

研究论文

DOI: 10.11949/j.issn.0438-1157.20161478

水力旋流器溢流管结构对微细颗粒分离的影响

刘鸿雁¹, 王亚^{1,2}, 韩天龙^{1,2}, 黄青山^{2,3}

(¹河北工业大学化工学院, 天津 300130; ²中国科学院青岛生物能源与过程研究所, 山东 青岛 266101; ³中国科学院过程工程研究所, 中国科学院绿色过程与工程重点实验室, 北京 100190)

摘要: 针对直径为 50 mm 的小直径水力旋流器, 考察了溢流管插入深度和壁厚以及进口流量对微细物料分离效率的影响, 并利用正交分析法得到了溢流管最优的插入深度、壁厚及最适的进口流量。此外, 考察了两种套筒式溢流管对水力旋流器分离性能的影响。最后, 在最优溢流管结构的基础上, 探讨了分流比对分离效率的影响。结果表明: 水力旋流器的直筒段具有一定的分离作用; 对于微细物料的分离, 溢流管采用薄壁且插入深度与水力旋流器直筒段长度相当的设计, 有利于提高微细颗粒的分离效率。针对水力旋流器溢流管插入深度与其直径的最佳比例, 小直径水力旋流器的比大直径水力旋流器的大, 表明它们的分离行为存在着较大的差异。

关键词: 分离; 粒度分布; 流动; 水力旋流器; 溢流管; 分离效率; 粒级分离效率

中图分类号: TQ 028.54

文献标志码: A

文章编号: 0438—1157 (2017) 05—1921—11

Influence of vortex finder configurations on separation of fine particles

LIU Hongyan¹, WANG Ya^{1,2}, HAN Tianlong^{1,2}, HUANG Qingshan^{2,3}

(¹School of Chemical Engineering, Hebei University of Technology, Tianjin 300130, China; ²Qingdao Institute of Bioenergy and Bioprocess Technology, Chinese Academy of Sciences, Qingdao 266101, Shandong, China; ³Key Laboratory of Green Process and Engineering, Institute of Process Engineering, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100190, China)

Abstract: The separation efficiencies were compared under different vortex finder lengths, thickness and flow rates in a small hydrocyclone with the diameter of 50 mm, and the optimal insertion depth, wall thickness of the vortex finder and flow rate were obtained by using the method of orthogonal design. In addition, the influence of vortex finders with tube-in-tube structure in the hydrocyclone on the separation efficiency was investigated. Finally, the relationship between the split ratio and separation efficiency was analyzed on the basis of the optimal structure for the vortex finder. The experimental results show that the cylindrical part of the hydrocyclone plays an important preliminary separation role. For the separation of fine particles, a thin vortex finder which is extended to the junction between the cylindrical and the conical parts is beneficial to the separation efficiency. The results show that the optimum proportion of the vortex finder insertion depth to the hydrocyclone diameter in the small hydrocyclone is bigger than those in the big ones, and it is indicated that there is a remarkable difference of separation between them.

Key words: separation; particle size distribution; flow; hydrocyclone; vortex finder; separation efficiency; grade separation efficiency

2016-10-19 收到初稿, 2017-02-13 收到修改稿。

联系人: 黄青山。第一作者: 刘鸿雁 (1971—), 女, 副教授。

基金项目: 国家重点研发计划项目(2016YFB0301701); 国家自然科学基金项目(91434114, 21376254); 中国科学院科研装备研制项目(YZ201641)。

Received date: 2016-10-19.

Corresponding author: HUANG Qingshan, qshuang@ipe.ac.cn

Foundation item: supported by the National Key Research and Development Program of China (2016YFB0301701), the National Natural Science Foundation of China (91434114, 21376254) and the Instrument Developing Project of the Chinese Academy of Sciences (YZ201641).

引 言

水力旋流器是利用离心沉降原理将不同密度的两相或多相混合物进行有效分级与分离的设备。因其具有结构简单、操作方便、处理量大、成本低、无运动部件、便于维修等优点,被广泛应用于石油化工、非金属矿业、农业、环保等众多领域^[1-5]。在液-固分离方面,随着高性能旋流器的出现,其用途也在不断扩大。主要应用于微细物料的分级、浓缩、脱水、脱泥、除砂、洗涤等,例如海上采油过程中超细油砂的去除、钻井泥浆的分离处理、焦化塔进给液的浓缩处理等^[6]。根据水力旋流器处理量的大小,一般把直径小于或等于 50 mm 的旋流器称为小直径水力旋流器^[7],大于 50 mm 的旋流器称为大直径水力旋流器。

分割直径 d_{50} 是水力旋流器一个重要的分离性能指标,对于固-液分离来说, d_{50} 越小,水力旋流器分离性能越强^[8]。Wang 等^[9]认为现阶段在工程上旋流器的分割直径最小可达 3 μm ,再小的颗粒很难被分离。一般水力旋流器的处理量随其直径的减小而大幅降低^[10]。虽然小直径水力旋流器分割直径小、分离精度高,但考虑到设备投资及操作费用等问题,单个水力旋流器处理量在 $1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 以上才有较高的工业实用价值。

水力旋流器内部流场的结构相当复杂,短路流作为旋流器内部一种复杂的流体力学行为,分为顶盖下短路流和侧壁短路流^[11]。虽然侧壁短路流也影响水力旋流器的分离性能,但侧壁边界层中存在着径向脉动,使被短路的物料有机会返回分离区,从而削弱了它的影响^[11]。因此,顶盖下短路的流体是引起水力旋流器“溢流跑粗”以及分离产品中粗细颗粒混杂的重要原因之一^[11-12]。短路流的存在及其流量大小直接与溢流管的结构形状密切相关^[13],其流量有时甚至可高达 25.1%^[14],不仅影响水力旋流器的分离效率,还会影响水力旋流器的出口能量损失^[15]。

溢流管的插入深度对水力旋流器的分离性能具有重要影响^[16],Wang 等^[17]提出溢流管的最佳插入深度为入口位置底端和圆柱底端之间的某个长度。吕文涛^[18]针对直径 100 mm 的水力旋流器,研究了溢流管插入深度对分离效率的影响。结果表明,随着溢流管插入深度从 45 mm 不断增大至 75 mm 的过程中,其压降和分离效率皆呈现先增大后减小

