

연속 조작 기포탑에서 부유 기포분쇄물질이 기체 체류량, 축방향분산 및 물질전달에 미치는 영향

강 용 · 민병태 · 나종복 · 김상돈*

충남대학교 공과대학 화학공학과

*한국과학기술원 화학공학과

(1990년 5월 3일 접수, 1990년 8월 16일 채택)

Effect of Floating Bubble Breakers on Gas Phase Holdup, Axial Dispersion and Mass Transfer in Continuous Bubble Columns

Yong Kang, Bung Tae Min, Jong Bok Nah and Sang Done Kim*

Department of Chemical Engineering, Chungnam National University, Daeduk Science Town, 302-764, Korea

*Department of Chemical Engineering, Korea Advanced Institute of Science and Technology, Seoul 130-012, Korea

(Received 1 May 1990; accepted 16 August 1990)

요 약

연속 조작 기포탑에 부유 기포분쇄 물질을 첨가한 경우와 첨가하지 않은 경우의 기체 체류량, 액상 축방향 분산계수 및 기-액 부피물질전달계수를 측정하였다. 기체 및 액체유속과 부유 기포분쇄 물질의 첨가량이 기체 체류량, 연속 액상의 축방향 분산계수 및 기-액 부피물질전달계수에 미치는 영향을 결정하였다.

기체 체류량과 부피물질전달계수는 연속 조작 기포탑에 부유 기포분쇄 물질을 첨가함에 따라 각각 13%와 25%까지 증가하였으며, 액상의 축방향 분산계수는 감소하였다. 기체 체류량, 액상의 축방향 분산계수 및 부피물질전달계수를 실험변수에 의하여 각각 correlation하였다.

Abstract—The effects of gas and liquid velocities and the added volume fraction of floating bubble breakers on gas phase holdup, axial dispersion coefficient of liquid phase and gas-liquid volumetric mass transfer coefficient have been determined in continuous bubble columns with and without floating bubble breakers. The gas phase holdup and volumetric mass transfer coefficient increase up to 13.0 and 25.0% respectively, and the axial dispersion coefficient of liquid phase decreases with the addition of floating bubble breakers to continuous bubble columns. The gas phase holdup, volumetric mass transfer coefficient and axial dispersion coefficient of liquid phase have been correlated with the experimental variables.

1. 서 론

다른 다상반응기에 비하여 기포탑 반응기(bubble column reactor)는 간편하고, 운영비가 적으며, 상(phase)들간에 열전달 및 물질전달계수가 크기 때문에 석유

화학공학, 생물화학공학 및 화학공학의 제반 공정들에서 최근 많이 응용되어져 왔다. 기포탑 반응기는 연속 액상(continuous liquid phase)에 기체가 분산상(dispersed phase)으로 존재하므로, 기포의 크기, 체류량(holdup) 및 기상과 액상의 효과적인 접촉 및 그 흐름

특성들이 반응기의 조작조건 결정, 성능 및 효율 등에 중요한 영향을 미치는 요소들로 알려져 있다[1, 2]. 기포탑에서의 기포 체류량과 부피물질전달계수(volumetric mass transfer coefficient)는 지금까지 많은 연구자들에 의해 측정되어져 왔는데[1-10], 이들의 연구에 의하면 기포탑에서의 부피물질전달계수의 결정은 액상(liquid phase)의 축방향 확산모델(axial dispersion model)을 적용하는 것이 가장 타당성이 있는 것으로 나타나 있다[5, 8, 10].

기포탑 반응기에서 기-액간의 접촉 면적을 증가시키고 기-액간의 물질전달계수를 증가시키기 위한 효과적인 방법으로 기포탑내의 기포 체류량을 증가시키는 방법을 생각할 수 있는데 이를 위해서는 기포탑내의 기포의 크기를 줄이는 일이 필수적이라 하겠다. 왜냐하면 기포탑내에서 기포는 서로 합체(coalescence)되어 커지며 상승하는데, 기포의 상승속도는 기포의 크기에 비례하여 증가하기 때문이다[1, 11]. 따라서, 기포탑 반응기에서 기포의 상승속도를 감소시켜 기포의 체류시간을 증가시키고 기포의 개수(population)를 증가시켜 기-액 접촉면적을 증가시키기 위해서는 큰 기포를 분쇄시켜 작은 여러 개의 기포로 만드는 것이 매우 효과적이라 하겠다.

기포탑에서 기포를 효과적으로 분쇄시키는 방법으로 기포탑에 부유 기포분쇄기(floating bubble breaker)의 첨가를 생각할 수 있다. 최근 Kim과 Kim[12]은 삼상 유동층에서 부유 기포분쇄기에 의하여 기포가 분쇄되어 기포의 크기가 감소하는 것을 측정하였으며, 기포분쇄 효과로 삼상 유동층에서 높은 기-액 물질전달 및 열전달계수를 얻었다[13-16].

