

단일노즐을 사용한 슬러리기포탑에서 상 체류량 및 액체의 축방향혼합특성

김태옥 · 조지훈

명지대학교 공과대학 화학공학과
(1992년 9월 25일 접수, 1992년 12월 24일 채택)

Phase Holdup and Axial Mixing Characteristics of Liquid Phase in a Slurry Bubble Column with a Single Nozzle

Tae-Ok Kim and Ji-Hoon Cho

Dept. of Chem. Eng., College of Eng., Myong Ji University, Seoul 120-728, Korea
(Received 25 September 1992; accepted 24 December 1992)

요 약

기체분산기로 단일노즐을 사용한 슬러리기포탑에서 상 체류량과 액체의 축방향혼합특성을 연구하였다. 실험은 공기-물-모래계에서 기체와 슬러리속도를 각각 0.962-15.312, 0-3.457 cm/sec로, 그리고 고체입자의 크기와 농도를 0.0068-0.046 cm 직경, 0-0.20 g/cm³로 변화시키면서 실시하였다. 실험결과, 슬러리계의 기체체류량은 공기-물계에서 보다 증가하였고 슬러리속도와 고체농도에 무관하였다. 또한 기체체류량을 기포의 상승속도로 해석한 결과, 기포의 종말속도는 다공판을 사용한 2상계에서 보다 감소되었다. 액체체류량은 기체속도와 고체농도가 증가할수록 감소하였으나 슬러리속도에는 무관하였다. 약 4 cm/sec 이상의 기체속도 범위에서 액체의 축방향분산계수는 공기-물계에서 보다 작았으며 다공판을 사용한 경우보다 증가되었다. 이 때 산출된 액체의 축방향분산계수는 다음과 같이 나타낼 수 있었다.

$$D_s(\text{cm}^2/\text{sec}) = 51 U_g^{0.33} U_{sl}^{0.37}$$

Abstract—Phase holdup and axial mixing characteristics of liquid phase were investigated in a slurry bubble column with a single nozzle as a gas distributor. In air-water-sand system, gas and liquid velocities ranged from 0.962 to 15.312 cm/sec and 0 to 3.457 cm/sec, respectively, and size and concentration of solid particles ranged from 0.0068 to 0.046 cm in diameter and 0 to 0.20 g/cm³. Experimental results showed that gas holdup in slurry system was larger than that in air-water system, and it was not influenced by slurry velocity and solid concentration. Also, estimated terminal velocity of a bubble based on gas holdup data by using bubble rising velocity was lower than that in the two phase system with perforated plate. By contrast, liquid holdup decreased with increasing gas velocity and solid concentration, and it was not influenced by slurry velocity. At higher gas velocity (about 4 cm/sec), axial dispersion coefficient of liquid phase in the slurry system was lower than that in the air-water system and it was larger than that for using perforated plate. In this conditions, estimated axial dispersion coefficient of liquid phase could be expressed as follows.

$$D_s(\text{cm}^2/\text{sec}) = 51 U_g^{0.33} U_{sl}^{0.37}$$

1. 서 론

기포탑은 장치가 간단하여 설치비와 운전비가 적게 들고 물질이동속도가 크기 때문에 기체흡수와 탈수장치, 탄화수소의 수소부가반응과 산화반응, 연속발효공정, 폐수처리공정 등의 화학공업에서 기-액 접촉장치 또는 다상반응기로 널리 사용되고 있다[1-4]. 그러나 기포탑은 기포합체와 액체의 역혼합으로 기-액체면적과 반응전화율을 감소시키기 때문에[5] 이를 개선하기 위하여 기체분산기로 기-액 동시 주입노즐을 사용함으로써 기체를 소기포군으로 분산시키거나 고체입자를 유동화시킬 수 있어서 잘 녹지 않는 기체흡수장치, 폐수처리공정과 연속발효공정 등에서 관심분야로 대두되고 있다[6, 7].

특히 석유잔유분의 수소탈황공정인 H-oil공정 등의 석유화학공업[8], 석탄의 direct liquefaction, 염소화반응과 접촉수소화 분해공정 등의 석탄이용공업[9]과 Fischer-Tropsch반응 등의 기-액반응[10]과 같은 실제공업에서는 기-액계에 고체입자가 반응물로 존재하거나 촉매로 작용하여 기-액계의 특성과는 다르기 때문에[11] 삼상기포탑의 설계인자와 조업특성을 해석하기 위하여 상 체류량, 각 상의 혼합특성과 부유고체입자의 특성에 관한 연구가 Smith 등[12, 13]에 의해 연구되어 왔다[14, 15].

