

기-액병류상향 충전탑에서 기-액흐름양상과 액체의 흐름 및 축방향혼합특성

손민일 · 함병호 · 조지훈* · 김태옥†

병지대학교 공과대학 화학공학과

*한국산업안전공단 산업안전연구원 화공안전연구실
(1995년 10월 13일 접수, 1996년 2월 14일 채택)

Gas-Liquid Flow Pattern, Liquid Flow, and Axial Mixing Characteristics in a Packed Column with Gas-Liquid Cocurrent Upflow

Min-Il Son, Byeong-Ho Ham, Ji-Hoon Cho* and Tae-Ok Kim†

Dept. of Chem. Eng., College of Engineering, Myong Ji University, Kyunggi-do 449-728, Korea

*Dept. of Chem. Eng., Industrial Safety Research Institute, Korea Industrial Safety Corporation, In Chon 403-120, Korea
(Received 13 October 1995; accepted 14 February 1996)

요 약

기-액흐름이 병류상향으로 흐르는 충전탑에서 기-액흐름양상과 액체의 흐름 및 축방향혼합특성을 연구하였다. 실험은 공기-물계에서 기-액흐름양상의 전이조건과 액체의 체류시간분포(RTD)를 측정하였다. 측정된 RTD로부터 제시된 3가지 혼합모델, 즉 축방향분산모델(ADM), 정체지역이 존재하는 플러그흐름모델(PFM)과 정체지역이 존재하는 축방향분산모델(DSM)을 사용하여 혼합모델의 매개변수들을 산출하였다. 그리고 조업조건에 따른 각 혼합모델의 적용성과 매개변수들을 해석하였다. 실험결과, 기포흐름에서 맥동흐름으로 전이되는 기체속도는 액체속도가 증가할수록, 그리고 충전물인 유리구슬의 직경이 작을수록 증가하였으며 액체의 흐름과 혼합특성은 모델 DSM으로 잘 해석할 수 있었다. 또한 곡선맞춤법으로 산출된 정체지역의 분율은 액체속도가 증가할수록 감소하였으나 유동지역과 정체지역간의 물질전달계수는 기체 및 액체속도의 증가에 따라 증가하였다. 그리고 모델 ADM과 모델 DSM으로 산출된 유동지역에서의 Peclet수는 액체속도가 증가할수록, 그리고 충전물의 직경이 작을수록 증가하였다. 이때 조업조건에 따른 이들 매개변수에 대한 상관식을 얻었다.

Abstract — For upward cocurrent gas-liquid flow in a packed column, the gas-liquid flow pattern, liquid flow, and axial mixing characteristics were investigated. The transition boundary of gas-liquid flow pattern and residence time distribution (RTD) of liquid phase were measured in an air-water system. Based on experimental RTDs, parameters of mixing models were evaluated with three proposed mixing models: axial dispersion model(ADM), plug flow model with stagnant zone (PFM), and axial dispersion model with stagnant zone(DSM). Accordingly, the applicability and parameters of each mixing model were analyzed for various operating conditions. We found that the gas velocity at bubble-pulse flow transition boundary was increased with increasing liquid velocity and decreasing diameter of glass bead as a packing material, and that the flow and mixing characteristics of liquid phase could be well analyzed by DSM. Also, the fraction of stagnant zone estimated by the curve fitting method was decreased with increasing liquid velocity, while the mass transfer coefficient between dynamic and stagnant zones was increased with increasing gas and liquid velocities. In dynamic zone, the calculated Peclet numbers in both ADM and DSM were increased with increasing liquid velocity and decreasing diameter of glass bead. In these conditions, correlations of these parameters were obtained for various operating conditions.

Key words: Packed Column, Gas-Liquid Flow Pattern, Liquid Mixing, Air-Water-Glass Bead System

1. 서 론

충전탑은 석유정제공업, 화학반응과 합성공업, 공해와 폐수처리공업, 그리고 생물화학공업 등의 다양한 분야에서 물질전달장치와 다상반응기로 사용되고 있으며[1-3] 일반적으로 기체흡수나 불활성 고체충진물이 존재하는 기-액반응계에서는 항류로 조업하고 고체반응물 또는 촉매반응계에서는 작은 구형입자나 실린더 형태를 사용하

여 상향이나 하향의 병류로 조업한다[4, 5].

병류상향계는 액상이 연속상이어서 액체체류량이 크고 낮은 액체속에서도 액체가 탑내에 고루 분포될 수 있으며 반경방향에 대한 액체혼합, 기-액상간의 물질전달속도, 그리고 고-액상간의 열전달속도가 큰 장점이 있다. 병류상향계가 사용되고 있는 공정으로는 석탄의 액화공정, Fischer-Tropsch 공정, 페닐아세틸렌과 스티렌의 선택적 수소화반응과 같은 기-액반응공정 등이 있다[6, 7].

충전담의 특성은 기-액흐름양상에 따라 변화하며[8] 유체의 물리적 성질과 충전물의 특성, 그리고 조업조건에 따라 복잡하고 다양하게 변화하여 대부분의 연구는 국부적인 실험조건에서 수리학, 유체 혼합, 그리고 열전달과 물질전달에 대하여 해석하여 왔다[9-11]. 특히 다상반응계의 반응전화율과 생성물의 선택도에 영향을 미치기 때문에 반응기의 성능결정에 중요한 액체혼합특성은 대부분 간단한 축방향분산모델을 사용하여 해석하였다[12-14]. 그러나 Bennett와 Goodridge[15], Sicardi와 Hofmann[16]은 충전담에서 동특성 실험으로 얻은 응답곡선을 해석한 결과, 주흐름보다 매우 느리거나 정체된 액체흐름이 존재한다고 하였다. 이와 같은 비이상흐름을 고려하여 제안된 액체혼합모델로는 서로 다른 흐름을 갖는 혼합조모델, 시간 지연모델, 분포함수모델, 그리고 정체지역을 고려한 모델 등이 있으나[17, 18] 사용된 매개변수의 값은 혼합모델의 종류와 산출방법, 그리고 조업조건에 따라 상당한 차이가 있기 때문에 실제계의 적용에는 많은 어려움이 있다. 특히 중요한 비이상흐름인 정체지역을 고려한 액체혼합모델을 사용하여 병류계에서 조업조건에 따른 혼합모델의 적용성과 사용된 매개변수들의 특성을 비교·해석한 연구는 하향계의 전보[19] 외에는 거의 보고되어 있지 않다.

본 연구는 기-액흐름이 병류상향으로 흐르는 충전담이 고정층반응기로 활용되도록 하기 위하여 구형입자를 충전물로 사용한 경우에 조업조건에 따른 기-액흐름양상의 전이와 제시된 액체혼합모델의 적용성을 검토하고 산출된 혼합모델의 매개변수들로부터 액체의 흐름과 축방향혼합특성을 해석하였다.

