

波形导流板提升生物反应器性能研究

Study on Performance Improvement of Bioreactor by Using Wave Baffles

<http://www.ixueshu.com>

学科专业：环境科学

研 究 生：王淋淋

指导教师：尤学一 教授

天津大学环境学院学院

二零一二年十一月

独创性声明

本人声明所呈交的学位论文是本人在导师指导下进行的研究工作和取得的研究成果，除了文中特别加以标注和致谢之处外，论文中不包含其他人已经发表或撰写过的研究成果，也不包含为获得 天津大学 或其他教育机构的学位或证书而使用过的材料。与我一同工作的同志对本研究所做的任何贡献均已在论文中作了明确的说明并表示了谢意。

学位论文作者签名：

签字日期：

年 月 日

<http://www.ixueshu.com>

本人完全了解 天津大学 有关保留、使用学位论文的规定。本人授权学校保留学位论文的全部或部分内 容编入有关数据库进行检索，并允许学校以适当方式复制、印刷或扫描等复制手段保存、汇编以供查阅和借阅。同意学校向国家有关部门或机构送交论文的复印件和磁盘。

（保密的学位论文在解密后适用本授权说明）

学位论文作者签名：

导师签名：

签字日期： 年 月 日

签字日期： 年 月 日

摘要

采用新型结构的导流板以及设置较佳的导流板结构参数，可以简单、快速的提高反应器的性能，同时也可对已有的反应器进行低成本的优化改进。

本文以李昱喆等人的带波形导流板的平板式生物反应器为模型，采用欧拉双流体模型建模，利用李昱喆等的实验结果，验证数值模拟的可靠性后，对带波形导流板的生物反应器内气体分布、液体流动混合、气液间传质及光照梯度混合等问题开展数值模拟研究，主要研究内容和成果如下：

系统地分析了波纹结构对气体分布、液体流动、传质及混合特性的影响，结果表明，增大波形导流板高与波长的比值 (L/λ) 可少量增大气含率，主要表现为波形板凹凸起伏波峰下气含率的增加；改变波幅与波长的比值 (A/λ) 和 L/λ 均可有效的改变液体流速。当 $L/\lambda=12$ 时，反应器的混合性能较好，液相体积传质系数 (k_La)、平均湍动能、平均径向速度、一周时间比 (θ) 等表征传质及混合性能参数均达到最佳。结合实验结果，反应器的最佳流速附近。结合实验结果，反应器的传质性能最优， k_La 达到最佳。当 $L/\lambda=12$ 时，反应器的混合效果最佳， E_m 达到最佳。在不同条件下的 A/λ , θ 值均比平直导流板时高，对混合有利。

对光照梯度混合性能的研究显示，改变参数 L/λ 和 A/λ 可有效调节反应器光照梯度的混合状况，波形导流板最佳的结构参数： $L/\lambda=12$, $A/\lambda=0.2$ ，此时下降区平均湍动能和下降区平均径向速度均较大，可在反应内创造较佳的混合条件，下降区平均湍动能比采用平直导流板时增加了 35%。采用统计方法分析光照梯度的混合，在优化的波形导流板的作用下，混合过程中负值液体速度所占的比例是平直导流板的 2.5 倍，波形导流板优于传统的平直导流板，可显著提高反应器光照梯度混合性能。

关键词： 生物反应器；波形导流板；流场性能；光照梯度混合；性能评价

ABSTRACT

The new-type guide plate together with the good structure parameters is not only helpful to improve bioreactor performance simply and rapidly, but also to optimize the existing bioreactor structure at a low cost.

In this study, the research model based on the flat-phobioreactor with waved baffles of Li yuzhe was established by using Euler-Euler two-phase model. After the reliability of the model was validated with the experimental results of Li yuzhe et al., the simulation analysis of gas distribution, liquid flow and mixing, gas-liquid mass transfer process and the light-gradient mixing in this bioreactor was carried out. The contents of the study are as follows:

A systematic analysis of the effect of waved baffles structure on gas distribution, liquid flow, mass transfer and mixing was made. The results showed that the increase of wave amplitude to wave length (L/λ) will lead to a linear increase of liquid velocity, which mainly appeared in the downcomer. The ratio of wave amplitude to wave length (L/λ) and the ratio of wave amplitude to wave length (A/λ) can improve the liquid velocity effectively. When L/λ is 12, the mass transfer and mixing process were obtained. Those parameters can indicate the mass transfer and mixing performance, such as the liquid volumetric mass transfer coefficient (k_La), the ratio between cycle time of the downcomer and the cycle time of PBR (θ) and averaged turbulence kinetic energy (E_m) were large. Besides, the obtained liquid velocity is close to the optimum value most favorable to microalgal growth. When $L/\lambda=12$ and $A/\lambda=0.8$, the mass transfer performance is the best and the value of liquid volumetric mass transfer coefficient (k_La) increased by about 10% compared with that of bioreactor with flat baffles. As $L/\lambda=12$ and $A/\lambda=0.4$, the mixing performance of the reactor is the best and the value of averaged turbulent kinetic energy (E_m) is increased by 14.7% compared with that of bioreactor with flat baffles. No matter what the condition of L/λ will be, the obtained values of θ are all larger than those of flat baffles, which is helpful to strength the mixing performance in the riser and downcomer.

The effects of waved baffles structure on light-gradient mixing were investigated. It was shown that the changes of waved baffles could effectively regulate

light-gradient mixing process. The optimized waved baffles structure parameters of $L/\lambda=12$ and $A/\lambda=0.2$ were obtained. Under which, both the average liquid radial velocity and average turbulent kinetic energy in the downcomer were large. A good performance of light-gradient mixing was created. Under this condition, the value of average turbulence kinetic energy in the downcomer increased by 35% comparing with that of traditional flat baffles. The statistic analysis method was applied to analyze the light-gradient mixing performance. It is shown that the proportion of negative velocities during the mixing process was 2.5 times larger than that of flat baffles. It is concluded that the performance of waved baffles is better than that of flat baffles. And waved baffles could greatly improve light-gradient mixing performance compared with that of traditional flat-baffles.

KEY WORDS: bioreactor, waved baffles, flow field performance, light-gradient mixing, performance evaluation

<http://www.ixueshu.com>

目 录

| | |
|---------------------------------------|----|
| 第一章 绪论..... | 1 |
| 1.1 背景及意义..... | 1 |
| 1.1.1 研究背景..... | 1 |
| 1.1.2 研究意义..... | 2 |
| 1.2 光生物反应器的国内外研究现状..... | 3 |
| 1.2.1 计算流体力学简介..... | 3 |
| 1.2.2 国内外有关生物反应器的 CFD 模拟研究..... | 4 |
| 1.2.3 国内外有关反应器内置导流板的 CFD 模拟研究..... | 4 |
| 1.3 光生物反应器性能的研究及评价..... | 5 |
| 1.3.1 气含率..... | 5 |
| 1.3.2 流速..... | 6 |
| 1.3.3 液相体积分数..... | 6 |
| 1.3.4 混合时间..... | 7 |
| 1.3.5 传质系数..... | 8 |
| 1.3.6 生物量..... | 10 |
| 1.3.7 实验模型..... | 10 |
| 1.3.8 模拟..... | 11 |
| 2.2.1 控制方程..... | 11 |
| 2.2.2 模型建立..... | 14 |
| 2.2.3 模型验证..... | 16 |
| 2.3 本章小结..... | 17 |
| 第三章 波形导流板对流场性能的影响..... | 18 |
| 3.1 波形导流板结构参数的选择..... | 18 |
| 3.2 结构参数 L/λ 对反应器流场性能的影响..... | 19 |
| 3.2.1 L/λ 对平均气含率的影响..... | 19 |
| 3.2.2 L/λ 对液体流动的影响..... | 21 |
| 3.2.3 L/λ 对传质过程的影响..... | 23 |
| 3.2.4 L/λ 对反应器整体混合性能的影响..... | 24 |
| 3.2.5 L/λ 对反应器局部混合性能的影响..... | 27 |
| 3.3 结构参数 A/λ 对反应器流场性能的影响..... | 28 |

| | |
|---------------------------------------|----|
| 3.3.1 A/λ 对平均气含率的影响 | 28 |
| 3.3.2 A/λ 对液体流动的影响 | 30 |
| 3.3.3 A/λ 对传质性能的影响 | 32 |
| 3.3.4 A/λ 对反应器整体混合性能的影响 | 33 |
| 3.3.5 A/λ 对反应器局部混合性能的影响 | 36 |
| 3.4 本章小结 | 37 |
| 第四章 波形导流板对反应器内光照梯度混合的影响 | 38 |
| 4.1 L/λ 对光照梯度混合的影响 | 39 |
| 4.1.1 L/λ 对下降区平均湍动能的影响 | 39 |
| 4.1.2 L/λ 对下降区平均径向速度的影响 | 41 |
| 4.2 A/λ 对光照梯度混合的影响 | 42 |
| 4.2.1 A/λ 对下降区平均湍动能的影响 | 42 |
| 4.2.2 A/λ 对下降区平均径向速度的影响 | 45 |
| 4.3 本章小结 | 45 |
| 第五章 波形导流板的结构优化及性能分析 | 47 |
| 5.1 波形导流板较传统导流板的性能对比 | 47 |
| 5.2 不同结构导流板对反应器内流场的影响 | 48 |
| 5.3 不同结构导流板对传质及混合性能的影响 | 49 |
| 5.3.1 光照梯度混合指标的数值分析 | 50 |
| 5.3.2 光照梯度混合性能的统计分析 | 51 |
| 5.4 本章小结 | 53 |
| 第六章 结论与展望 | 53 |
| 6.1 主要研究结论 | 53 |
| 6.2 论文的不足与展望 | 55 |
| 参考文献 | 57 |
| 发表论文和参加科研情况说明 | 58 |
| 致 谢 | 60 |

<http://www.ixueshu.com>

第一章 绪论

1.1 背景及意义

1.1.1 研究背景

微藻是一种结构简单的单细胞或多细胞的微小生物体。生长繁殖速度快，在自然界中分布广泛于河流、湖泊、海洋等各种水体以及潮湿的土壤、岩石及树木枝干表面。微藻种类繁多，目前已发现有 50000 多种微藻，而其中大约有 30000 种已经被分析和研究^[1]。微藻体内含有叶绿素，可通过光合作用合成自身所需的能量及营养物质，微藻处于食物链的底层，其合成的有机物质为其他生物提供了丰富的食物来源，是生态系统中重要的生产者，在维持生态平衡，保持生态系统的稳定方面起到了重要作用。

微藻代谢类型多样、代谢产物丰富，可积累蛋白质、多糖、脂肪酸等高价营养物质，近年来对微藻产油研究的不断深入，微藻体内储存的油脂类物质已逐步被用于生产生物柴油、甲烷、氢气、生物乙醇等多种不同的可再生的清洁能源^[5-7]。和常规石油燃料相比，藻类生物燃料不含元素硫，燃烧过程中释放的颗粒物、一氧化碳、碳氢化合物等含量均较低，是一种理想的可再生的清洁燃料，在未来能源开发有广泛的应用前景^[8,9]。

微藻在污染治理方面也有及其重要的应用，自养微藻在生长过程中以二氧化碳为碳源合成自身的有机物，因此，可利用微藻的生物固碳作用，去除工厂烟气中的二氧化碳，进而减少温室气体的排放，缓解当前所面临的全球变暖难题^[10,11]。此外，利用微藻生长过程中吸收环境中的 NH_4^+ 、 NO_3^- 、 PO_4^{3-} 的特性来治理废水已有较为广泛的研究和应用^[12,13]。而在重金属废水治理方面，也广泛的利用藻类的吸附作用来实现低成本的回收利用重金属的目的^[14]。

微藻具有极高生态效益、经济及环境价值，而对微藻开发利用的前提是对其进行大规模的培养，并在培养过程中实现其环境和生态效益。目前常用的两种微

藻培养技术是开放池系统和光生物反应器系统,开放池是一种结构简单的微藻培养设施,包括跑道式结构、浅池结构、循环池结构等几种不同的形式,但由于温度、光照强度、pH 值以及溶解氧浓度难以控制,同时易受到污染及外界环境条件的干扰,开放池系统藻类产量不高,且培养效率低,仅有少数几种耐性强的藻种可在开放池内很好的生长^[4, 15, 16]。光生物反应器能够很好的控制微藻培养所需的外部条件,从而可实现较高的微藻产量^[17]。目前广泛应用的光生物反应器主要有平板式和管式两种。光生物反应器相比开放池培养模式,更易于实现高效率、高密度、规模化的藻类生产,也是商业化培养微藻的主要模式,在微藻的培养中有广泛的应用前景^[18, 19]。但其在实际应用过程中也面临着反应器壁面难于清洗,光照利用不充分及培养成本过高等问题^[20, 21]。目前微藻商业化、集成式的培养规模仍较小,主要因为培养微藻的反应器性能不佳而运行维护成本过高^[22]。因此,开发培养效率高、运行成本低、操作简单、维护方便的光生物反应器已经成为微藻生物技术研究的重中之重。

1.1.2 研究意义

在光生物反应器研究中,平板式光生物反应器的光照路径短,可避免光衰减,同时所培养微藻的光合作用效率高。此外,平板式光生物反应器能为光能自养生长的微生物提供适宜的生长条件,其目前已成为一些藻类大规模培养的标准反应器。因此,对平板式光生物反应器的结构改进和优化可进一步提高反应器的性能,从而创造良好的微藻培养平台,进而为微藻生物技术的开发利用创造良好的条件。

与此同时,平板式光生物反应器内置导流板可在一定程度上提高反应器的传质及流动混合性能^[26]。Yu 等^[27]在平板式光生物反应器内设置平直导流板,系统研究了平板式导流板的结构参数对微藻生长的影响,并通过改变导流板的结构形式实现了反应器较优培养效果。Kionozo 等^[28]系统研究了平直导流板对反应器传质及混合性能的影响,提出了通过导流板来改善反应器传质及混合效果的途径。因此,在反应器的优化研究中,在保持反应器外部结构不变的情况下,通过采用新型结构的导流板以及设置较佳的导流板结构参数,可以简单、快速的提高反应器的性能,同时也可对已有的反应器进行低成本的优化改进。李昱喆等^[29]首次对波形导流板影响反应器内部流动及混合传质性能展开研究,并得到了较佳的波形导流板安装位置参数,但对波形结构影响反应器流动、传质及混合机理缺少进一步的研究,因此,有必要对波形导流板结构影响反应器的传质、流动及混合的机

理展开深入的研究。探索波形导流板的结构与反应器流动、混合以及传质特性之间的关系，为反应器设计及优化提供依据。

光是微藻生长以及积累有价值代谢产物的关键性制约因素，在微藻培养时，应创造适于微藻生长的最佳的光照环境。此外，光生物反应器与普通生物反应器的主要区别在于光能的利用。设计光生物反应器，除了考虑传统生物反应器的流动及传质性能外，还要提高反应器的光能利用效率。Richmond^[30]认为提高光生物反应器的混合性能是让光在反应器中分布均匀的一种简单有效的方法。目前国内对光生物反应器的优化，大多通过调整反应器的结构来研究其整体的流动性能^[30, 31]，而对光照方向液体的混合考虑较少。Yu 等^[27]认为反应器的结构参数虽然对微藻生长影响较大，但内部结构不能表示光生物反应器内光照方向的混合性能，对藻类生长没有直接的关系，而直接关联藻类生长的是那些代表反应器中混合性能的流体动力学参数，尤其以表征光照梯度混合的流体动力学参数为主。李昱喆等^[29]在波形导流板的研究中缺少对反应器光照方向混合的分析，本文在前人研究的基础上，对反应器光照方向的混合展开深入研究，探索不同波形结构导流板对反应器内光照方向混合特性的影响，为反应器结构的进一步优化，为提高微藻的产量提供理论依据。

计算流体力学（CFD）是采用计算流体力学仿真模拟反应器内流动、混合、传质性能，相比传统的实验手段，该方法可以对反应器的优化改进，同时该数值模拟方法可以捕捉的微细流动状况，从而对反应器流场进行

1.2 光生物反应器的国内外研究现状

1.2.1 计算流体力学简介

计算流体力学（CFD）是基于流体动力学和数值计算而发展的交叉学科，目前，借助 CFD 的模拟的研究已经广泛应用于生物、化工、环境、工业设计等领域。此外，在反应器优化设计方面，基于 CFD 的方法，通过计算模拟来研究反应器内流场的流动、混合、传质性能，不仅能得到详细而完备的速度场、压力场、温度场等反应器流场信息，而且相比传统的实验手段，CFD 模拟技术具有经济成本低、操作运行方便、优化周期短的优点。应用 CFD 技术对解决反应器运行中出现的液体流动混合不均匀问题，观察反应器内气体的分布状况，调节反应器内液体混合状况均有很好的指导意义^[32]。CFD 软件中流场分析功能，可以

直观的展示液体流动、混合状况,为反应器结构改造和性能优化提供很好的依据,结合微藻生长的水动力条件,对液体的细微流动进行改造,从而创造较佳的微藻生长的环境。

1.2.2 国内外有关生物反应器的 CFD 模拟研究

当前国内对生物反应器已有较为广泛的研究,孔维利^[33]借助实验和 CFD 模拟的手段,对反应器内置的桨叶类型进行优化研究,得出采用两层六弯叶桨的翼型桨组合可有效提高桨叶间的气体分布,从而使反应器内的传质系数分布更为均匀,进而改善反应器的传质性能。诸发超^[34]借助 CFD 的模拟对一种敞开式跑道池光生物反应器的流场进行研究,对导流板的结构、反应器池底进气孔长度和宽度方向的间距对流场的影响展开研究,得出优化导流板的结构参数。

Kilonzo 等^[28]对矩形生物反应器的水力学特性和气液传质性能进行了研究,并借助 CFD 的模拟手段,对竖直导流板的安装位置参数进行了系统的分析,得出导流板的位置可显著影响反应器内气体的分布和传质性能。Perner 等^[19]借助 CFD 模拟的手段对光生物反应器进行了研究,通过分析发现改变导流板的结构,可减小暗区,提高光强度,避免反应器内的死区过大。

CFD 模拟手段可以经济、快速的对反应器内流场分布展开详细的研究,对传统方法难以展开研究的反应器内死区问题也能有效的展开分析,因此,在对反应器进行结构优化的过程中,借助 CFD 手段实现反应器性能高效的、精确的研究。

1.2.3 国内外有关反应器内置导流板的 CFD 模拟研究

孔维利^[33]在培养微藻的敞开式跑道池内添加了导流板,研究发现,增加导流板可减小跑道池的阻力系数,提高池内的平均速度,改善跑道池的速度分布,此外,对池中所设置斜板的优化研究发现,斜板可显著改善池内液体垂直方向的混合。李昱喆等^[35]研究导流板对平板式生物反应器性能的影响,发现在平板式反应器内加装单竖直导流板,可改善反应器的流场状况,其中导流板的位置对传质及流动有明显的影响;而内置双竖直导流板相比单竖直导流板,可有效提高反应器内液体的流速,但对平均气含率及气液传质没有明显的影响;而当在反应器内安装双波纹导流板,反应器的平均气含率和传质系数均显著提高,同时加强了反应器的传质能力,使得在较低的能量输入条件下反应器也可获得较高的传质效果。林晨等^[36]研究了多节竖直导流板对反应器内流场的影响,利用 CFD 模拟的方法定量分析了不同导流板节数对反应器内光照方向混合

性能的影响,得出在三节导流板的作用下,反应器整体的性能最佳,对球等鞭金藻的培养实验得出,所优化反应器内微藻的产量比其他的反应器高。

Ugwu 等^[37]对导流板提升反应器传质性能展开研究,发现传质过程随着导流板的形状及数目变化,加装静态混合器后反应器内液相体积传质系数和气含率均明显高于没有加装的反应器。液相体积传质系数和气含率随着加装的静态混合器的数目增多而增大。此外,该静态混合器也强化了反应器的混合性能,促使藻细胞不断的在反应器表面和底部发生流动混合,提供相同的光照条件下,加装静态混合器后能够获得更高的微藻产量。而在微藻浓度较高以及光照条件较差时,加装静态混合器对微藻产量的提升效应更明显。Ugwu 等^[38]在管式反应器内安装了一种 V 型开口的静态混合器,研究该导流板对反应器内气液两相传质效果的影响,结果发现,该静态混合器在大直径的管式生物反应器内对传质过程的改善效果要高于小直径的反应器。同时 V 型面积及孔口减小时,均可提升反应器内的气含率和液相体积传质系数。

1.3 光生物反应器性能的研究及评价

对光生物反应器性能的评价,通常采用一些参数作为评价反应器的性能。这些参数包括:反应器内流体的混合状况及传质性能对反应器的影响。评价反应器的性能,通常采用实验的方法,如 Ugwu 等^[37]根据相关参数,研究了在管式光生物反应器内安装静态混合器对反应器的影响。Sierra^[25]通过微藻的培养实验,分析了平板光生物反应器的性能。但采用实验的方法,操作过程繁琐、工作量大、需要投入一定的人力、物力、经济成本高。目前采用数值模拟方法是一种简便、高效、经济的方法,通过计算和分析相关参数的变化情况,来评价反应器的性能。因此,着重对反应器在数值优化过程中常采用的评价参数进行分析。

1.3.1 气含率

气含率是评价反应器流场性能的重要参数,其值的大小反应了气液两相之间接触面的大小,同时也对反应器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^[39]。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,此外,气泡的聚并和破碎也会使微藻细胞受到损伤^[40]。Ugwu 等^[37]在倾斜管式光生物反应器中加装了混合器,从而增加了反应器内的气含率,进而增加了微藻的产量。洪厚胜等^[41]全面考虑反应器内气泡并聚和破碎效应,对气升式生物反应器内下降管中的气含

率的分布展开分析,同时借助 PIV 的测定进行试验验证,其所建立的模型可较好的预测反应器内的流场状况。李昱喆等^[29]也对波形导流板作用下的平板式生物反应器中气含率随通气比的变化情况展开研究,结合气含率及液体流速的变化,对导流板安装的位置展开分析,得到了较优的导流板结构参数。

1.3.2 流速

反应器内的液体在流动过程中,可带动微藻一起运动,从而防止在反应器内因循环动力不足而引发藻体下沉。不同的藻种生长的最佳流速不同,王利利^[42]分析了不同流速条件下藻类的生长状况,得出当流速为 0.08–0.14 m/s 时,存在一个临界的液体速度值,当流速小于该值时, *Chal* 藻的生长随流速的增大而增加;当流速大于该值时, *Chal* 藻的生长随流速的增加而减小。焦世珺^[43]通过实验得出,水华爆发的临界流速应该在 0.05 m/s 左右,小球藻生长的临界流速为 0.05 m/s 左右,纤维藻生长的临界流速在 0.01 m/s 左右。当液体速度小于临界流速时,增大流速有利于微藻的生长;而当液体速度大于临界流速时,随着流速的增加将抑制微藻的生长。因此,培养微藻应在临界流速附近。Mitrovic 等^[44]对微藻生长的最佳流速进行了研究,发现当流速接近 0.05 m/s 时,对微藻生长最有利。

关于生物反应器内液体流速的研究,Pruvost 等^[45]设计了一种新型的生物反应器,并研究了叶轮的类型对反应器的性能影响。实验结果表明,经典的三叶片型的搅拌器能产生更好的混合性能。Laura 等^[46]借助 CFD 模拟的手段,在连续式和序批式培养模式下,对矩形截面的圆环生物反应器的混合及水动力条件展开研究,并在反应器内采用叶轮进行混合。在序批式的培养过程中,当叶轮的转速高于 1200 rpm 时,可在反应器内创造良好的流动混合条件,且混合时间低于 21 s。而在连续培养时,液体的循环过程由反应器内叶轮的转速及注入液体的速度共同决定。除此之外,对传统的气升式生物反应器内的液体流动状况也有较多的研究。Simcik 等^[47]借助 CFD 模拟和实验的方法分析了气升式生物反应器中液体流动随导流筒直径及高度改变情况。李昱喆等^[35]也对气升式生物反应器内液体流动随通气比、导流板的数目、导流板类型的变化情况展开分析。

1.3.3 液相体积传质系数

液相体积传质系数 ($k_L a$) 是评价光生物反应器传质性能的重要参数,同时也是光生物反应器设计及操作的主要指标^[17]。当前在研究中主要采用经验或半经验公式来描述液相体积传质系数。薛胜伟等^[47]以溶质渗透理论及各向同性湍流理

论为基础,建立了局部液相体积传质系数的数学模型,并对气升式反应器内气液两相的流动展开数值模拟,结合相应的实验,很好的解释了反应内的传质过程。李昱喆等^[29]对带波形导流板的平板式生物反应器内的传质过程展开了数值模拟,研究发现,反应器内溶氧体积传质系数随通气比的增加呈现近似线性的增加。Ugwu 等^[37]研究了静态混合器对反应器传质过程的影响,发现在倾斜管式生物反应器内加装静态混合器后,传质过程随导流板的形状和数目变化,且加装了混合器的反应器中的液体体积系数相比没有安装的反应器明显提高。

1.3.4 混合性能

反应中的混合包括两种,一种是反应器整体的混合,另一种是侧重光照梯度的混合。对反应器内整体的混合,其混合过程可促进液体的循环流动,强化气液之间的传质过程,减少反应器内死区的范围,通过改善反应器内部流场的混合效果,提高其培养生物的产量。当前许多研究侧重于反应器整体的混合效果,Pruvost 等^[45]在其所设计了一种圆环型光生物反应器内加装静态混合器,强化液体的混合流动效果,并对几种不同的叶轮结构的混合效果进行了对比,发现,经典的三叶片型的搅拌器能产生更好的混合效果。Degen 等^[46]借助 CFD 模拟的手段,在流道内加装静态混合器,强化平板式生物反应器的混合效果。在序批式培养过程中,采用静态混合的方式,在序批式培养过程中,静态混合器在反应器内创造良好的流动混合条件,在连续培养的模式下,由于不断注入新鲜培养液,反应器内会出现短路流动现象,弱化反应器的循环混合效果。

