

〈報文〉 HWAHAK KONGHAK Vol. 15, No. 4, August 1977, pp. 241-248  
(Journal of the Korean Institute of Chemical Engineers)

## 充填 氣泡塔에서의 軸方向 混合과 物質傳達에 關한 研究

都 東 燮 · 咸 榮 敏  
고려대학교 이공대학 화학공학과  
(접수 1977. 5. 20)

## Mass Transfer and Axial Dispersion in a Packed Bubble Column.

Dong Sup Doh and Yeong Min Hahm  
Department of Chemical Engineering, Korea University, Seoul 132, Korea  
(Received May 20, 1977)

### 요 약

원통형 금망을 充填한 充填 氣泡塔에서 impulseresponse technique을 適用하여 測定한 液體의 軸方向 分散係數와 物質傳達과의 關係를 究明하였다. 이때, 液相으로는 증류수를, 氣相으로는 CO<sub>2</sub>와 공기의 混合기체를 使用하였다. 研究結果에 의하면 物質傳達係數는 氣體流速과 軸方向 分散係數가 증가함에 따라 증가하였으며, 그 關係는 다음과 같은 式으로 표시할 수 있다.

$$K_L a = 0.036 V_g^{0.76} D^{2.22}$$

### Abstract

Mass transfer characteristics were investigated in a counter-current bubble column packed with cylindrical screen rings and correlated with the axial dispersion coefficient measured by an impulse response technique. Absorption of CO<sub>2</sub> by water in the column was used for this investigation. The volumetric coefficient of liquid phase mass transfer was found to increase with increasing superficial gas velocity and axial dispersion coefficient of liquid. The relationship could be expressed by the following correlation:

$$K_L a = 0.036 V_g^{0.76} D^{2.22}$$

## 1. 서 론

氣泡塔는 液相에 氣泡를 形成시켜 攪拌裝置가 必要없이도 氣液 接觸面積을 크게 할 수 있으며 액측의 滯留時間을 伸縮性있게 變動시킬 수 있는 點에서 가스흡수 및 탈수, 폐수處理, 탄화수소의 부가반응과 산화반응, 氣液의 化學反應 등의 裝置로 많이 利用되고 있다. 特히, 物質傳達速度의 支配段階가 액측에 存在하는 경우 그 活用性은 더욱 커지게 된다<sup>1-4)</sup>.

氣泡塔內에서의 物質傳達速度는 氣液界面積, 物質傳達係數 및 농도차에 의해 決定되는데, 실제로 氣泡塔의 操作中에는 氣泡의 합체현상<sup>5-6)</sup>과 液相의 역혼합<sup>7-10)</sup> 때문에 物質傳達速度가 떨어지게 된다. 흔히 塔內에 充塡를 시키거나 氣泡塔을 多段化시켜서 이와같은 合체현상과 역혼합현상을 아주 작게 하려 하고 있다<sup>11-14)</sup>.

Voyer와 Miller<sup>13)</sup>, Chen<sup>4, 15)</sup> 등은 氣泡塔에 원통형 금당을 充塡시켜 주로 氣泡의 合체현상 阻止에 對해 研究하였으며, Mashekar와 Sharma<sup>14)</sup>, Sahay<sup>16)</sup>는 Raschig ring, Pall ring 및 Intalox saddle로 充塡하여 역혼합 現象에 局限하여 研究하였다. 한편, 氣泡塔에서의 軸方向 混合程度는 Kato와 Nishiwaki<sup>17)</sup>가 軸方向 分散과 가스 흐름, 液과의 相關關係에 對하여, 그리고 Chen<sup>18)</sup> 등은 軸方向 分散에 미치는 流速의 영향과 流體의 흐름形態에 關해 각각 실험 研究하였다. 이 밖에도 많은 研究者들이<sup>1, 3, 4, 13, 14, 19, 20)</sup> 物質傳達에 影響을 미치는 요인들에 對해 많은 考察을 하였지만, 物質傳達 特性을 규명하는데 있어 흐름의 形態는 거의 고려하지 않았다.

