

文章编号: 1674-2869(2021)02-0207-05

# 旋流器固-液分离的数值模拟

喻九阳, 孟观林, 彭康, 汪威\*, 张思奥, 林伟, 徐建民, 王家全  
武汉工程大学湖北省绿色化工装备工程技术中心, 湖北 武汉 430205

**摘要:** 为研究旋流器固-液分离性能, 采用欧拉模型与离散相模型相结合的方法, 对旋流器内部流场特征和分离效率进行数值计算。结果表明: 砂粒粒径大于  $10\text{ }\mu\text{m}$  时主要分布在外旋流场; 入口流量为  $9\text{ m}^3/\text{h}$  时, 旋流器的分离效率最大; 砂粒粒径  $>30\text{ }\mu\text{m}$  时, 旋流器分离效率趋近于  $100\%$ , 粒径为  $40\text{ }\mu\text{m}$  时分离效率达到最大为  $97.5\%$ ; 砂粒浓度由  $1\text{ g}/\text{m}^3$  增至  $8\text{ g}/\text{m}^3$  时, 粒径为  $10\text{ }\mu\text{m}$  的砂粒分离效率增加了  $9.7\%$ , 砂粒浓度为  $10\text{ g}/\text{m}^3$  时, 旋流器分离效率下降。通过数值计算得到了旋流器的最优工况。

**关键词:** 旋流器; 固-液分离; 数值计算

中图分类号: TQ027.1

文献标志码: A

DOI: 10.19843/j.cnki.CN42-1779/TQ.202011014

## Numerical Simulation of Solid-Liquid Separation in Hydrocyclones

YU Jiuyang, MENG Guanlin, PENG Kang, WANG Wei\*, ZHANG Si'ao, LIN Wei,  
XU Jianming, WANG Jiaquan

Hubei Green Chemical Equipment Engineering Research Center, Wuhan Insititute of Technology, Wuhan 430205, China

**Abstract:** To study the solid-liquid separation performance of the cyclone, the Euler model and the discrete phase model were combined to numerically calculate the characteristics of the internal flow field and the separation efficiency of cyclone. The results show that when the sand particle size is larger than  $10\text{ }\mu\text{m}$ , the sand particles mainly distribute in the external swirling flow field; when the inlet flow rate is  $9\text{ m}^3/\text{h}$ , the cyclone reaches the highest separation efficiency; when the sand particle size is greater than  $30\text{ }\mu\text{m}$ , the cyclone separation efficiency is close to  $100\%$ , the separation efficiency reaches a maximum value of  $97.5\%$  when the particle size is  $40\text{ }\mu\text{m}$ ; when the sand concentration increases from  $1\text{ g}/\text{m}^3$  to  $8\text{ g}/\text{m}^3$ , the separation efficiency of sand particle size of  $10\text{ }\mu\text{m}$  increases by  $9.7\%$ , and the separation efficiency of the cyclone drops at sand concentration of  $10\text{ g}/\text{m}^3$ . The optimal working condition of the cyclone is obtained through the numerical calculation.

**Keywords:** hydrocyclone; solid-liquids separation; numerical calculations

水力旋流器因分离高效、操作简单和价格低廉等优势, 而被石油、环保、污水处理等领域所青睐<sup>[1-2]</sup>。水力旋流器虽然结构简单, 但其结构尺寸、入口流量、砂粒浓度改变会对分离效率有很大影响<sup>[3-4]</sup>, 这些因素影响水力旋流器内的湍流和砂粒之间的相互作用, 进而严重影响设备的工作效率。水力旋流器在不同工况下能耗和分离效率不

同, 导致旋流器在面对复杂工况时, 难以高效运行, 因此设计和制造高效率旋流器对降低工业成本具有重要意义。许多学者对旋流器影响因素进行了大量研究, 黄帅彪<sup>[5]</sup>对水力旋流器分离性能进行了实验研究, 结果表明, 旋流器结构对固-液分离效能有很大影响。陈柯杰等<sup>[6]</sup>采用 EDEM-FLUENT 耦合数值仿真分析方法, 提出了颗粒入