이와 같은 삼상기포탑에서 고체입자가 탑 내에 축적되면 반응기의 성능이 감소되기 때문에 통상의 조업범위에서도 모든 고체가 부유되어야 하며 또한 삼상계에서의 반응은 주로 기체 또는 액상내의 촉매표면에서 일어나므로[16] 각 상의 체류량과 혼합특성은 반응기 성능결정에 매우 중요하다.

본 연구는 삼상기포탑 중에서도 고체입자의 회수가 용이하고 고체입자가 탑 전체에 고루 분포될 수 있는 슬러리기포탑에서 기체분산기로 단일노즐을 사용하여 상 체류량과 액체의 측방향혼합특성을 해석함으로써 단일노즐을 사용한 삼상기포탑이 다상반응기로 활용될 수 있도록 하였다.

2. 실험

2-1. 실험장치

기포탑은 내경이 6.1 cm이고 높이가 167 cm인 수직 원통형관으로 탑하부는 고체입자의 부유를 증대시키고 사역을 없애기 위하여 내각이 45°인 원추형으로 하였다. 기체분산기는 이젝터와 노즐내경이 각각 0.5 cm이고 스테인레스강으로 제작한 단일노즐을 사용하였는데 이것은 이젝터에서 분산된 슬러리가 노즐에서 기체와 접촉

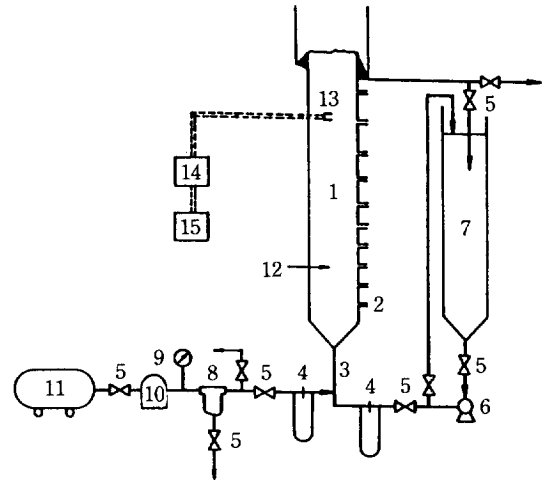


Fig. 1. Schematic diagram of experimental apparatus.

- | | |
|------------------------|----------------------------|
| 1. Bubble column | 9. Pressure gauge |
| 2. Pressure/sample tap | 10. Holding tank |
| 3. Nozzle | 11. Air compressor |
| 4. Manometer | 12. Tracer injection point |
| 5. Needle valve | 13. Conductivity cell |
| 6. Circulation pump | 14. Conductivity meter |
| 7. Storage tank | 15. Recorder |
| 8. Air filter | |

되도록 함으로써 다공관을 사용시 고체입자에 의한 세공의 막힘효과를 없애주고 노즐출구에서 슬러리의 운동 에너지에 의하여 고체를 부유시키기 위함이었다.

탑높이에 따른 압력과 고체입자의 농도를 측정하기 위하여 10 cm 또는 20 cm 간격으로 각각 10개의 압력탭과 시료채취구를 설치하고 압력탭의 탑내부측에는 270 mesh의 여과망으로 막아서 고체입자의 유출을 방지하였다.

실험장치는 Fig. 1과 같다.

2-2. 실험방법

기상은 공기를, 액체는 수돗물을, 그리고 고체입자는 주성분이 SiO_2 이고 밀도가 약 2.65 g/cm^3 인 유리제조용 모래를 사용하였으며 ball mill에서 4-6시간 분쇄하여 비교적 균일한 직경의 입자를 얻었다.

실험은 25-30°C의 온도범위에서 기체와 슬러리속도를 각각 0.962-15.312 cm/sec와 0-3.457 cm/sec로, 그리고 고체입자의 크기와 평균농도를 각각 230-35 mesh(0.0068-0.046 cm 직경)와 0-0.20 g/cm³으로 변화시키면서 회분계와 슬러리계에서 실시하였다.

