

## 액-액 삼상유동층에서 액-액 접촉면적과 물질전달 특성

김상돈 · 이동현 · 김동윤 · 한풍우

한국과학기술원 화학공학과  
(1992년 10월 16일 접수, 1993년 1월 25일 채택)

## Liquid-Liquid Interfacial Area and Mass Transfer Characteristics in Liquid-Liquid Three-Phase Fluidized Beds

Sang Done Kim, Dong Hyun Lee, Dong Yoon Kim and Poong Woo Hahn

Dept. of Chem. Eng., Korea Advanced Institute of Science and Technology,  
Taejon 305-701, Korea

(Received 16 October 1992; accepted 25 January 1993)

### 요 약

액-액 삼상유동층에서 분산상(0.01-0.03 m/s) 및 연속상유속(0.02-0.08 m/s)과 입자크기(1.0-3.0 mm)가 액-액 접촉면적과 물질전달계수에 미치는 영향을 내경 0.076 m, 높이 1.92 m인 Q.V.F. Pyrex glass column에서 결정하였다. 액-액 접촉면적은 분산상유속에 따라 증가하나 연속상유속의 증가에 따라서는 감소하였다. 연속상 물질전달계수는 분산상과 연속상유속에 따라 증가하였다. 액-액 삼상유동층에서 연속상 물질전달계수를 입자의 Sherwood수의 함수로 표시하여 Schmidt수와 energy dissipation rate를 포함한 Reynolds수로 상관식을 제시하였다.

**Abstract**—The effects of the dispersed(0.01-0.03 m/s) and continuous phase velocities(0.02-0.08 m/s) and particle size(1-3 mm) on liquid-liquid interfacial area( $a$ ) and mass transfer coefficient( $k_c$ ) have been determined in a 0.076 m-I.D.  $\times$  1.92 m-high Q.V.F. Pyrex glass column. Liquid-liquid interfacial area increases with increasing dispersed velocity, but it decreases with the continuous phase velocity in liquid-liquid three-phase fluidized beds. Mass transfer coefficient increases with increasing the continuous and dispersed phase velocities. The mass transfer coefficient of continuous phase in terms of Sherwood number in liquid-liquid three-phase fluidized beds has been correlated with Schmidt and particle Reynolds numbers based on the energy dissipation rate in the bed.

### 1. 서 론

삼상유동층은 고체입자를 두 종류의 비혼합성 유체로 유동화시키는 조작형태를 말한다[1]. 일반적으로 유동층은 고정층보다 접촉효과가 우수하고 상간의 물질 및 열전달이 용이하므로 불포화지방산의 수소화와 액상의 메탄화[2], 석탄액화공정인 H-coal 공정[3]과 생물학적

석탄 탈황공정[4] 등에도 이용된다. 액-액 삼상유동층에서 연구된 분야는 상채류량[5], 물질전달[5-8], 촉방향 분산[9], 액적크기 및 분포[7] 등이 있다. Clift 등[10]은 기-액 또는 액-액계에서 기포와 액적의 shape regime을 Reynolds수와 Eotvos수로 제시하였다. 그들의 shape regime에 의하면 kerosene/water계의 액적 형태는 구형과 타원형의 형태이다. Kim 등[5]은 지름이

