

轻烃回收直接换热工艺优化研究

刘祎飞¹ 诸 林¹ 王 科² 龙海洋² 蒲黎明²

1. 西南石油大学化学化工学院, 四川 成都 610500;

2. 中国石油集团工程设计有限责任公司西南分公司, 四川 成都 610041

摘 要:为优化轻烃回收直接换热工艺,考察了原料气预冷温度、膨胀机出口压力及低温分离器出口流量百分比对 C₃ 收率的影响。结果表明:随着原料气预冷温度的降低,C₃ 收率和丙烷压缩机功率均先升高后降低;随着膨胀机出口压力越来越大,C₃ 收率先增大后减小,丙烷压缩机功率、外输压缩机功率和膨胀机功率都不断减小;随着低温分离器Ⅱ底部进入重接触塔流量百分比不断增大,C₃ 收率和丙烷压缩机功率先增大后减小。优化后的直接换热工艺原料气预冷温度为-30 ℃,膨胀机出口压力为 3.1 MPa,C₃ 收率可达 98.00%,对重接触工艺装置的设计具有指导意义。

关键词:轻烃回收;DHX 工艺;C₃ 收率;优化

DOI:10.3969/j.issn.1006-5539.2015.02.008

0 前言

在油气田开发过程中,为了满足天然气质量标准相关的烃露点要求,提高经济性,需从天然气尤其是含重烃较多的气体中脱除重烃组分。轻烃回收装置就是用于回收原油伴生气或天然气中丙烷及以上重烃组分,并将这些重烃组分分离成液化石油气、稳定轻烃及其他化工原料的加工装置。天然气作为一种高效、优质、清洁的能源,在生活和工业中均有广泛应用,从天然气(尤其是凝析气及伴生气)中分离出来的乙烷、丙烷、丁烷、戊烷或更重的烃类,作为优质燃料或原料也得到了广泛应用^[1-4]。

直接接触法也称为 DHX 法(Direct Heat Exchange)或直接换热工艺,是 1984 年由加拿大埃索公司(ESSO)首先提出的新工艺,并在 Judy Creek 工厂的装置上实现了成功改造^[5]。DHX 工艺的实质是增加了一个重接触塔(DHX 塔),将脱乙烷塔顶气体与膨胀机制冷后的原料气进行直接传热和传质,使气体中 C₃ 及 C₃⁺ 组分得到冷凝和洗涤,从而达到提高 C₃ 收率的目的。20 世纪 90 年代吐哈油田引进了我国第一套由德国 LINDE 公司设计的 DHX 工艺轻烃回收装置,此后,DHX 工艺在我国得到了广泛应用及快速发展^[6-10]。本文针对利用 DHX 工艺回收

天然气中轻烃组分的某新建轻烃回收装置,进行了优化研究,考察了原料气预冷温度、膨胀机出口压力及低温分离器出口流量百分比对 C₃ 收率的影响,以指导工艺流程中的设计工作。

1 轻烃回收流程设计参数

原料气的压力为 7 200 kPa,温度为 30 ℃,摩尔流率为 4 900 kmol/h,组成见表 1。本文采用 Aspen HYSYS V 7.2 软件进行模拟,相平衡计算采用 Peng-Robinson (PR)方程,膨胀机效率设置为 80%,压缩机效率设置为 75%。各物流通过冷箱的压降为 30 kPa。

表 1 原料气组成

组成	摩尔分数 I/(%)	组成	摩尔分数 I/(%)
甲烷	81.784 7	正戊烷	0.332 5
乙烷	8.192 2	正己烷	0.248 4
丙烷	4.461 2	C ₇	0.323 5
异丁烷	0.724 2	氮气	1.923 5
正丁烷	1.247 0	CO ₂	0.383 2
异戊烷	0.379 6		

收稿日期:2015-03-03

基金项目:煤制天然气技术与煤基天然气液化技术研究(KY 2013-96)