的趋势,也就是说溢流管存在一个最佳的插入深度,其值为 $0.6D$ 。黄军等^[19]也针对直径为 100 mm 的旋流器,进行了石膏的分离实验,证实了上述结论,然后找出最优插入深度为 $0.7D$ 。蒋巍^[20]利用直径为 50 mm 的旋流器研究了溢流管的插入深度对压降和脱水率的影响,发现对原料粒径中值为 29.92 μm 的固体颗粒,随着溢流管插入深度的增加,压力损失逐渐增加,而脱水率先增加后降低,也存在最优插入深度,约为 $0.5D$ 。由上可知,对于水力旋流器分离粒径较大的颗粒,几乎所有的研究者皆认为其分离效率随着溢流管插入深度的增加,呈先升高后降低的趋势,最优插入深度约为 $(0.28 \sim 0.93)D$ ^[16,21]。Martínez 等^[21-22]认为最佳插入深度与进口物料的粒径大小及其分布密切相关,通过对直径为 50、100 和 180 mm 的水力旋流器进行理论分析后认为当溢流管的插入深度为水力旋流器长度的 10% 时,水力旋流器的分离效率最高,溢流管的最优插入深度也在 $(0.28 \sim 0.93)D$ 这一范围内。

关于溢流管插入深度的分离机理,一些研究者针对直径为 75 mm 的水力旋流器进行了数值模拟方面的研究^[17,23-24],但结论有所不同。Tang 等^[23]的结果表明:在柱段长度范围内,随着溢流管插入深度的增加,不利于小颗粒的分离,而对大颗粒影响不大。Wang 等^[17]认为随着溢流管插入深度的增加,小颗粒的分离效率在不断减小,而大颗粒的分离效率是不断增加的。Ghodrat 等^[24]认为当进料浓度较低(体积浓度为 4.14%)时,在溢流管插入深度从 0 增至 $2D$ 的过程中,细颗粒的分离效率略有下降,粗颗粒的分离效率却有一定的提高;然而在高浓度(体积浓度为 30%)时,细颗粒的分离效率增加却比较明显。

关于溢流管厚度对颗粒分离的影响,也存在着较大的争议。Xu 等^[14]通过在直径为 82 mm 的水力旋流器中分离大颗粒的实验研究发现:增加溢流管厚度,可提高旋流器的分离效率和降低旋流器的内部损失。黄军等^[19]通过直径为 100 mm 的水力旋流器对石膏的分离实验表明,分离效率随着溢流管壁厚的增加而提高,但是当壁厚达到一定值后,分离效率反而降低。Hwang 等^[25]通过对直径为 10 mm 的水力旋流器数值模拟研究发现,溢流管壁厚的增加增大了离心力,提高了颗粒的分离效率。许敏^[26]利用直径为 75 mm 的水力旋流器的数值模拟也得出了同样的结论。然而,一些研究者^[17,23]对直径为

75 mm 的水力旋流器数值模拟研究发现,溢流管壁厚的增加,对小颗粒影响不大,但会使大颗粒的分离效率降低。但是,张万忠等^[27]利用直径为 100 mm 的水力旋流器进行数值模拟的结果却表明小颗粒的分离效率随着壁厚的增加而提高。

水力旋流器一般由上部圆柱段和下部圆锥段组成。通常人们把上部圆柱段视为预分离区域,而把下部圆锥形空间视为主分离区域。一些研究者^[28-30]却认为直筒段无分离作用,其影响可以忽略,真正的分离过程是在下部圆锥形空间内完成的。然而,另外一些研究者^[23,31-33]认为固相颗粒在上部圆柱形空间和下部圆锥形空间内均有分离行为。

目前,小直径旋流器用于微细物料的分级和分离是水力旋流器的主要研究方向之一。由上可知,文献中关于溢流管插入深度的比例、壁厚对分离效率的影响不仅存在着相互矛盾的报道,而且溢流管插入深度的比例、壁厚对于小直径水力旋流器分离细颗粒、超细颗粒的影响是否与大直径水力旋流器得到的规律一致还缺乏相关的实验研究。近年来,文献中对于水力旋流器结构优化的数学仿真模拟偏多,然而现阶段小颗粒在水力旋流器中的运动行为的仿真模拟结果与实验却有较大差异^[34],因此,亟需加强微细颗粒在小直径水力旋流器中分离行为的实验研究。

为了考察小直径水力旋流器结构参数对超细颗粒的分离作用,本研究以筒体直径为 50 mm 的小锥角水力旋流器为研究对象,利用正交分析法研究了溢流管的插入深度、壁厚及进口流量对分离效率的影响,得到了最适的插入深度和壁厚。然后根据最优尺寸,设计了两种套筒式溢流管,比较了其与普通溢流管在分离效率、粒级分离效率以及压降方面的差异,确定了水力旋流器的圆筒段具有一定的分离作用。此外,根据最优结构及最优尺寸讨论了不同进口流量下分流比与分离效率、修正分离效率、压降的关系。最后,通过对分离效率、粒级分离效率^[7]的分析,获得了小直径水力旋流器的结构参数和操作参数对分离性能的影响机制,为新型、高效水力旋流器的设计、开发与应用奠定了基础。

1 实验装置与方法

1.1 实验装置

本研究中采用的是小直径、小锥角的水力旋流器,其结构如图 1 所示。进口采用渐近线进口方式,进口与圆柱段相连接位置的切面为矩形,尺

寸为 18 mm×5 mm。

为了证明圆柱段是否有分离作用,本研究设计并加工了如图 2 所示的两种套筒式溢流管,根据溢流管的结构、插入深度与壁厚的不同进行了组合编号,详见表 1。本研究设计的套筒式溢流管外筒的外壁与水力旋流器内壁之间的距离与入口宽度相等,可防止进口突然扩大导致的能量损失。这种套筒式溢流管具有阻止流体在直筒段的径向流动、引导轻重两相在直筒段分层的作用,从而可以确定水力旋流器圆柱段对分离性能的影响。

1.2 实验方法

为了减小实验误差,本实验均采用 3 次以上测量取平均值的方法计算水力旋流器的分离效率。实验所用固体颗粒为棕刚玉粉,密度为 3300 kg·m⁻³,

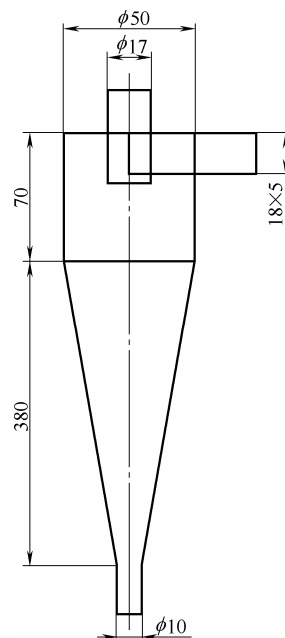


图 1 水力旋流器的结构示意图

Fig.1 Sketch of hydrocyclone(unit: mm)

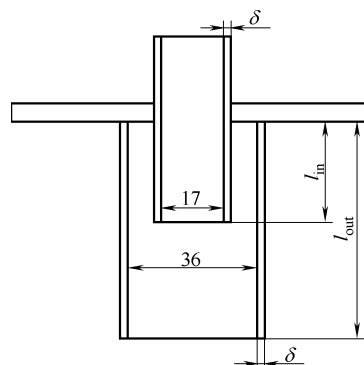


图 2 套筒式溢流管结构示意图

Fig.2 Sketch of vortex finder with tube-in-tube structure(unit: mm)

