

기-액 향류 흐름 기포탑 생물 반응기에서 기포 흐름 거동 특성

손성모 · 강석환 · 이찬기 · 정성현 · 강 용[†] · 김상돈*

충남대학교 화학공학과
305-764 대전시 유성구 궁동 220
*한국과학기술원 생명화학공학과
305-701 대전시 유성구 구성동 373-1
(2004년 7월 29일 접수, 2005년 1월 10일 채택)

Characteristics of Bubble Flow Behavior in a Gas-liquid Countercurrent Bubble Column Bioreactor

Sung-Mo Son, Suk-Hwan Kang, Chan-Gi Lee, Sung-Hyun Jung, Yong Kang[†] and Sang-Don Kim*

School of Chemical Engineering, Chungnam National University, 220, Gung-dong, Yuseong-gu, Daejeon 305-764, Korea
*Department of Biomolecular & Chemical Engineering, KAIST, 373-1, Guseong-dong, Yuseong-gu, Daejeon 305-701, Korea
(Received 29 July 2004; accepted 10 January 2005)

요 약

직경이 0.152 m이고 높이가 3.5 m인 기-액 향류 흐름 기포탑에서 기포의 물성과 흐름의 거동을 고찰하고 진단하였다. 기체와 액체의 유속 그리고 기포의 분산형태(even, wall-side, central or asymmetric distribution)가 반응기 내부에서 기포의 크기, 빈도수, 상승속도와 체류량 등 기포특성에 미치는 영향을 이중 전기 저항 탐침법을 이용하여 측정 검토하였다. 기포의 크기, 빈도수와 체류량은 기체나 액체 유속의 증가에 따라 증가하였다. 기포의 상승속도는 기체 유속의 증가에 따라 증가하였지만, 액체 유속의 증가에 따라서는 감소하였다. 기포 크기 분포의 균일성이나 체류량은 기포 분산판에서 기포의 분산형태가 균일분포에서 벽면, 중앙 그리고 비대칭 분산으로 변화함에 따라 감소하였다. 기포의 체류량과 분포에 대한 균일성을 고려하면, 기포의 중앙 분산 형태가 비대칭 분산 형태보다는 유리하며, 벽면 분산 형태분산보다는 좋지 않았다.

Abstract – Characteristics of bubbling behavior and bubble properties were investigated in a gas-liquid countercurrent bubble column of in diameter 0.152 m and 3.5 m in height, respectively. Effects of gas and liquid velocities and bubble distribution mode(even, wall-side, central or asymmetric distribution) on the bubble properties such as chord length, frequency, rising velocity and holdup in the reactor were measured and examined by means of dual resistivity probe method. The bubble size, frequency and holdup increased with increasing gas(U_G) or liquid velocity(U_L). The rising velocity of bubbles increased with increasing U_G , whereas decreased with increasing U_L . The uniformity of bubble size distribution and bubble holdup decreased when the distribution mode of bubbles at the gas distributor was changed from even to wall-side, central or asymmetric. The central distribution of bubbles was better than asymmetric mode but worse than wall-side distribution, in considering the bubble holdup and uniformity of distribution.

Key words: Gas-Liquid Countercurrent Flow, Bubble Properties, Bubble Distribution, Bubble Column

1. 서 론

기-액 향류 흐름 기포탑은 전통적인 기포탑의 장점인 기체와 액체상간의 접촉 효과가 좋고, 열 및 물질 전달 효과가 탁월하다는 장점을 그대로 유지하면서 기포에 작용하는 부력에 대하여 액체의 향류 흐름의 특성을 이용할 수 있으므로, 유동 입자의 밀도가 액체보다 작은 경우나 다공성의 입자 그리고 미소입자 등의 사용에도 그

용도를 확장시킬 수 있을 뿐 아니라 에너지 소비가 낮으며, 고체 입자의 마모를 최소화할 수 있다는 장점도 있다[1-5]. 또한, 기-액 향류 흐름 기포탑은 기체의 체류량을 획기적으로 증가시킬 수 있는 공정이 가능하기 때문에 발효공정 등의 생물 공학, 폐수처리 등의 환경공학, 생화학 그리고 다른 주변산업에도 그 응용성은 더욱 확대될 수 있을 것으로 예견된다. 특히, 기-액 향류 흐름 기포탑은 반응기로 적용될 경우 역 유동층을 형성할 수 있어서 유동입자의 둘레에 형성되는 생물학적 필름(biofilm)의 두께를 미세하게 조절할 수 있기 때문에 생물학적 폐수처리 및 반응, 효소고정화 등에 매우

[†]To whom correspondence should be addressed.
E-mail: kangyong@cnu.ac.kr

유용하게 응용될 수 있다 하겠다[6-9].

그러나 기-액 향류 흐름 기포탑에 대한 연구는 현재 매우 미흡하며 국내·외적으로 이제 시작단계에 있는 실정이라 하겠다. 다만, 기체-액체상이나 액체-고체상의 접촉을 다루거나 난류 접촉 그리고 열전달 특성 등에 대한 연구들이 지금까지 몇몇 연구자들에 의해 이루어지고 있는 정도이다[9].