光源可为反应器提供光照,由于光在传输过程中会被吸收和散射,在反应器内会存在光照梯度^[48],此外,在反应器内微藻相互遮蔽,造成反应器靠近光源的一侧,光照强度高,藻类细胞能进行较好的光合作用,而反应器远离光源的一侧,光照强度弱,微藻光合作用的能力也较弱^[49]。通过微藻的实际培养,得出微藻产量跟微藻与光源之间的距离以及培养时间有关^[50]。相关研究发现,在外界光强一定的情况下,当微藻在反应器内不断的由靠近光源处向远离光源处进行混合式流动时,可显著提高微藻的产量^[51, 52]。Degen 等^[53]发现通过增加光照梯度的混合,使得 *Chlorella vulgaris* 的产量比在普通的流动混合条件下增加了 1.7 倍。

在光生物反应器内,控制合适的混合流动条件,可使微藻在不同的光照强度区域以及光区和暗区之间进行位置转换,进而可以提高藻类的光能利用效率^[54]。Richmond 认为混合是使光在反应器内均匀分布最有效的方法,通过流动混合减少藻类之间的遮蔽效应,进而促进微藻的生长^[29]。目前对光照梯度混合性能也有较多的研究,在反应器内加装静态混合器,是实现反应器较好混合效果的一个常

用方法。Perner-Nochta 等^[54]在一个管式光生物反应器内加装了螺旋形的导流板, 通过对其模拟优化发现, 该螺旋形导流板可以显著增强光照梯度的混合状况。Su 等^[55]在平板式光生物反应器内设置了可增加混合效果的圆柱形条棒, 通过对流场的模拟分析, 发现在条棒的作用下, 反应器内光照梯度的混合被强化。Yu 等^[27]通过选择下降区平均湍动能、下降区停留时间占循环一周时间比、循环时间等反应光照方向混合的参数, 系统分析了竖直隔板对光照方向混合的影响, 结合微藻的实际培养实验, 得到了导流板优化的结构。林晨等^[36]通过评价下降区平均湍动能、下降区平均径向速度、下降区停留时间占循环一周时间比等参数的变化情况, 对多节隔板的结构进行了优化, 在优化的导流板作用下得到了较高的微藻产量。Xu 等^[56]对圆柱形生物反应器的内导流筒结构参数对下降区平均湍动能, 下降区停留时间占循环一周时间比的影响展开分析, 得出导流筒结构参数对所设定的水动力学参数及光照梯度的混合有较大的影响, 并通过微藻的培养实验对优化结果进行验证。

1.4 研究内容

本文针对... 所建立的波形... 对波形导流板结构参数: ... (A/λ) 影响反应器内气体分布、液体流... 混合的机理展开研究。在研究中采用 CFD 技术, ... 对反应器内气液两相流动进行模拟, 通过分析表征反应... 液体流动、传质及混合性能的参数的变动特征, 对反应器的流场特... 性进行深入研究, 并对波形结构导流板的结构进行优化, 以期实现反应器最佳的性能。本论文的主要研究内容如下:

建立 CFD 模型并进行可靠性验证, 以李昱喆等^[29]建立的带波形导流板的平板式光生物反应器为研究对象, 采用欧拉-欧拉两流体模型, 建立带波形导流板的平板式光生物反应器的三维数值模型, 根据李昱喆等^[29]关于反应器内气含率和液体流速的实验数据, 验证模型的可靠性。

研究反应器内的气体分布、液体流动、气液传质、反应器内整体及局部的混合性能, 以平均气含率 (α_p)、上升区和下降区液体平均流速 (v_r 和 v_d)、反应器平均液相体积传质系数 ($k_L a$)、反应器平均湍动能 (E_m)、液体在下降区停留时间占循环一周时间比 (θ) 为评价指标, 系统研究波形导流板的结构参数: 波形导流板高/波长 (L/λ)、波长/波幅 (A/λ) 对反应器液体流动、传质及混合性能的影响。

研究反应器内光照梯度的混合性能，以下降区平均径向速度 (U_d)、下降区平均湍动能 ($(TKE)_d$) 为评价参数，分析波形导流板结构参数 L/λ 和 A/λ 对光照梯度混合性能的影响。

通过对流场性能的研究，得到优化的波形导流板结构参数，对优化的波形导流板及传统的平直导流板改善流场的性能进行对比分析。同时借助统计分析方法，对表征光照梯度混合性能的参数：下降区径向速度、下降区湍动能的进行统计分析，并结合反应器内的流线分布状况，评价所优化的导流板对反应器性能的提升效果。

<http://www.ixueshu.com>

第二章 反应器数值模型的建立

平板光生物反应器具有光程短、溶解氧含量低、混合传质效果好等优点，在微藻规模化培养方面有广阔的应用前景。但当前微藻商业化培养的规模仍然很小，主要是因为反应器整体的性能不佳，而且运行成本较高，因此，需要对平板光生物反应器进行结构改进，以提高其性能，获得更高的微藻产量。

导流板可以有效的改善反应器内液体的流动及混合性能，但当前对新型结构导流板的研究较少，主要以平直的导流板为主。而对导流板进行优化改进，一方面可有效提升反应器的性能，另一方面相比整个反应器的改造而言，优化改造所需的成本低、工程量小，所得到的优化的导流板结构可应用于已有反应器的改造。李昱喆等^[29]首次在平板光生物反应器内引入波纹形导流板，通过实验和数值模拟的方法，对反应器的流动及传质性能展开研究，并探究了波纹形结构影响流动、传质及混合机理的系统深入研究。

采用传统的实验方法对反应器进行优化时，涉及的工程量大，难以实现。而采用计算流体力学数值模拟的方法，可以方便、快速、经济的进行反应器优化，通过数值模拟可以直观地展现反应器的运行状况，实现反应器最佳优化。本文采用计算流体力学的方法，对李昱喆等^[29]所建立的波纹型导流板反应器进行优化，通过气液两相流的模拟，得到反应器运行时各种评价参数，进而得到优化的导流板结构，进而提升反应器的整体性能。

2.1 光生物反应器的实验模型

基于李昱喆等^[29]所建立的平板式光生物反应器，以该反应器为原型，建立计算流体力学的数值模型，并进一步展开分析，该反应器的结构如图 2-1 (a) 所示，反应器的各结构参数与文献[29]中一致，其中长 (z 向) \times 宽 (x 向) \times 高 (y 向) 为 $400\text{ mm} \times 80\text{ mm} \times 500\text{ mm}$ ，反应器内的液体高度为 400 mm ，在两个波形导流板的下边缘中心位置处安装有曝气软管，管径为 6.5 mm ，在曝气管的顶部有 38 个曝气孔，孔径为 0.5 mm ，彼此间隔为 1 cm 。反应器内安装的波形导流板将反应器分割成上升区和下降区，其中下降区截面面积/上升区截面面积为 1.05 ($A_d/A_r = 1.05$)，波形导流板顶端到液面的距离为 $a = 60\text{ mm}$ ，波形导流板下沿到反应器底部的距离为 $b = 60\text{ mm}$ 。

图 2-1 (b) 给出了波形导流板的结构示意图, 如图所示, λ 为波长, 一个波长 λ 对应一个波纹数。 L 为波形导流板的高, 当参数 a 、 b 固定不变时, 则 L 也恒定。 A 为波幅, h 为波形导流板的中心轴线, 在改变波幅的研究中, 保持 h 在反应器内的位置不变, 通过改变 A 的大小来调节波幅。本文对波形导流板的结构参数: 波形导流板高/波长 (L/λ) 和波幅/波长 (A/λ) 展开研究。

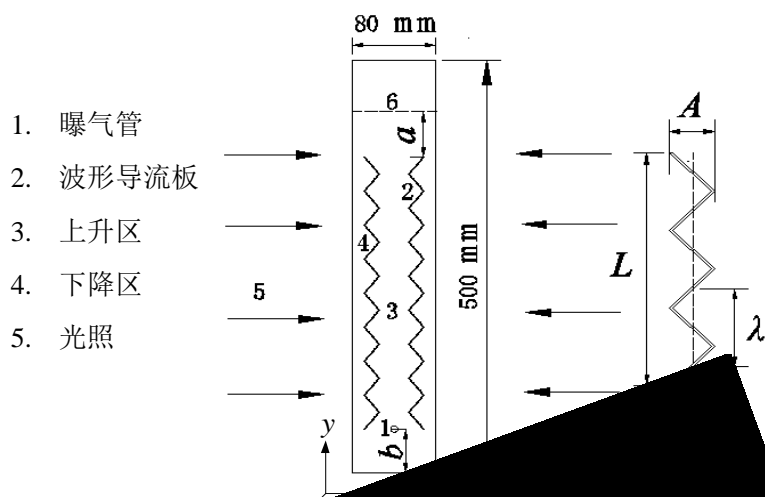


图 2-1 (b) 波形导流板的结构示意图

控制方程

通过曝气, 在气升式生物反应器内存在典型的气液两相流动, 本模拟采用欧拉-欧拉两相流模型来模拟气液的运动过程, 由于气液两相的流动过程和相间传质较为复杂, 在此对反应器内的流动做下述假设: 1) 忽略流动中的相变过程、能量传递及化学反应; 2) 所模拟的流动为不可压、等温的流动, 湍流各向同性; 3) 流体 (1) 设为连续相, 气体 (g) 为分散相, 两相密度为常数。则反应器中两相流动的控制方程^[32]如下:

连续方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_l \rho_l) + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l \vec{v}_l) = \dot{m} \quad (2-1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) = -\dot{m} \quad (2-2)$$

式中： α ——相体积分数；

ρ ——流体密度， kg/m^3 ；

\vec{v} ——速度矢量， m/s ；

m_{gl} ——从g相到l相的质量传递， kg 。

动量方程：

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_l \rho \vec{v}_l) + \nabla \cdot (\alpha_l \rho \vec{v}_l \vec{v}_l) = -\alpha_l \nabla p + \nabla \cdot \vec{\tau}_l + K_{gl}(\vec{v}_g - \vec{v}_l) + m_{gl} \vec{v}_{gl} + m_l \rho_l g + \alpha_l \rho_l \vec{F}_{gl} \quad (2-3)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g \vec{v}_g) = -\alpha_g \nabla p + \nabla \cdot \vec{\tau}_g + K_{gl}(\vec{v}_l - \vec{v}_g) + m_{gl} \vec{v}_{gl} + m_g \rho_g g + \alpha_g \rho_g \vec{F}_{lg} \quad (2-4)$$

式中： p ——压力， N ；

$\vec{\tau}_l$ ——第l相的压力应变张量；

K ——相间动量传递系数；

m_l ——l相的质量， kg ；

g ——重力加速度；

\vec{F} ——外力。

曳力、升力、虚拟质量力等。目前曳力已有较为广泛的研究，研究发现，相比曳力，升力与虚拟质量力对反应器内气液两相之间的流动影响较小^[57, 58]。在考虑相间作用力中的曳力对气液流动的影响。由于本研究中反应器内气体流速及气含率较低，曳力是主要作用力，仅考虑曳力的影响，坐标 i 方向上对单个气泡的曳力表达式为：

$$\vec{F}_{i,l} = -\vec{F}_{i,g} = \frac{3}{4} \alpha_l \alpha_g \rho_l \frac{C_D}{d} |\vec{v}_g - \vec{v}_l| (\vec{v}_{i,g} - \vec{v}_{i,l}) \quad (2-5)$$

式中： i ——坐标变量；

C_D ——曳力系数；

$\vec{v}_{i,g}, \vec{v}_{i,l}$ ——气相及液相速度在 i 坐标分量。

在给定的曳力作用下，气泡的滑移速度随气泡直径变化，当气泡直径很小时，不同曳力系数引起的曳力变化很小，而且改变对气液两相的流动影响很小^[58, 59]，因此，可以采用下式计算曳力系数^[32]，

$$C_D = \begin{cases} \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.6})^7 & \text{if } Re \leq 1000 \\ 0.44 & \text{if } Re > 1000 \end{cases} \quad (2-6)$$

$$\text{其中,} \quad Re = \frac{\rho_l |\vec{v}_g - \vec{v}_l| d}{\mu_l} \quad (2-7)$$

式中: Re —雷诺数;

d —气泡直径, m;

μ —剪切粘度, $\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s})$ 。

在该模拟中, 采用标准的 $k-\varepsilon$ 模型来模拟湍流过程, 连续相的湍流粘度方程为:

$$\mu_{t,l} = C_\mu \rho k_l^2 / \varepsilon \quad (2-8)$$

式中: $\mu_{t,l}$ —液相的湍流粘度, $\text{Pa}\cdot\text{s}$;

k —湍动能, m^2/s^2 ;

ε —湍动能耗散率, m^2/s^3

湍动能 k 和湍流耗散率 ε 的方程为:

$$\begin{aligned} \frac{dk_l}{dt} + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l \vec{v}_l k_l) &= \nabla \cdot \left(\alpha_l \frac{\mu_{t,l}}{\sigma_\varepsilon} \nabla \varepsilon_l \right) \\ &+ \alpha_l \frac{\varepsilon_l}{k_l} (C_{1\varepsilon} G_{k,l} - C_{2\varepsilon} \rho_l \varepsilon_l) + \alpha_l \rho_l \Pi_{\varepsilon_l} \end{aligned} \quad (2-9)$$

式中: $\sigma_k, \sigma_\varepsilon$ —Prandtl数;

G_k —湍动能产生项, $\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s}^3)$;

$\Pi_{k_l}, \Pi_{\varepsilon_l}$ —分散相对连续相的影响;

$C_{1\varepsilon}, C_{2\varepsilon}$ —模型常数,

其中模型参数为 $\sigma_k=1.0$, $\sigma_\varepsilon=1.3$, $C_{1\varepsilon}=1.44$, $C_{2\varepsilon}=1.92$, $C_\mu=0.09$ 。

许多对气升式反应器内气泡行为的研究常忽略气泡的聚并和破碎效应^[57, 60]。李昱喆等^[29]研究带波形导流板的平板式光生物反应器内的气液两相流动, 发现在设定的通气比条件下, 反应器内气体的流速小且气含率较低, 在该条件下气泡的凝并和破碎效应不明显。因此, 在模拟过程中忽略气泡的凝并及破碎效应, 采用固定的气泡直径, 根据李昱喆等^[29]的实验观察, 在本模拟中选择 4 mm 的气泡直径。

对气升式生物反应器，气液两相之间传质性能的高低是评价反应器性能的重要指标，在对传质性能的研究中，通常采用经验公式来描述具体的过程，薛胜伟等^[47]建立了表征反应器中液相体积传质系数的数学模型，该数学模型如下所示：

$$k_L = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{D_1 \left(\frac{\rho_l \varepsilon}{\mu} \right)^{0.25} \frac{6\alpha_p}{d(1-\alpha_p)}} \quad (2-11)$$

式中： D_1 ——液相扩散系数；

α_p ——平均气含率。

通过该关系式的计算得到的液相体积传质系数，并以此来评价反应器实际发生的气液传质过程，本文也采用上述方程模拟反应器中的传质。

2.2.2 模型建立

(1) 模型简化

本文以李昱喆等^[29]建立的带波形导流板的平板式光生物反应器为模型展开研究，在建立数值模型时，相关的几何参数设置参照李昱喆等的研究，对模型做相应的简化处理，由于曝气孔的直径（0.5 mm）很小，若基于曝气孔的尺寸划分网格，则反应器整体的网格数量很大，难以有效的运算，而以反应器的尺寸来划分网格，网格质量难以满足计算要求，在数值模型建立中常采用模型简化来建立理想的计算对象，与李昱喆处理方法类似，将气体分布器的上边面简化成一个整体的气体入口，根据通气比（1 分钟通入反应器的气体体积与反应器内实际装液体积比），计算通入的空气量。此外忽略反应器的壁面厚度，将其简化成单一平面。由于反应器沿着长度方向（ z 轴）结构一致，且反应的长（ z 轴）与反应器宽（ x 轴）的比为 5，反应器的边壁对长度方向液体流动的影响很小，因此，反应器内的流场沿长度方向变化不大，为减少计算量，提高计算效率，选取长度方向上 20 mm 的薄层区域作为模型计算区域，对垂直于长度方向的壁面，设置为周期性的边界条件，基于上述的反应器结构简化，在 Gambit 2.4.6 中建立反应器的几何模型。

(2) 网格划分

划分高质量的网格是进行数值模拟计算的必要条件，由于波形导流板起伏不一，为了更好的捕捉波纹结构的变化特征，对整个计算区域采用非结构四面体网格。在进气孔位置处流场变化较大，应划分较密的网格，采用尺寸函数对网格进行加密，反应器的网格划分如图 2-2 所示。

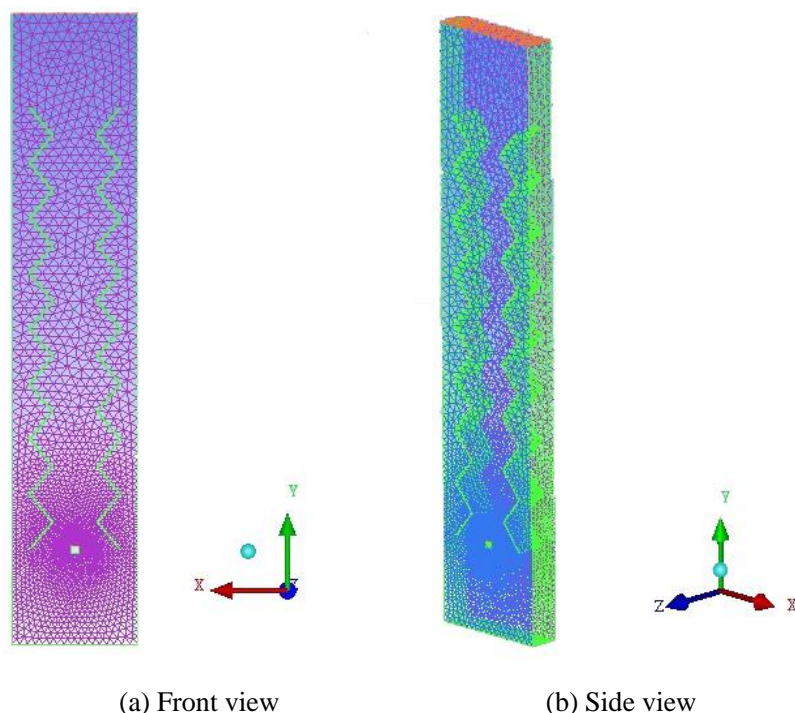


图 2-2 反应器网格结构示意图

(3) 边界条件设置

在数值模型求解中，采用有限体积法离散控制方程，对动量、湍动能、湍流耗散率均采用一阶迎风差分格式进行离散化，压力-速度的耦合采用 **Phase Coupled SIMPLE** 算法。气体进口处设置为速度入口，速度大小根据模拟过程中的通气比进行计算，通入气体的气泡直径设置为 4 mm ，在液面位置处设置为压力出口。将反应器的壁面设置为非滑移壁面条件，对壁面采用标准函数处理。反应器模拟的初试条件为：液体速度和反应器内的气含率均为 0 ，所有的模型设定的残差收敛标准小于 10^{-4} ，时间步长取 0.001 s ，通过非稳态的模拟得到稳态的流场，流场稳定的判别标准为：1) 反应器进出口气体的流量相等；2) 沿反应器的高度方向 (y 轴) 间隔相同的距离选择三个不同的监测截面，监测不同截面上液体的平均速度，当其变化幅度小于 1% 时，即认为流场稳定。

(4) 网格独立性验证

网格的数量对模型的计算的时间和准确性均有较大的影响，在数值模拟中常通过网格独立性测试来确定合适的网格数量，获得网格的独立解是计算流体力学对网格划分的基本要求^[32]。本论文对反应器模型划分了粗网格 (58207)、中等网格 (117527)、细网格 (223036) 三种网格形式，在试算过程中，选择反应器位于 y 轴方向的中间截面的液体平均速度为判定依据，通过模拟发现，当采用粗

网格时，监测的数据与中等和细网格的差异较大，而中等网格和细网格所监测的液体速度非常接近，变化幅度很小，因此，采用中等网格能满足计算要求，选用中等网格对模型进行计算。

2.2.3 模型验证

对模型进行可靠性验证是进行后续模拟分析的前提和基础，只有当模拟的结果与实验结果一致，模型才是可靠的，模拟结果才是可信的。在模型可靠性验证方面采用和李昱喆相同的反应器模型，反应器的结构参数为： $A_d / A_t = 1.05$ ， $a = 60 \text{ mm}$ ， $b = 60 \text{ mm}$ 。通过模拟得到反应器上升区和下降区的平均液相速度（ v_r 和 v_d ）和反应器内的平均气含率（ α_p ）。

图 2-3 和图 2-4 分别给出了模拟和实验得到的反应器内平均气含率（ α_p ）和上升区及下降区平均液相速度随通气比变化情况，由图示的结果可以看出，模拟值和实验值符合较好，平均气含率、上升区和下降区平均液相速度的变化趋势一致，最大误差均小于 10%，由此证明本模型及模拟方法可靠性较高。

对李昱喆等所建立的带波形导流板的反应器进行数值模拟发现，随通气比的增加，液体流速及气含率均不断增大，而微藻生长需要特定流速，焦世珺^[43]与 Mitrovic 等^[44]通过实验得出，当液体流速约为 0.05 m/s 时，有利于小球藻及其他一些藻类的生长。而由图 2-4 可以看出，在通气比为 0.15 时，反应器内上升区及下降区平均液相速度在 0.05 m/s 附近，因此，本文选择通气比为 0.15 进行模拟分析。

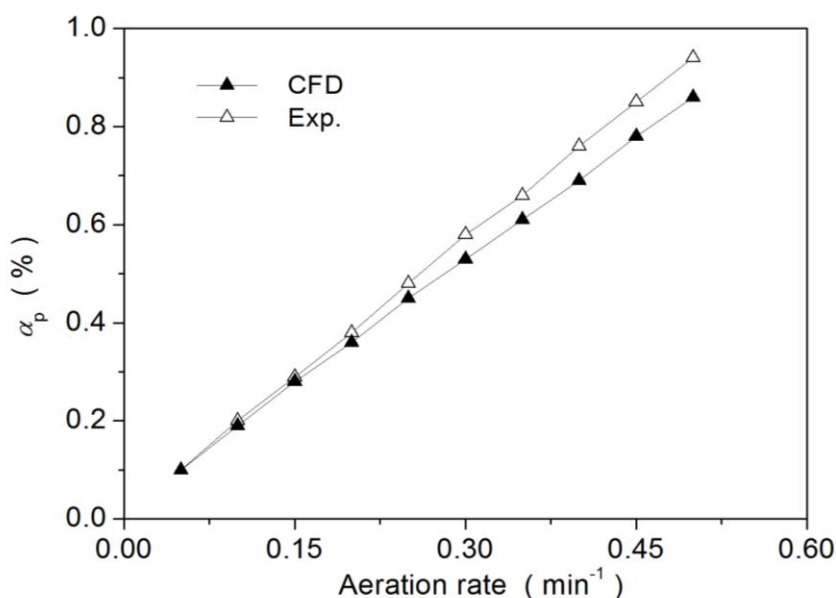


图 2-3 平均气含率的实验值和模拟值对比

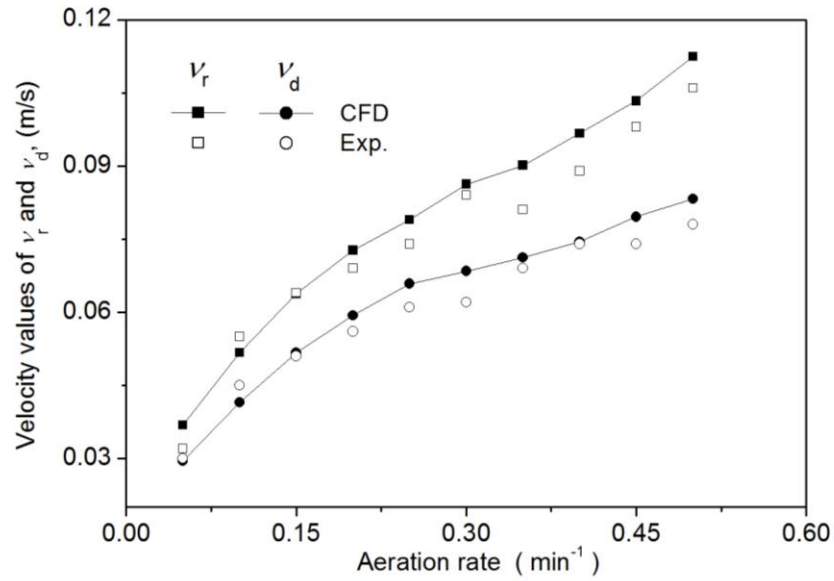


图 2-4 液体流速的实验值和模拟值对比

2.3 本章小结

本章以李昱喆等建立的带波形导流板的平板式光生物反应器为研究对象,借助计算流体力学(CFD)的方法,基于欧拉-欧拉双流体模型及标准 $k-\varepsilon$ 模型,建立该反应器的数值模型。在获得网格独立解后,以李昱喆等^[31]实验中得到的反应器内平均气含率及液体平均速度为依据,验证该数值模型的可靠性,通过与实验数据的对比分析,证明了本研究所建立的数值模型的可靠性高,可用来对波形导流板及反应器的性能做进一步的研究。

