

文章编号: 1000-8241(2014)04-0412-06

# 液-固旋流器分离过程的数值模拟

翟加钢<sup>1</sup> 刘海飞<sup>2</sup> 许晶禹<sup>2</sup>

1. 中国航油集团天津管道运输有限责任公司, 天津 300300; 2. 中国科学院力学研究所, 北京 100190

**摘要:** 航空煤油在使用过程中, 要求洁净度高、无机械杂质等有害物质。探讨了旋流器用于煤油-杂质二相分离情况, 对煤油-杂质在液-固旋流器内的分离过程进行了数值模拟, 并研究了杂质粒径、入口处理量对分离效率的影响。计算结果表明: 旋流器底流口阀门在适当时间内开启和关闭, 可以避免被分离出的杂质再次污染液体和防止液体的流失; 当杂质粒径大于一定值时, 才能被有效地分离; 旋流器的处理量存在着较优区间。这些结果可为旋流器在实际工程应用中的操作提供指导。(图 7, 参 15)

**关键词:** 液固混合液; 旋流器; 数值模拟; 分离效率

中图分类号: TE89

文献标识码: A

doi: 10.6047/j.issn.1000-8241.2014.04.015

## Numerical simulation of the separation process of liquid-solid hydrocyclone

ZHAI Jiagang<sup>1</sup>, LIU Haifei<sup>2</sup>, XU Jingyu<sup>2</sup>

1. China Aviation Oil Group Beijing and Tianjin Pipeline Transportation Co. Ltd., Tianjin, 300300;

2. Institute of Mechanics, Chinese Academy of Sciences, Beijing, 100190

**Abstract:** Aviation kerosene requires high cleanness and no harmful substance like mechanical impurity in its usage. This paper discusses the case of using hydrocyclone in the two-phase separation of kerosene and impurity. Numerical simulation is used to simulate the separation process of kerosene and impurity in the liquid-solid hydrocyclone and the impact of impurity diameter and inlet throughput on separation efficiency. The calculation result shows that the re-pollution of kerosene by the separated impurity and loss of kerosene can be avoided if the valve at the downflow pipe of hydrocyclone opens and closes at proper time. The impurity can only be effectively separated when its diameter is above a certain value and there exists a better range in the throughput of hydrocyclone. These results can provide guidance for the operation of hydrocyclone in practical application. (7 Figures, 15 References)

**Key words:** liquid-solid mixture, hydrocyclone, numerical simulation, separation efficiency

液-固两相混合物普遍存在于各个行业中, 如选矿、食品、化工、环境、医药和石油工业等领域, 因此, 液-固分离技术得到了广泛应用。传统的液-固分离技术主要用于重力沉降、过滤、压滤和浮选等, 然而当固相颗粒细而杂时, 则较难对混合物进行处理, 进而对液-固分离技术提出了更高的要求<sup>[1]</sup>。旋流分离技术主要利用混合物在旋转流场中受到的离心力不同而将不同密度的物质加以分离, 是由 BRETNEY 于 1891 年提出的。随着技术的发展, 20 世纪 60 年代水力旋流器发展成为一种标准的固-液分离设备<sup>[2]</sup>。由于水力旋流器具有结构简单、占地小、分离效率高、处理能

力大、投资和操作费用低等优点, 迅速得到广泛应用。然而, 虽然旋流分离技术工程应用非常普遍, 但是在理论上仍有进一步研究与完善的空间。由于在旋流器中液-固两相流体的三维强湍流旋转流场及其分离规律十分复杂, 目前没有形成较完整的理论体系对其分离过程进行描述, 而大多学者所建立的数学模型均是半理论半经验模型, 主要包括平衡轨道理论<sup>[3-4]</sup>、停留时间理论<sup>[5]</sup>、底流拥挤理论<sup>[6]</sup>、两相湍流理论<sup>[7]</sup>以及其他经验模型<sup>[8]</sup>等。这些理论模型和经验模型均基于一定假设而建立, 只适用于特定条件或针对特定结构的旋流器, 当使用条件发生变化时, 模型需要做进一步修正或

者根本不适用。随着现代计算机技术的发展和数值分析方法的进步,用数学解析的方法描述旋流器的流场特性和分离过程成为了主要的发展方向,也为旋流器的工艺计算实现模型化和程序化奠定了基础<sup>[9-11]</sup>。以下主要针对航空煤油在生产、运输、储存、使用过程中残留的杂质分离去除方法进行探讨,利用计算流体力学方法,对煤油-杂质在液-固旋流器中的分离过程进行数值模拟研究,并对影响液-固旋流器分离效率的参数进行分析,以指导液-固旋流器的设计及生产应用过程的操作和控制。

