

DOI: 10.20176/j.cnki.nxdz.000061

炔醛法合成1,4-丁炔二醇浆态床反应器内 流动-传质特性研究

刘海龙^{1,2}, 王银亮³, 安庆元^{1,2}, 李建涛^{1,2*}, 王乃良^{1,2}

(1. 宁夏大学 化学化工学院, 宁夏 银川 750021; 2. 宁夏大学 煤炭高效利用与绿色化工国家重点实验室, 宁夏 银川 750021; 3. 新疆至臻化工工程研究中心有限公司, 新疆 石河子 832000)

摘要: 浆态床反应器具有混合性能好、催化效率高和传质传热性能好等优势, 在石油化工、煤化工领域被广泛应用。但在1,4-丁炔二醇(BYD)的生产过程中, 浆态床反应器中往往耦合弱旋流, 弱旋流对浆态床内流动及传质的影响有待进一步研究。针对耦合弱旋流浆态床反应器, 研究反应器内气泡的时空分布特性、弱旋流对气液传质特性的作用规律。结果表明, 弱旋流影响气泡的运动轨迹, 促进气泡周向与径向运动, 从而延长了气泡在反应器内的停留时间; 弱旋流对气泡破碎起促进作用, 导致反应器内气泡直径减小、气泡频率增加; 弱旋流通过破碎气泡, 增加气液传质面积, 同时降低液侧传质系数, 在两者综合作用下, 气液体积传质系数随着搅拌器叶片转速增加而降低。

关键词: 1,4-丁炔二醇; 浆态床反应器; 弱旋流; 气泡特性; 传质特性

分类号: (中图)TQ052.5

文献标志码: A

浆态床反应器具有催化效率高、能耗低和传质传热性能优异的优点, 特别适用于高能耗、强放热工业及受传质控制的多相反应^[1-3], 因此, 被广泛用于生化废水处理、生物发酵、光合生物的规模化培养、石油化工和煤化工等领域^[4-6]。例如, 在甲醛乙炔化(Reppe法)工艺中, 1,4-丁炔二醇(BYD)生产过程涉及的反应器就是浆态床反应器^[7-8]。浆态床反应器中通常涉及气相、液相和固相的三相混合流动。在气液固多相反应中, 一般伴随气液传质过程, 当反应被所传物质限制时, 气液传质过程是影响反应器性能的关键因素, 因此受到研究者的关注。气液传质效率直接影响反应的效率和产物的选择性, 因此深入研究气液传质过程, 对优化浆态床反应器的性能非常重要。大量的研究结果显示, 浆态床中的传质特性与气泡特性密切相关^[9-14]。Koide等^[15]的研究结果显示, 传质系数与气泡表面的平均直径呈线性比例关系; 较高的气泡速度会引发较强的液体湍动现象, 使液侧传质系数增大, 从而提高了传质效率^[10]。Vázquez等^[16]的研究结果显

示, 气泡尺寸在一定程度上影响传质效率, 且随着气泡直径增大, 气液体积传质系数降低^[17]。上述研究分析了气泡特性对传质过程的作用规律。在1,4-丁炔二醇(BYD)生产过程中, 为了满足生产需要, 往往通过在反应器中加入搅拌系统来引入旋流场, 但引入的旋流场会改变浆态床内气泡特性对气液传质过程的作用规律。旋流场对浆态床反应器内流动和传质的研究结果显示^[18-21], 气泡特性随着旋流场的强度变化而变化, 增加搅拌器转速, 虽导致气泡破碎, 但会增加气泡频率, 且气泡的增加量取决于各相的性质^[18]。Leng等^[22]的研究结果显示, 旋流具有阻止气泡聚并的作用, 使气泡尺寸随着搅拌速度增加而急剧减小。Nishikawa等^[23]对此给出不同的解释, 认为增加搅拌速度会增加能量耗散率, 导致气泡尺寸减小。一般, 旋流场影响传质特性。随着搅拌器叶片转速增加, 气液混合程度越高, 传质效果也越好; 但过高的旋流场强度可导致形成稳定的对称流场, 不利于气液两相分散, 最终使传质效率降低^[24]。随着搅拌速度增加(500~1 300 r/min),

