

基于 CFD 数值模拟的平板式微藻光生物反应器比较

齐祥明, 崔海龙

(中国海洋大学食品科学与工程学院, 青岛 266003)

摘要: 为进一步提高微藻光生物反应器的混合与传质性能, 在已有多节隔板平板式光生物反应器的基础上设计多级进气, 新建立了多级进气多级隔板平板式光生物反应器。构建了普通反应器、多节隔板反应器、多级进气反应器并利用计算流体动力学模拟研究了 3 种反应器的流动与传质特性。结果表明, 模拟结果与相关试验测量值吻合良好, 多级进气结构可以带来更明显的级内环流现象, 从而使该反应器在液体平均速度、死区比、湍动能、湍动能耗散率、气含率、液相传质系数等性能参数上较前 2 种反应器均有很大提高。在适合微藻培养的通气率 0.4~0.8 (每分钟通入反应器的气体体积与反应器实际装液体积之比) 内, 该反应器的混合及传质性能均表现优异。该工作为平板式生物反应器的设计及优化提供了新的方向。

关键词: 藻; 计算流体力学; 传质; 多级进气; 多相流; 混合; 生物反应器

doi: 10.11975/j.issn.1002-6819.2015.13.030

中图分类号: S955.3⁺1

文献标志码: A

文章编号: 1002-6819(2015)-13-0215-07

齐祥明, 崔海龙. 基于 CFD 数值模拟的平板式微藻光生物反应器比较[J]. 农业工程学报, 2015, 31(13): 215—221.

doi: 10.11975/j.issn.1002-6819.2015.13.030 <http://www.tcsae.org>

Qi Xiangming, Cui Hailong. Comparison of flat photo-bioreactors for micro-algae culture based on CFD numerical simulation[J]. Transactions of the Chinese Society of Agricultural Engineering (Transactions of the CSAE), 2015, 31(13): 215—221. (in Chinese with English abstract) doi: 10.11975/j.issn.1002-6819.2015.13.030 <http://www.tcsae.org>

0 引言

光生物反应器是微藻培养的必须装置。微藻在能源、医药、食品、饲料、环保等多个领域均有很大应用价值及潜力^[1-3]。随着石油等不可再生能源的日益减少及低碳经济的迫切要求, 微藻能源已成各国重点发展对象^[4], 在中国也被设为能源战略的重要选择^[5]。然而受制于光生物反应器方面的技术瓶颈, 目前微藻商业化培养规模一直很难突破^[6]。目前微藻培养的反应器主要有开放池和封闭式 2 种。其中封闭式反应器因占地小, 可控性高, 光利用率高, 生物产量高, 培养周期短等优势在微藻培养研究中日益受到关注。封闭式反应器目前种类较为繁多^[7], 其中平板式生物反应器结构相对简洁、易加工、易清洁、成本低、可根据需要设计不同的光径, 且操作条件容易控制, 因而为众多研究人员所选择^[8]。

简单的平板式光生物反应器却有较多的结构参数(升液区与降液区截面积之比、隔板的高度、气液分离区的形式、气体分布器构造等)影响到反应器的性能, 此外一些重要操作参数(如通气率、培养温度等)也会对微藻培养有显著影响, 各结构参数和操作参数之间又相互影响, 因此增大了其设计和放大的复杂性^[9]。近年来, 一些研究者开始倾向于采用计算流体力学技术

(computational fluid dynamics, CFD) 解决微藻光生物反应器的模拟设计和放大问题^[10-13], 并取得了较为有益的结果。与传统的试验设计和逐级放大法相比, CFD 具有成本低、周期短、流场数据丰富等优点, 因而正被广泛应用于航天航空、机械、化工、食品、建筑、农业等各个领域^[14-15]。

在平板微藻培养生物反应器领域, 以往模拟研究^[10-11]和试验研究^[12-13]均主要集中在改变隔板的形状和位置基础上寻找操作工艺的优化, 这说明目前平板生物反应器的设计仍有较大改进空间。近年林晨等^[12]提出的新型内置多节隔板反应器在培养性能上获得了提高。然而该结构单纯的底部进气方式对于吸收二氧化碳和释放氧气均有较高要求的微藻培养来说, 仍存在培养性能上的欠缺。本文在此基础上提出以多级进气提高多节隔板反应器性能设想, 以模拟计算得出的气含率、液体平均速度、湍动能、湍动能耗散率、死区、液相传质系数等性能评价参数为判据对比分析了多级进气的平板式生物反应器的流动和传质效果, 为平板生物反应器的设计及优化提供新思路 and 方向。

1 试验

1.1 试验装置及原理

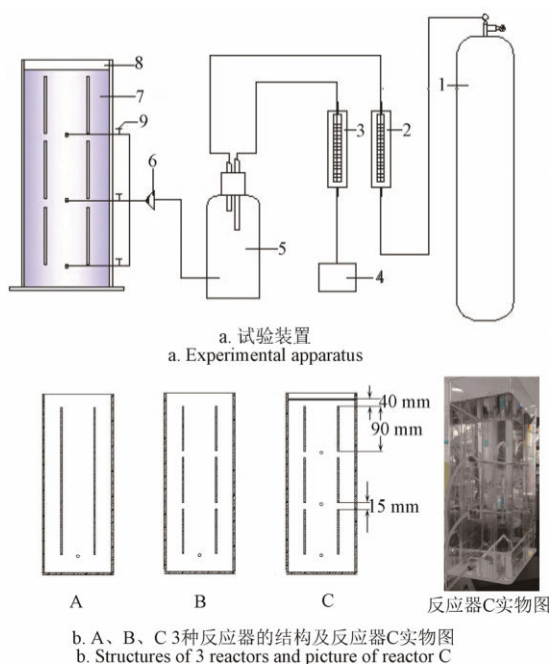
本研究分别构建了 A-普通双隔板平板式光生物反应器(common reactor), B-多节隔板的平板式光生物反应器(multistage baffle reactor), 以及 C-多级进气多节隔板的平板式光生物反应器(multistage intake reactor)。3 种光生物反应器外围结构相同, 长宽高为

