

DOI:10.11784/tdxbz202411002

布置级间导流板的二级气升式环流反应器的 流动与传质规律研究

潘涛¹, 卢哲¹, 宋文杰¹, 郑龙云¹, 郭凯^{1,2,3}, 刘春江^{1,2,3,4}

(1. 天津大学化工学院, 天津 300350; 2. 天津市应用催化科学与工程重点实验室, 天津 300350;
3. 天津大学浙江研究院(绍兴), 绍兴 312300; 4. 化学工程与低碳技术全国重点实验室(天津大学), 天津 300350)

摘要: 通过在二级气升式环流反应器的两级之间布置导流板以抑制级间液相返混, 在反应器内形成级内全混流、级间平推流的流型是强化多相传递与反应过程的有效方法之一. 本文对连续操作时不同表观液速下的布置级间导流板的二级气升式环流反应器内的流动与传质规律进行了研究. 首先, 通过实验测量获得了反应器内的气含率、气泡索特平均直径和体积氧传质系数. 随后, 建立了流动与传质过程的计算流体力学模型, 并将模拟结果与实验结果进行对比. 通过对比发现模拟结果与实验结果的变化趋势保持一致, 气含率的分布规律也基本一致. 考虑到反应器中流动状态的不稳定性, 模拟误差可认为在可接受的范围内, 同时确定了气液传质模型的模型参数. 最后, 基于数值模拟结果对不同表观液速下环流反应器内的流动和传质特性进行了分析. 模拟结果显示随着表观液速增大, 反应器内各级局部气含率、循环液速均增大, 第 1 级内气泡平均尺寸减小, 第 2 级内气泡平均尺寸基本不变. 同时该反应器内级间形成明显的轴向浓度梯度, 形成了级内全混流、级间平推流的流型. 相比于间歇操作方式, 连续操作时反应器的传质系数增加, 且传质系数随表观气速的增加而增加, 随表观液速的增加变化不明显.

关键词: 环流反应器; 气液两相流; 气液传质; 计算流体力学; 气泡群

中图分类号: TQ021.1

文献标志码: A

文章编号: 0493-2137(2025)10-1057-12

Characteristics of Flow and Mass Transfer in a Two-Stage Internal Loop Airlift Reactor with a Guide Baffle Between Stages

Pan Tao¹, Lu Zhe¹, Song Wenjie¹, Zheng Longyun¹, Guo Kai^{1,2,3}, Liu Chunjiang^{1,2,3,4}

(1. School of Chemical Engineering and Technology, Tianjin University, Tianjin 300350, China;
2. Tianjin Key Laboratory of Applied Catalysis Science and Engineering, Tianjin 300350, China;
3. Zhejiang Institute of Tianjin University (Shaoxing), Shaoxing 312300, China; 4. State Key Laboratory of Chemical Engineering and Low-Carbon Technology, Tianjin University, Tianjin 300350, China)

Abstract: Two-stage internal loop airlift reactors offer enhanced multiphase transfer and reaction performance with the inclusion of a guide baffle between stages. This baffle effectively inhibits back-mixing in the liquid phase, creating a flow pattern marked by full mixing within each stage and plug flow between the two stages. This study examines the flow and mass transfer characteristics of a two-stage internal loop airlift reactor under continuous operation at various superficial liquid velocities. Gas holdup, Sauter mean bubble diameter and volumetric oxygen mass transfer coefficient were measured experimentally. A computational fluid dynamics model was then developed to simulate the flow and mass transfer processes in the reactor. The simulation results align closely with the experimental measurements, exhibiting consistent gas holdup distribution patterns. Although some instability exists within the reactor flow, the simulation error falls within an acceptable range. The model parameters for the gas-liquid mass transfer model are determined. Numerical simulation provide insights into how superficial liquid velocity affects the reactor

收稿日期: 2024-11-01; 修回日期: 2024-12-23.

作者简介: 潘涛 (1992—), 男, 博士, 助理研究员, pantao@kingfa.com.

通信作者: 郭凯, guokaitianjin@163.com.

基金项目: 天津市自然科学基金资助项目 (24JCYBJC01510); 国家自然科学基金资助项目 (22278297, 21706187).

Supported by the Natural Science Foundation of Tianjin, China (No. 24JCYBJC01510), the National Natural Science Foundation of China (No. 22278297, No. 21706187).

performance. As the superficial liquid velocity increases, the local gas holdup and the circulating liquid velocity also increase. Furthermore, the mean size of bubbles in the first stage decreases, whereas they remain nearly constant in the second stage. A clear axial concentration gradient forms between the stages, reinforcing the flow pattern of full mixing flow within each stage and plug flow between them. Compared with that under the batch operation mode, the mass transfer coefficient increases under the continuous operation mode. It does so with rising superficial gas velocity but shows minimal variation with changes in the superficial liquid velocity.

Keywords: loop reactor; gas-liquid two-phase flow; gas-liquid mass transfer; computational fluid dynamics; bubble swarm

气升式环流反应器是一种广泛用于化工与生物产品生产的多相反应器。在气升式环流反应器中,气体通过底部进入到反应器中,由于气液密度的差异,在反应器中的上升区与下降区之间形成了一定的密度差,从而驱动流体流动形成环流。区别于鼓泡塔等传统多相反应器,环流反应器内形成的定向环流促进了反应器内的气液混合、传热与传质。此外,环流反应器具有能耗低、混合均匀、低剪切力以及易于实现连续化操作等优点^[1-2],特别适用于精细化工产品^[2-4]和生物制品^[5-7]的连续化生产。

环流反应器的性能与其内部的流体力学与传质特征对于反应器的性能具有重要影响^[8]。反应器的设计需要充分了解其内部的传递性质与规律。为此,研究人员对环流反应器展开了深入的研究,研究工作主要集中在环流反应器内部的流体力学性质,包括对气含率^[9-14]、循环液速^[15-16]、混合时间^[17-18]、气泡尺寸^[19-20]等以及传质传热性能^[21-25]。基于这些研究工作,研究人员开发了多种内构件结构以强化气液两相的传热传质与反应^[9,26-28]。实际应用中,当反应器的高径比较大时,反应器内形成环流较为困难,循环液速较低,流体混合效果变差^[29]。因此在实际中大多采用多级环流反应器。多级环流反应器的设计需要特别注意防止出现液相返混以及气体的短路等问题。研究人员开发了多种内构件以抑制多级环流反应器内的不良流动形式,并研究了其对反应器的流动及传质特性的影响。于伟等^[30]研究了一种新型气液分离式级间内构件,该内构件能够有效地破碎级间处的气泡,达到抑制返混的效果。Zhang 等^[19]通过在二级气升式环流反应器内布置筛网,降低了反应器内气泡平均尺寸,使得气含率和体积氧传质系数显著增加,并且发现筛网有助于液相速度在反应器径向上的均匀分布。Li 等^[31]研究了级间布置有“漏斗形”级间内构件的二级气升式环流反应器内的气液固三相流动过程,发现每一级反应器表现出不同的气泡循环流型,增大风速和固体含量可以加速第 2 级的流型转变,并且造成气泡尺寸分布变宽。Yu 等^[18]在二级气

升式环流反应器级间布置了多孔板和带导管的多孔板两种内构件,并研究内构件对反应器流体力学特征的影响,发现和风速相比液速对返混的影响更大,当液速超过临界值后,液相返混明显减少,此外带导管的多孔板更能促进固体颗粒的均匀分布。陶金亮等^[29]研究了多级环流反应器内的级间隙高度对反应器流动特性的影响,发现级间隙高度越高,气含率分布从上到下逐渐减小,循环液速逐渐增大,混合时间缩短而传质系数增大。李绍果等^[32]通过将多级环流反应器底部单一进气改为分段式进气,有效提高了环流液速和体积氧传质系数。黄益平等^[33]在三级环流反应器中布置级间锥形导流构件,发现改变内构件结构参数和提高表观风速可进一步抑制级间返混和提高反应器传质性能。Shi 等^[34]提出在二级气升式环流反应器内布置导流板可以抑制全局大循环,促进级内局部循环,并通过计算流体力学(computational fluid dynamics, CFD)模拟对间歇操作下的流动特性进行了分析,验证了内构件的导流作用。卢哲等^[35]进一步优化了导流板的结构,分析了影响两级反应器内的流动阻力以及液体回流量的主要因素,并获得了不同表观风速下的最优导流板结构。