2. 액체혼합모델의 해석

2-1. 모델식의 전개

액체의 흐름지역을 축방향분산이 일어나는 유동지역과 완전혼합 흐름인 정체지역으로 구분하고 이들 지역간에는 물질전달이 일어난다고 가정한 정체지역이 존재하는 축방향분산모델의 물질수지식과 초기 및 경계조건은 다음과 같다[19, 20].

$$\frac{\partial C_d}{\partial z} + \phi \frac{\partial C_d}{\partial \theta} + N(C_d - C_s) = \frac{1}{Pe} \frac{\partial^2 C_d}{\partial z^2} \quad (1)$$

$$(1 - \phi) \frac{\partial C_s}{\partial \theta} = N(C_d - C_s) \quad (2)$$

I.C. & B.C.'s :

$$\theta = 0, C_d = C_s = 0$$

$$z = 0, \delta(\theta) = C_d - \frac{1}{Pe} \frac{\partial C_d}{\partial z} \quad (3)$$

$$z = 1, \frac{\partial C_d}{\partial z} \Big|_{z=1} = 0$$

여기서 C_d 와 C_s 는 각각 유동지역과 정체지역에서 추적자의 농도, ϕ 는 액체흐름 중 유동지역의 분율, N 은 무차원 물질전달계수(K_i), Pe 는 유동지역에서 Peclet수($u_i L / D_i$), z 는 무차원 거리(x/L), θ 는 무차원 시간(t/\bar{t}), 그리고 $\delta(\theta)$ 는 델타함수(delta function)이다.

식 (1)-(3)으로부터 얻은 체류시간분포함수, $C(\theta)$ 와 무차원 variance, σ_θ^2 는 각각 식 (4), (5)와 같다[16, 18].

$$C(\theta) = \exp\left(\frac{-N\theta}{\phi}\right) h(\theta, \phi) + \int_0^\infty g(u, \theta, \phi) du \quad (4)$$

단,

$$h(\theta, \phi) = \left(\frac{Pe}{\pi\theta\phi}\right)^{1/2} \cdot \exp\left[\frac{-Pe(\theta - \phi)^2}{4\theta\phi}\right] - \frac{Pe}{2\phi}$$

$$\exp(Pe) \cdot \operatorname{erfc}\left[\left(\frac{Pe}{\phi\theta}\right)^{1/2} \cdot \left(\frac{\theta + \phi}{2}\right)\right]$$

$$g(u, \theta, \phi) = \frac{N}{\phi} \left[\frac{\phi u}{(1 - \theta)(\theta - \phi)}\right]^{1/2} \cdot I_1 \left\{ 2N \left[\frac{u(\theta - u)}{\phi(1 - \phi)}\right]^{1/2} \right\}$$

$$\exp\left[-\frac{N(u - 2u\phi + \phi\theta)}{\phi(1 - \phi)}\right] h(u, \phi)$$

$$\sigma_\theta^2 = \left[\frac{2}{Pe} - \frac{2}{Pe^2} (1 - e^{-Pe}) \right] + \frac{2(1 - \phi)^2}{N} \quad (5)$$

여기서 $\operatorname{erfc} x$ 와 I_1 은 각각 보조차함수(complementary error function)와 1차 Bessel함수이다. 또한 식 (5)에서 Pe , ϕ 와 N 값이 클수록 무차원 variance가 감소하여 $C(\theta)$ 가 플러그흐름의 경향에 근접함을 알 수 있다.

특히 식 (1)-(5)에서 유동지역이 플러그흐름인 경우($Pe = \infty$)에는 정체지역이 존재하는 플러그흐름모델이, 그리고 정체지역이 없는 경우($\phi = 1$)에는 축방향분산모델이 되며 이들 혼합모델의 $C(\theta)$ 는 식 (6) 및 (7)과 같다. 즉, 정체지역이 존재하는 플러그흐름모델에서 $C(\theta)$ 는

$$C(\theta) = 0 \quad \text{for } \theta < \phi$$

$$C(\theta) = \frac{1}{\theta - \phi} \exp\left[\frac{-N(1 + \theta - 2\phi)}{1 - \phi}\right] \sum_{i=1}^{\infty} \frac{[N^2(\theta - \phi)/(1 - \phi)]^i}{i!(i-1)!} \quad \text{for } \theta \geq \phi \quad (6)$$

이며[21] 축방향분산모델에서 $C(\theta)$ 는 식 (7)과 같다[22].

$$C(\theta) = \frac{Pe}{2} \sum_{i=1}^{\infty} \frac{(-1)^{i+1} 8\alpha_i^2}{4\alpha_i^2 + 4Pe + Pe^2} \cdot \exp\left[-\frac{\alpha(Pe^2 + 4\alpha_i^2)}{4Pe}\right] \quad (7)$$

$$\text{단, } \tan \alpha_i = \frac{4Pe \alpha_i}{4\alpha_i^2 - Pe^2}$$

2-2. 매개변수의 산출

식 (4) 또는 (6)은 여러 개의 매개변수들을 포함하고 있으므로 시간영역에서 최소자승법에 의한 곡선맞춤법을 사용하여 충격-응답곡선으로부터 매개변수를 산출하기 위하여 $C(\theta)$ 의 계산값(C_k)과 실험값(C_{θ})이 일치되기 위한 목적함수, F 를 식 (8)과 같이 정의하였다.

$$F = \sum_{i=1}^n (C_k - C_{\theta})^2 / n \quad (8)$$

여기서 n 은 실험값의 갯수이다.

특히 식 (4) 또는 (6)으로부터 계산된 $C(\theta)$ 의 앞부분과 정점은 주로 ϕ 또는 Pe 의 값에 따라, 그리고 후미부분은 N 의 값에 따라 변화할 뿐만 아니라 $C(\theta)$ 의 꼬리(tail)에서는 N 값에 따라 곡선이 민감하게 변화하므로[19] 목적함수를 식 (9) 및 (10)과 같이 절대오차함수와 상대오차함수로 나누고 측정된 $C(\theta)$ 의 앞부분에서는 F_1 이 최소로 되는 ϕ 또는 Pe 를, 그리고 후미부분에서는 F_2 가 최소로 되는 N 을 반복시행하면서 모든 실험값에서 F 가 최소로 되는 매개변수들을 컴퓨터로 산출하였다. 이때 안정한 해를 얻기 위하여 식 (5)의 관계를 사용하였다.

$$F_1 = \left[\frac{\sum (C_k - C_{\theta})^2}{n} \right]^{1/2} \quad (9)$$

$$F_2 = \left[\frac{\sum \left(\frac{C_k - C_{\theta}}{C_{\theta}} \right)^2}{n} \right]^{1/2} \quad (10)$$

3. 실험

3-1. 실험장치

충전탑은 내경이 6 cm, 높이가 151 cm인 수직원통형관으로 제작하였으며 기-액분산기, 충전지역, 그리고 충전물 지지판으로 구성되었다. 길이가 5 cm인 기-액분산기는 액체주입구로부터 유입된 액체가 내경이 0.5 cm이고 정사각형으로 배열된 12개의 관을 통하여, 그리고 기체는 직경이 0.15 cm인 37개의 세공(pore)을 통하여 각각 분리되어 충전층에 고루 분산되도록 하였다. 충전물의 이탈을 방지하기 위해 탑의 상부에 설치한 충전물 지지판은 탑의 공극률과 동일하도록 정사각형으로 배열한 직경 0.15 cm인 144개의 세공으로 되었다.