作者简介:刘祎飞(1990-),女,四川成都人,硕士研究生,主要从事天然气加工与处理工艺研究。

2 工艺流程

轻烃回收采用 DHX 工艺,其工艺流程见图 1。从分子筛过滤出来的干气经过冷箱 I 预冷后进入冷凝分离器 I 进行气液分离;烃液体经过节流阀 I,进入冷箱 I 复热后,进入脱乙烷塔;分离器中的贫气经过透平膨胀机膨胀后进入重接触塔塔底,与从重接触塔顶部进入的液烃逆流接触,以吸收原料气中的 C_3 以上组分。重接触塔底部流出的液烃经液烃泵增压后,经过冷箱 II 换热,进入脱乙烷塔。脱乙烷塔塔顶气体经冷箱 II 冷凝后进入冷凝分离器 II,冷凝分离器 II 中的液体经增压后分成两股物流,一股进入重接触塔顶部作为回流,另一股进入脱乙烷塔顶部作为回流。重接触塔塔顶干气经过换热后,与冷凝分离器气相物流汇合,进入冷箱 I 换热后经过外输压缩机压缩至 7 000 kPa 后外输。脱乙烷塔底脱乙烷后的液烃输入脱丁烷塔。

重接触塔液相物料入口温度表示为 T_{IL} ;重接触塔气相物料入口温度表示为 T_{IG} ;重接触塔气相出口温度表示为 T_{OG} ;重接触塔液相出口温度表示为 T_{OL} 。

C_3 产品收率=(原料气中 C_3 摩尔流量-产品气中 C_3 摩尔流量)/原料气中 C_3 摩尔流量 $\times 100\%$ (1)

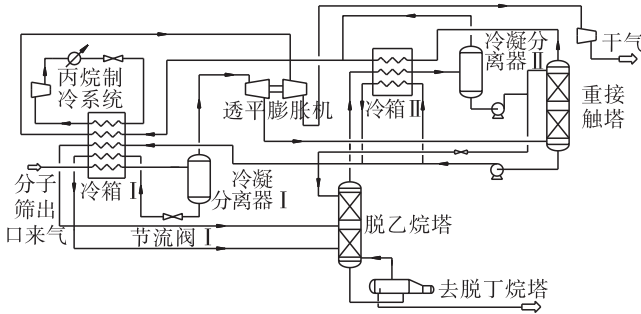


图 1 DHX 轻烃回收工艺流程图

3 工艺参数优化

3.1 冷箱 I 出口温度对 C_3 收率的影响

重接触塔进出口物料温度随原料气预冷温度的变化曲线见图 2。由图 2 可见,随着原料气预冷温度由 -20°C 下降至 -40°C 时,重接触塔液相入口温度 T_{IL} 和重接触塔液相出口温度 T_{OL} 都分别由 -54.87°C 、 -55.36°C 下降至 -74.17°C 、 -75.13°C 。这是由于随着预冷温度的降低,经膨胀机膨胀后进入重接触塔的物流温度也逐渐降低。当原料气预冷温度由 -20°C 下降至 -30°C 时,重接触塔气相物料出口温度 T_{OG} 由 -60.69°C 下降至 -70.42°C 而重接触塔液相入口温度 T_{IL} 变化不明显,这是由于随着原料气预冷温度降低 -30°C 时,重接触塔气相物料出口温度 T_{OG} 可以为脱乙烷塔提供更多的冷量,所以 T_{IL} 变化并不明显;原料气预冷温度继续下降至 -40°C 时, T_{OG} 由 -70.72°C 缓慢下降

