

釜式泰勒流反应器流动特性与传质机理研究

叶立, 谢小辉, 万腾飞, 吕文静

(上海理工大学 能源与动力工程学院, 上海 200093)

摘要: 通过设计一种气液混合射流的方案, 在搅拌釜式反应器底部加装气体分布器, 生成泰勒涡流。采用数值模拟和实验相结合的方法分析反应器内涡流流动特性及传质机理。结果表明: 搅拌釜式反应器内泰勒涡流随旋转雷诺数变化的演变规律与常规泰勒反应器内涡流的演变规律类似; 泰勒涡流的生成在搅拌釜式反应器原有的全混流流型中构建出局部的平推流区域, 降低了返混; 平推流区域随着旋转雷诺数的增加而扩大, 在临界旋转雷诺数工况下可使反应器气相均匀性提升28%, 溶氧速率提升5倍左右, 有效地改善了反应器内流动状况, 强化了气液间的传质效率。研究结果为突破常规泰勒流反应器反应空间小的局限、扩大生产规模提供了理论研究依据, 对釜式反应器的改装具有普适性, 简便易行。

关键词: 泰勒涡; 反应器; 流体动力学; 传质机理

中图分类号: TQ 053.2 文献标志码: A

Flow characteristics and mass transfer performance of stirred tank Taylor reactor

YE Li, XIE Xiaohui, WAN Tengfei, LÜ Wenjing

(School of Energy and Power Engineering, University of Shanghai for Science and Technology, Shanghai 200093, China)

Abstract: Taylor vortices were generated by installing a gas distributor at the bottom of a stirred tank reactor. The eddy current flow characteristics and mass transfer mechanism in the reactor were analyzed by numerical simulations and experiments. The results show that the evolution of Taylor vortex in stirred tank reactor with rotating Reynolds number is similar to that in a conventional Taylor reactor. Taylor vortices generated in the stirred tank reactor create a partial horizontal push flow region in the original full mixed flow pattern, which reduces backmixing. The horizontal push flow area expands with the increase of rotating Reynolds number. Under the condition of critical rotating Reynolds number, the gas phase homogeneity of the reactor is increased by 28% and the dissolved oxygen rate is increased by about 5 times, which effectively improves the flow condition in the reactor and strengthens the mass transfer efficiency between gas and liquid. The research results provide a theoretical basis for breaking through the limitation of small reaction space of conventional Taylor flow reactor and expanding production scale, and the refit of kettle reactor is universal and easy to operate.

Keywords: Taylor vortex; reactor; fluid dynamics; mass transfer mechanism

收稿日期: 2022-04-23

基金项目: 国家自然科学基金重点资助项目(51736007); 国家自然科学基金资助项目(51306122)

第一作者: 叶立(1977-), 女, 副教授。研究方向: 涡流强化传热传质、过程装备集成与优化。E-mail: yeli@usst.edu.cn

搅拌釜式反应器在化工、石油、生物等领域应用广泛^[1-4],在连续生产时稳定可靠、操作灵活,但搅拌作用造成釜内流体的返混,导致生产效率降低,不适合转化率高的反应^[5]。本文通过设计一种气液混合射流的方案,在搅拌釜式反应器中引入泰勒涡流,改善反应器的流动和传质特性。泰勒涡流是一种存在于两个同轴圆筒环隙间的流体运动,通过内外圆筒的相对旋转在环隙间生成一系列沿轴向正反交替、排列有序的二次涡流^[6]。目前研究证明,泰勒流反应器内的轴向返混小,反应推动力高,能够强化反应器的传热传质^[7-9]。基于泰勒涡流原理制成的离心萃取器^[10]、生物反应器^[11]、核主泵^[12]等设备在工业生产领域发展迅速。

近年来,国内外学者通过采用不同的构型增强反应器内泰勒涡流的传热传质能力。杨光等^[13]通过模拟发现双层桨叶的共轴反转产生的泰勒涡柱能增强气体分散能力和提高整体气含率。Berghout等^[14]通过对内外圆筒设置不同转速发现,外圆筒固定时泰勒涡流的生成与演化相较于内外圆筒都旋转的工况均较为稳定。Bakhuis等^[15]通过改变泰勒反应器内圆筒壁面粗糙度,发现沿展向变化的粗糙度能控制泰勒涡流的波长。

