

無煙炭 流動層 燃燒爐의 動特性 研究

朴 珍 浩 · 崔 青 松* · 姜 雄 基

高麗大學校 工科大学 化工科

*西江大學校 工科大学 化工科

(1982년 6월 8일 접수)

A Dynamic study on an Anthracite Burning Fluidized Bed

J.H. Park · C.S. Choi* · and W.K. Kang

Department of Chemical Engineering,

College of Engineering, Korea University, Seoul 132, Korea

**Department of Chemical Engineering,*

College of Engineering, Sogang University, Seoul 121, Korea

(Received; June 8 1982)

要 約

본 연구는 流動層 燃燒爐에서 고체입자의 混合特性和 燃燒特성을 고찰하고 이와 관련하여 저질無煙炭의 流動層內에서 연소 가능성을 타진하기 위한 것이다.

燃燒領域이 層上部에 형성된다고 하여 고체입자의 混合모델을 제시하고 이를 실험치와 비교하였다. 고체입자의 혼합은 고온 燃燒爐에서 그리고 常溫流動層에서 충격응답법에 의하여 고찰하였으며, 燃燒領域의 존재는 고온 灰分 流動層에 일정량의 석탄입자를 주입한 후의 층내 온도변화를 해석함으로써 확인하였다.

流動層 燃燒爐에서 고체혼합에 관한 실험결과는 常溫流動層과 매우 틀리며, 이는 연소되는 입자들이 層上部로 분리되어 燃燒領域을 형성하는 것으로 설명할 수 있었다. 제시된 모델은 실험치와 잘 일치하며, 본 연구를 통하여 저질 無煙炭의 연소시 다음과 같은 操業條件을 제시할 수 있다. 즉 층 높이의 직경의 비는 1.5 이하, 층내 온도는 900°C 부근이 좋으며, 석탄시료의 주입은 上部, 灰分の 배출은 下部에서 하여야 한다.

ABSTRACT

The mixing characteristics of the particles, the combustion behavior and the combustibility of

low grade anthracite coal in the fluidized bed were determined.

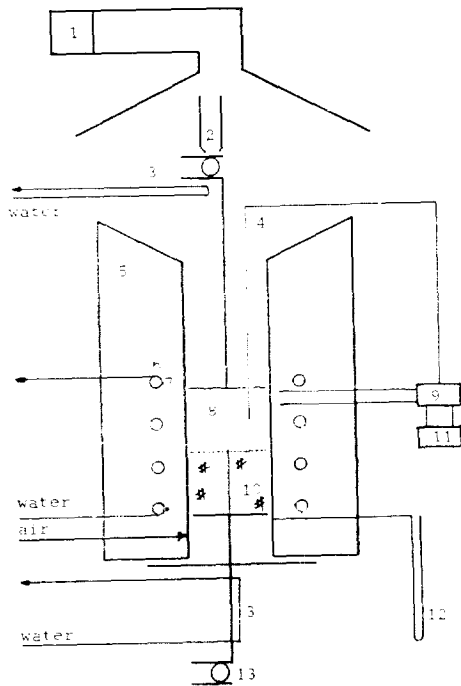
A model, which assumed the main combustion zone located at the upper part of the bed, was proposed and compared with experiments. The mixing of the particles was experimentally studied by employing an impulse tracer technique both for hot combusting bed and for cold bed. Also, the combustion zone was experimentally confirmed by analyzing the temperature changes in the bed after injecting a small amount coal particles to the hot ash fluidized bed. The experimental results on the mixing in the combusting bed were considerably different from those in the cold bed and that could be interpreted by assuming the upward stratification of burning coal particles. Through this investigation, it could be concluded that the proposed model agreed well with the experiments and that the recommendable operation conditions for combusting the low grade anthracite in the fluidized bed would be, the aspect ratio, lower than 1.5; the temperature of combustor, about 900°C; feeding of the coal, at the top of bed; and discharging at the bottom of the bed.

