



รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ: การผลิตความร้อนจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวล
 โดยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดร่วมกับการฉีดอากาศแบบ
 วอร์เทคโดยไม่ต้องผสมวัสดุเพื่อยลังในเบด

โดย ผศ.ดร.ฐานิตย์ เมธิyanนท์ และคณะ

มิถุนายน 2550

สัญญาเลขที่ MRG4880011

รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ: การผลิตความร้อนจากการเผาไหมเชือเพลิงชีวนวัต
โดยเทคนิคฟลูอิเดซ์เบร่วมกับการฉีดอากาศแบบ
วอร์เทคโดยไม่ต้องผสมวัสดุเจือยังในเบด

คณะผู้วิจัย

สังกัด

1. ผศ.ดร.ฐานนิศย์ เมธิyanan
น.เทคโนโลยีมหานคร

2. ศ.ดร.สมชาติ ไสภณรัณฤทธิ์
นจช.

สนับสนุนโดยสำนักงานคณะกรรมการอุดมศึกษา และสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย
(ความเห็นในรายงานนี้เป็นของผู้วิจัย สกอ. และ สกอ. ไม่จำเป็นต้องเห็นด้วยเสมอไป)

กิจกรรมประจำ

ขอขอบคุณสำนักงานคณะกรรมการการอุดมศึกษา (สกอ.) และสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกสว.) ที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย

1. รหัสโครงการ : MRG4880011

2. ชื่อโครงการ : การผลิตความร้อนจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลโดยเทคนิคฟลูอิเดร์เบด
ร่วมกับการจัดอากาศแบบวอร์ท์ค โดยไม่ต้องผสมวัสดุเนื้อยางในเบด

3. ชื่อนักวิจัย :

คณบุญวิจัย สังกัด

3.1. ผศ.ดร.ฐานิศย์ เมธิyanนท์ ม.เทคโนโลยีมหานคร

3.2. ศ.ดร.สมชาย ไสภรณ์สุทธิ์ ม.เทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

4. Email Address : thanid_m@yahoo.com ,somchart.sop@kmutt.ac.th

5. ระยะเวลาโครงการ : 1 มิถุนายน 2548 – 31 พฤษภาคม 2550

6. เนื้อหางานวิจัย :

6.1. วัตถุประสงค์

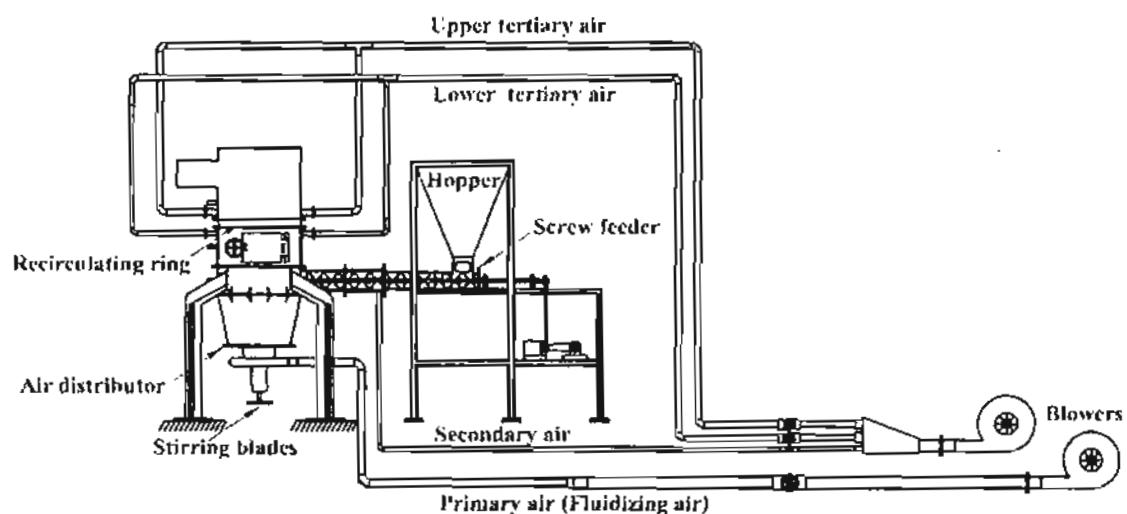
6.1.1. ส่งเสริมการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลเพื่อเป็นพลังงานทดแทนพลังงานจากเชื้อเพลิงฟอสซิลที่มีราคาสูงในปัจจุบันและต้องนำเข้าจากต่างประเทศ

6.1.2. พัฒนาเทคนิคการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลในเตาเผาไหม้แบบฟลูอิเดร์เบดเพื่อลดปัญหาการเกะด้วงเชื้อเพลิงชีวมวลขณะเผาไหม้ และหารือการการเพิ่มการหมุนเวียนของอนุภาคเชื้อเพลิงในห้องเผาไหม้ (เพื่อเพิ่มเวลาที่อนุภาคอยู่ในเตาเผาไหม้) โดยที่สัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาต้องมีค่าอยู่ในเกณฑ์ที่เหมาะสมต่อการพัฒนาไปสู่ภาคอุตสาหกรรมในอนาคต

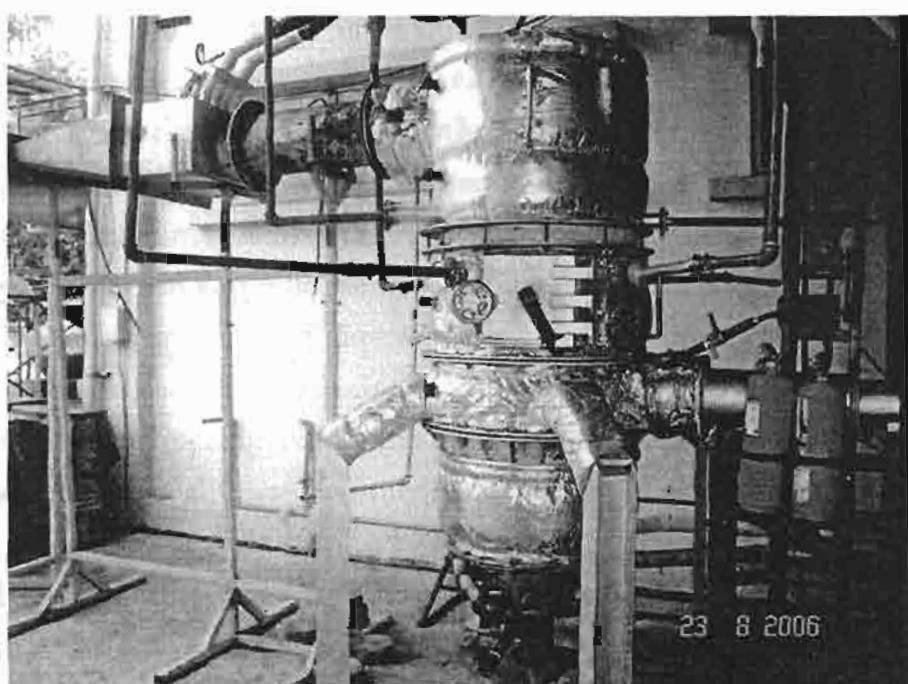
6.2. ระเบียบวิธีวิจัย

ในงานวิจัยนี้ ได้ออกแบบและพัฒนาเตาเผาไหม้ฟลูอิเดร์เบดที่แบบห้องเผาไหม้สันซึ่งมีอัตราการผลิตความร้อน 250 kW_{th} ดังรูปที่ 1 โดยตัวเตาเผาไหม้จะแบ่งออกเป็นสองส่วนคือ 1) ส่วนที่เป็นกรงกระบอกซึ่งมีเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.5 m สูง 0.97 m และ 2) ส่วนที่เป็นลักษณะรายหagy ท้ายตัดยอดซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่ยอดกว้างตัด 0.3 m และมีความสูง 0.6 m ดังรูปที่ 2 ซึ่งส่วนรายหagy จะออกแบบไว้สำหรับรองรับเบดของเชื้อเพลิงที่มีขนาดใหญ่ ออกจากนี้ ภายในเตาเผาไหม้ส่วนที่เป็นกรงกระบอกยังติดตั้ง Recirculating ring โดยมีขนาดกว้าง 0.3 m และติดตั้งที่ระดับ 1.13 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ การติดตั้ง Recirculating ring จะทำให้ห้องเผาไหม้ถูกแบ่งออกเป็น 2 ห้อง คือ ห้องเผาไหม้ฟลูอิเดร์เบด ซึ่งเป็นห้องเผาไหม้หลัก (ได้ Recirculating ring) และห้องเผาไหม้รอง (เหนือ Recirculating ring) นอกจากนี้จะช่วยดักจับ

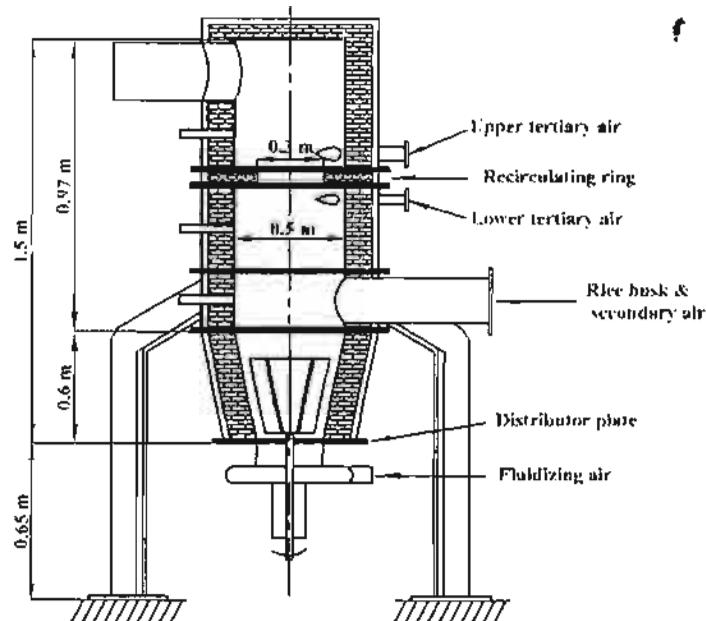
อนุภาคเชื้อเพลิงที่หลุดลอยไปกับแก๊สเพาใหมซ์ซึ่งมาจากห้องเผาใหม่หลัก ปืนผลให้เกิดการหมุนเวียนของอนุภาคเชื้อเพลิงภายในเบดที่เกิดฟลูอิเดชัน



รูปที่ 1(ก) แสดงไดอะแกรมของเตาเผาใหม่ฟลูอิเดช์เบดแบบห้องเผาใหม่สันขนาด 250 kW_{th}



รูปที่ 1(ข) แสดงภาพถ่ายของเตาเผาใหม่ฟลูอิเดช์เบดแบบห้องเผาใหม่สันขนาด 250 kW_{th}

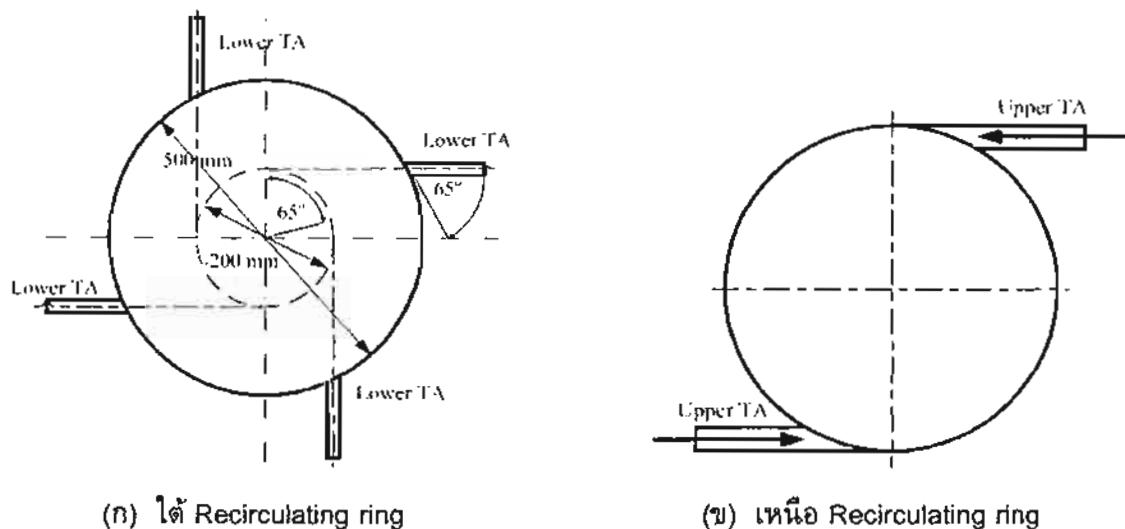


รูปที่ 2 แสดงภาพตัดของเตาเผาไหมฟลูอิเดร์เบดแบบห้องเผาไหมลัน

การป้อนแกลบเข้าสู่เตาเผาไหมจะใช้สกอร์ล่าเลียง ซึ่งควบคุมอัตราการป้อนด้วยการปรับความเร็วของมอเตอร์ สำหรับการจ่ายอากาศส่วนที่หนึ่ง (อากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิเดเชชัน) จะจ่ายด้วยพัดลมขนาด 2.2 kW อากาศส่วนที่สองจะจ่ายเข้าไปพร้อมกับเชื้อเพลิงเข้าสู่เบดเพื่อป้องกันการลุกไหม้ของไฟเข้าสู่ระบบป้อนเชื้อเพลิง อากาศส่วนที่สามจะใช้พัดลมขนาด 2.2 kW จ่ายที่ตำแหน่งเหนือ Recirculating ring และใต้ Recirculating ring โดยที่ตำแหน่งใต้ Recirculating ring (1.03 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ) จะจ่ายผ่านหัวฉีด 4 หัว ซึ่งทำให้เกิดวงแหวนอากาศขนาดเล็กผ่านศูนย์กลาง 0.2 m ดังรูปที่ 3ก สำหรับอากาศส่วนที่สามเหนือ Recirculating ring จะจ่ายในลักษณะสัมผัสผนังเตาเผาไหมผ่านหัวฉีดอากาศ 2 หัว ซึ่งอยู่ตรงกันข้ามกันเพื่อกำจัดให้อนุภาคที่ตกบน Recirculating ring ให้กลับลงในห้องเผาไหมได้ Recirculating ring ดังรูปที่ 3ข นอกจากนี้เพื่อป้องกันการเกาตัวของอนุภาคแกลบที่กำลังเผาไหม ได้ติดตั้งในห้องเผาไหม ซึ่งทำจากสแตนเลสและหล่อเย็นด้วยอากาศอยู่ภายใต้แรงดันที่แนวกึ่งกลางเตาเผาไหม ซึ่งจะหมุนด้วยความเร็ว 6 rpm

ในการทดลองนั้น การป้อนเชื้อเพลิงจะถูกควบคุมโดยชุดปรับความเร็วของมอเตอร์ การวัดความเร็วอากาศจะใช้หัววัด Hot wire (ความถูกต้อง $\pm 3\%$) ส่วนการวัดอุณหภูมิภายในเตาจะใช้เทอร์โมคันเบลชนิด K คุ้กับชุดเก็บข้อมูล (data logger) ซึ่งมีความถูกต้อง $\pm 1^\circ\text{C}$ โดยตำแหน่งที่ทำการวัดคือ 0.6, 0.93, 1.33 และ 1.58 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ นอกจากนี้ยังมีการวัดการ

การจ่ายอุณหภูมิความแห้งร้อนของเตาเผาใหม่ในแต่ละระดับความสูงอีกด้วย ในภารวัตแก๊สไฮเดรชัน จะใช้เครื่องวิเคราะห์ Testo 350 XL ซึ่งติดตั้งเซลล์วัดแก๊ส O_2 , CO , NO และ NO_2 สำหรับการวิเคราะห์ปริมาณคาร์บอนที่ไม่เผาใหม่จะใช้เครื่องวิเคราะห์ Leco C-H-N-S ส่วนลักษณะของการเผาใหม่แบบฟลูอิไดซ์เบดจะใช้การสังเกตอย่างใกล้ชิดผ่านช่องเปิดข้างผนังเตา



รูปที่ 3 ลักษณะการจ่ายอากาศส่วนที่สามเข้าสู่เตาเผาใหม่ที่ระดับต่างๆ *

การเริ่มต้นทดลองทำได้ง่าย ซึ่งไม่ต้องใช้เชื้อเพลิงอื่น เช่น แก๊สแอลพีจี (LPG) ในการเริ่มต้น โดยแกลบะถุกใส่เข้าในเตาเผาใหม่ผ่านทางประตูเตาให้มีความสูงเบดประมาณ 20-30 cm เท่านั้นแล้วจึงทำการจุดแกลบันที่ใส่ลงไป ร้อนจนกระทั่งอุณหภูมิเบดสูงขึ้นประมาณ 450°C แล้วจึงเพิ่มอัตราการป้อนเชื้อเพลิงไปยังค่าที่ต้องการและเปิดพัดลมจ่ายอากาศส่วนอื่น ๆ อย่างไรก็ตามไม่มีการใช้วัสดุถาวร เช่น หินอ่อน ฯ มาช่วยให้เกิดการเผาใหม่แบบฟลูอิไดซ์เบดแต่จะใช้เส้าของแกลบันซึ่งเกิดระหว่างการเผาใหม่ (ซิลิกอน (SiO_2) $\approx 90\%$) ทำหน้าที่เป็นวัสดุถาวร

ในการศึกษาจะทำการทดลองทั้งหมด 9 เงื่อนไข ซึ่ง 5 เงื่อนไขเป็นการศึกษาโดยปรับเปลี่ยนความเร็วของอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซ็นและคงอัตราป้อนแกลบัน ส่วนอีก 4 เงื่อนไข เป็นการศึกษาภายใต้การทำงานไม่เต็มพิกัด โดยทำการปรับอัตราการป้อนเชื้อเพลิงแต่คงที่ปริมาณลมส่วนต่างๆ ไว้ เงื่อนไขการทดลองจะแสดงดังตารางที่ 1 นอกจากนี้ ยังมีการศึกษาการเผาใหม่แกลบันร่วมกับถ่านหินบิทูมินส์เบื้องต้นอีก 3 เงื่อนไขด้วยกัน

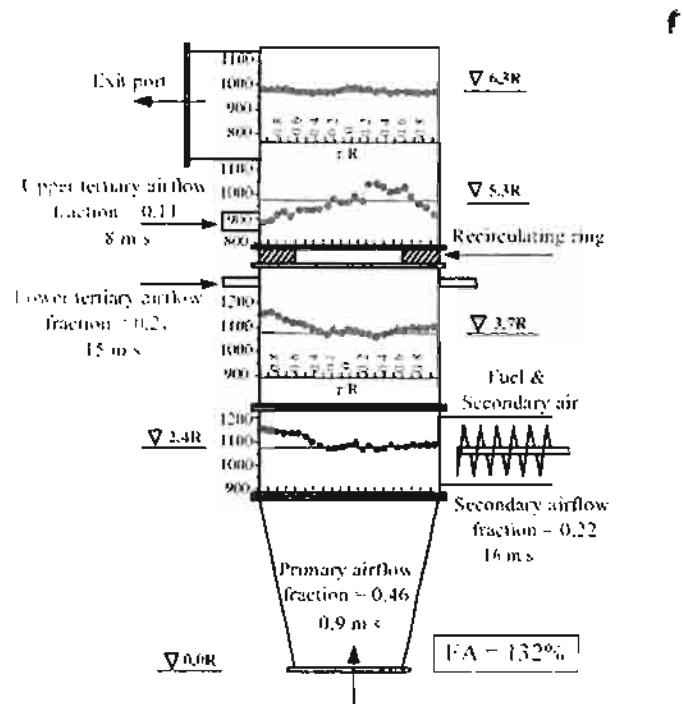
ตารางที่ 1 แสดงเงื่อนไขการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบ

Run No.	Tertiary air								Rice husk feed rate (kg/h)	Excess air (%)	Air-fuel ratio			
	Primary air		Secondary air		Upper recirculating ring		Lower recirculating ring							
	Velocity (m/s)	Fraction (-)	Velocity (m/s)	Fraction (-)	Velocity (m/s)	Fraction (-)	Velocity (m/s)	Fraction (-)						
Effect of primary air														
1	0.5	0.33	16	0.27	8	0.14	15	0.26	66	83	8.32			
2	0.8	0.44	16	0.23	8	0.11	15	0.22	66	119	9.96			
3	0.9	0.46	16	0.22	8	0.11	15	0.21	66	132	10.56			
4	1.2	0.54	16	0.19	8	0.10	15	0.18	66	164	12.01			
5	1.4	0.57	16	0.17	8	0.10	15	0.16	66	174	12.47			
Partial-load operational														
6	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	73	117	9.87			
7	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	66	140	10.92			
8	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	50	220	14.56			
9	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	33	380	21.84			

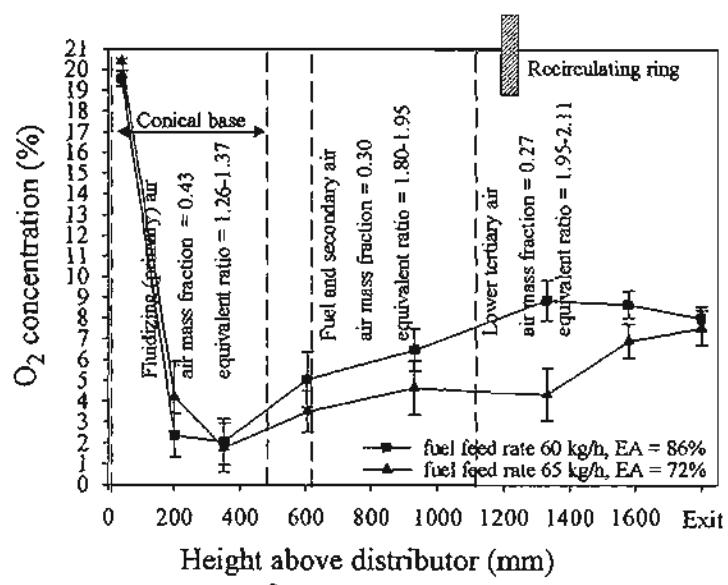
6.3. ผลการทดลองและวิจารณ์

จากการทดลองพบว่าการเผาไหม้ส่วนใหญ่เกิดขึ้นบริเวณได้ Recirculating ring ในช่วงความสูง 0.6 m และ 0.93 m จากระดับแผ่นกระจาดอากาศ นอกจากนี้ ยังพบว่าการกระจายตัวของอุณหภูมิในบริเวณนี้มีลักษณะเป็นໄอโซเทอร์มอลเบด (Isothermal bed) ดังรูปที่ 4 ซึ่งสะท้อนถึงการเผาไหม้แบบฟลูอิเดซ์เบด แสดงว่าเกิดการเผาไหม้แบบฟลูอิเดซ์เบดได้โดยไม่ต้องผ่านสมวัสดุ เนื้อยลังไนเบด ซึ่งสอดคล้องกับการสังเกตผ่านช่องเปิดข้างเดาเผาไหม้แล้วเห็นอนุภาคเชื้อเพลิงที่กำลังเผาไหม้ฟุ้งกระจายภายในเบดอย่างสม่ำเสมอ รวมทั้งสอดคล้องกับการลดลงของปริมาณออกซิเจนในแต่ละระดับความสูงของเตาเผาไหม้ ดังรูปที่ 5

การเพิ่มความเร็วของอากาศส่วนที่ก่อให้เกิดฟลูอิเดเซชันหรือการปรับอัตราการป้อนเชื้อเพลิง ส่งผลให้ปริมาณอากาศส่วนเกินมีค่าในช่วง 83-380% ซึ่งในช่วงความเร็วของอากาศส่วนที่ก่อให้เกิดฟลูอิเดเซชันและอัตราการป้อนเชื้อเพลิงในช่วง 0.5-1.4 m/s และ 33-73 kg/h โดยในทุกเงื่อนไขการทดลองมีอุณหภูมิเบดไม่เกิน 1200°C และมีประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) ในช่วง 95.6-99.8% ซึ่งคิดเป็นอัตราการผลิตความร้อน (I_c) ที่ 1.34-1.54 MW_{th}/m² การใช้ความเร็วของอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิเดเซชันสูงถึง 1.4 m/s ซึ่งคิดเป็นอากาศส่วนเกิน 174% ส่งผลให้ E_c มีค่าค่อนข้างต่ำที่ 95.6% อย่างไรก็ตาม ภายใต้เงื่อนไขการทดลองปกติ (อัตราการป้อนแกลบ 66-73 kg/h) จะมีค่า E_c สูงกว่า 98% โดยประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่มีค่าสูงเป็นผลมาจากการติดตั้ง Recirculating ring ซึ่งจะดักจับอนุภาคเชื้อเพลิงขนาดใหญ่ให้หมุนเวียนภายในเบด และ 2) การฉีดอากาศแบบบาร์เก็ตซึ่งจะดักจับอนุภาคขนาดใหญ่ที่ติดมากับแก๊สเผาไหม้ให้ตกลับลงในเบดเพื่อให้ถูกฟลูอิเดซ์อิกครั้ง



รูปที่ 4 การกระจายอุณหภูมิในแนวรัศมีของเตาเผาไหม้ที่ระดับต่างๆ



รูปที่ 5 การเปลี่ยนของปริมาณออกซิเจนภายในเตาเผาไหม้ที่ระดับต่างๆ

ในงานวิจัยนี้ยังมีปรับเปลี่ยนอัตราการป้อนแกลบเพื่อศึกษาสมรรถนะของเตาเผาใหม้ ภายใต้การทำงานไม่เต็มพิกัด โดยเริ่มแรกเตาเผาใหม่นี้ถูกออกแบบที่อัตราการป้อนแกลบ 66 kg/h ซึ่งสามารถผลิตความร้อนได้ 250 kW_{th} และมี E_c ที่ 95% หรือสูงกว่านั้น ในการทดลองที่ อัตราการป้อนแกลบสูงสุดที่ 73 kg/h ซึ่งคิดเป็นความร้อนที่ผลิตได้ 300 kW_{th} จะมีค่า E_c เท่ากับ 99.4% และที่อัตราการป้อนแกลบต่ำสุดเท่ากับ 33 kg/h (130 kW_{th}) ค่า E_c จะลดลงเหลือ 96.3% ตั้งตารางที่ 2 โดยจากการทดลองสามารถคิดเป็นค่า Turn-down ratio ของเตาเผาใหม่ได้เท่ากับ 2.3:1

ตารางที่ 2 สรุปผลการทดลองการเผาใหม้เชื้อเพลิงแกลบ

Run No.	EA (%)	Bed Temp. (°C)	Exit Temp. (°C)	Intensity		O ₂ and CO ₂		emissions at 6% O ₂		Unburned carbon in ash (%)	Comb. Eff. (%)
				Feed rate (kgm ⁻² h ⁻¹)	Heat rate (MWm ⁻²)	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	CO ppm	NO _x ppm		
Effect of fluidizing air											
1	83	1172	1087	336 (66)	1.40	8.77	11.37	50	232	0.8	99.8
2	119	1153	933	336 (66)	1.39	9.38	11.07	157	295	2.3	99.4
3	132	1106	812	336 (66)	1.39	12.31	8.07	160	318	2.9	99.1
4	164	1056	740	336 (66)	1.37	12.19	8.85	427	336	6.7	98.0
5	174	1049	807	336 (66)	1.34	12.94	6.62	545	352	11.19	95.6
Partial- load operational											♦
6	117	1136	928	372 (73)	1.54	9.01	11.13	100	288	2.2	99.4
7	140	1120	818	336 (66)	1.38	10.36	9.89	335	300	3.5	98.9
8	220	1006	675	255 (50)	1.03	13.79	5.39	252	337	7.1	97.1
9	380	801	545	168 (33)	0.67	15.74	3.96	2176	348	7.9	96.3

^ameasured at 1.2 m

การใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่สูงเกินไปจะส่งผลให้อุณหภูมิเบดต่ำลง ซึ่งทำให้ปริมาณแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ที่ท่อทางออกเตาเพิ่มขึ้น จาก 50 เป็น 550 ppm (ท่อออกซิเจน ส่วนเกิน 6%) เมื่ออุณหภูมิเบดเปลี่ยนแปลงจาก 1200 เหลือ 1050°C และ CO จะมีค่าเพิ่มขึ้นเป็น 2200 ppm เมื่ออุณหภูมิเบดลดลงถึง 800°C ในกรณีของการลดอัตราป้อนเชื้อเพลิงจาก 77 kg/h เหลือ 33 kg/h ส่วนแก๊สในต่อเรือนออกไซด์ (NO_x) ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าในช่วง 230-350 ppm (O₂ ส่วนเกิน 6%) โดยแก๊ส NO_x มีค่าสูงขึ้นเมื่อเพิ่มปริมาณอากาศส่วนเกินจาก 80-170% เนื่องจากในต่อเรือนในเชื้อเพลิงทำปฏิกิริยา กับออกซิเจนจากอากาศได้มากขึ้น (Fuel-NO_x)

ในส่วนสุดท้ายเป็นการศึกษาการเผาใหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัส โดยใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงหลัก โดยมีสัดส่วนการผสมถ่านหินบิทูมินัสที่ 20 และ 30% (โดยพลังงาน) และใช้ปริมาณ

อากาศส่วนเกินในช่วง 150-220 % ผลการทดลองพบว่า E_c ในกรณีจะมีค่าประมาณ 96% ซึ่งสำคัญกว่ากรณีการใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงเพียงอย่างเดียวเนื่องจากถ่านหินเป็นอนุภาคที่มีขนาดใหญ่และมีความหนาแน่นมากกว่าแกลบจึงทำให้เผาไหม้ได้ยาก ส่วนมลพิษที่เกิดขึ้น (O_2 ส่วนเกิน 6%) มีดังนี้คือ CO มีค่าในช่วง 60-160 ppm ส่วน NO_x มีค่าระหว่าง 300-350 ppm

6.4. สรุปผลการทดลอง

- 6.4.1. การเผาไหม้แกลบในเตาเผาไหม้ฟลูอิเดซ์เบดที่พัฒนาขึ้นนี้สามารถทำได้โดยไม่ต้องสมวัสดุเชื่อมต่อลงในเบดซึ่งลักษณะการเผาไหม้แบบฟลูอิเดซ์เบดสามารถดูได้จากการกระจายอุณหภูมิที่เป็นลักษณะไอโซเทอร์มอลเบด (Isothermal Bed) รวมถึงการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของออกซิเจนอย่างรวดเร็วภายในเบด
- 6.4.2. ประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) และอัตราการผลิตความร้อน (I_c) ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าในช่วง 95.6-99.8% และ 1.34-1.54 MW_{kWh}^{-2} ตามลำดับ ซึ่งเป็นผลของการติดตั้ง Recirculating Ring และการฉีดอากาศแบบวอร์เทค
- 6.4.3. การเพิ่มปริมาณอากาศส่วนเกิน โดยการเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่ก่อให้เกิดฟลูอิเดซันหรืออัตราการป้อนแกลบ ส่งผลให้ E_c ลดลง เนื่องจากระยะเวลาการเผาไหม้ที่สั้นเกินไปและอุณหภูมิเบดที่ต่ำลง โดยเตาเผาไหม้ด้านนี้เมื่อทำงานไม่เต็มพิกัดจะมีค่า Turn-down Ratio เท่ากับ 2.3:1
- 6.4.4. ปริมาณ CO (คิดที่ 6% O_2) มีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อปริมาณอากาศส่วนเกินเพิ่มขึ้น เพราะจะทำให้อุณหภูมิเบดต่ำลง ส่วน NO_x ที่เพิ่มขึ้นเนื่องจากการทำปฏิกิริยาของไนโตรเจนในเชื้อเพลิง (Fuel-N) ที่ดิบ โดยที่สภาวะการทดลองปกติที่ 66 kg/h จะมีค่า CO และ NO_x (ที่ O_2 ส่วนเกิน 6%) ในช่วง 50-550 ppm และ 230-350 ppm ตามลำดับ
- 6.4.5. เตาเผาไหม้ฟลูอิเดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นที่พัฒนาขึ้นนี้ สามารถนำไปใช้เผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิถุมินสต์ ซึ่งการเผาไหม้แกลบและถ่านหินในสัดส่วน 80/20 และ 70/30 (%โดยพลังงาน) โดยมี E_c และ I_c ที่น่าพอใจที่ ในขณะที่แกส NO_x มีค่าเพิ่มขึ้น เนื่องจากสัดส่วนไนโตรเจนในเชื้อเพลิง

6.5 ข้อเสนอแนะ

การวิจัยเกี่ยวกับการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบหรือบิถุมินสต์ ร่วมกับถ่านหินควรได้การส่งเสริมและสนับสนุนอย่างจริงจัง โดยเฉพาะเทคนิคการเผาไหม้แบบฟลูอิเดซ์เบด โดยมุ่งเน้นศึกษาถึงสมรรถนะของการเผาไหม้ร่วม รวมไปถึงปัญหาที่อาจเกิดขึ้นของการเผาไหม้เชื้อเพลิง ซึ่งมีผลร่วมกับถ่านหิน เช่น agglomeration sintering และ fouling เป็นต้น

คำหลัก : แกลบ เตาเผาไหม้ ประสิทธิภาพการเผาไหม้ ฟลูอิเดซ์เบด วอร์เทค

Abstract

f

Project Code: MRG4880011

Project Title: Heat Producing from Biomass Combustion by Fluidized Bed Technique
Integrating with Air Vortexing without Mixing Inert Material into the Bed.

Investigators:

Investigators	Organization
1. Asst.Dr. Thanid Madhiyanon	Mahanakorn University of Technology
2. Prof.Dr.Somchart Soponronnarit	King Mongkut's University of Technology Thonburi

Email Address: thanid_m@yahoo.com, somchart.sop@kmutt.ac.th

Project Period: 1 July 2005 – 31 June 2007

Objectives:

1. To promote a use of biomass fuel, as an alternative energy source, in order to substitute for conventional energy sources derived from fossil fuels which are importable and presently highly prized.
2. To develop a combustion technique for a fluidized bed combustor in order to diminish an agglomeration problem and to augment solid-particles circulation within the combustor with a consequence of prolonged resident time of the particles, where height to diameter ratio should be appropriately adopting into the industry.

