



微化工系统的并行放大研究进展

赵玉潮, 陈光文*

中国科学院大连化学物理研究所, 大连 116023

*通讯作者, E-mail: gwchen@dicp.ac.cn

收稿日期: 2014-09-29; 接受日期: 2014-10-16; 网络版发表日期: 2014-12-24

doi: 10.1360/032014-00266

摘要 多通道并行放大是微反应器放大的基本模式, 而流体分布将直接决定其整体性能优劣. 多通道微反应器主要由流体进口分布器、并行通道模块、出口集流器等 3 部分构成. 为实现并行通道内流体的均匀分布, 进口分布器和出口集流器可设计成具有特殊结构的空腔和/或构形通道. 本文将以此 2 种结构为主要对象, 详细阐述近年来微化工系统并行放大的研究进展.

关键词
微反应器
微通道
并行放大
均匀分布

1 引言

反应过程放大的目的是通过传递与反应的有效结合, 将小试、中试结果在更大处理能力的工业装置上“重现”, 以生产出成本低、质量合格的产品. 基于反应特性与工艺操作方式的不同, 传统化工系统可分为规模放大(scale-up)和数量放大(numbering-up) 2 种模式. 在放大过程中, 流动、传热及传质等“三传”物理问题非常突出. 受不同传递速率的影响, 分子层次(微观尺度)的反应过程受控模式由本征动力学控制转变为传递速率控制.

与传统化工系统相比, 微化工系统流体流动状态与停留时间易控、传热与传质速率高、持液量低, 适于进行快速强放热反应, 并能实现有毒、易燃易爆等化学品的按需、原位生产^[1~4]. 作为该系统的核心设备——微反应器, 通常由尺寸为数百微米的通道构成, 每个通道均可视为 1 个独立微管式反应器, 其处理量的提升主要通过增加通道数量, 即采用多通道并行模式进行放大. 与传统管式反应器并行放大的主要区别在于其优良的单通道“三传”状态重现性和多通道间抗干扰性, 此时微反应器的并行放大可转化为多通道间的流体均匀分布问题. 多通道微反应器主要由流体进口分布器、并行通道模块、出口集

流器等 3 部分构成(图 1), 为实现并行通道内流体的均匀分布, 进口分布器和出口集流器可设计成具有特殊结构的空腔和/或构形通道. 本文将以此 2 种结构为主要对象, 详细阐述近年来微化工系统并行放大的研究进展.

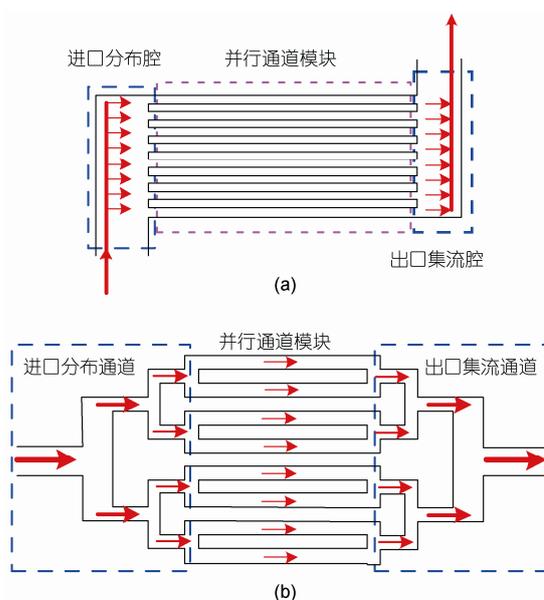


图 1 多通道微反应器结构. (a) 进出口分布/集流器为空腔结构; (b) 进出口分布/集流器为通道结构

2 进口分布器/出口集流器为空腔结构

进口分布器及出口集流器为空腔结构的设备常见于板式换热器, Bassiouny 等^[5,6]通过考虑流体进口分布器/出口集流器内的流速变化与通道内的壁面摩擦, 提出了基于质量和动量守恒的一维模型(图 2 和 3), 对 Z 型与 U 型结构的板式换热器进出口通道的速度、压力分布进行了解析. Maharudrayya 等^[7]将此模型进行了拓展, 并与三维 CFD 模拟结果进行了比较. 根据图 3 所示, 可得到进口分布器/出口集流器内基于质量和动量守恒的一维模型:

