



学校代码: 10255

学号: 2121239

東華大學

DONGHUA UNIVERSITY

硕士学位论文

MASTER'S DISSERTATION

计算流体力学对膜生物反应器的模拟与优化研究

Simulation and Optimization Study of Membrane

Bioreactor Using Computational Fluid Dynamics

学科专业: 环境工程

作者姓名: 汪正霞

指导老师: 杨波 马春燕

答辩日期: 2015 年 1 月

东华大学学位论文原创性声明

本人郑重声明：我恪守学术道德，崇尚严谨学风。所提交的学位论文，是本人在导师的指导下，独立进行研究工作所取得的成果。除文中已明确注明和引用的内容外，本论文不包含任何其他个人或集体已经发表或撰写过的作品及成果的内容。论文为本人亲自撰写，我对所写的内容负责，并完全意识到本声明的法律结果由本人承担。

学位论文作者签名：

日期： 年 月 日

东华大学学位论文版权使用授权书

学位论文作者完全了解学校有关保留、使用学位论文的规定，同意学校保留并向国家有关部门或机构送交论文的复印件和电子版，允许论文被查阅或借阅。本人授权东华大学可以将本学位论文的全部或部分内容编入有关数据库进行检索，可以采用影印、缩印或扫描等复制手段保存和汇编本学位论文。

保密 ，在 _____ 年解密后适用本版权书。

本学位论文属于

不保密 。

学位论文作者签名：

指导教师签名：

日期： 年 月 日

日期： 年 月 日

计算流体力学对膜生物反应器的模拟与优化研究

摘要

膜生物反应器 (Membrane bioreactor, MBR) 因占地面积少、出水水质好、剩余污泥量少等优点而在水处理领域得到越来越广泛应用,但膜易污染以及运行能耗高是制约 MBR 发展的关键因素。本研究基于 CFD 技术,以膜生物反应器 MBR 为研究对象,开展 CFD 特征的模拟与优化研究。从膜组件不同布置高度和不同曝气强度对 MBR 内在流场的影响,研究 MBR 水力学参数和膜污染以及能耗情况,从而为 MBR 的优化设计提出依据,对膜污染的预防和运行参数决策进行有效研究,为开发低耗高效的 MBR 提供科学依据和技术支持。本课题结合课题组之前研究的一体式 MBR 帘式膜组件进行计算流体力学 (Computational Fluid Dynamics, CFD) 模拟分析,得出主要研究成果如下:

(1) 膜组件距离底部 50mm 时总体气含率分布不均匀,曝气速度和湍动能均偏低,在进气口气体含量及速度较高,其他地方气体含量及速度偏低,膜组件两侧气体分布较低,总体湍动能均较小,气水紊流程度极低,不利于膜组件冲刷。

(2) 膜组件距离反应器底部 150mm 时,气体在反应器底部含量较高,膜组件的上半部分气体含量骤减至很低,整体湍动能较小,且不均匀,不利于气水的均匀紊流。一定的曝气量经过一定距离后流量分散,难以集中在膜组件中间,虽然在底部气水混合性良好,此时气水两相在膜组件表面及两侧的紊流程度不够理想。

(3) 膜组件距离底部 100mm 时气体含量呈柱形上升,在膜组件的中间位置开始分散,并以膜组件为中心呈对称分布,在左右两边有个下降减小的趋势,在膜组件中间位置气体含量及大小均匀稳定,利于气水两相流的混合,整体曝气速度均匀,产生的涡旋比较规律稳定,膜组件冲刷效果好。膜组件距离底部 100mm 时不会导致下部气水紊流程度过于剧烈,还可以使气水两相在整个 MBR 反应器中均匀稳定规律的运行。

(4) 在膜组件距离底部 100mm,曝气强度为 0.1m/s 时产生的气体含量非常少,整个流场低值流区较多且大小不均匀,膜组件中间冲刷强,两边膜面冲刷弱的情况非常明显。

(5) 在膜组件距离底部 100mm,曝气强度 0.5m/s 时气体底部含量及速度过大,膜组件上表面气体含量及速度很低,气体集中在部分膜丝,还有部分膜丝未被气流完整冲刷,膜组件未能充分有效利用造成浪费,在反应器左右两侧速度过大,气水混合程度过高,不利于均匀充分混合且过快的气体速度也加剧了细小物质的

形成加剧膜污染的发生。

(6) 在膜组件距离底部 100mm, 曝气强度 0.3m/s 时气体在膜组件里面和外侧都有较均匀的气体含量分布, 气水混合程度好, 尤其是在膜组件上侧的自由液面区, 一定的气体含量利于膜组件的冲刷。最高环流区在膜中间位置距离膜面最近, 这使得膜面能够得到良好的流体冲刷, 减少了膜孔堵塞、缓解了膜污染的发生

关键词: 计算流体力学; MBR; 膜污染; 水力条件

Simulation and Optimization Study of Membrane Bioreactor Using Computational Fluid Dynamics

ABSTRACT

Membrane bioreactor(MBR) is now widely used for wastewater treatment and reuse, as it has significant benefits over other biological wastewater treatment processes, such as the small footprint and good product quality. However, membrane fouling and high energy consumption remain the major disadvantages of this technology. However, the hydrodynamics of the system was complex and failed to understand, such as the distribution of mixture velocity, cross-flow velocity and shear stress at the membrane surface. For solving the fluid dynamics problems, Computational Fluid Dynamics(CFD) as a powerful tool was used in the research of MBR. In this study, CFD was implemented to study the hydrodynamic characteristics of MBR, the important geometry parameters and aeration intensity were optimized in this thesis. The main conclusions were as follows:

(1)When the membrane distance from the bottom 50mm, air content and speed in the inlet were high, at other places gas content and speed were low, the overall gas holdup distribution as well as the aeration and turbulent kinetic energy was very low, so it was not conducive to flush the membrane module.

(2)When the membrane distance from the bottom 150mm, air content and speed in the inlet were high, The upper half of the gas content of the membrane module plummeted to very low , after some distance membrane gas scattered locations, turbulent kinetic energy is small and uneven, which is not conducive to a uniform air and water turbulent , the gas-water two-phase turbulence in the surface and sides of the membrane were less than ideal.

(3)When the membrane distance from the bottom 100mm, gas content rise by column, and centered on membrane component distribution is symmetrical, there is a decreasing trend on the left and right side, in the middle of the membrane module position of gas content and uniform stability, conducive to the mixture of gas water two phase flow, the aeration speed were even, the membrane module wash effect is very good.

(4)When the membrane distance from the bottom 100mm, aeration intensity 0.1 m/s , the gas content is very low, the whole flow field were in very low flow region and uneven, the scour is strong on the middle of membrane module, weak on both sides of membrane surface, which is very obvious.

(5)When the membrane distance from the bottom 100mm, aeration intensity were 0.5 m/s ,

gas content and the speed were too big, above the membrane module surface, gas content and speed were very low, a part of the membranes could not be flushed well, membrane module was bad to make high effective, speed were too large on both sides of the reactor, and gas water mixed level were too high, which was not conducive to evenly mix and the big gas velocity also contributed to the formation of small materials that aggravate membrane fouling.

(6)When the membrane distance from the bottom 100mm, aeration intensity were 0.3 m/s , gas inside the membrane module and the lateral has a uniform distribution of gas content, the mixing of the gas and water was good, especially in the free surface area of the upper membrane components, a certain amount of gas content is benefit for the erosion of the membrane module. Highest circulation area is in the middle of the film position which closest to the membrane surface, and the membrane surface was good fluid scouring, reduced the membrane pore blocking, alleviate the membrane fouling.

The CFD model and modeling results in this study were successfully validated against experimental results. The results would provide technical support for design and development of MBR with low energy and high efficiency, and the research method provide by this paper could be used as a reference for further hydraulic study on MBRs.

KEY WORDS: CFD; MBR; membrane fouling; hydraulic conditions

目录

第一章 绪论.....	1
1.1 中空纤维膜概述.....	1
1.1.1 膜概念及特点.....	1
1.1.2 膜的分类.....	1
1.1.3 中空纤维膜国内外应用现状.....	1
1.2 MBR 概述.....	2
1.2.1 MBR 基本原理.....	2
1.2.2 MBR 分类.....	3
1.2.3 MBR 工艺特点.....	4
1.2.4 MBR 国内外发展现状.....	4
1.2.5 MBR 存在的主要问题.....	5
1.3 计算流体力学.....	6
1.3.1 计算流体力学概念及与 FLUENT 关系.....	6
1.3.2 FLUENT 软件特点.....	7
1.3.3 FLUENT 软件在国内外水力学中的应用现状.....	8
1.3.4 FLUENT 软件在国内外膜分离技术中的应用现状.....	9
1.4 本课题研究现状及主要问题.....	9
1.4.1 课题提出背景.....	9
1.4.2 课题研究的目的及意义.....	11
1.4.3 本课题研究的主要内容.....	12
1.4.4 课题难点及创新性.....	12
第二章 计算流体力学数学模型的选择与分析.....	13
2.1 CFD 的求解过程.....	13
2.2 基本控制微分方程组的建立.....	16
2.3 湍流计算模型.....	17
2.4 控制方程的离散方法及离散格式的选择.....	20
2.4.1 控制方程的离散方法.....	20
2.4.2 离散格式.....	22
2.5 多相流模型介绍及选择.....	24
2.6 边界条件的设定.....	24
第三章 膜组件不同布置高度的污染分析.....	26
3.1 几何模型的建立.....	26
3.2 Gambit 的网格类型.....	27
3.3 边界条件.....	28
3.4 曝气结构模型优化.....	29
3.5 模拟结果分析.....	29
3.5.1 气含率分析.....	30
3.5.2 曝气速度场分析.....	32
3.5.3 流场内部流动分析.....	35
3.6 小结.....	38
第四章 不同曝气强度对膜组件污染影响.....	40

4.1 入口边界条件.....	40
4.2 气含量分析.....	41
4.3 曝气速度场分析.....	44
4.4 曝气流场流线分析.....	46
4.5 小结.....	48
第五章 结论与展望.....	50
5.1 结论.....	50
5.2 展望.....	51
参考文献.....	53
攻读硕士学位期间主要的学术成果.....	58
致谢.....	58

第一章 绪论

1.1 中空纤维膜概述

1.1.1 膜概念及特点

膜就是在一定的流体相中,由均匀的一相或多相的薄层凝聚物将流体相分成两个部分,将其分成两部分的薄层物质就称作膜。近几十年来膜技术得到快速发展,是多种学科交叉运用的新型技术,主要采用特定选择透过性的无机材料或高分子有机材料,形成形态各异的膜,在特定的驱动力作用下,将二元或者多元组分浓缩或分离。

我国中空纤维膜的研究工作始于 20 世纪 70 年代。中空纤维膜指,外形与纤维相似,形状为圆柱状,具有自支撑作用,中间有一个或多个孔的膜。中空纤维膜是非对称膜的一种,其致密层可以在纤维的内表面(如超滤膜和微滤膜),也可以在纤维的外表面(如反渗透膜)。与其他形式的膜相比,中空纤维膜具有以下几个突出优点:(1)膜的填充密度较大,一般为 $1.6 \times 10^4 - 3 \times 10^4 \text{m}^2/\text{m}^3$; (2)膜为自承式具有自撑效果,无需任何支撑体,价格较便宜;(3)单个膜组器的回收率较高,对水的回收率通常为 35%-65%; (4)耐压性能较好,这与中空纤维管的外径和内径之比相关,与管壁的绝对厚度无关。中空纤维膜一般外径为 80-1000 μm ,内径为 25-350 μm 。

1.1.2 膜的分类

按照膜结构分类,可分为管状膜、平板膜、中空纤维膜和卷状膜;根据膜断面的物理形态分类,可将膜分为复合膜、对称膜和不对称膜;按照膜制备材料分类,可分为有机膜和无机膜;按照膜的分离原理可分类为电渗析膜、反渗透膜、纳滤膜、超滤膜、微滤膜等。中空纤维膜的几何尺寸可根据分离体系的纺丝工艺、浓度、组成、膜材质等具体条件而定,并根据不同的分离特性制成纳滤膜、反渗透膜、微孔滤膜、超滤膜和渗透汽化复合膜^[1],也可根据膜内孔的个数分为单孔膜、五孔膜、七孔膜等。还有人提出了智能膜、动态膜^[2]等概念。

1.1.3 中空纤维膜国内外应用现状

从膜科学发展历史来看:18 世纪中叶,Abbe Noletl 通过发现水可以自然地透过猪膀胱扩散到酒精溶液种的现象,首次揭示了膜分离概念。1864 年 Tarube 成功研制出人类历史上第一片人造膜:亚铁氰化铜膜^[3]。到 20 世纪中叶,伴随着多学科的深入发展,新型膜材料以及制膜技术不断进步,各种膜分离技术相继

出现和发展。

我国中空纤维膜的发展始于 70 年代，1974 年在天津、大连、上海等地拉开了中空纤维膜研究的序幕，并于 70 年代末以芳香聚酰胺酰肼为原料的反渗透中空纤维膜及小型膜组件研究成功。80 年代初中空纤维膜的研究扩展到超滤膜领域，并取得了较大的发展，从此中空纤维膜反渗透膜组件逐渐进入工业化阶段。90 年代我国的反渗透膜组件、中空纤维超滤膜组件已初步形成规模生产，并在众多的工业领域中得到广泛试验和成功运用。

近年来，国内外关于中空纤维膜的研究逐渐增多。zhang 等^[4]研究了多孔中空纤维膜气体吸收过程并指出：膜相传质阻力和液相传质阻力对不同的气液体系所起的作用各不相同，当化学反应为瞬间反应时伴有吸收过程，膜相扩散控制传质过程；若反应为慢反应或快速反应，液相阻力与膜相阻力相比很小，这称为液相扩散控制过程。吕晓龙^[5]以聚砜为基膜材料，磺化改性聚砜为复合层膜材料，采用干-湿法纺丝制膜工艺制备了复合中空纤维超滤膜。最近 Albrecht^[6]采用三个同心圆空的喷丝头制备了中空纤维膜，并研究了其适宜制备条件。

本课题组用 PVDF/PMMA/TPU 共混体系研制的五孔支撑膜由于膜中间的自支撑、粗直径结构，使其具有高强度耐冲击的特点，有效减少了膜组件中的断丝，延长了膜的使用寿命，降低了运行成本^[7]。吴瑶^[8]，许海超^[9]，王蕾^[10]等对五孔膜的实验研究证实了五孔支撑纤维膜的优良特性，值得推广。

1.2 MBR 概述

随着国民经济的快速发展，水体环境问题日益严重，水体中排放的各种污染物日益增多，尤其对各种含特殊成分的工业废水，进行传统的工艺处理已远远达不到排放标准，而膜生物反应器 (MBR) 对这些废水有良好的处理效果^[11]。膜生物反应器是将膜分离技术与生物反应器相结合的一种污水处理新工艺。它具有污染物活性污泥浓度高、去除效率高、占地面积小和出水水质好等优点，被认为是最具有发展前景的污水处理与回用技术之一^[12]。

1.2.1 MBR 基本原理

膜生物反应器 (MBR) 是将高效膜分离技术与污水生物处理技术相结合的新型系统。它以高效膜分离技术代替传统生物处理的二沉池，以实现更好的处理效果。污水处理中的 MBR 法是将活性污泥法和膜分离技术中的超微滤技术有机结合的污水处理高新技术，它主要由生物反应器，膜组件，物料输送三部分组成。其运行原理是利用反应器内大量的微生物有效地降解污水中各种有机物，使水质得到净化，并通过膜分离装置代替传统工艺中的二沉池，增强固液分离效率，从而得到优质的出水，这很好的解决了传统活性污泥法存在的污泥浓度低、污泥膨胀等

因素造成的出水水质达不到中水回用要求的问题^{[13][14]}。

1.2.2 MBR 分类

生物反应器和膜组件是 MBR 的主要构成部分。根据膜组件及其两者的结合方式有多种分类方式。

(1) 按照生物反应器中膜系统的组成可分为微滤 MBR、超滤 MBR、纳滤 MBR、渗透汽化 MBR 。

(2) 按生物反应器需氧性分为好氧型 MBR(主要处理生活污水和城市废水)和厌氧型 MBR(主要处理难度较大的高浓度有机废水)。

(3) 按膜组件类型分为螺旋卷式、毛细管式、圆管式、板框式和中空纤维式 5 种类型。

(4) 根据膜组件在反应器中发挥的作用，膜生物反应器分为 3 类：膜分离 MBR(截留与分离固体物质)、萃取式 MBR(用于工业废水中优先污染物的萃取)、曝气式 MBR(适于高需氧量的废水处理)。其中，膜分离 MBR 应用最为广泛^[15]。

(5) 按膜组件与生物反应器的组合方式划分，可分为分置式(如图 1-1)和一体式(如图 1-2) 2 种。分置式 MBR 是将生物反应器与膜分离装置分离安装的反应器，膜分离装置置于生物反应器外，它具有运行可靠，膜易于清洗，膜通量大的特点，但因需要循环泵提供较高的膜面流速，所以动力费用较高，且泵的高速旋转产生的剪切力会使某些微生物菌体失去活性；一体式 MBR 是将膜组件浸没在生物反应容器中，它的操作过程是在比较低的跨膜压差下在线运行，通过真空泵的抽吸作用过滤分离，这种运行方式具有能耗相对较低，占地紧凑等特点，但膜通量较低，膜易污染^[16]。

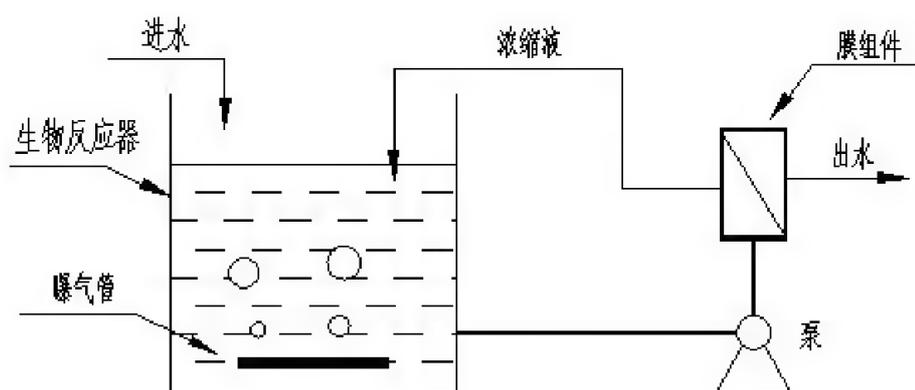


图 1-1 分置式 MBR

Figure 1-1 Split - MBR

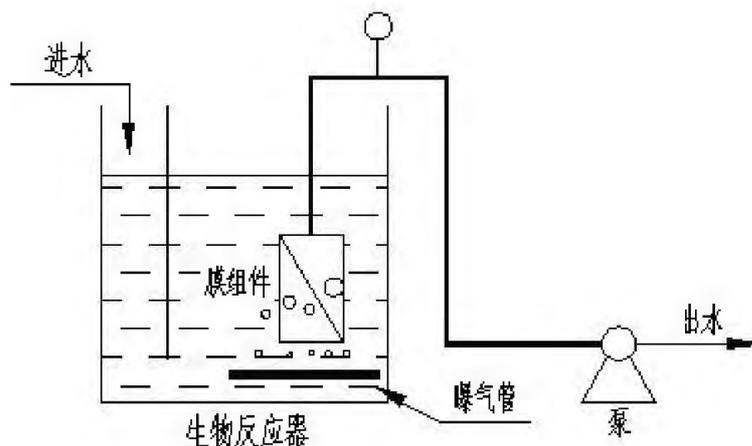


图 1-2 一体式 MBR

Figure 1-2 Integrated MBR

1.2.3 MBR 工艺特点

膜生物反应器采用的是生物反应器与膜分离技术相结合的方式，有机物的最终去除主要是微生物细胞的新陈代谢作用，但是膜高效的固液分离作用强化了这种生物处理作用，因此相比其他生物处理工艺来说 MBR 具有许多无法比拟的明显优势，主要有以下几点：

- (1) 对污泥膨胀抵抗能力强，对污染物的去除率高，出水水质特征稳定^[17]，出水浊度和悬浮物接近零，可以直接回用，实现了污水资源化。
- (2) 膜的高效截留作用，使微生物完全截留在反应器内，实现了反应器污泥龄(SRT)和水力停留时间(HRT)的完全分离，使得运行更加灵活稳定。
- (3) 膜的截留作用延长了污泥龄 SRT，使得污泥产量明显减少，产生较少的剩余污泥，降低了污泥处置费用，同时创造了有利于微生物生长的增殖环境，从而提高了反应器对难降解污染物质的处理效率^[18]。
- (4) 膜生物反应器有利于缓慢增殖微生物的截留、生长和繁殖，提高了硝化效率，通过改变运行方式使其具有脱氮和除磷的功效。
- (5) 污泥浓度高，耐冲击负荷。剩余污泥量少，污泥处理费用少。
- (6) MBR 处理系统的设备化、自动化程度高。MBR 能耗低、清洗简便、运行费用低，装配式膜架设计方便灵活，膜组件的拆装与维护非常方便。
- (7) 结构紧凑，占地面积小，工艺设备集中，易于一体化自动控制。

