

## 석탄 유동층 연소로 내 수벽전열관의 열전달 특성

박영성 · 손재익

한국에너지기술연구소 에너지환경연구부  
(1992년 7월 9일 접수, 1993년 2월 15일 채택)

### Heat Transfer Characteristics of Membrane Water Wall in a Fluidized Bed Coal Combustor

Yeong-Seong Park and Jae-Ek Son

Energy and Environmental Research Department, Korea Institute of Energy Research,  
P.O.Box 5 Daedeok Science Town, Taejeon 305-343, Korea  
(Received 9 July 1992; accepted 15 February 1993)

#### 요 약

파이롯트 규모의 유동층 연소로에서 수벽전열관(membrane water wall)의 열전달 특성을 고찰하였다. 조업 변수로서 유동화속도(2.2-3.2 m/s), 유동층온도(800-960°C) 등이 적용되었으며, 주요 열전달 특성으로서 경막 전열계수(individual heat transfer coefficient), 열전달율(heat flux)이 측정 및 고찰되었다. 실험결과 유동층영역 내 수벽전열관의 열전달계수는 유동층온도에 비례하고 유동화속도에 따라 최대값과 함께 증감현상을 보였으며 일반 수평, 수직전열관에 비해 다소 낮은 값을 보였다. Freeboard영역 내 수벽전열관의 열전달계수는 유동층 내 전열관의 30-40%에 해당되는 낮은 값을 가지며, 유동화속도 및 유동층온도가 증가할수록 증가하였다.

**Abstract**—Heat transfer characteristics of membrane water wall have been determined in a pilot-scale fluidized bed coal combustor. The effects of fluidizing velocity(2.2-3.2 m/s) and bed temperature(800-960°C) on individual heat transfer coefficient and heat flux have been determined. The heat transfer coefficients of the in-bed membrane water wall increase with bed temperature, while it exhibits a maximum value with fluidizing gas velocity. Also, the heat transfer coefficients of membrane water wall were slightly lower than those of typical horizontal and vertical tube located in a fluidized bed. The heat transfer coefficients of free-board membrane water wall appeared to be 30-40% of those of in-bed membrane water wall and they increase with fluidizing velocity and bed temperature.

#### 1. 서 론

유동층 연소는 다양한 연료에 대한 탁월한 연소효과와 아황산가스(SO<sub>2</sub>), 질소산화물(NO<sub>x</sub>) 등의 발생을 억제하는 공해방지효과가 우수하여 석탄을 비롯한 각종 연료의 연소공정에 널리 이용되고 있다[1-4].

일반적으로 유동층 연소로 내 온도는 700-950°C로서

미분탄연소나 스토키아연소에 비해 월등히 낮으나 고체입자의 전열관 충돌에 의한 접촉전열이 큰 비중을 차지하므로 유동층 연소로의 열전달율은 재래식 연소장치에 비해 매우 높은 편이다.

유동층 연소로는 고체입자의 농후상(dense phase)으로 되어 있는 유동층(fluidized bed)과 희박상(lean phase)으로 되어 있는 유동층 상부의 자유공간(free-

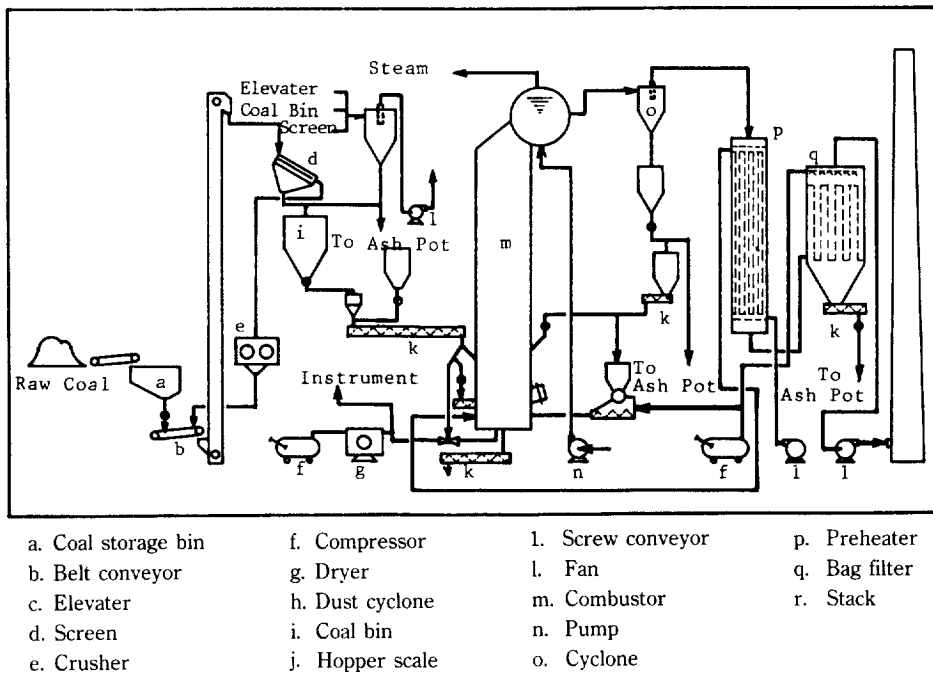


Fig. 1. Schematic diagram of fluidized bed coal combustor.

board)으로 구성되는데 열매체로 작용하는 고체입자 및 기체의 수력학적 특성과 온도 등이 다르므로 연소로 내 전열관의 위치 및 형태에 따라 서로 다른 열전달 특성을 갖게 된다. 이러한 열전달 특성을 토대로 연소로 내의 온도조절과 함께 적정 열추출량이 결정되는데 이는 유동층 연소로의 안정적인 조절과 밀접한 연관을 갖게 되므로 유동층 연소로 내 전열관의 열전달 특성과는 유동층 연소로의 설계 및 운전에서 있어 가장 중요한 요소의 하나로 꼽히고 있다.

