

내부 순환 반응기에서의 분산 효과

최윤찬 · 서정호 · 박영식 · 추석열 · 송승구[†]

부산대학교 공과대학 화학공학과
(1995년 4월 15일 접수, 1996년 2월 15일 채택)

Dispersion Effect in an Internal Loop Reactor

Yoon-Chan Choi, Jung-Ho Suh, Young-Seek Park, Suek-Yuel Choo and Seung-Koo Song[†]

Dept. of Chem. Eng., College of Engineering, Pusan National University
(Received 15 April 1995; accepted 15 February 1996)

요 약

내부 순환 반응기에서 반응관과 포기관의 직경비, 공탑 기체 속도 및 액체 순환 속도를 변화시키면서 유체의 혼합 현상을 규명하기 위하여 추적자 분산 실험을 행하였다. 반응관내 흐름을 이상적 관형 흐름으로 가정하고 무차원 변수, Bodenstein number(Bo)를 구한 결과, Bodenstein number(Bo) 값은 전 실험 범위에서 16-85였고, 실험치와의 편차는 최저 16%에서 최고 35%의 범위였다. 유입 기체 속도의 증가에 따라 Bodenstein number(Bo)의 값은 증가하는 경향을 보였다가 일정한 값을 나타내며, 기체 속도가 더 증가하면 다시 증가하는 현상을 나타내는 것을 알 수 있었다. 이러한 현상은 기체 속도에 따라 혼합과 유선(streamlines)의 혼합 효과로 사료되었다. 더욱이 반응관에 대한 포기관의 직경비가 혼합현상에 큰 영향을 미치는지는 않으나 직경비의 증가에 따라 또한 반경방향의 확산 증가로 혼합이 용이함을 알 수 있었다. 이는 기포의 재순환 및 역 혼합의 증대가 혼합에 영향을 미치는 것으로 사료되었다.

Abstract— This paper discusses the dispersion effect during the circulation of a tracer pulse injected into an internal loop reactor by changing ratio of draft tube to reactor diameter, superficial gas velocity, and liquid circulation velocity. According to Blenke's model, the Bodenstein number(Bo) which is the dimensionless group characterizing the effect of dispersion during liquid circulation was estimated. Bo numbers estimated for the reactor lie in the range of 16-85 and the standard deviations are 16-35% compared with the experimental results. As the input gas flow rate increased, Bodenstein number was increased and reached a constant value by the results of backmixing and gas disengagement during tracer circulation.

Key words: Bodenstein Number, Internal Loop Reactor, Liquid Circulation Velocity, Superficial Gas Velocity

1. 서 론

기체를 반응기내에서 직접 분사하여 유동현상을 유발시키는 air-lift 반응기는 물질전달 및 열전달 현상이 타 반응기에 비하여 우수하므로, 화학반응, 발효 공정 및 생물학적 폐수처리 공정 등에 광범위하게 적용되고 있다[1]. Air-lift의 한 형태인 내부 순환 반응기(internal loop reactor)는 반응기내에 포기관(draft-tube)이 설치되어, 이 관내로 유입된 기체에 의하여 형성된 기체 부피 불균일성의 액체가 반응관(annulus tube)을 통하여 순환되면서 물보다 가벼운 입자가 하향으로 팽창된다.

반응기내로 유입된 물질은 액체 순환으로 인한 역혼합, 포기관과 반응관(annular region)에서의 축방향 분산(axial dispersion), 기체가 분산되는 곳에서의 난류 혼합(turbulent mixing) 등으로 분산된다. Air-lift에서의 혼합은 주로 축방향 분산 계수 D 로 설명되는 단일 매개변수 모델인 축방향 분산 모델(axial dispersion model)로 해석된다. 이때 사용되는 무차원수 Bodenstein 수(Bo)는 확산성 전달속도(diffusive transport rates)에 대한 대류성 전달속도(convective transport rates)의 비로서 역 혼합(backmixing)이 증대되면 감소한다[2].

