

## 유동층 연소로 내에서 수평 흰 전열관의 열전달

## 특성에 관한 실험적 연구

강형수\*, 정태용\*\*

## An Experimental study on Heat Characteristics of Horizontal Tubes with Fin in Fluidized Bed Combustor

Hyung-Soo Kang, Tae-Yong Chung

Key words : Fluidized bed, Finned tube, Rake angle of fin, Heat transfer coefficient

## Abstract

This study is to investigate the characteristics of heat transfer of a horizontal tube, with radial fins of various configuration, immersed in a high temperature fluidized bed. The experimental heat transfer variation is compared with that of a smooth tube. The finned tubes and smooth tube, with outside and inside diameter of 48.6mm and 30.6mm, are made of steel tubes. The depth of the fin is 5mm, the rake angles of fin are  $25^\circ$ ,  $35^\circ$ ,  $45^\circ$  and the widths of fin for each rake angle are 0mm, 1mm, 2mm and 3mm.

A bed temperature is fixed at  $880 \pm 10^\circ\text{C}$ . A granular refractory (silica sand) is used as a bed material with mean particle diameters of 1.22mm and 1.54mm.

The maximum heat transfer coefficient is achieved with the rake angle of  $25^\circ$  and the width of 0mm for the mean particle size 1.22mm. The coefficient is 2.14 times larger than that for a smooth tube. The rake angle for the maximum heat transfer coefficient depends on the particle size of bed material. Also the transfer coefficient decreases as the width of fin increases.

## 1. 서 론

지구상에 존재하는 천연 에너지의 80% 이상을 차지하는 석탄의 이용 기술로서는 석탄의 가스화, 액화 등의 고급 연료로의 전환 기술과 화격자 연소, 미분탄 연소, 유동층 연소등의 직접 연소, 석탄-오일 혼합 연소, 석탄-물 혼합 연소 등이 있으며, 이들 중 유동층 연소가 새로운 연소 방법으로 활발히 연구가 되고 있다. 이러한 유동층 연소는 연소시 발생하는 유해 성분의 제거가 용이하고 연료의 사용이 다양하며, 뛰어난 열전달 특성으로 인하여 주목이 되고 있다.<sup>1),2)</sup>

특히 유동층 연소에서는 유동매체로 석회석이나 백운석 등을 사용하면 연소 과정에서 연료 중의 황이 산화 반응하여 생성된  $\text{SO}_2$  를 흡수하여 제거할 수 있고, 연소 온도를 낮게 유지할 수 있어 thermal  $\text{NO}_x$  의 생성을 제어할 수 있으므로 배기가스를 후처리하지 않아도 환경오염 기준에 쉽게 도달할 수 있어 세계 여러 나라에서 활발하게 연구되고 있다.<sup>3),4)</sup> 그러나 유동층 연소 보일러에서는 고체 입자가 격렬하게 운동하므로, 유동층 내에 전열관을 설치할 때에는 전열관의 마모가 심각한 문제가 된다.<sup>5),6)</sup> 한편 유동층 연소 방법은 연소시 영향을 미치는 인자가 많기 때문에 유동층 연소에서의 열전달 현상은 매우 복잡하다. 유동층 내에 있는 전열

\* 국민대학교 대학원 기계공학과

\*\* 국민대학교 공과대학 기계공학과

면으로의 열전달에 영향을 미치는 인자로는 유동층 온도, 층내 가스 속도, 유동 매체의 크기·모양 및 물성, 공기 분배판의 형태, 전열관의 크기, 재질 및 형태, 전열관의 배열 형태 등이 있다.

유동층 연소로 설계에서 유동층 내에 설치된 주로 열전달 표면이 매끈한 전열관을 사용해 왔으며, 전열 표면이 매끈한 전열관은 운전 시간이 경과됨에 따라 전열 표면과 유동매체 사이에 층돌 접촉과 연소 화염에의 직접 노출로 인한 침식(erosion) 때문에 전열관의 수명이 기존 보일러에서 보다 매우 짧다. 일반적으로 유동층 내에 설치된 전열관으로의 열전달량은 흰이 부착된 전열관의 경우가 흰이 없는 전열관의 경우보다 큰 것으로 알려져 있으며, 전열관에 흰을 부착한 결과 침식은 대부분 흰에서 일어나 전열관의 수명도 길어 지는 것으로 보고되고 있으나, 구체적인 기술 자료의 입수가 어려운 실정이다. 이와 같은 관점에서 본 연구는 유동층 연소로내에 사다리꼴 형상의 흰(fin)이 방사상으로 부착된 원통형 전열관을 수평으로 설치하였을 때 전열관의 형상 즉 흰의 윗면 폭 등의 인자가 유동층에서 전열관으로의 열전달에 미치는 영향을 실험적으로 고찰하고, 열전달 표면이 매끈한 전열관인 경우일 때의 것과 실험적으로 비교 분석하여 유동층 연소 장치의 최적 설계를 위한 기초 자료를 얻어 유동층 연소로의 전열관 설계에 활용하고자 하는 것을 목표로하였다.

## 2. 이론적 배경

### 2.1 유동층 연소의 이론

기체와 고체 입자의 혼합상으로 되어 있는 유동층 연소로에서의 열전달 대류 열전달과 복사 열전달 의해 이루어지나, 고체 입자와 전열관 사이의 층돌에 의한 접촉 열전달이 대부분을 차지한다. 유동하는 열매체와 전열관 표면 사이의 격막 열전달 계수(individual heat transfer coefficient)  $h_o$  를 유

동층에서의 전달 계수라 정의한다.<sup>7)</sup> 열매체와 전열관 표면사이의 격막 열전달 계수  $h_o$  는 전열관 내의 물의 양이나 온도에 관계없이 유동층 내의 현상에만 영향을 받기 때문에 실험 변수의 효과를 알 수 있다.

또한 이 열전달 계수는 전열 면적의 어느 한 부분에 관한 국부 열전달 계수와 열전달 면적 전체에 대한 평균 열전달 계수의 2가지가 있으며, 본 연구에서는 후자인 평균 열전달 계수에 대한 것이다. 열 교환기에서의 고온 유체로부터 저온 유체로의 열흐름 경로에서 열저항은 흐름과 연관된 표피 저항(skin resistance), 벽에 퇴적물의 형성으로 인한 스케일 저항(scale resistance) 및 전열관 재료 자체의 열저항을 포함한다. 따라서 열전달이 관내부와 외부로 흐르는 유체사이에서 일어나는 열 교환기에서 관을 통한 열흐름에 대한 총 열저항  $R$  은 다음과 같다.

