

文章编号:1001-6112(2012)S1-0149-04

# 塔河油田三号联合站 气提法脱硫工艺分析与优化探讨

叶帆, 马培红, 李鹏

(中国石化西北油田分公司工程技术研究院, 乌鲁木齐 830011)

**摘要:**塔河油田原油具有高粘度、高含硫化氢特点。为此,塔河油田开展了原油脱硫技术研究攻关,综合比较后选择了气提法脱硫工艺,并在塔河油田三号联合站试验应用。此外,对该工艺及影响脱硫效率的因素进行了分析,并探讨了优化措施。

**关键词:**超稠油;气提法;脱除硫化氢;塔河油田

中图分类号:TE34

文献标识码:A

## Analysis and optimization of desulfurization with gas stripping in Tahe no. 3 plant

Ye Fan, Ma Peihong, Li Peng

(Research Institute of Engineering Technology, SINOPEC Northwest Company, Urumqi, Xinjiang 830011, China)

**Abstract:** The crude oil from the Tahe Oil Field is characterized by high viscosity and high hydrogen sulfide content. In view of this, the analyses of desulfurization have been carried out. Gas stripping has been applied in Tahe no. 3 plant. The factors influencing desulfurization effect as well as the optimization measures have been discussed.

**Key words:** ultra-heavy oil; gas stripping; hydrogen sulphide removal; Tahe Oil Field

### 1 气提法脱硫工艺

塔河油田三号联合站(简称塔三联)采用单塔两段脱硫工艺,进站含硫稠油经加热后进两相分离器

器,分离后含水原油进脱硫塔一段脱硫,一次脱硫后原油经一次沉降、二次沉降脱水,再经提升泵提至加热炉,加热原油进脱硫塔二段脱硫后进净化罐储存外输(图1)。

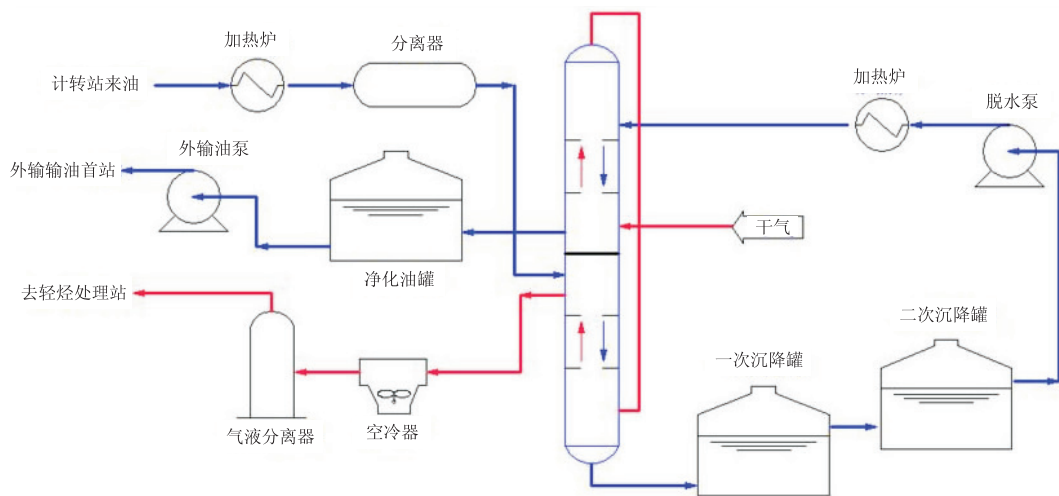


图1 塔河油田三号联脱硫工艺流程示意

Fig. 1 Flow chart of desulfurization in Tahe no. 3 plant

收稿日期:2011-12-28;修订日期:2012-03-19。

作者简介:叶帆(1980—),男,工程师,从事油田开发地面规划设计工作。E-mail:yefan558814@163.com。

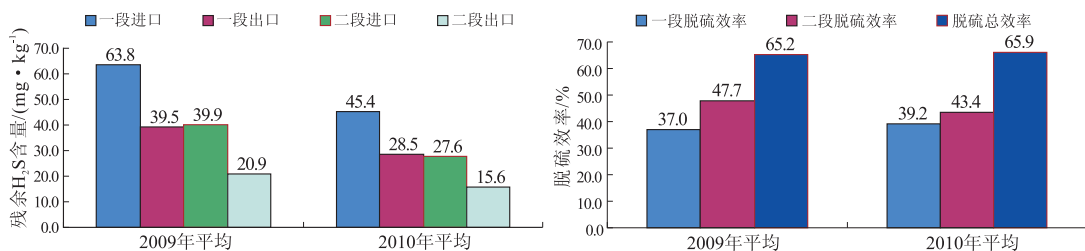


图 2 塔河油田三号联原油脱硫综合效率检测分析

Fig. 2 Comprehensive efficiency of desulfurization of crude oil, Tahe no. 3 plant