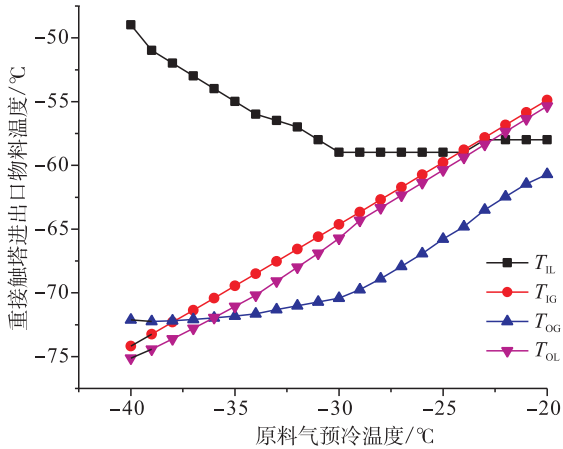


图 2 重接触塔进出口物料温度随原料气预冷温度的变化曲线

至 -72.11°C , T_{IL} 由 -58.98°C 急剧增长至 -48.98°C 。

原料气预冷温度对 C_3 收率及能耗的影响曲线见图 3。由图 3 可知,随着原料气预冷温度的降低, C_3 收率先提高后降低,膨胀机功率逐渐减小,丙烷压缩机功率逐渐上升至 -31°C 后缓慢下降,外输压缩机功率逐渐上升。这是由于原料气预冷温度从 -19°C 降低至 -30°C 时,使得制冷量增加,由于该冷量由丙烷制冷剂提供,导致丙烷压缩机的功率逐渐增大;当温度继续下降至 -40°C 时,丙烷压缩机的功率逐渐降低,这是由于原料气凝液进入冷箱 I 的流量增加,补偿了预冷温度所需要的冷量^[6]。随着原料气预冷温度不断降低,进入膨胀机气相量不断减小,造成膨胀机功率降低。随着膨胀机功率的降低,其增压端的功率也降低,因此外输气压缩机的功率随之增加。

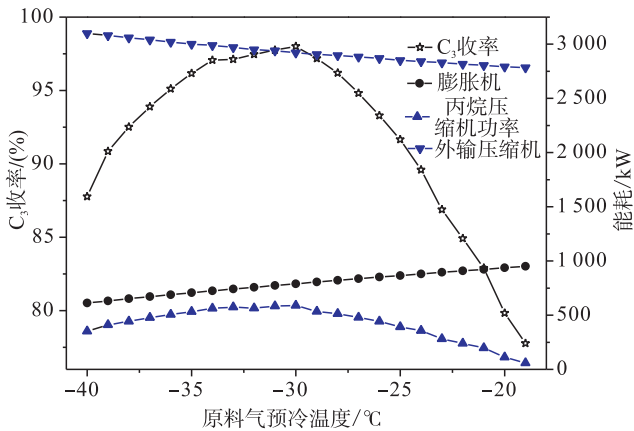


图 3 原料气预冷温度对 C_3 收率及能耗的影响曲线

如图 3 所示, C_3 产品收率随着原料气预冷温度的降低而提高。当原料气预冷温度从 -19°C 降低至 -30°C , C_3 产品收率由 77.76% 增加到 98.00%, 这是由于原料气预冷温度越低,经膨胀机膨胀后进入重接触塔底的物料中就有更多的 C_3 产品冷凝下来。但是温度过低时,会增加

丙烷压缩机功率及外输压缩机功率,当原料气预冷温度继续降低至 -40°C 时, C_3 收率下降至 87.77% 。综上,为了使 C_3 收率取得最优值,并且能耗也相对较小,本研究中选取的原料气预冷温度为 -30°C 。

3.2 膨胀机出口压力对 C_3 收率的影响

本工艺流程中,膨胀机出口物料进入重接触塔底部,重接触塔底部物料经过冷箱 I 进入脱乙烷塔顶部,脱乙烷塔顶部气体通过冷箱 II,冷凝分离器 II 底部物料经过分流,一部分进入重接触塔顶部,一部分进入脱乙烷塔顶部。为保证工艺可行性,当膨胀机出口压力变化时,应始终保证膨胀机出口压力与重接触塔塔底压力、脱乙烷塔塔底压力和节流阀 I 节流后压力存在如式(2)的关系:

$$\begin{aligned}\text{膨胀机出口压力} &= \text{重接触塔塔底压力} + 50 \text{ kPa} \\ &= \text{脱乙烷塔塔底压力} - 50 \text{ kPa} \\ &= \text{节流阀 I 节流后压力} - 200 \text{ kPa} \quad (2)\end{aligned}$$

