

유동층 연소로와 수직전열관 사이의 열전달 특성

박영철 · 손재익 · 김상돈*

한국동력자원 연구소 폐자원연구실

*한국과학기술원 화학공학과

(1985년 2월 13일 접수, 1985년 3월 22일 채택)

Heat Transfer Between Fluidized Bed Combustor and Vertical Tubes

Young-Cheol Bak, Jae-Ek Son and Sang-Done Kim*

Korea Institute of Energy and Resources

**Department of Chemical Engineering Korea, Advanced Institute
of Science and Technology Seoul 131, Korea*

(Received 13 February 1985; accepted 22 March 1985)

요 약

석탄 유동층 연소로에 설치된 수직전열관과 유동층간의 열전달 특성을 유동층 직경이 15cm이고 높이가 1.0 m, freeboard의 직경은 25cm, 높이가 0.5m인 연소로에서 연구하였다.

석탄 입자의 크기 (0.33-0.78mm), 공기유속 (60-190cm/s), 유동층 온도 (800-950°C) 및 전열관의 반경방향의 위치등이 열전달계수에 미치는 영향을 결정하였다.

열전달계수는 공기유속에 따라 증가하면서 최대점을 보이다 감소하며, 유동층온도의 증가와 입자크기의 감소에 따라 열전달 계수는 증가한다. 또한 열전달관이 유동층 반경방향으로 반경의 1/4 위치에서 최대 열전달 계수를 얻을 수 있었다. 한편 열전달계수에 미치는 복사의 영향을 고려한 모델식을 구하여서 기체막 두께를 결정하였다.

실험으로 부터 복사전열은 전체의 10%정도이었으며 평균 기체막 두께는 입자크기의 0.048배로 나타났다. 열전달계수를 Nusselt number로 표시하고 Galileo와 Reynolds numbers의 함수 관계로 상관식을 제시하였다.

Abstract — Heat transfer coefficients between fluidized bed combustor and the vertically immersed tube have been determined in a 15 cm-ID x 1.0 m-high main fluidized bed having freeboard height of 0.5 m and 25 cm in diameter.

Effects of coal size (0.33-0.78 mm), air velocity (60-190 cm/s), bed temperature (800-950°C) and location of the transfer tube in radial direction on heat transfer coefficient have been determined.

A gas film thickness adjacent to the heat transfer tube has been determined from a model equation which account radiation effect.

The average gas film thickness is found to be $0.048 d_p$ from the experiments. Heat transfer coefficient exhibit a maximum value along the air velocity. Whereas it increased with bed temperature and decrease of particle size. In addition, the optimum heat transfer coefficient has been obtained where the transfer tube is located at $\frac{1}{4} d_b$.

The coefficient in terms of Nusselt number can be correlated with Reynolds and Galileo numbers.

서 론

전 세계적인 에너지 활용에 대한 관심은 근래에 와서 석탄의 효율적 연소에 초점이 모아지고 있다.

특히 국내의 석탄매장량은 약 15억톤 정도이나 이중 40%정도가 열량이 3,500Kcal/kg 이하의 저질 탄으로 이의 활용은 국내자원 활용면에서 중요한 문제로 대두되어 있다. 국내 저질탄은 회분 함량이 60% 이상으로 일반 격자연소로에서는 거의 연소가 불가능하며 미분탄 연소나 기름과 섞어서 연소시에도 경제성은 없는 것으로 나타났다.

그러나 유동층 연소로는 여러 종류의 석탄을 연속적으로 공급하면서 연소시키면서 회분을 연속적으로 제거하면서 조업할 수 있을 뿐만 아니라 유동층내의 격렬한 혼합에 의하여 열전달이 매우 좋아서 연소로의 체적을 줄일 수 있으며 조업온도가 800℃ 정도에서 가능하여서 질소 산화물의 배출이 적으며 또한 석회석이나 백운석을 첨가하여 연소하면 황산화물의 배출을 억제할 수 있으므로 공해 문제를 해결할 수 있는 등 여러가지 장점이 있다. 이러한 유동층연소로가 선진국에서 이미 상업화 되어 있으나 양질의 석탄을 사용하는 장치로 설계 되어 있어서 국내 저질 무연탄 연소에 적합하게 설계되어 있다고 할 수 없다.

그러므로 국내 저질 무연탄을 사용하여 유동층 연소로내의 열전달특성을 규명하므로써 연소로 설계와 그 규모 산정에 기본자료를 제공하는데 본 연구의 목적이 있다고 하겠다.

이론적 고찰

유동층과 전열관 사이의 전열 mechanism에 관하여 많은 연구[1]가 이루어져 있으며 이를 대별하면 thin film model, particle contact model, packet model 및 two layer model 등이 있다. 비교적 낮은 온도에서 제안된 위의 모델은 복사의 영향을 무시하였으므로 고온의 경우인 본 실험의 경우는 기존의 모델식에 복사의 영향을 고려하였다.

유동층연소로내에서는 석탄입자와 회분이 연소가스와 함께 packet 을 형성하므로 수정 packet 모델을 적용할 수 있다.

이 모델은 Fig. 1 과 같이 전열관 표면에 얇은 기

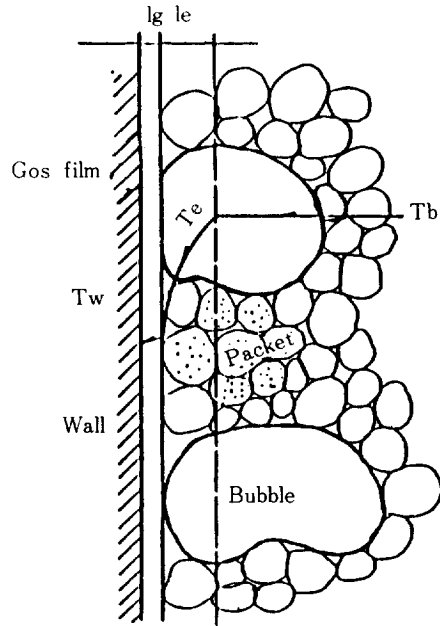


Fig. 1. Physical picture of the theoretical model.

