

液体 流動層의 熱傳達 特性

姜 龍 · 金相敦*

忠南大学校 化学工学科

*韓國科學技術院 化学工学科

(1986년 8월 8일 접수, 1986년 11월 17일 접수)

Heat Transfer Characteristics in Liquid-Fluidized Beds

Yong Kang and Sang Done Kim*

*Department of Chemical Engineering, Chungnam National University,
Daejeon 300-31, Korea*

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

(Received 8 August 1986; accepted 17 November 1986)

요 약

액체 유동층과 수직 내부 열원간의 열전달현상을 2-저항 모델을 사용하여 해석하였다.

액체의 유속 및 유동입자의 크기가 열원 영역과 유동층 영역의 개별 열전달 저항에 미치는 영향을 규명하였는데, 열원 주위의 경계층의 두께가 최소가 되는 때의 층공극율과 총괄 열전달 계수가 최대값을 나타내는 때의 층공극율이 일치하였다.

액체 유동층에서의 열전달은 열원 영역의 열전달이 유속 단계임이 밝혀졌으며, 총괄 열전달 저항 및 열원영역과 유동층 영역의 개별 저항들을 각각 무차원 수로 나타내어 이들 개별저항들이 series로 연결되어 총괄 열전달 저항을 나타냄을 보였다.

Abstract—Effects of liquid velocity and particle size on the individual heat transfer resistances in the heater and fluidized bulk zone have been determined.

A two-resistance model is proposed for heat transfer between a coaxially mounted immersed heater and the bulk zone in liquid-fluidized beds. The optimum bed porosity at which the maximum heat transfer coefficient occurred coincides with the bed porosity at which the boundary layer thickness around the heater attained the minimum value.

The heat transfer in the heater zone was found to be the rate controlling step in the liquid-fluidized bed and the overall heat transfer resistance has been represented by a modified Stanton and Peclet numbers based on the heat transfer resistances in the heater zone and in the fluidized bulk zone in series.

1. 서 론

액체 유동층 반응기 (liquid fluidized bed reactor)

에서 반응물을 반응온도까지 가열하거나, 심한 발열반응 (exothermic reaction) 인 경우 발생한 열을 효과적으로 제거하기 위해선 유동층 벽면을 사용하

여 가열하거나 냉각시키는 것이 일반적으로 되어 있다.

그러나, 액체 유동층 반응기의 반경이 큰 경우에는 유동층 내부에 열원(heater)이나 냉각매체를 설치함으로써 더욱 효과적인 열전달을 수행할 수 있다. 연속조작(continuous operation)이 가능한 다른 관상반응기에 비하여 유동층 반응기는 열전달이 잘 된다는 매우 중요한 이점을 가지고 있으나[1, 2], 그 메카니즘(mechanism)에 대한 연구는 매우 부족한 실정이며, 다만 실험적으로 액체 유동층에서 가열되는 벽면과 유동층간의 열전달 계수를 구하는 연구와[3, 4, 5, 6] 유동층내부의 열원(heater)과 유동층간의 열전달 계수를 구하는 연구들이[7, 8] 진행되어 왔다. Deckwer[9]와 Lewis 등[10]은 기포탑(bubble column)에서의 열전달 현상을 해석하기 위하여 비정상 열확산 모델(unsteady state heat diffusion model)을 제시하였으며, Chen과 McMillan[11]은 액상의 흐름이 없는 기포탑(batch bubble column)에서 액상의 축 방향 열전달과 축 방향 확산(axial dispersion)의 유사성(analogy)을 제안하였다.

액체 유동층에서, Wasmund와 Smith[12]는 가열되는 벽면과 유동층간의 열전달(wall-to-bed)을 2-저항 모델을 사용하여 해석하였으며, Patel과 Simpson[13] 역시 2-저항 모델을 사용한 연구에서 액체 유동층에서 열전달의 주요원인은 fluid eddy의 대류(convection)에 있다고 하였다. 그러나 이들의 연구는 액상의 반경방향 확산(liquid radial dispersion)에 대한 자료가 없었으므로 열전달 메카니즘 해석에 제한점을 가지고 있었다.

본 연구에서는 유동층 내부 열원(immersed heater)과 액체 유동층간의 열전달 현상을 2-저항 모델(two resistance model)을 사용하여 해석하여 현재까지의 연구의 제한점을 보완하였으며, 이는 유동층 반응기의 가열 또는 냉각 속도(heating or cooling rate)를 조절하거나 열전달 면적 등을 결정하는데 필수적인 정보를 제공할 수 있으며, 액체 유동층의 열전달현상에 대한 이해도를 높일 수 있을 것으로 기대된다.

