

水力旋流器分离性能的数值模拟

刘 刚¹, 雒定明¹, 景雪伟², 刘 俊¹, 刘春发¹, 刘文广¹

(1 中国石油工程设计有限公司西南分公司, 四川 成都 610017

2 辽宁辽阳众诚化工石油工程建设安装有限公司, 辽宁 辽阳 111000)

摘 要: 通过计算机模拟实验的方法研究旋流器的结构参数和操作参数对旋流器分离总效率的影响, 与实验结果进行比较。数值模拟结果同实验结果在定性上的一致性, 表明可以利用 Fluen 软件来进行旋流器的数值模拟, 为旋流器结构参数和操作参数的优化提供更多信息。

关键词: 数值模拟; 水力旋流器, 混合模型; 多相流; 分离

文章编号: 1006-5539(2007)04-0045-04 **文献标识码:** A

0 引言

水力旋流器最早在 1891 年就取得了专利, 是一种分离非均匀相混合物的分级分离设备, 由于结构简单、设备紧凑、占地面积小和设备成本低等优点而受到日益广泛的关注。它可用于完成液体的澄清、料浆浓缩、固相颗粒洗涤、固相颗粒分级与分类、液相除气和除砂以及两种非互溶液体的分离等多种过程作业, 迄今已经在矿物加工、石油、化工、轻工、环保、医药、食品、纺织与染料、采矿、冶金、机械、建材以及煤炭等许多工业部门得到了广泛的应用。对水力旋流器的研究是从理论研究和工程应用研究开始的, 后者直至二战期间在美国原子能委员会和英国原子能管理局共同支持下才开始进行的, 主要是在关键操作性能以及在各种分离过程中的应用。在后续的研究中才比较多的考虑流体力学原理以及其分析方法, 并且随着现代测试技术和计算与模拟技术的飞速发展, 人们对旋流器的工作机理及分离过程有了越来越深刻的认识, 从而也大大的推动了旋流器结构型式的多样化和应用领域的不断拓展^[1]。

近年来, 随着计算机技术的飞速发展, 数值模拟已经成为人们科学研究的主要方法之一。数值模拟具有成本低、设计计算速度快周期短、资料完备、结果可视化和直观化以及具有模拟真实条件和理想条件的能力等特点。水力旋流器的结构参数和操作参

数对其分离性能有着很大的影响, 准确的结构设计和操作参数的设定可以有效提高旋流器的性能。但是最优化的结构尺寸和操作参数的获取需要人们对旋流器内部的流体流动机理有更深刻的理解, 并且完全依靠实验手段来研究是比较困难的, 需要消耗大量的人力财力。因此本文旨在通过计算机模拟实验的方法来研究旋流器的结构参数和操作参数对旋流器分离性能的影响, 并与实验结果进行比较。

1 水力旋流器介质特性、几何结构及模型网格划分

旋流器参数来自四川大学化工学院张娜 2001 年根据胜利油田含水量高、出砂严重的工况研制的小型油田固液分离用水力旋流器^[2]。其具体的几何结构和参数如图 1 和表 1 实验中所用的物料由油田提供的砂和水以一定的典型比例配制而成, 粒度分布见表 2。

表 1 水力旋流器的结构尺寸

结构参数	数 值
旋流器直径 D /mm	30
进料口直径 D_e /mm	10
溢流口直径 D_o /mm	4 5 6 7
底流口直径 D_u /mm	4
溢流管插入深度 L /mm	33 2 30 8 28 6 26 4
筒体柱段长度 H /mm	30
溢流管壁厚 W /mm	1
锥体角度 θ /(°)	7

收稿日期: 2006-09-18

作者简介: 刘 刚 (1979-), 男, 四川仁寿人, 助理工程师, 硕士, 毕业于四川大学化工学院, 主要从事石油化工压力容器设计工作。电话: (028)86014550

