

DOI:10.13232/j.cnki.jnju.2017.03.024

强化气液喷射搅拌反应器传质特性研究

王云鹏, 田洪舟, 刘承智, 周 政*

(南京大学化学化工学院, 南京, 210023)

摘 要: 气液界面的传质强化是设计高效节能反应器的重要目标。气泡大小是影响气液反应界面传质和最终反应速率的重要流体力学参数。就确定的体系而言, 反应器的结构参数和操作参数会对气泡大小产生不同程度的影响, 从而影响传质效果。利用溶氧法测定体积传质系数 $k_L a$, 利用一种图像处理方法测定气液相界面积 a , 进而得到液相传质系数 k_L , 对某型强化气液喷射搅拌反应器的传质特性进行了研究。探讨了反应器的结构参数和操作参数对于其传质特性的影响, 从而更好地理解反应器的传质机理, 为反应器的优化提供设计依据。

关键词: 气液反应器, 图像处理, 传质系数, 相界面积

中图分类号: TP181

文献标识码: A

The study on mass transfer characteristics of the intensified gas-liquid jet stirred reactor

Wang Yunpeng, Tian Hongzhou, Liu Chengzhi, Zhou Zheng*

(School of Chemistry and Chemical Engineering, Nanjing University, Nanjing, 210023, China)

Abstract: Intensification of gas-liquid interfacial mass transfer is an important target for the design of high efficiency and energy saving reactors. Bubble size is one of the important hydrodynamic parameters that influence the interfacial mass transfer and the final reaction rate. In terms of the established system, the structural parameters and operating parameters of the reactor will have different effects on the bubble size, thus affecting the mass transfer effect. This study employs the method of dissolved oxygen for the determination of the volumetric mass transfer coefficient $k_L a$, a kind of image processing method for the determination of the interfacial area a and thus the liquid side mass transfer coefficient k_L is calculated. The mass transfer characteristics of the specific intensified gas-liquid jet stirred reactor are studied in this paper. And the effects of structure parameters and operating parameters on the mass transfer characteristics are further discussed, so as to better understand the mass transfer mechanism of the reactor and provide the design basis for the optimization of the reactor.

Key words: gas-liquid reactor, image processing, mass transfer coefficient, interfacial area

基金项目: 国家自然科学基金 (21306078, 21476105, 91434101)

收稿日期: 2017-04-13

* 通讯联系人, E-mail: zhouzheng@nju.edu.cn

在以苯二甲酸生产和己二酸生产为代表的过程工业中,气液反应体系被广泛使用.针对气液反应器,气液界面的传质强化是反应过程中非常重要的目标,也是目前高效和节能反应器研究的重要课题.

一般认为,对于气液固多相反应体系,反应物A的宏观反应速率可以由式(1)表示^[1]:

$$-r_A'' = \frac{1}{\frac{1}{H_A k_{Ga}} + \frac{1}{k_{La}} + \frac{1}{k_{sa}} + \frac{1}{k_{Ac} \chi_{Af}}} \cdot \frac{P_G}{H_A} \quad (1)$$

根据上式,多相体系的宏观反应速率不仅取决于本征反应动力学(如本征反应速率常数 k_A''),还极大地受制于多相体系的气液传质和液固传质情况.当一个反应体系的工艺条件(例如催化剂、温度、压力、物料配比等)确定之后,该体系的宏观反应速率主要受传质影响.然而,许多研究都侧重于对本征反应动力学的影响因素进行分析,例如总是关注催化剂条件、物料配比等工艺条件对反应速率的影响^[2-4],却忽略了对反应过程中传质和传热过程的研究,从而造成实验室对反应器的研究结论在实际工程放大时出现低效甚至失败.

过程工业中常见的氧化、加氢反应是典型的受传质影响的多相反应体系.它们具有如下特征:(1)当反应的工艺条件确定之后,其本征反应动力学受其他因素影响较小^[5];(2)反应过程的阻力主要是气液、液固界面的传质阻力^[1];(3)反应器内的流体运动方式、反应器的结构参数决定气液固界面的传质性能,并最终对宏观反应速率产生决定性影响.

根据宏观反应速率方程(1)可以看出,气液界面传质阻力由气侧体积传质系数 k_{Ga} 和液侧体积传质系数 k_{La} 决定.但是对于诸如加氢、氧化等大多数气液反应,气体在液相中的溶解度并不大,气侧传质阻力比液侧传质阻力一般要小几个数量级^[6-7],所以多数情况下气侧传质阻力可以被忽略.因而气液界面传质建模一般是针对反应器结构、气液物性、操作工况和 k_{La} 之间的关系展开^[5,8-11].对于传质过程而言,

k_{La} 是一个宏观参数,它并没有充分反映气液传质界面及其两侧的详细信息.因此,为了获取更多微观信息, k_{La} 中的 k_L 和 a 两项应该分别加以研究^[12-14].

在气液反应器的定性研究和设计中,液侧体积传质系数 k_{La} 是一个关键参数^[12].但是这个参数是宏观的,对于传质机理的探究不足以提供足够的信息.对于目前在众多化工和生化领域大规模使用的气液反应器,分别研究其液相传质系数 k_L 和单位相界面积 a 的工作很少^[15-16],绝大多数针对这些反应器的研究工作都止步于液相体积传质系数 k_{La} 的测定.为了更好地理解气液传质机理, k_L 和 a 应该分别研究,这样能更好地帮助我们确定哪个因素(k_L 还是 a)控制着传质过程.

本文的工作主要是通过测定某型强化气液喷射搅拌反应器的多项传质参数(k_{La} 、 a 、 k_L),以确定反应器结构参数和操作参数对于气液传质过程的影响,并与我们所建立的理论数学模型作对比.

1 理论建模

传统的反应器建模是根据实验结果拟合得到经验或者半经验的关联式.所有的关联式都是基于某种特定条件而得到的(例如反应器结构、混合方式、气液物性、操作条件、测量条件等),很难得到普遍应用.

利用基于连续介质假设的 Navier-Stokes 方程(N-S 方程)可以从理论上得到设计参数,但是由于工业气液反应体系中气液界面存在复杂的时空变化,其结果的适用性仍然存疑.此外,不同的反应器结构和流体运动方式就会使方程具有不同的边界条件,由此得到的计算结果可能差别非常大.

实验建模法介于上述两法之间.它首先依据反应体系的工况条件和反应器结构特征,并结合气液传质理论和流体力学理论,建立初级界面传质模型,然后再进一步获得初级宏观反应速率模型.在此基础上,借助于现代先进仪器,进行气液反应体系或模拟体系的数据采集

和分析,从而得到 $k_L a$ 和 $k_G a$ (必要时还需要测定 k_{sa}),并借此对上述已建立的初级界面传质模型进行修正.最后,再建立修正的宏观反应速率模型.