실험장치는 Fig. 1과 같다.

3-2. 실험방법

충전물은 밀도가 2.52 g/cm^3 이고 직경이 0.3 cm와 0.6 cm인 유리구슬을 각각 사용하여 불규칙 배열로 충전하였으며 측정된 탑의 공극률은 0.38이었다. 실험은 기상으로 공기를, 그리고 액상으로 증류수를 사용하여 $20 \pm 2^\circ\text{C}$ 의 온도범위에서 기체와 액체속도를 각각 $2.346\text{--}15.666 \text{ cm/s}$ 와 $0.644\text{--}2.492 \text{ cm/s}$ 로 변화시켰다. 충전탑의 조업 범위에서 기-액흐름양상인[7] 기포흐름(bubble flow)과 맥동흐름(pulse flow)의 전이유속은 일정한 액체속도에서 탑상, 하부의 압력탭과 연결된 마노미터의 수두가 거의 일정하게 유지되는 기포흐름에서 기포의 강한 합체에 의한 맥동현상으로 수두가 요동(fluctuation)하는 맥동흐름으로 변화되는 기체속도를 측정하였다. 액체의 체류시간분포 측정은 정상상태에서 전해질 용액(소금물)을 추적자로 하여 전도도방법에 의한 충격-응답곡선을 얻었다.

4. 결과 및 고찰

4-1. 기-액흐름양상의 전이

Fig. 2는 소기포들의 분산과 합체가 일어나는 기포흐름에서 합체된 큰 기포가 슬러그 흐름(slug flow)을 갖는 맥동흐름으로 전이되는 유체속도의 변화를 나타낸 것으로 액체속도가 약 $1.0\text{--}1.2 \text{ cm/s}$ 보다 낮은 경우에는 전이 기체속도가 $5.5\text{--}6.6 \text{ cm/s}$ 에서 일정하게 유지되고 있다. 이것은 유리구슬을 사용한 Sato 등[23]의 결과와 기포탑에서의 현상과 같이[24] 액체흐름이 난류를 형성하지 않아서 기포합체는 기체속도에만 의존되기 때문이다. 따라서 이 영역에서는 충전물이 작을수록 유체흐름이 통과하는 세공직경(pore diameter)의 감소로 기포합체가 감소되어 전이 기체속도가 증가하게 된다. 그러나 높은 액체속도에서는 액체속도가 증가할수록 난류에 의한 기포분산으로 전이 기체속도는 급격히 증가하며 충전물의 크기 영향은 감소하게 된다.

Fig. 3은 본 실험계와 유사한 조건하에서 얻은 연구자들의 결과를 비교한 것으로 본 실험값이 0.259 cm 직경의 유리구슬을 사용한 Sato 등[23]의 결과, 그리고 0.762 cm와 0.823 cm 직경의 알루미늄 입자를 사용하여 얻은 Turpin과 Huntington[9]의 결과와는 거의 일치하나 다양한 충전물에서 얻은 Specchia 등[25]과는 상당한 차이가 있다. 특히 낮은 액체속도에서는 기-액계에서 Taitel 등[26]이 기포의 상승속도로 해석한 전이식 (11)이 비교적 잘 적용됨을 알 수 있다. 이때 식 (11)의 계산에서 사용된 기체밀도는 평균압력인 1.5기압에서 이상기체 상태방정식으로 계산하였고 액체의 물리적 성질은 문헌값[27]을 사용하였다.

$$U_{Lt} = 3.0U_{Gt} - 1.15 \left[\frac{g(\rho_L - \rho_G) \sigma_L}{\rho_L^2} \right]^{1/4} \quad (11)$$

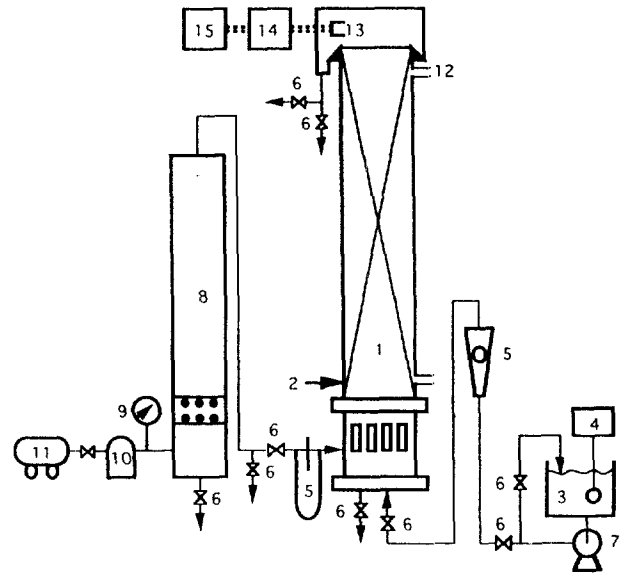


Fig. 1. Schematic diagram of experimental apparatus.

- | | |
|------------------------------|------------------------|
| 1. Packed column | 9. Pressure gauge |
| 2. Tracer injection point | 10. Holding tank |
| 3. Constant temperature bath | 11. Air compressor |
| 4. Temperature controller | 12. Pressure tap |
| 5. Manometer/rotameter | 13. Conductivity cell |
| 6. Needle valve | 14. Conductivity meter |
| 7. Circulation pump | 15. Recorder |
| 8. Air humidifier | |

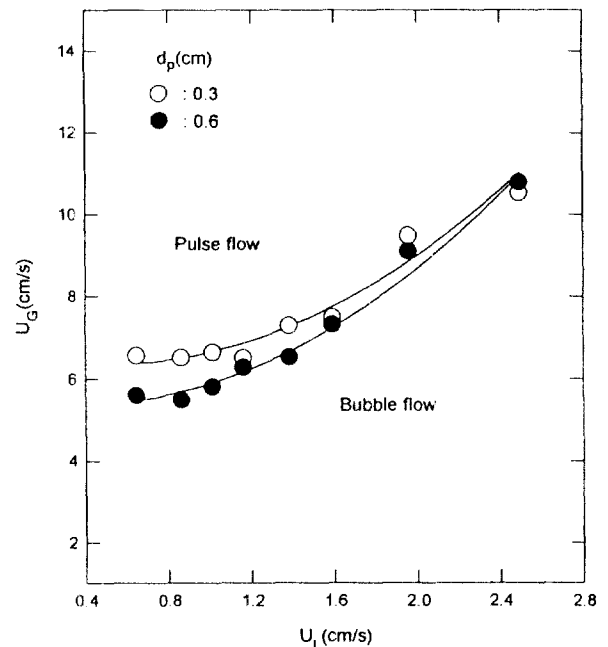


Fig. 2. Effect of particle diameter on bubble-pulse flow transition boundary.