$R = (\text{내부 흐름의 열저항}) + (\text{내부 표면에서의 불결저항}) + (\text{관재료의 열저항}) + (\text{외부 표면에서의 불결저항}) + (\text{외부 흐름의 열저항})$

위의 각 항을 수식으로 나타내면 다음과 같다.

$$R = \frac{1}{A_i h_i} + \frac{F_i}{A_i} + \frac{t}{K_o A_m} + \frac{F_o}{A_o} + \frac{1}{A_o h_o} \quad (2-1)$$

$A_m$  : 관의 대수 평균 표면적

$$= \frac{A_o - A_i}{\ln(A_o/A_i)}$$

열전달 계수  $h_o$  와 전열관 외부 표면적을 ( $A_o$ ) 기준으로 한 열관류 계수  $U_o$  와의 관계는 다음과 같다.

$$\frac{1}{U_o} = A_o R$$

$$= \frac{r_0}{r_i h_i} + \frac{r_0 F_i}{r_i} + \frac{r_0 \ln(r_0/r_i)}{K_0} + F_0 + \frac{1}{h_0} \quad (2-2)$$

그러나 본 실험에서는 전열관의 열전달 표면에 퇴적물이 형성 축적되어 불결하게 된 것이 아닌 깨끗한 전열관을 사용하였으므로 불결계수  $F_i$  와  $F_0$  는 모두 0으로 내부 및 외부 표면에서의 불결저항은 0이다. 따라서 전열관을 통해 유동층 내에서 전열관 내의 물로 전달된 열량  $q_1$  은

$$q_1 = U_0 A_0 (T_A - T_B) \quad (2-7)$$

$$= \frac{T_A - T_B}{\frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln(r_0/r_i)}{2\pi K_0 L} + \frac{1}{h_0 A_0}} \quad (2-3)$$

이되며, 전열관을 흐르는 물이 얻은 열량  $q_2$  는 다음과 같다.

$$q_2 = C_{pw} m (T_2 - T_1) = C_{pw} \rho_w Q_w (T_2 - T_1) \quad (2-4)$$

Heat balance에서 두 열량이 같으므로 다음의 식을 얻을 수 있다.

$$\frac{T_A - T_B}{\frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln(r_0/r_i)}{2\pi K_0 L} + \frac{1}{h_0 A_0}} = C_{pw} \rho_w Q_w (T_2 - T_1) \quad (2-5)$$

여기서 전열관내의 물의 평균온도  $T_B$  는 다음과 같다.

$$T_B = \frac{T_2 - T_1}{\ln(T_2/T_1)} \quad (2-6)$$

(2-6)식을 (2-5)에 대입하여  $h_0$  에

$$h_0 = \frac{1}{A_0} \cdot \left[ \frac{1}{\frac{T_A - \frac{T_2 - T_1}{\ln(T_2/T_1)}}{C_{pw} \rho_w Q_w (T_2 - T_1)} - \frac{1}{h_i A_i} - \frac{\ln(r_0/r_i)}{2\pi K_0 L}} \right]$$

이 되며,  $h_i$  와 측정값  $T_1, T_2, Q_w$  와 전열관의 크기에 의한 값  $r_i, r_0, L$  들을 식 (2-7)에 대입하여  $h_0$  를 구할 수 있다. 또 전열관내의 유체에 대한 내면 격막 열전달 계수  $h_i$  는 전열관내 유체의 유동상태에 따라 층류와 난류인 두가지 경우로 구분되므로, 각각에 대하여 다음과 같은 두 식을 이용하여 구할수있다.

$$\frac{h_i D_i}{K_w} = 0.62 (4Q_w C_{pw} / \pi K_w L)^{1/3} \quad (2-8)$$

: eq'n (층류 관계식)

$$\frac{h_i D_i}{K_w} = 0.023 N_{Re}^{0.8} N_{pr}^{0.4} \quad (2-9)$$

: eq'n (난류 관계식)

또한 관 내의 물의 Reynold's Number  $N_{Re}$  는

$$N_{Re} = \frac{\rho_w V_w D_i}{\mu_w} \quad (2-10)$$

이 되며, 물의 유속  $V_w$  는  $Q_w = \pi D_i^2 V_w / 4$  로

부터

$$V_w = \frac{4Q_w}{\pi D_i^2} \quad (2-11)$$

이 된다. 식 (12) 를 식 (11)에 대입하면  $N_{Re}$  는 다음과 같다.

$$N_{Re} = \frac{4 \rho_w Q_i}{\pi \mu_w D_i} \quad (2-12)$$

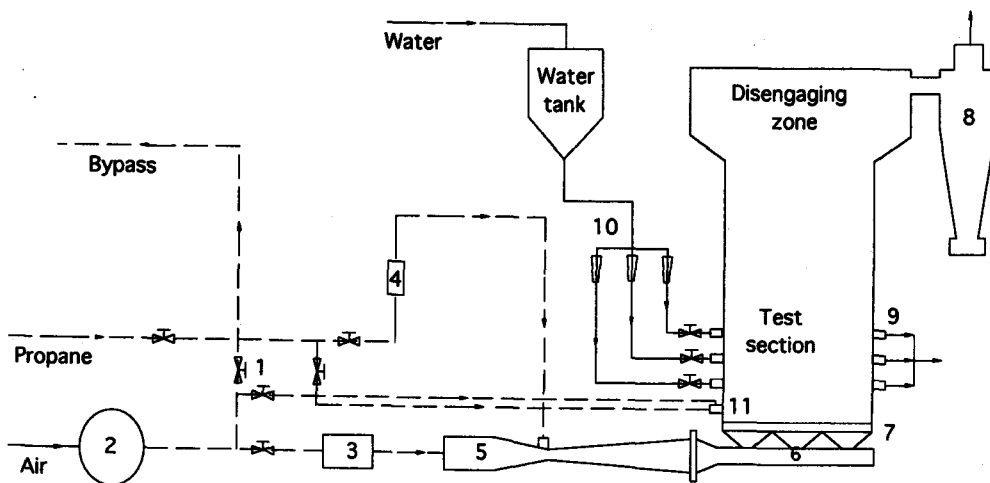
핀(fin) 이 부착된 전열관에 대한 열전달 계수는 가장 전열면적에 대한 열전달 계수  $h_{fb}$  와 실제 전열면적에 대한 열전달 계수  $h_{ft}$  의 두가지 경우로 구분할 수 있다. 이들  $h_{fb}$  와  $h_{ft}$  는 위에서 정리한 식에서 구할 수 있으며, 다만  $h_{ft}$  의 값은 핀이 부착된 전열관에 대한 실제의 전열 면적  $A_{ft}$  를  $A_o$  와 대신 하므로써 구할 수 있다.

