

Airlift 생물 반응기

류 회 옥 · 장 용 근 · 김 상 돈
한국과학기술원 화학공학과 및 생물공정연구센터

Airlift Bioreactors

Hee Wook Ryu, Yong Keun Chang and Sang Done Kim

Dept. of Chemical Engineering and BioProcess Engineering Research Center,
Korea Advance Institute of Science and Technology, Taejon 305-701, Korea

ABSTRACT

Airlift bioreactors are extensively used in the fields of aerobic fermentation, animal and plant cell cultures. This review article evaluates the present research activities in the field of airlift bioreactors. The published research works on the design parameters such as types, location and properties of gas sparger, hydrodynamic properties such as phase holdups, mixing, liquid circulation rate, mass and heat transfer rates are summarized. Also, recommendations are presented for designing airlift bioreactors.

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 많은 동력을 필요로 한다. 뿐만 아니라 교반속도의 증가에 따라 임펠러(impeller) 끝에서의 과도한 전단력에 의해 미생물이 손상을 받게 된다. 이러한 이유 때문에 기포탑 반응기와 airlift 생물 반응기에 대해 많은 연구가 진행되고 있다. 기포탑 반응기와 airlift 생물반응기는 교반 반응기에 비하여 구조가 간단하고, 대형화가 용이하다. 기포탑 반응기와 airlift 생물반응기는 반응기 전체에 걸쳐 균일한 혼합과 낮은 전단력, 높은 물질전달과 열전달 특성을 갖기 때문에, 전단력에 민감한 동·식물의 세포 배양에 적합하다. 또한, 기계적 교반이 필요 없기 때문에 오염의 위험이나 에너지 요구량을 현저하게 줄일 수 있다. Airlift 생물반응기는 교반 반응기에서

필요로 하는 동력의 약 1/3만이 필요하다(1).

산업용 airlift 생물반응기는 여러 발효공정에 사용되고 있다(2-5). Airlift 생물반응기는 효모, 곰팡이, 박테리아 등으로부터 맥주, xanthan gum(6), 구연산(7) 등의 생산과, 대규모 폐수처리에서도 효과적으로 사용되고 있다(8-9). Malfait 등(10)에 의하면, 외부순환 airlift 생물반응기를 이용함으로써 사상균인 *Monascus purpureus*의 생산성을 교반 반응기에서 보다 훨씬 향상시킬 수 있었고(airlift 생물반응기, $Y_x/s=0.38$; 교반 반응기, $Y_x/s=0.32$), 생산성 향상에 의해 airlift 생물반응기에서 생산된 biomass의 단가를 50% 이상 절감할 수 있었다. 그 외에도 *Aspergillus fumigatus*에 의한 cellulase의 생산, *Streptomyces niveus*를 이용한 novobiocin의 생산, 페니실린 발효 등에서도 교반 반응기보다 우수한 생산성을 보였다(11-15). 내부순환 airlift 생물반응기에서 *Candida lipolytica*, *Candida intermedia*의 배양 및 *Candida utilis*의 연속배양에 대해서도 보고된 바 있다(16-18).

일반적으로 곰팡이나 동·식물 세포들은 전단력에 매우 약하다. 식물세포는 세균이나 곰팡이보다 약 10~100배 크므로, 장력에는 견디지만 전단력에 매우 민감하고, 응집하여 자라기 때문에 산소 공급이 제한을 받는다. 이러한 문제점을 극복하기 위하여 많은 연구진들이 식물세포 배양에 airlift 생물반응기를 사용하고 있다(19-24). 또한 airlift 생물반응기는 동물세포 배양(hybridoma culture)을 통한 항체 생산에도 사용되고 있다(25-26). 동물세포는 식물세포와 마찬가지로 전단력에 대해 저항성이 낮기 때문에, 동물세포를 배양하기 위해서는 일반적인 생물공정에서 사용되는 반응기보다는 특수한 형태의 airlift 생물반응기를 사용하여야 한다. 동물세포는 전단 응력 범위 0.05~500 N/m²보다 훨씬 낮은 영역에서 견딜 수 있다. Airlift 생물반응기에서는 0.05 N/m²의 전단응력에서 0.6~1.0mmol/L·h의 산소 전달 속도를 얻을 수 있다(25).

Airlift 생물반응기는 기-액의 2상계뿐만 아니라 폐수처리 공정이나 슬러리를 다루는 생물공정과 같은 기-액-고의 3상계에서도 많이 활용되고 있다. 예를 들면, Ryu 등(27)은 *Thiobacillus ferrooxidans*를 이용한 석탄의 미생물 탈황공정에 airlift 생물반응기를 사용하여 70% (w/v)의 석탄 슬러리 농도에서 석탄 슬러리의 침전이나 뭉침없이 높은 탈황효율을 얻었다.

많은 산업용 airlift 생물반응기가 여러 발효공정에서 성공적으로 사용되고 있음에도 불구하고, 반응기의 설계를 위해 필요한 기본적인 지식들을 제공하는 자료는 그리 많지 않다. 본 논문에서는 airlift 생물반응기의 기본개념을 소개하고, airlift 생물반응기의 설계를 위해 이용가능한 기본적인 정보를 제시하고자 한다.

Airlift 생물반응기의 기본 개념

Airlift 생물반응기는 공기나 다른 기체흐름에 의해 반응물이 교반되는 반응기이다. 부가적으로 이들 기체흐름은 기상과 액상간의 물질전달과 열전달과의 중요한 역할을 수행한다. 일반적으로 산소가 배지로 전달되고, 어떤 경우에는 대사물질이 기상과의 교환을 통해 제거되기도 한다.

Airlift 생물반응기는 반응조 내의 흐름특성에 따라 4 부위로 나눌 수 있으며, 그 특성은 다음과 같다(Fig. 1) 기체가 주입되고, 유체의 상승기류가 일어나는 부위를 “상승부(riser)”라 하고, 유체의 하

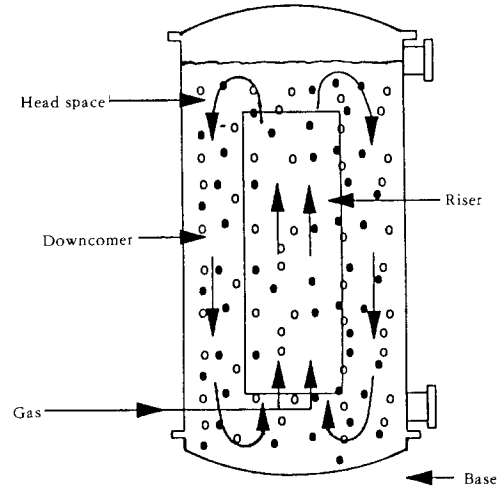


Fig 1. Schematic diagram of an airlift bioreactor.

강흐름이 일어나는 부위를 “하강부(downcomer)”라 한다. 바닥부(base)는 airlift 생물반응기의 설계에 그리 중요하지 않으나, 기상 체류량, 액상 순환속도 및 고체 입자의 흐름에 영향을 미친다. 기체 분리기(gas separator or head space)는 발효조의 윗부분으로 액 순환과 기체의 분리가 일어난다.

상승부와 하강부간의 유체 평균밀도 차이에 의한 압력차(ΔP)때문에 airlift 생물반응기의 액체순환이 일어난다.

$$\Delta P = Hg(\rho_d - \rho_r) = H\rho g(\epsilon_{Gr} - \epsilon_{Gd}) \quad (1)$$

여기에서 H(m)는 상승부의 높이이고, ρ_r , ρ_d , ρ_l 는 각각 액상, 하강부 및 상승부에서의 유체의 평균 밀도(kg/m³), ϵ_{Gr} 와 ϵ_{Gd} 는 각각 상승부와 하강부에서의 기상 체류량이다.

Airlift 생물 반응기의 분류

현재 다양한 형태의 airlift 생물반응기가 개발되어 폭넓게 사용되고 있으며, airlift 생물반응기는 기본적으로 그 구조에 따라 “내부 순환형”과 “외부 순환형”으로 분류할 수 있다(Fig. 2). 내부순환(internal-loop) airlift 생물반응기는 기포탑 반응기를 내부 칸막이나 관에 의해 상승부와 하강부로 분리된 형태이다. 내부순환 airlift 생물반응기에서는 기포의 일부가 높은 유속으로 하강부로 순환하는 액체 속으로 재순환된다. 이러한 현상은 기-액 분리를 위한 상승부 위의 공간이 부족하기 때문이다. 외부순환(external-loop) airlift 생물반응기는 상승부와 하

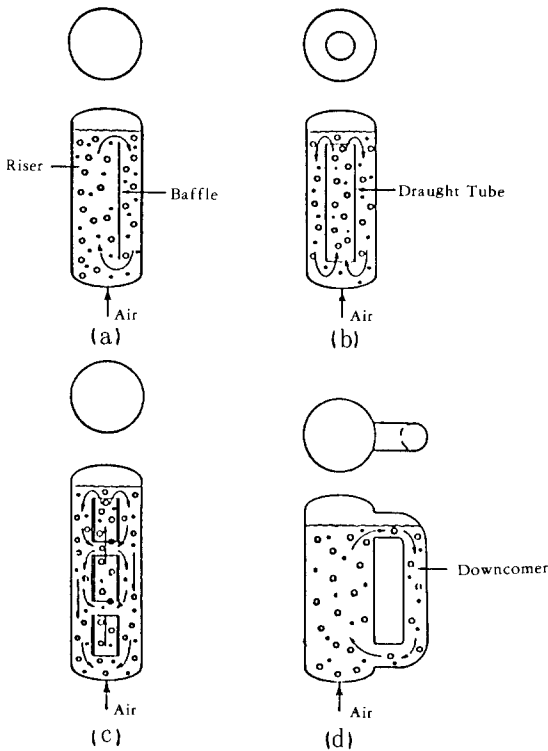


Fig. 2. Airlift reactor type: (a) split cylinder internal-loop; (b) concentric draft-tube internal-loop; (c) concentric draft-tube (vertically split) internal-loop; (d) external-loop.

강부의 상·하부가 두 개의 관으로 각각 연결되어 있는 형태로, 보통 내부순환 airlift 생물반응기보다 기-액을 분리할 수 있는 체류시간이 긴 것이 특징이다. 내·외부 순환 airlift 생물반응기는 그의 특성에 따라 좀더 세분화될 수 있다. 내부순환 airlift 생물반응기는 split-cylinder 형태(Fig. 2a)와 원형 draft-tube (Fig. 2b)형태로 나눌 수 있다. Fig. 2b의 경우 기체는 draft-tube나 환관(annulus)으로 주입된다. Draft-tube는 split-cylinder처럼 상승부와 하강부간의 액상순환을 원활하게 하기 위하여 여러 개의 draft-tube를 사용하는 경우도 있다(Fig. 2c). 외부순환 airlift 생물반응기는 형태가 다양하지는 않지만(Fig. 2d), 상승부와 하강부의 수평 접촉 방식이 다양하다. 내·외부 순환 airlift 생물반응기는 보통 원형의 단면적을 가지고 있지만, 특별한 용도를 위해 정사각형이나 직사각형의 단면적을 갖는 airlift 생물반응기가 사용되기도 하였다(28-29).

