

## 流動層 燃燒爐에서의 低質無煙炭의 燃燒特性 研究

朴泳成 · 崔丁厚 · 孫宰翼 · \*孟琦錫

韓國動力資源研究所 \*忠南大學校 工科大学 化工科

(1983년 9월 13일 접수, 1984년 1월 18일 채택)

## Combustion Characteristics of Low-Grade Anthracite Coal in Fluidized Bed Combustor

Y. S. Park, J. H. Choi, J. E. Son, and \*K. S. Maeng

*Korea Institute of Energy and Resources \*Department of Chemical Engineering,  
College of Engineering, Chung-Nam Nat. Univ., Dae-Jeon, Korea*

(Received 13 September 1983; accepted 18 January 1984)

### 要 約

流動層 燃燒爐에서 国内 低質無煙炭 (2800kcal/kg)의 燃燒特性和 熱伝達特性을 高査하였다. 本 実験의 操業變數와 適用範圍는 석탄공급량 (1~4kg/hr), 석탄 입자크기 (120~144 $\mu$ ), 유동화 공기속도 (31~93cm/sec), 유동층 온도 (750~900°C), static bed height (10~20cm) 등 이었다.

실험결과, 연소효율은 74~89%로 나타났으며 공기流速이 증가할수록 감소하고 유동층 온도, 과잉공기를, 석탄粒子크기등의 증가와 함께 증가하는 것으로 나타났다.

또한 流動層 燃燒爐內的 熱伝達係數는 420~540kcal/m<sup>2</sup>hr°C로 나타났다.

**Abstract**—Heat transfer and combustion characteristics of the domestic low grade anthracite coal (2800 Kcal/kg) have been studied in a fluidized bed combustor. Operating variables were ranged as following: coal feed rate (1-4 kg/hr), coal size (120-140  $\mu$ ), fluidizing air velocity (31-93 cm/sec), bed temperature (750-900°C), static bed height (10-20 cm). The experimental results showed that combustion efficiency, in the range of 74-89%, decreased as air velocity increased, while it increased with bed temperature, excess air ratio and particle size increased. Heat transfer coefficients in a fluidized bed were found to be in the range of 420-540 Kcal/m<sup>2</sup>hr°C.

### 1. 序 論

流体에 의한 固体粒子的 流動으로 形成된 流動層은 流体와 固体 간의 거의 완전한 混合相이 되어 溫度, 造成 등의 均一性이 유지되므로 촉매분해반응, 석탄의 가스화(gasification), 液化(liquefaction) 및 化学工業의 각종 반응조건에 널리 이용되어 지

고 있다.

流動層燃燒는 이러한 流動層의 原理를 燃燒分野에 導入한 것으로 高温에서 流動하는 熱媒体에 의해 직접 연소가 일어나므로 低質炭과 같이 發熱量이 낮고 着火溫度가 높으며 燃燒速度가 느린 物質의 燃燒에 우수한 효과를 지니며 流動媒体의 接觸 伝熱에 의해 在來式 石炭燃燒爐보다 10배 이상 높

은 熱傳達率을 나타낸다. 또한 操業溫度가 낮아 (750~950℃) thermal NOx의 生成이 적고 石灰石 (lim-estone) 등의 첨가제를 사용하여 燃料중에 含有된 硫黃分을 제거시키는 公害防止 효과도 있어 세계적으로 연구가 활발히 진행되고 있다[1, 2].

지금까지 研究 發表된 바에 따르면 流動層에서의 石灰燃燒은 95% 이상 거의 完全燃燒가 가능하며, 流動層內 傳熱은 200~600kcal/m<sup>2</sup>hr℃의 높은 熱傳達係數를 갖는 것으로 밝혀져 있으나 石灰의 종류, 粒子크기, 기타 여러 操業條件에 따라 상당한 차이를 보인다[3, 4]. 특히 國內炭의 경우는 灰分含量이 높고, 粉化性이 強해 燃燒時의 着火性, 燃燒特性등이 判이할 것으로 예상되나 아직 이 분야에 대한 研究는 미진한 상태에 있다.

따라서 本 研究는 流動層을 利用하여 低質炭을 연소시키는데 있어서 유동화 공기속도, 유동층온도, 석탄입자크기, 과잉공기율의 변화에 따른 연소특성을 파악하고, 流動物質 (bed material)로 모래를 사용하여 流動層燃燒爐에서의 傳熱特性에 대해 고찰하였다.