체막이 형성되어 있고, 여기에 packet 이 접촉할때 packet 이 가지고 있는 열은 기체막으로 전달되고, 기체막을 통한 전도에 의하여 전열이 이루어 진다는 가정이다. 따라서 packet 과 전열관 사이의 열 이동전체에 대하여 생각하면 packet 이 유동층내의 전열관과 접촉할때는 전도와 packet 의 운동에 의한 기체막의 대류, packet 의 복사 에 의한 전열이 일어나고 또한 기포가 전열관과 접촉할때도 대류와 복사에 의하여 전열이 일어난다. 이를 수식으로 표현하면 전체 전열량, q_t 는

$$q_t = (1 - f_b)(q_{ec} + q_{er} + q_{gv}) + f_b(q_{bv} + q_{br}) \quad (1)$$

여기서 q_{ec} 는 emulsion packet의 전도전열, q_{er} 는 emulsion packet의 복사 전열, q_{gv} 는 기체막의 대류에 의한 전열, q_{br} 은 기포의 복사에 의한 전열, q_{bv} 는 기포의 대류에 의한 전열을 의미한다.

여기서 q_{er} 항에서 복사는 복사체 표면 온도에만 영향을 받으므로 Fig. 1에서 보듯이 전열관과 매우 근접한 packet의 표면온도는 packet 내부 보다는 온도가 급격히 떨어지므로 전열관과의 온도 차이가 크게 나타나지는 않는다. 그러므로 이 항은 무시할 만 하다. 또 q_{gv} 항은 평균 격막 두께가 클 경우에는 기체막 자체의 운동에 의한 대류의 영향이 크다.

그러나 이 평균 격막 두께는 물리적으로 측정 불가능하고 단지 전열 mechanism을 설명하기 위하여 여러 연구자들이 Table 1에 보여준 값으로 가정하였다.

여기서 보듯이 격막 두께는 평균 입자경에 비례하기 때문에 평균입자경이 클 경우에는 그 영향이 크나 본 유동층 연소로의 석탄입자경이 2 mm 이하이므로 기체막의 두께는 매우 얇다고 할 수 있다. 그러므로 q_{gv} 항을 무시할 수 있겠다. 그러면 식(1)은 다음과 같이 표현된다.

$$q_{gv} = q_t = (1 - f_b)q_{ec} + f_b(q_{bv} + q_{br}) \quad (2)$$

Packet의 전도 전열을 packet model [14]에서 제안된 packet 접촉시의 전열저항, $(R_r = \pi \bar{t} / k_e \rho_s C p_s (1 - \epsilon_{mf})^{1/2})$ 과 기체막 저항($R_w = l_g / k_{gw}$)을 독립적으로 계산하여서 전체저항을 통한 전도 전열계수를 다음과 같이 표현하였다[6].

$$h_{ec} = 1 / (R_w + 0.5 R_r) \quad (3)$$

Table 1. Gas film thickness.

Authors	gas film thickness
Van Heerden, et al. [2]	1/6 dp 층 류 $l_g = 0.0716 dp \frac{A_1}{B_1}$ $B_1 = 0.0239 (1 - g)^{1/3} (Re)^{1/2}$
Levenspiel and Watson [3]	난 류 $A_1 = (1 + B_1^2)^{3/2} - B_1^3$ $l_g = 0.0597 dp \frac{A_2}{B_2}$ $B_2 = 0.3449 (1 - g)^{1/3} (Re)^{1/2}$ $A_2 = (1 + B_2^{5/4})^{9/5} - (B_2)^{9/4}$
Botterill [4]	0.1 dp
Gabor [5]	0.05 dp
Gelperin and Einstein [6]	0.5 dp
Yoshida et al. [7]	2 mm
Vedamuthy and Sastri [8]	0.5 dp
Thring [9]	0.08 dp
Zabrodsky et al. [10]	1/6 dp
Kolar et al. [11]	0.065 dp
Decker and Glicksman [12]	1/24 dp
Zhang et al. [13]	1/6.5 dp

그러므로 emulsion packet의 전도 전열은 다음과 같이 표시할 수 있다.

$$q_{ec} = \frac{(T_b - T_w)}{\frac{l_g}{k_{gw}} + 0.5 \left[\frac{\pi \bar{t}}{k_e \rho_s C p_s (1 - \epsilon_{mf})} \right]^{1/2}} \quad (4)$$

또한 전열관 표면에 형성된 기체막은 복사열적으로 투명하다고 가정하면 $k_{ew} = k_g$ 라고 할 수 있겠다.

Packet의 평균 열전도도는 Swift [15]에 의해 다음과 같이 제안되었다.

$$k_e = 0.9065 \frac{2}{\left(\frac{1}{k_g} - \frac{1}{k_s} \right)} \left[\frac{k_s}{k_s - k_g} \left(\ln \frac{k_s}{k_g} \right) - 1 \right] + 0.0935 k_g \quad (5)$$

복사 전열은 전열관과 마주보는 기포면에서만 복사전열이 있다고 보고 기체 자체는 복사열 면에서 투명하다고 가정한다. 일반적으로 벽면에 부착되어서 상승하는 기포는 벽면효과에 의하여 유동층 한 가운데에서 완전히 발달한 기포에 비하여 반으로 나누어진 형태를 갖게 되므로 이를 고려하여서 Yoshida 등 [7]은 복사전열을 다음과 같이 제안하였다.

$$q_{br} = E_w \sigma (T_b^4 - T_w^4) \quad (6)$$

또한 기포의 대류에 의한 전열은 Baskakov 등 [16]에 의하여 다음과 같이 제안되었다.