表 1 溢流管结构尺寸编号

Table 1 Serial numbers defined for different vortex finders

Tubular vortex finders		Vortex finders with tube-in-tube structure	
l/mm	δ/mm	δ/mm	
	2	5	2
24	A ₁	A ₂	
28	B ₁	B ₂	E ($l_{\text{out}}=46 \text{ mm}$, $l_{\text{in}}=60 \text{ mm}$)
46	C ₁	C ₂	F ($l_{\text{out}}=60 \text{ mm}$, $l_{\text{in}}=28 \text{ mm}$)
70	D ₁	D ₂	

表 2 原料粒径分布

Table 2 Particle size distribution in feed

Size interval/ μm	Fraction/%	Accumulation/%
1.927—2.591	0.19	0.19
2.591—3.483	1.52	1.71
3.483—4.682	1.10	2.81
4.682—6.294	3.03	5.84
6.294—8.461	9.96	15.80
8.461—11.37	18.48	34.28
11.37—15.29	26.51	60.79
15.29—20.55	27.86	88.65
20.55—27.63	10.99	99.64
27.63—32.04	0.36	100.00

粒径中值为 $13.67 \mu\text{m}$ ，粒径分布如表 2 所示。

实验流程如图 3 所示，一定量的固体颗粒与清水在搅拌槽内混合均匀至质量浓度为 0.2%，经由螺杆泵输送至水力旋流器中。进入旋流器中的液固混合物经高速旋转并在重力的作用下共同向下运动，一部分重质混合物一直向下运动至底流口排出至搅拌槽，而另一部分清洁介质则在锥体的某一位置向上运动由溢流口排出后返回至搅拌槽，从而实现整个流程的循环。

影响水力旋流器分离效率的因素有水力旋流器的结构参数、操作参数及物料的物性参数等。为

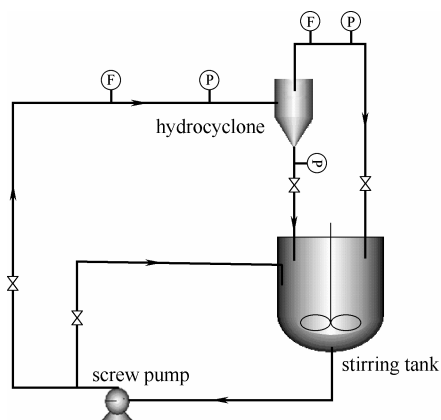


图 3 实验流程图

Fig.3 Schematic diagram of experimental setup

了找到溢流管合适的插入深度、壁厚等结构参数以及进口流量对水力旋流器分离性能的影响，实验分别对壁厚为 2、5 mm 和插入深度为 24、28、46 和 70 mm 的溢流管在不同进口流量下进行了正交对比实验，实验因素包括溢流管的壁厚、插入深度和进口流量。本实验是一个三因素多水平的实验，选用 $L_{25}(5^6)$ 安排实验。在正交实验中 R_j 表示的是第 j 列因素的极差，即该列因素各水平下指标平均值的最大与最小的差，反映的是第 j 列因素水平波动时，实验指标的变动幅度，值越大说明该因素对实验指标的影响越大。计算水平指标 K_{ij} 和极差 R_j 的值^[35]，并根据 R_j 的大小判断影响分离效率和压降的主次顺序，根据正交实验结果并结合综合平衡分析方法获得效率最高时溢流管的插入深度、壁厚及进口流量。

在最优的插入深度和壁厚的基础上，比较两种套筒式溢流管与常规圆管式溢流管的分离效率与压降的变化，得到最优的溢流管结构。通过调节溢流口阀门的开度来实现对分流比的控制，探讨溢流管最优结构与最优尺寸下，水力旋流器分流比与分离效率、修正分离效率、压降的关系，并利用激光粒度分析仪测试、分析水力旋流器的粒级效率与分割直径。根据粒度分析测得每一粒度区域的分离效率，将各区域分离效率作图得到一定粒度分布区域的级效率曲线。级效率曲线和分离效率可以较完整地评价旋流器的分离性能。

分别记录进口与溢流口流量、进口和出口的压力示数，并对溢流口与底流口取样、抽滤、干燥和称量。通过称量样本干燥后砂子的质量计算分离效率；根据原料和底流口的样本粒径分析作级效率分布曲线，找出分割直径 d_{50} ，从而确定分离精度；通过压降分析，比较不同结构溢流管的水力旋流器的能耗损失。

实验利用型号为 XFE025Y16F1BM1R、测量范围为 $0.53 \sim 21 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 、精度等级为 0.5 级的电磁流量计进行流量测量；利用型号为 XFYL-800-1.6、测量范围为 $0 \sim 1.6 \text{ MPa}$ 、精度等级为 0.5% 的扩散硅压力变送器进行压力测量；利用型号为 BT-9300Z、测定范围为 $0.1 \sim 716 \mu\text{m}$ 的激光粒度分析仪对实验样品的粒度分布进行离线分析，其工作原理为用激光作光源对颗粒群进行衍射和散射，各颗粒级的量决定对应各特定角处获得光能量的量，各特定角光能量在总光能量中的比例，反映着各颗粒级的分布丰度。

2 实验结果与分析

2.1 溢流管的插入深度、壁厚与进口流量对分离性能的影响

2.1.1 正交实验 正交实验记录和实验数据计算分别见表 3 和表 4。通过对各个指标进行极差数值比较, 结合因素对指标影响的主次关系, 对结果实行综合平衡优化分析, 选取最优组合。

通过表 4 对 R_j 大小的比较可以得出: 影响分离效率和压降的 3 个因素的主次顺序均为进口流量、

表 3 正交实验记录

Table 3 Record of orthogonal tests

Test number	Factor			Index	
	l/mm	δ/mm	$Q_i/\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	$\eta/\%$	$\Delta P/\text{kPa}$
1	24	2	1.17	77.51	20
2	24	5	1.56	83.87	50
3	24	2	1.94	91.46	80
4	24	5	2.33	90.63	120
5	24	2	2.72	95.70	170
6	28	2	1.56	89.01	50
7	28	5	1.94	90.50	80
8	28	2	2.33	95.21	120
9	28	5	2.72	94.64	170
10	28	2	1.17	79.22	20
11	46	2	1.94	93.08	90
12	46	5	2.33	94.14	120
13	46	2	2.72	96.10	180
14	46	5	1.17	77.52	20
15	46	2	1.56	89.65	50
16	70	2	2.33	96.38	120
17	70	5	2.72	96.32	170
18	70	2	1.17	79.44	20
19	70	5	1.56	88.52	50
20	70	2	1.94	94.83	90
21	24	2	2.72	95.70	170
22	28	5	1.17	78.32	20
23	46	2	1.56	89.65	50
24	70	5	1.94	92.84	90
25	24	2	2.33	94.61	120