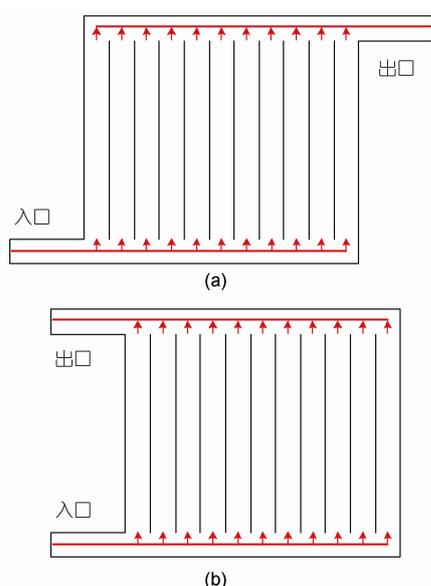


图 2 Z 型(a)和 U 型(b)结构^[5,6]

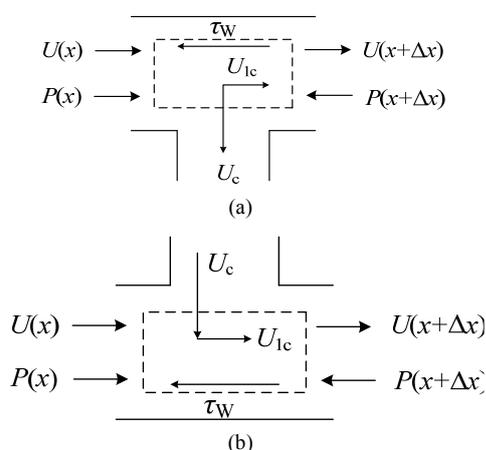


图 3 进口分布器(a)和出口集流器(b)结构^[5,6]

$$A_h \frac{dU}{dx} = \pm \frac{N}{L} U_c A_c \quad (1)$$

$$\frac{d}{dx}(\rho U^2) = -\frac{dP}{dx} - \frac{(W+H)f\rho U^2}{A_h} - \frac{\rho A_c N}{A_h L} U_c U_{1c} \quad (2)$$

式中 $A_h, A_c, f, H, L, N, P, U, U_c, U_{1c}, W, \rho$ 分别表示腔横截面积、通道横截面积、摩擦因子、通道深度、腔长度、通道数、压力、腔内流体速度、通道内流体速度、腔内流体合并后流体速度、通道宽度和流体密度. 对于 Z 型结构, Re 数增加, 流体非均匀分布程度增加, 且最小速度通道在中间通道处; 对于 U 型结构, 流体非均匀分布与流速大小无关, 而速度变化与通道位置呈单调变化趋势. 依据此模型可求解层流及湍流条件下, 具有规则结构的进口分布器/出口集流器内的流体和压力分布. 但此模型忽略了局部阻力, 而微化工系统的通道尺寸普遍较小, 受局部阻力影响较大, 且此模型中压力和流速难以精确测量, 难以进行实验验证.

Saber 等^[8]基于电阻网络模型, 通过动力学分析提出了多通道微反应器的多尺度简便设计方法, 实质为传统板式换热器中基于质量和动量守恒一维模型的改进形式, 改进模型更易于求解. 由于考虑了局部阻力的影响, 故该改进模型更接近实际情况(图 4).

与基于质量和动量守恒的一维模型类似, 一个流体“回路”内存在质量守恒方程和压力降方程, 汇合和分叉点处的局部阻力可由相应的经验公式求出. 从压力损失观点看, 由 A 点经 C 点至 F 点和经 E 点至 F 点的压力降相同, 可分别得出 2 条阻力路径的方程:

$$Q_{k-1} = Q_k + q_k \quad k = 1, \dots, n-1 \quad (3)$$

$$Q_{n-1} = q_n \quad (4)$$

$$Q_0 = Q_k + Q_k' \quad k = 1, \dots, n-1 \quad (5)$$

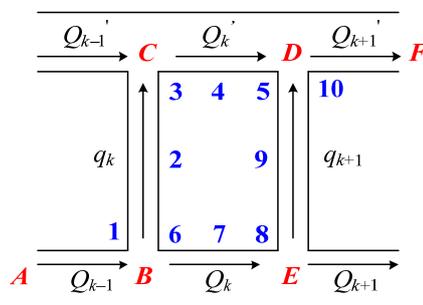


图 4 多通道微反应器内单位微元体内的阻力分布^[8]

$$\begin{aligned} & \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 + \Delta P_4 + \Delta P_5 \\ & = \Delta P_6 + \Delta P_7 + \Delta P_8 + \Delta P_9 + \Delta P_{10} \end{aligned} \quad (6)$$

