

Airlift 생물 반응기의 설계

한국과학기술원 화학공학과 및 생물공정 연구센터

류희옥 · 장용근

1. 서 론

교반 반응기는 산업용 발효공정에서 가장 중요한 발효조 중의 하나이다. 일반적으로 교반 반응기는 배양액의 점도가 증가함에 따라, 산소전달과 일정한 혼합효과를 유지하기 위해서는 교반속도가 빨라야 하며, 따라서 많은동력을 필요로 한다. 교반속도의 증가에 따른 임펠러(impeller) 끝에서의 과도한 전단력에 의해 미생물이 손상을 받게 된다. 이러한 이유 때문에 기포탑 반응기와 airlift 생물 반응기(ALB)에 대한 많은 연구가 진행되고 있다. 기포탑 반응기와 ALB는 교반 반응기에 비하여 구조가 간단하고, 대형화가 용이하다. 기포탑 반응기와 ALB는 반응기 전체에 걸쳐 균일한 혼합과 낮은 전단력, 높은 물질전달과 열전달 특성을 갖기 때문에, 전단력에 민감한 동·식물의 세포배양에 적합하다. 또한, 기계적 교반이 필요없기 때문에 오염의 위험이나 에너지 요구량을 현저하게 줄일 수 있다. ALB는 교반 반응기에서 필요로 하는 동력의 약 1/3만이 필요하다(1).

산업용 ALB는 여러 발효공정에 사용되고 있다. ALB는 효모, 곰팡이, 박테리아 등으로부터 맥주, xanthan gum(2), 구연산(3) 등의 생산과, 대규모 폐수처리에서도 효과적으로 사용되고 있다(4-5). Malfait 등(6)에 의하면, 외부순환 ALB를 이용함으로써 사상균인 *Monascus purpurers*의 생산성을 교반 반응기에서 보다 훨씬 향상시킬 수 있었고(ALB, $Y_x/s=0.38$; 교반 반응기, $Y_x/s=0.32$), 생산성 향

상에 의해 ALB에서 생산된 biomass의 단가를 50% 이상 절감할 수 있었다. 그 외에도 *Streptomyces niveus*를 이용한 novobiocin의 생산 (7), 페니실린 발효 등에서도 교반 반응기 보다 우수한 생산성을 보였다. 내부순환 ALB에서 *Candida lipolytica*(8), *Candida intermedia*(9)의 배양 및 *Candida utilis*(10)의 연속배양도 보고된바 있다.

일반적으로 곰팡이나 동·식물 세포들은 전단력에 매우 약하다. 식물세포는 세균이나 곰팡이 보다 약 10~100배 크므로, 장력에는 견디지만 전단력에 매우 민감하고, 응집하여 자라기 때문에 산소공급이 제한을 받는다. 이러한 문제점을 극복하기 위하여 많은 연구진들이 식물세포 배양에 ALB를 사용하고 있다(11-12). 또한 ALB는 동물세포 배양(hybridoma culture)을 통한 항체 생산에도 사용되고 있다(13). 동물세포는 식물세포와 마찬가지로 전단력에 대해 저항성이 낮기 때문에, 동물세포를 배양하기 위해서는 일반적인 생물공정에서 사용되는 반응기 보다는 특수한 형태의 ALB를 사용하여야 한다.

ALB는 기-액의 2상계 뿐만 아니라 폐수처리 공정이나 슬러리를 다루는 생물공정과 같은 기-액-고의 3상계에서도 많이 활용되고 있다. 예를 들면, Ryu 등(14)은 *Thiobacillus ferrooxidans*를 이용한 석탄의 미생물 탈황공정에 ALB를 사용하여 70% (w/v)의 석탄슬러리 농도에서 석탄 슬러리의 침전이나 뭉침 없이 높은 탈황효율을 얻었다.

많은 산업용 ALB가 여러 발효공정에서 성공적으로 사용되고 있음에도 불구하고, 반응기의 설계를

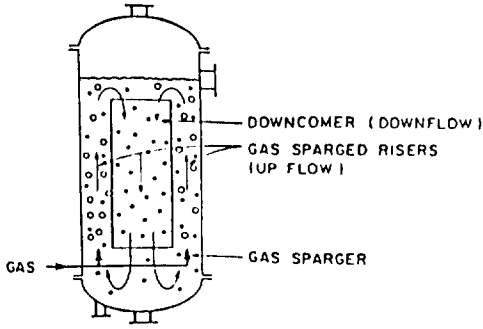


Fig. 1. Schematic diagram of an airlift bioreactor.