上述研究在改善泰勒涡流传热传质方面具有推动作用,但泰勒涡流在实际应用中仍存在局限性:当前使用的常规泰勒流反应器体积偏小,仅能在较小的环隙比下生成泰勒涡,不能满足大规模工业化应用的需求。本文在搅拌釜式反应器底部加装一种由分气盒、喷嘴与静态混合器组成的气体分布器,该分布器均匀分布在搅拌器下方,通过喷嘴与集气盒相连,在搅拌釜式反应器内生成了泰勒涡流。该反应器在利用泰勒流改善流动和传质的基础上,不仅有效提升了反应空间,增加了产量,而且改装方便,具有较强的推广性。本文采用CFD技术对反应器内气液两相流进行数值模拟,并与实验结果进行了对比,为釜式泰勒流反应器的流动特性及传质机理研究提供参考。

1 实验设备与步骤

实验设备由常规搅拌釜式反应器底部加装气体分布器改制而成,如图1所示。不锈钢筒体尺寸为370 mm×1 150 mm,釜内搅拌装置采用圆盘涡轮式平直桨叶,由顶部三相异步电机通过联轴器带动搅拌器进行机械搅拌,搅拌转速可调。反应器外部装有夹套,可通入过热蒸气或冷却水对反

应器内液体进行加热或冷却,保持反应温度恒定。底部气体分布器由3个静态混合器、3个喷嘴和1个分气盒组成,静态混合器均匀分布在搅拌装置下方,喷嘴位于静态混合器下方,并与分气盒相连,分气盒用于保证分气均匀。气流经喷嘴高速喷出,在静态混合器中与抽吸液体进行混合后成为旋流流体流出。



图1 实验装置结构图
Fig.1 Structure diagram of experimental device

在反应器内加入100 L水后开始搅拌,通过涡流泵通入空气,实验条件为搅拌转速250 r/min,底部通气量为0.001 kg/s。待流动稳定后从入口采用注射器快速注入质量浓度为2%的高锰酸钾溶液作有色示踪剂,在出口取样口处每隔10 s取样一次,50~100 s时每隔5 s取样一次,保证取样量相同。示踪剂通入300 s后停止取样。对取出的样品作比色分析确定样品的吸光度值,测试终点为样品的吸光率趋于0(波长为524 nm),由式(1)计算停留时间分布密度。

$$E(t)=\frac{(c)_p}{\int_0^{300}(c)_p dt} \tag{1}$$

式中:(c)_p为取样浓度;t为取样时间。

2 数值模拟

2.1 几何模型

常规泰勒流反应器基本结构如图2所示,本

文所构建的搅拌釜式泰勒流反应器结构如图 3 所示。图 4 为釜式反应器几何模型示意图, 尺寸参数与实验装置一致: 反应器直径 370 mm、高度 1150 mm; 搅拌器直径 6 mm; 静态分布器直径 30 mm; 喷嘴长度 108 mm; 环隙比是反应器间隙宽度与搅拌器半径之比, 为 7.42。将静态混合器设计为绕轴旋转的小圆筒, 液相从圆环面流入, 在小圆筒环隙间与气相混合旋流, 模拟气相与液相混合进入静态混合器后被打碎成小气泡射流喷出的过程。

