

顺北油气田某天然气乙烷回收装置硫分布研究

徐梦瑶^{1,2}, 刘 强^{1,2}, 白 毅^{3*}

(1. 中国石油化工股份有限公司西北油田分公司, 新疆 乌鲁木齐 830001;
2. 中国石油化工集团公司碳酸盐岩缝洞型油藏提高采收率重点实验室, 新疆 乌鲁木齐 830001;
3. 西南石油大学化学化工学院, 四川 成都 610500)

摘要:为解决顺北油气田某天然气乙烷回收装置的液化石油气产品含硫量超标问题,利用 HYSYS 软件建模分析了该装置当前工况下的硫分布及产品质量情况,并探讨了低温分离器温度、脱甲烷塔底温度、脱乙烷塔底温度和液化气塔底温度等关键参数对硫分布的影响规律。结果表明,原料气中的绝大部分有机硫向液化气塔中富集导致了液化气含硫量超标,通过调整参数也始终不能满足规范要求。通过对比常见的液化气脱硫工艺,推荐该油田在乙烷回收装置末端加设纤维液膜脱硫工艺脱除液化气中的超标硫化物,以达到产品规范要求。

关键词:天然气;乙烷回收;硫分布;液化气脱硫

中图分类号:TE646

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2023)10-0230-06

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2023.10.041

Study on sulfur distribution in a unit for recovering ethane from natural gas at Shunbei Oil & Gas Field

XU Meng-yao^{1,2}, LIU Qiang^{1,2}, BAI Yi^{3*}

(1. Sinopec Northwest Oilfield Branch Company, Urumqi 830001, China; 2. Key Laboratory of Enhanced Oil Recovery in Carbonate Fractured-cave Oil Reservoir, Sinopec Group, Urumqi 830001, China; 3. College of Chemistry & Chemical Engineering, Southwest Petroleum University, Chengdu 610500, China)

Abstract: In order to solve the problem that the content of sulfur in liquefied petroleum gas (LPG) product from a unit for recovering ethane from natural gas at Shunbei Oil & Gas Field exceeds the standard, the sulfur distribution and product quality of the unit under current working conditions are analyzed by using HYSYS software. The influences of the temperature of low-temperature separator, the temperature at the bottom of demethanizer, the temperature at the bottom of deethanizer and the temperature at the bottom of LPG tower on the sulfur distribution are analyzed. The results show that most of organic sulfur in the feed gas is enriched in the LPG tower, resulting in that the content of sulfur in LPG exceeds the standard, which cannot be solved even if adjusting the parameters. By comparing the common LPG desulfurization processes, it is recommended to add a fiber liquid membrane desulfurization process at the end of the ethane recovery unit to remove the sulfides in LPG to meet the specification requirements.

Key words: natural gas; ethane recovery; sulfur distribution; liquefied petroleum gas desulfurization

顺北油气田的油田伴生气中含有大量的硫组分以及乙烷组分,为了增加天然气的附加产值,提升油气田的生产效益,油气田在某天然气处理厂中设置了醇胺法^[1-2]脱硫装置脱除天然气中的硫组分,再通过分子筛脱水装置深度脱除游离水后进入乙烷回收装置生产商品气、乙烷产品、液化气以及稳定轻烃等多种商品。在生产运行过程中发现,尽管脱硫装置的出口气已经满足含硫标准,但是乙烷回收装置中的液化气产品含硫量指标不合格,远高于规范要求,对油气田的产品收入造成了一定影响。

因此,有必要分析该乙烷回收装置中的硫分布情况,为后续采取相应措施降低液化气中的硫含量提供理论依据。本文中首先采用 HYSYS 软件建立

乙烷回收工艺模型,分析在当前操作参数下的乙烷回收装置中的硫分布情况,再通过调整各关键参数分析其对硫分布的影响程度,最后根据脱硫工艺的适用性提出液化气含硫量超标的解决措施。

