

长庆油田伴生气凝液回收工艺运行现状与优化

曹钦亮¹ 赵玉君² 乔文波² 王 萌²

1. 中国石油天然气股份有限公司长庆油田公司清洁电力开发项目部, 陕西 西安 710018;
2. 中国石油天然气股份有限公司长庆工程设计有限公司, 陕西 西安 710018

摘 要:2018 年以来长庆油田一直采用 DHX(Direct Heat Exchange)工艺进行伴生气凝液的回收利用,单套装置的 C_3^+ 收率已经基本达到 95%,但在运行中仍暴露出部分装置的 C_3^+ 收率达不到既定目标、混合制冷剂制冷机过大的问题。针对以上问题,利用 Aspen HYSYS V12.0 软件对 DHX 工艺进行了分析与优化。优化后的 DHX 工艺不但确保了各种类型伴生气凝液回收装置的 C_3^+ 收率高于既定目标 95%,且有效降低制冷机功耗约 20% ~ 35%。研究结果可为已建伴生气凝液回收装置提产增效改造和新建伴生气凝液回收装置的设计提供基本依据。

关键词:伴生气;凝液回收;DHX 工艺;优化;收率

DOI:10.3969/j.issn.1006-5539.2022.06.007

Process operation status and optimization of condensate recovery from associated gas in Changqing Oilfield

CAO Qinliang¹, ZHAO Yujun², QIAO Wenbo², WANG Meng²

1. Clean Electric Power Development Project Department, Changqing Oilfield Company, PetroChina Company Limited, Xi'an, Shaanxi, 710018, China;
2. Changqing Engineering and Design Co., Ltd., PetroChina Company Limited, Xi'an, Shaanxi, 710018, China

Abstract: DHX(Direct Heat Exchange) process has been used for condensate recovery in Changqing Oilfield since 2018, and the C_3^+ yield of each train of process facilities has basically reached 95%. But there are still some problems in the operation, such as C_3^+ yield of certain facilities cannot meet the target and the power consumption of operating the mixed refrigerant refrigeration system is excessive. To resolve these problems, this paper analyzed and optimized the original DHX process by using Aspen HYSYS V12.0 software. The optimized DHX process ensures that the C_3^+ yield of various types of condensate recovery facilities is higher than the established target of 95%, and can effectively reduce the energy consumption of the refrigeration system by about 20% ~ 35%. The research results can provide a design basis for the production capacity and efficiency improvement of the existing associated gas condensate recovery facilities and the design of the new associated gas condensate recovery facilities.

Keywords: Associated gas; Condensate recovery; Direct Heat Exchange process; Optimization; Yield

收稿日期:2022-06-04

基金项目:中国石油天然气股份有限公司长庆油田科技项目“原油稳定及伴生气处理工艺优化与一体化装置研究”(CTEC-2019-005)

作者简介:曹钦亮(1974-),男,陕西榆林人,工程师,从事油气加工、机械及电气等开发及研究工作。E-mail:60470@qq.com

0 前言

长庆油田伴生气资源丰富,近年来油田产能正处于大规模快速上产期,伴生气回收和综合利用的潜力巨大^[1]。但长庆油田为低渗透油田,油井、站场分散,伴生气量小,规模回收利用难度大,经济性差。因此,长庆油田从 20 世纪 80 年代以来一直致力于伴生气凝液回收工艺的研究工作。长庆油田在伴生气处理规模较小且处理量又可能变化的装置上采用制冷剂制冷工艺^[2],采用“氨/丙烷制冷的冷凝分馏”工艺装置的 C_3^+ (伴生气中丙烷及以上组分) 收率仅为 60%、生产的液化石油气中 ($C_3 + C_4$) 摩尔含量低于 80%。21 世纪初,李士富等人^[3]提出了采用装置自产稳定轻烃做吸收剂的改进冷油吸收工艺,即“丙烷制冷浅冷+冷油吸收”工艺,其装置运行平稳且 C_3^+ 收率高达 90%~92%,但其生产的液化石油气中 ($C_3 + C_4$) 摩尔含量为 85%~90%,达不到最新产品品质要求。李士富等人^[4]提出 DHX (Direct Heat Exchange) 工艺用于较贫天然气具有 C_3 收率高和节能的优势,为了提高 C_3^+ 收率并确保液化石油气产品品质满足最新标准要求,2018 年以来长庆油田建设的伴生

气凝液回收装置均采用了“混合制冷剂深冷+DHX 工艺”,其装置运行平稳且 C_3^+ 收率 $\geq 95\%$,液化石油气中 ($C_3 + C_4$) 摩尔含量 $\geq 95\%$,满足液化石油气产品品质的最新标准要求。

1 DHX 工艺简介

DHX 工艺由加拿大埃索公司于 1984 年开发,在 Judy Greek 工厂率先使用, C_3^+ 收率由 72% 提高至 95%,经济效益显著^[5]。随着 DHX 工艺技术的进展,“DHX 塔闪蒸+脱乙烷塔分馏”工艺作为一种在不回收 C_2 的情况下,能大幅提高 C_3 收率的轻烃回收新工艺,其与常规流程设备的区别主要是增加了轻组分分馏塔^[4]。采用“DHX 塔闪蒸+脱乙烷塔分馏”工艺后,在相同工况下能使 C_2 获得更高冷凝率,并通过液态乙烷的制冷剂(气化制冷)和吸收剂作用^[6-7]使 C_3^+ 收率大幅提高,同时达到节能降耗的目的^[8]。

