

非牛顿流体中组合桨氧传递性能的研究

苏红军, 苗伟, 徐世艾

(烟台大学化工制造工程山东省重点实验室, 山东烟台 264005)

摘要:对两层组合桨在黄原胶水溶液中的混合性能进行了研究, 采用能反映微观混合状态的容积传氧系数对多种组合桨进行了比较。结果表明: 双折叶圆盘涡轮—六叶布鲁马金组合桨有利于获得高的容积传氧系数; 加大底层桨直径更有利于非牛顿流体的混合。

关键词:容积传氧系数; 非牛顿流体; 混合; 黄原胶

中图分类号: TQ027; TQ051.7

文献标识码: A

文章编号: 0253-4320(2007)05-0055-04

Study on oxygen transfer capability of combined impellers in non-Newtonian fluid

SU Hong-jun, MIAO Wei, XU Shi-ai

(The Key Laboratory of Chemical Manufacture Engineering, Shandong Province, Yantai University, Yantai 264005, China)

Abstract: The mixing properties of two-layer combined impellers in xanthan gum water solution is studied, different kinds of combinations of impellers are compared by oxygen transfer coefficient which can indicate the mixing state of microcosmos. The results showed that the combination of double folded blade disc and Brumajin impeller was easy to get higher oxygen transfer coefficient, the increasing the diameter of substrate impeller favored mixing in non-Newtonian fluid.

Key words: oxygen transfer coefficient; non-Newtonian fluid; mixing; xanthan gum

黄原胶水溶液是典型的非牛顿流体, 在其浓度较低时就具有很高的黏度。黄原胶的这种特性给发酵过程中的气液混合、氧的传递带来了很大困难。国外研究者认为氧的传递是黄原胶发酵过程的主要限制性因素, 在进行黄原胶发酵研究时, 需要将氧的传递作为一个重要方面进行考虑^[1-2]。Amanullah 等^[3]研究了几种型式的搅拌器在黄原胶发酵液中的混合性能, 他们认为桨型搅拌器的选取在获得全罐混合和气体的微观分散方面具有举足轻重的作用^[3]。

目前, 对非牛顿流体中组合桨的气液传质性能的研究主要集中在气含率、混合时间这些宏观参数上。对于能反映微观混合状态的容积传氧系数 ($K_L a$) 的研究报道还比较少。笔者采用模拟稳态法在冷模状态下测定了双层组合桨的容积传氧系数。

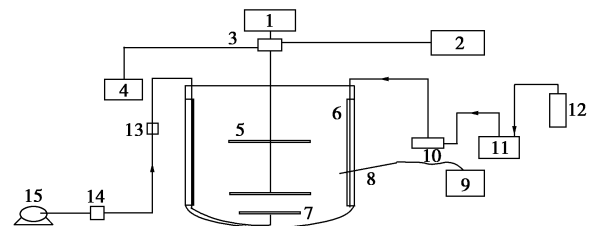
1 实验装置与分析测试方法

1.1 实验物系及操作条件

实验液相介质为黄原胶的水溶液, 质量分数分别为 0.2%、0.5% 和 0.8%, 气相介质为空气。搅拌转速为 2.50 ~ 8.33 r/s, 气体流量为 0 ~ 3 m³/h。

1.2 实验装置

该实验是在圆筒形椭圆底立式釜内进行的, 筒径 378 mm, 高 800 mm, 液面高度为 740 mm。配有扭矩传感器测量搅拌轴的转速、扭矩及功率。测控系统配有瑞士 Hamilton 公司生产的 Oxyferm 325 型溶氧电极测量混合体系中的溶解氧。实验系统示意图如图 1 所示。



1—电机; 2—变频调速器; 3—智能传感器; 4—扭矩转速测试系统; 5—搅拌器; 6—挡板; 7—气体分布器; 8—溶氧电极; 9—溶氧显示仪; 10—蠕动泵; 11—亚硫酸钠容器; 12—氮气瓶; 13—转子流量计; 14—空气过滤器; 15—空气压缩机