0.076 m이고, 탑높이가 1.92 m인 유리관에서 고체입자로 glass beads(1.0, 1.7, 3.0 mm)를 사용하였고, 추진료로 n-butrylic acid를 사용하여 상체류량과 높이에 따른 연속상 물질전달계수( $k_a$ )를 측정하여 각상의 유속과 입자크기에 따른 영향을 관찰하였다. Maraschino와 Treybal [11]은 유기용매와 물이 상포화된 상태에서 유기용매의 합체율을 측정하였다. 이들에 따르면 합체는 모든 경우에 일어났으며, 연속상과 분산상의 점도비가 클 경우에 surfactant의 존재하에서 액적의 합체율이 감소한다고 하였고, 점도비가 작은 경우의 액적은 합체가 증대되었고 유기용매의 반복적 사용은 합체율의 감소를 보인다고 하였다. Yeheskel과 Kehat [12]는 직경이 0.051 m이고, 탑높이가 2.55 m인 유리관에서 고체입자로 유리구를 사용하고, 분산상으로 석유, 벤젠과 헥산을, 연속상으로 물을 사용하여 액적 wake의 크기, 액적의 wake의 shedding rate, 평균액적 체류량 및 연속상유속을 액적크기의 함수로 나타내어 액적 wake의 역할을 설명하였다. 국부액적 체류량과 액적의 크기는 층높이에 따라 증가하였고 연속상유속은 slip velocity보다 크다고 하였다. Roszak과 Gawronski [7]는 직경이 0.067 m이고, 탑높이가 0.83 m인 유리관에서 평균지름이 3-4 mm이고 밀도가 각각 1,370과 2,300 kg/m<sup>3</sup>인 silica gel과 유리구를 고체입자로 사용하고 분산상으로 toluene, 연속상으로 물을 사용하여 병류 유동층 내의 액적크기를 사진촬영법으로 구하고 물질전달계수( $k_{ia}$ 와  $k_a$ )를 측정하였다. 이들이 사용한 계는 (i) toluene-acetic acid-water계, (ii) toluene-benzoic acid-water계이다. 이들의 결과에 의하면 고체입자로 glass beads를 사용한 경우에는 초기에 큰 액적이 급격히 분쇄되어 평형크기에 도달하며 층공극율이 클수록 높이가 낮은 지점에서 평형크기에 도달하고 그 평형크기도 작다고 하였다. 또한 silica gel 층에서는 분배관에서 나오는 액적이 깨지지 않고 이상흐름에서의 액적과 거의 같은 크기를 갖는다는 것을 관찰하였다. 유동층에서 수력학적 특성과 물질전달 특성을 해석하는데 액적크기와 액-액 접촉면적은 중요한 역할을 한다. 그런데 사진촬영법에 의한 액적특성연구는 액적체류량이 큰 경우 유리관에 붙어 있는 액적과 층 내의 액적이 구분되지 않고 사진상에 액적이 겹치고 [13] 실제 입자층 내의 액적크기를 측정할 수 없다는 단점을 갖고 있다.

따라서 본 연구에서는 물과 석유의 저항값이 크다는 것을 이용하여 저항탐침을 사용하여 액적체류량, 액적의 크기분포를 측정한 후 Han과 Kim [14]이 제시한 기포형상모델과 Kim [15]이 제시한 액적형상모델을 근거로 액-액 접촉면적( $a$ )을 계산하였다. 또한 액-액 삼상유동층의  $k_a$ 에서  $k$ 만을 분리한 후 연속상 물질전달계수( $k_c$ )

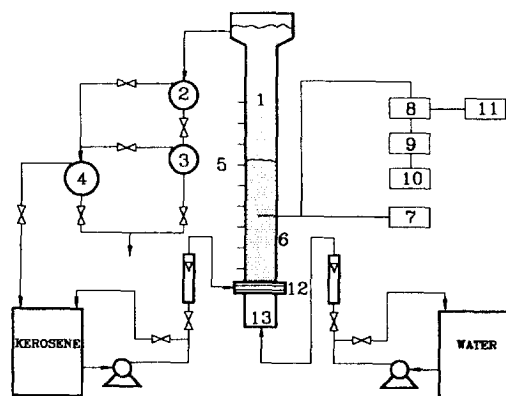


Fig. 1. Schematic diagram of the experimental apparatus.

- |                              |                        |
|------------------------------|------------------------|
| 1. Main column               | 8. Resistivity circuit |
| 2, 3, 4. Separator           | 9. Comparator          |
| 5. Pressure tap              | 10. IBM-XT             |
| 6. Probe                     | 11. Oscilloscope       |
| 7. Sampling probe for liquid | 12. Distributor        |
|                              | 13. Calming section    |

를 입자의 Sherwood수의 함수로 표시하여 Schmidt수와 energy dissipation rate를 포함한 Reynolds수로 상관식을 제시하였다.

## 2. 실험

Fig. 1에서 보는 바와 같이 내경 0.076 m, 높이 1.92 m인 Q.V.F. Pyrex glass column을 이용하여 실험을 수행하였다. 액-액 삼상유동층에서 분산상으로는 석유(kerosene), 연속상으로는 수돗물을 사용하였고, 고체상으로는 1.0, 1.7과 3.0 mm인 glass beads를 사용하였다. 직경 2.3 mm인 구멍 36개가 삼각 pitch로 균일하게 배치된 다공판을 연속상 분배기로 사용하였고, 분산상 분배기는 6.35 mm 직경인 분배관에 내경 2.3 mm인 16개의 orifice를 만들어 사용하였다. 분배기는 직경 0.076 m이고, 높이 0.2 m인 calming section 사이에 위치하였다. 저장조에 저장된 각각의 연속상과 분산상은 보정된 유량계를 통하여 일정유속으로 조정된 후 column으로 공급되어 액-액 삼상유동층을 형성시켰다. 압력 tap 8개가 유동층벽에 설치되어 각 지점의 정압이 water manometer로 측정되었다. 연속상과 분산상의 체류량은 유동층 압력강하, 팽창된 유동층 높이와 유체와 고체상의 물리적 특성치로부터 계산할 수 있다 [16, 17]. 액적크기와 크기분포는 직경 0.12 mm cromel alumel 열전대를 사용한 저항탐침으로 측정하였다 [18]. 저항탐침은 분배기위 0.31 m 높이의 관중심에 설치하였다. 추출실험은