본 연구에서는 액상이 연속적으로 유입, 유출되는 연속 조작 기포탑에서 기포를 분쇄하기 위한 부유 기포분쇄기의 첨가가 기포의 체류량, 액상의 축방향 확산계수 및 기-액 부피물질전달계수에 미치는 영향에 대하여 고찰하였다. 기상 및 액상의 유속, 그리고 기포분쇄기의 첨가량 등을 실험변수로 다루었다.

2. 실험

2-1. 실험장치 및 방법

본 연구의 실험에 사용한 실험장치는 Fig. 1에서 보는 바와 같이 직경 0.15 m, 높이 2 m인 아크릴 관을 사용하였다. 기체와 액체의 분산판은 기체와 액체가 같은 분산판에서 기포탑에 균일하게 분산되도록 제작하여 사용하였으며[10, 12-17], 이 기-액 분산판은 main col-

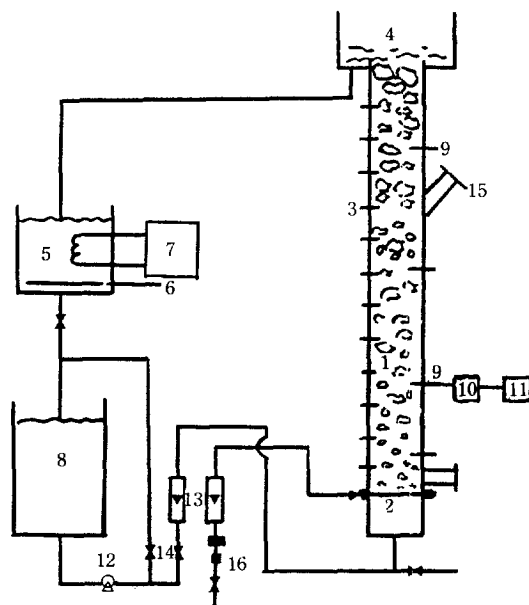


Fig. 1. Experimental apparatus.

1. Main column
2. Distributor
3. Manometer
4. Weir
5. Purge tank
6. N₂ gas injection
7. Temperature controller
8. Liquid reservoir
9. Liquid sampling tap
10. Solenoid valve
11. O₂ analyzer
12. Pump
13. Rotameter
14. Valve
15. Bubble breaker loading port
16. Air filter and regulator

umn과 높이 0.5 m의 stainless steel로 제작된 분산판 box의 사이에 설치하였다. 기포탑의 벽면에는 13개의 압력 tap을 0.15 m의 간격으로 설치하고 이들을 liquid manometer에 연결하여 기포탑내에서의 높이에 따른 압력강하를 측정하였다. 압력 tap이 설치된 반대편의 벽면에는 기포탑의 축방향 높이에 따른 액상의 용존 산소(dissolved oxygen)량을 측정하기 위하여 기-액 분산판으로부터 무차원 축방향 높이 0, 0.11, 0.36, 0.61 및 0.81 되는 지점에 각각 시료채취 tap을 설치하였으며, 이들 tap들로부터 solenoid valve에 의하여 일정량의 시료를 채취하여 용존산소측정기(dissolved oxygen meter)에 의하여 용존산소를 측정하였다.

탑내의 압력강하 측정과 용존산소를 측정하기 위한 시료의 채취는 기포탑이 steady state에 도달한 다음에 행하였으며, 액상과 기상 유속의 흐름은 각각 보정된 rotameter를 사용하여 측정하였다. 용존산소의 측정은 각 시료를 magnetic stirrer와 온도조절기에 의하여 잘

저으며, 일정온도(20°C)로 유지시키면서 행하였으며, 정확도를 위하여 여러 번 반복 측정하였다. 기포탐 위의 weir로부터 재순환되는 액상은 purge column에서 질소가스에 의해 purge되어 용존산소의 양을 1.1×10^{-4} mol/l로 유지하였으며 purge column의 온도는 $20^\circ\text{C} \pm 0.5^\circ\text{C}$ 로 온도조절기에 의해 유지시켰다.

기상과 액상으로는 압축공기와 물을 각각 사용하였으며 부유 기포분쇄기로는 외경이 0.015 m이고 길이가 0.019 m인 cylinder 형태의 아크릴관을 사용하였는데 이는 cylinder 형태가 구형보다 삼상유동층에서 기포 분쇄 효과가 크다는 결과를 근거[18]로 하여 선택하였으며 기포분쇄기의 밀도를 증가시키기 위해 copper rod를 아크릴 관속에 삽입하였다. 기포분쇄기의 밀도는 1300 kg/m^3 이었다.

