

玛河气田天然气处理站工艺改进

陈南翔¹ 吴印强² 蒋 洪¹

1.西南石油大学石油与天然气工程学院,四川 成都 610500;
2.中国石油冀东油田分公司油气集输公司,河北 唐山 063200

摘 要:玛河气田油气处理装置以控制外输天然气烃、水露点为目标,采用注乙二醇防冻、J-T 阀节流制冷、低温分离脱水脱烃工艺对凝析气进行处理,凝析油处理采用二级降压闪蒸+提馏工艺。油气处理装置存在乙二醇再生系统设计不合理、乙二醇再生损失严重、凝析油余热未能有效利用、增压富气直接外输影响外输干气烃、水露点等问题。通过改进乙二醇再生塔结构、设置乙二醇富液过滤装置和乙二醇贫液冷却装置、改进稳定凝析油换热流程及增压后富气流程等措施,每年油气处理装置可节约燃料气 $32.18 \times 10^4 \text{ m}^3$,减少乙二醇损失 15.55 t,增产凝析油 231.0 t。玛河气田天然气处理站的工艺改进是有必要的。

关键词:油气处理; 工艺改进; 乙二醇再生; 凝析油余热; 增压富气

DOI:10.3969/j.issn.1006-5539.2014.05.011

0 前言

玛河气田天然气处理站于 2007 年投产,天然气气质较富、轻微含硫,天然气处理设计规模 $300 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,凝析油稳定装置设计处理量 300 t/d,采用注乙二醇防冻、J-T 阀节流制冷、低温分离工艺控制外输气烃、水露点,凝析油处理采用二级降压闪蒸+提馏工艺。其处理工艺能适应气田生产的基本需求,但玛河气田天然气处理站还存在乙二醇再生系统设计不合理、凝析油余热未能有效利用、富气增压直接外输影响外输干气烃、水露点等问题,

造成处理装置能耗偏高、乙二醇和凝液损失量大。为了实现气田高效经济开发,降低玛河气田天然气处理站装置能耗和乙二醇损失,需要对现有处理工艺进行改进。

1 处理装置流程

目前,玛河气田天然气处理站天然气处理量 $260 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,凝析油处理量 270 t/d,要求控制外输天然气的烃、水露点低于 $-5 \text{ }^\circ\text{C}$,设备主要运行参数见表 1。

玛河气田油气处理装置工艺流程见图 1。集气单元

表 1 玛河气田天然气处理站设备运行参数表

工艺装置运行参数	数值	工艺装置运行参数	数值
低温分离器压力 /MPa	4.4	凝析油稳定塔塔底温度 / $^\circ\text{C}$	128.9
低温分离器温度 / $^\circ\text{C}$	-12.89	凝析油稳定塔重沸器热负荷 /kW	654.0
液烃三相分离器压力 /MPa	1.6	乙二醇再生塔塔顶压力 /MPa	0.03
液烃三相分离器温度 / $^\circ\text{C}$	50	乙二醇再生塔塔顶温度 / $^\circ\text{C}$	112
一级闪蒸分离器压力 /MPa	4.6	乙二醇再生塔重沸器温度 / $^\circ\text{C}$	123.7
一级闪蒸分离器温度 / $^\circ\text{C}$	20.6	乙二醇再生塔重沸器热负荷 /kW	36.24
二级闪蒸分离器压力 /MPa	2.0	稳定凝析油产量 /($\text{t} \cdot \text{d}^{-1}$)	272.7
二级闪蒸分离器温度 / $^\circ\text{C}$	47.7	外输干气烃露点 / $^\circ\text{C}$	-11.6
凝析油稳定塔塔顶压力 /MPa	0.36	外输干气水露点 / $^\circ\text{C}$	-13.2