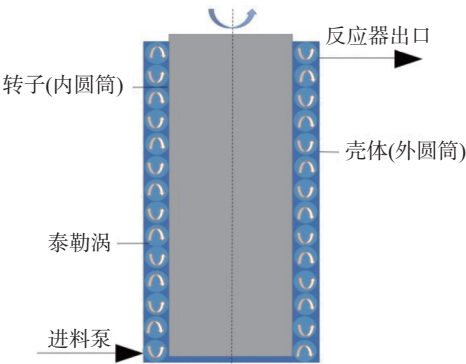


图 2 常规泰勒流反应器示意图
Fig.2 Schematic diagram of conventional Taylor reactor

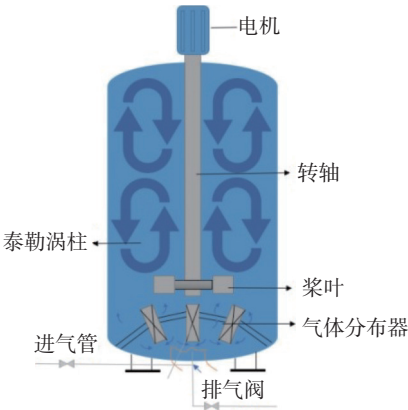


图 3 搅拌釜式泰勒流反应器示意图
Fig.3 Schematic diagram of stirred tank Taylor reactor

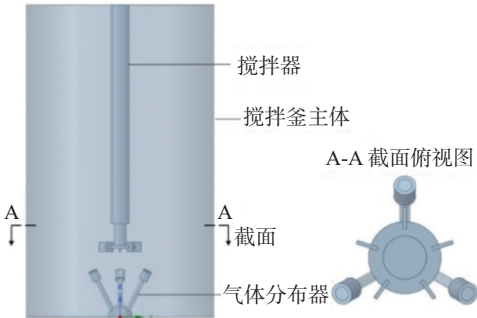


图 4 搅拌釜式泰勒流反应器几何模型
Fig.4 Geometric model of stirred tank Taylor reactor

2.2 网格划分与网格无关性验证

在 Fluent Meshing 中采用非结构化的六面体网格进行网格划分, 对叶片区域与气体分布器区域采用局部网格加密。选取 5 种网格尺寸研究不同网格数对数值模拟的影响。

图 5 为同一工况下, 5 种网格尺寸的数值模型在反应器出口处的平均气相体积浓度。由图可得, 当网格数达到 91 万后再增加网格数, 出口处气相体积、浓度的变化不大, 159 万网格数与 91 万网格数的气相体积浓度相差值为 8.3% (<10%)。因此, 结合模拟的耗时与精确性, 选择网格总数为 91 万进行数值模拟。

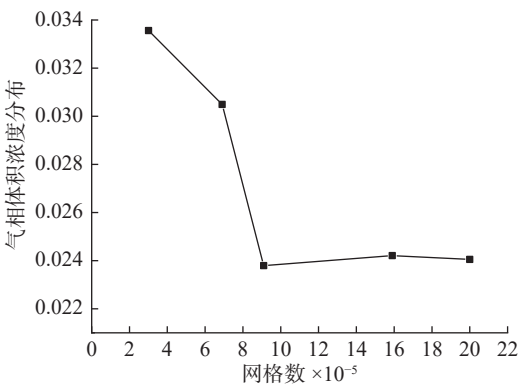


图 5 网格无关性验证曲线
Fig.5 Curve of grid independence verification

2.3 物理模型与边界条件

多相流模型选用欧拉模型, 湍流模型分别选用 laminar 模型与标准 $k-\epsilon$ 模型^[16], 确保反应器内的流动符合不同工况的要求, 其连续性方程与动量方程式如下:

$$\frac{\partial \rho_k}{\partial t} + \nabla_g (\rho_k \mathbf{u}_k) = 0 \tag{2}$$

$$\frac{\partial \rho_k \mathbf{u}_k}{\partial t} + \nabla_k (\rho_k \mathbf{u}_k) = -\nabla_g P_g \mathbf{I}_g + \nabla_g T_k + \rho_k \mathbf{g}_k \tag{3}$$

式中: 下标 k 代表相 (k 为 g 表示气相, k 为 l 表示液相); ρ_k 为密度; $\mathbf{u}_k$ 为速度向量; P_g 为压力标量; $\mathbf{I}$ 为剪应力张量; $\mathbf{g}_k$ 为重力加速度向量。

材料选择水-氧气混合物与空气, 设定平均气泡尺寸为 1.5 mm^[17], 气液相间曳力模型选用 grace 模型, 表面张力系数设为 0.073 N/m, 选择水为主相。在进行传质计算时, 氧气在液相中的扩散系数设为 $2.1 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$, 气液相间物质传递原理采用双膜理论, 空气中的氧通过相界面传到水中, 气液两相中氧组分的质量输运方程表示为

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k \rho_k Y_{O,k}) + \nabla(\alpha_k \rho_k \mathbf{u}_k Y_{O,k}) =$$
$$\nabla \left[\alpha_k \rho_k D_{O,k} \frac{\mu_{\text{eff},k}}{\mu_k} (\nabla Y_{O,k}) \right] -$$
$$k_1 a \alpha_k \rho_l (Y_{O,l}^* - Y_{O,l}) - S_O \quad (4)$$

式中： α_k 、 $\mu_{\text{eff},k}$ 和 μ_k 分别为相含率、有效黏度和黏度； $Y_{O,k}$ 为氧质量分数； $Y_{O,l}^*$ 为氧相对于气相分压的液相饱和质量分数； $D_{O,l}$ 为氧的扩散系数； a 为气液相间比表面积； S_O 为氧消耗源项，气相中 $S_O=0$ 。

