

轻烃终馏点超标工艺优化研究

解鲁平^{1*}, 庾浩¹, 薛剑¹, 于风杰², 刘卫星¹, 高昌保¹, 李岩¹, 陈英敦¹

(1.塔里木油田公司, 新疆 库尔勒 841000; 2.中油辽河工程有限公司, 辽宁 盘锦 124010)

摘要:凝析气田采用浅冷轻烃回收工艺, 由于浅冷工艺的制冷温度偏高, 使凝析气中重烃组分含量高, 导致终馏点温度高, 影响轻烃的产品质量。通过分析轻烃终馏点超标的原因, 对处理站预冷单元进行改造, 新建换热器设置在原料气预冷器之后, 原料气分水设置设置在原料气预冷器之间。根据软件模拟, 改造后的装置解决了轻烃终馏点超标的问题。

关键词:轻烃终馏点; 制冷温度; 软件模拟;

中图分类号: TQ025.2

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2020)S-0269-03

DOI: 10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2020.S.060

Optimization on process causing over-high final boiling point of light hydrocarbon

XIE Lu-ping^{1*}, TUO hao¹, XUE Jian¹, YU Feng-jie², LIU Wei-xing¹,
GAO Chang-bao¹, LI Yan¹, CHEN Ying-dun¹

(1.PetroChina Tarim Oilfield Company, Korla 841000, China;

2.PetroChina Liaohe Petroleum Engineering Co., Ltd., Panjin 124010, China)

Abstract: Shallow cooling hydrocarbon recovery process is usually employed in condensate gas field. Due to the high refrigeration temperature in this process, condensate gas always contains high concentration of heavy hydrocarbons, which causes a higher final boiling point and therefore affects the quality of light hydrocarbon products. Based on analyzing the cause for supernormal light hydrocarbon boiling point, the precooling unit of the gas treatment station is renovated, in which a new heat exchanger is arranged after the feed gas pre-cooler and the feed gas water separator is set between the feed gas pre-coolers. According to the simulation by software, the renovated unit solves the problem of over-high final boiling point of light hydrocarbons products.

Key words: final boiling point; refrigerant temperature; simulation by software; yield

凝析气田通常采用浅冷轻烃回收工艺, 装置的产品为干气、凝析油、液化气和稳定轻烃。稳定轻烃主要质量指标见表1, 执行标准 GB 9053—2013^[1] (以下简称“标准”)。

表1 稳定轻烃主要质量指标 (GB 9053—2013)

项目	质量指标	
	1号	2号
饱和蒸汽压/kPa	74~200	夏<74 冬<88
馏程		
10%蒸发温度/°C, ≥	—	35
90%蒸发温度/°C, ≤	135	150
终馏点/°C, ≤	190	190
60%蒸发率	实测	—
硫含量/%	0.05	0.10
机械杂质及水分	无	无
铜片腐蚀级, ≤	1	1
颜色/赛波特色号, ≥	+25	—

注: 冬季指从9月1日至第二年2月29日间。

通过对凝析气田稳定轻烃产品进行抽检发现, 部分产品质量参数不能满足标准中2号稳定轻烃“终馏点不高于190°C”的要求, 存在终馏点超标的问题。

1 原因分析

1.1 组分影响

终馏点与轻烃组成中各单组分的常压沸点有关, 如图1所示, 常压沸点随着组分碳原子数的增加而增加, C₁₀的沸点为174°C, 而C₁₁重烃的沸点均超过190°C。标准中要求稳定轻烃终馏点不高于190°C, 即控制轻烃中C₁₁⁺重烃的含量。

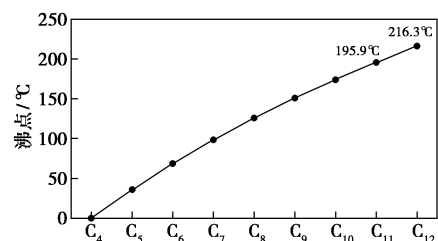


图1 轻烃组成中各单组分的常压沸点

收稿日期: 2020-03-11; 修回日期: 2020-05-11

作者简介: 解鲁平 (1981-), 男, 硕士, 工程师, 主要从事油气田地面设计管理工作, 通讯联系人, 13999002120, 33709050@qq.com。