收稿日期: 2015-02-13 修订日期: 2015-05-11

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(41276144)

作者简介: 齐祥明, 男, 江苏铜山人, 副教授, 博士, 硕士生导师, 主要从事食品领域绿色生物技术的基础理论研究和工程技术开发。青岛 中国海洋大学食品科学与工程学院, 266003。Email: qixm@ouc.edu.cn

250 mm×150 mm×420 mm, 实际装液体积为 15 L, 反应器的外壁和导流隔板分别采用 5 和 3 mm 厚的聚丙烯酰胺有机玻璃材料。气体分布器采用内径 6 mm 的塑料软管, 软管顶部开有 3 排直径 0.5 mm 的通气气孔, 每个通气孔间隔 1 cm, 分布器的中心线与挡板下沿处于同一水平高度。微藻生长需要的 CO₂ 气体和空气在缓冲瓶内经充分混合后由流量计调节通入反应器内, 并在反应器底部被分散成大小均匀的气泡。气泡在浮力作用下上升形成气泡流, 带动流体流动。同时在反应器升液区和降液区由于气液密度的差异形成密度差, 液体形成围绕隔板的循环流动, 气泡上升到气液分离区逸出。在此过程中反应器内的藻液不断进行混合传动和传质。其试验装置示意图及 3 种反应器内部结构示意图如图 1 所示。



1. 二氧化碳钢瓶 2, 3. 流量计 4. 空气泵 5. 缓冲瓶 6. 止回阀 7. 藻液 8. 光生物反应器 9. 开关
1. Carbon dioxide cylinder 2, 3. Flow meter 4. Air pump 5. Buffer bottle 6. Check valves 7. Algae culture 8. Photo-bioreactor 9. Valve

图 1 试验装置结构及反应器内部结构示意图

Fig.1 Schematic diagram of experimental apparatus and inside structures of 3 reactors

1.2 试验方法

图 1 所示 3 种生物反应器中, A 型和 B 型内部结构的反应器在传动和传质的效果以及微藻生物量数据已有文献报道^[11-12], 本文在此基础上首次提出了 C 型的多级进气结构, 并拟与 A、B 型反应器作对照。研究主要通过利用计算流体力学 (CFD) 手段进行多相流的传动和传质模拟, 试验主要用来验证模拟结果, 以确定 CFD 优化结果的可靠性。验证试验主要通过考察平均气含率和液相体积传质系数 2 个指标来完成。

试验中常采用体积膨胀法、压差法、电化学法等测定反应器的平均气含率。本试验采用体积膨胀法^[16]测量

平均气含率, 即反应器内通气后藻液体积发生膨胀, 利用通气前后反应器内藻液液面高度的变化计算平均气含率, 计算公式如下:

$$\varepsilon_g = \frac{\Delta V}{(\Delta V + V_0)} \quad (1)$$

式中: ε_g 为气含率, %; V_0 为通气前的液体体积, m³; ΔV 为通气后液体变化的体积, m³。

体积传质系数 ($k_L a$) 中 k_L 是液体本征传质系数, m/s, a 是单位有效反应器体积的气液接触面积, m⁻¹。试验中常用到的测量方法主要有化学法、物理法、光学法等。本试验的液相体积传质系数 $k_L a$ 采用通氮脱氧法测量^[16]即在反应器中先通入氮气以排除液体中的溶解氧的浓度近乎为 0。此时开始向反应器通入空气直至溶氧饱和, 并同时使用溶氧仪 (YSI DO200 型) 记录反应器 C 顶部溶氧值随时间的变化, 按下式计算:

$$\ln\left(\frac{C^* - C_L}{C^* - C_0}\right) = -k_L \cdot a \cdot t \quad (2)$$

式中: C^* 为溶氧饱和浓度, mol/m³; C_0 为初始溶氧浓度, mol/m³; C_L 为溶氧浓度, mol/m³; t 为通气时间, s。

2 数值模拟

2.1 模拟计算模型

对建立的几何模型采用网格划分软件 ANSYS ICEM CFD (64bit) 进行网格划分, 网格类型采用结构化六面体网格。采用流体仿真软件 ANSYS 14.4 Fluent 软件对所建立的平板式生物反应器模型进行模拟计算, 由于出气口的初始速度变化梯度较大, 采用局部加密网格。通过网格独立性测试发现, 粗糙网格 (24 971) 误差较大, 中等网格 (119 676) 较细密网格 (253 644) 差距不大, 综合考虑精确度、计算耗时、计算机性能以及经济性等问题, 选用中等网格。

