

原料气变富对轻烃回收装置 影响分析及对策

郭玉环*

(中油辽河工程有限公司, 辽宁 盘锦 124010)

摘要:通过对当前轻烃回收装置研究发现,原料气组分变富导致处理量下降,冷箱超过设计负荷 17.69%, C_3 回收率下降 2.64%,通过分析确定冷箱成为了装置操作的短板,提出了采用丙烷制冷系统降低脱乙烷塔顶气温度的优化对策,并计算确定单套装置的丙烷制冷系统负荷为 3 000 kW。优化后冷箱负荷和膨胀机负荷降低,有利于设备的稳定运行,同时 C_3 组分回收率达到设计值,液化气和稳定轻烃产品分别增加 8.01% 和 4.91%,优化后的经济效益十分明显。

关键词:轻烃回收;组分变富;冷箱; C_3 回收率;丙烷制冷;经济效益

中图分类号:TE645

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2020)09-0200-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2020.09.042

Influence of feed gas enrichment on light hydrocarbons recovery unit and countermeasure

GUO Yu-huan*

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

Abstract: It is found through researching the current light hydrocarbons recovery unit that the enrichment of feed gas components results in a decrease in the handling capacity and a decrease of 2.64% in the C_3 recovery rate, and causes the load of cold box to go beyond the design load by 17.69%. Through analysis, it is confirmed that cold box becomes the bottleneck of the unit. An optimized method to drop the temperature of gas from de-ethane tower top is proposed by using propane refrigeration system, and the cold load of the propane refrigeration system for a single unit of load is determined as 3 000 kW. After optimization, the loads of both cold box and expander decrease, which is beneficial to the stable operation of the equipment, making C_3 recovery rate reach the design value, and increasing the yields of liquefied gas and stable light hydrocarbons by 8.01% and 4.91%, respectively. Economic efficiency is improved obviously.

Key words: light hydrocarbon recovery; composition enrichment; cold box; C_3 recovery rate; propane refrigeration; economic benefit

轻烃回收是将天然气中的轻烃分离并处理后生产不同产品,主要有乙烷、丙烷、丁烷、液化气、稳定轻烃,根据产品需求采用不同的生产工艺。轻烃回收的方法主要分为吸附法、油吸收法和冷凝分离法^[1-2]。

塔里木油田轻烃回收厂拥有目前全国规模最大的回收装置,设计处理量达到 $100 \times 10^8 \text{ m}^3/\text{a}$,液化气产品 $38.17 \times 10^4 \text{ t/a}$,稳定轻烃产品 $7.11 \times 10^4 \text{ t/a}$,设置 2 套轻烃回收装置,单套规模 $1 500 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,采用膨胀机制冷+DHX 工艺^[3-6],属于冷凝分离法。

2018 年塔里木油田中轮南、桑吉、哈得、哈拉哈塘等油田的伴生气作为原料气接入轻烃回收厂,导致进站原料气的组分变富,对轻烃回收装置的操作造成了一定的影响,产品产量虽然没有下降,但是装置处理量达不到设计规模,同时装置 C_3 组分的收率

下降,导致部分原料气未进行完全处理,经济效益没有完全最大化。因此本研究针对原料气组分变富对轻烃回收装置的影响进行全面分析和模拟计算,并开展问题的应对优化措施研究,对轻烃回收装置的操作及优化具有重要的指导意义。

