

石炭의 流動層 燃燒에 關한 S.ENDRENYI와
B. PALANCZ의 數學的 修正모델
(比表面積 變化의 影響)

Modified Mathematical Model of S.ENDRENYI and B.PALANCZ
for Fluidized Bed Coal Combustion
— Effect on the Variation of Specific Surface —

金 明 準,* 李 寬 錫;* 徐 正 閔**
M. J. Kim, K. S. Rhee, J. Y. Seo

ABSTRACT

A numerical analysis of the mathematical model for fluidized bed coal combustion has been performed. Based on the physical nature of the specific surface variation due to the decreasing of coal particle diameter according to the combustion process, the modified model which has been added the specific surface variation to the S.ENDRENYI and B.PALANCZ's mathematical model was established in this study. From the numerical analysis of these two models, it was found that the perfect combustion time is increasing largely at least 5 seconds in the modified model in comparison with that of the S.ENDRENYI and B.PALANCZ's model, and the bed temperature and the coal particle surface temperature during the main combustion period represent constant with time in the S.ENDRENYI and B.PALANCZ's model, on the other hand, these properties are decreasing linearly with time in the modified model.

NOMENCLATURE

a	: specific surface (m^2/m^3)	q_r	: reaction heat (kcal/kg)
A	: activation heat (kcal/kg)	R	: universal gas constant (kcal/kg $^{\circ}C$)
c	: specific heat (kcal/kg $^{\circ}C$)	s	: length co-ordinate (m)
d	: diameter of particle (m)	Δs	: length of a section (m)
G	: mass velocity (kg/m 2 sec)	T	: temperature ($^{\circ}C$)
G^*	: dimensionless mass velocity	t^*	: dimensionless time
h	: height of bed (m)	y	: concentration in the bulk of gas phase (kg/m 3)
k_r	: frequency factor (m/sec)	y^*	: concentration in gas phase touching directly the surface of particle (kg/m 3)
n	: index of section	α	: heat transfer coefficient (kcal/m 2 sec $^{\circ}C$)

* 仁荷大學院 機械工學科

** 仁荷大學校 機械工學科

- β : mass transfer coefficient (m/sec)
- ν : number of particle entering the fluidized bed/hour, with of bed (1/m sec)
- ρ : density (kg/m³)
- Δt : time increasement (sec)

SUBSCRIPTS

- O₂ : oxygen
- s : particle
- g : gas
- ~ : entering

1. 緒 論

既存의 流動層 技術은 化工分野에 널리 應用되어 왔으며, 근래에는 燃燒, 廢熱回收, 排氣 가스 淨化 및 金屬熱處理 등에도 많이 이용되고 있는데¹⁾, 특히 石炭을 대상으로 하는 流動層 技術은 直接燃燒 뿐만 아니라 高級燃料로의 轉換 및 기타 燃料와의 混合燃燒에 이르는 廣範圍한 應用性을 갖기 때문에 많은 研究의 대상이 되고 있다.^{2),3)}

國產無煙炭의 약 40%에 달하는 막대한 양은 發熱量 3,500 kcal/kg 이하의 低質無煙炭이며, 國產低質無煙炭은 外國產에 비해 灰分含量이 50% 이상되고 磨耗性이 강하며 發熱量이 낮아서 在來式 燃燒爐에서는 그대로 燃燒하기가 거의 不可能하다.⁴⁾ 따라서 이러한 低質燃料의 燃燒에 가장 效率인 燃燒技術의 하나가 流動層 燃燒技術이라고 할 수 있다.^{5),6)} 그런데 國產低質無煙炭은 外國產에 비해 그 物性值나 組成이 매우 다르기 때문에 이러한 國產燃料에 적합한 流動層 燃燒技術의 독자적 研究가 眞實히 要望되고 있다. 流動層 燃燒에 관한 既存의 數學的 모델들의 解析結果는 매우 複雜한 양상을 갖는 실제의 流動層 燃燒現象에 대한 상세한 分析은 不可能한 실정이다. 그렇지만 S.ENDRENYI와 B.PALANCZ⁷⁾의 모델은 定常狀態下의 流動化 Bed內에서 石炭을 연속적으로 燃燒시킬때의 熱 및 物質傳達에 관한 問題를 다루었으며 Bed內의 最適空氣分布

를 결정하는데 유용한 모델이라고 생각한다. 本 研究의 目的은 國產低質無煙炭은 外國產에 비해 매우 높은 灰分含量을 갖는다는 特性으로부터 灰分과 固定炭素로 구성된 球形粒子모델을 설정하고, 流動媒體로서 灰를 採擇하였을 경우에 대해, S.ENDRENYI와 B.PALANCZ의 數學的 모델에서 무시된 比表面積變化를 고려한 修正모델을 적용하여 比表面積變化가 炭의 完全燃燒時間과 層內溫度 및 炭粒子의 表面溫度에 미치는 影響을 규명하고자 하였다.

