

研究论文

微通道内气-液传质研究

乐 军<sup>1</sup>, 陈光文<sup>1</sup>, 袁 权<sup>1</sup>, 罗灵爱<sup>2</sup>, LE GALL Hervé<sup>3</sup>

(<sup>1</sup> 中国科学院大连化学物理研究所, 辽宁 大连 116023;

<sup>2</sup> LOCIE <sup>3</sup>/ESIGEC <sup>3</sup>/Université de Savoie, Campus Scientifique, Savoie Technolac,  
73376, Le Bourget-du-Lac cedex, France;

<sup>3</sup> DCPR - CNRS-ENSIC, 1, rue Grandville BP 451, 54001 NANCY Cedex, France)

**摘要:** 以 CO<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>O 为模型体系, 实验考察了当量直径为 667 μm 的单通道和 16 个并行通道内的气-液传质行为。实验发现, 液体表观速度增加, 单通道内液侧体积传质系数明显提高; 同一液体表观速度下, 液侧体积传质系数随气体表观速度增加而增加; 在实验数据基础上关联了液侧体积传质系数与气-液两相流参数间的关系。微通道内的液侧体积传质系数较常规尺度气-液接触设备至少高 1~2 个数量级。并讨论了并行微通道内气-液两相流分配特性对整体传质性能的影响, 表明合理设计气、液流动分布结构, 可保证微通道内优异的传质特性。

**关键词:** 微通道; 气-液两相流; 传质; 过程强化

中图分类号: TQ 021. 4

文献标识码: A

文章编号: 0438-1157 (2006) 06-1296-08

Mass transfer in gas-liquid flow in microchannels

YUE Jun<sup>1</sup>, CHEN Guangwen<sup>1</sup>, YUAN Quan<sup>1</sup>, LUO Ling'ai<sup>2</sup>, LE GALL Hervé<sup>3</sup>

(<sup>1</sup> Dalian Institute of Chemical Physics, Chinese Academy of Sciences, Dalian 116023, Liaoning, China;

<sup>2</sup> LOCIE <sup>3</sup>/ESIGEC <sup>3</sup>/Université de Savoie, Campus Scientifique, Savoie Technolac,  
73376, Le Bourget-du-Lac cedex, France;

<sup>3</sup> DCPR - CNRS-ENSIC, 1, rue Grandville BP 451, 54001 NANCY Cedex, France)

**Abstract:** Experimental results on physical absorption of CO<sub>2</sub> into water in micro-contactors with a single and 16 parallel microchannels having hydraulic diameter of 667 μm were presented respectively. It was shown that the liquid side volumetric mass transfer coefficients increased dramatically with the increase of superficial liquid and gas velocities in single microchannel. Then correlations were proposed to depict the relationship between liquid side volumetric mass transfer coefficients and operational parameters. Compared with the conventional gas-liquid contactors, micro-contactors can provide at least one or two orders of magnitude higher liquid side volumetric mass transfer coefficients. Finally, the effect of two-phase flow distribution in parallel microchannels on the overall mass transfer performance was discussed, which revealed that specially designed inlet flow distribution areas of gas and liquid could guarantee high mass transfer rates in the subsequent microchannels.

**Key words:** microchannel; gas-liquid two-phase flow; mass transfer; process intensification

2005-04-13 收到初稿, 2005-12-19 收到修改稿。

联系人: 陈光文. 第一作者: 乐军 (1976—), 男, 博士研究生.

基金项目: 国家自然科学基金项目 (20490208); 国际科技合作重点项目计划 (2001CB711203); 中国科学院过程工程研究所多相室基金项目 (2003-4).

Received date: 2005-04-13.

Corresponding author: CHEN Guangwen. E-mail: gwchen@dicp.ac.cn

Foundation item: supported by the National Natural Science Foundation of China (20490208), Key Program for International Cooperation of Science and Technology (2001CB711203).

## 引言

微化工技术作为化工过程强化的一种新技术，将在化学、化工、能源、环境等领域得到广泛应用<sup>[1-4]</sup>。气-液微接触系统是其重要组成部分，开展微通道内气-液两相传递和反应过程研究，可为实际应用提供理论指导和技术支撑。

特征尺度为微米级的微通道，其气-液相界面面积较常规尺度气-液接触设备有大幅度提高，极大地强化了气-液传质过程，因而在气体吸收/脱吸、直接氟化、加氢等过程有着良好的应用前景<sup>[5-9]</sup>。Jähnisch 等<sup>[6]</sup>采用微鼓泡塔和降膜微反应器进行了甲苯直接氟化实验，由于微反应器的气-液相界面面积较实验室鼓泡塔和工业反应器至少高 1~2 个数量级，传质过程得以强化；辅以换热集成，微反应器可以安全、高效地制备氟化物，比现有工业路线更具吸引力。

微通道内气-液两相流传递与反应过程行为的工作尚未系统开展，主要在于微通道内的气-液两相流特征与宏观大尺度通道有很大差异，微尺度通道内界面现象（表面张力、润湿性等）的影响显著，导致流型分布及转换准则发生变化<sup>[10-12]</sup>。微通道内复杂的气-液两相流流型将对传质过程产生复杂影响；同时，由于微反应器的“并行放大”技术所致的气-液两相流分配问题对整体传质性能也有大的影响。因此，亟需开展单一及并行微通道内气-液两相流动与传质乃至反应过程相互作用的内在规律研究。

