

DHX 丙烷回收装置热集成优化

蒋洪¹, 肖琛^{1*}, 周卫军², 李浩玉³

(1. 西南石油大学石油与天然气工程学院, 四川 成都 610500;

2. 中国石油塔里木油田分公司油气运销部, 新疆 库尔勒 841000;

3. 中国石油长庆油田分公司苏里格气田开发分公司, 陕西 西安 710018)

摘要:采用 HYSYS 分析了不同气质在同一热集成形式、同一丙烷回收率下的流程特性, 在此基础上研究 DHX 丙烷回收装置的热集成形式对气质的适应性, 并基于流程的热集成分析理论, 根据不同气质工况条件提出对具有不同操作工况的 2 种热集成方法。研究表明, 在丙烷回收率相差不大的情况下, 贫气、富气均适合将所有物流集中在单一主冷箱换热的流程, 但富气需外加丙烷制冷, 而在单一主冷箱换热的基础上对富气进行两级分离, 既保证了丙烷的回收率又能进一步降低 34.67% 的冷箱 UA 和 8.93% 的装置能耗。

关键词: DHX 流程; 丙烷回收; 焓损; 能耗; 热集成

中图分类号: TE64

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2023)04-0213-05

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2023.04.040

Heat integration optimization of DHX propane recovery unit

JIANG Hong¹, XIAO Chen^{1*}, ZHOU Wei-jun², LI Hao-yu³

(1. Petroleum Engineering School, Southwest Petroleum University, Chengdu 610500, China;

2. Oil and Gas Transportation and Marketing Department, PetroChina Tarim Oilfield Company, Korla 841000, China;

3. Sulige Gas Field Development Company, PetroChina Changqing Oilfield Company, Xi'an 710018, China)

Abstract: DHX propane recovery process has the advantages of high recovery rate and strong adaptability. HYSYS software is used to analyze the process's characteristics of different gas qualities under the same heat integration form and the same propane recovery rate. Based on this, the adaptability of the heat integration form of DHX propane recovery unit to gas quality is studied. Based on the process's heat integration analysis theory, two thermal integration methods with different operating conditions are proposed according to different gas quality working conditions. Research results show that under similar propane recovery rates, both lean gas and rich gas are suitable for the process that integrates all logistics in a single main cold box for heat exchange. The difference is that additional propane refrigeration is needed for rich gas. Rich gas is separated in two-stage based on the heat exchange of a single main cold box, which can ensure the recovery of propane, further reduces the UA of the cold box by 34.67% and the energy consumption of the unit by 8.93%.

Key words: DHX process; propane recovery; process characteristics; energy consumption; heat integration

直接换热工艺由加拿大 ESSO 公司^[1]开发后在 Judy Creek 工厂得到首次应用, 丙烷回收率由 72% 提高到 95%^[2]。自 20 世纪 90 年代吐哈油田率先引进德国 Linde 公司开发的 DHX 装置^[3]后直接换热工艺开始在我国广泛发展。文献[4]在单级膨胀制冷(ISS)工艺的基础上, 将江油轻烃厂的工艺流程改为单一主冷箱换热的 DHX 流程, 改造后丙烷收率提高到 83.46%, 增幅 21.59%。

目前, 未有文献详细说明原料气流量及原料气气质贫富对流程热集成形式的适应性, 仅针对某种单一的热集成形式进行了研究。因此, 本文中在该

背景下, 对 DHX 丙烷回收装置的流程特性进行分析并对其热集成方案进行优化, 找到不同原料气气质适应的流程形式。

1 DHX 流程介绍

目前国内常用的丙烷回收 DHX 工艺流程见图 1。流程特点有: DHX 塔顶设置 J-T 阀可控制进料温度、压力; DHX 塔顶进料富集了大量液态乙烷, 乙烷气化制冷降低了 DHX 塔顶温度, 将向上的气相中的丙烷及更重烃类组分冷凝下来, 可将丙烷收率提高至 98% 以上; DHX 塔塔底温度低(-72.4℃

收稿日期: 2022-05-05; 修回日期: 2023-02-18

作者简介: 蒋洪(1965-), 男, 硕士, 教授, 研究方向为油气集输及处理、系统能量综合利用及节能、汞污染控制; 肖琛(1999-), 男, 硕士生, 研究方向为天然气凝液回收与能量系统的热力学分析, 通讯联系人, 875258477@qq.com。

