

## 가압유동층에서 무연탄 연소시 열전달 특성

강석환 · 한근희\* · 진경태\* · 강 용†

충남대학교 화학공학과

\*한국에너지기술연구소 에너지환경연구부

(2001년 3월 22일 접수, 2002년 1월 31일 채택)

### Heat Transfer Characteristics in a Pressurized Fluidized Bed for Anthracite Coal Combustion

Suk-Hwan Kang, Kun-Hee Han\*, Gyoung-Tae Jin\* and Yong Kang†

Department of Chemical Engineering, Chungnam National University, Daejeon 305-764, Korea

\*Energy and Environmental Research Department, Korea Institute of Energy Research, Daejeon 305-343, Korea

(Received 22 March 2001; accepted 31 January 2002)

#### 요 약

벤치 규모의 가압유동층 연소로에서 무연탄 연소시 수평 전열관과 유동층간의 열전달 특성을 연구하였다. 조업 변수인 유동화속도(0.9, 1.1, 1.3 m/s), 유동층온도(850, 900, 950 °C) 그리고 공기과잉률(10, 20, 30%) 등이 수평관의 경막열전달계수에 미치는 영향을 검토하였다. 유동층영역 내 수평전열관의 열전달계수는 유동층의 온도에 비례하고, 유동화 속도에 반비례하는 경향을 나타내었다. 가압유동층 연소로에서 수평전열관의 경막열전달계수는 상압기포유동층에서의 열전달계수(200 W/m<sup>2</sup>K) 보다 매우 높은 370-720 W/m<sup>2</sup>K의 범위를 보였다. 가압유동층에서 열전달계수는 조업변수 함수의 무차원근과 차원식의 상관관계식으로 도출되었다.

**Abstract** – Heat transfer characteristics between the horizontal tube and the fluidized-bed proper have been investigated in a bench-scale pressurized fluidized-bed combustor for the combustion of anthracite coal. Effects of fluidizing velocity(0.9, 1.1, 1.3 m/s), bed temperature(850, 900, 950 °C) and amount of excess air(10, 20, 30%) on the individual heat transfer coefficient have been determined. The heat transfer coefficient has increased with increasing bed temperature, while it has decreased with increasing fluidizing gas velocity. The values of heat transfer coefficient in the pressured fluidized-bed combustor have been in the range of 370-720 W/m<sup>2</sup>K, which are much higher than those of typical value(200 W/m<sup>2</sup>K) in the atmospheric bubbling fluidized-bed combustor. The heat transfer coefficients have been well correlated in terms of operating parameters by way of dimensionless as well as dimensional forms.

Key words: Heat Transfer, Pressurized Fluidized Bed, Anthracite Coal, Combustion

#### 1. 서 론

유동층에서는 유체와 고체간의 거의 완전한 혼합과 온도 및 조성의 균일한 분포가 유지되므로, 촉매분해 반응, 석탄의 가스화, 액화 등과 같은 유체-고체 반응조작에 유동화가 널리 이용되고 있다. 유동층 연소는 착화 온도가 높으며 연소 속도가 느린 저열량 연료의 연소에 유용할 뿐만 아니라, 재래식 석탄연소로보다 10배 이상 높은 열전달률을 나타낸다[1]. 유동층 연소로는 열매체로 작용하는 고체 입자와 기체의 수력학적 특성과 온도 그리고 연소로 내 전열관의 위치 및 배열형태에 따라 다른 열전달 특성을 나타내므로, 열전달 특성을 규명함으로써 연소로 내의 온도 조절과 적정 열 추출량이 결정될 수 있을 뿐만 아니라, 유동층 연

소로의 최적설계와 안정적인 조업을 위해 연소로 내 전열관의 위치와 배열형태에 따른 열전달 특성 파악은 필수적이다[2]. 유동층 연소로 내 전열관의 열전달 특성 연구는 주로 상압유동층에서 진행되었으며, 일부 자유공간에서의 전열관에 대한 열전달 특성 자료가 보고된 바가 있다[3]. 연소로 내에 압력을 가하거나 vessel 안에 연소로를 설치하는 가압 유동층은 기포의 크기 분포가 좁고, 평균크기도 작아 기포의 수평적 분포가 다른 형태의 연소로에 비해 안정적이고, 내부열원과 유동층간의 열전달도 우수하며 전열관의 형태에 상관없이 가압유동층에서의 열전달계수는 상압에서 보다 최고 3-4배 정도의 높은 값을 나타내고 있다[4-7].

본 연구에서는 가압유동층 연소로의 열전달 특성을 해석하기 위하여 연소로내에 수평 이중전열관을 설치하고, 유동층 온도, 유동화 속도 및 공기과잉율을 변화시키면서 열전달계수의 변화 거동을 관찰하였다. 또한 열전달계수를 예측할 수 있는 상관관계식을 차원식과 무차원식으로 도출하였다.

