

文章编号:1006-3080(2009)03-0339-07

## 搅拌对多黏类芽孢杆菌发酵氧传递过程的影响及 CFD 模拟

吴高杰<sup>1</sup>, 陈剑佩<sup>1</sup>, 黄建科<sup>2</sup>, 魏鸿刚<sup>2</sup>, 沈国敏<sup>2</sup>

(华东理工大学 1. 化学工程联合国家重点实验室; 2. 生物反应器工程国家重点实验室, 上海 200237)

**摘要:**以羧甲基纤维素钠水溶液(CMC)为液相,空气为气相,研究了不同桨型组合、体系黏度、气量、桨间距、气体分布器等对搅拌过程中氧传递的影响。结果表明:在CMC体系中,下层用径向流的涡轮斜叶桨、上层用轴向流的翼型桨有利于氧传递。当单位体积功率  $P/V \geq 1.5 \text{ kW/m}^3$  时,涡轮斜叶翼型组合桨(SRT-HI)比传统的双层透平组合桨(RT-RT)的传质系数提高约10%,且高径比越大,SRT-HI优势越明显。进一步用CFX11.0进行模拟,得到了不同桨型组合下气液两相的速率、气体和氧传质系数的分布等。并在50 L发酵罐中分别采用SRT-HI与RT-RT研究了搅拌对多黏类芽孢杆菌HY96-2发酵溶氧影响的热模实验,结果表明,在  $P/V = 1.6 \text{ kW/m}^3$  条件下采用SRT-HI发酵,过程中体系的溶氧情况明显好于采用RT-RT时的溶氧情况。

**关键词:**搅拌; 计算流体力学(CFD); 翼型桨; 氧传质系数; 多黏类芽孢杆菌

中图分类号:TQ027.2

文献标志码:A

## Effect of Agitation on Oxygen Transfer in *Paenibacillus Polymyxa* HY96-2 Culture Broth and CFD Simulation

WU Gao-jie<sup>1</sup>, CHEN Jian-pei<sup>1</sup>, HUANG Jian-ke<sup>2</sup>, WEI Hong-gang<sup>2</sup>, SHEN Guo-min<sup>2</sup>

(1. State Key Laboratory of Chemical Engineering; 2. State Key Laboratory of Bioreactor Engineering, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China)

**Abstract:** Effects of impeller combination, system's viscosity, gas-flux, space of impellers and gas sparger on the oxygen transfer with CMC as liquid phase and air as gas phase were investigated in this paper. The results indicated that slope blade Rushton turbine-hydrofoil impeller (SRT-HI) was favorable to oxygen transfer in CMC system. When the power consumption per volume ( $P/V$ ) was not less than  $1.5 \text{ kW/m}^3$ , the transfer coefficient ( $k_{La}$ ) of SRT-HI was 10% higher than that of the double Rushton turbine combined (RT-RT), and even better with increase of the ratio of height to diameter. The distributing profile of velocity, gas and oxygen transfer coefficient in the gas-liquid two phases were obtained through CFX 11.0 simulation. The effect of SRT-HI and RT-RT to dissolved oxygen was studied through *paenibacillus polymyxa* HY96-2 fermentation in 50 L agitated reactor, and the results indicated that the dissolved oxygen of SRT-HI was higher than that of RT-RT when  $P/V$  was  $1.6 \text{ kW/m}^3$ .

**Key words:** agitation; CFD; hydrofoil impeller; oxygen transfer coefficient; *paenibacillus polymyxa*

---

收稿日期:2008-06-13

基金项目:国家“十一五”863项目(2006AA02Z222,2006AA10A211)

作者简介:吴高杰(1982-),男,福建政和县人,硕士生,研究方向:流体混合与搅拌反应器的开发。

通讯联系人:陈剑佩,E-mail:chenjianpei@ecust.edu.cn

气液两相搅拌反应器的氧传递对生物发酵非常重要。理想的反应器是在最小的功耗下获得最大的传质系数和充分的混合。一直以来,多黏类芽孢杆菌 HY96-2 发酵采用的是双层及多层透平组合桨。随着发酵过程的进行,由于产生多糖,体系黏度增加,体系供氧情况严重恶化,甚至处于“零”氧状态,不利于发酵的正常进行;而采用径向流与轴向流桨组合<sup>[1-3]</sup>,搅拌时釜内不会出现分区,气体分布较均匀,全釜混合较好,当体系黏度增大时,由于体系混合充分、均匀,供氧情况将有所改善,不会出现严重缺氧情况,有利于发酵的正常进行。本文针对多黏类芽孢杆菌发酵,研究了搅拌对发酵过程氧传递影响及其 CFD 模拟。