4-2. 액체혼합모델의 적용성

2장에서 제시된 액체혼합모델은 정체지역의 존재유무와 유동지역의 측방향혼합특성에 따라 3가지 혼합모델, 즉 정체지역이 없는 측방향분산모델(ADM)과 정체지역이 존재하는 경우의 플러그흐름모델(PFM) 및 측방향분산모델(DSM)로 구분하여 매개변수를 산출하

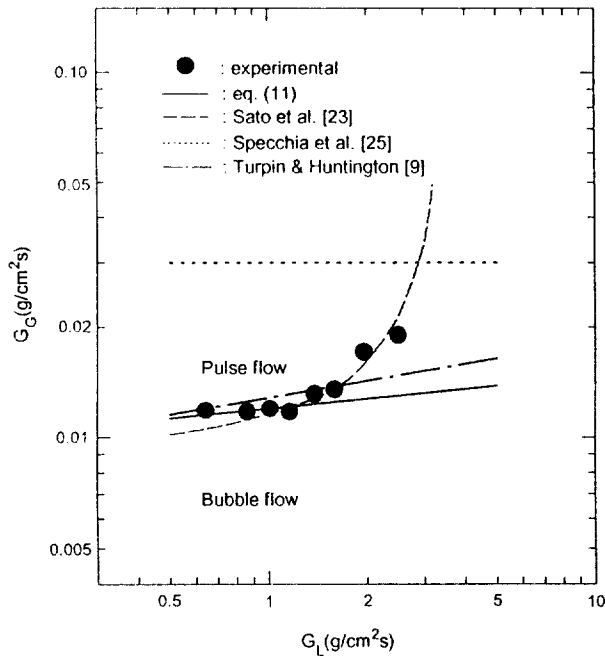


Fig. 3. Comparison of bubble-pulse flow transition boundary with literature data: $d_p = 0.3$ cm.

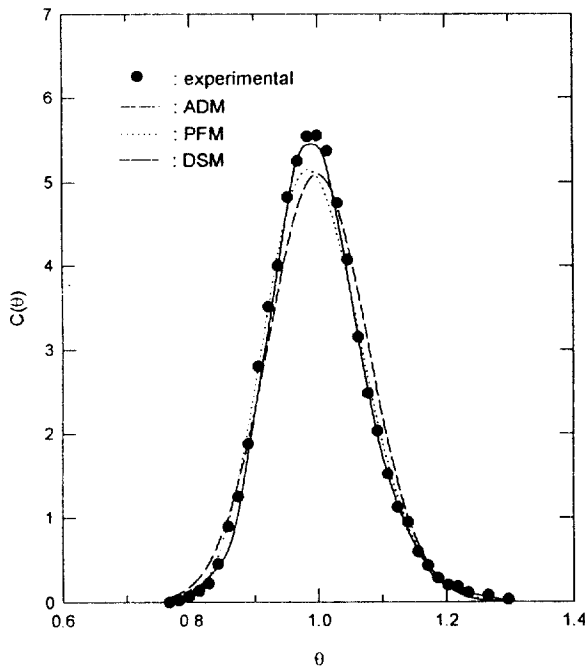


Fig. 4. Comparison between experimental and calculated RTDs: $d_p = 0.3$ cm, $U_L = 0.644$ cm/s, and $U_G = 2.346$ cm/s.

고 조업조건에 따른 혼합모델의 적용성을 해석하였다.

Fig. 4는 혼합모델의 종류에 따른 $C(\theta)$ 의 실험값과 계산값을 비교한 대표적인 그림이다. 모델 ADM에서는 Peclet수($Pe=326.6$)가 커서 계산값이 정규분포형태를 갖지만 실험값은 계산값보다 $\theta < 1$ 에서 급격히 증가하고 곡선후미에서는 느리게 감소하고 있다. 이것은 충전물의 사이에 유체가 정체되어 있거나 벌크흐름(bulk flow)보다 매우 느린 흐름이 존재하기 때문이며[15, 16] 이 결과는 병류하향계[19]에서와 동일하다. 이와 같은 정체지역의 존재로 응답곡선은 꼬리를 형

Table 1. Typical values of estimated parameters and objective function

Model	d_p (cm)	U_L (cm/s)	U_G (cm/s)	Pe	ϕ	N	F		
ADM	0.3	0.644	2.346	326.6	-	-	0.090		
			8.004	408.7	-	-	0.049		
			1.195	2.346	382.9	-	-	0.037	
			8.004	478.9	-	-	0.026		
			0.6	0.644	2.346	90.8	-	-	0.032
			8.004		106.1	-	-	0.026	
	1.195	2.346	110.6		-	-	0.022		
			8.004	126.8	-	-	0.020		
			PFM	0.3	0.644	2.346	-	0.766	34.8
8.004						-	0.766	35.4	0.014
1.195	2.346	-				0.772	34.6	0.027	
		8.004		-	0.783	34.9	0.014		
		0.6		0.644	2.346	-	0.567	24.7	0.001
		8.004			-	0.565	29.0	0.001	
1.195	2.346	-			0.609	18.6	0.001		
		8.004		-	0.605	23.8	0.001		
		DSM		0.3	0.644	2.346	372.7	0.983	20.5
			8.004			418.8	0.978	21.6	0.008
1.195	2.346		402.9			0.976	24.9	0.004	
			8.004	489.1	0.976	25.6	0.003		
			0.6	0.644	2.346	91.9	0.970	14.1	0.001
			8.004		116.4	0.978	12.3	0.001	
1.195	2.346		114.2		0.974	15.8	0.001		
			8.004	128.6	0.975	13.6	0.001		

성하여 모델 ADM으로 산출된 Peclet수가 실제값보다 작기 때문에 정점에서의 계산값이 작아지게 된다.

따라서 혼합모델의 적용성을 정량적으로 나타낸 Table 1에서와 같이 충전물의 크기가 클수록 기포합체효과로, 그리고 액체속도와 기체속도가 증가할수록 유체의 난류효과로 정체지역의 효과가 감소되어 모델 ADM의 적용성이 증가하며 전보[19]의 병류하향계에서 보다는 적용성이 좋으나 F값이 0.02 이상으로 정체지역의 효과가 무시될 수 없음을 알 수 있다.

