

## 摘要

随着水土流失的加剧，黄河泥沙含量的监测越来越重要，通过黄河泥沙含量的监测可以了解区域水质的变化，并对潜在的风险进行评估和预测。由于黄河水的自然流动和内部巨大的翻搅力，实际监测到的黄河水泥沙含量是相对均匀的。为了在实验室条件下还原黄河水中泥沙与水混合均匀的状态，需要设计出一种能够实现均匀搅拌的装置。

固液搅拌属于多相流问题，二者的运动满足一定的规律，简单的搅拌难以混合均匀。本文通过对搅拌均匀性机理的研究，使用 Fluent 软件对各个影响因子进行仿真模拟，根据仿真结果设计出一种适合在实验室使用的均匀搅拌装置。

通过对固液搅拌的技术现状进行研究，理清了固液搅拌现象的物理规律，明确了固液搅拌问题的研究方法；确定了速度、搅拌器离底高度和是否安装挡板作为影响搅拌均匀性的主要因子。本文选择四直叶涡轮搅拌器作为研究对象，使用 CATIA 创建三维模型并通过 Gambit 进行前处理，在 Fluent 中根据流体实际流动状态利用标准 k-epsilon 湍流模型、欧拉模型、多重参考系方法（MRF），对三种影响搅拌均匀性的因子分别进行仿真模拟，得出转速 550 r/min，搅拌器离底高度  $h=1/4T$ ，不加挡板是均匀搅拌的最优组合；根据仿真结果进行均匀搅拌装置的结构设计和控制系统设计。结构设计包括整体机械方案设计，机械零部件选型，关键部位的校验等。控制系统设计包括硬件电路设计，关键电子元器件选型，PLC 程序编写，触摸屏人机交互界面设计等。

通过对固液均匀搅拌进行模拟仿真，设计出的均匀搅拌装置能够在实验室条件下还原黄河水中泥沙与水均匀混合的状态，通过设置搅拌参数，可实现不同环境下泥沙与水的均匀混合。

## 目 录

摘 要.....	1
第一章 绪论.....	1
1.1 选题背景.....	1
1.2 固液悬浮的研究现状.....	3
1.2.1 临界悬浮转速.....	4
1.1.2 搅拌设备结构.....	6
1.3 本文主要研究内容.....	7
第二章 固液悬浮数学模型.....	8
2.1 流体运动基本控制方程.....	8
2.2 Fluent 计算原理介绍.....	8
2.3 求解方法及计算模型.....	11
2.3.1 欧拉法中常用模型.....	12
2.3.2 多重参考系方法 (MRF).....	16
2.4 Fluent 数值模拟流程.....	17
2.5 本章小结.....	20
第三章 固液均匀搅拌影响因子的数值探究.....	21
3.1 搅拌器分类.....	21
3.1.1 常用搅拌桨结构形式.....	22
3.1.2 搅拌器选型.....	22
3.2 搅拌速度对固液搅拌均匀性的影响研究.....	24
3.3 搅拌器离底高度对固液搅拌均匀性影响研究.....	37
3.4 挡板对固液搅拌均匀性的影响研究.....	41
3.5 本章小结.....	43

## 第一章 绪论

### 1.1 选题背景与来源

自古以来，黄河含沙量之多，在世界范围内都是罕见的，因此称之为“黄河”并非没有根据，其水质情况如图 1.1 所示。近年来，黄河水中泥沙含量有增加的趋势，国家对水土流失问题关注力度加大。黄河流经区域多为黄土高原，这部分地域的土质中含沙量较大，沿着地面向下有几十米甚至上百米都是黄土，且土质松软，不耐冲击，洪水流过极易带走表面的泥沙，造成水土流失<sup>[1]</sup>。除黄土高原地区的土质原因外，其气候的特殊性也是造成水土流失的主要原因。黄土高原地区，全年降雨量比较小，但降雨量集中，强度大<sup>[2]</sup>。地质和气候引发的水土流失是导致黄河水中泥沙多的主要原因。



图 1.1 黄河水实况

在黄河泥沙中，其主要成分是悬移质，对于少部分区域也包含少量的推移质。黄河沿线流域中河口镇泥沙粒径比较细，随着各个支流的汇入，吴堡、龙门站泥沙粒径变粗。根据一年内降雨量和降雨时间的分布规律，发现汛期泥沙主要来源于暴雨冲刷造成的土壤流失，粒径较细，非汛期泥沙多来自河床冲刷，粒径较粗。在汛期，不同区域的水域中悬移质的泥沙粒径也有所不同，实际监测数据显示河口镇为 0.02 mm，龙门为 0.031 mm，花园口为 0.020 mm，利津为 0.018 mm；在非汛期，相同区域下，泥沙粒径比汛期偏大一些，其中河口镇为 0.022 mm，龙门为 0.04 mm，花园口为 0.035 mm，利津为 0.026 mm<sup>[2]</sup>。

统计数据显示，黄河河口镇以上的水域中含水量与含沙量比例分别为 14%，55%，

三门峡以下水域含水量为 10%，而含沙量仅有 2%。河口镇至龙门河段，含水量占 14%，而含沙量却占 55%。龙门至潼关河段，含水量为 21%，含沙量为 34%，经过对比可以明显看出，这几个河段的水质具有水少沙多的特点<sup>[3]</sup>。上述情况显示，黄河水量主要来源与上游，沙量主要来源于中游，这也就是上游泥沙含量较低，中下游区域泥沙含量较高的原因，其本质在于黄河水中水沙异源<sup>[4]</sup>。

黄河流域的中游地区是泥沙的主要来源，不同地域的泥沙粒径大小也有所不同，在中游的西北地区泥沙粒径偏大，而东南地区的泥沙粒径偏小。一般粒径大于 0.05mm 的泥沙可以称为粗泥沙。监测数据显示，不同监测区域粗泥沙占泥沙总量的比例不同：河口镇为 20%，吴堡为 37%，龙门为 32%，渭河为 23%。粗泥沙的存在对黄河的流动会产生负面影响，由于其粒径较大，容易产生沉降，造成河道的淤堵，影响黄河水的流动。黄河粗泥沙的来源主要有两个区域：一是皇甫川到秃尾河间各条支流的中、下游地区；二是无定河中下游地区以及广义的白宇山河源区（包括无定河、清涧河、延水、北洛河及泾河支流马莲河的河源地区）。黄河的粗泥沙总量中，约有 75% 来源于中下游的黄土丘陵沟壑区<sup>[5]</sup>。

黄河水中根据流域的来沙量多少和泥沙颗粒粗细的不同，可把泥沙来源分为三大区<sup>[6]</sup>：

(1) 多沙粗泥沙区：河口镇至龙门之间水域、马莲河和北洛河水域。

(2) 多沙细泥沙区：除马莲河之外的渭河上游、泾河干支流、汾河水域。

(3) 少沙区：河口镇以上水域、伊洛河和沁河、渭河南山支流。

针对黄河泥沙的变化问题，长期有效的监测是非常有必要的。人工监测是目前主要的监测方式，但其弊端也比较明显。一是不能实现连续监测，随着取样点的增多，耗费的人工成本比较大；二是人工监测的范围太窄，目前主要针对重点关注区域进行监测，非重点区域监测较少，这无疑会产生潜在的威胁，黄河泥沙是持续变化的，之前未作为重点监测的区域可能会随着时间的推移变得不稳定。所以随着技术的进步，长期大范围的监测手段成为黄河泥沙含量监测的发展趋势。

目前企业正在研发能够实现连续监测泥沙含量的传感器，为了能够在实验室条件下测试传感器的监测结果，需要进行多次实验。如果能把监测传感器拿到现场进行测试肯定最好，但由于待实验区域比较多，环境比较复杂，如果在黄河每个流域都进行现场试

验会带来极大的不便，而且实验成本也较大。

部分区域的黄河水泥沙含量测试结果显示，泥沙在黄河水中的分布处于相对均匀状态。为了使监测传感器在设计过程中能够不断地验证监测效果，研发一套能够模拟黄河泥沙水均匀分布状态的设备是非常有必要的。

由于监测区域和时间的不同，泥沙在水中的分散状态也是不同的，本文所要设计的能够模拟黄河水均匀分布状态的设备要满足以下几点要求：

- (1) 能够使得泥沙在水中至少在某一层面均匀分散。
- (2) 要能模拟出不同区域的黄河水。
- (3) 设备要尽可能实现自动化，便于操作。

目前想要在实验室条件下模拟出黄河水的均匀分布状态，常用的方式是搅拌，但搅拌不是随意地搅拌，涉及到流体力学的多相流问题。在前人研究的基础上，结合我们的实际使用情况，继续研究固液两相流的均匀悬浮机理，分析固液悬浮的影响因素，从而得出影响均匀搅拌的规律。目前使用的研究方法有实验法和数值模拟方法。随着计算流体力学的发展，数值模拟技术日趋成熟，在实验条件无法达到的情况下，采用数值模拟方法可以辅助设计，简化设计流程<sup>[7]</sup>。

## 1.2 固液悬浮的研究现状

对于常见的固液悬浮问题，早期的科学家和学者多采用实验的方法进行研究，后来随着计算机技术的迅猛发展，也有很多研究人员采用数值模拟的方法研究固液悬浮的相关问题，目前比较好的研究方法是数值模拟加实验验证相结合的方法<sup>[8]</sup>。许多专家学者对固液悬浮做了大量研究，总结下来，研究的主要内容包含两方面：

一是研究提高固液悬浮性能的影响因素。悬浮性能主要是指在搅拌过程中使固相颗粒在搅拌容器中能够在一段时间内保持较好的均匀分布性能。

二是通过理论分析，实验测试，数值模拟等方法对固液悬浮的临界悬浮转速进行了大量研究，同时也对颗粒形态进行了相关研究，颗粒形态包括颗粒的形状（规则或不规则）、直径和浓度等。从而得出了一些临界悬浮转速的经验公式和修正公式，给后来的研究者提供了理论和实验支撑。

因此，专家学者们针对搅拌容器的结构和搅拌的操作条件进行大量研究。在结构方

面，大量的文献研究了搅拌器的结构形式，尺寸大小，数量，离底高度，安装形式，有无挡板，挡板形式以及挡板安装位置等；在操作条件方面，主要研究搅拌浆转速大小，固相颗粒的添加方式，固相颗粒的大小、形状以及液体粘度对搅拌效果的影响。

### 1.2.1 临界悬浮转速

在众多专家学者的研究中，普遍认为固相在液相中的悬浮主要与搅拌浆的转速有极大关系，当搅拌浆的速度达到一定数值时，固相颗粒刚刚能够离开容器底部悬浮起来，这时候的转速称为临界悬浮转速。固相在液相中的悬浮状态主要有三种，第一种是完全离底悬浮，即固体颗粒完全悬浮起来，不与容器的底部产生粘连；第二种是均匀悬浮，即固相颗粒不仅要能够实现完全离底悬浮，还要保证固相颗粒在液相中完全均匀的分布；第三种与前两种有所不同，主要研究浮在液相表面的固体颗粒如何在液相内悬浮，如木块在水中的悬浮。在这三种悬浮状态中，由于完全离底悬浮的应用面比较广，所以学者们对其研究最为普遍。完全离底悬浮的主要影响因素是搅拌转速，搅拌浆的转速必须要比临界悬浮转速大，均匀悬浮问题也可以看做是完全离底悬浮，但是其悬浮状态要比完全离底悬浮严苛。对于完全离底悬浮的原因，张凤涛等人通过数值模拟的方法对高固含量搅拌容器内的临界悬浮转速进行研究，认为固体颗粒的临界离底悬浮可以用主体流动机理解释<sup>[9]</sup>。对于临界悬浮转速的研究，主要分为有挡板和无挡板两种情形。

#### 1. 有挡板搅拌研究

截至目前，国内外诸多研究人员对有挡板情况下的搅拌器临界悬浮转速做了相关研究，得到了许多临界悬浮转速关系式。其中，应用最为广泛的是 Zwietering 公式。Zwietering 综合考虑颗粒性质、操作条件、设备结构等因素的影响，对不同形式的搅拌浆进行了大量实验探究。通过实验数据分析和理论推导，Zwietering 给出了临界悬浮转速经验公式<sup>[10]</sup>：

$$N_{js} = Sv^{0.1} d_s \left( g \frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l} \right)^{0.45} \left[ 100 \times \frac{\rho_s \phi_s}{\rho_l (1 - \rho_l)} \right] D^{-0.85} \quad (1.1)$$

此临界悬浮转速公式仍然被许多设计者和研究人员采用，但公式本身也有其局限性。式中的 S 值主要取决于搅拌浆的类型、尺寸和安装位置，Zwietering 只给出了部分搅拌浆的 S 值，对于其它类型搅拌器，S 值可以通过对实验测得的数据进行拟合来确定。

除此之外，S 还取决于桨径比，不受搅拌桨离底高度影响。

Brucato 等人的研究结果显示，应用 Zwietering 公式对临界悬浮转速的计算值偏高，经过实验验证，发现转速达到预测值的 80% 时，搅拌容器内的固相颗粒已经能够实现完全离底悬浮状态。通过他们的理论和实验研究，从颗粒的受力平衡出发，给出了新的临界悬浮转速公式<sup>[11]</sup>：

$$N_{js,T} = 0.9 \left( \frac{D}{T} \right)^2 \left( \frac{1}{2T-D} \right) \times \left[ 2g(\rho_s - \rho_l) \left( \frac{2d_s}{3\rho_l} + \frac{0.01BH}{\rho_s + 0.01B\rho_l} \right) \right]^{0.5} \quad (1.2)$$

Armenante 等人的研究中，对搅拌桨离底高度和桨叶直径对临界悬浮转速的影响进行量化，证明了搅拌桨离底高度对临界悬浮转速是有影响的，根据他们的研究提出了修正的临界悬浮转速公式，此公式计算出的临界悬浮转速预测值与实验值正好一致<sup>[12]</sup>。

Armenante 等人提出的临界悬浮转速公式也是在 Zwietering 公式的基础上进行修正的，对于 Rushton 桨，当  $C/T > 1/5$  时，其临界悬浮转速修正式为：

$$N_{js} = \left[ 2.10 \left( \frac{T}{D} \right)^{1.18} \exp \left( 0.24 \frac{C_b}{T} \right) \right] v^{0.1} d_s^{0.2} \times \left( g \frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l} \right) \left[ 100 \times \frac{\rho_s \phi_s}{\rho_l (1 - \phi_s)} \right] \quad (1.3)$$

当  $C/T > 1/6$  时，临界悬浮转速修正式为：

$$N_{js} = \left[ 0.99 \left( \frac{T}{D} \right)^{1.18} \exp \left( 0.24 \frac{C_b}{T} \right) \right] v^{0.1} d_s^{0.2} \times \left( g \frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l} \right)^{0.45} \left[ 100 \times \frac{\rho_s \phi_s}{\rho_l (1 - \phi_s)} \right]^{0.13} D^{-0.85} \quad (1.4)$$

上面两个临界悬浮转速的形式基本一致，考虑到指数的数量级因素， $C/T$  的变化较小时，临界悬浮转速变化不大。上述提到的有挡板搅拌情形，并没有专家学者提出普遍适用的临界悬浮转速一般性公式，所以在选择使用何种经验公式时，要综合考虑搅拌桨类型，操作条件，离底高度等因素。

## 2. 无挡板搅拌研究

对于无挡板搅拌情形，也有一些专家学者做了相关研究。研究结果显示，相较于有挡板搅拌情形，无挡板搅拌时，临界悬浮转速比有挡板搅拌时的临界悬浮转速要低，而且无挡板搅拌消耗的功率也较小<sup>[4]</sup>。因此，在选择搅拌桨形式时，对于有挡板和无挡板的搅拌效果无明显差异的情况下，要考虑功耗的影响。但是无挡板搅拌情形并无普遍适用的临界悬浮转速公式，只有部分研究人员根据理论分析或科学实验给出了一些特定情况下的经验公式，也能在计算无挡板搅拌的临界悬浮转速时提供一些理论支持。其中，

Tamburini 等人对顶端有盖的 Rushton 桨进行了研究，得到了如下的固液临界悬浮转速公式<sup>[15]</sup>：

$$N_{js} = Sd^{0.033} \left( g \frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l} \right)^{0.309} B^{0.015} v^{-0.143} \quad (1.5)$$

对于无挡板搅拌情形，专家与学者的研究相对较少，但并不代表无挡板搅拌不好，在选择是否要在搅拌容器内安装挡板时，要综合考虑搅拌性能，搅拌液体性质以及搅拌功耗等因素。

对于有挡板情形，Zwietering 公式是基于大量的实验研究和理论分析总结出来的经验公式，其他学者在研究固液悬浮时多采用此公式，而且已被证实所适用的固相体积分数范围较小，因此对于这种情形可以使用此公式。