## 2. 實 驗

### 2-1. 실험장치 및 시료

#### 2-1-1. 시료의 선택

本 實驗에서는 3,000kcal/kg이하의 低質炭에 대한 연소특성을 고찰하기 위해 忠南 西部地域에서 採炭되는 低質無煙炭을 使用하였다. 試料로 使用된 低質炭의 發熱量, 工業分析, 元素分析値는 Table 1과 같다. 이 試料用 原炭 (raw coal)을 다시 hammer crusher로 분쇄하여 평균입경을 120~144 $\mu$  범위에서 변화시키면서 실험하였다.

Table 1. Chemical Analysis of Coal

공업 분석 (%)		원소 분석 (%)	
수분	3.42	C	34.96
회분	58.65	H	0.28
휘발분	3.19	S	0.12
고정탄소	34.74	O	4.68

발열량 (HV) : 2,800 Kcal/kg

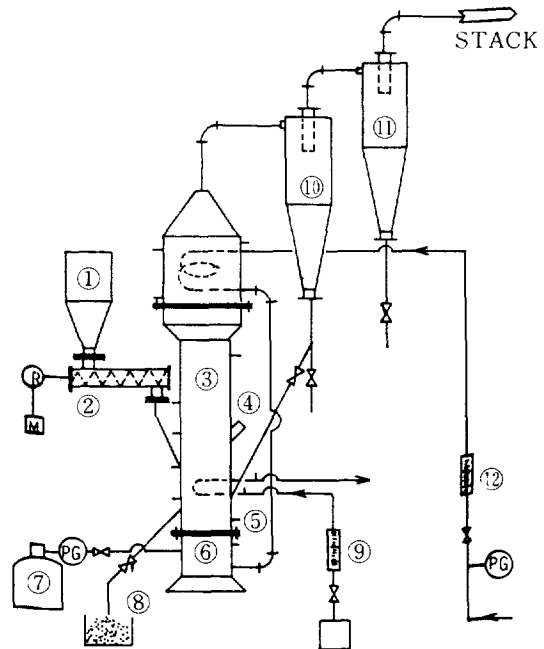


Fig. 1.

- |                |                    |
|----------------|--------------------|
| 1 Coal Hopper  | 7 LPG Tank         |
| 2 Screw Feeder | 8 Ash Pot          |
| 3 Combustor    | 9 Water Flow Meter |
| 4 Sight Glass  | 10 First Cyclone   |
| 5 U-Manometer  | 11 Second Cyclone  |
| 6 Distributor  | 12 Air Flow Meter  |

#### 2-1-2. 실험장치

本 實驗에 使用된 實驗裝置는 Fig. 1과 같으며 크게 石灰注入部門, 燃燒爐部門, 燃燒가스排出部門으로 나뉜다.

石灰注入部門은 石灰貯藏槽와 screw feeder로 구성되며 加變조절기를 사용하여 공급되는 石灰의 量을 조절할 수 있도록 하였다.

燃燒爐部門은 炭素鋼管으로서 내경 15cm, 높이 60cm의 bed부분과 내경 25.4cm 높이 40cm의 free board로 구성되며 free board에는 공기 예열관을 설치하여 주입되는 연소용 공기를 예열시킴으로써 저질탄의 연소가 좀더 용이하도록 하였다. 공기분산판으로는 다공판 (perforated plate)을 사용하였으며 orifice size 2mm, pitch 15mm, opening ratio 1.51%이다. 석탄투입구는 공기분산판으로부터 25cm위에 위치하며 운전중에는 overbed로 석탄이 투입되도록 하였다. 연소로 內에는 로내 온도분포와 압력차 그

리고 층높이를 測定하기 위하여 6 개의 열전대(Chromel-Alumel thermocouple, Fluke model 2190A) 과 4 곳의 압력점(water manometer 사용)을 설치하였으며 로내 온도조절 및 伝熱實驗을 위하여 수평열교환관(외경 1.2cm, 내경 0.8cm, 길이 30cm, Stainless tube)을 분산관으로부터 15cm 높이에 설치하였다. 연소된 회재는 분산관으로부터 5cm 높이에 45도 경사저서 설치된 배출관으로 주기적으로 배출되어 층높이가 일정 범위에서 유지되도록 하였다.