收稿日期: 2020-11-06

基金项目: 武汉工程大学科学研究基金(19QD11)

作者简介: 喻九阳, 硕士, 教授。E-mail: yjy@wit.edu.cn

\*通讯作者: 汪威, 博士, 副教授。E-mail: wangwwit@163.com

引文格式: 喻九阳, 孟观林, 彭康, 等. 旋流器固-液分离的数值模拟[J]. 武汉工程大学学报, 2021, 43(2): 207-211.

口位置分离效率的新概念,利用这一概念确定水力旋流器的总分离效率。王建等<sup>[7]</sup>通过等比例缩小旋流器模型,试验研究了不同操作工况与分离效率的关系。吴允苗等<sup>[8]</sup>研究表明了倒锥结构具有促进分离效果的作用。崔之健<sup>[9]</sup>采用 Mixture 多相流模型对三相旋流器进行耦合分析,确定了结构优化后旋流器的最佳进口流量区间。刘华冰等<sup>[10]</sup>利用 CFD 软件对固-液微型旋流器进行研究,得到了内部压力场和砂粒分布等规律。以上学者并未对工业级旋流器进行细致研究,且实验方法耗费大量人力物力,需要很多配套设施,而数值模拟相对容易进行,操作方便。本文采用数值计算方法对固-液旋流器进行研究,得到了旋流器的最优工况,为工业上应用水力旋流器提供了数据支撑。

## 1 模型及方法

### 1.1 几何模型及网格划分

根据里特马关系式<sup>[11]</sup>,由式(1)确定旋流器的圆柱段直径。

$$D = \sqrt{\frac{Q}{23.3K \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho_i}}}} \quad (1)$$

式中, $D$ 为旋流器圆柱段直径,m; $Q$ 为入口流量(进料量),L/s; $\Delta P$ 为压强降,Pa; $\rho_i$ 为悬浮液的密度,kg/m<sup>3</sup>;系数 $K$ 。

取  $\Delta P=0.340$  MPa,  $\rho_{\text{砂}}=3\ 000$  kg/m<sup>3</sup>,  $\rho_{\text{水}}=998$  kg/m<sup>3</sup>,  $K=1.3$ , 入口流量  $Q=10$  m<sup>3</sup>/h=2.78 L/s。假设悬浮液浓度为泥砂浓度 10%,则悬浮液密度  $\rho_i=0.9 \times 998 + 0.1 \times 3\ 000=1\ 198.2$  kg/m<sup>3</sup>, 由式(1)可得  $D=74$  mm,取标准圆筒直径  $D=75$  mm。根据 JB/T 9035-2015《水力旋流器》标准<sup>[12]</sup>,确定旋流器各结构尺寸:当量直径  $d_e=0.25D=18.75$  mm,圆整取  $d_e=19$  mm,即当量面积  $A=3.14(d_e)^2/4=283.4$  mm<sup>2</sup>;标准矩形入口尺寸为  $a=2b$ ,则  $a=24$  mm,  $b=12$  mm;  $d_1=0.3D=22.5$  mm,圆整取  $d_1=22$  mm;  $d_2=0.1D=7.5$  mm,圆整取  $d_2=8$  mm;  $h_1=1.4D=105$  mm;  $h_2=0.3D=24$  mm;厚度  $S_1=5$  mm;取  $\theta=15^\circ$ 。

选用的旋流器为单切向入口,旋流器主体由进料口、溢流口、底流口、圆柱段和锥段组成。固-液混合液从旋流器的进料口进入旋流器内;由于颗粒在旋流器中受径向离心力不同,细小颗粒主要在旋流器内轴线附近做回转运动,并由溢流口流出形成溢流;较大颗粒则在旋流器靠近器壁处做旋转运动,从底流口流出形成底流;固-液分离