본 연구에서는 핀 붙이 전열관과 매끈한 전열관의 외경이 같고, 각 전열관에서의 열전달율을 비교 분석하기 위하여 모든 전열관의 면적을 매끈한 전열관의 전열 면적과 같다고 가정하여 열전달 계수  $h_{fb}$  를 구하였다.

### 3. 실험장치 및 방법

#### 3.1 실험장치

Fig. 1 핀 전열관의 열전달 특성에 관한 실험을 위



- |                    |              |                  |
|--------------------|--------------|------------------|
| 1 Valve            | 2 Air blower | 3 Air flowmeter  |
| 4 Solenoid valve   | 5 Ejector    | 6 Plenum         |
| 7 Distributor      | 8 Cyclone    | 9 Heat exchanger |
| 10 Water flowmeter | 11 Preheater |                  |

fig. 1 Schematic of experimental facility

한 bench scale 의 유동층 전열 실험 장치의 계통도이다. 본 실험 장치는 유동층 연소로 본체, 유동화 공기 공급 장치, 연료 공급 장치, 냉각수 공급 장치, 집진 장치, 예열 장치 및 계측기 등으로 구성되어 있으며, 연소실은 단면적 크기가 410 mm × 250 mm 이며, 외부로의 방열을 막기위해 두께 60 mm의 단열 내화 벽돌을 캐스타블로 부착하였다. 유동층 연소실은 상하 2단으로 구성되어 있으며, 각 단의 높이는 555 mm이고, 바깥 지름 50 mm인 전열관 7개를 수평으로 동시에 설치할 수 있도록 하였다. 전열관의 배열은 3열로 전열관 사이의 거리가 150 mm 되도록 지그재그 배열 방법 (staggered arrangement)를 채택하였다.

또한 유동층 내의 온도를 측정하기 위하여 연소실 각 단에 100 mm 간격으로 6개의 열전대를 삽입할 수 있도록 내경 5 m 의 구멍을 설치하였다. 유동층내의 온도 측정은 직경 0.25 mm인 K type 의 열전대를 사용하며, 한쪽 끝이 막힌 바깥지름 4.8 mm 두께 0.6 mm 인 스테인레스강 튜브 속에 넣어서연소실내에 설치하였고, datalogger(Digistrp II, KAYE, U.S.A)로 °C 단위로 측정하여 데이터

로거에 연결한 PC에 저장하였다. 유동층 내에서 유동 매체를 밖으로 배출하고 연소실내를 육안으로 점검할 수 있도록 각 단의 아래쪽에 100 mm × 150 mm 의 문을 두었다.

세단으로 구성된 연소실의 상단 부분의 단면적이 700 mm × 540 mm 로 유동층 연소실의 단면적의 3.69배로 확대하였고, plenum은 분배판 전체에 역화를 방지하기 위하여 세라믹 다공판(porous ceramic plate)을 놓았다. 그위에 두께 23 mm 의 주철판에 한번이 20 mm 인 연속 정삼각형 도형을 취하고 그 정점 및 중심에 지름 2 mm 의 구멍을 420 mm × 260 mm의 직사각형내에 989개 뚫어 open area가 2.845%가 되도록 가공한 분배판을 사용했다. 유동층 연소시 필요한 유동화 공기는 최대 압축압력이 0.8 kg/cm<sup>2</sup>이고 최대 free air delivery 가 7.5 m<sup>3</sup>/min인 루츠 송풍기(Gardner Denver Co. U.S.A) 를 사용하였으며, 공기유량 측정은 오리피스 공기 유량계를 사용하였다.

본 실험에서 연료로는 프로판을 사용하였으며, 공기와 프로판을 혼합시킬때 공기의 압력이 프로판의 압력보다 높을 경우 공기가 연료관 내로 역류하는 것을 막고 공기 유량의 변화에 따라 연료량을 자동적으로 변화시키기 위하여 이펙터를 사용하였다. 본 실험장치에 설치된 전열관내로 흐르는 물의 유량을 측정하기 위하여 7개의 순간 유량계( Rotar float flow meter, Blue White Co. U. S. A)를 설치하였다.

3.2 전열관

본 실험에 사용된 전열관을 매끈한 관과 원 불이 관으로 2 종류이며, 바깥 지름 48.6 mm, 안지름 30.6 mm인 보일러용 고압 강관을 사용하였다. Fig. 2 는 수평 원 전열관으로 원의 높이는 5 mm 로 같으며, 원의 경사각(rake angle)  $\theta$ 는 25°, 35°, 45° 의 3 종류이고, 각각의 원 경사각에 대하여 원의 윗면 폭 Z의 길이를 0, 1, 2 및 3 mm 의 4종류로 모두 12종류의 수평 원 전열관을 제작하였다. 원의 길이 700 mm인 전열관의 중앙에 거리가 250 mm 되게 가공하였다

전열관이 얻은 열량을 계산하기 위하여 전열관 입구와 출구의 물의 온도를 측정하였다. 물의 온도를 측정하기 위하여 전열관의 중심에 Fig. 2 와 같이 절연재로 테프론 피복을 입힌 직경 0.12 mm의 T type 의 열전대를 설치하였으며, 데이터 로거로 측정하여 이것에 연결된 PC에 저장하였다. 입구와 출구 사이의 열전대 설치거리는 원이 설치된 250 mm로 연소로의 내부의 길이와 같게 하였다. 매끈한 전열관은 원 전열 관과 같은 재료의 고압 강관으로 여기에 온도를 측정하기 위한 열전대만을 설치하였다. 원 경사각이 25° 보다 작은 경우는 원 가공이 매우 어려웠다. 따라서 본 실험에서는 정확한 기계 가공이 가능한 25° 이상으로 하였다.