在实践中,环流反应器多为连续操作,而在连续操作下导流板的导流效果还未进行深入研究。为此,本文采用数值模拟方法,在连续操作条件下对布置具有收缩-膨胀结构的导流板的二级气升式环流反应器的流动与传质特性进行研究。通过与实验结果进行对比验证了本文使用的计算模型,并获得了传质模型的系数。完成模型验证之后,对气液两相流动与传质过程进行数值模拟,对模拟结果进行分析,讨论了不同液速下反应器中气含率、气泡尺寸、溶解氧浓度以及传质系数的变化规律,分析连续操作模式下导流板对于多级环流反应器流动与传质性能的影响规律。

1 实验材料和方法

1.1 二级气升式环流反应器装置

二级气升式环流反应器结构如图 1 所示。环流反

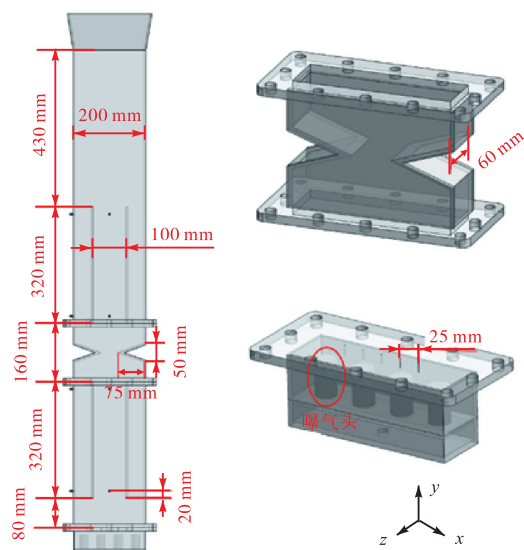


图 1 二级气升式环流反应器结构示意图

Fig.1 Schematic of the structure of the two-stage internal loop airlift reactor

反应器的长、宽、高(分别对应 x 、 z 、 y 方向)分别为 200 mm、60 mm 和 1310 mm. 为了便于测量气泡尺寸及观察实验现象,实验装置采用有机玻璃加工制成. 环流反应器分为两级. 第 1 级位于环流反应器下部,第 1 级导流板的宽度为 100 mm,高度为 320 mm,导流板底端距反应器底部 80 mm. 第 2 级导流板的尺寸与第 1 级导流板完全一致. 在两级之间安装具有导流作用的内构件,内构件的宽度和厚度与反应器一致,内构件的高度为 160 mm. 内构件形状如图 1 所示,内构件的中部具有缩口结构,缩口长度

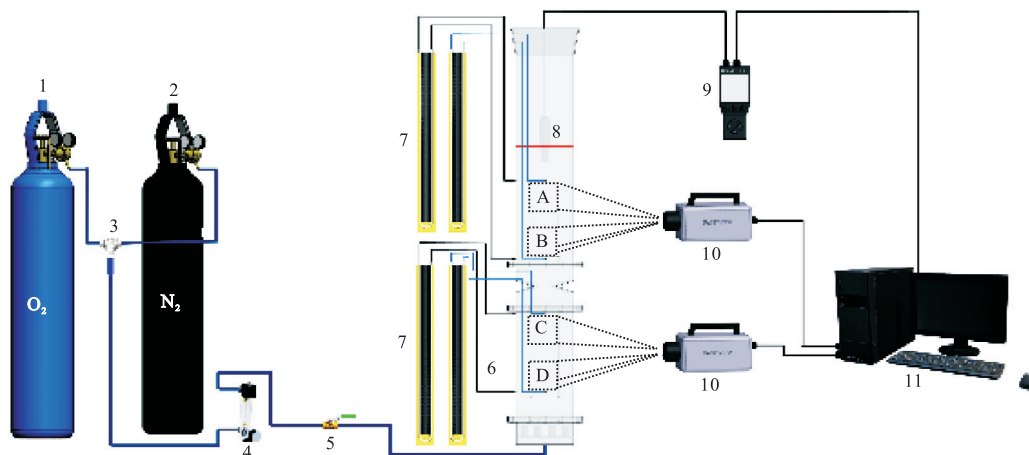
为 75 mm,高度为 50 mm. 采用压差法测量气含率,压力表插入圆孔距导流板两端的垂直距离均为 20 mm. 气体从反应器底部的进气结构进入到环流反应器中,进气结构由 4 个曝气头和 5 个直径为 0.5 mm 的等距分布的圆孔组成.

1.2 实验流程与测试方法

1.2.1 实验流程

实验采用间歇操作方式,即气体从环流反应器底部连续进入环流反应器中,流经反应器第 1 级和第 2 级之后从反应器顶部离开,而液相始终置于反应器中. 实验中表观气速 u_g 为 0.0185 m/s 和 0.0278 m/s (基于上升区横截面积计算).

实验使用的气体为纯度为 95% 的氧气和纯度为 99.99% 的氮气(天津市六方工业气体经销有限公司),液体为自来水. 实验在室温(293 K \pm 2 K)下进行,反应器出口与大气直接相连,实验过程保持常压操作. 实验装置如图 2 所示. 实验开始前,首先在反应器内注入自来水,保持液位 1000 mm(图 2 中红线所示). 随后开启氮气钢瓶总阀,调整三通阀向反应器中通入氮气,观察溶氧仪(Orion Star A223, Thermo)的示数,溶氧仪示数低于 0.5 mg/L 说明此时液相中溶解氧已基本排净,停止氮气进气,开始通入氧气,观察溶氧仪示数,其读数先增大随后开始上下波动. 继续通入氧气,持续 15 min,整个过程每隔 6 s 记录溶氧仪的示数. 在此期间使用高速摄像机(Fastcam SA3, Photron)对气泡进行拍照,并读取 U 型压差计的读数. 实验过程至少重复 3 次,记录每次的实验数据.



1—氧气钢瓶; 2—氮气钢瓶; 3—三通阀; 4—转子流量计; 5—阀门; 6—U 型压差计取样点; 7—U 型压差计; 8—溶氧仪探头; 9—便携式溶氧仪; 10—高速摄像机; 11—电脑; A、B、C、D—高速摄像的拍摄区域

图 2 实验装置示意

Fig.2 Schematic of the experimental setup

1.2.2 测试方法

实验测量的参数包括气含率、气泡尺寸和体积氧

传质系数.

气含率使用压差法进行计算,通过读取 U 型压

差计的读数计算反应器内每一级上升区和下降区的平均气含率. 采用 Bello 等^[36]提出的方法计算平均气含率, 即

$$\alpha_g = \frac{\rho_m - \rho_l \Delta z}{\rho_l L} \quad (1)$$

式中: ρ_m 为四氯化碳的密度, $\rho_m = 1595 \text{ kg/m}^3$; ρ_l 为自来水的密度, $\rho_l = 999 \text{ kg/m}^3$; Δz 为 U 型压差计的读数; L 为 U 型压差计上下两个取样点间的垂直距离, 本实验装置中 $L = 280 \text{ mm}$.

气泡尺寸分布采用拍照法^[37-38]测量, 参考文献[39-40]的处理方式. 每组数据统计 300 ~ 500 个气泡, 如图 3 所示. 对近似椭圆气泡, 当量直径计算式为

$$d_e = \sqrt[3]{E^2 e} \quad (2)$$

对不规则气泡, 当量直径计算式为

$$d_e = \sqrt{4A/\pi} \quad (3)$$

气泡索特平均直径计算式为

$$d_{32} = \frac{\sum n_c d_c^3}{\sum n_c d_c^2} \quad (4)$$

式中: E 和 e 分别为椭圆气泡的长轴和短轴; A 为不规则气泡的投影面积; n_c 为当量直径为 d_c 的气泡个数.

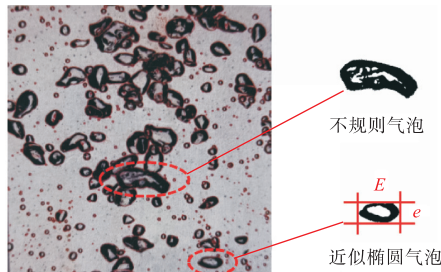


图 3 气泡图片处理示意

Fig.3 Schematic of the bubble image processing

体积氧传质系数 ($k_1 a$) 采用溶氧动态响应曲线法^[41]测量, 并利用经验关联式^[42]转化为 $T_0 = 293.15 \text{ K}$ 下的体积氧传质系数, 计算式为

$$\frac{dC}{dt} = k_1 a (C^* - C) \quad (5)$$

$$k_1 a(T_0) = k_1 a(T) \times 1.0125^{T-T_0} \quad (6)$$

式中: C^* 为饱和溶解氧浓度; C 为当前时刻水中的溶解氧浓度; t 为时间; T 为实验过程中体系的平均温度.