kerosene/n-butyric acid/water계가 사용되었다. Kerosene안의 n-butyric acid의 농도는 0.016 mol/l이고 물질전달은 분산상으로부터 연속상으로 일어난다. 연속상과 분산상의 유속을 일정하게 유지한 후 정상상태에 도달하면 분배기위 0.31 m 높이의 시료채취점의 밸브를 열어 탭벽에서 시료를 채취하였다. 사용된 분산상은 연속상과 분리하여 분산상의 저장탱크에 재주입한 후 산의 농도를 다시 일정하게 유지시킴으로써 연속조업을 가능하게 하였다.

### 2-1. 단위체적 물질전달계수, $k_a$ 를 구하는 방법

단위체적 물질전달계수( $k_a$ )를 구하기 위하여 분배기위 0.31 m 높이에서 연속상과 분산상을 분리한 후 각 상의 시료(20 ml)를 채취한 후 0.01 N NaOH 용액으로 적정하여 시료안에 들어있는 n-butyric acid의 농도를 결정하였다. 연속상의  $k_a$ 값은 다음과 같이 계산할 수 있다[5].

$$k_a = \frac{(X_a - X_b)}{(X^* - X)_{lm}} \left( \frac{U_r}{Z} \right) \quad (1)$$

여기서

$$(X^* - X)_{lm} = \frac{(X_a^* - X_a) - (X_b^* - X_b)}{\ln [(X_a^* - X_a)/(X_b^* - X_b)]} \quad (2)$$

### 2-2. 액-액 접촉면적, $a$ 를 구하는 방법

액-액 추출에서 액적크기와 크기분포를 측정하는 방법으로 사진촬영법이 많이 사용되었다[7, 13]. 사진촬영법은 기-액 또는 액-액의 이상(two-phase)이나 2차원 유동층에 적합한 방법이며, 관벽이 불투명하거나 고정층에서의 액-액 접촉면적을 측정하기는 불가능하고 3차원 삼상유동층에서는 적합하지 못한 방법이다[14, 19]. 저항탐침을 이용하는 경우에는 실제 측정하고자 하는 계의 물리화학적 특성을 변화시키지 않고 측정할 수 있는 장점이 있다. 그러므로 저항탐침을 사용하여 측정된 평균액적크기와 Kim[15]이 제시한 액적형상모델에 근거하여 액-액 접촉면적( $a$ )을 계산하였다. 액적크기와 그 분포를 측정하기 위한 저항탐침의 자세한 내용은 이미 다른 문헌에 발표하였다[18]. Fig. 2는 수직길이  $l_v$ 인 구형과 타원형액적의 이상적인 형태를 나타내었다. 각 액적형상에 따른 액-액 접촉면적( $a$ )는 다음과 같다.

#### Spherical bubble

$$V_{sph} = \pi l_v^3 / 6 \quad (3)$$

$$S_{sph} = \pi l_v^2 \quad (4)$$

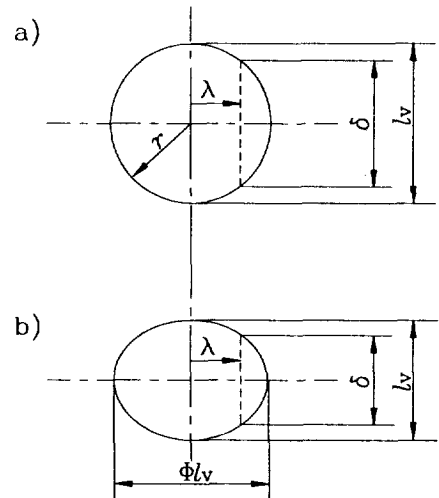


Fig. 2. Schematic diagrams for two ideal droplets.

(a) spherical and (b) ellipsoidal.

$$a_{sph} = \epsilon_g S_{sph} / V_{sph} = \epsilon_g \pi l_v^2 / (\pi l_v^3 / 6) = 6 \epsilon_g / l_v \quad (5)$$

#### Ellipsoidal bubble

$$V_{ellip} = \frac{4}{3} \pi \left( \frac{l_r^{1.3}}{2} \right) \left( \frac{l_v}{2} \right)^2 \quad (6)$$

$$= \frac{\pi}{6} l_v^{3.3} \quad (7)$$

$$S_{ellip} = 2\pi \left( \frac{l_r^{1.3}}{2} \right)^2 + \frac{\pi}{4} l_v^{2.3} \ln \left[ \frac{l_r^{0.3} + 1}{l_r^{0.3} - 1} \right] \quad (8)$$

$$a_{ellip} = \frac{\epsilon_g}{V_{ellip} / S_{ellip}} = \frac{3 \epsilon_g}{2 l_v} \left[ 2 l_v^{0.3} + \ln \left( \frac{l_r^{0.3} + 1}{l_r^{0.3} - 1} \right) \right] \quad (9)$$