†To whom correspondence should be addressed.  
E-mail: kangyong@hanbat.cnu.ac.kr

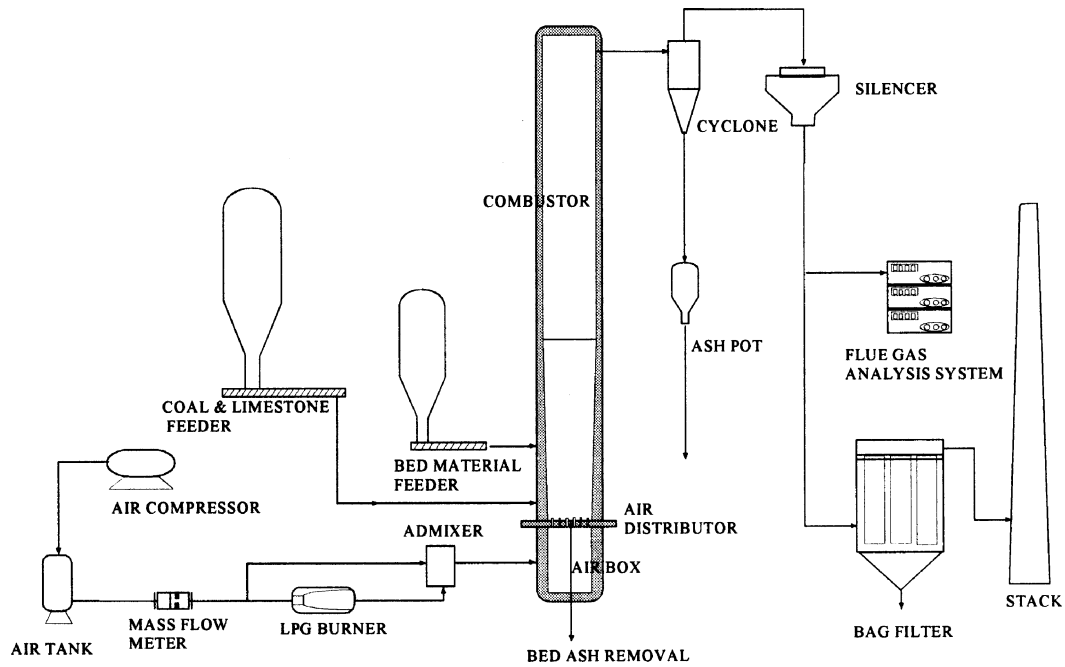


Fig. 1. Schematic diagram of bench scale pressurized fluidized-bed combustor.

## 2. 수평전열관에서의 경막 열전달계수

총괄열전달계수는 유동층 내부의 열원이 전열관에 가하는 열량( $Q_1$ )과 전열관 내부에 흐르는 유체가 얻은 열량( $Q_2$ )으로부터 구할 수 있다.

$$Q_1 = U_o \cdot A \cdot \Delta T_L \quad (1)$$

$$Q_2 = m_w \cdot C_{pw} \cdot \Delta T \quad (2)$$

여기서,  $Q$ 는 열량(W),  $U_o$ 는 총괄열전달계수(W/m<sup>2</sup>K),  $A$ 는 전열관의 전열면적(m<sup>2</sup>),  $m_w$ 는 전열관 내부에 흐르는 유체의 유량(kg/s),  $C_{pw}$ 는 전열관 내부에 흐르는 유체의 열용량(kcal/kgK),  $\Delta T_L$ 은 대수평균온도차(K),  $\Delta T$ 는 전열관 내부에 흐르는 유체의 입구와 출구에서의 온도차(K)이다. 또한 총괄열전달계수는 식 (3)과 같이 전열관 내부 유체의 흐름 특성에 영향을 받는 열전달 저항( $h_i$ ), 전열관의 전도를 통한 저항( $k_m$ ), 유동층에서 전열관 표면으로의 열전달 저항( $h_o$ )으로 표현된다.

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_i} \left( \frac{D_o}{D_i} \right) + \frac{x_m}{k_m} \left( \frac{D_o}{D_{Log}} \right) + \frac{1}{h_o} \quad (3)$$

여기서,  $x_m$ 는 전열관의 두께(m),  $k_m$ 는 전열관의 열전도도(W/mK)이다. 따라서 유동층과 전열관 표면간의 열전달 특성인 경막열전달계수( $h_o$ )는 다음 식 (4)로 얻을 수 있다.

$$\frac{1}{h_o} = \frac{1}{U_o} - \frac{1}{h_i} \left( \frac{D_o}{D_i} \right) - \frac{x_m}{k_m} \left( \frac{D_o}{D_{Log}} \right) \quad (4)$$

전열관 내부 유체의 전달저항,  $h_i$ 는 전열관의 형태, 유체의 흐름 발달 및 유체의 물성에 따라 변하며, 층류와 난류에서 각각 다음과 같은 식을 이용하여 구할 수 있다[2].

