

## 석탄슬러리-기체-고체 유동층의 열전달 특성

김상돈 · 강 용 · 이호경

한국과학기술원 화학공학과  
(1985년 1월 29일 접수, 1985년 3월 18일 채택)

## Heat Transfer in Coal Slurry-Gas-Solid Fluidized Beds

Sang Done Kim, Yong Kang and Ho Kyung Lee

*Department of Chemical Engineering Korea Advanced Institute  
of Science and Technology Seoul, 131 Korea*  
(Received 29 January 1985 ; accepted 18 March 1985)

### 요 약

석탄슬러리-기체, 석탄슬러리-고체 및 석탄슬러리-기체-고체 계의 상체유량과 열전달 계수를 측정하여서 삼상슬러리 유동층의 열전달 및 수력학적 특성을 결정하였다. 유동층으로는 직경이 15.2cm, 높이 3m QVF 유리관을 사용하였으며 유동층 중앙에 가열기(heater)를 설치하였다. 기체 및 액체 유속, 고체입자의 크기 및 석탄슬러리의 점도가 열전달계수 및 상체유량에 미치는 영향을 규명하였다.

석탄슬러리 삼상유동층의 열전달계수는 기체유속 및 고체입자 크기가 증가함에 따라 증가한 반면 액상점도가 증가함에 따라 감소하였다. 그반면 액체유속이 증가하면 열전달계수는 최대치를 보이고 감소하였다. 석탄슬러리-고체 유동층에서의 최대 열전달계수를 보일 때의 층공극율(bed porosity)은 최대 에너지손실율을 나타낼때의 공극율과 일치함을 발견하였다. 삼상슬러리 유동층의 열전달 현상은 표면재생 이론(surface renewal theory)과 등방향 난류이론(isotropic turbulence theory)에서 유도된 열전달 모델에 잘 적용됨을 알았다.

**Abstract** - Heat transfer characteristics of two (coal slurry-gas, coal slurry-solid) and three (coal slurry-gas-solid) phase fluidized beds have been determined in a 15.2 cm-ID  $\times$  3.0 m-high QVF glass column fitted with an axially mounted cylindrical heater.

Effects of coal slurry velocity (4-12 cm/s), air velocity (0-14 cm/s), slurry viscosity (14-24 mPa.s) and particle size (1.7-8.0 mm) on heat transfer coefficient were examined. In three phase slurry fluidized beds, heat transfer coefficient generally increased with gas velocity and particle size but it decreased with slurry viscosity. However, the coefficient went through a maximum value with liquid or coal slurry flow rate. The bed porosity at which the maximum heat transfer coefficient occurred in coal slurry-solid system coincide with the maximum energy dissipation rate. The heat transfer coefficients in three phase coal slurry fluidized beds can be estimated from the surface renewal and isotropic turbulence theories.

## 1. 서 론

연속조작이 가능한 다상(multiphase) 반응기로서의 스러리 유동층은 반응물간의 격렬한 혼합으로 반응기 내에서의 열전달이 크며 반응온도 조절이 용이하므로 다른 반응기에 비하여 반응기의 homogeneous state유지가 용이하여서 전환율을 높일 수 있는 장점이 있으며 특히 연속조작에서 촉매의 침가 및 회수와 재생을 연속적으로 할 수 있는 스러리 반응기의 활용도는 크다고 할 수 있겠다. 스러리 유동층은 촉매를 사용하는 기-액 반응에 응용되며 그 예로서 석탄 액화공정인 H-Coal process [1], 석유의 탈황공정 [2] 및 미생물 반응기 [3] 등으로 그 활용범위가 증가되고 있다. 그반면 스러리 유동층 반응기의 설계 및 scaleup에 필요한 정보인 수력학적 특성에 대한 연구는 국내외를 막론하고 매우 미흡한 상황이다. 석탄스러리계에서 Deckwer [4] 등은 Fischer-Tropsch 형태의 탄화수소 합성반응에 응용할 수 있는 기초자료로 기체상의 체유량 및 열전달·물질전달계수를 측정하였고 Yim 등 [5]은 삼상석탄스러리 유동층에서 스러리의 점도, 석탄농도 및 표면장력이 기체, 스러리 및 고체상의 체유량에 미치는 영향을 규명하였다. 그러나 상기 실험은 스러리상의 흐름이 없는 batch 상태에서 실험이 행하여졌다. 스러리상의 연속흐름계에서 Vassalos 등 [6]은 석탄스러리와 촉매로 이루어진 2상 스러리 유동층에서 스러리상 체유량을 측정하여 이를 Reynolds와 Galileo 수의 무차원군의 함수로 나타내었고 최근의 Kim과 Choi [7]는 기체-석탄스러리의 수직수송에서 수반되는 에너지손실과 상체유량에 대한 연구로 석탄액화공정의 예열기에 응용할 수 있는 자료를 제시하였다.

열전달연구는 Ostergaard [8], Armstrong [9], Baker [10], Kato [11], Chiu 및 Ziegler [12]와 Kang 등 [13-15]이 삼상유동층에서의 열전달 특성에 대하여 연구하였다. 그러나 실제 석탄액화 공정을 simulate한 석탄스러리-고체-기체계에 대한 열전달 특성에 대한 연구는 발표되어진 것이 없는 상황이다.

그러므로 본 연구에서는 기체-석탄스러리 계, 석탄스러리-고체, 석탄스러리-고체-기체계의 상체유량과 열전달 계수를 측정하여, 석탄스러리 삼상유동층의 thermo-hydraulic 특성을 규명하여서 석

탄 액화공정의 기초자료를 제시하고자 한다.

## 2. 실험

실험장치 및 방법은 Kang 등 [13, 14]의 연구보고에 자세히 설명되어 있으나 간략히 기술하면 다음과 같다.