상 체류량은 마노미터법[17]을 이용하여 정상상태에서 압력탭과 연결된 마노미터의 수두, h와 고체입자의

축방향농도분포를 측정한 다음 측정점 상부에서의 평균농도, \bar{C}_s 를 수치적분하고 식 (1)-(3)에 의하여 계산하였다.

$$\varepsilon_g + \varepsilon_l + \varepsilon_s = 1.0 \quad (1)$$

$$\rho_l \left(\frac{h-x}{H-x} \right) = \rho_g \varepsilon_g + \rho_l \varepsilon_l + \rho_s \varepsilon_s \quad (2)$$

$$\varepsilon_s = \bar{C}_s \varepsilon_l / \rho_s \quad (3)$$

여기서 H는 탑의 높이, x는 측정점의 높이이다. 이 때 고체입자의 농도는 시료채취구에서 약 40 cm³의 슬러리를 채취하여 정제시킨 후 수분을 여과, 증발, 건조시켜 고체질량을 측정하여 계산하였다.

액체의 축방향분산계수 산출은 전해질 용액을 추적자로 하여 전도도방법에 의한 충격-응답곡선을 얻은 후 축방향분산모델을 사용한 open-open계에서 액체의 체류시간 분포곡선으로부터 식 (4)에 의하여 산출하였다 [18].

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma_c^2}{t^2} = \frac{2}{Pe} + \frac{8}{Pe^2} \quad (4)$$

3. 결과 및 고찰

3-1. 상 체류량

기포의 흐름특성은 고체입자의 농도에 따라 기포의 분산과 합체현상을 나타내었는데 이것은 국부적인 기체체류량의 변화를 나타낸 Fig. 2로부터 설명될 수 있다. 즉, 탑의 하부에서는 고체입자의 침강으로 고체농도가 커서 고체입자가 기포합체를 억제하기 때문에 기체체류량이 크나 Fig. 3과 같이 무차원 탑높이가 약 0.3 이상에서는 고체농도가 탑하부보다 1/2이하로 감소되어 강한 기포합체현상을 나타내기 때문에 기체체류량은 감소되고 탑높이 증가에 따라 거의 일정한 값을 나타내었다. 따라서 탑전체에 대한 고체입자의 평균농도로부터 산출된 평균 상 체류량을 해석하였다.

삼상계에서의 기체체류량은 Fig. 4에서와 같이 고체입자가 부유되는 약 2 cm/sec의 임계기체속도 이상의 범위에서는 고체입자에 의한 기포분산작용으로 공기-물계에서 보다 다소 증가하였으며 0.2 g/cm³ 이하의 농도 범위에서는 고체입자의 농도에 거의 무관하였다. 일반적으로 기체분산기로 다공판을 사용한 경우에 1 mm 직경이하의 고체입자의 존재는 공기-물계에서 보다 기포합체를 촉진시키기 때문에 기체체류량이 감소한다고 하였으나 [19] 단일노즐을 사용한 경우에는 슬러리계에서 보다 공기-물계에서의 생성기포경이 크기 때문이다.

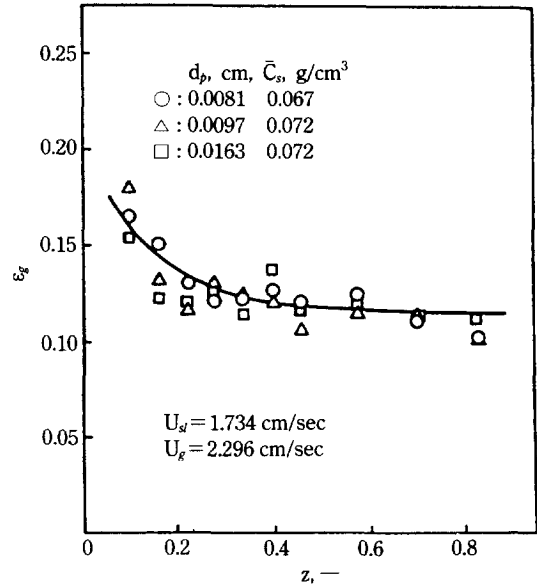


Fig. 2. Axial distribution of gas holdup.

