

# 侧伸式气液搅拌槽内的搅拌功率与传质性能

都荣礼<sup>1</sup>, 黄雄斌<sup>1</sup>, 王昕<sup>2</sup>, 陈智胜<sup>2</sup>

(1. 北京化工大学化学工程学院, 北京 100029; 2. 中国大唐集团科技工程有限公司, 北京 100089)

**摘要:** 采用 $\phi 2000\text{ mm} \times 4200\text{ mm}$ 侧伸式搅拌槽, 研究了搅拌器的功率曲线、搅拌器数量及通气对搅拌功率的影响, 结果表明, 侧伸式搅拌槽内雷诺数  $Re$  在  $3 \times 10^5$  时功率准数才能稳定, 比立式搅拌槽内  $Re(10^4)$  左右高; 侧伸式搅拌槽通气使搅拌器功率减小的幅度只相当于立式搅拌槽减小幅度的 28%。对侧伸式搅拌槽内喷枪式和管网式两种气体分布器的容积传质系数  $K_L a$  研究结果显示, 在相同搅拌功率下喷枪式分布器的传质效果是管网式分布器的近 3 倍; 回归出了侧伸式搅拌槽内喷枪式分布器的容积传质系数  $K_L a$  的关系式  $K_L a \propto (P/V_L)^{0.161} V_G^{1.125}$  和管网式分布器传质系数  $K_L a$  的关系式  $K_L a \propto V_G^{1.778}$ , 可供工业设计参考。

**关键词:** 侧伸式搅拌; 功率准数; 气体分布器; 传质系数

**中图分类号:** TQ027 **文献标识码:** A **文章编号:** 1009-606X(2008)04-0709-05

## 1 前言

侧伸式搅拌槽大量应用于石化、造纸、食品、环境等行业, 由于具有搅拌桨直径相对较小、安装位置比较特殊、要求搅拌功率较小等特点<sup>[1]</sup>, 在一些石油化工业得以大量应用。另外, 由于环境保护的要求越来越高,  $\text{SO}_2$  的排放被严格控制, 导致火电厂烟气脱硫装置建设发展迅速, 侧伸式搅拌因其诸多特点在火电厂湿法烟气脱硫中也得以广泛应用<sup>[2]</sup>。

搅拌功率和气液传质系数是搅拌反应器设计中 2 个非常重要的参数, 传统的立式搅拌设备这两方面的研究已经相当成熟, 但侧伸式搅拌槽这两方面的研究还鲜有报道。前人对侧伸式搅拌槽的研究多集中在单相流场和固液悬浮方面, Wesselingh<sup>[3]</sup>利用不同密度的流体混合研究了侧伸式搅拌槽内的单相混合性能, Henryk 等<sup>[4,5]</sup>研究了侧伸式搅拌槽内的单相搅拌功率、混合时间及传热效率, Salwan 等<sup>[6]</sup>模拟了侧伸式搅拌槽内的两相流场

的固液悬浮和混合时间, Janz 等<sup>[7]</sup>对火电厂烟道气脱硫系统中的侧伸式搅拌装置进行了固液悬浮技术的研究, 杜俊琪等<sup>[8]</sup>对厌氧移动床生物膜反应器侧伸式搅拌装置进行了实验研究, 在已有的研究中, 侧伸式搅拌的气液混合和气液传质性能的研究还未见公开报道。

本工作通过研究侧伸式搅拌槽内气液两相功率特性和传质性能, 与立式搅拌槽进行比较, 得到了侧伸式搅拌槽内容积传质系数  $K_L a$  的影响规律, 以为工业设计提供参考。

## 2 实验装置和方法

实验在  $\phi 2000\text{ mm} \times 4200\text{ mm}$  的有机玻璃槽内进行, 液位深度  $H=1750\text{ mm}$ , 实验体系为自来水和空气。实验采用 3 台侧伸式搅拌器, 桨型采用轴流桨 CBY 桨, 桨径  $d=200\text{ mm}$ , 实验装置如图 1 所示, 搅拌器离底距离  $h=250\text{ mm}$ , 离壁距离为  $250\text{ mm}$ , 搅拌桨偏离中心线角度  $\alpha=6^\circ$ , 偏离水平面角度  $\beta=5^\circ$ , 搅拌桨按顺时针旋转。