실험장치는 내경이 15.2cm이고 높이가 3m인 QVF유리관이며 이 유동층 중앙에 직경 3cm 높이 35cm의 수직구리봉내에 heater를 내장하여서 이 heater 표면과 유동층내의 온도차이를 여러 위치에 iron-constantan thermocouple을 설치하여서 측정하였다. 스러리 유동층의 층팽창높이와 각상의 체유량은 유동층의 정압력을 유동층 높이에 따라 측정하여서 결정하였다 [16]. 기상으로는 압축공기 (0~14cm/s)를 고체상으로는 비중이 2.5g/cm<sup>3</sup>인 glass beads를 직경이 3, 4, 6 및 8 mm 크기로 바꾸어서 사용하였으며 액상으로는 밀도가 0.83g/cm<sup>3</sup>이고 점도가 14mPa·s인 mineral oil에 석탄입자 크기가 0.125mm 이하인 것을 혼합하여서 사용하였다. 석탄스러리상의 점도는 석탄의 첨가농도가 증가함에 따라 증가하여서 석탄의 무게비가 0에서 6%로 변할 때 점도는 14.0에서 23.5mPa·s로 변하였다. 석탄스러리의 점도는 Brookfield Synchroelectric viscometer로 측정하였고 표면장력은 capillary 방법으로 측정하였고 그 변화는 29.0~32.4dyne/cm 이었으며 밀도는 0.83~0.86g/cm<sup>3</sup> 범위에서 변화하였다. 석탄스러리와 기체유속은 각각 4~12cm/s와 0~14cm/s 범위에서 실험하여서 유속이 상체유량과 열전달에 미치는 영향을 관찰하였다.

스러리 유동층내의 수직 heater와 유동층간의 온도차이는 식 (1)로 부터 계산하였다.

$$T_h - T_b = \frac{\int_0^R u(r) (T_h - T(r)) r dr}{\int_0^R u(r) r dr} \quad (1)$$

이 식에서 유동층내의 기포 운동으로 반경방향의 속도 분포는 거의 평평 (flat) 하다는 가정 [17, 18]을 세웠고, 유동층내의 수직 heater에서 유동층으로 전달된 열량은 D. C. power supplier의 input energy로 측정되며 식 (2)와 같은 유동층내의 에너지 수지로 부터 보정되었다.

$$W = \dot{m} C_{psl} (T_{b, L} - T_{b, o}) \quad (2)$$

식 (1)과 (2)에서 얻은 온도차이와 전달된 열량으로 부터 식(3)에서 열전달 계수,  $h$ 를 구하였다.

$$h = \frac{W}{A(T_h - T_b)} \quad (3)$$

여기서  $A$ 는 heater의 유효 열전달 면적으로  $0.034\text{m}^2$  이었다.

### 3. 결과 및 고찰

#### 3-1. 석탄슬러리-기체 및 석탄슬러리-고체유동층의 열전달

석탄슬러리의 점도는 슬러리상에서의 석탄의 농도가 증가하면 증가하였으며 본 실험에서는 Fig. 1의 Shear 도표에서 보듯이 Newtonian fluid의 특성을 보이며 점도는  $14 \sim 23.5\text{mPa} \cdot \text{s}$  범위에서 변화되었다.

석탄슬러리와 공기가 concurrent로 위로 흐르는 계의 총괄열전달 계수는 기체유속이 증가함에 따라 증가하는 반면 슬러리상의 점도가 증가하면 감소함을 알 수 있다 (Fig. 2). 또한 석탄슬러리의 유속이 비교적 낮은 범위에서는 기체유속의 증가에 따른  $h$ 의 증가율이 감소하여 갔으나, 석탄슬러리의 유속이 비교적 높은 범위에서도 기체유속이 높은 범위에서는  $h$ 의 증가율이 감소하지 않았다. 이와같은 경향은 비교적 점도가 큰 CMC용액을 사용한

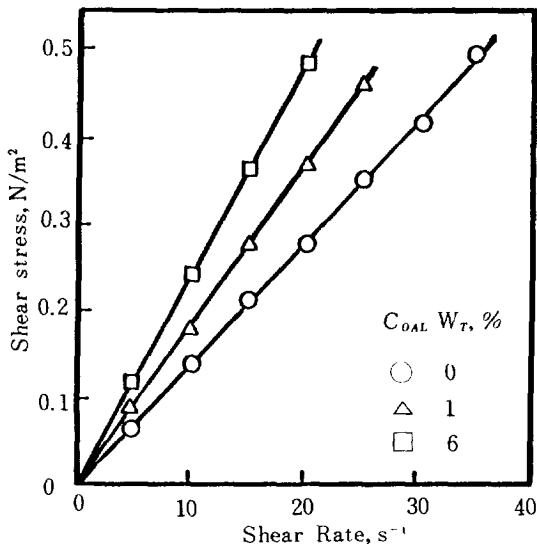


Fig. 1. Shear diagram of coal-oil mixtures.

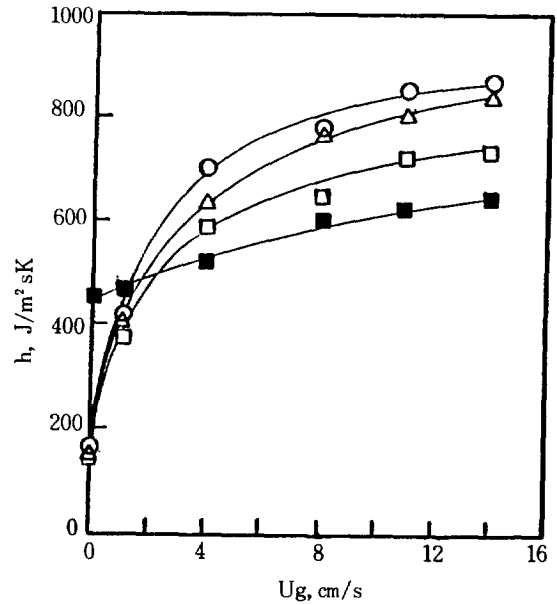


Fig. 2. Effect of gas velocity on  $h$  in gas-coal slurry system.

$U_{sl}$ (cm/s)	6	6	6	12
$\mu_{sl}$ (mPa·s)	14.0	18.2	23.5	23.5

Kang 등[13]의 결과와 물을 액체로 사용한 Baker [10] 등의 연구결과에서도 찾아볼 수 있는데, 이것은 기체-석탄슬러리계의 기포특성에 기인한다고 할 수 있다. 즉 Kim 등[16]에 의하면 기체의 유속이 높은 범위에서는 유동층내의 기체상은 주로 큰 기포나 slug가 존재하나 이를 분쇄하여서 작은 기포나 eddy의 형태로 만들어 주어야 열전달 계수를 증가시킬 수 있다는 것을 Kang 등[13]과 Baker [10]에 의하여 보고되었다. 그러나 석탄슬러리의 유속이 작은 범위에서는 기상유속의 증가에 따라 증가하는 큰 기포를 분쇄하는데 필요한 충분한 에너지를 공급받지 못하나 석탄슬러리의 유속이 큰 범위에서는 유동층내의 빠른 석탄슬러리 유속에서 발생하는 turbulence가 큰 기포를 분쇄하여서 작은 기포나 eddy로 변환시켜서 열전달을 도우므로 석탄슬러리의 유속이 큰 범위에서는 기체유속이 큰 범위에서도  $h$ 의 증가율이 감소가 현저하게 나타나지 않는다고 할 수 있겠다. 또한 석탄슬러리 흐름에 기체의 병류흐름첨가는 모든 경우에  $h$ 의 증가를 가져오며 (Fig. 2) 이는 기체흐름의 첨가가 유동층내의 turbulence를 증진시켜서 본 실험 조건에서 낮은