그러므로 층 내의 액-액 접촉면적( $a$ )은

$$a = K_{sph} a_{sph} + (1 - K_{sph}) a_{ellip} \quad (10)$$

## 3. 결과 및 검토

### 3-1. 액-액 접촉면적

액-액 삼상유동층에서 액-액 접촉면적( $a$ )과 액적크기(1.)에 대한 분산상유속의 영향을 Fig. 3에 나타내었다. Fig. 3(A)에서 보는 바와 같이 입자크기가 1.0, 1.7, 3.0 mm인 glass beads의 삼상유동층에서 연속상유속이 0.07 m/s일 때 분산상유속에 따른 액적의 수직길이의 변화를 나타내었다. 입자크기가 1.0과 1.7 mm에서는 액적의 수직길이가 분산상유속에 따라 증가하는 경향을 보이나 입자크기가 3.0 mm인 경우는 액적의 수직길이가

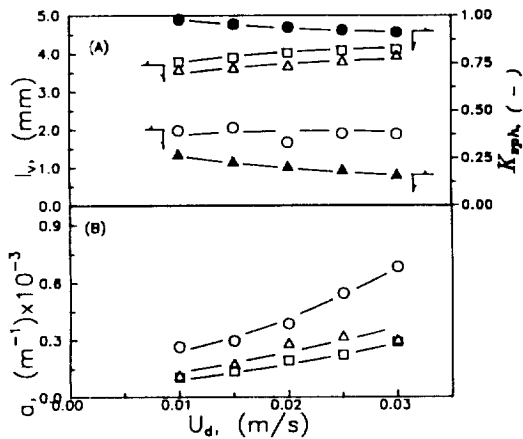


Fig. 3. Effect of the dispersed phase velocity on droplet chord length, spherical droplet fraction and liquid-liquid interfacial area in three-phase fluidized beds.

$d_p$ (mm)  $U_d$ (m/s)  $d_p$ (mm)  $U_d$ (m/s)  
 $\triangle$  1.0 0.07  $\circ$  3.0 0.07  
 $\square$  1.7 0.07

거의 변화하지 않음을 알 수 있다. 입자크기가 1.0과 1.7 mm인 입자층에서 분산상유속이 증가함에 따라 액적의 합체가 활발히 일어나게 되므로 액적의 수직길이는 증가됨을 알 수 있다. 작은 입자층( $d_p=1.0, 1.7$  mm)에서 액적이 합체되는 현상은 초기에 분산상이 분배기를 나오면서 상승할 때 이미 유동층 내에 있는 작은 입자들이 액적의 상승을 방해하여 뒤따르는 액적이 앞의 액적에 합체되기 때문이다. 또한 분산상유속이 0.01에서 0.03 m/s로 증가됨에 따라 액적의 크기가 커지고, Eotvos와 Reynolds수가 증가됨으로 Clift 등[10]의 기포 또는 액적의 shape regime에서 알 수 있는 바와 같이 액적의 형태가 구형에서 타원형으로 변화됨을 알 수 있다. Fig. 3 (A)에서 보는 바와 같이 구형 액적분율( $K_{sph}$ ) 값이 감소함을 알 수 있다. 한편 3.0 mm 입자층에서는 분산상유속의 증가에 따라 액적크기 변화가 거의 없고 그 크기도 작다. 이와 같은 현상은 Dakshinamurthy 등[8]이 지적한 바와 같이 입자크기가 커지면 입자의 관성력이 증가되므로 액적분쇄에 의하여 액적크기가 작아짐을 알 수 있다. 또한 액적크기가 작으므로 구형의 액적분율 값도 0.9 이상임을 알 수 있다. Fig. 3(B)는 분산상유속이 0.01에서 0.03 m/s로 증가함에 따른 액-액 접촉면적의 증가를 나타내었다. 분산상유속이 증가함에 따라 입자크기가 1.0, 1.7 mm인 경우 액적크기가 증가하지만 상대적으로 분산상 체류량의 증가가 더욱 크므로 액-액 접촉면적은 증가하며 입자크기가 3.0 mm의 경우는 액적크기도 작고 분산상 체류량도 증가하므로 분산상유