采用多重参考系法将计算区域分为多个独立参考系^[18]，叶片所在区域设为以桨叶速度旋转的参考系，3个静态混合器所在区域设为以给定角速度各自旋转的参考系，模拟从静态混合器喷出的液相与气相的混合旋流，其他区域使用静止参考系。针对反应器内稳定旋转的两相流场，求解器选用基于压力法的coupled算法与一阶迎风模式^[19]。

边界条件设置如下：反应器底部为质量流量入口；顶部出口为出气边界；静态分布器进出口圆环面为内部边界；搅拌器与静态分布器内外壁面为旋转壁面，其余为静止壁面。参数设置为入口质量流速0.001 kg/s，静态分布器转速200 r/min，旋转雷诺数分别取值19 000，57 000，95 000，133 000。旋转雷诺数计算公式为

$$Re = \frac{d_j^2 n \rho}{\mu}$$
(5)

式中： d_j 为搅拌器直径； n 为搅拌转速； ρ 为物料密度； μ 为物料黏度。

定义全局初始条件为反应器内充满水，以连续性残差曲线降到 10^{-4} 以下、浓度残差曲线降到 10^{-5} 视作计算收敛。当稳态工况收敛后，改为瞬态计算，以0.001 kg/s的质量流速迅速注入质量浓度为2%的高锰酸钾溶液作为示踪剂，注入时间为1 s，然后监测示踪剂浓度变化。

3 模拟结果与分析

3.1 模拟结果与实验结果对比分析

表1为一段时间内，实验组示踪剂的停留时间分布密度 $E(t)$ ，图6为实验组与模拟组示踪剂的停留时间分布曲线对比图。由图6可知，实验组示踪剂浓度变化的响应时间略慢于模拟组，实验组的示踪剂浓度在85 s时达到峰值，此时实验组

和模拟组数据之间误差为8.2%。器壁粘滞作用使得少量示踪剂吸附在反应器内壁面上，使得试验组峰值低于模拟组峰值数据。随着示踪剂浓度的不断减少，实验组与模拟组的停留时间分布曲线在拖尾处变化趋势逐渐接近，误差降低至3.3%以内。实验组与模拟组的停留时间分布密度数据接近，验证了数值模型的正确性。

表1 示踪物浓度随时间的变化值及停留时间分布密度
Tab.1 Change value of tracer concentration with time and the distribution density of residence time

参数	t/s						
	70	75	80	85	90	95	100
$(c)_p$	101.58	100.42	77.50	73.38	55.88	37.38	17.23
$E(t) \times 10^4$	2.11	4.70	7.75	9.82	9.50	8.80	8.28

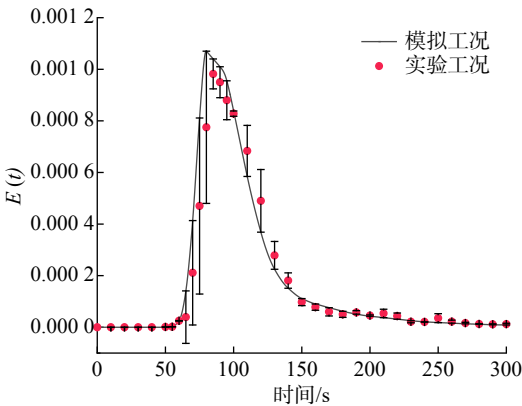


图6 停留时间分布曲线对比图

Fig.6 Comparison of distribution curves at residence time

3.2 泰勒涡流对流场的影响

图7为常规泰勒流反应器环隙内(着色部分)泰勒涡流的流态演变图。

当旋转雷诺数为21 000时，主流区域沿径向作绕流运动，在流场的顶部和底部出现了一对较为完整的泰勒涡胞，在流场中部存在小型涡核但涡胞尚未形成。这是由于顶部和底部壁面对流体的黏性力较大，产生的端壁效应相较于旋转离心力而言占主导地位，使得泰勒涡首先在两端壁处出现。随着旋转雷诺数的增大，流场中部的小型涡核区域演变为泰勒涡胞。当旋转雷诺数达到30 000时，流场的泰勒涡胞达到满涡状态，称此时的雷诺数为临界旋转雷诺数 Re_{cr} 。随着旋转雷诺数继续增大，泰勒涡胞开始破裂，向着波状泰勒流演变并将最终过渡至湍流。