2. 理論解析

石炭의 燃燒過程에는 化學反應에 따른 熱傳達 및 物質傳達이 共存하며, 固體相을 流動化 狀態로 만드는 것은 氣體와 固體간의 熱 및 物質移動過程 증진에 매우 유용하다.^{1),6)} 本 研究의 數學的 모델은, 物質的 平衡 및 熱的 平衡을 이용하여 微分方程式을 설정하고, 定常狀態下에서 작동하는 流動層 燃燒爐內의 物性變化 및 燃燒時間 變化를 추정하기 위한 모델이다.

數學的 모델에서 S.ENDRENYI와 B.PALANCZ가 사용한 일반적 가정은 다음과 같다.⁷⁾

- 1) 層의 垂直方向에서 固體相과 氣體相은 完全混合
- 2) 層의 水平方向의 混合은 무시
- 3) 化學反應은 1次反應(C+O₂=CO₂ 發熱反應)²⁾
- 4) 炭粒子는 球形이고 層 높이, 熱傳達係數 및 物質傳達係數는 일정하다.
- 5) 炭粒子間的 간섭에 의한 응집이나 분할은 없으며 層內 炭粒子個數는 일정하다.

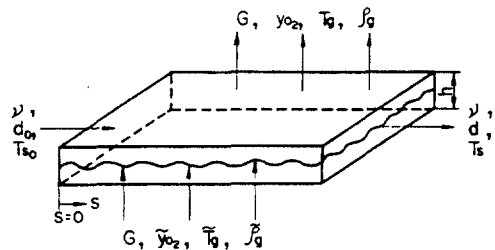


Fig. 1 Sketch of the model

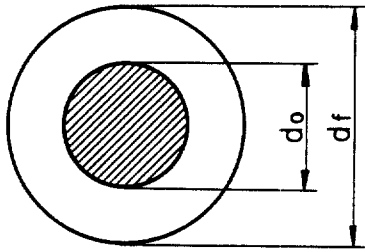


Fig. 2 Coal particle model

6) 粒子的球中心에는 灰가 집중되어 있고, 그 주위에는 球狀層의 形態로 可燃成分인 固定炭素가 둘러 쌓여 있다(그림 2).

本 研究에서는 S.ENDRENYI와 B.PALANCZ가 사용한 이들 가정외에 다음의 가정을 추가하였다.

7) 比表面積의 變化를 고려한다.

流動層의 解析을 위해 그림 3과 같이 流動層 斷面의 檢査體積을 설정한다. 또한 그 關係式을 얻기 위해 다음의 假定을 둔다.

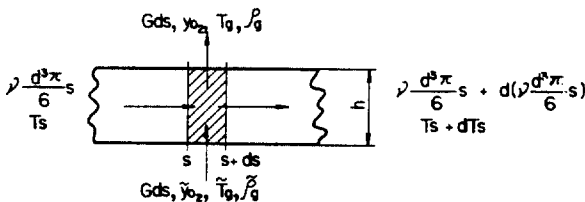


Fig. 3 Elementary section of bed

1) 時間當 檢査體積에 流入되는 石炭의 質量은 일정

2) 檢査體積에 流入되는 空氣의 密度·溫度·酸素濃度는 일정

3) 垂直方向의 完全混合으로 垂直方向의 物性値는 일정

4) 熱傳達係數에는 對流成分 뿐만 아니라 輻射成分도 包含된다.

이상에서 化學量方程式⁸⁾에 의해, 檢査體積 內部的 炭粒子에 대한 物質的 平衡, 氣體相 內部的에 存在하는 酸素에 대한 物質的 平衡關係式은,

$$y_{O_2}^* = \frac{y_{O_2}}{1 + \frac{k_f}{\beta} \times \exp\left(-\frac{A}{RT_s}\right)} \dots\dots\dots (1)$$

이며, 流動層을 지나 流動하는 空氣內에 存在하는 酸素에 대한 物質的 平衡의 關係式을 구하고, 氣體의 狀態式을 사용하여 정리하면, 氣體相 內部的 酸素의 濃度에 관한 式은,

$$y_{O_2} = \frac{\tilde{y}_{O_2}}{\frac{T_g}{T_s} + \left\{ 1 - \left[1 + \frac{k_f}{\beta} \exp\left(-\frac{A}{RT_s}\right) \right]^{-1} \right\} \frac{ha\beta\rho_g}{G}} \dots\dots\dots (2)$$