2. 열전달 모델

액체 유동층에서 반경방향의 온도분포의 특징은 열원주위(heater zone)에서는 온도구배(temperature gradient)가 급격히 변화하나 유동층의 영역에서는 온도구배가 매우 완만한 것으로 실험결과

밝혀져 있는데[12, 13, 14], 이는 액체 유동층에서의 열전달 현상에 두가지의 저항(resistance)이 존재함을 나타내고 있다. 즉, 열원 주위를 둘러싼 얇은 경계층(boundary layer)에 의한 열전달 저항과 액체 유동층 내부에서의 고체 유동입자와 액체의 접촉, 혼합 등에 의한 열전달 저항으로 액체 유동층에서의 열전달 저항을 구별할 수 있는데, 이들 두 저항이 series로 연결되어 전체 열전달 저항을 구성한다고 생각할 수 있다.

본 연구에서는 유동층 내부의 중앙에 수직으로 설치된 열원과 액체 유동층간의 열전달 현상을 해석하기 위하여 다음과 같은 가정하에 2-저항 모델(two resistance model)을 사용하고자 한다.

a) 본 연구에서 해석하는 열전달계는 반경 R 인 액체 유동층의 중앙에 반경 R_h 인 열원이 수직으로 설치되어 있으며,

b) 액체와 고체 입자의 열적, 물리적 성질은 일정하다고 보며,

c) 열전달 현상은 정상상태(steady state)에서 일어나며,

d) 열원 표면(heater surface)은 온도가 균일하며,

e) 열원 주위의 경계층의 두께(boundary layer thickness) δ 는 주어진 정상상태에서 일정한 평균값을 가지며,

f) 열원표면을 통해 액체 유동층에 전달되는 열량은 단위시간당 일정하며(constant heat flux system),

g) 유동층 벽면에서의 온도구배는 무시할 정도로 작아 열의 손실이 없다고 보며,

h) 총괄 열전달 저항은 열원영역의 저항과 유동층 bulk 영역의 저항이 series로 연결되어 구성되며,

i) 열원 주위의 얇은 경계층에서는 열전도(heat conduction)에 의한 열전달이 지배적이며[15],

j) 액체 유동층에서 액체의 속도 분포는 주어진 정상상태에서 균일하다[6, 16].

액체 유동층에서 총괄 열전달 저항은 2-저항 모델에 의하여 식(1)과 같이 쓸 수 있으며, 본 연구에서 해석하고자 하는 열전달계는 Fig. 1에 도식적으로 나타내었다.

$$\frac{1}{h} = \frac{1}{h_h} + R_b \quad (1)$$

식(1)에서 $1/h_h$ 와 R_b 는 각각 열원 영역과 유동층 bulk 영역의 열전달 저항을 나타낸다.

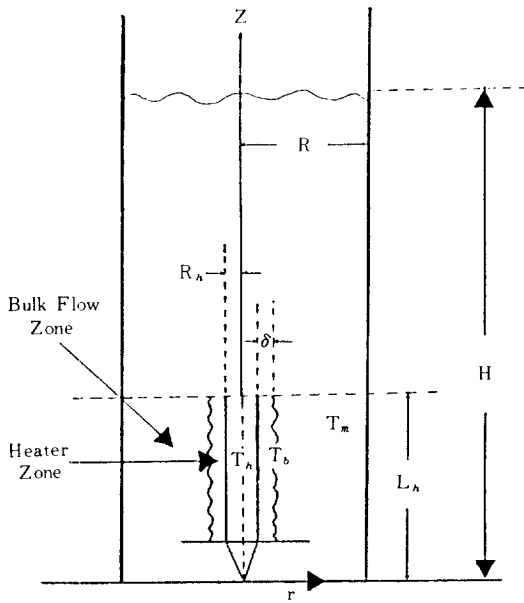


Fig. 1. Schematic diagram of heat transfer model.

유동층 내부의 미소 annulus에서 연속상인 액상에 대한 열수지(heat balance)로부터 식(2)를 얻을 수 있으며,

$$U_i \rho_i C_{pi} \frac{\partial T}{\partial Z} - D_z \rho_i C_{pi} \frac{\partial^2 T}{\partial Z^2} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (D_r \rho_i C_{pi} r \frac{\partial T}{\partial r}) \quad (2)$$

유동층 벽면에서의 열손실이 없다는 가정하에, 정상상태에서 축방향으로 액상의 미소 부피에 대한 총괄 열수지로 부터 식(3)을 얻을 수 있다.

$$\pi (R^2 - R_h^2) \{ U_i \rho_i C_{pi} \frac{\partial T}{\partial Z} - D_z \rho_i C_{pi} \frac{\partial^2 T}{\partial Z^2} \} = \frac{q}{L_h} = q_h \quad (3)$$

식(3)에서 L_h 는 열원의 길이이므로 q_h 는 단위시 간당 · 단위길이당 열원의 표면을 통하여 액체 유동층 내부에 전달되는 열량을 나타낸다.

