

输入功率恒定时进气和搅拌速度对鼓泡式光生物反应器内藻液流动特性的影响

石擎三 吴寒菁 吴 晶

(华中科技大学能源与动力工程学院, 武汉 430074)

摘 要 本文使用商业计算流体力学软件 FLUENT 14.0 内欧拉 - 欧拉双流体模型对带有搅拌桨的鼓泡式光生物反应器内气液两相流动进行了模拟, 研究了总输入功率 (鼓泡功率和搅拌功率之和) 一定时, 不同的搅拌桨转速对流场特征、搅拌功耗所占总功率之比、藻液光梯度方向速度和湍流涡尺度等的影响。结果表明, 与纯鼓泡式反应器相比, 使用搅拌桨能够在很低的搅拌功耗情况下显著增强藻液在光梯度方向上的流动。但转速过大时产生的湍流涡会对微藻造成剪切力伤害, 在实际培养中可根据藻种的形状大小选择最佳转速值。

关键词 鼓泡式光生物反应器; 计算流体力学; 搅拌和鼓泡功率; 光梯度方向速度; 涡尺度
中图分类号: O359 **文献标识码:** A **文章编号:** 0253-231X(2017)02-0345-07

The Impact of Gas and Impeller Speed on the Flow Characteristics of Microalgae in the Bubble-column Photobioreactor as the Total Input Power Stays the Same

SHI Qing-San WU Han-Jing WU Jing

(School of Energy & Power Engineering, Huazhong University of Science and Technology, Wuhan 430074, China)

Abstract In the present paper, the Euler-Euler model in the commercial computational fluid dynamics(CFD) code FLUENT 14.0 was used to simulate the flow field of gas-liquid in the bubble-column photobioreactor with an impeller. The impact of the impeller speed on the characteristics of flow field, percentage of impeller power consumption, velocity of liquid along light gradient and micro-eddy length scale was studied as the total input power (the sum of power consumption of gas sparger and agitation) stayed the same. The result shows that, compared to bubble-column photobioreactor, the impeller can significantly enhance the liquid flow along light gradient with low power consumption. However, the micro-eddies brought by turbulence at high impeller speed can also do damage to microalgae. So the optimal impeller speed should be chosen according to the shape and size of the microalgae in the process of cultivation.

Key words bubble-column photobioreactor; CFD; power consumption of gas sparger and agitation; velocity along light gradient; micro-eddy length scale

0 引 言

近年来, 由于石油资源日益枯竭、全球性气候变暖等因素, 生物柴油受到越来越多的关注。而光自养生物微藻具有光合作用效率高、含油量高、生长周期短等优点, 同时又可以固定大量 CO_2 [1]。与其它如大豆、油菜等油作物相比, 微藻生长迅速并且含油量极其丰富, 一般来讲每 24 小时其生物量就能翻一倍, 在指数增长时翻倍时间一般只有 3.5 小时, 单位体积的含油量普遍能达到其干重的 20%~50%, 最

多甚至能超过 80%, 因此高油产量的微藻是目前看来极有潜力替代化石燃料的生物能源 [2]。

微藻光合自养生长需要适宜的温度、光照、pH、二氧化碳、水和 N、P 等无机盐元素。温度一般需要控制在 20~30 °C 之间 [2]。光照过弱则会减弱光合强度, 光照过强则会抑制生长造成光抑制现象 [3]。藻液宏观混合能有效改善光照分布情况, 增强 CO_2 质量传递, 保持均匀的 pH 值, 还能避免微藻壁面依

收稿日期: 2016-12-19; 修订日期: 2017-01-17

基金项目: 国家自然科学基金资助项目 (No.51576075, No.51356001)

作者简介: 石擎三 (1992-), 男, 硕士研究生, 主要从事大规模微藻培养的光生物反应器的优化设计。通信作者: 吴 晶, 副教授, Email: jingwu12@gmail.com

附, 适度的混合程度能有效提高生物质量, 但过度的混合又会带来较大的剪切力, 对微藻细胞会造成伤害, 特别是对剪切力敏感性比较大的藻种^[4]。因此微藻的高密度产量培养比其它生长作物条件更加苛刻, 培养的方式也显得至关重要。

目前微藻培养的方式主要包括两种: 开放式和封闭式, 开放式培养系统有易接受太阳光、便于建造和运行操作、适合大规模培养等优点, 在商业应用中占据主流, 但也有产量低、水蒸发损失严重、只能小部分藻种能成功培养等缺点; 封闭式培养系统主要针对无菌单一藻类培养, 相对于开放式更便于控制培养条件, 产量更高, 但是也有运行成本较高的缺点, 并且由于会形成更多的暗区而难以实现扩大培养^[5]。封闭式光生物反应器主要有管式、平板式、气升和鼓泡式等。