表 4 正交实验计算

Table 4 Computation of orthogonal tests

Index	Factor					
	l/mm		δ/mm		$Q_i/\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	
	$\eta/\%$	$\Delta P/\text{kPa}$	$\eta/\%$	$\Delta P/\text{kPa}$	$\eta/\%$	$\Delta P/\text{kPa}$
K_{1j}	439.2	440.0	451.7	450.0	392.0	100.0
K_{2j}	448.6	440.0	443.2	440.0	440.7	250.0
K_{3j}	450.5	460.0	451.9	450.0	462.7	430.0
K_{4j}	455.5	450.0	444.2	450.0	471.0	600.0
K_{5j}	451.1	450.0	454.0	450.0	478.5	860.0
R_j	5.8	11.2	3.9	3.2	194.4	14139.2

溢流管的插入深度、溢流管的壁厚。

在液-固分离中, 就分离效率而言, 其值越大越好。由表 4 可以看出, 插入深度在 4 水平、壁厚在 5 水平、进口流量在 5 水平时对应的 K 值最大, 即对应溢流管的插入深度为 70 mm、壁厚为 2 mm、进口流量为 $2.72 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时分离效率最大, 根据补充实验得出此时分离效率为 97.21%, 压降为 170 kPa。

就压降而言, 其值越小代表分离所用能耗越小, 由表 4 可以看出, 插入深度在 1 和 2 水平、壁厚在 2 水平、进口流量在 1 水平时对应的 K 值最小, 即对应溢流管的插入深度为 24 mm 和 28 mm、壁厚为 5 mm、进口流量为 $1.17 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时压降最低, 为 20 kPa。结合表 3 观察可发现, 当进口流量一定时, 水力旋流器的压降随溢流管的插入深度、壁厚等因素的变化而变化很小, 甚至在低进口流量时保持基本不变。这说明溢流管的插入深度和壁厚对压降的影响很小, 进口流量对压降的影响起主要作用。因此, 在后续溢流管插入深度、壁厚等因素的讨论中, 着重考虑了分离效率对水力旋流器分离性能的影响, 忽略了压降的变化。

2.1.2 综合平衡确定装置的最优组合 溢流管的插入深度、溢流管的壁厚、进口流量与分离效率的关系如图 4 所示。对于任一壁厚、任一插入深度的溢流管来说, 水力旋流器的分离效率均随着进口流量的增加而不断增加。在流量小于 $1.94 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时, 分离效率呈线性增加, 然后增幅有所降低直至增幅不明显。当溢流管壁厚为 2 mm、插入深度为 70 mm, 进口流量从 $1.17 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 增加到 $1.56 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时, 水力旋流器的分离效率增长最快可达 9.9%; 当进口流量从 $2.33 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 增加到 $2.72 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时, 分离效率的增长速率最慢, 仅为 0.83%。这是因为随着进口流量的增加, 物料的切向进口速度增加, 获得的离心力不断增加, 会有更多的固体颗粒被分离下来, 从而达到更高的分离效率。但是, 当进口流量达到某一范围后继续增加时, 尽管物料获得的切向速度很大, 离心力也会增加, 但流体处于高度湍流不稳定状态, 处于强旋湍流中的混合介质会出现剧烈脉动, 在增大能耗的同时, 导致部分分离后的介质产生二次返混的概率增加, 再加上短路流的增大以及流体停留在水力旋流器内的时间缩短而导致二次卷扬的加剧, 这些因素共同作用导致分离效率先增大后基本维持不变。

从图中也可以看出, 对相同插入深度、不同壁

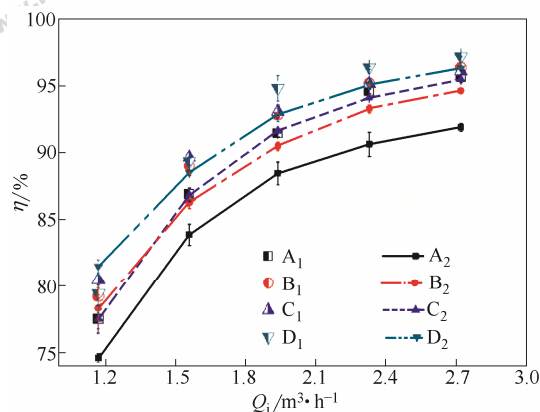


图 4 不同插入深度、壁厚下进口流量对分离效率的影响

Fig.4 Influence of inlet flow rates on separation efficiency with different insertion depths and thickness

厚溢流管的水力旋流器来说, 2 mm 壁厚的分离效率均大于 5 mm 壁厚的分离效率。在溢流管的插入深度为 46 mm、进口流量为 $2.72 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时, 壁厚对分离效率的影响最小仅为 0.6%; 而在溢流管的插入深度为 24 mm、进口流量为 $2.33 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时, 壁厚影响使分离效率相差最大可达 3.98%。

对于同一种壁厚的溢流管, 当插入深度为 24 mm, 即溢流管的底端与进口位置齐平时水力旋流器的分离效率均最低, 小于其他 3 种溢流管插入深度的分离效率; 随着插入深度的增加, 其分离效率也在不断增加。当壁厚为 2 mm、进口流量为 $2.72 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时, 插入深度为 24 mm 的溢流管与插入深度为 70 mm 溢流管的分离效率相差最小可达 1.51%; 当壁厚为 5 mm、进口流量为 $1.17 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时, 插入深度为 24 mm 的溢流管与插入深度为 70 mm 的溢流管的分离效率相差最大可达 6.88%。这是因为溢流管底端与进口齐平, 此时进入水力旋流器内的流体最易形成短路流, 造成混合介质未被分离而直接进入溢流管被排出, 导致此时的分离效率最低。两种壁厚下、当溢流管的插入深度为 70 mm 时, 也就是溢流管底端与直筒段底端持平时水力旋流器的分离效率最高, 均大于其他 3 种插入深度的分离效率。这是因为随着溢流管插入深度的增加, 短路流中的颗粒更难通过溢流管底部进入溢流管, 从而提高了分离效率。当进口流量在 $2.72 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时, 本研究使用的水力旋流器对细微物料的分离效率至最高, 可达 97.21%。本研究中, 溢流管的插入深度在柱段长度范围内时, 小直径水力旋流器的分离效率是随着插入深度的增加而不断增加的, 这一结论与文献[16,18-22]中大直径水力旋流器的研究结论明显不同。这可能是两方面因素的共同作用导