1. 서 론

석유중심의 에너지구조로부터 에너지원의 다변화로 바뀌게 되면서 공업연료와 화력발전 보일러용으로서 석탄의 直接燃焼가 재검토되고 있다. 석탄의 직접연소는 微分炭 연소와 流動層 연소가 있는데 微分炭 연소는 공기와의 접촉이 좋지 않아서 火災이 길어서 장치가 커지며 揮發分이 18% 이상이어야 하며,¹⁾ 석탄의 종류에도 제한이 있으나 流動層 연소는 석탄의 취급이 용이하며, 공해문제해결도 쉬우며, 사용면에서 炭種의 제한이 없는 것으로 특히 저질탄을 사용하는 경우에는 자원개발 효과도 있으며, 근래의 양질 석탄의 可採量이 급격히 감소됨에 따라 앞으로 활용대상은 저질탄이라고 할 수 있어 저질탄 유동층 연소로는 매우 기대되는 기술이라 하겠다. 저질탄을 사용하는 경우 流動層 燃焼爐에서의 연소 가능성을 검토하고 性能을 정확히 예견하기 위해서는 석탄의 燃焼特性和 動特性에 관한 연구가 선행되어야 하므로 본 연구에서는 發熱量이 석탄 kg 당 1000~1500 kcal의 저질탄의 燃焼特性을 규명하고 이와 관련하여 석탄입자의 混合特性을 해석하고자 하였다. 이같이 發熱量이 매우 낮은 시료를 택한 이유는 流動層 燃焼爐에

서 自體發熱量으로 연소시킬 수 있는 최저 發熱量과 그때의 操業條件을 규명하는데 도움을 주기 위한 것이다.

流動層 燃焼爐는 1960 년대에 시작되어 그 후 ANL, ER & E, BCURA 등에서 많은 연구가 수행되어 괄목할만한 발전을 이루었으며 최근에 와서 여러가지 操業條件下에서 燃焼爐의 성능을 예견하기 위하여 이론적인 모델이 많이 제시되었다. 이들의 처음 시도는 Davidson과 Harrison에 의하여 정립된 二相氣泡모델²⁾에 기초를 두는 것으로서 氣泡의 크기를 주요 변수로 하여 燃焼率 등을 예견하고자 하였으며,^{3), 4), 5)} shallow bed에서 半徑 방향의 分散을 고려하기도 하였다.^{6), 7)} 또 cloud相을 분리된 相으로 보아 三相氣泡모델을 적용하기도 하였다.⁸⁾ 또 다른 시도는 Kato와 Wen에 의하여 정립된 氣泡合體모델⁹⁾에 기초하여 流動層을 여러 구역으로 나누어 燃焼爐를 해석하고자 하는 것이며,^{10), 11), 12)} 또 Captipovic 등에 의하여 정의된 slow bubble regime¹³⁾에 기초하여 비교적 큰 입자들의 연소를 해석하기 위한 plume 모델을 제시하였다.¹⁴⁾ 이같은 해석방법들은 실제 流動層 燃焼爐에서 炭質分이 연소함으로써 변화되는 고체입자의 흐름특성을 완전히 고려한 것은 아니다. 따라서 본 연구에서는 저질탄의 연소시 일어나는 현상



1. Fan
2. Vibrating feeder
3. Cooling line
4. Thermocouple
5. Insulation
6. Cooling coil
7. Electrical heater
8. Fluidized bed
9. Temperature controller
10. Distributor
11. Recorder
12. Manometer
13. Vibrating Discharger

Fig. 1. Schematic diagram of experimental apparatus for coal combustion.

을 여러면에서 관찰하여 보다 실제에 가까운 모델을 제시하고 이들의 응용가능성을 검토하였다. 이를 위하여 본 실험에서는 충격응답법으로 滯

在時間分布函數를 구하였으며, 이것과 燃燒特性曲線을 이용하여 流動層에서의 動特性에 관하여 해석하고자 하였다.

2. 실험

流動層 燃燒爐의 설계 및 操業條件에 관한 기본적인 자료를 얻기 위해서 연소단계가 없는 常溫流動層(cold fluidized bed)에서 석탄 연소 후 灰分과 매우 유사한 물리적 특성을 갖는 모래를 사용하여 動特性을 먼저 고찰하여 이의 결과를 석탄 流動層 燃燒爐의 動特性과 서로 비교하였다.

2.1. 실험장치

본 연구에서 사용한 流動層 燃燒爐의 개략도는 Fig. 1과 같으며 流動層은 內徑 6.7cm, 높이 50cm의 스테인리스鋼製 원통을 사용하였으며, 가스分散板으로서 0.5cm ϕ , ceramic bead를 높이 10cm로 충전시켜 유동화시켰다. 조업을 시작할 때 또 석탄의 發熱量이 부족할 때 가열하기 위하여 층 외부에 電熱線을 감았으며, 保溫을 위하여 硅藻土로 단열하였다. 그러나 發熱量이 많은 경우를 위하여 電熱線 외부에 冷却管을 설치하여 층내의 온도를 일정하지 (800~1000°C) 유지할 수 있도록 하였다. 고체시료의 공급은 內徑 0.8cm의 공급관을 통하여 하였으며, 灰分은 배출관을 통하여 振動排出機로 하였는데 공급과 배출의 위치를 임의로 변화시킬 수 있도록 이들을 위 아래로 움직일 수 있도록 하였다. 조업시 고체시료 공급기를 열로부터 보호하기 위하여 공급기 바로 밑에 냉각관을 설치하였으며, 또 배출기를 보호하고 未反應試料가 赤熱된 상태의 배출되는 대기중의 산소와 접촉하