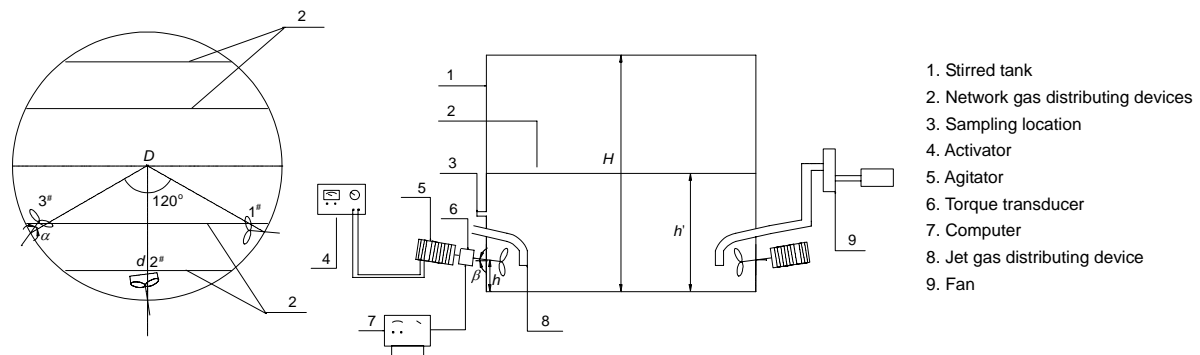


图 1 实验装置图

Fig.1 Schematic diagram of experimental system

管网式分布器采用4根直管,离底高 $h'=1000$  mm,其分布位置如图1中2所示,长管长1950 mm,22个孔,短管长1530 mm,16个孔,每根管上两排孔,每排孔与水平面呈 $45^\circ$ 错位排布,孔口斜向下喷气.喷枪式分布器采用3根直径25 mm的不锈钢管,分布在搅拌桨正前方,离浆距离为200 mm.

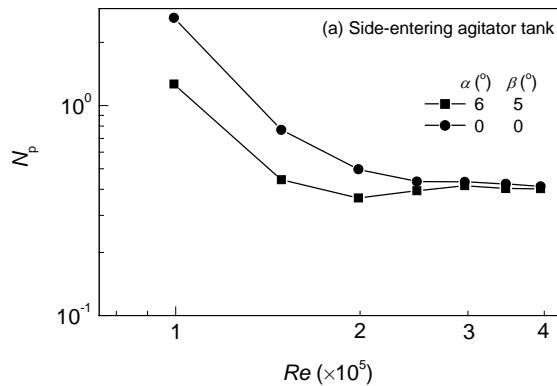
实验选择化学法<sup>[9]</sup>测搅拌槽内的传质系数,槽中亚硫酸钠溶液浓度变化范围在0.02~0.005 mol/L之间,在铜离子催化剂的作用下,与液相中的溶解氧匀速反应.在不同时刻取一定量的试样于一定量浓度为0.01 mol/L的标准碘溶液中,用0.01 mol/L标准硫代硫酸钠溶液滴定,通过计算不同时刻消耗硫代硫酸钠的量进行线性回归,求得氧的容积传质系数 $K_La$ .

### 3 实验结果与讨论

#### 3.1 侧伸式搅拌槽内功率特性

##### 3.1.1 侧伸式搅拌功率曲线

搅拌功率准数 $N_p$ 是搅拌设备最基本的特性参数之一,由搅拌功率计算公式可得



$$N_p = P / (\rho N^3 d^5),$$

由实验测得 $P, \rho, N$ ,可以求得 $N_p$ .

本研究选取了2个具有代表性的搅拌器安装位置,对一台侧伸式搅拌的功率曲线(功率准数 $N_p$ 与搅拌雷诺数 $Re$ 的关系)进行研究,并与立式搅拌槽进行了比较.搅拌雷诺数 $Re$ 用下式表示:

$$Re = d^2 N \rho / \mu.$$

图2(a)表明,在侧伸式搅拌槽内,随着雷诺数的增大,功率准数逐渐减小,最后在较高雷诺数( $Re$ 约为 $3 \times 10^5$ )下 $N_p$ 达到一个定值,与图2(b)立式搅拌槽内 $N_p$ 趋于稳定的雷诺数( $Re$ 约为 $10^4$ )相比,侧伸式搅拌槽内 $N_p$ 达到定值的雷诺数高, $N_p$ 值较小.雷诺数高是因为在侧伸式搅拌槽内不设挡板,所以侧伸式搅拌槽内在较高雷诺数下才能达到完全湍流状态.