左右),可有效富集重烃。

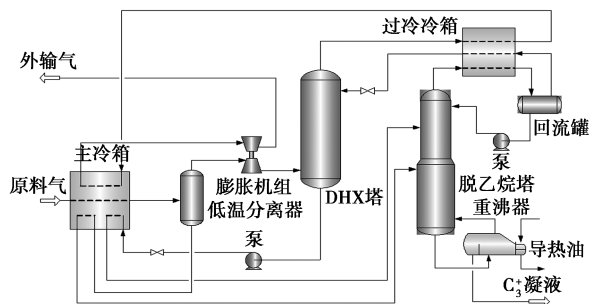


图 1 DHX 丙烷回收工艺流程

选取不同 GPM 的 5 组气质进行模拟分析来说明装置高效性。气质的贫富分类参考文献[5],依据 GPM 的大小不同,将天然气划分为贫气、富气、超富气,GPM 越大,气质越富。GPM 等于每种组分的摩尔分数乘以 GPM 比重因子^[6-7]。原料气气质参数见表 1,模拟条件和模拟结果见表 2。

表 1 原料气气质参数

气质组成	N ₂	CO ₂	C ₁	C ₂	C ₃
贫气 1 摩尔分数/%	0.45	1.82	90.33	4.25	1.26
富气 1 摩尔分数/%	2.84	0.1	86.27	7.6	1.72
气质组成	<i>i</i> -C ₄	<i>n</i> -C ₄	<i>i</i> -C ₅	<i>n</i> -C ₅	C ₆
贫气 1 摩尔分数/%	0.21	0.23	0.27	0.12	0.13
富气 1 摩尔分数/%	0.32	0.38	0.18	0.15	0.14
气质组成	C ₇	C ₈	C ₉	GPM	
贫气 1 摩尔分数/%	0.12	0.05	0.01	1.90	
富气 1 摩尔分数/%	0.3	0	0	3.0	

注:贫气 1 原料气压力 5.9 MPa,温度 30℃,流量 1 500×10⁴ m³/d;外输压力 6.1 MPa;富气 1 原料气压力 5.5 MPa,温度 30℃,流量 500×10⁴ m³/d;外输压力 6.35 MPa。

表 2 不同气质下 DHX 丙烷流程模拟结果

参数	贫气 1	富气 1
低温分离器温度/℃	-43	-38
膨胀机出口温度/℃	-68.26	-67.96
DHX 塔压力/MPa	3.2	2.8
DHX 塔顶进料液态乙烷摩尔分数/%	39.09	54.29
脱乙烷塔压力/MPa	3.4	3.0
外输压缩机功率/kW	121923	5218
丙烷收率/%	98.95	98.67

原料气的 GPM 值从 1.9 变化至 3.0,丙烷回收率均可达 98.6% 以上,说明 DHX 流程的适应性较强。回流罐分离出的气相作 DHX 塔顶回流相比于不带回流罐的流程 DHX 塔塔顶回流更贫^[1],可将

DHX 塔顶进料中的液态乙烷含量普遍提高 4%~12%,增强塔内气化制冷效果,将向上气相中的 C₃ 及 C₃+组分冷凝下来,提高了丙烷收率^[8]。

2 富气流程热集成方案

适用于富气的 DHX 流程见图 2。富气气质参数见表 3。

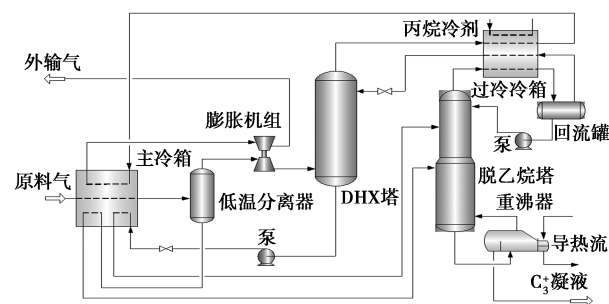


图 2 适用于富气的 DHX 丙烷回收工艺流程

表 3 富气气质参数

气质组成	N ₂	CO ₂	C ₁	C ₂	C ₃	%
富气 1 摩尔分数	2.84	0.1	86.27	7.6	1.72	
富气 2 摩尔分数	0.56	0.37	86.03	8.38	2.75	
富气 3 摩尔分数	0.15	4.01	79.2056	9.2818	4.3409	
气质组成	<i>i</i> -C ₄	<i>n</i> -C ₄	<i>i</i> -C ₅	<i>n</i> -C ₅	C ₆	
富气 1 摩尔分数	0.32	0.38	0.18	0.15	0.14	
富气 2 摩尔分数	0.63	0.57	0.03	0.4201	0.2801	
富气 3 摩尔分数	0.7802	1.3603	1.63	1.39	0.91	
气质组成	C ₇	C ₈	C ₉	GPM		
富气 1 摩尔分数	0.3	0	0	3.0		
富气 2 摩尔分数	0.12	0	0	3.66		
富气 3 摩尔分数	0.45	0.14	0.02	4.74		