式中 Q , q , n 分别表示空腔内流体流量、通道内流体流量和通道数, ΔP 为微反应器内不同位置处的压力降, 下标数字表示位置(图 4). 该模型将 Z 型结构的多通道分布转化为流量的函数, 求解即可得到流体均匀分布程度.

为进一步提高流体均匀分布程度及减小系统体积, 微化工系统的进口分布器/出口集流器通常设计成三角形等略微复杂的结构, 对于此类结构的流体分布分析通常基于电阻网络模型. Commenge 等^[9]基于进口分布器/出口集流器内 CFD 模拟结果, 将空腔划分成多个近似微矩形结构, 在同时考虑流体分布腔和微通道内的流动摩擦情况下, 提出了基于电阻网络分析方法的简单压力平衡模型(图 5), 得到了用于预测进口分布器/出口集流器尺寸对并行微通道内流体均匀分布影响的优化函数关联式. 但此模型忽略了惯性力和局部阻力的影响. 由于流速较高时, 惯性力和局部阻力占主导, 采用普通的解析方法难以精确描述通道内的流动状况, 故此模型难以精确预测较高流速条件下的流体分布状况. 为此, Pan 等^[10,11]将局部阻力引入该模型, 同时借助 CFD 数值计算方法, 对进口分布器/出口集流器结构进行了优化, 依据电阻网络模型, 可从图 5 得到与方程(3)~(6)类似的方程组, 从而求出多通道内的流体分布状况. 此外, Amador 等^[12]在考虑局部通道堵塞与加工精度等随机额外阻力情况下, 利用此模型对 Z 型结构进行了优化.

从上述模型可知, 流场及压力场均假定为平均值, 与实际不符, 需采用其他方法进行验证, 且多适于单相流体系统. Delsman 等^[13]、Tonomura

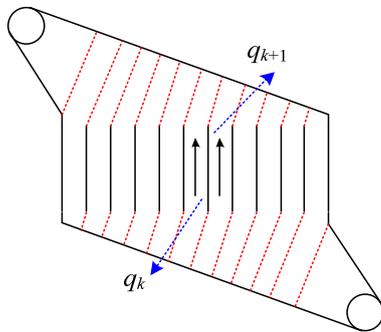


图 5 微反应器内进口分布器/出口集流器的阻力划分

等^[14]、Griffini 等^[15]及 Chein 等^[16]分别采用 CFD 数值模拟方法, Jones 等^[17]采用 IR- μ PIV 技术, 研究了不同介质在并行微通道内的流动分布情况, 其结论与电阻网络模型基本相同, 即进口分布器和出口集流器的阻力越小, 并行微通道的阻力越大, 流体分布越均匀; 流速增加, 局部阻力增加, 微通道结构对流体分布的影响增加.

对于多相(气-液或液-液)流体系统, 进口分布器及并行通道的影响更为显著, 设计时单相及多相流体的分布皆需充分考虑. 针对多相催化过程, Jensen 课题组^[18-24]做了大量工作, 其主要设计思想是在气-液两相流体接触前设置增压通道, 该增压通道内的压降要远大于并行通道及出口集流器, 流体均匀分布程度高于 90%, 并将之应用于臭氧化、环己烯加氢、氢氧直接合成双氧水、直接氟化等气-液反应过程. Mendorf 等^[25]沿用类似原理, 设计了 2 种分布器, 实现了 8 个通道内的液-液两相流体均匀分布, 但其设计方式不利于放大, 且操作较为复杂.

沿用单相流体均匀分布电阻网络模型和 Jensen 课题组引入增压通道的研究结果, Al-Rawashdeh 等^[26,27]通过考虑通道加工公差、气-液两相流体侧增压通道阻力及两相流体流速的最大操作范围, 提出了 1 种设置有增压通道的气-液两相并行多通道微反应器设计策略(图 6), 其中增压通道位于单相流分布器与并行多通道之间, 当 $4 \leq$ 增压通道阻力/并行反应通道阻力 ≤ 25 时, 可获得较优设计方案.