图 1 实验系统示意图

1.3 搅拌釜内部构件

1.3.1 气体分布器

实验中采用的气体分布器为分布环, 直径为

收稿日期: 2007-01-16

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(10272093, 20476086), 国家“863”重点资助项目(2006A030203)

作者简介: 苏红军(1964-), 男, 副教授, 主要从事化学工程的研究, shjytu@yahoo.com.cn; 徐世艾(1964-), 男, 博士, 教授, 通讯联系人, czs@ytu.edu.cn。

165 mm, 环下部均匀分布了 20 个直径为 2 mm 的小孔。分布环距釜底安装高度为 60 mm。

1.3.2 挡板

实验中发现:在质量分数为 0.2% 和 0.5% 的黄原胶水溶液中,搅拌器处于湍流工作状态,在质量分数为 0.8% 的黄原胶水溶液中,搅拌器处于过渡流工作状态。因此,在质量分数为 0.8% 的黄原胶体系釜内不应设置挡板,在其余情况下设置了 4 块全深度挡板。

1.3.3 搅拌器形式

根据搅拌器特性和流场分析,设计制作了多种搅拌器。参照黄原胶发酵生产的实际情况,结合各搅拌器的气液分散能力,实验选用的搅拌器型式如表 1 所示。

表 1 实验所用的搅拌器型式

搅拌器	直径/ mm	叶片 数	叶片倾角/ (°)	简记 符号
小直径直叶圆盘涡轮	125	6	0	DT1
大直径直叶圆盘涡轮	150	6	0	DT2
斜叶圆盘涡轮	125	6	45	PDTD(U)
六叶布鲁马金	125	6	45	6BM
凹叶圆盘涡轮	125	6	0	CBDT1
大直径凹叶圆盘涡轮	150	6	0	CBDT2
双折叶圆盘涡轮	150	6	盘上叶片 90, 盘下叶片 45	P2DTD(U)

表 1 所示搅拌器简记符号中的 D 和 U 分别表示下压式和上推式。底层桨采用 DT、6BM、CBDT,上层桨采用 PDTD(U)、P2DTD(U)。上层桨采用上推式时的桨间距为 0.55 T (T 为釜径,下同)。上层桨采

(上接第 54 页)

由图 8 可以看出,随着流量的增大,压降增加的幅度较大。结合图 8 与图 5 可知,文中设计的板棒式结构具有较低的流阻与较高的总传热系数,综合传热效果良好。从图 9 可以看出,在 Re 低于 2 000 时,阻力系数随 Re 增加而急剧下降; Re 为 2 000 ~ 6 000 时,阻力系数有所波动,估计是流动形态进入过渡区所致; Re 在 6 000 以上时,阻力系数随 Re 增加而趋于一常数,表明肋棒侧的流动形态随着 Re 的增大已基本进入完全湍流区。

3 结论

根据优化分析结果,设计制造了板棒式换热器,

用下压式时的桨间距为 0.7 T 。

1.4 实验测量方法

实验使用 JCZ1 型智能扭矩传感器来测定搅拌转速及功率。此传感器配有相应的计算机软件,搅拌轴转速、扭矩及功率可由计算机直接读出。搅拌转速通过控制箱上的变频调速器调节。采用模拟稳态法测定容积传氧系数 $K_L a$ ^[4]。

2 结果与讨论

2.1 桨型对容积传氧系数的影响

实验过程中选取的通气量 (Q) 分别为 500、1 000、1 500、2 000、2 500 L/h, 现以 $Q = 2 000$ L/h 为例作图进行讨论(见图 2), 其中 P_V 表示单位体积功耗。