따라서, 식(2)와 (3)으로부터 식(4)와 같은 식을 얻을 수 있으며, 이에 식(5)와 (6)의 경계조건을 적용시킬 수 있다.

$$\frac{1}{r} \frac{d}{dr} (r \frac{dT}{dr}) = \frac{q_h}{\pi (R^2 - R_h^2) D_r \rho_i C_{pi}} \quad (4)$$

$$\text{at } r=R_h+\delta \quad T=T_b=T_h-\frac{q}{h_h A} \quad (5)$$

$$\text{at } r=R \quad \frac{dT}{dr} = 0 \quad (6)$$

식(5)에서 δ 는 열원주위에 형성되는 경계층의 평균두께를 나타내는데, 식(5)의 경계조건은 열원영역(heater zone)에서의 열수지인 식(7)로부터 얻을 수 있다.

$$q = h_h (T_h - T_b) A \quad (7)$$

여기서 A 는 열원의 열전달 면적이고 h_h 는 열원영역에서의 열전달 계수, 그리고 T_h 와 T_b 는 각각 열원표면(heater surface)과 경계층에서의 온도를 나타낸다.

두번째 경계조건인 식(6)은 가정 g)에 의한 것인데, 일반적으로 액상의 온도가 높지 않을 경우 적용될 수 있으며, 실제로 액체 유동층 반응기의 경우는 열손실을 막기 위하여 유동층 벽면을 단열처리하므로 이 경계조건도 타당성 있게 적용될 수 있다.

따라서 식(4)를 식(5)와 (6)의 경계조건에 의하여 풀어, 정리하면 식(8)과 같은 액체 유동층에서 반경 방향의 온도분포를 구할 수 있으며,

$$\frac{T(r) - T_w}{T_h - T_w} = \frac{R^2 \ln \frac{R}{r} - \frac{1}{2} (R^2 - r^2)}{\frac{(R_h + \delta)^2}{2} \{ 1 - (\frac{R}{R_h + \delta})^2 \} + R^2 \ln (\frac{R}{R_h + \delta}) + \frac{(R^2 - R_h^2) D_r \rho_i C_{pi}}{R_h h_h}} \quad (8)$$

이로부터 식(9)와 같은 액체 유동층에서의 평균온도를 구할 수 있다.

$$T_h - T_m = \frac{q}{2\pi (R^2 - R_h^2) D_r \rho_i C_{pi} L_h} \left\{ \frac{R^2 (R^2 \ln R - R_h^2 \ln R_h)}{R^2 - R_h^2} - R^2 \ln (R_h + \delta) + \frac{(R_h + \delta)^2}{2} - \frac{1}{4} (3R^2 + R_h^2) \right\} + \frac{q}{A h_h} \quad (9)$$

식(8), (9)에서 첨자 h , w , m 은 각각 열원표면, 액체 유동층 벽면, 그리고 평균값을 나타낸다.

따라서 식(9)로부터 액체 유동층의 열전달에서 총괄저항(overall heat transfer resistance)을 열원영역

역의 저항과 유동층 bulk 영역의 저항의 합으로 식(10)과 같이 나타낼 수 있으므로,

$$\frac{1}{h} = \frac{A(T_h - T_m)}{q} = \frac{1}{h_h} + \frac{R_h}{(R^2 - R_h^2) D_r \rho_i C_{pi}} \left\{ \frac{R^2(R^2 \ln R - R_h^2 \ln R_h)}{R^2 - R_h^2} - R^2 \ln(R_h + \delta) \right. \\ \left. + \frac{(R_h + \delta)^2}{2} - \frac{1}{4}(3R^2 + R_h^2) \right\} \quad (10)$$

유동층 bulk 영역에서의 저항 R_b 는 식(11)과 같다.

$$R_b = \frac{R_h}{(R^2 - R_h^2) D_r \rho_i C_{pi}} \left\{ \frac{R^2(R^2 \ln R - R_h^2 \ln R_h)}{R^2 - R_h^2} - R^2 \ln(R_h + \delta) + \frac{(R_h + \delta)^2}{2} - \frac{1}{4}(3R^2 + R_h^2) \right\} \quad (11)$$

한편 열원 주위에 형성되는 경계층의 두께는 매우 얇으므로 가정 i)에 의하여 이 영역에서의 열전달은 주로 열전도(heat conduction)에 의한다고 하면 이 영역에서의 열전달 계수는 식(12)와 같이 쓸 수 있는데,

$$h_h = \frac{k_i}{\delta} \quad (12)$$

여기서 k_i 는 액상의 열전도도(thermal conductivity)를 나타낸다.

