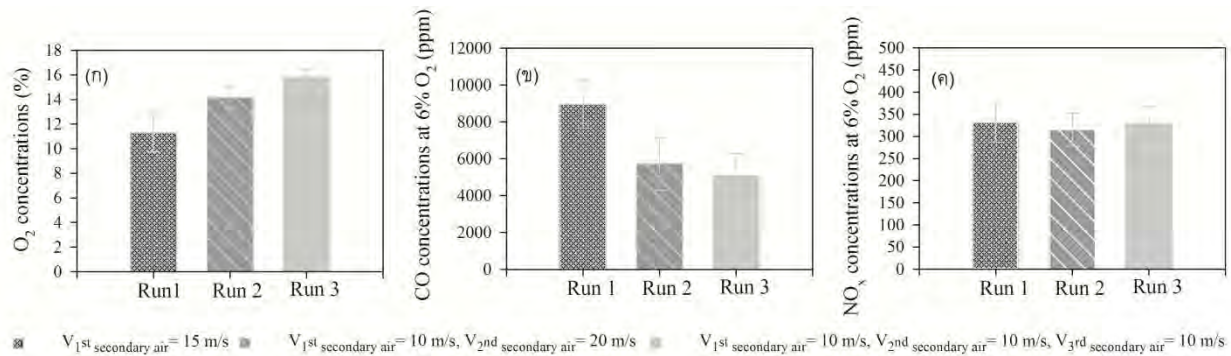
ทั้งนี้ การเพิ่มสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองที่ระดับความสูง 1,290 และ 1,490 mm ส่งผลให้อุณหภูมิเฉลี่ยภายในเตาในช่วงความสูง 640 ถึง 1,630 mm ของแต่ละเงื่อนไขมีแนวโน้มต่ำลงซึ่งคาดว่าเป็นผลมาจากการผสมของอากาศเย็นที่ถูกจ่ายเข้ามาเพิ่มขึ้นในช่วงความสูงที่ใกล้เคียงกับตำแหน่งวัดอุณหภูมิ การผสมของอากาศส่วนที่สองที่ไม่ถูกใช้ในการเผาไหม้นี้สามารถยืนยันได้จากปริมาณออกซิเจน (O₂) ในแก๊สไอเสียที่เพิ่มขึ้น (ดังรูปที่ 15(ก))



รูปที่ 14 การกระจายอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้ SFBC เมื่อเผาไหม้แกลบอย่างเดียว

- องค์ประกอบแก๊สเสียที่ทางออกเตา

รูปที่ 15(ข) แสดงการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของ CO ตำแหน่งทางออกเตาเผาไหม้ที่ระดับ O_2 ส่วนเกิน 6% ภายใต้เงื่อนไขการทดลองต่างๆ โดยพบว่า CO มีแนวโน้มลดลงตามการเพิ่มขึ้นของตำแหน่งการจ่ายอากาศส่วนที่สองอย่างเห็นได้ชัดจากค่าประมาณ 9,000 ppm เหลือ 5,080 ppm โดยจากรูปแสดงให้เห็นว่าการจ่ายอากาศส่วนที่สองเพียงตำแหน่งเดียวที่ระดับ 1,030 mm ซึ่งเป็นตำแหน่งเหนือเบดยังคงเกิดการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์ค่อนข้างมากโดยคาดว่าเป็นผลมาจากการผสมกันระหว่างอากาศและแก๊สที่เผาไหม้ได้ (combustible gases) ที่ไม่ดีเท่าที่ควรและการหลุดลอยของ CO ผ่านวงแหวนอากาศที่ระดับ 1,030 mm ขึ้นสู่ด้านบนของเตาเผาไหม้ เมื่อเพิ่มสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวนที่ระดับความสูง 1,290 และ 1,490 mm ส่งผลให้ความเข้มข้นของ CO ลดลงซึ่งแสดงให้เห็นถึงความสำคัญของการจ่ายอากาศส่วนที่สองที่หลายระดับความสูงของเตาเพื่อช่วยในการเผาไหม้เชื้อเพลิง โดยเฉพาะอย่างยิ่งเชื้อเพลิงชีวมวลที่มีสารระเหยมาก ทั้งนี้ ความเข้มข้นของ CO ที่วัดได้ในการศึกษานี้มีค่าสูงกว่าผลการทดลองที่ผ่านมาซึ่งมีการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคที่ระดับความสูง 1,380 mm เพื่อช่วยดักจับอนุภาคเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมด โดยมีค่า CO ในช่วง 2,000–4,000 ppm ในส่วนของความเข้มข้นของ NO_x ในแก๊สไอเสียซึ่งแสดงดังรูปที่ 30(ค) พบว่าในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าใกล้เคียงกันในช่วง 315–330 ppm ที่ระดับความเข้มข้น O_2 ส่วนเกินที่ 6% โดยความเข้มข้นของ NO_x ที่วัดได้นั้นไม่มีความสัมพันธ์อย่างชัดเจนกับจำนวนตำแหน่งการจ่ายอากาศส่วนที่สอง โดยคาดว่าจะเป็นผลมาจากอุณหภูมิเหนือเบดที่ระดับความสูง 970 mm ที่ใกล้เคียงกัน ซึ่งอุณหภูมิที่ค่อนข้างสูง (900–950°C) ที่ตำแหน่งนี้เป็นปัจจัยเร่งให้เกิดปฏิกิริยาของไนโตรเจนในเชื้อเพลิงซึ่งส่วนใหญ่อยู่ในรูปของ NH_3 กับ O_2 ตามสมการ $NH_3^{+O, +OH} \rightarrow NH^{+O_2, +OH, +O} \rightarrow NO$ อย่างไรก็ตาม ความเข้มข้นของ NO_x ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าสูงกว่ามาตรฐานสำหรับการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลซึ่งกำหนดไว้ที่ 215 ppm ที่ระดับ O_2 ส่วนเกิน 6%



รูปที่ 15 องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาในแต่ละเงื่อนไขการทดลอง

● ประสิทธิภาพการเผาไหม้

ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ของเตาเผาไหม้ SFBC ในการเผาไหม้แกลบที่ใช้ทรายเป็นเบดและใช้หัวฉีดกระจายอากาศซึ่งทำงานภายใต้เงื่อนไขการปรับเปลี่ยนตำแหน่งการจ่ายอากาศส่วนที่สองที่ระดับความสูงต่างๆ พบว่า E_c ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าในช่วงประมาณ 95–97% โดยมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามจำนวนตำแหน่งการจ่ายอากาศส่วนที่สองดังตารางที่ 4 โดยพบว่าพลังงานสูญเสียหลักอยู่ในลักษณะแก๊ส CO ในแก๊สไอเสีย (E_{fg}) ตามสมการที่ (1) ทั้งนี้ การลดลงของพลังงานสูญเสียอันเนื่องมาจากแก๊ส CO และคาร์บอนที่เผาไหม้ไม่หมด (E_a) นั้นสามารถบ่งชี้ให้เห็นถึงผลกระทบและความจำเป็นของการเพิ่มตำแหน่งการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวน

ตารางที่ 4 พลังงานสูญเสียต่างๆ และประสิทธิภาพการเผาไหม้

Run no.	2 nd air fraction at each level (-)			Energy losses (%)		Combustion efficiency (%)
	1030	1290	1490	E_{fg}	E_a	
1	0.37	-	-	4.75	0.35	94.90
2	0.25	0.12	-	3.20	0.31	96.49
3	0.25	0.06	0.06	2.91	0.25	96.84

● สรุปผลการทดลองการเผาไหม้แกลบอย่างเดียวนในเตาเผาไหม้ฟลูอิดเบดแบบห้องเผาไหม้สั้น

จากการศึกษาผลกระทบของสัดส่วนอากาศส่วนสองแบบหมุนวนที่ใช้ในการเผาไหม้แกลบในเตาเผาไหม้ฟลูอิดเบดแบบห้องเผาไหม้สั้น ซึ่งได้ปรับเปลี่ยนปริมาณอากาศส่วนที่สองที่ถูกจ่ายใน 3 ระดับคือ 1,030, 1,290, 1,490 mm เหนือแผ่นกระจายอากาศ โดยคงปริมาณอากาศส่วนเกินไว้คงที่ประมาณ 92% สามารถสรุปผลการทดลองได้ดังนี้

1. การเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบมีเกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องจนถึงระดับความสูง 1,630 mm โดยพิจารณาได้จากอุณหภูมิภายในเตาที่เพิ่มขึ้นในช่วงความสูงเดียวกัน การลดลงของอุณหภูมิในระดับ 1,630 ถึง 2,130 mm เป็นผลมาจากการผสมของอากาศส่วนที่สองซึ่งไม่ถูกใช้เผาไหม้กับแก๊สร้อนซึ่งลอยมาจากด้านล่าง
2. การเพิ่มสัดส่วนอากาศส่วนที่สองในระดับที่สูงขึ้น (1,290 และ 1,490 mm) ส่งผลให้มีอากาศบางส่วนหลุดลอยไปพร้อมกับแก๊สไอเสียซึ่งทำให้ปริมาณ O_2 ในแก๊สไอเสียเพิ่มขึ้นโดยมีค่าในช่วง 11.3–14.2%
3. ความเข้มข้นของ CO ในแก๊สไอเสียมีค่าลดลงเมื่อเพิ่มสัดส่วนอากาศส่วนที่สองที่ระดับ 1,290 และ 1,490 mm ซึ่งบ่งชี้ว่าการเผาไหม้ภายในเตามีความสมบูรณ์มากขึ้น โดยปริมาณ CO ลดลงจาก 9,000 เหลือ 5,080 ppm (ที่ 6% O_2) ในขณะที่ความเข้มข้นของ NO_x ที่ 6% O_2 มีค่าใกล้เคียงกันในช่วง 315–330 ppm โดยไม่มีความสัมพันธ์อย่างชัดเจนกับเงื่อนไขการทดลองที่เปลี่ยนแปลงไป ทั้งนี้ CO และ NO_x ในทุกกรณีมีค่าสูงกว่าค่ามาตรฐานซึ่งต้องหาวิธีการกำจัดต่อไป
4. การเพิ่มสัดส่วนอากาศส่วนที่สองที่ระดับ 1,290 และ 1,490 mm ช่วยให้การเผาไหม้เชื้อเพลิงดีขึ้นส่งผลให้พลังงานสูญเสียในรูปของ CO ลดต่ำลง ทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้เพิ่มสูงขึ้นจาก 94.9 เป็น 96.8% โดยการจ่ายอากาศส่วนที่สองทั้ง 3 ระดับเป็นเงื่อนไขที่ดีที่สุดในการศึกษานี้ ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้และแก๊ส CO

2. เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธเซด (Vortex-Fluidized Bed Combustor; Ψ -FBC)

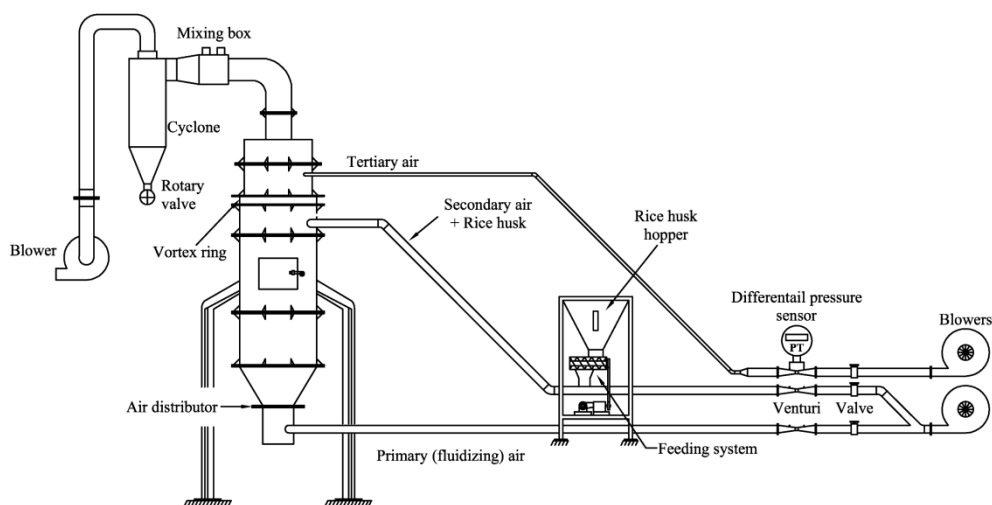
เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธเซดที่ใช้ในการทดลองแสดงดังรูปที่ 16 โดยมีไดอะแกรมแสดงตำแหน่งติดตั้งอุปกรณ์การทดลองที่ใช้ในการเผาไหม้แกลบเพียงอย่างเดียวดังรูปที่ 17 ในขณะที่รูปที่ 18 เป็นชุดทดลองในการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัส โดยเตาเผาไหม้ Ψ -FBC ที่ใช้ในการทดลองทั้งสองกรณีนั้นถูกออกแบบโดยรวมเอาลักษณะเด่นของเตาเผาแบบไซโคลนคือการเผาไหม้แบบหมุนวนหรือวอร์เทคและการเผาไหม้ขณะแขวนลอยในกระแสอากาศของเตาเผาแบบฟลูอิดไธเซดเข้าด้วยกันจึงทำให้เตาเผาตัวนี้มีประสิทธิภาพสูงขนาดของเตา Ψ -FBC คือ เส้นผ่านศูนย์กลางภายในเตาเผาเท่ากับ 40 cm และสูง 165 cm

โดยลักษณะของเตาเผาไหม้สามารถแบ่งออกเป็น 2 ส่วน ดังรูปที่ 19 และ 20 คือ ส่วนที่หนึ่งเป็นรูปรางทรงกระบอกสูง 140 cm และส่วนที่สองคือเป็นทรงกรวยหงายตัดยอดสูง 30 cm โดยที่ห้องเผาไหม้ทรงกระบอกจะมีการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคซึ่งมีขนาดช่องเปิดของรูเท่ากับ 24 cm โดยวงแหวนวอร์เทคนี้จะช่วยในการดักอนุภาคเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมดให้ตกกลับมายังเบดซึ่งจะสามารถเพิ่มระยะเวลาในการเผาไหม้ ส่วนด้านล่างของเตาเผาที่เป็นทรงกรวยหงายนั้นจะเป็นส่วนรองรับอนุภาคเบดและ/หรือเชื้อเพลิงในขณะที่เผาไหม้แบบฟลูอิดไธเซด ซึ่งมีการติดตั้งตัวกระจายอากาศไว้ด้านล่างสุด สำหรับการจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้จะแบ่งออกเป็น 3 ส่วน คือ อากาศส่วนที่เป่าให้เชื้อเพลิงเกิดฟลูอิดไธเซชันซึ่งถูกจ่ายเข้าบริเวณด้านล่างเตาผ่านตัวกระจายอากาศ อากาศส่วนที่สองถูกจ่ายในแนวสัมผัสกับผนังเตาพร้อมกับแกลบที่ตำแหน่งใต้วงแหวนวอร์เทค และอากาศส่วนที่สามเป็นส่วนที่ช่วยในการเผาไหม้ซึ่งได้จ่ายที่ตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทคในลักษณะสัมผัสกับผนังห้องเผาไหม้เช่นเดียวกับอากาศส่วนที่สอง

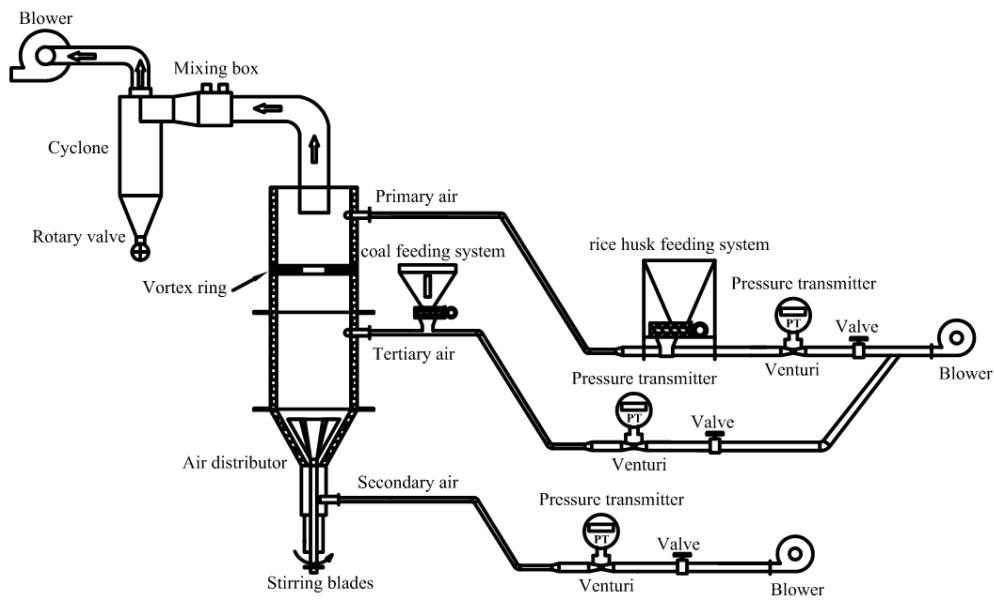


รูปที่ 16 เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธเซเบตขนาดพิกัด 100 kW_{th} ที่ใช้สำหรับทดลอง

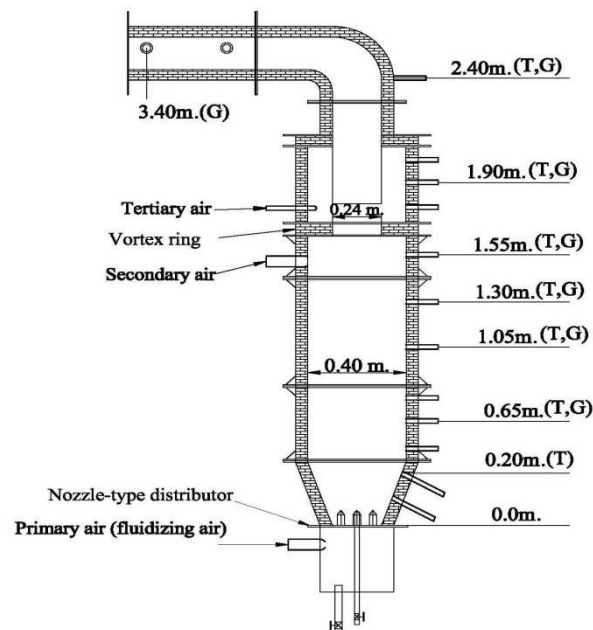
การศึกษาทดลองแบ่งออกเป็นสองส่วนคือ การเผาไหม้แกลบเพียงอย่างเดียว และการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในสัดส่วนและอุณหภูมิเบตต่างๆ โดยกรณีการเผาไหม้แกลบอย่างเดียวได้ใช้ทรายขนาด 300 ไมครอน ปริมาณ 15 kg ซึ่งคิดเป็นความสูงเบตประมาณ 15 cm เป็นอนุภาคเบตเพื่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน ในขณะที่การเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินนั้นจะไม่ใช้วัสดุเฉื่อยแต่ใช้ถ่านและเชื้อเพลิงแกลบที่เกิดขึ้นเผาไหม้เองที่หน้าที่เสมือนอนุภาคเบต แต่ได้ติดตั้งใบกวนไว้ภายในเพื่อช่วยป้องกันการเกาะตัวอย่างหลวมๆ ของเชื้อเพลิงที่กำลังเผาไหม้ภายในเบต และได้ติดตั้งถังพัก้อนเชื้อเพลิงและชุดลำเลียงถ่านหินเข้าสู่เตาเผาไหม้ดังรูปที่ 19 ทั้งนี้ องค์ประกอบเชื้อเพลิงแกลบและถ่านหินที่ใช้ในการทดลองแสดงดังตารางที่ 1



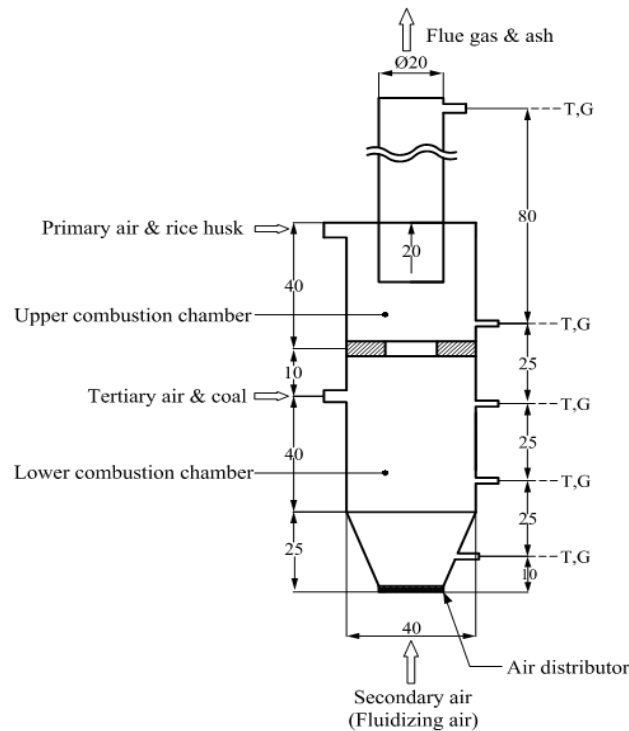
รูปที่ 17 การติดตั้งอุปกรณ์ของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธเซเบตที่ใช้ในการทดลองเผาไหม้แกลบอย่างเดียว



รูปที่ 18 การติดตั้งอุปกรณ์ของเตาเผาไหม้ ψ -FBC ที่ใช้ในการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหิน



รูปที่ 19 ขนาดเตาเผาไหม้ ψ -FBC ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สเสียในการทดลองเผาไหม้แกลบ
อย่างเดียว (T=อุณหภูมิ, G=แก๊ส)



รูปที่ 20 ขนาดมิติต่างๆและตำแหน่งวัดอุณหภูมิและแก๊สไอเสียของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธซ์เบดเผาไหม้
 แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัส (unit:cm)

การวัดปริมาณอากาศที่ใช้ในการทดลองของงานวิจัยนี้ได้ใช้เวนจูรีที่ทำการสอบเทียบแล้วร่วมกับเซนเซอร์วัดความดันแตกต่างซึ่งมีความคลาดเคลื่อน $\pm 3\%$ ของย่านการวัด การควบคุมอัตราการป้อนเชื้อเพลิงแกลบจะใช้อินเวอร์เตอร์ควบคุมความเร็วรอบมอเตอร์ที่ใช้ขับสกรูป้อนเชื้อเพลิง ส่วนการวัดอุณหภูมิในการทดลองจะใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K คู่กับอุปกรณ์แสดงผลซึ่งมีความละเอียด $\pm 1^{\circ}\text{C}$ ที่ระดับความสูงต่างๆเหนือแผ่นกระจายอากาศ และที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ ดังรูปที่ 19 และ 20 สำหรับในการวัดความเข้มข้นของ O_2 ที่ระดับความสูงต่างๆ นั้นได้ใช้เครื่องวิเคราะห์แก๊สเสีย Testo 350XL ซึ่งสามารถวัดแก๊ส O_2 , CO และ NO_x ส่วน CO_2 ที่แสดงนั้นได้มาจากการคำนวณย้อนกลับจากปริมาณ O_2 ของเครื่องวัด สำหรับประสิทธิภาพการเผาไหม้นั้นหาได้จากการวิเคราะห์ปริมาณคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ภายในถ้ำที่ดักได้จากไซโคลนโดยใช้เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบธาตุ LECO CHNS 932 ร่วมกับปริมาณ CO ที่วัดได้จากแก๊สไอเสีย

ขั้นตอนการทดลองเริ่มจากการปรับความเร็วลมที่ใช้ของอากาศส่วนต่างๆ ให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลองตามตารางที่ 5 สำหรับการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัส และตารางที่ 6 ในกรณีการเผาไหม้แกลบอย่างเดียว จากนั้นทำการจุดเตาเผาไหม้ โดยจะเริ่มใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงเพื่ออุ่นให้เตาอุณหภูมิสูงขึ้นประมาณ $700-800^{\circ}\text{C}$ แล้วจึงเริ่มป้อนทรายปริมาณ 15 kg เข้าสู่เตาเผาไหม้ เมื่อสภาวะการทำงานของเตาเผาไหม้เข้าสู่สภาวะคงตัว ซึ่งใช้เวลาประมาณ 60-90 นาทีแล้วจึงเริ่มบันทึกค่าต่าง ๆ ดังนี้คือ อุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาและความเข้มข้นของแก๊สที่ระดับความสูงต่างๆ รวมถึงการวัดปริมาณถ้ำที่ดักได้จากไซโคลน (เก็บทุก 30 นาทีเป็นเวลา 15 นาที) เพื่อนำไปวิเคราะห์หาคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้

ตารางที่ 5 เงื่อนไขการทดลองเพื่อศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตา Ψ -FBC

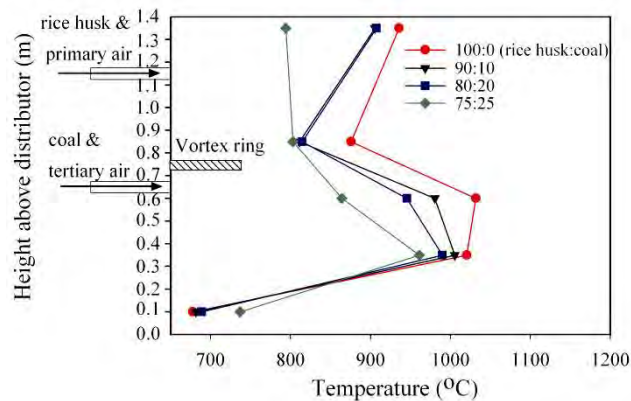
Testing conditions		Blending ratio of rice husk: bituminous coal (energy basis)			
		100:0	90:10	80:20	75:25
Rice husk feed rate (kg/h)		28.74	25.96	23.16	21.77
Bituminous feed rate (kg/h)		0	1.77	3.55	4.43
Primary air	Velocity (m/s)	15.5			
	Mass fraction	0.59			
Secondary air	Velocity (m/s)	1.35			
	Mass fraction	0.19			
Tertiary air	Velocity (m/s)	22			
	Mass fraction	0.22			
Stirring blade cooling water flow rate (kg/min)		0.098 ± 0.002			
Inlet cooling Stirring blade water temperature ($^{\circ}\text{C}$)		30 ± 1			
Excess air ratio (-)		1.76 ± 0.01			

2.1 ผลการศึกษาการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัส

2.1.1 คุณสมบัติการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินในสัดส่วนต่าง ๆ

- การกระจายอุณหภูมิในแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้

การกระจายอุณหภูมิในแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธด์เบดที่แต่ละระดับความสูงเหนือแผ่นกระจายอากาศดังรูปที่ 21 แสดงให้เห็นว่าอุณหภูมิที่ระดับความสูง 0.1 m มีค่าต่ำสุดในช่วง 640-740 $^{\circ}\text{C}$ เนื่องจากผลของอากาศส่วนที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไธด์เซชันที่ระบายความร้อนในบริเวณดังกล่าวประกอบภายในกรวยซึ่งเป็นที่รองรับอนุภาคเชื้อเพลิงที่กำลังเผาไหม้นั้นมีสัดส่วนของอากาศส่วนที่สองไม่มากนัก (สัดส่วนมวล 19%) จึงทำให้การเผาไหม้ไม่สมบูรณ์มากนัก เมื่อระดับความสูงของเตาเผาไหม้เพิ่มสูงขึ้นการเผาไหม้อนุภาคเชื้อเพลิงและแก๊สเผาไหม้ที่เกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องเป็นผลให้อุณหภูมิเพิ่มสูงขึ้น โดยที่ระดับความสูง 0.35 m เหนือแผ่นกระจายอากาศอุณหภูมิเพิ่มขึ้นอย่างรุนแรงซึ่งมีค่าระหว่าง 950-1020 $^{\circ}\text{C}$ หลังจากนั้นอุณหภูมิจะลดต่ำลงเหลือ 800-870 $^{\circ}\text{C}$ ซึ่งการลดลงอย่างรวดเร็วที่ระดับความสูง 0.60 และ 0.85 m นั้นเป็นจากการผสมกันของแก๊สเผาไหม้กับอากาศส่วนที่สาม (สัดส่วนมวล 22%) และอากาศส่วนที่หนึ่ง (สัดส่วนมวล 59%) สำหรับการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิที่ระดับ 1.35 m นั้นเป็นผลมาจากสารระเหยของแกลบที่ระเหยออกมาลอยขึ้นไปพร้อมกับไอเสียแล้วเกิดการเผาไหม้ในบริเวณดังกล่าว โดยเฉพาะอย่างยิ่งกรณีที่มีสัดส่วนการผสมของแกลบมาก

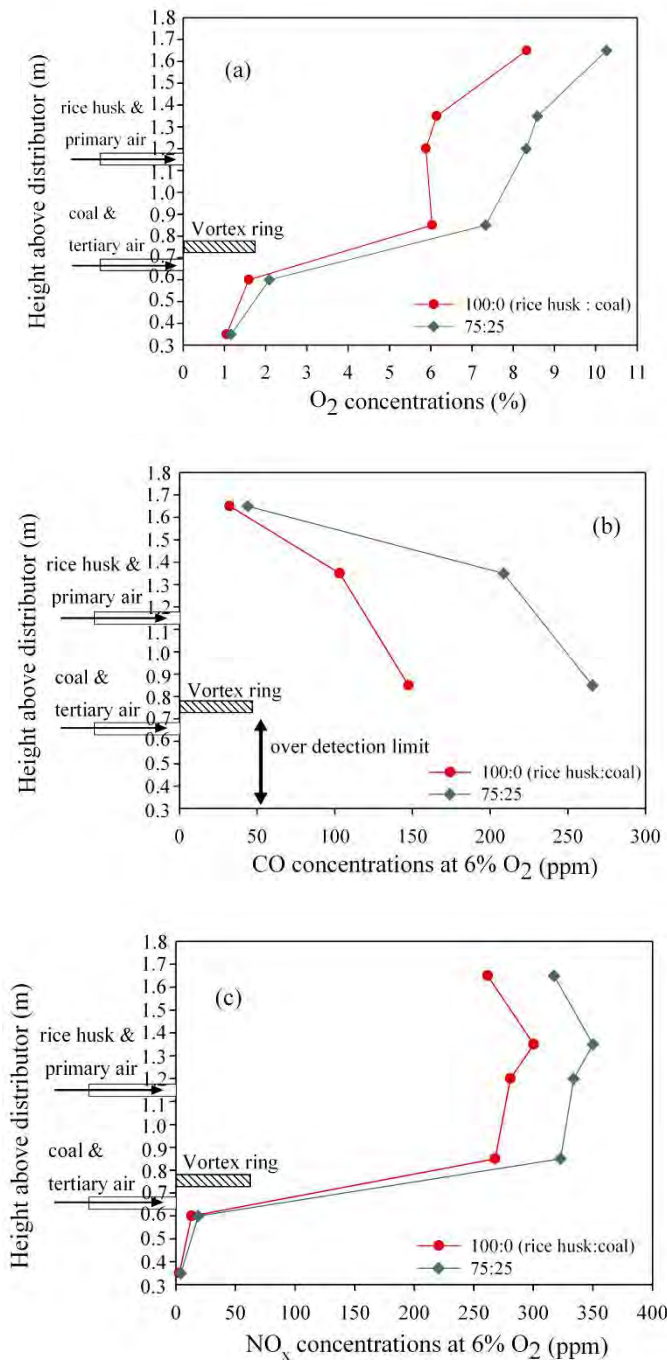


รูปที่ 21 การกระจายอุณหภูมิในแนวกึ่งกลางที่แต่ละระดับความสูงในการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหิน

- การกระจายตัวของแก๊สเผาไหม้แนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้

ในการศึกษาพฤติกรรมของการเผาไหม้ในเตา Ψ -FBC นั้น ได้พิจารณาจากการกระจายตัวของแก๊สเผาไหม้แนวกึ่งกลางเตาที่แต่ละระดับความสูง ดังรูปที่ 22 (a-c) ซึ่งได้ศึกษาใน 2 เงื่อนไขคือ 1) เผาไหม้แกลบอย่างเดียวและ 2) กรณีแกลบ 75 ต่อถ่านหิน 25 ซึ่งพบว่าการกระจายตัวของแก๊สเผาไหม้ทั้งสองเงื่อนไขนั้นมีลักษณะที่คล้ายกัน โดยการกระจายตัวของออกซิเจน (O_2) ในรูปที่ 22(a) แสดงให้เห็นว่าปริมาณออกซิเจนมีค่าต่ำที่บริเวณในกรวย (0.1 m) และมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อระดับความสูงเพิ่มขึ้นซึ่งเป็นผลของอากาศส่วนที่หนึ่งและส่วนที่สามที่ถูกจ่ายเข้ามาในบริเวณดังกล่าว

เมื่อพิจารณาที่บริเวณใต้วงแหวนวอร์เทค (0.0-0.65 m) พบว่าปริมาณ O_2 ในบริเวณนี้ลดลงอย่างรวดเร็วและมีต่ำมาก ($< 2\%$) ถึงแม้จะมีการจ่ายอากาศส่วนที่สองและส่วนสามที่ถูกจ่ายเข้ามาใต้วงแหวนวอร์เทค ซึ่งจากปรากฏการณ์ดังกล่าวสามารถบ่งบอกได้ว่าการเผาไหม้หลักเกิดขึ้นในบริเวณนี้ โดยการลดลงของปริมาณ O_2 อย่างมากนี้ได้สอดคล้องกับปริมาณแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ซึ่งมีค่าสูงเกินขีดจำกัดในการวัดของเครื่องวิเคราะห์ ($> 400,000$ ppm) ที่บริเวณใต้วงแหวนวอร์เทคดังรูปที่ 22(b) อย่างไรก็ตาม CO จะลดลงอย่างรวดเร็วเพียงแค่พ้นระดับที่ติดตั้งวงแหวนวอร์เทคขึ้นมาเท่านั้น เพราะเกิดการทำปฏิกิริยาของ CO กับ O_2 จากอากาศส่วนที่หนึ่งบางส่วนที่จ่ายเข้าไปที่ตำแหน่ง 1.15 m โดย CO จะลดลงอย่างต่อเนื่องจนถึงท่อทางออกของเตาเผาไหม้ ส่วนการกระจายตัวของแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) ที่แต่ละระดับความสูงซึ่งจะสัมพันธ์อย่างลึกซึ้งกับปริมาณ CO และ O_2 แสดงดังรูปที่ 22(c) โดยพบว่าที่ระดับใต้วงแหวนวอร์เทคเป็นบริเวณที่มีสภาพแวดล้อมรีดิวซิง (reducing atmosphere) ซึ่งเป็นปัจจัยหลักที่มีผลต่อการยับยั้งการเกิด NO_x ทำให้ปริมาณ NO_x ที่วัดได้มีค่าต่ำกว่า 20 ppm ในขณะที่ตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทคซึ่งเป็นบริเวณที่มีสภาพรีดิวซิงน้อยประกอบกับการทำปฏิกิริยาของ O_2 กับสารระเหยจากเชื้อเพลิงจำพวก NH_3 และ HCN หรือการทำปฏิกิริยากับไนโตรเจนในอนุภาคเชื้อเพลิงเป็นผลให้แก๊ส NO_x ที่วัดได้เพิ่มสูงขึ้น โดยมีค่าในช่วง 260-350 ppm

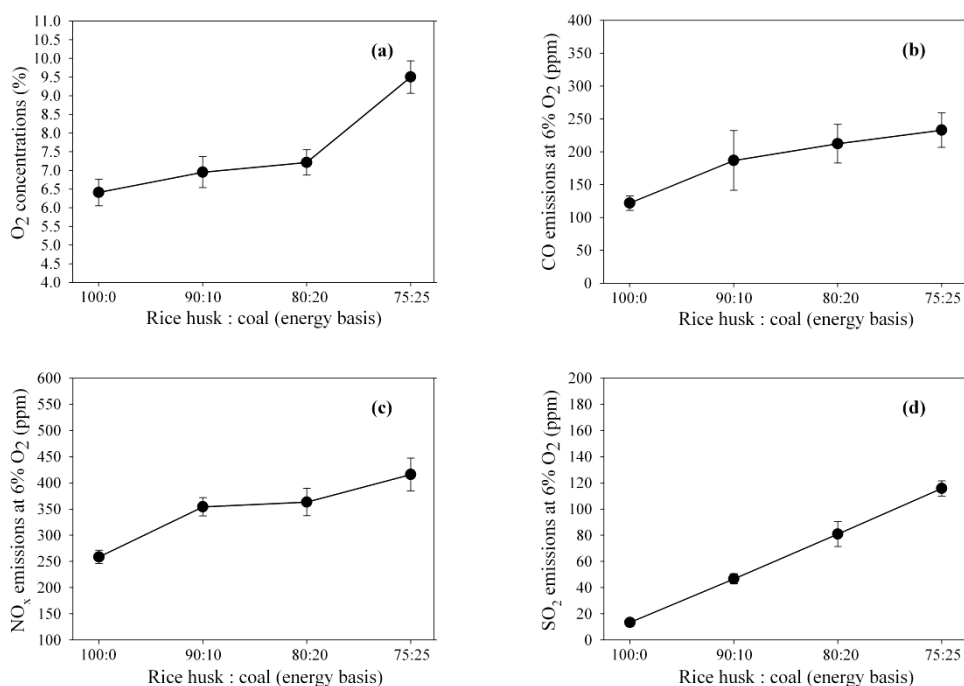


รูปที่ 22 การกระจายตัวของแก๊สเผาไหม้แนวกึ่งกลางเตาในการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหิน

- แก๊สไอเสียที่ทางออกเตาเผาไหม้

จากรูป 23 (a)-(d) แสดงองค์ประกอบของแก๊สเผาไหม้ที่ท่อทางออกเตาที่ระดับความสูง 1.65 m จากแผ่นกระจายอากาศ พบว่าในทุกเงื่อนไขการทดลองนั้นปริมาณออกซิเจน (O₂) ที่วัดได้มีค่าระหว่าง 6.5-9.5% โดยปริมาณ O₂ มีค่าเพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการผสมถ่านหินบิทูมินัสซึ่งคาดว่าเป็นผลจากการที่ถ่านหินเผาไหม้ยากกว่าแกลบจึงทำให้ออกซิเจนถูกดึงไปใช้ในการเผาไหม้น้อยลงส่งผลให้เหลือออกซิเจนที่ทางออกเตาเพิ่มขึ้นเมื่อพิจารณาถึงแก๊สมลพิษที่ระดับออกซิเจนส่วนเกิน 6% คือ คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ไนโตรเจน

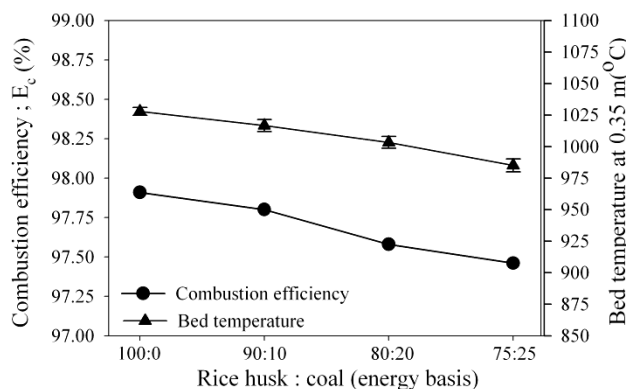
ออกไซด์ (NO_x) และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO_2) นั้นพบว่า ปริมาณ CO นั้นมีค่าเพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการผสมถ่านหินซึ่งเป็นผลมาจากอนุภาคถ่านหินที่เผาไหม้ยากกว่าถ่านหินจะลอยขึ้นไปเผาไหม้บริเวณห้องเผาไหม้เหนือวงแหวนวอร์เทค ซึ่งทำให้ระยะเวลาในการเผาไหม้ไม่เพียงพอที่จะทำให้ CO แปลงไปเป็น CO_2 ได้ โดยปริมาณ CO ที่วัดได้นั้นมีค่าในช่วง 120-230 ppm ส่วนปริมาณแก๊ส NO_x ที่เกิดขึ้นนั้น มีแนวโน้มที่จะเพิ่มมากขึ้นเมื่อปริมาณการผสมถ่านหินเพิ่มมากขึ้น ซึ่งผลเนื่องจากปริมาณไนโตรเจนรวมของเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าสู่เตาเพิ่มมากขึ้นจึงทำให้ไนโตรเจนในเชื้อเพลิงมีโอกาสทำปฏิกิริยากับออกซิเจนจากอากาศได้เพิ่มมากขึ้น ทั้งนี้ NO_x ที่เกิดขึ้นนี้ไม่น่าจะเป็น NO_x ที่เกิดขึ้นจากไนโตรเจนในอากาศ (thermal NO_x) เพราะกรณีนี้จะเกิดขึ้นภายใต้อุณหภูมิสูงประมาณ $1,400^\circ\text{C}$ เท่านั้น จากการทดลองพบว่าปริมาณ NO_x ที่วัดได้นั้นมีค่าค่อนข้างสูงในช่วง 250-400 ppm อันเนื่องมาจากอุณหภูมิเบดในการเผาไหม้ที่ค่อนข้างสูง ส่วนแก๊ส SO_2 ที่วัดได้มีค่าเพิ่มขึ้นตามสัดส่วนของการผสมถ่านหินอย่างชัดเจน โดยมีค่าในช่วง 10-120 ppm



รูปที่ 23 องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ในการเผาไหม้ถ่านหินบดร่วมกับถ่านหินบด

- อุณหภูมิเบดและประสิทธิภาพการเผาไหม้

รูปที่ 24 แสดงความสัมพันธ์ของอุณหภูมิเบดที่ระดับความสูง 0.35 m เหนือแผ่นกระจายอากาศและประสิทธิภาพการเผาไหม้พบว่า ประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าสูงกว่า 97% ในทุกเงื่อนไขการทดลอง โดยมีแนวโน้มลดลงตามการเพิ่มขึ้นของสัดส่วนถ่านหินบด เนื่องจากอนุภาคถ่านหินมีความหนาแน่นมากกว่าถ่านหินทำให้เผาไหม้ยากซึ่งทำให้ระยะเวลาการเผาไหม้ในเตาไม่เพียงพอจึงเป็นผลให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ลดต่ำลง ซึ่งสอดคล้องกับอุณหภูมิเบดที่ต่ำลง โดยมีค่าในช่วง $990-1030^\circ\text{C}$



รูปที่ 24 อุณหภูมิเบดและประสิทธิภาพการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตา Ψ -FBC

- สรุปผลการทดลองการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในสัดส่วนต่าง ๆ

จากการศึกษาพฤติกรรมการเผาไหม้ร่วมระหว่างแกลบและถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธเบด โดยใช้สัดส่วนของแกลบและถ่านหินบิทูมินัสที่ 100:0, 90:10, 80:20 และ 75:25 (ฐานพลังงาน) ซึ่งคำนวณจากอัตราการป้อนความร้อนสุทธิที่ 120 kW_th และคงอัตราส่วนอากาศส่วนเกินที่ 1.76 ในทุกเงื่อนไขการทดลอง สามารถสรุปได้ดังนี้

1. การเผาไหม้เชื้อเพลิงร่วมในเตาเผาไหม้ได้เกิดขึ้นในบริเวณใต้วงแหวนวอร์เทคเป็นหลักซึ่งพิจารณาได้จากอุณหภูมิในแนวกึ่งกลางเตาที่ระดับ 0.35-0.60 m ซึ่งมีค่าสูงในช่วง $950\text{-}1020^\circ\text{C}$ และการลดลงของ O_2 อย่างรวดเร็วจนเหลือน้อยกว่า 2% ประกอบกับ CO ปริมาณมากช่วยยืนยันถึงการเกิดการเผาไหม้อย่างมากในบริเวณดังกล่าว ส่วนการเผาไหม้สารระเหยได้เกิดขึ้นบริเวณเหนือวงแหวนวอร์เทคซึ่งเห็นได้จากการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิในบริเวณดังกล่าว

2. แก๊สไนโตรเจนออกไซด์เกิดขึ้นน้อยภายใต้วงแหวนวอร์เทคซึ่งเป็นผลของสภาพแวดล้อมรีดิวซิงที่ช่วยยับยั้งการเกิด NO_x ส่วนการเพิ่มขึ้นของ NO_x เหนือวงแหวนเกิดจากการทำปฏิกิริยาของสารระเหยจากเชื้อเพลิงกับ O_2 จากอากาศส่วนที่หนึ่ง

3. การเพิ่มสัดส่วนการผสมถ่านหินบิทูมินัสส่งผลให้แก๊สใหม่ที่ทางออกเตาดังนี้ คือ ปริมาณ O_2 , CO , NO_x และ SO_2 มีแนวโน้มเพิ่มขึ้น โดยปริมาณแก๊สมลพิษต่างๆ ที่ระดับ O_2 ส่วนเกิน 6% มีดังนี้ โดย CO และ NO_x มีค่าในช่วง 120-230 ppm และ 250-430 ppm ตามลำดับ ส่วน SO_2 มีค่าเพิ่มขึ้นในช่วง 10-120 ppm

4. ประสิทธิภาพการเผาไหม้ทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าสูงกว่า 97% ส่วนอุณหภูมิเบดในเตาที่ระดับความสูง 0.35 m มีค่าในช่วง $950\text{-}1020^\circ\text{C}$ โดยมีแนวโน้มลดลงตามสัดส่วนการเพิ่มถ่านหินบิทูมินัสเล็กน้อย

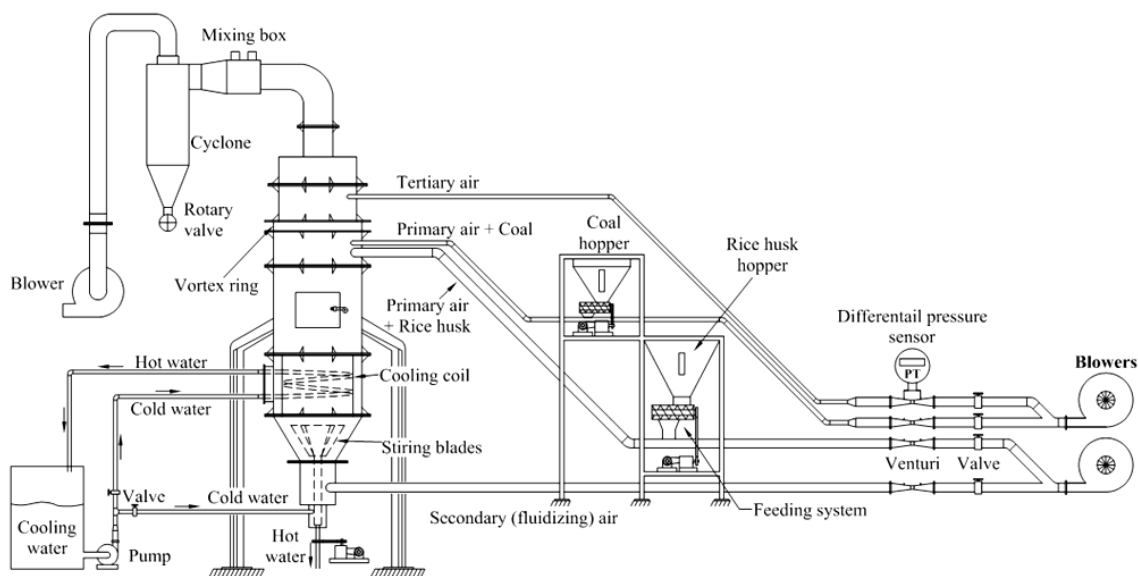
2.1.2 การเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินภายใต้อุณหภูมิเบดต่าง ๆ

ในส่วนนี้ได้ทำการศึกษาผลกระทบของอุณหภูมิเบดเผาไหม้ภายในเตาที่ค่าต่างๆ คือ 700, 800 และ 900°C ซึ่งทำการศึกษาในกรณีเผาไหม้แกลบอย่างเดียว และการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินในสัดส่วน 75:25 (โดยพลังงาน) การควบคุมอุณหภูมิเบดทำได้โดยการติดตั้งชุดขดท่อน้ำไว้เหนือเบดเพื่อดึงความร้อนออกจาก

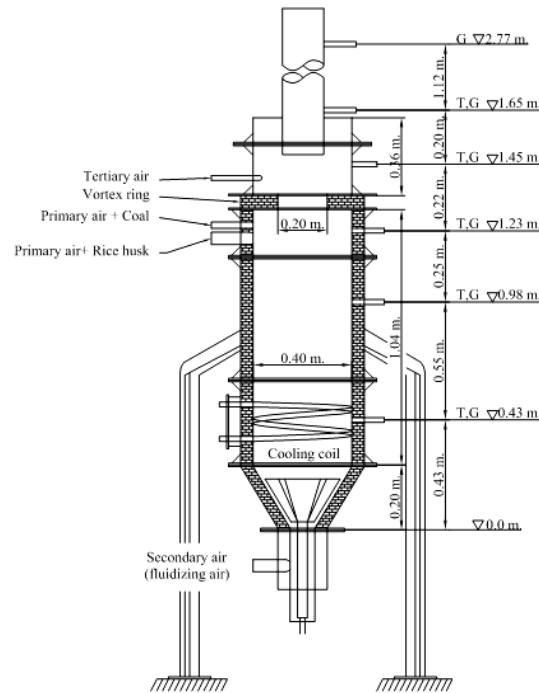
บริเวณดังกล่าว ดังรูปที่ 25 การศึกษาได้ทำการปรับอัตราการป้อนเชื้อเพลิงทั้งสองชนิดด้วยอินเวอร์เตอร์ให้ได้ปริมาณอากาศส่วนเกินเท่ากับ 88% (30 kg/h สำหรับแกลบอย่างเดียว และ 27.12 kg/h ในกรณีการเผาไหม้ร่วม) จากนั้นจึงทำการปรับอัตราการไหลของน้ำหล่อเย็นที่จ่ายเข้าไประบายความร้อนที่ชุดท่อระบายความร้อนเพื่อควบคุมอุณหภูมิเบดที่ระดับ 0.43 m เพื่อให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลอง เมื่อสภาวะการทำงานของเตาเผาไหม้เข้าสู่สภาวะคงตัวแล้วจึงเริ่มบันทึกค่าต่าง ๆ ดังนี้คือ อุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาที่ระดับต่างๆ คือ 0.43, 0.98, 1.23, 1.45 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ และที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ (ระดับ 1.65 m) (ดังรูปที่ 26) รวมไปถึงปริมาณถ่านที่ตกได้จากไซโคลน เพื่อนำไปวิเคราะห์หาคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้ โดยข้อมูลที่ได้จะถูกนำไปคำนวณหาประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ผลการศึกษาอิทธิพลของอุณหภูมิเบดในการเผาไหม้มีดังนี้

• การกระจายอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้

การกระจายอุณหภูมิในแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธส์เบดที่แต่ละระดับความสูงเหนือแผ่นกระจายอากาศภายใต้การเผาไหม้ที่อุณหภูมิเบด 800, 850 และ 900°C ถูกแสดงดังรูปที่ 27 โดยพบว่าการกระจายอุณหภูมิกายในเตาของกรณีเผาไหม้แกลบอย่างเดียว (รูปที่ 27 (ก)) และกรณีเผาไหม้แกลบและถ่านหินในสัดส่วน 75:25 (รูปที่ 27 (ข)) มีลักษณะรูปแบบที่คล้ายคลึงกันและอุณหภูมิที่ระดับ 0.45 m สามารถควบคุมได้ตามเงื่อนไขด้วยการใช้ชุดท่อนำระบายความร้อน

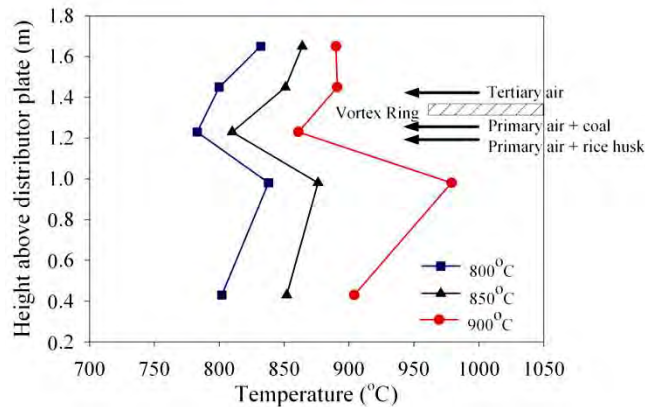


รูปที่ 25 การติดตั้งชุดท่อนำระบายความร้อนภายในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธส์เบด

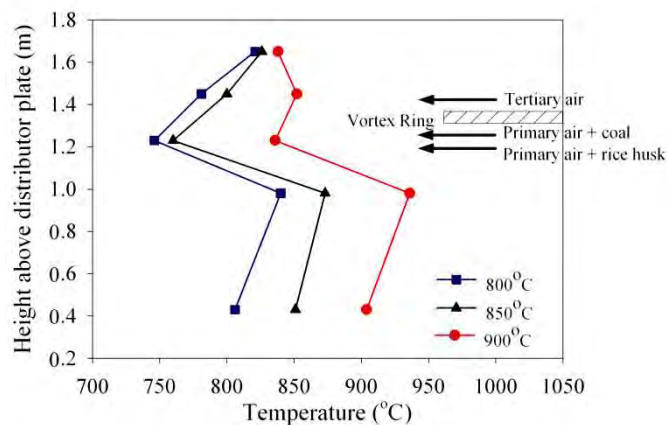


รูปที่ 26 ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สเสียภายในเตาเผา

ทั้งนี้ จากรูปที่ 27 พบว่าอุณหภูมิที่ระดับ 0.98 m สูงกว่าที่ระดับ 0.43 m โดยมีค่าในช่วง 840-970°C เนื่องจากที่ระดับ 0.43 m ความร้อนจากการเผาไหม้ถูกระบายออกโดยน้ำหล่อเย็น ประกอบกับที่ระดับความสูง 0.98 m นั้น จะเกิดการเผาไหม้อย่างต่อเนื่องของเชื้อเพลิงที่ถูกเป่าให้ฟุ้งกระจายทั่วทั้งเตาในระดับความสูงดังกล่าว ซึ่งแสดงถึงการคลุกเคล้าอย่างดี (well-mixed) เมื่อระดับความสูงเพิ่มขึ้นเป็น 1.23 m อุณหภูมิในทุกเงื่อนไขมีค่าลดลงในช่วง 780-860°C ซึ่งเป็นผลมาจากการผสมกันของแก๊สไอเสียกับอากาศส่วนที่หนึ่งที่ย้ายกลับและถ่านหินที่ตำแหน่งใต้วงแหวนวอร์เทค (สัดส่วนรวม = 0.73) ที่ระดับสูงกว่า 1.23 m อุณหภูมิมีค่าเพิ่มสูงขึ้นในกรณีที่เผาไหม้ภายใต้อุณหภูมิเบด 800 และ 850°C ยกเว้นกรณีอุณหภูมิเบด 900°C เนื่องจากในกรณีอุณหภูมิเบด 800 และ 850°C นั้น อาจยังมีแก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์หลุดลอยมากับแก๊สไอเสียมากจึงเกิดการเผาไหม้ต่อเนื่อง ส่วนกรณีอุณหภูมิเบดที่ 900°C นั้น พบว่าอุณหภูมิที่ระดับ 1.45 และ 1.65 m ไม่ค่อยเปลี่ยนแปลง เพราะการเผาไหม้เกิดขึ้นค่อนข้างสมบูรณ์ ซึ่งการลดลงเล็กน้อยในกรณีการเผาไหม้ร่วมที่ระดับนี้เป็นผลมาจากการสูญเสียความร้อนไปยังบรรยากาศภายนอก เมื่อเปรียบเทียบระหว่างกรณีการเผาไหม้แบบอย่างเดี่ยวและการเผาไหม้ร่วมพบว่า ที่ระดับความสูงเดียวกันนั้น พบว่าอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาของกรณีเผาไหม้แบบอย่างเดี่ยวสูงกว่ากรณีการเผาไหม้ร่วมในทุกอุณหภูมิเบด ซึ่งเป็นผลมาจากแบบสามารถเผาไหม้ได้ง่ายกว่าถ่านหิน จึงทำให้กรณีการเผาไหม้แบบอย่างเดี่ยวมีอุณหภูมิที่สูงกว่า



(ก) แกลบอย่างเดียว

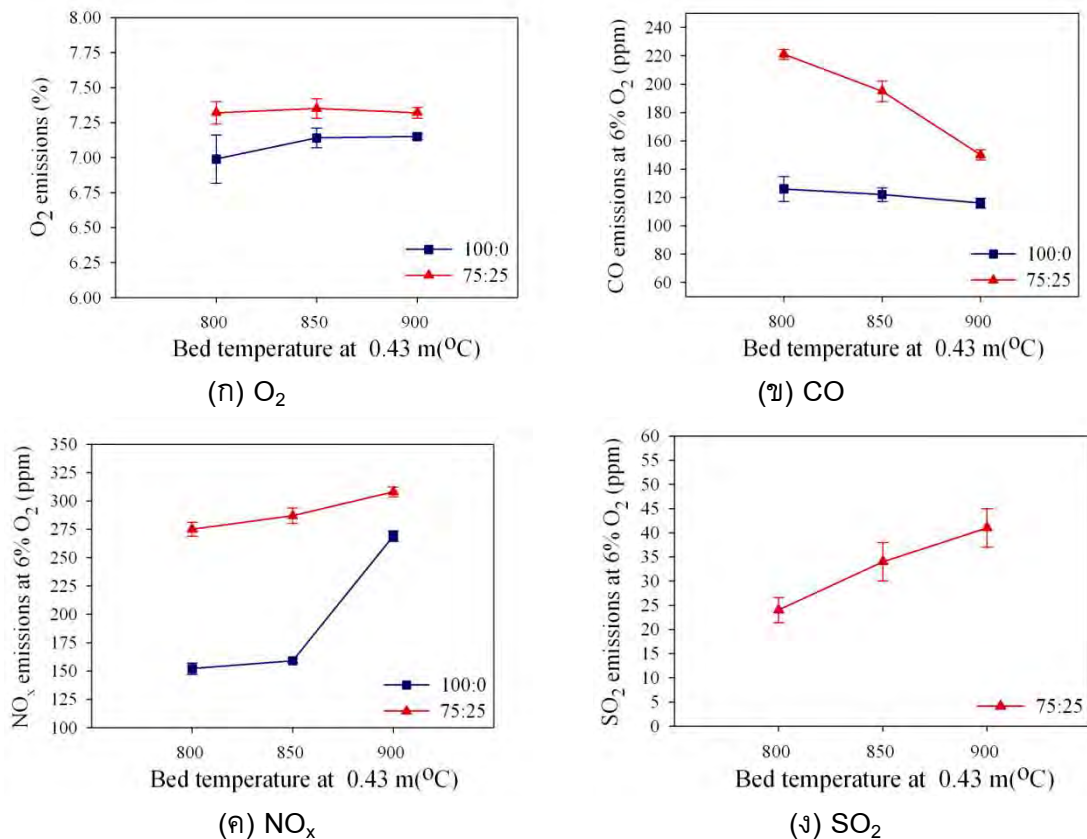


(ข) แกลบและถ่านหิน (75:25)

รูปที่ 27 การกระจายอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้ในการเผาไหม้แกลบ และแกลบร่วมกับถ่านหิน

- องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตา

ผลกระทบของอุณหภูมิเบดในการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบและเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหิน สัดส่วน 75:25 (โดยพลังงาน) ที่มีต่อองค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาถูกแสดงในรูปที่ 28 จากรูปที่ 28(ก) พบว่าปริมาณออกซิเจน (O_2) ที่เหลือในแก๊สไอเสียภายใต้อุณหภูมิเบดต่างๆ ของกรณีเผาไหม้แกลบอย่างเดียว มีค่าใกล้เคียงกัน (6.9-7.1%) เช่นเดียวกับการเผาไหม้รวม (ประมาณ 7.3%) เนื่องจากการเผาไหม้ของทั้งสองกรณีนี้เกิดขึ้นภายใต้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่เท่ากันประมาณ 88% ในทุกเงื่อนไขอุณหภูมิเบด เมื่อเปรียบเทียบปริมาณ O_2 ของทั้งสองกรณีภายใต้อุณหภูมิต่างๆ พบว่ากรณีการเผาไหม้รวมมีปริมาณ O_2 สูงกว่าเล็กน้อย เนื่องจากในกรณีนี้มีถ่านหินซึ่งเผาไหม้ได้ยากกว่าแกลบผสมอยู่ จึงอาจทำให้ O_2 สามารถเข้าไปทำปฏิกิริยาได้น้อยลงจึงมีปริมาณ O_2 เหลือมากกว่ากรณีการเผาไหม้แกลบอย่างเดียว



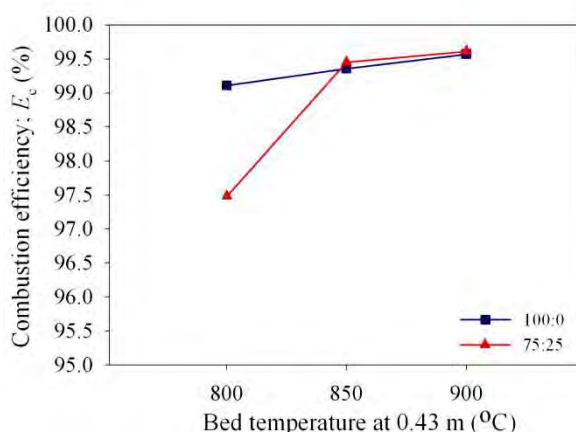
รูปที่ 28 องค์ประกอบแก๊สไอเสียจากการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินภายใต้อุณหภูมิเบตต่างๆ

การเปลี่ยนแปลงของปริมาณแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ในการเผาไหม้แกลบ และการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหิน ภายใต้อุณหภูมิเบตต่างๆ ดังแสดงในรูปที่ 28 (ข) พบว่าการเพิ่มอุณหภูมิเบตเผาไหม้ส่งผลให้ปริมาณ CO ลดลงทั้งสองกรณี โดยเฉพาะกรณีการเผาไหม้ร่วมซึ่ง CO ลดลงจาก 225 เหลือ 150 ppm (ที่ 6% O_2) ในขณะที่กรณีการเผาไหม้แกลบเพียงลำพัง CO มีค่าประมาณ 120 ppm (ที่ 6% O_2) โดยสาเหตุของการลดลง CO คือ อัตราการเผาไหม้ที่เพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิเบตเผาไหม้ นอกจากนี้จากรูปที่ 28(ข) ยังพบอีกว่า CO ในกรณีการเผาไหม้แกลบและถ่านหินมีค่าสูงกว่าการเผาไหม้แกลบอย่างเดียวในทุกเงื่อนไขอุณหภูมิเบต เพราะการเผาไหม้อุณหภูมิถ่านหินซึ่งมีความหนาแน่นมากกว่าและการเผาไหม้ยากกว่าแกลบ จำเป็นต้องใช้ระยะเวลาการเผาไหม้มากขึ้น อย่างไรก็ตาม ความแตกต่างของปริมาณ CO ของทั้งสองกรณีจะลดลงเมื่ออุณหภูมิเบตเพิ่มสูงขึ้น เนื่องจากอัตราการเผาไหม้จะสูงขึ้นตามอุณหภูมิเบตเผาไหม้ซึ่งสามารถไปชดเชยกับการเผาไหม้อุณหภูมิถ่านหินที่ยากกว่าแกลบ รูปที่ 28(ค) แสดงผลกระทบของอุณหภูมิเบตในการเผาไหม้ที่ระดับ 0.43 m ต่อปริมาณ NO_x ในแก๊สไอเสียของการเผาไหม้แกลบ 100% และการเผาไหม้ร่วมโดยพบว่าการเพิ่มอุณหภูมิเบตที่ระดับ 0.43 m ส่งผลให้ ปริมาณ NO_x เพิ่มสูงขึ้นทั้งสองกรณีซึ่งเป็นผลมาจากอัตราการทำปฏิกิริยาของไนโตรเจนในเชื้อเพลิงกับ O_2 จากอากาศที่เพิ่มสูงขึ้นตามอุณหภูมิเบต โดยมีค่าระหว่าง 150-265 ppm (ที่ 6% O_2) สำหรับกรณีของแกลบ และ 275-305 ppm ในกรณีการเผาไหม้ร่วม นอกจากนี้เมื่อเปรียบเทียบปริมาณ NO_x ของทั้งสองกรณีพบว่าในการเผาไหม้ร่วมนั้นมีปริมาณ NO_x สูงกว่าเพราะการผสมถ่านหินจะทำให้ปริมาณไนโตรเจนในเชื้อเพลิงเพิ่มมากขึ้น ซึ่งทำให้ขณะจ่ายเชื้อเพลิงแกลบและถ่านหินด้วย

อากาศส่วนที่หนึ่งและส่วนที่สามได้วางแหวนวอร์เทค ไนโตรเจนซึ่งถูกปลดปล่อยมาจากเชื้อเพลิงทั้งสองในรูปแบบของสารระเหย (NH_3) มาทำปฏิกิริยากับ O_2 จากอากาศสองส่วนข้างต้นแล้วกลายเป็น NO_x การเปลี่ยนแปลงปริมาณแก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO_2) ตามอุณหภูมิเบดเผาไหม้ที่ระดับ 0.43 m ของการเผาไหม้รวมของแกลบและถ่านหินในสัดส่วน 75:25 (โดยพลังงาน) ดังแสดงในรูปที่ 28(ง) พบว่าปริมาณ SO_2 เพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิเบดเผาไหม้ เนื่องจากกำมะถันในเชื้อเพลิงถ่านหินทำปฏิกิริยาได้เพิ่มมากขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิเบด โดยในทุกเงื่อนไขมีปริมาณ SO_2 ในช่วง 23-40 ppm (ที่ 6% O_2) ทั้งนี้ เป็นที่น่าเสียดายว่าปริมาณ SO_2 ในกรณีของการเผาไหม้แกลบเพียงอย่างเดียวมีค่าน้อยมากจึงไม่สามารถวัดค่าได้

● ประสิทธิภาพการเผาไหม้

รูปที่ 29 แสดงประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ของการเผาไหม้แกลบอย่างเดียวและการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหิน การให้อุณหภูมิเบดต่างๆ โดยพบว่า E_c มีค่าสูงขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิเบดที่ใช้ในการเผาไหม้ทั้งสองกรณี เนื่องจากอัตราการเผาไหม้ถูกเร่งให้สูงขึ้นตามอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้น ซึ่ง E_c ที่ได้จากการทดลองส่วนใหญ่มีค่าในช่วง 99.0-99.6% อย่างไรก็ตามจากรูปที่ 5 ยังสังเกตเห็นว่า E_c ในกรณีการเผาไหม้ร่วมภายใต้อุณหภูมิเบดที่ 80 °C มีค่าต่ำที่สุดเท่ากับ 97.5% ซึ่งแสดงให้เห็นว่าอุณหภูมิเบดส่งผลต่อ E_c อย่างเห็นได้ชัด โดยสอดคล้องกับปริมาณ CO ที่เกิดขึ้นสูงสุดดังรูป 28(ข)



รูปที่ 29 ประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่ได้จากการทดลอง

● สรุปผลการทดลองผลกระทบของอุณหภูมิเบดเผาไหม้

จากการทดลองศึกษาผลกระทบของอุณหภูมิเบดของการเผาไหม้แกลบอย่างเดียวและการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสซึ่งใช้ปริมาณส่วนเกินที่ 88% สามารถสรุปผลได้ดังนี้

1. อุณหภูมิที่ระดับ 0.98 m มีค่าสูงกว่าที่ระดับ 0.43 m ซึ่งถูกควบคุมอุณหภูมิไว้ตามเงื่อนไขการทดลองแสดงให้เห็นถึงการคลุกเคล้าอย่างดีในการเผาไหม้ในเตาเผาไหม้
2. ปริมาณ O_2 ในแก๊สไอเสียของกรณีเผาไหม้ร่วมมีค่าสูงกว่าการเผาไหม้แกลบเล็กน้อย เนื่องจากการเผาไหม้ของอนุภาคถ่านหินที่ยากกว่า

3. CO ลดลงตามอุณหภูมิเผาไหม้ที่เพิ่มขึ้น โดยกรณีของการเผาไหม้ร่วมมีค่ามากกว่าการเผาไหม้แกลบอย่างเดียว โดยปริมาณ CO ที่ระดับความเข้มข้นของ O_2 ที่ 6% คือ ประมาณ 120 ppm สำหรับกรณีของแกลบและ 150-225 ppm ในกรณีของการเผาไหม้ร่วม

4. ปริมาณ NO_x และ SO_2 (ที่ O_2 6%) มีค่าเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิเบดที่ใช้ในการเผาไหม้ซึ่งเป็นผลของอัตราการทำปฏิกิริยาที่เพิ่มสูงขึ้น โดย NO_x มีค่าในช่วง 150-265 ppm ในกรณีของการเผาไหม้แกลบ และ 275-305 ppm สำหรับการเผาไหม้ร่วม ส่วนปริมาณ SO_2 วัดได้เฉพาะกรณีของการเผาไหม้ร่วมเท่านั้น ซึ่งมีค่าระหว่าง 23 และ 40 ppm

5. ประสิทธิภาพการเผาไหม้ส่วนใหญ่มีค่ามากกว่า 99% โดยในกรณีการเผาไหม้ร่วม ภายใต้อุณหภูมิเบด $800^\circ C$ มีค่าต่ำสุดที่ 97.5%

6. เงื่อนไขอุณหภูมิเบดที่เหมาะสมในการเผาไหม้แกลบอย่างเดียว คือ $800^\circ C$ และ $850^\circ C$ สำหรับการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหิน

2.2 ผลการศึกษาการเผาไหม้แกลบอย่างเดียว

เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไชเบดในการทดลองส่วนนี้ ใช้ตัวกระจายอากาศแบบหัวฉีดไว้ด้านล่างสุด ใช้ทรายขนาด 300 μm ปริมาณ 15 kg เป็นอนุภาคเบดเพื่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน โดยได้ทำการศึกษาสองส่วนคือ ผลกระทบของความเร็วอากาศส่วนที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันซึ่งมีเงื่อนไขการทดลองดังตารางที่ 6 และผลกระทบของความเร็วอากาศส่วนที่สองในการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบ ดังตารางที่ 7 ตามลำดับ สำหรับผลการศึกษาการเผาไหม้แกลบอย่างเดียวมีดังนี้

ตารางที่ 6 เงื่อนไขการทดลองผลกระทบของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน

Testing conditions	Run number		
	1	2	3
Fluidizing air velocity (m/s)	0.50	0.60	0.70
Mass fraction (-)	0.43	0.47	0.51
2 nd air velocity (m/s)	13.00	13.00	13.00
Mass fraction (-)	0.46	0.43	0.40
Tertiary air velocity (m/s)	10.00	10.00	10.00
Mass fraction (-)	0.11	0.10	0.09
Excess air (%)	66.12	80.37	94.64
Rice husk feed rate (kg/h)	22	22	22

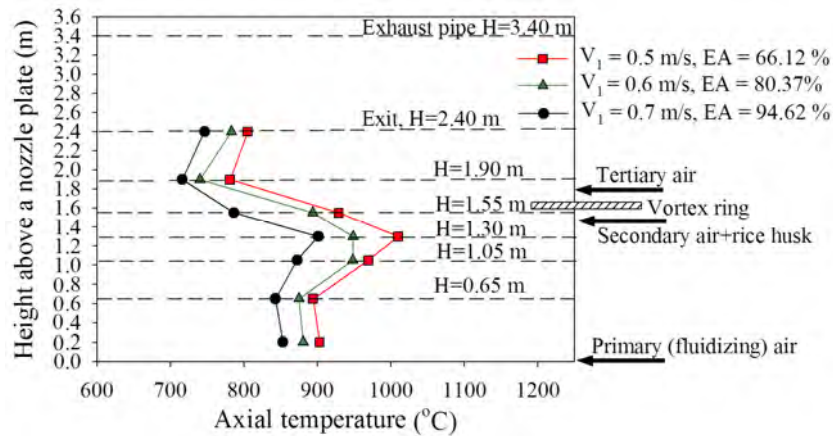
ตารางที่ 6 เงื่อนไขการทดลองผลกระทบของความเร็วอากาศส่วนที่สอง

Testing conditions	Run number		
	1	2	3
Fluidizing air velocity (m/s)	0.5	0.5	0.5
Mass fraction (-)	0.47	0.43	0.40
2 nd air velocity (m/s)	10.7	13	15
Mass fraction (-)	0.41	0.46	0.50
Tertiary air velocity (m/s)	10	10	10
Mass fraction (-)	0.12	0.11	0.10
Excess air (%)	53	66	78
Rice husk feed rate (kg/h)	22	22	22

2.2.1 ผลกระทบของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซชัน

• การกระจายอุณหภูมิในแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้

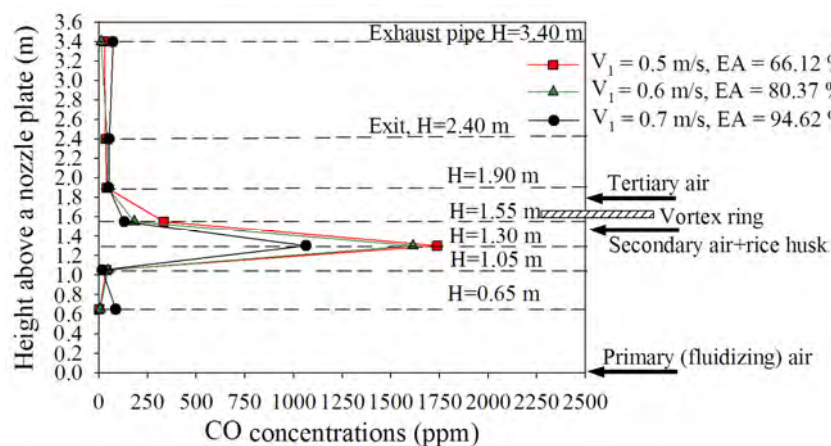
การกระจายอุณหภูมิตามลำดับความสูงในแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้ Ψ -FBC ภายใต้การเปลี่ยนแปลงความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซชัน (อากาศส่วนที่หนึ่ง, V_1) ในเงื่อนไขต่างๆ แสดงได้ดังรูปที่ 30 โดยพบว่าการกระจายอุณหภูมิในเตาเผาไหม้ของทุกเงื่อนไขมีลักษณะคล้ายคลึงกัน โดยในช่วงความสูง 0.2-0.65 m (เบด-เหนือเบด) มีอุณหภูมิใกล้เคียงกันในแต่ละเงื่อนไข ซึ่งบ่งชี้ถึงลักษณะการเกิดฟลูอิดไอเซชันที่ดี จนทำให้อนุภาคเบดและเชื้อเพลิงในช่วงระดับความสูงดังกล่าวเกิดการคลุกเคล้ากันเป็นอย่างดี ส่วนที่ระดับความสูง 0.65-1.30 m พบว่าในทุกเงื่อนไขอุณหภูมิมีแนวโน้มสูงขึ้น ซึ่งแสดงให้เห็นว่าการเผาไหม้เชื้อเพลิงโดยเฉพาะสารระเหยจากแกลบเกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว หลังจากถูกจ่ายเข้าสู่เตาเผาไหม้พร้อมกับอากาศส่วนที่สองที่ระดับความสูง 1.5 m นอกจากนี้การเผาไหม้อย่างต่อเนื่องของแก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ซึ่งลอยมาจากเบดกับอากาศส่วนที่สองนี้เป็นอีกเหตุผลหนึ่งส่งผลให้มีการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิดังกล่าว อย่างไรก็ตามในช่วงระดับความสูง 1.3-1.9 m พบว่าอุณหภูมิในทุกเงื่อนไขมีแนวโน้มลดลงอย่างต่อเนื่อง ซึ่งมีสาเหตุมาจากการจ่ายอากาศส่วนที่สอง (สัดส่วนมวล 0.40-0.46) และอากาศส่วนที่สาม (สัดส่วนมวล 0.10) ซึ่งทำให้เกิดการผสมกับแก๊สเผาไหม้ที่ไหลมาจากด้านล่างแล้วทำให้อุณหภูมิต่ำลงตามความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งที่เพิ่มขึ้น สำหรับในช่วงความสูง 2.0-2.4 m พบว่าอุณหภูมิในทุกเงื่อนไขมีค่าเพิ่มขึ้น เนื่องจากยังคงมีการเผาไหม้แก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์จำพวก CO ในช่วงดังกล่าว ซึ่งสอดคล้องกับการลดลงของปริมาณออกซิเจน และ CO ในช่วงเดียวกันนี้ (ดังรูปที่ 31 และ 32 ตามลำดับ)