收稿日期: 2024-08-10

基金项目: 国家自然科学基金青年科学基金资助项目(22308171, 22208172)

作者简介: 刘海龙(2001—), 男, 硕士研究生, 主要从事多相流研究, (电子信箱)hailong1866@126.com。

* 通信联系人: 李建涛(1993—), 男, 副教授, 博士, 主要从事流态化、多相流过程强化研究, (电子信箱)jlili@nxu.edu.cn。

引用格式: 刘海龙, 王银亮, 安庆元, 等. 炔醛法合成1,4-丁炔二醇浆态床反应器内流动-传质特性研究[J]. 宁夏大学学报(自然科学版中英文), 2026, 47(1): 50-55.

气液体积传质系数急剧增大^[25]。以上研究主要集中在高转速(300~1 300 r/min)情况下,而在实际工况下,1, 4-丁炔二醇(BYD)反应器内搅拌器叶片的转速保持在 50~100 r/min。由于受到多相体系复杂性、旋流场强度影响,浆态床内的流动和传质特性会受到一定的影响,因此需对浆态床反应器内弱旋流的影响进行研究。目前,针对浆态床反应器内流动及传质特性的研究较多,但对其中的耦合旋流研究较少,特别是弱旋流。而在 BYD 生产过程中,往往耦合弱旋流。因此,文中探究耦合弱旋流对浆态床反应器内气泡特性、传质特性及两者相互作用的规律,阐明弱旋流对浆态床反应器内气泡特性和传质特性的影响,为工业 BYD 浆态床反应器的操作及结构优化提供参考。

1 实验部分

1.1 装置及流程

实验装置主要由浆态床反应器(SHZK-GPTL2308,上海朝曦化工科技有限公司)、物料供给系统和测量系统组成,其中,浆态床反应器主要由反应器主体、气体分布器和搅拌系统组成(图 1)。反应器主体(直径(D_c)为 0.3 m、高度(H)为 1.2 m),由透明亚克力材料制成。在反应器底部设置环形气体分布器,在分布器下表面均匀开设直径为 1 mm 的气孔;在距反应器底部 10 mm 处布设桨式搅拌器,其叶片类型为折叶式^[26],叶片的长为 66 mm、宽为 14 mm,折叶夹角为 45°。通过变频器改变搅拌叶片的转速,桨式搅拌器见图 2。物料供给系统主要由空气压缩机、储气罐、气体管路和高纯 N₂罐组成。按一定的比例将固相与液相混合为浆液,由射流式自吸泵提供动力,将该浆液加入反应器,实验中液位始终保持在 0.6 m。在实验过程中,空气通过压缩机压入缓冲罐,然后经过气体分布器进入反应器,再从反应器顶

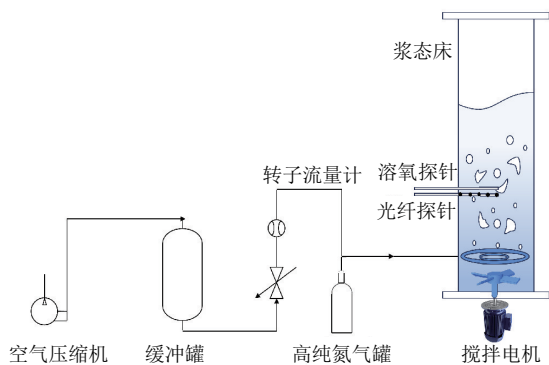


图 1 实验装置

Fig. 1 Experimental setup

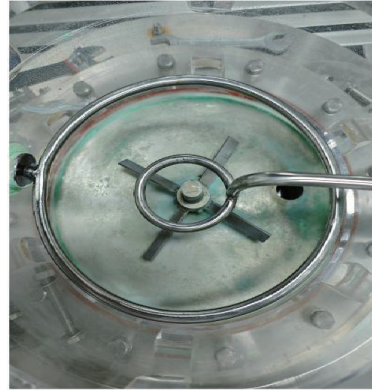


图 2 桨式搅拌器

Fig. 2 Paddle stirrer

部排出。使用转子流量计检测气体的流量,其测量系统主要包括光纤探针、溶氧探针及数据采集传输系统。

1.2 操作条件及实验介质

实验中改变的主要操作条件为表观气体流速(v_g)、搅拌器叶片的转速(n)。研究结果显示^[27-28],不同流型下流动与传质特性存在较大差异,在工业 BYD 生产工况下,反应体系的流型为非均匀流型,临界气体流速为 0.06 m/s。因此,该实验中 $v_g=0.06\sim 0.10$ m/s。考虑工业 BYD 生产反应器中实际 n 为 50~100 r/min,该实验中 n 分别设定为 40、60、80、100、120 r/min。以上每个操作条件下,均进行 5 次平行实验。

