

乙炔发生器上清液降稠与长效循环利用研究

虞浩文^{1,2,3} 高歌^{1,2,3*} 刘雨辰^{1,2,3} 程晓晶^{1,2,3} 王国龙⁴

1 新疆大学省部共建碳基能源资源化学与利用国家重点实验室

2 石油天然气精细化工教育部重点实验室

3 新疆大学化工学院

4 中泰集团新疆圣雄氯碱有限公司

DOI:10.32629/etd.v6i7.18252

[摘要] 在电石法生产乙炔工艺过程中,为节约资源,乙炔发生器上清液需循环回乙炔发生系统再利用。尽管采用多级沉降,上清液中仍存在高含量电石渣微粒(2.00–30.00 μm),堵塞循环管路。本文针对上述问题,根据上清液中电石渣颗粒粒径分布特征、上清液循环量和循环管尺寸,设计了圆筒直径6.00cm、矩形进口1.50×0.75cm旋液分离器,并比较了Aspen Plus中Bradley模型设计结果。结果表明,所设计的旋液分离器临界分离粒径为18.90 μm ,总效率56.21%,可降低悬浮液浓度,延长循环管使用寿命。

[关键词] 固液分离; 旋液分离器; 优化设计; 计算机模拟; 电石上清液

中图分类号: TQ051.8 **文献标识码:** A

Research on thickening and long-term recycling of supernatant from acetylene generator

Haowen Yu^{1,2,3} Ge Gao^{1,2,3*} Yuchen Liu^{1,2,3} Xiaojing Cheng^{1,2,3} Guolong Wang⁴

1.State Key Laboratory of Carbon-based Energy Resources Chemistry and Utilization, Ministry of Education, Xinjiang University

2.Key Laboratory of Fine Chemicals for Petroleum and Natural Gas, Ministry of Education

3.College of Chemical Engineering

4.Zhongtai Group Xinjiang Shengxiong Chlor-Alkali Co., LTD.

[Abstract] In the acetylene production process based calcium carbide method, to save resources, the clarified liquid on top of the acetylene generator must be recycled back into the system for reuse. Despite the multi-stage sedimentation, there is still a large content of fine particles (2.00–30.00 μm) of calcium carbide left in the clarified liquid, which make circulation pipelines blockages. Here, based on the principle of centrifugal separation and the particle size distribution characteristics of calcium carbide slurry samples, a hydrocyclone was designed with a specification of a cylindrical diameter of 6.00 cm and a rectangular inlet of 1.50×0.75 cm. The design results were verified by the Bradley model in Aspen Plus. Results indicate that when the hydrocyclone designed was employed, the critical separation diameter of calcium carbide particles was 18.90 μm , a cumulative separation efficiency achieved was 56.21%. This technology not only realizes the efficient reuse of the clarified liquid on top of the acetylene generator, but also promote the green and healthy development of calcium carbide industry.

[Key words] solid-liquid separation; hydrocyclone; optimize design; computer simulation; the clarified liquid on top of the acetylene generator

前言

在氯碱行业乙炔生产过程中,乙炔发生器排出的电石渣浆料经过两级沉降后,上清液中仍残留2–30 μm 的电石渣细小颗粒。上清液在循环回用时,其中的细小颗粒会逐渐沉积在循环管内壁,造成循环管堵塞,迫使企业频繁清洗管路,造成人力物力的浪费与生产效率的下降。旋液分离器构造简洁紧凑、操作便

捷、安装简易,具备处理能力出色、分离效能显著、能够实现连续稳定的分离等优势^[1-2],因而在石油化工、冶金采矿、食品加工、农业生产、环境保护等多个行业领域得到广泛应用^[3-6]。

在旋液分离器的结构优化研究中,科研人员提出了多种创新设计。Hu等^[7]设计了一种新型径向旋流器,该结构通过减少内部湍流并提高切向速度的稳定性,使油水粒级效率得到显著提

升。实验数据显示,与传统旋流器相比,改进后的设备在重相出口处的油含量降低了38.40%。Li等^[8]创新性地将旋液分离器上下溢流出口扩大,且上溢流口改为弧形溢流管。这种结构优化使分离精度提高了17.60%。此外,Wang等^[9]开发等径旋液聚结器,结合碰撞聚结效应,通过响应面法优化结构参数,极大提高了分离精度,使分离后油水混合物中油滴平均直径显著降低,这一技术突破为微细颗粒的高效分离提供了重要技术支持。