이 되고, 炭粒子和 氣體相에 대한 熱的 平衡關係式은, 無次元 變數($r = GC_g/aha$)를 사용하여 정리하면,

$$T_g = \frac{T_s + \tilde{T}_g r}{1 + r} \dots\dots\dots (3)$$

이 되며, 炭粒子에 대한 熱的 平衡關係式은,

$$\frac{dT_s}{ds} = \frac{6ah}{\pi\rho_s c_s \nu d^3} \left(y_{O_2}^* k_f q_r \exp\left(-\frac{A}{RT_s}\right) - \alpha (T_s - T_g) \right) - \frac{d(d)}{d(s)} \times \frac{3T_s}{d} \dots\dots\dots (4)$$

이 되는데, 이들 式 (1), (2), (4)를 서로 대입 정리하면,

$$\frac{d(d)}{d(s)} = f_1(d, T_s, G) \dots\dots\dots (5)$$

$$\frac{d(T_s)}{d(s)} = f_2(d, T_s, G) \dots\dots\dots (6)$$

여기서,

$$f_1 = A_1(d)A_2(T_s)/A_3(T_s, G) \dots\dots\dots (5a)$$

$$A_1 = \frac{2ahk_f}{\nu\rho_s \pi d^2} \dots\dots\dots (5b)$$

$$A_2 = \tilde{y}_{O_2} / \left[\frac{k_f}{\beta} + \exp\left(\frac{A}{RT_s}\right) \right] \dots\dots\dots (5c)$$

$$A_3 = \frac{T_s + \tilde{T}_g r}{(1+r)T_g} + \left\{ 1 - \left[1 + \frac{k_f}{\beta} \exp\left(-\frac{A}{RT_s}\right) \right]^{-1} \right\} ah\beta \frac{\tilde{\rho}_g}{G} \dots\dots\dots (5d)$$

$$f_2 = \frac{6ah}{\pi\rho_s c_s \nu d^3} \left(k_f q_r A_2/A_3 - \alpha (T_s - \frac{T_s + \tilde{T}_g r}{1+r}) \right) - \frac{3T_s}{d} f_1 \dots\dots\dots (6a)$$

境界條件은,

$$T_s(0) = T_{s0}; d_s(0) = d_{s0} \dots\dots\dots (7)$$

制限條件은,

$$G_{min} \leq G \leq G_{max} \dots\dots\dots (8)$$

이다.

모델의 解析結果를 일반적인 流動層 燃燒裝置에 適用하기 위해 空氣分散板을 거쳐 層內로 流入되는 空氣의 質量速度 G 는 모든 檢査體積에서 일정하다는 條件을 적용하고, 流動層 燃燒의 連續的 過程에 대해 그림 4와 같이 분할하면 式 (5)와 (6)은,

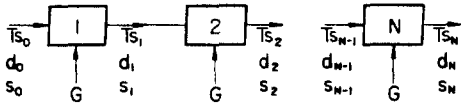


Fig. 4 Multistage model of continous bed

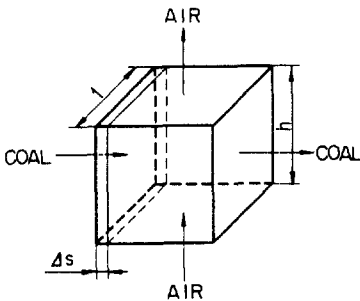


Fig. 5 Geometry of fluidized bed

$$d_n = d_{n-1} + f_1(T_{sn-1}, d_{n-1})\Delta s \dots\dots\dots (9)$$

$$d_{sn} = T_{sn-1} + f_2(T_{sn-1}, d_{n-1})\Delta s$$

$$(n = 1, 2, \dots, N) \dots\dots\dots (10)$$

과 같은 差分式(discrete equation)⁹⁾으로 된다. 여기서 경계조건(7式)은 Table 3에 주어진 값을 사용하고 swinging method⁹⁾를 이용하여 수치적으로 계산하여 조업조건 변화에 따른 效果를 考察하였다. 계산은 컴퓨터 MV-10000을 사용하였다.

炭粒子 直徑의 감소에 따른 比表面積의 減

少는 物理的으로는 당연한 現象이지만, 실제로 流動層 燃燒特性에 어떤 影響을 미치느냐 하는 것은 중요한 문제가 된다. 比表面積의 定義는 單位燃燒體積當 體積內부에 存在하는 燃燒表面積의 比이며, 單位는 m^2/m^3 이다. 또한, 比表面積 a 는,

$$a = \frac{\nu d^2 \pi}{h \Delta s} \Delta t \dots\dots\dots (11)$$

로 表示되며, 炭粒子 直徑만의 함수이다.