위해 필요한 기본적인 지식들을 제공하는 자료는 그리 많지 않다. 본 총설에서는 ALB의 기본개념을 소개하고, ALB의 설계를 위해 이용가능한 기본적인 정보를 제시하고자 한다.

2. Airlift 생물반응기의 기본 개념과 종류

ALB는 공기나 다른 기체흐름에 의해 반응물이 교반되는 반응기이다. 부가적으로 이들 기체흐름은 기상과 액상간의 열전달과 물질전달의 중요한 역할을 수행한다. 일반적으로 산소가 배지로 전달되고, 어떤 경우에는 대사물질이 기상과의 교환을 통해 제거하기도 한다.

ALB는 기체의 분산(dispersion)영역과 액상영역으로 나누어져 있다. 분산영역과 액상영역간의 기상 체류량(gas holdup) 차이에 따른 밀도차에 의해 반응기내의 액체가 순환을 일으킨다. 기-액의 상승기류가 일어나는 부분을 “상승부(riser)”라 하고, 유체의 하강흐름이 일어나는 부분을 “하강부(downcomer)”라 한다(Figure 1). 상승부에서는 기체가 주입되고, 유체의 흐름은 주로 위로 향한다. 하강부에서는 상승부에 평행하고, 밀과 위가 상승부와 연결되어 있다. 유체의 흐름은 아래로 향한다.

ALB에서의 액체순환은 ALB 하단부에서의 압력차(ΔP)를 유발하는 상승부와 하강부 간의 유체평균밀도 차이 때문이다.

$$\Delta P = H g (\rho_d - \rho_r) = H \rho g (\epsilon_r - \rho_d) \quad (1)$$

여기에서 H (m)는 상승부의 높이이고, ρ, ρ_d, ρ_r는 각각 액상, 하강부 및 상승부에서의 유체의 평균밀

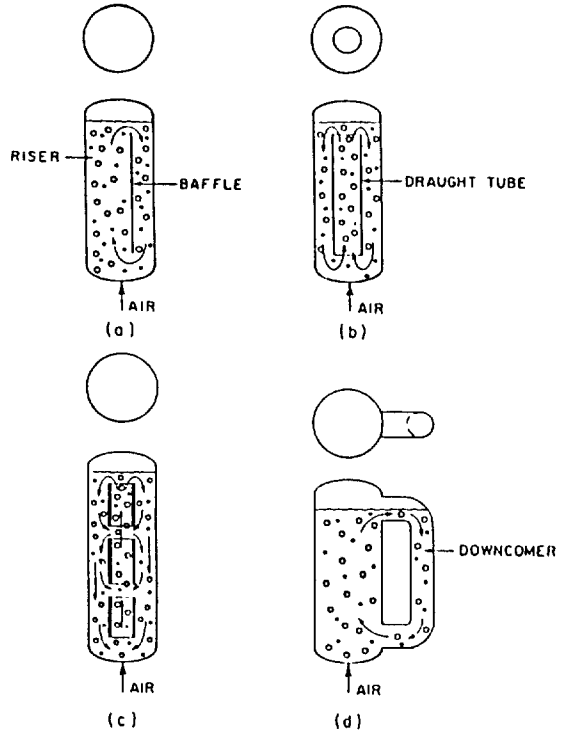


Fig. 2. Airlift reactor type: (a) split cylinder internal loop; (b) concentric draught-tube internal loop; (c) concentric draught-tube (vertically split) internal loop; (d) external loop.

도(kg/m³), ε_r와 ε_d는 각각 상승부와 하강부에서의 기상 체류량이다.