2-2. 기포의 체류량 및 기-액 부피물질전달계수

각 실험조건에서 기포의 체류량은 식 (1), (2)에 의하여 결정하였다[10, 12, 13].

$$\epsilon_g + \epsilon_L + \epsilon_B = 1.0 \quad (1)$$

$$\Delta P/L = (\epsilon_g \rho_g + \epsilon_L \rho_L + \epsilon_B \rho_B) g \quad (2)$$

식 (1), (2)에서 ϵ_B 는 부유 기포분쇄기의 분율을 나타내는데, 이는 기포탐에 첨가되는 기포분쇄기의 무게와 밀도로부터 계산될 수 있다.

기-액 부피물질전달계수는 기포탐에 축방향 분산모델(axial dispersion model)을 적용하여 구할 수 있는데 [5, 7], 이 모델에 의한 최종식은 축방향에 대한 용존산소의 balance로부터 식 (3)과 같이 쓸 수 있으며, 이를 풀기 위해 식 (4), (5)의 경계조건이 필요하다.

$$\frac{1}{Pe} \frac{d^2 C}{dX^2} - \frac{dC}{dX} + St(C - C^*) = 0 \quad (3)$$

$$\text{at } X=0, C=C^* + \frac{1}{Pe} \frac{dC}{dX} \Big|_{X=0} \quad (4)$$

$$\text{at } X=1, \frac{dC}{dX} \Big|_{X=1} = 0 \quad (5)$$

여기에서

$$Pe = U_L L / D_2 \epsilon_L, St = (k_L a) L / U_L, X = z/L \quad (6)$$

이며 C^* 는 산소의 평형농도로 식 (7)과 같이 나타낼 수 있다[5, 7, 14, 15].

$$C^* = a + bX \quad (7)$$

식 (7)에서 a, b는 상수이며 이들은 각각 식 (8)과 (9)로 쓸 수 있다.

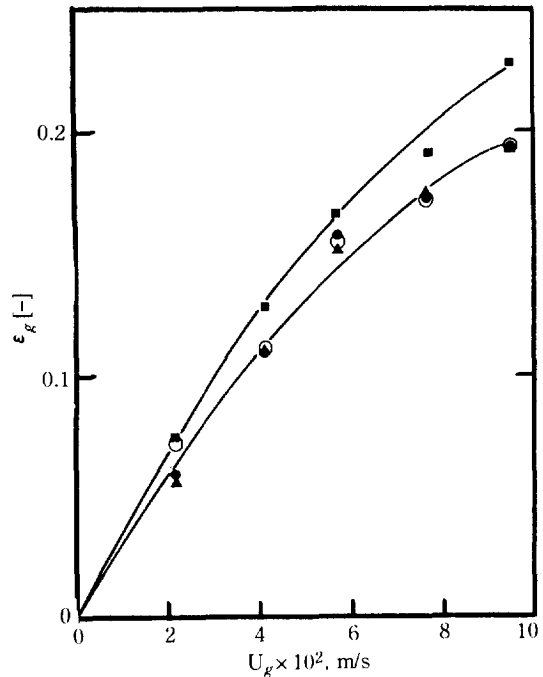


Fig. 2. Effects of U_g on ϵ_g in bubble columns with and without floating bubble breaker.

U_L (m/s) :	0.035	0.056	0.105	0.056
ϵ_B :	0	0	0	0.042

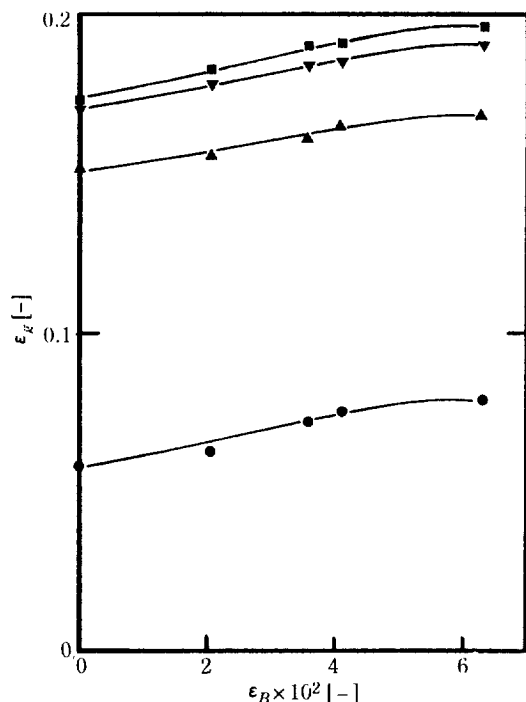
$$a = (y/H) (P + \rho_L g \epsilon_L) \quad (8)$$