本文通过对当量直径为 667 μm 的单通道和 16 个并行通道内的纯水吸收 CO<sub>2</sub> 过程的实验考察，研究了微通道内气-液传质特性，并将其与常规气-液接触设备比较，分析和关联了单通道内液侧体积传质系数与操作条件的关系，在此基础上讨论了并行微通道内的气-液传质行为。

## 1 实验部分

### 1.1 微通道气-液接触器

采用两种型式微接触器进行气体吸收实验。单通道气-液微接触器主要结构为在有机玻璃上经微机械加工而成的 Y 形微通道，如图 1 (a) 所示，当量直径为 667 μm (矩形截面，深 1000 μm、宽 500 μm)。气、液两相进口段微通道长为 1.5 cm，两者间夹角为 60°，吸收段微通道长为 4.8 cm。采

用单面胶黏合形成闭合微通道，上盖以另一有机玻璃板夹紧密封。并行微通道气-液接触器如图 1 (b) 所示，其材质为光敏树脂，采用微立体光刻技术 (micro stereolithography) 加工；图 2 为其内部结构，为保证流体的均匀分配，采用树状结构分布器<sup>[13-14]</sup>，即气、液两相分别经位于不同平面的分布区被逐步细分为 16 等份，并以 Y 形配置进入 16 个位于其后的微通道（其尺寸与单通道微接触器中对应部分相同）进行吸收过程，各微通道出口的气-液混合物经方形收集区流出接触器。

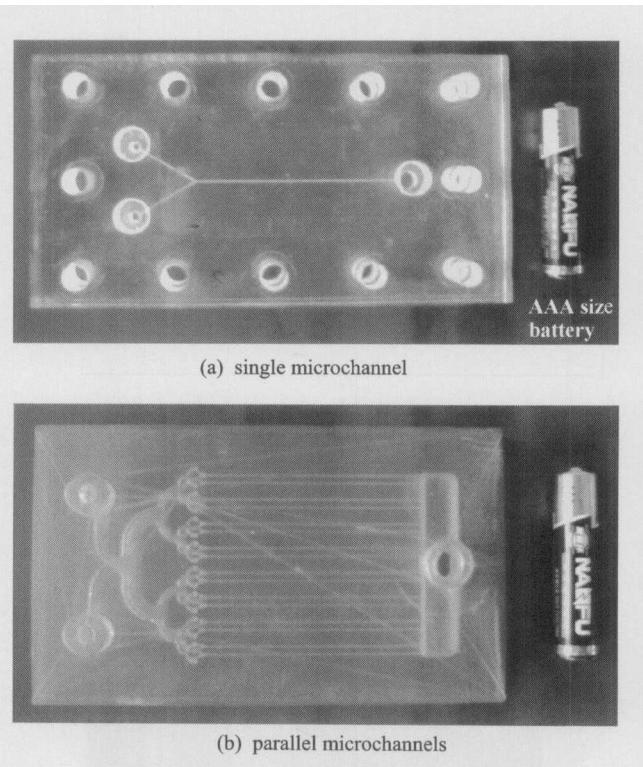


Fig. 1 Pictures of gas-liquid micro-contactors

为消除出口区传质效应，分别考察了与以上两种微接触器相对应的、不含有吸收段微通道的气-液接触器中的传质行为，结构如图 3 所示，其材质、加工及密封方法与单通道微接触器相同。由图 3 (a) 可见，在不含有单一吸收微通道的气-液接触器中 Y 形入口区与出口区直接相连；而在不含有并行吸收微通道的气-液接触器中则将气、液两相各自的流动均分结构与 16 个通道出口的方形收集区直接相连。通过在同样操作条件下进行的吸收实验，可算出仅发生在微通道内的传质贡献。

### 1.2 吸收实验

纯水吸收 CO<sub>2</sub> 实验流程如图 4 所示。CO<sub>2</sub> 钢瓶气经减压阀、过滤器后，再经质量流量控制器进入

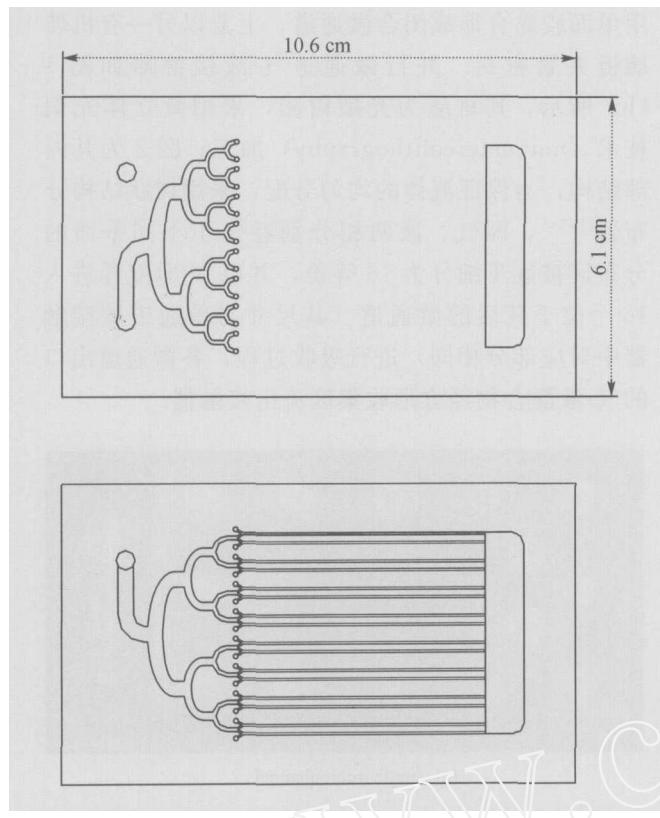


Fig. 2 Schematic of gas-liquid distribution and contacting areas in micro-contactor with 16 parallel microchannels: (upper) first layer; (lower) second layer