Methodology:

Fig. 1 shows a schematic diagram of a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC) with a design output capacity of 250 kW_{th}. The SFBC comprises two main parts (Fig. 2): (1) a cylindrical combustor with 0.5 m i.d., 0.97 m in height, and (2) a conical base with 0.30 m i.d. truncated-apex cone 0.60 m in height designed to contain a bed of ashes and coarse particles. A cylindrical part had a circular ring named a 'recirculating ring' made of refractory with 0.30 m opening diameter located 1.13 m above an air distributor. The recirculating ring divided the combustor into a main (fluidized bed) and minor combustion chambers, and is used to trap entrained particulates in combustion

gases impinging upon its bottom side, as a consequence of solid-gas recirculation inside the fluidized bed.

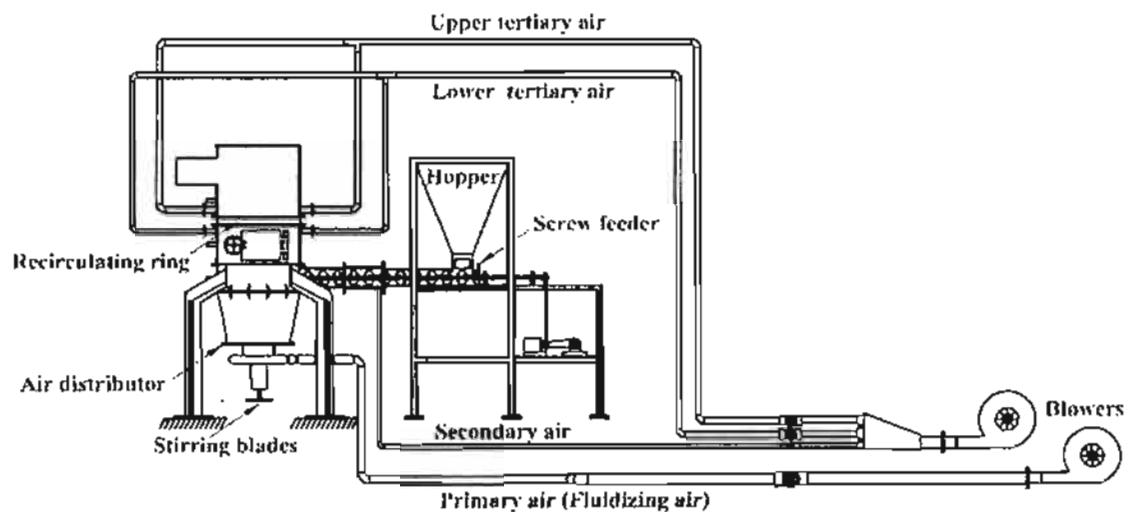


Fig. 1(a) Schematic diagram of short-combustion-chamber FBC, designed output capacity $250 \text{ kW}_{\text{th}}$.

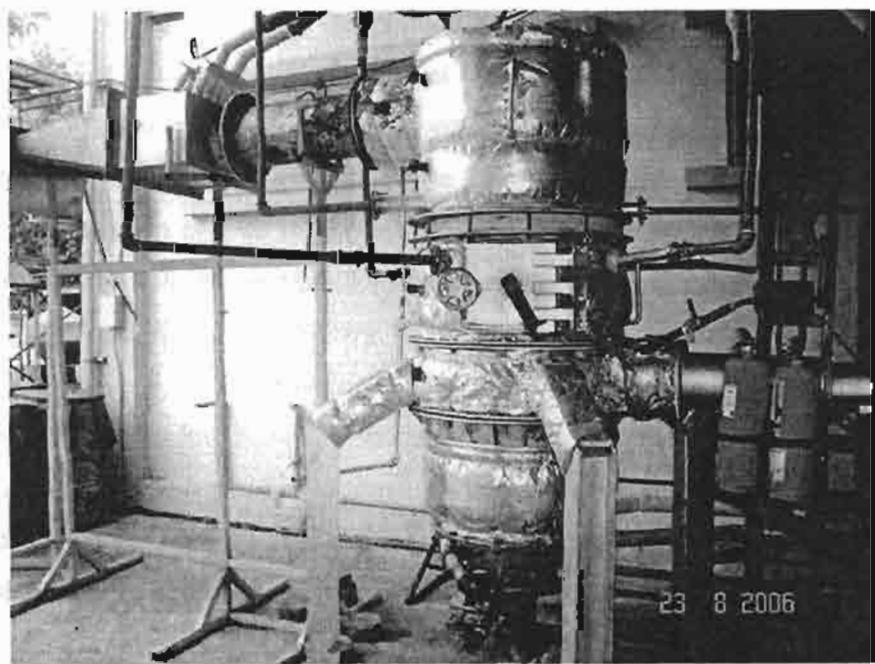


Fig. 1(b) Photograph of short-combustion-chamber FBC, designed output capacity $250 \text{ kW}_{\text{th}}$.

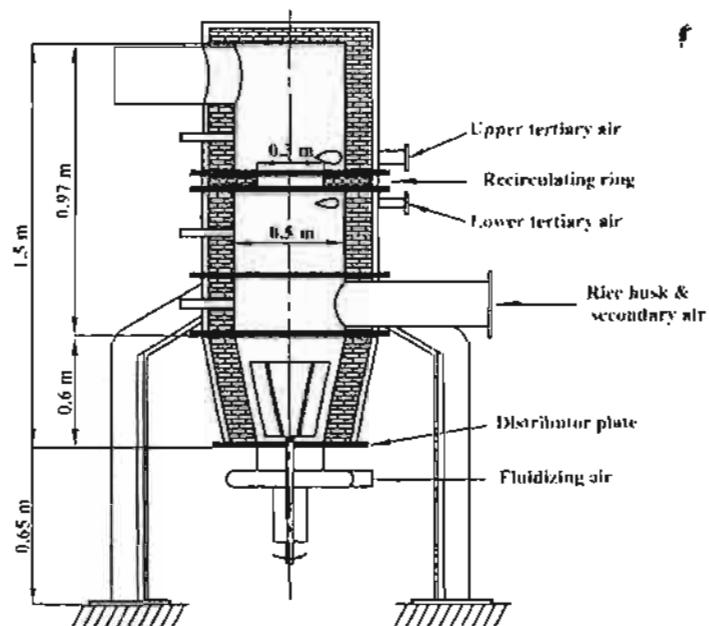


Fig. 2. Axial cross-section of a short-combustion-chamber FBC.

Rice-husk was fed into the FBC via a screw conveyor equipped with a variable-speed drive to regulate the fuel feed rate. The primary air (fluidizing air) was supplied by a 2.2 kW blower. To prevent flame penetrating the fuel feed system, secondary air was injected at the outlet of the screw conveyor. Tertiary air was provided by a 2.2 kW blower and diverted to above and below the recirculating ring. The lower tertiary air was introduced via four air nozzles at an elevation of 1.03 m; the arrangement of these nozzles is shown in Fig. 3a. The air discharging from the nozzles formed a tangent circle of 0.2 m diameter within the confines of the nozzles. Upper tertiary air was introduced tangentially through the two opposing air nozzles (Fig. 3b) positioned just above the recirculating ring. Injecting this air was designed to sweep any particulate materials that may fall on the upper side of the ring towards the fluidized bed below. Moreover, to prevent loose particles formed by rice-husk char agglomeration, air-cooled stainless-steel stirring blades were installed centrally inside the conical base, and operated continuously at 6 rpm.

The desired fuel feed rate was regulated by a variable-speed drive. Air velocity was adjusted manually and measured by hot wire anemometer (accuracy $\pm 3\%$). 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 0.6, 0.93, 1.33, and 1.58 m above the air distributor. In the same cross-sectional plane of each elevation, the temperatures were also measured radially outward from the combustor center. Gas concentrations were monitored using a multigas analyzer (Testo 350XL). The measuring principle was based on electrochemical cells for O_2 , CO , NO , and NO_2 . A Leco C-H-N-S analyzer was used to analyze unburned carbon content. Combustion and fluidization behaviors during test runs were observed closely via the ports on the combustor's outer surface.

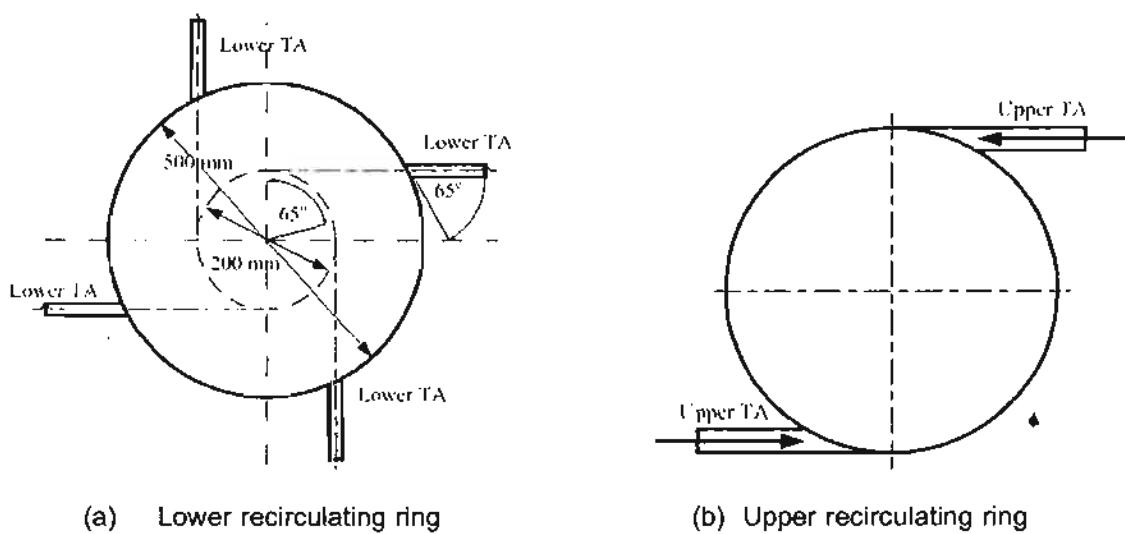


Fig. 3. Arrangement of tangential tertiary air injection

The SFBC can be started easily without any additional fuel, such as liquefied petroleum gas (LPG). Rice-husks were pre-loaded manually into the combustor through an access door until a bed-height of 20-30 cm above the air distributor plate was reached, and then ignited. When rice-husk loaded in advance was continually combusted until the bed temperature reached about 450°C ; thereafter, the feed was increased to the desired feed rate. No external bed material was used to promote fluidized-bed combustion; instead, ash derived from the rice-husk itself during continued combustion, in which the main element is silicon ($\approx 90\%$ as SiO_2), can behave as an inventory bed material that contributes to favorable turbulent gas-solid mixing.

The combustion tests using rice-husk fuel comprised 9 experiments, of which 5 were conducted using varied fluidization velocities and fixed rice-husk feed rates, and another 4 with partial load conditions using fixed total air and varied feed rates. The operating conditions are summarized in Table 1. Three more experiments were performed primarily to investigate the potential for co-firing rice-husk and bituminous-coal in the SFBC.

Table 1
Experimental conditions for rice-husk combustion

Run Nos.	Primary air		Secondary air		Tertiary air				Rice husk feed rate (kg/h)	Excess air (%)	Air- fuel ratio			
					Upper recirculating ring		Lower recirculating ring							
	Velocity (m/s)	Fraction (-)	Velocity (m/s)	Fraction (-)	Velocity (m/s)	Fraction (-)	Velocity (m/s)	Fraction (-)						
Effect of primary air														
1	0.5	0.33	16	0.27	8	0.14	15	0.26	66	83	8.32			
2	0.8	0.44	16	0.23	8	0.11	15	0.22	66	119	9.96			
3	0.9	0.46	16	0.22	8	0.11	15	0.21	66	132	10.56			
4	1.2	0.54	16	0.19	8	0.10	15	0.18	66	164	12.01			
5	1.4	0.57	16	0.17	8	0.10	15	0.16	66	174	12.47			
Partial-load operational														
6	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	73	117	9.87			
7	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	66	140	10.92			
8	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	50	220	14.56			
9	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	33	380	21.84			

Results and Discussion:

The temperature profiles showed that combustion mainly took place below the recirculating ring and at between 0.6 m and 0.93 m above distributor plate. Fig. 4 shows typical radial temperature profiles within the combustor. The regions below the recirculating ring were in a near-isothermal bed state, indicating that fluidized-bed combustion characterized combustion in these regions, despite the lack of a secondary solid bed material. This corresponds with visual observations through wall-opening ports and sharp decay of vertical O₂ concentration profile inside the combustor (Fig. 5).

Change in fluidizing velocity or change in fuel feed-rate can result in excess air. All tests under varied conditions allowed excess air of between 83-380%, corresponding to a fluidizing velocity variance of 0.5-1.4 m/s and rice-husk feed rates of 33-73 kg/h. All

experiments shows that bed temperature not $> 1200^{\circ}\text{C}$. Combustion efficiency (E_c) of 95.6-99.8% and heat rate intensity (I_c) in the range $1.34\text{-}1.54 \text{ MW}_{\text{th}}\text{m}^{-2}$ were achieved in the current FBC. The use of high fluidizing velocity (1.4 m/s) caused the distortion of the E_c profile at an excess air of 174%. E_c was quite low (96.7%). However, generally the combustion efficiency was mostly $>98\%$, corresponding to normal operation at feed rates of 66-73 kg/h. The highly effective combustion was presumably due to the efficient recirculation of particulate materials, by utilizing (1) a recirculating ring having a central circular opening, which confined large particles within the fluidized-bed combustion chamber until their sizes diminished, and (2) a vortex generated by the lower tertiary air. This vortex captured large and coarse particulates entrained in the gases by centrifuging them back into the fluidized bed for refluidization.

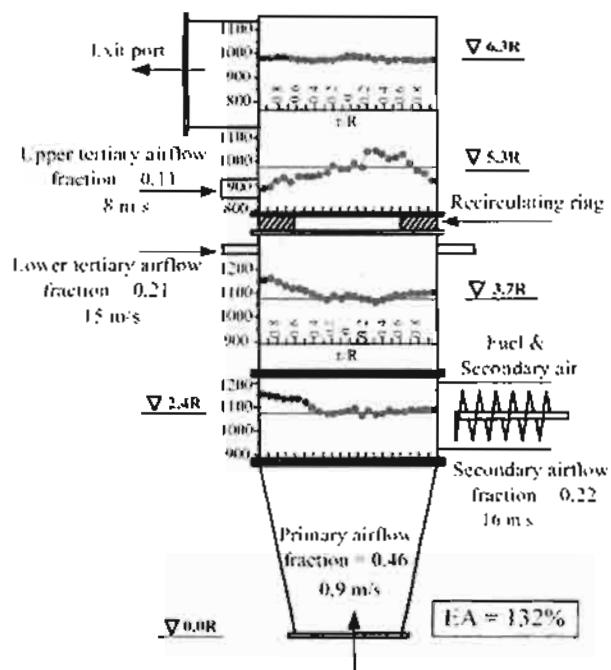


Fig. 4. Typical radial temperature profiles

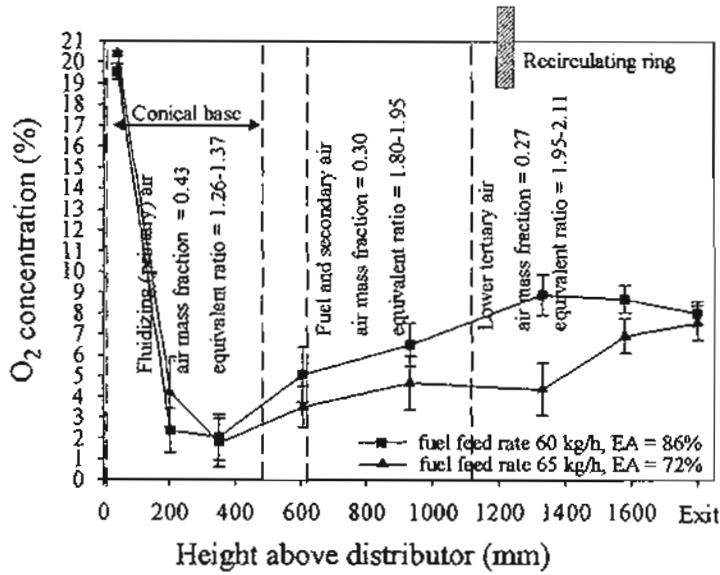


Fig. 5. The O_2 concentration profiles

In this study, various rice-husk loadings were investigated to determine combustor performance under partial-load operation (Table 1). First, the SFBC is designed to burn about 66 kg/h of rice-husk to generate a thermal capacity of about $250 \text{ kW}_{\text{th}}$ with E_c of about 95% or more. A maximum rice-husk feed-rate of 73 kg/h with thermal capacity of $300 \text{ kW}_{\text{th}}$ and E_c of 99.4% were achieved. Furthermore, a minimum rice-husk feed-rate of 33 kg/h could yield a thermal capacity of $130 \text{ kW}_{\text{th}}$ and E_c of 96.3%. Thus, the current combustor has a turn-down ratio (ratio of combustor's maximum output to minimum input) of 2.3:1

Following the CO-concentrations (based on 6% O_2), higher excess air, resulting in lowered bed temperatures, led to the production of higher CO. A moderate increase, from 50 to 550 ppm, can be seen when bed temperature decreased from 1200 to 1050°C . A steep increase to 2200 ppm was detected when bed temperature dropped to 800°C , due to diminishing combustor loading, i.e., from 73 to 33 kg rice-husk/h. In the current work, NO_x emissions were in the range 230-350 ppm (at 6% O_2), depending on combustion conditions. It can be seen in Table 2 that NO_x increased dramatically with increasing excess air, from 80 to 170%. This was due to enlargement of the fuel- NO_x reaction by increased concentration of oxygen.

Table 2

Summary of experimental results for rice-husk firing for operating conditions in Table 1

Run No.	EA (%)	Bed Temp. (°C)	Exit Temp. (°C)	Intensity		O ₂ and CO ₂		emissions at 6% O ₂		Unburned carbon in ash (%)	Comb. Eff. (%)
				Feed rate (kpa ⁻¹ h ⁻¹):(kg h ⁻¹)	Heat rate (MW m ⁻²)	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	CO ppm	NO _x ppm		
Effect of fluidizing air											
1	83	1172	1087	336(66)	1.40	8.77	11.37	50	232	0.8	99.8
2	119	1153	933	336(66)	1.39	9.38	11.07	157	295	2.3	99.4
3	132	1106	812	336(66)	1.39	12.31	8.07	160	318	2.9	99.1
4	164	1056	740	336(66)	1.37	12.19	8.85	427	336	6.7	98.0
5	174	1049	807	336(66)	1.34	12.94	6.62	545	352	11.19	95.6
Partial-load operational											
6	117	1136	928	372(73)	1.54	9.01	11.13	100	288	2.2	99.4
7	140	1120	818	336(66)	1.38	10.36	9.89	335	300	3.5	98.9
8	220	1006	675	255(50)	1.03	13.79	5.39	252	337	7.1	97.1
9	380	801	545	168(33)	0.67	15.74	3.96	2176	348	7.9	96.3

*measured at 1.2 m

The final part was devoted to a preliminary study of co-firing rice-husk with bituminous coal, where the primary fuel was rice-husk. Coal and rice-husk were blended on an energy basis, with 2 proportions of coal introduced in co-combustion tests, i.e., 20 and 30% (energy basis). Results obtained for excess air of 150-220% showed that the E_c for fuel blends was about 96%, which was less than for rice-husk alone. The greater difficulty of burning large and dense coal particles responded to the decreased E_c . Moreover, emissions during the co-combustion tests were 60-160 ppm for CO and 300-350 ppm for NO_x.

Conclusion:

- Without mixing rice-husk with a secondary solid bed material, fluidized bed combustion feature can be accomplished in SFBC developed in this study, indicated by a near-isothermal condition and consumption of abundant oxygen (indicated by axial O₂ concentration profiles), characterized the fluidized-bed combustion feature of this combustor.

2. The combustion efficiency and heat rate intensity of 95.6-99.8% and 1.34-1.54 MWm^{-2} , respectively, were achieved. A combined recirculating ring and vortex air curtain should play an important role in efficient combustion.
3. Increasing excess air, either by increasing fluidizing air velocity or decreasing combustor loading, caused decreases in E_c due to insufficient residence times and bed temperature decreases. The present FBC can operate in partial-load conditions, with an achievable turn-down ratio of 2.3:1.
4. In aspect of gas emissions, increases in excess air resulted in increased CO and NO_x levels. CO increases resulted from temperature drops, whereas NO_x increases were probably due to greater fuel-N reactions with enriched oxygen. Generally, when rice-husk was fired at a normal loading (66 kg/h), CO and NO_x ranges were 50-550 ppm and 230-350 ppm, respectively.
5. The SFBC can be co-fire rice-husk with bituminous coal. Burning rice-husk/coal mixtures of 80/20 and 70/30 (% energy) yielded satisfactory E_c and I_c values. Bituminous blends had higher NO_x emissions attributed to the fuel mixture having a higher nitrogen content.

Recommendation:

The research in a field of co-firing rice-husk/other biomass with coal should be intensively promoted and supported, especially by means of fluidized bed combustion technique and should emphasize on co-combustion performance including such problems may arise—agglomeration, sintering, and fouling, etc.

Keywords: Combustor; Combustion efficiency; Fluidized bed; Rice husk; Vortex.

ชีวมวลเป็นแหล่งพลังงานที่ไม่ก่อให้เกิดการเพิ่มขึ้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2 -Nuetral) รวมถึงเป็นพลังงานสะอาดและยั่งยืน โดยในช่วงเวลาที่ผ่านมา การเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลเพื่อผลิตไอน้ำและไฟฟ้าได้รับความสนใจเพื่อเป็นเชื้อเพลิงทางเลือกทดแทนการเผาไหม้เชื้อเพลิงฟอสซิล ประเทศไทยนั้นวัสดุเหลือใช้จากการเกษตรที่มีศักยภาพในการนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงคือ กลบและฟางข้าว โดยกลบจะเป็นผลผลอย่างจากกระบวนการสีข้าว (20% โดยน้ำหนัก) ซึ่งมีปริมาณประมาณ 4.4 ล้านตัน หรือเทียบเท่าเป็นพลังงานเท่ากับ 6.6×10^7 GJ ทั้งนี้ เทคโนโลยีการเผาไหม้แบบฟลูอิเดซ์เบดจะมีความเหมาะสมในการเผาไหม้เชื้อเพลิงเชิงชนิดต่าง ๆ รวมทั้งเชื้อเพลิงกลบ เนื่องจากมีประสิทธิภาพการแปลงพลังงานและความยืดหยุ่นของการใช้เชื้อเพลิงสูง ในขณะที่การปลดปล่อยมลภาวะค่อนข้างน้อย ทั้งนี้ ปัญหานี้ของการใช้ชีวมวลเป็นเชื้อเพลิงในการเผาไหม้แบบฟลูอิเดซ์เบด คือ การเกิดฟลูอิเดซันที่ค่อนข้างมาก เนื่องจากรูปทรงที่ไม่เอื้อต่อการฟลูอิเดซ์และความหนาแน่นที่ค่อนข้างน้อย จึงมักต้องใส่วัสดุเนื้อยางในเบด เช่น ทราย เพื่อช่วยให้เกิดฟลูอิเดซัน ซึ่งส่งผลให้มีการใช้พลังงานเพิ่มสูงขึ้น

อย่างไรก็ตาม การใช้กลบเป็นเชื้อเพลิงเพื่อผลิตความร้อนและไฟฟ้าเพียงอย่างเดียวอาจเกิดปัญหាដันเนื่องมาจากการข้าวเป็นผลผลิตซึ่งเก็บเกี่ยวได้ตามฤดูกาล และช่วงเวลาของสีข้าวนั้นก็จะขึ้นอยู่กับปริมาณข้าวที่จะนำมาสู่ได้ ถ้านั่นก็จะมีผลกระทบต่อความเหมาะสมที่จะนำมาเผาไหม้ร่วมกับกลบในช่วงฤดูกาลที่ขาดแคลน เพราะถ้าเป็นแหล่งเชื้อเพลิงฟอสซิลซึ่งมีปริมาณที่สามารถนำมาใช้ได้สูงสุดและยังคงเป็นแหล่งพลังงานที่จะมีบทบาทมากในอนาคต

งานวิจัยนี้ได้พัฒนาเตาเผาไหม้ฟลูอิเดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้ตันขนาดพิกัด 250 kW_{th} โดยไม่ต้องผสมวัสดุเนื้อยางในเบดเพื่อทดสอบสมรรถนะในการเผาไหม้กลบ ได้แก่ ประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) อัตราการผลิตความร้อน (I_c) การกระจายอุณหภูมิ และแก๊สมลพิษจากการเผาไหม้ รวมถึงศักยภาพของความเร็วอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิเดซัน อากาศส่วนเกินและอัตราการป้อนเชื้อเพลิง นอกจากนี้ยังได้ศึกษาการเผาไหม้กลบร่วมกับถ่านหินบีกูนีสเปร์งตันอิกด้วย โดยผลการวิจัยพบว่า เตาเผาไหม้ที่พัฒนาขึ้นสามารถทำงานได้อย่างต่อเนื่องโดยไม่ต้องผสมวัสดุเนื้อยางในเบดและมีค่า E_c และ I_c สูง โดยเป็นผลจากการหมุนเวียนของอนุภาคเชื้อเพลิงภายในเบดเผาไหม้เป็นระยะเวลาหนึ่งชั่วโมงการติดตั้ง Recirculating ring และการฉีดอากาศแบบวอร์เตอร์จึงทำให้ E_c สูงเมื่อเปรียบเทียบกับขนาดห้องเผาไหม้ที่ค่อนข้างสั้น โดย E_c และ I_c สูงสุดที่ทำได้คือ 99.8% และ $1.54 \text{ MW}_{th}\text{m}^{-2}$ ตามลำดับ ส่วนการเพิ่มความเร็วของอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิเดซันและปริมาณอากาศส่วนเกินส่งผลให้ E_c ลดลง สำหรับแก๊สมลพิษ CO และ NO_x พบว่ามีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อปริมาณอากาศส่วนเกิน โดยมีค่าในช่วง 50-500 ppm และ 230-350 ppm ตามลำดับ

ส่วนในการศึกษาการเผาไหม้แก๊สร่วมกับถ่านหินบิ๊กมินัล โดยใช้สัดส่วนของแก๊ส 70 และ 80% (โดยพอลังงาน) ซึ่งผลการวิจัยพบว่า E_c และ I_c อยู่ในเกณฑ์ที่น่าพอใจ ส่วนแก๊ส NO_x มีค่าเพิ่มขึ้น

ผลลัพธ์ที่ได้จากการ

๘

1. บทความที่คาดว่าจะตีพิมพ์ในการสาระด้านนาชาติ

1. T. Madhiyanon, P. Sathitruangsak, S. Soponronnarit. Combustion characteristics of rice-husk and preliminary investigation of rice-husk/coal co-combustion performance in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC).
ส่งตีพิมพ์ในการสาร FUEL (Impact factor:1.358)

2. บทความประชุมวิชาการในระดับชาติ

1. Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P. and Soponronnarit, S., Co-firing between biomass and bituminous coal within a short combustion chamber fluidized bed combustor, Proc. of 20th Conference of mechanical engineering network of Thailand, 2006, 18-20 October 2006, Nakornrachasima, Thailand, paper no. ETM036
2. Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P. and Soponronnarit, S., Co-firing between rice husk and bituminous coal within a short combustion chamber fluidized bed combustor, Proc. of 2nd Conference of energy network of Thailand, 2006, 27-29 July 2006, Nakornrachasima, Thailand, paper no. ENETT49-100

Combustion characteristics of rice-husk and preliminary investigation of rice-husk/coal co-combustion performance in 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

Abstract

A short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC), of 250 kW_{th} capacity, was developed and tested for combustion characteristics of rice-husk, i.e. combustion efficiency (E_c), heat rate intensity (I_c), temperature distribution, and gaseous pollutant emissions. The effects of fluidizing velocity, excess air, and combustor loading were analyzed. The results indicated the system could operate without any secondary solid as bed material, with efficient fuel and combustor utilization, indicated by high E_c and I_c , respectively. Solid recirculation within the bed, created by a solid recirculating ring and an air vortex, played an important role in efficient combustion, even in a relatively short combustion chamber. A maximum E_c of 99.8% and a maximum I_c of 1.54 MW_{th}m⁻² were realized. Increasing fluidizing velocity and excess air caused decreases in E_c . CO and NO_x emissions increased with increased excess air, and were in the range 50-550 ppm and 230-350 ppm, respectively. Finally, preliminary tests of rice-husk co-fired with coal were conducted for 70 and 80% (energy) rice-husk fractions. The results showed satisfactory E_c and I_c , while NO_x appeared to increase.

Keywords: Co-combustion; Coal; Fluidized bed; Rice husk; Vortex

1. Introduction

Biomass is a potential CO₂-neutral, clean and sustainable energy resource. In recent years, burning biofuels to produce steam and power has been of great interest as an alternative to burning fossil fuels. In Thailand, the main agricultural residues with biofuel potential are rice-husk and straw. The annual rice-husk output, a byproduct (20 wt.% of paddy) of the milling process, is about 4.4 million tonnes with an annual energy equivalent of 6.6×10^7 GJ. Among a variety of combustion technologies, fluidized-bed combustion has proven suitable for burning alternative solid fuels, due to its efficiency in converting fuels to clean energy, fuel flexibility, and clean operation [1-4]. However, many researchers [1, 5-6] experienced difficulties in fluidizing the rice-husk biomass, because of its non-granular, cylindrical shape and low bulk. They strongly suggested that,

to generate satisfactory fluidization, rice-husk must be mixed with an inert bed material, such as sand. The main features of a fluidized-bed combustor (FBC) are high combustion efficiency and grate heat release rate. A combustion efficiency $> 95\%$ has frequently been reported [1, 4, 7-8]. A feed-rate intensity of rice-husk of $395\text{-}510 \text{ kg h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ was reported in an overview of rice-husk combustion in FBC [1], while $130 \text{ kg h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ was derived from others [8-9]. Recently, Madhiyanon *et al.* [10] developed a novel combustor named a cyclonic fluidized-bed combustor (ψ -FBC) that integrated swirling and fluidized-bed combustion. A combustion efficiency of 98% was easily obtained and a maximum heat release rate (heat rate per combustor cross-sectional-area) of up to $0.80 \text{ MW}_{\text{th}} \text{ m}^{-2}$ can be achieved.

The high moisture and alkali content of biomass ash (including forest and agricultural residues, industrial waste, and municipal solid waste (MSW)), makes it difficult to fire alone; therefore, co-combustion with coal is preferable and becoming more attractive, particularly in FBC, for different purposes: power generation [11-13], recovering energy from industrial waste [14-15], and disposal of MSW [16-17]. Apart from reducing CO_2 , biomass co-combustion has been well-proven to reduce emissions of NO_x and SO_x from coal combustion [12-17].

This paper describes the results of an experimental study with a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC) developed by current authors, thermal capacity $250 \text{ kW}_{\text{th}}$, using rice-husk as the primary fuel. This work aimed to clarify combustion characteristics—combustion efficiency, heat rate intensity, temperature distribution, and gaseous pollutant emissions—based on successful approaches to high combustion efficiency and significantly reduced combustion freeboard height [10]. A key design concept for the SFBC was the creation of gas/solid recirculation within the bed, i.e., using a combination of a solid ring acting as a solid barrier and a centrifugal force field acting as an air curtain, and stirring blades to eliminate the problem of loose agglomeration (conglomeration), and consequently not necessitating any inert material mixed into the bed, as stressed in previous studies [1, 5-6]. Although rice-husk is recognized in this study as the primary fuel, since coal is the most abundant fossil-fuel energy source available, it must play an important role as an energy resource for many decades to come. Therefore, the final part of this paper is devoted to investigating the potential results of co-firing rice-husk and coal.

2. Experiment Setup

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

Fig. 1 shows a schematic diagram of a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC) with a design output capacity of $250 \text{ kW}_{\text{th}}$. The SFBC comprises two main parts (Fig. 2): (1) a cylindrical combustor with 0.5 m i.d., 0.97 m in height, and (2) a conical base with 0.30 m i.d. truncated-apex cone 0.60 m in height designed to contain a bed of ashes and coarse particles. The combustor was made of steel, the inside of which was lined with fire bricks (0.125 m thk.) and refractory, and the outer surface was insulated with ceramic fiber. A cylindrical part had a circular ring named a 'recirculating ring' made of refractory with 0.30 m opening diameter located 1.13 m above an air distributor. The recirculating ring divided the combustor into a main (fluidized bed) and

minor combustion chambers, and is used to trap entrained particulates in combustion gases impinging upon its bottom side, as a consequence of solid-gas recirculation inside the fluidized bed [10]. The gaseous combustion products coming out the FBC contained the entrained materials--ash, unburned carbon-containing solids--and flew upward into an exhaust pipe at the horizontal center top of the combustor. The exhaust pipe connected to two high-efficiency cyclones in parallel.

Rice-husk was fed into the FBC via a screw conveyor equipped with a variable-speed drive to regulate the fuel feed rate, and a hopper. For co-firing tests, rice-husk was premixed with coal before loading into a hopper. The primary air (fluidizing air) was supplied by a 2.2 kW blower and was injected upward through a wind box mounted on the bottom side of an air distributor (Fig. 2) to generate fluidization. To prevent flame penetrating the fuel feed system, secondary air was injected at the outlet of the screw conveyor. Tertiary air was provided by a 2.2 kW blower and diverted to above and below the recirculating ring, hereafter called upper and lower tertiary air. The lower tertiary air was introduced via four air nozzles arranged in the same horizontal plane, such that they were equally-spaced (90° on the circumferential wall) at an elevation of 1.03 m (4.12 R, R= inside radius); the arrangement of these nozzles is shown in Fig. 3a. The air discharging from the nozzles formed a tangent circle of 0.2 m diameter within the confines of the nozzles. The centrifugal force field generated by this vortex was expected to capture the entrained solids ascending with the combustion gases and return them to the fluidized bed [10, 18-19]. Upper tertiary air was introduced tangentially through the two opposing air nozzles (Fig. 3b) positioned just above (1.16 m (4.64R)) the recirculating ring. Injecting this air was designed to sweep any particulate materials that may fall on the upper side of the ring towards the fluidized bed below.