지금까지 유동층 연소로 내 전열관의 열전달 특성 연구는 주로 유동층 내에 설치된 수평, 수직관에 대한 것이 많이 보고되었으며[5-8], 근래에 들어 freeboard 영역에 대한 관심이 커지면서 freeboard 영역의 전열관에 대한 열전달 특성자료가 보고된 바 있으나[9-12] 이들 대부분이 소규모 실험로에서 제한된 조절조건에 대하여 수행된 것이며, 실제로 상용보일러에 많이 적용되고 있는 수벽관(membrane water wall)에 대한 연구결과는 Carson[13], Wu 등[14]의 극소수가 있을 뿐 거의 발표되지 않고 있어 설계적용시 상당히 어려움이 따르는 실정이다.

따라서 본 연구에서는 상용보일러와 유사한 membrane wall 형태의 전열관 배열을 갖고 있는 파이롯트 규모의 유동층 연소로에서의 열전달 실험을 통하여, 유동화속도, 유동층 온도 등의 주요 조절변수에 따른 유동층 및

freeboard에서의 경막전열계수(individual heat transfer coefficient)를 측정하고 이를 토대로 연소로 내 축방향의 열전달계수 및 heat flux변화, 열회수율 등을 비교, 고찰하였다.

## 2. 실험

### 2-1. 실험장치

본 실험에 사용된 실험장치는 Fig. 1과 같다. 이는 국내 저열량탄 연소활용을 목적으로 실용플랜트와 유사한 형태로 만들어진 유동층 연소 파이롯트 플랜트로서 크게 석탄 및 공기주입부분, 연소로부분, 연소기체배출 및 비산회재순환부분 등으로 나뉜다.

석탄주입부분은 진동체(vibrating screen), 롤 크러셔(roll crusher), 석탄저장조, 스크류피더 등으로 구성된다. 석탄공급량은 load cell을 이용하여 연속적으로 측정되며 공급량의 조절은 스크류피더의 변속조절기(variable speed controller)를 통하여 이뤄진다. 석탄의 연소로 내 투입은 중력을 이용해 유동층 상부로 투입하는 방식과 kinyon pump나 injection feeder를 사용하여 공기수송방식으로 유동층하부로 투입하는 방식이 적용되어 있다.

공기주입부분은 강제통풍팬(forced draft fan), 오리피스형의 유량계(Annubar) 등으로 구성되며, 이들을 거

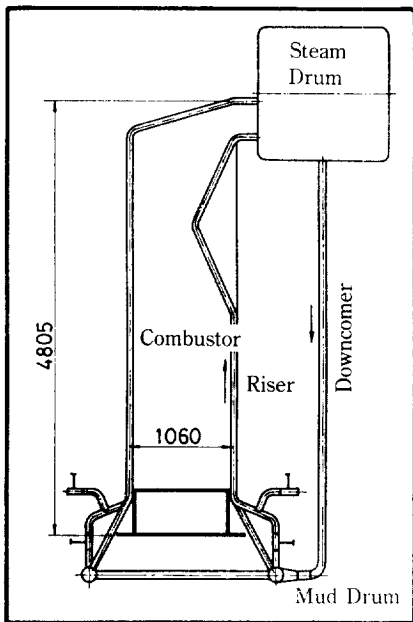


Fig. 2. Elevation view of membrane water wall tube.

친 연소용 공기는 공기예열기에서 예열된 후 공기상자 (air box)로 유입되도록 되어 있다. 공기유량은 관 내에 설치된 Annubar-유량계(model ANR-76)에서 차압을 측정하여 산출되며, 공기유량조절은 damper actuator의 작동으로 damper의 개폐비율을 조절하여 이뤄진다.

연소로부분 중 연소로는 총 높이 4 m로 동일한 단면적 크기( $1.01 \times 0.83 \text{ m}^2$ )를 갖는 유동층과 freeboard 부분으로 되어 있으며, 연소로 내 열수지를 바탕으로 4면의 벽 중 양측은 수관(water wall tube)이 배열되어 있으며, 나머지 두 면은 내화벽돌로만 되어 있다. 전열관은 직경 63.5 mm, 피치 100 mm의 membrane wall 형태로 한 쪽 벽에 7개씩 총 14개가 설치되어 있으며 상부는 증기드럼에 연결되고 하부는 sub-header에 연결시켜 통상운전시 물의 비중차이에 의한 자연순환(natural circulation)이 이뤄지도록 되어 있으나 전열관에 대한 열전달실험시에는 포화수 대신 냉각수를 공급해 주어야 하므로 이를 위해 유량계 및 조절밸브 등이 부착되어 있는 별도의 물 공급관을 설치하여 필요에 따라 상온의 물이 직접 공급될 수 있도록 하였다. Fig. 2는 수벽전열관의 입면배치도를 나타낸 것이며, Fig. 3은 열전달실험용 물공급관의 평면배치도를 나타낸 것이다.