$$b = - (y/H) \rho_L g \epsilon_L \quad (9)$$

3. 결과 및 고찰

3-1. 기체 체류량

연속 조작 기포탐에서 기체의 체류량이 기체의 유속이 증가함에 따라 증가하는 양상을 Fig. 2에 나타내었다. 기포탐에서 기체유속의 증가는 탐내에 생성된 많은 기포 swarm들 상호간의 접촉 및 방해 효과 때문에 기체의 체류량을 증가시키는 것으로 설명할 수 있는데 이와 같은 기포 swarm의 접촉 현상은 쉽게 실험적으로 관찰될 수 있다[17]. Fig. 2에서 연속 액상의 유속이 0.035 m/s에서 0.105 m/s로 변화함에 따라 기체 체류량은 크게 변화하지 않는 것을 볼 수 있으며, 기포탐에 부유 기포분쇄기(floating bubble breaker)를 부피분율로 0.042 첨가한 경우에는 기체의 체류량이 증가하는 것을 볼 수 있다. 또한 Fig. 2에서 기포탐에 첨가된 부유 기포분쇄기에 의한 기체 체류량의 증가는 기체유속이 증가함에 따라 더욱 커지는 것을 볼 수 있는데, 이는


 Fig. 3. Effects of ϵ_B on ϵ_g in bubble columns.

U_g (m/s) :	0.022	0.058	0.076	0.076
U_L (m/s) :	0.056	0.056	0.056	0.105

기체유속이 증가에 따라 기포탑내에 존재하는 기포의 크기가 커지므로 부유 기포분쇄기에 의한 기포의 분쇄가 더욱 효과적으로 일어나기 때문으로 해석할 수 있다.

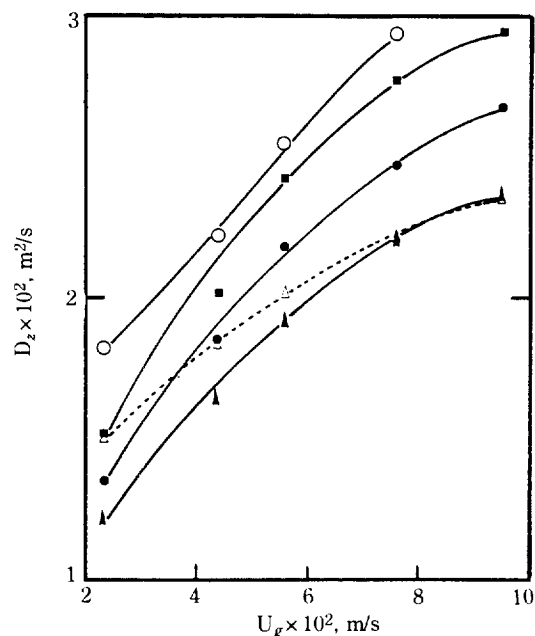
일정한 기체와 액체유속의 조건에서 부유 기포분쇄기의 첨가량을 부피분율로 0.0에서 0.063까지 증가시키며 따라 기포탑내의 기체 체류량의 변화를 Fig. 3에 나타내었는데, 모든 경우에 기체 체류량은 부유 기포분쇄기의 첨가량의 증가에 따라 증가하는 것을 볼 수 있다. 본 실험의 범위에서 부유 기포분쇄기를 첨가함으로써($\epsilon_b=0.063$) 기체 체류량을 13%까지 증가시킬 수 있었다.

연속 조작 기포탑에서 부유 기포분쇄기를 첨가한 경우와 첨가하지 않은 모든 조건에 대하여 기체 체류량을 식 (10)과 같이 실험변수에 의하여 correlation 하였으며, correlation 계수는 0.938이었다.

$$\epsilon_g = 0.169 U_g^{0.993} U_L^{0.065} (1 + \epsilon_B)^{2.196} \quad (10)$$

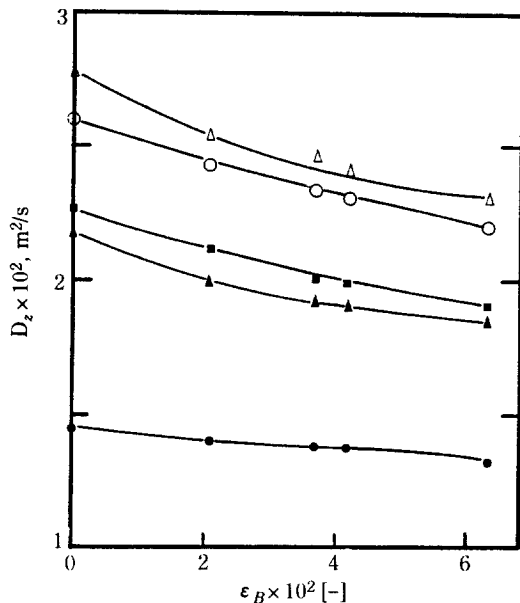
3-2. 액상의 축방향 분산

연속 조작 기포탑에서 액상의 축방향 분산계수는


 Fig. 4. Effects of U_g on D_z in bubble columns with and without floating bubble breakers.