1.1 基本假设 反应器内气液相界面面积总体建模基于如下假设:

(1) 下降管体积远小于筒体体积,故可忽略.

(2) 在稳态条件下,虽然下降管内存在能量耗散剧烈的混合区和能量耗散相对较弱的管流区,但由于下降管内流速较大,其内局部能量耗散率大小各处均相同,即假设仅存在一个能量耗散率均匀区.

(3) 气泡自下降管侧孔流出时,单个气泡均为直径为 d_0 的刚性球体,气泡 Sauer 平均直径 $d_{32} = \lambda_1 d_m$, d_m 为下降管内最大气泡直径, λ_1 为表征气泡粒径分布特征的常数,由于气泡粒径分布一般为正态或对数正态分布,故一般取 $0.60 \sim 0.70$ [17-18],本文中暂定 $\lambda_1 = 0.65$.

(4) 气泡自侧孔流出后,在其上升过程中,气泡大小不变,气泡间相互作用可以忽略,即不发生聚并和破裂.

1.2 气液相界面面积总体模型的建立 基于上述假设,反应器内的气液相界面面积 a 是由于下降管内的气泡在时间 t 内不断流出引起的.气泡在反应器内的平均停留时间 Δt 内,反应器内后 N 个气泡同时存在于反应器内(不包括下降管内的气泡),即:

$$a = \frac{N \times \pi d_{32}^2}{V_{GL}} \quad (2)$$

V_{GL} 为稳态操作时气液体系总体积,其计算公式如下:

$$V_{GL} = \frac{\pi}{4} D_0^2 \times H_1 \quad (3)$$

式中, D_0 为反应器直径, H_1 为稳态操作时反应器中的液位高度,其与初始液位高度 H_0 和体系气含率 ϵ_G 有如下关系:

$$H_1 = \frac{H_0}{1 - \epsilon_G} \quad (4)$$

由式(2)~(4)可得:

$$a = \frac{4N(1 - \epsilon_G)d_{32}^2}{H_0 D_0^2} \quad (5)$$

气泡数量 N 是在 Δt 内自下降管侧孔或下端出口流出的气泡总数,其计算公式为:

$$N = \frac{\lambda_2 Q_G \Delta t}{\frac{\pi}{6} d_{32}^3} \quad (6)$$

式中, λ_2 为下降管的开孔系数, Q_G 为气体体积卷吸速率.

反应器内气泡平均停留时间 Δt 依据气泡群中气泡平均上升速度 v_1 确定 [19-20],即:

$$v_1 = \frac{(1 - \epsilon_G)^2}{1 - \epsilon_G^{5/3}} v_0 \quad (7)$$

$$\Delta t = \frac{H_1}{v_1} \quad (8)$$

式中, v_0 为静止液体中单个气泡上升速度.

由式(4)(7)和(8)可得:

$$\Delta t = \frac{H_0}{V_0} \times \frac{1 - \epsilon_G^{5/3}}{(1 - \epsilon_G)^3} \quad (9)$$

由式(6)和(9)可得:

$$N = \frac{6\lambda_2 Q_G H_0}{\pi v_0 d_{32}^3} \times \frac{1 - \epsilon_G^{5/3}}{(1 - \epsilon_G)^3} \quad (10)$$

将式(10)代入式(5)中可得:

$$a = \frac{24\lambda_2 Q_G (1 - \epsilon_G^{5/3})}{\pi v_0 d_{32} (1 - \epsilon_G)^2 D_0^2} \quad (11)$$

式(11)即为反应器内气液相界面面积总体模型.

若对上式进行简化,可得:

$$a = \frac{6v_g (1 - \epsilon_G^{5/3})}{d_{32} v_0 (1 - \epsilon_G)^2} \quad (12)$$

$$v_g = \frac{4\lambda_2 Q_G}{\pi D_0^2} \quad (13)$$

式中, v_g 为表观气速.

由式(7)和(12)可进一步简化得到:

$$a = \frac{6v_g}{d_{32} v_1} \quad (14)$$

当无液体外循环时:

$$\epsilon_G = \frac{v_g}{v_1} \quad (15)$$

故由式(14)和(15)可得以下通用的气液相界面面积计算公式:

$$a = \frac{6\epsilon_G}{d_{32}} \quad (16)$$

但相对而言,式(11)的模型更具体,更具有实际

价值。

静止液体中单个气泡上升速度 v_0 采用如下模型^[21]:

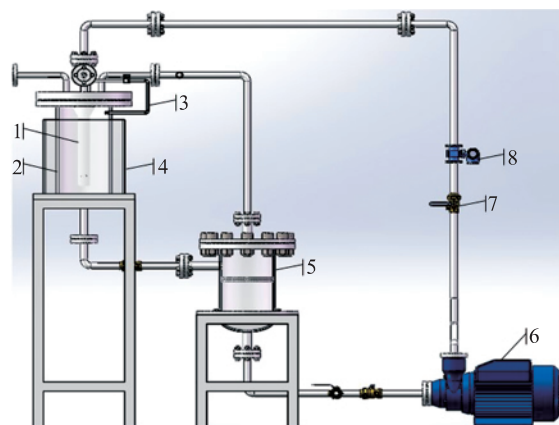
$$v_0 = \left(\frac{\sigma_L g}{\rho_L} \right)^{1/4} \left[\left(\frac{m_0^{-1/4}}{K_b d_0'^2} \right)^{-0.8} + \left(\frac{2.4}{d_0'} + \frac{d_0'}{2} \right)^{-0.4} \right]^{-1.2} \quad (17)$$

式中, $M_0 = \frac{g \mu_L^4}{\rho_L \sigma_L^3}$; $d_0' = d_0 \left(\frac{\rho_L g}{\sigma_L} \right)^{1/2}$; $K_b = 14.7 M_0^{-0.038}$ 。

由式(17)可知, v_0 与体系物性及气泡大小有关。而气泡大小则可能与反应器结构、操作参数和物性参数有关。

2 实验部分

2.1 实验装置 本文工作中所研究的某型强化气液喷射搅拌反应器如图1所示。该反应器的主体是内径为0.203 m、高度为0.344 m、厚度为5 mm的有机玻璃圆筒。反应器顶部安装有一个不锈钢喷嘴, 喷嘴下方连接一根长为0.300 m的有机玻璃下降管, 在下降管底部的侧壁上开有小孔。