## 1 模拟实验

本实验在釜内径( $T$ )为 0.3 m 的有机玻璃釜中进行。釜内装有 4 块 0.1 T 的挡板,采用 8 孔或 16 孔( $\varnothing=5$  mm)环管气体分布器,桨间距为 0.67 T,下桨叶离底距离为 0.33 T。采用双层桨时液位高度为 1.5 T,采用 3 层桨时液位高度为 2.2 T,溶氧电极(METTLER TOLEDO)安装在离底 0.5 T 处,选用杭州弘博化工有限公司 FL8 型羧甲基纤维素钠(CMC)。采用上海中晨公司 JK99C 型全自动张力仪测量 CMC 的表面张力,模拟计算时,1.0%(质量分数,下同)CMC 表面张力  $\sigma=0.059$  N/m。采用德国 Brabender Rheotron 流变仪测 CMC 及多黏类芽孢杆菌 HY96-2 产生的多糖的流变特性,CMC 及多黏类芽孢杆菌发酵液流变方程符合幂律方程即  $\mu=m \cdot \dot{\gamma}^{n-1}$ ,结果见表 1。当搅拌转速为 400~1 000 r/min 时,1.0% CMC 的表观黏度为 0.62~0.76 Pa·s,多糖的表观黏度为 0.16~0.34 Pa·s。在多黏类芽孢杆菌 HY96-2 发酵产生的多糖中,由于残留有氮源,因此在室温下放置一段时间易染菌,引起物系变化,故模拟实验及计算均用 CMC 作为实验介质。在实验操作时,每批实验都选用新配制的 CMC,保证 CMC 起始黏度不变,经历搅拌时间基本相同,这样可避免由于 CMC 搅拌时间不同,流变性发生变化而引起的实验误差,使实验的重复性较好。

实验以 CMC 为液相,空气为气相,搅拌转速为 400~1 000 r/min,气量为 0.8~3.2 vvm,研究不同桨型、气量、黏度、桨间距、气体分布器等对氧传递的影响。实验中功率采用 NDJ-1 型扭距传感器测量(启东新义机械厂制造,上海交大起重机实验室监制),氧传质系数采用动态氧电极法,即先用氮气排

尽液体介质中的溶解氧,然后通入空气,用溶氧电极检测通气搅拌过程中液相溶解氧浓度的变化,通过  $\frac{dc_L}{dt} = k_L a(c^* - c_t)$  积分即可求得  $k_L a$ <sup>[4-5]</sup>。实验装置见图 1,桨叶参数见表 2,部分桨叶见图 2。

表 1 CMC 与多糖的流变特性

Table 1 Rheology characters of CMC aqueous solution and polysaccharide

|                       | $m/(Pa \cdot s^n)$ | $n$  |
|-----------------------|--------------------|------|
| Polysaccharide(30 °C) | 11                 | 0.20 |
| 1.0% CMC(25 °C)       | 2.2                | 0.76 |
| 1.5% CMC(25 °C)       | 3.1                | 0.85 |
| 2.0% CMC(25 °C)       | 3.9                | 0.87 |

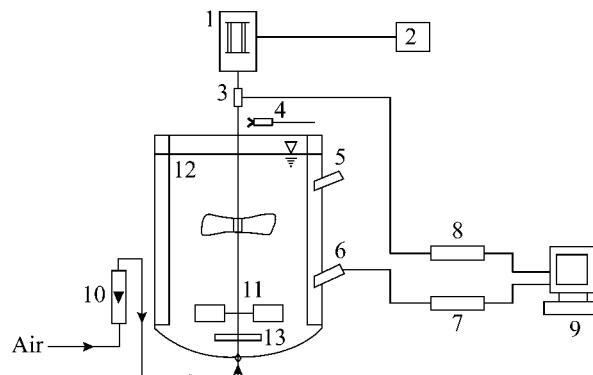


图 1 实验装置图

Fig. 1 Schematic diagram of experimental instrument  
1—Motor; 2—Speed control instrument; 3—Torque sensor; 4—Velometer; 5—Thermometer; 6—DO electrode; 7—DO electrode controller; 8—Strain gauge; 9—Computer; 10—Gas flowmeter; 11—Impeller; 12—Baffle; 13—Gas sparger

