

Bubble Aeration Tank에서 휘발성유기물의 물질이동

曹楨植·若尾法昭

横浜國立大學 化學工學科
(1987년 4월 13일 접수, 1987년 8월 12일 채택)

Mass Transfer of Volatile Organic Solutes in a Bubble Aeration Tank

J.S. Cho and N. Wakao

Department of Chemical Engineering, Yokohama National University, Yokohama 240, Japan
(Received 13 April 1987; accepted 12 August 1987)

요 약

동일의 bubble aeration tank에서 5종류의 유기물(benzene, carbon tetrachloride, chloroform, 1, 2-dichloroethane, 1, 1, 2-trichloroethane)을 물로부터 동시에 stripping 시킴으로써, 여러 공기유속에서 각 유기물에 대한 총괄물질이동용량계수가 결정되었다. 총괄물질이동용량계수와 Henry 정수 사이의 관계를 이용하여, 5종류의 유기물에 대하여 일정값의 기상 및 액상물질이동용량계수가 동시에 얻어졌다. Mackay가 제안한 관계: $k_G \propto D_G^{0.67}$ 과 $k_L \propto D_L^{0.5}$ 를 이용하여 유기물에 대한 기상 및 액상물질이동용량계수는 공기-물계면에서 SO_2 에 대한 $(k_G a)_{SO_2}$ 와 O_2 에 대한 $(k_L a)_{O_2}$ 로 각각 환산되어졌다. 환산되어진 $(k_G a)_{SO_2}$ 는 Botton 등에 의해 얻어진 data보다 2배 정도 작았지만, 환산되어진 $(k_L a)_{O_2}$ 는 Shah 등의 data와 잘 일치하였다.

소량의 탄산나트륨이 bubble aeration tank에 첨가되었을 때 기상 및 액상물질이동용량계수의 상당한 증가가 있었다. 물질이동용량계수의 증가는 탄산나트륨 수용액중에서의 기포크기의 감소 혹은 물질이동계면적의 증가로 인한 결과였다.

Abstract—By the simultaneous stripping of five organic solutes (benzene, carbon tetrachloride, chloroform, 1,2-dichloroethane, 1,1,2-trichloroethane) from water in the same bubble aeration tank, the overall volumetric mass transfer coefficients for each solute were determined at various air flow rates. Using the relationship between the overall volumetric mass transfer coefficient and Henry's law constant, the same volumetric gas-phase and liquid-phase mass transfer coefficients for five organic solutes, respectively, were obtained simultaneously. The volumetric gas- and liquid-phase mass transfer coefficients for organic solutes were then converted, respectively, using the relationships proposed by Mackay et al.: $k_G \propto D_G^{0.67}$ and $k_L \propto D_L^{0.5}$, into $(k_G a)_{SO_2}$ for sulfur dioxide gas and $(k_L a)_{O_2}$ for oxygen gas at the air-water interface. The converted $(k_L a)_{O_2}$ were found in good agreement with the data of Shah et al., while the converted $(k_G a)_{SO_2}$ were found to be about twice as small as the data obtained by Botton et al.

A considerable increase in the volumetric gas- and liquid-phase mass transfer coefficients was observed when small amount of sodium carbonate was added onto the bubble aeration tank. The increase in the volumetric mass transfer coefficients was considered to result from the decrease in bubble size or increase in interfacial mass transfer area in aqueous sodium carbonate solution.

1. 서 론

공기 stripping은 음료수와 폐수에서의 휘발성유기물의 처리법으로서 널리 고려되어온 방법중의 하나이다. 고분자 불순물 혹은 저분자 유기물의 처리에는 일반적인 처리법(예: 활성탄으로의 흡착)이 유용하지만, 염소용매를 포함하는 휘발성 저분자 유기물의 제거에는 aeration법이 상당히 유용하다.

공기 stripping법을 이용한 bubble aeration tank를 설계하기 위해서는 기체 체류량, 기-액계면적, 물질이동용량계수 등의 파라미터를 반드시 알아야 한다. 이들 파라미터중에서 기체 체류량[1, 6, 7, 16], 기-액계면적[2], 그리고 액상물질이동용량계수[1, 13, 15]에 대해서는 다수의 연구가 보고되어 있지만 기상물질이동용량계수[3]에 대한 연구는 별로 없는 실정이다. 더구나, 기상 및 액상물질이동용량계수를 동시에 구한 연구는 없고, 종래 기상물질이동용량계수는 액상측의 저항을 무시할 수 있는 계로부터, 액상물질이동용량계수는 기상측의 저항을 무시할 수 있는 계로부터 각각 얻었다.

본 연구에서는 5종류의 유기물이 동시에 소량 녹아있는 회색 유기수용액과 공기계에서의 기체 체류량과 기-액계면적을 측정하였다. 그리고 물에서 이 유기물들의 휘발로부터 기상 및 액상물질이동용량계수를 동시에 구하여 다른 문헌값과 비교 검토하였다. 또한 탄산나트륨의 첨가에 따른 물질이동에의 효과에 대해서도 조사하였다.