第三章 波形导流板对流场性能的影响

导流板对反应器流场性能有很大的影响，Ugwu 等^[37]在管状反应器内安装导流板后，使反应器的气含率及传质性能得到很大提升。Kilonzo 等^[28]研究导流板对反应器水动力学特性的影响时，发现导流板在反应器的位置对反应器液体流动及混合有显著的影响。李昱喆等^[35]在研究中发现隔板的数目、隔板位置、隔板长度等对反应器的性能有显著的影响。目前对导流板的类型研究较少。且对平板式光生物反应器内主要采用平直的导流板，而在柱状气升式光生物反应器内也以平直的导流筒为主，对新型结构的导流板研究较少，因此，有必要对改善流场效果好的新型结构导流板展开研究。

李昱喆等^[29]对带波形导流板的平板光生物反应器内的液体流动及传质性能展开研究，发现在波形导流板的作用下，反应器内的液体循环流动及气液间的传质过程得到强化，其通过计算流体力学的模拟及实验，得到了较优的带波形导流板的反应器结构参数。但对波纹结构影响反应器内气体分布、液体流动、传质及混合等性能的过程及机理缺少全面系统的研究。

为深入的研究波形导流板的结构对反应器内气含率、液体流动、传质及混合性能的影响机理，以及进一步探索提高反应器性能的途径，本章重点研究导流板结构参数： L/λ 和 A/λ 对反应器性能的影响，并对该影响过程进行探索研究。

3.1 波形导流板结构参数的选择

李昱喆等^[29]对带波形导流板的平板式光生物反应器进行模拟，得到了反应器较优的结构参数： $A_d/A_r = 1.62$ ， $a = 260\text{mm}$ ， $b = 20\text{mm}$ ，在该结构导流板的作用下，反应器有较佳的传质及混合性能。但该结构的导流板所形成的上升区及下降区的空间较小，同时，导流板的尺寸也较小，难以充分的研究波纹结构参数 L/λ 和 A/λ 对反应器流场性能的影响。而许多研究发现，当反应器结构参数 A_d/A_r 保持固定时，改变另外两个结构参数 a 和 b 主要影响反应器的传质性能^[27, 29]。此外，微藻是光能自养微生物，较好的光照条件对微藻生长有利，同时可获得更高的微藻产量，因此，光照条件下的混合及循环流动性能，相比于反应器中的传质过程对微藻生长有更大的影响^[44, 55]。因而本文在研究中，固定反应器的结构参数 $A_d/A_r = 1.62$ ，设定 $a = 120\text{mm}$ ， $b = 40\text{mm}$ ，以此增加反应器下降区（光照区域）

的空间, 同时也可增大波纹形导流板的几何尺寸, 这样既可以满足微藻生长过程中对光能利用的需求, 又能够对波纹结构 L/λ 和 A/λ 展开深入的探索研究。

对反应器性能的评价主要采用一些特定的评价指标, 许多学者^[29, 56]在研究中常采用下降区停留时间占循环一周时间的比(θ)、下降区平均湍动能(E_m)、液相体积传质系数($k_L a$)等参数来研究反应器的流动混合及其传质的相关特性。除此之外, 一些研究者以反应器内特定区域的平均湍动能来表征局部混合性能^[27, 36]。因此, 本文首先对反应器的基本性能参数(平均气含率和平均液体流速)展开研究。此外, 在研究中选择反应器平均湍动能 E_m 来表征整个反应器的混合状况, 以反应器下降区停留时间占循环一周时间比 θ 来表征在上升区和下降区之间的流动混合性能, 以液相体积传质系数 $k_L a$ 来表征反应器的传质过程。结合当前已有的研究和分析方法, 通过模拟分析 α_p 、 v_r 、 v_d 、 $k_L a$ 、 θ 、 E_m 等六个评价参数随 L/λ 和 A/λ 的变化情况, 来系统的研究波形导流板的结构与反应器流动、传质及混合特性的关系。

3.2 结构参数 L/λ 对反应器流场性能的影响

3.2.1 L/λ 对平均气含率的影响

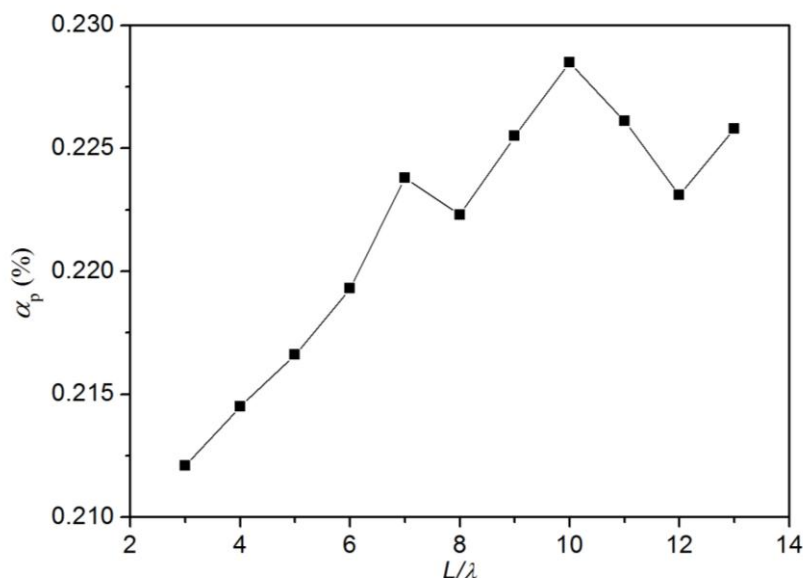


图 3-1 L/λ 对反应器内平均气含率的影响

图 3-1 给出了在通气比为 0.15 的条件下, 改变导流板结构 L/λ 后, 反应器内平均气含率的变化情况, 可以看出, 气含率 α_p 随 L/λ 的增加, 不断的增大, 达到一个较大的值后, 开始在一个固定的值附近波动。但由 α_p 数值的变化情况可以

看出 α_p 变动的幅度很小，这说明改变 L/λ 对反应器内平均气含率有一定程度的影响，但该影响较小，可能是因为波形导流板的凹凸起伏的波幅较小，增加波纹起伏的数目不能对气体产生足够大的阻隔作用，使得仅在波纹起伏的处对气体产生较低程度的阻挡，而当波纹起伏的数目达到一定程度后，气液之间的流动变得复杂和无规律，使得气体在导流板凹凸起伏处的停留量出现了时多时少的变化，因此，随着波纹凹凸起伏增加，使得气含率出现一定程度的波动。

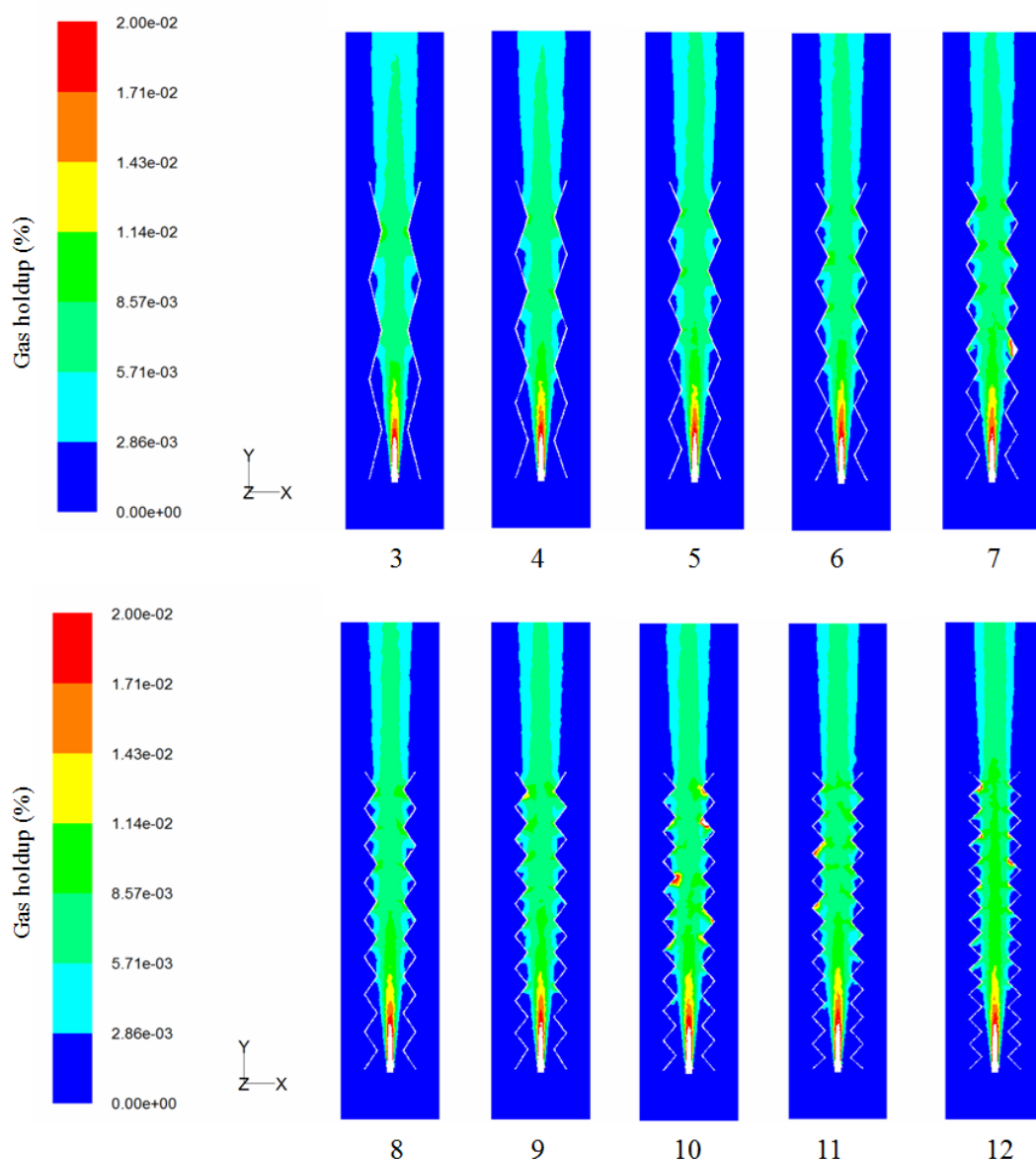


图 3-2 不同 L/λ 作用下反应器内气体分布云图

采用直接测定气含率的方法，可以得到定量的数值指标，但对气体在反应器内的具体分布情况以及该分布与波形导流板之间的关系难以通过具体的数值体现，这也是常规实验方法所面临的不足。而通过数值模拟的方法，不仅可以形象

直观的展现气体的分布状况,同时进一步的反应气含率的波动与波形结构之间的关系,通过所生成的气体分布的流场云图来形象直观的展示实验中难以肉眼观察的气体分布规律的流场。因此,在通气比为 0.15 的条件下,可通过数值模拟得到气体分布的流场图。

图 3-2 给出了导流板结构参数 L/λ 由 3 个增加到 12 个时,气体在反应器内的分布云图,由图可以看出,气含率在曝气管上方较短的一段距离内浓度较高,而随着气泡的上浮,气体在反应器内的分布范围逐渐变宽,但由于波形导流板的限制,气体只存在于上升区,由于波形导流板沿着 x 轴方向凹凸起伏,而气泡沿 y 轴方向上浮,从而使得在导流板凹凸起伏处均有气体的停留,但气体的停留的量很低,从而造成气含率随波纹隔板结构 L/λ 的增加,出现小幅的波动。结合图 3-1 和 3-2 可以看出波纹结构参数 L/λ 对气含率有一定影响,但影响较小。

3.2.2 L/λ 对液体流动的影响

反应器内液体的流动对提高气液间的传质,强化液体循环,改善微藻生长条件,减少反应器内死区空间及避免微藻下沉均有很大的关系,因此有必要对反应器内的液体流动展开研究。

本文所研究的波形导流板将反应器内部空间分割成上升区和下降区,在不同的区域内液体流动状况不同。因此,需要分别研究上升区和下降区液体的流动状况,选择上升区平均液相速度 (v_r) 和下降区平均液相速度 (v_d) 为研究对象展开分析。

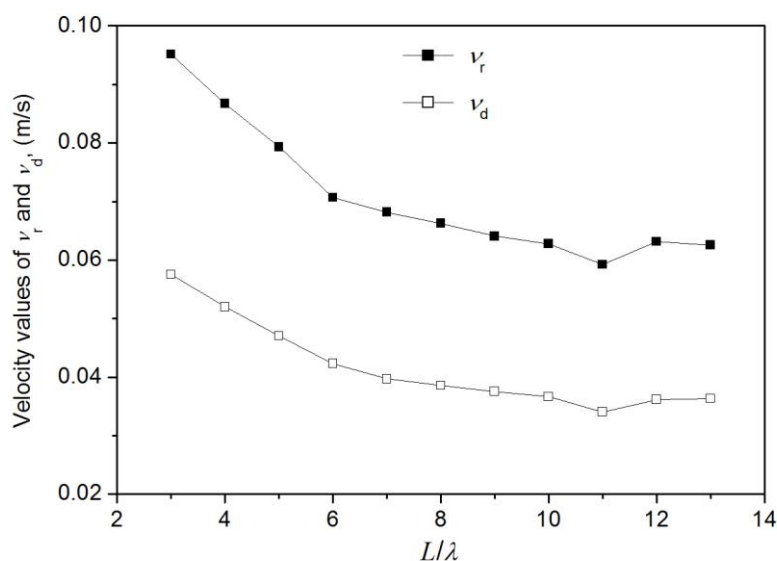


图 3-3 L/λ 对上升区和下降区液体循环流速的影响

图 3-3 给出了上升区和下降区平均液相流速 (v_r 和 v_d) 随 L/λ 的变化情况, 由图可以看出, 下降区的液体平均速度远小于上升区的液体平均速度, 主要是因为反应器内的液体流动是通过曝气带动, 曝气管位于上升区, 在气体的直接带动下, 液体的流速较大。在上升区内, 由于波形导流板沿 x 轴方向凹凸起伏, 使得液体流速不断减小, 进入下降区的液体流速就明显小于上升区的液体流速, 在下降区经过波形导流板的再次阻挡, 液体流速进一步减小, 进而造成下降区的平均液体速度明显小于上升区。此外在图中还可以看出, 随着 L/λ 的增加, 上升区和

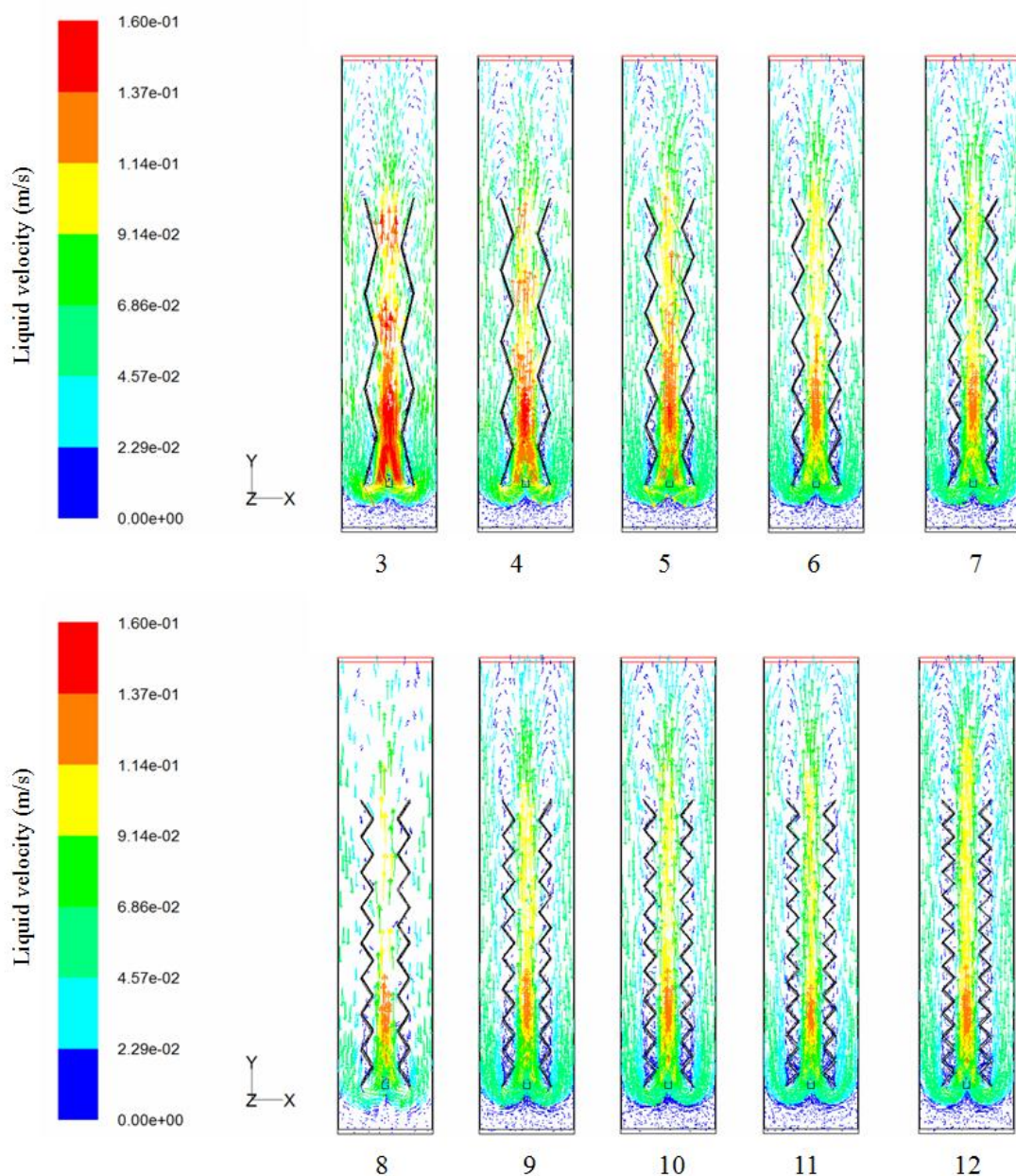


图 3-4 不同 L/λ 作用下的流场矢量图

下降区的液体流速不断减小, 且二者减小的相对幅度基本一致。当 L/λ 小于 6 时, 液体流速减小较快; 当 L/λ 为 6 到 11 时, 液体流速减小的幅度较小, 而 L/λ 超过 12 时, 液体流速在出现小幅增加后开始趋于平稳。出现该现象的原因可能是波形导流板的凹凸起伏的次数较小时 (小于 6), 在同一个导流板上相邻的两个凹凸起伏的间隔较大, 可在液体流动方向上形成阶梯式的阻挡效应, 使得液体在流动过程中随着凹凸起伏数目的增加, 流速不断的减小。而当凹凸起伏数目超过一定量时, 同一个导流板上相邻的两个凹凸起伏之间的间隔较小, 对液体流动的梯度阻挡效应逐渐减弱, 使得液体流速减少的幅度变小。但当 L/λ 超过 12 时, 这种梯度阻挡效应消失, 使得液体流速小幅增加, 之后随着 L/λ 的继续增加, 液体流速基本没有变化。

为了更形象直观的表征反应器内液体的流动状况, 在图 3-4 中给出了在不同 L/λ 的作用下反应器内液体流动的矢量图。如图可以看出, 液体流速的最大值出现在上升区, 且越靠近曝气管液体的速度越大, 这主要是因为液体是由曝气带动, 由此造成曝气区域 (上升区) 液速较大。由液体流动的矢量图可以看出液体围绕着波形导流板不断的进行循环流动。此外, 还可以看出随着 L/λ 的增加, 液体流速有一个逐渐减小的趋势。在 L/λ 较小 (小于 6) 时, 这种减小的效应在矢量图上表现的较为明显, 而当 L/λ 由 7 继续增加时, 液体流速的变化很小, 这与图 3-3 的液体流速平均值变化趋势一致。

3.2.3 L/λ 对传质过程的影响

在反应器性能的研究中, 除了要创造较佳的水动力条件, 如何在较低的能量输入条件下, 获得较高的传质性能是反应器设计及优化时所面临的另一个重要问题。反应器内的气液间的传质过程影响微藻对 CO_2 的吸收, 同时也影响着营养物质传递和吸收过程, 因此, 在反应器内实现较佳的传质效果对微藻生长有利, 为了模拟反应器内的传质过程, 选择薛胜伟等^[47]建立的液相体积传质系数 ($k_L a$) 作为传质过程的评价指标, 对不同的波纹结构 (L/λ) 下的 $k_L a$ 变化情况进行分析。

图 3-5 给出了反应器内液相体积传质系数 $k_L a$ 随 L/λ 的变化情况, 可以看出在所模拟的通气比为 0.15 的条件下, 反应器内的 $k_L a$ 随 L/λ 的增加而呈现“V 型”变化趋势。以 $L/\lambda=6$ 为临界点, 当 L/λ 小于 6 时, 随着 L/λ 的增加, $k_L a$ 由一个较大的值开始逐渐减小; 当 L/λ 大于 6 时, 随着 L/λ 的增加, $k_L a$ 不断的增加。出现该现象的原因可能是反应器进气速度一定, 在 L/λ 由 3 增大到 6 时, 上升区和下降区的平均液相速度不断的减小, 由图 3-3 可以看出, 此时的液相速度减小幅度较大, 使得气液两相间的相对运动不断减弱, 从而减小了气液两相之间的传质

机会，并由此造成了 k_La 不断减小。而当 L/λ 由 6 增加到 13 时， k_La 不断的增大，造成该现象的原因可能是 L/λ 由 6 增加到 13 时，此时平均液相速度随 L/λ 的增加不断的减小，但减小的幅度很小，而此时液体流速较低，增加 L/λ 使得波纹数目增多，在波纹凹凸起伏处气液间发生的扰动混合的次数不断增多，从而增加了气液间的传质机会，因此，随着 L/λ 的增加，反应器内的液相体积传质系数 k_La 不断增大，气液间的传质过程不断被强化。

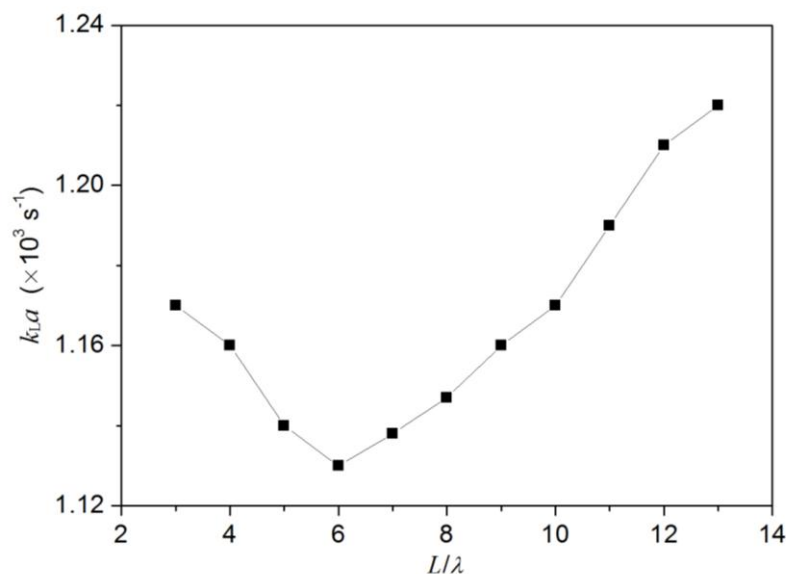


图 3-5 不同 L/λ 作用下液相体积传质系数的变化情况

通过分析反应器内液相体积传质系数 k_La 随 L/λ 的变化过程，可以看出在给定的通气比条件下，当为 $L/\lambda=6$ 时，不利于气液间传质过程的进行，在该条件下培养微藻相对不利。而在 L/λ 较小 (L/λ 为 3) 或较大 (L/λ 为 12 或更大时) 液相体积传质系数均较大，在这种情况下，反应器内传质效果较好，有利于微藻对二氧化碳及其他营养物质的吸收，因此，在该条件下适宜展开微藻及其他对传质要求高的微生物的培养。

3.2.4 L/λ 对反应器整体混合性能的影响

在反应器内通过液体的流动混合可以使微藻均匀分布，此外，反应内部的湍流混合过程可以抑制溶解氧的累积，从而防止因溶氧浓度过高而对微藻产生毒害作用。而较好的湍流混合也可减小反应器内死区的范围，使得反应器的整体性能都有明显的改善。通过对反应器内部湍流混合性能的研究，来得到混合效果较好的反应器，从而实现反应器最佳的培养效果。

结合对反应器湍流混合已有的研究, 本文选择反应器内部平均湍动能 (E_m) 作为反应器湍流混合的评价指标, 在通气比为 0.15 的条件下, 对导流板结构参数 (L/λ) 影响湍流混合过程展开分析。

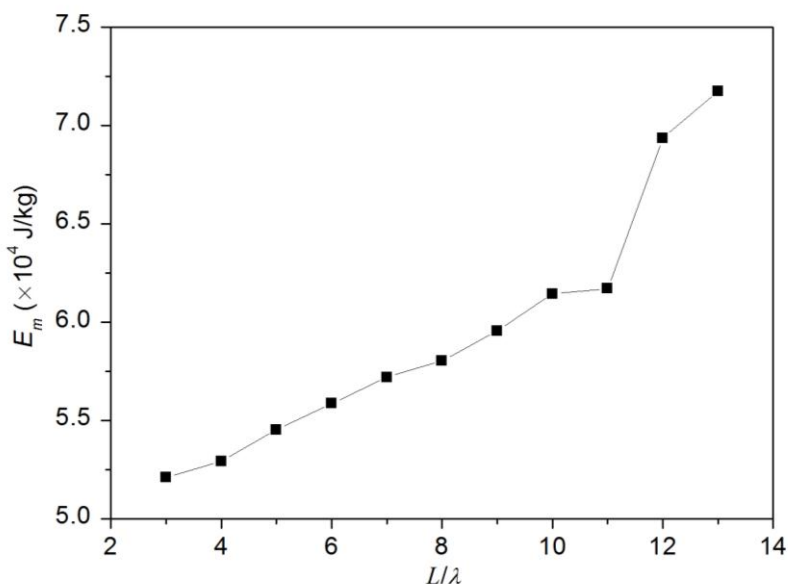


图 3-6 不同 L/λ 作用下反应器内平均湍动能的变化情况

图 3-6 给出了反应器平均湍动能 E_m 随 L/λ 的变化情况, 如图可以看出, 随着 L/λ 的增加, E_m 不断的增大, 在 L/λ 为 3 到 11 时, E_m 呈近似为线性的增加, 而在 L/λ 为 12 时, E_m 出现大幅度的增加, 之后在 L/λ 为 13 时 E_m 继续增大。出现该现象的原因可能是波形导流板的波纹起伏可带动液体的扰动混合, 随着 L/λ 的增大, 波纹数目增多, 由于波形导流板沿 x 轴方向出现凹凸起伏, 而液体沿着 y 轴方向流动, 在凹凸起伏的波峰的作用下, 导流板两侧的液体混合不断加强, 使得 E_m 不断的增大。