공기분산판은 multi-tuyere형태로, 80개의 tuyere로 구성되며, 각 tuyere에는 직경 3 mm의 구멍이 10개씩 2열로 배열되어 1.38%의 개구비(opening ratio)를 갖도록 되어 있으며, 중앙에 충물질(bed material)배출을 위

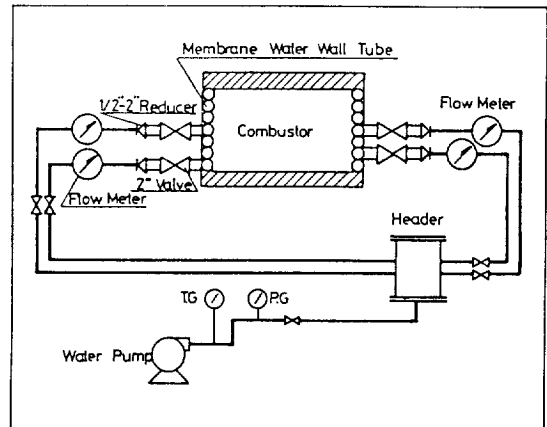


Fig. 3. Plane view of wall tube and water supply tube.

해 직경 103 mm의 노즐이 설치되어 있다.

또한 시동용 예열버너는 HP형의 오일버너로서 자동 비례제어 분무식이며, 노즐, 착화변압기, 솔레노이드 밸브, 급유펌프 등으로 구성되어 있으며, 연료유의 유량과 공기유량 등이 로 내 온도변동에 비례하여 제어되도록 되어 있다.

이밖에도 연소로벽에는 로 내 압력측정을 위해 유동층영역에 2개소, freeboard부분에 2개소의 압력점(pressure tap)이 설치되어 있으며, 로 내 온도측정 및 전열관 내 물의 온도측정을 위해 유동층영역에 18개소, freeboard 부분에 19개소의 열전대(K type, Chromel-Alumel)가 일정 간격을 두고 설치되어 있다.

연소기체배출 및 비산화 재순환부분은 16개의 작은 사이클론이 병렬로 조합된 멀티사이클론과 연소용 공기예열기, 여과포 집진기(bag filter), 배풍기(induced draft fan) 등으로 구성되며, 멀티사이클론에 포집된 비산화재는 별도의 호퍼와 스크류 콘베이어를 거쳐 over-bed 및 in-bed로 재순환되도록 되어 있다.

## 2-2. 실험방법

유동층질(bed material)로 6 mesh(3.36 mm) 이하의 석탄회재를 연소로 내부에 고정층 높이 약 60 cm(예열버너의 불꽃이 충물질표면에 쉽게 접촉할 수 있는 높이)로 채우고 송풍기와 배풍기를 작동시켜  $1,800 \text{ Nm}^3/\text{hr}$  (선속도:  $0.6 \text{ m/s}$ ) 정도의 공기를 공기상자를 통해 공급함으로써 유동층이 형성되도록 한다.

유동층이 형성된 후 oil을 사용하는 예열버너를 작동시켜 유동층을 예열시킨다. 예열버너의 공기 및 연료량은 자동 혹은 수동으로 조절되며, 화염이 충물질과 잘 접촉할 수 있도록 연소로 내 유동층 상부 압력은 PID압력조절기를 사용하여  $1 \text{ atm} \pm 50 \text{ mm H}_2\text{O}$  내에서 일정

Table 1. Experimental conditions

Coal feed rate, kg/hr	400-700
Coal size, mm	0-10
Fluidizing velocity, m/sec	2.2-3.2
Bed temperature, °C	800-960
Static bed height, m	0.7-0.75
Air flow rate, Nm <sup>3</sup> /hr	1,660-2,100
Freeboard pressure, mmH <sub>2</sub> O	± 50

하게 유지되도록 한다.

예열이 시작된 후 2-3시간이 지나면 유동층 온도는 400-500°C 에 도달하며, 이 때부터 착화온도가 낮은 유연탄을 일정시간 간격으로 소량씩 공급하여 유동층의 예열속도를 높여 준다. 유연탄공급과 함께 유동층 온도는 급속하게 상승하기 시작하며, 유동층 온도가 무연탄 착화온도보다 높은 700°C 이상에 이르면 미리 구한 calibration식에 따라 무연탄을 공급한다. 무연탄과 보조연료(유연탄+oil)가 동시에 연소되면서 유동층 온도는 급격히 상승하게 되는데 이 때부터 보조연료의 공급량을 서서히 줄이면서 무연탄의 공급량을 늘려준다. 이런 조작을 통해 유동층 온도가 900-950°C 에 이르면 보조연료의 공급을 중단하고 무연탄만 공급한다.