รูปที่ 30 การกระจายอุณหภูมิแก๊สกลางเตาตามระดับความสูง

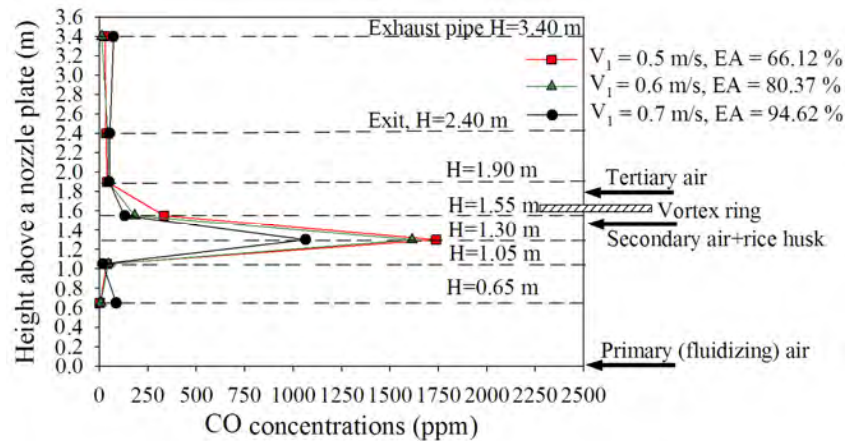
• การกระจายตัวของแก๊สภายในเตาตามระดับความสูง

พฤติกรรมของการเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในเตา Ψ -FBC นั้นอาจสามารถพิจารณาได้จากการกระจายตัวของแก๊สเผาไหม้ตามระดับความสูง ดังรูปที่ 31-33 โดยการกระจายตัวของออกซิเจนดังรูปที่ 31 แสดงให้เห็นค่าในช่วงความสูงตั้งแต่ 0.65 m เหนือแผ่นกระจายอากาศความเข้มข้นของ O_2 ลดลงอย่างรวดเร็วจากประมาณ 19.32-20% เหลือเพียง 6.95-10% ที่ระดับความสูง 1.30 m ซึ่งบ่งชี้ถึงการเผาไหม้อย่างต่อเนื่องของเชื้อเพลิงในบริเวณดังกล่าว หลังจากนั้น O_2 ที่ระดับความสูง 1.55 และ 1.90 m มีค่าเพิ่มขึ้นโดยมีค่าในช่วง 12.08-13.30% (ที่ระดับความสูง 1.90 m) เนื่องจากการจ่ายอากาศส่วนที่สองและสามซึ่งมีสัดส่วนรวมกันมากถึง 49-57% เข้ามาในบริเวณดังกล่าว อย่างไรก็ตามที่ระดับความสูงในช่วง 2.40 m (คอเตา) จนถึงจุดวัดแก๊สไอเสียทางออก (3.40 m) พบว่า O_2 มีแนวโน้มลดลงเหลือ 9.65-12% ซึ่งแสดงให้เห็นถึงการเผาไหม้ที่ยังเกิดขึ้นต่อเนื่องของแก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ จำพวก CO ในช่วงระดับความสูงดังกล่าว นอกจากนี้ยังพบว่าการเพิ่มความเร็วของอากาศส่วนที่หนึ่งนั้น ส่งผลให้ความเข้มข้นของ O_2 ที่ระดับความสูงต่างๆ สูงขึ้น



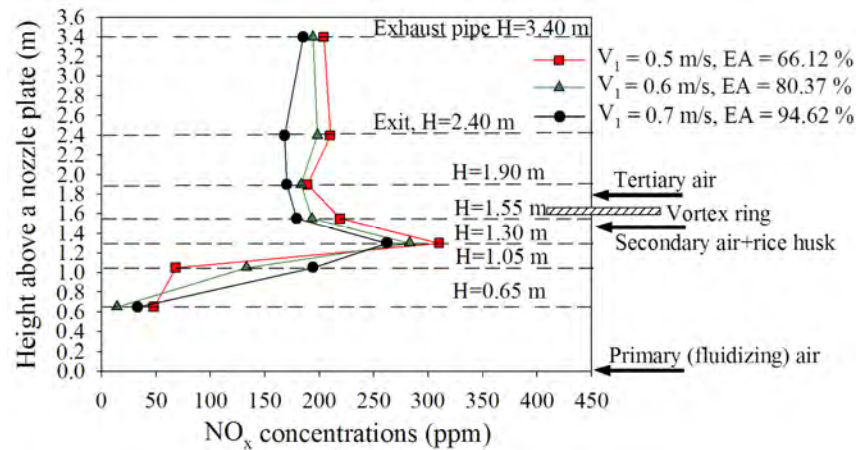
รูปที่ 31 การกระจายตัวของ O_2 แก๊สกลางเตาตามระดับความสูง

รูปที่ 32 แสดงความเข้มข้นของแก๊ส CO ตามระดับความสูงของเตาโดยพบว่าที่ระดับความสูงตั้งแต่แผ่นกระจายอากาศจนถึงระดับ 1.05 m นั้น ความเข้มข้นของ CO มีค่าต่ำในช่วง 20-68 ppm ส่วนที่ระดับความสูง 1.30 m นั้น พบว่าความเข้มข้นของ CO มีค่าเพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัด เนื่องจากในบริเวณดังกล่าวมีการเผาไหม้เชื้อเพลิงอย่างรุนแรง โดยสังเกตได้จากอุณหภูมิที่สูง (ดังรูปที่ 30) และการลดต่ำลงของปริมาณ O_2 ในบริเวณดังกล่าว (4) ซึ่งทำให้ปริมาณ O_2 ที่เหลืออยู่อาจไม่สามารถทำปฏิกิริยาการเผาไหม้กับเชื้อเพลิงได้อย่างสมบูรณ์อันเนื่องจากระยะเวลาที่อาจสั้นเกินไปอย่างไรก็ดีหลังจากตำแหน่ง 1.30 m จนถึง 1.90 m ความเข้มข้นของ CO มีค่าลดลงซึ่งเป็นของการกระจายอากาศส่วนที่สองและสามเข้าสู่เตาเผาไหม้ในลักษณะหมุนวนแล้วทำให้เกิดการคลุกเคล้าภายในเตาดีขึ้น และส่งผลให้เกิดการเผาไหม้ CO อย่างสมบูรณ์ นอกจากนี้เป็นที่น่าสังเกตว่า CO ซึ่งมีความเข้มข้นสูงที่ระดับ 1.30 m นั้น ไม่แพร่กระจายขึ้นไปตามความสูงของเตาเผาไหม้ การกีดขวางการไหลของไอเสียโดยวงแหวนวอร์เทคเป็นต้นเหตุของปรากฏการณ์ดังกล่าว [7,11,12] การเพิ่มความเร็วก๊าซส่วนที่สองไม่ค่อยส่งผลต่อลักษณะการกระจายตัวของ CO หากแต่เฉพาะที่ระดับความสูง 1.30 m เท่านั้น



รูปที่ 32 การกระจายตัวของ CO แนวกึ่งกลางเตาตามระดับความสูง

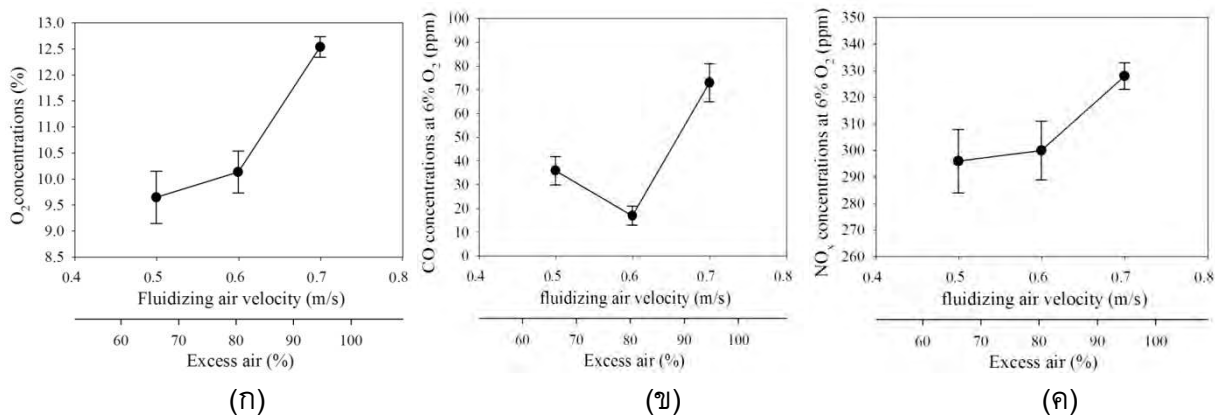
การกระจายตัวของ NO_x ตามความสูงของเตา Ψ -FBC แสดงดังรูป 33 โดยพบว่า NO_x มีความเข้มข้นต่ำที่ระดับความสูง 0.65 m ในช่วง 14-47.9 ppm และเพิ่มขึ้นตามระดับความสูงจะมีค่าสูงสุดที่ระดับความสูง 1.30 m ในช่วง 255-308.85 ppm ซึ่งการทำปฏิกิริยาของสารระเหยจากเชื้อเพลิงกลบในรูป NH_3 ภายใต้อุณหภูมิที่ค่อนข้างสูง ($900-1000^\circ C$) ตามปฏิกิริยาเคมีคือ $NH_3^{+O,+OH} \rightarrow NH_4^{+O_2,+OH,+O} \rightarrow NO$ น่าจะเป็นต้นเหตุของความเข้มข้นสูงดังกล่าว ส่วนในช่วงความสูง 1.30-1.90 m พบว่า NO_x มีแนวโน้มลดต่ำลงซึ่งคาดว่าเป็นการทำปฏิกิริยาของ O_2 ที่มีอยู่ในบริเวณดังกล่าวกับ NH_3 จากเชื้อเพลิงบางส่วนที่หลุดลอยมาพร้อมกับแก๊สเสียตามสมการเดียวกัน โดยมีค่าในช่วง 173-200 ppm หลังจากระดับความสูง 1.9 m จนถึงท่อทางออก (3.40m) ความเข้มข้นของ NO_x ที่เพิ่มขึ้นนั้นเป็นผลของปริมาณ O_2 ที่ลดต่ำลง (ดังรูป 31)



รูปที่ 33 การกระจายตัวของ NO_x แนวกึ่งกลางเตาตามระดับความสูง

- องค์ประกอบของแก๊สไอเสียที่ทางออก

ผลกระทบของความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งที่มีต่อแก๊สมลพิษที่ทางออกเตาเผาไหม้ Ψ -FBC แสดงได้ดังรูปที่ 34 โดยพบว่าการเพิ่มความเร็วอากาศส่วนนี้ส่งผลให้ปริมาณ O_2 เพิ่มขึ้นจาก 9.65 เป็น 12.54 % ดังรูปที่ 34(ก) ซึ่งเป็นผลมาจากปริมาณอากาศส่วนเกินที่เพิ่มขึ้นจาก 66.12% เป็น 94.62% ส่วนปริมาณ CO นั้นพบว่ามีความเข้มข้นลดลงเล็กน้อยตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่ง เป็น 0.6 m/s ดังรูปที่ 34(ข) โดยมีค่าในช่วง 36-73 ppm (ที่ 6% O_2) ซึ่งต่ำกว่ามาตรฐานที่ 760 ppm ในทุกเงื่อนไขการทดลอง การลดลงของปริมาณ CO นี้เป็นผลมาจากความเร็วแก๊สภายในเตาที่เพิ่มขึ้นจึงทำให้การปนเปื้อนของการไหลภายในเตาซึ่งทำให้การคลุกเคล้าดีขึ้นแล้วทำให้แก๊ส CO ที่ทางออกลดลง สำหรับการเปลี่ยนแปลงปริมาณออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ตามความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งดังรูปที่ 34(ค) นั้นพบว่าค่าเพิ่มขึ้นจาก 296 เป็น 328 ppm (ที่ 6% O_2) โดยการเพิ่มขึ้นของ NO_x นี้สอดคล้องกับอากาศส่วนเกินที่เพิ่มขึ้น ซึ่งแสดงให้เห็นผลกระทบที่เห็นได้ชัดเจนของอากาศส่วนเกินต่อการเกิด NO_x อย่างไรก็ตามปริมาณ NO_x ที่วัดได้ในทุกเงื่อนไขการทดลองนั้นยังคงมีค่าสูงกว่ามาตรฐานที่ 220 ppm (ที่ 6% O_2)



รูปที่ 34 องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาที่เปลี่ยนแปลงตามความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่ง

● ประสิทธิภาพการเผาไหม้

ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้ของเตาเผาไหม้ Ψ -FBC ซึ่งทำงานภายใต้เงื่อนไขการเปลี่ยนแปลงความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งนั้นพบว่าประสิทธิภาพการเผาไหม้ในทุกเงื่อนไขมีค่าสูงกว่า 99% ซึ่งมีแนวโน้มลดต่ำลงเล็กน้อยตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งจาก 99.94 เหลือ 99.87% ดังตารางที่ 7 โดยพลังงานสูญเสียหลักอยู่ในลักษณะคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ (E_{ash}) ดังสมการที่ (1) ซึ่งคาดว่าจะเป็ผลของของความเร็วแก๊สที่สูงขึ้นและอุณหภูมิภายในเตาที่ต่ำลง

ตารางที่ 7 พลังงานสูญเสียต่างๆและประสิทธิภาพการเผาไหม้

Run No.	V_1 (m/s)	Energy losses (%)		Combustion efficiency (%)
		E_{fg}	E_{ash}	E_c
1	0.5	0.02	0.04	99.94
2	0.6	0.01	0.06	99.93
3	0.7	0.04	0.08	99.87

● สรุปผลการทดลอง

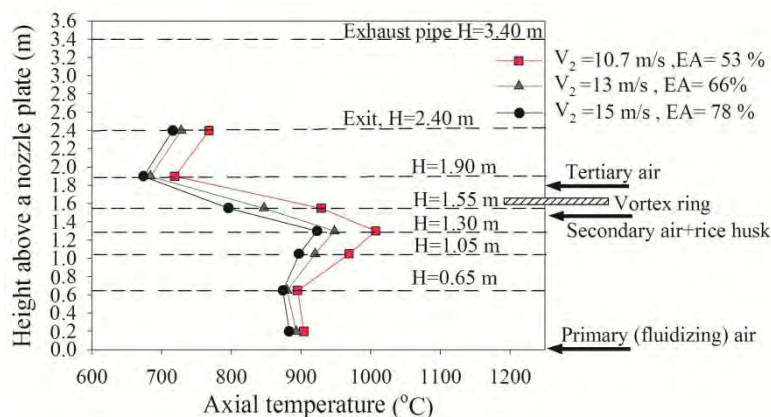
จากการศึกษาคุณลักษณะการเผาไหม้ตลอดจนสมรรถนะของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดเบด (Ψ -FBC) ซึ่งใช้ทรายเป็นเบดและใช้หัวฉีดกระจายอากาศภายใต้เงื่อนไขการเปลี่ยนแปลงความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งซึ่งเป็นอากาศส่วนที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซชัน สามารถสรุปผลได้ดังนี้

1. การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิและการลดลงของความเข้มข้นออกซิเจนอย่างรวดเร็วในช่วงระดับความสูง 0.20 ถึง 1.30 mเหนือหัวฉีดกระจายอากาศ (ใต้วงแหวนวอร์เทค) บ่งชี้ว่าการเผาไหม้หลักเกิดขึ้นในบริเวณดังกล่าว โดยการเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งนี้ส่งผลให้อุณหภูมิภายในเตาลดต่ำลง แต่ส่งผลให้ปริมาณออกซิเจนเพิ่มสูงขึ้น
2. การทำปฏิกิริยาของสารระเหยจากเชื้อเพลิงโดยเฉพาะอย่างยิ่ง NH_3 กับ O_2 ที่ตำแหน่ง 1.30 m ภายใต้อุณหภูมิสูงกว่า $900^\circ C$ เป็นสาเหตุให้ความเข้มข้นของ NO_x ที่ตำแหน่งดังกล่าวมีค่าสูงสุด
3. ปริมาณ O_2 ซึ่งวัดที่ท่อทางออกมีค่าเพิ่มขึ้นตามความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่ง โดยความเร็วอากาศที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้ปริมาณอากาศส่วนเกินและความเร็วของแก๊สภายในเตาเพิ่มขึ้นตามลำดับ ปริมาณ CO ที่ระดับความเข้มข้น O_2 6% มีค่าในช่วง 36-73 ppm ซึ่งต่ำกว่าเกณฑ์มาตรฐานในทุกเงื่อนไขการทดลอง
4. ปริมาณ NO_x ที่ท่อทางออก มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งซึ่งเป็นผลมาจากอากาศส่วนเกินที่เพิ่มขึ้น โดยมีค่าในช่วง 296 ถึง 328 ppm (ที่ 6% O_2) ซึ่งสูงกว่าค่ามาตรฐานที่ 220 ppm
5. ประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าสูงกว่า 99% โดยการเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งมีแนวโน้มทำให้ E_c มีค่าต่ำลง
6. เงื่อนไขความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งที่เหมาะสมจากการทดลองในกรณีนี้พิจารณาในแง่ของการปลดปล่อยมลพิษ (NO_x) ที่ต่ำสุด คือ ความเร็วอากาศที่ 0.5 m/s ซึ่งสอดคล้องกับอากาศส่วนเกินที่ 66.12%

2.2.2 ผลกระทบของความเร็วอากาศส่วนที่สองในการเผาไหม้แบบเดี่ยว

• การกระจายอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้

การกระจายอุณหภูมิตามระดับความสูงในแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้ Ψ -FBC ภายใต้การเปลี่ยนแปลงความเร็วอากาศส่วนที่สองในเงื่อนไขต่างๆ แสดงได้ดังรูปที่ 35 โดยพบว่าการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตาของทุกเงื่อนไขมีลักษณะที่คล้ายคลึงกัน คือ อุณหภูมิเบด (ระดับ 0.20 m) และเหนือเบด (0.65 m) มีค่าใกล้เคียงกันในช่วง $875-900^{\circ}\text{C}$ ซึ่งบ่งชี้ถึงลักษณะการเกิดการเผาไหม้แบบฟลูอิดเซชันที่ดีจนทำให้อนุภาคเบดและเชื้อเพลิงในช่วงระดับความสูงดังกล่าวเกิดการคลุกเคล้ากันเป็นอย่างดี ส่วนที่ระดับความสูงตั้งแต่ 0.65 ถึง 1.30 m นั้นพบว่าในทุกเงื่อนไขมีแนวโน้มของอุณหภูมิที่เพิ่มสูงขึ้นโดยมีค่าในช่วง $925-1020^{\circ}\text{C}$ ซึ่งแสดงให้เห็นว่าการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงโดยเฉพาะสารระเหยจากแกลบเกิดขึ้นอย่างรวดเร็วหลังจากถูกจ่ายเข้าสู่เตาเผาไหม้พร้อมกับอากาศส่วนที่สองที่ระดับความสูง 1.50 m นอกจากนี้ การเผาไหม้อย่างต่อเนื่องของแก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ซึ่งลอยมาจากเบดกับอากาศส่วนที่สองนี้เป็นอีกเหตุผลหนึ่งซึ่งส่งผลให้มีการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิดังกล่าว อย่างไรก็ตามในช่วงระดับความสูง 1.30 ถึง 1.90 m นั้นพบว่าอุณหภูมิในทุกเงื่อนไขมีแนวโน้มลดลงในช่วง $800-900^{\circ}\text{C}$ (ระดับความสูง 1.55 m) และ $675-725^{\circ}\text{C}$ (ที่ระดับ 1.90 m) ตามลำดับ ซึ่งมีสาเหตุมาจากการจ่ายอากาศส่วนที่สอง (สัดส่วนมวล 0.42-0.50) และอากาศส่วนที่สาม (สัดส่วนของ 0.10-0.12) ซึ่งทำให้เกิดการผสมกับแก๊สเผาไหม้ที่ไหลมาจากด้านล่างแล้วทำให้อุณหภูมิต่ำลง ทั้งนี้จะเห็นได้ว่าอุณหภูมิในช่วงความสูงดังกล่าวมีค่าต่ำลงตามความเร็วอากาศส่วนที่สองที่เพิ่มขึ้นสำหรับในช่วงระดับความสูง 2.0-2.4 m พบว่า อุณหภูมิในทุกเงื่อนไขมีค่าเพิ่มขึ้น เนื่องจากยังคงมีการเผาไหม้แก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์จำพวก CO ในช่วงดังกล่าว ซึ่งสอดคล้องกับการลดลงของปริมาณออกซิเจน และ CO ในช่วงเดียวกันนี้ (ดังรูปที่ 36 และ 37 ตามลำดับ)

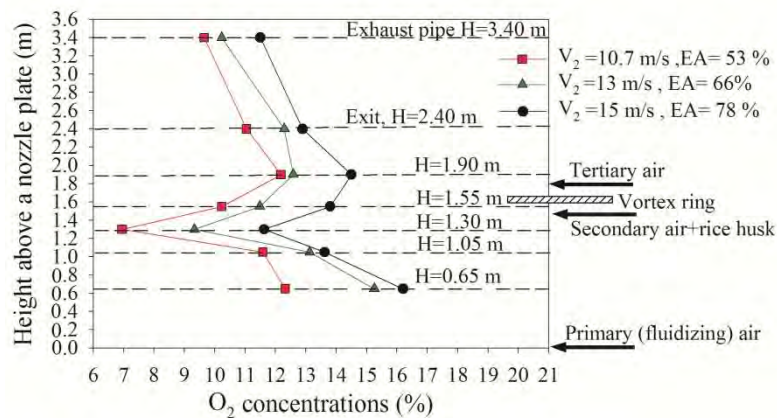


รูปที่ 35 การกระจายอุณหภูมิแนวกึ่งกลางตามระดับความสูง

• การกระจายตัวของแก๊สภายในเตาตามระดับความสูง

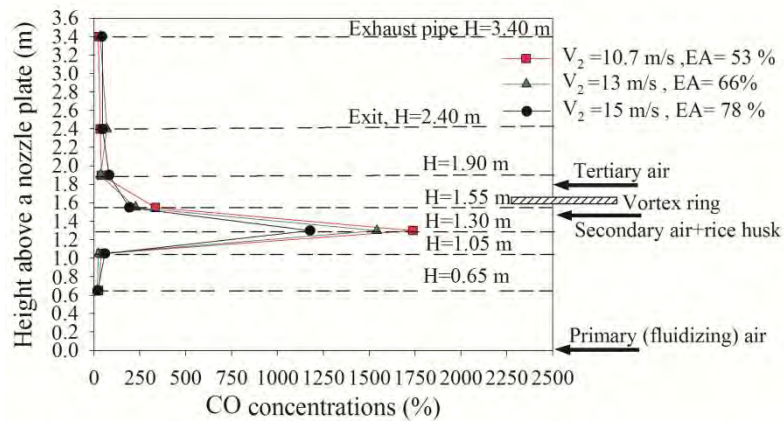
พฤติกรรมของการเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในเตา Ψ -FBC นั้นอาจสามารถพิจารณาได้จากการกระจายตัวของแก๊สเผาไหม้ตามระดับความสูง ดังรูปที่ 36-38 โดยการกระจายตัวของออกซิเจนดังรูปที่ 36

แสดงให้เห็นค่าในช่วงความสูงตั้งแต่ 0.65 m เหนือแผ่นกระจายอากาศความเข้มข้นของ O_2 ลดลงอย่างรวดเร็วจากประมาณ 12.3-16.2% เหลือเพียง 6.95-11.62% ที่ระดับความสูง 1.30 m ซึ่งบ่งชี้ถึงการเผาไหม้อย่างต่อเนื่องของเชื้อเพลิงในบริเวณดังกล่าว หลังจากนั้น O_2 ที่ระดับความสูง 1.55 และ 1.90 m มีค่าเพิ่มขึ้นโดยมีค่าในช่วง 12-15% (ที่ระดับความสูง 1.90 m) เนื่องจากการจ่ายอากาศส่วนที่สองและสามซึ่งมีสัดส่วนรวมกันมากถึง 53-60% เข้ามาในบริเวณดังกล่าว อย่างไรก็ตามที่ระดับความสูงในช่วง 2.40 m (คอเตา) จนถึงจุดวัดแก๊สไอเสียทางออก (3.40 m) พบว่า O_2 มีแนวโน้มลดลงเหลือ 9.65-11.5% ซึ่งแสดงให้เห็นถึงการเผาไหม้ที่ยังเกิดขึ้นต่อเนื่องของแก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ จำพวก CO ในช่วงระดับความสูงดังกล่าว นอกจากนี้ยังพบว่าการเพิ่มความเร็วของอากาศส่วนที่สองนั้น ส่งผลให้ความเข้มข้นของ O_2 ที่ระดับความสูงต่างๆ สูงขึ้น

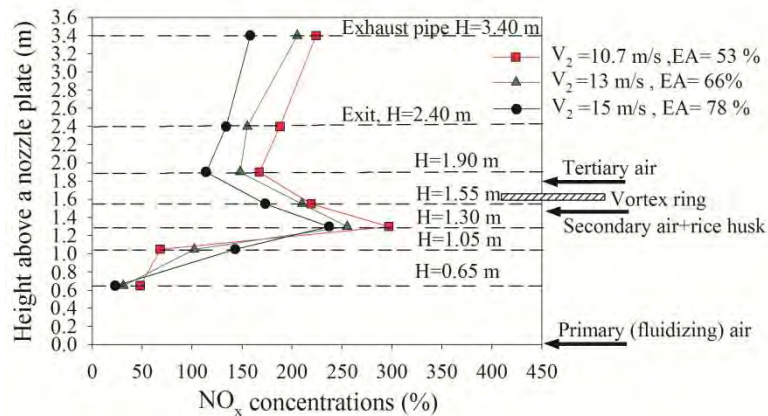


รูปที่ 36 การกระจายตัวของ O_2 แนวกึ่งกลางเตาตามระดับความสูง

รูปที่ 37 แสดงความเข้มข้นของแก๊ส CO ตามระดับความสูงของเตาโดยพบว่าที่ระดับความสูงตั้งแต่แผ่นกระจายอากาศจนถึงระดับ 1.05 m นั้น ความเข้มข้นของ CO มีค่าต่ำในช่วง 23-60 ppm ส่วนที่ระดับความสูง 1.30 m นั้น พบว่าความเข้มข้นของ CO มีค่าเพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัด เนื่องจากในบริเวณดังกล่าวมีการเผาไหม้เชื้อเพลิงอย่างรุนแรง โดยสังเกตได้จากอุณหภูมิที่สูง (ดังรูปที่ 3) และการลดต่ำลงของปริมาณ O_2 ในบริเวณดังกล่าว (4(ก)) ซึ่งทำให้ปริมาณ O_2 ที่เหลืออยู่อาจไม่สามารถทำปฏิกิริยาการเผาไหม้กับเชื้อเพลิงได้อย่างสมบูรณ์อันเนื่องจากระยะเวลาที่อาจสั้นเกินไป อย่างไรก็ตามหลังจากตำแหน่ง 1.30 m จนถึง 1.90 m ความเข้มข้นของ CO มีค่าลดลงซึ่งเป็นของการจ่ายอากาศส่วนที่สองและสามเข้าสู่เตาเผาไหม้ในลักษณะหมุนวนแล้วทำให้เกิดการคลุกเคล้าภายในเตาดีขึ้น และส่งผลให้เกิดการเผาไหม้ CO อย่างสมบูรณ์ นอกจากนี้เป็นที่น่าสังเกตว่า CO ซึ่งมีความเข้มข้นสูงที่ระดับ 1.30 m นั้น ไม่แพร่กระจายขึ้นไปตามความสูงของเตาเผาไหม้ การกีดขวางการไหลของของเสียโดยวงแหวนวอร์เทคเป็นต้นเหตุของปรากฏการณ์ดังกล่าว [3,11-12] การเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่สองไม่ค่อยส่งผลต่อลักษณะการกระจายตัวของ CO หากแต่เฉพาะที่ระดับความสูง 1.30 m เท่านั้น



รูปที่ 37 การกระจายตัวของ CO แนวกึ่งกลางเตาตามระดับความสูง



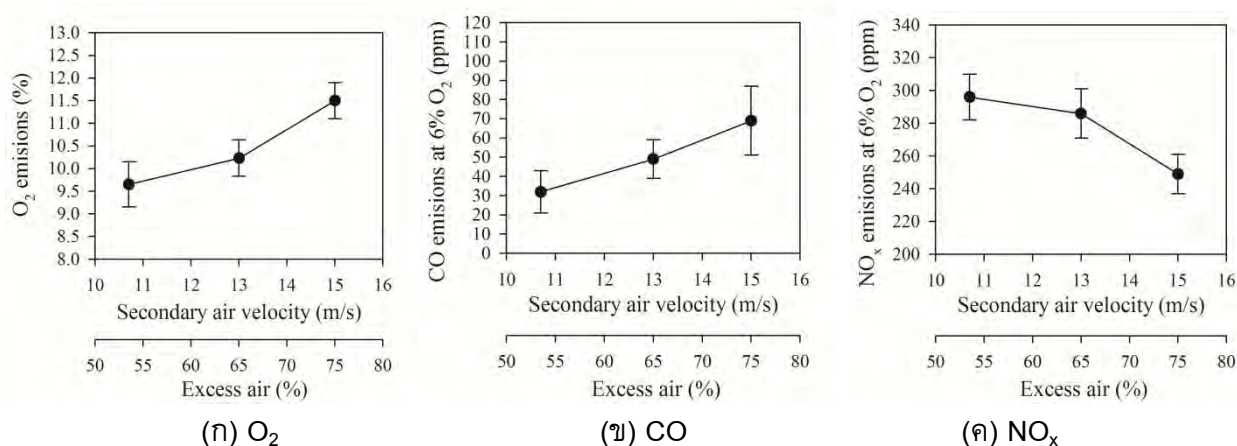
รูปที่ 38 การกระจายตัวของ NO_x แนวกึ่งกลางเตาตามระดับความสูง

การกระจายตัวของ NO_x ตามความสูงของเตา Ψ -FBC แสดงดังรูป 38 โดยพบว่า NO_x มีความเข้มข้นต่ำที่ระดับความสูง 0.65 m ในช่วง 23-48 ppm และเพิ่มขึ้นตามระดับความสูงจะมีค่าสูงสุดที่ระดับความสูง 1.30m ในช่วง 237-290 ppm ซึ่งการทำปฏิกิริยาของสารระเหยจากเชื้อเพลิงแกลบในรูป NH₃ ภายใต้อุณหภูมิที่ค่อนข้างสูง (900-1000 °C) ตามปฏิกิริยาเคมีคือ $\text{NH}_3 + \text{O}_2 + \text{OH} \rightarrow \text{NH}_2 + \text{O}_2 + \text{OH} + \text{O} \rightarrow \text{NO}$ น่าจะเป็นต้นเหตุของความเข้มข้นสูงดังกล่าว ส่วนในช่วงความสูง 1.30-1.90 m พบว่า NO_x มีแนวโน้มลดต่ำลงซึ่งคาดว่าเป็นการทำปฏิกิริยาของ O₂ ที่มีอยู่ในบริเวณดังกล่าวกับ NH₃ โดยมีค่าในช่วง 114-167 ppm หลังจากระดับความสูง 1.9 m จนถึงท่อทางออก (3.40 m) ความเข้มข้นของ NO_x ที่เพิ่มขึ้นนั้นเป็นผลของปริมาณ O₂ ที่ลดต่ำลง (ดังรูป 36)

- องค์ประกอบของแก๊สเสียที่ทางออก

ผลกระทบของความเร็วก๊าซส่วนที่สองที่มีต่อแก๊สมลพิษที่ทางออกเตาเผาไหม้ VFBC แสดงได้ดังรูปที่ 39 โดยพบว่าการเพิ่มความเร็วก๊าซส่วนนี้ส่งผลให้ปริมาณ O₂ เพิ่มขึ้นจาก 9.65 เป็น 11.5 % ดังรูปที่ 39(ก) ซึ่งเป็นผลมาจากปริมาณอากาศส่วนที่เกินที่เพิ่มขึ้นจาก 53 เป็น 78% ส่วนปริมาณ CO นั้นพบว่ามี

ค่าเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วอากาศส่วนที่สอง ดังรูปที่ 39(ข) โดยมีค่าในช่วง 32-69 ppm (ที่ 6% O_2) ซึ่งต่ำกว่ามาตรฐานที่ 740 ppm ในทุกเงื่อนไขการทดลอง การเพิ่มขึ้นของปริมาณ CO นี้เป็นผลมาจากความเร็วแก๊สภายในเตาที่เพิ่มขึ้นจึงทำให้ระยะเวลาการเผาไหม้แก๊ส CO ภายในเตาลดลง และการลดต่ำลงของอุณหภูมิภายในเตาเป็นอีกเหตุผลหนึ่งที่เกี่ยวข้อง สำหรับการเปลี่ยนแปลงปริมาณออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ตามความเร็วอากาศส่วนที่สองดังรูปที่ 39(ค) นั้นพบว่ามีค่าลดต่ำลงจาก 296 เหลือ 249 ppm (ที่ 6% O_2) โดยการลดลงของ NO_x นี้สอดคล้องกับอุณหภูมิภายในเตาที่ต่ำลง ซึ่งแสดงให้เห็นผลกระทบที่เห็นได้ชัดเจนนของอุณหภูมิเผาไหม้ต่อการเกิด NO_x [12] อย่างไรก็ตามปริมาณ NO_x ที่วัดได้ในทุกเงื่อนไขการทดลองนั้นยังคงมีค่าสูงกว่ามาตรฐานที่ 220 ppm (ที่ 6% O_2)



รูปที่ 39 องค์ประกอบแก๊สเสียที่ทางออกเตาที่เปลี่ยนแปลงตามความเร็วอากาศส่วนที่สอง

● ประสิทธิภาพการเผาไหม้

ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้ของเตาเผาไหม้ VFBC ซึ่งทำงานภายใต้เงื่อนไขการเปลี่ยนแปลงความเร็วอากาศส่วนที่สองนั้นพบว่าประสิทธิภาพการเผาไหม้ในทุกเงื่อนไขมีค่าสูงกว่า 99% ซึ่งมีแนวโน้มลดต่ำลงเล็กน้อยตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วอากาศส่วนที่สองจาก 99.94 เหลือ 99.85% ดังตารางที่ 8 โดยพลังงานสูญเสียหลักอยู่ในลักษณะคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ ซึ่งคาดว่าเป็นผลของความเร็วแก๊สที่สูงขึ้นและอุณหภูมิภายในเตาที่ต่ำลง

ตารางที่ 8 พลังงานสูญเสียต่างๆ และประสิทธิภาพการเผาไหม้

Run no.	V_2 (m/s)	Energy losses (%)		Combustion efficiency (%)
		E_{fg}	E_{ash}	E_c
1	10.7	0.02	0.04	99.94
2	13	0.03	0.07	99.90
3	15	0.05	0.10	99.85

● สรุปผลการทดลอง

จากการศึกษาคุณลักษณะการเผาไหม้ตลอดจนสมรรถนะของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธด์เบด (Ψ -FBC) ซึ่งใช้ทรายเป็นเบดและใช้หัวฉีดกระจายอากาศ ภายใต้เงื่อนไขการเปลี่ยนแปลงความเร็วอากาศส่วนที่สองซึ่งเป็นอากาศส่วนที่นำเชื้อเพลิงกลับเข้าสู่เตาแบบหมุนวน สามารถสรุปผลได้ดังนี้

1. การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิและการลดลงของความเข้มข้นออกซิเจนอย่างรวดเร็วในช่วงระดับความสูง 0.20 ถึง 1.30 m เหนือหัวฉีดกระจายอากาศ (ไต้วแหวนวอร์เทค) บ่งชี้ว่าการเผาไหม้หลักเกิดขึ้นในบริเวณดังกล่าว โดยการเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่สองนี้ส่งผลให้อุณหภูมิภายในเตาลดต่ำลงแต่ส่งผลให้ปริมาณออกซิเจนเพิ่มสูงขึ้น

2. การทำปฏิกิริยาของสารระเหยจากเชื้อเพลิงโดยเฉพาะอย่างยิ่ง NH_3 กับ O_2 ที่ตำแหน่ง 1.30 m ภายใต้อุณหภูมิสูงกว่า 900°C เป็นสาเหตุให้ความเข้มข้นของ NO_x ที่ตำแหน่งดังกล่าวมีค่าสูงสุด

3. ปริมาณ O_2 และ CO ซึ่งวัดที่ท่อทางออกมีค่าเพิ่มขึ้นตามความเร็วอากาศส่วนที่สอง โดยความเร็วอากาศที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้ปริมาณอากาศส่วนเกินและความเร็วของแก๊สภายในเตาเพิ่มขึ้นตามลำดับ ปริมาณ CO ที่ระดับความเข้มข้น O_2 6% มีค่าในช่วง 32-69 ppm ซึ่งต่ำกว่าเกณฑ์มาตรฐานในทุกเงื่อนไขการทดลอง

4. ปริมาณ NO_x ที่ท่อทางออก มีแนวโน้มลดลงตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วอากาศส่วนที่สองซึ่งเป็นผลมาจากอุณหภูมิภายในเตาที่ลดลง โดยมีค่าในช่วง 249 ถึง 296 ppm (ที่ 6% O_2) ซึ่งสูงกว่าค่ามาตรฐานที่ 220 ppm

5. ประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าสูงกว่า 99% โดยการเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่สองมีแนวโน้มทำให้ E_c มีค่าต่ำลง

6. เงื่อนไขความเร็วอากาศส่วนที่สองที่เหมาะสมจากการทดลองในกรณีที่พิจารณาในแง่ของการปลดปล่อยมลพิษ (NO_x) ที่ต่ำสุด คือ ความเร็วอากาศที่ 15 m/s ซึ่งสอดคล้องกับอากาศส่วนเกินที่ 78%

3. เตาเผาไหม้ฟลูอิดไธด์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed Combustor; CFBC)

เตาเผาไหม้ฟลูอิดไธด์เบดแบบหมุนเวียนที่ใช้ในการศึกษานี้ได้ถูกก่อสร้างขึ้นมาใหม่โดยมีพิกัดประมาณ 50 kW_{th} ดังรูปที่ 40 ลักษณะของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธด์เบดแบบหมุนเวียนซึ่งประกอบไปด้วย ท่อไรเซอร์มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 150 mm สูง 6 m ท่อดาวนคัมเมอร์มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 100 mm ไรเซอร์และดาวนคัมเมอร์ถูกเชื่อมต่อกันทางด้านบนด้วยไซโคลนดักจับอนุภาคและลักษณะท่อป้อนกลับเป็นแบบ L-valve และมีตำแหน่งท่อเติมอากาศ (Aeration tap) สูงจากจุดศูนย์กลางท่อป้อนกลับ 1 เท่าของเส้นผ่านศูนย์กลางของท่อป้อนกลับ แผ่นกระจายอากาศ (Distributor) เป็นแบบหัวฉีดจำนวน 6 หัว ดังรูปที่ 41

ในการศึกษาในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธด์เบดแบบหมุนเวียนนี้ได้แบ่งออกเป็นสองส่วนคือการศึกษาไฮโดรไดนามิกส์ของอนุภาคในเตาขณะยังไม่ทำการเผาไหม้ และการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลเบื้องต้น โดยการทดลองและผลการศึกษา มีดังนี้

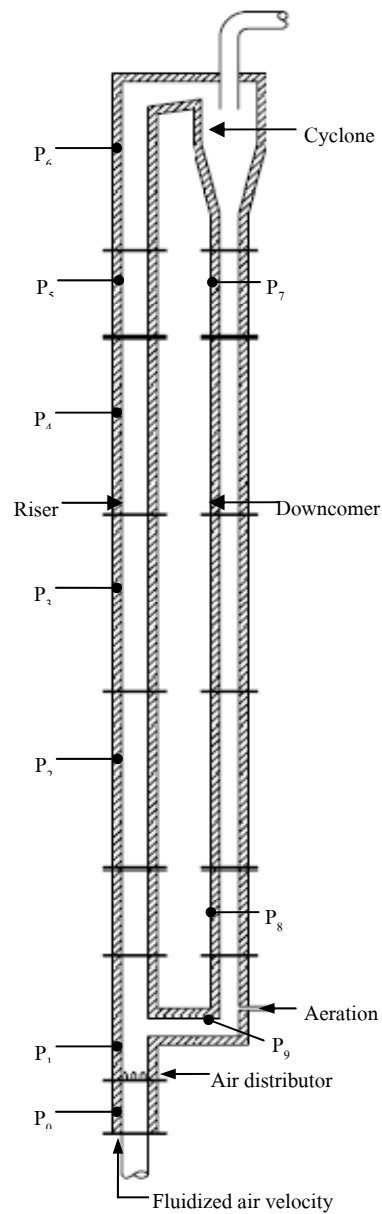


รูปที่ 40 เตาเผาไหม้ฟลูอิดไธด์เบดแบบหมุนเวียนขนาดพิกัด 50 kW_{th} ที่ก่อสร้างขึ้นสำหรับทดลอง

3.1 การศึกษาไฮโดรไดนามิกส์ของอนุภาคในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธด์เบดแบบหมุนเวียน

การศึกษาไฮโดรไดนามิกส์ภายในเตานั้น ทำโดยการวัดความดัน ณ ตำแหน่งต่างๆ ทั้งหมด 10 จุด (P_0 ถึง P_9 ดังรูปที่ 41) การวัดความเร็วและปริมาณอากาศที่จ่ายให้ด้านโรเตอร์และด้าน L-valve ใช้เวนจูรีซึ่งได้ทำการสอบเทียบแล้วร่วมกับเซนเซอร์วัดความดันแตกต่างซึ่งมีความคลาดเคลื่อน $\pm 3\%$ ของย่านการวัด เป็นอุปกรณ์ในการวัดความเร็วและอัตราการไหลของอากาศ การวัดความดัน ณ ตำแหน่งต่างๆ ได้ใช้มานอมิเตอร์นำในการวัดความดันเทียบกับความดันบรรยากาศ

หลักการทำงานของ CFBC อากาศจะถูกป้อนเข้าสู่ด้านโรเตอร์ผ่านตัวกระจายอากาศแบบหัวฉีดด้วยความเร็วฟลูอิดไธด์เซชันตามเงื่อนไขต่างๆ เพื่อให้อนุภาคเบดมีการเคลื่อนตัวจากด้านล่างจนออกจากโรเตอร์เข้าไซโคลนดักจับอนุภาค อนุภาคเบดจะตกลงสู่ด้านล่างดาวน์คัมเมอร์ ซึ่งด้านล่างของดาวน์คัมเมอร์จะเป็นท่อป้อนกลับแบบ L-valve และในบริเวณนี้จะมีการเติมอากาศด้วยอัตราการไหลตามเงื่อนไขที่กำหนด ทำให้อนุภาคเบดที่อยู่ด้านล่างดาวน์คัมเมอร์ถูกป้อนกลับเข้าสู่ด้านโรเตอร์อีกครั้งหนึ่ง สำหรับเงื่อนไขการทดลองแสดงดังตารางที่ 9



รูปที่ 41 ลักษณะของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธเซเบดแบบหมุนเวียนและตำแหน่งการวัดความดันในการทดลอง

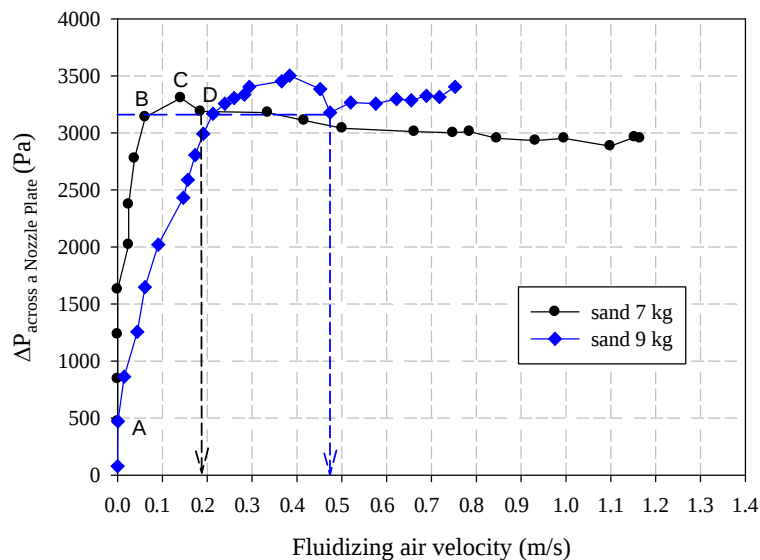
ตารางที่ 9 เงื่อนไขการทดลองการศึกษาไฮโดรไดนามิกส์ของอนุภาคในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธเซเบดแบบหมุนเวียน

ตัวแปร	กรณีไม่มี การเวียนกลับ	กรณีเกิด การเวียนกลับ
ปริมาณเบดทราย (kg)	7, 9	20
ขนาดของอนุภาคเบด (μm)	300, 500	300
ความเร็วฟลูอิดไธเซชัน (m/s)	U_{mf} , 2.5	3.5
ปริมาณอากาศด้าน L-valve (l/min)	—	200

ทั้งนี้ ในการศึกษาไฮโดรไดนามิกส์ได้แบ่งการทดลองแบ่งออกเป็นสองตอน คือ 1) คุณลักษณะฟลูอิดเซชันภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธด์เบดแบบหมุนเวียน และ 2) อิทธิพลของขนาดอนุภาคเบดต่อการกระจายความดันภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธด์เบดแบบหมุนเวียน โดยผลการทดลองแสดงดังนี้

3.1.1 คุณลักษณะการเกิดฟลูอิดเซชันภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธด์เบดแบบหมุนเวียน

อิทธิพลของน้ำหนักเบดและขนาดของอนุภาคเบดที่ส่งผลต่อลักษณะการเกิดฟลูอิดเซชันได้แสดงในรูปที่ 42 และ 43 โดยในการทดลองช่วงแรก (รูปที่ 42) เป็นการศึกษาถึงผลของน้ำหนักเบดทราย โดยได้ใช้ทรายขนาด 300 μm ที่น้ำหนักเบดทราย 7 kg และ 9 kg และการทดลองถัดมา (รูปที่ 43) เป็นการศึกษาถึงผลของอนุภาคเบด โดยใช้ทรายน้ำหนัก 7 kg ที่ขนาดเบดทราย 300 และ 500 μm ตามลำดับ อย่างไรก็ตามในการทดลองส่วนนี้จะพิจารณาเพียงช่วงการเริ่มเกิด ฟลูอิดเซชันเท่านั้น

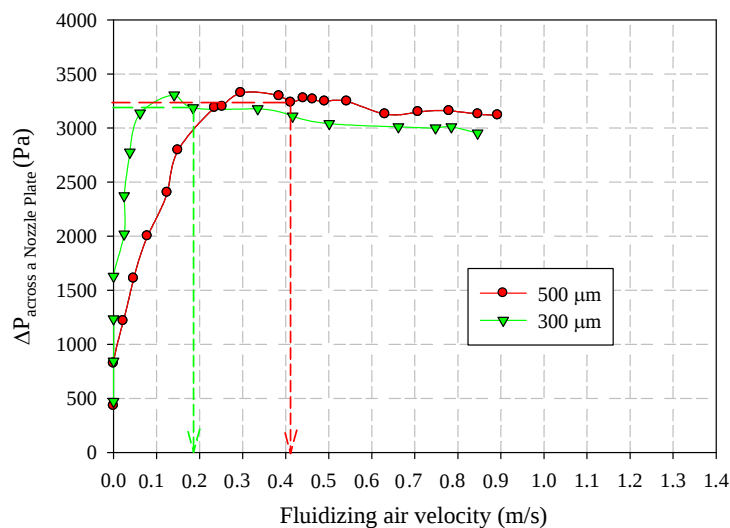


รูปที่ 42 คุณลักษณะของการเกิดฟลูอิดเซชันภายในโรเตอร์ โดยใช้ทรายขนาด 300 μm ที่น้ำหนักทราย 7 และ 9 kg

การหาความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดเซชันจากการทดลองนั้น สามารถทำได้ โดยการแบ่งช่วงผลการทดลองดังนี้ ในช่วงเส้นกราฟ A-B เป็นช่วงเบดนิ่ง (fixed bed) ซึ่งเป็นช่วงที่อนุภาคเบดไม่มีการขยับตัวเนื่องจากความเร็วของอากาศและความดันตกคร่อมเบดในช่วงนี้ยังไม่สามารถยกอนุภาคเบดขึ้นได้ และเมื่อเพิ่มความเร็วของอากาศจนกระทั่งเส้นกราฟจนถึงจุด C อนุภาคเบดเริ่มมีการขยับตัวเนื่องจากความเร็วอากาศที่จ่ายเข้าป้อนทำให้เกิดความดันตกคร่อมเบดที่มีค่ามากที่สุด แต่ก็ยังไม่มากพอที่จะทำให้เกิดเป็นฟลูอิดเซชันได้ เมื่อเพิ่มความเร็วอากาศจนถึงจุด D ค่าความเร็วอากาศนี้เป็นความเร็วที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน ที่ความเร็วอากาศ ณ จุดนี้มีความดันตกคร่อมเบดลดลงจากจุดที่มีความดันสูงสุด (จุด C) เล็กน้อยเนื่องจากอนุภาคเบดเกิดการขยายตัวทำให้ระยะห่างระหว่างอนุภาคมีระยะห่างกันมากขึ้นทำให้อากาศสามารถไหลผ่านเบดได้มากขึ้น จึงทำให้ความดันตกคร่อมเบดมีค่าลดลงจากจุดที่มีความดันสูงสุด จึงเลือกความเร็วของอากาศ ณ จุดนี้เป็นความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน

รูปที่ 42 แสดงให้เห็นว่าที่น้ำหนักเบตทราย 7 kg จะมีค่าความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดาเซชันเท่ากับ 0.18 m/s ส่วนที่น้ำหนักเบตทราย 9 kg ความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดาเซชันมีค่าเท่ากับ 0.46 m/s ซึ่งจากการทดลองหาความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดาเซชันของทั้งสองเงื่อนไขนี้ พบว่าเมื่อน้ำหนักเบตเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้ความเร็วที่ก่อให้เกิดฟลูอิดาเซชันเพิ่มตามไปด้วย เนื่องจากเมื่อน้ำหนักเบตเพิ่มขึ้นจำเป็นต้องใช้แรงจุดจากอากาศที่จ่ายด้านล่างเพื่อยกเบตเพิ่มขึ้น โดยแรงที่ไชยกเบตจะเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มปริมาณเบตทรายนั่นสอดคล้องกับการเพิ่มขึ้นของความดันตกคร่อมเบตในกรณีนี้น้ำหนักเบต 9 kg

รูปที่ 43 เป็นการทดลองหาความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดาเซชันของขนาดเบตทราย 300 μm และ 500 μm โดยใช้ปริมาณเบตทราย 7 kg ซึ่งพบว่าความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดาเซชันของทรายขนาด 300 μm และ 500 μm มีค่าเท่ากับ 0.18 และ 0.42 m/s ตามลำดับ โดยพบว่าการใช้อนุภาคเบตขนาดใหญ่จะส่งผลให้ความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดาเซชันเพิ่มขึ้น เพราะว่าน้ำหนักของอนุภาคเบตจะเพิ่มขึ้นตามขนาดของอนุภาคเบต ดังนั้นเมื่อน้ำหนักของอนุภาคเบตเพิ่มขึ้นจำเป็นต้องใช้แรงจุดมากขึ้นตามไปด้วย

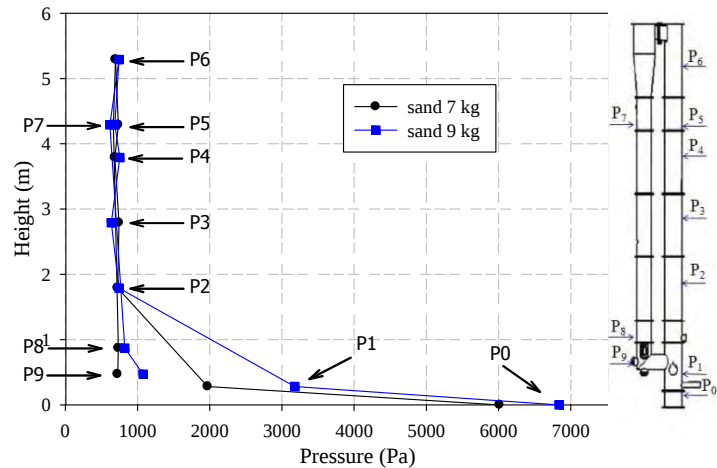


รูปที่ 43 คุณสมบัติของการเกิดฟลูอิดาเซชันภายในโรเตอร์ โดยใช้ทรายขนาด 300 และ 500 μm ที่น้ำหนักทราย 7 kg

3.1.2 อิทธิพลของปริมาณอนุภาคเบตต่อการกระจายความดันภายในเตา

● กรณียังไม่เกิดการเวียนกลับของอนุภาคเบต

ในการทดลองนี้แสดงในรูปที่ 44 และ 45 ซึ่งเป็นการศึกษาผลของน้ำหนักเบตที่ส่งผลต่อการกระจายความดันภายในท่อเตาเผาไหม้ฟลูอิดาเซชันแบบหมุนเวียน โดยใช้ทรายขนาด 300 μm เป็นเบตที่น้ำหนัก 7 kg และ 9 kg ส่วนความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดาเซชันมีค่าเท่ากับ 2.5 m/s ซึ่งเป็นความเร็วที่ทำให้ทรายเริ่มหลุดลอยออกจากท่อโรเตอร์เท่านั้น แต่ยังไม่มีการเวียนกลับของอนุภาคเบตไปยังท่อดาวน์คัมเมอร์ โดยในด้านดาวน์คัมเมอร์มีปริมาณทรายอยู่ 11 kg เพื่อทำหน้าที่เป็นวาล์วป้องกันอากาศไหลจากด้านโรเตอร์มายังด้านดาวน์คัมเมอร์ผ่านทาง L-valve และไม่มีการจ่ายอากาศเข้า L-valve



รูปที่ 44 การเปลี่ยนแปลงความดันภายในเตา CFBC ที่ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน 2.5 m/s

รูปที่ 44 เป็นการทดลองหาความดันที่เกิดขึ้นภายใน CFBC ของทรายขนาด 300 μm ที่น้ำหนักเบต 7 kg และ 9 kg แสดงให้เห็นว่า เมื่อน้ำหนักเบตเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้ความดันในท่อไรเซอร์ช่วงระดับความสูง 0-1.8 m (ความสูงเริ่มจากแผ่นกระจายอากาศ) เพิ่มขึ้น เมื่อพิจารณาในช่วงระดับความสูง 1.8-5.3 m พบว่าความดันที่เกิดขึ้นของทั้งสองกรณีไม่แตกต่างกันมากนัก

จากผลของความดันที่ได้จากการทดลองนี้สาเหตุที่ทำให้ช่วงความสูง 0 – 1.8 m มีความดันสูงกว่าช่วงอื่นนั้นเป็นเพราะว่า ในช่วงความสูงนี้มีปริมาณเบตอยู่อย่างหนาแน่น ส่วนในช่วงความสูง 1.8-5.3 m มีความดันต่ำกว่าในช่วงความสูง 0-1.8 m เพราะว่ามี การกระจายตัวของอนุภาคแบบเบาบางตลอดความสูง ในช่วงนี้ หากสังเกตความดันทางด้านไรเซอร์และดาวน์คัมเมอร์ (P2 เป็นต้นไป) พบว่าความดันของทั้งสองด้านนี้มีความดันที่ใกล้เคียงกันมาก เป็นไปได้ว่าสาเหตุที่ทำให้ความดันของทั้งสองด้านมีค่าใกล้เคียงกันเนื่องมาจากในการทดลองนี้ไม่มีการเวียนกลับของอนุภาคเบตความดันที่เกิดขึ้นในดาวน์คัมเมอร์เป็นผลจากการกระจายความดันจากด้านไรเซอร์เท่านั้น

หากนำผลของการกระจายความดันภายใน CFBC ณ ตำแหน่งต่างๆ จากรูปที่ 44 ไปคำนวณหาสัดส่วนช่องว่างตามสมการที่ (6) จะสามารถแสดงถึงการกระจายตัวของสัดส่วนช่องว่างได้ดังรูปที่ 45

$$\varepsilon = 1 - \frac{\Delta P}{\Delta L g \rho_s} \quad (6)$$

โดย

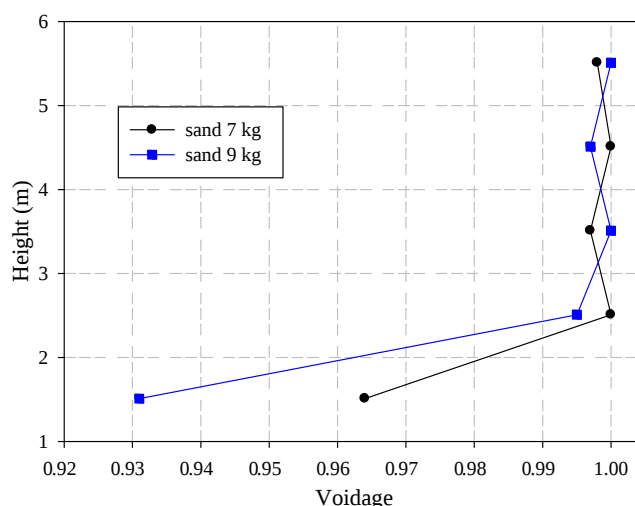
ε = สัดส่วนช่องว่าง (-)

ΔP = ผลต่างความดันของอากาศของสองตำแหน่งติดกัน (Pa)

ΔL = ระยะห่างระหว่างจุดวัดความดันอากาศสองตำแหน่งติดกัน (m)

ρ_s = ความหนาแน่นของของแข็ง (kg/m^3)

g = แรงโน้มถ่วงของโลกมีค่าเท่ากับ 9.81 m/s^2



รูปที่ 45 สัดส่วนช่องว่างภายในโรเตอร์ที่ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน 2.5 m/s

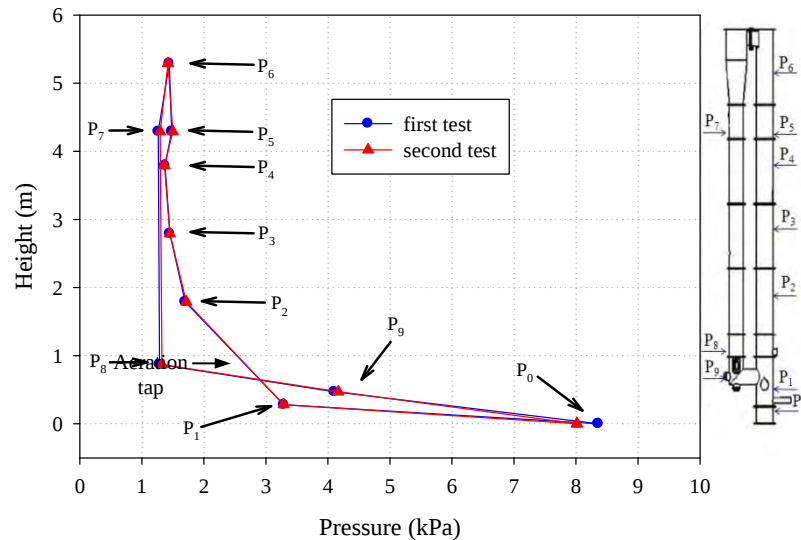
รูปที่ 45 พบว่าในช่วงระดับความสูง 0-1.8 m มีสัดส่วนช่องว่างมีค่าอยู่ในช่วง 0.93-0.96 ซึ่งน้อยกว่าสัดส่วนช่องว่างในช่วงระดับความสูง 1.8-5.3 m แสดงว่าในช่วงระดับความสูง 0-1.8 m มีปริมาณเบตอยู่อย่างหนาแน่น และในช่วงความสูงต่อจากนี้ไปจนถึงทางออกของโรเตอร์มีสัดส่วนช่องว่างมากจนดูเหมือนว่ามีอนุภาคเบตอยู่เบาบางมาก เนื่องจากความเร็วที่ใช้ในการทดลองเป็นเพียงความเร็วที่ทำให้ทรายเริ่มหลุดลอยเท่านั้น จึงทำให้อนุภาคเบตถูกส่งขึ้นไปด้านบนของเตาไม่มากนัก เป็นผลให้ความดันระหว่างจุดวัดแต่ละจุด (รูปที่ 7) ต่างกันเล็กน้อยทำให้ผลของสัดส่วนช่องว่างที่เกิดขึ้นมีค่าเท่าใกล้ 1

● กรณีเกิดการเวียนกลับของอนุภาคเบต

การทดลองในหัวข้อที่ผ่านมาเป็นกรณีไม่มีการเวียนกลับของอนุภาค เนื่องจากการใช้ความเร็วที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน ต่ำเพียง 2.5 m/s สำหรับในหัวข้อนี้ได้นำเสนอผลการทดลองที่ทำการปรับเงื่อนไขให้เกิดการเวียนกลับของอนุภาคเบตดังนี้คือ น้ำหนักเบตทราย 20 kg (เนื่องจากระบบมีการเวียนกลับของอนุภาคเบต จึงมีอนุภาคเบตทรายกระจายอยู่ทั้งด้านโรเตอร์และดาวนั้คัมเมอร์) เติมอากาศที่แอลวาล์ว (L-valve) ด้วยอัตราการไหลเท่ากับ 200 l/min ส่วนความเร็วอากาศใต้แผ่นกระจายอากาศมีค่าเท่ากับ 3.5 m/s ซึ่งเป็นความเร็วฟาสท์ ฟลูอิดเซชัน (Fast Fluidization)

การทดลองจะพิจารณาถึงการกระจายความดันภายในและสัดส่วนช่องว่างภายในเตา CFBC ที่เกิดขึ้นจากการทดลองทำซ้ำ 2 ครั้งในแต่ละกรณี โดยผลการทดลองแสดงได้ดังรูปที่ 46 และ 47

จากรูปที่ 46 แสดงให้เห็นได้ว่าการกระจายตัวของความดันภายในท่อโรเตอร์ตั้งแต่แผ่นกระจายอากาศ (P0) เป็นจุดวัดความดันที่มีความดันสูงสุด และความดันจะลดลงจนถึงจุดวัดความดัน P2 (ความสูงจากแผ่นกระจายอากาศ 1.8 m) และที่จุดวัดความดัน P3 (ความสูงจากแผ่นกระจายอากาศ 2.8 m) มีความดันเพิ่มขึ้นเล็กน้อย

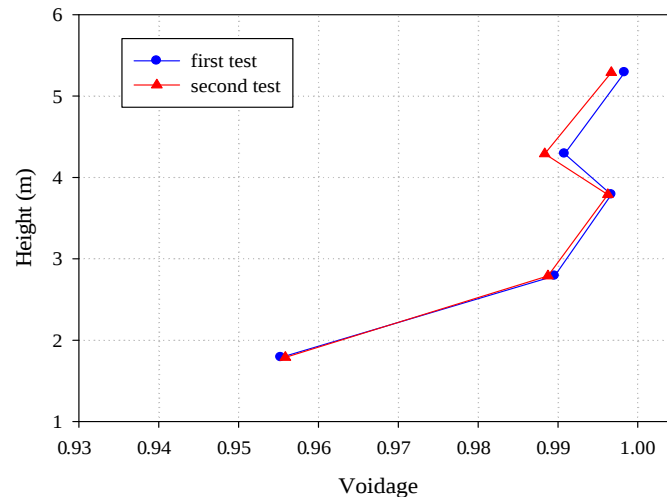


รูปที่ 46 การเปลี่ยนแปลงความดันภายใน CFBC ที่ความเร็วอากาศ 8 m/s, ทราย 20 kg, ปริมาณอากาศ L-valve 200 l/min

จากผลการทดลองนี้ในช่วงจุดวัดความดัน P8-P9 มีลักษณะของความดันที่เพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว เนื่องจาก ระหว่างจุดวัดความดัน P8 – P9 มีตำแหน่งของช่องเติมอากาศอยู่ โดยอัตราการไหลของอากาศมีค่าเท่ากับ 200 l/min หากพิจารณาความดันที่จุด P9 และ P1 (ความดันตกคร่อม L-valve) จะเห็นได้ว่าที่จุด P9 จะมีความดันสูงกว่าจุด P1 ซึ่งเป็นผลทำให้อนุภาคเบดที่อยู่ในด้าน ดาวน์คัมเมอร์ เคลื่อนตัวผ่าน L-valve กับเข้าสู่ด้านท่อไรเซอร์ได้ ซึ่งสอดคล้องกับผลการทดลองก่อนหน้านี้ (รูปที่ 44) ที่จุดวัดเดียวกัน ลักษณะของความดันตกคร่อม L-valve ที่จุด P9 จะมีความดันน้อยกว่าจุด P1 เพราะที่ L-valve ไม่มีการเติมอากาศเข้ามาจึงทำให้ความดันที่จุดวัด P9 มีค่าความดันน้อยกว่าจุดวัดความดัน P1 เป็นผลทำให้อนุภาคเบดด้านดาวน์คัมเมอร์ไม่สามารถเคลื่อนตัวกลับสู่ด้านไรเซอร์ได้

จากลักษณะของความดันตกคร่อม L-valve และความดันภายในเตาที่ต่างกันของด้านไรเซอร์และดาวน์คัมเมอร์ ที่เกิดจากการทดลอง ทำให้ทราบว่าได้อนุภาคเบดทรายถูกป้อนกลับเข้าสู่ด้านไรเซอร์โดยอาศัยความดันแตกต่างของความดันระหว่างจุด P9 และ P1 นอกจากนี้ลักษณะการกระจายความดันภายในเตา CFBC พบว่ามีลักษณะคล้ายคลึงกับวงจรความดันของ Basu P., และ Fraser S.A., 1991

รูปที่ 47 เป็นผลการคำนวณหาสัดส่วนช่องว่างจากผลของความดัน (รูปที่ 46) จะเห็นได้ว่าในช่วงระดับความสูง 0-2.8 m มีอนุภาคเบดอยู่อย่างหนาแน่น และในช่วงระดับความสูง 2.8-5.3 m มีอนุภาคเบดอยู่อย่างเบาบาง ดังนั้นจึงอาจกล่าวได้ว่าการกระจายความดันภายใน CFBC สามารถสะท้อนให้เห็นถึงการกระจายตัวของอนุภาคเบดภายใน CFBC ซึ่งมีอยู่สองลักษณะ คือ แบบเบดหนาแน่น (ความดันตกคร่อมสูง) และแบบเบดเบาบาง (ความดันตกคร่อมต่ำ)



รูปที่ 47 สัดส่วนช่องว่างภายในโรเตอร์ที่ความเร็วอากาศ 8 m/s, ทราย 20 kg, ปริมาณอากาศ L-valve 200 l/min

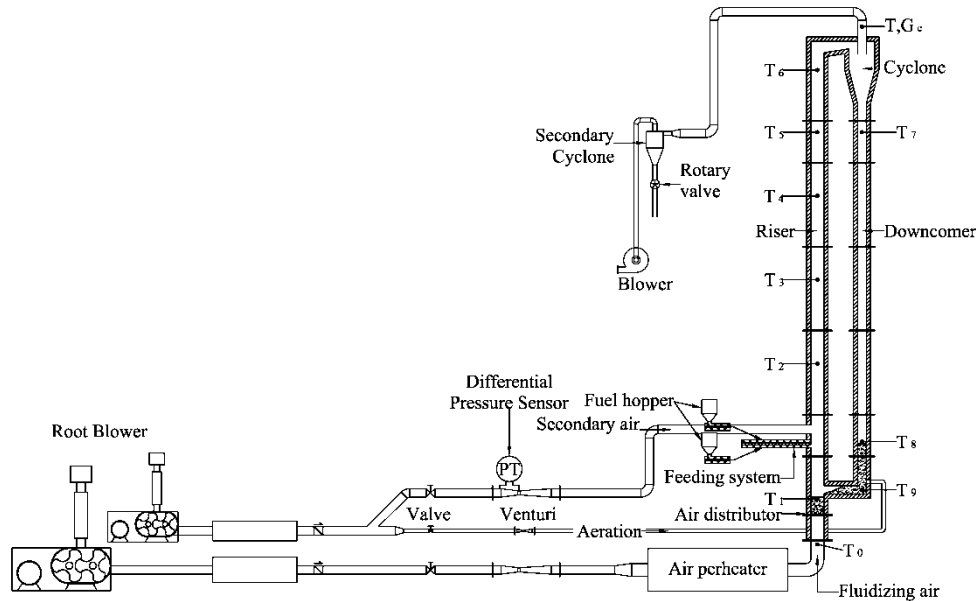
- สรุปผลการศึกษาไฮโดรไดนามิกส์ของอนุภาคภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดแบบหมุนเวียน

1. การเพิ่มขนาดและน้ำหนักอนุภาคเบดส่งผลให้ความดันตกคร่อมเบดเพิ่มขึ้น ซึ่งส่งผลให้ความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันเพิ่มขึ้น โดยมีค่าในช่วง 0.18-0.42 m/s
2. การกระจายความดันภายในเตาแสดงให้เห็นค่าในช่วงระดับความสูง 0-2.8 m อนุภาคเบดอยู่อย่างหนาแน่น ในขณะที่ช่วงความสูง 2.8-5.3 m มีอนุภาคเบดอยู่อย่างเบาบาง ซึ่งคิดเป็นสัดส่วนช่องว่างของอนุภาคเบดในแต่ละช่วงได้ 0.955-0.99 และ 0.99-0.998 ตามลำดับ
3. การป้อนกลับของอนุภาคเบดจากด้านดาวน์คัมเมอร์สู่ด้านโรเตอร์เกิดขึ้นได้เมื่อความดันตกคร่อมแอลวาล์ว (P9-P1) จุด P9 มีค่ามากกว่าจุด P1

3.2 การศึกษาคุณลักษณะการเผาไหม้ชีวมวลในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดแบบหมุนเวียน

รูปที่ 48 เป็นลักษณะของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed Combustor; CFBC) ซึ่งประกอบไปด้วยท่อโรเตอร์มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 150 mm สูง 6 m และท่อดาวน์คัมเมอร์ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 100 mm โดยท่อทั้งสองนี้ได้มีการหล่อซีเมนต์ทนไฟหนา 5 cm เพื่อลดการสูญเสียความร้อนออกสู่อากาศภายนอก ท่อโรเตอร์และท่อดาวน์คัมเมอร์ถูกเชื่อมต่อกันทางด้านบนด้วยไซโคลนดักจับอนุภาคและท่อป้อนกลับเป็นแบบ L-valve และมีตำแหน่งท่อเติมอากาศ (Aeration tap) การจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้มีสามส่วนคือ 1) อากาศส่วนที่หนึ่งเป็นอากาศที่เป่าให้อนุภาคเบดเกิดการฟลูอิดเซชันซึ่งถูกจ่ายเข้าทางด้านล่างผ่านแผ่นกระจายอากาศ (Distributor) ซึ่งเป็นแบบหัวฉีดจำนวน 6 หัว 2) อากาศส่วนที่สองซึ่งถูกจ่ายในระดับความสูงประมาณ 0.9 m เหนือแผ่นกระจายอากาศเพื่อช่วยในการเผาไหม้สารระเหยและแก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ เช่น แก๊สไฮโดรคาร์บอน (HC) และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) เป็นต้น และ 3) คืออากาศที่ท่อเติมอากาศเพื่อช่วยเหนี่ยวนำให้เกิดการเคลื่อนตัวของอนุภาคจากฝั่งดาวน์คัมเมอร์หมุนเวียนไปยังฝั่งโรเตอร์ได้อย่างต่อเนื่อง โดยเมื่อเกิดการเผาไหม้แก๊สไฮโดรคาร์บอนจะถูกลดออกด้วย

พัดลมระบาย (Induced fan) ให้ไหลผ่านไซโคลนดักเก๊าลอยซึ่งด้านล่างมีชุดโรตารีเป็นตัวป้องกันอากาศรั่วไหลเข้า นอกจากนี้ชุดทดลองยังได้ถูกติดตั้งชุดขดลวดความร้อนซึ่งใช้สำหรับอุ่นอากาศและระบบให้มีอุณหภูมิสูงสำหรับทรายซึ่งใช้เป็นอนุภาคเบดมีขนาด $300\ \mu\text{m}$ ปริมาณ $20\ \text{kg}$

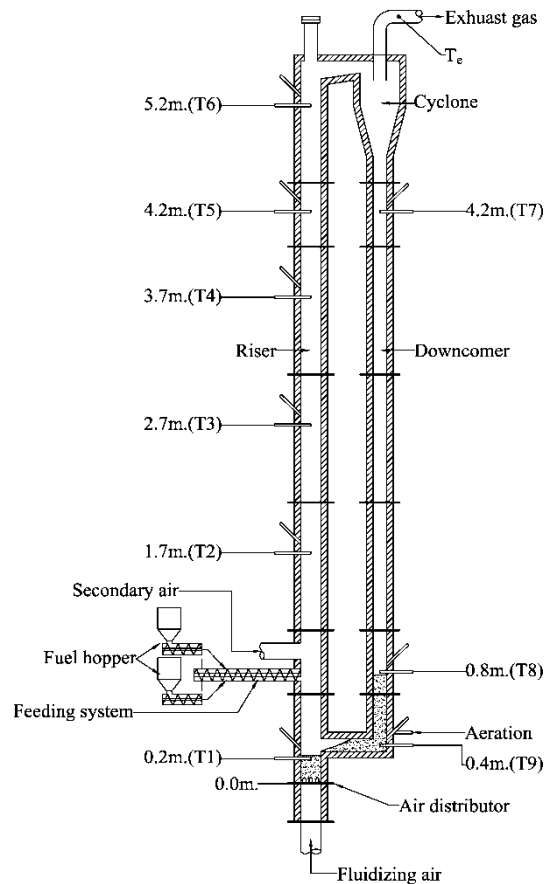


รูปที่ 48 การติดตั้งอุปกรณ์ของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน (CFBC)