1 轻烃回收装置现状

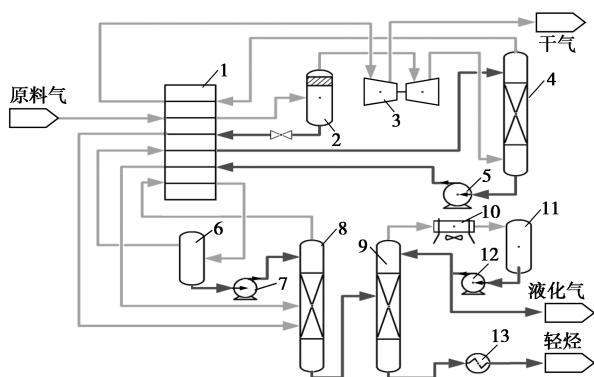
1.1 装置工艺简介

原料气进站后先进行分子筛脱水和脱汞,防止轻烃回收装置发生冻堵和冷箱腐蚀^[7]。轻烃回收采用直接换热工艺^[8]:从脱水脱汞装置来的原料气 31°C 、 5.80 MPa ,进入冷箱预冷至 -45.5°C 后气液分离,液相节流降压至 3.90 MPa 经冷箱复热到 15°C 后进入脱乙烷塔下部;气相进入膨胀机膨胀端膨胀至 3.35 MPa 后进入 DHX 塔下部。DHX 塔顶气经

收稿日期:2019-11-26;修回日期:2020-07-08

作者简介:郭玉环(1986-),女,本科,工程师,研究方向为油气田地面设计与建设,通讯联系人,luck-gyh@163.com。

冷箱复热至 28℃ 进入膨胀机压缩端增压至下游。DHX 塔底液经泵增压进入冷箱复热至 -18℃ 后,进入脱乙烷塔中部。脱乙烷塔顶气至冷箱冷却至 -33℃ 后进入脱乙烷塔回流罐进行气液分离,液相经回流泵增压至脱乙烷塔顶部作为回流;气相至冷箱进一步冷却至 -69℃ 后经 DHX 塔回流罐进入 DHX 塔顶部。脱乙烷塔底液相节流到 1.90 MPa 后至脱丁烷塔进行分馏,生产液化气和 1# 稳定轻烃产品。流程见图 1。



1—冷箱;2—低温分离器;3—膨胀机;4—DHX 塔;5—增压泵;
6—分离器;7—回流泵;8—脱乙烷塔;9—脱丁烷塔;
10—空冷器;11—分离器;12—回流泵;13—水冷器

图 1 轻烃回收工艺流程

1.2 装置运行现状

原设计的原料气组成见表 1,目前原料气组分见表 2,由表 1 和表 2 可以看出目前原料气中 C₂ ~ C₈ 组分均有所上升。装置处理数据: I 套装置处理量 1 435×10⁴ m³/d,液化气产量 570 t/d,稳定轻烃产量 130 t/d。其他主要运行参数见表 3,从表 3 可以看出原料气压力比设计值高 0.18 MPa,膨胀后压力比设计值低 0.15 MPa,DHX 塔和脱乙烷塔的操作

作压力均相应降低 0.25 MPa。

表 1 原设计原料气组成

组分名称	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄
摩尔分数/%	89.2415	6.2903	1.3901	0.2530
组分名称	nC ₄	iC ₅	nC ₅	C ₆
摩尔分数/%	0.2670	0.0790	0.0610	0.0460
组分名称	C ₇₊	CO ₂	N ₂	合计
摩尔分数/%	0.0390	0.9030	1.4301	100.0000

表 2 当前原料气组成

组分名称	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄
摩尔分数/%	88.8041	6.5977	1.4351	0.2938	0.2711
组分名称	iC ₅	nC ₅	C ₆	C ₇	C ₈₊
摩尔分数/%	0.0768	0.0728	0.0505	0.0538	0.0144
组分名称	CO ₂	N ₂	合计		
摩尔分数/%	0.9015	1.4278	100.0000		

表 3 装置运行参数

参数名称	设计值	目前值
原料气温度/℃	31.0	19.3
原料气压力/MPa	5.80	5.98
低温分离器温度/℃	-45.5	-45.0
膨胀机膨胀后压力/MPa	3.35	3.10
DHX 塔顶压力/MPa	3.25	3.00
脱乙烷塔顶压力/MPa	3.55	3.31
脱丁烷塔顶压力/MPa	1.48	1.45

