

현탁이중기포탑내에서 현탁액의 열전달 및 물질전달특성에 관한 연구

박찬진 · 도동섭

고려대학교 공과대학 화학공학과
(1989년 6월 29일 접수, 1989년 10월 18일 채택)

Heat and Mass Transfer Characteristics in a Solid-Suspended Bubble Column with a Draft Tube

C. J. Park and D. S. Doh

Department of Chemical Engineering, College of Engineering, Korea University, Seoul, Korea
(Received 29 June 1989; accepted 18 October 1989)

요 약

우수한 혼합효과를 지닌 순환기포탑내 현탁액이 기포교반에 의하여 순환될 때의 열전달 및 물질전달특성을 규명하기 위하여 평균입경이 $100\mu\text{m}$ 이하인 미세한 고체입자가 첨가된 현탁액에 대하여 실험을 행하였다. 실험결과 열전달속도는 공탐기체속도와 입자크기 및 농도의 증가에 따라 증가하였고 실험범위 전반에 걸쳐서 순수용액의 경우보다 크게 나타났지만 물질전달속도는 공탐기체속도의 증가에 따라서는 증가하였으나 입자크기 및 농도의 증가에 따라서는 감소하였고 전반적으로 순수한 용액의 경우보다 작은 값을 나타내었다. 이를 설명하기 위하여 에너지 수지로부터 산출한 탑내 액상의 단위질량당 에너지소멸속도를 표면 재생이론 및 Kolmogoroff의 난류등방성이론과 조합하여 열전달계수를 산출하고 eddy cell 모델과 에너지소멸속도를 조합한 물질전달계수와 기-액계면 비점촉면적의 곱으로 부피물질전달계수에 관한 이론식을 유도하여 실험값과 이론값을 비교한 결과 실험범위내의 전반적인 경향을 잘 설명할 수 있었다.

Abstract—Heat and mass transfer characteristics in the circulating slurry suspension by bubble-agitation in a bubble column with a draft tube were studied in a 8.90 cm I.D. \times 150 cm high acryl column. Heat transfer coefficients increased with increasing superficial gas velocity, particle size and the concentration of particles and were larger than those without the addition of particles. The volumetric mass transfer coefficients increased with an increase in superficial gas velocity but decreased with an increase in particle size and concentration of particles and were smaller than those without the addition of particles. To explain these phenomena, the energy dissipation rate estimated from the energy balance was combined with the surface renewal theory and Kolmogoroff's isotropic turbulence theory to predict the theoretical heat transfer coefficients. Also the volumetric mass transfer coefficient was derived from the eddy cell model and energy dissipation rate with specific gas-liquid interfacial area. These theoretical equations could predict the tendency of the experimental data of heat and mass transfer very well.

1. 서 론

액상내에 미세한 고체입자가 기포교반에 의해 현탁(suspension)되는 현탁기포탑은 상승기포가 슬러리상을 교반시키는 동시에 반응에 필요한 물질을 공급하거나 회수하는 역할을 수행하며, 열과 물질전달 및 혼합효과가 우수하다는 장점을 지니고 있어 반응물질의 급속한 전달과 온도제어가 중요한 변수로 작용하는 화학 및 생화학공정에 이용되며, 그 예로서 촉매반응에 의한 집축수소화공정, 합성가스의 수소화공정, 박테리아에 의한 침출공정 그리고 생물학적 폐수처리를 들 수 있다 [1-3].

특히 기포탑내 유체의 상향류와 하향류를 구분하여 주는 내관이 설치되어 있는 이중기포탑은 단순기포탑에 비하여 혼합효가 더욱 우수하여 보다 광범위한 공업적인 응용성을 지니고 있으며, 이러한 이중기포탑내에서의 고-액체 슬러리상의 안정된 순환류에서 발생하는 열 및 물질전달현상에 관한 이론적인 연구는 특히 반응과정에서 발열 또는 흡열이 이루어지는 공정의 경우 반응기설계 및 조업조건의 최적화에 관련된 필수적인 정보를 제공하게 된다. 그러나 지금까지의 연구는 대부분의 경우 기-액 이상류에 관한 연구가 대부분이고 기포교반에 의해서 유동화가 가능한 미세입자가 첨가된 현탁이중기포탑내의 슬러리 유동상에서의 전달현상에 관한 체계적인 이론적 연구는 매우 미비한 상태이다. 그래서 본 연구에서는 평균입경이 $100\mu\text{m}$ 이하인 슬러리 현탁액이 기포교반에 의하여 유동화될 때 공탑기체속도와 현탁입자의 크기 및 농도가 슬러리상의 열 및 물질전달특성에 미치는 영향을 연구 검토하여 삼상류에서의 전달현상을 규명하고자 하였다.

2. 이 론

기포상승에 의한 액상혼합시 발생하는 열 및 물질전달은 액체요소의 난류에디(turbulent eddy)에 의한 에너지소멸(dissipation)속도에 의해 좌우되며[4-6], 이때의 에너지소멸속도는 기포탑내 상승기포에 의하여 강한 난류혼합이 발생하는 유동상의 전달현상의 해석에 매우 중요한 정보를 제공한다.

2-1. 에너지소멸속도의 산출

우선 기포탑내에서의 에너지유입은 유입된 기체가 액상을 통하여 기포형태로 상승 및 팽창되면서 수행하

는 일로 이루어지며 이를 식으로 표현하면 다음과 같다.

$$E_t = P_h Q_c \ln \left(\frac{P_h + \rho_{sl} g H_{sl}}{P_h} \right) \quad (1)$$

여기에서 P_h 는 탑상부의 압력이고, Q_c 는 기체의 부피유속, H_{sl} 은 슬러리 유동상의 높이 그리고 ρ_{sl} 은 슬러리의 평균밀도이다. 한편 유입된 에너지는 유체순환과정에서 여러 가지 이유로 소멸되는데[7], 이 중에서 기계적 에너지손실에 해당되는 유체와 벽면간의 마찰에 의한 에너지손실과 탑하부의 유체의 방향전환에 의한 에너지손실을 제외한 에너지를 유동상내에 존재하는 기포운동에 의한 액체요소의 난류에디에 의한 에너지소멸량으로 간주할 수 있으며 이에 의해 산출되는 유체의 단위질량에 대한 에너지소멸속도는 다음과 같다.

$$\epsilon = \frac{1}{m_L} \{ P_h Q_c \ln \left(\frac{P_h + \rho_{sl} g H_{sl}}{P_h} \right) - \frac{1}{2} \rho_{sl} U_{sl}^3 A_t \left[\left(\frac{f_{db}}{(1-\epsilon_{co})^2} \right)^2 \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 + 4h_D \left(\frac{f_t}{d_t} + \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 \frac{f_o}{d_e} \right) \right] \} \quad (2)$$

여기에서 m_L 은 순환유체의 단위질량, U_{sl} 은 현탁액의 공탑속도이다. 또한 f_{db} 는 Darcy friction factor 이며, f_t 및 f_o 는 Fanning friction factor, h_D 는 내관의 수직길이이고 d_t , d_e 는 내관의 직경 및 순환관의 상당직경이다.