2 CFD 模拟

首先对间歇操作下的流动过程进行 CFD 模拟,

验证 CFD 模型并确定传质模型的模型参数. 随后对连续操作下(气体和液体连续进入到反应器中)的流动与传质过程进行 CFD 模拟.

2.1 CFD 模型建立

本文根据 Shi 等^[34]提出的计算方法进行数值模拟. 使用欧拉-欧拉模型进行多相流模拟. 实验条件下装置内的流动过程处于湍流状态, 使用 RNG $k-\epsilon$ 湍流模型封闭动量方程, 近壁面处采用标准壁面函数; 使用群平衡模型 (population balance model, PBM) 模拟反应器内的气泡尺寸变化, 并使用离散法^[43]求解群平衡方程. 实验结果表明反应器内的气泡尺寸集中在 $0.4 \sim 16.2 \text{ mm}$ 范围内, 将此范围内的气泡分为 9 组, 采用 Luo & Svendsen 模型^[44]来模拟气泡破碎, 采用 Luo 模型^[45]来模拟气泡聚并. 使用小涡模型^[46]计算相间传质速率. 数值模拟中气液两相之间的作用力主要包括曳力和虚拟质量力^[34]. 具体的控制方程如下.

连续性方程为

$$\frac{\partial(\alpha_i \rho_i)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i) = 0 \quad (7)$$

式中: 下标 i 代表液相或气相; α 为相含率.

动量守恒方程为

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i \mathbf{u}_i) = \\ -\alpha_i \nabla p + \alpha_i \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_i + \alpha_i \rho_i \mathbf{g} + \mathbf{F}_i \end{aligned} \quad (8)$$

$$\boldsymbol{\tau}_i = \boldsymbol{\tau}_i^m + \boldsymbol{\tau}_i^t \quad (9)$$

式中: $\boldsymbol{\tau}_i^m$ 为黏性应力, 上标 m 代表与分子黏度有关; $\boldsymbol{\tau}_i^t$ 为雷诺应力, 上标 t 代表与湍流黏度有关. 两者的计算式分别为

$$\boldsymbol{\tau}_i^m = \mu_i^m \left[(\nabla \mathbf{u}_i + \nabla \mathbf{u}_i^T) - \frac{2}{3} \nabla \cdot \mathbf{u}_i \mathbf{I} \right] \quad (10)$$

$$\boldsymbol{\tau}_i^t = \mu_i^t (\nabla \mathbf{u}_i + \nabla \mathbf{u}_i^T) - \frac{2}{3} (\rho_i k_i + \mu_i^t \nabla \cdot \mathbf{u}_i \mathbf{I}) \quad (11)$$

式中 k_i 为湍动能.

相间作用力包括虚拟质量力 \mathbf{F}_{VM} 和相间曳力 \mathbf{F}_D , 即

$$\mathbf{F}_i = \mathbf{F}_{VM} + \mathbf{F}_D \quad (12)$$

虚拟质量力的计算式为

$$\mathbf{F}_{VM} = -0.5 \alpha_g \rho_g \left(\frac{d_g \mathbf{u}_g}{dt} - \frac{d_l \mathbf{u}_l}{dt} \right) \quad (13)$$

曳力的计算式为

$$\mathbf{F}_D = \frac{C_D}{C_{D0}} \sum_{j=0}^8 \frac{3C_{Dj}}{4d_j} f_j \alpha_g \rho_l (\mathbf{u}_g + \mathbf{u}_l) |\mathbf{u}_g + \mathbf{u}_l| \quad (14)$$

式中: f_j 为直径为 d_j 的气泡的气含率与总气含率的比

值; C_{Dj} 为直径为 d_j 的气泡的曳力系数, 其计算式为

$$C_{Dj} = \max \left[24 \frac{1 + 0.15 Re_j^{0.687}}{Re_j}, \frac{8 Eo_j}{3(Eo_j + 4)} \right] \quad (15)$$

$$\frac{C_D}{C_{D0}} = (1 - \alpha_g) \left(1 + \frac{22 \alpha_g}{Eo + 4} \right) \quad (16)$$

式中: Re_j 为直径为 d_j 的气泡的雷诺数; Eo_j 为气泡直径为 d_j 的气泡的厄特沃什数, 用来表征气泡的形状, 是浮力和表面张力的比值. Re_j 和 Eo_j 的计算式分别为

$$Re_j = \frac{\rho_l d_j |\mathbf{u}_g + \mathbf{u}_l|}{\mu_l^m} \quad (17)$$

$$Eo_j = \frac{g(\rho_l - \rho_g) d_j^2}{\sigma} \quad (18)$$

式中: 水的表面张力 $\sigma = 0.072 \text{ N/m}$; μ_l^m 为液相分子黏度.

RNG k - ε 湍流模型为

$$\frac{\partial(\alpha_i \rho_i k_i)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i k_i) = \nabla(\alpha_i \mu_i^{\text{eff}} \nabla k_i) + \alpha_i (G_{k,i} - \rho_i \varepsilon_i) \quad (19)$$

$$\frac{\partial(\alpha_i \rho_i \varepsilon_i)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i \varepsilon_i) = \nabla(\alpha_i \mu_i^{\text{eff}} \nabla \varepsilon_i) + \alpha_i C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon_i}{k_i} G_{k,i} - C_{2\varepsilon} \rho_i \frac{\varepsilon_i^2}{k} - \alpha_i R_{\varepsilon,i} \quad (20)$$

式中: k_i 和 ε_i 分别为气相或液相的湍动能和湍动能耗散率; μ_i^{eff} 为有效黏度; $G_{k,i}$ 为平均速度梯度导致的湍动能产生项, 计算式为

$$G_{k,i} = \mu_i^l S^2 \quad (21)$$

式中 S 为平均应变速率张量的模.

为了适用于应变速率和流动曲率较大的流动, RNG k - ε 模型中的湍动能耗散率方程添加了源项 $R_{\varepsilon,i}$, 其表达式为

$$R_{\varepsilon,i} = \frac{C_{\mu} \rho_i \eta_i^3 (1 - \eta_i / \eta_0) d_j^2 \varepsilon_i^2}{1 + \beta \eta_i^3} \frac{1}{k_i} \quad (22)$$

式中: $\eta_i = Sk_i / \varepsilon_i$; $\eta_0 = 4.38$; $\beta = 0.012$.

有效黏度 μ_i^{eff} 由分子黏度 μ_i^m 和湍流黏度 μ_i^l 组成, 即

$$\mu_i^{\text{eff}} = \mu_i^m + \mu_i^l \quad (23)$$

湍流黏度的计算式为

$$\mu_i^l = \rho_i C_{\mu} k_i^2 / \varepsilon_i \quad (24)$$

式中常数 $C_{\mu} = 0.0845$.