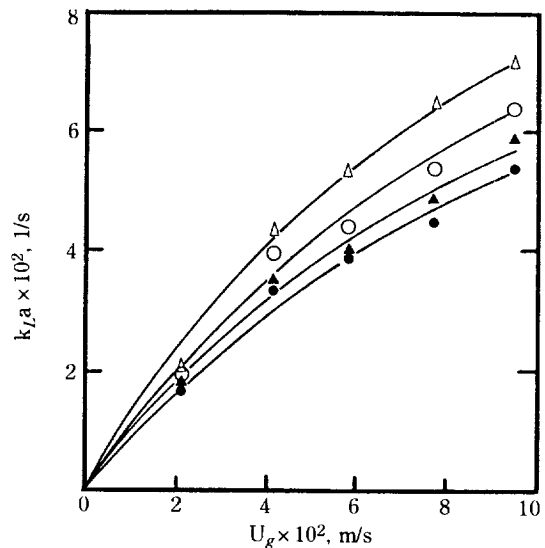
U_L (m/s) :	0.035	0.035	0.105	0.105	0.105
ϵ_B :	0	0.037	0	0	0
	This study			Kang Deckwer et al.[15] et al.[5]	

(axial dispersion coefficient)는 식 (3)의 해석적 해 (analytical solution)를 기포탑의 축방향에 따른 용존 산소의 양을 나타낸 용존 산소 곡선에 curve fitting하여 얻을 수 있는데[5, 10], 기포탑에서 액상의 축방향 분산계수, D_z 는 기체유속이 증가함에 따라 부유 기포분쇄기를 첨가한 경우와 첨가하지 않은 모든 경우에 대하여 Fig.4에서 보는 바와 같이 증가하였는데, 이와 같은 양상은 부유 기포분쇄기가 없는 기포탑에서 실험한 Deckwer 등[5]과 Kang 등[17]의 실험결과와 일치하는 것을 알 수 있다. 이와 같은 현상을 Kang 등[17]은 기포탑에서 기체유속의 증가는 연속 액상의 순환속도(circulation velocity)의 증가를 가져와 액상의 축방향 분산계수를 증가시킨다고 보고한 바 있다. Fig. 4에서 액체유속이 0.035 m/s인 경우에 기포탑에 부유 기포분쇄기를 부피분율로 0.037 첨가하였을 때의 액상의 축방향 분산계수, D_z 는 부유 기포분쇄기를 첨가하지 않은 경우에 비하여 작은 값을 나타내었으며, 이와 같은 D_z 값의 감소는 기체유속이 증가함에 따라 더욱 크게 나타났다.

Fig. 5. Effects of ϵ_B on D_z in bubble columns.

●	▲	■	○	△
U_g (m/s): 0.022	0.058	0.058	0.076	0.076
U_L (m/s): 0.056	0.035	0.056	0.056	0.105

연속 조작 기포탑에서 부유 기포분쇄기의 첨가량이 액상의 축방향 분산계수에 미치는 영향을 Fig. 5에 나타내었는데, 모든 경우에 부유 기포분쇄기의 첨가는 액상의 축방향 분산계수를 감소시켰으며, 기포분쇄기의 첨가량이 증가함에 따라 D_z 값은 계속 감소하였다. Fig. 5에서도 기체의 유속이 큰 경우가 기체 유속이 작은 경우보다 부유 기포분쇄기에 의한 D_z 값의 감소가 뚜렷한 것을 볼 수 있다. 이와 같이 부유 기포분쇄기의 첨가가 기포탑에서 연속 액상의 축방향 분산계수를 감소시키는 것은 부유 기포분쇄기에 의한 액상의 축방향 흐름 방해 효과와 분쇄된 기포의 축방향 속도감소 및 분쇄된 기포의 반경방향 분산 등에 기인하는 것으로 설명할 수 있다. 이와 같은 현상은 삼상유동층에서 기포분쇄의 potential을 가진 유동입자가 액상의 축방향 분산계수 D_z 에 미치는 영향에서도 유추할 수 있는데 Muroyama 등[19], Kim과 Kim[20]의 correlation 식에 의하면 액상의 축방향 분산계수, D_z 는 각각 유동입자 크기의 0.5승 및 0.66승에 비례하여 감소하였다. 또한 Kang과 Kim[21]에 의하면, 삼상유동층에서 기포를 분쇄하는 유동입자는 액상의 축방향 흐름도 방해하며, 이로 인해 발생하는 유동층내의 turbulence 현상은 연속 액상의 반경방향 흐름을 유발하여 액상의 반경방향 혼합계수를 증가시킨다고 하였다.

Fig. 6. Effects of U_g on k_La in bubble columns with and without floating bubble breakers.