Table 1. Physical properties of the samples

Sample	size, (cm)	real density (g/cm ³)	Sphericity (—)	Umf (cm/sec)	emf (—)	heating value Kcal/kg
sand	0.065	2.67	0.658	28.35	0.495	—
coal A	0.065	2.23	0.401	23.6	0.505	1100
coal B	0.065	2.11	0.398	21.5	0.532	1500

여 연소되기 때문에 이를 방지하기 위하여 배출관에도 냉각관을 설치하였다.

常溫流動層은 燃燒爐의 경우와 같은 모양과 크기의 아크릴樹脂製 流動層을 제작 사용하였다.

2.2. 실험방법

본 연구에서 사용한 시료의 물리적 성질은 Table 1과 같다.

조업을 시작할 때는 灰分과 석탄의 혼합물을 층에 충전시키고 유동화시키면서 외부에서 가열하여 착화시킨 후 배출과 공급을 계속하면서 定常狀態로 유지하고 층격법으로 추적자를 주입한 후 배출관에서 일정 시간간격으로 그리고 추적자가 완전히 배출될 때까지 시료를 채취하여 이들 각각 시료에서 추적자의 수를 세고 시료의 양으로 나누어 이를 농도로 하였다. 이때 사용한 추적자는 常溫流動層에서는 동일한 시료를 착화하여 사용하였으며, 석탄의 연소의 경우 동일한 석탄시료 일부분을 채취하여 5mmHg 이하의 저압상태로 1시간 동안 유지시키고 FeSO_4 포화용액과 접촉시킨 후 48시간 이상 방치하고 固液分離하여 400°C에서 건조하여 사용한 것으로서 석탄 연소시 FeSO_4 가 고온에서 반응되어 酸化鐵로 변하기 때문에 炭質分이 제거된 후에 추적자는 열에 안전한 붉은 색으로 변화되어 다른 고체입자들로부터 확실히 구별된다. 위와 같은 방법으로 제조된 추적자는 본 연구와 같은 高溫界에서 이용이 가능하며, 바람직한 방법이라 하겠다. 炭質分이 많이 제거되지 않은 낮은 燃燒效率의 경우는 추적자를 용이하게 구별할 수 없으므로 채취한 시료를 850°C 부근에서 1시간 이상 방치하여 여분의 炭素를 연소시킨 후 추적자를 세었다.

석탄의 發熱量이 1500 kcal 일 때는 외부에서 가열하여 착화시킨 후 自體發熱量으로, 주입되는 석탄을 연소시킬 수 있으므로 電源을 끄고 원하는 온도는 유동층 외부에 설치된 冷却器를 이용하여 얻게 되며, 發熱量이 1100 kcal 일 때는 가열하여야 하므로 이때는 電源에 부착된 溫度調節機(proportional controller)로 流動層의 온도를 일정하게 유지하였다.

Table 2. Experimental conditions for coal combustion

Variables	Conditions
Temperature °C	810, 910, 1000
aspect ratio L/D	0.5, 1.0, 1.5
excess O_2	- 15%~200%
air flow rate	15.1 cm/sec. at 20°C

본 실험에서 수행한 조건은 Table 2와 같으며, 온도를 800°C로부터 선택한 것은 착화온도가 약 700°C이기 때문이었으며, 1000°C나 그 이상에서는 입자들이 일부 燒結現狀을 나타내기 때문에 定常操業을 하기가 어려우므로 최고온도는 1000°C로 하였다.

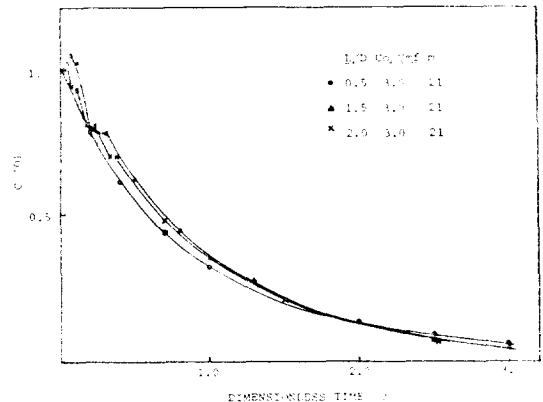


Fig. 2. C-curves in fluidized bed for various aspect ratios.