表1 粒度分布表

序号	颗粒粒径/ μm	频率函数分布/%	粒度函数分布/%	序号	颗粒直径/ μm	微分分布/%	累计分布率/%
1	2.174	0.12	0.15	18	10.067	6.52	59.12
2	2.379	0.3	0.45	19	11.017	6.48	65.6
3	2.603	0.58	1.03	20	12.057	5.74	71.82
4	2.849	0.9	1.93	21	13.194	5.11	77.56
5	3.118	1.24	3.16	22	14.439	5.11	82.67
6	3.412	1.56	4.73	23	15.801	4.39	87.07
7	3.734	1.92	6.64	24	17.292	3.66	90.73
8	4.086	2.35	8.99	25	18.924	2.96	93.69
9	4.472	2.89	11.88	26	20.71	2.28	95.96
10	4.894	3.48	15.35	27	22.742	0.64	99.3
11	5.356	4.05	19.4	28	24.973	0.35	99.65
12	5.861	4.56	23.96	29	27.356	0.18	99.83
13	6.414	5.01	28.98	30	29.893	0.09	99.92
14	7.019	5.41	34.38	31	32.586	0.04	99.97
15	7.681	5.76	40.14	32	35.435	0.02	99.99
16	8.406	6.09	46.24	33	38.439	0.01	99.99
17	9.199	6.37	52.6	34	41.598	0	100

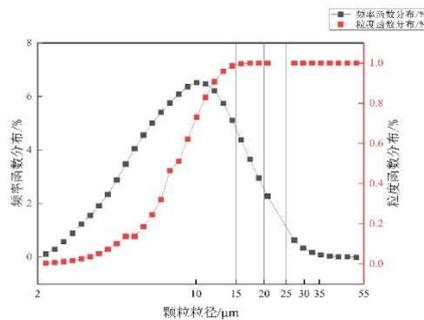


图1 上清液水样粒度分布图

在工业实践中,旋液分离器展现出显著的环保效益和应用前景。Tsamoutsoglou等^[10]将其应用于市政污水处理,采用旋液分离器预先去除悬浮固体,可有效降低后续处理环节的能耗,这

一成果说明了该技术在工业废水回用中的应用价值。当前旋液分离器的结构精细化趋势体现为多维度协同优化:一是微型化与模块化结合;通过小直径单元并联实现高通量处理;二是流道几何参数精准匹配;不同流道堵塞时速度场变化及偏心情况^[11]、分离器溢流管非对称布局;三是多级分离系统集成,通过“粗分-精分”组合工艺降低细颗粒逃逸率。从经济性与可靠性出发,技术改进可将MTBE原料脱水、柠檬酸生产、尿素中分离未熔颗粒等工艺中,运输处理设备运行周期延长30-70%^[12-17],为工业水循环利用提供更可靠的技术保障。

上述研究成果,为解决含细微颗粒石渣浆液的分离难题提供了有效方案借鉴。针对乙炔生产过程中,上清液堵塞循环管路的问题,设计旋液分离器可作为三级处理核心设备^[18],基于离心力场中固液两相的相对密度差异实现高效粒级分离^[8]:使上清液中悬浮物浓度下降,从源头减缓堵塞风险^[19-23]。本研究根据乙炔发生器上清液中电石渣颗粒粒径分布特征、循环管运行工况,设计旋液分离器,采用Aspen Plus中Bradley模型进行验证。该旋液分离器有望能显著降低上清液电石渣浆料的浓度,缓解循环管和设备结垢堵塞现象,延长整体设备的使用寿命,减少系统的新鲜水补充量和废水排放量。此举可实现氯碱行业更高效的动态适配与可持续生产。

1 样品检测

在氯碱企业乙炔生产过程中,流量600000L/h含电石渣上清液经二级沉降后循环回乙炔发生系统,分析循环管内上清液中颗粒粒径分布,样品由湿法粒度仪(型号:Rise-2028)进行粒度分析,上清液中电石渣颗粒粒径分析结果如表1和图1所示:

如图1所示,上清液中2.00-30.00 μm 的区间累计占比为99.65%,由循环管直径和循环水流量,计算得上清液中电石渣颗粒临界为18.90 μm 。

2 矩形进口旋液分离器设计

在氯碱工业生产中,处理电石渣上清液主要依靠重力沉降实现固液分离。因此尽管采用多级沉降,仍存在电石渣上清液中固体微细颗粒含量高,堵塞循环管路,导致实际生产过程中,需要每6个月被迫切换管道清洗,造成生产效率低下、劳动强度大。为解决这一问题,在两级重力沉降之后,设计并增加旋液分离器,进一步降低上清液浓度,减少悬浮液中电石渣颗粒粒径。

基于上清液中颗粒粒径分布结果,设计矩形进口结构的旋液分离器,结构尺寸如图2所示,其具体设计参数计算^[24]如下:

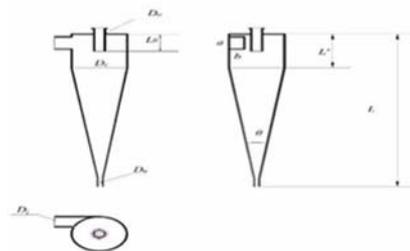


图2 矩形口旋液分离器

旋液分离器字符含义:

Dc-----旋液分离器直径, m;

Di-----旋液分离器进料管直径取(1/7-1/6)Dc, m;

Do-----旋液分离器溢流管直径取(1/8-1/2.5)Dc, m;

Du-----旋液分离器底流口直径取(1/10-1/5)Dc, m;

Lo-----旋液分离器溢流口插入长度, m; L, -----旋液分离器圆筒段长度, m;

L-----旋液分离器的总长度, m。

2.1 旋液分离器设计

依据上清液中电石渣颗粒粒径分布、循环管管径和上清液循环量, 确定旋液分离器临界粒径为18.90 μm。基于临界粒径(dc)和分割粒径(d50)的关系, 可由如式(2-1)^[24]计算分割粒径为:

$$d_c = (2-2.3) d_{50} \quad (2-1)$$

可得d50=9.00 μm。

为使上清液中18.90 μm以上电石渣颗粒能完全分离, 且旋液分离器尺寸控制在厘米级, 便于加工, 设计200-500个旋液分离器并联使用, 以满足实际生产有效脱除上清液中大颗粒电石渣。假设需要300个旋液分离器, 则每个旋液分离器进料量为:

$$Q_f = \frac{600000}{300} = 2000 \text{ L/h} = 33.33 \text{ L/min} = 5.56 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}。$$

本研究提供两种设计旋液分离器直径Dc的方法:

方法一采用Bradley公式, 如(2-2)^[24]所示:

$$d_{50} = 4.5 \left[\frac{\mu D_c^3}{Q_f^{1.2} (\rho_s - \rho_L)} \right] \quad (2-2)$$

式中: Dc的使用单位: cm, Qf使用单位为L/min, 计算所得电石渣颗粒分割直径单位为 μm。

μ-----流体粘度, mN·s/m², 取水的粘度 μ=1.00mN·s/m²;

ρs-----固体密度, g/cm³, 取电石渣密度 ρs=2.24g/cm³;

ρL-----液体密度, g/cm³, 取水的密度 ρL=1.00g/cm³。

由(2-2)公式变形可得式(2-3):

$$D_c = \left(\frac{d_{50} \cdot Q_f^{1.2} (\rho_s - \rho_L)}{4.5\mu} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (2-3)$$

$$D_c = \left(\frac{9 \times 33.33^{1.2} (2.24 - 1.00)}{4.5 \times 1} \right)^{\frac{1}{3}} ;$$