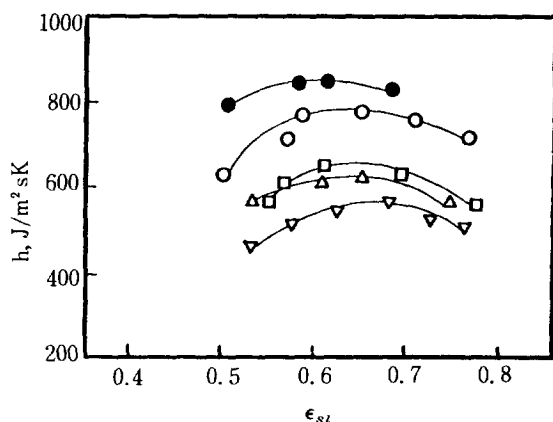


Fig. 3. Effect of slurry phase holdup on  $h$  in coal slurry-solid fluidized beds.

$d_p$ (mm)	□	○	△	▽	●
$\mu_{sl}$ (mPa.s)	14.0	14.0	18.2	23.5	14.0

액상 유속에서는  $h$  값이 3 ~ 6 배의 증가를 가져왔다. 석탄슬러리의 점도가 증가함에 따라  $h$  값이 감소하는 것은 유동층 내부의 heater 주위에 형성되는 boundary layer의 두께가 점도의 증가에 따라 증가하기 때문으로 사료된다.

각 실험변수에 따른 열전달 총괄계수의 상관관계를 본 실험범위에서 다음과 같이 나타냈다.

$$h = 763.7 U_g^{0.29} U_{sl}^{0.06} \mu_{sl}^{-0.25} \quad (4)$$

여기서 상관계수는 0.93이다.

석탄슬러리-고체 유동층에서의  $h$ 는 액체유동층에서와 같이 슬러리유속이 증가함에 따라 또한 고체입자크기가 증가함에 따라 증가하였으나 석탄슬러리의 점도가 증가할수록 감소하는 경향을 보인다 (Fig. 3). 이 그림에서 보듯이 석탄슬러리-고체계의  $h$  값은 유속의 증가 또는 상체유량의 증가에 따라 최대값을 보인다. 이 최대 열교환계수를 갖는 때의 슬러리상 체유량은 Kang등[13]의 연구에서와 같이 고체입자의 크기가 증가할수록 감소하였으며 슬러리상의 점도가 증가할수록 증가하였다. 이와같은 경향은 석탄 슬러리의 점도가 일정한 경우, 고체의 크기가 증가할수록 입자의 유동층내에서의 terminal velocity가 증가하기 때문에 열전달이 최대 일어나는 슬러리의 흐름조건에서도 유동입자의 상체유량의 감소를 상대적으로 둔화시키기 때문이며, 고체입자 크기가 일정하고 석탄슬러리의 점

도가 증가하는 경우는 입자의 terminal velocity의 감소를 가져와 열전달이 최대로 일어나는 유동층 내부에서의 충분한 turbulence 조건에서 고체입자의 상체유량의 감소를 상대적으로 촉진시키기 때문인 것으로 생각된다. 액체 유동층에서의 열전달계수가 액상의 체유량 또는 유동층의 공극율에 따라 최대 값을 갖는 현상을 Kang등[14]은 에너지 측면에서 검토하였다. 즉, 액체 유동층에서 최대 열전달 계수를 갖는 조건과 단위 액체 질량당 최대 에너지 손실율을 갖는 조건이 거의 일치하는 것을 알아냈으며, 최대 열전달 계수를 갖는 때의 액상 체유량 또는 유동층 공극율 식(5)와 같이 Richardson Zaki [19] 지수  $n$ 만의 함수로 표현되었다. 즉,

$$\epsilon_{t, h_{max}} = \frac{n-1}{n} \quad (5)$$

식(5)를 석탄슬러리-고체 유동층에 적용한 결과 Table 1과 같이 실험에서 얻은 최대  $h$  때의 슬러리상 체유량이 식(5)에서 얻은 계산치와 잘 일치하는 것을 알 수 있다.

본 연구의 실험조건에서 열전달 계수가 최대일 때의 슬러리상 체유량은 0.6~0.7 정도이었으며, 각 조건에서의 열전달계수는 식(6)과 같이 실험 변수들의 상관식으로 표시할 수 있다.

$$h = 2330 U_{sl}^{0.16} d_p^{0.17} \mu_{sl}^{-0.58} \quad (6)$$

상관계수; 0.95

본 연구에서 얻은 열전달 계수는 액상의 점도가 유사한 Kang등[13]의 연구결과보다 다소 작은 값을 나타내고 있는데 이는 본 연구에서 사용한 mineral oil의 열전도도(thermal conductivity)가 CMC

Table 1. Comparison between predicted and experimental values of bed porosity at which maximum  $h$  occurred in coal slurry-solid fluidized beds.

$d_p$ (mm)	$\mu_{sl}$ (mPa.s)	$n$	$\epsilon_{sl, h_{max}}$ (Cal.)	$\epsilon_{sl, h_{max}}$ (Exp.)
3.0	14.0	2.76	0.64	0.64
4.0	14.0	2.71	0.63	0.63
6.0	14.0	2.64	0.62	0.63
6.0	18.2	2.90	0.66	0.65
6.0	23.5	3.21	0.69	0.67
8.0	14.0	2.51	0.60	0.60

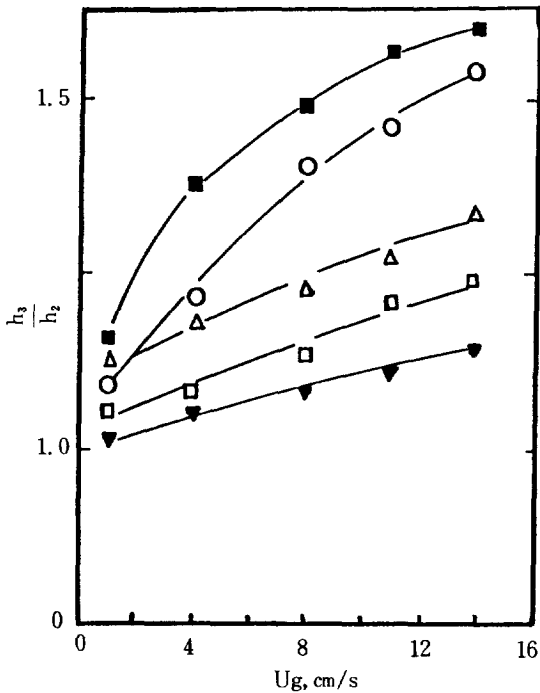


Fig. 4. Effect of gas velocity on  $h_3/h_2$  in three phase slurry fluidized beds

( $\mu_{sl}$ ; 18.2 mPa.s).

