

摘 要

水力旋流池是冶金行业热轧水处理工程中的一个重要构筑物，其作用是分离热轧工艺冷却回水中的氧化铁皮，使分离后的氧化铁皮沉淀于底槽中。但在长期的实际应用中发现存在有较为严重的吸水井积泥、及因积泥而造成的水泵泵体损害和高强度的频繁清泥等问题，给生产管理带来不便。在前一阶段中课题组针对旋流池吸水井积泥现象进行了深入研究，通过改变旋流池内部结构及进口流速得到集成优化的旋流池，解决了吸水井的积泥问题，获得了比传统旋流池更高的氧化铁皮分离能力。

但在第一阶段的研究中发现：模拟参数对模拟准确性有较大影响，且旋流池结构在取消吸水井增设锥形板后并未得到有效简化，穿孔板开孔孔径及进水流速大小对氧化铁皮沉淀性能也有较明显的影响。本文将对前一阶段集成优化旋流池模型的模拟参数及结构参数进行进一步优化研究。研究的具体内容为：迭代次数、球形度系数、反弹系数、步数及步长等模拟参数的优化；模拟比较方案一与方案二对颗粒沉淀效率的影响，以研究为简化结构而采取方案二是否合理；模拟研究穿孔板开孔孔径及进水流速大小对旋流沉淀池分离性能的影响。

本阶段仍以计算机模拟为研究手段，采用湍流流动模型和离散相颗粒运动模型作为旋流池流动特性的数学描述，利用 FLUENT 软件的前处理模块 GAMBIT 对旋流池进行几何建模与网格划分，并用 FLUENT 软件进行数值计算，模拟了各自流场，同时获得各自的分离效率曲线。通过对旋流池流场分布规律和氧化铁皮沉淀规律的数值模拟和分析得到如下结论：

- (1) 模拟参数优化后的颗粒去除率在实际去除率范围之内，说明模拟参数的优化使旋流池中氧化铁皮颗粒的沉淀分离过程更符合实际情况。因此，参数的优化是有必要的。
- (2) 在本阶段中，对于是否采取方案二作了模拟研究。从模拟结果发现采取方案二后氧化铁皮颗粒的分离沉淀效率较方案一时有明显提高。依据模拟结果取消了锥形板，并达到了简化旋流池内部结构的目的。
- (3) 穿孔板孔径为 A、B 及 C 三种情况下的氧化铁皮颗粒沉淀效率没有太大差异，说明改变穿孔板过水孔孔径大小对氧化铁皮颗粒的分离沉淀影响不大。
- (4) 分别模拟了旋流池进水流速为 a~g 情况下的颗粒沉淀效率，并将其与前一阶段进水流速为 d 情况下的颗粒沉淀效率进行了对比，结果发现进水流速在 c~g 时，颗粒分离沉淀效率均比较高，但以进水流速为 f 时为最优。

通过对模拟参数进行优化研究，提高了旋流池模拟计算的准确性。在此基础

上，对旋流池内部结构及进水流速进行模拟优化，既提高了氧化铁皮颗粒的去除效率，同时也简化了旋流池内部结构。以上改进措施为优化该型旋流池的设计提供理论依据。

关键词：旋流沉淀池，数值模拟，FLUENT，优化研究

ABSTRACT

Rotational flow sedimentation tank, as an important method to purify waste water in metallurgy industry, is designed to separate ferric oxide particles from backward cooling water, and the particles are deposited at the bottom cut. In its application, serious ferric oxide particles sedimentation phenomenon could often be found at suction well. This phenomenon will result in serious damage to the pump body and frequent cleaning toward ferric oxide particles, and will produce troubles to production and management. So it's necessary to investigate this phenomenon deeply in the front stage. A new rotational flow sedimentation tank is set up by changing the structure in the tank and the inlet velocity, and the problem of ferric oxide particles sedimentation is solved completely. The new type tank is provided with higher separation function than the traditional rotational flow sedimentation tank.

But a few messages were found in the first stage: the simulation parameters affect the simulation veracity obviously, the structure of the rotational flow sedimentation tank isn't simplified by removing the suction well and fixing cone plank, the aperture of perforation plank and the inlet velocity also affect the deposition function of ferric oxide particles obviously. In this article, the simulation parameters and the structure parameters in the first stage will be taken further research. The content of the research are these aspects described as follows: optimization of the iteration number, sphericity coefficient, reflect coefficient, number of steps and length scale; the separation efficiency between fixing cone plank and removing cone plank are compared to decide whether removing the cone plank or not. the effect of deposition function in the case of changing aperture size and inlet velocity. In this article, turbulent flow model and dynamical particle dispersion model were used to set up the numerical fluid dynamical model of the rotational flow sedimentation tank. The preprocess module GAMBIT of software FLUENT was used to build the improved models, and those models are simulated by FLUENT. Then the flow field and separation efficiency curves of different models can be obtained respectively. Through the simulation of velocity field and ferric oxide particles distribution of rotational flow sedimentation tank, the rules of particle separation was understood, and the conclusions are obtained as follows:

- (1) After the optimization of parameters, the separation efficiency of rotational flow sedimentation tank accord with the practical situation closely. This research show that the separation process of the particles tally with the practical separation process after the optimization of parameters. Finally, it is proved that the research of parameters is necessary.
- (2) The problem of removing the cone plank to simplified the structure is researched in this study. The result that separation efficiency is higher in the case of removing cone plank is found in simulation. According to the result, the cone plank is removed and the inside structure is simplified.
- (3) When diameter of the aperture is A、B、C, the difference of ferric oxide deposition efficiency is very small. It is shown that the change of aperture size has little effect on the deposition efficiency of ferric oxide.
- (4) The inlet velocity is changed from a to g while the separation efficiency of ferric oxide particles are simulated respectively. Then the separation efficiency of different inlet velocity are compared with the traditional inlet velocity d. Finally, it is found that the separation efficiency of the inlet velocity between e~g are higher than others , the separation efficiency for all particles is high, while f is the optimal velocity in the experiment.

The simulation veracity is improved by optimization of simulation parameters. And the deposition efficiency of ferric oxide is increased while the inside structure is simplified after the rotational flow sedimentation tank is modified. The improved measure offer necessary theoretical foundation to the design of the modified rotational flow sedimentation tank.

Keywords: Rotational Flow Sedimentation Tank, Numerical Simulation, FLUENT, Optimization Research

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及取得的研究成果。据我所知，除了文中特别加以标注和致谢的地方外，论文中不包含其他人已经发表或撰写过的研究成果，也不包含为获得重庆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谢意。

学位论文作者签名：龙曼

签字日期：2006 年 12 月 7 日

学位论文版权使用授权书

本学位论文作者完全了解重庆大学有关保留、使用学位论文的规定，有权保留并向国家有关部门或机构送交论文的复印件和磁盘，允许论文被查阅和借阅。本人授权重庆大学可以将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、汇编学位论文。

保密 ()，在 年解密后适用本授权书。

本学位论文属于

不保密 ()。

(请只在上述一个括号内打“√”)

学位论文作者签名：龙曼

导师签名：刘新松

签字日期：2006 年 12 月 7 日

签字日期：2006 年 12 月 7 日

1 绪论

1.1 反应器数值模拟软件及应用现状

传统的反应器开发与优化,主要依赖于经验数据的支撑和物理模型试验。进行试验研究的方法是根据流体力学原理,按照几何相似、运动相似和动力相似设计相应的反应器进而建立物理模型,通过试验研究确定反应器内的流态和流动特征,从而获得反应器设计的优化参数,再进行实际反应器的设计。传统研究方法存在的主要缺点是开发周期较长、开发成本较大。但随着计算机数值计算技术的发展以及人们对反应器机理认识的不断深化,计算机模拟已成为研究反应器的重要手段。相比于传统的研究方法,计算机数值模拟法在反应器结构的优化及外部条件的变换方面显示独特的优势,具体表现在:①研究成本低,周期短;②无实验仪器干扰;③能够得到完整的数据;④能将计算情况在计算机屏幕上形象地再现,这样便可以很容易、很准确且直观地得出反应器内流态的特征、压力和速度的分布情况,揭示出很多物理模型无法表达的信息,如局部流速、质点停留时间和运行轨迹等,对于设计、改造优化反应器结构起到重要的作用。目前正式发布的可进行反应器数值模拟的软件众多,其中功能最强、应用最多的主要有三种,如 PHOENICS^[1]、FLUENT、CFX 等。

1.1.1 通用模拟软件概述

1.1.1.1 PHOENICS 软件

PHOENICS 软件包是流行较早的商业化工模拟软件,自 1997 年在我国推广使用以来,以其低廉价格和代理商成功的商业运作,在国内得到了很好推广。其特点是计算能力强、模型简单、速度快,便于模拟前期的参数初值估算。以低速热流输运现象为主要模拟对象,尤其适用于单相模拟和管道流动计算。该软件包含有一定数量的湍流模型、多相流模型、化学反应模型。如将层流和湍流分别假设成两种流体的双流体模型 MFM,适用于狭小空间(如计算机模块间)的流动与传热模型 LVEL,用于暖通空调计算的专用模块 FLAIR 等。不足之处在于:计算模型仍相对较少,尤其是两相流模型,不适用于两相错流流动计算;所形成的模型网格要求正交贴体(可以使用非正交网格但易导致计算发散);使用迎风一阶差分求值格式进行数值计算,不适合于精馏设备的模拟计算;以压力矫正法为基本解法,因而不适合高速可压缩流体的流动模拟;此外,它的后处理设计尚不完善,软件的功能总量少于其他软件。该软件最大优点是对计算机内存、运算速度等指标要求相对较低。其边界条件以源项形式表现于方程组中是它的一大特点。该软件的最新版本默认使用 QUICK (Quadratic Upwind Interpolation for Convection

Kinetic Scheme)^[3]数值求解格式；软件推荐选用格式为 SMART 和 HQUICK 数值求解。由于缺乏使用群体与版本更新速度慢，以及其他新兴软件不断涌现，使得其实际应用受到很大限制。

1.1.1.2 CFX 软件

CFX 软件是 CFD 领域的重要软件平台之一，在欧洲使用广泛。1995 年进入中国市场，目前应用较为广泛。该软件主要由 3 部分组成：Build, Solver 和 Analyse。Build 主要是供操作者建立问题的几何模型，与 FLUENT 不同的是，CFX 软件的前处理模块与主体软件合二为一。Solver 主要是建立模拟程序，在给定边界条件下，求解方程；Analyse 是后处理分析，对计算结果进行各种图形、表格和色彩图形处理。该平台的最大特点是具有强大的前处理和后处理功能以及结果导出能力，具有较多的数学模型，比较适合于化工过程的模拟计算^[4]。

CFX 包括的主要数学模型有零方程模型(zero equation), K-Epsilon Equation, RNG K-Epsilon Model, Reynolds Stress Model 等，具体为真实气体和截面间质量传递模型(real gas and interphase mass transfer model)；稳定及非稳定湍流模型(steady-state and transient flow)；层流和湍流模型(laminar and turbulent flow)；传热模型和辐射模型(heat transfer and thermal radiation)；浮力流动(buoyancy condition)；非牛顿流体流动(non-Newtonian flows)；燃烧模型(combustion)；化学反应模型(chemical reaction related)；多相流模型(multiple phases flows)；多孔介质模型(flows in multiple frames and reference)；拉格朗日粒子流动模型(Lagrangian particle tracking)等。特别地，在管道流动和两种流体并流流动条件下，其模拟结果与实际操作吻合良好，并得到了实际应用和验证。

CFX 提供有以下几种多相流模型：多相流模型(multi-field model)；均质流动模型(homogeneous model)；MUSIG Model；代数滑移模型(algebraic slip model)。与 FLUENT 不同的是，它没有 VOF 模型。CFX 的多相模拟模型适用条件为 1) 流体不可压缩或微压缩；2) 无热辐射；3) 各湍流过程中，流体使用相同的湍流模型进行模拟等。

该软件的缺点是需要较大的计算空间和内存，一般的计算机不能运行或得不到精确的收敛结果。

1.1.1.3 FLUENT 软件

FLUENT 于 1998 年进入中国市场，据报道^[8]它的世界市场占有率为 40%，是应用较广的软件之一。由于囊括了 Fluent Dynamic International 比利时 Polyflow 和 Fluent Dynamic International (FDI) 的全部技术力量——前者是公认的在粘弹性和聚合物流动模拟方面占领先地位的公司，后者是基于有限元方法 CFD 软件方面领先的公司——因此 Fluent 软件能推出多种优化的物理模型，如定常和非定常流动、

层流(包括各种非牛顿流模型)、紊流(包括最先进的紊流模型)、不可压缩和可压缩流动、传热、化学反应等等。对每一种物理问题的流动特点,有适合它的数值解法,用户可对显式或隐式差分格式进行选择,以期在计算速度、稳定性和精度等方面达到最佳。Fluent 将不同领域的计算软件组合起来,成为 CFD 计算机软件群,软件之间可以方便地进行数值交换,并采用统一的前、后处理工具,这就省却了科研工作者在计算方法、编程、前后处理等方面投入的重复、低效的劳动,而可以将主要精力和智慧用于物理问题本身的探索上。在 Fluent6.0 中,采用 Gambit 的专用前处理软件,使网格可以有多种形状。对二维流动,可以生成三角形和矩形网格;对于三维流动,则可生成四面体、六面体、三角柱和金字塔等网格;结合具体计算,还可生成混合网格,其自适应功能,能对网格进行细分或粗化,或生成不连续网格、可变网格和滑动网格。其缺点是:人机交互性较差,计算中,需要使用者输入的选择操作较多,计算机使用界面操作不便。但该软件使用了目前较先进的离散技术和计算精度控制技术,并适用于汽车外形阻力及动力计算和造型优化计算,这使得该软件在我国得到广泛应用。

FLUENT 软件包主要具有常用的 6 种湍流数学模型、辐射数学模型、化学物质反应和传递流动模型、污染物质形成模型、相变模型、离散相模型、多相模型、流团移动模型、多孔介质、多孔泵模型等。提供了 2 种数值计算方法,它们是单个方程计算(Segregate Solver)方法和多方程计算(Coupled Solver)方法,见图 1.1,图 1.2。

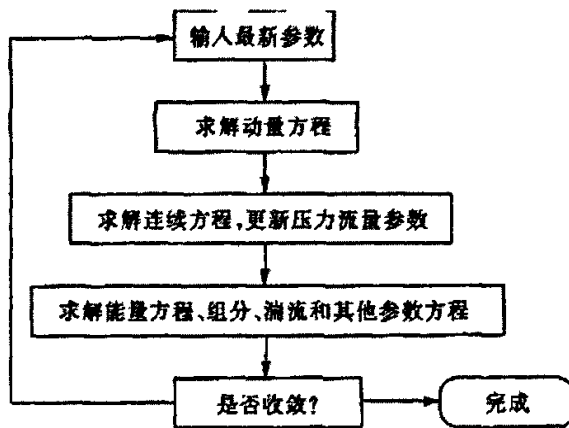


图 1.1 单个方程计算法简图

Fig 1.1 Sketch of the segregated solution method

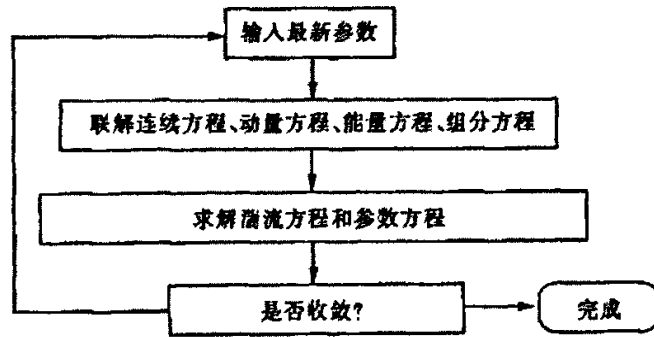


图 1.2 多方程联解法简图

Fig 1.2 Sketch of the coupled solution method

1.1.2 数值模拟软件应用现状

上述软件功能强大，应用广泛。在工程设计及科学研究等各个领域发挥了巨大作用。

1.1.2.1 PHOENICS 应用现状

北京科技大学张乔英^[9]用 PHOENICS 软件计算了板坯结晶器内流体的三维流场和温度场，比较和分析了浸入式水口底部结构对结晶器内流场和温度场的影响，为优化浸入式水口结构参数提供参考。

华东理工大学严良文^[10]在 PHOENICS-3.5.1 程序的基础上，采用多孔介质模型，以及体积多孔度、表面渗透度和各向异性的分布阻力来处理换热器内的管束；用分布热源考虑管侧流体对壳侧流体的影响，对单弓形折流板换热器的壳程流场和温度场做了数值模拟。结果表明：(1)采用换热器三维流动计算模型和 $k-\epsilon$ 湍流模型能较好地模拟折流板换热器内的流场分布；(2)通过数值模拟可直观地了解换热器内的流动状态，确定换热器的高、低速区和旋涡区。低速区和旋涡区换热效果差，管子易结垢，而高速区换热效率高，但管子易被冲蚀，且阻力较大，应予改进；(3)换热器中间段的场协同性较好，出入口处的场协同性较差，应尽量减小其结构尺寸，或采用导流筒式结构。

清华大学姜培学^[11]分析了采用大型通用计算程序 PHOENICS 求解有内热源的非稳态导热与对流换热及辐射换热的耦合问题，发现由于该程序所求解的能量方程实际上是比焓方程，若求解域中不同物质(固体、流体)的质量热容相差很大时，采用整体求解法将得出错误的结果，并使结果发散。为了解决这个问题发展了原有虚拟密度法，新方法可以同时求解非稳态的能量方程、动量方程及连续性方程，从而使利用 PHOENICS 求解非稳态耦合换热问题变得简单可靠。

谭良才^[12]利用 PHOENICS 程序对大空间中的圆环动量射流和圆环浮射流(通称圆环射流或环形射流)的速度和温度分布规律进行了详细的数值分析,并用实验进行了验证,数值计算结果和实验结果基本上相同。

程学文、张政^[13]等应用 PHOENICS 软件对一种指定设备内部的紊流流场进行了数值模拟研究,在模拟计算中着重考察了壁函数法对模拟结果的影响,确定在数值模拟中应采用壁函数法。然后考察了几种不同入口条件下该设备内的流场及入口条件对出口流场均匀性的影响。

但从总体看,PHOENICS 软件的计算模型较少,尤其是两相流模型,不适用于两相错流流动计算;且其后处理设计尚不完善,软件的功能总量少于其他软件。而 CFX 软件具有强大的前处理和后处理功能以及结果导出能力,具有较多的数学模型,比较适合于化工过程的模拟计算。

1.1.2.2 CFX 应用现状

梅焱、李欣峰^[14]采用计算流体力学、传热学与燃烧学的原理和模型,利用英国 AEA 公司开发的一种实用流体工程分析软件 CFX-4.1C 在 DEC-Alpha250 工作站上进行计算,得到了阳极焙烧炉燃烧室中的准动态流场、温度场和浓度场,为阳极焙烧炉结构和操作参数的优化提供了较准确、快速且经济的研究手段。

湖南大学龚光彩^[15]以 100~110MW 四角配风的粉煤动力锅炉为对象,在炉膛内燃烧器区段及折烟角下部附近分别设置了不同的卫燃带即人工绝热带,借助于 CFX 软件开展数值模拟,研究了 6 种型式的卫燃带对炉内烟气温度的影响。研究表明:卫燃带能提高烟气温度,有助燃烧并将有利于炉膛上部前、后屏及过热器与烟气之间的换热作用;同时在燃烧器区段内设置的卫燃带对炉内烟气温度有更显著的影响。

上海交通大学王亚玲^[16]利用计算流体力学软件 CFX-4,对粘性不可压缩流体的圆柱绕流进行了三维数值模拟,采用有限体积法和 SIMPLE 计算程式,利用不可压缩 Navier-Stokes 方程,模拟雷诺数在亚临界区内的绕流流动,并计算了流体的水动力特性。为克服数值模拟高雷诺数时的数值不稳定性,计算中采用了 QUICK 迎风格式,其对流项为三阶精度,其余项如扩散项等为二阶精度,圆柱两端边界采用周期性边界条件。计算结果表明,高雷诺数时圆柱周围的流动具有明显的三维特性,且沿柱长方向不同断面的升力和阻力系数并不相同。同时,对圆柱绕流进行了二维数值模拟,并与三维数值结果进行比较发现三维模拟的升力和阻力系数均小于二维模拟。

1.1.2.3 FLUENT 应用现状

与 CFX 软件比较 FLUENT 具有强大的前处理程序模块 Gambit,使得建立几何模型、网格化处理等非常方便,特别适合于外形复杂的 CFD 模拟过程。这是该

版本在中国得到广泛应用的主要因素之一。

西安交通大学顾正萌, 郭烈锦^[17]等人运用 FLUENT5.4.8 软件对 DFT3-12 型滤筒除尘器内部紊流气固两相流动进行了数值模拟, 用以掌握滤筒除尘器内部流动特征。采用 k-e 紊流模型和壁面函数法模拟气相流动, 采用双向耦合拉格朗日法追踪颗粒运动轨迹。对连续相速度和压力分布特征以及颗粒相运动轨迹进行了分析, 得出了不同工况条件下的系统阻力和颗粒沉积量分布规律, 对比分析了重力、布朗运动和紊流扩散作用对颗粒运动和沉积的影响。

中国科学院广州能源所汪小憨^[18]等人以 FLUENT 软件为计算平台, 对固体颗粒在连续流体中的运动进行了数值模拟, 计算中采用颗粒轨道二维模型, 所划网格为 pave 类型。其计算结论为确定所研究的喷射器最佳尺寸提供了参考。

同济大学热能工程系金颖^[19]等运用 FLUENT 软件模拟计算了小尺寸下的简单烟气扩散规律, 结果与正态分布假设下的高斯烟羽模型验证表明该软件能很好的模拟出烟气扩散问题。该研究对象为缩小实验尺寸几何模型, 用 FLUENT 计算所得的烟气扩散与风速、烟速、烟气温度的关系与用正态分布假设下的统计规律一致。

天津大学的周海鹰^[20]等针对填料塔双切向气体分布器的初始分布, 在现有的经验参数基础上, 利用 Fluent 对特定条件下塔内气体的流场进行数值模拟计算, 得出了与实际情况相符合的结果。

S.S.Thakre 与 J.B.Joshi^[21]采用 CFD 软件 (FLUENT) 对化学工业中泡罩塔内的曳力、径向升力等进行了数值模拟, 其模拟结果与试验结果几乎一致。H.P.A.Calis^[22]等运用计算机技术及 CFD 模型对接触反应器填充层内的压降特征进行了建模计算, 并详细描述了发生在填充层内的物理现象。

中原油田分公司采油院邓小伟^[23]通过采用计算流体动力学软件研究分离器内部的流体动力学, 直观地观察到即便是在最急剧的海浪运动过程中分离器内所发生的油、气和水的分离情况。同时认识到目前通常采用的水平折流板结构的分离器的三相分离效果是极差的, 而采用常规多孔折流板结构的分离器则会由于孔洞过多而影响三相流分离效果。采用新的设计概念设计的分离器内部折流板会使分离器免受海浪运动的影响, 使得分离时间明显地缩短。

1.2 Fluent 软件在水处理方向的应用现状

鉴于 Fluent 软件具有专门几何模型制作软件 Gambit 模块, 并使用了目前较先进的离散技术和计算精度控制技术, 本课题将采用此软件对旋流池进行数值模拟, 下面对 Fluent 软件在水处理研究领域中的应用进行简要介绍。

T. Oda 和 T.Yano^[26]等将微生物反应模型^[27]、污泥沉降模型、大气泡及微小

气泡的氧传质模型加入 CFD 三维多项 N-S 求解器中, 并将包含于模型中的所有参数按照试验结果进行了校核, 结果发现计算结果与试验结果基本一致。将校核后的模型应用于缺氧间歇曝气搅拌反应器的优化, 发现对反应器 5 分钟曝气、85 分钟停曝的循环周期是最佳的运行工况。此项研究表明数值模拟技术用于污水处理厂的优化是可行的。