1. 下降管; 2. 圆筒; 3. 进气口; 4. 有机玻璃箱; 5. 气液分离罐; 6. 离心泵; 7. 球形阀; 8. 液体流量计

图1 某型强化气液喷射搅拌反应器体系示意图

Fig. 1 Schematic diagram of the enhanced gas-liquid jet stirred reactor system

实验操作时, 反应器圆筒内预先注入液相。接通离心泵电源后, 液相流体会被离心泵注满管路。当液体通过反应器圆筒上方的喷嘴时, 由于喷嘴处管径的突然减小, 液相流体压力急速

减小, 进而转化为动能并从喷嘴处高速射出。高速射出的液相流体卷吸第二相(气体)并使其破碎, 完成能量与质量的转化和交换。该反应器在实验操作时对于液相来说是间歇式的, 每次实验均需重新往体系内加注液相; 对于气相来说是连续式的, 反应过程中可以不断卷吸入新的气体。

每次实验时, 首先要往反应器的圆筒内加注室温下的自来水, 然后通过通入高纯氮气的方法, 将体系内的氧气排出。溶氧仪上附加的温度传感器显示, 每次实验过程中, 工作流体的温度变化不会超过1℃。所有的实验都是在常压环境下进行的。

2.2 体积传质系数 $k_L a$ 的测量 体系气含率的确定是通过测量通入气相前后体系液位高度的变化。体系平均气含率的计算如式(18)所示:

$$\varepsilon_G = \frac{H_F - H_L}{H_F} \quad (18)$$

H_F 是操作过程中含气体系的液位高度; H_L 是静止状态下体系的液位高度。

因为气侧的体系传质系数要比液侧的大很多, 所以气侧的阻力可以忽略^[22]。氧气物理吸收过程中的 $k_L a$ 可以通过式(19)得出:

$$k_L a = \frac{1 - \varepsilon_G}{t} \ln \frac{c^* - c_i}{c^* - c_f} \quad (19)$$

c^* , c_i 和 c_f 分别是水中溶解氧的饱和浓度、初始浓度和终了浓度。这个公式是以液体完全混合为假设, 从氧气平衡中推导出来的^[22]。

根据上述公式, 本文采用一种基于水中溶解氧浓度测定的方法来实现空气—水体系中的氧气传质测量实验。本文使用 INESA JPSJ-605F 溶氧仪来测定体系内的溶解氧浓度。该型溶氧仪外接一个 DO-958-S 溶解氧电极来检测溶解氧浓度。由于反应过程中反应器圆筒内的流体湍流很剧烈, 所以由纵向位置引起的 $k_L a$ 差异可以忽略。因此仅在该反应器圆筒底部侧壁处设置一个取样口, 用来流取反应器圆筒内的液相即自来水样品。

考虑到上述溶解氧浓度的测量方式不是连续的, 所以在工况确定的条件下, 通过改变每次

实验的操作时间,然后根据一组随着时间而改变的浓度数据得出确定工况条件下的 $k_L a$. 在本文中,操作时间从 5 s 开始,后续每次操作时间增加 5 s,然后以操作时间 t 为横轴、 $(1-\varepsilon_G) \cdot \ln \frac{c^* - c_i}{c^* - c_f}$ 为纵轴作图,所得直线的斜率即为该条件下的 $k_L a$.

在一次标准的实验中,首先将反应器圆筒内注满室温下的自来水,然后通过设置在喷嘴上部的气体卷吸口往自来水中泵入高纯氮气,根据氮气流量通气 4~5 min,直至水体

中的溶解氧浓度降至 $0.5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 左右. 在除去水体中的氧气后,启动离心泵,通过调节管路中球形阀的开度来达到预设的液体循环流量. 在本文中,液体的循环流量范围是 $0.80 \sim 1.90 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

2.3 相界面面积 a 的测量 本文使用一种光学技术来测量气泡的大小^[23]. 我们建造了如图 2 所示的实验装置. 为了减小当光线透过有机玻璃圆筒时折射所产生的图像失真,在圆筒外放置了一个壁厚 3 mm 的透明长方形有机玻璃箱,在箱内也注满了和圆筒内一样的自来水.

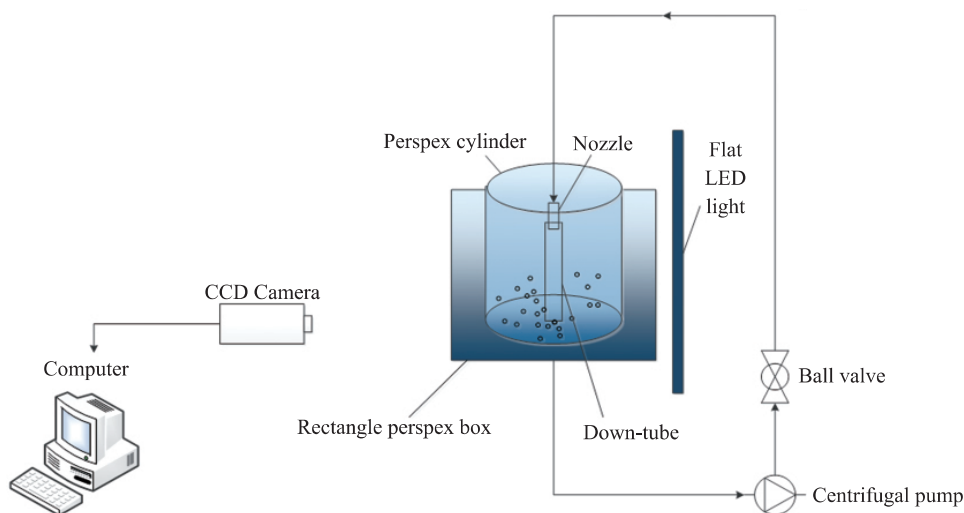


图 2 气泡大小测量实验装置示意图

Fig. 2 Schematic diagram of the experimental settings for bubble size measurement

为了简化气泡图像,从而简化图像处理过程,在反应器圆筒背景处安置了一组 LED 光源,该 LED 光源由稳压电源供电,光源面与 CCD 相机成像平面平行. 这里给 CCD 相机配置了一个 NIKON AF 85 mm/F1.4 镜头,由该相机拍摄的图片拥有 4000×2672 像素,256 个灰阶. 图像放大率(Image magnification factor, IMF)是反应器中真实物体长度与图像中像素数的比值. 本文中,IMF 值是 $0.09656 \text{ mm} \cdot \text{pixel}^{-1}$.

本文使用一种与华中科技大学钟胜等合作开发的图像处理技术来进行气泡图像处理^[23]. 气泡图像处理流程如图 3 所示.