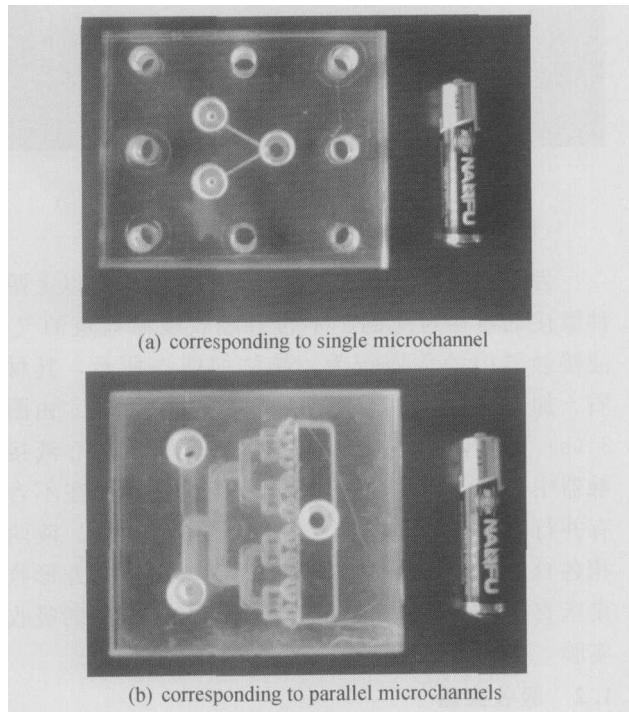


Fig. 3 Pictures of gas-liquid contactors having only entrance and exit regions

水平放置的微通道接触器，压力变送器测量接触器入口处的气体压强；煮沸后冷却的无 CO<sub>2</sub> 去离子水由平流泵控制流量（实际流量采用电子天平称重法测量），两者进入微通道接触器进行吸收过程。接触器出口的气-液混合物经外径为 6 mm 的聚乙稀管进入相分离器进行分离，相分离器上气体出口处外接一段外径为 3 mm 塑料管。实验前，整个系统预先充满 CO<sub>2</sub>，以免空气进入相分离器，导致吸收液中 CO<sub>2</sub> 脱吸。采用 K 型热电偶分别测量气体、液体进口和相分离器内的温度，实验在常压室温下进行（20~21℃）。

相分离器内收集的液体样品经酸碱滴定法确定所吸收的 CO<sub>2</sub> 量，即取 15 ml 吸收液，加入 10 ml 约 0.1 mol·L<sup>-1</sup> NaOH 溶液，用约 0.1 mol·L<sup>-1</sup> HCl 滴定，酚酞指示剂指示第一终点（浅粉红色），甲基橙指示剂指示第二终点（橙色），并做空白实验。同时采用标准浓度的 NaHCO<sub>3</sub> 溶液和吸收液做颜色参照。

考察出口区传质效应时，不含有吸收段微通道的气-液接触器的外接管路配置、实验流程及操作条件与对应的微接触器实验时完全相同。

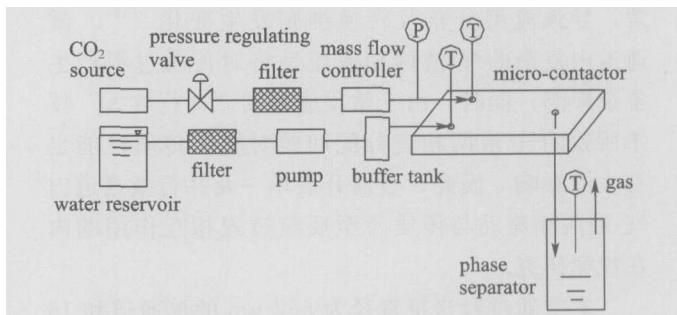


Fig. 4 Experimental setup for physical absorption of CO<sub>2</sub> in micro-contactors

## 2 结果与讨论

### 2.1 液侧体积传质系数

纯水吸收 CO<sub>2</sub> 过程，传质阻力集中在液侧。假设液体流动为活塞流，则微通道内液侧体积传质系数为

$$k_L a = \frac{j_L}{L} \ln \left( \frac{C_e - C_a}{C_e - C_l} \right) \quad (1)$$

单通道中，有

$$j_L = \frac{Q}{H \times W} \quad (2)$$

并行通道中，有

$$j_L = \frac{Q_L}{16 \times H \times W} \quad (3)$$

本实验中，气、液两相通过 Y 形配置直接进入微通道，因此可认为  $C_0 = 0$ 。

假设在同样操作条件下，采用微接触器实验时，出口收集区内的气-液流动状况和不含有吸收段微通道的气-液接触器时一致，因此，两者在出口收集区内的液侧体积传质系数应该相同，其表达形式同式（1），故有

$$\ln\left(\frac{C_e - C_1}{C_e - C_2}\right) = \ln\left(\frac{C_e - C_0}{C_e - C_2}\right) \quad (4)$$

由式（4）求出  $C_1$  值，代入式（1）即可求出微通道内  $k_{L,a}$  值。

为验证上述假设，实验中，首先采用不同长度的外径为 6 mm 的聚乙烯管连接接触器与相分离器进行吸收过程。图 5 给出了两种情况下实验求得的单通道内的  $k_{L,a}$  值，可见出口区长度不同时，微通道内  $k_{L,a}$  值基本一致，平均相对误差仅为 6.45%，表明通过式（4）可合理消除出口传质效应。