1.2.4 MBR 国内外发展现状

目前，全世界投入运行或在建的 MBR 系统已超过 2500 套。规模最大的是美国 Bright water 污水处理厂，于 2010 年投入运营^[19]，设计平均流量为 $11.7 \text{ 万 m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ 。20 世纪 90 年代初，欧洲开始采用 MBR 处理工业废水，1996 年开始启动城市污水的处理。在 2002-2005 年间，欧洲各国应用 MBR 处理污水的工程以每年 70 个以上的数量增加，其中 MBR 用于用于城市污水处理的 MBR 系统有 20 个以

上^[20]，工业废水处理的有 50 个以上。MBR 的市场逐渐增加到东亚地区，大量的 MBR 工程应用于中国、日本和韩国，截至 2005 年，韩国已有 1400 多个 MBR 处理装置。目前，日本已建有几百套 MBR 污水处理设施。

我国的膜生物反应器水处理技术起步于 20 世纪 80 年代末，虽然起步较晚，但发展十分迅速。目前已有多个正在运行的规模 ≥ 1 万 $\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ 的 MBR 工程项目，其中内蒙古金桥污水处理厂（3.1 万 $\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ ）、密云污水处理厂再生水厂（4.5 万 $\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ ）、北小河污水处理厂（6 万 $\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ ）等大型 MBR 污水处理工程已经相继投入运行^[21]。

1.2.5 MBR 存在的主要问题

膜生物反应器因具有以上众多优点而得到良好的发展前景，国内外众多专家学者对其开展了大规模的研究，但是它依然存在一些问题限制了其进一步更广泛的应用，目前主要的问题如下：

(1) 对反应器本身的研究较少。由于 MBR 是一种由生物处理单元和膜组件相结合的新型水处理工艺，涉及两个领域的知识，对 MBR 进行研究就必须对生物处理技术、膜技术以及它们之间的相互作用进行研究。对 MBR 的运行条件如曝气强度、出水通量要进行不断实验和摸索，使 MBR 科学运用于工程中。

(2) 对不同废水处理的研究较少。因为废水的种类繁多，性质差异较大，一种类型的反应器不可能对所有类型的废水都具有高效的处理效果，因此有必要扩大 MBR 的应用范围，使 MBR 在一些特殊行业的废水处理中，如印染废水中发挥其优势。

(3) 膜生物反应器的关键构件膜组件存在很多问题，如膜强度不够，在运行中容易断裂，反复的清洗时膜丝也容易损耗，增加膜组件更换运行成本，因此研究高强度、耐冲刷、抗腐蚀的膜丝成为膜技术发展的关键。对膜组件的装填密度、装填方式以及膜组件的结构进行优化设计。

(4) 膜产品及膜组件生产成本较高，导致投资和运行费用较高。虽然近几年膜的性能有所提高，但是价格仍然较高，进一步开发大流量、低成本的膜是推广 MBR 应用的有效手段。另外，研发新的膜组件及现有膜组件的优化这方面的研究有待展开。

(5) 膜污染比较严重，膜污染问题至今尚未彻底解决。防治膜污染和治理措施效果较差，膜污染是影响 MBR 能否安全可靠运行的重要因素，也是造成膜通量大幅度下降，是导致 MBR 污水处理回用技术的投资成本和运行成本居高不下的主要原因。通过优化操作条件如进水错流速度、曝气量大小、反应器结构优化等来降低膜污染，降低运行成本。开发耐污染、易清洗的膜是关键所在。

(6) 膜污染物和料液性质之间的相关性还缺乏定量的分析和考察，膜污染数学模型还需一步研究。此外膜污染问题还涉及到新型膜材料和膜组件的研制和开

发, 预处理工艺的研究, 污泥混合液改性的研究, 工艺参数的优化和膜清理方法的改进。国产膜存在孔径不均匀、不耐高温、易溶胀等问题。因此应改进膜制备材料及工艺, 研究出寿命长、耐污染、强度好的新型膜材料^[22]。

1.3 计算流体力学

1.3.1 计算流体力学概念及与 FLUENT 关系

计算流体力学 (Computational Fluid Dynamics-CFD) 是通过数值方法求解流体控制方程组从而来预测流体的流动、传质、化学反应、传热等相关物理现象的一门学科。CFD 是应用计算机数值计算和图形显示两种手段, 将计算域分成空间和时间进行描述, 进而求得数值解, 从而实现对较为复杂的流体流动问题的详细计算, 由于其有理论性和实践性的双重特点, 可以为复杂流动问题提供有效的计算技术, 所以 CFD 软件在流体计算领域得到了最为广泛的应用。

一般来说, 比较专业化的 CFD 分析软件有 FLUENT、PHOENICS、CFX、ANSYS 等, 这些软件各有优点。但总的来说 FLUENT 是最为专业化, 也是功能最强的 CFD 分析软件, 在美国的市场使用率目前已高达 60%, 和流体、化学反应及热传递有关的工业均可使用, 它具有丰富多样的物理模型、先进的数值方法计算以及强大的前后处理工具^[23]。

FLUENT 软件的功能非常全面, 适用性也非常广, 它将不同领域的计算软件组合起来, 成为 CFD 计算机软件群, 包括前处理、数值求解和后处理三大模块, 核心部分是 N-S 方程组的求解模块^[24]。FLUENT 软件分为三部分: 前处理模块 (Gambit 等)、求解模块和后处理模块 (tecplot 等)。FLUENT 具有强大的前处理程序模块 Gambit, 使得建立几何模型、划分网格、确定边界条件、复杂几何修正和网格生成, 特别适合于复杂外形的 CFD 模拟过程。有一定的 3D 几何生成功能, 而没有专业的 CAD 软件功能强大, 但是它可以把其他主流 CAD 软件的几何模型导入到 Gambit 中进行进一步处理。前处理模块 Gambit, 它主要是提供流体区域内二维的或是三维的网格划分以及边界条件类型的设置。FLUENT 是常用的 CFD 软件包, 用来模拟从不可压缩到高度可压缩范围内的复杂流动。解算模块有许多模型可以选择如多相流模型、欧拉模型、层流模型、紊流模型等。FLUENT 的后处理模块 (tecplot 等), 可以通过输出所有迭代变量, 如浓度、速度、压力、温度等, 生成各种可视图来分析处理。

1.3.2 FLUENT 软件特点

FLUENT 软件是由美国 FLUENT 公司 1983 年推出的 CFD 软件, 是目前功能最全面完整、适用性最广泛、国内使用最多的 CFD 软件之一。FLUENT 的作用主要体现在设计过程时间大大缩短, 实验室测定实验的次数大大减少, 产品开发成本

费用大大减少减少，这也是 CFD 软件的优势所在。

(1) FLUENT 软件具有强大的网格支持功能，支持界面不连续的网格、混合网格、动/变形网格等的模拟。值得注意的是，FLUENT 软件还拥有多种基于解的网格自适应技术以及网格动态自适应技术，对于捕捉非常复杂多样化的物理现象非常有利^[26]。并且 FLUENT 软件是采用基于完全非结构化网格的有限体积法操作。

(2) FLUENT 软件具有先进的数值解法，其中包含三种算法：、耦合显式算法和耦合隐式算法，非耦合隐式算法是商用软件中最多的。从而使 FLUENT 软件适用于跨声速流动、低速不可压流动以及压缩性强的超声速和高超声速流动。

(3) FLUENT 软件包含丰富而先进的物理模型，使得用户能够精确地模拟各种流动，如定常和非定常流动、不可压缩和可压缩流动、层流(包括各种非牛顿流模型)和湍流、传热和传质、颗粒运动、化学反应、自由表面流、多孔介质、相变流等等。其中湍流模型包含 $k-\epsilon$ 模型组、 $k-\omega$ 模型组、大涡模拟模型 (LES) 组、雷诺应力模型 (RSM) 组等。用户也可以自己定制或添加自己需要的湍流模型。

FLUENT 软件进行数值求解步骤如下：

- (1) 确定几何形状，用 Gambit 生成计算网格。
- (2) 启动 FLUENT 求解器，选择 2D 或 3D FLUENT 求解器进行数值模拟。
- (3) 导入网格模型
- (4) 检查网格
- (5) 选择求解器
- (6) 设置运行环境
- (7) 决定计算模型
- (8) 设置材料特性
- (9) 设置边界条件
- (10) 调整控制参数
- (11) 初始化流场
- (12) 开始求解
- (13) 保存结果，进行后处理

FLUENT 本身就附带了强大的后处理功能，但是为了在出图质量和直观性等方面更加清晰美观直接，我们选择 Tecplot 为专业的后处理绘图软件。

Tecplot 是一个功能十分强大的绘图科学软件。它能绘制出 2D/3D 坐标图、极坐标线形图、X-Y 线性图、草图等。而且软件操作简单，出图清晰。Tecplot 可以直接读入 FLUENT 软件输出的 *_tec.dat 格式文档。可以通过输出所有迭代变量，如浓度、速度、压力、温度等，并生成各种可视图来分析处理。是进行数值模拟，测试和分析数据理想的工具。其主要优点如下：

- 1) 可读入常见的网格、常用的数值模拟软件生成的文件以及 CAD 图形。

2) 可输入多种多样的文件, 能直接导入 PLOT3D、Excel 等格式的文档, 输出文件类型包括图片、视频和文档等。

3) 不仅能显示云图、线形图、还有坐标图。可以对图进行适当加密, 也可以在图上直接显示数据。

4) 具有探测功能, 本功能依据于插值原理, 图形中任一点的数据都可以通过相邻等值线求出^[26]。

1.3.3 FLUENT 软件在国内外水力学中的应用现状

首次将 CFD 技术应用于空调工程的是 1974 年丹麦的尼尔森 (P.V. Nielsen), 运用 CFD 技术模拟室内空气流动情况, 这标志着分析工程中的流动问题逐渐应用 CFD 技术^[27]。近年来, 随着数值计算技术的逐渐先进, 计算机容量的大大提高以及各种湍流模型的提出, CFD 技术已经广泛应用于暖通空调、环境水利工程、化工、热能动力、核能、大气流动等领域。

1998 年 FLUENT 技术逐渐进入中国市场, 其市场占有率达到 40% 左右^[28]。FLUENT 软件在空气流场中的应用已比较成熟。李磊等^[29]模拟了两种风向条件下街区 CO 质量浓度的分布和风速分布情况; 赵琴^[30]对室内空调的温度场进行了计算机模拟; 杨伟等^[31]计算了大气边界层中单栋高层建筑的定常风流场; 田铨等^[32]模拟了地铁专用轴流风机的内部流场。经过一段时间的发展, FLUENT 技术在环境水利工程中也逐渐运用起来。如韩龙喜等^[33]在环形水槽中对三维流场进行了计算机模拟。Chen 等^[34]采用双方程的紊流模型, 对阶梯溢流坝流场进行了三维紊流计算模拟, 得出溢流坝沿程的自由水面位置、阶梯面上的压力以及速度大小等重要流场特性。刁明军等^[35]采用 VOF 法对挑流消能从库区到下游水垫塘进行了水气二相流计算机模拟, 得到射流的空中轨迹线、计算域的压力、流速、紊动能及紊动能耗散率分布和水垫塘上的自由水面。刘加海等^[36]在水槽中对二维规则波进行了计算机模拟; 杨忠超等^[37]结合向家坝水电工程, 采用 VOF 和 RNG 两种不同的紊流模型对多层多股水平淹没射流进行三维计算机模拟, 得出表孔和中孔联合泄洪时消力池的流速和紊动能分布。陈云良等^[38]根据某电站模型设计出进水口 1:50 模型试验结果, 对进水口流场进行了计算机模拟, 研究复杂地形边界、来流等对进水口流态的影响。罗挺等^[39]以 windows 2000 操作系统结合通用 CFD 软件技术以 FLUENT 软件为基础, 构建研究了不同的并行计算硬件平台的力法, 计算了典型的山谷污染物扩散过程的湍流流场。周勤等^[40]对小南海双弯曲型溢洪道原型水库流场进行三维计算机模拟, 得出溢洪道速度和沿程水面线等重要水力参数。叶茂等^[41]结合典型工程算例, 就复杂水气交界面的处理、模型建立和网格划分等问题作详细介绍。

1.3.4 FLUENT 软件在国内外膜分离技术中的应用现状

CFD 在膜技术领域的运用, 比较早的水力学模型是有关膜组件研究的内部流

场运动情况的探索。1994年, Belfort^[42]根据当时膜过滤中流体运动机理研究及进展, 总结了各种数学模型的建立。将CFD用于膜分离工艺研究的报道最近才逐渐多起来。国内运用CFD技术, 开展在膜技术领域中的研究工作起步较晚, 研究报道较少。2005年, 谷芳等^[43]通过FLUENT计算模型水力学模拟, 定量描述了气、液两相逆流降膜传质过程。员文权^[44]、何娟娟^[45]、刘百仓^[46]等就FLUENT技术在膜技术中的研究应用进行综述, 分别侧重描述了FLUENT在气体分离膜、反渗透膜和湍流促进器中的研究应用。

根据ISI Web of Knowledge 1990年到2013年的文献检索结果, FLUENT在膜技术中的研究迅速发展, 2001年Judd^[47]模拟研究浸没式MBR管式膜的柱塞流(slug flow)流场, 结合实验验证了膜通量与膜面剪切力有较好相关性, 这比MBR水处理技术晚了四十年^[48]。Wang^[49]采用FLUENT模拟澳大利亚A/O-MBR污水处理厂的污染物去除情况, 但验证后模型因为计算复杂, 目前未见报道。因此目前FLUENT软件运用在MBR中的设计研究的准确性和可行性中是新的热点和方向。

可见, FLUENT软件在水力学中的应用已逐步展开, 计算机模拟同试验研究相比, 具有方案变化快、无测量仪器干扰、无比尺效应、数据信息完整和成本低等良好优势, 可作为模型试验的有力补充, 如当试验高水位的进水口模型时, 很难实现用常规仪器测量进口周围的流速, 而数值计算则可得到模型全域流场总体的特性分布。另外, 由于其减少了研究者在编程、计算方法、前后处理等方面投入的重复、低效劳动, 可以使研究者将更多的时间和精力投入到考虑问题的物理本质, 参数的设定和优化算法选用中, 因而提高了工作效率, 这必然会使FLUENT技术获得越来越多的应用, 应用效果也必将越来越好。

1.4 本课题研究现状及主要问题

1.4.1 课题提出背景

随着我国社会的进步、国民经济的发展以及人民生活水平的不断提高, 环境的污染也越来越严重, 人们对生存环境的要求也越来越高, 这就要求我们不仅要有先进的除污技术工艺, 同时还必须有高效、节能、耐用、廉价、易操作的污染物处理设备。目前这些工艺设备的设计研发很大程度上取决于设计人员的以往经验, 这样很多时候会由于不合理的设计参数造成很多设备的性能不完善, 试验的方法还需消耗大量的人力、物力、财力等。随着计算机技术的飞速发展, 便捷、发达的计算机软件的出现, 简化设备、建立模型, 利用计算机软件对不同参数的模型进行仿真模拟逐渐兴起, 这样不仅可以缩短开发设备的时间, 同时也可以取得良好的预测效果^[50]。数值模拟相对于实验研究具有耗费成本低、研究时间短、数据获得完整等特点, 能模拟出实际运动过程中各种流场所测的数据状态, 这对

于设计、改造商业或实验室应用起到重要理论依据的指导作用，促进了计算流体力学在膜技术方向的发展应用。数值模拟的特点如下所述：

(1) 和其他方法比较，数值模拟方法有一定的优越性，主要有：①数值模拟不需像物理模型那样要专门的物理设备，占用一定的空间和购置设备的经济限制只需要在通用电子计算机上运行，一方面比较经济，另一方面采用计算机对模型进行计算快速高效，且模拟时间和地点具有灵活化。②数值模拟计算中，计算机程序和算法已经在计算机中编好，只需对相关的参数变量进行简单改变即可进行仿真实验，后续操作简单，同时与物理实验相比，其重复实验无人工误差存在，，无需做多次的平行实验，数值模拟实验的可重复性较好。③数值模拟的实验结果是以直接的数据形式和图像表现出来，对于实验全程的瞬时流态现象也可以通过总实验时间和调整时间步长来很好的把握，这更有利于对问题的细节分析。

(2) 但这种方法也有不足之处。如：①针对问题的现象或过程要建立数学模型，需要经过不断重复检验和改进才能得到能准确反映问题本质的理想数学模型。这需要操作者掌握很多知识不断摸索，而且数学模型不如物理模型形象、直观。②数值模拟过程要对控制方程进行离散化然后得到代数方程，需要采用合适的方法求解方程。这一过程中，需要分析离散和计算方法的稳定性、收敛性等。③数值模拟的实施是基于计算机这一工具的，因而会受到计算机内存、容量和计算速度等条件的限制。对计算机配置要求较高。

MBR 是一种在当前得到广泛应用的水污染控制与水回用技术，但膜污染和运行能耗高仍是制约其发展的关键因素^[51]。FLUENT 是一种遵从质量守恒、动量守恒和能量守恒定律，建立在流体力学基本控制方程“纳维-斯托克斯方程 (Navier--Stokes equation, N-s 方程)”的基础上^[52]，利用计算机进行流体力学数值模拟的新技术。FLUENT 具有模拟准确、定量流场和浓度场高精度以及经济高效的特点^[53]，近年来在 MBR 优化设计和降低 MBR 能耗的研究中备受关注。运用 FLUENT 软件可以从水力学角度优化 MBR 结构和操作条件，完善 MBR 经验设计方法的不足。

而限制 MBR 广泛推广的主要原因是膜易污染且强度不够易断丝，这是导致 MBR 污水处理回用技术的投资成本和运行成本居高不下的主要原因。所以研制耐污染、寿命长的膜丝迫在眉睫。五孔支撑中空纤维膜具备高强度，耐冲击的特点，有效减少膜组件中的断丝情况，延长了膜的使用寿命，降低了运行成本。但其独特的五孔结构对膜污染的影响机理尚不明确，而这一点恰恰是五孔膜在印染废水深度处理中是否具备工程应用价值的关键所在。

本课题组在之前的实验研究中，对比单孔膜研究了五孔膜的膜性能及五孔膜结构特征；确定了系统处理效果最优的运行参数；研究了不同结构的五孔和单孔膜 MBR 在处理污水中的膜分离、膜通量等方面的差异。探索研究了五孔支撑膜组

件的膜污染基础特性。在这些研究的基础上,本次课题将进一步展开 MBR 膜处理污水的运行特性及膜污染机理的研究。

而随着膜生物反应器这一生化技术的蓬勃发展,特别是其在环境工程中应用的发展,一些学者也尝试将 CFD 技术运用到膜生物反应器的研究中,从而为膜生物反应器的构型和水力条件优化研究提供了科学依据。本文将在以后章节较详细论述 CFD 技术在膜生物反应器技术研究中的应用。

1.4.2 课题研究的目的及意义

FLUENT 在膜技术领域研究中的应用是伴随着膜技术领域的发展需求产生的。随着膜分离技术的应用日趋广泛和研究者对膜研究的逐步深入,人们发现由于受水处理工艺实验条件的限制,一些膜组件结构设计机理上的问题往往只能定性,或者半定量进行,深入至机理层面量化而系统的研究受到阻碍。而 FLUENT 可以很好地克服这些问题,得到的结果不仅更加精确的定量化,而且可为实验设计和组件优化、工程应用提供更可靠的科学的数据理论依据,并大大降低研究和实验成本。因此,越来越多的膜技术领域研究者尝试将 FLUENT 软件引入对膜技术的研究中来。

FLUENT 模拟从不可压缩流体到高度可压缩流体范围内的复杂流体流动情况。为了使在特定的领域内计算速度、精度和稳定性等方面达到最佳组合,针对各种复杂流动的物理现象,FLUENT 软件采用不同的数值方法和离散格式进行计算,从而高效率地解决各个领域的复杂流动计算问题。由于采用了多种求解算法和多重网格加速收敛技术,因而使 FLUENT 能达到最佳的收敛速度和求解精度。由此根据计算流体力学在工程实际中的应用可以将计算流体力学应用的优点大致归纳如下:可以容易地改变实验条件和参数以获取大量在传统实验中很难得到的信息资料;可以更细致地研究、分析流体的流动、物质和能量的传递等过程;整个研究、设计所花的时间大大减少;可以方便地用于那些无法实现具体测量的场合,如高温、危险的环境;根据模拟数据,可以全方位的控制过程和优化设计。

目前水处理反应器的设计多依据《给水排水设计手册》和相关规范中确定的经验参数和公式进行,这些经验参数和公式是根据大量工程实践总结得出的,使用简捷方便,应用多年来取得了一定的效果,为水处理工程的设计和运行提供了有力的支持。但在实际设计过程中,也存在设计参数范围较宽、参数选择经验性较强的问题,一旦参数有所变动,可能对水处理反应器的水力混合过程和处理效果造成较大的影响。大量研究表明,仅依据经验公式设计的水处理反应器不能保证良好的水力混合状态,也无法对其运行效果进行较为精确的预测,更无法实现水处理反应器的优化设计和运行。流体是水处理反应器中物质和能量传递的主要载体,反应器的水力特性直接影响反应器的混合过程,制约着反应器的处理效果。因此,利用流体力学的方法研究反应器的水力特性,结合反应器基本原理建立反