2. 실험 형

본 실험에 사용된 장치의 개략도를 Fig. 1에 나타내었다. 본 실험에서, 액체는 회분식으로 증류수에 휘발성유기물(benzene, carbon tetrachloride, chloroform, 1, 2-dichloroethane, 1, 1, 2-trichloroethane)을 동시에 소량(0.07 kg/m^3 이하) 녹인 용액이 사용되었고, 기체로는 연속식으로 공기가 사용되었다. Bubble aeration tank에서 공기에 의한 수분의 증발을 막기 위하여 공기는 증류수로 채워진 saturation jar를 통과하여 물로 포화된 다음 tank내로 주입되었다. Tank는 직경이 0.11m, 높이가 0.35m의 acryl nitril로 제작되었고, tank의 밑에는 다공질로 구성된 arm sparger 3개가 설치되었다. Fig. 2에 본 실험에 사용된 arm porous sparger를 나타내었는데 sparger

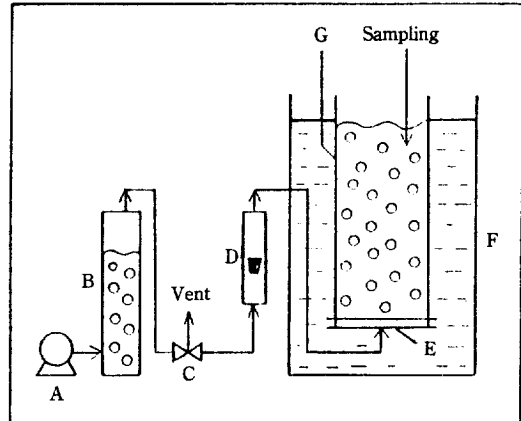


Fig. 1. Schematic diagram of experimental apparatus.

- | | |
|-------------------------|---------------|
| A. Air pump | |
| B. Water saturation jar | |
| C. Valve | D. Flow meter |
| E. Gas sparger | F. Thermostat |
| G. Bubble aeration tank | |

의 두께는 전부 15mm였다. 전 실험은 298.2 K, 대기압에서 행하였다.

실험은 각 공기유속에서 증 팽창법에 의한 기체 체류량의 측정, 사진촬영에 의한 기-액계면적의 측정 및 물로부터 5종류 휘발성유기물의 stripping에 의한 각각의 총괄물질이동용량계수를 측정하였다. 또 탄산나트륨 0.03 M 수용액속에 위의 5종류의 휘발성유기물이 소량

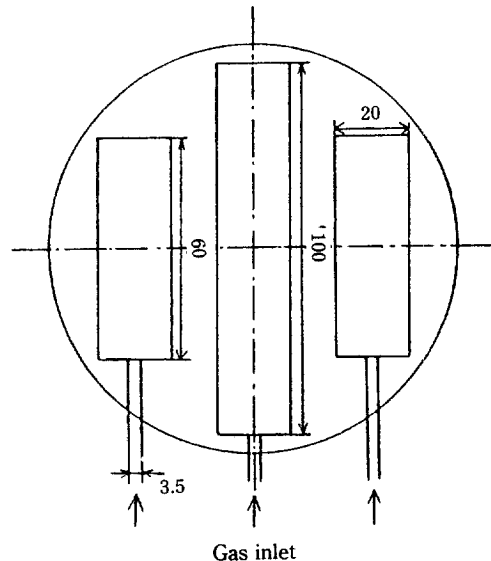


Fig. 2. Arm porous sparger used in this work.

Table 1. Henry's law constants of organic solutes and their diffusion coefficients, at 25°C.

compound	solubility in water ^a , g/m ³	vapor pressure ^a , mmHg	Henry's law constant, (kg/m ³ -Gas)/(kg/m ³ -Liquid)	diffusion coefficient in water ^c , m ² /s	diffusion coefficient in air ^d , m ² /s
CCl ₄	800	113	1.17	0.993×10^{-9}	8.191×10^{-6}
C ₆ H ₆	1780 ^b	95 ^b	2.24×10^{-1}	1.005×10^{-9}	8.951×10^{-6}
CHCl ₃	7840	192	1.57×10^{-1}	1.123×10^{-9}	9.115×10^{-6}
CH ₂ ClCH ₂ Cl	8700	82	5.02×10^{-2}	1.114×10^{-9}	9.156×10^{-6}
CHCl ₂ CH ₂ Cl	4420	23	3.74×10^{-2}	1.006×10^{-9}	8.185×10^{-6}

a. Values of Dilling [5], except where noted.

b. Values of Mackay [9].

c. Calculated by using the Wilke-Chang correlation, with molecular volumes estimated as described in Table 3-11 or ref. 11.

d. Calculated by using the Fuller et al. correlation, with atomic diffusion volumes estimated as described in Table 11-1 of ref. 11.

