

文章编号:1673-5005(2010)01-0153-07

催化裂化沉降器粗旋风分离器的工作性能

刘书贤, 孙国刚, 薛淑琳, 陈建义, 时铭显

(中国石油大学 重质油国家重点实验室, 北京 102249)

摘要:在直径 300 mm 的催化裂化沉降器粗旋风分离器冷态实验模型上测试入口气速、质量浓度,考察二者以及料腿末端设置重锤逆止阀对粗旋风分离器工作性能的影响。结果表明:固相加入后降低了气流旋转动能耗散,使粗旋风分离器压降降低,料腿排气率增大;提高入口气速有利于减小料腿泄气率,提高粗旋风分离器分离效率,尤其对细颗粒分离有利;随固相质量浓度增大,粗旋风分离器压降降低,分离效率和料腿排气率均有小幅上升;料腿末端安装重锤逆止阀可令料腿泄气率减小 3 % 以上,并提高粗旋风分离器分离效率;针对粗旋风分离器结构特征提出的压降模型计算粗旋风分离器压降精度较高。

关键词:粗旋; 气速; 质量浓度; 重锤阀

中图分类号:TQ 021.1 **文献标志码:**A

Working performance of rough-cut cyclone in FCC separator

LIU Shu-xian, SUN Guo-gang, XUE Shu-lin, CHEN Jian-yi, SHI Ming-xian

(State Key Laboratory of Heavy Oil Processing in China University of Petroleum, Beijing 102249, China)

Abstract: The influences of inlet gas velocity, solid mass concentration and adding a gravity valve to the dipleg tail on the performance of a rough-cut cyclone with diameter of 300 mm were tested in an FCC separator experimental model. The results show that after adding the solid phase, the loss of swirling energy of motion and pressure drop of the cyclone separator decrease, and the gas discharge of the dipleg increases. Improving inlet gas velocity advantages to decrease the gas discharge of dipleg and increase the separation efficiency of rough-cut cyclone separator, especially for granular particles. Furthermore, with the solid mass concentration increasing, the pressure drop of rough-cut cyclone separator decreases, and the separation efficiency and gas discharge of dipleg increase. The presence of the gravity valve makes the gas discharge decrease by 3% and the separation efficiency improve. The structure-related pressure drop model has good accuracy for calculating pressure drop of rough-cut cyclone.

Key words: rough-cut cyclone; gas velocity; mass concentration; gravity valve

炼油厂催化裂化工艺中主要采用粗旋风分离器(简称粗旋)作为提升管出口快分装置。粗旋起着快速分离油气与催化剂、降低干气和焦炭产率、减少催化剂单耗等关键作用^[1]。粗旋的几何结构虽然与常规的旋风分离器基本相同,但其操作方式与常规的旋风分离器不同,粗旋的排气口和料腿都敞开在沉降器内部,一部分油气随催化剂会经粗旋料腿排泄进入沉降器大空间,对沉降器空间的油气停留时间和结焦有显著影响^[2-3],因此粗旋的性能评价指

标除了常规的分离效率和压降外,料腿泄气量也很重要。由于工业操作中油气流量测量极难展开,一直无法得到粗旋料腿泄气率和分离效率的确切数据,粗旋内气固两相流动信息也难以获知。目前,有关粗旋与常规旋风分离器在流场方面的差异以及不同结构方式下料腿泄气率的变化仅限于对纯气相流场的研究^[4-6]。另外,加尘情况下两出口压力需持平等操作条件以及两相流动参数测量因受实验条件和测量手段的限制而很难达到,导致粗旋两相流领域

收稿日期:2009-09-28

基金项目:国家“973”重点基础研究发展规划项目(G2005CB22120103);中国石化重油催化沉降器抑制结焦项目(305013)

作者简介:刘书贤(1982-),女(汉族),河北石家庄人,博士研究生,研究方向为多相流动与分离技术。

的研究几乎仍是空白。笔者针对两相流动情况下粗旋性能研究的问题和难点,建立一套粗旋冷态实验系统,考察入口速度、固相浓度以及在料腿末端安装重锤逆止阀对粗旋性能的影响规律,回归得到粗旋料腿泄气率的计算公式,并针对粗旋的结构特点提出粗旋的压降计算模型,为催化裂化沉降器内粗旋的两相流研究提供参考。