1 乙烷回收装置概况

1.1 装置运行情况

顺北油气田乙烷回收装置的设计处理量为 $300 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 压力 6.5 MPa, 温度 30℃, 气质组成如表 1 所示。该装置采用 RSV (部分干气回流) 工艺^[3-5]回收原料气中的乙烷及以上组分,可生产商品天然气、乙烷、液化气和稳定轻烃等产品,工艺流程如图 1 所示。

收稿日期:2022-11-29;修回日期:2023-08-01

基金项目:国家重大专项(2016ZX05053);中石化西北油田分公司科技开发项目(34400007-21-ZC0607-0165)

作者简介:徐梦瑶(1991-),男,硕士,助理研究员,研究方向为油气田地面工程,xumengy123.xbsj@sinopec.com;白毅(1998-),男,硕士生,研究方向为油气田地面工程技术,通讯联系人,te1586211@163.com。

表 1 净化干气组分

组分	体积分数/%	硫组分	质量浓度/(mg·m ⁻³)
CH ₄	85.0853	硫化氢	2.686
C ₂ H ₆	5.0274	甲硫醇	26.627
C ₃ H ₈	1.9151	乙硫醇	1.540
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	1.1988	羰基硫	10.107
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	0.8004		
<i>i</i> -C ₅ H ₁₆	0.2994		
<i>n</i> -C ₅ H ₁₆	0.2168		
C ₆ H ₁₄	0.0209		
N ₂	2.4704		
CO ₂	2.9637		

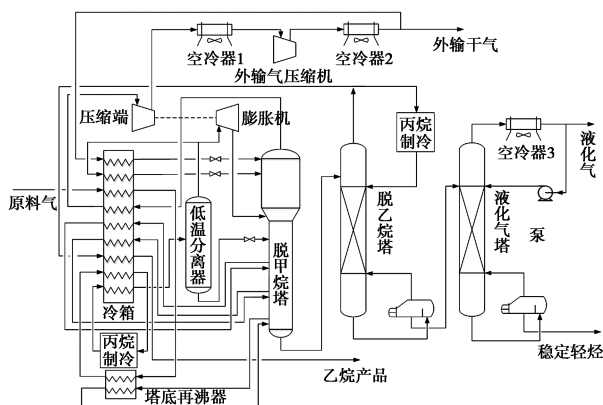


图 1 乙烷回收装置工艺流程

原料气经冷箱、塔底再沸器和丙烷制冷多级冷却后进入低温分离器,分离出的液相经节流阀调压降温后进入脱甲烷塔中部,分离出的气相一部分经膨胀机膨胀后进入脱甲烷塔上部,另一部分经冷箱过冷后进入脱甲烷塔上部。脱甲烷塔顶出来的气相经冷箱交换冷量后分别经膨胀机组压缩端、外输压缩机两级增压,经空冷器 2 冷却后的部分外输干气进入冷箱进一步降温,然后回流至脱甲烷塔顶,从脱

甲烷塔中部抽出的 2 束流股经冷箱回收冷量后再回到脱甲烷塔中下部,塔底出来的凝液进入脱乙烷塔上部。脱乙烷塔顶出来的气相一部分经丙烷制冷完全冷却后回流至塔顶,另一部分气相经冷箱释放冷量后作为乙烷产品外输,塔底出来的凝液进入液化气塔上部。液化气塔顶出来的气相经空冷器 3 冷却液化后一部分回流至液化气塔顶,一部分作为液化气产品,塔底流出凝液为稳定轻烃产品。

1.2 装置运行存在问题

在现场装置生产运行时发现,进装置原料气的总硫含量为 40 mg/m³,H₂S 含量<5 mg/m³,满足 GB 17820—2018《天然气》^[6]中二类气要求的情况,但是液化气中总硫含量总是不满足 GB 11174—2011《液化石油气》^[7]的要求(<343 mg/m³),达到了 700 mg/m³ 以上,装置无法正常生产商品液化气。