对于无挡板搅拌情形，虽然相关的研究较少，但是也有我们可以借鉴的经验性公式。对于泥沙在水中的混合，可借鉴 Tamburini 等人提出的经验公式。

### 1.1.2 搅拌设备结构

搅拌设备的结构对固液悬浮的影响也是非常大的，主要体现在搅拌容器是否有挡板，搅拌容器底部封头形状等因素<sup>[16]</sup>。

常见的搅拌容器壁面多数是光滑的，没有其他附件设置。也有一部分搅拌容器壁面设置一定数量的挡板。挡板的存在可以避免切向流形成搅拌漩涡，有利于提高搅拌的均匀性。固液悬浮的研究中通常会用到径流桨（Rushton 桨），轴流型斜叶桨，平叶桨以及其它常见桨叶类型，而且在搅拌容器内通常会安装挡板，挡板的作用主要是避免形成液体回转区。对于搅拌容器的底部形状，有多数是平底结构，也有一部分采用碟形底和曲面底形式。通过实验证实，平底和锥形底容器容易导致底部的固相颗粒堆积，不利于固相颗粒的悬浮，碟形底可以避免这一问题。

近年来，来自世界各地的专家学者对固液悬浮进行了大量研究，初始阶段多采用实验的方式。实验方式虽然直观，但实验平台的搭建与实验过程的开展有一定的局限性。随着计算流体力学软件不断发展，数值模拟逐渐在设计过程中扮演了重要的角色。一些实际的设计工作中，不少研究人员采用实验与数值模拟相结合的方式来达到优化设计的目的。

### 1.3 本文主要研究内容

本文主要研究如何在实验室条件下模拟出泥沙与水的均匀混合状态，从而为泥沙含量监测传感器的研发提供实验条件。在研究过程中，首先使用 CATIA 创建三维模型并通过 Gambit 进行前处理操作，然后利用流体分析软件 Fluent 对影响搅拌均匀性的因子（如转速，搅拌器离底高度，挡板）进行模拟仿真，得出搅拌器和搅拌容器的最优配置。根据得到的仿真结果，对均匀搅拌装置进行结构设计和控制系统设计，完成固液均匀搅拌装置的开发工作。

## 第二章 固液悬浮数学模型

### 2.1 流体运动基本控制方程

流体动力学方程反映了流体的一般性运动规律，任何流体的运动都要遵循此规律。流体运动基本控制方程主要由连续性方程、动量方程和能量方程联立的微分方程组构成<sup>[24]</sup>。在搅拌容器内部，我们通常假设流体是不可压缩的。搅拌容器内部的流体随着搅拌器的桨叶一起做旋转运动，所以流体运动基本控制方程的描述一般采用圆柱坐标系。控制方程的通用形式如下所示<sup>[31]</sup>：

连续性方程：

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial \rho v_r}{r} + \frac{\partial(\rho v_r)}{\partial r} + \frac{\partial(\rho v_\theta)}{r \partial \theta} + \frac{\partial(\rho v_z)}{\partial z} = 0 \quad (2.1)$$

微分形式下的动量方程称为 Navier-Stokes 方程，为了方便记忆，也简称为 N-S 方程。目前大多数的流体力学问题的研究是围绕着这个方程开展的，因为 N-S 方程描述了自然界中所有的流体流动的基本规律，它的基本表达形式如下：

$$\begin{cases} \rho \frac{du}{dt} = \rho F_{bx} + \frac{\partial p_{xx}}{\partial x} + \frac{\partial p_{yx}}{\partial y} + \frac{\partial p_{zx}}{\partial z} \\ \rho \frac{du}{dt} = \rho F_{by} + \frac{\partial p_{xy}}{\partial x} + \frac{\partial p_{yy}}{\partial y} + \frac{\partial p_{zy}}{\partial z} \\ \rho \frac{du}{dt} = \rho F_{bz} + \frac{\partial p_{xz}}{\partial x} + \frac{\partial p_{yz}}{\partial y} + \frac{\partial p_{zz}}{\partial z} \end{cases} \quad (2.2)$$

式中： $F_{bx}$ 、 $F_{by}$ 、 $F_{bz}$  分别表示单位质量流体上的质量力在 x、y、z 三个方向上的分量；p 是流体内部的应力张量。

### 2.2 Fluent 计算原理介绍

CFD 商业软件 Fluent 可以用来模拟多种形式的复杂流体流动，Fluent 中包含了大量的物理模型库，在实际使用过程中根据问题特点选用合适的模型，能够实现大多数工业应用中的流动、传热和反应的数值模拟操作。Fluent 完善的功能使其能够在各行各业都有广泛的应用<sup>[17]</sup>。Fluent 软件界面如图 2.1 所示：

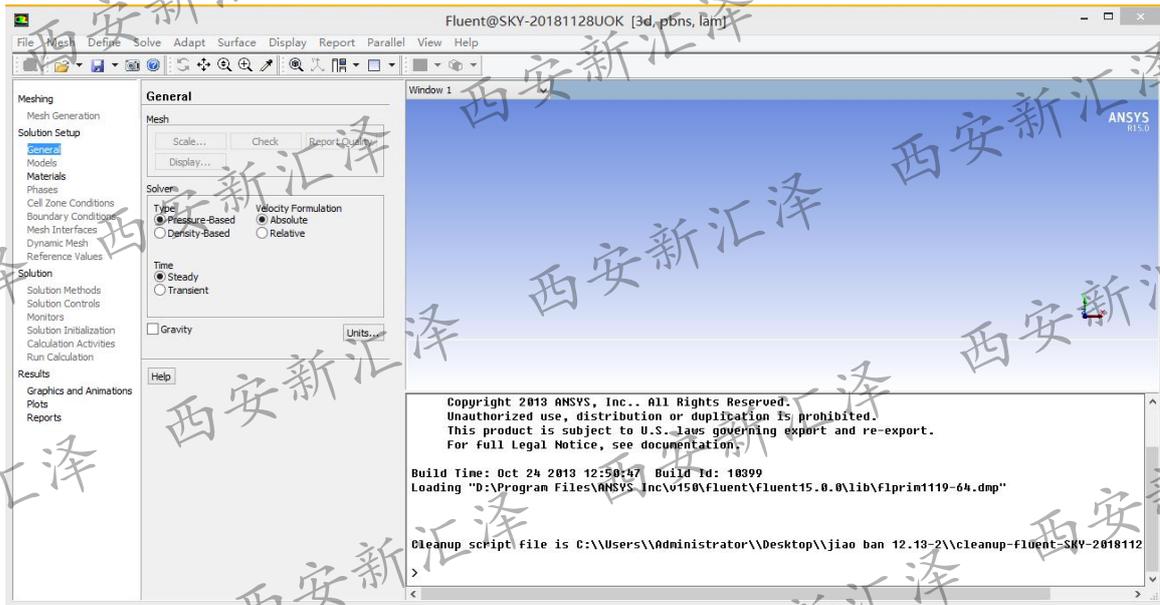


图 2.1 FLUENT 软件界面

计算流体力学就是对流体力学的数值求解，无论流体处于运动状态还是静止状态，都可以通过 Fluent 进行模拟仿真，分析其运动规律。水的流动、风的流动、固体在液体中的分散等都是属于流体力学的研究内容。

Fluent 软件作为当前使用最广泛的流体力学分析软件，具有以下特点：

#### (1) 网格灵活性

Fluent 软件的网格有非常高的灵活性，对于复杂的几何体可以生成非机构化网格来求解流动问题，其网格类型主要包括六面体、四面体（楔形）、多面体、三角形、四边形等。Fluent 可以使用不连续的网格、混合网格、动/变形网格以及滑动网格等<sup>[18]</sup>。另外，Fluent 中划分的网格具有自适应功能，即使网格划分中存在一些尖角也不会影响计算求解过程，这给网格划分带来了极高的灵活性。

#### (2) 湍流模型

湍流运动作为自然界常见的流动现象，实际的工程问题中湍流状态比较多，如何准确的描述流体的湍流特性在工程应用中显得至关重要。因此，能够模拟出湍流流动是 CFD 软件要解决的关键问题。湍流问题比较复杂，流动状态具有高度非线性的特征，目前有很多湍流问题依然没有好的解决办法<sup>[19]</sup>。

Fluent 软件有丰富的湍流模型，可以精准的模拟出湍流效应。尤其是已经有大量实验验证的剪切应力湍流模型（SST），因此 Fluent 对非平衡湍流边界层流动和传热的

模拟有明显的优势，而且结果与实验值吻合程度较好<sup>[20]</sup>。此外，Fluent 还有许多尺度解析湍流模型。

常用的湍流模型有：Spalart-Allmaras 模型、k- $\epsilon$ 模型组、k- $\omega$ 模型组、雷诺应力模型(RSM)组、分离涡模拟(DES)、大涡模拟模型(LES)等<sup>[21]</sup>。湍流模型的选用要根据流体的实际流动状态确定。

### (3) 多相流

目前使用 CFD 解决的问题多数是多相流问题。Fluent 中包含大量多相流模型用于求解实际工程问题。根据不同的问题选择合适的多相流模型是精确求解问题的基础。

### (4) 流固耦合

通过 Fluent 和 ANSYS 结构力学的耦合可以模拟固体运动对流动的影响。Fluent 中网格比较灵活，在边界处可以允许有较大变形。对于变形较大的边界区域，单个网格无法模拟变形区域，Fluent 支持按需自动重新划分网格。

### (5) 动网格

Fluent 的动网格可以解决一些相对复杂的问题，如阀门、油箱分离问题，内燃机流动问题等。Fluent 也提供滑移网格和多重参考系模型，该模型在搅拌器、水泵和涡轮机械中已得到很好的验证<sup>[22]</sup>。

### (6) 材料属性

针对不同的研究对象，Fluent 提供了丰富的材料属性库。如果问题中涉及的材料在材料库中没有预定义，用户可以在 Fluent 的材料库中创建新材料，直接输入材料的相关参数，如密度，粘度，温度等。

### (7) 后处理和数据输出

Fluent 的后处理工具能够实现云图，动画，图片和报告的输出，使得计算结果更直观地展示。求解数据能输出到 CFD-Post、也可以通过第三方后处理软件如 Tecplot、Origin 进一步分析处理。

与传统的 CFD 软件相比，Fluent 具有以下优点：

(1) 稳定性好。Fluent 的仿真结果与实验结果吻合程度高，对实际的工程应用具有指导意义；

(2) 适用范围广。Fluent 中含有多种多相流模型和传热燃烧模型<sup>[23]</sup>，应用场合比较广，

如单向流和多相流问题，可压和不可压问题，燃烧，搅拌等与流体相关的问题；

(3) 精度比较高，一般可以达到二阶精度。

## 2.3 求解方法及计算模型

自然界和工程中常见的问题多数是多相流问题，单向流也存在，但是相对多相流来说要少得多。常说的多相流中的“相”一般情况下有三种类型，分别是固相、气相和液相。这里的“相”可以是不同类型的物质，也可以是相同类型的物质。一般情况下，不同的物质可以视为不同的相，但是对于同一种物质，根据其大小、形状不同可以视为不同的相。

常见的多相流形式主要可以分为五大类：液-液两相流、气-液两相流、液-固两相流、气-固两相流和三相流。本文所研究的泥沙在水中的均匀混合属于液-固两相流问题。

常见的液-固流有水力运输、泥浆流和沉降三种形式。水力运输主要指固相颗粒占比较大的液固两相流问题；泥浆流主要是指在液体中输运颗粒的流动，液-固流的流动随固体颗粒属性相对于液体属性的不同而改变；沉降主要是指在初始状态下，一个较高的圆柱形容容器内充满了均匀离散的颗粒液体混合物。随着颗粒的沉降，将会在容器的底部下沉形成淤泥层，而在顶部则会出现清晰的分界层，在中间会存在恒定的沉淀区域。

在处理多相流问题时，首先要解决的问题是确定多相流模型。如何选择多相流模型要根据实际的研究状况而定。针对这一问题，很多专家学者对如何确定流动中各相之间的耦合程度，以及不同耦合程度适合的多相流模型做了相关研究。

随着计算机技术的进步，多相流动力学问题越来越多采用 CFD 软件进行求解。截至今日，我们求解多相流问题的方法主要分为两种：欧拉-拉格朗日方法和欧拉方法<sup>[25]</sup>。拉格朗日法主要是从粒子角度跟踪其变化，比如对于液体表面，我们假设表面是一串粒子构成的，那么只要知道每个时刻粒子的位置，那么也就知道液面形状。与拉格朗日法不同的是，欧拉方法是场方法，可以根据全场信息算出场中某一点处的速度等<sup>[26]</sup>。针对我们所研究的低固含量的固液悬浮问题，采用欧拉法来进行研究。

使用欧拉方法时，不同的相占据不同的体积分数，不会与其它相进行交叉。不同相的体积分数可以看作是空间和时间的函数，相的总体积分数为1<sup>[27]</sup>。对于每一相都有独立的控制方程，不同相的控制方程形式基本相同<sup>[28]</sup>。除此之外，为了能够使控制方程闭合，还要一些经验公式辅助求解。

### 2.3.1 欧拉法中常用模型

对于欧拉方法，Fluent 软件中给出了三种多相流模型：VOF 模型、混合（Mixture）模型、和欧拉（Eulerian）模型<sup>[29]</sup>。

#### (1) VOF 模型

VOF 模型中，尽管流体的形式不同，但是两种不同的流体可以共用一组动量方程。VOF 模型常见的的应用场合主要有：自由面流动、分层流、晃动、灌注，液体中大气泡的流动等<sup>[30]</sup>。

在使用 VOF 模型进行求解多相流问题时，分别对每一相的动量方程进行求解，通过不同相的方程求解来模拟两到三种不能混合的流体<sup>[31]</sup>。

第 q 相的方程如下：

$$\frac{\partial \alpha_q}{\partial t} + \mathbf{v}_q \cdot \nabla \alpha_q = \frac{S_{\alpha_q}}{\rho_q} + \frac{1}{\rho_q} \sum_{p=1}^n (m_{pq} - m_{qp}) \quad (2.3)$$

$$\sum_{q=1}^n \alpha_q = 1 \quad (2.4)$$

式中， $m_{pq}$  表示 p 相到 q 相的质量输送， $m_{qp}$  表示 q 相到 p 相的质量输送， $\alpha_q$  表示 q 相的体积分数， $\rho$  表示流体密度。

动量方程为：

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \vec{v}) + \nabla \cdot (\rho \vec{v} \vec{v}) = -\nabla \rho \cdot \left[ \mathbf{u} \left( \nabla \vec{v} + \vec{v}^T \right) \right] + \rho \vec{g} + \vec{F} \quad (2.5)$$

能量方程为：

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho E) + \nabla \cdot (\vec{v} (\rho E + \rho)) = \nabla \cdot [k_{eff} \nabla T] + S_h \quad (2.6)$$

其中：
$$E = \frac{\sum_{q=1}^n \alpha_q \rho_q E_q}{\sum_{q=1}^n \alpha_q \rho_q}$$

#### (2) Mixture 模型

Mixture 模型广泛应用于两相流和三相流的模拟中。在使用 Mixture 模型时，所有的

相都被处理成相互贯穿的连续介质。在计算过程中主要是求解混合相的动量方程，并使用相对速度来描述离散相的速度变化<sup>[32]</sup>。Mixture 模型的常见应用场合有：气泡流、低负载下的粒子负载流、沉降以及旋风分离器等。除上述使用场合外，Mixture 模型也经常用于模拟一些离散相没有相对速度的均匀多相流工况<sup>[33]</sup>。

Mixture 模型可以看作是多相流模型简化形式，在实际的多相流工况中，应用 Mixture 模型可以允许不同的相有不同的速度<sup>[34]</sup>。

Mixture 模型控制方程的基本形式如下所示：

连续性方程：

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m) + \nabla \cdot (\rho_m \vec{v}_m) = m \quad (2.7)$$

式中， $\vec{v}_m$  表示质量平均速度， $\vec{v}_m = \frac{\sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k}{\rho_m}$ ； $\rho_m$  表示混合后的密度， $\rho_m = \sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k$ ； $\alpha_k$

表示  $k$  相的体积分数； $m$  表示质量源的质量传递。

动量方程：

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\rho_m \vec{v}_m) + \nabla \cdot (\rho_m \vec{v}_m \vec{v}_m) = -\nabla \rho + \nabla \cdot \left[ u_m (\nabla \vec{v}_m + \vec{v}_m \nabla) \right] + \rho_m \vec{g} \\ + \vec{F} + \nabla \cdot \left( \sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \vec{v}_{dr,k} \vec{v}_{dr,k} \right) \end{aligned} \quad (2.8)$$

式中： $n$  表示相数， $\vec{F}$  表示体积力， $u_m = \sum_{k=1}^n \alpha_k u_k$ ， $\vec{v}_{dr,k}$  表示第二相  $k$  的漂移速度，

$$\vec{v}_{dr,k} = \vec{v}_k - \vec{v}_m。$$

能量方程：

$$\frac{\partial}{\partial t} \sum_{k=1}^n (\alpha_k \rho_k E_k) + \nabla \cdot \sum_{k=1}^n [\alpha_k \vec{v}_k (\rho_k E_k + \rho)] = \nabla \cdot (k_{eff} \nabla T) + S_E \quad (2.9)$$

式中： $k_{eff}$  表示有效热传导率。本式中等号右边第一项表示传导引发的能量传递， $S_E$  表

示所有的体积热源。当多相流体积可压缩时， $E_k = h_k - \frac{p}{\rho_k} + \frac{v_k^2}{2}$ ；当多相流体积不可压缩时， $E_k = h_k$ ， $h_k$  表示  $k$  相的显焓。