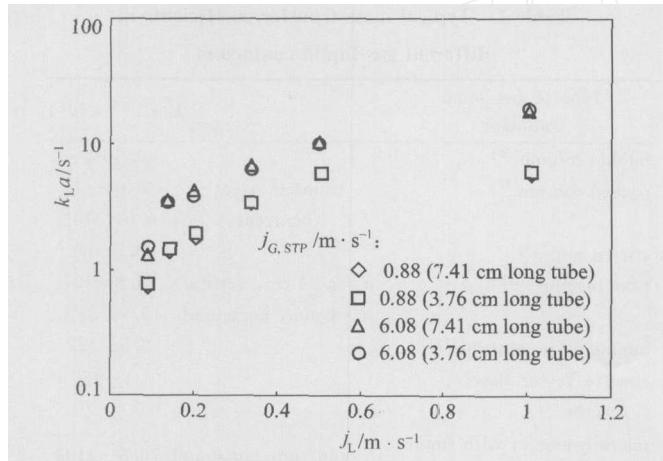


Fig. 5 Liquid side volumetric mass transfer coefficients in single microchannel with different exit tubes

## 2.2 单通道内气-液传质行为

图 6 给出了单通道内液侧体积传质系数与操作条件的关系，可以看出，随液体表观速度增加， $k_{L,a}$  值有显著提高；同一液体表观速度下， $k_{L,a}$  值随气体表观速度增加整体呈升高趋势。采用高速 CCD 相机进行的流型可视化实验表明，气体表观速度较低时微通道内流型为稳定的弹状流，如图 7 (a) 所示，而气体表观速度较高时，为从弹状流向环状流的转变阶段，呈现出复杂的过渡流型，如图 7 (b) 所示，气-液界面波动剧烈。依据 Akbar

等<sup>[15]</sup>提出的基于 Weber 准数的流型转换准则，图 6 中还示出了流型转变曲线。单通道内  $k_{L,a}$  值的变化趋势与常规通道中在以上两种流型区操作时物理吸收实验结果类似<sup>[16-17]</sup>。分析认为，随液体表观速度增加，液体在微通道内停留时间减小， $k_{L,a}$  值应有显著增加，从而  $k_{L,a}$  值得以提高；同一液体表观速度下，随气体表观速度增加，截面含气率上升，故  $a$  值应逐渐提高，从而  $k_{L,a}$  值整体呈升高趋势，而文献证实环状流操作时液侧体积传质系数为最高<sup>[16]</sup>。

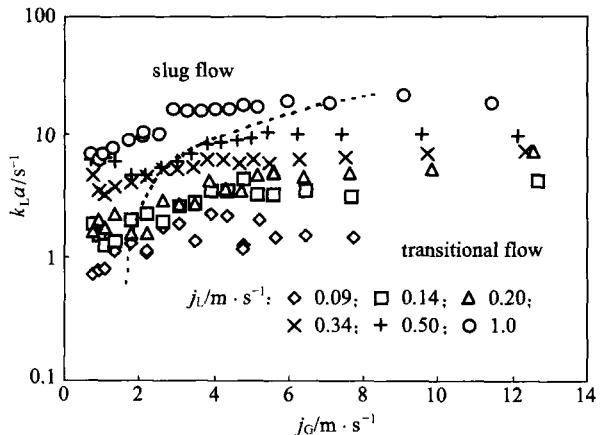


Fig. 6 Effect of superficial gas and liquid velocities on liquid side volumetric mass transfer coefficients in single microchannel

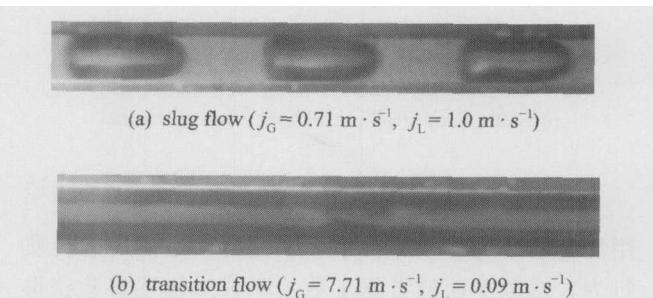


Fig. 7 Representative photographs of flow patterns in single microchannel (pictures were taken at 3 cm from the entrance)

对于常规通道内的气-液并流吸收过程，许多研究者发现液侧体积传质系数可与两相摩擦压降梯度、气体、液体表观速度等参数合理关联<sup>[17-21]</sup>。Jep sen<sup>[20]</sup> 定义了如下的能量耗散参数

$$= \left( \frac{-p}{L} \right)_f (j_G + j_L) \quad (5)$$

并指出

$$k_{L,a} = A^B \quad (6)$$

式中  $A$ 、 $B$  为经验常数。

对于本实验

$$\left(\frac{p}{L}\right)_f = \left(\frac{p}{L}\right)_{TP} - \left(\frac{p}{L}\right)_a \quad (7)$$

式中  $\left(\frac{p}{L}\right)_{TP} = \frac{p_{in\_mc} - p_{in\_0}}{L}$ , 由于在所考察的实验范围内, 加速压降可忽略不计, 因此有

$$\left(\frac{p}{L}\right)_f = \frac{p_{in\_mc} - p_{in\_0}}{L} \quad (8)$$

计算分析发现, 用式(6)来关联单通道内的液侧体积传质系数的误差较大, 公式预测的标准偏差高达 45.9%。而仅将液侧体积传质系数与两相摩擦压降关联时, 模型预测结果较好

$$k_L a = 0.0863 \left(\frac{p}{L}\right)_f^{0.8807} \quad (9)$$

其预测性能示于图 8, 标准偏差仅为 18.9%。Shilimkan 等<sup>[21]</sup>在研究内径为 20 mm 的管内的气-液吸收时也曾发现类似的趋势。