2-2. 열전달계수

기포탑내의 슬러리상이 기포교반에 의하여 유동화될 때 발생하는 열전달현상은 다음과 같이 탑내에 유입되는 기포에 의하여 전달되는 에너지의 액상난류형성에 의한 소멸(dissipation)속도와 Deckwer[4]가 제시한 이론을 결합하여 설명할 수 있다. 우선 탑내유체와 전열벽면간의 열전달은 상승기포에 의한 액체내의 에디(eddy)확산에 의한 것으로 간주할 수 있으며, 이때의 열전달속도는 액체요소의 난류에디에 의한 비정상상태의 열확산을 물질전달의 표면재생이론(surface renewal theory)과 관련시킨 다음, θ 의 접촉시간 동안의 열전달계수로써 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$h \propto (\rho C_p k / \theta)^{1/2} \quad (3)$$

여기에서 ρ 는 액체의 밀도, C_p 는 액체의 비열이며 k 는 액체의 열전도도이다. 한편 상승기포는 액상의 난류성 에디를 형성시키며 이때 에디의 크기와 속도는 동점도와 에너지소멸속도의 함수가 된다. 이에 따른 micro 에디의 길이 및 시간 scale은 Kolmogoroff의 난류등

방성이론[8]에 의하면 다음과 같이 표시된다.

$$\eta_L = (\nu^3/\epsilon)^{1/4} \quad (4)$$

$$v = (\nu\epsilon)^{1/4} \quad (5)$$

여기에서 ν 는 액체의 동점도이고 ϵ 는 에너지소멸속도이다. 액체요소의 전열면접촉시간 θ 는 다음과 같은 관계를 지닌다.

$$\theta = \eta_L/v \quad (6)$$

그러하여 열전달계수는 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$h \propto (\rho C_p k \epsilon^{1/2} \nu^{-1/2})^{1/2} \quad (7)$$

(7)식을 2-1절에서 유도한 유체의 단위질량당 에너지소멸속도와 관련시키면 다음과 같이 슬러리 유동상에서의 열전달계수에 관한 식을 산출해낼 수 있다.

$$h = C_1 (\rho_{sl} C_{pSL} k_{sl})^{1/2} \left\{ \frac{1}{\nu_{sl} m_L} (P_h Q_G \ln \left(\frac{P_h + \rho_{sl} g H_{sl}}{P_h} \right) - \frac{1}{2} \rho_{sl} U_{sl}^3 A_t \left(\frac{f_{db}}{(1 - \epsilon_{go})^2} \right) \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 + 4h_b \left(\frac{f_t}{d_t} + \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 \frac{f_o}{d_o} \right) \right\}^{-1/4} \quad (8)$$

여기에서 C_1 은 계에 따른 실험상수이다.

2-3. 물질전달계수

우선 물질전달계수를 산출하기 위하여 다음과 같이 eddy cell 모델[6]을 도입할 수 있다. 즉, 기-액계면에서의 물질전달은 분자확산(molecular diffusion)에 의하여 이루어지며 계면에는 활발한 액체운동에 의한 난류에 의해 항상 새로운 액체요소가 존재하게 된다. 또한 이때의 계면은 기포 내부의 기체순환이 활발하여 운동도가 매우 크므로 자유표면으로 간주할 수 있으며 이때의 물질전달계수는 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$k_L = C_2 (\nu/D_L)^{-1/2} (\epsilon\nu)^{1/4} \\ = C_2 Sc^{-1/2} (\epsilon\nu)^{1/4} \quad (9)$$

여기에서 C_2 는 계에 따른 실험상수, ν 는 동점도이며, D_L 는 액상용존물질의 확산계수이다. 액체의 단위질량에 대한 에너지소멸속도와 (9)식을 결합하면 다음과 같은 액상물질전달계수에 관한 식을 구할 수 있다.

$$k_L = C_2 (\nu_{sl}/D_L)^{-1/2} \left\{ \frac{\nu_{sl}}{m_L} (P_h Q_G \ln \left(\frac{P_h + \rho_{sl} g H_{sl}}{P_h} \right) - \frac{1}{2} \rho_{sl} U_{sl}^3 A_t \left(\frac{f_{db}}{(1 - \epsilon_{go})^2} \right) \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 + 4h_b \left(\frac{f_t}{d_t} + \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 \frac{f_o}{d_o} \right) \right\}^{-1/4}$$

$$+ 4h_b \left(\frac{f_t}{d_t} + \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 \frac{f_o}{d_o} \right) \right\}^{-1/4} \quad (10)$$

한편 기-액계면 비표면적은 기포의 직경과 다음의 관계를 갖는다[9].

$$a = 6\epsilon_G/d_{vs} \quad (11)$$

여기에서 ϵ_G 는 기체체류량이고 d_{vs} 는 기포의 직경이다. 또한 기포의 직경은 다음과 같은 식으로 나타낼 수 있다[10].

$$d_{vs} = 0.590 (V_D/\epsilon_G)^{2/3} / g \quad (12)$$

여기에서 V_D 는 기체의 drift flux이며 다음과 같이 정의된다[11].

$$V_D = U_G (1 - \epsilon_G) - U_L \epsilon_G (1 - \epsilon_G) / \epsilon_L \quad (13)$$

그러하여 (10)식과 (11)식을 결합하여 다음과 같이 액상부피물질전달계수를 구할 수 있다.

$$k_L a = 6k_L \epsilon_G / d_{vs} \\ = C_2 (\epsilon_G^2 / V_D^2) g (\nu_{sl} / D_L)^{-1/2} \left\{ \frac{\nu_{sl}}{m_L} (P_h Q_G \ln \left(\frac{P_h + \rho_{sl} g H_{sl}}{P_h} \right) - \frac{1}{2} \rho_{sl} U_{sl}^3 A_t \left(\frac{f_{db}}{(1 - \epsilon_{go})^2} \right) \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 + 4h_b \left(\frac{f_t}{d_t} + \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 \frac{f_o}{d_o} \right) \right\}^{-1/4} \quad (14)$$

3. 실험

본 연구에서 순환슬러리의 열 및 물질전달특성을 연구하기 위하여 사용한 실험장치의 개략도는 Fig. 1과 같으며, 이중기포탑의 크기는 주탑이 내경 8.90 cm, 길이 150 cm 인 아크릴 수지이며 내관은 내경 5.63 cm, 길이 90 cm 의 동일한 재질로 제작하였다. 기타의 재원도 현탁액의 순환특성의 연구[7]에 사용하였던 것과 동일하다.