主要发生圆柱段和锥段。为了对旋流器内部流场进行分析,选取  $Y_1$ - $Y_6$  6个截面为旋流器的研究界面,如图 1(a)所示。根据旋流器的结构特点,本文用六面体结构网格划分,如图 1(b)所示。

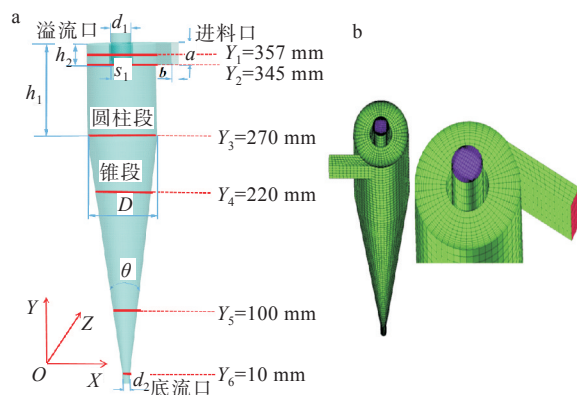


图1 旋流器几何模型示意图:(a)截面选取,(b)网格划分

Fig. 1 Schematic diagrams of geometric model of cyclone:

(a) corss section, (b) mesh generation

### 1.2 数值计算模型

固-液旋流器分离数值模拟时,采用 Standard  $k-\varepsilon$ 、Realizable  $k-\varepsilon$  及雷诺应力模型(reynolds stress mode, RSM)等<sup>[13-16]</sup>。Rudolf 等<sup>[17-18]</sup>使用各种湍流模型对水力旋流器进行数值分析,结果表明 RSM 湍流模型能较好地预测各向异性,同时也证明了 RSM 湍流模型是与实验最相近的模型。隋元伟等<sup>[19]</sup>对比旋流器模拟中的不同模型进行分析,结果显示了雷诺应力模型更加适合水力旋流器固-液分离模拟。因此,本文选用 RSM 模型为湍流计算模型。固-液分离过程,入口混合液固相的体积分数较低(10%~12%)。故采用流体体积(volume of fluid, VOF)模型和离散相模型(discrete phase mode, DPM)来模拟旋流器的复杂流场以及砂粒的运动轨迹,并得出速度分布以及压力分布规律,探究最佳工况。

### 1.3 边界条件设置

液相边界设置:入口为速度入口,其初始速度大小为 10 m/s,底流口与溢流口均为压力出口。选取壁面滑移系数为 0.5,旋流器壁面采用静止无滑移边界条件。模拟固-液分离时,固相砂粒粒径分别为 5、10、15、20、30、40  $\mu\text{m}$  和 50  $\mu\text{m}$ ,其入口速度与液相相同。

砂粒边界设置:采用 DPM 砂粒模型,固-液旋流器入料管为砂粒进口,溢流口设置为 escape(逃逸),底流口设置为 trap(捕捉),旋流器内壁为完全反射。

### 1.4 网格无关性验证

为确保模拟计算结果的准确,需要进行网格

无关性验证。如图2所示,其中图2(a)为总压数值图,图2(b)为切向速度分布数值图。从图2中可以看出,当模型网格数量达到 $5\times 10^5$ 时,总压变化小,切向速度随网格数的加大变化较小,进一步增加网格未对计算结果造成影响,综合网格数量对混合液总压和切向速度的影响,选取网格单元数为 $5\times 10^5$ 的模型进行计算。

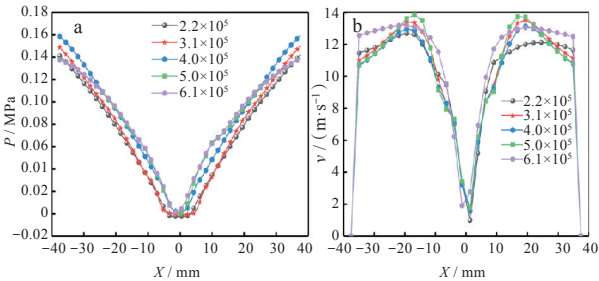


图2 网格无关性验证: (a)总压,(b)切向速度分布  
Fig. 2 Grid independence validation: (a) total pressure, (b) distribution of tangential velocity