实验所用介质为常温常压空气、高纯 N₂、水和生产工业 BYD 的固相催化剂,其中,空气的密度为 1.29 kg/m³;N₂的密度为 1.250 6 kg/m³;水的密度为 1 000 kg/m³、黏度为 0.961 mPa·s、表面张力为 72.9 mN/m;固相催化剂的堆积密度为 1 490 kg/m³、振实密度为 1 780 kg/m³、真实密度为 3 857.2 kg/m³、颗粒平均粒径为 21.2 μm。图 3 为固相催化剂颗粒粒径的分布图。

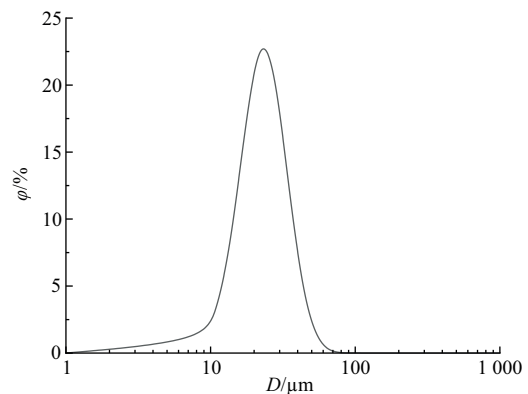


图 3 固相催化剂颗粒粒径的分布

Fig. 3 Particle size distribution of solid-phase catalyst particles

1.3 测量方法及测点布置

1.3.1 气泡特性 使用PV6M型多通道颗粒速度测量仪(中国科学院过程工程研究所,以下称该仪器为光纤探针),定量表征浆态床反应器内的气泡特性(气泡频率、气泡直径)^[29],其中,采样频率为20 000 Hz,采样时间为6.5 s。由于浆液和气泡对光的反射能力不同,根据反射光的强度,可区分浆液相和气泡相^[30]。反射光的强度与测量电压呈正相关关系,当出现电压峰值时,气泡经过探针尖端(图4)。

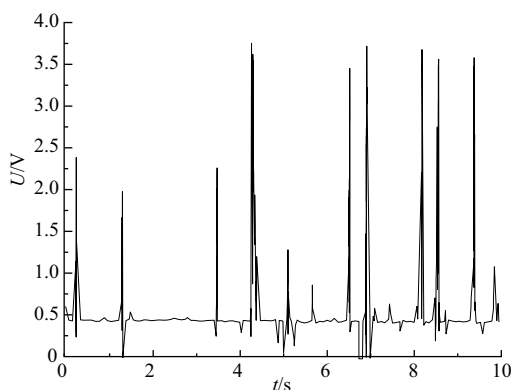


图4 气泡经过探针尖端时的电压

Fig. 4 Voltage when bubbles pass the tip of the probe

1.3.2 气液传质特性 为了定量表征浆态床流场中的传质特性,采用SUP-DO-7018荧光法溶解氧电极(杭州美仪自动化技术股份有限公司,以下称该仪器为溶氧探针)、溶解氧监测仪,测量溶解氧的质量浓度,采样时间为150~400 s。一般,通过气液体积传质系数(k_{la})衡量气液传质效率。实验中采用 N_2 -空气切换的氧气置换法测量 k_{la} :气体分布器将高纯 N_2 分散至反应器,待溶解氧监测仪监测到反应器内接近无氧状态时,快速关闭 N_2 阀门并通入 O_2 。实时监测溶解氧的质量浓度并记录,当溶解氧的质量浓度接近饱和时,停止监测。