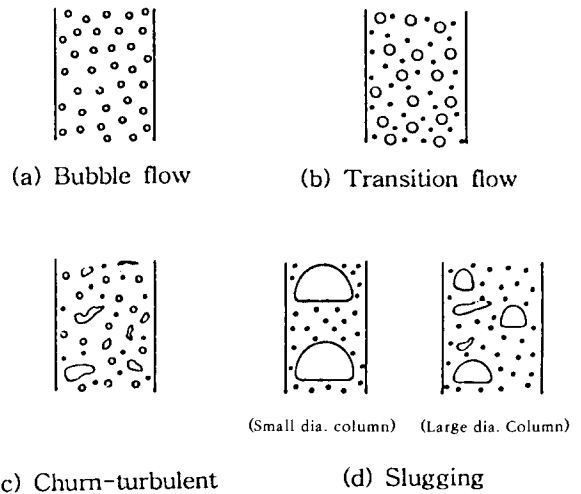


Fig. 3. Flow regimes in airlift reactors.

반응기의 수력학과 흐름영역

Airlift 생물반응기에서 기체가 반응기로 주입되어, 기체유속이 증가함에 따라 여러 흐름영역(flow regime)이 관찰된다. 낮은 기상 유속에서는 기포 상호간의 간섭이 적고, 기포가 반응기에서 거의 직선적으로 상승하며, 기포의 크기가 작고 균일하다. 이를 “기포 흐름영역 (bubble flow regime)”이라 한다(Fig. 3a). 기상 유속이 증가함에 따라 유체의 기포밀도가 점점 증가하고, 기포간의 충돌빈도가 높아져 상호간의 간섭이 증가하면, 보다 큰 난류로 특징지어지는 기포의 합체가 일어난다(Fig. 3b). 이 영역을 “전이 영역 (transition regime)”이라 한다. 기상유속이 더욱 증가하면 기포의 밀도가 증가하고, 기포의 합체가 이루어져 기포의 크기가 커지고 기포의 모양이 불규칙해지며, 난류가 심한 “난류 흐름영역 (churn-turbulent flow regime)”에 도달하게 된다(Fig. 3c). 기상 유속이 더욱 증가함에 따라 빠르게 상승하는 둥근 모자형 기포(spherical caps bubbles or bullet nosed bubbles)가 생성된다. 이러한 흐름 영역을 흐름영역 (fully developed slug flow regime)”이라 한다 (Fig. 3d). 둥근 모자형 기포의 크기나 생성 빈도는 기상유속이 증가함에 따라 증가하고, 직경이 작은 반응기나 점도가 높은 유체에서 증가한다. 반응기의 직경이 작을 때는 기포의 크기가 반응기의 직경에 상응하기도 한다.

특정한 흐름영역을 일으킬 수 있는 기상 유속의 영역은 유체의 특성이나 반응기의 형태와 밀접한 관

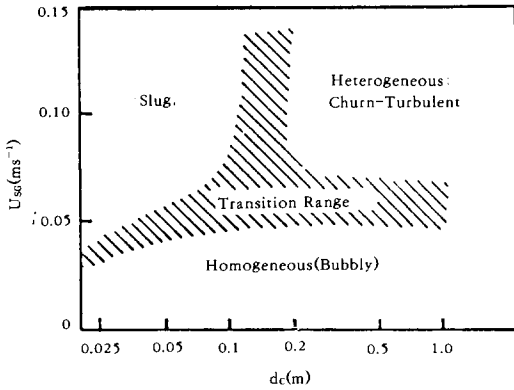


Fig. 4. Dependency of flow regime on gas velocity and reactor diameter for aqueous solution for bubble columns (30).

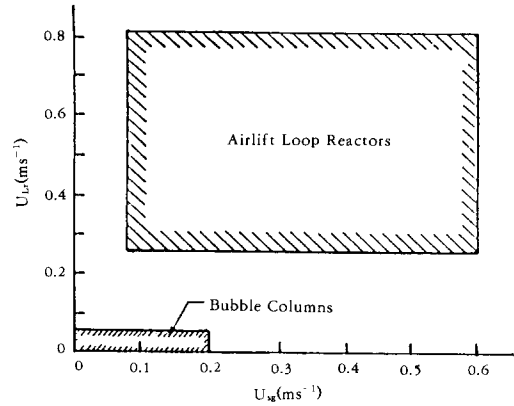


Fig. 6. Operating ranges of gas and liquid velocities in bubble column and airlift reactors (84).

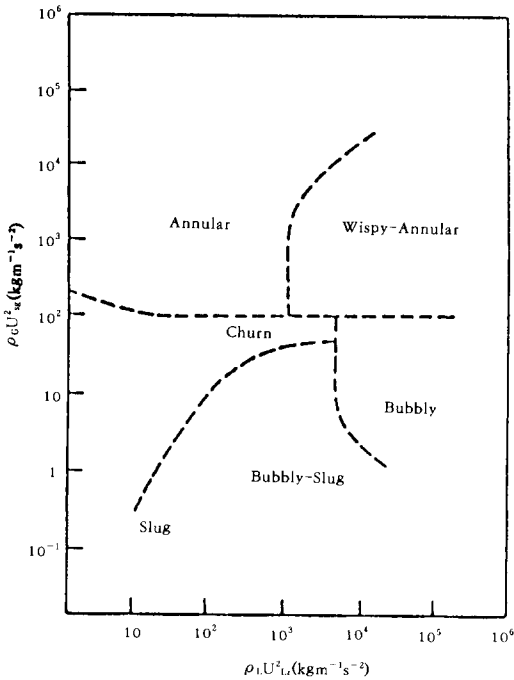


Fig. 5. Flow pattern map for vertical gas-liquid flow for low viscosity newtonian fluids (83).

계가 있다. 예를 들면, 직경이 큰 반응기 보다는 작은 반응기에서 기상유속이 증가함에 따라 기포 흐름 영역에서 슬러그 흐름영역으로 전이가 빨리 일어나

고, 물과 같은 뉴턴유체보다는 고점도 유체나 사상균 배양액과 같은 비뉴턴 유체에서 쉽게 흐름영역의 전이가 일어난다. 즉, 액상의 점도가 증가함에 따라 전이 흐름영역에서 난류 흐름영역과 슬러그 흐름영역으로의 전이를 시키는 기상유속이 감소한다. 반응기에서 흐름영역의 구분은 흐름영역 지도를 사용하여 단순화할 수 있다(Fig. 4, 5). Fig. 4는 기포탑 반응기에 적합하고, Fig. 5는 airlift 생물반응기에 적합하다(30).

Airlift 생물반응기는 공기에 의해 교반되기 때문에 기포탑 반응기의 범주로 간주할 수 있다. 두 반응기 간의 주된 차이점은 반응기의 형태에 의존하는 유체의 흐름, 즉 수력학적 특성이 전혀 다르다는 것이다. 기포탑 반응기에서는 기포의 상승작용에 의해 형성된 난류에 의한 액상의 불규칙한 혼합이 일어난다. 반면에 airlift 생물반응기에서는 액상의 순환속도는 기상유속과 밀접한 관계가 있다. Airlift 반응기는 상승부와 하강부의 밀도 차에 의해 아주 높은 액상 순환속도를 얻을 수 있어서 혼합이 우수하고, 기포탑 반응기보다 높은 기상 유속까지 슬러그 현상(slugging)의 발생을 지연할 수 있다. 또한, 기상유속이 증가함에 따라 기상체류량이 증가하여 배지가 넘치는 경향이 있는데, 이러한 현상(liquid blow out)을 유발하는 기상유속이 airlift 생물반응기 보다 기포탑 반응기에서 낮다. 이러한 영향들의 결과로 기상과 액상의 속도의 측면에서 airlift 생물반응기에서 가능한 조업영역이 기포탑 반응기의 조업영역 보다 넓다(Fig. 6).

유변학적 특성

기포탑 반응기와 airlift 생물반응기에서의 전단속도는 비뉴턴 유체의 수력학적 변수들의 상관과 세포손상을 예측하는 데에 있어서 중요한 변수로 작용한다. 비뉴턴 유체에서 수력학적 변수들을 상관하기 위한 일반적인 접근방법은, 전단속도가 기상과 액상간의 상대속도로부터 기인하기 때문에, 기포탑에서 공탑 기상유속에 비례하는 평균 전단속도가 존재한다는 가정하에서 얻어질 수 있다.

발효액은 Pseudoplastic flow behavior를 자주 보인다. 비뉴턴 유체에 대한 걸보기 점도는 전단속도($\dot{\gamma}$)에 의존하는 power-law behavior에 따른다.

$$U_{eff} = K\dot{\gamma}^{n-1} \quad (1)$$

여기에서 U_{eff} 는 유효점도(effective viscosity), K 는 fluid consistency factor이고 n 은 fluid behavior index이다. 일반적으로 K 와 n 은 rotational viscometer를 사용하여 구한다.

기포탑 반응기에서의 전단력을 구하기 위하여 Nishikawa 등(32)에 의해 제안된 상관식이 널리 사용되고 있다.

$$\dot{\gamma}_{avg} = 5000U_{sg} \quad (2)$$

여기에서 U_{sg} 는 공탑 기체유속이고, $\dot{\gamma}_{avg}$ 는 평균 전단속도이다. 이 식은 열전달 데이터로부터 얻은 것으로 상대적으로 $0.04 \leq U_{sg} \text{ (m/s)} \leq 0.1$ 의 좁은 기상유속 영역과 $0.72 \leq n \leq 1$ 의 영역에서 사용될 수 있다. 일반적으로 이 식의 정확성에 대해 의문을 갖기도 하지만, 때때로 이 식의 한계를 무시하고 사용하는 오류를 범하기도 한다. 또 다른 식으로는 Henzler(33)의 다음과 같은 관계가 사용되고 있다.

$$\dot{\gamma}_{avg} = 1500U_{sg} \quad (3)$$

이 관계는 기포탑 반응기에서 비뉴턴 유체의 물질 전달 데이터로부터 구한 식으로, $0.38 \leq n \leq 0.82$ 의 영역에서 사용 가능하다.

기포탑 반응기에서의 전단속도를 예측하기 위해 제안된 상관식들 간의 심한 불일치를 Fig. 7에 보였다. 어느 식의 사용이 정확한지에 대한 판단을 할 수가 없는 상황이며, 대부분의 문헌에서 식 (2)와 (3)을 널리 사용하고 있으며, 그나마 airlift 생물 반응기에 대해 제시된 식마저 없다. 반응기에서의 난류도는 동력공급뿐만 아니라 유체 자체의 점도와 밀도에 의존하므로, U_{sg} 의 함수로 $\dot{\gamma}_{avg}$ 를 표현하는 것

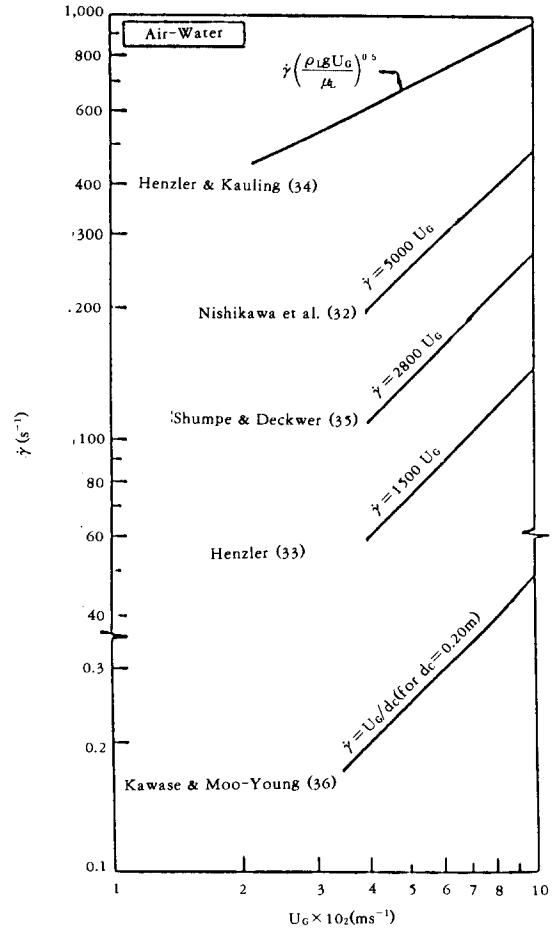


Fig 7. Average shear rate in bubble columns (air-water) as a function of superficial gas velocity. The disparity among the various correlations is substantial.