보조연료의 공급이 중단되면 유동층 온도는 약간 하강하는 경향을 나타내다가 일정한 값으로 접근하게 되는데 이 때부터 석탄공급량, 연소공기량, 유동층높이 등을 미리 정해진 범위 내에서 조절하면서 12 pen 온도기록계와 4개의 차압기록계(DPR)에 나타나는 온도와 압력차에 대한 지시치에 따라 유동상태 및 연소상태를 확인하면서 연소가 정상상태에 이르도록 한다.

휘발분 함량이 낮고 회분함량이 높은 무연탄 연소시에는 연소 후 남은 회재가 유동층 내에 누적되는 현상이 일어나므로 연소로 맨 하부에 설치된 회재배출관을 통해서 층물질을 주기적 혹은 연속적으로 배출시켜 유동층높이를 조절하게 된다. 또한 연소기체는 사이클론과 백휠터를 거쳐 대기로 방출되며, 이 때 사이클론과 백휠터에 포집된 비산회는 재순환되거나 별도 처리된다.

석탄과 공기, 물 등의 공급량이 일정할 때 유동층의 온도가 ± 20°C 내에서 일정하게 유지될 때를 정상상태로 간주하고 이러한 조건하에서 모든 실험데이터를 취하였다.

본 열전달실험에 있어서 전체 14개의 전열관 중 10개에는 증기드럼과 강수관을 통해 자연순환이 이뤄지게 하고, 나머지 4개의 전열관은 자연순환회로를 차단하고 펌프로부터 냉각수를 공급하여 상변화(phase change)를 방지하면서 열전달이 일어나도록 하고 그 때의 물의 유량 및 온도차 등을 측정함으로써 열전달계수 및 열전달율(heat flux) 등을 산출한다. 본 열전달실험에 적용된

Table 2. Size distribution of coal and bed material

Size range (mm)	Cumulative(%)	
	Coal	Bed material
9.52 -7.93	3.05	1.06
7.93 -4.76	10.60	11.83
4.76 -2.00	37.07	49.62
2.00 -0.42	75.63	90.67
0.42 -0.15	91.81	94.99
0.15 -0.074	98.49	99.31
0.074-0.000	100.00	100.00
Mean size(mm)	0.44	0.73

조업변수의 조업조건은 Table 1과 같다.

### 2-3. 시료 및 층물질의 입도분포

본 열전달실험에 사용된 시료는 발열량 3,200 kcal/kg, 수분 3.8%, 휘발분함량 4.2%, 고정탄소 40%, 회분함량 약 52%의 고회분 무연탄이 사용되었다. 무연탄은 연소 특성상 휘발분함량이 높은 유연탄이나 갈탄과는 달리 연소과정에서 입도축소가 거의 수반되지 않는 상태로 석탄회재를 생성하게 되며, 생성된 회재 중 비산되는 일부 작은 입자를 제외하고는 그대로 층 내에 누적되어 유동 및 전열매체로 작용하는 층물질을 형성하게 된다. Table 2는 시료탄 및 층물질의 입도분포를 나타낸 것이다. 시료탄 및 층물질 모두 넓은 입도분포를 보이며 층물질이 시료탄보다 더 조쇄한 입자(coarse particle)로 구성되어 있음을 알 수 있다. 지금까지 발표된 대부분의 열전달실험자료는 층물질의 입도범위가 좁고 비교적 작은 입자 크기를 적용한데 비해서 본 실험은 입도범위가 넓고 비교적 커다란 층물질이 적용되었다.

### 2-4. 열전달계수 산출법

유동층 연소로 내 membrane water wall에 대한 열전달현상을 그림으로 나타내면 Fig. 4와 같다. 열전달계수는 총괄적인 열전달저항의 개념에 의한 총괄전열계수  $U_o$ 와 개별적인 열전달저항에 대응한 경막전열계수  $h_o$ 로 나누는데 여기서는 경막전열계수  $h_o$ 를 구하였다.

경막전열계수  $h_o$ 와 총괄전열계수  $U_o$ 는 다음의 관계식으로 표시된다.

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{x_m D_o}{k_m D_i} + \frac{D_o}{h_i D_i} \quad (1)$$

총괄전열계수는  $U_o$ 는 수관 내 물의 유량 및 온도차, 전열관의 유효전열면적, 대수평균온도차 등을 토대로 다음의 열수지식으로부터 산출된다. Membrane water wall의 유효전열면적 산출에는 tube 및 fin area가 고려되었다.

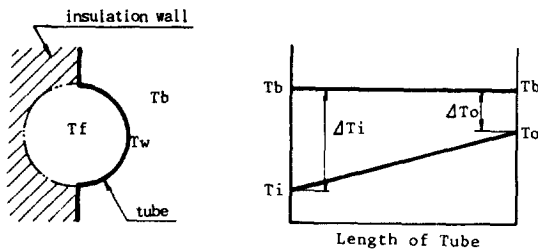


Fig. 4. Heat transfer between membrane water wall and fluidized bed.

$$M_w C_{pw} \Delta T = U_o A_o \Delta T_L = U_o A_o \frac{\Delta T_i - \Delta T_o}{\ln \Delta T_i / \Delta T_o} \quad (2)$$

$k_m$ 는 수관벽의 열전도도로서 금속의 물성치 index로부터 쉽게 인용될 수 있는 값이며,  $h_i$ 는 수관내벽의 경막전열계수로 수관 내 물흐름의 특성에 따라 층류(laminar flow)와 난류(turbulent flow)로 구분되어 다음과 같은 두 식을 이용하여 구해진다.

$$\frac{h_i D_i}{k_f} = 0.023 N_{Pr}^{0.4} N_{Re}^{0.8} \quad (3)$$

: Dittus-Boelter eq.(난류관계식)

$$\frac{h_i D_i}{k_f} = 1.62 \left( \frac{4 M_w C_{pf}}{\pi k_i L} \right) \quad (4)$$

: Leveque eq.(층류관계식)

위에서 구한  $k_m$ 와  $h_i$ 를 (1)식에 대입하면 해당되는 조건에 대한 수벽전열관의 경막전열계수  $h_o$ 를 구할 수 있다.