층류관계식,  $Re < 2,100$

$$\frac{h_i D_i}{k_i} = 1.62 \left( \frac{m_w C_{pw}}{\pi k_i L} \right) \quad (5)$$

난류관계식,  $Re > 10,000$

$$\frac{h_i D_i}{k_i} = 0.023 P_r^{0.4} R_e^{0.8} \quad (6)$$

여기서,  $P_r$ 은 Prandtl 수,  $R_e$ 는 Reynolds 수,  $k_i$ 는 유체의 열전도도(W/m<sup>2</sup>K)이다. 본 연구에서는  $U_o$ 와  $h_i$ 값을 측정하고 구하여서 식 (4)에 의해 수평관의 경막열전달계수,  $h_o$ 를 구하였다.

## 3. 실험방법

### 3-1. 실험장치

실험장치의 전체적인 개략도를 Fig. 1에 나타내었다. 유동층 연소로는 연료 및 공기의 공급부, 연소로 그리고 배가스 처리부 등 크게 3부분으로 구성되었다. 연료인 석탄은 나선형 공급 장치에 의해 정량적으로 연소로의 하부(공기분배기로부터 높이 0.1 m)에 공급되며, 유동화 기체는 MFM(mass flow meter)으로 정량하여 연소로에 공급하였다. 연소층은 분배기와 접해 있는 부분의 직경이 0.17 m에서 높이 2 m까지 직경이 0.25 m로 확장되어 있으며, 총 연소로 높이는 5 m이었다. 또한 연소로는 내화재와 단열재로 구성되어 있고, 압력을 견디기 위해 탄소강관의 압력용기 안에 설치되어 있다. 연소로 측면에는 압력과 온도를 측정할 수 있도록 탭(tap)이 설치되어 있으며, 연소로의 열전달 특성을 조사하기 위하여 수평 이중전열관을 공기 분산관으로부터 0.74, 0.91, 1.08, 1.24, 1.41, 1.58, 1.74 m 위치에 각각 설치하였다. Fig. 2에는 수평 이중전열관의 상세도를 나타내었다. 전열관은 열을 효과적으로 추출하고, 간편하게 설치하기 위하여 동심원관을 사용하였다. 내부는 SCH.40 3/8"관으로 냉각수가 주입되고, 외부는 SCH.40 1"관으로 열교환된 냉각수가 배출되었다.

### 3-2. 실험방법

본 연구의 실험에 사용된 석탄은 국내 무연탄이며, 물성을 Table 1에 나타내었다. 무연탄은 탄소의 함유량이 58%이고, 발열량은 4,530 kcal/kg이다. 공업분석치는 고정탄소 55%, 휘발분 5%, 그리고 회분 36%였다. 그리고 층 물질에 사용된 모래의 밀도는 2,500 kg/m<sup>3</sup>, 모래 입자의 크기 범위는 300-700 μm였다. 반응기 내부의 층높이를 2 m, 압력을 6

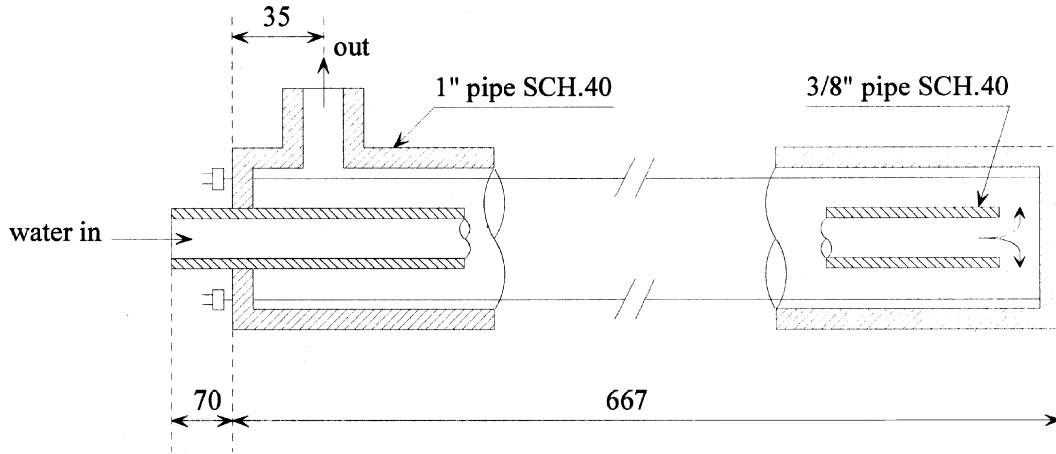


Fig. 2. Schematic diagram of horizontal heat transfer tube.