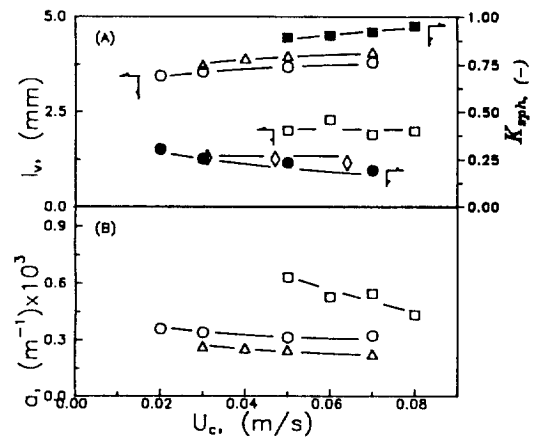


Fig. 4. Effect of the continuous phase velocity on droplet chord length, spherical droplet fraction and liquid-liquid interfacial area in three-phase fluidized beds.

$d_p$ (mm)  $U_c$ (m/s)  $d_p$ (mm)  $U_c$ (m/s)  
 $\triangle$  1.0 0.10  $\square$  3.0 0.08  
 $\circ$  1.7 0.08  $\diamond$  3-4.0 0.08

Roszak and Gawronski [7]

속이 증가함에 따라 액-액 접촉면적이 크게 증가함을 알 수 있다.

액-액 삼상유동층에서 연속상유속의 증가에 따른 액적의 수직길이, 구형의 액적분율과 액-액 접촉면적을 Fig. 4에 나타내었다. Fig. 4(A)에서 보는 바와 같이 입자크기 1.0과 1.7 mm인 유리구의 액-액 삼상유동층에서 연속상유속이 증가함에 따라 액적의 수직길이는 증가함을 알 수 있다. 이와 같은 현상은 일반적인 기-액 삼상유동층에서 액상유속의 증가에 따라 총팽창으로 인한 층내 결보기 정도의 감소와 액상의 난류강도의 증가로 기포크기가 감소한다[20]는 것과 상반된다. 입자크기가 1.0과 1.7 mm인 액-액 삼상유동층에서 연속상유속이 증가하면 총공극율이 증가하여 연속상의 난류강도와 입자들의 관성력은 증가하지만 액적을 분쇄시킬 만큼 큰 에너지를 갖지 못하고, 그대신 증가된 연속상의 난류강도는 액적의 합체를 유도하여 액적의 수직길이를 증가시키고 액적의 형태도 타원형의 형태로 변화시킨다. 이와 같은 현상은 입자크기가 1.0 mm인 경우 연속상유속의 증가에 따라 구형 액적분율이 감소하는 현상과 일치한다. 입자크기가 3.0 mm인 경우는 기-액 삼상유동층의 기포분쇄영역( $d_p > 2.5$  mm)의 경우와 같이 연속상유속의 증가에 따라 액적의 수직길이가 연속상유속에 무관하며 매우 작음을 알 수 있다. 이와 같은 현상은 Roszak과 Gawronski[7]의 결과와도 일치하였다. 그들은 toluene/water/glass의 삼상유동층에서 분산상

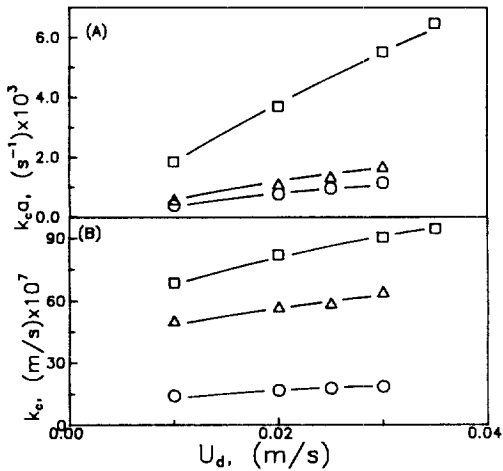


Fig. 5. Effect of the dispersed phase velocity on volumetric mass transfer coefficient and continuous phase mass transfer coefficient in the bed.

	$d_p$ (mm)	$U_d$ (m/s)		$d_p$ (mm)	$U_d$ (m/s)
○	1.0	0.06	□	3.0	0.06
△	1.7	0.06			

유속이 0.0011 m/s일 때 연속상유속의 증가에 따라 안정한 액적의 크기에 도달하는 유동층 높이가 감소하고 유동층 높이가 0.3 m 이상에서는 안정한 액적크기를 나타낸다고 발표하였다. 또한 안정한 액적크기는 연속상유속의 증가에 무관하였고 분산상유속이 0.0011 m/s로써 매우 작으므로 안정한 액적크기는 본 연구의 결과보다 작음을 알 수 있다. 입자크기가 3.0 mm인 경우 연속상유속의 증가에 따라 apparent bed viscosity가 감소하여 액적합체속도가 감소하므로 구형의 액적분율은 증가함을 알 수 있다.