根据气泡处理的结果,可以得到每个气泡的投影面积 A . 利用下式可以计算出气泡的当

量直径:

$$d_e = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} \quad (20)$$

由于气液反应器内气泡一般是以气泡群的形式存在,气泡大小和运动较为复杂,故不可能精确得到体系内每个气泡的大小、形状及运动特征. 从工程应用角度,可以采用 Sauter 平均直径^[24]. 进一步,可以利用下式计算得出一群气泡的 Sauter 平均直径:

$$d_{32} = \frac{\sum d_e^3}{\sum d_e^2} \quad (21)$$

根据 Maxwell-Boltzmann 分布,可以推导出下式^[25]:

$$a = \frac{6\varepsilon_G}{d_{32}} \quad (22)$$

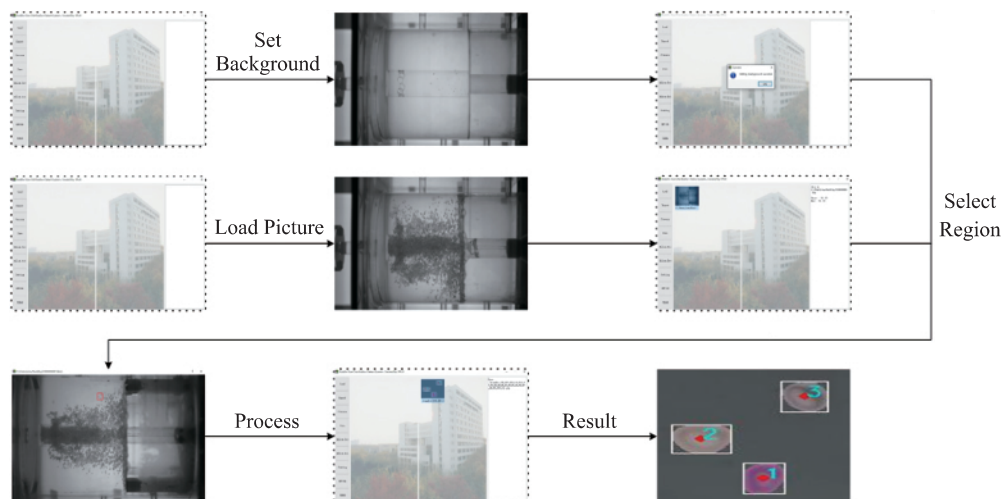


图3 气泡图像处理流程

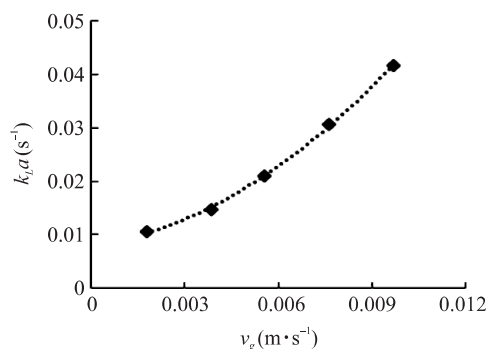
Fig. 3 The flowchart of bubble image process

2.4 实验条件 本文研究了反应器的结构参数和操作参数对传质过程的影响. 变量总结如表 1.

表1 实验变量

Table 1 Experimental variable

结构参数		操作参数	
孔数	孔径 $\varphi(\text{mm})$	液体循环流量 $Q(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	静态液位高度 $H_0(\text{cm})$
4	8.0	0.80	18
5	10.0	1.00	20
8	12.0	1.30	22
10	14.0	1.60	24
12	16.0	1.90	26

图4 对于某型下降管,体积传质系数 k_La 与表观气速 v_g 的关系Fig. 4 The k_La versus v_g for the specific down-tube

3 结果与讨论

3.1 液相体积传质系数 k_La 通过在 2.2 节中描述的溶解氧测量方法可以得到 k_La 的数值. 本文研究了 2 个下降管的结构参数和 2 个操作参数对于 k_La 的影响. 根据图 4, 可以发现在我们所研究的液体循环流量范围内, k_La 随着表观气速 v_g 的增加而增加. 这是因为随着液体循环流量 Q 的增加, 更多的气体被卷吸入反应器内, 从而导致更剧烈的气液反应. 直观表现是反应器内气泡数量的增多, 如图 5 所示. 从定量的角度看, k_La 与 v_g 之间存在很好的二次函数关系 ($k_La = 272.22v_g^2 + 0.8644v_g + 0.0079$, $R^2 = 0.999$).

在图 6 中, 可以看出对于开孔率相同但是孔数不同的下降管, 其 k_La 基本相同, 即在开孔率相同的情况下, 下降管的孔数对反应器的传质效果没有显著影响. 本文通过调节液体的循环流量间接调节表观气速 v_g , 通过调节管路球形阀的开度来调节液体循环流量. 由于球形阀易于调节, 所以液体循环流量的数值非常稳定. 在图 7 中可以发现, 较小的开孔率 (8 mm 孔径和 10 mm 孔径) 限制了表观气速 v_g 的增大, 从而也限制了 k_La 的增大. 当开孔率达到 0.5 以

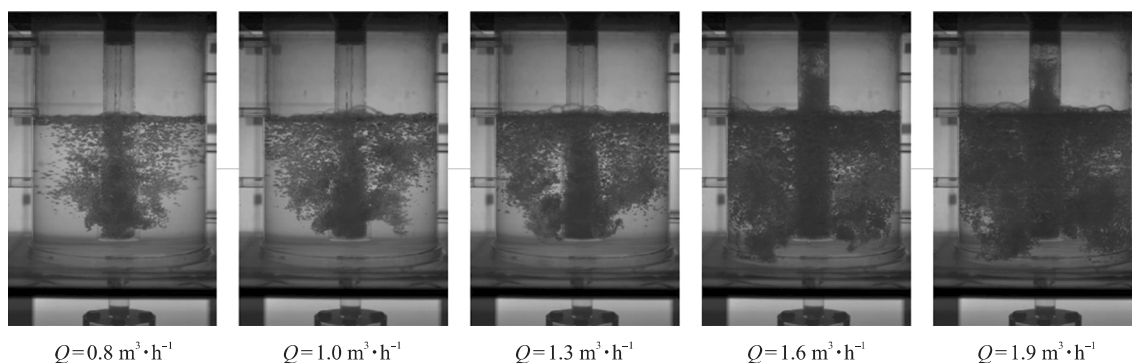
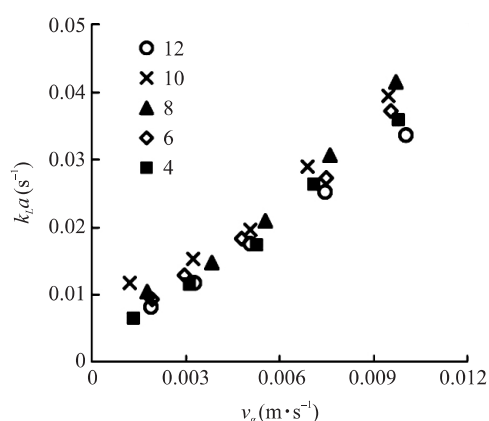
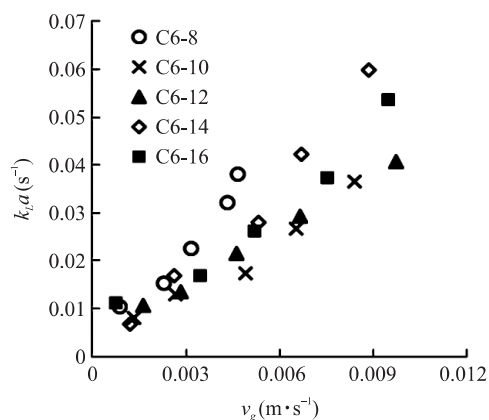
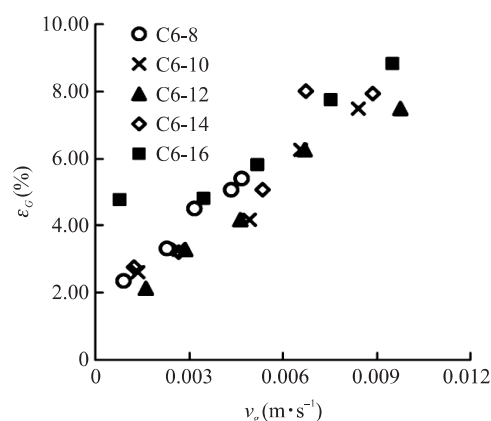