เชื้อเพลิงที่เลือกใช้ในการศึกษาส่วนนี้คือ ถ่านไม้โกงกาง ซึ่งต้องนำมาทำการบดลดขนาดให้เหลือประมาณ $8\text{-}10\ \text{mm}$ โดยองค์ประกอบของเชื้อเพลิงโดยละเอียดสามารถแสดงในตารางที่ 10

ตารางที่ 10 องค์ประกอบเชื้อเพลิงถ่านไม้โกงกาง (จากผู้ผลิต)

Ultimate analysis (wt.%)	
Carbon	75.68
Hydrogen	4.87
Oxygen	10.42
Nitrogen	0.30
Sulphur	0.20
Moisture	5.53
Ash	3.0
Higher heating value (MJ/kg)	27.43



รูปที่ 49 ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธเซเบดแบบหมุนเวียน (CFBC)

การวัดปริมาณอากาศที่ใช้ในการทดลองของงานวิจัยนี้ได้ใช้เวนจูรีที่ทำการสอบเทียบแล้วร่วมกับเซนเซอร์วัดความดันแตกต่างซึ่งมีความคลาดเคลื่อน $\pm 3\%$ ของย่านการวัด การควบคุมอัตราการป้อนเชื้อเพลิงถ่านไม้โก่งทางจะใช้อินเวอร์เตอร์ควบคุมความเร็วรอบมอเตอร์ที่ใช้ขับสกรูป้อนเชื้อเพลิง ส่วนการวัดอุณหภูมิ (T) ในการทดลองจะใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K คู่กับอุปกรณ์แสดงผลซึ่งมีความละเอียด ± 0.1 °C ซึ่งฝังท่อไรเซอร์ทำการวัดจำนวน 6 ตำแหน่งคือ 0.20, 1.7, 2.7, 3.7, 4.2, 5.2 m และฝังท่อดาวนคัมเมอร์ทำการวัดจำนวน 3 ตำแหน่งคือ 0.4, 0.8, 4.2 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ ดังรูปที่ 49

ขั้นตอนการทดลองเริ่มจากบรรจุทรายปริมาณ 20 kg เข้าสู่เตาเผาไหม้จากนั้นปรับความเร็วอากาศส่วนที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไธเซชันที่ประมาณ 5 m/s เพื่อให้ทรายเกิดการฟุ้งกระจายและหมุนเวียนภายในเตาเผาไหม้ จากนั้นทำการอุ่นระบบเตาเผาไหม้ โดยใช้ชุดขดลวดความร้อนซึ่งมีกำลัง 50 kW จนกระทั่งอุณหภูมิเบด (T1) สูงในช่วง 320-350°C แล้วจึงเริ่มป้อนถ่านไม้โก่งทางในปริมาณน้อยเข้าสู่เตาเผาไหม้เพื่อให้เกิดการลุกติดไฟเอง เมื่อถ่านไม้ที่ป้อนเข้าสู่เตาเผาไหม้ลุกไหม้ได้อย่างต่อเนื่องแล้วจนถึงอุณหภูมิประมาณ 650-700°C จึงเริ่มป้อนเชื้อเพลิงในอัตราที่ต้องการเข้าสู่เตาเผาไหม้และปรับความเร็วลมที่ใช้ของอากาศส่วนต่างๆ ให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลองดังตารางที่ 11 โดยจะทำการบันทึกผลการทดลองตั้งแต่เริ่มการอุ่นระบบเพื่อให้ทราบถึงระยะเวลาที่ต้องใช้ในการทำการอุ่นระบบ ทั้งนี้ เมื่อการเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในเตาเผาไหม้เข้าสู่สภาวะคงตัว

ซึ่งใช้เวลาประมาณ 300-360 นาทีแล้วจึงเริ่มบันทึกค่าของอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาที่ระดับความสูงต่างๆ จำนวน 10 ตำแหน่ง (T0-T9) ดังรูปที่ 49 โดยบันทึกผลในทุกช่วงเวลา 10 นาที ซึ่งผลการทดลองแสดงดังนี้

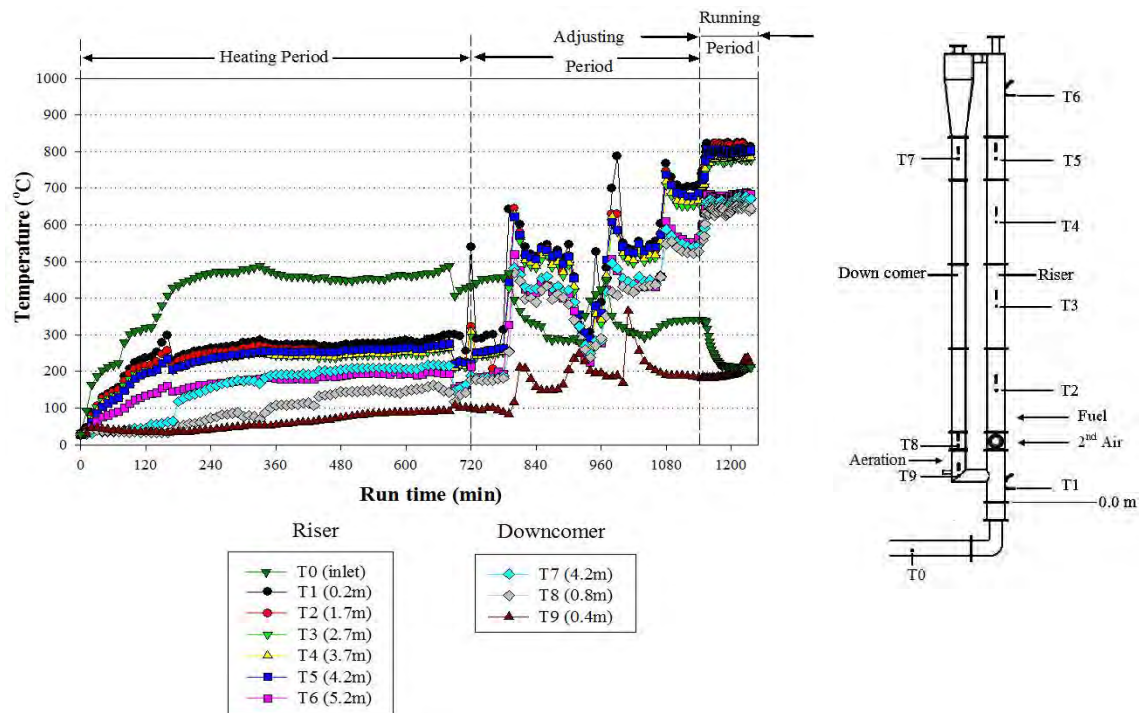
ตารางที่ 11 เงื่อนไขการทดลองการเผาไหม้ในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธด์เบดแบบหมุนเวียน

Testing conditions	Run number		
	1	2	3
Fluidizing velocity (m/s)	4.22	3.85	3.95
Fluidizing air flow (m ³ /h)	123	126	117
Mass Fraction (-)	92.68	93.08	92.35
Second air flow (m ³ /h)	5.76	5.76	5.76
Mass Fraction (-)	4.34	4.26	4.53
L-valve (L/min)	68	63	69
Mass Fraction (-)	2.98	2.66	3.12
Excess Air (%)	118	48	11
Fuel feed rate (kg/hr)	8	12	15

• การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิตามเวลา

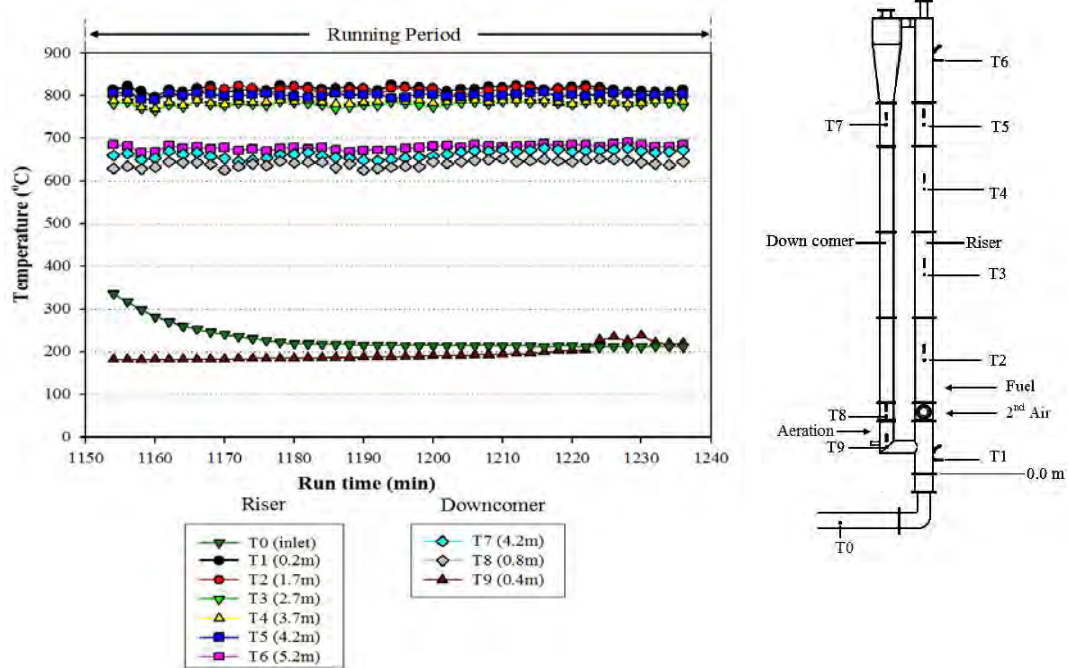
การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ตำแหน่งต่างๆ ภายในเตาเผาไหม้ CFBC ตั้งแต่เริ่มการทดลอง แสดงได้ดังรูปที่ 50 ซึ่งเป็นผลการทดลองแรกหลังจากที่ได้ทำการก่อสร้างชุดทดลองแล้วเสร็จ โดยเริ่มต้นได้ตั้งค่าอุณหภูมิอากาศร้อนที่ผ่านชุดขดลวดความร้อนสำหรับอุณหภูมิตั้งที่ 450°C (T₀) และปรับปริมาณอากาศให้เกิดการฟุ้งกระจายของอนุภาคเบด ผลการวัดอุณหภูมิในช่วงเริ่มต้นซึ่งเป็นช่วงการอุ่นระบบ (Heating period) ในช่วงเวลา 0-720 นาที พบว่าอุณหภูมิในทุกตำแหน่งมีค่าสูงขึ้นตามระยะเวลาในการให้ความร้อน โดยมีอุณหภูมิเบด T₁ มีค่าสูงสุดและใกล้เคียงกันสำหรับตำแหน่ง T₂ ถึง T₄ หลังจากนั้นอุณหภูมิมีค่าลดลงตามความสูงของเตาเผาไหม้ซึ่งเป็นผลมาจากการถ่ายเทความร้อนไปตามระยะทางการไหลของลมร้อนตามท่อไรเซอร์ (T₅ และ T₆) และท่อผึ่งดวาร์คัมเมอร์ (T₇ และ T₈) ตามลำดับ เมื่ออุณหภูมิเบดมีค่าประมาณ 300°C (นาทีที่ 720) จึงได้เริ่มป้อนถ่านไม้เข้าสู่เตาซึ่งพบว่าอุณหภูมิภายในเตาเริ่มเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วซึ่งต้องทำการปรับปริมาณอากาศส่วนต่างๆ ให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลองคืออัตราการป้อนเชื้อเพลิงที่ 8 kg/h ซึ่งคิดเป็นปริมาณอากาศส่วนเกินที่ 118% และลดอุณหภูมิลมร้อนที่ออกจากช่วงขดลวดความร้อน (T₀) ลง (ช่วง Adjusting period) ซึ่งใช้เวลาในการปรับจนระบบเริ่มเข้าสู่สภาวะคงตัวประมาณ 420 นาที (จากนาทีที่ 720 ถึง 1140) ซึ่งค่อนข้างใช้เวลานาน เนื่องจากยังไม่ชำนาญในการทดลองในเตาเผาไหม้รูปแบบนี้ เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวดังรูปที่ 51 แล้วพบว่า อุณหภูมิแก๊สในท่อผึ่งไรเซอร์ (T₁ ถึง T₅) มีค่าใกล้เคียงกันในช่วง 770-820°C ซึ่งแสดงให้เห็นถึงการฟุ้งกระจายของอนุภาคเชื้อเพลิงอย่างสม่ำเสมอตลอดความสูงของท่อไรเซอร์ในช่วงดังกล่าว สำหรับอุณหภูมิก่อนเข้าสู่ไซโคลน (T₆) และอุณหภูมิผึ่งท่อดวาร์คัมเมอร์ (T₇ และ T₈) มีค่าในช่วง 630-680°C

ส่วนอุณหภูมิที่ตำแหน่ง L-valve (T_9) พบว่ามีค่าต่ำเพียง $180-220^{\circ}\text{C}$ เนื่องจากในบริเวณนี้ไม่เกิดการเผาไหม้ เชื้อเพลิงประกอบกับการจ่ายอากาศที่ตำแหน่งดังกล่าวนี้ซึ่งส่งผลให้อุณหภูมิต่ำลง

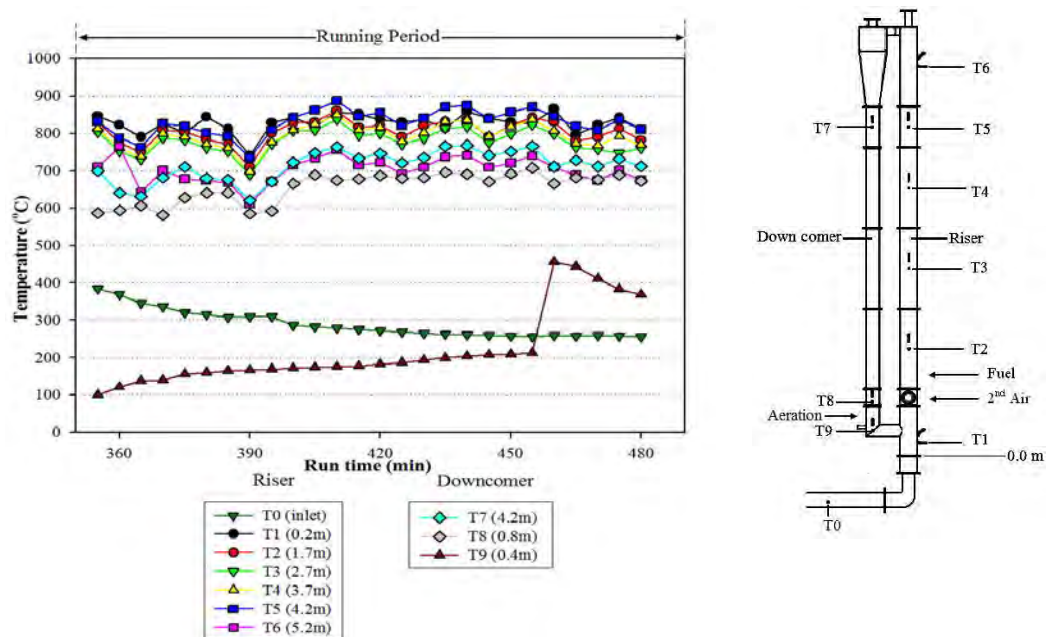


รูปที่ 50 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตาตามระยะเวลาการทดลองที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิง 8 kg/h

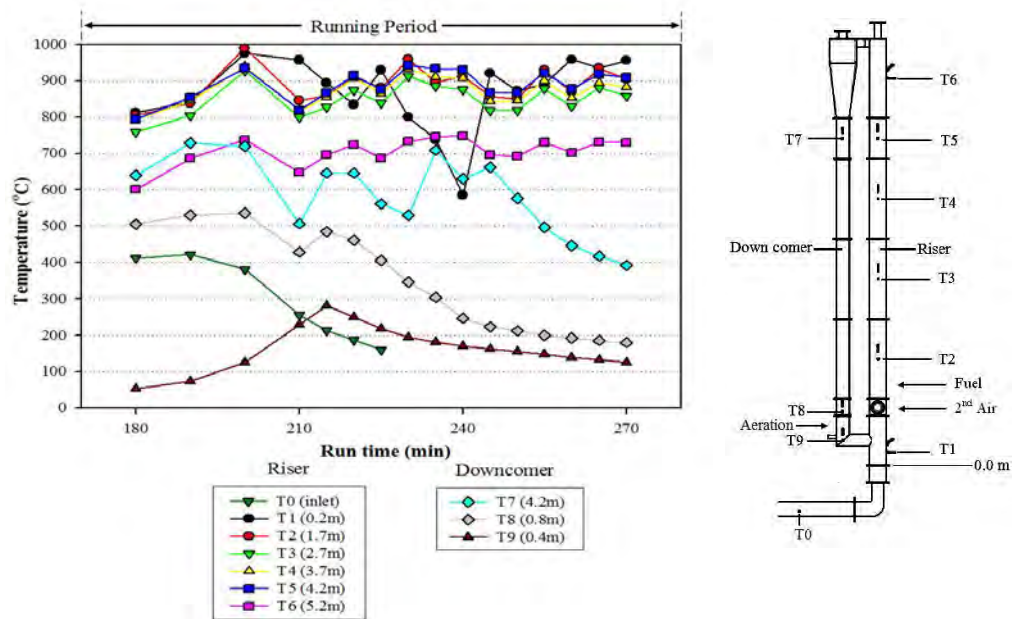
การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตาที่ตำแหน่งต่างๆ ตั้งแต่เริ่มการทดลองในเงื่อนไขอื่นซึ่งมีช่วงการอุ่นระบบและปรับสภาวะให้ได้การเผาไหม้คงตัวมีความคล้ายคลึงกัน โดยต่างกันแค่เพียงช่วงเวลาในการอุ่นระบบที่สั้นลงเพราะมีความชำนาญมากขึ้นซึ่งสามารถลดเวลาในการอุ่นระบบเหลือประมาณ 180-260 นาที ดังนั้น การทดลองในเงื่อนไขอื่นๆ จึงนำเสนอผลการทดลองเฉพาะในช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวแล้วเท่านั้น โดยในกรณีที่เพิ่มอัตราการป้อนเชื้อเพลิงเป็น 8 kg/h เป็น 12 kg/h ซึ่งคิดเป็นปริมาณอากาศส่วนเกินที่ 48% พบว่าอุณหภูมิฝั่งท่อไโรเซอร์มีค่าใกล้เคียงเดิม แต่อุณหภูมิในฝั่งดาวน์คัมเมอร์เพิ่มสูงขึ้น โดยมีค่าในช่วง $680-750^{\circ}\text{C}$ ดังรูปที่ 52 ซึ่งเป็นผลมาจากการที่เชื้อเพลิงถูกวนมายังฝั่งดาวน์คัมเมอร์เพิ่มมากขึ้น นอกจากนี้ เมื่อเพิ่มอัตราการป้อนเชื้อเพลิงเป็น 15 kg/h ซึ่งคิดเป็นปริมาณอากาศส่วนเกินเพียง 11% พบว่าอุณหภูมิในเบดสูงขึ้นไปเป็น $850-900^{\circ}\text{C}$ และมีความผันผวนของอุณหภูมิค่อนข้างมาก ดังรูปที่ 53 ซึ่งแสดงให้เห็นถึงเสถียรภาพในการเผาไหม้ที่ไม่ค่อยดีภายใต้เงื่อนไขการป้อนเชื้อเพลิงที่มากขึ้น ทั้งนี้ เมื่อเวลาผ่านไปประมาณ 50 นาที หลังจากทำการปรับระบบให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลอง (นาทีที่ 220) พบว่าอุณหภูมิ T_7 และ T_8 มีแนวโน้มลดลงเนื่องจากเชื้อเพลิงในปริมาณที่มากขึ้นนี้ไม่สามารถถูกผลักดันให้เกิดการหมุนเวียนไปยังฝั่งดาวน์คัมเมอร์และเป็นผลให้อุณหภูมิฝั่งไโรเซอร์โดยเฉพาะในเบดเพิ่มสูงขึ้นจนเกิดการหลอมตัวของถ้ำเชื้อเพลิงรวมกับอนุภาคเบตดังรูปที่ 54



รูปที่ 51 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตาเมื่อเข้าสู่สภาวะคงตัวที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิง 8 kg/h



รูปที่ 52 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตาเมื่อเข้าสู่สภาวะคงตัวที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิง 12 kg/h



รูปที่ 53 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตาเมื่อเข้าสู่สภาวะคงตัวที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิง 15 kg/h

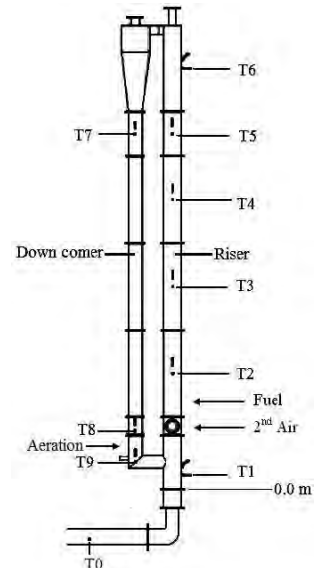
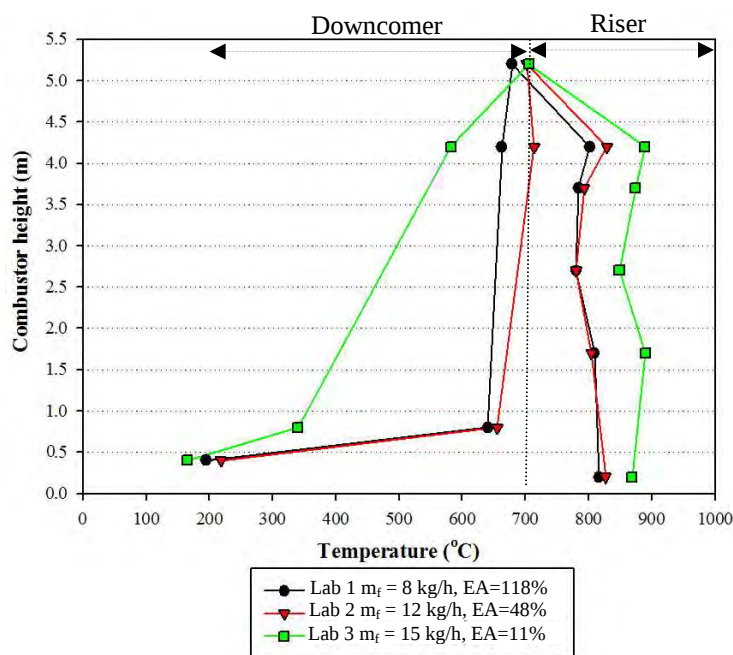


รูปที่ 54 การหลอมตัวของอนุภาคเบดรวมกับเถ้าเชื้อเพลิงที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิง 15 kg/h

• การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิตามระดับความสูง

เมื่อนำอุณหภูมิเฉลี่ยของแต่ละเงื่อนไขการทดลองมาพลอตกราฟตามระดับความสูงดังแสดงในรูปที่ 55 โดยพบว่าในเงื่อนไขที่ 1 และ 2 ซึ่งทำการป้อนเชื้อเพลิง 8 และ 12 kg/h ตามลำดับนั้น มีอุณหภูมิภายในเตาทั้งฝั่ง โรเซอร์และดาวน์คัมเมอร์ที่คล้ายคลึงกันคือ มีอุณหภูมิเบด (T_1) ในช่วง $820-830^{\circ}\text{C}$ และมีแนวโน้มลดลงเล็กน้อยตามความสูงของเตาจนถึงตำแหน่ง T_5 ซึ่งแสดงให้เห็นถึงการกระจายตัวของการเผาไหม้ตลอดช่วงความสูงเตาซึ่งเป็นเอกลักษณ์ของการเผาไหม้ในเตา CFBC ที่จะใช้ความเร็วของแก๊สภายในท่อโรเซอร์ที่ค่อนข้างสูงเพื่อจุดให้เชื้อเพลิงเผาไหม้ตลอดช่วงความสูงของเตา อุณหภูมิที่ตำแหน่ง T_6 และฝั่งดาวน์-

คัมเมอร์มีค่าลดต่ำลง โดยเหตุผลหลักของการลดลงของอุณหภูมิที่ตำแหน่ง T_6 คือความร้อนสูญเสีย เนื่องจากมีการเปิดพัดลมระบายความร้อนอากาศบริเวณดังกล่าวซึ่งมีผู้ทดลองอยู่ด้านบน โดยลมเย็นจะถูกเป่าผ่านผิวท่อไรเซอร์ตำแหน่งนั้นด้วย จึงเป็นสาเหตุให้เกิดการสูญเสียความร้อนที่ค่อนข้างมากในบริเวณนี้ ในฝั่งดาวนคัมเมอร์ (T_7 และ T_8) พบว่ามีอุณหภูมิใกล้เคียงกับ T_6 ในช่วง $650-680^\circ\text{C}$ ส่วนที่ตำแหน่ง T_9 พบว่ามีค่าต่ำประมาณ 200°C ซึ่งคาดว่าเป็นผลมาจากการจ่ายอากาศที่ L-valve เพื่อผลักดันให้เกิดการหมุนเวียนของอนุภาคจากฝั่งดาวนคัมเมอร์เข้าสู่ท่อไรเซอร์ สำหรับเงื่อนไขการป้อนเชื้อเพลิงที่ 15 kg/h พบว่าอุณหภูมิในฝั่งท่อไรเซอร์ทุกตำแหน่งมีค่าสูงกว่าทั้งสองเงื่อนไขแรก โดยมีค่าเฉลี่ยประมาณ 900°C ซึ่งแสดงให้เห็นถึงการเผาไหม้เชื้อเพลิงที่เพิ่มมากขึ้นในท่อไรเซอร์ อย่างไรก็ตามในกรณีนี้การเผาไหม้ส่วนใหญ่เกิดขึ้นในท่อไรเซอร์เท่านั้น การหมุนเวียนของอนุภาคเชื้อเพลิงและเบตไปยังท่อดาวนคัมเมอร์ค่อนข้างน้อยจึงทำให้อุณหภูมิในท่อดาวนคัมเมอร์จึงมีค่าต่ำเหลือเพียงประมาณ 330°C ที่ตำแหน่ง T_8 ทั้งนี้ ดังที่กล่าวมาแล้วในหัวข้อที่ผ่านมาว่า ในเงื่อนไขการป้อนเชื้อเพลิงที่ 15 kg/h นั้น สามารถทดสอบได้เป็นช่วงเวลาสั้นๆ เท่านั้นเนื่องจากเกิดการหลอมตัวของถ้ำเชื้อเพลิงกับอนุภาคเบต



รูปที่ 55 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิตามความสูงของเตาเผาไหม้ภายใต้อัตราการป้อนเชื้อเพลิงต่างๆ

• สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองเบื้องต้นในการเผาไหม้ถ่านไม้ในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดแบบหมุนเวียน (CFBC) ที่เพิ่งได้ก่อสร้างแล้วเสร็จ ภายใต้เงื่อนไขการปรับเปลี่ยนอัตราการป้อนเชื้อเพลิง สามารถสรุปผลได้ดังนี้

1. ถ่านไม้จะเริ่มติดไฟได้เองเมื่อทำการอุ่นระบบไปจนมีอุณหภูมิประมาณ $320-350^\circ\text{C}$ ซึ่งใช้ระยะเวลาไม่น้อยกว่า 180 นาที

2. การเผาไหม้เกิดขึ้นในฝัगत่อไรเซอร์เป็นหลัก โดยมีอุณหภูมิในฝัगत่อไรเซอร์ที่ค่อนข้างสม่ำเสมอตลอดความสูงในช่วง $770-820^{\circ}\text{C}$ ซึ่งสูงกว่าอุณหภูมิในฝัगतาวนค์มีเมอร์ซึ่งมีค่าในช่วง $630-680^{\circ}\text{C}$
3. การเพิ่มอัตราการป้อนเชื้อเพลิงจาก 8 เป็น 12 kg/h ไม่ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตา แต่เมื่อเพิ่มอัตราการป้อนเชื้อเพลิงเป็น 15 kg/h อุณหภูมิฝัगत่อไรเซอร์จะสูงขึ้นเป็นประมาณ 900°C และเกิดการหลอมตัวของอนุภาคเบดกับถ้ำเชื้อเพลิง

1. บทความวิจัยที่ตีพิมพ์ในวารสารระดับนานาชาติ

1. T. Madhiyanon, P. Sathitruangsak, S. Soponronnarit, Influences of coal size and coal-feeding location in co-firing with rice husks on performance of a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC), Fuel Processing Technology 92 (2011), pp. 462-470. Impact factor 2.816.
1. T. Madhiyanon, P. Sathitruangsak, S. Soponronnarit, Co-firing characteristics of rice husk and coal in a cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ -FBC) under controlled bed temperatures, Fuel 90 (2011), pp. 2103-2112. Impact factor 3.357.

2. บทความประชุมวิชาการในระดับชาติ

1. P. Sathitruangsak, T. Madhiyanon, and S. Soponronnarit, Effect of fluidizing air velocity on combustion performance for firing rice husk in a vortex-fluidized bed combustor (VFBC) using nozzle-type air distributor (in Thai), Proc. of 24th Conference of mechanical engineering network of Thailand, 2010, 20-22 October 2010, Ubol ratchathani, Thailand, paper no. AEC 29
2. T. Madhiyanon, P. Sathitruangsak, and S. Soponronnarit, Effect of swirl secondary air injection on rice husk combustion in a short-combustion-chamber fluidized bed combustor (in Thai), Proc. of 24th Conference of mechanical engineering network of Thailand, 2010, 20-22 October 2010, Ubol ratchathani, Thailand, paper no. AEC 30
3. P. Boonprasit, and T. Madhiyanon, A study of hydrodynamics behavior in a circulating fluidized bed combustor (in Thai), Proc. of 7th Conference of energy network of Thailand, 2011, 3-5 May 2011, Phuket, Thailand, paper no. AEN10.
4. P. Sathitruangsak, T. Madhiyanon, and S. Soponronnarit, Combustion characteristics of rice husk in a vortex-fluidized bed combustor a using nozzle-type air distributor (in Thai), Proc. of 25th Conference of mechanical engineering network of Thailand, 2011, 19-21 October 2011, Krabi, Thailand, paper no. AEC 15.
5. P. Boonprasit, and T. Madhiyanon, Effect of fluidizing velocity and bed weight on hydrodynamics of particles inside a circulating fluidized bed combustor (CFBC) (in Thai), Proc. of 25th Conference of mechanical engineering network of Thailand, 2011, 19-21 October 2011, Krabi, Thailand, paper no. TSF 78.

6. P. Sathitrungsak, T. Madhiyanon, and S. Soponronnarit, Effect of swirl secondary air injection fraction on rice husk combustion in a short-combustion-chamber fluidized bed combustor (SFBC) using a nozzle-distributor (in Thai), Proc. of 8th Conference of energy network of Thailand, 2012, 2-4 May 2012, Mahasarakham, Thailand, paper no. AP 14.
7. P. Sathitrungsak, T. Madhiyanon, and S. Soponronnarit, Effects of fluidizing air velocity on combustion characteristics of rice husk in a vortex-fluidized bed combustor a using sand as a bed material (in Thai), Proc. of 26th Conference of mechanical engineering network of Thailand, 2011, 24-27 October 2012, Chiang rai, Thailand, paper no. AEC 2030.
8. P. Sathitrungsak, and T. Madhiyanon, Combustion behavior of biomass in a circulating fluidized bed combustor (in Thai), Proc. of 9th Conference of energy network of Thailand, 2013, 8-10 May 2013, Nakorn nayok, Thailand, paper no. RE 024 (EN-179).

ภาคผนวก

- บทความที่ตีพิมพ์ในวารสารระดับนานาชาติ
- บทความประชุมวิชาการในระดับชาติ



Influences of coal size and coal-feeding location in co-firing with rice husks on performance of a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC)

T. Madhiyanon^{a,*}, P. Sathitruangsak^a, S. Soponronnarit^b

^a Department of Mechanical Engineering, Mahanakorn University of Technology, Bangkok 10530, Thailand

^b School of Energy, Environment and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140, Thailand

ARTICLE INFO

Article history:

Received 22 April 2010

Received in revised form 11 October 2010

Accepted 30 October 2010

Available online 27 November 2010

Keywords:

Biomass
Coal
Co-combustion
Fluidized bed
Rice husks
Vortex

ABSTRACT

This study examined the combustion characteristics and performance of rice husks co-fired with coal in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC) with a 225 kW_{th} capacity. Rice husks were the main fuel, and coal was a supplementary fuel in the experiments. The effects of coal size (<5 mm and 5–10 mm) and coal-feed location (above or below a recirculating ring) on combustion performance were investigated. Various co-combustion tests of rice husks with coal were performed, with different thermal percentages (10, 15, 20, and 25%) of coal. The results were compared to firing 100% rice husks alone. With the assistance of a stirring blade and a recirculating ring, good combustion was feasible without using any inert materials mixed into the bed. Combustion efficiency in an excess of 98% was readily achievable. CO and SO₂ emissions (at 6% O₂) were in the range 64–104 and 10–22 ppm, respectively, while NO_x emissions were in the range of 208–281 ppm. Although the CO and SO₂ emissions were acceptable, combustion of 100% rice husks and co-combustion with <20% coal failed to comply with Thai NO_x emission limits. Therefore, to minimize NO_x emissions (208–244 ppm, at 6% O₂), coal of both sizes was introduced below the recirculating ring. The results demonstrated that the thermal percentage of coal in the fuel mixture should be 20–25%.

© 2010 Elsevier B.V. All rights reserved.

1. Introduction

The critical impacts of climate change, such as the melting of Greenland's ice, rising sea levels, and decreasing agricultural yields across most of the world, are some of the greatest challenges of the present day [1]. Biomass is a potential CO₂-neutral and renewable energy resource. Several thermo-chemical conversion technologies have been used to produce energy from biomass, including combustion, gasification and pyrolysis. Combustion has been shown to be the most efficient process [2–4]. Biomass combustion in the context of maintaining the levels of CO₂ released into the atmosphere by fossil fuels while generating heat and electricity is increasingly attractive to many researchers. Among combustion technologies, the fluidized bed combustion (FBC) is a promising and versatile technology for converting biomass to useful energy due to its ability to use a variety of fuels as well as the low pollution associated with its low operating temperatures.

A significant amount of research has been carried out on FBC for mono-firing biomass fuels, including rice husks [2,5–10], sugar cane bagasse [11], sawdust [12], olive cakes [13], and cotton stalks [14]. To moderate emissions from coal combustion and enhance combustion efficiency, many researchers have intensively emphasized coal co-firing with supplementary biomass fuels such as rice husks [15,16],

palm kernels [16], rice straws [17,18], forest residues [19–21], olive oil industry residues [22,23], and peach and apricot stones [24]. Contrary to these studies, which typically utilized biomass as a supplementary fuel, our previous studies [25,26] have stressed firing biomass as a primary fuel, combined with coal as a supplementary fuel.

Thailand is well-endowed with biomass energy resources, particularly rice husks, the by-products of the rice-milling process. However, because rice husks are a seasonal crop, stand-alone rice husk firing to generate heat and power can be problematic due to the lack of biomass in a deficient season, resulting in an unreliable fuel supply. Coal is considered suitable for co-firing with rice husks because it is abundant, easily transported and easy to store. Therefore, this study aimed to investigate the co-firing of rice husks with coal. Due to the irregular shape and low bulk density of biomass, an inert material is usually mixed with it to encourage fluidization during combustion. However, in our previous works [9,10,25,26], instead of using an inert material, an air (or water) cooled stirring blade was employed to prevent defluidization of the rice husks during combustion.

Recently, Madhiyanon et al. [10] and Sathitruangsak et al. [26] developed a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC) with a capacity of 250 kW_{th}. The combustor was equipped with a recirculating ring, which promoted solid recirculation within the bed below the ring.

The performance of co-combustion of rice husks and coal affected by fluidizing velocity as well as the coal mass fraction was described in our previous study [26]. However, coal size and coal-feed locations at

* Corresponding author. Tel.: +66 2988 3666x3107; fax: +66 2988 3655x3106.
E-mail addresses: thanid_m@yahoo.com, thanid@mut.ac.th (T. Madhiyanon).

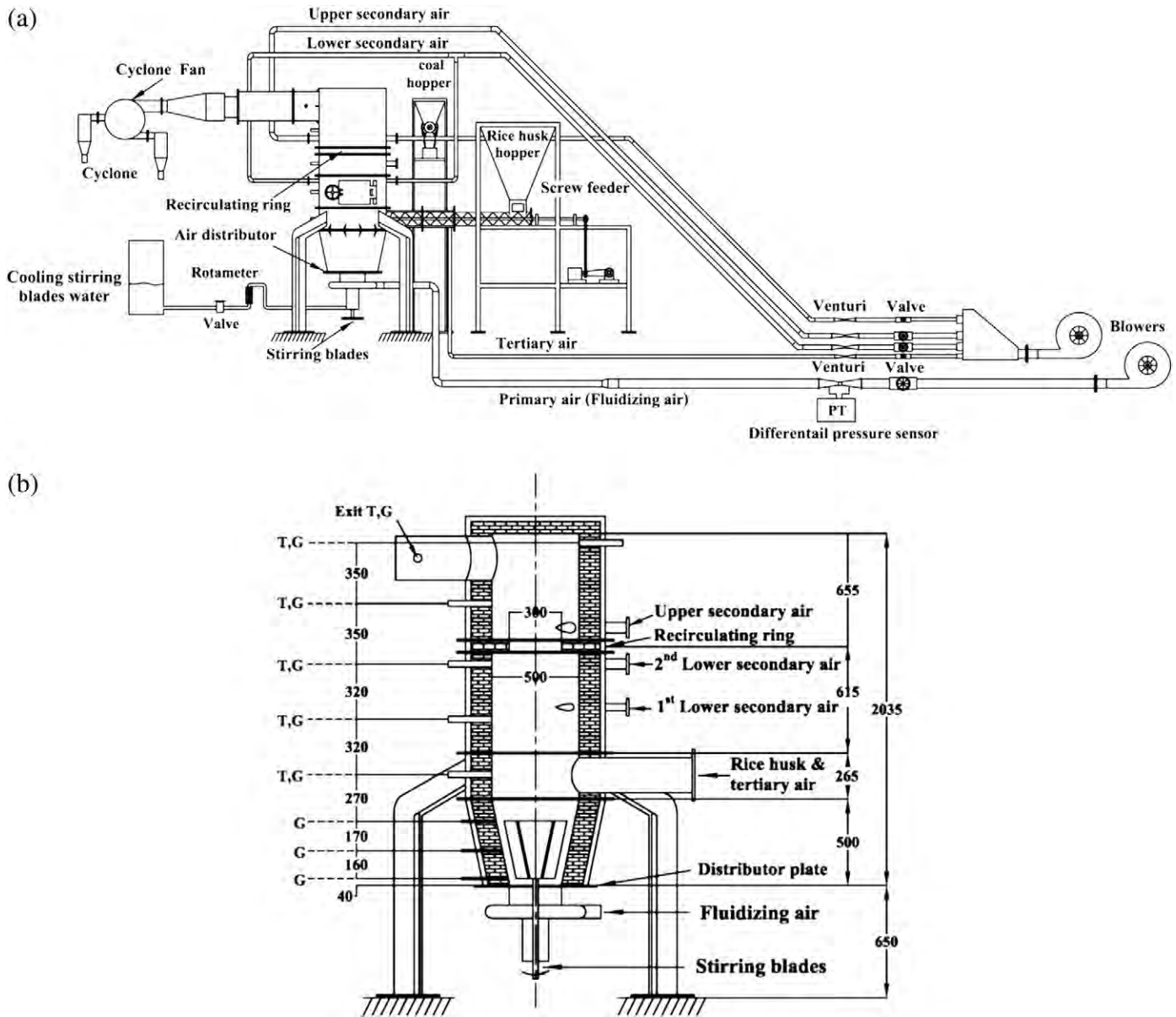


Fig. 1. Schematic diagram and dimensions of the SFBC.

different coal thermal percentages also affect combustion performance and emissions, particularly NO_x . Size, feeding location and the fraction of coal may closely engage with the heterogeneous reactions between NO and char, renowned for NO_x decomposition. Therefore, the main objectives of this study were to evaluate the combustion characteristics, such as the axial temperature and gas concentration profiles, of rice husk co-combustion with coal in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC). Additionally, we intended to investigate the effects of coal size and coal-feed location on combustion performance (efficiency and emissions). The main fuel was rice husks and coal was a supplementary fuel. The results were compared with the combustion of rice husks alone. The influence of coal-blend ratios was also described.

2. Experiment set-up

2.1. The short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC)

The SFBC used in this work was described in our previous studies [10,26]. A schematic diagram of the SFBC with a capacity of 225 kW_{th}

and its dimensions is presented in Fig. 1a and b. The cylinder part of the combustor had a circular ring named a 'recirculating ring' made of refractory with a 300 mm opening diameter. The ring was located 1380 mm above an air distributor. This recirculating ring was designed to capture the entrained particles in the combustion gases impinging upon its bottom side.

The fluidizing air (primary air) was supplied vertically at the bottom of a conical base through an air distributor (Fig. 1b) to generate fluidization. Secondary air was diverted above and below the recirculating ring, which will be called upper- and lower-secondary air for the remainder of this paper. The lower-secondary air was introduced via four air nozzles as shown in Fig. 2a. Upper-secondary air was introduced tangentially through the two opposing air nozzles (Fig. 2b). To investigate the effects of coal-feeding location, one upper-secondary air stream was shifted down to an elevation under the recirculating ring (1290 mm) for a lower coal-feeding scenario. Afterwards, this stream was called the second lower-secondary air, whereas the existing lower-secondary air injected via four nozzles was specified as the first lower-secondary air. Water-cooled stainless-steel stirring blades were installed inside the conical base (Fig. 3) and

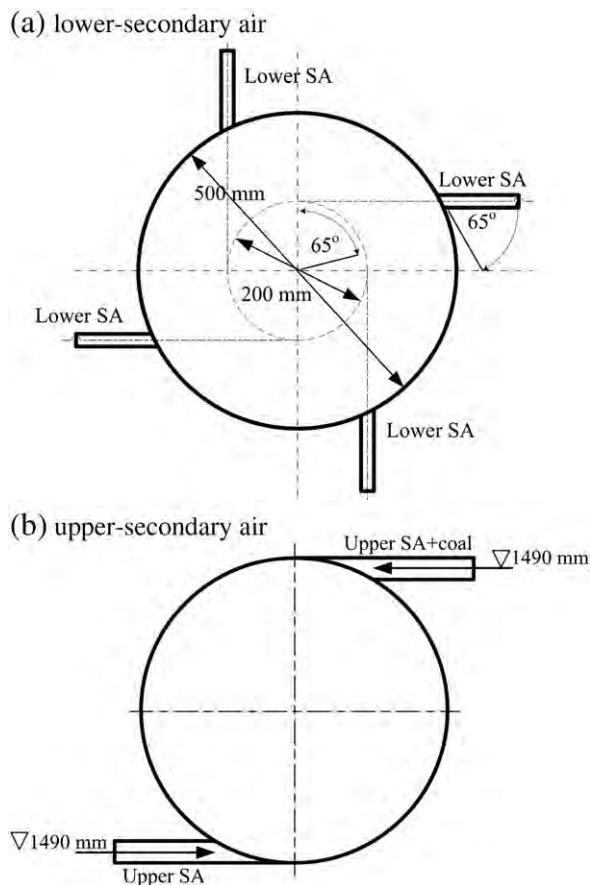


Fig. 2. Arrangement of tangential secondary air injection, (a) lower-secondary air at 1030 mm and (b) upper-secondary air at 1490 mm.

operated continually at 6 rpm to prevent loose agglomeration [9,10,25,26]. As seen from the figure, the stirring blade was simple so that only a small amount of water was required for blade cooling, and the cooling water can be recovered just by circulating it through a small cooling tower. Therefore, a system with a stirring blade would be feasible for scaling this system up to commercial scales.

2.2. Measurement

The desired fuel feed rate was regulated by a variable-speed drive. Air velocity was adjusted manually and measured by calibrated Venturi meters with differential pressure sensors (accuracy $\pm 2\%$). The temperature profiles inside the combustor were monitored using a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$ and type-K thermocouples at 640, 960, 1280, 1630, and 1980 mm above the air distributor. Gas concentrations were monitored by using a multigas analyzer (Testo 350XL). A Leco C-H-N-S analyzer was used to analyze unburned carbon content.

2.3. Fuel and ash characteristics

The rice husks, derivatives of the rice milling process, were used as the primary fuel. Bituminous coal was the supplementary fuel in the co-combustion experiments. The proximate, ultimate, and ash analyses of fuels are shown in Tables 1 and 2, respectively. Two different sizes of coal particles— <0.5 mm and 5–10 mm—were used in this study. The particle size distributions of the coal are shown in Table 3.

2.4. Experimental procedure

The SFBC can be started easily by igniting rice husks preloaded in advance to the combustor. Combustion continued until the bed temperature attained about 800°C ; thereafter, the rice-husk feed increased to the desired feed rate, and bituminous-coal was then

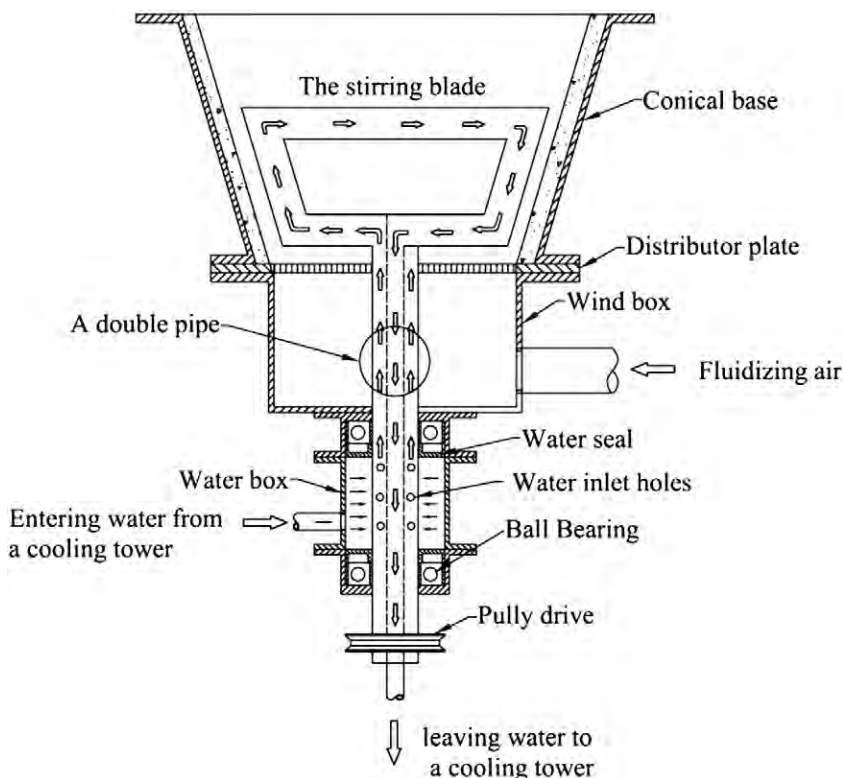


Fig. 3. Schematic diagram of the water-cooled stirring blade.

Table 1
Analyses of rice husk and bituminous coal.

Parameter	Rice husk		Bituminous coal	
	(wt.% in fuel, as received)	kg per 100 MJ heat input	(wt.% in fuel, as received)	kg per 100 MJ heat input
Proximate analysis				
Fixed carbon	20.1	1.3418	38.92	1.588
Volatile matter	55.6	3.712	32.20	1.314
Moisture	10.3	0.687	24.69	1.008
Ash	14.0	0.935	4.19	0.171
Ultimate analysis				
C	38.0	2.536	52.71	2.152
H	4.55	0.304	3.04	0.124
O	32.4	2.160	13.08	0.534
N	0.69	0.046	1.11	0.045
S	0.06	0.004	1.18	0.048
Higher heating value (MJ/kg)	14.98		24.5	

introduced. No bed material was mixed into the fuel mixture to create fluidization. After the system reached steady state, gas concentrations and temperatures along the combustor height, fly ash at the cyclone outlet, as well as gas emissions at the exit pipe were recorded. The details of those experimental procedures were given in our previous study [26]. For all conditions, the velocities of air supplied to the combustor, shown in Table 4, were held constant regarding the suitable conditions reported in our preceding study [26]. Total fuel feed rates depending on coal blends were adjusted between 49 and 54 kg/h. The corresponding excess air ratio was 2.15.

3. Results and discussion

Coal of two different sizes, i.e., <5 mm and 5–10 mm, was employed in co-combustion tests to investigate the effects of coal sizes on gas emissions and combustion efficiency. While determining the influence of coal size, coal was fed into the combustor beneath the recirculating ring. Experiments were also performed to determine how the coal-feed location affected combustion performance. The results of feeding coal above and below the recirculating ring were compared. While studying the dependence of combustion performance on coal-feed location, 5–10 mm coal was utilized. Coal share varied between 0 and 25% (thermal) when the coal size and coal-feed location were changed. Axial temperature and gas concentration profiles were demonstrated when feeding coal with a diameter <5 mm below the recirculating ring.

3.1. Axial temperature profiles

The evolution of temperatures for various coal shares along the combustor's longitudinal axis is depicted in Fig. 4. Typically, temperatures at 640 mm, near a rice-husk feed level, ranged between

Table 2
Analyses of rice husk and bituminous coal ashes.

Composition	(wt.% in ash)	kg per 100 MJ heat input	(wt.% in ash)	kg per 100 MJ heat input
SiO ₂	90.30	0.8440	19.40	0.0332
Al ₂ O ₃	0.17	0.0015	10.30	0.0176
Fe ₂ O ₃	0.22	0.0021	11.20	0.0192
MgO	0.34	0.0032	4.69	0.0080
K ₂ O	2.68	0.0250	0.84	0.0014
Na ₂ O	0.03	0.0003	11.90	0.0204
CaO	0.49	0.0046	13.80	0.0236
P ₂ O ₅	0.54	0.0050	0.40	0.0006
SO ₃	0.34	0.0032	21.8	0.0373
TiO ₂	0.01	0.0001	0.38	0.0006

Table 3
Particle-size distribution of coal.

Sieve size range (mm)	Solid fraction retained on the sieve (wt.%)	
	<5 mm coal	5–10 mm coal
<1.5	5.25	5.46
1.5–3.5	57.28	4.04
3.5–6.3	32.52	33.19
6.3–9.5	4.95	57.28

940 and 1045 °C. Higher in the combustor, temperatures gradually decreased and ended up at the exit with the values varying from 840 to 935 °C, depending on the amount of coal added. High temperatures below the 640 mm level indicated intense combustion in this location, in accordance with the huge consumption of O₂ and production of CO below the 640 mm level. The temperature rise at 960 mm occurred due to the continued burning of volatiles released from the rice husks fed below that level. A steady drop in temperature beyond the 960 mm level, towards the exit of the chamber, was ascribed to the cooling effect of the secondary air. Heat loss through the wall may be another contributing factor. When comparisons between coal shares were made, a reliance of temperature based on the percentage of (thermal) coal added was noticeable. Because coal is heavier than rice husks, the coal particles tended to stay in the combustor longer than rice husk. Therefore, as coal share increases, so does the temperature.

3.2. Axial gas concentration profiles

Changes in the concentration of species along the center-line of the combustor, for various fuel mixtures, are presented in Fig. 5a–c. A similar pattern of profiles was seen for different coal fractions.

3.2.1. Trend of O₂ concentrations along the combustor axis

Fig. 5a shows that, starting from the bottom of the combustor and changing towards the exit, O₂ at 200 mm was available in the 5–6.9% range depending on the coal share. Further up, at the 640 mm level, O₂ concentrations fell to a minimum range of 1–2.6%, then surged to 7.3–11% at 960 mm. Beyond this level, a slight alteration between increases and decreases in O₂ was observed, but seemed to stabilize at 1630 mm. At the exit, O₂ concentrations ranged between 9.6 and 11.0%.

Tremendous O₂ utilization at 200 mm above the air distributor and extensive depletion of O₂ at 640 mm strengthened the occurrence of energetic combustion in this zone, coinciding with high temperatures in this area. The boost in O₂ at 960 mm was a result of the penetrating O₂ from the first lower-secondary air. The reduction in O₂ due to continued firing of combustible gases and char, as well as the simultaneous generation of O₂ due to the secondary air injection, caused O₂ concentrations to oscillate between 960 and 1630 mm. Most maturity of O₂ above 1630 mm revealed that no major combustion took place in this area. The dependence of O₂

Table 4
Operational parameters.

Test parameter		Independent variables	
Heat share of coal		0, 10, 15, 20, and 25%	
Coal feed size		<5 and 5–10 mm	
Coal-feeding location		Above or below the recirculating ring	
Air supplied to the SFBC	Velocity (m/s)	Flow rate (m ³ /s)	Proportion (–)
Fluidizing air ^a	0.4	0.0286	0.233
1st lower-secondary air	19	0.0474	0.389
2nd lower-secondary air	25	0.0156	0.128
Upper-secondary air	15	0.0093	0.077
Tertiary air	4.64	0.0211	0.173

^a Determined from fluidizing air flow rate per cross-section area of truncated-apex cone.

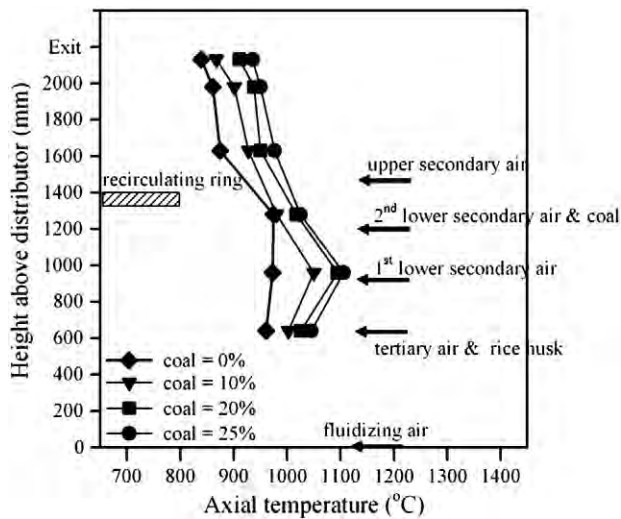


Fig. 4. Axial temperature profiles for firing various coal shares, feeding coal under the recirculating ring (coal size <5 mm).

employment on the amount of added coal was evident at 1630 mm and above. More O_2 was consumed when co-firing was performed with more coal. This was because the descent of coal and coal char to the bottom of the combustor was prolonged, due to much greater density of coal than rice husks.

3.2.2. Trend of CO concentrations along the combustor axis

Fig. 5b depicts the axial CO profiles. The absence of a CO profile beneath the recirculating ring was because of it exceeding the CO detection limit, consistent with vigorous O_2 consumption below the ring. The proliferation of CO resulted from the fact that fuel particles tended to be circumscribed in the lower compartment because the recirculating ring hindered elutriation of particles from this zone. This trend was also noted by Sathitruangsak et al. [26] and Madhiyanon et al. [25]. Although O_2 between 960 and 1280 mm was sufficient (≈ 8 –12%), massive amounts of CO were produced at this level, which was attributed to there being insufficient time to convert CO to CO_2 . However, when evading the upper part of the combustor, above the recirculating ring, CO diminished considerably. This result may have occurred because there was a plentiful supply of CO, but a scarce supply of other O_2 -consuming competitors, such as volatiles and unburned char particles. Therefore, bounded by ample O_2 , copious

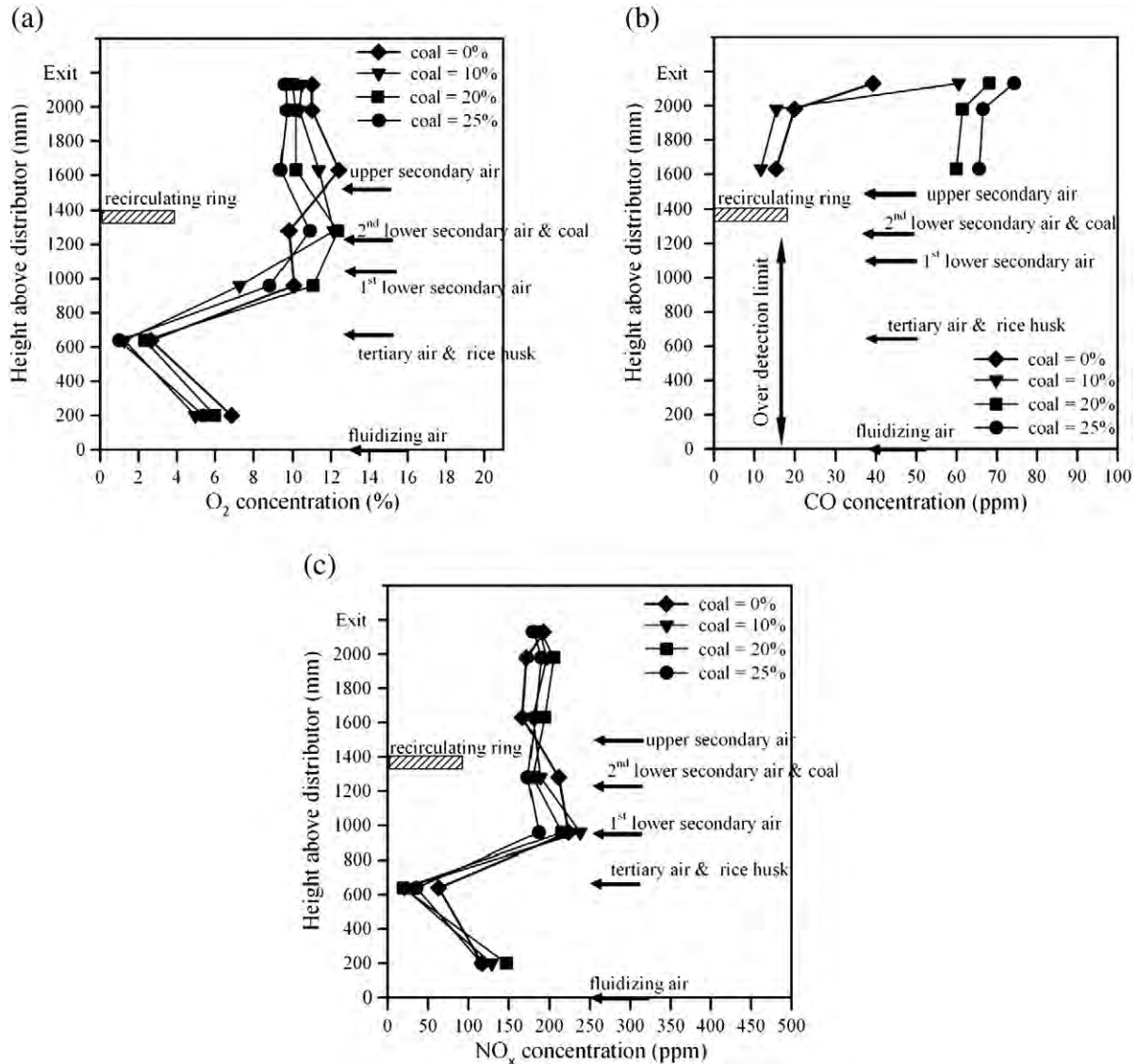
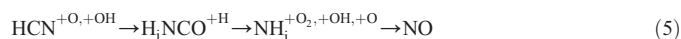


Fig. 5. Axial gas concentration profiles for firing various coal shares, feeding coal under the recirculating ring (coal size <5 mm).

amounts of CO were abruptly transformed to CO₂. Beyond the 1630 mm level, 10–50 ppm increases in CO concentrations indicated almost complete cessation of combustion. At the exit of the chamber, the amount of CO seemed to follow the ordering of the coal share.

3.2.3. Trend of NO_x concentrations along the combustor axis

The axial NO_x profiles are presented in Fig. 5c. They were composed of two distinctive features: an undulating pattern in areas below the recirculating ring (<1280 mm), and a rather fully-developed pattern in areas above (>1280 mm), towards the exit. Compared with the O₂ profiles in Fig. 5a, the profiles of both species were comparable, inferring that the development of NO_x was profoundly engaged with the development of O₂. The fluctuation in NO_x levels below the recirculating ring occurred not only because NO_x was formed where fuel-N could access O₂, but was also decomposed via heterogeneous reactions, particularly in a reducing atmosphere, i.e., intense CO but weak O₂ concentrations. At 200 mm, NO_x in the range 116–147 ppm was created. The formation of NO_x at this location, or wherever O₂ was obtainable, complied with the homogeneous and heterogeneous reactions in Eqs. (1) and (2) [4,26–28]. This accumulating NO_x, however, decayed afterwards to 19–63 ppm at 640 mm, where little O₂, but abundant CO, was apparent through heterogeneous reactions—Eqs. (3) and (4) [3,15,25–28]. The recovery of NO_x formation at 960 mm, in the range 186–237 ppm, was ascribed to finding the O₂ of N-volatiles released from rice husks. The small decrease in NO_x at 1280 mm was also due to NO_x destruction according to Eqs. (3) and (4). Further up in the chamber, towards the exit, NO_x remained largely unchanged. The unvaried development of NO_x was due to the lack of contribution to the formation (char-N and N-volatiles) or decomposition (char and carbon) in the upper part of the combustor.



3.3. Flue gas emissions

3.3.1. The effect of coal shares and coal-feed position on emissions

Emissions for different coal shares are exhibited in Fig. 6. The influences of coal-feed positions, i.e., above and below the recirculating ring, were also addressed. The coal was between 5 and 10 mm in size.

Fig. 6a demonstrates variations in O₂ according to different coal shares. For both coal-feed positions, O₂ concentrations had a tendency to decrease as coal shares increased. When feeding coal above the recirculating ring, 13.15% of O₂ remained in the flue gases for pure rice husks. This amount was reduced to 11.42% for the 25% thermal coal fuel mix. For the feed level below the recirculating ring, exit O₂ concentrations were 10.87% for pure rice husks and 9.3% for the 25% thermal coal. Due to coal being heavier than rice husks, attempts to push it out of the combustion zone necessitated more force. As a

result, the coal may have settled longer in the bed than the rice husks, thereby exploiting more of the available O₂ for the reaction. A comparison of the results for each feed level showed that feeding coal above the recirculating ring contributed to higher concentrations of O₂ being retained in the flue gases. This surplus O₂ arose from the penetration to the combustor exit of some of the air injected with the coal.

The dependence of CO emissions on coal share is shown in Fig. 6b. Rice-husk firing alone produced CO emissions of 64–70 ppm. Predictably, fuel mixtures with larger amounts of coal emitted more CO. The increase in CO with increasing coal entailed a greater difficulty in burning coal than rice husks, which is a consequence of the lower volatile and oxygen contents of coal. As seen in the figure, CO emissions were between 69–87 ppm and 94–102 ppm when coal was injected below and above the recirculating ring, respectively. These low CO levels appeared satisfactory for the Thai emission regulations (<740 ppm). More CO was generated when coal was introduced above the recirculating ring because part of the CO created above the ring was picked up by the flue gas moving upwards to the exit with insufficient time for CO to convert into CO₂.

The NO_x emissions relying on coal shares are shown in Fig. 6c. Firing pure rice husks generated 263 ppm NO_x. Feeding coal below the recirculating ring had results that were distinguishable from feeding coal above the recirculating ring. Increases in coal shares appreciably reduced NO_x when the coal was fed below the ring, but not when it was fed above the ring. Interestingly, although the nitrogen input (energy basis) through rice husks and coal was almost comparable, a sharp decrease in NO_x emissions was observed for coal feeding below the ring as the coal share increased. This trend implied that the influence of feeding location could be significant. NO_x emissions peaked at 267 ppm for 100% rice husks and plunged to 208 ppm for the 25% thermal coal. Utilizing coal below the recirculating ring could mitigate NO_x emissions because, before eluding the lower combustor, more NO_x was generated from rice husks and coal was destroyed by an interaction with a surplus inventory of char derived from coal build-up in the bed. This interaction occurred in response to a heterogeneous reaction, either a non-catalytic reaction (Eq. (3)) or a catalytic reaction if reducing gases were available (Eq. (4)). In addition, Eq. (4) suggests that NO_x reduction can be enhanced by a CO-enriched atmosphere, as was found in the lower section of the combustor. In addition, part of the decrease in NO_x, while feeding coal below the recirculating ring, could be due to almost the doubling of calcium oxide (based on energy input) and decreasing oxygen. As reported by Abelha et al. [29], the presence of calcium can reduce the emission of N₂O probably by interfering with HCN chemistry and that while coal releases nitrogen mostly as HCN residues like RDF and sewage sludge, it provides fuel nitrogen in greater quantities in the form of NH₃.

In contrast with feeding coal below the recirculating ring, where NO_x depletion was effective for fuel mixtures, when coal was fed above the recirculating ring, the destruction of NO_x seemed less effective and irrelevant to the amount of additional coal. Instead, NO_x emissions, varying between 266 and 269 ppm, increased slightly with the addition of more coal. For one thing, this was partly explained by the existence of cyanide compounds, e.g., hydrogen cyanide (HCN), which was produced during the devolatilization of the coal above the ring with further oxidation to nitric oxide (NO). The creation of NO from HCN was encouraged by the suitable oxidizing atmosphere at that location, according to Eq. (5) [27]. This NO could escape the combustor without an interaction with the char piling-up in the bed below. An algebraic sum of this extra NO from coal and NO destroyed by char in the bed below was reflected in a slight increase in NO_x emissions. In addition, the culprit of the slight increase in NO_x was also the reduced char inventory remaining in the bed, which was due to the early firing of the coal in the upper section that exacerbated the reduction of NO_x with char. Only feeding below the recirculating ring,

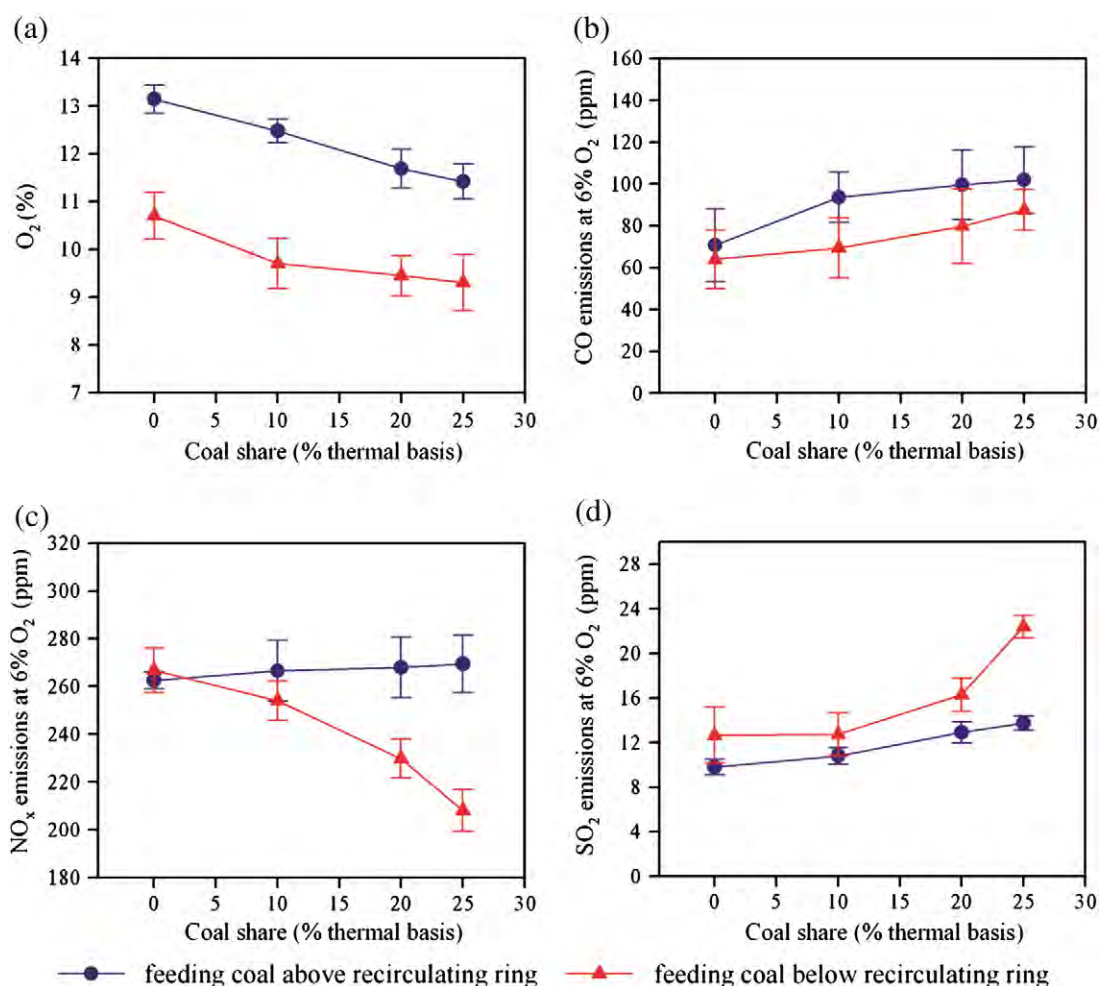


Fig. 6. Effect of coal share and coal-feeding location on emissions, (a) O₂, (b) CO, (c) NO_x, and (d) SO₂ (coal size 5–10 mm).

with 20 and 25% thermal coal (NO_x = 208–230 ppm), complied with the Thai regulations for co-firing, i.e., 270, 260, 235, and 215 ppm NO_x for 25, 20, 10, and 0% thermal coal, respectively.

The reliance of SO₂ on coal share is presented in Fig. 6d. The experiments performed for 100% rice husks released SO₂ emissions of 10–13 ppm. Co-combustion with upper-level-coal-feeding produced SO₂ emissions of 10–14 ppm and 13–22 ppm for lower-level-coal-feeding. Both feeding procedures emitted considerably lower SO₂ emissions than the Thai regulations (<236 ppm), and both had a common agreement that an increase in coal induced more SO₂ emissions. This result could be explained by the higher sulphur content of the coal than the rice husks. Furthermore, the expectation of greater elutriation of coal introduced above the recirculating ring was responsible for lower SO₂ formation.

3.3.2. The effect of coal size on emissions

To investigate the effects of coal size on co-firing emissions, further experiments were conducted with a coal size of <5 mm. The resultant emissions, plotted in Fig. 7a–d, were measured for coal fed below the recirculating ring. For comparison, the emissions data for 5–10 mm coal in Fig. 6a–d are duplicated in Fig. 7a–d.

Changes in O₂ and emissions levels with different amounts of coal, as shown in Fig. 7a–d, had a similar proclivity for both coal sizes. As such, the explanation for 5–10 mm coal also fits for <5 mm coal. Generally, Fig. 7a shows that O₂ levels were in the range of 9.3–11%. In view of the impact of coal size, it appeared that the larger-sized coal consumed more O₂ than the smaller-sized coal, thus leaving less unreacted O₂ in the flue gases. This trend occurred because,

comparatively, small coal was lighter and consequently more easily entrained by the upward flue gases without utilizing as much O₂. The influences of coal share and coal size on CO emissions are shown in Fig. 7b. When firing 100% rice husks, CO levels attained the minimum values (60–64 ppm), while co-firing with different-sized coal typically produced higher CO emissions of 69–104 ppm, which were still acceptable according to the Thai regulations. Fuel mixtures containing smaller-sized coal liberated more CO emissions. Since we were unable to circumscribe all of the small coal particles in the lower part of the combustor, some incompletely-burnt-particles migrated into the upper part. With a shortened combustion time, the escaping coal particles generated CO, which was not yet converted to CO₂ before leaving the combustor, therefore leading to higher CO levels. However, CO emissions of 97–104 ppm were still satisfactory when smaller coal particles were co-burned.

Fig. 7c shows that 267–281 ppm NO_x were emitted from 100% rice husks, while NO_x emissions from co-combustion were 241–265 ppm for <5 mm coal, and 208–254 ppm for 5–10 mm coal. The figure shows that NO_x diminution hinged on an increase in coal fraction. However, coalescing small coal formed NO_x to a greater extent. The small-diameter-coal particles facilitated, and then expedited combustion, resulting in a low char inventory in the bed and a detrimental reduction of NO to N₂. However, NO_x emissions of 240–244 ppm from co-firing with small-sized-coal at 20 and 25% thermal fell within the Thai regulations, while 0–10% thermal coal failed to meet these standards.

Fig. 7d shows that SO₂ emitted from co-firing smaller coal varied between 12 and 14 ppm as the coal fraction increased from 0 to 25%

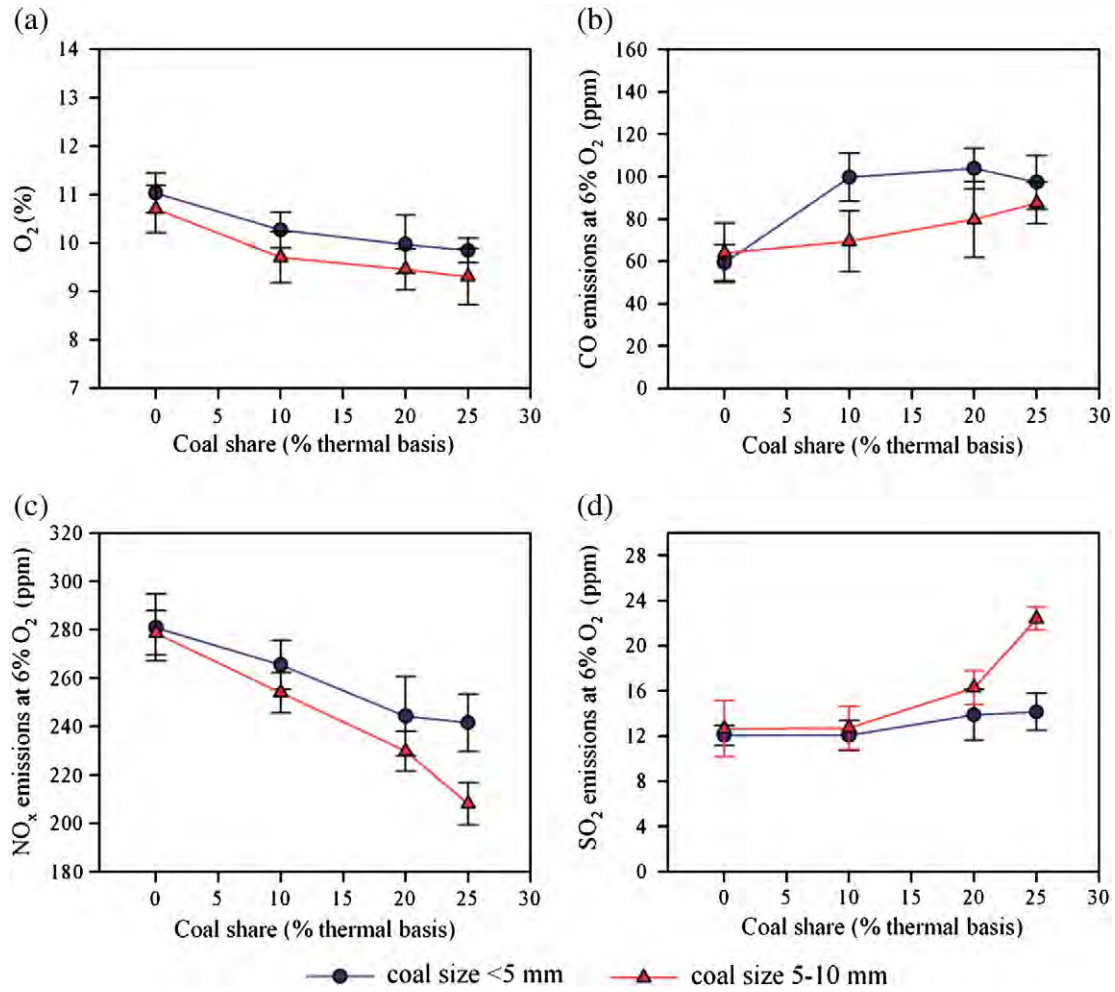


Fig. 7. Effect of coal share and coal size on emissions, (a) O₂, (b) CO, (c) NO_x, and (d) SO₂ (feeding coal beneath the recirculating ring).

thermal, indicating that the formation of SO₂ progressed to a small degree with increasing coal. This stabilization occurred because rather than segregating from the rice husks and prolonging the exposure to the combustion process in the bed, part of the fine coal particles joined the flue gases, providing little time for sulphur to be oxidized to SO₂. The results suggested that rice husks co-fired with both sizes of coal particles created SO₂ emissions under the Thai emission limits (<236 ppm).