반응관과 포기관의 직경비의 변화에 따라 gas hold-up, 산소 전달 속도, 액체 순환 속도 및 혼합 특성이 달라지므로 이들의 최적 설계가 요구된다. 특히, 내부 순환 반응기를 생물막 폐수처리 공정에 이용할 때, 반응기내에 부착 미생물의 농도를 높게 유지하기 위해서는 반응관에 많은 양의 지지 매체가 존재하여야 하므로 내부 순환 반응기의 설계시에는 반응관과 포기관의 직경비 뿐만 아니라 지지매체의 물리적 성질도 큰 영향을 미친다.

본 연구는 내부 순환 반응기에 대한 기-액 혼합 특성을 고찰하고자 추적자 분산 실험을 행하였으며, 비 포기 제트 순환 반응기(un-aerated jet-loop reactor)에서 단일 순환 과정을 해석한 Blenke[3]의 모델을 이용하여 연속 순환을 표현하는 관계식에서 반응관과 포기관의 직경비와 액체 수위의 변화에 따른 Bo의 값을 구하여 반응기내 기체-액체 두 상의 혼합 특성을 비교 고찰하였다.

2. 실험

추적자 실험에 사용된 장치의 개요도는 Fig. 1과 같으며, 규격은 Table 1과 같다. 장치의 하부에서 포기관으로 유입된 공기에 의해 넘

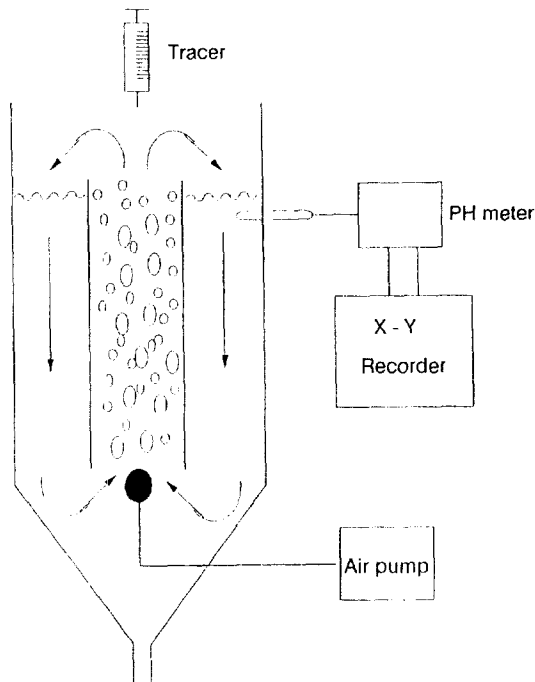


Fig. 1. Schematic representation for the experiment of tracer dispersion.

Table 1. Specification of the circulation unit

Volume(L)	5
Height(cm)	150
Reactor diameter(cm)	9.8
Draft tube height(cm)	89
Draft tube diameter(cm)	2.9, 4.4, 5.6
Air sparger	porous stone
Compressor(hp)	0.2

친 액체는 반응관으로 흐르게 되어 연속적으로 순환하게 된다. 2N H_2SO_4 3 ml를 추적자로 이용하여 포기관의 상단 끝에서 순간적으로 투입한 후, 반응관 상단에서 아래로 15 cm인 지점에 pH probe를 설치하여 이때의 감도를 X-Y 기록계(Yokogawa, model 308951, Japan)로 기록하였다.

반응관의 직경과 포기관의 직경비(D_d/D_r)를 0.3, 0.45, 0.6으로 변화시키면, 단면적 비는 각각 11.42, 4.9, 2.8로 감소하고, 액체 수위를 변화시키면 액체 순환 속도가 조절되므로 이 두 변수를 주로 변화시켜 혼합현상을 고찰하였다. 이때 사용된 기체는 공기이며, 액체는 20°C의 수도수이다.