### 3. 결과 및 고찰

#### 3-1. In-bed Membrane Water Wall의 열전달

Fig. 5는 유동화속도에 따른 in-bed membrane water wall의 경막전열계수를 나타낸 것이다. 유동화속도의 증가에 따라 경막전열계수는 점차 증가하다가 최대값을

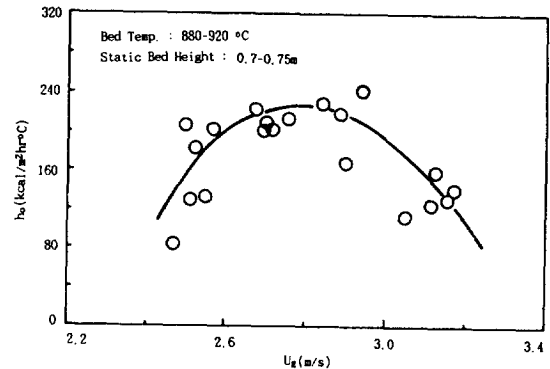


Fig. 5. Effect of fluidizing velocity on heat transfer coefficient(in-bed membrane water wall).

지나 다시 감소하는 것으로 나타났다. 이러한 현상은 유동화속도가 증가함에 따라 기포상의 체류량(hold-up) 증가와 함께 층팽창이 일어나 층물질의 충전밀도(packing density)가 변화[15]하는데 기인하는 것으로 유동화속도가 어느 범위 이상 증가되면 단일 고체입자의 유동은 좀더 격렬해지나 유동층의 팽창에 따른 고체입자의 충전밀도 감소영향이 더 커져 in-bed 수벽관이 전열매체인 고체입자와 접촉되는 빈도수는 줄어들기 때문이다. 유동화속도의 증가에 따라 열전달계수가 최대값을 지나 점차 감소하는 경향은 Gelperin과 Einstein[16], Zhang 등[17], Choi 등[18]의 보고에 잘 나타나 있다. 한편 본 열전달실험을 통해서 in-bed 수벽관의 경막전열계수에 대한 최대치는 220 kcal/m<sup>2</sup>hr°C로서 Table 3에 표시된 유동층 내 일반적인 수평관 및 수직관에 비해서는 다소 낮게 나타났는데 이는 수직, 수평관과는 구조(configuration) 및 배열형태가 다른 membrane water wall의 본질적인 특성과 관련된 것으로 볼 수 있다. 이와 관련해 Carson[13]은 membrane water wall의 열전달계수는 일반 수평관의 85%에 해당됨을 보고한 바 있으며, Wu 등[14]은 membrane water wall에 있어서는 tube사이를 잇는 fin의 열전달율이 tube 본체에 비해 떨어지며, 아울러 길

 Table 3. Comparison of maximum in-bed heat transfer coefficient( $h_{bmax}$ )

Investigator	Mean particle size ( $\mu$ m)	$T_b$ (°C)	$U_g$ (m/sec)	$h_{bmax}$ (kcal/m <sup>2</sup> hr°C)	Tube type
Meulink et al.[19]	920	850	1.6-3.2	275	Horizontal
Tuzla et al.[20]	465	500	1.2-4.2	340	"
Grewal[21]	900	827	1.2-2.4	275	"
Bak et al.[22]	480	900	0.7-2.0	286	Vertical
	560	900	0.7-2.0	274	"
	780	900	0.7-2.0	232	"
This work	440	880-920	2.4-3.2	220	Membrane wall

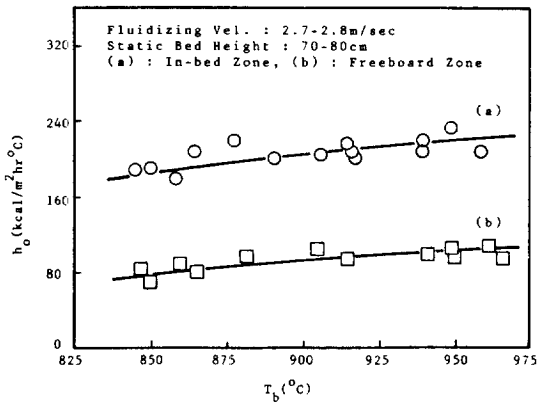


Fig. 6. Effect of bed temperature on heat transfer coefficient (in-bed and freeboard membrane water wall tube).