현재 다양한 형태의 ALB가 개발되어 폭넓게 사용되고 있으며, ALB는 기본적으로 그 구조에 따라 내부순환형과 외부순환형으로 분류할 수 있다 (Figure 2). 내부순환(internal-loop) ALB는 기포탑 반응기를 내부 칸막이나 관에 의해 상승부와 하강부로 분리된 형태이다. 내부순환 ALB에서는 기포의 일부가 높은 유속으로 하강부로 순환하는 액체속으로 재순환된다. 이러한 현상은 기-액 분리를 위한 상승부 위의 공간이 부족하기 때문이다. 외부순환(external-loop) ALB는 상승부와 하강부의 상·하부가 두개의 관으로 각각 연결되어있는 형태로, 보통 내부순환 ALB 보다 기-액을 분리할 수 있는 체류시간이 긴 것이 특징이다. 내·외부 순환 ALB는 그의 특성에 따라 좀더 세분화 할 수 있다. 내부순환 ALB는 split-cylinder 형태(Figure 2a)와 원형

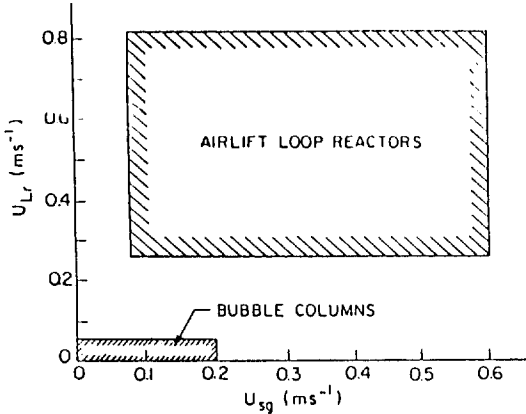


Fig. 3. Operating ranges of gas and liquid velocities in bubble column and airlift reactors.

draught-tube (Figure 2b) 형태로 나눌 수 있다. Figure 2b의 경우 기체는 draught-tube나 환관(annulus)으로 주입된다. Draught-tube는 split-cylinder 처럼 상승부와 하강부간의 액상순환을 원활하게 하기 위하여 여러 개의 draught-tube를 사용하는 경우도 있다 (Figure 2c). 외부순환 ALB는 형태가 다양하지는 않지만(Figure 2d), 상승부와 하강부의 수평 접속방식이 다양하다. 내·외부 순환 ALB는 보통 원형의 단면적을 가지고 있지만, 특별한 용도를 위해 정사각형이나 직사각형의 단면적을 갖는 ALB를 사용하기도 하였다(15-16).

ALB는 공기에 의해 교반되기 때문에 기포탑 반응기의 범주로 간주할 수 있다. 두 반응기 간의 차이점은 반응기의 형태에 의존하는 유체의 흐름, 즉 수력학적 특성이 전혀 다르다는 것이다. 액상의 순환속도가 ALB에서는 기상유속에 의해 결정되는데 반하여, 기포탑 반응기에서는 기상유속과 무관하다. 기포탑 반응기는 보통 기체가 바닥에 주입되는 용기로, 상승하는 기포에 의해 배지의 불규칙한 혼합이 일어난다. ALB에서는 아주 높은 액체 순환 속도를 얻을 수 있어서 혼합이 우수하고, 기포탑 반응기보다 높은 기상 유속까지 슬러그 현상(slug-ging)의 발생을 지연할 수 있다. 또한, 기상유속이 증가함에 따라 배지가 넘치는 경향이 있는데, 이러한 overflow를 유발하는 기상유속이 ALB 보다 기포탑 반응기에서 낮다. Figure 3에서 알 수 있듯이 기포탑 반응기보다 ALB의 조업영역이 넓다.

3. 주요 설계변수들의 영향

ALB 설계를 위해서는 기상 체류량, 기-액 계면적, 총괄 물질전달계수, 액상 순환속도, 액의 혼합시간, 열전달 계수 등을 고려하여야 한다. 이 중에서 물질 전달이 가장 중요하다.

액순환과 혼합 특성

ALB의 성능은 액순환 속도와 밀접한 관련이 있다. 이 속도는 산소전달 뿐만 아니라 상승부에서의 기상 체류시간을 결정하고, 혼합시간과 열전달 계수와 같은 다른 변수들에게도 영향을 미친다. 일반적으로 액상순환 속도는 기상유속에 영향을 받고, 다음과 같은 식으로 표현된다.

$$U_L = \alpha U_{sg}^{\beta} \quad (2)$$

여기에서 U_L 은 액상 순환속도이고, U_{sg} 는 기상 유속이다. α 와 β 는 각각 상수이다. 액상 순환속도는 기상 유속의 증가에 따라 증가한다.