表 2 桨叶类型及尺寸

Table 2 Structure and dimension of impellers

| Impellers                        | Diameter | Numbers of impellers |
|----------------------------------|----------|----------------------|
| Concave rushton turbine(CRT)     | 0.42T    | 6                    |
| Rushton turbine(RT)              | 0.37T    | 6                    |
| Slope blade rushton turbine(SRT) | 0.37T    | 6                    |
| Taper disk impeller(TDI)         | 0.37T    | 6                    |
| Hydrofoil impeller(HI)           | 0.42T    | 4                    |

## 2 结果与讨论

多黏类芽孢杆菌发酵的通气量约为 1.0 vvm,故模拟实验以 1.1 vvm 进行分析比较。

### 2.1 不同实验条件对氧传递的影响

#### 2.1.1 翼型桨与不同径向流桨组合的氧传递比较

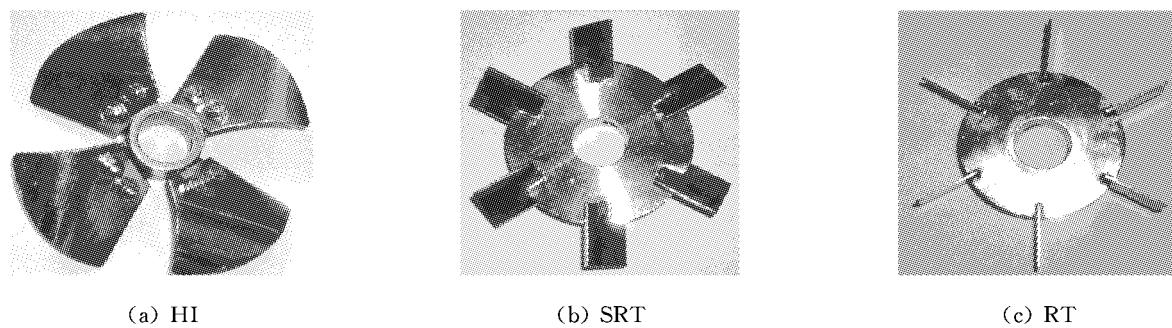


图2 桨叶图  
Fig. 2 Structure of impellers

图3为上层桨采用翼型桨(HI),下层桨分别采用透平桨( RT )、涡轮斜叶桨(SRT)、锥叶桨(TDI)、凹叶桨(CRT)在 $Q_g=1.1$  vvm时的实验结果图。研究表明当上层为翼型桨,下层为涡轮斜叶桨(SRT+HI)时能获得较好的氧传递效果。涡轮斜叶桨既有较强的剪切作用又能产生一定的轴向流,可获得良好的气液分散、气含率、传质系数及较低的搅拌功率,因此单位功耗传质系数较高。由于叶片倾斜,增大了叶片对气体的覆盖作用,泛点转速也较低<sup>[6]</sup>,不易液泛。而透平桨、锥叶桨、凹叶桨的排出流均为径向流,故单位功耗传质系数较低。

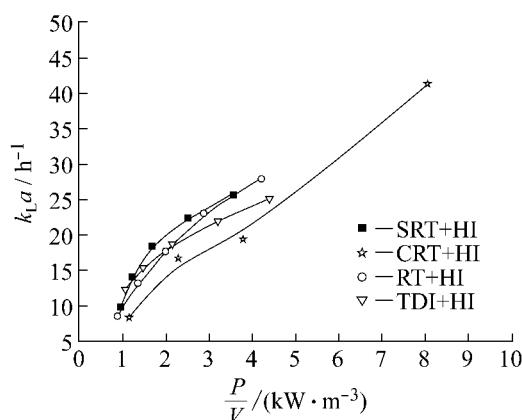


图3 翼型桨与不同径向流桨组合传质系数比较图  
Fig. 3 Comparing of mass transfer between hydrofoil impeller and different radial impellers( $Q_g=1.1$  vvm)

2.1.2 涡轮斜叶翼型组合桨与双层透平组合桨氧传递比较 实验表明:当单位体积功率 $P/V\geq 1.2$   $\text{kW}/\text{m}^3$ 时,涡轮斜叶翼型组合桨的氧传质系数比双层透平组合桨的高(图4)。双层透平组合桨混合实验中可清楚地观察到桨叶间分区现象,多层次搅拌下,分区现象阻碍了槽内流体的有效混合均匀,且随着桨叶层数和液位的增加,区间对流的限制性作用更加明显,强化对流流动可以明显改善氧传递。翼型桨产生轴向流动,轴向排出流有更多比例转化为分