1.3.3 测点布置 实验中具体的测量位置见图1。定义气体分布器位置为轴向零点,光纤探针轴向测量位置位于鼓泡塔床层中部0.3 m处。由于气体分布器附近存在射流,射流区外为主要反应区域,而光纤探针的轴向截面处于该反应区域,因此光纤探针能准确表征气泡的特性。径向共布置5个监测点,并沿反应器中心至边壁($r/R=0,0.2,0.4,0.6,0.8$,其中 r 为监测点到反应器中心轴线的实际径向距离, R 为中心轴线到反应器边壁的实际距离)分布。

1.4 数据处理

1.4.1 光纤探针的数据处理 统计一定测量时间(t/s)内的气泡数量(N),即可得到气泡频率 f 。即:

$$f = N/t. \quad (1)$$

由节1.3.1可知,当气泡沿着两个光纤端面排列方向运动时,气泡产生的波形相似,但在时间上有一定的延迟。对两个光纤端面的数据进行互相关运算,可计算出延迟时间(τ_b/s)。因探针间距(l,m)已知,可由式(2)计算出气泡速度($v_b,m/s$)。即:

$$v_b = l/\tau_b. \quad (2)$$

通过光纤探针测定气泡的停留时间($\Delta t/s$),则由式(3)计算出气泡的直径(D/m)。即:

$$D = \Delta t \times v_b. \quad (3)$$

1.4.2 溶氧探针的数据处理 k_{la} 的计算公式为^[31]:

$$k_{la}t = \ln \left[\frac{\rho(O_2)^* - \rho_t(O_2)}{\rho(O_2)^* - \rho(O_2)} \right]. \quad (4)$$

式中: $\rho(O_2)^*$ 为空气饱和溶液中溶解氧的质量浓度(mg/L); $\rho(O_2),\rho_t(O_2)$ 分别为 $t=0,t$ 时刻溶解氧的质量浓度(mg/L)。

反应器内实时溶解氧的质量浓度,由溶氧探针测量,并由溶解氧监测仪记录,采用线性拟合法计算 k_{la} 。以 t 为自变量、以 S (溶解氧质量浓度差比值的对数)为因变量,采用线性拟合法得到拟合直线,其斜率即 k_{la} 。拟合结果见图5, $R^2=0.9928$,显示实验的准确性较好。

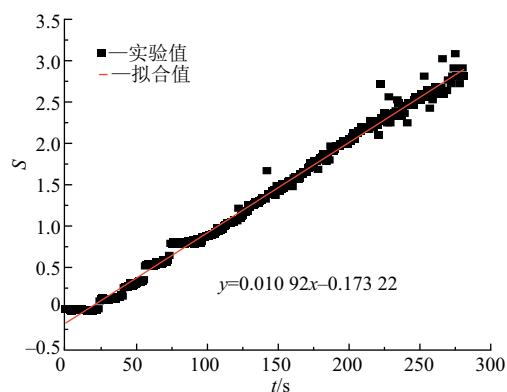


图5 气液体积传质系数的线性拟合结果

Fig. 5 Linear fitting results of gas-liquid volumetric mass transfer coefficient

2 结果与讨论

2.1 旋流场对气泡特性的影响

2.1.1 溶氧探针的数据处理 为验证旋流对气泡运动路径的影响,分别对反应器内有、无旋流场时单个气泡的运动过程进行可视化研究(图6),气泡的运动过程由高速摄像机记录。首先,对无旋流场情况下(搅拌器叶片的转速 $n=0$),气泡运动特性进行分析(图6(a))。发现随着 t 增加,气泡仅发生轴

向运动,其径向位置未发生改变。其次,对有旋流场情况下,气泡的运动轨迹进行分析(图 6(b))。发现气泡在沿轴上升的同时,也伴随着径向运动,证实旋流明显影响气泡的运动轨迹。同时,对比有旋流、无旋流下气泡的轴向运动轨迹,发现在相同时间内,旋流会缩短气泡的轴向运动距离,表明旋流场延长了气泡在反应器内的停留时间。