2 长庆油田 DHX 工艺运行现状

2.1 长庆油田伴生气组成现状

长庆油田伴生气组成见图 1。

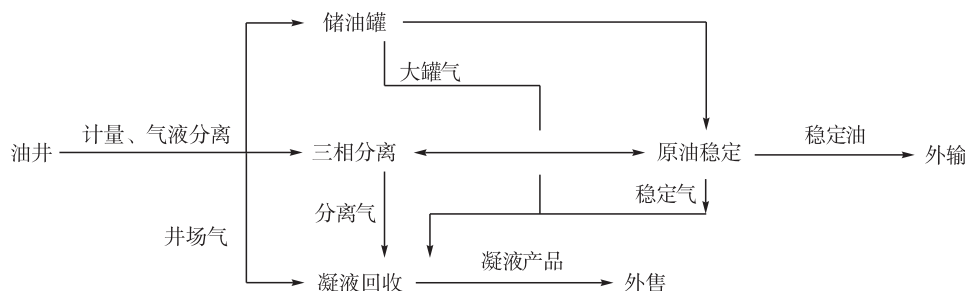


图 1 长庆油田伴生气组成示意图

Fig. 1 Schematic diagram of the associated gas composition in Changqing Oilfield

从图 1 可知,目前长庆油田伴生气基本分为井场气、三相分离器分离气、原油稳定气和大罐气四类。单套伴生气凝液回收装置的原料气一般分井场气、混合气(井场气+三相分离器分离气,三相分离器分离气+原油稳定气)和原油稳定气三类。长庆油田伴生气组成见表 1。

2.2 DHX 工艺流程

长庆油田伴生气凝液回收装置主要由原料气分离、原料气增压、原料气脱水、低温液化、DHX 塔、凝液分馏、制冷剂制冷等单元组成。长庆油田 DHX 工艺流程见图 2。

结合油田伴生气低压的现状,长庆油田 DHX 工艺采用脱乙烷塔顶气经冷箱冷却至约 $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$ 后进入 DHX 塔(又称重吸收塔)底部,低温分离器分离出的气相经冷箱冷却至 $-70\text{ }^{\circ}\text{C}$ 左右进入 DHX 塔顶部,在 DHX 塔里通过塔顶液态乙烷气化提供冷量,通过塔顶液体吸收功能降低排出 DHX 塔顶气相中的 C_3^+ 含量,从而提高伴生气凝

液回收装置的 C_3^+ 收率。

表 1 长庆油田伴生气组成表

Tab. 1 Compositions of associated gas in Changqing Oilfield

组分	井场气	三相分离器分离气	原油稳定气
CH_4	61.03%	52.74%	9.13%
C_2H_6	12.53%	12.41%	8.84%
C_3H_8	10.80%	12.79%	21.81%
$i\text{C}_4\text{H}_{10}$	2.34%	3.15%	8.46%
$n\text{C}_4\text{H}_{10}$	3.70%	5.19%	15.75%
$i\text{C}_5\text{H}_{12}$	1.10%	1.70%	6.44%
$n\text{C}_5\text{H}_{12}$	1.51%	2.41%	9.56%
C_6H_{14}	0.01%	0.02%	0.10%
H_2O	1.81%	0.16%	10.41%
CO_2	0.17%	0.16%	0.07%
N_2	3.63%	3.06%	0.19%
H_2	0.08%	0.07%	0.00%