액체 유동층에서의 총괄 열전달 저항과 개별 열전달 저항간의 관계식인 식(10)을 무차원군(dimensionless group)으로 나타내면 식(13)을 얻을 수 있는데,

$$\frac{1}{St_M} = \frac{1}{St_{h, M}} + K \text{ Pe}_{r, M} \quad (13)$$

여기서 St_M 는 Stanton수로 $h/\rho_i C_{pi} U_i$ 로 정의되며, $St_{h, M}$ 는 열원영역에서의 Stanton수로 $h_h/\rho_i C_{pi} U_i$ 로 정의되고, $\text{Pe}_{r, M}$ 은 반경방향의 액상의 확산계수를 기준으로 한 변형된 Peclet수로 $R_h U_i/D_r$ 로 정의되며, K 는 상수이다.

3. 실험장치 및 방법

실험에 사용한 액체 유동층으로는 내경이 0.152 m이고 높이가 3 m인 QVF유리관을 사용하였는데, 자세한 실험장치는 이미 발표한 문헌(8)에 제시되

어 있다.

유동층 내부의 열원으로는 Cone 형태의 수직열원(3.0 cm - OD × 35.6 cm)을 사용하였는데, 수직 열원을 유동층의 중앙의 액체분산판 위에 설치하였다. 액체 유동층의 정상상태에서 반경방향의 온도구배를 구하기 위하여 5개의 iron-constantan 열전대를 액체분산판 위에서 20 cm의 거리에 설치하였는데, 첫 번째 열전대는 수직열원으로 부터 0.5 cm의 거리에 설치하였고, 나머지 4개의 열전대는 반경방향의 거리가 각각 0.5, 1.2 그리고 2.1 cm 떨어지게 설치하였다.

한편, 유동층 내부의 수직열원 표면의 온도를 측정하기 위하여 4개의 열전대를 수직열원의 높이에 따라 설치하였는데, 첫 번째 열전대는 액체분산판 위에서 10 cm 되는 곳에 설치하였고, 나머지 열전대는 각각 8 cm의 거리를 두고 설치하였다. 이들 각 열전대는 모두 숫자로 읽을 수 있는 온도측정계와 기록계(Molytec 1701)에 연결되어 있어 연속적으로 동시에 온도의 측정이 가능하도록 하였다. 본 연구에 사용한 고체입자는 비중이 2.5 g/cm³인 유리구인데, 이들의 크기는 직경이 1.7 mm인 것과 4.0 mm인 두 종류였으며, 액상으로는 물을 사용하였다.

액상 유동층의 상체류량은 정압강하 측정방법(8, 17) (static pressure drop method)을 사용하여 결정하였는데 유동층의 압력강하는 물을 사용한 manometer를 사용하여 측정하였다. 이 manometer는 유동층의 분산판에서 부터 12.5 cm의 간격으로 15개 설치하였다. 유동층내부의 수직열원과 액상 유동층간의 열전달계수는 식(14)로부터 구하였는데,

$$h = \frac{q}{A(T_h - T_m)} \quad (14)$$

여기서, q 는 열원으로 부터 액상 유동층에 전달되는 열량으로 열원과 연결된 D.C. power supplier로부터 구할 수 있으며, A 는 열원의 표면적, 그리고 $(T_h - T_m)$ 은 열원표면의 온도와 유동층의 평균온도의 차를 나타내는데, 이는 식(15)로부터 구할 수 있다(6, 16).

$$T_h - T_m = \frac{\int_{R_h}^R U(r) \{T_h - T(r)\} r \, dr}{\int_{R_h}^R U(r) r \, dr} \quad (15)$$

식(15)에서 R_h 는 내부열원의 반경을 나타낸다.

4. 실험결과 및 고찰

정상상태의 액체 유동층에서 측정된 반경방향의 온도분포는 Fig. 2에서 보는 바와 같이 열원에 접근할수록 온도변화가 증가하였는데, 열원주위의 경계층의 두께 δ 는 상당히 얇으므로 이 반경방향의 온도분포를 열원표면까지 외삽(extrapolation)하면 경계층에서의 온도 T_b 를 구할 수 있으며 [12, 13], 이로 부터 식(7)에 의하여 열원영역에서의 열전달계수인 h_h 를 구할 수 있다. 또한, 열원주위의 경계층의 두께가 매우 얇으므로 열원영역에서의 열전달은 주로 열전도에 의해 일어난다면 [15] 식(12)에 의해 열원주위의 경계층의 두께 δ 를 실험적으로 구할 수 있다.

한편, 2-저항 모델식으로 부터 얻은 온도분포가 [식(8)] 열원영역의 경계층의 두께 δ 를 포함하고 있으므로 식(8), (7) 및 (12)들로부터 이론적으로 경계층의 온도 T_b , 경계층의 두께 δ 및 유동층 반경방향의 온도분포를 구할 수 있다. 이때에 식(8)에 포함된 연속상인 액상의 반경방향 혼합계수 D_r 은