反应器模拟和分析的数学模型,对反应器的设计和运行状况进行分析,将为水处理反应器的优化设计和运行开辟一条新的思路和方法。

1.4.3 本课题研究的主要内容

目前国内外 MBR 的水力学研究较少, MBR 内部流场的特征流动不够全面和深入, MBR 的膜污染及应用问题、 MBR 运行参数和结构有待优化问题都亟待解决。本研究基于 CFD 技术,以膜生物反应器 MBR 为研究对象,以膜污染的预防和提高 MBR 处理效率为主,开展 CFD 特征的模拟与优化研究。从膜组件不同布置高度和不同曝气强度对 MBR 内在流场的影响,研究 MBR 水力学参数和膜污染以及能耗情况,从而为 MBR 的优化设计提出依据,对膜污染的预防和运行参数决策进行有效研究,为开发低耗高效的 MBR 提供科学依据和技术支持。具体研究内容如下:

(1) 模拟膜组件距离反应器底部分别 50mm、100mm、150mm 三种情况的气含率分布图、气体速度云图、气体流线图以及截面散点图,分析三种状况下各图的分布趋势,研究出膜组件与曝气砂条之间气液混合高度对膜面流速的内部流场影响,得出利于 MBR 内气水混合以及减少膜污染的最优设计。

(2) 曝气具有混合、传质、冲刷膜表面的功能,是影响 MBR 运行能耗和处理效率的关键因素,因此根据上章研究得出膜组件在 MBR 反应器中的最优设计,在此基础上研究不同曝气强度对 MBR 内部流场的影响,得出关键参数,为 MBR 的曝气系统设计提供依据。

1.4.4 课题难点及创新性

(1) FLUENT 软件运用于膜技术方面研究较少,研究运用有待开发和拓展。如,由于膜生物反应器尺寸较大,实际情况较复杂, FLUENT 在膜生物反应器的研究应用还较少,许多细节问题还没有涉及到。如 MBR 中膜组件最佳安装位置、膜清洗曝气强度的优化值和理论曝气强度等研究有待开展。

(2) FLUENT 是一门需要理论与实际相结合的交叉科学。 FLUENT 对研究者的专业知识水平和计算机掌握能力要求很高。对于实际问题的模拟,依赖于初始条件和操作条件的确定,如设置不当将导致模拟结果不准确。

(3) FLUENT 技术涉及的学科广泛,其数值计算方法都是基于一些经验或假设,人们在实际操作中需要根据经验来选择适当的软件、模型、计算参数等,因此对操作者的知识面要求比较高。需要操作者进行全面假设和摸索。

第二章 计算流体力学数学模型的选择与分析

国内外许多学者通过实验得出：影响MBR内部流场的因素除MBR内部几何尺寸的影响之外还有很多人为因素，受实验条件的限制，普及反应器的实验研究不够现实，合理理论分析是个关键步骤。因此，MBR的研究还要建立在CFD数值模拟的基础之上，对于CFD软件来说，网格的划分、模型的选择、参数的设置等至关重要，不同网格、模型以及算法等对模拟的计算量、精度、合理性和时间性上影响很大，因此了解各参数的作用并进行合理设置是计算模拟的基础步骤。

2.1 CFD 的求解过程

(1) 总体计算流程

无论是流动问题、传热问题，还是污染物的运移问题，无论是稳态问题，还是瞬态问题，其求解过程都可用下图表示。

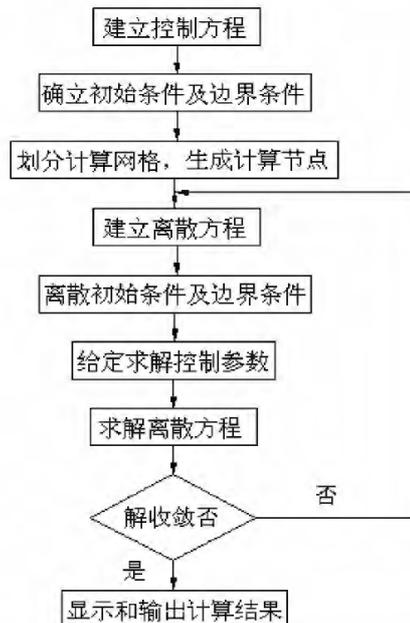


图 2-1 数值模拟基本流程

Figure 2-1 Simulation basic flow

(2) 建立控制方程

流体的流动分为湍流流动和层流流动。层流是流体层与层之间没有干扰，既无能量也无质量的传递；湍流流动是层与层之间互有影响，相互影响的程度随流动而加大。判断流动是湍流还是层流，是看其雷诺数与临界雷诺数的大小。建立控制方程，是求解任何问题前都必须首先进行的。

(3) 确定边界条件和初始条件

初始条件与边界条件是控制方程有确定解的前提，控制方程与相应的初始条件、边界条件的组合构成对一个物理过程完整的数学描述。

初始条件是所研究对象在过程开始时刻各个求解变量的空间分布情况。对于瞬态问题，必须给定初始条件。对于稳态问题，不需要初始条件。

边界条件是在求解区域的边界上所求解变量或其导数随地点和时间的变化规律。对于任何问题，都需要给定边界条件。例如，在反应器的流动，在曝气器进口断面上，我们给定速度的分布，而在管壁上，对速度取无滑移边界条件。

对于初始条件和边界条件的处理，直接影响计算结果的精度。

(4) 划分计算网格

采用数值方法求解控制方程时，都是想办法将控制方程在空间区域上进行离散，然后求解得到的离散方程组。要想在空间域上离散方程，必须是使用网格。现已发展出多种对各种区域进行离散以生成网格的方法，统称为网格生成技术。

不同的问题采用不同数值接法时，所需要的网格是有一定区别的，但生成网格的方法基本是一致的。目前，网格分结构网格和非结构网格两大类。简单地讲，结构网格在空间上比较规范，如对于一个四边形区域，网格往往是成行成列分布的，行线和列线比较明显。而对非结构网格在空间分布上没有明显的行线和列线。

对于二维问题，常用的网格单元有三角形和四边形等形式；对于三维问题，常用的网格单元有四面体、六面体、三棱体等形式。在整个计算域上，网格通过节点连接在一起。

目前各种CFD软件都配有专用的网格生成工具，如FLUENT使用GAMBIT作为前处理软件。多数CFD软件可接收采用其他CAD或CFD/FEM软件产生的网格模型。如FLUENT可以接收ANSYS所产生的网格。

(5) 建立离散方程

对于在求解域内所建立的偏微分方程，理论上是有真解（或称精确解或解析解）的。但由于所处理的问题自身的复杂性，一般很难获得方程的真解。因此，就需要通过数值方法把计算域内有限数量位置（网格节点或网格中心点）上的因变量值当作基本未知量来处理，从而建立一组关于这些未知量的代数方程组，然后通过求解代数方程组来得到这些节点值，而计算域内其他位置上的值则根据节点位置上的值来确定。

由于所引入的应变变量在节点之间的分布假设及推导离散化方程的方法不同，就形成了有限差分法、有限元法、有限元体积法等不同类型的离散化方法。

对于瞬态问题，除了在空间域上的离散外，还要涉及在时间域上的离散。离散后，将要涉及使用何种时间积分方案的问题。

(6) 离散初始条件和边界条件

前面所给的初始条件和边界条件是连续性的，如在静止壁面上速度为0，现在需要针对所生成网格，将连续的初始条件和边界条件转化为特定节点上的值，如静止壁面上共有90个节点则这些节点上的速度值应均设为0。这样连同所建立的离散控制方程，才能对方程组进行求解。

在商用CFD软件中，往往在前处理阶段完成了网格划分，直接在边界条件上指定初始条件和边界条件，然后由前处理软件自动将这些初始条件和边界条件按离散的方式分配到相应的节点上去。

(7) 给定求解控制参数

在离散空间上建立了离散化的代数方程组，并施加离散化初始条件和边界条件后，还需要给定流体的物理参数和湍流模型的经验系数等。此外，还要给定迭代计算的控制精度、瞬态问题和时间步长和输出频率等。

在CFD理论中，这些参数并不值得去探讨和研究，但在实际计算时，它们对计算的精度和效率有着重要的影响。

(8) 求解离散方程

在进行了上述设置后，生成了具有定结条件的代数方程组。对于这些方程组，数学上已有相应的解法，如线性方程组可采用Gauss消去法或Gauss-Seidel迭代法求解，而对非线性方程组，可采用Newton-Raphson方法。在商用CFD软件中，往往提供多种不同的解法，以适应不同类型的问题。

(9) 判断解的收敛性

对于稳态问题的解，或是瞬态问题在某个特定时间步上的解，往往要通过多次迭代才能得到。有时，因网格形式或网格大小、对流项的离散插值格式等原因，可能导致解的发散。对于瞬态问题，若采用显示格式进行时间域上的积分，当时间步长过大时，也可能造成解的振荡或发散。因此，在迭代过程中，要对解的收敛性随时进行监视，并在系统达到指定精度后，结束迭代过程。

(10) 显示和输出计算结果

通过上述求解过程得出了各计算节点上的解后，需要通过适当的手段将整个计算域上的结果表示出来。这时，我们可以采用线值图、矢量图、等值线图、流线图、云图等方式对计算结果进行表示。

所谓线值图，是指在二维或三维空间上，将横坐标取为空间长度或时间历程，将纵坐标取为某一物理量，然后用光滑曲线或曲面在坐标系内绘制出某一物理量沿空间或时间的变化情况。矢量图是直接给出二维或三维空间里矢量（如速度）的方向及大小，一般采用不同颜色和长度的箭头表示速度矢量。矢量图可以比较容易地让用户发现其中存在的旋涡区。等值线图是用不同颜色的线条表示相等物理量（如速度）的一条线。流线图是用不同颜色的线条表示质点运动轨迹。云图是使用渲染的方式，将流场某个截面上的物理量（如压力或速度）用连续变化的

颜色块表示其分布。

2.2 基本控制微分方程组的建立

反应器内的流动是流体力学问题，从理论上，可以从连续性方程和 Navier-Stokes 运动方程出发进行分析研究。直角坐标系下的一般形式为：

连续性方程：

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w)}{\partial z} = 0 \quad (2-1)$$

Navier-Stokes 运动方程：

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho u)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho uu)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho uv)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho uw)}{\partial z} &= \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu \frac{\partial u}{\partial y} \right) \\ &+ \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu \frac{\partial u}{\partial z} \right) - \frac{\partial p}{\partial x} + S_u \end{aligned} \quad (2-2)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho v)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho vu)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho vv)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho vw)}{\partial z} &= \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu \frac{\partial v}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu \frac{\partial v}{\partial y} \right) \\ &+ \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu \frac{\partial v}{\partial z} \right) - \frac{\partial p}{\partial y} + S_v \end{aligned} \quad (2-3)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho w)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho wu)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho wv)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho ww)}{\partial z} &= \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu \frac{\partial w}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu \frac{\partial w}{\partial y} \right) \\ &+ \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu \frac{\partial w}{\partial z} \right) - \frac{\partial p}{\partial z} + S_w \end{aligned} \quad (2-4)$$

式中， ρ —流体的密度；

t —时间；

u, v, w —流体速度；

x, y, z —坐标；

p —静压；

μ —液体的分子粘性系数；

S_u, S_v, S_w —方程的广义源项。

式 (2-1) 至 (2-4) 为各物理量的瞬时三维控制方程组。为了考察脉动的影响，目前广泛采用的方法是时间平均法，现引入 Reynolds 平均法，按任一变量 ϕ 的时间平均值定义为：

$$\bar{\phi} = \frac{1}{\Delta t} \int_t^{t+\Delta t} \phi(t) dt \quad (2-5)$$

这里，上标“—”代表时间的平均值。如果用上标“'”代表脉动值，物理量的瞬时值 ϕ 、时均值 $\bar{\phi}$ 及脉动值 ϕ' 之间有如下关系：

$$\phi = \bar{\phi} + \phi' \quad (2-6)$$

现在用平均值与脉动值之和代替流动变量，即

$$\bar{u} = \bar{u} + \bar{u}; u = \bar{u} + u'; v = \bar{v} + v'; w = \bar{w} + w'; p = \bar{p} + p' \quad (2-7)$$

再对时间取平均，忽略密度脉动的影响，可得到如下的 Reynolds 时均连续性方程^[54]方程组：

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \text{div}(\rho \bar{u}) = 0 \quad (2-8)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho u)}{\partial t} + \text{div}(\rho u \bar{u}) &= \text{div}(\mu \text{grad} u) - \frac{\partial \bar{p}}{\partial x} \\ &+ \left[-\frac{\partial(\overline{\rho u'^2})}{\partial x} - \frac{\partial(\overline{\rho u'v'})}{\partial y} - \frac{\partial(\overline{\rho u'w'})}{\partial z} \right] + S_u \end{aligned} \quad (2-9)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho v)}{\partial t} + \text{div}(\rho v \bar{u}) &= \text{div}(\mu \text{grad} v) - \frac{\partial \bar{p}}{\partial x} \\ &+ \left[-\frac{\partial(\overline{\rho u'v'})}{\partial x} - \frac{\partial(\overline{\rho v'^2})}{\partial y} - \frac{\partial(\overline{\rho v'w'})}{\partial z} \right] + S_v \end{aligned} \quad (2-10)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho w)}{\partial t} + \text{div}(\rho w \bar{u}) &= \text{div}(\mu \text{grad} w) - \frac{\partial \bar{p}}{\partial x} \\ &+ \left[-\frac{\partial(\overline{\rho u'w'})}{\partial x} - \frac{\partial(\overline{\rho v'w'})}{\partial y} - \frac{\partial(\overline{\rho w'^2})}{\partial z} \right] + S_w \end{aligned} \quad (2-11)$$

式(2-8)至(2-11)即是本课题所用基本守恒方程组。

2.3 湍流计算模型

当雷诺数(Reynolds)大于临界雷诺值时，流体会出现较大变化，使其处于杂乱无章状态^[55]。此时边界条件稳定不变，但流体性质依然发生改变，这就是湍流现象(turbulent flow)。上述 Reynolds 方程组是不封闭的，必须引入新的湍流模型(方程)才能使方程组封闭。采用考虑了各向异性的湍流输运特性的雷诺应力模型(RSM 模型)，它克服了 $k-\epsilon$ 模型等难于考虑流动方向表面曲率变化的影响的缺点，并且经过研究发现，该模型的数值模拟结果与实验值较吻合，能很好地反映出管内的流场特征。

要使用这种模型，必须先得到 Reynolds 应力的输运方程，实质上就是关于 $\overline{u_i u_j}$ 的输运方程。为此，可从瞬时速度变量的 Navier-Stokes 方程出发，按下面

两个步骤来生成关于 $\overline{u'_i u'_j}$ 的输运方程。

第一步，建立关于 $\overline{u_i u_j}$ 的输运方程。过程是：将 u_j 乘以 u_i 的 N-S 方程， u_i 乘以 u_j 的 N-S 方程，然后二者相加，得到 $u_i u_j$ 的方程，对此方程作 Reynolds 时均、分解，即得到 $\overline{u_i u_j}$ 的输运方程。

第二步，建立 $\overline{u_i u_j}$ 的输运方程。将 $\overline{u_j}$ 乘以 $\overline{u_i}$ 的 Reynolds 方程， $\overline{u_i}$ 乘以 $\overline{u_j}$ 的 Reynolds 方程，然后二者相加，得到 $\overline{u_i u_j}$ 的方程。

将以上两步得到的方程相减，得到 $\overline{u'_i u'_j}$ 的输运方程。

经过整理后，得到 Reynolds 应力方程为：

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\overline{\rho u'_i u'_j}) + \frac{\partial}{\partial x_k} (\overline{\rho u_k u'_i u'_j}) = & - \frac{\partial}{\partial x_k} \left[(\overline{\rho u'_i u'_j u'_k}) + \overline{p' (\delta_{kj} u_i + \delta_{ik} u_j)} \right] \\ & + \frac{\partial}{\partial k} \left[\mu \frac{\partial}{\partial x_k} (\overline{u'_i u'_j}) \right] - \rho \left(\overline{u'_i u'_k} \frac{\partial \overline{u_j}}{\partial x_k} + \overline{u'_j u'_k} \frac{\partial \overline{u_i}}{\partial x_k} \right) \\ & - 2\mu \overline{\frac{\partial u'_i}{\partial x_k} \frac{\partial u'_j}{\partial x_k}} + \overline{p' \left(\frac{\partial u'_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u'_j}{\partial x_i} \right)} \end{aligned} \quad (2-12)$$

程中第一项为瞬态项，其他各项依次为：

C_{ij} —对流项

$D_{T,ij}$ —湍流扩散项

$D_{L,ij}$ —分子粘性扩散项

P_{ij} —剪应力产生项

G_{ij} —浮力产生项

Φ_{ij} —压力应变项

ε_{ij} —粘性耗散项

F_{ij} —系统旋转产生项

上式各项中， C_{ij} 、 $D_{T,ij}$ 、 P_{ij} 和 F_{ij} 均只包含二阶关联项，不必进行处理。可是 D_{ij}^T 、 G_{ij} 、 Φ_{ij} 和 ε_{ij} 包含有未知的关联项，必须给出各项的模型，才能得到真正有意义的

Reynolds 应力方程。下面将逐项给出相应的计算公式。

(1) 湍流扩散项 $D_{T,ij}$ 的计算

$D_{T,ij}$ 可通过 Daly-Harlow 的梯度扩散模型来计算：

$$D_{ij}^T = C_s \frac{\partial}{\partial x_k} \left(\rho \frac{\overline{k u'_k u'_l} \frac{\partial \overline{u'_l u'_j}}{\partial x_l}}{\varepsilon} \right) \quad (2-13)$$

但该方程在计算时会导致数值不稳定，所以推荐用下式：

$$D_{ij}^T = \frac{\partial}{\partial x_k} \left(\frac{\mu_t}{\sigma_k} \frac{\partial \overline{u'_l u'_j}}{\partial x_k} \right) \quad (2-14)$$

式中， $\sigma_k = 0.82$ ； μ_t 为湍流粘性系数， $\text{pa} \cdot \text{s}$ ，有 $\mu_t = \rho c_\mu k^2 / \varepsilon$ 。

(2) 浮力产生项 G_{ij} 的计算

可由下式计算：

$$G_{ij} = \beta \frac{\mu_t}{\text{Pr}_t} \left(g_i \frac{\partial T}{\partial x_j} + g_j \frac{\partial T}{\partial x_i} \right) \quad (2-15)$$

(3) 压力应变项 Φ_{ij}

相对普遍的求解方法为：

$$\Phi_{ij} = \Phi_{ij,1} + \Phi_{ij,2} + \Phi_{ij,w} \quad (2-16)$$

式中， $\Phi_{ij,1}$ 为慢的压力应变项； $\Phi_{ij,2}$ 为快的应力应变项； $\Phi_{ij,w}$ 为壁面反射项。

$\Phi_{ij,1}$ 按下式计算：

$$\Phi_{ij,1} = -C_1 \rho \frac{\varepsilon}{k} \left[\overline{u_i u_j} - \frac{2}{3} \delta_{ij} k \right] \quad (2-17)$$

式中，常数 $C_1 = 1.8$ 。 $\Phi_{ij,2}$ 按下式计算：

$$\Phi_{ij,2} = -C_2 \left[(P_{ij} + F_{ij} + G_{ij} - C_{ij}) - \frac{2}{3} \delta_{ij} (P + G - C) \right] \quad (2-18)$$

式中， $C_2 = 0.60$ ； $P = \frac{1}{2} P_{kk}$ ； $G = \frac{1}{2} G_{kk}$ ； $C = \frac{1}{2} C_{kk}$ 。壁面反射项 $\Phi_{ij,w}$ 用于重新分布近壁的雷诺正应力分布，主要是减少垂直于壁面的雷诺正应力，增加平行于壁面的雷诺正应力。该项模拟为：

$$\begin{aligned} \Phi_{ij,w} = & C'_1 \frac{\varepsilon}{k} \left(\overline{u_k u_m n_k n_m} \delta_{ij} - \frac{3}{2} \overline{u_i u_k n_j n_k} - \frac{3}{2} \overline{u_j u_k n_i n_k} \right) \frac{k^{3/2}}{C_1 \varepsilon d} \\ & + C'_2 \left(\Phi_{km,2} n_k n_m \delta_{ij} - \frac{3}{2} \Phi_{ik,2} n_j n_k - \frac{3}{2} \Phi_{jk,2} n_i n_k \right) \frac{k^{3/2}}{C_1 \varepsilon d} \end{aligned} \quad (2-19)$$

式中, $C_1=0.5$; $C_2'=0.3$; n_k 是 x_k 在垂直于壁面方向上的单位分量; d 是到壁面的距离; $C_\mu=C_\mu^{3/4}/k$; $C_\mu=0.09$; $\kappa=0.41$ 。

(4) 粘性耗散项 ε_{ij} 的计算

假定其局部是各向同性的, 可由 $\varepsilon_{ij} = -\frac{2}{3}\delta_{ij}\rho\varepsilon$ 计算。湍流耗散率 ε 由等同于标准 $k-\varepsilon$ 模型中使用的 ε 的输运方程求解, 即下式:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_j \varepsilon) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + \frac{\varepsilon}{k} (c_{\varepsilon 1} G_k - c_{\varepsilon 2} \rho \varepsilon) \quad (2-20)$$