## 1 数值模拟

### 1.1 控制方程

质量守恒方程为:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k \rho_k) + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \vec{u}_k) = 0 \quad (1)$$

$$\sum_{k=1,s} \alpha_k = 1 \quad (2)$$

式中:  $\alpha$  为相含量;  $\rho$  为密度,  $\text{kg/m}^3$ ;  $\vec{u}$  为速度矢量,  $\text{m/s}$ ;  $l, s$  分别为液相和固相。

动量守恒方程为:

$$\begin{aligned} & \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \vec{u}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{u}_s \vec{u}_s) \\ &= -\nabla(\alpha_s p) - \nabla \cdot \overline{\overline{\tau}}_s + \alpha_s \rho_s \vec{g} + K_{sl}(\vec{u}_s - \vec{u}_l) \\ &+ \alpha_s \rho_s \cdot (\vec{F}_s + \vec{F}_{L,s} + \vec{F}_{vm,s}) \end{aligned} \quad (3)$$

式中:  $t$  为时间,  $s$ ;  $p$  为压力,  $\text{Pa}$ ;  $\overline{\overline{\tau}}$  为压力应变张量;  $\vec{g}$  为当地重力加速度,  $\text{m/s}^2$ ;  $K_{sl}$  为相间动量交换系数;  $\vec{F}$  为外部体积力,  $\text{N}$ ;  $\vec{F}_L$  为升力,  $\text{N}$ ;  $\vec{F}_{vm,k}$  为附加质量力,  $\text{N}$ 。

在旋流器分离过程中,固相以颗粒形式分散于连续相液相之中,当颗粒的粒径较大时,需要考虑升力的作用:  $\vec{F}_L = -0.5\alpha_s \rho_l |\vec{u}_l - \vec{u}_s| \nabla \vec{u}_l$  (4)

附加质量力由下式计算得到:

$$\vec{F}_{vm} = 0.5\alpha_s \rho_l \left( \frac{d\vec{u}_s}{dt} - \frac{d\vec{u}_l}{dt} \right) \quad (5)$$

式中:  $t$  为时间,  $s$ 。

KRAIPECH 等<sup>[12]</sup>通过对旋流分离器中相间作用的时间尺度进行分析发现,只有在旋流器壁面和中心涡流处,颗粒-颗粒间的相互作用才需要考虑,在此仅考虑颗粒-液相间的相互作用,其相间交换系数由

Gidaspow 模型计算得到。

$$K_{sl} = \begin{cases} 150 \frac{\alpha_s (1 - \alpha_l) \mu_l + 1.75 \rho_l \alpha_s |\vec{u}_s - \vec{u}_l|}{\alpha_l d_s^2}, & \alpha_l \leq 0.8 \\ 0.75 C_D \frac{\rho_l \alpha_l \alpha_s |\vec{u}_s - \vec{u}_l|}{d_s} \alpha_l^{-2.65}, & \alpha_l > 0.8 \end{cases} \quad (6)$$

其中:

$$C_D = \frac{24}{\alpha_l Re_s} \left[ 1 + 0.15 (\alpha_l Re_s)^{0.687} \right] \quad (7)$$

$$Re_s = \frac{\rho_s |\vec{u}_s - \vec{u}_l| d_s}{\mu_l} \quad (8)$$

式中:  $\mu_l$  为液相动力黏度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;  $d_s$  为颗粒粒径,  $\text{m}$ ;  $Re_s$  为颗粒雷诺数。