	○	△	■	□	▼
$d_p$ (mm)	3	4	6	6	8
$U_{sl}$ (cm/s)	12	12	4	12	12

수용액보다 3~4 배 작은 것에서 기인된 것으로 생각된다.

### 3-2. 삼상스러리(기체-석탄스러리-고체) 유동층에서의 열전달

석탄스러리-고체 유동층에 기체의 첨가는 유동층내의 와류(turbulence)현상을 증가시켜 총괄 열전달계수의 증가를 가져오는데, 기체의 첨가효과를 Fig. 4에 삼상스러리 유동층과 스러리-고체 유동층에서의 열전달계수의 비로 나타내었다. Fig. 4에서 고체입자의 크기가 3.0mm에서 8.0mm로 증가함에 따라  $h_3/h_2$ 비는 모든 기체 유속의 범위에서 감소하였으며, 석탄스러리의 유속이 증가함에 따라 역시 모든 기체유속의 범위에서  $h_3/h_2$ 의 값이 감소하는데, 이는 입자의 크기가 클수록, 그리고 스러리스상의 유속이 클수록 기체의 유입에 의한 유동층 내부의 와류현상의 증가가 상대적으로 둔화된다는

것을 의미한다. 이와같은 현상은 삼상스러리 유동층내의 각 상들의 체유량의 변화가 입자크기에 따라 받는 영향으로 설명할 수 있다. Kim등[20]은 유동입자의 크기가 증가할수록 유동층 내에서의 유동입자에 의한 기포 분쇄가 효과적이라는 것을 밝혔으며, 따라서 같은 조건에서 유동입자의 크기가 증가할수록 기상의 체유량은 증가한다. 다시 말하면 석탄스러리-고체 유동층에 기체의 첨가는 기상 체유량의 증가만큼 스러리스상의 체유량의 감소를 가져와야 하는데, 유동입자의 크기가 증가할수록 삼상스러리 유동층의 기체상 체유량의 증가는 스러리스상 체유량의 감소량보다 더 증가하여 유동층의 팽창을 가져와 상대적으로 유동층 전체에서의 스러리 체유량의 감소가 줄어드는 결과가 된다.

유동층에서의 연속상인 액체상의 단위 질량당의 에너지 소비율이 증가할수록 열전달계수가 증가한다는 Kang등[14]의 제안에 의하면, 이 경우는 유동입자의 크기가 증가함에 따라 스러리-고체 유동층에 비하여 삼상스러리 유동층에서의 스러리스상 체유량의 감소가 둔화되며 따라서 스러리 유동층내에서 스러리의 단위 질량당의 에너지의 소비율의 증가도 둔화되므로 열전달계수의 증가도 둔화된다고 할 수 있다. 이와같은 삼상스러리 유동층에서

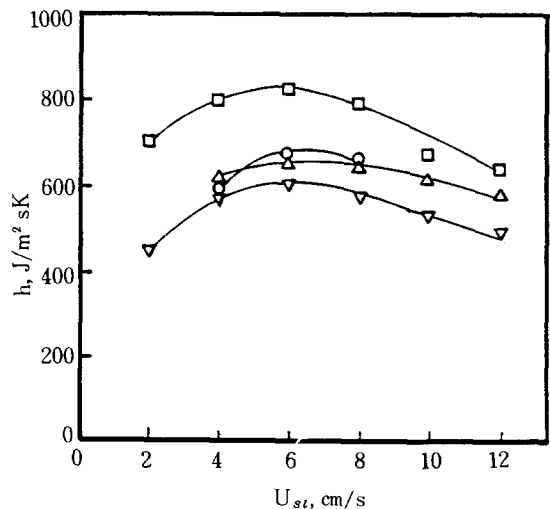


Fig. 5. Effect of slurry velocity on  $h$  in three phase slurry fluidized beds ( $U_g=4$  cm/s).

	□	△	○	▼
$d_p$ (mm)	4	4	4	8
$\mu_{sl}$ (mPa.s)	14.0	18.2	23.5	23.5

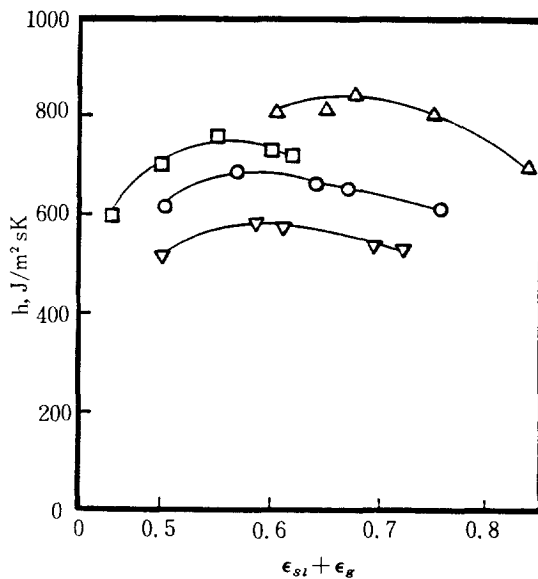


Fig. 6. Effect of bed porosity on  $h$  in three phase slurry fluidized beds.