●	▲	○	△
U_L (m/s): 0.035	0.056	0.035	0.056
ϵ_B : 0	0	0.037	0.042

기포탑에서, 액체유속이 연속 액상의 축방향 분산계수에 미치는 영향은 크지 않으나[17], 본 실험의 조건에서는 액체유속의 증가에 따라 D_z 의 값이 약간 증가하는 것으로 나타났다(Fig. 4와 5).

본 연구에서 구한 연속 액상의 축방향 분산계수, D_z 는 식 (11)과 같이 실험변수에 의하여 correlation할 수 있었으며, correlation coefficient는 0.995이었다.

$$D_z = 0.034 U_g^{1.254} U_L^{0.179} (1 + \epsilon_B)^{-5.051} \quad (11)$$

3-3. 기-액 부피물질전달계수

식 (3)의 해석적인 해는 Peclet 수인 Pe 와 Stanton 수인 St 의 2개의 parameter를 가지고 있으므로, 이 해와 용존산소농도 곡선과의 curve fitting에 의해 연속 액상의 축방향 분산계수, D_z 뿐만 아니라 기-액 부피물질전달계수, k_La 도 구할 수 있다[5,10].

연속 조작 기포탑에서 기-액 부피물질전달계수, k_La 는 Fig. 6에서 보는 바와 같이 일정한 액상의 유속에서 기체유속의 증가에 따라 증가하였으며, 이와 같은 k_La 의 증가경향은 기포탑에 부유 기포분쇄기를 첨가한 경우에도 유사하게 나타났다. 그러나, 기포탑에 부유 기포분쇄기를 부피분율로 각각 0.037과 0.042 첨가한 경우가 같은 액체와 기체의 유속 조건에서 부유 기포분쇄기를

첨가하지 않은 경우보다 큰 $k_L a$ 값을 나타내었으며, 기포분쇄기의 첨가에 의한 $k_L a$ 값의 증가량은 기체 체류량의 경우에서와 마찬가지로 기체유속의 증가에 따라 더욱 뚜렷하게 나타났다. 기체유속의 증가에 따라 기포탑내의 기-액 부피물질전달계수가 증가하는 것은 기체유속의 증가에 따라 기-액의 접촉 빈도와 효율이 증가하기 때문으로 설명할 수 있다. 다시 말하면, 기체유속의 증가는 기포탑내의 기체 체류량과 난류(turbulence)의 증가를 가져와 결과적으로 탑내에서의 에너지 소멸속도의 증가를 가져오는데[4, 21], 이와 같은 에너지 소멸속도의 증가는 탑내의 큰 에너지를 갖는 작은 규모의 eddy의 형성을 증가시켜 주며, 이런 작은 규모의 eddy들에 의해 기체와 액체의 접촉 빈도와 효율은 증가되어 결과적으로 기-액 물질전달계수가 증가된다고 할 수 있다[22]. 기포탑에 부유 기포분쇄기를 첨가하면 기포분쇄에 의한 기체 체류량의 증가를 가져와 기체와 액체의 접촉빈도를 증가시켜 기-액 접촉면적(interfacial surface area)의 증가를 가져올 뿐만 아니라 기포의 분쇄에서 야기되는 기포탑내의 난류현상의 증가도 기-액 접촉 효율의 증가를 가져와 기-액 부피물질전달계수를 증가시킨다고 볼 수 있다[14, 15].

따라서 기포탑에서 부유 기포분쇄기의 첨가량의 증가에 따른 기-액 부피물질전달계수의 증가는 예견할 수 있으며, 이의 증가 경향을 Fig. 7에 나타내었다. Fig. 7에서 기체유속이 큰 경우가 작은 경우보다 부유 기포분쇄기의 첨가량에 따라 $k_L a$ 의 증가하는 양이 더욱 뚜렷함을 볼 수 있으며 이는 기포 분쇄기의 첨가에 따른 기체 체류량의 증가양상의 경우와 유사하게 설명할 수 있다. 그러나, 기포탑에서 기체 체류량이나 기-액 부피물질전달계수를 증가시키기 위해 첨가하는 부유 기포분쇄기는 그 첨가량만큼 기포탑 반응기의 반응부피의 감소를 가져오므로 주어진 운전조건에서 최적량의 부유 기포분쇄기를 첨가하는 것이 중요하다고 하겠다. Kim과 Kim[14, 15]은 삼상 유동층의 기포합체 영역에서 유동 입자부피의 15%의 부유 기포분쇄기를 첨가하여 물질전달계수의 최대값을 얻었으며, 이와 같은 현상은 기포탑에서 부유입자의 첨가에 따른 부피물질전달계수의 변화에서도 찾아볼 수 있다[1]. 연속 조작 기포탑에서 연속 액상의 유속이 $k_L a$ 에 미치는 영향은 Fig. 7에서 보는 바와 같이 기체유속의 영향에 비해 매우 적는데 이는 액체유속의 증가에 따라 기체 체류량의 변화가 크지 않은데서도 그 원인을 찾아볼 수 있다. 이와 같은 현상은 액체유속의 증가에 따라 기포탑내에서 두 가지의 서로 상반되는 결과가 일어나기 때문