当原料气预冷温度为 -30°C 时,考察膨胀机出口压力对 C_3 收率的影响。重接触塔进出口物料温度随膨胀机出口压力的变化曲线见图 4。由图 4 可知,随着膨胀机出口压力由 $3\,600 \text{ kPa}$ 下降至 $3\,100 \text{ kPa}$ 时,重接触塔液相入口温度 T_{IL} 变化不明显,当膨胀机出口压力进一步下降至 $2\,800 \text{ kPa}$ 时, T_{IL} 由 -57.93°C 急速上升至 -46.67°C 。随着膨胀机出口压力由 $3\,600 \text{ kPa}$ 下降至 $2\,800 \text{ kPa}$ 时,重接触塔气相入口温度 T_{IG} 、重接触塔气相物料出口温度 T_{OG} 和重接触塔液相出口温度 T_{OL} 都分别由 -59.15°C 、 -63.92°C 、 -59.71°C 降低至 -68.21°C 、 -69.07°C 、 -69.46°C ,呈下降趋势。当膨胀机出口压力由 $3\,600 \text{ kPa}$ 降至 $3\,100 \text{ kPa}$ 时重接触塔液相入口物料温度 T_{IL} 变化不明显,这是由于重接触塔气相出口物料温度 T_{OG} 随着膨胀机出口压力的降低而急剧下降,可以为脱乙烷塔提供更多冷量;另一方面,随着压力的降低,重接触塔进口物料冷却至相同温度所需要的冷量也逐步增加,而 T_{OG} 温度的降低恰好可以提供相应

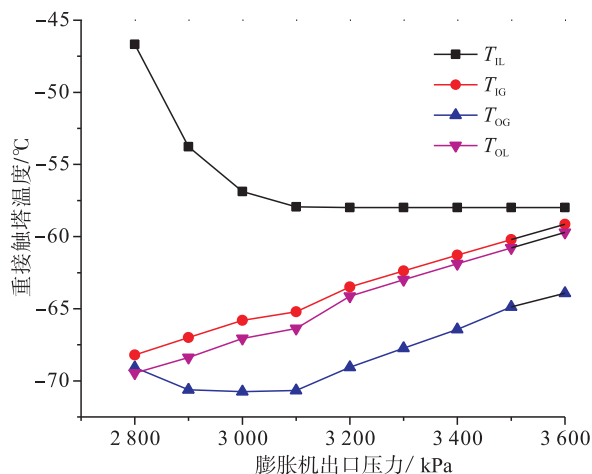


图 4 重接触塔进出口物料温度随膨胀机出口压力的变化曲线

的冷量使得重接触塔液相入口温度 T_{IL} 保持不变。当膨胀机出口压力由 $3\,100 \text{ kPa}$ 降低至 $2\,900 \text{ kPa}$ 时,重接触塔气相出口温度 T_{OG} 先保持稳定,当该压力降低至 $2\,800 \text{ kPa}$ 时, T_{OG} 由 -70.69°C 上升至 -69.07°C ,这是由于随着膨胀机出口压力降低,重接触塔液相进料温度不断升高,而重接触塔气相入口温度 T_{IG} 和重接触塔液相出口温度 T_{OL} 都在下降,能够满足将重接触塔进料冷却至相同温度所需的冷量,因而重接触塔气相出口温度 T_{OG} 也随着 T_{IL} 的升高而升高。