通过分析 L/λ 对反应器平均湍动能的影响可以看出, 在具有较大 L/λ 的波形导流板的作用下, 反应器内的平均湍动能也较大, 因此, 采用较大的 L/λ 对提高反应器内的湍流混合过程有利, 而在较强的湍流混合作用下, 微藻在反应器内分布更均匀, 也有利于微藻的生长。

为了更为直观的反应流场中湍动能的分布状况, 图 3-7 给出了在不同 L/λ 作用下, 反应器内湍动能的分布情况, 如图可以看出对具有不同 L/λ 的波形导流板, 均在反应器上端的气液交界处有一块湍动能较强的区域。该处的湍动能较大, 主要是因为气体从反应器中分离, 在靠近液面的地方造成水的搅动混合较强。此外, 液体在反应器内围绕导流板循环流动, 在导流板的上边沿处液体的流动方向发生改变, 因此, 造成如图所示的下降区和上升区的顶部毗邻的区域内液体流动混合

较强，从而导致此处的湍动能较大。液体在下降区的流速较小，由于波形导流板的阻挡，此时，液体形成的湍流混合能力较弱，因此，出现图中所示的仅在下降区的上部一段区域内有较为明显的湍动混合，而在下降区中部靠下的位置，湍流混合效果较差，所以湍动能也较低。除此之外可以看出，增加 L/λ 可以增加导流板的波纹数，在上升区的波形导流板的波峰处，出现较大的湍动能区域，说明

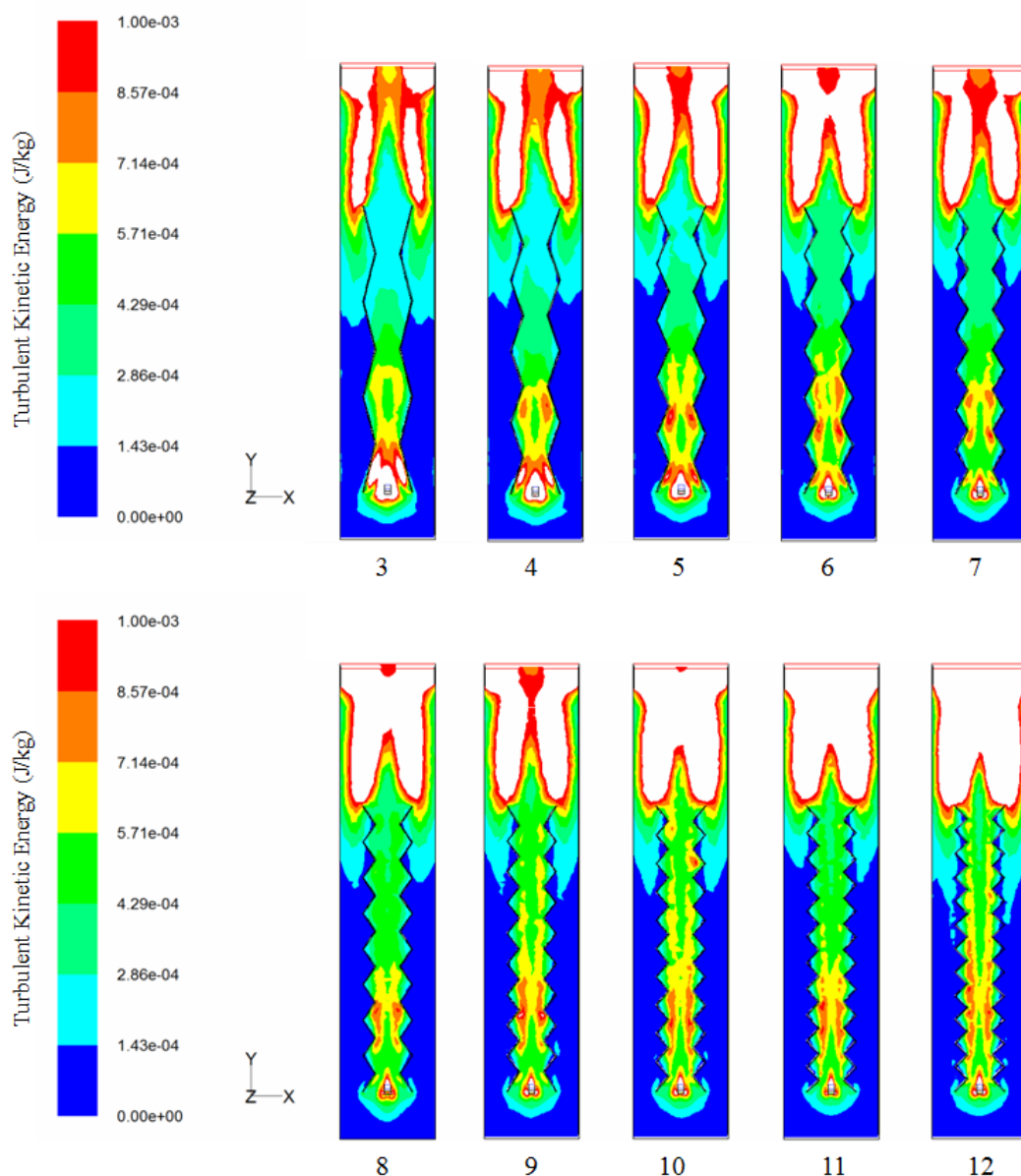


图 3-7 不同 L/λ 作用下反应器内湍动能的分布云图

增加 L/λ 确实可以有效地提高反应器内的湍流混合效果，结合反应器实际的湍动能的分布状况可以看出在具有较大 L/λ 的导流板，反应器顶部的较强湍动能区相应较大，同时上升区波形导流板的波峰处较大湍动能的比例也明显高于具有较小

L/λ 的导流板，该趋势与图 3-6 中 E_m 随 L/λ 增加而增大一致，从而有力的证明了增加 L/λ 可以改善反应器内的湍流混合性能。

3.2.5 L/λ 对反应器局部混合性能的影响

在对反应器上升区及下降区之间的混合性能的研究中，常采用下降区停留时间占循环一周的时间比 (θ) 来表示，该参数能够很好的表征反应器内液体在下降区（光照区）和上升区的流动混合状况。如果液体在上升区及下降区内的流动以 y 轴方向为主，则 θ 值仅与流速相关且较为固定。而当液体出现 x 轴方向上的混合时， θ 值就会出现变化，该值将能综合反应液体流动混合状况， θ 值越大，对下降区的流动混合越有利，对微藻在下降区进行的光合作用过程越有利。

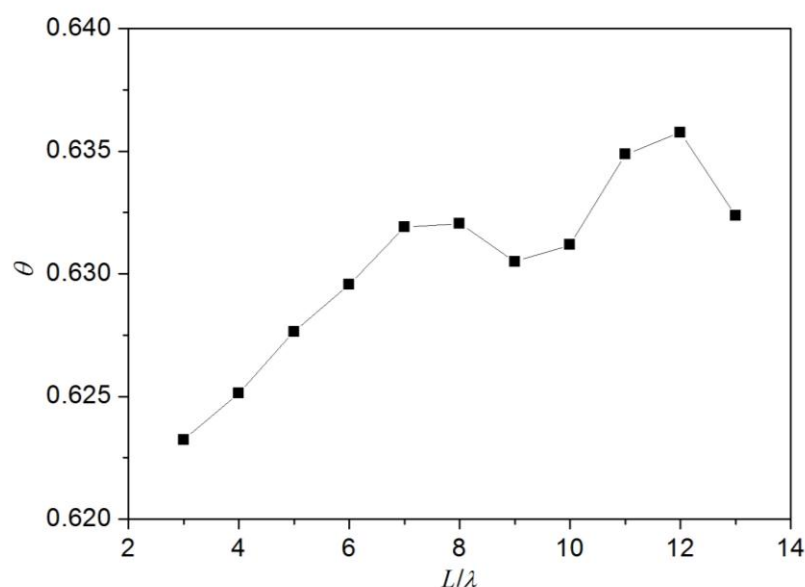


图 3-8 不同 L/λ 作用下 θ 值的变化情况

图 3-8 给出了在不同的 L/λ 作用下，下降区停留时间占循环一周时间比 θ 变化情况，如图可以看出，在 L/λ 从 3 增加到 7 时， θ 值呈现线性增加；在 L/λ 为 8 时， θ 小幅度的增加并达到一个较大的值，之后在 L/λ 为 9 和 10 时， θ 值出现回落；当 L/λ 从 9 继续增加到 13 时， θ 值不断的增大，并在 L/λ 为 12 时达到最大，而后开始出现较大幅度的减小。由 θ 值随 L/λ 的变化情况可以看出，增加 L/λ 可以有效的调节上升区和下降区的混合状况，当 L/λ 为 8 时，反应器内的下降区出现局部较佳的流动混合性能。而在 L/λ 为 12 时，反应器在下降区的流动混合效果最好。此时培养微藻可以有更高的光合作用效率。

3.3 结构参数 A/λ 对反应器流场性能的影响

通过研究导流板结构参数 L/λ 对反应器内气含率、液体流动、传质及混合特性的影响，可以看出导流板结构参数 L/λ 可以有效的调节反应器内气体的含量及分布状况，也可调节液体的流速以及改善气液之间的传质性能，同时可以强化反应器内的液体混合性能。对比分析所选定评价参数的变化情况，可以看出当 L/λ 为 12 时，参数 α_p 、 $k_L a$ 、 θ 、 E_m 均较大。在该条件下虽然上升区和下降区液体流速 (v_r 和 v_d) 较小，但 Mitrovic 等^[44]在研究水动力条件中的液体流速对藻类生长的影响时，发现当液体流速约为 0.05 m/s 时，微藻的生长状况最好，在该条件下培养微藻最为有利，结合本文的研究可以看出在 L/λ 为 12 时，反应器内液体的平均流速在该值 (0.05 m/s) 附近。因此，在导流板结构参数 L/λ 为 12 时，反应器内液体流动、传质及混合性能均较佳，在该结构导流板的作用下，反应器内流场条件最有利于微藻的生长。

该节将重点探索波形导流板的另一个结构参数 A/λ 对将反应器内气体分布、液体流动、传质及混合性能的影响。在研究中将 L/λ 固定为 12，同时保持波形导流板的中心轴线 h 在反应器中的位置固定，当改变结构参数 A/λ 时，只对波形导流板凹凸起伏的幅度 A 有影响。因此，在通气比为 0.15 以及 L/λ 为 12 的条件下，对导流板结构参数 A/λ 展开研究。

结合导流板结构参数 L/λ 对反应器内流场性能影响的研究，对 A/λ 设定其变化的范围为 0.1 到 0.9，虽然在理论上仍可以对更小的及更大的 A/λ 展开研究，但考虑到反应器的规模及导流板的尺寸，划分更小的尺寸，在工程上难以实施。而若选择较大的 A/λ 时，会导致上升区和下降区的区域较小，不适于实际应用，因此，选择通气比为 0.15，在 A/λ 由 0.1 到 0.9 的变化范围内，研究导流板结构参数 A/λ 对反应器流场的影响。

3.3.1 A/λ 对平均气含率的影响

图 3-9 给出了在不同 A/λ 作用下，反应器内平均气含率的变化情况，如图可以看出气含率随着 A/λ 的增加不断增大，在 A/λ 为 0.1 到 0.7 时，此时气含率增加较为缓慢，在 A/λ 为 0.7 时，反应器内的气含率仅比 A/λ 为 0.1 时增加了约 11%，而在 A/λ 为 0.8 时，此时的气含率出现较大的增加，相比于 A/λ 为 0.1 时，气含率增加了 20.1%。此后随着 A/λ 的增加，气含率开始出现类似于图 3-1 的波动。造成气含率随 A/λ 变化的原因可能是气泡沿 y 轴方向运动，而增加 A/λ 时，将增加波形导流板在 x 轴方向上凹凸起伏的幅度，随着波纹凹凸起伏幅度的增加，对气体的阻挡作用也逐渐增强，使得气体在反应器内的停留时间延长，从而使得气含

率逐渐增加。在 A/λ 为 0.1 到 0.7 时, 此时波纹起伏的幅度仍比较小, 气含率增加主要是由于波形板凹凸起伏处对气体的阻挡, 从而延长气体在反应器内的停留时间引起的。当 A/λ 增加到 0.8 及更大时, 此时波形导流板凹凸起伏的幅度刚好能够使气体在横隔板的下方停留, 造成气含率增加的原因既有对导流板凹凸起伏的波峰对气体的阻挡, 又有气体在波纹凹凸起伏处的停留, 因而气含率增加较大, 由于液体在流动过程中在波形板凹凸起伏处不断发生扰动混合, 使得在波纹凹凸起伏处停留的气体量出现变化, 因此, 导致气含率出现小幅度的波动。由此可见改变 A/λ 可有效调节反应器内的气含率。

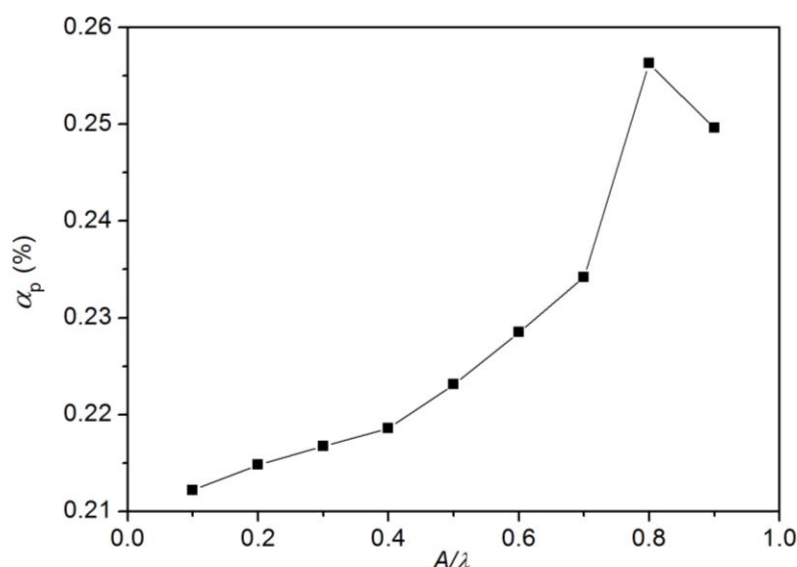


图 3-9 不同 A/λ 作用下平均气含率的变化情况

为了更加形象直观的对反应器内气体的分布进行研究, 也更加精确的评价气含率的改变的原因, 对气体的流场分布展开进一步的分析, 图 3-10 给出了具有不同 A/λ 结构导流板的反应器内气体分布情况, 如图可以看出, 气体分布主要分布在反应器中的上升区, 且随着 A/λ 的增加, 气体在上升区的分布区域逐渐变窄。此外, 对比分析在不同 A/λ 作用下, 反应器中气体浓度分布情况, 可以看出, 气体浓度最大的区域均出现在曝气管上方较短的一段距离内, 随着气泡的上浮, 气体在反应器内的分布范围逐渐变宽, 气体浓度也不断降低。在图 3-10 中还可以看出在 A/λ 为 0.8 和 0.9 的两组反应器中, 在波形导流板凹凸起伏处的下方均有较高浓度的气体停留, 这主要是因为此时的凹凸起伏幅度足够大, 会对气体的阻隔作用更加明显。也正因为此, 在图 3-9 中, 气含率出现了较大幅度的增加。对比分析 A/λ 为 0.8 和 0.9 时, 气体在导流板凹凸起伏处的分布情况可以看出, 虽然波形导流板在反应器内是对称安放的, 但是在同一反应器导流板的对称

位置处的气体浓度也有较大的差异，这也是气含率出现波动的原因。结合图 3-9 和 3-10 可以看出波纹结构参数 A/λ 对气含率有较大的影响，随着 A/λ 的增加，可增大反应器中整体的气含率，但是气体分布却随着 A/λ 的增加变得不均匀，气体在反应器上升区内的分布范围变窄。

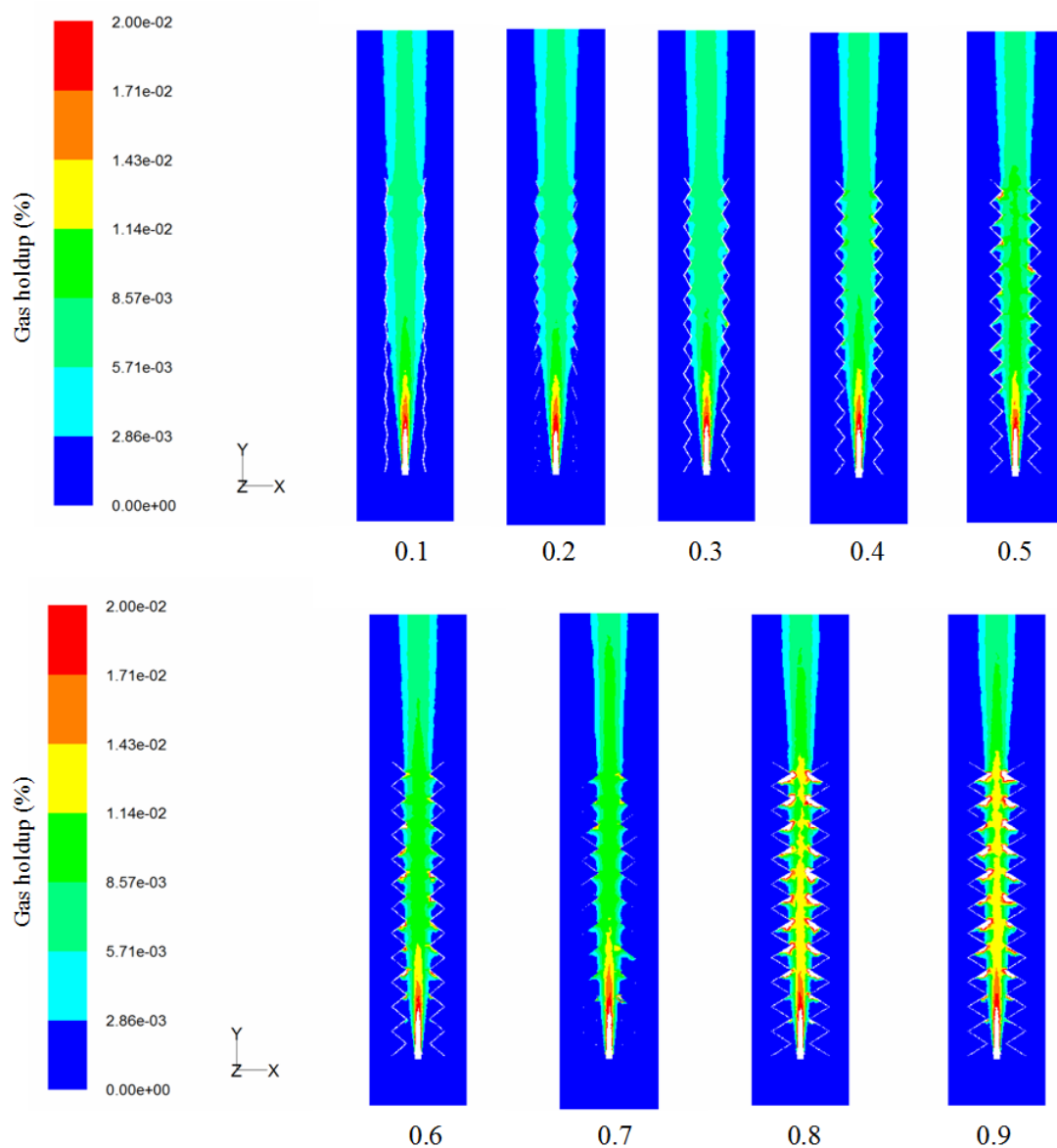


图 3-10 不同 A/λ 作用下反应器内气体的分布云图

3.3.2 A/λ 对液体流动的影响

结合之前 L/λ 对液体流速的影响，选择反应器内上升区和下降区的平均液相速度为评价指标，在 0.15 的通气比条件下，研究导流板结构参数 A/λ 对反应器内液体流动的影响。

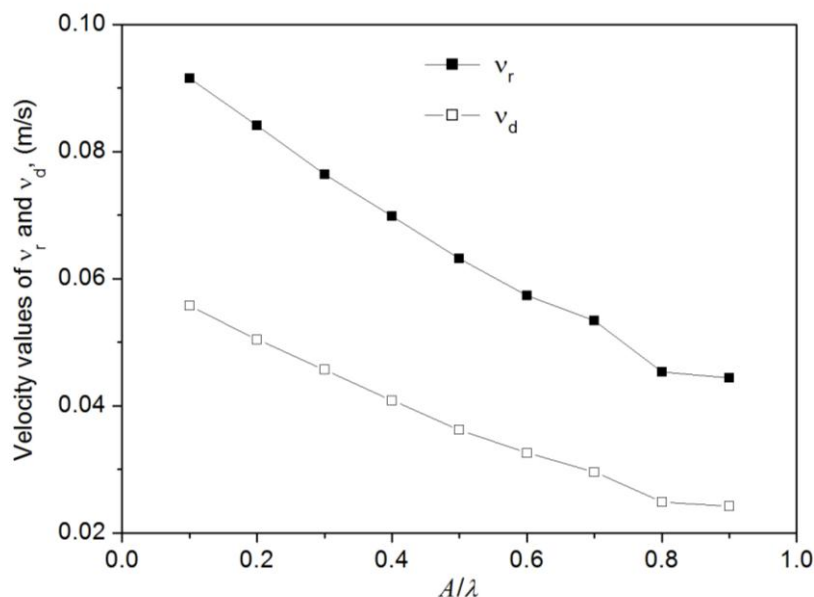
图 3-11 不同 A/λ 对液体流速的影响

图 3-11 给出了上升区和下降区液体平均流速随 A/λ 的变化情况, 如图可以看出, 下降区的液体平均速度远小于上升区的液体平均速度, 主要是因为反应器内的液体流动是通过曝气带动, 曝气管位于上升区, 在气体的直接带动下, 液体的流速较大, 在上升区内, 由于波形导流板沿 x 轴方向凹凸起伏的阻挡, 使得液体流速不断减小, 进入下降区的液体流速就明显小于上升区的液体流速, 在下降区经过波形导流板的进一步阻挡, 液体速度进一步减小, 进而造成下降区液体的平均速度明显小于上升区液体的平均流速。此外在图 3-11 中还可以看出, 随着 A/λ 的增加, 上升区和下降区的液体流速均不断减小, 且二者减小的趋势基本一致, 液体平均流速度随 A/λ 的增加呈线性减小。出现该现象的原因可能是液体沿 y 轴方向流动, 而增加 A/λ 使得在波形导流板在 x 轴方向上的凹凸起伏的幅度增加, 随着 A/λ 的增加, 波幅逐渐增大, 其对液体流动的阻力也逐渐增大, 进而导致液体流速不断减小。

为了更加形象直观的表征反应器内液体的流动状况, 在图 3-12 中给出了不同的 A/λ 作用下的反应器内液体流动的矢量图。如图可以看出, 液体流速的最大值均出现在上升区, 且越靠近曝气管处液体的速度越大, 这主要是因为液体是由曝气带动, 由此造成曝气区域 (上升区) 液速较大。由上述的液体流动的矢量图可以看出液体围绕着波形导流板不断的进行循环流动。此外, 还可以看出随着 A/λ 的增加, 液体流速有一个逐渐减小的趋势, 上升区和下降区中的高流速的区域越来越小, 同时随着 A/λ 的增加在导流板两侧死区 (液体流速很小, 难以形成有效流动的区域) 的范围逐渐增大, 主要因为随着 A/λ 的增加, 波纹导流板的波

幅逐渐增大, 在同一导流板上相邻的两个波峰之间的区域逐渐变大, 而此时液体流速却不断减小, 在相邻两波峰之间难以形成有效地流动, 从而导致液体流速不断减小而死区逐渐增大。