如图 6 所示, 从分布腔中的一个节点到出口处的另一个节点, 存在 2 条可能路径(可分别以气相和液相为基准), 2 条路径的压力降相等, 根据实际情况可分别将流体分割、通道截面突然收缩、转弯、汇合及通道截面突然扩张时的局部阻力代入如下压力降守恒方程:

$$\begin{aligned} & \Delta P_{B,L,i} + \Delta P_{C,i} + \Delta P_{S,L,i} + \Delta P_{E,L,(N-i+1)} \\ & = \Delta P_{M,L,i+1} + \Delta P_{B,L,i+1} + \Delta P_{C,i+1} + \Delta P_{S,L,i+1} \end{aligned} \quad (7)$$

$$\begin{aligned} & \Delta P_{B,G,i} + \Delta P_{C,i} + \Delta P_{S,G,i} + \Delta P_{E,G,(N-i+1)} \\ & = \Delta P_{M,G,i+1} + \Delta P_{B,G,i+1} + \Delta P_{C,i+1} + \Delta P_{S,G,i+1} \end{aligned} \quad (8)$$

式中 $i=1, 2, 3, \dots, (N-1)$. 结合每个节点处的质量守恒和气-液两相流体总流速守恒, 可得:

$$q_{M,(i+1)} = \sum_{k=1}^{k=N} q_k - \sum_{k=1}^{k=i} q_k \quad (9)$$

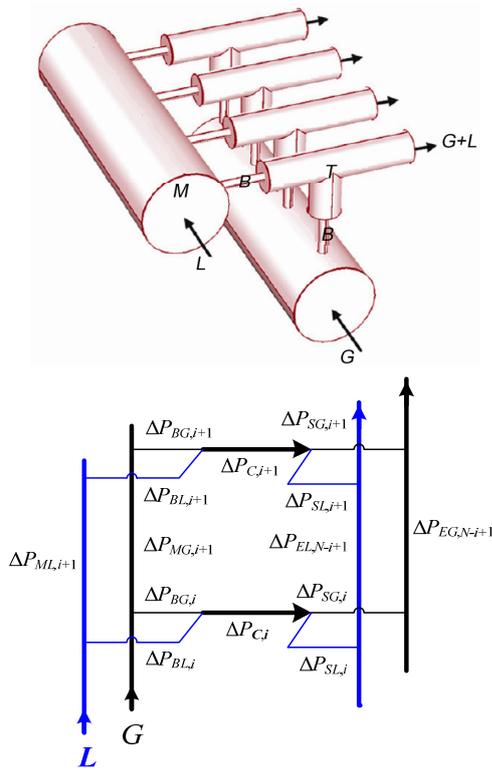


图6 集成有增压通道的气-液两相多通道反应器示意图^[26]

$$q_{E,(N-i+1)} = \sum_{k=1}^{k=i} q_k \quad (10)$$

$$q_{G,inlet} = \sum_{k=1}^{k=N} q_{G,k} \quad (11)$$

$$q_{L,inlet} = \sum_{k=1}^{k=N} q_{L,k} \quad (12)$$

联立求解压力降守恒方程和质量守恒方程可求解设置有增压通道的气-液两相并行多通道微反应器内的流体分布状况,从而判断不同操作条件下影响流体分布的关键因素,通过各种通道特征尺寸的调节,以避免“沟流”,实现多种流型下的流体均匀分布。

进口分布器/出口集流器为空腔结构的并行多通道微反应器/微换热器与传统板式换热器的结构、研究方法等相近,故对其研究较深入,尤其对微通道换热器的结构优化设计发挥了重要作用,但上述模型均基于冷模操作条件,流体物性均假设恒定不变。对于微换热器和单相微反应器,由于热量损失等因素势必导致每个通道内流体物性改变,进而影响流体分布状况,如将这些影响因素引入上述模型,可对微

换热器/单相微反应器的结构优化和性能提高产生重要影响。对于多相(气-液或液-液)微反应器,反应过程中产生温度不均匀,必然对流体分布产生重要影响,使真实操作状况与基于模型的设计性能相差甚远,故在此类并行多通道微反应器的设计过程中,反应热的影响需加以着重考虑。另外,由于两相流体输送过程的入口压力差异和此种进口分布器结构特性,实际操作过程中易于出现“窜流”现象,即一相流体进入另一相流体分布腔,故微反应器的设计过程中亦应考虑这种问题。