收稿日期:2014-05-10

作者简介:陈南翔(1991-),男,四川成都人,硕士研究生,主要从事天然气加工与处理研究工作。

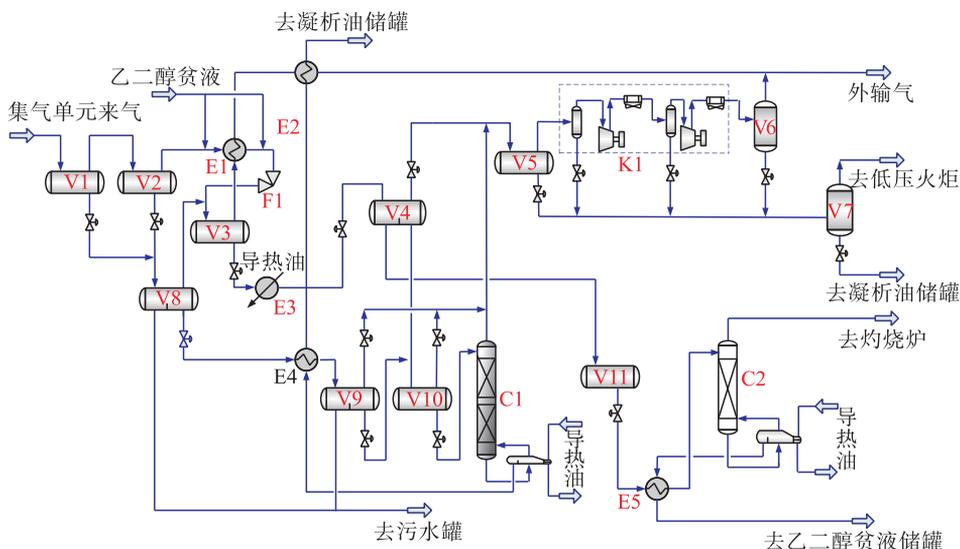


图1 玛河气田油气处理装置工艺流程

- V1——段塞流捕集器；
V2——生产分离器；
V3——低温分离器；
V4——液烃三相分离器；
V5——压缩机出口分离器；
V6——压缩机入口分离器；
V7——凝析油稳定分离器；
V8——一级闪蒸分离器；
V9——二级闪蒸分离器；
V10——凝析油缓冲罐；
V11——乙二醇富液储罐；
F1——J-T阀；
K1——富气压缩机组；
E1——气气换热器；
E2——凝析油外输气换热器；
E3——轻烃-导热油换热器；
E4——二级闪蒸换热器；
E5——乙二醇富液换热器；
C1——凝析油稳定塔；
C2——乙二醇再生器；

来气(8.9 MPa, 23 ℃)依次通过段塞流捕集器和生产分离器,分离出的气相进入脱水脱烃单元,液相进入凝析油稳定单元。原料气采用注乙二醇防冻、J-T阀节流制冷控制外输干气烃、水露点,注醇位置在原料气预冷前和J-T阀节流前。低温分离器出来的冷干气分别与原料气和稳定凝析油换热后外输,分离出的醇烃液经导热油加热后进入液烃三相分离器。液烃三相分离器分离出的气相进入富气增压单元,油相进入凝析油稳定单元,水相进入乙二醇再生单元。未稳定凝析油经两级闪蒸和一级换热后进入凝析油稳定塔稳定,塔底的高温稳定凝析油依次与低温未稳定凝析油和外输气换热后进入凝析油储罐,闪蒸气和稳定气进入富气增压单元增压后外输。乙二醇再生单元的富液与高温贫液换热后进入乙二醇再生塔再生,塔底贫液换热后进入乙二醇贫液储罐进一步冷却。

2 存在问题分析

通过对油气处理装置现有工艺流程及运行工况进行分析,处理装置主要存在乙二醇再生系统设计不合理、稳定凝析油的高温余热未得到有效利用、富气增压后与干气混和外输流程设计不合理等技术问题。

2.1 乙二醇再生系统设计不合理

乙二醇再生单元流程见图2,存在如下问题:

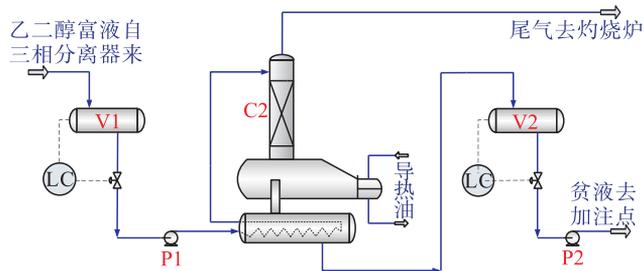
a) 乙二醇再生塔为只有提馏段而无精馏段的简易分馏塔,无塔顶回流,富液采用塔顶进料,进塔后直接汽化,携带大量乙二醇出塔,造成乙二醇损失量大,并且污染环境。根据处理装置流程模拟结果,乙二醇的损失量为1.97 kg/h。

b) 乙二醇富液进塔前未设置过滤器,当烃液、盐类、固体碳及容器内壁腐蚀杂质等混入乙二醇后,会形成活

性物质造成乙二醇发泡^[1],影响乙二醇作为水合物抑制剂的性能,这必然导致所需乙二醇注入量增加,甚至引起水合物冻堵事故。

c) 目前乙二醇再生富液量仅为257.8 kg/h,乙二醇再生塔内液体负荷较小,不能有效润湿填料表面,再生效率偏低。

d) 乙二醇贫液出塔温度为123.7 ℃,与富液换热后温度仍高达100.9 ℃,导致贫液进入泵温度偏高,影响泵的寿命。工艺要求乙二醇贫液的注入温度须低于40.0 ℃,贫液在储罐内冷却时间较长。