致不同尺寸的水力旋流器其溢流管插入深度与直径的最佳比例有较大差异。一方面, 溢流管插入深度的增加有利于水力旋流器顶盖短路流的减少, 从而增大分离效率。另一方面, 在溢流管底端尤其是锥体部分, 流体从外旋流转变为内旋流存在一定的径向速度, 水力旋流器溢流管下部适量清洁液体直接进入溢流管有利于减小流体翻转的径向速度, 从而减小固体颗粒被夹带至中心内旋流而从顶流溢出的机会。相对于大直径水力旋流器, 小直径水力旋流器由于柱体高度小导致其顶盖短路流影响较大, 再加上流量较小, 溢流管下部清洁液体直接进入溢流管的量有限, 流体反转夹带的颗粒量也有限, 从而导致其溢流管最佳插入深度的比例要比大直径水力旋流器大得多。

2.2 溢流管结构对分离性能的影响

为了验证圆柱段是否具有分离作用, 基于前面的工作, 溢流管采取薄壁 2 mm、插入深度 70 mm 的设计, 本研究设计了两种不同形式的套筒式溢流管, 使之能够达到引导圆筒段内流体流动的目的。

根据套筒式溢流管的尺寸, 选取了 3 种相关尺寸的常规圆管式溢流管作对比。不同结构下进口流量与分离效率的关系曲线如图 5 所示。从图中可以看出, 与常规圆管式溢流管相比, 两种套筒式溢流管的分离效率同样是随着进口流量的增加先增大后基本维持不变。令人吃惊的是, 当进口流量一定时, 两种套筒式溢流管的分离效率均比各个插入深度的圆管式溢流管的分离效率低。与插入深度为 70 mm 的溢流管分离效率相比, 分离效率最大相差高达 17.25%, 最小相差也有 4.58%, 这充分说明了溢流

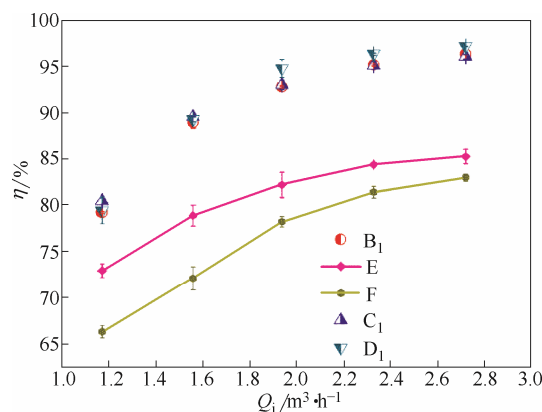


图 5 不同结构下进口流量对分离效率的影响

Fig.5 Influence of inlet flow rates on separation efficiency with different structures

管结构对微细物料的分离影响较大。

两种套筒式结构的溢流管,从尺寸上比较,组合 E 的外筒长度小于组合 F,内筒长度要大于组合 F,但其分离效率组合 E 要高于组合 F。进口流量在 $1.56 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,分离效率相差最大达 6.79%,这说明较长的外筒对细颗粒的分离是不利的。从分离效率来看,组合 F 套筒式溢流管与插入深度为 28 mm 圆管式溢流管相比,尽管内筒的长度相同,但是由于外筒的存在而导致的分离效率却大幅下降。在进口流量为 $1.56 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,分离效率相差最大可达 16.92%;而进口流量在 $1.17 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,分离效率相差最小也有 12.90%。同样,组合 E 与插入深度为 46 mm 的溢流管相比,尽管内筒长度大于 46 mm、外筒长度等于 46 mm,但是在进口流量大于 $1.56 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,其分离效率均相差在 10% 以上;进口流量在 $1.17 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,分离效率相差最小也可达 7.53%。这充分说明了外筒的存在虽然引导了圆柱段流体的流动,阻止了固体颗粒向水力旋流器中心的径向移动,但同时也阻碍了相对清洁的轻质流体向中心流动,从而使圆锥段流体翻转后径向速度增大,导致已经被分离的固体颗粒在圆锥段被夹带的概率增加,从而降低了分离效率。这同时也证明了 Chu 等^[32-33]关于水力旋流器的圆柱段具有一定的分离作用的论断。

不同溢流管结构时,进口流量与压降的关系如图 6 所示。从图中可以看出,溢流管结构不变时,压降均随着进口流量的增加而不断增加。当进口流量小于 $1.56 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,几种溢流管对应的压降几乎相等;当进口流量大于 $1.56 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 小于 $2.33 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,压降相差小于 10 kPa;当进口流量为 $2.72 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,溢流管插入深度为

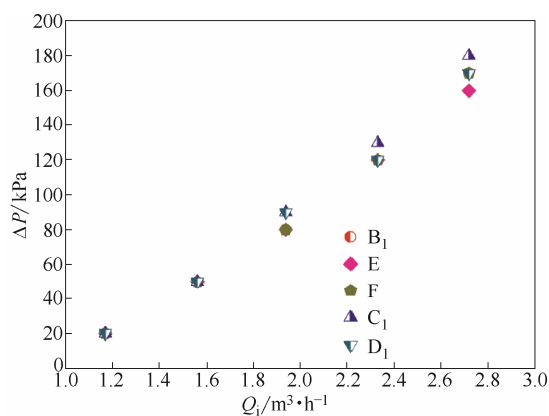


图 6 不同结构下进口流量对压降的影响

Fig.6 Influence of inlet flow rates on pressure drop with different structures

46 mm 与组合 E 的压降相差最大,达 20 kPa。这说明套筒式溢流管虽然不利于提高分离效率,但有利于降低能耗。

2.3 分流比对分离效率的影响

分离效率是衡量水力旋流器工作效果的最主要指标,在固-液分离中,分离效率指被分离掉的分散相物料占进口分散相物料的质量分数,而修正分离效率表示的是去除未被分离而随底流口和溢流口的液体排出水力旋流器的那部分分散相影响后的实际分离效率。在最优结构的基础上,当流量分别为 1.17 、 1.94 、 $2.72 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,分流比与分离效率和修正分离效率的关系如图 7 所示。

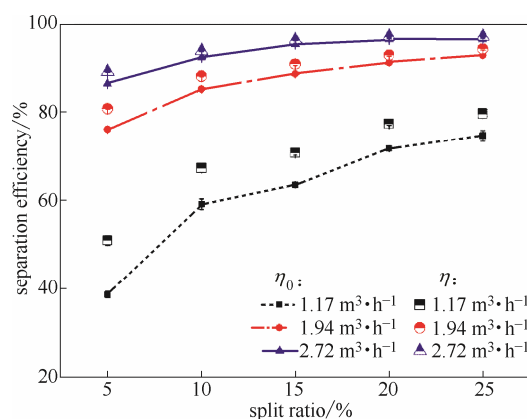


图 7 不同进口流量下分流比对分离效率和修正分离效率的影响

Fig.7 Influence of split ratio on separation efficiency and corrected separation efficiency with different inlet flow rates