3-1. 열전달 실험

열전달 실험에 사용된 heater 는 외경 1 cm, 길이 25 cm 인 황동관 내부에 용량이 200 W 인 전열선을 내장하고 상하부를 단열처리한 후 하부에 teflon cone 을 부착하여 유체흐름에 대한 방해가 최소가 되도록 제작하였고, 동관의 외표면에는 heater 의 하부로부터 1 cm, 12.5 cm, 24 cm 되는 곳에 120°의 간격을 두면서 T 형 열전대를 부착하였다. 또한 기포탑에는 외관 및 내관의 내벽에 각각 3개의 열전대를 부착하여 열전대로부터의 emf 를 A/D 변환기를 통하여 컴퓨터에 입력기록

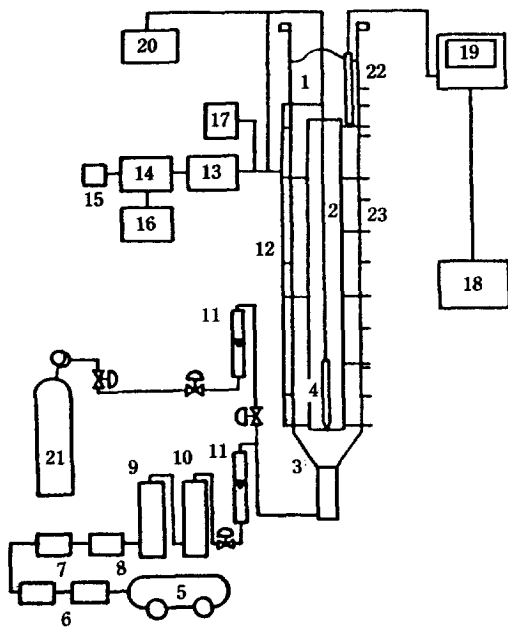


Fig. 1. Schematic diagram of experimental apparatus.

- | | |
|-----------------------------------|-------------------------|
| 1. Main column | 2. Draft tube |
| 3. Distributor | 4. Heater |
| 5. Air compressor | 6. Air filter |
| 7. Regulator 1 | 8. Regulator 2 |
| 9. CO ₂ removal column | |
| 10. Humidifier | 11. Gas rotameter |
| 12. Thermocouple | 13. OP amplifier |
| 14. A/D converter | 15. DC power supply |
| 16. Computer | 17. Thermometer |
| 18. Recorder | 19. Ion-analyzer |
| 20. Power supply | 21. N ₂ bomb |
| 22. Oxygen probe | 23. Pressure taps |

할 수 있게 하였다. 그리하여 각 실험조건에서 기체의 유입속도를 일정하게 하여 유체흐름이 정상상태에 도달한 다음 heater에 일정한 전원을 공급하고 유체를 가열하면서 heater 표면의 온도가 35°C가 되었을 때 각 열전대로부터의 온도를 기록하기 시작하여 14분 동안 시간의 흐름에 대한 각 지점의 온도변화를 측정하였다. 그리하여 다음식에 의하여 열전달계수를 구하였다.

$$h = Q/A_s(T_w - T_{bf}) \quad (16)$$

여기에서는 A_s 는 heater의 표면적, T_w 및 T_{bf} 는 heater 표면과 벌크유체의 온도이며 Q 는 기포탐내 순환슬러리가 단위시간당 얻은 열량으로 다음과 같이 표시된다.

$$Q = \rho_{SL} C_{PSL} (T_f - T_i) V_{SL} / t \quad (17)$$

여기에서 V_{SL} 은 슬러리의 체적, T_i 및 T_f 는 벌크 유체의 최초 및 최후온도이다.

3-2. 물질전달 실험

물질전달속도를 산출하기 위한 액상용존산소농도의 측정을 위하여 Orion사의 산소 probe를 기포탐의 내관상부에서 5cm 하부에 위치시켜 상승기포의 영향을 최소화하고 활발한 순환류에 의해 항상 새로운 액체가 probe에 접촉되도록 하였다. 이러한 상태에서 우선 순수한 질소기체를 일정유속으로 탐 하부에 유입시켜 액상용존산소의 농도를 purging에 의하여 0.01 ppm 이하로 낮춘 다음 기체를 재빠르게 공기로 바꾸어 step input 형태로 유입시키고 이에 따른 액상용존산소 농도의 변화를 시간의 흐름에 따라 기록하였다. 이때에 입자의 존재가 농도의 측정에 별 영향을 주지 않음을 확인하였으며 각 실험조건에 따른 용존산소의 포화농도를 측정하여 자료해석에 이용하였다. 그리하여 실험자료를 완전혼합모델에 의거하여 용존산소 측정기기의 time delay를 고려한 (18)식과 최소자승법에 의하여 비교분석하여 각 실험조건에 대한 액상부피물질전달계수를 산출하였다.

$$\frac{C^* - C(t)}{C^*} = \frac{1}{1 - \beta\tau} \exp(-\beta\tau) - \frac{\beta\tau}{1 - \beta\tau} \exp\left(-\frac{t}{\tau}\right) \quad (18)$$

여기에서 C^* 는 액상용존산소의 포화농도, τ 는 측정기기의 시간상수로서 값은 6초이고 $C(t)$ 는 시간 t 에 대한 액상용존산소농도이다. 또한 β 는 $k_L a / (1 - \epsilon_c - \epsilon_s)$ 를 의미하며 액상용존산소의 최초농도를 0으로 간주하였다. 이때 자료해석에는 오차를 최소화하기 위하여 포화농도의 80%에 해당되는 농도의 시간에 대한 변화량을 선택하여 이용하였다. 또한 주어진 조건에서 탐상부의 기체조성을 gas chromatography로 분석한 결과에 의거하여 탐내 액상을 상승하여 분출되는 기체의 산소농도를 일정하다고 간주하였다. 한편 슬러리의 열전도도는 Tareef[12]의 식을 이용하였고 그 식은 다음과 같다.

$$k_{SL} = k_L \frac{2k_L + k_s - 2\phi(k_L - k_s)}{2k_L + k_s + \phi(k_L - k_s)} \quad (19)$$

여기에서 k_{SL} 은 슬러리의 열전도도이고 ϕ 는 입자의 부피분율이다.