ALB의 설계에 있어서 중요한 변수들은 직경에 대한 높이의 비(H/D)와 하강부와 상승부의 단면적 비(A_r/A_d)이다. 산업용 ALB에서는 H/D의 비는 10 이상이고, deep-shaft reactor 같은 특수한 경우에는 그 비가 33~130에 이른다. 일반적으로 이러한 반응기들은 폐수처리나 최소 20 m 이상의 액위가 필요한 경우에 사용된다. 액상 순환속도와 혼합시간은 ALB의 높이 증가에 따라 증가한다(17-18).

내부순환 ALB에서 효율적인 혼합과 물질전달을 위한 반응기 직경대 상승부의 직경 비(d_r/d_d)의 값을 여러 연구진들이 제안하였다. 실험실 규모의 발효 조에서의 d_r/d_d 비는 보통 0.59~0.8이다. Weiland (19)는 0.8~0.9 영역의 d_r/d_d 를 추천하였다. 가장 좋은 액상순환 성능을 얻기 위한 A_r/A_d 값은 0.6인데, 많은 경우에 0.4~0.6의 A_r/A_d 값을 사용하였다.

ALB에서는 상승부, 하강부, head space (상승부 위의 공간)에서의 혼합특성이 전혀 다른데, head space에서의 혼합이 가장 우수하고 하강부에서의 혼합이 가장 나쁘다(20). 액체의 혼합시간은 draught-tube 위의 액 부피가 증가함에 따라 감소한다. 원형 draught-tube를 갖는 ALB (d_r/d_d , 0.76)와 split-cylinder ALB ($d_r=0.243$ m, $A_r/A_d=0.411$, $L_d=4.8$ m; $L_c=0.102$ m)의 경우 일반적으로 상승부 위

의 액위가 0.5 m까지 증가함에 따라 반응기의 혼합성능이 향상되었다. 그러나, 0.5m 이상의 액위에서는 0.05 m/s의 높은 기상 유속에서도 유체의 혼합이 잘 이루어지 않기 때문에, 반응기의 높이와 관계없이 baffle (draught-tube) 위의 액위는 0.5 m를 초과하지 않는 것이 바람직하다.

액순환은 ALB의 상승부와 하강부 간의 기상 체류량의 차이에 매우 민감하기 때문에, 기-액 분리기 역할을 하는 head space의 형태나 효율에 따라 혼합과 액순환 성능이 많이 달라진다. 하강부에서의 기상 체류량이 적은 외부순환 ALB의 순환성능이 내부 순환 ALB 보다 우수하다. 최적 순환성능을 얻기 위해서는 분리기의 흐름저항을 최소로 하도록 설계되어야 한다.

기상 체류량과 물질전달계수

기상 체류량은 ALB의 수력학적 특성을 나타내는 주요 변수중의 하나이다. 기상 체류량은 기-액이나 기-액-고 분산상의 전체 부피중 기상의 부피분율이다. 높은 기상 체류량은 기-액 계면적을 크게 하므로 물질전달 성능이 좋은 것을 의미하며, 상승부와 하강부간의 기상 체류량의 차이가 액상의 순환을 위한 추진력이 되므로, 혼합과 밀접한 관련이 있다.

ALB에서의 기상 체류량(ϵ_G)의 기상유속에 대한 의존성은 기포탑 반응기와 마찬가지로 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$\epsilon_G \propto U_{sg}^n \quad (3)$$

기상 체류량은 일차적으로 기상유속에 의존하고, 사용된 분산기의 종류, 탑의 직경과 A_r/A_d 비 등의 반응기의 기하학적 특성, 유체의 물성, 흐름영역 등에 의해 영향을 받는다.