式中, 常数 $\sigma_\varepsilon=1.0$; $c_{\varepsilon 1}=1.44$; $c_{\varepsilon 2}=1.92$ 。

在上述得到的 Reynolds 应力输运方程中, 包含有湍动能 k 和耗散率 ε , 为此需要补充方程。这里参照相关文献^[55], 给出了 RSM 中的 k 方程和 ε 方程如下:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + \frac{1}{2}(P_{ii} + G_{ii}) - \rho \varepsilon \quad (2-21)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\rho\varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho\varepsilon u_i) &= \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\varepsilon} \frac{1}{2}(P_{ii} + C_{3\varepsilon} G_{ii}) \\ &- C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} \end{aligned} \quad (2-22)$$

这样, 由时均连续方程(2-8)、Reynolds 方程(2-9)至(2-11)、Reynolds 应力输运方程(2-12)、 k 方程(2-21)和 ε 方程(2-22)构成了三维湍流流动问题的基本控制方程。

2.4 控制方程的离散方法及离散格式的选择

2.4.1 控制方程的离散方法

经过近半个世纪的发展, 计算流体力学发展出多种数值算法。主要区别在于区域的离散方式、控制方程的离散方式以及代数方程求解的三个方面^[56]。耦合算法和分离算法是 FLUENT 求解算法的两大类。耦合算法是将离散方程的各个方程联立解出变量的值, 因为方程多计算量大, 耗时长, 因此应用受到限制。分离算法是依次求解变量代数方程而不是联立所有方程, 求解效率高, 因此应用较普遍。分离算法采用压力基法, 先确定压力, 然后依次求解动量方程、湍流方程、连续性方程等^[57]。

得到控制方程后, 就要对流动区域离散化, 即对空间上连续的计算区域进行

划分, 把它划分成许多个小区域, 并确定每个区域中的节点, 从而生成网格。然后将控制方程在网格上离散, 即把偏微分格式的控制方程转化为各个节点上的代数方程组。根据不同的离散原理, 计算流体力学大体上可分为三个分支^[58]: 有限差分法 (Finite Different Method, FDM); 有限元法 (Finite Element Method, FEM); 有限体积法 (Finite Volume Method, FVM)。

有限差分法是应用最早、最经典的计算流体力学方法, 主要是将求解区域划分为差分网格, 以泰勒展开式为基础, 采用导数求解区域用有限的离散点也就是网格的节点组成^[59]。是较简单的一种离散方法, 适用于形状一样的规则网格。

有限微元法是20世纪80年代开始应用的数值解法。它把计算单元划分为微元, 定义微元边上或内部一定数目的点。在节点处, 得到未知解的数字化值。在网格不规则时可以使用有限微元法。但它因求解速度较慢, 因此使用并不广泛^[60]。

有限体积法^[61]是将计算区域分为独立的控制体积, 每个网格点都有一个控制体积, 将需要求解的微分方程对每一个控制体积积分, 从而得出离散方程。通过守恒法则的积分形式将其离散化, 用此方法导出的离散方程具有守恒性, 而且计算量相对较小。因此有限体积法是目前 CFD 应用最广的一种方法^[62], 其特点不仅表现在对控制方程的离散结果上, 还表现在所使用的网格上。有限体积法的核心体现在区域离散方式上。

有限体积法的基本思路为: 将计算区域进行网格划分, 并使每个网格点周围有一个互不重复的控制体积; 将待解微分方程 (控制方程) 对每一个控制体积积分, 从而得出一组离散方程, 其中的未知数是网格点上的因变量 ϕ 。为了求出控制体积的积分, 必须假定 ϕ 值在网格点之间的变化规律。简言之, 子域法加离散, 就是有限体积法的基本方法。

对于所研究的反应器内流场的 RSM 模型, 只考虑稳态问题, 可写出各控制方程的通用表达式的改写关系式^[63]:

$$\frac{\partial}{\partial x_j} (\rho u_j \phi) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\Gamma_\phi \frac{\partial \phi}{\partial x_j} \right) + S_\phi \quad (2-23)$$

对上式在计算域的控制体积上作积分, 有:

$$\oint \rho \phi \vec{u} \cdot d\vec{A} = \oint \Gamma_\phi \nabla \phi \cdot d\vec{A} + \int_V S_\phi dV \quad (2-24)$$

式中, \vec{u} —速度矢量

\vec{A} —曲面面积矢量

Γ_ϕ — ϕ 的扩散系数

$\nabla \phi$ — ϕ 的梯度

S_φ —每单位体积 φ 的源项

对源项进行简化处理，经常将 S_φ 转化为如下线性方式：

$$S_\varphi = S_C + S_P \varphi_P \quad (2-25)$$

这样则可得出给定单元内离散方程：

$$\sum_f^{N_{faces}} \rho_f \bar{u}_f \varphi_f A_f = \sum_f^{N_{faces}} \Gamma_\varphi (\nabla \varphi)_n A_f + (S_C + S_P \varphi_P) V \quad (2-26)$$

式中， f —控制单元的某一界面

N_{faces} —封闭单元的面的个数

—该界面的法向方向

φ_f —通过表面 f 的 φ

—单元体积

\bar{A}_f —表面 f 的面积

$\rho_f \bar{u}_f \bar{A}_f$ —通过表面的质量流量

2.4.2 离散格式

在使用有限体积法建立离散方程时，很重要的一步是将控制体积界面上的物理量及其倒数通过节点物理量插值求出。引入插值方式的目的是为了建立离散方程，不同的插值方式对应于不同的离散结果，因此，差值方式常称为离散格式 (discretization scheme)。将控制方程对控制体积作积分的过程中，对所求解的变量在两个节点之间的改变给出假设，而不一样的假设就导致不一样的离散格式。有限体积法常见的格式有：中心差分，一阶迎风，二阶迎风，QUICK ((Quadratic Upwind Interpolation of Convective Kirnaucs) 格式等。

中心差分格式是指使用线性插值公式进行计算，用相邻节点代数平均值代替界面上点的值。一阶迎风格式是在任何条件下不引起解的改变，用流动方向上上游节点的值代替界面上点的值，但解的精度有限制，结果误差较大。二阶迎风精度更高，是用上游邻近两个节点的值代替界面上点的值，对一般工程问题的二阶迎风是足够高的，但是比一阶迎风更难收敛一些^[64]。

本文对动量方程、湍流能 k 方程、湍动能耗散率、雷诺应力方程采用了 QUICK 差分格式，具有守恒特性。

(1) QUICK 差分格式

当流动沿着正方向，即 $u_w > 0, u_e > 0$ 时，存在：

$$\varphi_w = \frac{6}{8}\varphi_w + \frac{3}{8}\varphi_P - \frac{1}{8}\varphi_{ww}, \varphi_e = \frac{6}{8}\varphi_P + \frac{3}{8}\varphi_E - \frac{1}{8}\varphi_w \quad (2-27)$$

此时，离散方程变为：

$$\begin{aligned} \left(D_w - \frac{3}{8}F_w + D_e + \frac{6}{8}F_e\right)\varphi_P &= \left(D_w + \frac{6}{8}F_w + \frac{1}{8}F_e\right)\varphi_w \\ &+ \left(D_e - \frac{3}{8}F_e\right)\varphi_E - \frac{1}{8}F_w\varphi_{ww} \end{aligned} \quad (2-28)$$

可得到 QUICK 差分格式的离散方程：

$$a_P\varphi_P = a_w\varphi_w + a_{ww}\varphi_{ww} + a_E\varphi_E + a_{EE}\varphi_{EE} \quad (2-29)$$

式中：

$$\begin{aligned} a_P &= a_E + a_w + a_{EE} + a_{ww} + (F_e - F_w) \\ a_w &= D_w + \frac{6}{8}\alpha_w F_w + \frac{1}{8}\alpha_w F_e + \frac{3}{8}(1 - \alpha_w)F_w \\ a_E &= D_e - \frac{3}{8}\alpha_e F_e - \frac{6}{8}(1 - \alpha_e)F_e - \frac{1}{8}(1 - \alpha_e)F_w \\ a_{ww} &= -\frac{1}{8}\alpha_w F_w \\ a_{EE} &= \frac{1}{8}(1 - \alpha_e)F_E \end{aligned} \quad (2-30)$$

(2) 动量方程离散的补充——压力梯度项的离散

对通用变量 φ 输运方程的离散同样也适用于动量输运方程，但此时源项中的压力本身是未知量，压力的分布本身是数值计算需要求解的一部分。因此将压力梯度项从源项中分离，继续使用前面的推导过程，以 x —动量方程为例，则有：

$$a_P u = \sum_{nb} a_{nb} u_{nb} + \sum p_f \cdot iA + S \quad (2-31)$$

本文使用节点动量方程中的系数来计算界面上的压力，即为标准格式。这样才可以使用前面的方法对上式进行求解，最终得到速度场的分布。

2.5 多相流模型介绍及选择

自然界有很多流动都是多相流动，也就是气、固、液三相。在多相流中“相”是指具有相同种类的物质。该物质在流动过程中具有类似的流场反应。多相流大致分为四类：气-液两相流、液-液两相流、气-固两相流、液-固两相流以及三相流。MBR膜生物反应器为三相混合体，其中水为连续相，空气和污泥为分散相，因为污泥分布均匀，与水密度近似，所以将污泥和水似为一体，三相流简化为两相流^[65]。MBR膜生物反应器以气-液两相的流场为主。目前多相流计算模型主要有：VOF (Volume of Fluid Model) 模型、混合模型 (mixture model) 和欧拉模型 (eulerian model)。

VOF模型主要使用于在一种或多种互不相溶流体间的交界面。此时相同的动量方程，不同的流体组分共用。在每个计算单元内，可以查看各组分所含体积率，从而确定界面的位置，其适合于分层的或自由表面流。

Mixture model是多相流模型的简化，其模拟不同速度不同相的多相流。当界面规律不确定或颗粒分布情况不确定时不适宜使用混合模型，适用于均相流和有相间滑移的多相流。对气泡流、粒子负载流、旋风分离器及沉降的模拟效果较好。

Eulerian model是用n个连续方程和动量方程求解相，它用空间坐标来表示同一个质点在不同时刻的位置，对组分相全部采用K- ϵ 湍流模型。在流体力学中，欧拉法普遍适用于流体变化较快的实例。

欧拉模型是将气液两相看成流场的连续介质，流体的运动遵循控制微分方程。水就是连续相，气体以气泡形式进入被称为分散相，两相通过相互之间的作用力互相渗透，流场即为两相的运动的综合。

欧拉法的主要特点是分散相与液相都占据一定的空间，只是局部体积分率不同。相间的相互运动以及质量、动量的传递后，分散相的运动与连续相互影响。因此，为了模拟相与相之间的联系，需要将动量、质量、组分等系数定义。通过确定求解器和方程进行迭代计算，进而得到每一相在流场内的解。

本文中气水两相为不可压缩流动，即同一个操作条件下温度、压力均不变，没有热交换的能量损失，由于流体速度位移变化大，故采用欧拉法。该模型适用于不可压缩流且只能使用K- ϵ 湍流模型，不考虑传热。

2.6 边界条件的设定

在Fluent的模拟计算中，导入网格检查后若没问题就是确定求解器及计算模型，然后设置边界条件。边界条件与初始条件确定后，流场的解才是唯一存在的。常见的边界条件如下^[66]：速度进口 (velocity inlet)、压力进口 (pressure-inlet)、

质量进口 (mass-flow-inlet)、出流(outflow)、压力出口 (pressure outlet)、压力远场 (pressure-far-field)、壁面 (wall)、对称 (symmetry)、周期 (periodic)、流体 (fluid)、固体 (solid)、内部边界条件 (interior)。

这里重点介绍本文中使用的速度入口、压力出口、自由出流。速度进口边界 (velocity inlet) 给定入口边界上的速度, 该边界条件适用于不可压缩流动问题。压力出口是给定流动出口边界上的静压。该边界条件可以处理出口有回流问题, 对于有回流的出口, 压力出口 (pressure-inlet) 比出流 (outflow) 边界条件更易收敛。自由出流 (outflow): 对于出流边界上的压力或速度均为未知的情形, 可以选择此边界条件, 这类边界条件是不需要给出出口条件。出口条件通过Fluent软件内部计算得到。但不是所有问题都适合, 比如下列情况不能使用: 包含压力进口条件、可压缩流动问题、有密度变化的非稳定流动问题。用自由出流问题时, 所有变量在出口处扩散通量为零。即出口平面从前面的计算结果得到, 并且对上游没有影响。

本文中, 进气口采用速度入口边界条件, 排气口采用压力出口边界条件, 其它为无滑移光滑壁面。对于壁面有平移移动或旋转运动时, 可以指定壁面运动的速度大小和方向。

边界条件: 边界条件是在计算流体力学中必须满足的数学物理条件。文中气液两相进入反应器的入口称为速度入口, 出口采用 outflow 充分发展边界类型。

压力的设定: 压力的大小在数值计算中发挥作用非常大, 对结果有重要影响。Fluent 计算中首先要设定的是操作压力 operating pressure。本课题采用标准大气压。

湍流参数设定: 湍流强度是速度波动与平均流动速度之比的特征参数。湍流强度低于 1% 时, 认为湍流强度是比较低的, 而在湍流强度大于 10% 时, 则认为湍流强度是比较高的。反应器内的流动是充分发展的湍流, 湍流强度使用公式如下:

$$I = \frac{u'}{u_{avg}} = 0.16 \left(\text{Re}_{D_H} \right)^{-\frac{1}{8}}$$

其中 D_H 代表水力直径, 在水流或气流受障碍物阻碍时, 表征湍流强度的物理量。

第三章 膜组件不同布置高度的污染分析

3.1 几何模型的建立

本研究根据 MBR 膜生物反应器与膜法水处理技术的相关理论,选用如图 3-1 的膜单元进行数值模拟研究。本文只模拟膜生物反应器内的流动情况,即反应器和中空纤维管内的流动情况,利用 FLUENT 前处理软件 GAMBIT 进行几何模型的建立。反应器水深 600mm,底部长方体曝气砂条简化为长方形曝气砂条,且与底部位于一个平面,底部长方形曝气砂条长 150mm,宽 10mm。中空纤维膜直径为 5mm,长 350mm,10 根中空纤维膜平行并列放置,每根间距 7mm。在 MBR 数值模拟中曝气砂条的曝气方式为上表面均匀曝气,假设曝气砂条鼓出空气后与反应器水体混合后向上流动,空气经过水面溢出不参与液体循环。膜单元计算模拟各部分尺寸如表 3-1 所示, X×Y×Z 表示长宽×高模型尺寸为:反应器尺寸为 300mm×120mm×600mm;中空纤维膜尺寸为 D=5mm,长 350mm,距反应池底部 100mm,共计 10 根;曝气砂条长方形为 150mm×10mm。几何模型如图 3-1 所示。

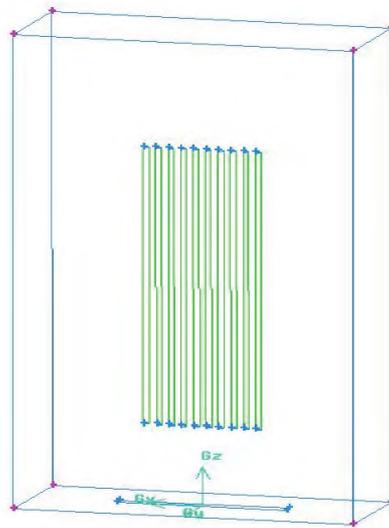


图 3-1 膜生物反应器的几何模型

Figure 3-1 Membrane bioreactor geometry

表 3-1 模拟装置结构参数

Table 3-1 Simulation device structure parameter

反应器/X×Y×Z	膜组件 / X×Y×Z	曝气砂条 / X×Y
300mm×120mm×600mm	膜丝长350mm 膜管直径5mm, 间距7mm, 总计10根	150mm×10mm

3.2 Gambit 的网格类型

Gambit 是专用前处理软件包，用来为 CFD 模拟生成网格模型。Gambit 的主要功能包括三个方面：构造几何模型、划分网格和指定边界。其中，划分网格是其最主要的功能。它最终生成包含有边界信息的网格文件。这个环节需要输入一系列参数，如单元类型、网格类型及有关选项等。这是生成网格过程中最关键的环节。对于简单的 CFD 问题，这个过程只是操作几次鼠标的问题，而对于复杂的问题，特别是三维问题，这一过程需要精心策划、细心实施。

(1) 边的网格划分

可以通过控制边上的网格节点数和连续两个节点之间间隔长度之比，控制面上网格的层数和网格的疏密情况。

(2) 面的网格划分

在划分 2D 网格时，需要指定四组参数：Faces（要划分网格的面）、Scheme（网格的划分方案）、Spacing（网格间距）、Options（其他选项）。面网格中有结构化和非结构化网格，大概分三种：Quad（四边形单元）、Tri（三角形单元）、Quad/Tri（主要由四边形单元组成，个别位置可以有三角形单元）。一般主要是用 Quad/Map 生成四边形结构网格。

(3) 体的网格划分

体也可以生成三维的结构化网格和非结构化网格，大概分三种：Hex（六面体单元）、Hex/Wedge（主要由六面体组成，个别位置允许有楔形体）、Tet/Hybrid（主要由四面体组成，个别位置可以有六面体、锥体或楔形体）。常用网格类型包括：Map（规则的结构网格）、Submap（块结构网格）、Cooper（非结构网格）、TGrid（混合网格）。注意，结构网格和块网格只能使用 Hex 单元，非结构网格可以使用 Hex 单元或 Hex/Wedge 单元，混合网格使用 Tet/Hybrid 单元。对于复杂的模型，使用混合网格一般比较容易划分成功。

本文所研究结构为长方体中套圆柱形柱体，结构较复杂，采用分块网格划分，中间圆柱体采用六面体 Hex 结构进行划分，其余部分进行四面体 Tet/Hybrid 网格处

理，并对中空纤维管近壁面进行网格加密处理，以保证计算结果的精确度。

划分网格最重要的一个步骤是检查网格的质量。在网格划分时很容易丢失一些曲线或节点，需要及时修补。生成正确、合理的网格格式计算流体力学分析计算的前提条件。对反应器及中空膜组件进行了网格划分后，为了保证网格质量不至于出现影响计算结果的情况，网格总数为90多万个，网格扭曲度整体小于0.9，检测报告如图3-2。

From value	To value	Count in range	% of total count (904306)
0	0.1	96581	10.68
0.1	0.2	129664	14.34
0.2	0.3	193634	21.41
0.3	0.4	215826	23.87
0.4	0.5	141629	15.66
0.5	0.6	74178	8.20
0.6	0.7	36874	4.08
0.7	0.8	7759	0.86
0.8	0.9	8161	0.90
0.9	1	0	0.00
0	1	904306	100.00

Measured minimum value: 6.39266e-009
 Measured maximum value: 0.8553

0 out of 11 meshed volumes failed mesh check for skewed elements (EQUISIZE SKEW > 0.97).