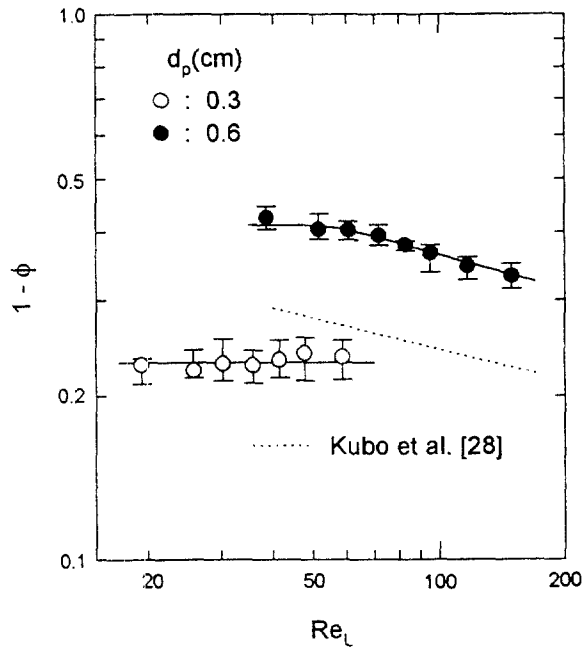
모델 PFM은 모델 ADM보다 적용성이 우수하지만 곡선의 정점과 앞부분에서 다소 차이가 나고 있다. 이것은 유동지역이 완전한 플러그흐름이 아닌 경우에는 산출된 유동지역의 분율이 실제계에서보다 작기 때문으로 생각되며 충전물이 크고 액체속도가 높은 경우에는 플러그흐름에 근접하여 F값이 약 0.01이내로 모델 PFM의 적용이 가능하였다.

모델 DSM에서는 모델 PFM에서보다 곡선의 후미부분이 일치되기 위하여 N값이 작고 축방향분산의 고려로 ϕ 값이 커서 곡선의 정점이 상승되어 전 실험범위에서 F값이 0.01이하로 적용성이 우수함을 알 수 있다.

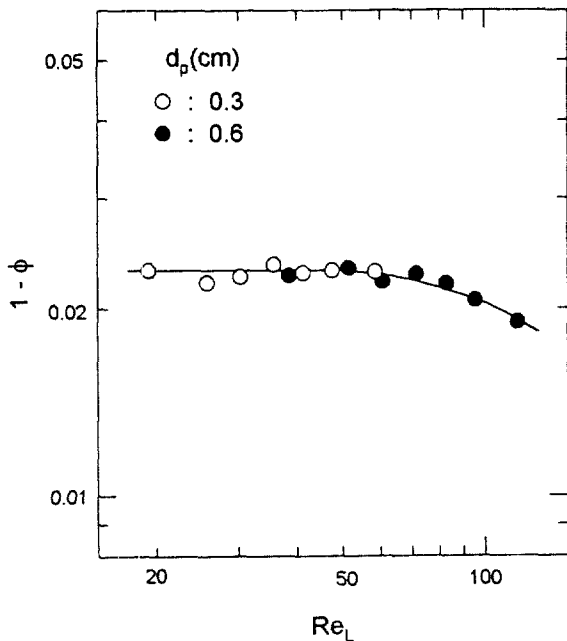
4.3. 액체의 흐름특성

정체지역이 존재하는 액체혼합모델의 매개변수인 정체지역의 분율, 유동지역과 정체지역간의 물질전달계수로부터 액체의 흐름특성을 해석하였다.

모델 PFM으로 산출된 정체지역의 분율은 Fig. 5의 (a)에서와 같이 0.3 cm 직경의 충전물에서는 액체의 레이놀즈수(Re_L)가 작아서 액체가 플러그흐름에 근접하기 때문에(Table 1) Re_L 에 무관하게 일정하며 이것은 0.6 cm 직경의 충전물에서 Re_L 이 약 70이하던 실험결과와 단일상계에서 $Re_L < 10$ 인 경우에 정체지역의 분율이 일정하다



(a) PFM



(b) DSM

Fig. 5. Fraction of stagnant zone as a function of liquid Reynolds number.

는 Kubo 등[28]의 결과와도 일치된다. 그러나 0.6 cm 직경에서 Re_L 이 70 이상인 영역에서는 액체의 난류형성으로 정체지역의 분율이 급격히 감소하고 있다.

모델 DSM에서는 정체지역의 분율이 매우 작은 값에서 변화하여 Kan 등[29], Yang 등[18]과 같이 기체속도에 대한 평균값을 사용하였는데 유동지역의 분율이 1 근처에서 변화하고 $C(\theta)$ 가 ϕ , Pe 와 N 의 값에 따라 변화하여 Fig. 5의 (b)와 같이 충전물의 크기에는 거의 무관하였다. 또한 모델 PFM에서와 같이 정체지역의 분율이 약 Re_L

Table 2. Parameters of Eq. (12)

Flow regime	$d_p(\text{cm})$	a		b	
		PFM	DSM	PFM	DSM
$Re_L < 70$	0.3	0.23	0.023	-	-
	0.6	0.41	0.023	-	-
$Re_L > 70$	0.3	-	1.0	-	-0.85
	0.6	0.76	1.0	-0.16	-0.85

<70에서는 일정하고 그 이상에서는 Re_L 의 증가에 따라 감소하고 있다. 특히 Fig. 5의 (a), (b)를 비교하면 모델 DSM에서는 축방향분산의 고려로 정체지역의 분율이 모델 PFM에서보다 매우 작아서 무시될 수 있으나 정체지역이 존재하지 않으면 물질전달효과를 고려할 수 없어서 실제계를 잘 표현할 수 없게 된다.

따라서 실제계에서 정체지역의 분율은 축방향분산이 일어나서 모델 PFM에서의 값보다 작고 축방향분산의 고려는 유동지역 분율의 증가효과를 갖게 되므로[19] 모델 DSM으로 산출된 값보다 클 것이다. 이때 산출된 정체지역의 분율은 식 (12)의 상관식을 나타내었으며 매개변수 a와 b값은 Table 2와 같다.

$$1 - \phi = aRe_L^b \quad (12)$$

액체의 흐름특성에서 중요한 무차원 물질전달계수(N)는 Table 1에서와 같이 모델 PFM에서보다 모델 DSM에서 다소 작은 값을 가지며 기체 및 액체속도에 거의 무관하였는데 연속상이 액상인 경우에는 기포상승에 의한 와류(wake) 형성과 액체흐름이 플러그흐름에 근접하여 전달단위수(no. of transfer unit)를 의미하는[30] N 값이 상당히 크기 때문이다. 그러나 실제계에서는 공간시간에 따라 변화하는 N 보다 물질전달계수(K)의 해석이 필요하다.