注:富气 1 原料气压力 5.5 MPa,温度 30℃,流量 500×10⁴ m³/d,外输压力 6.35 MPa;富气 2 原料气压力 0.3 MPa,温度 25℃,流量 1 000×10⁴ m³/d,外输压力 1.6 MPa;富气 3 原料气压力 5.0 MPa,温度 30℃,流量 800×10⁴ m³/d,外输压力 6.0 MPa。

2.1 富气流程参数敏感性分析

为研究 DHX 流程的关键参数的敏感性,在该部分采用富气 2 模拟 DHX 流程关键参数对主要耗能设备以及对流程回收率和能耗的影响。

(1) DHX 塔压力

DHX 塔对 DHX 流程的热集成十分重要,对其进行分析有助于了解 DHX 塔的用能特性。在保持脱乙烷塔塔压为 3.5 MPa 的条件下,调节 DHX 塔压力,分析塔压对丙烷回收率等参数的影响情况,结果见表 4。

表 4 DHX 塔塔压对丙烷回收率的影响

丙烷回收流程参数	DHX 塔塔压/MPa				
	2.9	3.0	3.1	3.2	3.3
DHX 塔温度/℃	-70.05	-69.81	-68.82	-67.82	-67.14
DHX 塔压力/MPa	3.1	3.2	3.3	3.4	3.5
脱乙烷塔温度/℃	-16.19	-15.21	-11.43	-10.57	-9.85
低温分离温度/℃	-36.5	-37	-37.5	-38	-38.5
膨胀机出口压力/MPa	2.93	3.03	3.13	3.23	3.33
膨胀机出口温度/℃	-64.71	-63.46	-62.24	-61.03	-60.32
丙烷收率/%	99.32	98.90	96.79	96.33	94.85
主体装置单位能耗/ ($10^{-4} \cdot \text{MJ} \cdot \text{m}^{-3}$)	4115	3955	3756	3650	3544

从表 4 中可以看出,富气的 DHX 塔压力从 2.9 MPa 增加至 3.3 MPa,丙烷回收率和主体装置单位能耗均随着塔压的增大而减小。随着 DHX 塔压的升高,富气的 DHX 塔塔顶进料温度均升高 0.10~4.14℃,塔顶进料量从 1 787 kmol/h 减小至 1 027 kmol/h;DHX 塔顶气进料量减少以及温度的降低导致 DHX 塔的气化制冷效果减弱,丙烷回收率及能耗下降。所以当脱乙烷塔压为 3.5 MPa 时,最合适的低温分离温度为-38℃。

(2) 回流罐温度

回流温度降低,对乙烷的富集作用增强,提高了 DHX 塔低温气化制冷效果以及系统对丙烷的回收率。脱乙烷塔顶回流温度对丙烷回收装置单位能耗以及丙烷回收率的影响如图 3。

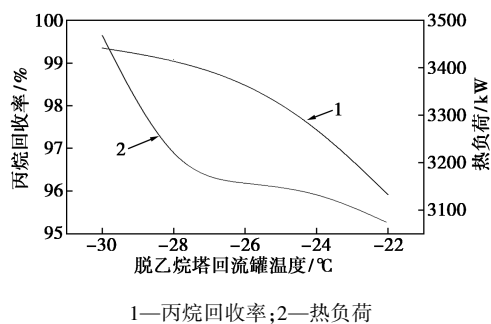


图 3 回流罐温度对丙烷回收率脱乙烷塔底重沸器负荷的影响

从图 3 可以看出:①回流罐温度从-32℃升高至-22℃,丙烷回收率从 99.98%降低至 95.92%;②回流罐温度的降低会带来高丙烷收率,但该温度并不是越低越好,当回流温度降低至-29℃,由于脱乙烷塔底重沸器的负荷急剧增大导致丙烷回收装置的单位能耗明显增加,因此,回流罐温度不宜低于-29℃。