曾光明^[28], P. Chatellier^[29]等也以典型城市污水处理厂平流矩形沉淀池速度和浓度分布计算为例, 利用涡量一流函数法建立控制方程, 并以有限差分法中的控制容积法对方程进行了离散, 求出速度分布场后, 利用二维浓度迁移方程对沉淀池浓度分布进行了计算。通过与实验数据的对比, 验证了方法的有效性与可行性。另外还对沉淀池数值模拟的应用进行了初步探索。

湖南大学韦安磊^[30]等运用 Fluent 软件对污水处理厂二沉池内流场进行了数值模拟, 得到二沉池内流场速率分布规律及流态临界位置水流速率, 并基于此对二沉池内结构进行了改造, 增大了二沉池的处理量。

同时, 肖尧^[31], 曾光明^[32], 蔡金傍^[33], 屈强^[34,35], David R. Schamber^[36], Emad Imam^[37], A. I. Stamou^[38], Eric W. Adams^[39], Siping Zhou^[40]等也分别对不同形式的沉淀池进行了二维数值模拟, 找出了沉淀池内速度分布规律, 提出对不同形式沉淀池结构优化改进的措施, 阐明了这种基于数值计算的优化设计模型的可行性与优势。

蔡金傍^[41]等建立了基于剖开算子法的沉淀池二维水流数学模型和悬浮物输移模型, 应用改进特征线法和有限元方法耦合求解该数学模型, 并利用实测资料对该模型进行了验证。验证结果表明该模型能够很好地模拟沉淀池中水流的流动以及示踪剂在池内的流动过程。

刘文君^[42]在对提高清水池水力效率的研究中应用 CFD 软件, 得到了清水池数学模型的液龄分布函数和累计液龄分布函数, 并改变模型流场设置, 分别建立模型进行模拟计算, 得出了清水池水力效率的优化方案。

刘永红^[43]从流体力学角度, 通过建立沉降速度模型探讨了 UASB 反应器中颗粒污泥的沉降性能与终端沉降速度, 模拟结果表明颗粒污泥的终端沉降速度远大于厌氧反应器中废水的上流速度, 其良好的沉降性能解决了在高负荷情况下污泥的流失问题, 并为厌氧反应器的工艺设计与正常运行提供了理论依据。

刘广立^[44]等采用氧化沟中试运行测试分析与模拟计算结合的方法, 测定并比较了沟内的流速分布及不同条件下的处理效果, 其结果表明通过增加张角 180 度的导流墙可大大改善沟内的水力条件, 降低能耗约 10%, 且对处理效果无明显影响。

Hazen and Sawyer 创立了一个应用在饮用水处理厂的氯接触反应器的 CFD 模型。对氯接触反应器的设计来讲, 需要有足够的水和氯的接触时间以对水消毒, 保证水力停留时间对于这个反应器是十分关键的。Hazen and Sawyer 通过 FLUENT

软件对该反应器的水力停留时间进行了模拟计算，然后把模拟计算结果与实际物理模型的测试结果相比较，发现两者误差在 5% 以内。表明可以用该软件来进行优化分析，从而节约了制作实际物理模型的费用和时间。

巴黎 Vivendi 水研究中心正在采用 FLUENT 软件进行管道工程中流体流动的仿真模拟（包括两相和三相的仿真）。另外，该中心也正在把 FLUENT 软件导入水环境的生物化学过程和固体废物处理的模型中，以推动该软件在水工业中的应用。

Fluent 软件目前多运用于反应器的二维数值模拟，对于大型反应器的三维模拟研究还比较少，本课题将引入这种数值模拟方法，其工作效率在同类软件中处于领先地位，加之其稳定性较好、准确度较高，这样可以避免重复、低效的劳动，而将更多的精力和时间投入到考虑问题的物理本质、优化算法选用、参数的设定中。

1.3 课题背景及研究内容

1.3.1 课题背景

旋流池是钢铁行业热轧水处理工程中的一个重要构筑物，在热轧水处理流程中占有非常重要的地位。合建内旋式重力旋流池因清渣方便，沉淀效率高，占地面积小，投资少等优点而应用最为普遍，但在长期的实际应用中发现存在有较为严重的吸水井积泥、及因积泥而造成的水泵泵体损害和高强度的频繁清泥等问题。在第一阶段中，开展了大量的研究工作，解决了吸水井的积泥问题，而且提高了氧化铁皮的去除能力。

但在第一阶段的研究中发现：模拟参数对模拟准确性有较大影响，且旋流池结构在取消吸水井增设锥形板后并未得到有效简化，穿孔板开孔孔径及进水流速大小对氧化铁皮沉淀性能也有较明显的影响。本阶段拟以第一阶段集成优化的旋流池为基础进行进一步的深入研究。

1.3.2 研究内容

- (1) 模拟参数对模拟计算准确性有较大影响，本阶段拟对迭代次数、球形度系数、反弹系数、步数及步长等模拟参数进行优化研究，以提高旋流沉淀池模拟计算的准确性。
- (2) 方案二的研究：在第一阶段对旋流池的优化研究中，取消旋流池中吸水井，增设锥形板和穿孔板，氧化铁皮的去除效率较传统旋流池有所提高，其中锥形板的设置主要是减弱水泵吸水对旋流池流场的不利影响。为进一步简化第一阶段集成优化旋流池的构造，拟采取方案二，以研究该项改进是否恰当与合理。
- (3) 穿孔板的开孔方式：在第一阶段中着重研究了设置穿孔板与不设穿孔板对旋流

池氧化铁皮沉淀效率的影响，并未对穿孔板的具体开孔方式进行研究。在第二阶段中，拟就穿孔板开孔孔径对旋流池氧化铁皮分离效率的影响进行研究，包括孔径为 A、B 和 C 三种情况。

- (4) 确定最优流速：第一阶段旋流池单项改进措施研究中对进口流速为 b、d 和 f 的旋流池氧化铁皮去除效率进行了模拟计算。本阶段拟细化旋流池进口流速，进一步研究进水速度对氧化铁皮颗粒沉淀效率的影响。分别计算 a、b、c、e、f 和 g 的情况，从中确定最适的进口流速。

2 旋流池概述

2.1 传统旋流池构造

本课题研究的水力旋流池采用下旋式结构，由中心筒、底槽、沉淀区、吸水井（环形泵池）及水泵泵组几部分组成。传统旋流池构造如图 2.1 所示。沉淀分离于池底的氧化铁皮用抓斗龙门吊清除。

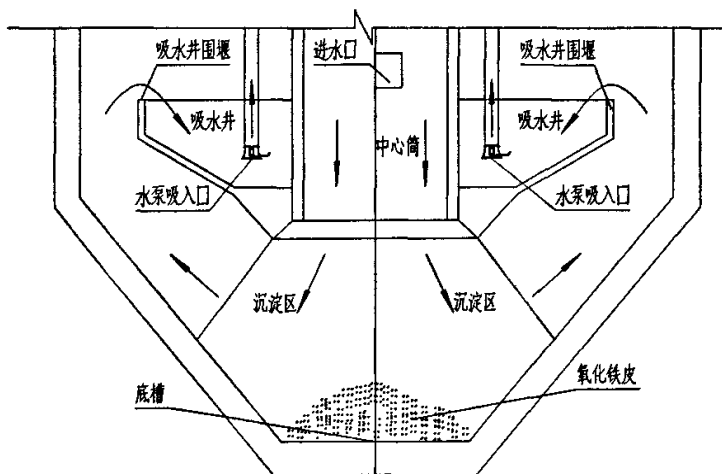


图 2.1 传统水力旋流池结构示意图

Fig 2.1 Structural sketch map of traditional rotational flow sedimentation tank

2.2 旋流池物理模型

本阶段对水力旋流池的研究以第一阶段集成优化方案为基础。在第一阶段中对传统水力旋流池进行了优化研究。通过取消旋流池中的吸水井、增设锥形板、在水泵头部增设过滤网以及增设穿孔板等措施，解决了吸水井的积泥问题，同时也提高了氧化铁皮颗粒的去除效率。一阶段优化后的旋流池称为新型旋流池，即集成优化方案。第一阶段改进的水力旋流池结构如图 2.2 所示：

$$u^2 = u_r^2 + u_\theta^2 + u_z^2 \quad (2.2)$$

沿切向输入的流体在不计损失的情况下，其转动量矩将保持不变，应有：

$$u_\theta r = \text{常数} \quad (2.3)$$

由此可以分析得到，当回转半径 r 减小，切向速度会增大。而在进口处， $u_\theta = u_0$ ， $r = R$ (R 为旋流池中心筒半径)。这样，旋流池内部任一点 $r < R$ 处，切向速度 $u_\theta > u_0$ ，所以必有 $u > u_0$ ，从而 $p < p_0$ ，即流体的静压头转换为动压头，故产生了旋转运动。

颗粒在流体中运动时的受力包括自身重力、流体的浮力、离心力、流动阻力等，其中颗粒自身的重力与流体的浮力分别为

$$\text{重力} \quad F_g = \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p g \quad (2.4)$$

$$\text{浮力} \quad F_f = \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho g \quad (2.5)$$

式中 D_p ——颗粒的直径；

ρ 、 ρ_p ——连续相流体与分散相颗粒的密度。

颗粒受到的离心力为

$$F_c = \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p \frac{u_\theta^2}{r} \quad (2.6)$$

式中 r ——颗粒旋转运动的旋转半径；

u_θ ——半径 r 处的流体切向速度。

颗粒在流体中的运动可表示为

$$\frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p \frac{du}{dt} = \sum F \quad (2.7)$$

式中 $\sum F$ ——在速度 u 方向上各种受力的代数和。

对于重力沉降或上浮过程，颗粒的受力包括自身重力、流体的浮力以及流体的阻力，因此其受力方程可表示为

$$\text{沉降过程} \quad \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p \frac{du}{dt} = \frac{\pi}{6} D_p^3 (\rho_p - \rho) g - 3\pi\mu u u_0 \quad (2.8)$$

$$\text{上浮过程} \quad \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p \frac{du}{dt} = \frac{\pi}{6} D_p^3 (\rho - \rho_p) g - 3\pi\mu u u_0 \quad (2.9)$$

当颗粒的受力达到平衡时，其运动为等速运动，此时

$$\text{沉降过程} \quad u_0 = \frac{D_p^2 (\rho_p - \rho) g}{18\mu} \quad (2.10)$$

$$\text{上浮过程} \quad u_0 = \frac{D_p^2 (\rho - \rho_p) g}{18\mu} \quad (2.11)$$

式(2.10)、式(2.11)是在静止的流体中达到受力平衡时颗粒的沉降或上浮的关系

式，在流动的流体中，式(2.10)、式(2.11)中的 u_0 则表示颗粒相对流体进行沉降或浮上时的相对速度。

在旋流池中，颗粒受到的作用力包括有颗粒自身的离心力、连续相流体的离心力以及流体的流动阻力和重力。当两相的密度不相等时，离心力的作用总是使连续相流体与分散相颗粒有一定的速度差 u_0 ，此时颗粒的受力方程为

$$\frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p \frac{du}{dt} = \frac{\pi}{6} D_p^3 (\rho_p - \rho) \frac{u_0^2}{r} - 3\pi\mu du_0 + F_g' \quad (2.12)$$

当颗粒的受力达到平衡时，式(2.12)变为

$$u_0 = \frac{D_p^2 (\rho_p - \rho) g}{18\mu} \frac{u_0^2}{r} + F_g' \quad (2.13)$$

式(2.12)和式(2.13)中 F_g' 表示重力的影响。

式(2.13)中当 u_0 为正时，表示颗粒与连续相流体沿着相反方向运动的速度差；当 u_0 为负时，表示颗粒与连续相流体沿着相同方向运动时的速度差。连续相流体与颗粒产生的速度差，可实现固液分离。

2.4 表征旋流池氧化铁皮去除效果的指标

2.4.1 分离效率

分离效率 e 是指进入旋流池的物料中，被分离的分散相物料占进口料液中该分散相物料的比例。在本课题的水力旋流池中，用被分离氧化铁皮的质量来表示分离效率。

$$e = m_w / m \quad (2.14)$$

式中 m_w ——沉淀分离的氧化铁皮固体颗粒的质量流率，kg/s；

m ——水力旋流池进口处氧化铁皮固体颗粒的质量流率，kg/s。

分离效率是衡量水力旋流池分离过程进行完善程度的极为重要的技术指标，它能够反映出旋流池性能的好坏、操作参数的优劣等，是改进旋流池结构、优化操作参数的主要技术依据。

通过 FLUENT 软件的计算，可以得到不同粒径的分离效率。

2.4.2 分级效率曲线

假设进口旋流池料液中，分散相颗粒具有一定的分布粒度 $f(d)$ ，对于一定的旋流池，当粒径大于某一临界粒度 d_c 时，这些粒径的颗粒将 100% 地被分离掉；当粒径 $d < d_c$ 时，对某一粒径的颗粒只能被部分分离掉。假定进口料液中颗粒为单一粒径，则针对该粒径的颗粒可以得到一定的分离效率，然后改变进口料液中颗粒的粒径，再获得相应的分离效率数据，则可以得到分离效率与分散相颗粒粒径的

曲线。该曲线在旋流池的固液分离中即为分级效率曲线，记为 $G(d)$ ，分级效率曲线为颗粒粒径 d 的函数。

根据分级效率曲线的概念，可以得到旋流池铁皮沉淀率——粒径关系模拟曲线、旋流池铁皮逃逸率——粒径关系模拟曲线等。

3 旋流池数值建模

3.1 数学模型

目前对固液两相流的数值模拟不外乎两类方法,即 Euler 方法和 Lagrange 方法^[53]。

第 1 类方法把颗粒作为拟流体,认为颗粒与流体是共同存在且相互渗透的连续介质,两相同在 Euler 坐标系下处理,即连续流体模型。这类模型经历了无滑移模型、小滑移双流模型、有滑移—扩散的双流体模型各阶段及近年来发展起来的以颗粒碰撞理论为基础的颗粒动力学双流模型。第 2 类方法把流体(液体或气体)当作连续介质,而将颗粒视为离散体系,在 Euler 坐标系下考察流体相的运动,在 Lagrange 坐标系下研究颗粒群的运动,即颗粒群轨道模型。在旋流池的数值模拟中,采用的是第 2 种方法,即 Lagrange 法。

3.1.1 连续相液体湍流的数学描述

旋流池内是一个复杂的三维湍流流动过程,其流动控制微分方程为:

$$\text{连续性方程: } \frac{\partial u_i}{\partial x_i} = 0 \quad (3.1)$$

$$\text{动量方程: } \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_i u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\mu_{eff} \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \mu_{eff} \frac{\partial u_k}{\partial x_k} \right] - \frac{\partial p}{\partial x_i} \quad (3.2)$$

$$k \text{ 方程: } \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho u_i k) = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[(\alpha_k \mu_{eff} \frac{\partial k}{\partial x_i}) \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon \quad (3.3)$$

$$e \text{ 方程: } \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho u_i e) = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[(\alpha_e \mu_{eff} \frac{\partial e}{\partial x_i}) \right] + C_{1e} \frac{e}{k} \mu_i S^2 - C_{2e} \rho \frac{e^2}{k} \quad (3.4)$$

方程组中 u_i 表示 i 方向的平均速度; u_j 表示 j 方向的平均速度; p 表示 i 方向的外力; ρ 为水的密度; k 为湍流脉动动能; e 为湍流动能耗散率; μ_{eff} 为有效粘度,可根据下式计算:

$$\mu_{eff} = \mu_{mol} + \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (3.5)$$

此处 μ_{mol} 表示分子粘度。方程组中系数 $\alpha_k=1.0$, $\alpha_e=1.3$, $C_{1e}=1.44$, $C_{2e}=1.92$ ^[54], G_k 代表有平均速度梯度湍流能的生成, G_b 是由浮力导致的湍流动能生成, G_k 和 G_b 等的计算参见有关文献^[55]。在流场近壁区,采用双层非平衡壁面函数法进行处理。旋流池中与大气连通的水平液面为自由液面。

3.1.2 离散相颗粒运动的数学描述

氧化铁皮颗粒可以看成是液体连续流中的离散相,其运动过程用 Lagrange 公式计算。对于颗粒运动的模拟,采用连续流中离散相模型(Discrete Phase Model)对

旋流池中不同粒径的颗粒运动轨迹进行预测计算，从而计算出沉淀效率。连续介质中离散相的轨迹计算基于对颗粒综合力平衡方程的积分求解，力平衡为粒子惯性力和作用在粒子上的力的平衡，可以写为（以笛卡尔坐标的 x 方向为例）：

$$\frac{du_p}{dt} = F_D(u - u_p) + g_x(\rho_p - \rho) / \rho_p + F_x \quad (3.6)$$

式中 F_D 为单位质量颗粒所受到的液流阻力， $F_D = \frac{18\mu C_D Re}{\rho_p D_p^2 24}$ ； u 表示液流速度， u_p 表示颗粒速度， μ 为液体动力粘度， ρ 为液体密度， ρ_p 为颗粒密度， D_p 表示颗粒直径。

雷诺数 Re 的定义如下： $Re = \frac{\rho D_p |u_p - u|}{\mu}$ ；对于光滑的圆形颗粒，阻力系数

$$C_D \text{ 按下式计算： } C_D = a_1 + \frac{a_2}{Re} + \frac{a_3}{Re^2}$$

上式中常数 a 由 Morsi 或 Alexander 的文献确定^[56]。公式(3.6)右端第二项表示重力的影响，第三项为附加力，诸如颗粒加速的虚拟质量力和压力梯度引起的力、剪切升力等，在此不再赘述。

对以上固体颗粒的力平衡方程，采用时间积分的方法进行求解。为简化问题，此处不考虑颗粒与液流之间的热、质交换，即不考虑颗粒与连续相之间的相互影响。利用 CFD 分析软件中的离散相模拟模型进行计算时，假定一定数量或质量流率的颗粒均布在旋流池入口截面上，出口边界均设定为“逃逸”边界，通过颗粒轨迹计算得到颗粒沉淀及逃逸的数量，由此计算出沉淀效率。

3.2 数值模拟

3.2.1 几何模型的建立

启动 GAMBIT 并选择 FLUENT5/6 求解器，然后创建旋流池几何体。旋流池几何模型是以一阶段集成优化旋流池几何模型为基础进行调整改进的。

3.2.2 网格划分

数值模拟首先要对计算区域进行离散化，即对空间上连续的计算区域进行分割，把它划分成许多个互不重叠的子区域，并确定每个区域中的节点位置及该节点所代表的控制容积，这一过程称为网格生成，即网格划分。

计算网格有结构化网格和非结构化网格之分。结构化网格是指网格节点依其序号存在着空间位置的对应关系，因此，节点序号也是其在计算空间的逻辑坐标。结构化网格又有正交和非正交之分，正交网格是指各簇网格线之间两两垂直，这种网格的划分最为困难，对物理域的形状要求很高，当然应用也最受限制。由于受到空间位置之间相关性的约束，结构化网格的形状也必须规整，一般为四边形(或

六面体)。非结构化网格则是指各网格点的序号与其空间位置之间没有任何对应关系,节点序号仅仅是存储时的编号而已。这类网格的形状也很任意,在二维的情况下可以是三角形、四边形或二者都有,对三维的情况可以是六面体、四面体、金字塔形、三棱柱形或这些形式的组合。因此,非结构化网格可以应用于各种复杂结构,这是其最大的优点;但从另一方面来看,非结构化网格系统虽然网格生成较简单,但其求解的精度要比结构化网格(尤其是正交网格)低。各种网格类型如下图:

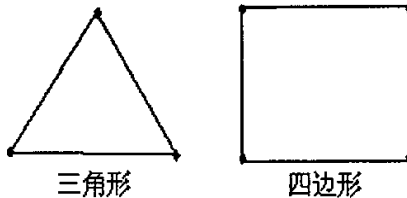
由于旋流池结构比较复杂,要对它进行三维流场计算,合理构建三维网格极为重要,网格生成质量的优劣直接影响到计算精度和收敛性。在实际应用中应根据具体情况采取相应措施,并且尽量利用结构化网格与非结构化网格各自的优点,使其满足求解问题的需要。为适应旋流池流动计算,可采用网格分块拼接技术,以生成不同计算区域的网格。由于受计算机内存的限制,现有的计算网格还比较粗糙,旋流池细微结构未能反映出来,但可以通过加密网格来弥补。本课题网格生成大致分为4个步骤:

① 网格形式的选择

旋流池计算的理想情况是将旋流池的各部分合为一体予以考虑,但这样做会产生大量的节点,花费很长的计算时间。通过分块,可以将复杂的三维区域分解成一系列的三维子块,而在每个子块中根据流场特征可以方便地进行不同的网格疏密布置,用边界上的网格疏密程度来控制内部网格的疏密,这是分块网格的优点。但应保证在分界面处两块网格是光滑连续的。所以基于现有计算机的硬件条件及工程应用的实际要求,本文采用分块技术生成三维网格,根据旋流池模型的几何特点将模型区域划分为23块。

为了降低潜在的离散化错误,应尽量减少网格数,节省计算机内存空间,本模型中对结构形状比较规则的区域采用非结构化的六面体网格,而对结构复杂的区域采用非结构化四面体网格,并对进水口处及水泵吸水头部进行了网格加密处理。

二维网格单元



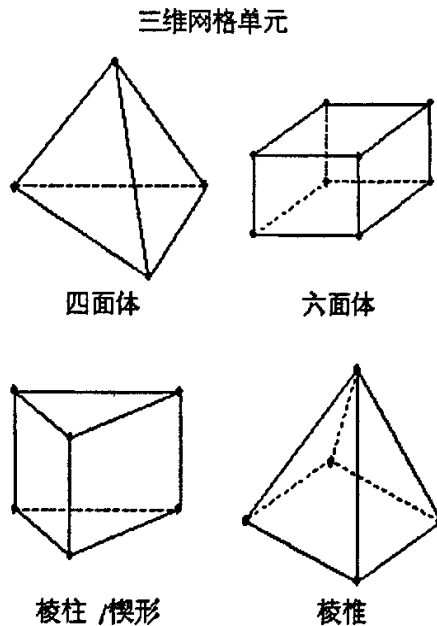


图 3.1 单元类型

Fig. 3.1 Cell types

② 边界层的处理

在进行数值计算时，常常希望在物理平面上的网格划分能适应区域中物理量场的变化情形，即在变化剧烈处稠密一些，在变化平缓处稀疏一些。另外，从边界条件离散化的角度，希望网格线与物理区域的边界线正交，以利于较准确地计算边界上的流场。所有这些要求都属于网格分布的控制问题，网格分布对于获得一个较好的数值解有很大的影响。

在 GAMBIT 中，边界层控制元素从一个边界到区域内部的增长方式，定义了靠近边或面处的几排网格结点空间，可以在边界层产生高质量的网格，同时可以用于控制网格密度，减少网格量。因此，可用来控制计算模型在特定区域内的信息量。在流体速度梯度较大的区域，在池壁上设置一个边界层来增加近壁处的网格密度，而对于流体速度梯度较小的区域，可以减少网格密度，不必大量增加模型中的网格结点数，而得到能够描述梯度特征的足够信息。为了准确模拟湍流的壁面效应，分别对旋流池进行适当的边界处理，根据的流动差异，在不同部位壁面处附加了边界层。