由图2还可以看出,搅拌器的安装位置对搅拌器的功率准数影响很小,所以,通过测得的功率准数可以得出侧伸式搅拌在其他不同安装搅拌器位置下的搅拌功率.

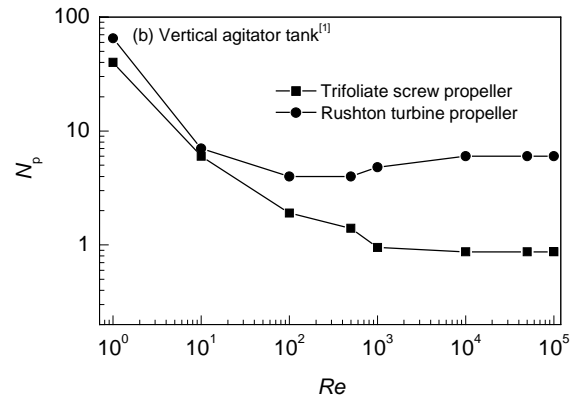


图2 侧伸式及立式搅拌槽内功率曲线

Fig.2 Variation of  $N_p$  with Reynolds number in a side-entering agitator tank and a vertical agitator tank

##### 3.1.2 搅拌器数量对单个搅拌器功率的影响

图3给出了开1~3个搅拌器时单个搅拌器功率消耗情况对比,由图可以看出,在雷诺数 $Re > 2 \times 10^5$ 后,同时开启2个或3个搅拌器时的功率小于单独开启1个搅拌器时的功率,功率下降40%,但同时开启2台和同时开启3台单台搅拌器功率消耗差别不大,这主要是因为开启2台搅拌器时单台搅拌器雷诺数虽然不变,但对全槽而言雷诺数增大,导致单台搅拌器功率准数降低,功率下降.随着搅拌器台数的增多,雷诺数也会增大,但功率准数在雷诺数达到一定值后将趋于稳定,所以,3台搅拌器下单位搅拌器的功率消耗差别不大.

##### 3.1.3 侧伸式搅拌槽内通气对搅拌功率的影响

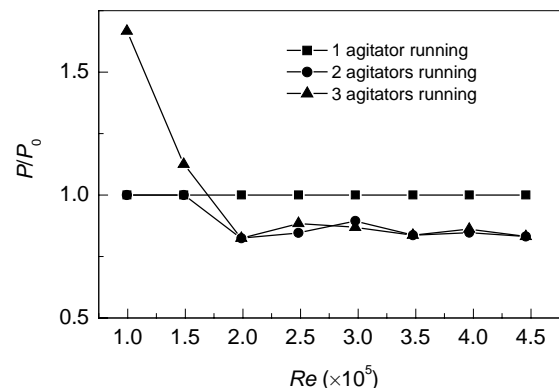


图3 不同搅拌器数量对单搅拌器功率的影响

Fig.3 Effect of agitator number on each agitator power

在实际工业应用中, 侧伸式搅拌槽内往往都是多相体系. 在气液两相体系中由于气相的存在会对搅拌功率产生较大的影响<sup>[10]</sup>. 早期研究认为, 搅拌槽中的气-液分散是气体直接被桨叶剪切成细小气泡而形成的. 但近几年的研究表明, 气-液分散是受气穴控制的, 根据气穴理论<sup>[11-13]</sup>, 气体并不是直接被搅拌器剪碎而得到分散的, 气泡的分散首先是在桨叶背面形成较为稳定的气穴, 气穴在尾部破裂, 形成富含小气泡的分散区, 小气泡在离心力的作用下被甩出, 并随液体的流动分散至槽内的其他区域. 但气穴理论是建立在立式搅拌槽基础上的, 对侧伸式搅拌槽是否适用, 还有待验证. 本研究考察了在侧伸式搅拌反应器中气相对搅拌功率的影响.