1 实验装置与实验方法

粗旋模型由某工业粗旋进行尺寸相似缩小得到(图1),材质为有机玻璃。粗旋筒体直径 $D = 300$ mm,升气管直径 $d_r = 150$ mm,料腿直径 $d_c = 120$ mm。图2为实验装置图。粗旋的升气管和料腿末端各安装一个直径500 mm的铁皮圆筒作为速度缓冲区和压力平衡段,圆筒上端位置各设一引出长管,经鼓气实验确定上、下引出管的直径分别为200和100 mm时两个圆筒的压力近似相等。长管出口接过滤口袋,用以防止尘粒污染大气,同时下排气口袋还可收集被气流从下筒体带出的少量催化剂以测定效率。系统采用正压式操作方案,催化剂存放于密封的储料罐内,经螺旋加料器连续、匀速加入粗旋入口管,通过改变加料器电机的功率控制粉料入口浓度。实验中下压力平衡筒体的锥形收灰口需密封。

图1 粗旋和重锤逆止阀几何尺寸

Fig.1 Geometrical dimensions of rough-cut cyclone and gravity valve

入口管和出口管远离粗旋一侧的气流旋转运动已大大衰减,流动类似充分发展的管流。使用热线风速仪^[7]测量粗旋入口管和出口管中心的气体速度 v_m ,折算成管道截面的平均速度 $v_a = 0.85v_m$,由此得到粗旋的总进气量和上下气量分配。图2中各点压力用U型管压差计测定。

实验中矩形入口气速 v_i 为10~20 m/s,入口催化剂质量浓度 c_i 为25~150 g/m³。重锤逆止阀实

验部分,须保证料腿出口在纯气流条件下保持闭合,堆积在阀板上的催化剂积累到一定质量后阀门开启,卸料后自动闭合。实验所用催化剂密度 $\rho_p = 1300$ kg/m³,中位粒径 $d_z = 52.24$ μm ,颗粒的筛下累积分布见图3。

图2 实验装置

Fig.2 Experimental set-up

图3 FCC催化剂粒径分布

Fig.3 Granular distribution of FCC catalyst

2 结果分析

2.1 气速对粗旋性能的影响

工业中,由粗旋料腿排入沉降器空间的气体量占粗旋总进气量的体积分率 $\bar{Q}_d$ 直接影响着沉降器内的结焦, $\bar{Q}_d$ 越小则油气同催化剂在沉降器内继续接触产生结焦的概率和程度就越小,可见削减 $\bar{Q}_d$ 是粗旋性能优化的一个重要方面。粗旋因其料腿开口方式的特殊性及其对结焦的影响,性能评价的标准也与常规旋风分离器不同:常规旋风分离器要求分离效率高且压降尽量小;粗旋则需在保证较高的分离效率的前提下,尽量减小料腿的泄气率,为此可牺牲一定的压降,即将压降作为评价粗旋性能的次要方面。

将粗旋矩形入口处到升气管出口的压力差作为

粗旋压降 Δp , 实验得到 $c_i = 25.00 \text{ g/m}^3$ 下粗旋压降随入口气速 v_i 的变化如图4所示。可见 v_i 一定时, 催化剂加入后降低了粗旋压降, 而升气管出口处的压力恒接近于外界大气压, 因此固相的存在引起矩形入口处的压力 p_1 降低。该现象产生的原因为: 对于低浓度含尘气流, 颗粒对气流的效应与增大壁面粗糙度等同, 即增大了气流流动的阻力, 导致气相切速度 v_t 降低, 尤其在边壁处 v_t 减小明显, 这使得旋流损失和旋转动能耗散减小^[8], 于是粗旋压降随颗粒的加入而减小。由图4还可看出, 气速越大, 颗粒的这种“降耗”作用相对越强, 粗旋压降减小的幅度越大。另外, 实验中还发现催化剂加入后, 粗旋除 p_1 外各测压点的压力值保持不变或略有增大, 说明固相的存在使沿程压力梯度降低。实验浓度范围内的 $\Delta p \sim v_i$ 关系均呈相同规律。

