

Ca-alginate 겔 입자가 첨가된 Airlift 반응기에서 산소의 물질전달에 관한 연구

이근후 · 도동섭

고려대학교 공과대학 화학공학과
(1992년 9월 26일 접수, 1993년 3월 12일 채택)

Oxygen Transfer in the External-loop Airlift Reactors with Ca-alginate Gel Beads

Keun-Hoo Lee and Dong-Sup Doh

Dept. of Chem. Eng., Engineering, Korea University, Seoul 136-701, Korea
(Received 26 September 1992; accepted 12 March 1993)

요 약

Ca-alginate 겔 입자가 첨가된 외부순환식 airlift 반응기에서 실험적으로 기체 체류량과 물질전달 계수를 측정하였다. 총괄 기체 체류량과 액상 물질전달 계수는 기체유속이 증가함에 따라 증가하였으며, 입자농도가 증가함에 따라 조금 감소하였다. 기체 체류량과 물질전달 계수는 고체입자 크기에는 별 다른 영향을 받지 않았다. Higbie의 침투이론과 Kolmogoroff의 등방난류이론으로부터 물질전달에 대한 모델을 제안하였으며, 실험결과에 비교적 잘 맞았다.

Abstract—To investigate the performance of external-loop airlift reactors, the gas holdup and the volumetric mass transfer coefficient were determined experimentally in an airlift reactor with Ca-alginate gel beads. The results show that the overall gas holdup and liquid-phase mass transfer coefficient increased with increasing gas velocity but slightly decreased with increasing particle concentration. The particle size had no clear effect on the variation of gas holdup or oxygen transfer. A mass transfer model was proposed based on Higbie's penetration theory and Kolmogoroff's isotropic turbulence theory, and it compared fairly with experimental data.

1. 서 론

생물공학 반응기에 주로 사용되는 반응기 형태는 크게 교반조, 기포탑 그리고 airlift 반응기로 구분되며, 혼합정도와 물질전달, 운전비용 등을 고려하여 적합한 반응기 형태를 결정하게 된다.

폐수처리를 위한 반응은 액상의 점도가 낮고 반응기가 커야 하므로 airlift 반응기를 사용하는 것이 좋다. Airlift 반응기는 기체와 액체 또는 기체와 슬러리의 접촉

반응기로 사용되며, 기계적인 교반장치 없이 상승하는 기포에 의해서만 유체의 교반이 이루어지므로 장치가 간단하고 혼합효과가 우수하며 벌크유체에 미치는 전단응력이 작으므로 생물공학 반응기로의 사용이 기대된다.

유리세포를 고분자 지지물내에 포획하는 방법중 하나인 Ca-alginate 겔을 이용한 고정화법은 세포 고정화를 위한 조업이 간단하고 후처리가 불필요하며 세포에 대한 유독성이 없고 상온상압에서 고정화가 가능한 등 장점이

있으므로 고정화 지지물로의 사용이 기대되고 있다.

Malfait 등[1]은 *Monascus purpureus* 생산에서 외부순환식 이중 기포탑이 교반식 반응기보다 생산량의 18% 증대를 가져왔으며 기포탑은 교반식 반응기에 비해 동력이 절반이하 밖에 소모되지 않으므로 반응효율이 높게 나타났다고 발표하였다. Fan 등[2]은 유리구슬이 첨가된 삼상 유동층 반응기에 내부 순환관을 장착하여 수력학적 특성에 대하여 연구를 수행하였으며, 높은 기체 유속에서는 액체 순환속도를 최대로 하는 최적 고체입자 농도가 존재한다고 발표하였다.

그러나 Ca-alginate 겔은 액상과 밀도차가 작으므로 낮은 기체유속이나 높은 고체입자 농도에서도 유동화가 가능하며 이에 대한 자료는 다른 고체입자를 사용한 경우와 많은 차이점이 있다.

Østergaard와 Fosbol[3]은 화학적 방법에 의해 부피 물질전달 계수에 큰 영향을 주는 유효 계면적을 여러 크기의 유리구슬에 대해 측정하여 유리구슬의 크기가 증가할수록 유효 계면적이 증가하며 3 mm 내외의 유리구슬을 사용하면 이상 기포탑과 유효 계면적이 비슷하다고 발표하였다.

Chisti와 Moo-Young[4]은 유리구슬을 고체입자로 사용한 airlift 반응기에서 고체입자 첨가량이 증가함에 따라 액상 물질전달 계수는 감소한다고 발표하였다.

Sun과 Furusaki[5]는 Ca-alginate 겔을 첨가하였을 경우 입자크기 증가에 따른 부피 물질전달 계수의 증가는 k_L 의 증가에 기인하며, 입자 첨가량 증가에 따른 부피 물질전달 계수의 감소는 유효 계면적의 감소에 기인한다고 하였다.

