

进气布置对鼓泡式微藻光生物反应器混合性能影响的数值研究

陈 宁 吴 晶

(华中科技大学能源与动力工程学院, 武汉 430074)

摘 要 鼓泡式光生物反应器设计简单、易操作并且节省能源, 对于培养微藻很具潜力。本文采用计算流体力学 (CFD) 方法, 数值研究四种不同的进气布置对柱状鼓泡式光生物反应器内流体混合特性的影响。研究表明, 多气孔的布置方式能有效增加流体气含率和光照梯度方向流动特征量, 并能减小混合时间, 更能适应大规模微藻培养的要求。但随着气孔数目的增加, 制造成本和运行成本也随之增大, 因此在具体选择时应根据实际需要综合考虑。

关键词 鼓泡式; 光生物反应器; 气含率; 微藻; 混合

中图分类号: O359

文献标识码: A

文章编号: 0253-231X(2016)10-2185-06

A Numerical Study of the Effect of Gas Sparger Geometry on the Mixing Characteristics in a Bubble-Column Photobioreactor for Microalgae Cultivation

CHEN Ning WU Jing

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

Abstract Among all types of photobioreactors for microalgae cultivation, the bubble column is highly attractive for its simple design, easy operation, and energy saving. This article aims to study the effect of gas sparger geometry on the mixing performance of a bubble column by computational fluid dynamics (CFD). The results show that arrangements with multi-pores improve the gas hold up and the flow characteristics in the direction of the light gradient and decrease the mixing time effectively. Thus, these types of sparger are more suitable for the large-scale microalgae cultivation. But on the other hand, the manufacturing and operation cost increases as the increase of the number of the pores. Therefore, a comprehensive consideration of the various factors should be made for an appropriate design in actual conditions.

Key words bubble column; photobioreactor; gas hold up; microalgae; mixing

0 引 言

随着近年来全球能源紧张、石油价格飙升以及环保要求日益严格, 研究并开发环保可再生的石油替代燃料已成为实现人类社会与自然可持续发展的重要课题。微藻是一种能有效利用光能、二氧化碳和水生长的低等植物, 其种类繁多, 分布广泛; 具有生物量大、生长周期短、易培养及脂质含量高等特点, 被国际上认为是一种最有潜力替代石油的生物资源^[1], 其规模化培养是解决当前能源短缺和环境污染的有效手段。

开发利用微藻的首要条件是采用合适的方式高密度培养微藻, 当前培养微藻主要有开放式和封闭式光生物反应器两种模式^[2-4]。开放式突出的特点

是构建简单、成本低廉及操作方便, 但也存在很多缺点, 如培养条件不稳定、单位体积产率低、控制困难易受污染等。封闭式反应器可人为控制藻细胞的生长条件、培养条件稳定、可无菌操作、易进行高密度培养, 已成为今后的发展方向^[5]。一般封闭式光生物反应器有: 管道式、平板式、柱状鼓泡式、搅拌式发酵罐、浮式薄膜袋等。

实验对于微藻培养的研究是至关重要的, 但是其时间和劳动成本高, 而且内部流体形态和混合效率的定量测量在实验中往往受到限制。与之相比, 计算流体力学 (CFD) 可以在一定程度上判定藻液的流动形态和混合效率。此外, CFD 模拟结果有助于分

收稿日期: 2016-03-17; 修订日期: 2016-09-17

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

作者简介: 陈 宁 (1990-), 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

析反应器内的混合机制，指导反应器结构和运行参数的设计。

在反应器中，藻液的有效混合是实现微藻大尺寸规模培养的重要因素^[6]。柱状鼓泡式反应器是常见的一种供给 CO₂ 并使藻液内部有效混合的反应器形式，并且由于该种反应器没有机械混合，可有效避免使用机械装置过度混合所可能引起的微藻细胞破坏。在柱状鼓泡式反应器的设计中，气体分布器的布置结构极大地影响藻液的混合效果，并最终影响微藻产率，因此有必要对气体分布器的布置结构进行研究。