图4 不同 v_i 下的粗旋压力分布

Fig. 4 Pressure distribution of rough cyclone with different v_i

工业实际中测量 $\bar{Q}_d$ 的难度很大, 其确切值一直无法获知, 人们只是根据估计和一些模拟结果^[5,9], 大致认为有 8% ~ 20% 的油气由料腿排出。本实验经流量核算, 得到了不同气速下、加入催化剂前后 $\bar{Q}_d$ 的值与变化规律(图5)。当气速一定时, 催化剂的存在导致料腿泄气率大幅增加。粗旋流场研究表明^[4-6], 粗旋内气流的 v_t 远大于其轴向速度 v_z 和径向速度 v_r , 因此将气流的切向旋转能量近似作为气体流动的动能。对于料腿内的某水平截面, 随着颗粒的加入, 气体旋流减弱, 气流具有的动能减小, 导致该截面压力升高, 料腿内部相对于外界的压力能增大, 促使自料腿内流向外界的气体量增加, $\bar{Q}_d$ 呈增长趋势。另一方面, 旋风分离器流场研究结果^[7-8]显示颗粒相加入后分离空间内的气流轴向速度 v_z 变小, 且在内旋流区域衰减最为明显^[10], 这是由于颗粒所受的重力相对气体不可忽略, 颗粒的存在令外旋下行流区(近壁)的气流旋能减弱, 可供气体夹带颗粒返转形成内旋上行流耗散的能量有所减小, 表现在颗粒对气流的反作用上即为颗粒会促进分离器各水平截面的下行气量增加。对于粗

旋, 加入颗粒会导致近中心区域的回流量增加, 回流区向下扩展, 同样会增大 $\bar{Q}_d$, 且颗粒浓度越高, $\bar{Q}_d$ 增加越显著。以 $v_i = 18.32 \text{ m/s}$, $c_i = 25.00 \text{ g/m}^3$ 时的结果为例, $\bar{Q}_d$ 由纯气相条件下的 14.80 % 增至两相流动条件下的 19.04 %, 可见, 加入催化剂后料腿排气率增大明显。在纯气相以及气固两相条件下, $\bar{Q}_d$ 均随 v_i 增大而减小(图5)。其原因为, v_i 增大时料腿内气流旋转动能增大, 压力降低, 即料腿内外压差减小, $\bar{Q}_d$ 随之减小。

图5 加入固相前后粗旋的 $\bar{Q}_d$ 改变

Fig. 5 $\bar{Q}_d$ of rough-cut cyclone before and after solid adding

分离效率 η 是评价粗旋性能的另一重要指标, 工业粗旋的 η 通常在 98% 以上^[9]。本实验所用的催化剂料样与工业粗旋的待分催化剂相比较细, 同时入口质量浓度也较低, 故测得总效率略低(图6)。从图6可以看出, η 随气速增大而增大。入口气速增大对气固分离具有相反的两个作用效果^[11]: 一方面高气速下气体在粗旋环形空间内获得的旋转能量较大, 颗粒随气流进入环形空间后更易于被甩向粗旋壁面被分离, 而混入升气管入口下方的短路流进入升气管逃逸的倾向变弱, 有利于提高分离效率; 另一方面, 入口气速大则分离空间的湍流强度也较大, 浓集于近壁的颗粒会随湍动气流向中心区域扩散, 对分离不利。在实验浓度范围内, 显然气速升高产生的气流旋转强度增大对气固分离的积极作用占据了主要地位。将粗旋分离下来的粉粒混合均匀后取样, 在 TA II 型 Coulter 颗粒计数器上进行粒度分析, 得到样品的粒度分布, 进一步计算出各操作条件下的粒级效率 η_i 。具体计算方法为: 用 Coulter 颗粒计数器测得的催化剂原料中粒径为 δ 的颗粒的分布概率为 $f'_i(\delta)$, 分离后的催化剂中该粒径颗粒的分布概率为 $f'_o(\delta)$, 称重法测得的总效率为 η , 则粒径 δ 的颗粒粒级效率为

$$\eta_i(\delta) = \eta \frac{f'_o(\delta)}{f'_i(\delta)} \quad (1)$$

图7表示不同入口气速下的 η_i 。可以看出, 粒径大于等于 $30 \mu\text{m}$ 的催化剂粗颗粒效率接近

100%,而细颗粒的粒级效率与速度有关,低速下细颗粒效率较低。这是由于低入口风速下,气体在粗旋环形空间内获得的旋转能量较小,受离心力较小的部分细颗粒随气流进入环形空间后没有被甩向粗旋壁面被分离,而更倾向于混入升气管入口下方的短路流进入升气管逃逸。