图8为不同旋转雷诺数下，泰勒流搅拌釜式反应器轴向截面(着色部分)流场内泰勒涡流的流

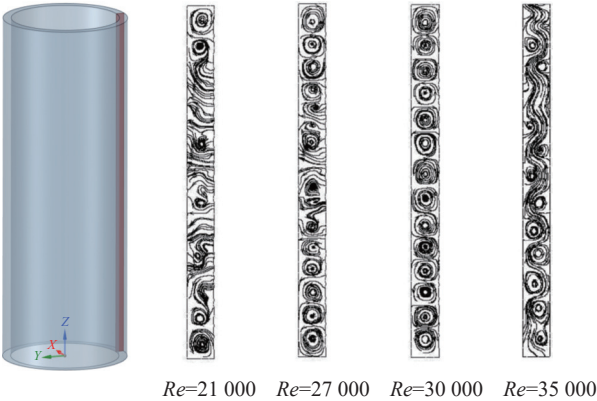


图 7 常规泰勒流反应器右侧环隙流线图

Fig. 7 Streamline diagram of annular gap on the right side of conventional Taylor reactor

态演变图。当旋转雷诺数为 19 000 时, 主流区域从中部分裂为两股逆向旋转的涡流, 且出现了大小不一的涡核区域。随着旋转雷诺数的增大, 涡核逐渐演化为涡胞, 当旋转雷诺数为 57 000 时, 涡核的演化将流场分为了多个顺逆交替的涡流区域并逐渐充满环隙。当旋转雷诺数达到 95 000 时, 流场内的涡胞达到满涡状态。当旋转雷诺数继续增大至 133 000 时, 主流区域的涡胞结构被破坏, 流场开始向波状流演变。

对比图 7 和图 8 可知, 气体分布器的引入在搅拌釜式反应器内生成了泰勒涡流, 且涡流的演变规律与在常规泰勒流反应器内的演变规律一致。

3.3 涡流对流动模型的影响

泰勒涡流的出现改变了搅拌釜式泰勒流反应器内原有的流动形态, 使流场具有独特的宏观动力学效应。采用特征值方差 δ_θ^2 量化反应器内流动模型, 绘制不同旋转雷诺数下, 距离反应器底部 $z=100, 400, 700, 1\,000$ mm 截面处的方差图, 如

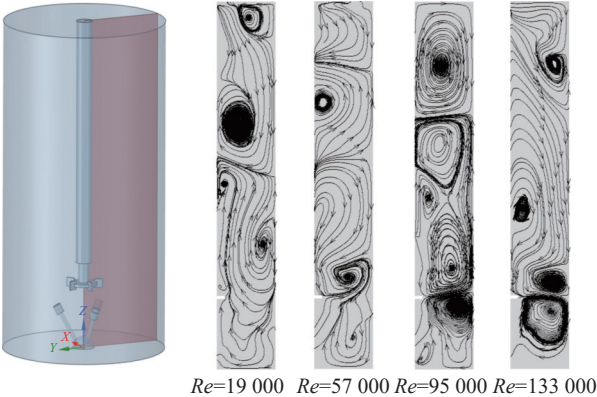


图 8 搅拌釜式泰勒流反应器 $x=0$ 截面右侧环隙流线图

Fig. 8 Streamline diagram of annulars gap on the right side of the $x=0$ section of the stirred tank Taylor reactor

图 9 所示。 δ_θ^2 值介于 0~1 之间, 当 δ_θ^2 趋于 0 时, 流型接近平推流, 当 δ_θ^2 趋于 1 时, 流型接近全混流^[20-21]。

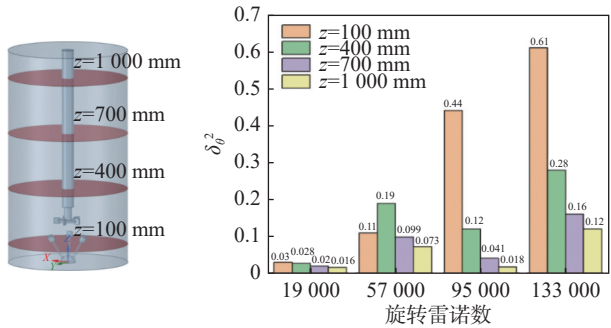


图 9 不同旋转雷诺数下反应器不同高度处的方差

Fig.9 Variances at different heights of the reactor at different rotational Reynolds numbers

由图 9 可以看出, 在反应器底部 $z=100$ mm 处, δ_θ^2 随着旋转雷诺数的增加, 从 0.03 持续增长至 0.61。结合图 8 分析可知: 在反应器底部区域, 由于缺乏气体分布器进口旋流的诱导作用, 泰勒涡胞生长受限; 随着搅拌桨叶转速的增加, 流体湍动度逐渐增强, 返混增大, 使得此区域内的流动越来越接近全混流。