鼓泡式反应器中加入搅拌桨能带来非常均匀的液体混合、相当高的光利用效率和良好的温度控制, 但也会产生对微藻比较大的剪切力^[6], 特别是在搅拌转速比较大的情况下。Vrábel P 等^[7]测量了大型搅拌容器中三种不同桨叶结构下不同搅拌速度和通气速率时的混合时间、能量消耗、气含率和液体速度, 并用分区模型方法(CMA)来计算混合时间, 结果表明对于相同转速的搅拌桨, 通气量越大搅拌耗功越小, 相同条件下, 不同的搅拌桨结构对气含率基本没有影响。另外, 分区模型方法可以用于工艺设计。Camacho F G 等^[8]研究了在搅拌和鼓泡培养中搅拌桨对紫球藻的影响, 结果表明在低转速下细胞损伤主要发生在培养基表面气泡破裂处, 而高转速下细胞损伤主要是湍流的结果。Sobczuk T M 等^[9]研究了搅拌对三角褐指藻和紫球藻生长的影响, 实验结果表明对于一个固定的进气速率, 微藻生物量随着转速的增大而增大直到达到一个上界限转速值, 当搅拌线速度大于 1.56 cm/s 时就会对三角褐指藻造成伤害, 而紫球藻的临界线速度值处于 2.45~2.89 cm/s 之间。

计算流体力学(CFD)最早被用于生物进程是在二十一世纪早期被用于预测甲烷产量, 在随后的十几年里越来越多地被用于研究生物反应, 并取得了显著的成绩^[10]。CFD 有着节省时间、空间和人力资源等优点, 并被认为是能够完整展现流动特征的有力工具^[11], 在微藻的培养和光生物反应器的设计优化方面也被不少研究者使用。Luo H P 等^[12]分别通过计算机自动放射性粒子追踪(CARPT)和计算机断层扫描(CT)实验, 验证了套筒气升式生物反应器内局部流动特征的 CFD 模拟的有效性。结果表明: 三维模拟比二维模拟更能贴近实验结果, 而

三维模拟中粗网格与细网格、稳态与非稳态对结果并没有明显的影响。Seo I 等^[13]使用软件 FLUENT 对鼓泡式光生物反应器进行了数值研究, 对比了四种多相流模型(欧拉-欧拉模型、混合模型、VOF 模型、离散相模型)在模拟反应器内流场时各自的优缺点, 结论是欧拉-欧拉模型是最准确的, 混合模型不需要确定气泡的性质, VOF 模型可以实现气泡的可视化, 离散相模型可以追踪气泡的运动。Huang J 等^[14]利用软件 CFX 对光生物反应器内部结构进行优化并与实验对照发现, 影响微藻生长的关键因素是沿着光梯度方向的液体速度和光暗循环。

如前所述, 相较于无搅拌桨的鼓泡式反应器, 使用了搅拌桨的反应器更有利于藻液的有效混合, 但也可能造成剪切力过大的问题。与此同时, 使用搅拌桨的反应器还需外界提供搅拌功率而使得总功耗增加, 从而提高了反应器的运行成本。在工业设计中, 人们总是希望在付出代价一定的情况下, 取得最大的回报。从微藻光生物反应器的流动混合角度看, 这意味着在输入总功率一定的情况下, 取得最好的混合效果, 并确保微藻细胞不受剪切力伤害。对于带有搅拌桨的鼓泡式反应器, 当总功耗一定时, 用于搅拌的功率相对于用于鼓泡的功率的大小如何? 鼓泡所消耗的一部分功率用于搅拌能不能得到更好的混合效果? 两者的功率分配对于剪切力的影响如何? 这些问题的研究对于带搅拌桨的鼓泡式反应器运行参数的选取和功耗成本控制是十分必要的, 而在之前的文献中尚未见报道。

本文使用 CFD 软件 FLUENT, 采用欧拉-欧拉双流体模型^[13]对带有搅拌桨的鼓泡式反应器内气液两相流动场进行三维模拟, 获得总输入功率一定、不同进气和搅拌速度情况下的反应器内流场, 随后研究了搅拌功耗的占比和藻液的混合特性, 最后计算了不同转速下桨叶区和非桨叶区的平均涡尺度, 并给出了搅拌转速的参考值。

1 方 法

1.1 物理模型

反应器总高 1.3 m, 总体积为 80.2 L, 液体高度 0.9 m, 体积 54.8 L。整体结构如图 1(a) 所示, 上部分圆柱体的直径为 0.284 m, 高 1.2 m, 下部分釜底深 0.1 m。反应器内桨叶形状如图 1(b) 所示, 桨叶外径为 0.12 m, 六个叶片尺寸都为 0.04 m×0.03 m×0.002 m。进气装置为直径为 0.02 m 的开孔圆柱, 小孔直径都为 0.8 mm, 共 13 个, 孔间距均为 10 mm, 气孔分布如图 1(c) 所示。