图6 粗旋的效率

Fig.6 Efficiency of rough cyclone

图7 粗旋的粒级效率

Fig.7 Granular efficiency of rough cyclone

可见,在实验范围内入口风速较高时有利于降低 $\bar{Q}_d$ 、提高 η ,并可充分利用分离空间的分离效用,提高细颗粒分离效率,使得粗旋具有更好的性能,由风速增大引起的粗旋压降增加可不予考虑。

2.2 质量浓度对粗旋性能的影响

粗旋的 η 和 $\bar{Q}_d$ 随 c_i 的变化曲线如图8所示。由图8可以看出,随着入口催化剂质量浓度增大,两者数值都有小幅增大。低入口固相质量浓度下,颗粒质量浓度增大则气流需要带动颗粒旋转而消耗更多的能量,为颗粒提供离心力的气流切速度会进一步减弱,不利于气固分离,然而,分离器的效率随固相浓度增加而增大的现象已经证实^[11-12]。事实上,颗粒的存在同时还会抑制气流的湍动,令颗粒由近壁向中心旋涡的湍流扩散相应减弱^[11],这于气固分离又起到了促进作用。在实验质量浓度范围内,这两个相互矛盾的效应中颗粒对气体湍流度的削弱作用占据主导,因而 η 随 c_i 增加而增大。 $\bar{Q}_d$ 随 c_i 增加而增大的现象可用料腿内能量转化的观点解释。图9表示入口质量浓度分别为25.00 g/m³和138.75 g/m³时催化剂的粒级效率。质量浓度对 $d_p \geq 30 \mu\text{m}$ 颗粒的分离影响不大,而 $d_p < 30 \mu\text{m}$ 的细颗粒的分离效率则随 c_i 增大显著提高,这是由于粗

颗粒自身离心力足以克服流动阻力而获得分离,而细颗粒主要靠扩散和团聚机制获得分离,入口质量浓度越高,粗、细颗粒产生碰撞的频率及团聚的可能性都大为增加^[13],因此细颗粒更易得到分离。

图8 不同 c_i 下的粗旋效率和下排气量Fig.8 Efficiency and gas discharge of dipleg with different c_i 图9 不同 c_i 粗旋的催化剂粒级效率Fig.9 Granular efficiency of rough cyclone with different c_i

2.3 安装重锤逆止阀的影响

某些炼厂再生器的第一级旋风分离器采用重锤逆止阀后,可有效防止料腿蹿气及减少催化剂跑损^[14-15]。图10为入口风速 $v_i = 18.32 \text{ m/s}$ 时,不同 c_i 下粗旋料腿末端安装重锤逆止阀前后的 $\bar{Q}_d$ 和 η 。重锤阀的开闭引起下锥段引出管出口附近截面上速度的脉动,计算其在一段时间内的平均值,将得到的该时段内的料腿泄气率作为 Q_d 。安装重锤逆止阀后粗旋效率增大,与料腿末端完全敞开情况相比,料腿末端安装重锤逆止阀可令料腿泄气率 $\bar{Q}_d$ 减小3%以上,且浓度越高 $\bar{Q}_d$ 减小越显著。料腿安装重锤逆止阀后,粗旋压降有明显的波动;重锤阀闭合时分离器的工作状态接近常规旋风分离器,压降增大,因此平均压降要大于未设阀门的情况。可见,在粗旋料腿末端加设重锤逆止阀可有效抑制料腿泄气并提高分离效率,但会引起粗旋压降增大,工业中根据实际条件可尝试对装置进行改装,平衡操作性能波