膨胀机出口压力对 C_3 收率及能耗的影响曲线见图 5。由图 5 可知,当膨胀机出口压力由 $3\,600 \text{ kPa}$ 降低至 $3\,100 \text{ kPa}$ 时, C_3 产品收率不断提高,从 $3\,600 \text{ kPa}$ 时的 89.79% 提高至 $3\,100 \text{ kPa}$ 时的 98.00% ,这是由于随着膨胀机出口压力降低,制冷效果提高,更多的 C_3 产品被充分冷凝,因此 C_3 产品收率逐步升高。随着膨胀机出口压力的降低,膨胀机功率逐渐升高,压缩机功率也随之升高,为保证外输气体压力,虽然膨胀功率逐步升高,但当气体压力降低后,外输压缩机所需功率会逐步增加。当膨胀机出口压力降低,出口温度相应减小,使得更少的重烃组分进入气相,从而 C_3 收率不断上升。当膨胀机出口压力由 $3\,100 \text{ kPa}$ 降低至 $2\,800 \text{ kPa}$ 时, C_3 产品收率从 98.00% 急剧降低至 86.82% ,这是由于随着膨胀机出口压力降低,重接触塔底压力、脱乙烷塔底压力及低温分离器 I 底部物流经节流阀后压力都相应降低,重接触塔温度升高,由气液平衡原理可知,更多的重烃组分进入气相,因此 C_3 收率下降。综上,本论文选取膨胀机出口压力为 $3\,100 \text{ kPa}$,此时 C_3 产品回收率为 98.00% 。

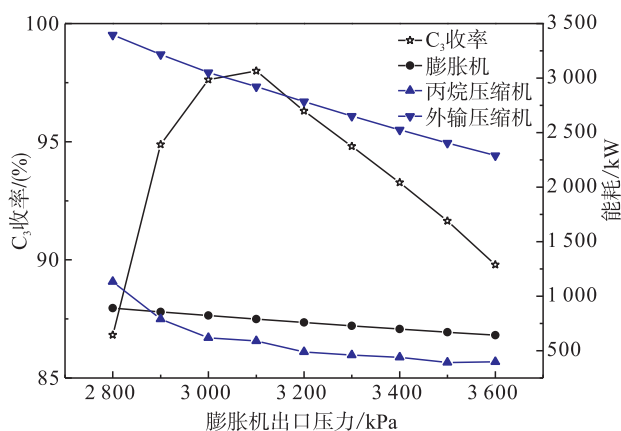


图 5 膨胀机出口压力对 C_3 收率及能耗的影响曲线

3.3 重接触塔流量百分比对 C_3 收率的影响

在冷箱 I 出口温度为 -30°C ,膨胀机出口压力为 $3\,100 \text{ kPa}$ 条件下,考察了重接触塔流量百分比对 C_3 收率的影响。重接触塔进出口物料温度随重接触塔流量百分比的变化曲线见图 6。由图 6 可知,当低温分离器 II 底部进入重接触塔顶部与直接进入脱乙烷塔顶部物流的

流量百分比由 30% 变为 60% 时,重接触塔气相出口温度 T_{OG} 由 -70.35°C 上升至 -68.53°C ,当流量百分比继续上升至 70% 时, T_{OG} 下降至 -68.38°C ; 当流量百分比由 30% 变为 70% 时,重接触塔液相出口温度 T_{OL} 由 -65.24°C 下降至 -67.53°C ,这是由于当进入重接触塔流量百分比增加时,进入重接触塔的冷量增加,因此 T_{OL} 不断降低,更多的 C_3 组分进入液相, T_{OG} 温度不断升高。当流量百分比达到 60% 后,流量百分比对温度的影响不再明显。当低温分离器 II 底部进入重接触塔顶部物流的流量百分比由 30% 变为 70% 时,重接触塔液相入口温度 T_{IL} 及重接触塔气相物料入口温度 T_{IG} 变化不明显。