Fig. 4(B)는 연속상유속에 따른 액-액 접촉면적(a)의 변화를 보여주고 있다. 그림에서 보는 바와 같이 입자크기가 1.0과 1.7 mm인 경우 연속상유속이 증가함에 따라 액-액 접촉면적(a)은 일정함을 알 수 있다. 연속상유속의 증가는 유동층 내에서 두 가지 상반되는 효과, 즉 난류의 증가와 유동층 내의 고체상 체류량의 감소가 작용한다. 유동층에서 난류의 증가는 액적의 수직길이와 타원형 액적분율을 증가시키지만 분산상 체류량이 감소하므로 식 (5)와 (9)에서 보는 바와 같이 액-액 접촉면적에는 상반되는 효과를 준다. 그러므로 입자크기가 1.0과 1.7 mm인 경우 연속상유속의 증가에 따라 액-액 접촉면적은 일정하게 된다. 그러나 입자크기가 3.0 mm인 경우 연속상유속의 증가는 구형의 액적분율을 증가시키므로 액-액 접촉면적이 감소함을 알 수 있다.

### 3-2. 물질전달계수

액-액 삼상유동층에서 단위체적 물질전달계수( $k_a$ )와 연속상 물질전달계수( $k_c$ )에 대한 분산상유속의 영향을 Fig. 5에 나타내었다. Fig. 5(A)는 연속상유속이 0.06 m/s이고 입자크기가 1.0, 1.7과 3.0 mm인 경우 분산상유속이 0.01에서 0.03 m/s로 변화할 때 단위체적 물질전달계수( $k_a$ )의 변화를 나타내었다. 그림에서 알 수 있는 바와 같이 분산상유속에 따라  $k_a$ 는 증가함을 알 수 있다. 이와 같은 결과는 기-액 물질전달계수에 관한 다른 연구자들의 결과[19, 21, 22]와 일치하였다. Lee 등[19]에 따르면 기체상유속이 증가하면 기상체류량이 증가하고, 기-액 접촉면적이 증가되므로  $k_L a$ 가 증가된다고 발표하였다. 또한 분산상의 유입에 의해 들어온 에너지가 연속상으로 전달되어 작은 크기의 eddy를 형성하고 이 작은 eddy의 소멸에 의한 energy dissipation rate의 증가에 따라  $k_a$ 가 증가하여 단위체적 물질전달계수( $k_a$ )를 증가시킨다고 할 수 있다. 액-액 삼상유동층에서 연속상의 단위질량당 energy dissipation rate는 각각의 상체류량, 유체의 물리적 특성과 그 속도에 의하여 다음과 같이 계산될 수 있다.

$$P_v = \frac{[(U_c + U_d)(\epsilon_d \rho_d + \epsilon_c \rho_c + \epsilon_s \rho_s) - U_c \rho_c]g}{\epsilon_c \rho_c} \quad (11)$$

Fig. 5(B)는 분산상유속에 따른 연속상 물질전달계수( $k_c$ )의 변화를 나타내었다. 그림에서 보는 바와 같이 분산상유속에 따라  $k_c$  값이 증가함을 알 수 있다. Kang과 Kim[23]의 결과에서 알 수 있는 바와 같이 분산상유속의 증가는 energy dissipation rate를 증가시킨다. 또한 energy dissipation rate가 증가한다는 것은 eddy velocity를 증가시키고 유동층 내에 있는 eddy length를 감소시킨다[23]. 높은 속도를 갖는 microeddy는 turbulence를 일으키기에 더 효과적이고 다른 상과의 접촉시간을 감소시키므로[23] 이러한 microeddy들은 fluid element 들간의 접촉빈도를 증가시키므로  $k_c$ 를 증가시킨다고 생각된다.

삼상유동층에서 단위체적 물질전달계수( $k_a$ )와 연속상 물질전달계수( $k_c$ )에 대한 연속상유속의 영향을 Fig. 6에 나타내었다. Fig. 6(A)에서 보는 바와 같이 연속상유속이 증가함에 따라  $k_a$ 는 증가함을 알 수 있다[7]. 연속상유속이 증가함에 따라  $k_a$ 가 증가하는 것은 연속상의 난류강도(turbulence intensity)가 증가하므로  $k_c$ 와  $a$ 가 증가하기 때문이다. 한편 기-액 삼상유동층에서 액상유속이 증가함에 따라  $k_L a$ 가 증가했다가 감소하는 현상을 나타낸다. 액상유속에 따라  $k_L a$ 가 최대점을 나타내는 것은 두 가지 상반되는 효과, 즉 액상의 난류의