본 연구에서는 외부순환식 airlift 반응기에 Ca-alginate 겔 입자를 고체입자로 첨가하였을 때 주탑과 순환관의 기체 체류량과 산소의 물질전달 특성에 대하여 연구하며, 세포 고정화 물질로 사용되고 있는 Ca-alginate 겔을 고체입자로 사용하여 고체입자의 첨가가 산소의 물질전달이나 기체 체류량 등에 어떠한 영향을 주는지를 연구하고 이론적으로 구한 부피 물질전달 계수와 실험치를 비교 분석하고자 한다.

2. 이론적 고찰

부피 물질전달 계수($k_L a$)는 물질전달 계수(k_L)와 유효 계면적(a)으로 구분할 수 있으며, 물질전달 계수는 Higbie의 침투이론으로부터 유도하고 유효 계면적은 Kolmogoroff의 등방 난류이론으로부터 유도하여 본 실험의 부피 물질전달 계수와 비교하였다.

2-1. 물질전달 계수

산소가 액상으로 녹아 들어가는 경우 기상의 전달 저항은 액상의 저항에 비해 매우 작아 액상의 계면에서 물질전달이 유효단계이며, 기포에서 액상으로 물질전달이 일어나는 경우 Higbie의 침투이론으로부터 물질전달 계수를 다음과 같이 에디 노출시간에 대해 쓸 수 있다 [6].

$$k_L = \frac{2}{\pi} \sqrt{\frac{D}{t_e}} \quad (1)$$

여기서 D 는 확산계수이며, t_e 는 기-액 표면에서 액체요소의 노출시간이다.

기포탑내의 난류 흐름으로 에디는 기-액계면에 도달하여 기상에 일정시간 노출된 후 다시 벨크유체로 돌아가게 된다. 기포탑에서 기포 주위로는 빠른 유체의 흐름이 존재하므로 Kolmogoroff의 등방성 난류흐름이라 가정할 수 있다. Skelland와 Lee[7]에 따르면 이러한 난류흐름은 외부조건에 대해 독립적이며 길이스케일과 시간스케일은 에너지 소산속도와 동점도만의 함수이다.

$$\text{length scale } l = \left(\frac{v^3}{\epsilon} \right)^{1/4} \quad (2)$$

$$\text{velocity scale } u = [\epsilon v]^{1/4} \quad (3)$$

여기서 v 은 동점도이며, ϵ 은 단위질량당 에너지 소산속도로 Chisti[8]가 다음과 같이 제안하였다.

$$\epsilon = \frac{P_G}{V_D \rho_D} = g U_G \quad (4)$$

여기서 ρ_D 는 액체와 기포혼합물의 밀도이며, g 는 중력 가속도이고, U_G 는 공탑 기체속도이다.

Kolmogoroff의 시간스케일은 (길이스케일/속도스케일)로 나타낼 수 있으며 다음과 같이 정리된다.

$$\text{time scale: } t = \frac{1}{u} = \left(\frac{v}{\epsilon} \right)^{1/2} \quad (5)$$

식 (5)의 시간스케일을 에디의 노출시간으로 간주하고 식 (1)에 대입하고 정리하면 다음과 같다.

$$k_L = \frac{2\sqrt{D}}{\pi} \left(\frac{g U_G}{v} \right)^{1/4} \quad (6)$$

2-2. 유효 계면적 및 부피 물질전달 계수

기포가 구형인 경우 유효 계면적은 기체 체류량과 기포 직경에 대하여 다음과 같은 관계를 가진다.

$$a = 6\epsilon_G/d_{is} \quad (7)$$

기포의 직경은 여러 연구자에 의해 여러 형태의 반

응기에서 측정되어 보고되었으나 본 연구에서는 Kolmogoroff의 등방 난류이론으로부터 기포의 직경을 유도한 Calderbank[9]의 식을 도입하였으며, 순수한 물의 경우 n 은 0.50이다.

$$d_{rs} = c_1 \frac{\sigma_L^{0.6}}{(P_G/V_D)^{0.4} \rho_L^{0.2}} \epsilon_G^{0.25} \left(\frac{\mu_L}{\mu_G} \right)^{0.25} \quad (8)$$

식 (8)을 식 (7)에 대입하고 정리하면 유효 계면적은 다음과 같다.

$$a = \frac{6}{c_1} \frac{(P_G/V_D)^{0.4} \rho_L^{0.2}}{\sigma_L^{0.6}} \epsilon_G^{0.25} \left(\frac{\mu_L}{\mu_G} \right)^{0.25} \quad (9)$$

식 (6)과 (9)의 곱으로부터 액상의 부피 물질전달 계수를 다음과 같이 구할 수 있다.

$$k_L a = \frac{c_2 \sqrt{D}}{\pi} \frac{g^{0.65} U_G^{0.65} \rho_L^{1.1}}{\sigma_L \mu_G^{0.25}} \epsilon_G^{0.5} \quad (10)$$

본 연구에서는 Higbie의 침투이론에서 얻은 액상 물질전달 계수와 Kolmogoroff의 등방 난류이론으로부터 구한 유효 계면적의 곱으로부터 부피 물질전달 계수와 이상혼합조 모델에 의거하여 실험으로부터 구한 부피 물질전달 계수를 서로 비교하였다.