③ 确定区域类型

当网格生成后需要对各个区域进行类型定义。区域类型定义了模型在其边界和特定区域内的物理和运行特点，包括：

a、边界类型：定义模型在其内部和外部的物理和运行特点。在本模型中将旋流池进口面定义为 inlet，出口面定义为 outlet，池壁和池底以及吸水井底定义为壁面，而其余内部的面定义为 interior。

b、连续性：定义模型在特定区域的物理特性。本模型中，所有区域均定义为流体连续性(fluid)，这样动量方程、连续性方程等就被应用到网格节点或体内部的网格。

④ 计算网格的生成及输出

采用 FLUENT 公司的网格划分工具 GAMBIT 进行网格自动划分，并输出 (export) 网格文件。

3.2.3 求解计算

3.2.3.1 计算方法

本课题选用了 FLUENT 的隐式非耦合分离求解器，分离求解器使用的是基于控制容积的方法：

① 使用计算网格将计算区域分离为不连续的控制容积。

② 综合单个控制容积的控制方程来建立离散的非独立变量（未知的）如速度、压力、温度等的代数方程。

③ 离散方程的线性化和线性方程组的求解，产生了非独立变量的最新值。

分离求解器是连续地求解连续性方程、动量方程、能量方程以及湍流方程。也就是说在求解时，一个方程与另一个方程是独立的。因为控制方程是非线性的，在获得一个收敛的结果前，肯定需要进行几个求解迭代。

每次的迭代是由以下几步构成的：

① 首先，基于目前的求解结果，流体的属性被更新。如果是刚开始计算，则流体的属性将基于初始值而更新。

② 为了更新速度场，使用当前的压力和网格表面的质量流量依次求解 x 、 y 和 z 三个坐标方向的动量方程。

③ 由于在第 2 步中获得的速度可能不能满足连续性方程，从连续性方程和线性化的动量方程中衍生出 Poisson 类型的压力修正方程，然后求解压力修正方程来获得对压力和速度场以及网格面上的质量流量的修正，使其满足连续性。

④ 当前面的计算合理时，其他变量的值使用前面的更新值，对湍能以及能量等标量方程进行求解。

⑤ 进行对方程收敛的检查。

求解方法是离散的、非线性的控制方程被线性化，并在每个计算网格生成非独立变量的方程。然后，求解线性化的方程，产生一个更新的流场。

在隐式分离求解法中，每一个离散的控制方程隐含的是关于本方程的非独立变量

的线性化,这就引出了在区域中的每一个网格方程的一组线性化方程。因为每个网格只有一个方程,这时可称为方程的标量系。用一个点的隐含线性方程求解器(Gauss-Seidel)联合代数多重网格法(AMG)来计算在每个网格中独立变量的标量方程。如,当 u 速度是未知的时候, x 方向的动量方程被线性化生成一系列的方程,使用 AMG 方法,同时求解这些方程来产生一个更新的速度场。

总而言之,分离求解法通过同时考虑所有网格值来求解单个的变量场(如压力),然后同时考虑所有的网格值来求解下一个变量,如此往复。

求解器选择好以后,需要设定一些参数,如材料物性、边界条件、初始化参数、求解控制参数、离散方法、以及收敛标准等。

3.2.3.2 计算过程

(1) 选择求解器及求解模型

将上述计算网格输入 FLUENT 隐式分离求解器,在检查确认没有负网格后选择求解模型。旋流池内水流运动的模拟计算应用湍流流动模型,联立连续性方程、动量方程、 k 方程以及 ϵ 方程共同积分求解;旋流池内氧化铁皮运动的模拟计算采用两相流中离散相颗粒运动模型,通过对颗粒力平衡方程的积分来求解。

(2) 初、边值条件及材料物性

初始条件就是给出某一初始时刻的速度、压力、密度、温度等,通常由实验给出或根据经验人为给定。尽管初始条件不影响最终的稳态流场,但恶劣的初始条件不但会增加计算时间,而且会造成过大的振荡,导致计算发散。初始条件的确定直接影响到偏微分方程组的解是否收敛于原物理问题。定义初始的速度,湍动能以及湍动能耗散率等,其取值取决于研究对象的具体情况。下面介绍本研究数值模型的参数设置:

① 旋流池模拟计算进水水温为 43°C ,此时水的密度 $\rho=992.2\text{ kg/m}^3$,动力粘度 $\mu=0.0006321\text{ kg/(m}\cdot\text{s)}$;离散相氧化铁皮的密度按 3000 kg/m^3 考虑。

② 对连续相而言,在流场近壁区,采用双层非平衡壁面函数法进行处理;旋流池中与大气连通的水平液面处理为自由液面。

③ 对离散相而言,为简化问题起见,不考虑颗粒与连续相之间的相互影响。在利用 FLUENT 软件中的离散相模拟模型进行计算时,假定一定数量或质量流量的颗粒均布在旋流池入口截面上,底槽设定为“吸附”边界(trap),池壁设定为“反射”边界(reflect),出口设定为“逃逸”边界(escape)。各边界条件类型如下^[57]:

a、“reflect”边界条件:颗粒在此处反弹而发生动量变化,变化量由反弹系数确定。

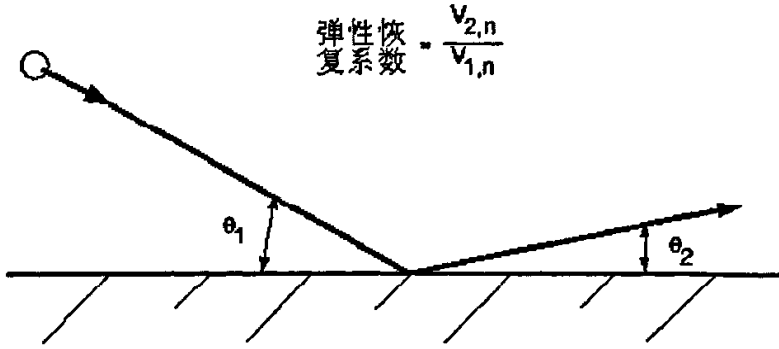


图 3.2 离散相的“Reflect”边界条件

Fig 3.2 “Reflect” boundary condition of discrete phase

法向恢复系数确定了颗粒在与壁面发生碰撞之后，其垂直于壁面方向的动量变化率为

$$e_n = \frac{v_{2,n}}{v_{1,n}} \quad (3.7)$$

其中， v_n 为垂直壁面的法向速度分量，下标 1、2 分别表示碰撞前后的量。同理，切向恢复系数， v_t 确定了颗粒在与壁面发生碰撞之后，其与壁面相切方向的动量变化率。

b、“trap”边界条件：此处，颗粒由于被吸附而终止了轨道计算，并且轨迹的结果标记为“trapped”。

c、“escape”边界条件：此处，颗粒被标记为“escaped”并终止了轨道计算

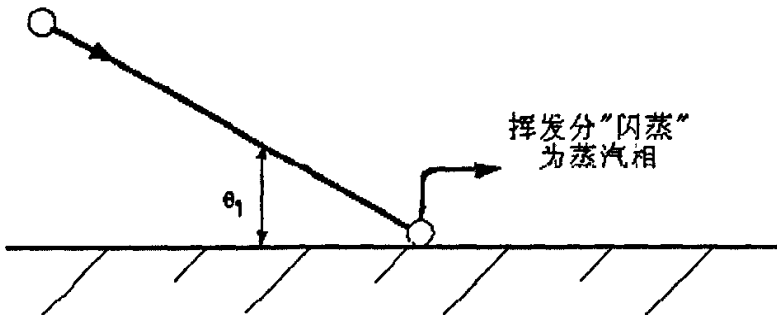


图 3.3 离散相的“Trap”边界条件

Fig. 3.3 “Trap” boundary condition of discrete phase

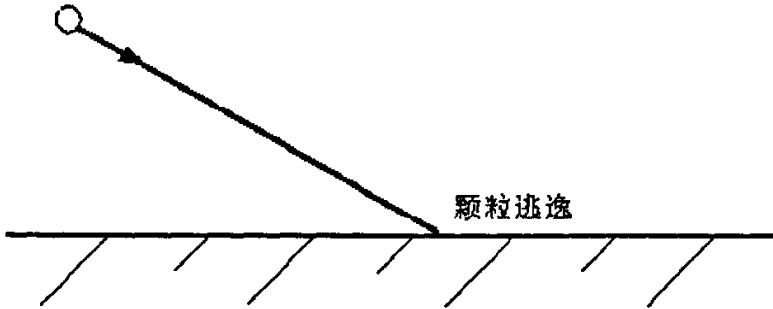


图 3.4 离散相的“Escape”边界条件

Fig. 3.4 “Escape” boundary condition of discrete phase

④ 旋流池模拟计算进水流量为 $12300\text{m}^3/\text{h}$ ，根据此流量和进水口尺寸确定初始流速。

(3) 求解控制参数及离散方法

① 由于被求解的方程是非线性的，一个变量的值依赖于其它变量的值，为了求解的稳定性，使用欠松弛因子可以使两次迭代值之间的变化减小。分离求解器使用欠松弛因子来控制计算变量在每次迭代的更新值。各个取值在不同的情况下可根据具体的情况来确定（均小于 1），目的是为了在能获得收敛解的情况下，尽可能加快收敛。也可在计算过程中更改松弛因子的值，对计算的最终结果没有影响。

② FLUENT 使用基于控制容积的技术，将控制方程转化为能够进行数值求解的代数方程组。控制容积技术关于每个控制容积的控制方程的一体化，生成的离散方程保留了基于控制容积的每个量。

当流动不沿着网格时，(如三角形或四面体网格)一般使用二阶迎风对流离散，可以获得较好的求解精度。在稳态时，一般采用 SIMPLE 或 SIMPLEC 方法，本模型中采用 SIMPLE 算法。动量、湍动能以及湍动能耗散率采用二阶迎风。

(4) 迭代计算

根据上述设定，按照隐式差分格式进行迭代计算直至收敛（在 P4 3.0GHz 的 PC 机上计算约需 72~96 小时的时间，残差控制在 10^{-5} 数量级），模拟出氧化铁皮在旋流池不同区域中的沉淀特征。根据这些沉淀特征，可以得到旋流池的流场和旋流池氧化铁皮的分离特性。

3.3 坐标系及相关位置说明

(1) 旋流沉淀池模型数值模拟采用柱坐标系进行分析。坐标系正向规定：Y 轴正向为向上方向，X 轴正向为向右方向，Z 轴正向为垂直纸面向外方向。柱坐标系

中的切向速度、轴向速度和径向速度的正负方向符合右手法则，同时规定：沿 Y 轴负向观察旋流池水流，以逆时针旋转为正方向。

(2) 旋流沉淀池模型分为中心筒、沉淀区下区、沉淀区中区和沉淀区上区共 4 个区域，其位置示意如图 3.5。

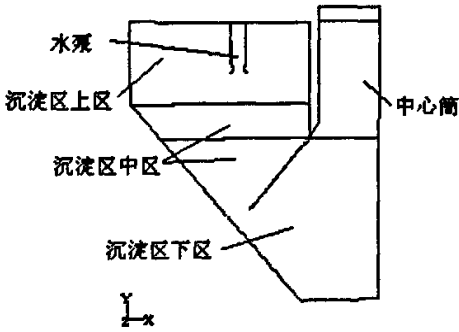


图 3.5 各区域位置示意图

Fig 3.5 The position of different parts

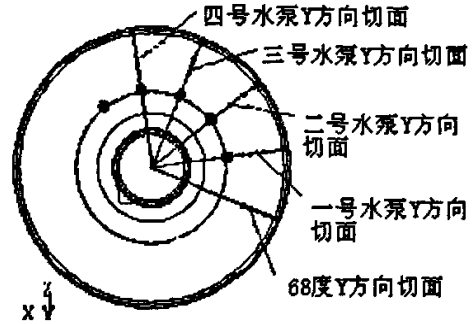


图 3.6 各切面交线位置示意图

Fig 3.6 The position of different section

(3) 各切面位置如图 3.6。

68 度 Y 方向切面：以 Z 轴负向为基线，沿 Y 轴逆时针旋转 68 度所得的切面。

一号水泵 Y 方向切面：以 Z 轴负向为基线，沿 Y 轴逆时针旋转 98 度所得的切面。

二号水泵 Y 方向切面：以 Z 轴负向为基线，沿 Y 轴逆时针旋转 128 度所得的切面。

三号水泵 Y 方向切面：以 Z 轴负向为基线，沿 Y 轴逆时针旋转 158 度所得的切面。

四号水泵 Y 方向切面：以 Z 轴负向为基线，沿 Y 轴逆时针旋转 188 度所得的切面。

(4) 以下分析中所指的前视图是指视角方向沿 Z 轴正向并垂直于 X-Y 平面，左视图是指视角方向沿 X 轴正向并垂直于 Z-Y 平面。

4 模拟参数的优化

在第一阶段的研究中发现模拟参数对模拟计算准确性有较大影响，本阶段拟对迭代次数、步数、步长、球形度系数及反弹系数等模拟参数的取值进行优化研究，以提高旋流沉淀池模拟计算的准确性。以传统旋流池模型为基础，将不同模拟参数情况下所得出的氧化铁皮颗粒沉淀效率与实际的传统旋流池处理效率进行比较，以校核模拟参数选取的合理性。

4.1 相关参数说明

模拟中需要注意的是在 FLUENT 参数设置中，以下几个参数对氧化铁皮沉淀效率的计算结果有一定影响：

(1) 迭代法及迭代次数

迭代法是用于求方程或方程组近似根的一种常用的算法设计方法。本课题采用 SIMPLE 算法求解旋流池流场，其残差控制在 10^{-5} 数量级。迭代次数越多，流场越平稳，氧化铁皮沉淀及逃逸的颗粒数统计越符合实际情况。但迭代次数达到某一较大值之后，迭代次数的改变不会对模拟结果有太大影响。本研究中，迭代次数为 15500 次~50000 次。

(2) 步数及步长

步数即固体颗粒沿自身运动轨迹经过旋流池所走的步数，步长即为颗粒每次运动的距离；两者之积即为颗粒在旋流池中运动轨迹的总长度。步长设置过大有可能导致统计颗粒沉淀及逃逸数量时出现较大误差，设置过小则会加大后处理的计算量，增加统计过程的时间。步长变化范围为 0.02m~1m，对应的步数变化为 500000~3000000。

(3) 球形度系数

实际情况下，氧化铁皮颗粒并非是球形的。此时，颗粒的形状就用形状因素来定义，即球形度系数，一般其值为 0~1。

(4) 反弹系数

反弹系数决定颗粒在与壁面发生碰撞前后动量的变化。法向（切向）恢复系数等于 1.0 表示颗粒在碰撞前后没有动量损失（完全弹性碰撞）。法向（切向）恢复系数等于 0 表示颗粒在碰撞后损失了所有的动量。

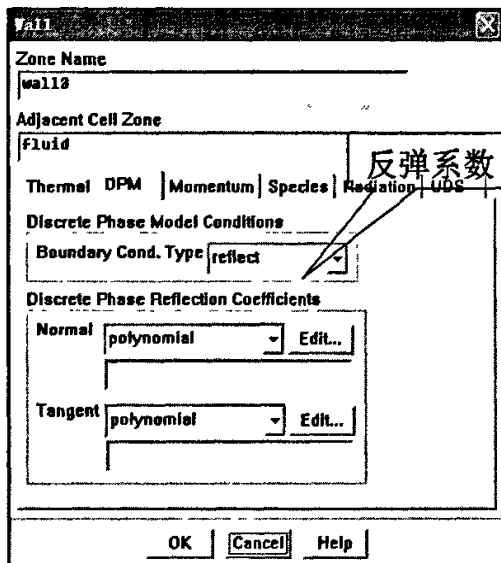


图 4.1 反弹系数的设置

Fig 4.1 Setup of reflection coefficients

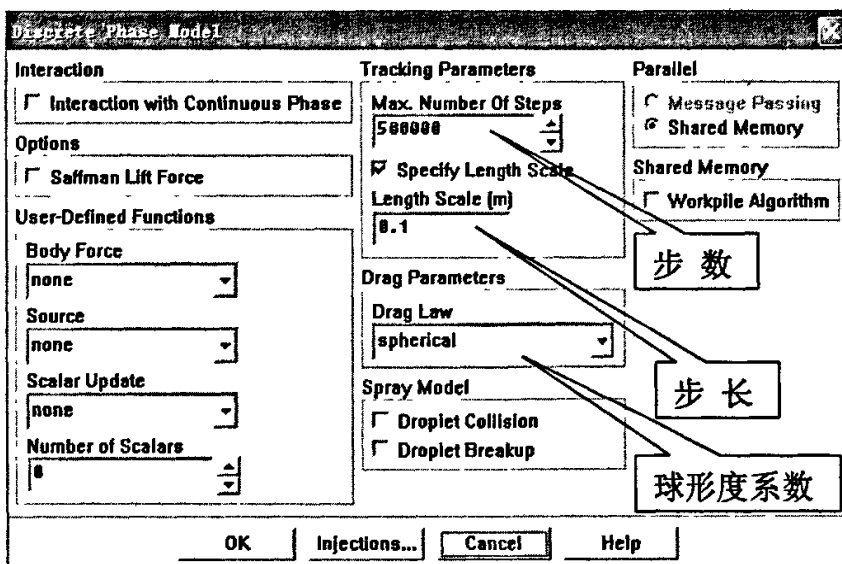


图 4.2 球形度系数、步数、步长的设置

Fig 4.2 Setup of sphericity coefficient, number of steps and length scale

4.2 模拟参数的校核与优化

据相关资料提供的数据可知：传统旋流池在实际运行中氧化铁皮颗粒的去除率为 74.5%。下表为传统旋流池进水氧化铁皮粒度分布。

表 4.1 进水中氧化铁皮粒度分布
Table 4.1 Ferric oxide partical size distribution of inlet flow

d (mm)	<0.005	0.005~0.01	0.01~0.025	0.025~0.05	0.05~0.10
重量百分比(%)	2.2	0.8	0.2	1.5	10.5
d (mm)	0.10~0.25	0.25~0.50	0.50~1.0	1.0~2.5	>2.5
重量百分比(%)	40.9	21.3	18.1	3.4	1.1

4.2.1 迭代次数的优化

如 4.1 节所述，迭代次数越多，残差曲线越平稳，模拟的流场流态就越接近真实流态，所统计的氧化铁皮沉淀及逃逸的颗粒数越符合实际情况。

以传统旋流池模型为基础进行迭代计算，将迭代次数设置为 15500 次，残差曲线如图 4.3 所示。从图中可以看出，残差曲线在 11500 次至 13000 次间有一定幅度的波动，随后残差曲线持续平稳下降，没有大幅度的波动。此现象表明流场迭代趋于平稳，模拟流场中的水流运动更接近实际水流流动特性。

继续增加迭代次数至 30000 次，对模型进行迭代计算，残差曲线如图 4.4 所示。从图可以看出，残差曲线在迭代至 26500 次之后，曲线基本与横轴平行，没有继续下降的趋势。说明残差曲线的收敛已稳定，流场基本平稳，模拟流场中的水流运动近似实际水流流动特性，颗粒的沉淀分离过程更符合实际情况。通过对迭代次数的优化，最终确定旋流池模型迭代次数为 30000 次。

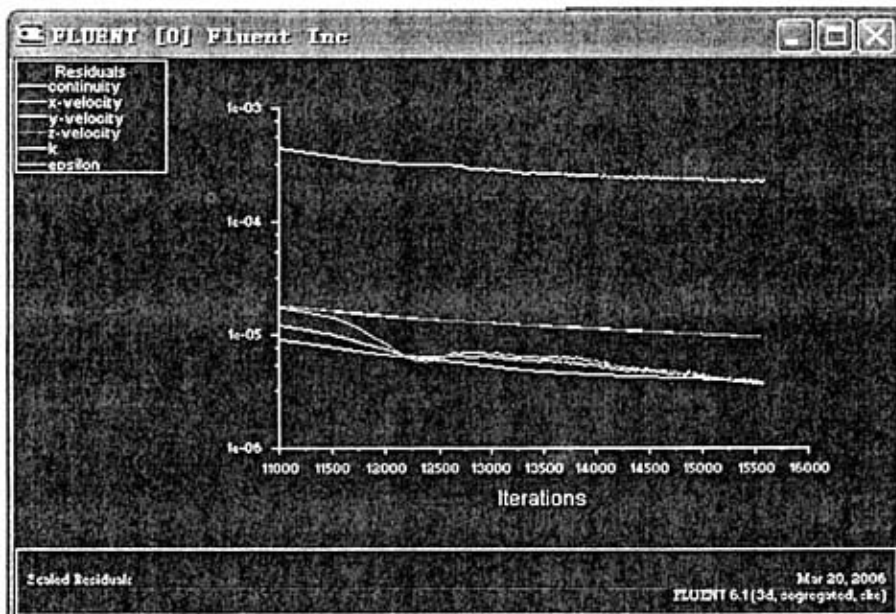


图 4.3 残差曲线图 (迭代次数 15500)

Fig 4.3 Residuals graph (iteration 15500)

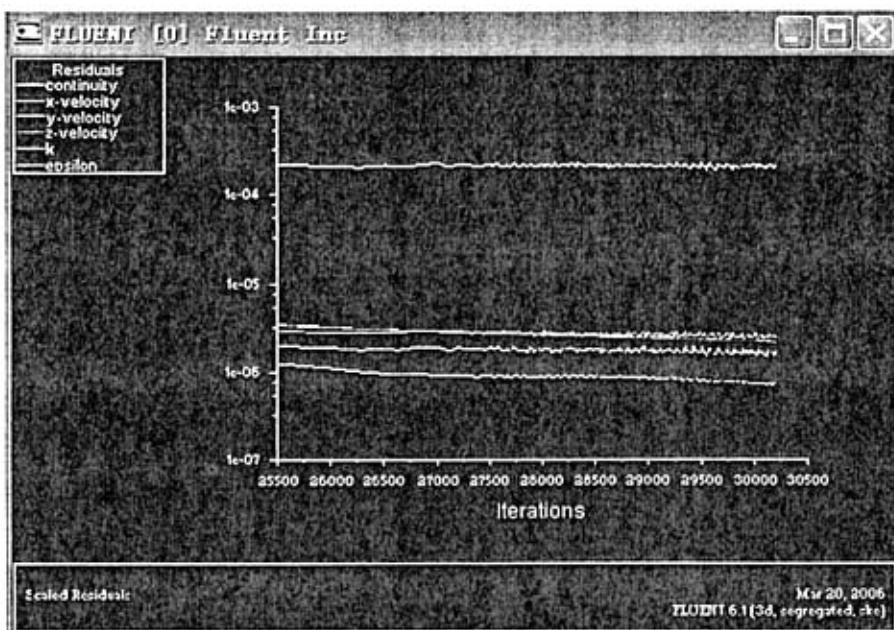


图 4.4 流场迭代残差曲线图 (迭代次数 30000)

Fig 4.4 Residuals graph (iteration 30000)

4.2.2 步数及步长比选

在对传统旋流池模型迭代 30000 次的基础上, 对步数及步长进行比选, 以研究步数及步长对颗粒沉淀效率模拟统计的影响。比选方案为:

① 迭代次数	30000
步数为	500000
步长为	0.1m
球形度系数	0.5
反弹系数	0.5
② 迭代次数	30000
步数为	1200000
步长为	0.05m
球形度系数	0.5
反弹系数	0.5

以上比选方案中的球形度系数及反弹系数在没有进行优化前均取为中间值。两种模拟参数设置下的氧化铁皮颗粒沉淀效率统计如表 4.2 及表 4.3, 此结果为单一粒径情况下的颗粒分级效率。将此模拟结果用算术平均的方式转换成群粒径颗粒的沉淀效率, 转换后的结果如表 4.4 和表 4.5。

表 4.2 氧化铁皮分级效率的模拟结果 (0.1m, 500000)

Table 4.2 Simulated results of separation efficiency of the ferric oxide (0.1m, 500000)

d (mm)	0.001	0.005	0.01	0.025	0.05	0.1
沉淀率(%)	15.9	17.5	24.6	20.6	34.9	52.4
d (mm)	0.15	0.2	0.25	0.3	0.5	>0.5
沉淀率(%)	100	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0

表 4.3 氧化铁皮分级效率的模拟结果 (0.05m, 1200000)