$$q = 0.009 \frac{k_g}{d_p} Ga^{0.5} Pr_g^{0.33} (T_b - T_w) \quad (7)$$

따라서 상기식 (4), (6), (7) 식을 식(2)에 대입하면 전체전열식은 다음과 같이 된다.

$$q_t = (1 - f_b) \frac{(T_b - T_w)}{\frac{l_g}{k_g} + 0.5 \left[\frac{\pi \bar{t}}{k_e \rho_s C p_s (1 - \epsilon_{mf})} \right]^{1/2}} + f_b E_w \sigma (T_b^4 - T_w^4) + 0.009 f_b \frac{k_g}{d_p} Ga^{0.5} Pr_g^{0.33} (T_b - T_w) \quad (8)$$

또한 $q_t = h_t (T_b - T_w)$ 이므로 전체 열전달 계수는 다음과 같이 표현된다.

$$h_t = \frac{(1 - f_b)}{\frac{l_g}{k_g} + 0.5 \left[\frac{\pi \bar{t}}{k_e \rho_s C p_s (1 - \epsilon_{mf})} \right]^{1/2}} + f_b E_w \sigma (T_b + T_w) (T_b^2 + T_w^2) + 0.009 f_b \frac{k_g}{d_p} Ga^{0.5} Pr_g^{0.33} \quad (9)$$

여기서 f_b , \bar{t} 와 W 는 Thring[9]에 의하여 다음과 같이 제안되었다.

$$f = 0.08553 \left[\frac{U_{mf}^2 (\bar{W} - 1)^2}{gd_p} \right]^{0.1944} \quad (10)$$

$$\bar{t} = 8.932 \left[\frac{gd_p}{U_{mf}^2 (\bar{W} - 1)^2} \right]^{0.0756} \left(\frac{d_p}{0.025} \right)^{0.8} \quad (11)$$

$$\bar{W} = U/U_{mf} \quad (12)$$

실 험

1. 실험장치

실험장치의 전체 개략도를 Fig. 2에 보여 주고 있다. 여기서 보듯이 장치는 유동층연소로, 석탄주입부분, 공기 주입부분과 1, 2차 cyclone 집진기 및 회분 재주입 부분으로 구성되어 있다.

유동층 연소로는 stainless steel 304 재질로서 그 직경이 0.15m, 높이가 1.0m의 유동층 부분과 cyclone의 부하를 줄이기 위하여서 확장된 내경의

freeboard영역을 직경이 0.25m, 높이 0.5m로 제작하여서 전체 높이는 1.5m로 설계 되었다. Freeboard에는 주입공기를 예열하기 위하여 직경 1cm 탄소강관이 20cm높이로 용수철 형태로 내장되어 있다. 또한 여기에서의 열전달 계수를 측정하기 위하여 직경 1.3cm, 길이 30cm의 SUS 304관을 수직으로 설치하였다. 이 전열관의 출구와 입구의 온도를 측정하기 위하여 CA-열전대를 설치하였다. 유동층내의 전열관도 그 크기나 모양이 freeboard의 전열관과 동일하며 반경 방향으로 이동이 가능하도록 하여서 각 위치에서의 열전달 계수를 측정토록 하였다.

공기 분산판으로 부터 3, 10, 25, 40, 50cm 위에서 층의 온도를 측정하기 위하여 CA 열전대를 설치하였다. 또한 유동층의 압력을 측정하기 위하여 분배기로 부터 5, 20, 40, 50, 60, 70cm 위치에 압력측정 꼭지를 설치하여서 액주형 압력계에 연결하였다.

비말동반된 회분을 재순환 시키거나 층의 온도조절용 회분을 공급하기 위하여 분산판위 6cm지점에 직경 2.5cm SUS 304관을 60도 각도로 설치하여서 screw feeder에 연결하였다.

석탄의 유동층에 주입은 변속모타가 장착된 screw feeder를 사용하여서 주입량을 조절하였고 주입위치는 분산판으로 부터 45cm로 유동층과 freeboard의 경계면 근처이다.

유동층 하단의 공기상자(air box)는 직경 15cm × 높이 20cm의 SUS 304로 제작하였고 상부에서 5cm 지점에 8mm관으로 만든 직경 10cm정도의 원형 L-PG 분배 장치를 설치하였다. 또한 상부에서 2cm 아래에 열전대, 압력 꼭지를 설치하여서 LPG 예비 혼합부분의 온도, 압력을 측정할 수 있도록 하였다.

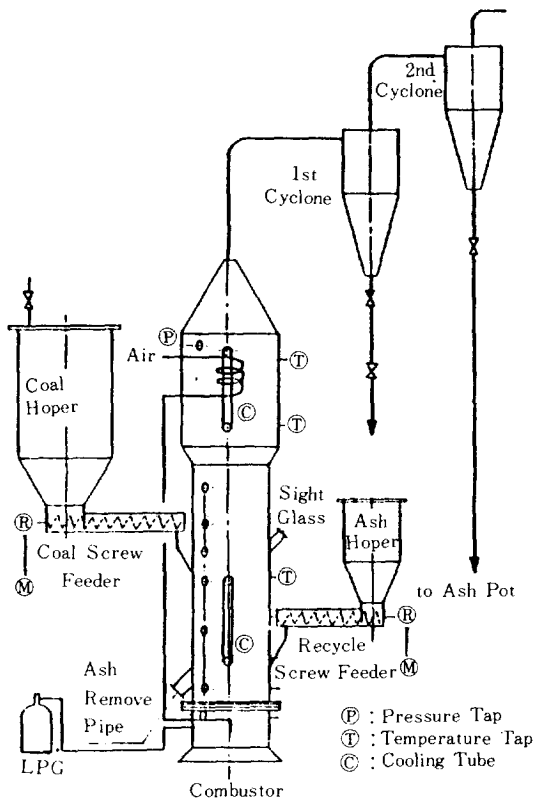


Fig. 2. Schematic diagram of equipments.

