1. **รหัสโครงการ :** MRG4880011 208674

2. **ชื่อโครงการ :** การผลิตความร้อนจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลโดยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดร่วมกับการฉีดอากาศแบบวอร์เทค โดยไม่ต้องผสมวัสดุเฉื่อยลงในเบด

3. **ชื่อนักวิจัย :**

คณะผู้วิจัย	สังกัด
3.1. ผศ.ดร.ฐานิตย์ เมธิยานนท์	ม.เทคโนโลยีมหานคร
3.2. ศ.ดร.สมชาติ โสภณรณฤทธิ์	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

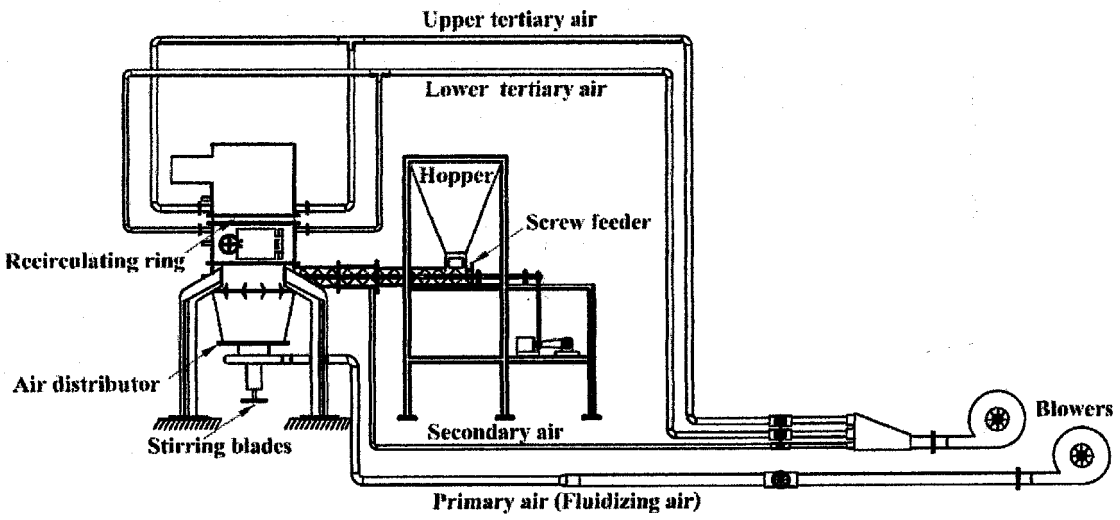
6.1.1. ส่งเสริมการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลเพื่อเป็นพลังงานทดแทนพลังงานจากเชื้อเพลิงฟอสซิลที่มีราคาสูงในปัจจุบันและต้องนำเข้าจากต่างประเทศ

6.1.2. พัฒนาเทคนิคการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลในเตาเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดเพื่อลดปัญหาการเกาะตัวของเชื้อเพลิงชีวมวลขณะเผาไหม้ และหาวิธีการการเพิ่มการหมุนเวียนของอนุภาคเชื้อเพลิงในห้องเผาไหม้ (เพื่อเพิ่มเวลาที่อนุภาคอยู่ในเตาเผาไหม้) โดยที่สัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาต้องมีค่าอยู่ในเกณฑ์ที่เหมาะสมต่อการพัฒนาไปสู่ภาคอุตสาหกรรมในอนาคต