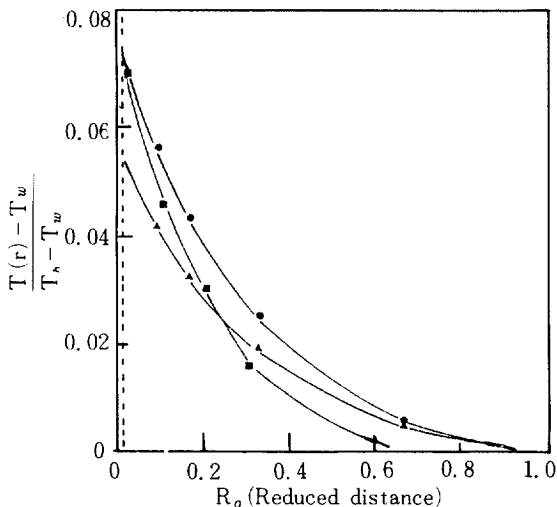


Fig. 2. Radial temperature profile in liquid fluidized beds.

d_p (mm): ● 1.7 ▲ 4.0 ■ 0.579
 glass bead lead sphere
 U_i (cm/s): 4.0 8.0 ϵ_i : 0.57-0.95
 present study Patel & Simpson (1977)

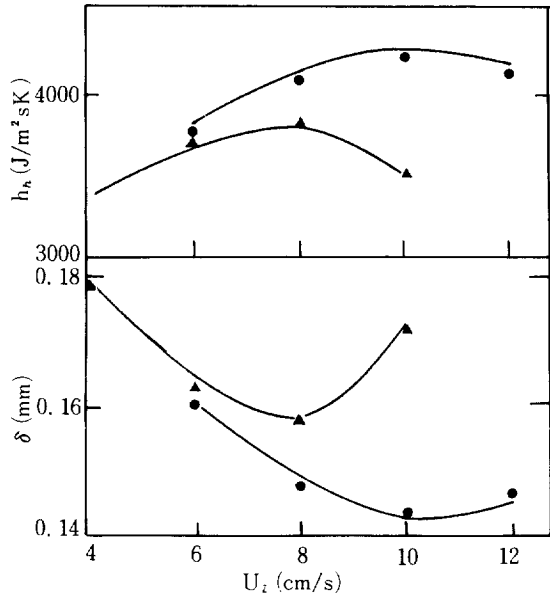


Fig. 3. Effect of liquid velocity on the average thermal boundary layer thickness and the heat transfer coefficient in the heater zone.

d_p (mm): ● 1.7 ▲ 4.0 — model

본 연구와 유사한 조건에서 Kang과 Kim[18]이 측정한 값을 사용하였다. 이렇게 구한 반경방향의 온도분포를 실험치와 함께 Fig. 2에 나타냈으며, h_h 및 δ 를 액체유속의 변화에 따라 Fig. 3에 나타내었는데, 실험적으로 얻은 결과는 2-저항 모델에 매우 잘 맞는 것을 알 수 있다.

Fig. 3에서 보듯이 열원영역에서의 열전달계수와 열원주위 경계층의 두께는 액체유속의 증가에 따라 각각 최대값과 최소값을 나타내었으며, 액체 유동층의 공극율의 변화에 따라라도 열원주위 경계층의 두께 δ 은 최소값을 나타내었는데, 이러한 경향은 유동층벽과 유동층간의 열전달계를 다룬 Wasmund와 Smith[12]의 연구결과와도 유사한 것을 알 수 있다(Fig. 4). 이와 같은 상관성을 열원영역에서의 Stanton 수의 층공극율에 따른 변화로도 나타낼 수 있는데, Fig. 5에서 보는 바와 같이 Semi-log 좌표에 직선으로 나타내며, 이러한 상관성은 직경 1.3mm의 납구(lead sphere)를 사용하여 유동층벽과 액체 유동층간의 열전달을 연구한 Patel과 Simpson[13]의 연구결과 및 직경 1.09mm-2.18mm의

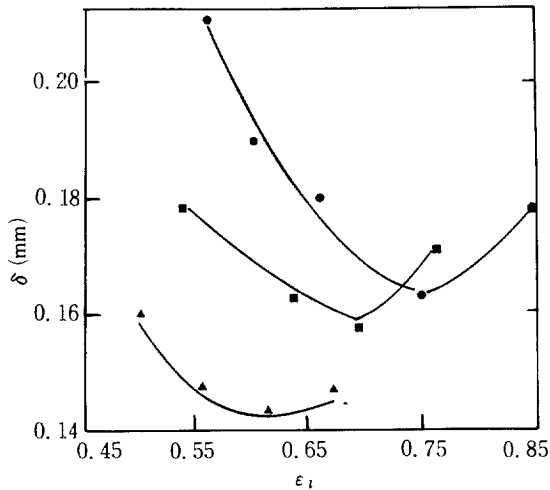


Fig. 4. Effect of bed porosity on the average thermal boundary layer thickness in liquid fluidized beds.

d_p (mm): \blacksquare 1.7 \blacktriangle 4.0 \bullet 1.09 model
present study Wasmund & Smith (1967)