3.4. Combustion efficiency

The combustion efficiency (E_c) employed in the present study can be expressed by Eq. (6) [9,26].

$$E_c = \left[(E_f - E_{fg} - E_{ash}) / E_f \right] \times 100\% \quad (6)$$

where E_f is the higher heating value of the fuel, E_{ash} is the energy loss as unburned carbon in the ash, and E_{fg} is the energy loss as carbon monoxide in the flue gas.

3.4.1. The effect of coal share and coal-feed position

In general, $E_c > 98\%$ were attainable. Fig. 8 depicts variations in E_c and bed temperature (at 640 mm) between coal shares. All results were obtained from firing 5–10 mm coal in two coal-feeding scenarios: introducing coal above or below the recirculating ring. In both cases, better E_c were stimulated by co-firing rice husks with coal. The more coal that was blended, the higher the E_c . In conjunction, bed temperatures tended to escalate with increasing coal fraction. The lower E_c obtained

from feeding coal above the recirculating ring may be attributed to a higher elutriation rate of fine particles formed by fragmentation.

3.4.2. The effect of coal share and coal size

Fig. 9 illustrates how coal share and coal size affected the combustion efficiency. The bed temperature on which E_c was

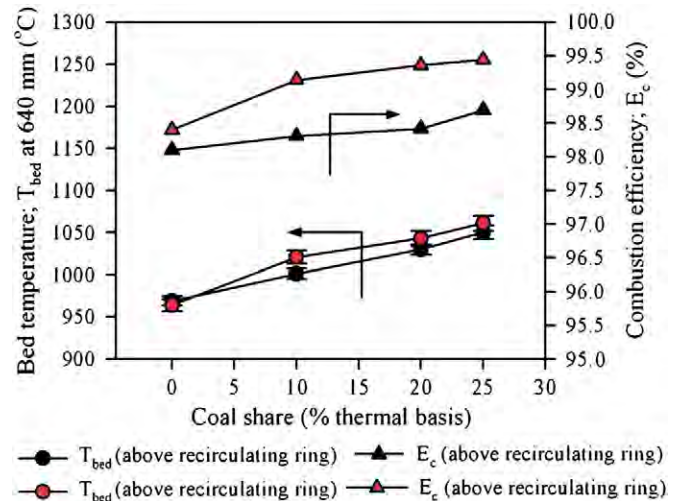


Fig. 8. Effect of coal share and coal-feeding position on bed temperature and combustion efficiency (coal size 5–10 mm).

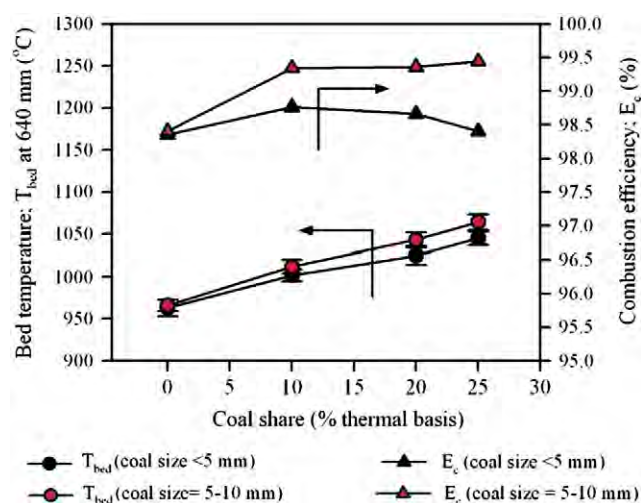


Fig. 9. Effect of coal share and coal size on bed temperature and combustion efficiency (feeding coal beneath the recirculating ring).

contingent was also of interest. All experiments in Fig. 9 participated with the below-feeding cases. Generally, $E_c > 98\%$ were achievable. Co-firing rice husks with coal has been proven efficient in E_c enhancement, particularly for 5–10 mm coal. Firing rice husks alone gave the minimum E_c of 98.3%, while co-firing with 25% thermal coal reached the pinnacle of performance of 99.5% E_c . Mixing 5–10 mm coal at 10% thermal, a rise in E_c was observed, but adding more coal from 10 to 25% thermal, E_c tended to be insensitive to the extra coal, probably due to comparable resident times for all coal fractions. For <5 mm coal, E_c also increased as coal was blended at 10%. However, with the continuous increase in coal, there was an inclination for E_c to drop with respect to coal increment. This drop likely occurred because of higher elutriation rates from merging more light coal. When the E_c of the two coal groups were compared, E_c was lower when co-firing was performed with small-sized-coal. This smaller value was the result of fine coal particles effortlessly escaping the combustor as incompletely-burnt-particles.

4. Conclusions

A short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC) of 225 kW_{th} capacity was tested to evaluate its characteristics and performance. The effects of coal size (<5 mm and 5–10 mm) and coal-feed location (above and below a recirculating ring) were investigated. The influence of coal-blend fraction (0–25 thermal %) was also analyzed. Axial temperature profiles revealed vigorous combustion beneath the recirculating ring. NO_x development along the combustor height was closely linked to accessible O₂. The formation and decomposition of NO_x within the combustor via homogeneous and heterogeneous reactions were apparent. An environment with a lack of O₂ but an abundance of CO seemed to impede the formation of NO_x. Regarding the effects of coal share and coal-feed location on emissions, when coal was fed below the recirculating ring, NO_x emissions could be alleviated by blending more coal into the fuel mixture due to the appreciable increase in calcium oxide and moderate decrease in oxygen (energy basis). However, when coal was fed above the recirculating ring, high coal content did not seem to be beneficial to NO_x reduction. The NO_x emissions from co-combustion were compared for feeding <5 mm and 5–10 mm coal below the recirculating ring. Co-firing with large-sized coal (5–10 mm) tended to reduce NO_x emissions more effectively, presumably due to the higher char inventory in the bed.

Finally, the results suggested that, although stand-alone combustion and co-combustion in the SFBC can satisfy E_c (mostly >98%), CO emissions (64–104 ppm, at 6% O₂) and SO₂ emissions (10–22 ppm, at

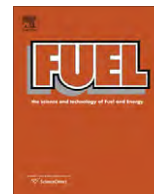
6% O₂) under all tested conditions, NO_x emissions under some circumstances exceeded the Thai regulations. Therefore, for NO_x emissions (208–244 ppm, depending on share and size of coal), feeding coal below the recirculating ring is recommended for both <5 mm and 5–10 mm coal. Additionally, the thermal percentage of coal in the fuel mixture should be 20–25%.

Acknowledgements

Thanks are due to the Thailand Research Fund (TRF) and the Commission on Higher Education (CHE) for the financial support.

References

- <http://www.india-server.com/news/global-warming-melts-greenland-ice-land-26768.html>, (2010 July 30).
- E. Natarajan, A. Nordin, A.N. Rao, Overview of combustion and gasification of rice husk in fluidized bed reactors, *Biomass Bioenerg.* 14 (1998) 533–546.
- J. Werther, M. Saenger, E.U. Hartge, T. Ogada, Z. Siagi, Combustion of agricultural residues, *Prog. Energy Combust. Sci.* 26 (2000) 1–27.
- T. Nussbaumer, Combustion and co-combustion of biomass: fundamentals, technologies, and primary measures for emission reduction, *Energy Fuels* 17 (2003) 1510–1521.
- L. Armesto, A. Bahillo, K. Veijonen, A. Cabanillas, J. Otero, Combustion behaviour of rice husk in a bubbling fluidized bed, *Biomass Bioenerg.* 23 (2002) 171–179.
- M. Fang, L. Yang, G. Chen, Z. Shi, Z. Luo, K. Cen, Experimental study on rice husk combustion in a circulating fluidized bed, *Fuel Process. Technol.* 85 (2004) 1273–1282.
- W. Permchart, V.I. Kuprianov, Emission performance and combustion efficiency of a conical fluidized-bed combustor firing various biomass fuels, *Bioresour. Technol.* 92 (2004) 83–91.
- C.S. Chyang, K.T. Wu, C.S. Lin, Emission of nitrogen oxides in a vortexing fluidized bed combustor, *Fuel* 86 (2007) 234–243.
- T. Madhiyanon, A. Lapirattanakun, P. Sathitruangsak, S. Soponronnarit, A novel cyclonic fluidized-bed combustor (ψ -FBC): combustion and thermal efficiency, temperature distribution, combustion intensity, and emission of pollutants, *Combust. Flame* 146 (2006) 232–245.
- T. Madhiyanon, P. Sathitruangsak, S. Soponronnarit, Combustion characteristics of rice-husk in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC), *Appl. Therm. Eng.* 30 (2010) 347–353.
- V.I. Kuprianov, W. Permchart, K. Janvijitsakul, Fluidized bed combustion of pre-dried Thai bagasse, *Fuel Process. Technol.* 86 (2005) 849–860.
- W. Permchart, V.I. Kuprianov, Emission from a conical FBC fired with a biomass fuel, *Appl. Energy* 74 (2003) 383–392.
- M. Voral, A.T. Atimtay, Combustion of olive cake and coal in a bubbling fluidized bed with secondary air injection, *Fuel* 86 (2007) 1430–1438.
- Z.A. Sun, B.S. Jin, M.Y. Zhang, R.P. Liu, Y. Zhang, Experimental study on cotton stalk combustion in a circulating fluidized bed, *Appl. Energy* 85 (2008) 1027–1040.
- J.J. Xie, X.M. Yang, L. Zhang, T.L. Ding, W.L. Song, W.G. Lin, Emissions of SO₂, NO and N₂O in a circulating fluidized bed combustor during co-firing coal and biomass, *J. Environ. Sci. China* 19 (2007) 109–116.
- W.A.W.A.K. Ghani, A.B. Alias, R.M. Savory, K.R. Cliffe, Co-combustion of agricultural residues with coal in a fluidized bed combustor, *Waste Manage.* 29 (2009) 767–773.
- H. Spliethoff, K.R.G. Hein, Effect of co-combustion of biomass on emissions in pulverized fuel furnaces, *Fuel Process. Technol.* 54 (1998) 189–205.
- D.R. McIlveen-Wright, Y. Huang, S. Rezvani, Y. Wang, A technical and environmental analysis of co-combustion of coal and in fluidised bed technologies, *Fuel* 86 (2007) 2032–2042.
- P. Gayan, J. Adanez, L.F. de Diego, F. Garcia-Labiano, A. Cabanillas, A. Bahillo, M. Aho, K. Veijonen, Circulating fluidised bed co-combustion of coal and biomass, *Fuel* 83 (2004) 277–286.
- K.V. Narayanan, E. Natarajan, Experimental studies on cofiring of coal and biomass blends in India, *Renewable Energy* 32 (2007) 2549–2558.
- J. Joseph, J.R. Battista, E.E. Hughes, D.A. Tillman, Biomass cofiring at Seward station, *Biomass Bioenerg.* 19 (2000) 419–427.
- L. Armesto, A. Bahillo, A. Cabanillas, K. Veijonen, J. Otero, A. Plumed, L. Salvador, Co-combustion of coal and olive oil industry residues in fluidised bed, *Fuel* 82 (2003) 993–1000.
- A.T. Atimtay, H. Topal, Co-combustion of olive cake with lignite coal in a circulating fluidized bed, *Fuel* 83 (2004) 859–867.
- A.T. Atimtay, B. Kaynak, Co-combustion of peach and apricot stone with coal in a bubbling fluidized bed, *Fuel Process. Technol.* 89 (2008) 183–197.
- T. Madhiyanon, P. Sathitruangsak, S. Soponronnarit, Co-combustion of rice husk with coal in a cyclonic fluidized-bed combustor (ψ -FBC), *Fuel* 88 (2009) 132–138.
- P. Sathitruangsak, T. Madhiyanon, S. Soponronnarit, Rice husk co-firing with coal in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC), *Fuel* 88 (2009) 1394–1402.
- R. Zevenhoven, P. Kilpinen, Control of pollutants in flue gases and fuel gases, second edEspoo/Turku, Finland, 2002.
- P. Glarborg, A.D. Jensen, J.E. Johnsson, Fuel nitrogen conversion in solid fuel fired systems, *Prog. Energy Combust. Sci.* 29 (2003) 89–113.
- P. Abella, I. Gulyurtlu, I. Cabrita, Release of nitrogen precursors from coal and biomass residues in a bubbling fluidized bed, *Energy Fuels* 22 (2008) 363–371.



Co-firing characteristics of rice husk and coal in a cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ -FBC) under controlled bed temperatures

T. Madhiyanon^{a,*}, P. Sathitruangsak^a, S. Soponronnarit^b

^a Department of Mechanical Engineering, Mahanakorn University of Technology, Bangkok 10530, Thailand

^b School of Energy, Environment and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140, Thailand

ARTICLE INFO

Article history:

Received 23 February 2010

Received in revised form 7 January 2011

Accepted 10 February 2011

Available online 1 March 2011

Keywords:

Biomass

Coal

Co-combustion

Fluidized bed

Vortex

ABSTRACT

This study extensively investigated temperature and emission characteristics, and the performance of co-firing rice husk with coal in a cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ -FBC) of 125 kW_{th} nominal capacity. The Ψ -FBC integrated the distinct features of cyclonic/vortex and fluidized-bed combustion. Fluidization, without any inert material, can be accomplished by the stirring blades and vortex ring. The combustor was equipped with a multi-passes water coil to regulate the bed temperatures, varying 800–900 °C. Rice husk was co-fired with coal, a supplementary fuel, with coal blending ratios of 0–25% by thermal basis. The radial temperature profiles displayed vortex combustion along the wall, while the axial temperature profiles suggested a well-mixed condition in the lower part. The large depletion of O₂ and proliferation of CO in the lower part revealed vigorous combustion beneath the vortex ring. A reducing atmosphere appeared unfavorable to NO_x formation. The combustor showed satisfied E_c, mostly >98.5%. The optimum operating conditions with respect to NO_x emissions were: (1) the thermal percentage of coal not >20%, and (2) bed temperatures between 800 and 850 °C. Otherwise, NO_x emissions would exceed the regulations; even CO and SO₂ emissions were well acceptable.

© 2011 Elsevier Ltd. All rights reserved.

1. Introduction

The rapid economic growth of developing and developed countries results in a high energy demand all over the world. The energy resources nowadays are mostly derived from fossil fuel combustion which is acknowledged as enhancing global warming caused by the release of greenhouse gas emissions. Besides generating air pollution, fossil fuels will not last long; therefore to serve the increasing energy demand and to mitigate the greenhouse effect, renewable energy resources such as solar, wind, hydraulic and biomass are recognized as another alternative for heat and electricity generation. To produce energy from biomass, the thermo-chemical conversion technologies including combustion, gasification and pyrolysis have been utilized but combustion has been shown the most efficient technology [1–3]. Biomass combustion is an increasingly attractive position in energy and climate change combat issues in many regions of the world, due to its “CO₂-neutral”. The amount of CO₂ liberated from combustion of biomass is comparably consumed by plants in the photosynthesis process. Thus, there is no additional burden of CO₂ in the atmosphere. Among the combustion technologies—grate-firing, suspension combustion and fluidized-bed combustion (FBC)—, the FBC has been proven to be the

promising and versatile technology for converting biomass to useful energy due to its inherent advantages in fuel flexibility, and low operating temperature and low emissions.

A significant amount of research has been carried out on FBC for mono firing of biomass fuels such as rice husk [1,4–9], sugar cane bagasse [10], saw dust [11], olive cake [12], and cotton stalk [13]. Aiming to moderate emissions from coal combustion and to enhance combustion efficiency, many researchers have intensively emphasized on coal co-firing with biomass fuels as supplementary fuels—rice husk [14,15], palm kernel [15], rice straw [16,17], forest residues [18–20], olive oil industry residues [21,22], and peach and apricot stone [23]. Contrary to the above studies, which typically utilized biomass as a supplementary fuel, our previous studies [24,25] stressed firing of the combination of biomass as a primary fuel and coal as a supplementary fuel.

Thailand is well-blessed with renewable energy resources. Rice husk, a by-product from the milling process, is the most prominent agricultural residue in quantity which is annually generated approximately 5 million tons or equivalent to 7.5×10^7 GJ. Usually, biomass fuels can not easily be fluidized due to their irregular shape; thus an inert material is used to facilitate the fluidized bed of biomass fuels. Recent studies [8,9,24,25] exploited air/water cooled stirring blades to foster the fluidization combustion of rice husk and to prevent the loose agglomeration formed by burning char particles adhering together. Consequently, no inert material is necessary to mix with rice husk.

* Corresponding author. Tel.: +66 2988 3666x3107; fax: +66 2988 3655x3106.

E-mail addresses: thanid@mut.ac.th, thanid_m@yahoo.com (T. Madhiyanon).

Recently, Madhiyanon et al. has developed a novel cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ -FBC) which integrated the distinct features of cyclonic and fluidized-bed combustion. The experiments were conducted on both stand-alone biomass combustion [8], and co-firing with coal [24]. The comparisons of the significant performance parameters—emissions and combustion efficiency—for various technologies, including the present study, are summarized in Table 1. The comparative data were made for firing pure rice husk and co-firing rice husk with coal experiments.

Since rice husk is a seasonal residue, by co-firing with coal used as a complementary fuel instead of stand-alone rice husk firing, an intermittent supply of biomass would not be an issue; otherwise a lack of biomass in a deficient season may result in unreliability of fuel supply to the biomass power plant. Therefore, this study aims

to investigate the combustion characteristics of rice husk co-fired with coal in a cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ -FBC). Rice husk is used as the main fuel while utilizing coal as a complementary fuel. In contrast to our previous works [8,24], the swirl flow of the primary air started above the vortex ring. In the present study, to circumscribe two distinct features of combustion (i.e., the vortex and fluidized-bed combustion) to take place beneath the vortex ring, tangential injection of the primary air was shifted down to an elevation under the vortex ring. Besides, the present system was equipped with a multi-passes water coil placed in the combustion zone in order to regulate the bed temperatures as desired, while they varied for the previous experiments, depending on the excess air and coal shares. Therefore, among the objectives of this study is to clarify the consequential influences on the

Table 1

Comparison of combustion performance between the Ψ -FBC and other combustion technologies when firing pure rice husk, and co-firing husk with coal.

System description and operating conditions	System capacity and blend parameter	Results				Refs
		Emissions (ppm at 6%O ₂)			Combustion efficiency (%)	
		CO	NO _x	SO ₂		
Cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ-FBC) – fluidizing air = 1.0–1.9 m/s – Excess air = 67–130% – bed temperature > 1000 °C	100 kW _{th} , 100% rice husk	50–400	350–425	N/A	>98	[8]
Circulating fluidized-bed combustor (CFBC) – fluidizing air = 0.8–2 m/s – air split ratio = 5:5–7:3 – Excess air = 10–20% – bed temperature 800 °C	1000 kW _{th} , 100% rice husk	200–800	150–220	50–100	>97	[5]
Short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC) – fluidizing air = 0.5–0.9 m/s – Excess air = 80–130% – bed temperature >1000 °C	250 kW _{th} , 100% rice husk	50–550	230–350	N/A	>99	[9]
Cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ-FBC) – fluidizing air = 1.35 m/s – Excess air = 60–120% – bed temperature >1000 °C	120 kW _{th} , Co-firing at coal shares of 0–25% thermal basis	60–260	260–416	15–180	>97	[24]
Short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC) – fluidizing air = 0.4–0.7 m/s – Excess air = 76% – bed temperature >950 °C	250 kW _{th} , Co-firing at coal shares of 0–25% thermal basis	15–130	290–310	20–230	>97	[25]

N/A: Data were not available.

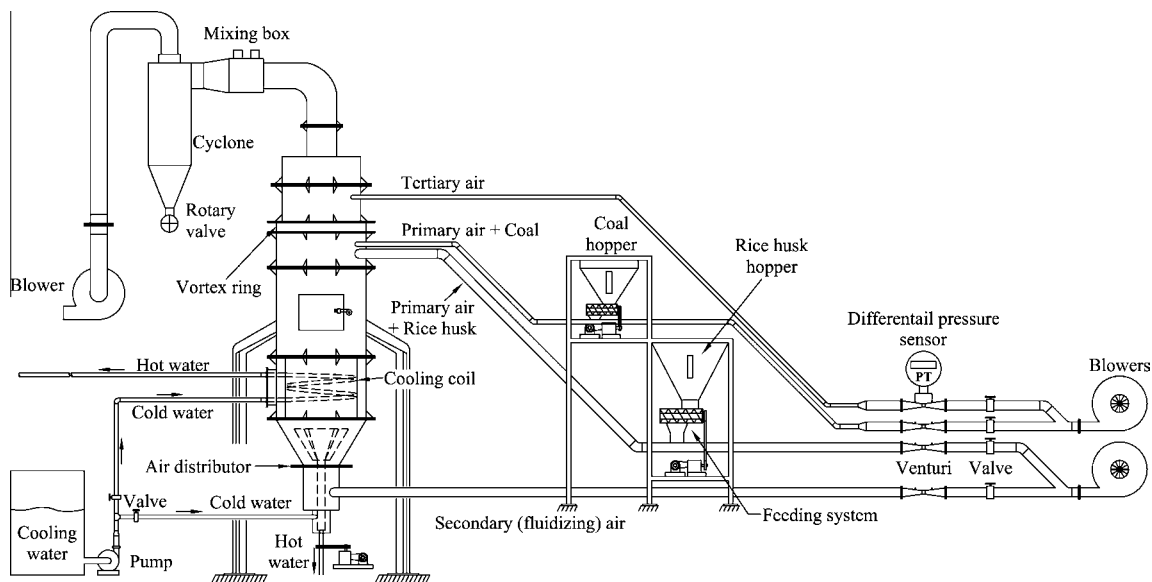


Fig. 1. Schematic diagram of the Ψ -FBC testing facilities.

combustion efficiency and gas emissions, particularly NO_x emissions typically high when N-volatiles is subject to a high bed temperature as reported by our previous works [8,9,24,25]. The effects of blending ratios at different bed temperatures on the combustion efficiency and gas emissions are also investigated.

2. Experiment set-up

2.1. Apparatus

The current cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ -FBC), designed to combine the distinctive characteristics of cyclonic (vortex) and fluidized-bed combustion, has been developed from one described in our earlier work [24]. A schematic diagram of the Ψ -FBC with a capacity of 125 kW_{th} and its dimensions are shown in Figs. 1 and 2, respectively. A section of a multi-passes

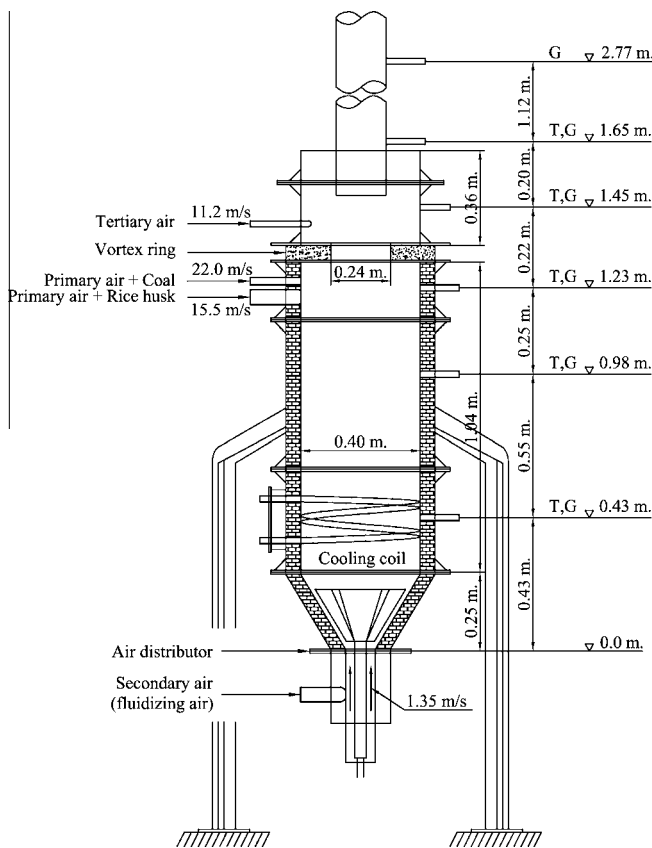


Fig. 2. Dimensions of the Ψ -FBC and temperature and gas emissions measuring positions.

water coil has been additionally incorporated into the combustor to regulate the bed temperatures. In addition, instead of introducing rice husk above the vortex ring as before, rice husk in this study was fed beneath the vortex ring to restrict vortex and fluidized-bed combustion to take place in the same area. The Ψ -FBC comprises two main parts: (1) a cylindrical combustor, 0.4 m ID, 1.40 m high, and (2) a conical base 0.10 m ID, truncated-apex cone 0.25 m high. A circular ring named a 'vortex ring' made of refractory with 0.24 m opening diameter, located 1.30 m. The vortex ring is used to trap the entrained particulates in the combustion gases impinging upon its bottom side.

Primary air is injected tangentially just below the vortex ring (Fig. 3a) so that a vortex flow (or swirl flow) of fuel particles descending along the wall is established. Secondary air (fluidizing air) is supplied vertically at the bottom of conical base through an air distributor. With an introduction of secondary air, and assistance of the stirring blades, fluidization can be achieved. No bed material was mixed into the fuel mixture to create fluidization; instead, the generated char and ash during combustion behave as a secondary solid in the bed [8,9,24,25]. Tertiary air, supplied tangentially just above the vortex ring (Fig. 3b), is designed to sweep any particulate materials residing on the upper side of the ring towards the fluidized-bed below, and to assist in burning the combustible gases invading the upper part. Rice husk and coal were fed separately into the combustor via two screw conveyors each equipped with a variable-speed drive to regulate the desired fuel-feed rate. Water-cooled stainless-steel stirring blades were installed inside the conical base, and operated continuously at 6 rpm to prevent loose agglomeration [8]. With our previous experiments in a cold flow behavior study [26] and combustion studies [8,24], we found that vortex (swirling) flow took place along the combustor walls of a cold Ψ -FBC model and Ψ -FBC combustor during air–fuel particles descending flow, while fluidization dominated the flow behavior within the entire space below the vortex ring. After injection by the primary air beneath the vortex ring, fuel particles descend along the combustor wall to the conical base, and then were entirely fluidized within the lowest part underneath the vortex ring by the upward secondary (fluidizing) air stream. When part-fluidized particles strike against the bottom surface of the vortex ring, it will cause them to fall back into the fluidized bed. Meanwhile, coarse eluding particles crossing the eye region of the vortex ring were trapped by the centrifugal force generated by tertiary air.

2.2. Measurement

The desired feed rate was regulated with a variable-speed drive. Air-flow rates were adjusted by Venturi flow meters linked to manual valves and differential pressure transmitters. The temperature profiles inside the combustor were monitored using a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$, connected to type-K thermocouples at

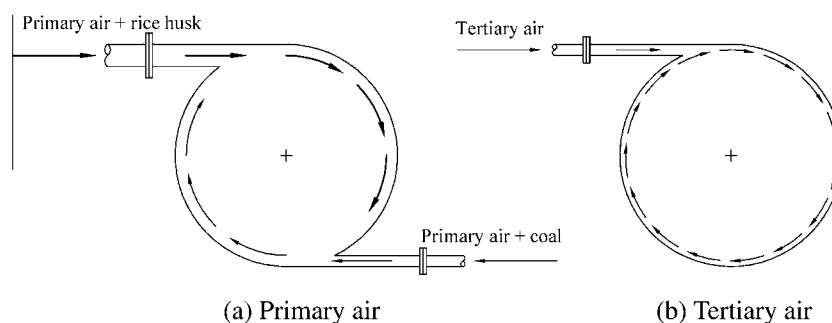


Fig. 3. Flow directions of tangential primary and tertiary air. (a) primary air (below the vortex ring at 1.25 m), and (b) tertiary air (above the vortex ring at 1.40 m).

Table 2
Analyses of rice husk and bituminous coal.

Parameter	Rice husk	Bituminous
<i>Proximate analysis (% as received)</i>		
Fixed carbon	20.1	38.92
Volatile matter	55.6	32.20
Moisture	10.3	24.69
Ash	14.0	4.19
<i>Ultimate analysis (% as received)</i>		
C	38.0	52.71
H	4.55	3.04
O	32.4	13.08
N	0.69	1.11
S	0.06	1.18
Higher heating value (MJ/kg)	14.98	24.5
<i>Physical properties</i>		
Equivalent mean diameter (mm)	1.60	2.58
Sphericity (-)	0.175	0.758
<i>Ash chemical analysis (%wt)</i>		
SiO ₂	90.30	19.40
Al ₂ O ₃	0.17	10.30
Fe ₂ O ₃	0.22	11.20
MgO	0.34	4.69
K ₂ O	2.68	0.84
Na ₂ O	0.03	11.90
CaO	0.49	13.80
P ₂ O ₅	0.54	0.40
SO ₃	0.34	21.8
TiO ₂	0.01	0.38

Table 3
Particle-size distribution of coal.

Sieve size range (mm)	Solid fraction retained on the sieve (wt.%)
<1.5	5.25
1.5–3.5	57.28
3.5–6.3	32.52
6.3–9.5	4.95

vertically spaced elevations of 0.43, 0.98, 1.23, 1.45, and 1.65 m above the air-distributor plate. In the same cross-sectional plane, temperatures were measured radially outward from the combustor center, approximately 2 cm apart. Gas emissions were monitored at 2.77 m using a multigas analyzer (Testo 350XL). The measuring principle was based on electrochemical cells for CO, O₂, NO, NO₂, and SO₂. A Leco C–H–N–S analyzer was used to analyze unburned carbon content.

2.3. Fuel and ash characteristics

The rice husk, a derivative of the milling process, was used as the primary fuel, while bituminous coal was the supplementary fuel in the co-combustion experiments. The proximate, ultimate, physical properties and ash analyses of fuels are shown in Table 2. The particle size distribution of the coal is shown in Table 3. Based on the ash compositions (Table 2), the slagging and fouling indexes, reported in our previous study [25], showed that coal share up to 25% (thermal basis), can be applied for co-firing with rice husk, without confronting the slagging and fouling problems, due to high silica (SiO₂) content in the ash from fuel mixtures.

2.4. Experimental procedure

The Ψ-FBC was heated first by igniting rice-husk loaded in advance into the combustor. Rice husk stored in a hopper was then fed gradually into the combustor by primary air. Combustion continued until the bed temperature accomplished about 800 °C; thereafter, bituminous-coal was injected separately into the

Table 4
Summary of operational parameters and conditions.

Test parameters		Independent variables			
Thermal share of coal		0%, 10%, 20%, and 25%			
Bed temperature at 0.43 m		800, 850, and 900 °C			
Fuel-feed rate (kg/h)					
Fuel type	Coal blending (% thermal)				
	0	10	20	25	
Rice husk	30.04	27.04	24.03	22.53	
Coal	0	1.83	3.67	4.60	
Air supplied to the Ψ-FBC	Flow rate (m ³ /s)	Proportion (-)	Air equivalent ratio (λ) (-)		
Primary air	0.042	0.7241	1.33		
Secondary (fluidizing) air ^a	0.010	0.1724	0.32		
Tertiary air	0.006	0.1035	0.19		

^a Determined from fluidizing air flow rate per cross-section area of truncated-apex cone.

combustor. The duration of each run was about 8 h, of which 1.5 h were used to reach steady state. Thereafter, gas emissions were monitored every 2 min for 2 h, and averaged over the measurement period. To analyze unburnt carbon content, the values of which were used to determine combustion efficiency, ash was collected regularly from the cyclone outlet (every 15 min). During testing, axial and radial temperature profiles inside the combustor, and concentrations of O₂, CO, NO_x, and SO₂, along the combustor height were continuously monitored. To measure gas concentrations at the center-line of the combustor, a gas sampling tube was inserted into the combustor at the center-line with one end connected to a gas analyzer probe. Primary air velocity, high enough to send rice husk and coal into the combustor, was maintained at 15.5 m/s for rice husk, and 22 m/s for coal. Secondary air (fluidizing air) velocity was kept constant at 1.35 m/s. To ensure no more particulates resided on the upper side of the vortex ring, tertiary air was injected at 11.2 m/s. A corresponding excess air, therefore, was also kept unchanged at 88%. The corresponding air equivalent ratios (λ) estimated for the primary, secondary, and tertiary air were 1.33, 0.32, and 0.19, respectively. The operating parameters and conditions were summarized in Table 4.

To evaluate the impact of bed temperatures and coal ratios on combustion characteristics, the evolution of gas emissions, and combustion efficiency, bed temperatures and coal-blend ratios were changed. By adjusting flow of water flowing through a multi-passes water coil, bed temperatures at 0.43 m can be regulated at 800, 850, and 900 °C, respectively. Coal was fired at co-firing levels of 10%, 20%, and 25% (energy basis). The bed height declined from 0.25 to 0.20 m accommodated with 0–25% thermal coal.

3. Results and discussion

3.1. Radial temperature profiles

The radial temperature distributions at different levels, i.e., 0.98, 1.23, and 1.45 m are plotted in Fig. 4 for the co-combustion of rice husk and coal at three mixing ratios including firing with 100% rice-husk. The bed temperatures were controlled and varied between 800 and 900 °C. However, because of very similar results, only the results of 850 °C bed temperature (at 0.43 m) are present. The coal blending ratios had no significant influence on a common temperature-profile pattern, probably due to also being somewhat high in volatiles of bituminous coal; thus alleviating coal to be fired while

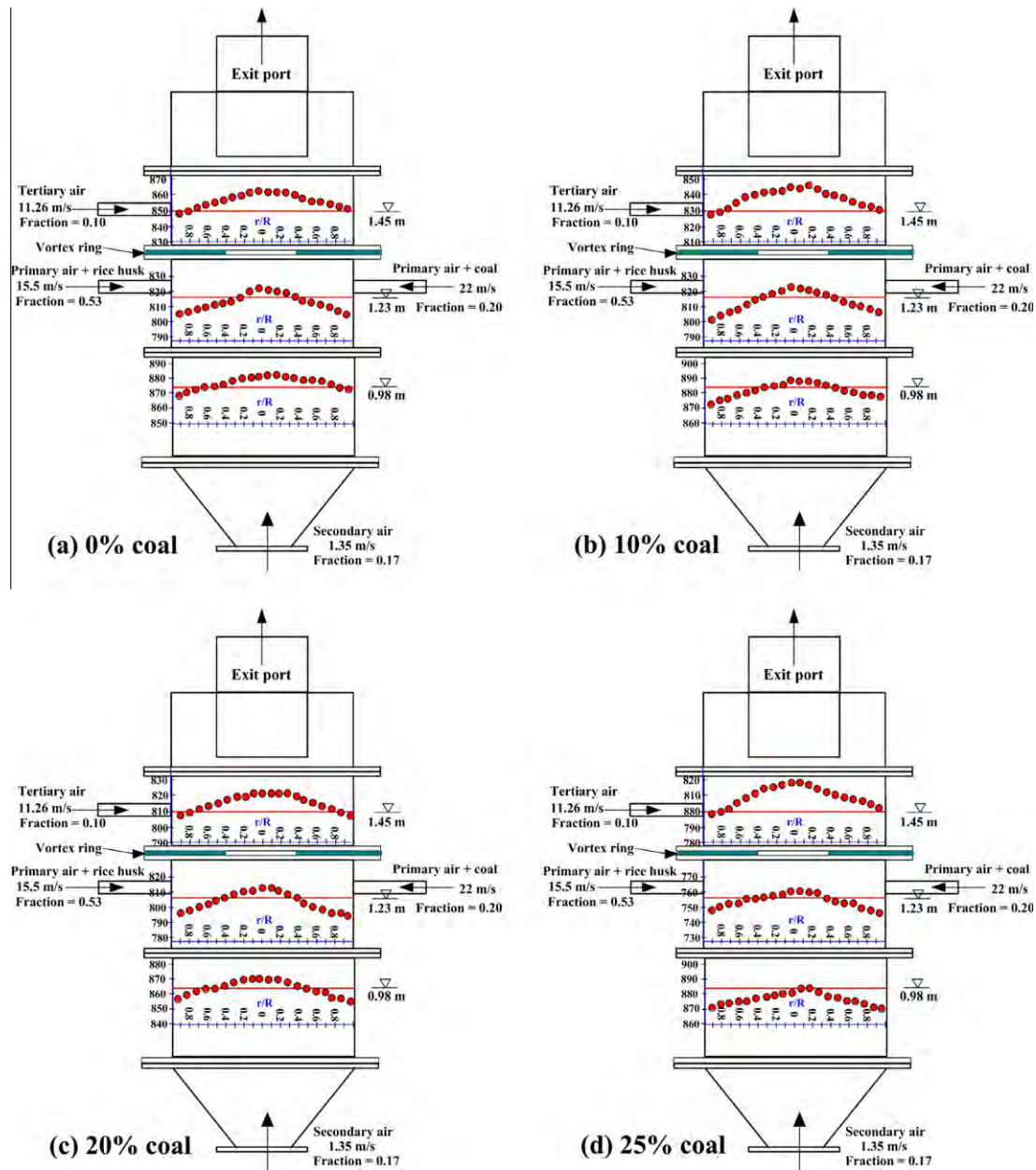


Fig. 4. Radial temperature profiles for co-firing with various coal shares at a bed temperature of 850 °C.

descending along the combustor wall as was experienced with rice husk. Typically, the temperature peaked at the core region, where entrained particles and flue gases were ascending, and decayed towards the wall that would be precipitated by tangentially injected the primary (1.25 m) and tertiary air (1.40 m). Since the primary air was introduced with fuels at ambient temperature, a surge in temperatures near the wall up to 770–820 °C implied the occurrence here of meaningful vortex combustion of volatiles, mainly composed of CO, H₂ and C_xH_y, which would be expected to vaporize readily when immediately exposed to high combustor temperatures. This accords with the fact that rice husk volatiles are released promptly and fired vigorously merely under moderate temperatures, of 180–500 °C, as reported in the previous works [2,8,9,24].

3.2. Axial temperature profiles

Changes in temperature along the combustor height, for 25% thermal coal, with operation at three temperatures– 800, 850

and 900 °C– are depicted in Fig. 5. The axial temperature profiles for the other coal fractions and 100% rice husk bear much resemblance to what are present in the above figure. As reported in prior studies [8,9,24,25], rather than routinely using sand as a secondary solid mixed with an irregularly-shaped biomass to encourage fluidization, the mixture of rice-husk char and its ash derived during ongoing combustion can itself behave as a bed material and aided by the stirring blades, fluidization can be accomplished. Principally, all profiles participated in a common tendency that from 0.43 to 0.98 m temperature increased, but to a less extent. Further up the combustor towards 1.23 m, near where fuels were injected, it declined dramatically, and subsequently rebounded just above the vortex ring.

The increases in temperature between 0.43 m and 0.98 m were because the mixtures consisted of high volatile-containing fuels, in particular rice husk. These volatiles released during either descending along the wall or flowing upward with the flue gas. They tended to emerge particularly above the bed, thereby

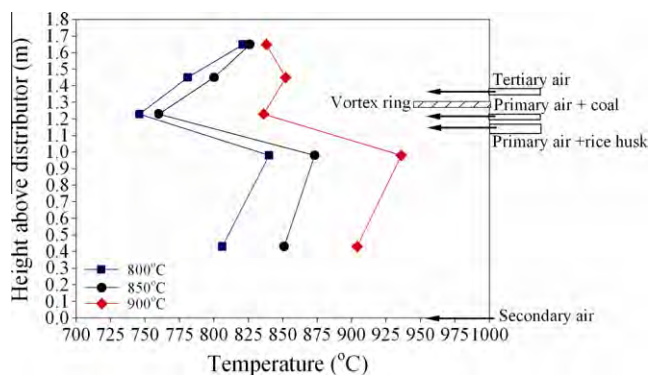


Fig. 5. Axial temperature profiles for co-firing with 25% thermal coal under different bed temperatures.

allowing the continued firing of volatiles and eventually resulting in increased temperatures. In addition, further burning of ascending char particles was another contributing factor. However, a small difference in temperature in this area (0.43–0.98 m) indicates a well-mixing of various combinations of materials derived during combustion (char and ash) and the incoming fuel particles. Besides the stirring blades, the vortex ring has an important role in fostering a suitable mixing-environment by creating solid recirculation within the bed. Entrained particles were blocked from striking the bottom surface of vortex ring, while being impelled up towards the upper section and were forced back down to the bed, to be re-fluidized by the upward gas stream [8,24,26]. The marked temperature decay towards the 1.23 m height was applicable to the cooling effect of the primary air. A rise in temperature observed beyond this level towards the top of the combustor was concomitant with the appearance of very high CO concentrations in the lower part below the vortex ring, which afterwards was carried to, and finally burnt in, the upper part. Conversely to 800 and 850 °C, a slightly decreased temperature was found at the top at 900 °C. This was suggested by the higher temperature causing less residual CO in the top, and thus the heat delivered in this region was so small as to not overcome the cooling effect of the tertiary air. Moreover, although bed temperatures varied, the temperatures became closer at the top than the bed temperatures might suggest from their differences.

3.2.1. Effect of blending ratios on axial temperature profiles

The axial temperature profiles for the various fuel mixtures with three different bed temperatures are presented in Fig. 6a–c. Fig. 6a presents the temperature profiles for a bed temperature of 800 °C. As seen in the figure, temperatures peaked at a height of 0.98 m, but not in a sequential of the coal shares. Ranging in a narrow band of 830–840 °C, these maximum temperatures showed no reliance on changes in coal blend. Further up the combustor, to a height of 1.23 m, the temperatures were lowest, due to the cooling effect from the primary air, and varied from 745 to 782 °C. Among them, 25 thermal% coal rendered the lowest temperature and the value appeared to differ significantly from the others. This is because a phenomenon of the combustion of volatiles carried by the upward gas stream may have been reduced for 25 thermal% coal, compared to the mixtures with lower coal content, thereby mitigating substantially the temperature development of 25 thermal% coal in this site. At the top, the temperature (820–832 °C) increased as rice husk portion increased, indicating that more volatiles in rice husk facilitated burning of fuel, and the better energy conversion would be anticipated.

The temperature profiles for a bed temperature of 850 °C are shown in Fig. 6b. The highest temperatures (865–880 °C) were

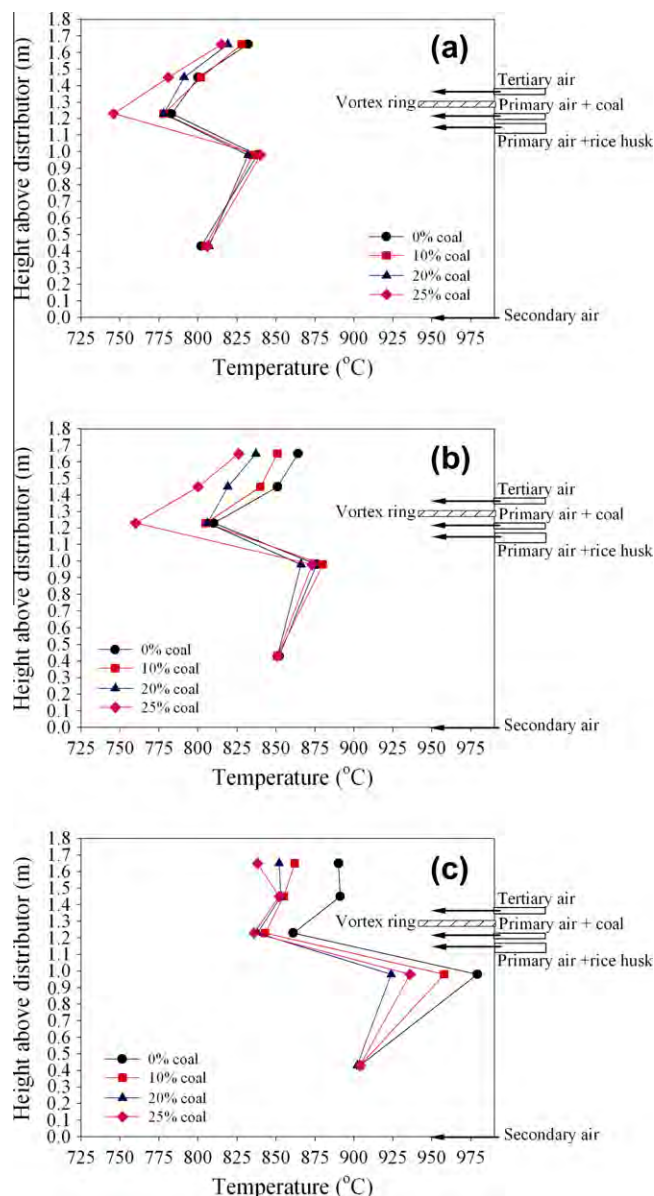


Fig. 6. Axial temperature profiles of various fuel mixtures at three different bed temperatures. (a) 800 °C, (b) 850 °C, and (c) 900 °C.

observed again at 0.98 m height, and did not follow the ordering of the coal shares. In concurrence with the 800 °C-bed temperature scenario, Fig. 6b presents that the top temperatures (825–865 °C) have a consistent tendency to increase with decreasing coal.

Fig. 6c illustrates the temperature profiles for a bed temperature of 900 °C. The temperatures attained their peak values (952–975 °C) at a height of 0.98 m. Compared with the lower bed temperatures, a sharp rise in temperature at heights of 0.43–0.98 m were apparent for 0 and 10 thermal% coal. This inferred that the high temperature tempted a rich-volatile fuel blend to liberate more volatiles, thus intensifying volatile combustion in this region and contributing considerably to heightened temperature. Besides being affected by the cooling of the primary air, the steep drop in temperature at 1.23 m for 0 and 10 thermal% coal was a consequence of less heat gained from the volatile combustion in this region. This was because most of the volatiles were expected to be burnt vigorously in the regions below the 0.98 m level due to the high bed temperature (900 °C), so that less volatile remained for continued combustion at a height of 1.23 m. The temperatures at the top (840–890 °C) differed little from those at 1.45 m,

implying that no influential combustion took place here. They also showed an explicit relation to coal blending ratios: firing rice husk alone gave the highest temperature while 25 thermal% coal had the lowest temperature.

3.3. Axial gas concentration profiles

Gas concentration profiles along the axial axis of the combustor for various fuel mixtures performed under a bed temperature of 850 °C are presented in Fig. 7. The evolution of all species tended to be the same, regardless of coal-mixing ratios. Fig. 7a shows the coincidence of O₂ profiles of all fuel mixtures, suggesting no vital difference in O₂ consumed. Considering the profiles from the bottom to the exit of the combustor (2.77 m), the O₂ concentration <2% at a height of 0.43 m showed a huge depletion of O₂ from the fluidizing air, with a mass fraction (fluidizing air mass divided by total air mass) of 0.17. Further up, to the height of 0.98 m, O₂ was increased marginally, and then boosted appreciably to around 8%, at height of 1.23 m, by the additional O₂ from the primary air employed with the fuels beneath the vortex ring (mass fraction = 0.72). The finding that O₂ in the lower part accounted for most of the combustion air, with a mass fraction of 0.89 (sum of primary and fluidizing air), was utilized extensively so that only ≈8% of the original O₂ remained active at 1.23 m, suggesting that combustion took place energetically in this area. This accorded with evidence of marked CO proliferation in the lower combustor. Above the vortex ring, towards the top (1.65 m), although conveyed to this site by the tertiary air (mass fraction = 0.1), O₂ diminished progressively from 8–8.5% to 6%. This phenomenon concurred with the enormous amounts of CO subsequently converted to CO₂ while invading the upper combustor. Above this point, the concentration of O₂ flowing through the exhaust pipe remained almost unchanged, indicating no further combustion along this route.

The axial CO profiles are presented in Fig. 7b. Even though, rice husk fed into the combustor below the vortex ring was previously injected from the top of the combustor [8,24], both methods demonstrated an agreement in common that CO in the lower section was produced in abundance. This concurred with the marked depletion of O₂ in the same place. It was expected that the conversion of CO to CO₂ would be triggered at a height of 1.23 m by enriched-O₂ from the propagating primary air; this CO conversion, however, was effective just above the vortex ring (1.45 m), and entirely accomplished near the top (1.65 m), and mostly <180 ppm. The CO concentration kept quite constant throughout its transit of the exhaust pipe.

Fig. 7c exhibits the characteristics of NO_x development profoundly involving O₂ consumption. NO_x formation via N-volatile complies with the homogenous reaction as Eq. (1) [2,27,28]. At a level of 0.43 m under a reducing atmosphere condition, i.e., the deficiency in O₂ (<2%, Fig. 7a) and huge amount of CO (Fig. 7b), NO_x was generated by a small amount (<30 ppm), probably due to low conversion of fuel-N into NO_x. A slight increasing trend towards the 0.98 m level was due to a small increase in O₂ at the same location. Manifestly, NO_x flourished at 1.23–1.65 m height (190–330 ppm, depending mixing ratios) to which the additional O₂ was sent by primary air. This evidence strengthened the influence of O₂ in intensifying NO_x. From the level of 1.65 m up towards to the exit (2.77 m), NO_x seemed to decline slightly, probably due to dilution by tertiary air, consonant with minor increasing O₂ in the same place.



Fig. 7d shows that SO₂ firstly came up with low values (10–30 ppm) in the lower compartment. With the similar reasons given for the NO_x evolution, because most of the O₂ had been consumed to produce plentiful CO in this area, less O₂ was left for reaction

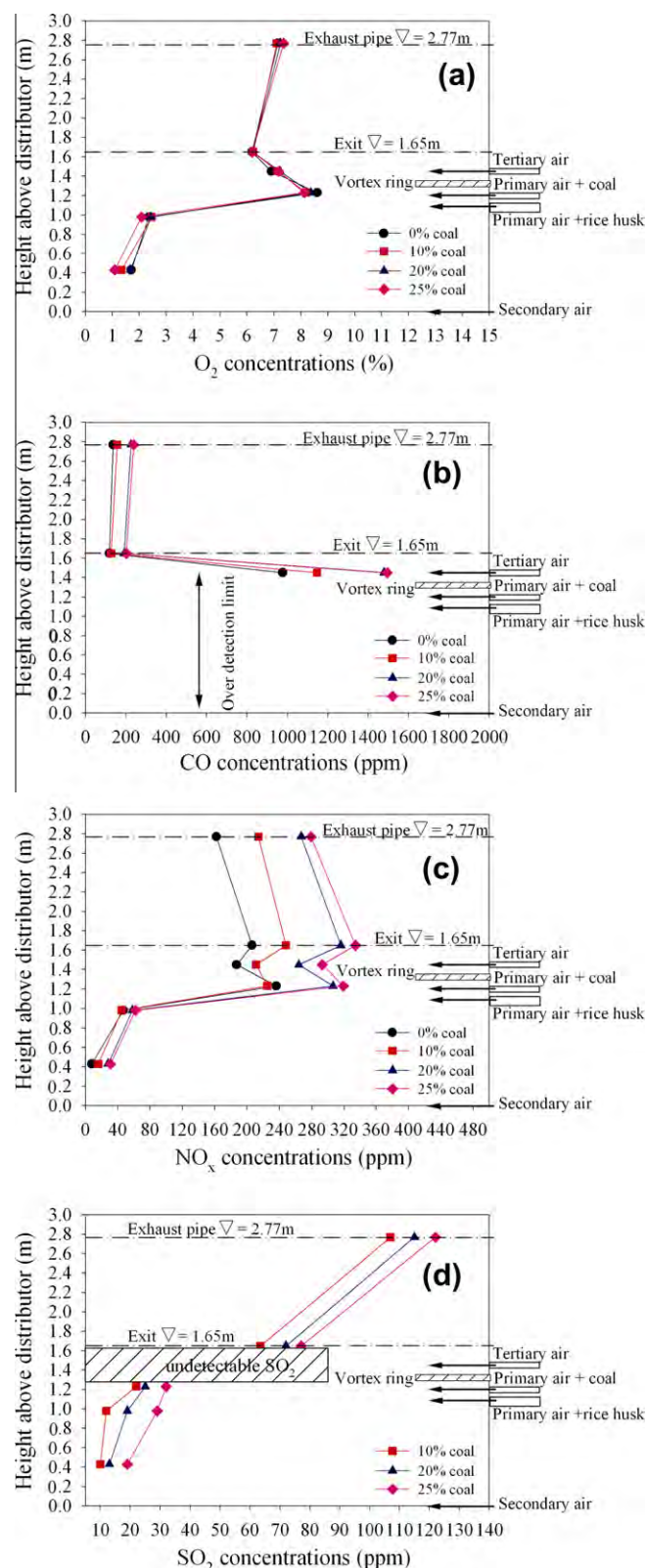


Fig. 7. Axial gas concentration profiles of various fuel mixtures at a bed temperature of 850 °C. (a) O₂, (b) CO, (c) NO_x, and (d) SO₂.

with the sulfur in the fuel. That SO₂ had become extinct at 1.23 m was attributed to its concentrations being lower than the detection limit (<5 ppm), as a result of the dilution effect of the excess O₂ there. However, it escalated sharply in the upper part due to there being sufficient time and O₂ to form SO₂.

3.4. Flue gas emissions

The concentrations of flue gases emitted from the combustor, plotted in Fig. 8, are presented in ppm, based on 6 vol.% O₂ in the flue gas. The governed bed temperatures are 800, 850, and 900 °C, respectively. The percentage (energy basis) of coal in the fuel mixture varies in a range of 0–25%.

Changes in O₂ levels with bed temperatures for various coal-mixing ratios are depicted in Fig. 8a. The slight differences between the O₂ concentrations measured in the different tests (7.0–7.4%) are simply a result of difference in global air–fuel ratios.

Fig. 8b reveals the impact on CO emissions at different bed temperatures measured at the 0.43 m level for firing rice husk alone and co-combustion with three different coal ratios. Noticeably, employing a higher bed temperature can substantially mitigate the CO emissions, due to better combustion. CO emitted at 800 °C ranged between 165 and 267 ppm, and shifted downwards to a range of 144–252 ppm and 114–135 ppm at 850 and 900 °C, respectively. When considering the influence of coal shares on CO emissions, it was found that the amounts of CO increased with the increased percentage of coal, regardless of bed temperatures. For instance, the co-combustion with 25% (thermal) coal at 800 °C yielded the highest value (267 ppm), while firing 100% rice husk came up with the lowest value (165 ppm). The reliance of CO emissions on the coal shares was because, for one thing, volatiles in coal were around 1.7 times lower than those in rice husk. Therefore, compared with the mixtures with low-coal content, high-coal content mixtures had more char remaining after devolatilization, thus requiring more effort to burn, and resulting in the increase in CO. Second, later broken facily into fine particles during fluidization, these delicate char particles from rice husk may need a short resident time for complete combustion compared to the larger size char particles from coal. Finally, the higher reactivity of

biomass char with respect to coal char would also play a significant role in this result.

Fig. 8c presents the dependence of NO_x emissions on bed temperatures and percentage of coal blends, as well. Obviously, NO_x development hinged largely on the bed temperature and a propensity to form NO_x increased as the bed temperature increased, particularly at 900 °C. The amounts of emitted NO_x depended also on the amounts of coalesced coal and varied from 152 to 275 ppm at 800 °C, while it ranged from 160 to 287 ppm and 269–308 ppm at 850 and 900 °C, respectively. However, Thailand's regulations for co-firing biomass permits NO_x emissions not >270, 260, 235, and 215 ppm, when coal is blended with biomass at 25%, 20%, 10%, and 0% (thermal) coal, respectively. The results showed that all scenarios of co-firing at 800 and 850 °C, other than for 25% coal, generated NO_x emissions in a range of 152–259 ppm which conformed to the regulations but not for co-firing at 900 °C when all coal shares possessed NO_x exceeding the standards. The fate of a momentous rise in NO_x at 900 °C was attributed to expediting release of vast NH₃ which was promptly oxidized and converted to NO, associated with the homogeneous reaction, Eq. (1). Compared to the resultant NO_x emissions (260–420 ppm) of the preceding studies [8,24], conducted in the same type of combustor but with an appreciably higher bed temperature (1000 °C), the current NO_x emissions were enormously low. That the high temperature is at the forefront in fostering fuel nitrogen conversion to NO_x has been extensively explored [3,7,14,27–30]. For example, Tourunen et al. [30] reported that the NO conversion above the dense bed of CFBC using bituminous coal doubled when the bed temperature rose from 752 to 912 °C. In addition, not only did the higher temperature directly contribute to an increase in NO_x formation by accelerating the NO_x reaction, but also exacerbated NO_x situation by the resultant lower CO (providing a reducing atmosphere for NO_x). A weakness in a reducing atmosphere (low CO amounts)

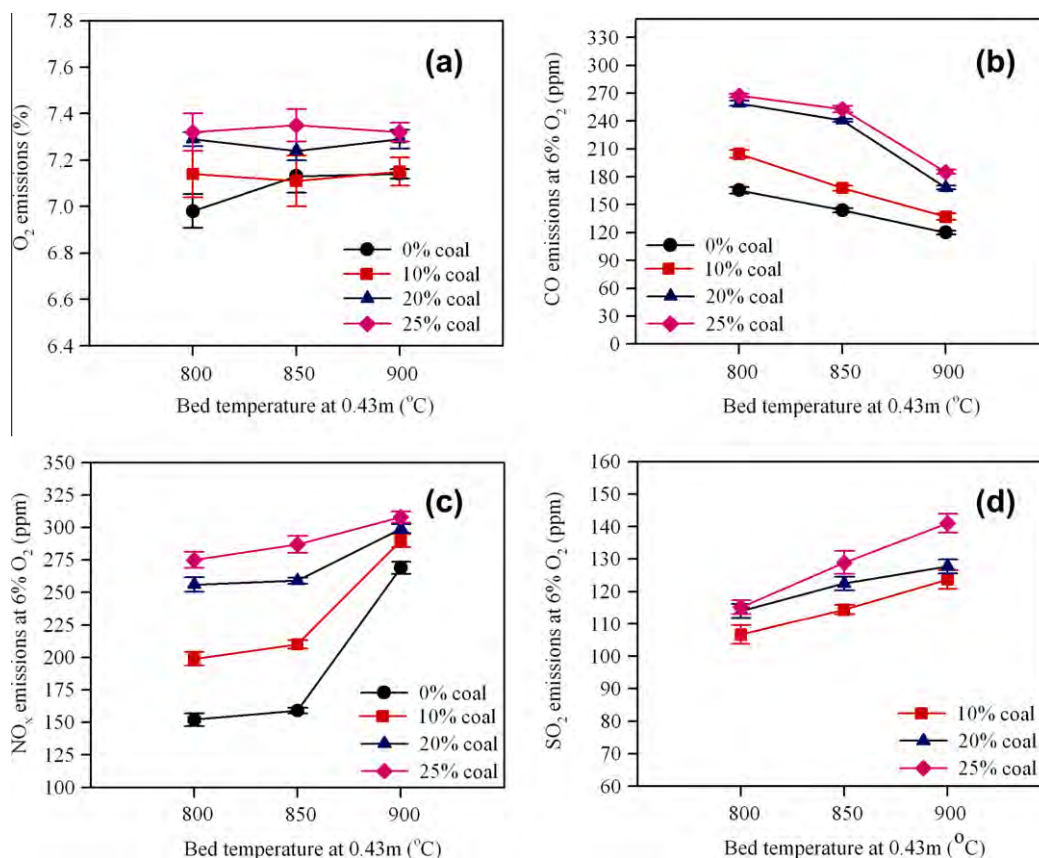


Fig. 8. Effect of bed temperatures and coal blending ratios on gas emissions. (a) O₂, (b) CO, (c) NO_x, and (d) SO₂.

may detract somewhat from the ability to alleviate tenacity of NO_x development, and tends to speed up NO_x generation.

Besides, the figure testifies to the fact that the amount of the additional coal in the fuel mixture has an indispensable influence on NO_x creation, as previously acknowledged [16,19]. At a given bed temperature, an elevation of NO_x emissions was manifest when coal was utilized; however, this increment may not be exactly commensurate with the increased nitrogen from coal added. Although nitrogen in coal (1.11 wt.%) is about twice as much as rice husk (0.69 wt.%), blending rice husk with a certain amount of coal may affect NO_x generation more than the added coal amount might suggest. For instance, merging 25 thermal% coal, corresponding to a 15 wt.% increase in nitrogen, brought the emitted NO_x to around 80% higher than firing of pure rice husk at 800 and 850 °C. Nevertheless, this increase plunged to about 15% at 900 °C. The contributing factor to the increased NO_x due to coal mixing is perhaps because of less production of hydrocarbon radicals basically originating from swift vaporization of volatiles from biomass. Hydrocarbon radicals establish a reducing atmosphere which is able to suppress NO_x development; therefore a decrease in rice husk, on the other hand an increase in coal of the fuel mixture is accountable for an increase in NO_x emissions. This explanation was also given by Varol and Atimtay [29].

Fig. 8d presents the variation of SO₂ with bed temperature as well as the effect of coal shares. Since the amount of S injected varied with the fuel blend, to aid in interpreting the changes in SO₂, the fuel-S conversion to SO₂ in each case is calculated and given in Table 5. The calculations were accomplished by normalizing the measured SO₂ emission with respect to the theoretical SO₂ emission (estimated by assuming 100% burnout and 100% conversion of fuel-S to SO₂, using the ultimate analysis and the O₂ concentration in the flue gas). From Fig. 8d, altering between 106 and 140 ppm for all circumstances, emitted SO₂ fell within Thailand's regulations (<236 ppm). SO₂ emissions at bed temperature of 800 °C were between 106 and 115 ppm, depending on coal amount, and then climbed to a range of 124–140 ppm as bed temperature was elevated to 900 °C. With respect to the increasing bed temperature, the enlargement of SO₂ shown in Fig. 8d agreed well with the increasing fuel-S conversion shown in Table 5 that was presumably encouraged by better combustion. The figure also disclosed the relationship to the enhancement of SO₂ emissions to the additional amount of coal in the fuel blend. However, the fuel-S conversion had an uncertain relationship with increasing coal shares at a given bed temperature. This indicated that an increase

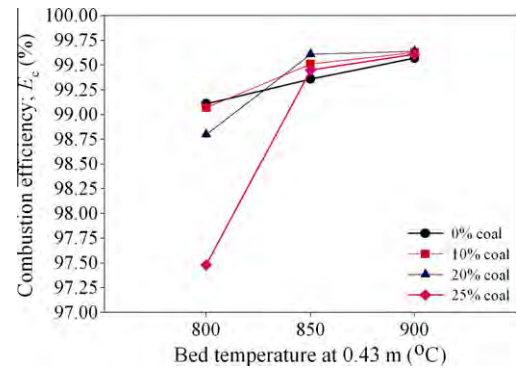


Fig. 9. Effect of bed temperatures and coal blending ratios on combustion efficiency.

in SO₂ emissions with increased coal shares was simply a consequence of the higher sulfur content of coal than rice husk, not of better fuel-S conversion.

3.5. Combustion efficiency

The combustion efficiency (E_c) employed in the present study can be expressed by Eq. (2) [8,25].

$$E_c = [(E_f - E_{fg} - E_{ash})/E_f] \times 100\% \quad (2)$$

where E_f is the higher heating value of the fuel, E_{ash} is the energy loss as unburnt carbon in the ash, and E_{fg} is the energy loss as carbon monoxide in the flue gas.

The energy loss is a combination of losses due to CO in the flue gas and unburnt carbon in the ash. Since there is no drainage system provided for ash at the bottom, instead ash is entrained by the flue gas and trapped by the cyclone, unburnt carbon used to calculate combustion efficiency is measured for the ash collected at the cyclone. The percentage of energy losses in terms of E_{fg}/E_f and E_{ash}/E_f are provided in Table 5. Obviously, the unburnt carbon is a major contributor to loss (0.3–2.4% of fuel energy) while energy loss by CO (0.07–0.13% of fuel energy) is much less important due to considerably low CO emissions, as seen from Fig. 8b. Changes in combustion efficiencies with respect to coal shares for three bed temperatures are plotted in Fig. 9. Mostly, $E_c > 98.5\%$ was achievable, except in a case of 25 thermal% coal at a bed temperature of 800 °C which gave a minimum value of 97.5%. E_c increased as bed temperatures increased. Combustion undergoing a bed temperature of 800 °C had E_c of between 97.5% and 99.1%, of which the highest value corresponded to 100% rice husk firing. At this temperature, E_c slightly decreased while coal up to 20 thermal% was added, however, it slumped to the lowest value for 25 thermal% coal. Greater hindrance to burning of coal resulting from low volatile content was responsible for the degradation in E_c . However, coal share no longer appeared a dominant factor at a high bed temperature. E_c changed between 99.4% and 99.6% at 850 °C and remained virtually constant at 99.6% at 900 °C. This may be ascribed to the dynamic reaction stimulated by the high bed temperature, which could surmount the intrinsic difficulty of firing coal.

4. Conclusions

A cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ -FBC) of 125 kW_{th} nominal capacity was tested to evaluate the characteristics and performance, in terms of temperature and gas concentration profiles, gas emissions, and combustion efficiency (E_c) for rice husk co-firing with coal. The stirring blades were utilized to create fluidization

Table 5
Summary of percentage of sulfur conversion and percentage of energy losses under various conditions.

Coal blending ratio (% thermal)	Bed temperature at 0.43 m (°C)	Percentage of sulfur conversion (%)	Percentage of energy losses (%)	
			E_{fg}/E_f	E_{ash}/E_f
0	800	N/A	0.08	0.81
	850	N/A	0.07	0.57
	900	N/A	0.07	0.36
10	800	16.8	0.10	0.83
	850	26.6	0.08	0.41
	900	30.8	0.08	0.29
20	800	18.5	0.13	0.99
	850	21.2	0.11	0.29
	900	24.9	0.07	0.30
25	800	16.9	0.13	2.38
	850	23.8	0.12	0.43
	900	28.4	0.07	0.32

N/A: Data were not available because SO₂ concentrations were below the detection limit.

of rice husk, instead of inert material use. In contrast to previous works [8,24], with an assistance of a multi-passes water coil, bed temperatures were regulated at 800, 850, and 900 °C, respectively, while rice husk was tangentially injected beneath, instead of above the vortex ring as before. The percentage (thermal basis) of coal in the fuel mixture varied in a range of 0–25%.

- (a) Radial temperature profiles of all shares had a similar pattern and characterized the influential vortex combustion of fuel particles descending along the wall.
- (b) Axial temperature profiles demonstrated the near isothermal environment between 0.43 and 0.98 m, indicating good mixing of various combinations of the combustion products (char and ash), and the arriving fuel. In addition to the stirring blades, this well-mixed situation was due to the proper function of the vortex ring to create solid circulation within the bed. The combustion of volatiles took place more at the high level when biomass portion increased. The top temperatures tended to increase with decreasing coal.
- (c) O₂ was consumed largely beneath the vortex ring, suggesting that the main combustion occurred in the lower part of the combustor. Concomitant with this phenomenon was the proliferation of very high CO concentrations at the same site. A reducing atmosphere—low amounts of O₂ and plentiful CO—appeared to impede the formation of NO_x in the lower part. NO_x formation, like SO₂ formation, retrieved where there was sufficient O₂. SO₂ was restricted to form due to the scarcity of O₂ supply.
- (d) CO emissions ranged between 114 and 267 ppm, depending on bed temperatures and coal shares. Not only were NO_x emissions relevant to bed temperature, but it also profoundly engaged with the percentage of coal added. Increase in bed temperatures and coal shares encouraged NO_x formation. Co-firing with coal up to 20% (thermal), at 800 and 850 °C, generated NO_x emissions in a range of 152–259 ppm which complied with Thailand's regulations. However, all scenarios of co-firing at 900 °C provided NO_x exceeding the standard. SO₂ emissions, varying between 106 and 140 ppm for all circumstances, were desirable to meet the regulations.
- (e) The Ψ-FBC showed promising E_c, generally >98.5%. E_c increased as bed temperature increased. An increase in coal share had an adverse effect on E_c when combustion took place at a bed temperature of 800 °C, but had no effect at higher bed temperatures (850–900 °C).

These results suggest that coal, used as a supplementary fuel, up to 20% (thermal basis) can be co-fired with rice husk in the Ψ-FBC with satisfactory E_c, while, to circumscribe NO_x generation, the bed temperatures are recommended to be 800–850 °C. However, to exploit coal in the fuel mixture >20%, and/or even bed temperatures >850 °C, sub-stoichiometric of the primary air injected simultaneously with fuel should be considered to weaken the homogeneous reaction of the N-volatiles (Eq. (1)).

Acknowledgement

Thanks are due to the Thailand Research Fund (TRF), and the Commission on Higher Education (CHE) for financial support.

References

- [1] Natarajan E, Nordin A, Rao AN. Overview of combustion and gasification of rice husk in fluidized bed reactors. *Biomass Bioenergy* 1998;14:533–46.
- [2] Werther J, Saenger M, Hartge EU, Ogada T, Siagi Z. Combustion of agricultural residues. *Prog Energy Combust Sci* 2000;26:1–27.
- [3] Nussbaumer T. Combustion and co-combustion of biomass: Fundamentals, technologies, and primary measures for emission reduction. *Energy Fuels* 2003;17:1510–21.
- [4] Armesto L, Bahillo A, Veijonen K, Cabanillas A, Otero J. Combustion behaviour of rice husk in a bubbling fluidized bed. *Biomass Bioenergy* 2002;23:171–9.
- [5] Fang M, Yang L, Chen G, Shi Z, Luo Z, Cen K. Experimental study on rice husk combustion in a circulating fluidized bed. *Fuel Process Technol* 2004;85:1273–82.
- [6] Permchart W, Kuprianov VI. Emission performance and combustion efficiency of a conical fluidized-bed combustor firing various biomass fuels. *Bioresour Technol* 2004;92:83–91.
- [7] Chyang CS, Wu KT, Lin CS. Emission of nitrogen oxides in a vortexing fluidized bed combustor. *Fuel* 2007;86:234–43.
- [8] Madhiyanon T, Lapirattanakun A, Sathitruangsak P, Soponronnarit. A novel cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ-FBC): Combustion and thermal efficiency, temperature distribution, combustion intensity, and emission of pollutants. *Combust Flame* 2006;146:232–45.
- [9] Madhiyanon T, Sathitruangsak P, Soponronnarit. Combustion characteristics of rice-husk in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC). *Appl Therm Eng* 2010;30:347–53.
- [10] Kuprianov VI, Permchart W, Janvijitsakul K. Fluidized bed combustion of pre-dried Thai bagasse. *Fuel Process Technol* 2005;86:849–60.
- [11] Permchart W, Kuprianov VI. Emission from a conical FBC fired with a biomass fuel. *Appl Energy* 2003;74:383–92.
- [12] Voral M, Atimtay AT. Combustion of olive cake and coal in a bubbling fluidized bed with secondary air injection. *Fuel* 2007;86:1430–8.
- [13] Sun ZA, Jin BS, Zhang MY, Liu RP, Zhang Y. Experimental study on cotton stalk combustion in a circulating fluidized bed. *Appl Energy* 2008;85:1027–40.
- [14] Xie JJ, Yang XM, Zhang L, Ding TL, Song WL, Lin WG. Emissions of SO₂, NO and N₂O in a circulating fluidized bed combustor during co-firing coal and biomass. *J Environ Sci-China* 2007;19:109–16.
- [15] Ghani WAWAK, Alias AB, Savory RM, Cliffe KR. Co-combustion of agricultural residues with coal in a fluidized bed combustor. *Waste Manage* 2009;29:767–73.
- [16] Spliethoff H, Hein KRG. Effect of co-combustion of biomass on emissions in pulverized fuel furnaces. *Fuel Process Technol* 1998;54:189–205.
- [17] McIlveen-Wright DR, Huang Y, Rezvani S, Wang Y. A technical and environmental analysis of co-combustion of coal and in fluidised bed technologies. *Fuel* 2007;86:2032–42.
- [18] Gayan P, Adanez J, de Diego LF, Garcia-Labiano F, Cabanillas A, Bahillo A, et al. Circulating fluidised bed co-combustion of coal and biomass. *Fuel* 2004;83:277–86.
- [19] Narayanan KV, Natarajan E. Experimental studies on confirming of coal and biomass blends in India. *Renew Energy* 2007;32:2549–58.
- [20] Joseph J, Battista Jr, Hughes EE, Tillman DA. Biomass cofiring at Seward station. *Biomass Bioenergy* 2000;19:419–27.
- [21] Armesto L, Bahillo A, Cabanillas A, Veijonen K, Otero J, Plumed A, et al. Co-combustion of coal and olive oil industry residues in fluidised bed. *Fuel* 2003;82:993–1000.
- [22] Atimtay AT, Topal H. Co-combustion of olive cake with lignite coal in a circulating fluidized bed. *Fuel* 2004;83:859–67.
- [23] Atimtay AT, Kaynak B. Co-combustion of peach and apricot stone with coal in a bubbling fluidized bed. *Fuel Process Technol* 2008;89:183–97.
- [24] Madhiyanon T, Sathitruangsak P, Soponronnarit. Co-combustion of rice husk with coal in a cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ-FBC). *Fuel* 2009;88:132–8.
- [25] Sathitruangsak P, Madhiyanon T, Soponronnarit. Rice husk co-firing with coal in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC). *Fuel* 2009;88:1394–402.
- [26] Madhiyanon T, Piriyaungroj N, Soponronnarit S. Cold flow behavior study in novel cyclonic fluidized bed combustor. *Energy Convers Manage* 2008;49:1202–10.
- [27] Zevenhoven R, Kilpinen P. Control of pollutants in flue gases and fuel gases. 2nd ed. Finland: Espoo/Turku; 2002.
- [28] Glarborg P, Jensen AD, Johnsson JE. Fuel nitrogen conversion in solid fuel fired systems. *Prog Energy Combust Sci* 2003;29:89–113.
- [29] Varol M, Atimtay AT. Combustion of olive cake and coal in a bubbling fluidized bed with secondary air injection. *Fuel* 2007;86:1430–8.
- [30] Tourunen A, Saastamoinen J, Nevalainen H. Experimental trends of NO in circulating fluidized bed combustion. *Fuel* 2009;88:1333–41.