### (3) Eulerian 模型

Eulerian 模型常用于模拟多相流的流动。这里的相可以是固相、气相或液相，也可以是其任意的组合。使用 Eulerian 模型时，第二相的模拟理论上不受限制。

在 Eulerian 模型中，颗粒的流动比较简单，可以指定多个颗粒相。颗粒的压力和粘性可以根据动力学理论计算出来<sup>[35]</sup>。

$q$  相的连续方程基本形式如下：

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \mathbf{v}_q) = \sum_{p=1}^n m_{pq} \quad (2.10)$$

式中： $\mathbf{v}_q$  表示  $q$  相的速度， $m_{pq}$  表示  $p$  相到  $q$  相的质量传递。

$q$  相的动量方程基本形式如下：

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q \mathbf{v}_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \mathbf{v}_q \mathbf{v}_q) = -\alpha_q \nabla p + \nabla \cdot \overset{\equiv}{\boldsymbol{\tau}}_q + \sum_{p=1}^n (\vec{R}_{pq} + m_{pq} \vec{v}_{pq}) + \alpha_q \rho_p (\vec{F}_q + \vec{F}_{lift,q} + \vec{F}_{vm,q}) \quad (2.11)$$

式中： $\overset{\equiv}{\boldsymbol{\tau}}$  表示  $q$  相的压力应变张量， $\overset{\equiv}{\boldsymbol{\tau}} = \alpha_q \rho_q (\nabla \vec{v}_q + \nabla \vec{v}_q^T) + \alpha_q (\lambda_q - \frac{2}{3} \mu_q) \nabla \cdot \vec{v}_q \mathbf{I}$ ； $\mu_q$  和  $\lambda_q$

表示  $q$  相的剪切和体积粘度， $\vec{F}_q$  表示外部的质量力， $\vec{F}_{lift,q}$  表示举升力， $\vec{F}_{vm,q}$  表示虚拟质量力， $\vec{R}_{p,q}$  表示  $p$  相与  $q$  相之间的作用力， $p$  表示所有相公共的压力。

使用 Eulerian 模型进行求解立体力学问题时，需要考虑相间曳力的影响。在 Eulerian 模型中，常见的液-固相间曳力函数和固-固相间曳力函数有以下几种形式<sup>[36]</sup>。

液-固的交换系数  $K_{sl}$  通用形式如下：

$$K_{sl} = \frac{\alpha_s \rho_s f}{\tau_s} \quad (2.12)$$

式中，不同的交换系数模型对应的  $f$  不同。颗粒的弛豫时间  $\tau_s$  有以下定义：

$$\tau_s = \frac{\rho_s d_s^2}{18u_i} \quad (2.13)$$

式中， $d_s$  表示  $s$  相颗粒的直径。

所有  $f$  的定义都有包含基于相对雷诺数的曳力函数，在不同的交换系数模型中，曳力函数的形式也有所不同。

(a) Gidespow 模型<sup>[37]</sup>

该模型主要用于浓缩硫化床。当  $\alpha_l > 0.8$  时，液-固交换系数的表达如下：

$$K_{sl} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_s \alpha_l \rho_l \left| \vec{v}_s - \vec{v}_l \right|}{d_s} \alpha_l^{-2.65} \quad (2.14)$$

其中， $C_D$  有以下形式：

$$C_D = \frac{24}{\alpha_l \text{Re}_s} \left[ 1 + 0.15(\alpha_l \text{Re}_s)^{0.687} \right] \quad (2.15)$$

在固-固模型中，交换系数  $K_{sl}$  表达如下：

$$K_{ls} = \frac{3(1+e_{ls})\left(\frac{\pi}{2}\right) + (C_{fr,ls} \frac{\pi^2}{8})\alpha_s \rho_s \alpha_l \rho_l (d_l + d_s)^2 g_{0,js} \left| \vec{v}_s - \vec{v}_l \right|}{2\pi(\rho_l d_l^3 + \rho_s d_s^3)} \quad (2.16)$$

式中： $e_{ls}$  表示归还系数； $C_{fr,ls}$  表示  $l$  相和  $s$  相之间的摩擦系数； $d_l$  表示固体颗粒  $l$  的直径； $g_{0,js}$  表示径向分布系数。

Gidespow 模型方程主要用于高浓度悬浮的气—固流体和液—固流体等问题，比如流化床问题等<sup>[38]</sup>。

(b) Wen - Yu 模型<sup>[39]</sup>

该模型适用于次相体积分数与主相体积分数相差较大的流动问题。在该模型下，液-固交换系数有如下形式：

$$K_{sl} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_s \alpha_l \rho_l \left| \vec{v}_s - \vec{v}_l \right|}{d_s} \alpha_l^{-2.65} \quad (2.17)$$

其中， $C_D$ 有以下形式：

$$C_D = \frac{24}{\alpha_l \text{Re}_x} [1 + 0.15(\alpha_l \text{Re}_x)^{0.687}] \quad (2.18)$$

对于球形固相颗粒体积分数较低的情形，这个公式比较适用。

确定下来使用欧拉方法的模型解决实际多相流问题后，接下来可以根据下述原则选择合适的多相流模型：

对于气泡、液滴、颗粒负载流，选择 Mixture 模型或欧拉模型。对于活塞流，选择 VOF 模型；对于沉降，选择欧拉模型<sup>[40]</sup>。

VOF 模型适用于分层或自由表面的流动，Mixture 模型和欧拉模型适用于相间混合或分离<sup>[41]</sup>。

针对研究的问题，Mixture 模型或欧拉模型的选用，可以从以下几方面考虑：

对于离散相分布范围比较大的流动问题，选择 Mixture 模型较为合适，此种情形下 Mixture 模型的计算量小。如果离散相只集中在流场中的某部分区域，应该选择欧拉模型。

如果求解问题比较简单，要求精度不高，可以选用 Mixture 模型，而且 Mixture 模型比欧拉模型需求解的方程数量少，能够降低计算量，节省计算时间。如果所要计算的多相流问题比较重视准确性，欧拉模型是更好的选择。对于本文所研究的泥沙与水的均匀混合问题，需要更准确的反应泥沙与水的混合状态，因此选择欧拉模型作为求解模型。

### 2.3.2 多重参考系方法 (MRF)

在研究固液悬浮搅拌问题时，一般采用多重参考系法 (MRF)。多重参考系法从理论上说只能适用于一些稳态问题的计算，它是一种稳态近似法，但通常我们也将其应用于非稳态问题中，而且能够模拟得到较好的时均值。因此，在实际的使用中，对于稳态和非稳态问题，都可以采用此法进行求解计算。通常来说，多重参考系法适用于运动部分和静止部分相互作用较弱，且两部分边界处的运动情形一致。

在多重参考系方法 (MRF) 中，MRF 方法中的公式表达主要依赖于所应用的速度表达式。使用多重参考系法时，需要把计算域分割成单独的子域，每个子域相对于原始物理坐标的运动状态是不同的<sup>[42]</sup>。多重参考系示意图如图 2.2 所示，搅拌区域被分成两

部分：动区域（空白部分）与静区域（阴影部分），两区域接触部分为交界面。

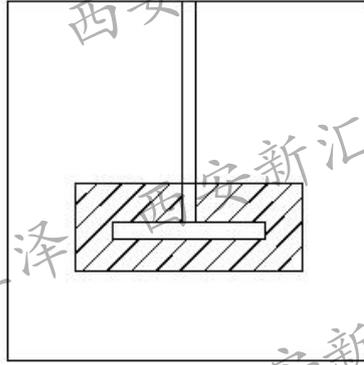


图 2.2 多重参考系示意

当使用相对速度时，速度和速度梯度在运动参考系与绝对静止参考系之间的关系如下式所示：

下式所示：

$$\vec{v} = \vec{v}_r + (\omega \times r) + \vec{v}_i \quad (2.19)$$

其中： $\vec{v}$  表示绝对惯性参考系下的速度； $\vec{v}_r$  表示—相对非惯性参考系下的速度； $\vec{v}_i$  表示非惯性参考系下的平均速度。

根据相对速度的定义，绝对速度向量的梯度表达如下：

$$\nabla \vec{v} = \nabla \vec{v}_r + \nabla (\omega + r) \quad (2.20)$$

在绝对坐标系和相对坐标系中， $r$  的转换关系表示为：

$$\vec{r} = \vec{x} - \vec{x}_0 \quad (2.21)$$

式中， $\vec{x}$  表示绝对坐标系中的位置向量， $\vec{x}_0$  表示计算子区域转轴的原点位置。

在应用多重参考系法进行模拟计算时，在两子域间的边界上，想要求解控制方程的扩散项和其他项，须事先知道相邻子域内的速度值<sup>[43]</sup>。

## 2.4 Fluent 数值模拟流程

Fluent 是解决流体流动问题的通用软件，使用比较便捷。为了能够方便地解决问题，CFD 软件一般提供了用户界面来输入参数，并可以对计算结果进行查看。作为市面上应用最广泛的流体分析软件，Fluent 主要由三部分组成：前处理，求解器，后处理。

前处理要解决的问题主要是解算器定义和问题参数的确定。所要完成的工作有：确

定计算所关注的区域；对计算域进行网格划分和边界条件设定；定义求解问题的类型并根据实际情况选择适用于求解问题的模型；定义流体的属性并进行求解的初始化操作，Fluent 流体仿真详细流程如图 2.3 所示。在求解过程中，对流动问题的求解是在每一个网格上进行的，因此，网格的质量与数量直接影响到计算结果的准确性。一般来说，网格数越多，计算结果越准确，但同时计算时间会变长，费用更高<sup>[44]</sup>。

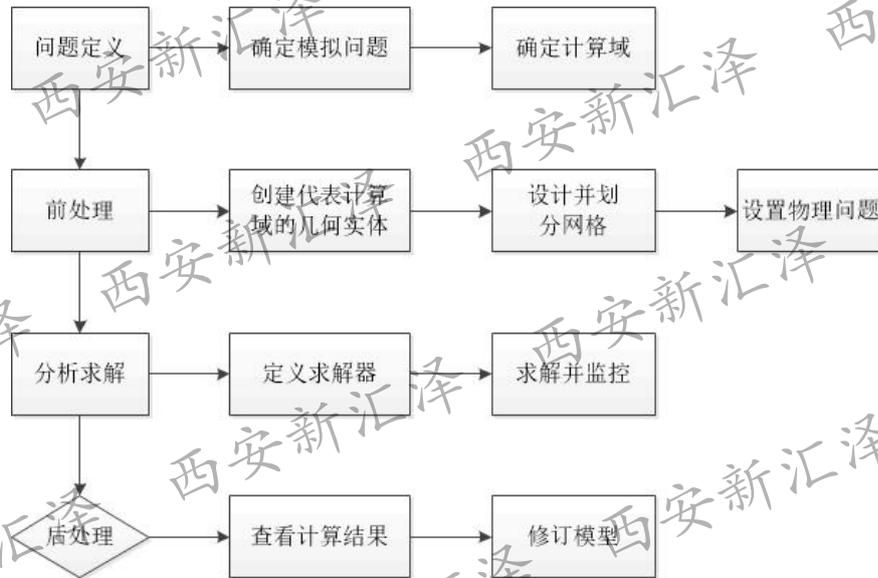


图 2.3 Fluent 流体仿真流程

### (1) 搅拌器三维建模

CATIA 是法国达索公司出品的三维建模软件。CATIA 广泛用于汽车、轮船、电气管道、航空航天、通信等方方面面。除了三维建模功能外，CATIA 还可用于有限元分析，但相对于专业的有限元分析软件来说，其应用范围较窄。利用 CATIA 可以完成设计、分析、模拟、组装等操作。在本文的模拟中，使用 CATIA 对搅拌器进行三维建模，具体方法如下：利用 Part 模块先进行搅拌器草图的绘制，然后通过拉伸，旋转，阵列等命令完成搅拌器三维实体的创建。

CATIA 是专业的三维建模软件，它能够精确绘制出搅拌器的三维模型，但是 CATIA 不具备网格划分功能，需要把 CATIA 中建立的搅拌器三维模型导入网格划分软件 Gambit 中进行前处理操作。

### (2) 网格划分

Gambit 是一款专门用于网格生成的软件，可以进行一些前处理操作，主要包括三维建模功能和网格划分功能。Gambit 可以为多相流问题提供合适的网格模型，并可进行

边界条件的设定，它是 Fluent 专用的网格生成软件。虽然 Gambit 也具有一定的三维建模能力，但是其三维建模能力相对专业的软件来说较弱，而且操作并不方便。因此我们采用在 CATIA 中进行搅拌器三维模型的创建，并将三维模型导入到 Gambit 中进行网格划分。

Gambit 可以导入大多数三维建模软件和网格划分软件所建立的几何和网格模型。需要注意的是，三维软件建立的模型并不能直接用于 Gambit 的网格划分，需要将模型转化为 Gambit 可读取的格式，如 iges, igs, stp 格式等。在导入模型过程中可以对模型进行修补，避免模型因为精度原因无法使用，并大大减轻工作量。

在使用 Gambit 进行网格划分时，当计算区域的几何结构形状比较规则，可以应用结构化网格对模型进行网格划分，在结构化网格中，需要存储每一个节点的集合信息，节点与节点的关系可以通过编号来区分，结构化网格划分出来的网格样式也比较规整。当计算区域相对复杂时，应用专门的网格生成技术也不能得到理想的网格形式，而采用非结构化网格可以解决这一问题。非结构化网格指网格系统中，节点的编号是随意的，没有固定的规则，因此每一个节点对应的网格也可以是不同的<sup>[45]</sup>。无论是结构化网格还是非结构化网格，Gambit 中都对应了多种网格样式，如线网格、面网格和体网格等，在实际使用中需要根据模型复杂程度选用合适的网格形式。

### (3) 边界条件设定

在 Gambit 中，除了可以进行模型创建和网格划分，还可以对模型进行边界条件的设定。在搅拌模型中，因为我们采用多重参考系模型（MRF），搅拌的动区域和静区域要进行数据交换，所以要设置两个区域的交界面，交界面形式为 INTERFACE；对于搅拌槽顶部页面，设置为 SYMERTRY；对于搅拌槽壁面和搅拌槽壁面，均设置为 WALL；对于搅拌槽动区域和静区域，设置为 FLUENT；对于搅拌器与搅拌轴，设置为 SOLID。

### (4) Fluent 求解步骤

- a. 导入从 Gambit 中导出的 .mesh 网格文件到 Fluent 中；
- b. 确定多相流模型与湍流模型；
- c. 设定固相与液相材料特性；
- d. 设置定子区域与转子区域的转动参数；
- e. 创建定子区域与转子区域的接触对，便于两者之间的数据交换；

- f. 设置计算方法，计算控制策略，初始化运算与添加固相体积参数；
- g. 设置重点监测区域，计算求解。

## 2.5 本章小结

在本章中，主要是固液悬浮的基础理论探究。Fluent 作为流体仿真软件，要解决的核心问题是求解 N-S 方程。

求解多相流问题的方法主要有两种：欧拉-拉格朗日方法和欧拉方法，本章首先根据研究问题的实际情况对比分析了两种方法，最后选择欧拉方法作为本课题的研究方法。应用欧拉方法时，根据研究问题的特征，选用欧拉（Eulerian）模型作为求解模型。使用欧拉模型求解时，要考虑相间曳力影响，对于固相颗粒稀疏情况，使用 Wen-Yu 模型处理相间曳力。

其次，在研究固液搅拌问题时，通常将搅拌区域分为动区域和静区域两部分，在两区域的处理上采用多重参考系法（MRF），使动区域采用动参考系，静区域采用静参考系，两区域结合处可以实现数据交换。

最后，对多相流问题的整个处理思路进行梳理，沿着模型建立、网格划分，边界条件设置，Fluent 求解设置的思路即可实现多相流问题的 Fluent 求解过程，为接下来章节的研究提供了支持。

### 第三章 固液均匀搅拌影响因子的数值探究

第二章通过理论分析，明确了固液悬浮问题的物理规律与研究方法，本章需要通过 Fluent 软件对影响搅拌均匀性的因子进行模拟仿真，分析各因子对均匀性的影响规律，并得出均匀搅拌参数，为均匀搅拌装置的设计提供支持。

#### 3.1 搅拌器分类

搅拌器在搅拌过程中起到至关重要的作用，提供搅拌过程所需要的动力和适宜的流动状态。搅拌器在搅拌容器中的布置形式主要分为两种，一种是中心布置，另一种是偏心布置。中心布置时，为了避免形成漩涡，可在搅拌容器内部加装挡板。偏心布置相对于中心布置来说，可以避免中心漩涡的产生。

搅拌器在搅拌容器内中心布置时，会产生不同的流型，不同的流型产生不同的搅拌效果。搅拌器中心布置时主要产生三种基本流型：径向流，轴向流，切向流<sup>[46]</sup>，如图 3.1 所示。