图 3-2 几何模型网格质量报告

Figure 3-2 Geometric model mesh quality report

以中空纤维膜组件为例的建模局部网格图如下图所示。其中图 3-3 为 MBR 膜单元网格划分轮廓图，图 3-4 为中空纤维管的局部网格图。

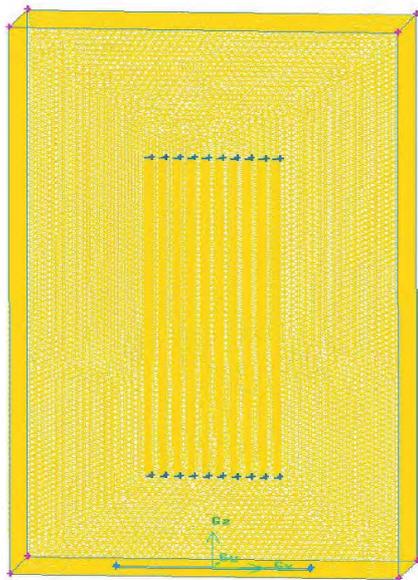


图 3-3 MBR 膜单元网格划分
 Figure 3-3 MBR element mesh

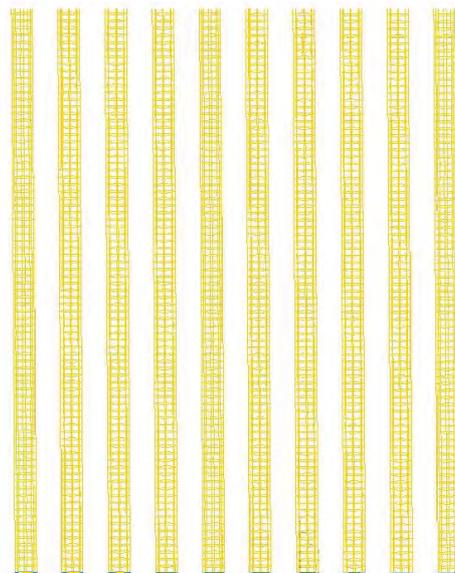


图 3-4 中空纤维管局部网格
 Figure 3-4 Hollow fiber tube local grid

3.3 边界条件

气体入口采用速度入口 (velocity-inlet) 的边界条件, 反应器出口也就是顶部自由液面出口, 采用压力出口 (pressure-outlet) 的边界条件, 其中反应器上表面出口截面与空气接触面压力为标准大气压。这样设置可以让气液表面连续自由变形。

壁面用于限定 fluid 和 solid 区域。对于壁面边界条件, 除压力修正方程外, 各离散方程的源项需要作特殊处理。特别对于湍流计算, 因湍流在近壁面区演变为层流, 因此, 需要针对近壁面区, 采用壁面函数法, 将壁面上的已知值引入到内节点的离散方程的源项。在粘性流动中, 壁面处默认为无滑移边界条件, 壁面粗糙度为 0。

3.4 曝气结构模型优化

曝气作为内部循环的重要动力, 反应器内部中空纤维膜的布局是否合理对膜的冲刷均匀性、气液混合程度和系统循环产生影响。

本节基于 CFD 方法, 进行中空纤维膜不同布局高度模拟分析流场内气液混合、湍动能及内循环情况, 研究了中空纤维膜组件距离曝气分布器底部分别为 50mm、100mm 和 150mm 三种情况 (见图 3-5), 其中曝气速度均为 0.3m/s, 内部流场云图和矢量图以选取高度 $z=100\text{mm}$, 中心线各参数进行对比分析。

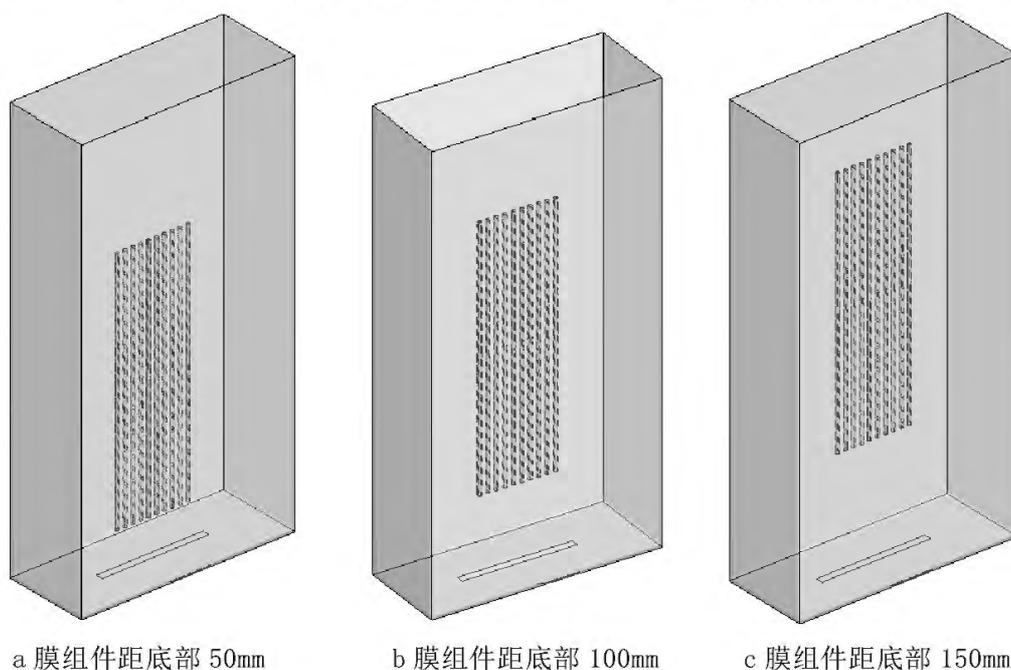


图 3-5 距离底部不同距离的 MBR 模型

Figure 3-5 Different distances from the bottom of MBR

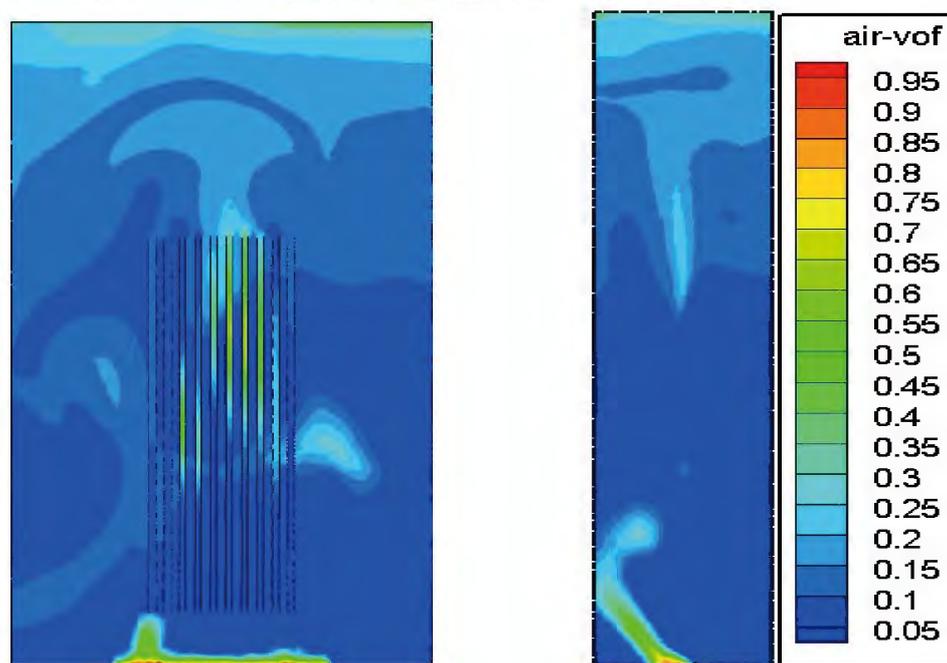
3.5 模拟结果分析

该部分对膜组件距底部 $z=50\text{mm}$ 、 100mm 、 150mm 三种不同高度的反应器内部流场进行考察分析。除了速度大小和方向，曝气的另一个主体是气泡流在水中的状态，反应器内水力学特性很大一部分取决于气泡在水流中的流动规律，因此下文展开气含率分布、气体速度大小和方向的模拟与分析。

3.5.1 气含率分析

气含率 (gas holdup)，是指空气气体在反应器的局部区域或整个反应器中所占的体积分数，也就是气体所占空间大小^[67]。实验室中气含率的测定可以通过溶解氧电极法测量^[68]，本文气含率分布采用 fluent 软件直接生成。

图 3-6 (a) 为膜组件距离反应器底部 50mm 的膜表面气含率分布云图，图 3-6 (b) 为其侧视图。由图 3-6 可以看出在反应器底部也就是曝气砂条的位置气体体积含量较大，在 $50\%-70\%$ 范围波动；当靠近膜组件位置气含率分布下降，此时气体浓度不高，约 20% ；随着高度的升高，在膜组件中间位置气含率含量增加，达到 50% ；在离开膜组件位置气含率为 $30\%-60\%$ 。



(a) 膜表面气含率分布图

(b) 侧视气含率分布

图 3-6 $H=50\text{mm}$ 气含率分布云图

Figure 3-6 $H = 50\text{mm}$ gas holdup contours

图中进气口气体含量较高，但在膜组件与反应器底部空间气体含量很少，只有一小束气体存在，在其他地方气含率偏低，总体气含率分布极低且不均匀，膜组件两侧气含率分布较低，不利于膜表面污染物的全面冲刷。

图 3-7 (a) 为膜组件距离反应器底部也就是曝气砂条位置高 100mm 处膜表

面气体速度云图，图 3-7 (b) 为其侧视图，从图中可以看出气含率在反应器底部含量最高，颜色呈黄蓝色相交，50%-80%。随着高度的增加气含率呈柱形上升，在膜组件的中间位置集中再开始分散，并以膜组件为中心呈对称分布，此时气含率约占体积的 35%，气体在中间上升，左右两边呈下降减小的趋势。膜组件中间位置气体含量均匀稳定，上表面也有较多气体，此时利于气水两相流的均匀混合，紊流强度好，利于膜表面的全面冲刷。

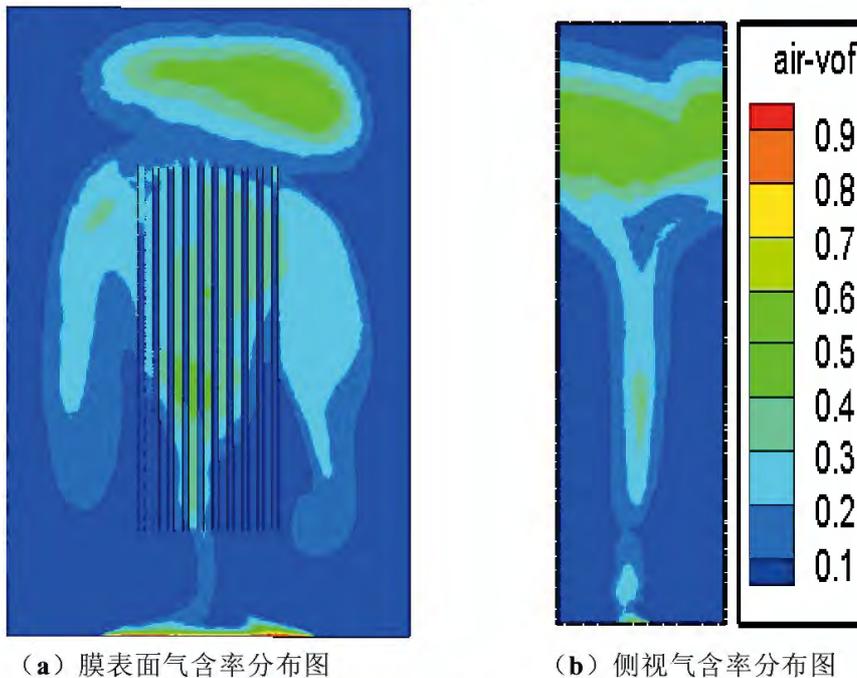
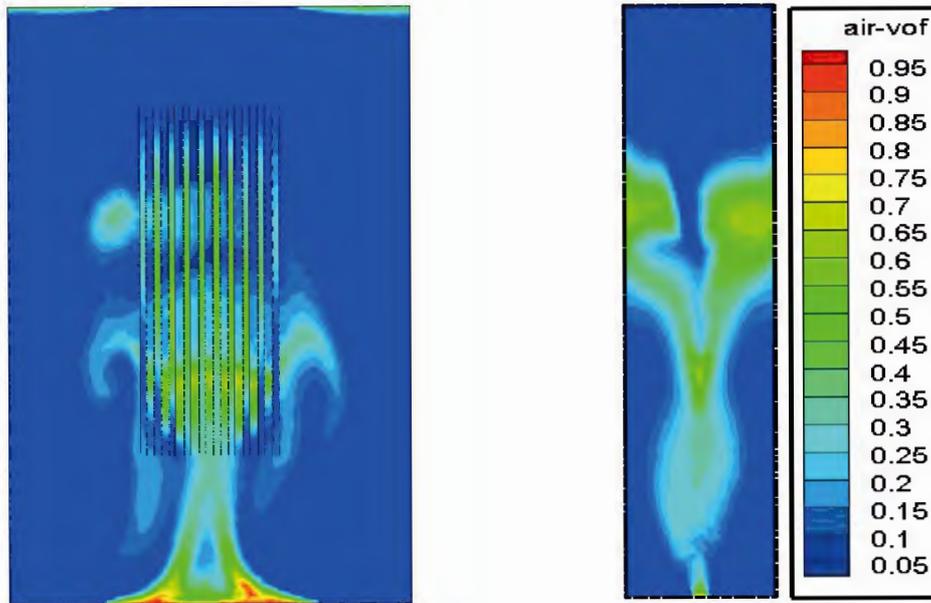


图 3-7 H=100mm 气含率分布云图

Figure 3-7 H = 100mm gas holdup contours

图 3-8 (a) 为膜组件距离反应器底部也就是曝气砂条位置高 150mm 处膜表面气体速度云图，图 3-8 (b) 为其侧视图。从图中可以看出当膜组件距离反应器底部 150mm 时，气体在反应器底部含量较高，从底部到膜组件位置气体含量从 80% 均匀递减到 40%；在膜组件的中下方气含率含量在 20%-40%，气体含量集中在膜组件位置。膜组件的上方气体含量骤减，此时的气水混合性差，死水区较多。

膜组件位置处气水混合过于集中，此时不利于膜表面的全面冲刷，膜面积得不到充分有效的利用，容易造成膜面的局部污染和浪费。而在膜组件上表面气体含量极低，又造成死水区。



(a) 膜表面气含率分布图

(b) 侧视气含率分布图

图 3-8 H=150mm 气含率分布云图

Figure 3-8 H = 150mm gas holdup contours

图 3-9 为在距反应器底部 $z=100\text{mm}$ 处中心截面上的三种结构的气含率分布散点图。其中红色是膜组件距离反应器底部 50mm 的气含率分布图，气含率波动范围最大，在膜组件中间高度位置达到 50% 的体积含量，规律性差，不利于气液两相的均匀混合和膜组件的冲刷；黑色是膜组件距离反应器底部 100mm 的气含率分布图，气含率波动范围最小，气含率的大小基本稳定，利于气液两相的均匀充分混合；绿色是膜组件距离反应器底部 150mm 的气含率分布图，气含率的波动介于以上两种结构，但中间波动范围偏大。

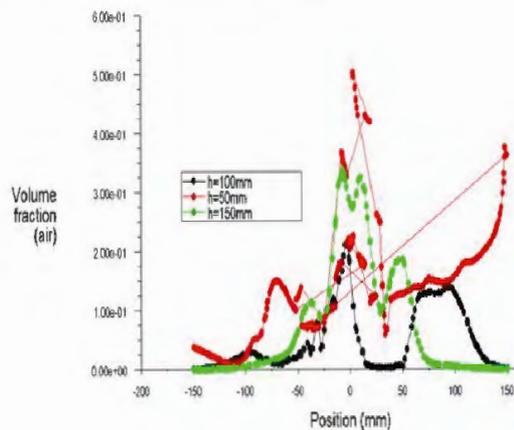


图 3-9 三种结构下气含率散点图

Figure 3-9 Three structures of gas holdup scatterplot

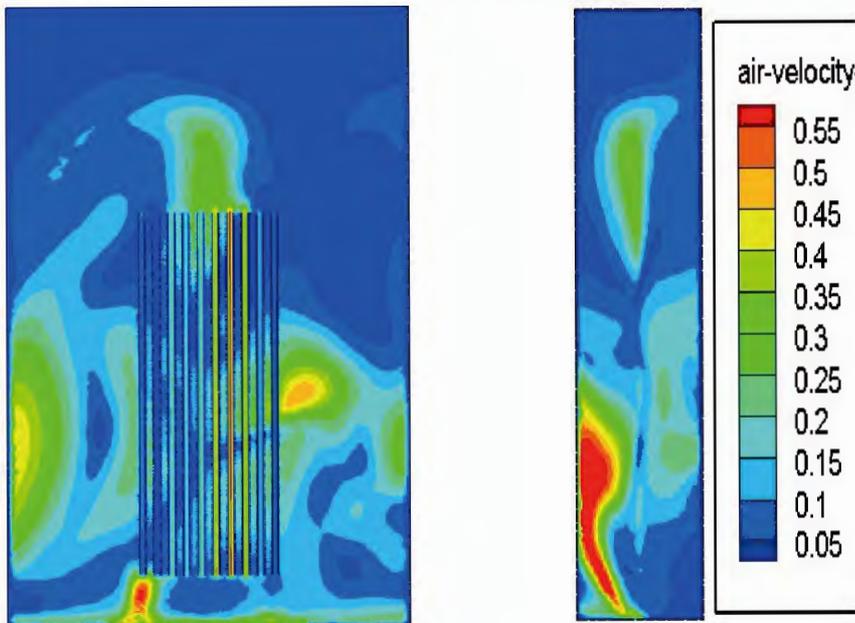
一般认为气泡在水里经历两个阶段^[69]：膨胀阶段和脱离阶段，第一阶段气泡膨胀，孔口含量较高，第二阶段，气泡破裂聚合。气泡在接触膜组件时有个汇聚

作用，在水中浮力作用下含量升高，所以膜组件对其影响较大。

从上面的云图和散点曲线图分析可以得出：中空纤维膜距离底部 100mm 的结构，有着膜组件区域气含率分布均匀的特点，此时有助于取得良好水力学运行效果，且气水混合流对膜组件冲洗效果也较好。

3.5.2 曝气速度场分析

图 3-10 (a) 为膜组件距离反应器底部 50mm 处膜表面气体速度分布图，3-10 (b) 为其侧视图。图中距离反应器较近位置气体速度较大，为 0.5m/s，靠近反应器两侧气体速度较大，此时紊流程度较强，但靠近膜组件表面气体速度较低且不均匀，气液难以均匀混合。少部分气体速度较大，大部分低值流区较多，形成的低速流值区对膜组件冲刷不利。膜组件上表面气体速度较大，但在反应器的出口处气体流速逐渐较低，这不利于气水的均匀紊流。可能当膜组件距离底部较近时^[70]，底部的气液难以达到均匀混合，剪切力小，低值流区较多。



(a) 膜表面气体速度分布图

(b) 侧视气体速度分布图

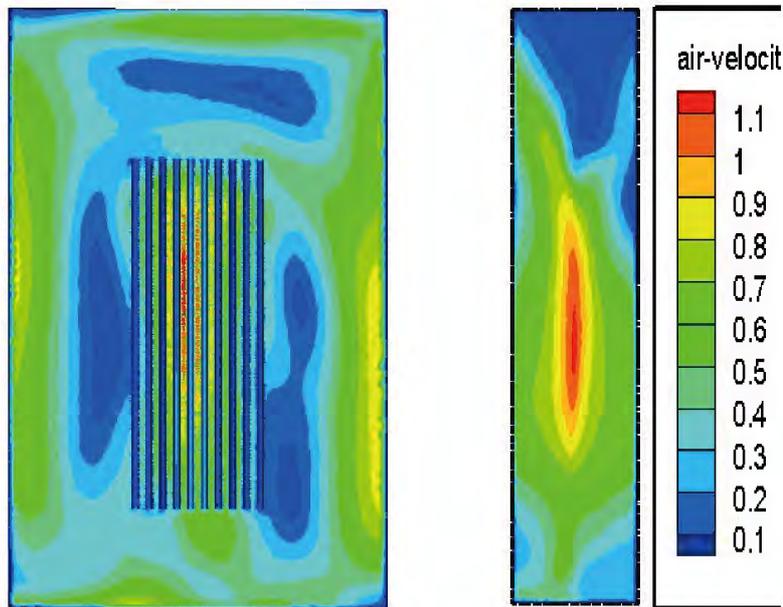
图 3-10 H=50mm 气体速度分布云图

Figure 3-10 H = 50mm Gas velocity contours

图 3-11(a)为膜组件距离反应器底部 100mm 处膜表面气体速度分布图，3-11 (b) 为其侧视图。反应器底部气体速度均匀分布在 0.3-0.6，这有利于气水两相的均匀混合，有一定的紊流强度，膜组件中间位置两侧气体流速较对称分布，侧视图中可以看出气体速度在膜组件位置均匀较大分布。反应器的左右两侧气体速度较大，高达 0.9，此时气水两相可以充分均匀混合，没有死水区。在反应器出水口有一定的风速，总体来说，此时的速度流场较均匀，有利于气水两相的均匀混合，有利于膜组件表面的冲刷。原因可能是此时膜组件表面剪切力较大，且较

为均匀，对于浓差极化的减小有较好的效果^[70]。

近膜面有一个流速很低的边界层，且越靠近膜面流速越低。在预防膜污染过程中，靠近膜面的气液混合流速及剪切力越高对膜污染冲刷的预防效果越好。此时气体速度较适宜，利于膜污染的冲刷。



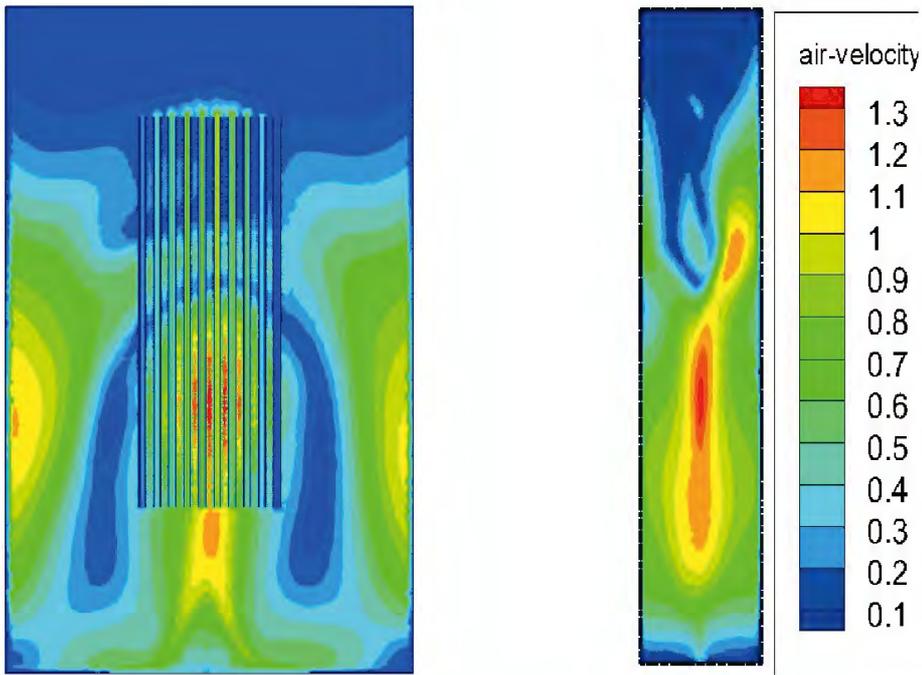
(a) 膜表面气体速度分布图

(b) 侧视气体速度分布图

图 3-11 H=100mm 流场内曝气速度分布云图

Figure 3-11 H = 100mm Gas velocity contours

图 3-12(a)为膜组件距离反应器底部 150mm 处膜表面气体速度分布图，3-12 (b) 为其侧视图。图中膜组件下方气体速度较大，此时气水两相紊流程度好，当气水两相均匀混合后气体以高达 1m/s 的速度进入膜组件，但是气流在膜组件上半部分速度骤减，同时反应器左右两侧气体速度较大，在 0.7-1.1m/s 的范围。反应器的上表面气体速度非常低，此时气水两相不能正常混合流动，形成一定的死水区。原因可能是当膜组件位置距离反应器太高时，速度流场呈现不均匀现象，膜组件距离反应器出口较近，受到顶部回流干扰作用较大，导致膜表面剪切力和气体速度均减小^[71]，对膜组件表面的冲刷非常不利。