3-3. 실험재료 및 실험변수 범위

본 실험에 사용된 고체입자는 평균밀도가 2.450g/

Table 1. Experimental conditions

| Variables | Condition of operations |
|---|------------------------------|
| Mean particle size (μm) | 47.0, 69.0, 91.0 |
| Particle concentration (vol. %) | 2.0, 4.0, 6.0 |
| Superficial gas velocity based on cross-sectional area of outer column (cm/sec) | 1.60, 2.10, 3.10, 4.20, 5.20 |
| Temperature ($^{\circ}\text{C}$) | |
| Heat transfer | 35.0-55.0 |
| Mass transfer | 21.0 |
| Concentration of dissolved oxygen (ppm) | 0.01-7.20 |

cm^3 인 glass beads이며 PSA (Particle Size Analyzer)를 이용하여 입자의 평균 직경을 구하였고 SEM (Scanning Electron Microscope)으로 입자가 구형임을 확인하였다. 한편 본 연구의 실험범위는 Table 1과 같다.

4. 결과 및 고찰

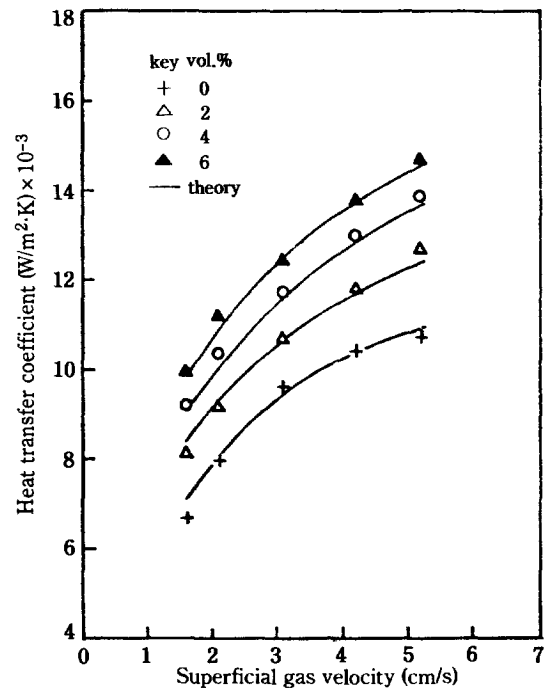
본 실험에서 기포탑 내에 형성되는 흐름영역은 순환 특성연구보문[7]과 같으며 열 및 물질전달실험을 동일한 영역에서 수행하였다.

4-1. 열전달 특성

본 실험에서 산출된 열전달계수는 기포탑 하부의 열원과 벌크 슬러리간의 열전달속도이며 임의의 시간에서 유동화되는 슬러리의 온도는 기포교반에 의한 우수한 혼합효과로 인하여 전체적으로 균일하며[13] 이에 따라 순환 슬러리의 온도변화는 단순히 시간의 함수가 된다. 한편 열전달계수에 영향을 미치는 연속상의 물성치에는 액체의 밀도, 비열, 점도 및 열전도도가 있는데[14], 이 중에서 점도의 증가가 열전달계수의 감소요인으로 작용한다. 이것은 점도의 증가에 따라 에디의 크기는 증가하는 반면에 속도가 감소하여 에디의 전열면 접촉시간이 증가하여 열전달속도가 감소하기 때문이다.

4-1-1. 기체속도의 영향

공탐기체속도가 열전달계수에 미치는 영향을 입자농도를 매개변수로 하여 나타낸 그림이 Fig.2이다. 그림에서 볼 수 있듯이 열전달계수는 모든 입자농도에 대하여 공탐기체속도가 커질수록 증가하며 이는 기체속도의


Fig. 2. Effect of superficial gas velocity on the heat transfer coefficient ($\bar{d}_p=91.0\mu\text{m}$).

증가에 따라 액상을 통하여 상승하는 기포가 자신이 지닌 운동량을 더욱 많이 기포후면의 액상 wake의 형성에 사용하며, 생성된 wake는 난류성 에디를 촉진시키며 한편으로는 순환슬러리를 더욱 신속하게 교반시킴으로써 혼합효과가 증대되기 때문이다. 한편 낮은 기체속도에서는 기체속도의 증가에 따라 열전달계수가 급격히 증가하다가 흐름영역이 transition 영역에서 slug 흐름영역으로 접어들면서 열전달계수의 증가율이 둔화되는데 이것은 높은 기체유속에서는 상승기포가 매우 신속하게 액상을 통과하므로 기포의 운동량이 미처 액상으로 전달되지 못하기 때문이며 특히 slug 흐름영역의 경우 heater 표면이 열전도도가 매우 낮은 공기에 거의 쌓이게 되어 열전달 효율이 떨어지는데도 원인이 있다.

4-1-2. 입자크기의 영향

고체입자의 크기가 열전달계수에 미치는 영향을 입자농도를 매개변수로 하여 나타낸 그림이 Fig.3이다. 그림에서 알 수 있듯이 열전달계수는 전반적으로 입자크기가 증가함에 따라 증가하며 특히 입자농도가 증가함에 따라 입자크기의 영향이 뚜렷하였다. 그런데 이같은 경향은 흥미롭게도 입자크기에 의한 기포합체의 경향과 일치하는 것이며 여기에서 기포 후면의 wake에 존재

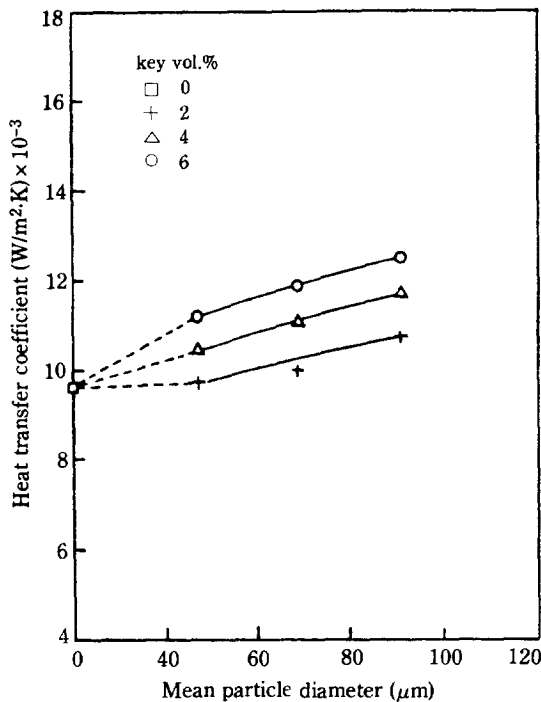


Fig. 3. Effect of particle size on the heat transfer coefficient ($U_{\rho}=3.10$ cm/s).