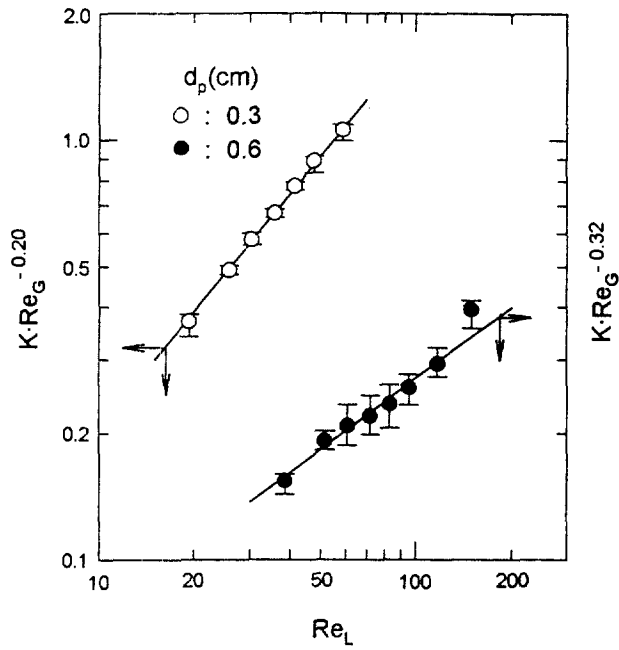
기체와 액체속도의 증가에 따라 공간시간이 감소되어 물질전달계수는 Fig. 6에서와 같이 증가하였는데 정체지역과 유동지역간의 물질전달이 액상간에 일어나서 분자확산에 의하지 않고 액체의 난류에 의존하기 때문이다[16]. 따라서 Bennett 등[15]과 Sicardi 등[31]과 같이 충전물의 크기가 작을수록 기체분산효과로 물질전달계수는 충전물의 직경에 거의 반비례하여 증가하였고 충전물의 크기에 따라 액체체류량과 기-액흐름양상의 차이로 물질전달계수에 미치는 유체의 레이놀즈수의 영향이 다소 차이가 있었다. 특히 충전물의 크기에서 Re_L 의 영향이 Fig. 6에서와 같이 강한 난류를 형성하는 약 $Re_L > 70$ 에서는 거의 비슷함을 알 수 있다. 이때 물질전달계수에 대한 상관식은 식 (13)과 같이 표시되었으며 식 (13)의 매개변수들의 값은 Table 3과 같다.

$$K(s^{-1}) = cRe_L^d Re_G^e \quad (13)$$

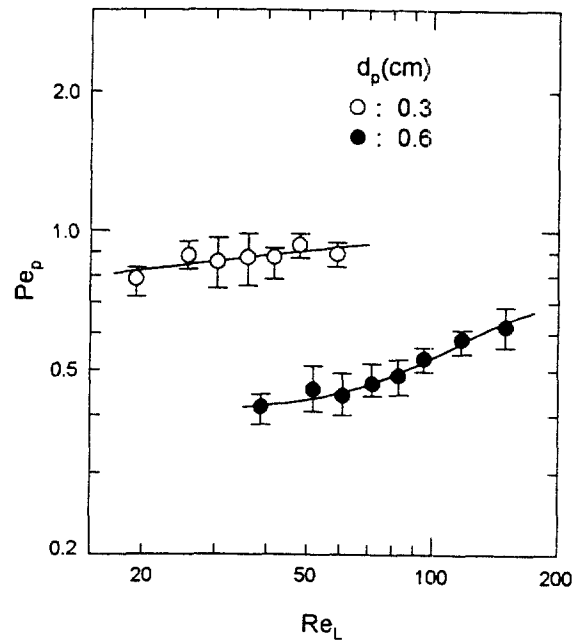
4-4. 유동지역의 축방향혼합특성

4-2절의 결과와 같이 모델 ADM은 모델 DSM보다 적용성이 나쁘지만 단일 매개변수를 갖고 있어 편리하게 사용되므로 이들 두 혼합 모델에 의해 산출된 Peclet수로부터 축방향분산을 해석하였다.

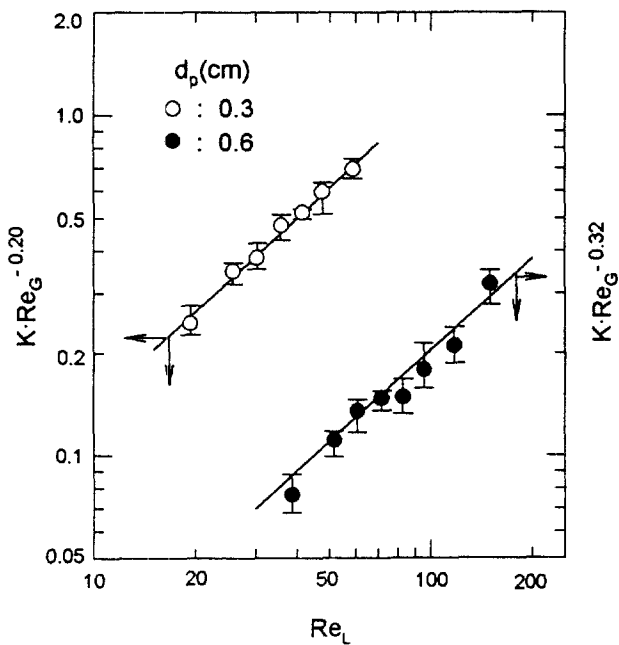
Fig. 7은 충전물의 직경을 기준으로 한 Peclet 수(Bodenstein 수, Pe_p)의 변화를 나타낸 것으로 모델 ADM과 모델 DSM에서 거의 비슷한 값과 경향을 나타내고 있다. 또한 Peclet 수는 기체속도가 증가할수록 다소 증가하는 경향을 나타내었으나(Table 1) 전 실험범위에서 기체속도의 영향이 무시될 수 있었다. 그림에서 약 $Re_L < 70$ 에서는 액체흐름이 난류를 형성하지 않아서 Pe_p 에 미치는 Re_L 의 영향이 매우 작으며 이 영역에서는 충전물의 크기가 작을수록 기포분산에 의한 반경방향의 액체속도분포가 균일하게 되어 0.3 cm 직경에서의



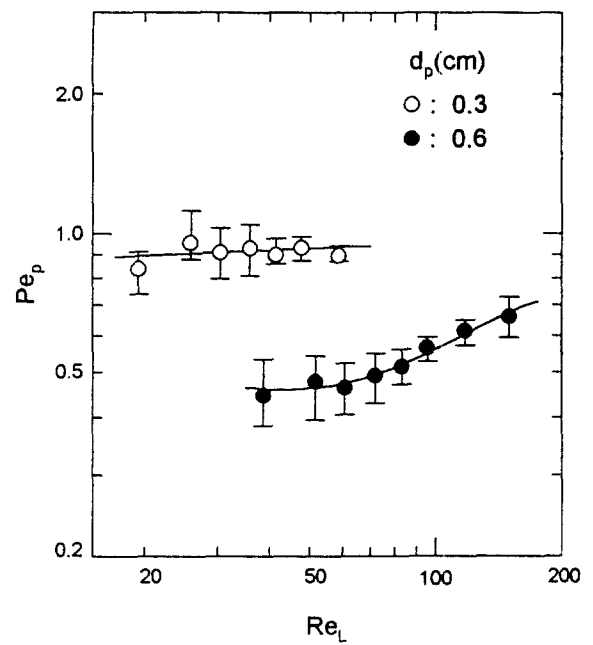
(a) PFM



(a) ADM



(b) DSM



(b) DSM

Fig. 6. Mass transfer coefficient as a function of Reynolds numbers of gas and liquid phases.

Fig. 7. Bodenstein number as a function of liquid Reynolds number.