To prevent loose particles formed by rice-husk char agglomeration, rather than particles chemically bonding due to ash melt, air-cooled stainless-steel stirring blades were installed centrally inside the conical base, and operated continuously at 6 rpm [10]. Finally, for the co-firing tests, coal was mixed thoroughly with rice-husk to the desired ratio before loading into the feeding system.

2.2 Measurement

The desired fuel feed rate was regulated by a variable-speed drive. Air velocity was adjusted manually and measured by hot wire anemometer (accuracy $\pm 3\%$). 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 0.6, 0.93, 1.33, and 1.58 m above the air distributor. In the same cross-sectional plane, temperatures were measured radially outward from the combustor center, approximately 2 cm apart. The thermocouples were left for a while to allow the temperature to stabilize before recording, and then manually shifted radially to the next position. The flue gas temperature at the exhaust pipe was also measured. Gas concentrations were monitored using a multigas analyzer (Testo 350XL). The measuring principle was based on electrochemical cells for CO, O₂, NO, and NO₂. CO₂ is derived from O₂ concentration based on a built-in algorithm in the instrument. A Leco C-H-N-S analyzer was used to analyze unburned carbon content. Combustion and fluidization behaviors during test runs were observed closely via the ports on the combustor's outer surface.

2.3 Experimental procedure

The SFBC can be started easily without any additional fuel, such as liquefied petroleum gas (LPG). Rice-husks were pre-loaded manually into the combustor through an access door until a bed-height of 20-30 cm above the air distributor plate was reached, and then ignited. When pre-loaded rice-husk was being combusted, the access door was closed and simultaneously rice-husks from the feed hopper were gradually conveyed via a screw feeder into the combustor. Combustion continued until the bed temperature reached about 450°C; thereafter, the feed was increased to the desired feed rate. No external bed material was used to promote fluidized-bed combustion; instead, ash derived from the rice-husk itself during continued combustion, in which the main element is silicon ($\approx 90\%$ as SiO_2), can behave as an inventory bed material that contributes to favorable turbulent gas-solid mixing. The duration of each test run was about 6 h, of which 1.5 h was used to achieve steady state. Steady state was determined as steady exit temperature and steady ash rate, measured by collecting and weighing the ash at the cyclone outlet. After steady state was reached, gas concentrations were monitored every 2 min for a 2.5 h-period and averaged over the measurement period. The unburned carbon in the ash collected from the cyclone outlet every 20 min was analyzed and used to determine combustion efficiency. On average, the deviation between the maximum and average unburned carbon content was 14.5%.

2.4 Fuel analysis

Rice-husk and bituminous coal were used as fuel in the experiments. Proximate and ultimate analyses of both fuels are shown in Table 1. Coal particle sizes ranged between 5-10 mm.

3 Results and Discussion

The combustion tests using rice-husk fuel comprised 9 experiments, of which 5 were conducted using varied fluidization velocities and fixed rice-husk feed rates, and another 4 with partial load conditions using fixed total air and varied feed rates. The operating conditions and results of the experiment are summarized in Tables 2 and 3, respectively. Three more experiments were performed primarily to investigate the potential for co-firing rice-husk and bituminous-coal in the SFBC.

3.1. Combustion behavior

The axial temperature profiles within the combustor with varied amounts of excess air are shown in Fig.4; they indicate that maximum temperature occurs at a position below the recirculating ring (~ 0.6 m from the distributor), and decays in the upstream flue gas direction. The temperature profiles showed that combustion mainly took place below the recirculating ring and at between 0.6 m/ 2.4R and 0.93 m/ 3.7R. Decreasing temperatures at locations above the recirculating ring (1.33 m/ 5.3R) were an adverse effect of injecting the upper tertiary air, leading to an unintended mixture with flue gases ascending into the combustor exit.

Fig. 5(a) shows typical radial temperature profiles within the combustor, with general uniformity in the region between 0.60 m/2.4R and 0.93 m/ 5.3R. The regions below the recirculating ring were in a near-isothermal bed state, indicating that fluidized-bed combustion characterized combustion in these regions, despite the lack of a secondary solid bed material, as previously suggested [1, 5-7]. This corresponds with visual observations through wall-opening ports, i.e., that particulates were fluidized and entrained into the chamber above the conical bed by fluidizing air, apparently corresponding to a uniform flame throughout the entire bed, and the whole bed brightened vigorously. Similar results were experienced in the cyclonic FBC recently developed by Madhiyanon et al. [10]. Two further experiments were performed showing the O₂ concentration profiles inside the combustor, to clarify the characteristics of fluidized-bed combustion commonly maintained in the bed. These profiles are shown in Fig. 5(b). The vertical O₂ concentration profile is characterized by sharp decay at the base of the unit and gradual increase in the upper part due to secondary and tertiary air penetration, indicating the progress of overall combustion. Evidence of the continued consumption of abundant O₂ along the combustor height, from the air distributor up to an elevation where the recirculating ring was placed, indicates vigorous combustion of particulate solids and gases (CO and volatiles) within this region. In addition, the feed-point may represent the first opportunity for burning volatile-rich matter, leading to continued O₂ consumption at that site.

A deeper understanding of the combustion mechanisms of rice-husk can be explained according to thermogravimetrics (TG) and the first derivative of TG (rate of weight-change, DTG) curves, which represent the combustion characteristics of the fuel, as shown in Fig. 6; these results concur with previous reports [20]. It is clear that the devolatilization of rice-husk started at around 180-350°C, volatile and char combustion took place at around 350-500°C, and at around 500°C, no further changes in weight were observed, implying that devolatilization and combustion of biomass with high volatile matter content, such as rice-husk, occurred instantaneously with feeding into the combustor and exposure to high combustor temperatures (>1000°C).

3.2 Combustion efficiency and heat rate intensity

Combustion efficiency (E_c) and heat rate intensity (I_c) for firing rice-husk alone were investigated via two test groups, for which the operating conditions and results are presented in Tables 2 and 3, respectively. E_c is defined by Eq. 1 [10], whereas I_c , viewed as the cross-sectional-area energy utilized can be expressed by Eq. 2.

$$E_c = [(E_f - E_{fg} - E_{ash}) / E_f] \times 100\% \quad (1)$$

where E_f is the 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.

$$I_c = [\dot{m}_f \times E_f \times (E_c / 100)] / A \quad (2)$$

where \dot{m}_f is the rice-husk mass flow rate and A is the combustor cross-sectional area.

Change in fluidizing velocity or change in fuel feed-rate can result in excess air. All tests under varied conditions allowed excess air of between 83-380%, corresponding to a fluidizing velocity variance of 0.5-1.4 m/s and rice-husk feed rates of 33-73 kg/h. Note that no experiment using less < 80% excess air was conducted because no external load (such as steam) was provided to absorb part of the heat released during combustion,

leading to a limitation of the combustion air, with a consequent bed temperature not $> 1200^{\circ}\text{C}$. As Table 3 shows, E_c of 95.6-99.8% were achieved in the current FBC, comparable with other FBCs (refs. [4, 7] with E_c of 97.0-98.9%, and ref. [8] with E_c of 95.6-96.1%). The present combustor can achieve heat rate intensity in the range 1.34-1.54 $\text{MW}_{\text{th}}\text{m}^{-2}$, corresponding to normal operation at feed rates of 66-73 kgh^{-1} , which is comparable with bubbling FBC for rice-husk firing, at 0.65-2.10 $\text{MW}_{\text{th}}\text{m}^{-2}$ [4, 8-9]; however, it is not competitive with CFBC, at 3.95 $\text{MW}_{\text{th}}\text{m}^{-2}$ [7].

The Changes in E_c and combustion losses with excess air for rice-husk combustion are shown in Fig. 7. No bottom ash was drained out during combustion, but all rice-husk ash was elutriated from the combustor exit; this means carbon loss derived from fly ash. Combustion losses are a combination of energy losses due to CO in flue gases and unburned carbon in fly ash. As the figure shows, E_c decreased as excess air increased. The use of high fluidizing velocity (1.4 m/s) caused the distortion of the E_c profile at an excess air of 174%. E_c was quite low (96.7%) when combustion air was introduced at 380% excess air, which led to a relatively low bed temperature of 800°C . Combustion losses due to unburned carbon varied between 0.2-4.2% of energy input, and for CO, 0.02-1.1%.

Mostly, combustion was even within a short distance, i.e., 0.60-0.93 m from the air distributor, as previously described (Figs. 4, 5(b)), and $E_c > 98\%$ were generally achievable. The highly effective combustion was presumably due to the efficient recirculation of particulate materials, by utilizing (1) a recirculating ring having a central circular opening, which confined large particles within the fluidized-bed combustion chamber until their sizes diminished [10], and (2) a vortex generated by the lower tertiary air. This vortex captured large and coarse particulates entrained in the gases by centrifuging them back into the fluidized bed for refluidization [10, 18-19].

3.3 Effect of fluidizing velocity and partial load operation

The dependence of E_c on fluidizing air velocity is shown in Fig. 8. A maximum E_c of 99.8% could be accomplished at a fluidizing velocity of 0.6 m/s. When the velocity was increased further, E_c gradually decreased until, with a velocity exceeding 0.9 m/s, values dropped sharply, reaching a minimum of 95.6% at a fluidizing velocity of 1.4 m/s. The consistency of decrease in E_c with increased unburned carbon (wt.%) caught in the cyclones, and decrease in bed temperature, can be seen in Fig. 8. Similar results were also found in the literature [1, 4, 7, 10]. Inefficient combustion with increasing fluidizing velocity can be explained through too-short resident time for complete burning of combustibles, i.e., char particles and gaseous-combustion products.

In this study, various rice-husk loadings were investigated to determine combustor performance under partial-load operation (Table 2). First, the SFBC is designed to burn about 66 kg/h of rice-husk to generate a thermal capacity (defined as fuel energy times E_c) of about 250 kW_{th} with E_c of about 95% or more. A maximum rice-husk feed-rate of 73 kg/h with thermal capacity of 300 kW_{th} and E_c of 99.4%, however, is possible (Table 3). Furthermore, without any change in combustion air amounts; a relatively lower combustor loading than design can be accomplished with a minimum rice-husk feed-rate of 33 kg/h, yielding a thermal capacity of 130 kW_{th} and E_c of 96.3%. Thus, the current combustor has a turn-down ratio (ratio of combustor's maximum output

to minimum input) of 2.3:1, or even higher. As the results, E_c increased as combustor loading increased. This was attributed to bed temperature decrease.

3.4 Flue gas emissions

Fig. 9 shows the dependence of CO and NO_x emissions, as well as bed temperature (at 1.2m), for rice-husk burning on amounts of excess air. A peer review of data included in the figure is shown in Table 3. Following the CO-concentrations (based on 6% O_2), higher excess air, resulting in lowered bed temperatures, led to the production of higher CO. A moderate increase, from 50 to 550 ppm, can be seen when bed temperature decreased from 1200 to 1050°C, indicating the strong influence of bed temperature on CO emissions. This was also observed in a bubbling fluidized bed studied by Armesto *et al.* [4]. A steep increase to 2200 ppm was detected when bed temperature dropped to 800°C, due to diminishing combustor loading, i.e., from 73 to 33 kg rice-husk/h. This is consistent with the observations of Kuprianov *et al.* [8], with high CO emissions in a conical FBC operating under low bed temperatures of around 800°C (2235 ppm at 6% O_2 , measured at 2.75 m level and using 100% excess air). With similar combustion conditions, Madhiyanon *et al.* [10] found a trend towards similar CO amounts in rice-husk burning in a novel cyclonic FBC.

For biomass combustion at temperatures $<1300^\circ\text{C}$, NO_x formation is typically through the fuel- NO_x mechanism rather than the thermal formation of NO_x from nitrogen in the combustion air [20-22]. In the current work, NO_x emissions were in the range 230-350 ppm (at 6% O_2), depending on combustion conditions. It can be seen in Fig. 9 that NO_x increased dramatically with increasing excess air, from 80 to 170%, corresponding to 8.8 to 12.9% O_2 measured in the exit flue gas. This was due to enlargement of the fuel- NO_x reaction by increased concentration of oxygen. A consequence of increasing the amount of air, causing significantly increased NO_x , can be noted in ref. [4], where raising excess oxygen from 5 to 10% resulted in a steep increase in NO_x , from 80 to 350 ppm (at 6% O_2). However, providing more combustion air, fuel- NO_x formation will be counteracted by lower bed temperature, with no further increase in NO_x emission (Fig. 9) when excess air $>170\%$. The NO_x emissions of the present FBC (230-350 ppm in 6% O_2 flue gas) were comparable to the bubbling FBCs for firing rice-husk (240-350 ppm in refs. [8-9] and 80-330 ppm in ref. [4]) but higher than a CFB combustor (150-220 ppm in ref. [7]).

3.5 Co-combustion tests

This section is devoted to a preliminary study of co-firing rice-husk with bituminous coal, where the primary fuel was rice-husk. Coal and rice-husk were blended on an energy basis, with 2 proportions of coal introduced in co-combustion tests, i.e., 20 and 30% (energy basis). Results obtained for excess air of 150-220% showed that the E_c for fuel blends was less than for rice-husk alone. The greater difficulty of burning large and dense coal particles, as well as the slower combustion of coal than rice-husk, indicated by the DTG curves in Fig. 6, necessitated longer residence time for coal combustion; these factors together were responsible for lower E_c values. SO_2 emissions were not measured because the gas analyzer did not incorporate a SO_2 chemical cell unit. NO_x emissions followed an increasing trend with percentage coal, particularly for 30% coal share, due to more nitrogen in the fuel with coal added. However, changes in the

amounts of CO were minor, because bituminous coal also contains a high proportion of volatiles (Table 1). Emissions during the co-combustion tests were 60-160 ppm for CO and 300-350 ppm for NO_x.

4. Conclusions

A SFBC of 250 kW_{th} design capacity was developed by adapting techniques from recent work by the present authors, and successfully obtained high combustion efficiency (E_c) and high heat rate intensity (I_c), without the use of a secondary solid to promote fluidization.

A near-isothermal condition, reflected by the radial temperature profiles and consumption of abundant oxygen (indicated by axial O₂ concentration profiles), characterized the fluidized-bed combustion feature of this combustor. Axial temperature and O₂ concentration profiles showed that combustion took place mainly in the lower combustor, below the recirculating ring. Results for E_c and I_c of 95.6-99.8% and 1.3-1.5 MW_{th}m⁻², respectively, were achieved, which were comparable with bubbling FBC for rice-husk firing, however, not competitive with CFBC. A combined recirculating ring and vortex air curtain should play an important role in efficient combustion, even within a confined space.

Increasing excess air, either by increasing fluidizing air velocity or decreasing combustor loading, caused decreases in E_c due to insufficient residence times and bed temperature decreases. The present FBC can operate in partial-load conditions, with an achievable turn-down ratio of 2.3:1. Regarding gas emissions, increases in excess air resulted in increased CO and NO_x levels. CO increases resulted from temperature drops, whereas NO_x increases were probably due to greater fuel-N reactions with enriched oxygen. Generally, when rice-husk was fired at a normal loading (66 kg/h), CO and NO_x ranges were 50-550 ppm and 230-350 ppm, respectively. The final section of this work was a preliminary study of rice-husk co-fired with bituminous coal. Burning rice-husk/coal mixtures of 80/20 and 70/30 (% energy) yielded satisfactory E_c and I_c values. Bituminous blends had higher NO_x emissions attributed to the fuel mixture having a higher nitrogen content.

Acknowledgement

Thanks are due to the Thailand Research Fund (TRF) and Commission on Higher Education 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;14:533-546.
- [2] Anthony EJ. Fluidized bed combustion of alternative solid fuels: status, success and problems of technology. *Prog Energy Combust Sci* 1995;21:239-268.
- [3] Fabrizio S, Riccardo C. Fluidized bed combustion of alternative solid fuels. *Exp Therm Fluid Sci* 2004;28:691-699.

- [4] Armesto L, Bahillo A, Veijonen K, Cabanillas A, Otero J. Combustion behaviour of rice husk in a bubbling fluidized bed. *Biomass Bioenergy* 2002;23:171-179.
- [5] Rao TR, Bheemarasetti JV Ram. Minimum fluidization velocities of mixtures of biomass and sands. *Energy* 2001;26:633-644.
- [6] Abdullah MZ, Husian Z, Yin Pong SL. Analysis of cold flow fluidization test results for various biomass fuels. *Biomass Bioenergy* 2003;24:487-494.
- [7] 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;85:1273-1282.
- [8] Kuprianov VI, Janvijitsakul K, Permchart W. Co-firing of sugar cane bagasse with rice- husk in a conical fluidized-bed combustor. *Fuel* 2006;85:434-442.
- [9] Permchart W, Kuprianov VI. Emission performance and combustion efficiency of a conical fluidized-bed combustor firing various biomass fuels. *Bioresource Technol* 2004;92:83-91.
- [10] Madhiyanon T, Lapisattanakun A, Sathitruangsak P, Soponronnarit S. A novel cyclonic fluidized-bed combustor (ψ -FBC): Combustion and thermal efficiency, temperature distribution, combustion intensity, and emission of pollutants. *Combust Flame* 2006;146:232-245.
- [11] Spliethoff H, Hein KRG. Effect of co-combustion of biomass on emissions in pulverized fuel furnaces. *Fuel Process Technol* 1998;54:189-205.
- [12] Sami M, Annamalai K, Wooldridge M. Co-firing of coal and biomass fuel blends. *Prog Energy Combust* 2001;27:171-214.
- [13] Laursen K, Grace JR. Some implication of co-combustion of biomass and coal in a fluidized bed boiler. *Fuel Process Technol* 2002;76:77-89.
- [14] Armesto L, Bahillo A, Cabanillas A, Veijonen K, Otero J, Plumed A, Salvador L. Co-combustion of coal and olive oil industry residues in fluidized bed. *Fuel* 2003;82:993-1000.
- [15] Aysel TA, Topal H. Co-combustion of olive cake with lignite coal in a circulating fluidized bed. *Fuel* 2004;83:859-867.
- [16] Dong C, Jin B, Zhong Z, Lan J, Test on co-firing of municipal solid waste and coal in a circulating fluidized bed. *Energy Convers Manage* 2002;43:2189-2199.
- [17] Suksankraison K, Patumsawad S, Vallikul P, Fungtammasan B, Aeeary A. Co-combustion of municipal solid waste and Thai lignite in a fluidized bed. *Energy convers Mange* 2004; 45:947-962.
- [18] Nieh S, Yang G, Zhu AQ, Zhao CS. Measurements of gas-particle flows and elutriation of an 18 inch i.d. cold vortexing fluidized-bed combustion model. *Powder Technol* 1992;69:139-146.
- [19] Lin CH, Teng JT, Chyang CS. Evaluation of the combustion efficiency and emission of pollutants by coal particles in a vortexing fluidized bed. *Combust Flame* 1997;110:163-172.
- [20] Werther J, Saenger M, Hartge EU, Ogada T, Siagi Z. Combustion of agricultural residues. *Prog Energy Combust Sci* 2000;26:1-27.
- [21] Glarborg P, Jensen AD, Johnsson JE. Fuel nitrogen conversion in solid fuel fired systems. *Prog Energy Combust Sci* 2003;29:89-113.
- [22] Zhou H, Jensen AD, Glarborg P, Kavaliauskas A. Formation and reduction of nitric oxide in fixed-bed combustion of straw. *Fuel* 2005;85:705-716.

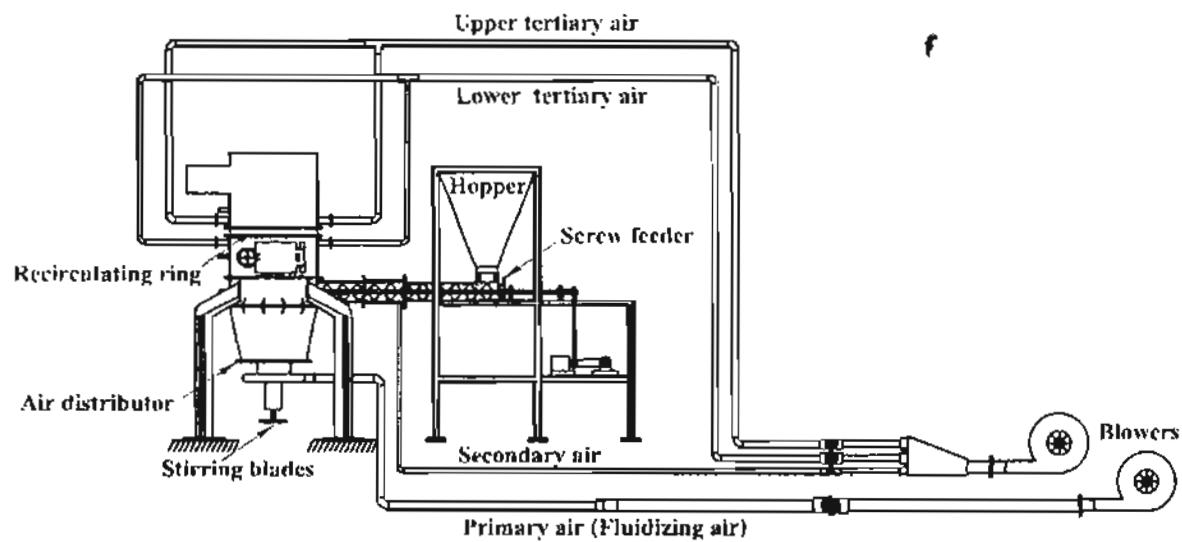


Fig. 1. Schematic diagram of short-combustion-chamber FBC, designed output capacity 250 kW_{th}.

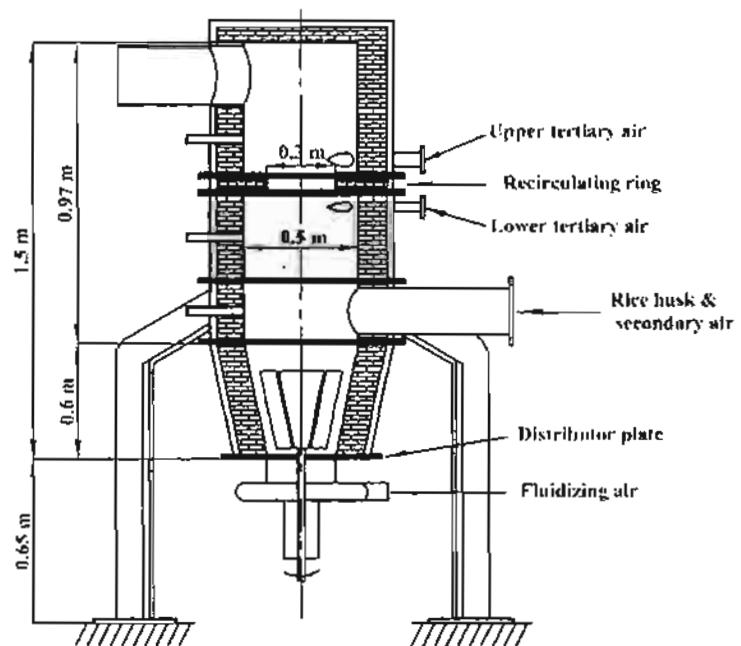


Fig. 2. Axial cross-section of a short-combustion-chamber FBC.

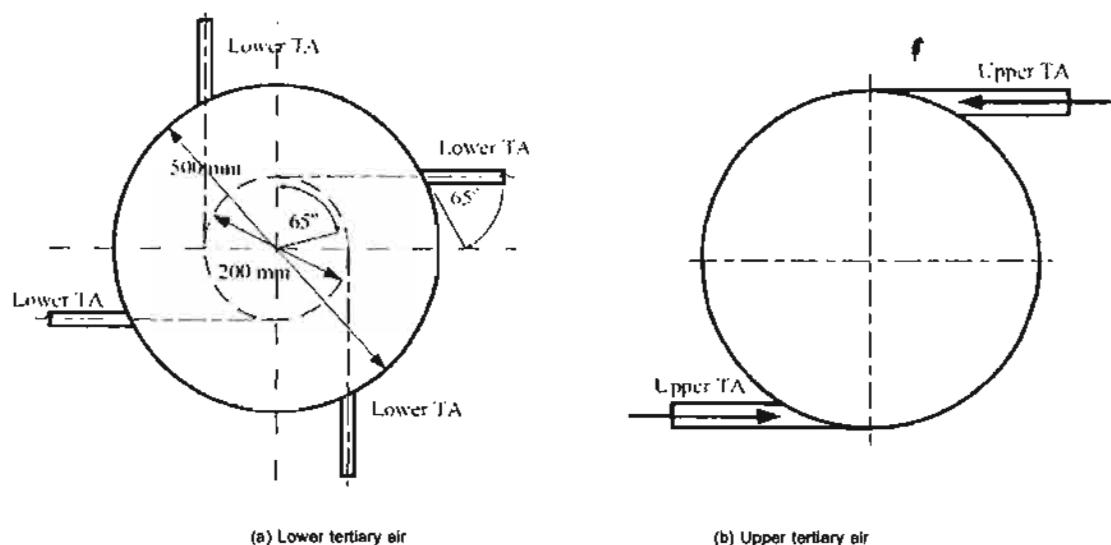


Fig. 3. Arrangement of tangential tertiary air injection, at below the recirculating ring, 1.03 m (a) and at above the recirculating ring, 1.16 m (b).

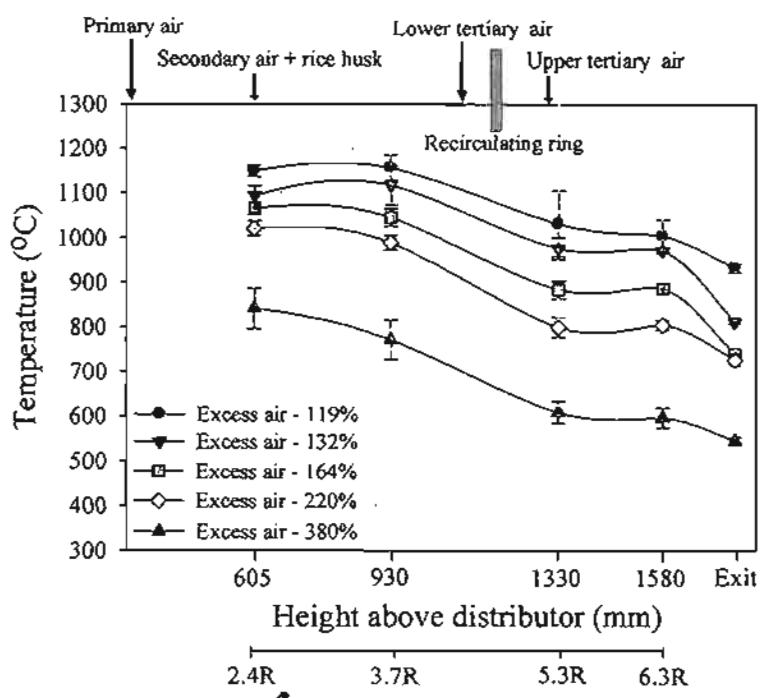


Fig. 4. Axial temperature profiles inside the combustor with different amounts of excess air.

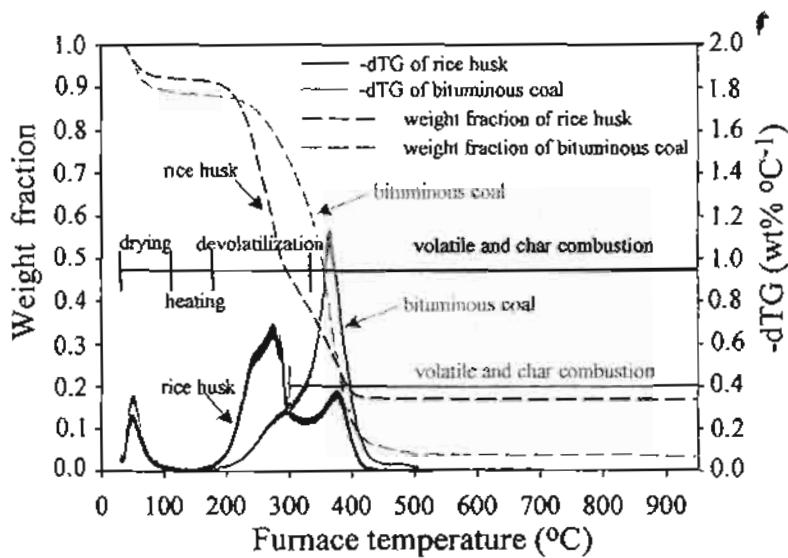


Fig. 6. TG and DTG curves for rice husk and bituminous coal (in air, $5^{\circ}\text{C min}^{-1}$).

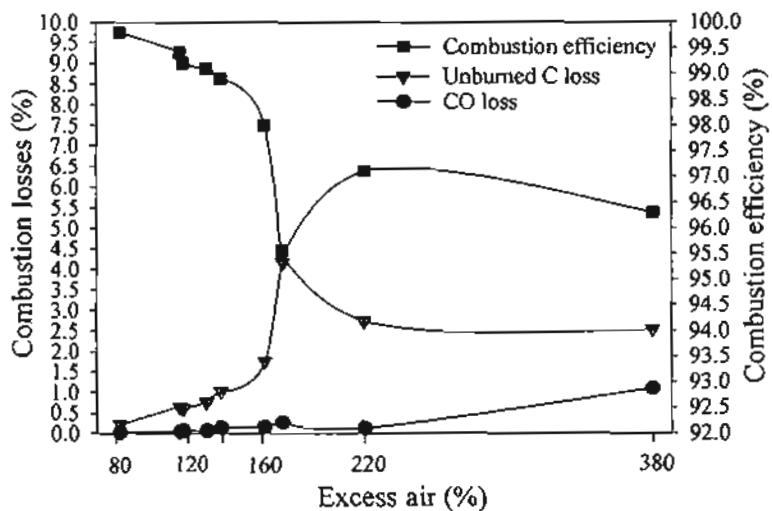


Fig. 7. Change in combustion losses and combustion efficiency with excess air, for rice-husk combustion.

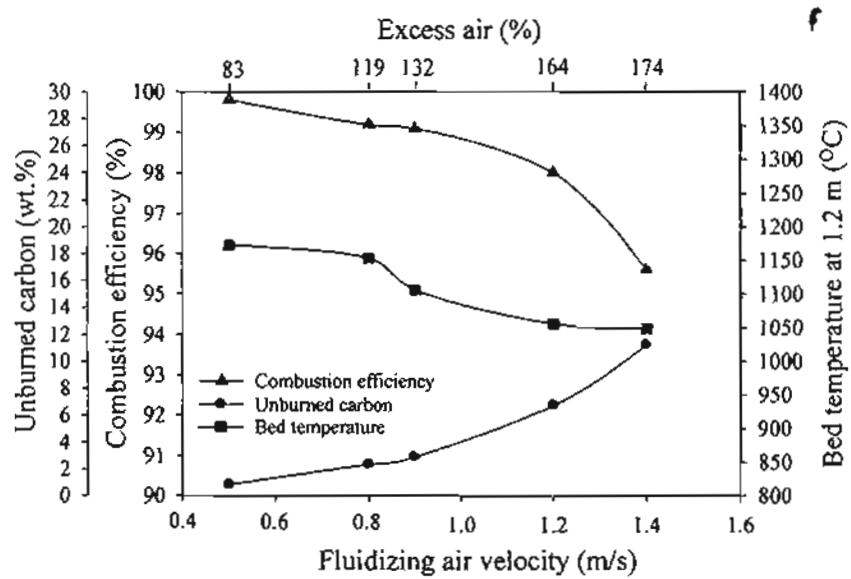


Fig. 8. Effects of fluidizing air velocity and corresponding excess air on combustion efficiency, unburned carbon, and bed temperature.

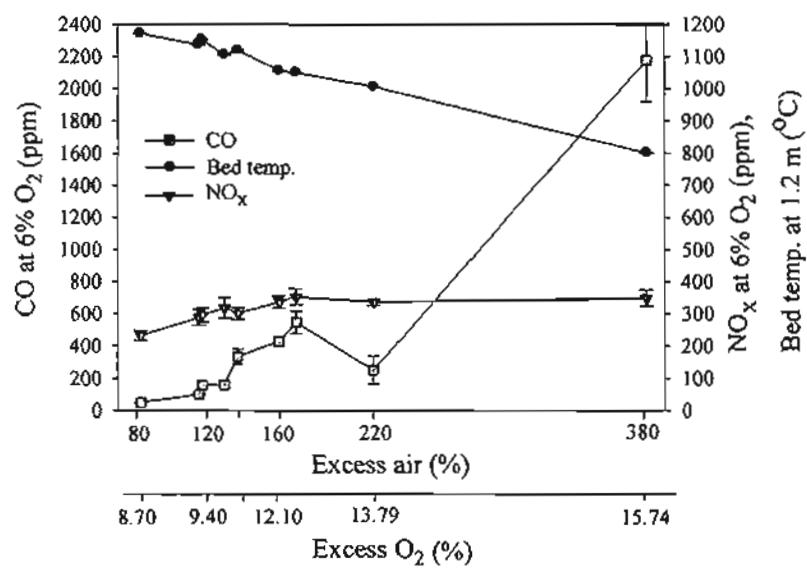


Fig. 9. Changes in CO and NO_x emissions, and bed temperature (at 1.2 m) as a function of excess air.