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 24
20-22 ตุลาคม 2553 จังหวัดอุบลราชธานี

อิทธิพลของการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวนที่มีต่อการเผาไหม้แกลบ ในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นที่ใช้หัวฉีดกระจายอากาศ

Effect of Swirl Secondary Air Injection on Rice Husk combustion in a Short-Combustion-Chamber Fluidized Bed Combustor Using Nozzle-Type Air Distributor

ฐานิตย์ เมธิยานนท์^{1*} ประสาน สติภัยเรืองศักดิ์² และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์³

^{1,2} ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 51 เขตหนองจอก กรุงเทพมหานคร 10530

³ คณะพลังงาน สิ่งแวดล้อมและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 126 เขตทุ่งครุ กรุงเทพมหานคร 10400

*ผู้ติดต่อ: thanid_m@yahoo.com, เบอร์โทรศัพท์: (662) 9883655 ext. 3107

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้ได้ศึกษาถึงผลกระทบของความเร็วอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทค ($V_{2,low}$) ที่มีต่อสมรรถนะการเผาไหม้แกลบของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นที่ใช้ทรายเป็นเบดและใช้หัวฉีดกระจายอากาศในแง่ของแก๊สมลพิษและประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ตลอดจนศึกษาถึงลักษณะการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นภายในเตาในการทดลองได้ปรับเปลี่ยน $V_{2,low}$ ที่ 10, 15 และ 20 m/s ซึ่งคิดเป็นอากาศส่วนเกิน (EA) 66, 85 และ 102% ตามลำดับ ผลการวัดการกระจายอุณหภูมิภายในเตาบ่งชี้ว่าการเผาไหม้เชื้อเพลิงในเบดมีการคลุกเคล้ากันเป็นอย่างดี ในขณะที่การเพิ่ม $V_{2,low}$ ส่งผลให้อุณหภูมิภายในเตาลดลง ในแง่ขององค์ประกอบแก๊สไอเสียพบว่า CO มีค่าลดลงตาม $V_{2,low}$ ที่เพิ่มขึ้นโดยมีค่าในช่วง 2353-8470 ppm (ที่ 6% O_2) ในขณะที่ NO_x ที่ระดับ O_2 ส่วนเกิน 6% มีค่าเพิ่มขึ้นตามการเพิ่ม $V_{2,low}$ ซึ่งมีค่าในช่วง 358-457 ppm นอกจากนี้ยังพบว่าการเพิ่ม $V_{2,low}$ ส่งผลให้ E_c เพิ่มขึ้นจาก 92.7 เป็น 97.71% ตลอดจนพบว่า $V_{2,low}$ ที่ดีสุดในการศึกษานี้คือ 20 m/s

คำหลัก: แกลบ/ แก๊สไอเสีย/ ฟลูอิดไคซ์เบด/ วอร์เทค

Abstract

This research presents the effect of the lower secondary air velocity ($V_{2,low}$) on combustion performance for firing rice husk, in terms of gas emissions and combustion efficiency (E_c), in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC) using sand as an inert material in the bed, and using a nozzle-type air distributor. The combustion behavior inside the SFBC was also presented. In this study, $V_{2,low}$ was varied at 10, 15 and 20 m/s, corresponding to the excess air (EA) of 66, 85, and 102%, respectively. The temperature profiles along the combustor indicated that well-mixed combustion occurred in the bed, while increasing $V_{2,low}$ caused a drop in temperature. In view of gas emissions at 6% O_2 , CO emissions, ranging 2353-8470 ppm, were reduced as $V_{2,low}$ increased; conversely, more NO_x emissions ranging 358-457 ppm were formed. Moreover, the increase in $V_{2,low}$ was capable of E_c enhancement, rising from 92.7% to 97.7%. The results concluded that the optimum $V_{2,low}$ was 20 m/s.

Keywords: emissions/ fluidized-bed/ rice husk/ vortex

1. บทนำ

เชื้อเพลิงชีวมวลเป็นแหล่งพลังงานที่มีศักยภาพในการนำมาใช้อย่างยั่งยืนในอนาคต เนื่องจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลไม่ส่งผลให้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มมากขึ้น (CO_2 -Neutral) ซึ่งเป็นการช่วยลดสภาวะโลกร้อนได้ ปัจจุบันได้มีการนำชีวมวลชนิดต่างๆ เช่น แกลบ ทะลายปาล์มเปลา ชีเลื้อย ชังข้าวโพด และเศษไม้มาใช้เป็นเชื้อเพลิงในภาคอุตสาหกรรม

สำหรับวิธีการแปรรูปพลังงานจากชีวมวลนั้นสามารถทำได้หลายกระบวนการเช่น การเผาไหม้โดยตรง ไพโรไลซิสและแก๊สซิฟิเคชัน ทั้งนี้ การเผาไหม้โดยตรงเป็นกระบวนการที่ได้รับความนิยมสูงสุด เพราะมีประสิทธิภาพสูงและไม่ซับซ้อน โดยเทคโนโลยีการเผาไหม้ที่ได้รับการยอมรับในปัจจุบันว่ามีประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงและปลดปล่อยมลพิษน้อยคือการเผาไหม้แบบฟลูอิดไธซ์เบดเนื่องจากเชื้อเพลิงจะเผาไหม้แบบปั่นป่วนภายในเบดที่มีวัสดุเฉื่อยเช่น ทราย อยู่ภายใน โดยวัสดุเฉื่อยเหล่านี้จะสามารถช่วยคลุกเคล้าเชื้อเพลิงในสัมผัสกับอากาศได้ดีขึ้นและยังทำหน้าที่เสมือนแหล่งสะสมความร้อนเพื่อที่จะรักษาอุณหภูมิเบดให้มีความเสถียรซึ่งเป็นจุดเด่นที่ทำให้เตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดสามารถใช้ได้กับเชื้อเพลิงที่มีความชื้นค่อนข้างสูง [1-3] อย่างไรก็ตาม สิ่งหนึ่งที่เป็นอุปสรรคในการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลในเตาเผาไหม้ทุกรูปแบบคือ การจ่ายอากาศเหนือเบดเชื้อเพลิงเพื่อช่วยเผาไหม้สารระเหยที่ปลดปล่อยมาจากเชื้อเพลิงชีวมวลซึ่งอาจมีสัดส่วนมากถึง 60% โดยน้ำหนัก [4] โดยมีงานวิจัยจำนวนหนึ่งได้ศึกษาถึงผลกระทบของการจ่ายอากาศส่วนที่สองเหนือเบดในการเผาไหม้เชื้อเพลิงในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดซึ่งพบว่าการจ่ายอากาศส่วนที่สองเหนือเบดสามารถจะช่วยเผาไหม้สารระเหยและแก๊สที่ยังเผาไหม้ได้ (CO , C_xH_y) ได้ดีขึ้น [5-6] นอกจากนี้ ลักษณะการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวนยังส่งผลดีต่อการคลุกเคล้าของแก๊สและอนุภาคเชื้อเพลิงภายในเตาซึ่งจะส่งผลดีต่อการเผาไหม้ที่ดีขึ้นอีกด้วย

งานวิจัยที่ผ่านมาของคณะผู้วิจัยที่ได้ศึกษาการเผาไหม้แกลบในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น (SFBC) ซึ่งไม่ใช่วัสดุเฉื่อยเป็นเบดและติดตั้งใบกวนภายในเบดเพื่อป้องกันการเกาะตัวของเชื้อเพลิง [7] ซึ่งผลการศึกษพบว่าสามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบได้อย่างมีประสิทธิภาพและปลดปล่อยแก๊สมลพิษอยู่ในเกณฑ์มาตรฐาน แต่ทั้งนี้ การไม่ผสมวัสดุเฉื่อยในเบดของเตา SFBC ส่งผลให้เกิดขีดจำกัดในการนำเตาเผาไหม้ตัวนี้ไปประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชนิดอื่นที่ไม่สามารถทำให้เกิดสภาวะฟลูอิดไธซ์เซชันหากปราศจากอนุภาคเบด จึงได้ปรับเปลี่ยนการศึกษา มาเป็นการใช้ทรายเป็นเบดปริมาณ 6 kg ซึ่งจำเป็นต้องทำการศึกษาผลกระทบของปัจจัยต่างๆ ที่ส่งผลต่อการเผาไหม้ในเตาเผาไหม้ SFBC

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือการศึกษารวบรวมความเร็วอากาศส่วนที่สองที่จ่ายได้วงแหวนแบบหมุนวนที่มีต่อสมรรถนะการเผาไหม้แกลบของเตาเผาไหม้ SFBC ที่ใช้ทรายเป็นเบด ซึ่งจะพิจารณาลักษณะการเผาไหม้ องค์ประกอบของแก๊สไอเสีย และประสิทธิภาพการเผาไหม้ โดยในทุกเงื่อนไขการทดลองจะปรับอัตราการป้อนเชื้อเพลิงและความเร็วอากาศในส่วนอื่นๆ ไว้คงที่แต่จะปรับเปลี่ยนเพียงความเร็วของอากาศส่วนที่สองได้วงแหวนวอร์เทกเท่านั้น

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

2.1 เตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น

เตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นที่ใช้ในการทดลองนั้นมีไดอะแกรมดังแสดงในรูปที่ 1 ลักษณะของเตาเผาไหม้สามารถแบ่งออกเป็นสองส่วน ดังรูปที่ 2 คือ 1) เตาเผาไหม้ที่เป็นทรงกระบอกที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเตาเท่ากับ 500 mm และสูง 1525 mm และ 2) ส่วนกรวยซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางยอดตัดกรวย 300 mm สูง 500 mm ซึ่งถูกออกแบบสำหรับรองรับอนุภาคเบดและเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมด ผ่นังเตาด้านในก่อด้วยอิฐและฉาบด้วยซีเมนต์ทนไฟหนา 125 mm ในส่วนของตัวเตาเผาที่เป็นทรงกระบอกได้มีการติดตั้งวงแหวนวอร์-

เทคโนโลยีระดับความสูง 1380 mm (เหนือแผ่นกระจายอากาศ) ซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางรูวงแหวนเท่ากับ 300 mm เพื่อดักอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดที่อาจหลุดลอยขึ้นเมื่อเกิดการฟุ้งกระจายของเชื้อเพลิง

การจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้มีด้วยกันสามส่วน ดังนี้คือ 1) อากาศส่วนที่หนึ่งซึ่งเป็นอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน 2) อากาศส่วนที่สองเป็นอากาศที่ช่วยในการเผาไหม้และช่วยในการดักจับอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดซึ่งมีการจ่ายที่สองระดับความสูงคือระดับเหนือวงแหวนวอร์เทก (vortex ring) ที่ระดับ 1490 mm ซึ่งถูกจ่ายในลักษณะสัมผัสกับผนังเตาเผาไหม้จำนวน 1 ท่อ และระดับใต้วงแหวนวอร์เทกซึ่งจ่ายในลักษณะทำมุมกับเส้นสัมผัสผนังเตาที่ 65 องศาจำนวน 4 ท่อ (ระดับ 1030 mm) ซึ่งจะก่อให้เกิดวงแหวนอากาศที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 200 mm และ 3) อากาศส่วนที่สามเป็นอากาศซึ่งจ่ายเพื่อใช้เผาไหม้และป้องกันการลุกไหม้ของไฟที่จะเข้าไปยังถังพักป้อนแกลบ

นอกจากนี้ ในการทดลองจะใช้ทรายขนาด 300 ไมครอนเป็นเบดปริมาตร 6 kg และใช้ตัวกระจายอากาศแบบหัวฉีดซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 37 mm สูง 55 mm จำนวน 8 หัวที่ถูกติดตั้งบนแผ่น

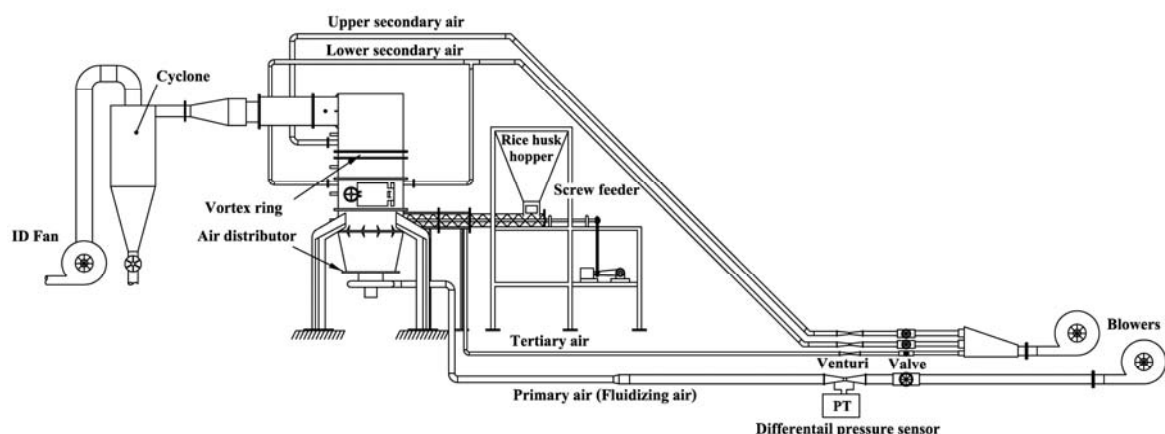
กระจายอากาศ ในการป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่เตาเผาไหม้จะใช้ระบบสกรูป้อน (Screw feeder) เข้าในเบดโดยตรงที่ระดับความสูง 650 mm เหนือแผ่นกระจายอากาศ

2.2 องค์ประกอบของเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลอง

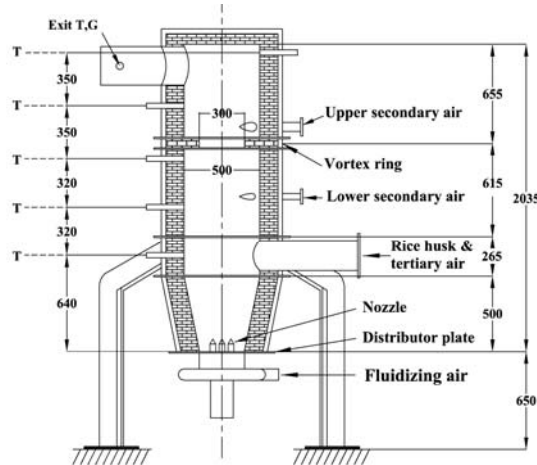
เชื้อเพลิงที่เลือกใช้ในงานวิจัยนี้คือแกลบซึ่งมีองค์ประกอบของเชื้อเพลิงดังแสดงในตารางที่ 1

ตารางที่ 1 องค์ประกอบของเชื้อเพลิงแกลบ (as received)

Proximate analysis (wt.%)	
Fixed carbon	20.1
Volatile matter	55.6
Moisture	10.3
Ash	14.0
Ultimate analysis (wt.%)	
Carbon	38.0
Hydrogen	4.55
Oxygen	32.4
Nitrogen	0.69
Sulphur	0.06
Moisture	10.3
Ash	14.0
Higher heating value (MJ/kg)	14.98



รูปที่ 1 ไดอะแกรมเตาเผาไหม้ฟลูอิดเซชันแบบห้องเผาไหม้สั้นที่ใช้ในการทดลอง



รูปที่ 2 ขนาดเตาและตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สไอเสียของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไชด์แบบห้องเผาไหม้สั้น

2.3 การวัดและขั้นตอนการทดลอง

การวัดปริมาณอากาศที่ใช้ในการทดลองของงานวิจัยนี้ได้ใช้เวนจูรีที่ทำการสอบเทียบแล้วร่วมกับเซนเซอร์วัดความดันแตกต่างซึ่งมีความคลาดเคลื่อน $\pm 3\%$ ของย่านการวัด เป็นอุปกรณ์ในการวัดอัตราการไหลของอากาศ การควบคุมอัตราการป้อนเชื้อเพลิงจะใช้อินเวอร์เตอร์ควบคุมความเร็วรอบมอเตอร์ที่ใช้ขับสกรูป้อนเชื้อเพลิง ส่วนการวัดอุณหภูมิในการทดลองที่ระดับความสูงต่างๆ เหนือแผ่นกระจายอากาศคือ 640, 960, 1280 และ 1630 mm ตลอดจนที่ท่อทางออกเตาจะใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K คู่กับอุปกรณ์แสดงผลซึ่งมีความละเอียด $\pm 1^\circ\text{C}$ ส่วนการวัดองค์ประกอบแก๊สเผาไหม้ที่ท่อทางออกเตานั้นได้ใช้เครื่องวิเคราะห์แก๊สเสีย Testo 350XL ซึ่งสามารถวัดแก๊ส O_2 , CO , และ NO_x , ส่วน CO_2 ที่แสดงนั้นได้มาจากการคำนวณย้อนกลับจากปริมาณ O_2 ของเครื่องวัด ส่วนประสิทธิภาพการเผาไหม้ของเตานั้นหาได้จากการวิเคราะห์ปริมาณคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ภายในถ้ำที่ติดได้จากไซโคลนโดยใช้เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบธาตุ LECO CHNS 932 ร่วมกับปริมาณ CO ที่วัดได้

ขั้นตอนการทดลองเริ่มจากการปรับความเร็วอากาศส่วนต่างๆ ของแต่ละเงื่อนไขการทดลอง ดังตารางที่ 2 จากนั้นทำการจุดเตาเผาไหม้ โดยจะเริ่ม

ใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงเพื่ออุ่นให้เตาอุณหภูมิสูงขึ้นประมาณ $700-800^\circ\text{C}$ แล้วจึงเริ่มป้อนทรายเข้าสู่เตาเผาไหม้ให้ได้ปริมาณ 6 kg หลังจากนั้นจึงทำการปรับอัตราการป้อนเชื้อเพลิงด้วยอินเวอร์เตอร์ให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลอง เมื่อสภาวะการทำงานของเตาเผาไหม้เข้าสู่สภาวะคงตัว (Steady) ซึ่งใช้เวลาประมาณ 60-90 นาทีแล้วจึงเริ่มบันทึกค่าต่าง ๆ ดังนี้คือ อุณหภูมิภายในเตาที่ระดับความสูงต่างๆ (ดังรูปที่ 2) องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ท่อทางออกเตา และปริมาณถ้ำที่ติดได้จากไซโคลน (เก็บทุก 30 นาที เป็นเวลา 10 นาที) เพื่อนำไปวิเคราะห์หาคาร์บอนที่ยังไม่เผาไหม้ โดยข้อมูลที่ได้อาจถูกนำไปคำนวณหาประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ได้ตามสมการที่ (1) [2, 7-9]

$$E_c = \left[\frac{(E_F - E_a - E_{fg})}{E_F} \right] \times 100 \% \quad (1)$$

โดย

E_F = ปริมาณความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าเตาเผาไหม้ (MJ/kg)

E_a = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ในถ้ำ (MJ/kg)

E_{fg} = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ในแก๊สไอเสียซึ่งคำนวณได้จากปริมาณ COX ค่าความร้อนของ CO (MJ/kg)

ตารางที่ 2 เงื่อนไขการทดลองผลกระทบของความเร็ว
อากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทค

Testing conditions	Run number		
	1	2	3
Fluidizing air velocity (m/s)	1	1	1
Mass fraction (-)	0.570	0.521	0.494
Lower 2 nd air velocity (m/s)	10	15	20
Mass fraction (-)	0.207	0.276	0.314
Upper 2 nd air velocity (m/s)	15	15	15
Mass fraction (-)	0.076	0.069	0.065
Tertiary air velocity (m/s)	4	4	4
Mass fraction (-)	0.147	0.134	0.127
Excess air (%)	66	85	102
Rice husk feed rate (kg/h)	65	65	65

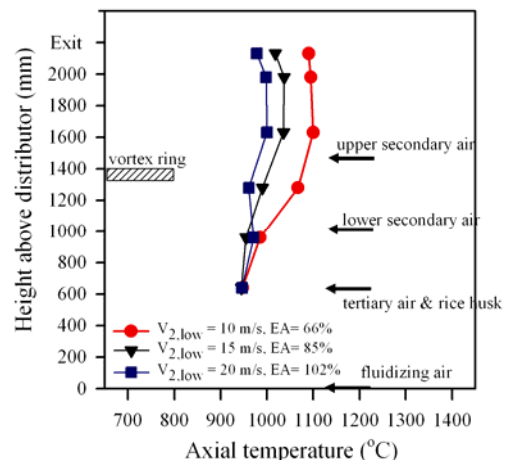
3. ผลการทดลองและวิจารณ์

จากการทดลองศึกษาผลกระทบของความเร็ว
อากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทค ($V_{2,low}$) ที่จ่าย
แบบหมุนวนเพื่อช่วยในการเผาไหม้แกลบในเตาเผา
ไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สัน (SFBC) ซึ่งใช้
ทรายเป็นเบดปริมาณ 6 kg และใช้ตัวกระจายอากาศ
แบบหัวฉีด โดยพิจารณาถึงลักษณะการเผาไหม้ที่
เกิดขึ้นภายในเตาจากการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในแต่
ละระดับความสูง ตลอดจนพิจารณาถึงสมรรถนะของ
การเผาไหม้ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้และ
องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาซึ่งสามารถ
แสดงผลได้ดังนี้

3.1 การกระจายอุณหภูมิภายในเตา

รูปที่ 4 แสดงการกระจายอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตา
ที่ระดับต่างๆ ในแต่ละเงื่อนไขการจ่ายอากาศส่วนที่
สองแบบหมุนวนเพื่อช่วยเผาไหม้แกลบที่ตำแหน่งใต้
วงแหวนวอร์เทคด้วยความเร็ว 10, 15 และ 20 m/s
โดยพบว่าอุณหภูมิเบดที่ระดับ 640 mm และ 960
mm เหนือแผ่นกระจายอากาศ ในทุกเงื่อนไขมีค่า
ใกล้เคียงกันในช่วงประมาณ 945°C (ที่ระดับ 640
mm) และ 955-971°C (ที่ระดับ 960 mm) ซึ่งแสดงให้เห็น
ถึงการคลุกเคล้าที่ดี (well mixing) ภายในเบด
นอกจากนี้ยังพบว่า การเผาไหม้จะเกิดขึ้นอย่าง
ต่อเนื่องจนถึงท่อทางออกของเตาเผาไหม้ ทั้งนี้เป็นที่

น่าสังเกตว่าในกรณีการจ่ายอากาศส่วนที่สองใต้
วงแหวนวอร์เทคด้วยความเร็ว 10 m/s ส่งผลให้
อุณหภูมิที่ระดับ 1280 mm มีค่าสูงขึ้นอย่างชัดเจน ซึ่ง
สามารถอธิบายได้ว่า เนื่องจากกรณีนี้ใช้ปริมาณ
อากาศส่วนเกินที่ต่ำสุด (EA=66%) จึงทำให้ปริมาณ
แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) เกิดขึ้นขณะเผาไหม้
เชื้อเพลิงภายในเบดมีปริมาณมาก ซึ่ง CO นี้จะลอย
ขึ้นมาเผาไหม้กับอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทค
(สัดส่วนมวล 0.20) อย่างรุนแรง ในขณะที่เงื่อนไข
 $V_{2,low}$ เท่ากับ 15 และ 20 m/s (EA=85 และ 102%
ตามลำดับ) นั้นอุณหภูมิที่ระดับความสูงเดียวกันนี้
เพิ่มขึ้นไม่มากนัก เนื่องจากมวลอากาศส่วนที่สองใต้
วงแหวนวอร์เทคซึ่งถูกจ่ายเข้าไปในเตาของทั้งสอง
เงื่อนไขมีสัดส่วนมวลอากาศที่สูง (0.28-0.31) โดย
อุณหภูมิที่ระดับความสูง 1280 mm นี้มีค่าลดลงตาม
ปริมาณอากาศที่เพิ่มขึ้นคือ 1067, 990 และ 960°C
ตามลำดับ



รูปที่ 3 การกระจายอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้

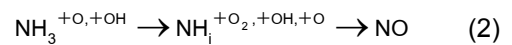
สำหรับระดับเหนือวงแหวนวอร์เทค (1630 mm)
พบว่าอุณหภูมิในทุกเงื่อนไขมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อเทียบกับ
ระดับใต้วงแหวนวอร์เทค (1000-1100°C) ซึ่งบ่งบอก
ได้ถึงการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องของ CO ที่
หลุดลอยขึ้นมาเผาไหม้กับอากาศส่วนที่สองเหนือวง
แหวนวอร์เทค ส่วนที่ระดับความสูงตั้งแต่ 1630 mm
จนถึงท่อทางออกเตาอุณหภูมิในทุกเงื่อนไขมีการ

เปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อย แสดงให้เห็นว่าการเผาไหม้เกิดขึ้นน้อยลงที่ช่วงระดับความสูงดังกล่าว โดยอุณหภูมิทางออกที่เงื่อนไขความเร็วอากาศส่วนที่สองได้วงแหวนวอร์เทคที่ 10, 15 และ 20 m/s คือ 1090, 1018 และ 978°C ตามลำดับ

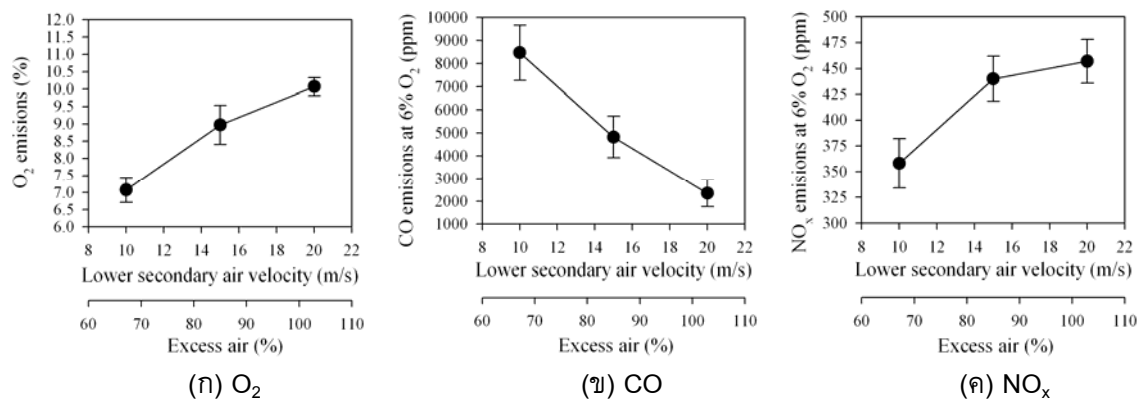
3.2 องค์ประกอบแก๊สเสียที่ทางออกเตา

ผลกระทบของความเร็วอากาศส่วนที่สองได้วงแหวนวอร์เทค ($V_{2,low}$) ที่มีต่อแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาคือ ออกซิเจน (O_2) คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) สามารถแสดงได้ดังรูปที่ 4 โดยรูปที่ 4(ก) แสดงให้เห็นว่าปริมาณ O_2 มีค่าเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วอากาศส่วนที่สอง (อากาศส่วนเกินที่เพิ่มขึ้น) จาก 7.08% เป็น 10.07% ส่วน CO ที่ทางออกเตาภายใต้ O_2 ส่วนเกิน 6% พบว่ามีค่าลดลงตาม $V_{2,low}$ ที่เพิ่มขึ้นอย่างชัดเจนดังรูปที่ 4(ข) โดยมีค่าลดลงจาก 8470 ppm เหลือ 2353 ppm เนื่องจากอากาศส่วนที่สองนี้มีการจ่ายแบบหมุนวนที่ทำให้เกิดเป็นวงแหวนอากาศซึ่งสามารถช่วยให้ CO ที่เกิดขึ้นอย่างมากในเบตถูกทำปฏิกิริยาได้ดีขึ้น โดยความปั่นป่วนของอากาศในตำแหน่งนี้จะมีค่าเพิ่มขึ้นตามความเร็วอากาศจึงเป็นเหตุผลให้ปริมาณ CO มีค่าลดลง [6] อย่างไรก็ตามปริมาณ CO ที่วัดได้ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าสูงกว่าค่ามาตรฐานซึ่งมีค่าเพียง 740 ppm (ที่ 6% O_2) ทั้งนี้ อาจเป็นผลของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไดเซชันที่ใช้ในการศึกษามีค่าสูงเกินไป (1 m/s) จึงทำให้ความเร็วก๊าซภายในเตามีค่าสูงซึ่งเป็นผลให้ระยะเวลาการเผา

ไหม้ในเตาสั้นเกินไป ในแง่ของ NO_x พบว่ามีค่าเพิ่มขึ้นอย่างมากตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วอากาศส่วนที่สองได้วงแหวนวอร์เทค โดยเฉพาะกรณีที่มีการเพิ่มความเร็วจาก 10 m/s เป็น 15 m/s (EA จาก 66% เป็น 85%) ซึ่งเพิ่มจาก 358 เป็น 457 ppm ที่ 6% O_2 ดังรูปที่ 4(ค) ผลที่เกิดขึ้นนี้อธิบายได้จากสารระเหยของแกลบซึ่งมักอยู่ในรูป NH_3 [4, 8-9] ที่ปลดปล่อยมาจากเชื้อเพลิงมาเผาไหม้บริเวณที่มีการจ่ายอากาศส่วนที่สองได้วงแหวนวอร์เทคตามสมการ (2) และ (3) [8-10]



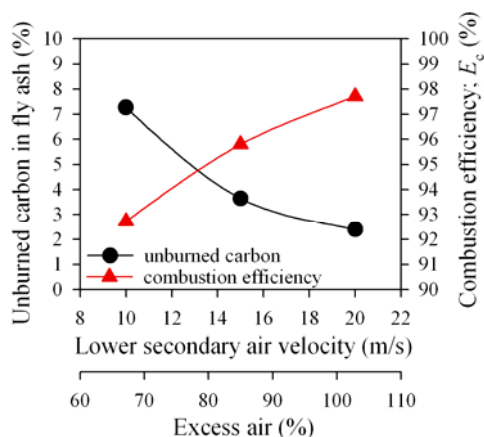
จากสมการทั้งสองแสดงให้เห็นว่าปริมาณ O_2 ที่เพิ่มขึ้นจะส่งผลโดยตรงต่อการเกิดปฏิกิริยาการก่อตัวของ NO_x ดังนั้นการเพิ่ม $V_{2,low}$ จึงเปรียบเสมือนการเพิ่ม O_2 ในการเข้าทำปฏิกิริยาการเกิด NO_x มากขึ้น ส่วนกรณีการเพิ่มปริมาณอากาศส่วนเกินเป็น 102% ($V_{2,low} = 20$ m/s) ซึ่งพบว่า NO_x มีการเพิ่มขึ้นน้อยกว่าเงื่อนไขก่อนหน้า ซึ่งอาจเป็นผลสืบเนื่องมาจากในเงื่อนไขนี้ใช้ปริมาณอากาศมากจนส่งผลให้อุณหภูมิภายในเตาที่ลดต่ำลง (ดังรูปที่ 4) จนทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาของ NO_x ลดลง อย่างไรก็ตาม ในทุกเงื่อนไขการทดลองในการศึกษานี้มีค่า NO_x ที่สูงกว่าค่ามาตรฐานสำหรับการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวล (215 ppm ที่ 6% O_2) ค่อนข้างมาก ซึ่งต้องหาวิธีการลดปริมาณ NO_x ต่อไป



รูปที่ 4 องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาในแต่ละเงื่อนไขการทดลอง

3.3 คาร์บอนที่ยังไม่เผาไหม้และประสิทธิภาพการเผาไหม้

ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้ของเตาเผาไหม้ SFBC ในการเผาไหม้แกลบที่ใช้ทรายเป็นเบดและใช้หัวฉีดกระจายอากาศในแต่ละเงื่อนไขพบว่า การเพิ่ม $V_{2,low}$ ผลให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้เพิ่มสูงขึ้นจาก 92.7% เป็น 97.71% ดังรูปที่ 5 เนื่องจาก $V_{2,low}$ เพิ่มขึ้นนี้ ส่งผลให้แรงเหวี่ยงของวงแหวนอากาศซึ่งช่วยในการดักอนุภาคเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมดให้ตกกลับลงไปที่เผาไหม้ภายในเบดได้เพิ่มมากขึ้น โดยสังเกตได้ว่าเปอร์เซ็นต์คาร์บอนที่ยังไม่เผาไหม้ในถ้ำลอยที่ตกได้จากไซโคลนมีค่าลดลงตามความเร็วอากาศที่เพิ่มขึ้น (จาก 7.27% เป็น 2.40%) นอกจากนี้ การลดลงของปริมาณ CO ที่ทางออกเตา (จาก 8470 เหลือ 2353 ppm) ดังที่ได้กล่าวมาข้างต้น ก็เป็นอีกเหตุผลหนึ่งที่ทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าสูงขึ้น



รูปที่ 5 ประสิทธิภาพการเผาไหม้และคาร์บอนที่ยังไม่เผาไหม้ในถ้ำ

4. สรุปผลการทดลอง

จากการศึกษาทดลองผลกระทบของความเร็วอากาศส่วนสองใต้วงแหวนวอร์เทค ($V_{2,low}$) ที่ใช้ในการเผาไหม้แกลบในเตาเผาไหม้ฟลูอิดเบดแบบห้องเผาไหม้สั้น โดยใช้ $V_{2,low}$ ในช่วง 10, 15 และ 20 m/s ซึ่งคิดเป็นปริมาณอากาศส่วนเกินได้ 66, 85 และ 102% ตามลำดับ สามารถสรุปผลการทดลองได้ดังนี้

1. การเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบมีการคลุกเคล้ากันอย่างดีภายในเบดและเกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องตลอดความสูงเตาเผาไหม้ โดยอุณหภูมิภายในเตามีค่าลดลงตามความเร็วอากาศส่วนสองใต้วงแหวนวอร์เทค ($V_{2,low}$) ที่เพิ่มขึ้น

2. การเพิ่ม $V_{2,low}$ ซึ่งเป็นผลให้ปริมาณอากาศส่วนเกินในการเผาไหม้เพิ่มขึ้น ส่งผลให้ปริมาณ O_2 ในแก๊สไอเสียเพิ่มขึ้นโดยมีค่าในช่วง 7.08-10.07%

3. การเพิ่ม $V_{2,low}$ ส่งผลให้ปริมาณ CO มีค่าลดลง ซึ่งบ่งชี้ว่าการเผาไหม้เชื้อเพลิงเหนือเบดดีขึ้นโดยปริมาณ CO ลดลงจาก 8470 ppm เหลือ 2353 ppm (ที่ 6% O_2)

4. การเพิ่มความเร็วอากาศส่วนสองใต้วงแหวนวอร์เทค ส่งผลให้ NO_x มีค่าเพิ่มสูงขึ้น โดยเฉพาะช่วงการเพิ่ม $V_{2,low}$ จาก 10 เป็น 15 m/s ซึ่งเป็นผลจากปริมาณ O_2 ที่เข้าไปทำปฏิกิริยากับสารระเหยของแกลบ (จำพวก NH_3) เพิ่มมากขึ้น ขณะที่การเพิ่มขึ้นของ NO_x น้อยลงที่กรณี $V_{2,low}$ เท่ากับ 20 m/s ซึ่งอาจได้รับผลข้างเคียงจากอุณหภูมิภายในเตาที่ลดลงโดย NO_x ในทุกกรณี (358-457 ppm ที่ 6% O_2) มีค่าสูงกว่าค่ามาตรฐานที่ 220 ppm ซึ่งต้องหาแนวทางการลดต่อไป

5. การเพิ่ม $V_{2,low}$ ส่งผลให้การคลุกเคล้าของอากาศและอนุภาคเชื้อเพลิงตลอดจนแก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ได้ดีขึ้น ซึ่งดูได้จากปริมาณ CO และคาร์บอนที่ยังไม่เผาไหม้ที่ลดลง เป็นผลให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าเพิ่มขึ้นจาก 92.7 เป็น 97.75% โดยเงื่อนไขความเร็ว $V_{2,low}$ ที่ดีสุดในการศึกษา คือ 20 m/s

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) สำนักงานคณะกรรมการการอุดมศึกษา (สกอ.) ที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย

6. เอกสารอ้างอิง

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

- [2] Armesto L, Bahillo A, Veijonen K, Cabanillas A, Otero J. (2002) Combustion behaviour of rice husk in a bubbling fluidised bed, *Biomass Bioenergy*, 23, pp.171-179.
- [3] Fang M, Yang L, Chen G, Shi Z, Luo Z, Cen K. (2004) Experimental study on rice husk combustion in a circulating fluidized bed, *Fuel Process Technol*, 85, pp. 1273-1282.
- [4] Werther J, Saenger M, Hartge EU, Ogada T, Siagi Z. (2000) Combustion of agricultural residues. *Prog Energy Combust Sci*, 26, pp. 1-27.
- [5] Armesto L, Bahillo A, Cabanillas A, Veijonen K, Otero J, Plumed A, Salvador L. (2003) Co-combustion of coal and olive oil industry residues in fluidised bed. *Fuel*, 82, pp. 993-1000.
- [6] Varol M, Atimtay AT. (2007) Combustion of olive cake and coal in a bubbling fluidized bed with secondary air injection, *Fuel*, 86, pp. 1430-1438.
- [7] Madhiyanon T., Sathitruangsak P., Soponronnarit S. (2010) Combustion behavior of rice-husk in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC), *Applied Thermal Engineering*, 30, pp. 347-353.
- [8] Sathitruangsak S, Madhiyanon M., Soponronnarit S. (2009) Rice husk co-firing with coal in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC), *Fuel*, 88, pp.1394-1402.
- [9] Madhiyanon M, Sathitruangsak S, Soponronnarit S. (2009) Co-combustion of rice husk with coal in a cyclonic fluidized-bed combustor (V-FBC), *Fuel*, 88, pp. 132-138.
- [10] Zevenhoven R, Kilpinen P. (2002) Control of pollutants in flue gases and fuel gases. 2nd ed. Finland: Espoo/Turku.

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 24
20-22 ตุลาคม 2553 จังหวัดอุบลราชธานี

**อิทธิพลของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันที่มีต่อสมรรถนะ
การเผาไหม้เกลบในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดซ์เบดที่ใช้หัวฉีดกระจายอากาศ
Effect of Fluidizing Air Velocity on Combustion Performance for Firing Rice Husk in
a Vortex-Fluidized Bed Combustor (VFBC) Using Nozzle-Type Air Distributor**

ประสาน สติยธัยเรืองศักดิ์^{1*} ฐานิตย์ เมธิยานนท์² และสมชาติ โสภณธรณฤทธิ³

^{1,2} ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 51 เขตหนองจอก กรุงเทพมหานคร 10530

³ คณะพลังงาน สิ่งแวดล้อมและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 126 เขตทุ่งครุ กรุงเทพมหานคร 10400

*ผู้ติดต่อ: prasan_mut@yahoo.com, เบอร์โทรศัพท์: (662) 9883655 ext. 3107

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้นำเสนอผลกระทบของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน (U_f) ที่มีผลต่อสมรรถนะการเผาไหม้เกลบในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดซ์เบดที่ใช้ทรายเป็นวัสดุเฉื่อยในเบดและใช้หัวฉีดกระจายอากาศ ในแง่ของปริมาณแก๊สมลพิษที่ทางออกเตาและประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ตลอดจนได้ศึกษาลักษณะการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นภายในเตา ในการทดลองได้ปรับเปลี่ยน U_f ที่ 0.8, 1.0, 1.1 และ 1.2 m/s ซึ่งคิดเป็นอากาศส่วนเกิน (EA) ในช่วง 48-90% ผลการวัดการกระจายอุณหภูมิและความเข้มข้นออกซิเจนภายในเตาบ่งชี้ว่าการเผาไหม้เกิดขึ้นบริเวณใต้วงแหวนวอร์เทค ในขณะที่การเพิ่ม U_f ส่งผลให้อุณหภูมิภายในเตาลดลง ในแง่ขององค์ประกอบแก๊สไอเสียพบว่า CO มีค่าเพิ่มขึ้นตาม U_f ที่เพิ่มขึ้นโดยมีค่าในช่วง 25-90 ppm (ที่ 6% O_2) ในขณะที่ NO_x ที่ระดับ O_2 ส่วนเกิน 6% มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามการเพิ่ม U_f ซึ่งมีค่าในช่วง 332-397 ppm นอกจากนี้ยังพบว่าการเพิ่ม U_f เป็นสาเหตุของการลดลงของ E_c ซึ่งส่วนใหญ่มีค่า >98% ตลอดจนพบว่า U_f ที่เหมาะสมในการศึกษานี้คือ 0.8 m/s ซึ่งคิดเป็น EA = 48%

คำหลัก: เกลบ/ แก๊สไอเสีย/ ฟลูอิดซ์เบด/ วอร์เทค

Abstract

This research presents the effect of the fluidizing air velocity (U_f) on combustion performance for firing rice husk, in terms of gas emissions and combustion efficiency (E_c), in a vortex-fluidized-bed combustor (VFBC) using sand as an inert bed material, and using a nozzle-type air distributor. The combustion behavior inside the VFBC was also presented. In this study, U_f was varied at 0.8, 1.0, 1.1 and 1.2 m/s, corresponding to excess air (EA) in the range of 48-90%. The temperature and O_2 profiles along the combustor height indicated that main combustion occurred beneath the vortex ring, while increasing U_f was responsible for a drop in temperature along the combustor height. In view of gas emissions at 6% O_2 , CO and NO_x emissions tended to increase as U_f increased, ranging 25-90 ppm for CO and 332-397 ppm for NO_x . Moreover, the U_f increment was accountable for E_c degradation, mostly >98%. The results concluded that the optimum U_f was 0.8 m/s, corresponding to EA = 48%.

Keywords: emissions/ fluidized-bed/ rice husk/ vortex

1. บทนำ

การนำชีวมวลมาใช้เป็นเชื้อเพลิงในภาคอุตสาหกรรมในช่วงทศวรรษที่ผ่านมาเห็นมีอัตราการเพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัดอันมีปัจจัยมาจากการปรับราคาเพิ่มขึ้นของเชื้อเพลิงฟอสซิล ทั้งน้ำมันและถ่านหิน อีกทั้งการสนับสนุนให้มีการใช้ชีวมวลเป็นเชื้อเพลิงโดยภาครัฐบาลที่ได้ออกมาตราการจูงใจต่างๆ ตลอดจนการออกกฎหมายบังคับ เช่นการกำหนดนโยบายการเพิ่มสัดส่วนพลังงานทดแทนเป็น 8% ในปี 2554 [1] ทั้งนี้ชีวมวลต่างๆ อาจถูกนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงในหม้อไอน้ำหรือเตาเผาไหม้ต่างชนิดกันตามความเหมาะสม ไม่ว่าจะเป็นเตาตะกรับ เตาไซโคลน เตาเผาเชื้อเพลิงบด หรือเตาเผาฟลูอิดไคเซดเบดเป็นต้น อย่างไรก็ตาม หากเปรียบเทียบสมรรถนะของเตาเผาไหม้แต่ละชนิดข้างต้นพบว่าเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคเซดเบดเป็นเตาเผาที่มีประสิทธิภาพสูง [2-3] และกำลังเป็นที่นิยมอยู่ในปัจจุบันโดยเชื้อเพลิงที่มักถูกนำไปเผาไหม้ได้แก่ แกลบ [4-6] ชานอ้อย [7] และฟางข้าว [8] เป็นต้น ทั้งนี้ มีงานวิจัยจำนวนหนึ่งได้ทำการศึกษาลักษณะของตัวแปรต่างๆ ที่ส่งผลต่อการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลในเตาเผาแบบฟลูอิดไคเซดเบด เช่น ความเร็วหรือปริมาณอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไคเซชัน ปริมาณอากาศส่วนที่สองที่จ่ายเหนือเบดเพื่อช่วยเผาไหม้สารระเหยของเชื้อเพลิง ซึ่งพบว่าความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไคเซชันจะส่งผลมากต่อค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้ โดยเฉพาะอย่างยิ่งกรณีใช้เชื้อเพลิงที่มีปริมาณสารระเหยน้อย [6] ในขณะที่ปริมาณอากาศส่วนที่สองนั้นจำเป็นต้องจ่ายในกรณีของการเผาไหม้ชีวมวล [9]

งานวิจัยที่ผ่านมาของคณะผู้วิจัยที่ได้ศึกษาการเผาไหม้แกลบและการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไคเซดเบด (VFBC) ซึ่งไม่ใช้วัสดุเฉื่อยเป็นเบดและติดตั้งใบกวาดภายในเบดเพื่อป้องกันการเกาะตัวของเชื้อเพลิง [4,10] ซึ่งผลการศึกษาพบว่าเตา VFBC สามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบหรือเชื้อเพลิงร่วมได้อย่างมีประสิทธิภาพ (>97%) และปลดปล่อยแก๊สมลพิษ (CO และ SO_2) อยู่ในเกณฑ์

มาตรฐาน เว้นแต่ปริมาณ NO_x ที่ต้องควบคุมอุณหภูมิเบดให้ต่ำประมาณ 800°C จึงจะสามารถจำกัดได้ แต่อย่างไรก็ตาม การไม่ผสมวัสดุเฉื่อยในเบดของเตา VFBC ส่งผลให้เกิดขีดจำกัดในการนำเตาเผาไหม้ตัวนี้ไปประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชนิดอื่นที่ไม่สามารถทำให้เกิดสภาวะฟลูอิดไคเซชันได้เช่นเดียวกับแกลบ จึงได้ปรับเปลี่ยนการศึกษามาเป็นการใช้ทรายเป็นเบดปริมาณ 2.5 kg ซึ่งจำเป็นต้องทำการศึกษาลักษณะของปัจจัยต่างๆ ที่ส่งผลต่อการเผาไหม้ในเตาเผาไหม้ VFBC ซึ่งจะเปลี่ยนแปลงตามลักษณะของการทำงานที่แปรเปลี่ยนไป

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือการศึกษาลักษณะความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไคเซชันที่มีต่อสมรรถนะการเผาไหม้แกลบของเตาเผาไหม้ VFBC ที่ใช้ทรายเป็นเบด ซึ่งจะพิจารณาถึงลักษณะการเผาไหม้ องค์ประกอบของแก๊สไอเสียและประสิทธิภาพการเผาไหม้ โดยในทุกเงื่อนไขการทดลองจะปรับอัตราการป้อนเชื้อเพลิงและความเร็วอากาศในส่วนอื่นๆ ไว้คงที่และปรับเปลี่ยนเพียงความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไคเซชันเท่านั้น

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

2.1 เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไคเซดเบด (VFBC)

รูปที่ 1 แสดงตำแหน่งติดตั้งอุปกรณ์การทดลองของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไคเซดเบด (VFBC) โดยเตาเผาไหม้ VFBC ที่ใช้ในการทดลองนั้นถูกออกแบบโดยรวมเอาลักษณะเด่นของเตาเผาแบบไซโคลนคือการเผาไหม้แบบหมุนวนหรือวอร์เทคและการเผาไหม้ขณะแขวนลอยในกระแสอากาศของเตาเผาแบบฟลูอิดไคเซดเบดเข้าด้วยกันจึงทำให้เตาเผาตัวนี้มีประสิทธิภาพสูงขนาดของเตา VFBC คือ เส้นผ่านศูนย์กลางภายในเตาเผาเท่ากับ 40 cm และสูง 165 cm โดยลักษณะของเตาเผาไหม้สามารถแบ่งออกเป็น 2 ส่วน ดังรูปที่ 2 คือ ส่วนหนึ่งเป็นรูปร่างทรงกระบอกสูง 140 cm และส่วนที่สองคือเป็นทรงกรวยหงายตัดยอดสูง 30 cm โดยที่ห้องเผาไหม้ทรงกระบอกจะมีการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคซึ่งมี

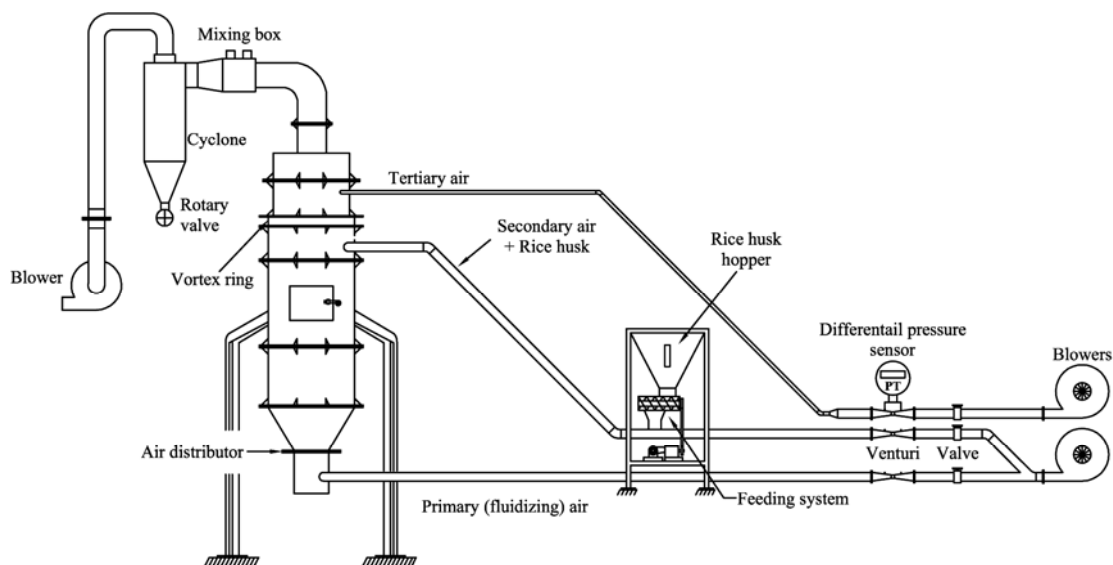
ขนาดช่องเปิดของรูเท่ากับ 24 cm โดยวงแหวนวอร์เทคนี้จะช่วยในการดักอนุภาคเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมดให้ตกกลับมายังเบดซึ่งจะสามารถเพิ่มระยะเวลาในการเผาไหม้ ส่วนด้านล่างของเตาเผาที่เป็นทรงกรวยหงายนั้นจะเป็นส่วนรองรับอนุภาคเบดและเชื้อเพลิงในขณะเผาไหม้แบบฟลูอิดไชเบด ซึ่งมีการติดตั้งตัวกระจายอากาศแบบหัวฉีดไว้ด้านล่างสุด สำหรับการจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้จะแบ่งออกเป็น 3 ส่วน คือ อากาศส่วนที่หนึ่งเป็นอากาศที่เป่าให้เชื้อเพลิงเกิดฟลูอิดไชชันซึ่งถูกจ่ายเข้าบริเวณด้านล่างเตาผ่านตัวกระจายอากาศแบบหัวฉีด อากาศส่วนที่สองถูกจ่ายในแนวสัมผัสกับผนังเตาพร้อมกับแกลบที่ตำแหน่งใต้วงแหวนวอร์เทค และอากาศส่วนที่สามเป็นส่วนที่ช่วยในการเผาไหม้ซึ่งได้จ่ายที่ตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทคในลักษณะสัมผัสกับผนังห้องเผาไหม้เช่นเดียวกับอากาศส่วนที่สอง นอกจากนี้ ในการทดลองได้ใช้ทรายขนาด 300 ไมครอน ปริมาณ 2.5 kg ซึ่งคิดเป็นความสูงเบดประมาณ 6 cm เป็นอนุภาคเบดเพื่อให้เกิดฟลูอิดไชชัน

2.3 องค์ประกอบของเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลอง

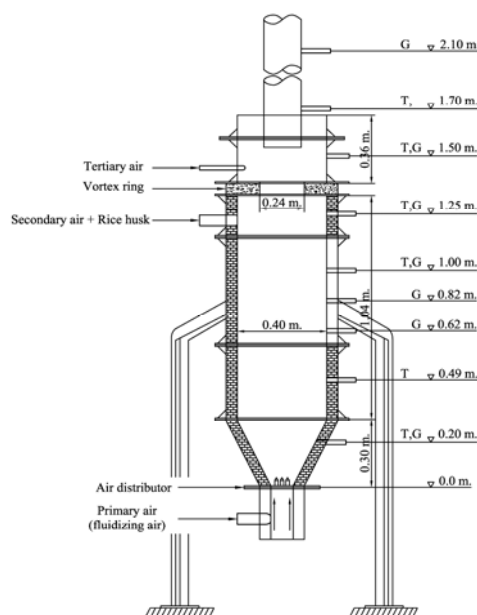
เชื้อเพลิงที่เลือกใช้ในงานวิจัยนี้คือแกลบซึ่งมีองค์ประกอบของเชื้อเพลิงดังแสดงในตารางที่ 1

ตารางที่ 1 องค์ประกอบของเชื้อเพลิงแกลบ (as received)

Proximate analysis (wt.%)	
Fixed carbon	20.1
Volatile matter	55.6
Moisture	10.3
Ash	14.0
Ultimate analysis (wt.%)	
Carbon	38.0
Hydrogen	4.55
Oxygen	32.4
Nitrogen	0.69
Sulphur	0.06
Moisture	10.3
Ash	14.0
Higher heating value (MJ/kg)	14.98



รูปที่ 1 แสดงการติดตั้งอุปกรณ์การทดลองของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไชเบด



รูปที่ 2 ขนาดเตาเผาไหม้ VFBC ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สเสียในการทดลอง

2.2 การวัดและขั้นตอนการทดลอง

การวัดปริมาณอากาศที่ใช้ในการทดลองของงานวิจัยนี้ได้ใช้เวเนจูรีที่ทำการสอบเทียบแล้วร่วมกับเซนเซอร์วัดความดันแตกต่างซึ่งมีความคลาดเคลื่อน $\pm 3\%$ ของย่านการวัด การควบคุมอัตราการป้อนเชื้อเพลิงแกลบจะใช้อินเวอร์เตอร์ควบคุมความเร็วรอบมอเตอร์ที่ใช้ขับสกรูป้อนเชื้อเพลิง ส่วนการวัดอุณหภูมิในการทดลองจะใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K คู่กับอุปกรณ์แสดงผลซึ่งมีความละเอียด $\pm 1^\circ\text{C}$ ซึ่งทำการวัดจำนวน 6 ตำแหน่งคือ 0.20, 0.49, 1.0, 1.25, 1.50m เหนือแผ่นกระจายอากาศ และที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ (ระดับ 1.70 m) ดังรูปที่ 2 สำหรับในการวัดความเข้มข้นของ O_2 ที่ระดับความสูงต่างๆ คือ 0.20, 0.62, 0.82, 1.0, 1.25, 1.50m และที่ท่อทางออกเตา (2.10m) นั้นได้ใช้เครื่องวิเคราะห์แก๊สเสีย Testo 350XL ซึ่งสามารถวัดแก๊ส O_2 , CO และ NO_x ส่วน CO_2 ที่แสดงนั้นได้มาจากการคำนวณย้อนกลับจากปริมาณ O_2 ของเครื่องวัด สำหรับประสิทธิภาพการเผาไหม้นั้นหาได้จากการวิเคราะห์ปริมาณคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ภายในเถ้าที่ตกได้จากไซโคลน โดยใช้เครื่องวิเคราะห์หึ่งค์ประกอบธาตุ LECO CHNS 932 ร่วมกับปริมาณ CO ที่วัดได้จากแก๊สไอเสีย

ขั้นตอนการทดลองเริ่มจากการปรับความเร็วลมที่ใช้ของอากาศส่วนต่างๆ ให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลองตามตารางที่ 2 จากนั้นทำการจุดเตาเผาไหม้โดยจะเริ่มใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงเพื่ออุ่นให้เตาอุณหภูมิสูงขึ้นประมาณ $700-800^\circ\text{C}$ แล้วจึงเริ่มป้อนทรายปริมาณ 2.5 kg เข้าสู่เตาเผาไหม้ เมื่อสภาวะการทำงานของเตาเผาไหม้เข้าสู่สภาวะคงตัว ซึ่งใช้เวลาประมาณ 60-90 นาทีแล้วจึงเริ่มบันทึกค่าต่าง ๆ ดังนี้คือ อุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาและความเข้มข้นของ O_2 ที่ระดับความสูงต่างๆ (ดังรูปที่ 2) รวมถึงการวัดปริมาณเถ้าที่ตกได้จากไซโคลน (เก็บทุก 30 นาที เป็นเวลา 15 นาที) เพื่อนำไปวิเคราะห์หาคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้ โดยข้อมูลที่ได้อาจจะถูกนำไปคำนวณหาประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ได้ตามสมการที่ (1) [4-10]

$$E_c = \left[\frac{(E_F - E_a - E_{fg})}{E_F} \right] \times 100 \% \quad (1)$$

โดย

E_F = ปริมาณความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าเตาเผาไหม้ (MJ/kg)

E_a = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ในเตา (MJ/kg)

E_{ig} = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ในแก๊สไอเสียซึ่งคำนวณได้จากปริมาณ CO X ค่าความร้อนของ CO (MJ/kg)

ตารางที่ 2 เงื่อนไขการทดลองผลกระทบของความเร็วอากาศส่วนที่สองในตัวแหวนวอร์เทค

Testing conditions	Run number			
	1	2	3	4
Fluidizing air velocity (m/s)	0.8	1.0	1.1	1.2
Mass fraction (-)	0.57	0.62	0.64	0.66
2 nd air velocity (m/s)	13	13	13	13
Mass fraction (-)	0.35	0.31	0.29	0.28
Tertiary air velocity (m/s)	10	10	10	10
Mass fraction (-)	0.08	0.07	0.07	0.06
Excess air (%)	48	70	80	90
Rice husk feed rate (kg/h)	32.7	32.7	32.7	32.7

3. ผลการทดลองและวิจารณ์

จากการศึกษาผลกระทบของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซนชันในการเผาไหม้แบบเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไอเซนเบด (VFBC) ที่ใช้ทราบเป็นเบดในปริมาณ 2.5 kg และใช้ตัวกระจายอากาศแบบหัวฉีด โดยได้ศึกษาถึงลักษณะการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นภายในเตาซึ่งพิจารณาได้จากการกระจายอุณหภูมิและแก๊สออกซิเจนในแต่ละระดับความสูงของเตาเผาไหม้ ตลอดจนได้ประเมินถึงสมรรถนะการเผาไหม้ของเตาในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้และแก๊สมลพิษ

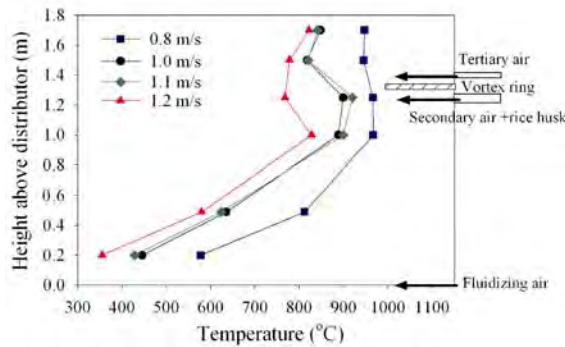
3.1 การกระจายอุณหภูมิและแก๊สออกซิเจนภายในเตาเผาไหม้

รูปที่ 3(ก) แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในแนวกึ่งกลางเตา VFBC ในแต่ละระดับภายใต้เงื่อนไขความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซนชัน (U_f) ต่างๆ โดยพบว่าอุณหภูมิมีค่าต่ำสุดที่ระดับ 0.2 m เหนือแผ่นกระจายอากาศโดยมีค่าในช่วง 355-570°C ซึ่ง

เป็นผลมาจากอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซนชันซึ่งมีอุณหภูมิต่ำและมีสัดส่วนโดยมวลในช่วง 0.57-0.66 ไหลเข้าสู่เตาเผาไหม้แล้วเริ่มรับความร้อนจากเบดทราย หลังจากจุดนี้อุณหภูมิจะสูงขึ้นตามระดับความสูงซึ่งบ่งชี้ถึงการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องจนถึงระดับความสูง 1.0 m โดยมีค่าในช่วง 768-966°C นอกจากนี้ยังเป็นที่น่าสนใจว่าการกระจายอากาศส่วนที่สองซึ่งมีสัดส่วนมวลอากาศประมาณ 0.27-0.35 และเข้ามาพร้อมกับเชื้อเพลิงแอลบที่ระดับตัวแหวนวอร์เทคไม่ส่งผลให้อุณหภูมิในช่วงระดับความสูง 1.0-1.25 m ลดลง ยกเว้นเงื่อนไข $U_f = 1.2$ m/s แสดงให้เห็นถึงการเริ่มการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงตั้งแต่เริ่มเข้าสู่เตาเผาไหม้ โดยเฉพาะอย่างยิ่งสารระเหยซึ่งอาจหลุดลอยขึ้นไปเผาไหม้เหนือวงแหวนวอร์เทค อย่างไรก็ตามจากรูปที่ 3(ก) ยังแสดงให้เห็นอีกว่าที่ระดับ 1.50 m อุณหภูมิแก๊สภายในเตาเหนือวงแหวนวอร์เทคมีแนวโน้มลดลงซึ่งอาจเป็นผลมาจากอากาศส่วนที่สามเข้าไปผสมกับแก๊สไอเสียที่ลอยผ่านวงแหวนวอร์เทคสำหรับอุณหภูมิแก๊สที่ทางออกเตา (1.70m) มีค่าในช่วง 822-947°C

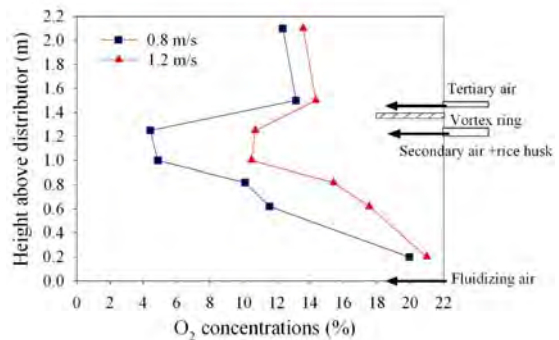
รูปที่ 3(ข) แสดงการกระจายตัวของความเข้มข้นออกซิเจนในแต่ละระดับความสูงของเตาเผาไหม้ที่เงื่อนไข U_f เท่ากับ 0.8 และ 1.2 m/s โดยพบว่าปริมาณออกซิเจนมีการเปลี่ยนแปลงอย่างเป็นรูปแบบคือ ลดลงตามระดับความสูงในช่วงบริเวณตัวแหวนวอร์เทคและเพิ่มสูงขึ้นที่บริเวณเหนือวงแหวนวอร์เทค การลดลงอย่างรวดเร็วของปริมาณออกซิเจนในช่วงระดับความสูง 0.2 m ถึง 1.25 m จาก 20-21% เหลือ 4-11% แสดงให้เห็นถึงการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นอย่างมากในบริเวณนี้ซึ่งจะสอดคล้องกับการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิในบริเวณเดียวกัน ดังที่อธิบายไว้ในรูปที่ 3(ก) อย่างไรก็ตามที่ระดับความสูงเหนือวงแหวนวอร์เทค (1.5 m) ขึ้นไปพบว่าปริมาณออกซิเจนภายในเตามีค่าเพิ่มขึ้นโดยมีค่าในช่วง 13.16-14.34% ในกรณี U_f ที่ 0.8 และ 1.2 m/s ตามลำดับ โดยคาดว่าเป็นผลมาจากสองส่วนคือ 1) การหลุดลอยของออกซิเจนที่ยังไม่ได้ทำปฏิกิริยาการเผาไหม้จากบริเวณตัวแหวน

วอร์เทกซ์ขึ้นสู่บริเวณเหนือวงแหวนวอร์เทกและ 2) การผสมของอากาศส่วนที่สามที่ถูกฉีดบริเวณตำแหน่ง



(ก) การกระจายอุณหภูมิ

เหนือวงแหวนวอร์เทกซึ่งจะสอดคล้องกับการลดลงของอุณหภูมิที่ตำแหน่งเดียวกัน (1.5 m)



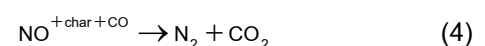
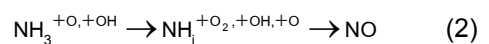
(ข) การกระจายออกซิเจน

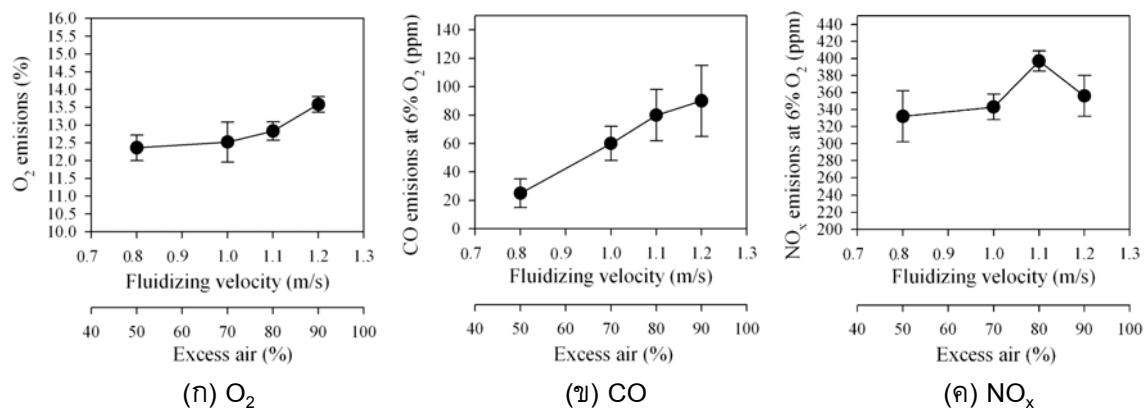
รูปที่ 3 การกระจายอุณหภูมิและความเข้มข้นของออกซิเจนภายในเตาเผาไหม้วอร์เทก-ฟลูอิดไคเซเบด

3.2 แก๊สมลพิษที่ทางออกเตาเผาไหม้

ผลของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไคเซชันที่มีต่อแก๊สมลพิษที่ทางออกเตาเผาไหม้ถูกแสดงดังรูปที่ 4. โดยรูปที่ 4(ก) ซึ่งเป็นปริมาณออกซิเจน (O_2) ในแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาในแต่ละเงื่อนไขพบว่า การเพิ่ม U_f ในช่วง 0.8-1.1 m/s ส่งผลให้ปริมาณ O_2 เพิ่มขึ้นเล็กน้อยจาก 12.36 เป็น 12.83% โดยเป็นผลมาจากปริมาณอากาศส่วนเกินที่เพิ่มขึ้นจาก 48% เป็น 80% แต่ทั้งนี้ หากเพิ่มความเร็ว U_f เป็น 1.2 m/s จะส่งผลให้ O_2 เพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัดเป็น 13.58% สำหรับการเพิ่มขึ้นของปริมาณ O_2 นี้แสดงให้เห็นถึงการทำปฏิกิริยาการเผาไหม้ที่ลดลงอันเป็นผลมาจากความเร็วอากาศที่สูงเกินไปซึ่งส่งผลให้อุณหภูมิเบดลดลงอย่างมาก โดยความสัมพันธ์นี้จะสอดคล้องกับประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่ลดลงตาม U_f ดังจะกล่าวในหัวข้อต่อไป รูปที่ 4(ข) แสดงการเปลี่ยนแปลงของแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ตามความเร็ว U_f โดยพบว่าปริมาณ CO มีค่าเพิ่มขึ้นตาม U_f ซึ่งมีค่าในช่วง 25-90 ppm (ที่ 6% O_2) ซึ่งมีค่าต่ำกว่าค่ามาตรฐานที่ 740 ppm ในทุกเงื่อนไขการทดลอง โดยการเพิ่มขึ้นของปริมาณ CO นี้เป็นผลมาความเร็วยของแก๊สภายในเตาที่เพิ่มขึ้นจึงทำให้ระยะเวลาการเผาไหม้ของแก๊ส CO ภายในเตาลดลง และการลดลงของอุณหภูมิภายในเตาเป็นอีกหนึ่งเหตุผลที่เกี่ยวข้อง

สำหรับการเปลี่ยนแปลงปริมาณแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) ตามความเร็ว U_f แสดงดังรูปที่ 4(ค) โดยพบว่า การเพิ่มความเร็ว U_f ในช่วง 0.8-1.1 m/s เป็นผลให้ NO_x แนวโน้มเพิ่มขึ้นซึ่งมีค่าสูงสุดเท่ากับ 397 ppm (ที่ 6% O_2) ที่กรณี $U_f = 1.1$ m/s ซึ่งอธิบายได้ว่าการเพิ่ม U_f จะส่งผลให้ปริมาณอากาศส่วนเกินเพิ่มขึ้นซึ่งเป็นผลให้ปริมาณ O_2 ที่จะเข้าไปทำปฏิกิริยากับไนโตรเจนในเชื้อเพลิงซึ่งมักอยู่ในรูปของ NH_3 ตามสมการที่ (2) และ (3) ได้เพิ่มมากขึ้น [3,5,11] ประกอบกับสภาพแวดล้อมบริเวณใต้วงแหวนวอร์เทกที่มี O_2 มาก (ดังรูปที่ 3(ข) ไม่เกื้อหนุนต่อปฏิกิริยาการสลายตัวของ NO_x ที่จะทำปฏิกิริยากับถ่าน (Char) ภายใต้สภาวะรีดิวซิง (ดังสมการ (4) [5,11]) สำหรับที่เงื่อนไข $U_f = 1.2$ m/s นั้นพบว่าปริมาณ NO_x ลดลงเหลือ 356 ppm (ที่ 6% O_2) โดยเป็นผลมาจากอุณหภูมิภายในเตาที่ต่ำลงตามการเพิ่มขึ้นของปริมาณอากาศและในที่สุดจะส่งผลให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาการเกิด NO_x ลดลง อย่างไรก็ตามจากผลการทดลองในงานวิจัยนี้ซึ่งใช้ทรายเป็นเบดและใช้หัวฉีดกระจายอากาศนั้นพบว่าปริมาณ NO_x ที่เกิดขึ้นมีค่าสูงกว่างานวิจัยที่ผ่านมาซึ่งไม่ใช้ทรายเป็นเบดและใช้แผ่นกระจายอากาศแบบแผ่นเจาะรู [10]





(ก) O₂

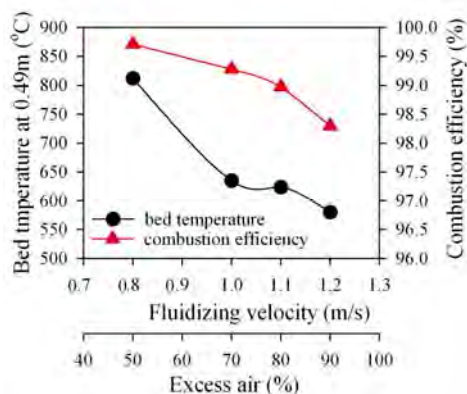
(ข) CO

(ค) NO_x

รูปที่ 4 องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาในแต่ละเงื่อนไขการทดลอง

3.3 อุณหภูมิเบดและประสิทธิภาพการเผาไหม้

ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้ของเตา VFBC ภายใต้เงื่อนไขการปรับเปลี่ยนความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันพบว่าประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าลดลงตามความเร็วอากาศที่เพิ่มขึ้นโดยลดลงจาก 99.71% เหลือ 98.30% ซึ่งเป็นผลที่เกิดจากสองปัจจัยร่วมกันคือ ระยะเวลาการเผาไหม้ที่สั้นลงและอุณหภูมิเบดที่ลดต่ำลงจาก 812°C เหลือ 580°C ทั้งนี้จากการทดลองแสดงให้เห็นว่าความเร็ว U_f ที่ 0.8 m/s เป็นความเร็วที่ให้ผลในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้ดีที่สุด



รูปที่ 5 อุณหภูมิเบดและประสิทธิภาพการเผาไหม้

4. สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองศึกษาผลกระทบของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน (U_f) ที่ส่งผลต่อสมรรถนะการเผาไหม้แบบกลบในเตาเผาไหม้วอร์เทค-

ฟลูอิดไคเซตที่ใช้หัวฉีดกระจายอากาศและใช้ทรายเป็นเบด สามารถสรุปผลได้ดังนี้

1. การเผาไหม้ส่วนใหญ่เกิดขึ้นบริเวณใต้วงแหวนวอร์เทค (ในช่วง 0.20 ถึง 1.0 m) โดยดูได้จากการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิและการลดลงของ O₂ อย่างรวดเร็วในช่วงระดับความสูงเดียวกัน การเพิ่ม U_f ส่งผลให้อุณหภูมิภายในเตามีแนวโน้มลดลง
2. ปริมาณ O₂ ในแก๊สไอเสียมีค่าเพิ่มสูงขึ้นตาม U_f โดยมีค่าในช่วง 12.35-13.58%
3. ปริมาณ CO เพิ่มขึ้นตาม U_f ที่เพิ่มขึ้น ซึ่งเป็นผลมาจากอุณหภูมิเบดที่ลดลงและระยะเวลาการเผาไหม้ที่สั้นลง โดยปริมาณ CO ที่ระดับความเข้มข้นของ O₂ ที่ 6% มีค่าในช่วง 25-90 ppm ซึ่งมีค่าต่ำกว่ามาตรฐานในทุกเงื่อนไขการทดลอง
4. ปริมาณ NO_x มีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อปรับเปลี่ยน U_f ในช่วง 0.8-1.1 m/s ซึ่งเป็นผลของการทำปฏิกิริยาของ O₂ กับไนโตรเจนของเชื้อเพลิงได้เพิ่มมากขึ้น ในขณะที่การเพิ่ม U_f เป็น 1.2 m/s ส่งผลให้ NO_x ลดลงซึ่งเป็นผลมาจากอุณหภูมิภายในเตาที่ต่ำลง โดยในทุกเงื่อนไขมีค่าในช่วง 332-397 ppm ที่ O₂ 6%
5. ประสิทธิภาพการเผาไหม้ลดลงตามการขึ้นของ U_f ซึ่งเป็นผลมาจากการลดลงของอุณหภูมิเบด โดยประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าในช่วง 98.3-99.7%
6. เงื่อนไข U_f ที่เหมาะสมในการไปใช้งานในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้คือ 0.8 m/s ส่วนใน

แง่ของแก๊สมลพิษนั้นต้องหาวิธีการลดปริมาณ NO_x ให้อยู่เกณฑ์มาตรฐานต่อไป

6. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) และสำนักงานคณะกรรมการการอุดมศึกษา (สกอ.) ที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย

7. เอกสารอ้างอิง

- [1] EPPO. Annual Report. Energy Planning and Policy Office; 2006.
- [2] Natarajan, E., Nordin, A., Rao, N. (1998) Overview of combustion and gasification of rice husk in fluidized bed reactors. *Biomass and Bioenergy*, Vol. 14, pp. 533-546.
- [3] Werther, J., Saenger, M., Hartge, U., Ogada, T. and Siagi, Z. (2000) Combustion of agricultural residues, *Energy and Combustion Science.*, Vol. 26, pp. 1-27.
- [4] Madhiyanon, T., Lapiattanakun, A., Sathitruangsak, P., Soponronnarit, S. (2006) A novel cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ -FBC): Combustion and thermal efficiency, temperature distribution, combustion intensity, and emission of pollutants, *Combustion and Flame*, Vol. 146, pp. 232-245.
- [5] Madhiyanon T, Sathitruangsak P, Soponronnarit S. (2010) Combustion behavior of

rice-husk in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC), *Applied Thermal Engineering*, 30, pp. 347-353.