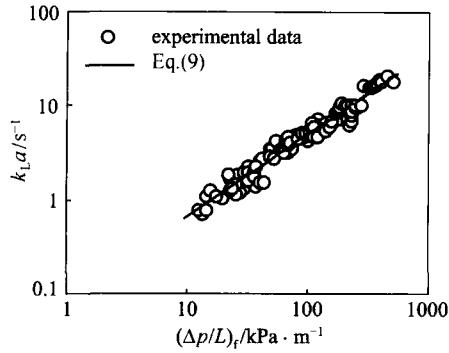


Fig. 8 Relationship between liquid side volumetric mass transfer coefficient and two-phase frictional pressure drop gradient in single microchannel

式(9)中,  $\left(\frac{p}{L}\right)_f$  值需由实验测定, 因此适用性有限。为便于分析单一及并行微通道内的传质行为, 选取下面的量纲 1 数关联式来描述实验获得的  $k_L a$  值

$$\frac{Sh \cdot ad_h}{Sc_L^{0.5}} = 0.0439 Re_G^{0.394} Re_L^{0.905} \quad (10)$$

式(10)等号右侧的常数由线性最小二乘法拟合获得。该式预测的  $k_L a$  值与实验值的比较示于图 9, 其标准偏差为 21.3% (实验范围:  $Sc_L = 557.7 \sim 596.7$ ;  $Re_L = 59.4 \sim 700.6$ ;  $Re_G = 62.1 \sim 1088.3$ )。

### 2.3 微通道内气-液传质强化效果

实验测得的单一微通道内液侧体积传质系数值如表 1 所示。与鼓泡塔、填料塔和 Couette-Taylor 流反应器等相比, 微通道接触器具有最高的液侧体积传质系数, 较这些常规尺度气-液接触设备至少

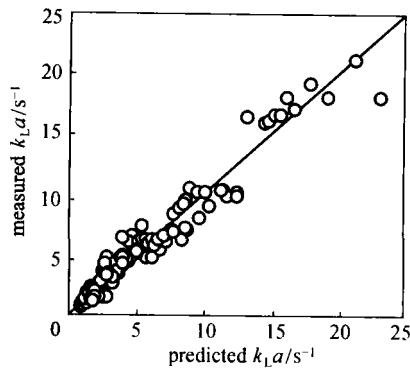


Fig. 9 Predicted and measured liquid side volumetric mass transfer coefficients in single microchannel

高 1~2 个数量级。其传质强化的原因主要源于相界面面积  $a$  的大幅度增加, 如 Haverkamp 等<sup>[26]</sup>的实验表明: 在宽 300 μm、深 100 μm 微通道内的气-液相界面积可达  $18000 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ , 远高于常规尺度气-液接触设备 (通常小于  $3000 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ <sup>[22]</sup>)。

Table 1 Typical mass transfer coefficients in different gas-liquid contactors

Type of gas-liquid contactor	$k_L a (\text{s}^{-1} \times 10^2)$
bubble column <sup>[22]</sup>	0.5~24
packed column <sup>[22]</sup>	0.04~7
	0.04~102
stirred tank <sup>[23]</sup>	0.3~80
tube reactor <sup>[15, 18]</sup>	13.8~137
	5.9~815
impinging jet absorber <sup>[24]</sup>	2.5~122
Couette-Taylor flow reactor <sup>[25]</sup>	1~48
micro-contactor with single microchannel	$d_h = 667 \mu\text{m}$ , horizontal 70.8~2108

### 2.4 并行微通道内气-液传质整体性能

与常规填料塔等气-液接触设备不同, 并行微通道间互不相通, 因此, 由入口处气-液分散状态所决定的各微通道内的气-液分布状况不会在流动路径上有所改善, 进而影响整体传质性能。极端条件下, 气相、液相可能分别存在于不同的微通道中, 完全失去了微通道强化传质与反应的先决条件。

考察含有  $n$  个并行矩形微通道的气-液接触器 (通道尺寸与单通道对应部分相同), 当各通道气、液两相均匀分配时, 对于本实验条件下的纯水吸收 CO<sub>2</sub> 过程有

$$j_L = \frac{Q_L}{n \times H \times W} \quad (11)$$

$$j_G = \frac{Q_G}{n \times H \times W} \quad (12)$$

$$\overline{k_L a} = \frac{j_L}{L} \ln \left( \frac{C_e}{C_{out}} \right) \quad (13)$$

$$\frac{\overline{k_L a} d_h^2}{D_L} = 0.0439 S C_L^{0.5} R e_G^{0.394} R e_L^{0.905} \quad (14)$$

非均匀分配时，各通道中的气、液表观速度  $j_{G,i}$ 、 $j_{L,i}$  有所差异，从而液侧体积传质系数  $(k_L a)_i$  相应变化，导致出口水中的  $\text{CO}_2$  浓度  $C_{out,i}$  差异 ( $i=1, 2, \dots, n$ )。据质量守恒定律，有

$$\sum_{i=1}^n j_{L,i} = n j_L \quad (15)$$

$$\sum_{i=1}^n j_{G,i} = n j_G \quad (16)$$

假设各通道内的传质行为仍可用式 (10) 描述，则有

$$(k_L a)_i = \frac{j_L}{L} \ln \left( \frac{C_e}{C_{out,i}} \right) \quad (17)$$

$$\frac{(k_L a)_i d_h^2}{D_L} = 0.0439 S C_L^{0.5} R e_{G,i}^{0.394} R e_{L,i}^{0.905} \quad (18)$$