3. 모델의 特性比較

炭粒子의 組成은 解析의 편의상 國產低質無煙炭의 平均値라 할 수 있는, 固定炭素 40%, 灰分 60%로 구성되어 있다고 假定하였으며, 物性值 및 計算條件은 表1~表4와 같이 採擇하였다.⁴⁾ 또한, 解析結果는 두 모델 각각에 대해 炭粒子 表面溫度 및 層內溫度 그리고 炭粒子의 完全燃燒時間으로 比較 考察하였다.

Table 1. Chemical Analysis of Coal

Proximate Analysis	moisture	(%)	5.96
	ash content	(%)	56.35
	volatile mater	(%)	4.45
	fixed carbon	(%)	33.24
Ultimate Analysis	C	(%)	35.71
	H	(%)	0.56
	N	(%)	0.21
calorific value (heating value) * for dry coal (kcal/kg) 2790			

Table 2. Physical properties of coal and ash

property	coal	ash
Bulk Density (g/cm ³)	0.99-1.02	1.04-1.07
Density (g/cm ³)	2.33	2.44
Porosity	0.56-0.58	0.56-0.57
Conductivity (kcal/mhr °C)	0.233	0.168
38 °C basis		
Specific Heat (cal/g °C)	0.236	0.198

Table 3. Numerical conditions for modelling

d_o (m)	1.00×10^{-3}	1.00×10^{-3}	1.00×10^{-3}	1.00×10^{-3}
d_f (m)	7.50×10^{-4}	7.50×10^{-4}	7.50×10^{-4}	7.50×10^{-4}
T_g (°C)	$8.00 \times 10^{+2}$	$8.50 \times 10^{+2}$	$9.00 \times 10^{+2}$	$9.50 \times 10^{+2}$
ρ_g (kg/m ³)	3.25×10^{-1}	3.11×10^{-1}	2.97×10^{-1}	2.85×10^{-1}
c_g (kcal/kg°C)	2.76×10^{-1}	2.78×10^{-1}	2.80×10^{-1}	2.81×10^{-1}
G_{mf} (kg/m ² sec)	1.15×10^{-1}	1.06×10^{-1}	9.96×10^{-2}	9.35×10^{-2}
y_{O_2} (kg/m ³)	7.44×10^{-2}	7.20×10^{-2}	6.88×10^{-2}	6.60×10^{-2}
α (kcal/m ² sec °C)	1.11×10^{-1}	1.13×10^{-1}	1.15×10^{-1}	1.17×10^{-1}
β (m/sec)	1.13×10^{-1}	1.13×10^{-1}	1.13×10^{-1}	1.13×10^{-1}

Table 4. Numerical conditions for modelling

coal feed rate (kg/hr)	ν (1/msec)
1	1.10×10^2
2	2.20×10^2
3	3.30×10^2
4	4.40×10^2
5	5.50×10^2
6	6.60×10^2
7	7.70×10^2
8	8.80×10^2
9	9.90×10^2
10	1.10×10^3

3.1 炭粒子の 完全燃焼時間

本 研究에서는 無次元 質量速度를 空氣의 質量速度에 대한 最小流動化 速度에서의 質量速度의 比로 定義하였으며, 無次元 質量速度에 따른 炭粒子の 完全燃焼時間을 比較 考察한다. 그림 6은 炭供給率 1 kg/hr, 初期層內溫度(\bar{T}_g) 800, 850, 900, 950°C일 때, 無次元 質量速度와 炭粒子の 完全燃焼時間의 關係를 나타내며, 이로부터 S. ENDRENYI와 B. PALANCZ의 모델과 修正모델 公히 炭粒子の 完全燃焼時間은 \bar{T}_g 가 800°C일 때 가장 길고, 850°C일 때 가장 짧다는 것을 알 수 있으며, 이러한 傾向