유리구를 사용한 Wasmund와 Smith[12]의 연구결과에서도 찾아볼 수 있다. 이러한 현상은 액체유속의 증가에 따라 유동층의 층공극률도 증가하며, 따라서 고체 유동입자의 유동속도도 증가하게 되는데, 이는 고체 유동입자와 유동층 내부의 열원사이의 접촉강도(intensity)와 회수(frequency)의 증가를 가져와 열원주위의 경계층의 두께의 감소를 가져오며, 따라서 열원영역의 열전달계수가 증가하는 결과가 된다. 그러나, 액체유속의 계속적인 증가는 유동층 내부의 고체 유동입자 밀도의 심각한 감소를 가져와 유동층 내부 열원과 유동입자의 접촉회수 및 강도의 감소를 가져오므로 다시 열원주위의 경계층의 두께가 증가한다고 할 수 있다[8, 14]. 액체 유동층에서 이와 같은 고체 유동입자의 흐름 형태의 변화를 Kang과 Kim[19]은 고체 유동입자와 액체간의 접촉에 의한 연속파동속도(Continuity Wave velocity)의 변화로 설명하였다.

액체 유동층에서의 총괄 열전달계수는 실험에서 측정된 반경방향의 온도분포로부터 식(14)와 (15)에 의해 구할 수 있으며, 따라서 식(1)에 의해 Bulk 영역에서의 열전달 저항인 R_b 도 실험적으로 결정할

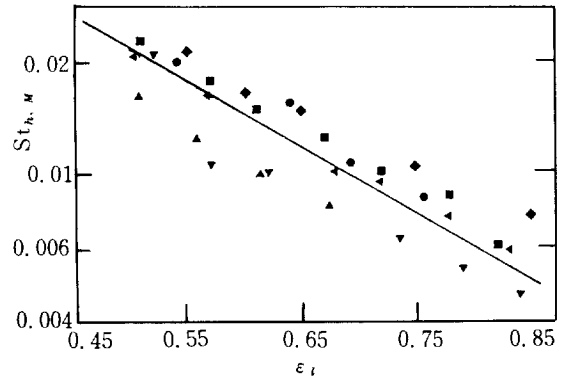


Fig. 5. Plot of modified Stanton Number in the heater zone vs. bed porosity in liquid fluidized beds.

d_p (mm): \bullet 1.7 glass bead present study \blacktriangle 4.0 lead sphere Patel & Simpson (1977) \blacktriangledown 1.3 lead sphere Patel & Simpson (1977)
 \blacksquare 1.98 glass sphere Wasmund & Smith (1967) \blacklozenge 1.09 glass sphere Wasmund & Smith (1967) \blacktriangleleft 2.18 glass sphere Wasmund & Smith (1967)

수 있다. 이렇게 구한 h 및 R_b 를 Fig. 6에 나타내었는데, 이들 역시 액체유속의 증가에 따라 최대값과 최소값을 각각 나타내었다.

한편, 유동층 Bulk 영역에서의 열전달 저항을 액

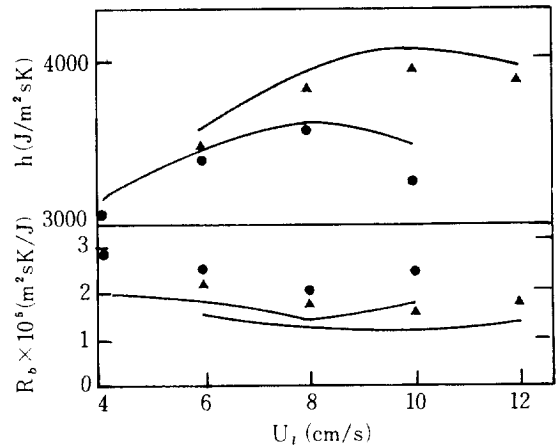


Fig. 6. Effect of liquid velocity on the overall heat transfer coefficient and the fluidized bed resistance in liquid fluidized beds.

d_p (mm): \bullet 1.7 \blacktriangle 4.0 model

상의 반경방향 혼합계수 data[18]를 사용하여 식(11)로부터 구할 수 있으므로 식(1)에 의해 이론적으로 액체 유동층에서의 총괄 열전달 계수를 구할 수 있는데, 이들 값은 Fig. 6에서 보듯이 실험적인 결과와 잘 맞는 것을 알 수 있다.

액체 유동층에서 내부 열원과 유동층간의 총괄 열전달에 열원영역 및 Bulk 영역에서의 열전달이 미치는 영향을 고찰하기 위하여 이들 두 영역에서의 열전달 저항을 유동층의 층공극율에 따라 각각 Fig. 7에 나타내었는데, 두 영역에서의 열전달 저항 모두 층공극율의 증가에 따라 최소값을 나타내었으며, Bulk 영역에서의 열전달 저항 R_b 의 값이 열원영역에서의 열전달 저항 $1/h_h$ 값의 10% 이내인 점으로 보아 내부 열원과 액체 유동층간의 열전달은 열원 영역에서의 열전달이 지배적인 것을 알 수 있다.

