

多层组合桨搅拌槽内通气功率和传质性能研究

张津津 高正明 蔡雅婷 包雨云*
(北京化工大学 化学工程学院, 北京 100029)

摘要: 在内径为 300 mm 的搅拌槽内,用六叶半椭圆管叶盘式涡轮桨(HEDT)、抛物线管叶盘式涡轮桨(PDT)和轴流式四叶宽叶翼型桨(WH)上提操作方式(U)和下压操作方式(D)组成的3种组合桨 HEDT + 2WH_U, HEDT + 2WH_D 和 PDT + 2WH_D 研究了不同操作条件下各组合桨的通气功率和传质性能。结果表明,各组合桨的相对功率需求(RPD)都随着转速和通气准数的增大而减小,HEDT + 2WH_U 桨的 RPD 在实验操作条件下一直维持在 0.75 以上,大于另外两种组合桨;3种组合桨的容积传质系数 $k_L a$ 都随着功耗和表观气速 u_c 的增大而增大,并且当气速较小时,增大气速可以大幅度增大 $k_L a$,但随着气量的增加, $k_L a$ 的增大程度有所减小;小气量下3种组合桨的 $k_L a$ 差别不大,但大气量下差别明显;PDT + 2WH_D 在气速 $u_c = 0.0078 \sim 0.039$ m/s 时表现出最好的传质性能,PDT + 2WH_D、HEDT + 2WH_D 在 $u_c = 0.039$ m/s 时的传质性能明显优于 HEDT + 2WH_U。基于实验数据,回归得3种组合桨的功率准数和传质系数的关联式,可用于工业设计及应用。

关键词: 搅拌槽; 通气功率; 容积传质系数; 多层桨
中图分类号: TQ027

引言

在气-液搅拌反应器中,气-液两相间的传质过程通常是控制步骤,容积传质系数($k_L a$)常被用来评价搅拌反应器性能的好坏,成为设计和放大搅拌反应器的重要参数之一^[1-3]。六直叶涡轮桨(RT)因其较好的气体分散效果和破碎作用被广泛用于搅拌反应器中,但 RT 桨的功率准数较大^[4],且在通气状况下,RT 桨的通气功耗会明显下降,造成能量浪费^[5]。为了克服以上缺点,研究者们通过改变桨叶叶片的弯曲曲率对 RT 桨进行改进,得到流线型较佳的径向流桨,如六叶半椭圆管叶盘式涡轮桨(HEDT)^[6]和抛物线管叶盘式涡轮桨(PDT)^[7]。

相比于单层桨,在高径比较大的搅拌槽中,采用多层桨操作有很多优势^[8],如功耗分布可控、更均匀的气含率分布、较好的主体流循环等,而且径向流和轴向流组合桨还可以有效克服单一径向流组合桨引起的流体分区现象,达到更好的循环和混合效果,因此多层组合桨在工业过程中得到了广泛应用。目

前关于多层组合桨的研究已有一些报道,郝志刚等^[9]研究了 HEDT 与轴流式四叶宽叶翼型桨(WH)组合桨的气液分散特性,龙建刚等^[10]研究了 HEDT 与三窄叶翼形桨(CBY)组合桨的气液分散特性,本课题组前期研究了 PDT 与 CBY 组合桨的气液分散特性^[7],但这些工作都主要集中在功率及气含率特性的研究上,而针对 HEDT、PDT 和 WH 组合桨的气液传质性能研究却未见报道。

本文使用 HEDT、PDT、WH 上提操作方式(WH_U)和下压操作方式(WH_D)构成的3种组合桨(HEDT + 2WH_U, HEDT + 2WH_D 和 PDT + 2WH_D),研究不同操作条件下的气液传质性能,以获得不同组合桨的通气功率及容积传质系数关联式,为工业用多层桨气-液搅拌反应器的设计提供有益参考。

1 实验部分

1.1 实验装置

实验装置如图 1 所示,搅拌槽内径 $T = 300$ mm,封头为椭圆标准封头,槽内液位高度 $H = 1.8T$,液相体积为 0.036 m³。反应器内壁四周均匀分布 4 块挡板,每块挡板宽 0.03 m(约 $T/10$);在槽底部装有环形气体分布器,距槽底 0.1 m($T/3$),环形的直径为 0.96 m,通气孔均匀开在分布器的下面。