Lamont와 Scott[10]의 에디 셀 모델(eddy cell model)에 의한 액상 물질전달 계수는 식 (11)과 같으며 본 연구에서 유도한 침투이론에 의한 식 (10)과 같은 경향을 보인다.

$$k_L \propto \left(\frac{v}{D} \right)^{-1/2} \{ (P_G/V_D) v \}^{1/4} \quad (11)$$

식 (10)과 (11)에서 보는 바와 같이 액상 물질전달 계수는 유입 에너지와 액체 내에서 용질의 확산계수에 비례하고 액상의 점도에 반비례한다.

3. 실험

3-1. 실험장치 및 실험자료 분석

본 연구에서 외부 순환식 이중 기포탑의 순환특성과 물질전달에 관하여 연구하기 위해 사용한 장치는 Fig. 1과 같다. 주탑은 내경 12 cm, 길이 152 cm이고 순환관은 내경 9 cm, 길이 147 cm로 두께 0.5 cm인 원통형 아크릴수지로 제작하였고 주탑과 순환관의 연결부위는 내경 9 cm, 길이 15 cm인 같은 재질로 제작하였다.

기-액 분리기는 주탑과 순환관을 이어주는 내경 9 cm, 길이 15 cm인 원통형 관을 설치하여 주탑과 순환관의 상부에서 기-액 분리가 일어나며 주탑과 순환관을 기-액 분리기로 사용하기 위하여 각각 30 cm를 연장하였다.

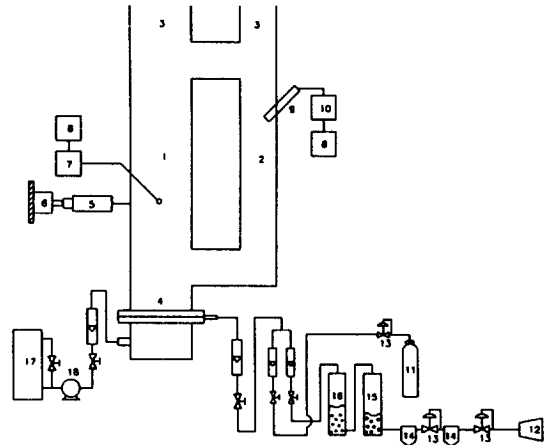


Fig. 1. Experimental apparatus of the airlift reactor.

- | | |
|-------------------------------------|------------------------------------|
| 1. Main column(riser) | 10. DO meter |
| 2. External loop column (downcomer) | 11. Nitrogen bomb |
| 3. Gas-liquid separator | 12. Air compressor |
| 4. Distributor | 13. Regulator |
| 5. Syringe | 14. Air filter |
| 6. Solenoid | 15. CO ₂ removal column |
| 7. Conductivity meter | 16. Humidifier |
| 8. Computer | 17. Liquid reservoir |
| 9. DO probe | 18. Liquid pump |

주탑 하부에 장착된 기체 분산판(gas distributor)은 기체 주입구를 직경 0.5 mm 크기로 25개의 구멍을 뚫어 만들었고 고체입자가 분산기 하부로 유출되는 것을 막기 위하여 스테인레스 강으로 된 10메시 망을 설치하였으며 분산판의 개공비는 0.04%이다.

순환관에서 주탑으로 유입되는 순환류의 영향을 거의 받지 않는 위치인 분산판으로부터 28.5 cm와 125.5 cm 높이에 주탑의 기체 체류량을 측정하기 위한 압력탭을 설치하였으며, 순환관에는 23 cm와 125.5 cm 높이에 탭을 설치하고 역 마노메타법으로 기체 체류량을 측정하였다. 총괄 기체 체류량은 주탑과 순환관의 기체 체류량에서 다음과 같이 구하였다.

$$\epsilon_G = \frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_G} \frac{\Delta h_M}{\Delta L} \quad (12)$$

용존 산소농도를 측정하기 위하여 분산판에서 높이 115 cm 위치의 순환관에 지름 13 mm 크기로 구멍을 뚫어 산소전극(dissolved oxygen electrode)을 45° 각도로 설치하였다.

Orion사의 polarographic형 산소전극을 사용하였고 이 전극을 산소메타에 연결하여 용존 산소농도를 측정하였으며, 산소농도는 매 3초마다 직렬 전송포트를 통하여

컴퓨터에 기록하였다.