在研究气液分散时, 表观气速  $V_G$  和通气准数  $N_A$  是 2 个十分重要的量,  $V_G$  和  $N_A$  由下式表示<sup>[7]</sup>:

$$V_G = Q_G / A_i,$$

$$N_A = Q_G / (Nd^3).$$

图 4 示出了喷枪式通气 3 个转速下(每个喷枪通气量均等)的功率曲线, 由图可以看出, 通气比不通气时功率明显下降, 随着通气准数的升高, 功率变化不大, 因为气体在液体中鼓泡, 降低了被搅拌液体的有效密度, 因而降低了搅拌功率. 但随着通气准数的增大, 液体的有效密度变化不大, 所以功率改变很小.

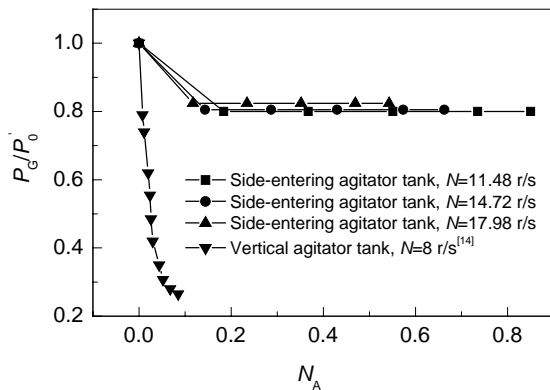


图 4 侧伸式搅拌槽和立式搅拌槽<sup>[14]</sup>内通气对搅拌功率的影响对比

Fig.4 Comparison of the effect of gas-entering on mixing power in side-entering agitator and vertical agitator<sup>[14]</sup> tanks

图 4 中侧伸式搅拌和立式搅拌比较可以看出, 在立式搅拌槽内, 通气时功率最小可降至未通气时的 30%, 而在侧伸式搅拌槽内, 通气时功率最小只降至未通气时的 80%, 这表明侧伸式搅拌槽通气使搅拌器功率减小的幅度只相当于立式搅拌槽减小幅度的 28%, 这是由于在立式搅拌槽内, 实际功率不仅受液体有效密度影响, 还

受到气穴的影响, 而在侧伸式搅拌槽内, 由于搅拌桨的轴向力, 气体被排出桨叶区, 因而气穴对功率的影响很小, 所以侧伸式搅拌槽内功率降低幅度小于立式搅拌槽.

### 3.2 传质性能

工业上很多气液反应由于气相难溶, 气液传质常常是这类反应的速率控制步骤, 气液体积传质系数  $K_L a$  是这类反应器设计放大的另一个重要参数.

传质系数是气液搅拌的重要参数之一, 其值正比于单位液体体积功耗和表观气速, 其经验关联式表示如下:

$$K_L a = A(P/V_L)^b V_G^c.$$

#### 3.2.1 侧伸式搅拌槽内喷枪式分布器下气速对传质系数的影响

图 5 为  $N=820 \text{ r/min}$  时容积传质系数与表观气速之间的关系, 回归出了二者的关系式:

$$K_L a \propto V_G^{1.125}. \quad (1)$$

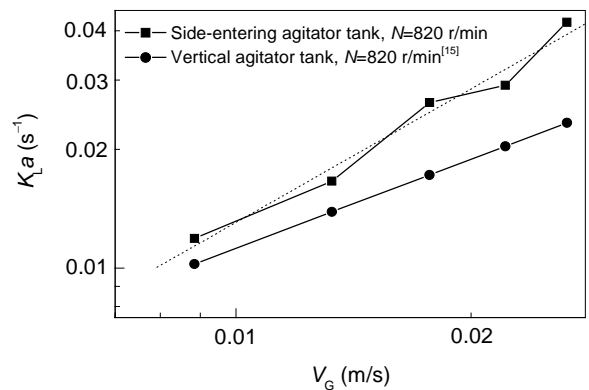


图 5 喷枪式分布器下气速对传质系数的影响

Fig.5 Effect of gas speed on  $K_L a$  with jet gas distributing device

由式(1)可得  $c=1.125$ , 比文献<sup>[15]</sup>数据( $c=0.75$ )大 50%, 说明在侧伸式搅拌槽内表观气速对传质的影响比在立式搅拌槽内明显, 因为侧伸式搅拌槽中用的轴流桨对气体的剪切力没有立式搅拌中用的涡轮桨剪切力强, 而且侧伸式搅拌中气体没有穿越搅拌桨, 搅拌桨对气体的破碎作用没有立式搅拌明显, 因而此时传质主要受表观气速控制, 所以, 侧伸式搅拌槽中表观气速的影响明显大于立式搅拌槽.