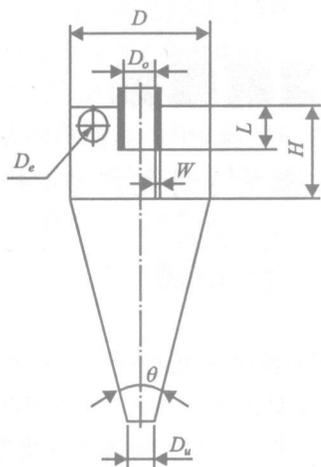


图 1 水力旋流器的结构

表 2 实验中水力旋流器进口物料的粒度分布

	累计 10%粒 径 / μm	累计 50%粒 径 / μm	累计 90%粒 径 / μm	累计 97%粒 径 / μm	平均粒 径 / μm
进口	5.61	31.65	56.28	62.13	31.64

在数值模拟过程中,我们采用 Rosin-Rammler 的分布方法来描述颗粒直径。假定在颗粒直径 d 与大于此直径的颗粒的质量分数 Y_d 之间存在指数关系:

$$Y_d = e^{-(d/\bar{d})^n} \quad (1)$$

进一步可以得出 n 的求解公式如下:

$$n = \frac{\ln(-\ln Y_d)}{\ln(d/\bar{d})} \quad (2)$$

图 2 为质量分数 Y_d 和颗粒直径 d 的变化图,则我们可以计算出 n 的均值为 $n=1.54$

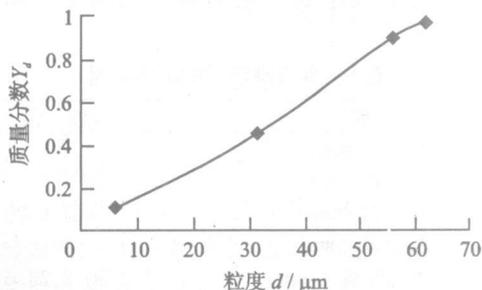


图 2 颗粒质量累计尺寸分布

在网格的选取中,六面体网格比其他的网格具有更好的防止扩散的能力^[3]。但是针对旋流器的特点,进口处和筒体柱段的相交面是非正交面,不能

采用六面体来对其进行网格划分。为了生成一套高质量的网格以便能充分的反映所求变量的梯度,我们必须将这个相交部分进行一定角度的分割,因此在进口部分采用一个正方体来进行切割,同时将正方体进行旋转,以便使得进口部分的非结构化的网格投影在内壁上。最后对进口部分采用四面体网格划分,对柱段和锥段采用六面体网格划分。具体的模型如图 3~4 所示。

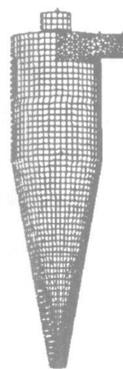


图 3 旋流器网格划分

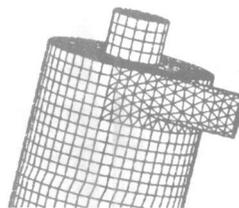


图 4 网格划分局部放大图

2 水力旋流器模型的数学分析

2.1 湍流模型的选择

FLUENT 提供的所有模型中,不是每个模型对所有问题都是通用的,选择模型时主要依靠以下几点:流体是否可压、建立特殊可行的问题、精度的要求、计算机的能力、时间的限制。水力旋流器内部的流体流动为强旋转和高强度的湍流运动,流动规律比较复杂。许多学者对旋流器进行了初步的数值模拟研究,并通过与试验测量数据比较的方法,证实了在 FLUENT 软件的使用中,选用 RSM 模型来模拟旋流器流场的可行性^[4]。

2.2 边界条件的处理

针对旋流器的分离原理和操作参数,在本次模拟实验中,具体边界条件的处理如下:

2.2.1 进口条件

在本次模拟中把入口设定为速度入口。流动的速度可以根据质量守恒得出, 如果旋流器入口流量是恒定值, 则入口速度的边界条件为:

$$V_i = \frac{4Q_i}{\pi D_i^2} \quad (3)$$

入口处的 K 和 ϵ 根据参考文献可以采用如下公式:

$$K_i = 0.01 V_i^2 \quad (4)$$

$$\epsilon_i = \frac{K_i^2}{0.4 D_i} \quad (5)$$

式中 Q_i ——进料口的体积流量;
 D_i ——进料口的内直径;
 V_i ——进料口的试验平均速度;

2.2.2 出口条件

我们认为旋流器的底流口和溢流口是充分发展的。考虑到实用性, 把底流口和溢流口设定为压力出口, 因此可以采用以下公式来进行估算:

$$Re = \frac{VD}{\nu} \quad (6)$$

$$I = 0.16 (Re)^{-\frac{1}{8}} \quad (7)$$

$$l = 0.07 L \quad (8)$$

式中 Re ——雷诺数;
 V ——底流和溢流口的试验平均速度;
 D ——底流口或溢流口的内直径;
 ν ——水的运动粘性系数;
 I ——湍流强度;
 l ——湍流长度标尺;
 L ——水力直径 (对于充分发展的管内流动取 $L = D$).

2.3 多相流模型的选择

在 FLUENT 中可用的通用多相流模型有三种: VOF 模型、混合模型和欧拉模型。混合模型通过求解混合相的动量、连续性和能量方程以及第二相的 volume fraction 方程、相对速度的代数方程来模拟有强烈耦合的各向同性多相流和各相以不同速度运动的多相流。典型的应用包括沉降 (sedimentation)、旋风分离器 (cyclone separators) 以及气相容积低的泡状流等等。在旋流器的实际工作中, 内部的流体运动是多相的, 当第二相的体积比超过 10% 时, 可把第二相当作连续相^[5]。本文对其多相流场的数

学分析采用混合模型。

3 结论

a 流场是反映旋流器内部液体和颗粒流动的最基本的手段。由图 5 可以看出: 径向速度方向是由旋流器中心指向器壁, 形成了所谓的外旋流; 在中心处出现由底流口指向溢流口的速度矢量分布, 形成了所谓的内旋流。这与许多学者所论证的旋流器的流场分布是一致的。



图 5 旋流器纵截面流体流动的速度矢量图

b 由图 6~13 可以看出, 数值模拟和实验结果之间存在着一定的差异, 造成这种差距的原因主要有: 旋流器内部流场分布的不稳定性; 由于模拟中采用的是入口颗粒的体积率, 实验中采用的是颗粒的质量浓度, 并且实验中的颗粒粒径是不规则分布的, 而模拟中采用的是相同的颗粒粒径, 这就是实验和模拟之间的差异; 数值模拟本身存在一定的误差; 实验中测试手段也存在一定的误差等。如果排除实验和模拟的误差, 那么实验实际测得的数据和模拟所得数据之间的差异就不是很大, 也就是我们可以应用数值模拟的方法来进行旋流器结构参数和操作参数的优化以及开发新型结构的旋流器。