Table 2. Chemical analysis of coal.

공	수	분 (%)	5.96
업	회	분 (%)	56.35
분	휘	발 분 (%)	4.45
석	고	정 탄소 (%)	33.24
원	C	(%)	35.71
소	H	(%)	0.56
분	N	(%)	0.21
석	발열량 (건조시료기준) 2790Cal/g		

Table 3. Physical properties of coal and ash.

물성	석 탄	석탄 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/m. hr. °C)	0.233	0.168
38°C basis		
Specific heat (cal/g. °C)	0.236	0.198

공기 분배기는 두께 2mm의 SUS 304 판에 직경 2mm의 구멍을 12.5mm사각 피치로 배열하여서 112개를 뚫은 다공판을 사용하였다.

2. 실험방법

본 실험에 사용된 석탄은 충남 대전지역의 저질 무연탄(2790Kcal/kg)으로 그 분석치를 Table 2에 보여주고 있다. 이 석탄을 크기별로 분류하여서 평균 입자경을 1.06mm (14-20mesh), 0.68mm (20-30mesh), 0.49mm (25-40mesh) 및 0.33mm (30-60mesh) 크기로 변화시켜서 입자크기의 영향을 관찰하였다. 또한 상기한 모델에 필요한 물리적 성질을 Table 3에 보였다.

최소 유동화 속도는 상온에서와 고온에서 결정하

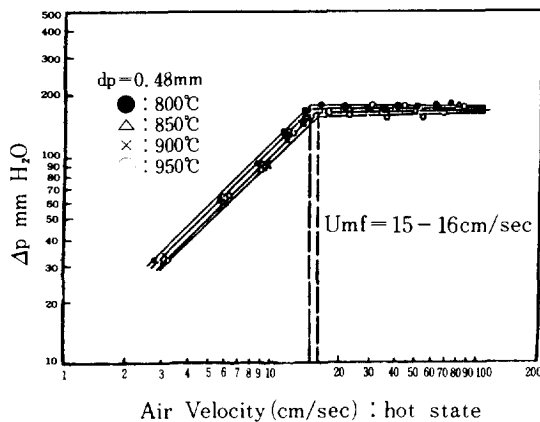


Fig. 3. Pressure drop. vs. air velocity at high temperature.

Table 4. Operating conditions.

Coal Feed Rate(Kg/hr)	3.8-7.5
Mean Coal Size(mm)	1.06, 0.68, 0.49, 0.34
Mean Bed ash Size(mm)	0.78, 0.56, 0.48, 0.33
Air Flow Rate (m ³ /hr, 18°C 기준)	10-35
(Cm/sec, Bed temp. 기준)	60-190
Bed temperature(°C)	800, 850, 900, 950
Bed pressure(atm)	1
Bed height (Cm, Expanded state)	40-50

였다. 상온에서의 실험은 15cm 아크릴관에 석탄재를 30cm높이 만큼 채우고 공기유속을 서서히 증가하면서 일정공기유속에서의 층의 압력강하를 압력계로 측정하였다(Fig. 3). 고온에서의 측정은 상기한 연소로에서 석탄재를 장입한 후 공기를 주입하면서 LPG를 연소시켜서 층의 온도가 750°C가 되면 석탄을 공급하면서 LPG 양을 감소시키면서 연소시켜서 원하는 온도가 되면 층높이를 45cm 정도 유지될때의 압력 강하를 측정하였다.

열전달 실험은 상기한 방법으로 원하는 유동층 연소로의 온도를 유지시키면서 석탄의 주입량을 측정하고, 회분제거량 만큼의 회분을 recycle screw feeder로 회분을 공급하면서 이때의 유동층의 온도, 냉각수의 입구 및 출구온도와 유량을 측정한다. 여기서 얻은 결과로 부터 총괄 열전달 계수를 구하고 Dittus-Boelter식으로 부터 유동층과 수직전열관 사

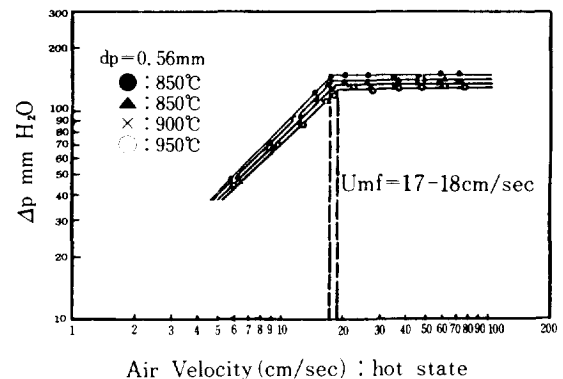


Fig. 4. Pressure drop. vs. air velocity at high temperatures.

이의 열전달 계수를 계산하여 구한다.
전체 실험 조건을 Table 4에 보여주고 있다.

결과 및 고찰

1. 최소 유동화 속도

상온에서의 최소 유동화속도는 Fig. 3에서 보듯이 유속에 따른 압력변화의 변곡점으로 부터 구할 수 있다. 그림에서 보듯이 상온 조건에서의 최소 유동화속도는 입자크기가 0.33, 0.48, 0.56, 0.78 mm일때 각각 9, 16, 20 및 43cm/s로 나타났다. 이를 Wen과 Yu[17]의 상관식과 비교한 결과 잘 일치하였다.

고온에서는 입자 크기가 0.33, 0.48, 0.56mm일때, 최소 유동화속도는 각각 7-8, 15-16, 17-18cm/s로 온도가 800-950℃ 범위에서 얻어져서 온도에 따른 영향은 크게 나타나지 않았다.