Table 1
Analyses of rice husk and bituminous coal (as received)

Proximate analysis (wt. %)		Ultimate analysis (wt. %)			
	Rice husk	Bituminous	Rice husk		
Fixed carbon	20.1	38.92	C	38.0	57.15
Volatile matter	55.6	32.20	H	4.55	3.29
Moisture	10.3	24.69	O	32.4	14.18
Ash	14.0	4.19	N	0.69	1.20
			S	0.06	1.28
		Moisture		10.3	17.49
		Ash		14.0	5.41
HHV (MJ/kg)		Rice husk	Bituminous		
14.93		24.5			

Table 2
Experimental conditions for rice-husk combustion

Run No.	Primary air		Secondary air		Tertiary air				Rice husk feed rate (kg/h)	Excess air (%)	Air- fuel ratio	
	Velocity (m/s)	Fraction (-)	Velocity (m/s)	Fraction (-)	Velocity (m/s)	Fraction (-)	Velocity (m/s)	Fraction (-)				
	Effect of primary air											
1	0.5	0.33	16	0.27	8	0.14	15	0.26	66	83	8.32	
2	0.8	0.44	16	0.23	8	0.11	15	0.22	66	119	9.96	
3	0.9	0.46	16	0.22	8	0.11	15	0.21	66	132	10.56	
4	1.2	0.54	16	0.19	8	0.10	15	0.18	66	164	12.01	
5	1.4	0.57	16	0.17	8	0.10	15	0.16	66	174	12.47	
Partial-load operational												
6	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	73	117	9.87	
7	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	66	140	10.92	
8	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	50	220	14.56	
9	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	33	380	21.64	

Table 3

Summary of experimental results for rice-husk firing for operating conditions in Table 2

Run No.	EA (%)	Bed Temp. (°C)	Exit Temp. (°C)	Intensity		O ₂ and CO ₂		emissions at 6% O ₂		Unburned carbon in ash (%)	Comb. Eff. (%)
				Feed rate (kgm ⁻² h ⁻¹)/(kg h ⁻¹)	Heat rate (MJWm ⁻²)	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	CO ppm	NO _x ppm		
Effect of fluidizing air											
1	83	1172	1087	336(66)	1.40	8.77	11.37	50	232	0.8	99.8
2	119	1153	933	336(66)	1.39	9.38	11.07	157	295	2.3	99.4
3	132	1106	812	336(66)	1.39	12.31	8.07	160	318	1.9	99.1
4	164	1056	740	336(66)	1.37	12.19	8.85	427	336	6.7	98.0
5	174	1049	807	336(66)	1.34	12.94	6.62	545	352	11.19	95.6
Partial-load operational											
6	117	1136	928	372(73)	1.54	9.01	11.13	100	288	2.2	99.4
7	140	1120	818	336(66)	1.38	10.36	9.89	335	300	3.5	98.9
8	220	1006	675	255(50)	1.03	13.79	5.39	252	337	7.1	97.1
9	380	801	545	168(33)	0.67	15.74	3.96	2176	348	7.9	96.3

*measured at 1.2 m

ການພູມວິທີ

- บทความที่คาดว่าจะตีพิมพ์ในสารสาระคับนานาชาติ
- บทความประชุมวิชาการในระดับชาติ

Manuscript Number: JFUE-D-07-00219R3

Title: Combustion characteristics of rice husk and preliminary investigation of rice-husk/coal co-combustion performance in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC)

Article Type: Original Research Paper

Section/Category:

Keywords: Keywords: Co-combustion; Coal; Fluidized bed; Rice husk; Vortex

Corresponding Author: Asst.Prof.Dr thanid madhiyanon, Ph.D.

Corresponding Author's Institution: Mahanakorn University of Technology

First Author: thanid madhiyanon, Ph.D.

◆

Order of Authors: thanid madhiyanon, Ph.D.; Prasan Sathitruangsak, M.Eng.; somchart sponronnant, Ph.D.

Manuscript Region of Origin:

Abstract: Abstract

A short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC), of 250 kW_{th} capacity, was developed and tested for combustion characteristics of rice-husk, i.e. combustion efficiency (Ec), heat rate intensity (Ic), temperature distribution, and gaseous pollutant emissions. The effects of fluidizing velocity, excess air, and combustor loading were analyzed. The results indicated the system could operate without any secondary solid as bed material, with efficient fuel and combustor utilization, indicated by high Ec and Ic, respectively. Solid recirculation within the bed, created by a solid recirculating ring and an air vortex, played an important role in efficient combustion, even in a relatively short combustion chamber. A maximum Ec of 99.8% and a maximum Ic of 1.54 MW_{th}m⁻² were realized. Increasing fluidizing velocity and excess air caused decreases in Ec. CO and NO_x emissions increased with increased excess air, and were in the range 50-550 ppm and 230-350 ppm, respectively. Finally, preliminary tests of rice-husk co-fired with coal were conducted for 70

and 80% (energy) rice-husk fractions. The results showed satisfactory Ec and Ic, while NOx appeared to increase.

Date: 15 August 2007

To: Prof. Akira Tomita,
Principal Editor, *Fuel*

Ref.: JFUE-D-07-00219

Title: Combustion characteristics of rice husk and preliminary investigation of rice-husk/ coal co-combustion performance in a short-combustion-chamber fluidized-bed chamber (SFBC)

Dear Prof. Tomita,

Many thanks for your email of 12 June, regarding the revision of the above paper in JFUE. Overall, the comments were fair, encouraging and constructive. We are convinced that the manuscript has been improved by integration of the recommended revisions. Naturally, we are pleased that Reviewer #2 felt that, in general, the paper is worthy of publication, with some revision. Our responses are briefly listed below. For more detail, please see the attached.

Response to the Editor:

1. With respect to the comment that the manuscript was too long, we have now shortened to 30 pages, partly through condensation and partly through excision. Also included are text, tables, and figures. One part concerning agglomerate formation during co-combustion tests was removed from the revised manuscript, as suggested by Reviewer #1. The manuscript has now been paginated.
2. In response to the comment 'too small letters in figures', we have enlarged them.
3. In the reference section, we have included the titles of the papers.

Response to Reviewer #1:

1. Reviewer #1 thought that the combustor presented in this paper should be classified as a 'cyclone-type combustor' rather than a 'fluidized-bed combustor', as asserted by the authors. We have argued this point further, and explained to Reviewer #1 that the present combustor cannot be classed as a cyclone combustor due to some distinctive features. Fuel was fed into this combustor by a screw-feed system, not by tangential

pneumatic feed, so that no combustion took place along the combustor wall, which is a specific characteristic of solid-fuel cyclonic combustion. Moreover, as stated in the original version, the fluidized-bed combustion phenomenon was reflected by near-isothermal conditions inside the bed (Fig. 5), and together with visual observations via the opening ports in the combustor wall, was also consistent with those quantitative temperature profiles. However, to clarify this issue, as suggested by Reviewer #1 we performed two further experiments to demonstrate the O₂ profiles inside the combustor at different levels, the results of which are presented in Fig. 5b of the revised version. The results showed that vigorous combustion occurred just above the air distribution plate, and strengthening of the fluidized bed was characterized in a lower part of the combustor, below the recirculating ring.

2. Reviewer #1 suggested that in order to indicate the fluidized-bed combustor performance, in respect of the available heat rate, a 'grate heat release rate' would be preferred to 'volumetric combustion intensity' (heat rate per unit volume of combustor) used in this study. We thank Reviewer #1 for this comment and concur. In the revised manuscript, volumetric combustion intensity was replaced by heat rate intensity, defined as heat release rate per combustor cross-sectional-area.

3. In the original manuscript, we explained why we conducted some experiments with high levels of excess air. May we clarify further. We intended to investigate combustor performance under partial load. To accomplish this, rice-husk loading was reduced to half, while air velocities were fixed, resulting in an excess air increase of up to 380%. The amounts of combustion air were unchanged because we surmised the combustor would be utilized in rice mills where the thermal load (hot flue gas) requirement may vary due to variations in the supply of rice to be milled. The most convenient method for the operator, when frequently faced with such a situation, is to regulate only the fuel-feed rate. In addition, the heat from the flue gases in this case is useful energy, not waste heat, as the Reviewer noted.

To ensure a fair comparison of the SFBC and other FBCs that use rice-husk as fuel, we compared combustion performance related to heat-rate capacity, combustion efficiency, and emissions separately.

4. With respect to the over-sized manuscript, please see the response to the Editor's comments, item 1.

5. In response to the noted need to improve the English language, we will have the revised version checked and edited again by a native English speaker.

We have responded point-by-point to the specific comments raised by Referee #1, and the responses have been integrated into the revised manuscript (attached).

Response to Reviewer #2

1. We have added more explanation to section 2.3 (Experimental procedure) on how to start-up the SFBC tests and the experimental conditions for the bed material.
- 2, 3. In response to the query why we conducted an experiment with 174% excess air, since this will cause inefficient combustion, we did so because we wanted to investigate the effects of fluidizing air (primary air) velocity on combustion performance in the present combustor. Therefore, the velocity varied from experiment to experiment i.e., starting from 0.5 up to 1.4 m/s, which corresponded to an excess air of 83-174%. However, even operating with 174% excess air and a corresponding velocity of 1.4 m/s, combustion efficiency was still about 95%.
4. Sections 3.2 and 3.3 have been rewritten.
5. With biomass combustion at temperatures <1300°C, NO_x formation is typically through the fuel-NO_x mechanism rather than thermal formation of NO_x from nitrogen in the combustion air [Prog in Energ and Combust Sci 26 (2000) 1-27, Prog in Energ and Combust Sci 29 (2003) 89-113, Fuel 85 (2005) 705-716].
6. A/F in Table 2 means air-fuel ratio. This is clarified in Table 2 in the revised version.

Attached is a detailed response to the comments raised by the Reviewers. We sincerely appreciate your consideration of our revised manuscript for publication in *Fuel*, and confirm our willingness to address any further queries.

Yours sincerely,
T. Madhiyanon
Corresponding author

Dr. Thanid Madhiyanon
Assistant Professor
Department of Mechanical Engineering
Mahanakorn University of Technology
Bangkok 10530, Thailand
Tel.: +66 (0) 2988-3666 Ext. 241
Fax: +66 (0) 2988-3655 Ext. 241
E-mail: thanid_m@yahoo.com

Response to comments by Reviewer #1

f

At the outset, we sincerely thank Reviewer #1 for offering constructive and encouraging comments, in particular, the excellent and very detailed technical review, which have not only led to better exposition, but also improved the content of our paper. In our paper, we have addressed almost all of the points raised by the Reviewer, and our response to them is presented below.

1. The first suggestion by Reviewer #1 was that the proposed combustor should not be classified as *a fluidized bed combustor* because the inert bed material (typically, sand) was not mixed with fuel to promote fluidization. It was suggested that it is rather a *cyclone-type combustor with a bottom grate*. However, we beg to differ on this point. Simultaneous generation of heat and separation of entrained solids from the flue gases are recognized as important features of a cyclonic combustor. The solid fuel and part of the combustion air are simultaneously injected tangentially to the combustor wall. This generates cyclonic combustion while the solid-gas stream descends along the wall [Combustion and Flame 146 (2006) 232-245; Int. Energy J. 1(2) (2000) 67-75]. Unlike cyclonic combustors, in the present combustor, the fuel was fed directly into the combustor at a location 0.6 m above the air distributor via a screw feeder, not by pneumatic means; the main combustion took place within the chamber below the recirculating ring. The phenomenon of fluidized bed combustion was clearly seen through wall-opening ports, as described in the original manuscript. A near-isothermal bed condition (Fig. 5) also indicated a good mix of the gas-particle stream within the combustor, implying that the features of fluidized-bed combustion prevailed there, even though sand was not used as a bed material. Since the main element of rice-husk ash is silicon (~ 90% as SiO_2), the rice-husk ash that is derived from continued combustion can behave as an inventory bed material that contributes to favorable, turbulent gas-solid mixing.

However, with respect to the reviewer's remark that we *lack information about the O_2 concentration profiles inside the combustor* to clarify this issue, we fully concur. Thus, we have subsequently performed further experiments. The results from two more experiments are presented in Fig. 5b of the revised paper, to illustrate the O_2

concentration profiles at different levels in the combustor (within the conical section at 40, 200, and 350 mm, within the cylindrical part at 605, 930, 1330, and 1580 mm, and at the exit). At the levels associated with the conical section, gases were sampled along the conical wall because the sampling gas probe was unable to extend into the conical base due to the stirring blades inside it. Meanwhile, the O_2 concentration measurements in all regions beyond the conical base were taken along the longitudinal axis of the combustor. The vertical O_2 concentration profile is characterized by sharp decay at the base of the unit and gradual increase in the upper part due to secondary and tertiary air penetrations, indicating the progress of the overall combustion. The evidence for continued consumption of abundant O_2 along the combustor height from the air distributor up to an elevation where the recirculating ring was placed, shows vigorous combustion of particulate solids and gases (CO and volatiles) within this region. Added to this, please note that the feeding-point zone may represent the first opportunity for volatile-rich burning, leading to continued O_2 consumption there. An increase in the O_2 concentrations above the recirculating ring is believed to be attributable to part of the tertiary air (the secondary air in the old version has now changed to tertiary air in the revised version) that is injected below the ring being induced into the upward stream of the combustion gases.

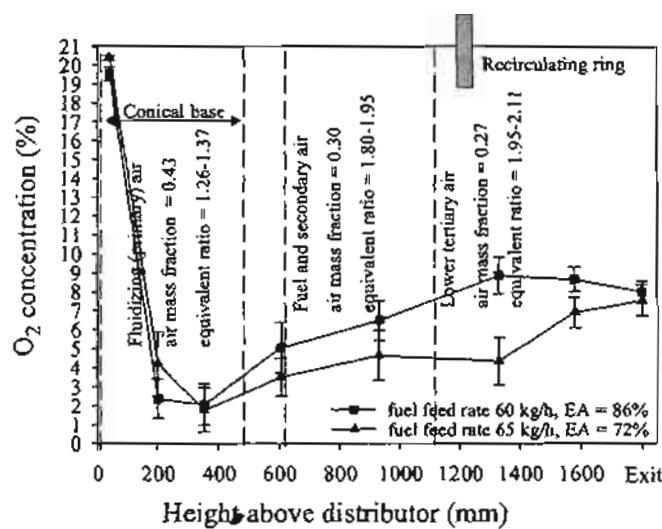


Fig. 5b. The O_2 concentration profiles inside the combustor.

We trust that the above explanation will adequately clarify the combustion process inside the combustor, and has strengthened the argument for the 'fluidized bed combustion' features of this combustor. This is addressed in the revised manuscript.

2. We thank the Reviewer for pointing out that we should use the term 'grate heat release rate' rather than 'volumetric heat release rate' when dealing with combustion performance in FB combustors/boilers, because the height of the combustor depends upon the heat absorption requirements of the combustor walls. We agree on this point and the heat rate intensity, which is defined as the heat release rate per cross-sectional-area of the combustor, has been adopted for the discussion of combustor performance, instead of volumetric combustion intensity. This will be corrected in the manuscript, and the corresponding discussion will be revised accordingly. After recalculation, the present combustor can achieve heat release rates (based on the cross-sectional area of the combustor) in the range $1.34\text{-}1.54 \text{ MW}_{\text{th}}\text{m}^{-2}$, corresponding to normal operation at feed rates of $66\text{-}73 \text{ kg h}^{-1}$, which can compare with bubbling FBC for rice-husk firing, at $0.65\text{-}2.10 \text{ MW}_{\text{th}}\text{m}^{-2}$ [Biomass Bioenerg 23 (2002) 171-179; Bioresource Technol 92 (2004) 83-91; Fuel 85 (2006) 434-442], however, not competitive with CFBC, $3.95 \text{ MW}_{\text{th}}\text{m}^{-2}$ [Fuel Proc. Tech. 85 (2004) 1273-1282]. This information will be included in the revised manuscript.

3. The comment by the Reviewer has been rephrased, as follows:

"The authors should explain why they tested the combustors at such high excess-air values, leading to elevated heat losses with exhaust (or waste) gas. For the assumed waste-gas temperature of about 100°C , the heat loss with waste gas is estimated to increase by more than 3% when excess air increases 50% (conventional level) to 150%. Note that the authors tested the combustor at excess air up to 380% (why?), i.e. at quite low thermal efficiency."

We explained in the original manuscript why we performed some experiments with high excess air, but our reasons may not have been clear. We intended to investigate combustor performance under partial load. To accomplish this, rice-husk loading was reduced to half, whereas air velocities were fixed, and this resulted in an excess air increase of up to 380%. The reason for the fixed amount of combustion air with concurrent reduced rice-husk loading was that we foresaw this fluidized-bed

combustor being used in rice mills, as well as small power plants. For rice-mills, the thermal load requirement (for rice drying) may vary, depending on the supply of rice for drying. The thermal energy in the combustion gas leaving the combustor, at about 900°C, can be used to dry rice (paddy) by blending it with induced ambient air, to lower gas temperature to the desired level before drying. The most convenient process for the operator with frequent partial-load situations is to adjust only the fuel-feed rate without disturbing the air flow. In addition, in this case, no heat transfer surface is provided inside the combustor. The hot flue gas leaving the combustor is, therefore, a useful thermal energy resource, not waste energy (gas) and thus no heat loss from flue gas, as the reviewer is aware. Finally, we concur that if the combustor is integrated with a boiler the use of high excess air must not be recommended.

The next point is as follows:

"As stated in the Conclusions, "Results for Ec and Ic of 95.6-99.8% and 0.85-0.88 MW_{th} m⁻³, respectively, were achieved, which were very competitive with conventional FBCs." Taking into account the above "hidden" heat losses, and, especially, elevated NO_x emissions (230-350 ppm in 6% O₂ flue gas), it is quite difficult to agree with this conclusion (in terms of the competitiveness with bubbling and circulating FBC systems)."

To avoid misunderstanding of "hidden" flue-gas heat loss, a comparison with FBC will be made based on normal-load conditions only (Run nos. 1-6, Table 3), and the heat-release rate and emissions will be compared separately. The present combustor, however, is competitive with the bubbling FBC for rice-husk burning in some respects, e.g., combustion efficiency (99.4-99.8%) and heat rate intensity (1.34-1.54 MW_{th}m⁻²). The NO_x emissions of the present FBC (230-350 ppm in 6% O₂ flue gas) were comparable to the bubbling FBC for firing rice husk [240-350 ppm, Fuel 85 (2006) 434-442, and Bioresource Technol 92 (2004) 83-91; 80-330 ppm, Biomass Bioenerg 23 (2002) 171-179] but higher than a CFB combustor [150-220 ppm, Fuel Proc. Tech. 85 (2004) 1273- 1282]. The above will be added to the Conclusions of the revised manuscript.

4. With respect to the oversized manuscript, we have now reduced it to 30 pages, partly by condensation and partly by excision. Also included are text, tables and Figs.

In response to the comment "*The authors could be focused towards the rice husk firing only, since the part related to the co-firing of the rice husk with coal is apparently incomplete and weak*". We agree that the content related to the cause and mechanism of occurrence of agglomerates was not clarified and have thus deleted it, including the corresponding explanation, table and figures. However, the content dealing with co-firing only in respect of combustion performance, as shown in the text, should be of value to all readers, particularly those interested in co-firing biomass with coal, despite it being only a preliminary study. Therefore, only the content dealing with co-combustion performance will be maintained in the revised version.

5. In response to the comment about the need to improve the standard of English, we will have the revised version checked and edited once again by a native English speaker.

Specific comment's Reviewer#1

1. "*use the terms 'primary', 'secondary' and 'tertiary' air in accordance with their conventional meanings (associated with the order of air involvement in the combustion of fuel particles)*"

We agree with the Reviewer. Secondary air and tertiary air have now been adjusted to reflect their order in the combustion cycle.

2. The ground level is shown in Figs. 1 and 2, including the axes of the combustor.

3. After rechecking, it appears that the results for heat loss due to unburned carbon, as presented in Fig. 7, are correct. The use of high fluidizing velocity (1.4 m/s) led to the distortion of the E_c profile at excess air of 174%. This has been fully explained in the original manuscript (section 3.3).

4. Reviewer #1 is correct, the CO and NO_x concentration profiles shown in Fig. 11 should be represented as actual values. However, in order to condense the manuscript we deleted Fig. 11 and corresponding explanation.

Responses to comments by Reviewer #2

At the outset, we sincerely thank Reviewer #2 for his/her work on this paper and the helpful comments provided in this review. They will definitely help to improve the paper and make it clearer. We have addressed almost all of the points raised by Reviewer #2. Our responses are presented below.

1. *"Point 2.3 Experimental procedure: the start of the SFBC tests need more explanation, as well as the experimental conditions relating to bed material."*

The start-up process for the SFBC tests has been explained more clearly, as follows. The SFBC can be started easily without any additional fuel, such as liquefied petroleum gas (LPG). Rice husks were pre-loaded manually into the combustor through an access door until a bed-height of 20-30 cm above the air distributor plate was reached, and then ignited. When pre-loaded rice husk was being combusted, the access door was closed and simultaneously rice husks from the feed hopper were gradually conveyed via a screw feeder into the combustor. Combustion continued until the bed temperature reached about 450°C; thereafter, the feed was increased to the desired feed rate. The above corrections will be added to the revised version.

We apologize for the apparently unclear experimental condition of the bed material. Although it was included in the introduction (final paragraph), results and discussion (section 3.1, 2nd paragraph), and conclusion, it somehow disappeared from the experimental procedure (section 2.3). In fact, no external bed material was used to promote fluidized-bed combustion; instead, ash derived from the rice husk itself during continued combustion, in which the main element is silicon ($\approx 90\%$ as SiO_2), can behave as an inventory bed material that contributes to favorable turbulent gas-solid mixing. We performed two further experiments, as suggested by Reviewer #1, showing the O_2 concentration profiles inside the combustor to clarify the characteristics of fluidized-bed combustion which is commonly maintained in the bed. These profiles will be shown in Fig. 5b in the revised manuscript. The vertical O_2 concentration profile is characterized by sharp decay at the base of the unit and gradual increase in the upper part due to secondary and tertiary air penetration, indicating the progress of overall combustion. Evidence of the continued consumption

of abundant O₂ along the combustor height, from the air distributor up to an elevation where the recirculating ring was placed, indicates vigorous combustion of particulate solids and gases (CO & volatiles) within this region. In addition, the feed-point may represent the first opportunity for burning volatile-rich matter, leading to continued O₂ consumption at that site. The increase in O₂ concentrations above the recirculating ring is believed to be due to tertiary air (the secondary air in the old version has now been changed to tertiary air in the revised version, as suggested by Reviewer #1) injected below the ring being induced into the upward stream of the combustion gases. The above brief explanation will be included in the revised manuscript.

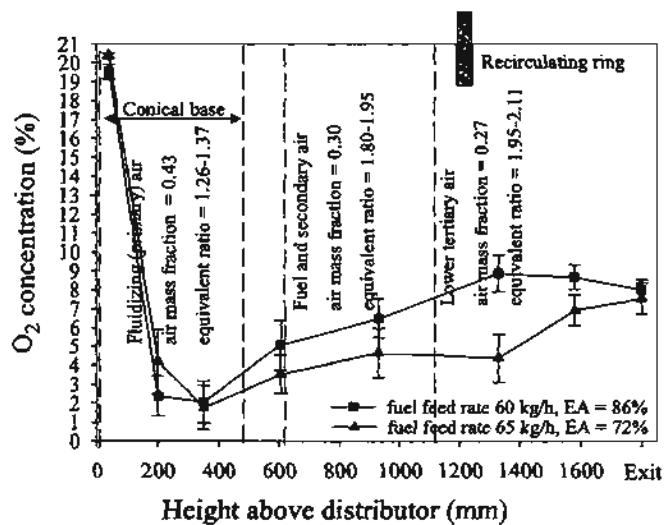


Fig. 5b. The O₂ concentration profiles inside the combustor.

2. "Point 3.2 Combustion efficiency and heat-rate intensity. One of the characteristics of fluidized bed combustion technology is the use of lower excess air levels to obtain good combustion efficiency, so I do not understand why there are tests with excess air of 174%."

Reviewer #2 is correct. The use of high levels of excess air, which is directly related to superficial gas velocity, will adversely affect the combustion process, i.e., leading to degraded combustion efficiency due to insufficient combustion time for gases and solids. However, because we wanted to investigate the effects of fluidizing air (primary air) velocity on combustion performance in the present combustor, the

velocity was varied from experiment to experiment i.e., starting from 0.5, up to 1.4 m/s, which corresponded to excess air of 83-174% (Table 2). The summary results in Table 3 show that if we want to operate at a fluidizing velocity of 1.4 m/s (run no. 5) while simultaneously preferring excess air <174%, the secondary air and tertiary air velocities must be reduced. This can be done provided the bed temperature is not >1200°C, or the combustor will be damaged. However, this was limited by the experiment with a lower fluidizing velocity i.e., 0.5 and 0.8 m/s (run nos. 1 and 2; Table 3), in which the bed temperature had already touched the upper limit (around 1150-1170°C). Because the secondary and tertiary air velocities must be fixed when the fluidizing velocity varies, using excess air <174% at a fluidizing velocity of 1.4 m/s was not possible. In addition, combustion efficiency, even operating with excess air of 174% and a corresponding velocity of 1.4 m/s, could achieve a combustion efficiency of ~95%. This illustrated the contribution of the solid ring, named the 'recirculating ring' placed inside the combustor, and the vortex flow generated by the tertiary air (secondary air in the original version) to increasing the burning time for solids and gases.

3. *"The excess air relates to higher fluidization velocity rather than terminal velocity, so these tests have very lower residence time."*

This comment is consequent on the above comment. Please see the above response.

3. *"Point 3.2 and 3.3 should be rewritten."*

Sections 3.2 and 3.3 have now been revised.

4. *"Point 3.4: Taking into account the temperature used during the tests, analysis of the NO_x from air N₂ oxidation should be considered."*

For biomass combustion at temperatures <1300°C, NO_x formation is typically through the fuel-NO_x mechanism rather than the thermal formation of NO_x from nitrogen in the combustion air [Prog in Energ and Combust Sci 26 (2000) 1-27; Prog in Energ and Combust Sci 29 (2003) 89-113; Fuel 85 (2005) 705-716].

6. *"Table2. What is the meaning of A/F?"*

A/F means air-fuel ratio. This is clarified in Table 2 of the revised version.

1 **Combustion characteristics of rice-husk and preliminary investigation of rice-**
2 **husk/coal co-combustion performance in a short-combustion-chamber fluidized-**
3 **bed combustor (SFBC)**

4

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

6

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

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

11

12 **Abstract**

13

14 A short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC), of 250 kW_{th} capacity,
15 was developed and tested for combustion characteristics of rice-husk, i.e. combustion
16 efficiency (E_c), heat rate intensity (I_c), temperature distribution, and gaseous pollutant
17 emissions. The effects of fluidizing velocity, excess air, and combustor loading were
18 analyzed. The results indicated the system could operate without any secondary solid
19 as bed material, with efficient fuel and combustor utilization, indicated by high E_c and
20 I_c , respectively. Solid recirculation within the bed, created by a solid recirculating ring
21 and an air vortex, played an important role in efficient combustion, even in a
22 relatively short combustion chamber. A maximum E_c of 99.8% and a maximum I_c of
23 $1.54 \text{ MW}_{\text{th}} \text{ m}^{-2}$ were realized. Increasing fluidizing velocity and excess air caused

* Corresponding author. Tel.: +66(0)-2988-3666 Ext. 241; fax: +66(0)-2988-3655 Ext. 241.
E-mail address: thanid_m@yahoo.com; thanid@mut.ac.th (T. Madhiyanon).

24 decreases in E_c . CO and NO_x emissions increased with increased excess air, and were
25 in the range 50-550 ppm and 230-350 ppm, respectively. Finally, preliminary tests of
26 rice-husk co-fired with coal were conducted for 70 and 80% (energy) rice-husk
27 fractions. The results showed satisfactory E_c and I_c , while NO_x appeared to increase.

28

29 **Keywords:** Co-combustion; Coal; Fluidized bed; Rice husk; Vortex

30

31 1. Introduction

32

33 Biomass is a potential CO₂-neutral, clean and sustainable energy resource. In
34 recent years, burning biofuels to produce steam and power has been of great interest
35 as an alternative to burning fossil fuels. In Thailand, the main agricultural residues
36 with biofuel potential are rice-husk and straw. The annual rice-husk output, a
37 byproduct (20 wt.% of paddy) of the milling process, is about 4.4 million tonnes with
38 an annual energy equivalent of 6.6×10^7 GJ. Among a variety of combustion
39 technologies, fluidized-bed combustion has proven suitable for burning alternative
40 solid fuels, due to its efficiency in converting fuels to clean energy, fuel flexibility,
41 and clean operation [1-4]. However, many researchers [1, 5-6] experienced difficulties
42 in fluidizing the rice-husk biomass, because of its non-granular, cylindrical shape and
43 low bulk. They strongly suggested that, to generate satisfactory fluidization, rice-husk
44 must be mixed with an inert bed material, such as sand. The main features of a
45 fluidized-bed combustor (FBC) are high combustion efficiency and grate heat release
46 rate. A combustion efficiency > 95% has frequently been reported [1, 4, 7-8]. A feed-
47 rate intensity of rice-husk of $395-510 \text{ kg h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ was reported in an overview of rice-
48 husk combustion in FBC [1], while $130 \text{ kg h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ was derived from others [8-9].

49 Recently, Madhiyanon *et al.* [10] developed a novel combustor named a cyclonic
50 fluidized-bed combustor (ψ -FBC) that integrated swirling and fluidized-bed
51 combustion. A combustion efficiency of 98% was easily obtained and a maximum
52 heat release rate (heat rate per combustor cross-sectional-area) of up to $0.80 \text{ MW}_{\text{th}}\text{m}^{-2}$
53 can be achieved.

54 The high moisture and alkali content of biomass ash (including forest and
55 agricultural residues, industrial waste, and municipal solid waste (MSW)), makes it
56 difficult to fire alone; therefore, co-combustion with coal is preferable and becoming
57 more attractive, particularly in FBC, for different purposes: power generation [11-13],
58 recovering energy from industrial waste [14-15], and disposal of MSW [16-17]. Apart
59 from reducing CO_2 , biomass co-combustion has been well-proven to reduce emissions
60 of NO_x and SO_x from coal combustion [12-17].

61 This paper describes the results of an experimental study with a short-
62 combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC) developed by current authors,
63 thermal capacity $250 \text{ kW}_{\text{th}}$, using rice-husk as the primary fuel. This work aimed to
64 clarify combustion characteristics—combustion efficiency, heat rate intensity,
65 temperature distribution, and gaseous pollutant emissions—based on successful
66 approaches to high combustion efficiency and significantly reduced combustion
67 freeboard height [10]. A key design concept for the SFBC was the creation of gas/solid
68 recirculation within the bed, i.e., using a combination of a solid ring acting as a solid
69 barrier and a centrifugal force field acting as an air curtain, and stirring blades to
70 eliminate the problem of loose agglomeration (conglomeration), and consequently not
71 necessitating any inert material mixed into the bed, as stressed in previous studies [1,
72 5-6]. Although rice-husk is recognized in this study as the primary fuel, since coal is
73 the most abundant fossil-fuel energy source available, it must play an important role

74 as an energy resource for many decades to come. Therefore, the final part of this
75 paper is devoted to investigating the potential results of co-firing rice-husk and coal.

76

77 **2. Experiment Setup**

78

79 *2.1 The short-combustion-chamber fluidized-bed combustor(SFBC)*

80

81 Fig. 1 shows a schematic diagram of a short-combustion-chamber fluidized-bed
82 combustor (SFBC) with a design output capacity of 250 kW_{th}. The SFBC comprises
83 two main parts (Fig. 2): (1) a cylindrical combustor with 0.5 m i.d., 0.97 m in height,
84 and (2) a conical base with 0.30 m i.d. truncated-apex cone 0.60 m in height designed
85 to contain a bed of ashes and coarse particles. The combustor was made of steel, the
86 inside of which was lined with fire bricks (0.125 m thk.) and refractory, and the outer
87 surface was insulated with ceramic fiber. A cylindrical part had a circular ring named
88 a 'recirculating ring' made of refractory with 0.30 m opening diameter located 1.13 m
89 above an air distributor. The recirculating ring divided the combustor into a main
90 (fluidized bed) and minor combustion chambers, and is used to trap entrained
91 particulates in combustion gases impinging upon its bottom side, as a consequence of
92 solid-gas recirculation inside the fluidized bed [10]. The gaseous combustion products
93 coming out the FBC contained the entrained materials--ash, unburned carbon-
94 containing solids--and flew upward into an exhaust pipe at the horizontal center top of
95 the combustor. The exhaust pipe connected to two high-efficiency cyclones in
96 parallel.

97 Rice-husk was fed into the FBC via a screw conveyor equipped with a variable-
98 speed drive to regulate the fuel feed rate, and a hopper. For co-firing tests, rice-husk

99 was premixed with coal before loading into a hopper. The primary air (fluidizing air)
100 was supplied by a 2.2 kW blower and was injected upward through a wind box
101 mounted on the bottom side of an air distributor (Fig. 2) to generate fluidization. To
102 prevent flame penetrating the fuel feed system, secondary air was injected at the outlet
103 of the screw conveyor. Tertiary air was provided by a 2.2 kW blower and diverted to
104 above and below the recirculating ring, hereafter called upper and lower tertiary air.
105 The lower tertiary air was introduced via four air nozzles arranged in the same
106 horizontal plane, such that they were equally-spaced (90° on the circumferential wall)
107 at an elevation of 1.03 m (4.12 R, R= inside radius); the arrangement of these nozzles
108 is shown in Fig. 3a. The air discharging from the nozzles formed a tangent circle of
109 0.2 m diameter within the confines of the nozzles. The centrifugal force field
110 generated by this vortex was expected to capture the entrained solids ascending with
111 the combustion gases and return them to the fluidized bed [10, 18-19]. Upper tertiary
112 air was introduced tangentially through the two opposing air nozzles (Fig. 3b)
113 positioned just above (1.16 m (4.64R)) the recirculating ring. Injecting this air was
114 designed to sweep any particulate materials that may fall on the upper side of the ring
115 towards the fluidized bed below.

116 To prevent loose particles formed by rice-husk char agglomeration, rather than
117 particles chemically bonding due to ash melt, air-cooled stainless-steel stirring blades
118 were installed centrally inside the conical base, and operated continuously at 6 rpm
119 [10]. Finally, for the co-firing tests, coal was mixed thoroughly with rice-husk to the
120 desired ratio before loading into the feeding system.