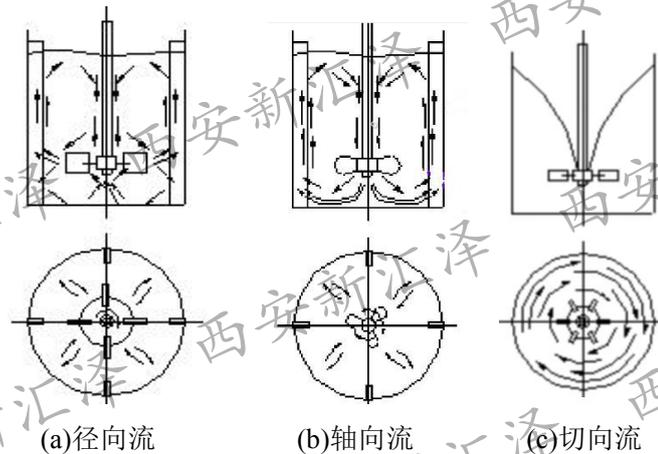


图 3.1 搅拌器内流型

当搅拌器产生的流型为径向流时，如图 3-1 (a) 所示，流体沿着搅拌容器的径向流动，在容器的近壁面区域产生分流，一部分向上运动，另一部分向下运动，然后汇聚到桨叶区，在搅拌容器内形成两个循环流；当搅拌器产生的流型为轴向流时，如图 3-1 (b) 所示，流体沿着搅拌轴的方向运动，在搅拌器上部，流体向上运动，在搅拌器下部流体向下运动，接触到搅拌容器底部时，流体反向运动形成上下循环流；当搅拌器产生的流型为切向流时，如图 3-1 (c) 所示，无挡板的容器内，流体绕轴作旋转运动，流速高时液体表面会形成漩涡，流体从桨叶周围周向卷吸至桨叶区的流量很小，切向流的存在会

对搅拌效果产生负面影响<sup>[47]</sup>。

在实际的搅拌过程中，上述三种流型通常同时存在，其中，轴向流与径向流对混合效果起主要作用，对于搅拌来说，根据三种流型的实际效果，轴向流和径向流需要加强，切向流应加以抑制。

### 3.1.1 常用搅拌桨结构形式

搅拌过程中，搅拌效果主要取决于桨叶形式，除此之外，也与其它因素有关，如介质特性，搅拌器的工作环境等。

搅拌器的选择要理清三个问题：搅拌目的，物料粘度以及搅拌容器容积的大小。当然，在根据实际工况选择搅拌器时，不仅仅要满足工艺需求，还要考虑搅拌功率，搅拌费用，加工制造难度等因素<sup>[48]</sup>。

对于搅拌器形式，根据搅拌时产生的流型不同来分，可以对应分为三类：径向流搅拌器，轴向流搅拌器和混合流搅拌器。三种搅拌器的常见形式如图 3.2 所示。

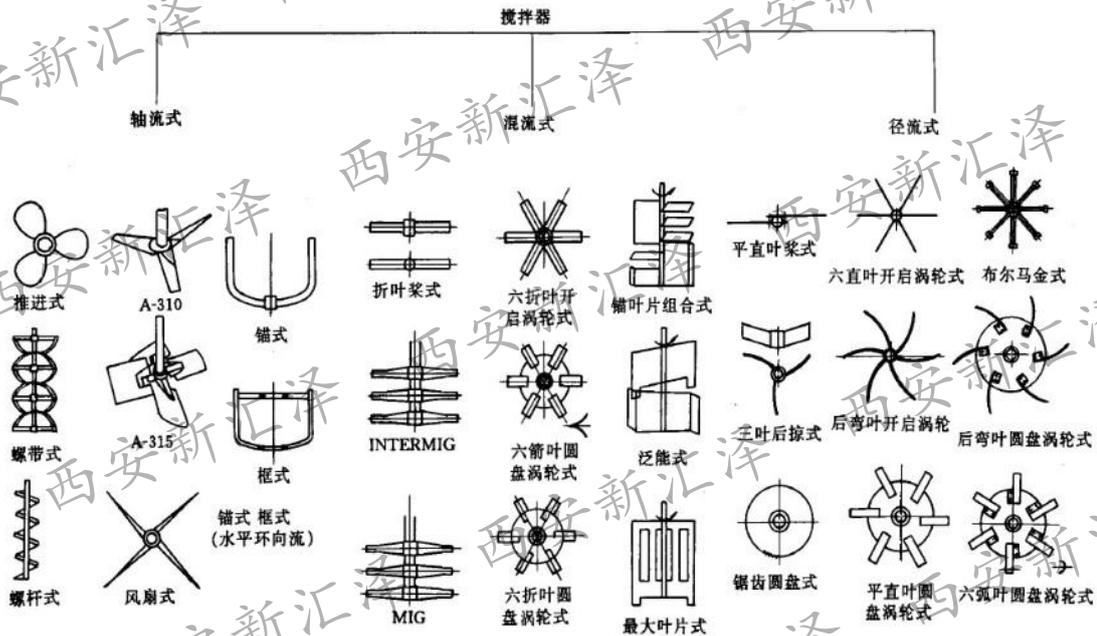


图 3.2 搅拌器分类

### 3.1.2 搅拌器选型

在实际工程应用中，不同类型的搅拌器有不同的使用工况。搅拌目的，搅拌转速，搅拌的介质特性都是选择搅拌器类型的重要考量参数，搅拌器的选用可参考表 3.1。由表 3.1 可知，虽然搅拌桨类型众多，但是其适用范围却有所区别。对于本文所研究的固

液悬浮问题，适用的桨叶类型有涡轮式、桨式、推进式、折叶开启涡轮式等。

表 3.1 搅拌器型式适用表

搅拌器型式	湍流循环			低粘度混合			高粘度混合/传热/反应			搅拌目的			搅拌器容积 (m³)	转速范围 (r/min)	最高粘度 (P)	
	对	湍	剪	粘	度	液	固	气	液	分	溶	体				体
涡轮式	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	1-100	10-300	500
桨式	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	1-200	10-300	200
推进式	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	1-1000	10-500	500
折叶开启涡轮式	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	1-1000	10-300	500
布尔马金式	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	1-100	10-300	500
锚式	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	1-100	1-100	1000
螺杆式	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	1-50	0.5-50	1000
螺带式	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	√	1-50	0.5-50	1000

涡轮式搅拌桨适用于大多数的搅拌工况。相同运行条件下，功率消耗、搅拌能力上四叶涡轮搅拌器都次于六涡轮搅拌器。但在相对精度上，运转速度大的条件下四叶比六叶更优、搅拌器重量更轻，四直叶涡轮搅拌桨结构形式如图 3.3 所示。

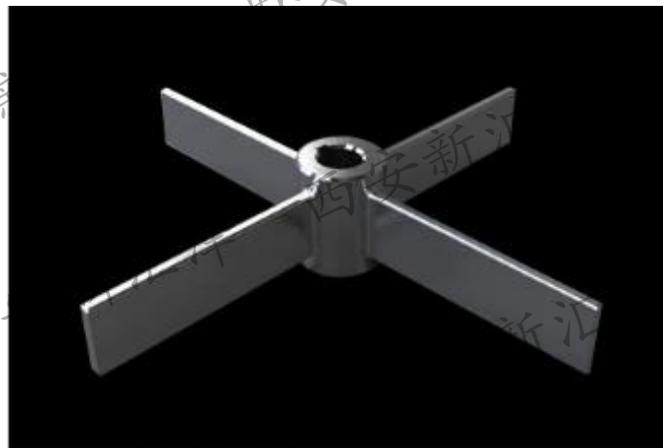


图 3.3 四直叶涡轮搅拌器

桨式搅拌器较为广泛,结合固液悬浮特性,本文选用涡轮搅拌器进行固液悬浮的仿真模拟。由于仿真的速度梯度比较大,四直叶涡轮搅拌器是比六直叶涡轮搅拌器更优的选择。因此,本文以四直叶涡轮搅拌桨作为研究对象,探究其在不同影响因子下对搅拌均匀性的影响。

### 3.2 搅拌速度对固液搅拌均匀性的影响研究

本文所研究的固液两相流均匀悬浮问题,搅拌速度是比较重要的一个影响因素。对于搅拌均匀性来说,搅拌速度至少要达到临界悬浮转速。接下来的研究中,在临界悬浮转速的基础上设置速度梯度,探究不同速度对搅拌均匀性的影响。

利用 CATIA 建立搅拌器三维模型,导入 Gambit, 并利用 Gambit 创建搅拌容器三维模型,模型几何参数为:搅拌容器内径  $T=210\text{mm}$ ,液面高度  $H=T=210\text{mm}$ ,搅拌器桨叶直径  $D=105\text{mm}$ ,叶宽  $a=20\text{mm}$ ,叶厚  $b=2\text{mm}$ ,搅拌器轮毂直径  $20\text{mm}$ ,搅拌器到搅拌容器底部距离  $h=1/3T$ ,固相颗粒(泥沙)粒径按照粗泥沙来算,大小为  $0.05\text{mm}$ 。初始状态下,固相颗粒平铺在搅拌容器底部,高度为  $5\text{mm}$ ,换算成体积分数约为  $3.2\%$ 。搅拌器与搅拌容器参数如图 3.4 所示。

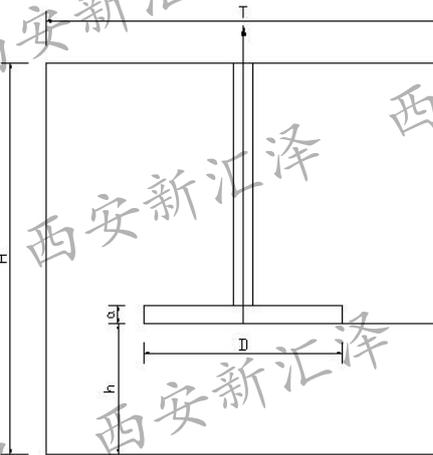
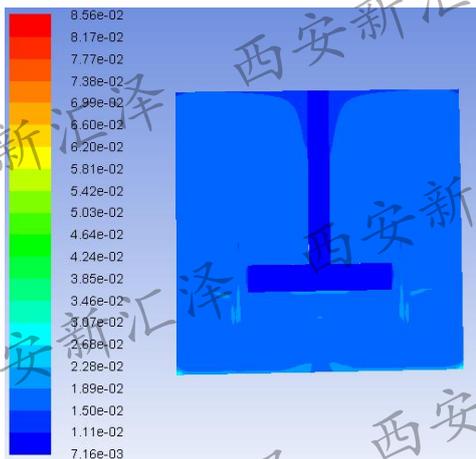


图 3.4 搅拌参数

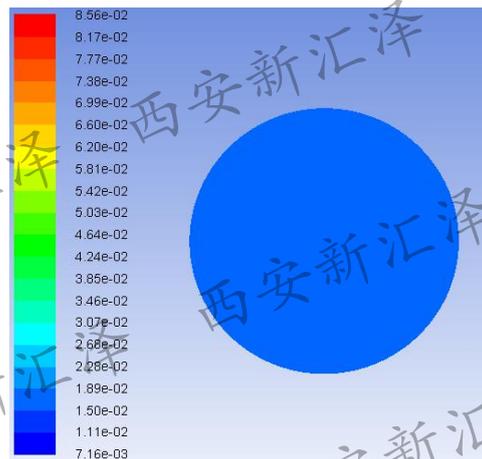
在现有条件下计算出固相颗粒的临界悬浮转速为  $325\text{r/min}$ ,此速度下颗粒处于临界悬浮状态,在此基础上提高转速,作为仿真的初始速度,设置初始转速为  $350\text{r/min}$ ,终止速度为  $800\text{r/min}$ ,速度梯度为  $50$ ,分别使用 Fluent 进行仿真分析。在距离搅拌容器底部  $z=-0.03$  截面处设置监测点,监测径向颗粒的速度和体积分数,监测点坐标为:  $(0.070, 0.070, -0.03)$ ,  $(0.06, 0.06, -0.03)$ ,  $(0.05, 0.05, -0.03)$ ,  $(0.04, 0.04, -0.03)$ ,  $(0.03, 0.03, -0.03)$ ,  $(0.02, 0.02, -0.03)$ ,  $(0.01, 0.01, -0.03)$ ,  $(0, 0, 0)$ , 因为搅拌容器内的流场具有对称性,只需给出一侧数据即可。沿着轴向也设置部分监测点,监测轴向各点处颗粒的速度和体积分数变化,轴向监测点依次为:  $(0.070, 0.070,$

-0.03), (0.070, 0.070, -0.01) (0.070, 0.070, 0.01) (0.070, 0.070, 0.03) (0.070, 0.070, 0.05) (0.070, 0.070, 0.07) (0.070, 0.070, 0.09) (0.070, 0.070, 0.11) (0.070, 0.070, 0.13)。

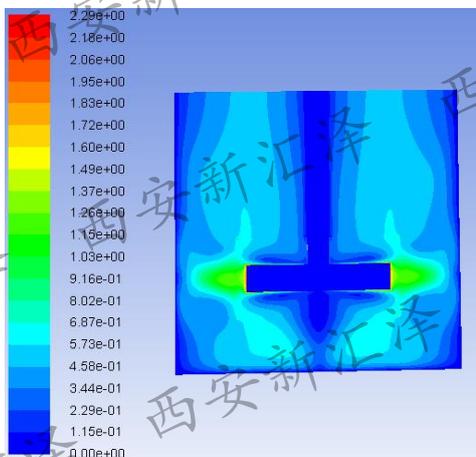
$v=350\text{r/min}$  时, 轴向的固相颗粒体积分数分布如图 3.5 (a) 所示, 搅拌器上部大部分区域固相体积分数分布相对均匀, 而搅拌轴上部靠近液面处固相体积分数较低, 主要是由于搅拌轴中心布置时易形成中心旋涡, 旋涡处固相和液相的含量都比较低。如图 3.5 (c) 所示, 搅拌器下部固相颗粒分散不均匀, 主要由于搅拌器下方接近容器底部处速度偏低, 未能使固相颗粒与液体充分混合, 尤其是搅拌容器底部边缘位置, 速度更低, 固相颗粒存在堆积现象。在  $z = -0.03$  截面上, 如图 3.5 (b), 3.5 (d) 所示, 固相颗粒分布相对均匀, 从云图上可以看出颗粒的体积分数一致性较好, 在速度上, 表现出搅拌器附近区域较大, 容器壁面处较小的特征。