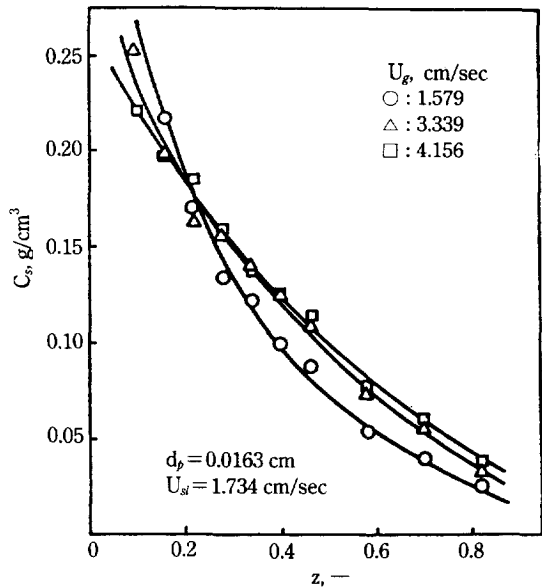


Fig. 3. Typical solid concentration profiles.

그러나 다공판을 사용한 경우에도 액상의 물리적 성질에 따라 기체체류량이 변화하기 때문에 Deckwer 등 [10]은 paraffin wax-공기계에서 5 μm의 Al₂O₃ 입자를 사용한 경우에 기체체류량이 공기-물계에서 보다 증가한다고 하였다.

슬러리속도는 기체체류량에 영향을 미치지 않았는데

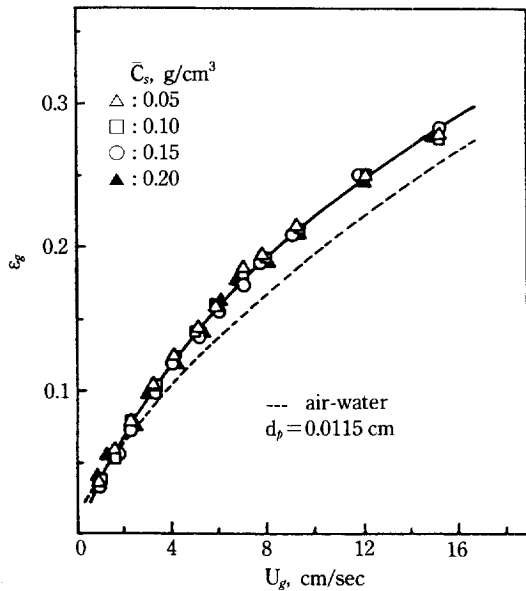


Fig. 4. Effects of superficial gas velocities and mean solid concentration on gas holdup in the batch-slurry system.

이것은 슬러리속도가 증가할수록 탑하부에서는 고체농도의 감소로 인한 기포분산 효과가 감소되고 반대로 상부에서는 고체농도 증가에 의한 기포함체 현상이 감소되어 기포의 흐름특성이 슬러리속도에 무관하기 때문이다. 또한 고체입자의 크기는 Fig. 5에서와 같이 낮은 기체속도에서는 기체체류량에 영향을 미치지 않았으나 약 5 cm/sec 이상의 기체속도에서는 고체입자의 직경에 따라 기체체류량이 다양하게 변화하였다. 이것은 100-180 μm 범위에서 실험한 Kato 등[20]의 결과와 같이 직경이 0.1 mm 이하의 매우 작은 고체입자는 축방향에 대하여 고루 분포되기 때문에 기포함체를 억제하지만 입자의 크기가 증가함에 따라 탑하부에서의 농도증가보다 탑상부의 고체농도가 크게 감소되어 기포함체 현상이 증가된다. 또한 0.2 mm 이상의 직경에서는 입자가 클수록 탑상부에서의 농도감소보다 탑하부에서의 농도증가가 커서 기포분산 효과가 증가되기 때문에 기체체류량은 증가되는 것으로 보인다.

이와 같이 다양하게 변화되는 현상을 본 연구에서는 다음과 같이 기포의 상승속도로 기체체류량을 해석하였다. 즉, 기포의 함체와 분산이 없는 경우는 기포의 상승속도가 종말속도와 동일하지만 분산과 함체되는 경우는 함체된 기포가 탑중앙으로 상승하면서 액체의 재순환 흐름을 형성하기 때문에 기포의 상승속도가 종말속도보다 빠르게 된다. 따라서 기포의 평균 상승속도, u_0 를