McKay와 McIn[18]은 고온에서도 Wen과 Yu[17]의 식이 적용 가능하다고 하였으나 본 실험 결과는 고온에서는 Wen과 Yu[17]식의 값보다 크게 나타나며 Saxena와 Vogel [19]과 Babu등 [20]의 상관식치와 유사함을 알았다(Table 5).

2. 열전달계수

2-1. 유동층내의 열전달 계수

전열관 표면온도는 복사전열에 큰 영향을 미친다.

Table 5. Minimum fluidized velocity and terminal velocity of various particle sizes.

입자크기 (mm)	온도 (℃)	U _m 계산치 (층내온도기준) (cm/sec)			종말속도 (cm/sec)	최소 유동화속도 (cm/sec) 실험치 (층내온도기준)
		Wen & Yu Eq.	Saxena Eq.	Babu Eq.		
0.33	18	8.53	15.3	17.36	224.9	9.0
	800	3.56	6.52	7.56	223.1	7.0
	850	3.46	6.34	7.36	223.2	7.0
	900	3.37	6.18	7.18	223.7	7.5
	950	3.29	6.04	7.0	224.1	8.0
0.48	18	17.16	29.2	32.7	344.7	16.0
	800	7.51	13.69	15.88	342.1	15.0
	850	7.31	13.33	15.47	342.2	15.5
	900	7.13	13.00	15.09	342.9	15.5
	950	6.95	12.71	14.73	343.6	16.0
0.56	18	22.46	37.0	41.2	410.9	20.0
	800	10.20	18.56	21.48	407.8	17.0
	850	9.93	18.06	20.93	407.9	17.0
	900	9.68	17.62	20.43	408.7	18.0
	950	9.45	17.23	19.95	409.6	18.0
0.78	18	37.89	57.4	63.15	599.5	43.0
	800	19.58	35.20	40.53	594.9	-
	850	19.09	34.27	39.60	595.1	-
	900	18.62	33.50	38.72	596.4	-
	950	18.18	32.81	37.89	597.6	-

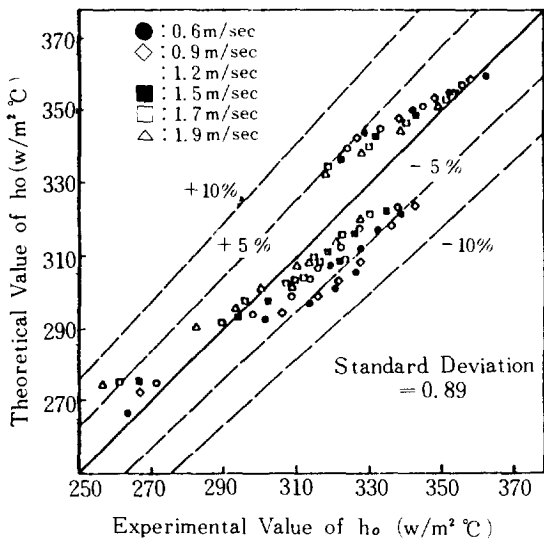


Fig. 5. Comparison of Experimental heat transfer coefficient with theoretical heat transfer coefficient.

본 실험 조건에서는 최고 전열관 출구온도는 60-70°C로 관벽온도를 구하여 보면 180-210°C 범위이므로 모델식에서는 관벽온도를 200°C로 가정하였다. 또한 유동층내 물질의 석탄의 농도는 2% 이내이므로 모델식의 물리적 성질 값들은 석탄회분의 값을 사용하였다.

전열관 벽면의 기체막의 두께는 Table 1에 보인 바대로 여러 연구자들이 가정하였으나 본 실험치를 식(9)로 부터 역산한 결과 기체막 두께는 0.048 dp로 나타났다. 이 결과를 가지고 모델식과 실험치를 계산하여서 비교한 결과 오차범위 8% 이내에서 잘 일치하였다 (Fig. 5).

모델식에서 복사에 의한 전열은 전체전열의 10% 이내이며 기체유속이 증가할수록 기포생성이 증가하므로 복사의 영향은 증가한다고 할 수 있겠다. Fig. 6에서 유동층 벽면에 위치한 전열관과 유동층간의 열전달 계수를 모델식으로 계산한 값과 비교하였다. 여기서 보면 기체유속이 증가할수록 열전달 계수가 증가하다가 최고점을 보인 후 감소하는 현상을 보이고 있다 [1, 22, 23]. 이것은 유속이 증가할수록 식(9)에서 입자와 전열관간의 접촉시간이 감소하는 반면 접촉빈도는 증가하므로 열전달 flux는 증가한다고 할 수 있다. 그반면 유속이 증가하

면 입자밀도는 전열관 주위에서 감소하므로 열전달 flux는 감소하게 된다. 즉 열전달 계수의 증가부분은 전자의 영향이 감소부분은 후자의 영향이 지배하므로 최대치를 보이게 된다.

유동층온도의 증가는 열전달 계수의 증가를 가져올 수 있다 [22, 23]. 여러 연구자의 결과를 종합한 Kim [1]에 의하면 기체의 열전도도가 열전달 계수에 미치는 영향은 0.5-2.4승에 비례한다고 하였고 본 실험 결과도 0.5-1.0승에 비례함을 알 수 있다.

입자크기가 감소할수록 기포의 접촉분율은 증가하고 packet의 접촉시간은 감소하게 됨을 식(9)에서 볼 수 있다. 여기서 보듯이 접촉분율은 입자크기에 0.2승에 반비례 하지만 packet의 접촉시간은 0.6승에 비례하므로 접촉시간의 영향이 더 크므로 입자경이 작을수록 접촉시간이 짧아져 입자의 접촉빈도가 증가하므로 전열계수가 증가한다. 아울러 전열관 벽에 생성된 거체막은 본 실험 조건에서는 0.048dp이므로 입자크기가 감소할수록 기체막 두께가 감소하여 전열저항이 감소하므로 전체 열전달 계수는 증가하게 된다.