根据旋流分离器内的流动为复杂的湍流运动,选择合适的湍流模型是模拟计算的关键。雷诺应力湍流模型(RSM)考虑了流线型弯曲、漩涡、旋转和张力的快速变化,对于复杂流动有较高精度的预测能力。根据相关研究结论<sup>[13-15]</sup>,RSM 湍流模型对于旋流分离器内的复杂湍流运动有较好的预测结果,其输运方程如下:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \overline{u'_i u'_j}) + \frac{\partial}{\partial x_k}(\rho u'_k \overline{u'_i u'_j}) = P_{ij} + D_{Tij} + \varphi_{ij} - \varepsilon_{ij} + F_{ij} \quad (9)$$

$$P_{ij} = -\rho \left( \overline{u'_i u'_k} \frac{\partial u'_j}{\partial x_k} + \overline{u'_j u'_k} \frac{\partial u'_i}{\partial x_k} \right) \quad (10)$$

$$D_{Tij} = -\frac{\partial}{\partial x_k} \left[ \overline{\rho u'_i u'_j u'_k} + \rho (\delta_{kj} \overline{u'_i} + \delta_{ik} \overline{u'_j}) \right] \quad (11)$$

$$\varphi_{ij} = \left( \frac{\partial u'_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u'_j}{\partial x_i} \right) \quad (12)$$

$$\varepsilon_{ij} = -2\mu \frac{\partial u'_i}{\partial x_k} \frac{\partial u'_j}{\partial x_k} \quad (13)$$

$$F_{ij} = -2\rho \Omega_k \left( \overline{u'_i u'_m \varepsilon_{ikm}} + \overline{u'_j u'_m \varepsilon_{jkm}} \right) \quad (14)$$

式中:  $u'$  为湍流脉动速度,  $\text{m/s}$ ;  $x$  表示笛卡尔坐标轴,  $\text{m}$ ;  $\delta$  为狄拉克函数;  $m$  表示混合物;  $P_{ij}$  为应力产生项;  $D_{Tij}$  为扩散项;  $\varphi_{ij}$  为压力应变项;  $\varepsilon_{ij}$  为黏性耗散项;  $F_{ij}$  为旋转产生项;  $\Omega_k$  为平均张量旋率。

### 1.2 物理模型

液-固旋流分离装置由锥型旋流分离器和底部杂质收集腔体组成(图1)。旋流分离器为单锥旋流器,入口管采用长方形截面形式,锥底出口连接一杂质收集腔,其具体尺寸如下:旋流器直径为 148 mm,长方形入口管为 42 mm×32 mm,锥段底部直径为 65 mm,收集腔直径为 148 mm,底部出口管直径  $d_o$  为 50 mm,顶部溢流管直径  $d_o$  为 58 mm,圆柱段高度  $H_1$  为

109 mm, 锥段高度  $H_2$  为 545 mm, 收集筒高度  $H_3$  为 150 mm。

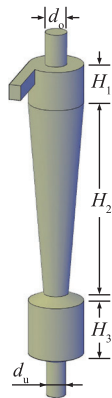


图1 液-固旋流分离器装置结构示意图

根据图1所示液-固旋流分离器三维几何结构和尺寸,在GAMBIT软件中建立三维模型并划分网格,网格单元总数为149 644个,整个计算基于商业CFD软件Fluent 6.3.26。初始时刻,旋流器内部充满单相液体。边界条件设置如下:①进口边界。采用速度入口条件,以进口切向速度表示,颗粒与液体混合成均匀的混合液,设置入口混合液中颗粒的质量来确定入口杂质的含量。②出口边界。假设溢流出口和底流出口为充分发展流动,设置为outflow出口条件。③边壁为无滑移条件,有 $v_r=v_t=v_z=0$ ,其中 $v_r$ 、 $v_t$ 、 $v_z$ 分别为切向速度、径向速度和轴向速度。

压力-速度耦合方法选择SIMPLEC算法,控制计算残差为 $1.0 \times 10^{-6}$ ,入口和出口质量流量相对误差的绝对值小于0.1%。模拟计算的介质及其相关物性参数:连续相为煤油,密度 $800 \text{ kg/m}^3$ ,黏度 $0.002 \text{ kg/(m}^3 \cdot \text{s)}$ ;分散相为杂质颗粒,密度 $3\ 000 \text{ kg/m}^3$ ,在计算中设置了不同粒径。

### 1.3 模型验证

为了验证所采用计算模型的有效性,选取WANG等<sup>[14]</sup>的实验数据,对液-固旋流器除沙分离效率进行数值模拟。WANG等在实验中使用的液-固旋流器的基本尺寸与上述所采用的旋流器尺寸相同,选择了LP-14白油为连续液相,分散相为不同粒径的固体颗粒。对粒径分别为0.149 mm、0.21 mm和0.297 mm的3种固相颗粒进行了分离实验,其入口相含量分别为2.7%、8.1%和8.1%,入口流速均为1.83 m/s。将图2的数值结果与实验结果对比可知,经旋流器后固体颗粒分离效率的数值计算结果与实验数据趋于一致、吻合较好。随着固体颗粒粒径的增大,分离效率逐渐升