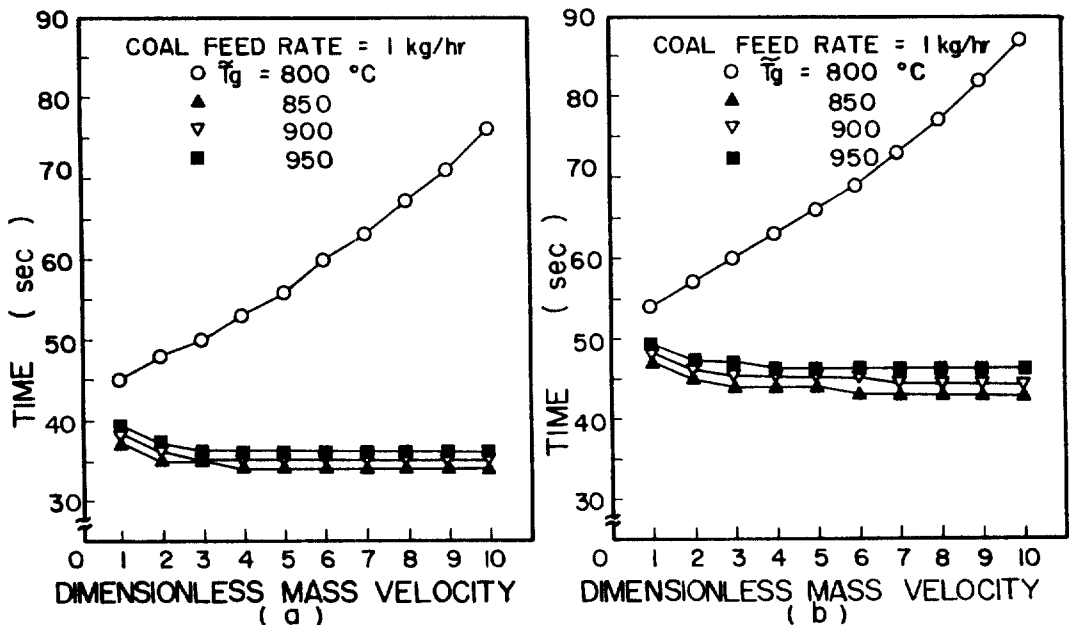


Fig. 6 Variation of Combustion Time by Initial Bed Temperature and Air Mass velocity at Coal Feed Rate=1 Kg/hr ((a) S. ENDRENYI and B. PALANCZ'S MODEL, (b) MODIFIED MODEL)

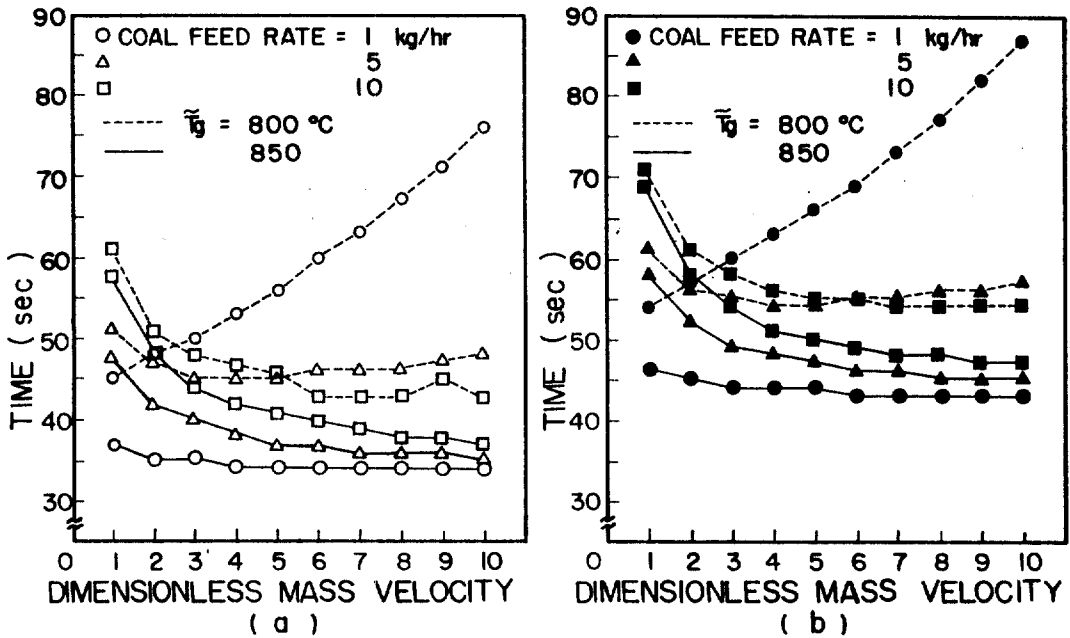


Fig. 7 Variation of Combustion Time by Initial Bed Temperature and Air Mass Velocity at Various Coal Feed Rate ((a) S. ENDRENYI and B. PALANCZ'S MODEL, (b) MODIFIED MODEL)

은 炭供給率의 變化와 無關한 것으로 解析되었다. 따라서 \bar{T}_g 가 850°C일 때 燃燒는 가장 活潑히 進行된다. 그림 7로부터 S. ENDRENYI와 B. PALANCZ의 모델과 修正모델은 모두 炭供給率 增加에 따라 \bar{T}_g 가 800°C인 경우와, 850°C인 경우 炭粒子的 完全燃燒時間과의 差는 감소하여 점차 동일한 變化양상을 갖게되며, 또 낮은 無次元 質量速度 영역에서의 연소시간의 질량속도 증가에 대한 減少率은 증대되어 결국, 전체적으로는 '代數函數' 形態가 되는 것을 알 수 있다. 또한 炭供給率이 一定할 때, $G^* \geq 2$ 에서는 石炭의 燃燒時間 減少率이 점차적으로 작아짐을 알 수 있다.