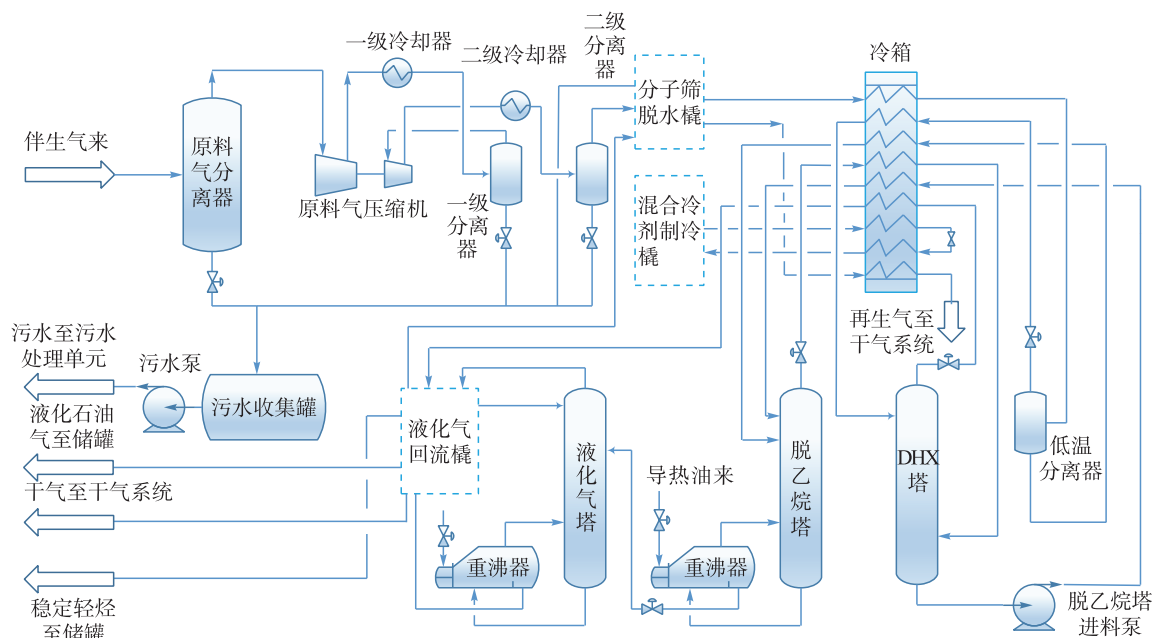


图 2 长庆油田 DHX 工艺流程示意图

Fig. 2 Schematic diagram of DHX process flow in Changqing Oilfield

2.3 DHX 工艺运行现状

2.3.1 原料气气质对 DHX 工艺运行的影响

中国石油大学(华东)通过工艺模拟软件计算表明,与单级膨胀机制冷法相比,DHX 工艺 C_3 收率的提高幅度主要取决于气体中 C_1 和 C_2 的体积分数之比,而气体中 C_3 烃类含量对其影响甚小,气体中 C_1 和 C_2 体积分数之比越大,DHX 工艺 C_3 收率提高幅度越小,当 C_1 和 C_2 的体积分数之比 > 12.8 时, C_3 收率提高幅度很小^[9-11]。表 1 为近几年长庆油田伴生气组分的均值,其 C_1 和 C_2 的体积分数之比为 $1 \sim 4.9$,因此长庆油田采用 DHX 工艺进行伴生气凝液回收是合适的。

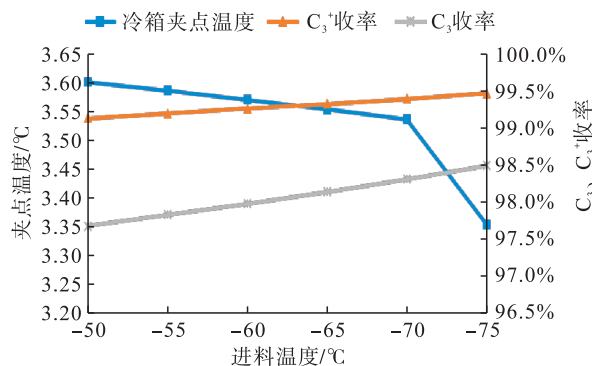
2018 年以来长庆油田共建设 DHX 工艺处理伴生气装置 15 套,其中处理原料气为纯伴生气的装置 8 套,经统计其 C_3^+ 收率达不到 95% (最高可达 94.60%),干气中的 C_3^+ 烃类含量高达 1.61%;处理原料气为混合气(井场气+三相分离器分离气,三相分离器分离气+原油稳定气)的装置 5 套,经统计其 C_3^+ 收率可达 95% ~ 97.5%,干气中的 C_3^+ 烃类含量在 1.70% 左右;处理原料气为纯原油稳定气的装置 2 套,经统计 C_3^+ 收率均 $\geq 99\%$,干气中的 C_3^+ 烃类含量在 2.50% 左右。

2.3.2 现场运行的混合制冷剂制冷压缩机功耗过大

影响 C_3 收率的关键因素按显著程度排序依次为 DHX 塔顶吸收剂丙烷含量、DHX 塔顶进料液相分率(反映了进料温度)、低温分离器丙烷冷凝量^[12],而影响 DHX 塔顶进料液相分率和低温分离器丙烷冷凝量的是给冷箱提供冷量的混合制冷剂制冷压缩机的运行

情况。

利用 Aspen HYSYS V12.0 软件分析 DHX 塔顶进料温度对不同原料气介质、冷箱夹点温度及 C_3 、 C_3^+ 收率的影响。原料气为原油稳定气时 DHX 塔顶进料温度和 C_3 、 C_3^+ 收率的变化趋势见图 3。

图 3 原料气为原油稳定气时 DHX 塔顶进料温度和 C_3 、 C_3^+ 收率的变化趋势图Fig. 3 DHX tower top feed temperature and C_3 and C_3^+ yield change trend chart when the feed gas is crude oil stabilized gas

从图 3 可知,当原料气为原油稳定气时随着 DHX 进料温度的降低, C_3 、 C_3^+ 收率缓慢上升;冷箱夹点温度随着进料温度降低而降低,进料温度 ≤ -70 °C 后需要大幅度地增加冷剂量或者更换更大面积的冷箱。

原料气为井场气时 DHX 塔进料温度和 C_3 、 C_3^+ 收率的变化趋势见图 4。

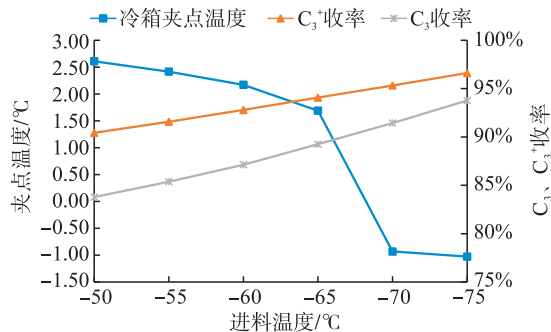


图4 原料气为井场气时 DHX 塔进料温度和 C_3 、 C_3^+ 收率的变化趋势图

Fig. 4 DHX tower feed temperature and C_3 and C_3^+ yield change trend chart when the feed gas is well field gas