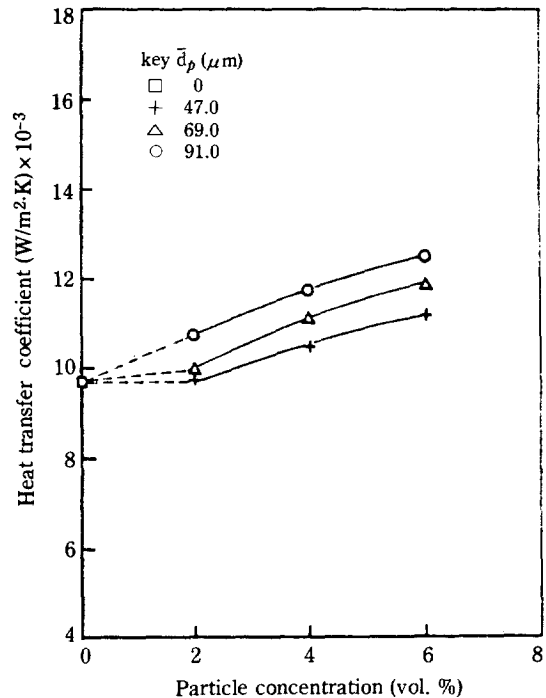


Fig. 4. Effect of particle concentration on the heat transfer coefficient ($U_{\rho}=3.10$ cm/s).

하는 에디의 열전달에 대한 기여도를 확인할 수 있다. 즉 기포는 합체될수록 크기가 증가하며 다음 관계식에서 wake의 크기도 증가함을 알 수 있다[15].

$$V_w/V_b = 0.037 \text{Re}^{1.40} \quad (20)$$

여기에서 V_w 는 기포 후면의 wake의 부피이고 V_b 는 기포의 부피이다. 그리하여 wake의 크기가 증가하면 액상 에디 형성도 더욱 활발해져 열전달 속도도 증가하게 된다. 또한 낮은 기체유속에서는 입자의 크기가 증가할수록 동일한 기체유속에 대하여 탑하부의 고체입자 농도가 증가하며 이에 따라 heater 표면과 벌크 유체 간의 열전달을 고체입자가 촉진시키어 열전달속도가 증가되는 원인이 된다.

4-1-3. 입자농도의 영향

고체입자의 농도가 열전달계수에 미치는 영향을 입자의 크기를 매개변수로 하여 나타낸 그림이 Fig.4이다. 열전달계수는 입자의 농도가 증가함에 따라 뚜렷이 증가하며 이같은 경향은 다음과 같이 설명할 수 있다. 우선 슬러리의 물성치 변화에 의하여 열전달속도가 달라지는데 물성치의 변화 중 점도의 증가만이 전술한 바와 같이 열전달계수를 감소시키는 요인으로 작용한다. 그러나 입자농도의 증가에 따른 열전달계수의 증진

을 단순히 물성치보정으로 설명하기에는 부족하며 Deckwer[4]도 이 점을 지적하였지만 구체적인 대안을 제시하지 못하였다. 그래서 에너지 수지식에서 유도해낸 액체 단위질량당 에너지소멸속도를 (7)식에 대입하고 열전달계수를 산출해낸 결과 열전달계수의 증진을 잘 설명할 수 있었다. 이때에 액체의 단위질량당 에너지소멸속도는 고체입자의 농도증가에 따라 증가하였으며 이에 따라 열전달속도의 증진은 슬러리의 물성치 변화와 액체의 단위질량당 에너지소멸속도의 증가에 기인한다고 할 수 있다. 입자의 농도증가에 따라 에너지소멸속도가 증가하는 이유는 입자의 농도증가에 따라 기포의 합체현상이 심화되어 기포후면의 wake 체적이 증가하며 이에 따라 wake 내 액체의 에디운동도 그만큼 활발해지기 때문이다. 한편 입자의 첨가에 의한 혼합효과와 증진도 열전달계수의 증가에 부분적으로 기여한다고 사료된다. 열전달계수에 대한 각 변수의 경향은 다음과 같다.

$$h = 67.00 U_{co}^{0.361} d_p^{0.192} (1 - \phi)^{-4.059} \quad (21)$$

이때의 상관계수는 0.991이고 표준편차는 0.079이다. 또한 (7)식의 C_1 값을 실험치에 의해 산출하여 본 실험 범위내에서의 열전달계수의 이론식을 다음과 같이 표

시할 수 있었으며 이때의 상관계수는 0.970이었다.

$$h = 0.00854 (\rho_{SL} C_{pSL} k_{SL})^{1/2} \left\{ \frac{1}{\nu_{SL} m_L} P_h Q_c \ln \left(\frac{P_h + \rho_{SL} g H_{SL}}{P_h} \right) - \frac{1}{2} \rho_{SL} U_{SL}^3 A_t \left(\frac{f_{db}}{(1 - \epsilon_{GO})^2} \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 + 4h_d \left(\frac{f_t}{d_t} \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 \frac{f_o}{d_o} \right) \right) \right\}^{1/4} \quad (22)$$

4-2. 물질전달 특성

미세한 고체입자가 현탁되어 있는 슬러리상에서의 물질전달속도는 기-액 물질전달속도에 의하여 크게 좌우되며 실제로 화학 및 생화학공정에서 자주 접하게 된다 [16-23]. 이때에 기-액 물질전달속도는 용해도가 작은 기체의 경우 액상부피물질전달계수 $k_L a$ 로 표현되며 이때에 액상물질전달계수 k_L 은 용존기체의 액체내 확산도, 액체의 점도 및 고체입자의 크기의 영향을, 그리고 기-액면적 비접촉면적 a 는 용액의 표면장력과 이온강도 그리고 입자농도의 영향을 받는다 [24]. 한편 기포탑내 슬러리상에서의 혼합은 벌크슬러리흐름과 난류 및 분자확산에 의하여 이루어지지만 혼합속도의 유한성으로 인하여 물질전달의 기전력, 즉 액상의 용존성분의 농도는 탑내의 위치와 시간의 함수가 된다. 그러나 다음의 기준을 만족할 경우 반회분식 반응기내에서의 부피물질전달계수를 완전혼합모델에 의하여 산출할 수 있다 [25].

$$(k_L a)_{cm} \tau_o \geq 2.0 \quad (23)$$

여기에서 τ_o 는 유체의 평균 순환시간이며 $(k_L a)_{cm}$ 은 완전혼합모델의 가정하에 산출한 액상부피물질전달계수이다. 본 연구의 실험범위내의 순환시간 [7]과 완전혼합모델에 의하여 산출한 부피물질전달계수의 곱이 (23)식을 만족함을 알 수 있었으며 이에 따라 완전혼합모델에 의하여 부피물질전달계수를 산출하였다.