녹아있는 경우에 대해서도 같은 실험을 실시하였다.

휘발성유기물의 수중(또는 탄산나트륨 0.03M 수용액중)의 농도는 일정시간마다 0.8 μ l의 시료를 채취하여 FID gas chromatograph(GC-7A, Shimadzu)로 측정하였다. Benzene과 chloroform은 chemipack C 18 충전 column, carbon tetrachloride, 1,2-dichloroethane, 1,1,2-trichloroethane의 경우는 Gaskuropack 54의 충전 column을 이용하였다.

Table 1에는 실험에 사용된 휘발성유기물에 대하여, 298.2K에서의 물과 공기 사이의 Henry 정수와 공기 및 물속에서의 확산계수를 나타내었다. 각 휘발성유기물에 대한 Henry 정수는 공기 stripping법[9]에 의하여 물과 탄산나트륨 0.03M 수용액으로 부터 구해졌다. 이 값은 문헌의 값(chlorohydrocarbons에 대해서는 Dilling[5], benzene에 대해서는 Mackay 등[9])과 거의 일치하였기 때문에 문헌의 값을 그대로 나타내었다. 기상 및 액상중의 확산계수를 구하는 식은 몇개 보고되어 있다[11]. 본 실험에서 사용한 5종류의 휘발성유기물에 대하여 각각의 식으로부터 계산된 기·액 확산계수의 값은 하나의 식에 대하여 $\pm 9\%$ 이내에 포함되어 거의 같은 값을 나타내었다. Table 1에, 액상중의 확산계수에 대해서는 Wilke-Chang 식[11]에 의해 계산한 값을, 기상중의 확산계수에 대해서는 Fuller 등[11]의 식으로 계산한 값을 나타내었다.

3. 결과 및 검토

3-1. 기체 체류량, ϵ_g

평균 기체 체류량, ϵ_g 는 목시관측에 의해서, 정지하고 있는 액체의 높이 H_L 과 공기를 통과시킨 후의

액체의 높이 H_F 로 부터 다음 식으로 구하였다.

$$\epsilon_g = \frac{V_G}{V} = \frac{(H_F - H_L)}{H_F} \quad (1)$$

각종 sparger에 대해서는 공기-물계에서의 ϵ_g 와 공기유속과의 관계를 Fig. 3에 나타내었다. 그리고 본 연구에서의 공기-희석유기수용액계 및 탄산나트륨 0.03M을 첨가한 경우의 ϵ_g 도 함께 나타내었다. 본 연구에서 사용한 arm porous sparger를 제외한 나머지 sparger들은 기포탐의 연구에서 널리 사용되는 형식이며, 본 실험과 같은 낮은 공기유속 범위에서 ϵ_g 은 사용된 sparger 형식에 의해 큰 차를 보여주고 있다. Fig. 3은 본 연구에서 사용된 낮은 유속 범위만을 나타낸 것으로 공기유속이 커질수록 sparger 형식에 따라서 더 큰 차를 보여주고 있으나, 공기유속이 더 커지면 기포함체현상이 일어나 sparger 형식에 관계없이 비슷한 ϵ_g 을 나타내게 된다[12]. 그림에서 알 수 있듯이 소량의 유기물의 존재는 ϵ_g 에 영향을 미치지 않았으며, arm porous sparger를 사용한 본 연구의 ϵ_g 은 다공질판을 사용한 경우와 잘 일치하고 있다. 또 탄산나트륨 0.03M을 첨가한 경우의 ϵ_g 은 물에서의 값보다도 더 큰 ϵ_g 을 보여주고 있다. 이 경우의 ϵ_g 의 증가는 전해질용액이 기포함체를 억제하여 소기포가 형성되기 때문[8]으로 생각된다.

3-2. 기-액계면적, a

원통형의 acryl nitril tank의 외측에 같은 acryl nitril제의 사각상자를 설치하고 상자안을 물로 채웠다. 그리고 상자의 중앙부에서 tank내의 사진을 촬영하여 상승하는 기포의 크기를 조사하였다. 그 결과, 직경이 2mm 이하의 작은 기포는 구형이었지만 그 이상 크기

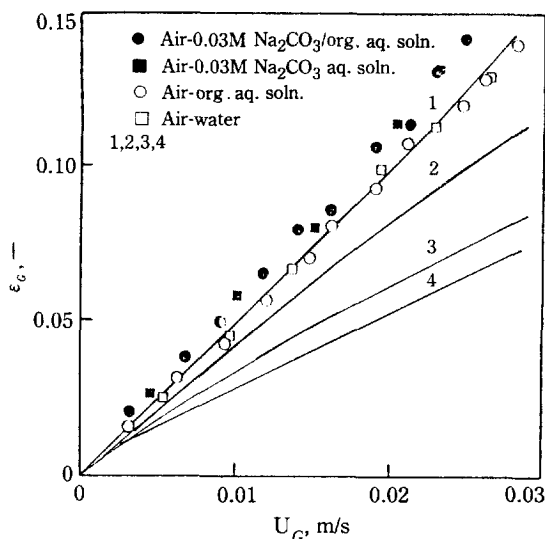


Fig. 3. Gas holdup in bubble column.