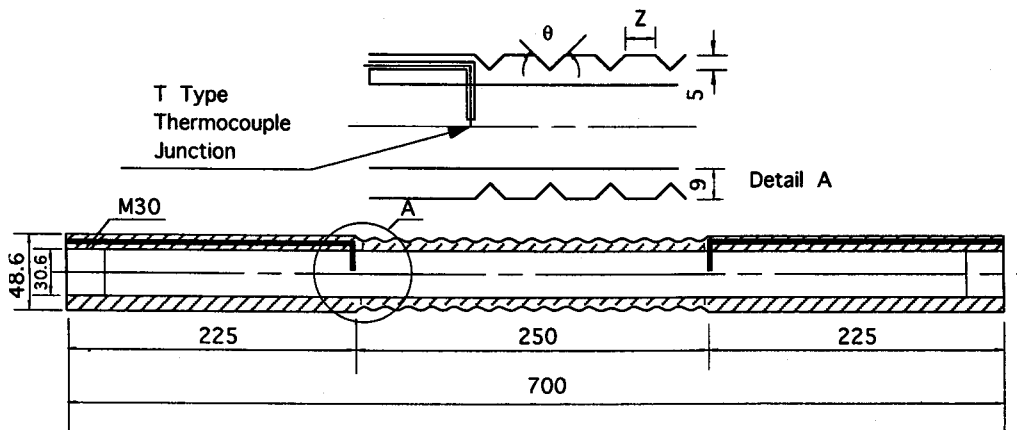


fig. 2 Horizontal finned tube

### 3.3 유동매체

본 연구는 장시간 동안 계속 운전을 하여야 하므로 유동매체의 소결 문제는 유동 장애, 계속 운전의 불가능 등 여러 문제를 발생시킨다. 따라서 본 연구에 적합한 유동매체로는 용융 온도가 높아 소결이 잘 일어나지 않는 알루미나, 실리카 등을 유동매체로 사용하는 것이 바람직하며, 다른 연구자들도 주로 이들을 유동매체로 사용하여 실험하였다. 그러나 이 실제의 석탄 연소 유동층에서의 유동 상태와 다르다는 결점이 있다.

따라서 본 실험에 적합한 유동매체는 모양이 모래와 같은 입자 형태로 크기가 다양해야 하며, 비중이 석탄의 회재와 비슷하고 용융 온도가 높아야 한다. 이러한 조건에 가장 적합한 것으로 선택된 것이 주문진 부근에 있는 호수에서 채취되는 호수산 규사(lake sand)이다. 이 규사는 석영질의 함량이 높은 경질의 자연 규사로 소결 온도가 약 1300℃이고, 비중이 2.59~ 2.65 범위로 국내 저질 무연탄의 회재와 비슷하며<sup>8)</sup>, 입자 크기가 다양하다. 또한 비중 및 입자의 크기가 일정하며 입자의 형태가 둥근편이고 불순물이 거의 없는 것이다. 이 규사의 화학적 조성은 SiO<sub>2</sub> 94.4%, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> 3.9%, K<sub>2</sub>O 1.6%, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> 0.05%, MgO<0.01%, CaO<0.01%이다.

본 실험에서 유동매체로 사용한 호수산 규사는 평균 입자 크기가 따라 시료 A,B의 2종류로 구분하며, Table 1은 자연 상태로 채취한 시료 A,B의 입도 분포와 입자 지름을 나타낸 것으로 평균 입자 지름은 1.22mm와 1.54mm이다.

### 3.4 실험방법

실험 장치의 모든 부분이 완전히 설치되고 계측기 등이 모두 정상적으로 가동하는가 확인한 후 본 실험 장치의 시동 순서에 따라 연소실벽 및 유동매체를 예열한 후 혼합기를 점화 운전을 시켰다. 유동층 내의 층내 온도, 유동 상태, 냉각수의 유량 등이 정상 상태로 되면 오리피스 유량계의 동압 및 정

압, 각 전열관속을 흐르는 냉각수의 유량을 측정하여 기록하였으며, 연소시의 층내 온도, 냉각수의 입구 및 출구 온도, 오리피스 유량계를 흐르는 공기 온도를 데이터 로거로 10초 간격으로 3분 동안 측정하여 이것에 연결된 PC에 저장하였다. 실험 결과 분석에서 PC에 저장된 이 자료를 합산 평균하여 층내 온도, 냉각수의 입구 및 출구 온도, 공기 온도를 산출하였다. 한가지 측정이 끝나면 오리피스의 동압이 약 20mmH<sub>2</sub>O 정도 가감되게 연소용 공기 바이패스 밸브의 미세 조절로 유량을 가감하여 공압 속도를 변경하고, 프로판 가스 유량 조절용 니들 밸브를 미세 조절하여 층내 온도가 일정하게 유지되도록 하였다.

동일한 유동 매체에 대하여 실험을 수행한 후 층내 물질을 평균 입자 크기가 다른 시료로 완전히 교환한 후 위와 같은 실험을 반복하였다. 두 종류의 유동 매체에 대하여 실험을 마친 후 흰 전열관을 다른 것으로 교환한 후 유동 매체를 바꾸어 가면서 위와 같은 전열 실험을 반복하였다.

Table 1. Size distribution of the bed material

Mesh NO	Dpi(mm)	Mass fraction(%)	
		Sample A	Sample B
6 ~ 8	2.855	0.29	1.76
8 ~ 10	2.19	5.81	26.12
10 ~ 12	1.84	16.97	28.88
12 ~ 14	1.545	15.33	13.28
14 ~ 16	1.30	27.84	16.43
16 ~ 18	1.095	13.98	5.69
18 ~ 20	0.92	8.56	4.31
20 ~ 25	0.775	5.89	1.71
25 ~ 30	0.65	2.71	0.81
30 ~ 35	0.545	1.35	0.59
35 ~ 40	0.46	1.27	0.42
Mean particle size(mm)		1.22	1.54

4. 실험 결과 및 고찰

Fig. 3 과 Fig. 4는 유동층 연소로 내의 축방향 온도 분포가 공탑 속도에 따라 어떻게 변하는가를 알기 위하여 공기 분배판 위 325 mm 되는 곳의 층내 온도가  $880 \pm 10^\circ\text{C}$ 로 일정하고 유동 매체가 각각 시료 A 와 B일때 4종류의 공탑 속도에서 분배판으로부터 높이에 다른 온도 분포를 나타낸 것이다. 일반적으로 공기 분배판 바로 위 25 mm 떨어진 곳에서는 공탑속도가 증가할 수록 층내 온도가 감소하고 유동 매체의 평균 입자 크기가 큰 시료 B 인 경우가 시료 A 인 경우보다 층내 온도보다 층내 온도가 낮다. 이것은 실제로 분배판 지난 공기-프로판의 혼합기의 온도가 저온이기 때문에 유속이 낮아 입자가 큰 유동 매체는 유동하지 못하고 고정층을 이루고 있기 때문이라고 사료된다.