Table 1. Properties of anthracite coal

	Component	Weight percent, %
Proximate analysis	Moisture	9
	Volatile materials	5
	Ash	36
	Fixed carbon	55
Elemental analysis	Carbon	58
	Hydrogen	2

\*Calorific Heating Value: 4,530 kcal/kg

기압으로 일정하게 유지하였으며, 공기의 유속은 0.9-1.3 m/s로 운전하였다. 공기과잉률은 10, 20, 30%, 연소로 온도는 850, 900, 950 °C로 변화하였으며, 유동층의 온도, 전열관 입구와 출구의 냉각수 온도 그리고 냉각수량으로부터 경막열전달계수,  $h_g$ 를 계산하였다. 수평 이중전열관 7개중 길이가 0.67 m이고, 분산관으로부터 1.08 m 위치에 있는 전열관을 사용하여 각 조업조건에서의 경막열전달계수를 구하여 비교하였으며, 설치된 7개의 전열관에 대하여 경막열전달계수를 측정함으로써 유동층 높이에 따른 열전달계수의 변화를 조사하였다. 전열관의 위치는 1.08 m에 위치하고 있으나 같은 위치에 열전대가 설치되어 있지 않기 때문에 0.85 m와 1.26 m에 위치한 열전대의 온도를 이용하여 보간법으로 유동층 온도를 추정하여 열전달계수를 계산하였다.

#### 4. 결과 및 고찰

##### 4-1. 유동층 온도의 영향

유동층연소로에서 유동층 온도가 열전달계수에 미치는 영향을 Fig. 3에 나타내었다. 공기과잉률이 20%일 때, 공기의 유속이 0.9 m/s와 1.1 m/s 각각에 대하여 온도가 850 °C에서 950 °C까지 증가함에 따라 열전달계수는 각각 415-640 W/m<sup>2</sup>K, 370-610 W/m<sup>2</sup>K으로 유동층 온도와 비례하는 경향을 나타내었다. 또한  $k_g$ 에 대한 비례지수가 0.5와 2.4승일 때의 열전달계수 변화를 나타내었다. 유동층 온도가 1,000 °C이하에서는 복사 에 의한 열전달이 5-10%미만으로서 그 영향이 적으며, 상압의 경우 온도의 증가에 따라 기체의 열전도도,  $k_g$ 가 0.5-2.4승으로 증가하기 때문에 열전달계수는 거의 직선적으로 증가하나 유동층의 온도가 1,000 °C를 넘으면 복사에 의한 열전달 영향을 받기 때문에 열전달계수는 온도의 4승으로 급격히 증가하는 것으로 알려져 있다[8]. Fig. 3에서 보는 바와 같이 본 실험에서  $k_g$ 에 대한 비례지수는 0.9 m/s일 때 4.1이고, 1.1 m/s일

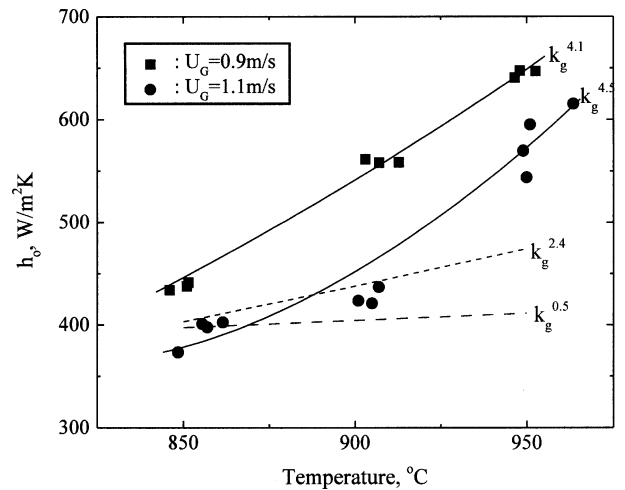


Fig. 3. Effects of temperature on the heat transfer coefficient(excess air =20%).

때 4.5로 계산되었다. 또한 각 실험조건에서  $k_g$ 에 대한 비례지수의 범위는 2.8-4.5였다. 이와 같이  $k_g$ 에 대한 지수가 상압에서의 경우보다 본 실험에서 높게 나타난 것은, 연소로의 압력이 증가하면 기체의 밀도가 증가하여 기체의 열전도도가 증가하고 이에 의해 열전달이 증가하기 때문인 것으로 판단된다[9].