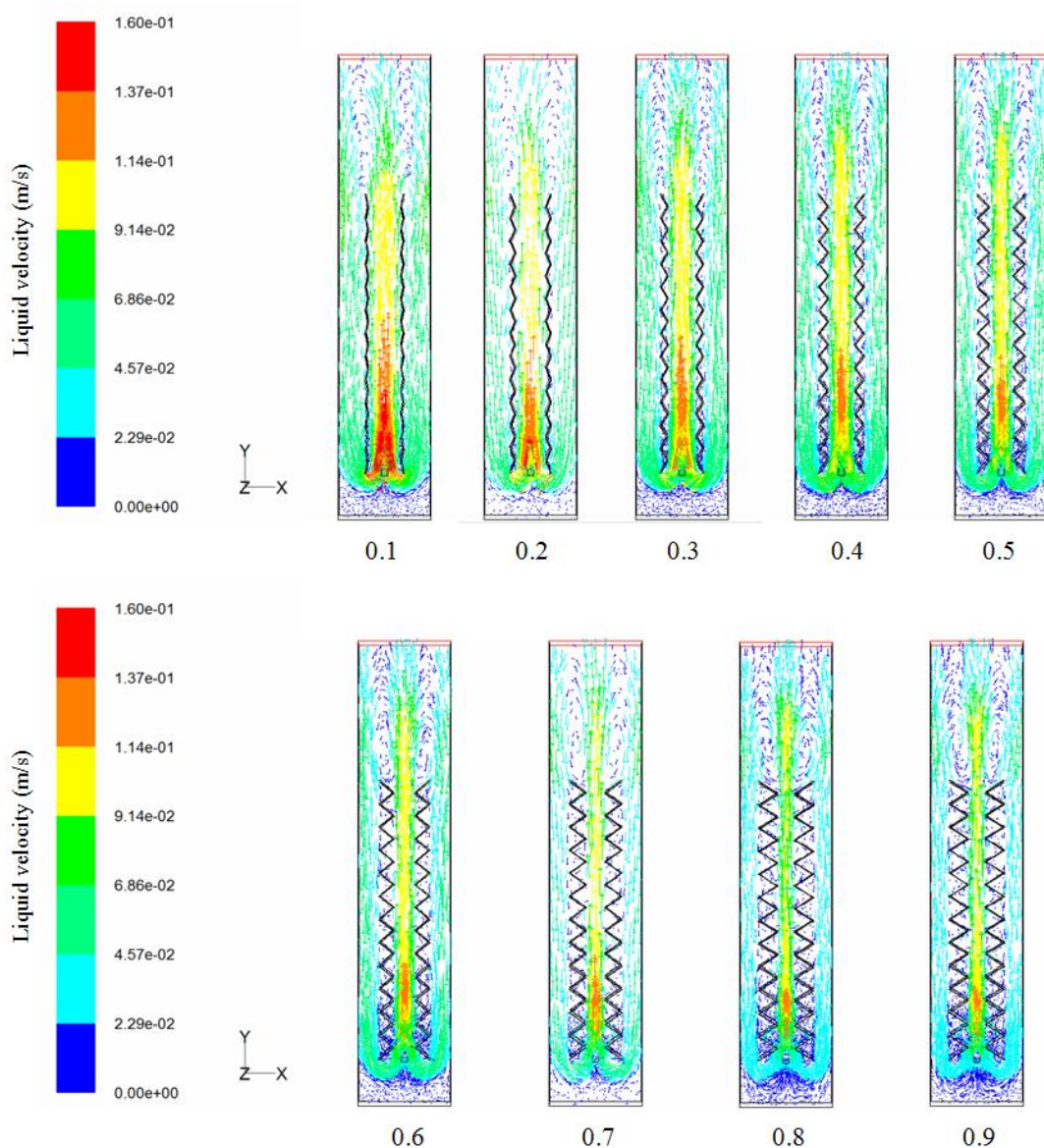


图 3-12 不同 A/λ 作用下流场的矢量图

3.3.3 A/λ 对传质性能的影响

图 3-13 给出了 A/λ 对反应器内液相体积传质系数的影响, 如图可以看出, 在 A/λ 为 0.1 时, $k_L a$ 较大; 当 A/λ 由 0.1 到 0.3 变化时, 随着 A/λ 的增加, $k_L a$ 先不断减小, 在 A/λ 为 0.3 时达到最小。当 A/λ 在 0.3 到 0.9 变化时, $k_L a$ 不断增大并在 A/λ 为 0.8 时, 达到最大值时, 之后又开始减小。出现该现象的原因可能是反应器内的进气速度一定时, 当 A/λ 小于 0.3 时, 随着 A/λ 的增大, 波形导流板的波

幅不断增大,液体流速不断减小,使得气液之间的相对运动不断减小,发生气液间传质的机会减小,使得 k_La 不断减小。而当 A/λ 从 0.3 增加至 0.8 时,虽然液体的流速不断减小,气液之间的相对运动不断减弱,但是在不同波形导流板上相对的两个波峰间的距离也不断减小,使得液体易于发生径向扰动,从而在波峰处的气液间的扰动混合被强化,增加气液之间的传质机会,使得 k_La 不断增大,并在 A/λ 为 0.8 时达到最大。但当 A/λ 继续增大时,在同一波形隔板上相邻两波峰间的区域不断的增大,而由于液体流速随着 A/λ 的增加而不断减小,在反应器内造成死区,使得气液之间发生传质的能力减弱, k_La 也随之降低。

通过分析反应器内液相体积传质系数 k_La 随 A/λ 的变化情况可以看出,改变 A/λ 对气液两相之间的传质过程有很大的影响。在较小的 A/λ 作用下,传质效果较好,此外,当 A/λ 较大时也能起到很好的传质效果,由 k_La 随 A/λ 的变化规律可以看出,要得到理想的 k_La , 需要对导流板确定适宜的 A/λ 值。

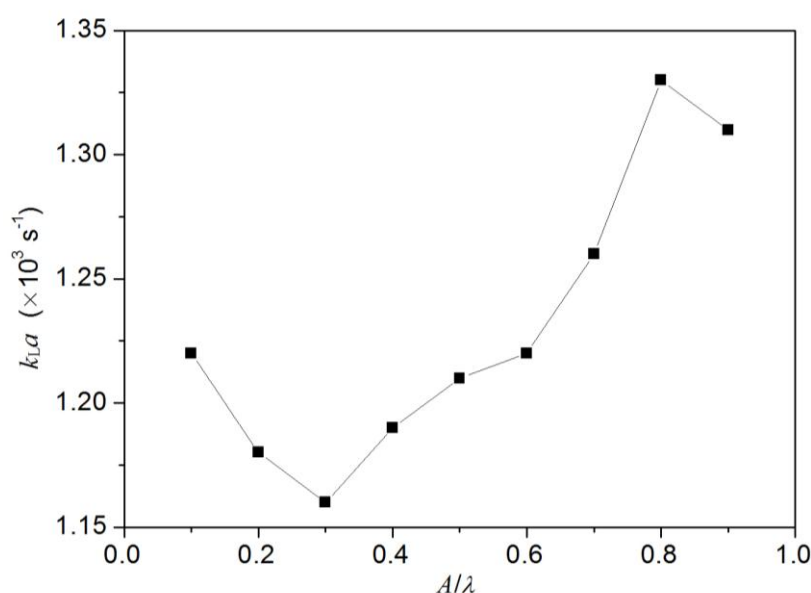


图 3-13 不同 A/λ 作用下液相体积传质系数的变化情况

3.3.4 A/λ 对反应器整体混合性能的影响

进一步探索改变导流板结构参数 A/λ 对反应器整体混合性能的影响,图 3-14 给出了反应器内平均湍动能 E_m 随 A/λ 的变化情况,如图可以看出,在 A/λ 为 0.1 时,此时 E_m 相对较小,而随着 A/λ 的增加, E_m 值不断增大,在 A/λ 为 0.4 时 E_m 达到最大,而后随着 A/λ 的继续增大, E_m 逐渐的减小,并在 A/λ 为 0.9 时, E_m 达到最低。造成该现象的原因可能是当 A/λ 小于 0.4 时,随着 A/λ 的增加,波形导流板凹凸起伏的幅度不断增大,此时由波形导流板的带动而产生的湍流混合不断加

强，从而使反应器整体的平均湍动能不断的增大；当 A/λ 高于 0.4 时，随着 A/λ 的增加，反应器内液体循环的流速不断的减小，而在同一个波形导流板上的相邻的两个波峰之间的区域不断的增大，而在较弱的液体流速的作用下，在该区域内难以形成有效的湍流混合，从而导致死区的出现，同时随着 A/λ 的不断增大，死区的范围也不断的增大，并由此造成 E_m 不断的减小。

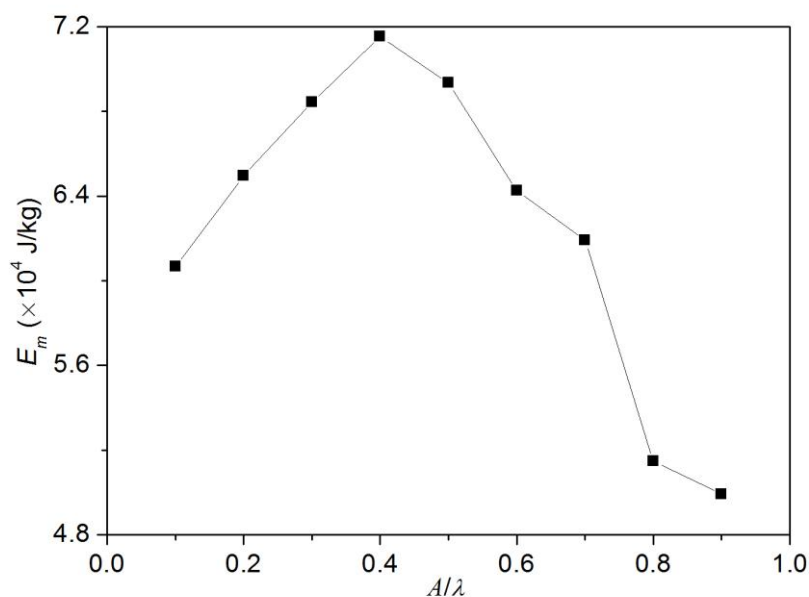


图 3-14 不同 A/λ 作用下反应器平均湍动能的变化情况

为了能更好的展现反应器内湍动能的分布状况，在具有不同 A/λ 结构的导流板的作用下，对反应器内流场展开模拟，图 3-15 给出了在不同 A/λ 作用下，反应器内湍动能分布的流场图，如图可以看出，虽然在不同的 A/λ 作用下，反应器内湍动能的分布不同，但是最大湍动能均出现在导流板上边缘与反应器液面的一段区域内，该区域之所以出现较高的湍动能主要是因为气体从反应器溢出时，会在气液交界面处产生很强的扰动混合，并由此产生较高的湍动能。液体从上升区进入下降区会出现明显的液体流向转换，此外，在该区域由于没有导流板的限制，气体能够很好的向 x 轴方向扩散，气液之间的相对运动也不断的强化，从而导致出现较大的湍动能。由图还可以看出，当 A/λ 较小时，在曝气管的周围会出现较强的湍流混合，湍动能较大，而随着 A/λ 的增加，在该处的湍动能逐渐减小，主要是因为较大的 A/λ 下，液体流速已经很低，形成湍流混合的能力较弱。对上升区和下降区的湍动能分布状况展开分析，由图示的下降区湍动能的分布状况，可以看出湍动能最大的区域均出现在下降区上部一段区域，而随着 A/λ 的增

加, 该最大湍动能的区域随着 A/λ 的增加, 不断减小。而对上升区的湍动能的分布状况可以看出, 在 A/λ 较小时, 较大的湍动能区域较集中, 主要在曝气管上端

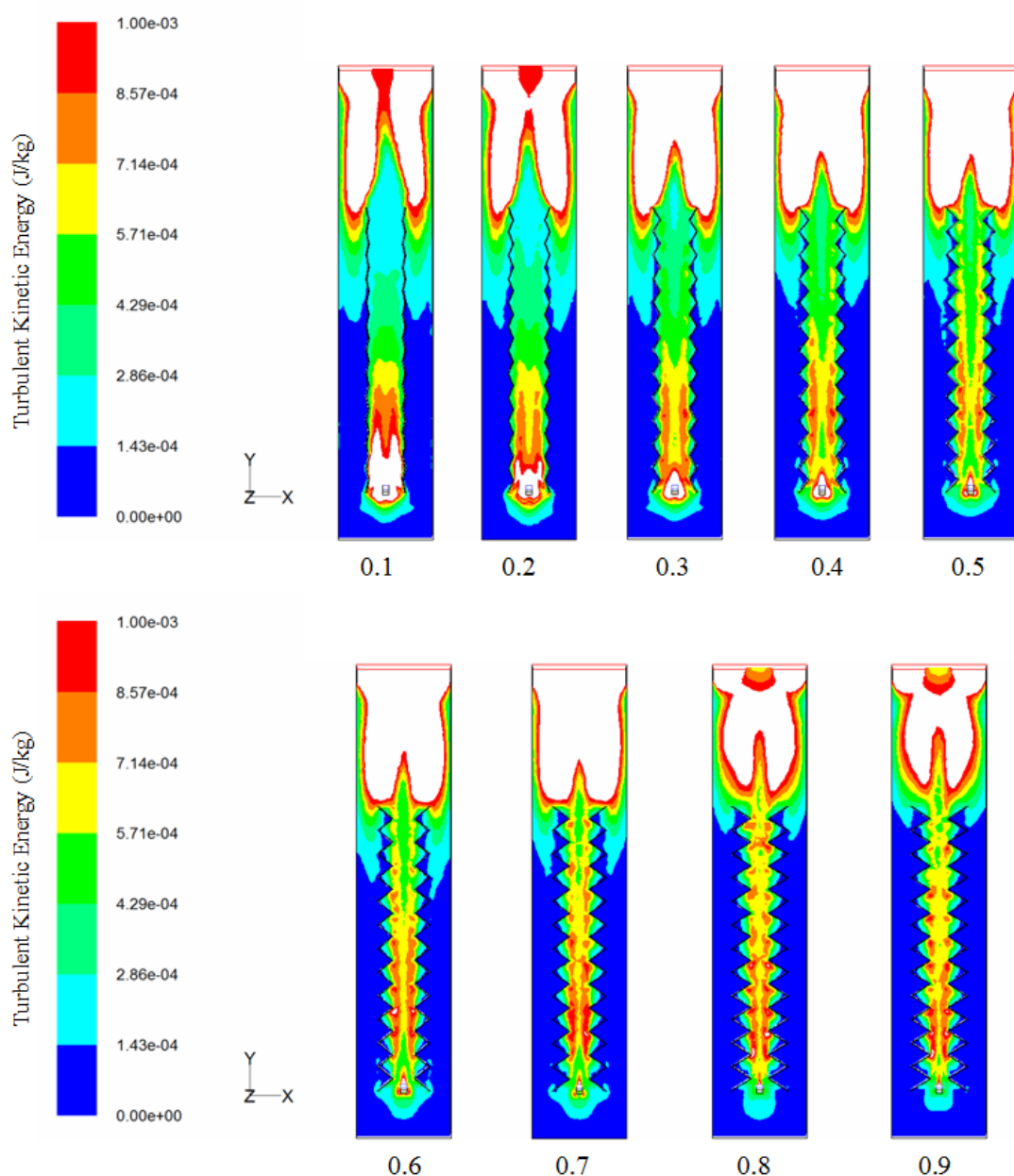


图 3-15 不同 A/λ 作用下反应器平均湍动能的分布云图

一段区域内, 主要表现为集中分布, 而随着 A/λ 的增加, 湍动能较高的地方主要集中在波峰位置处, 且随着 A/λ 的增加, 在波峰位置处的分布由下向上逐渐增大。造成上升区和下降区湍动能分布特征变化的原因是液体流速逐渐减小, 从而导致液体出现湍流混合的能力不断减弱。随着 A/λ 的增加, 波形导流板凹凸起伏的幅度不断增大, 使得液体发生湍流混合的能力进一步减弱, 由于下降区的液速要明

显小于上升区，当 A/λ 较大时，在下降区就难以形成有效的混合，因此，湍动能整体较小。而上升区由于气体的带动，液体的流速较大，而随着相对的两个导流板间距的逐渐减小，可在靠近导流板位置的凹凸起伏处，形成较好的湍流混合，因此会出现较大的湍动能。

通过分析 A/λ 对反应器平均湍动能及其分布的影响，可以看出改变 A/λ 可以有效地控制反应器内的湍流混合，只有当导流板结构参数 A/λ 控制在适宜的条件下，才可在反应器内创造良好的混合效果，且在 A/λ 较小及较大时，均不利于营造良好的湍流混合。

3.3.5 A/λ 对反应器局部混合性能的影响

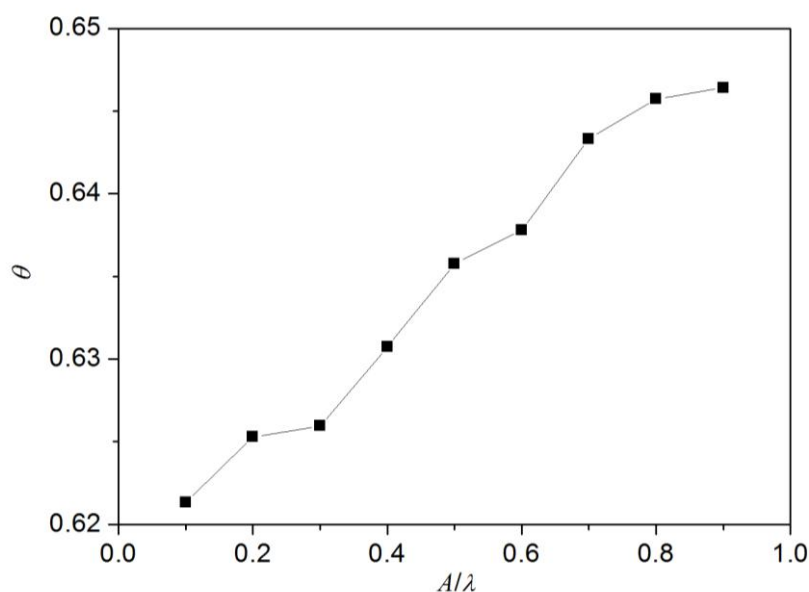


图 3-16 不同 A/λ 作用下 θ 的变化情况

进一步分析 A/λ 对上升区及下降区混合效果的影响，图 3-16 给出了下降区停留时间占循环一周时间比 θ 随 A/λ 的变化情况，如图可以看出，当 A/λ 较小时， θ 值较低，而随着 A/λ 的增加， θ 值不断的增大，造成该现象的原因可能是随着 A/λ 的增大，上升区和下降区的平均液相速度均不断的减小，而此时液体在上升区和下降区的停留时间不断的增大，但彼此增加的幅度不同，反而使得液体在下降区的停留时间占循环一周时间比 θ 不断增大，进而使得在上升区和下降区出现的混合效果得到强化。

通过分析 A/λ 对上升区和下降区彼此之间混合效果的影响，可以看出当 A/λ 的值越大，对强化上升区及下降区的混合效果越有利，同时在培养微藻时，也有

利于其在下降区获得更多的光能，因此，为了得到较好的局部的上升区和下降区混合，在对反应器内导流板设计时可以选择较高的 A/λ 。

3.4 本章小结

固定反应器内导流板的位置参数： $A_d/A_r=1.62$ ， $a=120\text{ mm}$ ， $b=40\text{ mm}$ ，以反应器平均气含率（ α_p ）、上升区及下降区平均液体流速（ v_r 和 v_d ）、液相体积传质系数（ k_La ）、反应器平均湍动能（ E_m ）、下降区停留时间占循环一周时间比（ θ ）为评价指标，对波形导流板的结构参数：波形导流板高/波长（ L/λ ）和波幅/波长（ A/λ ）影响反应器内流场性能展开分析，并得到以下结论：

（1）波形导流板的结构参数 L/λ 对反应器内气体分布及含量、液体流动、传质及混合过程有较大的影响。反应器内气体主要分布在上升区，增加 L/λ ，反应器内的气含率有一定增加，但增加的幅度较小；反应器内的液体沿导流板进行循环流动，随 L/λ 的增加，上升区和下降区液体平均流速均不断减小，在 L/λ 为 12 时，所得到的液体流速在适宜微藻生长的最佳流速附近；随 L/λ 的增加，反应器内的液相体积传质系数呈“V”型变化趋势，并在 L/λ 为 6 时，气液两相之间的传质过程最弱；随着 L/λ 的增加，反应器内的平均湍动能不断增大，具有较大 L/λ 结构的导流板，有利于强化反应器内整体的混合过程；随着 L/λ 的增加，液体在下降区停留时间占循环一周时间比 θ 呈现近似“M”型的变化趋势，在 L/λ 为 8 时，上升区及下降区出现局部较佳的流动混合，在 L/λ 为 12 时，反应器在上升区及下降区的流动混合效果最好。

（2）基于 L/λ 对反应器内气体分布及含量、液体流动、传质及混合性能的综合分析，得出在 L/λ 为 12 时，可实现反应器较佳的流场性能，因此，固定 L/λ 为 12，研究导流板的结构参数 A/λ 对反应器流场性能的影响。反应器内的气含率随着 A/λ 的增加不断增大，但当 A/λ 较大时，在波形导流板凹凸起伏波峰的下方会出现较大的气体停留，不利于气液间传质过程的进行；反应器内上升区和下降区液体平均流速随着 A/λ 的增加不断减小，并且同一导流板相邻两波峰之间的死区范围随着 A/λ 的增加不断增大，使得反应器的流动混合性能逐渐降低；随着 A/λ 的增加，反应器内液相体积传质系数呈现“V”型变化，并在 A/λ 为 0.3 时出现最小值，在 A/λ 为 0.8 时出现最大值；反应器内平均湍动能随着 A/λ 的增加呈现“倒 V”型变化，在 A/λ 为 0.4 时，平均湍动能值达到最大，此时反应器内的整体混合性能最佳，之后随着 A/λ 的增加，反应器的平均湍动能不断减小；随着 A/λ 的增加，下降区停留时间占循环一周时间比不断增大，并在 A/λ 为 0.9 时， θ 值最大，在该条件下，对下降区及上升区的混合较为有利。

第四章 波形导流板对反应器内光照梯度混合的影响

光是微藻生长以及积累有价值代谢产物的关键性制约因素，在培养微藻的过程中，应创造适宜其生长的最佳的光照环境。此外，光生物反应器与普通生物反应器的主要区别在于光能的利用。在设计光生物反应器时，除了要考虑传统生物反应器的气体分布、液体流动混合及传质性能外，还要分析反应器中光能的利用效率。

对光生物反应器提供外部光源时，由于光在传输过程中被吸收和散射，因此，在光的传输路径上总会出现光照梯度^[48]。此外，在反应器内部由于微藻之间的相互遮蔽，使得距离光源近的微藻可以获得较高的光能量，而远离光源的微藻接受到的光能较低，并由此造成微藻的产量随着其与光源的距离及培养时间变化^[49]。对反应器内的液体流动混合，如果是随机的混合流动，则难以创造较好的光照梯度混合，也就不能有效的提高微藻的产量。而当微藻有规则从靠近光源的位置向远离光源的位置进行循环往复流动时，该过程可有效实现“闪光效应”进而提高微藻的产量^[51]，Degen 等^[53]在研究中，使微藻始终处于不断进行“闪光效应”的混合流动中，结果发现微藻产量是处于随机扰动混合生长条件下的微藻产量的 1.7 倍。

Richmond^[30]认为提高光生物反应器的混合性能是让光在反应器中分布均匀的一种简单有效的方法。目前国内对光生物反应器的优化，大多通过调整反应器的结构来研究其整体的流动性能^[30, 31]，而对光照方向液体的混合考虑较少。Yu 等^[27]认为反应器的结构参数虽然对微藻生长影响较大，但内部结构不能表示光生物反应器内光照方向的混合性能，对藻类生长没有直接的关系，而直接关联藻类生长的是那些代表反应器中混合性能的流体动力学参数，尤其以表征光照梯度混合的流体动力学参数为主。因此，在对光生物反应器的优化时，既要考虑表征反应器整体流动与传质的流体动力学参数，又要考虑反应光照方向混合的参数。

在有关反应器中导流板的优化模拟研究中，当前的研究主要集中在流场中气体分布、气含率大小、液体流动混合、气液传质等方面，而对光照梯度的混合研究较少，在研究中也主要是针对平直导流板展开结构的优化，而对新型导流板结构的研究及成果较少，Perner-Nochta 等^[54]在一个管式光生物反应器内加装了螺旋形的导流板，通过数值模拟优化发现，该螺旋形导流板可以显著的增强光照梯度的混合状况。Su 等^[55]在平板式光生物反应器中设置了一组可增加混合效果的圆柱形条棒，通过对流场的模拟分析，发现在加装的条棒作用下，反应器内光照

梯度的混合得到明显加强。李昱喆等^[29]在平板式光生物反应器中引入了波形导流板，该结构的导流板可有效强化液体循环流动及气液传质过程，但其缺少对反应器光照梯度混合的研究。因此，有必要对波形导流板影响传质及混合的机理展开系统深入的研究。

对带有平直导流板的光生物反应器光照梯度混合的研究中，林晨等^[36]以下降区停留时间占循环一周时间比、下降区平均湍动能、下降区平均径向速度为评价指标来定量研究光照区的混合性能。Yu 等^[27]在研究微藻生长速率与反应器结构参数之间关系时，选择下降区停留时间占循环一周时间比、下降区平均湍动能作为评价指标，来研究反应器内的混合状况。参考当前已有的对平板式光生物反应器下降区流场混合特性的研究，本文选择下降区平均湍动能 $(TKE)_d$ 、下降区平均径向速度 U_d 两个指标参数来研究光照梯度的混合状况。结合之前波形导流板结构参数 L/λ 和 A/λ 对反应器内流场性能影响的研究，该节的研究中对导流板采用相同的结构参数及变动范围，来探讨导流板结构参数 L/λ 和 A/λ 对光照梯度混合性能的影响。