기-액 향류 흐름 기포탑이 그 산업적 응용분야인 폐수처리나 생물공학 및 생화학 분야의 반응기나 접촉공정으로 사용되기 위해서는 이들 반응기나 접촉공정의 설계, scale-up, 운전조건의 결정 및 처리량의 결정 등에 대한 공학적 정보가 매우 필요하다 하겠다. 즉, 이와 같은 반응기나 접촉공정의 개발을 위해서는 기-액 향류 흐름 기포탑 내부에서 분산상으로 존재하는 기포의 분산거동과 수력학적 특성에 대한 정보는 필수적이라 할 수 있다. 뿐만 아니라, 호기성 삼상 역 유동층의 경우 연속상인 액상의 미디어에 전달되는 산소의 양과 전달속도 등 기체-액체간의 물질전달 특성은 이 호기성 반응기나 접촉공정의 성능과 처리량을 결정하는 결정적인 주요인자라 할 수 있다[4-6].

그럼에도 기-액 향류 흐름 기포탑의 기포 흐름 거동 특성 등에 관한 연구는 국내·외를 막론하고 거의 이루어지지 않고 있는 실정이다. 이와 같은 연구결과가 현재까지 거의 없는 이유는 기-액 향류 흐름 기포탑 system에 대한 개념 정립(physical concept)이 부족하였다는 점과, 해석의 접근방법에서 deterministic 해석 방법으로는 삼상 역 유동층과 같은 다상이 접촉하는 동적계(multiphase dynamic system)의 해석에 한계가 있기 때문이라는 점을 들 수 있다. 삼상 역 유동층과 같이 연속 액상에서 분산상으로 존재하는 기포의 크기, 모양, 속도가 무작위적으로 변하며 유동 매체 입자의 거동도 매우 불규칙하기 때문에 이들 동적계는 navier-stokes equation으로 표현이 불가능하여 왔다. 이와 같은 비선형적이고 불규칙한 다상의 무작위적 거동(random motion)의 해석을 위해 최근에는 stochastic 해석방법들이 개발되어 오고 있으며 chaos 이론을 도입하여 계의 흐름거동을 고찰함으로써 매우 효과적으로 이들 비선형계(non-linear system)의 무작위적 거동을 해석할 수 있다[10-12].

따라서, 본 연구에서는 기-액 향류 흐름 기포탑 반응기에서 분산상인 기포의 흐름거동 해석과 그 특성의 고찰 하고자 하였다.

2. 실험

본 연구의 실험에서 사용된 실험장치는 Fig. 1에서 보는 바와 같이 내경이 0.152 m이고 높이가 3.5 m인 아크릴 관을 사용하였다[9]. 연속액상으로는 합성폐수를 사용하였는데 그 성분은 Table 1에 요약하였다. 생물반응기에 사용한 미생물은 대전시 원천동 폐수처리장에서 사용하는 반송슬러지를 여과하여 사용하였으며, 기체 분산상으로는 여과된 압축공기를 사용하였다. 기체-액체 향류 흐름 기포탑 반응기에서 연속액상은 상부에 위치해 있는 다공판 형태의 액체 분산판을 통과하여 유동층의 상부에서 하부로 흐르게 하였으며, 액체 분산판은 직경 3 mm의 구멍을 삼각피치로 균일하게 배치하였다.

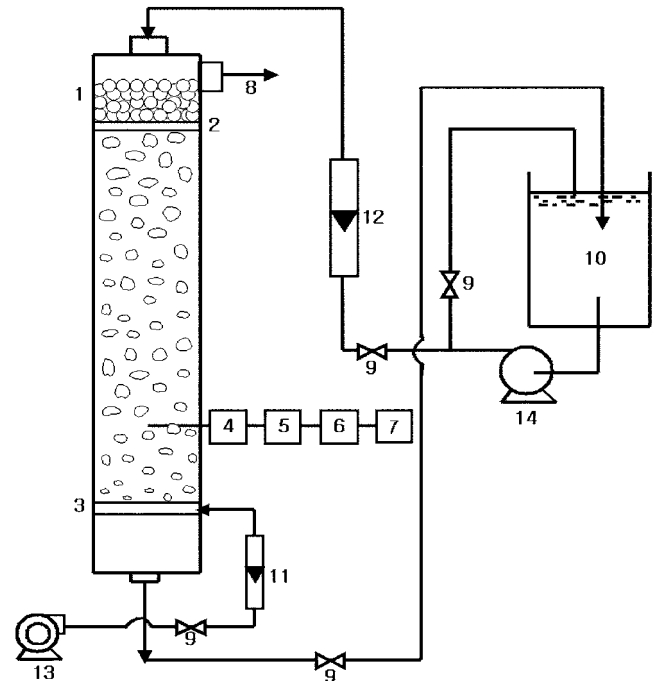


Fig. 1. Experimental apparatus.

- | | |
|---------------------------|----------------------|
| 1. Liquid calming section | 8. Vent line |
| 2. Liquid distributor | 9. Control valve |
| 3. Gas distributor | 10. Reservoir |
| 4. Resistivity probe | 11. Gas flowmeter |
| 5. Amplifier | 12. Liquid flowmeter |
| 6. Lab. card | 13. Air compressor |
| 7. Computer | 14. Liquid pump |

한편, 기체 분산상은 유동층의 하부에서 주입되어 상부로 상승하도록 하였는데 기체 분산상의 균일한 분포를 위해 유동층 하부 판에 직경 6.35 mm의 관을 균일하게 4개 삽입하여 용접한 후 이 관에 직경 1 mm의 오리피스를 일정간격으로 만들어 사용하였다.