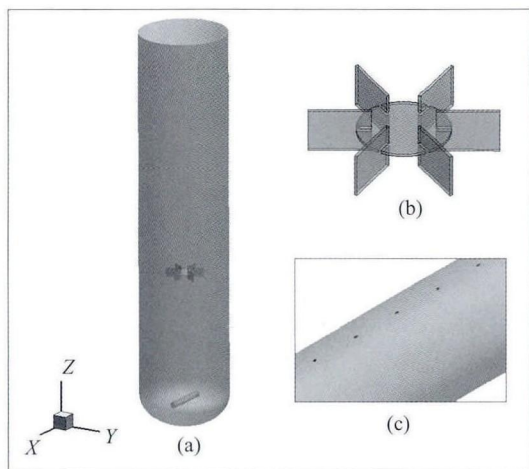


图 1 模型结构示意图 (a) 整体 (b) 桨叶 (c) 气孔分布
Fig. 1 Structure diagram (a) the bubble-column photobioreactor (b) the impeller (c) the gas sparger

1.2 多相流模型

本文使用计算流体力学软件 FLUENT14.0 内欧拉双流体模型来模拟光生物反应器内气液流动, 该模型对气液两相分别计算连续性方程和动量方程。

欧拉双流体模型控制方程如下^[14]:

连续性方程:

$$\frac{\partial \rho_i \alpha_i}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_i \alpha_i \vec{u}_i) = 0 \quad (1)$$

$$\sum_{i=1}^2 \alpha_i = 1 \quad (2)$$

动量方程:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho_i \alpha_i \vec{u}_i}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_i \alpha_i \vec{u}_i) = & -\alpha_i \nabla p + \nabla \cdot (\alpha_i \tau_i) \\ & + \nabla \cdot (\rho_i \alpha_i \vec{u}_i \vec{u}_i) + \rho_i \vec{g} \alpha_i + F_{ij} \end{aligned} \quad (3)$$

式中: ρ 是流体密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$; α 是体积分数; t 是流动时间, s; \vec{u} 是流体速度矢量, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$; g 是重力加速度, $\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$; p 是压力, Pa; F 是相间动量交换项, $\text{N} \cdot \text{m}^{-3}$; τ 是黏度应力张量, Pa。下标 i 和 j 代表不同相的参数。

相间作用只考虑曳力, 曳力系数使用 Schiller-Naumann 模型^[15]来计算。其它相间力相对于曳力较小, 故可以忽略。由于藻液的密度与水的密度相似^[16], 因此模拟中使用液态水代替藻液, 气态则使用空气。气泡直径使用固定值, 为了更好地契合实际情况, 使用文献^[17]中公式 (4) 计算气泡体积:

$$V_b = 0.934 \frac{\pi \sigma D_0}{(\rho_L - \rho_G)g} \quad (4)$$

式中: σ 为表面张力, 取值 $7.28 \times 10^{-2} \text{N} \cdot \text{m}^{-1}$; D_0 为气孔的直径, 取值 0.8 mm; ρ_L 和 ρ_G 分别为液相和气相的密度, 取值 $998.2 \text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 和 $1.225 \text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$, 代入上式得 $V_b = 17 \text{mm}^3$ 。把气泡近似看做球体计算, 得到气泡的直径为 3.2 mm。

1.3 数值计算方法

三维网格划分使用前处理软件 GAMBIT2.4 实现, 搅拌桨叶区和底部椭圆区使用加密的非结构体网格, 其它区域用结构性体网格划分, 图 2 为 $y = 0$ 截面网格结构示意图。通过网格独立无关性测试发现, 粗网格 (519176 个) 计算结果偏差较大, 而细网格 (1676398 个) 与中等网格 (1064758 个) 结果偏差很小。考虑到时间成本, 选用中等网格。带搅拌桨的网格总数是 1064758, 不带搅拌桨的网格总数是 1004485。

模拟使用非稳态计算方式, 时间步长取 0.005 s。为了描述搅拌作用下的流动, 使用多重参考系 (MRF) 方法, 将整个计算区域分为两个区域: 桨叶附近区域使用旋转参考系, 其它区域使用静参考系。湍流流动使用离散的标准 $\kappa - \varepsilon$ 湍流模型, 模型参数见于 FLUENT 帮助文件^[18]。边界条件的设置为: 入口边界条件设为速度入口, 气体体积分数为 1; 出口使用压力出口, 气体回流率为 1。方程求解的离散方法是有限体积法, 压力速度耦合方法使用相耦合 SIMPLE 算法, 离散格式都使用一阶迎风格式, 收敛标准是所有残差都小于 1×10^{-3} 。