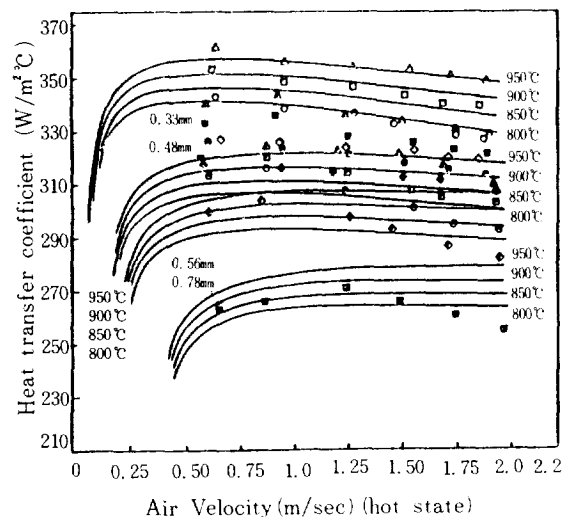


Fig. 6. Theoretical and experimental heat transfer coefficient.

Experimental data:

0.33mm	0.48mm	0.56mm	0.78mm
△ 950°C	▲ 950°C	▲ 950°C	▲ 950°C
□ 900°C	■ 900°C	■ 900°C	■ 900°C
◇ 850°C	● 850°C	● 850°C	● 850°C
◇ 800°C	◆ 800°C	◆ 800°C	◆ 800°C

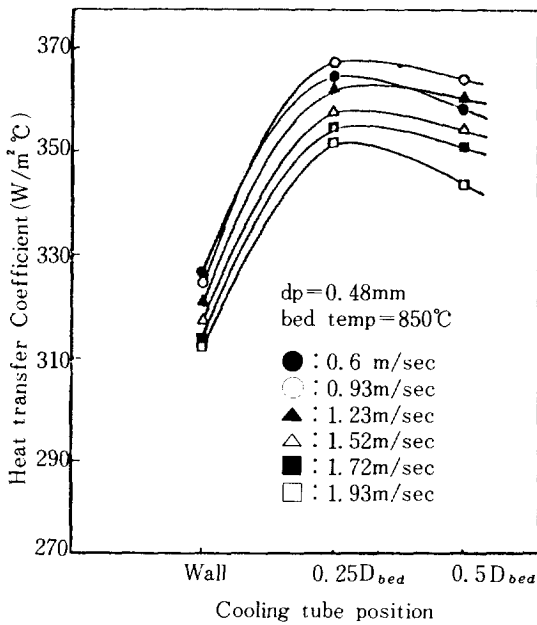


Fig. 7. Effects of cooling tube position on heat transfer coefficients at various air velocities.

열전달관의 연소로내에서의 반경방향의 위치가 열전달 계수에 미치는 영향을 Fig. 7에 보여 주고 있다. 여기서 보듯이 유동층 가운데 위치한 전열관의 열전달 계수는 벽면에 위치한 전열관의 계수보다 10-13% 정도 증가함을 볼 수 있다. 이것은 벽면에서는 벽면의 냉각효과와 벽면효과에 의한 입자의 혼합도가 낮기 때문으로 생각된다. 그 반면 유동층의 한가운데 보다 1/4 지점의 열전달 계수가 크게 나타나는 것은 분산판에서 생성되는 기포가 상승하면서 합체할 때 중앙부분을 지나므로 가운데의 기포의 분율은 가장 크다고 할 수 있으므로 전열관과 고체입자의 접촉분율이 작으므로 1/4 지점보다 작게 나타나며 이와 상응하는 실험결과를 Vreedenberg[24]가 발표하였다.

2-2. 후리보드(freeboard)내의 열전달 계수

후리보드에서의 공기유속에 따른 열전달 계수의 변화를 Fig. 8에 보여주고 있다. 여기서 보듯이 공기유속의 증가에 따라 열전달 계수는 증가함을 알 수 있으며 또한 온도의 증가에 따라 증가함을 볼 수

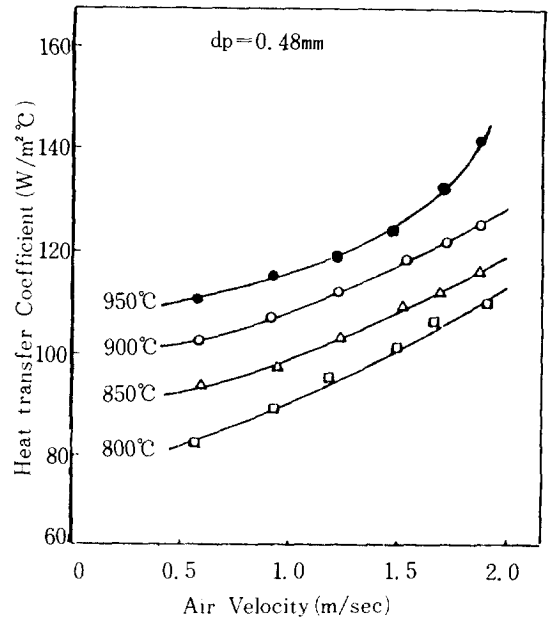


Fig. 8. Effect of gas velocity on freeboard heat transfer coefficients at various bed temperatures.

있다. 이는 공기유속증가는 후리보드내에 비말동반되는 석탄입자의 증가로 후리보드내의 연소가 더 일어나는 효과와 공기유속의 증가로 과잉공기량의 증가에 따른 연소효율의 증가[22] 및 입자와 전열관사이의 접촉효과가 증가하기 때문이다. 온도증가에 따른 열전달계수의 증가는 유동층내의 경우와 같이 설명할 수 있겠다. 즉 유동층내의 온도가 상승하면 후리보드내의 온도도 상승하여서(Fig. 9) 기체의 물성이 변하며 동시에 복사전열도 증가하기 때문이다.