분배판위 125mm, 225mm, 325mm, 425mm되는 곳에서의 층내 온도는 공탑 속도가 증가 할 수록 균일한 온도 분포를 이루는데 이것은 공탑 속도가 클 수록 유동매체의 유동이 활발해져서 유동층이 팽창되고 유동 매체의 유동과 연소로 층내에서 균일하게 이루어지기 때문이다.

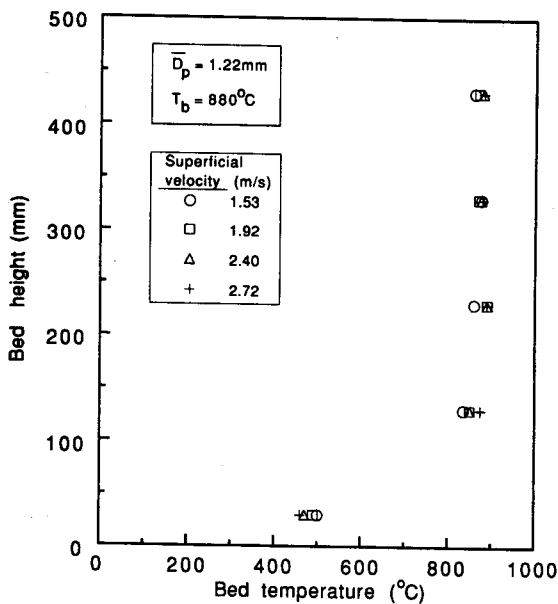


Fig. 3 Effect of superficial velocity on bed temperature profile; particle size  $\bar{D}_p = 1.22\text{mm}$  and bed temperature  $T_b = 880^\circ\text{C}$

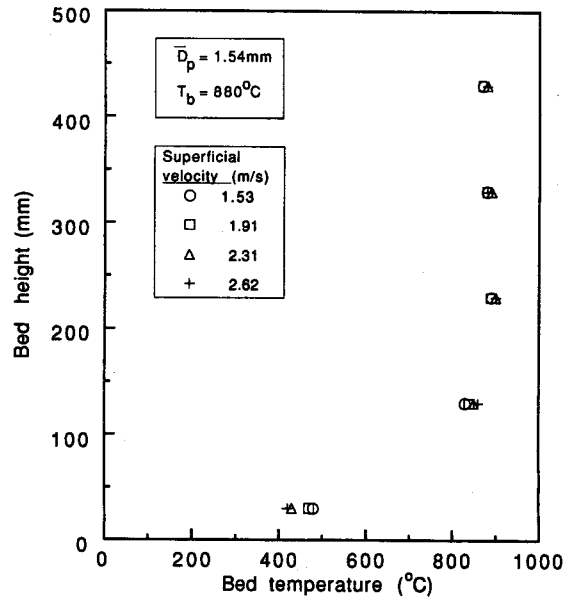


Fig. 4 Effect of superficial velocity on bed temperature profile ; mean particle size  $\bar{D}_p = 1.54\text{mm}$  and bed temperature  $T_b = 880^\circ\text{C}$

Fig. 5~ Fig. 8는 층내 온도, 원의 윗면 폭 Z가 일정할 때 전열관의 원 경사각  $\theta$ , 유동 매체의 입자 크기 및 공탑 속도가 유동층 열전달 계수에 미치는 영향을 원이 없는 매끈한 전열관일 때의 것과 비교하여 나타낸 것이다. 여기서 원 전열관에 대한 열전달 계수는 열전달 표면적을 원이 없는 매끈한 전열관의 열전달 표면적과 같다고 가정하여 구한 것이다.

Fig. 5 는 층내 온도가  $880^\circ\text{C}$ 이고 원의 윗면 폭 Z가 0mm인 경우에 대한 것으로 유동 매체의 크기가 작은 시료 A인 경우가 동일 운전 조건에서 유동 매체의 크기가 큰 시료 B인 경우에서 보다 열전달 계수가 크며, 전반적으로 공탑 속도가 증가함에 따라 열전달 계수는 약간 증가하다가 감소하였다. 시료 A인 경우 원 경사각이 작을 수록 열전달 계수가 크며, 원 경사각  $\theta$ 가  $25^\circ$  일 때 공탑 속도  $1.63\text{m/s}$ 부근에서 열전달 계수가 약  $613 \text{ W/m}^2\text{K}$ 로 최대이며, 약  $286 \text{ W/m}^2\text{K}$ 인 매끈한 전열관에 비해 열전달 계수가 약 2.14배 증가 하였다.  $\theta = 35^\circ$  일 때는 약  $512 \text{ W/m}^2\text{K}$ 로 약 1.79배 증가하였으며,  $\theta$

= 45° 일 때는 약 457 W/m<sup>2</sup>K로 약 1.59배 증가하였다. 시료 B인 경우는 흰 경사각  $\theta = 25^\circ$  일 때가  $\theta = 35^\circ$  일 때보다 열전달 계수가 약간 크며, 공탑 속도 1.81m/s 부근에서 열전달 계수가 약 484 W/m<sup>2</sup>K로 최대이며, 약 269 W/m<sup>2</sup>K인 매끈한 전열관에 비해 약 1.80배 열전달 계수가 증가하였다.  $\theta = 45^\circ$  일 때는 최대 열전달 계수가 약 427 W/m<sup>2</sup>K로 매끈한 전열관에 비해 약 1.58배 증가하였다.