4-2-1. 기체속도의 영향

기체유속의 변화가 부피물질전달계수에 미치는 영향을 입자농도를 매개변수로 하여 나타낸 그림이 Fig. 5이다. 그림에서 볼 수 있듯이 부피물질전달계수는 낮은 기체속도에서는 기체유속의 증가에 따라 급격히 증가하며, 이것은 난류에 의한 증가로 에너지소멸속도가 증가하고 이에 따라 기-액 물질전달이 활발히 진행되어 물질전달계수를 증가시키고 또한 기체체류량의 증가에 따른 단위부피당 기-액 접촉면적도 증가하기 때문이다. 기체속도가 높아질수록 증가율은 둔화되며 이는 높은 기

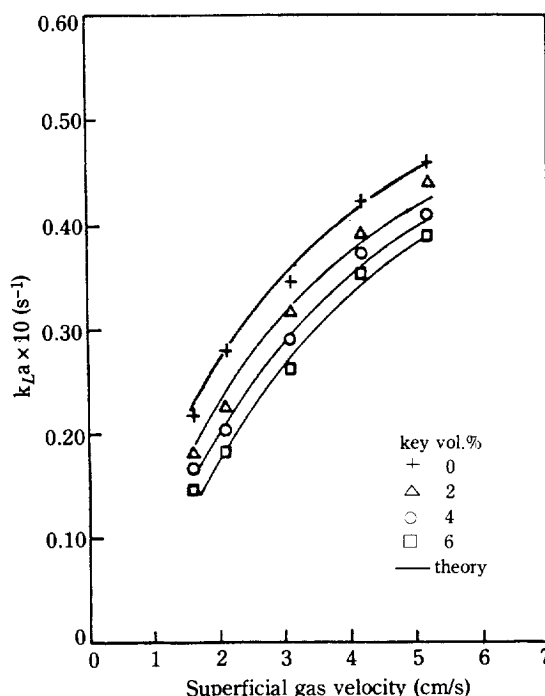


Fig. 5. Effect of superficial gas velocity on the volumetric mass transfer coefficient ($\bar{d}_p = 91.0 \mu\text{m}$).

체유속에서 에너지소멸속도의 증가율이 감소하고 또한 단위시간당 기포생성 빈도수가 높아져서 이로 인한 기포의 합체가 기-액 접촉면적의 증가율을 감소시키기 때문이다. 한편 액상물질전달계수는 완전혼합모델에 의하여 산출해낸 부피물질전달계수를 기-액 비접촉면적으로 나누어서 산출할 수 있으며 다음과 같이 표시된다.

$$k_L = (k_L a)_{cm} / a \quad (24)$$

여기에서 $(k_L a)_{cm}$ 은 완전혼합모델에 의하여 산출해낸 부피물질전달계수이다. 본 실험에서 (24)식에 의하여 액상물질전달계수와 (11)에 의하여 기-액 접촉면적을 산출해낸 결과 액상물질전달계수 및 기-액 접촉면적 모두 공탐기체속도의 증가에 따라 증가하나 유속이 높아질수록 증가율이 감소하며 이러한 두 변수의 곱이 액상부피물질전달계수의 경향을 나타냄을 알 수 있었다.

4-2-2. 입자크기의 영향

입자크기의 변화가 부피물질전달계수에 미치는 영향을 입자농도를 매개변수로 하여 나타낸 그림이 Fig. 6이다. 부피물질전달계수는 입자크기가 커질수록 감소하

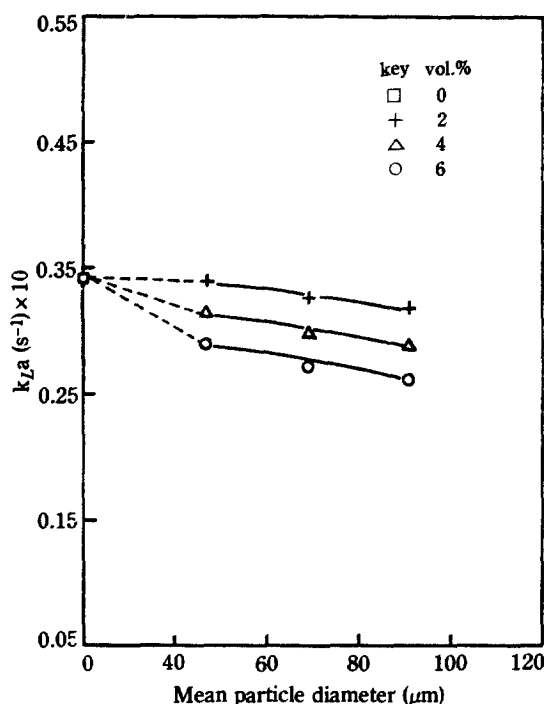


Fig. 6. Effect of particle size on the volumetric mass transfer coefficient ($U_{\infty}=3.10$ cm/s).

였으며 이런 경향은 낮은 기체유속에서 가장 뚜렷하게 나타났다. 이것은 입자에 의한 기포의 합체현상에 그 원인이 있으며, 기포의 합체현상이 심화됨에 따라 내관을 통하여 상승되는 기포의 크기가 증가하고 이에 따라 기-액 비표면적은 감소되며 순환관으로 비말등반되는 작은 기포의 유입량도 감소되어 전체적인 기체의 탑내 체류시간도 감소하므로 기-액 물질전달 효율면에서 기포의 합체는 바람직하지 못하다. 식 (13)에 의하면 입자크기가 증가함에 따라 기체체류량은 감소하고 기포의 직경은 증가하므로 모든 변수가 $k_L a$ 의 감소요인으로 작용한다. 액상물질전달계수는 입자크기의 증가에 따라 에너지소멸속도의 증가로 인하여 다소 증가하긴 하나 기-액 비표면적이 기포의 뚜렷한 합체로 인하여 크게 감소하여 $k_L a$ 는 a 의 영향을 지배적으로 받아서 입자크기의 증가에 따라 감소하게 된다.