RNG k - ε 湍流模型中的常数为

$$\alpha_k = \alpha_{\varepsilon} = 1.393, C_{1\varepsilon} = 1.42, C_{2\varepsilon} = 1.68$$

群平衡方程为

$$\frac{\partial n(v,t)}{\partial t} + \nabla \cdot (\mathbf{u}_g n(v,t)) = B_a - D_a + B_b - D_b \quad (25)$$

式中: $n(v,t)$ 为气泡的数密度; B_a 为由于聚并导致的气泡源项; D_a 表示由于聚并导致的气泡汇项; B_b 为由于破碎导致的气泡源项; D_b 为由于破碎导致的气泡汇项. 本文采用适用和使用范围均较为广泛的 Luo 模型模拟气泡聚并^[45], 使用 Luo & Svendsen 模型^[44] 模拟气泡破碎, 即

$$B_a = \frac{1}{2} \int_0^v n(v',t) n(v-v',t) a(v-v',v') dv' \quad (26)$$

$$D_a = \int_0^{\infty} n(v',t) n(v,t) a(v,v') dv' \quad (27)$$

$$B_b = \int_v^{\infty} n(v',t) \beta(v,v') g(v') dv' \quad (28)$$

$$D_b = n(v,t) g(v) \quad (29)$$

氧组分在气液两相的质量守恒方程为

$$\frac{\partial(\alpha_l \rho_l x_{O_2,l})}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l x_{O_2,l} \mathbf{u}_l) = -\nabla \cdot (\alpha_l \mathbf{J}_l^{O_2}) + \mathbf{S}_{g \rightarrow l} \quad (30)$$

$$\frac{\partial(\alpha_g \rho_g x_{O_2,g})}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g x_{O_2,g} \mathbf{u}_g) = -\nabla \cdot (\alpha_g \mathbf{J}_g^{O_2}) + \mathbf{S}_{l \rightarrow g} \quad (31)$$

式中 $\mathbf{J}_l^{O_2}$ 和 $\mathbf{J}_g^{O_2}$ 分别为液相中溶解氧的扩散通量和气相中氧气的扩散通量, 计算式分别为

$$\mathbf{J}_l^{O_2} = - \left(\rho_l D_{O_2,l}^m + \frac{\mu_l^l}{Sc_l} \right) \nabla x_{O_2,l} \quad (32)$$

$$\mathbf{J}_g^{O_2} = - \left(\rho_g D_{O_2,g}^m + \frac{\mu_g^l}{Sc_l} \right) \nabla x_{O_2,g} \quad (33)$$

式中施密特数 Sc_l 采用计算软件推荐值, $Sc_l = 0.7$. $D_{O_2,l}^m$ 和 $D_{O_2,g}^m$ 分别为氧分子在液相和气相中的分子扩散系数, 具体数值见表 1.

表 1 物性参数

Tab.1 Physical properties

相	组成	密度/ (kg/m ³)	黏度/ (kg/(m·s))	O ₂ 分子扩散 系数/(m ² /s)
气相	O ₂ , N ₂	$\rho_g = y_{O_2,g} \rho_{O_2} + (1 - y_{O_2,g}) \rho_{N_2}$	1.919×10^{-5}	$2.12 \times 10^{-5[47]}$
液相	H ₂ O	998.2	1.003×10^{-3}	$1.96 \times 10^{-9[48]}$

由于相间传质造成的质量源项 $\mathbf{S}_{l \rightarrow g}$ 和 $\mathbf{S}_{g \rightarrow l}$ 的计算式为

$$\mathbf{S}_{l \rightarrow g} = -\mathbf{S}_{g \rightarrow l} = K_{lg} a \rho_l \cdot (x_{O_2,l}^{\text{sat}} - x_{O_2,l}) \approx k_l a \rho_l (x_{O_2,l}^{\text{sat}} - x_{O_2,l}) \quad (34)$$

式中 K_{lg} 为总传质系数, 由于氧气难溶于水, 主要的传质阻力集中在液膜一侧, 因此, 式中 a 为气泡的比表面积, 计算式为

$$a = 6 \alpha_g \sum_{j=0}^8 \frac{f_j}{d_j} \quad (35)$$

液相中溶解氧的饱和浓度 $x_{O_2,l}^{sat}$ 的计算式为

$$p_{O_2} y_{O_2,g} = H x_{O_2,l}^{sat} \quad (36)$$

式中: p_{O_2} 为气相压力; $y_{O_2,g}$ 为气相中氧气的质量分数; H 为亨利系数, $H = 4.40 \times 10^9$ Pa.

液相中的传质系数采用小涡模型^[46]计算, 即

$$k_1 = C_0 \sqrt{D_{O_2,l}^m} \left(\frac{\varepsilon}{\nu_1} \right)^{1/4} \quad (37)$$

式中: ν_1 为液相的运动黏度; C_0 为模型参数, 具体数值通过对比实验和模拟值确定, 详见第 2.4 节.

2.2 数值格式、边界条件与计算参数设置

本文采用计算流体力学软件 Fluent 求解上述模型. 为便于计算收敛以及节省计算时间, 模拟时首先进行流动过程动态模拟, 时间步长设置为 1×10^{-4} s. 待流动达到稳定之后, 再激活质量衡算方程进行传质过程模拟. 物性参数详见表 1. 压力速度耦合方式采用相耦合 SIMPLE 格式, 压力方程使用 PRESTO! 格式离散, 控制方程均使用二阶迎风格式离散, 控制方程的收敛标准为 1×10^{-4} .

边界条件: 反应器进口均为速度进口, 气相进口速度采用 Shi 等^[49]提出的进口速度分布(式(38)), 气相进口组成为纯氧, 进气口气泡直径大小为 4 mm; 出口均为压力出口, 表压为 0 Pa; 壁面为无滑移壁面.

$$u_{in} = 1.5068 u_g e^{\frac{-x^2}{0.00152}} \quad -0.05 \leq x \leq 0.05 \quad (38)$$

式中 x 为水平方向坐标.

进口处的湍流强度 (I) 和湍流特征尺度 (l) 采用下面的计算式进行估算, 即

$$I = 0.16 Re_{D_{hi}}^{-1/8} \quad (39)$$

$$l = \frac{0.07 L'}{C_\mu^{3/4}} \quad (40)$$

式中 L' 为对应位置处的水力直径.

2.3 几何结构与网格无关性验证

对实验装置进行建模并划分网格, 间歇操作下反应器的几何结构和实验装置完全一致, 连续操作下的反应器的几何结构与实验装置主体保持一致, 增加了液相进口和液相出口(图 4).

为了排除网格对模拟结果的影响, 首先进行网格无关性验证. 图 5(a) 为不同网格数下间歇操作模式 ($u_g = 0.0278$ m/s) 和连续操作模式 ($u_g = 0.0278$ m/s, $u_l = 0.050$ m/s) 的第 2 级上升区中的气含率. 当网格数量达到 1.2×10^5 左右时, 气含率基本不随网格数量的增加而改变. 因此间歇操作过程的模拟采用 112 523 个网格, 而连续操作过程的模拟采用 120 548 个网格.

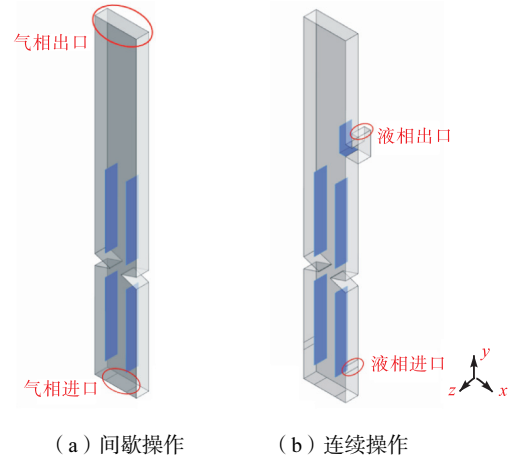
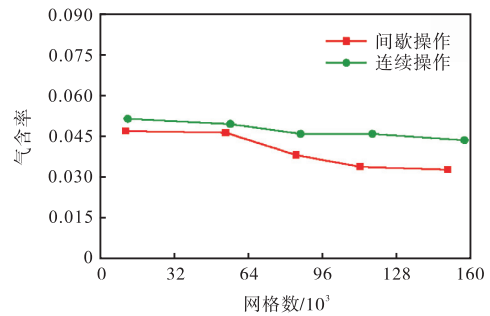
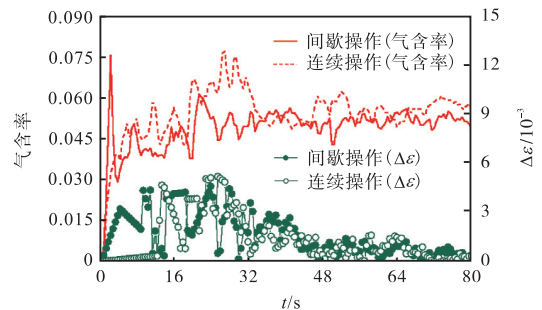


图 4 计算模型的几何结构

Fig.4 Geometry of the computational model



(a) 网格无关性验证



(b) 计算时间验证

图 5 网格无关性验证和计算时间验证

Fig.5 Verification of grid-independence and computational time

环流反应器中的流动过程具有一定的波动性, 为了确定流动过程基本达到稳定所需的时间, 考察了上升区气含率时均值的波动随时间的变化, 并定义了表征波动程度的参数(式(41)). 图 5(b) 为第 2 级上升区的气含率随时间的变化. 其中右侧纵坐标为气含率时均值的的变化率 ($\Delta\varepsilon$), 横坐标为计算时间. 当 $\Delta\varepsilon < 2 \times 10^{-3}$ 时, 认为气含率的时均值变化较小, 反应器内流动基本达到稳定. 从图中可见计算时间分别达到 43.0 s(间歇操作) 和 58.5 s(连续操作) 时, 流动基本达到稳定, 据此本文取 60 s 到 80 s 内计算值的平均值作为模拟结果分析讨论的数据来源.