## 2 结果与分析

### 2.1 流场压力分析

旋流器内部流场压力和压力降对旋流器分离效率及能耗具有重要影响。旋流器属于轴对称结构,图3为 $X=0$ 时轴线截面的压力云图,研究不同入口流量为 $5\sim 10\text{ m}^3/\text{h}$ 时压力变化关系。

从图3中可以观察到, $X=0$ 截面上不同流量下压强呈对称分布,旋流器内同等半径处压强基本相等。随着入口流量的不断增大,流场内各点压力值也不断增大。在半径方向上,越靠近轴芯时压强越小,伴随着负压产生。

### 2.2 砂粒运动轨迹

在运用VOF模型模拟水相流场且收敛的条件下,加入DPM模型模拟出不同砂粒直径的运动轨迹。设置入口流量为 $10\text{ m/s}$ ,取6种不同粒径砂粒进行运动轨迹图模拟。如图4所示,当砂粒粒径分

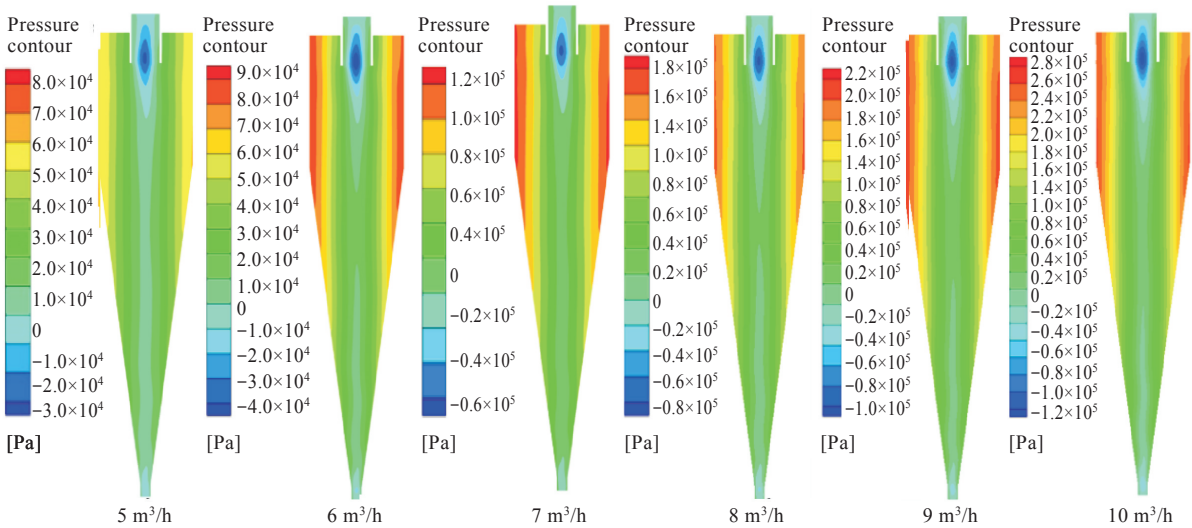


图3  $X=0$ 截面处压力云图  
Fig. 3 Pressure nephograms at  $X=0$  section

别为 $5\text{ }\mu\text{m}$ 、 $10\text{ }\mu\text{m}$ 、 $20\text{ }\mu\text{m}$ 、 $30\text{ }\mu\text{m}$ 、 $40\text{ }\mu\text{m}$ 、 $50\text{ }\mu\text{m}$ 时,旋流器内部砂粒运动轨迹。从图4中可知,砂粒沿旋流器壁面向下旋流运动,从底流口分离出来,砂粒粒径( $5\sim 10\text{ }\mu\text{m}$ )离心力较小,容易受到内旋流影响使砂粒没有沿着壁面运动,在向下运动的过程中容易受到向上内旋流干扰从顶部溢流口流出。而当砂粒粒径由 $20\text{ }\mu\text{m}$ 增加到 $50\text{ }\mu\text{m}$ 时,砂粒所受到的离心力逐渐增大,运动轨迹越靠近壁面,从而导致底流口更容易捕获大直径砂粒。因此,随着砂粒粒径增大, $5\sim 10\text{ }\mu\text{m}$ 的分离效率降低,而大于砂粒 $10\text{ }\mu\text{m}$ 分离效率升高的。

