

大型鼓泡式生物反应器气液两相流的数值模拟及优化

王 龙^{1,2,3} 孙雅芳^{1,2,3} 覃先武^{1,2,3} 张 彦^{1,2,3} 李 超⁴

(1. 安琪酵母股份有限公司, 湖北 宜昌 443000; 2. 农业微生物资源发掘与利用全国重点实验室, 湖北 宜昌 443000; 3. 酵母功能湖北省重点实验室, 湖北 宜昌 443000; 4. 华东理工大学生物反应器工程国家重点实验室, 上海 200234)

摘要: [目的] 对 80 t 鼓泡式生物反应器进行流场模拟分析, 改进设备, 提升发酵效率。[方法] 利用计算流体力学对鼓泡式生物反应器内的气液两相流进行数值模拟。采用欧拉—欧拉法和 $k-\epsilon$ 模型模拟气液两相湍流, 并耦合群平衡模型 (PBM) 预测气泡尺寸, 模拟反应器内流型、液速、能量耗散率、气含率和气泡大小分布的情况, 根据渗透模型计算反应器内的体积氧传质系数 ($k_L a$), 分析回流管中的回流角度和直径对反应器供氧能力的影响。[结果] 回流管对反应器流场影响显著, 液速、能量耗散率、气泡大小等受到了回流管正向影响, 反应器体积氧传质系数为 $1\,093\text{ h}^{-1}$ 。回流管回流角度和回流管直径有交互作用, 最优组合为直径 150 mm, 角度 45° , 此时体积氧传质系数为 $1\,428\text{ h}^{-1}$ 。[结论] 回流管装置起到了关键作用, 能使鼓泡反应器在供氧能力上不低于同规模搅拌反应器。

关键词: 计算流体力学; 欧拉—欧拉模型; 体积氧传质系数; 鼓泡反应器; 回流管

Numerical simulation and optimization of gas-liquid two-phase flow in a large-scale bubble column bioreactor

WANG Long^{1,2,3} SUN Yafang^{1,2,3} QIN Xianwu^{1,2,3} ZHANG Yan^{1,2,3} LI Chao⁴

(1. Angel Yeast Co., Ltd., Yichang, Hubei 443000, China; 2. National Key Laboratory of Agricultural Microbiology, Yichang, Hubei 443000, China; 3. The Hubei Provincial Key Laboratory of Yeast Function, Yichang, Hubei 443000, China; 4. State Key Laboratory of Bioreactor Engineering, East China University of Science and Technology, Shanghai 200234, China)

Abstract: [Objective] To conduct flow field simulation analysis on an 80-ton bubble column bioreactor for equipment improvement and fermentation efficiency enhancement. [Methods] Computational fluid dynamics is resorted to numerical simulation of gas-liquid two-phase flow in a bubble column bioreactor. Euler-Euler method and $k-\epsilon$ model are used to simulate the turbulence of gas-liquid two-phase flow. The population balance model (PBM) is coupled to predict bubble size. The flow pattern, liquid velocity, energy dissipation rate, gas holdup, and bubble size distribution inside the reactor are simulated. Based on the permeation model, the calculation is performed on the volumetric oxygen transfer coefficient ($k_L a$) inside the reactor, and an analysis is conducted on the influence of different reflux angles and diameters of the reflux pipe on the reactor's oxygen supply capacity. [Results] The reflux pipe significantly impacts the reactor's flow field, and positively impacts the liquid velocity, energy dissipation rate, and bubble size. The volumetric oxygen transfer coefficient of the reactor reaches $1\,093\text{ h}^{-1}$. There is an interactive effect between the reflux angle and the diameter of the reflux pipe, with the optimal combination as a diameter of 150 mm and an angle of 45° . Under these conditions, the volumetric oxygen transfer coefficient reaches $1\,428\text{ h}^{-1}$. [Conclusion] The reflux pipe makes the bubble column reactor comparable to the stirred reactor of the same scale in terms of oxygen

基金项目: 湖北省自然科学基金创新发展联合基金项目 (编号: 2025AFD284)

通信作者: 孙雅芳 (1980—), 女, 安琪酵母股份有限公司高级工程师, 博士。E-mail: sunyf@angelyeast.com

收稿日期: 2024-01-26 改回日期: 2025-04-15

引用格式: 王龙, 孙雅芳, 覃先武, 等. 大型鼓泡式生物反应器气液两相流的数值模拟及优化[J]. 食品与机械, 2025, 41(10): 59-66.

Citation: WANG Long, SUN Yafang, QIN Xianwu, et al. Numerical simulation and optimization of gas-liquid two-phase flow in a large-scale bubble column bioreactor[J]. Food & Machinery, 2025, 41(10): 59-66.

supply capacity, playing a crucial role.