在气体分布器出口以上的区域, 旋转雷诺数的增加对 δ_θ^2 的影响与在反应器底部区域有所不同。低旋转雷诺数下 ($Re=19\,000$ 时), 在 $z=400, 700, 1\,000$ mm 截面处, δ_θ^2 均小于 0.03。低旋转雷诺数带来的推动力不足, 导致流体的混合不足。当旋转雷诺数从 19 000 增加到 57 000 时, δ_θ^2 值持续增大, 说明流体间的混合作用加强, 返混变大, 流型向全混流方向发展。在接近临界旋转雷诺数为 95 000 时, 这种趋势有所改变, 随着旋转雷诺数的继续增大, δ_θ^2 反而有所下降。这是因为随着泰勒涡胞的逐渐形成, 泰勒涡胞在强搅拌作用下生成的全混流区域中构建出了局部的平推流区域, 使得反应器内的返混减小, 从而 δ_θ^2 变小。在达到临界旋转雷诺数后再继续增大旋转雷诺数, δ_θ^2 重新变大, 高转速下泰勒涡胞结构被破坏, 返混重新增强。

3.4 泰勒涡流对传质的影响

3.4.1 泰勒涡流对气相均匀性的影响

在距离反应器底部 $z=100, 400, 700, 1\,000$ mm 截面处, 以 30° 夹角得到 6 条直线, 每条直线取 20 个气相速度监测点, 每个截面共取 120 个监测点。用气相分布不均匀系数 M_r 表示气相均匀性, M_r 越小, 气相均匀性能越好^[22]。

$$M_i = \sqrt{\frac{1}{N} \sum_{j=1}^N \left(\frac{u_j - u}{u} \right)^2}$$

(6)

式中： N 为气相监测点总数； u_j 为各监测点气相速度； u 为面平均气相速度。

图 10 为旋转雷诺数从 19 000 增长至 133 000 时， $z=100, 400, 700, 1000\text{ mm}$ 截面处的 M_i 值。在较低的旋转雷诺数下，整个反应器内的气相均匀性较差，底部的不均匀现象最明显，当旋转雷诺数为 19 000 时， $z=100\text{ mm}$ 处的 M_i 值高达 0.78。这是由于缺乏旋流的诱导作用加上处于较小的搅拌作用下，使得此区域的气相均匀性最差。当旋转雷诺数增加至 57 000 时，泰勒涡胞开始形成，由图 10 可知，涡胞的生成对气相均匀性有促进作用，不同高度处的 M_i 值相较于旋转雷诺数为 19 000 时有了明显的下降。随着旋转雷诺数的增加， M_i 总体保持下降趋势，即旋转雷诺数越大，气相均匀性越好，且在临界旋转雷诺数 95 000 时， $z=1000\text{ mm}$ 处的 M_i 达到最小值 0.2，此时反应器内的整体气相均匀性最好，相较于旋转雷诺数 57 000 时，气相均匀性提升约 28%。而当旋转雷诺数增长到 133 000 时， M_i 值有了小幅度的回升，由此可以发现，满涡结构的泰勒涡胞对反应器内的气相均匀性改善效果最显著，而当泰勒涡胞被破坏，气相均匀性能减弱。因此，泰勒涡胞的演变对气相在液相中的扩散有决定性的作用。

3.4.2 泰勒涡流对溶氧的影响

图 11 为旋转雷诺数从 19 000 增长至 133 000 时，反应器整体溶氧速率与液相溶氧量。从图中可看出，在达到临界旋转雷诺数之前，溶氧速率与液相溶氧量随着旋转雷诺数的增加而增加，直

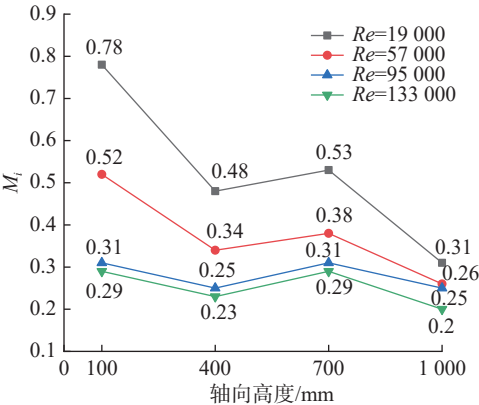


图 10 不同旋转雷诺数下和不同高度处的气相均匀性
Fig. 10 Gas phase uniformity at different rotational Reynolds numbers and heights