curve No.	sparger				reference
	column diameter m	number of nozzle	nozzle size mm	type*	
□ ■	0.11	—	—	APR	this work
○ ●	0.10	—	—	PRP	16
2	0.10	49	1.53	PP	7
3	0.12	19	2	PP	6
4	0.11	1	5	SN	1

* APR: Arm porous sparger, PRP: Porous plate sparger
PP: Perforated plate sparger, SN: Single nozzle

의 기포는 타원체에 가까운 형상이었다.

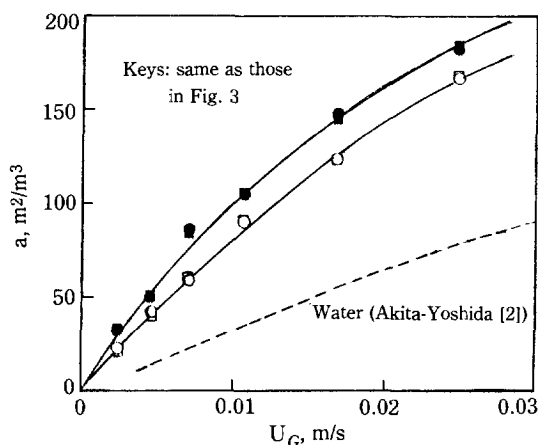
따라서, 기포군을 반경 r_i 의 구와 장경 a_i , 단경 b_i 의 회전타원체의 집합이라고 생각하면, 전 기포의 체적 V_c 및 표면적 A 는 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$V_c = \sum_{i=1}^j \frac{4}{3} \pi r_i^3 + \sum_{i=j+1}^n \frac{4}{3} \pi a_i b_i^2 \quad (2)$$

$$A = \sum_{i=1}^j 4 \pi r_i^2 + \sum_{i=j+1}^n 2 \pi [b_i^2 + \frac{a_i^2 b_i}{\sqrt{a_i^2 - b_i^2}} \sin^{-1} \frac{\sqrt{a_i^2 - b_i^2}}{a_i}] \quad (3)$$

따라서, tank 단위체적당의 기-액계면적 a 는 (1) ~ (3)식으로 부터 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$a = \frac{3 \epsilon_g}{2} \cdot \frac{2 \cdot \sum_{i=1}^j r_i^2 + \sum_{i=j+1}^n [b_i^2 + \frac{a_i^2 b_i}{\sqrt{a_i^2 - b_i^2}} \sin^{-1} \frac{\sqrt{a_i^2 - b_i^2}}{a_i}]}{\sum_{i=1}^j r_i^3 + \sum_{i=j+1}^n a_i b_i^2}$$

Fig. 4. a versus U_G .

(4)

Fig. 4에 a 와 공기유속과의 관계를 Akita-Yoshida 식[2]과 함께 나타내었다. Fig. 4에서 보여주는 바와 같이 전체 공기유속 범위에서 단일공을 이용한 Akita-Yoshida[2]경우보다 큰 a 값이 얻어졌다. 또 탄산나트륨 0.03M 수용액에서의 a 값은 물속에서의 값보다도 큰 값이 얻어졌다. 이것은 앞의 기체 체류량에서 설명되어진 것과 같이 전해질 용액중에서 작은 기포가 형성되기 때문이라고 생각되어진다. 그리고 소량의 유기물은 기체 체류량 뿐만 아니라 기포의 크기에도 영향을 미치지 않았기 때문에 유기물이 존재하지 않는 경우와 같은 a 값을 나타내었다.

3-3. 기상 및 액상물질이동용량계수의 결정

물속에 녹아있는 휘발성유기물의 대기로의 stripping으로 부터 각 유기물에 대한 총괄물질이동용량계수 $K_L a$ 를 구한다. 본 실험은 회분식으로, tank내의 액은 완전혼합, 기포는 액중에서 piston류, 그리고 stripping은 기포가 액상을 상승하는 과정에서 일어나고 액상표면에서의 stripping은 무시할 수 있다고 가정하면 기체측과 액체측의 물질수지는 다음과 같이 나타낼 수 있다[4].

