of abundant O_2 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 O_2 consumption at that site. The increase in O_2 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.

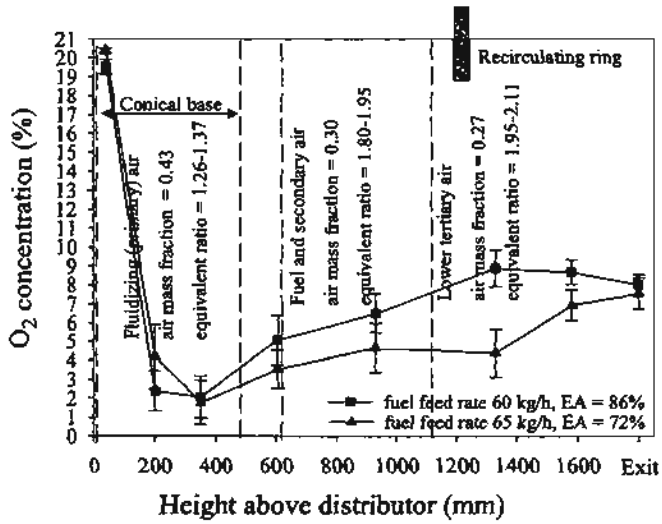


Fig. 5b. The O_2 concentration profiles inside the combustor.

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 N_2 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.

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

* 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).

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 CO_2-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 395-510 kg h^{-1} m^{-2} was reported in an overview of rice-husk combustion in FBC [1], while 130 kg h^{-1} 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 $MW_{th}m^{-2}$ 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 kW_{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 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. 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 ± 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, 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, O_2, NO, and NO_2. CO_2 is derived from O_2 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 (≈ 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/ 5.3 R. 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 O_2 concentration profiles inside the combustor, to clarify the characteristics of fluidized-bed combustion commonly maintained in the bed. These

198 profiles are shown in Fig. 5(b). The vertical O_2 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 O_2 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 O_2 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.

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

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°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 $MW_{th}m^{-2}$, 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 $MW_{th}m^{-2}$ [4, 8-9]; however, it is not competitive with CFBC, at 3.95 $MW_{th}m^{-2}$ [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

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 deceased 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

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°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 O_2 concentration profiles), characterized the fluidized-bed combustion feature of this combustor. Axial temperature and O_2 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.

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, Lapirattanakun 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] Spliethoff 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, Wooldrige 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.

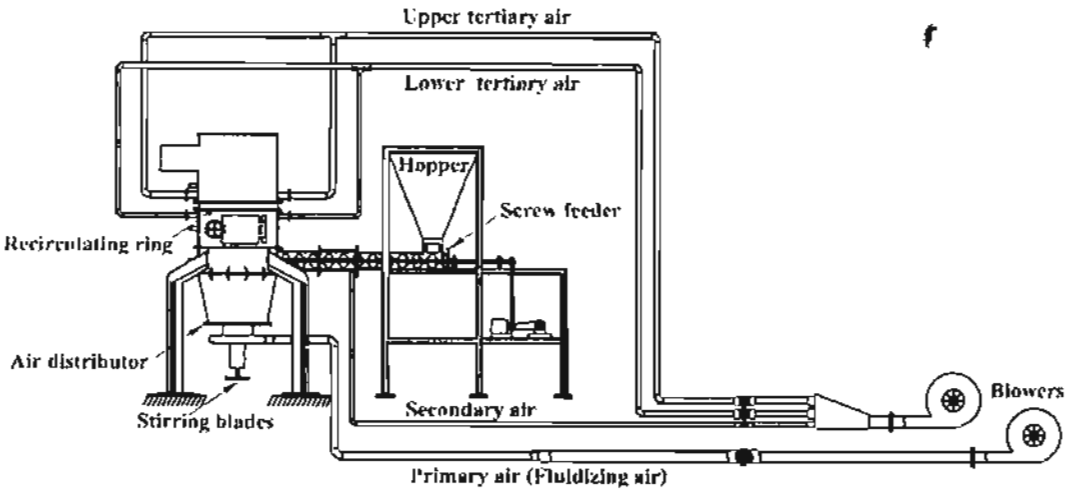


Fig. 1. Schematic diagram of short-combustion-chamber FBC, designed output capacity 250 kW_{th}.

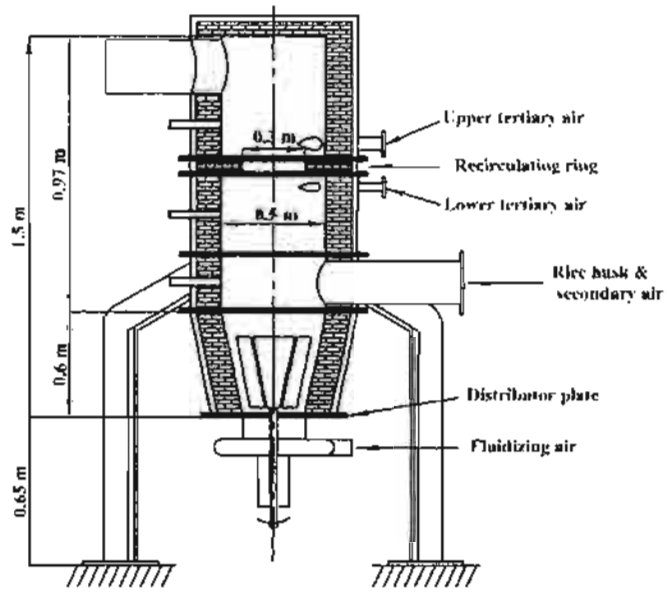
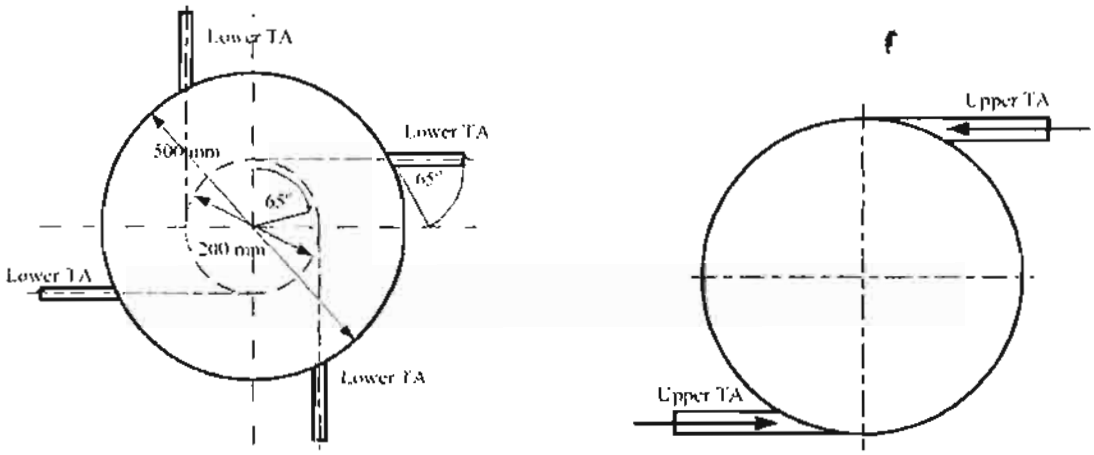


Fig. 2. Axial cross-section of a short-combustion-chamber FBC.



(a) Lower tertiary air

(b) Upper tertiary air

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).

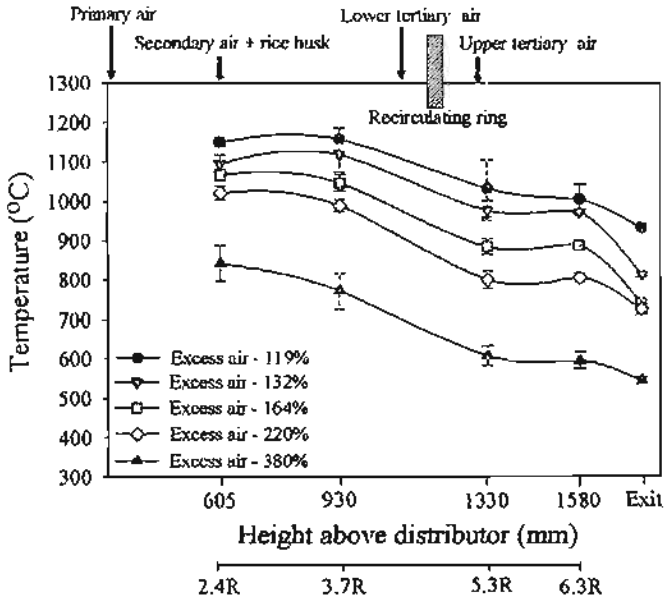
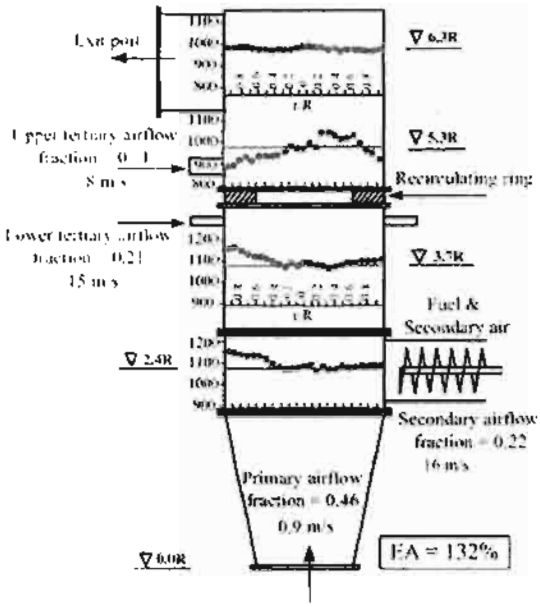
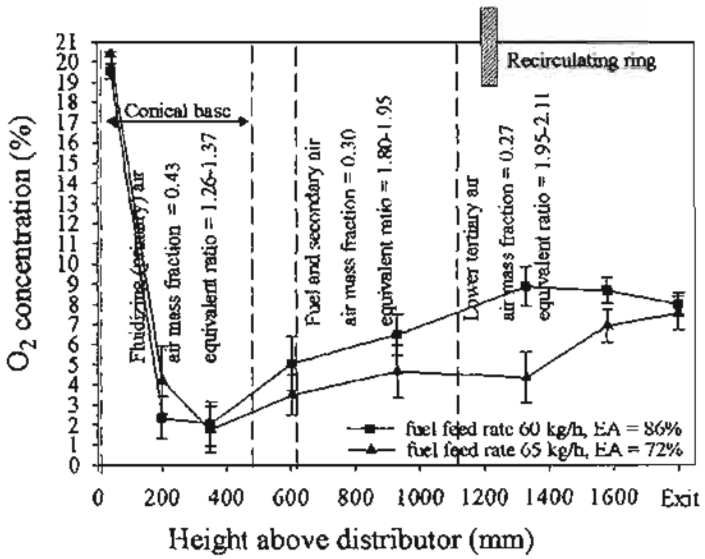


Fig. 4. Axial temperature profiles inside the combustor with different amounts of excess air.



(a) Typical radial temperature profiles



(b) The O_2 concentration profiles

Fig. 5. The radial temperature and O_2 concentration profiles inside the combustor. (a) temperature, (b) O_2 concentration.

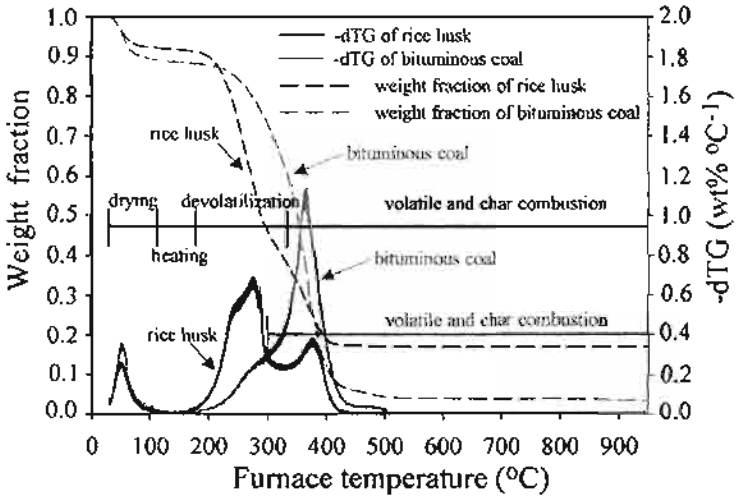


Fig. 6. TG and DTG curves for rice husk and bituminous coal (in air, 5°C min^{-1}).

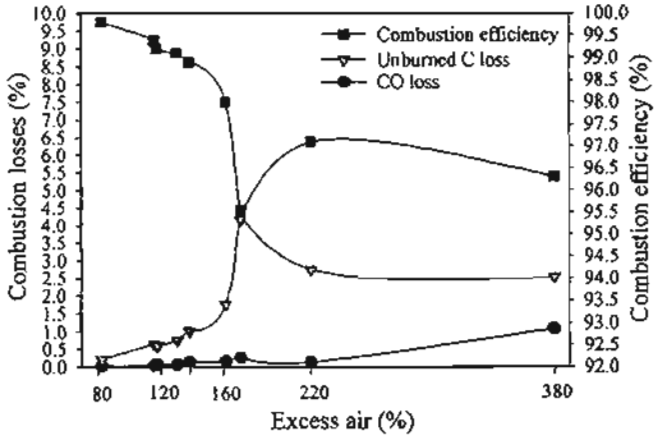


Fig. 7. Change in combustion losses and combustion efficiency with excess air, for rice-husk combustion.