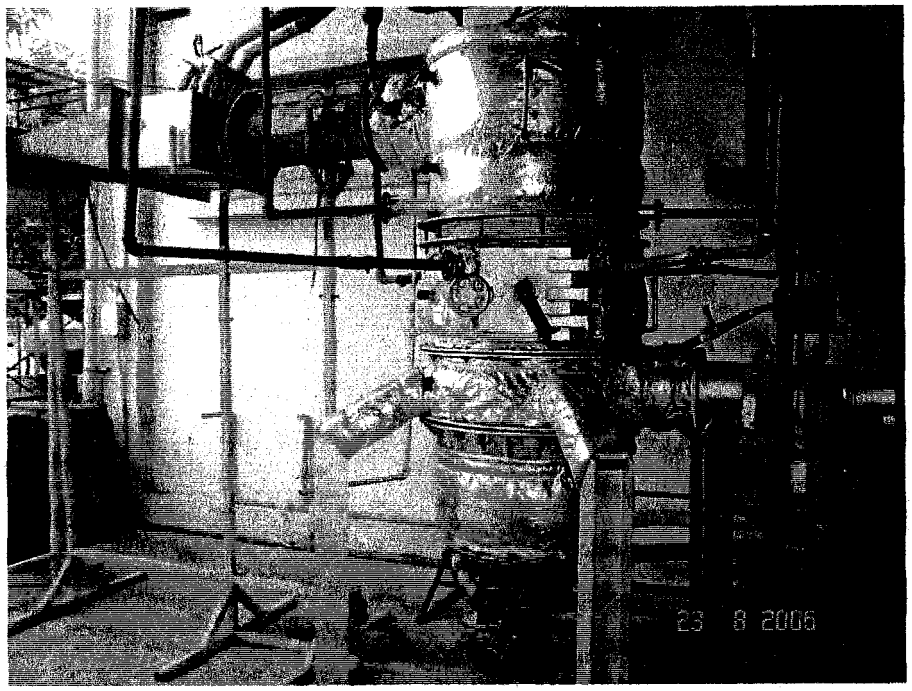
6.2. ระเบียบวิธีวิจัย

ในงานวิจัยนี้ ได้ออกแบบและพัฒนาเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดที่แบบห้องเผาไหม้สั้นซึ่งมีอัตราการผลิตความร้อน 250 kW_{th} ดังรูปที่ 1 โดยตัวเตาเผาไหม้จะแบ่งออกเป็นสองส่วนคือ 1) ส่วนที่เป็นทรงกระบอกซึ่งมีเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.5 m สูง 0.97 m และ 2) ส่วนที่เป็นลักษณะกรวยหงายตัดยอดซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่ยอดกรวยตัด 0.3 m และมีความสูง 0.6 m ดังรูปที่ 2 ซึ่งส่วนกรวยนี้จะออกแบบไว้สำหรับรองรับเบดของขี้เถ้าและอนุภาคเชื้อเพลิงที่มีขนาดใหญ่ นอกจากนี้ ภายในเตาเผาไหม้ส่วนที่เป็นทรงกระบอกยังติดตั้ง Recirculating ring โดยมีขนาดรูวงแหวน 0.3 m และติดตั้งที่ระดับ 1.13 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ การติดตั้ง Recirculating ring จะทำให้ห้องเผาไหม้ถูกแบ่งออกเป็น 2 ห้อง คือ ห้องเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบด ซึ่งเป็นห้องเผาไหม้หลัก (ใต้ Recirculating ring) และห้องเผาไหม้รอง (เหนือ Recirculating ring) นอกจากนี้จะช่วยดักจับ

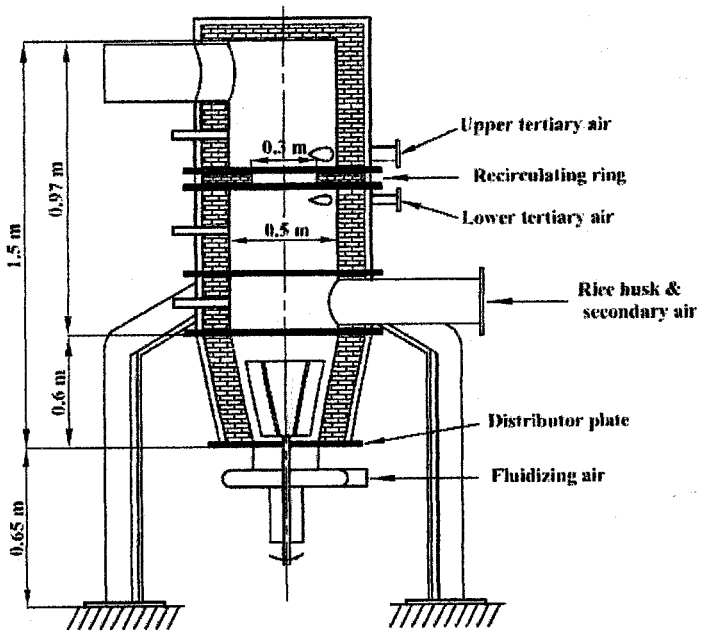
อนุภาคเชื้อเพลิงที่หลุดลอยไปกับแก๊สเผาไหม้ซึ่งมาจากห้องเผาไหม้หลัก เป็นผลให้เกิดการหมุนเวียนของอนุภาคเชื้อเพลิงภายในเบดที่เกิดฟลูอิไดเซชัน



รูปที่ 1(ก) แสดงไดอะแกรมของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นขนาด 250 kW_{th}



รูปที่ 1(ข) แสดงภาพถ่ายของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นขนาด 250 kW_{th}