Mirón 等^[7] 实验研究了三种气体混合形式的光生物反应器：鼓泡式反应器、带隔离板的气升式反应器、带导流筒的气升式反应器，分析比较了不同反应器的气含率和气液传质参数。Dhotre 等^[8] 通过数值模拟研究了带有气室的鼓泡式光生物反应器，通过改变气体入射孔径和气孔分布结构来分析气体分布器压力和气体动能水头的变化。Li 等^[9] 利用数值模拟分析比较了不同进气布置下的鼓泡式光生物反应器的流动特性、气含率和混合特点。Seo 等^[10] 通过二维数值模拟比较了使用不同多相流模型(包括欧拉模型、VOF 模型、混合模型、离散相模型)光生物反应器内的流动特性，认为采用 VOF 模型来模拟更有利于观察鼓泡式光生物反应器内的气泡流动，并通过实验与模拟结果比较验证了反应器内的混合效率。

本文针对一个使用气体入射作为内部混合方法并供给 CO₂ 的 4.7 L 柱状鼓泡式光生物反应器，分别采用四种不同的气体分布器布置，并采用 Seo 等^[10] 所推荐使用的 VOF 模型作为多相流模型来模拟反应器内气泡运动，分析比较不同进气布置对鼓泡式反应器内气含率、光照梯度方向流动特征量和混合时间的影响，从而判定反应器混合性能。

1 CFD 方法

在使用计算流体力学 (CFD) 来研究光生物反应器内藻液的流动特性时，通过求解流体的连续性方程、动量方程和能量方程 (详见文献 [10] 中的式 (1)~(3))，得到所有网格计算区域内的流体流动现象。本文使用 Gambit 软件进行网格划分，并通过网格的偏度系数来检查网格的质量。使用 Fluent 软件进行流体力学计算，运用 Tecplot 后处理软件对流体流动和变化参数进行可视化处理。

2 数值计算模型

2.1 光生物反应器几何模型

采用直径为 100 mm，高为 600 mm 的圆柱作为

柱状鼓泡式光生物反应器模型，其结构如图 1 所示。在圆柱底部设置气体分布器，并从此处导入空气，反应器内注满培养液。



图 1 柱状鼓泡式光生物反应器结构和分区 (内区、中区和外区) 示意图

Fig. 1 The bubble-column photobioreactor separated into three parts: the inner part, middle part and outer part

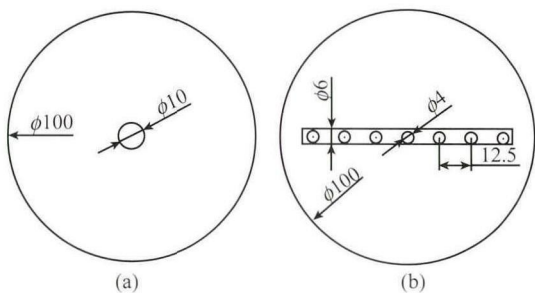
Seo 等^[10] 通过网格区域标记方法来分析光生物反应器内的混合性能。为此，本文也按照文献 [10] 所提供的方法，将光生物反应器在径向方向分成假想的三个区域 (如图 1 所示)，分别为内区 (在直径方向上距离中心轴 0~20 mm 的区域)、中区 (在直径方向上距离中心轴 20~35 mm 的区域)、外区 (在直径方向上距离中心轴 35~50 mm 的区域)，并且将不同区域的液体分别标记为 A、B 和 C。

在模拟开始之初，内区中标记液体 A 的体积分数为 1.00，随后，通过混合过程，内区中标记液体 A 的体积分数会下降，同时，标记液体 B 和标记液体 C 会分别从中区和外区进入内区。当标记液体混合完全时，各个分区中标记液体的体积分数相同 (如式 (1) 所示)。

$$\frac{V_{a,i}}{V_a} = \frac{V_{b,i}}{V_b} = \frac{V_{c,i}}{V_c} \tag{1}$$

其中， $V_{a,i}$ 、 $V_{b,i}$ 、 $V_{c,i}$ 分别是内区、中区和外区中标记液体 $i(i=A, B, C)$ 的体积，m³； V_a 、 V_b 、 V_c 分别是内区、中区和外区的体积，m³。