Sun 등[11]에 따르면 증류수에서 용존산소의 확산계수는 $2.5 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{sec}$ 이며 Ca-alginate 겔의 기공내에서 산소의 확산계수는 증류수내에서의 산소의 확산계수에 비해 81-85%에 달한다고 발표하였으며, 본 실험에 사용한 반응기내에서 측정된 축 방향 확산계수는 0.01-0.03 m^2/sec 로 Ca-alginate 겔내로 산소가 확산되는 속도에 비하여 매우 빠르므로 Ca-alginate 겔내로 산소의 확산을 무시할 수 있다.

산소의 물에 대한 용해도는 매우 작으므로 물질전달에 대한 기체경막 저항은 액체경막 저항에 비하여 무시할 수 있으므로 액체측의 물질전달 저항이 기포에서 벌크유체로의 물질전달에 대한 저항의 주 저항요인이고 기-액 물질전달 속도에 대한 율속단계이다.

반응기내에서 액상상은 산소의 농도에 대하여 완전 혼합 흐름이며 액상에 흡수된 산소의 양은 미소하여 기상에서 산소의 농도는 반응기 축 방향에 대하여 균일하다고 가정하고 액상에서 산소에 대한 물질수지식을 세우면 다음과 같다.

$$\frac{dC}{dt} = \frac{k_L a (C^* - C)}{\epsilon_{SL}} \quad (13)$$

식 (13)을 라플라스 변환을 하여 정리하면 다음과 같다.

$$C(s) = \frac{C_0}{s + \beta} + \frac{\beta C^*}{s(s + \beta)} \quad (14)$$

$$\text{여기서 } \beta = \frac{k_L a}{1 - \epsilon_G}$$

용존산소를 측정하는 용존산소 전극은 응답시간이 약 4초인 1차 지연 시스템이므로 용존산소 전극의 전달함수는 라플라스 변환 형태로 다음과 같고 여기서 T는 용존산소 전극의 응답시간이다[12].

$$\frac{C_2(s)}{C(s)} = \frac{1}{1 + Ts} \quad (15)$$

따라서 산소메타를 통하여 측정된 산소의 농도는 식 (14)를 식 (15)에 대입하여 정리하고 역 라플라스 변환을 하면, 다음과 같이 시간에 대한 용존산소의 농도를 부피 물질전달 계수만을 매개변수로 하여 표현할 수 있다.

$$\frac{C^* - C_2}{C^* - C_0} = \frac{\exp(-\beta t)}{1 - \beta T} - \left(\frac{1}{1 - \beta T} - \frac{C^*}{C^* - C_0} \right) \exp\left(-\frac{t}{T}\right) \quad (16)$$

식 (16)을 적용하여 부피 물질전달 계수를 계산하기에는 너무 복잡하므로 우변의 두번째 항을 소거하기 위하여 C_0 을 식 (17)과 같이 가정하여 식 (16)에 대입하면 식 (18)로 정리된다.

$$C_0 = \beta T C^* \quad (17)$$

$$\frac{C^* - C_2}{C^* - C_0} = \frac{1}{1 - \beta T} \exp(-\beta T) \quad (18)$$

시간에 따른 반응기내의 용존산소 농도를 측정하여 식 (18)에서 C_0 을 0으로 가정하고 $(C^* - C_2)/C^*$ 를 시간에 대해 반로그 좌표에 도시하면 기울기로부터 β 를 구할 수 있다. 구해진 β 를 식 (17)에 대입하여 C_0 을 구한 후, 식 (18)로부터 $(C^* - C_2)/(C^* - C_0)$ 를 시간에 대해 반로그 좌표에 다시 도시하여 그 기울기로부터 반응기내의 부피 물질전달 계수를 구한다.

기포탑 내부에서는 벌크흐름, 난류혼합 및 분자확산에 의하여 유체의 혼합이 활발히 이루어지나 유한한 혼합 속도 때문에 본 실험에서 사용한 반 회분식 반응기에서는 측정위치나 시간에 따라 산소의 농도가 차이가 있을 수 있다. Andrew 등[13]에 따르면 반 회분식 반응기에서 완전 혼합조 모델을 적용하여 측정한 부피 물질전달 계수는 $(k_L a)\tau_c$ 값이 2이하일 때 실제 물질전달 계수값에 6%이내로 잘 맞는다. 본 실험에서 $(k_L a)\tau_c$ 의 값은 0.01-0.3 사이이므로 식 (17)과 (18)을 사용하여 부피 물질전달 계수를 구할 수 있다.

3-2. 실험재료 및 실험변수 범위

기체는 공기 압축기로부터 압축공기를 받아 NaOH 수용액이 들어있는 탑을 통과시켜 공기 중의 이산화탄소를 제거하고, 증류수가 든 탑을 통과시켜 수증기로 이 압축공기를 포화시켜 사용하였으며, 주탑을 기준으로 공탑 기체속도 0.5, 1, 1.5, 2, 3, 4, 5 cm/s에서 실험하였다.