외부순환 ALB에서 하강부와 상승부간의 기상 체류량은 물과 비뉴톤 유체의 경우 같은 상관관계가

외부순환 ALB에서 하강부와 상승부간의 기상 체류량은 물과 비뉴톤 유체의 경우 같은 상관관계가 있다.

$$\epsilon_{Gr} = 0.46 \epsilon_{Gd} - 0.024 \quad (4)$$

여기에서 ϵ_{Gd} , ϵ_{Gr} 는 각각 상승부와 하강부에서의 기상 체류량이다. 이 결과는 외부순환 ALB에서 전체 기상 체류량은 유체의 특성이나 반응기의 기하

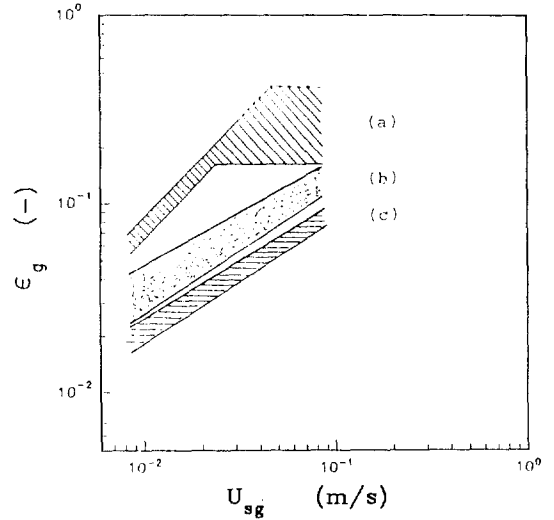


Fig. 4. Gas holdup in bubble column and airlift reactors: (a) bubble column with a radial gas sparger (23); (b) internal-loop airlift reactors; (c) external-loop airlift reactors.

학적 형태에 영향을 받지만, 상승부와 하강부간의 기상 체류량 관계는 이들 인자들과 무관하다. 내부순환 loop에 비하여 외부순환 loop에서 기상 체류량이 낮는데, 이는 상승부와 하강부의 수평 접촉부위에서 대부분의 기체가 분리되어, 적은 양의 기포만이 하강부로 순환되기 때문이다.

일반적으로 동일한 조건에서 기포탑과 원형 draught-tube를 갖는 ALB의 기상 체류량은 유사하고(21-22), 외부순환 ALB에서는 기상 체류량이 낮다(Figure 4). 반경방향 기체 분산기(radial gas sparger)가 장착된 기포탑의 경우 기상 체류량이 매우 높다(23-24). 반경방향 기체 분산기는 다른 분산기보다 분산면적이 넓어 기포 크기가 작고 균일하기 때문에 내부순환 ALB에 적용할 경우 마찬가지로 높은 기상 체류량을 가능케 한다. Figure 5에서 보인바와 같이 물질전달의 경우에도 동일한 경향이 관찰되었다.

기상 체류량은 외부 순환 ALB에서는 A_r/A_d 비가 증가함에 따라 감소하였지만, 원형 draught-tube를 갖는 ALB에서는 draught-tube의 직경과는 무관하다는 것이 관찰되었다(21). 0.14 m 이상의 직경을 갖는 기포탑 반응기에서는 기상 체류량이 탑직경에 영향을 받지 않지만(27-28), 내부순환 ALB에서의

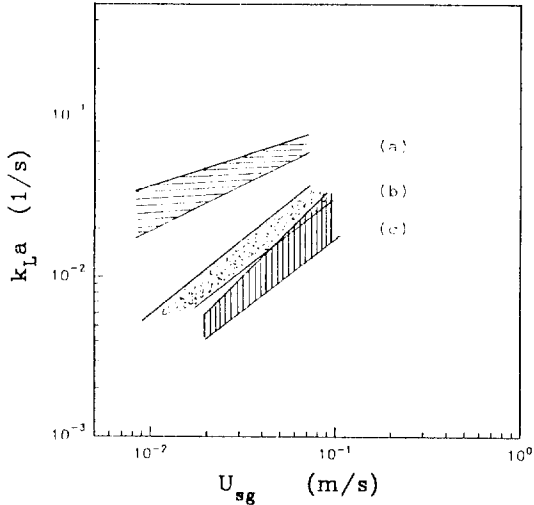


Fig. 5. Volumetric mass transfer coefficient in mycelial fermentation broths: (a) bubble column with a radial gas sparger (23); (b) internal-loop airlift reactors (25); (c) external-loop airlift reactors (26).

기상 체류량은 탑 직경이 증가함에 따라 감소한다.