##### 4-2. 유동화속도의 영향

Fig. 4는 950 °C의 조건에서 유동화속도에 대한 열전달계수의 변화를 나타낸 것이다. 열전달계수는 공기과잉률 20%에서 유체의 유속이 0.9 m/s에서 1.3 m/s로 증가할수록 640 W/m<sup>2</sup>K에서 550 W/m<sup>2</sup>K까지 감소하였다. 또한 공기과잉률 30%에서는 600 W/m<sup>2</sup>K에서 430 W/m<sup>2</sup>K까지 급격히 감소하였다. 일반적으로 유동층내의 기체유속이 증가하면 고체체류량의 감소로 전도에 의한 열전달은 감소하고, 대류에 의한 열전달은 증가한다. 대류에 의한 열전달 영향이 전도에 의한 열전달 영향보다 크기 때문에 총괄열전달은 대체로 증가하는 경향을 보이며, 고체입자와 전열관과의 접촉빈도가 임계조건 농도에 도달할 때까지 열전달계수는 증가하게 된다[10]. 즉, 기체의 유속을 증가시키면 고체입자의 흐름과 접촉현상이 격렬해지며 이와 같이 유동층에서의 난류 현상의 증가는 고체입자와 유동층 내부 열원 표면의 접촉강도와 빈도수를 증가

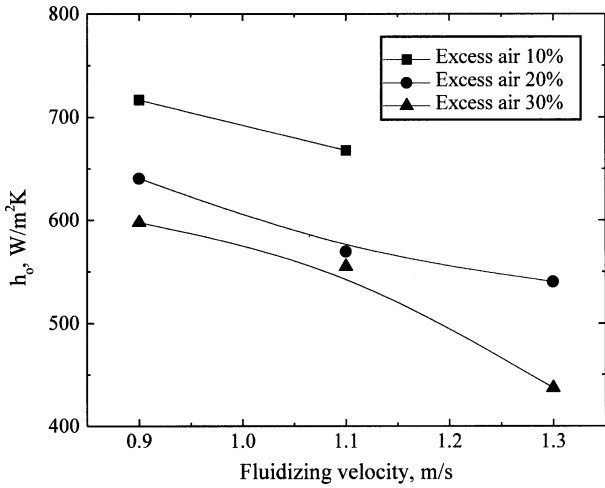


Fig. 4. Effects of fluidizing velocity on the heat transfer coefficient at 950 °C.

시켜서 고체입자에 의한 대류 효과를 증가시키기 때문에 [11, 12] 기체 유속의 증가에 따라 열전달계수는 증가한다고 볼 수 있다. 그러나 어느 이상에서의 유속에서는 전도에 의한 양의 감소가 상대적으로 커서 열전달계수는 최대점을 보인다고 알려져 있다. 그 이유는 기체 유속이 증가하면서 기포의 크기는 증가하지만, 상대적으로 전열관에 충돌하는 기포 입자의 횡수와 양이 감소하므로 대류에 의한 열전달 증가율이 감소하기 때문이다 [13]. 임계조건보다 더 유속을 증가시키면 고체입자와 전열관 사이의 접촉빈도수 증가량보다는 고체밀도(solid packing density)의 감소량에 의해 크게 영향을 받아 열전달계수는 감소한다.

Fig. 5에는 유동층 온도 900 °C에서 유속 0.9와 1.1 m/s에 대하여 과잉공기의 증가에 따른 열전달계수의 변화를 나타내었다. 기체 유속이 낮은 경우보다 높은 경우에서 과잉공기에 대한 영향이 적게 나타났다. 과잉공기에 대한 실험은 유체의 유속을 일정하게 유지시키면서 무연탄의 양을 변화시키면서 수행한 것이다. 때문에 과잉공기량이 적은 단위 시간당 유입되는 석탄의 양이 증가된 것이므로, 열전달 열원인 연소로내의 열이 상대적으로 증가하여 열전달계수 또한 증가하였다. Fig. 6에는 유동층 온도와 과잉공기에 대한 열전달계수의 변화를 등온선으로 나타낸 것이다. 앞에서 언급했듯이 열전달계수는 유동층 온도에 비해하

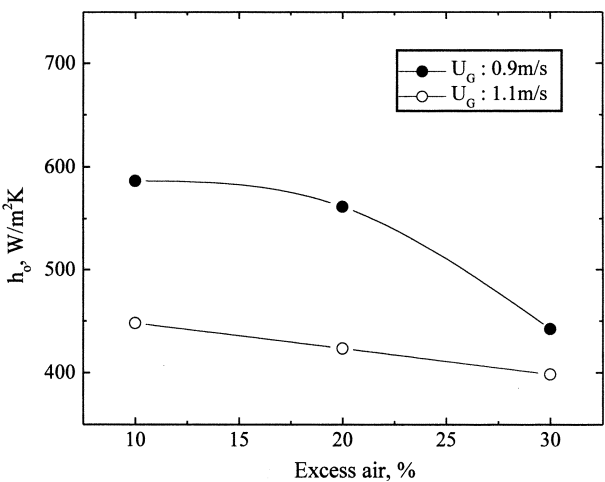


Fig. 5. Effects of excess air on the heat transfer coefficient at 900 °C.

