

작은 직경의 수직관을 흐르는 이산화탄소-물 슬러그 유동의 물질전달 특성

이 경 재, 김 동 선^{†*}

충주대학교 대학원 기계공학과, *충주대학교 기계공학과

Mass Transfer Characteristics of the Carbon Dioxide-Water Slug Flow in Vertical Small-Bore Tubes

Kyung-Jae Lee, Dong-Seon Kim^{†*}

Dept. of Mechanical Engineering, Graduate School of Chungju National University, Chungbuk 380-702, Korea

^{*}Dept. of Mechanical Engineering, Chungju National University, Chungbuk 380-702, Korea

(Received December 19, 2011; revision received February 17, 2012)

ABSTRACT: Volumetric mass transfer coefficient was measured with carbon dioxide and deionized water for the gas-liquid cocurrent slug flow in 2, 5 and 8 mm tubes. Measurement was repeated with and without a vertical section in an experimental setup and entrance effect was found greater for smaller tubes. Volumetric mass transfer coefficient in the vertical section was found generally a strong function of gas- and liquid-phase superficial velocities. 5 mm- and 8 mm-tube data are highly consistent each other but not with 2 mm tube.

Key words: Mass transfer(물질전달), Carbon dioxide(이산화탄소), Water(물), Slug flow(슬러그 유동), Tube diameter(관경)

기 호 설 명

a	: 단위체적당 상경계면 면적 [m^2/m^3]
D	: 물질확산계수 [m^2/s]
d	: 직경 [m]
Eo	: Eötvös수, $\rho g d^2 / \sigma$ [-]
Eu	: Euler수, $(dp/dL)d / (\rho V^2)$ [-]
H	: Henry 상수 [kPa]
K_1	: 1차 이온화 상수 [mol/L]
k_l	: 물질전달계수 [m/s]
L, l	: 길이 [m]
p	: 압력 [kPa]
Pe	: Peclet수, Vd/D [-]
Q	: 체적유량 [m^3/s]

Re	: Reynolds수, $\rho Vd/\mu$ [-]
Sc	: Schmidt수, $\mu/\rho D$ [-]
T	: 온도 [K]
V	: 속도 [m/s]
x	: 몰농도 [mol_solute/mol_solution]
z	: 유동방향좌표 [m]

그리스 문자

μ	: 점성계수 [$Pa \cdot s$]
ε	: 기공률 [-]
ρ	: 밀도 [mol/L]
σ	: 표면장력 [$Pa \cdot m$]

하첨자

g, l	: 기체, 액체
--------	----------

[†] Corresponding author

Tel.: +82-43-841-5125; fax: +82-43-841-5120

E-mail address: dongseonkim@cjnu.ac.kr

i, o : 입구, 출구
 s : 결보기속도

1. 서론

이상유동은 냉동을 포함한 다양한 분야에서 오랜 동안 많은 연구가 이루어져온 연구주제로서 과거에는 주로 마크로(cm) 스케일을 대상으로 연구가 진행되어왔다. 그런데 최근에 연료전지, 랩온어칩, 마이크로 반응기 등의 개발을 위해 메소(mm) 또는 마이크로(μm) 스케일을 대상으로 한 연구가 늘면서 기존의 마크로 스케일 모델들이 더 작은 스케일에서는 잘 맞지 않음⁽¹⁾이 보고되었으며 또 작은 스케일의 이상유동 데이터도 아직은 많이 부족한 상태⁽²⁾로 알려져 있다. 본 연구는 특히 ‘스케일 천이’ 문제로 알려진 마크로 및 마이크로 유동 현상간의 차이⁽³⁾에 초점을 맞추어 기획한 일련의 연구들 중 하나로서 최근 Lee et al.⁽⁴⁾에서 소개한 바와 같이 마크로와 마이크로 스케일의 경계에 걸치는 몇 가지의 직경의 수직관에 대해 이산화탄소-물 슬러그 유동에서의 흡수현상을 관찰하여 실험 데이터를 제공하고 궁극적으로는 스케일 문제에 대한 적절한 설명을 제시하는 것을 목적으로 한다. 본 연구의 결과는 직접적으로는 이산화탄소 포집을 위해 물리적 흡수제를 사용한 수직관형 흡수기의 설계에 참고할 수 있고 더 나아가 다양한 고효율 열기기의 개발을 위한 열/물질교환기 연구의 기초데이터로 사용할 수 있다.