121

122 2.2 *Measurement*

123

124 The desired fuel feed rate was regulated by a variable-speed drive. Air velocity
125 was adjusted manually and measured by hot wire anemometer (accuracy $\pm 3\%$). The
126 temperature profiles inside the combustor were monitored using a data logger with an
127 accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$ and type-K thermocouples at 0.6, 0.93, 1.33, and 1.58 m above the
128 air distributor. In the same cross-sectional plane, temperatures were measured radially
129 outward from the combustor center, approximately 2 cm apart. The thermocouples
130 were left for a while to allow the temperature to stabilize before recording, and then
131 manually shifted radially to the next position. The flue gas temperature at the exhaust
132 pipe was also measured. Gas concentrations were monitored using a multigas analyzer
133 (Testo 350XL). The measuring principle was based on electrochemical cells for CO,
134 O₂, NO, and NO₂. CO₂ is derived from O₂ concentration based on a built-in algorithm
135 in the instrument. A Leco C-H-N-S analyzer was used to analyze unburned carbon
136 content. Combustion and fluidization behaviors during test runs were observed closely
137 via the ports on the combustor's outer surface.

138

139 2.3 *Experimental procedure*

140

141 The SFBC can be started easily without any additional fuel, such as liquefied
142 petroleum gas (LPG). Rice-husks were pre-loaded manually into the combustor
143 through an access door until a bed-height of 20-30 cm above the air distributor plate
144 was reached, and then ignited. When pre-loaded rice-husk was being combusted, the
145 access door was closed and simultaneously rice-husks from the feed hopper were
146 gradually conveyed via a screw feeder into the combustor. Combustion continued
147 until the bed temperature reached about 450°C; thereafter, the feed was increased to
148 the desired feed rate. No external bed material was used to promote fluidized-bed

149 combustion; instead, ash derived from the rice-husk itself during continued
150 combustion, in which the main element is silicon ($\approx 90\%$ as SiO_2), can behave as an
151 inventory bed material that contributes to favorable turbulent gas-solid mixing. The
152 duration of each test run was about 6 h, of which 1.5 h was used to achieve steady
153 state. Steady state was determined as steady exit temperature and steady ash rate,
154 measured by collecting and weighing the ash at the cyclone outlet. After steady state
155 was reached, gas concentrations were monitored every 2 min for a 2.5 h-period and
156 averaged over the measurement period. The unburned carbon in the ash collected
157 from the cyclone outlet every 20 min was analyzed and used to determine combustion
158 efficiency. On average, the deviation between the maximum and average unburned
159 carbon content was 14.5%.

160

161 2.4 *Fuel analysis*

162

163 Rice-husk and bituminous coal were used as fuel in the experiments.
164 Proximate and ultimate analyses of both fuels are shown in Table 1. Coal particle
165 sizes ranged between 5-10 mm.

166

167 3 Results and Discussion

168

169 The combustion tests using rice-husk fuel comprised 9 experiments, of which
170 5 were conducted using varied fluidization velocities and fixed rice-husk feed rates,
171 and another 4 with partial load conditions using fixed total air and varied feed rates.
172 The operating conditions and results of the experiment are summarized in Tables 2

173 and 3, respectively. Three more experiments were performed primarily to investigate
174 the potential for co-firing rice-husk and bituminous-coal in the SFBC.

175

176 *3.1. Combustion behavior*

177

178 The axial temperature profiles within the combustor with varied amounts of
179 excess air are shown in Fig.4; they indicate that maximum temperature occurs at a
180 position below the recirculating ring (~0.6 m from the distributor), and decays in the
181 upstream flue gas direction. The temperature profiles showed that combustion mainly
182 took place below the recirculating ring and at between 0.6 m/ 2.4R and 0.93 m/ 3.7R.
183 Decreasing temperatures at locations above the recirculating ring (1.33 m/ 5.3R) were
184 an adverse effect of injecting the upper tertiary air, leading to an unintended mixture
185 with flue gases ascending into the combustor exit.

186 Fig. 5(a) shows typical radial temperature profiles within the combustor, with
187 general uniformity in the region between 0.60 m/2.4R and 0.93 m/ 5.3 R. The regions
188 below the recirculating ring were in a near-isothermal bed state, indicating that
189 fluidized-bed combustion characterized combustion in these regions, despite the lack
190 of a secondary solid bed material, as previously suggested [1, 5-7]. This corresponds
191 with visual observations through wall-opening ports, i.e., that particulates were
192 fluidized and entrained into the chamber above the conical bed by fluidizing air,
193 apparently corresponding to a uniform flame throughout the entire bed, and the whole
194 bed brightened vigorously. Similar results were experienced in the cyclonic FBC
195 recently developed by Madhiyanon et al. [10]. Two further experiments were
196 performed showing the O₂ concentration profiles inside the combustor, to clarify the
197 characteristics of fluidized-bed combustion commonly maintained in the bed. These

198 profiles are shown in Fig. 5(b). The vertical O₂ concentration profile is characterized
199 by sharp decay at the base of the unit and gradual increase in the upper part due to
200 secondary and tertiary air penetration, indicating the progress of overall combustion.
201 Evidence of the continued consumption of abundant O₂ along the combustor height,
202 from the air distributor up to an elevation where the recirculating ring was placed,
203 indicates vigorous combustion of particulate solids and gases (CO and volatiles)
204 within this region. In addition, the feed-point may represent the first opportunity for
205 burning volatile-rich matter, leading to continued O₂ consumption at that site.

206 A deeper understanding of the combustion mechanisms of rice-husk can be
207 explained according to thermogravimetrics (TG) and the first derivative of TG (rate of
208 weight-change, DTG) curves, which represent the combustion characteristics of the
209 fuel, as shown in Fig. 6; these results concur with previous reports [20]. It is clear that
210 the devolatilization of rice-husk started at around 180-350°C, volatile and char
211 combustion took place at around 350-500°C, and at around 500°C, no further changes
212 in weight were observed, implying that devolatilization and combustion of biomass
213 with high volatile matter content, such as rice-husk, occurred instantaneously with
214 feeding into the combustor and exposure to high combustor temperatures (>1000°C).

215

216 *3.2 Combustion efficiency and heat rate intensity*

217

218 Combustion efficiency (E_c) and heat rate intensity (I_c) for firing rice-husk alone
219 were investigated via two test groups, for which the operating conditions and results
220 are presented in Tables 2 and 3, respectively. E_c is defined by Eq. 1 [10], whereas I_c ,
221 viewed as the cross-sectional-area energy utilized can be expressed by Eq. 2.

222 $E_c = [(E_f - E_{fg} - E_{ash})/E_f] \times 100\% \quad (1)$

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

225 $I_c = [\dot{m}_f \times E_f \times (E_c/100)]/A \quad (2)$

226 where \dot{m}_f is the rice-husk mass flow rate and A is the combustor cross-sectional area.

227 Change in fluidizing velocity or change in fuel feed-rate can result in excess
228 air. All tests under varied conditions allowed excess air of between 83-380%,
229 corresponding to a fluidizing velocity variance of 0.5-1.4 m/s and rice-husk feed rates
230 of 33-73 kg/h. Note that no experiment using less < 80% excess air was conducted
231 because no external load (such as steam) was provided to absorb part of the heat
232 released during combustion, leading to a limitation of the combustion air, with a
233 consequent bed temperature not > 1200°C. As Table 3 shows, E_c of 95.6-99.8% were
234 achieved in the current FBC, comparable with other FBCs (refs. [4, 7] with E_c^* of
235 97.0-98.9%, and ref. [8] with E_c of 95.6-96.1%). The present combustor can achieve
236 heat rate intensity in the range 1.34-1.54 MW_{th}m⁻², corresponding to normal operation
237 at feed rates of 66-73 kg h⁻¹, which is comparable with bubbling FBC for rice-husk
238 firing, at 0.65-2.10 MW_{th}m⁻² [4, 8-9]; however, it is not competitive with CFBC, at
239 3.95 MW_{th}m⁻² [7].

240 The Changes in E_c and combustion losses with excess air for rice-husk
241 combustion are shown in Fig.7. No bottom ash was drained out during combustion,
242 but all rice-husk ash was elutriated from the combustor exit; this means carbon loss
243 derived from fly ash. Combustion losses are a combination of energy losses due to CO
244 in flue gases and unburned carbon in fly ash. As the figure shows, E_c decreased as
245 excess air increased. The use of high fluidizing velocity (1.4 m/s) caused the

246 distortion of the E_c profile at an excess air of 174%. E_c was quite low (96.7%) when
247 combustion air was introduced at 380% excess air, which led to a relatively low bed
248 temperature of 800°C. Combustion losses due to unburned carbon varied between 0.2-
249 4.2% of energy input, and for CO, 0.02-1.1%.

250 Mostly, combustion was even within a short distance, i.e., 0.60-0.93 m from
251 the air distributor, as previously described (Figs. 4, 5(b)), and $E_c > 98\%$ were generally
252 achievable. The highly effective combustion was presumably due to the efficient
253 recirculation of particulate materials, by utilizing (1) a recirculating ring having a
254 central circular opening, which confined large particles within the fluidized-bed
255 combustion chamber until their sizes diminished [10], and (2) a vortex generated by
256 the lower tertiary air. This vortex captured large and coarse particulates entrained in
257 the gases by centrifuging them back into the fluidized bed for refluidization [10, 18-
258 19].

259

260 *3.3 Effect of fluidizing velocity and partial load operation*

261

262 The dependence of E_c on fluidizing air velocity is shown in Fig. 8. A
263 maximum E_c of 99.8% could be accomplished at a fluidizing velocity of 0.6 m/s.
264 When the velocity was increased further, E_c gradually decreased until, with a velocity
265 exceeding 0.9 m/s, values dropped sharply, reaching a minimum of 95.6% at a
266 fluidizing velocity of 1.4 m/s. The consistency of decrease in E_c with increased
267 unburned carbon (wt.%) caught in the cyclones, and decrease in bed temperature, can
268 be seen in Fig. 8. Similar results were also found in the literature [1, 4, 7, 10].
269 Inefficient combustion with increasing fluidizing velocity can be explained through

270 too-short resident time for complete burning of combustibles, i.e., char particles and
271 gaseous-combustion products.

272 In this study, various rice-husk loadings were investigated to determine
273 combustor performance under partial-load operation (Table 2). First, the SFBC is
274 designed to burn about 66 kg/h of rice-husk to generate a thermal capacity (defined as
275 fuel energy times E_c) of about 250 kW_{th} with E_c of about 95% or more. A maximum
276 rice-husk feed-rate of 73 kg/h with thermal capacity of 300 kW_{th} and E_c of 99.4%,
277 however, is possible (Table 3). Furthermore, without any change in combustion air
278 amounts; a relatively lower combustor loading than design can be accomplished with
279 a minimum rice-husk feed-rate of 33 kg/h, yielding a thermal capacity of 130 kW_{th}
280 and E_c of 96.3%. Thus, the current combustor has a turn-down ratio (ratio of
281 combustor's maximum output to minimum input) of 2.3:1, or even higher. As the
282 results, E_c increased as combustor loading increased. This was attributed to bed
283 temperature decrease.

284

285 3.4 Flue gas emissions

286

287 Fig. 9 shows the dependence of CO and NO_x emissions, as well as bed
288 temperature (at 1.2m), for rice-husk burning on amounts of excess air. A peer review
289 of data included in the figure is shown in Table 3. Following the CO-concentrations
290 (based on 6% O₂), higher excess air, resulting in lowered bed temperatures, led to the
291 production of higher CO. A moderate increase, from 50 to 550 ppm, can be seen when
292 bed temperature decreased from 1200 to 1050°C, indicating the strong influence of
293 bed temperature on CO emissions. This was also observed in a bubbling fluidized bed
294 studied by Armesto *et al.* [4]. A steep increase to 2200 ppm was detected when bed

295 temperature dropped to 800°C, due to diminishing combustor loading, i.e., from 73 to
296 33 kg rice-husk/h. This is consistent with the observations of Kuprianov *et al.* [8],
297 with high CO emissions in a conical FBC operating under low bed temperatures of
298 around 800°C (2235 ppm at 6% O₂, measured at 2.75 m level and using 100% excess
299 air). With similar combustion conditions, Madhiyanon *et al.* [10] found a trend
300 towards similar CO amounts in rice-husk burning in a novel cyclonic FBC.

301 For biomass combustion at temperatures <1300°C, NO_x formation is typically
302 through the fuel-NO_x mechanism rather than the thermal formation of NO_x from
303 nitrogen in the combustion air [20-22]. In the current work, NO_x emissions were in
304 the range 230-350 ppm (at 6% O₂), depending on combustion conditions. It can be
305 seen in Fig. 9 that NO_x increased dramatically with increasing excess air, from 80 to
306 170%, corresponding to 8.8 to 12.9% O₂ measured in the exit flue gas. This was due
307 to enlargement of the fuel-NO_x reaction by increased concentration of oxygen. A
308 consequence of increasing the amount of air, causing significantly increased NO_x, can
309 be noted in ref. [4], where raising excess oxygen from 5 to 10% resulted in a steep
310 increase in NO_x, from 80 to 350 ppm (at 6% O₂). However, providing more
311 combustion air, fuel-NO_x formation will be counteracted by lower bed temperature,
312 with no further increase in NO_x emission (Fig. 9) when excess air >170%. The NO_x
313 emissions of the present FBC (230-350 ppm in 6% O₂ flue gas) were comparable to
314 the bubbling FBCs for firing rice-husk (240-350 ppm in refs. [8-9] and 80-330 ppm in
315 ref. [4]) but higher than a CFB combustor (150-220 ppm in ref. [7]).

316

317 3.5 *Co-combustion tests*

318

319 This section is devoted to a preliminary study of co-firing rice-husk with
320 bituminous coal, where the primary fuel was rice-husk. Coal and rice-husk were
321 blended on an energy basis, with 2 proportions of coal introduced in co-combustion
322 tests, i.e., 20 and 30% (energy basis). Results obtained for excess air of 150-220%
323 showed that the E_c for fuel blends was less than for rice-husk alone. The greater
324 difficulty of burning large and dense coal particles, as well as the slower combustion
325 of coal than rice-husk, indicated by the DTG curves in Fig. 6, necessitated longer
326 residence time for coal combustion; these factors together were responsible for lower
327 E_c values. SO_2 emissions were not measured because the gas analyzer did not
328 incorporate a SO_2 chemical cell unit. NO_x emissions followed an increasing trend with
329 percentage coal, particularly for 30% coal share, due to more nitrogen in the fuel with
330 coal added. However, changes in the amounts of CO were minor, because bituminous
331 coal also contains a high proportion of volatiles (Table 1). Emissions during the co-
332 combustion tests were 60-160 ppm for CO and 300-350 ppm for NO_x .

333

334 **4. Conclusions**

335

336 A SFBC of 250 kW_{th} design capacity was developed by adapting techniques
337 from recent work by the present authors, and successfully obtained high combustion
338 efficiency (E_c) and high heat rate intensity (I_c), without the use of a secondary solid to
339 promote fluidization.

340 A near-isothermal condition, reflected by the radial temperature profiles and
341 consumption of abundant oxygen (indicated by axial O₂ concentration profiles),
342 characterized the fluidized-bed combustion feature of this combustor. Axial
343 temperature and O₂ concentration profiles showed that combustion took place mainly

344 in the lower combustor, below the recirculating ring. Results for E_c and I_c of 95.6-
345 99.8% and $1.3-1.5 \text{ MW}_{\text{th}}\text{m}^{-2}$, respectively, were achieved, which were comparable
346 with bubbling FBC for rice-husk firing, however, not competitive with CFBC. A
347 combined recirculating ring and vortex air curtain should play an important role in
348 efficient combustion, even within a confined space.

349 Increasing excess air, either by increasing fluidizing air velocity or decreasing
350 combustor loading, caused decreases in E_c due to insufficient residence times and bed
351 temperature decreases. The present FBC can operate in partial-load conditions, with
352 an achievable turn-down ratio of 2.3:1. Regarding gas emissions, increases in excess
353 air resulted in increased CO and NO_x levels. CO increases resulted from temperature
354 drops, whereas NO_x increases were probably due to greater fuel-N reactions with
355 enriched oxygen. Generally, when rice-husk was fired at a normal loading (66 kg/h),
356 CO and NO_x ranges were 50-550 ppm and 230-350 ppm, respectively. The final
357 section of this work was a preliminary study of rice-husk co-fired with bituminous
358 coal. Burning rice-husk/coal mixtures of 80/20 and 70/30 (% energy) yielded
359 satisfactory E_c and I_c values. Bituminous blends had higher NO_x emissions attributed
360 to the fuel mixture having a higher nitrogen content.

361

362 **Acknowledgement**

363

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

366

367

368

369 **References**

370

371 [1] Natarajan E, Nordin A, Rao AN. Overview of combustion and gasification of
372 rice husk in fluidized bed reactors. *Biomass Bioenergy* 1998;14:533-546.

373 [2] Anthony EJ. Fluidized bed combustion of alternative solid fuels: status, success
374 and problems of technology. *Prog Energy Combust Sci* 1995;21:239-268.

375 [3] Fabrizio S, Riccardo C. Fluidized bed combustion of alternative solid fuels. *Exp*
376 *Therm Fluid Sci* 2004;28:691-699.

377 [4] Armesto L, Bahillo A, Veijonen K, Cabanillas A, Otero J. Combustion
378 behaviour of rice husk in a bubbling fluidized bed. *Biomass Bioenergy*
379 2002;23:171-179.

380 [5] Rao TR, Bheemarasetti JV Ram. Minimum fluidization velocities of mixtures of
381 biomass and sands. *Energy* 2001;26:633-644.

382 [6] Abdullah MZ, Husian Z, Yin Pong SL. Analysis of cold flow fluidization test
383 results for various biomass fuels. *Biomass Bioenergy* 2003;24:487-494.

384 [7] Fang M, Yang L, Chen G, Shi Z, Luo Z, Cen K. Experimental study on rice
385 husk combustion in a circulating fluidized bed. *Fuel Process Technol*
386 2004;85:1273-1282.

387 [8] Kuprianov VI, Janvijitsakul K, Permchart W. Co-firing of sugar cane bagasse
388 with rice- husk in a conical fluidized-bed combustor. *Fuel* 2006;85:434-442.

389 [9] Permchart W, Kuprianov VI. Emission performance and combustion efficiency
390 of a conical fluidized-bed combustor firing various biomass fuels. *Bioresource*
391 *Technol* 2004;92:83-91.

392 [10] Madhiyanon T, Lapisattanakun A, Sathitruangsak P, Soponronnarit S. A novel
393 cyclonic fluidized-bed combustor (ψ -FBC): Combustion and thermal efficiency,

394 temperature distribution, combustion intensity, and emission of pollutants.

395 Combust Flame 2006;146:232-245.

396 [11] Sliethoff H, Hein KRG. Effect of co-combustion of biomass on emissions in
397 pulverized fuel furnaces. Fuel Process Technol 1998;54:189-205.

398 [12] Sami M, Annamalai K, Wooldridge M. Co-firing of coal and biomass fuel blends.
399 Prog Energy Combust 2001;27:171-214.

400 [13] Laursen K, Grace JR. Some implication of co-combustion of biomass and coal
401 in a fluidized bed boiler. Fuel Process Technol 2002;76:77-89.

402 [14] Armesto L, Bahillo A, Cabanillas A, Veijonen K, Otero J, Plumed A, Salvador
403 L. Co-combustion of coal and olive oil industry residues in fluidized bed. Fuel
404 2003;82:993-1000.

405 [15] Aysel TA, Topal H. Co-combustion of olive cake with lignite coal in a
406 circulating fluidized bed. Fuel 2004;83:859-867.

407 [16] Dong C, Jin B, Zhong Z, Lan J, Test on co-firing of municipal solid waste and
408 coal in a circulating fluidized bed. Energy Convers Manage 2002;43:2189-2199.

409 [17] Suksankraison K, Patumsawad S, Vallikul P, Fungtammasan B, Aeeary A. Co-
410 combustion of municipal solid waste and Thai lignite in a fluidized bed. Energy
411 convers Mange 2004; 45:947-962.

412 [18] Nieh S, Yang G, Zhu AQ, Zhao CS. Measurements of gas-particle flows and
413 elutriation of an 18 inch i.d. cold vortexing fluidized-bed combustion model.
414 Powder Technol 1992;69:139-146.

415 [19] Lin CH, Teng JT, Chyang CS. Evaluation of the combustion efficiency and
416 emission of pollutants by coal particles in a vortexing fluidized bed. Combust
417 Flame 1997;110:163-172.

418 [20] Werther J, Saenger M, Hartge EU, Ogada T, Siagi Z. Combustion of
419 agricultural residues. *Prog Energy Combust Sci* 2000;26:1-27.

420 [21] Glarborg P, Jensen AD, Johnsson JE. Fuel nitrogen conversion in solid fuel
421 fired systems. *Prog Energy Combust Sci* 2003;29:89-113.

422 [22] Zhou H, Jensen AD, Glarborg P, Kavaliauskas A. Formation and reduction of
423 nitric oxide in fixed-bed combustion of straw. *Fuel* 2005;85:705-716.

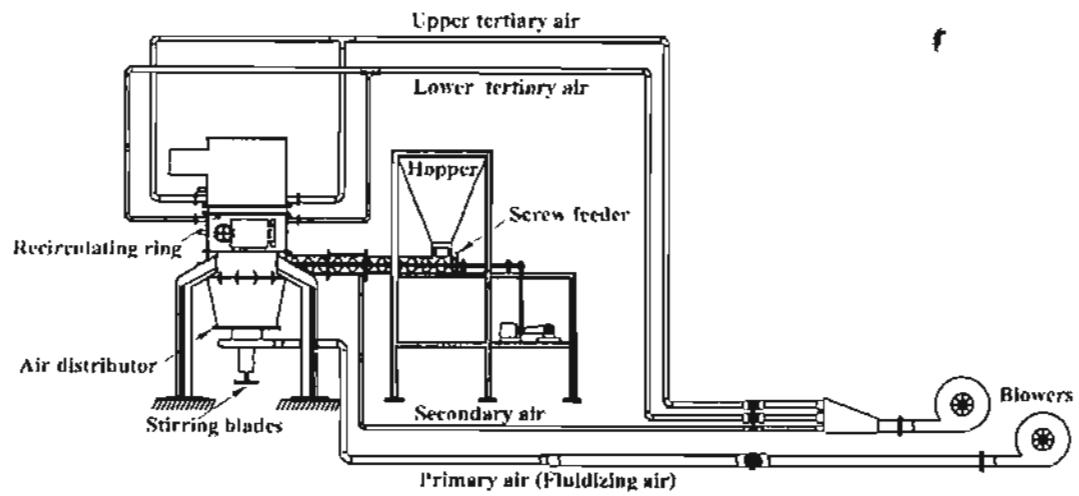


Fig. 1. Schematic diagram of short-combustion-chamber FBC, designed output capacity 250 kW_{th}.

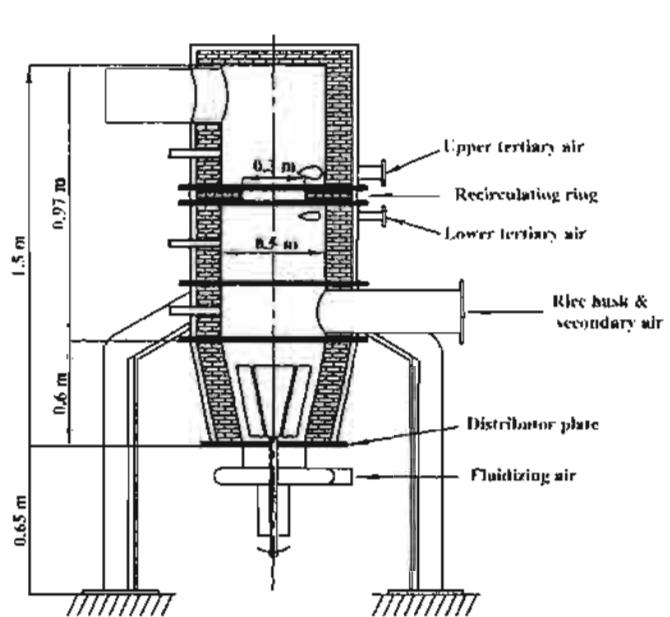


Fig. 2. Axial cross-section of a short-combustion-chamber FBC.

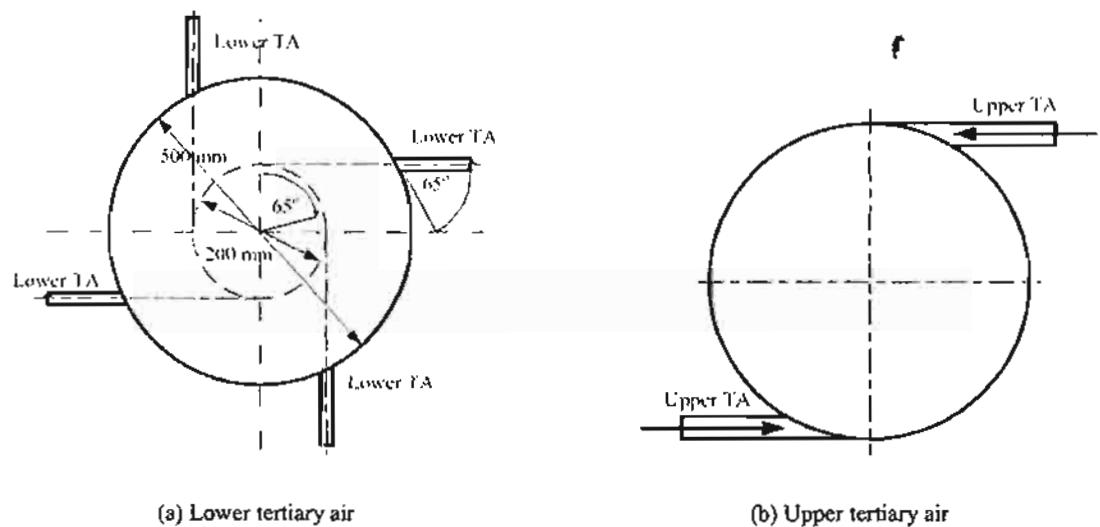


Fig. 3. Arrangement of tangential tertiary air injection, at below the recirculating ring, 1.03 m (a) and at above the recirculating ring, 1.16 m (b).

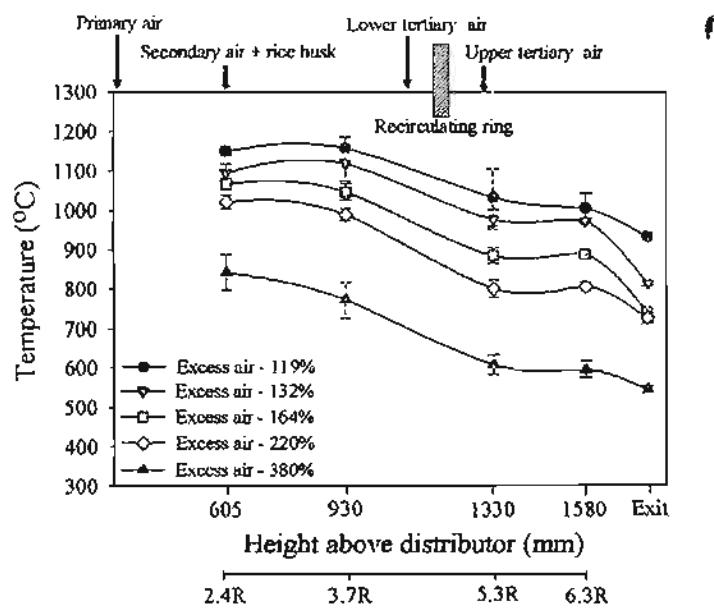
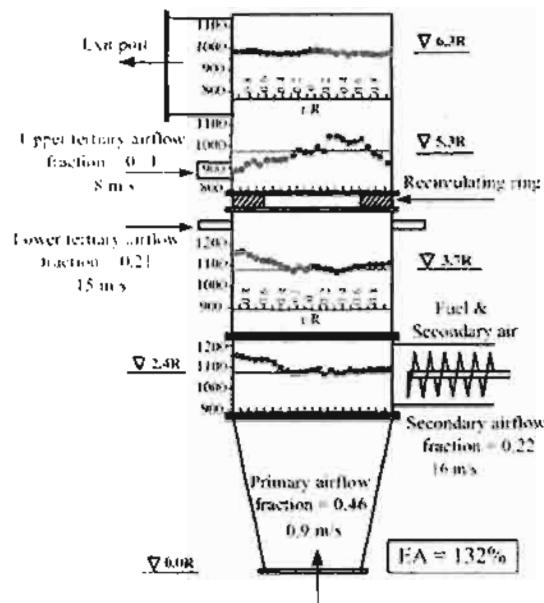
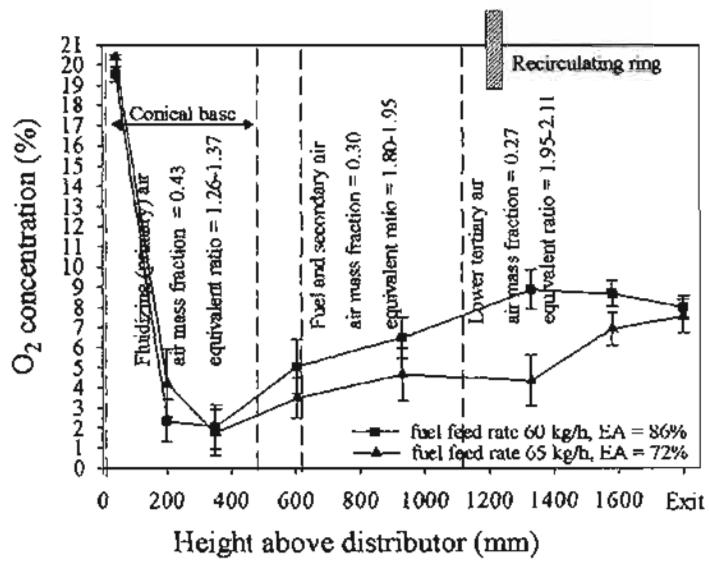


Fig. 4. Axial temperature profiles inside the combustor with different amounts of excess air.



(a) Typical radial temperature profiles



(b) The O₂ concentration profiles

Fig. 5. The radial temperature and O₂ concentration profiles inside the combustor. (a) temperature, (b) O₂ concentration.

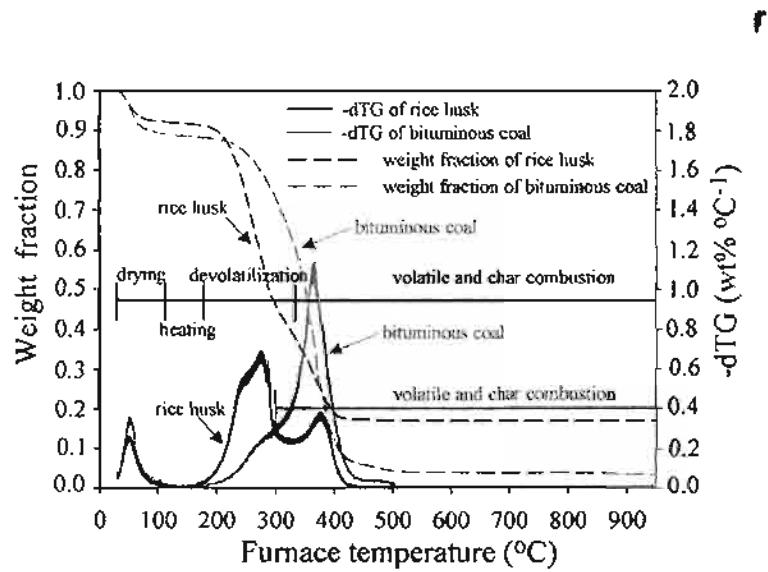


Fig. 6. TG and DTG curves for rice husk and bituminous coal (in air, $5^{\circ}\text{C min}^{-1}$).

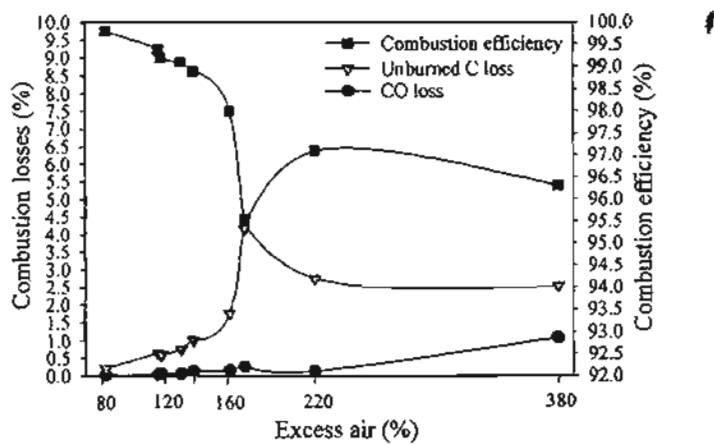


Fig. 7. Change in combustion losses and combustion efficiency with excess air, for rice-husk combustion.

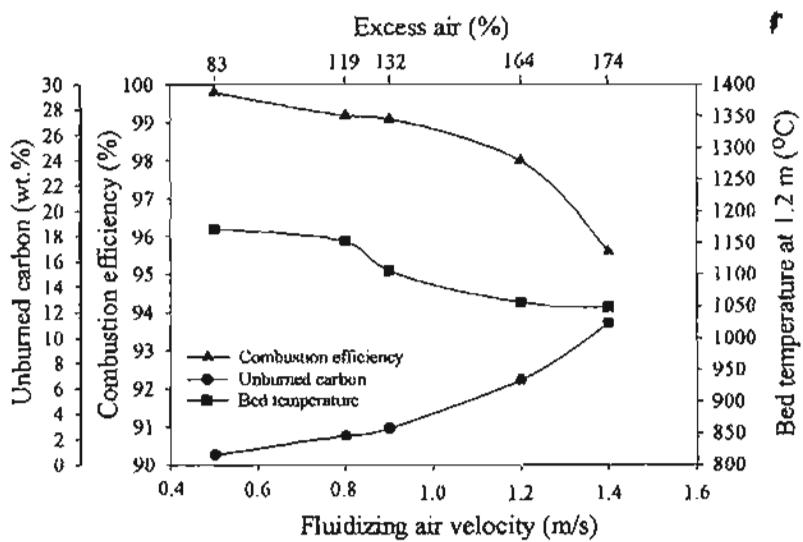


Fig. 8. Effects of fluidizing air velocity and corresponding excess air on combustion efficiency, unburned carbon, and bed temperature.