Keywords: computational fluid dynamic; Euler-Euler model; volumetric oxygen transfer coefficient; bubble column reactor; reflux pipe

鼓泡反应器是借助鼓入空气提供混合与传质所需的功率,是一种重要的反应器形式,具有能耗低、结构简单、相对接触面积大、传质传热效率高等优点,被广泛应用于生物工程、环境保护、能源等领域^[1]。

计算流体力学(computational fluid dynamics, CFD)是将流体力学和数值计算方法结合对流体的流动、传质和传热过程进行分析的一门交叉学科。张嗣良^[2]采用 CFD 模拟结合多尺度发酵理论实现了对阿维菌素工业规模的放大,将 50 L 规模一步放大大到了 15 万 L。Xie 等^[3]分析了不同组合搅拌桨形成的流场特性,发现轴向搅拌桨组合更有利于反应器的物料组合。殷峻杰等^[4]利用 CFD 技术分析菌体受限的剪切力因素,实现了从摇瓶到搅拌罐的放大优化。李进等^[5]利用 CFD 技术分析了密度和通气对搅拌桨总功率的影响情况。目前,有关鼓泡式反应器的流体特性的研究较多^[6-8]。李光等^[9-10]采用 CFD 方法研究了不同气体分布器结构对鼓泡式反应器的影响。吕术森等^[11]采用电导探针测定了鼓泡式反应器内的气泡参数。王树立等^[12]对鼓泡式反应器在不同工况下各种流动参数进行测量,显示了罐内轴向液相速度的径向分布与气相表观速度的关系。

鼓泡反应器在生物发酵过程中应用广泛,不同工厂实际设计和运用的反应器结构多种多样。利用鼓泡式反应器生产食品用酿酒酵母,将酿酒酵母投放到工业化规模生产,必须实现菌体的高密度培养,从而提高时空生产率,减少设备投资,降低生产成本,提高产品竞争力,而进一步提升菌体密度降本增效则需要提升反应器的供氧能力。研究拟采用 Euler-Euler 两相流模型对酵母生产用的 80 t 鼓泡式反应器进行流场模拟,分析具有回流循环的鼓泡反应器内流场特性,在供氧能力方面分析关键设置回流管的影响,并用于指导工业反应器改造与进一步放大生产,旨在实现更为绿色高效的制造系统。

1 模型及求解方法

1.1 数学模型

采用欧拉—欧拉两相流模型和 $k-\epsilon$ 湍流模型对鼓泡反应器内气液两相流进行数值模拟。研究过程中,假定气液流体相不可压缩,不考虑相间质量和热量传递。

1.1.1 Euler-Euler 两相流模型 采用欧拉—欧拉两相流模型模拟气液两相流,其中连续性方程和动量方程为

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_k \alpha_k) + \nabla \cdot (\rho_k \alpha_k U_k) = 0, \quad (1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_k \alpha_k U_k) + \nabla \cdot (\rho_k \alpha_k U_k U_k) = -\alpha_k \nabla p + \nabla \cdot [\alpha_k \mu_{\text{eff},k} (\nabla U_k + \nabla U_k^T)] + \rho_k \alpha_k g \pm F_{D,lg}, \quad (2)$$

式中:

ρ_k, α_k, U_k ——各相的密度 (kg/m^3)、体积分率和速度 (m/s);

$F_{D,lg}$ ——相界面之间的动量交换项;

$\mu_{\text{eff},k}$ —— k 相的有效黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$;

p ——两相的压力, Pa 。

其中, $k=1$ 对应液相, $k=g$ 对应气相。

研究^[13-14]表明,曳力是影响模拟结果的最主要相间作用力。Pfleger 等^[15]使用 Grace 曳力模型进行鼓泡式反应器气液两相模拟,得到了较好的结果。试验只考虑曳力影响,并采用 Grace 模型,曳力表达式为:

$$f = \frac{C_D Re}{24}, \quad (3)$$

式中:

C_D ——曳力系数。

在 Grace 模型中:

$$C_D = \max[C_{\text{Dellipse}}, C_{\text{Dcap}}, C_{\text{Dsphere}}], \quad (4)$$

$$C_{\text{Dellipse}} = \begin{cases} 24/Re & (Re < 0.01) \\ 24(1 + 0.15Re^{0.687})/Re & (Re > 0.01) \end{cases}, \quad (5)$$

$$C_{\text{Dcap}} = \frac{8}{3}, C_{\text{Dsphere}} = \frac{4}{3} \frac{gd_b(\rho_l - \rho_g)}{U_{Tl}^2 \rho_l}, \quad (6)$$

式中:

$C_{\text{Dellipse}}, C_{\text{Dcap}}, C_{\text{Dsphere}}$ ——椭圆形、球帽形和球形气泡的曳力系数;

U_{Tl} ——气泡的上升速度, m/s 。

1.1.2 湍流模型 采用 Standard $k-\epsilon$ 模型对湍流进行描述:

$$\frac{\partial(\alpha_l \rho_l k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l U_l k) = \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_{tl}}{\sigma_k} \right) \alpha_l \nabla k \right] + \alpha_l (P_k + P_{kb} + \rho_l \epsilon), \quad (7)$$

$$\frac{\partial(\alpha_l \rho_l \epsilon)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l U_l \epsilon) = \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_{tl}}{\sigma_\epsilon} \right) \alpha_l \nabla \epsilon \right] + \alpha_l \frac{\epsilon}{k} [C_{\epsilon 1} (P_\epsilon + P_{\epsilon b}) - C_{\epsilon 2} \rho_l \epsilon], \quad (8)$$