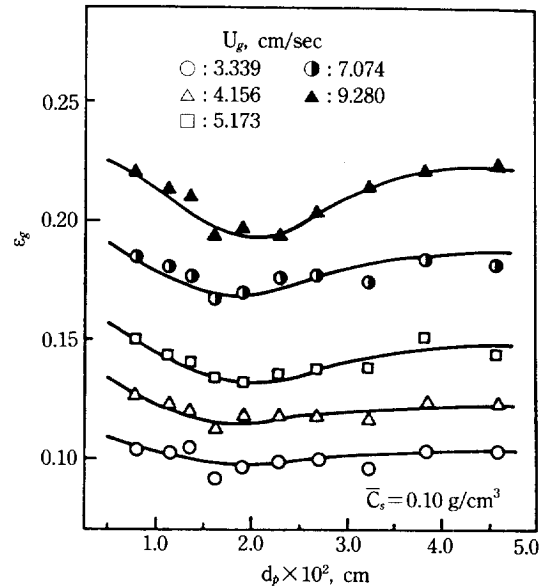


Fig. 5. Effect of particle size on gas holdup in the batch-slurry system.

식 (5)와 같이 액체의 재순환흐름속도, u_r 와 단일기포의 종말속도, $u_{b\infty}$ 로 나타내면

$$u_0 = f(u_r) + u_{b\infty} \quad (5)$$

기체체류량은 식 (6)과 같이 표시된다.

$$\varepsilon_g = \frac{U_g}{f(u_r) + u_{b\infty}} \quad (6)$$

식 (6)에서 u_r 는 고체입자의 크기와 농도, 그리고 기체속도에 따라 변화하므로 일정한 실험조건에서 $1/\varepsilon_g$ 가 $1/U_g$ 에 대하여 직선인 경우에는 식 (7)과 같이 나타낼 수 있다.

$$\varepsilon_g = \frac{U_g}{aU_g + b} \quad (7)$$

Table 1은 식 (7)에 의하여 산출된 a와 b의 값을 나타낸 것으로 a의 값을 비교하면 액체의 재순환속도는 고체농도의 증가에 따라 다소 증가하고 입자크기에는 반비례하고 있다. 또한 기포의 종말속도로 볼 수 있는 b의 값은 입자크기에는 거의 무관하나 고체농도의 증가에 따라 감소한다. 특히 공기-물계의 결과, 즉 단일노즐에서 a, b값인 2.9, 25.8과 다공관을 사용한 결과[21]인 2.0, 30을 비교하면 단일노즐을 사용한 삼상계에서 기포의 종말속도는 2상계에서와 비슷하나 기포분산에 의한 와류형성이 작아져서 재순환흐름속도가 약 30%

Table 1. Correlating parameters for gas holdup

$\bar{C}_s, \text{g/cm}^3$ d_p, cm	0.02		0.05		0.10		0.15		0.20	
	a	b	a	b	a	b	a	b	a	b
0.0068	2.08	28.5	1.91	26.5	2.34	22.3	2.47	21.8	2.25	22.7
0.0115	1.67	29.1	2.32	22.9	2.53	22.5	2.06	26.4	2.62	22.3
0.0137	1.72	30.8	2.24	23.7	2.62	22.1	2.48	23.4	2.58	25.4
0.0194	1.67	28.6	2.08	29.2	2.11	27.2	2.25	26.1	2.13	27.1
0.0230	1.94	27.0	1.83	29.0	2.37	24.6	2.07	27.9	1.90	27.6
0.0275	1.50	31.7	1.79	28.2	1.81	24.5	1.87	26.7	2.04	23.1
0.0324	1.68	27.9	1.77	26.1	1.80	26.6	1.78	26.4	—	—
0.0385	1.56	30.9	1.74	26.8	1.70	25.8	1.80	28.0	—	—
0.0460	1.57	30.9	1.88	23.4	—	—	—	—	—	—

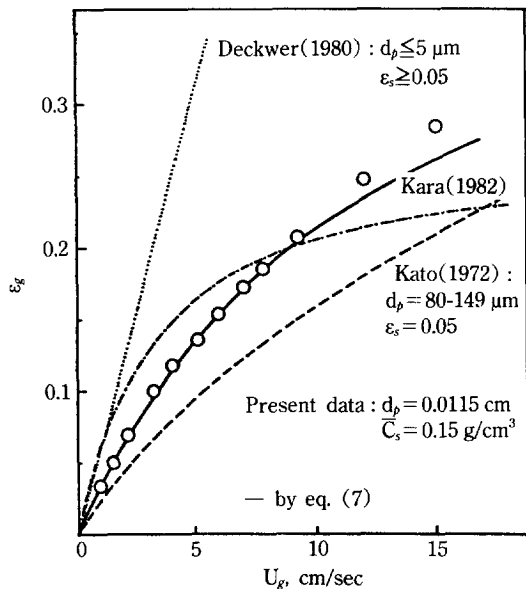


Fig. 6. Comparison of gas holdup with the literature data.