#### 3.2.2 侧伸式搅拌槽内喷枪式分布器搅拌功率对传质系数的影响

图 6 示出了表观气速  $V_G=0.0177 \text{ m/s}$  条件下不同搅拌功率对气液体积传质系数的影响, 回归出了二者的关系式:

$$K_L a \propto (P/V_L)^{0.161}. \quad (2)$$

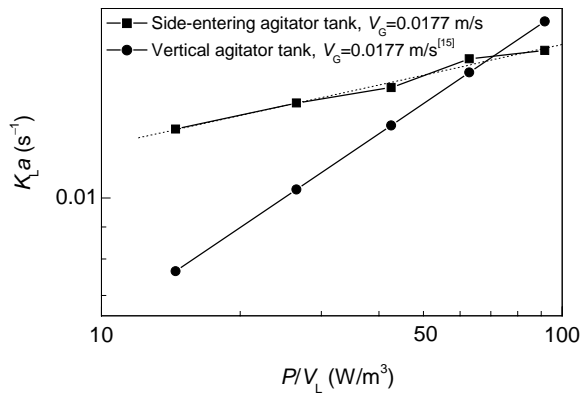


图6 喷枪式分布器功率对传质系数的影响  
Fig.6 Effect of mixing power on  $K_L a$  with jet gas distributing device

图6表明气液体积传质系数随着搅拌功率的增加而增大,这是因为向槽中输入的功率越大,流体获得的能量越多,湍动也越剧烈,对通入气体的分散和混合能力更强,这些都使搅拌槽内气液相界面面积增大,气液传质效果得到改善.随着通气速率的增加,气液体积传质系数也增加,但上升的幅度逐渐减小.另外,由式(2)可知侧伸式搅拌槽内  $b=0.161$ ,与立式搅拌槽  $b=0.495$ <sup>[15]</sup>相比小67.5%,说明在侧伸式搅拌槽内功率的影响相对较小,因为侧伸式搅拌槽内通气管在桨前方,轴流浆对气体的剪切作用弱于立式搅拌槽内涡轮浆的剪切作用.

### 3.2.3 侧伸式搅拌槽内管网式分布器气量对传质系数的影响

图7示出了搅拌器转速在  $N=820$  r/min 时管网式分布器容积传质系数与表观气速之间的关系,回归出了二者的关系式:

$$K_L a \propto V_G^{1.778}, \quad (3)$$

可得  $c=1.778$ ,比立式搅拌槽( $c=0.75$ )<sup>[15]</sup>大137%,说明

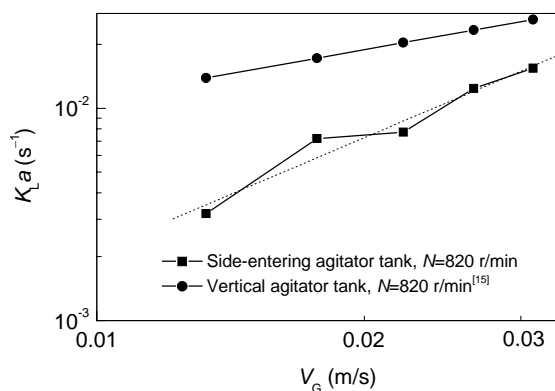


图7 管网式分布器下气速对传质系数的影响  
Fig.7 Effect of gas speed on  $K_L a$  with network gas distributing device

侧伸式搅拌槽内管网式分布器通气条件下气速的影响高于立式搅拌槽,因为在立式搅拌槽中,涡轮浆对气体的剪切作用明显,功率贡献大,而在侧伸式搅拌槽管网式通气条件下,气体达不到搅拌控制区域,搅拌对气体的剪切分散作用弱,传质效果主要受表观气速控制,所以,侧伸式搅拌槽管网式通气条件下  $c$  远大于立式搅拌.