2 轻烃回收模拟分析

采用 HYSYS 软件对轻烃回收装置进行工艺流程模拟^[9],模拟流程见图 2。分别对表 1 和表 2 的

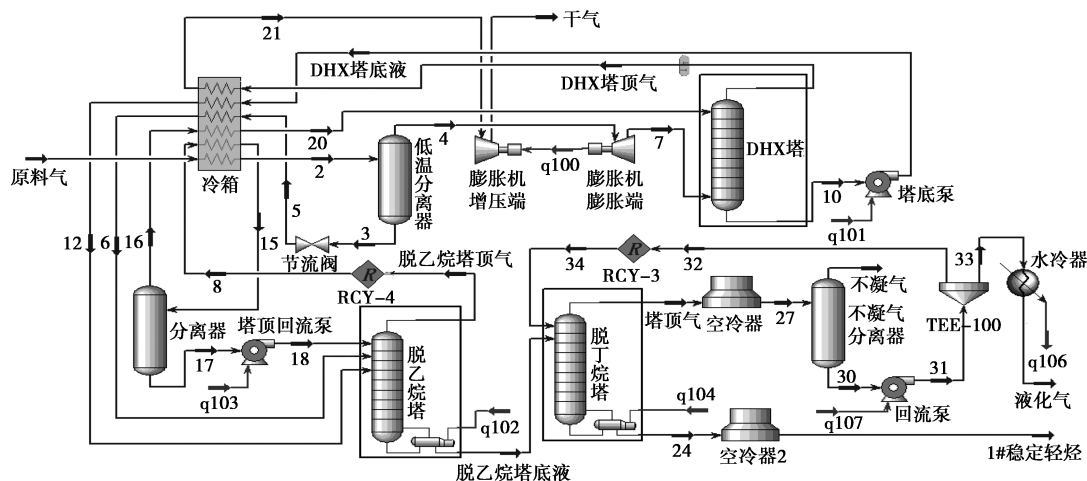


图 2 轻烃回收工艺模拟流程

原料气组分以及表 3 的装置运行参数进行原设计模拟和实际运行模拟,计算结果见表 4。

表 4 模拟计算结果

名称	设计模拟值	实际模拟值	变化值/%
冷箱负荷/kW	39000	45900	+17.69
膨胀机负荷/kW	3087.5	3460.7	+12.08
脱乙烷塔底重沸器负荷/kW	6175.4	6533.2	+5.79
脱丁烷塔底重沸器负荷/kW	4145.5	4237.6	+2.22
水冷器负荷/kW	208.2	204.7	-1.68
原料气量/($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$)	1500×10^4	1435×10^4	-4.33
DHX 塔顶气量/($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$)	1467×10^4	1403×10^4	-4.36
DHX 塔底液量/($\text{t} \cdot \text{d}^{-1}$)	1620.5	3999.3	+146.79
脱乙烷塔顶气量/($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$)	235.5×10^4	520.8×10^4	+121.15
脱乙烷塔底液量/($\text{t} \cdot \text{d}^{-1}$)	689.3	699.3	+1.45
液化气量/($\text{t} \cdot \text{d}^{-1}$)	580.6	569.4	-1.92
稳定轻烃量/($\text{t} \cdot \text{d}^{-1}$)	108.1	129.9	+20.17
C_3 回收率/%	98.52	95.88	-2.64

根据表 4 分析如下。

(1) 膨胀机膨胀端压差增加 0.33 MPa, 膨胀机负荷较原设计值增加 12.08%, 输出了更多的冷量支持冷箱换热, 冷箱负荷增加了 17.69%。

(2) 在进入装置原料气减少 4.33% 和 C_3 回收率^[10-11]减少 2.64% 的情况下, 脱乙烷塔底液量即液化气和稳定轻烃产量之和增加了 1.45%。

(3) 脱乙烷塔顶气量增加 121.15%, DHX 塔底液量增加 146.79%, 实际脱乙烷塔顶气相冷却温度为 -28°C , 比设计值升高了 5°C , 导致脱乙烷塔顶进料和 DHX 塔顶进料大幅度增加。

综上所述, 原料气组分变富后虽然进入装置原料气减少, 但是冷箱、膨胀机、脱乙烷塔和脱丁烷塔的负荷均有所增加, C_3 回收率下降, 因此应采取措优化工艺, 提高原料气处理量至设计值, 提高 C_3 回收率 and 经济效益。

