

기체-액체-액체-고체 유동층에서 열전달 특성

김준식[†] · 송상훈 · 이상봉 · 최명재 · 고명한* · 강 용**

한국화학연구원 환경자원팀, *청양대학 환경보건과, **충남대학교 화학공학과
(2004년 6월 28일 접수, 2004년 8월 11일 채택)

Heat Transfer Characteristics in Gas-Liquid-Liquid-Solid Fluidized Beds

Jun-Sik Kim[†], Sang-Hoon Song, Sang-Bong Lee, Myoung-Jae Choi, Myoung-Han Ko*, and Yong Kang**

Advanced Chemical Technology Division-ENR, Korea Research Institute of Chemical Technology, Daejeon 305-600, Korea

[†]Department of Environmental Health Science, Cheongyang College, Cheongyang 345-702, Korea

^{**}Department of Chemical Engineering, Chungnam National University, Daejeon 305-764, Korea

(Received June 28, 2004; accepted August 11, 2004)

기체-액체-액체-고체 유동층(직경 0.102 m×높이 2.5 m)에서 열전달계수에 대한 기상(공기)의 유속 및 분산액상(등유)과 연속액상(물)의 유속, 유동입자(유리구슬)의 크기의 영향을 검토하였다. 기체-액체-액체-고체 유동층에서 열전달계수는 기상 및 분산액상 유속의 증가에 따라 증가하였으며 연속액상의 유속과 층 공극률이 증가함에 따라 최대값을 나타내었다. 열전달계수는 유동입자의 크기가 증가함에 따라 현격히 증가하였으며 유동입자의 크기가 비교적 큰 경우($d_p \geq 3.0$ mm)에 높은 열전달계수를 나타내었다. 기체-액체-액체-고체 유동층에서 내부열원과 유동층간의 열전달계수를 운전변수와의 상관식으로 나타내었고 또한, 수정된 무차원군인 Nusselt 수에 대한 Reynolds 수와 Prandtl 수의 상관식으로 잘 나타낼 수 있었다.

Effects of velocities of gas (U_g), dispersed and continuous liquid phases (U_d and U_c) and particle size (d_p) on heat transfer coefficient (h) in gas-liquid-liquid-solid fluidized beds (0.102 I.D. 2.5m in height) have been determined. It has been found that the heat transfer coefficient was increased with increasing U_g or U_d . It has exhibited the local maximum with increasing the U_c and bed porosity (ϵ). The heat transfer coefficient was remarkably increased with d_p and attained high values in the presence of relatively large particle size ($d_p \geq 3.0$ mm). The heat transfer coefficient between the immersed heater and the column proper has been correlated with operating variables (U_g , U_d , U_c and d_p) and modified Nusselt number also well correlated with Reynolds number and Prandtl number.

Keywords: bed porosity, dispersed phase, gas-liquid-liquid, fluidized bed, heat transfer

1. 서 론

기체-액체-고체 삼상 유동층은 석유 화학 공정의 촉매를 사용한 기체-액체 반응으로 수소화 반응 및 천연가스나 석탄의 액화 공정에서 공업적으로 활용되고 있으며 또한 흡수, 흡착, 침강 등 접촉 공정과 분리 및 회수 공정 그리고 생물공학의 효소 고정화 및 발효 공정 뿐만 아니라 환경공학의 폐수 처리 공정 등에 다각적으로 응용되어 활발한 연구가 이루어지고 있다[1-3]. 다른 한편으로 액체-액체-고체 삼상 유동층은 액체-액체의 접촉, 촉매를 사용한 액체-액체 반응 및 추출 공정 등에서 기존의 액체 분무형 추출탑이나, 접촉기 그리고 반응기에 비해 액체 속에 함유된 특정성분의 추출효율이나 반응 전환율이 월등히 높게 나타나 매우 큰 관심이 모아지고 있다[4-5]. 지금까지 삼상 유동층에 대한 국내외적인 연구를 살펴보면 유동층 내부에 분산상인 기상 또는 액상과 연속액상의 체류량과 혼합 및 확산에 대한 연구와 기체-액체 또는 액체-액체간의 접촉면적 및 물질전달에 대한 연구[1-7] 그리고 분산상인 기포 또는 액적의 크기와 모양 및 분포 등에 대한 연구[8-12]가 진행되었으며 각상의 거동 및 이에 따른 열전달 특성과 해석이 이루어져 오고 있다[13-15].

기체-액체-액체 계는 하이드로포름일화(hydroformylation), 알킬화(alkylation), 카복시화(carboxylation), 습식야금(hydrometallurgy), 고분자 중합, 생화학, 정밀화학 공정 등의 실제적인 주요 공업 분야에서 활용되고 있으나 각 상간의 전달현상의 제한으로 이 분야의 연구는 상대적으로 소외되어 왔다[16]. 최근에 와서, 기체-액체 반응에 균일 촉매와 같은 제2의 액상 분산 및 동시에 고체 촉매를 이용하는 분야에서 각 상간의 낮은 전달 속도를 향상시키기 위하여 기체-액체-액체 계에서 접촉 및 혼합 그리고 전달현상에 대한 연구가 재조명되고 있다[16-18]. 이와 같은 연구는 기체-액체 또는 액체-액체 반응 계에서 각 상간의 접촉 면적 및 효율을 극대화하기 위한 삼상 유동층의 연구 목표와 일치하지만 실질적으로 기체-액체-액체 반응 계에 유동층을 적용하기 위한 연구는 국내외적으로 전무한 실정이다.