区间对流流动,因而翼型组合桨氧传质系数高于多层次透平组合桨。透平桨排出流为径向流动,各层桨叶间气泡向心运动和聚并倾向严重;翼型桨 $D/T$ 较大,其轴向排出流有利于促进气泡循环和均匀分布,有利于降低氧浓度梯度;采用涡轮斜叶翼型组合桨全釜混合有所改善。

在非牛顿流体系统中,当采用径向流桨叶时,由于桨叶区的剪切稀化作用,使叶轮区气泡破碎较好,而远离叶轮循环区黏度较高,气泡基本无破碎,表观黏度分布不均匀,导致全釜平均比表面积下降;而采用轴向流与径向流的组合时,全釜形成大循环,平均表观黏度分布均匀,且低于径向流组合,导致全釜平均比表面积上升。

翼型桨分散气体能力不如透平桨,但其功率准确数低,故可通过增加搅拌转速来改善。相对于透平桨来说,翼型桨及其组合形式的传质速率更依赖于操作条件,在强搅拌下才能充分体现传质优势。所以当 $P/V\geq 1.2$   $\text{kW}/\text{m}^3$ 时,涡轮斜叶翼型组合桨的体积传质系数比双层透平组合桨的高;而当 $P/V\geq 1.5$   $\text{kW}/\text{m}^3$ 时,传质系数提高了约9.2%。

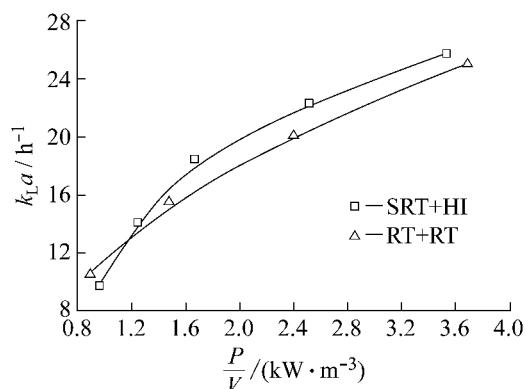


图4 涡轮斜叶翼型组合桨与双层透平组合桨传质系数比较图  
Fig. 4 Comparing of mass transfer between SRT+HI and RT+RT( $Q_g=1.1$  vvm)

2.1.3 气量对氧传递的影响 在800 r/min条件下

下考察了0.8 vvm( $5.9 \times 10^{-3}$  m/s)、1.1 vvm( $7.9 \times 10^{-3}$  m/s)、2.2 vvm( $1.6 \times 10^{-2}$  m/s)、3.2 vvm( $2.4 \times 10^{-2}$  m/s)4个气量下涡轮斜叶翼型组合桨中氧传质情况,结果如图5。随着气量的增加,传质系数增加。这是由于气量增加,全釜混合更充分,气液接触面增加,体系气含率增加,所以传质系数增加。

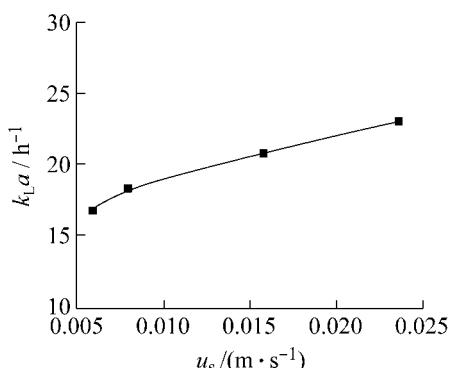


图5 气量对传质系数的影响

Fig. 5 Effect of gas surface velocity on mass transfer  
(800 r/min)

2.1.4 黏度对桨型组合的影响 考察了涡轮斜叶翼型组合桨中,体系黏度对传质系数的影响,实验结果如图6,表明黏度增加传质系数减小。这是由于溶解的气体在黏性溶液中扩散系数较小,因此相应的传质系数也较小;另一方面,由于黏性溶液中气泡易聚并,气泡体积较大,所以随着体系黏度的增加传质系数减小。

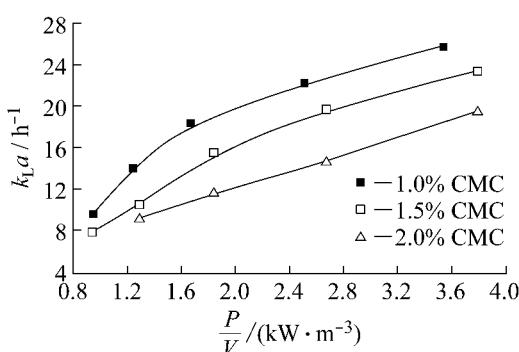


图6 体系黏度对传质系数的影响

Fig. 6 Effect of viscosity on mass transfer ( $Q_g = 1.1$  vvm)