3. 결과 및 고찰

직경 5.6 cm의 포기관을 설치하고, 기체를 1.35 cm/sec 및 5.41 cm/sec의 공타 기체 속도로 주입할 때 시간에 대한 추적자의 농도 변화를 Fig. 2에 나타내었다. 검출 농도의 최대점 및 최소점을 각각 100%, 0%로 하고, pH 농도를 기록계 상에서 %농도로 환산하여 추적자의 상대농도를 구하였다. 추적자가 장치내를 순환하며 점차 분산되어 일정시간이 지난 후 완전히 분산됨을 잘 나타내주고 있으며, 모든 실험범위에서 이러한 형태의 결과를 얻었다. 또한, 각 peak의 간격으로부터 액체 순환 속도를 구할 수 있었으며[4], Fig. 3에 D_d/D_r 의 변화에 따른 공타 기체 속도에 대한 액체 순환 속도의 변화를

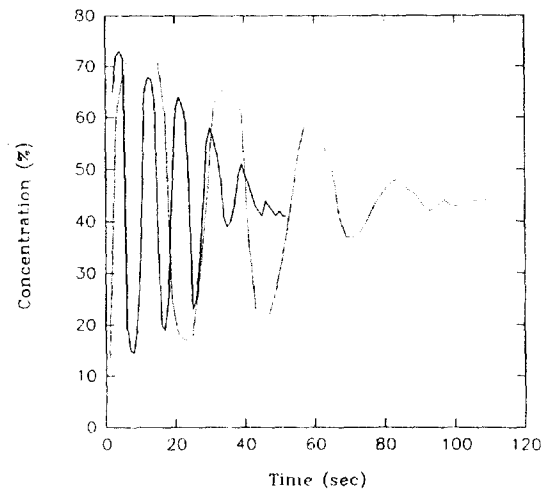


Fig. 2. The variation of tracer concentration with time in an inverse fluidized bed.

Draft tube dia.=5.6 cm; Liquid circulation velocity(solid line: 10 cm/sec, dashed line: 3.9 cm/sec); Superficial gas velocity(solid line: 5.41 cm/sec, dashed line: 1.35 cm/sec)

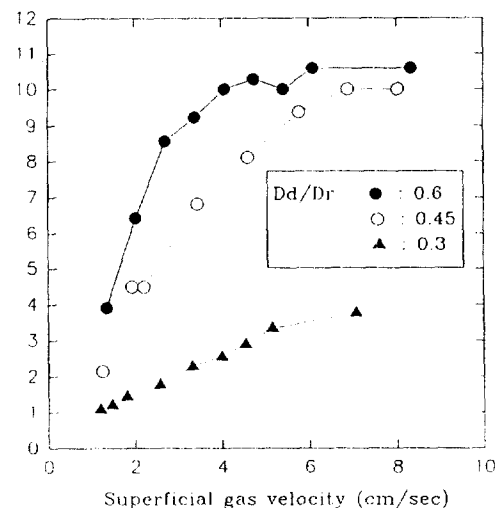


Fig. 3. Liquid circulation velocity with superficial gas velocity and various D_d/D_r .

나타내었다. 공타 기체 속도가 증가함에 따라 액체 순환 속도가 증가하지만 높은 공타 기체 속도에서는 연속적인 높은 기체 분율로 순환 액체의 양이 감소되므로 액체 순환 속도의 증가 추세가 감소되는 것을 알 수 있다. 이러한 현상은 포기관의 비가 증가하면 즉, 하강부의 면적이 적으면 더욱 크게 나타난다. 또한, 많은 양의 기포가 액체와 더불어 순환되는 현상은 액체 순환 속도에 영향을 미칠 것으로 사료된다. 포기관의 비가 감소함에 따라 액체 순환 속도가 감소하지만, 그 비가 0.3인 경우에는 액체 순환 속도가 아주 작아짐을 알 수 있었다. 실험조건에서 나타난 추적자의 분산곡선의 형태는 모두 Fig. 2와 같으며, 액체 순환 속도가 작을 경우에는 전체 순환 횟수는 적고, 1회에 순환으로 분산되는 양은 상대적으로 많으므로, peak의 폭은 점점 넓게 퍼진 형태로 되며 높이는 낮아져 6-7회의 순환으로 완전하게 분산되어졌고, 완전히 분산되었을 때의 추적자 농도를 C_0 로 나타내었다. 반면, 액체 순환 속도가 클 경우에는 peak의 폭은 좁고, 8-10회의 순환이 일어난 후 C_0 에 도달하였다. 즉, 액체 순환 속

도가 클수록 유선효과가 많이 나타남을 알 수 있었다.