经过圆整Dc=5.50cm。

方法二采用经验公式求Dc

经验公式如(2-4)^[25]:

$$D_c = K \sqrt{Q_f} \quad (2-4)$$

式中: Dc的单位取cm。

K-----为常数通常取0.80~1.10。

由经验公式(2-4)得:

$$D_c = 0.80 \sim 1.10 \sqrt{33.33}。$$

$$D_c = 4.61 \sim 6.35 \text{ cm}$$

比较Bradley公式(2-3)和经验公式(2-4)计算结果, 所设计的旋液分离器结构尺寸如下:

$$D_c = 6.00 \text{ cm} = 0.06 \text{ m}; D_o = (1/3) D_c = 0.02 \text{ m}; D_u = (1/6) D_c = 0.01 \text{ m}; D_i = 1/6 D_c = 0.01 \text{ m};$$

$$L_o = (1/3) D_c = 0.02 \text{ m}; L = D_c = 0.06 \text{ m}; L = 0.28 \text{ m}。$$

设计此旋液分离器为矩形进料口, 则由公式(2-5)^[26]可得:

$$(a, b \text{ 为矩形边长}) D_i = \frac{2ab}{a+b} \quad (2-5)$$

式中: a-----进料口长(1/6-1/4)Dc, m;

b-----进料口宽(1/4-1/2)a, m;

现取值a=1/4Dc=0.015m;

由公式(2-5)可得: b=0.0075m。

设计旋液分离器矩形进料口结构尺寸为: 0.015×0.0075m。

旋液分离器的圆锥角行业内一般取 8.00° -20.00° ;如果圆锥角过大, 微粒在离心力场中停留时间短, 导致粒级效率降低; 如果圆锥角过小, 使锥底狭窄区域延长, 高浓度颗粒易在底流口堆积, 堵塞狭窄锥段。

现设计旋液分离器采用 θ=10.00° ;

此时矩形进口流体流速, 如公式(2-6)^[25]:

$$u = \frac{Q_f}{A} = \frac{Q_f}{a \times b} \quad (2-6)$$

式中: Qf-----进料速率, 为5.56×10⁻⁴m³/s;

u-----流体线流速, m/s;

$$\text{则: } u = \frac{5.56 \times 10^{-4}}{0.015 \times 0.0075} = 4.95 \text{ m/s}。$$

进口线速度为4.95m/s, 位于旋液分离器常规设计流速3.00~15.00m/s的高效区间内, 是一种兼顾分离效率与运行能耗的可靠选择。

2.2 旋液分离器压降 Δp

采用下列三种经典公式求旋液分离器压降 Δp:

(1) 经典模型假设压降和悬浮液粘度无关, 旋液分离器经验压降公式(2-7)^[25]如下:

$$\Delta p = 1.735 \frac{Q_f^2}{D_c^4} \quad (2-7)$$

式中: Δp-----旋液分离器进出口压力差, atm。

Qf的单位: L/min; Dc=6.00cm。

$$\Delta p = 1.735 \frac{33.33^2}{6.00^4} = 1.49 \text{ atm} = 150.67 \text{ kPa}$$

(2) 采用Bradley压降公式(2-8)^[27]计算:

$$\Delta p = \rho_i \times g \times 0.3048 \times \left(\frac{Q_f}{6.38(D_o \times D_i)^{0.9}} \right)^2 \quad (2-8)$$

式中: Δp 的单位: Pa;

D_i 的单位: inch, $D_i=0.3937$ inch;

D_o 的单位: inch, $D_o=0.787402$ inch;

Q_f 的单位: US gal/min(美加仑/分钟), $Q_f=8.8057$ US gal/min;

ρ_i ——悬浮液密度, kg/m³, 取水的密度 $\rho_i=1000$ kg/m³。

此时压降为:

$$\Delta p = 1000 \times 9.81 \times 0.3048 \times \left(\frac{8.8057}{6.38 \times 0.3485} \right)^2 = 46833 \text{ Pa} = 46.83 \text{ kPa}$$

(3) 采用公式(2-9)^[28]所示:

$$Q_f = \left[220 \tan \theta^{-0.25} \left(\frac{D_c}{D_o} \right)^{0.6} + 9900 \cdot \mu \right] D_i \sqrt{D_o^2 + D_u^2} \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho_i}} \quad (\text{m}^3/\text{h}) \quad (2-9)$$

式中: Δp 的单位: Pa; D_c 的单位: m; D_i 的单位: m; D_o

的单位: m; D_u 的单位: m;

ρ_i 的单位: kg/m³; Q_f 的单位: m³/h;