	△	○	▽	□
$d_p$ (mm)	3	6	6	8
$\mu_{sl}$ (mPa. s)	14.0	18.2	23.5	18.2
$U_g$ (cm/s)	8	4	1	4

입자크기가 증가함에 따른 스러리상 체유량의 감소가 둔화되는 것은 실험적으로도 관찰되었으며, 이러한 상체유량의 변화가 열전달계수에 미치는 영향은 Chiu and Ziegler [12]가 그들의 실험 결과로부터 구한 다음의 상관식과도 잘 일치하고 있다.

$$\frac{h_3}{h_2} = \frac{\epsilon_{12}}{\epsilon_{13}} = \left( \frac{\epsilon_{13}}{\epsilon_{12}} \right)^{-1} \quad (7)$$

삼상유동층과 유사하게 삼상스러리 유동층에서도 총괄 열전달계수는 스러리상의 유속,  $U_{sl}$ 의 변화에 따라 최대값을 나타냈다 (Fig. 5). 스러리상의 유속은 삼상유동층의 공극률과 밀접한 관계에 있으므로 열전달계수,  $h$ 는 공극률 ( $\epsilon_{sl} + \epsilon_g$ )의 변화에 따라라도 Fig. 6에 나타난 것처럼 최대값을 보였다. 삼상유동층에서 Baker [10]는 이러한 열전달계수가 최대값을 보이는 때는 heater 주위의 고체입자의 농도가 최적조건일 때와 일치한다고 설명하였고, Kang 등 [14]은 유동층 내부에서의 고체입자의 흐름 형태가 규칙적인 회전운동 (Circulation)에서 불규칙적인 자유운동 (Random motion)으로 바뀔때 열전달계수가 최대값을 보이며, 또 이때에 유동층 내부의 연속상인 액상의 단위질량당 에너지 소비율

이 최대가 된다고 보고 하였다.

삼상스러리 유동층에서도 삼상유동층에서의 설명을 적용할 수 있는데, 유동층 내부의 heater 주위에서 유체성분 (fluid element)과 고체 입자들이 가장 유효하게 heater와 접촉하는 조건에서 열전달계수는 최대값을 갖는 것으로 생각된다.

본 연구의 실험조건에서 삼상스러리 유동층에서 최대 열전달계수는 유동층의 공극률이 0.55-0.7인 범위에서 나타났다 (Fig. 6).

고체입자의 크기가 총괄열전달 계수에 미치는 영향은 Fig. 7에서 볼 수 있듯이 같은 유속 조건에서 입자의 크기가 증가함에 따라 총괄열전달 계수는 대체로 증가하였으나 입자의 직경이 8mm인 유동층의 경우는 총괄열전달 계수가 석탄입자를 첨가하지 않고 mineral oil만을 액상으로 사용한 경우 (Fig. 7-A)에 6mm 입자의 유동층에서 보다 약간 감소하는 경향을 나타내는 반면, 석탄입자를 첨가한 석탄스러리 유동층의 경우는 (Fig. 7-B, C) 총괄열전달 계수가 계속 증가추세를 보이는 것을 알 수 있다. 이러한 경향은 Fig. 7-C와 같이 점성이 큰 스러리를 액상으로 사용할 경우, 고체입자의 크기가 증가함에 따라 액상의 점성 저항의 증가를 가져와 고체입자의 유동층내부에서의 운동이 제한 받게 되기 때문이다 [14]. 그러나 석탄입자를 첨가한 석탄스러리 유동층에서는 점성이 큰 스러리상에서도 고체입자의 운동이 제한을 적게 받아 총괄열전달 계수를 증가시키는데 효과적인 역할을 계속할 수 있다고 해석할 수 있으며 이는 석탄 입자의 첨가가 유동층 내부에서 고체, 액체 및 기체의 접촉면에서 고체입자를 분리하는데 필요한 에너지를 감소시키는 영향을 미치는 것으로 생각할 수 있다. 즉 Dupre [21]에 의하면 기체, 액체 및 고체의 접촉면에서 액체와 고체입자를 분리하는데 필요한 에너지는 식 (8)과 같이 주어지는데,

$$W_s = (1 + \cos \theta) \quad (8)$$

석탄입자를 첨가한 석탄스러리는 고체입자와의 접촉각 ( $\theta$ )의 증가를 가져와 접촉면의 단위 면적당 고체입자의 분리에 필요한 에너지  $W_s$ 의 감소를 가져와 석탄스러리상에서의 고체입자의 유동성에 대한 제한을 감소시켜준다. 또한 석탄입자의 첨가는 실험부분에서 언급한 바와 같이 액상의 표면장력의 감소를 가져오기 때문에 식 (8)에 의해 고체입자의

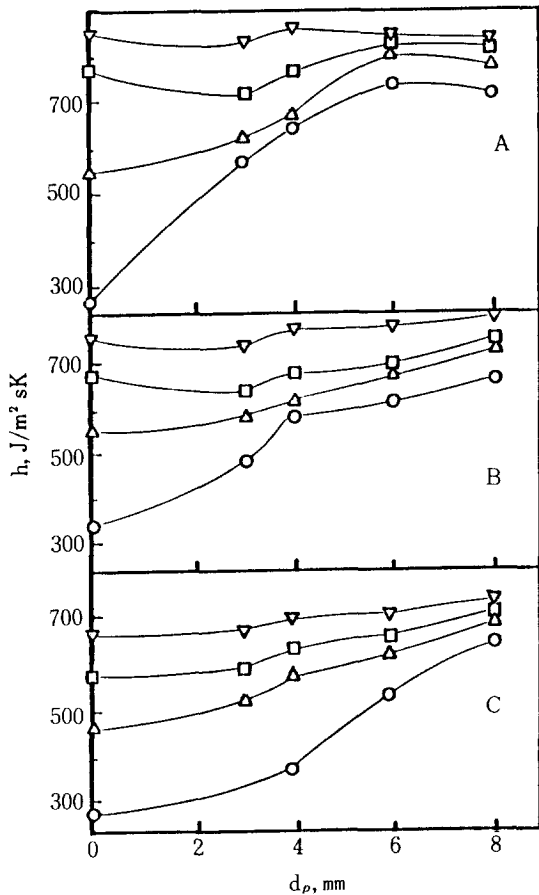


Fig. 7. Effect of particle size on  $h$  in three phase slurry fluidized beds ( $U_{sl}=10\text{cm/s}$ ).

$U_g$ (cm/s)	○	△	□	▽
$\mu_{sl}$ (mPa.s)	0	4	8	14
	14.0	18.2	23.5	
	A	B	C	

분리에 필요한 에너지 ( $W_s$ )를 감소시키는 영향을 미친다.