따라서, 본 연구에서는 기체-액체-액체 계에서 필수적으로 요구되는 열전달 특성에 대한 기초적인 정보를 제공하고 기체-액체-액체-고체 유동층의 활용 가능성을 알아보려고 다른 입경의 유동고체입자를 가지고 유동층 내부에서 기상 및 연속액상과 분산액상의 흐름에 따른 내부열원과 유동층간의 총괄 열전달계수를 구하여 그 특성을 고찰하였다.

[†] 주 저자(e-mail: junskim@kriect.re.kr)

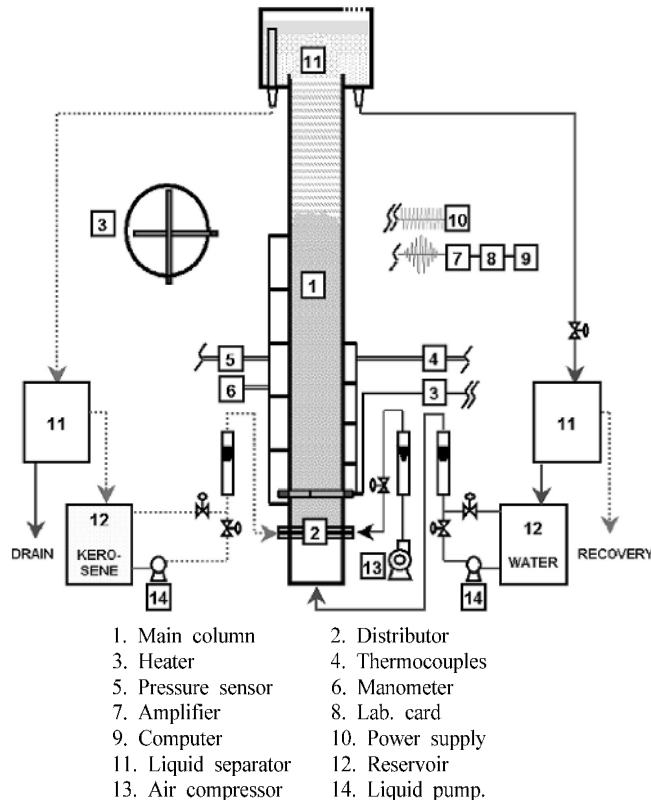


Figure 1. Experimental apparatus.

2. 실험

본 연구에 사용된 기체-액체-액체-고체 유동층은 직경이 0.102 m 이고 높이가 2.5 m인 유리관을 이용하였으며 실험 장치를 Figure 1에 나타내었다. 분산판은 다공판(perforated plate) 형태를 사용하였는데 연속액상의 분산을 위해서는 직경 2 mm의 구멍을 삼각피치로 균일하게 배치하여 개공율이 6.2%인 다공판을 만들었으며 분산상의 주입을 위해서는 연속액상 분배기 중간에 직경 6.35 mm의 4개의 관을 삽입한 후 용접하였으며 4개의 관중 2개의 관에 직경 1 mm의 오리피스를 만들어 기상을 주입하였고 나머지 2개의 관에는 직경 2 mm의 오리피스를 만들어 분산액상을 주입하여 기상, 분산액상, 연속액상이 동일 면에서 컬럼에 주입되도록 하였다. 열전달의 특성을 고찰하기 위해서 직경이 8 mm이고 길이가 70 mm인 전기적 열원을 십자형으로 분산판의 30 cm 상부에 설치하고 열원과 유동층 벌크영역간의 온도차이를 열전대(J-type)를 이용하여 측정하였다. 기상으로는 압축 공기, 분산액상으로는 등유(kerosene), 연속액상으로는 물을 이용하여 기체-액체-액체 분산층을 운전하였으며 유동고체입자로 입경이 1.0, 2.1, 3.0 그리고 6.0 mm인 유리구슬($\rho_s = 2500 \text{ kg/m}^3$)을 사용하여 기체-액체-액체-고체 유동층을 운전하였다.

주입된 기상은 반응기 상부에서 분리되어 배출되었으며 연속액상의 물에 주입된 분산액상인 등유의 분리를 위하여 유동층을 통과한 물/등유 혼합물을 3개의 액/액 분리장치에서 분리하여 분리된 등유는 저장탱크에 보내져 일정유속으로 다시 유동층에 주입되었다. 분산액상 및 연속액상의 물리적 특성은 Table 1에 나타내었다.