기체측

$$U_G \frac{dC_G}{dx} - K_L a (C_L - \frac{C_G}{H}) = 0 \quad (5)$$

$$\text{단, } x=0, \quad C_G=0 \quad (5a)$$

액체측

$$V_L \frac{dC_L}{dt} = - \frac{K_L a \cdot V_L}{1 - \epsilon_G} [C_L - \frac{(C_G)_{av}}{H}] \quad (6)$$

$$\text{단, } t=0, \quad C_L = C_{L0} \quad (6a)$$

여기서,

$$(C_c)_{av} = \frac{1}{H_F} \int_0^{H_F} C_c \, dx \quad (6b)$$

여기서, Henry 정수, H 는 다음 식으로 나타내진다.

$$H = \left(\frac{C_c}{C_{L, \text{equilibrium}}} \right) \quad (7)$$

$K_L a$ 가 x 의 함수가 아니라고 가정하고 (5)~(7)식을 풀면 다음 식이 얻어진다.

$$-\ln(C_L/C_{L0}) = \frac{F_c \cdot H}{V_L} \left\{ 1 - \exp\left[-\frac{K_L a \cdot V_L}{H \cdot F_c (1 - \epsilon_c)}\right] \right\} t \quad (8)$$

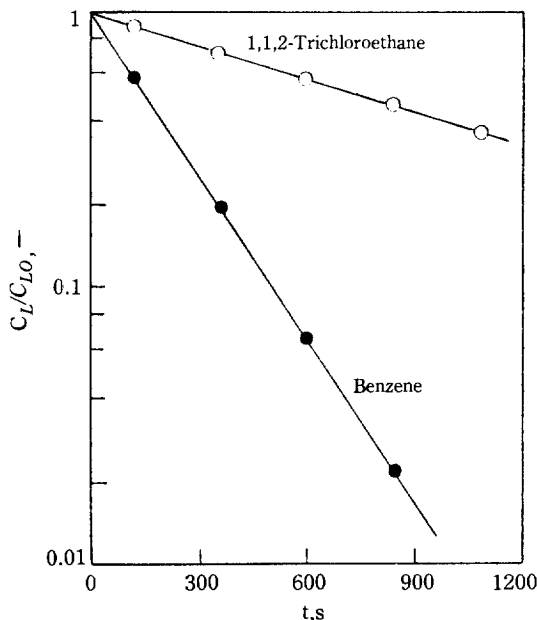


Fig. 5. Concentration versus time for benzene and 1,1,2-trichloroethane measured at U_G of 0.0071m/s.

즉, Fig. 5에 나타낸 것처럼, $\ln(C_L/C_{L0})$ 과 시간 t 의 직선관계의 기울기로 부터 $K_L a$ 를 구할 수 있다. 이 실험결과를 Table 2에 나타내었다.

회발속도를 계산하는데 일반적으로 채택된 모델은 Whitman [18]이 제안한 2중 경막모델로서, 액상기준의 총괄물질이동용량계수와 기상 및 액상물질이동용량계수와와의 관계를 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$\frac{1}{K_L a} = \frac{1}{k_L a} + \frac{1}{H \cdot k_{c,a}} \quad (9)$$

본 연구처럼 동일 tank, 또한 같은 용액속에서 여러 유기물이 동시에 회발되는 경우, 각 유기물 사이의 기상 및 액상물질이동용량계수의 비는 액의 난류 정도와 온도에 관계없이 다음 식으로 나타낼 수 있다[17].

$$\frac{k_{L,B} a}{k_{L,C} a} = \left(\frac{D_{L,B}}{D_{L,C}} \right)^m \quad (10)$$

$$\text{단, } 0.5 \leq m \leq 1$$

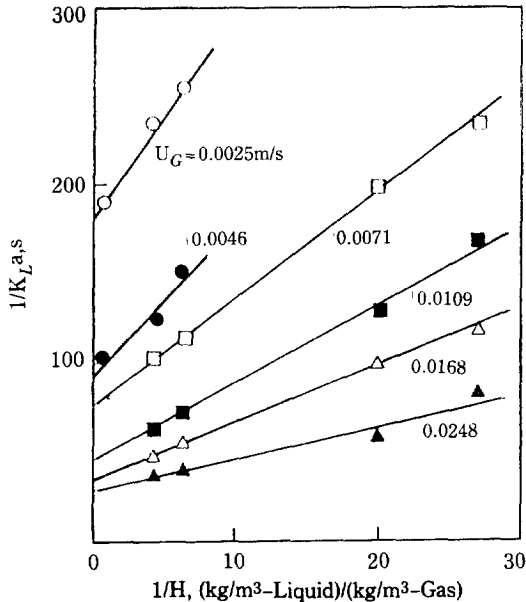
$$\frac{k_{G,B} a}{k_{G,C} a} = \left(\frac{D_{G,B}}{D_{G,C}} \right)^n \quad (11)$$