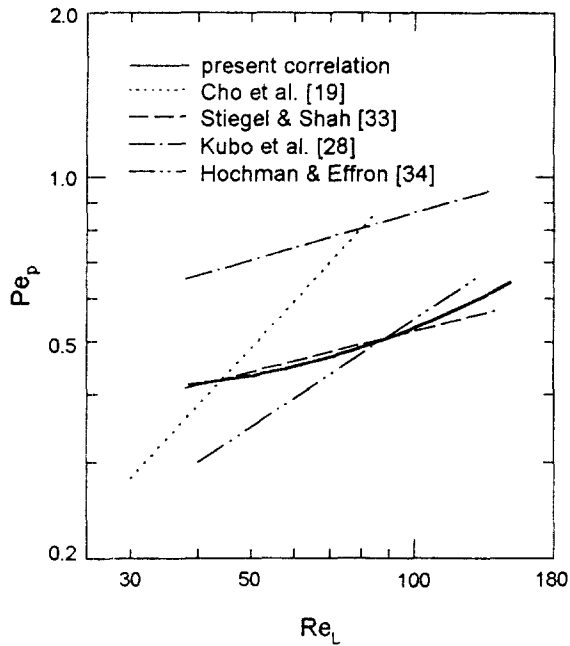
Table 3. Parameters of Eq. (13)

$d_p(\text{cm})$	$c \times 10^2$		d		e	
	PFM	DSM	PFM	DSM	PFM	DSM
0.3	2.25	1.77	0.95	0.91	0.20	0.20
0.6	2.41	0.25	0.51	0.95	0.32	0.32

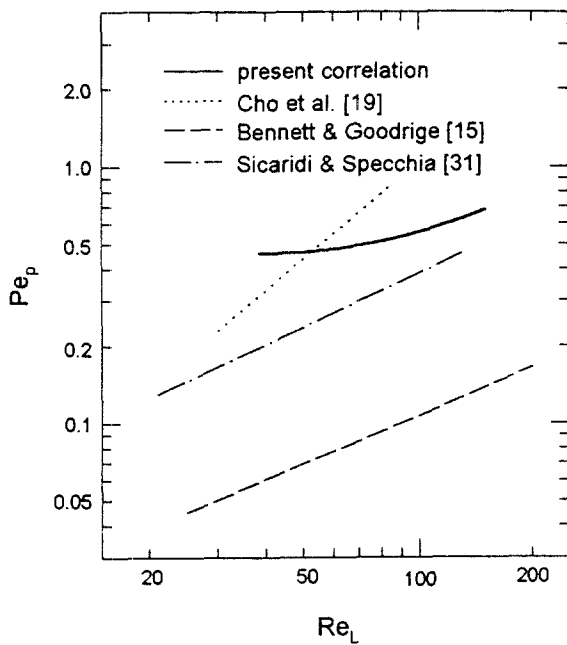
Pe_p 가 0.6 cm 직경의 약 2배의 값을 나타내었다. 그러나 액체의 난류에 의해 기포분산이 일어나는 영역, 즉 약 $Re_L > 70$ 에서는 Re_L 의 증

가에 따라 Pe_p 가 급격히 증가하고 있다. 이 결과는 Pe_p 가 $Re_L < 20$ 에서는 일정하며 그 이상에서는 Re_L 의 0.48승에 비례한다는 Achwal과 Stepanek[32]의 결과와 거의 일치한다.

Fig. 8은 모델 ADM과 모델 DSM을 사용하여 얻은 연구결과들을 비교한 것으로 모델 ADM에서는 상향계의 Stiegel과 Shah[33], 하향계의 Hochman과 Effron[34]의 결과와는 Pe_p 가 거의 같지만 단일상의 상향계에서 얻은 Kubo 등[28]의 결과는 Re_L 의 영향이 비슷하나 기-액계에서보다 액체혼합 정도가 상당히 작아서 Pe_p 가 큰 값을 나타내고 있다. 또한 모델 DSM에서는 연구결과가 거의 보고되지 않



(a) ADM



(b) DSM

Fig. 8. Comparison of Bodenstein number with literature data : $d_p = 0.6$ cm.

았는데 상향계에서 ring을 사용한 Bennett와 Goodridge[15], 하향계에서 실린더를 사용한 Sicaridi 등[31]의 결과와는 Re_L 의 영향이 비슷하나 유리구슬을 사용한 본 실험에서 액체혼합 정도가 감소되어 상당히 큰 Pe_p 값을 나타내었다. 특히 동일한 실험조건의 병류하향계에서 얻은 전보[19]의 결과와 비교하면 Re_L 이 낮은 경우에는 하향계가 점적흐름(trickle flow)을 갖기 때문에 본 실험값보다 Pe_p 가 작으나 동일한 기포흐름을 갖는 영역, 즉 Re_L 이 높은 경우에는 상향계의 축방향혼합 정도가 하향계의 경우보다 0.3 cm 직경에서는 작고 0.6 cm

Table 4. Parameters of Eq. (14)

Flow regime	d_p (cm)	$f \times 10$		$g \times 10$	
		ADM	DSM	ADM	DSM
$Re_L < 70$	0.3	5.96	7.94	1.07	0.37
	0.6	2.92	4.00	1.07	0.40
$Re_L > 70$	0.3	-	-	-	-
	0.6	0.82	0.83	4.06	4.16

직경에서는 큼을 알 수 있다.

이상의 결과와 Table 1을 비교하면 액체흐름 중 정체지역의 존재로 모델 DSM이 실제계를 잘 표현할 수 있으며 액체속도가 증가하여 Pe_p 가 약 1.0 이상인 경우에는 모델 PFM의 적용이 가능함을 알 수 있다. 이때 산출된 Bodenstein 수, Pe_p 는 식 (14)와 같이 나타낼 수 있으며 조업조건에 따른 매개변수 f 와 g 의 값은 Table 4와 같다.

$$Pe_p = f Re_L^g \quad (14)$$

5. 결 론

유리구슬을 사용한 기-액병류상향 충전탑에서 기-액흐름양상과 액체의 흐름 및 축방향혼합특성을 고찰한 결과는 다음과 같다.

(1) 기포흐름에서 맥동흐름으로 전이되는 기체속도는 액체속도가 약 1.2 cm/s 이하에서는 일정하였으나 그 이상에서는 액체속도의 증가에 따라 증가하고 충전물의 크기 영향이 감소하였다.

(2) 액체의 흐름과 축방향혼합특성은 정체지역이 존재하는 축방향 분산모델(DSM)로 잘 해석할 수 있었으며 기체와 액체속도가 증가할수록, 그리고 충전물의 직경이 클수록 모델 ADM과 모델 PFM의 적용성이 증가하였다.

(3) 곡선맞춤법에 의하여 산출된 정체지역의 분율은 액체의 Reynolds 수(Re_L)가 70 이하에서는 일정하였으나 $Re_L > 70$ 에서는 액체속도가 증가할수록 감소하였다. 또한 물질전달계수는 기체와 액체속도의 증가에 따라 증가하였다.

(4) 유동지역에서 Peclet 수는 충전물의 직경이 작을수록 큰 값을 가지며 액체속도가 증가할수록 증가하였다. 이때 조업조건에 따른 이들 매개변수들에 대한 상관식을 얻었다.