图 5 随着液体循环流量的增大, 气泡数量不断增多

Fig. 5 The number of bubbles increases with the increase of liquid circulation flow rate

图 6 对于开孔率相同但是孔数不同的下降管, 体积传质系数 k_La 与表观气速 v_g 的关系Fig. 6 The k_La versus v_g for different down-tubes with the same opening ratio but different pores图 7 对于孔数相同但是开孔率不同的下降管 (6 孔孔径不同), 体积传质系数 k_La 与表观气速 v_g 的关系Fig. 7 The k_La versus v_g for different down-tubes with different opening ratio (6 pores with different aperture)图 8 对于孔数相同但是开孔率不同的下降管 (6 孔孔径不同), 气含率 ε_G 与表观气速 v_g 的关系Fig. 8 The ε_G versus v_g for different down-tubes with different opening ratio (6 pores with different aperture)

后, 这种限制效应会消失. 进一步可以看出, 总体来说大开孔率更有利于传质, 但是并不是开孔率越大, 传质效果最好. 在本研究中, 孔径为 14 mm 的下降管具有最好的传质表现.

在 k_La 的研究中, 发现小开孔率对于 k_La 具有负面影响. 这种现象是由于体系平均气含率的限制所造成的. 由于小开孔率的限制, 在本文的研究范围内, 体系平均气含率小于 6.0% (如图 8 所示).

进一步研究了静态液位高度对传质的影响, 结果如图 9 所示. 根据图 9 的结果, 发现静态液位高度对于传质效果是有影响的, 在我们所研究的高度范围内存在一个最优高度. 这个结论对于实际工业生产过程中的操作具有借鉴意义.

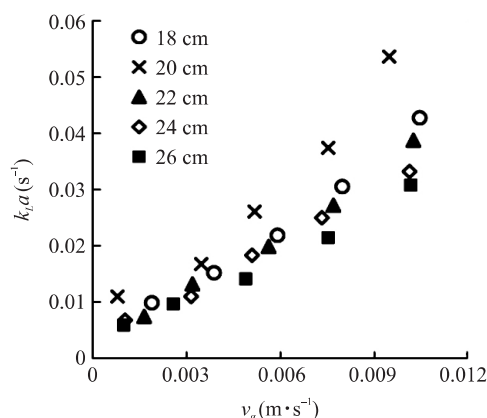


图9 对于不同的静态液位高度,体积传质系数 k_La 与表观气速 v_g 的关系

Fig. 9 The k_La versus v_g for different static liquid heights

3.2 相界面面积 a 和液相传质系数 k_L 反应器中的气液相界面面积 a 是通过 2.3 节所描述的一种图像处理方法测得的. 液相传质系数 k_L 是通过 k_La 与 a 的计算间接得到.

如图 10 所示,可以发现在我们的研究范围内,相界面面积 a 与表观气速 v_g 之间存在二次函数关系 ($a = 1E+06v_g^2 + 8952.4v_g + 16,499$, $R^2 = 0.9985$). 这也是导致 k_La 与 v_g 之间存在二次函数关系的主要原因.

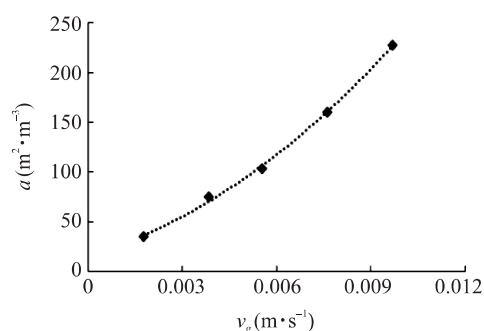


图10 对于某型下降管,气液相界面面积 a 与表观气速 v_g 的关系

Fig. 10 The a versus v_g for the specific down-tube

通过图 11 可以看出,对于开孔率相同但是孔数不同的下降管,其相界面面积 a 的差异并不显著,这说明在开孔率相同的情况下,下降管的孔数对气液相界面面积 a 没有显著影响,从而对传质效果(k_La)没有显著影响. 正如式(11)中所

建立的气液相界面面积 a 理论计算模型,孔数的影响并没有考虑在内. 根据式(11)计算得到的气液相界面面积 a 如图 12 所示. 通过实验得到的 a 要比理论计算的大 50%~100%.