그림 8, 9, 10은 石炭供給率이 각각 1, 5, 10 kg/hr인 경우에 대해 初期層內溫度와 空氣의 질량속도를 parameter로 하여 石炭의 燃燒時間에 대한 變化를 S. ENDRENYI와 B. PALANCZ의 모델(그림중 a)와 比表面積 變化를 고려한 修正모델(그림중 b)에 대해 나타낸 것이다. 比表面積의 變化를 무시한 S.

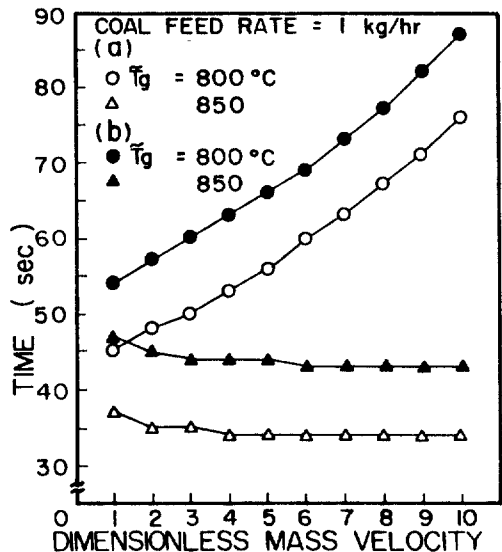


Fig. 8 Variation of Combustion Time by Initial Bed Temperature and Air Mass Velocity at Coal Feed Rate = 1 Kg/hr

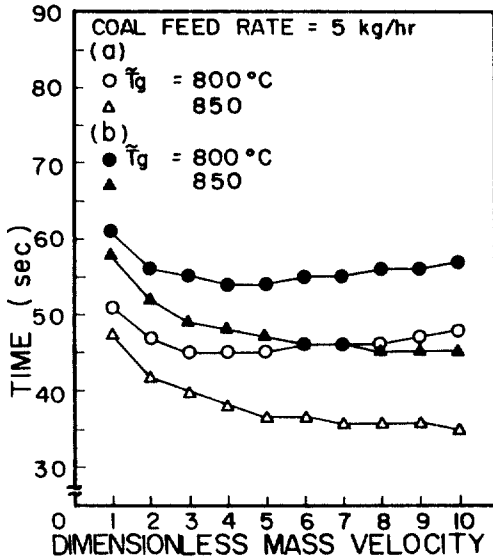


Fig. 9 Variation of Combustion Time by Initial Bed Temperature and Air Mass Velocity at Coal Feed Rate = 5 Kg/hr

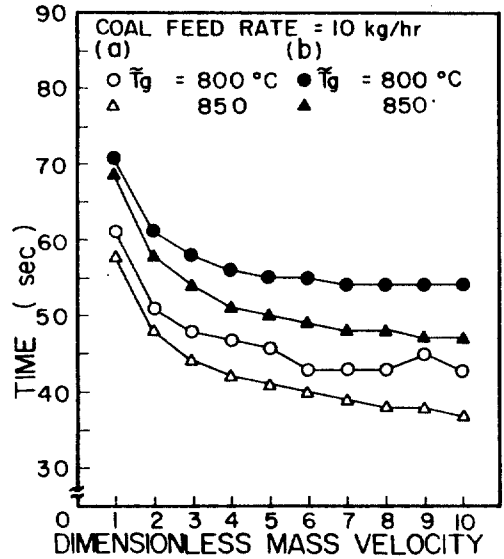


Fig. 10 Variation of Combustion Time by Initial Bed Temperature and Air Mass Velocity at Coal Feed Rate = 10 Kg/hr

ENDRENYI와 B. PALANCZ의 모델에서 보다, 比表面積의 變化를 고려한 修正모델에서는 전반적으로 炭粒子的 完全燃焼時間이 5초 이상 증가됨을 알 수 있는데, 이것은 比表面積의 減少에 의한 燃焼表面積의 減少로, 그만큼 層内部的 總發熱량이 減少하기 때문에 層內溫度가 低下되고, 同時에 炭의 燃焼率이 저하되며, 따라서 이와 같은 일련의 과정에 의해서 炭粒子的 完全燃焼時間은 比表面積의 變化에 의해 증가되는 것으로 생각된다.

3.2 層內溫度 및 炭粒子 表面溫度

550°C까지 예열된 炭粒子가 일정한 供給率로 流入되며, 最少 流動化條件에서의 質量速度(G_{mf})의 2배인 $G^*=2$ 로 空氣가 流入되는 條件에서, 炭粒子的 完全燃焼時間을 1로 하여 설정한 無次元時間(t^*)에 따른 層內溫度(T_g) 및 炭粒子的 表面溫度(T_s)를 考察한다.