来自于塔三联轻烃站的气提气自二段塔底进入脱硫塔,从塔顶流出后进入一段塔底,与原油逆向接触进行脱硫后,自一段塔顶流出,经冷却、分离后去轻烃处理站处理(图 1)。

## 2 气提法脱硫分析

### 2.1 脱硫效率检测

塔河油田三号联原油脱硫效率最高达到 80%,其中 2009 年、2010 年上半年原油脱硫效率略有降低,总效率分别为 65.2% 和 66%(图 2)。但脱出硫化氢后原油中残余 H<sub>2</sub>S 含量基本满足原油外输要求,2009 年平均为 20.9 mg/kg<sup>3</sup>,2010 年平均为 15.6 mg/kg<sup>3</sup>。

### 2.2 敏感性分析条件

为了分析 2009—2010 年上半年原油脱硫效率偏低的原因,探讨优化措施,利用 PROII 软件建立气提气脱硫模型,开展了敏感性分析。

根据实际运行条件模拟计算:进塔总液量 6 850 t/d,含水 30%,H<sub>2</sub>S 含量 63.8 mg/kg;气提气流量 2 500 m<sup>3</sup>/h,硫化氢含量 529 mg/m<sup>3</sup>;一段塔压 0.21 MPa,二段塔压 0.22 MPa。模拟所用原油和气提气物性如表 1,2 所示。

### 2.3 敏感性分析结果及影响因素

模拟结果显示,经气提工艺后,出料原油中硫化氢含量为 24.6 mg/kg,脱硫率为 61%。其中实际经过两级气提后原油中硫化氢含量为 20.9 mg/kg,

脱硫率为 65.2%。模拟值比实测值略低。

#### 2.3.1 气提气流量的影响

随着气提气流量的增加,气提后原油剩余硫化氢明显减少,脱硫效率提高,增加气提气流量有助于提高脱硫效率(表 3)。

#### 2.3.2 气提气温度的影响

气提气进塔温度增大,脱硫率没有变化,因此气提气温度的变化对原油脱硫影响甚微(表 4)。

#### 2.3.3 气提气中硫化氢含量的影响

气提气中硫化氢含量越大原油中剩余硫化氢量越来越多,脱硫效率也就越差(表 5)。因此,为保证脱硫效果,气提气硫化氢含量需要控制,不宜过高。

#### 2.3.4 原油含水的影响

原油中含水率越高,原油中剩余硫化氢量越多,脱硫效率也就越差(表 6)。因此,为保证脱硫效果,进入气提塔的原油含水率不宜过高。

#### 2.3.5 处理液量的影响

处理液量越大,原油中剩余硫化氢量越多,脱硫效率也就越差(表 7)。因此,为保证脱硫效果,处理液量应该尽量小。

## 3 原油脱硫主要影响因素分析

### 3.1 气提气中 H<sub>2</sub>S 含量

气提气来源为塔三联轻烃站脱硫后的干气,随着油田滚动开发,新区块天然气 H<sub>2</sub>S 含量升高,同

表 1 塔河油田三号联脱硫塔进口混合原油物性

Table 1 Physical property of mixed crude oil entering desulfurization tower, Tahe no. 3 plant

密度( $\rho_{20}$ )/(g · cm <sup>-3</sup> )	运动粘度(30)/(mm <sup>2</sup> · s <sup>-1</sup> )	凝固点/°C	开口闪点	初馏点/°C	取样点
0.939 9	681.59	-8	40	78.5	一段

表 2 塔河油田三号联气提气组分

Table 2 Composition of stripping gas, Tahe no. 3 plant

甲烷	乙烷	丙烷	异丁烷	正丁烷	二氧化碳	氮气
79.247 9	8.416 9	1.843 8	0.063 9	0.067 9	0.804 4	9.129 6

表 3 气提气流量的影响

Table 3 Influence of stripping gas volume

气提气流量/ ( $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ )	原油硫化氢 含量/( $\text{mg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	脱硫效率/ %
2 000	30.1	53
2 500	24.6	61
3 000	19.3	70