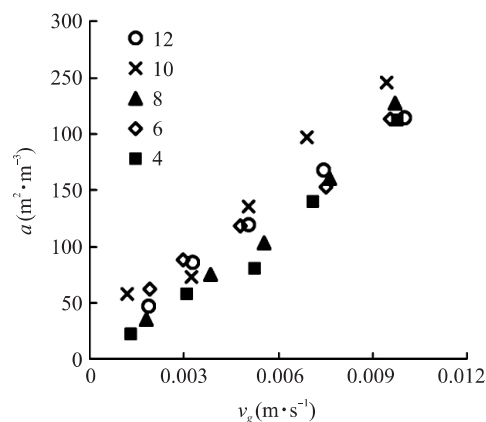


图11 对于开孔率相同但是孔数不同的下降管,气液相界面面积 a 与表观气速 v_g 的关系

Fig. 11 The a versus v_g for different down-tubes with the same opening ratio but different pores

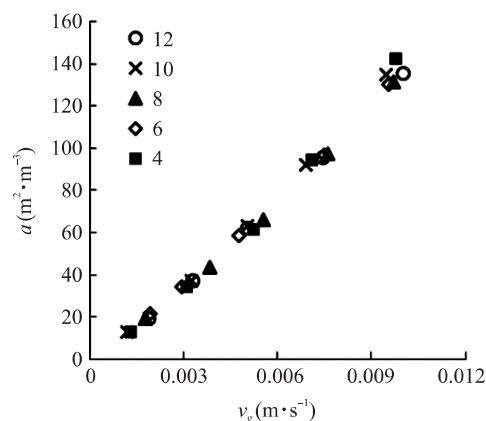


图12 对于开孔率相同但是孔数不同的下降管,理论气液相界面面积 a 与表观气速 v_g 的关系

Fig. 12 The theoretical a versus v_g for different down-tubes with the same opening ratio but different pores

如图 13 所示,式(11)所建立的模型在低流量工况下误差较大,随着液体循环流量的增加,误差越来越集中. 通过实验得到的 a 要比理论计算的大 50%~100%.

根据之前讨论的,在开孔率相同的情况下,下降管的孔数对 k_La 和 a 均没有显著影响. 从而可以推断其对 k_L 也没有显著影响. k_L 的计

算结果如图 14 所示. 通过图 14 可以看出, 在开孔率相同的情况下, 下降管的孔数对 k_L 没有显著影响, 与上述推断符合. k_L 的数值主要分布在 $1.5 \times 10^{-4} \sim 2.0 \times 10^{-4}$ 之间.

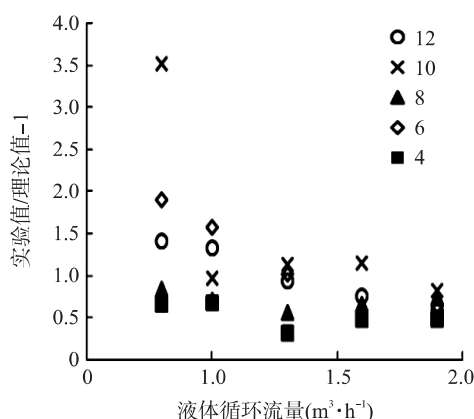


图 13 对于开孔率相同但是孔数不同的下降管, a 实验值/理论值与液体循环流量的关系

Fig. 13 The experimental value/theoretical value of a versus liquid circulation flow for different down-tubes with the same opening ratio but different pores

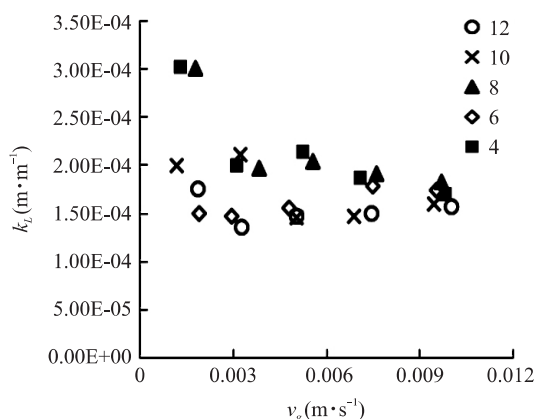


图 14 对于开孔率相同但是孔数不同的下降管, 液相传质系数 k_L 与表观气速 v_g 的关系

Fig. 14 The k_L versus v_g for different down-tubes with the same opening ratio but different pores

开孔率对于气液相界面面积 a 的影响与其对 $k_L a$ 的影响类似, 即总体来说, 大开孔率可以获得大的气液相界面面积 a . 如图 15 所示, 在低表观气速 v_g 下, 大开孔率 ($\Phi = 16$ mm) 产生的 a 是小开孔率 ($\Phi = 8$ mm) 的 2 倍. 在我们研究的范围内, 大开孔率产生的 a 要比小开孔率的大 30%~40%.

根据式(11)计算得出的理论相界面面积 a 如图 16 所示. 可以看出, 下降管的开孔率对于气液相界面面积是有影响的, 依然呈现出大开孔率能够产生大相界面面积的趋势. 这主要是因为开孔率对于表观气速 v_g 产生影响造成的.

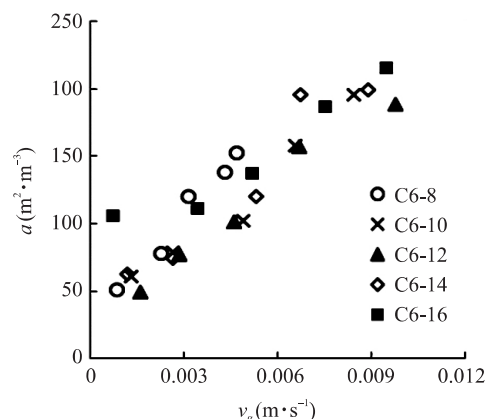


图 15 对于孔数相同但是开孔率不同的下降管 (6 孔孔径不同), 气液相界面面积 a 与表观气速 v_g 的关系

Fig. 15 The a versus v_g for different down-tubes with different opening ratio (6 pores with different aperture)

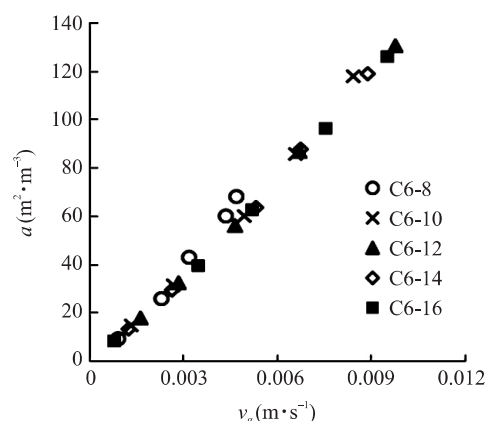


图 16 对于孔数相同但是开孔率不同的下降管 (6 孔孔径不同), 理论气液相界面面积 a 与表观气速 v_g 的关系

Fig. 16 The theoretical a versus v_g for different down-tubes with different opening ratio (6 pores with different aperture)

如图 17 所示, 发现式(11)在低流量工况下, 误差较大. 液体循环流量越大, 误差越集中. 总体来看, 实验值比理论值大 60%~180%. 开孔率对于 $k_L a$ 和 a 的影响已经在前面做了讨

论,其对 k_L 的影响略有差异. 如图 18 所示,小开孔率虽然限制了表观气速 v_g 的提升,但是 k_L 的数值范围与大开孔率工况下的 k_L 没有太大差别,主要分布在 $2.0 \times 10^{-4} \sim 2.5 \times 10^{-4}$ 之间. 说明小开孔率虽然限制了 v_g 的提升,从而限制了 $k_L a$ 和 a ,但是对于 k_L 没有这种影响.