μ ——悬浮液动力粘度, 取水的粘度 $\mu=1 \times 10^{-3}$ N · s/m²;

θ ——旋液分离器圆锥角, °。

由公式(2-9)变形可得(2-10);

$$\Delta p = \frac{\rho_i Q_f^2}{2 D_i^2 (D_o^2 + D_u^2) \left[220 \tan \theta^{-0.25} \left(\frac{D_c}{D_o} \right)^{0.6} + 9900 \mu \right]^2} \quad (2-10)$$

代入已知物理量, 计算压降得:

$$\Delta p = \frac{1000 \times 2^2}{2 \times (0.01)^2 (0.02^2 + 0.01^2) \left[220 \tan[10/360]^{-0.25} \left(\frac{0.06}{0.02} \right)^{0.6} + 9900 \times 0.001 \right]^2}$$

$\Delta p=101.92 \times 10^3 \text{ N/m}^2=101.92 \text{ kPa}$ 。

计算压降(1)采用了经典旋液分离器压降公式, 假定压降和悬浮液粘度无关。仅通过旋液分离器直径 D_c 和进料速率计算不

够严谨;(2)采用Bradley压降公式, 考虑了旋液分离器进料管直径、溢流直径、悬浮液密度等因素对压降影响;(3)基于旋液分离器结构尺寸, 综合考虑了料液物性对压降影响。比较上述三种压降结果, 考虑设计裕度, 压降可以使用经验公式(1)和(3)计算。

旋液分离器结果尺寸设计, 还可以通过Aspen Plus进行设计计算。

3 旋液分离器Aspen模拟实验

采用通用流程模拟软件Aspen Plus V11.0进行模拟, 物性方法选择SOLIDS方程, 工艺图如图3所示, 悬浊液从Feed进入旋液分离器Hydrocyclone, 经旋分后清液由Overflow口溢出, 稠液由Underflow口流出。

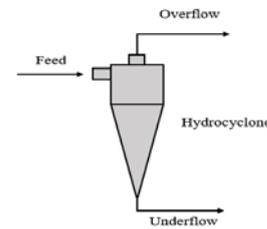


图3 旋液分离器工艺图

流动状态和粒级效率受到颗粒大小、流速、入口尺寸、旋液器的几何参数等因素的影响, 用来预测粒级效率的效率关联式一般多为Lapple模型、Rietema模型、Bradley模型等, 针对矩形进口旋液分离器, 选用更适合小直径旋液分离器、强调几何尺寸比例的Bradley模型。

基于上清液的循环量、临界粒径, 采用Bradley模型设计和优化旋液分离器结构尺寸, 如表2所示。粒级效率和总效率如表3和图4所示。

表2 模拟旋液分离器各项参数

参数名称	数值	参数名称	数值
旋液分离器直径, m	0.06	切向速度, m/s	7.07
溢流管直径, m	0.02	压降, kPa	46.8
底流口直径, m	0.01	溢流体积流量, L/h	1798.63
矩形进口长度, m	0.0075	底流体积流量, L/h	201.37
矩形进口宽度, m	0.015	底流的液体与进料流量比	0.1007
旋液分离器柱体长度, m	0.3	旋液分离器数量	300
旋液分离器进料量, L/h	2000	-	-

由表2、3和图4结果可知, 可以使用Aspen Plus中的Bradley模型, 设计实际生产中悬浮液物系的液固分离, 有效降低新疆某氯碱企业电石发生上清液浓度。