燃燒가스排出部門은 飛散하는 未燃炭素를 捕集하기 위한 1차 및 2차 cyclone과 排氣가스 成分分析에 쓰이는 CO가스 分析器(HORIBA model ME-XA201E)등으로 구성되어 있다.

## 2-2. 실험방법

### 2-2-1. 연소실험

流動物質로서 燃燒爐 内部에 石炭灰滓를 채우고 공기를 불어넣어 流動層이 형성되면 sight glass를 열고 점화불꽃을 넣은후 LPG를 공기와 함께 airplenum으로 공급하여 점화시킨다. LPG 연소가 시작된 후 1시간 정도되면 bed온도는 석탄의 着火가 가능한 700℃ 정도까지 예열되며 이때부터 석탄을 공급하기 시작한다. 석탄과 LPG가 同時に 연소되면서 온도는 급격히 상승하게 되며 800℃ 이상되면 LPG 공급을 단계적으로 줄이면서 석탄공급량을 늘려 層溫度가 850~900℃에 이르면 LPG공급을 중단하고 석탄만 연소시킨다. 이때 공기 流量과 석탄 공급량은 미리 정해진 범위내에서 변화시키며 소량의 물을 공급하여 유동층의 온도가 일정하게 유지되도록 한다. 연소실험이 진행되는 동안 manometer를 사용하여 流動層内の 압력차를 測定하여 압력이 정해진 基準値를 上向함에 따라 ash를 排出시켜 流動層의 높이를 주어진 범위내에서 일정하게 유지시킨다. 연속적인 정상 조업상태에서 모든 측정값을 취하고 物質収支에 의한

$$y_c = \left(1 - \frac{\text{배출 미연탄소량}}{\text{주입 고정탄소량}}\right) \times 100$$

로부터 연소효율( $y_c$ )을 구하게 된다. 본 연소실험에 대한 操業變數의 操業條件은 Table 2와 같다.

### 2-2-2. 전열실험

전열실험은 室溫조건 (cold bed)과 高溫조건(hot

Table 2. Operating Conditions for the Fluidized Bed Coal Combustion

Coal Feed Rate	1~4kg/hr
Coal Size ( $d_p$ )	120~144 $\mu$
Air Flow Rate	5~15Nm <sup>3</sup> /hr
Bed Temperature	750~900℃
Bed Pressure	1 atm
Static Bed Height (L/D)	10~20cm (0.67~1.33)
Fluidizing Air Velocity	31~93cm/sec

bed)로 나뉘어 행하였다. 우선 室溫조건에서는 流動物質의 粒子徑에 대한 영향을 고찰하기 위하여 모래로 된 유동층을 室溫으로 유지하면서 水槽로부터 유동층 内部에 설치된 伝熱管을 통하여 뜨거운 물(60~70℃)을 공급하여 유동층 내에서 열교환시키면서 주어진 粒子크기(평균입경; 0.3~0.69mm)에 대하여 伝熱實驗을 행하였다.

高溫條件에서는 0.42~0.84mm (20~40mesh)의 입경을 갖는 모래를 流動物質로 充填한 후 LPG를 연소시켜 유동층을 800℃ 정도까지 가열한후 LPG공급을 중단하고 free board 전열관을 통하여 예열된 공기만으로 유동화시키면서 in-bed 전열관內 순환수의 온도차를 측정하였으며 다음의 관계식으로부터 in-bed 전열관에 대한 경막전열계수  $h$ 를 구하였다.

$$Q_1 = M_w C_{pw} \Delta t; \text{전열관內 유체가 얻은 열량}$$

$$Q_2 = U_o A_o \Delta T_L$$

$$Q_1 = Q_2$$

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h} + \frac{x_m}{k_m} \cdot \frac{D_o}{D_L} + \frac{D_o}{h_i D_i}$$