出口水中的平均  $\text{CO}_2$  浓度为

$$C_{out} = \frac{1}{n} \left( \sum_{i=1}^n (j_{L,i} C_{out,i}) / \sum_{i=1}^n j_{L,i} \right) \quad (19)$$

故并行微通道内的平均液侧体积传质系数为

$$\overline{k_L a} = \frac{j_L}{L} \ln \left( \frac{C_e}{C_{out}} \right) \quad (20)$$

联立式 (13) ~ 式 (20)，可求得非均匀分配时并行微通道内平均液侧体积传质系数与理想均匀分配时的相对误差为

$$E_r = \left[ \frac{\overline{k_L a}}{k_L a} - 1 \right] \times 100 \% \\ = \left\{ \frac{\ln \left[ \left( \sum_{i=1}^n j_{L,i} e^{A j_{G,i}^{0.394} j_{L,i}^{-0.095}} \right) / \sum_{i=1}^n j_{L,i} \right]}{A j_{G,i}^{0.394} j_{L,i}^{-0.095}} - 1 \right\} \times 100 \% \quad (21)$$

式中  $A = \frac{0.0439 L d_h^{1.299} S C_L^{0.5}}{(j_{G,L})^{1.299}}$  为常数。

图 10 (a) 示出了当  $n=2$  时，不同气、液分配情况下依据式 (21) 所绘出的 2 个并行微通道内液侧体积传质系数与理想分配时的偏差。可见极端情况下，气体、液体各占据一个通道，误差为 -100%，气、液在微通道内无接触。相反，当气、液全部集中在 1 个通道内时，液侧体积传质系数反而较理想值为高，可从式 (21) 看出，当  $n=2$ 、 $j_{L,1} = j_{G,1} = 0$  时，有

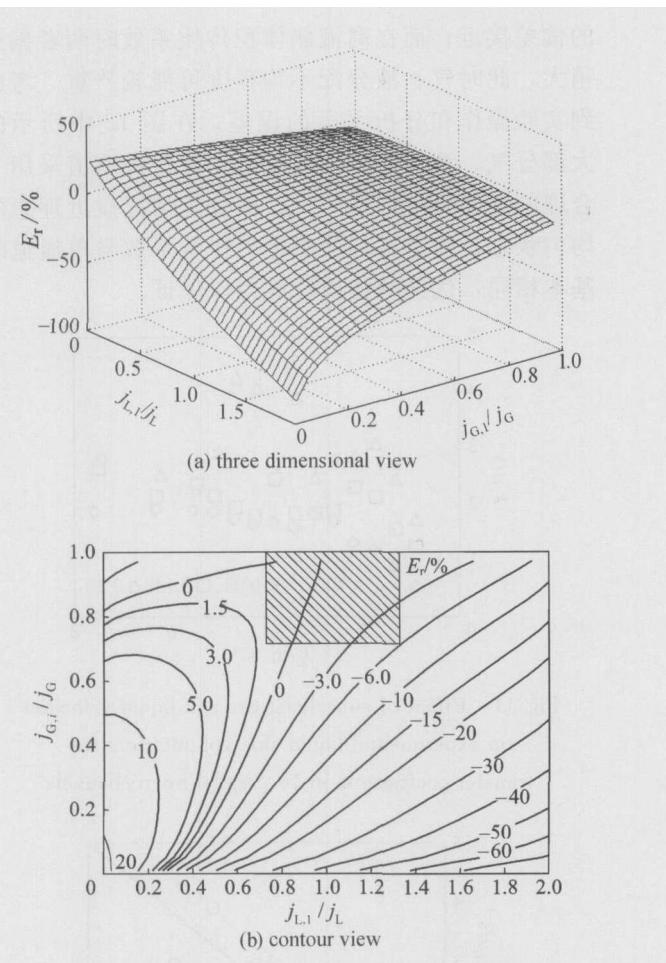


Fig. 10 Effect of two-phase flow distribution on mass transfer performance in parallel microchannels  
 $(j_G = 7.6 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}, j_L = 0.20 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}, n = 2, 20.5, 101 \text{ kPa})$

$$E_r = (2^{0.394+0.095} - 1) \times 100 \% \\ = 23 \%$$

气、液分布较为均匀时，如图 10 (b) 所示，当气、液表观速度各自在理想值的 ±30% 范围内变化时， $E_r$  值约在 -6% ~ 1.5% 之间变化（阴影区域），流动非均布对气-液传质的影响较小。

推广到本文所采用的 16 个通道的情况，由于微立体光刻技术加工的气、液分配区可保证气、液两相较均匀地引入各个微通道 [参见图 2 (b)]，实验测得的液侧体积传质系数与理想情况应偏离不大。图 11 给出了实验测得的并行微通道内液侧体积传质系数，其变化趋势与单通道时基本一致，将其与式 (10) 预测的气-液两相理想均匀分配时的液侧体积传质系数进行比较，结果示于图 12。分析可知，用式 (10) 预测并行微通道内液侧体积传质系数的标准偏差仅为 19.1%，与其预测单通道时

的偏差接近；而在高液侧体积传质系数时两者偏差稍大，此时气、液分配不均程度可能较严重。考虑到实验操作和分析手段的误差，在图 12 中所示的大部分气、液流速范围内，由于并行微通道采用了合理的流体分配结构，气、液分配情况接近理想的均匀状态，使得平均液侧体积传质系数与单通道时基本相同，优异的传质性能得以保证。