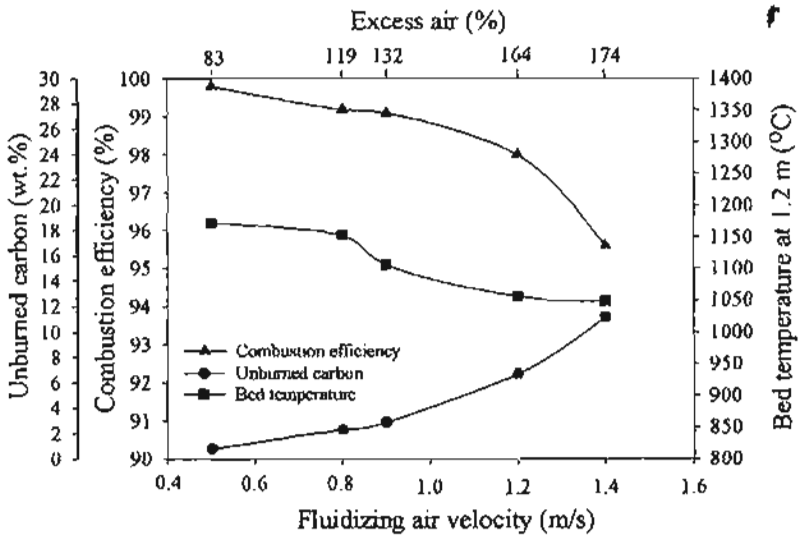


Fig. 8. Effects of fluidizing air velocity and corresponding excess air on combustion efficiency, unburned carbon, and bed temperature.

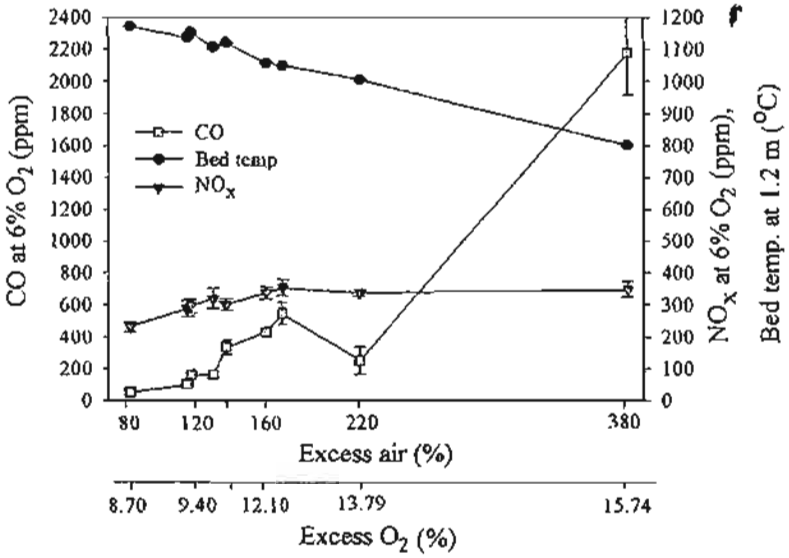


Fig. 9. Changes in CO and NO_x emissions, and bed temperature (at 1.2 m) as a function of excess air.

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	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

	Rice husk	Bituminous
HHV (MJ/kg)	14.98	24.5

Table 2
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

Table 3
Summary of experimental results for rice-husk firing for operating conditions in Table 2

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 (%)	O_2 and CO_2 CO_2 (%)	emissions at 6% O_2 CO ppm	emissions at 6% O_2 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

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 20
18-20 ตุลาคม 2549 จังหวัดนครราชสีมา

การเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น

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

ฐานิตย์ เมธิยานนท์[1,*] ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์[2] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[3]
[1,2] อาจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
โทร 02-9883655 ต่อ 241 E-mail: thanid_m@yahoo.com[1], Prasan_mut@yahoo.com[2]
[3]อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพมหานคร 10400 โทร 02-4708693-9 ext. 111 E-mail: somchart.sop@kmutt.ac.th[3]

Thanid Madhiyanon[1,*], Prasan Sathitruangsak[2]
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.com[1], Prasan_mut@yahoo.com[2]

Somchart Soponronnarit[3]
School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Prachauthit Road, Bangmod, Thung Kharu District, Bangkok 10140 Tel: 02-4708693-9 ext.111,
E-mail: somchart.sop@kmutt.ac.th[3]

บทคัดย่อ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น ซึ่งมีขนาดพิกัด 250 kW โดยสัดส่วนผสมของเชื้อเพลิงแกลบและถ่านหินบิทูมินัสของกรณีศึกษานี้คือ 70:30 80:20 และ 100:0 (สัดส่วนโดยความร้อน) ผลการทดลองพบว่าสามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงทั้งสองชนิดร่วมกันได้อย่างต่อเนื่อง โดยมีค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้ระหว่าง 98.8-99.5% ทั้งนี้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสที่สัดส่วน 70:30 และ 80:20 จะปรากฏการเกาะตัวของก้อนอนุภาคเถ้าเชื้อเพลิงบนแผ่นกระจายอากาศ ซึ่งคาดว่าเกิดจากยางเหนียวที่มีอยู่ในถ่านหินบิทูมินัส โดยผลการวัดปริมาณธาตุของก้อนอนุภาคที่เกาะตัวด้วยเทคนิค EDS พบว่าพื้นผิวด้านนอกส่วนใหญ่ประกอบด้วยธาตุซิลิกอน แคลเซียม และเหล็ก แต่ผิวด้านในจะมีซิลิกอนและอลูมิเนียมเป็นหลัก สำหรับแก๊สมลพิษที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้เมื่อพิจารณาที่ระดับอ๊อกซิเจนส่วนเกินที่ 6% มีดังนี้ คือปริมาณ CO มีค่าน้อยในช่วง 60-110 ppm และปริมาณ NO_X มีค่าระหว่าง 212-350 ppm

คำสำคัญ: การเผาไหม้ร่วม/การเกาะตัว/ถ่านหินบิทูมินัส/ฟลูอิไดซ์เบด

*Corresponding author

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% O_2) at the exit varied between 60 110 ppm and 212 350 ppm, respectively.

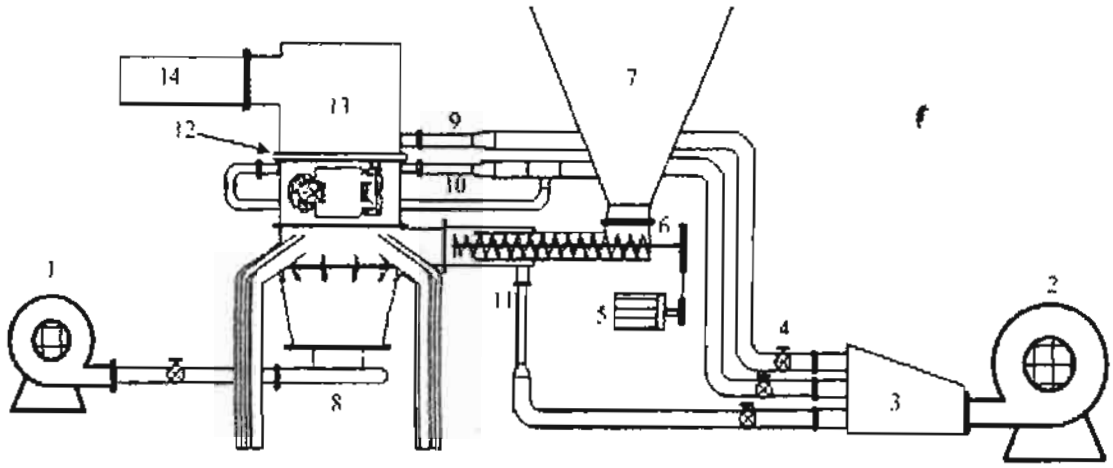
Keywords: agglomeration/Bituminous/Co-firing/Fluidized-bed/

1. บทนำ

ปัจจุบันมีการศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลชนิดต่างๆ ภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบด เช่นเชื้อเพลิงชีวมวลจำพวกแกลบ [1,2,3] ชานอ้อย [4] ขี้เลื่อย [5] เป็นต้น นอกเหนือจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงถ่านหินเพียงอย่างเดียวเหมือนที่ผ่านมาในอดีตเพราะเชื้อเพลิงชีวมวลเป็นเชื้อเพลิงที่หาได้ง่ายและมีศักยภาพที่จะนำมาใช้ประโยชน์ได้ โดยเฉพาะประเทศไทยซึ่งเป็นประเทศเกษตรกรรมและมีผลผลิตทางการเกษตรและวัสดุเหลือใช้จากกระบวนการเกษตรเป็นจำนวนมากในแต่ละปี ทำให้มีการสนับสนุนจากรัฐบาลในการรณรงค์การใช้เชื้อเพลิงชีวมวลเพิ่มมากขึ้น โดยสังเกตได้จากการเพิ่มขึ้นของจำนวนโรงไฟฟ้าพลังงานชีวมวล ทั้งนี้ผลกระทบที่ตามมาของการเพิ่มปริมาณการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลคือ การขาดแคลนเชื้อเพลิงชีวมวลในช่วงนอกเหนือฤดูกาลเก็บเกี่ยวซึ่งจะส่งผลต่อความน่าเชื่อถือ (reliability) ของกระบวนการในโรงงานอุตสาหกรรม จึงได้มีการศึกษาการนำเชื้อเพลิงชนิดอื่นมาเผาไหม้ร่วมกับเชื้อเพลิงชีวมวล [6,7] หรือเชื้อเพลิงชีวมวลต่างชนิดกัน [8] โดยข้อดีของการใช้เตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดคือสามารถใช้ได้กับเชื้อเพลิงหลากหลายชนิดและมีประสิทธิภาพการเผาไหม้สูง โดยในอดีตที่ผ่านมาได้มีการประยุกต์เทคนิคต่างๆ เพื่อที่จะให้เตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดนั้นมีประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่สูงยิ่งขึ้น เช่น การจ่ายอากาศในลักษณะหมุนวนเพื่อดักอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมด [1,2,9 12] และการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคสำหรับดักอนุภาคเชื้อเพลิงขนาดใหญ่ที่เผาไหม้ภายในเตา [1,2,9 12] ส่วนปัญหาที่มักพบเจอในการเผาไหม้เชื้อเพลิงในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดคือ ปัญหาการเกาะตัวของวัสดุเฉื่อยที่เป็นเบด (bed material) เช่น ทราย ควอทซ์ กับเถ้าของเชื้อเพลิงที่ใช้ซึ่งส่งผลให้สูญเสียสภาพการเกิดฟลูอิไดเซชั่นจนกระทั่งต้องหยุดการทำงานอย่างฉุกเฉิน (unscheduled shut down) หรือการทำงานของระบบมีไม่มีความสม่ำเสมอ ในกรณีที่เป็นเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดที่ไม่ใช้วัสดุเฉื่อยเป็นเบด [1,2,9 12] เมื่อใช้เผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลต้องมีการติดตั้งใบกวนภายในเบดเพื่อทำลายการเกาะตัวกันอย่างหลวม ๆ ของอนุภาคเชื้อเพลิงซึ่งเกิดขึ้นจากสิกนินที่มีอยู่ในเชื้อเพลิงชีวมวล โดยการติดตั้งใบกวนเข้าไปนี้สามารถขจัดปัญหาที่เกิดขึ้นได้ สำหรับการเกาะตัวของวัสดุเบดส่วนใหญ่นั้นเกิดจากสาเหตุที่เถ้าของเชื้อเพลิงมีองค์ประกอบอนินทรีย์ (inorganic) จำพวกด่าง (alkali) เช่น โซเดียม (Na) โพแทสเซียม (K) นอกจากนี้ยังมีโลหะด่าง (alkaline earth metal) จำพวก แคลเซียม (Ca) และ แมกนีเซียม (Mg) เป็นต้น ซึ่งสามารถแปรสภาพเป็นองค์ประกอบใหม่ เมื่อจับตัวกับอนุมูลอื่น ๆ เช่น ซัลเฟต (sulphate) คาร์บอนเนต (carbonate) หรือ ซิลิเกต(silicate) ซึ่งทำให้อุณหภูมิจุดหลอมเหลวของเถ้าต่ำลง โดยจากงานวิจัยที่ผ่านมาของ Lin, et al. [13] อธิบายไว้ว่าลักษณะของการเกาะตัวสามารถเกิดขึ้นได้ 2 ลักษณะซึ่งส่วนใหญ่เกิดขึ้นกับกรณีที่ใช้ถ่านหินเป็นเชื้อเพลิง คือ การเกาะตัวของอนุภาคขนาดเล็กบนผิวของอนุภาคที่ใหญ่กว่าตัวอื่น (sintering) และการเกาะตัวที่เกิดจากการหลอมละลายรวมกับอนุภาคอื่น (melting) ซึ่งปัญหาการเกาะตัวที่เกิดขึ้นในเบดอาจแก้ไขได้โดยการเติมสารเคมีเติมแต่ง (additive)จำพวก โดโลไมท์ (dolomite) เคาลิไนท์ (kaolinite) [14,15] เป็นต้น ดังนั้นการเข้าใจถึงกลไกการเกิดการเกาะตัวและปัจจัยที่ทำให้เกิดการเกาะตัวเป็นสิ่งสำคัญซึ่งจะนำมาสู่การแก้ปัญหาการเกาะตัวที่เกิดขึ้นในเตาเผาไหม้ต่อไป จากปัญหาที่กล่าวมาข้างต้นจึงนำมาสู่วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสเพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงทั้งสองชนิดร่วมกันภายในเตาเผาไหม้ซึ่งคาดว่าจะสร้างความหลากหลายในการใช้เชื้อเพลิงได้มากขึ้นทำให้ลดปัญหาความน่าเชื่อถือของโรงงานลงไปได้ โดยในการทดลองการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัส จะศึกษาถึงประสิทธิภาพการเผาไหม้ ปริมาณแก๊สมลพิษ (CO, NO_x) ที่ทางออกของเตาเผาไหม้ และศึกษาปัญหาการเกาะตัวของเถ้าเชื้อเพลิงที่อาจจะเกิดขึ้น