물질전달 실험을 위해 반응기에 증류수를 150 cm까지 채운 후 질소가스를 실험에 사용할 공탑 기체속도로 반응기에 유입하여 액상에 녹아있는 산소를 0.45 ppm까지 낮춘 후 질소의 유입을 끊고 동시에 압축공기를 같은 유속으로 반응기에 주입하여 반응기내 액상의 용존산소 농도가 10 ppm이 될 때까지 실험하였다.

고체입자는 세포 고정화에 많이 이용되는 Ca-alginate 겔을 구형으로 제조하여 사용하였다. Na-alginate는 물에 녹이면 졸상태의 수용액이 되며 Na-alginate 용액의 Na^+ 이온이 염화칼슘용액의 Ca^{2+} 이온과 충분한 이온교환이 이루어지면 졸상태의 용액이 겔화 된다. 50℃ Na-alginate 2 wt% 수용액을 제조한 후 이 용액을 미량펌프(peristaltic pump)로 가압하여 모세관을 통해 70 cm 높이에서 염화칼슘(calcium chloride) 4 wt% 수용액에

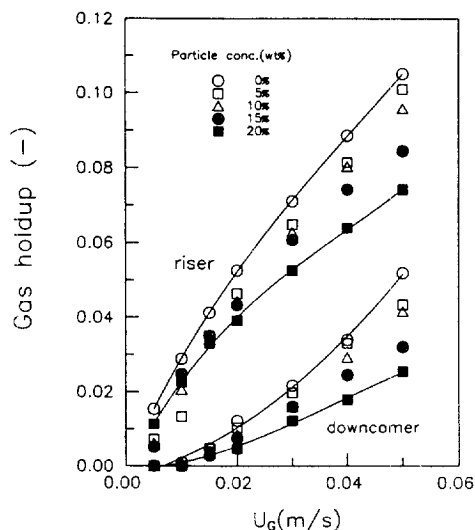


Fig. 2. Effect of superficial gas velocity on the gas holdup in riser and downcomer ($d_p = 4.04$ mm).

떨어뜨리면 구형의 겔이 만들어 진다.

본 연구에서는 Na^+ 이온과 Ca^{2+} 이온의 이온교환이 충분히 이루어지도록 겔 입자를 염화칼슘 용액속에 24시간 방치하였다. 모세관의 직경을 조절하여 Ca-alginate 겔 입자의 직경을 2.2 mm, 4.04 mm로 제작하여 실험에 사용하였다.

Ca-alginate 겔 입자를 액상에 첨가하여 슬러리 상태로 실험을 할 때 고체입자의 첨가로 인한 슬러리의 점도증가는 Vand[14]가 제시한 식 (19)로 계산하였다.

$$\mu_{SL} = \mu_L (1 + 2.5\phi_S + 7.17\phi_S^2 + 16.2\phi_S^3) \quad (19)$$

4. 결과 및 고찰

기포탑에서 산소의 물질전달은 생물화학 공정에서 반응기 성능의 중요한 요소이며 산소와 같이 기체의 용해도가 작은 경우 액상의 물질전달 계수와 유효 계면적이 물질전달 속도에 중요한 역할을 하게 된다. 액상 물질전달 계수는 액체내에서 용질로 사용된 기체의 확산도, 액상의 점도, 첨가된 고체입자의 크기나 밀도에 영향을 받으며, 유효 계면적은 기체 체류량과 기포크기에 의해 결정되며, 기포크기는 용액의 표면장력과 이온강도 그리고 첨가된 고체입자에 영향을 받는다.

Chang 등[15]에 따르면 액상 물질전달 계수는 연속상인 액상의 물성치와 에너지 소산속도에 밀접한 관계를 가진다고 하였다.

4-1. 기체유속의 영향 및 입자크기의 영향

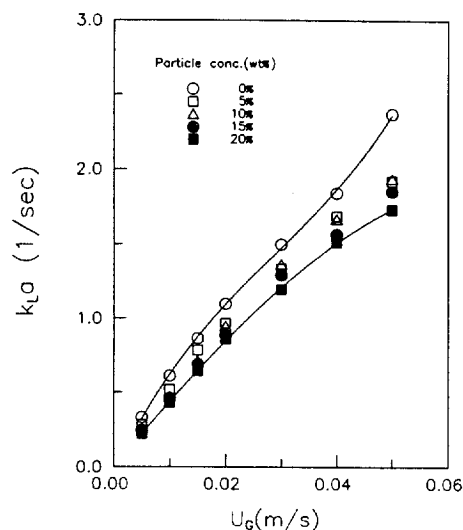


Fig. 3. Effect of superficial gas velocity on volumetric mass transfer coefficient ($d_p = 4.04$ mm).