물질전달 계수는 기상유속, 액상의 특성, 기포 크기분포 등의 여러 변수에 영향을 받는다. 기상 체류량과 마찬가지로 물질전달 계수는 기상유속에 많은 영향을 받는다. 물질전달에 대한 기상유속의 영향은 다음과 같은 형태의 상관식으로 나타낸다.

$$k_L a \propto A U_{sg}^{n'} \quad (5)$$

$k_L a$ 는 물질전달계수이고, A 와 n' 은 상수이다. 대부분의 물질전달은 상승부에서 일어나기 때문에, 산소전달을 위한 하강부의 역할은 무시할 수 있다 (22). 그 이유는 하강부에서의 기-액 계면적이 작기 때문이다.

$k_L a$ 에 대한 ALB의 기하학적 특성의 영향은 주로 상승부와 하강부의 단면적 비(A_r/A_d)로 나타낸다. 많은 연구결과들에서 내·외부 순환 ALB에서 A_r/A_d 비가 증가함에 따라 $k_L a$ 가 감소한다. 원형 draught-tube의 내부순환 ALB에서 공기의 주입은 draught-tube나 환관(annulus)에 주입한다. Draught-tube에 기체를 주입하는 경우에는 $k_L a$ 는 d_r/d_c 비와 탑 외경에 많은 영향을 받았다. Draft-tube에 공기를 주입하는 경우에 $k_L a$ 가 $dc^{1.059}$ 에 비례하고, 환관에 공기를 주입하는 경우에는 $dc^{0.091}$ 에 비례한

다.

높은 물질전달 효율을 얻기 위해서는 반응기의 높이가 높은 airlift를 추천하고 있다(3). Moresi(3)는 draught-tube ALB에서 액의 완전혼합과 기상의 plug flow를 가정하여 *Kluveromyces fragilis*에 의한 유장(whey)의 연속발효에 필요한 산소 소비량을 기준으로 산소전달에 필요한 동력비를 계산하였다. 그에 의하면, ALB의 조업비는 반응기 직경과 높이의 종횡비(L/dc)가 증가함에 따라 감소한다. 100 m^3 의 발효조의 경우 L/dc 의 비가 30 이상일 때 운전비가 낮았고, 250~1000 m^3 의 발효조의 경우 최적 L/dc 의 비는 15이었다.

참고문헌

1. Trager, M., G. N. Qazi, U. Onken and C. L. Chopra. 1989. Comparison of airlift and stirred reactors for fermentation with *Aspergillus niger*. *J. Ferment. Bioeng.* **68**: 112-116.
2. Suh, I. S., A. Schumpe and W. D. Deckwer. 1992. Xanthan gum production in bubble column and airlift reactors. *Biotechnol. Bioeng.* **39**: 85-94.
3. Moresi, M. 1981. Optimal design of airlift fermenters. *Biotechnol. Bioeng.* **23**: 2537-2560.
4. Gallo, T. and D. S. Sandfors. 1979. The application of deep shaft technology to the treatment of high strength industrial wastewaters. *Presented at the 86th National Meeting of AIChE*, April 1-5, Houston, Texas.
5. Redman, J. 1987. Deep shaft treatment for sewage. Pp. 12-13. *The Chemical Engineer*, October.
6. Malfait, J. L., D. J. Wilcox, D. G. Mercer and L. D. Barker. 1981. Cultivation of a filamentous mold in a glass pilot scale fermentor. *Biotechnol. Bioeng.* **23**: 863-877.
7. Erickson, L. E., S. A. Patel, L. A. Glasgow and C. H. Lee. 1983. Effects of viscosity and small bubble segregation on mass transfer in airlift fermenters. *Process Biochemistry.* **18**: 16.
8. Seipenbusch, R., J. W. Brickenstaedt, H. Blenke, and F. Schindler. 1976. Optimization of oxygen and substrate supply for paraffin-based fermentation in a loop reactor. Pp. 65. *Abstracts: 5th International Fermentation Sy-*