动以及逆止阀转动轴防堵塞设计须引起重视。

图10 粗旋安装重锤阀前后的 $\bar{Q}_d$ 和 η

Fig. 10 $\bar{Q}_d$ and η before and after adding a gravity valve

2.4 低质量浓度下粗旋 $\bar{Q}_d$ 与 Δp 的计算

文献[4]和[5]考察了纯气流状态下粗旋的 $\bar{Q}_d$, 结合低固相质量浓度下的实验数据, 回归得到包含颗粒质量浓度 c_i 、雷诺数 Re 及相关结构参数在内的 $\bar{Q}_d$ 表达式:

$$\bar{Q}_d = 21.181 \left(\frac{\rho_g v_i D}{\mu} \right)^{-0.4234} (c_i + 0.001)^{0.0673} \times \left(\frac{d_c}{d_r} \right)^{3.6796} \bar{d}_r^{-2.6363}. \quad (2)$$

式中, μ 为气体黏度; $\bar{d}_r$ 为量纲为一的升气管直径, 且 $\bar{d}_r = d_r/D$ 。

根据 Barth^[16], Muschelknautz^[16] 等提出的旋风分离器压降沿程分布理论以及陈建义在此基础上建立的 ESD^[13] 模型, 旋风分离器的压降主要包括进口膨胀损失 Δp_{exp} 、器内旋流损失 Δp_{sw} 和升气管中动能耗散 Δp_{dis} 三部分, 且以后两部分为主。根据流体力学中关于膨胀损失(以径向膨胀为主)的计算方法, 将进口膨胀损失表示为

$$\Delta p_{\text{exp}} = \left(1 - \frac{k_i b}{R + b - c - 0.5 d_r} \right)^2 \left(1 + \frac{c_i}{\rho_g} \right) \frac{\rho_g v_i^2}{2}. \quad (3)$$

式中, k_i 为修正系数, 代表计入的轴向膨胀损失部分, $k_i \in (0.3, 0.5)$ 。根据 ESD 模型, 从粗旋外壁至内外旋流分界面 $r = r_i$ 产生的旋流损失 Δp_{sw} 可用下式计算:

$$\Delta p_{\text{sw}} = \frac{4K_A f_c F_s \tilde{v}_{t,m}^3 \rho_g v_i^2}{0.9\pi D^2 \tilde{r}_t^{1.5n} 2}. \quad (4)$$

其中

$$F_s = \frac{\pi}{4} (D^2 - d_r^2) + \pi d_r S + \pi D H_1 + \pi d_c H_c + \frac{\pi}{2} (D + d_c) \sqrt{H_2^2 + \frac{(D - d_c)^2}{4}}.$$

式中, $\tilde{v}'_{t,m}$ 为含尘气流的最大切速度值; f_c 为含尘气

流与器壁的摩擦因数, 可取 $f_c = 0.003 \left(1 + 3 \sqrt{\frac{c_i}{\rho_g}} \right)$;

S 为升气管插深; H_1, H_2 分别为粗旋筒段和锥段高度, H_c 为料腿长度; F_s 为气流由入口到料腿出口与器壁的接触面积。

因

$$Q_i (1 - \bar{Q}_d) = \frac{\pi v_i D^2 (1 - \bar{Q}_d)}{4K_A} = \pi \left(\frac{d_r}{2} \right)^2 v_e,$$

所以

$$v_e = \frac{v_i (1 - \bar{Q}_d)}{K_A \bar{d}_r^2}.$$

式中, v_e 为升气管内平均轴向速度。根据升气管内的轴向速度分布特点可近似认为近壁轴向速度为

$$v_{e,w} = 1.5 v_e = \frac{1.5 v_i (1 - \bar{Q}_d)}{K_A \bar{d}_r^2}.$$

根据流体力学中管径突扩局部损失算法, 轴向动能耗散损失为

$$\Delta p_{\text{dis},z} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \frac{\rho_g v_{e,w}^2}{2} \approx \frac{\rho_g v_{e,w}^2}{2},$$

式中, A_1, A_2 分别为升气管内和外部压力边界过流断面的面积, $A_2 \gg A_1$ 。升气管入口端截面上气流的近壁切速度 $v_{t,w} \approx 0.777 \tilde{v}'_{t,m} v_i$ 。按照旋转动量矩传递规律, 升气管外旋流区的平均切速度 $\bar{v}_t$ 为

$$\bar{v}_t = \sqrt{v_{t,m} v_{t,w}} = 0.881 \tilde{v}'_{t,m} v_i.$$

升气管气流动能损耗 Δp_{dis} 可写作

$$\Delta p_{\text{dis}} = \frac{\rho_g}{2} (v_{e,w}^2 + \bar{v}_t^2) = \left(\frac{2.25(1 - \bar{Q}_d)^2}{K_A^2 \bar{d}_r^4} + 0.777 \tilde{v}_{t,m}^2 \right) \frac{\rho_g v_i^2}{2}. \quad (5)$$