从图4可知,当原料气为井场气时随着 DHX 进料温度的降低, C_3 、 C_3^+ 收率缓慢上升;夹点温度随着进料温度降低而降低,进料温度 $\leq -65^\circ\text{C}$ 时需要较大幅度地增加冷剂量或者更换更大面积的冷箱。

从图3~4可得出,DHX 塔顶进料中丙烷含量越低,乙烷含量则越高,被混合制冷剂冷却的温度可以达到设计值(-70°C),且冷箱制冷量越高;反之丙烷含量越高,乙烷含量则越低,需要的冷箱制冷量越低,被冷却至 -65°C 就可以达到设计要求。

统计现场已运行的 $3 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 伴生气凝液回收装置制冷压缩机耗电为 $500 \sim 700 \text{ kW} \cdot \text{h}$,处理功耗为

$0.4 \sim 0.56 \text{ kW}/\text{m}^3$ 伴生气,电按照 $0.61 \text{ 元}/\text{度}$ 来计算,则伴生气的处理费用为 $0.244 \sim 0.341 \text{ 元}/\text{m}^3$ 。

2.3.3 分子筛脱水工艺运行现状

3A 或 4A 分子筛脱水工艺广泛应用于液化天然气预处理装置中^[13-16]。为提高伴生气 C_3^+ 收率,长庆油田采用低温($-30 \sim -70^\circ\text{C}$)冷凝分馏和 DHX 工艺,因此伴生气凝液回收装置均采用分子筛脱水。

长庆油田前期投运的分子筛脱水装置再生气采用干气再生,分子筛脱水装置设置在原料气增压装置中的一级增压装置和二级增压装置之间,后期投运的分子筛脱水装置原料气增压装置的级间调整到二级增压装置之后,仍采用干气再生。调整至二级增压装置之后的分子筛脱水装置一次性投资降低,但分子筛脱水装置再生时由于干气运行压力约为 1.0 MPa ,而分子筛脱水运行压力为 2.0 MPa ,所以分子筛再生时需降压再生,造成了降压期间的原料气放空浪费;返回干气分离器的再生气为 40°C 饱和含水气,虽将 40°C 再生气经冷箱冷却至 10°C 左右进入干气分离器,但是增加了再生气在冷箱冻堵的风险,也会导致后续外输干气水露点不能满足外输气气质要求,尤其是冬季运行时,外输干气出现有水析出的现象,影响装置的平稳运行;首次开车时由于现场没有干气,需要设计湿气再生流程,使流程复杂化,同时正常运行时开车流程管线长期处于充气状态,存在有烃类气体泄漏等安全风险。

干气再生的分子筛脱水流程见图5。

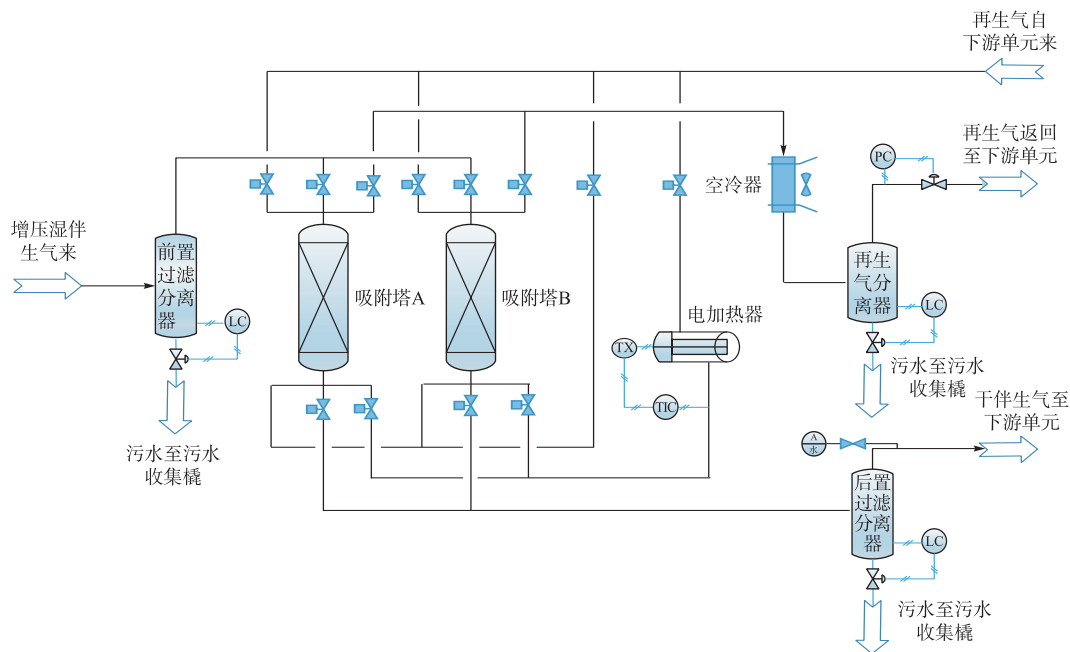


图5 干气再生的分子筛脱水流程图

Fig. 5 Flow chart of molecular sieve dehydration for dry gas regeneration

2.3.4 污水收集罐运行现状

DHX 工艺的伴生气处理装置中设置了污水收集罐,污水收集罐由污水收集罐及污水泵组成,罐中卧式的常

压污水收集罐主要收集原料气分离器(0.2 MPa a)、一级气分离器(0.8 MPa a)、二级气分离器(2.08 MPa a)、再生气分离器(2.0 MPa a)等的排污,收集的污水经泵