4.1 L/λ 对光照梯度混合的影响

4.1.1 L/λ 对下降区平均湍动能的影响

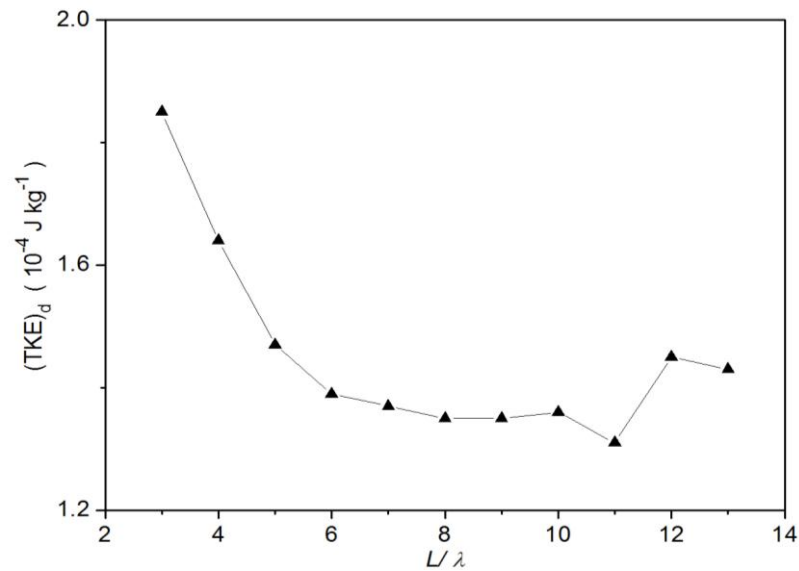


图 4-1 改变 L/λ 对下降区平均湍动能的影响

本节重点分析导流板结构参数 L/λ 和 A/λ 对下降区平均湍动能的影响，湍动能反应了液体湍流混合能力的强弱，湍动能的值越大，液体的湍流混合作用越强，

反之越弱，也越难以形成有效的湍流混合。改变导流板的结构参数 L/λ ，对下降区（光照区）平均湍动能的影响进行分析。

图 4-1 给出了下降区平均湍动能 $(TKE)_d$ 随 L/λ 的变动情况，如图可以看出，随着 L/λ 的增大， $(TKE)_d$ 不断减小，当 L/λ 由 7 增加 10 时， $(TKE)_d$ 的值趋向于恒定，而当 L/λ 超过 10 时， $(TKE)_d$ 开始出现波动， $(TKE)_d$ 的值在 L/λ 为 11 时最小，而在 L/λ 为 12 时， $(TKE)_d$ 出现了区域（ L/λ 从 6 到 13 变化区间）的最大值。分析 $(TKE)_d$ 的变化趋势，可以看出 $(TKE)_d$ 和下降区平均液相速度有相同的变化形式。这主要是因为引起下降区湍动能改变的因素包括下降区液体流速、波纹的数目以及死区的范围。随着 L/λ 的增加，波纹数目随之增多，而增加的波纹数目可增加

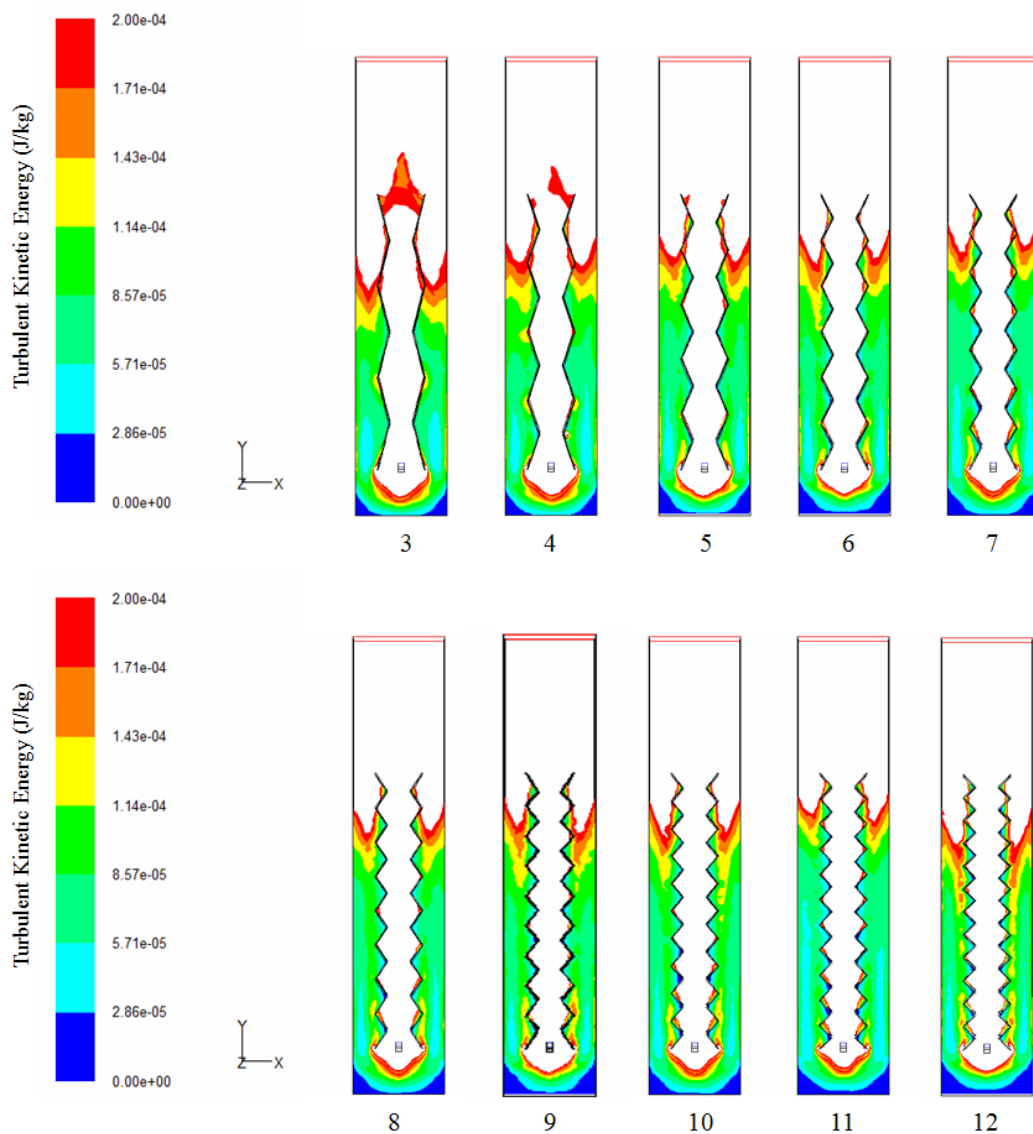


图 4-2 不同 L/λ 作用下下降区湍动能的分布云图

湍流混合的次数，但是由于下降区液体流速比较小，而随着 L/λ 的增加进一步降低，在给液体速度下很难形成有效的湍流混合。因此 $(TKE)_d$ 会随着下降区液体速度的改变而变化，由此可以看出，下降区液体流速是引起下降区平均湍动能改变的主要因素，二者具有相同的变化趋势。

为了更加清晰直观的研究下降区湍动能的分布情况，图 4-2 给出了在具有不同 L/λ 结构的导流板作用下下降区湍动能的分布情况，如图可以看出，当 L/λ 由 3 增加到 6 时，下降区上方湍动能较大的区域出现明显减小，而当 L/λ 在 6 到 10 之间变动时，下降区上方湍动能较大的区域基本上没有太大的变化，只在下降区中间和下方位置出现较小的波动。当 L/λ 为 11 时，可以看出此时下降区整体的湍动能均比在其他形式结构的导流板作用下要小，但当 L/λ 为 12 时，下降区顶部湍动能较大的区域范围要明显高于 L/λ 为 6 到 11 时，此时在导流板的波峰位置处也出现了较大的湍动能区域，而其他结构的导流板均未出现类似的现象，由此也可以得出，在 L/λ 为 12 时，对湍流混合有利。通过对下降区湍动能的流场分布情况的分析，可以看出湍动能的流场分布特征和图 4-1 中所得到的平均湍动能的数值变化情况一致，同时也进一步说明改变 L/λ 可有效的调节下降区的湍动能，从而改善光照梯度的混合性能。

4.1.2 L/λ 对下降区平均径向速度的影响

对下降区平均湍动能变化规律的分析发现，下降区平均液体流速是导致液体混合的主要因素，因此，进一步对光照方向的流动进行分析。下降区平均径向速

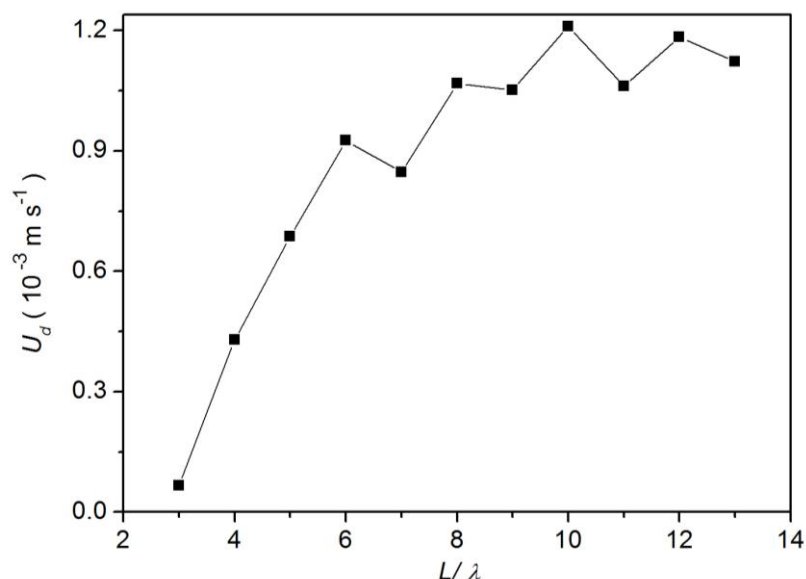


图 4-3 改变 L/λ 对下降区平均径向速度的影响

度是评价下降区混合性能的另一个指标,该指标可反应下降区液体沿光照方向流动状况,改变波形导流板的结构参数 L/λ , 研究其对下降区平均径向速度的影响。

图 4-3 给出了不同的 L/λ 对下降区平均径向速度的影响,如图可以看出当 L/λ 由 3 增加到 6 时, U_d 不断的增大;当 L/λ 继续增大时, U_d 开始在一个较大的值的范围内波动。造成 U_d 随 L/λ 改变的原因可能是当 L/λ 小于 6 时,下降区平均径向速度较大,液体主要以 y 轴方向的循环流动为主,此时 U_d 较小。而随着 L/λ 的继续增大,波纹导流板的波纹数目及波峰数逐渐增多,在波峰位置处的湍流混合被加强,并由此导致了 U_d 随着 L/λ 的增加而增大。而当 L/λ 超过 6 时,一方面随着 L/λ 的增加,使得液体流速减小,从而导致液体在 x 轴和 y 轴方向的流速均不断的减小。另一方面,随着波纹数目的增加,在波峰处的湍流混合被强化。因此增加 L/λ 将有助于增加湍流混合次数,由此在逐渐减小的液体速度及增加的湍流混合次数的共同作用下导致 U_d 出现波动。

4.2 A/λ 对光照梯度混合的影响

通过研究导流板结构参数 L/λ 对反应器内光照梯度混合的影响,可以看出当 L/λ 为 12 时,此时下降区平均径向速度、下降区平均湍动能的数值均较大,反应器内的光照梯度混合效果较好,相比于具有其他 L/λ 结构的导流板,在该培养条件下有利于微藻的生长,因此,固定波形导流板的结构参数 $L/\lambda=12$ 以及位置参数 $A_d/A_t=1.62$, $a=120\text{mm}$, $b=40\text{mm}$, 在 0.15 的通气比条件下,研究波形导流板的结构 A/λ 对反应器光照梯度混合的影响,此时,固定导流板的中心轴线 h , 使 A/λ 从 0.1 到 0.9 变化,此时由于导流板的高 L 和波长 λ 是固定的,改变 A/λ 仅影响导流板的波幅。

4.2.1 A/λ 对下降区平均湍动能的影响

图 4-4 给出了导流板结构参数 A/λ 对下降区平均湍动能 $(\text{TKE})_d$ 的影响,可以看出,当 A/λ 小于 0.3 时,随着 A/λ 的增加, $(\text{TKE})_d$ 也在不断增大;而当 A/λ 超过 0.3 时,随着 A/λ 的增加, $(\text{TKE})_d$ 却不断的减小。造成该现象的原因可能是在 A/λ 为 0.1 时,此时波纹起伏的幅度较小,在该波幅的作用下难以形成有效的湍流混合,并由此导致 $(\text{TKE})_d$ 较小。而当 A/λ 由 0.1 增加到 0.3 时,波幅也在不断增大,在导流板的作用下湍流混合得到强化,使得 $(\text{TKE})_d$ 的值也较大。然而由于液体流速随着 A/λ 的增加而减小,使得 $(\text{TKE})_d$ 增加的幅度变弱,并在 A/λ 为 0.3 时, $(\text{TKE})_d$ 值达到最大值。当 A/λ 超过 0.3 时,随着 A/λ 的增加,液体流速不断减少,使得湍

流混合不断减弱，而在同一个波形导流板上相邻两个波峰之间的区域随着 A/λ 的增加而逐渐增大，同时死区的范围也逐渐增大， $(TKE)_d$ 逐渐减小。

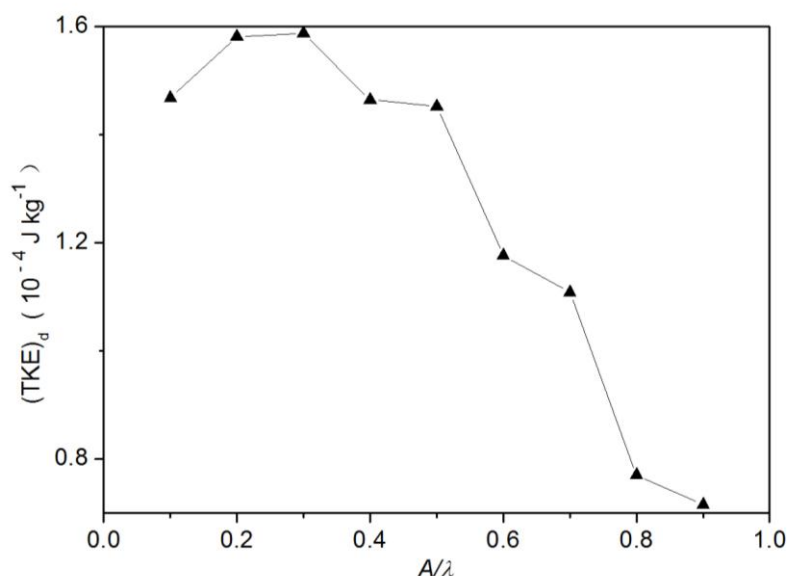
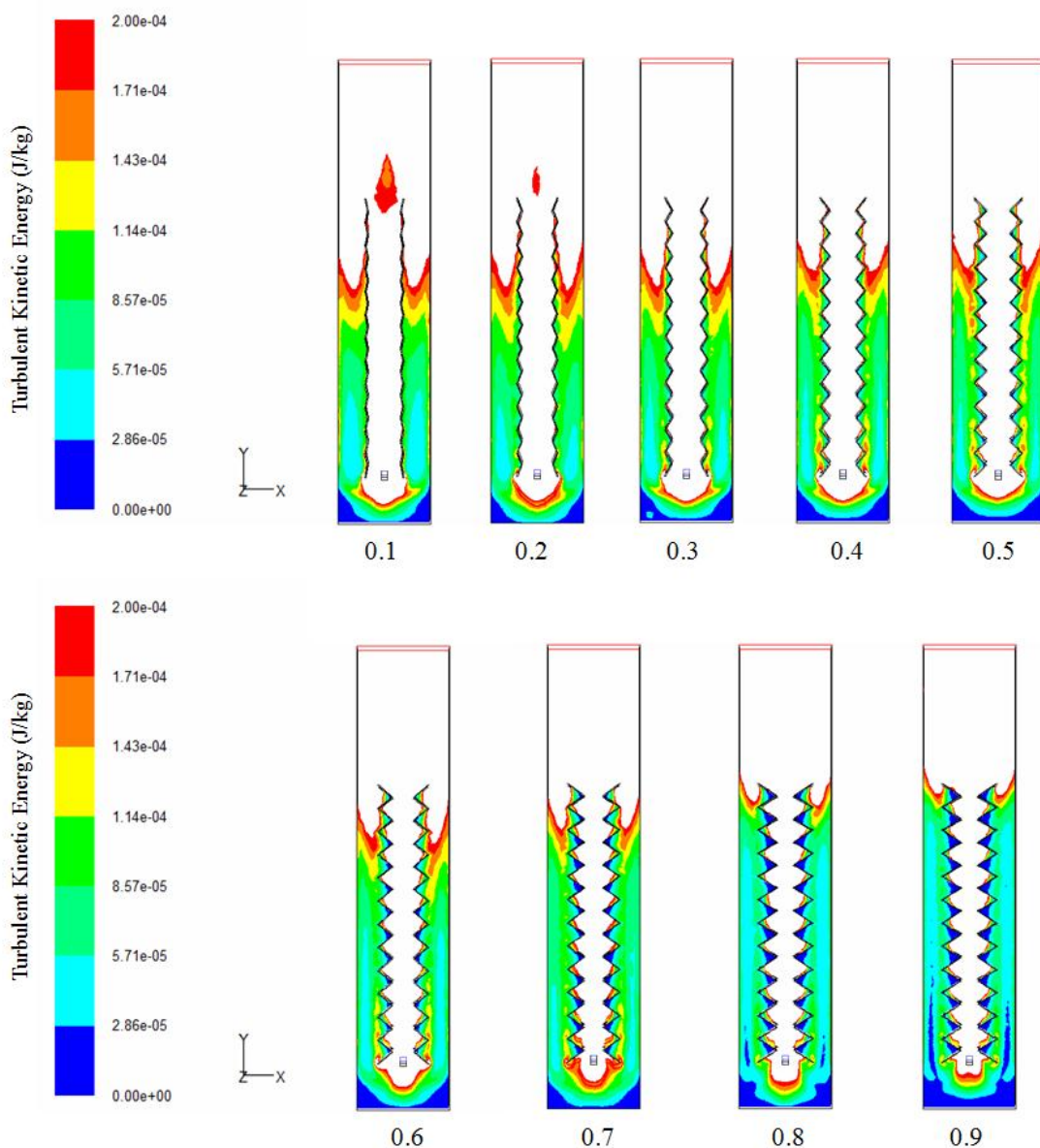


图 4-4 改变 A/λ 对下降区平均湍动能的影响

为了更好地描述具有不同 A/λ 结构的导流板对反应器内湍动能分布的影响，图 4-5 给出了下降区湍动能分布随 A/λ 的变化情况，图中白色的区域代表极高的湍动能，在所选定的显示区间范围内无法正常显示，因此均呈现白色。如图可以看出，随 A/λ 从 0.1 增加到 0.3，下降区顶部代表较大湍动能的白色区域不断的增大，并当 A/λ 超过 0.3 后，随着 A/λ 的继续增加，下降区顶部湍动能较大的区域开始逐渐地减小，并在 A/λ 为 0.9 时，达到最小。造成该现象的原因是随着 A/λ 的增加，下降区液体速度不断的减小，而液体速度越小越难以形成有效的湍流混合，因此使得湍动能逐渐的减小。此外，从图中可以看到，在 A/λ 为 0.3 时在波纹导流板的波峰位置处，开始出现较大的湍动能，随着 A/λ 的增加，在 A/λ 为 0.5 时，湍动能达到较大的值后，随后又开始减小。出现该现象的原因可能是随着 A/λ 的增加，波形导流板的凹凸起伏变大，当液体流速足够大时，便可在波峰位置处产生较好的湍流混合，使得波峰处的湍动能由小到大的变化。但是反应器下降区的液体流速随着 A/λ 的增加不断减小，当液体流速减小到一定程度时，难以形成有效的流动混合，因而，在波纹导流板的凹凸起伏的波峰及液体速度的共同作用下，导致下降区波峰位置处的湍动能由小变大，达到较大值后又逐渐减小。在图中还可以看出在较大的 A/λ 的作用下，出现了较大范围的死区，造成该现象的原因主要是因为液体的流速较小，而同一波形导流板相邻的两个波峰位置的区域较大，在较小的液体速度下，难以形成有效的流动。

图 4-5 不同 A/λ 作用下下降区湍动能的分布云图

通过分析 A/λ 对下降区平均湍动能大小及分布的影响，可以看出，改变 A/λ 对湍动能有很大的影响，在较小的 A/λ (A/λ 为 0.1 到 0.5 时) 的作用下，仅在上升区上方区域可产生较强的湍流混合，但在其他的波峰位置处难以形成有效的湍流混合。在较大的 A/λ (A/λ 为 0.6 到 0.9 时) 的作用下，下降区较大湍动能出现的范围比 A/λ 较小时小，且随着 A/λ 的增加不断的减小。由此可见，当波形导流板具有较大的 A/λ 对液体的流动及混合均不利，此外，在同一个导流板相邻两个波峰之间开始出现死，严重影响反应器培养的效果。结合 $(TKE)_d$ 随 A/λ 变化情况以及湍动能在流场中的分布情况，得出在 A/λ 为 0.2 和 0.3 时，反应器下降区内的平均湍动能值均较大，从而有助于在下降区形成良好的湍流混合效果。

4.2.2 A/λ 对下降区平均径向速度的影响

图 4-6 给出了 A/λ 对下降区平均径向速度 U_d 的影响, 如图可以看出, 当 A/λ 较小时, U_d 较大, 而随着 A/λ 的增加, U_d 不断减小, 造成该现象的原因可能是在 A/λ 较小时, 相邻两个波峰之间的区域相应较小, 而此时的液体流速较大, 由此, 一旦在波峰位置处出现湍流混合时, 混合时的液体速度值也较大, 从而使得 U_d 也较大。而随着 A/λ 的增大, 液体的流速不断的减小, 液体流动所能产生的混合能力也逐渐减弱, 除此之外, 在同一个波形导流板的相邻两个波峰之间的区域不断增大, 由于液体难以形成有效的流动混合, 死区范围也不断增大, 从而导致 U_d 不断减小。由 U_d 随 A/λ 的变化情况可以看出, 在 A/λ 为 0.1 及 0.2 时, 对形成较好的流动混合过程有利。

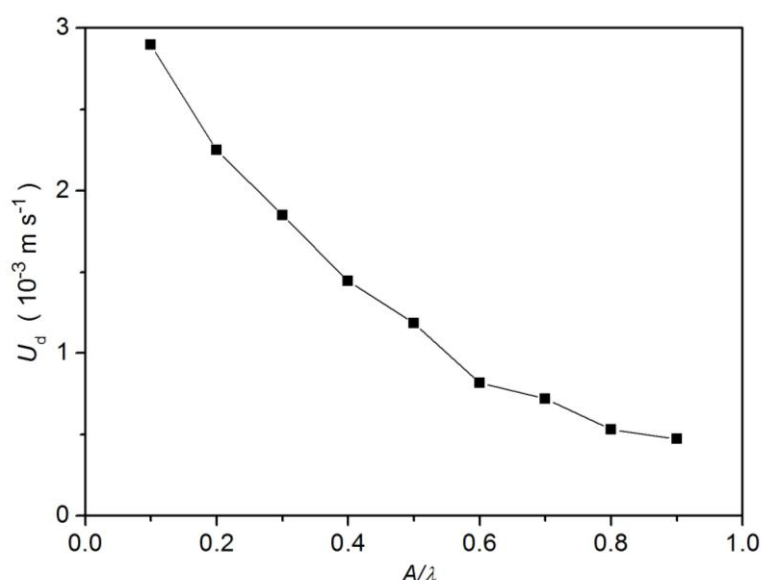


图 4-6 改变 A/λ 对下降区平均径向速度的影响

4.3 本章小结

本章主要研究了波形导流板对反应器光照梯度混合性能的影响, 以下降区平均湍动能 $(TKE)_d$ 和下降区平均径向速度 U_d 作为评价光照梯度混合性能的指标参数, 得到以下结论:

(1) $(TKE)_d$ 的随 L/λ 增加, 先大幅度减小, 而后小幅增加; U_d 随 L/λ 增大, 先不断增大而后在较大值附近波动; 对较大的 L/λ , 得到的 U_d 也相对较大; 对两个参数进行综合分析得出, 在 L/λ 为 12 时, 反应器内光照梯度混合性能较好。

(2) 固定导流板结构参数 $L/\lambda=12$ ，随着参数 A/λ 的增大，下降区平均湍动能先增大而后减小，而下降区平均径向速度不断减小，综合两个参数的变化趋势，得出当 $A/\lambda=0.2$ 时，反应器内光照梯度混合性能较好。

第五章 波形导流板的结构优化及性能评价

5.1 波形导流板较优结构参数的确定

分析导流板结构参数 L/λ 和 A/λ 对反应器内气体分布、液体流动、气液传质及混合性能的影响,可以看出当 L/λ 为 12 时,反应器的平均湍动能、液相体积传质系数和下降区停留时间占循环一周时间比均较大,在该条件下反应器的流场性能较佳。此外,反应器内的液体流速在适宜微藻生长的最佳流速附近。进一步分析导流板结构参数 L/λ 和 A/λ 对反应器内光照梯度混合性能的影响,得出在 L/λ 为 12 时,下降区平均径向速度和下降区平均湍动能均较大,在该条件下,有利于营造较佳的光照梯度混合。因此,将参数 L/λ 为 12 作为波形导流板的一个优化的结构,在该条件下培养微藻较为有利。

固定参数 L/λ 为 12,研究 A/λ 对反应器内流场性能影响,可以看出液相体积传质系数、反应器平均湍动能、下降区停留时间占循环一周时间比等性能分别达到最佳时,所对应得 A/λ 的情况各不相同,在 A/λ 为 0.8 时,反应器内的传质效果最好,而在 A/λ 为 0.4 时反应器内整体的湍流混合效果最佳,当 A/λ 较大时,反应器内下降区停留时间占循环一周时间比较大,对反应器内上升区和下降区的混合流动有利。进一步对反应器内实际的流场状况进行分析,发现当 A/λ 较大时,反应器内死区的范围较大,此时虽然可以获得较大的传质性能,但是只是局部范围内的强化,对反应器整体性能不利。在较小的 A/λ 变动区间 (0.2-0.4 时),此时反应器内的流动、传质及混合性能均较好,由此可以看出较小的 A/λ 对反应器内的流动传质、混合及传质均有利。