기체-액체-액체-고체 유동층에서 내부열원과 유동층간의 열전달계수는 열원에서 가해진 열량(Q)과 열원표면과 유동층간의 온도차(ΔT)를 구하여 식 (1)에 의해 구하였다.

$$h = \frac{Q}{A \cdot \Delta T} \quad (1)$$

Table 1. Physical Properties of Liquids at 20 °C

Liquid phase	Density ρ [kg/m ³]	Viscosity μ [mPa · s]	Thermal conductivity k [mW/m K]	Heat capacity $C_p \times 10^{-3}$ [J/kg K]
Water	1000	1.0	200	4.18
Kerosene	780	2.5	50	2.1

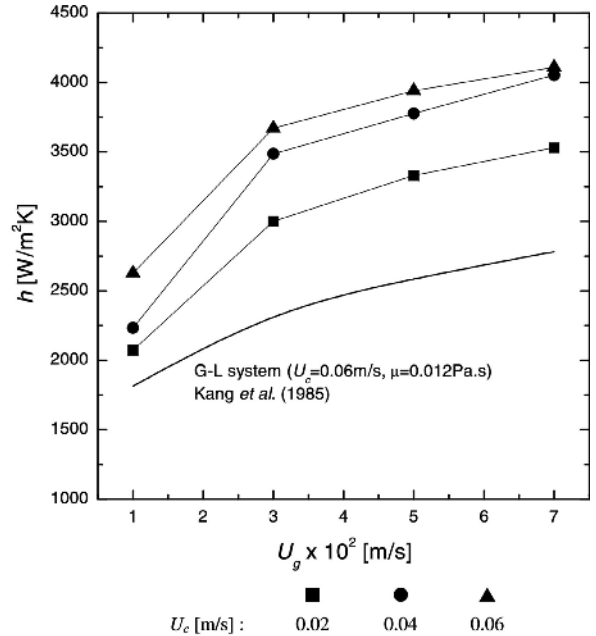


Figure 2. Effects of U_g on heat transfer coefficient in gas-liquid-liquid columns ($U_d = 0.01 \text{ m/s}$).

본 연구에서 열원에 가해진 열량(Q)은 전압 조절기를 이용하여 600 watt로 일정하게 공급하였다. 유동층 내부의 온도는 유동층 벌크영역의 온도를 측정하여 사용하였는데 그 지점은 열원을 중심으로 10 cm 상단과 하단에 각각 양쪽면에서 유동층 중심부와 벽면의 중간지점에서 4지점을 선정하였으며 각 지점의 평균온도 값을 유동층 내부온도로 하였다.

3. 결과 및 고찰

3.1. 기체-액체-액체 분산층에서 열전달계수

기체-액체-액체-고체 유동층에서 열전달 특성의 고찰에 앞서 기체-액체-액체 분산층에서 각 상의 유속증가에 따른 열전달계수의 변화를 살펴보았다. 주요 운전변수라고 할 수 있는 기상유속의 증가에 따른 열전달계수의 변화를 Figure 2에 나타내었다. 열전달계수는 기상 유속의 증가에 따라 큰 폭으로 증가함을 알 수 있으며 이는 Kang 등[19]의 기체-액체 계에서 열전달 현상과 마찬가지로 기상 유속의 증가에 따른 난류강도의 증가로 설명할 수 있다. 특이할 점은 기상유속이 상대적으로 낮은 유속($U_g \leq 0.03 \text{ m/s}$)에서 기상유속의 증가에 따라 열전달계수는 현저히 증가한 반면, 보다 큰 기상유속($U_g \geq 0.05 \text{ m/s}$)에서 열전달계수는 비교적 완만한 증가를 나타내었다. 이는 기상유속의 증가에 따른 흐름 영역의 변화로 설명할 수 있는데 일반적으로 기포탑이나 기체-액체-고체 유동층에서 기상이 낮은 유속으로 소량 분산된 경우를 잘 분산된 기포 영역(well dispersed bubble flow regime) 또는 균일한 기포 영역(homogeneous bubble flow regime)이라 하며 기상 유속이 과도하여 기포의 합체 현상이 발생하는 경우에 기포 합체 영역(coalescence bubble flow regime) 또는 요동 난류 영역(churn turbulent flow regime)으로 그 흐름영역을 나누어서 설명하고 있다[1,2].

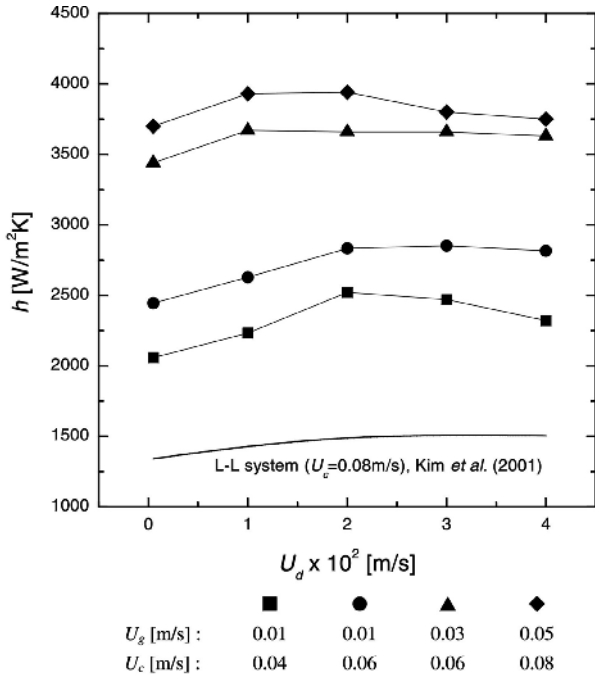


Figure 3. Effects of U_d on heat transfer coefficient in gas-liquid-liquid columns.