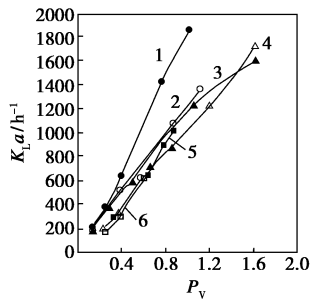
图 2(a)中所使用的桨型组合均为双层组合桨,底层搅拌器主要是径流式的,以提供足够的气体分散,上层则采用上推式或下压式的圆盘涡轮搅拌器,以解决全釜料液的混合问题。随着黄原胶浓度的增高,溶液的黏度迅速增大,进而增加了气液传质的阻力,降低了气体在液体中的扩散速率,通过图 2 中 3 个图的对比可以明显看出,容积传氧系数随着黄原胶水溶液浓度的升高而明显下降。

由图 2 可以看出,在实验条件下, P2DTD-6BM 组合桨的传质系数要高于其他组合桨,上层采用双折叶搅拌器时的混合效果要好于采用斜叶搅拌器,上层采用下压式搅拌器时的混合效果要好于采用上推式搅拌器。6BM 不仅具有良好的径向气体分散能力,还有一定的轴向混合能力。另外, P2DTD 同时具有良好的径向气体分散能力和轴向流体的循环能力,因此与 6BM 协同达到比较理想的气体分散效果。

并进行了传热与流阻实验,验证了实验模型和模型公式的准确性。实验与分析结果都表明,板棒式换热器是一种性能优良、结构紧凑的高效换热器,在硫酸工业等气体换热场合将有广阔的应用前景。

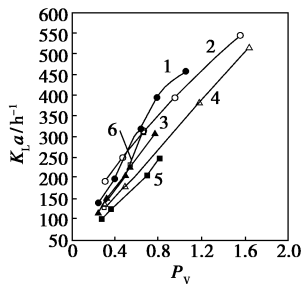
参考文献

- [1] 华南理工大学. 板棒式换热器: 中国, 992588.7[P]. 2000-11-15.
- [2] 邓先和, 徐国想, 张亚君. 板棒式换热器传热性能分析(I)[J]. 华南理工大学学报, 2001, 29(1): 38-39.
- [3] 邓先和, 徐国想, 张亚君. 板棒式换热器传热性能分析(II)[J]. 华南理工大学学报, 2001, 29(2): 51-53.
- [4] 尾花英朗. 热交换器设计手册(下册)[M]. 徐忠权, 译. 北京: 石油工业出版社, 1982: 684-689. ■



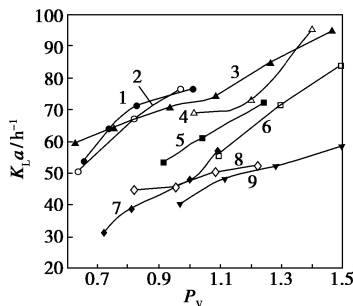
组合浆:1—P2DTD-6BM;2—P2DTD-CBDT1;3—P2UTU-CBDT1;
4—P2UTU-6BM;5—PDTD-6BM;6—PDTD-CBDT1

(a)黄原胶质量分数为0.2%时



组合浆:1—P2DTD-6BM;2—P2DTD-DT1;3—PDTD-DT1;
4—P2UTU-6BM;5—PUTU-DT1;6—PDTD-CBDT1

(b)黄原胶质量分数为0.5%时



组合浆:1—P2DTD-P2UTU;2—P2UTU-DT1;3—P2DTD-DT2;
4—P2UTU-CBDT1;5—P2DTD-6BM;6—P2UTU-DT2;
7—P2DTD-DT1;8—P2DTD-CBDT1;9—PDTD-DT2

(c)黄原胶质量分数为0.8%时

图2 不同浓度体系时桨型对容积传氧系数 $K_L a$ 的影响

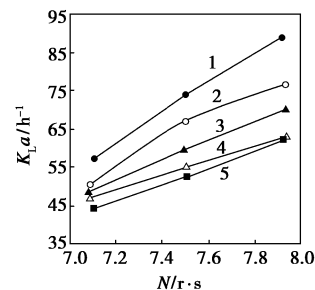
在研究组合浆的气液混合性能时,单位体积功耗低的组合浆更易于通过提高转速来增大 $K_L a$ 。由图2(c)可以看出,在相同的操作条件下,P2DTD-6BM的 P_V 要明显低于其他浆的组合情况,但这种组合浆的 $K_L a$ 却要高于相同尺寸的其他组合浆。P2DTD-6BM组合的这种低功耗、高容积传氧系数的特性使之具有很大的操作空间,这对工业过程的控制是非常有利的。