$$\text{단, } 0.5 \leq n \leq 1$$

여기서, B와 C는 휘발성유기물을 나타낸다. 그런데 본 연구에서 사용된 휘발성유기물의 기상 및 액상 확산 계수값은 Table 1에 나타난 것같이 거의 같은 값 ($D_L = 1.048 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s} \pm 5\%$, $D_G = 8.720 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s} \pm 5\%$)을 나타내기 때문에 일정 공기유속에서 5 종류의 휘발성유기물에 대한 기상 및 액상물질이동계수는 같다고 할 수 있을 것이다. 그리고 실제 각 공기유속에 있어서, 각 유기물에 대하여 $(1/K_L a)$ 대 $(1/H)$ 을 plot해 보면 Fig. 6과 같은 거의 직선관계(97%)를 얻을 수 있었다. 따라서, 각 공기유속에서 각 유기물의 $k_L a$ 와 $k_{c,a}$ 는 일정하다고 취급하여 Fig. 6의 기울기와 절편으로부터 일정 공기유속에서의 $k_{c,a}$ 와 $k_L a$ 를 각각 구하였다.

Table 2. Results of $K_L a$ for five organic solutes in air-water system: Values in parentheses are for same solutes in air-0.03M Na_2CO_3 aqueous solution system under identical conditions.

$U_G \cdot 10^2$ m/s	$K_L a \cdot 10^3, \text{s}^{-1}$				
	C_6H_6	CCl_4	CHCl_3	$\text{CH}_2\text{ClCH}_2\text{Cl}$	$\text{CHCl}_2\text{CH}_2\text{Cl}$
0.25	4.3 (5.4)	5.3 (7.1)	3.9 (5.3)		
0.46	8.0 (8.5)	9.6 (12.1)	6.7 (8.1)		
0.71	9.7 (12.3)		8.8 (11.4)	5.1 (6.0)	4.3 (5.1)
1.09	15.8 (18.5)		13.9 (16.4)	7.7 (9.3)	6.0 (8.3)
1.68	20.7 (25.6)		17.9 (24.4)	10.2 (13.7)	8.4 (10.3)
2.48	26.5 (35.7)		25.4 (33.3)	17.0 (16.7)	12.1 (14.1)

Fig. 6. Relation of $(1/K_L a)$ versus $(1/H)$.

3-4. 액상물질이동용량계수, $k_L a$

Fig. 7은 Fig. 6의 plot에서 얻어진 유기물에 대한 액상물질이동용량계수를 기-액계면적으로 나누어 얻은 액상물질이동계수 $k_{L, organic\ solute}$ 를 공기유속 U_G 에 대하여 plot한 결과이다. 물과 탄산나트륨 0.03M 수용액에서의 $k_{L, organic\ solute}$ 는 Akita-Yoshida의 식 [2]과 거의 같은 값을 나타내었다.

Bubble aeration tank에서 $k_L a$ 에 대한 연구는 산소의 액체에의 흡수를 이용한 것이 대부분이다. 따라서, 본 연구에서 구한 유기물의 $(k_L a)_{organic\ solute}$ 와 산소의 흡수로 부터 얻어진 문헌의 $(k_L a)_{O_2}$ 를 직접 비교하기 위하여, $k_{L, organic\ solute}$ 를 (10)식에 의하여 k_L, O_2 로 환산하였다. 본 연구에서 선택한 m의 값은 Mackay와 Yeun[10]의 연구에 의거하여 0.5로 하였다.

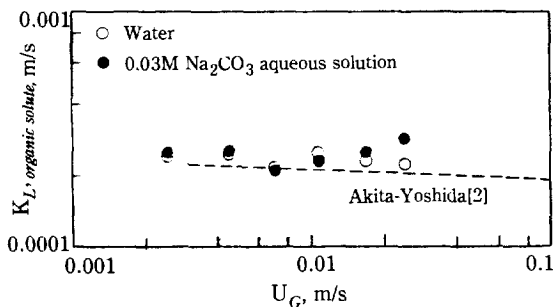


Fig. 7. Comparison with two liquid.

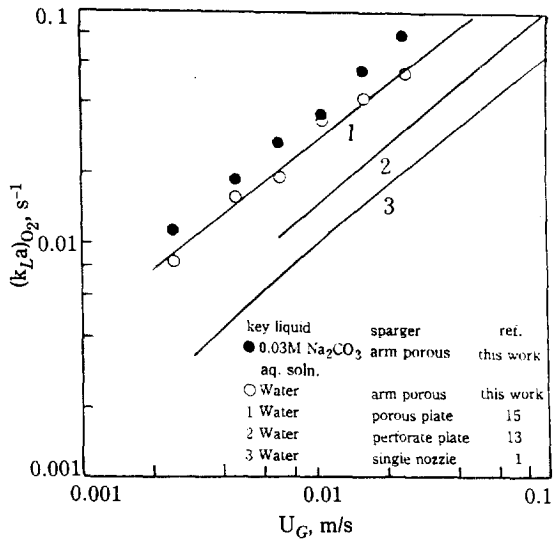


Fig. 8. Comparison with the literature data.