Fig. 6 은 흰의 윗면 폭 Z가 1mm이고 층내 온도가 880°C인 경우에 대한 것으로 다른것과 비슷한 경향을 나타냈다. 유동 매체가 시료 A인 경우에 최대 열전달 계수가  $\theta = 25^\circ$  일 때는 약 514 W/m<sup>2</sup>K,  $\theta = 35^\circ$  에서는 약 458 W/m<sup>2</sup>K,  $\theta = 45^\circ$  에서는 약 428 W/m<sup>2</sup>K로 약 286 W/m<sup>2</sup>K인 매끄러운 전열관에 비해 각각 약 1.79, 1.6 및 1.49배 열전달 계수가 증가하였다. 유동 매체가 시료 B인 경우에는 최대 열전달 계수가  $\theta = 25^\circ$  일 때는 약 419 W/m<sup>2</sup>K,  $\theta = 35^\circ$  에서는 약 423 W/m<sup>2</sup>K,  $\theta = 45^\circ$  에서는 약 397 W/m<sup>2</sup>K로 약 269 W/m<sup>2</sup>K로 매끄러운 전열관에 비해 각각 약 1.55, 1.57 및 1.47배 열전달 계수가 증가하였다.

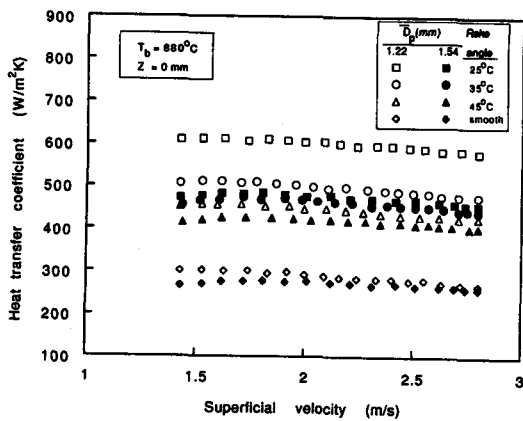


Fig. 5 Variation of heat transfer coefficient with superficial velocity for smooth and finned tubes immersed in fluidized bed; bed temperature of 880°C and fin width of 0mm

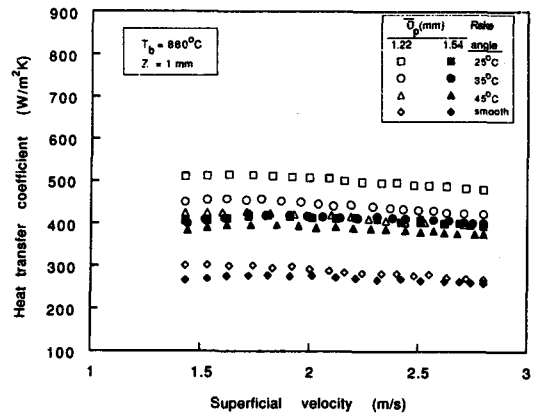


Fig. 6 Variation of heat transfer coefficient with superficial velocity for smooth and finned tubes immersed in fluidized bed; bed temperature of 880°C and fin width of 1mm

Fig. 7은 흰의 윗면 폭이 2mm이고 층내 온도가 880°C인 경우의 것이다. 유동매체가 시료 A인 경우에 모든 층내 온도에서 흰 경사각  $\theta = 25^\circ$  에서 열전달 계수가 최대이며, 최대 열전달 계수가 약 463 W/m<sup>2</sup>K이다. 이것은 매끈한 전열관에 비해 증가한 것이 된다. 유동 매체가 시료 B인 경우에 흰 경사각  $\theta = 35^\circ$  일 때가  $\theta = 25^\circ$  일 때보다 열전달 계수가 약간 더 크며, 층내 온도가 880°C 일 때 최대 열전달 계수는 약 394 W/m<sup>2</sup>K이며, 매끈한 전열관에 비해 약 1.37배 증가한 것이 된다.

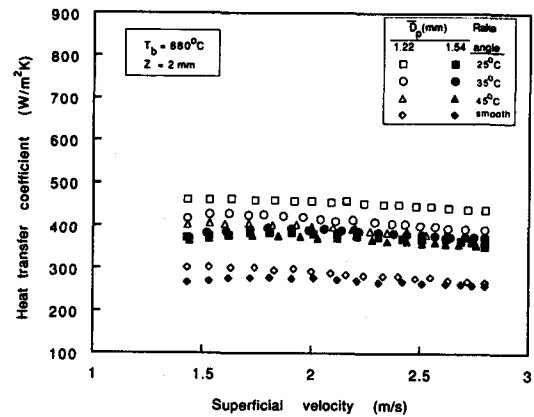


Fig. 7 Variation of heat transfer coefficient with superficial velocity for smooth and finned tubes immersed in fluidized bed; bed temperature of 880°C and fin width of 2mm

Fig. 8 은 Z = 3mm 이며 같은 층내 온도에서 시료 A인 경우  $\theta = 25^\circ$  일 때 최대 열전달 계수



가  $429 \text{ W/m}^2\text{K}$ 이고,  $\theta = 35^\circ$  일 때  $405 \text{ W/m}^2\text{K}$ ,  $\theta = 45^\circ$  일 때  $389 \text{ W/m}^2\text{K}$ 로 매끈한 전열관에 비해 각각 약 1.5배, 1.4배, 1.3배 증가한 것이다.

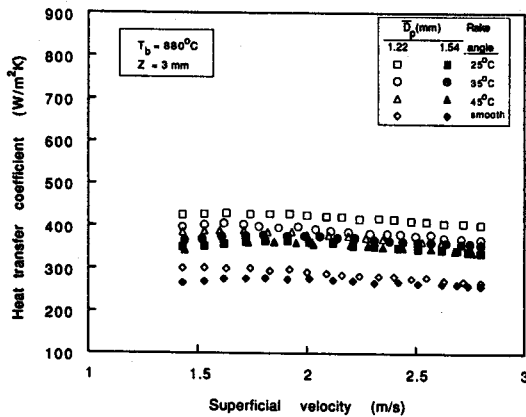


Fig. 8 Variation of heat transfer coefficient with superficial velocity for smooth and finned tubes immersed in fluidized bed ; bed temperature of  $880^\circ\text{C}$  and fin width of 3mm

Fig. 5~ Fig.8에서 공탑 속도가 증가함에 따라 열전달 계수가 약간 증가하다가 감소하는 경향이 있으나 실험이 이루어진 공탑 속도의 범위 내에서의 전체 공탑 속도에 대한 평균 열전달 계수는 각 공탑 속도에서의 열전달 계수에 대하여 편차  $\pm 6\%$  이내로 그 변화량이 매우 작았다. 따라서 Fig. 9 ~ Fig. 15에서의 열전달 계수는 실험이 이루어진 공탑 속도의 범위 내에서의 전체 공탑 속도에 대한 열전달 계수를 의미한다.