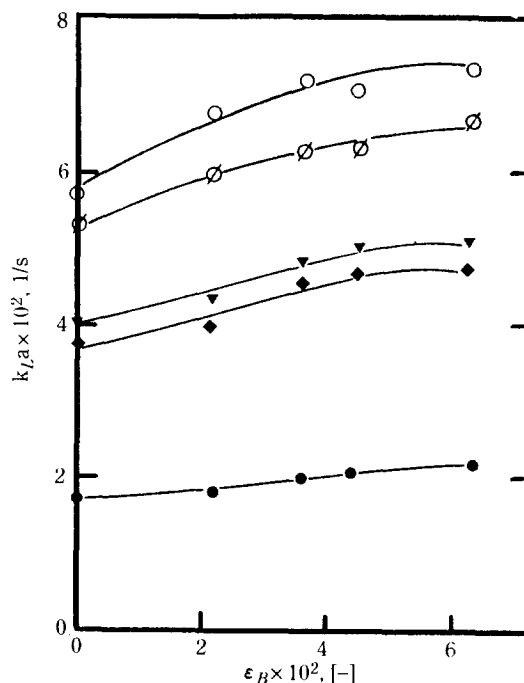


Fig. 7. Effects of ϵ_B on $k_L a$ in bubble columns.

● U_L (m/s): 0.056 U_g (m/s): 0.022
 ◆ U_L (m/s): 0.035 U_g (m/s): 0.058
 ▼ U_L (m/s): 0.056 U_g (m/s): 0.058
 ○ U_L (m/s): 0.105 U_g (m/s): 0.076
 ○ U_L (m/s): 0.056 U_g (m/s): 0.095

으로 해석할 수 있다. 즉, 액체유속의 증가는 탑내의 turbulence를 증가시키는데 이는 기포의 합체를 어느 정도 막아줌으로써 기체 체류량의 증가와 함께 기-액 접촉을 효율적으로 할 수 있게 하여 기-액 부피물질전달계수를 증가시키는 역할을 한다. 반면에 액체유속의 증가는 또한 기포에 작용하는 drag의 증가로 기포의 상승속도를 증가시킴으로써 기포의 체류시간을 감소시켜 기포의 체류량과 기-액 부피물질전달계수가 증가하지 못하는 역할을 한다[10, 22, 23]. 이와 같은 상반되는 두 가지 영향은 기포탑의 크기나 구조, 분산판의 형태 등 실험조건에 따라 다르게 나타나므로 지금까지 발표된 문헌들에 의하면 액체유속의 증가에 따라 기체 체류량은 큰 영향을 받지 않으나 어느 경우에는 증가하기도 하고 어느 경우에는 감소하기도 하는 것으로 나타나 있다[1]. 본 연구의 실험조건에서는 Fig. 2에서 보는 바와 같이 기체 체류량은 액체유속의 변화에 따라 거의 영향을 받지 않았으나, 기-액 부피물질전달계수는 액체유속의 증가에 따라 큰 영향을 받지는 않았으나 약간 증가하는 경향을 나타내었다(Fig. 6과 7).

본 연구의 실험범위에서, 연속 조작 기포탑에 부유

기포분쇄기를 첨가함으로써 기-액 부피물질전달계수 최고 25%까지 증가시킬 수 있었다(Fig. 7). 본 연구에서 측정한 기-액 부피물질전달계수를 실험 변수에 따라 식 (12)와 같이 correlation할 수 있었으며, correlation 계수는 0.987이었다.

$$k_L a = 0.088 U_g^{1.000} U_L^{0.250} (1 + \epsilon_B)^{3.443} \quad (12)$$

4. 결 론

본 연구의 실험결과 다음의 결론을 얻을 수 있었다.

1. 연속 조작 기포탑에서 부유 기포분쇄기를 첨가함으로써 기체 체류량과 기-액 부피물질전달계수를 증가시키고 연속 액상의 축방향 분산계수를 감소시킬 수 있었으며, 부유 기포분쇄기의 첨가량의 증가에 따라 기체 체류량과 기-액 부피물질전달계수를 최고 13%와 25%까지 각각 증가시킬 수 있었다.

2. 연속 조작 기포탑에서 부유 기포분쇄기를 첨가한 경우와 첨가하지 않은 모든 경우에 기체 체류량과 기-액 부피물질전달계수는 기체유속의 증가에 따라 증가하였으며, 액체유속의 증가에 따라서는 큰 영향을 받지 않았으나 기-액 부피물질전달계수는 약간 증가하는 경향을 나타내었다.