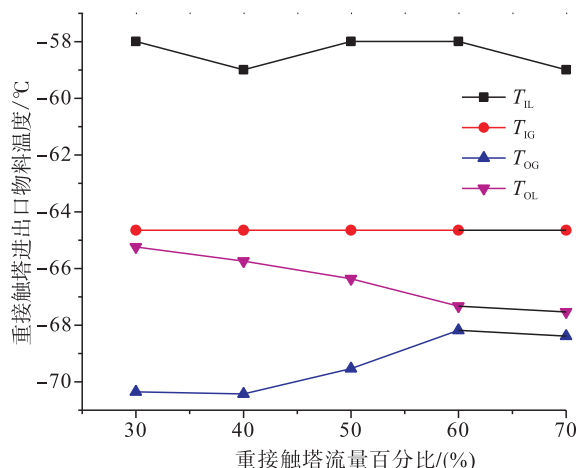


图 6 重接触塔进出口物料温度随重接触塔流量百分比的变化曲线

重接触塔流量百分比对 C_3 收率及能耗的影响曲线见图 7。随着低温分离器 II 底部进入重接触塔顶部与直接进入脱乙烷塔顶部物流的流量百分比变化,外输压缩机功率和膨胀机功率均无明显变化,这是由于该处流量百分比的变化并不会影响流经膨胀机和外输压缩机物流的流量。当流量百分比为 40% 时 C_3 收率最高为 98.00%,而当流量百分比为 60% 时 C_3 收率最低为 94.00%,这是由于当低温分离器 II 底部进入重接触塔顶部的物流增

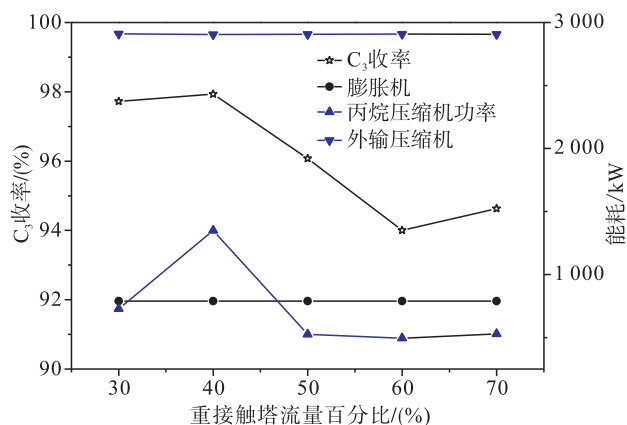


图 7 重接触塔流量百分比对 C_3 收率及能耗的影响曲线

加时,重接触塔打底经膨胀机的气体量不会变,当重接触塔塔顶液相增加时,气体量不足不能充分回收 C_3 产品,因而 C_3 收率有所下降。与此同时,随着重接触塔塔顶液相的增加,进入脱乙烷塔的冷量也在逐步减少,导致脱乙烷塔的气相出料中含有更多的 C_3 组分,经分离罐损失的重组分增大。由于外输的是分流罐气相出料和 DHX 塔气相出料的混合物流,所以 C_3 收率和能耗均受到这两方面影响。综上,重接触塔流量百分比选择为 40%。

4 结论

本文优化了一种用于轻烃回收的 DHX 工艺,并对工艺流程进行了优化研究。结果表明:随着原料气预冷温度的降低, C_3 收率先提高再降低,在 -30°C 达到最高收率 98.00%;丙烷压缩机功率先增高后减小;随着膨胀机出口压力越来越大, C_3 收率先增大后减小,丙烷压缩机功率、外输压缩机功率和膨胀机功率都不断减小;随着低温分离器 II 底部进入重接触塔顶部与直接进入脱乙烷塔顶部物流的流量百分比不断增大, C_3 收率和丙烷压缩机功率先增大后减小。经优化后轻烃回收工艺原料气预冷温度为 -30°C ,膨胀机出口压力为 3.1MPa, C_3 收率可达 98.00%。

参考文献:

- [1] 王遇冬. 天然气处理与加工工艺 [M]. 2 版. 北京: 石油工业出版社, 2011.
- [2] 王裕冬. Natural Gas Processing and Processing Technology [M]. 2nd ed. Beijing: Petroleum Industry Press, 2011.
- [3] 诸林. 天然气加工工程 [M]. 北京: 石油工业出版社, 2008.
- [4] 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, 2002, 13(6): 62-65.
- [5] 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]. 石油与天然气工业, 2008, 37(1): 18-22.
- [6] 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