- V1——乙二醇富液储罐；P1——乙二醇再生泵；
C2——乙二醇再生器；V2——乙二醇贫液储罐；
P2——乙二醇加注泵

图2 乙二醇再生单元流程图

2.2 稳定凝析油高温余热未能有效利用

从稳定塔出来的高温稳定凝析油与一级闪蒸后的未稳定凝析油换热后再通过凝析油-外输气换热器与外输干气换热,以便将其降温至35.0 ℃进入凝析油储罐,但外输气进入埋地管道后温度与地层温度一致,造成495.9 kW凝析油余热被浪费。另一方面,未稳定凝析油进塔温度偏低(仅45.6 ℃)导致凝析油稳定塔能耗过高。

2.3 增压后富气去向设计不合理

由图1可知,当富气增压后与干气混和外输时,由于

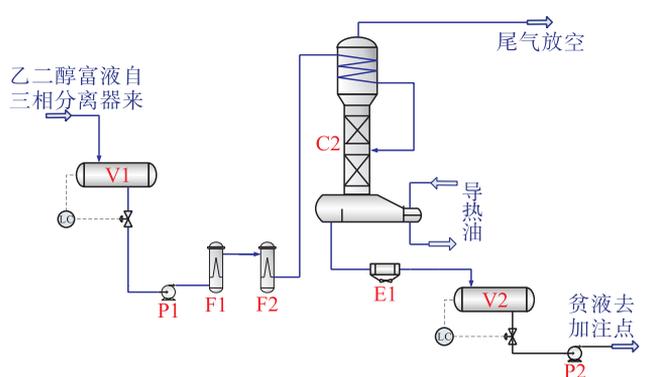
富气中含有较多的重组分,在压缩机组中空冷后温度偏高或是压缩机出口分离器工况不稳定、分离效果不理想时,富气中重组分随着外输干气直接外输,严重影响外输干气的烃、水露点,可能导致烃、水露点不达标。另一方面,富气中 C₅ 及以上的组分是稳定凝析油的重要组成部分,直接外输将造成较大资源浪费。

3 处理装置工艺改进

3.1 乙二醇再生系统改进

针对乙二醇再生系统存在的问题,分别对富液过滤、乙二醇再生塔结构和贫液冷却流程进行改进。乙二醇富液进再生塔前设置机械过滤器和活性炭过滤器,活性炭过滤器采用高机械强度的柱形活性炭,以防止活性炭粉化;在乙二醇再生塔顶设置换热盘管,进入乙二醇再生单元的富液首先进入换热盘管换热,再从再生塔中部进塔再生;乙二醇贫液出再生塔后设置空冷器,将高温贫液空冷至 50℃ 以下。

通过在再生塔前设置过滤器,可有效地防止乙二醇发泡,充分发挥抑制剂效能,避免冻堵事故发生;再生塔塔顶的气相与乙二醇富液换热后,冷凝液利用自然位差回流,有效地解决了乙二醇再生塔无塔顶回流的问题,减少了乙二醇再生损失,同时还避免单独设置塔顶回流罐和贫富液换热器,改进后塔顶尾气中非甲烷总烃含量低于大气污染物综合排放标准规定含量,可直接放空处理,简化处理操作;塔底高温乙二醇贫液利用空冷器空冷至 50℃ 以下后进入乙二醇贫液储罐,减少了对乙二醇注入泵的伤害,并缩短了乙二醇冷却时间。改进后乙二醇再生单元流程见图 3。



V1——乙二醇富液储罐; P1——乙二醇再生泵; F1——机械过滤器; F2——活性炭过滤器; C2——乙二醇再生器; E1——空冷器; V2——乙二醇贫液储罐; P2——乙二醇加注泵