은 완전하지 않다고 본다(42).

몇몇 연구자들(37-41)은 식(2)의 U_{sg} 대신에 상층부에서의 공탑속도(U_{sgr})를 사용하여 airlift 생물 반응기에 적용하였지만, 같은 유속 U_{sg} 과 U_{sgr} 에서 기포탑 반응기와 airlift 생물반응기의 동력공급(P_g/V_L)은 식(4)와 식(5)에서 보여지는 바와 같이 서로 상이하(42).

기포탑: $(P_g/V_L) = \rho g U_{sg} \quad (4)$

Airlift 생물반응기:

$$(P_g/V_L) = \rho_L g U_{sgr} (A_r / (A_r + A_d)) \quad (5)$$

여기에서 ρ_L 는 액상 밀도, g 는 중력 가속도, U_{sg} 은 상승부에서의 공탑 기상유속, A_1 와 A_2 는 각각 상승부와 하강부의 단면적이다. 두 반응기에서의 동력 공급이 다르다는 것은 전단속도가 다르다는 것을 의미하며, 기포탑에서 얻은 식들을 airlift에 적용하는 것에 대한 논란이 되고 있다. 그러나, airlift 생물반응기에서 대부분의 물질전달은 상승부에서 일어나고 (43), airlift 생물반응기에 대해 유사한 상관식들이 없기 때문에 기포탑 반응기에서 얻은 식들을 airlift 반응기에 적용하고 있다.

주요 설계변수들의 영향

Airlift 생물반응기 설계를 위해서는 기상 체류량, 기-액 계면적, 총괄 물질전달계수, 기체 분산기의 종류, 액상 순환속도, 액상의 혼합시간, 열전달 계수 등을 고려해야 하며, 물질전달이 가장 중요하다.

기체 분산기의 영향

기체 분산기의 종류와 특성

Airlift 생물반응기로 공기를 주입하기 위하여 다양한 종류의 기체 분산기가 사용되고 있다(Fig. 8). 기체 분산기는 동적, 정적 분산기로 구분할 수 있으며, 정적 분산기로는 다공성 판을 이용한 분산기와 단일 노즐 분산기 등이 있다. 가장 널리 사용되고 있는 perforate plate나 파이프는 설치와 조업이 간편하다. 사용된 기체 분산기의 종류에 따라 기상 체류량, 물질전달 속도, 흐름영역, 기포의 크기와 상승속도 등 반응기의 수력학적 특징과 성능이 많은 영향을 받는다. 예를 들면, 다공성 판(porous plate)을 기체 분산기로 사용할 경우 기포크기가 작고 기포의 분포가 균일하여, 기포 상승속도가 현저하게 감소한다(Fig. 9) 다공성 판은 비교적 비싸고 높은 압력손실 때문에 조업비가 많이 든다. 또한, 기공이 막히기 쉬우며 오염원으로 작용될 수도 있다. 그러나, 이 분산기는 높은 산소전달을 얻을 수 있고, 100 μ m 이상의 기공을 갖는 경우에 동물세포의 배양에 사용한 결과 기공의 내부나 표면에서의 세포성장과 같은 문제는 없었고, 소규모 반응기에서 많이 사용되고 있다(45). 단일 노즐 분산기는 공기의 주입을 중단하였을 경우에 고체입자에 의해 기체 분산기가 막힐 수 있는 미생물에 의한 석탄의 탈황이나 점토의 개량공정과 같은 기-액-고의 슬러리를 다루는 시스템에 적합하다. 동적 기체 분산기는 생물 발효에서 잘 사용되지 않는다. 이 분산기는 설계와 설치가 복잡

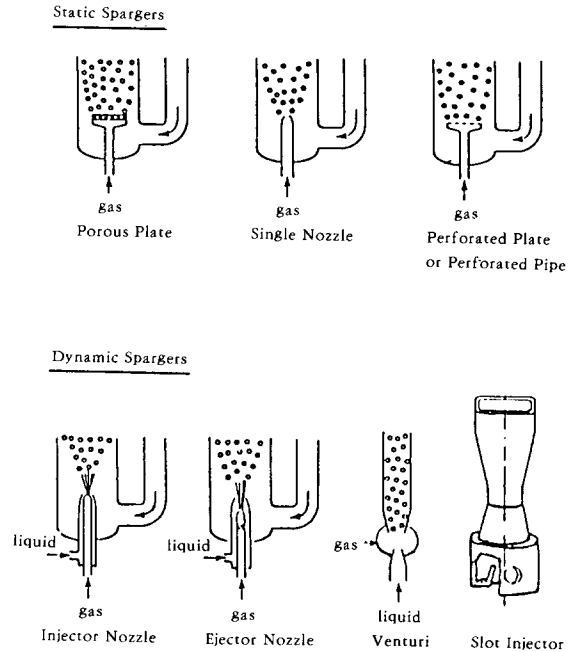


Fig 8. Gas spargers.

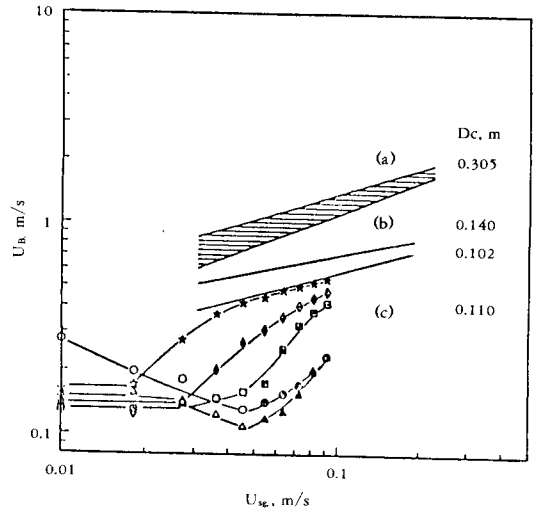


Fig 9. Mean bubble rise velocities in CMC solutions (44): (a) porous sintered plate, (b) perforate plate, (c) radial gas sparger.

하고, 펌프와 같은 외부 액순환 장치가 필요하다. 또한, 이 분산기의 전단력이 상당히 크기 때문에 전단력에 민감한 세포의 배양에는 적합치 않다.

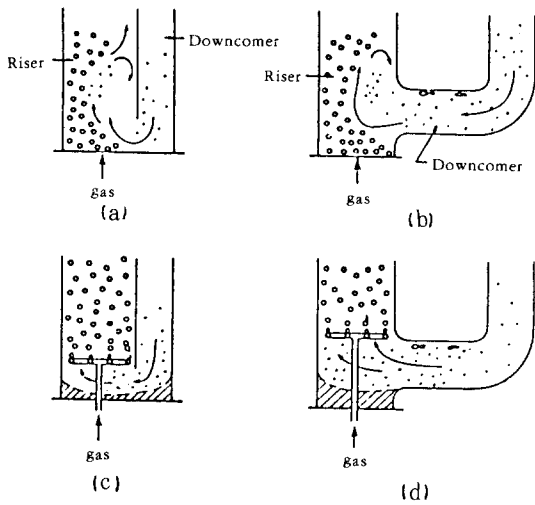


Fig 10. The influence of sparger location on gas distribution in airlift reactors: poor distribution of gas in (a) internal and (b) external loops. Proper sparger positioning (c and d) for improved gas distribution. Hatched area indicate filled-in zones to improve liquid flow and to prevent bio-mass settling

기체 분산기의 위치와 흐름특성

Airlift 생물반응기에서 기체 분산기는 보통 상승부의 바닥에 설치된다. 그러나, 기체 분산기를 바닥에 설치할 경우에는 Fig. 10의 (a)와 (b)에 보인 것처럼, 내·외부 순환 airlift 생물반응기에서 기체 분산기를 통과한 기체흐름 위에서 하강부를 통과한 재순환 유체의 흐름이 관찰된다. 이러한 현상 때문에 상승부의 벽쪽으로 기포가 몰리고, 몰린 기포는 상승부의 벽을 따라 큰 기포로 합쳐되거나 난류에 의해 재분산되기 전에 일정한 거리 내에서 벽에서 편류를 하게 된다. 편류거리(channeling distance)는 기상 유속이 낮아 난류도가 아주 낮을 때($U_{sg} < 0.005$ m/s)를 제외하고는 상승부의 하부로부터 1m를 초과하지 못한다. 동·식물세포의 배양처럼 낮은 기상유속을 사용하는 경우에 반응기의 높이가 높은 airlift 생물반응기를 사용하는 경우에도 기체 분산특성이 반응기의 성능에 미치는 영향이 크다. 상승부 내부에 분산기를 설치하면 기체분산을 향상시킬 수 있다(Fig 10 c, d). Fig 10의 (c)와 (d)에서 알 수 있는 것처럼, 정체영역(dead zone)을 적당히 채우거나, 플라스틱을 삽입하여 반응기의 바닥위로 원

활한 흐름을 얻을 수 있고, $30\text{kg dry solid/m}^3$ 과 같이 높은 고체농도를 사용하는 경우에도 반응기 바닥의 재설계에 의해 입자의 침전과 같은 문제를 해결할 수 있다.

기질의 공급위치

Airlift 생물반응기에서 기질의 공급위치에 관한 문제는 기체의 주입과 유사한 문제이다. 미생물에 대한 기질의 독성이나 저해작용 때문에 기질의 농도를 낮게 유지해야 하고 기질의 소비속도가 빠른 경우에, 반응기의 높이가 높은 airlift 생물반응기에서는 하강부의 하부에서 기질의 부족현상이 일어날 수 있다. 기질의 고갈 때문에 생산수율이 감소하는 것을 피하고자 한다면, 축방향으로 여러 위치에서의 기질공급이 필요하다. 호기성 발효를 할 때도 유사한 방법의 산소주입 방식을 적용할 수 있다. 실제로 긴 하강부 (tall downcomer) 바닥근처에서 산소가 완전고갈될 가능성이 있다. 이러한 문제를 극복하기 위하여 여러 위치에서의 산소주입이 필요하다. 이들 보조 주입구의 위치는 일차적으로 반응기에서의 액체 순환속도와 미생물에 의한 산소의 고갈속도와 관련이 있다.

액상 순환과 혼합 특성

Airlift 생물반응기의 성능은 액상 순환속도와 밀접한 관련이 있다. 이 속도는 산소전달뿐만 아니라 상승부에서의 기상 체류시간을 결정하고, 혼합시간과 열전달계수와 같은 다른 변수들에도 영향을 미친다. Airlift 생물반응기에서 액상 순환속도와 혼합시간에 대해 이용 가능한 상관식들을 Table 1에 정리하였다. Table 1에서 보는 바와 같이 일반적으로 액상 순환속도는 기상유속에 영향을 받고, 다음과 같은 식으로 표현된다.

$$U_L = \alpha U_{sg}^\beta \quad (6)$$

여기에서 U_L 은 액상 순환속도이고, α 와 β 는 각각 상수이다. 액상 순환속도는 기상 유속의 증가에 따라 증가한다.