3-1. 이론 고찰

시간 t 에서 x 방향으로 일정한 액체 순환 속도 U 로 혼합이 이루어진다면, 축방향 분산 계수를 D 로 둘 때, 추적자 농도는 다음과 같은 미분방정식으로 표현되며,

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - U \frac{\partial C}{\partial x} \quad (1)$$

그 해는 다음과 같다[2-8].

$$C = \left(\frac{Bo}{4\pi u} \right)^{1/2} \exp \left[- \frac{(x_u - t_u)^2 Bo}{4t_u} \right] \quad (2)$$

여기서, Bo 는 $U \cdot L/D$ 로 표시되는 무차원 변수이며, L 은 순환 특성 길이이다. 농도 C 는 무한한 시간이 지난 후의 추적자 농도 C_∞ 에 대한 임의의 시간에서의 농도와 비이며, t_u 는 추적자가 반응관내를 흐를 때 임의의 길이까지 진행하였을 때의 시간이다. 반응기의 길이가 H , 임의의 시간 t 에서 추적자의 진행 길이를 L 이라 했을 때, 1회 순환 길이 $Lu=2 \cdot H$ 이며, 상대 흐름 길이 Xu 는 다음과 같이 정의한다.

$$Xu = L/Lu \quad (3)$$

M 량의 추적자를 $t=0$, $Xu=0$ 에서 Dirac impulse 함수로 주입하여, $Xu=1, 2, 3, \dots$ 으로 진행될 때, 순환 반응기의 추적자의 상대 농도 $Cr(=C/C_\infty)$ 의 변화는 Fig. 4와 같으며, Xu 가 1일 때(loop 반응기에서 액체가 1회 순환하였을 때) Fig. 4의 (a)와 같이 시간에 따라 추적자의 농도는 변화하며, Xu 가 2, 3으로 진행함에 따라 액체 순환에 의한 추적자의 분산은 (b), (c)와 같이 변화한다. 이를 연속적으로 표현

하면 Fig. 2의 실험결과와 같게 되며 Xu 가 6 이후에서는 추적자의 농도가 C_∞ 에 근접하므로 추적자의 상대농도를 다음식으로 나타내었다.

$$C_r = \sum (C_r)_{Xu} = \sum_{Xu=1}^6 \left(\frac{Bo}{4\pi u} \right)^{1/2} \exp \left[- \frac{(Xu - t_u)^2 Bo}{4t_u} \right] \quad (4)$$