从图中可以看出,对于单一的进口流量,水力旋流器的分离效率和修正分离效率均随着分流比的增大先逐渐增大然后趋于平稳。分离效率和修正分离效率随着分流比的增加而增大,这是因为分流比的增大会增大底流流量,导致底流夹带的固体颗粒数量增多,所以分离效率就越高。由于分离时总有一些液相伴随着固相进入底流,所以用分离效率来衡量分离性能时只能表达固相颗粒的分流作用,而不能衡量净分离效果。因此,考察水力旋流器的净分离性能,就要扣除分流比的存在对分离效率的影响。当分流比为 1 即溢流口阀门关闭时,根据质量守恒定律,混合物料从进料口进入且只从底流口排出,可以认为混合介质完全被分离,此时的分离效率为 1。当扣除分流比的存在对分离效果的影响后,真实的分离效率即修正分离效率为 0,此时的实际分离效率最低。因此,可以推断出水力旋流器的修正分离效率曲线是一个开口向下的抛物线,存在一

个最佳的分流比。

当进口流量较小时,随着分流比的增大,分离效率增长的速率很大。在进口流量为 $1.17 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,分流比由 5% 增加到 10% 的过程中,修正分离效率从 38.64% 增长到 59.11%, 增长速率最大可达 20.47%。但是,随着进口流量进一步增大,修正分离效率随着分流比的增大而增长的趋势逐渐变缓。进口流量为 $2.72 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,分流比由 5% 增加到 10% 的过程中,分离效率的增长速率最大仅为 5.93%。这说明了在进口流量较低时分流比对分离效率的影响是比较大的,当进口流量超过某一范围后,分流比对分离效率的影响较小。当进口流量发生变化时,同一分流比下进口流量大时分离效率高。当分流比为 25%、流量为 $2.72 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,水力旋流器的分离效率最高为 97.28%, 远远大于进口流量为 $1.17 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时对应的最低分离效率 79.71%。这进一步说明了进口流量对分离效率的影响是较大的。

实验过程中同时记录了压降的变化。当进口流量为 $1.17 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,各分流比下的压降均为 20 kPa; 进口流量为 $1.94 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,各分流比下的压降均为 80 kPa; 进口流量为 $2.72 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,各分流比下对应的压降均为 170 kPa。这也进一步说明,分流比在一定范围内变化时,其对水力旋流器压降的影响可以忽略不计。当分流比一定时,其压降随进口流量的增加而明显增加,进一步说明进口流量是影响压降变化的主要原因。

2.4 粒级效率分析

在进口流量为 $2.72 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 、分流比为 20% 时,不同溢流管结构、不同插入深度和不同壁厚时,水力旋流器的粒级效率曲线如图 8 所示。从图中可以看出,几种不同结构尺寸的溢流管,其粒级效率均

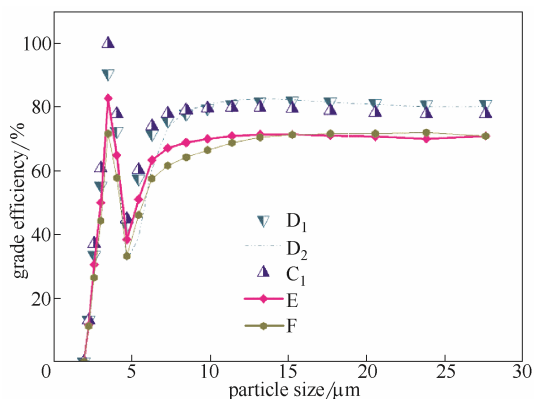


图 8 粒级效率曲线

Fig.8 Grade efficiency curves

是先随着粒径的增大而不断增大,在粒级效率达到一个峰值后又随着粒径的增大而降低,然后又随着粒径的增大而增大,最后趋于平稳。粒级效率随着粒径先增大又降低然后再增大最后趋于平稳的现象,即为水力旋流器分离微细颗粒时存在的“鱼钩效应”^[36]。

结合原料颗粒的粒径分布可以看出,粒级效率曲线存在一个极大值和一个极小值。当粒径小于极大值时,颗粒的粒级分离效率是随着粒径的增大而逐渐增加的。这是因为在此区间的颗粒粒径很小,容易出现小颗粒聚并及小颗粒跟随大颗粒的现象,此现象可以减小流动阻力,也称为“介尺度效应”。同时,颗粒粒径越大,其质量越大,惯性也越大,被清洁流体夹带而从溢流管流出的可能性越小。所以,在此粒径范围内,随着粒径的增大,尽管颗粒的跟随性有所变差,但颗粒被夹带的可能性也在不断降低,故此范围内的粒级效率随着粒径的增加而不断增大。当颗粒粒径超过极大值且小于极小值时,其粒级分离效率又随着粒径的增大而减小,这是因为固体颗粒粒径的增大使小颗粒跟随大颗粒的可能性及被翻转流体夹带的可能性均降低,但跟随性降低得更快,所以粒级效率降低。当粒径继续增大超过极小值后,颗粒的分离效率随着粒径的增大而逐渐加大,这是因为此范围内的颗粒已基本丧失了跟随性,并且被清洁流体夹带的概率也越来越小,粒径越大,受到的离心力越大,因此分离效率越高。当达到某一较大粒径后,其粒级分离效率达到接近极限后不再继续增大,这是因为该粒径范围内的分离效率已经很高,极少部分颗粒由于流体的湍动及扰动而未能被分离,故分离效率达到最高且基本保持不变。

d_{50} 是在级效率曲线上获得的关于水力旋流器分离性能的一个重要信息。从图上可以看出,溢流管插入深度 70 mm,壁厚 2 mm 和壁厚 5 mm 时的 d_{50} 分别为 $5.04 \mu\text{m}$ 和 $5.87 \mu\text{m}$, 插入深度 46 mm、壁厚 2 mm 时的 d_{50} 为 $4.92 \mu\text{m}$, E 组合的 d_{50} 为 $5.34 \mu\text{m}$, 而 F 组合的 d_{50} 为 $5.7 \mu\text{m}$ 。当插入深度为 70 mm 时,两种壁厚下的溢流管对大于 $9 \mu\text{m}$ 左右颗粒的分离效率皆达到 80% 以上,且二者没有明显差别,但是其分割直径 d_{50} 却有明显差别。这说明水力旋流器的溢流管薄壁设计有利于细颗粒利用“鱼钩效应”进行分离,切割直径变小。这可能是因为随着溢流管壁厚的增加,柱段分离区域减小,颗粒在水力旋流器内停留的时间减小,导致水力旋流器的分