Airlift 생물반응기의 설계에 있어서 중요한 변수들은 직경에 대한 높이의 비(H/D)와 하강부와 상승부의 단면적 비(A_d/A_u)이다. 산업용 airlift 생물반응기에서는 H/D 의 비가 10 이상이고, deep-shaft reactor 같은 특수한 경우에는 그 비가 33~130에 이른다. 일반적으로 이러한 반응기들은 폐수처리나 최소 20m 이상의 액위가 필요한 경우에 사용된다.

Table 1. Liguid circulation and mixing correlations in airlift reactors.

1. Concentric draught-tube internal-loops (draught-tube sparged). Freedman and Davison(46)	$U_{Ld} = \left[\frac{2g L_D (\epsilon_r - \epsilon_d)}{\frac{(d_o/d_r - 1)^2}{(1 - \epsilon_r)^2} + 1/(1 - \epsilon_d)^2} \right]^{0.5}$	water, kerosene $d_o/d_r = 1.61 \sim 6.67$ $L_D = 1.06 \sim 2.06m$
2. Concentric draught-tube internal-loops (draught-tube sparged). Chakravarty <i>et al.</i> (47)	$aU_L + bU_L + cU_L + d = 0$ parameter $a - b = f(L_r, A_r, A_d, U_{sg}, U_b, \epsilon_r, \epsilon_d, g)$ friction factors)	$d_c = 0.10m, L_D = 0.4m, L_c = 0.26m$ $H = 0.73m, d_o/d_r = 0.45, 0.59, 0.74$ water, Newtonian fluids
3. Concentric draught-tube internal-loops (annulus sparged). El Gabbani (48)	$U_L = \omega U_{sg}^r$ water: $\omega = 0.166, \nu = 0.237$ 0.15M NaCl: $\omega = 0.188, \nu = 0.382$	water, salt solution(0.15M NaCl) $H = 1.70m, A_d/A_r = 0.29$ $0.02 \leq U_{sg} \leq 0.10m/s$ $d_c = 0.095m, L_D = 1.47m,$
4. Concentric draught-tube internal-loops (draught-tube sparged). Rousseau and Bu'Lock(49)	$\tau_m \propto h_D^{1.7}$ (95% of complete mixing)	air-water $d_c = 0.254m, H = 170m, d_D/d_c = 0.2 \sim 0.6$ $0.68 \leq h_D(m) \leq 1.64$ $B = L_D = 0.10m$
5. Concentric draught-tube internal-loops (draught-tube or annulus sparged). Kawase and Moo-Young (50)	$\frac{\tau_c U_{sg}}{h_L} = 8.3 \left[1 + \frac{A_d}{A_r} \right]^{1.3} \left[\frac{U^2 X}{d_g} \right]^{1/3}$ U_{sg} based on d_c and $U_X = 0.787(g d_c U_{sg})^{1/3} n^{-2/3}$	air-water $d_c = 0.152 \sim 0.23,$ $1 \leq h_L(m) \leq 1.8$
6. Rectangular channel internal-loop. Seigel <i>et al.</i> (29).	$U_L = 33.868 U_{sg} (d_o/d_r)^{-0.41}$ (cm/s)	air-water $d_o/d_r = 1.21$ or 0.83 $h_L \sim 4m$
7. External-loops, draught-loops internal-loops (draught-tube sparged). Bello (51), Bello <i>et al.</i> (52)	$U_L = \omega (A_d/A_r)^\nu U_{sg}^{1/3}$ external-loops: $\omega = 1.55, \nu = 0.74 \pm 0.04$ external-loops: $\omega = 0.66, \nu = 0.78 \pm 0.08$ $\tau_c = \omega (A_d/A_r)^\nu U_{sg}^{1/3}$ external-loops: $\omega = 2.3, \nu = -0.46$ external-loops: $\omega = 4.9, \nu = -0.50$ $\frac{\tau_m}{\tau_c} = \omega (A_d/A_r)^\nu$ (99% of complete mixing) external-loops: $\omega = 5.2, \nu = 0.46$ external-loops: $\omega = 3.5, \nu = 0.50$	air, 0.15M NaCl $h_D = 1.8m$ (all cases) external-loops: $d_r = 0.152m,$ $A_d/A_r = 0.11, 0.25, 0.44$ internal-loops: $d_c = 0.152m,$ $A_d/A_r = 0.13, 0.35, 0.56$ $B = 0.25m, L_c = 0.10m$
8. External-loops. Popovic and Robinson (38)	$U_L = \omega U^{0.32} (A_d/A_r)^{0.734} \mu^{0.365}_{app}$ $\omega = 0.052$ (bubbly flow) $\omega = 0.0204$ (slug flow) $\mu_{app} = K(5000 U_{sg})^{n-1}$	CMC sol'n, $\mu_{app} = 0.015 \sim 0.9 Pa \cdot s$ external-loops: $d_r = 0.152m,$ $A_d/A_r = 0.11, 0.25, 0.44$
9. External-loops. Merchuk and Stein (53)	$\frac{U_{sgt}}{\epsilon_r} = 1.03(U_L + U_{sg}) + 0.33$	apparently water external-loops: $d_r = 0.152m$ $d_i = 0.14m, A_d/A_r = 1.0$ $0 \leq (U + U) \leq 1.40m/s$ $0.20 < U_{sg}/\epsilon_r < 1.80m/s$ $L_r = L_d = 4.05m, \epsilon_d = \emptyset$ (always)

액상 순환속도와 혼합시간은 airlift 생물반응기의 높이 증가에 따라 증가한다(55). 혼합시간은 낮은 기상유속에서는 draft-tube의 높이의 증가에 따라 현저하게 증가하고, 높은 유속에서는 완만한 증가를 보인다. Russell 등(55)은 draft tube의 높이(H_{DT})에 따른 상승부에서의 액상 순환속도(U_{LR})와 혼합시간(t_m)의 상관식을 제안하였다.

$$U_{LR} = 0.9 U_{sg}^a H_{DT}^b \quad (7)$$

$$t_m = a H_{DT}^b \quad (8)$$

여기에서 $a=0.44 \pm 0.03$, $b=0.47 \pm 0.07$ 이고, t_m 은 추적자(tracer)를 90% 혼합하는데 소요되는 혼합시간이다. 기포탑 반응기와 비교하여 1~2개의 draft tube가 설치된 airlift 생물반응기 경우에는 액순환 경로가 길기 때문에 혼합시간이 증가한다(56). 또한, draft-tube가 여러 개 설치되어 있는 airlift 생물반응기에서는 A_i/A_d 가 감소할수록 액상 순환속도와 기상 체류량은 증가하고(57), 고체입자(세포 농도)의 농도가 증가할수록 순환속도는 감소한다.

내·외부 순환 airlift 생물반응기에서의 혼합시간(t_m)과 순환시간(t_c)의 비는 기상유속에 무관하고, 단지 반응기의 형태나 A_i/A_d 의 비에 의존한다(52). 내부순환 airlift 생물반응기에서 효율적인 혼합과 물질전달을 위한 반응기 직경 대 상승부의 직경 비(d_i/d_c)의 값을 여러 연구진들이 제안하였다. 실험실 규모의 발효조에서 d_i/d_c 비는 보통 0.59~0.8이다. Weiland (58)는 0.8~0.9영역의 d_i/d_c 를 추천하였다. 가장 좋은 액상순환 성능을 얻기 위한 A_i/A_d 값은 0.5~0.59로 많은 경우에 0.4~0.6의 A_i/A_d 값을 사용하였다(58-59).

일반적으로 비뉴턴 유체에서는 액체의 점도가 증가함에 따라 액상 순환속도가 감소한다(53, 60). Xanthan gum과 같은 항력(drag force)을 줄이는 고분자 용액을 소량 첨가한 경우 액순환 속도가 물보다 빠르다. 그러나, 마찬가지로 농도가 증가함에 따라 순환속도가 감소하게 된다(61). 사상균이 세포 농도가 증가하거나 고체 입자의 농도가 증가함에 따라 액상 순환속도는 감소한다(45, 61).

Airlift 생물반응기에서 액상 순환속도에 대해 제시된 많은 상관식들의 문제점은 그러한 상관식을 얻기 위해 사용된 특정한 반응기외에 다른 반응기에서는 액상 순환속도를 정확하게 예측하지 못한다는 점이다. 이러한 문제를 극복하기 위하여, 저점도의 뉴턴 유체에 대하여 다음과 같은 여러 가지 반응기의

형태(구조, 크기)와 조업 변수들에 대한 상승부에서의 액순환 속도와 관련된 이론식을 제안하였다(45).

$$U_{LR} = \left[\frac{2gh_b(\epsilon_{Gr} - \epsilon_{Gd})}{\frac{K_T}{(1 - \epsilon_{Gr})^2} + \frac{K_B}{(1 - \epsilon_{Gd})^2} \left(\frac{A_i}{A_d}\right)^2} \right]^{0.5} \quad (9)$$

여기에서 K_T 와 K_B 는 상승부와 하강부의 접속부위를 순환하는 유체의 마찰손실 계수이다. 식 (9)는 반응기의 형태가 다름에도 불구하고, 물-공기 계에 대해 문헌에 발표된 대부분의 액순환 속도를 $\pm 30\%$ 범위 내에서 예측할 수 있다.

Airlift 생물반응기에서는 상승부, 하강부, 기체분리기(상승부위의 공간)에서의 혼합특성이 전혀 다른데, 기체분리기에서의 혼합이 가장 우수하고 하강부에서의 혼합이 가장 나쁘다(62). 액체의 혼합시간은 draft-tube위의 액 부피가 증가함에 따라 감소한다. 원형 draft-tube를 갖는 airlift 생물반응기($d_i/d_c=0.76$)와 split-cylinder airlift 생물반응기($d_c=0.243m$, $A_i/A_c=0.411$, $L_d=4.8m$; $L_c=0.102m$)의 경우 일반적으로 상승부 위의 액위가 0.5m까지 증가함에 따라 반응기의 혼합성능이 향상되었다. 그러나, 0.5m 이상의 액위에서는 0.05m/s의 높은 기상 유속에서도 유체의 혼합이 잘 이루어지지 않기 때문에, 반응기의 높이와 관계없이 baffle (draft-tube)위의 액위는 0.5m를 초과하지 않는 것이 바람직하다.

액순환은 airlift 생물반응기의 상승부와 하강부 간의 기상 체류량의 차이에 매우 민감하기 때문에, 기-액 분리의 역할을 하는 기체분리기의 형태나 효율에 따라 혼합과 액상순환 성능이 많이 달라진다. 하강부에서의 기상 체류량이 적은 외부순환 airlift 생물반응기의 순환성능이 내부 순환 airlift 생물반응기 보다 우수하다. 최적 순환성능을 얻기 위해서는 분리기의 흐름저항을 최소로 하도록 설계되어야 한다.

기상 체류량과 물질전달계수

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

Table 2. Gas holdup and mass transfer for airlift reactors.