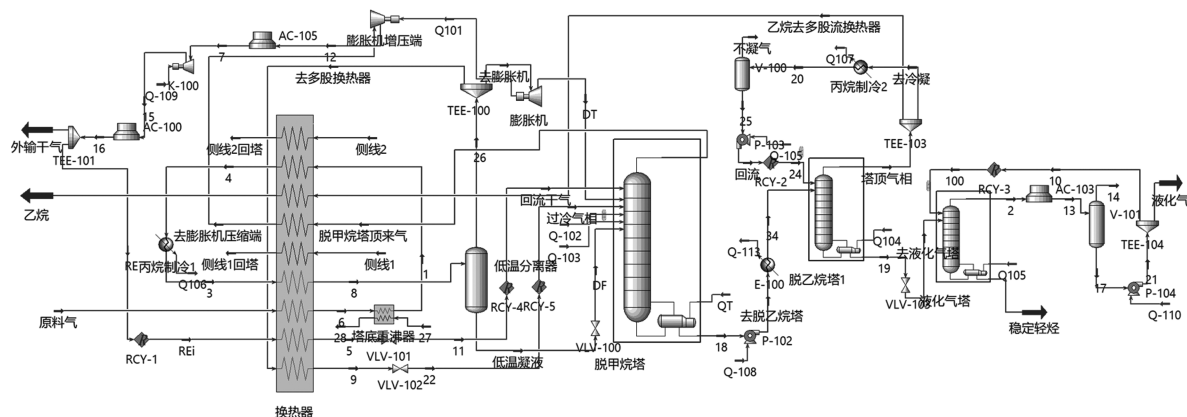
2 乙烷回收装置硫分布情况

2.1 当前操作参数下的硫分布情况

采用 HYSYS 软件建立乙烷回收装置仿真模型,模拟分析当前操作参数下装置中的硫分布情况。当前主要操作参数如表 2 所示,建立的流程模型如图 2 所示。

表 2 乙烷回收装置主要操作参数

参数	取值	参数	取值
低温分离器入口温度/℃	-43	脱乙烷塔顶温度/℃	-6
低温分离器气相过冷比	0.3	脱乙烷塔底温度/℃	95
干气回流比	0.1	脱乙烷塔顶压力/kPa	2000
膨胀机出口压力/kPa	2100	脱乙烷塔底压力/kPa	2050
脱甲烷塔顶温度/℃	-104	液化气塔顶温度/℃	78
脱甲烷塔底温度/℃	-2.8	液化气塔底温度/℃	135
脱甲烷塔顶压力/kPa	2000	液化气塔顶压力/kPa	1600
脱甲烷塔底压力/kPa	2300	液化气塔底压力/kPa	1650



通过建立的乙烷回收装置模型,计算出当前操作参数下的产品含硫量及质量指标模拟结果如表 3、表 4 所示。

表 3 产品含硫量模拟结果

产品	硫化氢	羰基硫	甲硫醇	乙硫醇
外输干气/($\text{mg}\cdot\text{m}^{-3}$)	0.178	0.0003	0	0
乙烷气/($\text{mg}\cdot\text{m}^{-3}$)	32.511	117.868	1.013	0
液化气/($\text{mg}\cdot\text{m}^{-3}$)	0.00423	26.351	727.023	19.709
稳定轻烃/($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	0	0	0.0576	0.0954

表 4 质量指标模拟结果

产品	收率/产量	含硫量/($\text{mg}\cdot\text{m}^{-3}$)	蒸汽压/kPa	参考规范	备注
乙烷产品	95.84%	151.4	—	—	含硫较高
外输干气	245× 10 ⁴ m ³ /d	<1	—	GB 17820—2018 天然气	达标
液化气	208.5 v/d	773	693	GB 11174—2011 液化石油气	含硫 不达标
稳定轻烃	53.4 v/d	质量分数 0.0052%	98	GB 9053—2013 稳定轻烃	达标