气体分布器采用亚克力管，本文研究的 4 种气体分布器的结构参数如图 2 所示。其中结构 (a) 入射气孔个数为 1 个，入射孔径为 10 mm。结构 (b)、(c)、(d) 中入射气孔个数分别为 7 个、13 个、17 个，入射孔径皆为 4 mm。



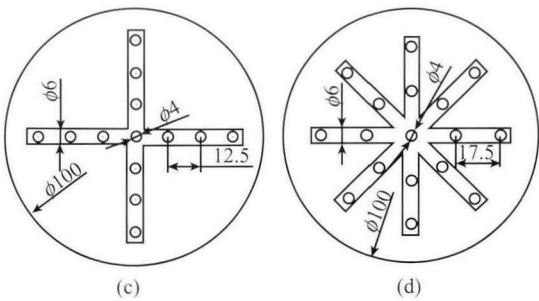


图 2 反应器内不同气体分布器结构示意图

Fig. 2 Four types of gas spargers in bubble-column photobioreactor

2.2 数值计算方法与边界条件

采用商业软件 Fluent 对所建立的鼓泡式光生物反应器进行模拟计算, 用前处理软件 Gambit 进行网格划分。因气体入口附近速度变化梯度较大, 对流体进口区域进行局部网格细化处理。由于对称性, 数值计算时选取圆管的 1/4 作为研究对象, 网格类型采用六面体网格, 通过网格独立无关性测试发现, 粗网格 (94800 个) 计算结果偏差较大, 而细密网格 (660000 个) 与中等网格 (243300 个) 结果误差均很小。考虑计算耗时和经济成本问题, 选用中等网格, 网格标记及划分如图 3 和图 4 所示。

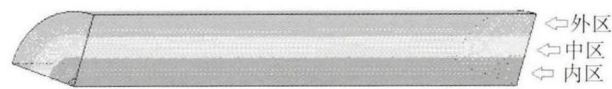
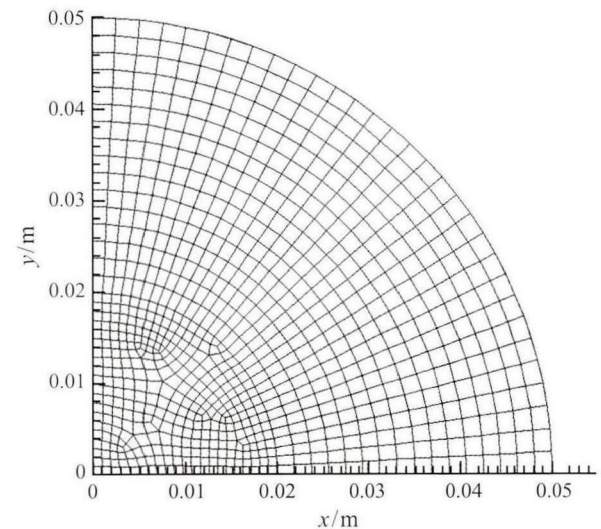
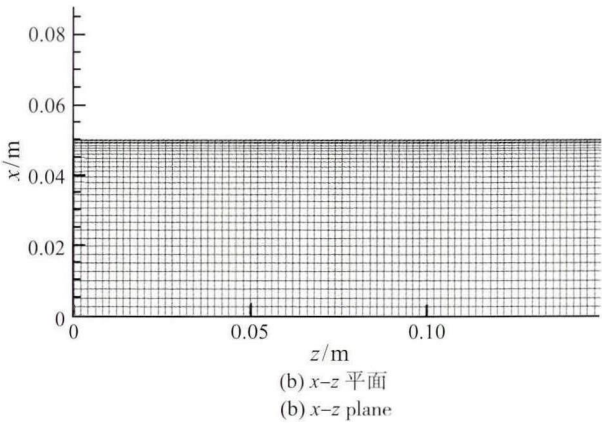