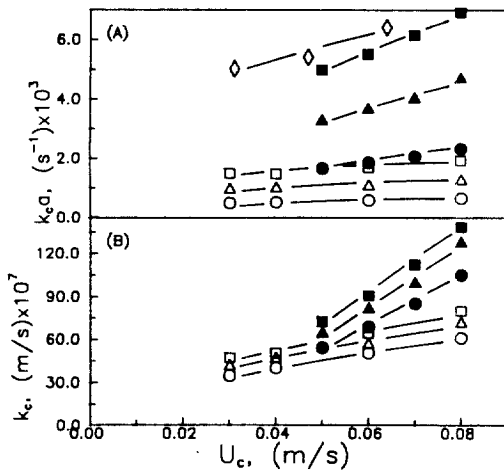


Fig. 6. Effect of the continuous phase velocity on volumetric mass transfer coefficient and continuous phase mass transfer coefficient in the bed.

$d_p$ (mm)	$U_c$ (m/s)	$d_p$ (mm)	$U_c$ (m/s)
○	1.7	●	3.0
△	1.7	▲	3.0
□	1.7	■	3.0
◇	3-4.0	■	3.0
		●	0.01
		▲	0.02
		■	0.03
		■	Roszak and Gawronski[7]

증가와 고체 체류량의 감소에 의한 기-액 접촉면적의 감소가 동시에 작용되므로 액상유속이 낮은 경우에는 전자가 지배적이고, 액상유속이 높은 경우에는 후자가 지배적임을 알 수 있다[23]. Fig. 6(B)에서 보는 바와 같이 연속상유속이 0.03에서 0.08 m/s로 증가할 때  $k_c$ 가 증가함을 알 수 있다. 연속상유속이 증가하면 연속상의 난류강도가 증가되므로  $k_c$ 값은 증가한다. 입자크기가 1.7 mm보다 3.0 mm인 경우의  $k_c$ 값이 큰 것은 입자크기가 증가하면 Dakshinamurty 등[8]이 제시한 바와 같이 입자의 관성력이 증가하므로 액적분쇄에 의하여 액적의 상승속도가 저하되고 액-액간의 접촉시간이 길어짐을 알 수 있다. 그러므로 액-액간의 접촉시간의 증가는 surface renewal rate를 증가시키므로  $k_c$ 가 증가됨을 알 수 있다.

### 3-3. 상관식

액-액 삼상유동층에서 연속상 물질전달계수( $k_c$ )에 대한 각 조업변수의 영향을 결정하기 위하여 본 연구의 실험자료로부터 다음과 같은 상관식을 제시하였다.

$$k_c = 1.52 U_d^{0.15} U_c^{0.53} dp^{1.55} \quad (12)$$

식 (12)의 상관계수는 0.94이고 표준편차는 0.24이다. 삼상유동층에서 기-액 및 액-액 물질전달은 Schmidt

수의 0.5승에 비례하고[19, 24, 25], energy dissipation rate에 따라 증가되므로 본 연구의  $k_c$ 값을 입자의 Sherwood수로 변환하여 다음과 같은 관계식을 제시하였다.

$$\frac{k_c d_p}{D} = 8.04 \times 10^{-6} (v/D)^{0.5} \left( \frac{P_v d_p^4}{v^3} \right)^{0.65} \quad (13)$$

식 (13)의 상관계수는 0.94이고 표준편차는 0.30이다.

식 (12)와 (13)의 실험변수 범위는  $0.01 \leq U_d \leq 0.03$  ms,  $0.02 \leq U_c \leq 0.08$  m/s,  $1.0 \leq d_p \leq 3.0$  mm이다.

## 4. 결 론

액-액 접촉면적(a)은 분산상유속에 따라 증가하며 액적합체 흐름영역인 입자크기가 작은 경우(1.0과 1.7 mm)에는 액-액 접촉면적(a)은 연속상유속에 무관하나 입자크기가 큰(3.0 mm) 액적 분쇄영역 흐름 경우에는 감소하였다. 연속상 물질전달계수( $k_c$ )는 분산상과 연속상유속에 따라 모든 입자층에서 증가하며 연속상 물질전달계수( $k_c$ )를 입자의 Sherwood수로 변환하여 Schmidt수와 energy dissipation rate를 근거한 Reynolds 수로 상관식을 제시하였다.