Fig. 8에 환산된 k_L, O_2 와 기-액계 면적으로 부터 얻어진 $(k_L a)_{O_2}$ 를 다른 문헌값과 함께 나타내었다. 그림에서 보여주는 바와 같이, 본 실험과 같은 낮은 공기유속 범위에서는 사용된 sparger의 형상에 따라서 $k_L a$ 가 차가 있음을 보여주고 있다. 그리고 환산하여 얻어진 $(k_L a)_{O_2}$ 는 다공질판을 사용한 Shah 등[15]의 data와 잘 일치하고 있다. 또 탄산나트륨 0.03M 수용액속에서의 $(k_L a)_{O_2}$ 가 물속에서 얻어진 값보다 더 큰 값을 나타내고 있다. 이 차는, Fig. 7에서 보여주는 바와 같이 k_L 의 값이 같다는 점으로부터 Fig. 4에 나타난 기-액계면적의 영향이라는 것을 알 수 있다.

3-5. 기상물질이동용량계수, $k_G a$

Fig. 9는 Fig. 6의 plot에서 얻어진 유기물에 대한 기상물질이동용량계수를 기-액계면적으로 나누어 얻은 물질이동계수 $k_{G, organic\ solute}$ 를 공기유속 U_G 에 대하여 plot한 결과이다. 물과 탄산나트륨 0.03M 수용액

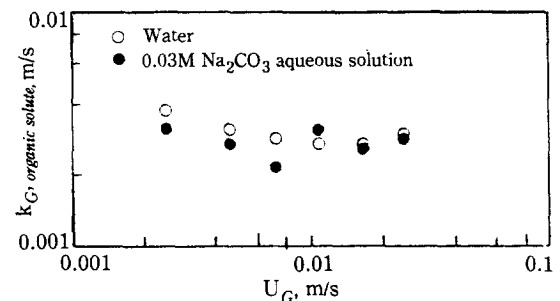


Fig. 9. Comparison with two liquid.

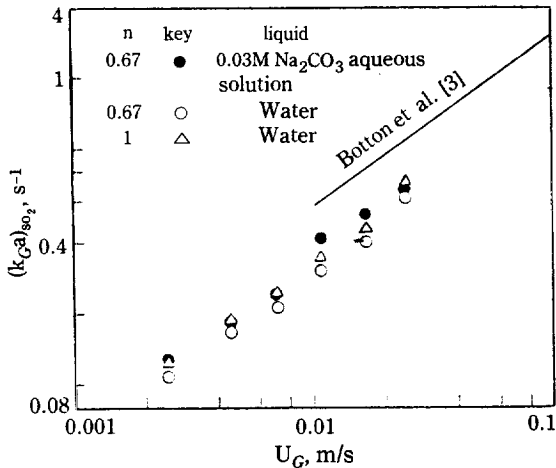


Fig. 10. Comparison with the literature data.

에서의 $k_{G, organic\ solute}$ 는 거의 같은 값을 나타내고 있다.

Botton 등[3]은 희박한 농도의 SO_2 를 포함하는 공기와 탄산나트륨용액과의 화학반응을 이용하여 $(k_G a)_{SO_2}$ 를 측정하였다. 이 값과 본 연구에서 얻은 $(k_G a)_{organic\ solute}$ 를 직접 비교하기 위해서는 $k_L a$ 의 경우처럼 (11)식에 의한 환산이 필요하다. Mackay와 Yeun[10]의 연구에 의거하여 $n=0.67$ 로 환산한 $(k_G a)_{SO_2}$, $n=1$ 로 환산한 $(k_G a)_{SO_2}$, 그리고 문헌값을 Fig. 10에 나타내었다. 그림에서 보여주는 바와 같이 $n=1$ 로 하여 환산된 값도 화학반응을 동반하는 Botton 등[3]의 값과 차가 있었다. Sen과 Rane[14]의 Dual-Flow-Tray의 연구에서도, 물리제에서 얻어진 기상물질이동은 화학반응을 수반하는 계보다 50~100% 정도 작다고 지적하고 있다. 그러나 위의 Botton 등[3]의 data는 매우 거친 값이었고 $k_G a$ 에 대한 연구는 적어서 충분한 비교를 할 수 없었다. 그리고 탄산나트륨 0.03M 수용액속에서의 $(k_G a)_{SO_2}$ 가 물속에서 얻어진 값보다 더 큰 값을 나타내고 있는데, 이 차는 Fig. 9에서 k_G 가 같다는 점으로부터 Fig. 4의 기-액계 면적의 영향임을 알 수 있다.