3. 결과 및 고찰

3.1. 滯在時間 分布函數 $C(\theta)$

앞의 실험방법으로 얻은 농도를 규정화(normalization)하여 C-curve를 얻었다. Fig. 2는 상온에서 수행한 토래의 경우로서 층높이와 직경의 비에 따른 영향으로서 이것이 1.5 이상에서는 C-curve 모양에서 알 수 있듯이, 또 Yamazaki,¹⁵⁾ Masson¹⁶⁾ 등에 의하여 실험적으로 확인된 것과 같이 고체 입자의 순환현상이 존재하게 되며, 이 비가 2.0 보다 커지면 고체입자 조류의 형태가 더욱 좋지 않게 된다. 이같은 조건에서는 유동화가스의 接觸效率이 감소하게 되

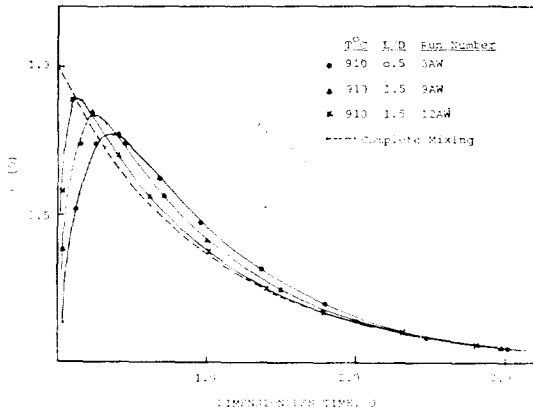


Fig. 3. C-curves in fluidized bed combustor for various aspect ratios.

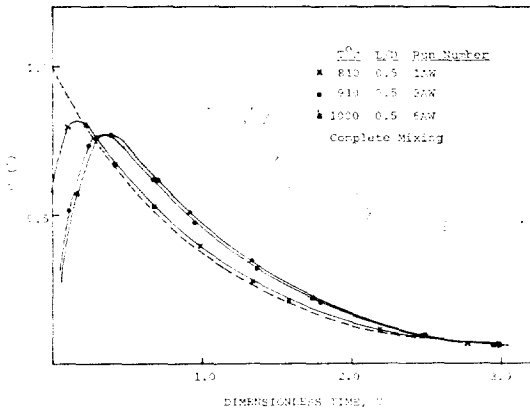


Fig. 4. C-curves in fluidized bed combustor for various temperatures.

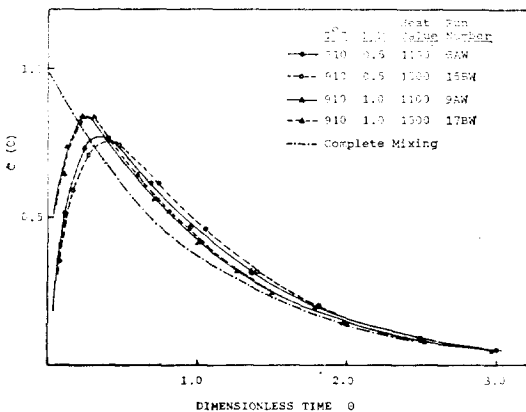


Fig. 5. C-curves in fluidized bed combustor for various heating values of sample coal.

고 流動層 燃燒爐에서는 燃燒效率이 저하되지 된다. 따라서 본 연구에서 流動層 燃燒爐의 動特

性は 층높이와 직경의 비를 1.5 이하의 범위내에서 수행하는 것이 좋을 것으로 사료되어 이 범위내에서 수행하였다.

Fig. 3은 流動層 燃燒爐에서 층높이와 직경의 비의 영향을 나타내는 것으로서 이것이 적어질수록 완전혼합모델에서 모래의 경우보다 더 벗어남을 알 수 있는데, 이것은 같은 操業條件下에서 연소되는 석탄입자의 양이 상대적으로 많을수록 더 완전혼합모델로부터 벗어남을 알 수 있다. 따라서 연소 때문에 流動層內의 고체입자의 흐름형태가 틀려진다는 것을 예견할 수 있다.

Fig. 4는 온도의 영향을 나타내는 것으로서 온도가 900°C나 1000°C인 경우에 더 완전혼합모델로부터 벗어나게 되며, Fig. 5은 석탄의 發熱量의 영향을 나타내는 것으로서 發熱量이 많을수록 즉 연소되는 양이 많을수록 더 완전혼합모델로부터 벗어남을 알 수 있으며, Fig. 2와 비교하면 연소효과가 없는 모래의 경우보다 연소가 있는 경우 더 완전혼합모델로부터 벗어나게 되는데 이로부터 연소에 의한 고체입자의 흐름형태 변화를 확인할 수 있다.