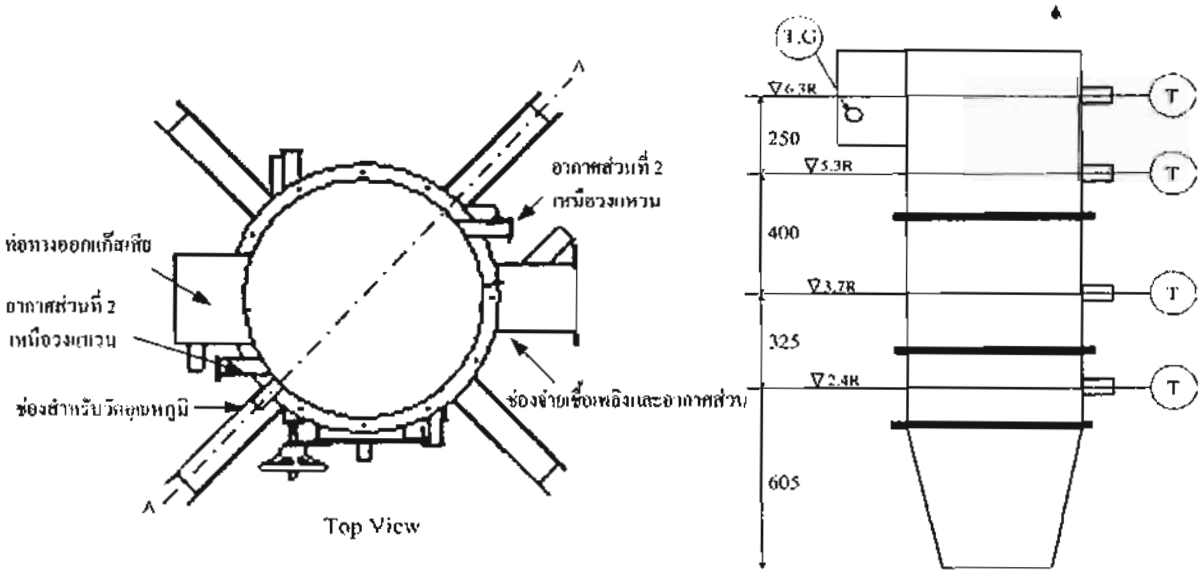
2. อุปกรณ์การทดลองและวิธีการทดลอง

ในการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นซึ่งมีลักษณะของเตาเผาไหม้และอุปกรณ์ในระบบที่ใช้แสดงดังรูปที่ 1 โดยมีรายละเอียดของเตาเผาไหม้ดังนี้คือ มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเตาเท่ากับ 500 mm (ผนังเตาด้านในก่อด้วยอิฐและฉาบด้วยซีเมนต์ทนไฟหนา 130 mm) และมีสัดส่วน H/D เท่ากับ 3.46 นอกจากนี้ยังมีการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของวงแหวนเท่ากับ 300 mm.ที่ระดับความสูง 4.52R ไว้สำหรับดักอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมด สำหรับการจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้มีด้วยกันสามส่วนดังนี้ คือ อากาศส่วนที่หนึ่งซึ่งเป็นอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซชั่น อากาศส่วนที่สองเป็นอากาศที่ช่วยในการเผาไหม้และช่วยในการดักจับอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดซึ่งมีการจ่ายที่สองระดับความสูงคือ ระดับเหนือวงแหวนวอร์เทค(4.64R) และระดับใต้วงแหวนวอร์เทค (4.12R) จำนวน 4 ท่อซึ่งจะก่อให้เกิดวงแหวนอากาศที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 200 mm. สำหรับอากาศส่วนที่สามเป็นอากาศซึ่งจ่ายเพื่อป้องกันการลุกลามของไฟที่จะเข้าไปยังถังพักป้อนแกลบ โดยถ่านหินบิทูมินัสที่ใช้มีขนาดระหว่าง 5-10 mm. สำหรับตำแหน่งการจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้และจุดวัดค่าต่าง ๆ แสดงดังรูปที่ 2 ในการป้อนเชื้อเพลิงแกลบและถ่านหินบิทูมินัส (เชื้อเพลิงผสม) เข้าสู่เตาเผาไหม้ จะใช้สกรูลำเลียงเข้าสู่เตาเผาไหม้บริเวณเหนือเบดที่ระดับความสูง 2.4R โดยเชื้อเพลิงแกลบและถ่านหินบิทูมินัสจะถูกผสมกันภายนอกตามสัดส่วนต่างๆ ก่อนใส่ลงในถังพักป้อน การทดลองและเก็บข้อมูลในงานวิจัยนี้นั้นจะใช้เครื่องวัดความเร็วลมชนิดใบพัด (*Vane type anemometer*) มีค่าความละเอียด $\pm 3\%$ ของค่าที่อ่านได้ ในการวัดอัตราการไหลของอากาศที่เข้าสู่เตาเผาไหม้ในส่วนต่าง ๆ และใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ในการวัดอุณหภูมิของแก๊สเผาไหม้ซึ่งทำการวัดจำนวน 5 ตำแหน่งคือ 2.4R 3.7R 5.3R 6.3R และที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ สำหรับในการวัดแก๊สเผาไหม้จะใช้เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบแก๊สเสีย (Gas Analyzer) Testo 350 XL ซึ่งทำการวัดที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้และในการหาประสิทธิภาพการเผาไหม้ของเตานั้นจะใช้เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบธาตุ LECO CHNS 932 เพื่อหาปริมาณคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ภายในเถ้าที่เหลือจากการเผาไหม้ สำหรับในการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นจะใช้เงื่อนไขการทดลองดังตารางที่ 1



รูปที่ 1 แสดงอุปกรณ์และการติดตั้งในการทดลองของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบด

1 = พัดลมป้อนอากาศส่วนที่ 1
2 = พัดลมป้อนอากาศส่วนที่ 2 และ 3
3 = กล่องลม
4 = วาล์วควบคุมปริมาณอากาศ
5 = มอเตอร์ขับสกรูป้อนเชื้อเพลิง
6 = สกรูป้อนเชื้อเพลิง
7 = ถังพักป้อนแกลบ
8 = อากาศส่วนที่ 1 ส่วนที่ทำให้เกิดฟลูอิไดเซชัน
9 = อากาศส่วนที่ 2 เหนือวงแหวนวอร์เทค
10 = อากาศส่วนที่ 2 ใต้วงแหวนวอร์เทค
11 = อากาศส่วนที่ 3 ส่วนที่จ่ายมาพร้อมกับเชื้อเพลิง
12 = วงแหวนวอร์เทค
13 = เตาเผาไหม้
14 = ท่อทางออกเตาเผาไหม้



(a) แสดงตำแหน่งการจ่ายอากาศ (b) แสดงตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สเผาไหม้

รูปที่ 2 แสดงตำแหน่งการจ่ายอากาศ ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สเผาไหม้

ตารางที่ 1 เงื่อนไขการทดลองของการศึกษาอิทธิพลของอากาศส่วนที่สองต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้

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 (Fluidizing air: m_1)	Velocity (m/s)	0.8	0.7	1.13	0.8
	Mass fraction	0.33	0.33	0.48	0.36
Upper secondary air (Tangential air: $m_{2,up}$)	Velocity (m/s)	7.84	7.84	7.84	7.84
	Mass fraction	0.12	0.12	0.11	0.12
Lower secondary air (Imaginary circle air: $m_{2,low}$)	Velocity (m/s)	16	16	10.27	16
	Mass fraction	0.26	0.26	0.15	0.26
Tertiary air (Fire back protection air: m_3)	Velocity (m/s)	15.77	15.77	15.73	15.77
	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 * การทดลองที่มีการลดอุณหภูมิเบดลงเหลือประมาณ 900°C

ขั้นตอนการทดลองเริ่มจากการปรับปริมาณอากาศตามเงื่อนไข จากนั้นทำการทดลองโดยเริ่มจุดเตาเผาไหม้ซึ่งจะเผาไหม้เฉพาะเชื้อเพลิงแกลบก่อน เพื่ออุ่นให้เตาอุณหภูมิสูงขึ้นประมาณ 700-800°C ซึ่งเหมาะกับการเผาไหม้ถ่านหิน แล้วจึงนำเชื้อเพลิงแกลบที่ผสมกับถ่านหินบิทูมินัสแล้วป้อนเข้าสู่เตาเผาไหม้แล้วปรับอัตราการป้อนให้ได้ปริมาณความร้อนที่เข้าสู่เตาเผาไหม้ที่ 250 kW ซึ่งในช่วงเวลานี้จะบันทึกการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเตา โดยหลังจากเตาเผาไหม้เข้าสู่สภาวะคงตัว (Steady) ซึ่งใช้เวลาประมาณ 60-80 นาทีแล้วจึงเริ่มบันทึกค่าต่าง ๆ ดังนี้คือ อุณหภูมิภายในเตาที่ตำแหน่งต่าง ๆ ปริมาณเถ้าที่ตักได้จากไซโคลน (เก็บทุก 30 นาที) ความเข้มข้นแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกของเตาเผาไหม้ โดยข้อมูลที่บันทึกไว้จะนำไปคำนวณประสิทธิภาพการเผาไหม้(η_c) [1,2,9-12] ซึ่งคำนวณได้ตามสมการที่ (1) ดังนี้

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

E_F = ปริมาณความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าเตาเผาไหม้

E_a = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ในเถ้า

E_{fg} = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับแก๊สคาร์บอนมอนออกไซด์ในแก๊สไอเสีย

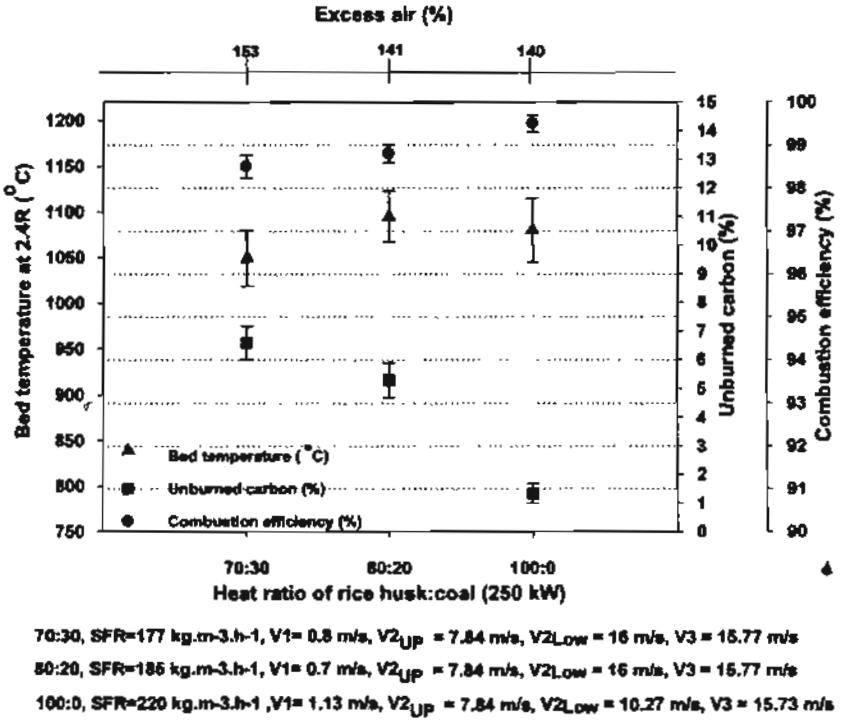
3. ผลการทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง

ในการทดลองเพื่อศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสได้ทำการทดลองทั้งหมดจำนวน 4 เงื่อนไข ซึ่งทำการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในสัดส่วนต่าง ๆ โดยพิจารณาถึงความสามารถในการเผาไหม้ร่วมกันของเชื้อเพลิงทั้งสอง ประสิทธิภาพการเผาไหม้ในกรณีเผาเชื้อเพลิงร่วมกัน แก๊สมลพิษที่ท่อทางออกของเตาเผาไหม้ และปัญหาการเกาะตัวของอนุภาคเถ้าเชื้อเพลิงที่อาจเกิดขึ้นในแต่ละเงื่อนไขการทดลอง โดยจากการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในทุกเงื่อนไขนั้นพบว่าสามารถเผาไหม้ในลักษณะฟลูอิไดเซชั่นภายในเตาเกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องโดยสังเกตได้จากการฟุ้งกระจายของเชื้อเพลิงตลอดพื้นที่หน้าตัดเตาอย่างสม่ำเสมอตลอดช่วงการทดลอง (4-6 ชั่วโมง) โดยไม่จำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อยลงในเบด ทั้งนี้ในการทดลองเผาไหม้แกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสที่สัดส่วน 70:30 และ 80:20 จะพบก้อนอนุภาคดกค้างอยู่บนแผ่นกระจายอากาศ