(3) 低压富气增压范围

富气 2 为低压原料气,原料气压力 0.33 MPa,料气增压压力和丙烷回收率之间的关系见图 4。

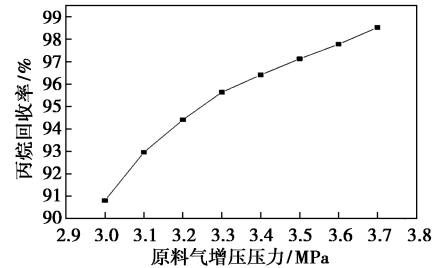


图 4 原料气增压压力和丙烷收率的关系

从图 4 可以看出,随着原料气增压压力的增大,丙烷回收率也随之增大,这与参考文献[9]得出的结论一致。由于本文中要求丙烷回收率达到 98.5%以上,则将原料气增压至 3.7 MPa。

2.2 富气热集成优化

针对本文中不同 GPM 的富气,借鉴文献[10]对低压油田伴生气凝液回收工艺的改进研究,在单一主冷箱换热的基础上采用逐级分离、冷凝的两级分离方式,以此降低丙烷制冷的冷量消耗,提高冷凝深度,目的是消耗最少的冷量冷凝最多的液烃^[11]。单一主冷箱 DHX 丙烷回收两级分离工艺流程见图 5,富气串联顺序换热 DHX 丙烷回收两级分离流程见图 6。

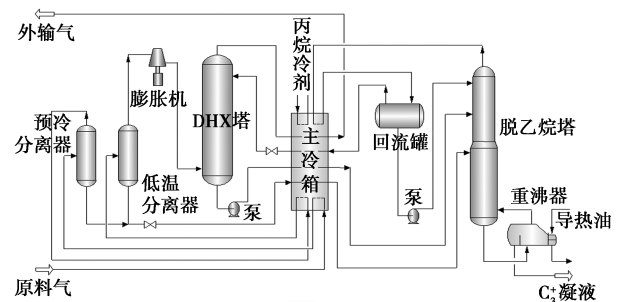


图 5 单一主冷箱 DHX 丙烷回收两级分离工艺流程

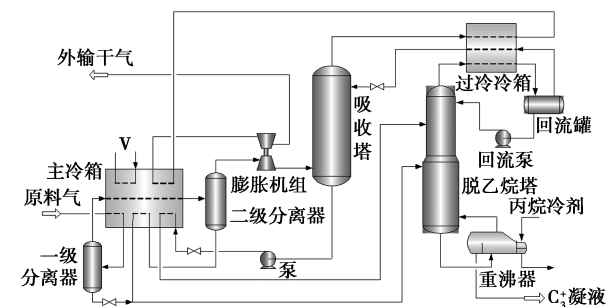


图 6 串联顺序换热 DHX 丙烷回收两级分离流程

一级分离和两级分离方案的模拟对比结果见表 5,由表 5 可知,采用多级分离后,原料气丙烷制冷节能效果很明显,丙烷回收率提高到 98.63%。是因为增加多级分离后,膨胀机的膨胀量能有效降低。同时,第一次遇冷分离温度较高,预冷分离器底部液烃与低温分离器底部液烃混合后温度升高,进

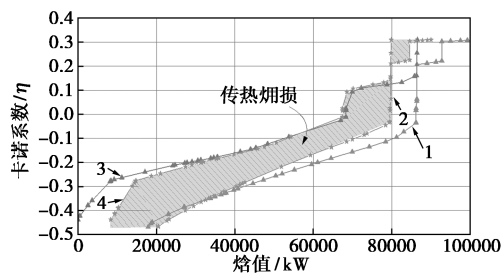
入脱乙烷塔加热减小了脱乙烷塔塔底重沸器的热负荷。由于改进流程既保证了最小换热温差 4.0℃ 又增加了分离级数,大大降低冷箱的换热负荷及 UA 系数,说明换热效率高、效果佳,流程优化后的主体装置单位能耗为 19 660.45 MJ/10⁴ m³,与一级分离的流程相比降低了 8.93% 的能耗,改进优势明显。

表 5 DHX 丙烷回收装置热集成方案模拟结果(富气)