기포특성은 전기저항 탐침(electric resistivity probe)를 이용하여 하부 기체분산판으로부터 0.4 m인 지점에서 측정하였다[10, 11]. 탐침의 전압은 9 V였으며 탐침으로부터 나오는 전기적 신호는 증폭기를 거쳐 A/D 변환기를 사용하여 디지털 신호로 변환하였다. 탐침에 의해 측정된 전기적인 신호는 기체상(gas phase)과 액체상(liquid phase)으로 나뉘게 되는데, 탐침의 두 tip 간의 신호시간차이를 이용하여 다음 식들로부터 기포수직길이, 기포상승속도 및 기포빈도수 등을 구하였다[10-12]. 즉, 두 tip 간의 신호시간차이를 t_1 , 기포가 탐침에 머무는 시간을 t_2 , 두 탐침 간의 거리를 l 로 하면 기포의 수직 길이와 그 평균값은 식 (1)과 (2)로 각각 구하였다.

단일기포의 수직 길이,

$$L_{Vi} = U_{Bi} \cdot t_{2i} = \frac{t_{2i}}{t_{1i}} [\text{탐침 tip 거리}(l)] \quad (1)$$

$$\text{평균기포의 수직 길이}(L_V) = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n L_{Vi} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n U_{Bi} \cdot t_{2i} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \frac{t_{2i}}{t_{1i}} \cdot l \quad (2)$$

Table 1. Composition of the concentrated synthetic wastewater

Component	Glucose	CH ₃ COONa·3H ₂ O	KH ₂ PO ₄	FeCl ₃ ·6H ₂ O	CaCl ₂	(NH ₄) ₂ SO ₄	MgSO ₄ ·7H ₂ O	MnSO ₄ ·H ₂ O	NaHCO ₃
Concentration [g/L]	5.6	9.7	1.32	0.006	0.075	2.8	1.0	0.1098	2.1

한편, 기포의 상승속도(U_B)는 기포가 두 단자(tip) 사이를 지나는 시간 t_t 과 두 탐침 간의 거리 l 로부터 식 (3)과 (4)에 의해 구하였다.

$$\text{단일기포의 상승속도}(U_{Bi}) = \frac{\text{탐침 tip거리}}{(l)} \quad (3)$$

$$\text{평균기포의 상승속도}(U_B) = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n U_{Bi} \quad (4)$$

또한, 탐침을 통과하는 기포의 평균 빈도수는 식 (5)에 의해 그리고 기포의 크기분포는 식 (6)에 의해 구하였다.

$$\text{기포의 평균빈도수}(F_B) = \frac{\text{기포의 총수}(n)}{\text{전체 측정시간}(T)} \quad (5)$$

$$\text{기포 크기의 수밀도확률} = \frac{n_{L_{Vi}}}{\sum n_{L_{Vi}}} \quad (6)$$

이와 같은 각각의 기포특성자료는 A/D 변환기와 데이터 획득장치(DT 2805 Lab Card)를 사용하여 얻었으며, 자료의 획득은 300 Hz로 그 크기는 각 실험조건에서 3,000개가 되도록 하여 PC에 입력시킨 후 off-line process로 통계적으로 처리하여 해석하였다.

3. 결과 및 고찰

기-액 향류 흐름 기포탑의 기체 분산판에서 기포의 분산형태가 기포 크기의 수밀도 확률(probability number density)에 미치는 영향을 Fig. 2에 나타내었다. 이 그림에서 볼 수 있듯이 기포의 분산형태가 균일분포(even distribution)에서 벽면분포(wall-side distribution), 중앙분포(central distribution) 및 비대칭분포(asymmetric distribution)로 변화함에 따라 기포 수직길이의 평균값은 점차 증가하며, 확률밀도 함수의 폭이 더 넓어지는 것을 알 수 있다. 이는 기포의 분산형태가 균일분포에서 벽면분포, 중앙분포 그리고 비대칭분포 형태의 순으

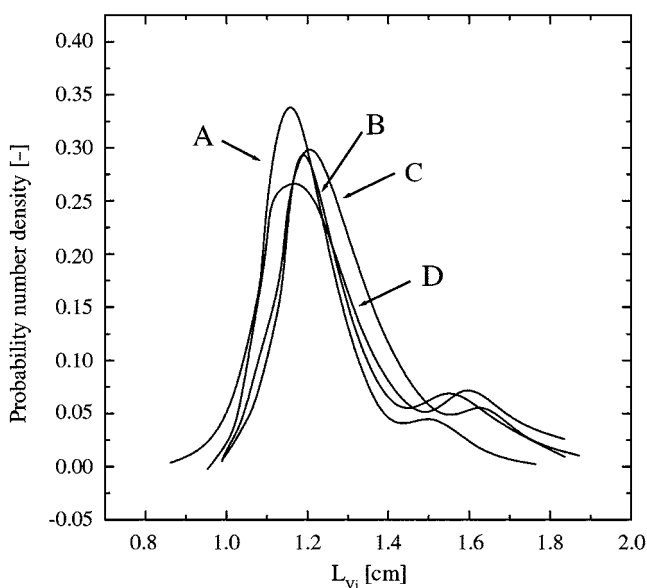


Fig. 2. Probability density of bubble chord length in gas-liquid countercurrent bubble column bioreactors($U_G=0.03$ m/s, $U_L=0.01$ m/s).