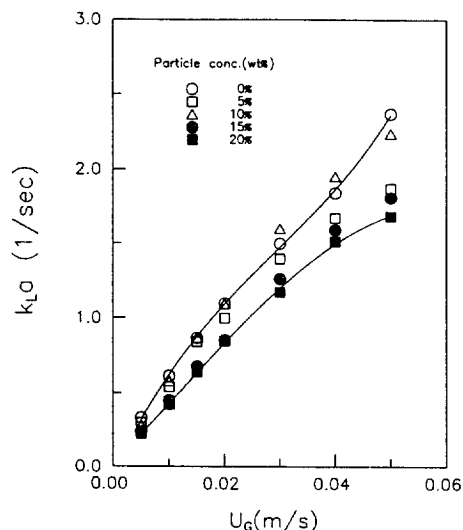


Fig. 4. Effect of superficial gas velocity on volumetric mass transfer coefficient ($d_p = 2.2$ mm).

주탑과 순환관에서 기체유속에 따른 기체 체류량의 변화를 도시한 그림이 Fig. 2이다. 또 기체유속에 따른 부피 물질전달 계수의 변화를 첨가된 고체입자의 농도를 매개변수로 하여 도시한 그림이 Fig. 3과 4이다.

주탑의 기체 체류량은 공탑 기체속도가 증가함에 따라 선형적으로 증가하며, 높은 유속에서는 탑 상부에서 기포가 제거되지 못하고 순환관으로 유입되는 양이 급격히 증가하므로 순환관의 기체 체류량이 높게 측정된다.

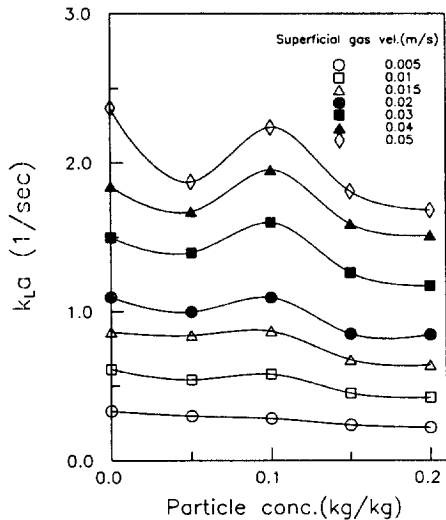


Fig. 5. Effect of particle concentration on volumetric mass transfer coefficient ($d_p = 2.2$ mm).

순환관은 물질전달에 관한 영향을 거의 주지 않는 사역(dead zone)으로 작용하므로 순환관의 기체 체류량이 증가하여도 부피 물질전달 계수에는 영향을 주지 않는다. Fig. 2와 3을 비교하고, Fig. 2와 4를 비교하여 보면 주탑에서 기체 체류량과 부피 물질전달 계수는 거의 같은 경향으로 증가하고 있다. 이는 기체유속의 증가가 유효 계면적과 액상 물질전달 계수에 각각 영향을 미치게 되나 본 실험의 영역에서는 부피 물질전달 계수의 증가는 유효 계면적의 증가에 주로 기인하는 것으로 생각된다.

기포 흐름 영역(bubble flow regime)에서는 기체유속의 증가에 따라 유효 계면적이 증가하고, 반응기에 유입되는 에너지가 증가하여 작은 크기의 에디가 많이 형성되므로 기-액 물질전달이 활발히 진행되어 액상 물질전달 계수가 증가하게 되므로 부피 물질전달 계수가 선형적으로 증가하게 된다.

부피 물질전달 계수는 공탐 기체속도가 증가함에 따라 증가하며 고체 입자가 첨가되지 않은 기-액 이상의 경우에는 거의 선형적으로 증가하나, 고체 입자가 첨가된 삼상의 경우에는 기체유속이 증가함에 따라 증가하는 정도가 조금 둔화된다.

고체입자가 첨가되면 기포합체를 조금 촉진하게 되어 기포의 직경이 커지므로 기포 흐름 영역에서 전이영역이나 슬러그 흐름 영역(slug flow regime)으로 이동하게 되며, 기포의 직경이 커지므로 기포의 상승속도가 증가하여 기포탐내에 존재하는 기포의 수가 감소하게 되고 기체 체류량도 감소하여 유효 계면적이 작아지므로 부피

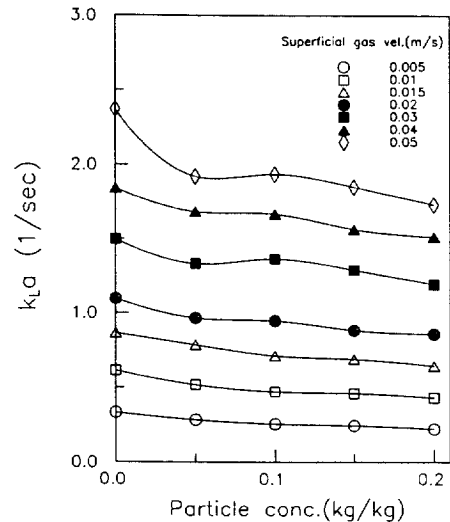


Fig. 6. Effect of particle concentration on volumetric mass transfer coefficient ($d_p = 4.04$ mm).