2. 실험장치 및 해석모델

2.1 실험장치

Fig. 1에 본 연구에 사용한 실험장치의 개략도를 제시하였다. 실험장치는 크게 기-액 혼합기, 시험부, 분리기의 세부분으로 구성되어 있다. 기-액 혼합기는 실험장치의 하부에 위치하며 기어펌프로 이송한 탈이온수와 이산화탄소(순도 99.9%)를 단순한 T자형 이음관을 통해 혼합하여 시험부로 공급한다. 시험부의 초반은 그림에서와 같이 90°곡관 형태의 투명 우레탄 튜브로서 초기에는 기포가 그 입구에 부착하여 자라고 이탈한 후에는 구부러진 유로를 따라 천천히 가속하여 일정한 주기와 크기로 어느 정도 발달한 기포가 곡관부의 출구에 연결된 아크릴 재질의 수직관으로 유입하도록 하는 역할을 한다. 실험에는

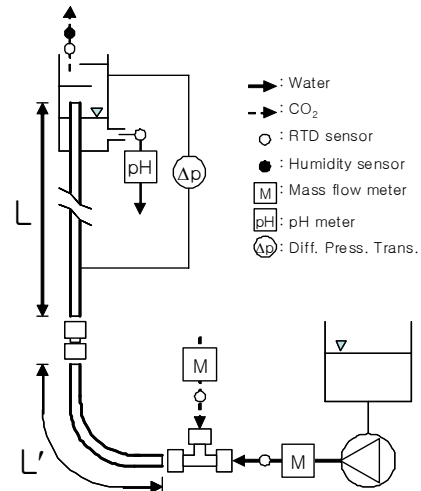


Fig. 1 Schematic diagram of test setup.

$d = 2, 5, 8$ mm의 세 종류 내경을 가진 관을 사용하였는데 각각의 경우에 곡관과 직관부의 직경은 동일하며 길이는 관경 d 에 대해 $L' = 63 d, L = 175 d$ 로 일정하게 고정하였다. 마지막으로 수직관의 출구에는 기-액 분리기를 설치하여 기체와 액체의 조건을 분리하여 측정할 수 있도록 하였다.

실험장치 입구에서는 기체와 액체 모두 유량과 온도를 측정하였고 출구에서는 기체의 경우 온도, 액체는 온도와 pH를 측정하였으며 수직관의 입구에 가까운 지점과 분리기 사이의 차압을 측정하였다. 측정 데이터는 계획된 유량조건에 맞춰 운전하여 시스템이 안정되었다고 판단한 이후 3분간 20 ms 간격으로 기록하였다. 모든 온도 측정은 정밀도 ± 0.1 K의 PT-100를 사용하였고, 기체유량은 정밀도 $\pm 1\%$ 의 열질량 가스유량계(TSM-110; 0.2~3 lpm), 액체유량은 정밀도 $\pm 0.1\%$ 의 코리올리스 타입 질량유량계(CMF010; 100 kg/h), 수용액의 pH 측정은 정밀도 ± 0.01 pH의 유리전극방식 pH 미터(Alpha PH 800), 차압은 정밀도 $\pm 0.25\%$ 의 다이아프램식 차압계(Model230; 1psid)를 사용하였다.

실험은 수직관을 장착한 경우와 장착하지 않은 경우에 대해 각각 동일한 조건에서 실시하여 곡관(입구) 효과를 정량화할 수 있도록 하였다.

2.2 해석모델

과거의 몇몇 연구⁽⁵⁾에서는 이산화탄소-물, 산소-물과 같이 Henry 상수가 매우 큰 시스템의 흡수 실험 데이터를 가공하여 기-액 경계면에서의 액상 체적 물질전달 계수를 구하기 위해 다음 식을 사용하

였다.

$$k_l a \approx \frac{V_{ls}}{L} \times \ln \left[\frac{(x^* - x)_i}{(x^* - x)_o} \right] \quad (1)$$

여기서 $(x^* - x)_i$ 와 $(x^* - x)_o$ 는 각각 흡수기 입구와 출구에서 CO₂ 가스와 평형상태인 포화 수용액의 농도 x^* 와 실제 수용액의 농도 x 와의 차이, V_{ls} 는 액체의 겉보기 속도, L 은 흡수기의 길이를 의미한다. 그러나 식(1)은 기상에서의 흡수성분(여기서는 CO₂)의 분압이 유동방향으로 일정한 경우⁽⁶⁾에만 유효하므로 여기서는 다음 식을 사용하였다.

$$k_l a \approx \frac{\ln \left[\frac{(x^* - x)_i}{(x^* - x)_o} \right]}{\left(\frac{p_{atm}}{Q_g H} \frac{\rho_l}{\rho_g} + \frac{1}{Q_l} \right) \frac{\pi}{4} d^2 (L + L')} \quad (2)$$

식(2)는 기상의 CO₂ 분압이 무시하지 못할 정도로 변한다고 가정하면 기상과 액상의 질량보존방정식으로부터 유도할 수 있으며 Kashid et al.⁽⁷⁾의 대수 평균농도차 표현과 동등하다. 식(2)는 기체유량 Q_g 가 증가하면 식(1)에 접근하지만 본 연구의 유량범위 내에서 식(1)은 식(2)에 비해 평균 약 40% 큰 값을 예측한다.