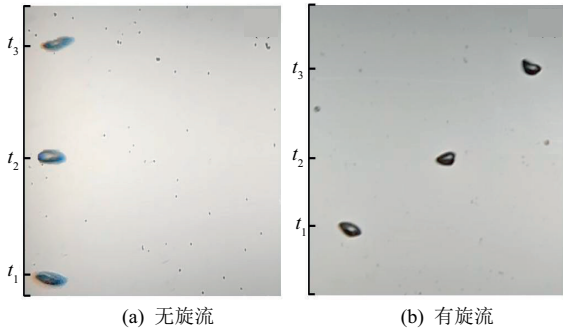


图 6 单个气泡的运动过程
Fig. 6 Movement process of a single bubble

2.1.2 气泡频率和大小 不同 n 对气泡频率(f)、直径(D)的影响见图 7。随着 n 增大, f 整体呈现先增大后减小的趋势,其中, $n = 40 \sim 100$ r/min 时, f 增大, $n = 100 \sim 120$ r/min 时, f 降低。在非均匀流下,旋

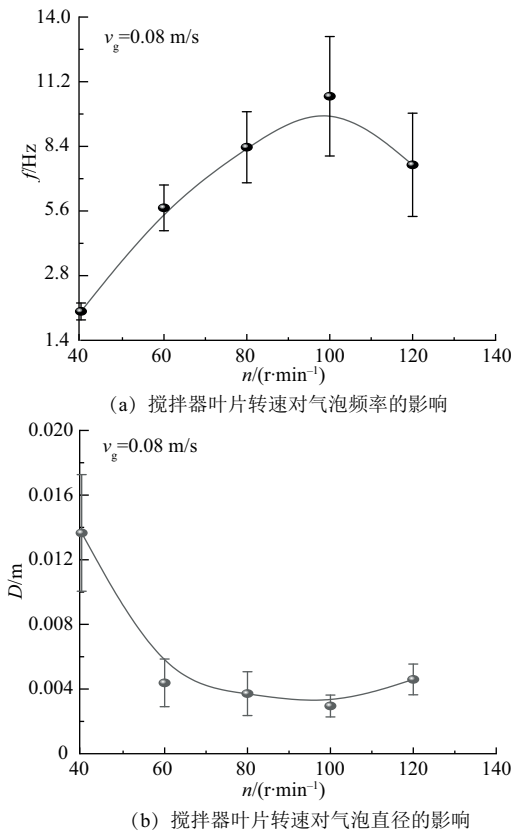


图 7 搅拌器叶片转速对气泡频率与直径的影响
Fig. 7 Effect of stirrer blade rotational speed on bubble frequency and diameter

流场有助于气泡破碎,且随着 n 增大,对气泡破碎效果越好,故 n 增大, f 也逐渐增大。然而,当 $n > 100$ r/min 时,气泡的稳定性受到影响。高转速使流体的湍流变得剧烈,气液相互作用增强,气泡间的碰撞和聚并现象增多,这样减弱了旋流对气泡的破碎作用, f 减小。因此,在超过 n 的阈值后, f 降低。由图 7 可知, D 随着 n 增大呈现先减小后增大的趋势,其中,在旋流场强度较低($n = 40 \sim 60$ r/min)时,随着 n 增大, D 的降低趋势显著;旋流场有助于气泡破碎,且随着 n 增大,对气泡破碎效果越好,故在 $n = 40 \sim 100$ r/min 下, D 总体随着 n 增大而减小;在超过临界转速($n = 100$ r/min)时,旋流场对气泡破碎的作用减弱,故在 $n = 100 \sim 120$ r/min 时, D 增大。

2.2 旋流场对传质特性的影响

气液传质特性与气泡特性密切相关。上述研究结果显示,旋流主要通过两种方式影响气泡,即改变气泡运动路径,影响气泡破碎和聚并行为。明晰旋流场对气泡特性的影响后,进一步对传质特性进行分析。

2.2.1 溶解氧的质量浓度 不同转速(n)下溶解氧的质量浓度($\rho(O_2)$)随着时间(t)的变化见图 8。在 $t = 0 \sim 100$ s, $\rho(O_2)$ 的增加速率较快,曲线斜率较大,此时气液传质效率较高。100 s 后,随着 O_2 逐渐溶解进入液相,传质推动力降低, O_2 的溶解能力变差,曲线斜率逐渐减小,气液传质效率也逐渐降低。测量前期出现 $\rho(O_2)$ 异常点,是由于在表观气体流速较高时,气体切换产生的尺寸较大气泡团,途经溶氧探针尖端,导致 $\rho(O_2)$ 瞬间升高。250 s 后, $\rho(O_2)$ 几乎不变,此时反应器内液相已经达到饱和氧状态。