图 3 鼓泡式光生物反应器各分区网格标记示意图

Fig. 3 The mesh markers in each part of the bubble-column photobioreactor



(a) x-y 平面
(a) x-y plane



(b) x-z 平面
(b) x-z plane

图 4 鼓泡式光生物反应器内网格划分示意图

Fig. 4 The grid for the bubble-column photobioreactor

作为近似, 本文取 25℃ 的水和空气的物性参数分别作为反应器内藻液和导入气体的物性参数, 如表 1 所示。入口条件定义为速度入口, 气体入射速度为 0.08 m/s, 出口条件定义为压力出口, 压力为 0.10 MPa。根据空气的物性参数, 计算得出流动过程的雷诺数 Re 很小, 故在流动模拟时选择层流模型^[10]。计算中残差收敛标准小于 10^{-4} , 时间步长设定为 0.001 s。随着迭代时间增加, 监视不同标记区域 (内区、中区和外区), 各标记液体 (A、B、C) 的体积分数相同时, 认为模拟流场达到稳定状态。

表 1 标准大气压下 25℃ 水和空气的物性参数

Table 1 The physical parameters of 25℃ water and air under standard atmospheric pressure

物质	物性参数		
	$\rho/\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	$\mu/10^{-6}\text{ kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$	$\nu/10^{-6}\text{ m}^2\cdot\text{s}^{-1}$
水	997.0	902.8	0.906
空气	1.185	18.35	15.53

2.3 VOF 模型控制方程

如前所述, 本文采用 Seo 等^[10] 所推荐使用的 VOF 模型作为多相流模型, 该模型的具体控制方程 (连续性方程、动量方程和体积分数方程) 为:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{v}) = 0 \tag{2}$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \vec{v}) + \nabla \cdot (\rho \vec{v} \vec{v}) = -\nabla P + \nabla \cdot \left[\mu \left(\nabla \vec{v} + \nabla \vec{v}^T \right) \right] + \rho \vec{g} + F \tag{3}$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q) + \vec{v} \cdot \nabla \alpha_q = 0 \tag{4}$$

其中, ρ 是混合相密度, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$; t 是时间, s; \vec{v} 是混合相速度, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$; P 是压力, Pa; g 是重力加速度, $\text{m}\cdot\text{s}^{-2}$; α_q 是 q 相体积分数; F 是气液之间需要考虑的质量力, 在 VOF 模型中为表面张力^[10-12], 本文

忽略, $N \cdot m^{-3}$; μ 是混合相动力黏度, $Pa \cdot s$; $\nabla \vec{v} + \nabla \vec{v}^T$ 也可以写作 $\partial v_i / \partial x_j + \partial v_j / \partial x_i$.

3 描述藻液混合性能的参数

3.1 气含率

气含率是指反应器内气相所占气液混合物的体积分数^[13,14], 其值的大小反映了气液两相之间接触面的大小, 同时也对反应器内的传质过程有很大的影响. 气含率的高低关乎 CO_2 能否满足微藻的生长需求, 以及反应器内溶解氧排除情况. 微藻在生长过程中, 需要通过气体和培养液之间的相对运动来实现气液间的传质. 因此, 气含率是评价反应器内藻液混合性能的重要参数.

3.2 光照梯度方向流动特征量

为了表征光生物反应器的混合性能, Pruvost 等^[15] 根据 Gupta 给出的定义^[16], 使用反应器横截面旋流数 Sn 来描述混合特性, 其表达式可以写为:

$$Sn = \frac{\int_0^{D/2} \int_0^{2\pi} UVr^2 dr d\theta}{D/2 \int_0^{D/2} \int_0^{2\pi} U^2 r dr d\theta} = \frac{\text{旋转动量流率}}{\text{轴向动量流率}} \tag{5}$$

其中, U 为流体的轴向速度; V 为流体的周向速度; r 为径向的距离, D 为圆管直径, θ 为极角.