식(2)에서 입출구 수용액의 CO₂ 농도 x_i 와 x_o 는 각각의 측정된 pH값으로부터 다음의 식을 이용해 환산할 수 있다.⁽⁸⁾

$$x \approx \frac{10^{-2pH}}{\rho_l K_1} \quad (3)$$

여기서 K_1 은 CO₂+H₂O 시스템의 1차 이온화상수로서 다음과 같은 온도의 함수가 알려져 있다.⁽⁹⁾

$$\log(K_1) = 14.844 - \frac{3404.7}{T} - \frac{3.279}{100} T \quad (4)$$

또한 식(2)의 분모에 Henry 상수 H 는 이산화탄소-물 시스템의 경우 다음과 같은 온도의 함수가 알려져 있다.⁽¹⁰⁾

$$\ln \left(\frac{H}{1000} \right) = -6.8346 + \frac{1.2817 \times 10^4}{T} - \frac{3.7668 \times 10^6}{T^2} + \frac{2.997 \times 10^8}{T^3} \quad (5)$$

마지막으로 식(2)에서 CO₂ 가스와 평형상태인 포화 수용액의 농도 x^* 는 Henry 법칙에 의해 다음과 같이 주어진다.

$$x^* = \frac{p_{CO_2}}{H} \quad (6)$$

여기서 p_{CO_2} 는 수용액과 같은 위치에 있는 기체의 CO₂ 분압이다. 본 연구에서는 기체 출구에서 수증기 분압을 무시하여 순수한 CO₂로 보고 $p_{CO_2,o} = p_{atm}$ 로 가정하였으며 입구에서의 CO₂ 분압은 다음과 같이 계산하여 사용하였다.

$$p_{CO_2,i} = p_{atm} + \left(\frac{dp}{dz} \right)_{2p} \left(L + \frac{2}{\pi} L' \right) \quad (7)$$

여기서 $(dp/dz)_{2p}$ 는 실측한 단위 길이당 압력강하 측정값이다.

이상에서 물질전달계수 계산에 필요한 모든 관계식을 정리하였다. 식(3)에 입구와 출구에서 측정된 pH를 대입하여 x_i 와 x_o 를 계산하고 식(6)으로 x_i^* 와 x_o^* 를 계산하여 식(2)에 대입하면 물질전달계수를 구할 수 있다.

전술한 바와 같이 실험은 수직관을 장착한 경우와 장착하지 않은 두 가지 경우에 대해 실시하였는데 장착한 경우의 체적물질전달계수를 $k_{l a_{-1}}$, 장착하지 않은 경우의 전달계수를 $k_{l a_{-2}}$ 라 하면 직관의 전달계수 $k_{l a_{-0}}$ 는 다음 식(11)으로 추정하였다.

$$k_{l a_{-0}} = \frac{1}{L} [k_{l a_{-1}} \times (L + L') - k_{l a_{-2}} \times L'] \quad (8)$$

여기서 L 은 직관의 길이, L' 는 곡관의 길이로서 본 실험에서는 전술한 바와 같이 $L = 175$ d, $L' = 63$ d이다.

3. 결과 및 고찰

실험은 $V_{ls} = 0.06-0.18$ m/s, $V_{gs} = 0.1-0.35$ m/s의 범위에서 각각 5개의 V_{ls} 및 V_{gs} 를 정하여 그 조합인 25개의 경우에 대해 실험을 최소 5회 반복하고 각 경우에 최대, 최소값을 제외한 3개 데이터만 취하여 분석하였다.

3.1 결과의 정확성

우선 실험에서 얻은 전달계수의 크기가 과거의 연

구와 비교하여 적절한 수준인지를 확인하고자 하였다. 관경과 유속범위가 모두 일치하는 연구는 찾지 못하여 본 실험의 조건과 유사한 조건에서 수행한 아래의 세 개의 연구를 선택하였다.