(a) 膜表面气体速度分布图

(b) 侧视气体速度分布图

图 3-12 H=150mm 流场内曝气速度分布云图

Figure 3-12 H = 50mm Gas velocity contours

图 3-13 是膜组件距离底部分别为 50mm、100mm、150mm 时高度为 100mm 的 xz 中心截面曝气流速分布散点图。红色为 H=50mm 的曝气速度线，此时速度最小，不利于气水两相的充分混合，不利于膜组件的冲刷；黑色为 H=100mm 的曝气速度，膜组件流速分布最为均匀，且随着曝气位置的升高，变化也比较小，有利于气水的充分有效混合和膜组件的冲刷；绿色为 H=150mm 的曝气速度图，此时膜组件曝气流速太大，分布范围广，规律性差，水力停留时间短，水力学条件较差，不利于气水的充分混合。

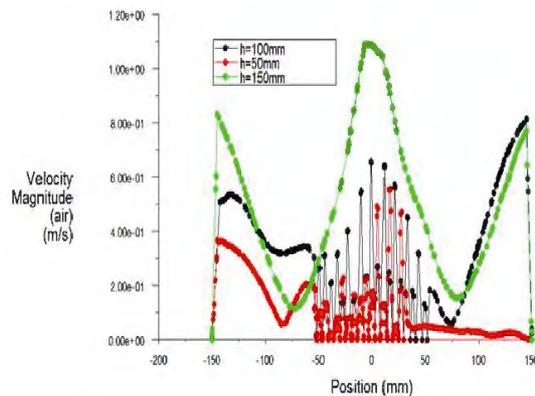


图 3-13 三种结构下 z=100mm 高度曝气速度

Figure 3-13 Three structures under z = 100mm height aeration rate

3.5.3 流场内部流动分析

反应区的速度场的流线矢量图,可以直观形象的看到反应器内部流场的气水两相混合液流动和混合情况,从而对反应器内部结构布置有较好理论依据。整个混合液上升阶段可以分为三个过程^[72]:(1) 升速阶段,反应区底部受到曝气作用影响最大,此时混合液混合程度最高,流速较大;(2) 膜组件区阶段,气水两相混合后进入膜组件流道,流速先减小,接着受气泡浮力的作用流速增大;(3) 自由液面区阶段,该区域混合液从膜组件流出,受到压力、重力和自由表面张力的作用流场呈下降趋势。混合液在反应器运行的三个阶段中,对流速大小变化与膜冲刷密切相关的是第二阶段。

图 3-14 为膜组件距离反应器底部 50mm 处的气体流线图,该图可以直观看出内部流场形成的涡旋和膜流道流速分布情况。反应器底部流场呈现稳定上升趋势,一部分流场垂直上升经过膜组件,一部分流场在膜组件两侧形成涡旋,还有一部分流场离开膜组件后在出口处流出,部分回流,此时有一个流场下降区。图中形成涡旋较小且数量较少,不利于气水两相的充分均匀混合,流场流动较紊乱。

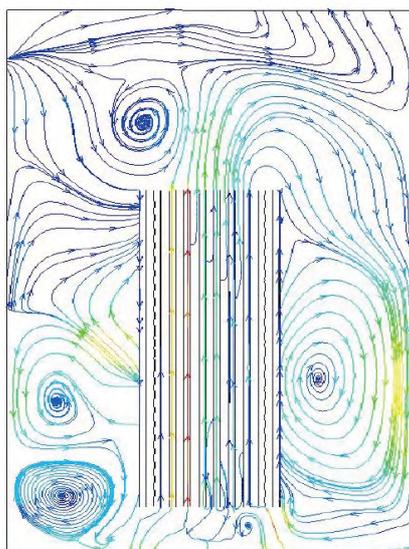


图 3-14 H=50mm 速度流线图

Figure 3-14 H = 50mm velocity flow map

图 3-15 为膜组件距离反应器底部 100mm 时的流场流线图,气水两相在膜组件下部均匀上升,流场均匀稳定分布于膜组件,在离开膜组件表面处一部分继续上升离开反应器,较大部分气体回流,在膜组件两侧形成较大涡旋区,且涡旋在两侧呈对称分布。这利于气水两相的均匀混合,水力学条件良好,且回流流场对膜表面冲刷效果较好,冲刷程度较高,缓解了膜污染的发生。

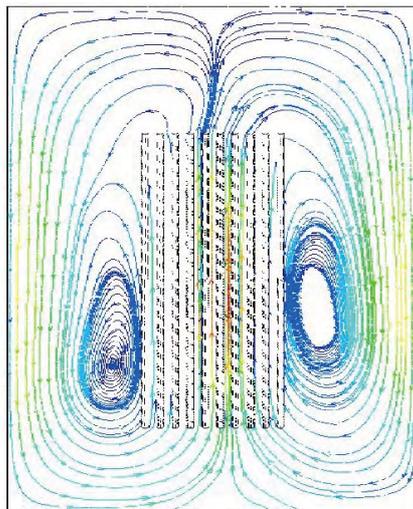


图 3-15 H=100mm 速度流线图

Figure 3-15 H = 100mm velocity flow map

图 3-16 为膜组件位于反应器底部 150mm 处的流场流线图。在曝气位置处气流均匀快速上升，流场以一定速度垂直上升经过过膜组件区域，在离开膜组件区域的自由液面区一部分流场流出反应器，另一部分回流。回流流场在膜组件的左右两边的中下侧区域产生涡旋，由于涡旋产生位置偏低，且涡旋范围小，不利于膜表面的冲刷。

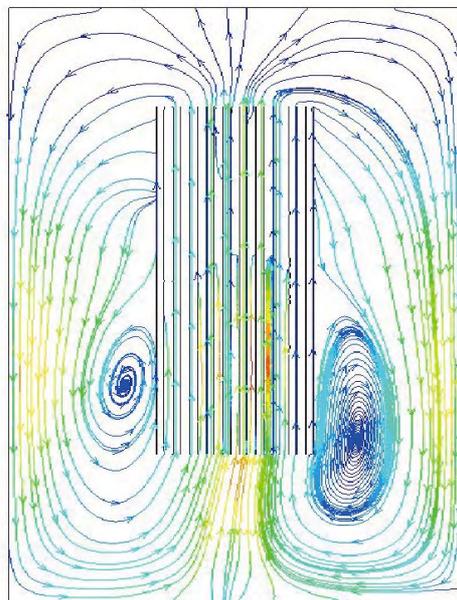


图 3-16 H=150mm 速度流线图

Figure 3-16 H = 150mm velocity flow chart

图 3-17 为 100mm 高度处的湍动能曲线图，其中黑色曲线为膜组件距离反应器底部 100mm 处的湍动能图，绿色曲线为膜组件距离反应器底部 150mm 处的湍动能图，红色曲线为膜组件距离反应器底部 50mm 处的湍动能图。三种情况均在距离反应器 100mm 的 xz 中心截面生成。当膜组件距离底部 100mm 时湍动能

最大，说明气水混合程度最高，在第一阶段湍动能先上升后下降；靠近膜组件位置后进入第二阶段，此时湍动能均匀上下波动，说明气水混合度良好；自由液面区湍动能先上升后缓慢下降，总体趋势对膜组件污染的预防以及冲刷非常有利。

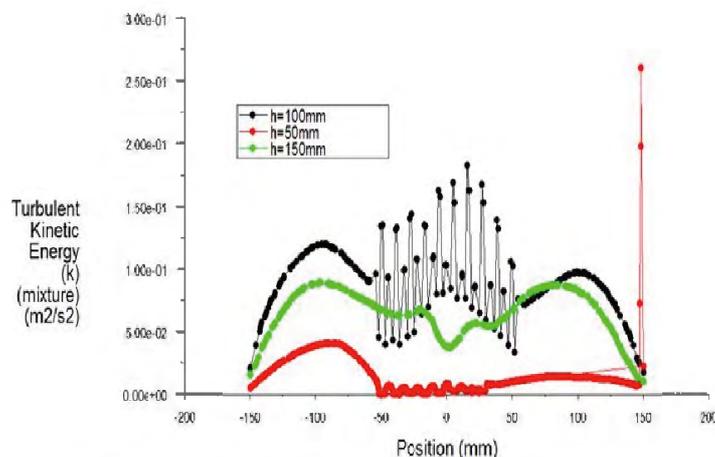


图 3-17 $z=100\text{mm}$ 高度三种结构下湍动能分布

Figure 3-17 Three structures' turbulent kinetic energy of $z = 100\text{mm}$ height

膜组件距离反应器底部 150mm 时，气水两相进入膜组件的第二阶段，湍动能较小，且不均匀，不利于气水的均匀紊流。膜组件距离反应器底部 50mm 时，总体湍动能均较小，此时气水紊流极低，且在膜组件位置湍动能极低，可能由于膜组件位置距离反应器底部较近，气水两相混合的空间太小，不利于混合，因此整个反应器的混合程度差，膜污染程度最容易发生，且较低的气流速度难以冲刷膜表面的污染。综合考虑，当膜组件距离反应器底部 100mm 时水力学条件较好，且气体分布利于膜组件的冲刷。

3.6 小结

在 MBR 膜组件中，膜面以及膜元件上都存在着气水混合流速和剪切力的作用，在中间大、两边小的不均匀性，因此一定比例的膜组件难以充分发挥其作用，由此优化膜组件的布置位置及高度显得尤其重要。膜面气水混合的低流速边界层和流动的不均匀性是 MBR 运行能耗高以及膜污染严重的内在流体力学原因。

本章分别以膜组件距离底部位置的 50mm、100mm、150mm 为设计变量，利用 FLUENT 软件模拟不同状态下 MBR 反应器气含率分布、曝气速度分布云图、速度流线图，高度为 100mm 气含率分布图、曝气速度分布云图、速度流线图以及湍动能分布的散点图。

(1) 膜组件距离底部 50mm 时总体气含率分布不均匀，在进气口气体含量集中较高，其他地方气含率偏低，膜组件两侧气含率分布较低，不利于膜表面污

染物的冲刷；曝气速度和湍动能均偏低，不能使气水两相均匀混合；产生的涡旋数量较小不适合膜组件的冲刷。因此当膜组件距离反应器底部 50mm 时，总体湍动能均较小，气水紊流程度差。膜组件位置湍动能极低，可能由于膜组件位置距离反应器底部较近，气水两相混合的空间太小，不利于混合，因此整个反应器的混合程度差，膜污染程度最容易发生，且较低的气流速度难以冲刷膜表面的污染。

(2) 膜组件距离反应器底部 150mm 时，气体在反应器底部含量较高，但是在膜组件的上半部分气体含量骤减至很低，此时的气体含量不足以将水流完整的通过膜组件，也就是有部分水体成为死水。因此当膜组件布置位置离反应器底部过高时不利于气水两相的混合，气体分布面积较少且不均匀，不利于预防膜污染的发生；湍动能较小，且不均匀，不利于气水的均匀紊流。因此当膜组件距离反应器底部距离过高时，曝气量难以均匀快速的通过膜组件并到达顶部，可能是一定的曝气量经过一定距离后流量分散，难以集中在膜组件中间，虽然在底部气水混合性良好，但是到达膜组件位置没有足够的气体使混合液经过膜组件，气水两相在膜组件表面及两侧的水力学情况不够理想。

(3) 在膜组件距离底部 100mm 时气含率呈柱形上升，在膜组件的中间位置开始分散，并以膜组件为中心呈对称分布，此时气含率约占体积的 35%，气体在中间上升，左右两边有个下降减小的趋势，在膜组件中间位置气体含量均匀稳定，利于气水两相流的混合，增加紊流强度，气水两相均匀混合利于膜组件对污染的截留和冲刷；曝气速度均匀，产生的涡旋比较有规律稳定，湍动能较大，此时气水混合性良好，膜组件冲刷效果好。因此膜组件距离底部 100mm 时不会导致下部气水紊流程度过于剧烈，还可以使气水两相在整个 MBR 反应器中均匀稳定规律的运行，有较大涡旋冲刷膜表面，此时为最优设计。

第四章 不同曝气强度对膜组件污染影响

气体曝气速度大小对气水两相的混合程度以及膜组件的污染影响极为重要，因此本章针对上文最适宜的膜组件位置也就是距离反应器底部 100mm 处的 MBR 装置内气体速度对流场影响进行数值模拟分析。较小的曝气速度与较大曝气速度相比，增大了气泡离开曝气砂条的分离时间，减小气泡撞击和合并率，对气水的混合及膜组件污染的分析具有重要指导作用^[73]。反应器内的曝气具有混合、传质和冲刷中空纤维膜表面的功能，曝气量的大小影响 MBR 处理的效果和运行参数，所以曝气量是一个重要的运行参数，本文以曝气速度 0.1m/s、0.3m/s 和 0.5m/s 三个进气速度进行模拟和分析。

4.1 入口边界条件

入口是曝气砂条的曝气入口，流体为常温状态下的空气，流速垂直于入口。入口处的湍动能 k 和湍流耗散率 ε 可通过湍流强度 I 和水力直径 D_H 间接给出，其经验公式为：

$$\overline{u_i' u_j'} = k = \frac{3}{2} I^2 v_i^2 \quad (4-1)$$

$$\varepsilon = C_\mu^{3/4} \frac{k^{3/2}}{l} \quad (4-2)$$

式中， C_μ 为经验常数，约为 0.09； l 为湍流特征尺寸，m， $l = 0.07 D_H$ ； D_H 为水力直径； $I = 0.16(\text{Re}_{D_H})^{-1/8}$ 为湍流强度。

由上述公式计算可得本文入口边界条件，如表 4-1 所示。

表 4-1 入口边界条件

入口参数	入口边界条件		
入口流速, m/s	0.1	0.3	0.5
雷诺数 Re	1257.405	3772.214	6287.024
湍流强度 I	0.065567	0.057154	0.053618
湍流长度尺度 l	0.013125	0.013125	0.013125
湍动能 k	0.0000645	0.000441	0.001078
湍流耗散率 ε	0.0000065	0.0001159	0.0004432

一般认为，当流体的流动状态发生急剧变化时，湍流动能往往会变大。湍动能代表流场质点因湍流而获得的能量的大小，其定义为： $k = \frac{1}{2}(u'^2 + v'^2 + w'^2)$ 。

湍动能耗散指的是湍流动能与分子动能之间发生输运，最终将这些能量耗散成热能，表示单位质量流体在单位时间内所平均转化为热能的湍动能。通过对比湍动能和气耗散率可知，湍流动能和湍流耗散分布并不相同，这是由于反应器内湍流尺度不同造成的。不同区域中的湍流情况不同，就造成不同结构的涡，也表现出了反应器内部液相旋转的各向相异性。从反应器湍流耗散分布云图，在很大空间中，湍流耗散率基本保持不变，只是在膜组件边壁耗散率数值较高。通过对比分析，膜表面湍流和耗散率都较大，说明该区域，增加了能耗，主要在于流体的冲刷造成的。

4.2 气含量分析

图 4-1 为气体速度 0.1m/s 时气含率分布云图，气体含量在反应器底部较大，呈火焰状上升，膜组件内部流场的气体含量不均匀且含量较少，膜组件两侧气体含量少，膜组件上部分气体含量呈现增加趋势，但是此时的含量增加对预防膜污染的发生没有任何增强作用。从图中看出气体含量少，且分布不均匀，反应器两侧气体含量几乎为 0。此时气体速度较低，气水混合程度差，水力学条件差且不利于膜污染的冲刷。

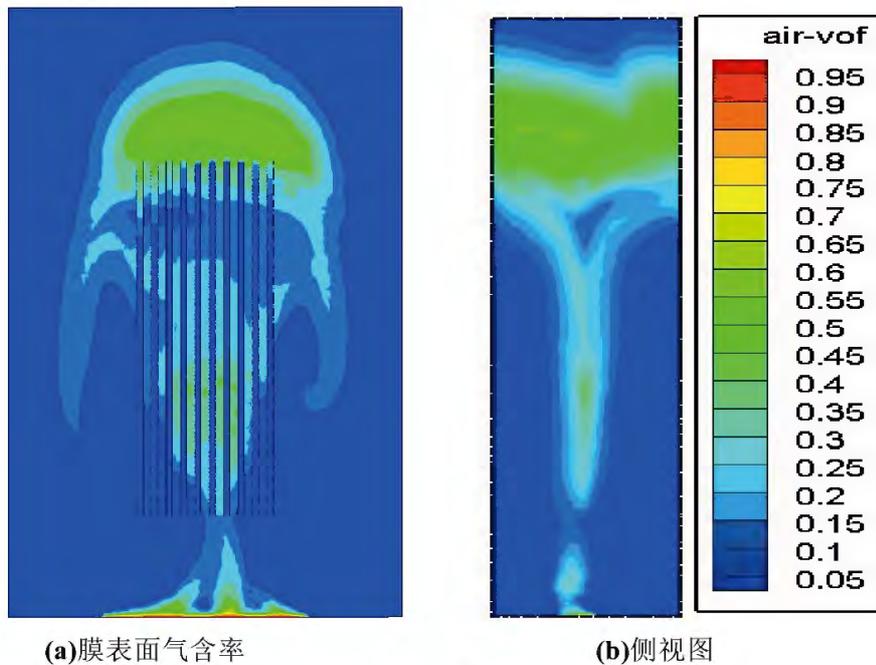
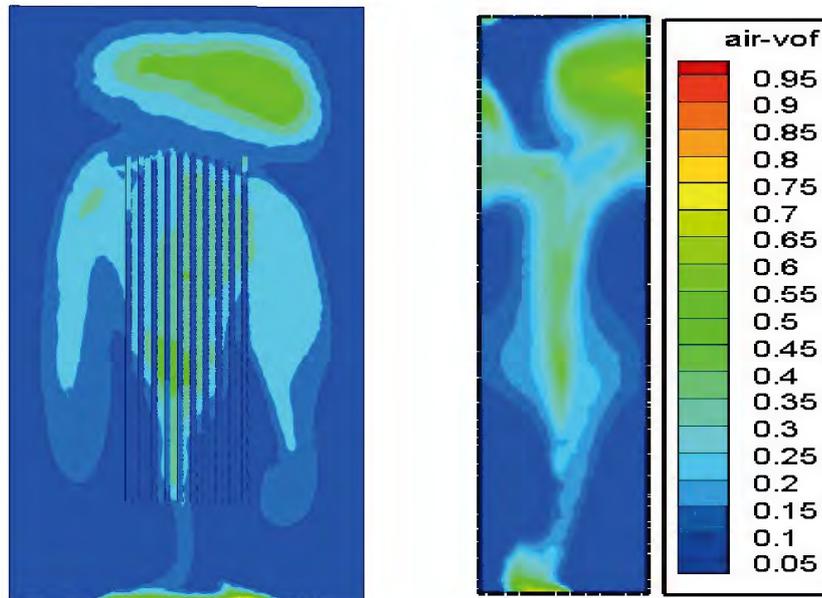


图 4-1 $V=0.1\text{m/s}$ 气含率分布云图

Figure 4-1 $V = 0.1 \text{ m/s}$ gas holdup contours

图 4-2 (a) 为是曝气强度 0.3m/s 时膜表面的气含率分布云图，4-2 (b) 为其

侧视图。由于反应器底部曝气砂条曝气的作用，反应器底部气含率最高。气流以约 40% 的体积比升至膜组件，膜组件的表面基本被气体以 30% 的含量充满，膜组件两侧气体含量约 25%，且在膜组件上表面有一定的气体含量，此时气体在膜组件里面和外侧都有较均匀的气体含量分布，水力学条件良好，气水混合程度好。同时整个反应器内气体含量有利于膜组件的冲刷。