3 进口分布器/出口集流器为构形结构

为进一步降低流体阻力和器件体积,同时有效避免物料“窜流”,近年来发展出了进口分布器/出口集流器为构形结构的微反应器/微换热器。此类结构最早起源于科学家们对血液传输和呼吸系统的研究,可称之为“仿生结构”。例如,人体血管和肺等的结构具有共同的分叉构形结构特征(图7)。根据著名的Murray定律^[28],依据定态下的质量守恒定律,可得出上下两级通道间的定量关系式,且存在使流体阻力最小的上下两级间最优比例关系:

$$d_k^3 = d_{k+1,1}^3 + d_{k+1,2}^3 \quad (13)$$

当子通道直径相同时, $d_k / d_{k+1} = 2^{1/3}$,但此关系式仅限于层流区域。Bejan课题组^[29,30]将此定律进行了拓展,发展出了“构形理论”,将之应用到城市街道网络、传热及流体流动系统的优化设计。

根据构形理论,Chen等^[31]、Tondeur等^[32]、Fan等^[33]分别研究了树状多尺度结构的设备优化,其优化标准是在保证流体分布均匀的情况下,尽量减少压力降、流体黏性耗散及系统体积,发展出了多尺度优化设计方法,并将之应用到了列管式反应器、换热

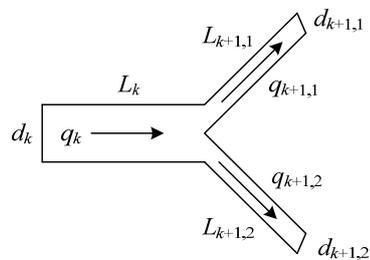


图7 二分叉型管道模型

器等的进口分布器. Senn 等^[34]将此构形理论引入到 PEMFC 流场板的优化设计中, 并以 PEMFC 的最大输出电能和最小流动阻力为约束条件, 采用一维数值模型对此二分叉树状构形进行了优化. 但这一构形理论并未考虑流体分割、通道截面突然收缩和扩张、转弯及汇合时的局部阻力, 且流体物性亦假设恒定, 这些均易影响流体的均匀分布状况, 故需用实验进行验证. Luo 等^[35]和 Fan 等^[36]利用微立体激光光刻技术制造出了实体部件——微换热器入口分布器(图 8), 当进口分布器采用传统“金字塔”结构、出口集流器采用构形结构时, 换热性能最高、压力降最小, 传热性能最高可增加 30%, 同时采用 CFD 数值模拟方法对流体分布状况进行了研究. 当出口集流器采用构形结构时, 相当于在每个并行微通道后增加 1 个增压通道, 即并行微通道阻力与进口分布器阻力之比相对较大, 故流体分布较均匀, 与前述电阻网络模型的结论较一致.

尽管此构形理论的优化设计方式在列管式反应器、换热器等领域取得了较成功的尝试, 且均为单相流体体系, 而反应过程多涉及混合与多相流体体系, 故上述设计方案不能满足要求. 为适应多相混合与反应的要求, Yue 等^[37]将依据构形理论设计的三维二

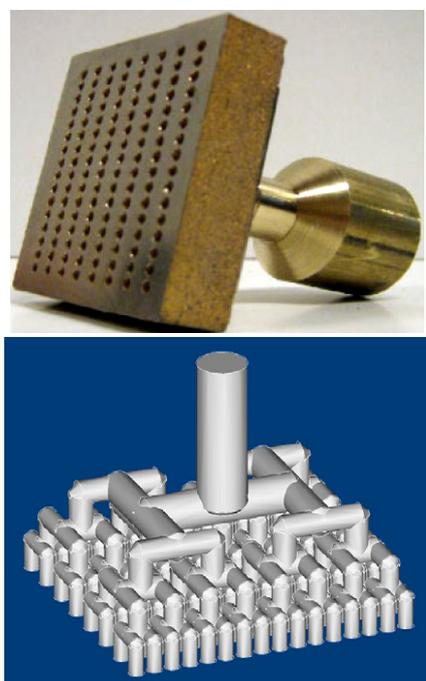


图 8 多尺度构形流体分布器^[36]

分叉进口分布器转化为二维结构(图 9), 气-液两相进口均采用构形结构, 出口采用空腔结构, 并以气-液两相流体体系为模型, 研究气-液吸收过程的流动及传质状况.