Table 4.3 Simulated results of separation efficiency of the ferric oxide (0.05m, 1200000)

d (mm)	0.001	0.005	0.01	0.025	0.05	0.1
沉淀率(%)	17.5	15.9	16.7	17.5	22.2	33.3
d (mm)	0.15	0.2	0.25	0.3	0.5	>0.5
沉淀率(%)	95.2	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0

表 4.4 某粒径范围氧化铁皮分离效率的模拟结果 (0.1m, 500000)

Table 4.4 Simulated results of separation efficiency on a certain ferric oxide particle diameter range (0.1m, 500000)

d (mm)	<0.005	0.005~0.01	0.01~0.025	0.025~0.05	0.05~0.10
沉淀率(%)	16.7	21.0	22.6	27.8	43.6
d (mm)	0.10~0.25	0.25~0.50	0.50~1.0	1.0~2.5	>2.5
沉淀率(%)	76.2	100.0	100.0	100.0	100.0

表 4.5 某粒径范围氧化铁皮分离效率的模拟结果 (0.05m, 1200000)

Table 4.5 Simulated results of separation efficiency on a certain ferric oxide particle diameter range (0.05m, 1200000)

d (mm)	<0.005	0.005~0.01	0.01~0.025	0.025~0.05	0.05~0.10
沉淀率(%)	16.7	16.3	17.1	19.8	27.8
d (mm)	0.10~0.25	0.25~0.50	0.50~1.0	1.0~2.5	>2.5
沉淀率(%)	64.3	97.6	100.0	100.0	100.0

旋流池氧化铁皮模拟去除率可通过下式计算得出:

$$\varepsilon_i = \sum_{i=1}^n \frac{N_i}{M_i} g_i \quad n=1,2,3,\dots,10 \quad (4.1)$$

式中 N_i ——通过 FLUENT 软件计算所得沉淀分离 (或逃逸) 的某粒径范围氧化铁皮粒子数量;

M_i ——模拟计算中设定的水力旋流池进水中所含某粒径范围氧化铁皮粒子数量;

g_i ——旋流池进水中某粒径范围氧化铁皮重量百分比。

根据公式 4.1, 由表 4.1、表 4.4 和表 4.5 的数据可分别计算出两种不同模拟参数数值下的氧化铁皮颗粒模拟去除效率: 步长为 0.1m 时, 去除率为 80.6%; 步长为 0.05m 时, 去除率为 73.4%。比较两个模拟结果可以看出: 步长 0.05m、步数 1200000 时的模拟去除率较另一种模拟参数设置下的统计结果更接近实际去除率 74.5%, 说明步长越小, 颗粒移动轨迹越符合真实情况。以下模拟将采用步长 0.05m、步数 1200000 的模拟参数设置。

4.2.3 球形度系数的比选

在钢铁企业实际生产中，氧化铁皮颗粒不是圆球形的，所以需要对比球形度系数进行比选。球形度系数的比选方案为：0.3、0.5、0.8。具体设置如下：

① 迭代次数	30000
步数为	1200000
步长为	0.05m
球形度系数	0.3
反弹系数	0.5
② 迭代次数	30000
步数为	1200000
步长为	0.05m
球形度系数	0.5
反弹系数	0.5
③ 迭代次数	30000
步数为	1200000
步长为	0.05m
球形度系数	0.8
反弹系数	0.5

球形度系数为 0.5 的模拟结果见表 4.5，其它两种模拟参数下的氧化铁皮颗粒沉淀效率见表 4.6、表 4.7，转换成群粒径后的结果如表 4.8 和表 4.9。

表 4.6 氧化铁皮分级效率的模拟结果（球形度系数 0.3）

Table 4.6 Simulated results of separation efficiency of the ferric oxide (sphericity coefficient 0.3)

d (mm)	0.001	0.005	0.01	0.025	0.05	0.1
沉淀率(%)	16.7	19.8	14.3	19.0	15.1	25.4
d (mm)	0.15	0.2	0.25	0.3	0.5	>0.5
沉淀率(%)	65.1	83.3	99.2	100.0	100.0	100.0

表 4.7 氧化铁皮分级效率的模拟结果（球形度系数 0.8）

Table 4.7 Simulated results of separation efficiency of the ferric oxide (sphericity coefficient 0.8)

d (mm)	0.001	0.005	0.01	0.025	0.05	0.1
沉淀率(%)	13.5	15.1	24.6	10.3	30.2	54.8
d (mm)	0.15	0.2	0.25	0.3	0.5	>0.5
沉淀率(%)	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0

表 4.8 某粒径范围氧化铁皮分离效率的模拟结果 (球形度系数 0.3)

Table 4.8 Simulated results of separation efficiency on a certain ferric oxide particle diameter range (sphericity coefficient 0.3)

d (mm)	<0.005	0.005~0.01	0.01~0.025	0.025~0.05	0.05~0.10
沉淀率(%)	18.2	17.1	16.7	17.1	20.2
d (mm)	0.10~0.25	0.25~0.50	0.50~1.0	1.0~2.5	>2.5
沉淀率(%)	45.2	74.2	91.2	99.6	100.0

表 4.9 某粒径范围氧化铁皮分离效率的模拟结果 (球形度系数 0.8)

Table 4.9 Simulated results of separation efficiency on a certain ferric oxide particle diameter range (sphericity coefficient 0.8)

d (mm)	<0.005	0.005~0.01	0.01~0.025	0.025~0.05	0.05~0.10
沉淀率(%)	14.3	19.8	17.5	20.2	42.5
d (mm)	0.10~0.25	0.25~0.50	0.50~1.0	1.0~2.5	>2.5
沉淀率(%)	77.4	100.0	100.0	100.0	100.0

根据公式 4.1, 由表 4.1 和表 4.8、表 4.9 的数据可分别计算出不同球形度系数下的模拟去除效率: 球形度系数为 0.3 时, 去除率为 58.3%; 球形度系数为 0.8 时, 去除率为 80.8%。球形度系数为 0.5 时的模拟计算结果在 4.2.2 节已得出, 其值为 73.4%。比较以上不同球形度系数设置下的模拟结果可以看出: 球形度系数为 0.3 和 0.8 时的氧化铁皮颗粒模拟去除效率与实际去除效率 74.5% 偏差较大, 其偏差值分别达到了 16% 和 6%; 而球形度系数为 0.5 时的模拟结果更接近实际去除率, 偏差仅为 1%。因此, 在对旋流池进行模拟计算时, 球形度系数取为 0.5 是更合理更符合实际工况的。

4.2.4 反弹系数的比选

实际生产中, 氧化铁皮颗粒与旋流池边壁碰撞时并不是完全弹性碰撞 (反弹系数 1.0) 或完全非弹性碰撞 (反弹系数 0.0)。所以在模拟中需要对反弹系数的取值进行优化。优化方案为:

- ① 迭代次数 30000
- 步数为 1200000
- 步长为 0.05m
- 球形度系数 0.5
- 反弹系数 0.3
- ② 迭代次数 30000

步数为	1200000
步长为	0.05m
球形度系数	0.5
反弹系数	0.5
③ 迭代次数	30000
步数为	1200000
步长为	0.05m
球形度系数	0.5
反弹系数	0.8

反弹系数为 0.5 的模拟结果见表 4.5, 反弹系数为 0.3 和 0.8 的氧化铁皮颗粒沉淀效率分别见表 4.10 和表 4.11, 转换成群粒径后的结果如表 4.12 和表 4.13。

表 4.10 氧化铁皮分级效率的模拟结果 (反弹系数 0.3)

Table 4.10 Simulated results of separation efficiency of the ferric oxide (reflect coefficient 0.3)

d (mm)	0.001	0.005	0.01	0.025	0.05	0.1
沉淀率(%)	20.6	15.9	16.7	18.2	19.0	38.1
d (mm)	0.15	0.2	0.25	0.3	0.5	>0.5
沉淀率(%)	86.5	99.2	100.0	100.0	100.0	100.0

表 4.11 氧化铁皮分级效率的模拟结果 (反弹系数 0.8)

Table 4.11 Simulated results of separation efficiency of the ferric oxide (reflect coefficient 0.8)

d (mm)	0.001	0.005	0.01	0.025	0.05	0.1
沉淀率(%)	7.1	14.3	14.3	15.9	17.5	34.9
d (mm)	0.15	0.2	0.25	0.3	0.5	>0.5
沉淀率(%)	92.1	98.4	100.0	100.0	100.0	100.0

表 4.12 某粒径范围氧化铁皮分离效率的模拟结果 (反弹系数 0.3)

Table 4.12 Simulated results of separation efficiency on a certain ferric oxide particle diameter range (reflect coefficient 0.3)

d (mm)	<0.005	0.005~0.01	0.01~0.025	0.025~0.05	0.05~0.10
沉淀率(%)	18.2	16.3	17.5	18.6	28.6
d (mm)	0.10~0.25	0.25~0.50	0.50~1.0	1.0~2.5	>2.5
沉淀率(%)	62.3	92.9	99.6	100.0	100.0

表 4.13 某粒径范围氧化铁皮分离效率的模拟结果 (反弹系数 0.8)

Table 4.13 Simulated results of separation efficiency on a certain ferric oxide particle diameter range (reflect coefficient 0.8)

d (mm)	<0.005	0.005~0.01	0.01~0.025	0.025~0.05	0.05~0.10
沉淀率(%)	10.7	14.3	15.1	16.7	26.2
d (mm)	0.10~0.25	0.25~0.50	0.50~1.0	1.0~2.5	>2.5
沉淀率(%)	63.5	95.2	99.2	100.0	100.0

根据公式 4.1, 由表 4.1 和表 4.12、表 4.13 的数据可分别计算出不同反弹系数下的模拟去除效率: 反弹系数为 0.3 时, 去除率为 71.6%; 反弹系数为 0.8 时, 去除率为 72.1%。反弹系数为 0.5 时的模拟计算结果为 73.4%。比较以上不同反弹系数设置下的模拟结果可以看出: 反弹系数为 0.3 和 0.8 时的氧化铁皮颗粒模拟去除效率与实际去除效率 74.5% 偏差仅为 2% 左右, 但反弹系数为 0.5 时的偏差更小。在模拟计算时仍采用 0.5 的反弹系数。综合以上分析, 最终优化的模拟参数组合为:

迭代次数	30000
步数为	1200000
步长为	0.05m
球形度系数	0.5
反弹系数	0.5

由以上模拟可知: 参数的不断优化使氧化铁皮颗粒沉淀效率的统计结果较参数未调整前的更准确、更符合实际情况, 表明参数的优化是合理的、有必要的。

5 方案二的数值模拟研究

5.1 改进措施

在第一阶段对旋流池的优化研究中，取消了旋流池吸水井，增设锥形板和穿孔板，氧化铁皮的去除效率较传统旋流池有所提高，其中锥形板的设置主要是减弱水泵吸水对旋流池流场的不利影响。为进一步简化旋流池构造，拟以第一阶段优化后的旋流池为基础（设有锥形板、穿孔板，进水流速为 d ），采取方案二，进行数值模拟计算，并将计算结果与方案一时做比较，得出较优方案，以研究该项改进是否合理。

5.2 速度分布规律研究

5.2.1 典型切面速度分析

采取方案二后旋流池的流速等值线分布如图 5.1~图 5.2 所示。

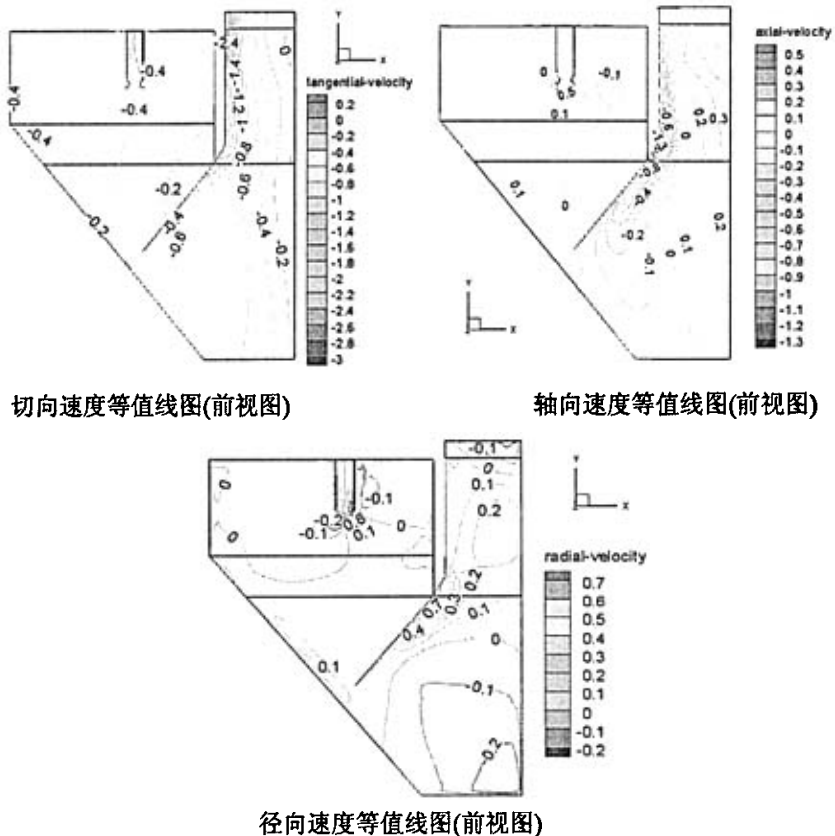


图 5.1 一号水泵 Y 方向切面分速度等值线分布图

Fig 5.1 Contours of velocity component of the NO.1 pump section along Y coordinate

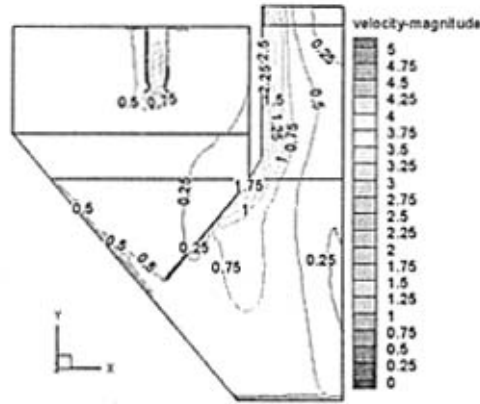


图 5.2 一号水泵 Y 方向切面合速度等值线分布图

Fig 5.2 Contours of velocity magnitude of the NO.1 pump section along Y coordinate

在水力旋流池内的三维旋流运动中，切向速度具有最重要的地位，这不仅是因为切向速度在数值上要大于其余两向速度，更重要的是切向速度产生的离心力是旋流池内固液两相分离的基本前提。对一号水泵 Y 向切面的切向速度分布进行分析，可以发现在中心筒部分，流体切向流速的绝对值随着半径的减小由 2.4m/s 减小到 0.2m/s，其水流方向为负，即沿顺时针方向旋转；当半径接近 0 时，由于流体的摩擦损失与速度的平方成正比，此时流体能量损失较大，其切向速度趋于 0m/s。在沉淀区下区，流体切向流速的绝对值随着旋流沉淀池半径的减小从旋流池近壁面处的 0.4m/s 开始逐渐增大，在某一径向距离处达到最大值 0.8m/s，而后随着半径的进一步减小开始逐渐下降，在半径接近为 0 的位置切向流速的绝对值趋于 0m/s。在沉淀区中区及上区，流体切向流速的绝对值随着旋流沉淀池半径的减小而呈增大后又下降的趋势，其数值由 0.2m/s 增大到 0.4m/s 后又降至 0.2m/s。

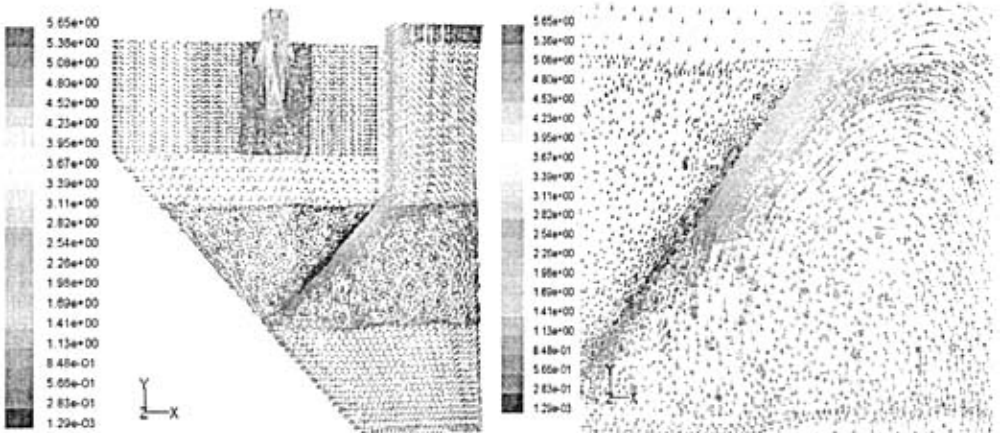
对一号水泵 Y 向切面轴向速度分布而言，在中心筒部分，流体轴向速度随着半径的减小从 -1.3m/s 变为 -0.1m/s，轴向速度方向向下。随着半径的进一步减小，在旋流池半径的中部地带通过零速度点，随后轴向速度的方向转为向上，轴向速度值随着半径的减小而逐渐增大，当半径接近 0 时，轴向速度值增为 0.3m/s。在沉淀区下区，由于受边壁摩擦力的影响，靠近中心筒内壁及穿孔板的流体轴向速度较小，速度方向向下。随着半径的继续减小，轴向速度从 -0.1m/s 变化为 -0.4m/s (绝对值逐渐增大)，然后又逐渐变化为 -0.1m/s (绝对值又逐渐减小)。当半径进一步减小时，轴向速度由负值变为正值，方向变为朝上，其值从 0.1m/s 增大到 0.3m/s。在沉淀中区，轴向速度的方向随半径的减小由正变负，流体通过穿孔板下边缘与池壁间的缝隙沿旋流池外壁面向上流动，后沿径向流向旋流池内壁面并向下流动，

在沉淀区中区形成一个大循环。不难发现，中心筒、沉淀中区及下区各存在一个零轴速包络面。中心筒及沉淀下区零轴速包络面外侧的液体向下流动，形成外旋流，零轴速包络面内侧的液体向上流动形成内旋流，其值在 0.1m/s 至 -0.1m/s 间变化。而沉淀区中区零轴速包络面外侧的液体向上流动，形成外旋流，零轴速包络面内侧的液体向下流动形成内旋流。

同样可以分析得到一号水泵 Y 向切面径向速度分布规律：径向速度的正方向是由轴心指向器壁，在中心筒部分，随着半径的减小，流体径向速度逐渐增大至 0.2m/s ，在半径接近为 0 的位置径向速度又有所降低，其值为 0.1m/s 。在沉淀区下区，径向速度随半径减小由正值变为负值，说明该区域内存在一个由外向中心流动的循环流，其外旋流的径向速度变化幅度比内旋流区的变化幅度要大，外旋流的变化幅度约为 0.5m/s ，而内旋流为 0.2m/s 。在沉淀区上区，由于泵的抽吸作用，在泵口外侧的流体径向流速随着旋流沉淀池半径的减小而增大，而在泵口内侧的流体径向流速则随旋流池半径减小而降低。

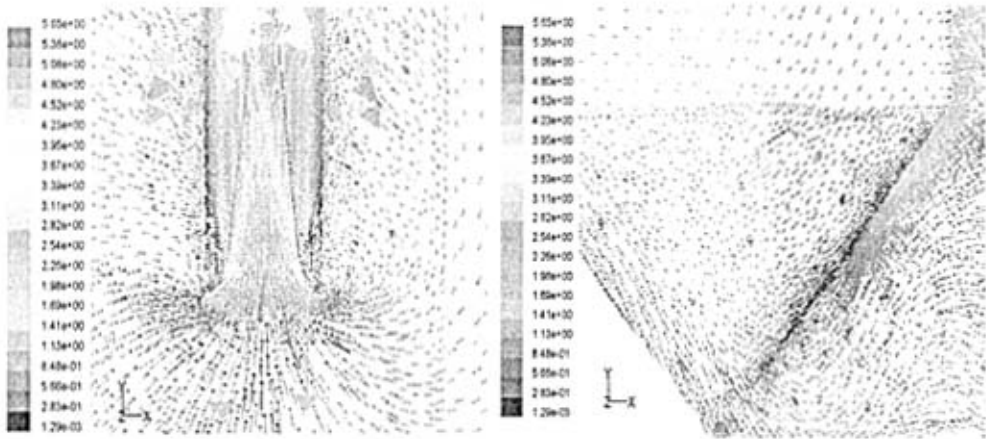
一号水泵 Y 向切面合速度分布类似于切向速度分布，即合速度的大小和方向变化规律和切向速度的大小和方向变化规律是一致的。中心筒中流体合速度范围在 0.25m/s 到 2.25m/s 之间(不包括中心筒的进水口部分，进水口瞬间水流速度可达到 3.418m/s)。沉淀区中区流体合速度范围在 0.25m/s 到 0.5m/s 之间，其最大值 0.5m/s 出现在穿孔板下边缘附近区域，这主要是由过水断面突然减小所导致。

5.2.2 典型切面速度矢量分析



一号水泵 Y 方向切面速度矢量图
(前视图)

一号水泵 Y 方向切面穿孔板区域右下涡旋矢量图
(前视图)



一号水泵 Y 方向切面水泵入口速度矢量图 一号水泵 Y 方向切面沉淀区速度矢量图
(前视图) (前视图)

图 5.3 一号水泵 Y 方向速度矢量图

Fig 5.3 The velocity vectors along Y coordinate of NO.1 pump

一号水泵 Y 方向速度矢量图如图 5.3 所示。

由速度矢量图可以看到，在水泵所在 Y 方向切面上，从中心筒至沉淀区下区存在一个从中心筒壁面自上而下然后再经过中心筒轴线向上的涡流，在沉淀区中区及上区还存在一个沿沉淀区外壁面上升并沿沉淀区内壁面下降的涡流。沉淀区中区及上区的水流使小粒径铁皮颗粒不易沉积下来，易重新被带入沉淀区上区；而沉淀区下区的水流虽然对细小颗粒的沉淀有不利影响，但因穿孔板的阻挡作用一定程度上减小了水流对颗粒沉淀的扰动。由此看来水力旋流池沉淀区的流速控制很为重要，流速过高致使流体的紊动强度增大，导致小粒径铁皮颗粒沉积失败。根据合速度等值线分布图来看，本模型中沉淀区下区水流的速度值在 0.25m/s 到 1m/s 之间，沉淀区上区水流的速度值在 0.25m/s~0.5m/s 之间。

5.2.3 水泵入口、沉淀中区及沉淀上区速度分析

图 5.4 分别为方案一和方案二情况下旋流池一号水泵入口处的速度等值线图（两图比例大小一致）。从取消锥形板的水泵入口速度等值线图可以看出，水泵入口周边区域的流体合速度值范围在 0.33m/s~2.97m/s 之间。从设置锥形板的水泵入口速度等值线图可以观察到：水泵入水口处的流体合速度值范围在 0.36m/s~3.09m/s 之间，其中水泵头部下端锥形板表面的合速度值最大达到了 0.6m/s，且流体合速度值基本都在 0.5m/s。将方案一与方案二情况下水泵头部的合速度值作比较，可以得知：方案一时，水泵入口周边区域的流体合速度值较方案二时高 0.03m/s~0.12m/s。