2.2 控制方程

本研究采用 ANSYS Flunet Eulerian-Eulerian 模型对反应器进行仿真模拟计算, 假定流体为连续相, 分散相为不可压缩气体, 且两相流之间不考虑能量传递, 也不考虑两相之间物理化学变化, 控制方程^[17]如下:

质量守恒方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \cdot \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \cdot \rho_q \cdot \vec{v}_q) = m_{pq} \quad (3)$$

动量守恒方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \cdot \rho_q \cdot \vec{v}_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \cdot \rho_q \cdot \vec{v}_q \cdot \vec{v}_q) = -\alpha_q \cdot \nabla \cdot p + \nabla \cdot \vec{\tau}_q + K_{pq} \cdot (\vec{v}_p - \vec{v}_q) + m_{pq} \cdot \vec{v}_{pq} + m_q \cdot \rho_q \cdot g + \alpha_q \cdot \rho_q \cdot \vec{F} \quad (4)$$

湍流模型 k 方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \cdot \rho_q \cdot k_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \cdot \rho_q \cdot \vec{v}_q \cdot k_q) = \nabla \cdot \left(\alpha_q \cdot \frac{\mu_{eff,q}}{\sigma_k} \nabla k_q \right) + \alpha_q \cdot G_{k,q} - \alpha_q \cdot \rho_q \cdot \varepsilon_q + \alpha_q \cdot \rho_q \cdot \Pi_{k_q} \quad (5)$$

湍流模型 ε 方程:

$$\begin{aligned} & \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \cdot \rho_q \cdot \varepsilon_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \cdot \rho_q \cdot \bar{v}_q \cdot \varepsilon_q) = \\ & \nabla \cdot (\alpha_q \cdot \frac{\mu_{eff,q}}{\sigma_\varepsilon} \cdot \nabla \cdot \varepsilon_q) + \alpha_q \cdot \\ & \frac{\varepsilon_q}{k_q} (C_{1\varepsilon} \cdot G_{k,q} - C_{2\varepsilon} \cdot \rho_q \cdot \varepsilon_q) + \alpha_q \cdot \rho_q \cdot \Pi_{\varepsilon_q} \end{aligned} \quad (6)$$

在本研究中气含率较小, 因此, 升力、虚拟质量力不是主要影响因素, 式(4)中只应用 Schiller–Naumann 方法考虑曳力^[16-18]的影响。

式中: k 为湍流动能, m^2/s^2 ; ε 为湍动能耗散率, m^2/s^3 ; $C_{\varepsilon 1}$ 、 $C_{\varepsilon 2}$ 为模型常数, 无量纲; σ_ε 、 σ_k 为 Prandtl 数, 无量纲; α 为相体积分率, %; μ_{eff} 为有效黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$; m_{pq} 为第 p 相到 q 相的质量传递, kg ; K 为相间动量传递系数; G_k 为湍流动能产生项, $\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{s}^3)$; \bar{F} 为外部体积力, N ; \bar{v} 为速度矢量, m/s ; τ_q 为第 q 相的压力应变张量; Π_{ε_q} 和 Π_{k_q} 表征分散相对连续相 q 的影响; 下标 p 和 q 代表相。

液相体积传质系数是衡量反应器性能和放大一个重要标准参数, 关系到微藻的生长。Xue 等^[19]在气液两相流的基础上, 利用溶质渗透理论和各项湍流理论建立了液相体积传质系数数学模型, 并被与本研究方法相近的李昱哲等^[11]成功采用, 本文继续采用该法。此处液相体积传质系数被表示为:

$$k_L a = \frac{2}{(\pi)^{0.5}} \sqrt{D_L} \left(\frac{\rho_L \varepsilon}{\mu} \right)^{0.25} \frac{6 \varepsilon_g}{d_b (1 - \varepsilon_g)} \quad (7)$$

式中: $k_L a$ 为溶氧体积传质系数, s^{-1} ; d 为气泡直径, m ; ε_g 为平均气含率, %; μ 为剪切黏度, $\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$; ρ 为流体密度, kg/m^3 ; D 为液相扩散系数, m^2/s ; 下标 L 代表液相。

2.3 数值方法与边界条件

本文采用标准 $k-\varepsilon$ 模型模拟湍流, 壁面附近流动选用标准的壁面函数法, 设置流体为非稳态流动。入口处边界条件定义为速度入口, 出口处边界条件定义为压力出口, 反应器壁面及隔板边界条件定义为壁面。入口处气相体积分率定义为 1, 液面上部的计算区域初始化设置气体的体积分率为 1, 出口空气回流体积分率设为 1。结合试验观察, 气泡大小设置为 4 mm。设置计算残差收敛标准小于 10^{-4} , 时间步长设定为 0.001 s。随迭代时间增加, 流场逐渐趋于收敛, 当质量残差曲线在 10^{-3} 附近, 其余残差曲线分别在 10^{-4} 附近且变化幅度不大, 进出口界面气体流量差距在 0.1% 之内且不同监控点变化在 1% 之内, 可认为流场达到收敛状态。

3 结果与讨论

3.1 数值模拟结果的试验验证

试验模拟计算了在通气比为 0.20、0.40、0.60、0.80、1.00 (每分钟通入反应器的气体体积与反应器实际装液体积之比) 3 种平板式生物反应器内气液流体的流动及传质特性。为验证该数值模拟计算的可靠性, 首先将新构建的 C 反应器计算出的模拟数据与其试验结果进行了对比验证。