A B C D
Bubble distribution mode: Even Wall-side Central Asymmetric

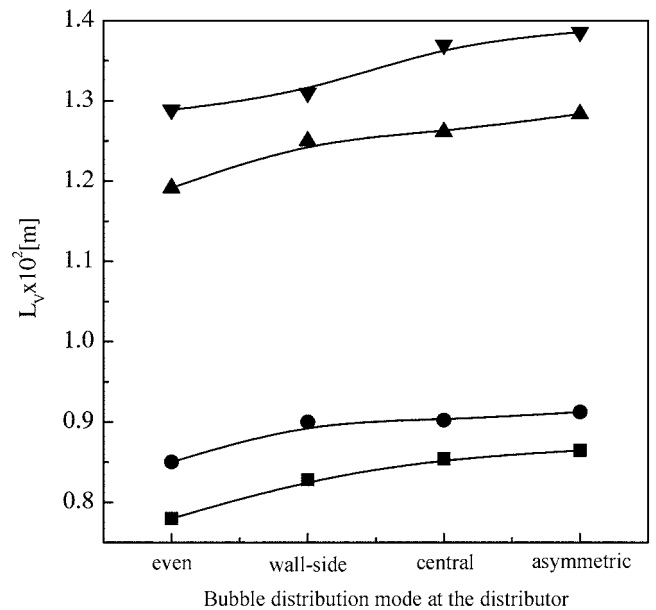


Fig. 3. Effects of bubble distribution mode on the bubble chord length in gas-liquid countercurrent bubble column bioreactors.

	■	●	▲	▼
$U_G \times 10^2$ [m/s]	1	1	2.5	3
$U_L \times 10^2$ [m/s]	0	1	2	3

로 갈수록 같은 기체와 액체의 유동 조건에서 기포들의 상호접촉에 의한 기포의 합체 경향이 증가한다는 것을 의미한다. 즉, 기체의 분산에 균일분포가 아닌 다른 결함(fault)이 발생하였을 때 기포들이 쉽게 합체하여 불균일 흐름영역으로 전이하며 기포의 크기는 커지고 크기분포는 넓어진다고 해석할 수 있다[10, 12].

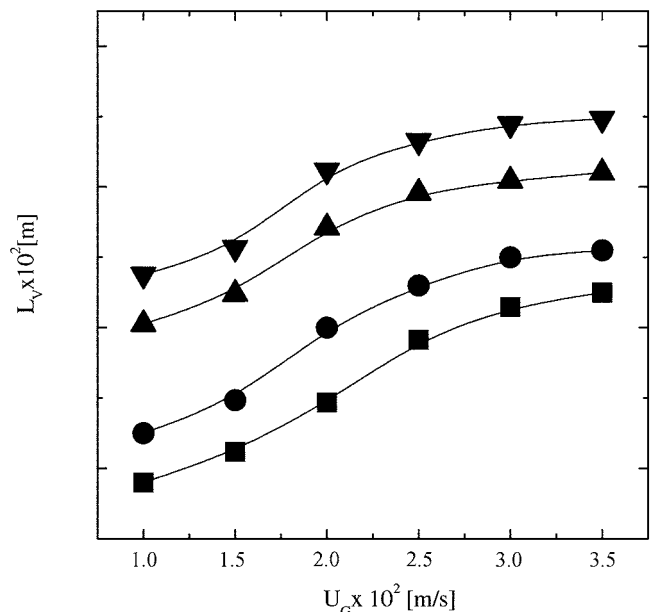


Fig. 4. Effects of gas velocity on the bubble chord length in gas-liquid countercurrent bubble column bioreactors(bubble distribution mode; even distribution).

	■	●	▲	▼
$U_L \times 10^2$ [m/s]	0	1	2	3

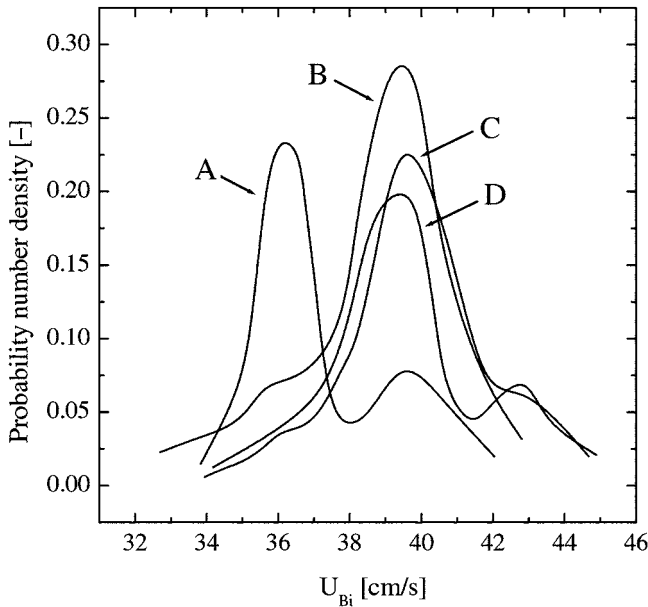


Fig. 5. Probability density of bubble rising velocity in gas-liquid counter-current bubble column bioreactors($U_G=0.03$ m/s, $U_L=0.02$ m/s).