第一个瓶中装有 500 mol/m³ 的 Na₂SO₃ 水溶液,

收稿日期: 2015-03-25

基金项目: 国家自然科学基金(21206002/21376016)

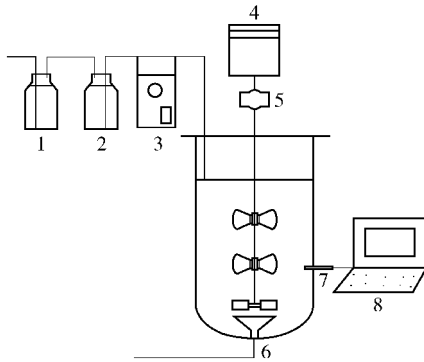
第一作者: 女,1987年生,博士生

* 通讯联系人

E-mail: baoyy@mail.buct.edu.cn

<http://www.journal.buct.edu.cn>

用来吸收空气中的氧气,避免空气中的氧气氧化第二个瓶中的亚硫酸钠;第二个瓶中的 Na_2SO_3 水溶液浓度为 200 mol/m^3 ,用蠕动泵将此溶液打入搅拌槽内;为保证实验体系为凝并体系,在实验过程中控制进料速率和进料浓度,并定量更换槽内溶液,使搅拌槽内 Na_2SO_3 浓度不高于 17 mol/m^3 [7]。搅拌槽中溶氧浓度通过光学溶氧电极(VISIFERM DO ARC 120 型,瑞士 Hamilton 公司)测得。



1— 500 mol/m^3 Na_2SO_3 溶液; 2— 200 mol/m^3 Na_2SO_3 溶液; 3—蠕动泵; 4—电机; 5—扭矩传感器; 6—气体分布器; 7—光学溶氧电极; 8—计算机。

图1 实验流程示意图

Fig. 1 Experimental setup

实验中用到的桨型如图2所示,分别为六叶半椭圆管叶盘式涡轮桨(HEDT),四宽叶翼型桨(WH)和抛物线管叶盘式涡轮桨(PDT)。搅拌桨直径 $D = 0.12 \text{ m}$ ($0.4T$),与搅拌桨安装高度相同,桨间距为 $0.48T$ 。

1.2 测定方法

容积传质系数 ($k_L a$) 通过亚硫酸钠氧化法 [11] 测定,计算公式为

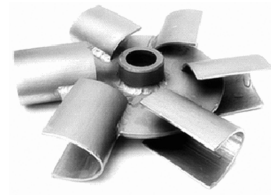
$$k_L a = \frac{Q_s c_s}{2V_L c_{A,i} (1 - c_{A,s}/c_{A,i})} \quad (1)$$

其中 Q_s 是亚硫酸钠的滴加速度, m^3/s ; c_s 是滴加的亚硫酸钠浓度, mol/m^3 ; V_L 是搅拌槽内液相体积, m^3 ; $c_{A,i}$ 是气液相界面处溶氧平衡浓度, mol/m^3 ; $c_{A,s}$ 是亚硫酸钠滴加过程中液相中平衡溶氧浓度, mol/m^3 。对实验点进行 2~3 次的重复实验,以确保实验结果相对偏差在 5% 以内。

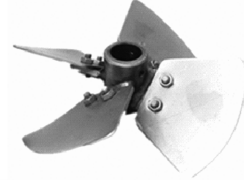
2 结果与讨论

2.1 相对功率消耗

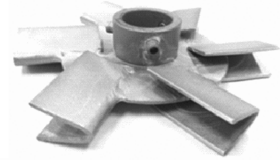
搅拌槽内通入气体会造成搅拌功率比纯液相时有所下降。定义在相同的搅拌转速下通气后功率消