由表 3、表 4 可知,在当前运行工况下的乙烷回收率达到了 95.84%,外输气中的总硫含量低于 1 mg/m^3 ,满足规范要求;乙烷产品中的硫含量达到了 151.4 mg/m^3 ,其中羰基硫含量达到了 117.868 mg/m^3 ,含量较高;对于液化气,根据 GB 11174—2011 中的规定,计算得到总硫含量为 773 mg/m^3 ,高于规范要求的 343 mg/m^3 ,质量不达标;对于稳定轻烃,总硫质量分数为 0.005 2%,满足规范中的 <0.05%。

由图 3 可知,在脱甲烷塔顶-105℃的深冷环境下,在塔顶气体带走部分硫化氢的同时,几乎所有的有机硫均被液化流向塔底凝液。在原料气含硫质量流量为 4.69 kg/h 的情况下,脱甲烷塔底凝液中总硫流量达到了 4.67 kg/h,进而进入脱乙烷塔中继续分馏。

脱乙烷塔顶的乙烷产品带走了几乎所有的硫化氢以及大部分的羰基硫,剩余硫化物继续随塔底凝液进入液化气塔。

液化气塔顶液化气产品中,甲硫醇含量较高,达到 727 mg/m^3 ,其次还含有少量的羰基硫与乙硫醇。对于乙硫醇,由于沸点较高,则向液化气塔底富集。

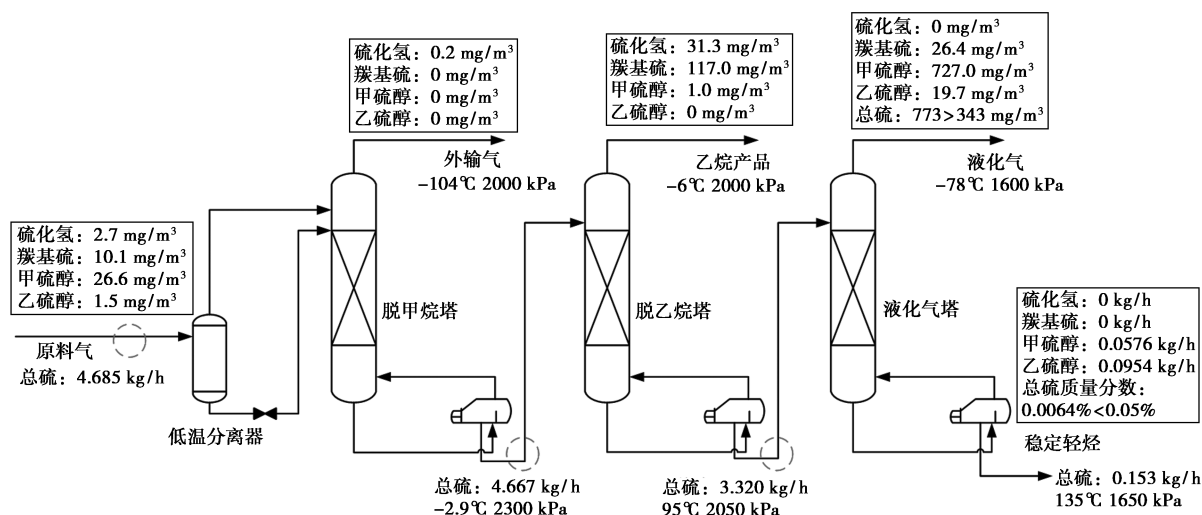


图 3 乙烷回收过程的硫分布情况

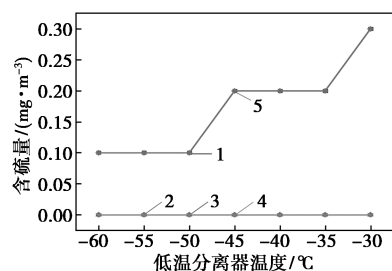
2.2 关键参数对硫分布的影响

2.2.1 低温分离器温度

低温分离器温度主要影响膨胀机的制冷温度,以及低温物流进脱甲烷塔温度。在保持其他参数不变的情况下,以-60℃为初值,5℃为步长,在-60~-30℃改变低温分离器温度,模拟计算得到不同温度下的硫分布情况,如图 4 所示。