8 mm 결과와의 비교를 위해서는 낮은 유속의 슬러그유동 영역에 유효한 연구 중에서 8 mm에 가장 가까운 관경을 시험한 연구로 Scott and Hayduk⁽¹²⁾을 선택하였다. Scott and Hayduk⁽¹²⁾은 12~25 mm 범위의 세 종류 수직관에 대해 이산화탄소-물 등의 흡수실험으로부터 전달계수를 측정해 $V_{ls} = 0.15\text{--}1.1\text{ m/s}$, $V_{gs} = 0.03\text{--}6.1\text{ m/s}$ 의 범위에 적용할 수 있는 다음의 경험식을 제시하였다.

$$k_l a = 0.795 \times V_{ls} \left(\frac{V_{gs}}{V_{gs} + V_{ls}} \right)^{0.744} \frac{\sigma^{0.511} \mu^{0.088}}{d^{1.88} / D^{0.39}} \quad (9)$$

물론 식(9)는 수평관에 유효하므로 본 실험 결과와 비교하기에는 무리가 있지만 10 mm 내외의 작은 직경에서는 관의 기울기의 영향이 작다고 판단하여 선택하였다.

5 mm 결과는 Kasturi and Stepanek^(13, 14)와 비교하였다. Kasturi and Stepanek^(13, 14)은 6 mm 수직관에 대해 이산화탄소+공기-물 시스템을 선택하여 $V_{ls} = 0.07\text{--}0.51\text{ m/s}$, $V_{gs} = 0.94\text{--}10.6\text{ m/s}$ 의 유속범위에서 흡수실험을 수행하고 물질전달계수와 계면 밀도에 대한 다음의 경험식을 제시하였다.

$$k_l = 0.25 \times Sc_l^{-0.5} Pe_l Eu_f \times \frac{D}{d} \quad (10)$$

$$a = 2.26 \times 10^{-5} \times \left(\frac{dp}{dz} \right)_f^{1.07} \times \frac{1 - \epsilon}{Q_l}$$

식(10)이 유효한 V_{gs} 영역의 하한은 0.94 m/s로 본 연구에 비해 커서 슬러그 유동의 범위를 거의 벗어난 것으로 판단되지만 5 mm 결과와의 개략적인 비교에는 사용할 수 있다고 판단하였다.

2 mm 결과를 비교하기 위해서는 Bercic and Pintar⁽¹⁵⁾를 선택하였다. Bercic and Pintar⁽¹⁵⁾는 1.5, 2.5, 3.1 mm의 세 종류 수직관에서 메탄-칼륨과망간산염(KMnO₄) 수용액 시스템의 흡수실험을 수행하여 $V_{ls} + V_{gs} = 0.01\text{--}0.4\text{ m/s}$ 의 범위에서 유효한 다음의 경험식을 제시하였다.

$$k_l a = 0.111 \times \frac{(V_{gs} + V_{ls})^{1.19}}{[(1 - \epsilon)L_{UC}]^{0.57}} \quad (11)$$

여기서 L_{UC} 는 연속한 두 기포 선단 사이의 거리를 의미하는데 그들의 실험에서는 17~220 mm의 범위에서 인위적으로 조절하였다.

Fig. 2에 식(9)~식(11)과 실험결과를 비교하였다. 실험결과는 수직관을 장착한 경우 즉, 입구효과를 포함한 것을 선택하였는데 이는 식(9)~식(11)이 모두 각 실험장치의 입구효과를 포함하기 때문이다. 따라서 그림의 결과에는 서로 다른 입구효과에 따른 불확실성이 존재한다. 식(9)~식(11)을 계산하는데 필요한 경우 마찰압력강하(dp/dz)_f는 Mishima and Hibiki,⁽¹⁶⁾ 기공률 ϵ 는 Nicklin et al.⁽¹⁷⁾의 모델을 사용하였다. 특히 식(11)의 L_{UC} 는 0.2 m를 가정하였는데 이는 8 mm관의 가시화실험⁽⁴⁾에서 0.1~0.25 m의 L_{UC} 를 확인하였고 2 mm관의 예비 실험에서는 L_{UC} 가 이보다 증가하는 것을 확인하였기 때문이다. 더 정확한 분석은 가시화실험이 완료되면 가능할 것이다.

우선 식(9)와 식(10)은 8과 5 mm 결과의 대부분을 30~80%의 범위에서 예측하며 식(11)은 2 mm 결과의 60~150% 범위에서 예측하는 것으로 나타났다. 평균적으로는 식(9)가 8 mm 결과에 비해 약 55%, 식(10)은 5 mm 결과에 비해 40%, 식(11)은 2 mm 결과에 비해 10% 작게 예측한다.