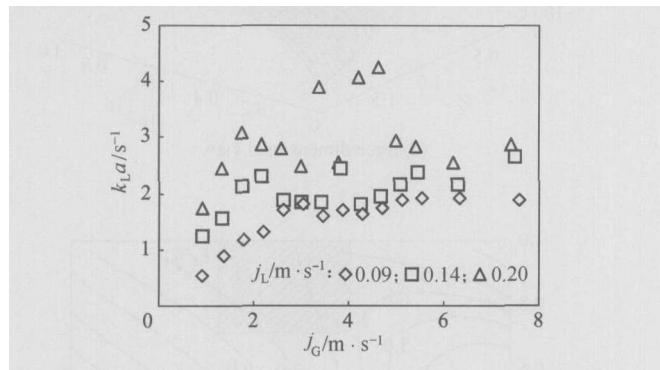


Fig. 11 Effect of superficial gas and liquid velocities on experimental liquid side volumetric mass transfer coefficients in 16 parallel microchannels

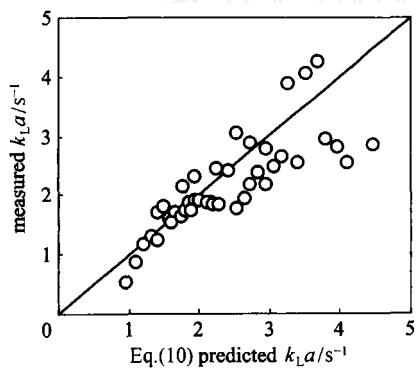


Fig. 12 Comparison between measured and Eq. (10) predicted liquid side volumetric mass transfer coefficients in 16 parallel microchannels

### 3 结 论

开展了单通道和 16 个并行通道微接触器内纯水吸收 CO<sub>2</sub> 的实验研究，在实验操作条件下，单通道内的液侧体积传质系数随液体表观速度的增加而明显提高；同一液体表观速度下，液侧体积传质系数随气体表观速度增加整体呈上升趋势，其传质数据可以进行合理的无因次关联。微通道内的液侧体积传质系数至少高出常规尺度设备 1~2 个数量级。本文设计的气、液流体分配结构能基本保证并行微通道内均匀的传质过程，其优异的传质性能得

以保证。

### 符 号 说 明

- $a$  ——相界面面积,  $\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$   
 $C_e$  ——水中平衡 CO<sub>2</sub> 浓度,  $\text{mol} \cdot \text{L}^{-1}$   
 $\overline{C_{out}}$  ——气、液均匀分配时  $n$  个并行微通道出口水中 CO<sub>2</sub> 浓度,  $\text{mol} \cdot \text{L}^{-1}$   
 $C_{out}$  ——实际操作时  $n$  个并行微通道出口水中平均 CO<sub>2</sub> 浓度,  $\text{mol} \cdot \text{L}^{-1}$   
 $C_0$  ——入口水中 CO<sub>2</sub> 浓度,  $\text{mol} \cdot \text{L}^{-1}$   
 $C_1$  ——实验条件下微通道出口水中 CO<sub>2</sub> 浓度,  $\text{mol} \cdot \text{L}^{-1}$   
 $C_2$  ——微接触器实验时相分离器样品水中 CO<sub>2</sub> 浓度,  $\text{mol} \cdot \text{L}^{-1}$   
 $C_{2e}$  ——不含有吸收段微通道的接触器实验时相分离器样品水中 CO<sub>2</sub> 浓度,  $\text{mol} \cdot \text{L}^{-1}$   
 $D$  ——CO<sub>2</sub> 扩散系数,  $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$   
 $d, d_h$  ——分别为直径、当量直径, m  
 $E_r$  —— $n$  个并行微通道内平均液侧体积传质系数与均匀分配时值的相对误差, %  
 $H$  ——微通道深度, m  
 $j_g, j_l$  ——分别为气体、液体表观速度,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$   
 $k_L$  ——液侧传质系数,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$   
 $k_L a$  ——液侧体积传质系数,  $\text{s}^{-1}$   
 $\overline{k_L a}$  ——气、液均匀分配时  $n$  个并行微通道内液侧体积传质系数,  $\text{s}^{-1}$   
 $L$  ——微通道长度, m  
 $(p/L)_a$  ——两相加速压降梯度,  $\text{kPa} \cdot \text{m}^{-1}$   
 $(p/L)_f$  ——两相摩擦压降梯度,  $\text{kPa} \cdot \text{m}^{-1}$   
 $(p/L)_{TP}$  ——两相总压降梯度,  $\text{kPa} \cdot \text{m}^{-1}$   
 $p_{in, mc}$  ——单一微通道接触器入口气体压强, kPa  
 $p_{in, 0}$  ——不含有单一吸收微通道的接触器入口气体压强, kPa  
 $Q$  ——体积流量,  $\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$   
 $Reg, Ra$  ——分别为气体、液体表观 Reynolds 数  
 $S_{CL}$  ——液体 Schmidt 数 [ $S_{CL} = \mu_L / (\rho_L D_L)$ ]  
 $S_{hL}$  ——液体 Sherwood 数 ( $S_{hL} = k_L d_h / D_L$ )  
 $W$  ——微通道宽度, m  
 $\mu$  ——黏度,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$   
 $\eta$  ——动力黏度,  $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$   
 $\rho$  ——密度,  $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
- 下角标
- G ——气体  
 $i$  ——微通道序号  
L ——液体  
STP ——标准状态