기체-액체-액체 계에서 열전달계수에 대한 분산액상 유속의 영향을 Figure 3에 나타내었다. 그림에서처럼 분산액상 유속의 증가에 따라 열전달계수는 전반적으로 증가하는 경향을 나타내었다. 하지만, 분산액상 유속이 높은 경우에 열전달계수 값이 더 이상 증가하지 않거나 증가된 기상 유속에서 오히려 감소하는 경향을 보이고 있다. 이는 연속액상의 유속과 비교하여 상대적으로 과도한 분산액상 또는 기상 유속에서 액적 또는 기포의 합체로 인한 결과로 설명할 수 있다. 특이할 점은 선행 연구의 액체-액체 계[20]와 비교하여 소량의 기상 분산에 따른 난류강도의 증가로 액체-액체-기체 계에서의 열전달계수는 매우 높은 값을 나타내었다는 점이다. 이는 액체-액체 추출 또는 반응 측면에서 기상의 증가는 접촉면적의 감소를 가져올 수 있지만 기상 주입으로 확인한 전달현상의 증가를 가져올 수 있기 때문에 소량의 기상 분산을 통하여 액체-액체간의 접촉면적의 감소를 최소화하면서 난류강도를 증가시켜 전달현상을 극대화 할 수 있는 매우 유용한 방법으로 생각할 수 있다.

Figure 4의 연속액상 유속의 증가에 따른 열전달 계수의 변화를 살펴보면 연속액상의 유속 증가에 따라 층내의 흐름이 잘 발달된 흐름이 되는 유속까지($U_c = 0.08$ m/s) 열전달계수가 증가하였으나 그 이상의 유속에서 열전달계수는 증가하지 못하였다. 이러한 현상은 상대적으로 높은 기상유속의 경우($U_g = 0.05$ m/s)에 보다 현격히 나타나 연속액상 유속의 증가에도 불구하고 열전달계수가 오히려 감소한 것으로 나타났으며 이는 기포의 합체로 인한 전달 현상의 저해 작용 등에 기인한 것으로 설명할 수 있다. 반면, 유동고체입자를 이용하는 기체-액체-고체 계[19]와 액체-액체-고체 계[13]의 경우 유동고체입자에 의한 기포 또는 액적의 분쇄, 각 상의 접촉 및 혼합 강도의 증가로 보다 높은 유속 범위에서 매우 큰 열전달계수 값을 나타낼 수 있다. 이는 이들 반응계가 내포하고 있는 장점으로 단위 시간당 높은 처리량으로 열전달 효율을 극대화할 수 있다는 점이다. 따라서, 기체-액체-액체 계에 한계점을 극복하기 위한 대안으로 유동고체입자를 이용한 기체-액체-액체-고체 유동층에 대한 활용 잠재력을 나타낸다고 할 수 있다.

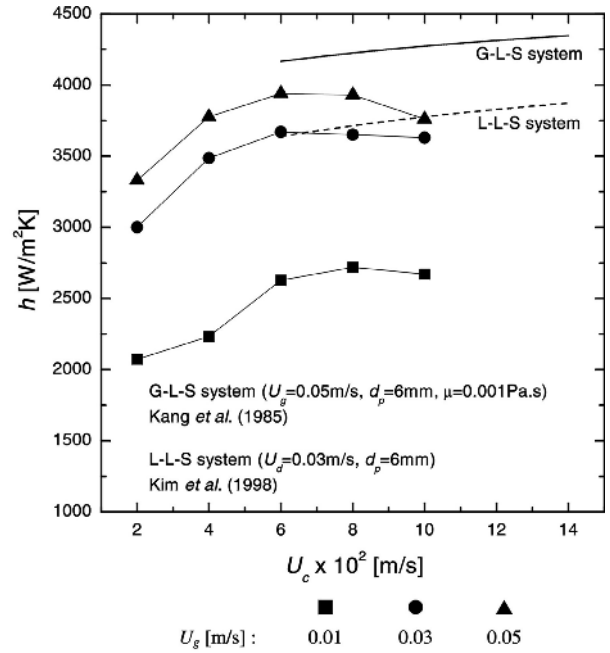


Figure 4. Effects of U_c on heat transfer coefficient in gas-liquid-liquid columns ($U_d = 0.01$ m/s).

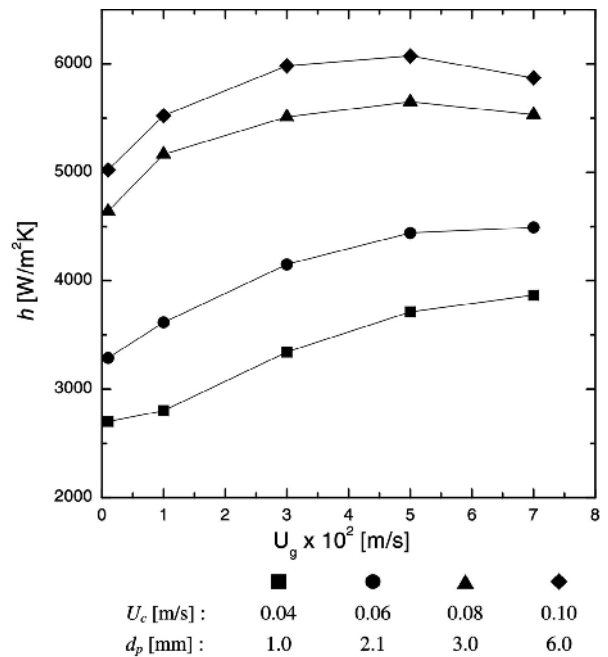


Figure 5. Effects of U_g on heat transfer coefficient in gas-liquid-liquid-solid fluidized beds ($U_d = 0.01$ m/s).