图 3 改进后的乙二醇再生单元流程图

目前乙二醇再生塔采用规格为 D 219×6 mm 的填料塔,再生塔再生量很小,为保证填料良好的润湿,塔体考虑换用钢管,塔顶为方便安装换热盘管采用变径结构^[2-3]。对于小直径塔器,规整式填料塔结构简单,对蒸

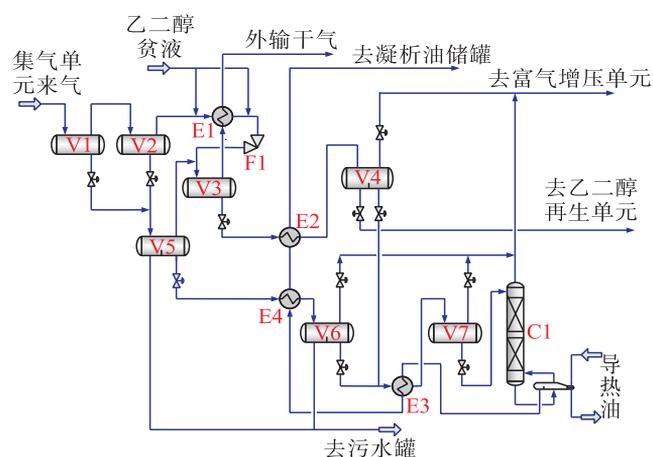
汽压力要求不高,投资较低,故乙二醇再生器设计精馏段宜采用规整式填料结构,填料选用金属板波纹规整填料更为合适^[4-5]。综合考虑,填料采用 250 Y 型金属板波纹填料。

3.2 凝析油换热流程改进

将夹点分析技术^[6-9]应用在凝析油稳定换热网络中,对凝析油换热流程进行改进。改进后的凝析油换热流程见图 4,取消凝析油-外输气换热器,保持二级闪蒸换热器不变,增设三级闪蒸换热器,将凝析油进塔温度由 45.6℃ 提高到 72.4℃;取消轻烃-导热油换热器原有的导热油加热,利用稳定凝析油余热将醇烃液加热到 50℃。改进后流程合理回收了稳定凝析油高温余热。

3.3 增压富气流程改进

取消富气直接外输,将增压后的富气返回脱水脱烃单元,与节流后的原料气混合,再进入低温分离器进行气液分离。通过改进增压富气流程,外输干气烃、水露点不再受到压缩机组中空冷后温度和压缩机出口分离器分离效果的直接影响,可更加有效、稳定地控制外输干气烃、水露点,回收干气中较重组分。



V1——段塞流捕集器; V2——生产分离器; V3——低温分离器; V4——液烃三相分离器; V5——一级闪蒸分离器; V6——二级闪蒸分离器; V7——凝析油缓冲罐; F1——J-T 阀; E1——气气换热器; E2——轻烃稳定油换热器; E3——三级闪蒸换热器; E4——二级闪蒸换热器; C1——凝析油稳定塔;

图 4 改进后的凝析油换热流程图

4 处理装置改进后的工艺参数

玛河气田天然气处理站改造前后技术参数对照见表 2。通过对比分析可知,改进乙二醇再生工艺后,每年可减少乙二醇损失 15.55 t;改进凝析油换热流程后,整个处理装置热负荷将降低 318.78 kW,考虑导热油热效率和输送过程中热损失后,每年可节约燃料气 32.18×10⁴ m³,节能减排效果明显;改进增压富气流程后,凝析油增产 231 t/a,虽然工艺计算中外输干气烃、水露点仅分

别降低 0.5、3.8℃,但外输干气烃、水露点不再受压缩机组中空冷后温度和压缩机出口分离器分离效果直接影响,外输干气烃、水露点控制更加稳定可靠。

表2 玛河气田天然气处理站改造前后技术参数对照表

处理装置运行参数	改造前	改造后
低温分离器压力 /MPa	4.4	4.4
低温分离器温度 /℃	-12.89	-12.36
轻烃-导热油换热器热负荷 /kW	127.7	-
凝析油缓冲罐压力 /MPa	0.7	0.7
凝析油缓冲罐温度 /℃	45.6	72.4
凝析油稳定塔塔底温度 /℃	128.9	129.2
凝析油稳定塔重沸器热负荷 /kW	654.0	458.7
稳定凝析油换热后温度 /℃	35.1	55.6
乙二醇再生塔重沸器热负荷 /kW	36.24	40.46
乙二醇损失量 / $(\text{kg}\cdot\text{h}^{-1})$	1.97	0.000 4
稳定凝析油产量 / $(\text{t}\cdot\text{d}^{-1})$	272.7	273.4
外输干气烃露点 /℃	-11.6	-12.1
外输干气水露点 /℃	-13.2	-17.0