4. 결 론

1. 지금까지 기상물질이동용량계수는 액상측의 저항이 무시될 수 있는 계로부터, 액상물질이동용량계수는 기상측의 저항이 무시될 수 있는 계로부터 각각 구해왔다. 본 연구에서는 동일 bubble aeration tank에서,

기상 및 액상환산계수가 각각 비슷한 5종류의 유기물이 함께 녹아있는 수용액에서 유기물의 회발로 부터 각 유기물의 총괄물질이동용량계수가 결정되었고, Henry 정수와 총괄물질이동용량계수의 관계를 이용하여 유기물에 대한 기상 및 액상물질이동용량계수를 동시에 구하였다.

2. Mackay 등이 제안한 관계: $k_G \propto D_G^{0.67}$ 과 $k_L \propto D_L^{0.5}$ 에 의해 기상 및 액상 물질이동 용량계수가 각각 환산되었다. 환산된 $(k_L a)_{O_2}$ 는 Shah 등의 data와 잘 일치하였지만, 환산된 $(k_G a)_{SO_2}$ 는 Botton 등의 data와 2배 정도의 차를 나타내었다.

3. 소량의 탄산나트륨이 첨가되었을 때, 기상 및 액상물질이동용량계수의 상당한 증가가 있었다. 이것은 탄산나트륨 수용액 중에서의 기포 크기의 감소, 혹은 물질이동계면적의 증가로 인한 결과였다.

NOMENCLATURE

- A : total gas-liquid interfacial area, m^2
- a : gas-liquid interfacial area per unit volume of tank, m^2/m^3
- C_G : gas-phase solute concentration, kg/m^3
- C_L, C_{LO} : liquid-phase solute concentration s, respectively, at time t and time zero, kg/m^3
- D_G : diffusion coefficient in gas-phase, m^2/s
- D_L : diffusion coefficient in liquid-phase, m^2/s
- F_G : gas flow rate, m^3/s
- H : Henry's law constant, $(kg/m^3\text{-gas})/(kg/m^3\text{-liquid})$
- H_F : tank height with bubbles, m
- H_L : tank height without bubbles, m
- $K_L a$: overall volumetric mass transfer coefficient, s^{-1}
- $k_G a$: volumetric gas-phase mass transfer coefficient, s^{-1}
- $k_L a$: volumetric liquid-phase mass transfer coefficient, s^{-1}
- t : time, s
- U_G : superficial gas velocity, m/s
- V : total volume of bubble aeration tank, m^3
- V_G : volume of bubbles in tank, m^3
- V_L : volume of liquid in tank, m^3
- x : axial distance variable, m
- ϵ_G : gas holdup, dimensionless

REFERENCES

1. Akita, K. and Yoshida, F.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **12**, 76 (1973).
2. Akita, K. and Yoshida, F.: *Ind. Eng. Chem. Pro-*

- cess Des. Dev.*, **13**, 84 (1974).
3. Botton, R., Cosserat, D. and Charpentier, J.C.: *Chem. Eng. J.*, **20**, 87 (1980).
 4. Cho, J.S. and Wakao, N.: *Chem. Eng. Communications*, accepted.
 5. Dilling, W.L.: *Environ. Sci. Technol.*, **11**, 405 (1977).
 6. Kato, Y. and Nishiwaki, A.: *Int. Chem. Eng.*, **12**, 182 (1972).
 7. Kumar, A., Degaleesan, T.E., Laddha, G.S. and Hoelscher, H.E.: *Can. J. Chem. Eng.*, **54**, 503 (1976).
 8. Lessard, R.P. and Zieminski, S.A.: *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **10**, 260 (1970).
 9. Mackay, D., Shiu, W.Y. and Sutherland, R.P.: *Environ. Sci. Technol.*, **13**, 333 (1979).
 10. Mackay, D. and Yeun, A.T.K.: *Environ. Sci. Technol.*, **17**, 211 (1983).
 11. Reid, R.C., Prausnitz, J.M. and Sherwood, T.K.: "The Properties of Gases and Liquids", 3rd ed., McGraw-Hill, New York (1977).
 12. Reilly, I.G., Scott, D.S., Bruijn, T.D., Jain, A. and Piskorz, J.: *Can. J. Chem. Eng.*, **64**, 705 (1986).
 13. Sada, E., Kumazawa, H., Lee, C.H. and Fujiwara, N.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **24**, 255 (1985).
 14. Sen, A. and Rane, V.C.: World Congress III of Chemical Engineering, Tokyo, II, p. 693 (1986).
 15. Shah, Y.T., Kelker, B.G., Godbole, S.P. and Deckwer, W.D.: *AIChE J.*, **28**, 353 (1982).
 16. Shulman, H.L. and Molstad, M.C.: *Ind. Eng. Chem.*, **42**, 1058 (1950).
 17. Smith, J.H., Bomberger, D.C., Jr., and Haynes, D.L.: *Chemosphere*, **10**, 281 (1981).
 18. Whitman, W.G.: *Chem. Metal. Eng.*, **29**, 146 (1923).