对于水物理吸收 CO_2 过程, 通过假设几种气-液流动分布状况, 以考察多通道气-液微反应器内的整体传质性能变化. 当气-液两相流体均匀分布程度降低时, 系统整体传质性能通常会有明显下降. 但只要两相流分布状况不严重偏离理想的均匀分布, 整体传质性能仍可维持在最优水平附近. 对于 NaOH 溶液化学吸收 CO_2 过程, 气-液两相流体均匀分布变差时, 反应性能显著下降, 与物理吸收过程不同之处在于, 反应速率不仅与物理传质速率相关, 还与化学吸收增强因子有关, 故当反应速率较大时, 为保持系统反应性能处于较佳水平, 对气-液两相流体均匀分布程度的要求更高, 从而对微反应器的结构设计及操作条件优化提出了更高的要求. 但在此微反应器内的气-液两相流动分布实验研究表明, 两相流动分布状况还远不能满足实际需要. 尽管通过三维构形到二

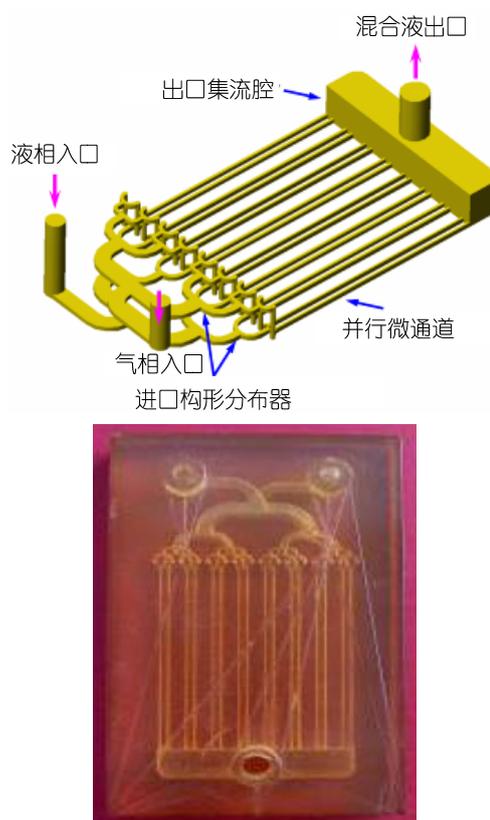


图 9 二维构形多通道并行气-液两相微反应器^[37]

维构形的转变, 可以将构形理论引入到多相微反应器的结构优化设计中, 但要获得较为理想的流体均匀分布, 还需要引入其他设计理念.

4 结论与展望

目前文献中关于微反应器并行放大的研究主要集中在进口分布器/出口集流器为空腔结构和构形结构两大类, 方法以基于质量守恒、压力降守恒的理论分析和 CFD 数值模拟为主, 关于这方面的实验研究较缺乏, 且几乎所有研究均为冷模操作条件, 致使较多设计性能与真实操作工况相差甚远.

为了更快、更顺利地将微化工技术推进到工业应用, 关于微反应器并行放大的问题亟待深入研

究: (1) 模型中需更多地引入真实操作条件, 如物性和温度变化、流速和压力的非均匀化、加工精度等; (2) 多相流体系的“窜流”现象, 微反应器的关键操作条件是不随时空变化的恒定物料配比进料, “窜流”是导致宏观物料配比恒定而微观物料配比恶化的主要因素, 能否在不增加压力降的条件下, 通过结构优化设计避免此现象? (3) 微反应器并行放大过程中的流体分布状况的“抗干扰”能力, 即鲁棒性; (4) 微换热器和微反应器耦合过程中并行放大现象; (5) 检测技术.

微化学工程与技术是 21 世纪化学工程领域的共性基础与关键攻关技术, 并行放大是其工业应用进程中的关键一环, 其发展将会大大促进微化工技术的工业应用, 为传统化学工业升级改造提供源动力.

致谢 本工作得到国家自然科学基金(21106141, 21225627, 21376234, 91334201)和中国科学院大连化学物理研究所洁净能源基础研究专项基金(M201307)资助, 特此一并致谢.