输送至就近的污水处理单元进行处理。其中二级气分离器排出的污水中含油烃类摩尔含量约 68% 以上,该类含油污水的密度小于水的密度^[17],一旦含油污水排入下游单元,将引起严重的环境污染^[18]。

长庆油田已建伴生气凝液回收装置的污水收集均采用卧式两相分离器,在现场运行中,污水收集罐存在污水收集罐压力持续上升需要不定期进行降压操作、污水中含油量高等现状,存在一定的凝液损失且安全风险较大。分析原因为除原料气分离器排污为低压排液外,其余排污均为带压排放,且这些污水中均含有一定量的烃类,在降压过程中本身具有降温、轻烃类蒸发的作用,所以会导致污水收集罐压力升高,冬季运行时低温会导致管线冻堵,存在极大的安全风险。

3 DHX 工艺优化

由于 Aspen HYSYS V12.0 软件在伴生气凝液回收装置设计及分析方面具有很高的准确性^[19],因此本文采用 Aspen HYSYS V12.0 软件,结合上述现场运行现状及问题分析,对该 DHX 工艺进行优化,并分别针对 DHX 工艺和优化后 DHX 工艺进行建模计算,物性方法选择 Peng-Robinson 状态方程。

3.1 基础数据

原料气温度为 25 ℃,压力为 200 MPa. a,流量为 $3.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ (其中混合气的比例为井场气是原油稳定气的 2.2 倍),原料气组分同表 1。

3.2 低温分离单元优化

考虑低温分离器顶部气较脱乙烷塔顶气中丙烷含量少、甲烷和乙烷含量多的现状,低温分离器顶部气经冷箱需要冷却全部丙烷和部分乙烷,从而导致冷箱制冷

负荷增加。因此将原有低温分离器分离出的 -40 ℃、1.92 MPa. a 乙烷和丙烷等气经降压至 1.42 MPa. a 并经冷箱冷却至 -70 ℃后进入 DHX 塔顶,优化为分离出的 1.92 MPa. a、-40 ℃乙烷和丙烷等气相经降压降温至 1.42 MPa. a、-44.49 ℃后进入 DHX 塔底。

3.3 DHX 塔顶进料优化

长庆油田 2018 年以前建设的伴生气处理装置采用冷油吸收工艺^[20]。该工艺采用稳定轻油为吸收剂,由于稳定轻油以 C_5 和 C_6 为主,分子量小,吸收能力强,选择性好,对原料气适应性强^[11],特别是原料气较富的情况下,采用冷油吸收效果更好,可取得更高的 C_3 收率,一般可达 90% ~ 95%,因此该工艺在长庆油田得到了广泛应用,已建装置达 8 套,取得了较好的经济效益^[21]。

由于脱乙烷塔顶气中丙烷含量较多、乙烷含量较少,因此,将原来的脱乙烷塔顶 1.8 MPa. a、13 ℃乙烷和丙烷气降压、冷却至 1.42 MPa. a、-30 ℃后进入 DHX 塔底,优化为脱乙烷塔顶 1.8 MPa. a、13 ℃乙烷和丙烷气经降压、冷却至 1.42 MPa. a、9 ℃后和液化塔底返回的小股 40 ℃、1.42 MPa. a 稳定轻烃(吸收油)混合,然后经冷箱冷却至 -70 ℃后进入 DHX 塔顶。