$$\Delta \varepsilon = \frac{\left| \sum_{j=1}^{t+1} \alpha_{g,j} / (t+1) - \sum_{j=1}^t \alpha_{g,j} / t \right|}{\sum_{j=1}^t \alpha_{g,j} / t} \quad (41)$$

2.4 CFD模型验证

为了验证第 2.1 节中提出的 CFD 模型, 将表观气速为 0.027 8 m/s 时的模拟结果与实验结果进行对比. 图 6 为气含率和气泡平均尺寸的模拟值与实验值的对比. 图 6(a) 中上升区气含率的最大偏差约为 14.0%, 下降区气含率的最大偏差约为 15.3%. 虽然计算值与实验值存在一定的差异, 但气含率的分布规律保持一致. 考虑到气含率值较小, 容易造成相对误差的值较大, 因此认为误差在可接受范围内. 图 6(b) 中随着反应器高度的增高, 气泡平均尺寸的模拟值和实验值均增大, 变化趋势一致, 两者的最大误差不超过 18.4%, 考虑到气泡平均直径较小, 可认为计算模型能够预测反应器内的气泡流动特性.

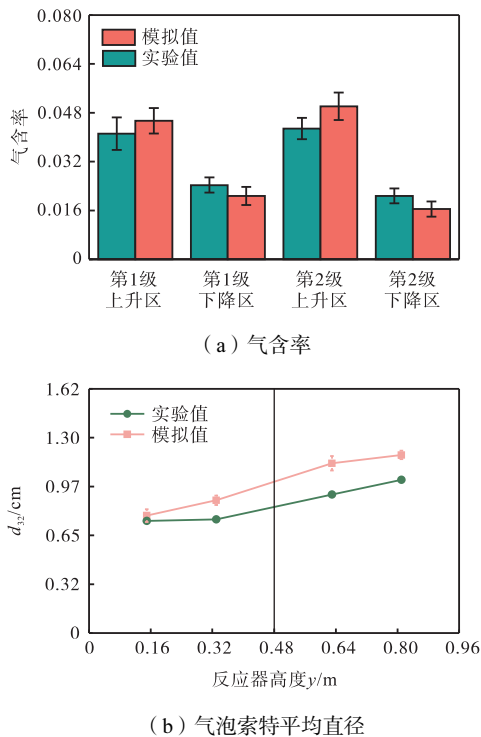


图 6 $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$ 时气含率与气泡索特平均直径的实验值和模拟值对比

Fig.6 Comparison of experimental and simulated values of gas holdup and Sauter mean bubble diameter at $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$

在环流反应器中存在着大量尺寸不一的气泡, 气泡之间的相互作用引起了局部湍流程度的明显变化, 从而影响了气泡表面的更新速率. 小涡模型认为气泡表面的更新主要是由湍流中尺度最小的涡所控制. 小涡具有较小的空间尺度和时间尺度, 可以表征

由于气泡快速聚并或破碎产生的涡流对气液传质速率的影响. 此外, 文献[50]模拟鼓泡塔中气泡流传质的研究也已经证实了该模型的准确性. 如式(37)所示, 小涡模型认为传质系数与气体扩散系数、动力黏度以及湍动能耗散率有关, C_0 在不同体系的传质过程中差异较大. 为了确定适用于本装置中的模型参数 C_0 , 对比体积氧传质系数 $k_1 a$ 的实验结果与 $a\sqrt{D_{O_2,1}^m} \left(\frac{\varepsilon}{\nu_1} \right)^{1/4}$ 的模拟值. 传质实验中溶氧探头所测实验结果主要是其布置位置处的溶氧值变化, 通过对比实验结果和图 7 中红框内液相相含率大于 0.1% 区域中的模拟时均值 (60~80 s 的平均值), 表 2 给出了不同表观气速下的模型参数, 根据表 2 确定了适用于本实验条件下小涡模型的模型参数 $C_0 = 0.0567$.

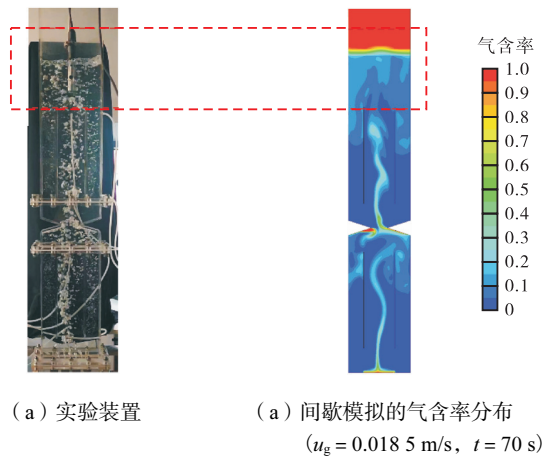


图 7 求取 C_0 的标记区域

Fig.7 Marked zone for C_0 calculation

表 2 不同表观气速下的小涡模型参数值

Tab.2 Parameters of the small eddy model using different superficial gas velocities

表观气速/(m/s)	实验值 $k_1 a/s^{-1}$	$a\sqrt{D_{O_2,1}^m} \left(\frac{\varepsilon}{\nu_1} \right)^{1/4}$ 模拟时均值/ s^{-1}	模型参数 C_0
0.018 5	0.008 1	0.146 5	0.055 3
0.027 8	0.013 0	0.223 8	0.058 1

3 结果与讨论

3.1 流动模拟结果

图 8 为 $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$ 时不同表观液速下的气含率分布图(结果取自 $z = 0$ 截面, 即反应器中间截面, 下文中的分布图均取自该截面). 图 8 中液速为零的情况代表间歇操作条件下的气含率分布. 图中随着表观液速的增大, 反应器内的气含率逐渐增大, 并且自由液面高度也逐渐增加. 图 9(a) 和(b) 分别为

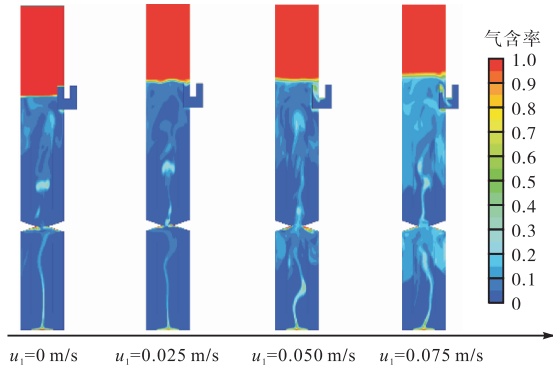
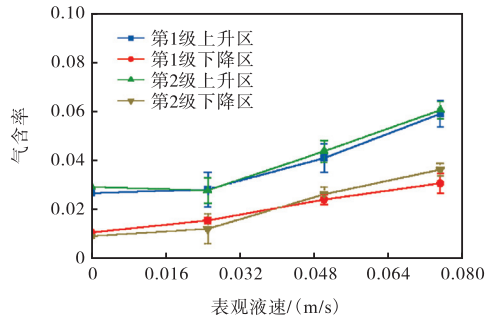
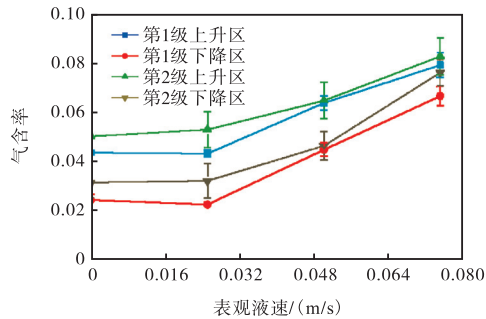


图 8 $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$ 不同表观液速下气升式环流反应器内的气含率分布 ($t = 80 \text{ s}$)

Fig.8 Gas holdup in the loop airlift reactor using different superficial liquid velocities at $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$ ($t = 80 \text{ s}$)



(a) $u_g = 0.0185 \text{ m/s}$



(b) $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$

图 9 气升式环流反应器内气含率随表观液速变化

Fig.9 Variation of gas holdup with superficial liquid velocity in the loop airlift reactor

$u_g = 0.0185 \text{ m/s}$ 和 $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$ 时反应器内各区域局部气含率随表观液速的变化曲线. 从图中可以看出, 低液速时, 表观液速对局部气含率的影响不大, 而高液速时随着表观液速的增大, 气含率也逐渐增大. 产生这一现象的原因主要有以下两点: 随着表观液速的增加, 反应器中的循环液速也随之增加, 如图 10 所示, 这使得高表观液速下的液相能够携带更多的气泡进入下降区, 促进气相环流, 增加气泡的停留时间; 随着表观液速的增加, 反应器中的液相湍动加剧, 如图 11 所示, 这使得高表观液速下的液相湍流

动能增加, 液相湍动加剧, 从而导致了气泡破碎速率增加, 产生了更多的小气泡, 反应器内的气泡平均尺寸减小, 进一步增加了气泡的停留时间.