3.2. 기체-액체-액체-고체 유동층에서 열전달계수

기체-액체-액체-고체 유동층에서 기상 유속의 변화에 따른 열전달 계수의 변화를 살펴보면 Figure 5에 나타난 것처럼 기상 유속의 증가는 열전달계수의 증가를 가져오며 보다 중요한 현상은 낮은 기상 유속($U_g \leq 0.05$ m/s)에서 열전달계수가 현격히 증가함을 알 수 있다. 또한, 기체-액체-액체 분산층(Figure 2)과 비교하여 매우 높은 열전달 계수 값을 보여주고 있다. 이와 같은 현상은 삼상 유동층에서 나타나는 현상으로 분산된 기상의 열전도도나 열용량에 의한 영향보다는 유동고체입자(유리구슬)에 의하여 잘 분산된 기포에 의한 혼합 및 난류강도의 증가에 기인한 현상으로 등방 난류 모델을 이용하여 설명해 오고 있다[13,14].

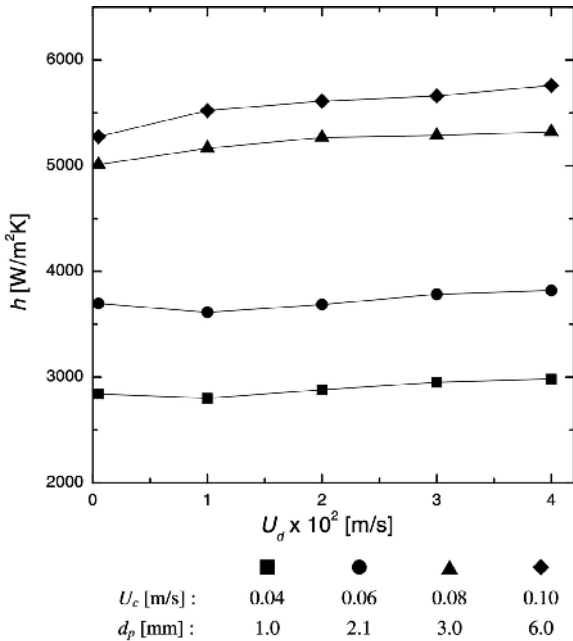


Figure 6. Effects of U_d on heat transfer coefficient in gas-liquid-liquid-solid fluidized beds ($U_g = 0.01$ m/s).

기체-액체-액체 유동층에서 분산액상의 유속 증가에 따른 열전달계수의 변화를 Figure 6에 나타내었다. 분산액상의 유속이 증가에 따라 열전달계수가 매우 완만히 증가하는 경향을 나타내고 있다. 특이할 점은 그림에서 볼 수 있듯이 유동입자의 크기가 비교적 작은 경우($d_p = 1.0$ or 2.1 mm)에 열전달계수는 U_d 가 0.01 m/s인 경우에 국소적인 최소값을 나타내었으나 유동입자의 크기가 비교적 큰 3.0과 6.0 mm 인 경우에는 분산액상의 유속이 증가함에 따라 열전달계수는 점차 증가해 가는 것으로 나타났다. 이는 기체-액체-고체 또는 액체-액체-고체 유동층에서도 나타나는 현상으로 유동입자의 크기가 작은 경우 기포 또는 분산상의 액적이 서로 합체하여 기포 또는 액적의 크기가 커지며 상승속도가 증가되어 이들 액적의 하반부에 형성되는 소용돌이 부분 (wake 영역)에 동반 상승되는 연속액상의 양이 증가되어 일시적인 층수축현상이 일어나 유동층 내부에서 열전달이 효과적으로 일어나지 못하는 것으로 설명되고 있다[5,13]. 반면, 유동입자의 크기가 비교적 큰 경우에는 유동입자에 의한 기포 또는 액적의 분쇄현상이 활발히 일어나 층수축현상이 일어나지 않는다고 할 수 있다. Kim 등 [7-9]의 실험결과에 의하면 액체-액체-고체 유동층에서 액적의 크기는 유동입자의 크기가 큰 경우에 작게 나타남을 알 수 있다.

기체-액체-액체-고체 계에서 연속액상의 유속이 열전달 계수에 미치는 영향을 Figure 7에 나타내었다. 열전달 계수는 연속액상의 유속이 증가함에 따라 증가하여 최대값을 나타내고 감소하였다. 이러한 현상은 연속액상 유속의 증가에 따른 난류강도의 증가로 열전달 계수는 증가하지만 연속상 유속이 큰 경우에 유동입자의 과도한 층팽창으로 유동층 내부의 단위 체적당 전달현상을 향상시킬 수 있는 유동입자의 분율 감소에 기인하여 열전달계수가 감소하는 것으로 설명할 수 있다. 따라서, 유동입자의 분율 및 유동층 내부에서 기상 또는 분산액상과 연속액상의 체류량인 층 공극률은 이들 유체의 흐름거동 및 이에 따른 전달현상을 해석하는데 매우 중요한 요소라 할 수 있다. Figure 8에 연속액상 유속 증가에 따른 층 공극률의 변화가 열전달계수에 주는 영향을 나타내었다. 그림에서처럼 연속액상 유속의 증가에 따른 층 공극률의 변화가 열전달계수에 주는 영향은 연속액상 직접적인 영향과 유사하게 유속의 증가에 따라 층 공극률도 증가하며 열전달계수는 최대값을 나타내고 완만히 감소하였다. 그림에서 열전달계수가 최대값을 나타낼 때의 층 공극률은 0.7~0.8 범위로 유동입자의