전술한대로 실험결과와 비교연구들 사이에는 유효영역과 입구효과 등에 따른 차이가 존재하므로 이상의 분석을 통해 오차를 정략적으로 평가하기는 불가능하지만 앞서의 분석을 통해 본 실험결과는 위에서 비교한 연구들과 최대 70%, 평균 약 35% 정도의 불확실성을 가진다고 말할 수 있다. 이 정도의 차이는 기존 연구들 간에도 흔히 볼 수 있는 수준으로 예를 들어 Luo and Ghiaasiaan⁽¹¹⁾은 그들의 결과에 비해 Scott and Hayduk⁽¹²⁾의 상관식은 한 자

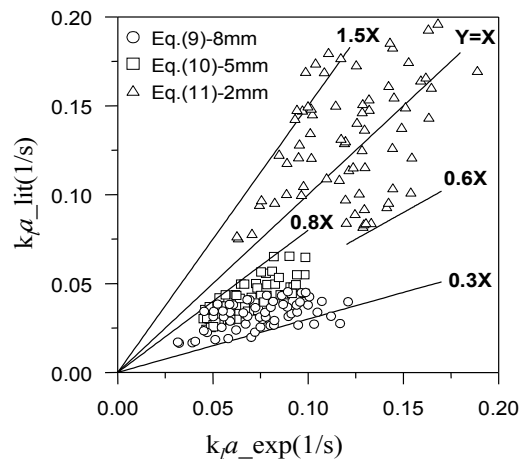


Fig. 2 Comparison with previous works.

릿수가 작은 값을 예측하고 Tomida et al.⁽¹⁸⁾의 상관식은 2~4배 큰 값을 예측한다고 보고하였다. 이렇듯 서로 다른 연구들 간에 큰 차이가 존재하는 이유는 주로 실험장치 때문인 것으로 생각된다. 앞서 Luo and Ghiaasiaan⁽¹¹⁾의 실험장치는 완전히 발달된 유동의 측정을 위한 것이었지만 Scott and Hayduk⁽¹²⁾과 Tomida et al.⁽¹⁸⁾의 실험장치는 그렇지 않아서 실험 결과가 입구효과를 포함한다. 본 연구에서의 입구효과에 대해서는 다음 절에 기술하겠다.

결과의 정확성과 달리 본 실험의 측정 정밀도는 독립적으로 추정이 가능하다. 측정 정밀도는 이론적으로 추정할 수도 있으나 여기서는 실험결과의 분산도를 측정하여 제시하겠다.

Table 1에는 수직관을 장착한 경우(kia_1)와 장착하지 않은 경우(kia_2)에 세 가지 관을 대상으로 측정한 측정값들의 표준편차를 정리하였다. Table 1의 표준편차는 동일한 유량조건에서 측정한 5개 이상의 측정값이 평균값을 기준으로 얼마나 멀리 떨어져 있는지를 평균값의 %로 나타낸 것이다. kia_1 의 경우 8 mm 측정치의 표준편차는 최소 5.6%, 최대 49.6%로 그 평균은 22%이다. 5 mm와 2 mm의 평균표준편차는 이보다 더 작은 11.1, 16.3%로서 측정정밀도가 더 높았음을 알 수 있다. kia_2 의 경우도 유사한 결과를 보인다.

Table 1의 결과를 근거로 본 실험의 측정오차는 최대 50%, 평균 25% 미만으로 추정한다. 측정오차에는 계측기 오차의 영향도 커서 계측기로 인한 오차는 평균 $\pm 10\%$ (표준편차 $\pm 6\%$)로 계산되었으며 계측기 중에서는 pH미터(± 0.01 ph)의 영향이 가장 큰 것으로 나타났다.

Table 1 Standard deviation of the experimental data

Exp.	d(mm)	Std.(%) min./max.	Std.mean (%)	*No. of measurement
k _{la} _1	8	5.6/49.6	22.0	5
	5	4.7/22.8	11.1	5
	2	8.8/24.7	16.3	7
k _{la} _2	8	9.8/43.1	24.2	5
	5	11.2/23.7	15.8	5
	2	8.3/23.6	13.5	7

Note) * Number of measurement per single data point.

3.2 입구효과

실험결과의 분석결과 수직관을 장착한 경우와 장착하지 않은 경우의 결과 간에 큰 차이가 있음을 확인하였다. Fig. 3에 두 경우의 체적물질전달계수를 각각 kia_1 , kia_2 로 표시하여 도시하였다.