감소되었으며 다공판의 경우보다는 고체입자의 부유가 증대되어 기포합체현상이 감소되기 때문에 기포의 종말속도가 약 13% 감소되었다.

Fig. 6은 여러 연구자의 결과를 비교한 것으로 삼상계에서의 기체체류량이 계의 특성 즉, 기체분산방법과 고체입자의 크기 및 농도 등에 따라 다양하게 변화하며 식 (7)과 같이 기포의 상승속도에 의하여 해석할 수 있음을 보여주고 있다. 또한 단일노즐을 사용한 슬러리계의 기체체류량이 다공판을 사용한 삼상계에서와는 상당히 차이가 나며 본 실험에서와 유사한 조건하에서 얻은 Kato 등 [20]의 결과보다는 30% 정도가 큰 값을 나타내고 있다.

슬러리계에서 액체체류량은 Fig. 7과 같이 기체체류량의 증가로 공기-물계보다 감소하였고 고체농도에 반비

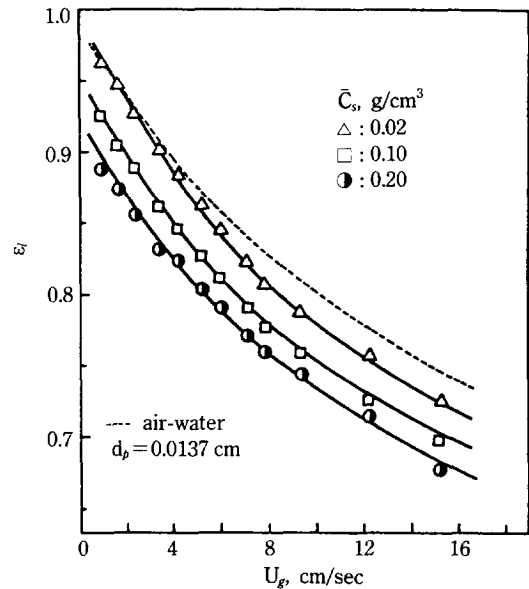


Fig. 7. Effects of gas velocity and mean solid concentration on liquid holdup in the batch-slurry system.

례하였다. 또한 다공판을 사용한 경우에는 액체체류량이 슬러리속도의 증가에 따라 증가하지만[9] 본 연구에서는 기체체류량과 고체입자의 평균농도가 슬러리속도에 거의 무관하였기 때문에 슬러리속도는 액체체류량에 영향을 미치지 않았다.

액체체류량에 미치는 고체입자의 크기영향은 기체체류량의 고찰에서와 같이 낮은 기체속도에서는 무시될 수 있으나 기체체류량이 증가하면 액체체류량이 감소하기 때문에 기체속도가 높을수록 Fig. 5의 경향과 반대의 현상을 나타내었다.

3-2. 액체의 축방향혼합특성

액체의 축방향혼합 정도를 나타내는 축방향분산계수

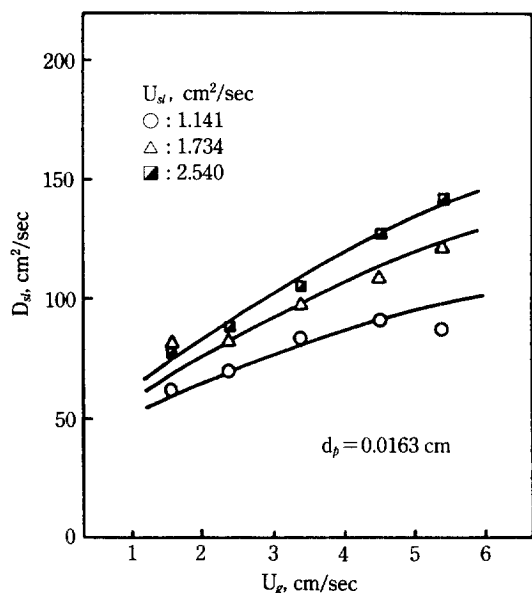


Fig. 8. Effects of gas and slurry velocities on axial dispersion coefficient of liquid phase.