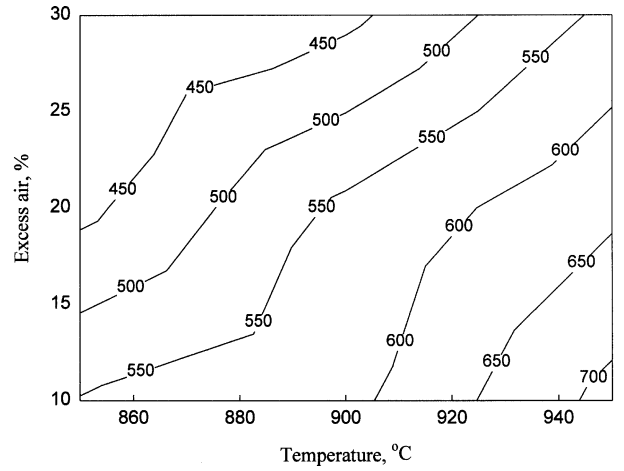


Fig. 6. Effects of excess air and temperature on the heat transfer coefficient.

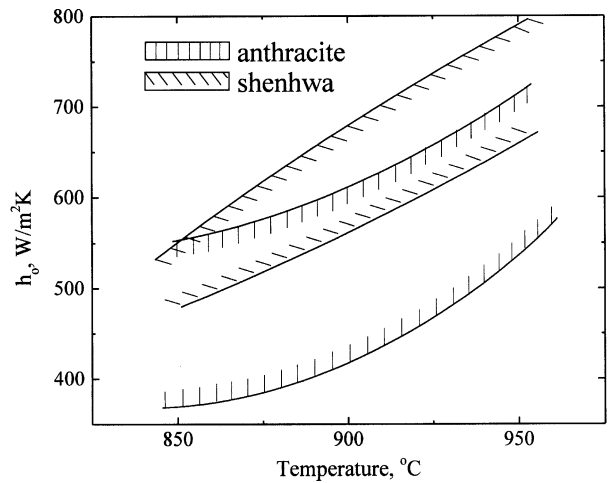


Fig. 7. Comparison of the heat transfer coefficients of anthracite and shenhwa coal.

고, 공기과잉률에 반비례하였으며, 공기과잉률보다는 유동층 온도에 영향을 많이 받았다.

#### 4-3. 무연탄의 특성

실험에 사용된 석탄은 저휘발분이며 회분을 36% 함유하고 있는 국내 무연탄이다. Jin [14] 등은 국내 무연탄과 중국 선화탄에 대하여 같은 실험 조건에서 열전달계수를 관찰하였다. 중국 선화탄은 국내 무연탄과는 달리 휘발분이 33%이며, 회분도 매우 낮은 5%로 양질의 석탄이다. Fig. 7에는 두 석탄에 대하여 공기과잉률 및 유동층 온도에 따른 열전달계수의 변화영역을 나타내었다. 선화탄의 열전달계수 범위는 480-800 W/m<sup>2</sup>K로서 각 조건에서 연소하였을 때 연소로 내에 회분이 잔류하지 않고, 거의 사이클론이나 여과기에서 포집되기 때문에 연소로 내의 고체입자는 대부분이 초기 충물질인 모래이다. 반면에 무연탄은 950 °C에서 700 W/m<sup>2</sup>K이지만, 850 °C에서는 550 W/m<sup>2</sup>K까지 감소하는 경향을 나타내며, 선화탄 보다 보편적으로 낮은 열전달계수를 보이고 있다. 무연탄에 함유된 회분은 35%로 선화탄의 회분 함유율보다 매우 높아 연소로 내에 잔류하게 된다. 계속 연소하면 잔류하는 회분이 증가하기 때문에 연소로 내의 층 높이가 증가한다. 따라서 주기적으로 충물질을 제거해야만 한다. 연소로 내 고체입자는 초기에 모래만 존재하였지만, 어느정도 연

소가 진행되면 회분이 층물질의 대부분을 차지하게 된다. 충분히 연소가 진행될 수 있는 조업조건에 도달한 유동층 내의 층물질은 초기 층물질인 모래의 입자(300-700 μm)보다 상당히 큰 500-2,000 μm의 범위로 넓게 분포되어진다. Emulsion 저항이론[15]에 따르면 열전달계수는 기체의 기포에 잠기는 분울과 고체 packet이 치환되는 빈도수에 영향을 받는데, 이 분울과 빈도수는 유동층 입자크기에 직접적인 영향을 받고 있다. 즉 입자의 크기가 작을수록 전열관 표면이 기포에 잠기는 분울이 감소하므로 열매체 역할을 하는 고체 입자와 접촉할 기회가 많아지며 새로운 packet으로 치환되는 속도가 빨라져 신속하게 열이 전달될 수 있다고 한다. 때문에 회분을 많이 포함하고 있는 무연탄의 연소시 열전달계수는 석화탄에 비하여 작은 것으로 판단된다.