高。这说明利用所选择的计算模型能够较好地对旋流分离器液-固分离进行准确模拟。

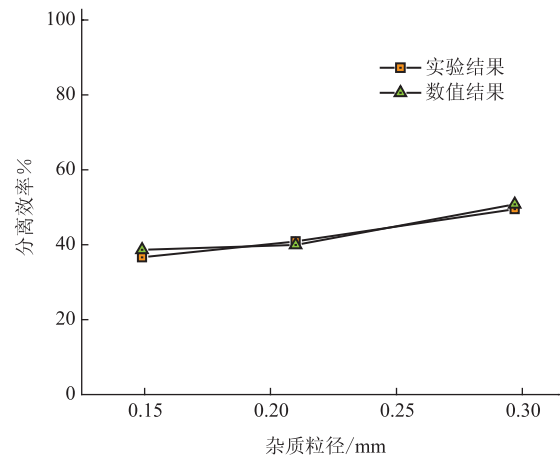


图2 旋流器分离效果数值模拟结果与实验数据的对比

## 2 结果与分析

### 2.1 分离过程

液-固旋流分离器的分离原理为:混合物在一定压力作用下从入口管路以切向方式进入旋流器,产生高速旋转流场,由于混合物间密度差的不同,各种物质受到的离心力不同,重质相将向旋流器的器壁运动,形成向下的外旋流,从底部出口排出;轻质相则向轴心处运动,形成向上的内旋流,从顶部溢流口排出,从而使重质相和轻质相间得到分离。在实际使用中,由于参杂在煤油中的杂质含量较少,从底部排出的流量也很小,因此,在旋流分离装置的底部设置一定容积的杂质收集腔,用于在分离过程中收集杂质,并进行定期排放。在分离过程中,先将底部出口阀关闭,待收集腔内的杂质聚集到一定量时,打开底部放空阀,排放杂质。该过程可避免由于底部放空阀开度调节不当,而造成煤油从底部外排。

在计算过程中,设置入口混合物流量为 $60 \text{ m}^3/\text{h}$ ,杂质粒径为 $50 \mu\text{m}$ ,其体积分数为1%。混合物进入旋流分离器后,液相和固相在离心力的作用下得到了较好的分离,轻质相煤油从上部的溢流口流出,而重质相杂质则在收集腔内积聚,并且随着时间的推移,收集腔内的杂质含量越来越多(图3、图4)。当分离进行到50 s时,被分离出的杂质全部积聚在收集腔中,顶部溢流口处杂质体积分数最小值为0.23%;到100 s时,由于大量杂质在收集腔内的积聚,分离后的杂质随着向上流动的流体而向锥型旋流器内部扩散,然而此时对

旋流分离器顶部溢流口的煤油杂质含量影响较小,顶部溢流口杂质体积分数为 0.24%,在曲线图中显示的是这一阶段溢流口处杂质含量变化较平缓;到 299 s 时,顶部溢流口处杂质上升 0.30%,如果分离器继续工作,则此后锥型旋流器溢流口处杂质将急剧上升,到 500 s 时为 0.52%。计算结果可以表明:当进行分离工作时,液-固分离装置底部阀门应定期打开,以便及时排放被分离出的杂质,而阀门打开的周期依据顶部溢流口液体中能接受的杂质含量确定。