1.2 重烃来源

凝析气田典型的脱水脱烃装置工艺流程中,进入轻烃回收系统的 C_{11}^+ 重烃主要来自分水器出口原料气、一级闪蒸气、中压气^[2]。分水器出口原料气中的 C_{11}^+ 重烃摩尔百分比(下同)为 0.014 5% (700.52 kg/h),一级闪蒸气中的 C_{11}^+ 重烃含量为 0.004 1% (0.374 0 kg/h),中压气中的 C_{11}^+ 重烃含量为 0.002 8% (0.543 1 kg/h);装置出口干气的 C_{11}^+ 重烃含量为 0,稳定轻烃的 C_{11}^+ 重烃含量为 2.199% (700.23 kg/h)。3 股气中分水器出口原料气的 C_{11}^+ 重烃含量占比为 99.87%,一级闪蒸气和中压气的气量分别为 3.12 万 m^3/d 和 6.84 万 m^3/d ,相比原料气量小得多,且 C_{11}^+ 重烃含量也很少,因此分水器出口原料气中的 C_{11}^+ 重烃含量对轻烃终馏点起决定性作用,应为主要控制对象。

2 技术路线选取

凝析气在 10.70 MPaG 压力下,原料气液化率主要与温度有关,如图 2、图 3 所示。选择在重烃 C_{11}^+ 液化率较高时的温度下进行分离,可控制重烃 C_{11}^+ 含量。

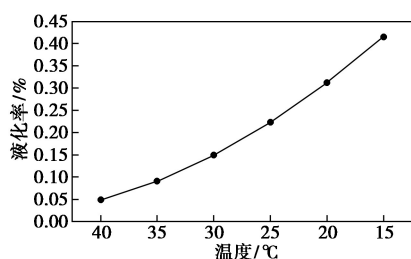
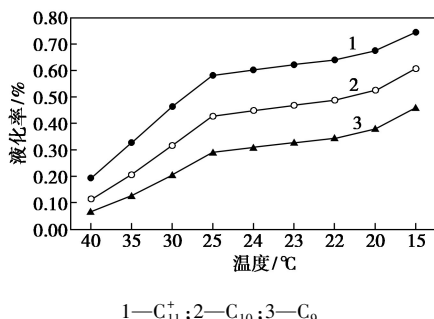


图 2 原料气液化率随温度变化曲线图



1— C_{11}^+ ; 2— C_{10} ; 3— C_9

图 3 原料气中重组分液化温度曲线图

进站原料气在整个冷凝分离过程中经过 3 次分离,初次分离(气液分离器)和 2 次分离(原料气分水器)出的凝液至凝析油闪蒸系统;3 次分离(低温分离器)出的凝液至凝液分馏系统。2 次分离温度

为 40°C,该温度下重烃 C_{11}^+ 液化率较低,约为 19.4%,剩余重烃 C_{11}^+ 全部经低温分离器分离后进入凝液分馏系统。

根据对处理厂冷凝分离流程中温度梯度及分离级数的分析,降低原料气分水器操作温度或增加分离设施均可降低 C_{11}^+ 重烃含量。持续降温至 25°C 以下进行再次分离可将重烃组分进一步分出,保证轻烃终馏点不超标。通过对原料气水合物形成温度的分析,10.70 MPa 下的水合物形成温度为 18.8°C,在不加入防冻剂的情况下进行有效分离的温度应高于水合物形成温度 3~5°C,即最低 22°C,因此最佳分离温度范围为 22~25°C,在此温度下既能满足轻烃终馏点不超标,也能最大限度地减少防冻剂的加入^[3],同时使少量重组分尽量进入醇烃液,能够大量地生产轻烃产品。

3 解决方案

目前原料气分水器的液相出口去凝析油一级闪蒸罐,若在新建换热器注入乙二醇,醇液将随凝析油去一级闪蒸罐,乙二醇不能被有效回收,因此必须控制分离温度高于 22°C。为使轻烃终馏点满足要求,新建换热器原料气出口温度低于 25°C,同时为了最大限度地提高稳定轻烃产量,需要分离温度尽量高一些。综上所述,新建换热器原料气出口温度定为 25°C 较为合适。

新建换热器的位置有两种:方案 1,新建换热器在空冷器之后,原料气分水器设置在原料气预冷器 A 之前;方案 2,新建换热器在原料气预冷器 D 之后,原料气分水器设置在原料气预冷器 B 和 C 之间,原料气分水器分离出的水和凝析油进入凝析油稳定系统。

方案 1 中新建换热器的原料气换热温差为 15°C,干气进气温度为 -27°C;方案 2 中新建换热器的原料气换热温差为 8.5°C,干气进气温度为 -22.8°C。虽然方案 2 换热器材料与方案 1 不一致,价格稍贵,但是方案 2 换热器的换热面积较方案 1 换热器减小了约 40%,因此推荐方案 2,并对其效果进行了考察。

方案 2 凝析油量增加,而参与凝液分馏的凝液量较少,液化气和轻烃产量减少;注醇点数量减少,总注醇量减少;轻烃终馏点满足规范要求。改造后对装置进行模拟计算,结果见表 2。