3 优化对策分析

3.1 短板确定

冷箱的计算参数对比见表 5, 由于原料气进装置温度降低 11.5°C , 冷箱的原料气和 DHX 塔顶气的热负荷实际值比设计值少, 脱乙烷塔顶气、脱乙烷塔回流分离器气、DHX 塔底液和低温分离器液的热负荷实际值比设计值多, 冷箱总体负荷增加了 17.69%, 因此冷箱已经达到最大负荷值。膨胀机负

荷较原设计值增加 12.08%, 也已经达到最大负荷值, 不能进一步降低膨胀后压力增加冷量输出。

表 5 冷箱计算结果

物流名称	设计模拟值			实际模拟值		
	入口温度/ $^\circ\text{C}$	出口温度/ $^\circ\text{C}$	热负荷/kW	入口温度/ $^\circ\text{C}$	出口温度/ $^\circ\text{C}$	热负荷/kW
原料气	31.0	-45.5	-30303.3	19.3	-45.0	-25778.6
脱乙烷塔顶气	-19.5	-33.0	-3409.8	-18.4	-28.0	-4699.9
脱乙烷塔回流分离器气	-33.0	-69.0	-5288.6	-28.0	-68.5	-15002.9
DHX 塔顶气	-73.3	29.1	32029.4	-73.3	14.0	25822.2
DHX 塔底液	-69.1	-18.0	5346.6	-73.6	-12.9	17702.5
低温分离器液	-55.7	15.0	1625.7	-59.4	14.2	1956.7

脱乙烷塔底重沸器和脱丁烷塔底重沸器负荷分别增加 5.79% 和 2.22%, 重沸器负荷设计时取值 25% 余量, 而且实际操作温度低于设计运行温度, 因此脱乙烷塔底重沸器和脱丁烷塔底重沸器有富余量, 经计算脱乙烷塔和脱丁烷塔虽然负荷增加但还在操作范围内也有富余量。因此, 冷箱和膨胀机成为工艺需要优化的短板。

3.2 优化对策及分析

膨胀机利用天然气进行绝热膨胀对外做功, 消耗内能达到天然气温度大幅度降低的制冷效果^[12-13], 若采用串联膨胀机的措施势必导致 DHX 塔操作压力下降^[14], 而且膨胀机出口制冷温度已达到设计值, 新串膨胀机出口制冷温度会进一步降低, 会导致下游设备低于设计下限温度, 因此串联膨胀机的措施不可行。

为了增加冷量的输入, 对 6 股物料进行分析, 3 股冷流股的进冷箱^[15]温度 $-59.6 \sim -73.6^\circ\text{C}$, 进一步降低物料温度比较困难, 3 股热流股中脱乙烷塔顶气和脱乙烷塔回流分离器气可进行再冷却, 进口温度均高于 -40°C , 能采用丙烷制冷系统进行冷却^[16-17], 脱乙烷塔顶气的进出口温度均高于脱乙烷塔回流分离器气, 而且脱乙烷塔回流分离器气来自于脱乙烷塔顶气, 即脱乙烷塔顶气出口温度降低后脱乙烷塔回流分离器气入口温度也会降低, 因此只需采用丙烷制冷系统降低脱乙烷塔顶气温度即可。

在设计值下计算新建丙烷系统的制冷负荷, 即进装置气量 $1500 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 膨胀机膨胀端出口压力 3.35 MPa, 采用 HYSYS 软件进行模拟计算, 模拟见图 3, 计算结果见表 6。