3.1 อุณหภูมิเบด สัดส่วนคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้และประสิทธิภาพการเผาไหม้

รูปที่ 3 แสดงอุณหภูมิเบด สัดส่วนคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ และประสิทธิภาพการเผาไหม้ในการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสซึ่งพบว่า ในการเผาไหม้ที่สัดส่วนการผสมแกลบต่อถ่านหินบิทูมินัสที่ 70:30 ซึ่งใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่ 153% จะมี

อุณหภูมิเบดขณะเผาไหม้ประมาณ 1050°C และสัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้ที่ 6.5% ซึ่งสามารถคิดเป็นประสิทธิภาพการเผาไหม้ได้ 98.5% เมื่อเปรียบเทียบผลของสัดส่วนการผสมเชื้อเพลิงแกลบต่อถ่านหินบิทูมินัส ที่เงื่อนไขสัดส่วนการผสมเชื้อเพลิงแกลบต่อถ่านหินบิทูมินัส 80:20 และ 100:0 ซึ่งใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินในการเผาไหม้ที่ใกล้เคียงกัน (141% และ 140% ตามลำดับ) โดยจากผลการทดลองสังเกตได้ว่าการเพิ่มสัดส่วนผสมถ่านหินที่ 80:20 มีอุณหภูมิเบดของการเผาไหม้สูงกว่าที่สัดส่วนเชื้อเพลิง 100:0 เล็กน้อย แต่มีปริมาณสัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้มากกว่า โดยเหตุผลคาดว่าการเพิ่มสัดส่วนการผสมถ่านหินบิทูมินัสซึ่งเผาไหม้ได้ยากกว่าเชื้อเพลิงแกลบจำเป็นต้องใช้ระยะเวลาในการเผาไหม้ในเตาที่มากกว่าการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบเพียงลำพัง (100:0) ทำให้การเพิ่มสัดส่วนการผสมถ่านหินบิทูมินัสที่มากขึ้นส่งผลให้มีสัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้เพิ่มขึ้นจาก 1.2% (100:0) ไปเป็น 5.2% (80:20) จึงส่งผลให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ลดลงจาก 99.5% เหลือ 98.8%



รูปที่ 3 อุณหภูมิเบด สัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้และประสิทธิภาพการเผาไหม้

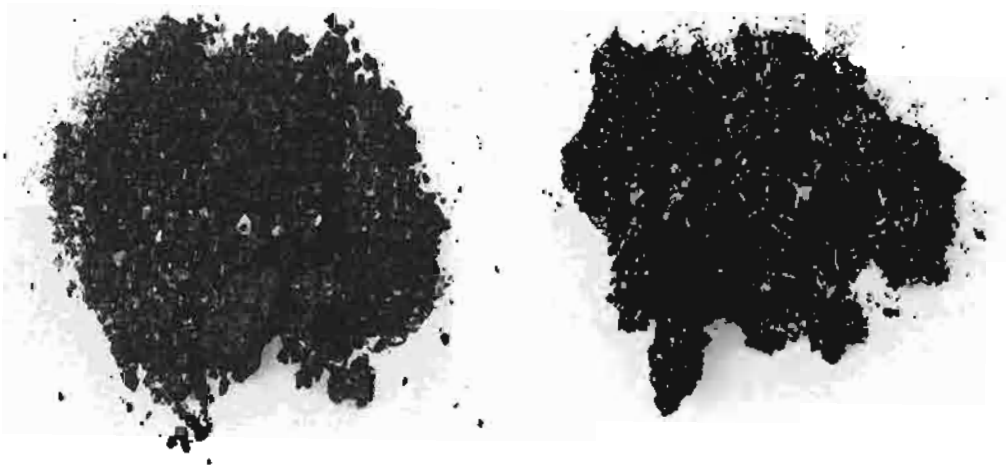
3.2 องค์ประกอบแก๊สเผาไหม้ที่ท่อทางออก

ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสที่สัดส่วนต่างๆ โดยพบว่าปริมาณออกซิเจนในทุกสัดส่วนของเชื้อเพลิงมีค่าอยู่ระหว่าง 10-12% และปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีค่า 8.3-9.8% หากพิจารณาถึงแก๊สคาร์บอนมอนออกไซด์ซึ่งเป็นแก๊สมลพิษนั้นพบว่าที่ระดับปริมาณออกซิเจนส่วนเกินที่ 6% นั้นมีค่าอยู่ในช่วง 60 110 ppm ส่วนปริมาณแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ (NO_X) ที่เกิดขึ้นจากการทดลองพบว่าที่ระดับออกซิเจนส่วนเกินที่ 6% มีค่าระหว่าง 212-350 ppm

3.3 การเกาะตัวของอนุภาคเถ้าเชื้อเพลิงภายในเบด์

จากการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสที่สัดส่วน 70:30 และ 80:20 จะปรากฏก้อนอนุภาคสะสมตัวกันบนแผ่นกระจายอากาศซึ่งจะมีขนาดของการเกาะตัวใหญ่ขึ้นตามสัดส่วนของถ่านหินบิทูมินัสที่เพิ่มขึ้นดังรูปที่ 4 โดยคาดว่าการเกาะตัวดังกล่าวน่าจะเกิดจากการหลอมตัวของเถ้าเชื้อเพลิงที่มีสารประกอบโพแทสเซียมและโซเดียมเป็นส่วนประกอบซึ่งจะทำให้อุณหภูมิการหลอมตัวของเถ้าเชื้อเพลิงลดต่ำลงแล้วเกิดการหลอมตัวในที่สุด [5,13,14] โดยที่เงื่อนไขการทดลองที่ 70:30 และ 80:20 นั้นมีอุณหภูมิเบดขณะเผาไหม้ประมาณ 1,100°C จึงได้ทำการทดลองเพิ่มเติม (เงื่อนไขที่ 4) โดยการทำการเผาไหม้เชื้อเพลิงร่วมภายใต้อุณหภูมิเบดที่ควบคุมไว้ประมาณ 900°C ซึ่งก็ยังคงพบการเกาะตัวของก้อนอนุภาคเชื้อเพลิงแต่มีปริมาณลดน้อยลง ทำให้คาดว่าปัญหาของการเกาะตัวน่าจะเกิดจากสาเหตุอื่นนอกเหนือจากอุณหภูมิเบดในการเผาไหม้เชื้อเพลิง ซึ่งคาดว่าอาจมาจากการที่ถ่านหินบิทูมินัสเกิดยางเหนียว (Tar) ในระหว่างที่สารระเหยถูกปลดปล่อยออกจากถ่านหิน โดย Oka [16] ได้อธิบายกลไกที่คาดว่าเป็นที่มาของการเกาะตัวไว้ดังนี้คือ ในช่วงอุณหภูมิประมาณ 350°C จะเกิดการแตกตัวของส่วนประกอบโครงสร้างโมเลกุลของถ่านหินบิทูมินัสซึ่งจะทำให้อนุภาคของถ่านหินบางส่วนถูกเปลี่ยนสถานะไปเป็น

ของเหลวในช่วงพลาสติกซึ่งมีความหนืดและเมื่ออุณหภูมิถ่านหินเพิ่มสูงขึ้นก็จะทำให้ของเหลวที่เกิดขึ้นนั้นมีสมบัติการเป็นพลาสติก (Plasticity) มากขึ้นจนกระทั่งถึงอุณหภูมิประมาณ 500°C ซึ่งของเหลวที่เกิดขึ้นนั้นเกิดการระเหยกลายเป็นแก๊ส จะทำให้ถ่านหินกลับสภาพมาเป็นของแข็งอีกครั้ง จากกลไกที่ Oka [16] ได้อธิบายไว้นี้ทำให้คาดว่าก้อนของเถ้าเชื้อเพลิงที่เกาะตัวกันอยู่บนแผ่นกระจายอากาศในการทดลองนั้นมีจุดเริ่มต้นจากการเกาะตัวกันของอนุภาคถ่านหินบิทูมินัสในช่วงอุณหภูมิ 350-500°C เป็นอันดับแรก ซึ่งหากอนุภาคถ่านหินเกิดการปะทะกันในช่วงนี้ก็จะเกาะตัวกันแล้ว ส่งผลให้ก้อนอนุภาคถ่านหินที่เกาะตัวกันและมีน้ำหนักมากตกลงไปเผาไหม้บนแผ่นกระจายอากาศในลักษณะอยู่นิ่งคล้ายกับเตาตะกรับกลายเป็นเถ้าแล้วเกิดการหลอมตัวของเถ้าเชื้อเพลิงในลำดับต่อมา แต่ทั้งนี้สำหรับการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบเพียงลำพัง (100:0) จะไม่ปรากฏการเกาะตัวเกิดขึ้นแต่อย่างไร ทั้งนี้คาดว่าเพราะเถ้าของเชื้อเพลิงแกลบส่วนใหญ่เป็นซิลิกอนซึ่งมีอุณหภูมิการหลอมตัวสูงกว่า 1,400°C [5]



(a) Rice husk: Bituminous coal (70:30 Thermal basis)

(b) Rice husk: Bituminous coal (80:20 Thermal basis)

รูปที่ 4 แสดงการเกาะตัวอนุภาคเถ้าเชื้อเพลิงบนแผ่นกระจายอากาศเมื่อทำการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัส

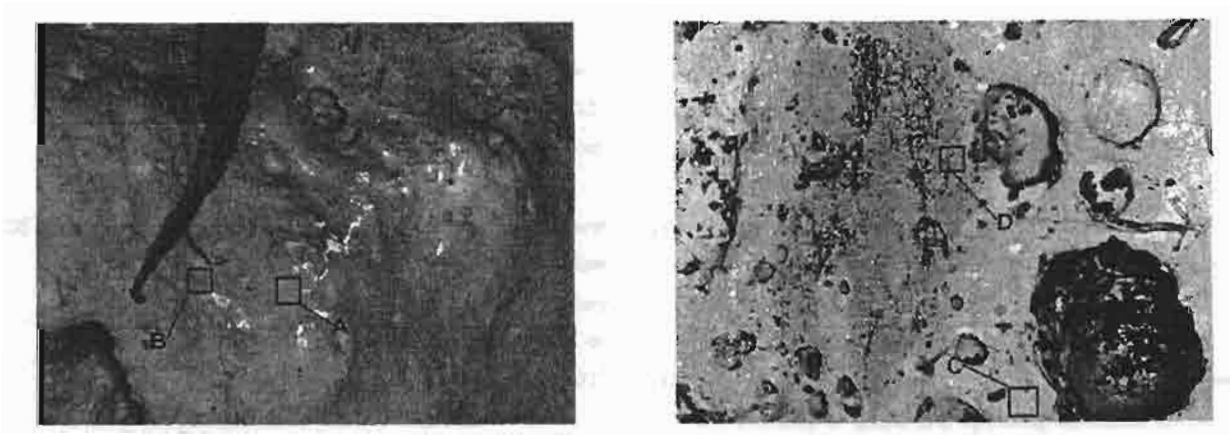
3.4 องค์ประกอบของอนุภาคเถ้าที่เกาะตัว

จากการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสและเกิดปัญหาการเกาะตัวของอนุภาคเถ้าเชื้อเพลิงที่เกิดขึ้นจึงได้นำตัวอย่างของก้อนเถ้านั้นไปทำการวิเคราะห์หาองค์ประกอบธาตุที่มีอยู่ภายในด้วยเทคนิค EDS (Energy Dispersive Spectrometry) และศึกษาลักษณะของพื้นผิวของก้อนอนุภาคด้วยเทคนิค SEM (Scanning Electron Microscopy) ซึ่งจะสามารถเห็นลักษณะของการยึดเกาะที่เกิดขึ้นและปริมาณของธาตุต่าง ๆ ที่ตำแหน่งที่เกิดการยึดเกาะ โดยรูปที่ 5 เป็นลักษณะของรูปถ่ายพื้นผิวของก้อนอนุภาคที่เกิดการเกาะตัว สำหรับสัดส่วนของธาตุในแต่ละตำแหน่งในรูปที่ 5 หาได้ด้วยเทคนิค EDS ซึ่งได้ผลแสดงดังตารางที่ 2 จากสังเกตและวิเคราะห์ก้อนอนุภาคที่เกาะตัวพบว่าพื้นผิวภายนอกของก้อนอนุภาคที่เกาะตัวกันนั้นมีลักษณะค่อนข้างเรียบและดูคล้ายกับมีวัสดุปกคลุมผิวซึ่งมีความมันวาว ดังรูป 5a ซึ่งเมื่อนำก้อนอนุภาคนี้ไปทำการขัดเพื่อดูลักษณะภายในพบว่า จะมีลักษณะเป็นรูพรุนและโพรงดังรูปที่ 5b ซึ่งคาดว่าเป็นผลจากของเหลวที่เกิดจากการหลอมละลายสารอนินทรีย์มีการระเหยกลายเป็นไอออกไปจากก้อนอนุภาคที่เกาะตัวกันนี้ จึงทำให้เกิดลักษณะเป็นโพรง โดยเมื่อพิจารณาองค์ประกอบของธาตุที่อยู่ในก้อนอนุภาคพบว่าภายนอกของก้อนอนุภาคเชื้อเพลิงตำแหน่ง A และ B จะมีองค์ประกอบหลักเป็น ซิลิกอน แคลเซียมและเหล็ก ในสัดส่วนที่ใกล้เคียงกัน ส่วนภายในของก้อนอนุภาคดังรูป 5b ซึ่งสามารถสังเกตเห็นลักษณะของพื้นผิวที่มีสีแตกต่างกันระหว่างตำแหน่ง C และ D โดยที่ตำแหน่ง C จะมีปริมาณ โพแทสเซียม แคลเซียม และเหล็กมากกว่า ตำแหน่ง D ซึ่งคาดว่าเป็นผลทำให้ที่ตำแหน่งนี้มีความสว่างมากกว่าตำแหน่ง D ในขณะที่ตำแหน่ง D จะมีปริมาณอลูมิเนียมและซิลิกอนค่อนข้างสูง (มากกว่า 90%) แต่มีปริมาณของแคลเซียมและเหล็กน้อยกว่าที่ตำแหน่ง C เมื่อพิจารณาถึงธาตุหลักที่คาดว่าเป็นสาเหตุให้เกิดการหลอมตัวเป็นก้อนอนุภาคนี้คือโพแทสเซียมและโซเดียม ซึ่งสามารถรวมตัวกับซิลิกอนแล้วก่อให้เกิดปัญหาการเกาะตัวได้ [17] โดยปริมาณของโพแทสเซียมและโซเดียมที่วัดได้ในก้อนอนุภาคนั้นอาจมีค่ามากพอที่อาจทำให้เกิดเกาะตัวเมื่อรวมตัวกับสารประกอบของธาตุอื่น ๆ โดยอาจจะอยู่ในรูปของสารประกอบของ โพแทสเซียมซิลิเกต (K_2SiO_2) [18] หรือ โซเดียมซัลเฟต (Na_2SO_4) [14] ซึ่งมีจุดหลอมเหลวต่ำ ทั้งนี้สัดส่วนของธาตุที่ตำแหน่งต่าง ๆ ที่วัดได้นั้นอาจไม่เพียงพอที่จะสรุปกลไกหรือปัจจัยที่ส่งผลให้เกิดการเกาะตัวกันของอนุภาคอย่างแท้จริงได้ โดยอาจต้องนำตัวอย่างไปวิเคราะห์ด้วยเทคนิค XRD (X-Ray