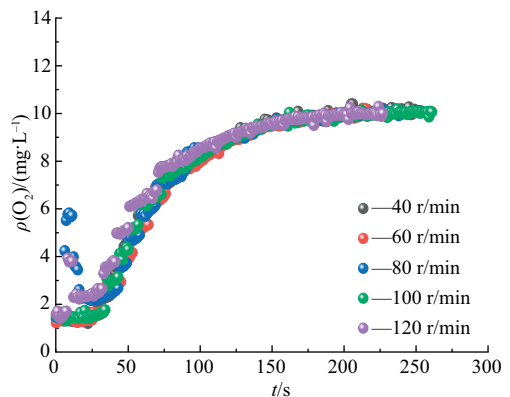


图 8 溶解氧质量浓度随着时间的变化
Fig. 8 Change in dissolved oxygen mass concentration over time

2.2.2 气液体积传质系数(k_{la}) k_{la} 随着 n 的变化见图 9。随着 n 增大, k_{la} 整体降低。由节 2.1.2 可知, n 增大对气泡特性产生一定的影响,且在非均匀流下旋流

促进了气泡破碎。随着 n 增大, f 增大, D 降低,导致气液界面面积(a)增大。 D 与液体的湍动程度相关,随着 D 减小,液体的湍动程度减弱,导致液侧传质系数(k_l)降低。因此, a 、 k_l 共同影响 k_{la} 。在非均匀流下,随着 v 、 a 增大, k_l 降低;因 a 的影响作用相对较大, k_{la} 缓慢降低。

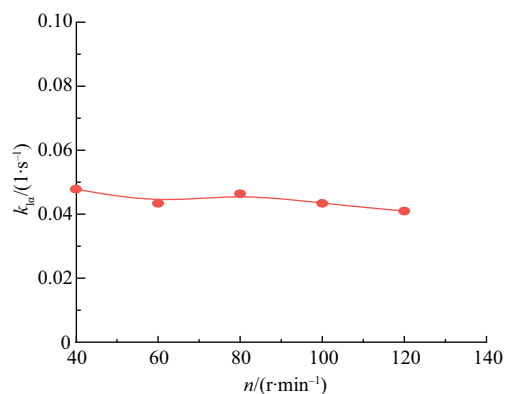


图 9 气体体积传质系数随着搅拌器叶片转速的变化

Fig. 9 Variation of gas-liquid volumetric mass transfer coefficient with stirrer blade rotational speed

3 结论

1)弱旋流对气泡特性的作用机制体现在,影响气泡聚并和破碎行为、改变气泡运动轨迹这两方面。因此,弱旋流可有效增加气泡在反应器内的停留时间。

2)弱旋流降低了浆态床内的气液传质效率,使气液界面面积增大、液侧传质系数减小,且这两个影响因素存在竞争机制。弱旋流对液侧传质系数的影响较大,导致气液体积传质系数随着搅拌器叶片转速增加而减小。

参考文献:

- [1] MAHMOUDI S, HLAWITSCHKA M W. Effect of solid particles on the slurry bubble columns behavior: A review[J]. ChemBioEng Reviews, 2022,9(1):63-92.
- [2] BASHA O, SEHABIAGUE L, ABDEL-WAHAB A, et al. Fischer-Tropsch synthesis in slurry bubble column reactors: Experimental investigations and modeling: A review [J]. International Journal of Chemical Reactor Engineering, 2015,13(3):201. DOI:10.1515/ijcre-2014-0146.
- [3] WANG Tiefeng, WANG Jinfu, JIN Yong. Slurry reactors for gas-to-liquid processes: A review [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2007,46(18):5824-5847.
- [4] WU Mengde, LI Guangci, LU Mohong, et al. Hydroliquefaction of asphaltene catalyzed by molybdenum-nickel bimetallic catalysts in slurry bed [J]. International Journal of Chemical Reactor Engineering, 2022,20(3):285-293.
- [5] NGUYEN T H, NGUYEN Q A, CAO A N T. Hydrodemetallization of heavy oil: Recent progress, challenge, and future prospects [J]. Journal of Petroleum Science and Engineering, 2022, 216: 110762. DOI:10.1016/j.petrol.2022.110762.
- [6] LIN Jing, HAN Minghan, WANG Tiefeng, et al. Influence of the gas distributor on the local hydrodynamic behavior of an external loop airlift reactor [J]. Chemical Engineering Journal, 2004,102(1):51-59.
- [7] AN Qingyuan, LI Jiantao, ZHANG lei, et al. Study on flow characteristics and phase holdup in a slurry bubble column coupled with mild agitation [J]. Particology, 2024,91:226-234.
- [8] 丁陶, 谢文昊, 王乃良, 等. 炔醛法合成1,4-丁炔二醇中催化反应网络的分析与调控 [J]. 宁夏大学学报(自然科学版), 2024,45(1):36-43.
- [9] YANG He, CHEN Aqiang, GENG Shujun, et al. Influences of fluid physical properties, solid particles, and operating conditions on the hydrodynamics in slurry reactors [J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2022,44:51-71.
- [10] SARHAN A R, NASER J, BROOKS G. Effects of particle size and concentration on bubble coalescence and froth formation in a slurry bubble column [J]. Particology, 2018,36:82-95.
- [11] GHENI S A, ABDULAZIZ Y I, AL-DAHMAN M H. Effect of L/D ratio on phase holdup and bubble dynamics in slurry bubble column using optical fiber probe measurements [J]. International Journal of Chemical Reactor Engineering, 2016,14(2):653-664.
- [12] LI Weiling, ZHONG Wenqi. CFD simulation of hydrodynamics of gas-liquid-solid three-phase bubble column [J]. Powder Technology, 2015,286:766-788.
- [13] OJIMA S, HAYASHI K, TOMIYAMA A T. Effects of hydrophilic particles on bubbly flow in slurry bubble column [J]. International Journal of Multiphase Flow, 2014,58:154-167.
- [14] MAJUMDER S K, KUNDU G, MUKHERJEE D. Bubble size distribution and gas-liquid interfacial area in a modified downflow bubble column [J]. Chemical Engineering Journal, 2006,122(1/2):1-10.
- [15] KOIDE K, MOROOKA, UEYAMA K, et al. Behavior of bubbles in large scale bubble column [J]. Journal of Chemical Engineering of Japan, 1979, 12 (2) : 98-104.
- [16] VÁZQUEZ G, CANCELA M A, RIVEROL C, et al. Application of the Danckwerts method in a bubble column: Effects of surfactants on mass transfer coefficient and interfacial area [J]. Chemical Engineering Journal, 2000,78(1):13-19.
- [17] CHAUMAT H, BILLET A M, DELMAS H. Hydrodynamics and mass transfer in bubble column: Influence of liquid phase surface tension [J]. Chemical Engineering Science, 2007,62(24):7378-7390.
- [18] LI Xiangyang, DUAN yongguang, WANG haoliang, et al. Internal optimization for enhancing the microbubble-