이가 긴 wall tube에서는 전열매체인 고체입자가 전열관에 부딪힐 때 열적평형(thermal equilibrium)이 이뤄져 열전달에 대한 driving force가 감소하는 등 복합적인 요인에 의해 membrane water wall의 열전달계수가 일반 전열관보다 낮아짐을 보고한 바 있다.

Fig. 6의 (a)는 유동층온도에 따른 in-bed 수벽전열관의 경막전열계수를 나타낸 것이다. 유동층온도를 830-960°C 범위에서 변화시킬 때 열전달계수는 190-220 kcal/m<sup>2</sup>hr°C 범위에서 유동층온도의 증가에 따라 최대 15%까지 증가하는 것으로 나타났다. 이러한 현상은 지금까지 문헌에 발표된 실험결과[17, 18, 21, 22]와 거의 일치하는 것으로 유동층온도가 증가함에 따라 복사전열의 증가와 고체 및 기체의 열용량( $C_p$ )과 열전도도( $k$ ) 등의 물성변화에 기인하는 것으로 볼 수 있다. 복사에 의한 열전달은 800-900°C에서는 5-10%를 차지하며 1000°C를 넘으면 급격히 증가하는 것으로 밝혀져 있다[16, 23]. 한편 Vreedenburg 등[24], Kharchenko와 Makhornin[25]은 열전달계수는 기체의 열전도도( $k_g$ )의 1/2-2/3승에 비례함을 밝힘으로써 유동층온도 증가에 따른 열전달계수의 증가는 상당부분이 기체의 열전도도 증가에 기인함을 보고한 바 있다.

### 3-2. Freeboard Membrane Water Wall의 열전달

Fig. 6의 (b)는 유동층온도에 따른 freeboard 영역 내 수벽전열관의 경막전열계수를 나타낸 것이다. Freeboard 영역 내 수벽전열관 역시 열전달계수는 유동층온도에 비례하는 것을 알 수 있는데 이는 앞에서 언급한 바와 같이 유동층온도 증가시 freeboard 영역의 온도증가와 함께 기체 및 고체의 열전도도, 열용량 등의 물성변화와 복사전열증가 등이 수반되기 때문이다[22].

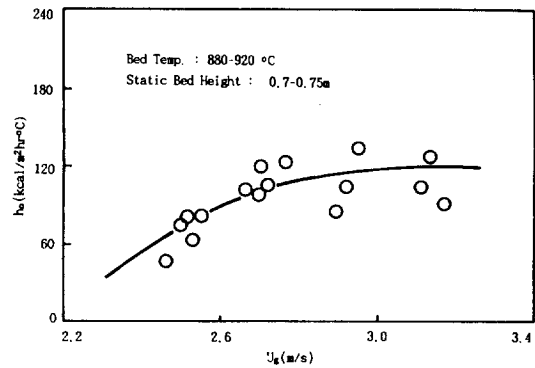


Fig. 7. Effect of fluidizing velocity on heat transfer coefficient (freeboard membrane water wall).

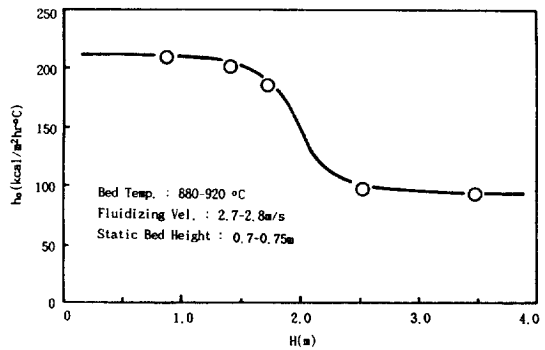
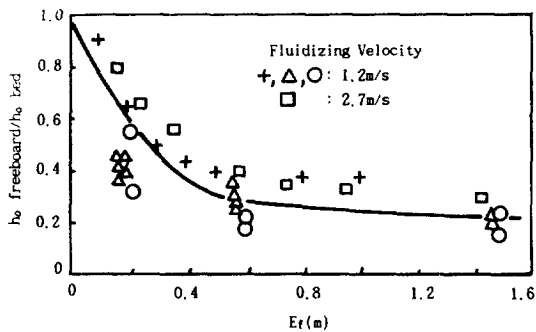


Fig. 8. Heat transfer coefficient as a function of height from the distributor.

Fig. 7은 freeboard 영역에 위치한 수벽전열관의 경막전열계수를 유동화속도에 따라 나타낸 것이다. Freeboard 영역 내 수벽전열관의 경막전열계수는 80-110 kcal/m<sup>2</sup>hr°C에 해당되며, 유동화속도가 증가함에 따라 증가하는 것으로 나타났다. 이러한 현상은 in-bed 수벽전열관의 열전달 특성과는 대조적인 것으로 유동화속도가 증가할수록 기체의 대류전열이 증가되고 아울러 고체입자의 비산량 증가에 따라 고체입자의 접촉전열이 늘어나기 때문이다[9, 18].