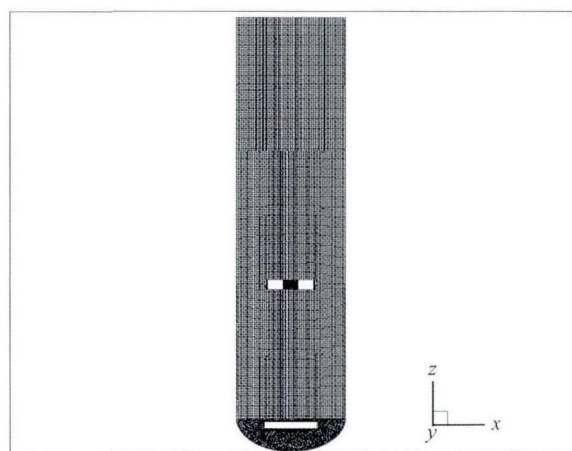


图 2 $y = 0$ 截面网格结构示意图
Fig. 2 The mesh of the plane $y = 0$

2 计算参数

2.1 功率

该光生物反应器的输入功率主要来自于搅拌桨

和鼓泡,在本文的研究中分别计算搅拌功率和鼓泡功率,并使两者之和保持不变。搅拌功率的计算公式^[19]为:

$$P_a = 2\pi MN \quad (5)$$

式中, M 是转矩, $\text{N}\cdot\text{m}$; N 是转速, $\text{r}\cdot\text{s}^{-1}$ 。由于搅拌桨轴输出转矩很小,故只考虑桨叶输出的转矩,该转矩值可由 FLUENT 后处理模块 Reports-Forces 得到。

鼓泡功率计算公式^[20]为:

$$\frac{P_G}{V_L} = \rho_L g U_G \quad (6)$$

式中: V_L 是液体体积, m^3 ; ρ_L 为液体密度, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$; g 取 $9.8 \text{ m}\cdot\text{s}^{-2}$; U_G 为体积平均表观气速, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ 。

前已指出,本文研究总输入功率一定时反应器内的流动情况。在选择此固定功率的数值时,需要考虑输入功率对两相流流动流型的影响。本文模拟时采用的是气泡直径固定的模型,对应于两相流动中的各向同性流型。研究表明,鼓泡式光生物反应器内两相流的流型可以通过表观气速的大小来进行判断^[21,22],当表观气速小于 $3\sim 5 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$ 时,两相流动为各向同性流型。将 $U_G = 3 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$ 代入式(6),并结合 $V_L = 54.8 \text{ L}$ 、 $\rho_L = 988.2 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ 和 $g = 9.8 \text{ m}\cdot\text{s}^{-2}$,得到 $P_G = 16.1 \text{ W}$,即为了使得鼓泡式反应器内的流动符合各向同性流型的条件,鼓泡功率不得超过 16.1 W 。同时为了研究较宽范围内不同搅拌耗功占比时藻液的流动混合特性,本文选择给定的总输入功率(鼓泡功率和搅拌功率之和)为 2 W 。

2.2 液体平均径向速度

由于液体在光梯度方向上的速度对微藻培养非常关键^[14],而柱状反应器不管是外部照明还是内部照明,光梯度方向一般是沿着半径方向,因此可把平均径向速度看做光梯度方向的速度来衡量这一流体流动特性。

2.3 涡尺度

光生物反应器中搅拌桨的加入可能会使得微藻生物细胞受到的剪切力增大,而过大的剪切力会对微藻细胞造成伤害,因此在培养微藻的时候应保证藻细胞处于适合生长的环境之下。涡尺度可以用来衡量流动剪切作用对微藻细胞的影响,当涡尺度小于微藻细胞的大小时,局部的湍流就会对细胞造成伤害^[8]。涡尺度 l_{eddies} 的计算公式^[23]为:

$$l_{\text{eddies}} = \left(\frac{v^3}{\xi} \right)^{1/4} \quad (7)$$

其中 v 为液体的运动黏度, $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$; ξ 为液体单位质量的能量耗散率, $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-3}$ 。

3 结果和讨论

3.1 流场对比

在总输入功率恒定为 2 W 的情况下,设置搅拌转速分别为 $0, 30, 60, 90, 120, 150 \text{ r/min}$ 。图 3 和图 4 分别为各转速下液体在 $y = 0$ 和 $x = 0$ 截面的速度矢量图。从图 4 中可以看出:无搅拌桨时,液体在气体上升区域向上流动,在壁面附近向下流动,流动形态非常规则。而加入搅拌桨后,液体在搅拌和鼓泡共同作用下流动。搅拌转速较小的时候,液体仍然主要在鼓泡的影响下流动,但流场在搅拌桨的影响下变得不规则。而在搅拌转速不断变大的时候,