물질전달 계수가 기체유속에 따른 증가율이 둔화된다.

Fig. 3과 4를 비교하여 보면 고체입자 크기는 부피 물질전달 계수에 대해 거의 영향을 주지 않고 있다. 본 실험에서 사용한 고체입자는 그 크기가 2.2 mm와 4.04 mm의 두 가지이므로, Ca-alginate 겔 입자를 첨가했을 때 부피 물질전달 계수의 변화에 대하여 일반적인 영향을 유추할 수는 없으나 본 실험의 범위에서는 고체 입자 크기에 대하여 뚜렷한 영향이 관찰되지 않았다.

4-2. 고체입자 농도의 영향

부피 물질전달 계수가 고체입자 농도의 증가에 따라 변하는 정도를 공탐 기체속도를 매개변수로 하여 도시한 그림이 Fig. 5와 6이다. 부피 물질전달 계수는 낮은 기체유속에서는 입자 첨가량에 대하여 거의 영향을 받지 않으나 기체유속이 높은 경우에는 입자농도가 커짐에 따라 약간 감소하는 경향을 가진다. 고체입자의 크기가 2.2 mm인 Fig. 5에서 입자농도가 5%나 10% 정도로 첨가된 경우에는 부피 물질전달 계수가 거의 영향을 받지 않으나 15%와 20% 첨가된 경우에는 물질전달 계수가 많이 감소하는 경향을 보인다. 고체입자의 크기가 4.04 mm인 Fig. 6에서 입자가 첨가되면 부피 물질전달 계수가 약간 감소하는 경향이 관찰되고 있다. 그러나 두 경우 모두 고체입자의 첨가에 따른 물질전달 계수의 영향은 유리구슬이나 모래를 고체입자로 사용하여 실험한 Kato 등[16]이나 Koide 등[17]의 경우와 비교해 볼 때 거의 무시할 수 있을 정도로 조금만 감소하는 경향을 보인다.

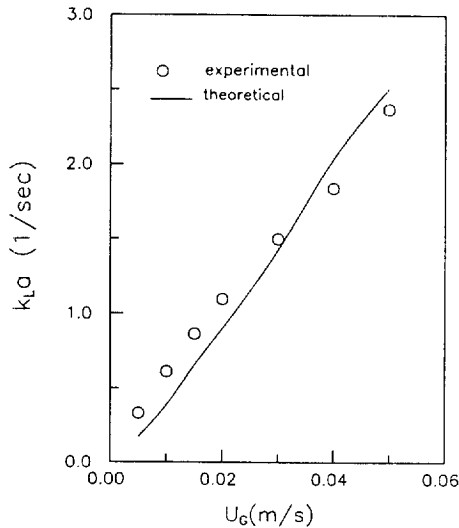


Fig. 7. Comparison of experimental data with theory on volumetric mass transfer coefficient(solid free).

Fig. 5에서 고체입자의 크기가 2.2 mm이고 기체유속이 높은 경우 입자가 5% 첨가되면 물질전달 계수가 급격히 감소하나 입자농도가 10%가 되면 물질전달 계수가 조금 증가하게 된다. 입자농도가 그 이상으로 증가하면 입자농도 5% 첨가되었을 때와 같은 수준으로 유지된다. Fig. 6에서 고체입자의 크기가 4.04 mm인 경우에는 입자가 5% 첨가되었을 때 물질전달 계수가 급격히 감소하고 입자농도가 증가하여도 물질전달 계수는 거의 일정한 수준을 유지하는 경향을 보인다.

본 실험에서 사용된 입자의 존재는 기포합체를 유도하는 방향으로 작용하고 입자농도가 낮으면 입자의 존재가 슬러리의 물성치에는 거의 영향을 주지 않아 반응기내의 유효 계면적을 급격히 감소시키기 때문이다. 입자의 농도가 증가하면 기포합체는 여전히 많이 발생하나 입자가 슬러리의 점도를 증가시키기 때문에 기포의 상승을 방해하여 반응기내의 유효 계면적의 변화는 약간만 있기 때문에 부피 물질전달 계수는 조금 감소하는 경향을 보인다.

부피 물질전달 계수를 예측하기 위하여 유도한 이론식 (10)을 본 실험에 적용하여 본 결과 10% 오차범위 내에서 잘 맞았으며 매개변수 c_2 는 2.892의 값을 가진다. Fig. 7은 고체입자가 첨가되지 않은 이상의 경우에 이론적으로 구한 곡선과 실험에서 구한 부피 물질전달 계수를 비교한 것으로 낮은 기체유속에서는 이론치가 실험치보다 조금 작고 높은 기체유속에서는 이론치가 실험치보다 조금 큰 경향을 보여준다.

5. 결 론

외부 순환식 이중기포탑에 Ca-alginate 겔 입자를 20%까지 첨가하고, 공압 기체속도를 0.5 m/s-5 cm/s 범위에서 실험하여 다음과 같은 결론을 얻었다.