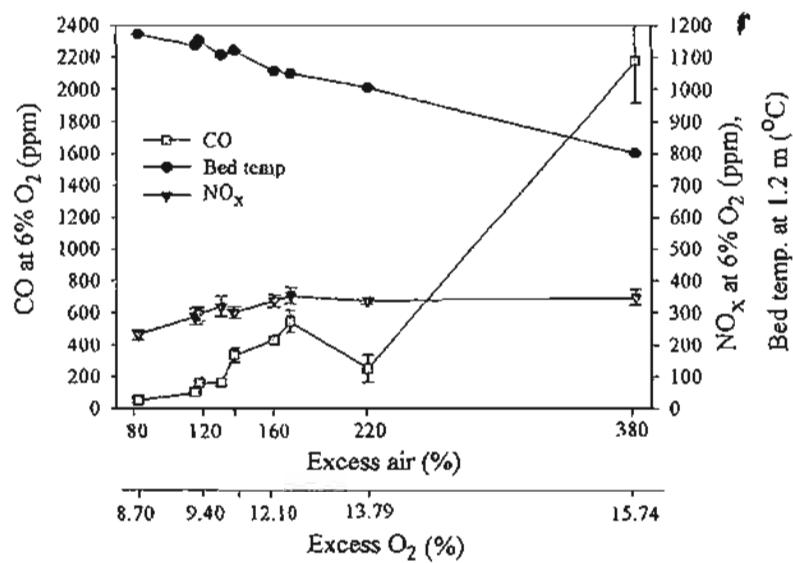


Fig. 9. Changes in CO and NO_x emissions, and bed temperature (at 1.2 m) as a function of excess air.

Table 1
Analyses of rice husk and bituminous coal (as received)

Proximate analysis (wt. %)			Ultimate analysis (wt. %)	
	Rice husk	Bituminous	Rice husk	Bituminous
Fixed carbon	20.1	38.92	C	38.0
Volatile matter	55.6	32.20	H	4.55
Moisture	10.3	24.69	O	32.4
Ash	14.0	4.19	N	0.69
			S	0.06
			Moisture	14.18
			Ash	17.49
				1.20
				5.41
HHV (MJ/kg)			Rice husk	Bituminous
			14.98	24.5

Table 2
Experimental conditions for rice-husk combustion

Run Nos.	Tertiary air								Rice husk feed rate (kg/h)	Excess air (%)	Air- fuel ratio			
	Primary air		Secondary air		Upper recirculating ring		Lower recirculating ring							
	Velocity (m/s)	Fraction (-)	Velocity (m/s)	Fraction (-)	Velocity (m/s)	Fraction (-)	Velocity (m/s)	Fraction (-)						
Effect of primary air														
1	0.5	0.33	16	0.27	8	0.14	15	0.26	66	83	8.32			
2	0.8	0.44	16	0.23	8	0.11	15	0.22	66	119	9.96			
3	0.9	0.46	16	0.22	8	0.11	15	0.21	66	132	10.56			
4	1.2	0.54	16	0.19	8	0.10	15	0.18	66	164	12.01			
5	1.4	0.57	16	0.17	8	0.10	15	0.16	66	174	12.47			
Partial-load operational														
6	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	73	117	9.87			
7	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	66	140	10.92			
8	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	50	220	14.56			
9	1.0	0.47	15.7	0.22	7.8	0.11	13.6	0.20	33	380	21.84			

Table 3

Summary of experimental results for rice-husk firing for operating conditions in Table 2

Run Nos.	EA (%)	Bed Temp. (°C)	Exit Temp. (°C)	Intensity		O ₂ and CO ₂		emissions at 6% O ₂		Unburned carbon in ash (%)	Comb. Eff. (%)
				Feed rate (kgm ⁻² h ⁻¹)/(kg h ⁻¹)	Heat rate (MW m ⁻²)	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	CO ppm	NO _x ppm		
Effect of fluidizing air											
1	83	1172	1087	336/(66)	1.40	8.77	11.37	50	232	0.8	99.8
2	119	1153	933	336/(66)	1.39	9.38	11.07	157	295	2.3	99.4
3	132	1106	812	336/(66)	1.39	12.31	8.07	160	318	2.9	99.1
4	164	1056	740	336/(66)	1.37	12.19	8.85	427	336	6.7	98.0
5	174	1049	807	336/(66)	1.34	12.94	6.62	545	352	11.19	95.6
Partial-load operational											
6	117	1136	928	372/(73)	1.54	9.01	11.13	100	288	2.2	99.4
7	140	1120	818	336/(66)	1.38	10.36	9.89	335	300	3.5	98.9
8	220	1006	675	255/(50)	1.03	13.79	5.39	252	337	7.1	97.1
9	380	801	545	168/(33)	0.67	15.74	3.96	2176	348	7.9	96.3

*measured at 1.2 m

การเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิడ์เบด แบบห้องเผาไหม้สั้น

CO-FIRING BETWEEN BIOMASS AND BITUMINOUS COAL WITHIN A SHORT COMBUSTION CHAMBER FLUIDIZED BED COMBUSTOR

ธนิเดช เมธิยานนท์¹ ประสาณ สมัคธ์เรืองศักดิ์² และ สมชาติ ไสกนันทน์³

^{1,2} อาจารย์ ภาควิชาชีวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
โทร 02-9883655 ต่อ 241 E-mail: thanid_m@yahoo.com¹, Prasan_mut@yahoo.com²

³ อาจารย์ ศรีพลั้งงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพมหานคร
10400 โทร 02-4708693-9 ext. 111 E-mail: somchart.sop@kmutt.ac.th³

Thanid Madhiyanon^{1,*}, Prasan Sathitruangsak²

Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Mahanakorn University of Technology, 51, Cheum-Sampan
Road, Nong Chok, Bangkok 10530, Tel: 02-9883655 ext. 241 E-mail: thanid_m@yahoo.com¹, Prasan_mut@yahoo.com²

Somchart Soponronnarit³

School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Pracha-Uthit Road, Bangmod, Thung Kharu District, Bangkok 10140 Tel: 02-4708693-9 ext.111,
E-mail: somchart.sop@kmutt.ac.th³

บทคัดย่อ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงแบบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิಡ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น ซึ่งมีขนาดฟิล์เตอร์ 250 kW โดยตัวตั้งส่วนผสมของเชื้อเพลิงแบบร่วมและถ่านหินบิทูมินัสของกรณีศึกษานี้คือ 70:30 80:20 และ 100:0 (สัดส่วนโดยความร้อน) ผลการทดลองพบว่าสามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงทั้งสองชนิดร่วมกันได้อย่างต่อเนื่อง โดยมีค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้ระหว่าง 98.8-99.5% ทั้งนี้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงแบบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสที่ตัวตั้งส่วน 70:30 และ 80:20 จะปรากฏการเกาะตัวของก้อนอนุภาคเข้า เชื้อเพลิงบนแผ่นกระจายอากาศ ซึ่งคาดว่าเกิดจากยางเหมือนยางมือถือที่มีอยู่ในถ่านหินบิทูมินัส โดยผลการวัดปริมาณอนุภาคที่เกาะตัวคือวิธี EDX พบว่าพื้นผิวถ่านหินออกซ์ฟอร์ดในห้องประบอนคัวบริษัทฯ ชีติกอน แคลเซียม แคล์เซียม แฟลเมิล์ก แต่ผิวถ่านในจะมีชีติกอนและออกซิเนียม เป็นหลัก สำหรับแก๊สและพิษที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงที่รายงานไว้ ระดับอัตราการเผาไหม้ที่เกินที่ 6% มีดังนี้ คือปริมาณ CO มีค่าอยู่ในช่วง 60-110 ppm และปริมาณ NO_x มีค่าระหว่าง 212-350 ppm

Abstract

The aim of this research is to study the co-firing between rice husk and bituminous coal in a 250 kW short combustion chamber fluidized bed combustor. The thermal mixing ratios of rice husk to bituminous coal of 70:30, 80:20, and 100:0 were used for experiments. The result showed that both fuels can be continuously burnt together with combustion efficiencies in range 98.8-99.5%. However, in case of co-firing for the ratios of 70:30 and 80:20, agglomerated particles appeared on the distributor plate, which may be formed due to the tar in the bituminous coal. The EDS analysis results were also showed that the outer surface of agglomerated particles mainly contained silicon, calcium, and ferrous while inner surface, silicon and aluminium are main elements. CO and NO_x emissions (based on 6% O₂) at the exit varied between 60-110 ppm and 212-350 ppm, respectively.

คำสำคัญ: การเผาไหม้ร่วม/การเกาด์คัว/ถ่านหินบิทูมินัส/ฟลูอิಡ์เบด

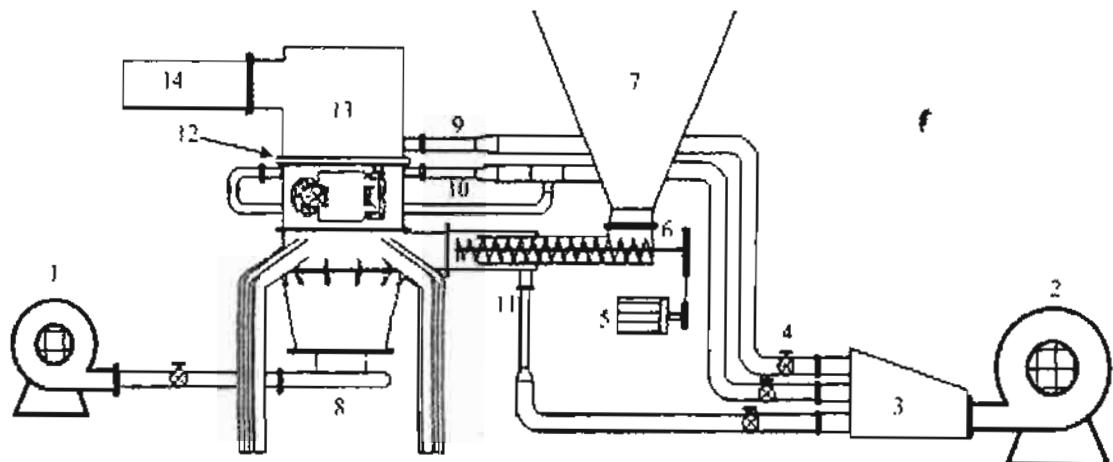
*Corresponding author

Keywords: agglomeration/Bituminous/Co-firing/Fluidized-bed/

1. ນາກໜ້າ

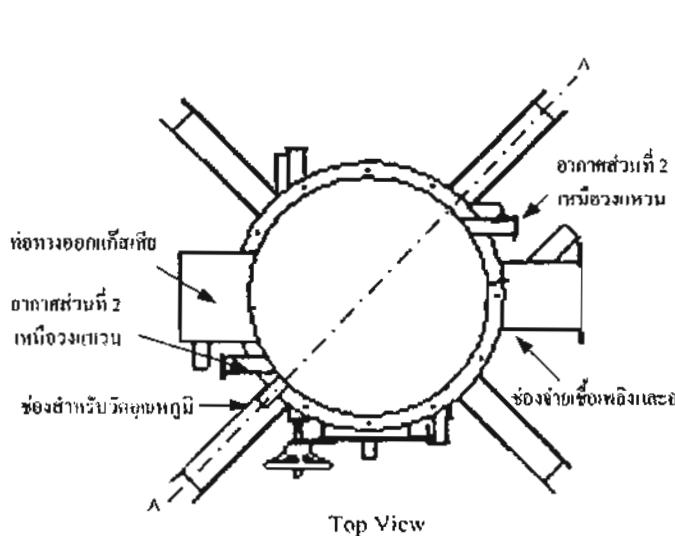
ตัวแมะปะปุจจัยที่ทำให้เกิดการเกะกะตัวเป็นสิ่งสำคัญซึ่งจะนำมารสุการแก้ปัญหาการเกะกะตัวที่เกิดขึ้นในเด็กมาใหม่ต่อไป จากปัญหาที่กล่าวมาข้างต้นจึงนำมารวบถูดูประสูตรของงานวิจัยนี้คือการพยายามใหม่เชื่อเพลิงแกบนร่วมกับค่านิพนธ์ความเป็นไปได้ในการเผาใหม่ เชื่อเพลิงทั้งสองชนิดร่วมกันภายใต้เด็กใหม่ซึ่งคาดว่าจะสร้างความหลักแหลมในการใช้เชื่อเพลิงได้มากกว่าที่เคยมีปัญหาความไม่เชื่อถือของโรงงานลงไปได้ โดยในการทดลองการเผาใหม่ เชื่อเพลิงแกบนร่วมกับค่านิพนธ์ความเป็นไปได้ จะศึกษาถึงประสิทธิภาพการเผาใหม่ ปริมาณแก๊สผลพิษ (CO , NO_x) ที่ทางออกของเด็กใหม่ และศึกษาปัญหาการเกะกะตัวของเด็กเชื่อเพลิงที่อาจจะเกิดขึ้น

2. คุ้มครองการคุ้มครองและวิธีการคุ้มครอง

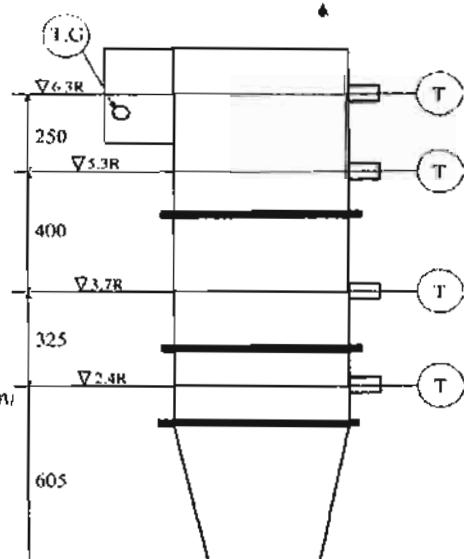


รูปที่ 1 แสดงอุปกรณ์และการติดตั้งในการทดสอบของเทาเม้าใหม่ฟรุตอิโคร์เบค

1 = พัดลมป้อนอากาศส่วนที่ 1	8 = อากาศส่วนที่ 1 ส่วนที่ทำให้เกิดฟูมือให้เข้า
2 = พัดลมป้อนอากาศส่วนที่ 2 และ 3	9 = อากาศส่วนที่ 2 เนื้อองแห้งแห้งวาร์ท Ged
3 = กล่องลม	10 = อากาศส่วนที่ 2 ได้รับแห้งวาร์ท Ged
4 = วาล์วควบคุมปริมาณอากาศ	11 = อากาศส่วนที่ 3 ส่วนที่จ่ายมาพร้อมกับเชื้อเพลิง
5 = มอเตอร์รับศักยป้อนเชื้อเพลิง	12 = วงแห้งวาร์ท Ged
6 = ศักยป้อนเชื้อเพลิง	13 = เศษไวน์
7 = ถังพักป้อนแก๊สบูร์น	14 = ห้องห้ามออกเดินทางไวน์



(a) แสดงค่าแห่งการจ่ายอาหาก



(b) แสดงรูปแบบการวัดอัตราภัยและแก้ไขเพิ่ม

รูปที่ 2 แสดงตัวແහນງກາງຈ່າຍອາກາດ ຕ້າແහນງກາງວັດອຸ່ນທຳນີແລກົກສເພາໄໝນ

ตารางที่ 1 เมื่อทำการทดสอบของการศึกษาอิทธิพลของอากาศส่วนที่สองต่อสมาร์ตบอร์ดของเตาเผาใหม่

Testing Conditions	Run number f				
	1	2	3	4	
Ratio of Rice husk : Bituminous coal (Thermal basis)	70:30	80:20	100:0	80:20*	
Ratio of rice husk : Bituminous coal (Mass basis)	79:21	87:13	100:0	87:13	
Specific fuel feed rate ($\text{kg.m}^{-3}.\text{h}$)	177	185	220	147	
Air-Fuel ratio (kg-da/kg-fuel)	5.09	4.89	4.54	4.89	
Excess air (%)	153	141	140	217	
Primary air	Velocity (m/s)	0.8	0.7	1.13	0.8
(Fluidizing air: m_1)	Mass fraction	0.33	0.33	0.48	0.36
Upper secondary air	Velocity (m/s)	7.84	7.84	7.84	7.84
(Tangential air: $m_{2,\text{up}}$)	Mass fraction	0.12	0.12	0.11	0.12
Lower secondary air	Velocity (m/s)	16	16	10.27	16
(Imaginary circle air: $m_{2,\text{low}}$)	Mass fraction	0.26	0.26	0.15	0.26
Tertiary air	Velocity (m/s)	15.77	15.77	15.73	15.77
(Fire back protection air: m_3)	Mass fraction	0.24	0.24	0.22	0.24
Stirrer cooling air (m_4)	Mass fraction	0.007	0.007	0.007	0.007

หมายเหตุ * การทดสอบที่มีการลดอุณหภูมิเบดองเหลือประมาณ 900°C

ขั้นตอนการทดสอบเริ่มจากการปรับปริมาณอากาศตามเงื่อนไขจากนั้นทำการทดสอบโดยเริ่มจุดเตาเผาใหม่ซึ่งจะเผาใหม่เฉพาะเชื้อเพลิงแก๊สก่อน เพื่อสูญเสียเตาเผาใหม่ซึ่งจะเผาใหม่เฉพาะ $700-800^{\circ}\text{C}$ ซึ่งหมายความว่าการเผาใหม่ถ้าหันนิน แล้วจึงนำเชื้อเพลิงแก๊สที่ผสมกับถ่านหินบิทูมินัสแล้วป้อนเข้าสู่เตาเผาใหม่แล้วปรับอัตราการป้อนให้ได้ปริมาณความร้อนที่เข้าสู่เตาเผาใหม่ที่ 250 kW ซึ่งในช่วงเวลาผ่านจะบันทึกการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตา โดยหลังจากเตาเผาใหม่เข้าสู่สภาวะคงตัว (Steady) ซึ่งใช้เวลาประมาณ $60-80$ นาทีแล้วจึงเริ่มบันทึกค่าต่าง ๆ ดังนี้คือ อุณหภูมิภายในเตาที่สำคัญที่สูงที่สุด θ_{f} ปริมาณเต้าที่ตักได้จากไฟโคลน (เก็บทุก 30 นาที) ความเข้มข้นแก๊สเผาใหม่ที่ทางออกของเตาเผาใหม่ โดยข้อมูลที่บันทึกไว้จะนำไปสู่การคำนวณประสิทธิภาพการเผาใหม่ (η_c) [1,2,9-12] ซึ่งคำนวณได้ตามสมการที่ (1) ดังนี้

$$\eta_c = \left[\frac{(E_F - E_a - E_{f0})}{E_F} \right] \times 100\% \quad (1)$$

E_F = ปริมาณความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าเตาเผาใหม่
 E_a = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับการบันทึกที่ไม่เผาใหม่ในเตา
 E_{f0} = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สการบันทึกของไฟโคลนแก๊สไฮโดรเจน

3. ผลการทดสอบและวิจารณ์ผลการทดสอบ

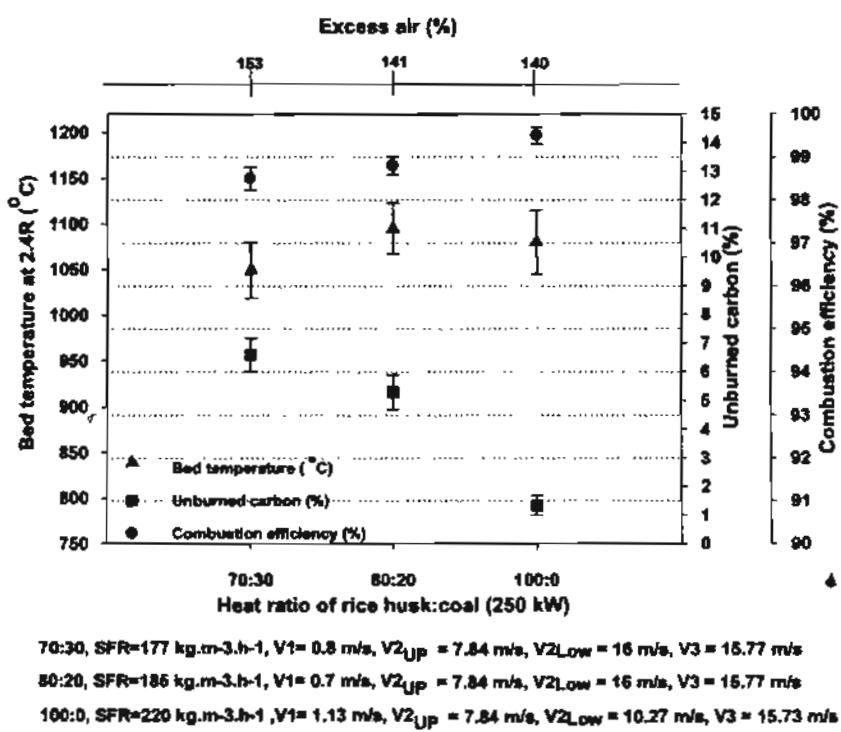
ในการทดสอบเพื่อศึกษาการเผาใหม่เชื้อเพลิงแก๊สร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสได้ทำการทดสอบทั้งหมด 4 เงื่อนไข ซึ่งทำการเผาใหม่เชื้อเพลิงแก๊สร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในสัดส่วนต่าง ๆ โดยพิจารณาถึงความสามารถในการเผาใหม่ร่วมกันของเชื้อเพลิงทั้งสอง ประสิทธิภาพการเผาใหม่ในการเผาใหม่ร่วมกัน แก๊สและพิษที่ท่อทางออกของเตาเผาใหม่ และปัญหาการเกาะด้วยของอนุภาคเต้าเชื้อเพลิงที่อาจเกิดขึ้นในแต่ละเงื่อนไขการทดสอบ โดยจากการทดสอบเผาใหม่เชื้อเพลิงแก๊สร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในทุกเงื่อนไขนั้นพบว่าสามารถเผาใหม่ในตักษณ์ฟูอิได้เช่นกันในเตาเกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องโดยสังเกตได้จากการฟูอิของเชื้อเพลิงตลอดที่หัวดักเตาอย่างสม่ำเสมอโดยตลอดช่วงการทดสอบ ($4-6$ ชั่วโมง) โดยไม่จำเป็นต้องหsun วัสดุเสื่อยังในเบด ทั้งนี้ในการทดสอบเผาใหม่แก๊สร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสที่สัดส่วน $70:30$ และ $80:20$ จะพบก้อนอนุภาคแตกต่างกันอยู่บันทึกประจำยาการ

3.1 อุณหภูมิเบด สัดส่วนคราร์บอนที่ไม่เผาใหม่และประสิทธิภาพการเผาใหม่

รูปที่ 3 แสดงอุณหภูมิเบด สัดส่วนคราร์บอนที่ไม่เผาใหม่ และประสิทธิภาพการเผาใหม่ในการทดสอบเผาใหม่เชื้อเพลิงแก๊สร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสซึ่งพบว่า ในการเผาใหม่ที่สัดส่วนการผสมแก๊สต่อถ่านหินบิทูมินัสที่ $70:30$ ซึ่งใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่ 153% จะมี

อุณหภูมิเบดขณะเผาไหม้ประมาณ 1050°C และสัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้ที่ 6.5% ซึ่งสามารถคิดเป็นประสิทธิภาพการเผาไหม้ได้ 98.5% เมื่อเปรียบเทียบของสัดส่วนการผสมเชื้อเพลิงแกงกลมต่อส่วนหินบิทูมินัต ที่เงื่อนไขสัดส่วนการผสมเชื้อเพลิงแกงกลมต่อส่วนหินบิทูมินัตที่ 80:20 และ 100:0 ซึ่งใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินในการเผาไหม้ที่ใกล้เคียงกัน (141% และ 140% ตามลำดับ) โดยจากผลการทดลองสังเกตได้ว่าการเพิ่มสัดส่วนผสมส่วนหินที่ 80:20 มีอุณหภูมิเบดของการเผาไหม้สูงกว่าที่สัดส่วนเชื้อเพลิง 100:0 เล็กน้อย และมี

ปริมาณสัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้มากกว่า โดยเหตุผลคาดว่าการเพิ่มสัดส่วนการผสมส่วนหินบิทูมินัตซึ่งเผาไหม้ได้มากกว่าเชื้อเพลิงแกงกลมจึงเป็นต้องใช้ระดับเวลาในการเผาไหม้ในเวลาที่มากกว่า การเผาไหม้เชื้อเพลิงแกงกลมเพียงลำพัง (100:0) ทำให้การเพิ่มสัดส่วนการผสมส่วนหินบิทูมินัตที่มากขึ้นส่งผลให้มีสัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้เพิ่มขึ้นจาก 1.2% (100:0) ไปเป็น 5.2% (80:20) ซึ่งส่งผลให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ลดลงจาก 99.5% เหลือ 98.8%



รูปที่ 3 อุณหภูมิเบด สัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้และประสิทธิภาพการเผาไหม้

3.2 องค์ประกอบแก๊สเผาไหม้ที่ก่อให้เกิด

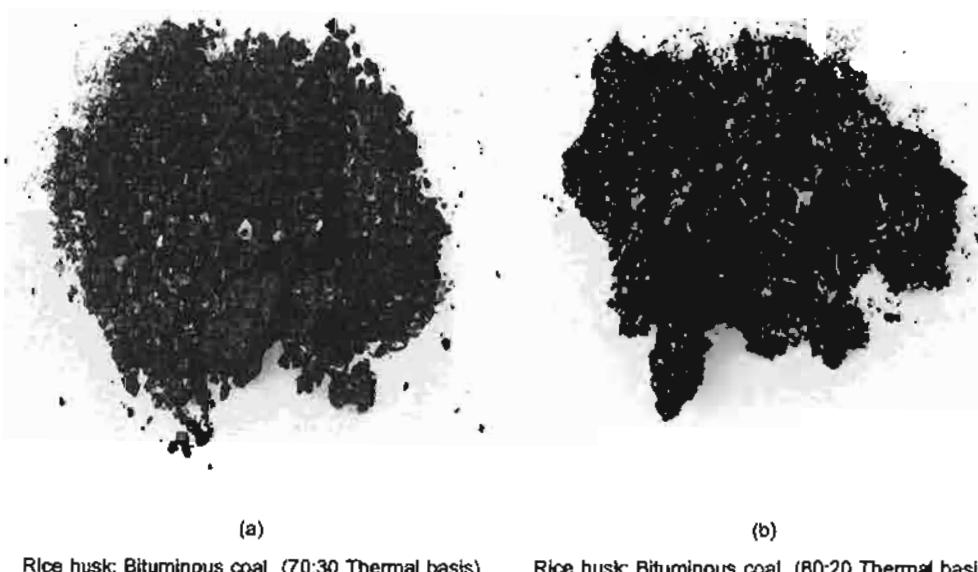
ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกงกลมร่วมกับส่วนหินบิทูมินัตที่สัดส่วนต่างๆ โดยพบว่าปริมาณออกซิเจนในทุกสัดส่วนของเชื้อเพลิงมีค่าอยู่ระหว่าง 10-12% และปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีค่า 8.3-9.8% หากพิจารณาถึงแก๊สคาร์บอนอนออกไซด์ซึ่งเป็นแก๊สมลพิษนั้นพบว่าที่ระดับปริมาณออกซิเจนส่วนเกินที่ 6% นั้นมีค่าอยู่ในช่วง 80-110 ppm ส่วนปริมาณแก๊สในไครอเจนออกไซด์ (NO_x) ที่เกิดขึ้นจากการทดลองพบว่าที่ระดับออกซิเจนส่วนเกินที่ 6% มีค่าระหว่าง 212-350 ppm

3.3 การเกาะด้วยอนุภาคเด็กเชื้อเพลิงภายในเบด

จากการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกงกลมร่วมกับส่วนหินบิทูมินัตที่สัดส่วน 70:30 และ 80:20 จะปรากฏว่าอนุภาคจะสูงด้วยกันบนแผนที่กระจายของอากาศซึ่งจะมีขนาดของการเกาะตัวใหญ่ขึ้นตามสัดส่วนของส่วนหินบิทูมินัตที่เพิ่มขึ้นดังรูปที่ 4 โดยคาดว่าการเกาะตัวดังกล่าว

น่าจะเกิดจากการหลอมตัวของเด็กเชื้อเพลิงที่มีมาตรฐานและโดยเดิมเป็นส่วนประกอบซึ่งจะทำให้อุณหภูมิการหลอมตัวของเด็กเชื้อเพลิงลดลงแล้วก็การหลอมตัวในที่สุด [5,13,14] โดยที่เงื่อนไขการทดลองที่ 70:30 และ 80:20 นั้นมีอุณหภูมิเบดขณะเผาไหม้ประมาณ $1,100^{\circ}\text{C}$ จึงได้ทำการทดลองเพิ่มเติม (เงื่อนไขที่ 4) โดยการนำการเผาไหม้เชื้อเพลิงร่วมกับไครอเจนที่ความดันไว้ประมาณ 900°C ซึ่งก็ยังคงพบการเกาะตัวของก้อนอนุภาคเชื้อเพลิงแต่มีปริมาณลดน้อยลง ทำให้คาดว่าปัญหาของกระบวนการเกาะตัวจะเกิดจากสารเหลืองนอกเหนือจากอุณหภูมิเบดในการเผาไหม้เชื้อเพลิง ซึ่งคาดว่าอาจมาจากการที่ส่วนหินบิทูมินัตเกิดขยับหนึบ (Tar) ในระหว่างที่สาระเหลืองถูกปล่อยออกจากส่วนหิน โดย Oka [16] ได้อธิบายกลไกที่คาดว่าเป็นที่มาของกระบวนการเกาะตัวไว้ดังนี้คือ ในช่วงอุณหภูมิประมาณ 350°C จะเกิดการแตกตัวของส่วนประกอบโครงสร้างไม่เสถียรของส่วนหินบิทูมินัตซึ่งจะทำให้ออนุภาคของส่วนหินบางส่วนถูกเปลี่ยนสถานะไปเป็น

ของเหลวในช่วงพลาสติกซึ่งมีความหนืดละเเมื่ออุณหภูมิค่าันทินเพิ่มสูงขึ้นก็จะทำให้ของเหลวที่เกิดขึ้นนั้นมีสมบัติการเป็นพลาสติก (Plasticity) มากขึ้นจนกว่าทั้งสิ่งอุณหภูมิประมาณ 500°C ซึ่งของเหลวที่เกิดขึ้นนั้นเกิดการร้าวขยายตัวเป็นแก๊ส จะทำให้ค่าันทินกลับสภาพมาเป็นของแข็งอีกครั้ง จากผลในที่ Oka [16] ได้อธิบายไว้ว่าทำให้ค่าดิจักอนของเด้าเรือเพลิงที่เกะด้วยกันอยู่นั้นแผ่นกระดาษอาจการให้การทดสอบนั้นมีอุตุเริ่มต้นจากการเกะด้วยกันของอนุภาคค่าันทินบีกูมินั้นในช่วงอุณหภูมิ $350\text{--}500^{\circ}\text{C}$ เป็นอันดับแรก ซึ่งหากอนุภาคค่าันทิน



รูปที่ 4 ผลของการแก้ไขตัวอย่างการเด็กเพลิงบันผ่านกระบวนการทางภาษาศาสตร์เพื่อทำการเพาใหม่ที่เรื่องเพลิงแกนร่วมกับค่านิยมพิมพ์

3.4 องค์ประกอบของความเสี่ยงที่เกี่ยวข้อง

จากการทดลองมาใหม่เชือเพิงแกลนร่วมกับดำเนินการที่มีภูมิปัญญาและเกิดปัญหาการเกาะด้วยของอนุภาคเต้าเชือเพิงที่เกิดขึ้นจริงได้ไม่ตัวปะงังของก้อนเต้านั้นไปทำการวิเคราะห์ทางสีประกอบชาตุที่มีอยู่ภายในด้วยเทคโนโลยี EDS (Energy Dispersive Spectrometry) และศึกษาลักษณะของพื้นผิวของก้อนอนุภาคด้วยเทคโนโลยี SEM (Scanning Electron Microscopy) ซึ่งจะสามารถเห็นลักษณะของการยึดเกาะที่เกิดขึ้นและปริมาณของชาตุต่างๆ ที่สำคัญนั้นที่เกิดการเกาะด้วยรูปที่ 5 เป็นลักษณะของรูปถ่ายพื้นผิวของก้อนอนุภาคที่เกิดการเกาะด้วยรัตน์สัตส่วนของชาตุในแต่ละตัวแห่งนั้นในรูปที่ 5 หาได้ด้วยเทคโนโลยี EDS ซึ่งได้ผลแย่ลงดังตารางที่ 2 จากสังเกตและวิเคราะห์ก้อนอนุภาคที่เกาะด้วยพานว่าพื้นผิวภายนอกของก้อนอนุภาคที่เกาะด้วยกันนั้นมีลักษณะค่อนข้างเรียบและรูดลักษณะกับมีลักษณะปุกปุกอนุภาคที่มีความบันดาลตั้งรูป 5a ซึ่งเมื่อนำก้อนอนุภาคนี้ไปทำการวัดเพื่อศึกษาลักษณะภายในพบว่า จะมีลักษณะเป็นรูพุ่นและโพรงตั้งรูปที่ 5b ซึ่งคาดว่าเป็นผลจากการของเหลวที่เกิดจากการหลอมละลายสารอนินทรีย์มีการขยายตัวขยายเป็นไอออกไปจากก้อนอนุภาคที่เกาะด้วยกันนี้ จึงทำให้เกิดลักษณะเป็นโพรงโดยเมื่อพิจารณาอย่างคุ้มครองของชาติที่อยู่ในก้อนอนุภาคพบว่า