diffraction) ซึ่งสามารถทำให้ทราบถึงประเภทของโครงสร้างวัสดุที่เกิดจากต่าง ๆ ที่มีอยู่ในก้อนอนุภาคนั้น โดยผลการวิเคราะห์ด้วย XRD นี้จะทำให้ทราบว่าในก้อนอนุภาคที่มีการเกาะตัวนี้ประกอบด้วยโครงสร้างหรือสารประกอบของธาตุในรูปแบบใดที่มีจุดหลอมเหลวที่ต่ำสุด ซึ่งจะทำการศึกษาต่อไป

ตารางที่ 2 แสดงสัดส่วนของธาตุต่าง ๆ ที่มีอยู่ในก้อนอนุภาคที่เกิดการเกาะตัว

Position	Elements (%)							
	Sodium (Na)	Magnesium (Mg)	Aluminium (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) พื้นผิวภายนอกของก้อนอนุภาคที่เกาะตัว (80:20)

(b) พื้นผิวภายในของอนุภาคที่เกาะตัว (80:20)

รูปที่ 5 แสดงภาพถ่ายพื้นผิวของก้อนอนุภาคที่เกิดการเกาะตัวจากการทดลอง

4. สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นที่สัดส่วน 70:30 80:20 และ 100:0 เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงทั้งสองร่วมกันในเตาเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบด และศึกษาถึงสมรรถนะของเตาเมื่อมีการเผาไหม้เชื้อเพลิงร่วม โดยพบว่าสามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในลักษณะฟลูอิไดเซชั่นได้ต่อเนื่องโดยไม่ต้องผสมวัสดุเฉื่อยเป็นเบด สำหรับผลการทดลองสามารถสรุปได้ดังนี้

1. ประสิทธิภาพการเผาไหม้มีแนวโน้มจะลดลงตามปริมาณของถ่านหินบิทูมินัสที่เพิ่มขึ้น เนื่องจากถ่านหินจะต้องการระยะเวลาในการเผาไหม้ที่มากกว่าเชื้อเพลิงแกลบซึ่งสอดคล้องกับสัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้ที่เพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการผสมถ่านหิน โดยมีค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าระหว่าง 98.8 99.5%

2. ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงร่วมระหว่างแกลบและถ่านหินบิทูมินัสที่สัดส่วน 70:30 และ 80:20 เกิดการเกาะตัวของเถ้าเชื้อเพลิงโดยมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการผสมถ่านหินบิทูมินัสที่เพิ่มขึ้น ซึ่งการลดอุณหภูมิเบดในการเผาไหม้จาก 1,100°C เหลือประมาณ 900°C ไม่สามารถกำจัดปัญหาดังกล่าวได้ โดยสาเหตุหลักคาดว่ามาจากยางเหนียวที่เกิดขึ้นระหว่างที่สารระเหยถูกปลดปล่อยซึ่งทำให้เกิดการเกาะตัวของอนุภาคถ่านหิน แล้วจึงเกิดการหลอมตัวของเถ้าเชื้อเพลิงที่เกิดการเกาะตัวกันนี้

3. ในก้อนอนุภาคที่เกิดการเกาะตัวจะประกอบด้วยธาตุหลักคือ ซิลิกอน แคลเซียม เหล็ก และอะลูมิเนียม โดยในการวิเคราะห์พื้นผิวภายนอกและพื้นผิวภายในจะมีปริมาณธาตุที่แตกต่างกัน โดยภายนอกจะมีปริมาณของธาตุหลักโดยประมาณดังนี้ซิลิกอน 35 36% แคลเซียม 20 22% และเหล็ก 22 27% ส่วนภายในจะมีปริมาณซิลิกอนมากกว่า 50% ทั้งสองตำแหน่งที่ทำการวัด

4. ผลการวิเคราะห์ด้วยเทคนิค EDS ไม่สามารถวิเคราะห์ปัจจัยที่เป็นผลให้เกิดขึ้นการเกาะตัวของก้อนอนุภาคบนแผ่นกระจายอากาศได้อย่างชัดเจน ต้องศึกษามีการวิเคราะห์ด้วยเทคนิค XRD เพิ่มเติม

4. ปริมาณแก๊สเผาไหม้ที่เกิดจากการเผาไหม้ที่ทางออกของเตา โดยในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่า O_2 ระหว่าง 10 12% สำหรับ CO_2 มีค่าในช่วง 8.3 9.8% เมื่อพิจารณาแก๊สมลพิษที่ระดับปริมาณออกซิเจนส่วนเกินที่ 6% พบว่า ปริมาณ CO มีค่าน้อยในช่วง 60 110 ppm และปริมาณ NO_x มีค่าระหว่าง 212-350 ppm

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย รวมถึงนักศึกษาภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร ที่ช่วยในการเก็บข้อมูลตลอดระยะเวลาการทดลองในงานวิจัยนี้ และบริษัท ยูนิดไมน์นิ่ง เซอร์วิสเซส มหาชน จำกัด ที่ให้การสนับสนุนถ่านหินบิทูมินัสตลอดการทดลอง

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. Armesto, 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.,Siagi, 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., Piriyarungroj 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., Piriyarungroj, 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., Piriyarungroj 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., Piriyarungroj 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 Tangsathitkulcha, 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 fluidizsed 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.

การประชุมเชิงวิชาการเครือข่ายพลังงานแห่งประเทศไทยครั้งที่ 2
27-29 กรกฎาคม 2549 มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี จังหวัดนครราชสีมา

การเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น

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

ฐานิดย์ เมธิยานนท์[1,*] ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์[2] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[3]
[1,2] อาจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
โทร 02-9883655 ต่อ 241 E-mail: thanid_m@yahoo.com[1] Prasan_mut@yahoo.com[2]
[3]อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพมหานคร 10400
โทร 02-4708693-9 ext. 111 E-mail: somchart.sop@kmutt.ac.th[3]

Thanid Madhiyanon[1], Prasan Sathitruangsak[2]
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.com[1] Prasan_mut@yahoo.com[2]
Somchart Soponronnarit[3]
School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Prachauthit Road, Bangmod, Thung Kharu District, Bangkok 10140 Tel: 02-4708693-9 ext.111, E-mail: somchart.sop@kmutt.ac.th[3]

บทคัดย่อ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น ซึ่งมีขนาด พิกัด 250 kW โดยศึกษาถึงสมรรถนะของเตาเผาไหม้เมื่อทำการเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมซึ่งสัดส่วนของเชื้อเพลิงแกลบและถ่านหินบิทูมินัสที่ศึกษาคือ 70:30 80:20 และ 100:0 (สัดส่วนโดยความร้อน) ผลการทดลองพบว่าสามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงทั้งสองร่วมกันได้อย่างต่อเนื่อง โดยมีค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้ระหว่าง 98.8-99.5% และสามารถทำภาระความร้อนสูงสุดได้ 0.77 MW/m^3 ทั้งนี้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสที่สัดส่วน 70:30 และ 80:20 จะปรากฏการเกาะตัวของก้อนอนุภาคเถ้าเชื้อเพลิงบนแผ่นกระจายอากาศซึ่งคาดว่าเกิดจากยางเหนียวที่มีอยู่ในถ่านหินบิทูมินัส สำหรับแก๊สมลพิษที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้เมื่อพิจารณาที่ระดับออกซิเจนส่วนเกินที่ 6% มีดังนี้ คือปริมาณ CO มีค่าน้อยในช่วง 60-110 ppm และปริมาณ NO_x มีค่าระหว่าง 212-350 ppm

คำสำคัญ: การเผาไหม้ร่วม/ถ่านหินบิทูมินัส/ฟลูอิไดซ์เบด/วอร์เทค

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/m^3 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% O_2) were in the range 60-110 ppm and 212-350 ppm, respectively.