3-2. Bo값의 계산

Hartung과 Hiby[6]는 관형 단일 순환 반응기에서 액체 순환이 증가됨에 따라 Bo 는 약간 증가한다고 하였으나, Fields와 Slater[2]는 air-lift 반응기에서 유입 기체 유량이 증가하면 역혼합의 증가로 인하여 Bo 는 감소한다고 보고하였다. 본 연구에서는 식 (4)를 사용하여 계산된 추적자 농도와 실제 실험결과와를 비교하여 편차가 가장 작을 때의 Bo 값을 주어진 조건에서의 Bo 로 하였다. 예로써 포기관의 직경 5.6 cm, 액체 순환 속도가 9.6 cm/sec, 공명 기체 속도가 5.4 cm/sec인 경우에 Bo 를 적당한 값으로 가정하여 실험결과와 계산 결과를 비교하였으며, 표준편차가 가장 작게 나타날 때의 Bodenstein 수를 결정하였다. Table 2에서 보는 바와 같이 Bo 값을 62에서 82까지 증가시킬 때, 표준편차는 최저 16.47%에서, 최대 17.55% 사이로 변화하고 있으며, 최저 표준편차일 때의 Bo 값은 72이었다. Table 3에 각 실험 조건에 따라 전술한 방법으로 Bo 를 구하여 표준편차와 함께 나타내었다. 실제로는 모델에 사용된 파라미터 이외에 많은 인자들이 혼합과정에 영향을 미치므로 편차가 많이 나타나는 것으로 사료되나, 현재는 이들 모두를 계수화 하기가 힘든 실정이다. Voncken 등[7]은 재순환되는 교반 반응기내에서 impeller 속도 및 반응기의 geometry에 따른 추적자 분산 실험에서 Bo 를 구할 때 표준편차가 11-56%의 범위였으나, 본 연구에서는 전 실험 범위에 걸쳐 15-35%로 Voncken 등[7]에 비해서는 비교적 모델값에 많이 일치하는 것으로 나타났다. Fields와 Slater[2]는 포기관이 있는 air-lift 발효조에서 포기관의 길이를 1 m에서 2 m로 변화시키면서 추적자 분산 방법으로 Bo 를 공기 유량에 따라 50-150의 범위에서 얻었고, Wen-Jang Lu 등[8]은 내부순환식 2상 air-lift 반응기에서 time-domain analysis 방법[9]으로 Bo 값을 50-80의 범위에서 구하였다. 역 유동층에서 혼합 특성을 분산 모델을 적용하여 구한 본 실험의 Bo 는 16-85의 값을 나타내었으며, 그 편차율도 타 연구자의 값에 비하여 적음을 알 수 있었다. Wen-Jang Lu 등[8]은 time-domain analysis 방법으로 결과식을 Fourier transformation하여 Bodenstein 수를 구하였으며, 기체 속도가 높은 영역에서 첫번째 peak가 실험결과와 심한 편차를 나타내어 첫째 peak는 계산과정에서 제외하였으나, 본 연구에서는 첫번째 peak도 계산 과정에 포함하였다.

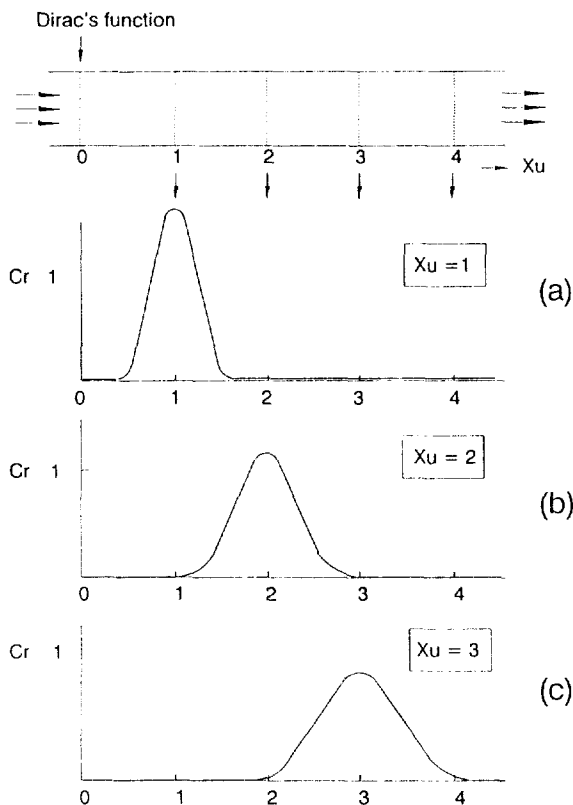


Fig. 4. Impulse responses in a tubular flow characterizing longitudinal mixing.