본 연구는 원통형 금당 충전기포탑에서 軸方向 分散과 物質傳達에 關하여 실험 고찰하였다.

## 2. 이론적 고찰

원통형 금당 充塡 氣泡塔內의 流體 흐름이 dispersed flow 라고 간주하고 다음과 같은 가정을 導入하여 CO<sub>2</sub>-water system의 흡수와 分散에 關한 理論式을 展開하였다.

1. 反경방향의 농도구배는 없다.
2. 기포탑내에서의 流體의 速度는 一定하다.
3. 氣泡塔 전체를 통한 軸方向 分散係數와 총 괄물질전달계수는 일정하다<sup>21)</sup>.
4. 入口와 出口에서의 역혼합은 없다.
5. CO<sub>2</sub>-Water system에서의 기액평형곡선은 直線이다<sup>22)</sup>.

Steady flow 로 흐르는 充塡氣泡塔內에서의 吸收速度는

$$N_A a = K_L a (C_e - C) \quad (1)$$

이며, Fig. 1에서처럼 구간(b)의 미소구간에서 物質收支를 취해 정리하면 다음과 같다.

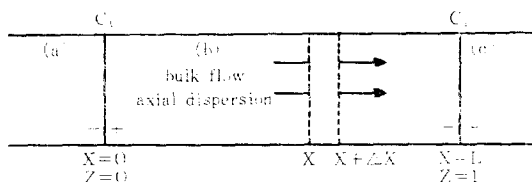


Fig. 1. Model system representation for a closed vessel in which absorption and dispersion are occurring (a) Inlet region (b) Reaction region (c) Outlet region

$$U_l \frac{dC}{dx} - D \frac{d^2C}{dx^2} - N_A a = 0 \quad (2)$$

무차원 형태로 바꾸면,

$$\frac{1}{P_e} \frac{d^2C}{dz^2} - \frac{dC}{dz} + S_e (C_e - C) = 0 \quad (3)$$

로 된다. 한편, 기액평형 관계는 Henry 法則에 따라<sup>22)</sup>

$$C_e = p/H \quad (4)$$

또 다음과 같이 物質收支를 세울 수 있다.

$$\frac{L_m}{\rho_m} (C_1 - C) = \frac{G_m}{P} (p_1 - p) \quad (5)$$

(4)와 (5) 식에서

$$C_e = \alpha C - \beta \quad (6)$$

여기서,  $\alpha = \frac{L_m}{H G_m \rho_m}$

$$\beta = \frac{1}{H} \left( -\frac{L_m}{G_m \rho_m} C_1 - p_1 \right)$$

(6)식을 (3)식에 代入하면,

$$\frac{1}{P_e} \frac{d^2 C}{dz^2} - \frac{dC}{dz} + S_t(\alpha-1)C = S_t + \beta \quad (7)$$

Fig. 1의 구간 (a)와 (c)에서도 마찬가지로 나타낼 수 있다. 즉,

$$\text{구간 (a); } \frac{1}{P_{ea}} \frac{d^2 C_a}{dz^2} - \frac{dC_a}{dz} = 0, z \leq 0^- \quad (8)$$

$$\begin{aligned} \text{구간 (b); } \frac{1}{P_{eb}} \frac{d^2 C_b}{dz^2} - \frac{dC_b}{dz} + S_t(\alpha-1)C \\ = S_t + \beta, 0^+ \leq z \leq 1^-, \end{aligned} \quad (9)$$

$$\text{구간 (c); } \frac{1}{P_{ec}} \frac{d^2 C_c}{dz^2} - \frac{dC_c}{dz} = 0, z \geq 1^+ \quad (10)$$

위 미분방정식을 다음 경계조건에 의해 풀어 정리하던 다음과 같다(부록 I 참조).