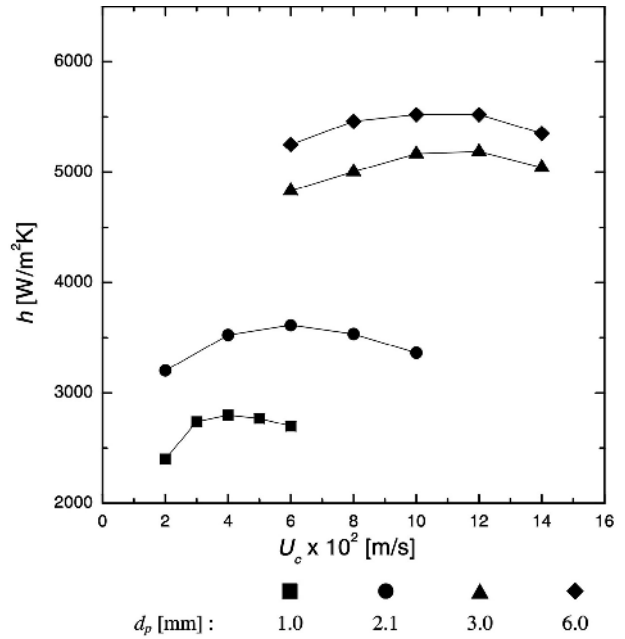


Figure 7. Effects of U_d on heat transfer coefficient in gas-liquid-liquid-solid fluidized beds ($U_g = 0.01$ m/s, $U_d = 0.01$ m/s).

크기가 증가함에 따라 감소하였는데, 이는 유동입자의 크기가 증가할수록 유동입자의 체류량이 증가하기 때문으로 해석할 수 있다. Kang 등[19,21]은 유동층에서 내부열원과 유동층간의 열전달계수가 최대값을 나타낼 때에 유동층 내부에서의 각 상의 접촉에 의한 기계적 에너지의 소멸속도(energy dissipation rate)가 최대가 되는 것으로 설명하였다.

기체-액체-액체-고체 유동층에서 주요 변수인 유동고체입자의 크기 증가에 따른 열전달계수의 변화를 Figure 9에 나타내었다. 열전달계수는 유동고체입자의 크기 증가에 따라 크게 증가하였으며 유동고체입자가 큰 경우($d_p \geq 3.0$ mm)에 안정된 값을 나타내었다. 이와 같은 현상은 다상 유동층에서 유동입자의 크기가 커짐에 따라 유동입자의 관성력이 증가하여서 유동입자에 의한 분산상 기포의 분쇄가 잘 일어날 뿐만 아니라 유동층 내부의 유체흐름의 방해효과(hindrance effect)에 의해 난류현상을 증가시켜 유동층 내부에서의 열전달 저항을 감소시켜 주는 효과로 설명될 수 있다. 따라서, 본 실험의 유체 유속범위 내에서 기포의 분쇄 및 난류강도의 증가로 유동층의 흐름 거동을 균일하게 할 수 있는 유동고체입자의 입경은 3 mm 이상이라 할 수 있다. 또한, 주목할만한 현상으로 기체-액체-액체 계에서 잘 발달된 흐름 ($U_g \geq 0.03$ m/s)의 열전달계수는 유동고체입자 입경이 1 mm인 경우 보다 높은 값을 나타내어 유동입자의 크기가 작은 경우의 기포 또는 액적의 합체는 열전달 현상에 큰 저해요인으로 나타났다. 본 실험에서 기체-액체-액체-고체 유동층이 액체-액체 계, 기체-액체-액체 계, 액체-액체-고체 계에서 보다 높은 열전달계수를 나타내어 이들 반응계에서 열전달 현상의 한계점을 극복하기 위한 방법으로 기체-액체-액체-고체 유동층의 활용은 타당한 것으로 사료된다.

3.3. 열전달계수 상관식

기체-액체-액체 분산층에서 내부열원과 유동층간의 열전달계수는 기상 및 연속상 유속과 분산액상 유속, 그리고 유동 입자의 크기에 의해 식 (2)와 같은 상관식으로 나타낼 수 있었다.

$$h = 12064 \cdot U_g^{0.23} U_c^{0.126} U_d^{0.017} \quad (2)$$

식 (2)의 상관계수는 0.94이었다.