그림 11, 12로부터 S. ENDRENYI와 B.PALANCZ의 모델과 修正모델은 모두 燃焼가 定常狀態에 도달하는 時間인 初期燃焼時間은 \bar{T}_g 가 800°C일 때는 매우 길기 때문에 燃焼가 불

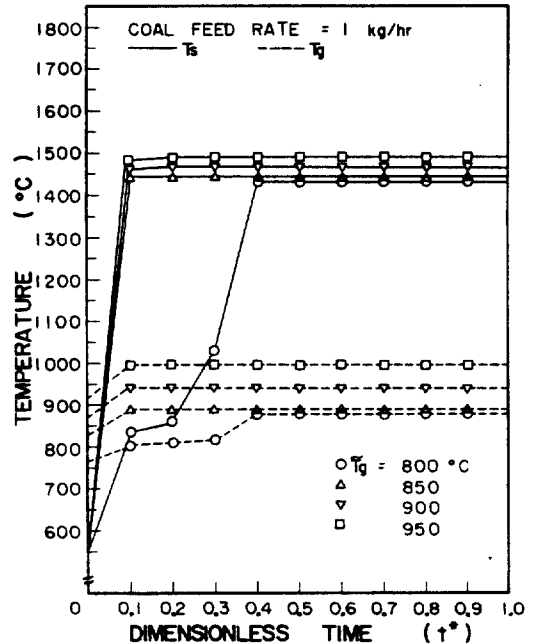


Fig. 11 Variation of Bed Temperature and Coal Particle Surface Temperature by Initial Bed Temperature at $G=2G_{mf}$, Coal Feed Rate = 1 kg/hr (S. ENDRENYI and B. PALANCZ's MODEL)

안정하며, \bar{T}_g 가 850°C, 900°C, 950°C일 때는 初期燃焼時間이 짧기 때문에 燃焼가 상당히 안정된다. 또한, \bar{T}_g 에 따른 層內溫度(T_g)를 동시에 考察하면, 낮은 層內溫度를 유지하면서 燃焼가 안정되는 條件은 \bar{T}_g 가 850°C인 경우이며, 이러한 경향은 炭供給率의 變化와 거의 無關한 것으로 생각된다. 그림 13, 14에서는, 두 모델 모두 炭供給率의 增加에 따른 T_g 의 上昇率이 T_s 의 上昇率보다 크다는 것을 알 수 있다.

또한, 그림 13에서는 燃焼가 定常狀態에 도달한 이후의 T_g 및 T_s 가 일정한 반면, 그림 14에서는 比表面積의 감소로 인한 총발열량의 감소에 의해 定常狀態 이후의 T_g 및 T_s 는 線形的으로 低下하는 현상이 나타나고 있다. 특히 炭供給率을 증가함에 따라서 T_g 및 T_s 의 低下率은 더욱 증가되고, T_g 의 低下率이 T_s 의 低下率보다 약간 큰 값을 갖는데, 이것은 炭粒子和 流動媒體의 熱容量差에 의한 것으로 생각된다.

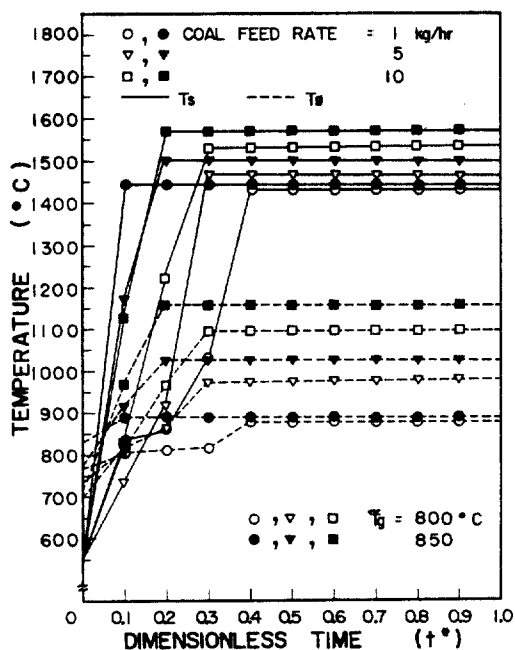


Fig.13 Variation of Bed Temperature and Coal Particle Surface Temperature by Initial Bed Temperature at $G=2G_{mf}$, Various Coal Feed Rate (S. ENDRENYI and B. PALANCZ'S MODEL)