### 3.2.4 侧伸式搅拌槽内喷枪式气体分布器与管网式气体分布器对气体的分散效果比较

比较图5和7可以看出,在消耗相同搅拌功率的条件下,喷枪式气体分布器的传质系数是管网式气体分布器的近3倍,表观气速对喷枪式分布器传质系数的影响小于管网式分布器.这是因为喷枪式分布器一方面由于表观气速增大,气液相对速度增大,  $K_L$  增大;另一方面由于搅拌桨的剪切作用,气泡受剪切破碎变小,比表面积  $a$  增大,并且由于搅拌器的混合作用,气泡在槽内的停留时间长于管网式分布器,所以,在喷枪式分散条件下气体受两方面的影响;管网式分布器主要是通过网孔对气体分散,虽然表观气速增大,气液之间的相对速度增大,  $K_L$  增大,但气泡大小主要取决于网孔的大小,而搅拌器的混合作用对气体的混合效果并不明显,因此,管网式分布器主要受表观气速的影响,故其传质性能比喷枪式气体分布器差,同时也说明了喷枪式气体分散条件下表观气速对传质效果的影响比管网式小.

## 4 结论

(1) 实验测得了侧伸式搅拌器的功率曲线,与立式搅拌槽内功率准数达到稳定的  $Re(10^4)$  左右相比,侧伸式搅拌槽内雷诺数  $Re$  在  $3 \times 10^5$  时功率准数才能达到稳定.

(2) 实验结果表明侧伸式搅拌槽通气使搅拌器功率减小的幅度只相当于立式搅拌槽减小幅度的28%.

(3) 得到了侧伸式搅拌槽内喷枪式分布器下容积传质系数  $K_L a$  的关系式  $K_L a \propto (P/V_L)^{0.161} V_G^{1.125}$ . 侧伸式搅拌槽比立式搅拌槽  $b$  值小67.5%,  $c$  值高50%.

(4) 得到了侧伸式搅拌槽内管网式分布器容积传质系数  $K_L a$  的关系式  $K_L a \propto V_G^{1.778}$ ,在消耗相同搅拌功率条件下,喷枪式气体分布器的传质系数是管网式气体分布器的近3倍.

#### 符号表:

$a$	比表面积 ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ )
$A, b, c$	与搅拌器型式相关的参数
$A_t$	搅拌槽横截面积 ( $\text{m}^2$ )
$d$	搅拌桨直径 (mm)
$h$	搅拌器离底距离 (mm)
$h'$	管网式分布器离底高度 (mm)
$H$	液位高度 (mm)
$K_L$	以浓度差为推动力的液相总传质系数 (m/s)

$K_{La}$	容积传质系数 ( $s^{-1}$ )
$N$	转速 (r/min)
$N_A$	通气准数
$N_p$	搅拌功率准数
$P$	搅拌功率 (W)
$P_0$	单个搅拌器开启时的功率 (W)
$P_G$	通气后的搅拌功率 (W)
$P_0'$	通气前的搅拌功率 (W)
$P/V_L$	单位体积功耗 ( $W/m^3$ )
$Q_G$	通气速率 ( $m^3/s$ )
$Re$	搅拌雷诺准数
$V_L$	搅拌槽内溶液体积 ( $m^3$ )
$V_G$	表观气速 (m/s)
$\alpha$	搅拌桨偏离中心线角度 ( $^\circ$ )
$\beta$	搅拌桨偏离水平面角度 ( $^\circ$ )
$\mu$	搅拌介质的粘度 (Pa·s)
$\rho$	介质密度 ( $kg/m^3$ )