감 사

본 연구는 1995년 명지대학교 학술연구비 지원에 의하여 수행되었으며 이에 감사드립니다.

사용기호

- C_d : tracer concentration in the dynamic zone [g/cm³]
- C_w : calculated value of $C(\theta)$ [-]
- C_e : experimental value of $C(\theta)$ [-]
- C_s : tracer concentration in the stagnant zone [g/cm³]
- $C(\theta)$: C-curve [-]
- d_p : particle diameter [cm]
- D_L : axial dispersion coefficient of liquid phase [cm²/s]
- erfc x : complementary error function [-]
- F : objective function defined in Eq. (8) [-]
- F_1 : absolute error function defined in Eq. (9) [-]
- F_2 : relative error function defined in Eq. (10) [-]
- g : gravitational acceleration [cm/s²]

$g(x)$: arbitrary function defined in Eq. (4) [-]
 G_G : mass flux of gas phase, $\rho_G U_G$ [g/cm²s]
 G_L : mass flux of liquid phase, $\rho_L U_L$ [g/cm²s]
 $h(x)$: arbitrary function defined in Eq. (4) [-]
 I_1 : first order Bessel function [-]
 K : mass transfer coefficient between the dynamic and the stagnant zones [s⁻¹]
 L : column height [cm]
 n : number of experimental data [-]
 N : dimensionless mass transfer coefficient, $K\bar{t}$ [-]
 Pe : Peclet number of liquid in the dynamic zone, $u_L L/D_L$ [-]
 Pe_p : Bodenstein number, $u_L d_p/D_L$ [-]
 Re_G : gas Reynolds number, $\rho_G d_p U_G/\mu_G$ [-]
 Re_L : liquid Reynolds number, $\rho_L d_p U_L/\mu_L$ [-]
 t : time [s]
 \bar{t} : mean residence time [s]
 u_L : interstitial liquid velocity [cm/s]
 U_G : superficial gas velocity [cm/s]
 U_{Gr} : superficial gas velocity at flow transition boundary [cm/s]
 U_L : superficial liquid velocity [cm/s]
 U_{Lr} : superficial liquid velocity at flow transition boundary [cm/s]
 x : axial distance [cm]
 z : dimensionless axial distance, x/L [-]

그리스 문자

α : a constant in Eq. (7) [-]
 $\delta(\theta)$: Dirac delta function [-]
 θ : dimensionless time, t/\bar{t} [-]
 μ_G : gas viscosity [g/cm·s]
 μ_L : liquid viscosity [g/cm·s]
 ρ_G : gas density [g/cm³]
 ρ_L : liquid density [g/cm³]
 σ_L : surface tension of liquid [dyne/cm]
 σ_s^2 : dimensionless variance [-]
 ϕ : volume fraction of the dynamic zone [-]

참고문헌

1. Furzer, I. A. and Ho, G. E.: *AIChE J.*, **13**, 614(1967).
2. Mata, A. R. and Smith, J. M.: *Chem. Eng. J.*, **22**, 229(1981).
3. Van Gelder, K. B., Borman, P. C., Weenink, R. E. and Westerp, K. R.: *Chem. Eng. Sci.*, **45**, 3171(1990).
4. Sylvester, N. D. and Pitayagulsarn, P.: *I & EC Process Des. Dev.*, **14**, 421(1975).
5. Shah, Y. T.: "Gas-Liquid-Solid Reactor Design", McGraw-Hill, New York(1979).
6. Montagna, A. A. and Shah, Y. T.: *I & EC Process Des. Dev.*, **14**, 479(1975).
7. Shah, Y. T., Stiegel, G. J. and Sharma, M. M.: *AIChE J.*, **24**, 369(1978).
8. Fukushima, S. and Kusaka, K.: *J. Chem. Eng. Japan*, **10**, 461(1977).
9. Turpin, J. L. and Huntington, R. L.: *AIChE J.*, **13**, 1196(1967).
10. Kushalkal, K. B.: *Chem. Eng. Sci.*, **45**, 759(1990).
11. Goenaga, A., Smith, J. M. and McCoy, B. J.: *AIChE J.*, **35**, 159(1989).
12. Kobayashi, S., Kushiya, S., Ida, Y. and Wakao, N.: *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **5**, 256(1979).
13. Abbi, Y. P. and Gunn, D. J.: *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, **54**, 225(1976).
14. Michell, R. W. and Furzer, I. A.: *Chem. Eng. J.*, **4**, 53(1972).
15. Bennett, A. and Goodridge, F.: *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, **48**, 232(1970).
16. Sicardi, S. and Hofmann, H.: *Chem. Eng. J.*, **20**, 251(1980).
17. Crine, M. and L'Homme, G.: "Encyclopedia of Fluid Mechanics: Vol. 6-Complex Flow Phenomena and Modeling", Chap. 9, edited by Cheremisinoff, N. P., Gulf Pub. Co., Houston(1987).
18. Yang, X. L., Euzen, J. P. and Wild, G.: *Chem. Eng. Sci.*, **45**, 3317(1990).
19. Cho, J. H., Sung, K. C. and Kim, T. O.: *HWAHAK KONGHAK*, **31**, 628(1993).
20. Skomorokov, V. B. and Kirillov, V. A.: *Chem. Eng. J.*, **33**, 169(1986).
21. Rangaiah, G. P. and Krishnaswamy, P. R.: *J. Chem. Eng. Japan*, **23**, 124(1990).
22. Froment, G. F. and Bischoff, K. B.: "Chemical Reactor Analysis and Design", John Wiley & Sons, New York(1979).
23. Sato, Y., Hirose, T. and Ida, T.: *Kagaku Kogaku*, **38**, 534(1974).
24. Fernandes, R. C., Semiat, R. and Dukler, A. E.: *AIChE J.*, **29**, 981(1983).
25. Specchia, V., Sicardi, S. and Gianetto, A.: *AIChE J.*, **20**, 646(1974).
26. Taitel, Y., Bornea, D. and Dukler, A. E.: *AIChE J.*, **26**, 345(1980).
27. Dean, J. A.: "Lange's Handbook of Chemistry", 12th ed., McGraw-Hill, New York(1979).
28. Kubo, K., Aratani, T. and Mishima, A.: *Int. Chem. Eng.*, **23**, 85(1983).
29. Kan, K. M. and Greenfield, P. F.: *I & EC Process Des. Dev.*, **18**, 740(1979).
30. Van Swaaij, W. P. M., Charpentier, J. C. and Villermaux, J.: *Chem. Eng. Sci.*, **24**, 1083(1969).
31. Sicardi, S., Baldi, G. and Specchia, V.: *Chem. Eng. Sci.*, **35**, 1775(1980).
32. Achwal, S. K. and Stepanek, J. B.: *Can. J. Chem. Eng.*, **57**, 409(1979).
33. Stiegel, G. J. and Shah, Y. T.: *Can. J. Chem. Eng.*, **55**, 3(1977).
34. Hochman, J. M. and Effron, E.: *I & EC Process Fundam.*, **8**, 63(1969).