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

*Corresponding author

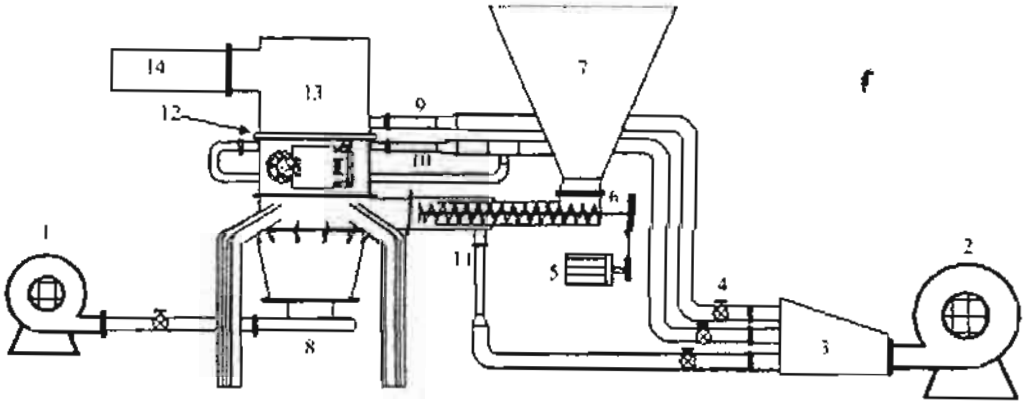
1. บทนำ

ปัจจุบันวิกฤตการณ์ราคาน้ำมันส่งผลให้ภาคอุตสาหกรรมต้องหันมาสนใจถึงการใช้เชื้อเพลิงกันมากขึ้น โดยได้มีการปรับเปลี่ยนมาใช้เชื้อเพลิงชีวมวลกันเพิ่มมากขึ้นตามนโยบายของรัฐบาลในการใช้พลังงานทดแทน และจากการส่งเสริมการเชื้อเพลิงชีวมวลอย่างจริงจังส่งผลให้เชื้อเพลิงชีวมวลที่ได้รับความนิยมเช่นแกลบมีราคาสูงขึ้นและมีจำนวนไม่เพียงพอต่อความต้องการเพราะจะมีมากเฉพาะในฤดูกาลเก็บเกี่ยว ซึ่งหากจะเก็บรักษา (stock) นั้นจำเป็นต้องใช้พื้นที่จำนวนมาก ทำให้ต้องใช้เงินลงทุนในก่อสร้างโรงเก็บเชื้อเพลิงที่สูงขึ้น นอกจากนี้ข้อเสียอีกประการหนึ่งของการใช้เชื้อชีวมวลคือมีต้นทุนในการขนส่งที่สูงซึ่งเป็นปัญหาหลักในสภาวะปัจจุบันที่ราคาน้ำมันเชื้อเพลิงแพงทำให้อาจจะไม่คุ้มค่าต่อการขนส่งเชื้อเพลิงชีวมวล ส่งผลให้ความน่าเชื่อถือ (reliability) ของโรงงานที่ใช้เชื้อเพลิงชีวมวลมีค่าต่ำลง สำหรับเตาเผาไหม้ที่ได้รับการนิยมนำมาใช้มากเพื่อใช้สำหรับเชื้อเพลิงชีวมวลในอุตสาหกรรมคือ เตาเผาแบบตะกรับ เตาเผาแบบไซโคลนและเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบด นอกจากนี้ยังมีเตาเผาไหม้ที่มีการผสมเทคนิคทั้งสองเข้าด้วยกันที่เรียกว่าเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด [1] ทั้งนี้เตาเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดนั้นค่อนข้างได้รับความนิยมมากเพราะมีประสิทธิภาพการเผาไหม้สูง โดยได้มีการนำไปใช้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลชนิดต่าง ๆ เช่น แกลบ ขี้เลื่อย และชานอ้อย เป็นต้น โดยข้อดีของการนำเชื้อเพลิงชีวมวลมาเผาไหม้คือจะไม่ทำให้ปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในสิ่งแวดล้อมเพิ่มมากขึ้นและเป็นการลดปริมาณวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตรให้น้อยลง ซึ่งปัจจุบันได้มีการศึกษาถึงการนำเชื้อเพลิงชีวมวลไปเผาไหม้ร่วมกับถ่านหินเป็นจำนวนมากเพื่อควบคุมปริมาณแก๊สมลพิษที่เกิดจากการเผาไหม้จำพวก NO_x และ SO_2 และช่วยเพิ่มประสิทธิภาพในการเผาไหม้ [2,3] นอกจากนี้ยังมีการศึกษาการเผาไหม้ร่วมของเชื้อเพลิงชีวมวลที่ต่างชนิดกัน ที่สัดส่วนต่าง ๆ [4,5,6] รวมถึงได้มีการนำขยะชุมชนไปเผาไหม้ร่วมกับถ่านหิน [7] ซึ่งล้วนแต่พิจารณาถึงสัดส่วนที่เหมาะสมที่ทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้และแก๊สมลพิษที่เกิดขึ้นอยู่ในเกณฑ์ดีสุด สำหรับเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดสำหรับเชื้อเพลิงชีวมวลนั้นก็มีการประยุกต์ใช้เทคนิคต่าง ๆ เพื่อให้เกิดประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่สูงขึ้น เช่น การฉีดอากาศเพื่อดักจับอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมด [1,8] การติดตั้งวงแหวนวอร์เทคเพื่อดักอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ไม่ให้หลุดออกนอกเตาเผาไหม้ [1,8] ซึ่งทำให้เตาเผาไหม้ลักษณะนี้จึงมีประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่สูงขึ้นแต่มีขนาดความสูงของเตาที่น้อยลงทำให้สามารถประหยัดต้นทุนในการก่อสร้างได้ โดยได้มีการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นพบว่าประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าสูงกว่า 99% [8] แต่ทั้งนี้ภายในเตาต้องมีการติดตั้งใบกวนไว้ในบริเวณเบดเพื่อป้องกันการเกาะตัวของอนุภาคเชื้อเพลิงภายในเบด ซึ่งจะทำให้สูญเสียสภาพการเกิดฟลูอิไดเซชั่น [1] นอกจากนี้เตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดไม่จำเป็นต้องใช้วัสดุเฉื่อยเป็นเบดเหมือนเตาเผาไหม้ลักษณะนี้ที่มีใช้อยู่ทั่วไป [2,5] ทำให้สามารถประหยัดพลังงานพัดลมที่ต้องจ่ายให้กับเตาเผาไหม้ได้

จากลักษณะเด่นของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นที่เผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบได้เป็นอย่างดีจึงนำมาสู่วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสเพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงทั้งสองชนิดร่วมกันภายในเตาเผาไหม้ซึ่งคาดว่าจะสร้างความหลากหลายในการใช้เชื้อเพลิงได้มากขึ้นทำให้ลดปัญหาความน่าเชื่อถือของโรงงานลงไปได้ โดยเตาเผาไหม้ที่ใช้มีลักษณะดังนี้คือ มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเตาเท่ากับ 500 mm (ผนังเตาด้านในก่อด้วยอิฐและฉาบด้วยซีเมนต์ทนไฟหนา 130 mm) และมีสัดส่วน H/D เท่ากับ 3.46 นอกจากนี้ยังมีการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของวงแหวนเท่ากับ 300 mm.ที่ระดับความสูง 4.52R ไว้สำหรับดักอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมด สำหรับการจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้มีด้วยกันสามส่วนดังนี้ คือ อากาศส่วนที่หนึ่งซึ่งเป็นอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซชั่น อากาศส่วนที่สองเป็นอากาศที่ช่วยในการเผาไหม้และช่วยในการดักจับอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดซึ่งมีการจ่ายที่สองระดับความสูงคือ ระดับเหนือวงแหวนวอร์เทค(4.64R) และระดับใต้วงแหวนวอร์เทค (4.12R) จำนวน 4 ท่อซึ่งจะก่อให้เกิดวงแหวนอากาศที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 200 mm. สำหรับอากาศส่วนที่สามเป็นอากาศซึ่งจ่ายเพื่อป้องกันการลุกลามของไฟที่จะเข้าไปยังถังพักป้อนแกลบ โดยในการทดลองการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสจะศึกษาถึงดัชนีชี้วัดสมรรถนะคือ ประสิทธิภาพเชิงความร้อน ประสิทธิภาพการเผาไหม้ ค่าภาระทางความร้อนต่อปริมาตรของเตาเผาไหม้ ปริมาณแก๊สมลพิษ (CO, NO_x) ที่ทางออกของเตาเผาไหม้ ที่เกิดขึ้นเมื่อเผาไหม้เชื้อเพลิงร่วมที่สัดส่วนต่าง ๆ

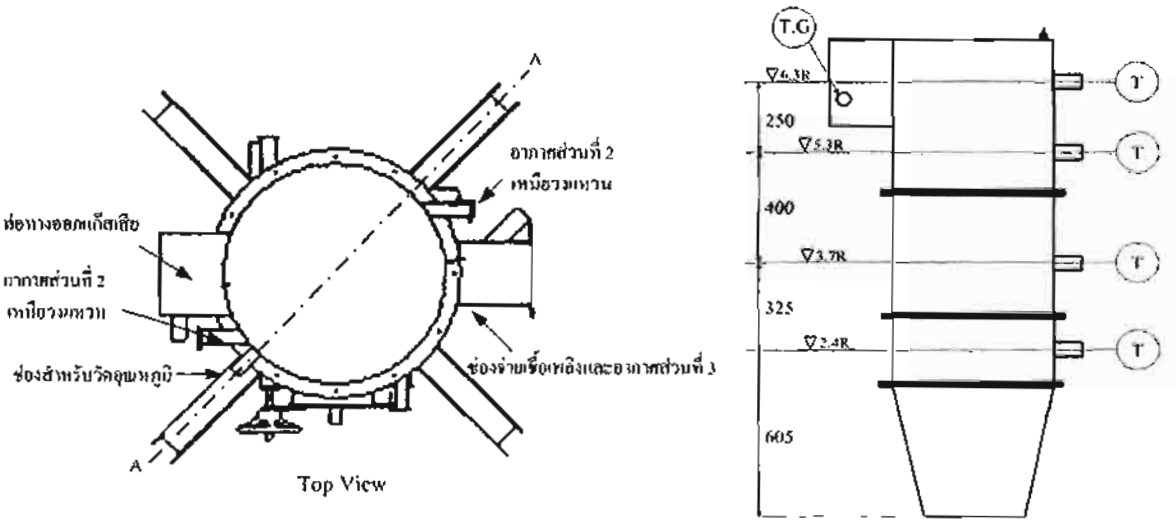
2. อุปกรณ์การทดลองและวิธีการทดลอง

ในการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นซึ่งมีลักษณะของเตาเผาไหม้และอุปกรณ์ที่ใช้ในระบบของเตาเผาไหม้ดังรูปที่ 1 โดยถ่านหินบิทูมินัสที่ใช้มีขนาดระหว่าง 5-10 mm. สำหรับตำแหน่งการจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้และจุดวัดค่าต่าง ๆ แสดงดังรูปที่ 2 ในการป้อนเชื้อเพลิงแกลบและถ่านหินบิทูมินัส (เชื้อเพลิงผสม) เข้าสู่เตาเผาไหม้จะใช้สกรูลำเลียงเข้าสู่เตาเผาไหม้บริเวณเหนือเบดที่ระดับความสูง 2.4R โดยเชื้อเพลิงแกลบและถ่านหินบิทูมินัสจะถูกผสมกันภายนอกตามสัดส่วนต่างๆ ก่อนใส่ลงในถังพักป้อน การทดลองและเก็บข้อมูลในงานวิจัยนี้นั้นจะใช้เครื่องวัดความเร็วลมชนิดใบพัด (Vane type anemometer) มีค่าความละเอียด± 3% ของค่าที่อ่านได้ ในการวัดอัตราการไหลของอากาศที่เข้าสู่เตาเผาไหม้ในส่วนต่าง ๆ และใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ในการวัดอุณหภูมิของแก๊สเผาไหม้ซึ่งทำการวัดจำนวน 5 ตำแหน่งคือ 2.4R 3.7R 5.3R 6.3R และที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ สำหรับในการวัดแก๊สเผาไหม้จะใช้เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบแก๊สเสีย (Gas Analyzer) Testo 350 XL ซึ่งทำการวัดที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้และในการหาประสิทธิภาพการเผาไหม้ของเตานั้นจะใช้เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบธาตุ LECO CHNS 932 เพื่อหาปริมาณคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ภายในเถ้าที่เหลือจากการเผาไหม้ สำหรับในการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสภายในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นจะใช้เงื่อนไขการทดลองดังตารางที่ 1



รูปที่ 1 แสดงอุปกรณ์และการติดตั้งในการทดลองของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบด

1 = พัดลมป้อนอากาศส่วนที่ 1	8 = อากาศส่วนที่ 1 ส่วนที่ทำให้เกิดฟลูอิไดเซชัน
2 = พัดลมป้อนอากาศส่วนที่ 2 และ 3	9 = อากาศส่วนที่ 2 เหนือวงแหวนวอร์เทค
3 = กล่องลม	10 = อากาศส่วนที่ 2 ใต้วงแหวนวอร์เทค
4 = วาล์วควบคุมปริมาณอากาศ	11 = อากาศส่วนที่ 3 ส่วนที่จ่ายมาพร้อมกับเชื้อเพลิง
5 = มอเตอร์ขับสกรูป้อนเชื้อเพลิง	12 = วงแหวนวอร์เทค
6 = สกรูป้อนเชื้อเพลิง	13 = เตาเผาไหม้
7 = ถังพักป้อนแกลบ	14 = ท่อทางออกเตาเผาไหม้



(a) แสดงตำแหน่งการจ่ายอากาศ (b) แสดงตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สเผาไหม้

รูปที่ 2 แสดงตำแหน่งการจ่ายอากาศ ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สเผาไหม้

ตารางที่ 1 เงื่อนไขการทดลองของการศึกษาอิทธิพลของอากาศส่วนที่สองต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้

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 (Fluidizing air: m_1)	Velocity (m/s)	0.8	0.7	1.13	0.8
	Mass fraction	0.33	0.33	0.48	0.36
Upper secondary air (Tangential air: $m_{2,up}$)	Velocity (m/s)	7.84	7.84	7.84	7.84
	Mass fraction	0.12	0.12	0.11	0.12
Lower secondary air (Imaginary circle air: $m_{2,low}$)	Velocity (m/s)	16	16	10.27	16
	Mass fraction	0.26	0.26	0.15	0.26
Tertiary air (Fire back protection air: m_3)	Velocity (m/s)	15.77	15.77	15.73	15.77
	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 * การทดลองที่มีการลดอุณหภูมิเบดลงเหลือประมาณ 900°C

โดยขั้นตอนการทดลองเริ่มจากการปรับปริมาณอากาศตามเงื่อนไข จากนั้นทำการทดลองโดยเริ่มจุดเตาเผาไหม้ซึ่งจะเผาไหม้เฉพาะเชื้อเพลิงแกลบก่อน เพื่ออุ่นให้เตาอุณหภูมิสูงขึ้นประมาณ 700-800°C ซึ่งเหมาะกับการเผาไหม้ถ่านหิน แล้วจึงนำเชื้อเพลิงแกลบที่ผสมกับถ่านหินบิทูมินัสแล้วป้อนเข้าสู่เตาเผาไหม้แล้วปรับอัตราการป้อนให้ได้ปริมาณความร้อนที่เข้าสู่เตาเผาไหม้ที่ 250 kW ซึ่งในช่วงเวลานี้จะบันทึกการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ตำแหน่งต่าง ๆ โดยหลังจากสภาวะการทดลองเข้าสู่สภาวะคงตัว (Steady) ซึ่งใช้เวลาประมาณ 60-80 นาที แล้วจึงเริ่มบันทึกค่าต่าง ๆ ดังนี้คือ อุณหภูมิภายในเตาที่ตำแหน่งต่าง ๆ ปริมาณเถ้าที่ดักได้จากไซโคลน (เก็บทุก 30 นาที) ความเข้มข้นแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกของเตาเผาไหม้ โดยข้อมูลที่บันทึกไว้จะนำไปคำนวณดัชนีชี้วัดสมรรถนะของเตาเผาไหม้ต่าง ๆ ดังนี้

1. ประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th}) [1,8]

โดยคำนวณประสิทธิภาพเชิงความร้อนจาก

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

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

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

$\dot{m}_g$ = อัตราการไหลของแก๊สร้อนที่ทางออกซึ่งเท่ากับอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศที่จ่ายเข้าเตารวมกับอัตราการป้อนเชื้อเพลิงรวม โดยที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงต้องหักปริมาณเถ้าที่มีอยู่เป็นร้อยละโดยน้ำหนัก ซึ่งมีค่าประมาณเท่ากับ $\dot{m}_a + (\dot{m}_f \times (1 - \%ash))$