2.1.5 桨间距对氧传递的影响 考察了涡轮斜叶翼型组合桨中,当桨间距分别为0.67T及0.85T时的氧传递情况。由图7可以看出,桨间距增加,氧传质系数减小。这是由于在CMC体系中,间距过大气泡聚并严重,气体分散不佳;当桨间距为0.67T时即桨间距约为桨径的1.5倍时两桨的排出流能很好地融合,有利于全釜形成一个大循环,对氧传递有利。

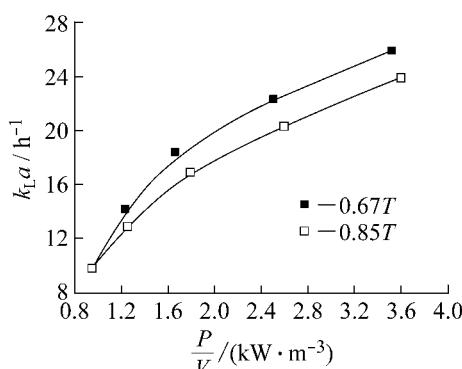


图7 桨间距对氧传递的影响

Fig. 7 Effect of space of impellers on mass transfer  
( $Q_g = 1.1$  vvm)

2.1.6 气体分布器对氧传递的影响 图8考察了涡轮斜叶翼型组合桨中8孔、16孔环管气体分布器对氧传递的影响,可见气体分布器对氧传递的影响不明显。这是由于气体分散是由搅拌的二次分散控制,而不是由气体初始分散(气体出口均匀性)控制所致。

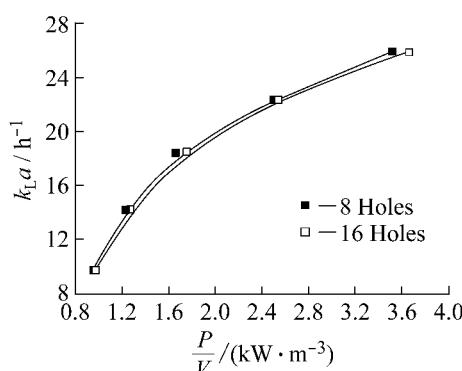


图8 气体分布器对氧传递的影响

Fig. 8 Effect of gas sparger on mass transfer ( $Q_g = 1.1$  vvm)

2.1.7 三层桨与双层桨氧传递比较 考察三层透平组合桨和涡轮斜叶双层翼型组合桨的氧传递情况,结果如图9。研究表明:当 $P/V \geq 1.3 \text{ kW/m}^3$ 时,涡轮斜叶双层翼型组合桨的传质系数大于三层透平组合桨的传质系数;当 $P/V \geq 2.5 \text{ kW/m}^3$ 时,涡轮斜叶双层翼型组合桨的 $k_{La}$ 比三层透平组合桨高10.4%,涡轮斜叶翼型组合桨的 $k_{La}$ 比双层透平组合桨高8.6%。即高径比越大,涡轮斜叶翼型组合桨优势越明显。

相对于透平桨来说,翼型桨及其组合形式的传质速率更依赖于操作条件,在强搅拌下才能充分体现传质优势。所以,当转速较低时,涡轮斜叶双层翼型组合桨的传质系数小于涡轮斜叶翼型组合桨。

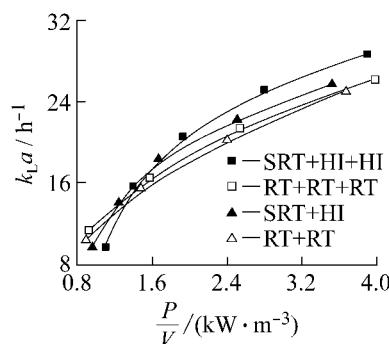


图9 三层桨与双层桨的氧传递比较

Fig. 9 Three-combined impellers comparing with double-combined impellers on mass transfer ( $Q_g = 1.1$  vvm)

## 2.2 传质系数关联式

机械搅拌釜中的传质系数  $k_{La}$  是釜及桨的几何特性、搅拌转速、流体特性等因素的函数,即  $k_{La} \propto (P/V)^a u_s^b \mu^c$ , 武斌等<sup>[2]</sup>提出  $k_{La} \propto \mu^{-(0.45 \sim 0.65)}$ , 本文取  $k_{La} \propto \mu^{-0.5}$  对实验结果进行关联,得到