鉴于光照渗透深度有限, 柱状鼓泡式光生物反应器应增加径向混合, 为了表征径向混合性能, 本文借鉴式 (5) 的定义方法, 定义了光照梯度方向 (即径向方向) 流动特征量 Sn' , 其表达式为:

$$Sn' = \frac{\int_0^{D/2} \int_0^{2\pi} UW r^2 dr d\theta}{D/2 \int_0^{D/2} \int_0^{2\pi} U^2 r dr d\theta} = \frac{\text{径向动量流率}}{\text{轴向动量流率}} \tag{6}$$

其中: U 为流体的轴向速度; W 为流体的径向速度; r 为径向的距离, D 为圆管直径, θ 为极角.

光照梯度方向流动特征量 Sn' 表征某一横截面流体的径向混合性能, 这里的混合性能包含两方面的意义: 1) Sn' 的值越大, 表明该横截面流体径向混合越剧烈; 2) Sn' 的值沿轴向变化范围越小, 表明反应器整体的混合性能越稳定.

3.3 混合时间^[10]

如前所述, 基于光照渗透的深度有限, 将光生物反应器划分为三个部分: 内区、中区、外区, 内、中、外区分别为在直径方向上距离中心轴 0~20 mm、20~35 mm、35~50 mm 的区域. 在初始时刻, 每一区域内的液体标记名称不同但物性参数一样. 比如: 内区中只有标记液体 A, 中区中只有标记液体 B, 外区中只有标记液体 C. 随着迭代时间的增加, 标记区域内的标记液体的体积分数会趋于恒定 (如式 (1) 所示), 则说明已混合完全, 此时的迭代时间即为混合时间, 以此来评估光生物反应器的混合效率.

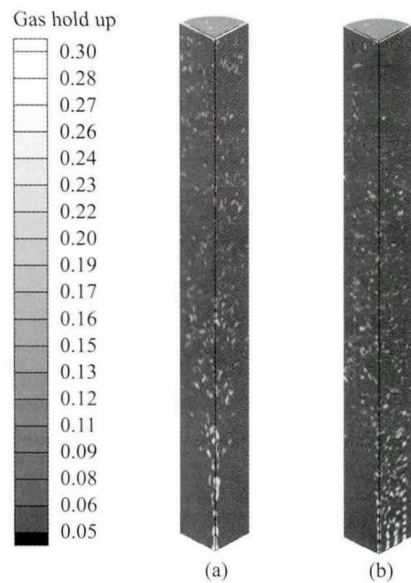
4 模拟结果

4.1 不同进气布置的气含率比较

不同进气布置光生物反应器的气含率如图 5 所示. 从图 5 中可以看出进气布置结构 (c) 和 (d) 的气含率分布较 (a) 和 (b) 更为均匀, 从 CO_2 分布均匀有益于光合作用角度, 结构 (c) 和结构 (d) 较优; 但从经济性综合考虑, 鉴于结构 (d) 较为复杂, 制造成本较高, 且耗气较大, 应选择结构 (b) 或结构 (c).

4.2 不同进气布置的光照梯度方向流动特征量 Sn' 比较

计算得到的光照梯度方向流动特征量沿轴向变化曲线如图 6 所示. 可以看到, 随着气孔数的增加 (从结构 (a) 到结构 (d)), Sn' 的值也逐渐增大, Sn' 沿轴向方向的波动程度也趋于降低. 其中, 多气孔布置结构 (c) 和 (d) 的 Sn' 值沿轴向变化曲线更加平稳, 这说明在这两种进气布置条件下, 光生物反应器内的流体沿程混合性能更加稳定, 表明其更能适应大规模微藻培养的要求.