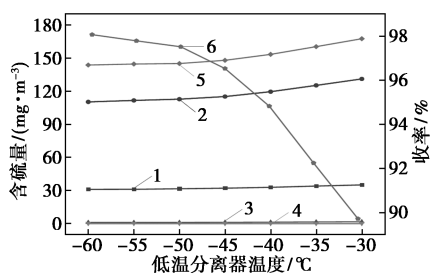
由图 4 可知,随着低温分离器温度升高,外输气

中含硫量变化不明显,始终<1 mg/m^3 ,满足规范要求;乙烷产品中的含硫量随低温分离器温度变化明显,总硫最高达到了 167.7 mg/m^3 ,但温度越高,装置的乙烷回收率持续降低;根据 GB 9053—2013《稳定轻烃》^[8]中规定,稳定轻烃含硫量应小于质量分数 0.05%,蒸汽压应在 74~200 kPa 之间,根据 GB 11174—2011,液化气含硫量应低于 343 mg/m^3 ,蒸汽压不大于 1 380 kPa。



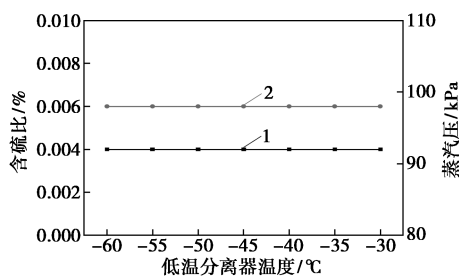
1—硫化氢;2—羰基硫;3—甲硫醇;4—乙硫醇;5—总硫

(a) 对外输干气含硫量的影响



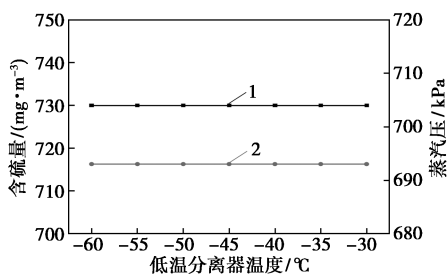
1—硫化氢;2—羰基硫;3—甲硫醇;4—乙硫醇;5—总硫;6—收率

(b) 对乙烷产品含硫量及收率的影响



1—含硫比;2—蒸汽压

(c) 对稳定轻烃含硫比及蒸汽压的影响



1—含硫比;2—蒸汽压

(d) 对液化气含硫量及蒸汽压的影响

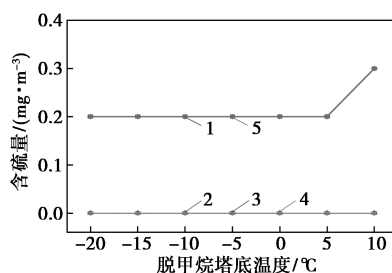
图4 低温分离器温度对各产品的影响

根据计算结果,液化气中含硫量处于超标状态,且稳定轻烃与液化气的含硫量与质量指标随低温分离器温度变化表现得不明显,因为在脱甲烷塔中的深冷条件下,仅有少部分硫化物进入外输干气,对后续流程的硫分布影响不大。

2.2.2 脱甲烷塔底温度

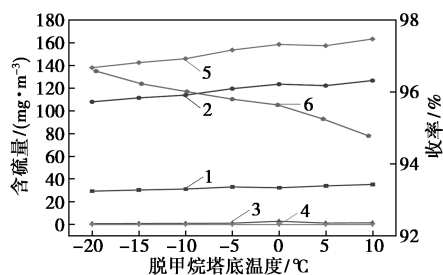
在保持其他参数不变的情况下,以 -20°C 为初值, 5°C 为步长,在 $-20\sim 10^{\circ}\text{C}$ 改变塔底温度,模拟计