## 3. 結果 및 考察

### 3-1. 연소효율(5, 6, 7)

연소효율에 커다란 영향을 주는 因子중의 하나는 유동화 공기속도이다. 사이클론 포집입식의 재순환이 없을때 유동화 공기속도의 증가는 未燃炭素의 飛沫同伴을 加速시키고 飛散하는 炭素粒子의 燃燒爐內 체류시간을 단축시켜 연소효율의 저하를 가져온다. Fig. 2는 석탄공급량과 유동화 공기속도를 같은 비율로 동시에 증가시켜 유동층 온도와 과잉공기율을 일정하게 유지하면서 행한 연소실험에서 얻어진 연소효율의 변화를 나타낸 것으로 연소효율은

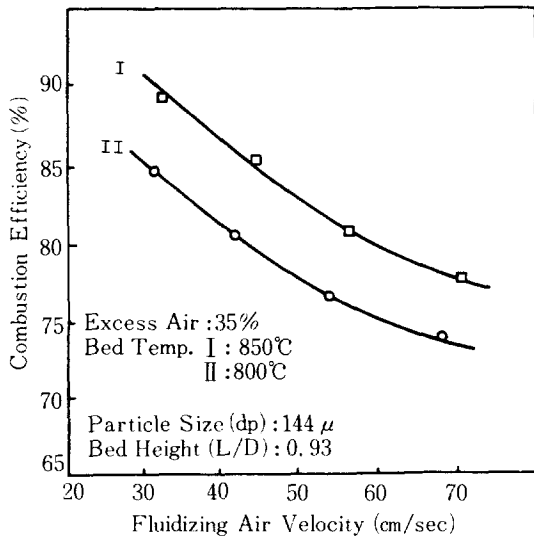


Fig. 2. Effect of Air Velocity on Combustion Efficiency

0.3~0.7m/sec의 공기속도 범위에서 10% 정도 감소하는 것으로 나타났다. 이는 물론 석탄 공급량의 증가에 따라 freeboard의 유효면적변화에 의한 未燃炭素의 飛沫同伴量 증가도 있지만 유동화 공기속도의 증가에 따라 未燃炭素의 飛沫同伴이 크게 증가되기 때문인 것으로 볼 수 있다.

따라서 좀더 높은 연소효율을 얻기 위해서는 cyclone에 捕集된 未燃炭素를 燃燒爐內로 재주입시키

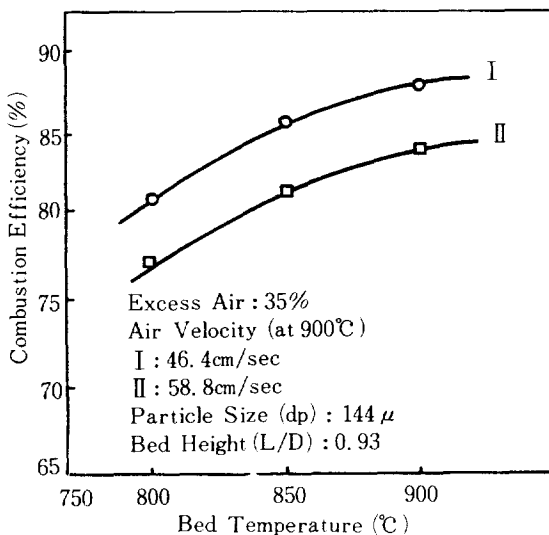


Fig. 3. Effect of Bed Temperature on Combustion Efficiency

는 recycle 시스템과 2차 燃燒爐를 利用하여 再燃 燒시키는 CBC (carbon burn-up cell) 시스템, 그리고 fine particle를 석탄전처리 과정에서 coarse coal과 분리하여 層下部로 pneumatic feeding 하는 방법들이 고려될 수 있다.

低質炭의 流動層燃焼에 있어서 연소효율에 대한 유동층 온도의 영향은 Fig. 3에 표시되어 있다. 공기流速과 과잉공기율을 일정하게 유지하면서 유동층의 온도를 800~900°C 범위에서 변화시킬때 연소효율은 76.5%에서 89%로 증가하였다. 유동층 온도의 증가에 따른 연소효율의 증가는 bed온도가 고온일수록 연소로 상부까지 700°C 이상 연소가능온도로 유지되어 연소영역이 확대되며, 연소반응속도가 증가하기 때문인 것으로 볼 수 있다.