<p>1. External-loops; draught-tube internal-loops(annulus sparged); bubble column. Bello <i>et al.</i> (63, 64)</p>	$k_{La} = 0.76 \left(1 + \frac{A_d}{A_r}\right)^{-2} U_{sgf}^{0.8}$ <p>(l/s) (m/s) or in terms of power input</p> $k_{La} = 5.5 \times 10^{-4} \left(1 + \frac{A_d}{A_r}\right)^{-1.2} (P_G/V_D)^{0.8}$ <p>(l/s) (W/m³)</p> $\epsilon_G = 3.4 \times 10^{-3} \left(1 + \frac{A_d}{A_r}\right)^{-1} (P_G/V_D)^{2/3}$ $\frac{k_{La} h_D}{U_L} = 2.28 \left(\frac{U_{sgf}}{U_L}\right)^{0.90} \left(1 + \frac{A_d}{A_r}\right)^{-1}$ <p>for water and salt solution</p> $\epsilon_{G_0} = 0.16 \frac{U_{sgf}}{U_L} \left(1 + \frac{A_d}{A_r}\right)$	<p>air-water or aqueous salt solution (0.15 kmol NaCl/m³); d_c or d_d = 0.152 m h_D = 1.8 m; U_{sg} = 0.0137 ~ 0.086 m/s (bubbly flow only) A_d/A_r (internal loops) = 0.13, 0.35, 0.56 bubble column A_d/A_r = 0</p>
<p>2. Draught-tube internal loops (draught-tube sparged) Chakaravarty <i>et al.</i> (65)</p>	$\epsilon_G = \left[(\mu_L - \mu_w)^{2.75} + 161 \frac{(73.3 - \sigma)}{(74.1 - \sigma)} \right] \times U_{sgf}^{0.88}$ <p>and</p> $\epsilon_{G_0} = 1.23 \times 10^{-2} \left[\frac{(74.2 - \sigma)}{74.1 - \sigma} \right] \mu^{0.45} \times \left(\frac{A_r}{A_d}\right)^{1.08} U_{sgf}^{0.88}$ <p>μ_L, μ_w in mPa · s; σ in mN/m; U_{sgf} in cm/s</p>	<p>water; sodium sulfate, glycerol and iso-butyl alcohol solutions; U_{sg} = 0.015 ~ 0.20 m/s; d_c = 0.10 m; d_i = 0.074, 0.059, 0.045 m; L_d = 0.040 m; L_b = 0.026 m</p>
<p>3. Rectangular internal-loop Chisti <i>et al.</i> (28)</p>	<p>bubble flow:</p> $\epsilon_G = (1.488 - 0.496 C_d) U_{sgf}^{0.892 \pm 0.075}$ <p>coalesced bubble flow</p> $\epsilon_G = (0.371 - 0.089 C_d) U_{sgf}^{0.430 \pm 0.015}$ <p>U_{sg} based on total reactor cross-section.</p>	<p>water; aqueous salt solution (0.15 kmol/m³ NaCl); salt solution + 1, 2 or 3 dry wt./vol.% Solka-Floc (KS-1016) cellulose fibre</p>
<p>4. External-loops Chisti <i>et al.</i> (28)</p>	$\epsilon_G = 0.65 \left(1 + \frac{A_s}{A_r}\right)^{-0.280} U_{sgf}^{0.603 \pm 0.078 C_s}$ <p>and (m/s)</p> $k_{La} = \left(1 + \frac{A_d}{A_r}\right)^{-1} (0.349 - 0.102 C_d) U_{sgf}^{0.837 \pm 0.062}$ <p>(l/s) (m/s)</p>	<p>water; aqueous solution (0.15 kmol/m³ NaCl); salt solution + 1, 2 or 3 dry wt./vol.% Solka-Floc (KS-1016) cellulose fibre</p>
<p>5. Draught-tube internal loops; bubble columns Kawase and Moo-Young (36)</p>	$\epsilon_G = 0.24 n^{-0.6} \left(\frac{U_{sg}}{\sqrt{g d_c}}\right)^{0.84 - 0.14 n} \left(\frac{g d_c^3 \rho_L^2}{\mu_{app}^2}\right)^{0.07}$ $\frac{k_{La} d_c^2}{D_L} = 6.8 n^{-6.72} \left(\frac{d_c U_{sg} \rho_L}{\mu_{app}}\right)^{0.38 n + 0.52}$ $\left(\frac{\mu_{app}}{D_L \rho_L}\right)^{0.38 n - 0.14}$	<p>water, pseudoplastic fluids; U_{sg} = 0.008 ~ 0.285 m/s; d_c = 0.14 ~ 0.35 m; n = 0.543 ~ 1; K = 0.001 ~ 1.22 Pa · s. Pseudoplastic fluids; water; U_{sg} = 0.008 ~ 0.085 m/s; d_c = 0.14 ~ 0.305 m n = 0.543 ~ 1; K = 0.00089 ~ 2.82 Pa · s.</p>
<p>6. Draught-tube internal-loops; (annulus sparged) Koide <i>et al.</i> (66)</p>	$\frac{k_{La} \sigma}{D_L g \rho_L} = 2.25 \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L}\right)^{0.5} \left(\frac{\rho_L \sigma^3}{g \mu_L^2}\right)^{0.136}$ $\left(\frac{d_c}{d_c}\right)^{0.0905} \epsilon_G^{1.26}$ <p>applied within ± 12% for: 3.71 × 10² ≤ μ_L ρ_L D_L ≤ 6.00 × 10⁴ 1.18 × 10⁶ ≤ ρ_L σ³ μ_L ≤ 5.93 × 10¹⁰ 0.471 ≤ $\frac{d_c}{d_c}$ ≤ 0.743 7.41 × 10⁻³ ≤ $\frac{d_0}{d_c}$ ≤ 2.86 × 10⁻² 0.0302 ≤ ε_G ≤ 0.305</p>	<p>Newtonian fluids; μ_L ≈ 0.9 ~ 13 mPa · s; σ ≈ 51 ~ 73 mN/m; D_L ≈ 0.186 × 10⁻⁹ ~ 2.42 × 10⁻⁹ m²/s 0.0098 ≤ U_{sg} (m/s) ≤ 0.156, based on total colum cross-section. d_c = 0.10 ~ 0.30 m; d₀ = 0.06 ~ 0.19 m L_d = 0.70 ~ 2.10 m; L = 0.84 ~ 2.24 m d₀ = 0.001 ~ 0.004 m</p>

<p>7. Draught-tube internal-loops (draught-tube sparged). Koide <i>et al.</i> (67)</p>	$\frac{k_{La} d_c^2}{D_L} = 0.477 \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.5} \left(\frac{g d_c \rho_L}{\sigma} \right)^{0.837} \left(\frac{g d_c^3 \rho_L^3}{\mu_L^2} \right)^{0.257} \left(\frac{d_{ci}}{d_c} \right)^{-0.542} \epsilon_G^{1.36}$ <p>applied within $\pm 13\%$ for:</p> $3.69 \times 10^2 \leq \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \leq 5.68 \times 10^4$ $1.36 \times 10^3 \leq \frac{g d_c^2 \rho_L}{\sigma} \leq 1.22 \times 10^4$ $0.471 \leq \frac{d_{ci}}{d_c} \leq 0.743$ $2.27 \times 10^8 \leq \frac{g d_c^3 \rho_L^2}{\mu_L^2} \leq 3.32 \times 10^{11}$ $0.037 \leq \epsilon_G \leq 0.2$	<p>Newtonian fluids: $\mu_L \approx 0.9 \sim 13 \text{ mPa} \cdot \text{s}$; $\sigma \approx 51 \sim 73 \text{ mN/m}$; $0.0098 \leq U_g (\text{m/s}) \leq 0.156$, based on total column cross-section. $d_c = 0.10 \sim 0.30 \text{ m}$; $d_a = 0.06 \sim 0.19 \text{ m}$ $L_d = 0.70 \sim 2.10 \text{ m}$; $L = 0.84 \sim 2.24 \text{ m}$ $d_o = 0.001 \sim 0.004 \text{ m}$ $D_L \approx 0.186 \times 10^{-9} \sim 2.42 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$ spargers: (single nozzle) $d = 0.001 \text{ m}$, 7 holds; and porous plate.</p>
<p>8. Draught-tube internal-loops (draught-tube sparged). Miyahara <i>et al.</i> (68)</p>	$\epsilon_G = \frac{0.4 \sqrt{Fr}}{1 + 0.4 \sqrt{Fr} \left(1 + \frac{U_L}{U_{sg}} \right)}$ $Fr = \frac{U_{sg}^2}{g d_o}$ <p>and</p> $\epsilon_{Gd} = 4.51 \times 10^6 Mo^{0.115} \left(\frac{A_r}{A_d} \right)^{1.2} \epsilon_{Gr}^2$ <p>when</p> $\epsilon_G < 0.0133 \left(\frac{A_r}{A_d} \right)^{0.32}, \text{ or}$ $\epsilon_G = 0.05 Mo^{-0.22} \left[\left(\frac{A_r}{A_d} \right)^{0.6} \epsilon_{Gr} \right]^{0.3 Mo^{-0.073}}$ <p>when</p> $\epsilon_G > 0.0133 \left(\frac{A_r}{A_d} \right)^{-1.32};$ $Mo (\text{motornumber}) = \frac{g \mu_L^2}{\rho_L \sigma^3}$	<p>fluids: water, ethanol/water, glycerine/water, miller jelly/water;</p> <p>$\rho_L = 925 \sim 1168 \text{ kg/m}^3$, $\mu_L = 1.0 \sim 14.9 \text{ Pa} \cdot \text{s}$; $\sigma = 34.1 \sim 72.0 \text{ mN/m}$; $d_c = 0.148 \text{ m}$; $L_d = 1.03 \text{ m}$; maximum $h_0 = 1.20 \text{ m}$; $d_o = 0.005 \sim 0.0011 \text{ m}$; $A_r/A_d = 0.128 \sim 0.808$</p>
<p>9. External-loops and bubble columns. popovic and Robinson (38)</p>	$k_{La} = 1.911 \times 10^{-4} U_{sg}^{0.525} \left(1 + \frac{A_d}{A_r} \right)^{-0.883} \mu_{app}^{-0.88}$ <p>(1/s) (cm/s)</p> <p>and</p> $\epsilon_G = 0.02 U_{sg}^{0.6504} \left(1 + \frac{A_d}{A_r} \right)^{-1.0516} \mu_{app}^{-1.039}$ <p>μ_{app} based on shear rates calculated using: $\dot{\gamma} = 5000 U_{sg}$ (1/s) (m/s)</p>	<p>none-Newtonian CMC solutions; $A_d/A_r = 0 \sim 0.44$; $\mu_{app} = 0.015 \sim 0.5 \text{ Pa} \cdot \text{s}$;</p>

관련이 있다.

Airlift 생물반응기에서의 기상 체류량 (ϵ_G)과 물질 전달계수 (k_{La})에 대해 이용 가능한 상관식들을 Table 2에 정리하였다. Airlift 생물반응기에서의 기상 체류량의 기상유속에 대한 의존성은 기포탑 반응기와 마찬가지로 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$\epsilon_G \propto U_{sg}^n \tag{10}$$

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.