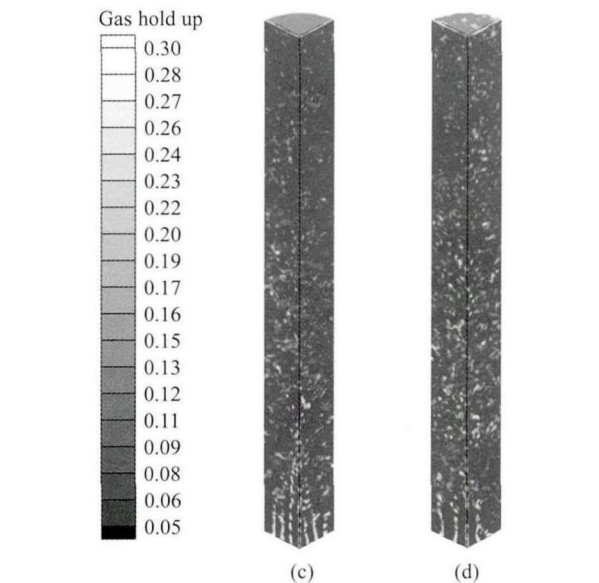


图 5 流场稳定后 ($\tau=12\text{ s}$) 不同进气布置的气含率云图
Fig. 5 Gas holdup in the photobioreactor with different gas sparger geometries under steady flow ($\tau=12\text{ s}$)

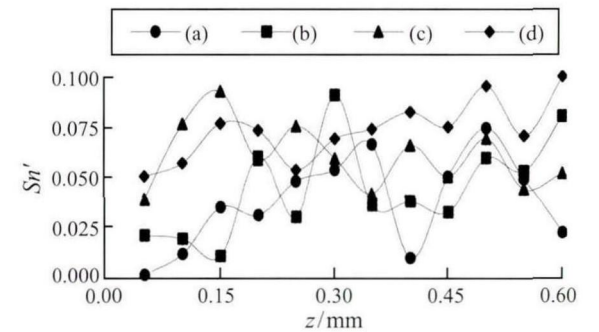


图 6 流场稳定后 ($\tau=12\text{ s}$) Sn' 沿轴向变化曲线
Fig. 6 The variation of Sn' number along the light gradient direction under steady flow ($\tau=12\text{ s}$)

4.3 不同进气布置的混合时间 τ 比较

为了进一步评估混合效率,使用网格区域标记法来测量光生物反应器的内区、中区和外区液体达到均匀混合所需时间,每一区域内都有各自标记的液体,液体的物性参数相同。以进气布置结构(a)为例(Case 1),标记液体A、B、C在各区域中体积分数变化如图7~9所示。各标记液体最终在三个区域中趋于均匀分布,标记液体A体积分数趋于0.16,混合时间为7.76 s,标记液体B体积分数趋于0.33,混合时间为10.32 s,标记液体C体积分数趋于0.51,混合时间为11.12 s。可以看出,不同标记区域内,均匀混合所需时间不同。内区标记液体A可以向中区、外区相继流动,且内区液体处于进气核心区域,受气体扰动影响最大,故所需混合时间最短。中区标记液体B离进气区域较远,但可以同时向内区和外区流动,因此所需混合时间适中。而外区标记液体C距

离气体分布进口相对较远,受气体扰动影响最小,故所需混合时间较长。由于光照渗透深度限制,外区中藻液可能出现光抑制现象,而内区藻液可能缺少光照。因此,应合理设置气体分布器,增强局部区域混合,以达到充分混合目的,防止出现光抑制及光缺乏现象。

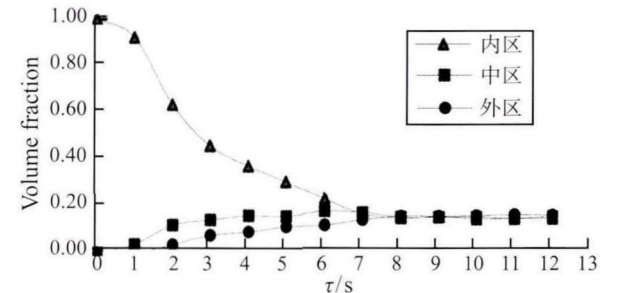


图 7 标记液体 A 各区域体积分数变化
Fig. 7 Variation of the volume fraction with time in each volume for marker A