式中:

$C_{\epsilon 1}, C_{\epsilon 2}, \sigma_k, \sigma_\epsilon$ ——模型常数(分别为 1.44, 1.92, 1.00, 1.30);

$P_{kb}, P_{\epsilon b}$ ——表征浮力的影响;

μ_{tl} ——液相的湍流黏性, $\text{Pa} \cdot \text{s}$;

P_k ——黏性力导致的湍流产生项。

1.1.3 MUSIG 多气泡簇模型 气泡尺寸在气液两相流模拟中至关重要,会影响气含率、流体速度分布、 $k_L a$ 等重要

模拟和计算结果。因此,要准确模拟鼓泡反应器的气液两相流流动,正确预测或给定气泡尺寸是必须的。目前,气泡模型已由单气泡模型向多气泡簇(MUSIG)模型发展,作为PBM模型方法之一,其基于不同的气泡聚并和破碎理论来模拟流场中气泡尺寸^[16-17]。多气泡簇模型原理是将气泡尺寸离散分成有限的气泡组,分别求解各自独立的守恒方程,具体模型为

$$\frac{\partial}{\partial t} f_i + \frac{\partial}{\partial x_j} (u_j f_i) = B_B - D_B + B_C - D_C, \quad (9)$$

式中:

B_B, D_B ——大气泡破碎引起的小气泡生成和大气泡减少速率, $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$;

B_C, D_C ——由小气泡聚并引起的大气泡生成和小气泡减少速率, $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。

试验采用的破碎模型为Luo and Svendsen模型^[18],聚并模型采用Prince and Blanch模型^[19]。

1.2 物理模型

以工厂生产所用80 t鼓泡式反应器为研究对象,如图1所示,反应器直径3 000 mm,反应器高度11 500 mm,回流管高度4 500 mm,切线夹角45°,回流管直径250 mm。气体分布器高度为500 mm,主空气管直径为273 mm,长度2 800 mm,两边分布26根长度不一直径为73 mm的支管,管间间隔200 mm,最长支管上有127组间隔9.5 mm的开孔,每组有15个间隔15°、直径为0.7 mm的孔,鼓泡上气孔总计40 500个孔。

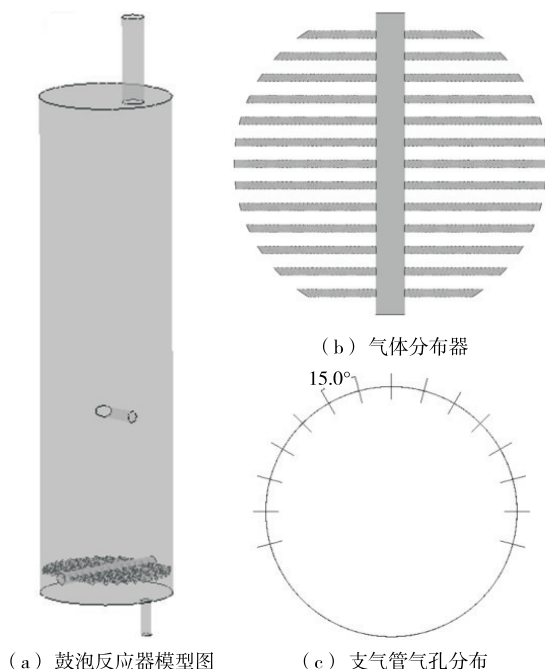


图1 反应器整体结构图

Figure 1 Overall structure of the reactor

1.3 网格划分

采用非结构化四面体网格,对主空气管和支管、气孔、回流管进行加密处理,生成节点数1 338万,划分网格总数为8 231万,反应器网格划分如图2所示。由于气孔数量多,相对尺寸小,导致了总网格数量的庞大,计算量也较大。

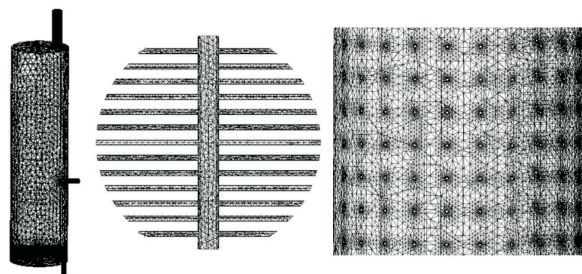


图2 鼓泡反应器网格

Figure 2 Mesh of the bubble column reactor

1.4 网格无关性检验

对三维几何模型划分时,并不是网格数越多越好,一方面,数量过大会大大增加计算机成本;另一方面,网格数过大不会提高计算精度,反而使计算难以收敛而报错。因此先做网格无关性检验,保证模拟精度而不浪费资源。为了确定网格8 231万为最优解,进行网格无关性检验结果如图3所示。由图3可知,当网格数为8 231万时,总能量耗散率基本不再增加,此时为最优解。