离效率降低,这与一些研究者^[17,23]的数值模拟结论一致。

壁厚为 2 mm 时,溢流管插入深度为 46 mm 与插入深度为 70 mm 相比,其分割直径变小,对 10 μm 以下颗粒的分离与之相当甚至略好,而对 10 μm 以上较大颗粒的分离效率要略小,这说明插入深度增加使分割直径增大,有利于对微细物料中较大颗粒的分离,不利于细颗粒中较小颗粒的分离,结论与部分相关模拟结果^[17,24]一致。这也说明插入深度的选择应与进口物料的粒径分布密切相关,并不是插入深度越大越好。也就是说,当颗粒粒径大于水力旋流器 d_{50} 的比例较多时应选择较大的插入深度,而颗粒粒径小于水力旋流器 d_{50} 时选择较小的插入深度更有利于提高整体分离效率。此外,从图中也可以看出,采用壁厚为 2 mm、插入深度为 70 mm 的常规圆管式溢流管时,其总效率高达 97.21%,而大于 10 μm 的固体颗粒在此条件下的级效率仅为 81%左右,这充分说明对于微细物料的高效分离,必须充分利用水力旋流器中的“鱼钩效应”才能达到目的。插入深度为 70 mm 时,壁厚为 2 mm 与 5 mm 的溢流管的粒级分离效率相比,薄壁有利于对微细物料中较小颗粒的分离,两者对微细物料中较大颗粒的分离相差不大,这一规律与大直径水力旋流器中的分离行为也明显不同。

套筒式结构组合 E 的分割直径要比组合 F 分割直径略小。在粒径分别大于 8.87 μm 和 11.7 μm 时,二者的最大级效率皆为 70%左右,明显低于常规圆管式溢流管。与常规圆管式溢流管相比,组合 E 的分割直径与插入深度 70 mm、壁厚 2 mm 的分割直径差别不大,甚至小于插入深度为 70 mm、壁厚为 5 mm 的分割直径。这说明套筒式溢流管虽然有利于减小水力旋流器的分割直径 d_{50} ,但是不利于较大颗粒(粒径大于 d_{50} 的颗粒)的分离,导致水力旋流器的总分离性能降低。

3 结 论

(1) 影响小直径水力旋流器分离细微颗粒分离效率和压降的因素的主次顺序为进口流量、溢流管的插入深度、溢流管的壁厚,进口流量在提高分离效率和降低压降方面起着决定性的作用。

(2) 针对小直径水力旋流器对细微颗粒的分离,水力旋流器的分离效率随着溢流管插入深度的增加而不断增加,当溢流管的底端与柱段底部齐平

时,分离效率最大。这与大直径水力旋流器中溢流管的插入深度的增加对分离效率先增大后减小的影响规律明显不同。粒级效率分析表明插入深度的增加,有利于微细物料中较大颗粒的分离。

(3) 在一定情况下,薄壁溢流管有利于水力旋流器对固体颗粒的分离,更有利于微细物料中较小颗粒的分离,这与大直径水力旋流器中的规律明显不同。

(4) 水力旋流器的圆柱段具有辅助分离的作用。

(5) 不同结构、尺寸的溢流管的粒级效率曲线均符合“鱼钩效应”的趋势。对于水-砂的分离,直径为 50 mm 的小直径水力旋流器,其 d_{50} 可减小至 5 μm , 9 μm 以上颗粒的级分离效率高达 80%以上,可用于微细颗粒的分离与分级。

符 号 说 明

- D ——筒体直径, mm
- d_{50} ——分割直径, mm
- K_{ij} ——水平指标
- l ——溢流管的插入深度, mm
- ΔP ——压降, kPa
- Q_i ——进料流量, $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$
- R_j ——极差
- δ ——溢流管的壁厚, mm
- η ——分离效率, %
- η_0 ——修正分离效率, %

下角标

- i ——进口
- in ——内筒
- out ——外筒

References

- [1] SCHUETZ S, MAYER G, BIERDEL M, *et al.* Investigations on the flow and separation behaviour of hydrocyclones using computational fluid dynamics[J]. International Journal of Mineral Processing, 2004, 73(2/3/4): 229-237.
- [2] SLACK M D, DEL PORTE S, ENGELMAN M S. Designing automated computational fluid dynamics modelling tools for hydrocyclone design[J]. Minerals Engineering, 2004, 17(5): 705-711.
- [3] DWARI R K, BISWAS M N, MEIKAP B C. Performance characteristics for particles of sand FCC and fly ash in a novel hydrocyclone[J]. Chemical Engineering Science, 2004, 59(3): 671-684.
- [4] UDAYA BHASKAR K, GOVINDARAJAN B, BARNWAL J P, *et al.* Classification studies of lead-zinc ore fines using water-injection cyclone[J]. International Journal of Mineral Processing, 2005, 77(2):