- [6] Armesto L, Bahillo A, Veijonen K, Cabanillas A, Otero J. (2002) Combustion behaviour of rice husk in a bubbling fluidised bed, *Biomass Bioenergy*, 23, pp.171-179.

- [7] Kuprianov, V.I., Janvijitsakul, K., Permchart, W. (2006) Co-firing of sugar cane bagasse with rice husk in a conical fluidized-bed combustor, *Fuel*, Vol. 85, pp.434-442.

- [8] Okasha, F. (2007) Staged combustion of rice straw in a fluidized bed, *Experimental Thermal and Fluid Science*, Vol. 32, pp.52-59

- [9] Varol M, Atimtay AT. (2007) Combustion of olive cake and coal in a bubbling fluidized bed with secondary air injection, *Fuel*, 86, pp. 1430-1438.

- [10] Madhiyanon M, Sathitruangsak S, Soponronnarit S (2009), Co-combustion of rice husk with coal in a cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ -FBC), *Fuel*, 88, pp. 132-138.

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

คุณลักษณะการเผาไหม้แกลบในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไคซ์เบด ที่ใช้หัวฉีดกระจายอากาศ

Combustion Characteristics of Rice Husk in a Vortex-Fluidized Bed Combustor Using a Nozzle-type Distributor

ประสาน สติย์เรืองศักดิ์*, จุฑาณันท์ เมธิยานนท์², และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์³

^{1,2} ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร เขตหนองจอก กรุงเทพมหานคร 10530

³ คณะพลังงาน สิ่งแวดล้อมและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ กรุงเทพมหานคร 10400

*ผู้ติดต่อ: E-mail: prasan_mut@yahoo.com, โทรศัพท์: (662) 9883655 ext. 3107

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้นำเสนอคุณลักษณะการเผาไหม้แกลบในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไคซ์เบดที่ใช้ทรายเป็นเบด ตลอดจนสมรรถนะการเผาไหม้ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) และแก๊สเสียที่ทางออกเตา การทดลองได้ปรับเปลี่ยนความเร็วอากาศส่วนที่สอง (V_2) ซึ่งใช้ในการป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่เตาในลักษณะหมุนวนที่ 10.7, 13 และ 15 m/s ซึ่งสอดคล้องกับปริมาณอากาศส่วนเกิน (EA) ในช่วง 53-78% ผลการวัดอุณหภูมิและความเข้มข้นของออกซิเจนภายในเตาบ่งชี้ว่าการเผาไหม้หลักเกิดขึ้นในห้องเผาไหม้ใต้วงแหวนวอร์เทค ในขณะที่การเพิ่มความเร็วอากาศส่วนนี้ส่งผลให้อุณหภูมิภายในเตาลดลง ในแง่ขององค์ประกอบแก๊สเสียที่ปริมาณออกซิเจนส่วนเกิน 6% ที่ทางออกพบว่า CO มีค่าเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของ V_2 โดยมีค่าในช่วง 32-69 ppm ในขณะที่ NO_x มีแนวโน้มลดลงตามการเพิ่มขึ้น V_2 ซึ่งมีค่าในช่วง 249-296 ppm นอกจากนี้ E_c ทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าสูงกว่า 99% ตลอดจนพบว่า V_2 ที่เหมาะสมในแง่ของแก๊สมลพิษ NO_x ในการศึกษาครั้งนี้คือ 15 m/s ซึ่งคิดเป็น EA = 78%

คำหลัก: แกลบ/ แก๊สเสีย/ ฟลูอิดไคซ์เบด/ วอร์เทค

Abstract

This research presents the combustion characteristics of rice husk fired in the vortex-fluidized bed combustor (VFBC) using sand as the bed. The combustor performances, in terms of combustion efficiency (E_c) and gas emissions were also evaluated. In this study, the velocity of the secondary air (V_2), swirly introduced to the combustor with the fuel, was varied at 10.7, 13 and 15 m/s, corresponding to the excess air (EA) in the range of 53-78%. The temperature and O_2 profiles along the combustor height indicated that main combustion occurred beneath the vortex ring, while increasing V_2 was responsible for a drop in temperature along the combustor height. In view of gas emissions corrected to 6% O_2 , CO tended to increase as V_2 increased, ranging 32-69 ppm; but NO_x seemed to decrease with the increase in V_2 . Moreover, the E_c for all conditions were satisfying, mostly >99%. The results concluded that the optimum V_2 , in terms of NO_x emissions, was 15 m/s, corresponding to EA = 78%.

Keywords: emissions/ fluidized-bed/ rice husk/ vortex

1. บทนำ

แหล่งพลังงานทดแทนเป็นสิ่งจำเป็นต่อการพัฒนาประเทศอย่างยั่งยืนในอนาคต เนื่องจากแหล่งพลังงานจากเชื้อเพลิงฟอสซิลมีปริมาณลดน้อยลงอย่างต่อเนื่องซึ่งอาจส่งผลกระทบต่อเสถียรภาพของต้นทุนการผลิตในภาคอุตสาหกรรมต่างๆ โดยเชื้อเพลิงชีวมวลนั้นถูกพิจารณาว่าเป็นแหล่งพลังงานทดแทนที่มีศักยภาพสูงสุดเมื่อเทียบกับพลังงานลมและแสงอาทิตย์ ปัจจุบันมีหลายประเทศในทวีปยุโรป เช่น สวีเดน เดนมาร์ก เนเธอร์แลนด์และนอร์เวย์ เป็นต้น ได้มีการออกมาตรการต่างๆ เพื่อกระตุ้นให้มีการใช้ชีวมวลเป็นเชื้อเพลิงในการผลิตไฟฟ้าและความร้อนเพิ่มมากขึ้นสำหรับประเทศไทยนั้นก็มีการส่งเสริมให้มีการใช้พลังงานทดแทนจากชีวมวลเช่นเดียวกัน โดยชีวมวลที่ถูกนำไปใช้ส่วนใหญ่เป็นเศษวัสดุที่เหลือจากกระบวนการผลิต ได้แก่ แกลบ ชานอ้อย ใบผลปาล์ม และกะลาปาล์ม เป็นต้น อย่างไรก็ตามการพัฒนาเทคโนโลยีที่ใช้สำหรับแปลงผันพลังงานเป็นอีกสิ่งหนึ่งที่ต้องดำเนินการควบคู่กันไปกับการหาแหล่งพลังงานทดแทน การเผาไหม้ตรง (Direct combustion) เป็นกระบวนการแปลงผันพลังงานที่มีประสิทธิภาพสูงกว่ากระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน [1] โดยเฉพาะเทคโนโลยีเตาเผาไหม้แบบฟลูอิดไธเบดซึ่งได้รับการยอมรับกันโดยทั่วไปว่ามีประสิทธิภาพดีและปลดปล่อยมลพิษน้อยเมื่อเทียบกับเตาเผาไหม้รูปแบบอื่นๆ [1-2] ทั้งนี้มีงานวิจัยจำนวนหนึ่งได้ทำการศึกษาศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลชนิดต่างๆ ได้แก่ แกลบ [3-6] ชานอ้อย [7] กะลาปาล์ม [8] และฟางข้าว [9] เป็นต้น ในเตาเผาไหม้แบบฟลูอิดไธเบด ซึ่งมักพบว่าการใช้ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไธเซชันที่สูงเกินไปจะส่งผลเสียอย่างมากต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ โดยเฉพาะอย่างยิ่งกรณีใช้เชื้อเพลิงที่มีปริมาณสารระเหยน้อย [5] ในขณะที่ปริมาณอากาศส่วนที่สองนั้นจำเป็นต้องจ่ายในกรณีของการเผาไหม้ชีวมวล [10]

งานวิจัยที่ผ่านมาของคณะผู้วิจัยที่ได้ศึกษาศึกษาการเผาไหม้แกลบและการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัส

ในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธเบด (VFBC) ซึ่งไม่ใช้วัสดุเชื้อเป็นเบดและติดตั้งใบกววนภายในเบดเพื่อป้องกันการเกาะตัวของเชื้อเพลิง [3,11-12] ซึ่งผลการศึกษาพบว่าเตา VFBC สามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบหรือเชื้อเพลิงร่วมได้อย่างมีประสิทธิภาพ (>97%) และปลดปล่อยแก๊สมลพิษ (CO และ SO₂) อยู่ในเกณฑ์มาตรฐาน เว้นแต่ปริมาณ NO_x ที่ต้องควบคุมอุณหภูมิเบดให้ต่ำประมาณ 800°C จึงจะสามารถจำกัดได้ แต่อย่างไรก็ตาม การไม่ผสมวัสดุเชื้อในเบดของเตา VFBC ส่งผลให้เกิดข้อจำกัดในการนำเตาเผาไหม้ตัวนี้ไปใช้กับเชื้อเพลิงชนิดอื่นๆ จึงได้ปรับเปลี่ยนการศึกษามาเป็นการใช้ทรายเป็นเบดปริมาณ 15 kg ซึ่งจำเป็นต้องทำการศึกษาลักษณะของปัจจัยต่างๆ ที่ส่งผลต่อการเผาไหม้ในเตาเผาไหม้ VFBC ซึ่งจะเปลี่ยนแปลงตามลักษณะของการทำงานที่แปรเปลี่ยนไป

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือการศึกษาลักษณะการเผาไหม้ ตลอดจนสมรรถนะการเผาไหม้ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้และแก๊สมลพิษที่ทางออกเตาเผาไหม้ VFBC ภายใต้เงื่อนไขการเปลี่ยนแปลงความเร็วอากาศส่วนที่สองซึ่งใช้ในการบ่อนแกลบเข้าสู่เตาเผาไหม้แบบหมุนวนเพื่อให้เกิดการเผาไหม้แบบวอร์เทค

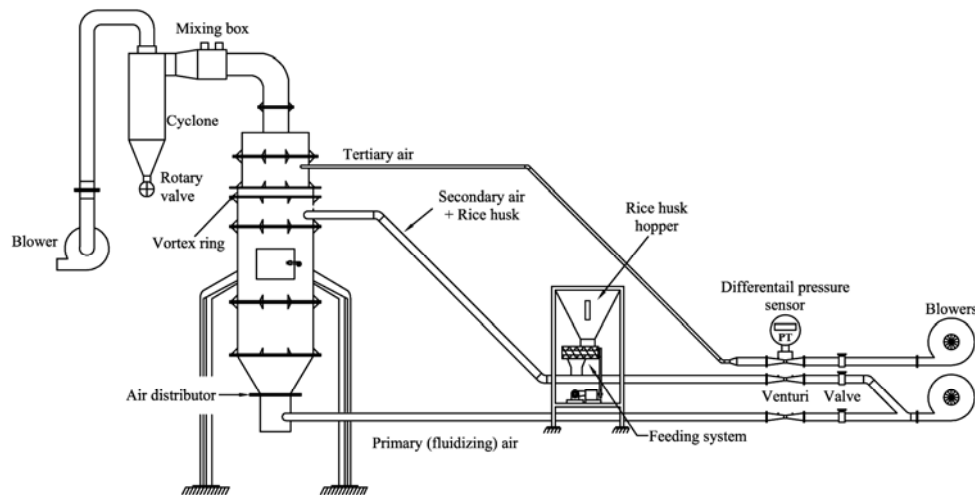
2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

2.1 เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธเบด (VFBC)

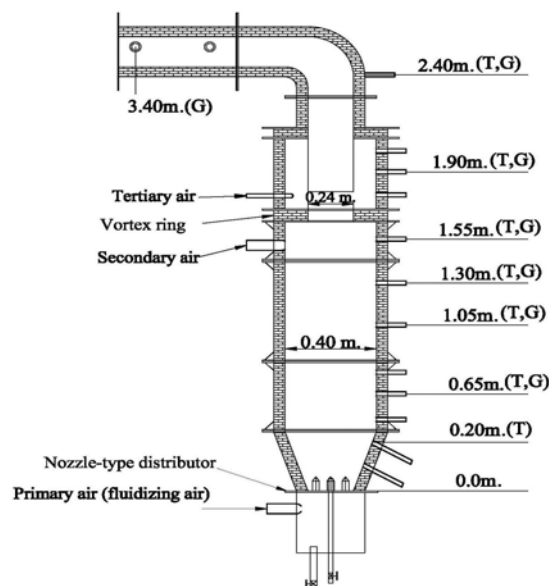
รูปที่ 1 แสดงตำแหน่งติดตั้งอุปกรณ์การทดลองของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธเบด (VFBC) โดยเตาเผาไหม้ VFBC ที่ใช้ในการทดลองนั้นถูกออกแบบโดยรวมเอาลักษณะเด่นของเตาเผาแบบไซโคลนคือการเผาไหม้แบบหมุนวนหรือวอร์เทคและการเผาไหม้ขณะแขวนลอยในกระแสน้ำของเตาเผาแบบฟลูอิดไธเบดเข้าด้วยกันจึงทำให้เตาเผาตัวนี้มีประสิทธิภาพสูงขนาดของเตา VFBC คือ เส้นผ่านศูนย์กลางภายในเตาเผาเท่ากับ 40 cm และสูง 160 cm โดยลักษณะของเตาเผาไหม้สามารถแบ่งออกเป็น 2 ส่วน ดังรูปที่ 2 คือ ส่วนที่

หนึ่งเป็นรูปทรงทรงกระบอกสูง 140 cm และส่วนที่สองคือเป็นทรงกรวยหงายตัดยอดสูง 30 cm โดยที่ห้องเผาไหม้ทรงกระบอกจะมีการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคซึ่งมีขนาดช่องเปิดของรูเท่ากับ 24 cm โดยวงแหวนวอร์เทคนี้จะช่วยในการดักอนุภาคเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมดให้ตกกลับมายังเบดซึ่งจะสามารถเพิ่มระยะเวลาในการเผาไหม้ ส่วนด้านล่างของเตาเผาที่เป็นทรงกรวยหงายนั้นจะเป็นส่วนรองรับอนุภาคเบดและเชื้อเพลิงในขณะเผาไหม้แบบฟลูอิดไธส์เบด ซึ่งมีการติดตั้งตัวกระจายอากาศแบบหัวฉีดไว้ด้านล่างสุด สำหรับการจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้จะแบ่งออกเป็น 3 ส่วน คือ อากาศส่วนที่

หนึ่งเป็นอากาศที่เป่าให้เชื้อเพลิงเกิดฟลูอิดเซชันซึ่งถูกจ่ายเข้าบริเวณด้านล่างเตาผ่านตัวกระจายอากาศแบบหัวฉีด อากาศส่วนที่สองถูกจ่ายในแนวสัมผัสกับผนังเตาพร้อมกับแก๊สที่ตำแหน่งใต้วงแหวนวอร์เทค และอากาศส่วนที่สามเป็นส่วนที่ช่วยในการเผาไหม้ซึ่งได้จ่ายที่ตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทคในลักษณะสัมผัสกับผนังห้องเผาไหม้เช่นเดียวกับอากาศส่วนที่สอง นอกจากนี้ ในการทดลองได้ใช้ทรายขนาด 300 ไมครอน ปริมาณ 15 kg ซึ่งคิดเป็นความสูงเบดประมาณ 15 cm เป็นอนุภาคเบดเพื่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน



รูปที่ 1 แสดงการติดตั้งอุปกรณ์การทดลองของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธส์เบด



รูปที่ 2 ขนาดเตาเผาไหม้ VFBC ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สเสียในการทดลอง

2.2 องค์ประกอบของเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลอง

เชื้อเพลิงที่เลือกใช้ในงานวิจัยนี้คือแกลบซึ่งมีองค์ประกอบของเชื้อเพลิงดังแสดงในตารางที่ 1 ตารางที่ 1 องค์ประกอบของเชื้อเพลิงแกลบ (as received)

Proximate analysis (wt.%)	
Fixed carbon	20.1
Volatile matter	55.6
Moisture	10.3
Ash	14.0
Ultimate analysis (wt.%)	
Carbon	38.0
Hydrogen	4.55
Oxygen	32.4
Nitrogen	0.69
Sulphur	0.06
Moisture	10.3
Ash	14.0
Higher heating value (MJ/kg)	14.98

2.3 การวัดและขั้นตอนการทดลอง

การวัดปริมาณอากาศที่ใช้ในการทดลองของงานวิจัยนี้ได้ใช้เวนจูรีที่ทำการสอบเทียบแล้วร่วมกับเซนเซอร์วัดความดันแตกต่างซึ่งมีความคลาดเคลื่อน $\pm 3\%$ ของย่านการวัด การควบคุมอัตราการป้อนเชื้อเพลิงแกลบจะใช้อินเวอร์เตอร์ควบคุมความเร็วรอบมอเตอร์ที่ใช้ขับสกรูป้อนเชื้อเพลิง ส่วนการวัดอุณหภูมิ (T) ในการทดลองจะใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K คู่กับอุปกรณ์แสดงผลซึ่งมีความละเอียด $\pm 1^{\circ}\text{C}$ ซึ่งทำการวัดจำนวน 7 ตำแหน่งคือ 0.20, 0.65, 1.05, 1.30, 1.55, 1.90m เหนือแผ่นกระจายอากาศ และที่คอเตาเผาไหม้ (ระดับ 2.40 m) ดังรูปที่ 2 สำหรับในการวัดความเข้มข้นของแก๊ส (G) ภายในเตาคือ O_2 , CO และ NO_x ที่ระดับความสูงต่างๆ คือ 0.65, 1.05, 1.30, 1.55, 1.90, 2.40m และที่ท่อทางออกเตา (3.40m) นั้นได้ใช้เครื่องวิเคราะห์แก๊สเสีย Testo 350XL ซึ่งสามารถวัดแก๊ส O_2 , CO และ NO_x ด้วยเซนเซอร์ชนิดเซลล์เคมี ส่วน CO_2 ที่แสดงนั้น

ได้มาจากการคำนวณย้อนกลับจากปริมาณ O_2 ของเครื่องวัด สำหรับประสิทธิภาพการเผาไหม้นั้นหาได้จาก การวิเคราะห์ปริมาณคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ภายในเตาที่ ดักได้จากไซโคลนโดยใช้เครื่องวิเคราะห์ห้องค์ประกอบธาตุ LECOCHNS 932 ร่วมกับปริมาณ CO ที่วัดได้จาก แก๊สไอเสีย

ขั้นตอนการทดลองเริ่มจากการปรับความเร็วลมที่ใช้ของอากาศส่วนต่างๆ ให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลองตามตารางที่ 2 จากนั้นทำการจุดเตาเผาไหม้ โดยเริ่มบรรจุน้ำมันปริมาณ 15 kg เข้าสู่เตาเผาไหม้ แล้วให้ความร้อนกับทรายด้วยถ่านไม้ที่ติดไฟแล้วจนให้อุณหภูมิในเตาสูงขึ้นถึงประมาณ $400-500^{\circ}\text{C}$ ซึ่งเป็นอุณหภูมิที่แกลบสามารถเกิดการลุกไหม้ตัวเองได้ หลังจากนั้นจึงเริ่มป้อนแกลบเข้าสู่เตาเผาไหม้ เมื่อสภาวะการทำงานของเตาเผาไหม้เข้าสู่สภาวะคงตัว ซึ่งใช้เวลาประมาณ 60-90 นาทีแล้วจึงเริ่มบันทึกค่าต่าง ๆ ดังนี้คือ อุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาและความเข้มข้นของแก๊สต่างๆ (O_2 , CO, NO_x) ที่ระดับความสูงต่างๆ (ดังรูปที่ 2: T=อุณหภูมิ, G=แก๊ส) รวมถึงการวัดปริมาณถ่านที่ ดักได้จากไซโคลน (เก็บทุก 30 นาที เป็นเวลา 15 นาที) เพื่อนำไปวิเคราะห์หาคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้ โดยข้อมูลที่ได้อาจจะถูกนำไปคำนวณหาประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ได้ตามสมการที่ (1) [3-5,11,12]

$$E_c = \left[\frac{(E_F - E_a - E_{fg})}{E_F} \right] \times 100 \% \quad (1)$$

โดย

E_F = ปริมาณความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าเตาเผาไหม้ (MJ/kg)

E_a = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ในเตา (MJ/kg)

E_{fg} = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สคาร์บอนมอนออกไซด์ (CO) ในแก๊สไอเสียซึ่งคำนวณได้จากปริมาณ COXค่าความร้อนของ CO (MJ/kg)

ตารางที่ 2 เงื่อนไขการทดลอง

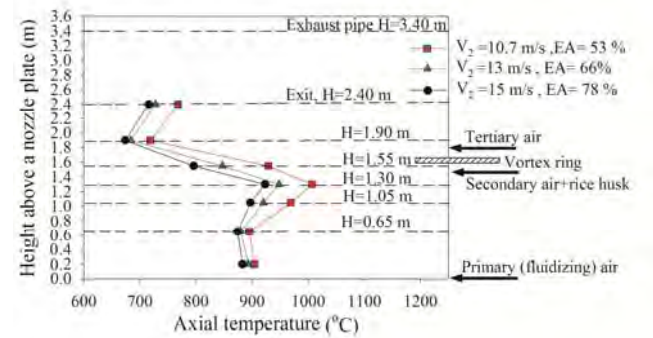
Testing conditions	Run number		
	1	2	3
Fluidizing air velocity (m/s)	0.5	0.5	0.5
Mass fraction (-)	0.47	0.43	0.40
2 nd air velocity (m/s)	10.7	13	15
Mass fraction (-)	0.41	0.46	0.50
Tertiary air velocity (m/s)	10	10	10
Mass fraction (-)	0.12	0.11	0.10
Excess air (%)	53	66	78
Rice husk feed rate (kg/h)	22	22	22

3. ผลการทดลอง

3.1 การกระจายอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้

การกระจายอุณหภูมิตามระดับความสูงในแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้ VFBC ภายใต้การเปลี่ยนแปลงความเร็วอากาศส่วนที่สองในเงื่อนไขต่างๆ แสดงได้ดังรูปที่ 3 โดยพบว่าการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตาของทุกเงื่อนไขมีลักษณะที่คล้ายคลึงกัน คือ อุณหภูมิเบด (ระดับ 0.20m) และเหนือเบด (0.65 m) มีค่าใกล้เคียงกันในช่วง 875-900°C ซึ่งบ่งชี้ถึงลักษณะการเกิดการเผาไหม้แบบฟลูอิดไอเซชันที่ดีจนทำให้อุณหภูมิเบดและเชื้อเพลิงในช่วงระดับความสูงดังกล่าวเกิดการคลุกเคล้ากันเป็นอย่างดี ส่วนที่ระดับความสูงตั้งแต่ 0.65 ถึง 1.30 m นั้นพบว่าในทุกเงื่อนไขมีแนวโน้มของอุณหภูมิที่เพิ่มสูงขึ้นโดยมีค่าในช่วง 925-1020°C ซึ่งแสดงให้เห็นว่าการเผาไหม้ของเชื้อเพลิงโดยเฉพาะสารระเหยจากแกลบเกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว หลังจากถูกจ่ายเข้าสู่เตาเผาไหม้พร้อมกับอากาศส่วนที่สองที่ระดับความสูง 1.50 m นอกจากนี้ การเผาไหม้อย่างต่อเนื่องของแก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ซึ่งลอยมาจากเบดกับอากาศส่วนที่สองนี้เป็นอีกเหตุผลหนึ่งซึ่งส่งผลให้มีการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิดังกล่าว อย่างไรก็ตามในช่วงระดับความสูง 1.30 ถึง 1.90 m นั้นพบว่า อุณหภูมิในทุกเงื่อนไขมีแนวโน้มลดลงในช่วง 800-900°C (ระดับความสูง 1.55

m) และ 675-725°C (ที่ระดับ 1.90 m) ตามลำดับ ซึ่งมีสาเหตุมาจากการจ่ายอากาศส่วนที่สอง (สัดส่วนมวล 0.42-0.50) และอากาศส่วนที่สาม (สัดส่วนของ 0.10-0.12) ซึ่งทำให้เกิดการผสมกับแก๊สเผาไหม้ที่ไหลมาจากด้านล่างแล้วทำให้อุณหภูมิต่ำลง ทั้งนี้จะเห็นว่าอุณหภูมิในช่วงความสูงดังกล่าวมีค่าต่ำลงตามความเร็วอากาศส่วนที่สองที่เพิ่มขึ้น สำหรับในช่วงระดับความสูง 2.0-2.4 m พบว่า อุณหภูมิในทุกเงื่อนไขมีค่าเพิ่มขึ้นเนื่องจากยังคงมีการเผาไหม้ แก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์จำพวก CO ในช่วงดังกล่าว ซึ่งสอดคล้องกับการลดลงของปริมาณออกซิเจน และ CO ในช่วงเดียวกันนี้ (ดังรูปที่ 4(ก) และ (ข) ตามลำดับ)

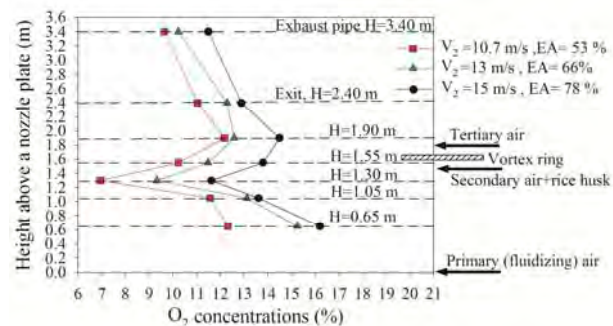


รูปที่ 3 การกระจายอุณหภูมิแนวกึ่งกลางตามระดับความสูง

3.2 การกระจายตัวของแก๊สภายในเตาตามระดับความสูง

พฤติกรรมการเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในเตา VFBC นั้นอาจสามารถพิจารณาได้จากการกระจายตัวของแก๊สเผาไหม้ตามระดับความสูง ดังรูปที่ 4-6 โดยการกระจายตัวของออกซิเจนดังรูปที่ 4 แสดงให้เห็นค่าในช่วงความสูงตั้งแต่ 0.65 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ ความเข้มข้นของ O₂ ลดลงอย่างรวดเร็วจากประมาณ 12.3-16.2% เหลือเพียง 6.95-11.62% ที่ระดับความสูง 1.30 m ซึ่งบ่งชี้ถึงการเผาไหม้อย่างต่อเนื่องของเชื้อเพลิงในบริเวณดังกล่าว หลังจากนั้น O₂ ที่ระดับความสูง 1.55 และ 1.90 m มีค่าเพิ่มขึ้นโดยมีค่าในช่วง

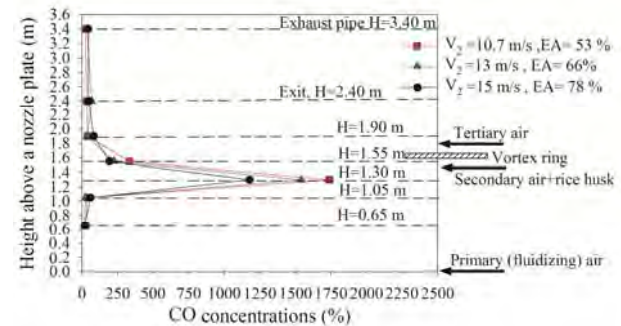
12-15% (ที่ระดับความสูง 1.90 m) เนื่องจากการจ่ายอากาศส่วนที่สองและสามซึ่งมีสัดส่วนรวมกันมากถึง 53-60% เข้ามาในบริเวณดังกล่าว อย่างไรก็ตามที่ระดับความสูงในช่วง 2.40 m (คอเตา) จนถึงจุดวัดแก๊สไอเสียทางออก (3.40 m) พบว่า O_2 มีแนวโน้มลดลงเหลือ 9.65-11.5% ซึ่งแสดงให้เห็นถึงการเผาไหม้ที่ยังเกิดขึ้นต่อเนื่องของแก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ จำพวก CO ในช่วงระดับความสูงดังกล่าว นอกจากนี้ยังพบว่าการเพิ่มความเร็วของอากาศส่วนที่สองนั้น ส่งผลให้ความเข้มข้นของ O_2 ที่ระดับความสูงต่างๆ สูงขึ้น



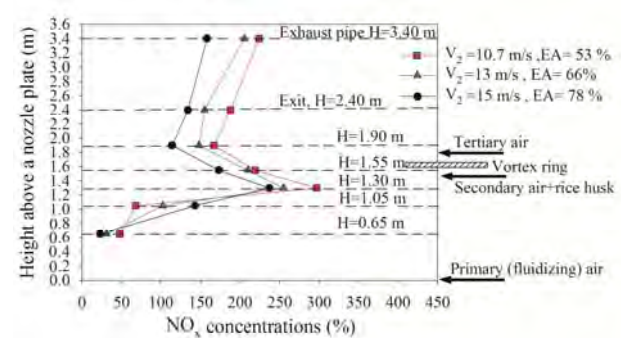
รูปที่ 4 การกระจายตัวของ O_2 แนวกึ่งกลางเตาตามระดับความสูง

รูปที่ 5 แสดงความเข้มข้นของแก๊ส CO ตามระดับความสูงของเตาโดยพบว่าที่ระดับความสูงตั้งแต่แผ่นกระจายอากาศจนถึงระดับ 1.05 m นั้น ความเข้มข้นของ CO มีค่าต่ำในช่วง 23-60 ppm ส่วนที่ระดับความสูง 1.30 m นั้น พบว่าความเข้มข้นของ CO มีค่าเพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัด เนื่องจากในบริเวณดังกล่าวมีการเผาไหม้เชื้อเพลิงอย่างรุนแรง โดยสังเกตได้จากอุณหภูมิที่สูง (ดังรูปที่ 3) และการลดต่ำลงของปริมาณ O_2 ในบริเวณดังกล่าว (4(ก)) ซึ่งทำให้ปริมาณ O_2 ที่เหลืออยู่อาจไม่สามารถทำปฏิกิริยาการเผาไหม้กับเชื้อเพลิงได้อย่างสมบูรณ์อันเนื่องจากระยะเวลาที่อาจสั้นเกินไป อย่างไรก็ตามหลังจากตำแหน่ง 1.30 m จนถึง 1.90 m ความเข้มข้นของ CO มีค่าลดลงซึ่งเป็นของการจ่ายอากาศส่วนที่สองและสามเข้าสู่เตาเผาไหม้ในลักษณะ

หมุนวนแล้วทำให้เกิดการคลุกเคล้าภายในเตาดีขึ้น และส่งผลให้เกิดการเผาไหม้ CO อย่างสมบูรณ์ นอกจากนี้เป็นที่น่าสังเกตว่า CO ซึ่งมีความเข้มข้นสูงที่ระดับ 1.30 m นั้น ไม่แพร่กระจายขึ้นไปตามความสูงของเตาเผาไหม้ การกีดขวางการไหลของของเสียโดยวงแหวนวอร์เทคเป็นต้นเหตุของปรากฏการณ์ดังกล่าว [3,11-12] การเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่สองไม่ก่อผลต่อลักษณะการกระจายตัวของ CO หากแต่เฉพาะที่ระดับความสูง 1.30 m เท่านั้น



รูปที่ 5 การกระจายตัวของ CO แนวกึ่งกลางเตาตามระดับความสูง



รูปที่ 6 การกระจายตัวของ NO_x แนวกึ่งกลางเตาตามระดับความสูง

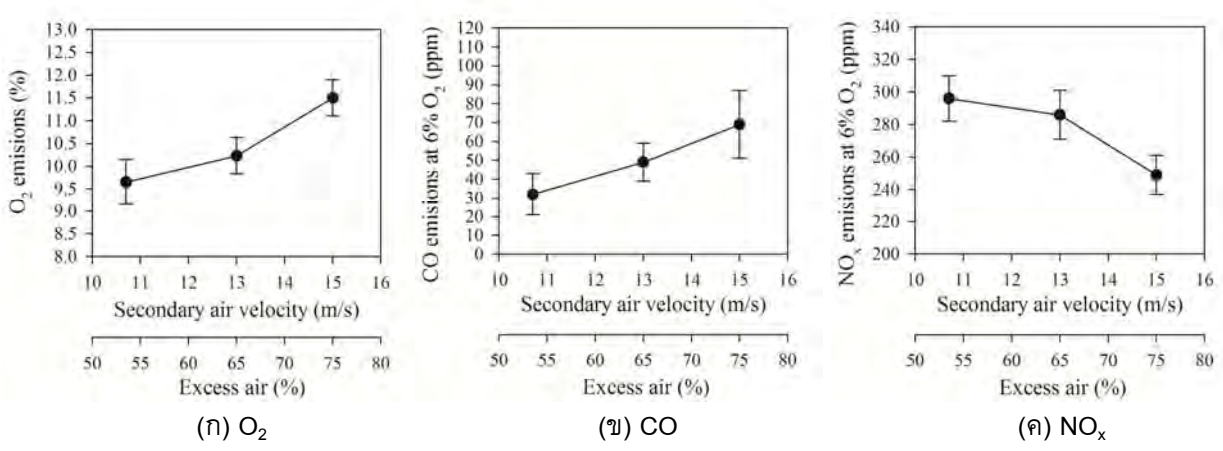
การกระจายตัวของ NO_x ตามความสูงของเตา VFBC แสดงดังรูป 6 โดยพบว่า NO_x มีความเข้มข้นต่ำที่ระดับความสูง 0.65 m ในช่วง 23-48 ppm และเพิ่มขึ้นตามระดับความสูงจะมีค่าสูงสุดที่ระดับความสูง 1.30 m ในช่วง 237-290 ppm ซึ่งการทำปฏิกิริยาของสารระเหย

จากเชื้อเพลิงแกลบในรูป NH_3 ภายใต้อุณหภูมิที่ค่อนข้างสูง ($900\text{--}1000^\circ\text{C}$) ตามปฏิกิริยาเคมีคือ $\text{NH}_3 + \text{O}_2 \rightarrow \text{NH}_2 + \text{O}_2 + \text{OH} + \text{O} \rightarrow \text{NO}$ น่าจะเป็นต้นเหตุของความเข้มข้นสูงดังกล่าว [11-13] ส่วนในช่วงความสูง 1.30-1.90 m พบว่า NO_x มีแนวโน้มลดต่ำลงซึ่งคาดว่าเป็นการทำปฏิกิริยาของ O_2 ที่มีอยู่ในบริเวณดังกล่าวกับ NH_3 โดยมีค่าในช่วง 114-167 ppm หลังจากระดับความสูง 1.9 m จนถึงท่อทางออก (3.40 m) ความเข้มข้นของ NO_x ที่เพิ่มขึ้นนั้นเป็นผลของปริมาณ O_2 ที่ลดต่ำลง (ดังรูป 4)

3.3 องค์ประกอบของแก๊สเสียที่ทางออก

ผลกระทบของความเร็วดังกล่าวที่ส่งผลต่อแก๊สมลพิษที่ทางออกเตาเผาไหม้ VFBC แสดงได้ดังรูปที่ 7 โดยพบว่าการเพิ่มความเร็วดังกล่าวส่งผลให้ปริมาณ O_2 เพิ่มขึ้นจาก 9.65 เป็น 11.5 % ดังรูปที่ 7(ก) ซึ่งเป็นผลมาจากปริมาณอากาศส่วนเกินที่เพิ่มขึ้นจาก

53 เป็น 78% ส่วนปริมาณ CO นั้นพบว่ามีค่าเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วดังกล่าวที่แสดง ดังรูปที่ 7(ข) โดยมีค่าในช่วง 32-69 ppm (ที่ 6% O_2) ซึ่งต่ำกว่ามาตรฐานที่ 740 ppm ในทุกเงื่อนไขการทดลอง การเพิ่มขึ้นของปริมาณ CO นี้เป็นผลมาจากความเร็วแก๊สภายในเตาที่เพิ่มขึ้นจึงทำให้ระยะเวลาการเผาไหม้แก๊ส CO ภายในเตาลดลง และการลดต่ำลงของอุณหภูมิภายในเตาเป็นอีกเหตุผลหนึ่งที่เกี่ยวข้อง สำหรับการเปลี่ยนแปลงปริมาณออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ตามความเร็วดังกล่าวที่แสดงดังรูปที่ 7(ค) นั้นพบว่ามีค่าลดต่ำลงจาก 296 เหลือ 249 ppm (ที่ 6% O_2) โดยการลดต่ำลงของ NO_x นี้สอดคล้องกับอุณหภูมิภายในเตาที่ต่ำลง ซึ่งแสดงให้เห็นผลกระทบที่เห็นได้ชัดของอุณหภูมิเตาเผาไหม้ต่อการเกิด NO_x [12] อย่างไรก็ตาม ปริมาณ NO_x ที่วัดได้ในทุกเงื่อนไขการทดลองนั้นยังคงมีค่าสูงกว่ามาตรฐานที่ 220 ppm (ที่ 6% O_2)



รูปที่ 7 องค์ประกอบแก๊สเสียที่ทางออกเตา (วัดที่ระยะ 3.4 m) ที่เปลี่ยนแปลงตามความเร็วดังกล่าวที่แสดง

3.4 ประสิทธิภาพการเผาไหม้

ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้ของเตาเผาไหม้ VFBC ซึ่งทำงานภายใต้เงื่อนไขการเปลี่ยนแปลงความเร็วดังกล่าวที่แสดงนั้นพบว่าประสิทธิภาพการเผาไหม้ในทุกเงื่อนไขมีค่าสูงกว่า 99% ซึ่งมีแนวโน้มลด

ต่ำลงเล็กน้อยตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วดังกล่าวที่แสดงจาก 99.94 เหลือ 99.85% ดังตารางที่ 3 โดยพลังงานสูญเสียหลักอยู่ในลักษณะคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ (E_{ash}) ดังสมการที่ (1) ซึ่งคาดว่าเป็นผลของความเร็วแก๊สที่สูงขึ้นและอุณหภูมิภายในเตาที่ต่ำลง

ตารางที่ 3 พลังงานสูญเสียต่างๆ และประสิทธิภาพการเผาไหม้

Run no.	V ₂ (m/s)	Energy losses (%)		Combustion efficiency (%)
		E _{fg}	E _{ash}	E _c
1	10.7	0.02	0.04	99.94
2	13	0.03	0.07	99.90
3	15	0.05	0.10	99.85

4. สรุปผลการทดลอง

จากการศึกษาคุณลักษณะการเผาไหม้ตลอดจนสมรรถนะของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธซ์เบด (VFBC) ซึ่งใช้ทรายเป็นเบดและใช้หัวฉีดกระจายอากาศภายใต้เงื่อนไขการเปลี่ยนแปลงความเร็วอากาศส่วนที่สองซึ่งเป็นอากาศส่วนที่นำเชื้อเพลิงกลับเข้าสู่เตาแบบหมุนวน สามารถสรุปผลได้ดังนี้

1. การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิและการลดลงของความเข้มข้นออกซิเจนอย่างรวดเร็วในช่วงระดับความสูง 0.20 ถึง 1.30 m เนื่องหัวฉีดกระจายอากาศ (ใต้วงแหวนวอร์เทค) บังชี้ว่าการเผาไหม้หลักเกิดขึ้นในบริเวณดังกล่าว โดยการเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่สองนี้ส่งผลให้อุณหภูมิภายในเตาลดต่ำลงแต่ส่งผลให้ปริมาณออกซิเจนเพิ่มขึ้น
2. การทำปฏิกิริยาของสารระเหยจากเชื้อเพลิงโดยเฉพาะอย่างยิ่ง NH₃ กับ O₂ ที่ตำแหน่ง 1.30 m ภายใต้อุณหภูมิสูงกว่า 900°C เป็นสาเหตุให้ความเข้มข้นของ NO_x ที่ตำแหน่งดังกล่าวมีค่าสูงสุด
3. ปริมาณ O₂ และ CO ซึ่งวัดที่ท่อทางออกมีค่าเพิ่มขึ้นตามความเร็วอากาศส่วนที่สอง โดยความเร็วอากาศที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้ปริมาณอากาศส่วนเกินและความเร็วของแก๊สภายในเตาเพิ่มขึ้นตามลำดับ ปริมาณ CO ที่ระดับความเข้มข้น O₂ 6% มีค่าในช่วง 32-69 ppm ซึ่งต่ำกว่าเกณฑ์มาตรฐานในทุกเงื่อนไขการทดลอง

4. ปริมาณ NO_x ที่ท่อทางออก มีแนวโน้มลดลงตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วอากาศส่วนที่สองซึ่งเป็นผลมาจากอุณหภูมิภายในเตาที่ลดลง โดยมีค่าในช่วง 249 ถึง 296 ppm (ที่ 6% O₂) ซึ่งสูงกว่าค่ามาตรฐานที่ 220 ppm

5. ประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าสูงกว่า 99% โดยการเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่สองมีแนวโน้มทำให้ E_c มีค่าต่ำลง

6. เงื่อนไขความเร็วอากาศส่วนที่สองที่เหมาะสมจากการทดลองในกรณีนี้ที่พิจารณาในแง่ของการปลดปล่อยมลพิษ (NO_x) ที่ต่ำสุด คือ ความเร็วอากาศที่ 15 m/s ซึ่งสอดคล้องกับอากาศส่วนเกินที่ 78%

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) สำนักงานคณะกรรมการการอุดมศึกษา (สกอ.) และสำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติ (สวทช.) ที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย

6. เอกสารอ้างอิง

- [1] Natarajan, E., Nordin, A., Rao, N. (1998) Overview of combustion and gasification of rice husk in fluidized bed reactors. Biomass and Bioenergy, Vol. 14, pp. 533-546.
- [2] Werther, J., Saenger, M., Hartge, U., Ogada, T. and Siagi, Z. (2000) Combustion of agricultural residues, Energy and Combustion Science., Vol. 26, pp. 1-27.
- [3] Madhiyanon, T., Lapirottanakun, A., Sathitruangsak, P., Soponronnarit, S. (2006) A novel cyclonic fluidized-bed combustor (VF-FBC): Combustion and thermal efficiency, temperature

distribution, combustion intensity, and emission of pollutants, *Combustion and Flame*, Vol. 146, pp. 232-245.

[4] Madhiyanon T, Sathitruangsak P., Soponronnarit S. (2010) Combustion behavior of rice-husk in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC), *Applied Thermal Engineering*, 30, pp. 347-353.

[5] Armesto L, Bahillo A, Veijonen K, Cabanillas A, Otero J. (2002) Combustion behaviour of rice husk in a bubbling fluidised bed, *Biomass Bioenergy*, 23, pp.171-179.

[6] Fang M., Yang L., Chen G., Shi Z., Lou Z., Cen K., (2004) Experimental study on rice husk combustion in a circulating fluidized bed, *Biomass Bioenergy*, 85, pp. 1273-82.

[7] Kuprianov, V.I., Janvijitsakul, K., Permchart, W. (2006) Co-firing of sugar cane bagasse with rice husk in a conical fluidized-bed combustor, *Fuel*, Vol. 85, pp.434-442.

[8] Ghani W.A.W.A.K., Alias A.B., Savory R.M., Cliffe K.R., (2009) Co-combustion of agricultural

residues with coal in a fluidized bed combustor, *Waste Management*, 29, pp. 767–773.

[9] Okasha, F. (2007) Staged combustion of rice straw in a fluidized bed, *Experimental Thermal and Fluid Science*, Vol. 32, pp.52-59

[10] Varol M, Atimtay AT. (2007) Combustion of olive cake and coal in a bubbling fluidized bed with secondary air injection, *Fuel*, 86, pp. 1430-1438.

[11] Madhiyanon M., Sathitruangsak S., Soponronnarit S. (2009), Co-combustion of rice husk with coal in a cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ -FBC), *Fuel*, 88, pp. 132-138.

[12] Madhiyanon M., Sathitruangsak S., Soponronnarit S. (2009), Co-firing characteristics of rice husk and coal in a cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ -FBC) under controlled bed temperatures, *Fuel*, 90, pp. 2103-112.

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

**อิทธิพลของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันและปริมาณเบดที่ส่งผลต่อ
พลศาสตร์การไหลของอนุภาคภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียน
Effects of Fluidizing Velocity and Bed Weight on Hydrodynamics of Particles Inside
a Circulating Fluidized Bed Combustor (CFBC)**

ปรัชญา บุญประสิทธิ์¹ และ ฐานิตย์ เมธิยานนท์^{1*}

¹ ศึกษานิเทศน์วิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 140 ถนนเชื่อมสัมพันธ์
กระทุ่มราย นนทบุรี กรุงเทพมหานคร 10530

*ผู้ติดต่อ: E-mail: thanid_m@yahoo.com, เบอร์โทรศัพท์: 0-2988-3655, เบอร์โทรสาร: 0-2988-4040

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้นำเสนอผลกระทบของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันและปริมาณของอนุภาคเบดที่มีผลต่อพฤติกรรมทางพลศาสตร์การไหลของอนุภาคภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียนที่ไม่มีการเผาไหม้ โดยชุดทดลองมีความสูง 6 m และเส้นผ่านศูนย์กลางภายในท่อไรเซอร์และดาวนคัมเมอร์เท่ากับ 150 และ 100 mm ตามลำดับ การป้อนกลับของอนุภาคถูกควบคุมโดยการเติมอากาศเข้าในบริเวณแวลวาล์ว (L-valve) ในการศึกษาได้ปรับเปลี่ยนความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน (U_f) ระหว่าง 3.5-4.5 m/s ปริมาณเบดทราย 20-25 kg และปริมาณอากาศที่ท่อเติมอากาศที่ L-Valve เท่ากับ 150 L/min ผลการทดลองพบว่าการเพิ่ม U_f ส่งผลให้ความดันภายในท่อไรเซอร์เพิ่มขึ้นจาก 137-303 mmH₂O เป็น 242-384 mmH₂O ในขณะที่สัดส่วนช่องว่าง (ϵ) ในช่วงระดับความสูง 0-2.3 m เพิ่มขึ้นจาก 0.966-0.995 เป็น 0.986-0.997 นอกจากนี้การเพิ่มขึ้นของ U_f ยังส่งผลให้อัตราการเวียนกลับของอนุภาคเพิ่มขึ้นด้วยซึ่งเป็นผลมาจากความดันตกคร่อม L-Valve ที่เพิ่มขึ้น ส่วน การเพิ่มปริมาณเบดทรายส่งผลให้ค่าสัดส่วนช่องว่างในช่วงความสูง 0-2.3 m ลดลงอย่างเห็นได้ชัดจาก 0.966-0.995 เหลือเพียง 0.887-0.998 ทั้งนี้จากการศึกษาจากกล่าวได้ว่าความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันมีอิทธิพลต่อการเปลี่ยนแปลงของการกระจายความดันภายในเตาและอัตราการเวียนกลับของอนุภาคเบดมากกว่าปริมาณเบด โดยอัตราการเวียนกลับของอนุภาคจะแปรผันตรงกับความดันตกคร่อม L-Valve

คำหลัก: พลศาสตร์การไหล, ฟลูอิดไชน์เบดแบบหมุนเวียน, สัดส่วนช่องว่าง, อนุภาคเบด

Abstract

This research presents the effects of the fluidizing air velocity and amount of bed material on hydrodynamics of the particles inside a non-reactive circulating fluidized-bed combustor (CFBC). The test rig, 6 m in height, has inside diameters of 150 mm for the riser and 150 mm for the downcomer. The circulation rate of the particles was controlled by an L-valve. In this study, the fluidizing velocity (U_f), ranging 3.5-4.5 m/s and the bed weight, varying between 20 and 25 kg, as well as the aeration at L-valve

of 150 L/min were employed. The results showed that an increase in fluidizing velocity resulted in the riser-pressure increments, increased from 137-303 mmH₂O to 242-384 mmH₂O, while the voidage (ϵ) in the level of 0-2.3 m increased from 0.966-0.995 to 0.986-0.997. Moreover, as U_f increased, solid circulation rate increased as a result of the rise in pressure drop at the L-valve. An increase in amount of bed weight significantly reduced the voidage at the level of 0-2.3m, decreased from 0.966-0.995 to 0.887-0.998. The results concluded that the fluidizing velocity had more effects on changes in pressure distribution, solid circulation rate than the amount of bed material. Finally, the circulation rate of solid normally directly proportioned to the pressure drop at the L-valve.

Keywords: bed particle, Circulating fluidized-bed, Hydrodynamic, Voidage bed.

1. บทนำ

ปัจจุบันการแปรรูปพลังงานมีบทบาทสำคัญต่อการพัฒนาด้านอุตสาหกรรม โดยเฉพาะการแปลงพลังงานจากเชื้อเพลิงต่างๆ ไปเป็นพลังงานไฟฟ้าหรือความร้อน ซึ่งการแปรรูปพลังงานจากเชื้อเพลิงนั้นสามารถทำได้หลายกระบวนการ เช่น การเผาไหม้โดยตรง ไฟโรโรซิซ และแก๊สซิฟิเคชัน โดยเทคโนโลยีการเผาไหม้ที่ได้รับการยอมรับว่ามีประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงและปลดปล่อยมลพิษน้อยคือการเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบด เนื่องจากเชื้อเพลิงมีการเผาไหม้แบบปั่นป่วนภายในเบดซึ่งเป็นวัสดุเฉื่อย เช่นทราย อยู่ภายใน โดยวัสดุเฉื่อยจะช่วยคูลเซลล์เชื้อเพลิงให้สัมผัสกับอากาศได้ดีขึ้น และยังทำหน้าที่ในการเก็บรักษาอุณหภูมิในเบดมีความเสถียร ซึ่งทำให้เตาเผาไหม้ชนิดนี้สามารถใช้กับเชื้อเพลิงที่มีความชื้นสูง [1-3] อย่างไรก็ตามเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดแบบเดิมยังคงประสบกับปัญหาในการควบคุมมลพิษบางชนิด โดยเฉพาะไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) จึงได้มีการพัฒนาเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized-bed combustor, CFBC) ซึ่งสามารถควบคุม NO_x ได้ต่ำกว่าเตาเผาไหม้แบบเดิม ซึ่งในงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่าการนำเชื้อเพลิงชีวมวล เช่น แกลบ [4], ฟางข้าว [5], กะลาปาล์ม [6], ชานอ้อย [7] เป็นต้น มาใช้ใน CFBC

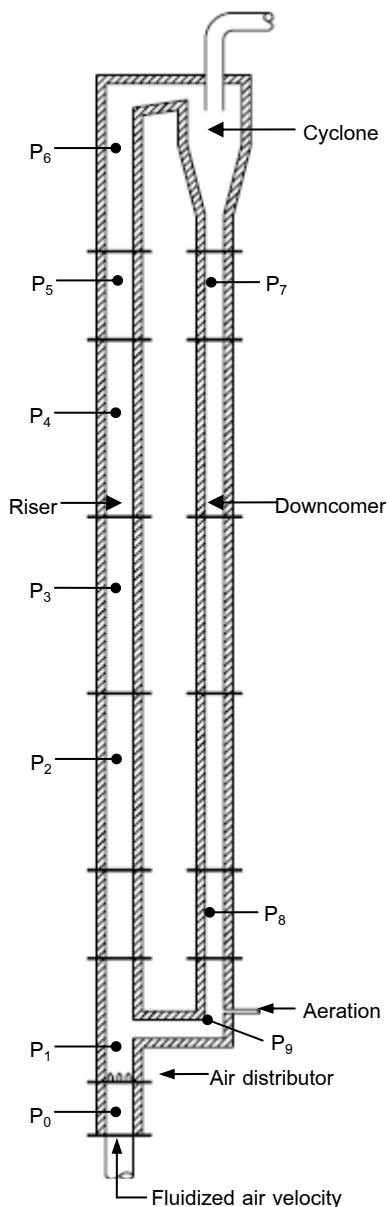
อย่างไรก็ตามการที่จะเข้าใจถึงการทำงานและคุณลักษณะต่างๆของเตาเผาไหม้ชนิดนี้ จำเป็นต้องมีการศึกษาถึงพฤติกรรมทางพลศาสตร์การไหลของ

อนุภาคเบด เช่น การกระจายความดันภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดแบบหมุนเวียน

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาผลกระทบของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไรเซชันและปริมาณของอนุภาคเบดที่มีผลต่อพลศาสตร์การไหลของอนุภาคเบดภายใน CFBC โดยพิจารณาการกระจายความดันและความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไรเซชัน

2. อุปกรณ์การทดลองและการทำงาน

รูปที่ 1 เป็นลักษณะของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดแบบหมุนเวียนซึ่งประกอบไปด้วย ท่อไรเซอร์มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 150 mm สูง 6 m ท่อดาวน์คัมเมอร์มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 100 mm ไรเซอร์และดาวน์คัมเมอร์ถูกเชื่อมต่อกันทางด้านบนด้วยไซโคลนดักจับอนุภาคและลักษณะท่อป้อนกลับเป็นแบบ L-valve และมีตำแหน่งท่อเติมอากาศ (Aeration tap) สูงจากจุดศูนย์กลางท่อป้อนกลับ 1 เท่าของเส้นผ่านศูนย์กลางของท่อป้อนกลับ แผ่นกระจายอากาศ (Distributor) เป็นแบบหัวฉีดจำนวน 6 หัว โดยมีจุดวัดความดัน ณ ตำแหน่งต่างๆ ทั้งหมด 10 จุด (P₀-P₉) ดังรูปที่ 1



รูปที่ 1 ลักษณะของ CFBC และตำแหน่งวัดความดัน การวัดความเร็วและปริมาณอากาศที่จ่ายให้ด้านไรเซอร์และด้าน L-valve ใช้เวนจูรีซึ่งได้ทำการสอบเทียบแล้วร่วมกับเซนเซอร์วัดความดันแตกต่างซึ่งมีความคลาดเคลื่อน $\pm 3\%$ ของย่านการวัด เป็นอุปกรณ์ในการวัดความเร็วและอัตราการไหลของอากาศ การวัดความดัน ณ ตำแหน่งต่างๆ ได้ใช้manoมิเตอร์น้ำในการวัดความดันเทียบกับความดันบรรยากาศ

หลักการทำงานของ CFBC อากาศจะถูกป้อนเข้าสู่ด้านไรเซอร์ผ่านแผ่นกระจายอากาศด้วยความเร็วฟลูอิดเซชันตามเงื่อนไขต่างๆ เพื่อให้อนุภาคเบตมีการเคลื่อนตัวจากด้านล่างจนออกจากไรเซอร์เข้าสู่โคลนดักจับอนุภาค อนุภาคเบตจะตกลงสู่ด้าน

ดาวนคัมเมอร์ ซึ่งด้านล่างของดาวนคัมเมอร์จะเป็นท่อป้อนกลับแบบ L-valve และในบริเวณนี้จะมีการเติมอากาศด้วยอัตราการไหลตามเงื่อนไขที่กำหนด ทำให้อนุภาคเบตที่อยู่ด้านดาวนคัมเมอร์ถูกป้อนกลับเข้าสู่ด้านไรเซอร์อีกครั้งหนึ่ง

3. การทดลองและผลการทดลอง

ในการทดลองแบ่งการทดลองออกเป็น 2 ส่วน คือ

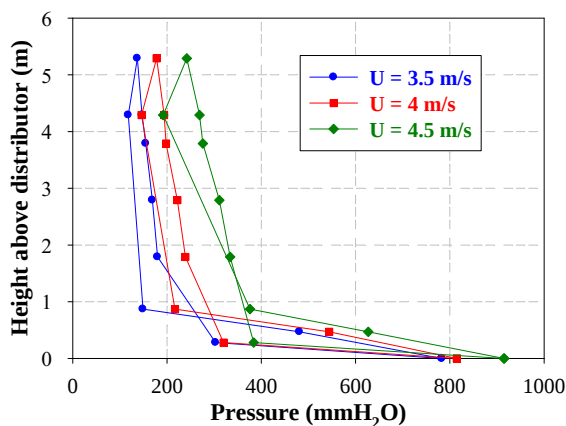
1. ศึกษาถึงอิทธิพลของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันที่ส่งผลต่อพลศาสตร์การไหลภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดเบตแบบหมุนเวียน
2. ศึกษาถึงอิทธิพลของปริมาณเบตที่ส่งผลต่อพลศาสตร์การไหลภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดเบตแบบหมุนเวียน

3.1 ศึกษาถึงอิทธิพลของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันที่ส่งผลต่อพลศาสตร์การไหลภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดเบตแบบหมุนเวียน

จากรูปที่ 2, 3 และ 4 เป็นการศึกษารายละเอียดของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันที่ส่งผลต่อการกระจายความดันภายใน CFBC โดยความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน (U_f) มีค่าเท่ากับ 3.5-4.5 m/s, ใช้ทรายขนาด 300 μm เป็นเบตที่น้ำหนัก 20 kg และเติมอากาศที่ L-valve ด้วยอัตราการไหล 150 L/min

จากรูปที่ 2 แสดงให้เห็นว่าเมื่อ U_f เพิ่มขึ้นส่งผลให้ความดันภายใน CFBC มีค่าเพิ่มขึ้นจาก 137-303 mmH₂O เป็น 242-384 mmH₂O โดยลักษณะการกระจายความดันภายในท่อไรเซอร์ในทุกความเร็วมีลักษณะคล้ายคลึงกัน โดยที่จุดวัดความดัน P0 (ใต้แผ่นกระจายอากาศ) เป็นจุดวัดความดันที่มีความดันสูงที่สุด และความดันจะลดลงจนถึงจุดวัดความดัน P2 (ความสูงจากแผ่นกระจายอากาศ 1.8 m) และจากจุดวัดความดัน P3 (ความสูงจากแผ่นกระจายอากาศ 2.8 m) ถึง P6 มีลักษณะการลดลงของความดันน้อยกว่าในช่วง P1-P2 สาเหตุที่ทำให้ความดันในช่วงความสูง 0-1.8 m มีความดันสูงกว่าช่วงความสูง 1.8-5.3 m เพราะว่าในช่วงความสูง 0-1.8 m มีอนุภาคเบตอยู่อย่างหนาแน่น ส่วนในช่วงความสูง 1.8-5.3 m

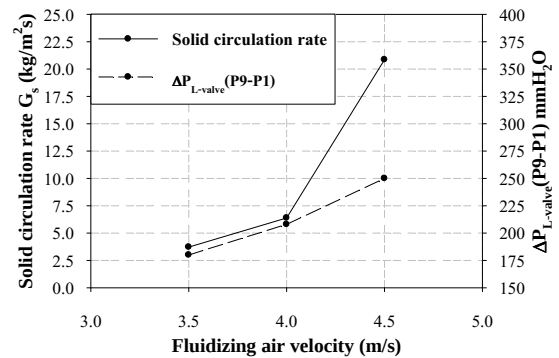
มีความดันต่ำกว่าช่วงความสูง 0-1.8 m เพราะว่ามีภาระกระจายตัวของอนุภาคแบบเบาบางตลอดความสูงในช่วงนี้ และในด้านดาวน์คัมเมอร์ที่จุด P7 มีความดันลดลงจากจุด P6 เนื่องจากสูญเสียความดันให้กับไซโคลนดักจับอนุภาค และในระหว่างจุดวัดความดัน P8-P9 มีช่องเติมอากาศอยู่ ทำให้ความดันเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว โดยที่ช่องเติมอากาศมีอัตราการไหลของอากาศเท่ากับ 150 L/min



รูปที่ 2 การเปลี่ยนแปลงความดันภายในเตา CFBC ที่ปริมาณเบด 20 kg

หากพิจารณาที่บริเวณ L-valve พบว่าความดันที่จุด P8 ที่ความเร็ว U_f 4.5 m/s มีความดันสูงกว่าที่ความเร็ว 3.5 และ 4.0 m/s เนื่องจากมีระดับความสูงของเบดทรายสูงถึงจุดวัดความดัน P8 จึงมีความดันจากอากาศที่เติมเข้าช่องเติมอากาศเข้ามาที่จุด P8 ด้วย และหากพิจารณาความดันที่จุดวัดความดัน P9 และ P1 (ความดันตกคร่อม L-valve) จะเห็นได้ว่าที่จุด P9 มีความดันมากกว่าจุด P1 เป็นผลทำให้อนุภาคเบดที่อยู่ในด้านดาวน์คัมเมอร์เคลื่อนตัวผ่าน L-valve กลับเข้าสู่ด้านไโรเซอร์ได้ และยังพบอีกว่าอัตราการเวียนกลับของอนุภาคจะเพิ่มขึ้นตามความดันตกคร่อม L-valve ดังรูปที่ 3

จากผลการทดลองนี้แสดงให้เห็นว่า การเพิ่มขึ้นของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันส่งผลให้ความดันตกคร่อม L-valve มีค่าสูงขึ้นและยังส่งผลให้อัตราการเวียนกลับของอนุภาคเบด (G_s) มีค่าสูงขึ้นตามไปด้วย โดยอัตราการเวียนกลับจะเพิ่มขึ้นตามผลต่างของความดันตกคร่อม L-valve



รูปที่ 3 อัตราการเวียนกลับของอนุภาคเบดและความดันตกคร่อม L-valve ของเบดทราย 20 kg ที่ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันต่างๆ หากนำผลของการกระจายความดันภายใน CFBC ด้านไโรเซอร์ ไปคำนวณหาสัดส่วนช่องว่างตามสมการที่ (1) (Li, Z.Q. และคณะ) [8] สามารถแสดงถึงการกระจายตัวของสัดส่วนช่องว่างได้ดังรูปที่ 4

$$\varepsilon = 1 - \frac{\Delta P}{\Delta L g \rho_s} \quad (1)$$

โดย

ε = สัดส่วนช่องว่าง (-)

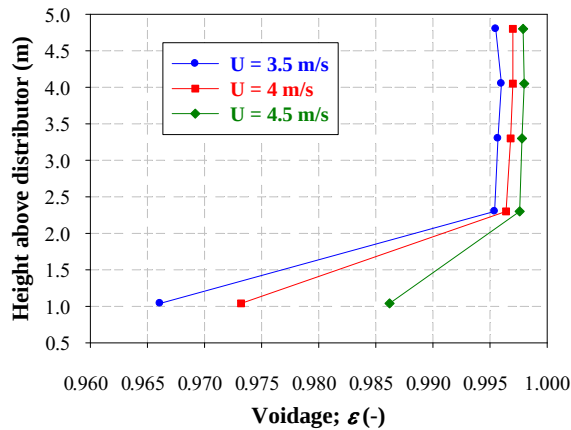
ΔP = ผลต่างความดันของอากาศของสองตำแหน่งติดกัน (Pa)

ΔL = ระยะห่างระหว่างจุดวัดความดันอากาศสองตำแหน่งติดกัน (m)

ρ_s = ความหนาแน่นของของแข็ง (kg/mm³)

g = แรงโน้มถ่วงของโลกมีค่าเท่ากับ 9.81 m/s²

รูปที่ 4 เป็นผลการคำนวณหาค่าสัดส่วนช่องว่างพบว่าค่าสัดส่วนช่องว่างในทุกๆเงื่อนไขช่วงความสูง 0-1.8 m มีค่าสัดส่วนช่องว่างน้อยกว่าในช่วงความสูง 2.3-6 m แสดงว่าในช่วงความสูง 0-1.8 m มีปริมาณเบดอยู่อย่างหนาแน่น และในช่วงความสูงต่อจากนี้ไปจนถึงทางออกของท่อไโรเซอร์มีค่าสัดส่วนช่องว่างน้อยเนื่องจากมีปริมาณอนุภาคเบดอยู่อย่างเบาบาง



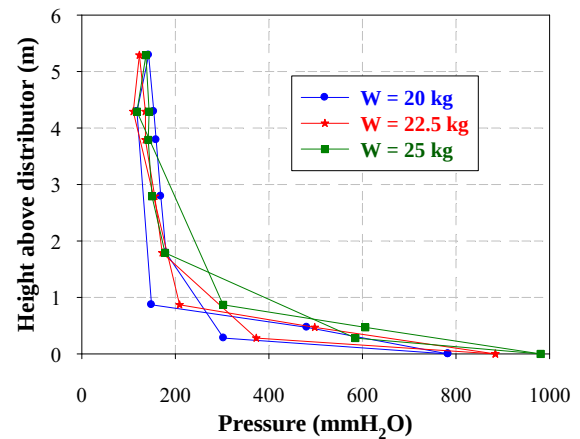
รูปที่ 4 สัดส่วนช่องว่างภายในโรเตอร์ที่ปริมาณเบด 20 kg

การเพิ่มขึ้นของ U_f ส่งผลให้ค่าสัดส่วนช่องว่างในช่วงความสูง 0-1.8 m เพิ่มขึ้นจาก 0.966-0.995 เป็น 0.986-0.997 ในขณะที่ช่วงความสูง 2.3-6 m (เบดเบาบาง) มีค่าต่างกันไม่มากนัก

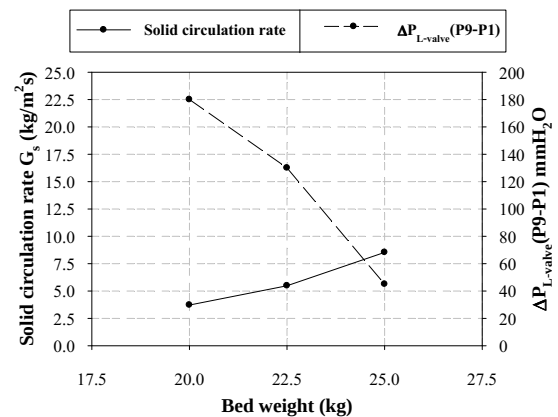
3.2 ศึกษาถึงอิทธิพลของปริมาณเบดที่ส่งผลต่อพลศาสตร์การไหลภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรส์เบดแบบหมุนเวียน

จากรูปที่ 5, 6 และ 7 เป็นการศึกษาผลของปริมาณเบดที่ส่งผลต่อการกระจายความดันภายใน CFBC ใช้ทรายขนาด 300 μm เป็นเบदनํ้าหนัก 20, 22.5 และ 25 kg, ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไรส์เซชันเท่ากับ 3.5 m/s และเติมอากาศที่ L-valve ด้วยอัตราการไหล 150 L/min

จากรูปที่ 5 พบว่าการเพิ่มขึ้นของปริมาณเบดส่งผลให้ความดันภายใน CFBC มีค่าเพิ่มขึ้นเล็กน้อยเมื่อเทียบกับการเพิ่มขึ้นของ U_f โดยมีความดันเพิ่มขึ้นจาก 137-303 mmH_2O เป็น 137-583 mmH_2O ซึ่งการเพิ่มขึ้นของปริมาณเบดส่งผลให้ความดันในช่วงความสูง 0-1.8 m (ความสูงด้านล่าง) เพิ่มขึ้น แต่ในช่วงความสูง 1.8-5.3 m มีความดันแตกต่างกันไม่มากนัก

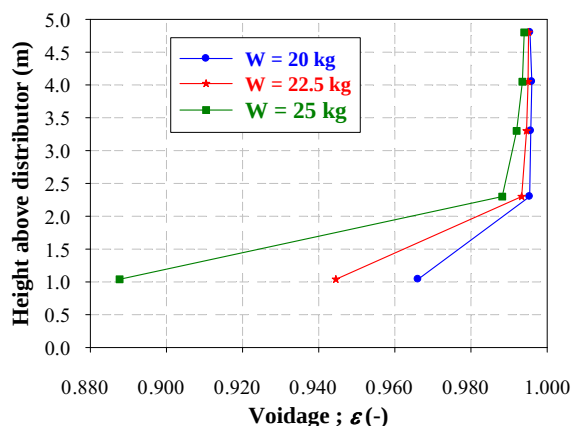


รูปที่ 5 การเปลี่ยนแปลงความดันภายใน CFBC ที่ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไรส์เซชันเท่ากับ 3.5 m/s



รูปที่ 6 อัตราการเวียนกลับของอนุภาคเบดและความดันตกคร่อม L-valve ของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไรส์เซชัน 3.5 m/s ที่ปริมาณเบดต่างๆ

หากพิจารณาบริเวณ L-valve พบว่าเมื่อปริมาณเบดเพิ่มขึ้นกลับส่งผลให้ความดันตกคร่อม L-valve ลดลง ซึ่งแตกต่างจากผลการทดลองก่อนหน้านี้ สาเหตุเนื่องมาจากปริมาณเบดที่เพิ่มมากขึ้นทำให้มีอนุภาคเบดสะสมอยู่ในช่วงความสูงด้านล่างมากขึ้นทำให้ความดันที่จุด P1 มีความดันสูงขึ้นมาก ซึ่งตำแหน่งของจุดวัดความดัน P1 อยู่ต่ำกว่า L-valve และการเพิ่มขึ้นของปริมาณเบดยังส่งผลให้อัตราการเวียนกลับของอนุภาคเบดเพิ่มขึ้นเล็กน้อยดังรูปที่ 6



รูปที่ 7 สัดส่วนช่องว่างภายในโรเตอร์ที่ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน 3.5 m/s

รูปที่ 7 เป็นผลมาจากการคำนวณสัดส่วนช่องว่างจากผลของความดันในถังโรเตอร์ พบว่าในช่วงความสูง 0-1.8 m มีค่าสัดส่วนช่องว่างลดลงจาก 0.966-0.995 เป็น 0.887-0.988 ส่วนในช่วงความสูง 2.3-6 m มีค่าสัดส่วนช่องว่างใกล้เคียงกัน หากสังเกตที่ปริมาณเบต 25 kg พบว่าในช่วงความสูงด้านบน (2.3-6 m) มีค่าสัดส่วนช่องว่างลดลงเล็กน้อยเนื่องจากเมื่อปริมาณเบตเพิ่มขึ้นทำให้มีอนุภาคเบตสะสมอยู่ในช่วงความสูงด้านล่างอยู่เป็นจำนวนมากจึงทำให้การกระจายตัวของอนุภาคเบตมีการกระจายตัวสูงขึ้น

4. สรุปผลการทดลอง

- 1) ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันมีอิทธิพลต่อการกระจายความดัน อัตราการเวียนกลับของอนุภาคเบตมากกว่าการเพิ่มขึ้นของปริมาณเบต
- 2) อัตราการเวียนกลับของอนุภาคเบตจะแปรผันตรงกับความเร็วตกคร่อม L-valve
- 3) การเพิ่มขึ้นของปริมาณเบตส่งผลให้ค่าสัดส่วนช่องว่างในช่วงความสูง 0-2.3 m มีค่าลดลงอย่างเห็นได้ชัด (มีอนุภาคเบตหนาแน่นมากขึ้น)

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) สำนักงานคณะกรรมการการอุดมศึกษา (สกอ.) ที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย

6. เอกสารอ้างอิง

- [1] Natarajan, E., Nordin, A. and 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] Armesto, L., Bahillo, A., Veijonen, K., Cabanillas, A. and Otero, J. (2002). Combustion behaviour of rice husk in a bubbling fluidised bed, *Biomass and Bioenergy*, Vol. 23, pp. 171 – 179.
- [3] Fang, M., Yang, L., Chen, G., Shi, Z., Luo, Z. and Cen. K. (2004). Experimental study on rice husk combustion in a circulating fluidized bed, *Fuel Processing Technology*, Vol. 85, pp.1273 – 1282.
- [4] Madhiyanon, T., Lapirattanakun, A., Sathitruangsak, P. and Soponronnarit, S. (2006). A novel cyclonic fluidized-bed combustor (ψ -FBC): Combustion and thermal efficiency, temperature distributions, combustion intensity, and emission of pollutants, *Combustion and Flame*, Vol.146, pp. 232 – 245.
- [5] Lin, W., Kim, D-J. and Frandsen, F. (2003). Agglomeration in bio-fuel fired fluidized bed combustors, *Chemical Engineering Journal*, Vol. 96, pp. 171 – 185.
- [6] Ghani, W.A.W.A.K., Alias, A.B., Savory, R.M. and Cliffe, K.R. (2009). Co-combustion of agricultural residues with coal in a fluidized bed combustor, *Waste Management*, Vol. 29, pp. 767 – 773.
- [7] Permchart, W. and Kouprianov, V.I. (2004). Emission performance and combustion efficiency of a conical fluidized-bed combustor firing various biomass fuels, *Bioresource Technology*, Vol. 92, pp. 83 – 91.
- [8] Li, Z.Q., Wu, C.N., Wei, F. and Jin, Y. (2004). Experimental study of high-density gas–solids flow in a new coupled circulating fluidized bed, *Powder Technology*, Vol. 139, pp. 214 – 220.

การประชุมวิชาการ เครือข่ายพลังงานแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 7 7th Conference on Energy Network of Thailand

- Renewable Energy
- Energy Conservations
- Applied Energy
- Energy Policy
- Energy and Ceramic Materials
- Environment Management

Proceeding Volume I

3-5 พฤษภาคม 2554

ณ Phuket Orchid Resort and Spa หาดกะรน จังหวัดภูเก็ต

ดำเนินการโดย

คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี



การศึกษาพฤติกรรมทางพลศาสตร์ของไหลในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน A Study of Hydrodynamic Behavior in a Circulating Fluidized Bed Combustor

ปรัชญา บุญประสิทธิ์ และธณินท์ เมธยานนท์^{1,*}

¹ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 140 เขตหนองจอก กรุงเทพมหานคร 10530
โทร 0-2988-3655 โทรสาร 0-2988-4040 E-mail: thanid_m@yahoo.com

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้นำเสนอผลกระทบของปริมาณและขนาดของอนุภาคเบดที่มีต่อลักษณะการเกิดฟลูอิดเซชัน ตลอดจนการกระจายความดันภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized-bed combustor, CFBC) ที่ไม่มีการเผาไหม้ ชุดทดลองมีความสูง 6 m และเส้นผ่านศูนย์กลางภายในท่อโรเตอร์และดาวน์คัมเมอร์เท่ากับ 150 และ 100 mm ตามลำดับ การป้อนกลับของอนุภาคถูกควบคุมโดยแวลวาล์ว (L-valve) ในการศึกษาได้ทดลองหาความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน (U_{mf}) โดยใช้ทรายขนาด 300 และ 500 μm ปริมาณ 7 และ 9 kg เป็นเบด ซึ่งพบว่าการเพิ่มขนาดและปริมาณของอนุภาคเบดส่งผลให้ความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันเพิ่มขึ้น โดยมีค่าระหว่าง 0.18 และ 0.46 m/s ส่วนการศึกษาการกระจายความดันภายใน CFBC ได้ทำการศึกษา 2 กรณีคือ 1) ไม่มีการเวียนกลับของอนุภาคเบด (ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน 2.5 m/s, ทรายขนาด 300 μm , ปริมาณเบด 7 และ 9 kg) และ 2) มีการเวียนกลับของอนุภาคเบด (ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน 3.5 m/s, ปริมาณเบด 20 kg, ปริมาณอากาศที่ L-valve 200 l/min) โดยพบว่าเกิดความดันตกคร่อมสูงสุดในช่วงระดับความสูง 0-0.18 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ (5,700-6,250 Pa) ซึ่งแสดงถึงความหนาแน่นของอนุภาคเบดที่มากในบริเวณดังกล่าว นอกจากนี้การกระจายความดันภายใน CFBC ที่วัดได้สามารถอธิบายได้ถึงพฤติกรรมการเกิดฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนได้

คำสำคัญ: พลศาสตร์ของไหล, ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน, สัดส่วนช่องว่าง, อนุภาคเบด

Abstract

This research presents the effects of the amount and size of bed particles on fluidization characteristics as well as pressure distribution inside a non-reactive circulating fluidized-bed combustor (CFBC). The test rig, 6 m in height, has inside diameters of 150 mm for the riser and 150 mm for the downcomer. The circulation rate of the particles was controlled by an L-valve. In this study, the minimum fluidizing velocity (U_{mf}) of sand, having a diameter of 300-500 μm and a weight of 7-9 kg,

was determined and showed that increased size and amount of bed particles resulted in a surge of U_{mf} , varying between 0.18 and 0.46 m/s. The study of pressure distribution inside the test rig was divided into two cases: 1) without bed-particle circulation (fluidizing velocity 2.5 m/s, 300 μm , sand weight 7-9 kg), and 2) with bed-particle circulation (fluidizing velocity 3.5 m/s, and sand weight 20 kg, airflow at L-valve 200 l/min). The results showed that the highest pressure drop (5,700-6,210 Pa) occurred between the levels of 0-0.18 m above an air distributor, indicating the dense zone of bed particles there. Moreover, the pressure profiles inside the combustor could explain the behavior of the circulating fluidized-bed.