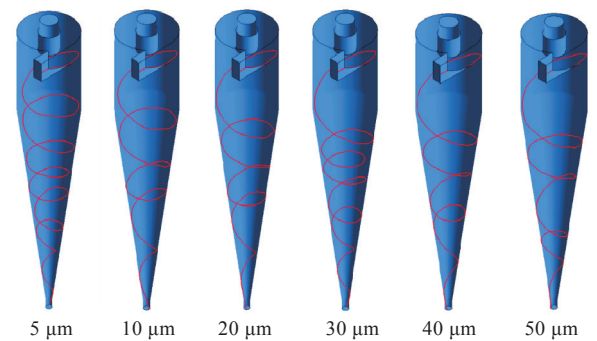


图4 砂粒运动轨迹图  
Fig. 4 Sand trajectory diagrams

### 2.3 旋流器的分离效率

固-液旋流器的性能主要取决于分离效率。



不同结构和操作工况下旋流器分离效率变化很大,而操作参数是分离效率最主要的影响因素。本文研究了不同操作参数下分离效率的规律。

图5(a)是入口流量与旋流器的分离效率图。由图5(a)可知,当入口流量设为5、6、7、8、9、10 m<sup>3</sup>/h时,随着砂粒入口流量的增大,旋流器分离效率先升高后降低。因为在入口流量较小时,旋流场尚未形成,进入的砂粒很容易直接从顶部的溢流口直接流出,从而降低旋流器的分离效率。当砂粒的直径一定时,流量增大导致旋流器内离心力的增大,使得砂粒分布在旋流器内表面,从而降低了内旋流和外旋流中间部分砂粒分布数量,使更多的砂粒向下运动在底流管被捕获,从而提高了旋流器的分离效率。当入口流量继续增大会使内流场湍流强度加大,导致旋流器内部开始出现循环流和短路流,使砂粒从旋流器入口进入后,直接从溢流口逃出,从而降低了旋流器的分离效率。

图5(b)是入口流量为10 m<sup>3</sup>/h时旋流器中砂粒分离的迁移效率图,也就是不同砂粒粒径的分离效率。由图5(b)可知,当砂粒粒径为30~50 μm时,旋流器分离效率接近100%。这是因为粒径为30~50 μm砂粒分散在旋流器壁面附近,不易受到

内旋流干扰。砂粒在重力和离心力作用下沿壁面向下运动从底流口流出,而粒径小的砂粒由于受到的离心力较小,不全分布在旋流器内壁处,容易处于外旋流和内旋流的中间区域,在向下运动的过程中容易受到内旋流的影响从上方溢流管逃出,从而降低旋流器的分离效率。

图5(c)是不同砂粒浓度对旋流器分离效率的影响。由图5(c)可以看出,随着砂粒浓度的增大,在砂粒浓度从1 g/m<sup>3</sup>增大到8 g/m<sup>3</sup>时,旋流器对不同粒径的砂粒的分离效率均增大。当砂粒浓度达到10 g/m<sup>3</sup>时,砂粒的分离效率开始下降。当浓度增大时,小砂粒分离效率增大的幅度要比大砂粒增大的幅度大,即浓度越大,小砂粒分离效率增加得越多,大砂粒分离效率增大相对较小,浓度超过一定值反而会有所下降。并且,随着砂粒浓度的增大,小砂粒分离效率增大,大砂粒分离效率增速缓慢。当砂粒浓度到达一定值时,旋流器对不同砂粒直径的分离效率会趋于一个稳定值,大砂粒在浓度较低时就趋于稳定,小砂粒则要在浓度较高时才趋于稳定。所以,混合液中砂粒浓度的增加,旋流器对小砂粒分离效率增大的幅度要比大砂粒增大的幅度要大。