(下转第 88 页)

- [J]. Well Logging Technology, 2005, 29(1): 79-81.
- [5] 赵宝华, 刘文军, 闰明英, 等. Sondex MIT/MTT 成像套损检查组合仪原理及应用[J]. 国外测井技术, 2006, 21(6): 60-63.
Zhao Baohua, Liu Wenjun, Run Mingying, et al. The Principle of Sondex MIT/MTT Imaging Combination Tool for Casing Damage Detection and Its Application[J]. World Well Logging Technology, 2006, 21(6): 60-63.
- [6] 王朝华, 邓 瑞. 俄罗斯第三代电磁探伤仪的应用与推广[J]. 石油地质与工程, 2007, 21(1): 90-92.
Wang Chaohua, Deng Rui. Application and Popularization of Russia Third Generation Electromagnetic Defect Detector[J]. Petroleum Geology and Engineering, 2007, 21(1): 90-92.
- [7] 谢荣华, 刘继生, 巢华庆, 等. 俄罗斯测井技术在大庆油田的应用和发展[J]. 测井技术, 2003, 27(2): 89-94.
Xie Ronghua, Liu Jisheng, Cao Huaqing, et al. Application and Development of Russian Logging Technologies in Daqing Oil-field[J]. Well Logging Technology, 2003, 27(2): 89-94.
- [8] 鲜 宁, 孙素芬, 姜 放, 等. CO₂ 气田开发的腐蚀预测与控制措施[J]. 天然气与石油, 2011, 29(2): 62-66.
Xian Ning, Sun Sufen, Jiang Fang, et al. Corrosion Prediction and Control Measure in CO₂ Gas Field Development[J]. Natural Gas and Oil, 2011, 29(2): 62-66.



(上接第 40 页)

- in Light Ends Recovery[J]. Natural Gas and Oil, 2010, 28(2): 18-26.
- [7] 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.
- [8] 全淑月. 春晓气田陆上终端天然气轻烃回收工艺介绍[J]. 天然气技术, 2007, 1(1): 75-80.
Tong Shuyue. Introduction on Light Hydrocarbon Recovery Process in Onshore Terminal of the Chunxiao Gas Field [J]. Natural Gas Technology, 2007, 1(1): 75-80.
- [9] 汪宏伟, 蒲远洋, 钟志良, 等. 膨胀制冷轻烃回收工艺参数优化分析[J]. 天然气与石油, 2010, 28(1): 24-28.
Wang Hongwei, Pu Yuanyang, Zhong Zhiliang, et al. Analysis on Optimization of Light Ends Recovery Process Parameters in Expansion Refrigeration Process[J]. Natural Gas and Oil, 2010, 28(1): 24-28.
- [10] 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, 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.



(上接第 55 页)

- L ü Mingyan, Zhang Zhe, Wang Shiyang. Preventive Measures for Element Sulfur Deposition in Gathering and Transportation Systems of High Sour Gas Field[J]. Natural Gas and Oil, 2011, 29(3): 17-20.
- [7] 夏典修, 冯 伟. 高强度钻杆在含 H₂S 介质中的应力腐蚀试验研究[J]. 天然气与石油, 1997, 15(3): 25-33.
Xia Dianxiu, Feng Wei. Stress Corrosion Test and Study of High Strength Drilling Rod in Sour Medium[J]. Natural Gas and Oil, 1997, 15(3): 25-33.
- [8] 罗光文, 李天雷, 何 明. 酸性气田腐蚀环境分析及材料选择[J]. 天然气与石油, 2011, 29(6): 3-5.
Luo Guangwen, Li Tianlei, He Ming. Analysis on Corrosion Environment in Sour Gas Field and Selection of Materials[J]. Natural Gas and Oil, 2011, 29(6): 3-5.