(B. C.) 1.  $C_a(-\infty) = \text{finite}$

$$\begin{aligned} 2. C_a(0^-) - \frac{1}{P_{ea}} \frac{d}{dz} C_a(0^-) \\ = C_b(0^+) - \frac{1}{P_{eb}} \frac{d}{dz} C_b(0^+) \end{aligned}$$

$$3. C_a(0^-) = C_b(0^+)$$

$$\begin{aligned} 4. C_b(1^-) - \frac{1}{P_{eb}} \frac{d}{dz} C_b(1^-) \\ = C_c(1^+) - \frac{1}{P_{ec}} \frac{d}{dz} C_c(1^+) \end{aligned}$$

$$5. C_b(1^-) = C_c(1^+)$$

$$6. C_c(+\infty) = \text{finite}$$

$$\begin{aligned} C_2 = \frac{-4r \left( \frac{\beta}{\alpha-1} - C_1 \right)}{(1+r)^2 e^{P_e(\gamma-1)/2} - (1-r)^2 e^{-P_e(\gamma+1)/2}} \\ + \frac{\beta}{\alpha-1} \end{aligned} \quad (11)$$

여기서 첨자 a, b, c는 Fig. 1의 구간 (a), (b), (c)를 나타내며,

$$r = \sqrt{1 + \frac{4S_t}{P_e}(1-\alpha)}$$

만약,  $r$ 가 0보다 충분히 크다면

$$(1+r)^2 e^{P_e(\gamma-1)/2} \gg (1-r)^2 e^{-P_e(\gamma+1)/2}$$

그리고  $C_1 \approx 0$ 이면 (11)식은 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$\frac{1}{r} (1+r)^2 e^{P_e(\gamma-1)/2} + \frac{4 \left( \frac{\beta}{\alpha-1} \right)}{C_2 - \frac{\beta}{\alpha-1}}$$

$$= 0$$

$$(12)$$

이 때, 다시

$$\alpha = \frac{L_m}{HG_m \rho_m}$$

$$\beta = -\frac{p_1}{H}$$

(12)식은 computer iteration에 의해 物質傳達係數를 구할 수 있다.

### 3. 실험장치 및 방법

充填 氣泡塔은 Fig. 2에서 보는 바와같이 높이 147 cm, 내경 5 cm인 아크릴수지로 된 투명

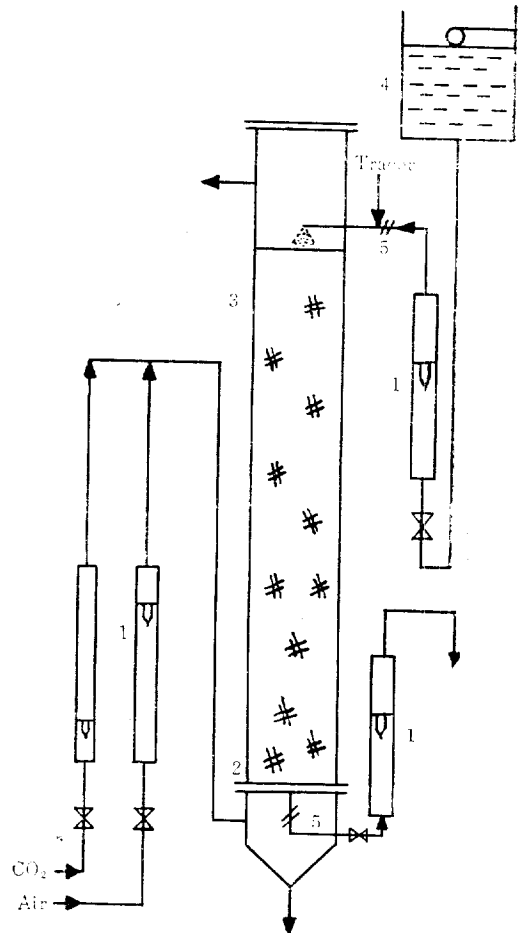


Fig. 2. Schematic flow diagram

1. Rotameter 2. Gas distributor 3. Packed column
4. Over head tank 5. Conductivity cell

원통관으로서 10mesh 짜리 원통형 금망(0.7cm×1.27cm)으로 충전하였다. 순수를 一定한 수위의 over head tank에서 탭상부로 보내고, CO<sub>2</sub>와 공기의 混合기체는 탭하부의 gas chamber와 기체 분산관을 통해 탭내로 들어간다.