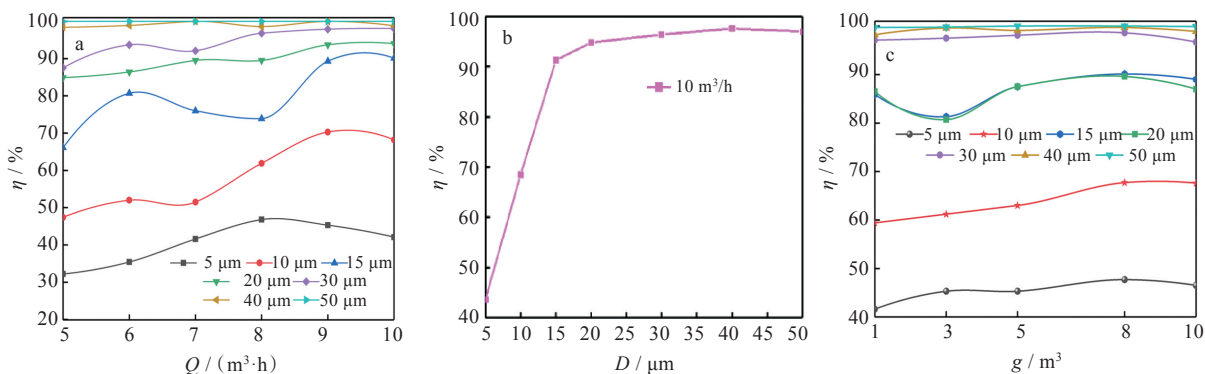


图5 影响旋流器分离效率的因素:(a)入口流量,(b)砂粒直径,(c)砂粒浓度

Fig. 5 Factors affecting separation efficiency of cyclone : (a) inlet flow, (b) sand particle size, (c) sand concentration

### 3 结论

本文针对工业级水力旋流器,借用数值模拟技术对旋流器内压力场和砂粒运动轨迹进行研究,同时对旋流器的分离效率进行分析,可得到以下结论:

1)通过数值模拟研究了复杂旋流场中的压力分布及砂粒在流场中运动轨迹。在不同流量下压强呈对称分布;当入口流量从5 m<sup>3</sup>/h升高为10 m<sup>3</sup>/h时,从轴心到旋流器内壁压强逐渐升高,压力数值不断增大,但旋流器同等半径处的压力保持不变。

在流场稳定的条件下,利用DPM模型模拟砂粒在流场中的运动轨迹,发现粒径大于10 μm的砂粒运动轨迹越靠近旋流器壁面,砂粒粒径为5~10 μm容易随内旋流从溢流口逃出。随着砂粒粒径的增大,旋流器的分离效率逐渐增大,砂粒粒径30~50 μm时,旋流器的分离效率趋近100%。且在砂粒粒径为40 μm时,旋流器的分离效率达到最大,其分离效率为97.5%。

2)入口流量为5~9 m<sup>3</sup>/h时,旋流器分离效率与入口流量呈正相关。当入口流量由5 m<sup>3</sup>/h增加到9 m<sup>3</sup>/h时,砂粒粒径为5~25 μm的分离效率提

高 21.5%,砂粒粒径为 30  $\mu\text{m}$  分离效率提高至 97.3%,砂粒粒径大于 30  $\mu\text{m}$  的分离效率趋于 100%。分离效率达峰值时流量为 9  $\text{m}^3/\text{h}$ 。随着流量的继续增大,分离效率开始减小。当流量为 10  $\text{m}^3/\text{h}$  时,5~10  $\mu\text{m}$  砂粒分离效能降低 5.5%,大于 10  $\mu\text{m}$  砂粒分离效率趋于稳定。