A B C D
Bubble distribution mode: Even Wall-side Central Asymmetric

이와 같은 확률밀도함수의 평균값으로부터 기포의 크기를 결정하여 Fig. 3에 나타내었다. Fig. 3에서 볼 수 있듯이 기포의 크기는 모든 기체와 액체의 유속조건에서 기체의 분산형태가 균일분포에서 벽면분포, 중앙분포 그리고 비대칭분포의 순으로 변환에 따라 점점 증가하는 경향을 나타내었다.

Fig. 4는 기-액 향류 흐름 기포탑에서 기체 및 액체유속의 변화가 기포의 수직길이에 미치는 영향을 나타낸 것인데, 그림에서 볼 수 있듯이 기체의 유속이 증가함에 따라 유동층 내부에 기체의 투입량이 증가하여 기포들 간의 접촉에 의한 합체현상이 활발히 일어나 기포의 크기가 증가한다고 할 수 있다. 또한, 액체유속(U_L)이 증가함에 따라서도 기포의 크기는 증가하는 경향을 나타내었는데, 이는 액체유속이 증가함에 따라 상승하는 기포에 작용하는 저항힘(drag force)의 작용을 증가시켜 기포의 유동층 내 체류시간의 증가를 가져와 기포의 합체 확률을 증가시켜 결과적으로 기포의 크기를 증가시킨다고 할 수 있다.

기-액 향류 흐름 기포탑에서 기포의 분산형태가 기포의 상승속도 분포에 미치는 영향을 Fig. 5에 나타내었다. 이 그림에서 볼 수 있듯이 기체분산판에서 기체의 분산형태가 균일분포(even distribution)인 경우, 기체와 액체의 유속이 각각 0.03 m/s와 0.02 m/s인 조건에서 기포의 평균 상승속도는 약 0.36 m/s이었다. 그러나 기체의 분산이 벽면분포나 중앙분포 그리고 비대칭분포의 경우와 같이 어떤 결합에 의하여 변하게 되면 기포의 평균 상승속도는 증가하고 확률밀도함수의 폭이 점점 넓어지는 것을 알 수 있다. 이는 Fig. 2에서도 언급하였듯이 기포의 분산에 결합이 발생하면, 기포들이 불균일하게 분포하여 기포들 간의 합체 현상이 빈번히 일어나 기포들의 크기가 커지며, 기포 상승속도의 분포도 폭이 넓어진다고 할 수 있다. Fig. 5와 같은 기포 상승속도의 확률밀도함수 곡선으로부터 기포 상승속도의 평균값을 구하였다. Fig. 6에서 볼 수 있듯이 기포의 상승속도는 기체의 분산형태가 균일분포에서 벽면분포, 중앙분포 그리

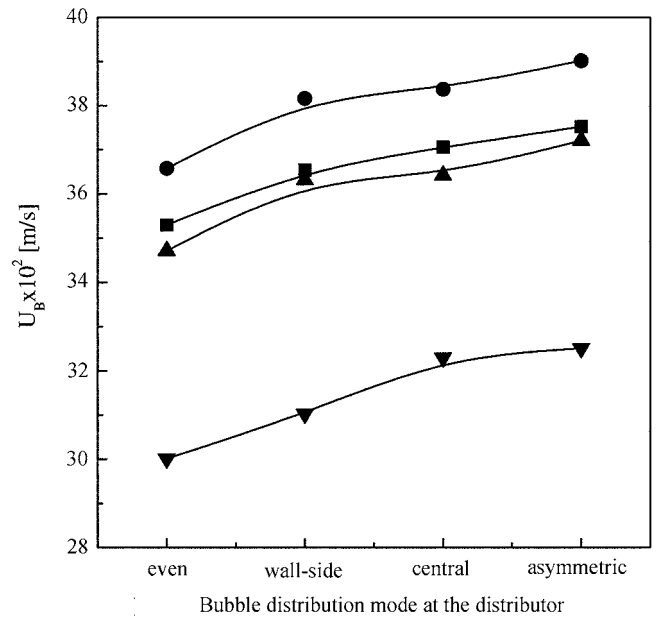


Fig. 6. Effects of bubble distribution mode on the bubble rising velocity in gas-liquid counter-current bubble column bioreactors.