表2 模拟计算结果

项目	改造前	改造后	变化幅度/%
原料气预冷后温度/°C	40	40	
原料气分离器分离温度/°C	40	25	
预冷器B原料气出口温度/°C	17	25	
预冷器D原料气出口温度/°C	-8.5	0	
新建换热器原料气出口温度/°C	—	-8.5	
乙二醇注入量/(kg·h ⁻¹)	5417	2479	-54.2
J-T阀后温度/°C	-27	-27	
液化气产量/(t·d ⁻¹)	154.6	142.9	-7.6
轻烃产量/(t·d ⁻¹)	439.8	383.2	-12.9
凝析油产量/(t·d ⁻¹)	779.7	831.4	6.6
轻烃终馏点/°C	198.9	184.4	

由表2可知,改造后液化气产量减少了11.7 t/d,轻烃产量减少了56.6 t/d,凝析油产量增加了51.7 t/d,总液烃量减少了16.6 t/d。液烃产量减少的主要原因是分离温度下降,原料气中重组分去凝析油的同时也携带了少量轻组分。注醇量减少一半以上,主要是由于原料气分水器在25°C下分离掉更多的水,后续原料气中的水溶解乙二醇的量大大减少,可以实现乙二醇再生装置一用一

(上接第268页)

二甲基吡啶产品、98.3%的三甲基吡啶产品、苯胺和苄胺馏分、高纯喹啉产品,是一条符合节能降耗发展趋势的高纯吡啶系列产品工业化技术路线。

参考文献

- [1] 库威熙. 炼焦化学产品回收与加工[M]. 北京:冶金工业出版社,1985:87-88.
- [2] 徐兆瑜. 医药中间体中的一些重要杂环化合物[J]. 精细化工原料及中间体,2006,(2):27-32.
- [3] Wu Y C, Chien I L. Design and control of heterogeneous azeotropic column system for the separation of pyridine and water[J]. Ind Eng Chem Res, 2009, 48(23):10564-10576.
- [4] 辛燕平, 赵明, 夏铭, 等. 热集成变压精馏分离吡啶-水的工艺模拟与优化[J]. 化学工程, 2014, 42(5):1-5.

备,有效降低能耗。

4 结论

(1)从轻烃组成及烷烃物理性质分析,组分中C₁₁⁺重组分含量稍高,易导致轻烃终馏点超标。

(2)经研究得出优化的冷凝分离流程,如控制冷凝分离温度、适宜温度下增加分离设施等,可降低轻烃中C₁₁⁺重组分含量,有效控制轻烃终馏点。

(3)通过模拟计算,在原料气/干气预冷器之间设分离设施可实现C₁₁⁺重烃的有效分离,前提是保证原料气在25°C以下冷凝分离,分离出的重烃至凝析油稳定系统。此时轻烃终馏点满足规范要求。

通过对工艺流程进行优化,不仅降低了轻烃终馏点,且减少了注乙二醇量,降低了运行成本。因此,本研究对将来新建天然气处理装置有一定的指导意义。

参考文献

- [1] 全国石油天然气标准化技术委员会. GB 9053—2013 稳定轻烃[S]. 北京:中国标准出版社,2013.
- [2] 邹应勇, 刘武, 李静, 等. 凝析气中痕量重烃组分对稳定轻烃终馏点的影响分析[J]. 石油与天然气化工, 2012, 41(6):570-572.
- [3] 国家发展和改革委员会. SY/T 0076—2008 天然气脱水设计规范[S]. 北京:石油工业出版社,2008. ■
- [5] 杨颖, 范开功, 白鹏, 等. 共沸精馏分离2-甲基吡啶和水[J]. 化工进展, 2017, 36(9):3243-3249.
- [6] 白小慧, 赵源. 基于 Aspen Plus 模拟共沸精馏分离吡啶-水[J]. 广东化工, 2018, 45(17):14-17.
- [7] 谢全安, 田庆来. 粗轻吡啶精制研究[J]. 燃料与化工, 2004, 35(1):50-51.
- [8] 刘大威, 倪明, 杨万典. 粗轻吡啶三塔精馏过程模拟与优化[J]. 计算机与应用化学, 2016, 33(4):452-456.
- [9] 王守峰, 王永飞, 艾天, 等. 一种煤焦油提取吡啶类化合物的方法:CN201510205606.3[P]. 2015-04-27.
- [10] Suphanit B. Optimal heat distribution in the internally heat-integrated distillation column (HIDiC)[J]. Energy, 2011, 36(7):4171-4181.
- [11] 李莹, 李洪, 高鑫, 等. 热耦合精馏工艺的模拟[J]. 化工进展, 2016, 35(1):48-56. ■