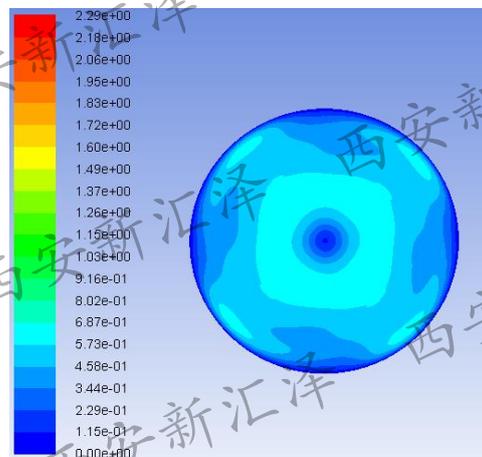
(a) 轴向固相颗粒体积分数云图



(b)  $z = -0.03$  截面固相颗粒体积分数云图



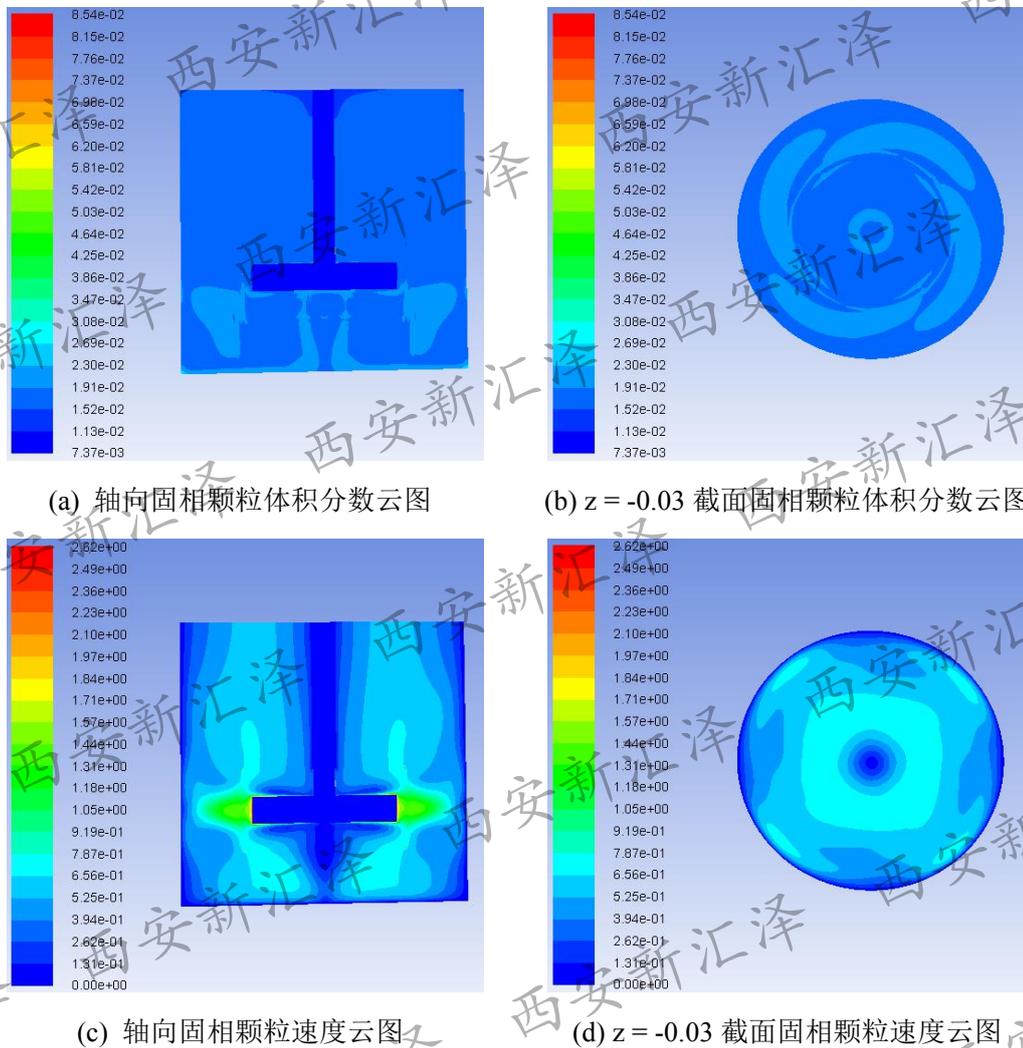
(c) 轴向固相颗粒速度云图



(d)  $z = -0.03$  截面固相颗粒速度云图

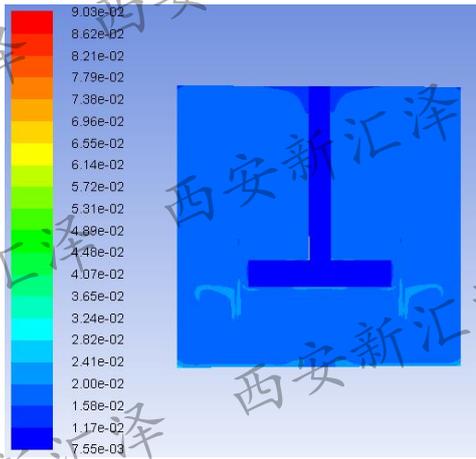
图 3.5  $v=350\text{ r/min}$

随着速度增加到 400r/min，固相颗粒体积分数分布如图 3.6 (a) 所示，搅拌器上部的固相颗粒体积分数依然保持着很好的均匀分布状态，搅拌器下部的颗粒分散并不均匀，但相较于转速为 350r/min 时，搅拌容器底部边缘处的颗粒堆积已有所减少。在  $z = -0.03$  截面上，如图 3.6 (b) 所示，近壁面区域与搅拌器下部固相颗粒分布较少，二者中间区域颗粒分布较多。截面处颗粒速度分布云图 3.6 (d) 显示，搅拌器正下方速度较大，为颗粒的分布提供了足够的举升力，故此区域颗粒较少，对于近壁面区域，由于壁面对速度的衰减作用，颗粒可能会部分沉降，因此壁面处的颗粒体积分数值也偏低，反而二者中间区域的颗粒体积分数值较高。

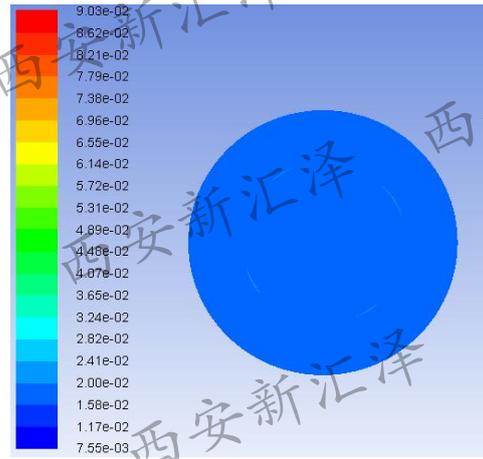
图 3.6  $v=400$  r/min

速度增加到 450r/min，查看轴向的固相颗粒体积分数云图，如图 3.7 (a) 所示，随着速度提高，搅拌器两侧的颗粒分布不均匀情况仍然存在，但相较于转速 400r/min 时，其不均匀区域在逐渐缩小。在  $z = -0.03$  截面上，如图 3.7 (b) 所示，颗粒的均匀性也有

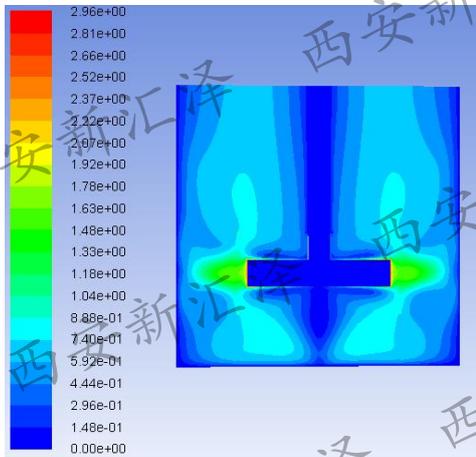
提高。同时，可以观察到搅拌容器内的转子区域与定子区域的交界面处，固相颗粒的体积分数要比周围高，主要由于在计算求解的过程中，两个区域的网格形式以及网格大小尺寸不一所致。参照图 3.7 (d)，沿着直径方向速度的变化也有所变缓，这对均匀性也有一定的帮助。总体来看，在转速为 450r/min 时，轴向和截面上的固相颗粒体积分数都在上升，因此，增加转速对提高搅拌的均匀性依然有作用，继续增加转速，观察固相颗粒的分布变化。



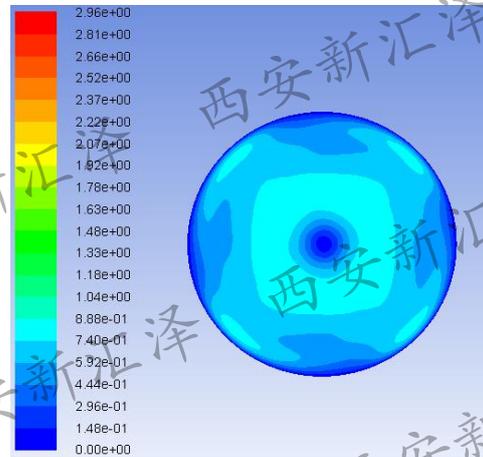
(a) 轴向固相颗粒体积分数云图



(b) z = -0.03 截面固相颗粒体积分数云图



(c) 轴向固相颗粒速度云图

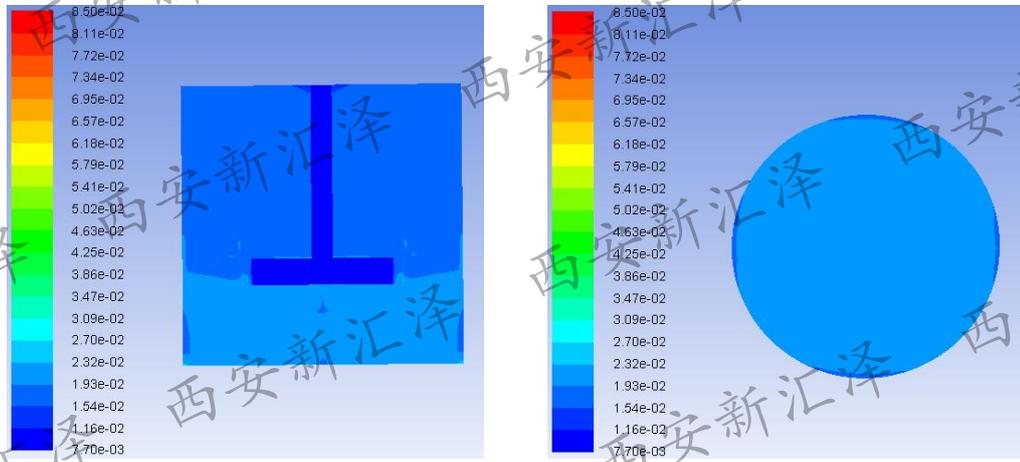


(d) z = -0.03 截面固相颗粒速度云图

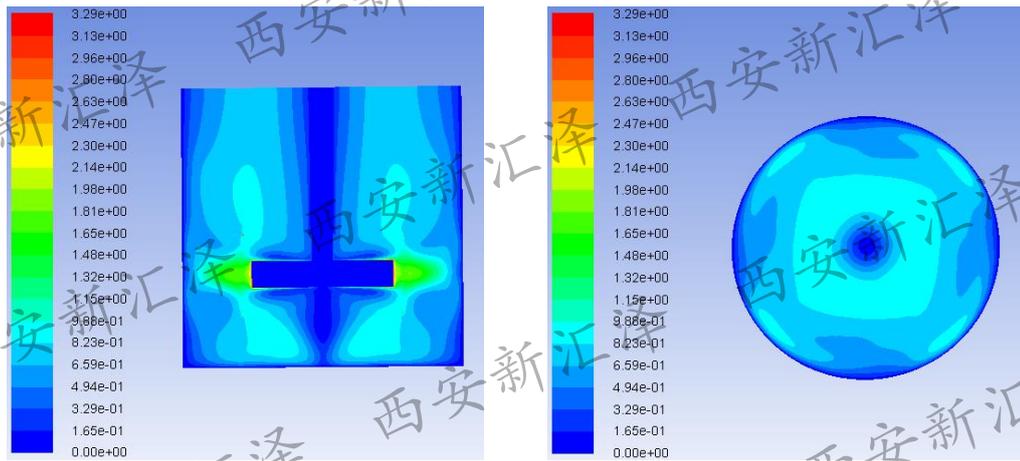
图 3.7 v=450 r/min

转速为 500r/min 时，轴向的固相颗粒体积分数云如图 3.8 (a) 所示，搅拌器上下两侧出现分层，下部由于靠近搅拌器，其固相颗粒的体积分数值也比搅拌器上部的固相颗粒体积分数要高。在 z = -0.03 截面上，如图 3.8 (b) 所示，显示出截面上的固相颗粒体积分数比转速为 450r/min 时有所提高，但发现搅拌容器内壁有对称的四个近壁面区域固相颗粒体积分数偏低，如图 3.8 (c) 所示，在这四个近壁面区域，固相颗粒的速度也偏

低，可能是导致此处液体与固体混合均匀程度低于相邻区域的原因。 $z = -0.03$  截面上的固相颗粒体积分数主要集中在 1.93%-2.32%之间，相较于转速为 450r/min 时，固相颗粒体积分数依然在升高。



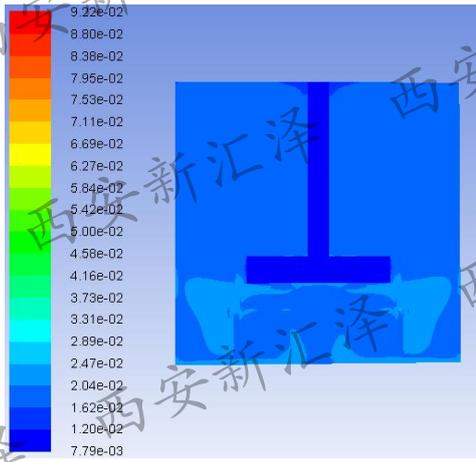
(a) 轴向固相颗粒体积分数云图

(b)  $z = -0.03$  截面固相颗粒体积分数云图

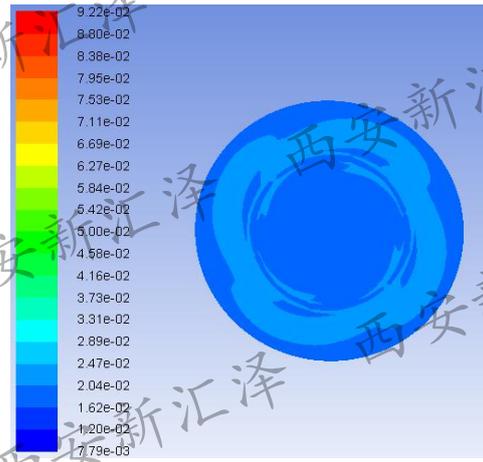
(c) 轴向固相颗粒速度云图

(d)  $z = -0.03$  截面固相颗粒速度云图图 3.8  $v=500$  r/min

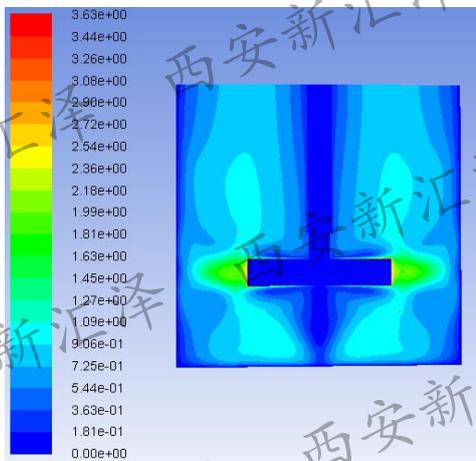
当速度提升到 550r/min 时，如图 3.9 (a) 所示，轴向的固相颗粒体积分数的分层现象正在逐渐减小，其分布规律与  $v=400$ r/min 时类似，但是颗粒体积分数值明显较高。在  $z = -0.03$  截面上，如图 3.9 (b) 所示，固相颗粒体积分数上又显现出搅拌器下方与近壁面区域低，二者中间区域高的特征。在速度分布上，如图 3.9 (c)，3.9 (d) 所示，搅拌容器区域的速度场与前几个速度梯度相比并无明显变化，但颗粒的速度值随着搅拌速度的提高而提高。



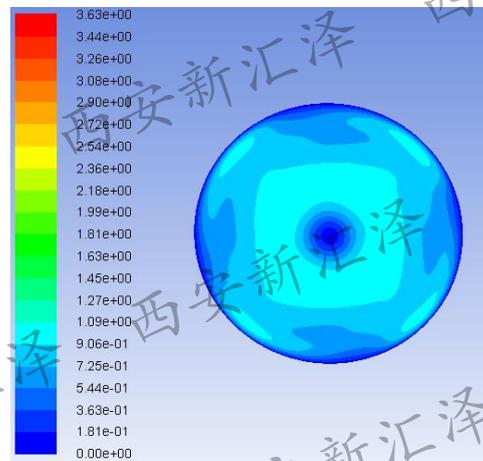
(a) 轴向固相颗粒体积分数云图



(b)  $z = -0.03$  截面固相颗粒体积分数



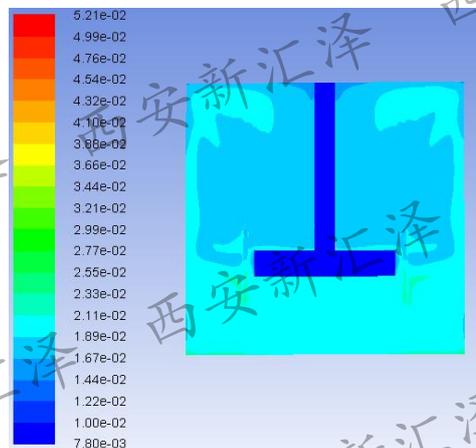
(c) 轴向固相颗粒速度云图



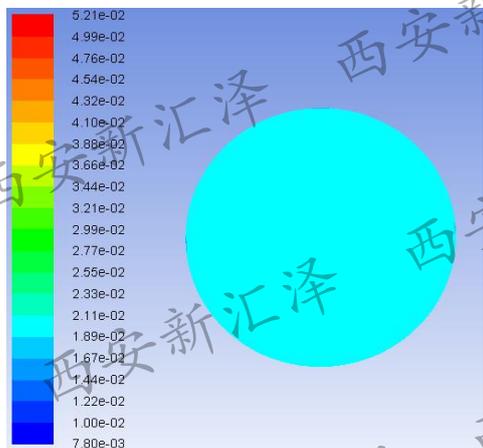
(d)  $z = -0.03$  截面固相颗粒速度云图

图 3.9  $v=550 \text{ r/min}$

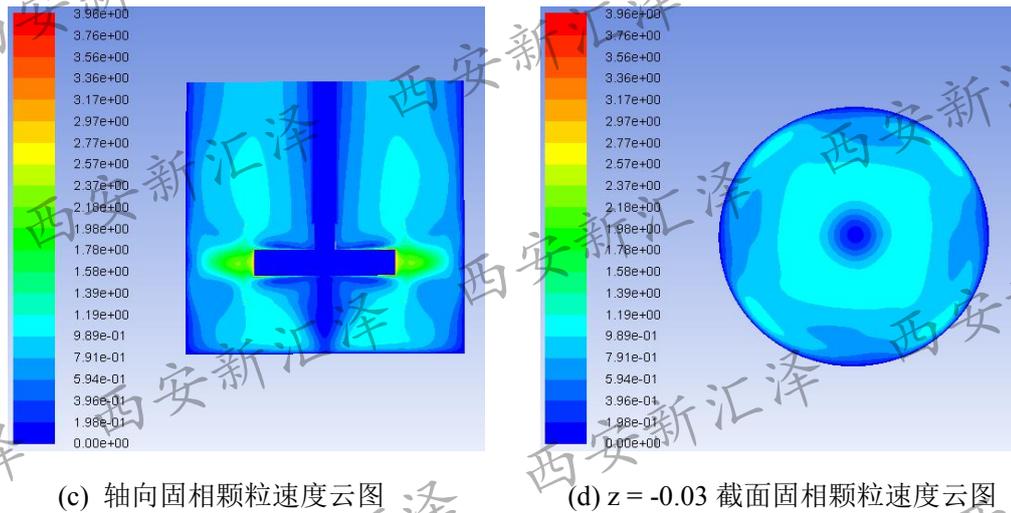
速度为  $600 \text{ r/min}$  时，此时在轴向，如图 3.10 (a) 所示，在搅拌器上下区域还是存在颗粒分布差异化现象，与低速时不同的是，搅拌轴下方的颗粒分布已经趋于均匀，上部在近壁面区域均匀性较好，近搅拌轴区域均匀性较差，总体表现出下部的颗粒体积分数值低于上部。在  $z = -0.03$  截面上，如图 3.10 (b) 显示，固相颗粒体积分数变化不大。