由图2(c)还可以看出,底层采用大直径的圆盘涡轮对提高 $K_L a$ 是非常有利的。在气液分散体系

中经常采用小直径的涡轮式搅拌器来解决气体分散的问题,如采用传统尺寸的涡轮式搅拌器,在低浓度的黄原胶溶液中是可以达到气体完全分散的,然而随着黄原胶浓度的增大,底层搅拌器搅拌区气泡的体积开始逐渐增大,单纯通过增加搅拌转速的方法已经不能使气体得到完全分散。实验通过将底层搅拌器直径加大的办法来解决高浓度黄原胶水溶液中的气体分散,由实验结果可以看出,底层搅拌器区域的气泡比原来要明显细密,此时的 $K_L a$ 也明显得到提高。

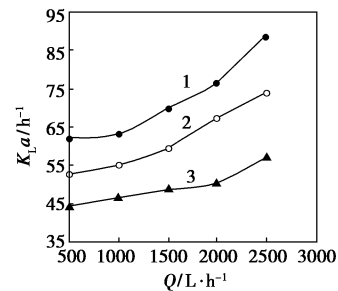
2.2 转速和通气量对容积传氧系数的影响

搅拌浆转速和通气量对 $K_L a$ 的影响如图3所示。由图3可知,当通气量一定时, $K_L a$ 随搅拌速度的增大而增大;当转速一定时, $K_L a$ 随通气量的增大而增大。这符合搅拌混合过程的一般规律,证明实验操作条件的选择基本在合理范围之内。在黄原胶水溶液中(质量分数0.8%),当底层采用小直径的径流式搅拌器时,通过对底层区域的观察可以看出,这时要获得细密的气泡,转速则要达到相当高的数值,但过高的转速无疑导致能量的极大浪费。当底层采用加大直径的DT2和CBDT2时,底层搅拌器在较低的转速下就能获得优良的气体分散效果。



流量 $Q/L \cdot h^{-1}$:1—2 500;2—2 000;3—1 500;4—1 000;5—500

(a)转速对 $K_L a$ 的影响



转速 $N/r \cdot s^{-1}$:1—7.92;2—7.50;3—7.08

(b)通气量对 $K_L a$ 的影响

图3 质量分数为0.8%体系下转速与通气量对 $K_L a$ 的影响(P2DTD-6BM)

通过对相同上层搅拌器,不同尺寸、相同型式下层搅拌器的组合桨的功率比较可以看出,在保持功率基本不变的情况下,要达到相同的气体分散程度,加大底部桨径、降低转速是较合适的方法。这对混合装置的进一步放大比较有利。