气含率作为一个反映流场特性重要的参数之一, 一方面体现体系的传动、混合效果, 另一方面对反应器传质及阻力特性有重要影响。图 2a 首先针对反应器 C 进行了自主的试验验证。 R^2 值为 0.9996 和 RMSE 值为 0.06086, 结果表明, 多级进气反应器模拟值与试验值吻合良好。此外, 针对反应器 A、B 进行的模拟与文献^[10-12]等模拟结果规律相近。

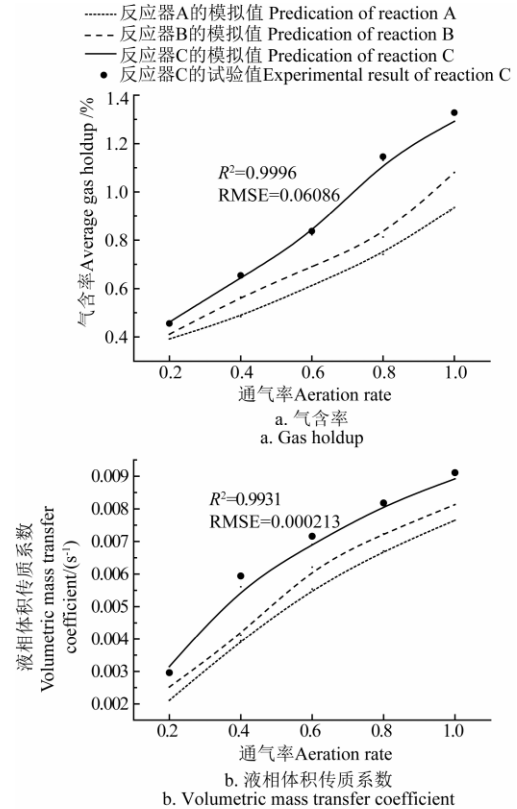


图 2 3 种反应器气含率和液相体积传质系数的模拟与反应器 C 试验值

Fig.2 Gas holdup and volumetric mass transfer coefficient predications of 3 reactors and experimental results of reactor C

具体到传质方面, 液体体积传质系数 $k_L a$ 是一个直接参数, 也是反应器放大设计及操作的重要参数^[11]。图 2b 采用了反应器 C 进行液相体积传质系数模拟数值与试验测定值的对比验证, R^2 为 0.9931 和 RMSE 为 0.000213, 结果再次表明, 数据吻合良好。结合图 2 结果, 这充分验证了本数值模拟在传动和传质两方面的可行性及准确性。

3.2 3 种反应器传动、混合性能对比分析

Pemer 认为在研究反应器性能的提升的过程中, 必须综合考虑反应器性能的多个因素^[20]。对于反应器内混合传动, Yang 等^[21]、Hu 等^[22]、Merchuk 等^[23]通过微藻培养试验研究表明混合强度 (在培养试验中多以特定反应器的通气率变化来调节) 对反应器内微藻的生长至关重要, 内部混合情况较佳的反应器具有最好的性能。近年来基于 CFD 技术优化反应器性能上, 反应器内混合传动效果的表征常采用平均液速、死区比、ATK、TDR 参数^[10-13,24-25]。

3.2.1 反应器内的流场分析

图 3 为 3 种反应器传动混合性能的速度云图。

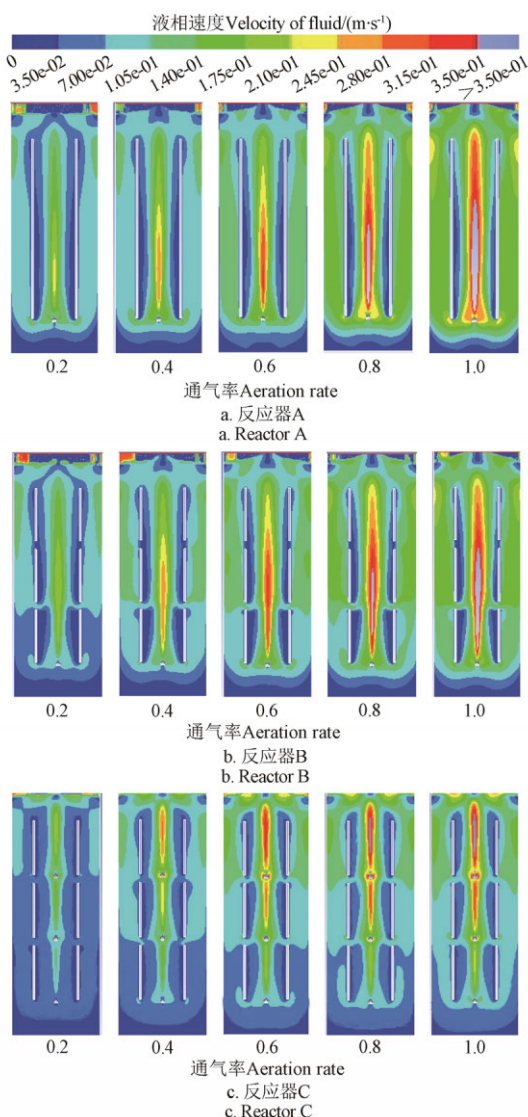


图3 3种反应器的速度云图
Fig.3 Speed clouds of 3 reactors

由图3可知,反应器A液相绕隔板流动,在升液区液速的分布面积较窄,气体分布器上形成较大的速度,形成剪切力较大的高速区,同时反应器底部又存在较多的低速区域。流场分布很不均匀,不利于微藻的培养。而反应器B在将内部双隔板结构变为多节构造后,流场中开始出现多级环流,这与林晨等^[12]通过模拟计算和PIV技术观察到的试验现象都是一致的。多节隔板确实增强了流场的混合流动,3级之间开始有下部的相对低速区和上部的相对高速区区别,底部死区面积也有所减低。然而反应器B的气体分布器上仍有较大的液速,升液区速度分布不够均匀。