(a) 轴向固相颗粒体积分数云图



(b)  $z = -0.03$  截面固相颗粒体积分数云

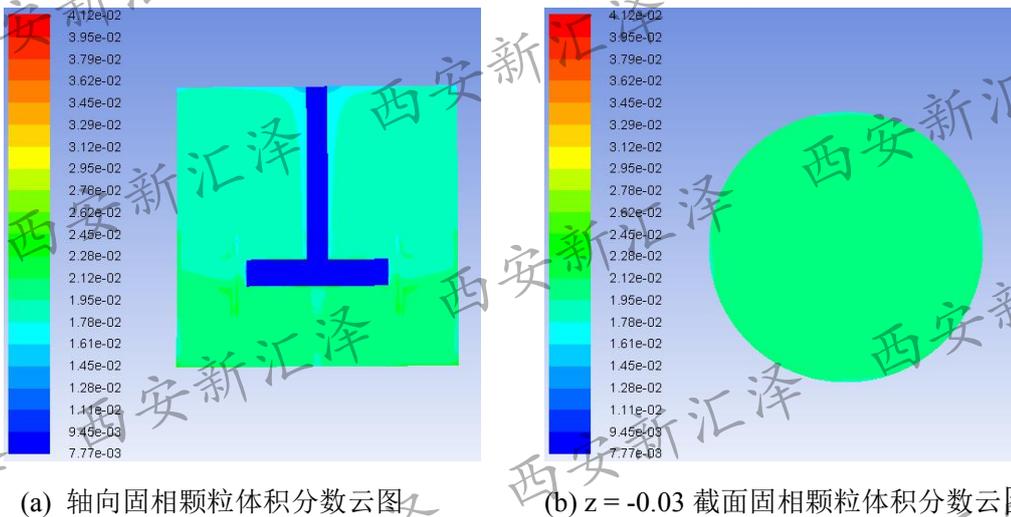


(c) 轴向固相颗粒速度云图

(d)  $z = -0.03$  截面固相颗粒速度云图

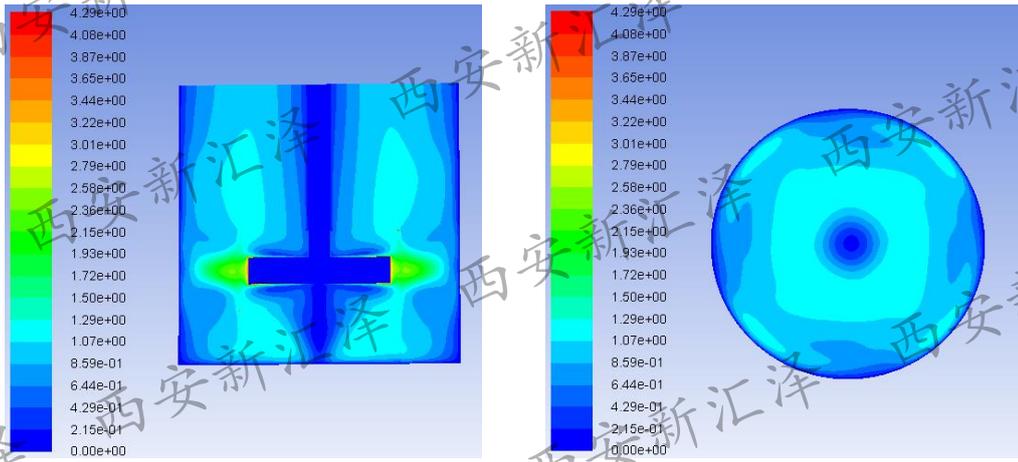
图 3.10  $v=600$  r/min

当搅拌速度达到  $650\text{r/min}$  时，轴向与截面颗粒分布情况如图 3.11 所示，在图 3.11 (a)，轴向固相颗粒体积分数又出现了分层现象，搅拌器上部颗粒体积分数值较低，在  $1.78\%-1.95\%$  之间变动，搅拌器下部的颗粒体积分数值较高，主要集中在  $1.95\%-2.12\%$  之间，在各自的区域虽然也有变化但变化值不大，总体来看，搅拌器分层的上下两部分固相颗粒体积分数并无较大差异。在  $z = -0.03$  截面上，如图 3.11 (b) 所示，固相颗粒体积分数保持较好的均匀性，而且体积分数值也相对较高。如图 3.11 (c)，3.11 (d) 所示，搅拌器转速变化对搅拌容器内速度流场依然影响不大。



(a) 轴向固相颗粒体积分数云图

(b)  $z = -0.03$  截面固相颗粒体积分数云图

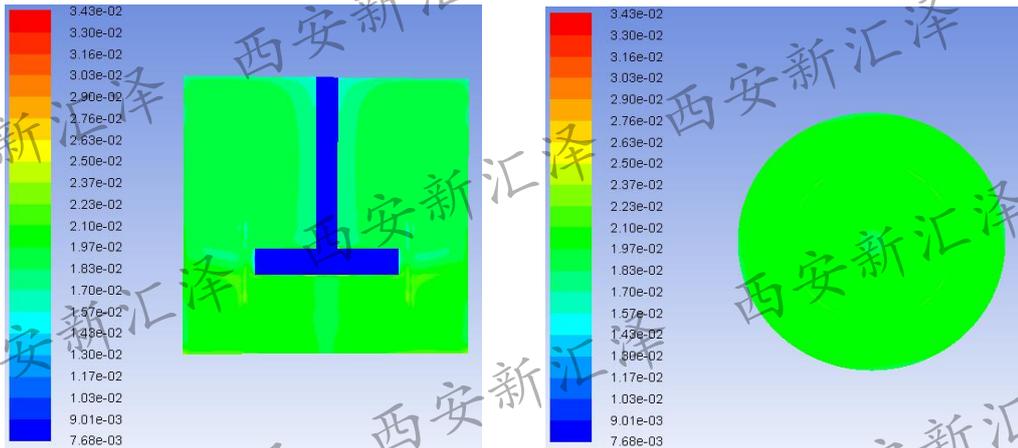


(c) 轴向固相颗粒速度云图

(d)  $z = -0.03$  截面固相颗粒速度云图

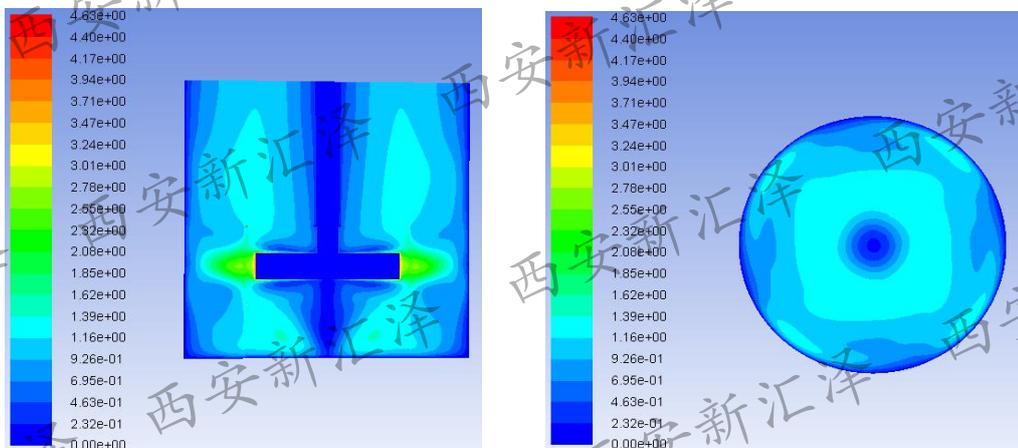
图 3.11  $v=650 \text{ r/min}$

速度升高到  $700 \text{ r/min}$  时，如图 3.12 (a)，3.12 (b) 所示，轴向与截面的颗粒分布均有较好的均匀性，继续将搅拌速度提高到  $750 \text{ r/min}$ ， $800 \text{ r/min}$ ，并观察其变化。



(a) 轴向固相颗粒体积分数云图

(b)  $z = -0.03$  截面固相颗粒体积分数云图

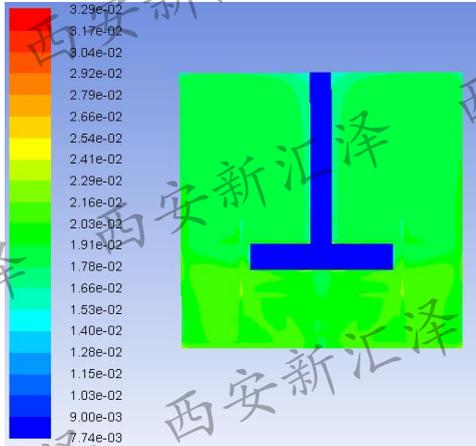


(c) 轴向固相颗粒速度云图

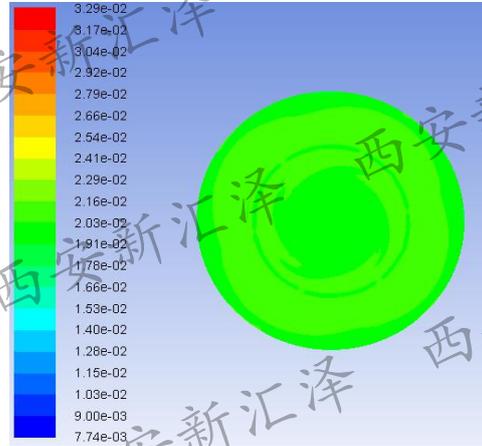
(d)  $z = -0.03$  截面固相颗粒速度云图

图 3.12  $v=700 \text{ r/min}$

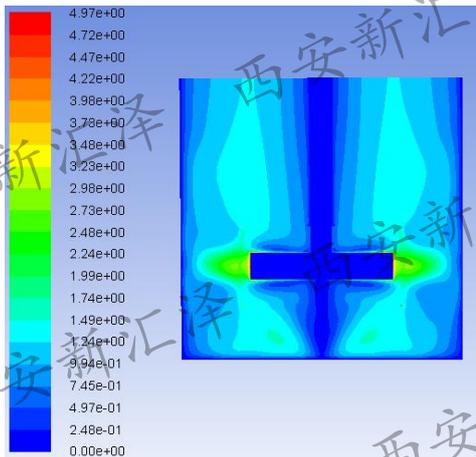
当速度提高到 750 r/min 和 800 r/min 时，如图 3.13 和图 3.14 所示，随着搅拌转速的提高并不能看出对搅拌均匀性有实质性的提升。因此，不再提高转速进行模拟。但要具体判别在哪个转速下搅拌容器内固相颗粒的均匀性最好，需要定量分析。



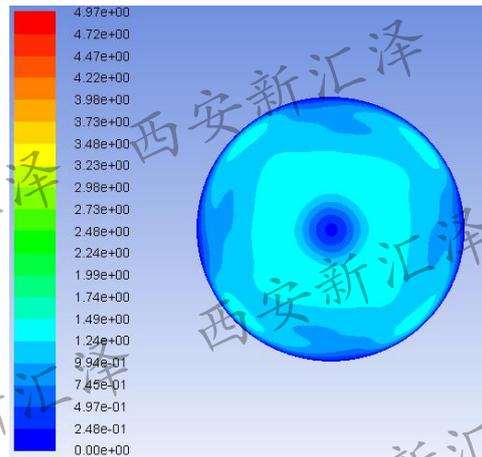
(a) 轴向固相颗粒体积分数云图



(b) z = -0.03 截面固相颗粒体积分数云图

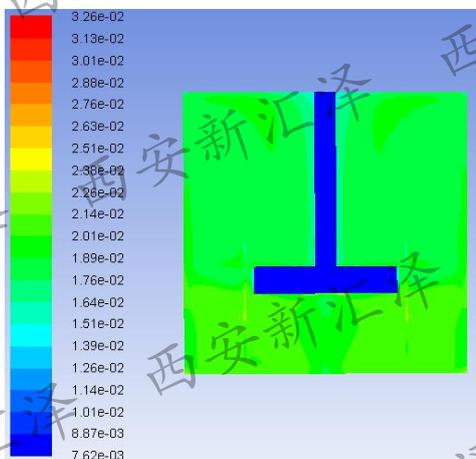


(c) 轴向固相颗粒速度云图

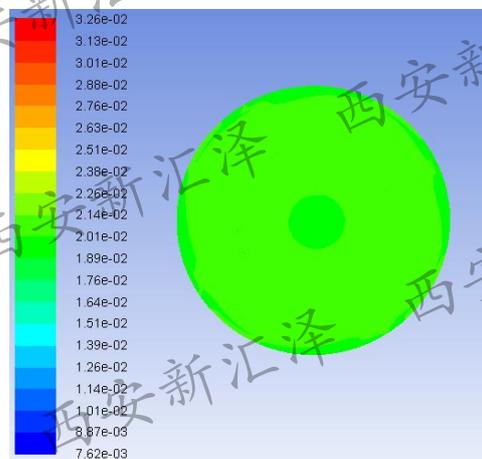


(d) z = -0.03 截面固相颗粒速度云图

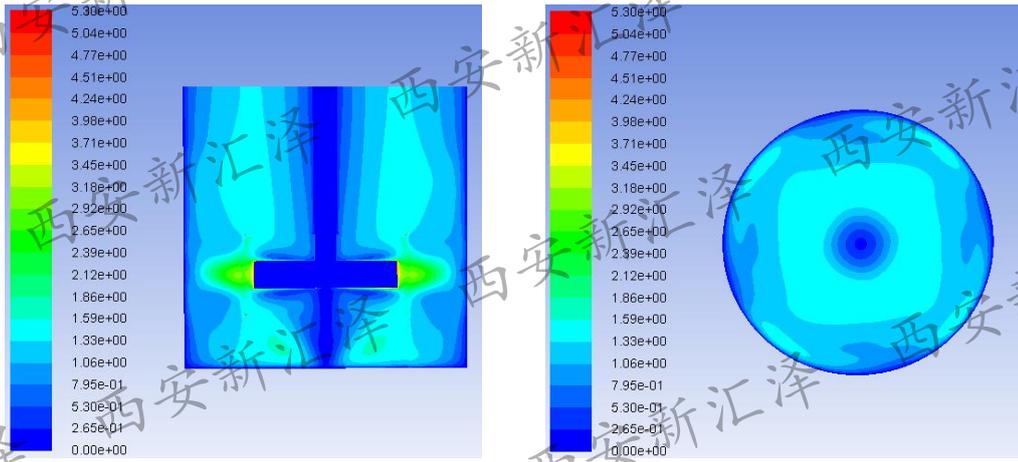
图 3.13 v=750 r/min



(a) 轴向固相颗粒体积分数云图



(b) z = -0.03 截面固相颗粒体积分数云图



(c) 轴向固相颗粒速度云图

(d)  $z = -0.03$  截面固相颗粒速度云图

3.14 图  $v=800$  r/min

由于事先建立了轴向监测点，查看 Fluent 计算结果中的监测点数据，读取  $z = -0.03$  截面上各监测点处固相体积分数值，如表 3.1 所示。

表 3.1  $z = -0.03$  截面上各监测点处固相体积分数

位置	$v=350$	$v=400$	$v=450$	$v=500$	$v=550$	$v=600$	$v=650$	$v=700$	$v=750$	$v=800$
0	0.018606	0.018999	0.019450	0.01962	0.01992	0.01973	0.01959	0.01939	0.01914	0.019032
0.01	0.018617	0.019178	0.019611	0.02000	0.02008	0.02028	0.02017	0.01997	0.01974	0.019623
0.02	0.018277	0.018864	0.019460	0.01997	0.02061	0.02051	0.02052	0.02045	0.02030	0.020258
0.03	0.01826	0.018835	0.019439	0.01995	0.02035	0.02050	0.02054	0.02050	0.02033	0.020311
0.04	0.018506	0.019144	0.019681	0.02018	0.02061	0.02066	0.02068	0.02055	0.02045	0.020430
0.05	0.018428	0.019031	0.019587	0.02010	0.02035	0.02058	0.02064	0.02066	0.02049	0.020505
0.06	0.01869	0.01932	0.019797	0.02027	0.02061	0.02074	0.02073	0.02074	0.02049	0.020483
0.07	0.018156	0.018734	0.019369	0.01988	0.02008	0.02037	0.02038	0.02041	0.02019	0.020215

为了更直观的看出在截面上固相颗粒的体积分数变化情况，使用数据处理软件 Origin 对数据进行处理，绘制出  $z = -0.03$  截面上距离搅拌桨中心位置不同监测点处的固相颗粒体积分数分布图，如图 3.15 所示。