## References

- [1] Ehrfeld W, Hessel V, Löwe H. Microreactors: New Technology for Modern Chemistry. WILEY-VCH, 2000
- [2] Jensen K F. Microreaction engineering—is small better? *Chem. Eng. Sci.*, 2001, 56 (2) : 293-303
- [3] Chen Guangwen (陈光文), Yuan Quan (袁权). Microchemical technology. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2003, 54 (4) : 427-439
- [4] Yue Jun (乐军), Chen Guangwen (陈光文), Yuan Quan (袁权). Principles and applications of micromixing technology. *Chemical Industry and Engineering Progress (化工进展)*, 2004, 23 (12) : 1271-1276
- [5] Tegrotenhuis W E, Cameron R J, Viswanathan V V, Wegeng R S. Solvent extraction and gas absorption using microchannel contactors// Ehrfeld W. Proceedings of the Third International Conference on Microreaction Technology. Berlin: Springer, 2000: 541-549
- [6] Jähnisch K, Baerns M, Hessel V, Ehrfeld W, Haverkamp V, Löwe H, Wille Ch, Guber A. Direct fluorination of toluene using elemental fluorine in gas/liquid microreactors. *J. Fluorine Chem.*, 2000, 105 (1) : 117-128
- [7] de Mas N, Gunther A, Schmidt M A, Jensen K F. Microfabricated multiphase reactors for the selective direct fluorination of aromatics. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 2003, 42 (4) : 698-710
- [8] Yeong K K, Gavriilidis A, Zapf R, Hessel V. Experimental studies of nitrobenzene hydrogenation in a microstructured falling film reactor. *Chem. Eng. Sci.*, 2004, 59 (16) : 3491-3494
- [9] Kobayashi J, Mori Y, Okamoto K, Akiyama R, Ueno M, Kitamori T, Kobayashi S. A microfluidic device for conducting gas-liquid-solid hydrogenation reactions. *Science*, 2004, 304 (5675) : 1305-1308
- [10] Kawahara A, Chung P M Y, Kawaji M. Investigation of two-phase flow pattern, void fraction and pressure drop in a microchannel. *Int. J. Multiphase Flow*, 2002, 28 (9) : 1411-1435
- [11] Serizawa P A, Feng Z P, Kawara Z. Two-phase flow in microchannels. *Exp. Therm. Fluid Sci.*, 2002, 26 (6/7) : 703-714
- [12] Zhao T S, Bi Q C. Co-current air-water two-phase flow patterns in vertical triangular microchannels. *Int. J. Multiphase Flow*, 2001, 27 (5) : 765-782
- [13] Chen Y P, Cheng P. Heat transfer and pressure drop in fractal tree-like microchannel nets. *Int. J. Heat Mass Transfer*, 2002, 45 (13) : 2643-2648
- [14] Tondeur D, Luo L. Design and scaling laws of ramified fluid distributors by the construct approach. *Chem. Eng. Sci.*, 2004, 59 (8/9) : 1799-1813
- [15] Akbar M K, Plummer D A, Ghiaasiaan S M. On gas-liquid two-phase flow regimes in microchannels. *Int. J. Multiphase Flow*, 2003, 29 (5) : 855-865
- [16] Tortopidis P, Bontozoglou V. Mass transfer in gas-liquid flow in small-diameter tubes. *Chem. Eng. Sci.*, 1997, 52 (14) : 2231-2237
- [17] Luo D, Ghiaasiaan S M. Liquid-side interphase mass transfer in cocurrent vertical two-phase channel flows. *Int. J. Heat Mass Transfer*, 1997, 40 (3) : 641-655
- [18] Jagota A K, Rhodes E, Scott D S. Mass transfer in upwards co-current gas-liquid annular flow. *Chem. Eng. J.*, 1973, 5 (1) : 23-31
- [19] Scott D S, Hayduk W. Gas absorption in horizontal cocurrent bubble flow. *Can. J. Chem. Eng.*, 1966, 44: 130-136
- [20] Jepson J C. Mass transfer in two-phase flow in horizontal pipelines. *AIChE J.*, 1970, 16 (5) : 705-711
- [21] Shilimkan R V, Stepanek J B. Effect of tube size on liquid side mass transfer in co-current gas-liquid upward flow. *Chem. Eng. Sci.*, 1977, 32 (11) : 1397-1400
- [22] Charpentier J C. Mass transfer rates in gas-liquid absorbers and reactors. *Adv. Chem. Eng.*, 1981, 11: 1-133
- [23] Kies F K, Benadda B, Otterbein M. Experimental study on mass transfer of a co-current gas-liquid contactor performing under high gas velocities. *Chem. Eng. Proc.*, 2004, 43 (11) : 1389-1395
- [24] Herskowitz D, Herskowitz V, Stephan K, Tamir A. Characterization of a two-phase impinging jet absorber ( ): Physical absorption of CO<sub>2</sub> in water. *Chem. Eng. Sci.*, 1988, 43 (10) : 2773-2780
- [25] Drusa E, Wronski S, Hubacz R. Mass transfer in gas-liquid Couette-Taylor flow reactor. *Chem. Eng. Sci.*, 2001, 56 (3) : 1131-1136
- [26] Haverkamp V, Emig G, Hessel V, Liauw M A, Löwe H. Characterization of a gas/liquid microreactors, the micro bubble column: determination of specific interfacial area// Matlosz M, Ehrfeld W, Baselt J P. Proceedings of the Fifth International Conference on Microreaction Technology. Berlin: Springer, 2001: 202-213