- 80-94.
- [5] OATS W J, OZDEMIR O, NGUYEN A V. Effect of mechanical and chemical clay removals by hydrocyclone and dispersants on coal flotation[J]. *Minerals Engineering*, 2010, **23**(5): 413-419.
- [6] 张勇, 蒋明虎, 赵立新, 等. 用于油田污泥中细颗粒分离的旋流器的设计与优选[J]. *化工装备技术*, 2006, **27**(2): 11-13.
- ZHANG Y, JIANG M H, ZHAO L X, *et al.* Design and optimization of hydrocyclone for fine particle separation in oil field sludge[J]. *Chemical Equipment Technology*, 2006, **27**(2): 11-13.
- [7] 车香荣. 超细颗粒旋流分离器的结构优化[D]. 青岛: 青岛科技大学, 2008.
- CHE X R. Structure optimization for hydrocyclone on removing fine particles[D]. Qingdao: Qingdao University of Science and Technology, 2008.
- [8] 褚良银, 陈文梅, 李晓钟, 等. 水力旋流器结构与分离性能研究(一)[J]. *化工装备技术*, 1998, **19**(3): 1-5.
- CHU L Y, CHEN W M, LI X Z, *et al.* Study on the structure and separation performance of hydrocyclones (I) [J]. *Chemical Equipment Technology*, 1998, **19**(3): 1-5.
- [9] WANG H L, ZHANG Y H, WANG J G, *et al.* Cyclonic separation technology: researches and developments[J]. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2012, **20**(2): 212-219.
- [10] WANG B, YU A B. Numerical study of particle-fluid flow in hydrocyclones with different body dimensions[J]. *Minerals Engineering*, 2006, **19**(10): 1022-1033.
- [11] 袁惠新, 陈国金, 俞建峰. 水力旋流器盖下短路流的研究[J]. *流体机械*, 2000, **28**(12): 10-12.
- YUAN H X, CHEN G J, YU J F. Study on short-circuit flow under the cover of hydrocyclone[J]. *Fluid Machinery*, 2000, **28**(12): 10-12.
- [12] 唐家毅, 卢萧风, 赖静, 等. 循环流化床锅炉旋风分离器入口烟道内气固流动特性的实验研究[J]. *动力工程*, 2009, **29**(4): 348-352.
- TANG J Y, LU X F, LAI J, *et al.* Experimental study on gas-solid flow characteristics in inlet flue duct of cyclone separator of CFB boilers[J]. *Journal of Power Engineering*, 2009, **29**(4): 348-352.
- [13] 褚良银, 陈文梅, 李晓钟, 等. 水力旋流器结构与分离性能研究(二)[J]. *化工装备技术*, 1998, **19**(4): 1-3.
- CHU L Y, CHEN W M, LI X Z, *et al.* Study on the structure and separation performance of hydrocyclones(II) [J]. *Chemical Equipment Technology*, 1998, **19**(4): 1-3.
- [14] XU J R, LUO Q, QIU J C. Research on the pre-separation space in hydrocyclones[J]. *International Journal of Mineral Processing*, 1991, **31**(1): 1-10.
- [15] 褚良银, 陈文梅, 李晓钟. 水力旋流器能耗降低的研究进展[J]. *化工机械*, 1996, **23**(6): 360-363.
- CHU L Y, CHEN W M, LI X Z. Research progress of energy consumption reduction of hydrocyclone[J]. *Chemical Engineering & Machinery*, 1996, **23**(6): 360-363.
- [16] 汪显东, 陈晔. 溢流管深度对水力旋流器分离效率的影响[J]. *金属矿山*, 2011, **5**: 123-127.
- WANG X D, CHEN Y. Affect of depth of overflow pipe to the separation efficiency of hydrocyclone[J]. *Metal Mine*, 2011, **41**(5): 123-127.
- [17] WANG B, YU A B. Numerical study of the gas-liquid-solid flow in hydrocyclones with different configuration of vortex finder[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2008, **135**(1/2): 33-42.
- [18] 吕文涛. 水力旋流器结构优化及其在污水处理厂中的除砂应用[D]. 青岛: 青岛理工大学, 2014.
- LÜ W T. Hydrocyclone structure optimization and application in degrittting of municipal wastewater treatment plants[D]. Qingdao: Qingdao Technological University, 2014.
- [19] 黄军, 安连锁. 溢流口结构对石膏旋流器分离性能的影响[J]. *动力工程学报*, 2011, **31**(2): 137-141.
- HUANG J, AN L S. Influence of the overflow port's structure on separation performance of gypsum cyclones[J]. *Journal of Chinese Society of Power Engineering*, 2011, **31**(2): 137-141.
- [20] 蒋巍. 新型固-液水力旋流器结构设计及分离性能研究[D]. 大庆: 大庆石油学院, 2005.
- JIANG W. Structure design and separation characteristics study of new-style solid-liquid hydrocyclone[D]. Daqing: Daqing Petroleum Institute, 2005.
- [21] MARTINEZ L F, LAVIN A G, MAHAMUD M M, *et al.* Vortex finder optimum length in hydrocyclone separation[J]. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2008, **47**(2): 192-199.
- [22] MARTINEZ L F, LAVIN A G, MAHAMUD M M, *et al.* Improvements in hydrocyclone design flow lines stabilization[J]. *Powder Technology*, 2007, **176**(1): 1-8.
- [23] TANG B, XU Y X, SONG X F, *et al.* Numerical study on the relationship between high sharpness and configurations of the vortex finder of a hydrocyclone by central composite design[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2015, **278**: 504-516.
- [24] GHODRAT M, KUANG S B, YU A B, *et al.* Numerical analysis of hydrocyclones with different vortex finder configurations[J]. *Minerals Engineering*, 2014, **63**: 125-138.
- [25] HWANG K J, CHOU S P. Designing vortex finder structure for improving the particle separation efficiency of a hydrocyclone[J]. *Separation and Purification Technology*, 2017, **172**: 76-84.
- [26] 许敏. 水力旋流器内部流场数值模拟及分离性能分析[J]. *石油矿场机械*, 2012, **41**(3): 21-24.
- XU M. Numerical simulation of inner flow field in hydrocycle and performance analysis[J]. *Oil Field Equipment*, 2012, **41**(3): 21-24.
- [27] 张万忠, 刘大华. 结构参数对水力旋流器分离性能的影响[J]. *矿山机械*, 2011, **39**(6): 98-102.
- ZHANG W Z, LIU D H. Influences of structural parameters on separation efficiency of hydrocyclones[J]. *Mining & Processing Equipment*, 2011, **39**(6): 98-102.
- [28] SVAROV S L. *Solid-Liquid Separation* [M]. 3rd ed. London: Butterworth Company Limited, 1990.
- [29] 郑小涛, 龚程, 徐红波, 等. 圆柱段长度对水力旋流器分离性能的影响[J]. *武汉工程大学学报*, 2015, **37**(1): 20-24.
- ZHENG X T, GONG C, XU H B, *et al.* Influence of cylinder section length on separation performance of hydrocyclone[J]. *Journal of Wuhan Institute of Technology*, 2015, **37**(1): 20-24.
- [30] WANG L Y, ZHENG Z C, WU Y X, *et al.* Numerical and experimental study on liquid-solid flow in a hydrocyclone[J]. *Journal of Hydrodynamics, Ser. B*, 2009, **21**(3): 408-414.
- [31] 褚良银, 陈文梅, 李晓钟, 等. 水力旋流器结构与分离性能研究(六)[J]. *化工装备技术*, 1999, **20**(2): 16-18.
- CHU L Y, CHEN W M, LI X Z, *et al.* Study on the structure and separation performance of hydrocyclones(VI) [J]. *Chemical Equipment Technology*, 1999, **20**(2): 16-18.

- [32] CHU L Y, CHEN W M. Research on the solid liquid two-phase flow field in hydrocyclones[C]// The 18th International Mineral Processing Congress. Sydney: 1993: 1469-1472.
- [33] CHU L Y, CHEN W M. Research on the motion of solid particles in the hydrocyclone[J]. Separation Science & Technology, 1993, **28**(10): 1875-1886.
- [34] NARASIMHA M, BRENNAN M, HOLTHAM P N. A review of CFD modelling for performance predictions of hydrocyclone[J]. Engineering Applications of Computational Fluid Mechanics, 2007, **1**(2): 109-125.
- [35] 吕瑞典, 李君裕, 王远明. 旋流器排砂浓度正交试验[J]. 油气田地面工程, 1995, **14**(4): 22-24.
- LÜ R D, LI J Y, WANG Y M. Orthogonal experiment on sand concentration of cyclone[J]. Oil and Gas Surface Engineering, 1995, **14**(4): 22-24.
- [36] NAGESWARARAO K, KARRI B. Fish hook in classifier efficiency curves: an update[J]. Separation and Purification Technology, 2016, **158**: 31-38.