軸方向 分散係數는 tracer의 injection에 의한 impulse-response technique<sup>23,24)</sup>에 의해 체재시간 분포곡선을 해석하여<sup>25)</sup> 구한다.

#### 4. 실험결과 및 고찰

Fig. 3과 Fig. 4는 軸方向 分散係數에 미치는 기체와 액체의 유속의 영향을 각각 나타낸 것으로서 軸方向 分散係數는  $U_l^{0.45}$ 에,  $V_g^{0.13}$ 에 각각 비례함을 알 수 있다.

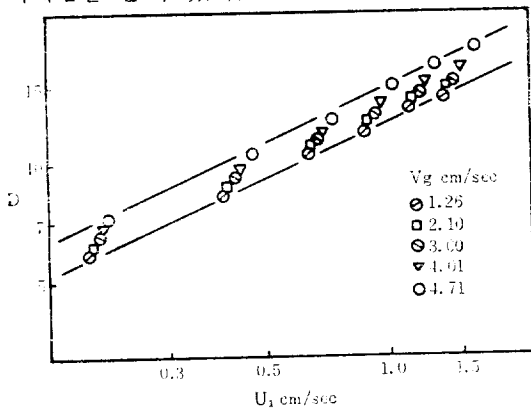


Fig. 3. Axial dispersion coefficients vs. interstitial liquid velocity

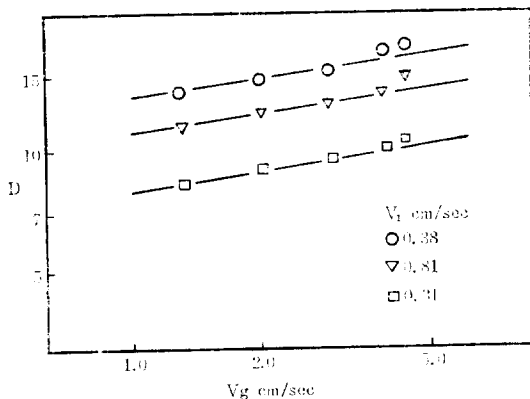


Fig. 4. Axial dispersion coefficients superficial vs. gas velocity

이는 前實驗<sup>26)</sup>과 Chen<sup>27)</sup>의 結果와 비교적 잘 一致되는 것으로서 이를 서로 상관시켜 도식하면 Fig. 5와 같고 그 관계식은 다음과 같다.

$$D = 11.7 U_l^{0.45} V_g^{0.13} \quad (13)$$

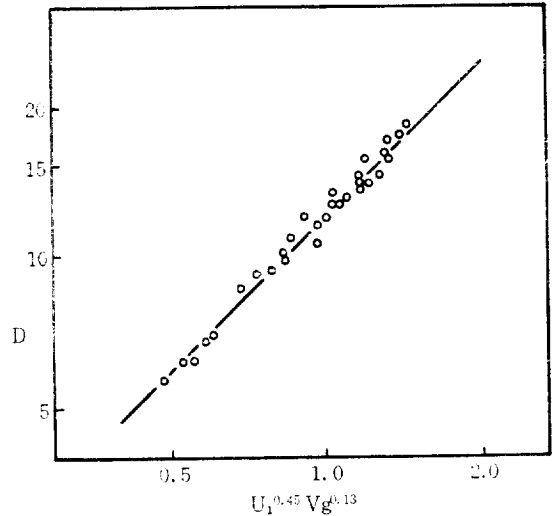


Fig. 5. Axial dispersion coefficients as a function of superficial gas velocity and interstitial liquid velocity