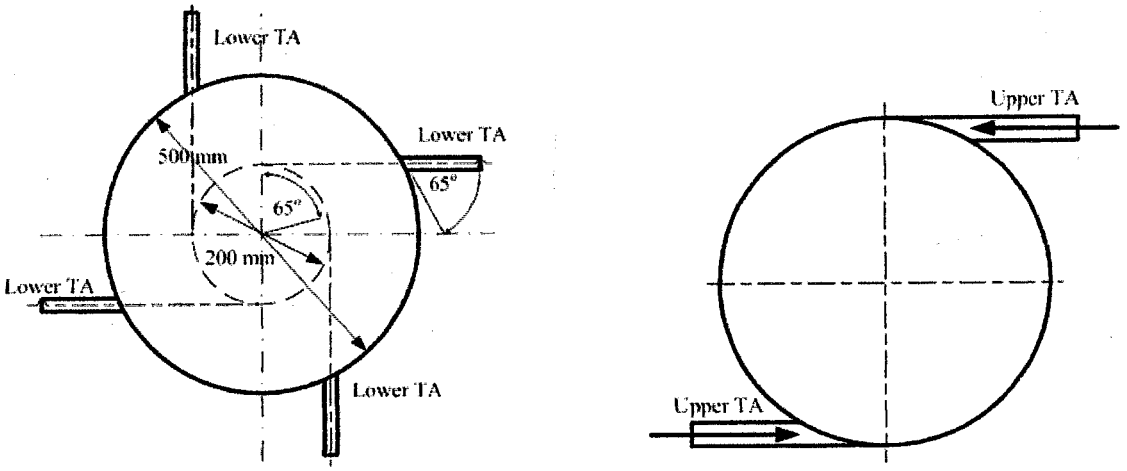


รูปที่ 2 แสดงภาพตัดของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น

การป้อนแกลบเข้าสู่เตาเผาไหม้จะใช้สกรูลำเลียง ซึ่งควบคุมอัตราการป้อนด้วยการปรับความเร็วรอบของมอเตอร์ สำหรับการจ่ายอากาศส่วนที่หนึ่ง (อากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซชัน) จะจ่ายด้วยพัดลมขนาด 2.2 kW อากาศส่วนที่สองจะจ่ายเข้าไปพร้อมกับเชื้อเพลิงเข้าสู่เบดเพื่อป้องกันการลุกลามของไฟเข้าสู่ระบบป้อนเชื้อเพลิง อากาศส่วนที่สามจะใช้พัดลมขนาด 2.2 kW จ่ายที่ตำแหน่งเหนือ Recirculating ring และใต้ Recirculating ring โดยที่ตำแหน่งใต้ Recirculating ring (1.03 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ) จะจ่ายผ่านหัวฉีด 4 หัว ซึ่งทำให้เกิดวงแหวนอากาศขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.2 m ดังรูปที่ 3ก สำหรับอากาศส่วนที่สามเหนือ Recirculating ring จะจ่ายในลักษณะสัมผัสผนังเตาเผาไหม้ผ่านหัวฉีดอากาศ 2 หัว ซึ่งอยู่ตรงกันข้ามกันเพื่อกวาดให้อนุภาคที่ตกบน Recirculating ring ให้กลับลงในห้องเผาไหม้ได้ Recirculating ring ดังรูปที่ 3ข นอกจากนี้เพื่อป้องกันการเกาะตัวของอนุภาคแกลบที่กำลังเผาไหม้ ได้ติดตั้งใบกวนซึ่งทำจากสแตนเลสและหล่อเย็นด้วยอากาศอยู่ภายในเบดที่แนวกึ่งกลางเตาเผาไหม้ ซึ่งจะหมุนด้วยความเร็ว 6 rpm

ในการทดลองนั้น การป้อนเชื้อเพลิงจะถูกควบคุมโดยชุดปรับความเร็วรอบมอเตอร์ การวัดความเร็วอากาศจะใช้หัววัด Hot wire (ความถูกต้อง ± 3%) ส่วนการวัดอุณหภูมิภายในเตาจะใช้เทอร์โมคับเปิลชนิด K คู่กับชุดเก็บข้อมูล (data logger) ซึ่งมีความถูกต้อง ± 1°C โดยตำแหน่งที่ทำการวัดคือ 0.6, 0.93, 1.33 และ 1.58 m เหนือแผ่นกระจายอากาศ นอกจากนี้ยังมีการวัดการ

กระจายอุณหภูมิตามแนวรัศมีของเตาเผาไหม้ในแต่ละระดับความสูงอีกด้วย ในการวัดแก๊สไอเสียจะใช้เครื่องวิเคราะห์ Testo 350 XL ซึ่งติดตั้งเซลล์วัดแก๊ส O_2, CO, NO และ NO_2 สำหรับการวิเคราะห์ปริมาณคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้จะใช้เครื่องวิเคราะห์ Leco C-H-N-S ส่วนลักษณะของการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดจะใช้การสังเกตอย่างใกล้ชิดผ่านช่องเปิดข้างผนังเตา