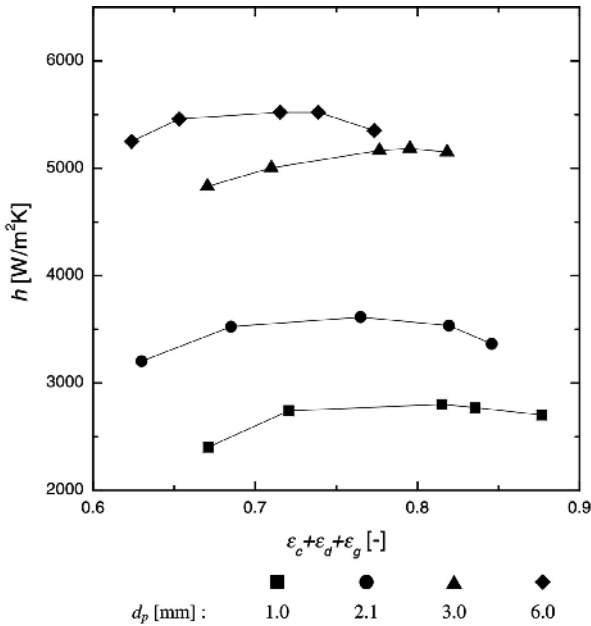


Figure 8. Effects of bed porosity on heat transfer coefficient in gas-liquid-liquid-solid fluidized beds ($U_c = 0.02 \sim 0.12$ m/s, $U_g = 0.01$ m/s, $U_d = 0.01$ m/s).

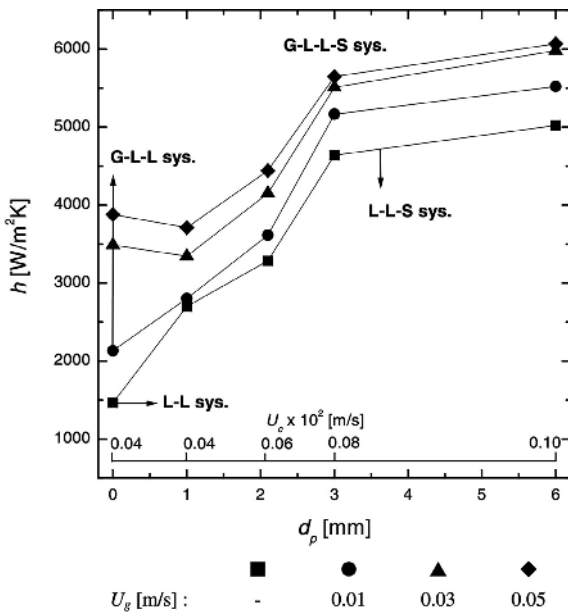


Figure 9. Effects of d_p on heat transfer coefficient in gas-liquid-liquid-solid fluidized beds ($U_d = 0.01$ m/s).

또한, 기체-액체-액체-고체 유동층에서 내부열원과 유동층간의 열전달은 기상 및 연속상 유속과 분산액상 유속 그리고 유동 입자의 크기에 의해 식 (3)과 같은 상관식으로 나타낼 수 있다.

$$h = 71748 \cdot U_g^{0.106} U_c^{0.172} U_d^{0.048} d_p^{0.282} \quad (3)$$

식 (3)의 상관계수는 0.92이었다. 이들 식 (2)와 (3)의 상관식으로부터 계산된 열전달계수 값과 실험 값과의 상관성을 Figure 10에 나타내었다.

$$Nu = \left(\frac{h \cdot d_p (1 - \varepsilon_s)}{k_c \varepsilon_s} \right) = 0.05 Re^{0.30} Pr^{0.75} \quad (4)$$

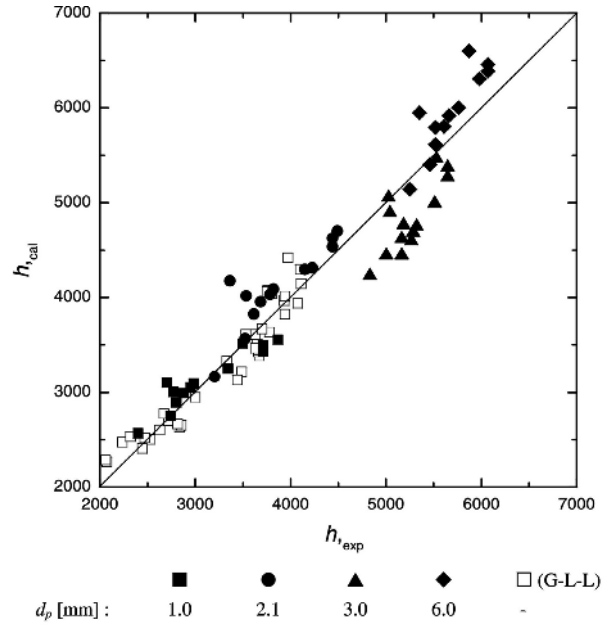


Figure 10. Comparison of heat transfer coefficient between the calculated and the experimentally obtained values.

또한, 기체-액체-액체-고체 유동층에서 내부열원과 유동층간의 열전달은 유동층 내부의 기상 및 연속액상과 분산액상 그리고 유동 입자의 거동에 의해 결정되므로 이에 적합하도록 수정된 무차원군인 Nusselt 수에 대한 Reynolds 수와 Prandtl 수로 식 (4)와 같은 상관식을 얻을 수 있었다. 식 (4)의 상관계수는 0.94로 나타났다.

4. 결 론

본 연구의 실험결과 다음과 같은 결론을 얻을 수 있었다.