2.3 优异组合搅拌器的结构及其流场描述

该研究筛选的优异组合搅拌器如图 4 所示,流场描述如图 5 所示。

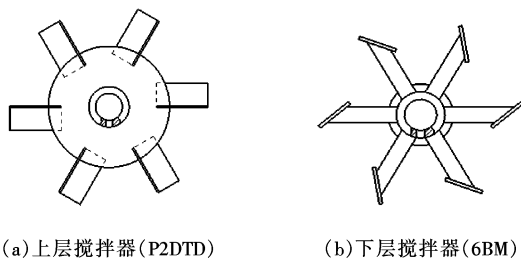


图 4 筛选的优异组合搅拌器

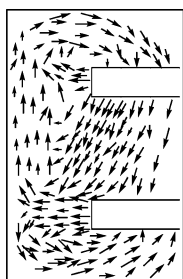


图 5 优异组合桨的流场描述

在传统工业中,常采用双层六直叶圆盘的组合桨来进行气液混合,在这种组合桨中全罐被分成相对独立的 4 个区域^[5],造成了整体对流效果的明显降低。虽然在近桨区域气液还能获得充分的混合,但由于整体对流的削弱,使得分区重叠部分出现贫氧区,不利于流体的整体混合。在该实验优化组合桨中,下层采用 6BM 能对气体进行充分的分散,上层采用 P2DTD 能对气体进行进一步的分散,并把流体下推。这种组合桨在釜底形成一个小循环区域,在底层搅拌器的上部则由于 P2DTD 搅拌器的下压作用形成了一个整体大循环。这种组合对促进整体对流,提高全罐的溶氧水平是相当有利的。

2.4 不同桨组合容积传氧系数的有因次回归拟合式

在同一个搅拌系统中在物系一定的条件下,容积传氧系数是单位体积功耗 P_V (W/L)、表观气速 V_s (m/s) 的函数。关联式可以写成如下的形式:

$$K_L a = a P_V^b V_s^c \quad (1)$$

式中 a 、 b 、 c 为常数项。对式(1)取对数处理后得

到式:

$$\ln K_L a = \ln a + b \ln P_V + c \ln V_s \quad (2)$$

设 $Y = \ln K_L a$, $X_1 = \ln P_V$, $X_2 = \ln V_s$, $K = \ln a$, 则:

$$Y = K + b X_1 + c X_2 \quad (3)$$

然后对式(3)进行线性回归,得出拟合效果较好的关联式,较优组合在不同浓度体系下的关联结果如表 2 所示。

表 2 容积传氧系数回归结果

质量分数/%	桨型组合	a	b	c	R ²
0.2	P2DTD-6BM	407990	1.114	1.021	0.996
0.5	P2DTD-6BM	10394	0.738	0.817	0.982
0.8	P2DTD-6BM	557	0.938	0.358	0.908

以上结果表明:采用 $K_L a = a P_V^b V_s^c$ 的拟合式较准确地描述了容积传氧系数与单位体积功耗、表观气速的关系,并且拟合的相关系数达到 90% 以上。

3 结论

(1) 在相同的操作条件下, P2DTD-6BM 组合桨的单位体积功耗要明显低于其他组合,且容积传氧系数高于相同尺寸的其他组合。

(2) 采用底层搅拌器直径加大的方法,在达到相同气体分散程度的要求时,并没有带来功耗的增加,却能带来转速的大幅度降低,这对促进搅拌体系放大是十分有利的。

(3) P2DTD-6BM 组合在底层搅拌器以上区域能形成整体大循环,这对整体的对流扩散,提高全罐溶氧程度是非常有利的。

(4) 上层采用双折叶搅拌器时的效果要好于采用斜叶搅拌器,上层采用下压式搅拌器时的效果要好于采用上推式搅拌器。

参考文献

- [1] Garcia-Ochoa F, Gomez C E, Santos V E. Oxygen transfer and uptake rates during xanthan gum production[J]. *Enzyme and Microbial Technology*, 2000, 27: 680 - 690.
- [2] Lo Y M, Hsu C H, Yang S T, et al. Oxygen transfer characteristics of a centrifugal, packed-bed reactor during viscous xanthan fermentation[J]. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, 2001, 24: 187 - 193.
- [3] Amanullah A, Serrano-Carreón L, Castro B, et al. The influence of impeller type in pilot scale xanthan fermentation[J]. *Biotechnology and Bioengineering*, 1998, 57: 95 - 107.
- [4] 黄海东, 侯刚. 模拟稳态法测定生物反应器 $K_L a$ 值的研究[J]. *天津农学院学报*, 2004, 11(3): 28 - 31.
- [5] Oldshue J Y. *Fluid Mixing Technology* [M]. New York: McGraw-Hill, 1983: 45 - 49. ■