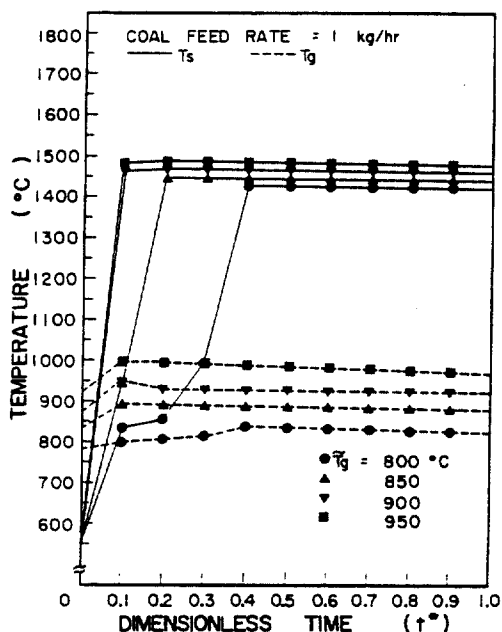


Fig.12 Variation of Bed Temperature and Coal Particle Surface Temperature by Initial Bed Temperature at $G=2G_{mf}$, Coal Feed Rate = 1kg/hr (MODIFIED MODEL)

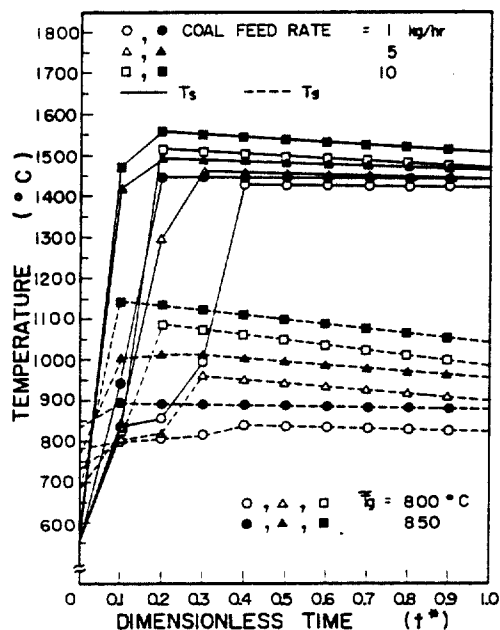


Fig.14 Variation of Bed Temperature and Coal Particle Surface Temperature by Initial Bed Temperature at $G=2G_{mf}$, Various Coal Feed Rate (MODIFIED MODEL)

4. 結 論

比表面的 變化가 炭粒子的 完全燃焼時間과 層內溫度 및 炭粒子的 表面溫度에 미치는 影響을 理論的으로 比較·考察한 結果 다음과 같은 結論을 얻었다.

(1) 炭粒子的 完全燃焼時間은 修正모델이 S. ENDRENYI와 B. PALANCZ의 모델보다 5 초 이상 길다.

(2) 燃焼가 定常狀態에 도달한 이후의 層內溫度 및 炭粒子的 表面溫度는 S. ENDRENYI와 B. PALANCZ의 모델에서는 일정한 반면 修正모델에서는 線形的으로 低下되며, 이때 炭供給率을 增加하면 그 減少率도 增加한다.

(3) S. ENDRENYI와 B. PALANCZ의 모델과 修正모델에서는 모두, 炭의 完全燃焼時間이 짧고 낮은 層內溫度를 유지하면서 安定된 燃焼를 하는 初期層內溫度는 850 °C이다.

參 考 文 獻

1. J.R. Howard, Fluidized Beds Combustion and Applications, Applied Science Publishers LTD., London, 1983.
2. J.G. Singer, Combustion (fossil power systems), Combustion Engineering INC., 1981.
3. Simeous and Charles, Coal; its role in tomorrows technology, Oxford, Pergamon, 1978.
4. “국산저질부연탄 활용기술 개발연구”, 한국전력, 1986.
5. J.S.M. Botterill, Fluid-Bed Heat Transfer, Academic Press, London, 1975.
6. S.S. Zabrodsky, Hydrodynamics and Heat Transfer in Fluidized Beds, The M.I.T. Press, 1966.
7. S. Endrenyi and B. Palancz, Future Energy Production Systems; heat and mass transfer processes, Vol.2, Washington Hemisphere Pub., pp.579-587, 1976.
8. G. Hetsroni, Handbook of Multiphase Systems, Hemisphere Publishing Corporation, 1982.
9. L.T. Fan and C.S. Wang, The Discrete Maximum Principle, John Wiley, New York, 1964.
10. R.Aris and A.Varma, The Mathematical Understanding of Chemical Engineering Systems (Selected Papers of Neal R. Amundson, A.Weaton and Co. LTD., 1980.
11. G.Borghini, A.F.Sarofim, and J.M.Beer, A Model for Devolatization and Combustion in Fluidized Beds, Combustion and Flame, Vol.61, pp.1-16, 1985.
12. G.Donsi, M.Ei - Sawi, and B.Formisani, On the Simulation of Fluidized Bed Coal Combustors, Combustion and Flame, Vol.64, pp.33-41, 1986.