表 4 气提气温度的影响

Table 4 Influence of stripping gas temperature

气提气 温度/ $^{\circ}\text{C}$	原油硫化氢 含量/( $\text{mg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	脱硫效率/ %
5	24.65	61
20	24.64	61
35	24.64	61
50	24.62	61

表 5 气提气中硫化氢含量的影响

Table 5 Influence of hydrogen sulphide content in stripping gas

气提气硫化氢 含量/( $\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$ )	原油硫化氢 含量/( $\text{mg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	脱硫效率/ %
0	19.9	69
100	20.8	67
2 000	38.2	40
4 000	56.59	11

表 6 原油含水的影响

Table 6 Influence of water content in crude oil

原油 含水/%	原油硫化氢 含量/( $\text{mg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	脱硫效率/ %
10	4.28	93.3
30	24.6	61.4
50	36.8	42

表 7 处理液量的影响

Table 7 Influence of treatment fluid volume

处理液量/ ( $\text{t} \cdot \text{d}^{-1}$ )	原油硫化氢 含量/( $\text{mg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	脱硫效率/ %
4 500	12.9	79.7
5 500	18.2	71.5
6 500	23.2	63.6
7 500	27.1	57.5

时,天然气处理量增大,天然气脱硫系统超负荷运行,导致三联轻烃站天然气脱硫不彻底。2009年平均为  $529 \text{ mg}/\text{m}^3$ ,2010年上半年平均为  $172 \text{ mg}/\text{m}^3$ ,影响气提气脱硫效率。目前,塔三联已扩建一座天然气脱硫塔,该问题已得以解决。

### 3.2 进塔原油含水量

$\text{H}_2\text{S}$  在水中溶解度较高,常温常压下,1 体积水可溶解 2.6 体积的  $\text{H}_2\text{S}$ ,由于进塔原油含水较高,脱硫塔内停留时间较短,水中溶解的  $\text{H}_2\text{S}$  很难经过气提气脱除。

同时,当含水原油经脱硫塔脱硫后,进入沉降罐沉降分离时,由于停留时间长,温度高,水中溶解的  $\text{H}_2\text{S}$  析出,导致  $\text{H}_2\text{S}$  进入超稠原油。初步分析认为这是二段进口原油和一段出口原油中检测的  $\text{H}_2\text{S}$  含量相当,或二段进口略高于一段出口的主要原因。