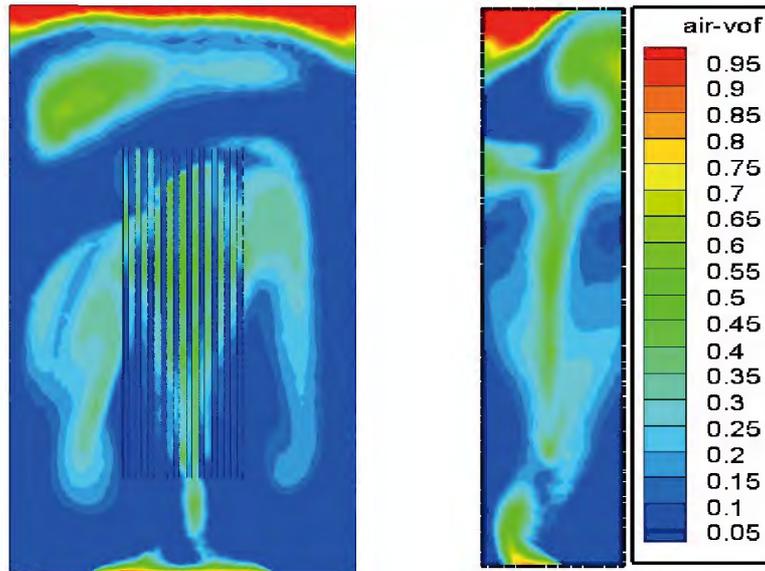
(a) 膜表面气含率云图

(b) 侧视图

图 4-2 $V=0.3\text{m/s}$ 气含率分布云图

Figure 4-2 $V = 0.3 \text{ m/s}$ gas holdup contours

图 4-3 为气体速度 0.5m/s 的气含率分布云图，在反应器底部由于曝气砂条的曝气作用，底部气含率含量高，约占体积的 60%，气含率以一定体积浓度进入膜组件内，之后以膜组件为中心呈火焰状分布。此时气水混合性强，但是气体含量过大，气水循环没有规律。靠近反应器出口处气含率较大，整个反应器内气含率较大，高含量和低含量的区别较明显，流场存在一定的不均匀现象，膜组件中间冲刷强两边冲刷弱的现象较明显，此时不是最优设计。



(a) 膜表面气含率云图

(b) 侧视图

图 4-3 $V=0.5\text{m/s}$ 气含率分布云图

Figure 4-3 $V = 0.5 \text{ m/s}$ gas holdup contours

图 4-4 为曝气速度不同时，距离底部 100mm 的 y 轴中央截面气含率分布散点图。红色线为气体速度 0.5m/s 的气含率图，图中呈现三个显著波峰，且波峰较另两曲线高很多，说明气体体积分布波动范围较大，规律性较差；绿色线为气体速度 0.1m/s 的气含率图，图中呈现波峰一次，但是气体含量总体偏低；黑色线为气体速度 0.3m/s 的气含率图，气体含量呈现两次波峰，总体含量位于两者之间。

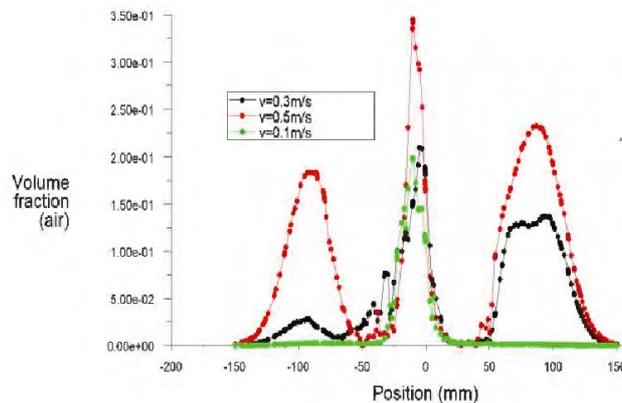


图 4-4 三种曝气速度下气含率分布图 ($Z=100\text{mm}$)

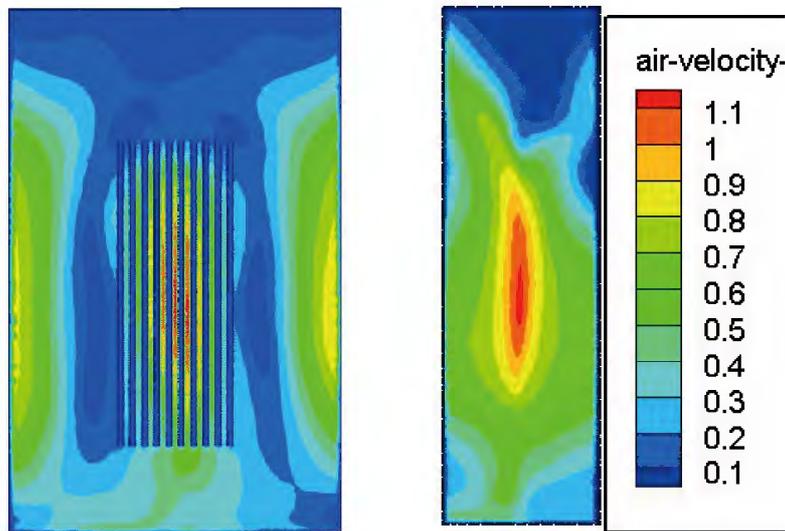
Figure 4-4 The gas holdup of three aeration velocity

增大曝气速率就是增加了曝气量，能提高反应器气液混合状况和膜污染的冲洗，但综合考虑能耗，曝气速率有一个适宜的范围，曝气时气液两相流产生的膜表面剪切力大约是不曝气时的三倍左右，且随着曝气量的增大而增大。但随着曝气量的增加值提高了大颗粒污染物的剪切诱导扩散和惯性升力，泡状流、柱塞流、搅拌流和环状流依次递减，而柱塞流对膜表面冲洗污染物的作用贡献最大。从三

种速率的原图可以看出，曝气速率为 0.3m/s 时，气泡在整个流场分布比较均匀，尤其在膜组件区域有利于污染物的去除，较 0.5m/s 的工况能耗低，效果明显。

4.3 曝气速度场分析

图 4-5 为曝气速度 0.1m/s 时的气体速度云图，在反应器底部气体速度为 0.3m/s 左右，气体速度大小为 0.3m/s 在膜组件里面流动。在膜组件外表面形成气体速度较小的流场区。膜组件中间冲刷强，两边膜面冲刷弱的情况非常明显。而在反应器两侧气体速度非常大，达到 0.8-0.9m/s，在整个反应器气体流速不均匀，反差很大，致使整个流场不均匀。

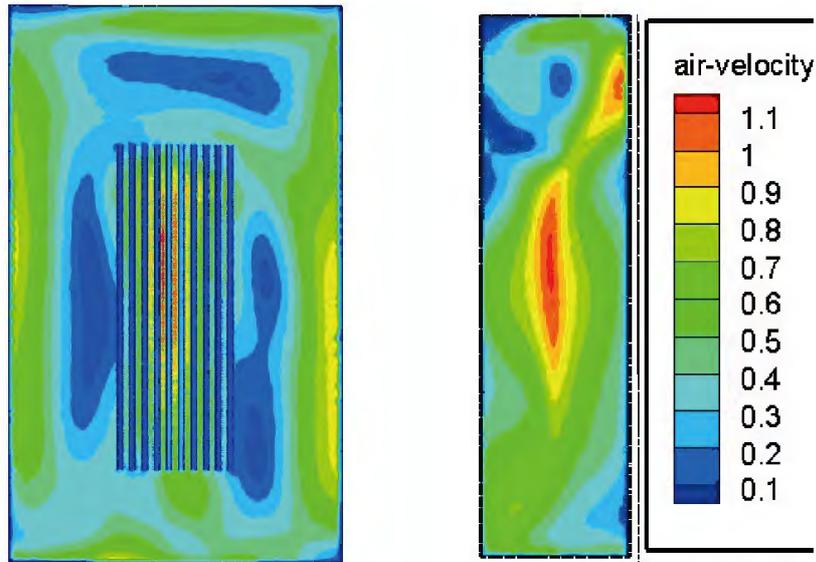


(a) 膜表面气体速度云图 (b) 侧视图

图 4-5 V=0.1m/s 速度场云图

Figure 4-5 V=0.1m/s gas velocity contours

图 4-6(a) 为曝气速度 0.3m/s 的膜表面气体速度云图，4-6 (b) 为侧视图。反应器底部由于曝气砂条鼓风作用气体速度较大，约 0.6m/s 左右，此区域为气水优化区域，混合性良好，气水均匀混合后进入膜组件区域，在膜组件内表面气体速度均匀稳定，利于气水的充分混合和膜组件的冲刷。在膜组件的外侧对称分布两个较小的低速流场区，气水离开膜组件的气体速度大小约 0.3m/s，此时气体将水流均匀带出反应器，部分缓慢回流至反应器。在反应器的左右两侧气体速度较大，可以减少反应器的死水区。反应器总体气体速度均匀稳定，水力学条件好，膜组件冲刷效果强。



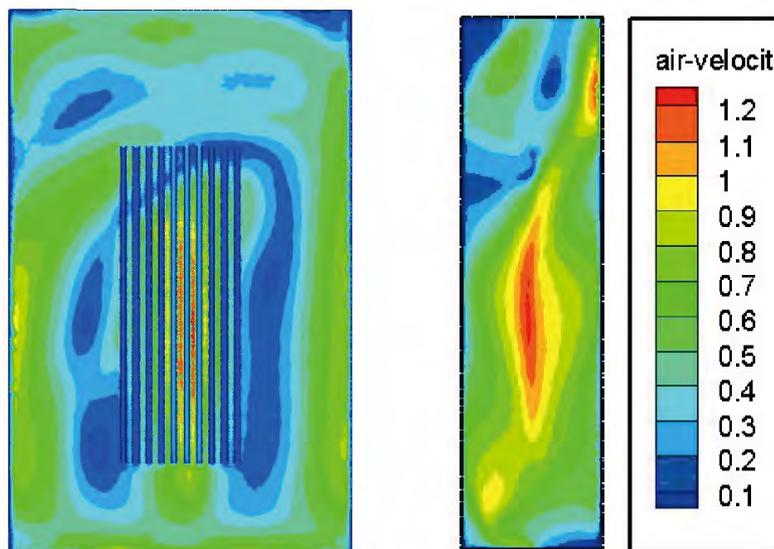
(a) 膜表面气体速度云图

(b) 侧视图

图 4-6 曝气 $V=0.3\text{m/s}$ 气体速度场云图

Figure 4-6 $V=0.3\text{m/s}$ gas velocity contours

图 4-7(a) 为曝气速度 0.5m/s 的膜表面气体速度云图，4-7 (b) 为其侧视图。反应器底部由于曝气鼓风作用气体速度较大，约 0.7m/s ，膜组件内侧气体速度较大，速度不均匀，有少数膜丝未被气流完整冲刷，反应器左右两侧速度较大约 0.8m/s ，气水混合程度过高。膜组件上表面气体速度约 0.5m/s ，较快的气体速度增加了运行能耗，且污泥絮体被强大的剪切力所破碎^[74]，胶体物质和细小污泥颗粒增多，这些物质容易引起膜孔的吸附和堵塞，从而加剧膜污染的发生。



(a) 膜表面速度云图

(b) 侧视图

图 4-7 曝气 $V=0.5\text{m/s}$ 速度场云图

Figure 4-7 $V=0.5\text{m/s}$ gas velocity contours

图 4-8 可以直观地发现，当曝气流速在 0.3m/s 时，整个流场的气泡速率分布 $0.1\sim 0.5\text{m/s}$ 之间，较其他两种工况下分布均匀，避免了膜表面得不到气液混合

物冲刷的情形，所以为较优的操作参数。

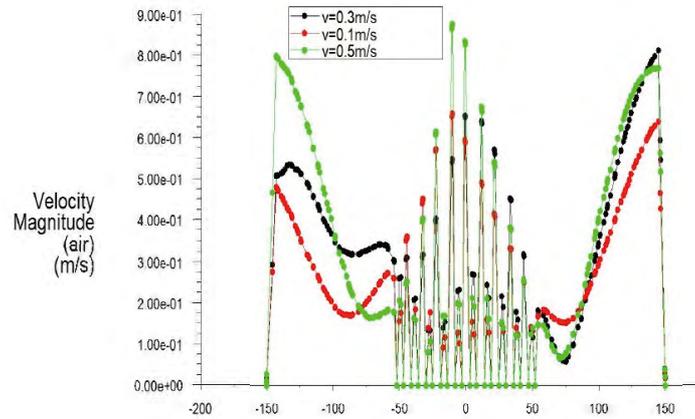


图 4-8 三种曝气速度下气体速度图 ($Z=100\text{mm}$)

Figure 4-8 Under three aeration rate's gas velocity ($Z=100\text{mm}$)

4.4 曝气流场流线分析

图 4-9 为曝气速度为 0.1m/s 的气体流线矢量图，在反应器底部因为曝气砂条曝气鼓风作用，气体以一定速度垂直上升，经过膜组件后因为气体速度过小，几乎全部流场回流到反应器内。气流回流到反应器底部再循环经过膜组件直至回流，部分流场在膜组件两侧形成涡旋，但是形成涡旋数量少，污染物沉积多，总体流场效率偏低，不利于膜组件的冲刷。

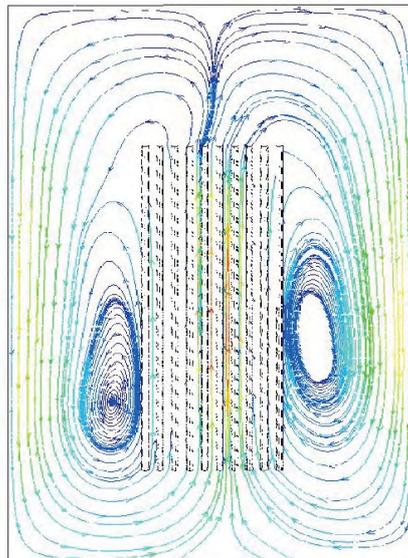


图 4-9 $V=0.1\text{m/s}$ 流线图

Figure 4-9 $V = 0.1 \text{ m/s}$ flow map

图 4-10 为气体速度 0.3m/s 的流线矢量图，反应器底部由于曝气砂条鼓风作用气体垂直上升经过膜组件，在膜组件上方自由液面区部分气流迅速回流至膜组

件下方，再一次经过膜组件，提高了污染物的去除效率和膜组件冲刷效率；在膜组件上方 MBR 出口处部分气流从反应器左右两侧回流至 MBR 池底，继续进行气水的混合；膜组件左右两侧对称分布两个较大涡旋，利于膜组件的整体冲刷。

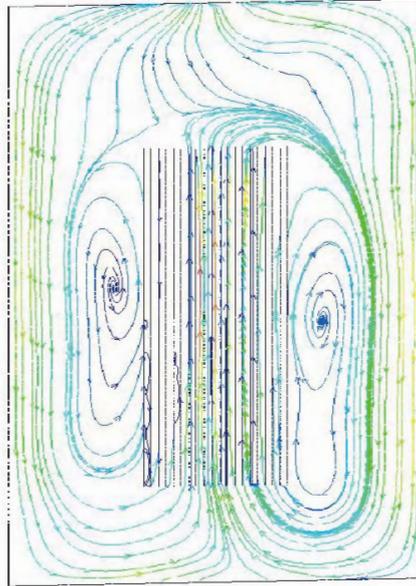


图 4-10 $V=0.3\text{m/s}$ 流线图

Figure 4-10 $V = 0.3 \text{ m/s}$ flow map

图 4-11 为气体速度 0.5m/s 的速度矢量流线图，在反应器底部鼓风曝气的作用使气流垂直上升，气体以较大速度快速通过膜组件，在未全部通过膜组件区域产生回流涡旋；膜组件上表面气体部分回流至反应器底，在反应器两侧产生涡旋回流，此时的气体速度过大，较小的胶体物质和溶解性部分增多，膜孔堵塞机会也较大，加剧膜污染的发生。

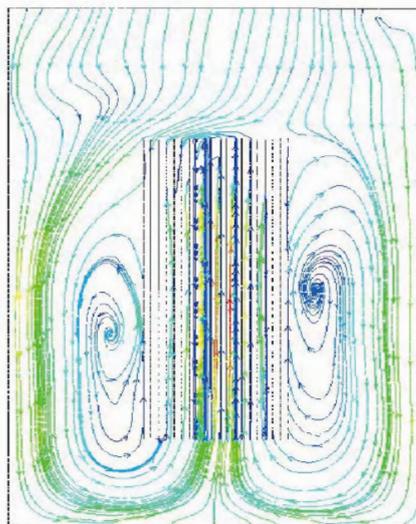


图 4-11 $V=0.5\text{m/s}$ 速度流线图

Figure 4-11 $V = 0.5 \text{ m/s}$ flow map

图 4-12 为距离底部 100mm 的中心截面上三种不同曝气速度下的湍动能分布

散点图。三种散点图在膜组件位置湍动能变化最大呈现最高峰，在膜组件两端湍动能较低，在膜组件底端湍动能先增大到一定范围，然后稍微下降呈现中间的最高波峰，以膜组件位置为中心两端湍动能呈现对称规律分布。绿色是速度 0.5m/s 的曝气速度湍动能图，其湍动能最大，波峰位置最显著，呈现的总体波动范围最大；红色是速度为 0.1m/s 的曝气速度湍动能图，湍动能在中间有波峰，但是整体波动非常小，此时湍动能过小；黑色是速度 0.3m/s 的曝气速度湍动能图，其湍动能分布位于两者中间，湍动能分布均匀适中，这是有利于气水两相均匀充分混合且利于膜组件污染的预防和冲刷。

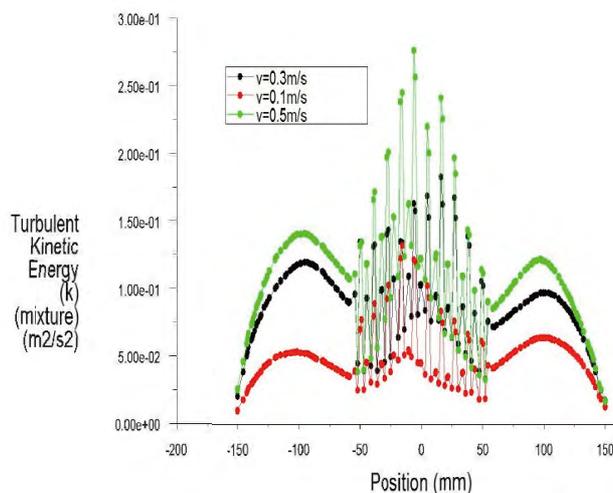


图 4-12 三种曝气速度下湍动能分布图 ($Z=100\text{mm}$)

Figure 4-12 Under three aeration rate's turbulent kinetic energy ($Z=100\text{mm}$)

反应器从中间曝气实现了内部的水力循环，密度较大的水流和污染物会向下流入，反应器底部的水流和污染物又会因气泡提升向水面流动。三种曝气速率下，可以得出在较低流速下，涡流只能在反应器底部生成，但随着曝气量的增加，涡流形成区域向上并增大。从湍动能分布的散点图来看，0.5m/s 的曝气速率下，涡流变化剧烈，扰动较大，不利于内部水力循环呈规律性，影响了膜表面污染物的冲洗效果。因此综合考虑能耗、水力条件和膜污染预防及冲刷认为曝气强度 0.3m/s 为最适宜强度。

4.5 小结

上节已经得出膜组件距离反应器底部 100mm 为最优设计，本节在膜组件最优设计的基础上研究不同曝气强度对 MBR 气水混合性及膜污染预防以及冲刷的影响。当曝气强度的分别为 0.1m/s、0.3m/s、0.5m/s 采用 FLUENT 软件模拟气含率分布图、速度云图以及速度流线图。得出如下结论：

- (1) 三种曝气强度下均产生一定的气含率，且气体分布在距离曝气砂条位置

最多，此时为 MBR 中气水混合的最佳区域，但是曝气强度 0.1m/s 产生的气体含量非常少，整个区域死水区较多；曝气强度 0.5m/s 时气体含量过大，在膜组件上表面气体含量很低，在靠近反应器出口气含率较大，气水循环剧烈且没有规律；曝气强度 0.3m/s 产生的气体在膜组件里面和外侧都有较均匀的气体含量分布，气水混合程度好，尤其是在膜组件上侧的自由液面区，一定的气体含量利于膜组件的冲刷。

(2) 曝气强度 0.1m/s 时反应器两侧气体速度非常大，在整个反应器气体速度不均匀，反差很大，整个流场流速过低且大小不均匀，膜组件中间冲刷强，两边膜面冲刷弱的情况非常明显；曝气强度 0.5m/s 时，膜组件表面气体速度较大，速度不均匀，有少数膜丝未被气流完整冲刷，在反应器左右两侧速度过大，气水混合程度过高，不利于均匀充分混合且过快的气体速度也加剧了细小物质的形成加剧膜污染的发生；曝气强度 0.3m/s 时 MBR 总体混合性良好，在膜组件表面以及反应器两侧气体速度均匀稳定，利于气水的充分混合和膜组件的冲刷。

(3) 三种曝气强度均产生一定的环流，随着曝气强度的加大向下循环的环流区域较大，环流运动加强。在 MBR 曝气强度 0.3m/s 时最高环流区在膜中间位置距离膜面最近，这使得膜面能够得到良好的流体冲刷，减少了膜孔堵塞、缓解了膜污染的发生。所以，通过以上气含率、气体流速和流线的分析情况，在同一结构，三种不同曝气速率下，曝气速率为 $V=0.3\text{m/s}$ 较其他两种工况效果要好，应为最优的操作条件。