继续分析 A/λ 对反应器内光照梯度混合性能的影响,发现当 A/λ 为 0.2 时,此时的下降区平均径向速度和下降区平均湍动能均较大,在该结构导流板的作用下,有利于光照梯度的混合。因此,结合 A/λ 对反应器内流场性能的影响,可以看出, A/λ 为 0.2 是使反应器获得较好性能的另一个优化的结构参数。

当前对气升式反应器内导流板的研究主要是采用平直的导流板展开,本文在对波形导流板结构影响反应器流动、混合、传质及光照梯度混合性能的研究中,得出了实现反应器较佳的性能所需要的波形导流板结构,即 $L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.2$ 。而为了探索该优化的波形导流板是否比传统的平直导流板更能提高反应器内整体的流动、传质、混合及光照梯度混合性能,在研究中采用相同的反应器、导流板位置参数及实验条件,对传统平直导流板影响反应器的性能展开分析。

因此，通过对反应器综合性能的评价，可以看出当波形导流板的结构参数 L/λ 为 12， A/λ 为 0.2 时，反应器内液体的流动、混合、气液传质以及光照梯度混合性能均能达到较佳的水平。为了评价所优化的波形导流板对反应器性能的提升效果，选择传统的平直导流板展开研究，该导流板的位置参数与波形导流板一致，均为 $A_d/A_r = 1.62$ ， $a=120\text{ mm}$ ， $b=40\text{ mm}$ 。反应器的运行时的通气比为 0.15，在该条件下对反应器内所发生的传质、混合、流动特性进行研究。将所优化的导流板结构 $L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.2$ 和导流板结构 $L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.8$ 作为分析的对象，比较不同导流板对反应器性能的影响。

5.2 不同结构导流板对反应器流场性能的对比分析

5.2.1 不同结构导流板对气体分布的影响

图 5-1 给出了在三个导流板的作用下，反应器内气体的分布状况，如图可以看出气体在反应器内的分布均位于上升区及其顶端到液面的区域内。而气体浓度较大的地方均出现在曝气管上端一段很小的区域内，对比图 5-1 (a) 和 (b) 可以看出气体均充满整个上升区，且气体浓度分布较为一致，说明所优化的导流板与平直导流板对反应器内气体分布有相同的作用形式，均没有对气体的分布和含量造成太大的影响。而由图 5-1 (c) 中气体的分布情况可以看出，由于 A/λ 较大，

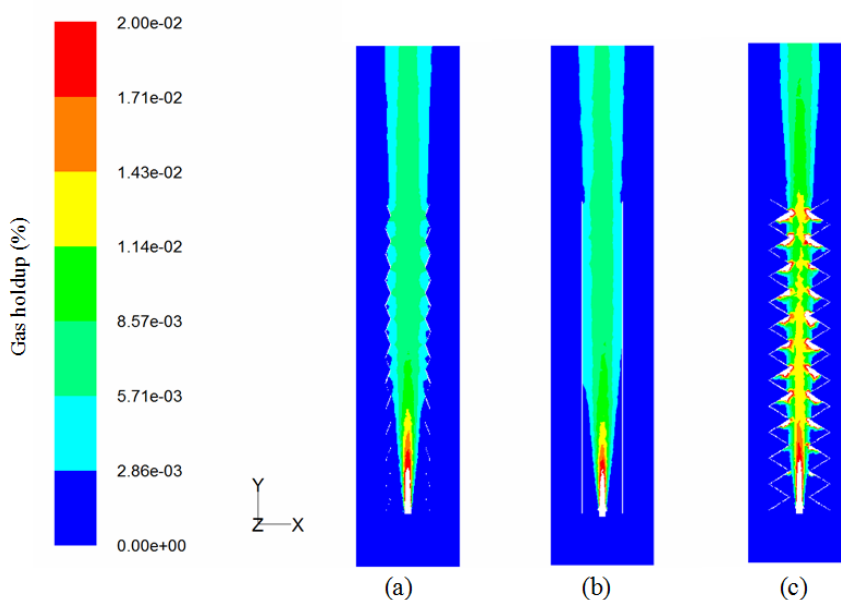


图 5-1 三种不同导流板作用下反应器内气体分布云图：(a) 优化的波形导流板 ($L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.2$)；(b) 平直导流板；(c) 波形导流板 ($L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.8$)

在波形导流板的凹凸起伏处,对气体有明显的阻隔,使得气体浓度有较大的增加。从而造成其在反应器内部不均匀的分布,同时在导流板下积存的气体难以参与气液之间的传质过程,因此该结构的导流板不利于反应器整体性能的提升。

5.2.2 不同结构导流板对液体流动的影响

图 5-2 给出了反应器内液体流动的矢量图,对比三个导流板作用下液体流动的变化情况,可以看出液体流速最大的区域均出现在上升区中,并且平直导流板内液体最大流速出现的范围(图中红色区域)明显高于另外两个导流板。造成该现象的原因是平直导流板相比波形导流板对液体流动的阻碍作用小,使得液体的流动速度较大。对比三种导流板作用下,液体流动的方式,可以看出在波形导流板的作用下,在相同的通气比条件下,波形导流板能有效地调节液速,使得液体在流动过程中易于发生径向混合。而在图 5-2 (c) 中可以看出当波形导流板的结构参数 L/λ 较大时,会导致液体流速较低,而同一导流板相邻两个波峰之间的区域又较大,导致死区的出现,对反应器的流动混合不利。因此,通过对比所优化的波形导流板和平直导流板,可以看出该结构的导流板能产生较好的液体流动混合,不会出现因反应器通气速度过高而导致液速过大的现象。

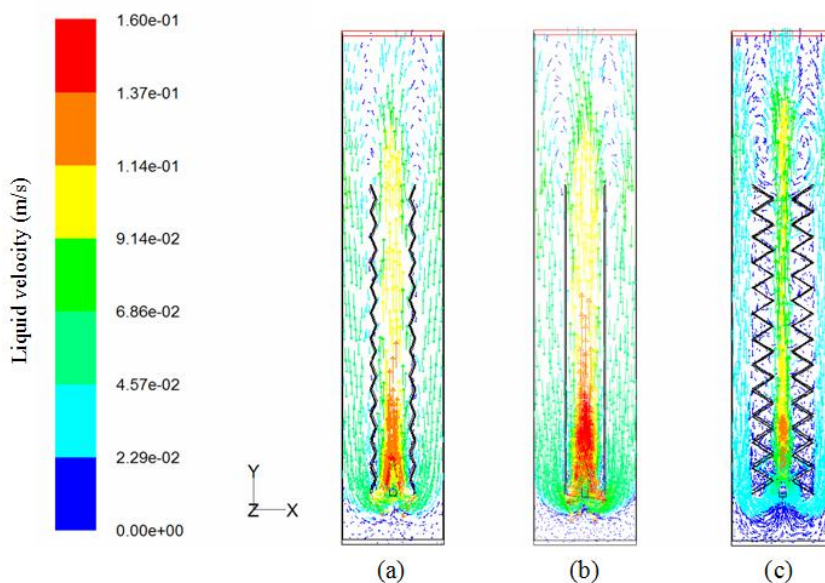


图 5-2 三种不同的导流板作用下反应器内液体流动的矢量图: (a) 优化的波形导流板 ($L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.2$); (b) 平直导流板; (c) 波形导流板 ($L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.8$)

5.2.3 不同结构导流板对传质及混合性能的影响

为了能更好的评价反应器的传质及混合性能,对三种导流板作用下反应器内的液相体积传质系数 k_La 、反应器平均湍动能 E_m 、下降区停留时间占循环一周时间比 θ 三个参数的大小进行比较分析,表 5-1 给出了两种波纹结构导流板和平直导流板作用下参数 θ 、 k_La 和 E_m 的变化情况

表 5-1 不同结构导流板对流场传质及混合参数的影响

| 类型 | L/λ | A/λ | θ | $k_La \text{ (s}^{-1}\text{)}$ | $E_m \text{ (J/kg)}$ |
|---------|-------------|-------------|----------|--------------------------------|----------------------|
| 平直导流板 | — | — | 0.6186 | 1.21 E-3 | 6.23 E-4 |
| 波纹导流板-1 | 12 | 0.4 | 0.6307 | 1.19 E-3 | 7.15 E-4 |
| 波纹导流板-2 | 12 | 0.8 | 0.6457 | 1.33 E-3 | 5.15 E-4 |

由表 5-1 可看出,采用波形导流板-2 比采用平直导流板时液相体积传质系数 k_La 增加了 10%,而由优化的波形导流板-1 得到的传质系数与传统的平直导流板接近,由此可见控制导流板结构参数 L/λ 与 A/λ ,在反应器中可改善传质过程,进而实现更高的气液间传质性能,因此,可在传统的发酵式生物反应器及光生物反应器内加装具有类似结构的波纹隔板,以此来提高反应器的传质性能,进而提高反应器的培养效率及相关代谢产物产量。在采用波形导流板时, θ 值均高于采用平直隔板。此外,在图 3-15 中得出,在 $L/\lambda=12$ 的条件下, θ 随 A/λ 增加而不断增大,在 $A/\lambda=0.1$ 时 θ 值最小,但仍比采用平直隔板时高。可见采用波形导流板对增加反应器上升区及下降区的流动混合有利,下降区是微藻光合作用的主要区域,当光照方向出现较好的流动混合时,对减少微藻彼此间的遮挡效应、提高光合作用效率有利。因此,波形导流板在提高光生物反应器的光能利用效率方面有很好的应用价值。采用波形导流板-1 比采用平直导流板时反应器的平均湍动能 E_m 增加了 14.7%,这是由于平直导流板对增强液体的湍流混合作用不明显,而波形导流板可明显改善流场的混合效果。而反应器内部的流动混合,特别是光照区的流动混合越好,越有利于微藻生长^[36]。本文关于波纹结构影响流动混合参数 (θ 和 E_m) 的研究结果,对提高平板反应器内流动混合(特别是光照区的流动混合)有很好的应用价值,对改善反应器内部流动混合的研究有很好的指导意义。

在图 5-3 中给出不同导流板作用下反应器内湍动能的分布情况,如图可以看出,在不同导流板中,最大湍动能区域均出现在下降区上边缘至液面的一段区域内,而在上升区上边缘与液面的一段距离内,湍动能的强度有所减弱,出现该现象的原因是液体从上升区流出进入下降区之前会在两个区域顶端相邻处出现液体流动方向的改变,使得液体出现较强的湍流混合,使得湍动能较大。分析上升区内湍动能的分布情况,可以看出,带平直导流板的反应器,其在曝气管周围所形成的较高湍动能的区域远远高于另外两个导流板。主要是因为,没有凹凸起伏波纹的阻碍,使得喷出气体的流速较大,并带动液体出现强烈的混合搅拌,从而使较大范围内出现较高的湍动能。而另外两组波形导流板,其较大的湍动能区域除了出现在曝气管附近外,在靠近导流板凹凸起伏的波纹处也有较大的分布,说明波形导流板对强化流动混合有利。继续对下降区湍动能的分布状况进行分析,可以看出,在优化的导流板作用下,下降区内的湍动能较大的区域明显高于另外的波形导流板及平直导流板,说明所优化的导流板对强化下降区的湍流混合有利。对比图 5-3 (a)、(b)、(c) 三者的湍动能分布情况可以看出,在所优化的波形导流板的作用下,反应器内湍动能分布的均匀性要高于平直导流板。

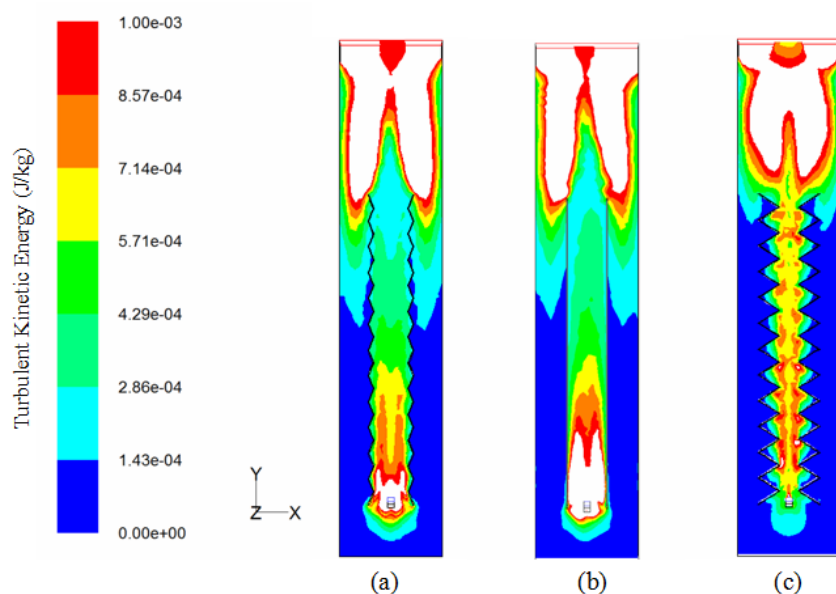
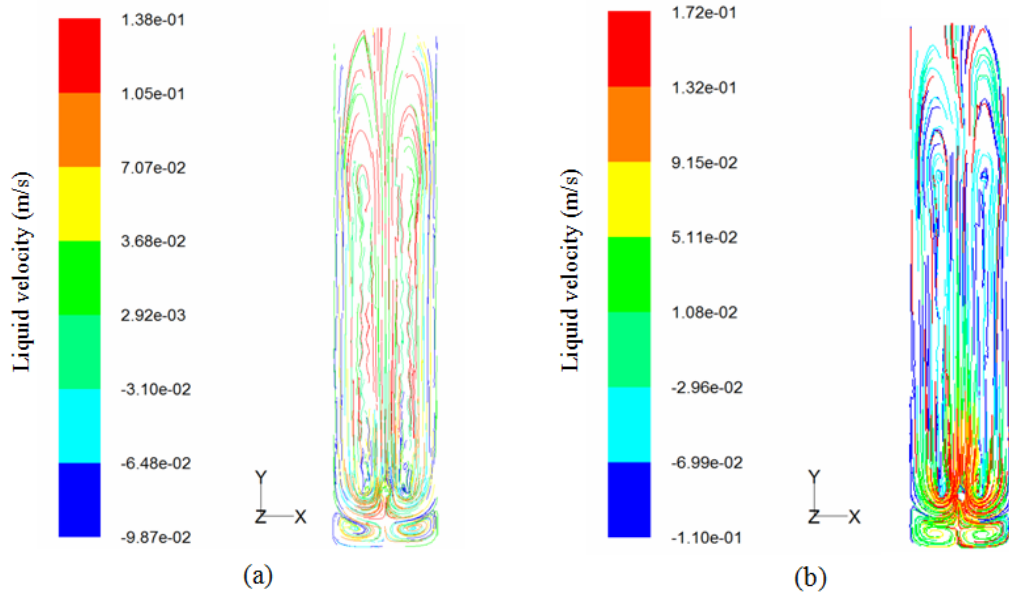


图 5-3 三种不同导流板作用下反应器内湍动能的分布云图 (a) 优化的波形导流板 ($L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.2$) ; (b) 平直导流板; (c) 波形导流板 ($L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.8$)

5.2.4 不同结构导流板作用下的流线分析

为了更形象直观的描述以及比较分析反应器内所发生的混合状况,对优化的波形导流板 ($L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.2$)、传统的平直导流板以及产生混合性能较差的波形导流板 ($L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.9$) 的流线展开研究。图 5-4 给出了三种导流板作

用下，反应器内流线的二维平面示意图。如图可以看出在优化的波形导流板的作用下，产生了较好的湍流混合，液体在反应器内进行有规则的波动，从而可以使处在其中的微藻在光照方向上发生混合流动。在该导流板作用下液体发生的流动形式与 Perner-Nochta 等^[54]通过安装螺旋形混合器强化反应器光照梯度的混合时的流动类似。在 Perner-Nochta 的研究中，液体所发生的波形流动混合不仅能提高液体径向混合的频率和性能，而且还可以增加微藻的光能利用效率，提高微藻的产量。而由图 5-4 (b) 可以看出，液体的流动速度明显高于另外两种导流板，这主要是因为平直导流板对液体流动过程中的阻碍较小。而在平直导流板的作用下，液体主要沿着 y 轴方向流动，而径向混合较弱，因此在平直导流板的作用下反应器内的流动混合相对较弱。对比平直导流板和优化的波形导流板对液体流动的影响，可以看出在波纹导流板的作用下，光照梯度的混合被强化。除此之外，在具有结构参数 $L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.9$ 的波形导流板的作用下，对反应器的流线分布展开研究，如图 5-4 (c) 可以看出，在同一个波纹型导流板的相邻的两个波峰之间出现死区，此外，在该区域内也出现液体的涡流，该流动极大的限制了物质交换及藻类的生长。在死区以及较低的液体速度值的共同作用下，难以形成有效地湍流混合。



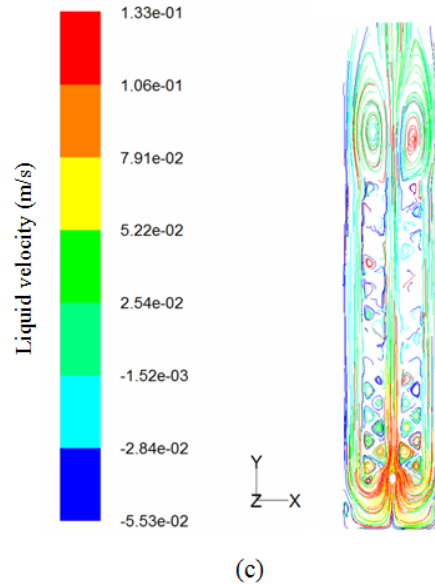


图 5-4 三种不同导流板作用下反应器内流线的二维分布状况：（a）优化的波形导流板（ $L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.2$ ）；（b）平直导流板；（c）波形导流板（ $L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.9$ ）

5.3 不同结构导流板对反应器内光照梯度混合的影响

5.3.1 光照梯度混合指标的数值分析

表 5-2 不同结构导流板对反应器内光照梯度混合参数的影响

| Type | L/λ | A/λ | v_d (m/s) | U_d (m/s) | $(TKE)_d$ (J/kg) |
|-------|-------------|-------------|-------------|-------------|------------------|
| 平直导流板 | - | - | 5.74E-2 | 4.31E-3 | 1.17E-4 |
| 波纹导流板 | 12 | 0.2 | 5.04E-2 | 2.25E-3 | 1.58E-4 |

表 5-2 给出了在两种不同导流板作用下，下降区平均径向速度、下降区平均湍动能以及下降区平均流速的对比情况，由表 5-2 中给出的不同导流板作用下平均湍动能的数值大小可以看出，优化的波形导流板作用下的下降区平均湍动能比平直导流板时增加 35%，这主要是因为平直导流板难以在反应器内形成有效地湍流混合，但是在凹凸起伏的波形导流板的作用下，使得在波纹处的湍流混合能力加强，从而使得下降区平均湍动能值较高。林晨等^[36]在研究光照梯度与微藻产量的关系时，发现下降区平均湍动能的值越大，下降区的湍流混合性能越好，所培养的 *Isochrysis galbana* 3011 的产量也就越高。由此可见优化的波形导流板对增

强光照方向混合及提供微藻的产量有利。可以看出，在平直导流板的作用下，下降区的平均流速和下降区平均径向速度均高于优化的波形导流板。造成该现象的原因是液体在下降区沿着 y 轴方向流动，而波形导流板在 x 轴方向出现凹凸起伏，从而对液体的流动产生阻碍，而平直导流板对液体流动的阻力较小，因此，在平直导流板的作用下，下降区液体平均流速较大。虽然在平直导流板的作用下，所产生的液体径向混合的能力较弱，但是由于液体流速本身较大，使得出现的径向流速也比波纹导流板产生的流速的绝对值大。因此在平直导流板作用下的液体平均径向速度较大。

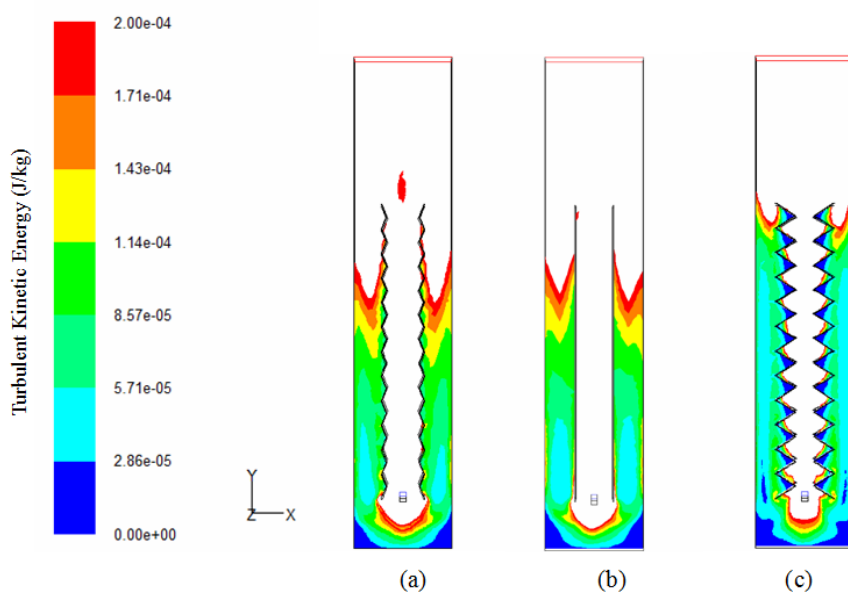


图 5-5 三种不同导流板作用下反应器下降区湍动能的分布云图 (a) 优化的波形导流板 ($L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.2$) ; (b) 平直导流板; (c) 波形导流板 ($L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.8$)

图 5-5 给出了三种不同导流板作用下反应器下降区湍动能的分布云图，如图可以看出在三个反应器下降区顶部的湍动能均较大，主要是由于该处的液体流速较大，从而带动液体出现较强的湍动混合。对比三个反应器下降区湍动能较大的区域，可以看出在优化的波形导流板作用下，所产生较大湍动能的区域明显高于另外两个导流板，主要是由于在优化的波形导流板凹凸起伏的波纹作用下，使得液体不断出现扰动混合，从而产生较大的湍动能，而在平直导流板的作用下，液体主要以 y 轴方向的流动为主，出现扰动混合的机会低于优化的波形导流板，因此，下降区整体的湍动能要小一些。在图 5-5 (c) 所示的导流板作用下，湍动能较低，且在同一导流板相邻两波峰之间以及下降区的低端均出现了明显的死区，液体的流动混合的效果较差。出现该现象的原因主要是因为该波形导流板的凹凸起伏的波峰较大，使得液体流速较小，在较低的流速作用下，湍流混合能力较弱，

在局部区域因为难以产生流动的混合而出现死区,综合三种导流板的作用效果可以看出,优化导流板对强化下降区的湍流混合有利,在其作用下可为微藻提供较佳的光照梯度的混合,提高微藻的光能效率及产量。

吴晓辉等^[61]分析了水动力条件对藻类生长的影响,认为低流速、小扰动有利于藻类的生长和聚集,藻类的生长随着湍流程度的增加而逐渐受到抑制。目前对反应器内湍流混合的相关参数,在抑制微藻生长方面缺少定量的研究,本文采用下降区平均湍动能 $(TKE)_d$ 、下降区平均径向速度 U_d 来反应光照方向的湍流混合,该参数与林晨等^[36]研究多节隔板对反应器影响时相同。其通过模拟得到包含有下降区平均湍动能 $(TKE)_d$ 和平均径向速度 U_d 的四组数据,最小的一组数据中的 $(TKE)_d$ 和 U_d 值分别为 $6.55E-4$ J/kg 和 $3.35E-3$ m/s,其他各组数据中的 $(TKE)_d$ 和 U_d 依次相应增大,通过其对等鞭金藻的培养结果可以看出,藻细胞密度增大的趋势与 $(TKE)_d$ 和 U_d 数值增大的趋势一致。说明其得出的 $(TKE)_d$ 及 U_d 处在抑制微藻生长的临界值内。而本文改变导流板结构参数 L/λ 和 A/λ 时,得到最优结构下的 $(TKE)_d$ 和 U_d 分别为 $3.16E-4$ J/kg 及 $2.21E-3$ m/s,均小于林晨所得出的最小的 $(TKE)_d$ 和 U_d ,由此可见,本文采用 0.15 的通气比,产生了适于微藻生长的临界液体流速;同时,液体在波形导流板的作用下,出现的湍流混合,未达到抑制微藻的生长的程度,反而因为促进了光照方向的湍流混合及气液间传质而利于微藻的生长。

5.3.2 光照梯度混合性能的统计分析

下降区是微藻光合作用的关键区域,其结果的准确性对反应器优化的意义重大。前人大多采用平均值作为评价指标^[27,36,56],不能体现流场中相应参数的分布情况,影响对反应器性能的准确评价。为了分析下降区的湍流混合效果的空间分布,本文采用统计学方法分析下降区流场的性能。由于反应器长度方向上的流场分布状况一致,则垂直于 z 轴(长度方向)依次截取 5 个间距相等且覆盖整个下降区的截面,在截面上以最能反应下降区湍流混合的湍动能 TKE 及液体径向速度 U 两个参数为分析对象。以表 5-2 中的平直导流板和波形导流板的下降区为研究对象,分析 TKE 和 U 具体数值的分布情况。