	■	●	▲	▼
$U_G \times 10^2$ [m/s]	1.5	2	2	1
$U_L \times 10^2$ [m/s]	0	1	2	3

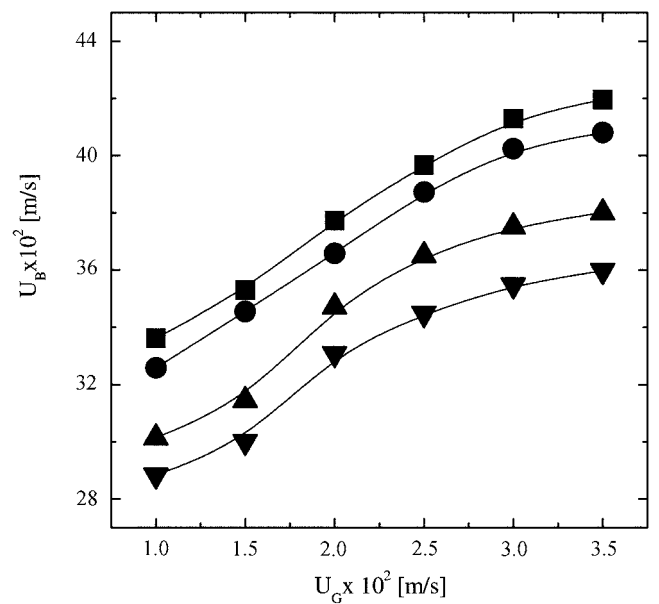


Fig. 7. Effects of gas velocity on the bubble rising velocity in gas-liquid counter-current bubble column bioreactors(bubble distribution mode: even distribution).

	■	●	▲	▼
$U_L \times 10^2$ [m/s]	0	1	2	3

고 비대칭분포의 순으로 변화함에 따라 모든 조건에서 점점 증가하는 경향을 나타내었다.

액체의 흐름이 기체와 향류의 역흐름이 일어나는 역유동 조건의 기포탑에 기체와 액체의 유속이 기포의 상승 속도에 미치는 영향을 Fig. 7에 나타내었다. 이 그림에서 볼 수 있듯이 기체의 유속이 증

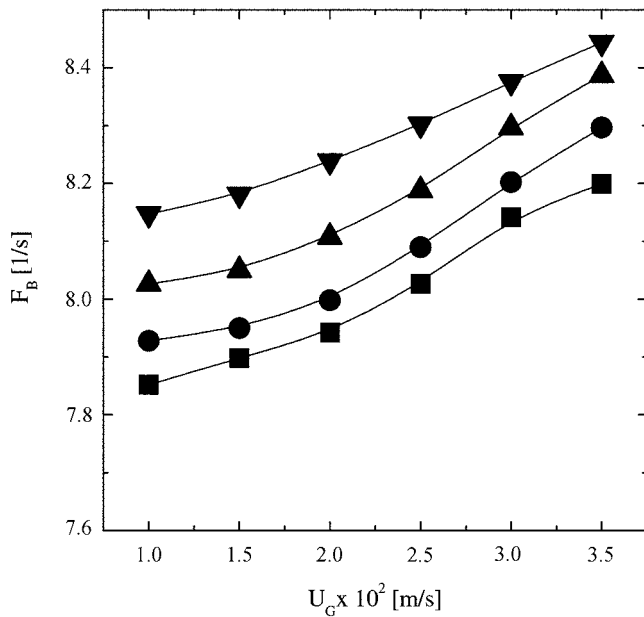


Fig. 8. Effects of gas velocity on the bubble frequency in gas-liquid countercurrent bubble column bioreactors (bubble distribution mode: even distribution).

$U_L \times 10^2$ [m/s] ■ ● ▲ ▼

0 1 2 3

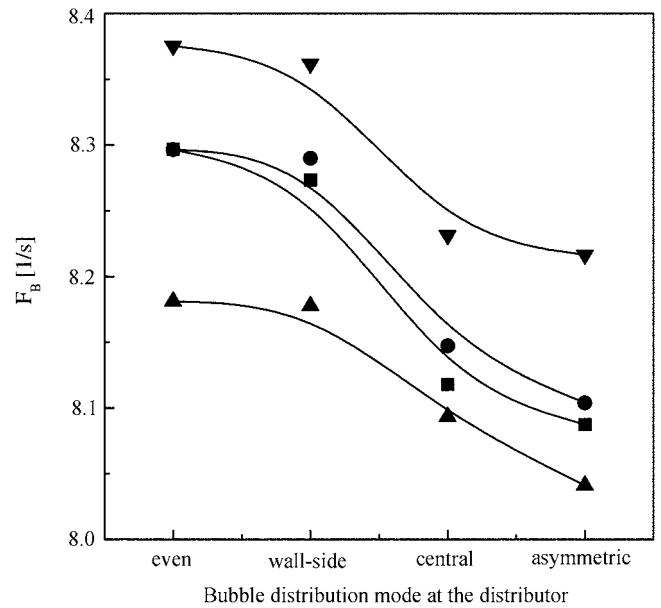


Fig. 9. Effects of bubble distribution mode on the bubble frequency in gas-liquid countercurrent bubble column bioreactors.

$U_G \times 10^2$ [m/s] ■ ● ▲ ▼

$U_L \times 10^2$ [m/s] 3.5 3 1.5 3

1 2 3 3

가함에 따라 기포의 상승속도(U_B)는 증가하였으나, 액체의 유속이 증가함에 따라 감소하였다. 기체유속의 증가는 앞서서도 언급하였듯이 기포탑내의 기체 투입량을 증가시켜 기포들 간의 합체 현상에 의해 기포의 크기도 커지며 결과적으로 기포의 상승속도도 증가시킨다고 할 수 있다. 그러나 액체의 유속이 증가함에 따라서는 상승하는 기포의 거동에 작용하는 액체의 하향속도에 의한 영향이 점점 더 증가하기 때문에 기포의 상승속도는 감소한다고 할 수 있다[12].