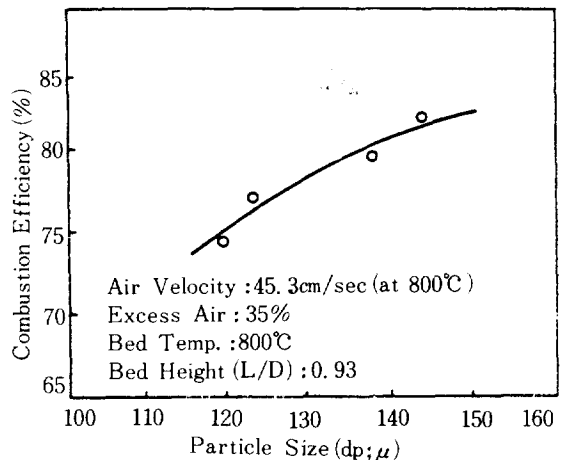


Fig. 4. Effect of Particle Size on Combustion Efficiency

Fig. 4는 석탄입자의 평균입경을 120~144μ 범위에서 변화시킬때 얻어진 연소효율을 나타낸 것으로 입자경의 증가에 따라 연소효율이 증가하는 것은 주어진 조업조건에서 입자경이 증가할수록 비말동반량이 감소하면서 bed內에서 연소되는 양이 늘어나기 때문이다.

유동층 연소에 있어서 과잉공기율의 영향은 Fig. 5와 같다. 유동층연소에서는 뜨거운 熱媒体와 균일하게 混合되어 충분한 체류시간을 가지고 연소반응이 일어나므로 stoker나 pulverized coal boiler보다는 과잉공기율은 낮게 사용되지만 과잉공기율이 높으면 유동층內 높은 산소 分壓에 의해 연소속

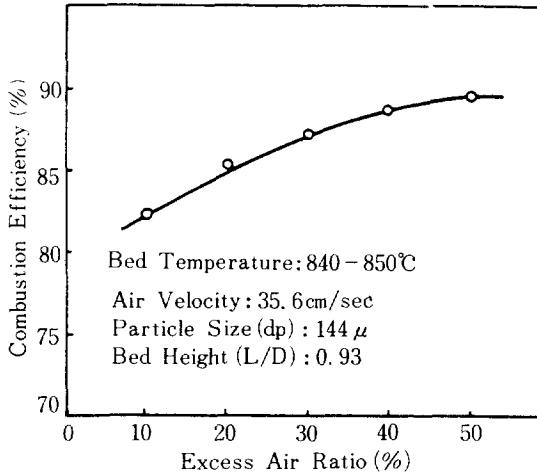


Fig. 5. Effect of Excess Air Ratio on Combustion Efficiency

도가 빨라지고 따라서 연소효율의 증가를 가져온다. 과잉공기율을 10~50% 범위에서 변화시킬때 연소효율은 81%에서 89%까지 증가되는 것으로 나타났다.

위와같은 결과로부터 연소효율은 주어진 조건에서 유속에 반비례하고, 유동층 온도, 粒子徑, 과잉공기율에 비례하는 것을 알 수 있었다. 그러나 공기流速이 너무 낮으면 석탄의 燃燒量이 줄고 유동층의 형성이 불완전하게 되며, 유동층 온도가 너무 높으면 thermal NO<sub>x</sub>의 生成量 증대와 ash의 용융현상이 일어나게 된다. 또한 粒子徑이 커질수록 層内 carbon loading이 늘어나고, 층높이와 과잉공기율이 늘어날수록 induced draft 및 forced draft fan의 load가 늘어나게 되므로 연소로에 맞는 최적조건의 선정이 필요하게 된다.

### 3-2. 熱伝達係數

#### 3-2-1. 流動化 공기速度的 영향

유동화 공기속도는 유동층 내의 熱伝達에 커다란 영향을 주는 因子中の 하나로서 공기속도를 증가시키면 따라 層内物質의 循環이 빨라져 伝熱管 表面과의 接觸熱이 증가되므로 熱伝達係數의 증가를 가져온다. 熱伝達係數와 接觸時間  $t$ 와의 관계는  $h \propto t^{-1/2}$ 으로 표시되며 流速이 증가할수록 짧은 接觸時間을 갖게 된다(4, 8).