粗旋总压降为

$$\Delta p = \Delta p_{\text{exp}} + \Delta p_{\text{sw}} + \Delta p_{\text{dis}} = \left[\left(1 - \frac{k_i b}{R + b - c - 0.5 d_r} \right)^2 \left(1 + \frac{c_i}{\rho_g} \right) + \frac{4K_A f_c F_s \tilde{v}_{t,m}^3 \tilde{r}_t^{1.5n}}{0.9\pi D^2} + \frac{2.25(1 - \bar{Q}_d)^2}{K_A^2 \bar{d}_r^4} + 0.777 \tilde{v}_{t,m}^2 \right] \frac{\rho_g v_i^2}{2}. \quad (6)$$

阻力系数 ξ 为

$$\xi = \left(1 - \frac{k_i b}{R + b - c - 0.5 d_r} \right)^2 \left(1 + \frac{c_i}{\rho_g} \right) + \frac{4K_A f_c F_s \tilde{v}_{t,m}^3 \tilde{r}_t^{1.5n}}{0.9\pi D^2} + \frac{2.25(1 - \bar{Q}_d)^2}{K_A^2 \bar{d}_r^4} + 0.777 \tilde{v}_{t,m}^2. \quad (7)$$

式(7)可视为适用于粗旋的压降模型。因粗旋结构特殊, 几种经典的(常规)旋风分离器压降计算式^[8,17]不能准确预测其压降, 而用针对粗旋结构特

征提出的阻力系数计算模型计算粗旋压降与实测数据吻合较好,见图11。

图11 几种压降模型计算粗旋 ξ 的结果对比
Fig.11 ξ of rough-cut cyclone calculated by different methods

$\bar{Q}_d$ 和 ξ 的计算式(2)和(7)的适用条件为常温常压,颗粒体积分数 $\varepsilon_p \leq 0.012\%$ 。

3 结 论

(1)较高的入口气速有利于提高粗旋分离效率,减少由升气管入口下方的短路流带走的细颗粒,同时使料腿泄气率明显下降。

(2)两相流动下,固相的加入降低了矩形入口处的压力,使粗旋压降减小,同时削弱了气流的旋转能量,增强了气流向下的流动趋势,令粗旋料腿泄气率明显增大。随固相浓度增大,粗旋压降进一步降低,分离效率和料腿泄气率均呈小幅增加。

(3)粗旋料腿末端安装重锤逆止阀可提高粗旋分离效率,有效抑制料腿泄气,且浓度较高时料腿泄气率减小更明显。

(4)粗旋的料腿泄气率是 c_i , Re 及 $d_c/d_r, \bar{d}_r$ 的函数,针对粗旋结构特征提出的压降模型计算两相流动下的粗旋压降精度较高。

参考文献:

- [1] 山红红,李春义,钮根林,等. 流化催化裂化技术研究进展[J]. 石油大学学报:自然科学版, 2005,29(6): 136-150.
SHAN Hong-hong, LI Chun-yi, NIU Gen-lin, et al. Research progress in fluid catalytic cracking technology[J]. Journal of the University of Petroleum, China (Edition of Natural Science), 2005,29(6): 136-150.
- [2] 叶晓东,徐武青,刘静翔. 不同结构的重油催化裂化装置结焦的原因分析及防止措施[J]. 石油炼制与化工, 2003,34(2): 21-25.
YE Xiao-dong, XU Wu-qing, LIU Jing-xiang. Analysis of coking reason for different structure heavy oil FCCU and its prevention measures[J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2003,34(2): 21-25.
- [3] 钮根林,杨朝合,王瑜,等. 重油催化裂化装置结焦原因分析及抑制措施[J]. 石油大学学报:自然科学版, 2002, 26(1): 79-82.
NIU Gen-lin, YANG Chao-he, WANG Yu, et al. Cause analysis of coking in residual catalytic cracking unit and technical measures [J]. Journal of the University of Petroleum, China (Edition of Natural Science), 2002,26(1): 79-82.
- [4] 龚兵. 两端敞开式旋风分离器内气相流场及其结构优化[D]. 北京:中国石油大学化学科学与工程学院, 2005.
- [5] 晁忠喜,孙国刚,龚兵,等. 粗旋风分离器内气相流场研究与数值模拟[J]. 石油炼制与化工, 2004,35(7): 57-61.
CHAO Zhong-xi, SUN Guo-gang, GONG Bing, et al. Numerical simulation and experimental study on gas flow field in a rough-cut cyclone separator[J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2004,35(7): 57-61.
- [6] 晁忠喜,孙国刚,龚兵,等. 催化裂化沉降器内两端敞开型旋风分离器内气相流动规律[J]. 化工学报, 2004,55(7): 1109-1116.
CHAO Zhong-xi, SUN Guo-gang, GONG Bing, et al. Gas flow behavior in a rough-cut cyclone in FCC disengager[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering (China), 2004,55(7): 1109-1116.
- [7] 姬忠礼,时铭显. 旋风分离器内流场的测试技术[J]. 石油大学学报:自然科学版, 1991,15(6): 52-57.
JI Zhong-li, SHI Ming-xian. Flow field measurement in cyclone separator[J]. Journal of the University of Petroleum, China (Edition of Natural Science), 1991,15(6): 52-57.
- [8] 万古军,魏耀东,薛晓虎,等. 温度对旋风分离器内颗粒浓度分布影响的模拟[J]. 燃烧科学与技术, 2008, 14(6): 562-568.
WAN Gu-jun, WEI Yao-dong, XUE Xiao-hu, et al. Simulation of influence of temperature on solids concentration distribution in cyclone separator [J]. Journal of Combustion Science and Technology, 2008,14(6): 562-568.
- [9] 曹占友,卢春喜,时铭显. 新型汽提式粗旋风分离系统的研究[J]. 石油炼制与化工, 1997,28(3): 47-51.
CAO Zhan-you, LU Chun-xi, SHI Ming-xian. Study of a new rough cyclone with a stripper attached [J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 1997,28(3): 47-51.
- [10] WAN Gu-jun, SUN Guo-gang, XUE Xiao-hu, et al. Solids concentration simulation of different size particles in a cyclone separator[J]. Powder Technology, 2008, 183(1): 94-104.
- [11] DERKSEN J J, SUNDARESAN S, VAN DEN AKKER H E A. Simulation of mass-loading effects in gas-solid cyclone separators [J]. Powder Technology, 2006, 163: 59-68.
- [12] DE S, LAL A K, NAG P K. An experimental investiga-

- tion on pressure drop and collection efficiency of simple plate-type impact separator [J]. Powder Technology, 1999, 106: 192-198.
- [13] 陈建义, 罗晓兰, 时铭显. 丙烯腈反应器新型两级旋风分离器性能计算方法研究[J]. 石油大学学报: 自然科学版, 2003, 27(6): 57-61.
CHEN Jian-yi, LUO Xiao-lan, SHI Ming-xian. Calculation method for performances of new-type two-stage cyclone separators in acrylonitrile reactors [J]. Journal of the University of Petroleum, China (Edition of Natural Science), 2003, 27(6): 57-61.
- [14] 中国石化总公司催化裂化装置长周期运行调查组. 催化裂化装置长周期运行的调查[J]. 炼油设计, 1998, 28(2): 6-13.
- INVESTIGATION group of long period running of FCCU, SINOPEC. Investigation on long period running of FCCU [J]. Petroleum Refinery Engineering, 1998, 28(2): 6-13.
- [15] 北京石油化工总厂东方红炼油厂. 催化裂化装置降低催化剂损耗[J]. 石油化工, 1975(6): 637-648.
- [16] 万古军. 高参数条件旋风分离器的内部气固过程与分离性能[D]. 北京: 中国石油大学化学科学与工程学院, 2008, 41-44.
- [17] HOFFMANN A C, STEIN L E. Gas cyclone and swirl tubes: principles, design and operation [M]. Berlin: Springer-Verlag, 2002.