第五章 结论与展望

5.1 结论

本文利用 FLUENT 软件对 MBR 膜生物反应器的气液两相流进行了数值模拟，得到了膜组件距离反应器底部不同位置处 MBR 反应器内气含率分布、速度云图、速度流线图以及距离底部 100mm 截面处的散点图。研究了不同曝气强度对 MBR 反应器内气含率分布、速度大小以及产生涡旋情况进行研究。在 MBR 膜组件中，膜面以及膜元件上都存在着气水混合流速和剪切力的作用，在中间大、两边小的不均匀性，因此一定比例的膜组件难以充分发挥其作用，由此优化膜组件的布置位置及高度显得尤其重要。研究结果对 MBR 中膜组件的最佳位置以及最优曝气强度具有一定的指导依据。结论如下：

(1) 膜组件距离底部 50mm 时总体气含率分布不均匀，在进气口气体含量集中较高，其他地方气含率偏低，膜组件两侧气含率分布较低，不利于膜表面污染物的冲刷；曝气速度和湍动能均偏低，不能使气水两相均匀混合；产生的涡旋数量较小不适合膜组件的冲刷。因此当膜组件距离反应器底部 50mm 时，总体湍动能均较小，气水紊流程度差。膜组件位置湍动能极低，可能由于膜组件位置距离反应器底部较近，气水两相混合的空间太小，不利于混合，因此整个反应器的混合程度差，膜污染程度最容易发生，且较低的气流速度难以冲刷膜表面的污染。

(2) 膜组件距离反应器底部 150mm 时，气体在反应器底部含量较高，但是在膜组件的上半部分气体含量骤减至很低，此时的气体含量不足以将水流完整的通过膜组件，也就是有部分水体成为死水。因此当膜组件布置位置离反应器底部过高时不利于气水两相的混合，气体分布面积较少且不均匀，不利于预防膜污染的发生；湍动能较小，且不均匀，不利于气水的均匀紊流。因此当膜组件距离反应器底部距离过高时，曝气量难以均匀快速的通过膜组件并到达顶部，可能是一定的曝气量经过一定距离后流量分散，难以集中在膜组件中间，虽然在底部气水混合性良好，但是到达膜组件位置没有足够的气体使混合液经过膜组件，气水两相在膜组件表面及两侧的水力学情况不够理想。

(3) 在膜组件距离底部 100mm 时气含率呈柱形上升，在膜组件的中间位置开始分散，并以膜组件为中心呈对称分布，此时气含率约占体积的 35%，气体在中间上升，左右两边有个下降减小的趋势，在膜组件中间位置气体含量均匀稳定，利于气水两相流的混合，增加紊流强度，气水两相均匀混合利于膜组件对污染的截留和冲刷；曝气速度均匀，产生的涡旋比较有规律稳定，湍动能较大，此时气水混合性良好，膜组件冲刷效果好。因此膜组件距离底部 100mm 时不会导致下

部气水紊流程度过于剧烈，还可以使气水两相在整个 MBR 反应器中均匀稳定规律的运行，有较大涡旋冲刷膜表面，此时为最优设计。

(4) 三种曝气强度下均产生一定的气含率，且气体分布在距离曝气砂条位置最多，此时为 MBR 中气水混合的最佳区域，但是曝气强度 0.1m/s 产生的气体含量非常少，整个区域死水区较多；曝气强度 0.5m/s 时气体含量过大，在膜组件上表面气体含量很低，在靠近反应器出口气含率较大，气水循环剧烈且没有规律；曝气强度 0.3m/s 产生的气体在膜组件里面和外侧都有较均匀的气体含量分布，气水混合程度好，尤其是在膜组件上侧的自由液面区，一定的气体含量利于膜组件的冲刷。

(5) 曝气强度 0.1m/s 时反应器两侧气体速度非常大，在整个反应器气体速度不均匀，反差很大，整个流场流速过低且大小不均匀，膜组件中间冲刷强，两边膜面冲刷弱的情况非常明显；曝气强度 0.5m/s 时，膜组件表面气体速度较大，速度不均匀，有少数膜丝未被气流完整冲刷，在反应器左右两侧速度过大，气水混合程度过高，不利于均匀充分混合且过快的气体速度也加剧了细小物质的形成加剧膜污染的发生；曝气强度 0.3m/s 时 MBR 总体混合性良好，在膜组件表面以及反应器两侧气体速度均匀稳定，利于气水的充分混合和膜组件的冲刷。

(6) 三种曝气强度均产生一定的环流，随着曝气强度的加大向下循环的环流区域较大，环流运动加强。在 MBR 曝气强度 0.3m/s 时最高环流区在膜中间位置距离膜面最近，这使得膜面能够得到良好的流体冲刷，减少了膜孔堵塞、缓解了膜污染的发生。所以，通过以上气含率、气体流速和流线的分析情况，在同一结构，三种不同曝气速率下，曝气速率为 $V=0.3\text{m/s}$ 较其他两种工况效果要好，应为最优的操作条件。

5.2 展望

近年来，随着 CFD 软件的不断发展和完善，其应用领域已经逐步拓展到各行各业，对各种流体流动问题的模拟具有直观形象的观察，其后处理节省了大量的人力、物力和财力。随着科学的发展和进步，计算流体力学运用在环境工程水处理领域是一种必然趋势。

本文基于以上想法，将计算流体力学的知识与环境工程知识相结合，初步尝试模拟了 MBR 的气液两相流，由于作者专业水平、计算机配置、实验条件以及论文研究时间的限制，本论文只是对 MBR 的膜污染研究进行初步研究，还有很多不足。总结研究中存在的不足以及未来可以深化和完善的工作如下：

(1) 本研究仅以水作为简化的连续相，将来的工作可以将不同污泥黏度、不同规模 MBR 膜单元作为研究变量，研究与流体状况更相符合的边界条件数据

库，尽可能深入准确的研究 MBR 膜污染状况，得出表征膜污染状况的表征系数，为 MBR 实际工程的进行更具有指导意义的模拟研究成果。

(2) 本研究由于研究时间限制，作者在流体力学专业知识和 FLUENT 软件学习上投入大量时间，未能进行实验验证，后续工作可以进行实验验证。本文将 MBR 中污泥混合液简化为水单相物质，实验可以模拟出其产生的误差。

(3) MBR 内部流场特征、运行方式以及空间结构的相互关系可以进行更细致深入分析，该技术在国内外虽然逐步开展但是许多水力学问题没有涉及和解决。MBR 中膜单元的不同构型、不同安装方式、不同运行方式对流场以及膜堵塞的影响有待进一步研究。

(4) 目前 FLUENT 软件的 MBR 模拟研究较单一、分散。将 MBR 的空间结构和优化流场、膜污染的预防和降低进行有机结合是今后的研究重点。

参考文献

- [1] 金离尘. 中空纤维膜技术的现状与发展[J]. 纺织导报, 2009(5): 45- 52.
- [2] Al-Malack MH, Anderson GK. Cross flow micro filtration with Dynamic membranes [J]. Water Research. 1997, 31(8):1969-1979.
- [3] 顾蓓蓓, 胡啸林. 中空纤维膜的现状与研究进展[J]. 广州化工, 2010, 38(6): 42-44.
- [4] Zhang Q. Preparation of Poly hollow fiber membranes for micro filtration using modified TIPS Process [J]. Membrane Sci. 1985, 23: 321-325.
- [5] 吕晓龙. 复合中空纤维超滤膜的研制[J]. 水处理技术, 1997, 23(1): 27- 32.
- [6] Li Yaozhong, He Yanling, Liu Yonghong, et al. Comparison of the filtration characteristics between biological powdered activated carbon sludge and activated sludge in submerged membrane bioreactors[J]. Desalination, 2005, 174: 305- 314.
- [7] Ma C Y, Huang J P, Xi D L. Preparation characterization and performance of a novel PVDF/PMMA/TPU blend hollow fiber membrane for wastewater treatment[J]. Water Science and Technology, 2012, 65(6): 1041-1047.
- [8] 吴瑶. 五孔支撑膜的特性研究及其在 MBR 中处理印染废水的应用[D]. 上海: 东华大学. 2012.
- [9] 许海超, 马春燕等. 五孔支撑纤维膜在 MBR 运行中的特性研究[J]. 环境保护科学, 2012, 38(5): 26- 44.
- [10] 王蕾, 汪正霞等. 五孔支撑膜的次临界通量运行特征及膜污染阻力分析[J]. 环境科学与技术, 2014, 37(3): 41-45.
- [11] 侯文俊, 余健. 新型膜生物反应器的研究和应用[J]. 环境科学与技术, 2004, 27(5): 7-11.
- [12] 顾国维, 何义亮. 膜生物反应器在污水处理中的研究与应用[M]. 北京: 化学工业出版社, 2002: 124-169.
- [13] 何少华, 娄金生. 反渗透系统在饮用水深度处理中的应用[J]. 南华大学学报(理工版). 2003, 17(1): 55- 58.
- [14] 郭春禹, 杜启云. 膜生物反应器污水再生工程的运行与优化[J]. 工业水处理. 2006, 26(1): 63- 67.
- [15] 苑宝玲, 王洪杰. 水处理新技术原理与应用[M]. 北京: 化学工业出版社, 2006.
- [16] 李志东, 李娜, 张洪林. 膜生物反应器(MBR) 处理废水的研究进展[J]. 净水技术, 2007, 26(1): 18- 21.

- [17]Xing C H, Tardieu E, et al. Ultrafiltration membrane bioreactor for urban Wastewater Reclamation[J]. Membrane Science. 2000, 177(1): 73-82.
- [18]Cote P, Buisson H, et al. Immersed membranes activated sludge process applied to the treatment of municipal wastewater. Water Science.Technology.1998, 38(4): 437- 442.
- [19]Yang W B, Cieck N, Iig J. State of the art of membrane bioreactors: Worldwide research and commercial applications in North America [J]. Journal of Membrane Science, 2006, 270 (1-2): 201- 211.
- [20]Lesjean B, Huisjes E H. Survey of European MBR market, trends and perspectives[A]. 2007.
- [21]陈福泰, 范正虹, 黄霞. 膜生物反应器在全球的市场现状与工程应用[J]. 中国给水排水, 2008, 24(8):14-18.
- [22]陈龙祥, 由涛, 张庆文等. 膜生物反应器研究与工程应用进展水处理技术 [J]. 水处理技术, 2009, 35(10): 16- 20.
- [23]韩占忠, 王敬, 兰小平. FLUENT: 流体工程计算实例与应用 [M]. 北京: 北京理工大学出版社, 2004:19-22.
- [24]吴望一. 流体力学 [M] . 北京: 北京大学出版社, 1982.
- [25]马艺, 金有海, 王振波. FLUENT 软件在液-液旋流器中的应用[J]. 过滤与分离, 2008, 18(2): 42- 48.
- [26]刘景. 溢流坝弧形闸门不同开度水流三维数值模拟[D]. 大连: 大连理工大学, 2013.
- [27]徐昉. 计算流体力学(CFD)在可持续设计中的应用[J]. 同济大学建筑学报, 2004: 65- 67.
- [28]姚征, 陈康民. CFD 通用软件综述[J]. 上海理工大学学报, 2002, 24(2): 138-144.
- [29]李磊, 胡非, 程雪玲等. FLUENT 在城市街区大气环境中的应用 [J] . 中国科学院研究生院学报, 2004, 21(4): 476- 480.
- [30]赵琴. FLUENT 软件的技术特点及其在暖通空调领域的应[J]. 计算机应用, 2003, 23(12): 424- 425.
- [31]杨伟, 顾明. 高层建筑三维定常风场数值模拟[J]. 同济大学学报, 2003, 31(6): 647- 651.
- [32]田铨, 张欢, 由世俊等. 利用 FLUENT 软件模拟地铁专用轴流风机的内部流场 (一): 对称翼叶片轴流风机 [J] . 流体机械, 2003, 31(11): 13- 15.
- [33]韩龙喜. 加长型环形水槽水流特性的数值模拟 [J] . 河海大学学报: 自然科学版, 2003, 31(6): 639- 643.
- [34]CHEN Qun, Dai Guangqing, LIU Haowu Volume of fluid model for turbulence numerical simulation of stepped spillway overflow [J] . Journal of Hydraulic

- Engineering, 2002, 128(7): 683- 688.
- [35]刁明军, 杨水全, 王玉蓉等. 挑流消能水气二相流数值模拟 [J]. 水利学报, 2003, 9: 77- 82.
- [36]刘加海, 杨永全, 张洪雨等. 二维数值水槽波浪生成过程及波浪形态分析[J]. 四川大学学报: 工程科学版, 2004, 36(6): 28- 31.
- [37]杨忠超, 邓军, 杨永全等. 多股多层水平淹没射流数值模拟研究 [J]. 水利学, 2004, 5: 31- 38.
- [38]陈云良, 伍超, 叶茂. 水电站进水口水流流态的研究[J]. 水动力学研展, 2005, 20 (3) : 340-345.
- [39]罗挺, 许雅娟. 山谷污染物扩散过程 CFD 并行计算方法的研究 [J]. 四川环境, 2005, 24(4): 77- 84.
- [40]周勤, 伍超, 赵元弘等. " S " 型溢洪道水流特性试验与数值模拟研究[J]. 水力发电学报, 2005, 24(3): 88- 92.
- [41]叶茂, 伍超, 陈云良等. FLUENT 软件在水利工程中的应用 [J]. 水利水电科技进展, 2006, 26(3): 78- 81.
- [42]Belfort G, Davis R H, Zydney A L. The behavior of suspensions and macromolecular solutions in crossflow microfiltration[J]. Membrane Science, 1994, 96 (1): 1-58.
- [43]谷芳, 刘春江, 余黎明等. 气-液两相降膜流动及传质过程的 CFD 研究[J]. 高校化学工程学报, 2005, 19(4): 438- 444.
- [44]员文权, 杨庆峰. 计算流体力学在反渗透膜分离中的应用[J]. 化工进展, 2008, 27(9): 1357- 1363.
- [45]何娟娟, 黄卫星, 肖泽仪等. 计算流体力学在膜分离技术中的应用[J]. 化工装备技术, 2006, 27(2): 14-16.
- [46]刘百仓, 马军, 张立秋等. 计算流体力学在膜技术中的应用[J]. 中国农村水利水电, 2008(1): 40- 44.
- [47]Judd S, Le-Clech P, Taha T, et al. Theoretical and experimental representation of a submerged membrane bioreactor system[J]. Membrane Technology, 2001, 2001(135): 4-9.
- [48]Judd S, Judd C. The MBR Book — Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment[M]. UK: Elsevier, 2011.
- [49]Wang Y. Evaluation of membrane bioreactor mixing Performance via computational fluid dynamics modelling[D]. Sydney: The University of New South Wales, 2010.133- 135.
- [50]张彦婷, 高广德, 操波. FLUENT 软件在我国环保设备领域中应用. 2008, 3(1): 83- 85.
- [51] Meng F G, Chae S R, Drews A, et al. Recent advances in membrane bioreactors :

- Membrane fouling and membrane material[J]. *Water Research*, 2009, 43(6): 1489-1512.
- [52]张德良. 计算流体力学教程[M]. 北京: 高等教育出版社, 2010.
- [53]Ghidossi R, Veyret D, Moulin P. Computational fluid dynamics applied to membranes: State of the art and opportunities[J]. *Chemical Engineering and Processing*, 2006, 45(6): 437- 454.
- [54]杨猛. 计算流体力学两相流流动的模拟及两相流模型的研究[D]. 天津, 天津大学. 2005.
- [55]韩占忠, 王敬, 兰小平等. FLUENT 流体工程仿真计算实例与应用. 北京:北京理工大学出版社.2004:18-26.
- [56]赵铎. 水平管内气液两相流流型数值模拟与实验研究[J]. 北京, 中国石油大学. 2007.
- [57]张瑞雪. 基于计算流体力学的干燥窑风速检测与建模仿真研究[D]. 东北, 东北林业大学. 2010.
- [58]侯洪国. 大型侧搅拌发酵罐内气液两相流的计算流体力学模拟[D]. 天津: 天津大学. 2010.
- [59]陶文铨. 计算传热学的近代进展.北京:科学出版社. 2000: 390-393.
- [60]郭宽良. 计算传热学. 合肥: 中国科学技术大学出版社. 1988: 28- 29.
- [61]江海斌. 大空间分层空调系统气流组织 CFD 数值模拟及热舒适性分析研究 [D]. 江苏: 江苏大学硕士论文.2008.
- [62]Stephanie Moreau Michel Roger Competing Broadband Noise Mechanisms in Low Speed Axial Fans *AIAA Journal* Vol. 2007, 45(1):48- 57.
- [63]Joseph D. Kummer and Thong Q. Dang High- Lift propulsive Airfoil with Integrated Crossflow Fan. *Journal of Aircraft*. 2006, 43(4):1059- 1068.
- [64]何鸿辉, 刘国青, 刘波涛. 垂直上升管内气液两相流数值模拟研究[J]. *航天器环境工程*. 2004, 21(4): 41- 47.
- [65]王新芳. 气升式环流反应器内流体数值模拟研究[D]. 河南, 郑州大学. 2008.
- [66]于艳, 樊耀波, 徐国良等. 计算流体力学对膜生物反应器水力学特征的模拟研究, *膜科学与技术*[J]. 2011, 31(4): 9-16.
- [67]王福军. 计算流体力学分析- CFD 软件原理与应用. 北京: 清华大学出版社. 2004:1-163.
- [68]金丹. 塔式曝气池内气液两相流动数值模拟及参数影响的研究[D].哈尔滨: 哈尔滨工业大学, 2006.
- [69]张涛. 内循环反应器流化床流动传质特性的计算流体力学模拟研究[D]. 广州: 华南理工大学, 2012.
- [70] S. Ramakrishnan, R. Ku mar, N. R. Kuloor. *Chemical Engineering Science*. 1969, 24(3):7-31.

-
- [71]Ahmad A L, Lau K K, Bakar M Z A, et al. Integrated CFD simulation of concentration polarization in narrow membrane channel[J]. *Comput Chem Eng.* 2005, 29(10): 2087-2095.
- [72]于艳, 樊耀波, 徐国良等. 计算流体力学对膜生物反应器水力学特征的模拟研究[J]. *膜科学与技术.* 2011, 31(4): 9-16.
- [73]张晴, 樊耀波, 魏源送等. 气升循环分体式 MBR 的 CFD 模拟及优化[J]. *膜科学与技术.* 2013, 33(4): 107-118.
- [74]张传义, 袁丽梅, 张雁秋. 曝气强度对膜污染的影响[J]. *环境污染与防治.* 2005, 27(8): 580-582.
- [75]齐洪波. 流化床气液两相流流场数值模拟研究[D]. 哈尔滨工业大学, 2008.
- [76]韩杰, 朱彤, 黄永刚等. 浸没板式膜生物反应器中流体运动的数值模拟[J]. *化学与生物工程.* 2008, 25(11): 44-47.

攻读硕士学位期间主要的学术成果

学术论文

MBR 中水力条件对五孔中空纤维膜污染的研究, 环境工程. 第一作者.

五孔支撑膜的次临界通量运行特征及膜污染阻力分析, 环境科学与技术. 第二作者.

致谢

论文写完最后一笔，有太多需要感谢的人。在这里向你们表示最诚挚的谢意。

首先，非常感谢陪伴我整个研究生生活的马春燕老师，您不仅年轻、富有活力和亲和力，更是您严谨的态度、一丝不苟的治学态度和对学生宽容大度的心让我受益匪浅。感谢您一路走来对我的耐心和包容，将我从一个不会查文献不会看文献的懵懂学生带到今天的独立和自信。在课题的确定、方法的修改和实施中老师总在百忙之中帮我解决我提出的所有问题，倾注了大量心血！在此我由衷的感谢马老师对我的包容、栽培、关怀和支持！

感谢我的导师杨波老师，在课题的实施过程中我遇到专业上难以解决的问题，是您在我最无助的时候给予我解决问题的方法，您像朋友一样给我鼓励和安慰，让我感受到力量和温暖，谢谢您对我给予的无私帮助和亲切教诲！

感谢李方老师，在课题进行中为我提供看问题的新角度，耐心帮我分析专业知识，感谢您对我给予的耐心指导！

感谢课题组的田晴老师以及环境学院的所有老师，是你们提高了我的专业知识和分析问题的能力，在此对您们表示由衷的感谢！

感谢课题组的王蕾师姐，谢谢你在课题前期实验方面给予我的无私帮助。感谢我的室友潘婷、单晓明在我整个研究生生活给予我的陪伴和鼓励，谢谢你们与我分享这两年半的点点滴滴，让我收获这份珍贵又温暖的友谊。感谢张顺师兄、杨林明师兄、金诚师兄、黄礼超师姐、师弟刘国秀、郑凯、赵永军、李佳峰、王随风以及师妹梦蝶、张冉冉，感谢秦华星、张成、王大鹏等同学给予我的所有帮助和支持。同时感谢环境 1202 硕的每一位同学，感谢你们在研究生学习和生活中给予我的快乐和帮助！祝你们今后的工作、生活一帆风顺！

最后我要特别感谢我的家人，感谢你们的辛勤养育和教诲，感谢你们对我的爱，没有你们的付出和支持就没有我的今天，感谢你们几十年如一日的关怀，感谢你们给我充分的自由让我无后顾之忧。是你们的一贯支持和关心才使我顺利完成学业！在此表达我最崇高的谢意！

感谢这一路走来收获的一切，无论快乐还是悲伤，感谢所有让我成长的岁月。愿我的恩师、同窗和朋友前程似锦，万事如意！愿我的家人健康、平安、快乐！

仅以此，致我即将逝去的学生生涯！

汪正霞

2015 年 1 月于上海