c 通过模拟和实验的结果可以看出, 旋流器的

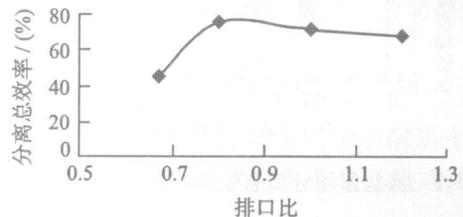


图 6 模拟所得分离总效率与排口比的关系图

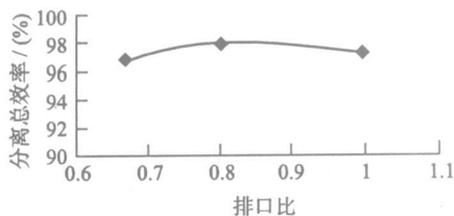


图7 实验所得分离总效率与排口比的关系图

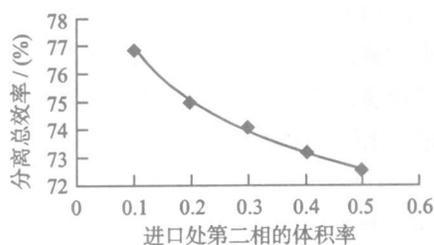


图12 模拟所得分离总效率与第二相体积率的关系图

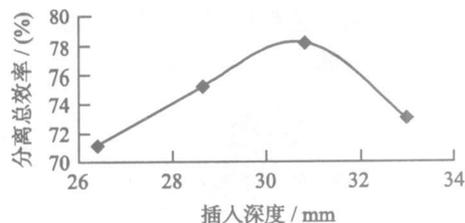


图8 模拟所得分离总效率与插入深度的关系图

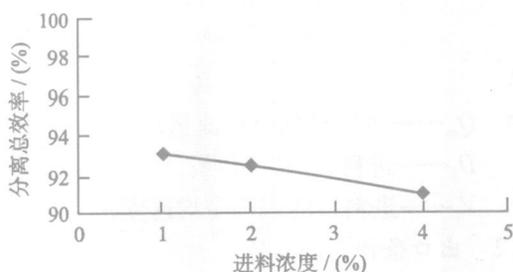


图13 实验所得分离总效率与进料浓度的关系图

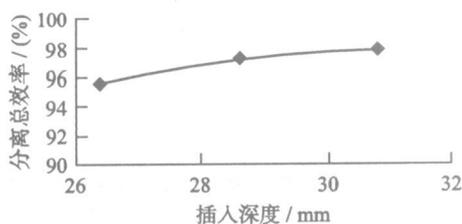


图9 实验所得分离总效率与插入深度的关系图

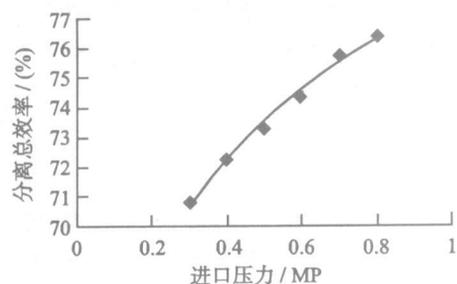


图10 模拟所得分离总效率与进口压力的关系图

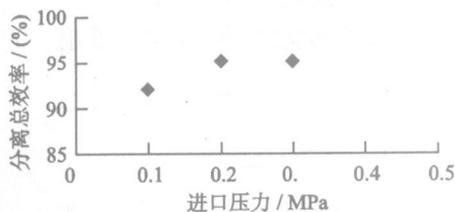


图11 实验所得分离总效率与进口压力的关系图

结构参数和操作参数对旋流器的分离性能的影响是很大的。

(a)存在一个最佳的排口比使得旋流器的分离性能最佳;

(b)随着溢流管插入深度的增加,分离性能也随着增大。但是当插入深度过大时,会导致分离效率的降低,所以其插入深度一般在进料口与柱锥连接面之间调节;

(c)进口压力的增加会使分离效率增大;

(d)进口第二相的体积率增加会使分离性能增大,但是如果第二相的体积率增加过大反而会使分离性能降低。因此,要实现较细颗粒的分离,只有在较低浓度进料和较高压力的条件下才能达到较好的分离效果。

参考文献:

- [1] 褚良银,陈文梅. 旋转流分离理论[M]. 北京:冶金工业出版社, 2002: 1-2.
- [2] 张娜. 油田固液分离水力旋流器的实验研究[D]. 成都:四川大学, 2002.
- [3] Slack M D, Porte S, Del Engelman M. Designing Automated Computational Fluid Dynamics Modeling Tools for Hydrocyclo Design[J]. Minerals Engineering 2004 (17): 705-711.
- [4] 刘峰,钱爱君. 重介质旋流器流场的计算模拟[J]. 选煤技术, 2004, 10(5): 12-15.
- [5] 哈蒂冈 T D. 圆柱水力旋流器的数学模型[J]. 国外金属矿选矿, 2000 (1): 36-40.