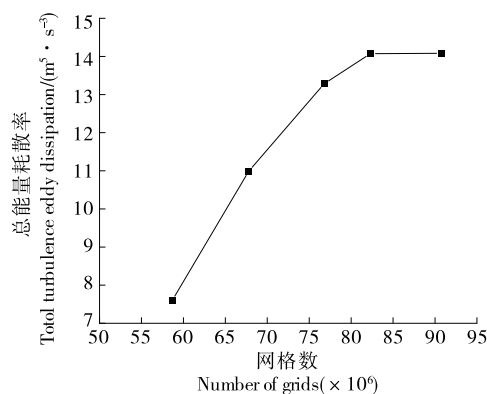


图3 不同网格数总能量耗散率比较

Figure 3 Comparison of total energy dissipation rate for different numbers of grids

1.5 初始和边界条件

模拟边界条件设定为:两相流设置水为连续相(continuous fluid),空气为多分散相(polydispersed fluid)。使用MUSIG模型等直径原则进行气泡分组,由于网格数较大,入口气泡设为5组,最小直径0.5 mm,最大直径

10 mm, 可避免分组过多导致计算耗时长, 且不易收敛^[20]。初始液位高度 7 000 mm, 采用 step 函数对液位进行初始化, step 函数为:

$$\text{step}(x) = \begin{cases} 0 & x < 0 \\ 1 & x > 0 \\ 0.5 & x = 0 \end{cases} \quad (10)$$

设定 Z 轴正向为竖直向下, 液位坐标为 Z_{ref} , 则

$$f(z) = \text{step}(z/1[m] + Z_{\text{ref}}/1[m]) \quad (11)$$

可用函数 $f(z)$ 对液位进行初始化。水和空气的密度、黏度以及表面张力等均设为室温和大气压下的标准值。回流管回流速度设为 139 kg/s, 气体入口边界设为 inlet 质量速率入口, 速率 1 kg/s, 通气比为 0.0167 s^{-1} , 出口边界设置 opening 边界条件, 其余边界采用无滑移壁面边界, 方程求解的离散方法是有限体积法, 离散格式使用 High Resolution 方法。模拟采用稳态计算方式, 收敛标准为所有残差 $< 1 \times 10^{-4}$, 且总体气含率达到稳定。

1.6 参数计算

将 $k_L a$ 分为两个部分: k_L 和 a 。其中 a 的计算式为:

$$a = \frac{6\alpha}{d} \quad (12)$$

式中:

a ——比表面积, m^{-1} ;

α ——气含率;

d ——气泡直径, m 。

对于传质系数 k_L 的计算, 渗透理论^[21]和表面更新理论^[22]是两种最常用的方法。试验使用渗透理论计算, 其计算式可描述为:

$$k_L = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{D_L} \left(\frac{\epsilon}{\nu_l} \right)^{1/4} \quad (13)$$

式中:

k_L ——渗透传质系数, m/s ;

D_L ——氧的扩散系数^[23], m^2/s ;

ϵ ——湍流耗散率, m^2/s^3 ;

ν_l ——液相运动黏度, m^2/s 。

1.7 回流管优化

在原有设备的基础上进行回流管的优化模拟, 对回流管的切线角度和直径两因素进行优化设计。以原有回流管与切线直径夹角 45.0° 作为基准, 分别设置夹角为 45.0° , 67.5° , 90.0° , 回流管采用 250, 150 mm 两种直径进行计算, 角度如图 4 所示, 其余设置均与 1.6 一致。

2 模拟结果分析

对反应器流场进行建模计算并对其结果进行后处理, 得到速度矢量、速度云图、气泡大小等。由于反应器存在回流管, 致使反应器结构为非对称, 以文分析 XZ 和

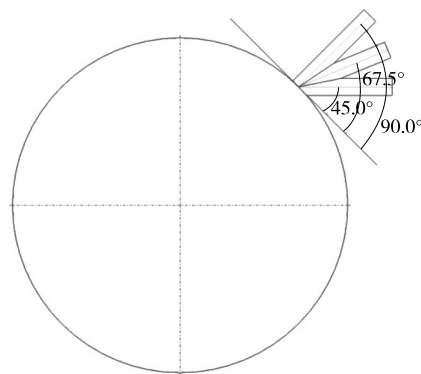


图 4 回流管角度

Figure 4 Reflux pipe angles

YZ 两个截面结果。

2.1 流场分析

由图 5 可知, 液相平均速度为 0.89 m/s, 在气体分布器上方, 鼓泡对液相的湍动作用使该区域液相有一定的速度; 在回流管下方, 液相速度最大为 2.02 m/s, 说明反应器回流管是影响流体速度的主要因素。由于回流管和鼓泡的共同作用, 在回流管上下形成两个流场循环, 具有较好的轴向流动, 增强了轴向混合。