Table 2. Determination of Bodenstein number

Estimation value of Bo	Standard deviation	Estimation value of Bo	Standard deviation
63	17.41	73	16.49
64	17.20	74	16.53
65	17.03	75	16.59
66	16.87	76	16.67
67	16.74	77	16.77
68	16.64	78	16.89
69	16.56	79	17.03
70	16.50	80	17.19
71	16.48	81	17.36
72	16.47	82	17.55

Experimental condition: Dd/Dr : 0.6, Superficial gas velocity: 5.4 cm/sec, Liquid circulation velocity: 9.6 cm/sec

Table 3. Estimated Bodenstein number and standard deviation

Draft tube diameter: 2.8 cm				
Liquid circulation velocity(cm/sec)		1.48-4.14		1.1-3.78
Superficial gas velocity(cm/sec)	Bo	Standard deviation (%)	Bo	Standard deviation (%)
1.38	23	16	5	25
1.69	44	13	22	27
2.23	52	21	15	23
2.95	43	18	31	16
3.8	45	17	39	22
4.59	50	19	36	26
5.15	72	27	30	23

Draft tube diameter: 4.2 cm						
Liquid circulation velocity(cm/sec)		5.6-10.71		2.14-10	1.39-9.23	
Superficial gas velocity(cm/sec)	Bo	Standard deviation (%)	Bo	Standard deviation (%)	Bo	Standard deviation (%)
1.3	32	32	31	16	20	17
1.7	37	28	28	25	25	22
2.04	45	17	51	33	60	16
3.6	62	31	50	18	56	23
4.8	58	30	77	26	65	17
6	78	25	63	35	66	16
7.2	65	18	82	25	68	32

Draft tube diameter: 5.6 cm						
Liquid circulation velocity(cm/sec)		7.5-10.29		4.1-10.59	3.9-10.29	
Superficial gas velocity(cm/sec)	Bo	Standard deviation (%)	Bo	Standard deviation (%)	Bo	Standard deviation (%)
0.8	32	27	40	25	55	25
1.34	48	28	40	30	48	24
2.7	47	29	47	20	70	30
3.38	49	20	55	24	75	32
4.1	66	32	90	26	77	34
5.4	72	17	80	18	80	35
6.1	66	25	85	29	85	33

3-3. Dd/Dr 및 공탑 기체 속도에 따른 Bo 값

Fig. 5에 장치내 Dd/Dr의 변화에 따른 Bo를 공탑 기체 속도에 따라 나타내었다. Dd/Dr이 0.3일 경우에는, 액체 순환 속도는 1.47-4.14 cm/sec, Dd/Dr이 0.45일 경우에는 5.6-10.7 cm/sec, Dd/Dr이 0.6일 경우에는 7.5-10.3 cm/sec의 범위로 나타났다. Fig. 5에 따르면, 액체 순환 속도의 변화에 무관하게 기체 속도의 증가에 따라 Bo값은 증가되는 경향을 보이고 있으나, 공탑 기체 속도가 4 cm/sec 이상에서는 둔화됨을 나타내고 있다. Weiland[10]은 내부 순환형 54 L air-lift 반응기에서 공탑기체 속도가 2 cm/sec를 중심으로 Bo가 급격히 증대하다 일정해졌다고 보고하였다. 기체 속도 증가에 따라 Bo값이 일정해지거나 감소하는 것은 크게 두 가지의 영향으로 추론된다. 첫째, 높은 기체 속도에서는 포기관 내에서 발생한 기포들이 반응관(annular region)을 통과하여 다시 재순환됨으로써 동반 기포에 의한 액체 혼합, 즉 가스 해리(gas disengagement) 현상이며[2], 두번째는, 액체 순환 속도의 증가에 따른 맥동으로 역 혼합이 증가한다. 이와 같은 이유로 Dd/Dr이 0.6인 경우, 기체 속도가 4 cm/sec 이상일 때 Bo가 다소 감소하는 것은 좁은 하강 지역에서 역 혼합이 크게 나타나기 때문이며, Dd/Dr이 0.45인 경우 기체 속도가 4 cm/sec 이상에