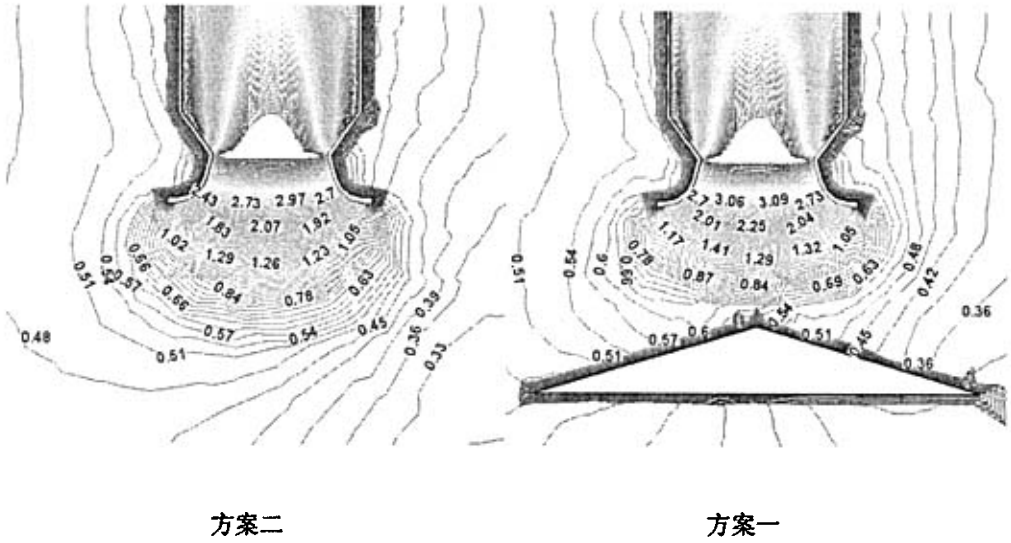


图 5.4 一号水泵入口 Y 方向切面合速度等值线分布图

Fig 5.4 Contours of velocity magnitude at the NO.1 pump entrance along Y coordinate

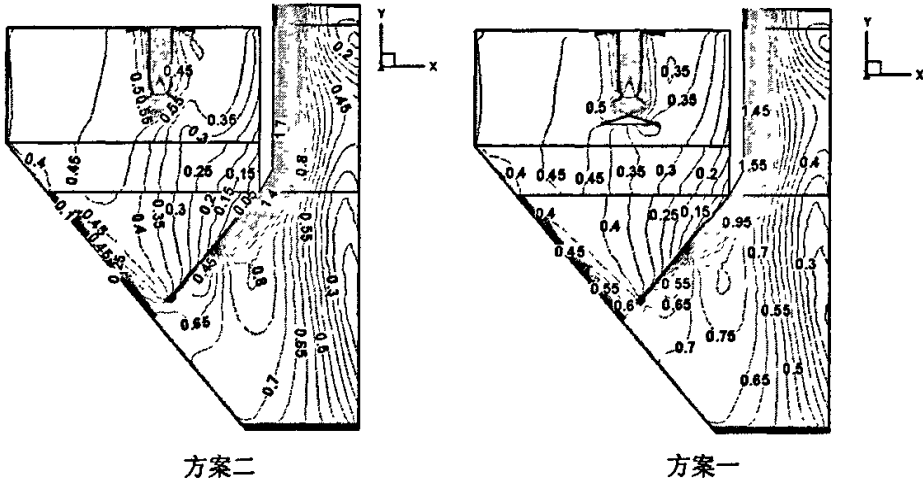


图 5.5 一号水泵 Y 方向切面合速度等值线分布图

Fig 5.5 Contours of velocity magnitude of the NO.1 pump section along Y coordinate

从图 5.5 可以观察到方案二和方案一情况下旋流池沉淀区中区及沉淀区上区的合速度。从图中可以看出：方案二情况下，沉淀区中区及沉淀区上区流体的合速度值范围大约在 0.05m/s 至 0.45m/s 之间；而方案一时，水泵下部沉淀区中区及沉淀区上区流体的合速度值范围大约在 0.15m/s 至 0.45m/s 之间。将方案一与方案

二情况下沉淀区中区及沉淀区上区的合速度值作比较，可以得知：两种情况下的合速度值范围没有太大变化。将两者的流体合速度图进行比较，可以发现其合速度分布规律也基本类似。

5.3 分级效率曲线及分析

旋流池方案一和方案二的氧化铁皮分级效率模拟结果详见表 5.1，相应的分级效率模拟曲线见图 5.6~5.7。

表 5.1 氧化铁皮分级效率的模拟结果

Table 5.1 Simulated results of separation efficiency of the ferric oxide

粒径 mm	总个数	方案一				方案二			
		沉淀个数	分离效率%	逃逸个数	逃逸率%	沉淀个数	分离效率%	逃逸个数	逃逸率%
		0.001	72	57.1	54	42.9	114	90.5	12
0.005	55	43.7	71	56.3	108	85.7	18	14.3	
0.01	126	58	46.0	68	54.0	106	84.1	20	15.9
0.025	126	48	38.1	78	61.9	113	89.7	13	10.3
0.05	126	60	47.6	66	52.4	110	87.3	16	12.7
0.1	126	68	54.0	58	46.0	118	93.7	8	6.3
0.15	126	101	80.2	25	19.8	120	95.2	6	4.8
0.2	126	125	99.2	1	0.8	126	100.0	0	0.0
0.25	126	126	100.0	0	0.0	126	100.0	0	0.0
0.3	126	126	100.0	0	0.0	126	100.0	0	0.0
0.5	126	126	100.0	0	0.0	126	100.0	0	0.0
>0.5	126	126	100.0	0	0.0	126	100.0	0	0.0

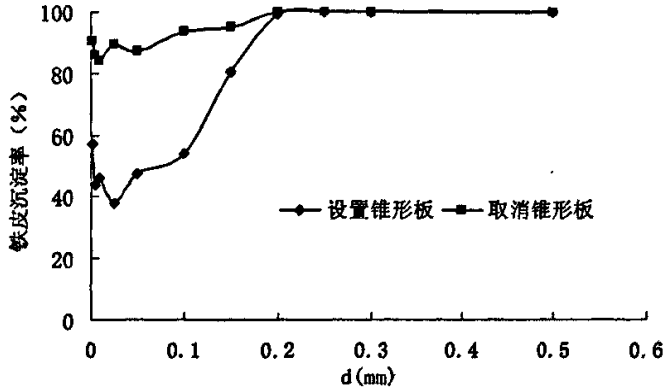


图 5.6 旋流池铁皮沉淀率——粒径关系模拟曲线

Fig. 5.6 Simulation curves of relationship between ferric oxide deposition efficiency and particle size at rotational flow sedimentation tank

由图 5.6“旋流池铁皮沉淀率——粒径关系模拟曲线”可知：

① 旋流池在方案二后沉淀分离的总趋势是随着粒径的增大，沉淀率逐渐增高。但粒径为 0.01mm 情况下的氧化铁皮颗粒沉淀效率为最低，其值为 84.1%。颗粒粒径大于 0.01mm 之后，其沉淀效率随粒径的增大呈缓慢上升的趋势；当粒径为 0.15mm 时，氧化铁皮颗粒沉淀率达到 95.2%；随粒径的加大，颗粒沉淀率在粒径为 0.2mm 时达到 100%，即粒径大于该值的氧化铁皮将被完全沉淀下来。

② 与方案一的铁皮沉淀率——粒径关系模拟曲线相比，可以看出采取方案二后，0.15mm 以下粒径的氧化铁皮颗粒沉淀效率有明显提高，其范围大致在 30%~40%。采取方案一时，粒径为 0.15mm 以上的颗粒沉淀效率基本达到 85%，而方案二情况下，大部分颗粒基本可达到 85% 的沉淀分离效率。

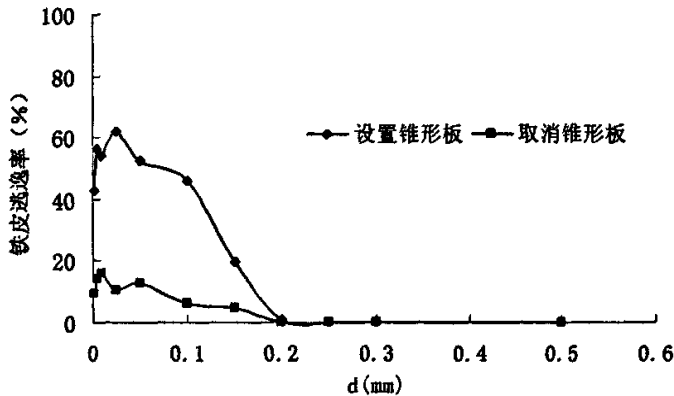


图 5.7 旋流池铁皮逃逸率——粒径关系模拟曲线

Fig. 5.7 Simulation curves of relationship between ferric oxide escape efficiency and particle size at rotational flow sedimentation tank

图 5.7“旋流池铁皮逃逸率——粒径关系模拟曲线”揭示的是通过水泵入口逃逸的各粒径铁皮个数和粒径的关系曲线，其变化总趋势都是随着粒径的增大而下降。

① 旋流池采取方案二后，粒径为 0.001mm 到 0.05mm 之间的氧化铁皮颗粒逃逸率在 9.5% 到 15.9% 之间波动；其中，粒径为 0.01mm 的氧化铁皮逃逸率最高，其值为 15.9%，但此值与其它颗粒粒径情况下的逃逸率相差不大。当粒径到达 0.1mm 时，逃逸率下降至为 6.3%。粒径达到 0.2mm 以后，铁皮逃逸率已经为 0。

② 逃逸率在 15% 以下的粒径在方案一的模型中为 0.15mm 到 0.2mm 之间，而方案二的模型除 0.01mm 粒径以外，其它颗粒粒径情况下的逃逸率均在 15% 以下，这表明方案一的模型在出水中含有较大粒径的氧化铁皮，去除效果不及方案二的模型，这和图 5.7“旋流池铁皮沉淀率——粒径关系模拟曲线”的分析是一致的。

③ 与方案一模型的铁皮逃逸率——粒径关系模拟曲线相比，可以看出同粒径氧化铁皮的逃逸率有明显的下降。

5.4 流场对颗粒分级效率的影响分析

由氧化铁皮颗粒分级效率曲线可知：采取方案二后氧化铁皮颗粒的沉淀效率较方案一时高出 30%~40%。沉淀效率的大幅提高与旋流池内局部区域水流流态有很大关系。具体体现在以下两方面：

① 从 5.2.3 小节的分析可知：采取方案一时，水泵入口周边区域的流体合速度值较方案二时高 0.03m/s~0.12m/s，且水泵头部下端锥形板表面的合速度值最大达到了 0.6m/s，说明锥形板周边区域的水流紊动程度较采取方案二后此区域水流的紊动度大。水泵头部流体合速度值在方案二情况下略低于方案一的原因是：采取方案一导致流体过水断面在水泵头部突然变小，相应流速随过水断面的减小而不断增大，从而导致水流紊动度增加。由此看来，水泵头部锥形板周边区域流体紊动程度增高，增加了对附近区域颗粒沉降的扰动作用，不利于氧化铁皮颗粒的分离沉淀；而采取方案二后，旋流池内部水流流态发生改变，水泵入口两侧沿着锥形板形成的强烈湍流消失，减少了局部区域水流紊动对氧化铁皮颗粒沉降的干扰，所以采取方案二后氧化铁皮颗粒的沉淀效率较方案一时有大幅提高。

② 此外，从图 5.5 的分析可知：方案一与方案二情况下，沉淀区中区及沉淀区上区的合速度值没有太大变化，且其合速度分布规律也基本类似，这说明采取方案二后水泵吸水对旋流池流场没有太大的影响。

所以从总体看，方案二对沉淀区流场没有太大干扰，同时改善了水泵头部流

体的流动状态，提高了氧化铁皮颗粒的沉淀效率。以下模拟研究中将采取方案二，降低水泵头部区域紊流对小粒径氧化铁皮颗粒沉降性能的扰动，以增加铁皮颗粒的沉淀效率。

5.5 小结

通过对以上改进措施的数值模拟计算，可以得到如下结论：

① 与方案一相比，采取方案二后，0.15mm 以下粒径的氧化铁皮颗粒沉淀率有明显提高，提高幅度大致在 30%~40%，同时可完全去除粒径大于 0.2mm 的氧化铁皮，总体沉淀率大于 85%。

② 由于采取方案二，水泵入口两侧沿锥形板形成的强烈湍流水流消失，可降低局部区域对铁皮颗粒沉降的扰动，提高分离沉淀效率。

③ 方案二与方案一情况下，水泵对沉淀区中区及沉淀区上区流场的扰动作用及对氧化铁皮沉淀效率的影响基本相同。

以上改进方案的计算模拟结果表明：方案二可以简化旋流池内部结构，同时也可以提高氧化铁皮的分离沉淀效率，在以下穿孔板的改进模拟中将方案二的模型为基础。但是目前尚没有方案二的旋流池实测数据，因此无法实践证明方案二的旋流池沉淀效率高于方案一时的沉淀效率，所以以简化结构为目的方案二仍需实践验证。

6 穿孔板开孔孔径数值模拟研究

6.1 改进措施

设置穿孔板的目的是为了整流，即由水流穿孔的方式消耗部分能量，使其在由沉淀下区进入沉淀中区的这一段流程中变得较为平缓，以便中心筒没有沉淀下来的铁皮进一步的沉淀分离。在第一阶段中着重研究了设置穿孔板与不设穿孔板对旋流池氧化铁皮沉淀效率的影响，并未对穿孔板的具体开孔孔径进行研究。在本研究中，以方案二、穿孔板孔径 B、进水流速为 d 的模型为基础，就穿孔板开孔孔径对旋流池氧化铁皮分离效率的影响进行研究。穿孔板开孔孔径研究方案如下：分别研究孔径为 A、B 和 C 三种情况；其中 B 为第一阶段旋流池的穿孔板开孔孔径，A 及 C 为本阶段模拟研究的开孔孔径。A 及 C 两种孔径的改变均在 B 圆孔径原有中心的基础上调整半径的大小，即开孔数量不变，穿孔板的开孔比随孔径的增大而增。

穿孔板孔径为 A 时，在穿孔板周边区域的旋流池网格体积较小，为了使颗粒运动轨迹模拟更准确，将该情况下颗粒的运动步长值设置为 0.02，步数设为 3000000，三种孔径下的模拟参数设置详见表 6.1。

表 6.1 模拟参数汇总表

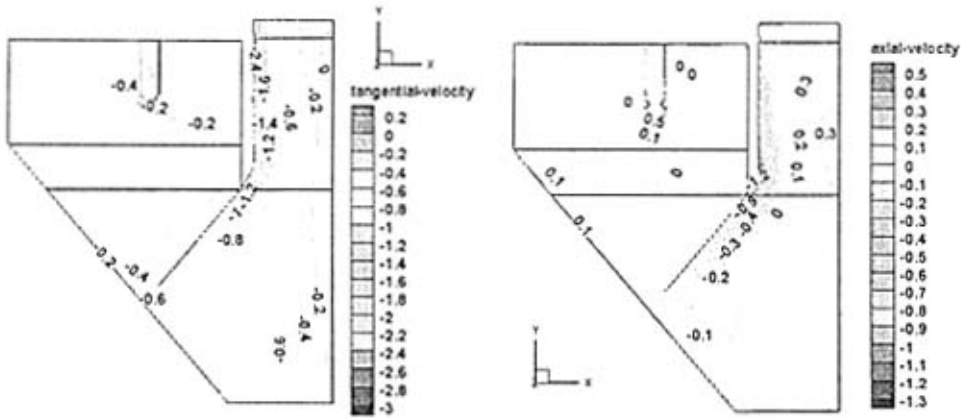
Table 6.1 Simulation parameter summary sheet

种类 \ 参数	迭代次数	步数	步长	球形度系数	反弹系数
孔径 B (方案二)	30000	1200000	0.05	0.5	0.5
孔径 A (方案二)	30000	3000000	0.02	0.5	0.5
孔径 C (方案二)	30000	1200000	0.05	0.5	0.5

6.2 速度分布规律研究

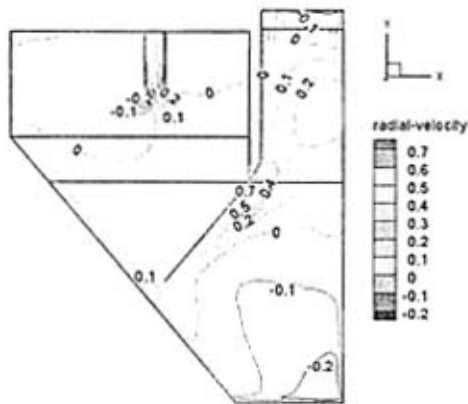
6.2.1 典型切面速度分析

A 和 C 穿孔孔径下旋流池流速等值线分布如图 6.1~图 6.4 所示，B 穿孔孔径的流速等值线分布如图 5.1 和 5.2。



切向速度等值线图(前视图)

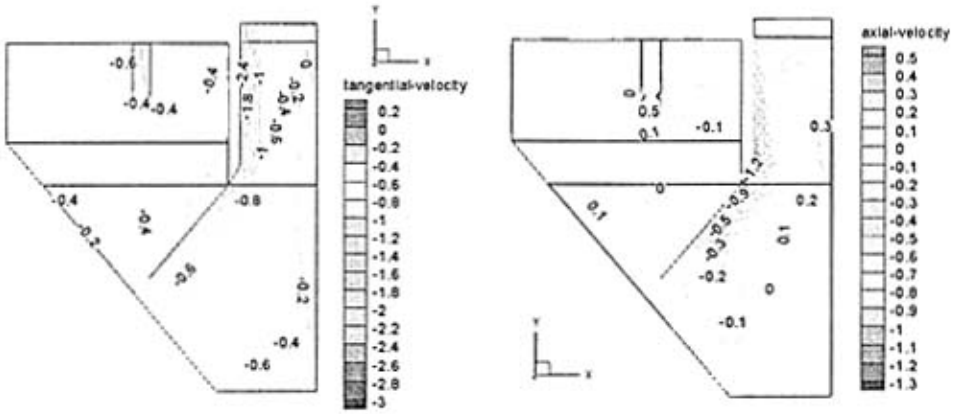
轴向速度等值线图(前视图)



径向速度等值线图(前视图)

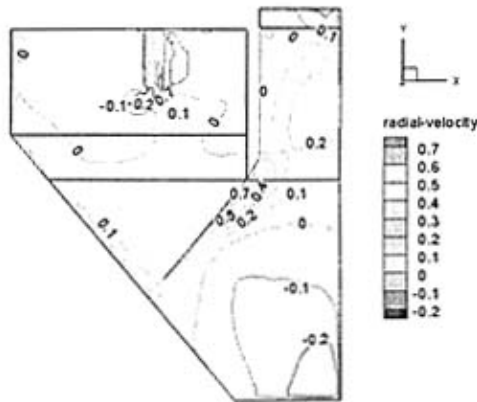
图 6.1 一号水泵 Y 方向切面分速度等值线分布图 (穿孔板孔径 A)

Fig.6.1 Contours of velocity component of the NO.1 pump section along Y coordinate (aperture A)



切向速度等值线图(前视图)

轴向速度等值线图(前视图)



径向速度等值线图(前视图)

图 6.2 一号水泵 Y 方向切面分速度等值线分布图 (穿孔板孔径 C)

Fig.6.2 Contours of velocity component of the NO.1 pump section along Y coordinate (aperture C)

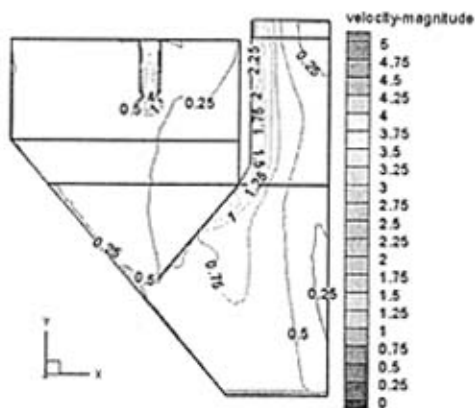


图 6.3 一号水泵 Y 方向切面合速度等值线分布图 (穿孔板孔径 A)

Fig. 6.3 Contours of velocity magnitude of the NO.1 pump section along Y coordinate (aperture A)

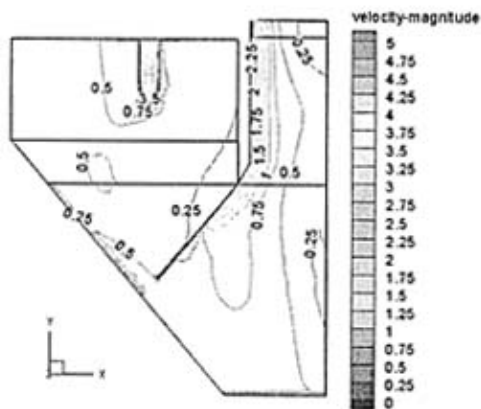


图 6.4 一号水泵 Y 方向切面合速度等值线分布图 (穿孔板孔径 C)

Fig. 6.4 Contours of velocity magnitude of the NO.1 pump section along Y coordinate (aperture C)

① 一号水泵 Y 向切面流速分布分析（穿孔板过水孔孔径为 A）

根据图 6.1 和 6.3 的等值线图对孔径为 A 情况下的速度分布进行分析。

对一号水泵 Y 向切面的切向速度分布进行分析，可以发现在中心筒部分，流体切向流速的绝对值随着半径的减小由 2.4m/s 减小到 0.2m/s，在中心轴附近速度值为 0m/s。由于流体从进水口处流动至旋流池底部的过程中有相当一部分的能量损失，沉淀区下区的流体切向速度绝对值较中心筒低，其值随着旋流沉淀池半径的减小从 0.8m/s 逐渐减降低，在半径接近为 0 的位置切向流速的绝对值降为 0.2m/s。在沉淀区中区及上区，流体切向流速的绝对值随着旋流沉淀池半径的减小，由 0.2m/s 增大到 0.4m/s，再逐渐减小到 0.2m/s，即在壁面附近流体受到摩擦阻力的作用使切向流速降低。沉淀区下区、沉淀区中区和沉淀区上区的水流方向都为负向，即为顺时针旋转。

一号水泵 Y 向切面轴向速度分布：在中心筒部分，流体轴向速度随着半径的减小从 -1.2m/s 变为 -0.1m/s，轴向速度方向向下。随着半径的进一步减小，在旋流池半径的中部地带通过零速度点，随后轴向速度的方向转为向上，轴向速度值随着半径的减小而逐渐增大，当半径接近 0 时，轴向速度值增为 0.3m/s。在沉淀区下区，轴向速度随着半径的减小从 -0.4m/s 左右减小为 -0.1m/s，此时轴向速度方向向下。随着半径的继续减小，轴向速度方向变为朝上，轴向速度在接近中心轴处达到 0.2m/s。中心筒和沉淀区下区均存在一个零轴速包络面。中心筒及沉淀区下区零轴速包络面外侧的液体向下流动，形成外旋流，零轴速包络面内侧的液体向上流动形成内旋流。在沉淀区中区，流体轴向流速的绝对值随着旋流沉淀池半径的减小，由 0.1m/s 降至 0m/s。

一号水泵 Y 向切面径向速度分布规律：在中心筒部分，随着半径的减小，流体径向速度由壁面处的 0m/s 逐渐增大到 0.2m/s，在半径接近为 0 的位置径向速度又有所降低，其值为 0.1m/s，径向速度的方向是由轴心指向器壁。在沉淀区下区，流体径向速度的范围约在 -0.2m/s 到 0.7m/s 之间，穿孔板上部区域流体的径向速度较大，达到了 0.7m/s，而在旋流池底部区域，流体径向速度为 -0.2m/s。这说明在旋流池沉淀区下区存在一个逆时针方向旋转的循环流。在沉淀区中区，流体径向流速随着旋流沉淀池半径的减小，由 0.1m/s 变化为 0m/s。在沉淀区上区，由于水泵的抽吸作用，流体径向流速随着旋流沉淀池半径的减小，由 0m/s 变化为 -0.2m/s，并随半径的进一步减小，由 0.2m/s 减至 0m/s。

一号水泵 Y 向切面合速度分布类似于切向速度分布。中心筒流体合速度范围在 0.25m/s 到 2.25m/s 之间。沉淀区流体合速度范围在 0.25m/s 到 1.25m/s 之间。