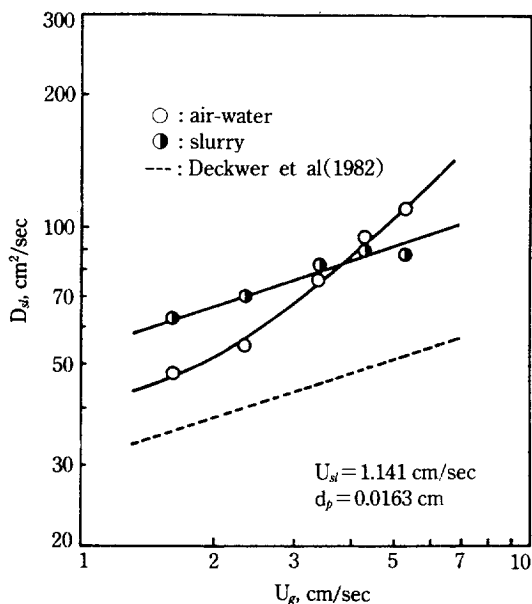


Fig. 9. Comparison of axial dispersion coefficients of liquid phase for two phase with those for three phase system.

는 Fig. 8과 같이 기체속도가 증가할수록 기포합체 현상으로, 그리고 슬러리속도가 증가할수록 탑하부에서의 고체농도의 감소로 인하여 액상의 난류현상이 증대되어

증가하였다. 그러나 고체입자의 크기에는 거의 무관하였는데 이것은 Joshi와 Sharma[22]의 결과와 같이 축방향분산계수가 재순환흐름속도와 슬러리속도에 비례하기 때문이며 Table 1의 결과와도 일치한다.

Fig. 9는 슬러리계에서 액체의 축방향분산계수를 공기-물계의 결과와 비교한 것으로 단일노즐을 사용한 경우는 낮은 기체속도에서 고체입자가 기포합체를 일으켜서 축방향분산계수가 2상계 보다 크지만 약 4 cm/sec 이상의 기체속도에서는 오히려 기포분산효과로 액체혼합 정도는 2상계 보다 감소되었다. 또한 기체속도의 영향은 다공판을 사용한 2상계 및 삼상계의 결과[20, 23]와 동일하지만 생성기포경의 증가로 액체의 축방향분산계수가 증가되었다.

따라서 단일노즐을 사용한 슬러리기포탑에서 액체의 축방향분산계수에 미치는 기체속도의 영향은 일반 기포탑에서의 이론값[24]인 $U_g^{1/3}$ 과 일치하나 다공판을 사용한 2상 및 삼상계에서 보다 축방향분산계수가 상당히 증가되며 상관식은 식 (8)과 같이 나타낼 수 있었다.

$$D_{sl}(\text{cm}^2/\text{sec}) = 51 U_g^{0.33} U_{sl}^{0.37} \quad (8)$$

4. 결 론

단일노즐을 사용한 슬러리기포탑에서 상 체류량과 액체의 축방향혼합특성을 고찰한 결과는 다음과 같다.

(1) 슬러리계의 기체체류량은 액체의 재순환흐름속도의 감소로 공기-물계에서 보다 증가하였고 슬러리속도와 고체입자의 농도에 무관하였다. 또한 기체체류량은 기포의 상승속도로 해석할 수 있었으며 다공판을 사용한 2상계 보다 기포의 종말속도가 13% 정도 감소되었다. 액체체류량은 기체속도와 고체입자의 농도가 증가할수록 감소하였고 슬러리속도에는 무관하였다.

(2) 약 4 cm/sec 이하의 기체속도범위에서 슬러리계의 액체의 축방향분산계수는 공기-물계에서 보다 크나 그 이상의 기체속도 범위에서는 오히려 작은 값을 나타내었다. 또한 단일노즐을 사용한 삼상기포탑에서 액체의 축방향혼합특성은 다공판을 사용한 경우보다 상당히 증가되었고 액체의 축방향분산계수에 대한 상관식은 다음과 같이 기체속도와 슬러리속도의 함수로 나타낼 수 있었다.

$$D_{sl}(\text{cm}^2/\text{sec}) = 51 U_g^{0.33} U_{sl}^{0.37}$$

감 사

본 연구는 한국과학재단의 연구비지원으로 이루어진 것으로 이에 감사드립니다.