3.4 DHX 塔运行压力优化

为了满足作为吸收油的稳定轻烃能够进入 DHX 塔,将 DHX 塔操作压力由 1.40 MPa 优化为 1.30 MPa。

3.5 分子筛脱水再生由干气调整为湿气

基于干气再生现场运行存在的问题,将分子筛脱水装置的干气再生调整为湿气再生。

湿气再生的分子筛脱水流程见图 6。

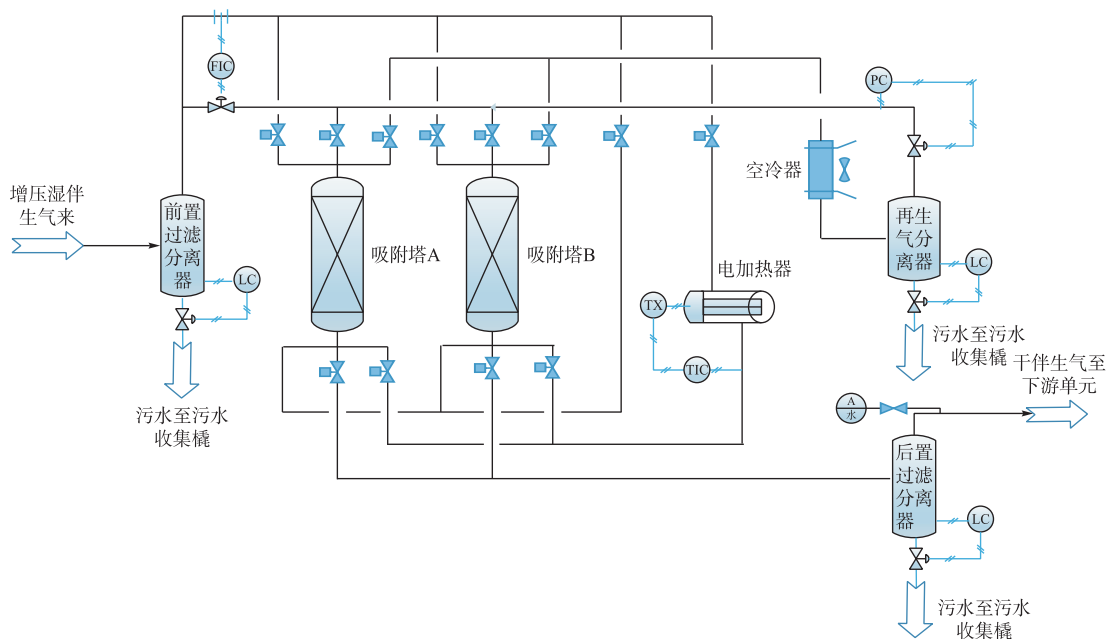


图 6 湿气再生的分子筛脱水流程图

Fig. 6 Flow chart of molecular sieve dehydration for moisture regeneration

由图 5~6 可知,将干气再生调整为湿气再生后,变温变压吸附优化为变温等压再生,提高了设备运行的安全性,同时解决了 40℃再生气返回干气导致外输干气水露点不合格的问题。

3.6 污水收集流程优化

增设中压(0.7 MPa. a)轻油收集罐,中压轻油收集罐采用三相分离器,分离出的轻油经轻油泵增压后至储

罐,闪蒸出的不凝气接入原料气分离器入口,分离出的污水进入原有的污水收集罐。原料气分离器分离出的污水接入原有的污水收集罐,收集的污水不定期通过机泵泵入下游污水处理单元进行处理。

3.7 优化后工艺流程

长庆油田优化后 DHX 工艺流程见图 7。

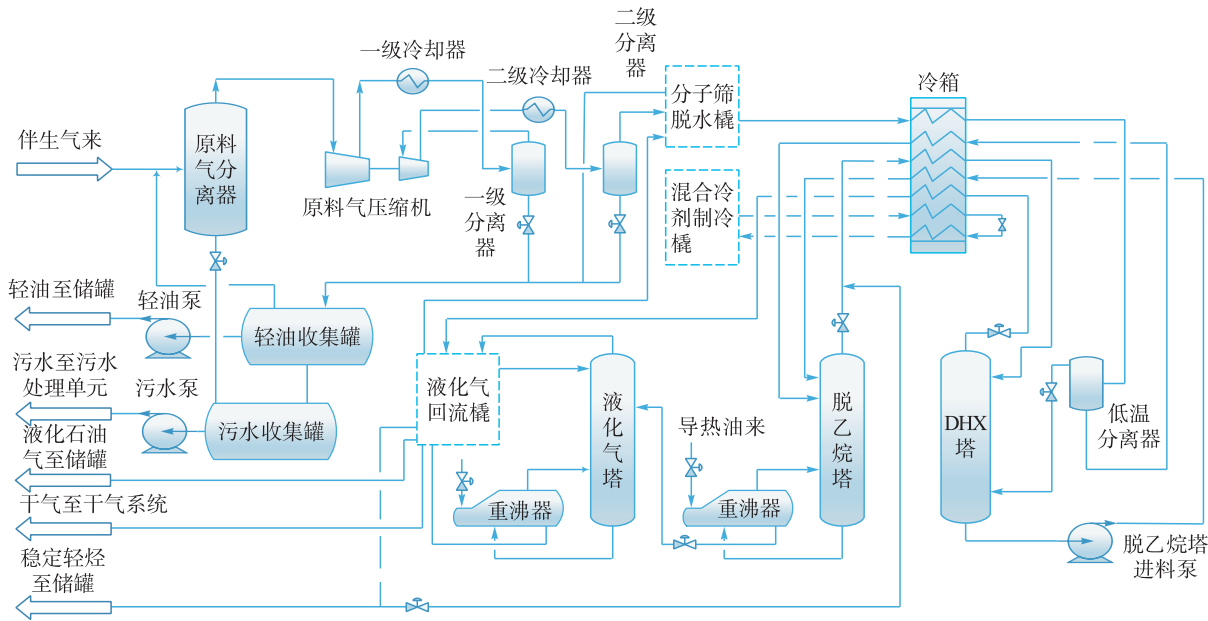


图 7 长庆油田优化后 DHX 工艺流程示意图

Fig. 7 Schematic diagram of DHX process flow after optimized in Changqing Oilfield

优化后 DHX 工艺采用脱乙烷塔顶气和小股吸收油(稳定轻烃)混合后经冷箱被冷却至约 -70℃后进入 DHX 塔顶部,低温分离器分离出的乙烷和丙烷等气降压降温至 1.42 MPa. a、-44℃后进入 DHX 塔底,在 DHX 塔里通过塔顶液态乙烷气化提供的冷量及丙烷等烃类液体的吸收功能使排出 DHX 塔顶气相中 C₃⁺ 含量降低,从而提高装置的 C₃⁺ 收率。

4 优化后工艺运行评价

4.1 优化后工艺参数

优化后工艺参数见表 2。

表 2 优化后工艺参数表

Tab. 2 Optimized process parameters

类型	DHX 塔进料温度 /℃	DHX 塔压力 /kPa	液化气塔压力 /kPa
原油稳定气	≥ -70	≤1 300	1 400
井场气	≥ -65	≤1 300	1 400