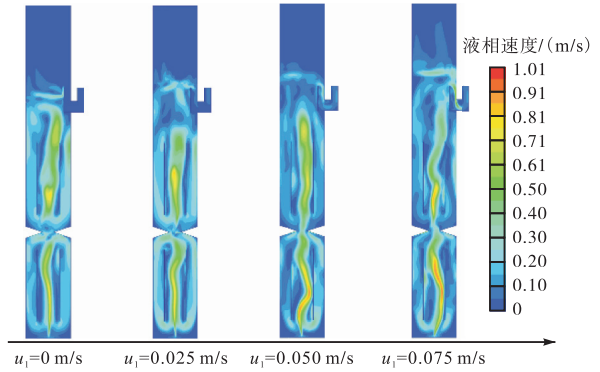


图 10 $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$ 不同表观液速下液相速度分布 ($t = 80 \text{ s}$)

Fig.10 Liquid-phase velocity distribution at different superficial liquid velocities and $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$ ($t = 80 \text{ s}$)

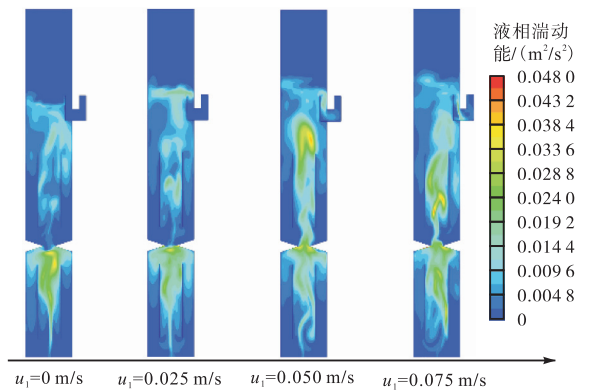


图 11 $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$ 不同表观液速下液相湍动能分布 ($t = 80 \text{ s}$)

Fig.11 Liquid-phase turbulence kinetic energy distribution at different superficial liquid velocities and $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$ ($t = 80 \text{ s}$)

图 12(a) 和 (b) 分别为 $u_g = 0.0185 \text{ m/s}$ 和 $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$ 时各个区域内的气泡索特平均直径, 区域对应图 2 所示的反应器中的区域划分. 其中 A 区域和 B 区域位于反应器的第 2 级, C 区域和 D 区域位于反应器的第 1 级. 从图中可以看出随着液速的增大, 反应器内气泡索特平均直径逐渐变小, 并且液速对第 1 级内气泡索特平均直径的影响要大于其对第 2 级的影响. 这可能是由于液速越大, 内构件的导流作用越强, 气液两相在缩口下方发生了更为强烈的相互作用, 使得湍流涡增加, 加快了涡体和大气泡的碰撞频率, 产生了更多的小气泡. 同时由于液速的增大, 循环液速也增大, 使得更多的小气泡被裹挟进入下降区开始循环, 气泡索特平均直径变小. 而当气相经过缩

口时, 尽管在缩口下方加剧的气液相互作用促进了气泡破碎, 但在缩口处流道变窄导致的气泡之间的碰撞频率增加, 发生气泡聚并的概率增加, 在气泡破碎和聚并的概率皆增加的情况下, 缩口上方的气泡索特平均直径受液速的影响要小于缩口下方的气泡索特平均直径受液速的影响。

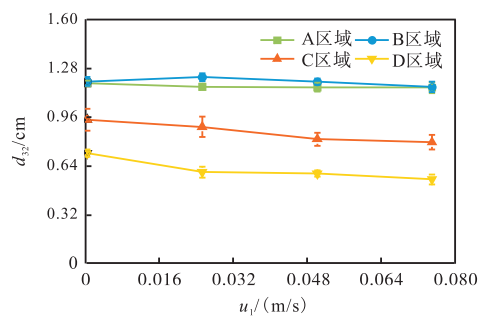
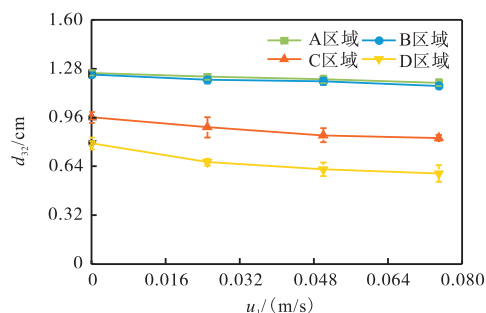
(a) $u_g = 0.0185 \text{ m/s}$ (b) $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$

图 12 气升式环流反应器内气泡索特平均直径随表观液速的变化

Fig.12 Variation of the Sauter mean bubble diameter with superficial liquid velocity in the loop airlift reactor

3.2 传质模拟结果

由于流场波动的影响, 本文选择了 60 s 到 80 s 内不同时刻的浓度结果并求取平均值作为最终的液相溶解氧浓度结果. 图 13(a) 和 (b) 分别为 $u_g = 0.0185 \text{ m/s}$ 和 $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$ 时, 第 1 级和第 2 级反应器内的液相溶解氧质量分数随液速的变化情况. 从图中可以看出, 随着液速的增大, 第 1 级反应器内溶解氧浓度逐渐减小. 第 2 级反应器内溶解氧质量分数在低液速时基本不变, 随着液速增大略有减小, 在较大的气速下, 减少的趋势更为明显. 随着液速逐渐增大, 两级之间溶解氧浓度的差异逐渐变小.

图 14 为不同液速下的液相溶解氧浓度分布. 当 $u_l = 0 \text{ m/s}$ 时, 即间歇操作, 只有气体流经反应器. 由于缩口结构的存在, 促进了级内循环, 同时也使得第 2 级反应器内的气泡尺寸变大(如图 12 所示), 第 2 级反应器内的气泡停留时间变短, 传质比表面积减小, 最终在两级之间形成了明显的浓度梯度.

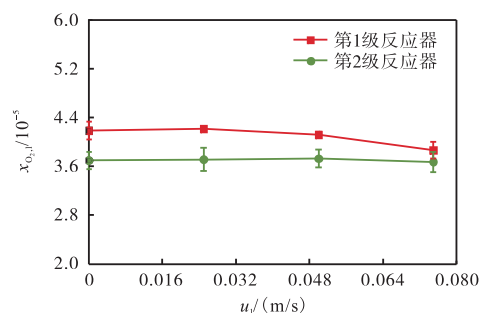
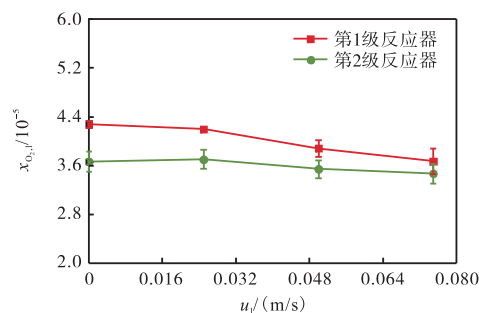
(a) $u_g = 0.0185 \text{ m/s}$ (b) $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$

图 13 不同表观气速和表观液速下液相中溶解氧浓度变化
Fig.13 Variation of concentration of dissolved oxygen in the liquid phase at different superficial gas velocities and superficial liquid velocities