(ก) ใต้ Recirculating ring (ข) เหนือ Recirculating ring

รูปที่ 3 ลักษณะการจ่ายอากาศส่วนที่สามเข้าสู่เตาเผาไหม้ที่ระดับต่าง ๆ

การเริ่มต้นทดลองทำได้ง่าย ซึ่งไม่ต้องใช้เชื้อเพลิงอื่น เช่น แก๊สแอลพีจี (LPG) ในการเริ่มต้น โดยแกลบจะถูกใส่เข้าในเตาเผาไหม้ผ่านทางประตูเตาให้มีความสูงเบดประมาณ 20-30 cm เหนือแผ่นกระจายอากาศแล้วจึงทำการจุดแกลบที่ใส่ลงไป รอจนกระทั่งอุณหภูมิเบดสูงขึ้นประมาณ 450°C แล้วจึงเพิ่มอัตราการป้อนเชื้อเพลิงไปยังค่าที่ต้องการและเปิดพัดลมจ่ายอากาศส่วนอื่น ๆ อย่างไรก็ตามไม่มีการใช้วัสดุเฉื่อยอื่น ๆ มาช่วยให้เกิดการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดแต่จะใช้เถ้าของแกลบซึ่งเกิดระหว่างการเผาไหม้ (ซิลิกอน (SiO_2) ≈ 90%) ทำหน้าที่เป็นวัสดุเฉื่อย

ในการศึกษาจะทำการทดลองทั้งหมด 9 เงื่อนไข ซึ่ง 5 เงื่อนไขเป็นการศึกษาโดยปรับเปลี่ยนความเร็วของอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซชันและคงอัตราป้อนแกลบ ส่วนอีก 4 เงื่อนไขเป็นการศึกษาภายใต้การทำงานไม่เต็มพิกัด โดยทำการปรับอัตราการป้อนเชื้อเพลิงแต่จะคงที่ปริมาณลมส่วนต่าง ๆ ไว้ เงื่อนไขการทดลองจะแสดงดังตารางที่ 1 นอกจากนี้ ยังมีการศึกษาการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสเบื้องต้นอีก 3 เงื่อนไขด้วยกัน

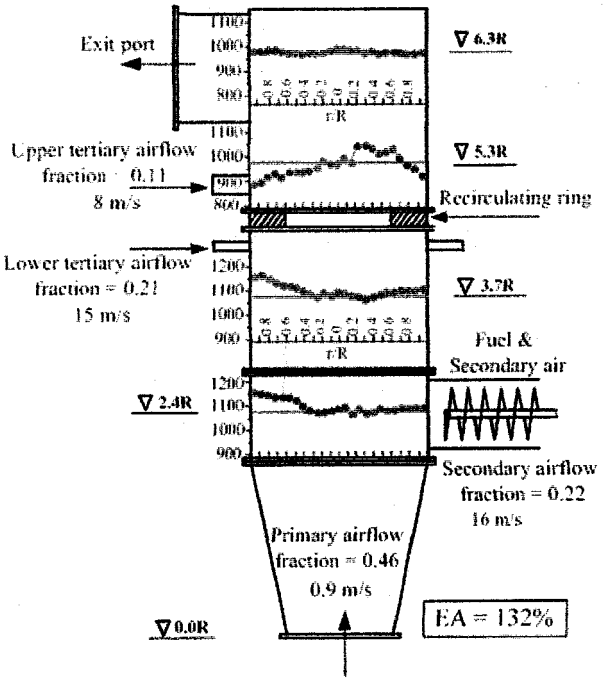
ตารางที่ 1 แสดงเงื่อนไขการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบ

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

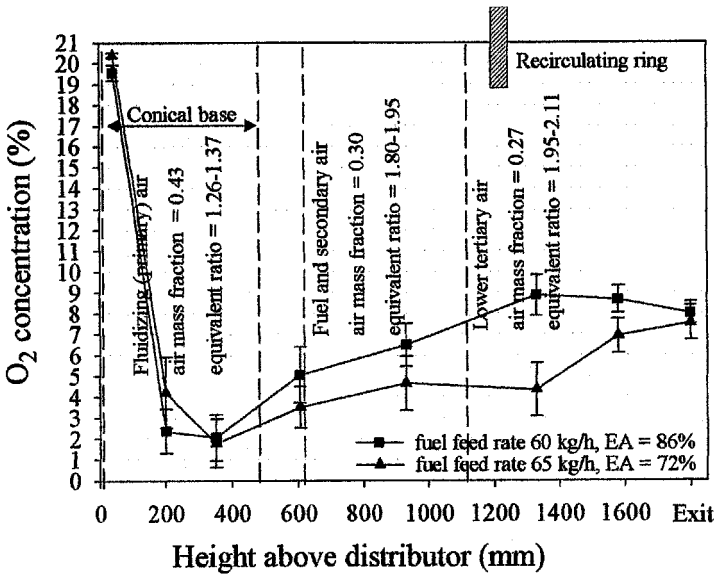
6.3. ผลการทดลองและวิจารณ์

จากการทดลองพบว่าการเผาไหม้ส่วนใหญ่เกิดขึ้นบริเวณใต้ Recirculating ring ในช่วงความสูง 0.6 m และ 0.93 m จากระดับแผ่นกระจายอากาศ นอกจากนี้ ยังพบว่าการกระจายตัวของอุณหภูมิในบริเวณนี้มีลักษณะเป็นไอโซเทอร์มอลเบด (Isothermal bed) ดังรูปที่ 4 ซึ่งสะท้อนถึงการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบด แสดงว่าเกิดการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดได้โดยไม่ต้องผสมวัสดุเฉื่อยลงในเบด ซึ่งสอดคล้องกับการสังเกตผ่านช่องเปิดข้างเตาเผาไหม้แล้วเห็นอนุภาคเชื้อเพลิงที่กำลังเผาไหม้ฟุ้งกระจายภายในเบดอย่างสม่ำเสมอ รวมทั้งสอดคล้องกับการลดลงของปริมาณออกซิเจนในแต่ละระดับความสูงของเตาเผาไหม้ ดังรูปที่ 5