## 4 优化措施探讨

### 4.1 脱硫工艺优化

(1) 改变脱硫塔进气工艺,脱硫塔一段、二段分别进不含硫天然气(图 3)。

(2) 改变脱硫塔原油进料工艺,一段进料调整

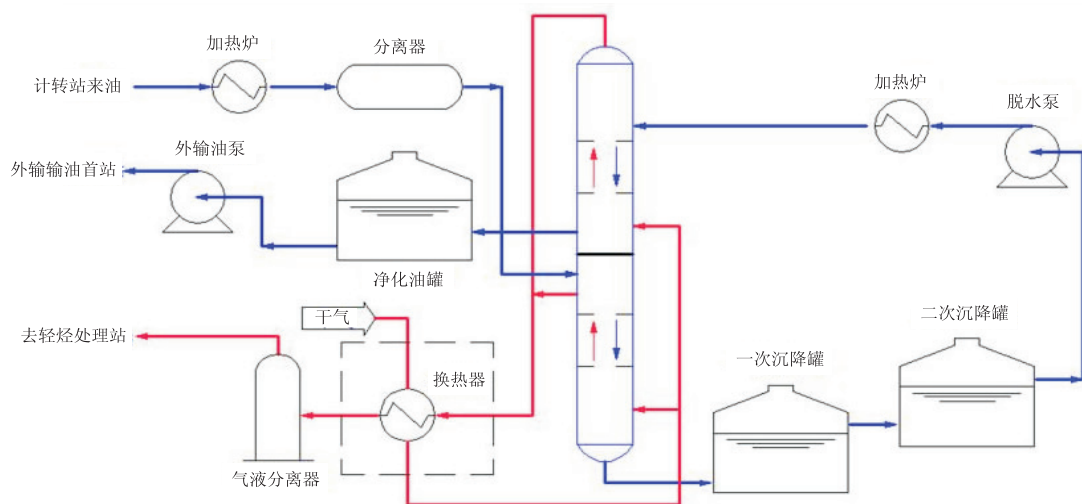


图 3 气提气进塔工艺改造

Fig. 3 Entering process of stripping gas into desulfurization tower

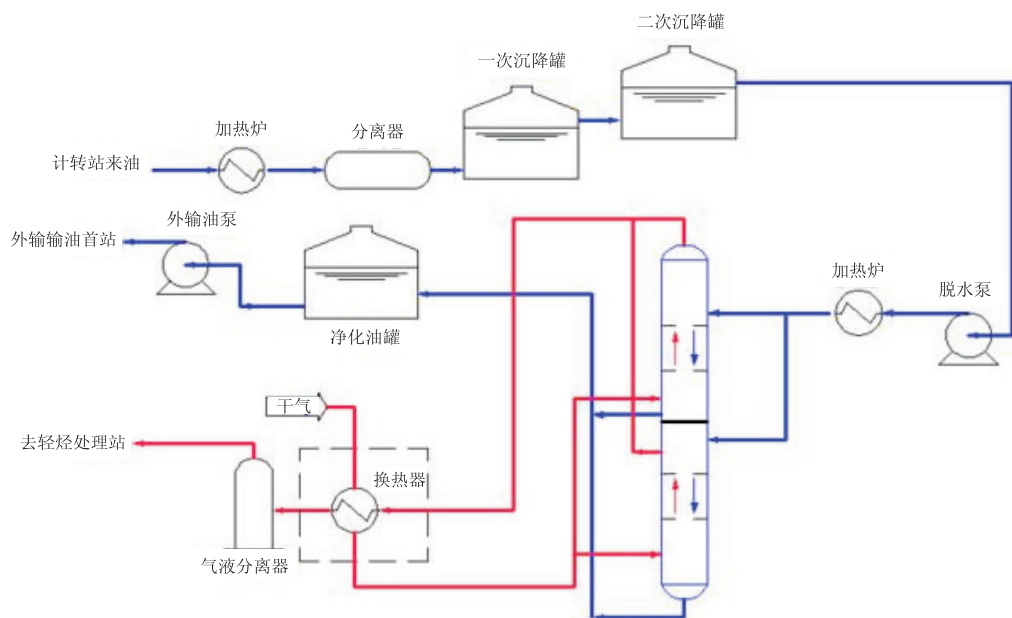


图 4 原油进料工艺改造  
Fig. 4 Optimization of oil feeding

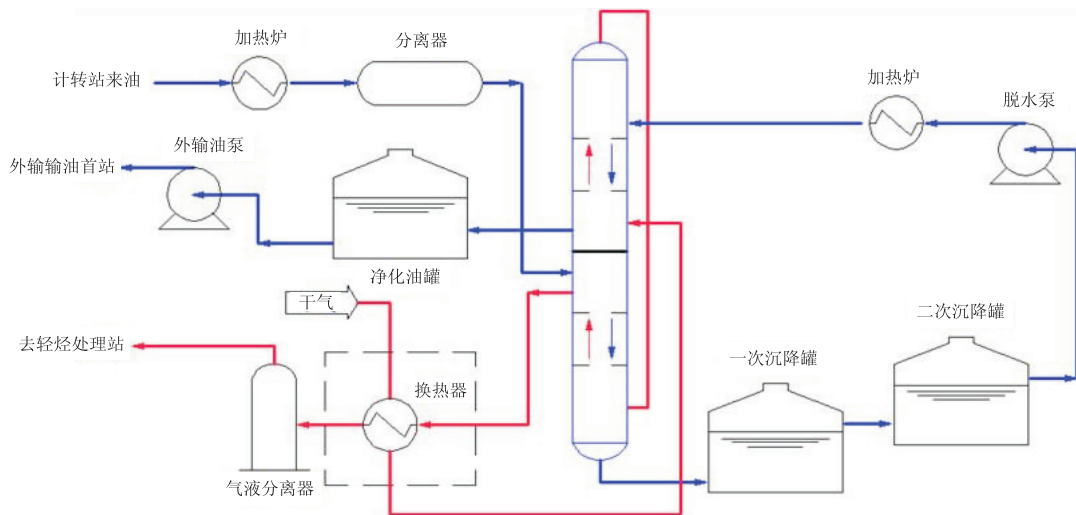


图 5 气提气换热工艺改造  
Fig. 5 Optimization of heat transfer of stripping gas

为净化油。模拟计算可知,进塔原油脱水量降低至 10%,脱硫效率可提高至 93%。因此,可改进脱硫塔原油进料工艺,将一段进料由含水油改为净化油(图 4)。

#### 4.2 节能工艺优化

脱硫后的天然气温度较高,需空冷降温,耗电量较大(年耗电约  $13.14 \times 10^4 \text{ kW} \cdot \text{h}$ ),可利用冷天然气和热天然气换热,降低出塔天然气温度和提提高进塔天然气温度。