(a) HEDT



(b) WH



(c) PDT

图2 实验用搅拌桨

Fig. 2 Impellers used in the experiment

耗 P_g 与未通气时功率消耗 P_0 的比值为相对功率消耗(RPD)。RPD 值偏离 1 越远,对应的搅拌功率就下降的越多,搅拌桨的泵送能力也降低的越多。

从图3可以看出,3种组合桨的 RPD 都随着通气准数 (Fl_G) 和佛鲁德数 (Fr) 的增大而下降。在本文实验所有操作条件下,3种组合桨的 RPD 都高于 0.63,大于使用单一桨型组合桨 WH_0 的 RPD [10]。HEDT + 2WH_0 组合桨的 RPD 一直维持在 0.75 以上,大于另外两种桨型组合。RPD 的大小主要受两个方面的影响:搅拌桨后的气穴和搅拌槽内平均液相密度 [12]。组合桨 HEDT + 2WH_0 中,上两层桨均为上提操作方式,桨叶区流体流动方向与气体运动方向一致 [13-14],加速气泡由槽内逸出,使得搅拌桨叶背后的气穴减小,搅拌槽内平均液相密度增大,这两种因素都使得 HEDT + 2WH_0 的 RPD 较大。

为了定量表示转速和通气准数对通气功率准数 (N_{PG}) 的影响,用关联式(2)对实验值进行拟合,拟合结果如表1所示。

$$N_{PG} = mFl_G^{-b} Fr^{-c} \quad (2)$$

可以看出对这3种组合桨而言,指数 b 的值都大于 c ,这说明气量对 RPD 的影响大于转速对 RPD 的影响。其中,HEDT + 2WH_0 桨组合气速和转速对 RPD 的影响基本相当,但 PDT + 2WH_0 组合桨中气速的影响明显比其他两种桨型中的气速影响大。

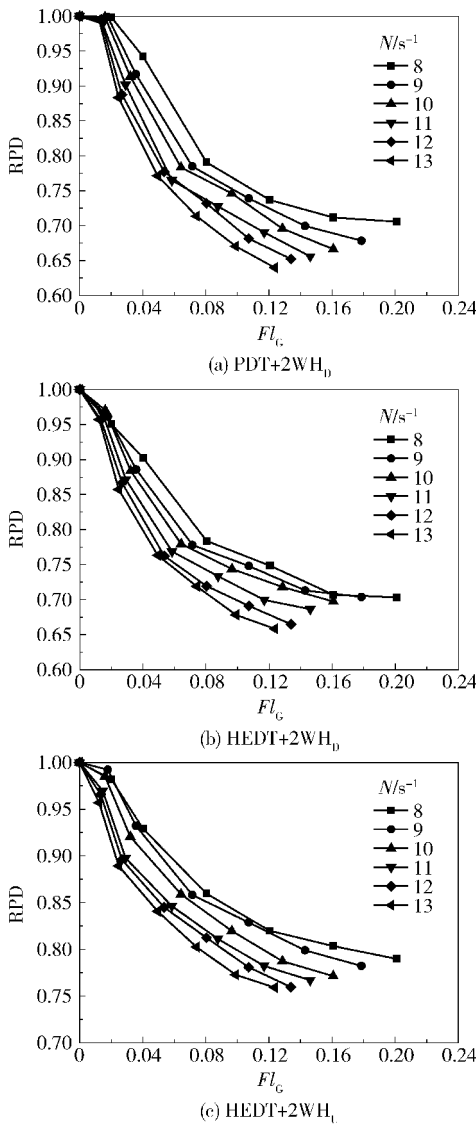


图 3 不同桨型在各个操作条件下的 RPD
Fig. 3 Influence of the operating conditions on RPD

表 1 基于式(2)的拟合结果

Table 1 Regression results based on eq. (2)

桨型	m	b	c	R^2
PDT + 2WH _D	1.242	0.180	0.112	0.991
HEDT + 2WH _D	1.741	0.151	0.122	0.990
HEDT + 2WH _U	2.340	0.102	0.090	0.994

2.2 容积传质系数

2.2.1 $k_L a$ 的通气功率区间

为了便于比较相同功耗下不同桨型组合的传质效果,测定 $k_L a$ 前需先确定通气功率区间。表 2 是 3 种组合桨最终选定用来测定 $k_L a$ 的转速 N 范围和单位质量流体输入功率 P_{gm} 的区间。从表中数据可以看出,相同 P_{gm} 下,以 PDT 为底桨的桨型组合的转速