3.2. 연소 및 混合特性

이상과 같이 석탄의 流動層 燃燒爐에서 고체입자의 혼합은 지금까지 적용되어 오던 단순한 완전혼합모델로서는 해석될 수 없다. 고체입자의 흐름형태는 층내의 연소효과에 기인되는 것으로서 즉 연소되고 있는 입자의 온도가 주위보다 높고 생성되는 가스 CO₂의 비중이 커서 연소되는 입자가 層上部로 분리되어 燃燒領域을 형성하는 현상으로 설명될 수 있다. 이것은 배출관과 공급관의 위치를 변화시켜 層上部에서 고체입자를 배출하는 경우에는 燃燒效率이 약 3% 감소하는 것으로서 확인할 수 있으며, 이것을 정성적으로 설명하기 위하여 Fig. 1의 실험장치에 회분만을 유동화시키면서 실험조건의 일정한 온도로 유지시키고 일정량의 시료를 주입하고 층내의 온도변화를 기록하여 Fig. 6과 같은 燃燒特性 曲線을 얻었다. 여기서 Avedesian³⁾과 Nakasio¹⁷⁾가 해석한 것과 같이 燃燒特性 曲線의 최저점(Fig. 6의 a점)과 최고점(b점) 사

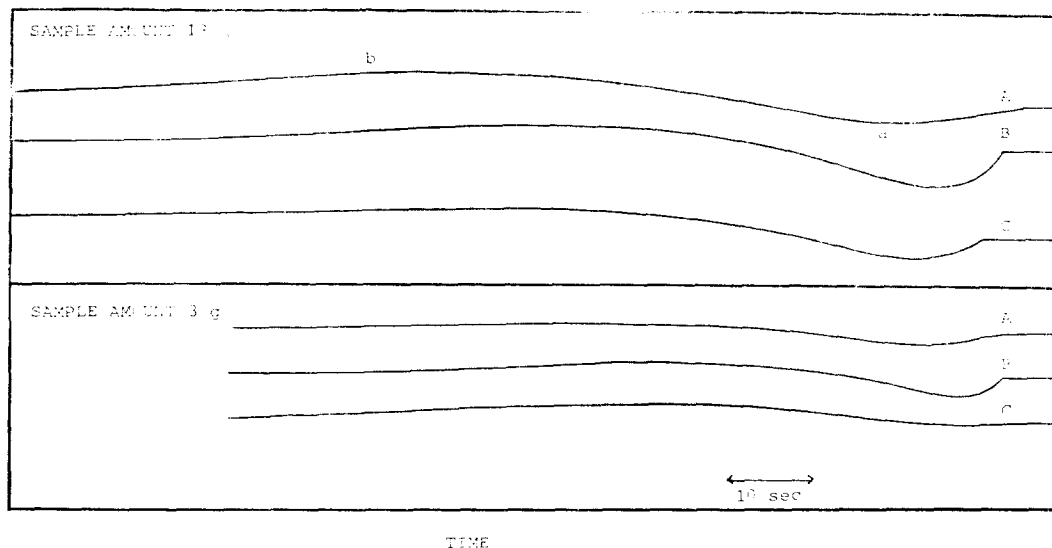


Fig. 6. Temperature Changes at Top(A), Middle(B) and Bottom(C) of the Bed from 910°C.

Table 3. Combustion time at different position of the fluidized bed, min

Sample amount injected, (g)	T(°C)	Position		
		Bottom	Middle	Top
13	810	2.62	2.59	2.59
	910	1.65	1.55	2.04
	1000	—	1.10	1.20
7.5	810	2.53	2.49	2.59
	910	1.26	1.20	1.52
	1000	—	0.81	0.94
3.5	810	2.14	2.11	2.22
	910	1.05	1.13	1.30
	1000	—	0.74	0.82

이를 연소시간이라고 할 수 있으며, 각 조건에서의 연소시간은 Table 3와 같다. 이 표로부터 다음과 같은 것을 확인할 수 있었다.

(i) 910°C에서 유동층의 下部나 中央部에서 보다 上部에서 연소시간이 더 길다. 즉 연소되는 입자는 위쪽으로 상승하여 燃燒領域을 형성하고 그곳에서 더 오래 머문다.

(ii) 주입되는 시료의 양이 많은 경우 層下部에서도 온도의 降下가 나타나나 적은 경우 下部에서는 온도의 降下가 나타나지 않는다. 즉 공

급되는 석탄입자는 가열된 후 中央部에서 착화되어 연소되기 시작한다.