表3 工艺预计粒级效率

序号	颗粒粒径 / μm	粒度函数分布/%	频率函数分布/%	粒级效率/%	总效率/%	序号	颗粒粒径 / μm	粒度函数分布/%	频率函数分布/%	粒级效率/%	总效率/%
1	2.174	0.15	0.12	0.499	0.000598	18	10.067	59.12	6.52	73.119	4.767359
2	2.379	0.45	0.3	0.773	0.002319	19	11.017	65.6	6.48	82.95	5.37516
3	2.603	1.03	0.58	1.17	0.006786	20	12.057	71.82	6.22	90.71	5.642162
4	2.849	1.93	0.9	1.739	0.015651	21	13.194	77.56	5.74	95.859	5.502307
5	3.118	3.16	1.24	2.539	0.031484	22	14.439	82.67	5.11	98.585	5.037694
6	3.412	4.73	1.56	3.654	0.057002	23	15.801	87.07	4.39	99.66	4.375074
7	3.734	6.64	1.92	5.186	0.099571	24	17.292	90.73	3.66	99.949	3.658133
8	4.086	8.99	2.35	7.269	0.170822	25	18.924	93.69	2.96	99.999	2.95997
9	4.472	11.88	2.89	10.062	0.290792	26	20.71	95.96	2.28	100	2.28
10	4.894	15.35	3.48	13.751	0.478535	27	27.142	99.3	0.64	100	0.64
11	5.356	19.4	4.05	13.751	0.556916	28	29.703	99.65	0.35	100	0.35
12	5.861	23.96	4.56	18.533	0.845105	29	32.506	99.83	0.18	100	0.18
13	6.414	28.98	5.01	24.603	1.23261	30	35.573	99.92	0.09	100	0.09
14	7.019	34.38	5.41	32.1	1.73661	31	38.93	99.97	0.04	100	0.04
15	7.681	40.14	5.76	46.352	2.669875	32	42.603	99.99	0.02	100	0.02
16	8.406	46.24	6.09	51.237	3.120333	33	46.622	99.99	0.01	100	0.01
17	9.199	52.6	6.37	62.202	3.962267	34	51.022	100	0	100	0

旋液分离器微粒分离效果图如图4所示:

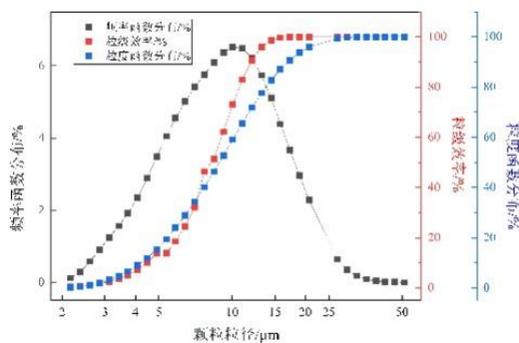


图4 Aspen Plus设计旋液分离器分离上清液总效率

4 结论

在某氯碱厂生产乙炔过程中电石渣上清液经过两次沉降后,本研究设计了一旋液分离器,经过上述的设计计算与Aspen模拟,实现了降低上清液浓度,延长上清液循环管使用寿命的目的,具体结论如下:

(1) 通过设计确定采用300个旋液分离器,其圆筒直径为6.00cm;总长度为30.00cm;矩形进口长度1.5cm;进口宽度0.75cm;底流管直径为1.00cm;溢流口直径2.00cm;圆锥角为10.00°,考虑到设计余度,旋液分离器压降取101.92kPa。各设

计参数数值与Aspen模拟结果一致,验证了设计参数的合理性,为氯碱行业乙炔发生器上清液降稠与长效循环利用提供了可靠技术方案。

(2) 通过设计和模拟可知,对氯碱行业乙炔发生器上清液经两级沉降后,采用所设计的旋液分离器,临界粒径为18.90 μm总分离效率为56.21%,满足企业乙炔发生器上清液降稠的目的。有效延长设备运行周期,减少管路清洗频率。

[基金项目]

新疆维吾尔自治区重点研发计划项目资金(2022B01056-1、2022B01035-1);新疆维吾尔自治区自然科学基金(2022D01C379)。

[参考文献]

[1]TRIPATHY S K,BHOJA S K,RAGHU KUMAR C,et al.A short review on hydraulic classification and its development in mineral industry[J].Powder Technology,2015,270:205-220.

[2]BANERJEE C,CLIMENT E,MAJUMDER AK.Mechanistic modeling of water partitioning behaviour in hydrocyclone[J].Chemical Engineering Science,2016,152:724-735.

[3]SCHUETZ S, MAYER G, BIERDELM, et al. Investigations on the flow and separation behaviour of hydrocyclones using computational fluid dynamics[J].International Journal of Mineral Processing,2004,73(2-4):229-237.

[4]LI F,LI P,WANG Y,et al.Numerical analysis and experimental research on the influence of column structure on the classification performance of hydrocyclone[J].Alexandria Engineering Journal,2025,120:271-286.