부피 물질전달 계수는 공압 기체속도가 증가함에 따라 선형적으로 증가하며 주탑의 기체 체류량과 같은 경향을 보인다. 부피 물질전달 계수는 Ca-alginate 겔 입자의 크기(2.2 mm, 4.04 mm)에 거의 영향을 받지 않는다. 부피 물질전달 계수는 반응기에 첨가한 Ca-alginate 겔 입자농도가 5%-10% 범위에서 조금 감소하며 입자농도가 15%-20% 범위에서는 낮은 입자농도에서의 부피 물질전달 계수와 비슷한 값을 갖는다.

사용기호

a	: specific interfacial area [m^2/m^3]
c_1, c_2	: parameters of the equations derived in our study
C	: concentration of oxygen [mol/m^3]
C^*	: saturated oxygen concentration [mol/m^3]
C_0	: oxygen concentration in liquid [mol/m^3]
C_2	: oxygen concentration measured with oxygen probe [mol/m^3]
d_{rs}	: Sauter mean bubble diameter [m]
D	: diffusivity of solute in liquid-phase [m^2/s]
d_p	: the diameter of particles [m]
g	: gravitational acceleration [m/s^2]
Δh_M	: differential height of manometer [m]
k_L	: liquid-phase mass transfer coefficient [m/s]
$k_L a$: volumetric liquid-phase mass transfer coefficient [s^{-1}]
l	: length scale [m]
ΔL	: the distance of pressure tap [m]
P_G/V_D	: energy dissipation rate per unit volume [W/m^3]: (pneumatic power of isothermal gas expansion)/(total dispersion volume)
U_G	: superficial gas velocity [m/s]
u	: velocity scale [m/s]
t	: time [s]
T	: time constant (the response time of oxygen probe) [s]
t_e	: exposure time of surface element [s]
β	: $\beta = k_L a / (1 - \epsilon_G)$
$\dot{\epsilon}$: energy dissipation rate per unit mass [W/kg]
$\epsilon_G, \epsilon_L, \epsilon_{SL}$: gas holdup, liquid holdup and slurry holdup

[—]

- μ_G, μ_L, μ_{SL} : viscosity of gas, of liquid, of slurry [$\text{Pa}\cdot\text{s}$]
 ν : kinematic viscosity [m^2/s]
 $\rho_G, \rho_L, \rho_{SL}, \rho_D$: density of gas, of liquid, of slurry and of dispersion [kg/m^3]
 ϕ_S : volume fraction of solid [—]
 σ_L : surface tension in gas-liquid interface of liquid [J/m^2]
 τ_c : contact time of bubbles in reactor [s]

참고문헌

1. Malfait, J. L., Wilcox, D. J., Mercer, D. G. and Baker, L. D.: *Biotech. Bioeng.*, **23**, 863(1981).
2. Fan, L. S., Hwang, S. J. and Matsuura, A.: *Chem. Eng. Sci.*, **39**, 1677(1984).
3. Østergaard, K. and Fosbol, P.: *Chem. Eng. J.*, **3**, 105(1972).
4. Chisti, M. Y. and Moo-Young, M.: *Biotech. Bioeng.*, **31**, 487(1988).
5. Sun, Y. and Furusaki, S.: *J. Chem. Eng. Jap.*, **21**, 20 (1989).
6. Kawasi, B. H. and Moo-Young, M.: *Chem. Eng. Sci.*, **42**, 1609(1987).
7. Skelland, A. H. P. and Lee, J. M.: *AIChE J.*, **27**, 99 (1981).
8. Chisti, M. Y.: "Airlift Reactors", Elsevier Applied Science, London(1989).
9. Calderbank, P. H.: *The Chem. Engr.*, **45**, CE209 (1967).
10. Lamont, J. C. and Scott, D. S.: *AIChE J.*, **16**, 13 (1980).
11. Sun, Y., Furusaki, S., Yamauchi, A. and Ichimura, K.: *Biotech. Bioeng.*, **34**, 55(1989).
12. Merchuk, J. C., Stein, Y. and Mateles, R. I.: *Biotech. Bioeng.*, **22**, 1189(1980).
13. Andrew, G., Robinson, C. W. and Moo-Young, M.: *Chem. Eng. Sci.*, **38**, 1845(1983).
14. Vand, V. J.: *J. Phys. and Colloid Chem.*, **52**, 300 (1948).
15. Chang, S. K., Kang, Y. and Kim, S. D.: *J. Chem. Eng. Jap.*, **19**, 524(1986).
16. Kato, Y., Nishiwaki, A., Kago, T., Fukuda, T. and Tanaka, S.: *J. Chem. Eng. Jap.*, **5**, 112(1972).
17. Koide, K., Horibe, K., Kawabata, H. and Ito, S.: *J. Chem. Eng. Jap.*, **18**, 248(1985).