그리고 Fig. 6와 Fig. 7은 물질전달계수를 기체와 액체의 유속에 대해 각각 도식한 것이다,

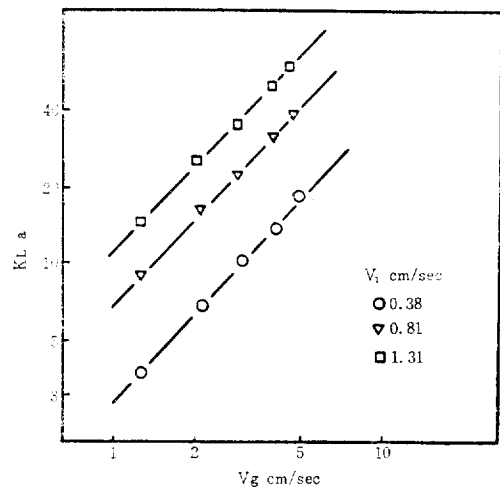


Fig. 6. Mass transfer coefficients vs. superficial gas velocity

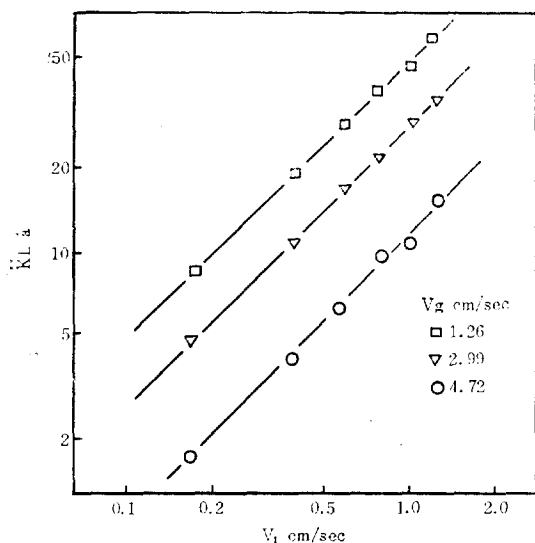


Fig. 7. Mass transfer coefficients vs. superficial liquid velocity

그림에 나타난 바와 같이 물질 전달계수는  $V_g^{1.05}$ 에 비례하고  $V_l^{0.98}$ 에 비례해서 증가되며, 이를 Fig. 8과 같이 도식하여 상관시키면 다음 식으로 나타낼 수 있다.

$$KLa = 8.59 U_l V_g^{1.05} \quad (14)$$

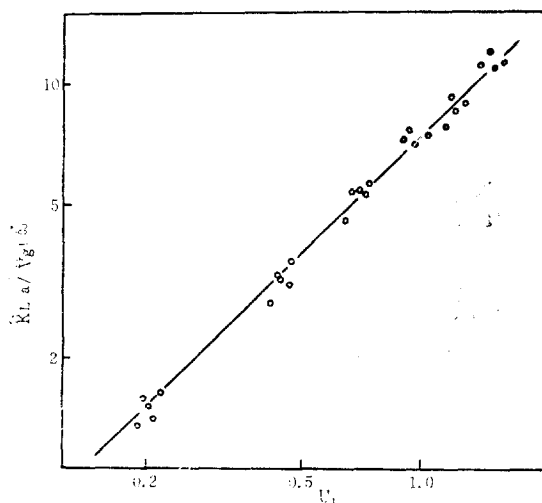


Fig. 8. Mass transfer coefficient as a Function of superficial gas velocity and interstitial liquid velocity

이 때, (13)식과 (14)식에서 Fig. 9처럼 物質傳達係數를 軸方向 分散係數와 氣體速度에 對해 그릴 수 있으며 이를 다음과 같이 표현할 수 있다.