反应器C在B的基础上改用了多级进气结构,同样的气量拥有了更大的气体分布面积。从图中可以看出,这明显有效地降低了流场高速区的局部液速。同时图3显示,反应器C中形成了更清晰的多级环流流场结构,上中下3区速度相对变化更趋明显。整体来看,3种反应器中,C的速度场分布最为均匀,升液区的高速区域和底部的死区面积都明显降低。这一方面使藻细胞所受剪切

力较小,另一方面有利于流场混合传质促进微藻的生长和藻细胞对闪光效应^[24]的利用。

3.2.2 平均液速和死区面积的定量对比分析

为进一步比较3种反应器的混合性能,本节针对上节最为关心的平均液速和死区面积进行了定量考察,结果如图4。同等通气率下的液速增加,意味着会加快反应器内流体湍动并强化传质效果,对微藻生长将产生正面影响,因此文献^[10-11,25]都把平均液速作为评价反应器的混合性能参数之一。图4显示,随通气率增加,3反应器的液速都呈增加趋势,反应器C明显高于前两者,尤其通气率在0.4之后,平均液速高于反应器A、B的幅度更大。速度云图(图3)显示这应是多级进气多节隔板结构中,多节环流的流场状况使流体径向流动增加,局部涡流混合加大所造成的结果。

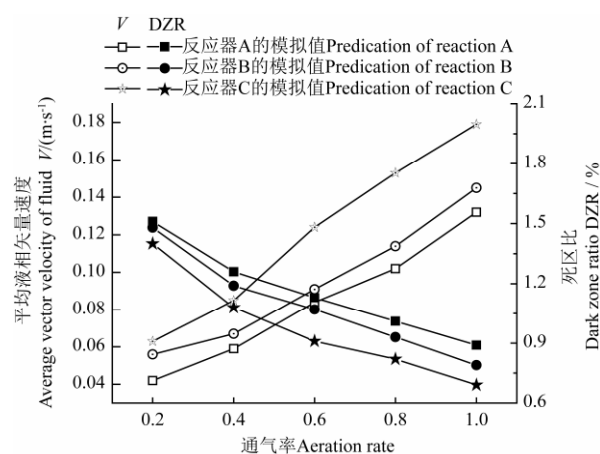


图4 3种反应器液相平均矢量速度和死区比
Fig.4 Average vector fluid velocities and dark zone rates of 3 reactors

反应器流场中流速低于 10^{-2} m/s的区域为死区^[13]。死区面积过大,会影响传质并致使藻细胞聚集,最终造成藻细胞的死亡,因此好的反应器往往死区比较低。由图4可以看出随着通气率的增加,各反应器的死区比都减少。反应器C的死区比低于反应器A、B。通气率从0.2增加到0.6,反应器C死区比与反应器A、B之间的差距最大;之后随着气速增加,这种差距反而在减少。随着通气率的增加,尽管流体湍动更加剧烈,死区比降低的幅度却没有加大,是因为未达 10^{-2} m/s区域受通气率影响减少。总体上来说反应器C的死区比在各通气率下均低于其他2种反应器,进一步反应其混合传动的性能较好的特征。

3.2.3 湍动能和湍动能耗散率的定量对比分析

湍动能是衡量流场混合的另一重要指标,湍动能耗散率是衡量流体机械能转化成内能的参数,一般认为湍动能大的湍动能耗散率也大。从图5可看出,随着通气率增加,3种反应器流体的平均湍动能(average of turbulent kinetic energy, ATK)和湍动能耗散率(turbulent dissipation rate, TDR)都是增加的。同时从图中可见反应器C较其他2种反应器在相同通气率下的ATK和TDR都较大,且反应器C湍动能增加的幅度相比湍动能耗散

增加的幅度要大,混合传动的效果好。随着通气率的增加,输入反应器的动量增加,平均湍动能增加,平均湍动能耗散率也增加。当通气率在 0.6 时,反应器湍动混合效果以及能量耗散效果较好。对比分析可得湍动能的增加趋势与图 4 平均液速的趋势相一致,说明湍动能与液相平均速度存在相关关系,这也进一步验证了模拟结果的可靠性。