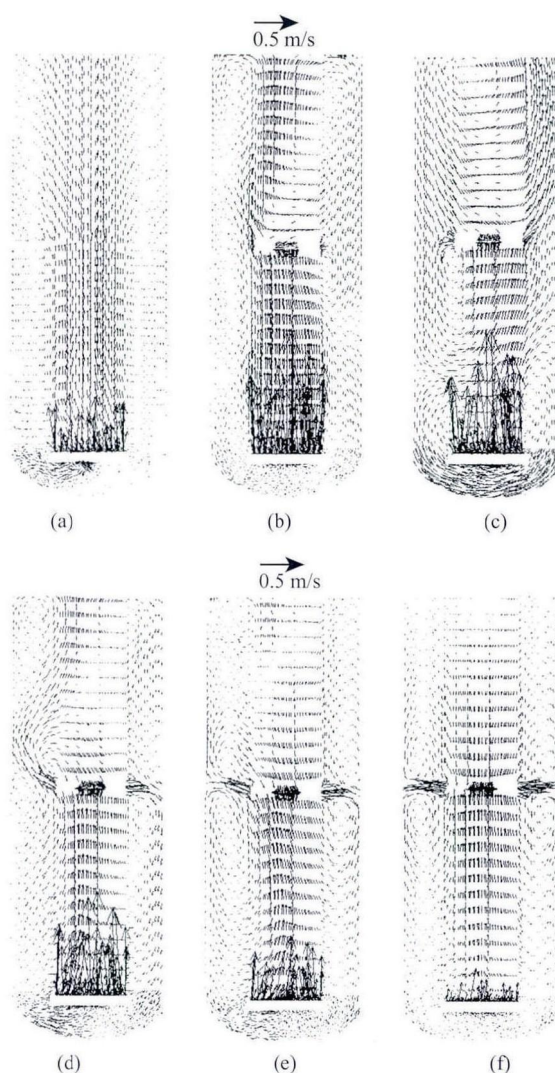


图 3 不同转速下 $y = 0$ 截面液体的速度矢量图: (a) $N = 0 \text{ r/min}$ (b) $N = 30 \text{ r/min}$ (c) $N = 60 \text{ r/min}$ (d) $N = 90 \text{ r/min}$ (e) $N = 120 \text{ r/min}$ (f) $N = 150 \text{ r/min}$

Fig. 3 The velocity vector diagram of the liquid on plane $y = 0$ under different impeller speeds: (a) $N = 0 \text{ r/min}$ (b) $N = 30 \text{ r/min}$ (c) $N = 60 \text{ r/min}$ (d) $N = 90 \text{ r/min}$ (e) $N = 120 \text{ r/min}$ (f) $N = 150 \text{ r/min}$

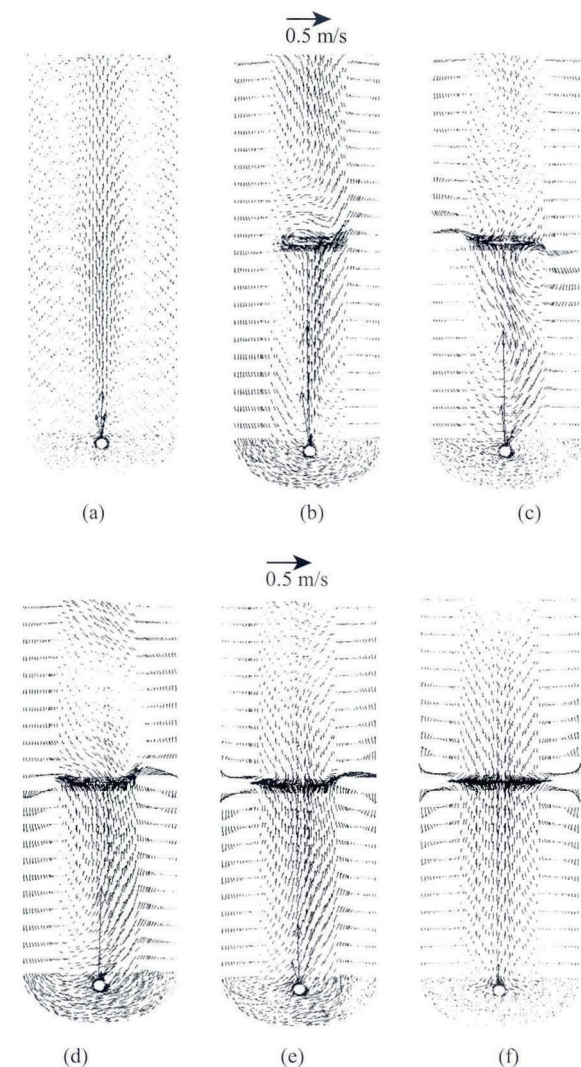


图4 不同转速下 $x=0$ 截面液体的速度矢量图: (a) $N=0$ r/min (b) $N=30$ r/min (c) $N=60$ r/min (d) $N=90$ r/min (e) $N=120$ r/min (f) $N=150$ r/min