또한 이들 두 영역에서의 저항들은 모두 유동입자의 크기가 큰 4 mm 유리구의 경우에 1.7 mm 유리구의 경우보다 작은 값을 나타내었는데, 이는 유동입자의 크기가 큰 경우가 더욱 효과적으로 열원 영역의 경계층의 두께를 얇게할 뿐만 아니라 Bulk 영역에서도 유체요소(fluid element)의 축방향 흐름을 방해하는 효과를 가져오기 때문인 것으로 설명할 수 있다[20]. 유동층벽과 액체 유동층간의 열전

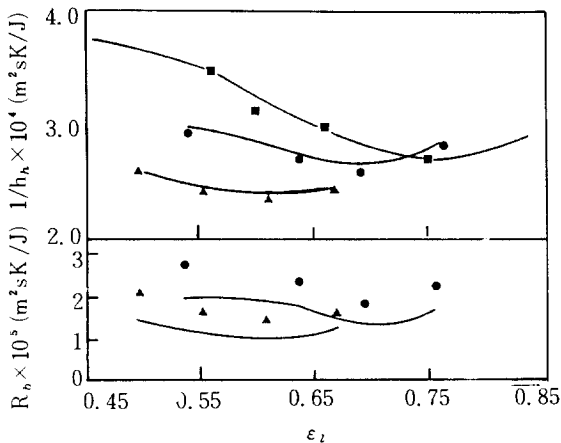


Fig. 7. Effect of bed porosity on the heat transfer resistances in the heater and fluidized bulk zones in liquid fluidized beds.

d_p (mm): ● 1.7 ▲ 4.0 ■ 1.09
 present study Wasmund & Smith (1967)

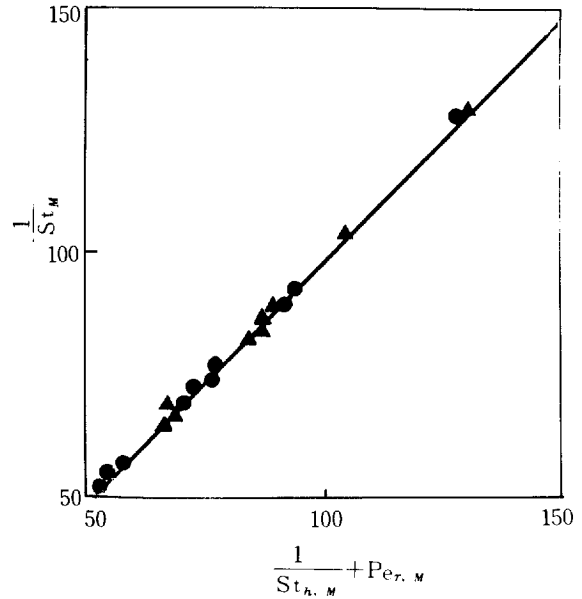


Fig. 8. Plot of $(1/St_M)$ vs. $(1/St_{h, M} + Pe_{r, M})$ in liquid fluidized beds.

d_p (mm): ● 1.7 ▲ 4.0

달에서 Patel과 Simpson[13]의 연구결과는 유동층 bulk 영역의 열전달 저항이 전체 저항의 약 10% 정도가 되는 것으로 나타나 있다.

한편, 식(10)과 (13)으로부터 식(13)의 상수 K 는 식(16)과 같이 쓸 수 있는데,

$$K = \frac{1}{(R^2 - R_h^2)} \left\{ \frac{R^2(R^2 \ln R - R_h^2 \ln R_h)}{R^2 - R_h^2} - R^2 \ln(R_h + \delta) + \frac{(R_h + \delta)^2}{2} - \frac{1}{4}(3R^2 + R_h^2) \right\} \quad (16)$$

이 값은 대략 1 이므로 식(13)을 식(17)과 같이 쓸 수 있다.

$$\frac{1}{St_M} = \frac{1}{St_{h, M}} + Pe_{r, M} \quad (17)$$

식(17)은 Fig. 8에서 보는 바와 같이 실험적인 결과와 매우 잘 맞는 것을 알 수 있으며, 따라서 내부 열원과 액체 유동층간의 열전달 현상은 2- 저항 모델을 사용하여 효과적으로 설명할 수 있다고 하겠다.

5. 결 론

이상과 같은 연구결과 다음과 같은 결론을 얻을 수 있었다.

1. 액체 유동층에서 내부열원과 유동층간의 열전달은 2-저항모델을 사용하여 효과적으로 설명할 수 있으며, 열원영역의 열전달 저항이 전체 열전달 현상에 지배적인 영향을 미치고 있다고 할 수 있다.