การเพิ่มความเร็วของอากาศส่วนที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซชันหรือการปรับอัตราการป้อนเชื้อเพลิง ส่งผลให้ปริมาณอากาศส่วนเกินมีค่าในช่วง 83-380% ซึ่งในช่วงความเร็วของอากาศส่วนที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซชันและอัตราการป้อนเชื้อเพลิงในช่วง 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}/m^2 การใช้ความเร็วของอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซชันสูงถึง 1.4 m/s ซึ่งคิดเป็นอากาศส่วนเกิน 174% ส่งผลให้ E_c มีค่าค่อนข้างต่ำที่ 95.6% อย่างไรก็ตาม ภายใต้เงื่อนไขการทดลองปกติ (อัตราการป้อนแกลบ 66-73 kg/h) จะมีค่า E_c สูงกว่า 98% โดยประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่มีค่าสูงเป็นผลมาจาก 1) การติดตั้ง Recirculating ring ซึ่งจะดักจับอนุภาคเชื้อเพลิงขนาดใหญ่ให้หมุนเวียนภายในเบด และ 2) การฉีดอากาศแบบวอร์เทคซึ่งจะดักอนุภาคขนาดใหญ่ที่ติดมากับแก๊สเผาไหม้ให้ตกกลับลงในเบดเพื่อให้ถูกฟลูอิไดซ์อีกครั้ง



รูปที่ 4 การกระจายอุณหภูมิในแนวรัศมีของเตาเผาไหม้ที่ระดับต่าง ๆ



รูปที่ 5 การเปลี่ยนของปริมาณออกซิเจนภายในเตาเผาไหม้ที่ระดับต่าง ๆ

ในงานวิจัยนี้ยังมีปรับเปลี่ยนอัตราการป้อนแกลบเพื่อศึกษาสมรรถนะของเตาเผาไหม้ภายใต้การทำงานไม่เต็มพิกัด โดยเริ่มแรกเตาเผาไหม้นี้ถูกออกแบบที่อัตราการป้อนแกลบ 66 kg/h ซึ่งสามารถผลิตความร้อนได้ 250 kW_{th} และมี E_c ที่ 95% หรือสูงกว่านั้น ในการทดลองที่อัตราการป้อนแกลบสูงสุดที่ 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% ดังตารางที่ 2 โดยจากการทดลองสามารถคิดเป็นค่า Turn-down ratio ของเตาเผาไหม้ได้เท่ากับ 2.3:1

ตารางที่ 2 สรุปผลการทดลองการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบ

Run Nos.	EA (%)	Bed Temp[a]. (°C)	Exit Temp. (°C)	Intensity Feed rate ($kgm^{-2}h^{-1}$)/(kgh^{-1})	Intensity Heat rate (MWm^{-2})	O_2 and CO_2 O_2 (%)	CO_2 (%)	emissions at 6% O_2 CO ppm	NO_x ppm	Unburned carbon in ash (%)	Comb. Eff. (%)
				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

[a]measured at 1.2 m

การใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่สูงเกินไปจะส่งผลให้อุณหภูมิเบดต่ำลง ซึ่งทำให้ปริมาณแก๊สคาร์บอนมอนออกไซด์ (CO) ที่ท่อทางออกเตาเพิ่มขึ้น จาก 50 เป็น 550 ppm (ที่ออกซิเจนส่วนเกิน 6%) เมื่ออุณหภูมิเบดเปลี่ยนแปลงจาก 1200 เหลือ 1050°C และ CO จะมีค่าเพิ่มขึ้นเป็น 2200 ppm เมื่ออุณหภูมิเบดลดลงถึง 800°C ในกรณีของการลดอัตราป้อนเชื้อเพลิงจาก 77 kg/h เหลือ 33 kg/h ส่วนแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าในช่วง 230-350 ppm (O_2 ส่วนเกิน 6%) โดยแก๊ส NO_x มีค่าสูงขึ้นเมื่อเพิ่มปริมาณอากาศส่วนเกินจาก 80-170% เนื่องจากไนโตรเจนในเชื้อเพลิงทำปฏิกิริยากับออกซิเจนจากอากาศได้มากขึ้น (Fuel-NO_x)