Fig. 4 The velocity vector diagram of the liquid on plane $x=0$ under different impeller speeds: (a) $N=0$ r/min (b) $N=30$ r/min (c) $N=60$ r/min (d) $N=90$ r/min (e) $N=120$ r/min (f) $N=150$ r/min

进气流量也不断减小, 液体受到搅拌的影响越来越大。当搅拌转速达到 150 r/min 时, 流场又变得非常规则, 液体的流动主要受到搅拌桨的影响。

3.2 搅拌耗功占比和混合特性的对比

各搅拌转速对应搅拌功率所占总功率 (2 W) 的比例 (P_i) 如图 5(a) 所示。从图中可以看出, 当搅拌转速 (N) 从 0 r/min 逐渐增大到 60 r/min 时, 所消耗的功率虽然也在逐渐增大, 但是在总功率中占比仍然非常小, 在 0.1 以内。而当转速持续增大的时候, 搅拌所消耗的功率急剧增加, 当转速增大到 150 r/min 时, 搅拌耗功占总耗功的 0.75 以上。

各转速下液体的体积平均径向速度 (V_e) 如图

5(b) 所示。可以看到, 在总输入功率一定的情况下, 液体的平均径向速度随着搅拌转速的增大而增大, 而且呈现近似的线性增长关系, 说明搅拌桨的转动明显地推动了液体在径向方向上的运动, 这意味着藻液在沿着光梯度方向上的运动更为强烈, 有利于增大微藻的生物产量^[14]。

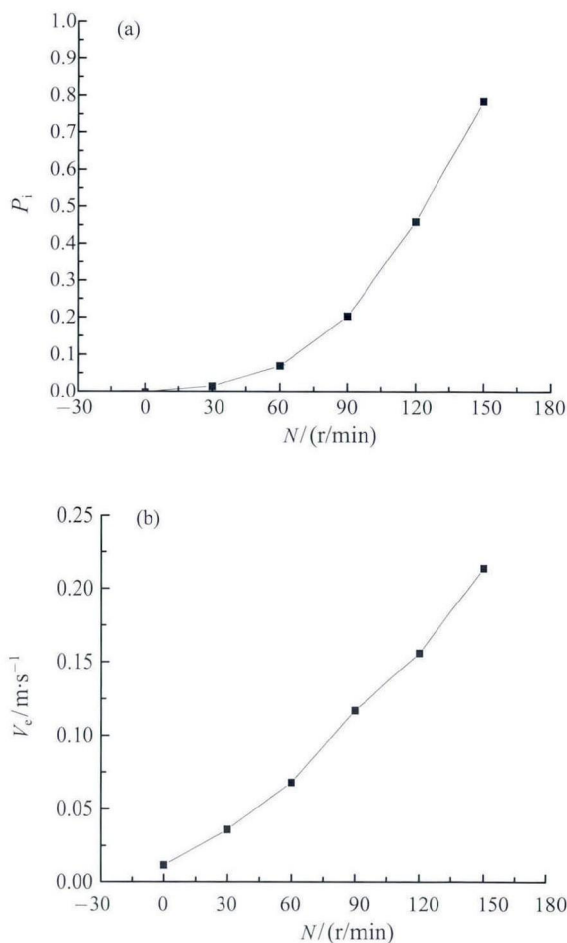


图5 搅拌转速 (N) 对 (a) 搅拌功率占比 (P_i) (b) 体积平均径向速度 (V_e)

Fig. 5 The Impact of the impeller speed (N) on (a) the percentage of impeller power consumption (P_i) (b) velocity of liquid along light gradient (V_e)

3.3 涡尺度的对比

由于搅拌桨能带来对液体较大的剪切力, 故将反应器内液体流动区域分为非桨叶区和桨叶区分别分析涡尺度, 区域划分如图 6 所示。由式 (7) 计算各转速下不同区域流体的平均涡尺度, 结果如表 1 所示。从表 1 中可以看出桨叶区域的涡尺度明显小于非桨叶区, 说明搅拌桨确实会带来尺度更小的湍流涡, 而湍流涡尺度也随着转速的增大而变得越来越小。

微藻的品种多样, 尺寸各异 (即使是同一批次培养的同种微藻细胞, 其尺寸也互不相同), 有直径大小为 3~30 μm 小球藻^[24], 有直径为 50 μm 以下的螺旋藻^[25], 也有长 10~13 μm , 宽 4~6 μm 的珊藻和直径为 9~13 μm 的绿球藻^[26] 等。当搅拌转速达到 90 r/min 时, 桨叶区的涡尺度为 45.9 μm , 与某些螺旋藻的尺寸相当, 此时桨叶产生的湍流涡已不适合这些螺旋藻生长; 搅拌转速在 150 r/min 以内时, 桨叶区的涡尺度不小于 36.8 μm , 对于普通小球藻来说是可以正常生长的。从计算结果来看, 用带搅拌桨的鼓泡式反应器对微藻进行培养时, 当搅拌桨转速较低时, 部分体积小微藻是可以正常生长的, 而最佳的转速值应根据所培养的藻类来确定。