한편 유속의 증가와 함께 열전달계수는 최대값을

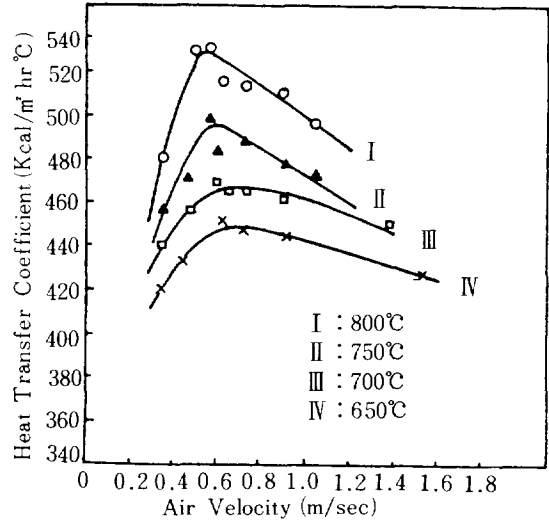


Fig. 6. Effect of Air Velocity on Heat Transfer Coefficient at Various Temperatures (Bed Material: Sand)

지나 점차 감소하게 되는데 이는 유속이 증가함에 따라 유동층내의 고체입자밀도가 감소하기 때문이다. Fig. 6은 여러 溫度에서의 공기流速에 대한 熱伝達係數의 變化를 나타낸 것으로 Kharchenko and Marhorin[9]이 발표한 실험결과와 잘 일치하고 있다.

#### 3-2-2. 流動層 溫度的 영향

Fig. 7과 같이 유동층 온도가 증가하면 熱伝達係

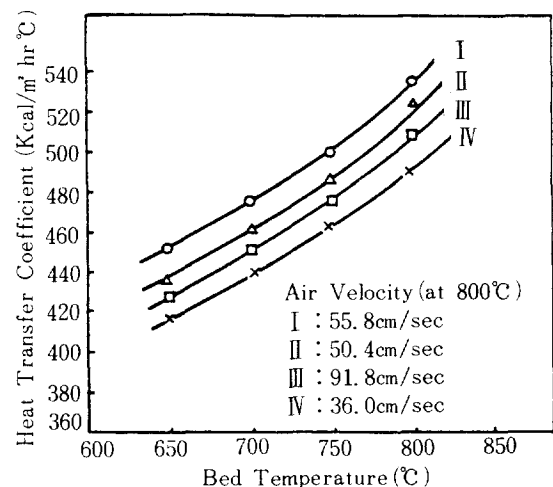


Fig. 7. Effect of Bed Temperature on Heat Transfer Coefficient at Various Air Velocities (Bed Material: Sand)

수도 증가하게 되는데 이는 온도 상승에 의한 복사 伝熱과 熱伝導도의 증가에 기인하는 것으로 볼 수 있다. 복사에 의한 伝熱은 800~900°C에서는 5~10%를 차지하며 1000°C를 넘으면 급격히 증가하는 것으로 밝혀져 있다[4, 10].

한편 Vreedenburg[11], Kharchenko and Makhorin[9] 등이 밝힌  $hak^{1/4}$ 의 관계에 따르면 유동층 온도의 상승에 의한 熱伝達係수의 증가는 상당부분이 기체의 熱伝導도의 증가에 의한 것으로 볼 수 있다.

### 3-2-3. 粒子徑의 영향

유동층내에서의 熱伝達은 流動物質 (bed material)의 粒子크기에 영향을 받는다. 에멀존(emulsion) 저항이론[8]에 따르면 熱伝達係수는 기체 bubble에 잡기는 分率  $f_b$ 와 固体 packet가 치환되는 頻度數  $\phi$ 에 영향을 받는데  $f_b$ 와  $\phi$ 는 粒子크기에 직접적인 영향을 받고 있다. 즉 粒子크기가 작을수록 伝熱管表面이 bubble에 잡기는 分率  $f_b$ 가 감소하므로 熱媒體 역할을 하는 固体粒子和 접촉할 기회가 많아지며 새로운 packet로 치환되는 속도가 빨라져 신속하게 열이 伝達될 수 있기 때문이다.

Fig. 8은 모래로 충전된 유동층에서 공기유속을 달리할때 각 입자경에 따른 熱伝達係수의 변화를 나타낸 것이며 이들을 각 입자경에 대한 최소유동속도를 고려한  $u/u_{mf}$ 를 변수로 하여 나타내면 Fig.