5 结论

针对玛河气田油气处理装置乙二醇再生系统设计不合理、乙二醇再生损失严重、凝析油余热未能合理利用、增压富气直接外输影响外输干气烃、水露点等问题,结合 HYSYS 模拟以及处理装置换热网络进行分析,得出结论:

a) 乙二醇富液进再生塔前设置机械过滤器和活性炭过滤器,过滤掉其中机械杂质,可有效防止乙二醇发泡;乙二醇再生塔顶设置换热盘管后,提馏塔改为精馏塔,乙二醇富液做塔顶冷源,既能提高乙二醇进塔温度,避免单独设置塔顶回流罐和贫富液换热器,又能使塔顶蒸汽冷凝回流,减少乙二醇损失;高温乙二醇贫液空冷至 50℃左右后再进入储罐,既缩短了乙二醇贫液冷却时间,又延长了注入泵使用寿命。

b) 取消稳定凝析油与外输气换热后,将稳定凝析油的余热用于提高凝析油进塔温度和醇烃液分离温度,有利于降低处理装置能耗,使稳定凝析油余热得到合理回收。

c) 通过将增压后的富气返回节流注醇单元,既能有效、稳定地控制外输干气烃、水露点,又可提高稳定凝析油产量,增加经济效益。

2004,23(6):47-48.

Zhao Defen. Optimization of the Ethylene Glycol Regeneration System [J]. Oil-Gasfield Surface Engineering,2004, 23 (6):47-48.

[2] 刘延昌,赵波,陈磊,等. 新型乙二醇再生塔的研发[J]. 石油化工设备,2010,39(1):15-16.

Liu Yanchang,Zhao Bo,Chen Lei,et al. Development and Application of Regeneration of Glycol Tower [J]. Petro-Chemical Equipment,2010,39(1):15-16.

[3] 蒋洪,郑贤英. 低处理量乙二醇再生工艺改进[J]. 石油与天然气化工,2012,41(2):183-186.

Jiang Hong,Zheng Xianying. Improvement of Ethylene Glycol Regeneration Process at Low Feedstock Situation [J]. Chemical Engineering of Oil & Gas,2012,41(2):183-186.

[4] 凌勇,张侃毅. 乙二醇再生精馏设备对比分析[J]. 油气田地面工程,2013,32(2):102-103.

Ling Yong,Zhang Kanyi. Comparison and Analysis of Ethylene Glycol Regeneration Distillation Equipment [J]. Oil-Gasfield Surface Engineering,2013,32(2):102-103.

[5] 兰州石油机械研究所. 现代塔器技术[M]. 北京:中国石化出版社,2005.741-749.

Lanzhou Petroleum Machinery Research Institute. The Technology of Modern Tower [M]. Beijing: China Petrochemical Press,2005.741-749.

[6] 肯普 I C. 能量的有效利用: 夹点分析与过程集成 [M]. 北京:化学工业出版社,2010.

Kemp I C. Pinch Analysis and Process Integration:A User Guide on Process Integration for the Efficient use of Energy [M]. Beijing: Chemical Industry Press,2010.

[7] 马可,孙铁,张素香. 夹点技术在换热网络优化中的应用[J]. 化学工程师,2013,(9):44-47.

Ma Ke,Sun Tie,Zhang Suxiang. Pinch Point Technique in the Application of Heat Exchanger Network Optimum Design [J]. Chemical Engineer,2013,(9):44-47.

[8] 李奇,姬忠礼,张德元,等. 三甘醇脱水装置换热网络夹点技术分析[J]. 天然气工业,2009,29(10):104-106.

Li Qi,ji Zhongli,Zhang Deyuan,et al. Pinch Analysis on the Heat Exchanger Network of the Triethylene Glycol (TEG) Dehydration Unit [J]. Natural Gas Industry,2009,29 (10): 104-106.

[9] 万志文,李国庆. 应用夹点技术实现换热网络的优化[J]. 广东化工,2008,6(35):138-140.

Wan Zhiwen,Li Guoqing. Realization of Heat Exchange Network Optimization by Pinch Technology [J]. Guangdong Chemical Industry,2008,6(35):138-140.

参考文献:

[1] 赵德芬. 乙二醇再生系统的优化运行[J]. 油气田地面工程,