그림에서 직선은 선형 최적회귀선으로서 8 mm의 경우 두 전달계수 사이의 차이를 무시할 수 있으나 5 mm의 경우에는 kia_2 가 kia_1 에 비해 평균적으로 20% 크고 2 mm의 경우에는 그 차이가 더 커서 kia_2 는 kia_1 의 약 2.5배에 달한다. 본 실험에서 kia_2 와 kia_1 의 차이는 입구효과로 볼 수 있으며 그림에서 볼 수 있듯이 관경이 작을수록 그 크기가 크게 나타났다.

따라서 직관에서의 전달계수를 구하기 위해서는, 특히 작은 관경에는 더욱이 식(8)과 같이 kia_2 와 kia_1 의 관계를 규정하는 모델을 이용하여 입구효과를 제거하는 것이 필요하다.

입구효과는 입구에서 가까운 영역에서의 유동형태와 먼 곳의 유동형태가 일치하지 않을 때 나타난다. 기-액 혼합기에 가까운 입구에서의 유동은 슬러그 유동이 아니라 입구에만 존재하는 일시적인 현상으로서 천(churn)유동에 가까우며 하류에서 슬러그 유동으로 완전히 발달하고 입구영역에서의 전달계수는 완전 발달한 슬러그 유동에 비해 큰 것으로 알려져 있다.^(11, 19) Fig. 3의 결과를 보면 이 입구영역이 직경이 작을수록 길어진다고 생각할 수도 있다. 한편 입구영역의 길이는 기포의 길이에 비례할 것으로 예상되므로 직경이 작을수록 기포의 길이가 길어진다는 가설을 세울 수 있는데 이는 가시화 실험이 완료되면 확인할 수 있을 것이다.

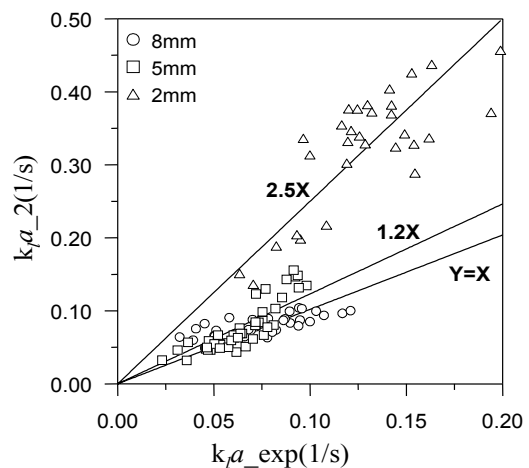


Fig. 3 Entrance effect for different diameters.

3.3 수직관의 체적물질전달계수

전술한 바와 같이 구한 직관부에서의 전달계수를 Fig. 4~Fig. 6에 도시하였다. 실험결과는 대부분 V_{gs} 와 V_{ls} 모두에 강한 의존성을 보여 그림에서는 x 축을 두 속도의 비율인 V_{gs}/V_{ls} 로 정하여 도시하였다. 그림에서는 원점을 지나는 선형 최적회귀선을 제시하여 전달계수의 V_{gs}/V_{ls} 에 대한 기울기 차이를 쉽게 식별할 수 있도록 하였다.

Fig. 4에서는 V_{ls} 가 일정한 경우 전달계수가 모두 V_{gs} 에 비례하여 증가하는 것을 볼 수 있는데 그 기울기는 V_{ls} 의 함수로서 V_{ls} 가 클수록 증가하며 작은 V_{ls} 에서는 기울기가 큰 폭으로 증가하다가 큰 V_{ls} 에서는 변화가 거의 없다.

Fig. 5에는 5 mm 수직관의 전달계수를 같은 방식으로 도시하였다. 8 mm와 마찬가지로 V_{ls} 일정조건에서 전달계수는 V_{gs} 에 비례하고 그 기울기는 역시 V_{ls} 에 비례하여 증가한다.

마지막으로 Fig. 6에 2 mm 수직관의 전달계수를 도시하였다. 일반적 경향은 8, 5 mm 경우와 동일하지만 작은 V_{ls} 영역($V_{ls} < 0.1$ m/s)에서 전달계수에 대한 V_{ls} 의 영향이 거의 없는 것이 특이하다. 이점이 2 mm 결과와 8, 5 mm 결과를 대별하는 가장 큰 차이점으로서 이 때문에 8 mm와 5 mm 결과는 서로 일관성이 매우 좋지만 2 mm 결과와는 일관성이 크게 떨어진다. 2 mm 결과의 특이성 때문에 모든 결과를 만족할 만한 정확성으로 기술할 수 있는 경험식을 찾는데 실패하였다.