工艺流程:增加一台天然气换热器,将气提气进口天然气(37.3℃)与脱硫塔出口含硫气(70℃)换

热,气提气温度升高至约 50℃后再进脱硫塔与原油对流脱硫(图 5)。

#### 4.3 运行参数优化

模拟计算可知,提高气提气量对提高效率的贡献很大,气提气量提高至  $3\,000 \text{ m}^3/\text{h}$ ,效率可提高至 70%。

### 5 结论与建议

1)2009—2010 年上半年,塔河油田三号联脱硫效率为 65% 左右。脱硫后原油  $\text{H}_2\text{S}$  含量 2009 年 (下转第 156 页)

表1 杆式泵封隔器深抽工艺应用情况统计

Table 1 Application of casing protection in deep pumping with rod pump and packer

井号	实施时间	工作制度	深抽后产状				当年累增油/t
			日产液/t	日产油/t	含水/t	泵效/%	
T208	2010-03-26	38 * 3013 * 5 * 4	13.6	12.0	12.0	48.1	1 067.6
YT2-3H	2010-05-30	38 * 3212 * 4.2 * 3	7.6	1.9	74.5	35.1	18.5
TK434	2010-06-07	38 * 3221 * 3.4 * 3	8	7.2	9.6	49.6	763.2
AK2	2010-08-05	38 * 3494 * 5.5 * 3	28.3	2.3	91.7	94.0	198.6
DK2	2010-09-12	38 * 3029 * 5 * 4	15.6	8.6	45.1	47.3	612.0
TK247H	2010-09-15	38 * 3514 * 7.3 * 2.1	16.8	15.6	7.1	80.6	1 274.1
S40	2010-09-22	38 * 2997 * 5 * 3	3.3	1.3	58.9	12.2	90.9
S100	2010-10-03	38 * 3013 * 5 * 3	14	3.5	75.3	52.5	93.8
TK244H	2010-12-11	38 * 35613 * 7.3 * 2.1	15.7	15.5	1.4	76.7	37.2
TK216	2011-01-17	38 * 2811 * 5 * 3	15.5	8.7	43.7	46.0	40.7
合计			138.4	76.6	44.7	54.2	4 196.4

2) 杆式泵配套封隔器深抽工艺可以满足塔河油田下泵深度 3 500 m 左右深抽正常生产要求。

3) 应用杆式泵配套封隔器深抽工艺, 采用油套环空补液的方式, 可维持 9<sup>5</sup>/<sub>8</sub>”套管内外的压力稳定, 达到保护“未回接井”9<sup>5</sup>/<sub>8</sub>”套管的目的。

参考文献:

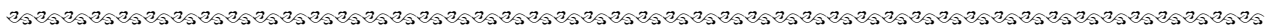
[1] 李钦道, 乔雨, 张娟. 油层套管内压力变化与水泥石压力变化的相关性[J]. 钻采工艺, 2008, 31(4): 16-19.

[2] 刘晓艳, 边培明, 赵锦栋, 等. 深井套管保护技术及应用实践[J]. 钢管, 2010, 39(S1): 39-42.

[3] 张全胜. 油田套管损伤的治理技术研究[J]. 石油矿场机械, 2008, 37(6): 20-23.

[4] 唐志军. 套管损坏分析与技术对策[J]. 中外能源, 2007, 12(2): 50-52.

(编辑 叶德燎)



(上接第 152 页)

为 20.9 mg/kg, 2010 年为 15.6 mg/kg, 基本控制在设计指标内。

2) 影响塔河油田三号联脱硫效率的主要因素为气提气来气中 H<sub>2</sub>S 含量较高, 进塔原油含水较高。

3) 建议将气提气量提高至 3 000 m<sup>3</sup>/h 以上。

4) 模拟计算可知, 降低含水可很大程度提高脱硫效率, 因此, 可对塔河油田三号联原油进塔工

艺进行简单改造, 进塔原油均改为净化油。

5) 节能工艺改造较简单, 无需置换和吹扫脱硫塔, 具有节能降耗的优点, 可以实施。

参考文献:

[1] 王智, 闫广宏, 卓海波. 塔河油田三号联合站原油脱硫工艺的优化[J]. 石油工程建设, 2009, 22(6): 22-24.

(编辑 叶德燎)