明显高于以 HEDT 为底桨的桨型组合的转速。以图 4 所示的表观气速 $u_c = 0.039 \text{ m/s}$ 为例, $P_{gm} = 1.16 \text{ W/kg}$ 时, PDT + 2WH_D 的转速比 HEDT + 2WH_D 的高了 1 s^{-1} , HEDT + 2WH_D 的转速比 HEDT + 2WH_U 的高了 0.6 s^{-1} 。

表 2 不同桨型测定 $k_L a$ 的转速和功率区间

Table 2 Range of stirring speed and power consumption for $k_L a$ measurements

桨型组合	N/s^{-1}	$P_{gm}/\text{W} \cdot \text{kg}^{-1}$
PDT + 2WH _D	9 ~ 12	0.861 ~ 3.031
HEDT + 2WH _D	8 ~ 11	0.829 ~ 2.990
HEDT + 2WH _U	8 ~ 11	1.010 ~ 3.292

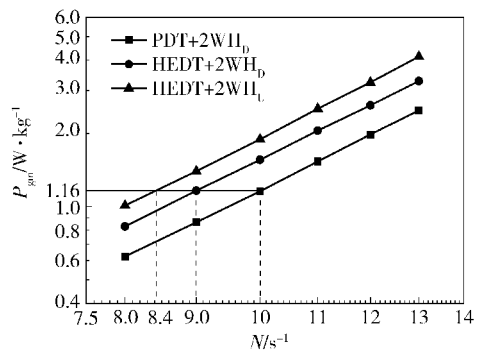


图 4 不同桨型组合下的 $P_{gm} - N$ ($u_c = 0.039 \text{ m/s}$)

Fig. 4 Comparison of $P_{gm} - N$ for PDT + 2WH_D, HEDT + 2WH_D and HEDT + 2WH_U ($u_c = 0.039 \text{ m/s}$)

2.2.2 操作条件对 $k_L a$ 的影响

图 5 是操作条件对 3 种组合桨 $k_L a$ 的影响。可以看出,3 种组合桨的 $k_L a$ 都随单位功耗 P_{Tm} 和表观气速的增大而增大。从图中各线间差别程度可以看出,当气速较小时,增大气速可大幅度增加 $k_L a$;但随着气量增大, $k_L a$ 增大幅度有所减小。这是因为小气量下,气量增大可以有效增大气含率,增大气液相界面面积 a ,进而增大 $k_L a$;但随着气量持续增加,气泡之间的碰撞和凝并几率会增大,气泡更容易凝并为大气泡,气泡尺寸增大,使得气液相界面面积的增大程度减小,进而 $k_L a$ 的增大幅度减小。

为了定量表示出功耗和表观气速对 $k_L a$ 的影响,用式(3)对实验数据进行了拟合^[15],所得结果见表 3。

$$k_L a = AP_{Tm}^\alpha u_c^\beta \quad (3)$$

从表 3 中可以看出,各组合桨的指数 β 都大于 α ,这说明提高气速比增大功耗更利于提高 $k_L a$,尤其是 PDT + 2WH_D 组合桨,此组合桨的 β 约为 α 的 2