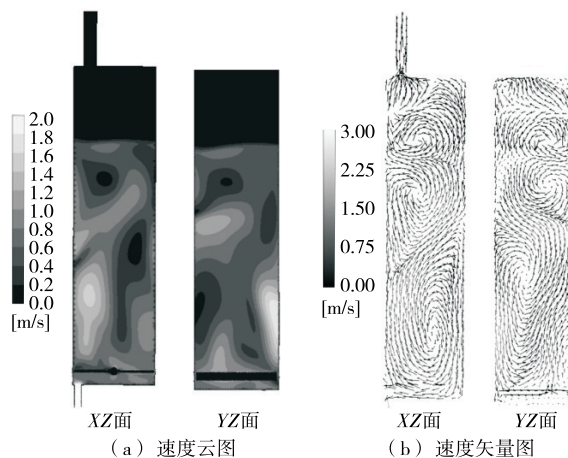


图 5 液相速度云图及矢量图

Figure 5 Liquid velocity contour and vector

由图 6 可知, 由于回流管处于非对称位置, 流体回流后不仅会在 XZ 面上产生轴向循环, 在触碰壁面后会沿径向螺旋运动, 弥补了径向混合的不足, 使其反应器内产生良好混合。

2.2 湍流特性

湍动能耗散率(ϵ)的大小及其分布直接影响微观混合效率、反应产物分布、多相体系的介观特性等, 因此研究速度场的同时, 对 ϵ 的大小及分布规律的研究也具有重要意义。对于搅拌型反应器而言, 能量耗散率多集中于搅

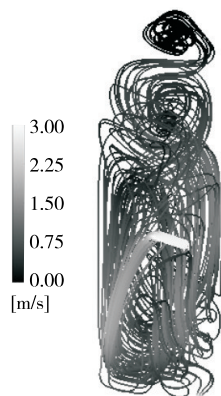


图6 液相流线图

Figure 6 Liquid streamlines

拌桨附近^[24]。对于普通鼓泡反应器而言,能量耗散率集中在分布器附近,整体能量耗散率偏低。由图7可知,高能量耗散率不仅分布在气体分布器附近,在回流管附近有更高分布,可达 $0.64 \text{ m}^2/\text{s}^3$ 。说明回流提供了主要的能量耗散率,可显著提高整体能量耗散率。

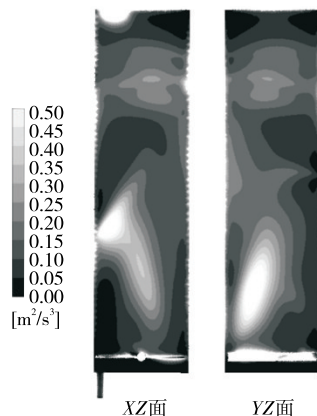


图7 能量耗散率云图

Figure 7 Energy dissipation rate contour

2.3 气含率和气泡特性

由图8可知,整个反应器气体分散较为均匀,气体分散良好,除了分布器以下,几乎不存在供氧死区,高气含率区域集中在回流管下方(气含率达32%)。气泡的聚并与破碎机理相当复杂,其聚并机理包括液相湍流引起的气泡脉动导致的气泡聚并、浮力引起的速度差导致的气泡聚并、层流剪切等^[15],其中湍流脉动是主要因素。气泡破碎的主要机理有湍流涡碰撞导致的气泡破碎、液相速度梯度使气泡发生拉伸形变所致的破碎、Rayleigh-Taylor及 Kelvin-Helmholtz 不稳定性导致的气泡破碎3种,其中湍流涡碰撞引起的气泡破碎为最主要的机理。Solsvik 等^[25]研究表明,随着搅拌速度的增加,湍流耗散率增大,

气泡破碎概率显著升高。由于回流管附近区域能量耗散率较高,导致气泡破碎过程加剧,尺寸变小,直径可达 3.7 mm ,气泡数增多,从而导致了气含率的增加。而在轴向上回流管的上方,能量耗散率较低,气泡易发生聚并,气泡大小偏大。

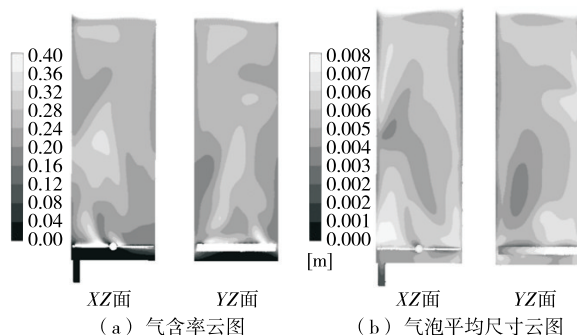


图8 气含率云图以及气泡平均尺寸云图

Figure 8 Contours of air volume fraction and air mean particle diameter

由图9可知,大部分气泡尺寸集中在第一组,即气泡最小尺寸组。真实情况下,气泡大小分布接近正态分布,试验模拟呈右偏分布,这可能与气泡分布范围的选择有关,后续可以适当减少气泡的大小分布范围。