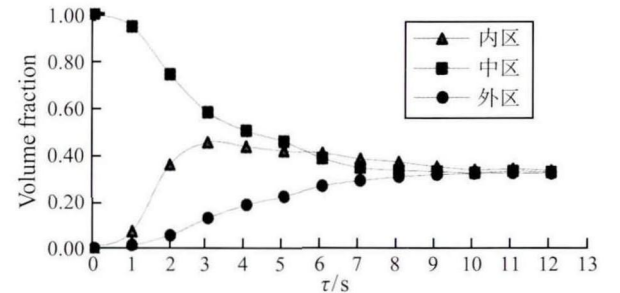


图 8 标记液体 B 各区域体积分数变化
Fig. 8 Variation of the volume fraction with time in each volume for marker B

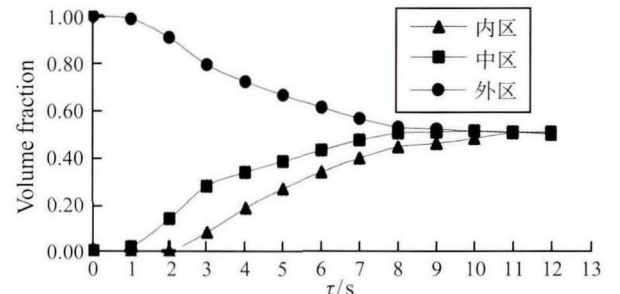


图 9 标记液体 C 各区域体积分数变化
Fig. 9 Variation of the volume fraction with time in each volume for marker C

不同进气布置下,标记液体A、B、C均匀混合所需时间如表2所示。从表中结果可以看出,改变进气布置结构,内、中、外区的均匀混合所需时间逐渐接近,这是由于气体分布器的气孔分布愈加分散,CO₂气体分布愈加均匀,内、中、外区的相互混合愈加稳定,且随着气孔数目的增加,各标记液体

的混合时间逐渐变短,有效防止光抑制及光缺乏现象的发生,但综合前面制造成本和耗气的分析,应选择气孔数目适中的结构 (b) 或结构 (c)。

表 2 不同进气布置下各标记液体混合时间
Table 2 Comparison of the mixing time for each marker

Case	混合时间 τ /s		
	标记液体 A(内区)	标记液体 B(中区)	标记液体 C(外区)
1	7.76	10.32	11.12
2	9.16	9.52	9.80
3	8.86	9.08	9.22
4	7.93	8.06	8.19

5 结 论

本文选择 VOF 模型作为多相流模型模拟研究了 4.7 L 鼓泡式光生物反应器的气泡运动。采用气含率、光照梯度方向流动特征量 Sn' 和混合时间三种方法评价了四种不同的气体分布器结构对光生物反应器混合性能的影响。

根据流场稳定后 ($\tau=12$ s) 不同进气布置的气含率云图可以看出,随着气孔数目的增加,导入气体在反应器内的分布更加均匀,更有利于微藻的光合作用;从计算得到的光照梯度方向流动特征量 Sn' 来看,随着气孔数目的增加, Sn' 的值也逐渐增大, Sn' 沿轴向方向的波动程度也趋于降低,光生物反应器内的流体沿程混合性能更加稳定;从不同进气布置的混合时间来看,随着气孔数目的增加,各标记液体的混合时间逐渐变短,且内区、中区和外区的均匀混合时间逐渐接近。因此,气孔数目的增加有利于反应器内气体的均匀分布,也使得反应器内的流体沿程混合性能更加稳定,降低了均匀混合所需的时间,但综合气体分布器的制造成本和反应器的运行成本分析,应选择气孔数目适中的结构,如结构 (b) 或结构 (c)。