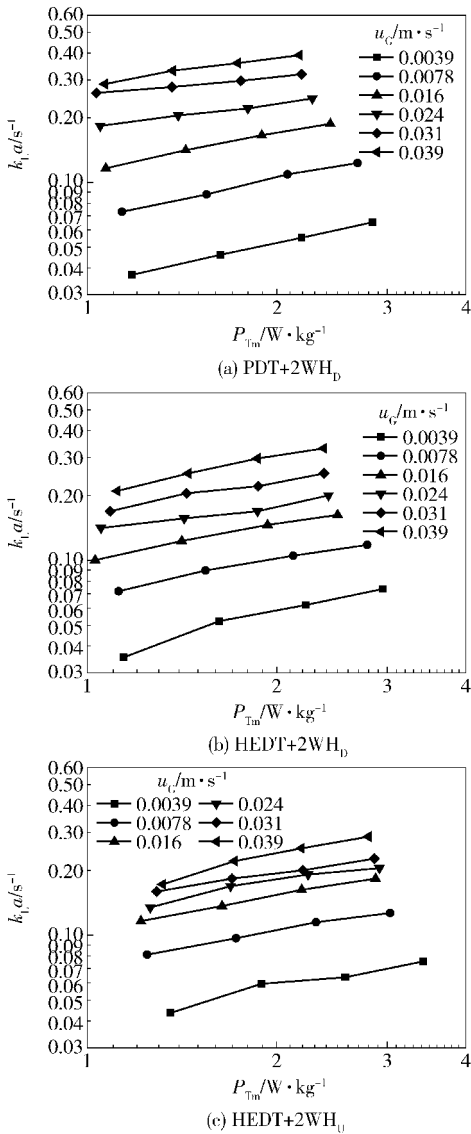


图 5 不同桨型下操作条件对 $k_L a$ 的影响

Fig. 5 Influence of the operating conditions on $k_L a$

表 3 基于式(3)的拟合结果

Table 3 Regression results based on eq. (3)

桨型	A	α	β	R^2
PDT + 2WH _D	4. 918	0. 394	0. 876	0. 990
HEDT + 2WH _D	2. 104	0. 536	0. 730	0. 977
HEDT + 2WH _U	0. 931	0. 516	0. 540	0. 975

倍。这主要是因为 PDT + 2WH_D 组合桨的底桨所占功率相对其他桨型来说偏低,因此在功率相同时,此组合桨的搅拌转速较高;另外 PDT + 2WH_D 上两层桨是下压操作,对分散气体及防止气体从搅拌槽内逸出具有明显作用。因此,当通气量增加时,这种桨型会表现出大的气含率、低的 RPD 以及最佳的传质

效果。但另一种组合桨 HEDT + 2WH_U 的 α, β 均较低。这主要是因为此组合桨的上两层桨为上提操作,当通气量大时,上提操作的桨叶区液体流动会加速气体从搅拌槽中逸出^[12],减小气体在液相中的停留时间,从而气含率较低,RPD 较大,传质效果最差。

2. 2. 3 桨型对 $k_L a$ 的影响

图 6 是不同气速下桨型对 $k_L a$ 的影响。可以看出当 $u_c = 0. 0039 \sim 0. 0078$ m/s 时,3 种组合桨 $k_L a$ 差别在 10% 以内;随着气速增大,桨型间 $k_L a$ 的差别变大,当 $u_c = 0. 016 \sim 0. 039$ m/s 时,3 种组合桨 $k_L a$ 的差别从 20% 增大到 80%。整体来看,PDT + 2WH_D 在 $u_c = 0. 0078 \sim 0. 039$ m/s 表现出很好的传质性能,HEDT + 2WH_U 在大气量下的传质性能明显差于另外两种组合桨。对比底桨不同的组合桨 PDT + 2WH_D 和 HEDT + 2WH_D 可以看出,当气速较大时,PDT + 2WH_D 优于 HEDT + 2WH_D,这是因为在相同功耗下 PDT + 2WH_D 转速明显高于 HEDT + 2WH_D。从图 4 可以看出,当 $u_c = 0. 039$ m/s, $P_{gm} = 1. 16$ W/kg 时,PDT + 2WH_D 转速比 HEDT + 2WH_D 大 1 s⁻¹。气量较大时气泡更容易碰撞和凝并,而转速较大有助于将大气泡破碎为小气泡,小气泡在液相中的停留时间增大,从而增大气液相界面面积,进而增大 $k_L a$ 。

对比 HEDT + 2WH_U 和 HEDT + 2WH_D 可以看出,下压操作方式在气速较大时表现出较好的传质效果。这是因为上提操作方式 WH_U 桨叶区流体流动方向和气泡运动方向一致^[13],这就会加速气泡从液相中的逃逸;但是下压操作方式 WH_D 桨叶区流体流动方向和气泡运动方向相反^[4],减慢气泡逃逸的