3. 연속 조작 기포탑에서 연속 액상의 축방향 분산계수는 기체유속의 증가에 따라 증가하고, 부유 기포분쇄기의 첨가량의 증가에 따라 감소하였으며, 액체유속의 증가에 따라서는 큰 영향을 받지 않았으나 약간 증가하는 경향을 나타내었다.

4. 기포탑에서 부유 기포분쇄기의 첨가효과는 기체유속이 낮은 범위보다 높은 범위에서 중요하였으며, 기체유속의 증가에 따라 이 효과는 더욱 뚜렷이 나타났다.

감 사

본 연구는 한국과학재단의 연구비로 수행되었으며 귀재단에 감사드립니다. 또한 본 연구의 실험을 도와준 신광식군과 이상윤군에게 감사드립니다.

NOMENCLATURE

- a : constant in Eq. (7)
 b : constant in Eq. (7)
 C : oxygen concentration [mol/l]
 C_o : initial oxygen concentration [mol/l]

- C* : equilibrium concentration [mol/l]
 D : column diameter [m]
 D_z : axial dispersion coefficient of liquid phase [m²/s]
 g : gravitational acceleration [m/s²]
 H : Henry's constant [atm·l/mol]
 k_La : volumetric mass transfer coefficient [1/s]
 L : column height [m]
 Pe : Peclet number defined in Eq. (6)
 ΔP : pressure drop in the column [N/m²]
 P_T : pressure at the top of the column [Pa]
 S_T : Stanton number defined in Eq. (8)
 U : superficial velocity [m/s]
 x : dimensionless distance defined in Eq. (6)
 y : gas-phase mole fraction of oxygen
 z : axial distance [m]

Greek Letters

- ε : holdup
 ρ : density [kg/m³]

Subscripts

- B : floating bubble breaker
 g : gas
 L : liquid

REFERENCES

- Shah, Y.T., Kelkar, B.G., Godbole, S.P. and Deckwer, W.D.: *AIChE J.*, **28**, 353 (1982).
- Deckwer, W.D.: *Int. Chem. Eng.*, **19**, 21 (1979).
- Akita, K. and Yoshida, F.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **12**, 76 (1973).
- Chang, S.K., Kang, Y. and Kim, S.D.: *J. Chem. Eng. Japan*, **19**, 524 (1986).
- Deckwer, W.D., Burckhart, R. and Zoll, G.: *Chem. Eng. Sci.*, **29**, 2177 (1974).
- Deckwer, W.D., Adler, I. and Zaidi, A.: *Chem. J. Chem. Eng.*, **56**, 43 (1978).
- Deckwer, W.D., Nguyen-Tien, K., Schumpe, A. and Serpemen, Y.: *Biotech. Bioeng.*, **24**, (1982).
- Deckwer, W.D., Nguyen-Tien, K., Kelkar, G.B. and Shah, Y.T.: *AIChE J.*, **29**, 915 (1983).
- Godbole, S.P., Schumpe, A., Shah, Y.T. and Carr, N.L.: *AIChE J.*, **30**, 213 (1984).
- Kang, Y., Min, B.T., Nah, J.B. and Kim, S.D.: *Fluidized-Bed and Three-Phase Reactors*, Lu and Leu Eds., 299 (1990).
- Henricksen, H.K. and Ostergaard, K.: *Chem. Eng. J.*, **7**, 141 (1974).
- Kim, J.O. and Kim, S.D.: *Particulate Sci. Technol.*,

- 5, 309 (1987).
13. Kim, S.D., Lee, Y.J. and Kim, J.O.: *Experimental Thermal and Fluid Science*, **1**, 237 (1988).
14. Kim, J.O. and Kim, S.D.: *Can. J. Chem. Eng.*, **68**, 368 (1990).
15. Kim, J.O. and Kim, S.D.: *Chem. Eng. Process*, **28**, 101 (1990).
16. Kim, J.O., Park, D.H. and Kim, S.D.: *Chem. Eng. Process*, **28**, 113 (1990).
17. Kim, S.D. and H.S. Chang: *Hwahak Konghak*, **17**, 407 (1979).
18. Kang, Y., Lim, W.M. and Kim, S.D.: *Hwahak Konghak*, **25**, 460 (1987).
19. Muroyama, K., Fukuma, M. and Yasunishi, A.: *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **4**, 622 (1978).
20. Kim, S.D. and Kim, C.H.: *J. Chem. Eng. Japan*, **16**, 172 (1983).
21. Kang, Y. and Kim, S.D.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **25**, 717 (1986).
22. Lamont, J.C. and Scott, D.S.: *AIChE J.*, **16**, 513 (1970).
23. Kang, Y., Suh, I.S. and Kim, S.D.: *Chem. Eng. Commun.*, **34**, 1 (1985).