到达到满涡结构。分析模拟值可知，当旋转雷诺数从 19 000 增大到 57 000 时，增长趋势最为明显，溶氧速率从 $2.08 \times 10^{-4} \text{ mmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 迅速增加到 $1.27 \times 10^{-3} \text{ mmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ ，提升约 5 倍左右，液相溶氧量也相应增加，从 $0.746 \times 10^{-6} \text{ mmol}/\text{m}^3$ 增长至 $9.663 \times 10^{-6} \text{ mmol}/\text{m}^3$ 。当旋转雷诺数达到临界雷诺数后再继续增加，由于泰勒涡胞结构被破坏，返混增强，溶氧速率从 $1.66 \times 10^{-3} \text{ mmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 下降至 $8.22 \times 10^{-4} \text{ mmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ ，溶氧量也相应下降。实验值随旋转雷诺数的变化趋势与模拟值一致，溶氧量实验值和模拟值之间最大误差为 5.5%，溶氧速率实验值和模拟值之间最大误差为 6.3%，符合工业上模拟值和实验值误差小于 10% 的容许范围，再次证明了数值模型的正确性。

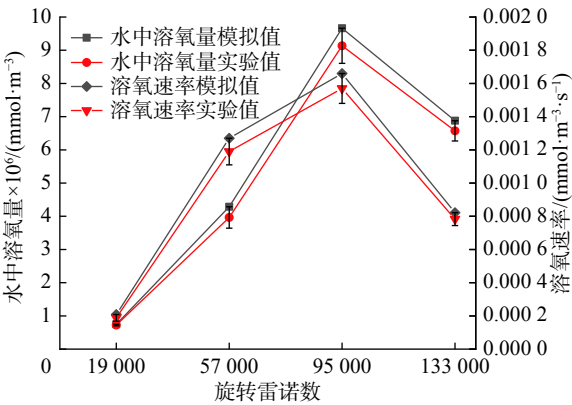


图 11 不同旋转雷诺数下溶氧速率与液相溶氧量
Fig.11 Dissolved oxygen rates and liquid oxygen contents of the reactor under different rotating Reynolds numbers

由以上分析可知，在泰勒涡胞逐渐形成并演变至满涡的过程中，涡胞的存在对气液相间的氧传递速率具有正向推动作用，而当满涡结构被破坏、流动向着波状泰勒流演变时，溶氧传质效果有所减弱。此外，气体分布器喷出的气液混合射流在叶片的剪切作用下被打散成小气泡，气泡尺寸随搅拌桨转速的增加而减小，也有利于溶氧的进行。

4 结 论

通过在釜式反应器底部加装气体分布器在反应器内生成泰勒涡流，采用数值模拟和实验研究相结合的方法，研究了不同旋转雷诺数下反应器内的流场特征，验证了泰勒涡流的存在。将停留时间分布密度的方差值与流型相结合，对釜式泰勒流反应器内流动模型进行了定量分析。以气相

均布性、溶氧速率和溶氧量为对象,研究了泰勒涡流对传质的强化作用,得到以下结论:

a. 气体分布器的引入在搅拌釜式反应器内生成了泰勒涡流,且涡流的演变规律与在常规泰勒流反应器内的演变规律一致。

b. 方差 δ_θ^2 量化反应器内流动模型,得出反应器的流型在气体分布器出口以上的区域和在反应器底部区域有所不同。搅拌桨的搅拌作用导致返混加强,使得反应器底部区域的流动越来越接近全混流,而气体分布器出口以上的流场内形成的泰勒涡胞则会在反应器内构建出局部平推流区域,使得返混减小,涡胞数越多,流型越接近平推流。

c. 在临界旋转雷诺数下,反应器气相均布性相较于低旋转雷诺数提升约28%,溶氧速率提升5倍左右,有效地改善了反应器内流动状况,强化了气液间的传质效率。

d. 实验和数值模拟得到的停留时间分布曲线变化趋势一致,实验数据和模拟数据之间误差不超过8.2%,验证了数值模型的正确性。

本文构建的釜式泰勒流反应器可改善反应器内物料混合状况、增强传质效率,其改装简便可行,在推动泰勒流反应器的大规模生产方面具有极大的应用潜力。

参考文献:

- [1] SINGH R S, SINGH T, PANDEY A. Production of fungal endoinulinase in a stirred tank reactor and fructooligosaccharides preparation by crude endoinulinase[J]. *Bioresource Technology Reports*, 2021, 15: 100743.
- [2] 王志飞, 曾静. 滚动时域估计在连续搅拌釜式反应器中的应用研究[J]. *计算机应用与软件*, 2021, 38(9): 67–71, 85.
- [3] ABIEV R S. Gas-liquid and gas-liquid-solid mass transfer model for Taylor flow in micro (milli) channels: a theoretical approach and experimental proof[J]. *Chemical Engineering Journal Advances*, 2020, 4: 100065.
- [4] 董帅, 纪祥勇, 李春曦. 横向磁场作用下 Taylor-Couette 湍流流动的大涡模拟[J]. *物理学报*, 2021, 70(18): 184702.
- [5] LIM J G, YOON S H, HONG J, et al. Continuous synthesis of nickel/cobalt/manganese hydroxide microparticles in Taylor-Couette reactors[J]. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 2021, 99: 388–395.
- [6] HOSOYA M, MANAKA A, NISHIJIMA S, et al. Development of a liquid-liquid biphasic reaction using a Taylor vortex flow reactor[J]. *Asian Journal of Organic Chemistry*, 2021, 10(6): 1414–1418.
- [7] GONZALEZ GIL L V, SINGH H, DA SILVA J D S, et al. Feasibility of the Taylor vortex flow bioreactor for mesenchymal stromal cell expansion on microcarriers[J]. *Biochemical Engineering Journal*, 2020, 162: 107710.
- [8] SHA Y J, FRITZ J, KLEMM T, et al. Untersuchung der Strömung im Taylor-couette-system bei geringen Spaltbreiten[J]. *Chemie Ingenieur Technik*, 2016, 88(5): 640–647.
- [9] 叶立, 牟军杰, 石艳, 等. 泰勒涡流流动及强化传热数值研究[J]. *能源研究与信息*, 2020, 36(3): 173–178.
- [10] 殷俊杰, 刘雪东, 周成奇, 等. 大型圆筒罐体侧壁搅拌过程流场分析与测量[J]. *化学工程*, 2021, 49(8): 73–78.
- [11] 朱鹍, 刘栋, 汤承, 等. 沟槽深宽比对泰勒涡流影响的研究[J]. *工程热物理学报*, 2016, 37(6): 1208–1211.
- [12] 雷明凯, 李梦启, 郭东明. 核主泵推力轴承高性能制造原理及其应用研究[J]. *中国核电*, 2020, 13(5): 592–598.
- [13] 杨光, 王沫然. 共轴反转型生物反应器内流场数值模拟与性能分析[J]. *化工学报*, 2020, 71(11): 5188–5199.
- [14] BERGHOUT P, DINGEMANS R J, ZHU X J, et al. Direct numerical simulations of spiral Taylor-Couette turbulence[J]. *Journal of Fluid Mechanics*, 2020, 887: A18.
- [15] BAKHUIS D, EZETA R, BERGHOUT P, et al. Controlling secondary flow in Taylor-Couette turbulence through spanwise-varying roughness[J]. *Journal of Fluid Mechanics*, 2020, 883: A15.
- [16] 秦钊, 张巧玲, 刘有智, 等. 旋转盘反应器流场特性的 PIV 测试和 CFD 模拟[J]. *化学工程*, 2019, 47(5): 44–49.
- [17] 刘建武, 张跃. 新型微通道反应器内非均相体系混合效果研究[J]. *化学工程*, 2020, 48(10): 6–10.
- [18] 于萍, 黄传辉, 张红, 等. 组合式吸液芯内液汽相变过程的数值模拟[J]. *工程热物理学报*, 2018, 39(12): 2732–2737.
- [19] 李文金, 肖志鹏, 周勇军, 等. 聚酯反应釜中流场的模拟与实验研究[J]. *化学工程*, 2021, 49(3): 61–65, 72.
- [20] 叶立, 李立楠, 陈丹, 等. 泰勒流反应器的流动及反应特性[J]. *化工学报*, 2013, 64(6): 2058–2064.
- [21] 林科吉. 全混流及平推流反应器中典型多氯联苯电化学脱氯动力学[D]. 杭州: 浙江工业大学, 2014.
- [22] 王孟, 王树涛, 古小红, 等. 高含硫天然气分离器结构优化设计[J]. *化工机械*, 2021, 48(5): 732–737.

(编辑: 丁红艺)