T_g = อุณหภูมิอากาศที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ (K)

T_{amb} = อุณหภูมิอากาศแวดล้อม (K)

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

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

E_F = ค่าความร้อนของเชื้อเพลิงผสม (MJ/kg)

2. ประสิทธิภาพในการเผาไหม้(η_c) [1,8]

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

E_F = ปริมาณความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าเตาเผาไหม้

E_a = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ในเถ้า

3. ผลการทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง

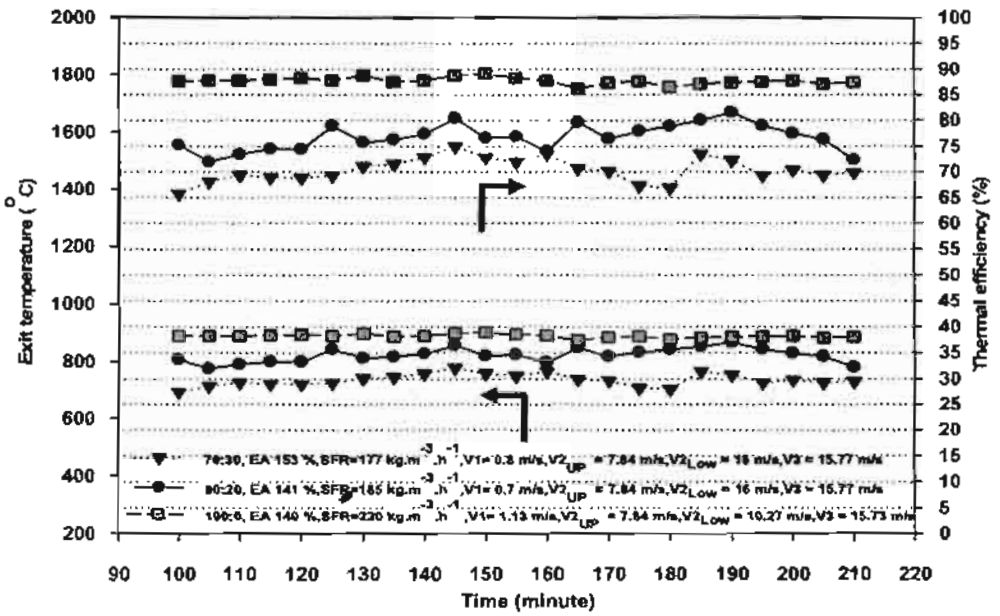
ในการทดลองเพื่อศึกษาการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสได้ทำการทดลองทั้งหมดจำนวน 4 เงื่อนไข ซึ่งทำการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในสัดส่วนต่าง ๆ โดยจะพิจารณาถึงความสามารถในการเผาไหม้ร่วมกันของเชื้อเพลิงทั้งสอง อุณหภูมิแก๊สร้อนที่ทางออกเตา ประสิทธิภาพเชิงความร้อน ประสิทธิภาพการเผาไหม้ ค่าภาระทางความร้อนของเตาเผาไหม้ และแก๊สมลพิษที่ท่อทางออกของเตาเผาไหม้ในแต่ละเงื่อนไขการทดลอง ซึ่งจากการทดลองในทุกเงื่อนไขพบว่าสามารถเผาไหม้ในลักษณะฟลูอิไดเซชั่นภายในเตาเกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องโดยสังเกตได้จากการฟุ้งกระจายของเชื้อเพลิงตลอดพื้นที่หน้าตัดเตาอย่างสม่ำเสมอ ตลอดช่วงการทดลอง (4-6 ชั่วโมง) โดยไม่จำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อยลงในเบด

3.1 อุณหภูมิแก๊สที่ทางออก ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและค่าภาระความร้อนของเตาเผาไหม้

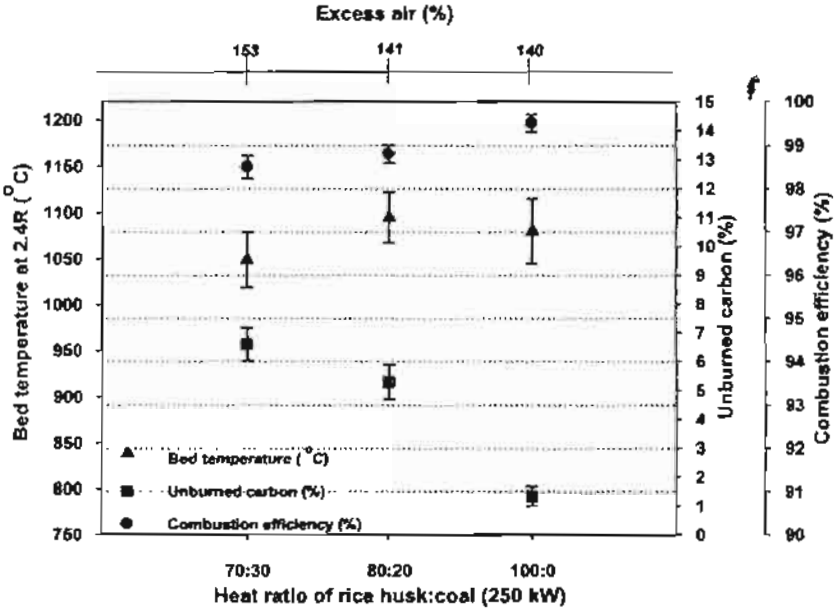
รูปที่ 3 เป็นผลการทดลองการเผาไหม้เชื้อเพลิงร่วมระหว่างเชื้อเพลิงแกลบและถ่านหินบิทูมินัสที่สัดส่วนโดยความร้อนที่ 70:30 80:20 และ 100:0 ซึ่งสัดส่วนดังกล่าวคิดจากปริมาณความร้อนอุทธิที่ต้องผลิตที่ 250 kW ผลการทดลองพบว่า ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงร่วมของแต่ละการทดลองนั้นมีค่าอุณหภูมิแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกเตาอยู่ในช่วง 700-880°C ซึ่งสามารถคิดเป็นค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาเผาไหม้ได้ในช่วง 70-88% และคิดเป็นค่าภาระความร้อนของเตาเผาไหม้ในแต่ละสัดส่วนการผสมเชื้อเพลิงดังนี้คือ 0.59 0.64 และ 0.77 MW/m^3 เมื่อทำการเปรียบเทียบผลของการเพิ่มสัดส่วนการผสมระหว่างแกลบและถ่านหินที่ 80:20 และ 100:0 ซึ่งสามารถเปรียบเทียบกันได้เนื่องจากใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่ใกล้เคียงกันคือ 141% และ 140% ตามลำดับ พบว่าการเพิ่มสัดส่วนการผสมถ่านหินบิทูมินัสมากขึ้นทำให้อุณหภูมิของแก๊สร้อนที่ทางออกของเตาเผาไหม้มีค่าลดลงและประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตามีค่าต่ำลงประมาณ 15%

3.2 อุณหภูมิเบด ประสิทธิภาพการเผาไหม้และสัดส่วนคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้

รูปที่ 4 แสดงอุณหภูมิเบด สัดส่วนคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ และประสิทธิภาพการเผาไหม้ในการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสซึ่งพบว่า ในการเผาไหม้ที่สัดส่วนการผสมแกลบต่อถ่านหินบิทูมินัสที่ 70:30 ซึ่งใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่ 153% จะมีอุณหภูมิเบดขณะเผาไหม้ประมาณ 1050°C และสัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้ที่ 6.5% ซึ่งสามารถคิดเป็นประสิทธิภาพการเผาไหม้ได้ 98.5% เมื่อเปรียบเทียบผลของสัดส่วนการผสมเชื้อเพลิงแกลบต่อถ่านหินบิทูมินัสที่เงื่อนไขสัดส่วนการผสมเชื้อเพลิงแกลบ ต่อถ่านหินบิทูมินัสที่ 80:20 และ 100:0 ซึ่งใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินในการเผาไหม้ที่ใกล้เคียงกัน (141% และ 140% ตามลำดับ) โดยจากผลการทดลองสังเกตได้ว่าการเพิ่มสัดส่วนผสมถ่านหินที่ 80:20 มีอุณหภูมิเบดของการเผาไหม้สูงกว่าที่สัดส่วนเชื้อเพลิง 100:0 เล็กน้อย แต่มีปริมาณสัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้มากกว่า โดยเหตุผลคาดว่าการเพิ่มสัดส่วนการผสมถ่านหินบิทูมินัสซึ่งเผาไหม้ได้ยากกว่าเชื้อเพลิงแกลบจำเป็นต้องใช้ระยะเวลาในการเผาไหม้ในเตาที่มากกว่าการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบเพียงลำพัง (100:0) ทำให้การเพิ่มสัดส่วนการผสมถ่านหินบิทูมินัสที่มากขึ้นส่งผลให้มีสัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้เพิ่มขึ้นจาก 1.2% (100:0) ไปเป็น 5.2% (80:20) จึงส่งผลให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ลดลงจาก 99.6% ให้เหลือ 98.8%



รูปที่ 3 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกและประสิทธิภาพเชิงความร้อน



70:30, SFR=177 kg.m-3.h-1, V1= 0.8 m/s, $V2_{UP}$ = 7.84 m/s, $V2_{Low}$ = 16 m/s, V3 = 15.77 m/s

80:20, SFR=186 kg.m-3.h-1, V1= 0.7 m/s, $V2_{UP}$ = 7.84 m/s, $V2_{Low}$ = 16 m/s, V3 = 15.77 m/s

100:0, SFR=220 kg.m-3.h-1 ,V1= 1.13 m/s, $V2_{UP}$ = 7.84 m/s, $V2_{Low}$ = 10.27 m/s, V3 = 15.73 m/s

รูปที่ 4 อุณหภูมิเบด สัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้และประสิทธิภาพการเผาไหม้