## 参考文献:

- [1] 欧舒 J Y. 流体混合技术 [M]. 王英琛, 林猛流, 施力田, 等, 译. 北京: 化学工业出版社, 1991. 13-15.
- [2] Klausdieter K. Suspension by Side Entering Agitator [J]. Chem. Eng. Process., 1984, 18(4): 233-238.
- [3] Wesselingh J A. Mixing of Liquid in Cylindrical Storage Tanks with Side-entering Propellers [J]. Chem. Eng. Sci., 1975, 30(8): 973-981.
- [4] Henryk L. Mixing Time and Mixing Energy in an Agitated Vessel with Side-entering Propeller Agitator [J]. Inzynieria Chemiczna i Procesowa, 2001, 22(3): 490-491.
- [5] Henryk L, Stanislaw M. Efficiency of Heat Transfer in an Agitated Vessel with Side-entering Agitator [J]. Inzynieria Chemiczna i Procesowa, 1999, 20(2): 235-244.
- [6] Salwan S, Farhad E M. Using Computational Fluid Dynamics Modeling and Ultrasonic Doppler Velocimetry to Study Pulp Suspension Mixing [J]. Ind. Eng. Chem. Res., 2007, 46(7): 2172-2179.
- [7] Janz E E, Fasano J, Myers K J. Different Solids Suspension Techniques in Flue Gas Desulfurization [A]. Anon. 2005 AIChE Annual Meeting and Fall Showcase, Conference Proceedings [C]. New York: American Institute of Chemical Engineers, 2005. 4067-4068.
- [8] 杜俊琪, 郑可嘉. 厌氧移动床生物膜反应器侧伸式搅拌装置的试验研究 [J]. 工业水处理, 2007, 27(3): 58-61.
- [9] Imai Y, Takei H, Matsumura M. A Simple  $Na_2SO_3$  Feeding Method for  $K_{La}$  Measurement in Large-scale Fermentors [J]. Biotechnol. Bioeng., 1987, 29(8): 982-993.
- [10] 刘飞鸣, 施建强, 林兴华, 等. 三层组合式气液搅拌桨的功率特性 [J]. 石油化工设备, 2003, 23(4): 5-7.
- [11] Van't Riet K, Smith J M. The Behaviour of Gas-Liquid Mixtures near Rushton Turbine Blades [J]. Chem. Eng. Sci., 1973, 28(4): 1031-1037.
- [12] Van't Riet K, Smith J M. The Trailing Vortex System Produced by Rushton Turbine Agitators [J]. Chem. Eng. Sci., 1975, 30(9): 1093-1105.
- [13] Nienow A W, Wisdom D J. Flow over Disc Turbine Blades [J]. Chem. Eng. Sci., 1974, 29(9): 1994-1997.
- [14] 王凯, 冯连芳. 混合设备设计 [M]. 北京: 机械工业出版社, 2000. 280-281.
- [15] Panja N C, Rao D P. Experimental Studies on  $K_{La}$  in a Mechanically Agitated Contactor from Transient Electrical Conductivity Response Data [J]. Chem. Eng. Res. Des., 1991, 69(4): 302-307.

## Measurement of Stirring Power and Mass Transfer by a Side-entering Gas-Liquid Agitator

DU Rong-li<sup>1</sup>, HUANG Xiong-bin<sup>1</sup>, WANG Xin<sup>2</sup>, CHEN Zhi-sheng<sup>2</sup>

(1. Chemical Engineering College, Beijing University of Chemical Technology, Beijing 100029, China;

2. China Datang Technologies &amp; Engineering Co., Ltd., Beijing 100089, China)

**Abstract:** The influences of agitator number and superficial gas velocity on the power number were studied in a tank of  $\phi 2000$  mm $\times$ 4200 mm with side-entering agitators. The results indicate that compared to a conventional agitated tank Reynolds number ( $10^4$ ), a constant power number is obtained at a higher Reynolds number ( $3\times 10^5$ ) and the effect of gas phase on power consumption decrease is 28% of conventional agitated tank. The gas-liquid mass transfer coefficients  $K_{La}$  with jet and network gas distributing devices have been investigated under same power number, and the results show that a jet gas distributing devices is about 3 times better performance of mass transfer than network gas distributing devices. The formula of mass transfer coefficient of jet gas distributing devices has been obtained as  $K_{La}\propto(P/V_L)^{0.161}V_G^{1.125}$ , and that of network gas distributing devices is  $K_{La}\propto V_G^{1.778}$ . The investigation results provide reference to design of side-entering agitated tanks.

**Key words:** side-entering agitator; power number; gas distributing device; mass transfer coefficient