Fig. 9, Fig. 10, Fig. 11 및 Fig. 12는 충내 온도가  $880^\circ\text{C}$  이고 원의 윗면 폭 Z가 각각 0mm, 1mm, 2mm, 및 3mm일 때 원 경사각  $\theta$ 가 유동층 열전달 계수에 미치는 영향을 나타낸 것이다. 여기서, 원 경사각  $\theta = 0^\circ$  인 경우는 원이 없는 매끈한 전열관에 해당된다.

이상의 4개의 그래프를 분석해 보면 동일한 전열관에서 유동 매체의 입자 크기가 작은 시료 A일 때, 입자 크기가 큰 시료 B일 때보다 열전달 계수가 항상 크다. 이것은 유동층 내에서의 열전달은 유동 매체와 열전달 표면 사이에서의 충돌 접촉에 의해 주로 이루어지는데 유동 매체의 크기가 작을수록 충돌 접촉의 횟수가 많아지기 때문이다.

원의 윗면 폭 Z의 크기에 관계없이 유동 매체의 평균 입자 크기가 작은 시료 A에서는 원 경사각  $\theta$ 가  $45^\circ, 35^\circ, 25^\circ, 0^\circ$  로 감소할 때 열전달 계수는 원 경사각  $25^\circ$  까지는 증가하다가 감소하므로 원 경사각  $\theta$ 가  $25^\circ$  보다 같거나 작은 각에서 최대 열전달 계수를 나타낼 것이며, 유동 매체의 평균 입자 크기가 큰 시료 B에서는  $35^\circ$  까지는 증가하다가  $25^\circ$  보다 작은 값에서는 감소하므로 원 경사각  $\theta$ 의  $25^\circ$  와  $35^\circ$  사이의 값 일때 열전달 계수가 최대가 될 것이다.

본 실험의 결과로 보아 일반적으로 유동 매체의 크기가 커질 수록 최대 열전달 계수가 얻어지는 원 경사각  $\theta$ 의 값이 크게 될 것이다. 이것은 원 경사각  $\theta$ 의 크기에 따라 원 사이의 경사 표면과 접촉할 수 있는 유동 매체의 수가 변하기 때문이다.

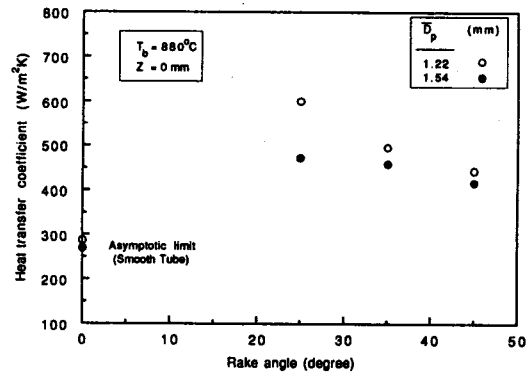


Fig. 9 Variation of heat transfer coefficient with rake angle for finned tubes immersed in fluidized bed ; bed temperature of  $880^\circ\text{C}$  and fin width of 0mm

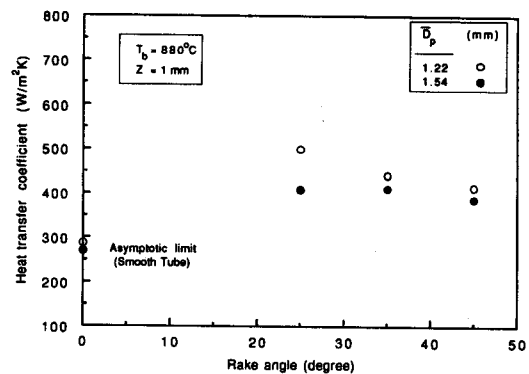


Fig. 10 Variation of heat transfer coefficient with rake angle for finned tubes immersed in fluidized bed ; bed temperature of  $880^\circ\text{C}$  and fin width of 1mm

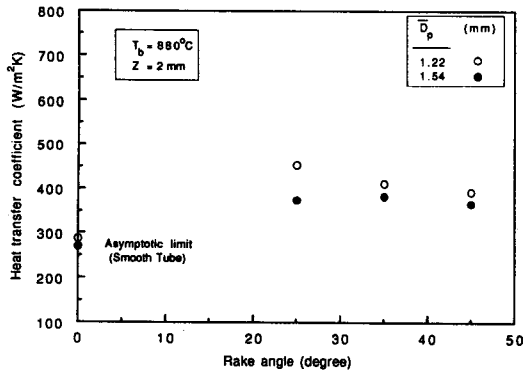


Fig. 11 Variation of heat transfer coefficient with rake angle for finned tubes immersed in fluidized bed; bed temperature of 880°C and fin width of 2mm

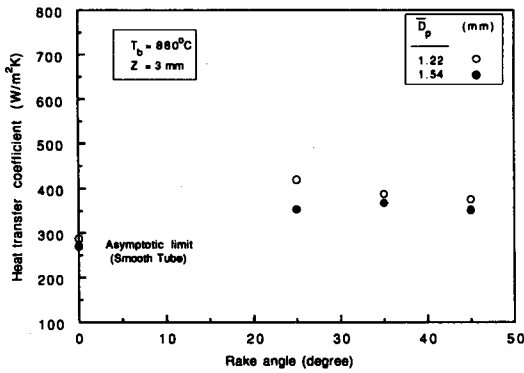


Fig. 12 Variation of heat transfer coefficient with rake angle for finned tubes immersed in fluidized bed; bed temperature of 880°C and fin width of 3mm

흰 전열관의 열전달 계수의 증가율이 시료 A에서는 2.09배, 1.74배, 1.57배 및 1.50배로 감소하였고, 시료 B에서는 1.75배, 1.51배, 1.39배 및 1.31배로 감소하였다.