4-2-3. 입자농도의 영향

부피물질전달계수가 입자농도의 증가에 따라 변화하는 정도를 공탐기체속도를 매개변수로 하여 나타낸 그림이 Fig. 7이다. 부피물질전달계수는 모든 입자크기에 입자농도의 증가에 따라 감소하며 이것은 기포의 합체로 인하여 a 가 감소하기 때문이다. 기포의 합체가 입

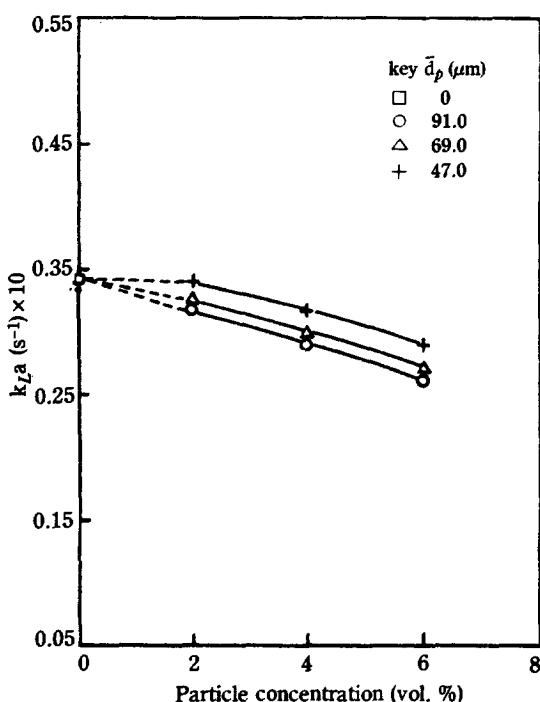


Fig. 7. Effect of particle concentration on the volumetric mass transfer coefficient ($U_{\infty}=3.10$ cm/s).

자의 농도증가에 따라 증진되는 이유는 다음과 같다. 고체입자의 농도가 증가하면 상승기포의 자유상승영역은 그만큼 감소하며 기포와 기포간의 충돌확률도 높아져서 합체현상이 증가된다. 이같은 경향은 특히 낮은 공탐기체속도에서 뚜렷하며 이는 기포탑의 축방향에 대한 고체입자농도의 불균일도에 기인한다[7]. 한편 물질전달계수는 입자농도의 증가에 따라 다소 증가하는 경향을 나타내며 이는 열전달계수의 증진과 마찬가지로 입자농도의 증가에 따라 액상 에너지소멸속도가 증가하기 때문이다. 그러나 입자의 농도증가에 따른 기-액 접촉면적의 감소율이 크기 때문에 두 변수의 곱인 부피물질전달계수는 입자농도의 증가에 따라 감소하는 경향을 나타낸다. 본 실험영역내에서 부피물질전달계수에 대한 각 실험변수의 영향을 다음식으로 나타낼 수 있었다.

$$k_L a = 0.120 U_{\infty}^{0.746} \bar{d}_p^{-0.133} (1 - \phi)^{2.851} \quad (25)$$

이때의 상관계수는 0.992이고 표준편차는 0.147이다. 그리고 (15)식에서 C_2 를 실험적으로 결정된 후 다음과 같이 본 연구의 실험범위내에서의 부피물질전달계수에 대한 식을 표현할 수 있었으며 이때의 상관계수는

0.960 이었다.

$$k_L a = 0.409 (\epsilon_G^2 / V_D^2) g (\nu_{SL} / D_L)^{-1/2} \left\{ \frac{\nu_{SL}}{m_L} (P_h Q_G \ln \left(\frac{P_h + \rho_{SL} g H_{SL}}{P_h} \right) - \frac{1}{2} \rho_{SL} U_{SL}^2 A_t \left(\frac{f_{DB}}{(1 - \epsilon_{GO})^2} \right. \right. \\ \left. \left. \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 + 4h_D \left(\frac{f_t}{d_t} + \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 \frac{f_o}{d_e} \right) \right) \right\}^{1/4} \quad (26)$$

5. 결 론

이중기포탑내에서 순수한 용액에 고체입자를 첨가하였을 때 첨가입자가 기포의 교환에 의한 순환액체의 열전달 및 물질전달속도에 미치는 영향을 연구검토하기 위하여 탑내에 유입되는 공탐기체속도를 1.60-5.20 cm/s, 고체입자의 크기를 평균입경 47.0-91.0 μ m 로, 그리고 입자의 농도를 2.0-6.0 vol.%로 변화시켜가며 실험을 행하여 다음과 같은 결론을 얻었다.

1. 현탁액이 기포교환에 의하여 유동화될 때의 열 및 물질전달특성을 에너지수지로부터 유도한 에너지소멸속도로써 설명할 수 있었다.

2. 순수한 액체에 고체입자를 첨가하였을 때 벌크슬러리와 열원간의 열전달계수는 고체입자의 크기와 농도 그리고 공탐기체속도의 증가에 따라 증가하였으며 다음과 같은 식으로 나타낼 수 있었다.

$$h = 0.00854 (\rho_{SL} C_{PSL} k_{SL})^{1/2} \left\{ \frac{1}{\nu_{SL} m_L} (P_h Q_G \ln \left(\frac{P_h + \rho_{SL} g H_{SL}}{P_h} \right) - \frac{1}{2} \rho_{SL} U_{SL}^2 A_t \left(\frac{f_{DB}}{(1 - \epsilon_{GO})^2} \right. \right. \\ \left. \left. \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 + 4h_D \left(\frac{f_t}{d_t} + \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 \frac{f_o}{d_e} \right) \right) \right\}^{1/4}$$

3. 순수한 액체에 고체입자를 첨가하였을 때 기-액 물질전달속도는 고체입자의 크기와 농도의 증가에 따라 감소하며 공탐기체속도의 증가에 따라 증가하였고 다음과 같은 식으로 나타낼 수 있었다.

$$k_L a = 0.409 (\epsilon_G^2 / V_D^2) g (\nu_{SL} / D_L)^{-1/2} \left\{ \frac{\nu_{SL}}{m_L} (P_h Q_G \ln \left(\frac{P_h + \rho_{SL} g H_{SL}}{P_h} \right) - \frac{1}{2} \rho_{SL} U_{SL}^2 A_t \left(\frac{f_{DB}}{(1 - \epsilon_{GO})^2} \right. \right. \\ \left. \left. \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 + 4h_D \left(\frac{f_t}{d_t} + \left(\frac{A_t}{A_o} \right)^2 \frac{f_o}{d_e} \right) \right) \right\}^{1/4}$$