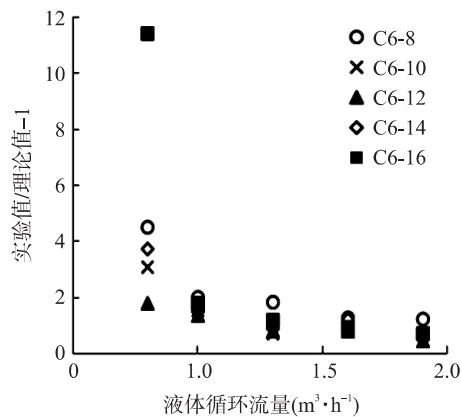


图 17 对于孔数相同但是开孔率不同的下降管(6 孔孔径不同), a 实验值/理论值与液体循环流量的关系

Fig. 17 The experimental value/theoretical value of a versus liquid circulation flow for different down-tubes with different opening ratio(6 pores with different aperture)

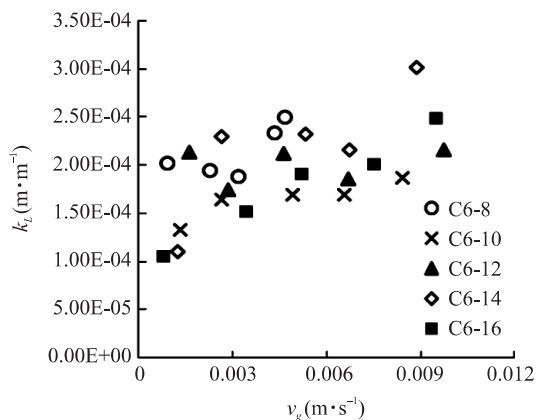


图 18 对于孔数相同但是开孔率不同的下降管(6 孔孔径不同),液相传质系数 k_L 与表观气速 v_g 的关系

Fig. 18 The k_L versus v_g for different down-tubes with different opening ratio(6 pores with different aperture)

静态液位高度对气液相界面面积 $k_L a$ 的影响如图 19 所示,可以看出明显的规律,即静态液位高度越高,气液相界面面积 a 越小. 这种现象在

表观气速 v_g 越大的工况下越明显. 这与静态液位高度对 $k_L a$ 的影响是不同的. 这一规律在模型中也得以体现. 根据式(11)计算所得理论值如图 20 所示,在大表观气速的工况下,静态液位高度越高,理论气液相界面面积越小.

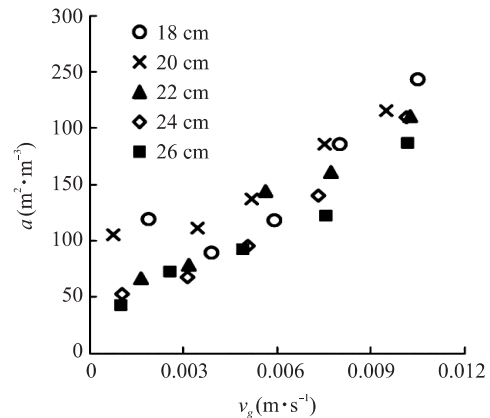


图 19 对于不同的静态液位高度,气液相界面面积 a 与表观气速 v_g 的关系

Fig. 19 The a versus v_g for different static liquid heights

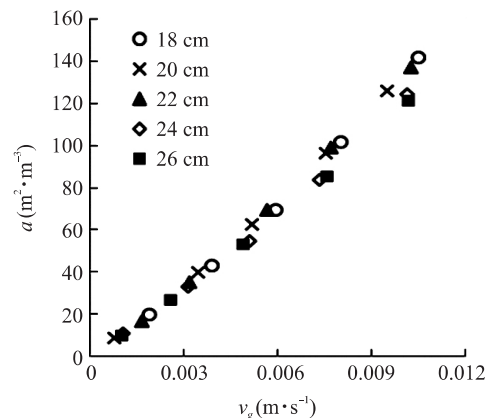


图 20 对于不同的静态液位高度,理论气液相界面面积 a 与表观气速 v_g 的关系

Fig. 20 The theoretical a versus v_g for different static liquid heights

如图 21 所示,与前面的研究类似,发现理论计算值与实验值的误差随着液体循环流量的增大而变小,并且误差越来越集中. 在大液体循环流量下,实验值比理论值大 70%~100%. 如图 22 所示,通过计算不同静态液位高度下的 k_L ,发现在较高的表观气速下,存在一个最优的

液位高度,这也是造成静态液位高度对 $k_L a$ 影响的主因,即静态液位高度更多的是通过影响 k_L 来影响传质.

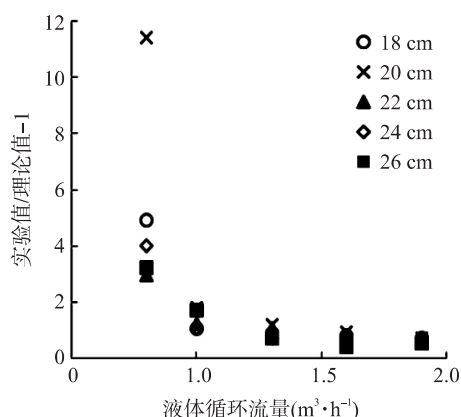


图 21 对于不同的静态液位高度, a 实验值/理论值与液体循环流量的关系

Fig. 21 The experimental value/theoretical value of a versus liquid circulation flow for different static liquid height

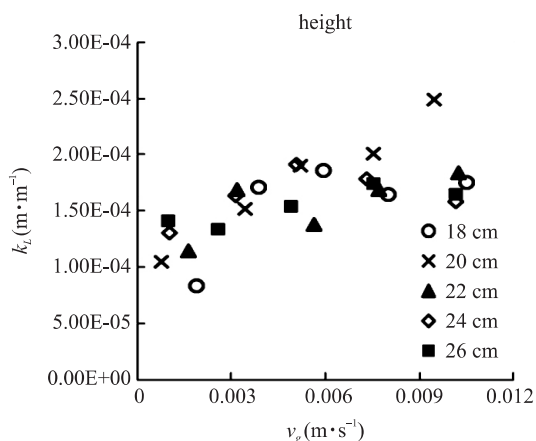


图 22 对于不同的静态液位高度,液相传质系数 k_L 与表观气速 v_g 的关系

Fig. 22 The k_L versus v_g for different static liquid height

4 结 论

本文测量了某型强化气液喷射搅拌反应器的传质特性,并研究了结构参数和操作参数对其传质特性的影响.通过研究,发现下降管的孔数对于反应器的传质效果没有显著影响,但是下降管的开孔率对于传质效果有影响.小开孔