由于本文取 25℃ 的水近似作为反应器内藻液的物性参数,与实际藻液的物性参数有一定误差,因此,模拟结果仍需今后进一步的数值模拟或实验验证。

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 Yuanguang, Tan Tianwei, Huang Yingming. Several Scientific Problems and Analysis in Microalgae Biodiesel Industrialization Technology [J]. China Basic Science, 2009, 11(5): 64-70

[2] Ugwu C U, Aoyagi H, Uchiyama H. Photobioreactors for Mass Cultivation of Algae [J]. Bioresource Technology, 2008, 99(10): 4021-4028
[3] 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
[4] 刘晶璘, 张嗣良. 封闭式光生物反应器研究进展 [J]. 生物工程学报, 2000, 16(2): 119-123
Liu Jinglin, Zhang Siliang. Research Progress in Enclosed Photobioreactor [J]. 2000, 16(2): 119-123
[5] 周文广, 阮榕生. 微藻生物固碳技术进展和发展趋势 [J]. 中国科学, 2014, 44(1): 63-78
Zhou Wenguang, Ruan Rongsheng. Progress and Trends of the Carbon Sequestration Technologies for Microalgae [J]. Science China, 2014, 44(1): 63-78
[6] Bitog J P, Lee I B, Lec C G, et al. Application of Computational Fluid Dynamics for Modeling and Designing Photobioreactors for Microalgae Production: A Review [J]. Computers & Electronics in Agriculture, 2011, 76(2): 131-147
[7] Mirón A S, Camacho F G, Gómez A C. et al. Bubble-Column and Airlift Photobioreactors for Algal Culture [J]. Aiche Journal, 2000, 46(9): 1872-1887
[8] Dhotre M T, Joshi J B. Design of a Gas Distributor: Three-Dimensional CFD Simulation of a Coupled System Consisting of a Gas Chamber and a Bubble Column [J]. Chemical Engineering Journal, 2007, 125(3): 149-163
[9] Li G, Yang X, Dai G. CFD Simulation of Effects of the Configuration of Gas Distributors on Gas-Liquid Flow and Mixing in a Bubble Column [J]. Chemical Engineering Science, 2009, 64(24): 5104-5116
[10] Seo I H, Lee I B, Hwang H S, et al. Numerical Investigation of a Bubble-Column Photo-Bioreactor Design for Microalgae Cultivation [J]. Biosystems Engineering, 2012, 113(3): 229-241
[11] Annaland M V S, Deen N G, Kuipers J A M. Numerical Simulation of Gas Bubbles Behaviour Using a Three-Dimensional Volume of Fluid Method [J]. Chemical Engineering Science, 2005, 60(11): 2999-3011
[12] Akhtar A, Pareek V, Tadé M. CFD Simulations for Continuous Flow of Bubbles through Gas-Liquid Columns: Application of VOF Method [J]. Chemical Product & Process Modeling, 2007, 2(2): 211-222
[13] 陈智杰, 姜泽毅, 张欣欣. 微藻培养光生物反应器内传递现象的研究进展 [J]. 化工进展, 2012, 31(7): 1407-1413
Chen Zhijie, Jiang Zeyi, Zhang Xinxin. Research Progress of Transport Phenomenon in Microalgal Bioreactor [J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2012, 31(7): 1407-1413
[14] 王淋淋. 波形导流板提升生物反应器性能研究 [D]. 天津大学, 2012
Wang Linlin. Study on Performance Improvement of Bioreactor by Using Waved Baffles [D]. Tianjin University, 2012
[15] Pruvost J, Legrand J, Legentilhomme P, et al. Numerical Investigation of Bend and Torus Flows-Part II: Flow Simulation in Torus Reactor [J]. Chemical Engineering Science, 2004, 59(16): 3359-3370
[16] Gupta A K, Lilley D G, Syred N. Swirl Flows [M]. Tunbridge Wells: Abacus Press, 1984: 1-10