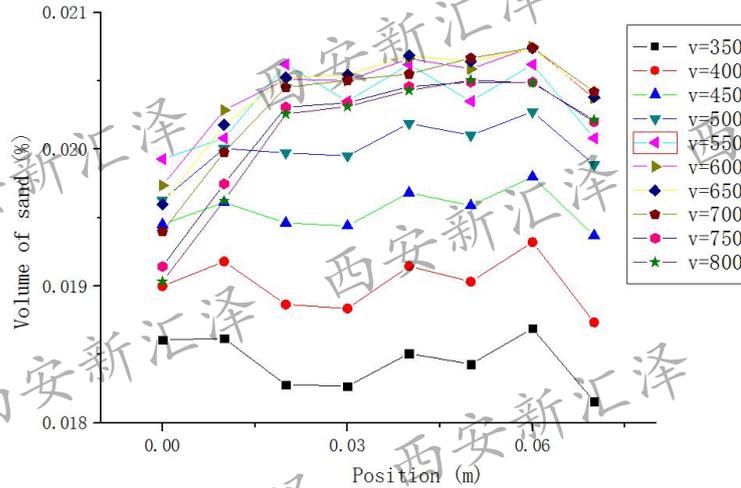


图 3.15  $z = -0.03$  截面上不同转速下各监测点处固相体积分数分布图

从图 3.15 可以明显看出，搅拌桨转速范围在 350 r/min-550 r/min 时，随着转速提升， $z = -0.03$  截面上各个监测点的固相颗粒体积分数均有所提升，主要是因为转速较低时，搅拌桨提供的举升力不足，导致部分颗粒聚集在搅拌容器底部，转速提高后，举升力变大，聚集的颗粒离开搅拌容器底部逐渐分散开来。在速度超过 550 r/min 后，随着转速的继续增加，固相颗粒的体积分数并没有明显变化，对于搅拌容器中心位置，固相颗粒体积分数不增反降，对于其它部分监测点位置也有类似规律，所以转速为 550 r/min 是一个速度临界点，即超过这个临界速度后对轴向的搅拌均匀性并无明显效果。在 350 r/min-800 r/min 范围内，轴向的固相颗粒均匀性可以用监测点处体积分数的均值和方差表示。绘制  $z = -0.03$  截面的固相颗粒体积分数均值与方差分布图，如图 3.16 所示。

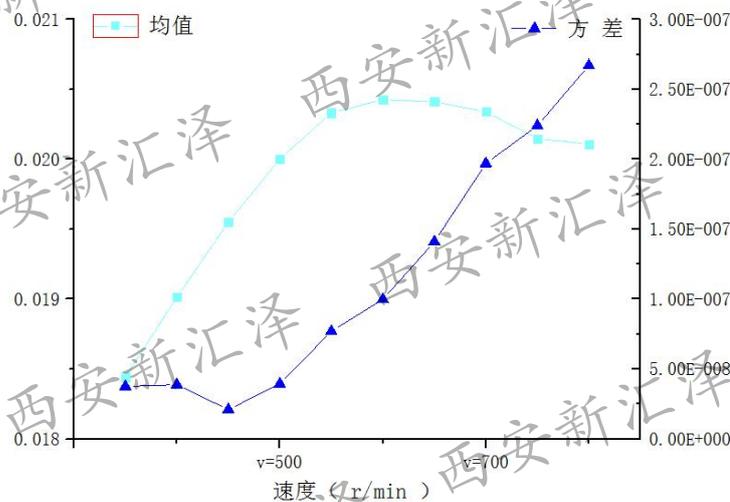


图 3.16  $z = -0.03$  截面体积分数均值与方差

由图 3.16 可知，在速度曲线上，速度范围在 350 r/min-550 r/min 范围内时，固相颗粒体积分数在不断提高，超过 550 r/min 后，体积分数均值呈下降趋势；对于方差曲线，速度范围在 350 r/min-500 r/min 范围内时，方差逐渐降低，说明  $z=-0.03$  截面上固相颗粒体积分数相对均匀，当速度超过 500 r/min 时，方差开始逐渐增大，其均匀性也在下降。为确定搅拌容器内部整体的固相颗粒体积分数分布，还需分析轴向的固相颗粒体积分数分布情况。

根据 Fluent 中设置的监测点文件，读取轴向各监测点处固相体积分数数值如表 3.2 所示。

表 3.2 轴向各监测点处固相体积分数分布

位置	v=350	v=400	v=450	v=500	v=550	v=600	v=650	v=700	v=750	v=800
-0.03	0.01815	0.01877	0.019363	0.019903	0.020247	0.020382	0.020398	0.020415	0.020208	0.020210
-0.01	0.01815	0.01877	0.019374	0.019892	0.020236	0.020372	0.020420	0.020447	0.020241	0.020285
0.01	0.01728	0.01793	0.018522	0.019032	0.019344	0.019455	0.019450	0.019423	0.019339	0.019293
0.03	0.01671	0.01735	0.017919	0.018387	0.018677	0.018743	0.018696	0.018560	0.018586	0.018485
0.05	0.01672	0.01736	0.017919	0.018397	0.018666	0.018743	0.018675	0.018528	0.018533	0.018388
0.07	0.01678	0.01742	0.017994	0.018462	0.018752	0.018830	0.018794	0.018646	0.018684	0.018517
0.09	0.01678	0.01746	0.018048	0.018569	0.018903	0.019056	0.019075	0.018991	0.019061	0.018927
0.11	0.01693	0.01761	0.018210	0.018709	0.019032	0.019132	0.019075	0.018916	0.018943	0.018787
0.13	0.01684	0.01749	0.018080	0.018591	0.018924	0.019013	0.018957	0.018797	0.018804	0.018679

由表 3.2 中数据可知，在各监测点处，随着轴向距离的变化固相颗粒的体积分数在 1.65%-2.1% 范围内波动，相较于  $z=-0.03$  截面上各监测点处的体积分数分布，其波动范围更大，固相颗粒的整体均匀性也较差，分析可知，主要因为轴向泵送固相颗粒的时候，颗粒的速度产生衰减，而且轴向泵送颗粒的距离也相对于径向更长，所以轴向的固相颗粒体积分数分散不是很均匀。

为了更清晰地观察随着轴向距离的不断加，固相颗粒的体积变化情况，创建轴向的固相颗粒体积分数分布图，如图 3.17 所示。

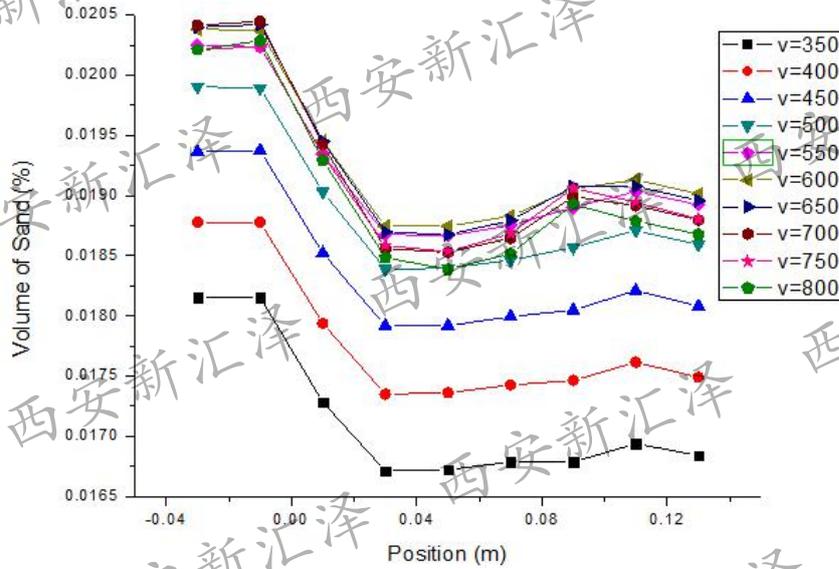


图 3.17 轴向各监测点处固相颗粒体积分数分布

在图 3.17 中，可以清晰看出，在速度范围在 350 r/min-550 r/min 范围内，随着转速的上升，固相颗粒的体积分数也在不断提高，说明在此速度范围内，提高转速对固相颗粒的体积分数是有提升作用的；当速度提高到 550 r/min-800 r/min 范围内时，各个速度下的固相体积分数分布曲线已经开始出现重叠，即速度的变化对固相颗粒体积分数的影响不是很大，再提升速度对固相颗粒的体积分数影响不大。

根据表 3.2 中数据建立截面固相颗粒体积分数均值和方差分布图，如图 3.18 所示。

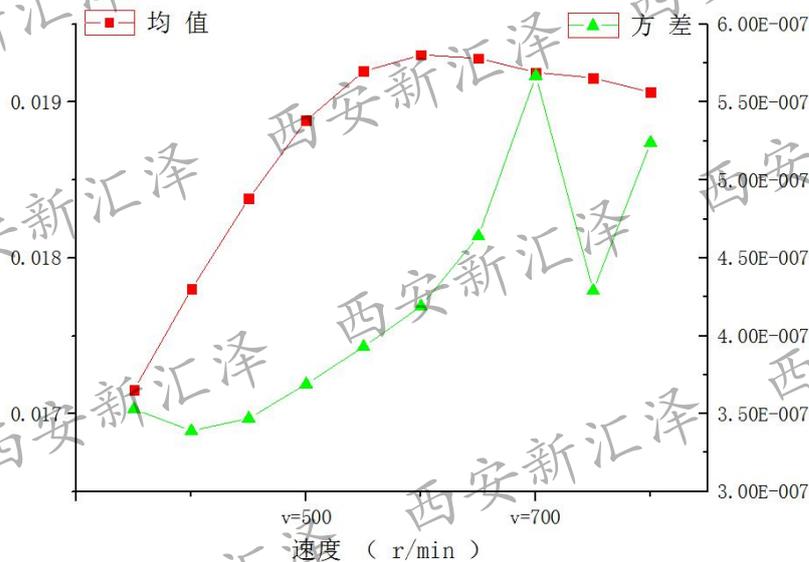


图 3.18 轴向固相颗粒体积分数均值与方差

如图 3.18 所示，与  $z = -0.03$  截面上的规律类似，当搅拌桨转速在 350 r/min - 600 r/min 范围内时，随着速度增加，搅拌容器内固相颗粒体积分数的均值在不断上升；在 600

r/min-800 r/min 转速范围内，固相颗粒体积分数的均值和方差均趋于平稳。

前文已经提到，由于轴向距离相对径向较长，泵送颗粒沿轴向的均匀性要低于径向，但差异并不大。综合考虑，在 350 r/min-800 r/min 转速范围内，550 r/min 时的固相颗粒在液相中的均匀性更好。但在模拟的速度范围内，监测区域虽能够得到较均匀的固液混合液，但固相颗粒的体积分数却要低于固相颗粒的理论值，因此还需探究其他影响因素的影响。

### 3.3 搅拌器离底高度对固液搅拌均匀性影响研究

在固液悬浮特性的研究过程中，固液悬浮的均匀性不仅与搅拌桨的转速有关，部分专家学者发现搅拌桨离底高度对固液悬浮的悬浮特性也有一定影响。对于我们研究的搅拌桨离底高度对固液混合均匀性影响的问题，影响大小及其规律并无现成的成熟理论参考，因此为了明确搅拌桨离底高度对均匀性的影响情况，参考速度影响因子设置速度梯度的方式，也建立离底高度梯度： $h=1/3T$ ， $h=1/4T$ ， $h=1/5T$ 。根据此高度梯度，重新创建模型，并分别在 Fluent 进行数值模拟，搅拌器初始速度设置为 550 r/min，除了监测点需要根据模型不同进行重新设置外，其他条件均不变。

在确定速度影响因素时，默认设置离底高度  $h=1/3T$ ，得到的模拟数据可以直接使用，只需要模拟  $h=1/4T$ ， $h=1/5T$  两种情况即可。模型示意如图 3.19 所示。

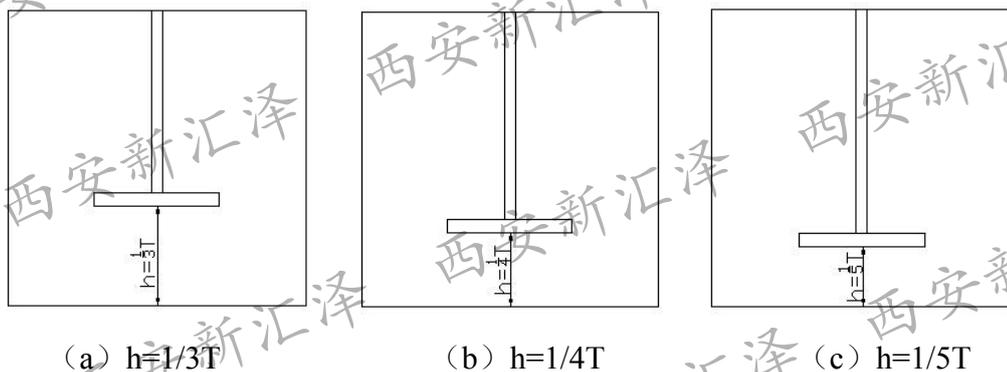
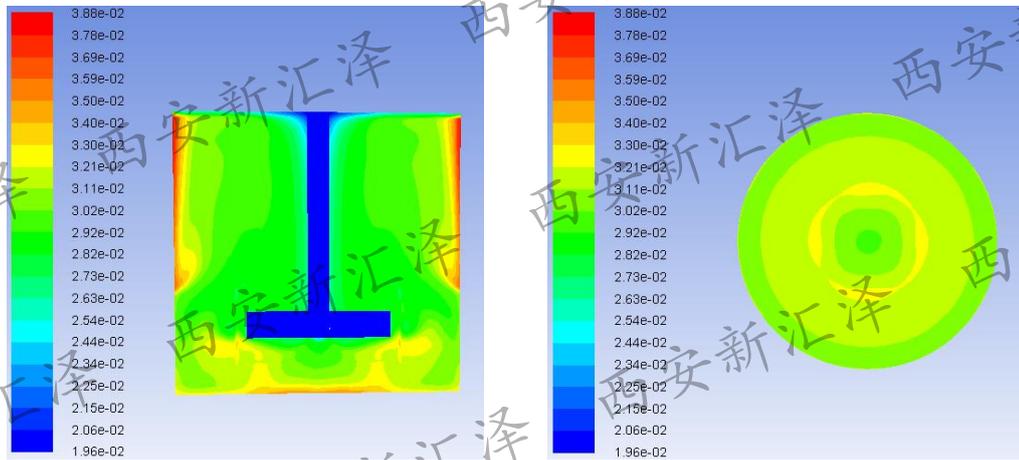


图 3.19 搅拌器离底高度模型

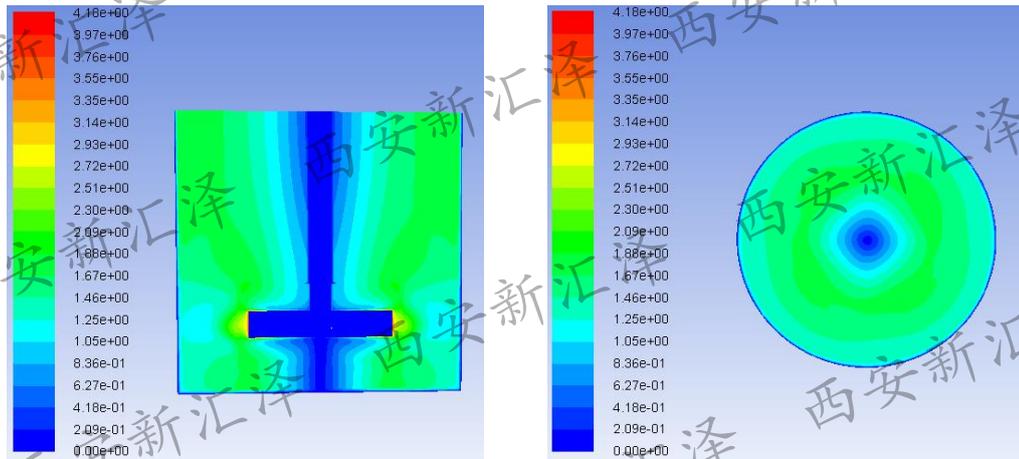
(1)  $h = 1/4T$

为了能够了解离底高度  $h=1/4T$  时，搅拌容器内的颗粒分布情况，在轴向和径向也分别设置监测点，监测点坐标与  $h=1/3T$  时一致。在 Fluent 中进行仿真，轴向的固相颗粒的分布情况如图 3.19 所示。当  $h=1/4T$  时，轴向颗粒分布如图 3.20 (a) 所示，搅拌容器中间区域固相颗粒分布相对均匀，但在壁面和底部均有一定的固相颗粒堆积，从图

3.20 (c) 分析可知, 搅拌器下部的速度较低是这部分区域颗粒聚集的主要原因, 对于近壁面区域的速度较大, 导致颗粒离底后贴在壁面处; 截面上, 如图 3.20 (b) 所示, 沿着直径方向固相颗粒体积分数体现出搅拌器下部区域与近壁面区域低, 二者中间区域高的特征, 轴向的速度分布规律也是如此, 如图 3.20 (d) 所示, 正好可以解释这种现象。