率的下降管通过限制表观气速 v_g 的增大来限制气液相界面面积 a 的提升,从而对传质效果 ($k_L a$) 产生不利影响.开孔率对于 k_L 并没有这种影响.从操作参数的角度来看,体积传质系数 $k_L a$ 与表观气速 v_g 之间存在二次函数关系,这是由于气液相界面面积 a 与 v_g 之间存在二次函数关系导致的.静态液位高度对于体系的传质效果是有影响的,在我们所研究的高度范围内存在一个最优高度,但静态液位高度对于 a 和 k_L 的影响是不同的.静态液位高度越高,气液相界面面积 a 越小,这种现象在表观气速 v_g 越大的工况下越明显.存在最优高度主要是在较高的表观气速下,对于 k_L 存在一个最优的液位高度.

参考文献

- [1] Levenspiel O. Chemical reaction engineering. New York: John Wiley & Sons, 1972, 253—308.
- [2] 杨高东,刘 勇,邵玉银等. 松节油直接水合反应研究. 化学工程, 2010, 38(12): 48—52. (Yang G, Liu Y, Shao Y Y, et al. Study on direct hydration of turpentine. Chemical Engineering, 2010, 38(12): 48—52.)
- [3] 龙湘犁,肖文德,袁渭康. NO 与乙二胺合钴离子气液反应动力学研究. 化学工程, 2005, 33(3): 21—24. (Long X L, Xiao W D, Yuan W K. Kinetics of gas-liquid reaction between NO and Co(en)_3^{3+} . Chemical Engineering, 2005, 33(3): 21—24.)
- [4] 赵 博,曹 萌,冯武军等. 亚硫酸盐氧化气液反应过程模型研究. 工程热物理论, 2011, 32(10): 1753—1756. (Zhao B, Cao M, Feng W J, et al. Modelling study of sulfite oxidation gas-liquid reaction. Journal of Engineering Thermophysics, 2011, 32(10): 1753—1756.)
- [5] Deckwer W D, Schumpe A. Improved tools for bubble column reactor design and scale-up. Chemical Engineering Science, 1993, 48(5): 889—911.
- [6] Cho J S, Wakao N. Determination of liquid-side and gas-side volumetric mass transfer coefficients in a bubble column. Journal of Chemical Engineering of Japan, 1988, 21(6): 576—581.

- [7] Wilkinson P M, Haringa H, Dierendonck L L V. Mass transfer and bubble size in a bubble column under pressure. *Chemical Engineering Science*, 1994, 49(9): 1417—1427.
- [8] Öztürk S S, Schumpe A, Deckwer W D. Organic liquids in a bubble column: Holdups and mass transfer coefficients. *Aiche Journal*, 1987, 33(9): 1473—1480.
- [9] Terasaka K, Tsuge H. Mass Transfer in highly viscous liquids in a bubble column with constant-flow nozzles. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 1991, 24(4): 424—429.
- [10] Zhao M, Niranjana K, Davidson J F. Mass transfer to viscous liquids in bubble columns and air-lift reactors: Influence of baffles. *Chemical Engineering Science*, 1994, 49(14): 2359—2369.
- [11] Deckwer W D, Burckhart R, Zoll G. Mixing and mass transfer in tall bubble columns. *Chemical Engineering Science*, 1974, 29(11): 2177—2188.
- [12] Bouaifi M, Hebrard G, Bastoul D, *et al.* A comparative study of gas hold-up, bubble size, interfacial area and mass transfer coefficients in stirred gas-liquid reactors and bubble columns. *Chemical Engineering & Processing*, 2001, 40(2): 97—111.
- [13] Kantarci N, Borak F, Ülgen K O. Bubble column reactors. *Process Biochemistry*, 2005, 36(31): 2263—2283.
- [14] Martín M, Montes F J, Galán M A. Mass transfer from oscillating bubbles in bubble column reactors. *Chemical Engineering Journal*, 2009, 151(1—3): 79—88.
- [15] Deckwer W D, Adler I, Zaidi A. A comprehensive study on CO₂-interphase mass transfer in vertical cocurrent and countercurrent gas-liquid flow. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 2010, 56(1): 43—55.
- [16] Kawase Y, Moo-Young M. Mathematical models for design of bioreactors: Applications of Kolmogoroff's theory of isotropic turbulence. *Chemical Engineering Journal*, 1990, 43(1): B19—B41.
- [17] Evans G M, Jameson G J, Atkinson B W. Prediction of the bubble size generated by a plunging liquid jet bubble column. *Chemical Engineering Science*, 1992, 47(13): 3265—3272.
- [18] Cramers P, Beenackers A. Influence of the ejector configuration, scale and the gas density on the mass transfer characteristics of gas-liquid ejectors. *Chemical Engineering Journal*, 2001, 82(1): 131—141.
- [19] 戴干策, 陈敏恒. 化工流体力学. 北京: 化学工业出版社, 2005, 390. (Dai G C, Cheng M H. Chemical engineering fluid mechanics. Beijing: Chemical Industry Press, 2005, 390.)
- [20] Chhabra R P. Rising velocity of a swarm of spherical bubbles in power law fluids at high Reynolds numbers. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 2010, 76(1): 137—140.
- [21] Liang-Shih F, Tsuchiya K. Bubble wake dynamics in liquids and liquid-solid suspensions. Boston: Butterworth-Heinemann, 2013, 17—69.
- [22] Akita K, Yoshida F. Gas Holdup and volumetric mass transfer coefficient in bubble columns. Effects of liquid properties. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design & Development*, 1973, 12(1): 76—80.
- [23] Zhong S, Zou X, Zhang Z, *et al.* A flexible image analysis method for measuring bubble parameters. *Chemical Engineering Science*, 2016, 141: 143—153.
- [24] 张志炳, 田洪舟, 王丹亮等. 气液反应体系相界面传质强化研究. *化学工程*, 2016, 44(3): 1—8. (Zhang Z B, Tian H Z, Wang D L, *et al.* Intensification of interfacial mass transfer in gas-liquid reaction system. *Chemical Engineering*, 2016, 44(3): 1—8.)
- [25] Resnick W, Gal-Or B. Gas-liquid dispersions. *Advances in Chemical Engineering*, 1968: 295—395.