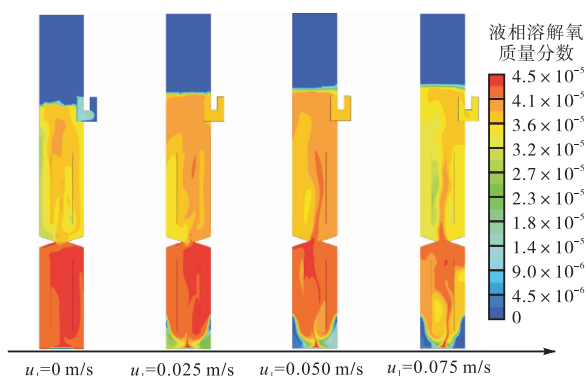


图 14 $u_g = 0.0278 \text{ m/s}$ 不同表观液速下液相溶解氧浓度分布 ($t = 80 \text{ s}$)

Fig.14 Concentration distribution of dissolved oxygen in the liquid phase at different superficial liquid velocities ($u_g = 0.0278 \text{ m/s}$, $t = 80 \text{ s}$)

当连续操作时, 液相连续从液相进口进入到反应器内, 在到达缩口下方时, 一部分液相进入第 1 级下降区继续留在第 1 级内, 另一部分从缩口处进入第 2 级反应器内. 低液速时, 液相进出反应器流速较低, 但由于不断地有新鲜的液相进入第 1 级和高浓度液相流出第 1 级, 造成第 1 级反应器内氧气浓度减小, 而第 2 级反应器内再经过气液传质后, 流入和流出氧气浓度相差不大, 使得第 2 级反应器内氧气浓度基本不变. 高液速时, 虽然气泡尺寸减小, 气含率增大, 但

是由于液速过大,进入反应器的液相还未充分传质就已离开反应器,使得第 1 级和第 2 级反应器内的氧气浓度都减小,特别是第 1 级下降区下部的溶解氧浓度明显减小,这可能是由于液速增大,在下降区的下部形成了部分液相死区,该区域内液相的液相速度很低,并且气含率较低,气液传质效果较差.由于进入到第 2 级中的液相中已经溶解了部分氧气,且在第 2 级内经过气液接触后,第 2 级内溶解氧浓度受液速的影响相对较小,使得两级之间溶解氧浓度梯度减小.此外,从图 14 还可以看出,不仅在两级之间形成了浓度梯度,在级内也出现了溶解氧浓度分布不均的情况.

图 15 为反应器内液相传质系数随表观液速的变化趋势.液相传质系数随表观液速的增加,先逐渐增大,然后逐渐减小.在低气速下,传质系数的变化幅度较小.传质系数先增大的原因在于表观液速的增加(从 0 到 0.025 m/s)使得液相湍动加剧,加快了气泡表面更新,液相传质阻力减小.而随着表观液速进一步增大,液相传质系数减小,这是由于反应器内的液速也随之增大,而在第 1 级下降区的下部形成了部分液相流动死区(图 14),该区域内流速较低,气含率较少,对于整体的传质贡献较少.尽管此时液相湍动进一步加剧,造成其他区域内的传质速率增大,但最终呈现出反应器内液相传质系数的下降.

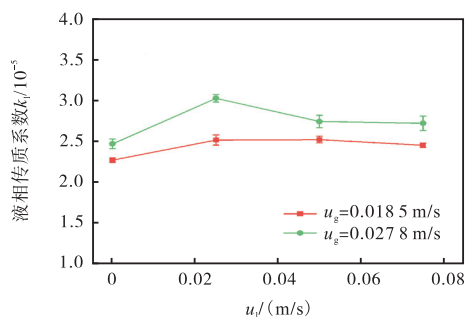


图 15 气升式环流反应器内液相传质系数随表观液速变化
Fig.15 Variation of the mass transfer coefficient in the liquid phase with superficial liquid velocity in the loop airlift reactor

4 结 论

本文对连续操作条件下二级环流反应器布置导流板后的流动与传质规律进行了研究.使用 CFD 方法并结合 PBM 方法获得了连续操作时二级气升式环流反应器内的气含率、气泡索特平均直径、浓度分布以及传质系数的特征与变化规律.具体的研究结论如下.

(1) 连续操作时,在低于 0.050 m/s 的低表观液速下,随着液速增大,各局部气含率基本不变;在高于 0.050 m/s 的高表观液速时,由于气泡索特平均直径变小和循环液速的增大,各局部气含率增大.

(2) 连续操作时,当表观液速在 0.025 m/s 到 0.075 m/s 的范围时,反应器内气泡索特平均直径随液速增大而减小,液速对第 1 级内气泡索特平均直径的影响略大于其对第 2 级内气泡索特平均直径的影响.

(3) 连续操作时,相比于间歇操作时,第 1 级反应器内溶解氧浓度减小,并当表观液速在 0.025 m/s 到 0.075 m/s 的范围时,随着液速增大,溶解氧浓度变化越来越明显,第 2 级反应器内溶解氧浓度随着液速增大略微减小.

(4) 连续操作时,当表观液速在 0.025 m/s 到 0.075 m/s 的范围时,随着表观液速增大,两级之间的浓度梯度减小,第 1 级反应器下降区下部的溶解氧浓度较低,该区域内的流速较低,气含率较低,造成气液传质效果不佳.而其他区域由于表观液速增大,造成气液相互作用加剧,气泡表面更新加快,提高了传质速率.反应器整体表现出液相传质系数随着表观液速的增加先增大后减小的变化趋势.

参考文献:

- [1] Wang T F, Wang J F, Jin Y. Slurry reactors for gas-to-liquid processes: A review[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2007, 46(18): 5824-5847.
- [2] Huang Q S, Zhang W P, Yang C. Modeling transport phenomena and reactions in a pilot slurry airlift loop reactor for direct coal liquefaction[J]. Chemical Engineering Science, 2015, 135: 441-451.
- [3] Guettel R, Kunz U, Turek T. Reactors for Fischer-Tropsch synthesis[J]. Chemical Engineering & Technology, 2008, 31(5): 746-754.
- [4] Pangarkar K, Schildhauer T J, van Ommen J R, et al. Experimental and numerical comparison of structured packings with a randomly packed bed reactor for Fischer-Tropsch synthesis[J]. Catalysis Today, 2009, 147: S2-S9.
- [5] Hol A, van der Weijden R D, van Weert G, et al. Bio-reduction of pyrite investigated in a gas lift loop reactor [J]. International Journal of Mineral Processing, 2010, 94(3/4): 140-146.
- [6] Rengel A, Zoughaib A, Dron D, et al. Hydrodynamic study of an internal airlift reactor for microalgae culture [J]. Applied Microbiology and Biotechnology, 2012,