$$KLa = 0.036 V_g^{0.76} D^{2.22} \quad (15)$$

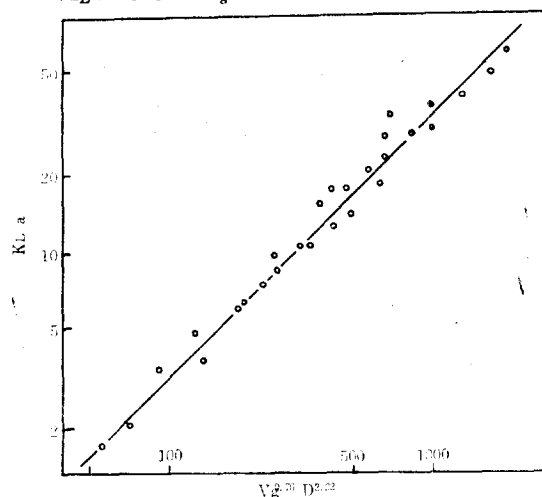


Fig. 9. Mass transfer coefficient as a function of superficial gas velocity and axial dispersion coefficient

## 5. 결 론

10 mech 짜리 원통형 금망(0.7cm×1.27cm)을 充填한 充填 氣泡塔(5cm×147cm)에서 물질전달 계수와 액체의 軸方向 混合과의 관계를 研究하여 다음과 같은 結果를 얻었다.

액체유속 0.17~1.3 cm/sec, 기체유속 1.26~4.72 cm/sec의 실험범위에서 CO<sub>2</sub>-Water system의 物質傳達係數는 기체속도 및 軸方向 分散係數가 증가함에 따라 증가하며 그 관계는 다음과 같은 식으로 표시할 수 있다.

$$KLa = 0.036 V_g^{0.76} D^{2.22}$$

## 사 용 기 호

$a$  interfacial area per unit volume, cm<sup>2</sup>/cm<sup>3</sup>

$C$  solute concentration in liquid phase, g moles/cm<sup>3</sup>

$C_e$  equilibrium concentration corresponding to

gas phase concentration, g moles/cm<sup>3</sup>  
 $D$  axial dispersion coefficient, cm<sup>2</sup>/sec  
 $G_m$  gas flow rate, g mole/(hr) (cm<sup>2</sup>)  
 $H$  Henry constant. (atm) (cm<sup>3</sup>)/g moles  
 $K_{La}$  volumetric coefficient of over-all liquid-side mass transfer; g mole/(hr) (cm<sup>3</sup>) (unit over-all C)  
 $L$  length of column, cm  
 $L_m$  liquid flow rate, g moles/(hr) (cm<sup>2</sup>)  
 $N_A$  absorption rate, g moles/(hr) (cm<sup>2</sup>)  
 $U_l$  interstitial velocity, cm/sec  
 $V_l, V_g$  superficial liquid and gas velocity, cm/sec  
 $x$  length, cm  
 $z$   $X/L$ , column height in dimensionless form  
 $\rho_m$  molar density of liquid, g mole/cm<sup>3</sup>  
 $\epsilon_g$  gas holdup  
 $\sigma^2$  normalized variance  
 $Pe$  Peclet number,  $LU_l/D$   
 $St$  Stanton number,  $K_{La}L/U_l$