算得到不同塔底温度下的硫分布情况以及产品质量情况,如图5所示。



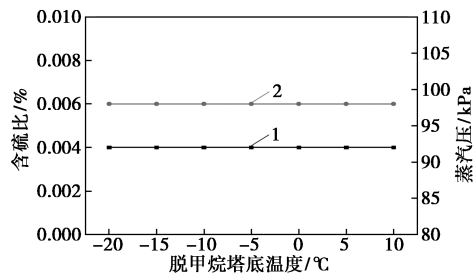
1—硫化氢;2—羰基硫;3—甲硫醇;4—乙硫醇;5—总硫

(a) 对外输干气含硫量的影响



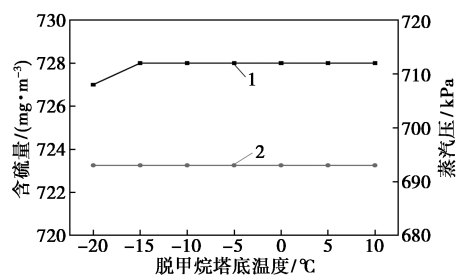
1—硫化氢;2—羰基硫;3—甲硫醇;4—乙硫醇;5—总硫;6—收率

(b) 对乙烷产品含硫量及收率的影响



1—含硫比;2—蒸汽压

(c) 对稳定轻烃含硫比及蒸汽压的影响



1—含硫比;2—蒸汽压

(d) 液化气含硫量及蒸汽压的影响

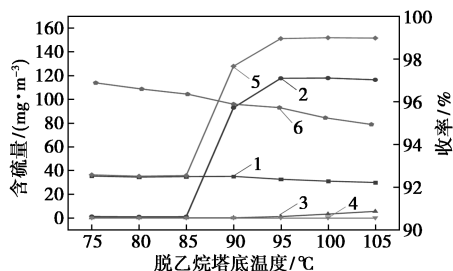
图5 脱甲烷塔底温度对各产品的影响

由图5可知,随着脱甲烷塔底温度升高,外输气中含硫量变化不明显,始终 $< 1\text{ mg}/\text{m}^3$,满足 GB 17820—2015 的要求;乙烷产品中的含硫量随脱甲烷塔底温度变化较明显,总硫最高达到了 $163.4\text{ mg}/\text{m}^3$,但温度越高,装置的乙烷回收率持续降低;液化气中含硫量处于超标状态,且稳定轻烃与液化

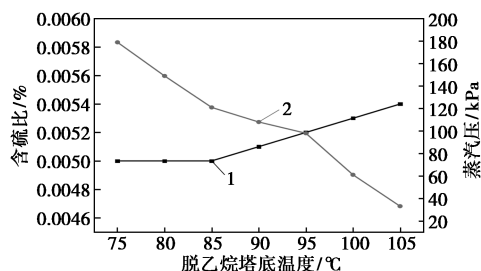
气的含硫量与质量指标随脱甲烷塔底温度变化表现得不明显。

2.2.3 脱乙烷塔底温度

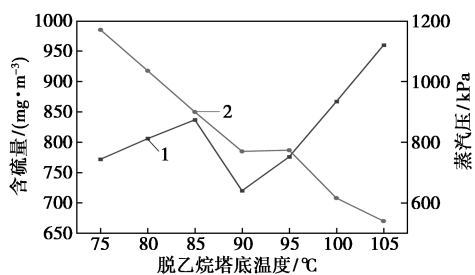
在保持其他参数不变的情况下,以 75℃ 为初值,5℃ 为步长,在 75~105℃ 改变塔底温度,模拟计算得到不同塔底温度下的硫分布情况以及产品质量情况,如图 6 所示。