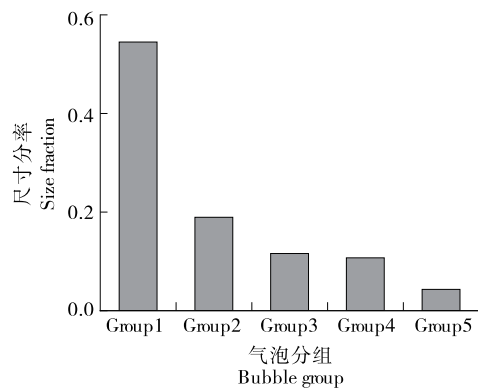


图9 各组气泡比例

Figure 9 Bubble ratios in each group

2.4 体积氧传质系数分布

体积氧传质系数($k_L a$)是衡量反应器供氧能力的关键指标。由图10可知,回流管起到了关键作用,在回流管附近有较高的体积氧传质系数,充分说明了此回流装置对鼓泡罐有相当的正向作用。

2.5 工程参数计算

计算工程参数,具体结果见表1。

由表1可知,文献[26]的通气量与试验反应器的相同,均为 1 kg/s 。当采用4层搅拌桨,搅拌功率为 154.8 kW

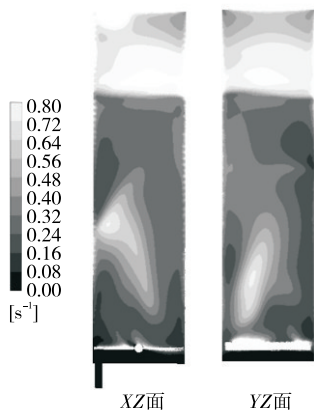


图 10 体积氧传质系数云图

Figure 10 Contours of volumetric oxygen transfer coefficient

时,搅拌式生物反应器的 k_La 可达 $1\,033\,\text{h}^{-1}$ 。说明试验采用的生产用鼓泡反应器在供氧能力上与同规模搅拌反应器的相当,而在功率方面,其回流管功率远低于搅拌桨的,体现了鼓泡反应器在能耗上的优势。从详细数据上看,试验鼓泡反应器的气含率和气泡尺寸更占优势,致使气泡比表面积更高。而鼓泡反应器的常见劣势也有所体现,在没有搅拌桨的情况下,能量耗散率较低,对 k_L 有一定影响。

2.6 回流管优化

通过上述研究可以看出,工厂所用鼓泡反应器有较好的供氧能力,且回流管在其中起到了重要作用。为了进一步提升反应器性能,实现“降本增效”,试验以 k_La 为主要优化目标,对关键装置回流管进行优化。研究过程中计算了不同回流角度和回流管直径下的流场,6种模拟条件下计算的工程参数见表2。

表 1 工程参数

Table 1 Engineering parameters

参数	气含率/%	湍流能量耗散/ ($\text{m}^2\cdot\text{s}^{-3}$)	气泡尺寸/ mm	气泡比表面积/ ($\text{m}^2\cdot\text{m}^{-3}$)	氧传质系数/ ($\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$)	体积氧传质系 数/ h^{-1}	回流或者搅拌 的功率/kW
试验发酵罐	23.6	0.23	5.4	265.7	3.816	1 093	22.0
搅拌罐 ^[24]	20.9	1.29	5.6	224.0	4.611	1 033	154.8

表 2 模拟条件下的工程参数

Table 2 Engineering parameters under the simulated conditions

参数	气含率/%	TED/($\text{m}^2\cdot\text{s}^{-3}$)	气泡尺寸/mm	a /($\text{m}^2\cdot\text{m}^{-3}$)	k_L /($\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$)	k_La /(h^{-1})
$45.0^\circ+\phi 150\text{ mm}$	20.5	0.382	4.22	300.9	4.38	1 428
$45.0^\circ+\phi 250\text{ mm}$	23.6	0.231	5.43	265.7	3.82	1 093
$67.5^\circ+\phi 150\text{ mm}$	21.8	0.319	4.67	278.9	4.20	1 262
$67.5^\circ+\phi 250\text{ mm}$	22.6	0.281	5.24	263.0	3.78	1 073
$90.0^\circ+\phi 150\text{ mm}$	22.2	0.253	5.26	263.2	3.88	1 119
$90.0^\circ+\phi 250\text{ mm}$	20.3	0.337	4.38	287.9	4.19	1 332

由表2可知,当回流角度为 45.0° , 67.5° 时,角度对流场特性的影响较小,在此角度下,直径变小会使 k_La 显著增加。而在 90.0° 即切线的法向方向下,规律有所不同,较大的回流管直径具有更好的传质效果。

在流量不变的情况下减小直径会使回流管液相速度大幅增长,直接增加了液相湍动能水平,当角度增加到 90.0° 时却不符合这一规律。由图11可知,当回流角度为 45.0° 时,回流的液相受到鼓泡引起的自下而上流动干扰较小,回流的流体均能直接进入下方循环中,使得液相能尽早接触气泡,回流的速度增加起到了正向作用。但随着回流角度的增加,下方鼓泡对回流的影响愈加明显,特别是回流管直径较小时,下方气泡的作用使得回流液相一部分直接进入上部循环,在这种情况下回流液速大直径小不完全是正向作用,也说明回流液柱越细,受到气泡