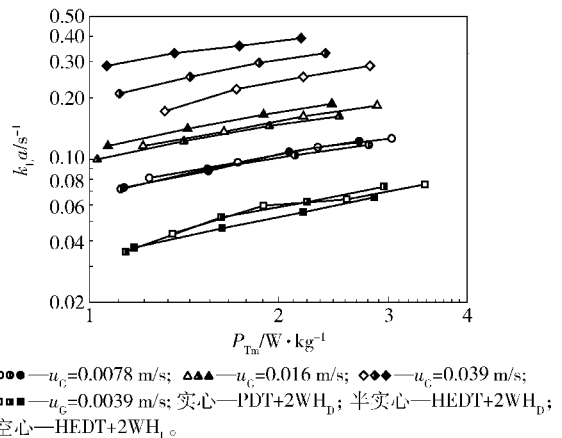


图 6 不同气速下桨型对 $k_L a$ 的影响

Fig. 6 $k_L a$ for different impeller combinations at various superficial gas velocities

速度,增大气泡在液相中的停留时间,增大气含率^[9],进而增大 $k_L a$ 。

3 结论

(1)3种组合桨的RPD都随着转速和通气数的增大而减小,在 $u_c = 0.0039 \sim 0.039$ m/s时,3种组合桨的RPD都大于0.63, HEDT + 2WH_U桨的RPD一直维持在0.75以上,大于另外两种组合桨的RPD。

(2)3种组合桨的 $k_L a$ 都随功耗和表观气速增大而增大,并且当气速较小时,增大气速可以大幅度增加 $k_L a$;但随气量增大, $k_L a$ 增大幅度有所减小。从 $k_L a$ 关联式中功耗和气速的指数可以看出,增大气速比增大功耗更利于增大 $k_L a$,但从 $k_L a$ 随气速的增大幅度来看,通过增大气速方式提高传质速率并不总是有效。

(3)小气量下3种桨型的 $k_L a$ 差别不大,大气量下差别明显。与HEDT + 2WH_U和HEDT + 2WH_D相比,PDT + 2WH_D由于相同功耗下具有更高转速和WH的下压操作方式,使其在 $u_c = 0.0078 \sim 0.039$ m/s范围内均表现出最佳的传质性能;HEDT + 2WH_U由于WH的上提操作使其在大气量下的传质性能明显差于另外两种组合桨。

符号说明

$c_{A,i}$ —气液相界面处溶氧平衡浓度, mol/m³

c_s —滴加的亚硫酸钠浓度, mol/m³

$c_{A,s}$ —亚硫酸钠滴加过程液相中平衡溶氧浓度, mol/m³

D —搅拌桨直径, m

Fl_G —通气数, $Fl_G = Q_g / ND^3$

Fr —佛鲁德数, $Fr = N^2 D / g$

H —液位高度, m

$k_L a$ —容积传质系数, s⁻¹

N —转速, s⁻¹

N_{PG} —通气功率准数, $N_{PG} = P_g / \rho_L N^3 D^5$

P_{gm} —单位通气功率, W/kg

P_{Tm} —单位功耗, W/kg

Q_s —亚硫酸钠的滴加速率, m³/s

T —槽径, m

u_c —表观气速, m/s

V_L —搅拌槽内液相体积, m³

参考文献:

[1] Moucha T, Linek V, Erokhin K, et al. Improved power

and mass transfer correlations for design and scale-up of multi-impeller gas-liquid contactors [J]. Chemical Engineering Science, 2009, 64: 598-604.

[2] Moucha T, Rejl F J, Kordač M, et al. Mass transfer characteristics of multiple-impeller fermenters for their design and scale-up [J]. Biochemical Engineering Journal, 2012, 69: 17-27.

[3] Linek V, Moucha T, Rejl F J, et al. Power and mass transfer correlations for the design of multi-impeller gas-liquid contactors for non-coalescent electrolyte solutions [J]. Chemical Engineering Journal, 2012, 209: 263-272.

[4] Zhao J, Gao Z M, Bao Y Y. Effects of the blade shape on the trailing vortices in liquid flow generated by disc turbines [J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2011, 19(2): 232-242.

[5] Nienow A W. Gas-liquid mixing studies: A comparison of Rushton turbine with some modern impellers [J]. Transactions of the Institution of Chemical Engineers: A, 1996, 74: 417-423.