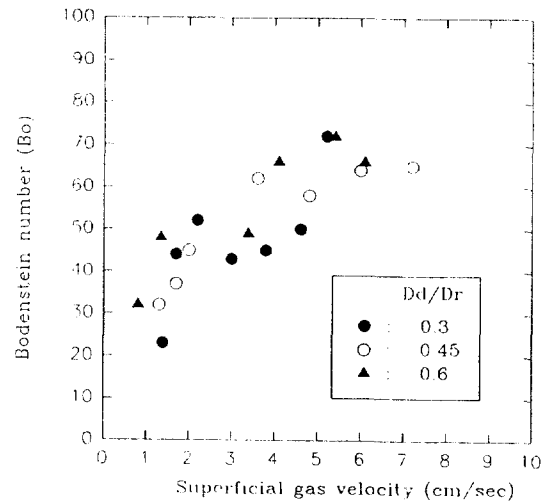


Fig. 5. Bodenstein number(Bo) change with superficial gas velocity and various Dd/Dr.

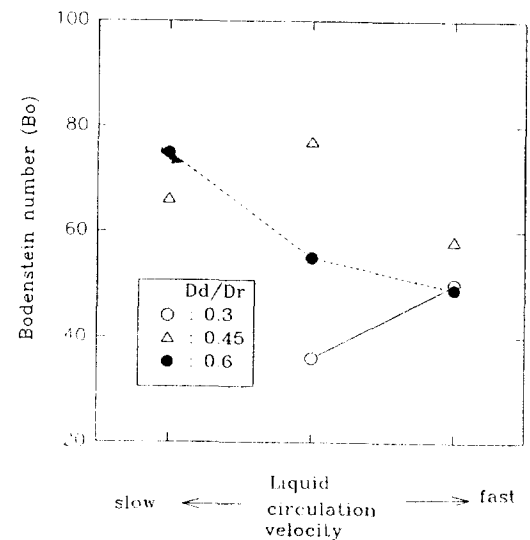


Fig. 6. The variation of Bo number by changing liquid circulation velocity.

Superficial gas velocity ○: 4.95 cm/sec, △: 4.8 cm/sec, ●: 3.38 cm/sec.

서 가스 해리의 발생으로 Bo값이 증가하지 못하고 일정한 값을 나타내고 있으나, 계속적으로 기체 속도를 증가시키면, Dd/Dr이 0.6일 때와 마찬가지로 역 혼합의 증대로 인하여 Bo는 감소하는 경향을 나타낸다. Dd/Dr이 0.3인 경우, 즉, 하강지역이 넓은 경우에는 기체 속도가 2 cm/sec 이하에서는 Bo값이 증가하지만 그 이상에서는 다소 감소하다가, 기체 속도의 증가에 따라 Bo값이 다시 증가한다. 이러한 현상은 가스 해리나 역 혼합의 영향보다도 하강지역의 면적이 넓어 포기관 상부에서 추적자의 체류 시간이 길어져 반경 방향의 확산이 커져 peak의 퍼짐이 크게 나타난 결과로 판단된다.

3-4. 액체 순환 속도에 따른 Bo값

Fig. 6은 Dd/Dr이 0.3, 0.45, 0.6이며, 기체 속도가 각각 4.59, 4.8, 3.38 cm/sec일 때, 액체 순환 속도에 따른 Bo값의 변화를 나타내었다. Dd/Dr이 0.6인 경우 액체 순환 속도가 각각 8.18, 9, 9.3 cm/sec로 증가함에 따라 Bo수는 선형적으로 감소하는 경향을 보였는데 이는

액체 순환 속도의 증가로 인하여 역 혼합이 증가하였기 때문으로 사료된다. 그러나, D_d/D_r 이 0.45인 경우와 0.3인 경우에는 액체 순환 속도가 증가하여도 Bodenstein 수는 증가하다가 일정해지거나, 일정하게 증가하는 양상을 보이는데, 이는 액체 순환 속도의 증가에 의한 역 혼합의 영향보다 유선의 효과가 크게 작용한 것으로 판단된다. Table 2에서 보면, 3-4항과 3-5항에서 고찰된 내용들과 각각의 실험 조건에서 한, 두 개의 예외적인 현상을 보이는 부분도 있지만, 전체적으로 앞의 고찰 내용들과 잘 일치하고 있다. 이들 결과들을 종합적으로 고려하여 다음과 같은 결론을 얻었다.