- ble dispersion characteristics of a stirred tank [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2022, 61(45):16815-16822.
- [19] TIAN Lei, LIU Yan, TANG Junjie, et al. Variation law of gas holdup in an autoclave during the pressure leaching process by using a mixed-flow agitator [J]. *International Journal of Minerals, Metallurgy, and Materials*, 2017, 24:876-883.
- [20] SARDESHPANDE M V, GUPTA S, RANADE V V. Electrical resistance tomography for gas holdup in a gas-liquid stirred tank reactor [J]. *Chemical Engineering Science*, 2017, 170:476-490.
- [21] SHAIKH A, TAHA M M, AL-DAHMAN M H. Phases distribution in slurry bubble columns: Insights from single-source computed tomography and gas holdup measurements [J]. *Flow Measurement and Instrumentation*, 2023, 93: 102441. DOI: 10.1016/j.flowmeasinst.2023.102441.
- [22] LENG D E, QUARDERER G J. Drop dispersion in suspension polymerization [J]. *Chemical Engineering Communications*, 1982, 14(3/6):177-201.
- [23] NISHIKAWA M, MORIF, FUJIEDA S. Average drop size in a liquid-liquid phase mixing vessel [J]. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 1987, 20(1):82-88.
- [24] SENOUCI-BEREKSI M, KIES F K, BENTAHAR F. Hydrodynamics and bubble size distribution in a stirred reactor [J]. *Arabian Journal for Science and Engineering*, 2018, 43(10):1-13.
- [25] ŽAK Ž A, ZEDNÍKOVÁ Z M, MOUCHA T. Local volumetric mass transfer coefficients in sections of multiple-impeller stirred tank reactors: Data analysis [J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2023, 190:829-841.
- [26] ORVALHO S, HASHIDA M, ZEDNIKOVA M, et al. Flow regimes in slurry bubble column: Effect of column height and particle concentration [J]. *Chemical Engineering Journal*, 2018, 351:799-815.
- [27] BARATI-HAROONI A, JAMIALAHMADI M. Experimental investigation and correlation of the effect of carbon nanotubes on bubble column fluid dynamics: Gas holdup, flow regime transition, bubble size and bubble rise velocity [J]. *International Journal of Multiphase Flow*, 2021, 139: 103647. DOI: 10.1016/j.ijmultiphaseflow.2021.103647.
- [28] MOKHTARI M, CHAOUKI J. New technique for simultaneous measurement of the local solid and gas holdup by using optical fiber probes in the slurry bubble column [J]. *Chemical Engineering Journal*, 2019, 358:831-841.
- [29] LI Jiantao, YAO Xiuying, LIU Lu, et al. Bed-to-wall heat transfer in a gas-solid fluidized bed with external solids circulation: Modified packet renewal model [J]. *Powder Technology*, 2021, 383:19-29.
- [30] WANG Zhiguo, BI H T, LIM C J. Measurements of local flow structures of conical spouted beds by optical fiber probes [J]. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 2009, 87(2):264-273.
- [31] ZHANG Huahai, GUO Zhongshan, WANG Yuelin, et al. Effect of particles on hydrodynamics and mass transfer in a slurry bubble column: Correlation of experimental data [J]. *AIChE Journal*, 2022, 69(3): e17843. DOI:10.1002/aic.17843.

Study on the Flow and Mass Transfer Characteristics in A Slurry Reactor for Synthesis of 1, 4-butynediol Using Alkyne Aldehyde Method

LIU Hailong^{1,2}, WANG Yinliang³, AN Qingyuan^{1,2}, LI Jiantao^{1,2*}, WANG Nailiang^{1,2}

(1. School of Chemistry and Chemical Engineering, Ningxia University, Yinchuan 750021, China;

2. State Key Laboratory of High-efficiency Utilization of Coal and Green Chemical Engineering, Ningxia University, Yinchuan 750021, China;

3. Xinjiang Zhizhen Chemical Engineering Research Center Co., LTD, Shihezi 832000, China)

Abstract: Slurry bed reactors have been widely used in petrochemical and coal chemical industries due to their strong mixing performance, high catalytic efficiency, and good mass and heat transfer characteristics. However, low swirl flow is often coupled in the production of 1, 4-butynediol (BYD), and the effect of the low swirl flow on the fluid dynamics and mass transfer within the slurry bed needs further investigation. This work first studies the spatiotemporal distribution characteristics of bubbles within the slurry bed reactor coupled with low swirl flow. It is found that the low swirl flow significantly affects the motion trajectory of bubbles, promoting their circumferential and radial movement, thereby extending their residence time within the reactor. Low swirl flow also facilitates the breakup of bubbles, leading to a reduction in bubble size and an increase in bubble frequency within the reactor. Furthermore, low swirl flow increases the gas-liquid mass transfer area by breaking up bubbles while simultaneously weakening the liquid-side mass transfer coefficient. As a result of the combined effects, the volumetric mass transfer coefficient decreases slightly with increasing the rotational speed.

Key words: 1,4-butynediol; slurry bed reactor; low swirl flow; bubble characteristics; mass transfer characteristics

(责任编辑 高继红)