## 참 고 문 헌

1. H. C., Schulman and M. C. Molstad, *Ind. Eng. Chem.*, **42** (1950), 1058.
2. G. Houghton, A. M. Mclean and P. D. Ritchie, *Chem. Eng. Sci.*, **7** (1957), 26.
3. F. Yoshida and K. Akita, *AIChE. J.*, **11** (1965), 9.
4. B. H. Chen, and R. Vallabh, *I. & E. C., Process Design & Develop.*, **9** (1970), 121.
5. R. A. Mashelkar, *Brit. Chem. Eng.*, **15**, (1970), 1297.
6. J. R. Crabtree and J. Bridge Water, *Chem. Eng. Sci.*, **26** (1971), 839.
7. C. J. Hoogendoorn and J. Lips, *Can. J. Chem. Eng.*, **43** (1965), 125.
8. E. Ruckenstein, *Chem. Eng. Sci.*, **23** (1968), 363.
9. W. J. Thomas and E. Nicholl, Mck., *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, **47** (1969), T325.
10. S. Hartland and J. C. Mecklenburgh, *Brit. Chem. Eng.*, **15** (1970), 216.
11. A. J. Carleton, R. J. Fair, J. Rennie and F. H. H. Valentin, *Chem. Eng. Sci.*, **24** (1967), 1031.
12. M. B. Kats and L. S. Genin, *Int. Chem. Eng.*, **7** (1967), 246.
13. R. D. Voyer and A. J. Miller, *Can. J. Chem. Eng.*, **46** (1968), 335.
14. R. A. Mashelkar and M. M. Sharma, *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, **48** (1970), T162.
15. B. H. Chen and G. L. Osberg, *Can. J. Chem. Eng.*, **45** (1967), 46.
16. B. W. Sahay and M. M. Sharma, *Chem. Eng. Sci.*, **28** (1973), 2245.
17. Y. Kato and A. Nishiwaki, *Int. Chem. Eng.*, **12** (1972), 182.
18. B. H. Chen, *Can. J. Chem. Eng.*, **50** (1972), 436.
19. W. J. Braulick, *AIChE. J.*, **11** (1965), 73.
20. Hughmark, I. & E. C., *Process Design & Develop.*, **6** (1967), 218.
21. T. K. Sherwood, and R. L. Pigford, "Absorption and Extraction," McGraw-Hill Book Co., N. Y. 1952.
22. Bohr, *Ann. Physik.*, **68** (1899), 500.
23. O. Levenspiel, "Chemical Reaction Engineering", 2nd ed. Wiley, N. Y. 1972.
24. K. Parimi, and T. R. Harris, *Can. J. Chem. Eng.*, **53** (1975), 175.
25. 도동섭 · 한균석, *화학공학*, **14** (1976), 361.
26. T. S. Jin, M. S. Thesis, Korea University, Seoul 1976.
27. B. H. Chen, I. & E. C., *Process Design & Develop.*, **15** (1976), 20.

## 부록 1; Eq(11)의 유도

본문의 (8), (9), (10)식의 세 미분방정식을 풀면,

$$C_a = N_1 + N_2 e^{P_{ea}Z} \quad (1')$$

$$C_b = N_3 e^{P_{eb}(1+\gamma)Z/2} + N_4 e^{P_{eb}(1-\gamma)Z} + \frac{\beta}{\alpha-1} \quad (2')$$

$$C_c = N_5 + N_6 e^{P_{ec}Z} \quad (3')$$

여기서,  $\gamma = \sqrt{1 + \frac{4S_t}{P_{eb}}(1-\alpha)}$  이다.

식 (1'), (2'), (3')은 본문의 경계조건을 대입하여 정리하면,

$$N_2 = N_6 = 0 \quad (4')$$

$$N_1 = C_a(-\infty) = C_a(0^-) = C_b(0^+) = C_1 \quad (5')$$

$$(1-\gamma)N_3 + (1+\gamma)N_4 + 2\frac{\beta}{\alpha-1} = 2N_1 \quad (6')$$

$$N_1 + N_2 = N_3 + N_4 + \frac{\beta}{\alpha-1} \quad (7')$$

$$\begin{aligned} & \frac{1-\gamma}{2} e^{P_{eb}(1+\gamma)/2} \cdot N_3 \\ & + \frac{1+\gamma}{2} e^{P_{eb}(1-\gamma)/2} \cdot N_4 + \frac{\beta}{\alpha-1} = N_5 \end{aligned} \quad (8')$$

$$\begin{aligned} & N_3 e^{P_{eb}(1+\gamma)/2} + N_4 e^{P_{eb}(1-\gamma)/2} + \frac{\beta}{\alpha-1} \\ & = N_5 + N_6 e^{P_{ec}} \end{aligned} \quad (9')$$

그리고 Fig. 1에서  $C_b|_{z=0} = C_1$ ,  $C_b|_{z=1} = C_2$  이다.