[5]TANG B, XU Y,SONG X,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.

[6]PUKKELLA A K,VEGA-GARCIA D,HADLER K,et al.The influence of surface-wall roughness on hydrocyclone performance[J]. Separation and Purification Technology,2025,360(P3):131109-131109.

[7]HU Z,LIU M ,FENG Y,et al.Experimental and numerical study on a new radial hydrocyclone with flow field conditioning[J].Powder Technology,2025,458:120947-120947.

[8]LI X,LI P ,LI F,et al.Improvement of separation performance of the hydrocyclone with dual enlarged outlets and an arc overflow tube[J].Particulate Science and Technology, 2025, 43(3):468-480.

[9]WANG S ,JIANG M ,XING L , et al.Structural optimization of hydrocyclone coalescer based on response surface method [J].Chemical Engineering Research and Design, 2025, 216:414-426.

[10]TSAMOUTSOGLU K ,KECHAGIASA ,KATZOURAKIS E V ,et al. Investigation and efficiency estimation of a hydrocyclone for

the treatment of primary municipal wastewater[J]. Journal of environmental management,2025,380:125134-125134.

[11]邢雷,苗春雨,蒋明虎,等.堵塞工况下水力旋流器流场特性及性能分析[J].化工进展,2024,43(07):3776-3786.

[12]李玉坤.如何解决旋液分离器易堵的问题[J].氯碱工业,1996,(06):15-15.

[13]王安琪.旋液分离器在MTBE原料脱水过程中应用的模拟分析[J].石油化工设计,2018,35(01):37-39+45+7.

[14]陆爱飞.旋液分离器在柠檬酸生产中的应用[J].设备管理与维修,2015,(07):31-32.

[15]王宏.旋液分离器的设计[J].氯碱工业,2007,(S1):57-58.

[16]王洪刚,项曙光.旋液分离器的计算机设计[J].过滤与分离,2004,(01):14-17.

[17]杨文国.旋液分离器从熔融尿素中分离未熔颗粒的应用实例[J].化工设计通讯,1997,(03):36-38.

[18]颜超,吴建宇,胡本源,等.LNG接收站水沙分离旋流器优化设计[J].机械设计与研究,2025,41(01):112-116+127.

[19]刘帅,王建军,郭颖,等.多管直流式旋流分离器的性能实验与结构优化[J].高校化学工程学报,2018,32(05):1042-1053.

[20]张宏意,王建军,刘增光.基于边界层理论的旋流除砂器分离模型构建[J].高校化学工程学报,2025,39(03):422-431.

[21]李彦熹,王晔春,谢向东.蜗壳式多通道气液旋流分离器结构优化及分离特性研究[J].化工学报,2024,75(08):2875-2885.

[22]朱诗杰,陈雪莉,钱筠歆,等.旋液分离器对煤气化细灰的分离特性研究[J].中国电机工程学报,2018,38(13):3873-3880+

4028.

[23]SHAOU,CHENS,TAOX,etal.Simultaneously enhance nutrient removal and sludge settleability through hydrocyclone-based technology in a full-scale high-inert containing activated sludge process[J].Water Research,2025,280:123531-123531.

[24]陆再林.旋液分离器的设计与应用[J].氯碱工业,1987,(7):17-20.

[25]郑世富,黄佩佩,黄子威,等.旋液分离器的设计[J].化工设计通讯,2023,49(11):99-101.

[26]HO CD, CHIANG MS, NG CA. Performance Analysis of DCMD Modules Enhanced with 3D-Printed Turbulence Promoters of Various Hydraulic Diameters[J]. Membranes (Basel). 2025 May 10;15(5):144-144.

[27]D.A.Dahlstrom,"Mineral Engineering Techniques," Chemical Engineering Progress Symposium Series 50 [M], No. 15, 41 (1954).

[28]李军,陈永清.旋液分离器的应用及设计方法[J].沈阳化工,1992,(05):23-27.

作者简介:

虞浩文(1999--),男,汉族,安徽省安庆市人,研究生,研究方向:化工过程分析、优化。

*通讯作者:

高歌(1968--),女,汉族,新疆库尔勒人,博士,副教授,研究方向:化工过程分析、优化。