2 mm 결과의 경향이 크게 다른 이유는 현재로서는 불분명하다. 단, 이 현상이 표면장력과 관련이 있

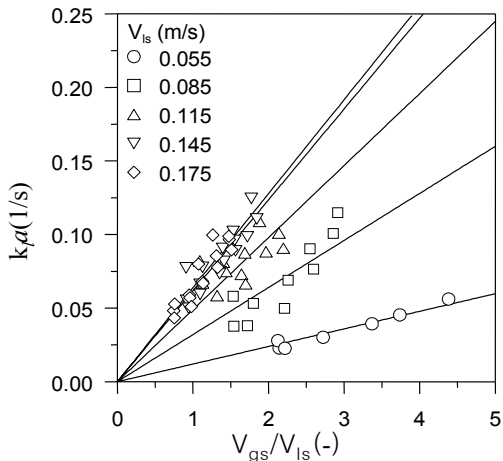


Fig. 4 $k a_0$ for 8 mm tube.

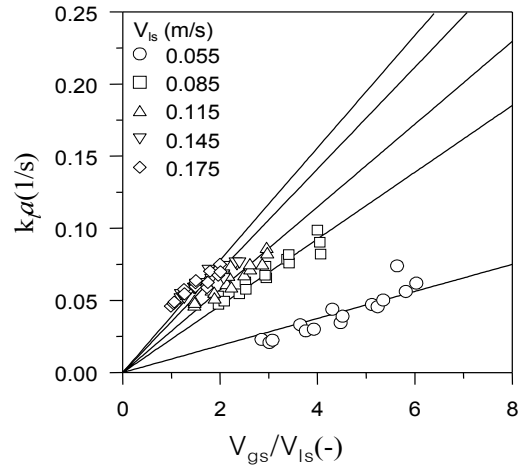


Fig. 5 $k a_0$ for 5mm tube.

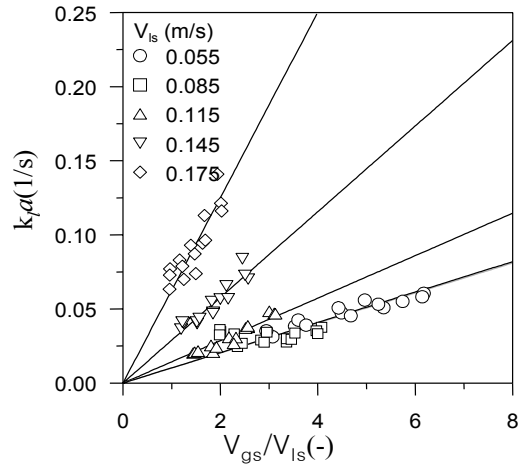


Fig. 6 $k a_0$ for 2 mm tube.

을 것이라는 예상을 할 수 있다. 표면장력 효과는 Eötvös 수($Eo = \rho g d^2 / \sigma$)가 1보다 작을 때 두드러지게 나타나는 것으로 알려져 있는데 20°C에서 2 mm관의 Eo 수가 0.54인 반면 5 mm와 8 mm관의 경우는 3.4와 8.6인 것으로 볼 때 2 mm 결과의 특이 경향이 표면장력의 영향일 가능성이 있다. Eo 는 기포의 부상속도(rise velocity, 정지 유체 내에서의 기포속도)와 밀접한 관계가 있는데 Viana et al.⁽²⁰⁾에 따르면 2 mm관에서 부상속도는 0.13 mm/s로 5 mm관의 5.5 mm/s, 8 mm관의 33.3 mm/s에 비해 크게 작은 값이다. 따라서 작은 V_{ls} 영역에서 2 mm관의 기포 거동은 다른 관에 비해 크게 다를 수 있으며 이 때문에 2 mm관의 물질전달계수가 일관성이 없어 보일 수 있다. 향후 가시화 실험이 완료된 후에 적절한 물리모델을 이용하여 해석하면 그 정확한 이유를 밝힐 수 있을 것으로 기대한다.

4. 결 론

마이크로와 마이크로 스케일의 경계영역에 걸치는 2, 5, 8 mm관에 대해 이산화탄소-물 흡수실험을 수행하여 슬러그 유동영역에서의 물질전달계수를 측정하였다. 과거의 유사한 연구결과와 비교한 결과 실험결과는 최대 70%, 평균 35% 정도의 불확실성을 가지는 것으로 판단된다. 실험결과는 관경이 작을수록 입구의 영향을 크게 받는 것으로 나타났으며 이 입구효과를 제거하여 수직관에서의 체적물질전달계수를 구하였다. 수직관에서의 체적물질전달계수는 액상 겉보기속도가 일정한 경우 기상 겉보기속도에 비례하여 증가하고 그 기울기는 액상 겉보기속도의 함수로서 5, 8 mm관에서는 유사한 경향을 보이나 2 mm관에서는 매우 다른 경향을 보였다. 현재로서는 모든 결과를 정확하게 기술할 수 있는 경험식을 찾지 못하였다. 본 실험결과의 특이성을 설명하기 위해 가시화 실험결과와 적절한 물리모형을 이용한 해석연구를 완료한 후에 그 결과를 보고하도록 하겠다.