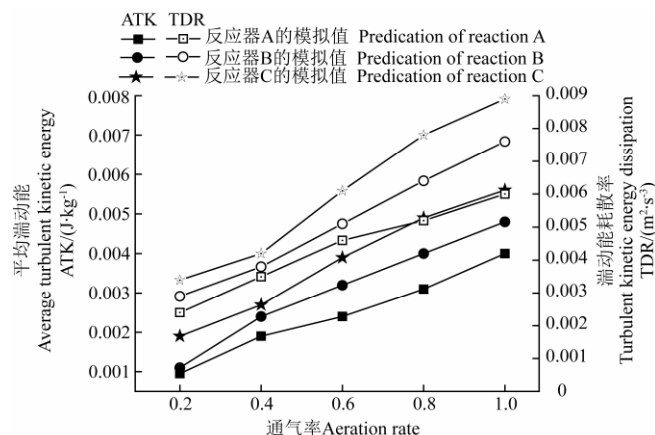


图 5 3 种反应器的 ATK 和 TDR

Fig.5 ATKs and TDRs of 3 reactors

3.3 3 种反应器传质性能对比分析

3.3.1 反应器内气含率的对比分析

如前文所述,气含率是沟通反应器传动和传质性能的重要性能参数。一般认为,相同通气率下,反应器内气含率越高,意味着气体在反应器中的平均停留时间越长。因而此处首先依据图 2a 结果对 3 反应器的气含率进行对比分析。当通气率在 0.2 时,通气速度处于一个较低的水平,流体流动速度缓慢,气液两相流处于均匀气泡流的状态,气泡分布均匀,上升速度缓慢,很少出现破碎和凝聚现象,因而 3 种反应器的气含率相差不大。

随通气率增加,流体流动速度加快,气泡在上升过程不断破碎、凝聚,不同反应器中气含率差别开始加大。当通气率在 0.8 时,3 种反应器气含率的性能差距最大。反应器 C 中的气含率较反应器 A、B 分别提升 52.63% 和 39.11%。结合前文论述,这主要是由于在较高的通气率下,反应器 B 因其多节隔板结构使流体湍流运动剧烈,阻碍了气体的上升,增加了气含率数值;反应器 C 在反应器 B 基础上,通过多级进气促进了多级环流,减少了气泡的凝聚,进一步延迟了气泡上升速度,同时促进了级内环流,使湍流更加剧烈,提高了气泡的径向分布。

3.3.2 液相传质系数的对比分析

Ugwu 等^[26]和 Zhang 等^[27]在平板反应器中进行的微藻培养试验结果表明,在较高的液相传质系数下微藻的生物产量有较大的提高。因此 k_La ^[11,28]也是反应器模拟研究者探讨反应器传质性能常采用的重要参数。

图 2b 给出了 3 种反应器的液相体积传质系数数据,反应器 C 具有多隔板导流结构且进气更均匀,因而传质效果要明显好于反应器 A、B 好,其中通气率在 0.6 时,其 k_La 值较多节隔板反应器 A 和 B 分别提高 36.16% 和

11.27%。对比图 2a,反应器 C 在高通气率条件下获得的较高气含率没给该反应器带来更高的传质系数增加。然而总的来说,反应器内部的多级进气结构对提高液相体积传质系数同样有效。

4 结 论

本文基于 CFD 技术利用 ANSYS Fluent 软件中的 Eulerian-Eulerian 模型对普通平板式反应器、多节隔板反应器、多级进气反应器的流体动力学模型进行了仿真模拟计算。仿真模拟计算并结合有关试验数据对模拟的可行性准确性进行了验证。在对 3 反应器不同通气率条件下的流场进行了定性分析之后,通过通气速率对反应器流体平均液相速度、平均湍动能、湍动能耗散、平均气含率以及液相体积传质等性能参数的系统分析,由研究结果得到以下结论:

1) 通过 CFD 计算模型对 3 种反应器进行传动和传质的仿真模拟数据与相关的试验数据吻合较好,充分验证了本文 CFD 模型的可靠性。

2) 本研究设计的新型微藻生物反应器在多节隔板结构的基础上又增加了多级进气装置,使反应器内形成了更为明显的级内环流流动;同时形成下中上 3 级速度递增明显的流场分布形式;升液区的高剪切区域和反应器底部的死区均明显减少。上述改进加强了藻液混合传动作用,有利于微藻光暗循环,加强闪光效应。平均液相速度、死区比、平均湍动能、湍动能耗散率等性能参数的定量分析结果进一步表明,该新型反应器的传动混合效果全面好于普通反应器和多节隔板反应器。

3) 平均气含率、液相体积传质系数等两相传质性能相关参数的定量分析表明,本文新建立的反应器结构同样具有明显的优势,尤其在最适宜微藻培养的通气率范围内(0.4~0.8),多级进气反应器各项性能增幅明显。

综上,多级进气多节隔板反应器通过特有的进气结构给出了更为优越的流动、混合性能,同时这种流动混合方面的优越性也明显提高了该新型反应器的传质性能,无疑将更加有利于微藻的培养。

[参 考 文 献]

- [1] Wijffels R H, Barbosa M J. An outlook on microalgal biofuels[J]. Science(Washington), 2010, 329(5993): 796—799.
- [2] Pleissner D, Lam W C, Sun Z, et al. Food waste as nutrient source in heterotrophic microalgae cultivation[J]. Bioresource Technology, 2013, 137(6): 139—146.
- [3] Taelman S E, De Meester S, Roef L, et al. The environmental sustainability of microalgae as feed for aquaculture: A life cycle perspective[J]. Bioresource Technology, 2013, 150(4): 513—522.
- [4] 黄英明, 王伟良, 李元广, 等. 微藻能源技术开发和产业化发展思路与策略[J]. 生物工程学报, 2010, 26(7): 907—913. Huang Yingming, Wang Weiliang, Li Yuanguang, et al. Strategies for research and development and commercial production of microalgae bioenergy[J]. Chinese Journal of Biotechnology, 2010, 26(7): 907—913. (in Chinese with English abstract)