(编辑 刘为清)

(上接第152页)

大。存在使冻胶强度最大的矿化度 c_0 , 当矿化度小于 c_0 时, 随着矿化度的增大成冻时间缩短, 冻胶强度变强, 当矿化度大于 c_0 时, 随着矿化度的增大, 成冻时间延长, 冻胶强度变弱。

(3) 多重乳液交联剂冻胶突破压力梯度随 HPAM 质量浓度、交联剂质量浓度增加近似线性增加; 突破压力梯度随渗透率增加而减小, 且在双对数坐标系中呈线性减小。

参考文献:

- [1] 崔桂陵, 欧瑾. 新型延缓交联体系[J]. 石油大学学报: 自然科学版, 1994, 18(6): 44-49.
CUI Gui-ling, OU Jin. A new kind of redarded crosslinking system [J]. Journal of the University of Petroleum, China (Edition of Natural Science), 1994, 18(6): 44-49.
- [2] 陈智宇, 师树义, 李玉娟, 等. 应用延缓交联体系进行深部调剖[J]. 油气采收率技术, 1995, 2(2): 21-24.
CHEN Zhi-yu, SHI Shu-yi, LI Yu-juan, et al. Deep profile control by delayed crosslinking system [J]. Oil & Gas Recovery Technology, 1995, 2(2): 21-24.
- [3] 叶波, 熊炜, 徐进, 等. 深部调剖用延迟交联体系研究[J]. 钻采工艺, 1995, 2(2): 21-24.
YE Bo, XONG Wei, XU Jin, et al. Study on suspend crosslinking system for deep profile control [J]. Drilling & Production Technology, 1995, 2(2): 21-24.
- [4] 武海燕, 罗宪波, 张廷山, 等. 深部调剖剂研究新进展[J]. 特种油气藏, 2005, 12(3): 1-3.
WU Hai-yan, LUO Xian-bo, ZHANG Ting-shan, et al. New development of deep profile control agent [J]. Special Oil & Gas Reservoirs, 2005, 12(3): 1-3.
- [5] DILIP Natarajan, MCCOOL C S, GREEN D W, et al. Control of in-situ gelation time for HPAM-chromium acetate systems [J]. SPE 39696, 1998: 409-411.
- [6] 魏发林, 刘玉章, 岳湘安, 等. 用于延缓交联的多重乳液体系的热稳定性及运移行为[J]. 石油学报, 2008, 29(3): 423-426.
WEI Fa-lin, LIU Yu-zhang, YUE Xiang-an, et al. Thermal stability and transport property of multiple emulsions used as delayed crosslinker [J]. Acta Petrolei Sinica, 2008, 29(3): 423-426.
- [7] SYDANSK R D. Delayed in-situ crosslinking of acrylamide polymer for oil recovery application in high temperature formation: US, 4844168 [P]. 1989-04-07.
- [8] 戴彩丽, 王业飞, 冷强, 等. 长成冻时间的深部调驱剂研究[J]. 西安石油学院学报, 2003, 18(1): 21-26.
DAI Cai-li, WANG Ye-fei, LENG Qiang, et al. Studies on profile-control oil-displacement agent with long gelation time for the formation far from wellbore [J]. Journal of Xi'an Petroleum Institute, 2003, 18(1): 21-26.
- [9] 王业飞, 穆丽娜, 于培志, 等. 硫化氢对冻胶型堵剂的影响[J]. 中国石油大学学报: 自然科学版, 2008, 32(6): 104-108.
WANG Ye-fei, MU Li-na, YU Pei-zhi, et al. Effects of hydrogen sulfide on gel typed plugging agents [J]. Journal of China University of Petroleum (Edition of Natural Science), 2008, 32(6): 104-108.
- [10] 戴彩丽, 周洪涛, 张贵才. 影响酸性铬冻胶成冻因素的研究[J]. 油田化学, 2002, 19(1): 29-32.
DAI Cai-li, ZHOU Hong-tao, ZHANG Gui-cai. Studies on influencing factors for formation of acidic polyacrylamide/chromium gel [J]. Oilfield Chemistry, 2002, 19(1): 29-32.

(编辑 刘为清)