[6] Chen L, Bao Y Y, Gao Z M. Void fraction distributions in cold-gassed and hot-sparged three phase stirred tanks with multi-impeller [J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2009, 17(6): 887-895.

[7] Bao Y Y, Yang J, Wang B J, et al. Influence of impeller diameter on local gas dispersion properties in a sparged multi-impeller stirred tank [J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2015, 23(4): 615-622.

[8] Xie M H, Xia J Y, Zhou Z, et al. Flow pattern, mixing, gas hold-up and mass transfer coefficient of triple-impeller configurations in stirred tank bioreactors [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2014, 53(14): 5941-5953.

[9] 郝志刚, 包雨云, 高正明. 多层组合桨搅拌槽内气-液分散特性的研究 [J]. 高校化学工程学报, 2004, 18(5): 547-552.

Hao Z G, Bao Y Y, Gao Z M. Gas-liquid dispersion in a multi-impeller stirred tank [J]. Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, 2004, 18(5): 547-552. (in Chinese)

[10] 龙建刚, 包雨云, 高正明. 搅拌槽内不同桨型组合的气-液分散特性 [J]. 北京化工大学学报: 自然科学版, 2005, 32(5): 1-5.

Long J G, Bao Y Y, Gao Z M. Gas-liquid dispersion in a stirred tank with different impeller combinations [J]. Journal of Beijing of Chemical Technology: Natural Science, 2005, 32(5): 1-5. (in Chinese)

- [11] Imai Y, Takei H, Matsumura M. A simple Na_2SO_3 feeding method for $k_L a$ measurement in large-scale fermentors [J]. *Biotechnology and Bioengineering*, 1987, 29(8): 982–993.
- [12] Bao Y Y, Chen L, Gao Z M, et al. Temperature effects on gas dispersion and solid suspension in a three-phase stirred reactor [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2008, 47(12): 4270–4277.
- [13] Min J, Bao Y Y, Chen L, et al. Numerical simulation of gas dispersion in an aerated stirred reactor with multiple impellers [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2008, 47(18): 7112–7117.
- [14] Bao Y Y, Chen L, Gao Z M, et al. Local void fraction and bubble size distributions in cold-gassed and hot-sparged stirred reactors [J]. *Chemical Engineering Science*, 2010, 65: 976–984.
- [15] Cooper C M, Fernstrom G A, Miller S A. Performance of agitated gas-liquid contactors [J]. *Industrial and Engineering Chemistry*, 1944, 36(6): 504–509.

Power consumption and mass transfer for various impeller combinations in a stirred tank

ZHANG JinJin GAO ZhengMing CAI YaTing BAO YuYun*

(College of Chemical Engineering, Beijing University of Chemical Technology, Beijing 100029, China)

Abstract: Six-half-elliptical-blade disk turbine (HEDT), parabolic-blade disk turbine (PDT), and four-wide-blade hydrofoil impeller (WH) pumping down (D) and pumping up (U) have been employed in three combinations (PDT + 2WH_D, HEDT + 2WH_D and HEDT + 2WH_U) in order to investigate the gassed power demand and volumetric mass transfer coefficient ($k_L a$) in a stirred tank with a diameter of 300 mm. The results show that the relative power demand (RPD) decreases with the increasing agitation speed and gas flow number. The RPD of HEDT + 2WH_U is above 0.75 under all operating conditions, higher than that of other two impeller combinations. $k_L a$ of all the three impeller combinations increases with increasing power input and superficial gas velocity (u_G). An increase in u_G can increase $k_L a$ to a great extent at low u_G , but the positive effect of u_G on $k_L a$ decreases when the gas flow rate is relatively high. There are no obvious differences in $k_L a$ for different impeller combinations at low u_G . PDT + 2WH_D shows the best mass transfer performance when $u_G = 0.0078 - 0.039$ m/s and HEDT + 2WH_U shows the worst mass transfer performance when $u_G = 0.039$ m/s. Finally, the regressed correlations for gassed power number and $k_L a$ were obtained for actual industrial designs and applications.

Key words: stirred tank; gassed power consumption; volumetric mass transfer coefficient; multi-impeller