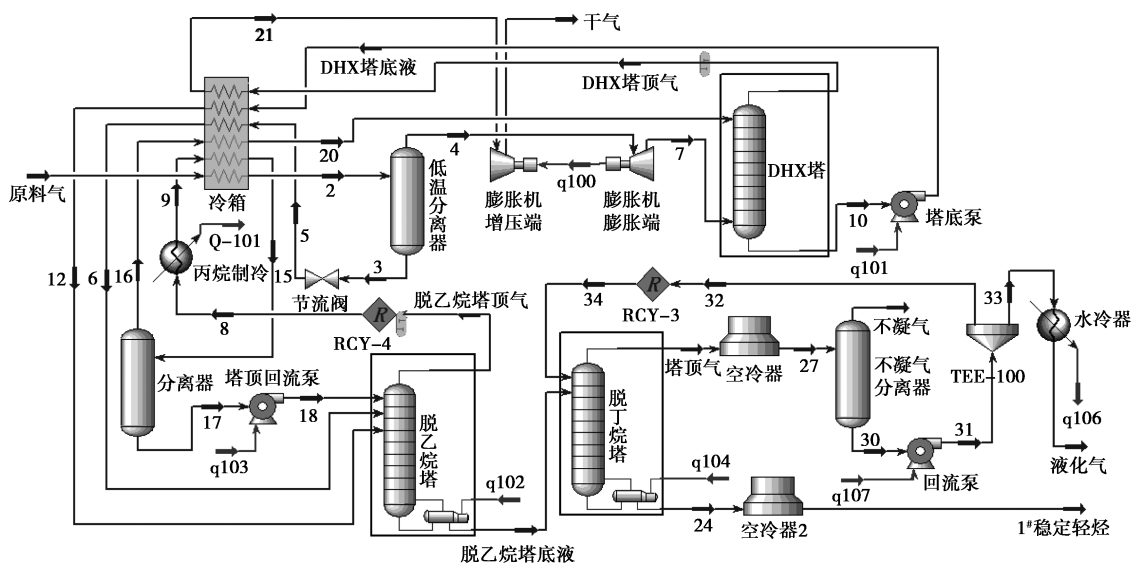


图3 增加丙烷系统轻烃回收工艺模拟流程

表6 增加丙烷系统优化模拟计算结果

名称	设计模拟值	优化模拟值	变化值/%
丙烷制冷系统负荷/kW	0	3000	—
冷箱负荷/kW	39000	42740	+9.59
膨胀机负荷/kW	3087.5	3160.5	+2.36
脱乙烷塔底重沸器负荷/kW	6175.4	7413.0	+20.04
脱丁烷塔底重沸器负荷/kW	4145.5	4531.9	+9.32
水冷器负荷/kW	208.2	220.1	+5.71
原料气量/($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$)	1500×10^4	1500×10^4	0
DHX塔顶气量/($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$)	1467×10^4	1466×10^4	-0.74
DHX塔底液量/($\text{t} \cdot \text{d}^{-1}$)	1620.5	3430.4	+111.68
脱乙烷塔顶气量/($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$)	235.5×10^4	493.0×10^4	+109.34
脱乙烷塔底液量/($\text{t} \cdot \text{d}^{-1}$)	689.3	744.5	+8.01
液化气量/($\text{t} \cdot \text{d}^{-1}$)	580.6	609.1	+4.91
稳定轻烃量/($\text{t} \cdot \text{d}^{-1}$)	108.1	135.9	+25.71
C_3 回收率/%	98.52	98.64	+0.12

根据表4和表6,新增3000kW丙烷制冷系统后,与目前装置相比冷箱负荷和膨胀机负荷均降低,但是由于液量增加,脱乙烷塔底重沸器、脱丁烷塔底重沸器和水冷器负荷均增加,液化气量、稳定轻烃量均增加, C_3 回收率超过设计模拟值0.12%。

另外,以冷箱最大负荷45900kW和丙烷制冷负荷3000kW为条件计算轻烃回收装置的最大处理能力为 $1610 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,液化气量达到649.2t/d和稳定轻烃量达到145.9t/d,分别比目前产量增加13.89%和12.23%。

3.3 经济效益分析

按照达到装置处理量 $1500 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 进行经济效益分析如下。

液化气产品增加收入: $39.1 \text{ t/d} \times 333 \text{ d} \times 2 \times 0.4 \text{ 万元/t} = 10416.24 \text{ 万元}$;轻烃产品增加收入: $5.9 \text{ t/d} \times 333 \text{ d} \times 2 \times 0.35 \text{ 万元/t} = 1375.29 \text{ 万元}$;新增2套3000kW丙烷制冷系统投资估算:7600万元;年运行电费: $1500 \text{ kW} \times 8000 \text{ h} \times 0.56 \text{ 元/kWh} \times 2 = 1344 \text{ 万元}$;年装置维护费:380万元;效益=收入-支出= $10416.24 + 1375.29 - 7600 - 1344 - 380 = 2467.53 \text{ 万元}$ 。