한편 Kim 등 [16]의 실험결과에 의하면 삼상유동층에서의 공극률은 액상의 표면장력의 감소에 따라 약간 증가하는 것으로 나타나 있는데 유동층내의 공극률의 증가는 고체입자의 유동성 (mobility)의 증가를 암시하고 있으므로 액상의 표면장력의 감소는 고체입자의 유동성을 증가시키는 경향을 나타내므로 식 (8)과 유사한 의미를 나타낸다. Fig. 7에서 볼 수 있는 또하나의 특징은, 고체입자의 직경이 3mm인 삼상스러리 유동층에서의 총괄열전달 계수가 기체상의 유속이 큰 경우 ( $U_g > 8\text{cm/s}$ ), 고체입

자가 없는 스러리 기포탑의 열전달 계수보다 더 작게 나타났다. 이와 유사한 경향은 Armstrong 등 [9] 및 Baker 등 [10]이 물 (점도가 1.0mPa.s)을 액상으로 사용한 삼상유동층에서 알아냈으며, Kang 등 [13]은 점도가 큰 (1.0-39mPa.s) CMC 수용액을 액상으로 사용한 삼상유동층에서는 기포의 합체 (bubble coalescence) 현상이 기체상의 유속이 큰 경우 현저하게 나타나 유동층에 유입된 기체상이 작은 기포나 eddy로 분쇄되는 것을 저해하기 때문에 열전달 계수가 감소한다고 설명할 수 있다. 그러나 Armstrong 등 [9]이나 Baker 등 [10]의 실험결과는 삼상유동층에서의 열전달 계수가 기포탑에서의 값보다 감소하는 입자크기의 범위가 대략 1.5mm 이하이었는데 반해, Kang 등 [13]의 결과는 이런 경향을 나타내는 입자크기의 범위가 대략 3.0mm 이하 정도로 나타났는데 이는 삼상유동층에서의 기포 합체영역 (bubble coalescence regime)이 액상의 점도가 증가하면 조금 더 큰 입자의 범위로 그 영역이 확장된다는 것을 의미한다. Kim 등 [10]에 의하면 삼상유동층에서의 기포 합체 영역은 고체입자의 유동층내에서의 최소 유동화 속도 (minimum fluidization velocity)에 관계되는데, 이 고체입자의 최소 유동화 속도는 액상의 점도가 증가할수록 감소하나 고체입자의 크기가 증가하면 증가하게 되기 때문에, 석탄스러리와 같은 점성이 비교적 큰 액체를 액상으로 사용할 경우 유동층내에서의 기포 합체영역은 입자의 크기가 좀더 큰 범위까지 확장된다고 할 수 있다. 또한 액상의 유속이 감소하며 액상의 흐름에 의한 유동층내의 와류 (turbulence) 현상의 감소를 가져와 기포의 분쇄효과를 감소시키기 때문에 좀더 낮은 기체상의 유속범위에서도 위와같이 나타낼 수 있으며, 본 실험의 결과 이와 같은 현상도 관찰되었다. 석탄스러리상의 점도가 총괄열전달 계수에 미치는 영향은 Fig. 8에 나타났듯이 스러리상의 점도가 증가할수록 열전달 계수는 감소하였다. 이런 현상은 입자의 운동성과 액상의 점성 저항의 영향 [14]뿐만 아니라 점도가 증가함에 따라 heater 주위에 형성되는 액상의 경계층류의 두께 (boundary layer thickness)가 증가하기 때문이며, Kang 등 [15]에 의하면 이와 같은 heater 주위의 경계층류의 두께의 증가는 heater 영역의 열전달 저항을 크게 증가시켜 전체 유동층내의 열전달 계수를 감소시키는 결

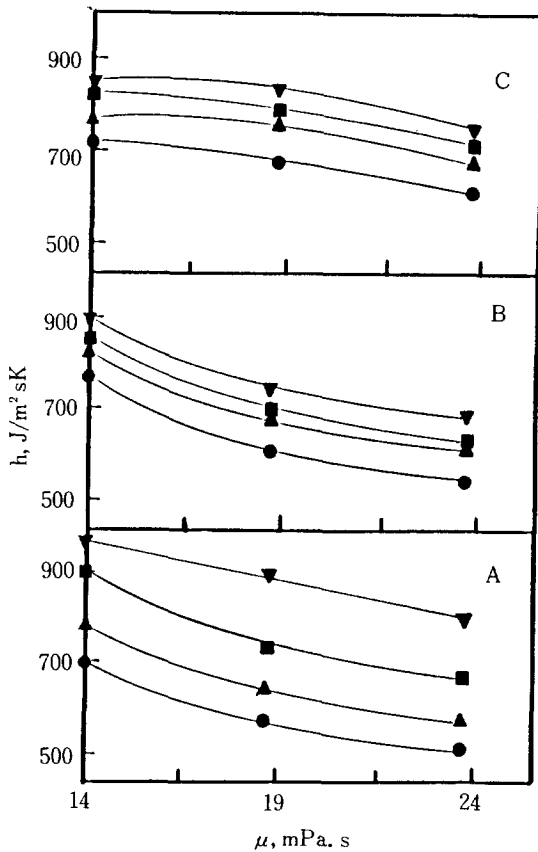


Fig. 8. Effect of slurry viscosity on  $h$  in three phase slurry fluidized beds ( $U_{sl}=8\text{cm/s}$ ).

	A	B	C	
$d_p$ (mm)	4	6	8	
	●	▲	■	▼
$U_g$ (cm/s)	0	4	8	14

과를 초래한다.

Heater 주위에 형성되는 경계층류의 두께는 Kay and Nedderman[22]에 의해서 와류흐름(turbulent flow)에서 식(9)와 같이 표현되었는데,

$$\delta = \frac{5\mu_i}{\left(\frac{1}{2}f\rho_i U_c^2\right)^{\frac{1}{2}}} \quad (9)$$

여기서  $f$ 는 friction factor이고,  $U_c$ 는 유동층 내부에서의 액상의 순환속도를 나타낸다.

삼상스러리 유동층에서의 열전달이 열원인 heater의 표면에서는 유체성분(fluid element)이 heater와의 끊임없는 접촉에 의해서 일어난다고 가정하면, 이 유체성분이 heater와의 접촉회수와 접촉시간(contact time)이 열전달 현상에 중요한 영향

을 미치므로 heater 표면에서 비정상 상태(unsteady state)의 에너지 수지를 세우면 식(10)을 얻을 수 있고, 이에 (11)식과 같은 초기조건과 경계조건을 적용할 수 있다.