ภายนอกของก้อนอนุภาคเชือเพลิงสำหรับ A และ B จะมีองค์ประกอบหลักเป็น ซิลิกอน แคลเซียมและเหล็ก ในสัดส่วนที่ใกล้เคียงกัน ต้านทานในของก้อนอนุภาคตั้งรูป 5% ซึ่งสามารถสังเกตเห็นลักษณะของผื่นผิวที่มีลักษณะต่างกันระหว่างสำหรับ C และ D โดยที่สำหรับ C จะมีรูร่อง โพแทสเซียม แคลเซียม และเหล็กมากกว่า สำหรับ D ซึ่งคาดว่าเป็นผลทำให้สำหรับ C มีความต้านทานมากกว่าสำหรับ D ในขณะที่สำหรับ D จะมีรูร่องอยู่ในรูปแบบที่ต่ำกว่า 90% แต่เมื่อรีบานของแคลเซียมและเหล็กน้อยกว่าที่สำหรับ C เมื่อพิจารณาถึงชาตุหัตถกรรมที่คาดว่าเป็นสาเหตุให้เกิดการหลอมตัวเป็นก้อนอนุภาคนี้ต้องโพแทสเซียมและโซเดียม ซึ่งสามารถรวมตัวกับซิลิกอนแล้วก่อให้เกิดปูนหินการเกลาก็ตัวได้ [17] โดยรีบานของโพแทสเซียมและโซเดียมที่ตัวได้ในก้อนอนุภาคนี้อาจมีค่ามากพอที่อาจทำให้เกิดเกลาก็ตัวเมื่อร่วมตัวกับสารประกอบของชาตุอื่น ๆ โดยอาจจะอยู่ในรูปของสารประกอบของ โพแทสเซียมซิลิกา (K_2SiO_2) [18] หรือโซเดียมซัลไฟด์ (Na_2SO_4) [14] ซึ่งมีอุ่นห้องเหลวต่ำ ห้องนี้สัดส่วนของชาตุที่ต้านทานต่างๆ ที่วัดได้นั้นอาจไม่เพียงพอที่จะสรุปผลไกหรือปัจจัยที่ส่งผลให้เกิดการเกลาก็ตัวกันของอนุภาคอย่างแท้จริง ได้ โดยอาจต้องนำตัวอย่างไปเคราะห์ด้วยเทคโนโลยี XRD (X-Ray

diffraction) ซึ่งสามารถทำให้ทราบถึงประเภทของโครงสร้างวัสดุที่เกิดจากต่าง ๆ ที่มีอยู่ในก้อนอนุภาคนั้น โดยผลการวิเคราะห์ด้วย XRD นี้จะทำให้ทราบว่าในก้อนอนุภาคที่มีการเกะด้วยประภากอนดูว่าโครงสร้าง

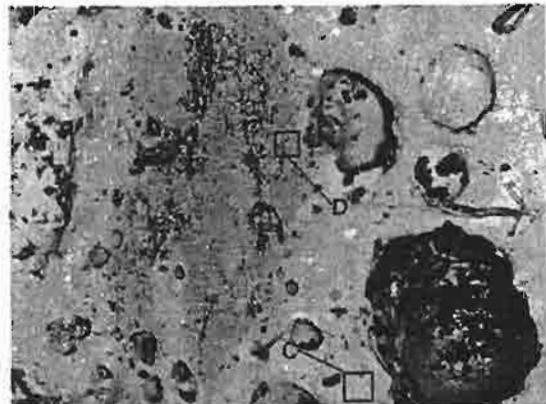
หรือสภาพของชาตุในรูปแบบใดที่มีจุดเด่นเหล่านี้สำคัญ ซึ่งจะทำให้ทราบว่าในก้อนอนุภาคที่มีการเกะด้วยประภากอนดูว่าโครงสร้าง

ตารางที่ 2 แสดงสัดส่วนของชาตุต่าง ๆ ที่มีอยู่ในก้อนอนุภาคที่เกิดการเกะด้วยประภากอนดู

Position	Elements (%)							
	Sodium (Na)	Magnesium (Mg)	Aluminum (Al)	Silicon (Si)	Potassium (K)	Calcium (Ca)	Titanium (Ti)	Iron (Fe)
A	4.12	4.42	6.03	35.63	1.83	20.37	0.52	27.08
B	3.84	4.38	7.14	36.92	2.46	22.25	0.59	22.41
C	2.91	2.74	7.22	51.35	4.34	13.80	0.70	16.95
D	0.86	0	34.37	56.02	1.6	1.35	4.64	1.37



(a) ผิวนิวเคลียร์ของก้อนอนุภาคที่เกะด้วย (80:20)



(b) ผิวนิวเคลียร์ในของอนุภาคที่เกะด้วย (80:20)

รูปที่ 5 แสดงภาพถ่ายผิวนิวเคลียร์ของก้อนอนุภาคที่เกิดการเกะด้วยจากการทดลอง

4. สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองใหม่เชือเพลิงแกกลับร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสใน เตาเผาใหม่ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาใหม่ส่วนที่ตัดส่วน 70:30 80:20 และ 100:0 เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการเผาใหม่เชือเพลิงทั้งสอง ร่วมกันในเตาเผาใหม่แบบฟลูอิไดซ์เบด และศึกษาถึงสมรรถนะของเตา เมื่อทำการเผาใหม่เชือเพลิงร่วม โดยพบว่าสามารถเผาใหม่เชือเพลิง แกกลับร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในลักษณะฟลูอิไดเซ็นต์ได้ดีเมื่อเทียบไม่ ต้องผ่อนวัสดุเชือเป็นเบด สำหรับผลการทดลองสามารถสรุปได้ดังนี้

1. ประสิทธิภาพการเผาใหม่มีแนวโน้มจะลดลงตามปริมาณของถ่านหินบิทูมินัสที่เพิ่มขึ้น เมื่อจากถ่านหินจะต้องการระบายสูงในการเผาใหม่ที่มากกว่าเชือเพลิงแกกลับซึ่งสอดคล้องกับสัดส่วนของถ่านหินที่ไม่ถูกเผาใหม่ที่เพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการผ่อนถ่านหิน โดยมีค่าประสิทธิภาพ การเผาใหม่มีค่าระหว่าง 98.8-99.5%

2. ในการเผาใหม่เชือเพลิงร่วมระหว่างแกกลับและถ่านหินบิทูมินัสที่ตัดส่วน 70:30 และ 80:20 เกิดการเกะด้วยของถ่านหินเชือเพลิงโดยมี

แนวโน้มเพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการผ่อนถ่านหินบิทูมินัสที่เพิ่มขึ้น ซึ่งการ ตัดอุณหภูมิเบดในการเผาใหม่จาก 1,100°C เหลือประมาณ 900°C ไม่สามารถทำได้ด้วยมาตรฐานทั่วไปได้ โดยสามารถลดค่าต่ำจากบานะ เห็นได้ว่าที่เกิดขึ้นระหว่างที่สามารถเบย์ดูปลดปล่อยของที่ทำให้เกิดการเกะด้วยของอนุภาคถ่านหิน แล้วจึงเกิดการลดลงตัวของถ่านหินเชือเพลิงที่เกิด การเกะด้วยกันนี้

3. ในก้อนอนุภาคที่เกิดการเกะด้วยจะประภากอนดูว่าชาตุหลักคือ ชิลิกอน แคลเซียม เหล็ก และอะลูมิเนียม โดยในการวิเคราะห์ผิวนิวเคลียร์และผิวนิวเคลียร์ในจะมีปริมาณชาตุที่แตกต่างกัน โดยภายนอก จะมีปริมาณของชาตุหลักโดยประมาณดังนี้ชิลิกอน 35-36% แคลเซียม 20-22% และเหล็ก 22-27% ส่วนภายในจะมีปริมาณชิลิกอนมากกว่า 50% ทั้งสองทำหน้าที่ในการรักษา

4. ผลการวิเคราะห์ด้วยเทคนิค EDS ในสามารถวิเคราะห์ปัจจัยที่เป็นผลให้เกิดขึ้นการเกะด้วยของก้อนอนุภาคบนแผ่นกระจาบอากาศได้ อย่างชัดเจน ต้องศึกษามีการวิเคราะห์ด้วยเทคนิค XRD เพิ่มเติม

4. ปริมาณแก๊สเม屎ใหม่ที่เกิดจากการเผาไหม้ที่ทางออกของเตา โดยในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่า O_2 ระหว่าง 10-12% สำหรับ CO_2 มีค่าในช่วง 8.3-9.8% เมื่อพิจารณาแก๊สเม屎พิษที่ระดับปริมาณออกซิเจนส่วนเกินที่ 6% พบว่า ปริมาณ CO มีค่า้อยในช่วง 60-110 ppm และปริมาณ NO_x มีค่าระหว่าง 212-350 ppm

5. กิจกรรมประภาก

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุน ทุนวิจัย รวมถึงนักศึกษาภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร ที่ช่วยในการเก็บข้อมูลต่อระดับเวลาการทดลอง ในงานวิจัยนี้ และบริษัท บูนีคไม้เน็น เชอร์วิสเซส มหาชน จำกัด ที่ให้การสนับสนุนดำเนินการวิจัยนี้ด้วย

เอกสารอ้างอิง

- [1] Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P., Thongnork, P., Wongchang, T. and Soponronnarit S., 2005, "A short combustion chamber fluidized-bed combustor: Part I. effects of primary air on combustor performance" The 19th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, 19th-21st October 2005, Phuket
- [2] Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P., Wongchang, T. and Soponronnarit S., 2005, "A short combustion chamber fluidized-bed combustor: Part II. effects of upper secondary air on combustor performance" The 19th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, 19th-21st October 2005, Phuket
- [3] L. Arnesto, Bahillo A, Veijonen k, Cabanillas A and Otero J. "Combustion Behavior of Rice Husk in a Bubbling Fluidized Bed", Biomass and Bioenergy, 2002, Vol 23, No 3, pp 171-179
- [4] W. Permchart and V.I. Kouprianov, "Emission performance and combustion efficiency of a conical fluidized bed firing various biomass fuels", Bioresource Technology, Vol 92, pp. 83-91
- [5] Werther, J., Saenger, M., Hartge, E.-U., Ogada, T., Siegl, Z., 2000, "Combustion of agricultural residue", Progress in energy and combustion science, Vol.26, PP.1-27
- [6] Gayan, P., Adanez, J., de Diego L.F., Gracia-Labiano, F., Cabanillas, A., Bahillo, A., Aho, M., Veijonen, K., 2004, "Circulating fluidised bed co-combustion of coal and biomass" Fuel, Vol. 83, pp. 277-286
- [7] Amitay, A.T., Topal, H., 2004, "Co-combustion of olive cake with lignite coal in circulating fluidized bed", Fuel, Vol. 83, pp. 859-867
- [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] Madhiyanon, T., Piriyanungroj N, Nathakarannakule A. and Soponronnarit S. "Development of a Vortexing-Fluidized bed Combustor for Rice Husk Fuel, The 17th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, 15th-17th October 2003, 113(IC033)
- [10] Madhiyanon, T., Piriyanungroj, N., Thongnork, P., and Soponronnarit S. "Vortexing-Fluidized bed Combustor(VFBC) Part I: effects of primary air on performance of combustor, The 18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, 18th-20th October 2004, Khon-khean
- [11] Madhiyanon, T., Piriyanungroj N, Thongnork, P., and Soponronnarit S. "Vortexing-Fluidized bed Combustor(VFBC) Part II: effects of secondary air on performance of combustor, The 18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, 18th-20th October 2004, Khon-khean
- [12] Madhiyanon, T., Piriyanungroj N and Soponronnarit S. "A Novel Vortex-Fluidized bed Combustor with two combustion chambers for rice husk fuel, Journal of Science and Technology, 2004, Vol. 6, pp.875-893
- [13] Lin, C., and Wey, M., 2004, "The effect of mineral compositions of waste and operating conditions on particle agglomeration/defluidization during incineration", Fuel, Vol. 83, pp. 2335-2343
- [14] Vuthaluru, H., and Zhang, D., 2001, "Effect of coal blending on particle agglomeration and defluidization during spouted-bed combustion of low-rank coals", Fuel processing technology, vol. 70, pp. 41-51
- [15] Tangsathitkulchai, C. and Tangsathitkulchai, M., 2001, "Effect of bed materials and additives on the sintering of coal ashes relevant to agglomeration in fluidized bed combustion", Fuel processing technology, vol. 72, pp. 163 – 183
- [16] Oka, S.N., 2004, fluidized Bed Combustion, Marcel Dekker, USA, pp. 211-229
- [17] Kakaras, E., Fryda, L and Pavlidou, E., 2006, "Experimental investigation of fluidized bed co-combustion of meat and bone meal with coals and olive bagasses", Fuel, Vol. 85, pp.1671-1678
- [18] Brus, E., Ohman, M., and Nordin, A., 2005, "Mechanisms of bed agglomeration during fluidized-bed combustion of biomass fuels", Energy & Fuels, vol.19, pp. 825-832.

การประชุมเชิงวิชาการเครือข่ายพัฒนาแห่งประเทศไทยครั้งที่ 2
27-29 กรกฎาคม 2549 มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี จังหวัดนครราชสีมา

การเผาไหม้เชื้อเพลิงแกกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิడ์เบด แบบห้องเผาไหม้สั้น

CO-FIRING BETWEEN RICE HUSK AND BITUMINOUS COAL WITHIN A SHORT COMBUSTION CHAMBER FLUIDIZED-BED COMBUSTOR

ธารนิชย์ เมธิยานันท์¹ ประสาณ สถิตย์เรืองศักดิ์² และ ณัชชาติ ไกรฤณ์ณกุฑ์³

^{1,2} อาจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหาสารคาม 51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ เขตหนองขอก กรุงเทพฯ 10530

โทร 02-9883655 ต่อ 241 E-mail: thanid_m@yahoo.com¹ Prasan_mut@yahoo.com²

³ อาจารย์ คณพัฒนาและวัตถุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาธิรัฐ แขวงบางนาดง เขตทุ่งครุ กรุงเทพมหานคร 10400

โทร 02-4708693-9 ต่อ 111 E-mail: somchart.sop@kmutt.ac.th³

Thanid Madhiyanon¹, Prasan Sethitruangsak²

Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Mahanakorn University of Technology, 51 Cheum-Sampan Road,

Nong Chok, Bangkok 10530, Tel: 02-9883655 ext. 241 E-mail: thanid_m@yahoo.com¹ Prasan_mut@yahoo.com²

Somchart Soponronnarit³

School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi

91 Pracha-Uthit Road, Bangmod, Thung Kharu District, Bangkok 10140 Tel: 02-4708693-9 ext.111, E-mail: somchart.sop@kmutt.ac.th³

บทคัดย่อ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิಡ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น ซึ่งมีขนาด พิกัด 250 kW โดยศึกษาถึงสมรรถนะของเตาเผาไหม้เมื่อทำการเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมซึ่งสัดส่วนของเชื้อเพลิงแกกลบและถ่านหินบิทูมินัสที่ศึกษาคือ 70:30 80:20 และ 100:0 (สัดส่วนโดยความร้อน) ผลกระทบของพหุวัสดุการเผาไหม้เชื้อเพลิงทั้งสองร่วมกันได้อย่างดีเยี่ยม โดยมีค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้ระหว่าง 98.8-99.5% และสามารถท้าทายความร้อนสูงสุดได้ 0.77 MW/m² ทั้งนี้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสที่สัดส่วน 70:30 และ 80:20 จะปรากฏการเกิดตะของก้อนอนุภาคเดาเชื้อเพลิงบนแผ่นกรวยชาบะ อาจเกิดซึ่งคาดว่าเกิดจากแรงเหวี่ยงที่มีอยู่ในถ่านหินบิทูมินัส สำหรับแก๊สสมดุลที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้มีอัตราการเผาไหม้ที่ระดับอุกซิเจนส่วนเกินที่ 6% มีค่า CO คือปริมาณ CO มีค่าอยู่ในช่วง 60-110 ppm และปริมาณ NO_x มีค่าระหว่าง 212-350 ppm

Abstract

The aim of this research is to study a co-firing between rice husk and bituminous coal within a 250 kW short combustion chamber fluidized-bed combustor, considering the combustor performances when co-combustion was tested. The mixing ratios (thermal basis) of rice husk to bituminous coal of 70:30, 80:20 and 100:0 were used for each experiment. It was shown that all fuel mixing ratios can be continuously fired both fuels, combustion efficiency were in range 98.8-99.5% and maximum heat intensity of 0.77 MW/m² was achieved. In order that co-firing of rice husk and bituminous coal of 70:30 and 80:20 were appear agglomeration of ash particles on distributor plate that may be occurring from tar in bituminous coal. CO and NO_x emission (based on 6% O₂) were in the range 60-110 ppm and 212-350 ppm, respectively.

คำสำคัญ: การเผาไหม้ร่วม/ถ่านหินบิทูมินัส/ฟลูอิಡ์เบด/วอร์ก

Keywords: Bituminous coal/Co-firing /Fluidized-bed/Vortex

*Corresponding author

1. ບານໜ້າ

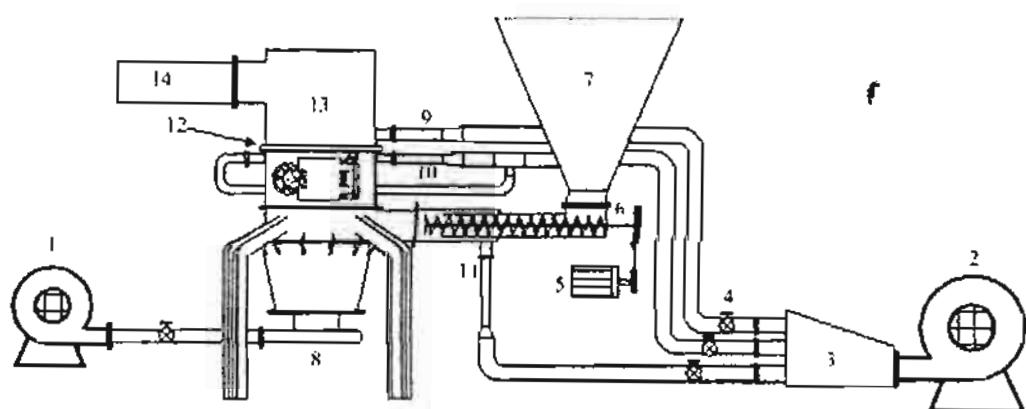
ปัจจุบันวิถีอุตสาหกรรมค้าห้ามสั่งผลให้ภาคอุตสาหกรรมต้องหันมาสนใจถึงการใช้เรือเพลิงกันมากขึ้น โดยได้มีการปรับเปลี่ยนมาใช้เรือเพลิงชีวมวลกันเพิ่มมากขึ้นตามนโยบายของรัฐบาลในการใช้พลังงานทดแทน และจากการสั่งเริ่มการใช้เรือเพลิงชีวมวลอย่างจริงจัง ส่งผลให้เรือเพลิงชีวมวลที่ได้รับความนิยมเข่นกอกน้ำค้าสูงขึ้นและมีจำนวนไม่เพียงพอต่อความต้องการเพื่อรองรับความต้องการเชิงพาณิชย์ในทุกๆ ภาค เนื่องจากจะเก็บรักษา (stock) น้ำมันเป็นต้องใช้ที่นี่ที่จำนวนมาก ทำให้ต้องใช้เงินลงทุนในการสร้างโรงเก็บเรือเพลิงที่สูงขึ้น นอกจากนี้ ข้อเสียอีกประการหนึ่งของการใช้เรือเพลิงชีวมวลคือต้นทุนในการขนส่งที่สูงซึ่งเป็นปัญหาหลักในสภาวะปัจจุบันที่ราคาน้ำมันเรือเพลิงแพงทำให้ต้องจ่ายไม่คุ้มค่าต่อการขนส่งเรือเพลิงชีวมวล ส่งผลให้ความน่าเชื่อถือ (reliability) ของโรงงานที่ใช้เรือเพลิงชีวมวลมีค่าต่ำลง สำหรับเดาเหตุ ให้มันที่ได้รับการนิยมนำมาใช้มากเพื่อใช้สำหรับเรือเพลิงชีวมวลในอุตสาหกรรมคือ เคาน์เตอร์เพลิงแบบดั้งเดิม เคาน์เตอร์เพลิงไซโคลนและเดาเหตุ ให้มันฟูอิได้เบด นอกจากนี้ยังมีเดาเหตุให้มันที่มีการทดสอบคือห้องส่องเข้าด้วยกันที่เรียกว่า เดาเหตุให้มันวอร์เตค-ฟูอิได้เบด [1] ทั้งนี้ เดาเหตุให้มันแบบฟูอิได้เบดนั้นค่อนข้างได้รับความนิยมมาก เพราะมีประสิทธิภาพการเผาไหม้สูง โดยได้มีการนำไปใช้ในการเผาให้มัน เชือเพลิงชีวมวลนิดต่างๆ เช่น แกลบอน วีเดอ แอลซาน อ้อย เป็นต้น โดยข้อดีของการนำเชือเพลิงชีวมวลมาเผาให้มันคือจะไม่ทำให้มีควันและก๊าซร้ายของไนโตรเจนออกไซด์ในสิ่งแวดล้อมเพิ่มมากขึ้นและเป็นการลดปริมาณวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตรให้น้อยลง ซึ่งปัจจุบันได้มีการศึกษาถึงการนำเชือเพลิงชีวมวลไปเผาให้มีร่วงกันต้านทินเป็นจำนวนมากเพื่อควบคุมปริมาณแก๊สสมมติพิษที่เกิดจากเผาให้มันชีวมวล NO_x และ SO_2 และช่วยเพิ่มประสิทธิภาพในการเผาให้มัน [2,3] นอกจากนี้ยังมีการศึกษาการเผาให้มีร่วงของเชือเพลิงชีวมวลที่ต่างชนิดกัน ที่ต้องตัวต่างๆ [4,5,6] รวมถึงได้มีการนำขยะชุมชนไปเผาให้มีร่วงกันต้านทิน [7] ซึ่งล้วนแต่พิจารณาถึงตัวต่างๆ ที่เหมาะสมที่ทำให้ประสิทธิภาพการเผาให้มันและแก๊สสมมติพิษที่เกิดขึ้นอยู่ในเกณฑ์ต่อสุ่ล สำหรับเดาเหตุให้มันฟูอิได้เบดสำหรับเรือเพลิงชีวมวลนั้นก็มีการประยุกต์ใช้เทคโนโลยีต่างๆ เพื่อให้เกิดประสิทธิภาพการเผาให้มันที่สูงขึ้น เช่น การฉีดอากาศเพื่อตัดกับน้ำมันที่ยังเผาให้มีห่วงหมด [1,8] การติดตั้งหัววนวนของเทคโนโลยีตัดก้อนน้ำมันที่มีขนาดใหญ่ในห้องเผาให้มีห้องเผาเดาเหตุ [1,8] ซึ่งทำให้เดาเหตุให้มีลักษณะนี้ซึ่งมีประสิทธิภาพการเผาให้มันที่สูงขึ้นแต่มีขนาดความถูกต้องเดาเหตุที่น้อยลงทำให้สามารถลดประหงษ์ตันทุนในการก่อสร้างได้ โดยได้มีการทดสอบเผาให้มัน เชือเพลิงแกลบอนในเดาเหตุให้มันฟูอิได้เบดแบบห้องเผาให้มีห้องเผาเดาเหตุที่ต้องพิจารณาถึงความต้องการเชิงพาณิชย์และการติดตั้งในกานิริบบ์แบบเพื่อป้องกันการเกิดตัวของอนุภัย เชือเพลิงภายในเบด ซึ่งจะทำให้สูญเสียสภาพการเกิดฟูอิได้เช่นนั้น [1] นอกจากนี้เดาเหตุให้มันฟูอิได้เบดนี้มีจำนวนต้องใช้สูญเสียเป็นเบดเหมือนเดาเหตุให้มีห้องเผาเดาเหตุที่มีใช้สูญเสียไป [2,5] ทำให้สามารถลดประหงษ์ตันทุนพัฒนาเพื่อต้องร่างให้กับเดาเหตุให้มันได้

จากลักษณะเด่นของเทาเผาใหม่พิชอิคช์เบดแบบห้องเผาใหม้สันที่
เผาใหม่จึงเพิ่งกลับได้เป็นอย่างที่จึงนำมาร่วมกับประสีงช่อง

งานวิจัยนี้คือการเพาใหม่รีเซอร์เพลิงแกลบรุ่นกับถ่านหินมีภูมิปัญญาเพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการเพาใหม่รีเซอร์เพลิงทั้งสองชนิดร่วมกันภายในเดาเพาใหม่ซึ่งคาดว่าจะสร้างความหลากหลายในการใช้รีเซอร์เพลิงได้มากขึ้นท้าให้ลดปัญหาความไม่แน่ใจของโรงงานลงไปได้ โดยเดาเพาใหม่ที่ใช้มีลักษณะดังนี้คือ มีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางยาวภายในเดาเท่ากับ 500 mm (ผ่านเดาต้านในก่อตัวข้ออุ้งและเดาด้วยซีเมนต์กันไฟหกนา 130 mm) และมีลักษณะ H/D เท่ากับ 3.46 นอกจากนี้ยังมีการติดตั้งวงแหวนวอร์เทกซึ่งมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางของวงแหวนเท่ากับ 300 mm. ที่ระดับความสูง 4.52R ให้สำหรับตัวอย่างเดาเพาใหม่ไม่หมด สำหรับการจ่ายอากาศเข้าเดาเพาใหม่มีดังนี้คือ ถ้าหากตัวผ่านที่สองเป็นอากาศที่เข้าไปในเดาเพาใหม่และเข้าไปในเดาตักกับอนุภาคที่ยังเพาใหม่ไม่หมด สำหรับการจ่ายอากาศเข้าเดาเพาใหม่มีดังนี้คือ ถ้าหากตัวผ่านที่สองเป็นอากาศที่เข้าไปในเดาเพาใหม่และเข้าไปในเดาตักกับอนุภาคที่ยังเพาใหม่ไม่หมดคึ้งมีการจ่ายที่สองระดับความสูงคือ ระดับเหนือวงแหวนวอร์เทก (4.84R) และระดับใต้วงแหวนวอร์เทก (4.12R) จำนวน 4 ห้องซึ่งจะก่อให้เกิดวงแหวนอากาศที่มีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 200 mm. สำหรับอากาศผ่านที่สามเป็นอากาศซึ่งจ่ายเพื่อป้องกันการถูกลมของไฟที่จะเข้าไปยังห้องพักป้อนแกลบ โดยในการทดสอบการเพาใหม่รีเซอร์เพลิงแกลบรุ่นกับถ่านหินมีภูมิปัญญาทั้งตัวรีเซอร์วัสดุสมรรถนะคือ ประสิทธิภาพเชิงความร้อน ประสิทธิภาพการเพาใหม่ ค่าภาวะทางความร้อนต่อบริมาร์ตของเดาเพาใหม่ ปริมาณแก๊สผลพิษ (CO , NO_x) ที่ทางออกของเดาเพาใหม่ ที่เกิดขึ้นเมื่อเพาใหม่รีเซอร์เพลิงร่วมที่สั้นส่วนต่างๆ

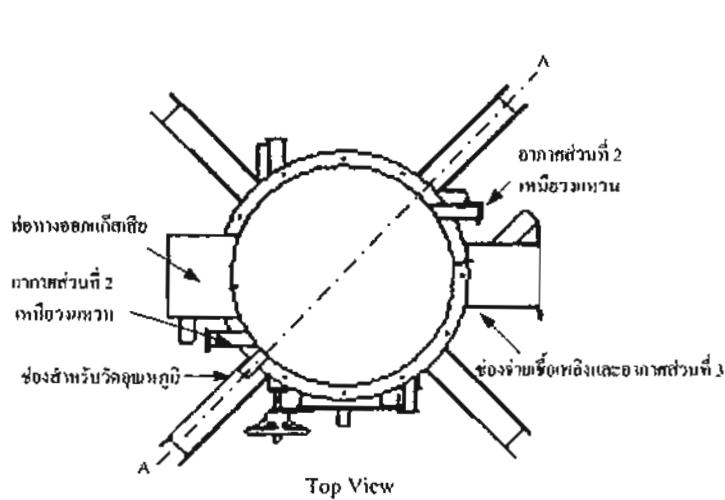
2. อปกรณ์การทดสอบและวิธีการทดสอบ

ในการทดลอง Hera ใหม่ใช้เพลิงแก๊สบخارน้ำกับถ่านทินปิทูมินัลใน เตา Hera ใหม่ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้อง Hera ใหม่สั้นซึ่งมีถักชุดของ Hera เห่า ใหม่และอุปกรณ์ที่ใช้ในระบบของ Hera เห่าใหม่ดังรูปที่ 1 โดยถ่านทิน บิทูมินัลที่ใช้มีขนาดระหว่าง 5-10 mm. สำหรับค่าแห่งการจ่าย อาการเข้า Hera เห่าใหม่และอุ่นด้วยค่าต่าง ๆ แสดงดังรูปที่ 2 ในกรณีป้อน ใช้เพลิงแก๊สบخارน้ำกับถ่านทินบิทูมินัล (เชื้อเพลิงผสม) เข้าด้วย Hera ใหม่ จะใช้สกุลถ่านเดี่ยวเข้าสู่ Hera เห่าใหม่บีเวลเน็นอยู่ตั้งแต่ที่ระดับความสูง 2.4R โดยใช้เพลิงแก๊สบخارน้ำกับถ่านทินบิทูมินัลจะถูกผสมกันภายใต้ ความดันต่างๆ ก่อนให้ส่องในดังพักป้อน การทดลองและเก็บข้อมูล ในการวิจัยนี้จะใช้เครื่องวัดความเร็วลมชนิดใบพัด (Vane type anemometer) มีค่าความละเอียด土 3% ของค่าที่อ่านได้ ในการวัด อัตราการไหลของอากาศที่เข้าสู่ Hera เห่าใหม่ในส่วนต่าง ๆ และใช้เกอร์ โนดีปีลชันนิค K ในการวัดอุณหภูมิของแก๊ส Hera ใหม่ซึ่งทั่วไปการวัด จำนวน 5 ค่าแห่งคือ 2.4R 3.7R 5.3R 6.3R และที่ห้องของ Hera เห่าใหม่ สำหรับในการวัดแก๊ส Hera ใหม่จะใช้เครื่องวิเคราะห์ องค์ประกอบแก๊สเสีย (Gas Analyzer) Testo 350 XL ซึ่งทำการวัดที่ห้องของ Hera เห่าใหม่และในการนำไปประสึกษาภาพการ Hera ใหม่ของ Hera นี้จะใช้เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบชาติ LECO CHNS 932 เพื่อหา ปริมาณคาร์บอนที่ไม่เผาใหม่ภายในเส้าที่เหลือจากการเผาใหม่ สำหรับในการทดลอง Hera ใหม่ใช้เพลิงแก๊สบخارน้ำกับถ่านทินบิทูมินัล ภายใน Hera เห่าใหม่ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้อง Hera ใหม่ที่จะใช้เงื่อนไขการ ทดลองดังตารางที่ 1

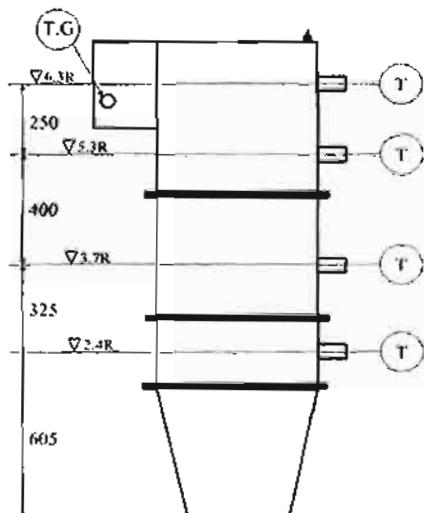


รูปที่ 1 แสดงอุปกรณ์และการติดตั้งในการทดสอบของเตาเผาใหม่ฟูริไอซ์เบด

1 = พัดลมป้อนอากาศส่วนที่ 1	8 = อากาศส่วนที่ 1 ที่นำไปให้กัดฟูริไอเดเซ็น
2 = พัดลมป้อนอากาศส่วนที่ 2 และ 3	9 = อากาศส่วนที่ 2 เที่ยงระหว่างห้องเผา
3 = ก่อองค์ม	10 = อากาศส่วนที่ 2 ใต้ห้องเผา
4 = วาล์วควบคุมปริมาณอากาศ	11 = อากาศส่วนที่ 3 ที่จ่ายมาพร้อมกับเชื้อเพลิง
5 = นอเดอร์รับสัญญาณเชื้อเพลิง	12 = วงแหวนห้องเผา
6 = ถังก๊าซป้อนเชื้อเพลิง	13 = เคานาใหม่
7 = ถังพักป้อนแก๊ส	14 = ท่อทางออกเตาเผาใหม่



(a) แสดงตำแหน่งการจ่ายอากาศ



(b) แสดงตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สเผาใหม่

รูปที่ 2 แสดงตำแหน่งการจ่ายอากาศ ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สเผาใหม่

ตารางที่ 1 เมื่อนำใช้การทดสอบของการศึกษาอิทธิพลของอุณหภูมิของอากาศส่วนที่สองต่อสมรรถนะของเตาเผาใหม่

Testing Conditions	Run number				
	1	2	3	4	
Ratio of Rice husk : Bituminous coal (Thermal basis)	70:30	80:20	100:0	80:20*	
Ratio of rice husk : Bituminous coal (Mass basis)	79:21	87:13	100:0	87:13	
Specific fuel feed rate (kg.m ⁻³ .h)	177	185	220	147	
Air-Fuel ratio (kg-da/kg-fuel)	5.09	4.89	4.54	4.89	
Excess air (%)	153	141	140	217	
Primary air	Velocity (m/s)	0.8	0.7	1.13	0.8
(Fluidizing air: m_1)	Mass fraction	0.33	0.33	0.48	0.36
Upper secondary air	Velocity (m/s)	7.84	7.84	7.84	7.84
(Tangential air: $m_{2,up}$)	Mass fraction	0.12	0.12	0.11	0.12
Lower secondary air	Velocity (m/s)	16	16	10.27	16
(Imaginary circle air: $m_{2,low}$)	Mass fraction	0.26	0.26	0.15	0.26
Tertiary air	Velocity (m/s)	15.77	15.77	15.73	15.77
(Fire back protection air: m_3)	Mass fraction	0.24	0.24	0.22	0.24
Stirrer cooling air (m_4)	Mass fraction	0.007	0.007	0.007	0.007