NOMENCLATURE

a : specific gas-liquid interfacial area [1/m]

A_b : free area for liquid flow between riser and downcomer [m²]
 A_o : cross-sectional area of downcomer [m²]
 A_i : cross-sectional area of riser [m²]
 A_s : surface area of heater [m²]
 C_1, C_2 : empirical constant
 C^* : saturated concentration [mol/m³]
 $C(t)$: concentration of absorbed species at time t [mol/m³]
 C_p : heat capacity [J/kg·K]
 C_{PSL} : heat capacity of slurry [J/kg·K]
 D_L : diffusivity of species in liquid phase [m²/s]
 d_{vs} : volume-surface mean diameter of bubble [m]
 E_t : total energy input rate [W]
 f_{DB} : Darcy friction factor at bottom section, 11.40 (A_o/A_b)^{0.790} [-]
 f_i : Fanning friction factor in the riser section, 0.079 [$\rho_{SL} U_{SL} d_i / (1 - \epsilon_{GO}) \mu_{SL}$]^{-0.25} [-]
 f_o : Fanning friction factor in the downcomer section, 0.085 [$\rho_{SL} U_{SL} d_o / (1 - \epsilon_{GO}) \mu_{SL}$]^{-0.25} [-]
 g : gravitational acceleration [m/s²]
 h : heat transfer coefficient [W/m²·K]
 h_D : gas-liquid dispersion height [m]
 H_{SL} : height of slurry in bubble column [m]
 k : thermal conductivity [J/m·K·s]
 k_L : liquid phase mass transfer coefficient [m/s]
 k_{SL} : thermal conductivity of slurry [J/m·K·s]
 $k_L a$: liquid phase volumetric mass transfer coefficient [1/s]
 $(k_L a)_{cm}$: liquid phase volumetric mass transfer coefficient based on the completely mixed model [1/s]
 m_L : unit mass of liquid [kg]
 P : pressure [cm H₂O]
 P_h : pressure at head space of bubble column [cm H₂O]
 Q : total heat flow rate [W]
 Q_G : volumetric gas flow rate [m³/s]
 Re : Reynolds number, $\rho DU/\mu$ [-]
 Sc : Schmidt number, ν/D [-]
 t : time [s]
 T_{bf} : bulk fluid temperature [°C]
 T_f : final temperature [°C]
 T_i : initial temperature [°C]
 T_w : temperature of heater wall [°C]
 U_{Li} : superficial liquid velocity based on the cross-sectional area of riser [m/s]
 U_{SL} : superficial suspension velocity in riser [m/s]
 V_b : volume of bubble [m³]
 V_D : drift flux of gas [m/s]
 V_w : volume of wake in the bubble [m³]

Greek Letters

| | |
|-----------------|--|
| ρ_L | : density of liquid [kg/m ³] |
| ρ_{SL} | : density of slurry [kg/m ³] |
| μ | : viscosity [N·s/m ²] |
| θ | : time [s] |
| η_L | : length scale of micro eddy [m] |
| ν | : kinematic viscosity [m ² /s] |
| ϵ | : rate of energy dissipation by turbulence per unit mass of liquid [m ² /s ³] |
| ϵ_G | : overall gas holdup [-] |
| ϵ_{Gi} | : gas holdup in riser [-] |
| ϵ_{Go} | : gas holdup in downcomer [-] |
| τ | : time constant [s] |
| β | : $k_L a / (1 - \epsilon_L - \epsilon_G)$ |
| ϕ | : volume fraction of solid [-] |

REFERENCES

- Kelkar, B.G., Godbole, S.P., Hanath, M.F., Carr, N.L., and Deckwer, W.D.: *AIChE J.*, **29**, 361 (1983).
- Heck, J. and Onken, U.: *Chem. Eng. Sci.*, **42**, 1211 (1987).
- Hikita, H., Ishimi, K., Ueda, K., and Koroyasu, S.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **24**, 261 (1985).
- Deckwer, W.D.: *Chem. Eng. Sci.*, **35**, 1341 (1980).
- Suh, I.S., Jin, G.T., and Kim, S.D.: *Int. J. Multiphase Flow*, **11**, 255 (1985).
- Lamont, J.C. and Scott, D.S.: *AIChE J.*, **16**, 513 (1970).
- Park, C.J. and Doh, D.S.: *Hwahak Konghak*, **27**, 459 (1989).
- Hinze, J.O.: "Turbulence", McGraw-Hill, N.Y., 1958.
- Nishikawa, M., Shiino, K., Kayama, T., Nishioka, S., and Hashimoto, K.: *J. Chem. Eng. Japan*, **18**, 497 (1985).
- Fukuma, M., Muroyama, K., and Yasunishi, A.: *J. Chem. Eng. Japan*, **20**, 28 (1987).
- Wallis, G.B.: "One-dimensional Two Phase Flow", McGraw-Hill, N.Y. (1969).
- Tareef, M.: *Colloid J., USSR*, **6**, 545 (1940).
- Chiu, T.M. and Ziegler, E.N.: *AIChE J.*, **29**, 677 (1983).
- Hart, W.F.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **15**, 109 (1976).
- Bhaga, D. and Weber, M.E.: *J. Fluid Mech.*, **105**, 61 (1981).
- Fukuma, M., Muroyama, K., and Yasunishi, A.: *J. Chem. Eng. Japan*, **20**, 321 (1987).
- Alper, E., Wichtendahl, B., and Deckwer, W.D.: *Chem. Eng. Sci.*, **35**, 217 (1980).
- Chowdhary, R.V. and Ramchandran, P.A.: *AIChE J.*, **26**, 177 (1980).
- Epstein, N.: *Can. J. Chem. Eng.*, **59**, 649 (1981).
- Hammer, H.: *Int. Chem. Eng.*, **21**, 173 (1981).
- Kurten, H. and Zehner, P.: *Ger. Chem. Eng.*, **2**, 220 (1979).
- Muroyama, K. and Fan, L.S.: *AIChE J.*, **31**, 1 (1985).
- Wild, G., Saberian, M., Schwartz, J.L., and Charpentier, J.C.: *Int. Chem. Eng.*, **24**, 639 (1984).
- Rice, R.G. and Littlefield, M.A.: *Chem. Eng. Sci.*, **42**, 2045 (1987).
- Andre, G., Robinson, C.W., and Moo-Young, M.: *Chem. Eng. Sci.*, **38**, 1845 (1983).