4. 결 론

내부 순환 반응기의 혼합특성을 고찰하기 위해 반응기의 직경과 포기관의 직경비, 액체 수위 변화에 의한 액체 순환 속도의 변화 및 공탑 기체 유량에 따른 추적자 분산 실험을 통하여 다음과 같은 결론을 얻었다.

(1) 반응기내 흐름을 관 흐름의 연속으로 가정한 Blenke의 모델을 사용하여 내부 순환 반응기에서 Bo수를 구한 결과, 전 실험 범위에서 Bo값은 16-85의 범위에 있었고, 실험치와의 표준편차는 15-35%였으며 타 모델을 사용했을 때보다 실험치에 가까운 Bo값을 얻을 수 있었다.

(2) 공탑 기체 속도의 증가에 따라 Bodenstein 수는 증가하였지만, 반응관과 포기관의 직경비가 0.45, 0.6일 때, 기체 속도가 4 cm/sec 이상일 때는 가스 해리 및 역 혼합의 증가로 Bo는 일정하거나, 감소하는 경향을 나타내었다.

(3) D_d/D_r 이 0.3, 0.45인 경우, 기체 속도 및 액체 순환 속도가 증가되어도 이에 의한 역 혼합의 영향은 크게 나타나지 않으나, D_d/D_r 이 0.6인 경우는 액체 순환에 의한 역 혼합의 증가로 Bo는 일정하게 감소하였다.

감 사

본 연구는 "아파트 생활오수처리를 위한 역 유동층 생물막 반응기의 연구" 과제에 대한 1994년도 학술진흥재단의 연구비 지원으로 수행되었습니다. 이에 깊이 감사드립니다.

사용기호

Bo : dimensionless Bodenstein number [-]

C : concentration of tracer without circulation [%]
 C_r : concentration of tracer with circulation [-]
 C_∞ : tracer concentration at infinite time [%]
 D : axial dispersion coefficient [cm^2/sec]
 D_d : diameter of draft tube [cm]
 D_r : diameter of reactor [cm]
 H : draft tube height [cm]
 L : characteristic length [cm]
 L_u : length of one circulation [cm]
 t : time [sec]
 t_r : relative time for circulation [-]
 U : liquid circulation velocity [cm/sec]
 U_g : superficial gas velocity [cm/sec]
 X_u : relative distance of tracer travelled [-]

참고문헌

1. Chisti, M. Y. and Moo-Young, M.: *Chem. Eng. Comm.*, **60**, 195(1987).
2. Fields, P. R. and Slater, K. H.: *Chem. Eng. Sci.*, **38**, 647(1983).
3. Blenke, H.: *Adv. Biotech. Eng.*, **13**, 121(1979).
4. Garnier, A., Chavarie, C., Andre, G. and Klvana, D.: *Chem. Eng. Comm.*, **98**, 31(1990).
5. Levenspiel, O.: "Chemical Reaction Engineering", John Wiley and Sons, New York(1962).
6. Hartung, K. H. and Hiby, J. W.: *Chem Eng. Tech.*, **45**(8), 522 (1973).
7. Voncken, R. M., Holms, D. B. and Hartog, H. W.: *Chem. Eng. Sci.*, **19**, 209(1964).
8. Wen-Jang, L., Shyh-Jye, H. and Chun-Min, C.: *Chem. Eng. Sci.*, **49**, 1465(1994).
9. Fahim, M. A. and Wakao, N.: *The Chem. Eng. J.*, **25**, 1(1982).
10. Weiland, P.: *Ger. Chem. Eng.*, **7**, 374(1984).