หมายเหตุ * การทดสอบที่มีการลดอุณหภูมิเบคองเหลือประมาณ 900°C

โดยขั้นตอนการทดสอบร่วมจากการปั้นบีมอันอากาศตามเงื่อนไขจากนั้นทำการทดสอบโดยเริ่มอุณหภูมิเตาเผาใหม่ซึ่งจะเผาใหม่เฉพาะเชื้อเพลิงแก๊สก่อน เพื่อสูญให้เตาอุณหภูมิสูงขึ้นประมาณ 700-800°C ซึ่งหมายความว่าเตาเผาใหม่ต้องเผาแก๊สก่อนที่จะเผาใหม่กับถ่านหินบีกูนิสแล้วป้อนเข้าสู่เตาเผาใหม่แล้วปั้นอุตสาหกรรมป้อนให้ตัวเผาใหม่ที่ 250 kW ซึ่งในช่วงเวลาหนึ่งจะปั้นทิ้งการเบตี้นแปลงอุณหภูมิที่ต่ำหนึ่งต่ำ ๆ โดยหลังจากสภาวะการทดสอบเข้าสู่ภาวะคงตัว (Steady) ซึ่งใช้เวลาประมาณ 60-80 นาที แล้วจึงเริ่มนับทิ้งค่าต่อตัว ๆ ดังนี้คือ อุณหภูมิภายในเตาที่ต่ำหนึ่งต่ำ ๆ ปริมาณเตาที่ตัดได้จากไออกน (เก็บทุก 30 นาที) ความเข้มข้นแก๊สเผาใหม่ที่ทางออกของเตาเผาใหม่ โดยข้อมูลที่บันทึกไว้จะนำไปคำนวณดังนี้¹ ค่าสมรรถนะของเตาเผาใหม่ต่ำ ๆ ดังนี้

1. ประสิทธิภาพเริ่มความร้อน (η_{in}) [1.8]

โดยคำนวณประสิทธิภาพเริ่มความร้อนจาก

$$\eta_{\text{in}} = \left[\frac{(\dot{m}_g T_g C_{p,g}) - (\dot{m}_a T_{\text{amb}} C_{p,amb})}{\dot{m}_f E_F} \right] \times 100\% \quad (1)$$

\dot{m}_g = อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศที่เข้าเตาเผาใหม่ (kg/s)

\dot{m}_a = อัตราการป้อนเชื้อเพลิง (kg/s)

\dot{m}_f = อัตราการไหลของแก๊สร้อนที่ทางออกซึ่งเท่ากับอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศที่เข้าเตาเผาใหม่ \dot{m}_g โดยที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงต้องหักปริมาณเตาที่มีอยู่เป็นร้อยละโดยน้ำหนักซึ่งมีค่าประมาณเท่ากับ $\dot{m}_f + (\dot{m}_f \times (1 - \% \text{ash}))$

T_g = อุณหภูมิอากาศที่ห้องออกเตาเผาใหม่ (K)

T_{amb} = อุณหภูมิอากาศ周圍 (K)

$C_{p,g}$ = ค่าความจุความร้อนของอากาศที่ห้องออกเตาเผาใหม่ (kJ/kg.K)

$C_{p,amb}$ = ค่าความจุความร้อนของอากาศ周圍 (kJ/kg.K)

E_F = ค่าความร้อนของเชื้อเพลิงผสม (MJ/kg)

2. ประสิทธิภาพในการเผาใหม่ (η_c) [1.8]

$$\eta_c = \left[\frac{(E_F - E_a - E_{fg})}{E_F} \right] \times 100\% \quad (2)$$

E_F = ปริมาณความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าเตาเผาใหม่

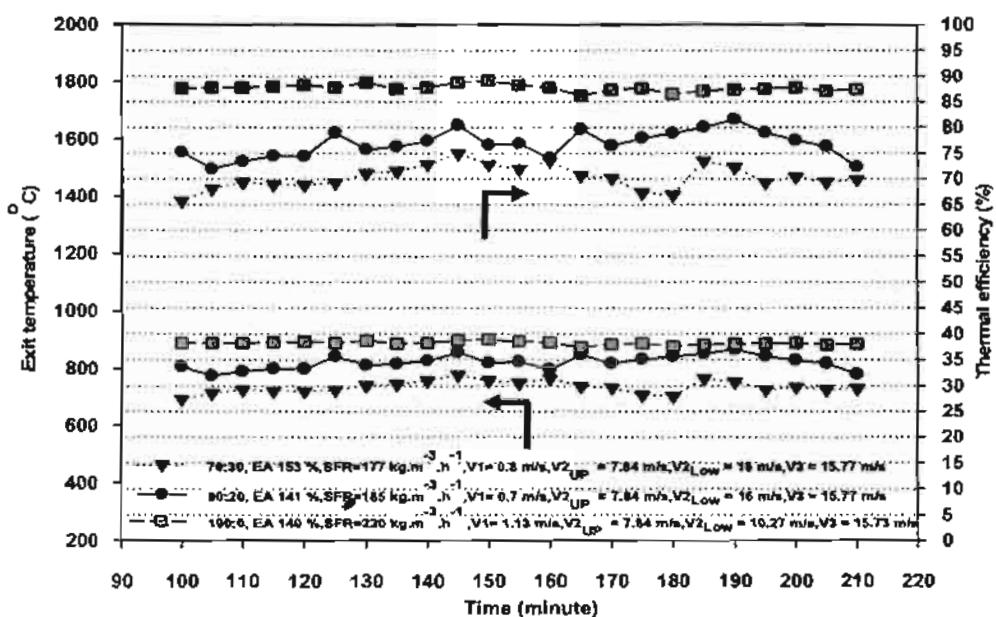
E_a = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับคาร์บอนที่ไม่เผาใหม่ในเตา

3. ผลการทดลองและวิเคราะห์ผลการทดลอง

ในการทดลองเพื่อศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงแก๊สร่วมกับถ่านหิน มีทุ泯ันส์ได้ทำการทดลองทั้งหมดจำนวน 4 เงื่อนไข ซึ่งทำการเผาไหม้เชื้อเพลิงแก๊สร่วมกับถ่านหินบีทุ泯ันส์ในสัดส่วนต่างๆ โดยจะพิจารณาถึงความสามารถในการเผาไหม้ร่วมกันของเชื้อเพลิงทั้งสอง อุณหภูมิแก๊สร้อนที่ทางออกเผา ประสิทธิภาพเชิงความร้อน ประสิทธิภาพการเผาไหม้ ค่าภาวะทางความร้อนของเตาเผาไหม้ และแก๊สสมดัพที่ท้อทางออกของเตาเผาไหม้ในแต่ละเงื่อนไขการทดลอง ซึ่งจากการทดลองในทุกเงื่อนไขพบว่าสามารถเผาไหม้ในอัตรา gaz ฟลูอิได้เช่นกัยในเตาเกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องโดยสังเกตได้จากการฟังกระเจริชของเชื้อเพลิงตลอดทั้งหมดที่หน้าตัดเตาอย่างสม่ำเสมอ ตลอดช่วงการทดลอง (4-6 ชั่วโมง) โดยไม่จำเป็นต้องผ่อนผันอุณหภูมิเชื่อมในเบ็ด

3.1 อุณหภูมิแก๊สที่ทางออก ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและค่าการความร้อนของเตาเผาไหม้

รูปที่ 3 เป็นผลการทดลองการเผาไหม้เชื้อเพลิงร่วมระหว่างเชื้อเพลิงแก๊สและถ่านหินบีทุ泯ันส์ที่สัดส่วนโดยความร้อนที่ 70:30 80:20 และ 100:0 ซึ่งสัดส่วนดังกล่าวคือจากปริมาณความร้อนอุ่นที่ต้องผลิตที่ 250 kW ผลการทดลองพบว่า ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงร่วมของแต่ละการทดลองนั้นมีค่าอุณหภูมิแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกเครื่องในช่วง 700-880°C ซึ่งสามารถคิดเป็นค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาเผาไหม้ได้ในช่วง 70-88% และคิดเป็นค่าภาวะความร้อนของเตาเผาไหม้ในแต่ละสัดส่วนการสมเชื้อเพลิงดังนี้คือ 0.59, 0.64 และ 0.77 MW/m³ เมื่อทำการเปรียบเทียบผลของการเพิ่มสัดส่วนการสมระหว่างแก๊สและถ่านหินที่ 80:20 และ 100:0 ซึ่งสามารถเปรียบเทียบได้จากการเพิ่มสัดส่วนถ่านหินที่ 80:20 มีอุณหภูมิเบดของการเผาไหม้สูงกว่าที่สัดส่วนเชื้อเพลิง 100:0 เล็กน้อย แต่มีปริมาณสัดส่วนของคาร์บอนที่ฟุ้กเผาไหม้มากกว่า โดยเหตุผลคาดว่าการเพิ่มสัดส่วนการสมถ่านหินบีทุ泯ันส์ซึ่งเผาไหม้ได้มากกว่าเชื้อเพลิงแก๊สจึงเป็นต้องใช้ระยะเวลาในการเผาไหม้ในเตาที่มากกว่า การเผาไหม้เชื้อเพลิงแก๊สเพียงลำพัง (100:0) ทำให้การเพิ่มสัดส่วนการสมถ่านหินบีทุ泯ันส์ที่มากขึ้นส่งผลให้มีสัดส่วนของคาร์บอนที่ฟุ้กเผาไหม้เพิ่มขึ้นจาก 1.2% (100:0) ไปเป็น 5.2% (80:20) ซึ่งส่งผลให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ลดลงจาก 99.6% ให้ถึง 98.8%

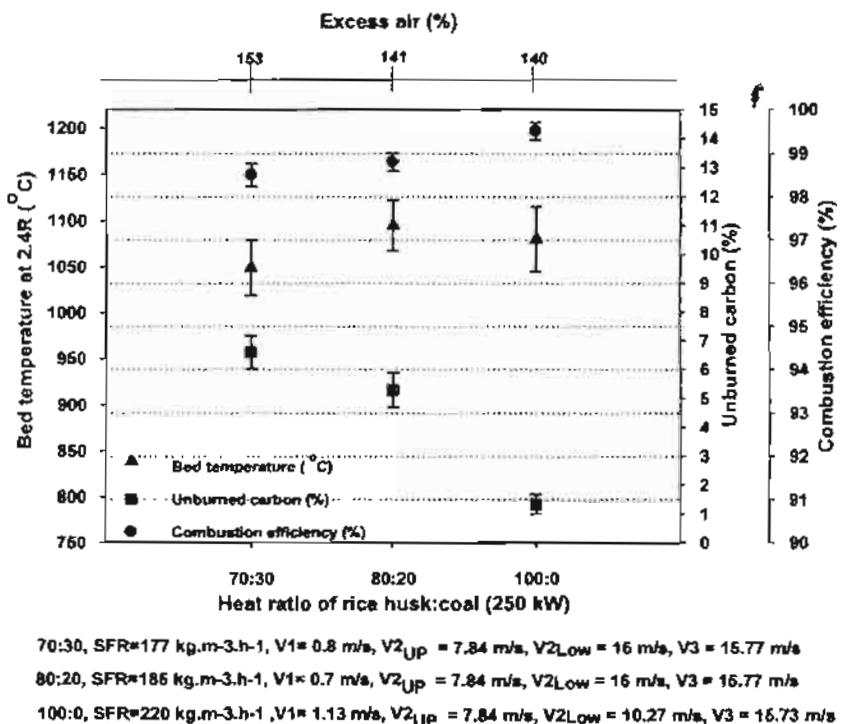


รูปที่ 3 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกและประสิทธิภาพเชิงความร้อน

140% ตามลำดับ พบว่าการเพิ่มสัดส่วนการสมถ่านหินบีทุ泯ันส์มากขึ้นทำให้อุณหภูมิของแก๊สร้อนที่ทางออกของเตาเผาไหม้มีค่าลดลงและประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตามีค่าต่ำลงประมาณ 15%

3.2 อุณหภูมิเบด ประสิทธิภาพการเผาไหม้และสัดส่วนคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้

รูปที่ 4 แสดงอุณหภูมิเบด สัดส่วนคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้ และประสิทธิภาพการเผาไหม้ในการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแก๊สร่วมกับถ่านหินบีทุ泯ันส์ซึ่งพบว่า ในการเผาไหม้ที่สัดส่วนการสมกลับต่อถ่านหินบีทุ泯ันส์ที่ 70:30 ซึ่งใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่ 153% จะมีอุณหภูมิเบดของเผาไหม้ประมาณ 1050°C และสัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้ที่ 6.5% ซึ่งสามารถคิดเป็นประสิทธิภาพการเผาไหม้ได้ 98.5% เมื่อเปรียบเทียบผลของสัดส่วนการสมเชื้อเพลิงแก๊ส ต่อถ่านหินบีทุ泯ันส์ที่ 80:20 และ 100:0 ซึ่งใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินในการเผาไหม้ที่ใกล้เคียงกัน (141% และ 140% ตามลำดับ) โดยจากการทดลองของสังเกตได้ว่าการเพิ่มสัดส่วนแก๊สที่ 80:20 มีอุณหภูมิเบดของการเผาไหม้สูงกว่าที่สัดส่วนเชื้อเพลิง 100:0 เล็กน้อย แต่มีปริมาณสัดส่วนของคาร์บอนที่ฟุ้กเผาไหม้มากกว่า โดยเหตุผลคาดว่าการเพิ่มสัดส่วนการสมถ่านหินบีทุ泯ันส์ซึ่งเผาไหม้ได้มากกว่าเชื้อเพลิงแก๊สจึงเป็นต้องใช้ระยะเวลาในการเผาไหม้ในเตาที่มากกว่า การเผาไหม้เชื้อเพลิงแก๊สเพียงลำพัง (100:0) ทำให้การเพิ่มสัดส่วนการสมถ่านหินบีทุ泯ันส์ที่มากขึ้นส่งผลให้มีสัดส่วนของคาร์บอนที่ฟุ้กเผาไหม้เพิ่มขึ้นจาก 1.2% (100:0) ไปเป็น 5.2% (80:20) ซึ่งส่งผลให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ลดลงจาก 99.6% ให้ถึง 98.8%



รูปที่ 4 คุณภาพนิเบต แสดงส่วนของ картบอนที่ไม่เผาไหม้และประสิทธิภาพการเผาไหม้

3.3 องค์ประกอบของภาษาไทยที่ท่องทางออก

จากญี่ปุ่นที่ 50% เป็นองค์ประกอบของแก๊สเพาไนมีที่ทางออกเดินทางมาใหม่เชื้อเพลิงแก๊สบ่อมีกับถ่านหินบิ๊กมินิส์ที่สัดส่วนต่างๆ โดยพบว่าปริมาณของก๊าซในทุกสัดส่วนของเชื้อเพลิงมีค่าอยู่ระหว่าง 10-12% ดังรูปที่ 50 ซึ่งจะมีค่าสัดส่วนของปริมาณอากาศส่วนเกินที่ลดลงและปริมาณของแก๊สคาร์บอนดioxideลดลงให้เหลือ 8.3-9.8% ดังรูป 50 หากพิจารณาถึงแก๊สคาร์บอนดioxideซึ่งเป็นแก๊สสมมติพิชิตนั้นพบว่าที่จะลดปริมาณของก๊าซในส่วนเกินที่ 6% นั้นมีค่าอยู่ในช่วง 60 - 110 ppm เมื่อเทียบเทียบผลของการลดถ่านหินบิ๊กมินิส์ที่เกิดขึ้นกับแก๊สเพาไนมีที่ทางออกเดินทางตัดส่วน 80:20 และที่สัดส่วน 100:0 (แก๊สเพียงอย่างเดียว) ซึ่งหั้งสองเงื่อนไขนี้มีการจ่ายปริมาณอากาศส่วนเกินที่ใกล้เคียงกัน (141% และ 140% ตามลำดับ) จะพบว่าการเพิ่มสัดส่วนการถ่านหินบิ๊กมินิส์ในเชื้อเพลิงที่เข้าเพาไนมีที่สัดส่วน 80:20 จะทำให้แก๊สเพาไนมีที่ทางออกเดินทางมีปริมาณของแก๊สคาร์บอนดioxideลดลง เมื่อเทียบกับการเพิ่มสัดส่วน 100:0 ดังรูปที่ 50 ซึ่งคาดว่ามาจาก การที่เชื้อเพลิงแก๊สบิ๊กมีปริมาณของสารระเหยสูงอยู่ในรูปของ CH_4 , CO และอื่นๆ [9] มากกว่าถ่านหินบิ๊กมินิส และเมื่อป้อนเชื้อเพลิงแก๊สบิ๊กมีที่จะมีปริมาณสารระเหยในเชื้อเพลิงผิดเพี้ยนมากขึ้น ซึ่งหากเพาไนมีสารระเหยหั้งกล่าวไม่สมบูรณ์เกือบจะเกิดตัวเป็นแก๊สคาร์บอนดioxideออกไซด์ ส่วนปริมาณของแก๊สในโทรศัพท์ออกไซด์ (NO_x) ที่เกิดขึ้นจากการทดสอบพบว่า การเพิ่มสัดส่วนของถ่านหินมีแนวโน้มที่จะทำให้ปริมาณของในโทรศัพท์ออกไซด์เพิ่มขึ้น ซึ่งคาดว่าเป็นผลมาจากการเพิ่มสัดส่วนของถ่านหินบิ๊กมินิสจะทำให้สัดส่วนของในโทรศัพท์

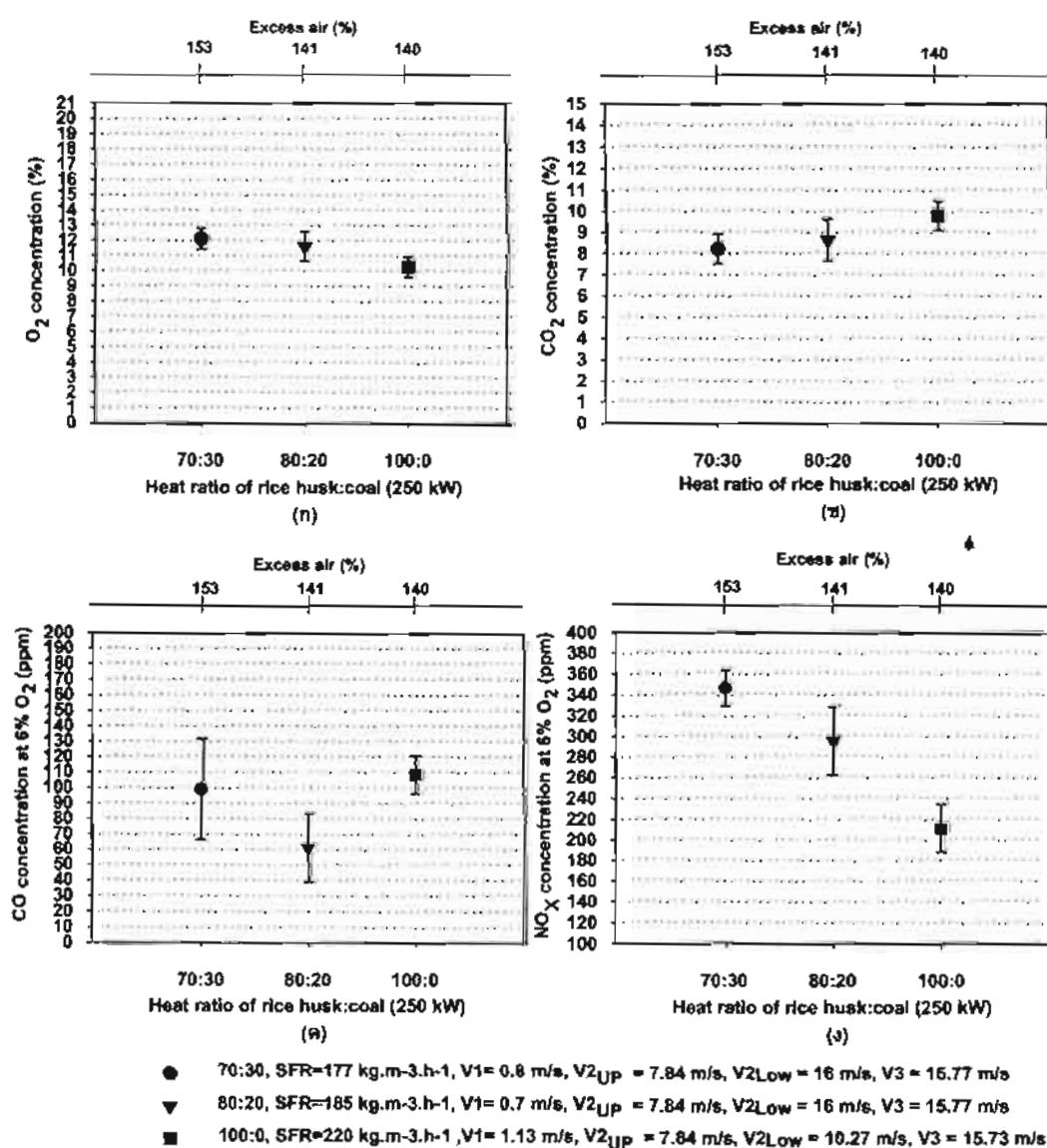
ของเรื่องเพื่อเพิ่มผลที่ได้รับเข้าเท่าเพิ่มใหม่ (นักกลับและถ่านหินบิทูมินัส รวมกัน) มีค่ามากขึ้น ซึ่งเมื่อเพิ่มแล้วจึงเกิดปริมาณในโครงการ ออกไซด์พิมานมากขึ้นตามสัดส่วนของถ่านหินดังรูป 5 ซึ่งจากการทดสอบในทุกสัดส่วนการผลผลิตของแก๊สและถ่านหินบิทูมินัสพบว่า ปริมาณของในโครงการออกไซด์พิมานออกไซด์เจนส่วนเกินที่ 6% มีค่าระหว่าง 212-350 ppm โดยในการทดสอบที่สัดส่วน 70:30 และ 80:20 มีค่าสูงกว่ามาตรฐานซึ่งมีค่าที่ 268 ppm เล็กน้อย

3.4 การเกาะตัวของอนุภาคเด็กเชื้อเพลิงภายในเบด

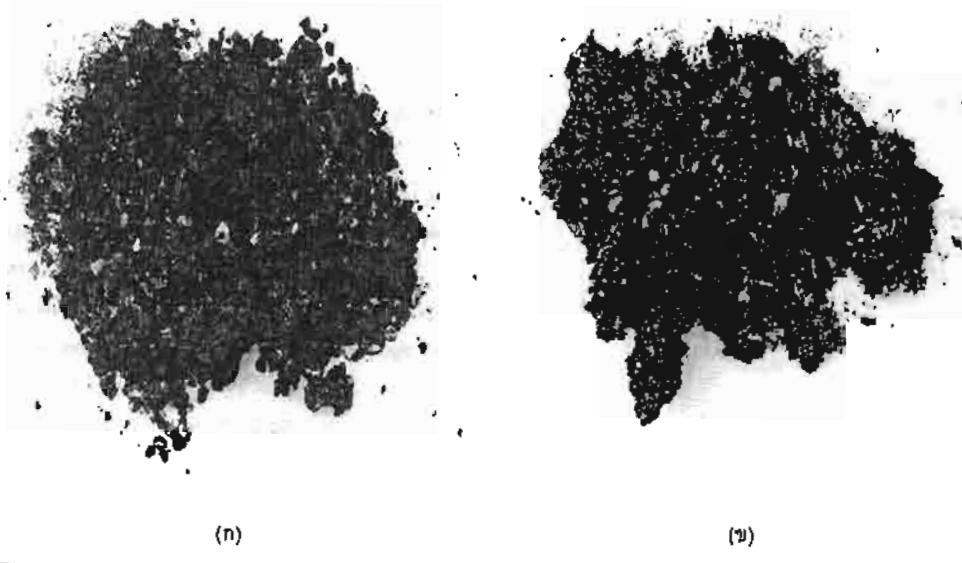
จากการทดลองเพ้าใหม่เชื้อเพลิงแกงบัวร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสที่สัดส่วน 70:30 และ 80:20 จะปรากฏก้อนอนุภาคจะสมดุลกันแน่นหนาเพื่อกระชับอากาศซึ่งจะมีวิธีการใหญ่ขึ้นตามสัดส่วนของถ่านหินบิทูมินัสที่เพิ่มขึ้นดังรูปที่ 6 โดยคาดว่าการเกาด้วยตัวถังถ่านหัวจะเกิดจากการหลอมตัวของถ่านหินเชื้อเพลิงที่มีรากตุ่นไฟแทนซึ่งเป็นส่วนประกอบ [10,11] ซึ่งทำให้อุณหภูมิการหลอมตัวของถ่านหินเชื้อเพลิงลดต่ำลงและส่วนเกิดการหลอมตัวในที่สุด จึงได้ทำการทดลองเพิ่มเติม (เงื่อนไขที่ 4) โดยการนำถ่านหินบิทูมินัสกับเชื้อเพลิงร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสที่ควบคุมไว้ประมาณ 900°C ซึ่งก็ยังพบการเกาด้วยตัวของถ่านหินอนุภาคเชื้อเพลิงแต่มีปริมาณลดน้อยลง ทำให้คาดว่าปัญหาของการเกาด้วยน้ำจะเกิดจากสารเหลืออื่นนอกเหนือจากอุณหภูมิเบตในการเผาเพ้าใหม่เชื้อเพลิง ซึ่งคาดว่าอาจมาจากสารที่ถ่านหินบิทูมินัสเกิดบางเหนียวขึ้น (*Tar*) ในระหว่างที่ส่วน率เบตูมกลดตัวอย่างจากถ่านหิน โดย Oka [12] ได้อธิบายถูกต้องว่าเป็นที่มาของกระบวนการเกาด้วยตัวถังน้ำคือ

ในช่วงอุณหภูมิประมาณ 350°C จะเกิดการแตกตัวของส่วนประกอบโครงสร้างไม่เกลี่ยของถ่านหินบิทูนิคซึ่งจะทำให้อุณภูมิของถ่านหินบางส่วนถูกเปลี่ยนสถานะไปเป็นของเหลวในช่วงพลาสติก (Plasticity) มากขึ้นจนกระทั่งถึงอุณหภูมิประมาณ 500°C ซึ่งของเหลวที่เกิดขึ้นนั้นก็จะทำให้ของเหลวที่เกิดขึ้นนั้นมีสมบัติการเป็นพลาสติก (Plasticity) มากขึ้นจนกระทั่งถึงอุณหภูมิประมาณ 500°C ซึ่งของเหลวที่เกิดขึ้นนั้นก็สามารถระเหยกลายเป็นแก๊ส จะทำให้ถ่านหินกลับสภาพพามาเป็นของแข็งอีกครั้ง จากกลไกที่ Oka ได้อธิบายไว้ว่าในช่วงที่เกิดการแตกตัวของถ่านหินจะมีการเปลี่ยนกระบวนการจากอากาศในการหลอมตัวสูงกว่า $1,400^{\circ}\text{C}$ [9]

อุณหภูมิที่เกิดการแตกตัวของถ่านหินในช่วงอุณหภูมิ $350\text{--}500^{\circ}\text{C}$ เป็นอันดับแรก ซึ่งเมื่ออุณหภูมิที่เกิดการแตกตัวของถ่านหินนี้จะเกิดการแตกตัวกันแล้ว ส่งผลให้ก้อนของอุบัติการที่มีน้ำหนักมากถูกยิ่งไปเพื่อให้มีบันส่วนกระบวนการ อากาศในลักษณะอยู่นิ่งค่อยกัดกันเดาจะกวนถูกตามไปเพื่อตัวแก๊สที่เกิดการหลอมตัวของถ่านหินซึ่งเพิ่งในลักษณะต่อมา แต่ทั้งนี้ส่าหรับการเผาไหม้ เชื้อเพลิงแก๊สจะเพิ่มถึง $100:0$ จะไม่ปรากฏการกากะตัวเกิดขึ้นแต่อย่างไร ทั้งนี้คาดว่าเพื่อระเหยของเชื้อเพลิงแก๊สตัวใหญ่เป็นชิ้นก้อนซึ่งมีอุณหภูมิการหลอมตัวสูงกว่า $1,400^{\circ}\text{C}$ [9]



รูปที่ 5 แสดงองค์ประกอบแก๊สเผาไหม้ที่ก่อทางออกของเชา



รุ่นที่ 6 แสดงการดำเนินการตัวอย่างกรณีที่มีเพลิงไหม้ในห้องเรียน

4. รากไม้根茎

จากการทดลองเพาใหม่เชื้อเพลิงแก๊สบาร์ม่วงกับกานหันบีทูมินส์ในเพาใหม่พกูอิไดร์เบดแบบห้องเพาใหม่สั้นที่ตั้งค่า 70:30 80:20 และ 100:0 เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการเพาใหม่เชื้อเพลิงทั้งสองร่วงกันในเตาเพาใหม่แบบพกูอิไดร์เบด และศึกษาถึงสมรรถนะของเตาเมื่อการเพาใหม่เชื้อเพลิงร่วง โดยพบว่าสามารถเพาใหม่เชื้อเพลิงแก๊สบาร์ม่วงกับกานหันบีทูมินส์ในเตาแบบพกูอิได้เช่นได้ต่อเนื่องโดยไม่ต้องผูกวักดักเมื่อเป็นเพาใหม่ ทันทีที่เพาการหุงต้มสามารถใช้ได้แล้วนี้

1. ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาเผาเมื่อมีการเผาไหน เชื้อเพลิง ผสมมีค่าร้อนห่วง 70-88% โดยมีอุณหภูมิห้องอุ่นห่วง 700-880°C ซึ่งมีแนวโน้มที่เพิ่มขึ้นตามอัตราเชื้อเพลิงแก๊สที่เพิ่มขึ้น สำหรับ ภาวะความร้อนของเตาเผาไหนมีค่าร้อนห่วง 0.59 - 0.77 MW/m³

2. ประสิทธิภาพการเพาะไม้เม็ดนาโนมีระยะลดลงตามปริมาณของด่านหินปูยี่นันต์ที่เพิ่มขึ้น เนื่องจากด่านหินจะต้องการระบายเวลาในการเพาะไม้ที่มากกว่าเชือกเพลิงแกลงกับช่วงระยะดังกล่าวส่วนของความอนุที่ไม่ถูกเพาะไม้ที่เพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการผสมด่านหิน โดยมีค่าประสิทธิภาพการเพาะไม้เม็ดระหว่าง 98.8-99.5%

3. ในการเผาไม้เชื้อเพลิงร่วมระหว่างแก๊สและถ่านหินบิทูมินัสที่สัดส่วน 70:30 และ 80:20 เกิดการเกะดัดตัวของถ่านเชื้อเพลิงโดยมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการเผาสมถะถ่านหินบิทูมินัสที่เพิ่มขึ้น ซึ่งการลดอุณหภูมิเบดในการเผาไม้จาก $1,100^{\circ}\text{C}$ เหลือประมาณ 900°C ไม่สามารถก่อรัชปัญหาดังกล่าวได้ โดยสาเหตุหลักคือว่ามีการย่างเห็นชัดว่าที่เกิดขึ้นระหว่างที่สาระเหลืออยู่ในปุ๋ยปลดปล่อยขึ้นทั้งที่ให้เกิดการเกะดัดตัวของอนุภาคถ่านหิน แล้วจึงเกิดการหลอมตัวของถ่านเชื้อเพลิงที่เกิดการเกะดัดตัวกันนี้

4. ปริมาณแก๊สเพาใหมมที่เกิดจากการเผาไหมที่ทางออกของเตา โดยในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่า O_2 ระหว่าง 10-12% สำหรับ CO_2 มีค่าในช่วง 8.3-8.8% เนื่องจากสารแก๊สแสดงพิษที่ระดับปริมาณออกซิเจนส่วนเกินที่ 6% พบว่า ปริมาณ CO มีค่ากันอยู่ในช่วง 60-110 ppm และปริมาณ NO_x มีค่าระหว่าง 212-350 ppm ซึ่งสูงกว่ามาตรฐานที่ 268 ppm เล็กน้อย

5. กิจกรรมประจำ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ได้การสนับสนุนทุนวิจัย รวมถึงนักศึกษาภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสิริมหานคร ที่ช่วยในการเก็บข้อมูลตลอดระยะเวลาการทดลอง ให้การสนับสนุน

เอกสารยังอิง

- [1] Madhiyanon, T., Piryarungroj N., Thongnork P and Soponronnarit S., 2004, "Vortexing-Fluidized bed Combustor (VFBC) Part I: effects of primary air on performance of combustor", The 18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, 18th-20th October 2004, Khon-khean
- [2] Gayan, P., Adanez, J., de Diego L.F., Gracia-Labiano, F., Cabanillas, A., Bahillo, A., Aho, M., Veijonen, K., 2004, "Circulating fluidised bed co-combustion of coal and biomass" Fuel, Vol. 83, pp. 277-286
- [3] Amitay, A.T., Topal, H., 2004, "Co-combustion of olive cake with lignite coal in circulating fluidized bed", Fuel, Vol. 83, pp. 859-867

- [4] Zhu, S., Lee, S.W., 2005, "Co-combustion of poultry wastes and natural gas in the advanced swirling fluidized bed combustor (SFBC)", *Waste management*, Vol. 25, pp. 511-518.
- [5] 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
- [6] Sami, M., Annamalai, K., Wooldridge, M., 2001, "Co-firing of Coal and biomass fuel blend", *Progress in energy and combustion science*, vol.27, PP.171-214
- [7] Dong, C., Jin, B., Zhong, Z., Lan, J., 2002, "Test on co-firing of municipal solid waste and coal in a circulating fluidized bed", *Energy conversion & management*, Vol. 43, pp. 2189-2199
- [8] T. Madhiyanon, Sathitruangsak, P., Thongnork, P., Wongchang, T. and Soponronnarit S., 2005, "A short combustion chamber fluidized-bed combustor: Part I. effects of primary air on combustor performance" The 19th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, 19th-21st October 2005, Phuket
- [9] Werther, J., Saenger, M., Hartge, E.-U., Ogada, T., Siegl, Z., 2000, "Combustion of agricultural residue", *Progress in energy and combustion science*, Vol.26, PP.1-27
- [10] Huanu, A., Bütün, H., Ekrem, E., 2005, "The relationship between the tendency of lignites to agglomerate and their fusion characteristics in a fluidized bed combustor", *Fuel processing technology*, vol. 86, PP. 1369-1383
- [11] Hari, B.V., Dong-ke, Z., 2001, "Effect of coal blending on particle agglomeration and defluidization during spouted-bed combustion of low-rank coals", *Fuel processing technology*, vol. 70, PP. 41-51
- [12] Oka, S.N., 2004, *fluidized Bed Combustion*, Marcel Dekker, USA, PP.211-229