Keywords: bed particle, Circulating fluidized-bed, Hydrodynamic, Voidage bed

1. บทนำ

ปัจจุบันการแปรรูปพลังงานมีบทบาทสำคัญต่อการพัฒนาด้านอุตสาหกรรม โดยเฉพาะการแปลงพลังงานจากเชื้อเพลิงชนิดต่าง ๆ ไปเป็นพลังงานไฟฟ้าหรือความร้อน ซึ่งวิธีการแปรรูปพลังงานจากเชื้อเพลิงนั้นสามารถทำได้หลายกระบวนการเช่น การเผาไหม้โดยตรง ไฟโรไลซิสและแก๊สซิฟิเคชัน โดยเทคโนโลยีการเผาไหม้ที่ได้รับการยอมรับในปัจจุบันว่ามีประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงและปลดปล่อยมลพิษน้อยคือการเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบด เนื่องจากเชื้อเพลิงจะเผาไหม้แบบปั่นป่วนภายในเบดที่มีวัสดุเฉื่อยเช่น ทราย อยู่ภายใน โดยวัสดุเฉื่อยเหล่านี้จะสามารถช่วยคลุกเคล้าเชื้อเพลิงให้สัมผัสกับอากาศได้ดีขึ้นและยังทำหน้าที่เสมือนแหล่งสะสมความร้อนเพื่อที่จะรักษาอุณหภูมิเบดให้มีความเสถียรซึ่งเป็นจุดเด่นที่ทำให้เตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดสามารถใช้ได้กับเชื้อเพลิงที่มีความชื้นค่อนข้างสูง [1-3] อย่างไรก็ตามเทคโนโลยีการเผาไหม้แบบฟลูอิดไคซ์เบดแบบเดิมนั้นยังคงเผชิญกับปัญหาในการควบคุมมลพิษบางชนิด โดยเฉพาะไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) จึงทำให้ปัจจุบันได้มีการพัฒนาเตาฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating fluidized-bed combustor, CFBC) ซึ่งสามารถควบคุมปริมาณ NO_x ให้ต่ำกว่าเตาเผาแบบเดิม โดยงานวิจัยที่ผ่านมามพบว่า CFBC ได้มีการศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงต่างๆ ในเตาเผาไหม้ฟลูอิด

ไคซ์เบตแบบหมุนเวียน เช่น แกลบ [4], ฟางข้าว [5], กะลาปาล์ [6], ชานอ้อย [7] เป็นต้น

ดังที่กล่าวมาข้างต้น คณะผู้วิจัยจึงได้สนใจที่จะศึกษาเทคโนโลยีฟลูอิดไคซ์เบตแบบหมุนเวียน อย่างไรก็ตามการที่จะเข้าใจการทำงานและคุณลักษณะต่างๆภายในเตาเผาไหม้ชนิดนี้ จึงจำเป็นต้องมีการศึกษาถึงพฤติกรรมทางพลศาสตร์ของไหลอนุภาคเบต เช่น คุณลักษณะการเกิดฟลูอิดเซชัน และการกระจายความดันภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบตแบบหมุนเวียน

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาดังผลกระทบบของขนาดและปริมาณอนุภาคเบตที่มีผลต่อพฤติกรรมทางพลศาสตร์ของไหลภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบตแบบหมุนเวียน โดยพิจารณาจากการกระจายความดันภายในเตาและความเร็วของการเกิดฟลูอิดเซชัน

2. อุปกรณ์การทดลองและการทำงาน

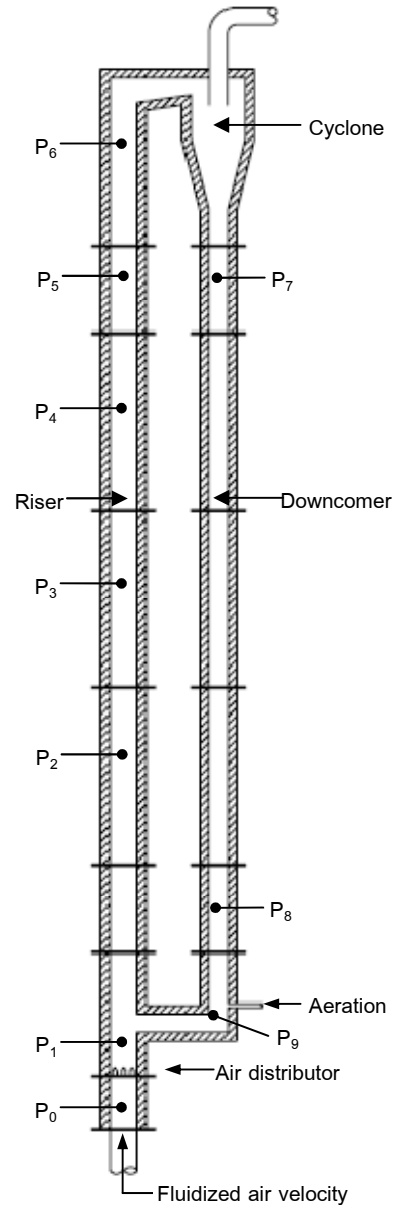
รูปที่ 1 เป็นลักษณะของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบตแบบหมุนเวียนซึ่งประกอบไปด้วย ท่อโรเตอร์มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 150 mm สูง 6 m ท่อดาวนคัมเมอร์มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 100 mm โรเตอร์และดาวนคัมเมอร์ถูกเชื่อมต่อกันทางด้านบนด้วยไซโคลน ดักจับอนุภาคและลักษณะท่อป้อนกลับเป็นแบบ L-valve และมีตำแหน่งท่อเติมอากาศ (Aeration tap) สูงจากจุดศูนย์กลางท่อป้อนกลับ 1 เท่าของเส้นผ่านศูนย์กลางของท่อป้อนกลับ แผ่นกระจายอากาศ (Distributor) เป็นแบบหัวฉีดจำนวน 6 หัว โดยมีจุดวัดความดัน ณ ตำแหน่งต่างๆ ทั้งหมด 10 จุด (P_0 - P_9) ดังรูปที่ 1

การวัดความเร็วและปริมาณอากาศที่จ่ายให้ด้านโรเตอร์และด้าน L-valve ใช้เวนจูรีซึ่งได้ทำการสอบเทียบแล้วร่วมกับเซนเซอร์วัดความดันแตกต่างซึ่งมีความคลาดเคลื่อน $\pm 3\%$ ของย่านการวัด เป็นอุปกรณ์ในการวัดความเร็วและอัตราการไหลของอากาศ การวัดความดัน ณ ตำแหน่งต่างๆ ได้ใช้แมนอมิเตอร์น้ำในการวัดความดันเทียบกับความดันบรรยากาศ

หลักการการทำงานของ CFBC อากาศจะถูกป้อนเข้าสู่ด้านโรเตอร์ผ่านแผ่นกระจายอากาศด้วยความเร็วฟลูอิดเซชันตามเงื่อนไขต่างๆ เพื่อให้อนุภาคเบตมีการเคลื่อนตัวจากด้านล่างจนออกจากโรเตอร์เข้าไซโคลนดักจับอนุภาค อนุภาคเบตจะตกลงสู่ด้านดาวนคัมเมอร์ ซึ่งด้านล่างของดาวนคัมเมอร์จะเป็นท่อป้อนกลับแบบ L-valve และในบริเวณนี้จะมีการเติมอากาศด้วยอัตราการไหลตามเงื่อนไขที่กำหนด ทำให้อนุภาคเบตที่อยู่ด้านดาวนคัมเมอร์ถูกป้อนกลับเข้าสู่ด้านโรเตอร์อีกครั้งหนึ่ง สำหรับเงื่อนไขการทดลองแสดงดังตารางที่ 1

3. การทดลองและผลการทดลอง

ในการทดลองแบ่งออกเป็นสองตอน คือ 1. คุณลักษณะฟลูอิดเซชันภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบตแบบหมุนเวียน และ 2. อิทธิพลของขนาดอนุภาคเบตต่อการกระจายความดันภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบตแบบหมุนเวียน



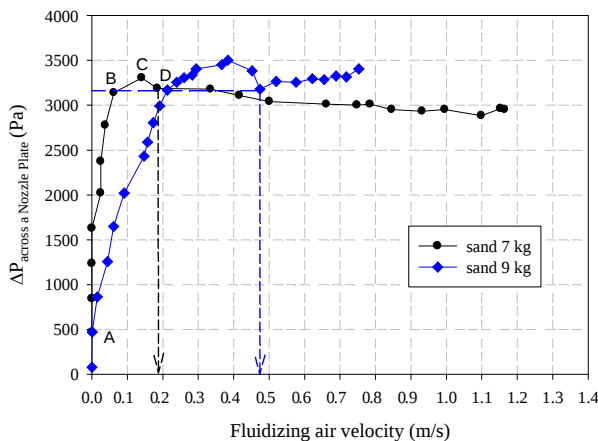
รูปที่ 1 ลักษณะของ CFBC และตำแหน่งการวัดความดัน

ตารางที่ 1 เงื่อนไขการทดลองต่างๆ

ตัวแปร	กรณีไม่มี การเวียนกลับ	กรณีเกิด การเวียนกลับ
ปริมาณเบตทราย (kg)	7, 9	20
ขนาดของอนุภาคเบต (μm)	300, 500	300
ความเร็วฟลูอิดเซชัน (m/s)	U_{mf} , 2.5	3.5
ปริมาณอากาศด้าน L-valve (l/min)	—	200

3.1 คุณสมบัติการเกิดฟลูอิดไอเซชันภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไอเซตแบบหมุนเวียน

อิทธิพลของน้ำหนักเบตและขนาดของอนุภาคเบตที่ส่งผลต่อลักษณะการเกิดฟลูอิดไอเซชันได้แสดงในรูปที่ 2 และ 3 โดยในการทดลองช่วงแรก (รูปที่ 2) เป็นการศึกษาถึงผลของน้ำหนักเบตทรายโดยใช้ทรายขนาด 300 μm ที่น้ำหนักเบตทราย 7 kg และ 9 kg และการทดลองถัดมา (รูปที่ 3) เป็นการศึกษาถึงผลของอนุภาคเบต โดยใช้ทรายน้ำหนัก 7 kg ที่ขนาดเบตทราย 300 และ 500 μm ตามลำดับ อย่างไรก็ตามในการทดลองส่วนนี้จะพิจารณาเพียงช่วงการเริ่มเกิดฟลูอิดไอเซชันเท่านั้น



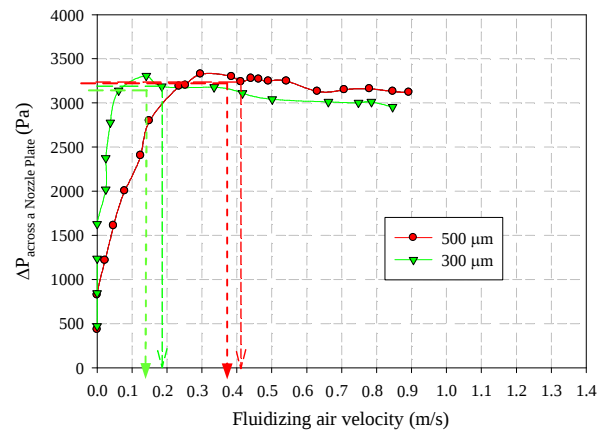
รูปที่ 2 คุณสมบัติของการเกิดฟลูอิดไอเซชันภายในโรเตอร์ โดยใช้ทรายขนาด 300 μm ที่น้ำหนักทราย 7 และ 9 kg

การหาความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไอเซชันจากการทดลองนั้น สามารถทำได้ โดยการแบ่งช่วงผลการทดลองดังนี้ ในช่วงเส้นกราฟ A-B เป็นช่วงเบตนิ่ง (fixed bed) ซึ่งเป็นช่วงที่อนุภาคเบตไม่มีการขยับตัวเนื่องจากความเร็วของอากาศและความดันตกคร่อมเบตในช่วงนี้ยังไม่สามารถยกอนุภาคเบตขึ้นได้ และเมื่อเพิ่มความเร็วของอากาศจนกระทั่งเส้นกราฟจนถึงจุด C อนุภาคเบตเริ่มมีการขยับตัวเนื่องจากความเร็วอากาศที่จ่ายเข้าไปนั้นทำให้เกิดความดันตกคร่อมเบตที่มีค่ามากที่สุด แต่ก็ยังไม่มากพอที่จะทำให้เกิดเป็นฟลูอิดไอเซชันได้ เมื่อเพิ่มความเร็วอากาศจนถึงจุด D ค่าความเร็วอากาศนี้เป็นความเร็วที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซชัน ที่ความเร็วอากาศ ณ จุดนี้มีความดันตกคร่อมเบตลดลงจากจุดที่มีความดันสูงสุด (จุด C) เล็กน้อยเนื่องจากอนุภาคเบตเกิดการขยายตัวทำให้ระยะห่างระหว่างอนุภาคมีระยะห่างกันมากขึ้นทำให้อากาศสามารถไหลผ่านเบตได้มากขึ้น จึงทำให้ความดันตกคร่อมเบตมีค่าลดลงจากจุดที่มีความดันสูงสุด จึงเลือกความเร็วของอากาศ ณ จุดนี้เป็นความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซชัน

รูปที่ 2 แสดงให้เห็นว่าที่น้ำหนักเบตทราย 7 kg จะมีค่าความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซชันเท่ากับ 0.18 m/s ส่วนที่น้ำหนักเบตทราย 9 kg ความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซชันมีค่าเท่ากับ 0.46 m/s ซึ่งจากการทดลองหาความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิด-

ไอเซชันของทั้งสองเงื่อนไข พบว่าเมื่อน้ำหนักเบตเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้ความเร็วที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซชันเพิ่มตามไปด้วย เนื่องจากเมื่อน้ำหนักเบตเพิ่มขึ้นจำเป็นต้องใช้แรงดูดจากอากาศที่จ่ายด้านล่างเพื่อยกเบตเพิ่มขึ้น โดยแรงที่ช่วยยกเบตจะเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มปริมาณเบตทรายนั่น สอดคล้องกับการเพิ่มขึ้นของความดันตกคร่อมเบตในกรณีนี้น้ำหนักเบต 9 kg

รูปที่ 3 เป็นการทดลองหาความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซชันของขนาดเบตทราย 300 μm และ 500 μm โดยใช้ปริมาณเบตทราย 7 kg ซึ่งพบว่าความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซชันของทรายขนาด 300 μm และ 500 μm มีค่าเท่ากับ 0.18 และ 0.42 m/s ตามลำดับ โดยพบว่าการใช้อุณหภูมิเบตขนาดใหญ่จะส่งผลให้ความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซชันเพิ่มขึ้น เพราะน้ำหนักของอนุภาคเบตจะเพิ่มขึ้นตามขนาดของอนุภาคเบต ดังนั้นเมื่อน้ำหนักของอนุภาคเบตเพิ่มขึ้นจำเป็นต้องใช้แรงดูดมากขึ้นตามไปด้วย

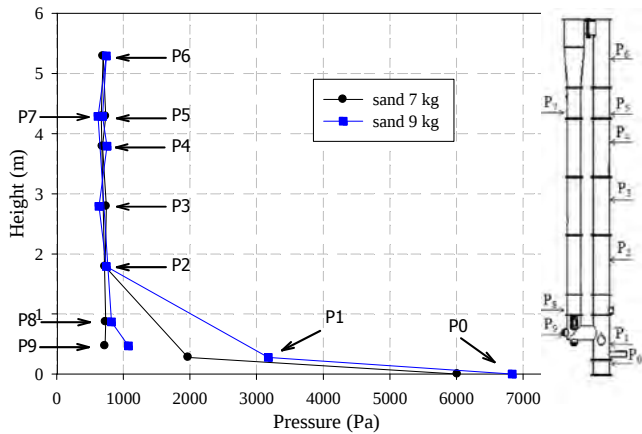


รูปที่ 3 คุณสมบัติของการเกิดฟลูอิดไอเซชันภายในโรเตอร์ โดยใช้ทรายขนาด 300 และ 500 μm ที่น้ำหนักทราย 7 kg

3.2 อิทธิพลของปริมาณอนุภาคเบตต่อการกระจายความดันภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไอเซตแบบหมุนเวียน

3.2.1 กรณียังไม่เกิดการเวียนกลับของอนุภาคเบต

ในการทดลองนี้แสดงในรูปที่ 4 และ 5 ซึ่งเป็นการศึกษาผลของน้ำหนักเบตที่ส่งผลต่อการกระจายความดันภายในท่อเตาเผาไหม้ฟลูอิดไอเซตแบบหมุนเวียน โดยใช้ทรายขนาด 300 μm เป็นเบตที่น้ำหนัก 7 kg และ 9 kg ส่วนความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซตมีค่าเท่ากับ 2.5 m/s ซึ่งเป็นความเร็วที่ทำให้ทรายเริ่มหลุดลอยออกจากท่อโรเตอร์เท่านั้น แต่ยังไม่มีการเวียนกลับของอนุภาคเบตไปยังท่อดาวนคัมเมอร์ โดยในด้านดาวนคัมเมอร์มีปริมาณทรายอยู่ 11 kg เพื่อทำหน้าที่เป็นวาล์วป้องกันอากาศไหลจากด้านโรเตอร์มายังด้านดาวนคัมเมอร์ผ่านทาง L-valve และไม่มีการจ่ายอากาศเข้า L-valve



รูปที่ 4 การเปลี่ยนแปลงความดันภายในเตา CFBC ที่ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน 2.5 m/s (ไม่มีการเวียนกลับของอนุภาค)

รูปที่ 4 เป็นการทดลองหาความดันที่เกิดขึ้นภายใน CFBC ของทรายขนาด 300 μm ที่น้ำหนักเบต 7 kg และ 9 kg แสดงให้เห็นว่าเมื่อน้ำหนักเบตเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้ความดันในท่อโรเซอร์ช่วงระดับความสูง 0-1.8 m (ความสูงเริ่มจากแผ่นกระจายอากาศ) เพิ่มขึ้น เมื่อพิจารณาในช่วงระดับความสูง 1.8-5.3 m พบว่าความดันที่เกิดขึ้นของทั้งสองกรณีไม่แตกต่างกันมากนัก

จากผลของความดันที่ได้จากการทดลองนี้สาเหตุที่ทำให้ในช่วงความสูง 0 – 1.8 m มีความดันสูงกว่าช่วงอื่นนั้นเป็นเพราะว่า ในช่วงความสูงนี้มีปริมาณเบตอยู่อย่างหนาแน่น ส่วนในช่วงความสูง 1.8-5.3 m มีความดันต่ำกว่าในช่วงความสูง 0-1.8 m เพราะว่ามีกระจายตัวของอนุภาคแบบเบาบางตลอดความสูงในช่วงนี้ หากสังเกตความดันภายในท่อโรเซอร์และดาวนคัมเมอร์ (P2 เป็นต้นไป) พบว่าความดันของทั้งสองด้านมีความดันที่ใกล้เคียงกันมาก เป็นไปได้ว่าสาเหตุที่ทำให้ความดันของทั้งสองด้านมีค่าใกล้เคียงกันเนื่องมาจากการทดลองนี้ไม่มีการเวียนกลับของอนุภาคเบตความดันที่เกิดขึ้นในดาวนคัมเมอร์เป็นผลจากการกระจายความดันจากด้านโรเซอร์เท่านั้น

หากนำผลของการกระจายความดันภายใน CFBC ณ ตำแหน่งต่างๆ จากรูปที่ 4 ไปคำนวณหาสัดส่วนช่องว่างตามสมการที่ (1) (Li Z.Q. และคณะ) [8] จะสามารถแสดงถึงการกระจายตัวของสัดส่วนช่องว่างได้ดังรูปที่ 5

$$\varepsilon = 1 - \frac{\Delta P}{\Delta L g \rho_s} \quad (1)$$

โดย

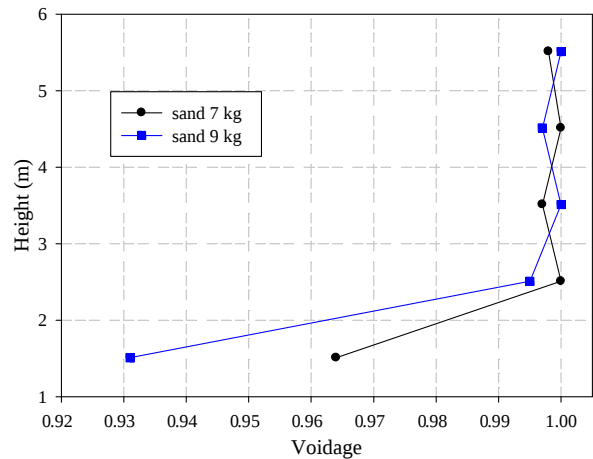
ε = สัดส่วนช่องว่าง (-)

ΔP = ผลต่างความดันของอากาศของสองตำแหน่งติดกัน (Pa)

ΔL = ระยะห่างระหว่างจุดวัดความดันอากาศสองตำแหน่งติดกัน (m)

ρ_s = ความหนาแน่นของของแข็ง (kg/mm^3)

g = แรงโน้มถ่วงของโลกมีค่าเท่ากับ 9.81 m/s^2



รูปที่ 5 สัดส่วนช่องว่างภายในโรเซอร์ที่ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน 2.5 m/s

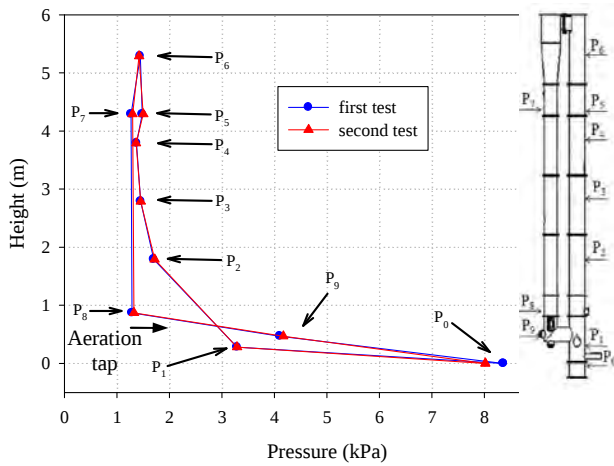
รูปที่ 5 พบว่าในช่วงระดับความสูง 0-1.8 m มีสัดส่วนช่องว่างมีค่าอยู่ในช่วง 0.93-0.96 ซึ่งน้อยกว่าสัดส่วนช่องว่างในช่วงระดับความสูง 1.8-5.3 m แสดงว่าในช่วงระดับความสูง 0-1.8 m มีปริมาณเบตอยู่อย่างหนาแน่น และในช่วงความสูงต่อจากนี้ไปจนถึงทางออกของโรเซอร์มีสัดส่วนช่องว่างมากจนดูเหมือนว่าเหมือนเบตอยู่เบาบางมาก เนื่องจากความเร็วที่ใช้ในการทดลองเป็นเพียงความเร็วที่ทำให้ทรายเริ่มหลุดลอยเท่านั้น จึงทำให้อนุภาคเบตถูกส่งขึ้นไปด้านบนของเตาไม่มากนัก เป็นผลให้ความดันระหว่างจุดวัดแต่ละจุด (รูปที่ 4) ต่างกันเล็กน้อยทำให้ผลของสัดส่วนช่องว่างที่เกิดขึ้นมีค่าเท่าใกล้ 1

3.2.2 กรณีเกิดการเวียนกลับของอนุภาคเบต

จากการทดลองในหัวข้อ 3.2.1 ซึ่งเป็นกรณีไม่มีการเวียนกลับของอนุภาค เนื่องจากการใช้ความเร็วที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันต่ำเพียง 2.5 m/s สำหรับในหัวข้อนี้ได้นำเสนอผลการทดลองที่ทำการปรับเงื่อนไขให้เกิดการเวียนกลับของอนุภาคเบตดังนี้คือ น้ำหนักเบตทราย 20 kg (เนื่องจากระบบมีการเวียนกลับของอนุภาคเบต จึงมีอนุภาคเบตทรายกระจายอยู่ทั้งด้านโรเซอร์และดาวนคัมเมอร์) เติมน้ำที่แอลวาล์วด้วยอัตราการไหลเท่ากับ 200 l/min ส่วนความเร็วอากาศใต้แผ่นกระจายอากาศมีค่าเท่ากับ 3.5 m/s ซึ่งเป็นความเร็วฟาสฟลูอิดเซชัน

การทดลองจะพิจารณาถึงการกระจายความดันภายในและสัดส่วนช่องว่างภายในเตา CFBC ที่เกิดขึ้น จากการทดลองทำซ้ำ 2 ครั้งในแต่ละกรณี โดยผลการทดลองแสดงได้ดังรูปที่ 6 และ 7

จากรูปที่ 6 แสดงให้เห็นได้ว่าการกระจายตัวของความดันภายในท่อโรเซอร์ตั้งแต่แผ่นกระจายอากาศ (P0) เป็นจุดวัดความดันที่มีความดันสูงสุด และความดันจะลดลงจนถึงจุดวัดความดัน P2 (ความสูงจากแผ่นกระจายอากาศ 1.8 m) และที่จุดวัดความดัน P3 (ความสูงจากแผ่นกระจายอากาศ 2.8 m) มีความดันเพิ่มขึ้นเล็กน้อย

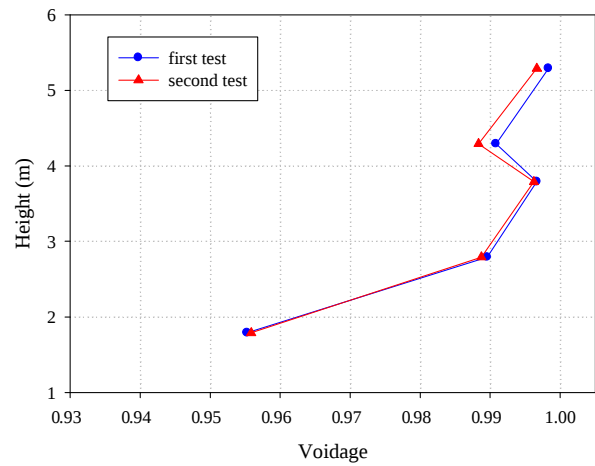


รูปที่ 6 การเปลี่ยนแปลงความดันภายใน CFBC ที่ความเร็วอากาศ 8 m/s, ทราย 20 kg, ปริมาณอากาศ L-valve 200 l/min

จากผลการทดลองในช่วงจุดวัดความดัน P8-P9 มีลักษณะของความดันที่เพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว เนื่องจาก ระหว่างจุดวัดความดัน P8 – P9 มีตำแหน่งของช่องเติมอากาศอยู่ โดยอัตราการไหลของอากาศมีค่าเท่ากับ 200 l/min หากพิจารณาความดันที่จุด P9 และ P1 (ความดันตกคร่อม L-valve) จะเห็นได้ว่าที่จุด P9 จะมีความดันสูงกว่าจุด P1 ซึ่งเป็นผลทำให้อนุภาคเบตที่อยู่ในด้าน ดาวนัคมเมอร์ เคลื่อนตัวผ่าน L-valve กับเข้าสู่ด้านท่อไรเซอร์ได้ ซึ่งสอดคล้องกับผลการทดลองก่อนหน้านี้ (รูปที่ 4) ที่จุดวัดเดียวกัน ลักษณะของความดันตกคร่อม L-valve ที่จุด P9 จะมีความดันน้อยกว่าจุด P1 เพราะที่ L-valve ไม่มีการเติมอากาศเข้ามาจึงทำให้ความดันที่จุดวัด P9 มีค่าความดันน้อยกว่าจุดวัดความดัน P1 เป็นผลทำให้อนุภาคเบตด้านดาวนัคมเมอร์ไม่สามารถเคลื่อนตัวกลับสู่ด้านไรเซอร์ได้

จากลักษณะของความดันตกคร่อม L-valve และความดันภายในเตาที่ต่างกันของด้านไรเซอร์และดาวนัคมเมอร์ ที่เกิดจากการทดลอง ทำให้ทราบว่าได้อนุภาคเบตทรายถูกป้อนกลับเข้าสู่ด้านไรเซอร์โดยอาศัยความดันแตกต่างของความดันระหว่างจุด P9 และ P1 นอกจากนี้ลักษณะการกระจายความดันภายในเตา CFBC พบว่ามีลักษณะคล้ายคลึงกับวงจรความดันของ Basu P., และ Fraser S.A., 1991 [9]

รูปที่ 7 เป็นผลการคำนวณหาสัดส่วนช่องว่างจากผลของความดัน (รูปที่ 6) จะเห็นได้ว่าในช่วงระดับความสูง 0-2.8 m มีอนุภาคเบตอยู่อย่างหนาแน่น และในช่วงระดับความสูง 2.8-5.3 m มีอนุภาคเบตอยู่อย่างเบาบาง ดังนั้นจึงอาจกล่าวได้ว่าการกระจายความดันภายใน CFBC สามารถสะท้อนให้เห็นถึงการกระจายตัวของอนุภาคเบตภายใน CFBC ซึ่งมีอยู่สองลักษณะ คือ แบบเบตหนาแน่น (ความดันตกคร่อมสูง) และแบบเบตเบาบาง (ความดันตกคร่อมต่ำ)



รูปที่ 7 สัดส่วนช่องว่างภายในไรเซอร์ที่ความเร็วอากาศ 8 m/s, ทราย 20 kg, ปริมาณอากาศ L-valve 200 l/min

4. สรุปผลการทดลอง

- 1) การเพิ่มขนาดและน้ำหนักรูอนุภาคเบตส่งผลให้ความดันตกคร่อมเบตเพิ่มขึ้น ซึ่งส่งผลให้ความเร็วต่ำสุดที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันเพิ่มขึ้น โดยมีค่าในช่วง 0.18-0.42 m/s
- 2) การกระจายความดันภายในเตาแสดงให้เห็นค่าในช่วงระดับความสูง 0-2.8 m อนุภาคเบตอยู่อย่างหนาแน่น ในขณะที่ช่วงความสูง 2.8-5.3 m มีอนุภาคเบตอยู่อย่างเบาบาง ซึ่งคิดเป็นสัดส่วนช่องว่างของอนุภาคเบตในแต่ละช่วงได้ 0.955-0.99 และ 0.99-0.998 ตามลำดับ
- 3) การป้อนกลับของอนุภาคเบตจากด้านดาวนัคมเมอร์สู่ด้านไรเซอร์เกิดขึ้นได้เมื่อความดันตกคร่อมแอลวาล์ว (P9-P1) จุด P9 มีค่ามากกว่าจุด P1

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) สำนักงานคณะกรรมการการอุดมศึกษา (สกอ.) ที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย

6. เอกสารอ้างอิง

- [1] E. Natarajan, A Nordin, A.N. Rao. (1998). "Overview of combustion and gasification of rice husk in fluidized bed reactors", Biomass and Bioenergy, Vol. 14, PP. 533 – 546.
- [2] L. Armesto, A. Bahillo, K. Veijonen, A. Cabanillas, J. Otero. (2002). "Combustion behaviour of rice husk in a bubbling fluidised bed", Biomass and Bioenergy, Vol. 23, PP. 171 – 179.

- [3] M. Fang, L. Yang, G. Chen, Z. Shi, Z. Luo, K. Cen. (2004). "Experimental study on rice husk combustion in a circulating fluidized bed", Fuel Processing Technology, Vol. 85, PP.1273 – 1282.
- [4] T. Madhiyanon, A. Lapirottanakun, P. Sathitruangsak, S. Soponronnarit. (2006). "A novel cyclonic fluidized-bed combustor (ψ -FBC): Combustion and thermal efficiency, temperature distributions, combustion intensity, and emission of pollutants", Combustion and Flame, Vol.146, PP. 232 – 245.
- [5] W. Lin, D-J Kim, F. Frandsen. (2003). "Agglomeration in bio-fuel fired fluidized bed combustors", Chemical Engineering Journal, Vol. 96, PP. 171 – 185.
- [6] W.A.W.A.K. Ghani, A.B. Alias, R.M. Savory, K.R. Cliffe. (2009). "Co-combustion of agricultural residues with coal in a fluidized bed combustor", Waste Management, Vol. 29, PP. 767 – 773.
- [7] W. Permchart, V. I. Kouprianov. (2004). "Emission performance and combustion efficiency of a conical fluidized-bed combustor firing various biomass fuels", Bioresource Technology, Vol. 92, PP. 83 – 91.
- [8] Z.Q. Li, C.N. Wu, F. Wei, Y. Jin. (2004). "Experimental study of high-density gas–solids flow in a new coupled circulating fluidized bed", Powder Technology, Vol. 139, PP. 214 – 220.
- [9] P. Basu, S.A. Fraser. (1991). "Circulating fluidized bed boiler", Butterworthh-Heineman.



ผลกระทบของสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวนที่มีต่อการเผาไหม้แกลบใน
เตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นที่ใช้หัวฉีดกระจายอากาศ

**Effects of Swirl Secondary Air Injection Fraction on Rice Husk Combustion in a Short
Combustion-Chamber Fluidized-Bed Combustor (SFBC) Using a Nozzle-distributor**

ประสาน สติชัยเรืองศักดิ์^{1*}, ฐานิตย์ เมธิยานนท์², และสมชาติ โสภณธรณฤทธิ์³

^{1,2} ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร ถนนเชื่อมสัมพันธ์ แขวงกระทุ่มราย เขตหนองจอก กรุงเทพมหานคร 10530

³ คณะพลังงาน สิ่งแวดล้อมและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพมหานคร 10400

* ผู้ติดต่อ: E-mail: prasan_mut@yahoo.com, โทรศัพท์: (662) 9883655 ext. 3107

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้ได้ศึกษาถึงผลกระทบของสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองที่ระดับความสูงต่างๆ ในการเผาไหม้แกลบในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นที่ใช้ทรายเป็นเบดและใช้หัวฉีดกระจายอากาศ ในแง่ของแก๊สมลพิษและประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ตลอดจนศึกษาถึงลักษณะการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นภายในเตา ในการทดลองได้ปรับเปลี่ยนสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สอง 3 ระดับคือ 1,030, 1,290 และ 1,490 mm เหนือแผ่นกระจายอากาศ โดยคงปริมาณอากาศส่วนเกิน (EA) ที่ 92% ผลการวัดการกระจายอุณหภูมิภายในเตาบ่งชี้ว่าการเผาไหม้เกิดขึ้นตลอดความสูงของเตา การเพิ่มสัดส่วนอากาศส่วนที่สองที่ระดับสูงขึ้นส่งผลให้ CO ลดลงในขณะที่ NO_x ไม่ค่อยเปลี่ยนแปลง โดยค่า CO และ NO_x ที่ระดับ O_2 6% มีค่าในช่วง 5,080–9,000 ppm และ 315–330 ppm ตามลำดับ ประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าสูงสุดที่ 96.8% นอกจากนี้ในการศึกษายังพบว่าการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวนทั้งสามระดับความสูงของเตาเป็นเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดในแง่ของค่า CO และ E_c

คำหลัก: แกลบ/ ชีวมวล/ ฟลูอิดไคซ์เบด/ มลพิษ

Abstract

This research aims at the influence of the fraction of secondary air injected at various levels of a short combustion-chamber fluidized-bed combustor firing rice husk and using a nozzle-type distributor. The combustion behavior as well as combustion performance, in terms of combustion efficiency (E_c) and gas emissions were also investigated. In this study, the secondary air fractions injected at 3 levels i.e., 1,030, 1,290 and 1,490 mm above the distributor were varied, while the excess air was held constant at 92%. The temperature profiles showed that the combustion occurred continuously along the combustor height. Increased secondary-air injection points resulted in lowering CO while NO_x seemed to be unchanged. CO and NO_x values at 6% O_2 were varied in the ranges 5,080–9,000 ppm and 315–330 ppm respectively. The E_c was peak at 96.8%. Moreover, the results concluded that 3-levels injection of swirl secondary air was a suitable condition in view of CO and E_c .

Keywords: Biomass/ Emissions/ Fluidized bed/ Rice husk

1. บทนำ

เชื้อเพลิงชีวมวลเป็นแหล่งพลังงานที่มีศักยภาพในการนำมาใช้อย่างยั่งยืนในอนาคต เนื่องจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลสามารถช่วยลดการปลดปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากการเผาไหม้เชื้อเพลิงฟอสซิลลงได้ซึ่งเป็นการช่วยลดสภาวะโลกร้อนปัจจุบันได้มีการนำชีวมวลชนิดต่างๆ เช่น แกลบ ทะลายปาล์มเปล่า ชี้อ้อย ชังข้าวโพด และเศษไม้ นานาชนิดมาใช้เป็นเชื้อเพลิงในภาคอุตสาหกรรม

การแปรรูปพลังงานจากชีวมวลด้วยการเผาไหม้โดยตรงเป็นกระบวนการที่ได้รับความนิยมสูงสุด เพราะมีประสิทธิภาพสูงและระบบไม่ซับซ้อน โดยเทคโนโลยีการเผาไหม้ที่ได้รับการยอมรับในปัจจุบันว่า มีประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงและปลดปล่อยมลพิษน้อยคือการเผาไหม้แบบฟลูอิดไรซ์เบดเนื่องจากเชื้อเพลิงจะเผาไหม้แบบปั่นป่วนภายในเบดที่มีวัสดุเชื้อเพลิงจำพวกทรายอยู่ภายใน โดยวัสดุเชื้อเพลิงเหล่านี้จะช่วยคลุกเคล้าเชื้อเพลิงให้สัมผัสกับอากาศได้ดีขึ้นและยังทำหน้าที่เสมือนแหล่งสะสมความร้อนเพื่อที่จะรักษาอุณหภูมิเบดให้มีความเสถียรซึ่งเป็นจุดเด่นที่ทำให้เตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดสามารถใช้ได้กับเชื้อเพลิงที่มีความชื้นค่อนข้างสูง [1-3] อย่างไรก็ตาม สิ่งหนึ่งที่เป็นอุปสรรคในการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลในเตาเผาไหม้ทุกรูปแบบคือ การจ่ายอากาศเหนือเบดเชื้อเพลิงเพื่อช่วยเผาไหม้สารระเหยซึ่งอาจมีสัดส่วนมากถึง 60% โดยน้ำหนัก [4] โดยมีงานวิจัยจำนวนหนึ่งได้ศึกษาถึงผลกระทบของการจ่ายอากาศส่วนที่สองเหนือเบดในการเผาไหม้เชื้อเพลิงในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดซึ่งพบว่าการจ่ายอากาศส่วนที่สองเหนือเบดสามารถจะช่วยเผาไหม้สารระเหยและแก๊สที่ยังเผาไหม้ได้ (CO , C_xH_y) ได้ดีขึ้น [5-6] นอกจากนี้ ลักษณะการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวนยังส่งผลดีต่อการคลุกเคล้าของแก๊สและอนุภาคเชื้อเพลิงภายในเตาซึ่งจะส่งผลดีต่อการเผาไหม้ที่ดีขึ้นอีกด้วย

งานวิจัยที่ผ่านมาของคณะผู้วิจัยที่ได้ศึกษาการเผาไหม้แกลบในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดแบบห้องเผา

ไหม้สั้น (SFBC) ซึ่งไม่ใช้วัสดุเชื้อเพลิงเป็นเบดและติดตั้งใบกวนภายในเบดเพื่อป้องกันการเกาะตัวของเชื้อเพลิง [7] ซึ่งผลการศึกษพบว่าสามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบได้อย่างมีประสิทธิภาพและปลดปล่อยแก๊สมลพิษอยู่ในเกณฑ์มาตรฐาน แต่ทั้งนี้ การไม่ผสมวัสดุเชื้อเพลิงในเบดของเตา SFBC ส่งผลให้เกิดขีตจำกัดในการนำเตาเผาไหม้รูปแบบนี้ไปประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชนิดอื่นที่ไม่สามารถทำให้เกิดสภาวะฟลูอิดไรซ์เซชันหากปราศจากอนุภาคเบด จึงได้ปรับเปลี่ยนการศึกษามาเป็นการใช้ทรายเป็นเบดปริมาณ 10 kg ซึ่งจำเป็นต้องทำการศึกษาผลกระทบของปัจจัยต่างๆ ที่ส่งผลต่อการเผาไหม้ในเตาเผาไหม้ SFBC

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือการศึกษาผลกระทบของสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวนที่ระดับความสูงต่างๆ ที่มีต่อสมรรถนะการเผาไหม้แกลบของเตาเผาไหม้ SFBC ที่ใช้ทรายเป็นเบด ซึ่งจะพิจารณาถึงลักษณะการเผาไหม้ องค์ประกอบของแก๊สไอเสียและประสิทธิภาพการเผาไหม้ โดยในทุกเงื่อนไขการทดลองจะคงอัตราการป้อนเชื้อเพลิงและปริมาณอากาศส่วนเกินไว้ซึ่งจะปรับเปลี่ยนเพียงสัดส่วนอากาศส่วนที่สองในตำแหน่งต่างๆ 3 ระดับคือ 1,030, 1,290 และ 1,490 mm เหนือแผ่นกระจายอากาศ

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

2.1 เตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น

เตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นที่ใช้ในการทดลองนั้นมีไดอะแกรมดังแสดงในรูปที่ 1 ลักษณะของเตาเผาไหม้สามารถแบ่งออกเป็นสองส่วน ดังรูปที่ 2 คือ 1) เตาเผาไหม้ที่เป็นทรงกระบอกที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเตาเท่ากับ 500 mm และสูง 1,525 mm และ 2) ส่วนกรวยซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางยอดตัดกรวย 300 mm สูง 500 mm ซึ่งถูกออกแบบสำหรับรองรับอนุภาคเบดและเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมด ผ่นังเตาด้านในก่อด้วยอิฐและฉาบด้วยซีเมนต์ทนไฟหนา 125 mm การจ่ายอากาศเข้า



เตาเผาไหม้มีด้วยกันสองส่วนดังนี้คืออากาศส่วนที่หนึ่งซึ่งเป็นอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไฮโดรคาร์บอน และอากาศส่วนที่สองเป็นอากาศที่ช่วยในการเผาไหม้และช่วยในการดักจับอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดซึ่งมีการจ่ายที่สามระดับความสูงเหนือแผ่นกระจายอากาศคือ 1) ระดับ 1,030 mm ซึ่งจ่ายในลักษณะทำมุมกับเส้นสัมผัสผนังเตาที่ 65 องศา จำนวน 4 ท่อ โดยจะก่อให้เกิดวงแหวนอากาศที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 200 mm 2) ที่ระดับ 1,290 mm ซึ่งถูกจ่ายในลักษณะสัมผัสกับผนังเตาเผาไหม้จำนวน 1 ท่อ และ 3) ระดับ 1,490 mm ซึ่งถูกจ่ายในลักษณะสัมผัสกับผนังเตาเผาไหม้จำนวน 1 ท่อเช่นกัน นอกจากนี้ในการทดลองได้ใช้ทรายขนาด 300 ไมครอนเป็นเบดปริมาณ 10 kg และใช้ตัวกระจายอากาศแบบหัวฉีดซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 22 mm สูง 55 mm จำนวน 20 หัวที่ถูกติดตั้งบนแผ่นกระจายอากาศ ในการป้อนเชื้อเพลิงเข้าสู่เตาเผาไหม้จะใช้ระบบสกรูป้อน (Screw feeder) เข้าในเบดโดยตรงที่ระดับความสูง 650 mmเหนือแผ่นกระจายอากาศ

2.2 องค์ประกอบของเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลอง

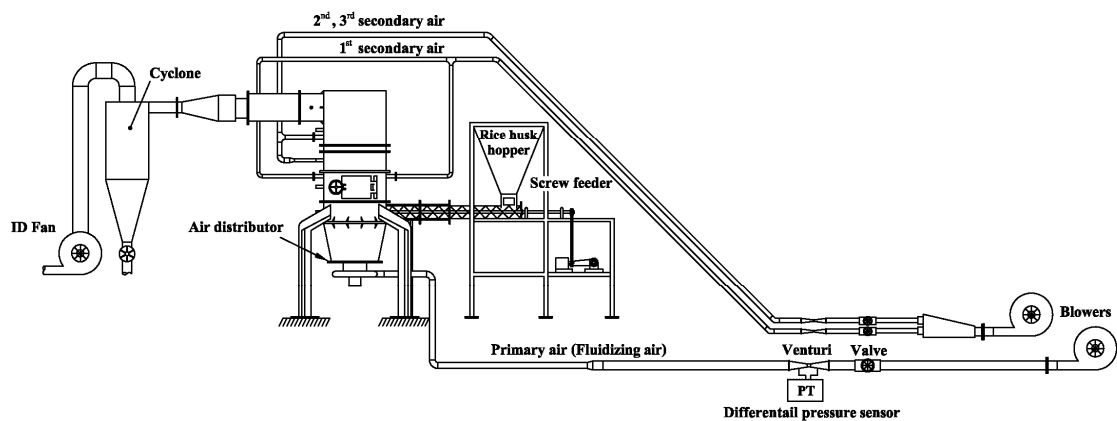
เชื้อเพลิงที่เลือกใช้ในงานวิจัยนี้คือแกลบซึ่งมีองค์ประกอบของเชื้อเพลิงดังแสดงในตารางที่ 1 ตารางที่ 1 องค์ประกอบของเชื้อเพลิงแกลบ (as received)

Proximate analysis (wt.%)	
Fixed carbon	20.1
Volatile matter	55.6
Moisture	10.3
Ash	14.0
Ultimate analysis (wt.%)	
Carbon	38.0
Hydrogen	4.55
Oxygen	32.4
Nitrogen	0.69
Sulfur	0.06
Moisture	10.3
Ash	14.0
Higher heating value (MJ/kg)	14.98

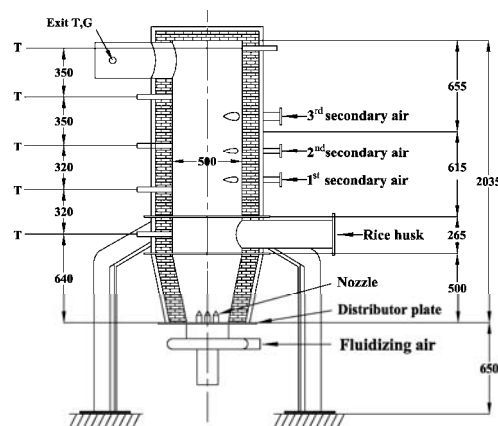
2.3 การวัดและขั้นตอนการทดลอง

การวัดปริมาณอากาศที่ใช้ในการทดลองคือเวนจูรีที่ทำการสอบเทียบแล้วร่วมกับเซนเซอร์วัดความดันแตกต่างซึ่งมีความคลาดเคลื่อน $\pm 3\%$ ของย่านการวัดเป็นตัววัดอัตราการไหลของอากาศ การควบคุมอัตราการป้อนเชื้อเพลิงจะใช้อินเวอร์เตอร์ควบคุมความเร็วรอบมอเตอร์ที่ใช้ขับเคลื่อนสกรูป้อนเชื้อเพลิง ส่วนการวัดอุณหภูมิในการทดลองที่ระดับความสูงต่างๆเหนือแผ่นกระจายอากาศคือ 640, 960, 1,280, 1,630 และ 1,980 mm ตลอดจนถึงท่อทางออกเตา (2,130 mm) จะใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K คู่กับอุปกรณ์แสดงผลซึ่งมีความละเอียด $\pm 1^{\circ}\text{C}$ ส่วนการวัดองค์ประกอบแก๊สเผาไหม้ที่ท่อทางออกเตานั้นได้ใช้เครื่องวิเคราะห์แก๊สเสีย Testo 350XL ซึ่งสามารถวัดแก๊ส O_2 , CO , และ NO_x ส่วนประสิทธิภาพการเผาไหม้ของเตานั้นหาได้จากการวิเคราะห์ปริมาณคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ภายในเถ้าที่ดักได้จากไซโคลนโดยใช้เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบธาตุ LECO CHNS 932 ร่วมกับปริมาณ CO ที่วัดได้

ขั้นตอนการทดลองเริ่มจากการปรับความเร็วอากาศส่วนต่างๆ ของแต่ละเงื่อนไขการทดลอง ดังตารางที่ 2 จากนั้นทำการจุดเตาเผาไหม้ โดยจะเริ่มใช้ถ่านไม้เป็นเชื้อเพลิงเพื่ออุ่นให้เตาและเบดทรายอุณหภูมิสูงขึ้นประมาณ $500-600^{\circ}\text{C}$ แล้วจึงเริ่มทำการปรับอัตราการป้อนเชื้อเพลิงแกลบเข้าสู่เตาเผาไหม้ด้วยอินเวอร์เตอร์ให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลองเมื่อสภาวะการทำงานของเตาเผาไหม้เข้าสู่สภาวะคงตัว (Steady) ซึ่งใช้เวลาประมาณ 60-90 นาทีแล้วจึงเริ่มบันทึกค่าต่างๆ ดังนี้คือ อุณหภูมิภายในเตาที่ระดับความสูงต่างๆ (ดังรูปที่ 2) องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ท่อทางออกเตา และปริมาณเถ้าที่ดักได้จากไซโคลน (เก็บทุก 30 นาที เป็นเวลา 10 นาที) เพื่อนำไปวิเคราะห์หาคาร์บอนที่ยังไม่เผาไหม้ โดยข้อมูลที่ได้จะถูกนำไปคำนวณหาประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ได้ตามสมการที่ (1) [2, 7-9]



รูปที่ 1 ไดอะแกรมเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นที่ใช้ในการทดลอง



รูปที่ 2 ขนาดเตาและตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สไอเสียของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น
(T = อุณหภูมิ, G = แก๊สไอเสีย)

$$E_c = \left[\frac{(E_F - E_a - E_{fg})}{E_F} \right] \times 100 \% \quad (1)$$

โดย

E_F = ปริมาณความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าเตาเผาไหม้ (MJ/kg)

E_a = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ในเถ้า (MJ/kg)

E_{fg} = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ในแก๊สไอเสียซึ่งคำนวณได้จากปริมาณ CO $\times$ ค่าความร้อนของ CO (MJ/kg)

ตารางที่ 2 เงื่อนไขการศึกษาผลกระทบของสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวน

Testing conditions	Run number		
	1	2	3
Fluidizing air Vel. (m/s)		0.9	
Mass fraction (-)		0.63	
1 st secondary air Vel. (m/s)	15	10	10
Mass fraction (-)	0.37	0.25	0.25
2 nd secondary air Vel. (m/s)	-	20	10
Mass fraction (-)	-	0.12	0.06
3 rd secondary air Vel. (m/s)	-	-	10
Mass fraction (-)	-	-	0.06
Excess air (%)	91.70	91.62	91.62
Rice husk feed rate (kg/h)		50	



3. ผลการทดลองและวิจารณ์

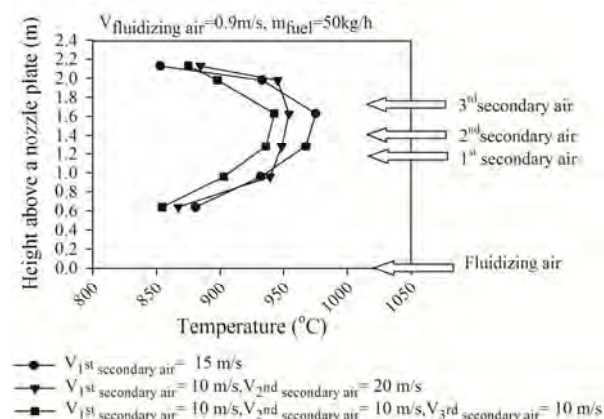
จากการทดลองศึกษาผลกระทบของสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวนที่ระดับความสูงต่างๆ ของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น (SFBC) ซึ่งใช้ทรายเป็นเบดปริมาณ 10 kg และใช้ตัวกระจายอากาศแบบหัวฉีด โดยพิจารณาถึงลักษณะการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นภายในเตาจากการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ระดับความสูงต่างๆ ตลอดจนสมรรถนะของการเผาไหม้ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้และองค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาซึ่งสามารถแสดงผลได้ดังนี้

3.1 การกระจายอุณหภูมิภายในเตา

รูปที่ 3 แสดงค่าเฉลี่ยของอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาที่ระดับความสูงต่างๆ ภายใต้เงื่อนไขการทดลองปรับเปลี่ยนสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวนที่ระดับความสูงต่างๆ คือ 1,030, 1,290 และ 1,490 mm เหนือแผ่นกระจายอากาศโดยพบว่า อุณหภูมิในช่วงระดับความสูง 640 ถึง 1,630 mm ของทุกเงื่อนไขการทดลองมีแนวโน้มเพิ่มสูงขึ้น โดยอุณหภูมิที่ระดับความสูง 640 mm มีค่าใกล้เคียงกันในช่วง 854-880°C ส่วนที่ระดับความสูง 1,630 mm มีค่าในช่วง 942-975°C การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมินี้แสดงให้เห็นถึงการเผาไหม้เชื้อเพลิงอย่างต่อเนื่องในช่วงระดับความสูงดังกล่าว ตั้งแต่ระดับความสูง 1,630 mm จนถึงท่อทางออก (ระดับ 2,130 mm) พบว่าอุณหภูมิในทุกเงื่อนไขมีแนวโน้มลดลงซึ่งเป็นผลจากการผสมของอากาศส่วนที่สองที่จ่ายเข้าสู่เตาเผาไหม้แบบหมุนวนบางส่วนไปผสมกับแก๊สเผาไหม้ในบริเวณด้านบนของเตาเผาไหม้ โดยอุณหภูมิที่ตำแหน่งท่อทางออกมีค่าในช่วง 853-885°C

ทั้งนี้ การเพิ่มสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองที่ระดับความสูง 1,290 และ 1,490 mm ส่งผลให้อุณหภูมิเฉลี่ยภายในเตาในช่วงความสูง 640 ถึง 1,630 mm ของแต่ละเงื่อนไขมีแนวโน้มต่ำลงซึ่งคาดว่าเป็นผลมาจากการผสมของอากาศเย็นที่ถูกจ่ายเข้า

มาเพิ่มขึ้นในช่วงความสูงที่ใกล้เคียงกับตำแหน่งวัดอุณหภูมิ การผสมของอากาศส่วนที่สองที่ไม่ถูกใช้ในการเผาไหม้สามารถยืนยันได้จากปริมาณออกซิเจน (O_2) ในแก๊สไอเสียที่เพิ่มขึ้น (ดังรูปที่ 4(ก))



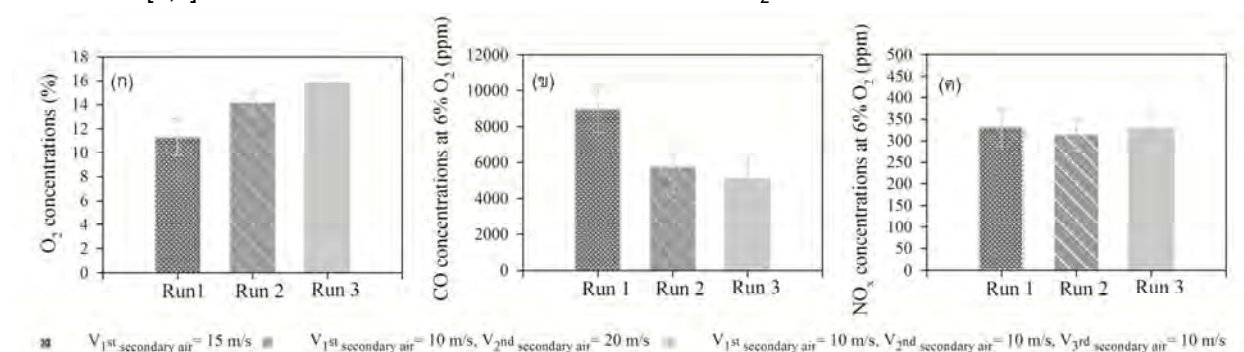
รูปที่ 3 การกระจายอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้

3.2 องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตา

รูปที่ 4 แสดงองค์ประกอบแก๊สไอเสียจากการเผาไหม้แก๊สในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไธซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นซึ่งประกอบด้วย ออกซิเจน (O_2) คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) ภายใต้การปรับเปลี่ยนสัดส่วนอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวนที่ระดับความสูงต่างๆ โดยพบว่าปริมาณ O_2 ในแก๊สไอเสียมีแนวโน้มเพิ่มขึ้น เมื่อเพิ่มตำแหน่งการจ่ายอากาศส่วนที่สองซึ่งมีค่าในช่วง 11.30-14.2% ดังรูปที่ 4(ก) การเพิ่มขึ้นของความเข้มข้นของ O_2 ในแก๊สไอเสียภายใต้เงื่อนไขการทดลองซึ่งคงปริมาณอากาศส่วนเกิน (EA) ในการเผาไหม้คงที่ประมาณ 92% โดยมีสัดส่วนของอากาศส่วนที่สองคงที่เท่ากับ 0.37 นั้นบ่งชี้ให้เห็นถึงการผสมกันระหว่างอากาศส่วนที่สองบางส่วนที่ไม่ถูกใช้ในการเผาไหม้และแก๊สเผาไหม้ภายในเตา โดยเฉพาะอย่างยิ่งกรณีที่ทำการจ่ายอากาศส่วนที่สองที่ระดับความสูง 1,490 mm เหนือแผ่นกระจายอากาศซึ่งใกล้เคียงกับท่อทางออกของแก๊สไอเสีย (1,980 mm)

รูปที่ 4(ข) แสดงการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของ CO ที่ระดับ O₂ ส่วนเกิน 6% ภายใต้เงื่อนไขการทดลองต่างๆ โดยพบว่า CO มีแนวโน้มลดลงตามการเพิ่มขึ้นของตำแหน่งการจ่ายอากาศส่วนที่สองอย่างเห็นได้ชัดจากค่าประมาณ 9,000 ppm เหลือ 5,080 ppm โดยจากรูปแสดงให้เห็นว่าการจ่ายอากาศส่วนที่สองเพียงตำแหน่งเดียวที่ระดับ 1,030 mm ซึ่งเป็นตำแหน่งเหนือเบดยังคงเกิดการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์ค่อนข้างมากโดยคาดว่าเป็นผลมาจากการผสมกันระหว่างอากาศและแก๊สที่เผาไหม้ได้ (combustible gases) ที่ไม่ดีเท่าที่ควรและการหลุดลอยของ CO ผ่านวงแหวนอากาศที่ระดับ 1,030 mm ขึ้นสู่ด้านบนของเตาเผาไหม้ เมื่อเพิ่มสัดส่วนการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวนที่ระดับความสูง 1,290 และ 1,490 mm ส่งผลให้ความเข้มข้นของ CO ลดลงซึ่งแสดงให้เห็นถึงความสำคัญของการจ่ายอากาศส่วนที่สองที่หลายระดับความสูงของเตาเพื่อช่วยในการเผาไหม้เชื้อเพลิง โดยเฉพาะอย่างยิ่งเชื้อเพลิงชีวมวลที่มีสารระเหยมาก [4,8] ทั้งนี้ ความเข้มข้นของ CO ที่วัดได้

ในการศึกษานี้มีค่าสูงกว่างานวิจัยที่ผ่านมาซึ่งมีการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคที่ระดับความสูง 1,380 mm เพื่อช่วยดักจับอนุภาคเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมด โดยมีค่า CO ในช่วง 2,000–4,000 ppm [10] ในส่วนของความเข้มข้นของ NO_x ในแก๊สไอเสียซึ่งแสดงดังรูปที่ 4(ค) พบว่าในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าใกล้เคียงกันในช่วง 315–330 ppm ที่ระดับความเข้มข้น O₂ ส่วนเกินที่ 6% โดยความเข้มข้นของ NO_x ที่วัดได้นั้นไม่มีความสัมพันธ์อย่างชัดเจนกับจำนวนตำแหน่งการจ่ายอากาศส่วนที่สอง โดยคาดว่าน่าจะเป็นผลมาจากอุณหภูมิเหนือเบดที่ระดับความสูง 970 mm ที่ใกล้เคียงกัน ซึ่งอุณหภูมิที่ค่อนข้างสูง (900–950°C) ที่ตำแหน่งนี้เป็นปัจจัยเร่งให้เกิดปฏิกิริยาของไนโตรเจนในเชื้อเพลิงซึ่งส่วนใหญ่อยู่รูปของ NH₃ กับ O₂ ตามสมการ $\text{NH}_3 + \text{O}_2 \rightarrow \text{NH}_2 + \text{O}_2 \rightarrow \text{NO}$ [8-11] อย่างไรก็ตาม ความเข้มข้นของ NO_x ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าสูงกว่ามาตรฐานสำหรับการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลซึ่งกำหนดไว้ที่ 215 ppm ที่ระดับ O₂ ส่วนเกิน 6%



รูปที่ 4 องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตาในแต่ละเงื่อนไขการทดลอง

3.3 ประสิทธิภาพการเผาไหม้

ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ของเตาเผาไหม้ SFBC ในการเผาไหม้แกลบที่ใช้ทรายเป็นเบดและใช้หัวฉีดกระจายอากาศซึ่งทำงานภายใต้เงื่อนไขการปรับเปลี่ยนตำแหน่งการจ่ายอากาศส่วนที่สองที่ระดับความสูงต่างๆ พบว่า E_c ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าในช่วงประมาณ 95–97% โดยมีแนวโน้ม

เพิ่มขึ้นตามจำนวนตำแหน่งการจ่ายอากาศส่วนที่สอง ดังตารางที่ 3 โดยพบว่าพลังงานสูญเสียหลักอยู่ในลักษณะแก๊ส CO ในแก๊สไอเสีย (E_{co}) ดังสมการที่ (1) ทั้งนี้ การลดลงของพลังงานสูญเสียอันเนื่องมาจากแก๊ส CO และคาร์บอนที่เผาไหม้ไม่หมด (E_a) นั้นสามารถบ่งชี้ให้เห็นถึงผลกระทบและความจำเป็นของการเพิ่มตำแหน่งการจ่ายอากาศส่วนที่สองแบบหมุนวน



ตารางที่ 3 พลังงานสูญเสียต่างๆ และประสิทธิภาพการเผาไหม้

Run no.	2 nd air fraction at each level (-)			Energy losses (%)		Combustion efficiency (%)
	1030	1290	1490	E_{fg}	E_a	
1	0.37	-	-	4.75	0.35	94.90
2	0.25	0.12	-	3.20	0.31	96.49
3	0.25	0.06	0.06	2.91	0.25	96.84

4. สรุปผลการทดลอง

จากการศึกษาผลกระทบของสัดส่วนอากาศส่วนสองแบบหมุนวนที่ใช้ในการเผาไหม้แกลบในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น ซึ่งได้ปรับเปลี่ยนปริมาณอากาศส่วนที่สองที่ถูกจ่ายใน 3 ระดับคือ 1,030, 1,290, 1,490 mm เหนือแผ่นกระจายอากาศ โดยคงปริมาณอากาศส่วนเกินไว้คงที่ประมาณ 92% สามารถสรุปผลการทดลองได้ดังนี้

1. การเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบมีเกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องจนถึงระดับความสูง 1,630 mm โดยพิจารณาได้จากอุณหภูมิภายในเตาที่เพิ่มขึ้นในช่วงความสูงเดียวกัน การลดลงของอุณหภูมิในระดับ 1,630 ถึง 2,130 mm เป็นผลมาจากการผสมของอากาศส่วนที่สองซึ่งไม่ถูกใช้เผาไหม้กับแก๊สร้อนซึ่งลอยมาจากด้านล่าง

2. การเพิ่มสัดส่วนอากาศส่วนที่สองในระดับที่สูงขึ้น (1,290 และ 1,490 mm) ส่งผลให้มีอากาศบางส่วนหลุดลอยไปพร้อมกับแก๊สไอเสียซึ่งทำให้ปริมาณ O_2 ในแก๊สไอเสียเพิ่มขึ้นโดยมีค่าในช่วง 11.3–14.2%

3. ความเข้มข้นของ CO ในแก๊สไอเสียมีค่าลดลงเมื่อเพิ่มสัดส่วนอากาศส่วนที่สองที่ระดับ 1,290 และ 1,490 mm ซึ่งบ่งชี้ว่าการเผาไหม้ภายในเตามีความสมบูรณ์มากขึ้น โดยปริมาณ CO ลดลงจาก 9,000 เหลือ 5,080 ppm (ที่ 6% O_2) ในขณะที่ความเข้มข้นของ NO_x ที่ 6% O_2 มีค่าใกล้เคียงกันในช่วง

315–330 ppm โดยไม่มีความสัมพันธ์อย่างชัดเจนกับเงื่อนไขการทดลองที่เปลี่ยนแปลงไป ทั้งนี้ CO และ NO_x ในทุกกรณีมีค่าสูงกว่าค่ามาตรฐานซึ่งต้องหาวิธีการกำจัดต่อไป

4. การเพิ่มสัดส่วนอากาศส่วนที่สองที่ระดับ 1,290 และ 1,490 mm ช่วยให้การเผาไหม้เชื้อเพลิงดีขึ้นส่งผลให้พลังงานสูญเสียในรูปของ CO ลดต่ำลง ทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้เพิ่มสูงขึ้นจาก 94.9 เป็น 96.8% โดยการจ่ายอากาศส่วนที่สองทั้ง 3 ระดับเป็นเงื่อนไขที่ดีที่สุดในการศึกษานี้ ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้และแก๊ส CO

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) สำนักงานคณะกรรมการการอุดมศึกษา (สกอ.) ที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย

6. เอกสารอ้างอิง

- [1] Natarajan E, Nordin A, Rao AN. (1998). Overview of combustion and gasification of rice husk in fluidized bed reactors, *Biomass Bioenergy*, 14, pp. 533-546.
- [2] Armesto L, Bahillo A, Veijonen K, Cabanillas A, Otero J. (2002). Combustion behaviour of rice husk in a bubbling fluidised bed, *Biomass Bioenergy*, 23, pp.171-179.
- [3] Fang M, Yang L, Chen G, Shi Z, Luo Z, Cen K. (2004). Experimental study on rice husk combustion in a circulating fluidized bed, *Fuel Process Technol*, 85, pp. 1273-1282.
- [4] Werther J, Saenger M, Hartge EU, Ogada T, Siagi Z. (2000). Combustion of agricultural residues. *Prog Energy Combust Sci*, 26, pp. 1-27.
- [5] Armesto L, Bahillo A, Cabanillas A, Veijonen K, Otero J, Plumed A, Salvador L. (2003). Co-combustion of coal and olive oil industry residues in fluidised bed. *Fuel*, 82, pp. 993-1000.



- [6] Varol M, Atimtay AT. (2007). Combustion of olive cake and coal in a bubbling fluidized bed with secondary air injection, *Fuel*, 86, pp. 1430-1438.
- [7] Madhiyanon T., Sathitruangsak P., Soponronnarit S. (2010). Combustion behavior of rice-husk in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC), *Applied Thermal Engineering*, 30, pp. 347-353.
- [8] Sathitruangsak S, Madhiyanon M., Soponronnarit S. (2009). Rice husk co-firing with coal in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC), *Fuel*, 88, pp.1394-1402.
- [9] Madhiyanon M, Sathitruangsak S, Soponronnarit S. (2009). Co-combustion of rice husk with coal in a cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ -FBC), *Fuel*, 88, pp. 132-138.
- [10] Madhiyanon T., Sathitruangsak P., Soponronnarit S. (2010). Effect of swirl secondary air injection on rice husk combustion in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC), paper presented in the 24th conference of Mechanical Engineering Network of Thailand, Ubon Ratchatani, Thailand.
- [11] Zevenhoven R, Kilpinen P. (2002). Control of pollutants in flue gases and fuel gases. 2nd ed. Finland: Espoo/Turku.

อิทธิพลของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันที่มีต่อคุณลักษณะการเผาไหม้เกลบในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดซ์เบดที่ใช้ทรายเป็นเบด

Effects of Fluidizing Air Velocity on Combustion Characteristics of Rice Husk In A Vortex-Fluidized Bed Combustor Using Sand as a Bed material

ประสาน สติยเรืองศักดิ์¹, ฐานิตย์ เมธิยานนท์^{1*} และสมชาติ โสภณธนฤทธิ์²

¹ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 140 ถนนเชื่อมสัมพันธ์ แขวงกระทุ่มราย เขตหนองจอก กรุงเทพมหานคร 10530

² คณะพลังงาน สิ่งแวดล้อมและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 126 ถนนประชาธิปไตย แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพมหานคร 10140

*ติดต่อ: E-mail: thanid_m@yahoo.com, 029883655 ต่อ 3107

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้นำเสนอคุณลักษณะการเผาไหม้เกลบในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดซ์เบดที่ใช้ทรายเป็นเบด ตลอดจนสมรรถนะการเผาไหม้ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) และแก๊สเสียที่ทางออกเตา การทดลองได้ปรับเปลี่ยนความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่ง (V_1) คือความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชันที่ 0.5, 0.6 และ 0.7 m/s ซึ่งสอดคล้องกับปริมาณอากาศส่วนเกิน (EA) ในช่วง 66-95% ผลการวัดอุณหภูมิและความเข้มข้นของออกซิเจนภายในเตาบ่งชี้ว่าการเผาไหม้หลักเกิดขึ้นในท้องเผาไหม้ได้วงแหวนวอร์เทค ในขณะที่การเพิ่มความเร็วอากาศส่วนนี้ส่งผลให้อุณหภูมิภายในเตาลดลง ในแง่ขององค์ประกอบแก๊สเสียที่ปริมาณออกซิเจนส่วนเกิน 6% ที่ทางออกพบว่า CO มีค่าน้อยลงเล็กน้อยตามการเพิ่มขึ้นของ V_1 โดยมีค่าต่ำในช่วง 36-73 ppm ในขณะที่ NO_x มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้น V_1 ซึ่งมีค่าในช่วง 296-328 ppm นอกจากนี้ E_c ทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าสูงกว่า 99% ตลอดจนพบว่า V_1 ที่เหมาะสมในการศึกษานี้คือ 0.5 m/s

คำหลัก: เกลบ/ แก๊สเสีย/ ฟลูอิดซ์เบด/ วอร์เทค

Abstract

This research presents the combustion characteristics of rice husk fired in the vortex-fluidized bed combustor (VFBC) using sand as the bed. The combustor performances, in terms of combustion efficiency (E_c) and gas emissions were also evaluated. In this study, the velocity of the fluidizing air (V_1), was varied at 0.5, 0.6 and 0.7 m/s, corresponding to the excess air (EA) in the range of 66-95%. The temperature and O_2 profiles along the combustor height indicated that main combustion occurred beneath the vortex ring, while increasing V_1 was responsible for a drop in temperature along the combustor height. In view of gas emissions corrected to 6% O_2 , CO tended to slightly decrease as V_1 increased, ranging 43-48 ppm; but NO_x , ranging 296-328 ppm, seemed to increase with the increase in V_1 . Moreover, the E_c for all conditions were satisfying, mostly >99%. The results concluded that the optimum V_1 , was 0.5 m/s.