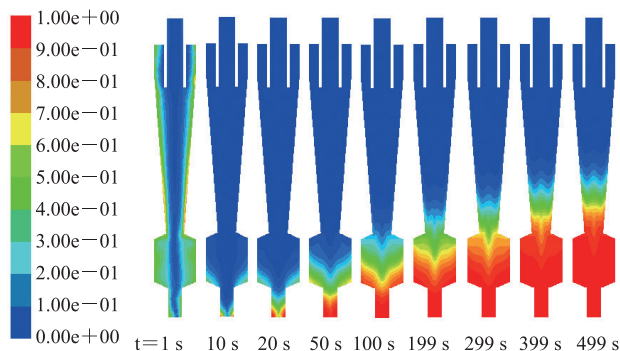


图3 旋流器轴向截面杂质相体积分数随时间变化分布云图

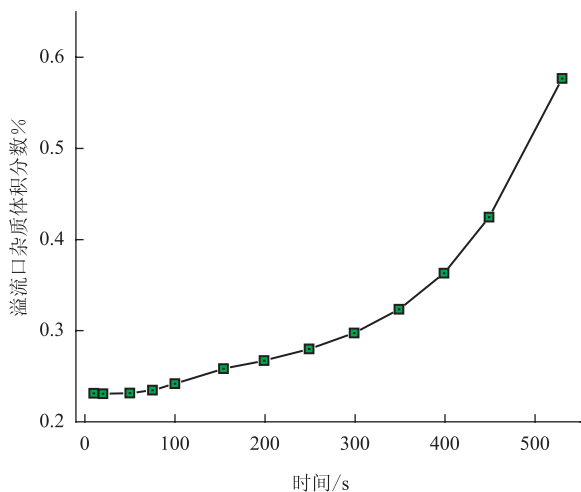


图4 溢流口杂质体积分数随时间变化曲线

在计算过程中,以溢流口处杂质体积分数 0.30% 为基准线,确定打开阀门的时间,即在该工况下,当分离进行到 300 s 时,打开底部阀门。因此,以 300 s 时的工况为阀门打开的零点。根据底流口阀门开度的排出流量为入口 10% 时,液-固分离器内部杂质相含量随时间的变化情况(图 5),阀门开启后,在收集腔积聚的杂质迅速从底部出口排出,随着时间的延长,杂质含量逐渐降低,从底流口流出的液相含量逐渐增加。在 10 s 之前,底部外排管中的杂质含量较高;在 10 s 之后,由于收集腔中杂质含量减少,分离器中的煤油从底流

口排出的量急剧增加(图 6)。溢流口处杂质含量随着时间的延长逐渐减小,打开阀门 10 s 后,溢流口处杂质含量变化趋缓,体积分数基本维持在 0.225% 左右,即在给定工况下,经旋流分离器后,溢流口处液相杂质体积分数最小为 0.225%。以底流口排出液体中杂质体积分数 50% 为分界点,则在该工况下底部阀门开启时间可设置为 30 s。