表 1 各转速下桨叶区和非桨叶区的涡尺度

Table 1 Micro-eddy length scale of the non-impeller region and the impeller region under different impeller speeds

$N/(\text{r}/\text{min})$	0	30	60	90	120	150
非桨叶区涡尺度/ μm	116	106	105	103	99.3	88.6
桨叶区涡尺度/ μm	-	64.5	55.0	45.9	39.4	36.8

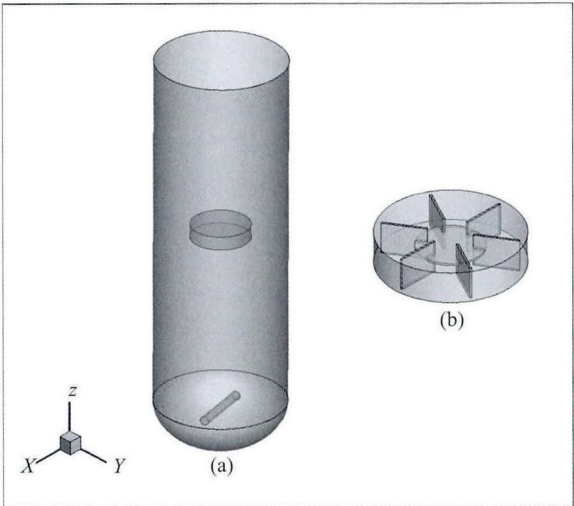


图 6 涡尺度计算区域划分示意图 (a) 非桨叶区 (b) 桨叶区
Fig. 6 The two divided regions for the calculation of micro-eddy length scale (a)the non-impeller region (b)the impeller region

4 结 论

本次研究使用欧拉-欧拉双流体模型模拟了带搅拌桨的鼓泡式光生物反应器内气液两相流动, 保持反应器输入功率一定, 对比了不同搅拌转速下的流场特征、搅拌桨耗功所占百分比和液体的平均径向速度, 计算了湍流的涡尺度并与不同种微藻的大

小进行对比来保证微藻细胞不被湍流涡伤害。结果表明, 在输入功率一定的情况下, 带搅拌桨的鼓泡式光生物反应器相对于纯鼓泡式反应器能显著增大藻液在光梯度方向上的速度, 加强微藻细胞在光暗区域的循环流动。当搅拌转速在 90 r/min 以上时, 会对直径 50 μm 以内的螺旋藻造成伤害。当搅拌转速低于 150 r/min 时, 对于普通小球藻不会造成伤害, 搅拌效果对于微藻的培养是有利的。因此, 在微藻培养的过程中应根据藻种的大小来选择合适的搅拌转速。

值得指出的是, 本文只是利用 CFD 方法对带搅拌桨的鼓泡式反应器内的流动 (即微藻生长的流动混合参数) 进行了模拟, 关于此流动对微藻实际培养效果的影响, 还需今后进一步的实验验证。

参 考 文 献

[1] 李元广, 谭天伟, 黄英明. 微藻生物柴油产业化技术中的若干科学问题及其分析 [J]. 中国基础科学, 2009, 11(5): 64-70
Li Y G, Tan T W, Huang Y M. Some Scientific Issues to be Resolved in the Process For Producing Biodiesel From Microalgae [J]. China Basic Sci, 2009, 11(5): 64-70

[2] Chisti Y. Biodiesel from Microalgae [J]. Biotechnology Advances, 2007, 25(3): 294-306

[3] Rubio F C, Fernandez F G, Perez J A, et al. Prediction of Dissolved Oxygen and Carbon Dioxide Concentration Profiles in Tubular Photobioreactors for Microalgal Culture [J]. Biotechnology and Bioengineering, 1999, 62(1): 71-86

[4] Bitog J P, Lee I B, Lee C G, et al. Application of Computational Fluid Dynamics for Modeling and Designing Photobioreactors for Microalgae Production: A review [J]. Computers and Electronics in Agriculture, 2011, 76(2): 131-147

[5] Xu L, Weathers P J, Xiong X R, et al. Microalgal Bioreactors: Challenges and Opportunities [J]. Engineering in Life Sciences, 2009, 9(3): 178-189

[6] Borowitzka M A. Commercial Production of Microalgae: Ponds, Tanks, Tubes and Fermenters [J]. Journal of Biotechnology, 1999, 70(1): 313-321