(a) 轴向固相颗粒体积分数云图

(b)  $z = -0.03$  截面固相颗粒体积分数云图

(c) 轴向固相颗粒速度云图

(d)  $z = -0.03$  截面固相颗粒速度云图图 3.20  $h=1/4T$ (2)  $h = 1/5T$ 

创建搅拌器离底高度  $h=1/5T$  模型, 导入到 Fluent 中进行计算, 监测点坐标与  $h=1/4T$  时一致。在轴向, 如图 3.21 (a) 所示, 与  $h=1/4T$  相比, 搅拌浆离底高度  $h=1/5T$  时, 搅拌容器内固相颗粒体积分数略低, 搅拌轴上下两部分单独看都有较好的颗粒分布状态, 下部的体积分数值要高于上部。在截面上, 其固相颗粒分布与  $h=1/4T$  有类似规律, 但在数值上略低。

在搅拌容器内固相颗粒速度方面，如图 3.21 (c)，3.21 (d) 所示，由于  $h=1/5T$  时搅拌桨浆叶更靠近搅拌容器底部，靠近搅拌桨处的速度明显比  $h=1/3T$  时候大，给固相颗粒提供了更大的举升力。

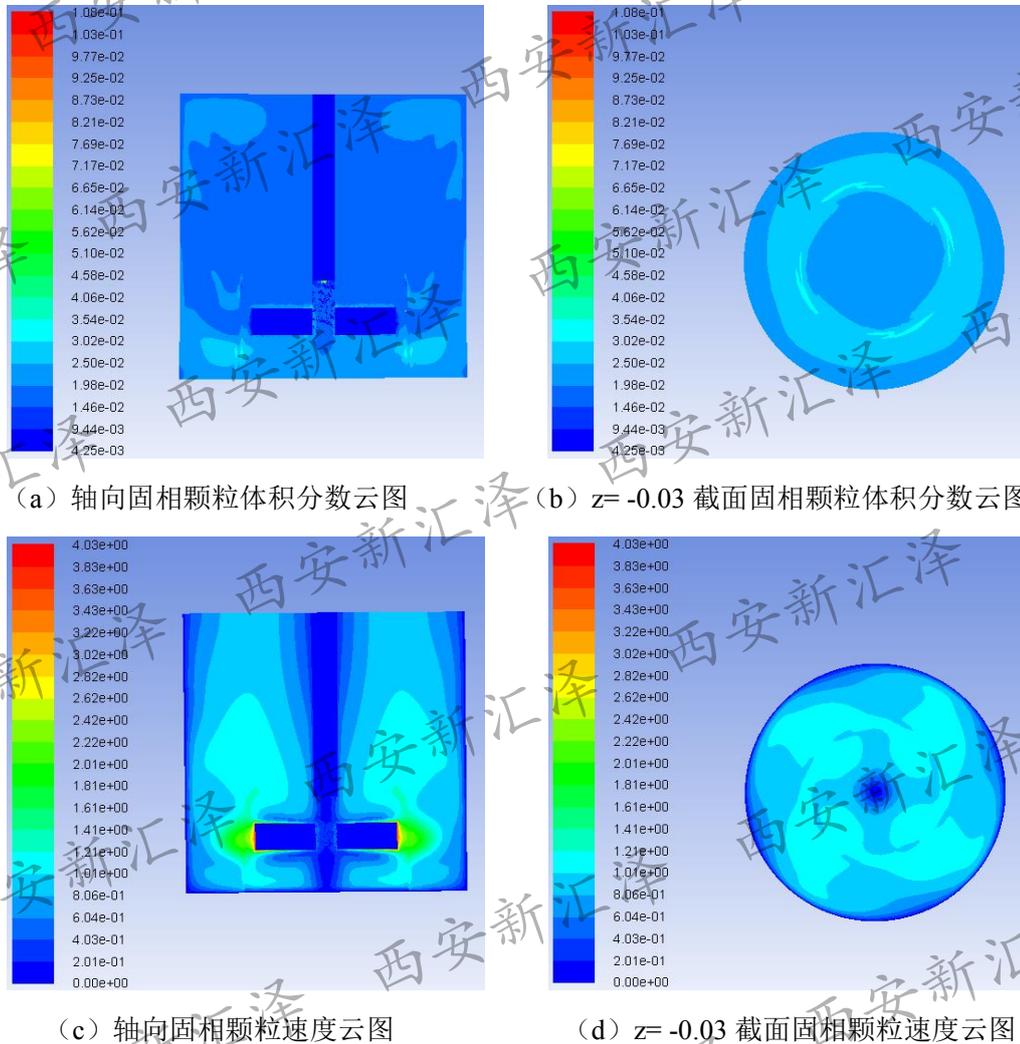


图 3.21  $h=1/5T$

为了更清楚的分析三种搅拌桨离底高度对搅拌均匀性的影响，需要对各种情况进行定量分析。从 Fluent 计算结果文件中读取轴向以及截面上的监测点数据，如表 3.3 所示：

表 3.3  $z = -0.03$  截面监测点处固相颗粒体积分数

位置	$h = 1/3T$	$h = 1/4T$	$h = 1/5T$
0	0.019928	0.029973	0.0215054
0.01	0.0200809	0.0302426	0.0225335
0.02	0.0206199	0.0309973	0.0227151

表 3.3  $z = -0.03$  截面监测点处固相颗粒体积分数 (续)

位置	$h = 1/3T$	$h = 1/4T$	$h = 1/5T$
0.03	0.0203504	0.0320216	0.0232527
0.04	0.0206199	0.031752	0.025914
0.05	0.0203504	0.031752	0.0273387
0.06	0.0206199	0.0312668	0.0267204
0.07	0.0200809	0.030566	0.0227419

表 3.4 轴向监测点处固相颗粒体积分数

Position	$h = 1/3T$	$h = 1/4T$	$h = 1/5T$
-0.03	0.0202473	0.0306199	0.0227763
-0.01	0.0202366	0.0306121	0.0197035
0.01	0.0193441	0.0295957	0.0185175
0.03	0.0186774	0.0326146	0.0189488
0.05	0.0186667	0.0326146	0.0202426
0.07	0.0187527	0.0321294	0.0202426
0.09	0.0189032	0.0323989	0.0193801
0.11	0.0190323	0.0330458	0.0197035
0.13	0.0189247	0.0336927	0.0201887

根据表 3.3 和表 3.4 中数据绘制轴向和截面监测点处固相颗粒变化曲线图,从图 3.22 和 3.23 可知,对于  $h=1/3T$  时,轴向和截面上的固相颗粒体积分数都较低,主要原因是搅拌桨离底高度较大,不足以使大多数固相颗粒完全悬浮起来。当降低搅拌桨高度时,搅拌容器内固相颗粒体积分数有明显提升,并接近固相颗粒体积分数的理论值 3.2%。

对比于  $h=1/4T$  和于  $h=1/5T$  两种情形,当搅拌桨离底高度  $h=1/4T$  时,轴向和截面上各监测点处的固相颗粒体积分数均值分别为 0.03192 和 0.03107,对于搅拌桨离底高度  $h=1/5T$  时,轴向和截面上各监测点处的固相颗粒体局分数均值分别为 0.02409 和 0.01997。仅从均值上看,轴向监测点处的两种离底高度情形下,固相颗粒体积分数相差不大, $h=1/5T$  时在截面上固相颗粒的体积分数比  $h=1/4T$  时低,降低搅拌桨高度没有提

高搅拌的均匀性。参考图 3.22，图 3.23，在转速 550 r/min 下，轴向和截面监测点处的固相颗粒体积分数变化情况也是离底高度  $h=1/4T$  时较好。

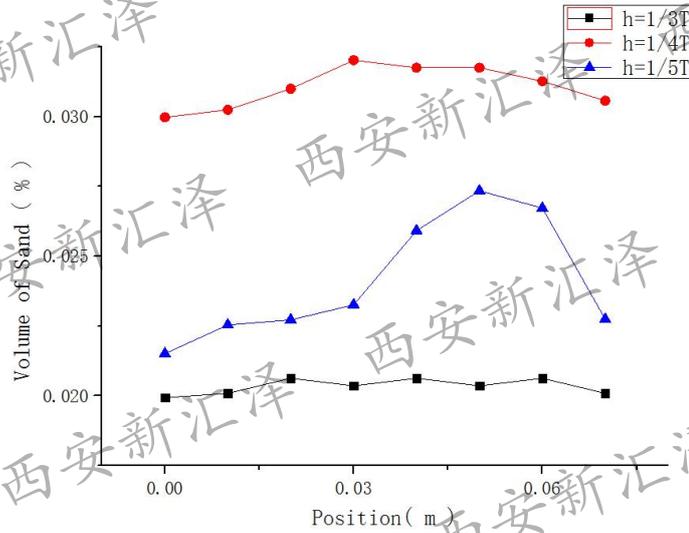


图 3.22 不同离底高度下截面监测点处的固相颗粒体积分布

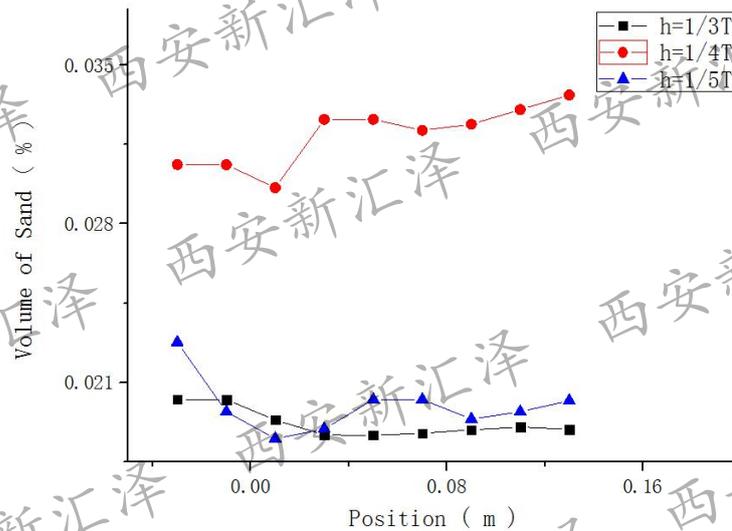


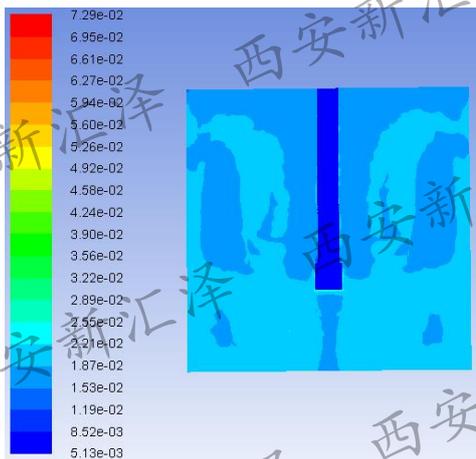
图 3.23 不同离底高度下轴向监测点处的固相颗粒体积分布

### 3.4 挡板对固液搅拌均匀性的影响研究

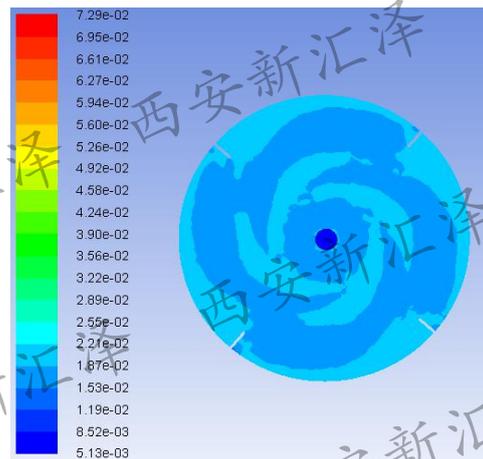
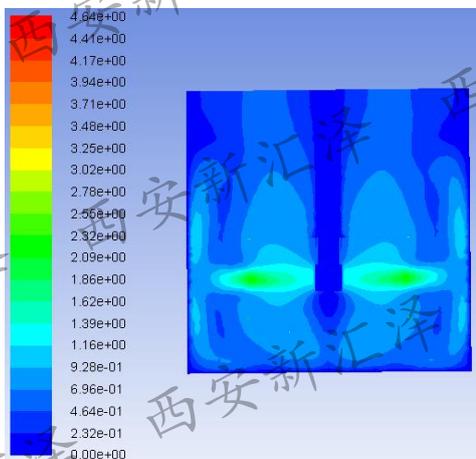
在研究速度和搅拌桨离底高度对搅拌桨影响因素的时候，可以发现在固相颗粒体积分数云图中，搅拌桨顶部靠近中心位置处的固相颗粒体积分数比较低，随着转速和搅拌桨离底高度的变化，这部分区域的体积分数虽有一定改善，但相对于搅拌容器内部整体的情况来说还是处于一个较低水准。搅拌器采用中心布置时，搅拌器位于容器中间位置，混合液流型稳定，但容易产生中心漩涡。与此同时，中心布置情况下，搅拌容器顶部的中心位置容易形成漩涡，漩涡的产生会使此区域内出现固相或液相含量较少的情况，影

响搅拌的均匀性。中心漩涡的产生主要是切向流引起的，切向流产生的剪切力带动液体围绕搅拌器中心旋转，从而在搅拌轴顶部产生一部分“中空区”。为了避免中心旋涡的影响，常在搅拌容器内壁布置挡板，破坏切向流的切向力作用。

为了获得更好的搅拌效果，在搅拌容器内设置四个挡板，每个挡板间隔 90 度。参照化工中的搅拌釜内挡板的尺寸：宽度约为容器内直径的  $1/12 \sim 1/10$ ，距离液面 100mm-150mm，为避免颗粒沉降，挡板底部要低于搅拌器，具体尺寸为：宽度为容器内径  $1/10$ ，距离液面高度 100mm，挡板高度 80mm，其它尺寸不变，在离底高度  $h=1/4T$ ，搅拌速度  $v=550r/min$  下进行仿真。如图 3.24 所示，沿轴向搅拌器下部的固相颗粒分布相对均匀，在搅拌器的上部的近壁面区域和近搅拌轴区域固相颗粒的体积分数相对较低。在  $z=0.07$  截面上（包含挡板），如图 3.24（b）所示，两个挡板之间的区域固相颗粒分布并不均匀。



(a) 轴向固相颗粒体积分数云图

(b)  $z=0.07$  截面固相颗粒体积分数云图

(c) 轴向固相颗粒速度云图

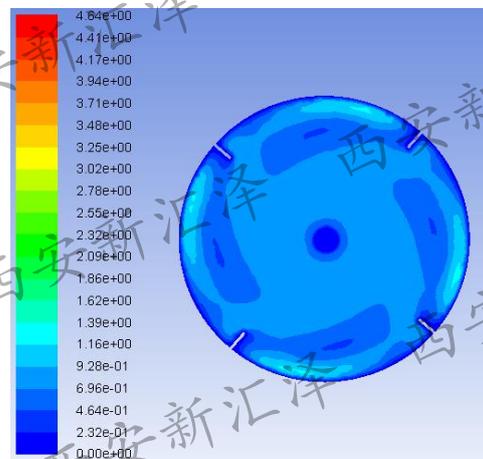
(d)  $z=0.07$  截面固相颗粒速度云图

图 3.24 加装挡板搅拌效果云图

在图3.24 (c)中,近壁面处的颗粒速度比附近区域要大,主要是挡板的存在使流体流经挡板时产生折返,折返的流体加大了固体与液体的混合,混合效果较好。但从图3.24 (d)看出,挡板的侧面与搅拌容器所夹区域的速度相对较低,原因是源源不断的混合流冲击着所夹区域,进来的流体和折返的流体产生冲击,速度产生抵消,导致这部分的固液混合并不均匀。

综合来看,加装挡板后,搅拌容器顶部的中心部分固相颗粒体积分数与周围相差不大,挡板对中心旋涡的产生确实有一定抑制作用,但是对于固液混合的均匀性并没有明显改善,而且在轴向和截面上,固相颗粒体积分数两侧均匀性较好,中间部分一般。因此,加装挡板对搅拌均匀性并没有明显效果。

### 3.5 本章小结

本章中,主要进行了固液搅拌均匀性影响因素的探究,主要探究的因素有搅拌器类型,搅拌转速大小,搅拌器离底高度以及是否加装挡板。

对于搅拌器类型,对比分析了几种搅拌器类型及其使用范围,最终选择四直叶涡轮搅拌器作为研究对象;对于搅拌转速,在350 r/min-800 r/min 范围内设置速度梯度并分别进行仿真,得出550r/min时搅拌效果最好;对于搅拌器离底高度,建立离底高度模型: $h=1/3T$ ,  $h=1/4T$ ,  $h=1/5T$ , 分别仿真得出离底高度 $h=1/4T$ 时搅拌效果更好;对于是否需要安装挡板,分别创建模型并进行仿真,发现安装挡板后对搅拌均匀性影响不大。

最终得出四直叶涡轮搅拌器下的最优搅拌参数为:搅拌转速550r/min,离底高度 $h=1/4T$ ,不安装挡板。