1—硫化氢;2—羰基硫;3—甲硫醇;4—乙硫醇;5—总硫;6—收率
(a) 对乙烷产品含硫量及收率的影响



1—含硫比;2—蒸汽压
(b) 对稳定轻烃含硫比及蒸汽压的影响



1—含硫比;2—蒸汽压
(c) 对液化气含硫量及蒸汽压的影响

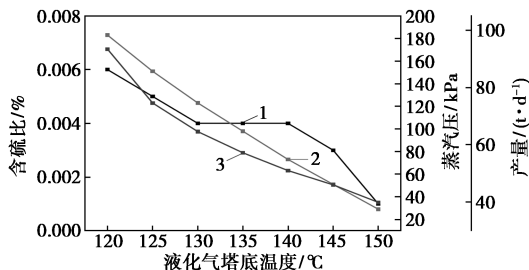
图 6 脱乙烷塔底温度对各产品的影响

由图 6 可知,随着脱乙烷塔底温度升高,乙烷产品中的含硫量也随之上升后趋于平稳,最高达到了 151.6 mg/m³,其中羰基硫含量变化明显,从 0.8 mg/m³ 最高上升至 116.4 mg/m³;随着温度升高,稳定轻烃的含硫比升高,但未超标,蒸汽压呈下降趋势,在温度超过 100℃ 以后,将处于不达标状态。随着温度升高,液化气含硫量整体呈上升趋势,始终不满足质量要求。

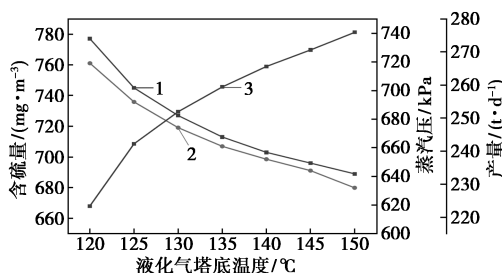
2.2.4 液化气塔底温度

在保持其他参数不变的情况下,以 120℃ 为初

值,5℃ 为步长,在 120~150℃ 改变塔底温度,模拟计算得到不同塔底温度下的硫分布情况、产品质量情况以及产量情况,如图 7 所示。



1—含硫比;2—蒸汽压;3—产量
(a) 对稳定轻烃含硫比、蒸汽压及产量的影响



1—含硫比;2—蒸汽压;3—产量
(b) 对液化气含硫量、蒸汽压及产量的影响

图 7 液化气塔底温度对各产品的影响

由图 7 可知,随着液化气塔底温度升高,稳定轻烃的含硫比与蒸汽压及产量均呈下降趋势,在温度超过 140℃ 以后,蒸汽压处于不达标状态。随着温度升高,液化气产量升高,含硫量与蒸汽压均降低,虽然含硫量变化较明显,但仍然不达标。

在液化气塔底温度升高以后,塔底稳定轻烃产品含硫比与塔顶液化气含硫量均呈降低趋势,其中,稳定轻烃含硫比降低是由于温度升高后的塔底凝液汽化且携带了大量的硫化物进入到塔顶,液化气含硫量降低是由于大量汽化的塔底凝液进入了塔顶,液化气增量大于硫化物的增量。

综合以上关键参数对硫分布情况以及产品质量情况影响分析,调整关键参数的取值均不能使得液化气含硫量满足规范要求。

3 产品硫含量超标的解决措施

根据前节的模拟结果可知,原料气中的少部分硫化物转移至了外输干气当中,剩余的绝大部分硫化物则以分子质量较重的有机硫为主,并从脱甲烷塔底凝液中逐步向液化气塔富集,造成液化气含硫量超标(主要为甲硫醇)。在现场装置中,高浓度的硫化物还会导致液化气储罐的腐蚀加剧。为了降低

液化气中硫醇含量直至产品合格,总结了几种典型液化气脱硫醇工艺的特点,为后续的液化气脱硫提供理论指导。

3.1 抽提氧化脱硫醇工艺

抽提氧化脱硫醇工艺^[9-11]是最常见的液化气脱硫醇工艺之一,主要设备是有物流逆向接触的抽提塔和水洗静态混合器。主要脱硫流程为:液化气经预碱洗过后,与碱液在填料抽提塔内逆向接触,从而发生碱化反应,脱除液化气中的硫化物,液化气再与脱盐水在静态混合器中混合水洗脱除残余碱渣后流出,即为脱硫后的液化气。基于工艺产生的二硫化物与碱液难分离的问题,还产生了抽提氧化工艺-超重力法碱液循环再生技术^[9]。