한편, 저항 탐침에 의해 측정되어 수집된 신호로부터 일정 실험 조건에서 기포의 평균 빈도수를 식 (5)에 의해 결정하였다. 기포탑에서 기체와 액체의 유속이 반응기 내부에서 상승하고 분포하는 기포의 빈도수에 미치는 영향을 Fig. 8에 나타내었다. 이 그림에서 볼 수 있듯이 기포의 빈도수는 기체와 액체의 유속이 증가함에 따라 모두 증가하는 경향을 나타내었다.

그러나 Fig. 9에서 볼 수 있듯이 어떤 원인에 의해서 기체의 분산이 균일분포(even distribution)로 되지 않고 벽면분포나 중앙분포 그리고 비대칭분포 등으로 변화할 경우 기포의 빈도수는 점점 감소하는 것을 알 수 있다. 이와 같이 기체의 분산이 균일분포가 아닌 불균일분포인 경우에 기포의 빈도수가 감소하는 것은 기포의 합체에 기인한다고 할 수 있다[10, 12].

기-액 향류 흐름 기포탑에서 기포의 분산형태 변화에 따라 기체의 유속이 기체 체류량에 미치는 영향을 Fig. 10에 나타내었다. 이 그림에서 볼 수 있듯이 기체 체류량은 기체와 액체의 유속이 증가함에 따라 모두 증가하는 것을 알 수 있다. 기체유속의 증가는 유동층 내부에 주입되는 기체량의 증가를 의미하기 때문에 유동층 내부에 기포로 존재하는 분산상의 양이 많아져 기체 체류량의 증가를 예견할 수 있으며, 하강하는 연속 액상의 유속증가는 상승하는 기포의 상승속도의 감소를 가져와 기포의 체내 체류시간을 증가시켜 기체 체류량이 증가한다고 할 수 있다[4]. 또한, 기체 체류량은 기

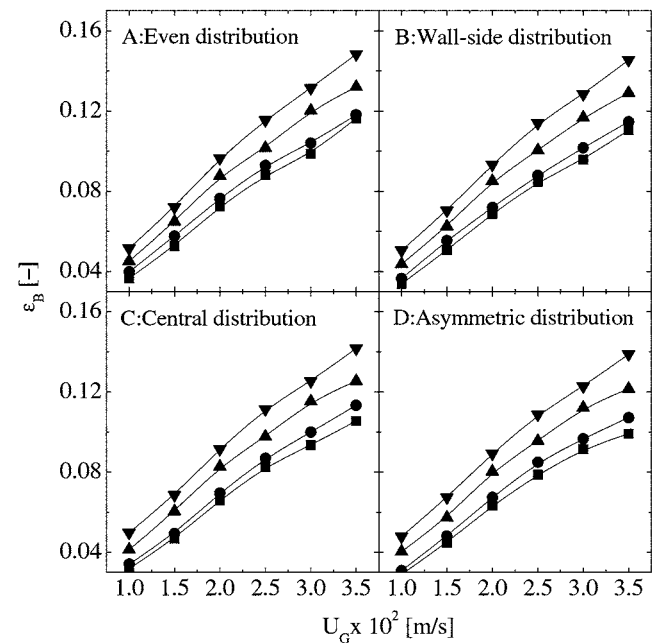


Fig. 10. Effects of gas and liquid velocities on the bubble holdup in gas-liquid countercurrent bubble column bioreactors.

$U_L \times 10^2$ [m/s] ■ ● ▲ ▼

0 1 2 3

포의 분산형태가 균일분포(even distribution)인 경우에 가장 큰 값을 나타내었으며, 벽면분포(wall-side distribution), 중앙분포(central distribution) 및 비대칭분포(asymmetric distribution)로 변화면서 기체 체류량은 점점 감소하였다. 이는 기포의 분산형태가 균일분포

(even distribution)인 경우, 다른 분산형태보다 기포의 크기가 작기 때문에 하강하는 액체에 의한 기포의 상승속도 방해 효과가 더 크기 때문이라고 할 수 있다.

기-액 향류 흐름 기포탑에서 반응기내에 기포의 분산이 결함이 없는 경우인 균일분포조건에서 기포의 수직길이, 상승속도, 빈도수 그리고 기체 체류량을 기체와 액체의 유속 등 조업조건의 함수들로 식 (12)-(15)과 같이 각각 나타낼 수 있었다. 식 (12)-(15)의 상관계수는 각각 0.962, 0.974, 0.954, 0.994로, 실험결과와 잘 맞는 것을 알 수 있다.

$$L_V = 0.048 U_G^{0.192} U_L^{0.178} \quad (12)$$

$$L_B = 4.63 U_G^{0.740} U_L^{0.117} \quad (13)$$

$$F_B = 10.2 U_G^{0.034} U_L^{0.023} \quad (14)$$

$$\epsilon_B = 2.193 U_G^{0.631} U_L^{0.242} \quad (15)$$

기-액 향류 흐름 기포탑에서 기체 체류량은 기포의 크기와 상승속도 그리고 빈도수 등에 의해 좌우되며, 기포의 상승속도는 기포의 크기, 모양 및 유체의 특성에 의해 결정된다[10-12].

4. 결 론

본 연구의 실험결과 다음과 같은 결론을 얻을 수 있었다.