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{K_{sl}}{\rho_{sl} C_{p_{sl}}} \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} \quad (10)$$

$$T = T_h, \quad r = 0, \quad t \geq 0$$

$$T = T_b, \quad r > 0, \quad t = 0 \quad (11)$$

$$T = T_b, \quad r = \infty, \quad t > 0$$

식(11)에서 세번째의 경계조건은 유동층내에서 유체성분(fluid element)이 heater표면과 접촉하여 열을 전달하는 접촉시간이 매우 짧으므로 근사적으로 적용할 수 있다.

Deckwer[23]는 이와같은 비 정상상태 모델을 기포탑에 적용하여 열전달 현상을 설명하였다.

Laplace변환에 의한 식(10)의 해는 식(12)와 같이 나타낼 수 있으며,

$$W = 2A \left( \frac{K_{sl} \rho_{sl} C_{p_{sl}}}{\pi \tau} \right)^{\frac{1}{2}} (T_h - T_b) \quad (12)$$

이 식을 식(3)에 대입하여 식(13)과 같이 총괄열전달 계수를 액체상의 물성치들과, heater의 접촉시간의 함수로 표시할 수 있다.

$$h = 2 \left( \frac{K_{sl} \rho_{sl} C_{p_{sl}}}{\pi \tau} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (13)$$

Heater표면에서의 열전달에 유효한 유체성분은 삼상스러리 유동층에서 고체 입자의 크기와 액상 및 기상 흐름의 영향을 받는 작은 형태의 eddy인데 Kolmogoroff[24]의 이론에 의해 이 eddy의 크기와 속도를 구할 수 있다. 즉, Kolmogoroff[24]는 와류흐름(turbulent flow)에서 에너지 손실은 부분적으로 등방성(isotropic)을 나타내며, 이와같은 작은 eddy에 의한 에너지 손실은 유체의 점성력(viscous force)에 큰 영향을 받는다는 가정 아래 eddy의 크기와 속도를 식(14)와 (15)와 같이 유체의 물성치와 유체 단위질량당의 에너지 손실로 나타내었다.

$$Le = \left( \frac{\mu_{sl}}{Ec \rho_{sl}} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (14)$$

$$Ue = (Ec \mu_{sl} / \rho_{sl})^{\frac{1}{4}} \quad (15)$$

여기서,  $Ec$ 는 스러리 유동층내의 유체의 단위 질량의 에너지 손실이고  $Le$ 는 eddy의 길이,  $Ue$ 는 eddy의 속도를 나타낸다. 따라서 Higbie[25]의



표면 재생이론(surface renewal model)에 의해 eddy of the heater에 접촉시간은 식(16)과 같이 주어진다.

$$\tau = K_1 (Le/U_e) = K_1 \left( \frac{\mu_{sl}}{Ec \rho_{sl}} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (16)$$

여기서  $K_1$ 은 다른 요소에 의한 접촉시간에 대한 영향을 나타낸다.

한편, 삼상스러리 유동층에서의 에너지 손실은 유동층 전체에서 압력강화와 유체의 부피흐름속도(Volumetric flow rate)의 곱으로 표현할 수 있는데, 삼상스러리 유동층에서의 압력강화는 식(17)과 같고,

$$\Delta P = (\epsilon_s \rho_s + \epsilon_{sl} \rho_{sl} + \epsilon_g \rho_g) g L \quad (17)$$

연속상인 석탄 스러리스의 유동층 내에서의 질량은 식(18)과 같으므로,

$$m_{sl} = (\pi/4) D^2 L \rho_{sl} \epsilon_{sl} \quad (18)$$

스러리 유동층에서 연속상의 단위 질량당의 에너지 손실은 식(19)와 같이 쓸 수 있다.

$$E_c = (U_{sl} + U_g) (\epsilon_s \rho_s + \epsilon_{sl} \rho_{sl} + \epsilon_g \rho_g) g / \epsilon_{sl} \rho_{sl} \quad (19)$$

따라서 (16), (19)식으로 부터 접촉시간을 구하여 식(13)에 대입하면 식(20)을 얻을 수 있다.

$$h = K_2 \left[ \frac{(U_{sl} + U_g) (\rho_s \epsilon_s + \rho_{sl} \epsilon_{sl} + \rho_g \epsilon_g) g}{\mu_{sl} \epsilon_{sl}} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (20)$$

식(20)에서  $K_2$ 는 점도를 제외한 석탄스러리스의 다른 물성치를 함유하고 있는데, 실제로 본 연구의

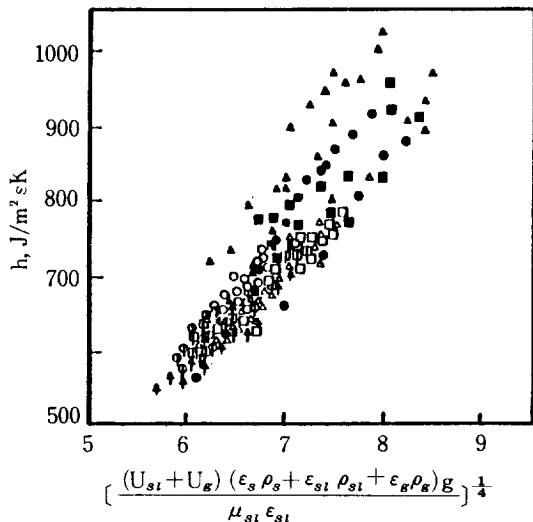


Fig. 9. Plot of model equation for  $h$ .

$d_p$ (mm)	3	6	8
$\mu_{sl}$ (mPa·s)	14.0	18.2	23.5

실험조건에서 mineral oil에 석탄의 첨가율이 6% 정도까지이었으므로 점도를 제외한 다른 물성치의 변화는 큰 변화가 없었다. 식(20)은 본 연구의 실험 결과에 Fig. 9와 같이 잘 적용되었으며, 본 연구의 실험결과 식(21)과 같이  $K_2$ 의 값이 31.6이었다.

$$h = 31.6 \left[ \frac{(U_{sl} + U_g) (\epsilon_s \rho_s + \epsilon_{sl} \rho_{sl} + \epsilon_g \rho_g) g}{\mu_{sl} \epsilon_{sl}} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (21)$$

식(21)의 상관계수는 0.94이었다.