한편 석탄입자 크기가 작을수록 열전달 계수는 증가한다(Fig. 10). 이는 입자크기가 작을수록 주어진 공기유속에서의 비말동반되는 석탄입자의 양이 증가하여서 상기한 이유로 열전달 계수는 증가한다.

본 실험에서의 후리보드내의 열전달 계수는 63-168W/m²K범위에서 변화하였다. 이는 Leon[21]과 최 등[23]의 실험 결과(10-110W/m K)보다 높게 나타났는데 이는 본 실험장치에서 입자경계층에서 열전달관까지의 높이가 50cm로 상대적으로 낮아서

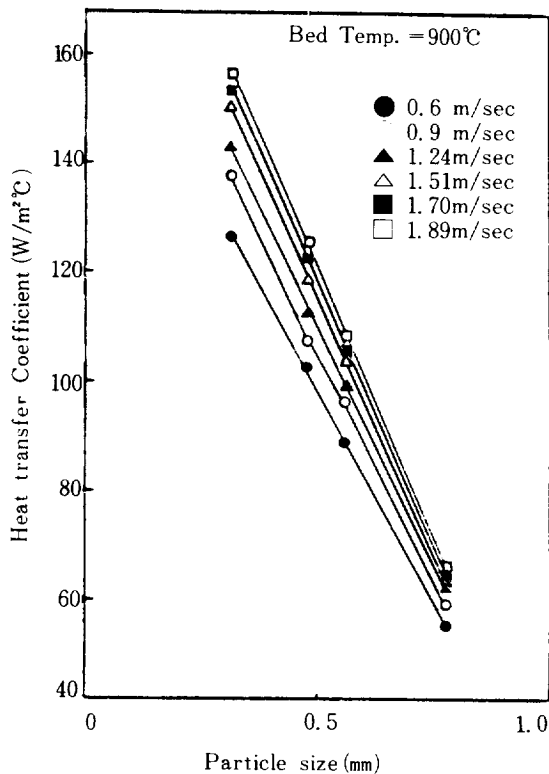


Fig. 9. Effect of particle size on freeboard heat transfer coefficients at various air velocities.

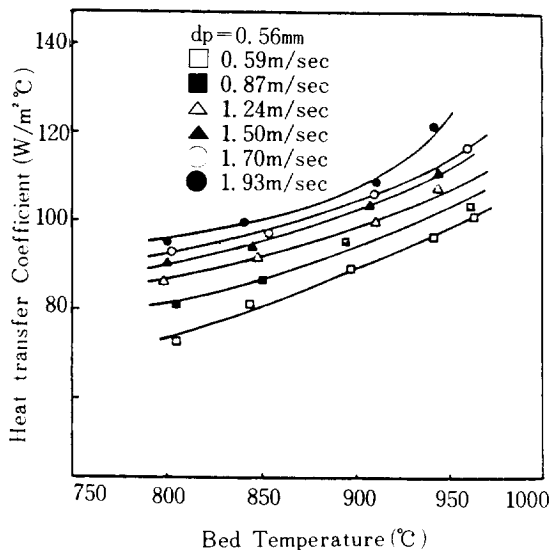


Fig. 10. Effect of bed temperature on freeboard heat transfer coefficients at various air velocities.

비발동반된 입자량이 많은 결과로 splash 영역과 후리보드 영역의 중간정도의 값을 보이고 있다.

열전달 계수의 상관식

본 실험범위내의 실험변수와 열전달 계수간의 상관관계를 전열관 위치에 따라 구하여 보았다. 입자 크기는 Galileo 수로, 유속의 영향은 Reynolds 수로 표시하고 온도의 영향은 공기의 밀도, 열전도도 등에 포함하였다. 복사에 대한 영향은 10% 이내 이므로 이를 고려하지 않았다. 열전달 계수는 Nusselt 수의 함수로 표시하여서 상관식을 구한 결과는 다음과 같다. 유동층내에서 열전달관의 위치가 유동층 가운데 (1/2 Db) 일 때

$$Nu = 0.40 Ga^{0.303} Re^{0.088} \quad (13)$$

상관계수 : 0.99,

열전달관의 위치가 1/4 Db 일 때

$$Nu = 0.41 Ga^{0.304} Re^{0.084} \quad (14)$$

상관계수 0.99이고 식 중의 변수 범위는 $107 < Ga < 697.6$ 이고 $1.1 < Re < 8.0$ 이다.

상기식(13)과 (14)에서 보듯이 열전달관 위치에 따라서 크게 각 변수의 지수항이 변화하지는 않았다. 일반적으로 열전달계수는 공기유속의 0.06승에 반 비례하고 입자크기의 0.15승에 반비례하는 것으로 나타나서 유속보다 입자경의 영향이 큼을 알 수 있다.

후리보드와 중앙에 위치한 열전달관 사이의 열전달 계수를 같은 무차원군으로 상관식을 구한 결과는 다음과 같다.

$$Nu = 0.65 Ga^{0.018} Re^{0.179} \quad (15)$$

상관계수 : 0.73이며 여기서 각 변수의 범위는

$149 < Ga < 2890$ 이고, $0.47 < Re < 4.0$ 이었다.

여기서 열전달계수는 입자크기의 0.78승에 반 비례하고, 유속의 0.18승에 비례한다. 유동층내의 값과 비교하면 후리보드내에서의 입자크기와 공기 유속이 열전달계수에 미치는 영향이 크게 나타난다. 이는 후리보드내에서는 입자의 농도가 유동층내보다 매우 적으므로 유동층내에서의 유속에 따른 입자농도변화보다 훨씬 민감하게 변화하기 때문으로 생각된다.