- 93(1): 117-129.
- [7] Al-Qodah Z, Lafi W. Modeling of antibiotics production in magneto three-phase airlift fermenter[J]. *Biochemical Engineering Journal*, 2001, 7(1): 7-16.
- [8] Li L F, Xu X Y, Wang W J, et al. Hydrodynamics and mass transfer of concentric-tube internal loop airlift reactors: A review[J]. *Bioresource Technology*, 2022, 359: 127451.
- [9] Luo L J, Yuan J Q, Xie P, et al. Hydrodynamics and mass transfer characteristics in an internal loop airlift reactor with sieve plates[J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2013, 91(12): 2377-2388.
- [10] Liu M X, Lu C X, Shi M X, et al. Hydrodynamics and mass transfer in a modified three-phase airlift loop reactor[J]. *Petroleum Science*, 2007, 4(3): 91-96.
- [11] de Jesus S S, Neto J M, Maciel R. Hydrodynamics and mass transfer in bubble column, conventional airlift, stirred airlift and stirred tank bioreactors, using viscous fluid: A comparative study[J]. *Biochemical Engineering Journal*, 2017, 118: 70-81.
- [12] Li S G, Qi T, Zhang Y, et al. Hydrodynamics of a multi-stage internal loop airlift reactor[J]. *Chemical Engineering & Technology*, 2009, 32(1): 80-85.
- [13] Mohanty K, Das D, Biswas M N. Hydrodynamics of a novel multi-stage external loop airlift reactor[J]. *Chemical Engineering Science*, 2006, 61(14): 4617-4624.
- [14] Farhadian N, Behin J, Parvareh A. Residence time distribution in an internal loop airlift reactor: CFD simulation versus digital image processing measurement[J]. *Computers and Fluids*, 2018, 167: 221-228.
- [15] Gourich B, El Azher N, Bellhaj M S, et al. Contribution to the study of hydrodynamics and gas-liquid mass transfer in a two- and three-phase split-rectangular airlift reactor[J]. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2005, 44(10): 1047-1053.
- [16] Drandev S, Penev K I, Karamanev D. Study of the hydrodynamics and mass transfer in a rectangular air-lift bioreactor[J]. *Chemical Engineering Science*, 2016, 146: 180-188.
- [17] Fadavi A, Chisti Y. Gas holdup and mixing characteristics of a novel forced circulation loop reactor[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2007, 131(1/2/3): 105-111.
- [18] Yu W, Wang T F, Liu M L, et al. Liquid backmixing and particle distribution in a novel multistage internal-loop airlift slurry reactor[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2008, 47(11): 3974-3982.
- [19] Zhang X B, Guo K, Qi W Z, et al. Gas holdup, bubble behaviour, and mass transfer characteristics in a two-stage internal loop airlift reactor with different screens[J]. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 2017, 95(6): 1202-1212.
- [20] Zhong F, Xing Z B, Cao R, et al. Flow regimes characteristics of industrial-scale center-rising airlift reactor[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2022, 430: 133067.
- [21] Bai F W, Wang L P, Huang H J, et al. Oxygen mass-transfer performance of low viscosity gas-liquid-solid system in a split-cylinder airlift bioreactor[J]. *Biotechnology Letters*, 2001, 23(14): 1109-1113.
- [22] Kumar N, Bansal A, Gupta R. Shear rate and mass transfer coefficient in internal loop airlift reactors involving non-Newtonian fluids[J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2018, 136: 315-323.
- [23] Talvy S, Cockx A, Liné A. Modeling of oxygen mass transfer in a gas-liquid airlift reactor[J]. *AIChE Journal*, 2007, 53(2): 316-326.
- [24] Luo L J, Yuan J Q. Modeling of mass transfer in an internal loop airlift reactor[J]. *Chemical Engineering & Technology*, 2015, 38(3): 511-520.
- [25] Deng Z H, Wang T F, Zhang N A, et al. Gas holdup, bubble behavior and mass transfer in a 5 m high internal-loop airlift reactor with non-Newtonian fluid[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2010, 160(2): 729-737.
- [26] Gluz M D, Merchuk J C. Modified airlift reactors: The helical flow promoters[J]. *Chemical Engineering Science*, 1996, 51: 2915-2920.
- [27] Shi Y F, Wu S, Ren H M, et al. Computational fluid dynamics and factor analysis of a novel swirling demulsified airlift loop reactor for the treatment of refined soybean oil wastewater[J]. *Bioresource Technology*, 2020, 296: 122316.
- [28] Zhang T, Wei C H, Feng C H, et al. A novel airlift reactor enhanced by funnel internals and hydrodynamics prediction by the CFD method[J]. *Bioresource Technology*, 2012, 104: 600-607.
- [29] 陶金亮, 黄建刚, 肖航, 等. 级间隙高度和表观气速对多级环流反应器混合和传质的影响[J]. *化工学报*, 2018, 69(7): 2878-2889.
- Tao Jinliang, Huang Jiangang, Xiao Hang, et al. Influences of interstage height and superficial gas velocity in multistage internal airlift loop reactor on performance of mixing and mass transfer[J]. *CIESC Journal*, 2018, 69(7): 2878-2889 (in Chinese).
- [30] 于伟, 王铁峰, 汪展文. 两级气液内环流反应器内气含率和循环液速[J]. *化工学报*, 2008, 59: 1107-1113.
- Yu Wei, Wang Tiefeng, Wang Zhanwen. Gas holdup and liquid circulation velocity in gas-liquid two-stage in-

- ternal-loop airlift reactor[J]. *CIESC Journal*, 2008, 59: 1107-1113 (in Chinese).
- [31] Li D, Guo K, Li J N, et al. Hydrodynamics and bubble behaviour in a three-phase two-stage internal loop airlift reactor[J]. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2018, 26(6): 1359-1369.
- [32] 李绍果, 薛天艳, 齐涛, 等. 分段进气多级环流反应器流动与传质特性研究[J]. *化学工程*, 2013, 41(7): 38-41.
- Li Shaoguo, Xue Tianyan, Qi Tao, et al. Flow and mass transfer characteristics of multi-sparger and multi-stage internal airlift loop reactor[J]. *Chemical Engineering (China)*, 2013, 41(7): 38-41 (in Chinese).
- [33] 黄益平, 李婷, 郑龙云, 等. 三级环流反应器中气液流动与传质规律[J]. *化工进展*, 2023, 42(增 1): 175-188.
- Huang Yiping, Li Ting, Zheng Longyun, et al. Hydrodynamics and mass transfer characteristics of a three-stage internal loop airlift reactor[J]. *Chemical Industry and Engineering Process*, 2023, 42(Suppl 1): 175-188 (in Chinese).
- [34] Shi J Z, Guo K, Wang Z C, et al. Computational fluid dynamics simulation of hydrodynamics in a two-stage internal loop airlift reactor with contraction-expansion guide vane[J]. *ACS Omega*, 2021, 6(10): 6981-6995.
- [35] 卢哲, 史嘉帧, 郭凯, 等. 二级环流反应器中收缩-膨胀隔板的性能优化[J]. *化学工业与工程*, 2024, 41(1): 125-135.
- Lu Zhe, Shi Jiazhen, Guo Kai, et al. Optimization of contraction-expansion partition in a two-stage internal airlift loop reactor[J]. *Chemical Industry and Engineering*, 2024, 41(1): 125-135 (in Chinese).
- [36] Bello R A, Robinson C W, Moo-Young M. Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in airlift[J]. *Biotechnology and Bioengineering*, 1985, 3(27): 369-381.
- [37] Lau Y M, Deen N G, Kuipers J A M. Development of an image measurement technique for size distribution in dense bubbly flows[J]. *Chemical Engineering Science*, 2013, 94: 20-29.
- [38] Ziegenhein T, Zalucky J, Rzehak R, et al. On the hydrodynamics of airlift reactors, Part I: Experiments[J]. *Chemical Engineering Science*, 2016, 150: 54-65.
- [39] Wongsuchoto P, Charinpanitkul T, Pavasant P. Bubble size distribution and gas-liquid mass transfer in airlift contactors[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2003, 92(1/2/3): 81-90.
- [40] Zheng Z Y, Chen Y Q, Zhan X B, et al. Mass transfer intensification in a novel airlift reactor assembly with helical sieve plates[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2018, 342: 61-70.
- [41] Gagnon H, Lounes M, Thibault J. Power consumption and mass transfer in agitated gas-liquid columns: A comparative study[J]. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 1998, 76(3): 379-389.
- [42] Merchuk J C, Ladwa N, Cameron A, et al. Concentric-tube airlift reactors: Effects of geometrical design on performance[J]. *AIChE Journal*, 1994, 40(7): 1105-1117.
- [43] Kumar S, Ramkrishna D. On the solution of population balance equations by discretization—I. A fixed pivot technique[J]. *Chemical Engineering Science*, 1996, 51(8): 1311-1332.
- [44] Luo H A, Svendsen H F. Theoretical model for drop and bubble breakup in turbulent dispersions[J]. *AIChE Journal*, 1996, 5(42): 1225-1233.
- [45] Luo H A. Coalescence, Breakup and Liquid Circulation in Bubble Column Reactors[D]. Trondheim, Norway: Norwegian Institute of Technology, 1993.
- [46] Lamont J C, Scott D S. An eddy cell model of mass transfer into the surface of a turbulent liquid[J]. *AIChE Journal*, 1970, 4(16): 513-519.
- [47] Massman W J. A review of the molecular diffusivities of H₂O, CO₂, CH₄, CO, O₃, SO₂, NH₃, N₂O, NO, and NO₂ in air, O₂ and N₂ near STP[J]. *Atmospheric Environment*, 1998, 32(6): 1111-1127.
- [48] Han P, Bartels D M. Temperature dependence of oxygen diffusion in H₂O and D₂O[J]. *Journal of Physical Chemistry*, 1996, 100(13): 5597-5602.
- [49] Shi W B, Yang N, Yang X G. A kinetic inlet model for CFD simulation of large-scale bubble columns[J]. *Chemical Engineering Science*, 2017, 158: 108-116.
- [50] Jia X W, Hu W C, Yuan X G, et al. Influence of the addition of ethanol to the gas phase on CO₂ absorption in a bubble column[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2014, 53(24): 10216-10224.

(责任编辑: 田 军)