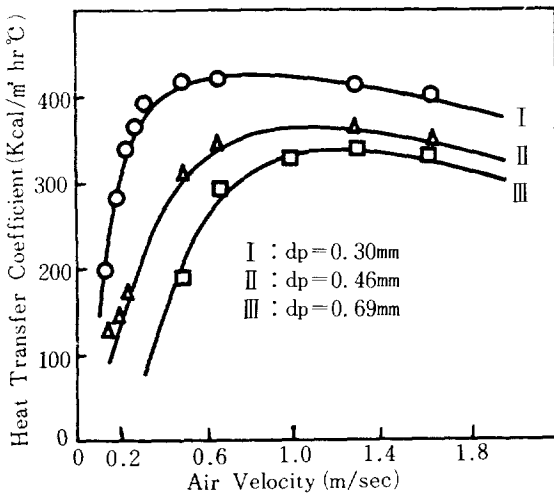


Fig. 8. Effect of Air Velocity and Particle Size on Heat Transfer Coefficient  
(Bed Material: Sand)

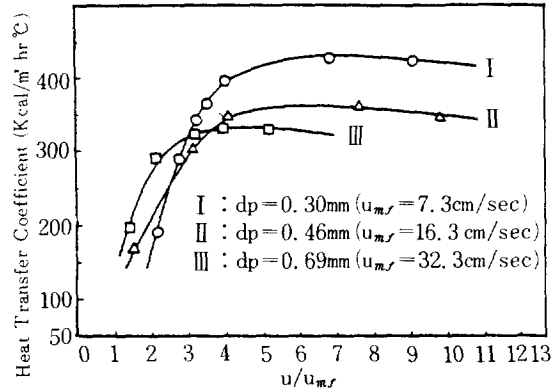


Fig. 9. Heat Transfer Coefficient Versus  $u/u_{mf}$  for Various Particle Sizes  
(Bed Material: Sand)

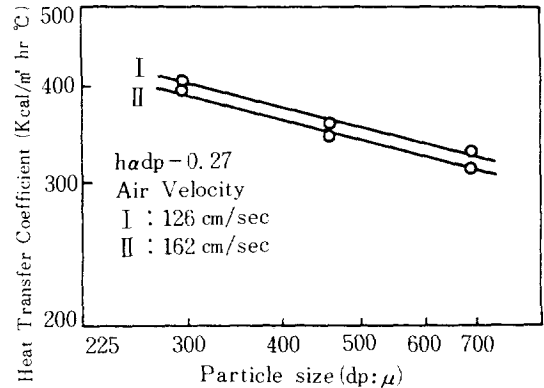


Fig. 10. Effects of Particle Size on Heat Transfer Coefficient (Bed Material: Sand)

9와 같다. 이를 토대로  $u/u_{mf} > 4$ 의 조건에서 熱伝達係수는 각 입자경에 있어서 공기유속의 증가와 함께 거의 동일한 경향을 나타냄을 알 수 있으며 이러한 유속범위에서 熱伝達係수와 粒子徑과의 관계를 구하였다.

지금까지 발표된 熱伝達係수와 粒子徑과의 관계는  $hak_p^{-n}$ 의 관계식으로 나타내어 Baerg[12] 등은  $n=0.3$ , Mickley와 Trilling[13]은  $n=0.6$  Miller와 Logwinuk[14]은  $n=0.96$ 으로 밝히고 있으나 본 실험결과에서는 Fig. 10에 나타난 바와 같이  $hak_p^{-0.27}$ 의 관계식으로 표시되었다.

## 4. 結 論

(1) 国内 低質無煙炭(2800kcal/kg)에 대한 유동층

연소실험결과 74~89%의 연소효율을 얻었다. 연소 효율은 주로 未燃炭素의 飛沫同伴에 좌우되며 유동화 공기속도의 증가에 따라 감소하고 유동층 온도, 과잉공기율, coal particle size가 증가될수록 증가하는 것으로 나타났다.

(2) 유동층 燃燒爐內에서의 熱伝達係數는 solid mixing 현상에 의한 接觸伝熱의 증가로 在來式 보일러보다 10배 이상 높은  $420 \sim 540 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr}^\circ\text{C}$ 로 나타났으며, 粒子徑에는 반비례하여  $h \propto d_p^{-0.27}$ 의 관계식을 갖는 것으로 나타났다.