② 一号水泵 Y 向切面流速分布分析（穿孔板过水孔孔径为 C）

根据图 6.2 和 6.4 的等值线图对孔径为 C 情况下的速度分布进行分析。

一号水泵 Y 向切面切向速度分布：中心筒部分，流体切向流速的绝对值随着半径的减小由 2.4m/s 减小到 0.2m/s，在中心轴附近速度值为 0m/s，其水流方向为负。沉淀区下区的流体切向速度绝对值随着旋流沉淀池半径的减小从 0.8m/s 逐渐减降低，在半径接近为 0 的位置切向流速的绝对值降为 0.2m/s。在沉淀区中区及上区，流体切向流速的绝对值随着旋流沉淀池半径的减小，由 0.2m/s 增大到 0.4m/s，再逐渐减小到 0.2m/s，即在壁面附近流体受到摩擦阻力的作用使切向流速降低。

一号水泵 Y 向切面轴向速度分布：在中心筒部分，流体轴向速度随着半径的减小从 -1.2m/s 变为 -0.1m/s，轴向速度方向向下。随着半径的进一步减小，在旋流池半径的中部地带通过零速度点，随后轴向速度的方向转为向上，轴向速度值随着半径的减小而逐渐增大，当半径接近 0 时，轴向速度值增为 0.3m/s。在沉淀区下区，轴向速度随着半径的减小从 -0.5m/s 左右减小为 -0.1m/s，此时轴向速度方向向下。随着半径的继续减小，轴向速度方向变为朝上，轴向速度在接近中心轴处达到 0.2m/s。中心筒和沉淀区下区均存在一个零轴速包络面。中心筒及沉淀区下区零轴速包络面外侧的液体向下流动，形成外旋流，零轴速包络面内侧的液体向上流动形成内旋流。在沉淀区中区及上区，流体轴向流速的绝对值随着旋流沉淀池半径的减小，由 0.1m/s 变化为 -0.1m/s，在半径由大到小的方向形成了向上、向下两个旋流。

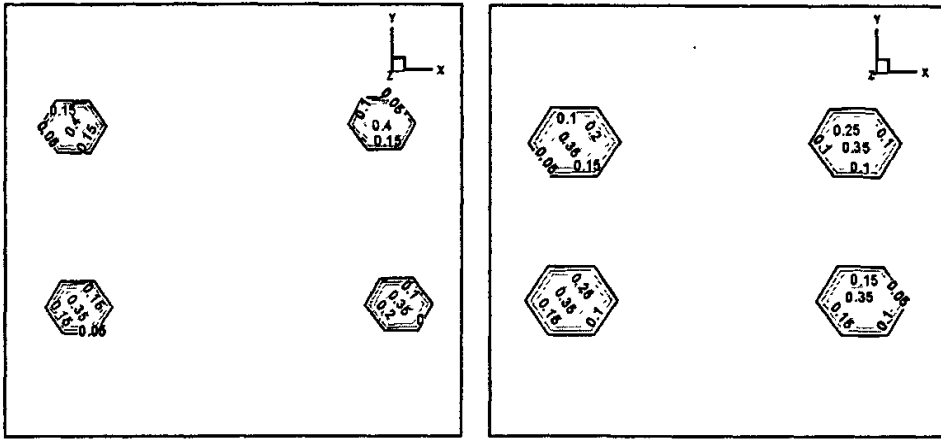
一号水泵 Y 向切面径向速度分布规律：在中心筒部分，随着半径的减小，流体径向速度由壁面处的 0m/s 逐渐增大到 0.2m/s，在半径接近为 0 的位置径向速度又有所降低，其值接近 0.1m/s，径向速度的方向是由轴心指向器壁。在沉淀区下区，流体径向速度的范围在 -0.2m/s 到 0.7m/s 之间。在沉淀区中区，流体径向流速随着旋流沉淀池半径的减小，由 0.1m/s 变化为 0m/s。在沉淀区上区，由于水泵的抽吸作用，流体径向流速随着旋流沉淀池半径的减小，由 0m/s 变化为 -0.2m/s，并随半径的进一步减小，由 0.7m/s 减至 0m/s。

一号水泵 Y 向切面合速度分布类似于切向速度分布。中心筒中流体合速度范围在 0.25m/s 到 2.25m/s 之间。沉淀区中流体合速度范围在 0.25m/s 到 1m/s 之间。

比较图 5.2、图 6.3 和图 6.4，可以看出：穿孔板开孔孔径为 C 时，流体在流经穿孔板后合速度很快达到了 0.25m/s，并在沉淀区中区水流速度就达到了 0.5m/s；而孔径为 A 和 B 的情况下，沉淀区中区及上区的流体合速度最大值仅为 0.25m/s。

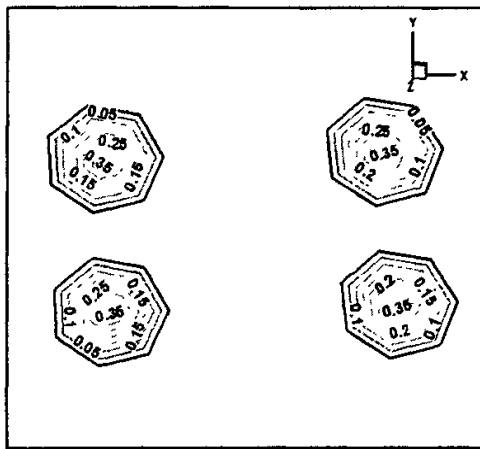
6.2.2 穿孔板过水孔及孔前后速度分析

图 6.5 及图 6.6 分别为穿孔板速度等值线图和穿孔板前后速度等值线图。各图比例大小一致，且所选取的开孔位置及穿孔板位置均分别互相对应。



A 穿孔孔径

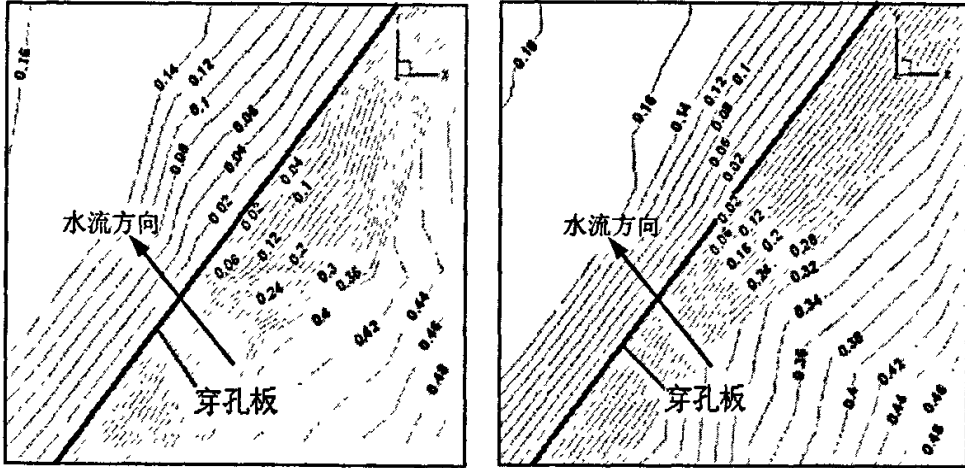
B 穿孔孔径



C 穿孔孔径

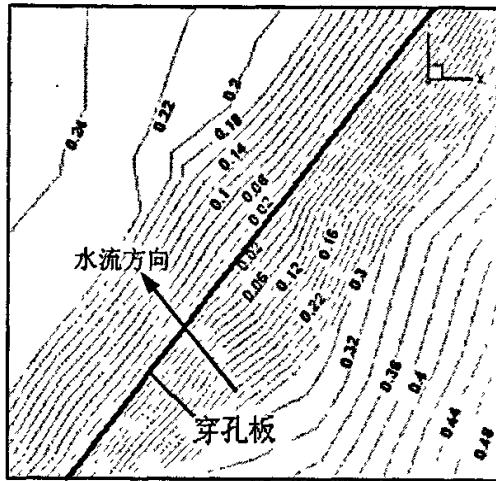
图 6.5 穿孔板速度等值线图

Fig 6.5 Contours of velocity at the perforation plank



A 穿孔孔径

B 穿孔孔径



C 穿孔孔径

图 6.6 穿孔板前后速度等值线图

Fig 6.6 Contours of velocity round the perforation plank

分析图 6.5 可以发现：A 孔径的水流过孔流速最大值达到了 0.4m/s ，而相应位置处 B 及 C 孔径水流过孔流速最大值为 0.35m/s ，比 A 孔径情况下的过孔流速小 0.05m/s 。从过孔流速的速度梯度看，因 A 孔径的水流过孔流速最大值为 0.4m/s ，而其孔径大小在三种穿孔孔径中为最小，所以 A 开孔孔径下的水流过孔速度梯度最大；B 及 C 孔径水流过孔流速最大值均为 0.35m/s ，但因 B 开孔孔径较 C 的小，

所以 B 孔径的水流过孔速度梯度大于 C 的情况。对比相应位置处穿孔板前后的水流速度，从图 6.6 可以得知：孔径越小，水流过孔流速越大，导致孔径为 A 时的穿孔板过水孔后层流层速度梯度较其它两种情况的小；另外，虽然 B 孔径及 C 孔径的过孔流速最大值是一样的，但从图 6.6 可以观察到，B 孔径下的孔后层流层速度梯度小于 C 的情况，这说明 B 时的水流平均过孔速度大于 C 的情况，其消耗的能量也高于孔径为 C 的情况。总体看来，孔径为 A 及 B 时的整流效果优于 C 的情况。能量的消耗情况可以从旋流沉淀池不同穿孔孔径的典型切面流速分析看出：只有穿孔孔径为 C 时，旋流池沉淀区中区液体流速达到了 0.5m/s，而其它两种孔径情况下的沉淀区中区流速为 0.25m/s。

6.3 分级效率曲线及分析

旋流池穿孔板孔径为 B、A、C 的氧化铁皮分级效率模拟结果见表 6.2，相应的分级效率模拟曲线见图 6.7~6.8。

表 6.2 氧化铁皮分级效率的模拟结果

Table 6.2 Simulated results of separation efficiency of the ferric oxide

粒径 mm	过水孔径 A				过水孔径 B				过水孔径 C			
	沉淀 个数	分离 效率%	逃逸 个数	逃逸率 %	沉淀 个数	分离 效率%	逃逸 个数	逃逸率 %	沉淀 个数	分离 效率%	逃逸 个数	逃逸率 %
0.001	126	87.3	16	12.7	114	90.5	12	9.5	105	83.3	21	16.7
0.005	126	86.5	17	13.5	108	85.7	18	14.3	107	84.9	19	15.1
0.01	126	84.9	19	15.1	106	84.1	20	15.9	102	81.0	24	19.0
0.025	126	86.5	17	13.5	113	89.7	13	10.3	104	82.5	22	17.5
0.05	126	86.5	17	13.5	110	87.3	16	12.7	106	84.1	20	15.9
0.1	126	97.6	3	2.4	118	93.7	8	6.3	112	88.9	14	11.1
0.15	126	100.0	0	0.0	120	95.2	6	4.8	124	98.4	2	1.6
0.2	126	100.0	0	0.0	126	100.0	0	0.0	126	100.0	0	0.0
0.25	126	100.0	0	0.0	126	100.0	0	0.0	126	100.0	0	0.0
0.3	126	100.0	0	0.0	126	100.0	0	0.0	126	100.0	0	0.0
0.5	126	100.0	0	0.0	126	100.0	0	0.0	126	100.0	0	0.0
>0.5	126	100.0	0	0.0	126	100.0	0	0.0	126	100.0	0	0.0

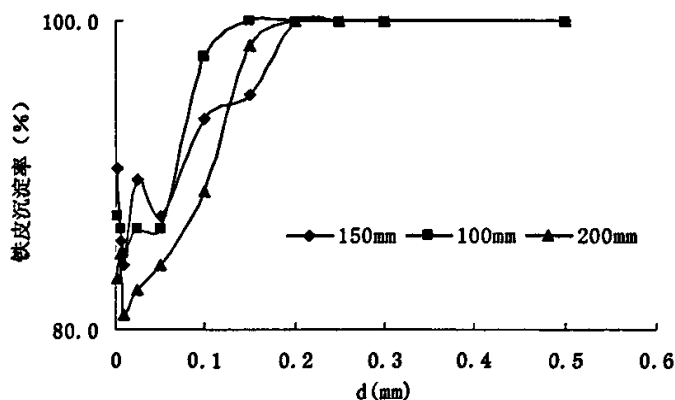


图 6.7 旋流池铁皮沉淀率——粒径关系模拟曲线

Fig. 6.7 Simulation curves of relationship between ferric oxide deposition efficiency and particle size at rotational flow sedimentation tank

由图 6.7“旋流池铁皮沉淀率——粒径关系模拟曲线”可知：当颗粒粒径在 0.1mm 以下时，A 和 B 两种穿孔孔径下氧化铁皮颗粒的沉淀效率比孔径为 C 时的高；其中，孔径为 A 情况下的氧化铁皮颗粒沉淀效率基本在 85% 以上，而孔径为 B 时的颗粒沉淀效率除 0.01mm 粒径以外，其余也均在 85% 以上；A 穿孔孔径下的颗粒沉淀效率在粒径为 0.1mm~0.15mm 之间迅速增大，在 0.15mm 处达到 100%；而穿孔板孔径为 B 及 C 时，粒径需达到 0.2mm 的颗粒才能完全沉淀下来。总体看，三种孔径下的氧化铁皮沉淀效率相差不大。

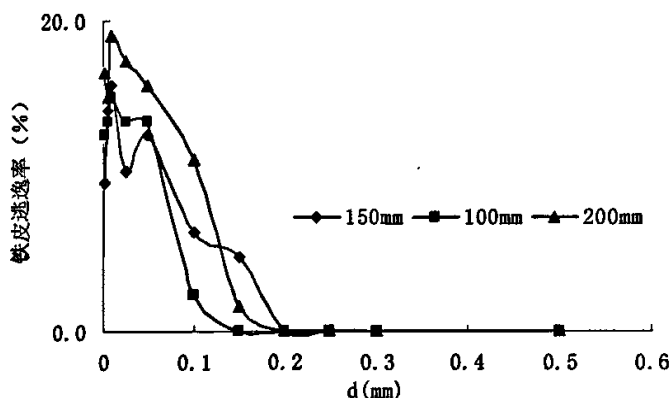


图 6.8 旋流池铁皮逃逸率——粒径关系模拟曲线

Fig. 6.8 Simulation curves of relationship between ferric oxide escape efficiency and particle size at rotational flow sedimentation tank

从图“旋流池铁皮逃逸率——粒径关系模拟曲线”可以看出：氧化铁皮逃逸率随颗粒粒径的增大而减小。以 0.1mm 粒径的氧化铁皮颗粒为分界点，当颗粒粒径小于 0.1mm 时，穿孔板孔径为 C 情况下的氧化铁皮颗粒逃逸率高于 A 及 B 的情况；而粒径大于 0.1mm 时，A 穿孔孔径条件下的氧化铁皮逃逸率较 B 及 C 的情况略低，但 A 穿孔孔径与 B 孔径时的颗粒逃逸率百分比相差不到 5%。

6.4 流场对颗粒分级效率的影响分析

由以上分析可知：三种孔径情况下的氧化铁皮颗粒去除率百分比相差不到 5%，且其分级效率曲线沿粒径的增大呈交错上升的趋势。这主要在于以下几方面原因。

① 流体在运动状态下，有一种抗拒内在向前运动的特性，称为粘性。粘性是流动性的反面。运动着的流体内部相邻两层间的相互作用力，称为流体的内摩擦力。流体流动时必须克服内摩擦力做功，从而流体的一部分能量转变为热损失掉。水流过孔速度梯度越大，流体的内摩擦应力就越大，则流体流动时克服内摩擦力所作的功就越多，即能量消耗大。由 6.2.2 小节的分析可知，A 孔径的水流过孔速度梯度最大，所以其消耗的能量就最多，整流效果也最好；B 孔径的水流过孔速度梯度位居其次，其整流效果就不及 A 孔径的情况；C 孔径的整流效果最差。此外，由图 6.6 可知，穿孔板孔后层流层速度梯度由大到小的孔径排序为：C、B、A，这从另一侧面证明了 A 开孔孔径的整流效果为最优，C 的整流效果最差。同时，以上结论也可以从典型切面速度分析验证：仅穿孔板开孔孔径为 C 情况下的旋流池沉淀区中区水流速度达到了 0.5m/s，而其它两种孔径情况下的沉淀区中区流速为 0.25m/s。这充分说明开孔孔径为 C 情况下的穿孔板整流效果最差。所以从穿孔板整流效果对氧化铁皮颗粒的沉淀效率影响看，A 孔径情况下的颗粒沉淀率最大，B 孔径的其次，C 孔径时的颗粒沉淀效率最小。

② 由图 6.5 可知：A 孔径水流过孔流速最大值比 B 及 C 孔径情况下的大 0.05m/s，导致 A 孔径穿孔板内侧的水流紊动度高于其它两种开孔孔径的情况，在局部区域不利于氧化铁皮颗粒的沉降，特别是小粒径颗粒。

③ 对于大粒径氧化铁皮颗粒，主要是粒径范围在 0.1mm~0.15mm 的颗粒，孔径为 A 时的沉淀效率略高于 B 及 C 的情况。这可能是由于：A 穿孔板孔径较小，在过水孔局部区域出现颗粒拥挤现象，对大粒径颗粒的逃逸有一定阻挡作用。

综上所述，不同开孔孔径对颗粒沉淀均有正面和负面影响，由于正、负面影响相互削弱，导致三种开孔孔径下的颗粒沉淀效率相差不大，分级效率曲线呈交错上升趋势。

6.5 小结

通过对以上改进措施的数值模拟计算，可以得到如下结论：

氧化铁皮的分离以颗粒粒径 0.1mm 为分界点。粒径在 0.1mm 以下时，A 和 B 两种穿孔孔径下氧化铁皮颗粒的沉淀效率比孔径为 C 时的高，相差约 5%；颗粒粒径为 0.1mm~0.15mm 时，孔径为 B 及 C 情况下的颗粒分离效率要低于 A 的情况，相差约 3%。总体看：穿孔板开孔孔径大小对颗粒沉淀性能的影响差别不大。

在以下进水流速优化模拟中将采用方案二、穿孔板开孔孔径为 B、进水流速为 d 的模型。

7 旋流池进水流速的数值模拟研究

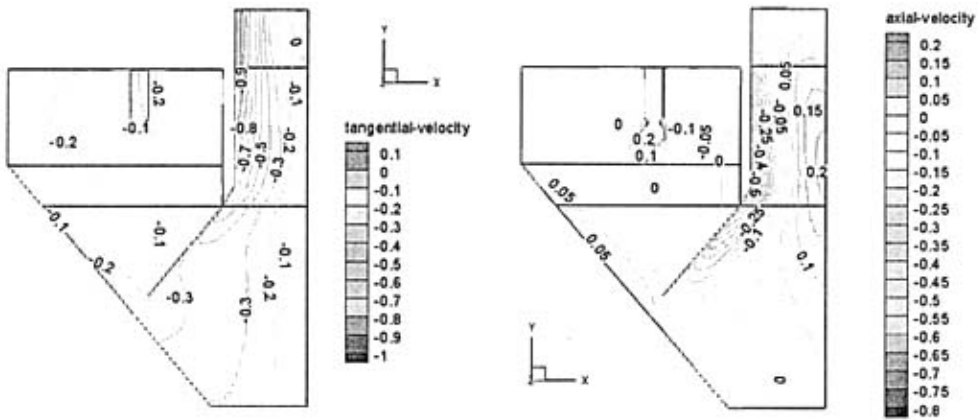
7.1 进水流速的调整

旋流池进水口水流速度对于氧化铁皮的沉淀分离有一定影响。在一阶段模拟研究中确定的最佳进水流速为 d ，本次研究以方案二、穿孔板孔径为 B 、进水流速为 d 的旋流池模型为基础，拟再选择几种进口流速进行模拟比较，从而筛选出最佳的进口流速。模拟方案采用 a 、 b 、 c 、 e 、 f 、 g 六种速度，分别进行数值模拟计算和分析，并与进口流速为 d 时的氧化铁皮沉淀效率进行比较，从中确定较佳的进口流速。进水流速的改变是通过调整进水截面的高度，从而改变进水截面面积达到的。

7.2 速度分布规律研究

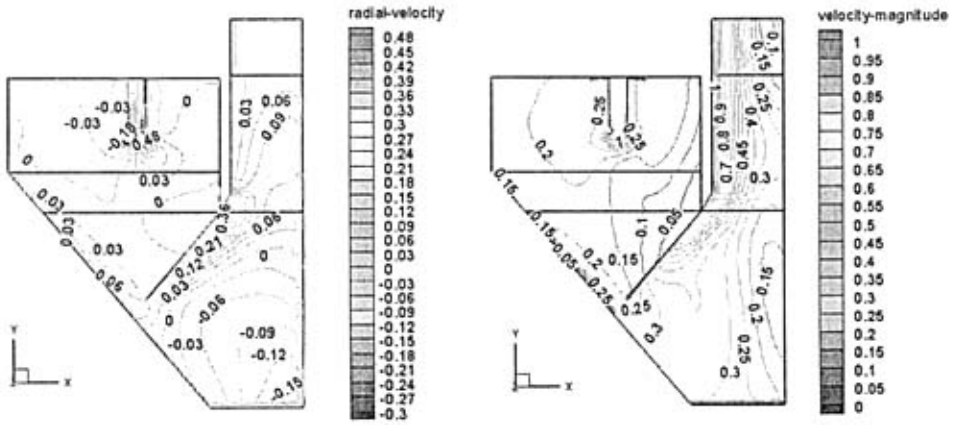
7.2.1 典型切面速度分析

流速等值线分布图如图 7.1~图 7.6 所示。



切向速度等值线图(前视图)

轴向速度等值线图(前视图)

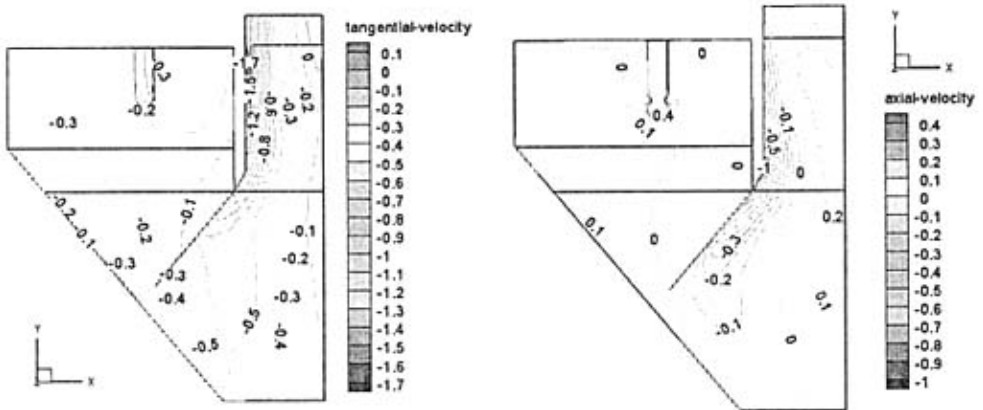


径向速度等值线图(前视图)

合速度等值线图(前视图)

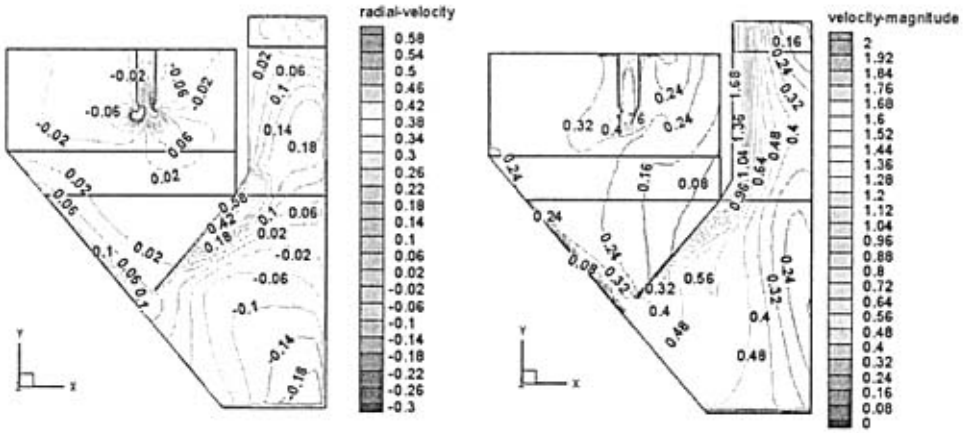
图 7.1 一号水泵 Y 方向切面速度等值线分布图 (a)