1. บทนำ

ปัจจุบันวิกฤตการณ์ด้านพลังงานน้ำมันที่มีแนวโน้มสูงขึ้นอย่างต่อเนื่องควบคู่กับการตื่นตัวในเรื่องสภาวะโลกร้อน ส่งผลให้นานาประเทศได้กำหนดนโยบายที่จะส่งเสริมให้มีการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลเป็นเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น

โดยประเทศไทยได้มีการกำหนดนโยบายการเพิ่มสัดส่วนพลังงานทดแทนเป็น 8% ในปี 2554 [1] ทำให้ระยะเวลาที่ผ่านมาได้มีการนำเชื้อเพลิงชีวมวลจำพวก แกลบ ฟางข้าว และเปลือกไม้ นำมาเป็นเชื้อเพลิงในหม้อไอน้ำแบบต่างๆ ในประเทศไทยแกลบซึ่งเป็นผลพลอยได้จากกระบวนการ

สีข้าว เป็นเชื้อเพลิงชีวมวลที่ได้รับการนิยมนำมาใช้สูง ส่วนเทคโนโลยีการเผาไหม้ที่ได้รับการยอมรับในปัจจุบันว่ามีประสิทธิภาพสูง คือการเผาไหม้แบบฟลูอิดไชเบต ซึ่งเป็นที่ยอมรับกันอย่างกว้างขวางว่าเป็นเตาเผาไหม้ที่มีประสิทธิภาพสูง [2,3] และกำลังเป็นที่นิยมอยู่ในปัจจุบัน โดยเชื้อเพลิงที่มักถูกนำไปเผาไหม้ได้แก่ แกลบ [4-7] ชานอ้อย [8] กะลาปาล์ม [9] และฟางข้าว [10] เป็นต้น

งานวิจัยที่ผ่านมาของคณะผู้วิจัยได้ศึกษาการเผาไหม้แกลบและการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินปิทูมินส์ในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไชเบต ซึ่งไม่ใช้วัสดุเชื้อเพลิงเป็นเบตและติดตั้งใบกวภายในเบตเพื่อป้องกันการเกาะตัวของเชื้อเพลิง [7,11] ซึ่งผลการศึกษาพบว่า VFBC สามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบหรือเชื้อเพลิงร่วมได้อย่างมีประสิทธิภาพ (>97%) และปลดปล่อยแก๊สพิษ (CO และ SO₂) อยู่ในเกณฑ์มาตรฐาน เว้นแต่ NO_x ที่ต้องควบคุมอุณหภูมิเบตให้ต่ำกว่า 800°C จึงจะสามารถจำกัดได้ ดังนั้นการไม่ผสมวัสดุเชื้อเพลิงในเบตของเตา VFBC ส่งผลให้ขีดจำกัดในการนำเตาเผาไหม้นี้ไปประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชนิดอื่นที่ไม่สามารถทำให้เกิดสภาวะฟลูอิดไชชันได้อย่างเดียวกับแกลบ จึงได้ปรับเปลี่ยนการศึกษามาเป็นการใช้ทรายเป็นเบตปริมาณ 15 kg จึงจำเป็นต้องศึกษาผลกระทบของปัจจัยต่างๆที่ส่งผลต่อการเผาไหม้ใน VFBC ซึ่งจะเปลี่ยนแปลงตามลักษณะของการทำงานที่แปรเปลี่ยนไป

ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้ศึกษาการเผาไหม้แกลบในเตาเผาไหม้ VFBC ที่ใช้ทรายเป็นเบตและใช้หัวฉีดกระจายอากาศ ซึ่งเป็นงานวิจัยต่อเนื่องจากที่ผ่านมา [12] โดยศึกษาถึงคุณลักษณะการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นในเตาตลอดจนประเมินสมรรถนะของเตาเผาไหม้ VFBC ภายใต้การปรับเปลี่ยนความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไชชัน

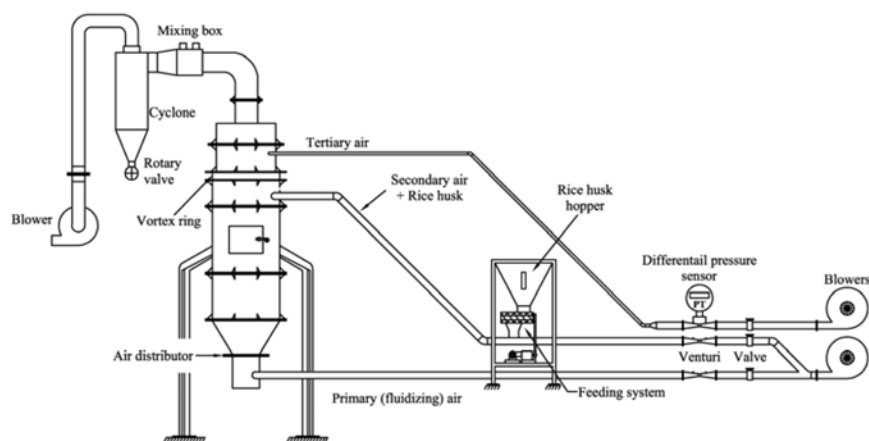
วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือการศึกษาผลกระทบของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไชชันที่มีต่อสมรรถนะการเผาไหม้แกลบของเตาเผาไหม้ VFBC ที่ใช้ทรายเป็นเบต ซึ่งพิจารณาถึงลักษณะการเผาไหม้ องค์ประกอบของแก๊สไอเสีย และประสิทธิภาพการเผาไหม้ โดยทุกเงื่อนไขการทดลองจะปรับอัตราการป้อน

เชื้อเพลิงและความเร็วอากาศในส่วนอื่นๆไว้คงที่ แต่จะปรับเปลี่ยนเพียงความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไชชันเท่านั้น

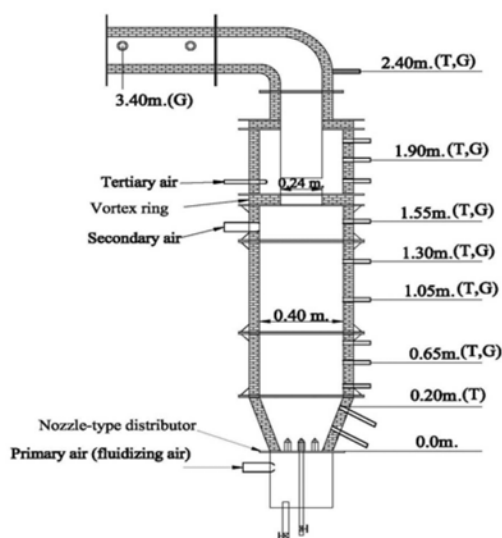
2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

2.1 เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไชเบต (VFBC)

รูปที่ 1 แสดงตำแหน่งติดตั้งอุปกรณ์การทดลองของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไชเบต (VFBC) โดยเตาเผาไหม้ VFBC ที่ใช้ในการทดลองนั้นถูกออกแบบโดยรวมเอาลักษณะเด่นของเตาเผาแบบไซโคลนคือการเผาไหม้แบบหมุนวนหรือวอร์เทคและการเผาไหม้อนุภาคแขวนลอยในอากาศของเตาเผาแบบฟลูอิดไชเบตเข้าด้วยกัน จึงทำให้เตาเผาชนิดนี้มีประสิทธิภาพสูง ขนาดของเตา VFBC คือเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเตาเผาไหม้เท่ากับ 40 cm และสูง 165 cm โดยลักษณะของเตาเผาไหม้สามารถแบ่งออกเป็น 2 ส่วน ดังรูปที่ 2 คือส่วนที่หนึ่งเป็นรูปทรงกรวยหงายตัดยอดสูง 30 cm โดยที่ห้องเผาไหม้ทรงกระบอกจะมีการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคซึ่งมีขนาดช่องเปิดของรูเท่ากับ 24 cm โดยวงแหวนวอร์เทคนี้จะช่วยในการดักอนุภาคเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมด ให้ตกลงมายังเบตซึ่งจะสามารถเพิ่มระยะเวลาในการเผาไหม้ ส่วนด้านล่างของเตาเผาที่เป็นกรวยหงายนั้นจะเป็นส่วนรองรับอนุภาคเบตและเชื้อเพลิงในขณะเผาไหม้แบบฟลูอิดไชเบต ซึ่งมีการติดตั้งตัวกระจายอากาศแบบหัวฉีดไว้ด้านล่างสุด สำหรับการจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้จะแบ่งออกเป็น 3 ส่วนคือ อากาศส่วนที่หนึ่งเป็นอากาศส่วนที่ทำให้เกิดฟลูอิดไชชันซึ่งถูกจ่ายเข้าบริเวณด้านล่างของเตาผ่านตัวกระจายอากาศแบบหัวฉีด อากาศส่วนที่สองถูกจ่ายในแนวสัมผัสกับผนังเตารวมกับแกลบที่ตำแหน่งใต้วงแหวนวอร์เทค และอากาศส่วนที่สามเป็นพื้นที่ช่วยในการเผาไหม้ ซึ่งตำแหน่งที่จ่ายอยู่เหนือวงแหวนวอร์เทคในแนวสัมผัสกับผนังเตาเช่นเดียวกับอากาศส่วนที่สอง นอกจากนี้ ในการทดลองได้ใช้ทรายขนาด 300 μ m ปริมาณ 15 kg ซึ่งคิดเป็นความสูงเบต 15 cm เป็นอนุภาคเบตเพื่อให้เกิดฟลูอิดไชชัน



รูปที่ 1 แสดงการติดตั้งอุปกรณ์การทดลองของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดซ์เบด



รูปที่ 2 ขนาดเตาเผาไหม้ VFBC ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สไอเสียในการทดลอง

ตารางที่ 1 องค์ประกอบของเชื้อเพลิงแกลบ (as received)

Proximate analysis (wt.%)	
Fixed carbon	20.1
Volatile matter	55.6
Moisture	10.3
Ash	14.0
Ultimate analysis (Wt.%)	
Carbon	38.0
Hydrogen	4.55
Oxygen	32.4
Nitrogen	0.69
Sulphur	10.3
Moisture	10.3
Ash	14.0
Higher heating value (MJ/kg)	14.98

2.2 องค์ประกอบของเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลอง

เชื้อเพลิงที่เลือกใช้ในงานวิจัยนี้คือแกลบซึ่งมีองค์ประกอบของเชื้อเพลิงดังแสดงในตารางที่ 1

2.3 ขั้นตอนการทดลอง

การวัดปริมาณอากาศที่ใช้ในการทดลองของงานวิจัยนี้ได้ใช้เวเนจอร์ที่ทำการสอบเทียบแล้วร่วมกับเซนเซอร์วัดความดันแตกต่างซึ่งมีความคลาดเคลื่อน $\pm 3\%$ ของย่านการวัด การควบคุมอัตราการป้อนเชื้อเพลิงแกลบจะใช้อินเวอร์เตอร์ควบคุมความเร็วรอบมอเตอร์ที่ใช้ขับสกรูป้อนเชื้อเพลิง ส่วนการวัดอุณหภูมิ (T) ในการทดลองจะใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K คู่กับอุปกรณ์แสดงผลซึ่งมีความละเอียด $\pm 1^\circ\text{C}$ ซึ่งทำการวัดจำนวน 7 ตำแหน่งคือ 0.20, 0.65, 1.05, 1.30, 1.55, 1.90 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ และที่คอเตาเผาไหม้ (ระดับ 2.40) ดังรูปที่ 2 สำหรับในการวัดความเข้มข้นของแก๊ส (G) ภายในเตาคือ O_2 , CO และ NO_x ที่ระดับความสูงต่างๆ คือ 0.65, 1.05,

1.30, 1.55, 1.90, 2.40 m และที่ท่อทางออกเตา (3.40 m) นั้นได้ใช้เครื่องวิเคราะห์แก๊สไอเสีย Testo 350XL ซึ่งสามารถวัดแก๊ส O_2 , CO และ NO_x ด้วยเซนเซอร์ชนิดเซลล์เคมี ส่วน CO_2 ที่แสดงนั้น ได้มาจากการคำนวณย้อนกลับจากปริมาณ O_2 ที่ได้จากเครื่องวัด สำหรับประสิทธิภาพการเผาไหม้นั้นหาได้จากการวิเคราะห์ปริมาณคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ภายในเถ้าที่ตกจากไซโคลน โดยใช้เครื่องวิเคราะห์ห้องประกอบธาตุ Leco CHNS932 ร่วมกับปริมาณ CO ที่วัดได้จากแก๊สไอเสีย

ขั้นตอนการทดลองเริ่มจากการปรับความเร็วลมที่ใช้ของอากาศส่วนต่างๆ ให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลองตามตารางที่ 2 จากนั้นทำการจุดเตาเผาไหม้ โดยเริ่มบรรจุทรายปริมาณ 15 kg เข้าสู่เตาเผาไหม้แล้วให้ความร้อนกับทรายด้วยถ่านไม้ติดไฟแล้ว จนอุณหภูมิในเตาสูงขึ้นถึง 400-500 °C ซึ่งเป็นอุณหภูมิที่เกล็ดสามารถเกิดการลุกไหม้ตัวเองได้ หลังจากนั้นจึงเริ่มป้อนเกล็ดเข้าสู่เตาเผาไหม้ เมื่อสภาวะการทำงานของเตาเผาไหม้เข้าสู่สภาวะคงตัว ซึ่งใช้เวลาประมาณ 60-90 นาทีแล้วจึงเริ่มบันทึกค่าต่างๆ ดังนี้คือ อุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาและความเข้มข้นของแก๊สต่างๆ (O_2 , CO , NO_x) ที่ระดับความสูงต่างๆ (ดังรูปที่ 2: T=อุณหภูมิ, G=แก๊ส) รวมถึงการวัดปริมาณเถ้าที่ตกได้จากไซโคลน (เก็บทุกๆ 30 นาที เป็นเวลา 15 วินาที) เพื่อนำไปวิเคราะห์หาคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้ โดยข้อมูลที่ได้จะถูกนำไปคำนวณหาประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ได้ตามสมการที่ (1) [4,5,7,11]

$$E_c = \left[\frac{(E_F - E_a - E_{fg})}{E_F} \right] \times 100\% \quad (1)$$

โดย

E_F = ปริมาณความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าเตาเผาไหม้ (MJ/kg)

E_a = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ในเถ้า (MJ/kg)

E_{fg} = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ในแก๊สไอเสียซึ่งคำนวณได้จากปริมาณ CO_x ค่าความร้อนของ CO (MJ/kg)

3. ผลการทดลอง

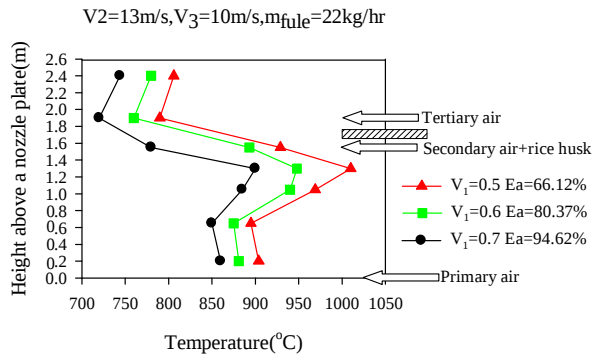
3.1 การกระจายอุณหภูมิในแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้

การกระจายอุณหภูมิตามลำดับความสูงในแนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้ VFBC ภายใต้การเปลี่ยนแปลง

ความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิดเซชัน (อากาศส่วนที่หนึ่ง, V_1) ในเงื่อนไขต่างๆ แสดงได้ดังรูปที่ 3 โดยพบว่าการกระจายอุณหภูมิในเตาเผาไหม้ของทุกเงื่อนไขมีลักษณะคล้ายคลึงกัน โดยในช่วงความสูง 0.2-0.65 m (เบต-เหนือเบต) มีอุณหภูมิใกล้เคียงกันในแต่ละเงื่อนไขซึ่งบ่งชี้ถึงลักษณะการเกิดฟลูอิดเซชันที่ดีจนทำให้อุณหภูมิเบตและเชื้อเพลิงในช่วงระดับความสูงดังกล่าวเกิดการคลุกเคล้ากันเป็นอย่างดี ส่วนที่ระดับความสูง 0.65-1.30 m พบว่าในทุกเงื่อนไขอุณหภูมิมีแนวโน้มสูงขึ้น ซึ่งแสดงให้เห็นว่าการเผาไหม้เชื้อเพลิงโดยเฉพาะสารระเหยจากเกล็ดเกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว หลังจากถูกจ่ายเข้าสู่เตาเผาไหม้พร้อมกับอากาศส่วนที่สองที่ระดับความสูง 1.5 m นอกจากนี้การเผาไหม้อย่างต่อเนื่องของแก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ซึ่งลอยมาจากเบตกับอากาศส่วนที่สองนี้เป็นอีกเหตุผลหนึ่งที่ส่งผลให้มีการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิดังกล่าว อย่างไรก็ตามในช่วงระดับความสูง 1.3-1.9 m พบว่าอุณหภูมิในทุกเงื่อนไขมีแนวโน้มลดลงอย่างต่อเนื่อง ซึ่งมีสาเหตุมาจากการจ่ายอากาศส่วนที่สอง (สัดส่วนมวล 0.40-0.46) และอากาศส่วนที่สาม (สัดส่วนมวล 0.10) ซึ่งทำให้เกิดการผสมกับแก๊สเผาไหม้ที่ไหลมาจากด้านล่างแล้วทำให้อุณหภูมิต่ำลงตามความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งเพิ่มขึ้น สำหรับในช่วงความสูง 2.0-2.4 m พบว่าอุณหภูมิในทุกเงื่อนไขมีค่าเพิ่มขึ้น เนื่องจากยังคงมีการเผาไหม้แก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์จำพวก CO ในช่วงดังกล่าว ซึ่งสอดคล้องกับการลดลงของปริมาณออกซิเจน และ CO ในช่วงเดียวกันนี้ (ดังรูปที่ 4 และ 5 ตามลำดับ)

ตารางที่ 2 เงื่อนไขการทดลอง

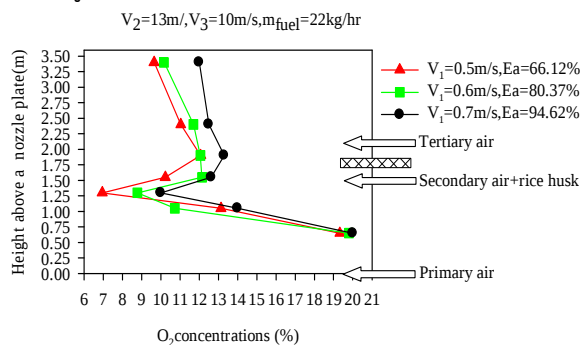
Testing conditions	Run number		
	1	2	3
Fluidizing air velocity (m/s)	0.50	0.60	0.70
Mass fraction (-)	0.43	0.47	0.51
2 nd air velocity (m/s)	13.00	13.00	13.00
Mass fraction (-)	0.46	0.43	0.40
Tertiary air velocity (m/s)	10.00	10.00	10.00
Mass fraction (-)	0.11	0.10	0.09
Excess air (%)	66.12	80.37	94.64
Rice husk feed rate (kg/h)	22	22	22



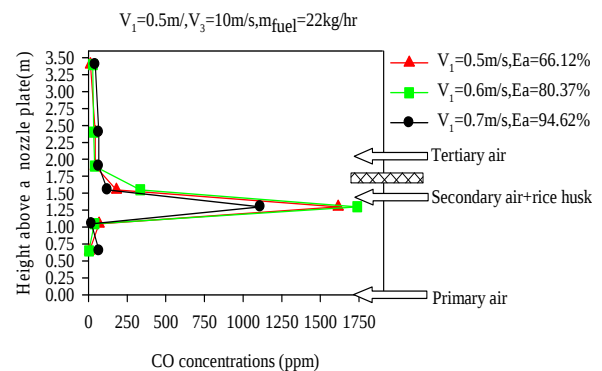
รูปที่ 3 การกระจายอุณหภูมิถึงกลางเตาตามระดับความสูง

3.2 การกระจายตัวของแก๊สภายในเตาตามระดับความสูง

พฤติกรรมการเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในเตา VFBC นั้น อาจสามารถพิจารณาได้จากการกระจายตัวของแก๊สเผาไหม้ตามระดับความสูง ดังรูปที่ 4-6 โดยการกระจายตัวของออกซิเจนดังรูปที่ 4 แสดงให้เห็นค่าในช่วงความสูงตั้งแต่ 0.65 m เหนือแผ่นกระจายอากาศความเข้มข้นของ O_2 ลดลงอย่างรวดเร็วจากประมาณ 19.32-20% เหลือเพียง 6.95-10% ที่ระดับความสูง 1.30 m ซึ่งบ่งชี้ถึงการเผาไหม้อย่างต่อเนื่องของเชื้อเพลิงในบริเวณดังกล่าว หลังจากนั้น O_2 ที่ระดับความสูง 1.55 และ 1.90 m มีค่าเพิ่มขึ้นโดยมีค่าในช่วง 12.08-13.30% (ที่ระดับความสูง 1.90 m) เนื่องจากการจ่ายอากาศส่วนที่สองและสามซึ่งมีสัดส่วนรวมกันมากถึง 49-57% เข้ามาในบริเวณดังกล่าว อย่างไรก็ตามที่ระดับความสูงในช่วง 2.40 m (คอตเตา) จนถึงจุดวัดแก๊สไอเสียทางออก (3.40 m) พบว่า O_2 มีแนวโน้มลดลงเหลือ 9.65-12% ซึ่งแสดงให้เห็นถึงการเผาไหม้ที่ยังเกิดขึ้นต่อเนื่องของแก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ จำพวก CO ในช่วงระดับความสูงดังกล่าว นอกจากนี้ยังพบว่าการเพิ่มความเร็วยวของอากาศส่วนที่หนึ่งนั้น ส่งผลให้ความเข้มข้นของ O_2 ที่ระดับความสูงต่างๆ สูงขึ้น

รูปที่ 4 การกระจายตัวของ O_2 แนวกึ่งกลางเตาตามระดับความสูง

รูปที่ 5 แสดงความเข้มข้นของแก๊ส CO ตามระดับความสูงของเตาโดยพบว่าที่ระดับความสูงตั้งแต่แผ่นกระจายอากาศจนถึงระดับ 1.05 m นั้น ความเข้มข้นของ CO มีค่าต่ำในช่วง 20-68 ppm ส่วนที่ระดับความสูง 1.30 m นั้น พบว่าความเข้มข้นของ CO มีค่าเพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัด เนื่องจากในบริเวณดังกล่าวมีการเผาไหม้เชื้อเพลิงอย่างรุนแรง โดยสังเกตได้จากอุณหภูมิที่สูง (ดังรูปที่ 3) และการลดต่ำลงของปริมาณ O_2 ในบริเวณดังกล่าว (4) ซึ่งทำให้ปริมาณ O_2 ที่เหลืออยู่อาจไม่สามารถทำปฏิกิริยาการเผาไหม้กับเชื้อเพลิงได้อย่างสมบูรณ์อันเนื่องจากระยะเวลาที่อาจสั้นเกินไปอย่างไรก็ดี หลังจากตำแหน่ง 1.30 m จนถึง 1.90 m ความเข้มข้นของ CO มีค่าลดลงซึ่งเป็นของการจ่ายอากาศส่วนที่สองและสามเข้าสู่เตาเผาไหม้ในลักษณะหมุนวนแล้วทำให้เกิดการคลุกเคล้าภายในเตาดีขึ้น และส่งผลให้เกิดการเผาไหม้ CO อย่างสมบูรณ์ นอกจากนี้เป็นที่น่าสนใจที่พบว่า CO ซึ่งมีความเข้มข้นสูงที่ระดับ 1.30 m นั้น ไม่แพร่กระจายขึ้นไปตามความสูงของเตาเผาไหม้ การกีดขวางการไหลของไอเสียโดยวงแหวนวอร์เทคเป็นต้นเหตุของการปรากฏการณ์ดังกล่าว [7,11,12] การเพิ่มความเร็วยวอากาศส่วนที่สองไม่ค่อยส่งผลต่อลักษณะการกระจายตัวของ CO หากแต่เฉพาะที่ระดับความสูง 1.30 m เท่านั้น



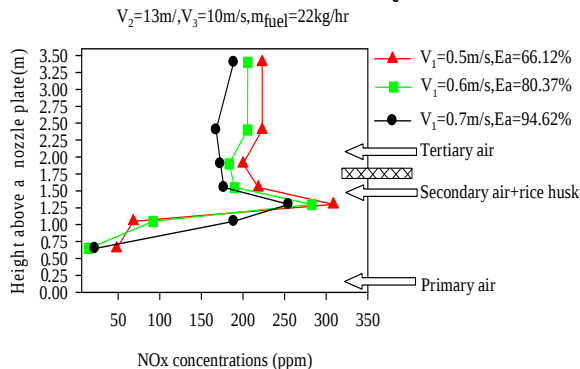
รูปที่ 5 การกระจายตัวของ CO แนวกึ่งกลางเตาตามระดับความสูง

การกระจายตัวของ NO_x ตามความสูงของเตา VFBC แสดงดังรูป 6 โดยพบว่า NO_x มีความเข้มข้นต่ำที่ระดับความสูง 0.65 m ในช่วง 14-47.9 ppm และเพิ่มขึ้นตามระดับความสูงจะมีค่าสูงสุดที่ระดับความสูง 1.30 m ในช่วง 255-308.85 ppm ซึ่งการทำปฏิกิริยาของสารระเหยจากเชื้อเพลิงแอลบในรูป NH_3 ภายใต้อุณหภูมิที่ค่อนข้างสูง ($900-1000^\circ\text{C}$) ตามปฏิกิริยาเคมีคือ

$$NH_3 + O_2 + OH \rightarrow NH_2 + O_2 + OH + O \rightarrow NO$$

น่าจะจะเป็นต้นเหตุ

ของความเข้มข้นสูงดังกล่าว [11,13-14] ส่วนในช่วงความสูง 1.30-1.90 m พบว่า NO_x มีแนวโน้มลดต่ำลงซึ่งคิดว่าเป็นการทำปฏิกิริยาของ O_2 ที่มีอยู่ในบริเวณดังกล่าวกับ NH_3 จากเชื้อเพลิงบางส่วนที่หลุดลอยมาพร้อมกับแก๊สเสียตามสมการเดียวกัน โดยมีค่าในช่วง 173-200 ppm หลังจากระดับความสูง 1.9 m จนถึงท่อทางออก (3.40m) ความเข้มข้นของ NO_x ที่เพิ่มขึ้นนั้นเป็นผลของปริมาณ O_2 ที่ลดต่ำลง (ดังรูป 4)



รูปที่ 6 การกระจายตัวของ NO_x แนวกึ่งกลางเตาตามระดับความสูง

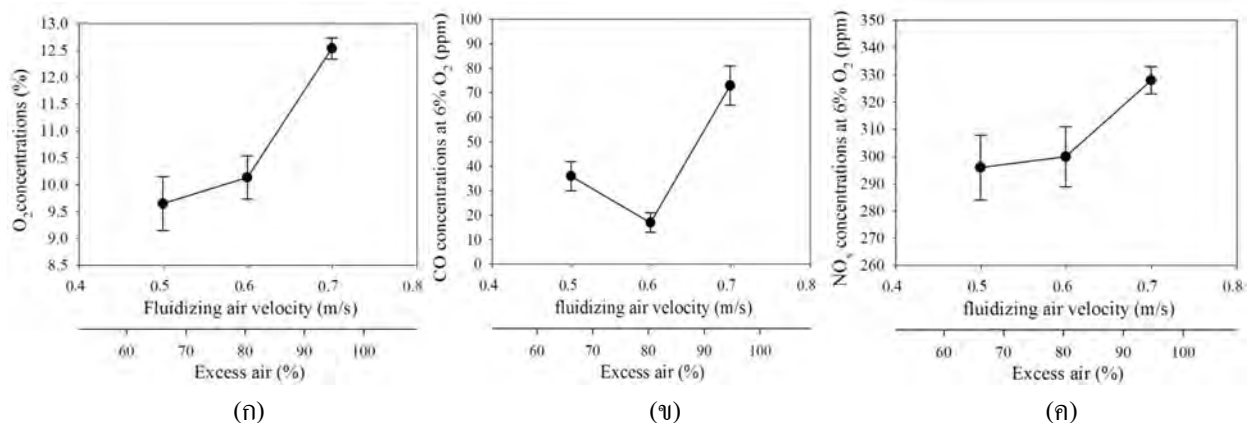
3.3 องค์ประกอบของแก๊สไอเสียที่ทางออก

ผลกระทบของความเร็วก๊าซส่วนที่หนึ่งที่มีต่อแก๊สมลพิษที่ทางออกเตาเผาไหม้ VFBC แสดงได้ดังรูปที่ 7 โดยพบว่าการเพิ่มความเร็วก๊าซส่วนนี้ส่งผลให้ปริมาณ O_2 เพิ่มขึ้นจาก 9.65 เป็น 12.54 % ดังรูปที่ 7(ก) ซึ่งเป็นผลมาจากปริมาณอากาศส่วนเกินที่เพิ่มขึ้นจาก 66.12% เป็น 94.62% ส่วนปริมาณ CO นั้นพบว่ามีแนวโน้มลดลง

เล็กน้อยตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วก๊าซส่วนที่หนึ่งเป็น 0.6 m/s ดังรูปที่ 7 (ข) โดยมีค่าในช่วง 36-73 ppm (ที่ 6% O_2) ซึ่งต่ำกว่ามาตรฐานที่ 760 ppm ในทุกเงื่อนไขการทดลอง การลดลงของปริมาณ CO นี้เป็นผลมาจากความเร็วแก๊สภายในเตาที่เพิ่มขึ้นจึงทำให้การปั่นป่วนของการไหลภายในเตาซึ่งทำให้การคลุกเคล้าดีขึ้นแล้วทำให้แก๊ส CO ที่ทางออกลดลง สำหรับการเปลี่ยนแปลงปริมาณออกไซด์ของไนโตรเจน (NO_x) ตามความเร็วก๊าซส่วนที่หนึ่งดังรูปที่ 7(ค) นั้นพบว่ามีค่าเพิ่มขึ้นจาก 296 เป็น 328 ppm (ที่ 6% O_2) โดยการเพิ่มขึ้นของ NO_x นี้สอดคล้องกับอากาศส่วนเกินที่เพิ่มขึ้นซึ่งแสดงให้เห็นผลกระทบที่เห็นได้ชัดเจนของอากาศส่วนเกินต่อการเกิด NO_x [14] อย่างไรก็ตามปริมาณ NO_x ที่วัดได้ในทุกเงื่อนไขการทดลองนั้นยังคงมีค่าสูงกว่ามาตรฐานที่ 220 ppm (ที่ 6% O_2)

3.4 ประสิทธิภาพการเผาไหม้

ในแง่ของประสิทธิภาพการเผาไหม้ของเตาเผาไหม้ VFBC ซึ่งทำงานภายใต้เงื่อนไขการเปลี่ยนแปลงความเร็วก๊าซส่วนที่หนึ่งนั้นพบว่าประสิทธิภาพการเผาไหม้ในทุกเงื่อนไขมีค่าสูงกว่า 99% ซึ่งมีแนวโน้มลดต่ำลงเล็กน้อยตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วก๊าซส่วนที่หนึ่งจาก 99.94 เหลือ 99.87% ดังตารางที่ 3 โดยพลังงานสูญเสียหลักอยู่ในลักษณะคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ (E_{ash}) ดังสมการที่ (1) ซึ่งคาดว่าจะเป็ผลของความเร็วแก๊สที่สูงขึ้นและอุณหภูมิภายในเตาที่ต่ำลง



รูปที่ 7 องค์ประกอบแก๊สไอเสียที่ทางออกเตา (วัดที่ระยะ 3.4 m) ที่เปลี่ยนแปลงตามความเร็วก๊าซส่วนที่หนึ่ง

ตารางที่ 3 พลังงานสูญเสียต่างๆและประสิทธิภาพการเผาไหม้

Run No.	V_1 (m/s)	Energy losses (%)		Combustion efficiency (%)
		E_{fg}	E_{ash}	E_c
1	0.5	0.02	0.04	99.94
2	0.6	0.01	0.06	99.93
3	0.7	0.04	0.08	99.87

4. สรุปผลการทดลอง

จากการศึกษาคุณลักษณะการเผาไหม้ตลอดจนสมรรถนะของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดเบด (VFBC) ซึ่งใช้ทรายเป็นเบดและใช้หัวฉีดกระจายอากาศภายใต้เงื่อนไขการเปลี่ยนแปลงความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งซึ่งเป็นอากาศส่วนที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไอเซชัน สามารถสรุปผลได้ดังนี้

1. การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิและการลดลงของความเข้มข้นออกซิเจนอย่างรวดเร็วในช่วงระดับความสูง 0.20 ถึง 1.30 m เนื่อหัวฉีดกระจายอากาศ (ได้วงแหวนวอร์เทค) บ่งชี้ว่าการเผาไหม้หลักเกิดขึ้นในบริเวณดังกล่าว โดยการเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งนี้ส่งผลให้อุณหภูมิภายในเตาลดต่ำลง แต่ส่งผลให้ปริมาณออกซิเจนเพิ่มสูงขึ้น

2. การทำปฏิกิริยาของสารระเหยจากเชื้อเพลิง โดยเฉพาะอย่างยิ่ง NH_3 กับ O_2 ที่ตำแหน่ง 1.30 m ภายใต้อุณหภูมิสูงกว่า $900^\circ C$ เป็นสาเหตุให้ความเข้มข้นของ NO_x ที่ตำแหน่งดังกล่าวมีค่าสูงสุด

3. ปริมาณ O_2 ซึ่งวัดที่ท่อทางออกมีค่าเพิ่มขึ้นตามความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่ง โดยความเร็วอากาศที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้ปริมาณอากาศส่วนเกินและความเร็วของแก๊สภายในเตาเพิ่มขึ้นตามลำดับ ปริมาณ CO ที่ระดับความเข้มข้น O_2 6% มีค่าในช่วง 36-73 ppm ซึ่งต่ำกว่าเกณฑ์มาตรฐานในทุกเงื่อนไขการทดลอง

4. ปริมาณ NO_x ที่ท่อทางออก มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งซึ่งเป็นผลมาจากอากาศส่วนเกินที่เพิ่มขึ้น โดยมีค่าในช่วง 296 ถึง 328 ppm (ที่ 6% O_2) ซึ่งสูงกว่าค่ามาตรฐานที่ 220 ppm

5. ประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าสูงกว่า 99% โดยการเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งมีแนวโน้มทำให้ E_c มีค่าต่ำลง

6. เงื่อนไขความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งที่เหมาะสมจากการทดลองในกรณีนี้ที่พิจารณาในแง่ของการปลดปล่อยมลพิษ (NO_x) ที่ต่ำสุด คือ ความเร็วอากาศที่ 0.5 m/s ซึ่งสอดคล้องกับอากาศส่วนเกินที่ 66.12%

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) สำนักงานคณะกรรมการการอุดมศึกษา (สกอ.) ที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย และสำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติ (สวทช.) ที่ให้การสนับสนุน

6. เอกสารอ้างอิง

- [1] EPPO. Annual Report. Energy Planning and Policy Office; 2006.
- [2] Natarajan, E., Nordin, A., Rao, N., (1998). Overview of Combustion and Gasification of Rice husk in Fluidized bed reactors. Biomass and Bioenergy, Vol. 14, pp. 533-546
- [3] Werther, J., Saenger, M., Hartge, U., Ogada, T. and Siagi, Z. (2000). Combustion of agricultural residues, Energy and Combustion Science., Vol. 26, pp. 1-27.
- [4] Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P., Soponronnarits. (2010). Combustion behavior of rice-husk in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC), Applied Thermal Engineering, 30, pp. 347-353.
- [5] Armesto, L., Bahillo, A., Veijonen, K., Cabanillas, A., Otero, J. (2002). Combustion behaviour of rice huskin a bubbling fluidised bed, Biomass Bioenergy, 23, pp.171-179.
- [6] Fang, M., Yang, L., Chen, G., Shi, Z., Lou, Z., Cen, K., (2004). Experimental study on rice husk combustion in a circulating fluidized bed, Biomass Bioenergy, 85, pp. 1273-82.
- [7] Madhiyanon, T., Lapiattanakun, A., Sathitruangsak, P., Soponronnarit, S., 2006 A novel cyclonic fluidized-bed combustor (ψ -FBC): Combustion and thermal efficiency, temperature distribution, combustion intensity,



and emission of pollutants, Combustion and Flame, Vol. 146, pp. 232-245.

[8] Kuprianov, V.I., Janvijitsakul, K., Permchart, W., (2006). Co-firing of sugar cane bagasse with rice husk in a conical fluidized-bed combustor, Fuel, Vol. 85, pp.434-442.

[9] Ghani, W.A.W.A.K., Alias, A.B., Savory, R.M., Cliffe, K.R., (2009). Co-combustion of agricultural residues with coal in a fluidized bed combustor, Waste Management, 29, pp. 767-773.

[10] Okasha, F. (2007). Staged combustion of rice straw in a fluidized bed, Experimental Thermal and Fluid Science, Vol. 32, pp. 52-59

[11] Madhiyanon, M., Sathitruangsak, S., Soponronnarit, S. (2009). Co-combustion of rice husk with coal in a cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ -FBC), Fuel, 88, pp. 132-138.

[12] ประสาน สติธยเรืองศักดิ์, ฐานิตย์ เมธิยานนท์ และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์ (2011). คุณลักษณะการเผาไหม้ แกลบในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไธซ์เบด ที่ใช้หัวฉีด กระจายอากาศ: การประชุมวิชาการเครือข่าย วิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 25, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ จังหวัดกระบี่.

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

[14] Madhiyanon, M., Sathitruangsak, S., Soponronnarit, S. (2009). Co-firing characteristics of rice husk and coal in a cyclonic fluidized-bed combustor (Ψ -FBC) under controlled bed temperatures, Fuel, 90, pp. 2103-112.

คุณลักษณะการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน Combustion behavior of biomass in a circulating fluidized bed combustor

ประสาน สติยเรืองศักดิ์^{1,*} และฐานิตย์ เมธิยานนท์²

^{1,2} ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร
140 ถนนเชื่อมสัมพันธ์ แขวงกระทุ่มราย เขตหนองจอก กรุงเทพมหานคร 10530

*ผู้ติดต่อ: prasan_mut@yahoo.com

บทคัดย่อ

บทความนี้นำเสนอผลการทดลองเบื้องต้นของการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนได้ก่อสร้างขึ้น การทดลองได้ใช้ถ่านไม้ขนาด 8-10 mm เป็นเชื้อเพลิงในอัตราการป้อน 8, 12 และ 15 kg/h ซึ่งคิดเป็นปริมาณอากาศส่วนเกินที่ใช้ในช่วง 11-118% ผลการทดลองพบว่าระบบต้องถูกอุ่นให้มีอุณหภูมิสูงถึงประมาณ 300°C จึงจะสามารถป้อนเชื้อเพลิงลงในเตาเพื่อให้เกิดการลุกไหม้เองได้ การเผาไหม้ส่วนใหญ่เกิดขึ้นในท่อไรเซอร์ ซึ่งมีการกระจายอุณหภูมิภายในท่อไรเซอร์ค่อนข้างสม่ำเสมอตลอดความสูง ในขณะที่อุณหภูมิภายในท่อดาวน์คัมเมอร์มีค่าต่ำกว่า การเผาไหม้เกิดขึ้นได้อย่างต่อเนื่องสำหรับกรณีอัตราการป้อนเชื้อเพลิงที่ 8 และ 12 kg/h แต่เกิดปัญหาการหลอมตัวของเถ้าเชื้อเพลิงกับอนุภาคเบดทรายในกรณีป้อนเชื้อเพลิงที่อัตรา 15 kg/h

คำหลัก: การเผาไหม้/ ชีวมวล/ ฟลูอิดไคซ์เบด

Abstract

This paper presents the preliminary experimental results of biomass firing in a circulating fluidized bed combustor, has been constructed. Wood charcoal, 8-10 mm in size, was employed as a fuel with the feed rates of 8, 12 and 15 kg/h, corresponding to the excess air of 11-118%. The results showed that the test rig had to be preheated to the temperature around 300°C before feeding the fuel for self ignition. The main combustion took place in the riser in which somewhat uniform temperature profiles along the height were found. The temperatures inside the downcomer were lower than those in the riser. The continued combustion was attained at the feed rates of 8 and 12 kg/h, but the agglomeration of fuel ash with bed particles was formed at the feed rate of 15 kg/h.

Keywords: Biomass/ Combustion/ Fluidized bed

1. บทนำ

การเติบโตทางด้านอุตสาหกรรมและชุมชนส่งผลให้จำเป็นต้องมีการพัฒนาแหล่งพลังงานเพื่อรองรับความต้องการในการใช้งาน ทั้งในรูปแบบของพลังงานไฟฟ้าหรือพลังงานความร้อน ในปัจจุบันการผลิตไฟฟ้าในประเทศไทยพึ่งพาแก๊สธรรมชาติเป็นเชื้อเพลิงกว่า 70% ทำให้เสถียรภาพและความมั่นคงทางด้านพลังงานอาจได้รับผลกระทบในอนาคต ดังนั้นรัฐบาลจึงได้หันมาส่งเสริมให้มีการหาแหล่งพลังงานทดแทนอื่นๆ เพื่อรองรับสถานการณ์ในอนาคต ซึ่งพลังงานจากชีวมวลและถ่านหิน

ถูกจัดว่าเป็นพลังงานที่จะเข้ามาบทบาท ทำให้การวิจัยและพัฒนาเทคโนโลยีเพื่อการแปรรูปพลังงานจากเชื้อเพลิงทั้งสองจึงได้รับความนิยมในปัจจุบัน

ทั้งนี้ กระบวนการแปรรูปพลังงานที่ได้รับความนิยมสูงสุดคือการเผาไหม้ ส่วนเทคโนโลยีเตาเผาไหม้ที่มีแนวโน้มจะได้รับความนิยมในยุคต่อไปคือเตาเผาไหม้แบบฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน เพราะมีประสิทธิภาพการเผาไหม้สูง และมีการปลดปล่อยมลพิษค่อนข้างต่ำเมื่อเปรียบเทียบกับเทคโนโลยีอื่นๆ เนื่องจากการเผาไหม้

ภายใต้อุณหภูมิไม่สูงมากนักประมาณ 800-850°C [1] โดยที่ผ่านมาได้มีงานวิจัยจำนวนหนึ่งที่ศึกษาการเผาไหม้ในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนซึ่งใช้เชื้อเพลิงเชื้อเพลิงเดี่ยว เช่น ถ่านหิน [2-3] ชีวมวล [1, 4-5] หรือเชื้อเพลิงถ่านหินร่วมกับชีวมวลชนิดต่างๆ [6-7] รวมไปถึงถ่านหินร่วมกับกากของเสียต่างๆ [8-9] เป็นต้น

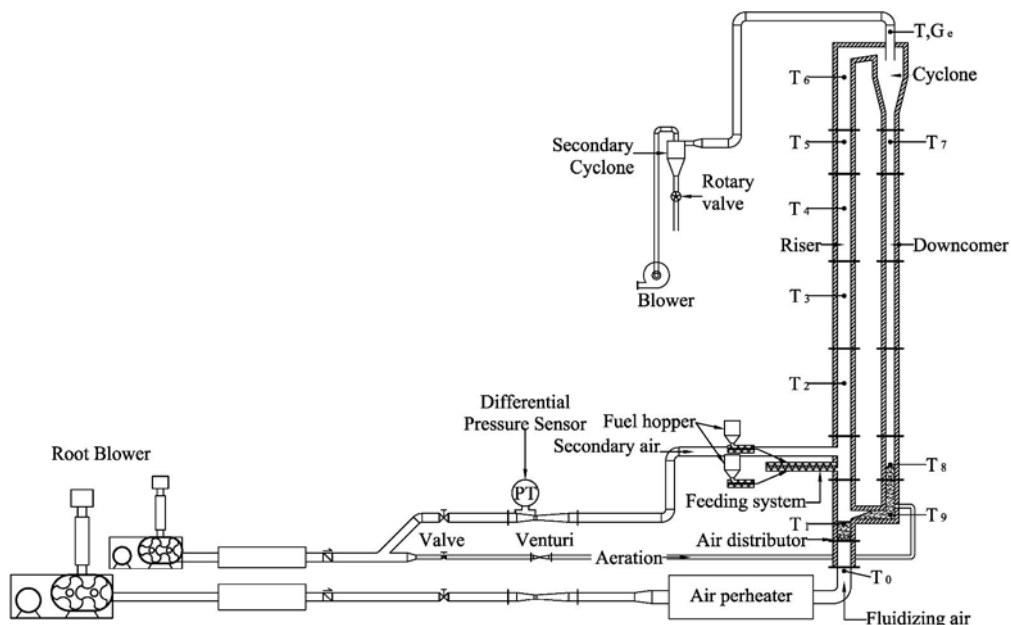
อย่างไรก็ดี การศึกษาเกี่ยวกับการเผาไหม้ในเตาเผาไหม้รูปแบบนี้ในประเทศไทยยังมีค่อนข้างจำกัดมาก ดังนั้นคณะผู้วิจัยจึงได้ทำการก่อสร้างเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนในระดับห้องปฏิบัติการขึ้นเพื่อศึกษาพารามิเตอร์ต่างๆ ที่เกี่ยวข้องกับการเผาไหม้เชื้อเพลิงแต่ละชนิดซึ่งจะนำมาสู่การพัฒนารูปแบบความรู้ที่ยั่งยืนต่อไป โดยในบทความนี้จะนำเสนอผลการทดสอบการเผาไหม้ถ่านไม้ในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียนที่ได้ก่อสร้างแล้วเสร็จเบื้องต้นเพื่อหาสภาวะที่เชื้อเพลิงสามารถเผาไหม้ได้อย่างต่อเนื่อง และคุณลักษณะของอัตราการป้อนเชื้อเพลิงที่มีต่อลักษณะการเผาไหม้

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

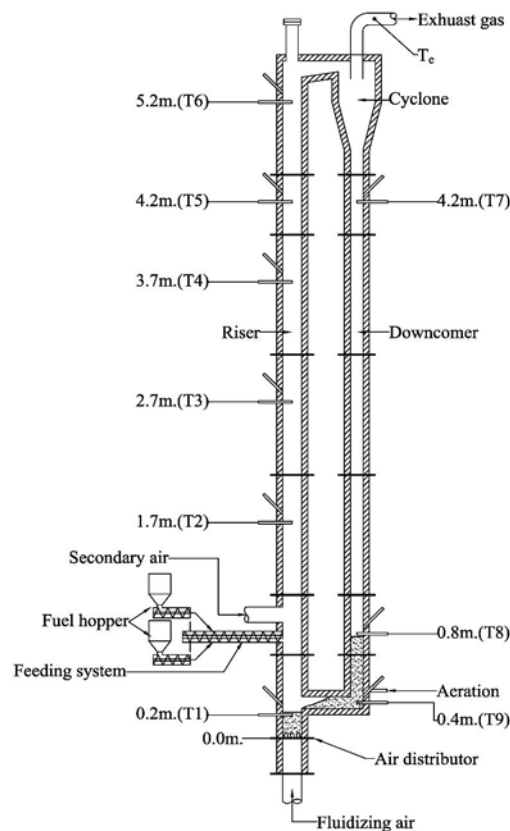
2.1 เตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน (CFBC)

รูปที่ 1 เป็นลักษณะของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed Combustor; CFBC) ซึ่งประกอบไปด้วยท่อโรเซอร์มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 150 mm สูง 6 m และท่อดาวนคัมเมอร์ที่มี

ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 100 mm โดยท่อทั้งสองนี้ได้มีการหล่อซีเมนต์ทนไฟหนา 5 cm เพื่อลดการสูญเสียความร้อนออกสู่อากาศภายนอก ท่อโรเซอร์และท่อดาวนคัมเมอร์ถูกเชื่อมต่อกันทางด้านบนด้วยไซโคลนดักจับอนุภาคและท่อป้อนกลับเป็นแบบ L-valve และมีตำแหน่งท่อเติมอากาศ (Aeration tap) การจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้มีสามส่วนคือ 1) อากาศส่วนที่หนึ่งเป็นอากาศที่เป่าให้อนุภาคเบดเกิดการฟลูอิดเซชันซึ่งถูกจ่ายเข้าทางด้านล่างผ่านแผ่นกระจายอากาศ (Distributor) ซึ่งเป็นแบบหัวฉีดจำนวน 6 หัว 2) อากาศส่วนที่สองซึ่งถูกจ่ายในระดับความสูงประมาณ 0.9 m เหนือแผ่นกระจายอากาศเพื่อช่วยในการเผาไหม้สารระเหยและแก๊สที่ยังเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ เช่น แก๊สไฮโดรคาร์บอน (HC) และแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) เป็นต้น และ 3) คืออากาศที่ท่อเติมอากาศเพื่อช่วยเหนี่ยวนำให้เกิดการเคลื่อนตัวของอนุภาคจากฝั่งดาวนคัมเมอร์หมุนเวียนไปยังฝั่งโรเซอร์ได้อย่างต่อเนื่อง โดยเมื่อเกิดการเผาไหม้แก๊สไอเสียจะถูกดูดออกด้วยพัดลมระบาย (Induced fan) ให้ไหลผ่านไซโคลนดักเก๊สแล้วจึงด้านล่างมีชุดโรตารีเป็นตัวป้องกันอากาศรั่วไหลเข้า นอกจากนี้ชุดทดลองยังได้ถูกติดตั้งชุดขดลวดความร้อนซึ่งใช้สำหรับอุ่นอากาศและระบบให้มีอุณหภูมิสูง สำหรับทรายซึ่งใช้เป็นอนุภาคเบดมีขนาด 300 μm ปริมาณ 20 kg



รูปที่ 1 การติดตั้งอุปกรณ์ของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน (CFBC)



รูปที่ 2 ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน (CFBC)

2.2 องค์ประกอบของเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลอง

เชื้อเพลิงที่เลือกใช้ในงานวิจัยนี้คือ ถ่านไม้โก่งก้างที่มีการจำหน่ายตามท้องตลาดทั่วไป ซึ่งต้องนำมาทำการบดลดขนาดให้เหลือประมาณ 8-10 mm โดยองค์ประกอบของเชื้อเพลิงโดยละเอียดสามารถแสดงในตารางที่ 1

ตารางที่ 1 องค์ประกอบเชื้อเพลิงถ่านไม้โก่งก้าง (จากผู้ผลิต)

Ultimate analysis (wt.%)	
Carbon	75.68
Hydrogen	4.87
Oxygen	10.42
Nitrogen	0.30
Sulphur	0.20
Moisture	5.53
Ash	3.0
Higher heating value (MJ/kg)	27.43

2.3 การวัดและวิธีการทดลอง

การวัดปริมาณอากาศที่ใช้ในการทดลองของงานวิจัยนี้ได้ใช้เวนจูรีที่ทำการสอบเทียบแล้วร่วมกับเซนเซอร์วัดความดันแตกต่างซึ่งมีความคลาดเคลื่อน $\pm 3\%$ ของย่านการวัด การควบคุมอัตราการป้อนเชื้อเพลิงถ่านไม้โก่งก้างจะใช้อินเวอร์เตอร์ควบคุมความเร็วรอบมอเตอร์ที่ใช้ขับสกรูป้อนเชื้อเพลิง ส่วนการวัดอุณหภูมิ (T) ในการทดลองจะใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K คู่กับอุปกรณ์แสดงผลซึ่งมีความละเอียด $\pm 0.1^\circ\text{C}$ ซึ่งฝังท่อไรเซอร์ทำการวัดจำนวน 6 ตำแหน่งคือ 0.20, 1.7, 2.7, 3.7, 4.2, 5.2 m และฝังท่อดาวนคัมเมอร์ทำการวัดจำนวน 3 ตำแหน่งคือ 0.4, 0.8, 4.2 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ

ขั้นตอนการทดลองเริ่มจากบรรจุทรายปริมาณ 20 kg เข้าสู่เตาเผาไหม้จากนั้นปรับความเร็วอากาศส่วนที่ก่อให้เกิดฟลูอิดไคซ์ที่ประมาณ 5 m/s เพื่อให้ทรายเกิดการฟุ้งกระจายและหมุนเวียนภายในเตาเผาไหม้ จากนั้นทำการอุ่นระบบเตาเผาไหม้ โดยใช้ชุดลดความร้อนซึ่งมีกำลัง 50 kW จนกระทั่งอุณหภูมิเบด (T1) สูงในช่วง $320\text{--}350^\circ\text{C}$ แล้วจึงเริ่มป้อนถ่านไม้

โรงงานในปริมาณน้อยเข้าสู่เตาเผาไหม้เพื่อให้เกิดการลุกติดไฟเอง เมื่อถ่านไม้ที่ป้อนเข้าสู่เตาเผาไหม้ลุกไหม้ได้อย่างต่อเนื่องแล้วจนถึงอุณหภูมิประมาณ $650-700^{\circ}\text{C}$ จึงเริ่มป้อนเชื้อเพลิงในอัตราที่ต้องการเข้าสู่เตาเผาไหม้และปรับความเร็วลมที่ใช้ของอากาศส่วนต่างๆ ให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลองดังตารางที่ 2 โดยจะทำการบันทึกผลการทดลองตั้งแต่เริ่มการอุ่นระบบเพื่อให้ทราบถึงระยะเวลาที่ต้องใช้ในการทำการอุ่นระบบ ทั้งนี้ เมื่อการเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในเตาเผาไหม้เข้าสู่สภาวะคงตัว ซึ่งใช้เวลาประมาณ 300-360 นาทีแล้วจึงเริ่มบันทึกค่าของอุณหภูมิแนวกึ่งกลางเตาที่ระดับความสูงต่างๆ จำนวน 10 ตำแหน่ง (T0-T9) ดังรูปที่ 2 โดยบันทึกผลในทุกช่วงเวลา 10 นาที

ตารางที่ 2 เงื่อนไขการทดลอง

Testing conditions	Run number		
	1	2	3
Fluidizing velocity (m/s)	4.22	3.85	3.95
Fluidizing air flow (m^3/h)	123	126	117
Mass Fraction (-)	92.68	93.08	92.35
Second air flow (m^3/h)	5.76	5.76	5.76
Mass Fraction (-)	4.34	4.26	4.53
L-valve (L/min)	68	63	69
Mass Fraction (-)	2.98	2.66	3.12
Excess Air (%)	56	57	62
Fuel feed rate (kg/hr)	8	12	15

3. ผลการทดลอง

3.1 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิตามเวลา

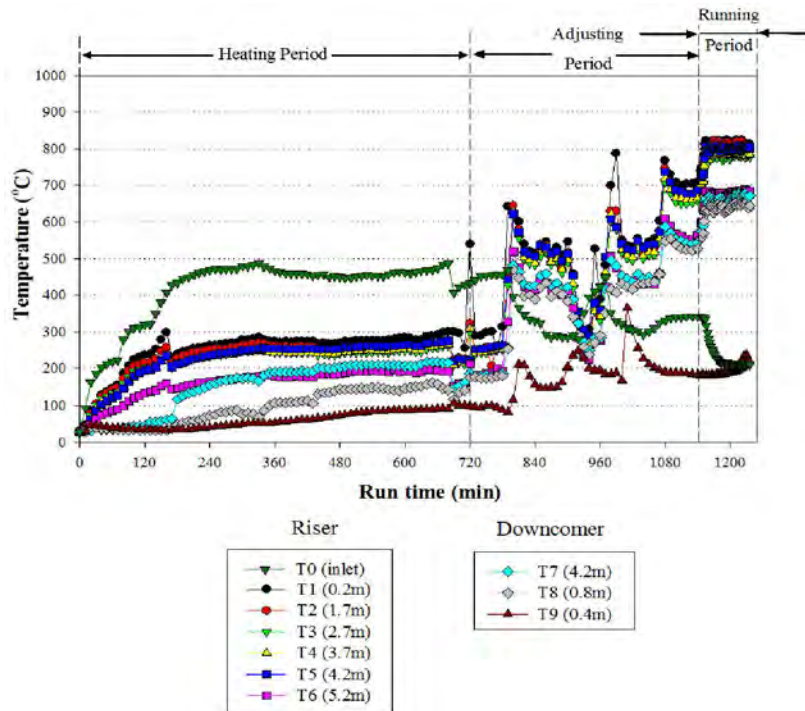
การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ตำแหน่งต่างๆ ภายในเตาเผาไหม้ CFBC ตั้งแต่เริ่มการทดลองแสดงดังรูปที่ 3 ซึ่งเป็นผลการทดลองแรกหลังจากที่ได้ทำการก่อสร้างชุดทดลองแล้วเสร็จ โดยเริ่มต้นได้ตั้งค่าอุณหภูมิอากาศร้อนที่ผ่านชุดขดลวดความร้อนสำหรับอุ่นระบบไว้ที่ 450°C (T₀) และปรับปริมาณอากาศให้เกิดการฟุ้งกระจายของอนุภาคเบด ผลการวัดอุณหภูมิในช่วงเริ่มต้นซึ่งเป็นช่วงการอุ่นระบบ (Heating period) ในช่วงเวลา 0-720 นาที พบว่าอุณหภูมิในทุกตำแหน่งมีค่าสูงขึ้นตามระยะเวลาในการให้ความร้อน โดยมีอุณหภูมิเบด T₁ มีค่าสูงสุดและใกล้เคียงกันสำหรับตำแหน่ง T₂ ถึง T₄ หลังจากนั้นอุณหภูมิมีค่าต่ำลงตามความสูงของเตาเผาไหม้ซึ่งเป็นผล

มาจากการถ่ายเทความร้อนไปตามระยะทางการไหลของลมร้อนตามท่อไรเซอร์ (T₅ และ T₆) และท่อผึ่งดาวนคัมเมอร์ (T₇ และ T₈) ตามลำดับ เมื่ออุณหภูมิเบดมีค่าประมาณ 300°C (นาที่ที่ 720) จึงได้เริ่มป้อนถ่านไม้เข้าสู่เตาซึ่งพบว่าอุณหภูมิภายในเตาเริ่มเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วซึ่งต้องทำการปรับปริมาณอากาศส่วนต่างๆ ให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลองคืออัตราการป้อนเชื้อเพลิงที่ 8 kg/h ซึ่งคิดเป็นปริมาณอากาศส่วนเกินที่ 118% และลดอุณหภูมิลมร้อนที่ออกจากชุดขดลวดความร้อน (T₀) ลง (ช่วง Adjusting period) ซึ่งใช้เวลาในการปรับจนระบบเริ่มเข้าสู่สภาวะคงตัวประมาณ 420 นาที (จากนาที่ที่ 720 ถึง 1140) ซึ่งค่อนข้างใช้ระยะเวลานาน เนื่องจากยังไม่ชำนาญในการทดลองในเตาเผาไหม้รูปแบบนี้ เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวดังรูปที่ 4 แล้วพบว่า อุณหภูมิแก๊สในท่อผึ่งไรเซอร์ (T₁ ถึง T₅) มีค่าใกล้เคียงกันในช่วง $770-820^{\circ}\text{C}$ ซึ่งแสดงให้เห็นถึงการฟุ้งกระจายของอนุภาคเชื้อเพลิงอย่างสม่ำเสมอตลอดความสูงของท่อไรเซอร์ ในช่วงดังกล่าว สำหรับอุณหภูมิก่อนเข้าสู่ไซโคลน (T₆) และอุณหภูมิผึ่งท่อดาวนคัมเมอร์ (T₇ และ T₈) มีค่าในช่วง $630-680^{\circ}\text{C}$ ส่วนอุณหภูมิที่ตำแหน่ง L-valve (T₉) พบว่ามีค่าต่ำเพียง $180-220^{\circ}\text{C}$ เนื่องจากในบริเวณนี้ไม่เกิดการเผาไหม้เชื้อเพลิงประกอบกับการกระจายอากาศที่ตำแหน่งดังกล่าวนี้ซึ่งส่งผลให้อุณหภูมิต่ำลง

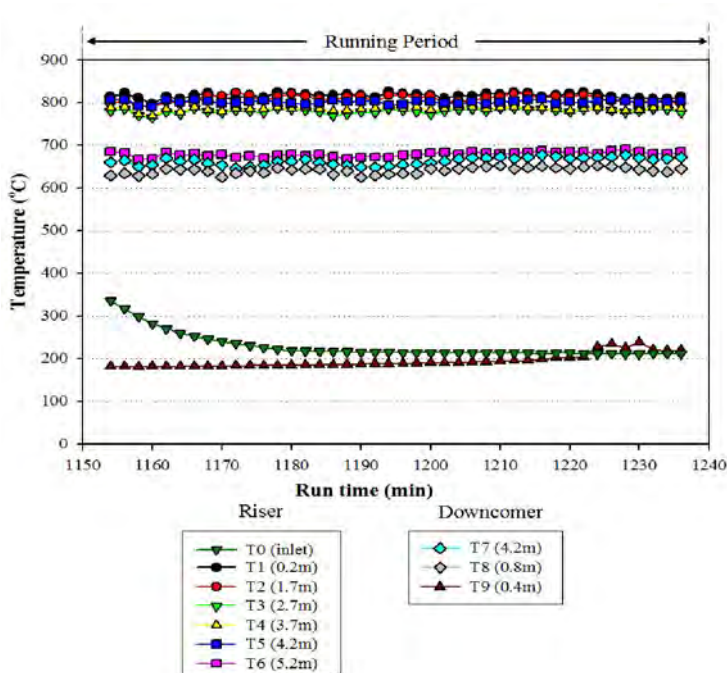
การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตาที่ตำแหน่งต่างๆ ตั้งแต่เริ่มการทดลองในเงื่อนไขอื่นซึ่งมีช่วงการอุ่นระบบและปรับสภาวะให้ได้การเผาไหม้คงตัวมีความคล้ายคลึงกัน โดยต่างกันแค่เพียงช่วงเวลาในการอุ่นระบบที่สั้นลง เพราะมีความชำนาญมากขึ้นซึ่งสามารถลดเวลาในการอุ่นระบบเหลือประมาณ 180-260 นาที ดังนั้น การทดลองในเงื่อนไขอื่นๆ จึงนำเสนอผลการทดลองเฉพาะในช่วงที่ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวแล้วเท่านั้น โดยในกรณีที่เพิ่มอัตราการป้อนเชื้อเพลิงเป็น 8 kg/h เป็น 12 kg/h ซึ่งคิดเป็นปริมาณอากาศส่วนเกินที่ 48% พบว่าอุณหภูมิผึ่งท่อไรเซอร์มีค่าใกล้เคียงเดิม แต่อุณหภูมิในผึ่งดาวนคัมเมอร์เพิ่มสูงขึ้น โดยมีค่าในช่วง $680-750^{\circ}\text{C}$ ดังรูปที่ 5 ซึ่งเป็นผลมาจากการที่เชื้อเพลิงถูกวนมาผึ่งดาวนคัมเมอร์เพิ่มมากขึ้น นอกจากนี้ เมื่อเพิ่มอัตราการป้อนเชื้อเพลิงเป็น 15 kg/h ซึ่งคิดเป็นปริมาณอากาศส่วนเกินเพียง 11% พบว่าอุณหภูมิในเบดสูงขึ้นเป็น $850-900^{\circ}\text{C}$ และมีความผันผวนของอุณหภูมิก่อนข้างมาก ดังรูปที่ 6 ซึ่งแสดงให้เห็นถึงเสถียรภาพในการเผาไหม้ที่ไม่ค่อยดีภายใต้เงื่อนไข

การป้อนเชื้อเพลิงที่มากขึ้น ทั้งนี้ เมื่อเวลาผ่านไปประมาณ 50 นาทีหลังจากทำการปรับระบบให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลอง (นาทิตี่ 220) พบว่าอุณหภูมิ T_7 และ T_8 มีแนวโน้มลดลงเนื่องจากเชื้อเพลิงในปริมาณที่มากขึ้นนี้ไม่

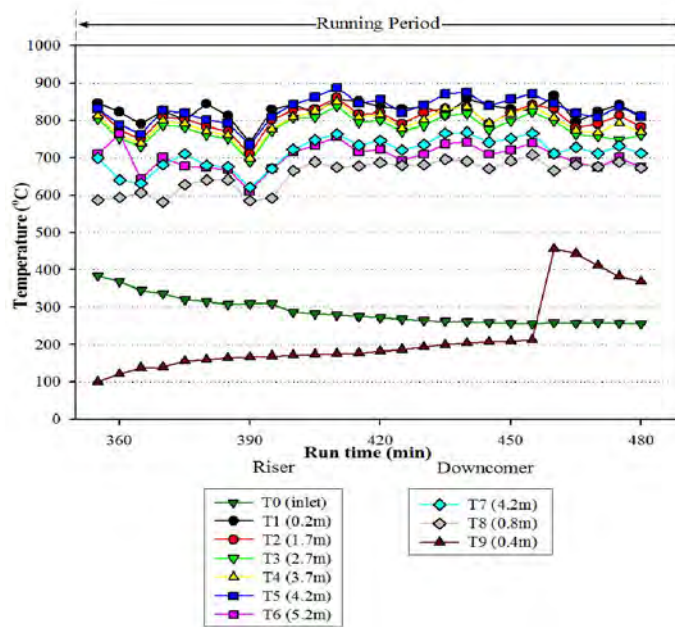
สามารถถูกผลักดันให้เกิดการหมุนเวียนไปยังฝั่งดาวน-คัมเมอร์และเป็นผลให้อุณหภูมิฝั่งโรเซอร์โดยเฉพาะในเบดเพิ่มสูงขึ้นจนเกิดการลอมตัวของเถ้าเชื้อเพลิงรวมกับอนุภาคเบดดังรูปที่ 7



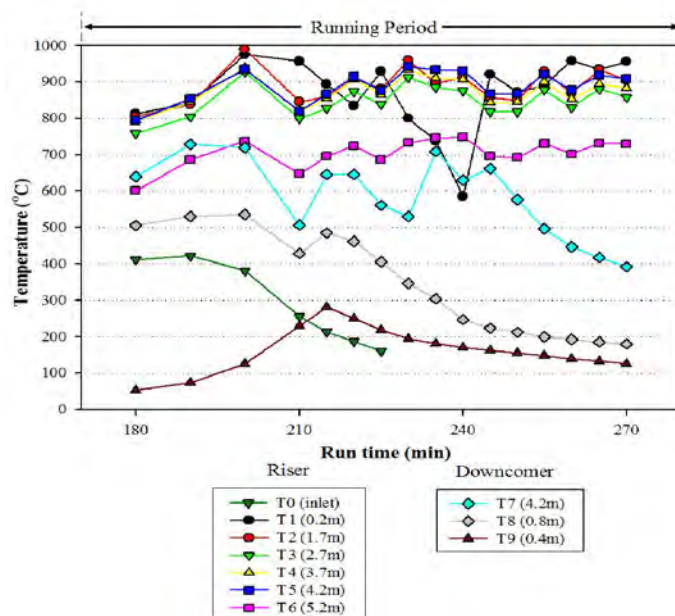
รูปที่ 3 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตาตามระยะเวลาการทดลองที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิง 8 kg/h



รูปที่ 4 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตาเมื่อเข้าสู่สภาวะคงตัวที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิง 8 kg/h



รูปที่ 5 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตาเมื่อเข้าสู่สภาวะคงตัวที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิง 12 kg/h



รูปที่ 6 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตาเมื่อเข้าสู่สภาวะคงตัวที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิง 15 kg/h

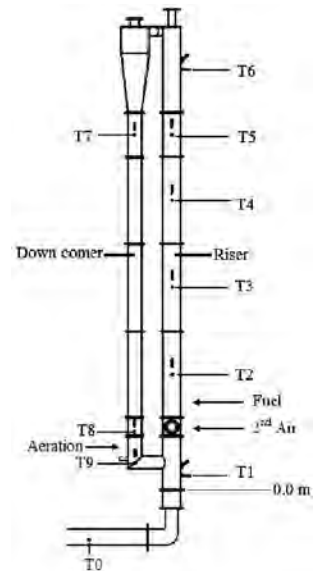
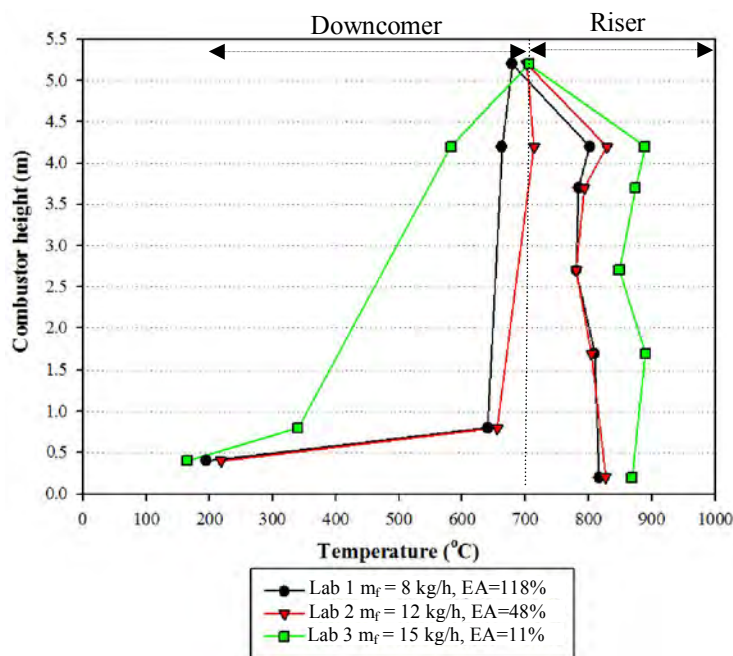


รูปที่ 7 การหลอมตัวของอนุภาคเบดรวมกับเถ้าเชื้อเพลิงที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิง 15 kg/h

3.2 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิตามระดับความสูง

เมื่อนำอุณหภูมิเฉลี่ยของแต่ละเงื่อนไขการทดลองมาพลอตกราฟตามระดับความสูงดังแสดงในรูปที่ 8 โดยพบว่าในเงื่อนไขที่ 1 และ 2 ซึ่งทำการป้อนเชื้อเพลิง 8 และ 12 kg/h ตามลำดับนั้น มีอุณหภูมิภายในเตาทั้งฝั่งไรเซอร์และดาวน์คัมเมอร์ที่คล้ายคลึงกันคือ มีอุณหภูมิเบด (T_1) ในช่วง $820-830^{\circ}\text{C}$ และมีแนวโน้มลดลงเล็กน้อยตามความสูงของเตาจนถึงตำแหน่ง T_5 ซึ่งแสดงให้เห็นถึงการกระจายตัวของการเผาไหม้ตลอดช่วงความสูงเตาซึ่งเป็นเอกลักษณ์ของการเผาไหม้ในเตา CFBC ที่จะใช้ความเร็วของแก๊สภายในท่อไรเซอร์ที่ค่อนข้างสูงเพื่อลดให้เชื้อเพลิงเผาไหม้ตลอดช่วงความสูงของเตา อุณหภูมิที่ตำแหน่ง T_6 และฝั่งดาวน์คัมเมอร์มีค่าลดลง โดยเหตุผลหลักของการลดลงของอุณหภูมิที่ตำแหน่ง T_6 คือความร้อนสูญเสีย เนื่องจากการเปิดพัดลมระบายความร้อนอากาศบริเวณดังกล่าวซึ่งมีผู้ทดลองอยู่ด้านบน โดยลมเย็นจะถูกเป่าผ่านผิวท่อไรเซอร์ตำแหน่งนั้นด้วย จึงเป็นสาเหตุให้เกิดการสูญเสียความ

ร้อนที่ค่อนข้างมากในบริเวณนี้ ในฝั่งดาวน์คัมเมอร์ (T_7 และ T_8) พบว่ามีอุณหภูมิใกล้เคียงกับ T_6 ในช่วง $650-680^{\circ}\text{C}$ ส่วนที่ตำแหน่ง T_9 พบว่ามีค่าต่ำประมาณ 200°C ซึ่งคาดว่าเป็นผลมาจากการจ่ายอากาศที่ L-valve เพื่อผลักดันให้เกิดการหมุนเวียนของอนุภาคจากฝั่งดาวน์คัมเมอร์เข้าสู่ท่อไรเซอร์ สำหรับเงื่อนไขการป้อนเชื้อเพลิงที่ 15 kg/h พบว่าอุณหภูมิในฝั่งท่อไรเซอร์ทุกตำแหน่งมีค่าสูงกว่าทั้งสองเงื่อนไขแรก โดยมีค่าเฉลี่ยประมาณ 900°C ซึ่งแสดงให้เห็นถึงการเผาไหม้เชื้อเพลิงที่เพิ่มมากขึ้นในท่อไรเซอร์ อย่างไรก็ตามในกรณีนี้การเผาไหม้ส่วนใหญ่เกิดขึ้นในท่อไรเซอร์เท่านั้น การหมุนเวียนของอนุภาคเชื้อเพลิงและเบดไปยังท่อดาวน์คัมเมอร์ค่อนข้างน้อยจึงทำให้อุณหภูมิในฝั่งดาวน์คัมเมอร์จึงมีค่าต่ำเหลือเพียงประมาณ 330°C ที่ตำแหน่ง T_8 ทั้งนี้ ดังที่กล่าวมาแล้วในหัวข้อที่ผ่านมาว่าในเงื่อนไขการป้อนเชื้อเพลิงที่ 15 kg/h นั้น สามารถทดสอบได้เป็นช่วงเวลาสั้นๆ เท่านั้นเนื่องจากเกิดการหลอมตัวของเก้าอี้เชื้อเพลิงกับอนุภาคเบด



รูปที่ 8 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิตามความสูงของเตาเผาไหม้ภายใต้อัตราการป้อนเชื้อเพลิงต่างๆ

4. สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองเบื้องต้นในการเผาไหม้ถ่านไม้ในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไชด์แบบหมุนเวียน (CFBC) ที่เพิ่งได้ก่อสร้างแล้วเสร็จ ภายใต้เงื่อนไขการปรับเปลี่ยนอัตราการป้อนเชื้อเพลิง สามารถสรุปผลได้ดังนี้

1. ถ่านไม้จะเริ่มติดไฟได้เองเมื่อทำการอุ่นระบบไปจนมีอุณหภูมิประมาณ $320-350^{\circ}\text{C}$ ซึ่งใช้ระยะเวลาไม่น้อยกว่า 180 นาที

2. การเผาไหม้เกิดขึ้นในฝั่งท่อโรเตอร์เป็นหลัก โดยมีอุณหภูมิในฝั่งท่อโรเตอร์ที่ค่อนข้างสม่ำเสมอตลอดความสูงในช่วง $770-820^{\circ}\text{C}$ ซึ่งสูงกว่าอุณหภูมิในฝั่งดาวนคัมเมอร์ซึ่งมีค่าในช่วง $630-680^{\circ}\text{C}$

3. การเพิ่มอัตราการป้อนเชื้อเพลิงจาก 8 เป็น 12 kg/h ไม่ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตา แต่เมื่อเพิ่มอัตราการป้อนเชื้อเพลิงเป็น 15 kg/h อุณหภูมิฝั่งโรเตอร์จะสูงขึ้นเป็นประมาณ 900°C และเกิดการหลอมตัวของอนุภาคเบดกับถ่านเชื้อเพลิง

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) สำนักงานคณะกรรมการการอุดมศึกษา (สกอ.) ที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย

6. เอกสารอ้างอิง

- [1] M. Fang, L. Yang, G. Chen, Z. Shi, Z. Lou and K. Cen, Experimental study on rice husk in combustion in a circulating fluidized bed, *Biomass and Bioenergy* 2004; 85: 1273-82.
- [2] L. deDiego, A. Carlos Londono, S. Wang and M. Gibbs, Influence of operating parameters on NO_x and N_2O axial profiles in a circulating fluidized bed combustor. *Fuel* 1996; 75(8): 971-78.
- [3] S. Julien, C.M.H. Brereton, C.J. Lim, J.R. Grace and E.J. Anthony, The effect of halies on emissions from circulating fluidized bed combustion of fossil fuel. *Fuel* 1996; 75(14): 1655-63.
- [4] Mahmoud A. Youssef, Sedduk S. Wahid, Maher A. Mohamed, Ahmed A. Askalany, Experimental study on Egyptian biomass combustion in circulating fluidized bed. *Applied Energy* 2009; 85: 2644-50.
- [5] Z-A Sun, B-S Jin, M-Y Zhang, R-P Liu and Y. Zhang, Experimental study on cotton stalk combustion in a circulating fluidized bed. *Applied Energy* 2008; 85: 1027-40.
- [6] A.T. Atimtay and H. Topal, Co-combustion of olive cake with coal in a circulating fluidized bed. *Fuel* 2004; 83: 859-67.
- [7] H. Navalainen, M. Jegoroff, and et. al, Firing of coal and biomass and their mixtures in 50 kW and 12 MW circulating fluidized beds-Phenomenon study and comparison of scales. *Fuel* 2007; 86(14): 2043-51.
- [8] B. Leckner, L.-E. Amand, K. Lucke and J. Werther, Gaseous emissions from co-combustion of sewage sludge and coal/wood in a fluidized bed. *Fuel* 2004; 83(14): 477-86.
- [9] M. Velden, J. Baeyens, B. Dougan and A. McMurdo, Investigation of operational parameters for an industrial CFB combustor of coal, biomass and sludge. *Chaina Particuology* 2007; 5: 247-54.