식 (4')~(9')로부터  $N_3$ 와  $N_4$ 을 구하면,

$$N_3 = \frac{2\left(\frac{\beta}{\alpha-1} - C_1\right)(1-\gamma)e^{-P_{eb}/2}}{(1+\gamma)^2 e^{P_{eb}/2} - (1-\gamma)^2 e^{-P_{eb}/2}} \quad (10')$$

$$N_4 = \frac{-2\left(\frac{\beta}{\alpha-1} - C_1\right)(1+\gamma)e^{P_{eb}/2}}{(1+\gamma)^2 e^{P_{eb}/2} - (1-\gamma)^2 e^{-P_{eb}/2}} \quad (11')$$

식 (10')과 (11')을 식 (2')에 대입하면 본문의 식(11)과 같다,

$$\text{즉, } C_b|_{z=1} = C_2$$

$$\begin{aligned} & \frac{-4\gamma\left(\frac{\beta}{\alpha-1} - C_1\right)e^{P_{eb}/2}}{(1+\gamma)^2 e^{P_{eb}/2} - (1-\gamma)^2 e^{-P_{eb}/2}} \\ & + \frac{\beta}{\alpha-1} \\ & = \frac{-4\gamma\left(\frac{\beta}{\alpha-1} - C_1\right)}{(1+\gamma)^2 e^{P_{eb}(\gamma-1)/2} - (1-\gamma)^2 e^{-P_{eb}(\gamma+1)}} \\ & + \frac{\beta}{\alpha-1} \end{aligned}$$

closed vessel에서  $P_{ea} = P_{ec} = \infty$  이므로  $P_{eb}$ 를  $P_e$ 로 나타내었다.

## 부록 2

Table A. Experimental data.

$V_g$	$V_l$	$\varepsilon_G$	$\sigma^2$	$D$	$L_L a$
1. 259	0. 174	0. 0900	0. 324	5. 70	1. 72
1. 259	0. 378	0. 0880	0. 267	8. 58	3. 62
1. 259	0. 594	0. 0882	0. 184	9. 85	5. 93
1. 259	0. 819	0. 0882	0. 158	11. 39	9. 76
1. 259	1. 057	0. 0900	0. 139	12. 68	10. 21
1. 259	1. 308	0. 0878	0. 122	13. 63	15. 56
2. 097	0. 174	0. 1240	0. 330	6. 01	3. 54
2. 097	0. 378	0. 1249	0. 246	9. 11	7. 33
2. 097	0. 594	0. 1247	0. 214	12. 10	12. 07
2. 097	0. 819	0. 1267	0. 168	12. 72	17. 86
2. 097	1. 057	0. 1271	0. 144	13. 88	21. 68
2. 097	1. 308	0. 1273	0. 126	14. 90	28. 56
2. 988	0. 174	0. 1631	0. 326	6. 12	4. 82
2. 988	0. 378	0. 1542	0. 245	9. 39	10. 43
2. 988	0. 594	0. 1549	0. 185	10. 60	17. 89
2. 988	0. 819	0. 1547	0. 166	13. 13	23. 41

$V_g$	$V_l$	$\varepsilon_G$	$\sigma^2$	$D$	$K_L a$
2.988	1.057	0.1545	0.147	14.58	28.71
2.988	1.308	0.1547	0.130	15.80	37.77
4.008	0.174	0.1793	0.345	6.78	6.29
4.008	0.378	0.1829	0.258	10.32	14.10
4.008	0.594	0.1825	0.198	11.89	24.76
4.008	0.819	0.1847	0.179	14.60	31.90
4.008	1.057	0.1838	0.156	16.17	40.17
4.008	1.308	0.1849	0.142	18.09	50.52
4.715	0.174	0.2020	0.353	7.21	8.47
4.715	0.378	0.2033	0.267	11.04	18.99
4.715	0.594	0.2020	0.217	13.47	30.53
4.715	0.819	0.2051	0.190	16.02	39.96
4.715	1.057	0.2038	0.164	17.48	48.39
4.715	1.308	0.2038	0.144	18.78	62.95