## 사용기호

- a : liquid/liquid specific interfacial area [1/m]
- D : water phase diffusivity of solute [m<sup>2</sup>/s]
- dp : particle diameter [m]
- g : acceleration due to gravity [m/s<sup>2</sup>]
- H<sub>s</sub> : height of three-phase fluidized bed [m]
- k<sub>c</sub> : continuous phase mass transfer coefficient [m/s]
- k<sub>a</sub> : volumetric mass transfer coefficient of continuous phase [1/s]
- L : column height [m]
- l<sub>b</sub> : droplet chord length [m]
- P<sub>v</sub> : energy dissipation rate [W/kg]
- Re<sub>p</sub> : Reynolds number based on the energy dissipation rate [ $P_v dp^4 / v^3$ ]
- S : bubble surface [m<sup>2</sup>]
- Sh<sub>p</sub> : Sherwood number in terms of k<sub>c</sub> [ $k_c dp / D$ ]
- U : superficial velocity [m/s]
- V : bubble volume [m<sup>3</sup>]
- X : solute concentration of continuous phase [kmol/m<sup>3</sup>]
- X\* : saturation concentration of continuous phase [kmol/m<sup>3</sup>]

Z : sampling height [m]

#### 그리스 문자

$\nu$  : kinematic viscosity [ $\text{m}^2/\text{s}$ ]

$\rho$  : density [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

$K_{sph}$  : spherical droplet fraction [—]

#### 하첨자

a : inlet condition

b : outlet condition

c : continuous phase

d : dispersed phase

s : solid phase

ellip : ellipsoidal

sph : spherical

#### 참고문헌

1. Yu, Y. H.: "Bubble Characteristics and Local Liquid Velocity in Two and Three Phase Fluidized Beds", Ph. D. Thesis, KAIST(1989).
2. Blum, D. B. and Toman, J. J.: *AIChE Symp. Ser.*, **73**, 115(1977).
3. Hellwig, L. R., Van Driesen, R. P., Sohuman, S. C. and Slugstad, C. E.: *Oil and Gas J.*, **60**, 119(1972).
4. Rhyu, H. W., Chang, Y. K. and Kim, S. D.: "Fluidized-Bed & Three-Phase Reactors", Chun and Kim eds., 628(1992).
5. Kim, S. D., Yu, Y. H. and Han, P. W.: *Chem. Eng. Commun.*, **68**, 57(1988).
6. Dakshinamurty, P., Subrahmanyam, V., Seshagiri Rao, V. V. B. and Prasad, M. S. S. S.: *Indian J. Technol.*, **18**, 501(1980).
7. Roszak, J. and Gawronski, R.: *Chem. Eng. J.*, **17**, 101(1979).
8. Dakshinamurty, P., Subrahmanyam, V., Seshagiri Rao, V. V. B. and Prasad, M. S. S. S.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **23**, 132(1984).
9. Kim, S. D., Lee, M. J. and Han, J. H.: *Can. J. Chem. Eng.*, **67**, 57(1988).
10. Clift, R., Grace, J. R. and Weber, M. E.: "Bubbles, Drops, and Particles", Academic Press, New York (1978).
11. Marashino, M. J. and Treybal, R. E.: *AIChE J.*, **17**, 1174(1971).
12. Yeheskel, J. and Kehat, E.: *AIChE J.*, **19**, 720(1973).
13. Lim, F. and Ford, J. O.: *Can. J. Chem. Eng.*, **66**, 150(1988).
14. Han, J. H. and Kim, S. D.: *Chem. Eng. Sci.*, **47**, in press(1993).
15. Kim, D. Y.: "Droplet Characteristics in Three(Liquid-Liquid-Solid) Fluidized Beds", M. S. Thesis, KAIST(1990).
16. Kim, S. D., Baker, C. G. J. and Bergougnou, M. A.: *Can. J. Chem. Eng.*, **53**, 134(1975).
17. Kang, Y., Suh, I. S. and Kim, S. D.: *Chem. Eng. Commun.*, **34**, 1(1985).
18. Kim, J. O. and Kim, S. D.: *Particulate Sci. & Tech.*, **5**, 309(1987).
19. Lee, D. H., Kim, J. O., Han, J. H. and Kim, S. D.: *HWAHAK KONGHAK*, in press(1993).
20. Page, R.: "Three Phase Fluidization", Ph. D. Dissertation, Cambridge University(1966).
21. Chang, S. K., Kang, Y. and Kim, S. D.: *J. Chem. Eng. Japan*, **19**, 524(1986).
22. Nguyen-Tien, K., Patwari, A. N., Schumpe, A. and Deckwer, W.-D.: *AIChE J.*, **31**, 194(1985).
23. Kang, Y. and Kim, S. D.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **25**, 717(1986).
24. Lee, D. H., Kim, J. O. and Kim, S. D.: *Chem. Eng. Commun.*, in press(1993).
25. Kawase, Y., Halard, B. and Moo-Young, M.: *Chem. Eng. Sci.*, **42**(7), 1609(1987).