(iii) 예상되는 것과 같이 810°C에서는 910°C나 1000°C에 비하여 연소속도가 느리므로 층내에서의 고체시료의 연소효과가 입자들의 거동에 큰 영향을 미치지 못하기 때문에 이들 거동은 단순혼합에 더 가까워진다. 따라서 810°C에서 層上·中央·下部에서 연소시간은 비슷하다.

이것들을 기초로 하여 공급되는 석탄입자의 거동을 도식화하여 설명하면, Fig. 7과 같다.

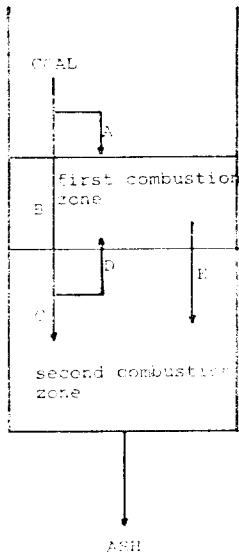


Fig. 7. Illustrating diagram of mixing pattern of coal particles charged into fluidized bed combustor.

3.3. 流動層에서 고체입자의 거동

위에서 설명한 석탄입자의 燃燒特性을 기초로 하여 고체입자의 혼합에 관한 모델을 세우면, Fig. 8 과 같다. 이때, Fig. 9 와 같이 저질탄의 燃燒特性 曲線과 灰分을 주입하는 경우와의 온도변화를 비교하면 上部나 中央部에서 초기의 온도변화가 동일한 것으로 보아 第一燃燒領域으로 직접 공급되어 그곳에서 연소되는 시료는 없다고 할 수 있다. 따라서 第一燃燒領域으로 공급되는 입자들은 전부 加熱領域을 거쳐서 상승되는 입자들이기 때문에 加熱領域과 第一燃燒領域의 크기가 같다고 가정할 수 있다.

4. 이론적 고찰

앞에서 설명한 것과, 가정을 이용하여 Fig. 8

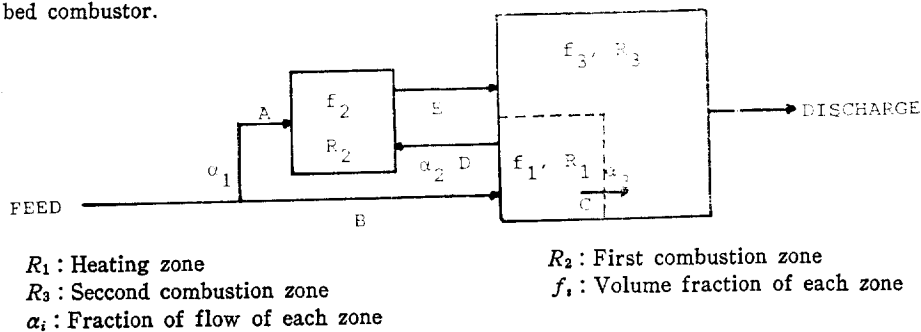


Fig. 8. Mechanistic model of fluidized bed combustor.

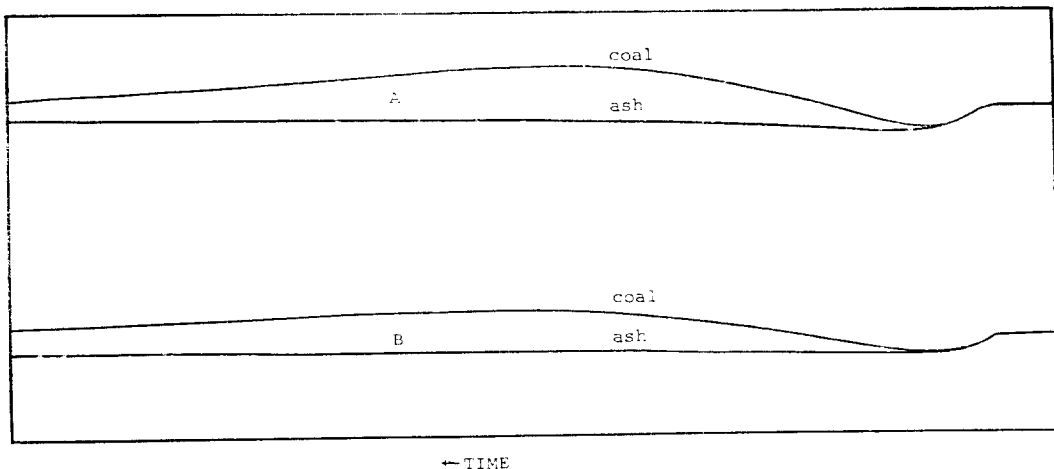
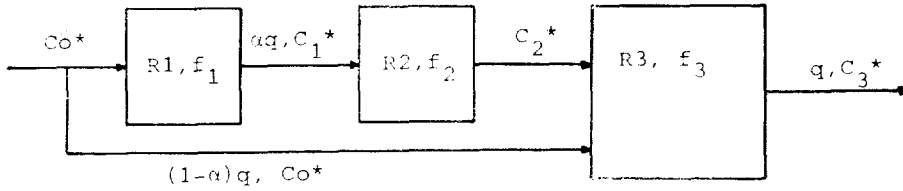