- (1) 기체-액체-액체 분산층에서 열전달계수는 상대적으로 낮은 기상 유속($U_g \leq 0.03$ m/s)에서 현저히 증가하였으며 분산액상 유속의 증가에 따라 증가하였다. 또한, 연속액상의 유속의 증가에 따라 열전달계수는 제한된 유속 범위에서($U_c = 0.08$ m/s) 증가하였다.
- (2) 기체-액체-액체-고체 유동층에서 열전달계수는 기상 유속의 증가에 따라 현저히 증가하였으며 분산액상 유속의 증가에 따라 완만히 증가하였다. 연속액상의 유속과 층 공극률이 증가함에 따라 최대값을 나타내었다.
- (3) 기체-액체-액체-고체 유동층에서 열전달계수는 유동입자의 크기가 증가함에 따라 증가하였으며 유동입자의 크기가 비교적 큰 경우($d_p \geq 3.0$ mm)에 높은 열전달계수를 나타내었다. 또한, 액체-액체 계, 기체-액체-액체 계, 액체-액체-고체 계의 열전달계수보다 높은 열전달계수 값을 나타내었다.
- (4) 기체-액체-액체-고체 유동층에서 내부열원과 유동층간의 열전달은 유동층 내부의 기상 및 연속액상과 분산액상 그리고 유동 입자의 거동에 의해 결정되므로 열전달계수에 대한 이들 운전변수의 상관식 및 수정된 무차원군인 Nusselt 수에 대한 Reynolds 수와 Prandtl 수의 상관식으로 나타낼 수 있었다.

NOMENCLATURE

- A : Surface area [m²]
- d_p : Particle diameter [m]
- h : Heat transfer coefficient [W/m²K]

k : Thermal conductivity [W/mK]
 Nu : Nusselt Number, $Nu=hd_p(1-\varepsilon_s)/k_c \varepsilon_s$ [-]
 Pr : Prandtl Number, $Pr=C_p \mu_c / k_c$ [-]
 Re : Reynolds Number, $Re=d_p \rho_c (U_g + U_d + U_c) / \mu_c \varepsilon_s$ [-]
 Q : Heat flow [W]
 T : Temperature [K]
 ΔT : Temperature difference [K]
 U : Flow velocity [m/sec]

Greek letters

ε : Bed porosity [-]
 μ : Viscosity [mPa · s]
 ρ : Density [kg/m³]

Subscripts

c : Continuous liquid phase
 d : Dispersed liquid phase
 g : Gas phase
 s : Solid phase

참 고 문 헌

- L. S. Fan, Gas-liquid-solid fluidization engineering, Butterworths, Stoneham, MA (1989).
- S. D. Kim and Y. Kang, *Chem. Eng. Sci.*, **52**, 3639 (1997).
- Y. Kang, L. T. Fan, B. T. Min, and S. D. Kim, *Biotechnol. Bioeng.*, **37**, 580 (1991).
- S. D. Kim, Y. H. Yu, and P. W. Han, *Chem. Eng. Commun.*, **68**, 57 (1988).
- P. Dakshinamurty, K. Veerabhadrarao, and A. B. Venkatarao, *Ind. Eng. Progress Des. Dev.*, **18**, 638 (1979).
- J. Roszak and R. Gawronski, *Chem. Eng. J.*, **17**, 101 (1979).
- S. D. Kim, D. H. Lee, D. Y. Kim, and P. W. Hahn, *HWAHAK KONGHAK*, **31**, 311 (1993).
- J. H. Han and S. D. Kim, *Chem. Eng. Sci.*, **48**, 1033 (1993).
- S. D. Kim, D. Y. Kim, and J. H. Han, *Can. J. Chem. Eng.*, **72**, 222 (1994).
- M. J. Marashino and R. E. Treybal, *AIChE J.*, **17**, 1174 (1971).
- J. Yeheskel and E. Kehat, *AIChE J.*, **19**, 720 (1973).
- S. D. Kim, M. J. Lee, and J. H. Han, *Can. J. Chem. Eng.*, **67**, 276 (1989).
- Y. Kang, J. S. Kim, C. H. Nam, S. H. Kim, and S. D. Kim, *HWAHAK KONGHAK*, **36**, 275 (1998).
- S. D. Kim, J. S. Kim, C. H. Nam, S. H. Kim, and Y. Kang, *Chem. Eng. Sci.*, **54**, 5173 (1999).
- K. J. Woo, J. S. Kim, Y. Kang, and S. D. Kim, *Chem. Eng. Technol.*, **24**, 829 (2001).
- A. Lekhal, R. V. Chaudhari, A. M. Wilhelm, and H. Delmas, *Chem. Eng. Sci.*, **52**, 4069 (1997).
- D. W. F. Brilman, W. P. M. van Swaail, and G. F. Versteeg, *Chem. Eng. Sci.*, **54**, 4801 (1999).
- U. J. Juregui-Haza, E. Pardillo-Fontdevila, Ph. Kalck, A. M. Wilhelm, and H. Delmas, *Catalysis Today*, **79**, 409 (2003).
- Y. Kang, I. S. Suh, and S. D. Kim, *Chem. Eng. Commun.* **34**, 1 (1985).
- J. S. Kim, K. J. Woo, C. H. Nam, Y. Kang, and S. D. Kim, *J. Chem. Eng. Japan*, **34**, 185 (2001).
- Y. Kang and S. D. Kim, *Particulate Sci. Technol.*, **6**, 133 (1988).