### 3-3. 연소로 내 축방향의 열전달 특성 비교

Fig. 8은 연소로 내 수벽전열관의 수직높이에 따른 열전달계수를 나타낸 것이다. 주어진 조업조건에서 고정층 높이(static bed height)의 약 2배에 달하는 높이까지는 아주 좁은 범위 내에서 약간 감소하는 경향을 보이나 그 이상되는 구간에서는 급격히 떨어져 다시 낮고 거의 일정한 값을 갖는 것으로 나타났다. 이러한 현상은 유동층 표면(bed surface)에서 기포의 분출(eruption)과 함께



△ : Tuzla et al.	$d_p = 465\text{--}1400\ \mu\text{m}$	$T_b = 300\text{--}750^\circ\text{C}$
+ : Byrm et al.	$d_p = 1100\ \mu\text{m}$	$T_b = 760\text{--}885^\circ\text{C}$
○ : Biyikli et al.	$d_p = 465\ \&\ 850\ \mu\text{m}$	$T_b = 20^\circ\text{C}$
□ : This work	$d_p = 730\ \mu\text{m}$	$T_b = 880\text{--}920^\circ\text{C}$

Fig. 9. Variation of heat transfer coefficient with freeboard elevation.

충물질이 사방으로 흩어지는 splash zone을 경계로 고체 입자층이 농후상(dense phase)에서 희박상(lean phase)으로 바뀌는데 기인하는 것으로 볼 수 있다. Fig. 8을 토대로 주어진 충물질의 입자크기 및 유동화속도조건하에서 팽창층높이(expanded bed height)는 공기분산판 상부 약 1.5 m에 해당하며, splash zone의 길이는 0.6-0.7 m에 달하는 것으로 판단되었다. 연소로 내 축방향의 열전달 계수변화에 대한 이와 같은 양상은 Carson[13], Görmär 등[26]의 실험결과와 대체로 일치하고 있다.

한편, 이러한 축방향의 열전달계수치와 연소로 내 구간별 대수평균온도차(연소로 내 가스온도와 전열관 내 물의 온도차의 평균치,  $\Delta T_L$ )의 곱으로부터 수직높이에 따른 열전달율(heat flux)을 구한 결과 열전달율은  $4 \times 10^4\text{--}1.8 \times 10^5\ \text{kcal/m}^2\text{hr}$ 의 범위에 해당되며, 유동층 영역의 수벽관이 freeboard영역의 수벽관에 비해 3-4배가 큰 열전달율을 갖는 것으로 나타났다. 또한 구간별로 열전달율과 배열가능한 전열관면적을 적용해 열회수율을 구해 본 결과 연소로 내 전체 회수열의 60-70%는 유동층 영역에서 이뤄지는 것으로 나타났다.

Fig. 9는 유동층 표면(bed surface)에서 freeboard top에 이르는 각 지점에서의 열전달계수를  $h_o$  freeboard/ $h_o$  bed의 비율로 나타낸 것이며, 본 연구와 여러 발표자료를 종합한 것이다. 본 연구결과는 다른 자료들과 대체로 유사한 경향을 보이는 것을 알 수 있으며, 아울러 freeboard영역에서의 열전달계수는 유동층영역의 30-40%에 해당되는 것을 알 수 있다[20]. Fig. 9에서 실선은 대략적인 평균값을 나타낸 것이며, 본 연구결과가 다른 발표자료보다 약간 높은 비율을 보이는 것은 본 실험에 있어서 비교적 높은 유동화속도조건하에서 고체입자 비산량

증가에 따른 고체입자와 freeboard영역 내 전열관과의 접촉전열증가와 기체의 유량증가에 따른 대류전열의 증가 등이 초래되기 때문이다.

#### 4. 결 론

유동층 연소로의 수벽전열관에 대한 열전달실험을 통해 다음과 같은 결론을 얻었다.

(1) 유동층 영역 내 membrane water wall의 열전달 계수는 유동층온도에 비례하고 유동화속도에 따라서는 최대값과 함께 증감현상을 보였으며, 유동층 내 일반 수평, 수직관에 비해서 다소 낮은 값을 보였다.

(2) Freeboard 내 membrane water wall의 열전달 계수는 유동화속도 및 유동층온도에 따라 증가하였으며, 유동층영역 내 열전달계수의 30-40%에 해당됨을 알 수 있었다.

(3) 유동층 연소로 내 membrane water wall의 열전달 계수는 축방향으로 splash zone을 지나면서 급격한 감소현상을 보였으며, 열전달율은 유동층영역이 freeboard 영역보다 3-4배 높은 값을 보였다.

#### 사용기호

$A_o$	: heat transfer area of heat exchange tube [ $\text{m}^2$ ]
$C_{pf}$	: specific heat of fluid flowing in tube [ $\text{cal/g}^\circ\text{C}$ ]
$C_{pw}$	: specific heat of water [ $\text{cal/g}^\circ\text{C}$ ]
$D_i$	: inside diameter of heat exchange tube [m]
$D_L$	: log mean diameter of heat exchange tube [m]
$D_o$	: outside diameter of heat exchange tube [m]
$d_p$	: particle diameter [mm, $\mu\text{m}$ ]
$E_f$	: freeboard elevation [m]
$H$	: height of wall tube from the distributor [m]
$h_{bmax}$	: maximum in-bed heat transfer coefficient [ $\text{kcal/m}^2\text{hr}^\circ\text{C}$ ]
$h_i$	: individual heat transfer coefficient based on tube inside area [ $\text{kcal/m}^2\text{hr}^\circ\text{C}$ ]
$h_o$	: individual heat transfer coefficient based on tube outside area [ $\text{kcal/m}^2\text{hr}^\circ\text{C}$ ]
$k$	: thermal conductivity [ $\text{kcal/mhr}^\circ\text{C}$ ]
$k_g$	: thermal conductivity of gas [ $\text{kcal/mhr}^\circ\text{C}$ ]
$k_m$	: thermal conductivity of heat exchange tube [ $\text{kcal/mhr}^\circ\text{C}$ ]
$L$	: length of heat exchange tube [m]
$M_w$	: flow rate of cooling water [kg/hr]
$N_{Pr}$	: Prandtl number [-]
$N_{Re}$	: Reynolds number [-]
$T_b$	: bed temperature [ $^\circ\text{C}$ ]