(1) 双层透平组合桨:

$$k_{La} = 0.010 (P/V)^{0.50} u_s^{0.27} \mu^{-0.50}$$

(2) 涡轮斜叶翼型组合桨:

$$k_{La} = 0.010 (P/V)^{0.60} u_s^{0.26} \mu^{-0.50}$$

(3) 三层透平组合桨:

$$k_{La} = 0.0092 (P/V)^{0.48} u_s^{0.25} \mu^{-0.50}$$

(4) 涡轮斜叶双层翼型组合桨:

$$k_{La} = 0.010 (P/V)^{0.60} u_s^{0.24} \mu^{-0.50}$$

从上面的模拟实验可以看出,在 CMC 体系中,涡轮斜叶翼型组合桨氧传递比双层透平组合桨高,且随着体系液位高度增加,这种优势更加明显。在此基础上用 CFD 软件进行模拟计算,以获得这两种桨型组合的速度分布、气体分布、传质系数分布情况,为进一步实验打下基础。

## 3 模拟计算

采用计算流体动力学(CFD)软件 ANSYS CFX11.0 对搅拌过程进行模拟计算。以 CMC 为液相,其流变方程为  $\mu = 2.2 \dot{\gamma}^{-0.24}$ , 空气为气相,通气量为 1.1 vvm, 搅拌转速为 700 r/min。釜体采用六面体网格,搅拌区采用四面体网格,选用  $\kappa-\epsilon$  湍动模型,并应用了文献[7]的气泡曳力模型,得到涡轮斜叶翼型组合桨和双层透平组合桨的速度分布、气体分布及氧传质系数分布。

$$C_D = \begin{cases} \frac{24}{Re} (1 + 0.173 Re^{0.657}), & Re < 135 \\ 0.95, & Re > 135 \end{cases}$$

$$Re = \frac{d_{32} U_{\text{slip}} \rho_c}{\mu}$$

图 10 为涡轮斜叶翼型组合桨(a)与双层透平组合桨(b)的速度分布图。该图表明:当采用两层径向流的透平桨时,全釜形成 4 个循环区,各循环区之间的质量交换少,全釜混合较差;当采用径向流与轴向流的组合即下层用涡轮斜叶桨上层用翼型桨的组合时,涡轮斜叶桨排出流产生的上循环与翼型桨排出流产生的下循环能够融合在一起,两桨间没有分区,有利于质量交换,全釜混合较好。

图 11 为两种组合的气体分布图。从中可以看出:a 组合的气含率高于 b 组合,且 a 组合两层桨间的气体分布比 b 组合好,b 组合两层桨间气体分布较少。这是由于双层透平桨桨间分区严重,使得气体很难进入两桨之间,全釜气体分布不均匀,气含率较低;而 a 组合中由于涡轮斜叶翼型组合桨使全釜能形成大循环,全釜混合较好,气体分布均匀,气含率较高。

图 12 为两种组合的传质系数分布图。从图中可以看出:a 组合的传质情况明显好于 b 组合。b 组合桨叶附近传质系数很高,而桨间传质系数很低,全釜传质主要集中在桨叶附近的很小范围内;a 组合桨间传质系数高于 b 组合,a 组合的桨叶作用范围

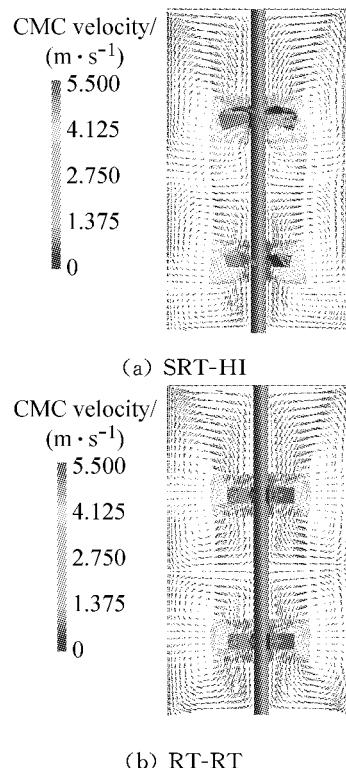
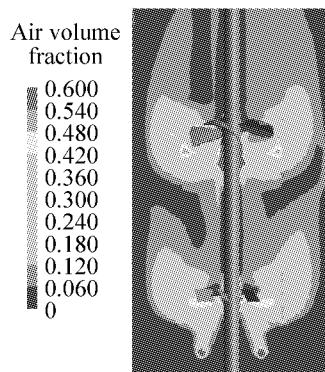
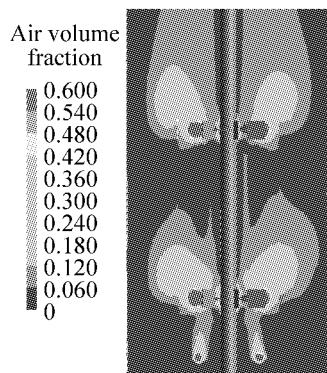