的干扰越大。当回流角度为 90.0° 即直径方向时,鼓泡带动的向上流动对回流影响最大,小直径回流管形成的回流流体几乎全部向上流动,致使液速增加带来的正向效果不够明显。但在大直径的情况下有所改观,其表现要优于小直径,形成了一个整体大循环。

综上,在原有装置的基础上,适当减少回流管直径有助于提升反应器的供氧能力,而对角度的改变则会体现出鼓泡对回流的影响,在高角度下,直径效应改变,结果表明这两个因素有一定的交互作用。

3 结论

研究使用欧拉—欧拉双流体模型模拟了带回流管的鼓泡式反应器内气液两相流动,得到了反应器内流体速度场、流型、能量耗散率、气含率和气泡大小尺寸分布,揭

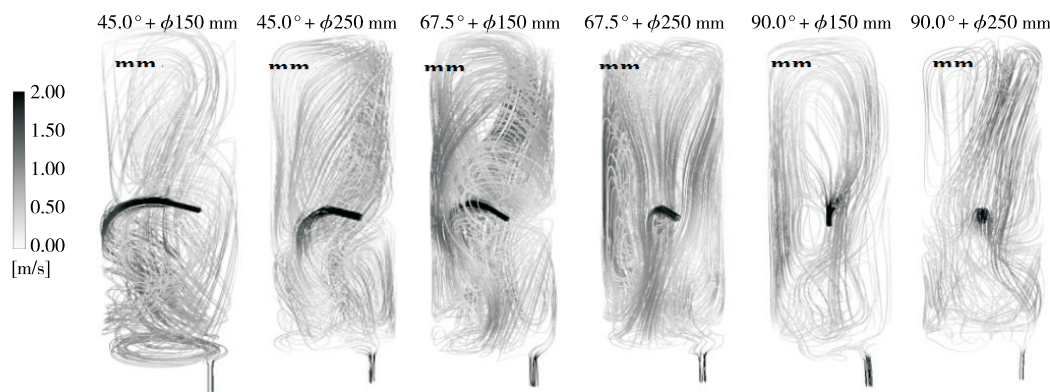


图 11 液相流线图

Figure 11 Liquid streamlines

示了回流管对流场特性的影响。回流管装置对反应器内流场起到了主要影响,强烈影响了液相的运动方向与速度,在能量耗散率上对鼓泡反应器起到了一定补充作用,对增加气含率和维持小气泡尺寸有一定的帮助。使得该鼓泡罐在保持低能耗的情况下,有良好的供氧能力。

在大型工业生产中,优化鼓泡反应器有着节能增效的意义。回流管的设置对于此类鼓泡反应器是一种有效的优化思路。研究在原有装置的基础上从不同角度和直径进行了模拟,发现在回流角度为 45.0° , 67.5° 时,减少直径有明显的效果。而在回流角度为 90.0° 时,效果却不一样,角度和直径两个因素有交互作用,得到的最优直径一角度组合为 $\phi 150\text{ mm}+45.0^\circ$,此时体积氧传质系数为 $1\,428\text{ h}^{-1}$ 。回流管的优化对反应器供氧能力有显著提升效果。结合不同菌株的发酵特性改进设备,后续可继续优化生产效率。

参考文献

- [1] SANYAL J, VÁSQUEZ S, ROY S, et al. Numerical simulation of gas-liquid dynamics in cylindrical bubble column reactors[J]. Chemical Engineering Science, 1999, 54(21): 5 071-5 083.
- [2] 张嗣良. 发酵过程多水平问题及其生物反应器装置技术研究: 基于过程参数相关的发酵过程优化与放大技术[J]. 中国工程科学, 2001, 3(8): 37-45.
ZHANG S L. Study on the fermentation processes at multi-levels in bioreactor and its application for special purposes: optimization and scaling up of the fermentation process based on the parameter correlation method[J]. Strategic Study of CAE, 2001, 3(8): 37-45.
- [3] 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): 5 941-5 953.
- [4] 殷峻杰, 刘龙, 李江华, 等. 基于CFD模拟的七烯甲萘醌发酵过程优化[J]. 食品与生物技术学报, 2023, 42(5): 78-87.
YIN J J, LIU L, LI J H, et al. Optimization of menaquinone-7 fermentation process based on CFD simulation[J]. Journal of Food Science and Biotechnology, 2023, 42(5): 78-87.
- [5] 李进, 石秀东, 汪晨, 等. 基于Fluent的大型苏氨酸发酵罐内搅拌流场仿真分析[J]. 食品与机械, 2019, 35(1): 120-123.
LI J, SHI X D, WANG C, et al. Simulation analysis of agitating flow field in largethreonine fermentor based on Fluent[J]. Food & Machinery, 2019, 35(1): 120-123.
- [6] WU Y X, ONG B C, AL-DAHMAN M H. Predictions of radial gas holdup profiles in bubble column reactors[J]. Chemical Engineering Science, 2001, 56(3): 1 207-1 210.
- [7] WANG Y, FAN W, LIU Y, et al. Modeling of the Fischer - Tropsch synthesis in slurry bubble column reactors[J]. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2008, 47 (2): 222-228.
- [8] GUO H, ZHAO J F, WAN S X, et al. Experimental study of fuel cells performance in short term microgravity condition[J]. Journal of Engineering Thermophysics, 2008, 29(5): 865-867.
- [9] 李光, 杨晓钢, 蔡清白, 等. CFD优化大型浅层鼓泡塔管式气体分布器结构[J]. 中国科技论文在线, 2008, 3(12): 890-896.
LI G, YANG X G, CAI Q B, et al. Application of CFD simulation for optimisation of the multi-pipe gas distributors in a large-scale shallow bubble column[J]. Sciencepaper Online, 2008, 3(12): 890-896.
- [10] 赵陆海波, 廖波, 王小泉, 等. 不同分布器对鼓泡塔气液两相流影响的CFD模拟[J]. 现代化工, 2012, 32(11): 101-104.
ZHAO L H B, LIAO B, WANG X Q, et al. CFD simulation of gas-liquid flow in bubble columns with different distributors [J]. Modern Chemical Industry, 2012, 32(11): 101-104.
- [11] 吕术森, 陈雪莉, 于广锁, 等. 应用电导探针测定鼓泡塔内气泡参数[J]. 化学反应工程与工艺, 2003, 19(4): 344-351.