Airlift 생물반응기 반응기를 설계할 때에 기상 체류량은 총괄 기상 체류량을 고려한다. 상승부와 하강부의 기상 체류량의 관계도 매우 중요하며, 이 관계는 반응기의 기체분리기의 기-액분리 성능의 설계에 중요하다. 기체분리기는 기-액 분리성능도 중요하지만, 기체분리기는 압손실을 최소로 하도록 설계하여야 한다(48). 호기성 생물발효기에서 반응기 기체분리기의 높은 기-액 분리효율은 역효과를 유발할

수도 있다. 산소를 연속적으로 공급하더라도, 상승부에서 산소로 포화된 배양액이 하강부 아래의 어느 위치에서 미생물의 산소 소비에 의해 산소가 고갈될 수 있다. 미생물에 대한 임계산소농도는 $9.6 \times 10^{-5} \sim 1.6 \times 10^{-3} \text{kg/m}^3$ 이다(74). 대기압 하에서 전형적인 배지들의 산소 용해도는 $8 \times 10^{-3} \text{kg/m}^3$ 이고, 발효하는 동안에 최대 산소요구량(peak oxygen demand)은 $1.8 \times 10^{-4} \sim 2.7 \times 10^{-3} \text{kgO}_2/\text{m}^3 \cdot \text{s}$ 이므로(85), 공기가 포화된 배지에 산소 공급을 중단할 경우 2~25분 내에 산소가 고갈될 것이다. 따라서, 산소고갈을 방지하기 위해서는 미생물에 따라 하강부에서 유체의 체류시간을 2~45초보다 작게 하거나, 하강부에 기체의 재순환이나 새로운 기체를 주입해야 한다. 이러한 이유 때문에 외부순환형 airlift 생물반응기보다는 하강부에서 기상 체류가 큰 내부순환 airlift 생물반응기의 사용이 바람직하다고 본다.

하강부와 상승부에서의 공기-물 계에서의 기상 체류량은 다음과 같은 상관관계가 있다(63).

$$\epsilon_{Gd} = 0.79 \epsilon_{Gr} - 0.057 \quad (\text{외부순환 airlift 생물반응기}) \quad (11)$$

$$\epsilon_{Gd} = 0.89 \epsilon_{Gr} \quad (\text{내부순환 airlift 생물반응기}) \quad (12)$$

여기에서 ϵ_{Gr} 와 ϵ_{Gd} 는 각각 상승부와 하강부에서의 기상 체류량이다. Chisti 등(28)은 물과 비뉴턴 유체에 대해 유사한 관계를 확인하였다.

$$\epsilon_{Gd} = 0.46 \epsilon_{Gr} - 0.024 \quad (\text{외부순환 airlift 생물반응기}) \quad (13)$$

이들 결과들은 외부순환 airlift 생물반응기에서 전체 기상 체류량은 유체의 특성이나 반응기의 기하학적 형태에 영향을 받지만, 상승부와 하강부간의 기상 체류량 관계는 이들 인자들과 무관하다. 내부순환 반응기에 비하여 외부순환 반응기에서 기상 체류량이 낮는데, 이는 상승부와 하강부의 수평 접촉부위에서 대부분의 기체가 분리되어, 적은 양의 기포만이 하강부로 순환되기 때문이다.

일반적으로 동일한 조건에서 기포탑과 원형 draft-tube를 갖는 airlift 생물반응기의 기상 체류량은 유사하고(50, 52, 58, 67), 외부순환 airlift 생물반응기에서는 기상 체류량이 낮다(Fig. 11). 반경방향 기체 분산기(radial gas sparger)가 장착된 기포탑의 경우 기상 체류량이 매우 높다(60, 69). 일반적인 기체 분산기는 반응기의 축 방향으로 공기를 주입하는데 반하여, 반경방향 기체 분산기(porous)는

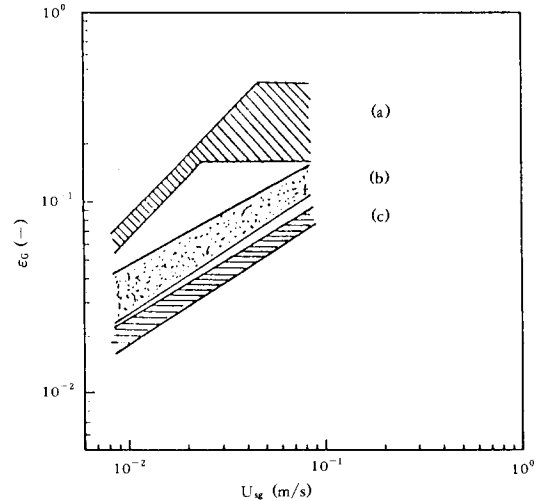


Fig 11. Gas holdup in bubble column and airlift reactors: (a) bubble column with a radial gas sparger; (b) bubble column and internal-loop airlift reactors; (c) external-loop airlift reactors.

공기를 반응기의 반경방향으로 주입하는 실린더형으로, 다른 분산기보다 분산면적이 넓어 기포 크기가 작고 균일하기 때문에 내부순환 airlift 생물반응기에 적용할 경우 마찬가지로 높은 기상 체류량을 가능하게 한다. 외부순환 airlift 생물반응기에서는 A_r/A_d 비가 증가함에 따라 기상 체류량이 증가하였지만, 내부순환(원형 draft-tube) airlift 반응기에서는 draft-tube의 직경에 관계없이 기포탑 반응기와 유사한 기상 체류량이 관찰되었다(64). 0.14m 이상의 직경을 갖는 기포탑 반응기에서의 기상 체류량은 탑 직경에 영향을 받지 않은 것으로 알려졌으나(71-73), 근래의 연구 결과에 의하면 기포탑 반응기의 탑경이 증가함에 따라 기상체류량이 감소하는 것으로 알려졌다(36, 82). 마찬가지로, 내부순환 airlift 생물반응기에서의 기상 체류량은 탑 직경이 증가함에 따라 감소한다(36). 0.1~0.3m의 airlift 반응기에서 환관에 공기를 주입한 경우, 탑 직경이 기상체류량과 물질전달에 미치는 영향은 무시할 만하다는 연구 결과도 있다(66).

물질전달계수는 기상유속, 액상의 특성, 기포 크기 분포 등의 여러 변수에 영향을 받는다. 기상 체류량과 마찬가지로 물질전달계수는 기상유속에 많은 영향을 받는다. 물질전달에 대한 기상유속의 영향은

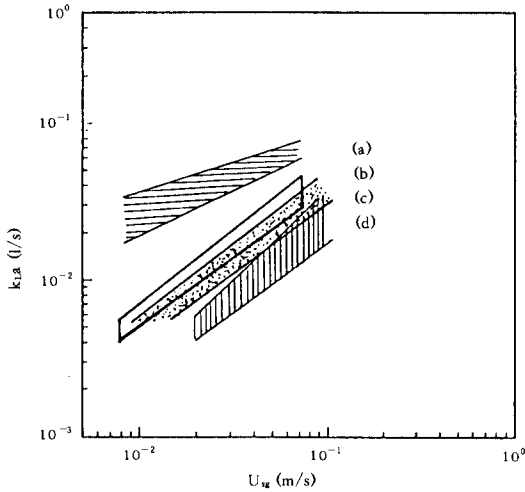


Fig 12. Volumetric mass transfer coefficient in mycelial fermentation broths: (a) bubble column with a radial gas sparger; (b) bubble columns; (c) internal-loop airlift reactors; (d) external-loop airlift reactors.

다음과 같은 형태의 상관식으로 나타낸다.

$$k_{La} \propto A U_{sg}^{n'} \quad (14)$$

k_{La} 는 부피 물질전달계수이고, A 와 n' 은 상수이다. 하강부에서의 기-액 계면적이 작기 때문에 대부분의 물질전달은 상승부에서 일어난다. 따라서, 하강부에서의 산소전달은 무시할 수 있다(67).

여러 반응기에서의 물질전달계수를 Fig. 12에서 도시하였다. Airlift 반응기보다 기포탑 반응기의 물질전달 성능이 우수하고, 내부순환 airlift 반응기가 외부순환 airlift보다 물질전달 성능이 우수하다(60, 64). 기상 체류량과 마찬가지로, 반경방향 분산기가 장착된 기포탑 반응기의 물질전달계수가 크다.

Table 2에 보인 바와 같이 k_{La} 에 대한 airlift 생물반응기의 기하학적 특성의 영향은 주로 상승부와 하강부의 단면적 비(A_r/A_d)로 나타낸다. 많은 연구 결과들에서 내·외부 순환 airlift 생물반응기의 A_r/A_d 비가 증가함에 따라 k_{La} 가 증가한다. 원형 draft-tube의 내부순환 airlift 생물반응기에서 공기의 주입은 draft-tube나 환관(annulus)에 주입한다. Draft-tube에 기체를 주입하는 경우에 k_{La} 는 d_r/d_c 비와 탑 외경에 많은 영향을 받는다. Draft-tube에

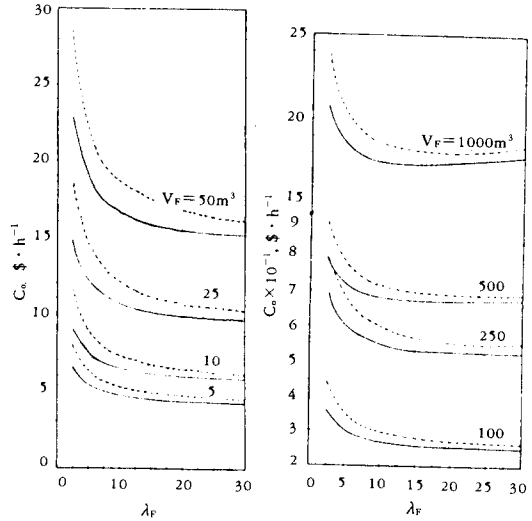


Fig 13. Operating costs C_o of the fermentation unit versus aspect ratio λ_F (H/D_o) at two different pressures in the tank top, $P_L = 0.1$ MPa (---), 0.2 MPa (—) (7).

공기를 주입하는 경우에 k_{La} 가 $dc^{1.059}$ 에 비례하고, 환관에 공기를 주입하는 경우에는 $dc^{0.091}$ 에 비례한다(66, 67).

사상균의 배양액처럼 대부분의 발효액들은 세포의 농도가 증가함에 따라 점도가 증가하여 반응기의 성능에 영향을 미친다. 기포탑 반응기나 airlift 생물반응기의 경우 유체의 점도에 따라 기체의 흐름영역이 변화하기 때문에, 액상의 점도가 기상 체류량과 산소전달에 많은 영향을 미친다. 일반적으로 기포탑과 airlift 생물반응기에서는 유체의 점도가 증가함에 따라 ϵ_G , k_{La} 및 액상 순환속도가 감소한다(50, 60).