4.4. 전열관 위치에 따른 열전달계수

위에서 다룬 전열관은 분산관으로부터 1.08 m의 고정 위치에 있는 것이다. 유동층의 층 높이에 대한 열전달계수 변화를 관찰하고자 분산관으로부터 0.74, 0.91, 1.08, 1.24, 1.41, 1.58, 1.74 m에 위치한 전열관을 사용하였다. 유동층 온도 850 °C, 유동화속도 1.1 m/s의 조건에서 전열관들의 열전달계수를 구하여 Fig. 8에 나타내었는데, 0.91-1.08 m의 범위에 위치한 전열관의 열전달계수가 가장 높게 나타났다.

0.74 m에 위치한 전열관의 열전달계수는 1.08 m의 전열관 보다 낮은 열전달계수를 갖는다. 0.74 m에 위치한 전열관의 열전달계수가 낮게 나타나는 이유는 석탄의 주입 위치가 0.1 m이므로 연소로 내의 반응온도보다 낮은 석탄이 유입되어 연소로 내의 온도를 떨어뜨리기 때문으로 사료된다. 유입된 석탄은 공기에 의해 유동화 되고 연소하면서 상승하므로, 층내의 온도는 높이에 따라 상승하게 된다. 이에 따라 층 바닥에서 약 0.91 m 위치까지는 열전달계수가 증가하고 있다. 또한 석탄 입자가 “건조→탈휘발화→휘발분의 연소→char의 연소”의 단계를 거쳐 연소하면서 입경이 작아지므로 바닥에서 1.08 m까지의 열전달계수 층 높이에 따라 증가하는 것으로 설명할 수 있다[16]. 그러나 1.24 m에 위치한 전열관부터는 열전달계수가 현저히 감소하여 1.74 m의 위치에서는 200 W/m<sup>2</sup>K까지 감소하고 있다. 1.08 m 이상의 높이에서 유동층 높이에 따라 열전달계수가 감소하는 것은 층의 온도에 의한 영향보다는 기포가 상승하면서 기포의 합체와 기포의 빈도수 감소에 의한 것이다[17].

4.5. 조업조건에 따른 상관식

본 실험에서 측정된 가압유동층 연소로에서 수평전열관과 유동층간의 경막열전달계수를 Nusselt 수, Galileo 수 그리고 Reynolds 수의 상

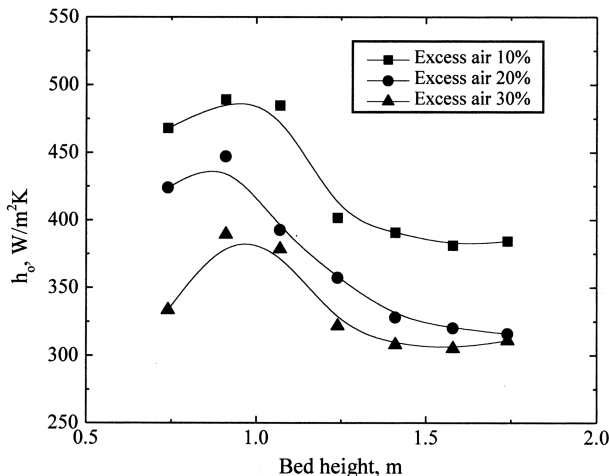


Fig. 8. Effects of bed height on the heat transfer coefficient at 850 °C and 1.1 m/s.

관식으로 식 (7)과 같이 나타낼 수 있었다[18]. 식 (7)은 복사에 대한 영향은 매우 적으므로 고려하지 않았는데 상관계수는 0.98로 실험결과와 잘 일치하였다.

$$Nu = \left[ \frac{h_o d_p}{k_g} \right] = 9.30 \left[ \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g)}{\mu_g^2} \right]^{-2.22} \left[ \frac{d_p \rho_g U_g}{\mu_g} \right]^{0.36} \quad (7)$$

또한, 수평전열관의 경막열전달계수는 식 (8)과 같이 실험변수들의 함수로 나타낼 수 있었다.

$$h_o = 1.46 \times 10^{-11} u_g^{-0.65} (1 + ea)^{-1.26} T^{4.44} \quad (8)$$

식 (12)의 상관계수는 0.94로 실험결과와 잘 일치하였다.

5. 결 론

가압유동층 연소로에서의 열전달 특성에 관한 연구에서 다음과 같은 결론을 얻을 수 있었다.

- (1) 열전달계수는 유동층 온도에 비례하고, 공기과잉률 및 유동화속도에 반비례하였다.
- (2) 무연탄은 함유된 회분의 반응기내 잔류로 인하여 전열관과 접촉하는 층물질의 입경이 증가하고 낮은 회분의 석탄보다 매우 낮은 열전달계수를 가짐을 알 수 있었다.
- (3) 조업조건인 유동화속도(u<sub>g</sub>), 공기과잉률(ea) 및 온도(T) 등을 이용하여 열전달계수와외 상관식을 다음과 같이 얻을 수 있었다. 열전달계수는 유동화속도와 공기과잉률보다 유동층 온도에 큰 영향을 받고 있음을 확인할 수 있었다.

$$h_o = 1.46 \times 10^{-11} u_g^{-0.65} (1 + ea)^{-1.26} T^{4.44}$$

감 사

본 연구는 산업자원부가 지원하는 청정에너지기술개발사업의 일환으로 수행되었습니다. 연구비의 지원에 감사 드립니다.