ในส่วนสุดท้ายเป็นการศึกษาการเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัส โดยใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงหลัก โดยมีสัดส่วนการผสมถ่านหินบิทูมินัสที่ 20 และ 30% (โดยพลังงาน) และใช้ปริมาณ

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

6.4. สรุปผลการทดลอง

6.4.1. การเผาไหม้แกลบในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดที่พัฒนาขึ้นนี้สามารถทำได้โดยไม่ต้องผสมวัสดุเฉื่อยลงในเบดซึ่งลักษณะการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดสามารถดูได้จากการกระจายอุณหภูมิที่เป็นลักษณะไอโซเทอร์มอลเบด (Isothermal Bed) รวมถึงการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของออกซิเจนอย่างรวดเร็วภายในเบด

6.4.2. ประสิทธิภาพการเผาไหม้ (E_c) และอัตราการผลิตความร้อน (I_c) ในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่าในช่วง 95.6-99.8% และ 1.34-1.54 $MW_{th}m^{-2}$ ตามลำดับ ซึ่งเป็นผลของการติดตั้ง Recirculating ring และการฉีดอากาศแบบวอร์เทค

6.4.3. การเพิ่มปริมาณอากาศส่วนเกิน โดยการเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซชันหรืออัตราการป้อนแกลบ ส่งผลให้ E_c ลดลง เนื่องจากระยะเวลาการเผาไหม้ที่สั้นเกินไปและอุณหภูมิเบดที่ต่ำลง โดยเตาเผาไหม้ตัวนี้เมื่อทำงานไม่เต็มพิกัดจะมีค่า Turn-down Ratio เท่ากับ 2.3:1

6.4.4. ปริมาณ CO (คิดที่ 6% O_2) มีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อปริมาณอากาสส่วนเกินเพิ่มขึ้นเพราะจะทำให้อุณหภูมิเบดต่ำลง ส่วน NO_x ที่เพิ่มขึ้นเนื่องจากการทำปฏิกิริยาของไนโตรเจนในเชื้อเพลิง (Fuel-N) ที่ดีขึ้น 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 เตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นที่พัฒนาขึ้นนั้น สามารถนำไปใช้เผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสได้ ซึ่งการเผาไหม้แกลบและถ่านหินในสัดส่วน 80/20 และ 70/30 (%โดยพลังงาน) โดยมี E_c และ I_c ที่น่าพอใจที่ ในขณะที่แก๊ส NO_x มีค่าเพิ่มขึ้น เนื่องจากสัดส่วนไนโตรเจนในเชื้อเพลิง

6.5 ข้อเสนอแนะ

การวิจัยเกี่ยวกับการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบหรือชีวมวลชนิดอื่นๆ ร่วมกับถ่านหินควรได้การส่งเสริมและสนับสนุนอย่างจริงจัง โดยเฉพาะเทคนิคการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบด โดยมุ่งเน้นศึกษาถึงสมรรถนะของการเผาไหม้ร่วม รวมไปถึงปัญหาที่อาจเกิดขึ้นของการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลร่วมกับถ่านหิน เช่น agglomeration sintering และ fouling เป็นต้น

Project Code: MRG4880011 208674

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.

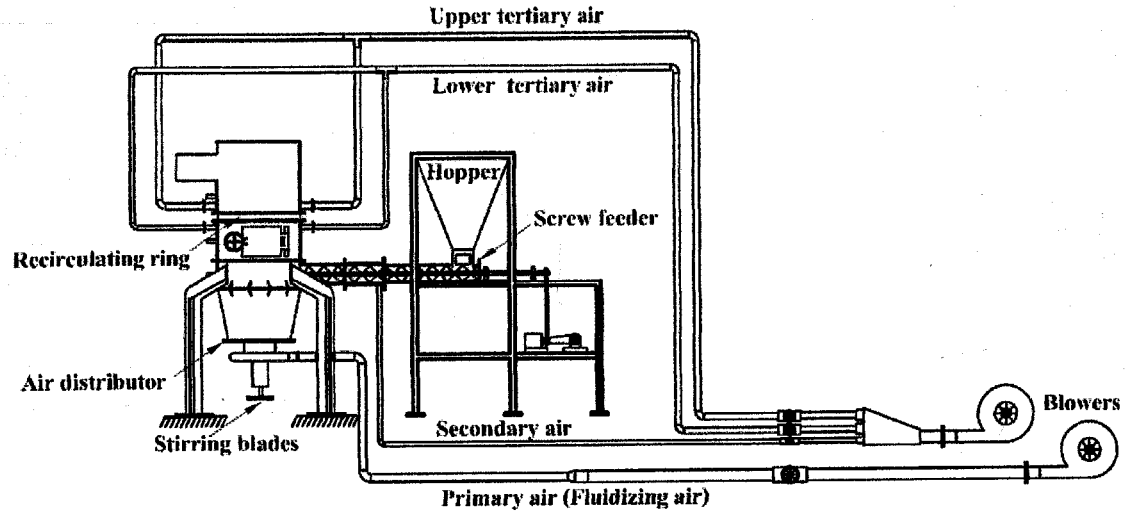


Fig. 1(a) Schematic diagram of short-combustion-chamber FBC, designed output capacity 250 kW_{th}.