- LU S S, CHEN X L, YU G S, et al. Measurement of the bubble parameters in bubble column by conductivity probe[J]. Chemical Reaction Engineering and Technology, 2003, 19(4): 344-351.
- [12] 王树立, 赵会军. 鼓泡塔内气液两相湍流实验研究[J]. 化工科技, 2004, 12(2): 6-11.
- WANG S L, ZHAO H J. Experimental investigation on gas-liquid two phase flow in a bubble column[J]. Science & Technology in Chemical Industry, 2004, 12(2): 6-11.
- [13] PAN A, XIE M H, LI C, et al. CFD simulation of average and local gas-liquid flow properties in stirred tank reactors with multiple rushton impellers[J]. Journal of Chemical Engineering of Japan, 2017, 50(12): 878-891.
- [14] KHOPKAR A R, RAMMOHAN A R, RANADE V V, et al. Gas-liquid flow generated by a rushton turbine in stirred vessel: CARPT/CT measurements and CFD simulations[J]. Chemical Engineering Science, 2005, 60(8/9): 2 215-2 229.
- [15] PFLEGER D, BECKER S. Modelling and simulation of the dynamic flow behaviour in a bubble column[J]. Chemical Engineering Science, 2001, 56(4): 1 737-1 747.
- [16] KUMAR S, RAMKRISHNA D. On the solution of population balance equations by discretization: I. a fixed pivot technique [J]. Chemical Engineering Science, 1996, 51(8): 1 311-1 332.
- [17] JAKOBSEN H A, LINDBORG H, DORAO C A. Modeling of bubble column reactors: progress and limitations[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2005, 44(14): 5 107-5 151.
- [18] LUO H A, SVENDSEN H F. Theoretical model for drop and bubble breakup in turbulent dispersions[J]. AIChE Journal, 1996, 42(5): 1 225-1 233.
- [19] PRINCE M J, BLANCH H W. Bubble coalescence and break-up in air-sparged bubble columns[J]. AIChE Journal, 1990, 36 (10): 1 485-1 499.
- [20] 文键, 王斯民, 厉彦忠. 基于 MUSIG 模型的低温流体过冷沸腾数值模拟[J]. 化学工程, 2010, 38(11): 22-26.
- WEN J, WANG S M, LI Y Z. Numerical simulation for subcooled boiling process of low temperature fluid with MUSIG model[J]. Chemical Engineering, 2010, 38(11): 22-26.
- [21] HIGBIE R. The rate of absorption of a pure gas into a still liquid during short periods of exposure[J]. Transactions of the American Institute of Chemical Engineers, 1935, 31: 365-389.
- [22] DANCKWERTS P V. Significance of liquid-film coefficients in gas absorption[J]. Industrial & Engineering Chemistry, 1951, 43(6): 1 460-1 467.
- [23] YAWS C L. Diffusion coefficient in water - inorganic compounds[M]// Transport Properties of Chemicals and Hydrocarbons. Amsterdam: Elsevier, 2009: 594-596.
- [24] WU H, PATTERSON G K. Laser-doppler measurements of turbulent-flow parameters in a stirred mixer[J]. Chemical Engineering Science, 1989, 44(10): 2 207-2 221.
- [25] SOLSVIK J, JAKOBSEN H A. Single air bubble breakup experiments in stirred water tank[J]. International Journal of Chemical Reactor Engineering, 2015, 13(4): 477-491.
- [26] 李超. 基于计算流体力学的生物发酵过程放大效应及放大方法研究[D]. 上海: 华东理工大学, 2019: 114.
- LI C. Study of scaling effect and scale-up criteria for industrial fermentation processes based on computational fluid dynamics [D]. Shanghai: East China University of Science and Technology, 2019: 114.