参数	单一主冷箱换热			串联顺序换热		
	富气 1	富气 2	富气 3	富气 1	富气 2	富气 3
膨胀机出口温度/℃	-65.99	-66.92	-66.52	-67.96	-67.96	-67.41
外输压缩机功率/kW	5043	14916.39	16723	5218	16723	5043
总冷箱热负荷/kW	14764.00	17465.43	20625.12	17265.64	20625.12	14764.00
总冷箱 UA/[10 ⁴ kJ·(C-h) ⁻¹]	320.89	2159.62	841.75	522.14	841.75	320.89
脱乙烷塔顶气丙烷制冷负荷/kW	3084	6287	7390	3337	7390	3084
丙烷收率/%	98.67	98.84	99.24	98.67	98.67	98.84
主体装置单位能耗/(MJ·m ⁻³)	4231	4094	4154	4346	4319	4710

注:低温分离器温度均为-38℃,DHX 塔压力均为 2.60 MPa,脱乙烷塔压力均为 2.80 MPa。

利用卡诺复合曲线可看出热集成优化之后流程在传热过程的焓损状态^[12],换热网络优化前后传热焓损对比见图 7。通过对改进前后流程传热焓损的对比可知,流程热集成优化后热集成效果更好,换热过程的热损耗更小。



1—优化前冷流;2—优化后冷流;3—优化前热流;4—优化后热流

图 7 换热网络优化前后传热焓损对比

基于对 DHX 流程热集成方案研究发现,将流程脱乙烷塔顶气相、回流罐气相、吸收塔塔底液相,吸收塔塔顶气相以及原料气均集成于冷箱中,可减少换热次数、热损失及压降损失,冷热物流热集成度高,充分利用系统冷量,降低系统能耗。模拟结果表明,DHX 热集成后乙烷回收率升高,系统能耗小幅降低,热集成效果较好。

3 富气热集成方案对贫气的适应性

3.1 贫气气质条件

为研究富气 DHX 丙烷回收流程热集成的气质

适应性,基于上述的富气热集成工艺,选取 3 种贫气气质研究本文中提出的 DHX 丙烷回收流程的热集成气质适应性。贫气气质组成见表 6。

表 6 贫气原料气气质参数

气质组成	N ₂	CO ₂	C ₁	C ₂	C ₃
贫气 1/mol%	0.45	1.82	90.33	4.25	1.26
富气 1/mol%	2.84	0.1	86.27	7.6	1.72
气质组成	<i>i</i> -C ₄	<i>n</i> -C ₄	<i>i</i> -C ₅	<i>n</i> -C ₅	C ₆
贫气 1/mol%	0.21	0.23	0.27	0.12	0.13
富气 1/mol%	0.32	0.38	0.18	0.15	0.14
气质组成	C ₇	C ₈	C ₉	GPM	
贫气 1/mol%	0.12	0.05	0.01	1.90	
富气 1/mol%	0.3	0	0	3.0	

注:贫气 1 原料气压力 5.9 MPa,温度 30℃,流量 1 500×10⁴ m³/d,外输压力 6.1 MPa;富气 1 原料气压力:5.5 MPa,温度:30℃,流量:500×10⁴ m³/d,外输压力 6.35 MPa。

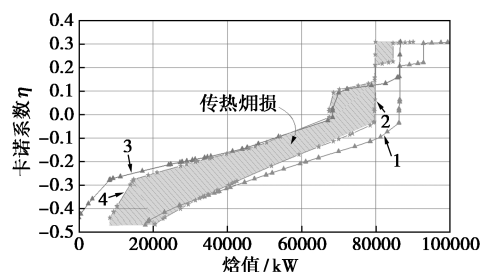
3.2 富气 DHX 热集成方案贫气适应性

在该研究方案中,原料气经冷箱预冷后进入低温分离器,低温分离器液相与原料气换热后进入脱乙烷塔,低温分离器气相经同轴膨胀机膨胀后进入 DHX 塔底部。脱乙烷塔塔顶气相在冷箱换热后进入脱乙烷塔顶回流罐,回流罐分离出的气相经降温节流后作为 DHX 塔的塔顶进料,分离出的液相作为脱乙烷塔回流进入脱乙烷塔塔顶。DHX 热集成后的模拟结果见表 7,换热网络优化前后传热焓损对比见图 8。