Fig 7.1 Contours of velocity of the NO.1 pump section along Y coordinate (a)



切向速度等值线图(前视图)

轴向速度等值线图(前视图)

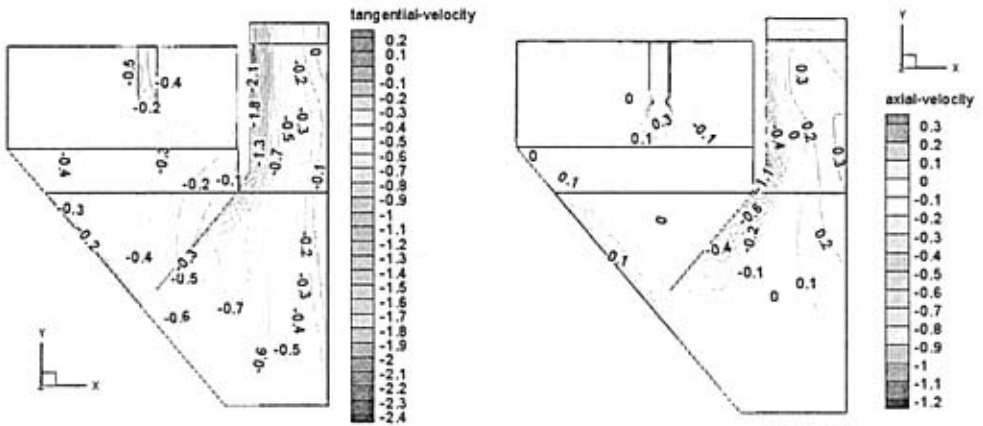


径向速度等值线图(前视图)

合速度等值线图(前视图)

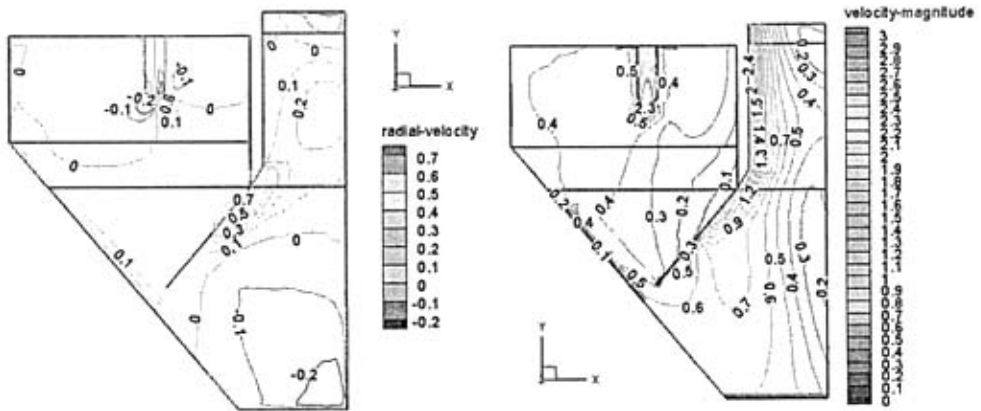
图 7.2 一号水泵 Y 方向切面速度等值线分布图 (b)

Fig 7.2 Contours of velocity of the NO.1 pump section along Y coordinate (b)



切向速度等值线图(前视图)

轴向速度等值线图(前视图)

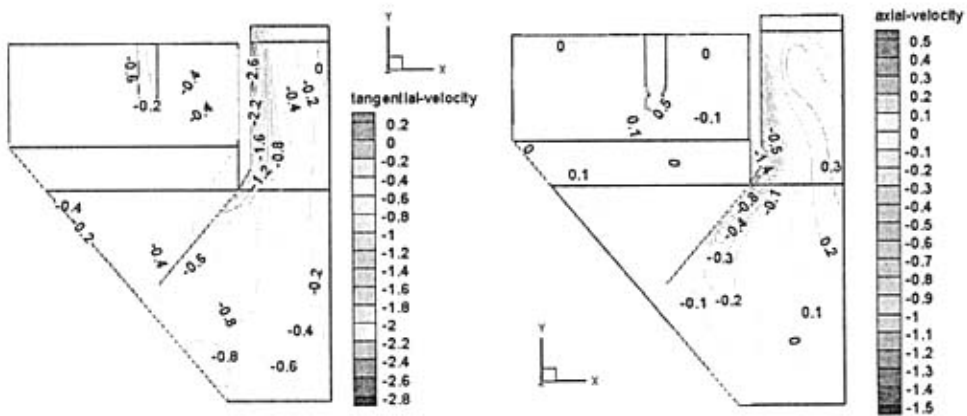


径向速度等值线图(前视图)

合速度等值线图(前视图)

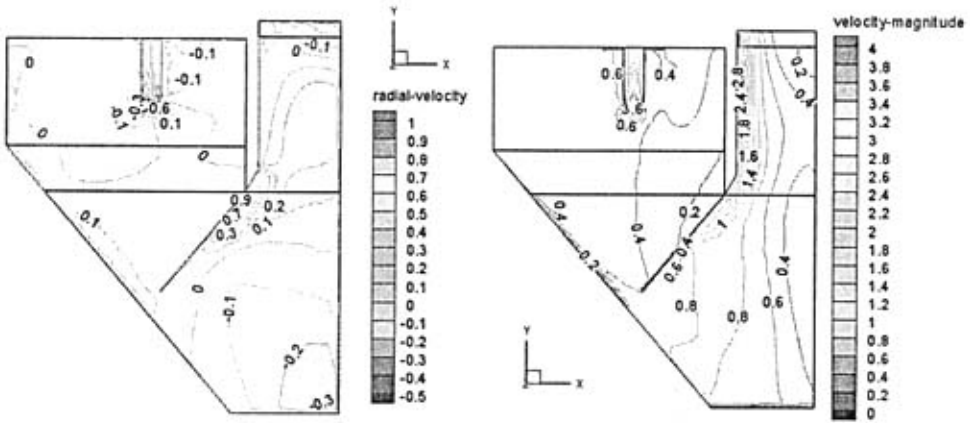
图 7.3 一号水泵 Y 方向切面速度等值线分布图 (c)

Fig 7.3 Contours of velocity of the NO.1 pump section along Y coordinate (c)



切向速度等值线图(前视图)

轴向速度等值线图(前视图)

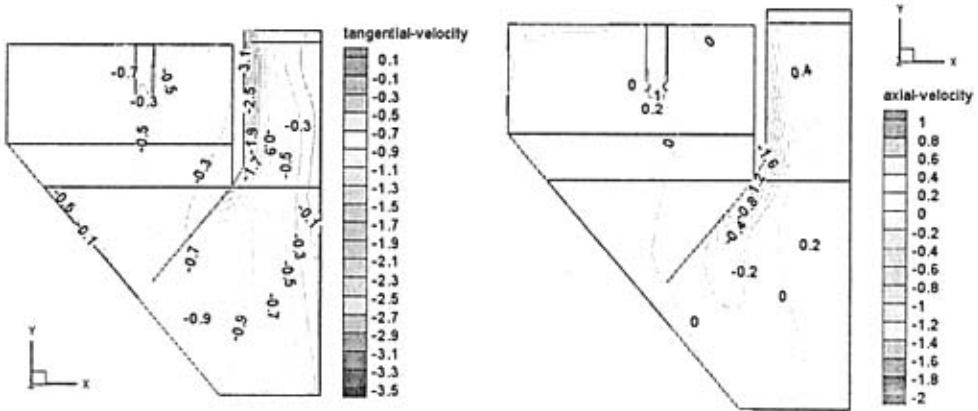


径向速度等值线图(前视图)

合速度等值线图(前视图)

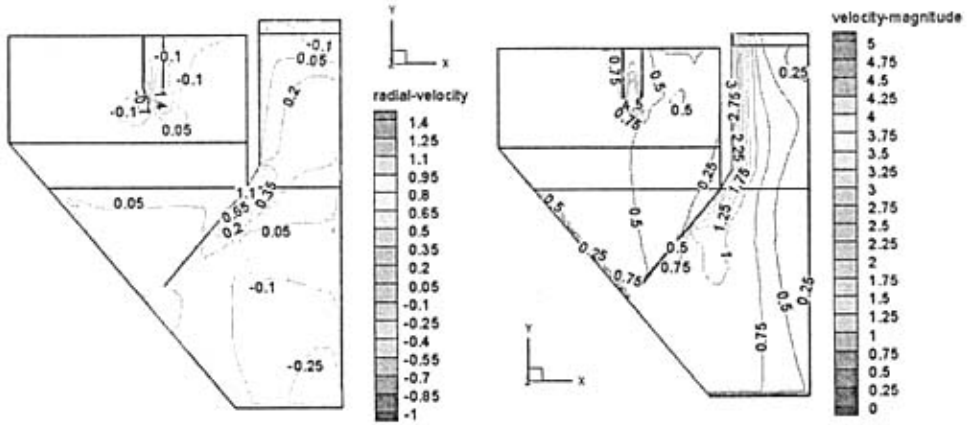
图 7.4 一号水泵 Y 方向切面速度等值线分布图 (e)

Fig 7.4 Contours of velocity of the NO.1 pump section along Y coordinate (e)



切向速度等值线图(前视图)

轴向速度等值线图(前视图)

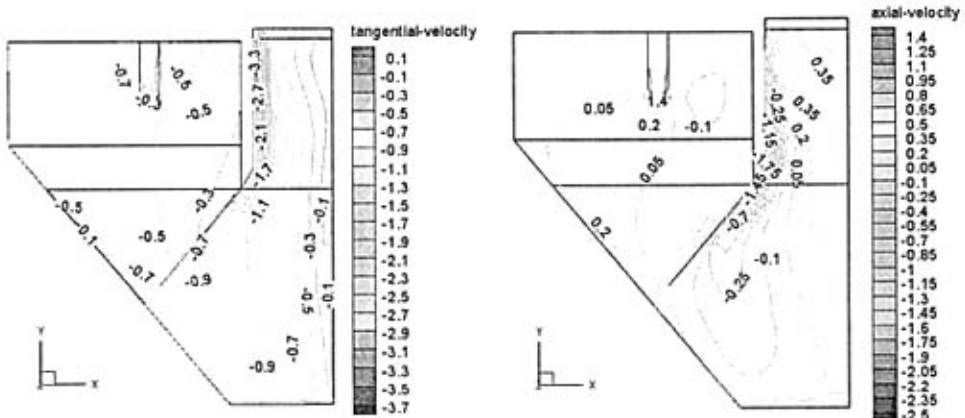


径向速度等值线图(前视图)

合速度等值线图(前视图)

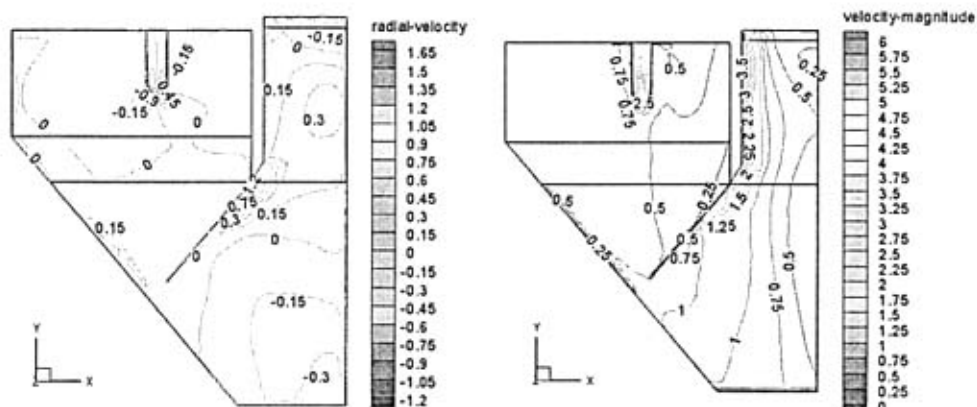
图 7.5 一号水泵 Y 方向切面速度等值线分布图 (f)

Fig 7.5 Contours of velocity of the NO.1 pump section along Y coordinate (f)



切向速度等值线图(前视图)

轴向速度等值线图(前视图)



径向速度等值线图(前视图)

合速度等值线图(前视图)

图 7.6 一号水泵 Y 方向切面速度等值线分布图 (g)

Fig 7.6 Contours of velocity of the NO.1 pump section along Y coordinate (g)

不同进口流速情况下，切向、轴向、径向及合速度的分布规律大致相同，仅各项速度值随进口流速的改变而不同。

切向速度分布规律：在中心筒部分，流体切向速度的绝对值随着半径的减小而减小，在中心筒近壁区，切向速度为最大，其水流方向为负，当半径接近 0 时，流体能量已消耗殆尽，切向速度趋于 0m/s；不同进水流速下，中心筒近壁区切向速度绝对值范围在 0.9m/s~3.3m/s 之间。在沉淀区下区，流体切向流速的绝对值也随着旋流沉淀池半径的减小从旋流池近壁面处开始逐渐减小，但因流体在从上到下的旋转过程中受到外界阻力的影响，消耗了部分能量，致使在沉淀区下区的切向速度最大值较中心筒处的最大值低；进水流速为 a 时，沉淀下区切向速度绝对值的最大值为 0.3m/s，而进水流速为 g 时，这一数值仅为 0.9m/s。在沉淀区中区及上区，流体切向速度的绝对值随着旋流沉淀池半径的减小呈先增大后下降的趋势；这一区域内切向速度绝对值的最大值随进水流速的增加从 0.2m/s 增至 0.5m/s。整个沉淀区的水流方向都为负向，即为顺时针旋转。

对轴向速度分布而言，在中心筒部分，流体轴向速度的绝对值随着半径的减小由大变小而后增大，中心筒近壁区轴向速度绝对值随进水流速的增大由 0.6m/s 增至 1.75m/s，轴向速度的方向向下，在旋流池半径的中部区域通过零速度点，随后轴向速度的方向转为向上。在沉淀区下区，进水流速为 g 情况下的轴向速度绝

对值大致为 $0.1\text{m/s}\sim 0.25\text{m/s}$ ；进水流速为 e 和 f 时，轴向速度绝对值大致为 $0\text{m/s}\sim 0.2\text{m/s}$ ，随进水流速的降低，轴向速度在 $0\text{m/s}\sim 0.1\text{m/s}$ 之间。在沉淀区中区，因穿孔板的整流作用，轴向速度在此区域内均较小。

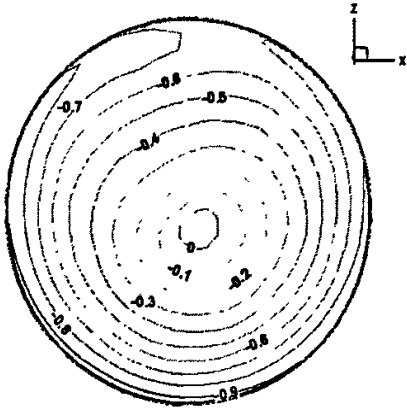
径向速度分布规律：径向速度的正方向是由轴心指向器壁。在中心筒部分，随着半径的减小，流体径向速度逐渐增大，在半径接近 0 的位置径向速度又有所降低，从图中可以观察到，不同进水流速下的径向速度都较低，范围在 $0.09\text{m/s}\sim 0.3\text{m/s}$ 之间。在沉淀区下区，径向速度随半径减小由正值变为负值，说明该区域内存在一个由外向中心流动的循环流；不同进口流速下的沉淀下区径向速度均较小，其绝对值的最大值随进口流速的增加由 0.12m/s 增至 0.3m/s ，而在穿孔板与中心筒交接处的径向速度比较大，最大值由 0.36m/s 增至 1.2m/s 。在沉淀区上区，由于泵的抽吸作用，在泵口外侧的流体径向流速随着旋流沉淀池半径的减小而增大，而在泵口内侧的流体径向流速则随旋流池半径减小而降低，径向流速的方向指向轴心。

合速度分布与切向速度的分布基本一致，不同进水流速下，中心筒近壁区合速度值范围在 $1\text{m/s}\sim 3.5\text{m/s}$ 之间。在沉淀区下区，流体合流速值也随着旋流沉淀池半径的减小从旋流池近壁面处开始逐渐减小，进水流速为 a 时，沉淀下区合速度最大值为 0.3m/s ，而进水流速为 g 时，这一数值仅为 1m/s 。在沉淀区中区及上区，流体合速值随着旋流沉淀池半径的减小呈先增大后下降的趋势；这一区域内合速度最大值随进水流速的增加从 0.2m/s 增至 0.5m/s 。

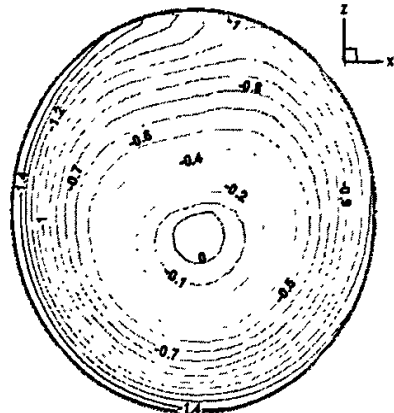
总体看，流体在不断上升过程中，合速度因受不同阻力的影响而逐渐降低，但其分布规律因初速度的不同而有所变化。并且随着进口流速的不断增加，各典型切面的分速度也不断增加，而切向速度的增加幅度大于其余两种分速度。进口流速为 a 时，切向速度的最大值与轴向速度的最大值相差 0.3m/s ；而进口流速为 b 时，两者相差 0.7m/s ；当进口流速达到 f 时，两者相差 1.5m/s 。这说明进口流速较小时，轴向速度所占比重较大，进口流速越大，切向速度的作用越明显。

7.2.2 中心筒切向速度分析

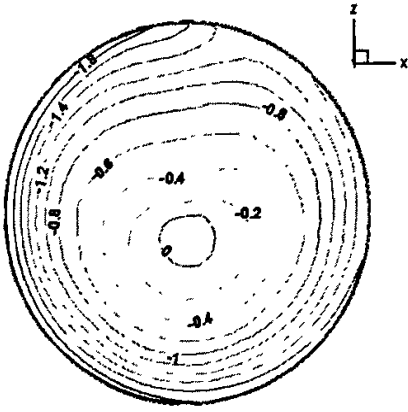
中心筒总高 6m ，流体在刚进入旋流池时并未完全形成旋转运动，在流体向下流动的过程中，水流旋转强度加大，逐渐形成较完整的沿中心筒内壁旋转的水流运动，即在中心筒中部区域水流能形成较好的旋转运动。下图为 7 种进水流速下， $Y=-3.0$ 米位置处（中心筒中部）中心筒区域的切向速度分布图：



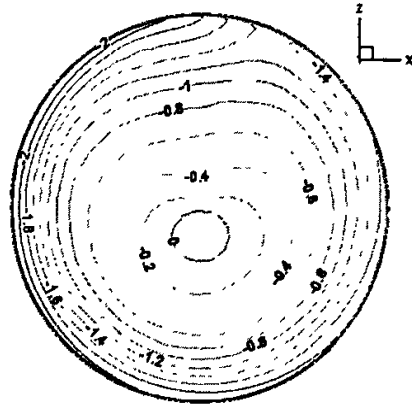
进口速度 a



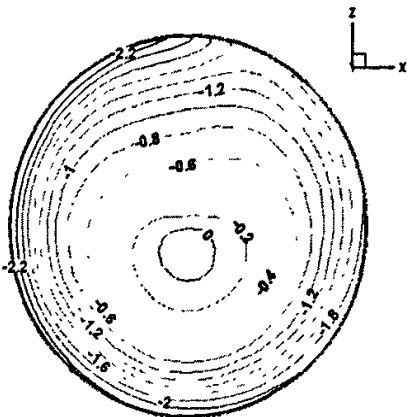
进口速度 b



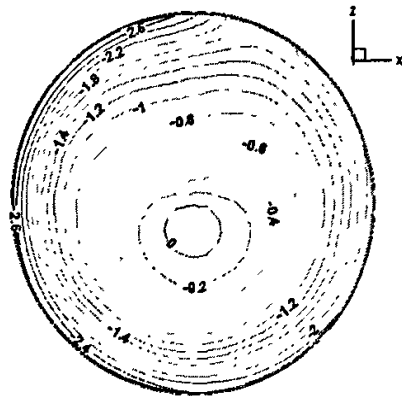
进口速度 c



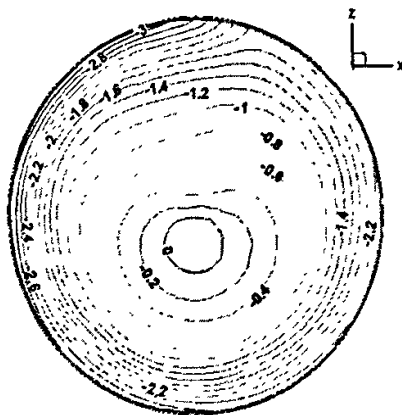
进口速度 d



进口速度 e



进口速度 f



进口速度 g

图 7.7 中心筒切向速度等值线图 (Y=-3.0m)

Fig 7.7 Contours of tangential velocity in the central barrel (Y=-3.0m)

从图 7.7 中我们可以观察到：随着进水流速的不断增大，切向分速度的绝对值也随之增加，其具体数值如下表。

表 7.1 速度对照表

Table 7.1 Parallel table of velocity

进口速度 (m/s)	a	b	c	d	e	f	g
切向速度	0.9	1.4	1.8	2	2.2	2.6	3

从两种流速的增加幅度我们可以发现：进水流速从 a 增至 g，而中心筒中部的切向分速度则从 0.9m/s 升至 3m/s，切向速度的增长幅度远小于进水流速的增长幅度。能耗公式如下：

$$h = \xi \frac{v_i^2}{2g} \quad (7.1)$$

此处 h 代表旋流沉淀池内流体流动的沿程损失及局部损失之和； ξ 表示局部损失系数与黏性摩擦损失系数之和； v_i 为旋流沉淀池内任意一点流体的合速度。

如公式所描述：旋流沉淀池内流体流动所造成的能量损失是与流体流速的平方成正比的，所以当进水流速为 g 时，其沿程损失及局部损失之和远大于进水流速为 a 的情况，这就导致中心筒中部区域切向分速度值的增加幅度随进水流速的增加而降低。

7.3 分级效率曲线与分析

不同进口流速下，氧化铁皮分离效率模拟结果详见表 7.2，分离效率对比模拟曲线见图 7.8~图 7.9。

表 7.2 氧化铁皮沉淀效率的模拟结果

Table 7.2 Simulated results of separation efficiency of the ferric oxide

粒径 mm	a		b		c		d		e		f		g	
	沉淀率 %	逃逸率 %	沉淀率 %	逃逸率 %	沉淀率 %	逃逸率 %	沉淀率 %	逃逸率 %	沉淀率 %	逃逸率 %	沉淀率 %	逃逸率 %	沉淀率 %	逃逸率 %
0.001	45.8	54.2	69.9	30.1	85.0	15.0	90.5	9.5	88.1	11.9	97.1	2.9	91.1	8.9
0.005	50.3	49.7	64.3	35.7	85.7	14.3	85.7	14.3	90.5	9.5	97.1	2.9	91.1	8.9
0.01	46.8	53.2	61.7	38.3	87.1	12.9	84.1	15.9	92.9	7.1	95.7	4.3	92.9	7.1
0.025	45.5	54.5	69.4	30.6	81.4	18.6	89.7	10.3	94.0	6.0	97.1	2.9	94.6	5.4
0.05	43.4	56.6	72.4	27.6	82.9	17.1	87.3	12.7	90.5	9.5	95.7	4.3	94.6	5.4
0.1	99.7	0.3	98.0	2.0	93.6	6.4	93.7	6.3	96.4	3.6	100.0	0.0	98.2	1.8
0.15	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	95.2	4.8	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0
0.2	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0
0.25	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0
0.3	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0
0.5	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0
>0.5	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0