4.2 优化后工艺运行评价

工况:温度 35℃或 40℃(纯原油稳定气),入口压

力 0.2~0.3 MPa. a,处理气量 3×10⁴ m³/d,原料气组分同表 1。比对条件均是以液化石油气、稳定轻烃满足产品要求为前提。长庆油田 DHX 工艺优化前后对比见表 3。

表 3 长庆油田 DHX 工艺优化前后对比表

Tab. 3 Comparison before and after DHX process optimization in Changqing Oilfield

类型	冷剂压缩机轴功率 /kW		C ₃ ⁺ 收率	
	优化前	优化后	优化前	优化后
井场气	652.00	432.00	94.60%	98.28%
混合气	514.50	374.30	97.08%	99.38%
原油稳定气	539.50	571.30	99.45%	99.95%

从表 3 可以看出:原料气为井场气时,优化后 DHX 工艺 C₃⁺ 收率由 94.60% 提高至 98.28%,同时冷剂压缩机轴功率降低 220 kW;原料气为混合气时,优化后 DHX 工艺 C₃⁺ 收率由 97.08% 提高至 99.38%,同时冷剂压缩机轴功率降低 140.2 kW;原料气为原油稳定气时,优化后 DHX 工艺 C₃⁺ 收率提升较少,同时冷剂压缩机轴功率增加 31.8 kW。

5 结论

本文针对长庆油田 DHX 工艺运行现状,提出了优化工艺参数及增加部分轻烃返回 DHX 塔和优化思路,并对优化后 DHX 工艺进行了模拟对比分析。

1)原料气为纯井场气、混合气(井场气+三相分离器分离气,三相分离器分离气+原油稳定气)时,优化后 DHX 工艺 C_3^+ 收率提高 2.30%~3.68%,就制冷机而言伴生气处理费用降低至 0.18~0.21 元/ m^3 。

2)原料气为纯原油稳定气时,优化后 DHX 工艺 C_3^+ 收率提高 0.50%,就制冷机而言伴生气处理费用由优化前略上升至 0.28 元/ m^3 。

3)优化后 DHX 工艺更适合于原料气为纯井场气、混合气(井场气+三相分离器分离气,三相分离器分离气+原油稳定气)工况, C_3^+ 收率提高更多;当原料气为纯原油稳定气时,可以取消稳定轻烃作为冷油吸收的这一路流程,保留其余优化措施。

参考文献:

- [1] 赵玉君,李京子,杨 充,等.一种新型凝液回收工艺技术研究与应[J].山东化工,2014,43(10):32-35.
ZHAO Yujun, LI Jingzi, YANG Chong, et al. A new type of condensate recovery technology research and application [J]. Shandong Chemical Industry, 2014, 43 (10): 32-35.
- [2] 王遇冬,王 璐.我国天然气凝液回收工艺的近况与探讨[J].石油与天然气化工,2005,34(1):11-13.
WANG Yudong, WANG Lu. Recent status and its discussion of the NGL recovery process at home [J]. Chemical Engineering of Oil and Gas, 2005, 34 (1): 11-13.
- [3] 李士富,张小龙.一种冷冻油的吸收方法:ZL200410073169.6 [P].2007-08-01.
LI Shifu, ZHANG Xiaolong. A method of absorption of frozen oil: ZL200410073169.6 [P]. 2007-08-01.
- [4] 李士富,王继强,常志波,等.冷油吸收与 DHX 工艺的比较[J].天然气与石油,2010,28(3):35-39.
LI Shifu, WANG Jiqiang, CHANG Zhibo, et al. Comparison of cold oil absorption with the DHX process [J]. Natural Gas and Oil, 2010, 28 (3): 35-39.
- [5] 张世坚,蒋 洪.直接换热常规流程的改进及分析[J].化工进展,2017,36(10):3648-3656.
ZHANG Shijian, JIANG Hong. Improvement and analysis of DHX conventional process [J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2017, 36 (10): 3648-3656.
- [6] 周学深,孟凡彬.轻烃回收装置中 DHX 工艺的应用[J].石油规划设计,2000,13(6):62-65.
ZHOU Xueshen, MENG Fanbin. The application of DHX Technology on the light hydrocarbon recovery unit [J]. Petroleum Planning & Engineering, 2000, 13 (6): 62-65.
- [7] 付秀勇.对轻烃回收装置直接换热工艺原理的认识与分析[J].石油与天然气化工,2008,37(1):18-22.
FU Xiuyong. The analysis of directly heat-exchange process for light hydrocarbon recovery unit [J]. Chemical Engineering of Oil and Gas, 2008, 37 (1): 18-22.
- [8] 韩淑怡,王 科,祁亚玲,等.天然气轻烃回收 DHX 工艺优化研究[J].天然气化工—C1 化学与化工,2014,39(6):58-62.
HAN Shuyi, WANG Ke, QI Yaling, et al. Design and optimization of DHX process for light hydrocarbon recovery from natural gas [J]. Natural Gas Chemical Industry, 2014, 39 (6): 58-62.
- [9] 王遇东,郑 欣.天然气处理原理与工艺[M].北京:中国石化出版社,2016:224.
WANG Yudong, ZHENG Xin. Principles and process of natural gas treatment [M]. Beijing: China Petrochemical Press, 2016: 224.
- [10] 徐文渊,蒋长安.天然气利用手册[M].2 版.北京:中国石化出版社,2006:749-750.
XU Wenyuan, JIANG Chang'an. Natural gas utilization manual [M]. 2nd ed. Beijing: China Petrochemical Press, 2006: 749-750.
- [11] 李士富,李亚萍,王继强,等.轻烃回收中 DHX 工艺研究[J].天然气与石油,2010,28(2):18-26.
LI Shifu, LI Yaping, WANG Jiqiang, et al. Study on DHX process in light ends recovery [J]. Natural Gas and Oil, 2010, 28 (2): 18-26.
- [12] 陈 波,李 莎,沈丽军,等.DHX 工艺丙烷收率理论计算公式推导及影响因素研究[J].天然气化工—C1 化学与化工,2021,46(1):61-65.
CHEN Bo, LI Sha, SHEN Lijun, et al. Derivation of theoretical calculation formula for propane yield in DHX process and study of influencing factors [J]. Natural Gas Chemical Industry, 2021, 46 (1): 61-65.
- [13] 杜丽民,丁 锋.分子筛脱水系统工艺技术研究[J].天然气化工—C1 化学与化工,2018,43(2):75-78.
DU Limin, DING Feng. A process research on molecular sieve dehydration system [J]. Natural Gas Chemical Industry, 2018, 43 (2): 75-78.
- [14] 张伟娜.中小型 LNG 工厂分子筛脱水再生气系统工艺改进研究[D].成都:西南石油大学,2012.
ZHANG Weina. Study on process improvement of molecular sieve dehydration regeneration system in small and medium-sized LNG factory [D]. Chengdu: Southwest Petroleum University, 2012.