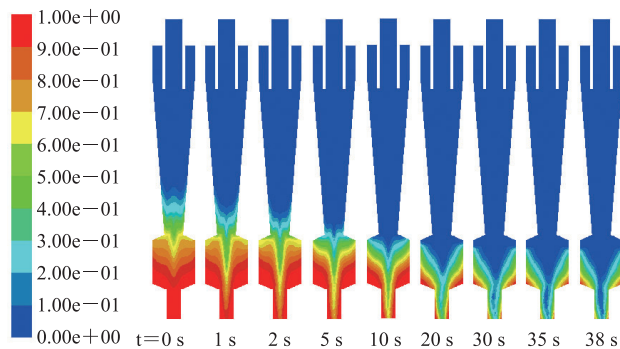


图5 打开底流口阀门后杂质相体积分数分布随时间变化分布云图

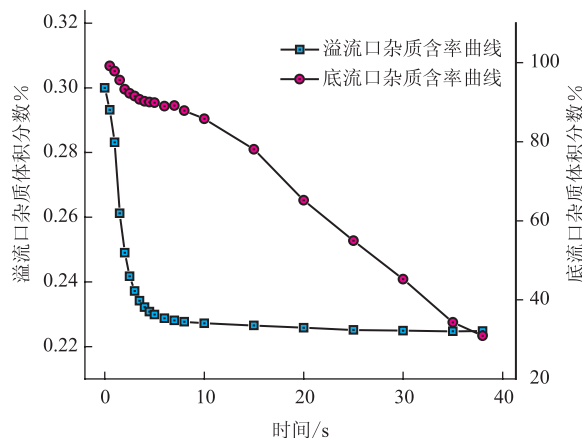


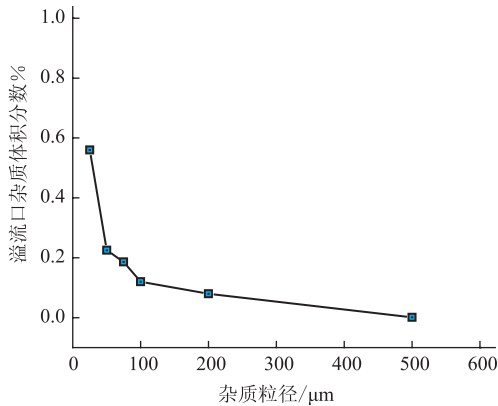
图6 溢流口杂质体积分数随时间变化曲线

## 2.2 影响参数

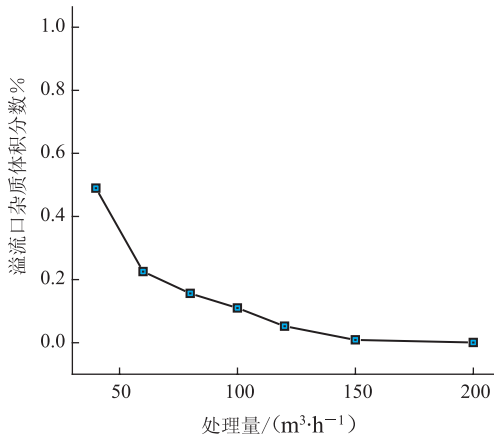
在给定结构的液-固旋流器中,对分离效率起主要作用的因素是分离加速度,而杂质颗粒的粒径和旋流器的处理量是影响分离加速度的两个主要参数。

由于在分离过程中,主要关注旋流器溢流口处杂质的含量,因此主要给关注溢流口杂质含量的变化情况。根据一定入口流量(60 m<sup>3</sup>/h)下溢流口杂质体积分数随粒径变化曲线(图 7a),杂质粒径对分离效率有着显著的影响。当杂质粒径小于 100 μm 时,增大粒径可有效降低溢流口处杂质的含量:如杂质粒径为 25 μm (图 7a),当入口杂质体积分数为 1% 时,溢流口处杂质体积分数为 0.56%,而当杂质粒径增加到 100 μm 时,溢流口杂质体积分数降为 0.12%;杂质粒径大于 100 μm

时,随着粒径的增大,溢流口杂质含量随之降低,但降低速度减缓。针对被分离的混合物,只有当杂质粒径大于某一值时,才能得到有效分离,而对于小粒径的杂质,较难通过旋流分离器分离。根据液-固旋流器处理量与溢流口杂质体积分数的变化关系(图7b),针对一定结构的旋流器,存在着较优的处理量区间,即在该区间以下,增大旋流器的处理量,可有效降低溢流口处杂质含量,提高旋流器的分离效率,而当处理量在该区间以上,随着处理量的提高,溢流口杂质含量降低趋势变缓,旋流器的分离效率提升有限。这也表明,在实际应用中,确定旋流器的最优工况,可有效提高旋流器的分离效率,从而节约能源。



(a) 杂质粒径



(b) 处理量

图7 旋流器溢流口杂质体积分数变化曲线

### 3 结论

利用 CFD 技术对液-固旋流器的分离过程进行研究,数值模拟了旋流器底流口阀门的开关情况,给出了在相应工况下阀门启闭的时间周期,并且对影响旋流器分离效率的参数进行讨论,研究发现:

(1) 在液-固旋流器的使用过程中,底流口阀门应在适当的时间开启,避免分离出的杂质再次污染溢流出口管中的液体;底流口阀门打开一定时间后,需要及时关闭阀门,防止过多的液体从底部出口外排而损失。

(2) 杂质粒径和处理量均对旋流器的分离效率有着显著影响。当混合物中的杂质粒径大于某一值时,才能得到较好的分离;旋流器的处理量存在着较优区间,当处理量在该区间以下时,提高处理量可有效提高旋流器的分离效率,而当处理量在该区间以上时,处理量的增大对分离效率的提升作用较小。