参考文献

- 1 陈光文, 赵玉潮, 乐军, 董正亚, 曹海山, 袁权. 微化工过程中的传递现象. *化工学报*, 2013, 64: 63–75
- 2 陈光文, 袁权. 微化工技术. *化工学报*, 2003, 54: 427–439
- 3 Bieringer T, Buchholz S, Kockmann N. Future production concepts in the chemical industry: modular–small-scale–continuous. *Chem Eng Technol*, 2013, 36: 900–910
- 4 Jähnisch K, Hessel V, Löwe H, Baerns M. Chemistry in microstructured reactors. *Angew Chem Int Ed*, 2004, 43: 406–446
- 5 Bassiouny MK, Martin H. Flow distribution and pressure drop in plate heat exchangers—I U-type arrangement. *Chem Eng Sci*, 1984, 39: 693–700
- 6 Bassiouny MK, Martin H. Flow distribution and pressure drop in plate heat exchangers—II Z-type arrangement. *Chem Eng Sci*, 1984, 39: 701–704
- 7 Maharudrayya S, Jayanti S, Deshpande AP. Flow distribution and pressure drop in parallel-channel configurations of planar fuel cells. *J Power Sources*, 2005, 144: 94–106
- 8 Saber M, Commenge JM, Falk L. Rapid design of channel multi-scale networks with minimum flow maldistribution. *Chem Eng Process*, 2009, 48: 723–733
- 9 Commenge JM, Falk L, Corriou JP, Matlosz M. Optimal design for flow uniformity in microchannel reactors. *AIChE J*, 2002, 48: 345–358
- 10 Pan MQ, Tang Y, Pan L, Lu LS. Optimal design of complex manifold geometries for uniform flow distribution between microchannels. *Chem Eng J*, 2008, 137: 339–346
- 11 Pan MQ, Tang Y, Pan L, Lu LS. Modeling of velocity distribution among microchannels with triangle manifolds. *AIChE J*, 2009, 55: 1969–1982
- 12 Amador C, Gavriilidis A, Angeli P. Flow distribution in different microreactor scale-out geometries and the effect of manufacturing tolerances and channel blockage. *Chem Eng J*, 2004, 101: 379–390
- 13 Delsman ER, Pierik A, De Croon MHJM, Kramer GJ, Schouten JC. Microchannel plate geometry optimization for even flow distribution at high flow rates. *Chem Eng Res Des*, 2004, 82: 267–273
- 14 Tonomura O, Tanaka S, Noda M, Kano M, Hasebe S, Hashimoto I. CFD-based optimal design of manifold in plate-fin microdevices. *Chem Eng J*, 2004, 101: 397–402
- 15 Griffini G, Gavriilidis A. Effects of microchannel plate design on fluid flow uniformity at low flow rates. *Chem Eng Technol*, 2007, 30: 395–406