Fig. 9. Comparison of temperature change from 910°C by coal with by ash at middle(A) and at top(B) (Sample amount 14g)



R_1 ; Heating zone

R_2 ; First combustion zone

R_3 ; Second combustion zone

f_i ; Volume fraction of each zone

α_* ; Fraction of flow through 1st. and 2nd. combustion zone

C_i ; Tracer concentration at each stream

Fig. 10. Model of fluidized bed combustor.

Table 4. Parameters of model for various operation conditions

Coal	Experimental Symbol	Operation condition				f_1	α
		T(°C)	L/D(—)	\bar{t} (min)	O ₂ /C		
A 13.2%	1AW	810	0.5	9.81	2.584	0.0119	0.0769
	7AW	810	1.0	19.92	2.499	0.0125	0.1081
	3AW	910	0.5	10.44	2.568	0.0763	0.7620
	9AW	910	1.0	19.36	2.662	0.0349	0.8620
	12AW	910	1.5	28.91	2.524	0.0216	0.8562
	6AW	1000	0.5	10.86	2.842	0.0752	0.7622
	5AX	1000	0.5	9.05	1.856	0.0565	0.5589
	11AW	1000	1.0	20.53	2.804	0.0396	0.8553
	13AW	1000	1.5	27.38	2.472	0.0186	0.8063
B 19.2%	14BW	810	0.5	9.03	1.783	0.0164	0.1932
	16BW	810	1.0	16.92	1.792	0.0211	0.2633
	15BW	910	0.5	10.27	1.922	0.1143	0.7620
	17BW	910	1.0	20.69	1.788	0.0592	0.9477
	18BX	910	1.0	10.95	1.064	0.0227	0.7449
	19BY	910	1.0	9.12	0.915	0.0179	0.4524
	20BZ	910	1.0	8.15	0.745	0.0107	0.1978

의 모델을 간단히 하면, Fig. 10 과 같다. 이의 각 흐름에 特質收支를 세우면 다음과 같다.

$$f_1 V dc_1^*/dt = \alpha q c_0^* - \alpha q c_1^* \quad (1)$$

$$f_2 V dc_2^*/dt = \alpha q c_1^* - \alpha q c_2^* \quad (2)$$

$$f_3 V dc_3^*/dt = \alpha q c_2^* + (1 - \alpha) q c_0^* - q c_3^* \quad (3)$$

이 식들은 연립하여 풀고 $c_0^* = Q\delta(t)$, $f_1 = f_2$ 를 이용하고 $c_i = c_i^*/Q$ ($i = 1, 2, 3$), $\theta = tq/V$ 의 무차원식으로 정리하여 滯在時間分布函數 $c(\theta)$ 를 구하면 다음과 같다.

$$c_1(\theta) = \alpha/f_1 \exp(-\alpha\theta/f_1) \quad (4)$$

$$c_2(\theta) = (\alpha/f_1)^2 \theta \exp(-\alpha\theta/f_1) \quad (5)$$

$$c_3(\theta) = K_I \left[(1 + A) \exp\left(-\frac{\theta}{1 - 2f_1}\right) + (1 + B\theta) \exp\left(-\frac{\alpha\theta}{f_1}\right) \right] \quad (6)$$

여기서

$$K_I = \frac{\alpha^3(1 - 2f_1)}{[\alpha - f_1(1 + 2\alpha)]^2}$$

$$A = \frac{1 - \alpha}{\alpha^3} \left[\alpha - \frac{f_1}{1 - 2f_1} \right]^2$$

$$B = \frac{\alpha - f_1(1 + 2\alpha)}{f_1(1 - 2f_1)}$$

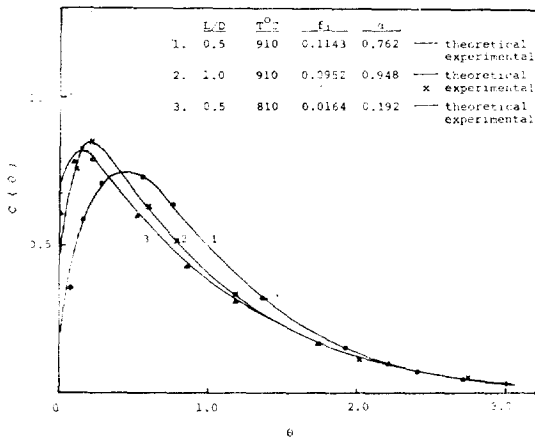


Fig. 11. Comparison of theoretical C-curve with experimental data.