通过上述效益分析,当年就可完全将投资回收,还剩余2467.53万元。若按装置最大处理量 $1610 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,经济效益将更加明显。

4 结论

通过对轻烃回收装置的模拟分析计算和改造经济效益分析,得出以下结论。

(1)原料气组分变富导致轻烃回收装置处理量达不到设计值,冷箱负荷超出设计17.69%, C_3 组分的回收率下降2.64%。

(2)通过短板分析确定了冷箱制约了装置操作空间,提出了采用丙烷制冷系统降低脱乙烷塔顶气温度的优化对策,并通过优化措施进行模拟计算,确定单套装置的丙烷制冷系统负荷为3000kW,优化后冷箱负荷和膨胀机负荷降低,有利于设备的稳定运行,同时 C_3 组分回收率达到设计值,液化气和稳定轻烃产品分别比目前增加8.01%和4.91%。

(3)优化后的经济效益明显,当年就完全可以回收投资,优化措施应及早实施。

(下转第208页)

较好的再生性能,可以多次再生,再生后的吸附剂出口浓度和硫容均可以达到新鲜剂的要求。

(3) 吸附剂脱总硫性能: 吸附剂对于模拟原油中的硫醇、硫醚、噻吩和二硫化物均具有较好的吸附性能,出口浓度可以达到 $2 \text{ ng}/\mu\text{L}$ 以下,对于总硫的脱除出口浓度也可以达到 $2 \text{ ng}/\mu\text{L}$ 以下。

参考文献

- [1] Svoronos P D N, Bruno T J. Carbonyl sulfide: A review of its chemistry and properties [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2002, 41 (22): 5321-5336.
- [2] 魏书梅, 张晓飞, 徐亚荣. FCC 汽油脱硫工艺技术研究进展 [J]. *当代化工*, 2017, 46 (5): 917-920.
- [3] Park T H, Cychosz K A, Wong-Foy A G, et al. Gas and liquid phase adsorption in isostructural Cu_3 [biaryltricarboxylate]₂ microporous coordination polymers [J]. *Chemical Communications*, 2011, 47 (5): 1452-1454.
- [4] 王金成, 朱建华. 炼油厂轻烃中微量硫化物脱除技术进展 [J]. *化工生产与技术*, 2005, 12 (6): 27-31.
- [5] 蒋坤洪. 多级孔分子筛吸附剂的制备及其低硫汽油吸附脱硫性能的研究 [D]. 呼和浩特: 内蒙古大学, 2019.
- [6] Saleh T A, Sulaiman K O, Al-Hammadi S A, et al. Adsorptive desulfurization of thiophene, benzothiophene and dibenzothiophene over activated carbon manganese oxide nanocomposite: With column system evaluation [J]. *Journal of Cleaner Production*, 2017, 154: 401-412.
- [7] Qin L, Zhou Y, Li D, et al. Highly dispersed HKUST-1 on millimeter-sized mesoporous $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ beads for highly effective adsorptive desulfurization [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2016, 55: 7249-7258.
- [8] 张永强. 燃油深度氧化脱硫绿色新体系的研究 [D]. 济南: 山东大学, 2019.
- [9] 张艳军, 廖俊杰, 王文博, 等. 吸附法脱除焦化苯中噻吩的研究进展与展望 [J]. *煤化工*, 2011, 155 (4): 32-35.
- [10] Hernández-Maldonado A J, Yang R T. Desulfurization of liquid fuels by adsorption via π complexation with Cu (I)-Y and Ag-Y zeolites [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2003, 42 (1): 123-129.
- [11] 孙林平, 李飞, 张龙. 稀土金属氧化物对 Y 分子筛吸附脱硫性能的影响 [J]. *燃料化学学报*, 2013, 41 (4): 499-504.
- [12] Cheng H F, Reinhard M. Sorption of trichloroethylene in hydrophobic micropores of dealuminated Y zeolites and natural minerals [J]. *Environmental Science and Technology*, 2006, 40 (24): 7694-7701.
- [13] Chorai P K. Conformational preferences of n-Butane inside zeolite NaY: Comparison of other related properties with iso-Butane [J]. *Journal of Physical Chemistry B*, 2010, 114 (19): 6492-6499.
- [14] 王东镇, 梁生荣, 申志兵, 等. ZSM-5 的合成及应用进展 [J]. *无机盐工业*, 2016, 48 (5): 1-5.
- [15] 范闯光, 方金龙, 周龙昌, 等. CuHY 分子筛中铜离子的分布与吸附性能 [J]. *高等学校化学学报*, 2008, 29 (9): 1834-11840.
- [16] 万义玲, 张传辉, 郭杨龙, 等. $\text{CeO}_2\text{-MnO}_x$ 催化剂上氯乙烯有机废气的催化燃烧 [J]. *催化学报*, 2012, 33 (3): 557-562.
- [17] Shan J H, Liu X Q, Sun L B, et al. Cu-Ce bimetal Ion-exchanged Y zeolites for selective adsorption of thiophenic sulfur [J]. *Energy & Fuels*, 2008, 22 (6): 3955-3959.
- [18] 贾未鸣, 秦玉才, 张乐, 等. Ce 改性对 Y 型分子筛中心可接近性及催化活性的影响 [J]. *石油炼制与化工*, 2017, 48 (6): 14-19. ■