- 16 Chein RY, Chen JH. Numerical study of the inlet/outlet arrangement effect on microchannel heat sink performance. *Int J Therm Sci*, 2009, 48: 1627–1638
- 17 Jones BJ, Lee PS, Garimella SV. Infrared micro-particle image velocimetry measurements and predictions of flow distribution in a microchannel heat sink. *Int J Heat Mass Transfer*, 2008, 51: 1877–1887
- 18 Ajmera SK, Delattre C, Schmidt MA, Jensen KF. Micorfabricated cross-flow chemical reactor for catalyst testing. *Sensor Actuat B-Chem*, 2002, 82: 297–306
- 19 Wada Y, Schmidt MA, Jensen KF. Flow distribution and ozonolysis in gas-liquid multichannel microreactors. *Ind Eng Chem Res*, 2006, 45: 8036–8042
- 20 Losey MW, Schmidt MA, Jensen KF. Microfabricated multiphase packed-bed reactors: characterization of mass transfer and reactions. *Ind Eng Chem Res*, 2001, 40: 2555–2562
- 21 Inoue T, Schmidt MA, Jensen KF. Microfabricated multiphase reactors for the direct synthesis of hydrogen peroxide from hydrogen and oxygen. *Ind Eng Chem Res*, 2007, 46: 1153–1160
- 22 de Mas N, Günther A, Schmidt MA, Jensen KF. Microfabricated multiphase reactors for the selective direct fluorination of aromatics. *Ind Eng Chem Res*, 2003, 42: 698–710
- 23 de Mas N, Günther A, Kraus T, Schmidt MA, Jensen KF. Scaled-out multilayer gas-liquid microreactor with integrated velocimetry sensors. *Ind Eng Chem Res*, 2005, 44: 8997–9013
- 24 de Mas N, Günther A, Schmidt MA, Jensen KF. Increasing productivity of microreactors for fast gas-liquid reactions: the case of direct fluorination of toluene. *Ind Eng Chem Res*, 2009, 48: 1428–1434
- 25 Mendorf M, Nachtrodt H, Mescher A, Ghaini A, Agar DW. Design and control techniques for the numbering-up of capillary microreactors with uniform multiphase flow distribution. *Ind Eng Chem Res*, 2010, 49: 10908–10916
- 26 Al-Rawashdeh M, Fluitsma LJM, Nijhuis TA, Rebrov EV, Hessel V, Schouten JC. Design criteria for a barrier-based gas-liquid flow distributor for parallel microchannels. *Chem Eng J*, 2012, 181–182: 549–556
- 27 Al-Rawashdeh M, Nijhuis X, Rebrov EV, Hessel V, Schouten JC. Design methodology for barrier-based two phase flow distributor. *AIChE J*, 2012, 58: 3482–3493
- 28 Murray CD. The physiological principle of minimum work in the vascular system and the cost of blood volume. *Proc Natl Acad Sci USA*, 1926, 12: 207–214
- 29 Bejan A, Rocha LA, Lorente S. Thermodynamic optimization of geometry: T and Y-shaped constructs of fluid streams. *Int J Therm Sci*, 2000, 39: 949–960
- 30 Ordonez JC, Bejan A, Cherry RS. Designed porous media: optimally nonuniform flow structures connecting one point with more points. *Int J Therm Sci*, 2003, 42: 857–870
- 31 Chen YP, Cheng P. Heat transfer and pressure drop in fractal tree-like microchannel nets. *Int J Heat Mass Transfer*, 2002, 45: 2643–2648
- 32 Tondeur D, Luo LA. Design and scaling laws of ramified fluid distributors by the constructal approach. *Chem Eng Sci*, 2004, 59: 1799–1813
- 33 Fan ZW, Zhou XG, Luo LA, Yuan WK. Numerical investigation of constructal distributors with different configurations. *Chin J Chem Eng*, 2009, 17: 175–178
- 34 Senn SM, Poulidakos D. Tree network channels as fluid distributors constructing double-staircase polymer electrolyte fuel cells. *J Appl Phys*, 2004, 96: 842–852
- 35 Luo LA, Fan ZW, Le Gall H, Zhou XG, Yuan WK. Experimental study of constructal distributor for flow equidistribution in a mini crossflow heat exchanger (MCHE). *Chem Eng Process*, 2008, 47: 229–236
- 36 Fan YL, Boichot R, Goldin T, Luo LA. Flow distribution property of the constructal distributor and heat transfer intensification in a mini heat exchanger. *AIChE J*, 2008, 54: 2796–2808
- 37 Yue J, Boichot R, Luo LA, Gonthier Y, Chen GW, Yuan Q. Flow distribution and mass transfer in a parallel microchannel contactor integrated with constructal distributors. *AIChE J*, 2010, 56: 298–317

Progress in research on numbering-up of microchemical system

Yuchao Zhao, Guangwen Chen*

Dalian Institute of Chemical Physics, Chinese Academy of Sciences, Dalian 116023, China

*Corresponding author (email: gwchen@dicp.ac.cn)

Abstract: The throughput of microreactors is enhanced by numbering-up, which is different from the scale-up of traditional stirred reactors. For ensuring that the flow, heat and mass transfer, reaction conditions in every channel are similar, the distribution of feed in reaction microchannels played an important role on the global performance of microreactors. Multichannel microreactors are generally composed of a number of parallel reaction microchannels, inlet and outlet manifolds. In order to realize the uniformity of the flow distribution in reaction microchannels, inlet and outlet manifolds can be designed as constructal and/or cavity structures. This article reviews the research development of numbering-up of multichannel microreactors based on two kinds of fundamental structures.

Keywords: microreactor, microchannel, numbering-up, uniform distribution