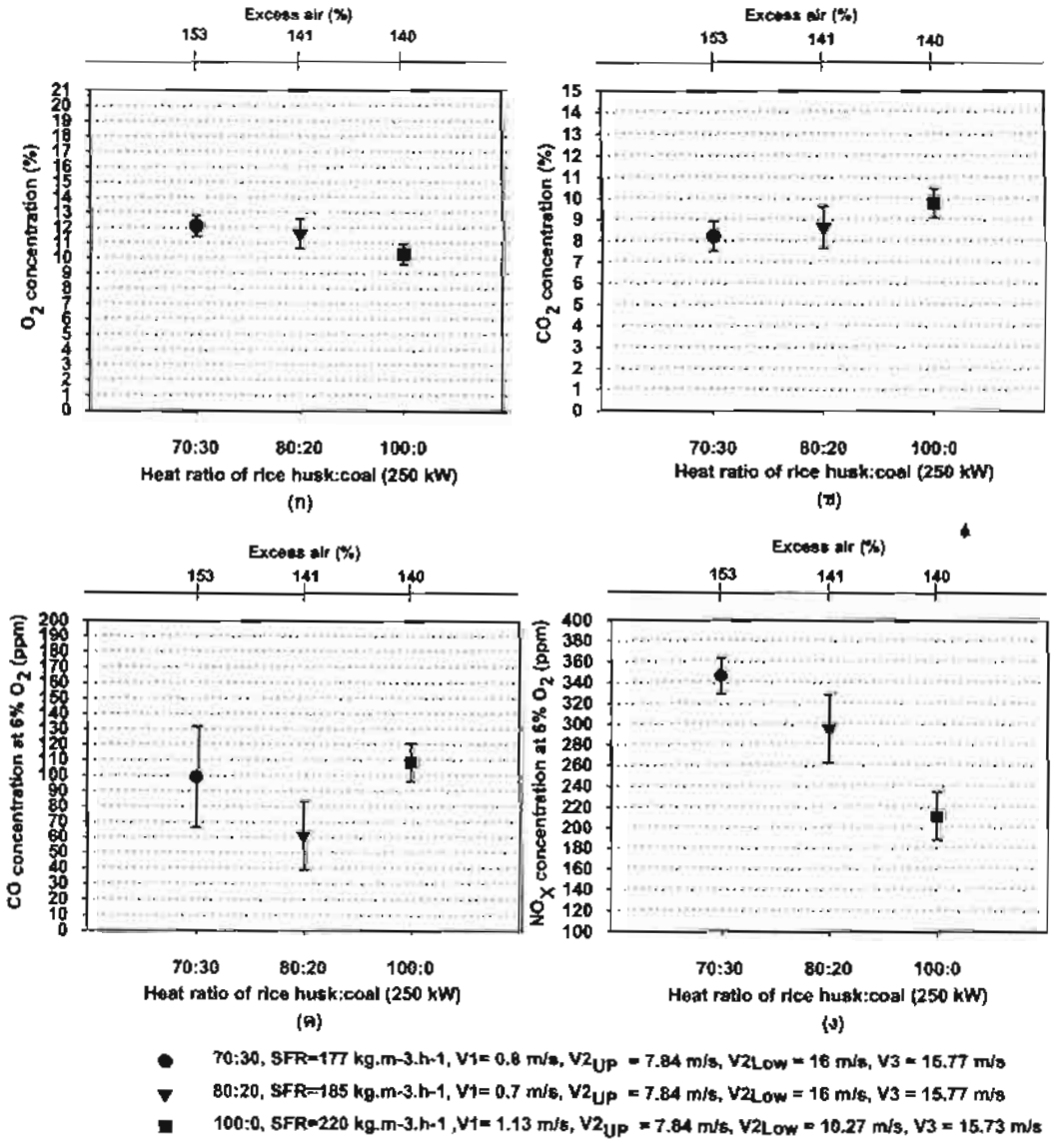
3.3 องค์ประกอบแก๊สเผาไหม้ที่ท่อทางออก

จากรูปที่ 5ก-ง เป็นองค์ประกอบของแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกเตาในการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสที่สัดส่วนต่างๆ โดยพบว่าปริมาณออกซิเจนในทุกสัดส่วนของเชื้อเพลิงมีค่าอยู่ระหว่าง 10-12% ดังรูปที่ 5ก ซึ่งจะมีค่าลดลงตามปริมาณอากาศส่วนเกินที่ลดลง และปริมาณของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มีค่า 8.3-9.8% ดังรูป 5ข หากพิจารณาถึงแก๊สคาร์บอนมอนออกไซด์ซึ่งเป็นแก๊สมลพิษนั้นพบว่าที่ระดับปริมาณออกซิเจนส่วนเกินที่ 6% นั้นมีค่าอยู่ในช่วง 60 – 110 ppm เมื่อเปรียบเทียบผลของการผสมถ่านหินบิทูมินัสที่เกิดขึ้นกับแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกระหว่างสัดส่วน 80:20 และที่สัดส่วน 100:0 (แกลบเพียงอย่างเดียว) ซึ่งทั้งสองเงื่อนไขนี้มีการจ่ายปริมาณอากาศส่วนเกินที่ใกล้เคียงกัน (141% และ 140% ตามลำดับ) จะพบว่าการเพิ่มสัดส่วนการถ่านหินบิทูมินัสในเชื้อเพลิงที่เข้าเผาไหม้ที่สัดส่วน 80:20 จะทำให้แก๊สเผาไหม้ที่ทางออกเตานั้นมีปริมาณของแก๊สคาร์บอนมอนออกไซด์ลดลง เมื่อเทียบกับกรณีสัดส่วน 100:0 ดังรูปที่ 5ค ซึ่งคาดว่ามาจากการที่เชื้อเพลิงแกลบมีปริมาณของสารระเหยซึ่งอยู่ในรูปของ CH_4 CO และอื่น ๆ [9] มากกว่าถ่านหินบิทูมินัส และเมื่อป้อนเชื้อเพลิงแกลบมากขึ้นก็จะมีปริมาณสารระเหยในเชื้อเพลิงผสมเพิ่มมากขึ้น ซึ่งหากเผาไหม้สารระเหยดังกล่าวไม่สมบูรณ์ก็อาจจะก่อตัวเป็นแก๊สคาร์บอนมอนออกไซด์ ส่วนปริมาณของแก๊สไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) ที่เกิดขึ้นจากการทดลองพบว่า การเพิ่มสัดส่วนของถ่านหินมีแนวโน้มที่จะทำให้ปริมาณของไนโตรเจนออกไซด์เพิ่มขึ้น ซึ่งคาดว่าเป็นผลมาจากการเพิ่มสัดส่วนของถ่านหินบิทูมินัสจะทำให้สัดส่วนของไนโตรเจนของเชื้อเพลิงผสมที่จ่ายเข้าเตาเผาไหม้ (แกลบและถ่านหินบิทูมินัสรวมกัน) มีค่ามากขึ้น ซึ่งเมื่อเผาไหม้แล้วจึงเกิดปริมาณไนโตรเจนออกไซด์เพิ่มมากขึ้นตามสัดส่วนของถ่านหินดังรูป 5ง ซึ่งจากการทดลองในทุกสัดส่วนการผสมของแกลบและถ่านหินบิทูมินัสพบว่าปริมาณของไนโตรเจนออกไซด์ที่ระดับออกซิเจนส่วนเกินที่ 6% มีค่าระหว่าง 212-350 ppm โดยในการทดลองที่สัดส่วน 70:30 และ 80:20 มีค่าสูงกว่ามาตรฐานซึ่งมีค่าที่ 268 ppm เล็กน้อย

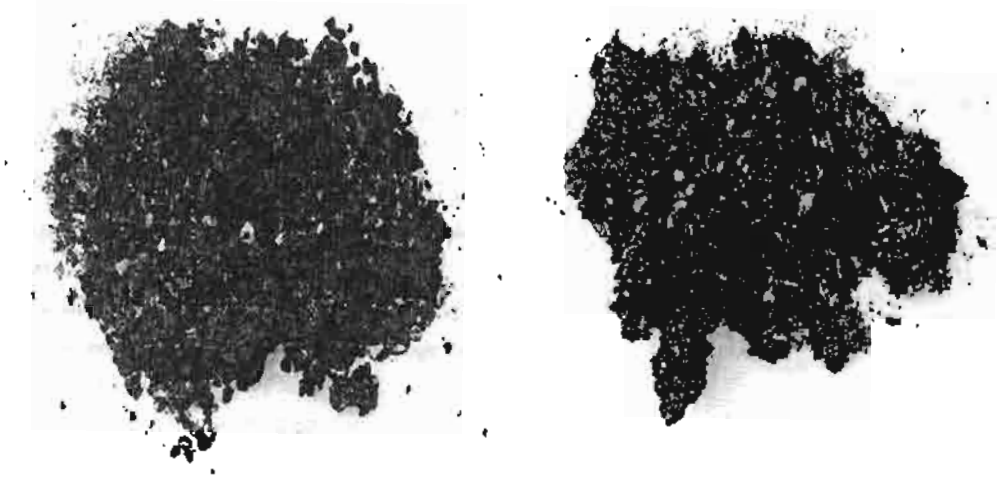
3.4 การเกาะตัวของอนุภาคเถ้าเชื้อเพลิงภายในเบด

จากการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสที่สัดส่วน 70:30 และ 80:20 จะปรากฏก้อนอนุภาคสะสมตัวกันบนแผ่นกระจายอากาศซึ่งจะมีขนาดใหญ่ขึ้นตามสัดส่วนของถ่านหินบิทูมินัสที่เพิ่มขึ้นดังรูปที่ 6 โดยคาดว่าการเกาะตัวดังกล่าวน่าจะเกิดจากการหลอมตัวของเถ้าเชื้อเพลิงที่มีธาตุโพแทสเซียมและโซเดียมเป็นส่วนประกอบ [10,11] ซึ่งทำให้อุณหภูมิการหลอมตัวของเถ้าเชื้อเพลิงลดต่ำลงแล้วเกิดการหลอมตัวในที่สุด จึงได้ทำการทดลองเพิ่มเติม (เงื่อนไขที่ 4) โดยการทำการเผาไหม้เชื้อเพลิงร่วมภายใต้อุณหภูมิเบดที่ควบคุมไว้ประมาณ 900°C ซึ่งก็ยังพบการเกาะตัวของก้อนอนุภาคเชื้อเพลิงแต่มีปริมาณลดน้อยลง ทำให้คาดว่าปัญหาของการเกาะตัวน่าจะเกิดจากสาเหตุอื่นนอกเหนือจากอุณหภูมิเบดในการเผาไหม้เชื้อเพลิง จึงคาดว่าอาจมาจากการที่ถ่านหินบิทูมินัสเกิดยางเหนียวขึ้น (Tar) ในระหว่างที่สารระเหยถูกปลดปล่อยออกจากถ่านหิน โดย Oka [12] ได้อธิบายกลไกที่คาดว่าเป็นที่มาของการเกาะตัวไว้ดังนี้คือ

ในช่วงอุณหภูมิประมาณ 350°C จะเกิดการแตกตัวของส่วนประกอบโครงสร้างโมเลกุลของถ่านหินบิทูมินัสซึ่งจะทำให้อนุภาคของถ่านหินบางส่วนถูกเปลี่ยนสถานะไปเป็นของเหลวในช่วงพลาสติกซึ่งมีความหนืด และเมื่ออุณหภูมิถ่านหินเพิ่มสูงขึ้นก็จะทำให้ของเหลวที่เกิดขึ้นนั้นมีสมบัติการเป็นพลาสติก (Plasticity) มากขึ้นจนกระทั่งถึงอุณหภูมิประมาณ 500°C ซึ่งของเหลวที่เกิดขึ้นนั้นเกิดการระเหยกลายเป็นแก๊สจะทำให้ถ่านหินกลับสภาพมาเป็นของแข็งอีกครั้ง จากกลไกที่ Oka ได้อธิบายไว้นี้ทำให้คาดว่าก้อนของเถ้าเชื้อเพลิงที่เกาะตัวกันอยู่บนแผ่นกระจายอากาศในการทดลองนั้นมีจุดเริ่มต้นจากการเกาะตัวกันของอนุภาคถ่านหินบิทูมินัสในช่วงอุณหภูมิ 350-500°C เป็นอันดับแรก ซึ่งเมื่ออนุภาคถ่านหินเกิดการปะทะกันในช่วงนี้ก็จะเกาะตัวกันแล้ว ส่งผลให้ก้อนของอนุภาคที่มีน้ำหนักมากตกลงไปเผาไหม้บนแผ่นกระจายอากาศในลักษณะอยู่นิ่งคล้ายกับเตาตะกรับกลายเป็นเถ้าแล้วเกิดการหลอมตัวของเถ้าเชื้อเพลิงในลำดับต่อมา แต่ทั้งนี้สำหรับการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบเพียงลำพัง (100:0) จะไม่ปรากฏการเกาะตัวเกิดขึ้นแต่อย่างไร ทั้งนี้คาดว่าเพราะเถ้าของเชื้อเพลิงแกลบส่วนใหญ่เป็นซิลิกอนซึ่งมีอุณหภูมิการหลอมตัวสูงกว่า 1,400°C [9]



รูปที่ 5 แสดงองค์ประกอบแก๊สเผาไหม้ที่ท่อทางออกของเตา



(ก) Rice husk: Bituminous coal (70:30 Thermal basis)

(ข) Rice husk: Bituminous coal (80:20 Thermal basis)

รูปที่ 6 แสดงการเกาะตัวอนุภาคเถ้าเชื้อเพลิงบนแผ่นกระจายอากาศเมื่อทำการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัส

4. สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นที่สัดส่วน 70:30 80:20 และ 100:0 เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงทั้งสองร่วมกันในเตาเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบด และศึกษาถึงสมรรถนะของเตาเมื่อมีการเผาไหม้เชื้อเพลิงร่วม โดยพบว่าสามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบร่วมกับถ่านหินบิทูมินัสในลักษณะฟลูอิไดเซชั่นได้ต่อเนื่องโดยไม่ต้องผสมวัสดุเฉื่อยเป็นเบด สำหรับผลการทดลองสามารถสรุปได้ดังนี้

1. ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาเผาเมื่อมีการเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมมีค่าระหว่าง 70-88% โดยมีอุณหภูมิทางออกระหว่า 700-880°C ซึ่งมีแนวโน้มที่เพิ่มขึ้นตามสัดส่วนเชื้อเพลิงแกลบที่เพิ่มขึ้น สำหรับภาระความร้อนของเตาเผาไหม้มีค่าระหว่าง 0.59 – 0.77 MW/m^3

2. ประสิทธิภาพการเผาไหม้มีแนวโน้มจะลดลงตามปริมาณของถ่านหินบิทูมินัสที่เพิ่มขึ้น เนื่องจากถ่านหินจะต้องการระยะเวลาในการเผาไหม้ที่มากกว่าเชื้อเพลิงแกลบซึ่งสอดคล้องกับสัดส่วนของคาร์บอนที่ไม่ถูกเผาไหม้ที่เพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการผสมถ่านหิน โดยมีค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าระหว่าง 98.8-99.5%

3. ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงร่วมระหว่างแกลบและถ่านหินบิทูมินัสที่สัดส่วน 70:30 และ 80:20เกิดการเกาะตัวของเถ้าเชื้อเพลิงโดยมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการผสมถ่านหินบิทูมินัสที่เพิ่มขึ้น ซึ่งการลดอุณหภูมิเบดในการเผาไหม้จาก 1,100°C เหลือประมาณ 900°C ไม่สามารถกำจัดปัญหาดังกล่าวได้ โดยสาเหตุหลักคาดว่ามาจากยางเหนียวที่เกิดขึ้นระหว่างที่สารระเหยถูกปลดปล่อยซึ่งทำให้เกิดการเกาะตัวของอนุภาคถ่านหิน แล้วจึงเกิดการหลอมตัวของเถ้าเชื้อเพลิงที่เกิดการเกาะตัวกันนี้

4. ปริมาณแก๊สเผาไหม้ที่เกิดจากการเผาไหม้ที่ทางออกของเตา โดยในทุกเงื่อนไขการทดลองมีค่า O_2 ระหว่าง 10-12% สำหรับ CO_2 มีค่าในช่วง 8.3-9.8% เมื่อพิจารณาแก๊สมลพิษที่ระดับปริมาณออกซิเจนส่วนเกินที่ 6% พบว่า ปริมาณ CO มีค่าน้อยในช่วง 60-110 ppm และปริมาณ NO_x มีค่าระหว่าง 212-350 ppm ซึ่งสูงกว่ามาตรฐานที่ 268 ppm เล็กน้อย

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย รวมถึงนักศึกษาภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร ที่ช่วยในการเก็บข้อมูลตลอดระยะเวลาการทดลองในงานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

[1] Madhiyanon, T., Piriyarungroj 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.,Siagi, Z., 2000, "Combustion of agricultural residue", Progress in energy and combustion science, Vol.26, PP.1-27

[10] Huanu, A., Bilgin, 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