(上接第 203 页)

参考文献

- [1] 王遇冬. 天然气处理原理及工艺 [M]. 2 版. 北京: 中国石油出版社, 2011.
- [2] 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.
- [3] Pitman R N, Hudson H M, Wilkinson J D, et al. Next generation processes for NGL/LPG recovery [R]. Gas Processors Association, Dallas, Texas, 1998.
- [4] Chebbi R, Al-Qaydi A S, Al-Amery AO, et al. Simulation study compares ethane recovery in turbo-expander processes [J]. *Oil & Gas Journal*, 2004, 102 (4): 64-67.
- [5] 付秀勇. 对轻烃回收装置直接换热上艺原理的认识与分析 [J]. *石油与天然气化工*, 2008, 37 (1): 18-22.
- [6] 周学深, 孟凡彬. 轻烃回收装置中 DHX 上艺的应用 [J]. *石油规划设计*, 2002, 13 (6): 62-65.
- [7] 付秀勇, 吐依洪江, 吴昉. 轻烃装置冷箱的汞腐蚀机理与影响因素研究 [J]. *石油与天然气化工*, 2009, 38 (6): 478-482.
- [8] 刘讳飞, 诸林, 王科, 等. 轻烃回收直接换热工艺优化研究 [J]. *天然气与石油*, 2015, 33 (2): 37-40.
- [9] 周刚, 郭林林, 李哲, 等. 基于 HYSYS 的轻烃回收工艺方案优化 [J]. *石油与天然气化工*, 2016, 45 (4): 5-9.
- [10] 杨伟, 叶帆. 轻烃回收装置收率计算与优化分析 [J]. *石油与天然气化工*, 2011, 40 (5): 440-441.
- [11] 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.
- [12] 王沫云. DHX 工艺在膨胀制冷轻烃回收装置上的应用 [J]. *石油与天然气化工*, 2018, 47 (4): 45-49.
- [13] 蒋洪, 朱聪. 膨胀制冷轻烃回收工艺技术 [J]. *油气田地面工程*, 1999, 18 (2): 1-4.
- [14] 赵学波. 轻烃回收装置 DHX 工艺研究-膨胀机出口压力的影响 [J]. *石油化工高等学校学报*, 1997, 10 (1): 8-10.
- [15] 李燕玲, 蒋洪, 高万荣, 等. 某气田 DHX 工艺换热网络改进研究 [J]. *天然气化工: C₁ 化学与化工*, 2018, 43 (2): 79-83.
- [16] 张金. 丙烷制冷的理论分析及在轻烃回收中的应用 [J]. *油气田地面工程*, 1997, 16 (6): 29-33.
- [17] 蔡栋, 代勇, 王丽贤, 等. 天然气浅冷—油吸收复合轻烃回收工艺 [J]. *天然气工业*, 2003, 23 (4): 106-108. ■