表 7 DHX 丙烷回收装置热集成方案模拟结果

参数	单一主冷箱换热			串联顺序换热		
	贫气 1	贫气 2	贫气 3	贫气 1	贫气 2	贫气 3
膨胀机出口温度/°C	-68.26	-68.02	-68.00	-68.98	-69.12	-68.99
外输压缩机功率/kW	12193	3800	14532	13802	14532	12193
总冷箱热负荷/kW	41832	34234	32649	42938	32649	41832
总冷箱 UA/[10 ⁴ kJ·(C-h) ⁻¹]	1688.14	412.18	718.39	2083.52	718.39	1688.14
丙烷收率/%	98.95	98.99	98.90	98.91	98.92	98.89
主体装置单位能耗/(MJ·m ⁻³)	3154	2710	3231	3331	3346	3319

注:低温分离器温度均为-44°C, DHX 塔压力均为 3.20 MPa, 脱乙烷塔压力均为 3.40 MPa。



1—优化前冷流;2—优化后冷流;3—优化前热流;4—优化后热流

图 8 贫气热集成方案换热网络优化前后传热焓损对比

由表 7 和图 8 可知,将所有换热物流集中到一个冷箱中的换热形式均为最优,设备投资较低,热集成效果最好,表现在换热损失小,缩小换热温差和流程压降小,丙烷回收率提高 0.5% 左右。经验证,贫气热集成流程优化后的传热焓损更小,说明优化效果良好。

4 结论

(1) 利用多种贫富气质对 DHX 丙烷回收流程进行了大量模拟,对 DHX 流程模拟得出规律:DHX 塔顶进料应比塔底进料温度低 2°C 左右;脱乙烷塔塔顶气相中应尽量减少丙烷含量,以提高丙烷回收率;在模拟时,回流罐的设置导致低温分离器和回流罐温度设置尤为重要,两者温度设置不合理,经常导致流程迭代计算错误。

(2) 研究了不同 GPM 气质的 DHX 丙烷回收流程,结果显示 DHX 流程对于不同现场的原料气气质均显现出较强的适应性,丙烷回收率均可达 98% 以上。DHX 丙烷回收流程中回流罐的设置可以将 DHX 塔塔顶进料中的液态乙烷含量普遍提高 4%~12%。

(3) 由于流程设置了脱乙烷塔回流罐,因此低温分离温度无需太低,本文中气质条件下,贫气、富气的低温分离温度分别设置在 -44、-38°C 较为适宜;为了保证丙烷回收率大于 98%,贫气流程的回流罐温度不宜低于 -32°C,富气流程的回流罐温度不宜低于 -29°C;为了保证流程能合理利用压差,满足外输气的外输要求,贫气、富气流程的 DHX 塔压宜设置在 3.3 MPa 和 2.6 MPa。

(4) 研究了低压富气增压范围,通过研究发现,随着原料气增压压力的增大,丙烷回收率也会相应增加。要使丙烷回收率达到 98% 以上,需要将原料气增压至 3.7 MPa。

(5) 对富气的热集成形式进行了优化,研究表明,在单个主冷箱的基础上对富气进行两级分离能更好地换热,可以降低 209 kW 的丙烷制冷负荷,并进一步降低 8.93% 的主体装置单位能耗。

(6) 经过比较不同 GPM 气质的 2 种热集成形式,结果表明,在回收率相差不大的情况下,不管是贫气、富气,无论原料气的处理量,将所有换热物流集中到一个冷箱中的换热形式均为最优,设备投资较低,热集成效果最好,表现在换热损失小,缩小换热温差和流程压降,普遍节能 0.3%~10.5%,且针对富气,丙烷的制冷负荷降低 5.4%~7.5%,推荐各设计院及油气田优先选用单一主冷箱换热的流程形式。

参考文献

- [1] 赵学波. 轻烃回收装置 DHX 工艺研究(I)—原料适应性[J]. 石油化工高等学校学报, 1996, (4): 27-30.
- [2] Khan S A. Expander-gas processing plant converted to boost C3 recovery at Canada's Judy Creek[J]. Oil Gas J, 1985, 83(22): 78-80.