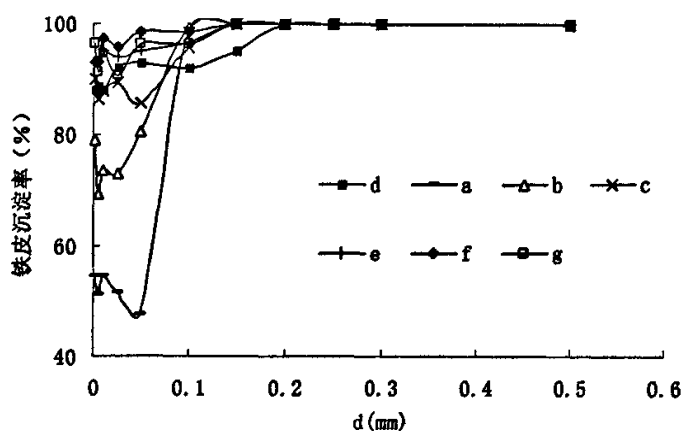


图 7.8 旋流池铁皮沉淀率——粒径关系模拟曲线

Fig 7.8 Simulation curves of relationship between ferric oxide deposition efficiency and particle size at rotational flow sedimentation tank

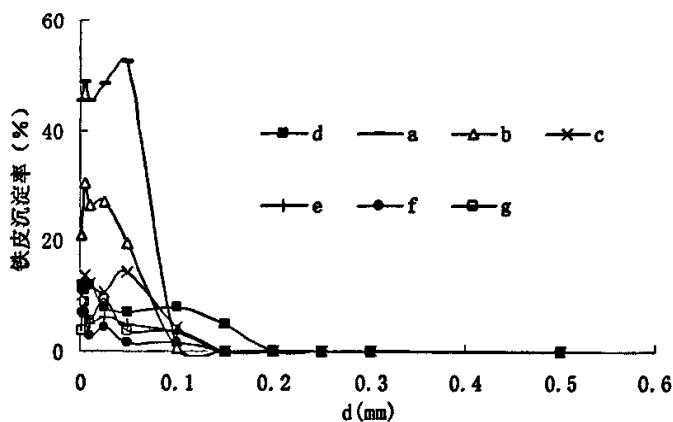


图 7.9 旋流池铁皮逃逸率——粒径关系模拟曲线

Fig 7.9 Simulation curves of relationship between ferric oxide escape efficiency and particle size at rotational flow sedimentation tank

由图 7.8“旋流池铁皮沉淀率——粒径关系模拟曲线”和图 7.9“旋流池铁皮逃逸率——粒径关系模拟曲线”可知：

① 对于相同粒径的氧化铁皮而言，各流速下旋流沉淀池沉淀分离效果大致为：流速为 e~g 时的沉淀分离效果最好，c 和 d 的其次，a 和 b 的沉淀分离效率最差。

② 7 种流速下，0.15mm 以上的大粒径颗粒的沉淀分离效率基本达到了 100%，

其它粒径颗粒的沉淀效率差别较大：流速为 a 情况下的氧化铁皮颗粒沉淀效率最低，0.1mm 以下的颗粒沉淀率均不高于 50%，较 b 的情况低了 20%多；c~g 情况下的铁皮颗粒沉淀率基本达到了 90%以上，比 a 时高出了 40%左右；进水流速为 c 及 d 情况下的氧化铁皮颗粒沉淀效率在 b 和 e 的沉淀效率之间，其值大致范围在 81%~95%之间。从总体看，铁皮颗粒的沉淀效率是随进水流速的增加而增大的，但 g 情况下的颗粒沉淀率较 f 时大致低了 2%~5%左右。

③ 从图 7.9 中可以清楚的看到：当颗粒粒径在 0.1mm 以下时，进水流速为 a 的氧化铁皮颗粒逃逸率在 60%左右，而 b 情况下的颗粒逃逸率基本在 20%~40%之间，其余进水流速下的颗粒逃逸率均在 20%以下。

从分级效率曲线可以看出，随进水流速逐渐增大，氧化铁皮的分离沉淀效率逐渐提高，进水流速为 a 和 b 时的氧化铁皮沉淀率是最小的，而进水流速为 c~g 时的氧化铁皮沉淀效率基本达到了 90%以上。

7.4 流场对颗粒分级效率的影响分析

中心筒的结构按照圆柱形设计，氧化铁皮分离遵循离心分离和重力分离的机理：

① 中心筒圆柱段的主要作用是使该水流形成比较均匀的流场。沿着切向进入的水流在靠近中心筒壁处能形成较大的切向速度，其轴向速度沿筒壁向下，形成下旋流；在中心筒近轴线处切向流速较低，其轴向速度沿筒壁向上，形成上旋流。

② 根据式(2.13)可知，在有较大水流切向速度的中心筒近壁处，可以形成氧化铁皮与水流的较大速度差 u_0 ，从而较易实现固液分离，氧化铁皮和连续相水流分离后，被抛向中心筒壁，由于重力作用，被分离的氧化铁皮向下沉淀于底槽中。因此中心筒近壁处是氧化铁皮发生沉淀分离的重要区域。

③ 在中心筒近轴线处，由于流速较低，氧化铁皮主要依靠重力沉降分离，大粒径氧化铁皮进入该区域后能迅速下沉分离；不过由于存在上旋流，小粒径氧化铁皮在该区域不易实现重力沉降分离。

依据以上机理可以看出，进水流速增大使切向分速度随之提高，中心筒内的旋转流动就越强，颗粒的沉淀分离效果就越好。与氧化铁皮模拟统计的结果对应分析如下：当进水流速为 a 时，中心筒中部区域的切向分速度绝对值最大为 0.9m/s，进水流速为 b 时，切向分速度绝对值最大为 1.4m/s，对于某一粒径颗粒，b 时的最大离心力是 a 情况下的 2.5 倍，体现在颗粒沉淀效率方面为前者比后者高 20%左右；而当进水流速为 c 时，切向分速度绝对值最大为 1.8m/s，比 b 时大了 0.4m/s，最大离心力则是 b 情况下的 1.6 倍，相应的颗粒沉淀效率在 85%以上，较 b 时的氧化铁皮颗粒沉淀率提高了 10%左右。但可以发现，随进水流速增大，相应切向分速度

的增加幅度在下降，因此颗粒沉淀效率提高的幅度也随之下降。当进水流速在 e 以上时，氧化铁皮颗粒分离效率提升的空间已不大，进水流速的改变对其影响已不太明显。统计结果显示：进水流速为 f 时的铁皮颗粒沉降性能最好，沉淀效率最高。其沉淀效率高于进水流速为 g 时的原因可能是：进水流速 g 时，沉淀区下区合速度最大值为 1m/s （如图 7.6），此值比进水流速为 f 时的沉淀区下区合速度值大了 0.25m/s ，这可能导致流体湍流度的增强，在沉淀区下区形成较多的细小漩涡；此外，由于进水流速较大，中心筒轴线处所形成的上旋流对小粒径颗粒沉降性能的影响比较明显。综合以上两方面原因分析， g 的进水流速对颗粒沉降扰动的负面影响大于旋转强度对颗粒分离产生的正面效应，导致颗粒的沉降性能较差，特别是小粒径颗粒易随水流带入沉淀区中区或悬浮于中心筒轴线区域。

7.5 小结

通过对以上改进措施的数值模拟计算，可以得到如下结论：

① 各流速下旋流沉淀池沉淀分离效果大致为：进水流速为 $e\sim g$ 时的沉淀分离效果最好， c 和 d 的其次， a 和 b 的沉淀分离效率最差。

② 当颗粒粒径在 0.1mm 以下时，进水流速为 a 的氧化铁皮颗粒逃逸率在 60% 左右， b 情况下的颗粒逃逸率在 $20\%\sim 40\%$ 之间，而其余进水流速下的颗粒逃逸率均在 20% 以下。

③ 进水流速较小时，颗粒的分离沉淀主要靠重力分离，分离效果相对较差。而进水流速大于 c 时，颗粒主要靠离心分离，沉淀效果较好。但进水流速过大，部分小粒径颗粒受中心筒轴线处上旋流及沉淀区下区小漩涡的影响不易沉降分离。

综上所述，进水流速在 $e\sim g$ 时，颗粒分离沉淀效率都比较高，但以 f 为最优。

所以结合前面的模拟试验最终确定本阶段优化旋流池的设计结构及参数为：方案二，保持原有穿孔孔径大小 B ，调整进水流速为 f 。

8 结论及建议

8.1 结论

本研究采用 FLUENT 软件对旋流池进行数值模拟计算, 分析研究了旋流池流场及不同粒径氧化铁皮的沉淀分离情况, 并得到以下结论:

(1) 本研究中, 对影响氧化铁皮颗粒沉淀效率的迭代次数、球形度系数、反弹系数、步数及步长等模拟参数进行了优化。模拟参数调整后, 旋流池中氧化铁皮颗粒的沉淀分离过程更符合实际情况, 氧化铁皮颗粒的模拟沉淀效率更符合实际沉淀率, 表明参数的优化是合理的、有必要的。

(2) 方案二:

在本阶段中, 通过对比方案一与方案二情况下的氧化铁皮颗粒沉淀效率, 取消了一阶段集成优化旋流池中的锥形板, 简化了旋流池内部结构。同时由于水泵头部区域流体紊流度降低, 减小了对流场的扰动作用, 提高了氧化铁皮颗粒的分离沉淀效率, 0.15mm 以下粒径的氧化铁皮颗粒沉淀率有明显提高, 其提高范围大致在 30%~40%。

(3) 穿孔板孔径大小研究:

模拟结果表明: 在不改变穿孔板圆孔中心位置的情况下, 改变过水孔孔径大小对氧化铁皮颗粒的分离沉淀效率没有太大影响。粒径在 0.1mm 以下时, A 和 B 两种穿孔孔径下氧化铁皮颗粒的沉淀效率比孔径为 C 时的高, 相差约 5%; 颗粒粒径为 0.1mm~0.15mm 时, 孔径为 B 及 C 情况下的颗粒分离效率要低于 A 的情况, 相差约 3%。

(4) 进水流速的研究:

对旋流池进水流速为 a~g 情况下的颗粒沉淀效率进行了计算模拟, 并与前一阶段进水流速为 d 情况下的颗粒沉淀效率进行对比, 结果发现: 进水流速较小时, 颗粒的分离沉淀主要靠重力分离, 分离效果不佳; 而进水流速大于 c 时, 离心分离作用比较明显, 沉淀效果较好。但进水流速过大, 部分小粒径颗粒受中心筒轴线处上旋流及沉淀区下区小漩涡的影响不易沉降分离。总体看, 进水流速在 e~g 时, 颗粒分离沉淀效率相对比较高, 但以 f 为最优。

综上所述, 通过对模拟参数进行优化研究, 提高了旋流池模拟计算的准确性; 优化后的旋流池不但简化了旋流池内部结构, 而且具有比前一阶段集成优化旋流池更高的氧化铁皮去除能力, 表明在旋流池中采取方案二、增大进水流速等都是行之有效的改进措施。因此, 推荐旋流池的优化方案为: 方案二、穿孔板过水孔孔径为 B、进水流速为 f。当然, 这只是理论上的分析, 是一种理想状态下的研究

结论，目前尚缺少相关实测数据证明此旋流池的沉淀效果较好，所以还需要通过物理模型实验或采集实测数据来加以验证。

8.2 建议

(1) 本研究仅在原有过水孔位置处对开孔孔径大小作了对比试验。建议在以后的模拟试验中保持原有穿孔比，改变过水孔孔径大小及位置，对颗粒沉淀性能作对比试验。

(2) 旋流池模拟优化中，采用了 7 种不同的进口流速进行对比，根据旋流池内部的沉淀特征初步推测了旋流池在不同流速下的沉淀机理。建议在本研究基础上再细化进水流速，并进行模拟比较，从而明晰沉淀机理。

(3) 本研究结论仅是通过理论建模和计算机模拟得到的，尚需要通过进一步的物理模型实验或在生产实践中加以验证。

致 谢

本文是在导师郭劲松教授的悉心指导下完成的。在攻读硕士期间，无论是在学习上还是在生活上，导师都给予了我极大的关心和帮助。导师渊博的知识、精湛的学术造诣、严谨的治学态度以及独具慧眼的科学洞察力，都给以了我深深的启迪和领悟，使我受益非浅。本论文凝聚着导师的心血和智慧。在此，特向导师致以最诚挚的谢意！

同时，在论文的完成过程中也得到了方芳副教授的精心指导，在此也向她表示我最衷心的感谢！

在本课题的研究中，还得到了龙天渝教授、李隆键教授和高旭副教授的关心和帮助，在此向他们表示我特别的谢意！

中冶赛迪工程技术股份有限公司给排水室张晓卫主任、梅杰工程师、科质处康宏亮高工对本课题的研究提供了许多帮助和指导，在此也深表谢意！

感谢本课题组所有同学给予我的帮助！

感谢我的父母和家人，是他们在物质上和精神上给予我无私的支持和鼓励，才使我能够顺利完成研究生阶段的学习！

感谢就读研究生期间给予我教诲的老师们和给予我关心、帮助的朋友们！

最后，衷心地感谢在百忙之中评阅论文和参加答辩的各位专家、教授！

龙 曼

二〇〇六年十月

参考文献

- [1] SPALDING D B. *Mathematics and Computers in Simulation*. Holland:North Holland, 1981
- [2] 翟建华. 计算流体力学(CFD)的通用软件. *河北科技大学学报*, 2005, 26(2): 160-165
- [3] LEONARD B P. A stable and accurate convection modeling procedure based on quadratic upwind Interpolation. *Comp Meth Appl Mech Engrg*, 1979,29:59-98
- [4] 尹晔东, 王运东, 费维扬. 计算流体力学(CFD)在化学工程中的应用. *石油化工技术*, 2000, 7(3): 166-169
- [5] 李勇, 刘志友, 安亦然. 介绍计算流体力学通用软件——FLUENT. *水动力学研究与进展*, 2001, 16(2): 254-258
- [6] 张玉. 严寒地区多层住宅冬季通风气流模拟分析[学位论文]. 哈尔滨: 哈尔滨工业大学, 2004: 12-20
- [7] 曹松峰. 卧式反应器特性与数值模拟[学位论文]. 浙江: 浙江大学, 2002: 13-22
- [8] 姚征, 陈康民. CFD通用软件综述. *上海理工大学学报*, 2002, 24(20): 137-144
- [9] 张乔英, 王书桓, 王立涛等. 浸入式水口底部结构对板坯结晶器内钢液流场和温度场的影响. *钢铁研究*, 2005 (1): 17-20
- [10] 严良文, 王志文. 折流板换热器的数值模拟及场协同分析. *石油机械*, 2005, 33(4): 13-16
- [11] 姜培学, 柯道友, 任泽霁. PHOENICS求解非稳态导热对流及辐射换热耦合问题. *清华大学学报*, 1999, 39(4): 113-117
- [12] 谭良才, 张旭. 大空间浮射流流动规律的数值分析及实验验证. *同济大学学报*, 1998, 26(6): 706-709
- [13] 程学文, 张政, 傅致祥. 应用PHOENICS软件计算分流设备的紊流流场. *北京化工大学学报*, 1998, 25(1): 12-19
- [14] 梅焱, 李欣峰. 阳极焙烧炉燃烧室三场动态仿真. *中南工业大学学报*, 1998, 29(5): 438-441
- [15] 龚光彩, 周萍, 黄声富, 梅焱. 粉煤锅炉卫燃带对烟气温度场影响的数值模拟. *动力工程*, 2001, 21(5): 1405-1410
- [16] 王亚玲, 刘应中, 缪国平. 圆柱绕流的三维数值模拟. *上海交通大学学报*, 2001, 35(10): 1464-1469
- [17] 顾正萌, 郭烈锦, 高晖. 沉流式滤筒除尘器气固两相流动的数值模拟与分析. *化工机械*, 2002, 29(4): 197-202
- [18] 汪小愁, 陈恩鉴. 喷射器结构分析及两类喷射器性能比较. *工业锅炉*, 2001, 6: 31-34

- [19] 金颖,周伟国,阮应君. 烟气扩散的CFD数值模拟. 安全与环境学报, 2002, 2(1): 21-23
- [20] 周海鹰,李鑫钢,张吕鸿. 大型气体分布器初始分布的流场可视性研究. 2002年FLUENT中国用户年会论文集. 上海. 2002: 11-14
- [21] S.S.Thakre, J.B.Joshi. CFD simulation of bubble column reactors: importance of drag force formulation. *Chemical Engineering Science*, 1999,54:5055-5060
- [22] H.P.A.Calis, J.Nijenhuis, B.C.Paikert, F.M.Dautzenberg, C.M.van den Bleek. CFD modelling and experimental validation of pressure drop and flow profile in a novel structured catalytic reactor packing. *Chemical Engineering Science*, 2001, 56:1713-1720
- [23] 邓小伟,杨小红,王恩成. 软件模拟设计使三相分离器的体积缩小50%. 国外油田工程, 2002, 18 (10) : 63-64
- [24] 刘霞,葛新锋. FLUENT软件及其在我国的应用. 能源研究与应用, 2003 (2): 36-38
- [25] 韩占忠,王敬,兰小平. 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, 2004,19-21
- [26] T. Oda, T.Yano, Y.Niboshi. Development and exploitation of a multipurpose CFD tool for optimization of microbial reaction and sludge flow. *Water Science & Technology*, 2006,53(3):101-110
- [27] 季民,霍金胜,胡振苓,马文杰,刘文亚,张宝祥. 活性污泥法数学模型的研究与应用. 中国给水排水, 2001, 17(8): 18-22
- [28] 曾光明,葛卫华,秦肖生,黄国和,李建兵. 污水厂二维沉淀池水流和悬浮物运动数值模拟. 中国环境科学, 2002, 22(4): 338-341
- [29] P. Chatellier, J. M. Audic. A new model for wastewater treatment plant clarifier simulation. *Water Research*, 2000,34(2):690-693
- [30] 韦安磊,曾光明,黄国和,邹亮. 计算流体力学在二沉池改造中的应用. 工业用水与废水, 2005, 36 (3) : 52-54
- [31] 肖尧,范茏,施汉昌. 基于计算流体力学的二沉池流态研究. 第四届环境模拟与污染控制学术研讨会论文集. 北京. 2005: 105-106
- [32] 曾光明,葛卫华,秦肖生,黄国和,刘鸿亮. 数值模拟法在二维沉淀池优化设计中的应用. 环境工程, 2002, 20(2): 10-12
- [33] 蔡金榜,朱亮,段祥宝. 平流式沉淀池数值模拟分析. 河海大学学报, 2004, 32(1): 27-31
- [34] 屈强,马鲁铭,王红武,袁宏宇. 折流式沉淀池流态模拟. 中国给水排水, 2005, 21(4): 58-61
- [35] 屈强,马鲁铭,王红武. 初沉池内速度场数值模拟. 环境保护科学, 2005, 32(2): 8-10
- [36] David R. Schamber, Bruce E. Larock. Numerical analysis of flow in sedimentation basins.

- Journal of Hydraulic Engineering, 1981,107(5):575-591
- [37] Emad Imam, John A McCorquodale, J. K. Bewtra. Numerical modeling of sedimentation tanks. Journal of Hydraulic Engineering, 1983,109(12):1740-1754
- [38] A. I. Stamou, Wolfgang Rodi. Numerical modeling of flow and settling in primary rectangular clarifiers. Journal of Hydraulic Research, 1989,27(5):665-682
- [39] Eric W. Adams, Wolfgang Rodi. Modeling flow and mixing in sedimentation tanks. Journal of Hydraulic Engineering, 1990,116(7):895-913
- [40] Siping Zhou, John A. McCorquodale. Modeling of rectangular settling tanks. Journal of Hydraulic Engineering, 1992,118(10):1391-1405
- [41] 蔡金榜, 段祥宝, 朱亮. 沉淀池水流数值模拟. 重庆建筑大学学报, 2003, 25(4): 64-69
- [42] 刘文君, 崔磊. 应用计算流体力学优化清水池水力效率. 中国给水排水, 2005, 21 (5) : 1-5
- [43] 刘永红, 贺延龄, 李耀中, 杨树成. UASB反应器中颗粒污泥的沉降性能与终端沉降速度. 环境科学学报, 2005, 25 (2) : 176-179
- [44] 刘广立, 种云霄, 樊青娟等. 氧化沟水力特性对处理效果和能耗的影响. 第四届环境模拟与污染控制学术研讨会论文集. 北京. 2005: 139-140
- [45] 刘广立, 王玉珏, 施汉昌, 钱易. 活性污泥工艺模拟系统软件在氧化沟中的应用. 中国环境科学, 2001, 21 (4) : 359-361
- [46] G.C.Glover, C.Printemps, K.Essemiani and J.Meinhold. Modelling of wastewater treatment plants-how far shall we go with sophisticated modelling tools? Water Science & Technology, 2006,53(3):79-89
- [47] 赵庆国, 张明贤. 水力旋流器分离技术. 第一版. 北京: 化学工业出版社, 2003, 9-20
- [48] 褚良银, 陈文梅. 旋转流分离理论. 第一版. 北京: 冶金工业出版社, 2002, 1-8
- [49] T.J. Olson, R. Van Ommen. Optimizing hydrocyclone design using advanced CFD model. Minerals Engineering, 2004,17:713-720
- [50] Kelsall D F. A study of the motion of solid particles in a hydraulic cyclone. Trans.Instn Chem Engrs, 1952,30(1):87-108
- [51] Brayshaw M D. A numerical model for the inviscid flow of a fluid in a hydrocyclones to demonstrate the effects of changes in the vorticity function of the flow field on particle classification. Inter J Min Proc, 1990, 29:51-75
- [52] Fluent Help Document
- [53] 张政, 谢灼利. 流体—固体两相流的数值模拟. 化工学报, 2001, 52 (1) : 1-12
- [54] 陶文铨. 数值传热学. 第2版. 西安: 西安交通大学出版社, 2001, 347-349
- [55] 刘家利. 四气门发动机进气道内流动的三维数值模拟[学位论文]. 重庆: 重庆大学, 2003:

23-25

- [56] S.A.Morsi and A.J.Alexander. An Investigation of Particle Trajectories in Two-Phase Flow Systems. *J.Fluid Mech*, 1972,55(2):193-208
- [57] 王东. 锅炉改造中方形卧式分离器的研究与开发[学位论文]. 浙江: 浙江大学, 2003: 53-55
- [58] 张永东. 旋流池计算优化研究[学位论文]. 重庆: 重庆大学, 2003
- [59] 章梓雄, 董增南. 黏性流体力学. 北京: 清华大学出版社, 1998
- [60] 陶文铨. 计算液体力学与传热学. 北京: 中国建筑工业出版社, 1991
- [61] 赵学端. 粘性流体力学. 北京: 机械工业出版社, 1987

附 录

作者在攻读硕士学位期间发表的论文

- [1] 郭劲松, 龙曼, 梅杰, 张晓卫, 方芳. 改进型旋流池分离效果的数值模拟. 中国可持续发展研究会 2005 年学术年会, 可持续发展: 经济与环境, 下册. 上海. 2005: 48-51
- [2] 郭劲松, 张永东, 方芳, 龙曼, 龙天渝, 李隆键. 基于 Fluent 软件的旋流池分离效果数值模拟. 重庆建筑大学学报, 2006, 28 (4): 79-82
- [3] Guo Jingsong, Long Man, Fang Fang, Long Tianyu, Li Longjian. The CFD numerical simulation for the solid-liquid separation effect of a rotational flow sedimentation tank. Journal of Harbin Institute of Technology. (已投稿)