(6)식을 이용하여 실험에서 얻은 C-curve로부터 각 조업조건하에서 변수 f_1 과 α 를 구하여 비교하면 Table 4와 같다. 여기에서 보는 것과 같이 층내온도가 상대적으로 낮을수록, 층높이와 직경의 비가 클수록 그리고 發熱量이 적을수록(coal A) α 와 f_1 값이 적는데 이는 더 완전 혼합모델에 접근함을 의미하며 앞에서 설명한 C-cure나 燃燒特性 曲線에서와의 결과와 잘 일치한다. 또 몇개의 경우 f_1 과 α 의 값을 (6)식에 대입하여 θ 에 따르는 $c(\theta)$ 를 구한 이론치와 실험치를 비교하면, Fig. 11과 같이 오차 4% 이내에서 잘 일치하였다.

5. 결 론

本研究에서 사용한 저질탄(Table 1 참조)의 실험결과로부터 다음과 같은 결과를 얻었다.

(i) 流動層 燃燒爐에서 석탄이 연소하는 경우 연소되는 입자들은 層上部로 상승되어 燃燒領域을 형성한다.

(ii) 이것에 기초를 둔 제시된 모델은 합당하다.

(iii) 저질 無煙炭 연소시 다음과 같은 조업조건을 제시할 수 있다.

- ① 층높이와 직경의 비는 1.5 이하
- ② 온도는 900°C 부근
- ③ 고체시료의 공급은 上部에서 灰分の 배출은 下部에서 하여야 한다.

후 기

본 연구는 產學協同財團의 學術研究費 지원으로 수행된 것으로 財團 당국에 감사드립니다.

사 용 기 호

- c_i : normalized concentration of each stream [—]
 c_i^* : tracer concentration of each stream [—]
 $c(\theta)$: C-curve
 D : diameter of fluidized bed [cm]
 f_i : volume fraction of each zone [—]
 L : height of fluidized bed [cm]
 t : time [min]
 \bar{t} : mean residence time [min]
 T : temperature [°C]
 u_0 : superficial air velocity [cm/sec]
 u_{mf} : minimum fluidized velocity [cm/sec]
 α : flow fraction of each stream [—]
 $\delta(t)$: delta function
 ϵ_{mf} : voidage at minimum fluidization [—]
 θ : dimensionless time, t/\bar{t} [—]

subscript

- $i = 1, 2, 3$ stream and zone in the model (Fig. 6)

REFERENCE

1. 도동섭, 에너지, 1 (1978), 5.
2. J.F. Davidson and D. Harrison, "Fluidized Particles," Cambridge Univ. Press., 1963.
3. M.M. Avedesian and J.F. Davidson, Trans. Inst. Chem. Eng., 51 (1973), 121.

4. G.M. Gibbs, Inst. Fuel. Symp. Ser., 1975 301 A-5.
5. A.L. Gordon and N.R. Amundson, Chem. Eng. Sci., 31 (1976), 1163.
6. L.T. Fan, K. Tojo and C.C. Chang, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 18 (1979), 383.
7. L.T. Fan, K. Tojo and C.C. Chang, *ibid.*, 20 (1981), 411.
8. T.P. Chen and S. Saxena, Fuel, 56 (1977), 401.
9. T. Kato and C.Y. Wen, Chem. Eng. Sci., 44 (1969), 1351.
10. M. Horio and C.Y. Wen, AIChE Symp. Ser., 74 (1978), 176, 101.
11. P. Rengarajah, R. Krigman, M. Horio and C.Y. Wen, Report N78-14119 (1978).
12. R. Rajan, ph. D. Dissertation thesis, West Virginia Univ. (1978).
13. N.M. Captipovic, N.G. Jovanovic and T. J. Fitzgerald, AIChE J., 24 (1978), 543.
14. D. Park and O. Levenspiel, Fuel, 60 (1981), 295.
15. M. Yamazaki and Y. Kato, Kagaku Kogaku Ronbunshu, 5 (1979), 155.
16. H. Masson, Chem. Eng. Sci., 33 (1978), 621.
17. F. Nakasio, Kagaku, Kogaku 27 (1963), 957.