(下转第 222 页)

占地面积有更多要求。因此针对焦化干熄焦烟气及焦炉烟道气治理,如场地限制小优先选用干熄焦烟气独立处理方式,用以获得更少的总体投入,如场地限制较高无法放置独立湿法脱硫系统,再考虑采用干熄焦烟气并入焦炉烟道气方式。

3.5 结果分析

从对比数据可以看到,针对焦化行业烟气体量相对较小的特点,实际工程应用中运行费用的影响要远高于建设费用。针对焦化行业干熄焦烟气采用并入焦炉烟道气脱硫脱硝系统和独立采用湿法脱硫处理 2 种路线,运行费用的最大差距为小苏打用量。采用湿法脱硫进行干熄焦烟气脱硫是利用碳酸钙作为吸收剂,干熄焦烟气并入焦炉烟道气脱硫脱硝系统是以小苏打作为吸收剂,利用 SDS 干法脱硫。采用小苏打作为吸收剂价格远高于采用碳酸钙作为吸收剂。同时由于 SDS 为干法脱硫,钙硫比要高于湿法脱硫,因此造成了整个系统中脱硫剂的年运行费用增多了 468.66 万元。而采用湿法脱硫带来的电费增加、工艺水消耗仅增加了 73.8 万元。

针对较高含硫量的干熄焦烟气,利用价格低廉的脱硫剂对整个系统的投资运营有更多的正向经营影响。

4 结论

针对焦化行业干熄焦已替代原有湿熄焦系统,因此干熄焦烟气也需满足脱硫的环保要求。基于焦化行业焦炉烟道气脱硫脱硝目前主要采用 SDS +

SCR 系统,干熄焦烟气治理主要可以考虑干熄焦烟气独立处理方式,即干熄焦烟气独立采用湿法脱硫工艺达到脱硫达标排放,也可采用干熄焦烟气并入焦炉烟道气方式。针对 2 种方式进行了工艺、建设费用、运营费用的对比。如场地无限制优先选用总体投入较少的干熄焦烟气独立处理方式,如场地有限制可采用干熄焦烟气并入焦炉烟道气方式。

参考文献

- [1] 徐大兴.SDS 钠基干法脱硫工艺在焦化厂烟气处理中的应用[J].燃料与化工,2020,51(3):56-58.
- [2] 常冶铁.SDS+SCR 工艺在焦炉烟气脱硫脱硝中的应用[J].中国冶金,2019,29(10):65-70.
- [3] 张加民,朱灿朋,胡美权,等.干熄焦放散气的环保治理研究[J].燃料与化工,2019,50(6):53-56.
- [4] 李晓宏.干熄焦预存段烟气达标治理技术方案比选[J].山西化工,2021,(2):61-66.
- [5] 张庆文,常冶铁,刘莉,等.鞍钢干熄焦预存段放散烟气处理技术研究与应用[J].鞍钢技术,2019,(3):19-21,43.
- [6] 詹建新.干熄焦烟气治理技术研究[J].燃料与化工,2019,50(5):57-58.
- [7] 王焕顺,付俊红,王鑫鹏,等.干熄焦烟组分及脱硫工艺探讨[J].燃料与化工,2020,51(4):57-58.
- [8] 贾丽,陈仲颖,甘欢乐,等.干熄焦高硫烟气超低排放工艺探讨[J].燃料与化工,2019,50(4):58-60.
- [9] 樊响,邓志鹏.SDS 脱硫技术在干熄焦烟气脱硫上的应用[J].冶金设备,2020,(4):74-76.
- [10] 蔡莹莹,吴思成,金胜,等.干熄焦烟气脱硫技术基础性研究[J].冶金能源,2019,38(3):62-64.■

(上接第 217 页)

- [3] 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.
- [4] 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,(4):45-49.
- [5] Manning F S,Thompson R E.Oilfield processing of petroleum:Natural gas[M].Tulsa:Pennwell books,1991.
- [6] John J,William A.Encyclopedia of chemical processing and design:Volume 19-energy, costing thermal electric power plants to ethanol[M].Basel: CRC Publications,1982.
- [7] GPSA.GPSA engineering data book[M].Tulsa: Gas Processors Suppliers Association,2016.
- [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,(6):58-62.
- [9] 蒋洪,汤林.天然气凝液回收技术[M].北京:石油工业出版社,2019.
- [10] 黄思宇,蒋洪,巴玺立,等.英买天然气处理装置提高丙烷收率工艺改进研究[J].石油与天然气化工,2015,(4):1-7.
- [11] 胡文杰,朱琳.“膨胀机+重接触塔”天然气凝液回收工艺的优化[J].天然气工业,2012,32(4):96-100.
- [12] 中华人民共和国国家质量监督检验检疫总局.GB/T 2589—2008.综合能耗计算通则[S].北京:中国标准出版社,2008.■