사용기호

- A : heat transfer area of heat exchange tube [m<sup>2</sup>]
- C<sub>p</sub> : specific heat [J/kgK]
- D<sub>i</sub> : inside diameter of heat exchange tube [m]
- D<sub>L</sub> : log mean diameter of heat exchange tube [m]
- D<sub>o</sub> : outside diameter of heat exchange tube [m]
- D<sub>t</sub> : bed diameter [m]
- d : particle diameter [m]
- E : amount of excess air [%]
- h : individual heat transfer coefficient [W/m<sup>2</sup>K]
- h<sub>i</sub> : individual heat transfer coefficient based on tube inside area [W/m<sup>2</sup>K]
- h<sub>o</sub> : individual heat transfer coefficient based on tube outside area [W/m<sup>2</sup>K]
- k : thermal conductivity [W/mK]
- k<sub>m</sub> : thermal conductivity of heat exchange tube [W/mK]
- L : length of heat exchange tube [m]
- m : flow rate of fluid [kg/hr]
- Q : heat capacity [W]
- T : temperature [K]
- ΔT<sub>L</sub> : log mean temperature difference [K]

$U_o$  : overall heat transfer coefficient based on outside area [W/m<sup>2</sup>K]  
 $u_g$  : fluidizing velocity [m/s]  
 $x_m$  : thickness of heat exchange tube [m]

**그리스 문자**

$\mu$  : viscosity [kg/mhr]  
 $\rho$  : density [kg/m<sup>3</sup>]

**Dimensionless number**

Ga : Galileo number,  $d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g) g / \mu_g^2$   
 Nu : Nusselt number,  $h_o d_p / k_g$   
 Pr : Prandtl number,  $C_{pg} \mu_g / k_g$   
 Re : Reynolds number,  $d_p \rho_g u_g / \mu_g$

**하첨자**

g : gas phase  
 p : particle  
 w : water

**참고문헌**

1. Park, Y. S., Choi, J. H., Son, J. E. and Maeng, K. S.: *HWAHAK KONGHAK*, **22**, 107(1984).
2. Park, Y. S. and Son, J. E.: *HWAHAK KONGHAK*, **31**, 287(1993).
3. George, S. E. and Grace, J. R.: *AIChE J.*, **28**, 759(1982).
4. Molerus, O. and Schweinzer, J.: Proc. 9th International Con. on Fluidized Bed Combustion, 624(1987).
5. Wiman, A. and Almstedt, A. E.: *Chem. Eng. Sci.*, **52**(16), 2677(1997).
6. Kang, Y., Kim, Y. R., Ko, M. H., Seo, Y. C., Jin, G. T., Son, J. E. and Kim, S. D.: *HWAHAK KONGHAK*, **35**, 282(1997).
7. Song, B. H., Kang, Y., Seo, Y. C., Jin, G. T., Son, J. E. and Kim, S. D.: *HWAHAK KONGHAK*, **34**, 619(1996).
8. Catipovic, N. M.: Ph.D. Thesis, Oregon State University, Corvallis, OR, USA(1979).
9. Yates, J. G.: *Chem. Eng. Sci.*, **51**, 167(1996).
10. Choi, J. C., Kim, Y. J., Moon, S. H. and Kim, S. D.: *HWAHAK KONGHAK*, **23**, 153(1985).
11. Kang, S. H., Kim, J. S., Kim, S. J., Kang, Y., Kim, S. D. and Fan, L. T.: *Powder Technology*, 2001(in press).
12. Kang, Y., Song, P. S., Yun, J. S., Yeong, Y. Y. and Kim, S. D.: *Chem. Eng. Commun.*, **117**, 31(2000).
13. Jin, G. T., Son, J. E., Shun, D. W., Yi, C. K., Park, J. H., Han, K. H., Bae, D. H. and Cho, S. H.: "Development of Bench Scale Pressurized Fluidized Bed Combustion," KIER-973402, 149(1997).
14. Jin, G. T., Son, J. E., Shun, D. W., Yi, C. K., Park, J. H., Han, K. H., Bae, D. H. and Cho, S. H.: "Development of Bench Scale Pressurized Fluidized Bed Combustion," KIER-A03708, 28(2000).
15. Kunii, D. and Levenspiel, O.: "Fluidization Engineering," Wiley N.Y., 265(1969).
16. Cuenca, M. A. and Anthony, E. J.: "Pressurized Fluidized Bed Combustion," 81(1995).
17. Ma, Y. and Zhu, J.-X.: *Chem. Eng. Sci.*, **55**, 981(2000).
18. Perry, R. T. and Green, D.: "Perry's Chemical Engineering Handbook," 3-254(1984).