- [15] 陈晓清,任明,彭华东,等. GIS 设备中 SF₆ 气体分解影响因素分析[J]. 电网与清洁能源, 2010, 26(7): 34-38.
CHEN Xiaoqing, REN Ming, PENG Huadong, et al. An analysis on affecting factors of SF₆ gas decomposition in GIS equipment [J]. Power System and Clean Energy, 2010, 26 (7): 34-38.
- [16] 高桐,王俊美. 天然气脱水再生方案的优化[J]. 节能技术, 2021, 39(4): 339-343.
GAO Tong, WANG Junmei. Optimization of thermal regeneration strategy for natural gas dehydration [J]. Energy Conservation Technology, 2021, 39 (4): 339-343.
- [17] 叶金桥. 石油库含油污水处理关键技术及工艺分析和探讨[J]. 石化技术, 2020, 27(11): 126-127.
YE Jinqiao. Analysis and discussion on the key technology and process of oily wastewater treatment in oil depots [J]. Petrochemical Industry Technology, 2020, 27 (11): 126-127.
- [18] 兰乘露. 油田含油污水处理工艺技术措施[J]. 石化技术, 2022, 29(3): 217-218.
LAN Chenglu. Technical measures for oilfield oily sewage treatment process [J]. Petrochemical Industry Technology, 2022, 29 (3): 217-218.
- [19] 孙兰义,刘立新,薄守石,等. 过程模拟实训 Aspen HYSYS 教程[M]. 2 版. 北京: 中国石化出版社, 2019: 1-10.
SUN Lanyi, LIU Lixin, BO Shoushi, et al. Process simulation training Aspen HYSYS tutorial [M]. 2nd ed. Beijing: China Petrochemical Press, 2019: 1-10.
- [20] 李士富,张小龙,蔺亚梅. 冷油吸收工艺的改进[J]. 油气田地面工程, 2008, 27(10): 52-53.
LI Shifu, ZHANG Xiaolong, LIN Yamei. The improvement of absorption process of cold oil [J]. Oil-Gasfield Surface Engineering, 2008, 27 (10): 52-53.
- [21] 石油化学工业部石油化工规划设计研究院. 塔的工艺计算[M]. 北京: 石油化学工业出版社, 1977: 61-62.
Petrochemical Industry Planning and Design Institute, Ministry of Petrochemical Industry. Process calculation of tower [M]. Beijing: Petrochemical Industry Press, 1977: 61-62.

中国石油西南油气田公司天然气净化总厂万州分厂产品气质量升级 与尾气治理改造工程投产

2022 年 11 月 2 日 9 时 58 分, 中国石油西南油气田公司天然气净化总厂万州分厂产品气质量升级与尾气治理改造工程进气, 标志着该工程一次性投产成功。

中国石油西南油气田公司天然气净化总厂万州分厂产品气质量升级采用 COS 水解+精脱有机硫工艺, 尾气处理采用分公司自有的 CPO 专利技术, 处理后产品气满足 GB 17820—2018《天然气》一类气指标要求, 尾气 SO₂ 排放浓度小于 400 mg/m³, 目前装置各项指标均大幅优于设计值, 该项目投产取得圆满成功。

该项目的成功投运实现了我国天然气净化领域“四个首次”, 首次采用国产 COS 水解工艺, 首次采用国产 COS 催化剂, 首次采用自主研发的 CPO 尾气处理工艺, 首次在天然气净化项目采用自立式烟囱。该项目成功打破了西方国家在 COS 水解及尾气氧化吸收处理工艺的技术垄断, 成功解决了长期依赖国外进口 COS 水解催化剂的“卡脖子”问题, 对提升中国石油自主创新能力、促进天然气净化领域长远发展、推动天然气工业技术进步具有重要意义。

(张庆林 供稿)