사용기호

- C_s : solid concentration [g solid/cm³ of slurry]
 \bar{C}_s : mean solid concentration [g solid/cm³ of slurry]
 d_p : particle diameter [cm]
 D_{st} : axial dispersion coefficient of liquid phase in slurry system [cm²/sec]
 h : liquid level from nozzle exit in manometer tube [cm]
 H : column height [cm]
 L : length of test section [cm]
 Pe : Peclet number, $u_i L / D_{st}$ [-]
 \bar{t} : space time in test section [sec]
 u_{bc} : terminal rising velocity of a bubble [sec]
 u_c : average circulation velocity of liquid phase [cm/sec]
 u_o : mean rising velocity of a bubble [cm/sec]
 u_i : interstitial liquid velocity [cm/sec]
 U_g : superficial velocity of gas phase [cm/sec]
 U_{st} : superficial velocity of slurry [cm/sec]
 x : axial distance from nozzle exit [-]
 z : dimensionless axial height, x/H [-]

그리스 문자

- ϵ_g : fractional gas holdup [-]
 ϵ_l : fractional liquid holdup [-]
 ϵ_s : fractional solid holdup [-]
 σ_r^2 : variance [sec²]
 σ_θ^2 : dimensionless variance [-]
 ρ_g : gas density [g/cm³]
 ρ_l : liquid density [g/cm³]
 ρ_s : solid density [g/cm³]

참고문헌

- Chen, B. H. and Vallabh, R.: *I & EC Process Des. Dev.*, **9**, 121(1970).
- Nakanoh, M. and Yoshida, Y.: *I & EC Process Des. Dev.*, **19**, 190(1980).
- Steeman, J. W. M., Kaarsemaker, S. and Hoftyzer, P. J.: *Chem. Eng. Sci.*, **14**, 139(1961).
- Voigt, J., Hecht, V. and Schügerl, K.: *Chem. Eng. Sci.*, **35**, 1317(1980).
- Otake, T., Tone, S., Nakao, K. and Mitsunashi, Y.: *Chem. Eng. Sci.*, **32**, 377(1977).
- Goto, S., Kuwajima, T., Okabe, M., Okamoto, R. and Takamatsu, A.: *J. Ferment. Technol.*, **557**, 341(1979).
- Kato, Y., Nishimaru, A., Kadone, H. and Morooka, S.: *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **6**, 614(1980).
- Chaudhary, R. V. and Ramachandran, R. A.: *AIChE J.*, **26**, 177(1980).
- Kara, S., Kelkar, B. G., Shah, Y. T. and Carr, N. L.: *I & EC Process Des. Dev.*, **21**, 584(1982).
- Deckwer, W. D., Louishi, Y., Zaidi, A. and Malek, M.: *I & EC Process Des. Dev.*, **19**, 699(1980).
- Shah, Y. T.: "Gas-Liquid-Solid Reactor Design", McGraw-Hill, New York(1979).
- Smith, D. N. and Ruether, J. A.: *Chem. Eng. Sci.*, **4**, 741(1985).
- Smith, D. N., Ruether, J. A., Shah, Y. T. and Badgular, M. N.: *AIChE J.*, **32**, 426(1986).
- Govindarao, V. M. H. and Chidambaram, M.: *AIChE J.*, **30**, 842(1984).
- Hammer, H.: *Int. Chem. Eng.*, **21**, 173(1981).
- Parulekar, S. J. and Shah, Y. T.: *Chem. Eng. J.*, **20**, 21(1980).
- Nishigawa, M., Yonezawa, Y., Kayama, T., Koyama, K. and Nagata, S.: *J. Chem. Eng. Japan*, **9**, 214(1976).
- Levenspiel, O.: "Chemical Reaction Engineering", 2nd ed., John Wiley & Sons, New York(1972).
- Joshi, J. B. and Sharma, M. M.: *Chem. Eng. Commun.*, **6**, 257(1980).
- Kato, Y., Nishiwaki, T., Fukuda, T. and Tanaka, S.: *J. Chem. Eng. Japan*, **5**, 112(1972).
- Pandit, A. B. and Joshi, J. B.: *Reviews in Chem. Eng.*, **2**(1), 1(1984).
- Joshi, J. B. and Sharma, M. M.: *Can. J. Chem. Eng.*, **56**, 116(1978).
- Deckwer, W. D., Seperman, Y., Malek, M. and Schmidt, B.: *I & EC Process Des. Dev.*, **21**, 231(1982).
- Feild, R. W. and Davidson, J. F.: *Trans. Instn. Chem. Eng.*, **58**, 228(1980).