- posium*, Berlin.
9. Hatch, R. T. 1975. Fermenter design. Pp. 4 6-68. *In Single Cell Protein*. Vol. II, (S.R. Tannenbaum, and D.I.C. Wang, eds.), The MIT Press (Cambridge).
 10. Huang, S. Y., M. C. Yeh and K. T. Liou. 1976. Performance in mixing and cell mass propagation of airlift fermentor. Pp. 68. *Abstracts: 5th International Fermentation Symposium*, Berlin.
 11. Kim, D. I., H. Pedersen and C. K. Chin. 1991. Cultivation of *Thlictrum rugosum* cell suspension in an improved airlift bioreactor: stimulatory effect of carbon dioxide and ethylene on alkaloid production. *Biotechnol. Bioeng.* **38**: 331-339.
 12. Assa, A. and R. Bar. 1991. Biomass distribution in airlift bioreactor with yeast and plant cells. *Biotechnol. Bioeng.* **38**: 1325-1330.
 13. Royse, S. 1987. Scaling up for mammalian cell culture. PP. 12-13. Mixing characteristics of a simple airlift. *In The Chemical Engineer*.
 14. Ryu, H. W., Y. K. Chang and S. D. Kim. 1993. Microbial desulfurization in an airlift bioreactor by sulfur-oxidizing bacterium *Thiobacillus ferrooxidans*. *Fuel Processing Technology*. **36**: 267-275.
 15. Chisti, M. Y., K. Fujimoto and M. Moo-Young. 1986. Hydrodynamic and oxygen mass transfer studies in bubble columns and airlift bioreactors. Paper 117a. *Presented at AIChE Annual Meeting*, Maimi Beach, November 2-7.
 16. Siegel, M. H. and J. C. Merchuk. 1988. Mass transfer in a rectangular air-lift reactor: effects of geometry and gas recirculation. *Biotechnol. Bioeng.* **32**: 1128-1137.
 17. Bello, R. A., C. W. Robinson and M. Moo-Young. 1984. Liquid circulation and mixing characteristics of airlift contactors. *Can. J. Chem. Eng.* **62**: 573-577.
 18. Russeil, A. B., C. R. Thomas and M. D. Lilly. 1993. The influence of vessel height and top-section size on the hydrodynamic characteristics of airlift fermentors. *Biotechnol. Bioeng.* **43**: 69-76.
 19. Weiland, P. 1984. Influence of draft tube diameter on operation behaviour of airlift loop reactors. *Ger. Chem. Eng.* **7**: 374-385.
 20. Verlaan, P., J. Tramper, K. van't Reit and K. Ch. A. M. Luyben. 1986. Hydrodynamic model for an air-lift bioreactor with two and three-phase flow. Pp. 93-107. *Proceedings: Int. Conference on Bioreactor Fluid Dynamics*, April 15-17, Cambridge (England).
 21. Kawase, Y. and M. Moo-Young. 1986. Mixing and mass transfer in concentric-tube airlift fermenters: Newtonian and non-Newtonian media. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* **36**: 527-538.
 22. Bello, R. A., C. W. Robinson and M. Moo-Young. 1985. Prediction of the volumetric mass transfer coefficient in pneumatic contactors. *Chem. Eng. Sci.* **40**: 53-58.
 23. Ryu, H. W., Y. K. Chang and S. D. Kim. 1993. Gas holdup and mass transfer characteristics of carboxymethyl cellulose solutions in a bubble column with a radial gas sparger. *Bioproc. Eng.* **8**: 171-177.
 24. Ryu, H. W. 1993. Ph.D. Thesis, *Microbial desulfurization of coal and development of a high performance bubble column bioreactor*. Korea Advanced Institute of Science and Technology. Teajon, Korea.
 25. Allen, D. G. and C. W. Robinson. 1989. Hydrodynamics and mass transfer in *Aspergillus niger* fermentations in bubble column and loop bioreactors. *Biotechnol. Bioeng.* **34**: 731-740.
 26. Kawase, Y. and M. Moo-Young. 1991. Oxygen transfer in slurry bioreactors. *Biotechnol. Bioeng.* **37**: 960-966.
 27. Akita, K. and F. Yoshida. 1973. Gas holdup and volumetric mass transfer coefficient in bubble column. *Ind. Enf. Chem. Process Des. Develop.* **12**: 76-80.
 28. Fair, J. R., A. J. Lambright and J.W. Andersen. 1962. Heat transfer and gas holdup in a sparged contactor. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.* **1**: 33-36.
 29. Koide, K., K. Kuremastu, S. Iwamoto, Y. Iwata, and K. Horibe. 1983. Gas holdup and volumetric liquid-phase mass transfer coefficient in bubble column with draught tube and with gas dispersion into tube. *J. Chem. Eng. Jpn.* **16**: 407-413.