후 기

본 연구는 교육과학기술부 일반연구자 지원사업(2010-0003488)의 지원을 받아 수행되었습니다.

참고문헌

- Zhao, T. S. and Bi, Q. C., 2001, Pressure drop characteristics the gas-liquid two-phase flow in vertical miniature triangular channels, *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 44, pp. 2523-2534.
- Cheng, L. and Mewes, D., 2006, Review of two-phase flow and flow boiling of mixtures in small and mini channels, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 32, pp. 183-207.
- Ribatski, G., Wojtan, L., and Thome, J. R., 2006, An analysis of experimental data and prediction methods for two-phase frictional pressure drop and flow boiling heat transfer in micro-scale channels, *Exp. Therm. Fluid Sci.*, Vol. 31, pp. 1-19.
- Lee, K. J., Kye, S. H., and Kim, D. S., 2011, The mass transfer characteristics of carbon dioxide-water slug flow, *Proc. SAREK Winter Meeting*, pp. 59-62.
- Tortopidis, P. and Bontozoglou, V., 1997, Mass transfer in gas-liquid flow in small-diameter tubes, *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 52, pp. 2231-2237.
- Lamourelle, A. P. and Sandall, O. C., 1972, Gas absorption into a turbulent liquid, *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 27, pp. 1035-1043.
- Kashid, M. N., Renken, A., and Kiwi-Minsker, L., 2011, Gas-liquid and liquid-liquid mass transfer in microstructured reactors, *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 66, pp. 3876-3897.
- Segal, B. G., 1989, *Chemistry-Experiment and theory*, 2nd Ed., John Wiley and Sons, pp. 361-362.
- Cai, W. J. and Wang, Y., 1998, The chemistry, fluxes and sources of carbon dioxide in the estuarine waters of the Satila and Altamaha Rivers, Georgia, *Limnology and Oceanography*, Vol. 43, pp. 657-668.
- Caroll, J. J., Slupsky, J. D., and Mather, A. E., 1991, The solubility of Carbon Dioxide in Water at Low Pressure, *J. Phys. Chem. Ref. Data*, Vol. 20, pp. 1201-1209.
- Luo, D. and Ghiaasiaan, S. M., 1997, Liquid-side interphase mass transfer in cocurrent vertical two-phase channel flows, *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 40, pp. 641-655.
- Scott, D. S. and Hayduk, W., 1966, Gas absorption in horizontal cocurrent bubble flow, *the Canadian J. of Chem. Eng.*, Vol. 44, pp. 130-136.
- Kasturi, G. and Stepanek, B., 1974, Two-phase flow-III. Interfacial area in cocurrent gas-liquid flow, *Chem. Eng., Sci.* Vol.29, pp. 713-719.
- Kasturi, G. and Stepanek, B., 1974, Two-phase flow-IV. Gas and liquid side mass transfer coefficient, *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 29, pp. 1849-1856.
- Bercic, G. and Pintar, A., 1997, The role of gas bubbles and liquid slug lengths on mass transport in the Taylor flow through capillaries, *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 52, pp. 3709-3719.
- Mishima, K. and Hibiki, T., 1996, Some characteristics of air-water two phase flow in

- small diameter vertical tube, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 22, pp. 703-712.
17. Nicklin, D. J., Wilkes, J. O., and Davidson, J. F., 1962, Two-phase flow in vertical tubes, *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, Vol. 40, pp. 61-68.
 18. Tomida, T., Yoshida, M., and Okazaki, T., 1976, Liquid-side volumetric mass transfer coefficient in upward two-phase flow of air-liquid mixtures, *J. Chem. Eng. Japan*, Vol. 9, pp. 464-468.
 19. Kim, H. Y., Saha, B. B., and Koyama, S., 2003, Development of a slug flow absorber working with ammonia-water mixture : part I. flow characterization and experimental investigation, *Int. J. Refrig.*, Vol. 26, pp. 508-515.
 20. Viana, F., Pardo, R., Yanez, R., Trallero, J. L., and Joseph, D. D., 2003, Universal correlation for the rise velocity of long gas bubbles in round pipes. *J. Fluid Mech.*, Vol. 494, pp. 379-398.