[7] Vrabel P, Rob G.J.M van der Lans, Luyben K C A M, et al. Mixing in Large-Scale Vessels Stirred With Multiple Radial or Radial and Axial Up-Pumping Impellers: Modelling and Measurements[J]. Chemical Engineering Science, 2000, 55(23): 5881-5896

[8] Camacho F G, Gomez A C, Sobczuk T M, et al. Effects of Mechanical and Hydrodynamic Stress in Agitated, Sparged Cultures of Porphyridium Cruentum [J]. Process Biochemistry, 2000, 35(9): 1045-1050

[9] Sobczuk T M, Camacho F G, Grima E M, et al. Effects of Agitation on the Microalgae Phaeodactylum Tricornutum and Porphyridium Cruentum [J]. Bioprocess and Biosystems Engineering, 2006, 28(4): 243-250

[10] Wu B. Advances in the use of CFD to Characterize, Design and Optimize Bioenergy Systems [J]. Computers and

- Electronics in Agriculture, 2013, 93: 195–208
- [11] Xu L, Liu R, Wang F, et al. Development of a Draft-Tube Airlift Bioreactor for *Botryococcus Braunii* with an Optimized Inner Structure Using Computational Fluid Dynamics [J]. *Bioresource Technology*, 2012, 119(7): 300–305
- [12] Luo H P, Al-Dahhan M H. Verification and Validation of CFD Simulations for Local Flow Dynamics in a Draft Tube Airlift Bioreactor [J]. *Chemical Engineering Science*, 2011, 66(5): 907–923
- [13] Seo I, Lee I, Hwang H, et al. Numerical Investigation of a Bubble-Column Photo-Bioreactor Design for Microalgae Cultivation [J]. *Biosystems Engineering*, 2012, 113(3): 229–241
- [14] Huang J, Li Y, Wan M, et al. Novel Flat-Plate Photo-bioreactors for Microalgae Cultivation With Special Mixers to Promote Mixing Along the Light Gradient [J]. *Bioresource Technology*, 2014, 159(2): 8–16
- [15] L. Schiller, Z. Naumann. A Drag Coefficient Correlation [J]. 1935, 77(318): 51
- [16] Milledge J J, Heaven S. A Review of the Harvesting of Micro-Algae for Biofuel Production [J]. *Reviews in Environmental Science & Bio/technology*, 2013, 12(12): 165–178
- [17] 王红一. 水中气泡图像处理方法及运动特性研究 [D]. 天津: 天津大学, 2011
WANG Hongyi. Research on Image Processing Methods and Dynamic Characteristics of Bubble in Air-Water System [D]. Tianjin: Tianjin University, 2011
- [18] Inc B F. *Fluent User's Guide* [C]// Fluent Incorporated, Lebanon NH, 2010
- [19] Nienow A W. On Impeller Circulation and Mixing Effectiveness in the Turbulent Flow Regime [J]. *Chemical Engineering Science*, 1997, 52(15): 2557–2565
- [20] Chisti M Y. *Airlift Bioreactors* [M]. New York: Elsevier Applied Science, 1989
- [21] Vial C, Poncin S, Wild G, et al. A Simple Method for Regime Identification and Flow Characterisation in Bubble Columns and Airlift Reactors [J]. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2001, 40(2): 135–151
- [22] Ruzicka M C, Zahradník J, Drahoš J, et al. Homogeneous-Heterogeneous Regime Transition in Bubble Columns [J]. *Chemical Engineering Science*, 2001, 56(15): 4609–4626
- [23] Alías C B, López G M, Fernández F G A, et al. Influence of Power Supply in the Feasibility of *Phaeodactylum tri-cornutum* Cultures [J]. *Biotechnology & Bioengineering*, 2004, 87(6): 723–733
- [24] Ras M, Lardon L, Bruno S, et al. Experimental Study on a Coupled Process of Production and Anaerobic Digestion of *Chlorella Vulgaris* [J]. *Bioresource Technology*, 2011, 102(1): 200–206
- [25] Careri M, Furlattini L, Mangia A, et al. Supercritical Fluid Extraction for Liquid Chromatographic Determination of Carotenoids in *Spirulina Pacifica* Algae: a Chemometric Approach [J]. *Journal of Chromatography A*, 2001, 912(1): 61–71
- [26] 梁芳, 杜伟春, 鸭乔, 等. 绿藻分批培养过程中细胞大小及密度与生物质干重的关系研究 [J]. *可再生能源*, 2016, 34(1): 152–158
Fang L, WeiChun D, Qiao Y, et al. Studies of the Relationship Between the Changes of Cell Size, Cell Density and Biomass Dry Weight of Three Green Algae During Batch Culture [J]. *Kezaisheng Nengyuan/Renewable Energy Resources*, 2016, 34(1): 152–158