图 10 两种桨型组合的速度分布模拟图

Fig. 10 Simulation of liquid velocity for two kinds impeller combined ( $n = 700$  r/min,  $Q_g = 1.1$  vvm)



(a) SRT-HI



(b) RT-RT

图 11 两种不同桨型组合的气体分布模拟图

Fig. 11 Simulation of air volume fraction for two kinds of impeller combined ( $n=700$  r/min,  $Q_g=1.1$  vvm)

比 b 组合大。

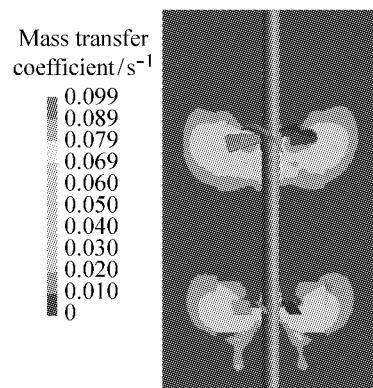
根据 Higbie 于 1935 年提出的渗透理论, Dhankar 等<sup>[8]</sup>在 2005 年将该理论表达为  $k_L = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{D_L} \left( \frac{\epsilon_c \rho_c}{\mu_c} \right)^{0.25}$ , 其中  $D_L = 1.98 \times 10^{-9}$  m<sup>2</sup>/s, 根据该式可以求得氧传质系数。当转速为 700 r/min, 通气量为 1.1 vvm 时, a 组合  $k_L a = 0.0046$  s<sup>-1</sup>, b 组合  $k_L a = 0.0038$  s<sup>-1</sup>。

模拟计算结果表明: 涡轮斜叶翼型组合桨全釜能形成一个大循环, 全釜混合较好, 气体分布较均匀, 气含率较高, 氧传质系数较高; 而双层透平组合桨全釜形成 4 个循环, 循环间质量交换差, 气体分布不均匀, 气含率较低, 氧传质系数较低。

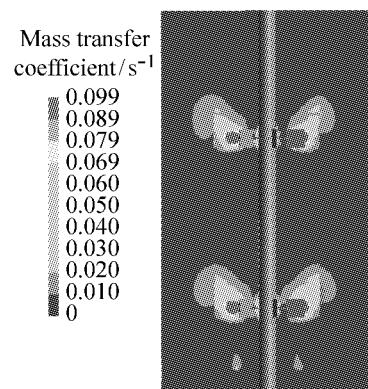
模拟实验及计算结果表明涡轮斜叶翼型组合桨有利于氧传递, 所以进一步进行了多黏类芽孢杆菌 HY96-2 发酵的热态实验, 以验证冷态实验及计算结果。

#### 4 热模实验

本实验是在 50 L 发酵罐中考察桨型组合对



(a) SRT-HI



(b) RT-RT

图 12 两种不同桨型组合的氧传质系数分布模拟图

Fig. 12 Simulation of oxygen transfer coefficient for two kinds of impeller combined ( $n=700$  r/min,  $Q_g=1.1$  vvm)

HY96-2 发酵中溶氧的影响, 通气量为 1 vvm, 单位体积功率为 1.6 kW/m<sup>3</sup>, 实验中溶氧对比情况见图 13。从图中可以看出: 当用双层透平组合桨进行发酵时, 经过 14.5 h 后体系中的氧浓度降为零, 这时体系缺氧, 不利于发酵的进行; 而用涡轮斜叶翼型组合桨进行发酵时, 经过 20 h 后体系的氧浓度降低到最低点, 可以看出体系缺氧情况有了改善。在