(1) 기-액 향류 흐름 기포탑 생물반응기에서 기포의 크기와 빈도수는 기체와 액체의 유속이 증가함에 따라 증가하였으며, 기포의 상승속도는 기체유속이 증가함에 따라 증가하였으나 액체 유속이 증가함에 따라 감소하는 경향을 나타내었다.

(2) 기포탑 반응기의 분산판에서 기포의 분산에 벽면분포(wall-side distribution), 중앙분포(central distribution) 그리고 비대칭분포(asymmetric distribution)와 같은 결함이 일어나면, 균일분포(even distribution)에서 보다 기포의 크기(수직길이)와 상승속도는 증가하였고, 이들 값의 확률밀도함수 분포의 폭도 넓게 나타났으나, 기포의 빈도수는 감소하였다.

(3) 기포탑 반응기 내부에 기포 체류량은 기포의 균일분포(even distribution)시 제일 큰 값을 나타내었으며, 기포의 분산형태가 벽면분포(wall-side distribution), 중앙분포(central distribution) 그리고 비대칭분포(asymmetric distribution)로 변화되어감에 따라 점점 감소하는 경향을 나타내었다.

(4) 본 연구의 실험범위에서 기포의 수직길이, 상승속도, 빈도수 및 기포 체류량은 각각 다음과 같은 조업조건의 함수들로 나타낼 수 있다.

$$L_V = 0.048 U_G^{0.192} U_L^{0.178}$$

$$L_B = 4.63 U_G^{0.740} U_L^{0.117}$$

$$F_B = 10.2 U_G^{0.034} U_L^{0.023}$$

$$\epsilon_B = 2.193 U_G^{0.631} U_L^{0.242}$$

사용기호

F_B : bubble frequency [1/s]

l : distance between two tips [m]

L_V : mean bubble chord length [m]

L_{Vi} : individual bubble chord length [m]

n : total number of bubble

t_1 : time delay between corresponding pulses on the two channels [s]

t_2 : The pulse width [s]

T : measuring time [s]

U_B : mean bubble rising velocity [m/s]

U_{Bi} : individual bubble rising velocity [m/s]

U_G : superficial gas velocity [m/s]

U_L : superficial liquid velocity [m/s]

참고문헌

1. Park, H. Y., Kim, S. W., Cho, Y. J., Kang Y. and Kim, S. D., "Heat Transfer Characteristics of Three-Phase Inverse Fluidized Beds," *HWAHAK KONGHAK*, **39**(5), 619-623(2001).
2. Cho, Y. J., Park, H. Y., Kim, S. W., Kang Y. and Kim, S. D., "Heat Transfer and Hydrodynamics in Two and Three-Phase Inverse Fluidized Beds," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **41**(8), 2058-2068 (2002).
3. Ibrahim, Y. A. A., Breins, C. L., Margaritis A. and Bergongnou, M. A., "Hydrodynamic Characteristics of a Three-Phase Inverse Fluidized-Bed Column," *AIChE J.*, **42**(7), 1889-1900(1996).
4. Kim, S. W., Kim, H. T., Song, P. S., Kang, Y. and Kim, S. D., "Liquid Dispersion and Gas-Liquid Mass Transfer in Three-phase Inverse Fluidized Beds," *Can. J. Chem. Eng.*, **81**(3), 621-625 (2003).
5. Nikolov, V., Farag, I. and Nikov, I., "Gas-Liquid Mass Transfer in Bioreactor with Three-Phase Inverse Fluidized Bed," *Bioprocess & Biosystems Eng.*, **23**(5), 427-429(2000).
6. Lee, D. H., Epstein N. and Grace, J. R., "Hydrodynamic Transition from Fixed to Fully Fluidized Beds for Three-Phase Inverse Fluidization," *Korean J. Chem. Eng.*, **17**(6), 684-690(2000).
7. Garcia-Calderon, D., Buffiere, P., Moletta R. and Elmaleh, S., "Anaerobic Digestion of Wine Distillery Wastewater in Down-Flow Fluidized Bed," *Wat. Res.*, **32**(12), 3593-3600(1998).
8. Buffiere, P. and Moletta, R., "Some Hydrodynamic Characteristics of Inverse Three Phase Fluidized-Bed Reactors," *Chem. Eng. Sci.*, **54**(9), 1233-1242(1999).
9. Son, S. M., Song, P. S., Lee, C. G., Kang, S. H., Kang, Y. and Kusakabe, K., "Bubbling Behavior in Gas-Liquid Countercurrent Bubble Column Bioreactors," *J. Chem. Eng. Japan*, in press (2004).
10. Kang, Y., Cho, Y. J., Woo, K. J., Kim, K. I. and Kim, S. D., "Bubble Properties and Pressure Fluctuations in Pressurized Bubble Columns," *Chem. Eng. Sci.*, **55**(2), 411-419(2000).
11. Nam, S. H., Cho, Y. J., Kang, Y., Choi, H. S. and Kim, S. D., "Bubble Properties in Three-Phase Circulating Fluidized Beds," *HWAHAK KONGHAK*, **38**(6), 859-863(2000).
12. Kang, Y., Cho, Y. J., Woo, K. J. and Kim, S. D., "Diagnosis of Bubble Distribution and Mass Transfer in Pressurized Bubble Columns with Viscous Liquid Medium," *Chem. Eng. Sci.*, **54**(21), 4887-5893(1999).