높은 물질전달 효율을 얻기 위해서는 반응기의 높이가 높은 airlift 생물반응기를 추천하고 있다(7). Moresi (7)는 내부순환 airlift 생물반응기에서 액의 완전혼합과 기상의 plug flow를 가정하여 *Kluveromyces fragilis*에 의한 유장(whey)의 연속 발효에 필요한 산소 소비량을 기준으로 산소전달에 필요한 동력비를 계산하였다. Airlift 생물반응기의 조업비는 반응기 직경과 높이의 종횡비(L/dc)가 증가함에 따라 감소한다(Fig. 13). 100m³의 발효조의 경우 L/dc 의 비가 30 이상일 때 운전비가 가장 낮았고, 250~1000m³의 발효조의 경우 L/dc 의 비가 15에서 최소 조업비를 얻을 수 있었다. 어느 정도 L/dc 비가 증가함에 조업비의 감소가 둔화되므로, 조업부피에 따라 5~15 이상의 종횡비(L/dc) 범위

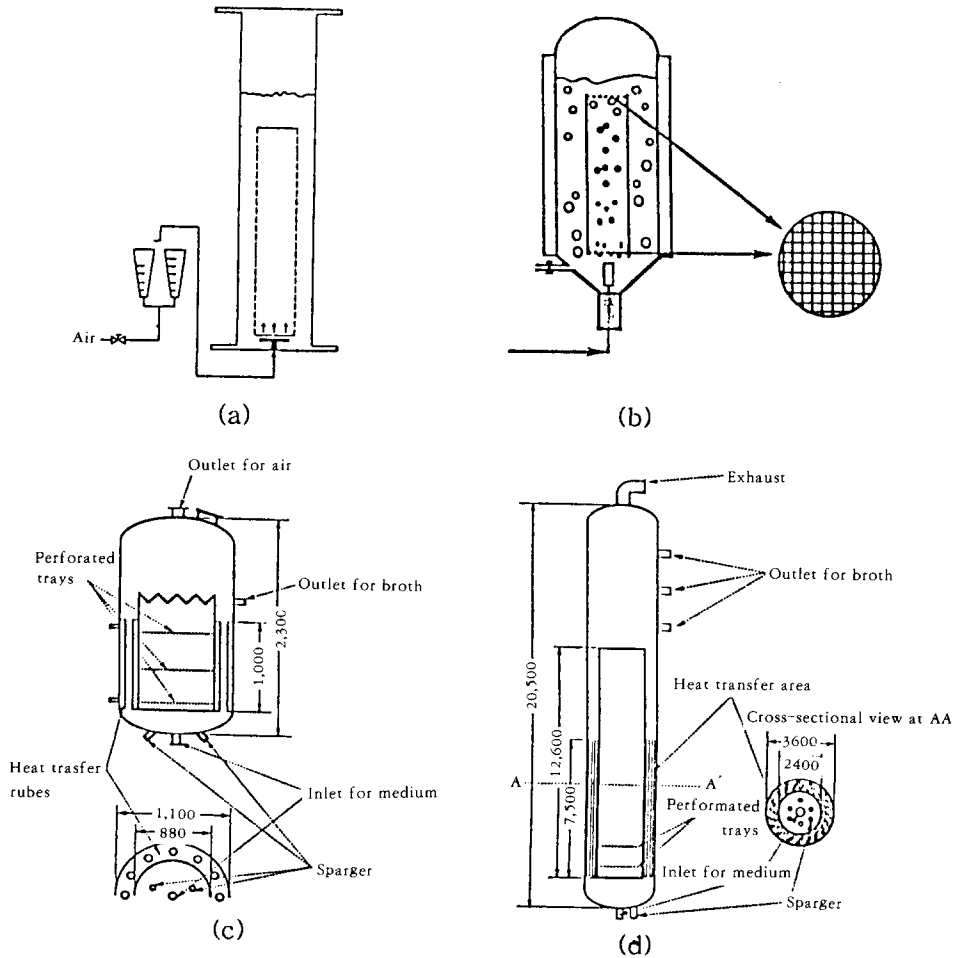


Fig 14. Modification of draft-tube in airlift bioreactors: (a) net draft tube; (b) draft-tube with stainless steel sieves; (c) & (d) draft-tube with perforated trays.

가 적당하다고 본다. 직경과 높이의 종횡비(L/dc)에 따라 조업비가 다른 것은 배지와 기포간의 산소 전달을 위한 기포의 체류시간과 밀접한 관계가 있는 것으로 보인다.

최근 들어 산소전달 성능을 향상시키기 위하여 여러 가지 형태의 airlift 생물반응기의 개조가 이루어졌다. 물질전달은 기포의 크기와 밀접한 관련이 있기 때문에 높은 물질전달 성능을 얻기 위해서는 기액 계면적이 넓도록 기포 크기를 작게 해야 한다. 이러한 원리를 이용하여 상승부에 망사를 설치한 여러 형태의 airlift 생물반응기의 개조가 이루어졌다(Fig. 14). Wu와 Wu (79)는 망사구조의 상승관을 사용

하여 물질전달계수를 2배로 향상시킬 수 있었고, Okabe등(80)은 Fig. 14(b)의 airlift 생물반응기를 사용하여 물질전달계수와 *Aspergillus terreus*를 이용한 itaconic acid의 생산성을 각각 2배 이상 높일 수 있었다. 상업용 규모의 airlift 생물반응기에서는 대부분의 경우가 산소전달이 제한인자로 작용하지만, 이러한 airlift 생물반응기의 개조를 통해 산소전달 문제를 어느 정도 극복할 수 있다.

열전달 특성

탄소화물과 메탄 같이 탄소원을 대량으로 소비하는 발효의 경우 많은 양의 열을 발생한다. 대부분의

Table 3. Heat transfer correlations in airlift reactors and bubble column reactors.

1. Bubble column. Fair <i>et al.</i> (12)	$h_o = 8.85 U_{app}^{0.22}$ (kW/m ² · °C) (m/s)	air/water; d _c > 0.45m
2. Bubble column. Deckwer(75)	$\frac{h_o}{\rho_L C_p U_{sg}} = 0.1 \left[\frac{U_{sg}^3 \rho_L}{\rho_L g} \left(\frac{\mu_L C_p}{K} \right) \right]$	
3. Concentric-tube internal-loops. (draught-tube sparged) Chakravaty <i>et al.</i> (76)	$h_o = 8.71 U_{sg}^{0.22} \left(\frac{A_r}{A_d} \right)^{0.25} \left(\frac{C_p \mu_L}{K} \right)^{-0.5}$ (kW/m ² · °C) (m/s) U _{sg} based on riser diameter	Newtonian fluids; μ _L = 0.78 ~ 5.27 mPa · S U _{sg} = 0.008 ~ 0.16 (m/s); A _d /A _r = 0.25 ~ 1.2
4. Concentric draught-tube internal-loop. Ouyoung <i>et al.</i> (77)	$h_o = 13.34 U_{sg}^{0.275} \left(1 + \frac{A_r}{A_d} \right)^{-0.7}$ (kW/m ² · °C) (m/s) U _{sg} based on total reactor cross-section	Newtonian fluids; μ _L = 0.78 ~ 5.27 mPa · S U _{sg} = 0.01 ~ 0.04 (m/s); A _d /A _r = 0.242 ~ 0.452

발효계에서 대사열의 생성은 5~15kW/m³이다. 발효열의 생성속도는 산소소비와 밀접한 관계가 있다. 탄수화물을 이용하여 *E. coli*, *Candida intermedia*, *Bacillus subtilis*가 성장하는 동안에 발생하는 발효열은 다음과 같다(74).

$$Q = (16.2 \pm 0.4) Ro_2 \quad (15)$$

여기에서 Q (kW/m³)와 Ro₂ (kg/m³S)는 각각 발열속도와 산소 소비속도이다. 따라서, 발효열을 제거하기 위해 필요한 열전달 면적은 다음 식으로부터 계산이 가능하다.

$$Q = U_H A_H \Delta T \quad (16)$$

여기에서 A_H는 전열면적, U_H는 총괄 열전달계수이다.

기포탑과 airlift 생물반응기에서의 열전달계수를 얻기 위해 이용 가능한 상관식들을 Table 3에 정리하였다. 기포탑 반응기와 airlift 생물반응기에서의 열전달은 경계층(boundary layer)을 통한 열전달이 아니라 상승기포에 의해 일어나는 유체의 운동과 밀접한 관계가 있기 때문에 단상 흐름(single phase flow)에 비하여 두 반응기에서의 열전달계수가 여러 배 높다. 그리고, airlift 생물반응기는 기포탑 반응기보다 액상유속이 크기 때문에 열전달계수가 2배 이상 크다(86). Chakravarty 등(76)이 제시한 상관관계로부터 구한 airlift 반응기에서의 열전달계수(h_o)는 0.6~2.4 kW/m² · °C 범위이다.

Airlift 생물반응기에서 열전달계수는 액상 순환속도에 많은 영향을 받는다. 매우 낮은 액상 순환속도

에서는 airlift 생물반응기와 기포탑 반응기의 수력학적 특성이 유사하기 때문에 기포탑 반응기에서 얻은 상관식을 사용할 수 있다(30, 75). 낮은 액상유속(U_L ≤ 0.015 m/s)에서는 액상 유속에 무관하지만, 높은 액상속도(0.015 ≤ U_L (m/s) ≤ 0.139)에서는 U_L에 비례한다(32). 기포탑 반응기에서는 열전달계수가 액상 점도가 증가함에 따라 현저하게 감소하고, 고체 입자의 농도와 입자크기가 증가함에 따라 열전달이 향상된다. 마찬가지로 airlift 생물반응기에서도 *Aspergillus niger*와 *Penicillium chrysogenum*의 배양액에서 열전달을 연구한 결과에 의하면(78), 사상균이 있을 경우 열전달계수는 8kW/m² · °C로, 열전달이 향상되었다.

산소전달과 마찬가지로 상업용 규모의 발효조에서는 발효열의 제거 또한 중요하다. 교반 발효조와는 달리 열전달 성능이 우수한 airlift 생물반응기에서는 발효열의 제거가 용이하다. 주입되는 공기와 벽면에 설치된 water jacket을 통하여 발효열을 제거할 수 있다. 배양액의 부피가 증가하는 경우 반응기의 높이를 증가시켜 열전달 면적을 넓힐 수도 있고, airlift 생물반응기 내부에 열교환기를 설치하는 방법이 있다(81). Airlift 생물반응기에 열교환기를 설치하는 것은 열교환기 세척의 어려움으로 오염원으로 작용할 수도 있고, 유체의 흐름을 방해하기도 하기 때문에 유체의 흐름저항을 최소화하도록 설치되어야 한다. 따라서, coil 형태의 열교환기보다는 tube 형태의 열교환기를 하강부에 수직으로 설치하여 유체의 흐름이 원활하도록 설치하는 것이 바람직하다 (Fig. 14(c)).

결 론

Airlift 생물반응기의 특성과 반응기 설계를 위해 필요한 자료들을 정리하였다. Table 1과 2에 제시한바와 같이 배양액의 비뉴톤 유체의 특성을 모사하기 위하여 비뉴톤 유체의 성질을 갖는 CMC (carboxymethyl cellulose), natrosol, xanthan gum 과 같은 고분자 수용액을 사용하여 기상 체류량과 물질전달, 액상 순환속도 등에 대한 데이터를 제시하였다. 그러나 사용된 유체의 성질 등이 다소 차이가 있고, airlift 생물반응기의 기하학적 형태들이 다르기 때문에 airlift 생물반응기를 평가할 수 있는 일반화된 설계기준이 아직은 부족한 형편이다. 또한, 실제 발효 시스템에 대한 연구가 적기 때문에 실제 발효계에서 보다 많은 연구가 필요하다.