#### 参考文献:

- [1] 曲景奎,隋智慧,周桂英,等. 固-液分离技术的新进展及发展动向[J]. 国外金属矿选矿, 2001(4): 12-17.
- [2] 郭广东,张福伦,邓松圣,等. 固-液-液三相旋流分离技术[J]. 化工机械, 2010(1): 128-134.
- [3] KELSALL D F. A study of the motion of solid particles in a hydraulic cyclone[J]. Trans Inst Chem Eng, 1952, 30(1): 87-108.
- [4] BRADLEY D, PULLING D J. Flow patterns in the hydraulic cyclone and their interpretation in terms of performance[J]. Trans Inst Chem Eng, 1959, 37(1): 34-45.
- [5] WALBERT D, MA B F, AURELKE Y, et al. Efficiency estimation of liquid-liquid hydrocyclones using trajectory analysis[J]. AIChE Journal, 1995, 41(6): 1352-1402.
- [6] FAHLSTROM P H. Studies of the hydrocyclone as a classifier[C]. London: Pro 6th Int Miner Process Congr Cannes, 1963.
- [7] SCHUBERT H, NEESSE T. A hydrocyclone separation model consideration of the turbulent multiphase flow[C]. Cranfield: Proc Int Conf on Hydrocyclone, 1980.
- [8] CHEN J Y, SHI M X. A universal model to calculate cyclone pressure drop[J]. Powder Technology, 2007, 171(3): 184-191.
- [9] 张智勇,崔旭阳,刘文,等. 圆管气-液旋流分离器的数值模拟[J]. 油气储运, 2012, 31(6): 435-440.
- [10] 杨毅,马晓伟,白晓捷,等. 钻井用四相分离器的现状及发展趋势[J]. 天然气工业, 2012, 32(2): 75-78.
- [11] 刘培林,何利民,周凯,等. 水下分离器入口预分离构件的数值模拟[J]. 油气储运, 2013, 32(6): 611-614.
- [12] KRAIPECH W, NOWAKOWSKI A. An investigation of the effect of the particle-fluid and particle-particle interactions on the flow within a hydrocyclone[J]. Chem Eng J, 2005, 111(3):

189-197.

- [13] 陆耀军,周力行,沈熊.液-液旋流分离管中强旋湍流的 Reynolds 应力输运方程数值模拟[J].中国科学,2000,30(1):47-54.
- [14] 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.
- [15] HWANG K J, HWANG Y W, YOSHIDA H, et al. Improvement of particle separation efficiency by installing conical top-plate in hydrocyclone[J]. Powder Technology, 2012, 232: 41-48. (收稿日期:2013-05-03; 修回日期:2013-10-15; 编辑:潘红丽)



**基金项目:** 国家重大科学仪器设备开发专项“水下油气水高效分离与计量装置”, 2011YQ120048-2。

**作者简介:** 翟加钢,工程师,1975年生,1998年毕业于中国人民解放军后勤工程学院油气储运专业,现主要从事航空煤油输送技术等工作。

ZHAI Jiagang, engineer, born in 1975, graduated from Logistic Engineering University of PLA, oil & gas storage and transportation, in 1998, engaged in the transportation of aviation kerosene. Tel: 13516136456, Email: jiagang668@sina.com

(上接第 411 页)

境温度 5 ℃ 的要求。因此,在现有脱水工艺的基础上,需要进一步降低管网输送压力,提高二级节流压差,从而保证换热器具有较高的换热效率,降低天然气含水量,保证外输气露点满足要求。

#### 参考文献:

- [1] 刘学全.大牛地气田小压差换热器工艺技术[J].油气田地面工程,2010,29(11):93-94.
- [2] 李莲明,余浩杰,王冰,等.小压差大温降工艺在榆林气田的应用[J].天然气工业,2006,26(6):137-138.
- [3] 张火箭,李胜杰.天然气露点测试分析及注意事项[J].油气储运,2007,26(10):51-52.
- [4] 郑欣,王遇冬,王登海,等.影响低温法控制天然气露点的因素分析[J].天然气工业,2006,26(8):123-125.
- [5] 李成,李俊明,王补宣.冷凝式油气回收系统翅片换热器的结构[J].油气储运,2010,29(7):515-518.
- [6] 袁尚科,赵子琴.流体相对流动对套管式换热器效率的影响分析[J].石油化工设备,2009,38(5):26-29.
- [7] 马飞,秦朝葵,乔亚鹏.燃气热水器换热效率的影响因素[J].煤

气与热力,2012,32(1):4-8.

- [8] 谢天.换热器换热效率及运行状况评价[J].川化,2010(4):12-15.

(收稿日期:2013-05-13; 修回日期:2013-10-15; 编辑:潘红丽)



**基金项目:** 国家重大专项示范工程“鄂尔多斯盆地大牛地致密低渗气田勘探开发示范工程”,2011ZX05045。

**作者简介:** 张宁宁,工程师,1982年生,2007年硕士毕业于中国石油大学(华东)油气储运工程专业,现主要从事油气田地面集输工艺设计及优化的研究工作。

ZHANG Ningning, MS.D, engineer, born in 1982, graduated from China University of Petroleum (Huadong), oil & gas storage and transportation engineering, in 2007, engaged in the research of the design and optimization of ground gathering process of oilfield and gasfield.

Tel: 13656475873, Email: chengongde2008@163.com.