- [5] 张百良, 王吉庆, 徐桂转, 等. 中国生物能源利用的思考[J]. 农业工程学报, 2009, 25(9): 226—231.
Zhang Bailiang, Wang Jiqing, Xu Jiazhuang, et al. Thinking about bio-energy utilization in China[J]. Transactions of the Chinese Society of Agricultural Engineering(Transactions of the CSAE), 2009, 25(9): 226—231. (in Chinese with English abstract)
- [6] Kunjapur A M, Eldridge R B. Photobioreactor design for commercial biofuel production from microalgae[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2010, 49(8): 3516—3526.
- [7] Carvalho A P, Meireles L A, Malcata F X. Microalgal reactors: A review of enclosed system designs and performances[J]. Biotechnol Progress, 2006, 22(6): 1490—1506.
- [8] 刘振强, 陆向红, 晏荣军, 等. 高密度高含油率微藻培养研究进展[J]. 农业工程学报, 2011, 27(增刊 1): 210—217.
Liu Zhenqiang, Lu Xianghong, Yan Rongjun, et al. Advances on technology of high density and high lipid microalgae culture[J]. Transactions of the Chinese Society of Agricultural Engineering(Transactions of the CSAE), 2011, 27(Supp.1): 210—217. (in Chinese with English abstract)
- [9] 黄青山, 张伟鹏, 杨超, 等. 环流反应器的流动、混合与传递特性[J]. 化工学报, 2014, 65(7): 2465—2473.
Huang Qingshan, Zhang Weipeng, Yang Chao, et al. Characteristics of multiphase flow, mixing and transport phenomena in airlift loop reactor[J]. CIESC Journal, 2014, 65(7): 2465—2473. (in Chinese with English abstract).
- [10] Yu Gang, Li Yuanguang, Shen Guomin, et al. A novel method using CFD to optimize the inner structure parameters of flat photobioreactors[J]. Journal of Applied Phycology, 2009, 21(6): 719—727.
- [11] 李昱喆, 齐祥明, 刘天中, 等. 带波纹隔板的平板式光生物反应器流动特性[J]. 过程工程学报, 2010, 10(5): 849—855.
Li Yuzhe, Qi Xiangming, Liu Tianzhong, et al. Investigation on hydrodynamic behaviors in a wave-baffled panel photobioreactor[J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2010, 10(5): 849—855. (in Chinese with English abstract)
- [12] 林晨, 李元光, 王伟良, 等. 一种新型多节隔板-平板式光生物反应器的数值和实验研究[J]. 高校化学工程学报, 2009, 23(2): 263—269.
Lin Chen, Li Yuanguang, Wang Weiliang, et al. Numerical and experimental investigation of a novel flat-photobioreactor with multistage-separator[J]. Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, 2009, 23(2): 263—269. (in Chinese with English abstract)
- [13] Huang Jianke, Li Yuanguang, Wan Minxi, et al. Novel flat-plate photobioreactors for microalgae cultivation with special mixers to promote mixing along the light gradient[J]. Bioresource Technology, 2014, 159(2): 8—16.
- [14] 韩佳伟, 赵春江, 杨信廷, 等. 基于 CFD 数值模拟的冷藏车节能组合方式比较[J]. 农业工程学报, 2013, 29(19): 55—62.
Han Weijia, Zhao Chunjiang, Yang Xinting, et al. Comparison of combination mode of energy conservation for refrigerated car based on CFD numerical simulation[J]. Transactions of the Chinese Society of Agricultural Engineering(Transactions of the CSAE), 2013, 29(19): 55—62. (in Chinese with English abstract)
- [15] 陶艺, 袁寿其, 张金凤, 等. 渣浆泵叶轮磨损的数值模拟及试验[J]. 农业工程学报, 2014, 30(21): 63—69.
Tao Yi, Yuan Shouqi, Zhang Jinfeng, et al. Numerical simulation and test on impeller wear of slurry pump[J]. Transactions of the Chinese Society of Agricultural Engineering(Transactions of the CSAE), 2014, 30(21): 63—69. (in Chinese with English abstract)
- [16] Chisti M Y. Airlift Bioreactors[M]. London, New York: Elsevier Applied Science, 1989: 19, 105, 237.
- [17] 王福军. 计算流体动力学分析-CFD 软件原理与应用[M]. 北京: 清华大学出版社, 2004: 120.
- [18] Sanyal J, Vasquez S, Roy S, et al. Numerical simulation of gas-liquid dynamics in cylindrical bubble column reactors[J]. Chemical Engineering Science, 1999, 54(21): 5071—5083.
- [19] Xue Shengwei, Yin Xia. Numerical simulation of flow behavior and mass transfer in internal airlift-loop reactor[J]. Chemical Engineering, 2006, 34(5): 24—27.
- [20] Perner I, Posten C, Broneske J. CFD optimization of a plate photobioreactor used for cultivation of microalgae[J]. Engineering in Life Sciences, 2003, 3(7): 287—291.
- [21] Yang Zifeng, Ninno M D, Wen Zhiyou, et al. An experimental investigation on the multiphase flows and turbulent mixing in a flat-panel photobioreactor for algae cultivation[J]. Journal of Applied Phycology, 2014, 26(5): 2097—2107.
- [22] Hu Qiang, Richmond Amos. Productivity and photosynthetic efficiency of *Spirulina platensis* as affected by light intensity, algal density and rate of mixing in a flat plate photobioreactor[J]. Journal of Applied Phycology, 1996, 8(2): 139—145.
- [23] Merchuk J C, Gluz M, Mukmenev I. Comparison of photobioreactors for cultivation of the red *microalga porphyridium* sp[J]. Journal of Chemical Technology and Biotechnology, 2000, 75(12): 1119—1126.
- [24] 程军, 庄良, 黄云, 等. 平板式微藻光反应器的流场优化及闪光效应[J]. 浙江大学学报: 工学版, 2013, 47(11): 1958—1963.
Cheng Jun, Zhuang Liang, Huang Yun et al. Flow field optimization and flashing light effect of flat plate photobioreactor for microalgae growth[J]. Journal Zhejiang University: Engineering Science, 2013, 47(11): 1958—1963. (in Chinese with English abstract)
- [25] Acien Fernández F G, Fernández Sevilla J M, Sánchez Pérez J A, et al. Airlift-driven external-loop tubular photobioreactors for outdoor production of microalgae: assessment of design and performance[J]. Chemical Engineering Science, 2001, 56(8): 2721—2732.
- [26] Ugwu C U, Ogbonna J C, Tanaka H. Improvement of mass transfer characteristics and productivities of inclined tubular photobioreactors by installation of internal static mixers[J]. Applied Microbiology and Biotechnology, 2002, 58(5): 600—607.