참 고 문 헌

1. M. Trager, G. N. Qazi, U. Onken and C. L. Chopra (1989), *J. Ferment. Bioeng.*, **68**, 112.
2. N. Blakebrough, P. G. Shepherd and I. Nimmons (1967), *Biotechnol. Bioeng.*, **9**, 77.
3. R. Westlake (1986), *Chem. Ing. Techn.*, **58**, S934.
4. C. S. Ho, L. E. Erickson and L. T. Fan (1977), *Biotechnol. Bioeng.*, **19**, 1503.
5. T. Ichii, S. Takehara, H. Konno, T. Ishida, H. Sato, A. Suzuki and K. Yamazumi (1993), *J. Ferment. Bioeng.*, **75**, 375.
6. I. S. Suh, A. Schumpe and W. D. Deckwer (1992), *Biotechnol. Bioeng.*, **39**, 85.
7. M. Moresi (1981), *Biotechnol. Bioeng.*, **23**, 2537.
8. T. Gallo and D. S. Sandfors (1979), *Presented at the 86th National Meeting of AIChE, April 1-5, Houston, Texas.*
9. J. Redman (1987), *The Chemical Engineer*, p. 12, October.
10. J. L. Malfait, D. J. Wilcox, D. G. Mercer and L. D. Barker (1981), *Biotechnol. Bioeng.*, **23**, 863.
11. D. A. J. Wase, W. J. McManamey, S. Raymahasay and A. K. Vaid (1984), *Biotechnol. Bioeng.*, **27**, 1166.
12. L. E. Erickson, S. A. Patel, L. A. Glasgow and C. H. Lee (1983), *Process Biochem.*, **18**, 16.
13. B. Koenig, C. Seewald and K. Schugerl (1981), *Advances in Biotechnology* (M. Moo-Young ed.), Vol. 1, p. 573, Pergamon Press (Toronto).
14. R. Seipenbusch, J. W. Brickenstaedt, H. Blenke and F. Schindler (1976), p. 65, *Abstracts: 5th International Fermentation Symposium*, Berlin.
15. R. T. Hatch (1975), *In Single Cell Protein* (S. R. Tannenbaum and D. I. C. Wang, eds.), Vol. II, p. 46, The MIT Press (Cambridge).
16. S. Y. Huang, M. C. Yeh and K. T. Liou (1976), Performance in mixing and Cell Mass Propagation of Airlift Fermentor. p. 68. *Abstracts: 5th International Fermentation Symposium*, Berlin.
17. M. Okabe, N. Ohta and Y. S. Park (1993), *J. Ferment. Bioeng.*, **76**, 117.
18. A. Pons, C. G. Dussap and J. B. Gros (1990), *Bioproc. Eng.*, **5**, 107.
19. F. Kargi and M. Rosenberg (1987), *Comprehensive Biotechnology* (M. Moo-Young ed.), Vol. 2, p. 5, Pergamon Press (Oxford).
20. D. I. Kim, H. Pedersen and C. K. Chin (1991), *Biotechnol. Bioeng.*, **38**, 331.
21. M. Breuling, A. W. Alfermann and E. Reinhard (1985), *Plant Cell Reports*, **4**, 184.
22. A. H. Scragg, P. Morris, E. J. Allan, P. Bond and M. W. Fowler (1987), *Enzyme Microb. Technol.*, **9**, 619.
23. N. J. Smart and M. W. Fowler (1984), *J. Experimental Botany*, **35**, 531.
24. A. Assa and R. Bar (1991), *Biotechnol. Bioeng.*, **38**, 1325.
25. A. L. Wood and P. W. Thompson (1986), Proceedings: Int. Conference on Bioreactor Fluid Dynamics, p. 157, April 15-17, Cambridge (England).
26. S. Royse (1987), *The Chemical Engineer*, p. 12.
27. H. W. Ryu, Y. K. Chang and S. D. Kim (1993), *Fuel Processing Technology*, **36**, 267.
28. M. Y. Chisti, K. Fujimoto and M. Moo-Young

- (1986), *Presented at AIChE Annual Meeting*, Paper 117a, Maimi Beach, November 2-7.
29. M. H. Siegel and J. C. Merchuk (1988), *Biotechnol. Bioeng.*, **32**, 1128.
30. Y. T. Shah, B. G. Keller, S. P. Godbole and W. -D. Deckwer (1982), *AIChE J.*, **28**, 353.
31. P. Weiland and U. Onken (1981), *Ger. Chem. Eng.*, **4**, 174.
32. M. Nishikawa, H. Kato and K. Hashimoto (1977), *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **16**, 133.
33. H. J. Henzler (1980), *Chem. Ing. Techn.*, **52**, 643.
34. H. J. Henzler and J. Kauling (1985), *5th European Conference on Mixing*, p. 303, Wurzburg/Germanny, Cranfield: BHRA.
35. A. Schumpe and W. -D. Deckwer (1987), *Bioproc. Eng.*, **2**, 79.
36. Y. Kawase and M. Moo-Young (1986), *Chem. Eng. Commun.*, **40**, 67.
37. D. G. Allen and C. W. Robinson (1989), *Biotechnol. Bioeng.*, **34**, 731.
38. M. K. Popovic and C. W. Robinson (1984), *Processing of the 34th Canadian Chemical Engineering Conference*, p. 258, 30th September-3rd October, Quebec City.
39. M. K. Popovic and C. W. Robinson (1987), *Chem. Eng. Sci.*, **42**, 2825.
40. M. K. Popovic and C. W. Robinson (1988), *Biotechnol. Bioeng.*, **32**, 301.
41. M. K. Popovic and C. W. Robinson (1989), *AIChE J.*, **35**, 393.
42. M. Y. Chisti and M. Moo-Young (1989), *Biotechnol. Bioeng.*, **34**, 1391.
43. D. G. Allen and C. W. Robinson (1991), *Biotechnol. Bioeng.*, **38**, 212.
44. H. W. Ryu (1993), *Ph. D. Thesis*, Dept. of Chem. Eng., Korea Advanced Institute of Science and Technology, Teajon.
45. M. Y. Chisti and M. Moo-Young (1987), *Chem. Eng. Comm.*, **60**, 195.
46. W. Freedman and J. F. Davison (1969), *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **47**, T251.
47. M. Chakravarty, H. D. Singh, J. N. Baruah and M. S. Iyengar (1974), *Indian Chem. Eng.*, **16**, 17.
48. D. H. El-Gabbani (1977), *MASc Thesis*, Univ. of Waterloo, Ontario.
49. I. Rousseau and J. D. Bu'lock (1980), *Biotechnol. Lett.*, **2**, 475.
50. Y. Kawase and M. Moo-Young (1986), *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, **36**, 527.
51. R. A. Bello, C. W. Robinson and M. Moo-Young (1984), *Can. J. Chem. Eng.*, **62**, 573.
52. R. A. Bello (1981), *Ph. D. Thesis*, Univ. of Waterloo, Ontario.
53. J. C. Merchuk and M. H. Siegel (1981), *AIChE J.*, **27**, 377.
54. M. Kawagoe and C. W. Robinson (1980), *Presented at the 14th Autumn Meeting of Chem. Eng.*, Yokohama National Univ., Yokohama, Japan, October 14-16.
55. A. B. Russell, C. R. Thomas and M. D. Lilly (1993), *Biotechnol. Bioeng.*, **43**, 69.
56. A. Margaritis and J. D. Sheppard (1981), *Biotechnol. Bioeng.*, **23**, 2117.
57. W. A. M. Bakker, H. J. L. van Can, J. Tramper and C. D. de Gooijer (1993), *Biotechnol. Bioeng.*, **42**, 994.
58. P. Weiland (1984), *Ger. Chem. Eng.*, **7**, 374.
59. A. G. Jones (1985), *Chem. Eng. Sci.*, **40**, 449.
60. H. W. Ryu, Y. K. Chang and S. D. Kim (1993), *Bioproc. Eng.*, **8**, 171.
61. P. R. Field, F. R. G. Mitchell and N. K. H. Slater (1984), *Chem. Eng. Commun.*, **25**, 93.
62. P. Verlaan, J. Tramper, K. van't Reit and K. Ch. A. M. Luyben (1986), *Proceedings: Int. Conference on Bioreactor Fluid Dynamics*, p. 93, April 15-17, Cambridge (England).
63. R. A. Bello, C. W. Robinson and M. Moo-Young (1985), *Chem. Eng. Sci.*, **40**, 53.
64. R. A. Bello, C. W. Robinson and M. Moo-Young (1985), *Biotechnol. Bioeng.*, **27**, 369.
65. M. Chakravarty, S. Begum, H. D. Singh, J. N. Baruah and M. S. Iyengar (1973), *Biotechnol. Bioeng. Symp.*, No. 4: 363.
66. K. Koide, H. Sato and S. Iwamoto (1983), *J. Chem. Eng. Jpn.*, **16**, 407.
67. K. Koide, K. Kuremastu, S. Iwamoto, Y. Iwata and K. Horibe (1983), *J. Chem. Eng.*

- Jpn.*, **16**, 407.
68. T. Miyahara, M. Hamaguchi, Y. Sukeda and T. Takehashi (1986), *Can. J. Chem. Eng.*, **64**, 718.
 69. M. H. Siegel, J. C. Merchuk and K. Schugerl (1986), *AIChE J.*, **32**, 1585.
 70. M. Moo-Young, B. Halard, D. G. Allen, R. Burell and Y. Kawase (1987), *Biotechnol. Bioeng.*, **30**, 746.
 71. H. Kataoka, H. Takeuchi, H. Nakao, H. Yagi, H. Tadaki, T. Otake, T. Miyauchi, K. Washimi, K. Watanabe and F. Yoshida (1979), *J. Chem. Engr. Jpn.*, **12**, 105.
 72. K. Akita and F. Yoshida (1973), *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, **12**, 76.
 73. J. R. Fair, A. J. Lambright and J. W. Andersen (1962), *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, **1**, 33.
 74. J. E. Bailey and D. F. Ollis (1977), *Biochemical Engineering Fundamentals*, p. 482, McGraw-Hill, New York.
 75. W. D. Deckwer (1985), *Biotechnology* (H.J. Rehm and G. Reed eds.), Vol. 2, p. 445, CVH (Weinheim).
 76. M. Chakravarty, H. D. Singh, J. N. Baruah, M. S. Iyengar and A. P. Sinha (1971), *Paper presented at the First National Heat and Mass Transfer Conference, Madras, India*. Paper no. HMT 53-71.
 77. P. K. Ouyoung, M.Y. Chisti and M. Moo-Young (1988), *Bioproc. Eng.*, **5**, 107.
 78. N. Blakebrough, W. J. McManamey and G. Walker (1983), *Chem. Eng. Res. Des.*, **61**, 383.
 79. W. T. Wu and J. Y. Wu (1990), *J. Ferment. Bioeng.*, **70**, 359.
 80. M. Okabe, N. Ohta and Y. S. Park (1993), *J. Ferment. Bioeng.*, **76**, 117.
 81. T. Ichii, S. Takehara, H. Konno, T. Ishida, H. Sato, A. Suzuki and K. Yamanumi (1993), *J. Ferment. Bioeng.*, **75**, 375.
 82. S. P. Godbole, A. Schumpe and Y. T. Shah, *AIChE J.*, **30**, 213 (1984).
 83. J. G. Collier (1981), *Convective Boiling and Condensation* (G. F. Hewitt and D. N. Roberts, eds.), AERE-M 2159, McGraw-Hill, New York.
 84. P. Weiland and U. Onken (1981), *Ger. Chem. Eng.*, **4**, 174.
 85. R. K. Finn (1967), *Biochemical and Biological Engineering Science* (N. Blakebrough, ed.), p. 69, Academic Press (London).
 86. U. Onken and P. Weiland (1983), *Advances in Biotechnological Processes* (A. Mizrahi and L. Van Werzel, eds.) Vol. 1, p. 67, Alan R. Liss, Inc. (New York).