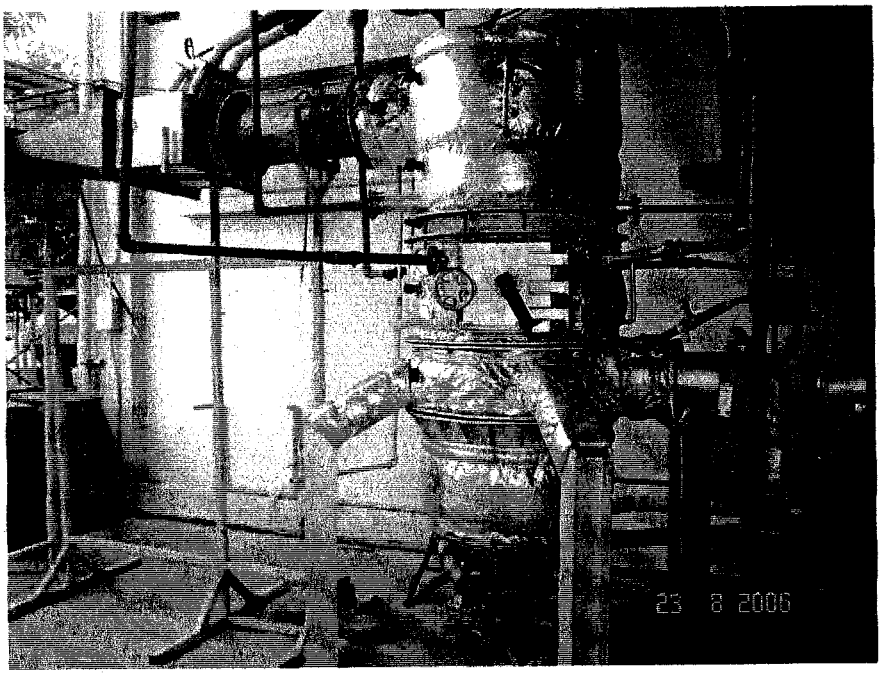


Fig. 1(b) Photograph of short-combustion-chamber FBC, designed output capacity 250 kW_{th}.

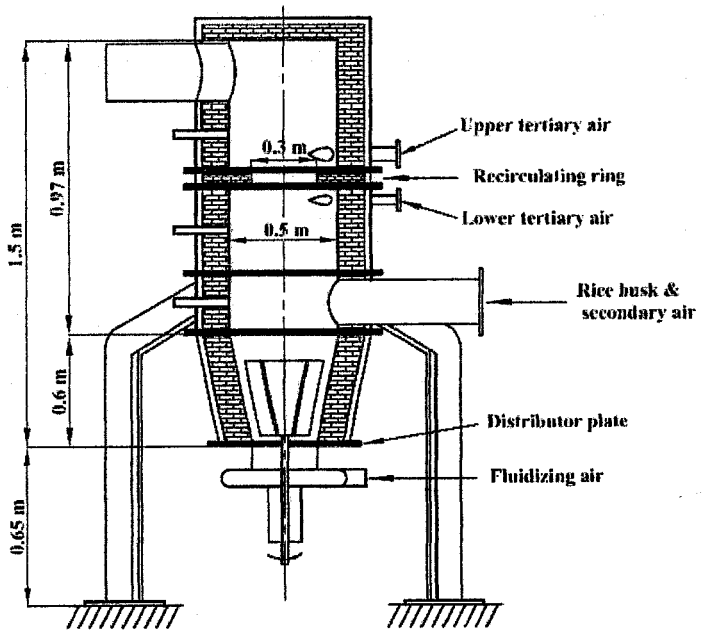
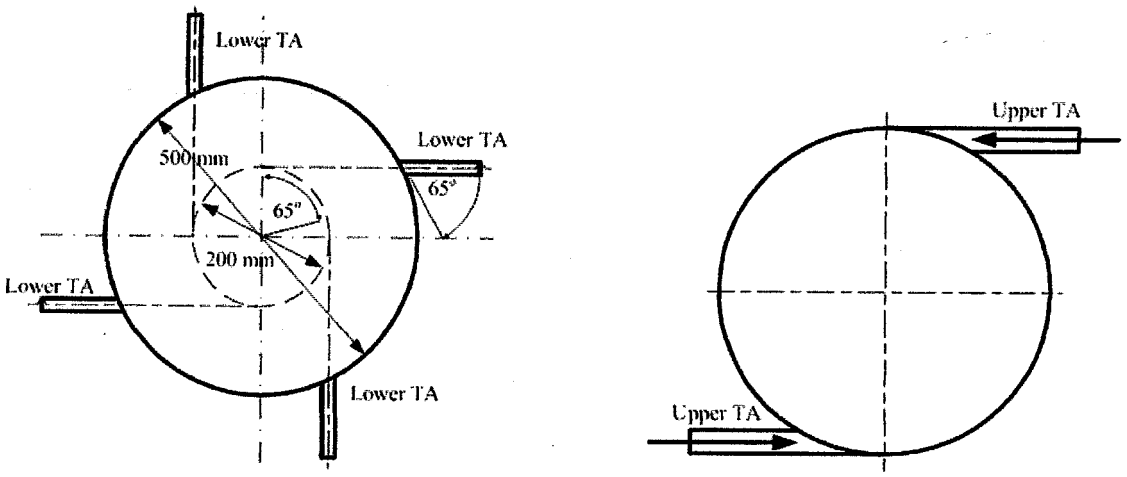