- [27] Zhang Kai, Kurano N, Miyachi S. Optimized aeration by carbon dioxide gas for microalgal production and mass transfer characterization in a vertical flat-plate photobioreactor[J]. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, 2012, 25(2): 97–101.
- [28] Liu Rui, Liu Ying, Liu Chunzhao. Development of an efficient cfd-simulation method to optimize the structure parameters of an airlift sonobioreactor[J]. *Chemical Engineering Research & Design*, 2013, 91(2): 211–220.

Comparison of flat photo-bioreactors for micro-algae culture based on CFD numerical simulation

Qi Xiangming, Cui Hailong

(College of Food Science and Engineering, Ocean University of China, Qingdao 266003, China)

Abstract: Algae as potential resources, has attracted increasing interest and attention from many fields such as energy, medicament, food, feed, and environment. However design and optimization of photo-bioreactor for algae production remains a bottleneck in the development of microalgae culturing industry. Recently, flat photo-bioreactor is improved by changing the double-flat into multistage structure. In this study, in order to further increase mass transfer and mixing properties of microalgae photo-bioreactor, a multistage intake structure was fixed into this multistage flat photo-bioreactor. Moreover, for the purpose of exploring more mass transfer and mixing details of the three photo-bioreactors, the ordinary double-flat photo-bioreactor, multistage flat photo-bioreactor, and multistage intake photo-bioreactor were constructed physically and numerically, and their computational fluids dynamics (CFD) simulations were carried out. Gas holdups and mass transfer coefficients were measured in physical multistage intake photo-bioreactor and compared with simulated results to verify reliability of the applied CFD simulating method. Then speed cloud, mean liquid velocity, dead zone, turbulent kinetic energy, turbulent kinetic energy dissipation rate, gas holdup, mass transfer coefficient were used to analyze mass transfer and mixing performances of the three reactors. Results of gas holdup and mass transfer coefficient showed that the CFD simulation agreed well with experimental results, which indicated that the CFD simulation method in this work was reliable. Results of speed clouds showed that the multistage-intake structure caused significant emergence of circulating current in every stage, which tended to form in the multistage flat reactor but failed finally. Liquid velocities of these currents increased from bottom to top of the multistage-intake reactor. Compared with the other two photo-bioreactors, the currents in the multistage-intake led to increase in indexes (*e.g.* mean liquid velocity, dead zone, turbulent kinetic energy, turbulent kinetic energy dissipation rate, gas holdup, and mass transfer coefficient) of the multistage-intake photo-bioreactor. In point of mixing properties, differences of some indexes (including mean liquid velocity, turbulent kinetic energy, and turbulent kinetic energy dissipation rate) between the multistage intake reactor and the other two reactors became larger when aeration rate (volume of air intake per minutes over the volume of a container) was greater than 0.4. Meanwhile, difference of dead zone ratio was the highest when aeration rate was 0.6. At the point of mass transfer properties, differences of gas holdups between multistage intake reactor and the other two reactors increased when the aeration rate increased to 0.8 and decreased after 0.8. At 0.8, the gas holdup of the multistage intake photo-bioreactor was 52.63% and 39.11% higher than those of ordinary photo-bioreactor and multistage flat photo-bioreactor, respectively. As the most direct index, mass transfer coefficient of the multistage-intake photo-bioreactor was increased by 36.16% and 11.27% comparing to ordinary photo-bioreactor and multistage flat photo-bioreactor, respectively. All the above results indicated that, multistage flat photo-bioreactor performed better than double-flat photo-bioreactor. However the newly-built multistage intake photo-bioreactor gave the best performance in both mixing and mass transfer properties among the three types of reactors, especially for the aeration rate ranging from 0.4 to 0.8, the suitable aeration rate for microalgae culturing. The multistage intake structure put forward in this paper is of great assistance to design and establishing optimal flat photo-bioreactor.

Key words: algae; computational fluid dynamics; mass transfer; multistage intake; multiphase flow; mixing; bioreactors