3)砂粒浓度越大,旋流器分离效率越高。小砂粒分离效率达到稳定所需砂粒浓度要比大砂粒砂粒浓度高。当砂粒浓度从 1  $\text{g}/\text{m}^3$  升高至 8  $\text{g}/\text{m}^3$  时,砂粒粒径为 5  $\mu\text{m}$ 、10  $\mu\text{m}$  和大于 10  $\mu\text{m}$ ,分离效率的增幅分别为 8.6%、9.7% 和 5%。当砂粒浓度继续增加至 10  $\text{g}/\text{m}^3$ ,砂粒粒径为 5、15、20  $\mu\text{m}$  和 30  $\mu\text{m}$ ,砂粒分离效率分别降低 1.5%、2.3%、4.7% 和 3.4%。

参考文献

[1] 肖学.水力旋流器应用的现状及发展趋势[J].化工设备与管道,2018,55(3):37-41.

[2] 孙吉鹏,任嶂,王丽娟,等.水力旋流器在矿山及相关行业中的发展及应用[J].化工矿物与加工,2019,48(7):44-46.

[3] DEMIR S, KARADENIZ A, AKSEL M. Effects of cylindrical and conical heights on pressure and velocity fields in cyclones[J]. Powder Technology, 2016,295:209-217.

[4] DELGADILLO J A, RAJAMANI R K. Exploration of hydrocyclone designs using computational fluid dynamics [J]. International Journal of Mineral Processing, 2007, 84(1/2/3/4):252-261.

[5] 黄帅彪.小直径水力旋流器固-液分离性能的实验研究[D].青岛:青岛科技大学,2019.

[6] 陈柯杰,马廷霞,董辉,等.颗粒入口位置与粒径对旋流器分离效率的影响[J].化学工程,2019,47(11):50-55.

[7] 王建,王丽娟,王伟,等.旋流过滤器除砂效果实验模

拟研究[J].内蒙古石油化工,2019,45(5):121-124.

[8] 吴允苗,李丽娅.气液固三相旋流分离器内锥结构的数值模拟研究[J].江西化工,2019(2):101-103.

[9] 崔之健.三相旋流分离器气液固耦合数值模拟研究[J].江西化工,2019(2):122-127.

[10] 刘华冰,郑拥军,任思远,等.固-液微型水力旋流器的实验研究与数值模拟[J].精细与专用化学品,2019,27(2):14-20.

[11] 刘凡清,范德顺,黄钟.固液分离与工业水处理[M].北京:中国石化出版社,2001.

[12] 刘晓敏,檀润华,蒋明,等.水力旋流器结构形式及参数关系研究[J].机械设计,2005(2):26-29.

[13] SWAIN S, MOHANTY S. A 3-dimensional eulerian-eulerian CFD simulation of a hydrocyclone [J]. Applied Mathematical Modelling, 2013, 37(5):2921-2932.

[14] 艾贤明,华卫星,张起欣,等.基于RSM模型的油水旋流器单相流场特性模拟研究[J].石油矿场机械,2020,49(2):27-31.

[15] JIRAWAT J, KUNAKORN P, BENJAPON C. Effect of cyclone vortex finder and inlet angle on solid separation using CFD simulation[J]. Energy Procedia, 2017, 138:1116-1121.

[16] 吕秀丽.水力旋流器湍流场特性分析研究[J].煤炭技术,2020,39(12):144-147.

[17] RUDOLF P. Simulation of multiphase flow in hydrocyclone [J]. European Physical Journal Conferences, 2013,45:1-8.

[18] HARARAH M A, ENDRES E, DUECK J, et al. Flow conditions in the air core of the hydrocyclone [J]. Minerals Engineering, 2010, 23(4):295-300.

[19] 隋元伟,董强,宁朋歌.水力旋流器数值模拟参数的基础研究[J].合肥学院学报(自然科学版),2019,36(2):51-55,62.

本文编辑:陈小平