Fig. 2. Axial cross-section of a short-combustion-chamber FBC.

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 ± 3%). The

temperature profiles inside the combustor were monitored using a data logger with an accuracy of ± 1°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.



(a) Lower recirculating ring (b) Upper recirculating ring

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 (≈ 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 O_2 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°C. Combustion efficiency (E_c) of 95.6-99.8% and heat rate intensity (I_c) in the range 1.34-1.54 $MW_{th}m^{-2}$ 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.

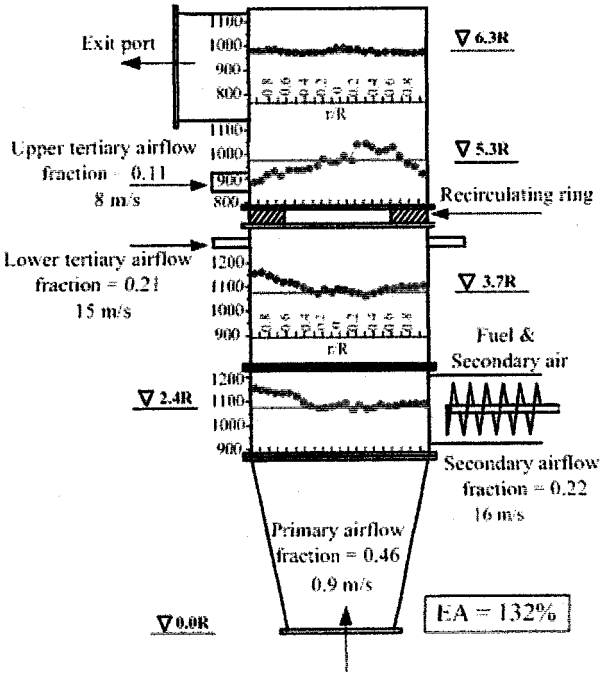


Fig. 4. Typical radial temperature profiles

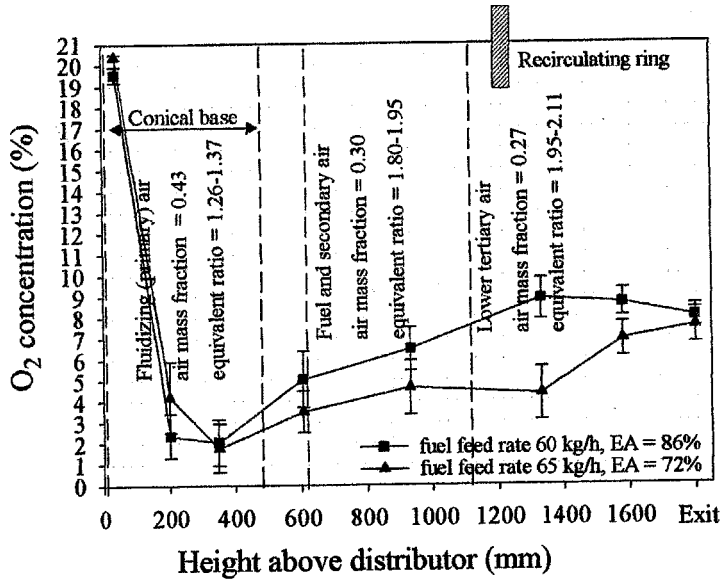


Fig. 5. The O_2 concentration profiles

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 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% were achieved. Furthermore, a minimum rice-husk feed-rate of 33 kg/h could yield 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

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 Nos.	EA (%)	Bed Temp[a]. (°C)	Exit Temp. (°C)	Intensity		O_2 and CO_2		emissions at 6% O_2		Unburned carbon in ash (%)	Comb. Eff. (%)
				Feed rate ($kgm^{-2}h^{-1}$)/(kgh^{-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

[a]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:

1. 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 O_2 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 filed of co-firing rice-husk/other biomass wit 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.