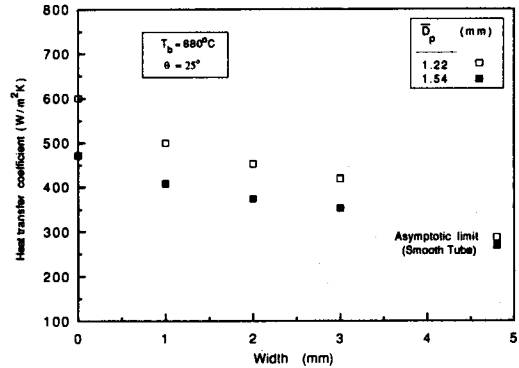


Fig. 13 Variation of heat transfer coefficient with width for finned tubes immersed in fluidized bed; bed temperature of 880°C and rake angle of 25°

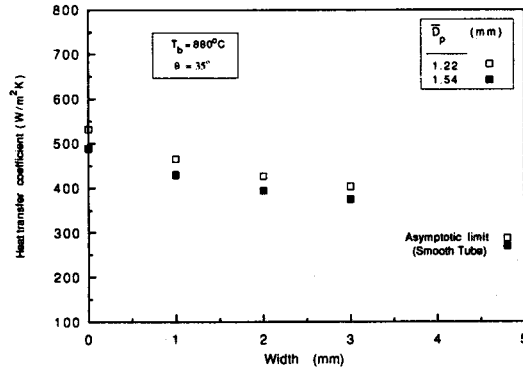


Fig. 14 Variation of heat transfer coefficient with width for finned tubes immersed in fluidized bed; bed temperature of 880°C and rake angle of 35°

Fig. 13, Fig. 14, Fig. 15은 층내 온도가 880°C이고 흰 경사각이 각각 25°, 35°, 45° 일 때 흰의 윗면 폭 Z가 열전달 계수에 미치는 영향을 나타낸 것이다. 여기서 Z가 아주 커지면 흰이 없는 매끈한 전열관과 같이 된다. 동일한 층내 온도 및 흰 경사각  $\theta$ 를 갖는 전열관에서 흰의 윗면 폭 Z가 커지면 열전달 계수는 감소하기 때문이다. 흰 경사각  $\theta = 25^\circ$  일 때 Z가 0mm, 1mm, 2mm, 3mm로 증가하면 흰 전열관의 표면적은 동일한 길이의 매끈한 전열관의 표면적의 약 4.12배, 3.17배, 2.7배 및 2.3배로 열전달 표면적이 급격히 감소하며, 층내 온도가 880°C일 때 매끈한 전열관의 열전달 계수에 대한

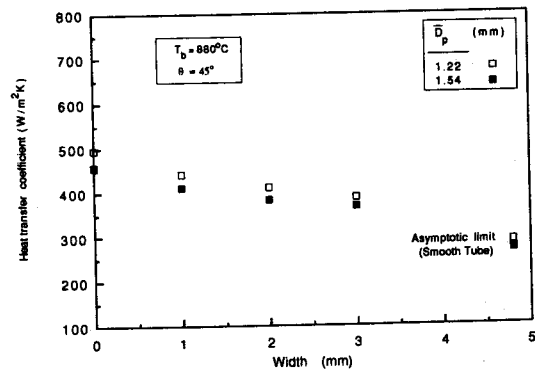


Fig. 15 Variation of heat transfer coefficient with width for finned tubes immersed in fluidized bed; bed temperature of 880°C and rake angle of 45°

## 5. 결 론

본 연구를 통해서 유동층 전열 실험 장치에서 수행한 전열 실험의 결과는 다음과 같다.

① 층내의 온도 분포는 공탑 속도가 증가할 수록 균일한 온도 분포가 되며, 공기 분배판 바로 위를 제외한 전 유동층 영역에서 층내 온도의 변화가 작았다.

② 실험 범위 내에서 최대 열전달 계수는 유동 매체가 시료 A인 경우는 층내 온도 880℃, 원의 윗면 폭  $Z = 0\text{mm}$ ,  $\theta = 25^\circ$  일 때 약  $613\text{W/m}^2\text{K}$ 로 매끈한 전열관에 비해 약 2.14배 증가하였고, 유동 매체가 시료 B인 경우는 약  $484\text{W/m}^2\text{K}$ 로 약 1.8배 증가하였다.

③ 열전달 계수는 동일한 전열관 및 공탑 속도에서 유동 매체의 크기가 작을 수록 증가한다. 또한 동일한 전열관, 층내 온도 및 유동 매체에 대하여 공탑 속도가 증가함에 따라 열전달 계수가 약간 증가하다가 감소하는 경향이 있으나, 실험이 이루어진 공탑 속도의 범위내에서의 평균 열전달 계수에 대하여 편차가  $\pm 6\%$ 이내로 그 변화량은 아주 작았다.

④ 동일한 유동 매체와 층내 온도에서 원의 경사각  $\theta$ 가 감소함에 따라 열전달 계수가 증가하다가 감소하며, 유동 매체의 크기가 커질 수록 최대 열전달 계수가 얻어지는 원 경사각이 크게 된다. 또한 원의 윗면 폭  $Z$ 가 커질 수록 열전달 계수가 감소한다.

### <참 고 문 헌>

1. Chung, T.Y. and Chae, J.U., "An Experimental Study on Combustion Efficiency of Low Grade Anthracite in AFBC", KSME journal, Vol. 1, pp. 60-64, 1984
2. Skinner, D.G. "The Fluidized Combustion of coal", Noyes Data Corporation pp. 1-37, 1977
3. Hathur, A. and S.c.Saxena, "Total and Radiative Heat Transfer to an Immersed Surface in a Gas-Fluidized Bed". AIChE Journal, Vol. 7 pp. 1124-1135, 1987
4. Martin, H., "Heat and Mass Transfer In Fluidized Beds". Int. Chem. Eng., vol 22, no. 1, pp. 30-43, 1982
5. Kunii, D., et al., "Nitric Oxide Reduction in and Experimental Fluidized-Bed Coal Combustion", Fluidization, Cambridge University Press., pp. 314-319, 1978
6. Retention with Limestone Regeneration in Fluidized Bed Combustion", Fluidization pp. 451-458, 1978
7. Chung, T.Y. and J.H. Yun, "A Study on Factors Influencing Fluidization in the Fluidized Bed Combustion", Thesis of Engineering, Kookmin University, Vol. 6, pp. 85-98, 1983
8. Chung, T.Y., "An experimental Study on Fluidized Bed Combustion Efficiency using Low Grade Anthracite", pp. 19-21, 1985