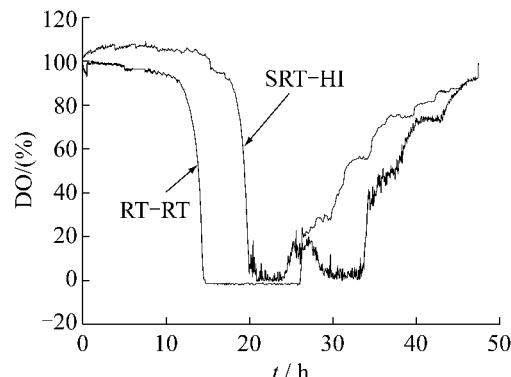


图 13 桨型组合对 HY96-2 发酵溶氧的影响

Fig. 13 Effect of impellers combined on oxygen transfer in HY96-2 fermentation

发酵中期,体系处于缺氧状态,芽孢杆菌死亡速率加快,恶劣的环境使其产生芽孢,体系中的耗氧速率下降,而发酵罐的供氧能力未改变,表现为发酵后期溶氧浓度上升。可以看出:当采用双层透平组合桨进行发酵时,体系更早地进入缺氧状态,且进入发酵后期的时间也提前。由热模实验可以看出,涡轮斜叶翼型组合桨相比于双层透平桨能提供较好的溶氧水平。

## 5 结 论

涡轮斜叶翼型组合桨与传统的多层次透平组合桨相比,氧传质系数高,气体分布均匀,全釜混合好。在CMC体系中,当单位体积功率 $P/V \geq 1.5 \text{ kW/m}^3$ 时,涡轮斜叶翼型组合桨的 $k_{La}$ 比双层透平组合桨提高约10%。随着体系高径比的增大,这种优势更加明显。桨间距对氧传递有明显的影响,桨间距以0.67T为佳。气体分布器对氧传递影响不明显。

CFD模拟结果表明,当采用双层透平组合桨时,全釜形成4个循环区,全釜混合较差,气体分布不均匀,气含率较低,氧传递主要集中在桨叶附近很小的范围内,氧传质系数较低;而采用涡轮斜叶翼型组合桨时,全釜分区现象有所改善,气体分布较均匀,气含率较高,氧传质系数较高。

多黏类芽孢杆菌HY96-2发酵的热态实验表明:当采用涡轮斜叶翼型组合桨进行发酵时,体系氧传递效果要好于采用双层透平组合桨时的发酵效果。

### 符号说明:

$c_t$ — $t$ 时刻体系溶氧质量分数, %

$c^*$ —体系饱和溶氧质量分数, %

$d_{32}$ —气泡直径, m

$D_L$ —扩散系数,  $\text{m}^2/\text{s}$

$m$ —稠度系数,  $\text{Pa} \cdot \text{s}^n$

$n$ —流动行为指数

$P$ —通气搅拌功率, kW

$Q_g$ —气量, vvm

$Re$ —雷诺数

$U_{slip}$ —滑移速率, m/s

$V$ —体积,  $\text{m}^3$

$\rho_c$ —液体密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$

$\mu$ —液体黏度,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$

$\epsilon_e$ —湍动能耗散,  $\text{W}/\text{kg}$

$\dot{\gamma}$ —剪切速率,  $\text{s}^{-1}$

### 参考文献:

- [1] 武斌,戴干策. 搅拌槽内粘稠物系中气液相间氧传递[J]. 化学反应工程与工艺,1997,13(1): 45-52.
- [2] 武斌,戴干策. 搅拌槽内粘稠物系的混合过程[J]. 高校化工学报,1997,11(2): 143-149.
- [3] 戴干策,方夏虹,陈剑佩,等. 翼型轴流桨的混合性能及其在工业发酵罐中的应用[J]. 化学反应工程与工艺,1993,9(4): 456-460.
- [4] Felix Garcia-Ochoa, Emilio Gomez. Mass transfer coefficient in stirred tank reactors for xanthan gum solutions[J]. Biotechnical Engineering Journal, 1998, 1(1): 1-10.
- [5] Jurascik M, Blazej M, Annusb J. Experimental measurements of volumetric mass transfer coefficient by the dynamic pressure-step method in internal loop airlift reactors of different scale[J]. Chemical Engineering Journal, 2006, 125(2): 81-87.
- [6] 王凯,冯连芳. 混合设备设计[M]. 北京:机械工业出版社, 2000:291-293.
- [7] Tzounakos A, Karamanev D G, Margaritis A, et al. Effect of the surfactant concentration on the rise of gas bubbles in power-law non-Newtonian liquids[J]. Ind Eng Chem Res, 2004, 43(18): 5790-5795.
- [8] Dhanasekharan K, Sanyal J, Jain A. et al. A generalized approach to model oxygen transfer in bioreactors using population balances and computational fluid dynamics[J]. Chemical Engineering Science, 2005, 60(1): 213-218.