- $T_f$  : temperature of fluid [ $^{\circ}\text{C}$ ]  
 $T_i$  : water inlet temperature [ $^{\circ}\text{C}$ ]  
 $T_o$  : water outlet temperature [ $^{\circ}\text{C}$ ]  
 $\Delta T_i$  : temperature difference between bed and water at tube inlet [ $^{\circ}\text{C}$ ]  
 $\Delta T_o$  : temperature difference between bed and water at tube outlet [ $^{\circ}\text{C}$ ]  
 $\Delta T_L$  : log mean temperature difference [ $^{\circ}\text{C}$ ]  
 $T_w$  : temperature of membrane tube wall [ $^{\circ}\text{C}$ ]  
 $U_g$  : fluidizing gas velocity [m/s]  
 $U_o$  : overall heat transfer coefficient based on outside area [kcal/m<sup>2</sup>hr $^{\circ}\text{C}$ ]  
 $x_m$  : thickness of heat exchange tube [m]

### 참고문헌

- Well, J. M., Byrd, J. R. and Krishnan, R. P.: Proc. of the 7th Int. Conf. on FBC, 2, 1107(1982).
- Rajan, R. R. and Wen, C. Y.: *AIChE J.*, **26**, 642(1980).
- Choi, J. H., Son, J. E. and Kim, S. D.: *HWAHAK KONGHAK*, **26**, 494(1988).
- Park, Y. S. and Son, J. E.: *HWAHAK KONGHAK*, **28**, 320(1990).
- Kim, S. D.: *HWAHAK KONGHAK*, **17**, 85(1979).
- Saxena, S. C., Grewal, N. S. and Gador, J. D.: "Advances in Heat Transfer", Vol. 14, 149(1979).
- Kunii, D. and Levenspiel, O.: "Fluidization Engineering", Chapter 13, 2nd ed., John Wiley & Son, New York, 313(1991).
- Botterill, J. S. M.: "Fluidized-Bed Heater", Academic Press, New York(1975).
- George, S. E. and Grace, J. R.: *AIChE J.*, **28**, 759(1982).
- Hashimoto, O., Mori, S., Hiraoka, S., Kojima, T. and Tsuji, K.: *Int. Chem. Eng.*, **30**, 254(1990).
- Biyikli, S., Tuzla, Z. and Chen, J. C.: *Powder Technology*, **53**, 187(1987).
- Farag, I. H. and Tsai, K. Y.: Proc. of the 11th Int. Conf. on FBC, Vol. 3, 1207(1991).
- Carson, W. R.: Proc. of the 8th Int. Conf. on FBC, Vol. I, 208(1985).
- Wu, R. L., Lim, C. J., Chaouki, J. and Grace, J. R.: *AIChE J.*, **33**, 1888(1987).
- Lee, C. K., Choi, J. H. and Son, J. E.: *Energy R&D*, **8**(4), 16(1986).
- Gelperin, N. I. and Einstein, V. G.: "Fluidization", ed. by Davidson J. F. and Harrison, D., Academic Press, London, 471(1970).
- Zhang, H. C., Cen, K. F., Xie, C. L. and Huang, G. Q.: Proc. of the 7th Int. Conf. on FBC, Vol. 1, 819(1982).
- Choi, J. C., Kim, Y. J., Moon, S. H. and Kim, S. D.: *HWAHAK KONGHAK*, **23**, 153(1985).
- Meulink, J. P., Haasteren, A. W. M. B. V. and Temmink, H. M. G.: Proc. of the 8th Int. Conf. on FBC, Vol. I, 179(1985).
- Tuzla, K., Biyikli, S. and Chen, J. C.: Proc. of the 8th Int. Conf. on FBC, Vol. I, 159(1985).
- Grewal, N. S., Zobeck, B. J., Mann, M. D. and Hajicek, D. R.: Proc. of the 1987 Int. Conf. on FBC, Vol. 2, 1153(1987).
- Bak, Y. C., Son, J. E. and Kim, S. D.: *HWAHAK KONGHAK*, **23**, 213(1985).
- Basu, P.: *AIChE Symp. Ser.*, **74**, 187(1978).
- Vreedenburg, H. A.: *J. of Appl. Chem., Suppl. Issue I*, **S26**, 526(1952).
- Kharchenko, N. Y. and Makhorin, K. E.: *Int. Chem. Eng.*, **4**, 650(1964).
- Görmär, H., Renz, U. and Verwey, N.: Proc. of the 10th Int. Conf. on FBC, Vol. 2, 1241(1989).