图 5-6 给出了传统平直导流板和优化波形导流板作用下的下降区径向速度的分布,由于平直导流板在液体流动方向上对液体的阻碍较小,如图可以看出在平直导流板作用下,液体速度的最大值远高于波形导流板的情况,这也是 U_d 在传统的平直导流板作用下高于波形导流板的原因。虽然在平直导流板的作用下,液体流速的最大值较大,但是其所占的比例非常小,因此采用液体径向速度的平均值不能准确反应径向混合的状况。除此之外,还可以看出,在两种反应器中,较

小的液体径向速度所占的比重均高于 70%。采用波形导流板时，速度为负值的比例为 11.38%，而平直导流板时速度为负值的比例仅为 4.54%。出现速度为负值的区域越大，说明流场中液体旋涡影响范围越大，流动混合效果越好。在波形导流板的作用下，速度为负值的比例是平直导流板时的 2.5 倍。由此可见采用波形导流板可改善液体的径向混合效果。

图 5-7 给出了传统平直导流板和优化波纹形导流板作用下，下降区湍动能的分布情况，如图可以看出采用波形导流板时，反应器内的最大的湍动能值比采用传统的平直导流板时大。造成该现象的原因可能是进气速度一定，平直隔板没有凹凸起伏的波纹阻隔，液体在下降区难以产生有效的湍流混合。而在波纹导流板的凹凸起伏的波纹作用下，液体易于发生径向混合，因此产生了较大的下降区湍流动能。优化的波形导流板产生的 $(TKE)_d$ 的值为 $3.16E-4$ J/kg，TKE 在带波形导流板的反应器中高于该平均值所占的比例为 36.6%，而带平直导流板的反应器中 TKE 高于该平均值的比例为 19.1%，可见在带波形导流板的反应器内，较大湍动能的比例远高于具有平直导流板的反应器，而较大湍动能的比例越大，液体的混合也越好。因此，采用波形导流板有利于提高下降区整体的湍流混合效果。

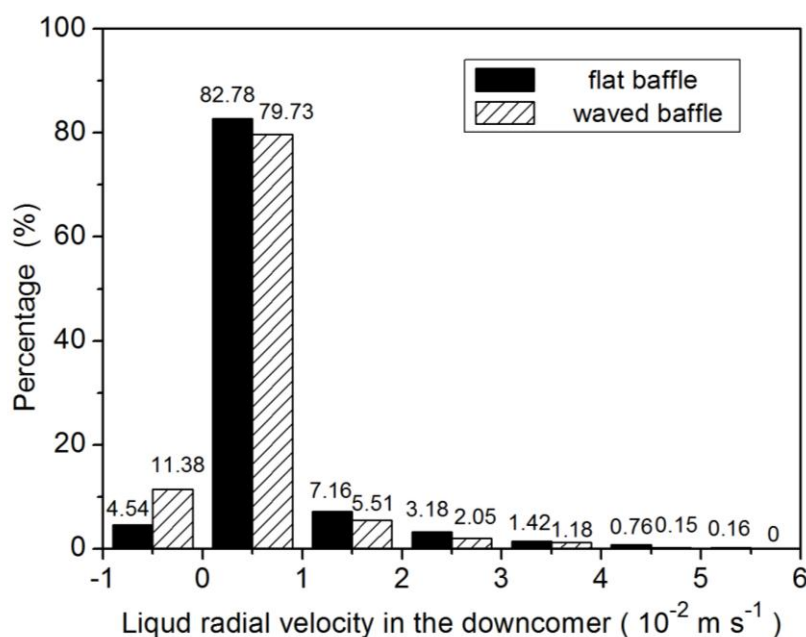


图 5-6 传统平直导流板和优化波纹导流板作用下的下降区径向速度的统计分布

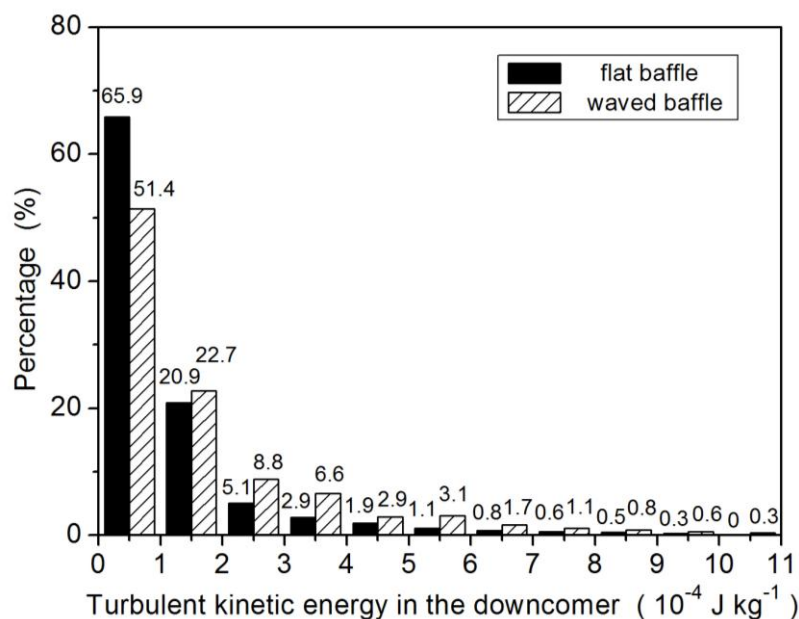


图 5-7 传统平直导流板和优化波形导流板作用下的下降区湍动能的统计分布

5.4 本章小结

对比分析优化的波形导流板和传统的平直导流板及普通的波形导流板对流场性能的影响，相比后两种导流板，优化的波形导流板能更好的调节液体流速，强化反应器的混合过程。

分析波形结构导流板对改善流场性能的有益效果，在波形结构导流板 ($L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.8$) 的作用下，反应器液相体积传质系数比采用平直导流板时增加了 10%，该结构下的波形导流板对强化反应器的传质过程有利。在波形结构导流板 ($L/\lambda=12$ 和 $A/\lambda=0.4$) 的作用下，反应器内的平均湍动能比采用平直导流板时增加了 14.7%，该结构下的波形导流板对促进反应器内的混合过程有利。

综合波形和平直导流板对反应器内流场性能及光照梯度混合的影响，在波形导流板结构参数： $L/\lambda=12$ 时和 $A/\lambda=0.2$ 时，光照梯度混合效果较好，同时反应器内也能实现较好的传质及混合效果。在该结构导流板的作用下，下降区平均湍动能比采用传统的平直导流板时增加了 35%。虽然在该优化导流板作用下，下降区平均径向速度仅为传统平直导流板的 52%，但采用更能准确分析的统计方法进行评估时，在优化的波形导流板作用下，表征混合过程的液体速度为负值所占的比例是平直导流板的 2.5 倍，证明波形导流板可有效的强化光照梯度的混合过程。此外，下降区湍动能在波形结构时的最大值以及较大湍动能所占的比例（即高于优化导流板下降区平均湍动能 $(TKE)_d$ 的比例）均远高于平直导流板，由此，进一步证明所优化的波形结构导流板可有效强化光照梯度的混合。

第六章 结论与展望

6.1 主要研究结论

本文以李昱喆等建立的带形导流板的平板式生物反应器为研究对象, 基于计算流体动力学 (CFD) 的方法, 采用欧拉-欧拉两流体模型, 对带波形导流板的平板式生物反应器的流场性能展开研究, 利用李昱喆等的实验结果验证数值模拟的可靠性, 固定波形导流板位置参数为 $A_d/A_t = 1.62$, $a = 120 \text{ mm}$, $b = 40 \text{ mm}$, 改变波形导流板的结构参数: 波形导流板高与波长的比值 (L/λ) 及波幅与波长的比值 (A/λ), 研究其对反应器内气体分布、液体流动混合、气液传质及光照梯度混合的影响, 得到以下结论:

(1) 反应器内气体主要分布在上升区, 改变 L/λ 对反应器内的气含率的影响小; 而增加 A/λ , 反应器内的气含率不断增大, 但主要表现为波形导流板凹凸起伏波峰下方的气含率的增加, 不利于气液间传质过程的进行。改变 L/λ 和 A/λ 均可有效的调节液体流速。随 L/λ 的增加, 反应器内的液相体积传质系数呈“V”型变化趋势; 液体在下降区停留时间占循环一周时间比 θ 呈现近似“M”型的变化趋势, 在 L/λ 为 8 时, 上升区及下降区出现局部较佳的流动混合, 在 L/λ 为 12 时, 反应器在上升区及下降区的流动混合效果最好。随着 L/λ 的增加, 反应器内的平均湍动能不断增大, 在具有较大 L/λ 结构的导流板的作用下, 有利于强化反应器内整体的混合过程。综合上升区和下降区液体平均流速 v_r 和 v_d 、液相体积传质系数 $k_L a$ 、下降区停留时间占循环一周时间比 θ 、平均湍动能 E_m 等参数随 L/λ 的变动特征, 得出当 L/λ 为 12 时, 可实现反应器较佳的流动混合及传质性能, 同时得到液体流速在微藻生长的最优流速附近。

(2) 固定 L/λ 为 12, 研究导流板的结构参数 A/λ 对反应器流场性能的影响。增加 A/λ , 液体循环流速减小。随着 A/λ 的增加, 反应器内液相体积传质系数呈现“V”型变化趋势; 在 A/λ 为 0.8 时, 反应器的传质效果最好, 此时液相体积传质系数 $k_L a$ 比采用平直导流板时增加了 10%。反应器内平均湍动能随着 A/λ 的增加呈现“倒 V”型变化, 在 A/λ 为 0.4 时, 平均湍动能值到达最大, 此时反应器内的整体混合性能最佳, 平均湍动能 E_m 的值比采用平直隔板时增加了 14.7%。对不同条件下的 A/λ , 所得到最小的 θ 值比采用平直导流板时高, 随着 A/λ 的增加, 下降区停留时间占循环一周时间比不断增大, 并在 A/λ 为 0.9 时, θ 值最大, 在该条件下, 对下降区及上升区的混合较为有利。

(3) 分析波形导流板对反应器光照梯度混合性能的影响, 增加 L/λ , 下降区平均湍动能先大幅度减小, 而后出现小幅增加。下降区平均径向速度随 L/λ 增加, 不断增大, 而后在一个较大值附近波动。而固定 L/λ 后, 随着参数 A/λ 的增大, 下降区平均湍动能先增大而后不断减小, 而下降区平均径向速度不断减小。对光照梯度混合性能进行综合分析, 得较佳的波形导流板结构参数: $L/\lambda=12$, $A/\lambda=0.2$, 在该条件下有利于实现反应器内最佳的光照梯度混合, 此时下降区平均湍动能(TKE)_d 值达到最大, 该值比采用平直导流板时增加了 35%。采用更能准确分析的统计方法分析光照梯度的混合, 在优化的波形导流板的作用下, 表征混合过程的液体速度为负值所占的比例是平直导流板的 2.5 倍。以优化的波形结构导流板 (L/λ 为 12, A/λ 为 0.2 时) 得到的(TKE)_d 值为基准值, 对优化的波形导流板及平直导流板, 其所得到的下降区湍动能的数值高于该基准值的比例分别为 36.3% 和 19.1%, 进一步证明所优化的波形结构导流板可显著提高反应器内光照梯度混合。

6.2 论文的不足与展望

本文系统分析了波形结构导流板对反应内流场性能及光照梯度混合性能的影响, 得到了波形导流板对气体分布、液体流动混合、气液传质及光照梯度混合等的控制机理, 但是对反应器尺寸放大后, 所优化的波形导流板的适用性缺少系统的分析研究。

本文所研究的带波形导流板的反应器主要用于微藻的培养, 所得到的导流板结构参数与反应器内的流场性能有很好的关联性, 但是针对微藻实际的培养效果没有展开分析, 在研究中缺少对微藻培养的实验性验证。

针对本文研究中出现的不足之处, 对反应器及波形导流板的设计及优化的前景展望可从以下几个方面展开:

首先, 在反应器及其内部导流板的设计中, 对有量纲的尺寸结构应进行无量纲化处理, 确保研究成果的广泛适用性。

其次, 针对特定用途的反应器, 在采用计算流体力学方法优化其结构时, 除了必要的流体力学方面的实验验证, 还需结合其未来的应用, 展开实际的应用效果分析, 为反应器的设计及优化提供更好的实际应用指导。

最后, 对导流板结构的优化改进, 除了性能的考虑, 还应对制作工艺、材料成本做综合的分析, 从而设计及制造出低成本、高性能的导流板。

参考文献

- [1] Richmond A. *Handbook of microalgal culture: biotechnology and applied phycology*[M]. Iowa: Blackwell Science Ltd, 2004.
- [2] Spolaore P, Joannis-Cassan C, Duran E, et al. Commercial applications of microalgae[J]. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 2006, 101(2): 87-96.
- [3] Garcia-Casal M N, Ramirez J, Leets I, et al. Antioxidant capacity polyphenol content and iron bioavailability from algae (*Ulva* sp., *Sargassum* sp. and *Porphyra* sp.) in human subjects[J]. *British Journal of Nutrition*, 2009, 101: 79-85.
- [4] Harun R, Singh M, Forde G M, et al. Bioprocess engineering of microalgae to produce a variety of consumer products[J]. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2010, 14(3): 1037-1047.
- [5] Li Y, Horsman M, Wu N, et al. Biofuels from microalgae[J]. *Biotechnology Progress*, 2008, 24(4): 815-820.
- [6] Chisti Y. Biodiesel from microalgae[J]. *Biotechnology Advances*, 2007, 25(3): 294-306.
- [7] Rodolfi L, Zittelli G C, Bassi N, et al. Microalgae for oil: strain selection, induction of lipid synthesis and outdoor mass cultivation in a low-cost photobioreactor[J]. *Biotechnology and Bioengineering*, 2009, 102(1):100-112.
- [8] Rosenberg J N, Oyler G A, Wilkinson L, et al. A green light for engineered algae: redirecting metabolism to fuel a biotechnology revolution[J]. *Current Opinion in Biotechnology*, 2008, 19(5): 430-436.
- [9] Wijffels R H, Barbosa M J. An outlook on microalgal biofuels[J]. *Science*, 2010, 329(796): 796-799.
- [10] Wang B, Li Y, Wu N, et al. CO₂ bio-mitigation using microalgae[J]. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 2008, 79(5): 707-718.
- [11] McGinn P J, Dickinson K E, Bhatti S, et al. Integration of microalgae cultivation with industrial waste remediation for biofuel and bioenergy production: opportunities and limitations[J]. *Photosynthesis Research*, 2011, 109(1-3): 231-247.
- [12] Chinnasamy S, Bhatnagar A, Claxton R, et al. Biomass and bioenergy production potential of microalgae consortium in open and closed bioreactors using untreated carpet industry effluent as growth medium[J]. *Bioresource Technology*, 2010, 101(17): 6751-6760.

- [13] Fierro S, S á nchez-Saavedra, Copalc í a M D P. Nitrate and phosphate removal by chitosan immobilized *Scenedesmus*[J]. *Bioresource Technology*, 2008, 99(12): 1274-1279.
- [14] Luz E B, Yoav B. Immobilized microalgae for removing pollutants: review of practical aspects[J]. *Bioresource Technology*, 2010, 111 (9): 1611-1627.
- [15] Masojidek J, Torzillo G. Mass cultivation of fresh water microalgae[J]. *Encyclopedia of Ecology*, 2008, 22: 26-35.
- [16] Tafreshi A H, Shariati M. Pilot culture of three strains of *Dunaliella salina* for beta-carotene production in open ponds in the central region of Iran[J]. *World Journal of Microbiology and Biotechnology*, 2006, 22(9): 1003-1006.
- [17] Ugwu C U, Aoyagi H, Uchiyama H. Photobioreactors for mass cultivation of algae[J]. *Bioresource Technology*, 2008, 99(10): 4021-4028.
- [18] Toru S, Shinsuke U, Yoshihiro T. Invention of outdoor closed type photobioreactor for microalgae[J]. *Energy Conversion and Management*, 2006, 47: 791-799.
- [19] Iris P, Clements P, Jurgen B. CFD optimization of a plate photobioreactor used for cultivation of microalgae[J]. *Engineering in Life Sciences*, 2003, 3(7): 287-291.
- [20] Posten C. Design principles of photo-bioreactors for cultivation of microalgae[J]. *Engineering in Life Sciences*, 2009, 9(3): 165-177.
- [21] 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.
- [22] Kunjapur A M, Eldridge R B. Photobioreactor design for commercial biofuel production from microalgae[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2010, 49(8): 3516-3526.
- [23] Hu Q, Guterman H, Richmond A. A flat inclined modular photobioreactor for outdoor mass cultivation of photoautotrophs[J]. *Biotechnology and Bioengineering*, 1996, 51(1): 51-60.
- [24] Gitelson A, Hu Q, Richmond A. Photic volume in photobioreactors supporting ultrahigh population densities of the photoautotroph *Spirulina platensis*[J]. *Applied and Environmental Microbiology*, 1996, 62(5): 1570-1573.
- [25] Sierra E, Acien F G, Fernandez J M, et al. Characterization of a flat plate photobioreactor for the production of microalgae[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2008, 138(1-3): 136-147.
- [26] Kilonzo P M, Margaritis A, Bergougnou M A. Mass transfer and mixing characteristics in an airlift-driven fibrous-bed bioreactor[J]. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 2010, 88(5): 849-866.
- [27] Yu G, Li Y G, Shen G, 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.

- [28] Kilonzo P M, Margaritis A, Bergougnou M A, et al. Effects of geometrical design on hydrodynamics and mass transfer characteristics of a rectangular-column airlift bioreactor[J]. *Biochemical Engineering Journal*, 2007, 34(3): 279-288.
- [29] 李昱喆, 齐详明, 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.
- [30] Richmond A. Principles for attaining maximal microalgal productivity in photobioreactors: an overview[J]. *Hydrobiologia*, 2004, 512(1-3): 33-37.
- [31] 杨汶雨, 张 喆, 袁景淇, 等. 气升式反应器结构参数优化设计 CFD 仿真研究[J]. *合肥工业大学学报(自然科学版)*, 2009, 32(9): 1301-1303.
- [32] 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.
- [33] 孔维利. 能源微藻异养生物反应器冷模实验研究及自养-跑道池 CFD 模拟[D]. 上海: 华东理工大学, 2011.
- [34] 诸发超, 黄建科, 陈建佩, 等. 敞开跑道池光生物反应器的 CFD 模拟与优化[J]. *化工进展*, 2012, 31(6): 1184-1192.
- [35] 李昱喆. 微藻培养平板式反应器流动与传质的竖直模拟[D]. 青岛: 中国海洋大学, 2010.
- [36] 林晨, 李元广, 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.
- [37] 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.
- [38] Ugwu C U, Ogbonna J C, Tanaka H. Design of static mixers for inclined tubular photobioreactors[J]. *Journal of Applied Phycology*, 2003, 15(2-3): 217-233.
- [39] Moheimani N R, Borowitzka M A. Increased CO₂ and the effect of pH on growth and calcification of *Pleurochrysis carterae* and *Emiliana huxleyi* (Haptophyta) in semicontinuous cultures[J]. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 2011, 90(4): 1399-1407.
- [40] Barbosa M J, Hadiyanto, Wijffels R H. Overcoming shear stress of microalgae cultures in sparged photobioreactors[J]. *Biotechnology and Bioengineering*, 2004, 85(1): 78-85.
- [41] 洪厚胜, 张庆文, 欧阳平凯. 用 CFD 研究气升式内环流生物反应器下降管中的流体力学性质[J]. *高校化学工程学报*, 2006, 20(1): 85-89.
- [42] 王利利. 水动力条件下藻类生长相关影响因素研究[D]. 重庆: 重庆大学, 2006.
- [43] 焦世珺. 三峡库区低流速河段流速对藻类生长的影响[D]. 重庆: 西南大学, 2007.

- [44] Mitrovic S M, Oliver R L, Rees C, et al. Critical flow velocities for the growth and dominance of *anabaena circinalis* in some turbid freshwater rivers[J]. *Freshwater Biology*, 2003, 48(1):164-174.
- [45] Pruvost J, Pottier L, Legrand J. Numerical investigation of hydrodynamic and mixing conditions in a torus photobioreactor[J]. *Chemical Engineering Science*, 2006, 61(14): 4476-4489.
- [46] Laura P, Jeremy P, Frank S, et al. Mixing and hydrodynamics investigation using CFD in a square-sectioned torus reactor in batch and continuous regimes[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2008, 137(2): 386-395.
- [47] 薛胜伟, 尹侠. 气升式内环流反应器流场及传质特性数值模拟[J]. 化学工程, 2006, 34(5): 23-27.
- [48] Yun Y S, Park J M. Attenuation of monochromatic and polychromatic lights in *chlorella vulgaris* suspensions[J]. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 2001, 55(6): 765-770.
- [49] Frohlich B T, Webster I A, Ataa M M, et al. Photobioreactors: models for interaction of light intensity, reactor design and algal physiology[J]. *Biotechnology Bioengineering Symposium*, 1983, 13(5): 331-350.
- [50] Grima E M, Fernandez A F G, Camacho F G, et al. Photobioreactors: light regime, mass transfer, and scale up[J]. *Journal of Biotechnology*, 1999, 70: 231-247.
- [51] Terry K L. Photosynthesis in modulated light: quantitative dependence of photosynthetic enhancement on flashing rate[J]. *Biotechnology and Bioengineering*, 1986, 28(7): 988-995.
- [52] Kok B. Photosynthesis in flashing light[J]. *Biochimica et Biophysica Acta*, 1956, 21(2): 245-258.
- [53] Degen J, Uebele A, Retze A, et al. A novel airlift photobioreactor with baffles for improved light utilization through the flashing light effect[J]. *Journal of Biotechnology*, 2001, 92: 89-94.
- [54] Perner-Nochta I, Posten C. Simulations of light intensity variation in photobioreactors[J]. *Journal of Biotechnology*, 2007, 131(3): 276-285.
- [55] Su Z, Kang R, Shi S, et al. Study on the destabilization mixing in the flat plate photobioreactor by means of CFD[J]. *Biomass and Bioenergy*, 2010, 34(12): 1879-1884.
- [56] 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(9): 300-305.
- [57] Simcik M, Mota A, Ruzicka M C, et al. CFD simulation and experimental measurement of gas holdup and liquid interstitial velocity in internal loop airlift reactor[J]. *Chemical Engineering Science*, 2011, 66(14): 3268-3279.

- [58] Tabib M V, Roy S A, Joshi J B. CFD simulation of bubble column-an analysis of interphase forces and turbulence models[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2008, 139(3): 589-614.
- [59] Sokolichin A, Eigenberger G, Lapin A. Simulation of buoyancy driven bubbly flow: established simplifications and open questions[J]. *AIChE Journal*, 2004, 50(1): 24-45.
- [60] 毛在砂. 颗粒群研究: 多相流多尺度数值模拟的基础[J]. *过程工程学报*, 2008, 8(4): 645-658.
- [61] 吴晓辉, 李其军. 水动力条件对藻类影响的研究进展[J]. *生态环境学报*, 2010, 19(7): 1732-1738.

发表论文和参加科研情况说明

发表的论文:

- [1] 王淋淋, 尤学一. 波形隔板对平板式生物反应器传质及混合性能的影响[J]. 过程工程学报. (已录用, 核心期刊)
- [2] Wang L L, You X Y. Light-gradient Mixing Performance Improvement of the Flat Plate Photobioreactor with Waved Baffles[J]. Chemical and Biochemical Engineering Quarterly. (已录用, SCI)
- [3] Wang L L, You X Y. Identification of indoor contaminant source based on the concentration signals of the sensor. (投稿中)
- [4] 尤学一, 王淋淋, 季民. 导流板和使用该导流板的平板式生物反应器及设置方法, 中国发明专利, 201110417836.6. (已申报)
- [5] 尤学一, 王淋淋, 季民. 导流筒和使用该导流筒的柱状式生物反应器及设置方法, 中国发明专利, 201110415637.3. (已申报)
- [6] 尤学一, 王淋淋. 基于相关系数的污染源辨识方法及其监测布点方法, 中国发明专利, 201210479898.6. (已申报)

参与的科研项目:

- [1] 参加 973 项目 “大型客机座舱内空气环境控制的科学问题研究” (2012CB720100)。

致 谢

在我的导师尤学一教授的悉心指导下，我顺利完成该论文，在此对尤老师表示衷心的感谢！感谢尤老师两年来在科研及生活上对我的关心和指导，谨祝恩师，身体健康！工作顺利！阖家幸福！万事如意！

感谢柴立和、迟杰、赵林、毛国柱、杨秀文、王扬老师等在学习期间给我的指导和帮助，向他们表示诚挚的谢意！

感谢帮助过我的张春雪师姐，谢谢她这两年来在科研、学习及生活上给我的无私帮助，对她致以最崇高的敬意和最真诚的感谢！

感谢张天虎、赵坤两人在学习上给我的鼓励和支持，对他们致以最诚挚的谢意和衷心的感谢！

感谢张乐道、刘伟等师姐以及杨栩、刘凤国等师兄在学术及科研上对我的悉心指导和帮助！

感谢方东明、朱德成、赵帅、宗燕平、李旭、李天、程洪鑫、王洪梅、李楠等同学在学术及平日生活上给我的指导和帮助，同时感谢张志成、金银、郑婷、孙媛媛等师弟师妹们，在课题组里给我的人生留下了美好的回忆，在此，对你们表示真挚的感谢！

最后也感谢我的家人，谢谢你们对我的抚养和教导，让我拥有前进的动力和奋斗的勇气，我爱你们！



论文写作，论文降重，
论文格式排版，论文发表，
专业硕博团队，十年论文服务经验



SCI期刊发表，论文润色，
英文翻译，提供全流程发表支持
全程美籍资深编辑顾问贴心服务

免费论文查重：<http://free.paperyy.com>

3亿免费文献下载：<http://www.ixueshu.com>

超值论文自动降重：http://www.paperyy.com/reduce_repetition

PPT免费模版下载：<http://ppt.ixueshu.com>