2. 열원영역과 유동층 Bulk 영역의 열전달 저항들은 모두 액체의 유속 및 층공극율이 증가함에 따라 최소값을 나타내었으며, 고체 유동입자의 크기가 큰 경우에 이들 두 영역의 저항들은 더 작은 값을 나타내었다.

3. 내부 수직 열원과 액체 유동층간의 열전달에서 총괄 열전달 저항 및 열원영역과 Bulk 영역에서의 열전달 저항을 무차원군으로 $\frac{1}{St_M} = \frac{1}{St_{h_M}} + Pe_{r_M}$ 와 같이 나타낼 수 있다.

6. 감 사

본 연구는 한국과학재단(KOSEF)의 연구비로 수행되었으며, 귀 재단에 감사드립니다.

NOMENCLATURE

A	: Surface area of heater, m ²
C _{pl}	: heat capacity of liquid, J/kg K
D	: column diameter, m
D _r	: radial dispersion coefficient of liquid phase, m ² /s
D _z	: axial dispersion coefficient of liquid phase, m ² /s
dp	: particle size, m
h	: overall heat transfer coefficient, J/m ² -sK
h _h	: heat transfer coefficient in the heater zone, J/m ² sK
k _l	: thermal conductivity of liquid phase, J/msK
K	: constant
L _h	: heater length, m
m	: mass flow rate of liquid phase, kg/s

Pe _{rM}	: Peclet number in radial direction, d _p U _l /D _r
q	: heat flow rate, J/s
q _h	: heat flow rate from heater surface to bed per unit length of heater, J/s m
r	: radial distance, m
R	: radius of column, m
R _h	: radius of heater, m
R _b	: heat transfer resistance in fluidized bed zone, msK/J
St _M	: a modified Stanton number, h/[C _{pl} ρ _l U _l]
T	: temperature, K
T _b	: boundary layer temperature, K
T _h	: heater surface temperature, K
T _m	: mean temperature of fluidized bed, K
U _l	: superficial liquid velocity, m/s
Z	: axial direction

Greek Letters

ρ _l	: liquid density, kg/m ³
δ	: average boundary layer thickness, m
ε	: phase holdup

Subscripts

b	: boundary layer around heater
cal	: calculated value
g	: gas phase
h	: heater
i	: input
l	: liquid phase
mea	: measured value
M	: modified
r	: radial
s	: solid phase
z	: axial direction

REFERENCES

1. Muroyama, K. and Fan, L.S.: *AIChE J.*, **31**, 1 (1985).
2. Shah, Y.T., Kelkar, B.G., Godbole, S.P. and Deckwer, W.D.: *AIChE J.*, **28**, 353 (1982).

3. Richardson, J.F. and Mitson, A.E.: *Trans. I Chem. E.*, **36**, 270 (1958).
4. Viswanathan, S., Kaker, A.S. and Murti, P.S.: *Chem. Eng. Sci.*, **20**, 903 (1965).
5. Kato, Y., Kago, T., Uchida, K. and Morooka, S.: *Powder Technol.*, **28**, 173 (1981).
6. Chiu, T.M. and Ziegler, E.N.: *AIChE J.*, **29**, 677 (1983).
7. Baker, C.G. J., Amstrong, E.R. and Bergougnou, M.A.: *Powder Technol.*, **21**, 195 (1978).
8. Kang, Y., Suh, I. S. and Kim, S.D.: *Chem. Eng. Commun.*, **34**, 1 (1985).
9. Deckwer, W.D.: *Chem. Eng. Sci.*, **35**, 1341 (1980).
10. Lewis, D.A., Fields, R.W., Xavier, A.M. and Edwards, D.: *Trans. I Chem. E.*, **60**, 40 (1982).
11. Chen, B.H. and McMillan, A.F.: *Can. J. Chem. Eng.*, **60**, 436 (1982).
12. Wasmund, B. and Smith, J.M.: *Can. J. Chem. Eng.*, **45**, 156 (1967).
13. Patel, R.D. and Simpson, J.M.: *Chem. Eng. Sci.*, **32**, 67 (1977).
14. Kang, Y., Kwon, H.K. and Kim, S.D.: *Proc. of KICChE Conf.*, 109 (1984).
15. Kays, W.M.: *Convective Heat and Mass Transfer*, McGraw-Hill, N.Y. (1966).
16. Latif, B.A.J. and Richardson, J.F.: *Chem. Eng. Sci.*, **27**, 1933 (1972).
17. Kim, S.D., Baker, C.G.J. and Bergougnou, M.A.: *Can. J. Chem. Eng.*, **53**, 134 (1975).
18. Kang, Y. and Kim, S.D.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **25**, 717 (1986).
19. Kang, Y. and Kim, S.D.: *HWAHAK KONGHAK*, **24**, 277 (1986).
20. Kim, S.D., Kang, Y. and Kwon, H.K.: *AIChE J.*, **32**, 1397 (1986).