### 사용 기호

- $A_o$  : Heat transfer area of heat exchange tube. [ $\text{m}^2$ ]  
 $C_{pw}$  : Specific heat of water [ $\text{cal/g}^\circ\text{C}$ ]  
 $d_p$  : Mean particle diameter [ $\mu$ ] [ $\text{mm}$ ]  
 $D_i$  : Inside diameter of heat exchange tube [ $\text{cm}$ ]  
 $D_L$  : Log mean diameter of heat exchange tube [ $\text{cm}$ ]  
 $D_o$  : Out side diameter of heat exchange tube [ $\text{cm}$ ]  
 $f_b$  : Fraction of tube surface exposed to gas bubbles  
 $h$  : Individual bed-surface heat transfer coefficient [ $\text{kcal/m}^2 \text{ hr}^\circ\text{C}$ ]  
 $h_i$  : Individual heat transfer coefficient for inside of tube [ $\text{kcal/m}^2 \text{ hr}^\circ\text{C}$ ]  
 $k$  : Thermal conductivity of combustion gas [ $\text{kcal/m hr}^\circ\text{C}$ ]  
 $k_m$  : Thermal conductivity of heat exchange tube [ $\text{kcal/m hr}^\circ\text{C}$ ]  
 $M_w$  : Flow rate of cooling water [ $\text{kg/hr}$ ]  
 $Q_1$  : Heat flow rate to water flowing through the heat exchange tube [ $\text{kcal/hr}$ ]  
 $Q_2$  : Rate of heat transfer based on tube out-side area [ $\text{kcal/hr}$ ]  
 $\Delta T_L$  : Logarithmic mean temperature difference [ $^\circ\text{C}$ ]  
 $t$  : Contacting time of the packet of solid particle [ $\text{sec}$ ]  
 $U_o$  : Overall heat transfer coefficient based on outside area [ $\text{kcal/m}^2 \text{ hr}^\circ\text{C}$ ]

- $u$  : Fluidizing air velocity [ $\text{m/sec}$ ]  
 $u_{mf}$  : Minimum fluidizing air velocity [ $\text{m/sec}$ ]  
 $x_m$  : Heat exchange tube wall thickness [ $\text{m}$ ]  
 $\phi_b$  : The average bubble frequency in the vicinity of the surface [ $\text{sec}^{-1}$ ]  
 $\eta_c$  : Combustion efficiency [%]

### 참 고 문 헌

- Glastonburg, J. R. and Land Lanauze, R. D. : "Fluidized Bed Combustion" Univ of Sidney and CSIRO Fossil Fuel Div. (1980).
- Choi, J. H. Park, Y. S. and Son, J. E. : Presented at the 4th International Conference on Fluidization, May 29~June 3, Kashikogima, Japan (1983).
- Dorr-Oliver Incorporated, "Combustion Study, Test Period Oct. 1978 - Feb. 1979", U. S. Dept. of Energy (1979).
- Davidson, J. F. and Harrison, D. : "Fluidization", Academic Press 471 (1971).
- Sarofim, A. F. and Beer, J. M. : "Modeling of Fluidized Bed Combustion", MIT Cambridge, Massachusetts, 189 (1980).
- Ross, I. B. and Davidson, J. F. : Trans. IChem. E., 59, 108 (1981).
- Horio, M. and Wen, C. Y. : AIChE Symp. Series, 74, 176, 101 (1978).
- Kunii, D. and Levenspiel, O. : "Fluidization Engineering" Wiley N. Y., 265 (1969).
- Kharchenko, N. Y. and Makhorin, K. E. : Inter. Chem. Eng., 4, 650 (1964).
- Basu, P. : AIChE. Symp. Series, 74, 176, 187 (1978).
- Vreedenburg, H. A. : Journal of Appl. Chem. 2, Suppl. Issue 1, S26, 526 (1952).
- Baerg, A. Klassen, J. and Gisher, P. E. : Can. J. Research, F28, 287 (1950).
- Mickley, H. S. and Trilling, C. A. : Ind. Eng. Chem. 41, 1135 (1949).
- Millgr, C. O. and Longwinuk, A. K. : Ind. Eng. Chem. 43, 1220 (1951).