본 연구에서 얻은 삼상스러리 유동층에서의 열전달계수를 식(22)와 (23)과 같이 실험변수의 상관식으로 표시할 수 있다.  $U_{sl}$ 의 범위에 따라,

$4 < U_{sl} < 7$  cm/s인 범위에서

$$h = 613.6 U_{sl}^{0.11} \mu_{sl}^{-0.11} d_p^{0.07} \quad (22)$$

상관계수 : 0.95

$7 < U_{sl} < 12$  cm/s인 범위에서

$$h = 1567 U_{sl}^{0.08} \mu_{sl}^{-0.22} d_p^{0.17} \quad (23)$$

상관계수 : 0.96

## 4. 결 론

본 연구의 실험결과 다음의 결론을 얻을 수 있었다.

1. Mineral oil에 석탄을 첨가한 석탄 스러리는 본 실험조건에서 Newton성 유체의 성질을 나타냈으며, 이 석탄의 첨가는 액상의 점도를 현저히 증가시켜 유동층에서의 열전달 계수를 감소시켰다.

2. 석탄스러리-고체 유동층에서 열전달 계수가 최대가 되는 때의 유동층의 공극률은 단위스러리스의 질량당 에너지 손실율이 최대가 되는 때의 공극률과 일치하였으며, 이 열전달 계수를 최대로 하는 공극률은 유동입자 크기가 감소할수록, 석탄 스러리스의 점도가 증가할수록 증가하였으며 이 값은 0.6~0.7 정도였다.

3. 삼상스러리 유동층에서의 열전달계수는 기체-석탄스러리 유동층 및 석탄스러리-고체 유동층의 값보다 증가하였으며, 기체의 유속 및 입자의 크기가 증가할수록, 그리고 스러리스의 점도가 감소할수록 열전달계수는 증가하나 스러리스 유속의 증가에 따라서는 최대값을 나타냈다.

4. 본 실험의 결과는 물질전달현상에 응용되는 표면재생이론(surface renewal theory)과 등와류이론(isotropic turbulence theory)으로 부터 유도된 열전달 모델에 잘 적용되었다.

## NOMENCLATURE

A	: effective surface area of heater, $m^2$
$C_p$	: heat capacity, J/gK
$d_p$	: particle diameter, mm
$E_c$	: energy dissipation rate, J/s g
f	: friction factor
g	: gravity acceleration, $m/s^2$
h	: heat transfer coefficient, $J/m^2 Ks$
k	: thermal conductivity, J/mKs
$K_1, K_2$	: proportional constant
L	: expanded bed height, m
m	: mass, Kg
$\dot{m}$	: mass flow rate, Kg/s
n	: constant in Richardson and Zaki equation
P	: pressure drop, dyne/cm <sup>2</sup>
r	: radial direction
R	: radius of fluidized bed, m
t	: time, s
T	: temperature, K
U	: fluid velocity, m/s
$U_c$	: circulating velocity, m/s
$U_e$	: eddy velocity, m/s
W	: power input to heater, J/s
$W_s$	: energy input for solid separation, J/cm

## Greek Symbols

$\epsilon$	: phase holdup
$\sigma$	: surface tension, dyne/cm
$\rho$	: density, Kg/m <sup>3</sup>
$\mu$	: viscosity, mPa. s
$\theta$	: contact angle, radian
$\delta$	: boundary layer thickness, mm
$\tau$	: contact time, s

## Subscripts

2	: liquid-solid fluidized bed
3	: three phase fluidized beds
b	: bed
g	: gas
h	: heater
l	: liquid

s	: solid
sl	: slurry

## 후 기

본 연구는 산학협동재단의 지원으로 이루어졌으며 貴財團에 감사드립니다.

## REFERENCES

1. Hellwig, L.R., Van Driesen, R.P., Schuman, S.C. and Slugstad, C.E.: Oil & Gas J., **60**, 119 (1962).
2. Adlington, D.A. and Tompson, E.: Proc. of 3rd European Symp. Chem. Reaction Eng., Pergamon Press, 203 (1965).
3. Smith, E.L., James, A. and Fidgett, M.: Fluidization, Proc. of 2nd Eng. Found. Conf., 196 (1978).
4. Deckwer, W.D., Louisl, Y., Zaidl, A. and Ralek, M.: Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., **19**, 699 (1980).
5. Yim, H.B., Noh, J.B., Kang, Y. and Kim, S. D.: Proc. of KICChE Conf., 101 (1981).
6. Vasalos, I.A., Rundell, D.N., Megiris, K.E. and Tjatjopoulos, G.J.: AIChE J., **28**, 346 (1982).
7. Kim, S.D. and Choi, J.H.: Can. J. Chem. Eng., **62**, 85 (1984).
8. Ostergaard, K.: "Fluidization", Soc. Chem. Ind., London (1964).
9. Armstrong, E.R., Baker, C.G.J. and Bergognou, M.A.: Fluidization Technology, **1**, 453, Hemisphere (1976).
10. Baker, C.G.J., Armstrong, E.R. and Bergognou, M.A.: Powder Technology, **21**, 195 (1978).
11. Kato, Y., Uchida, K., Kago, T. and Morooka, S.: Powder Technology, **28**, 173 (1981).
12. Chiu, T.M. and Ziegler, E.N.: AIChE J., **29**, 677 (1983).
13. Kang, Y., Suh, I.S. and Kim, S.D.: Proc. of

- PACHE III, **2**, 1 (1983).
14. Kang, Y., Suh, I.S. and Kim, S.D.: Chem. Eng. Comm., **34**, 1 (1985).
15. Kang Y., Kwon, H.K. and Kim, S.D.: Proc. of KICChE conf., 109 (1984).
16. Kim, S.D., Baker, C.G.J. and Bergougnou, M.A.: Can. J. Chem. Eng., **53**, 134 (1975).
17. Cairns, E.J. and Prausnitz, J.M.: Ind. Eng. Chem., **51**, 1441 (1959).
18. Latif, B.A.J. and Richardson, J.F.: Chem. Eng. Sci., **27**, 1933 (1972).
19. Richardson, J.F. and Zaki, W.N.: Trans. Inst. Chem. Eng., **32**, 35 (1954).
20. Kim, S.D., Baker, C.G.J. and Bergougnou, M.A.: Chem. Eng. Sci., **32**, 1299 (1977).
21. Glasstone, S.: "Textbook of Physical Chemistry" 2nd Ed., Macmillan, London, 481 (1960).
22. Kay, J.M. and Nedderman, R.M.: "An Introduction to Fluid Mechanics and Heat Transfer", Cambridge Univ. Press, (1974).
23. Deckwer, W.D.: Chem. Eng. Sci., **35**, 1341 (1980).
24. Hinze, J.O., "Turbulence", McGraw-Hill, New York, (1958).
25. Higbie, R.: Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. **35**, 365 (1935).