결 론

본 실험연구를 통하여 다음과 같은 결론을 얻었다.

1. 유동층내의 열전달계수는 공기유속에 따라 최대점을 보인후 감소하고 온도가 증가할수록 입자크기가 감소할수록 증가하였으며 전열관의 위치가 반경반향의 1/4 지점에서 최대 열전달 계수를 얻었다.

2. 수정 packet model을 이용하여 복사열을 포함한 유동층 연소로의 전열식을 구하였고 복사전열은 전체전열의 10%이내이며 모델식으로 부터 벽면의 평균 기체막 두께는 입자크기의 0.048 배임을 알았다.

3. 후리보드내의 열전달계수는 공기유속이 증가할수록, 입자크기가 감소할수록, 온도가 증가할수록 증가하였다.

4. 열전달 계수를 Nusselt수로 표시하여서 Galileo수와 Reynolds수의 함수로 표시하였다.

NOMENCLATURE

- C_p : specific heat, J/Kg K
 D : bed diameter, m
 d_p : particle diameter, m
 E_w : emissivity of cooling tube wall
 f_b : fraction of time that an immersed surface is exposed to gas bubbles
 g : acceleration of gravity, m/sec²
 h_{bv} : heat transfer coefficient of bubble convection, W/m²K
 h_{ec} : heat transfer coefficient of emulsion packet conduction, W/m²K
 h_t : total heat transfer coefficient, W/m²K
 k_e : effective thermal conductivity of a bed at minimum fluidizing condition, W/mK
 k_{ew} : value of k_e in zone adjacent to wall, W/mK
 k : thermal conductivity, W/mK
 l_e : emulsion layer thickness, m
 l_g : Gas film thickness, m
 R_w : thermal resistance at wall, m²K/W
 R_r : packet contact resistance, m²K/W
 T : temperature, K
 \bar{t} : mean contact time of emulsion elements with a surface, s
 U_o : superficial fluid velocity, m/s
 U_{mf} : minimum fluidizing velocity, m/s

Greek letters

- ϵ_{mf} : voidage at a minimum fluidizing condition
 ρ : density, Kg/m³
 σ : Stefan-Boltzman's constant, 5.67x10⁻⁸ W/m²K

Dimensionless numbers

- Nu : Nusselt number, $h_t d_p / k_e$
 Re : Reynolds number, $U_o d_p \rho_g / \mu$
 Ga : Galileo number, $d_p^3 \rho_g (\rho_g - \rho_e) g / \mu^2$
 Pr : Prandtl number, $C_p \mu / k_e$
 w : fluidization number, U_o / U_{mf}

Subscripts

- b : bed
 e : emulsion phase
 g : gas phase
 s : solid
 w : wall
 t : total

REFERENCES

- Kim, S.D.: Hwahak Konghak, **17**, 85 (1979).
- Van Heeden, C., Nobel, P. and Van Krevelen, D.W.: Ind. Eng. Chem., **45**, 1237 (1953).
- Levenspiel, O. and Watson, J.C.: Chem. Eng. Prog. Symp. ser. **9**, 50, (1954).
- Botterill, J.S.M. and Williams, J.R.: Trans. Inst. Chem. Eng., **41**, 217 (1963).
- Gabor, J.D.: Chem. Eng. Prog. Symp. Ser., **66**, 105, 76 (1970).
- Gelperin, N.I. and Einstein, V.G.: "Fluidization," Davidson and Harrison Eds., Academic Press, N.Y., 1974 P. 167-218.
- Yoshida, K., Ueno, T. and Kunii, D.: Chem. Eng. Sci., **29**, 77 (1974).
- Vedamurthy, V.D. and Sastri, V.M.: Int. J. Heat Mass Trans., **17**, 1 (1974).
- Thring, R.H.: Int. J. Heat Mass trans., **20**, 911 (1977).
- Zabrodsky, S.S., Epanov, Yu.G. and Galerstein, D.M.: "Fluidization," Davidson and

- Keairns, Eds., Cambridge Univ. Press, 1978, p. 362.
11. Kolar, A.K., Grewal, N.S. and Saxena, S.C.: Int. J. Heat Mass trans., **22**, 1695 (1979).
 12. Decker, N. and Glicksman, L.R. : Int. J. Heat Mass trans., **26**, 1307, (1983).
 13. Zhang, H., Chen, K. and Huang, G.; Int. Chem. Eng., **24**, 158, (1984).
 14. Mickley, H.S. and Fairbanks, D.F.: AIChE J., **1**, 374 (1955).
 15. Swift, D.L.: Int. J. Heat Mass trans., **9**, 1061 (1966).
 16. Baskakov, A.P., Berg, B.V., Vitl, O.K., Filippovsky, N.F., Kiradkosyan, V.A., Goldobin, J.M. and MaskaeV, V.K.: Powder Tech., **8**, 273 (1973).
 17. Wen, C.Y. and Yu, Y.H.: AIChE J., **12**, 60 (1966).
 18. Mckay, G. and Mclain, H.D.: Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., **19**, 712 (1980).
 19. Saxena, S.C. and Vogel, G.J.: Trans. IChem E., **55**, 164 (1977).
 20. Babu, S.P., Shah, B. and Talwalker, A.: AIChE Symp. ser. 176, 74, 176 (1978).
 21. Leon, A.M., Choksey, P.J. and Bunk, S.A.: U.S. Dépt. of Energy, FE-3269-9A (1979).
 22. Lee, G.S., Han, G.Y. and Kim, S.D.: KJChE, **1**, 71 (1984).
 23. Choi, J.C., Kim, Y.J., Moon, S.H. and Kim, S.D.: Hwahak Konghak, **23** (3), 153 (1985).
 24. Vreedenberg, H.A.: Inst. Mech. Eng., and ASME general discussion on heat transfer, 373, London (1951).