3.2 纤维液膜脱硫醇工艺

纤维液膜脱硫醇技术^[12-14]能够利用硫化物与液化气组分的渗透性不同从而达成分离、提纯等目的。根据碱液在纤维膜间延展成薄膜,当液化气中的硫化物在其间通过时则能与碱液接触并迅速反应,从而实现脱硫目的。工艺流程示意图如图8所示,含硫液化气与碱洗循环中的碱液在纤维膜中充分接触,进而发生碱洗反应脱硫,碱洗后的液化气再与脱盐水接触完成水洗脱碱,进而得到脱硫后的液化气。

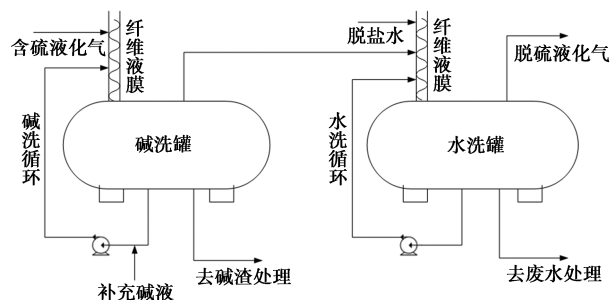


图8 纤维膜脱硫流程示意图

3.3 固定床脱硫醇工艺

固定床脱硫醇工艺的核心操作单元是硫醇催化-氧化单元,按照催化-氧化剂又可以分为固定床无碱和固定床有碱工艺^[15]。整个处理流程分为2级,第一级运用固体脱硫剂脱除液化气里的硫化氢,以此来保护第二级中用来脱除有机硫的催化剂,第二级则通过硫醇催化剂将硫醇转化为二硫化物进行脱除。

3.4 吸附脱硫醇工艺

吸附脱硫醇工艺的核心是利用分子筛这类强吸附能力的物质来物理吸附硫醇。利用分子筛的均匀

微孔、结晶构造和孔径分布来对硫醇产生选择性吸附,能够通过调整孔径等来改善不同有机硫之间的竞争吸附关系,以此来特化对硫醇的吸附^[16],尤其是13X分子筛对硫醇具有极高的吸附脱除率^[17]和高吸附容量。

3.5 脱硫醇工艺对比

典型的液化气脱硫醇方法特点如表5所示。抽提氧化脱硫醇工艺采用预碱洗,将会导致碱液用量上升,增加成本。同时,在水洗精制时采用传统的静态混合器将会导致液化气携液严重,污染液化气并增加水损失。

表5 典型液化气脱硫醇工艺对比

工艺	优点	缺点
抽提氧化脱硫醇工艺	简便易操作,有大量的工业应用经验	碱耗大,操作成本高,液化气有残余二硫化物
纤维液膜脱硫醇工艺	能耗低,碱液消耗较少,硫醇脱除率高	需要处理碱渣
固定床脱硫醇工艺	硫醇脱除率高,环境污染小	催化剂易失活
吸附脱硫醇工艺	脱硫深度高,脱硫剂可再生,无环境污染	一次性投资大、再生能耗高

对于纤维液膜脱硫醇工艺,可以规避抽提氧化工艺的缺点,并且在液化气与碱液的接触过程中,接触面积更大,传质效率也更高,分隔与分离能力都更好,可以避免液化气与碱液的相互夹带。

固定床脱硫醇工艺和吸附脱硫醇工艺脱除硫醇过程中脱硫深度较高,没有碱渣、废液排放,对环境较友好,能够有效减少脱硫过程中的污染问题并且能满足液化气脱硫醇的精度需要。但是对于吸附脱硫醇工艺,固体分子筛的再生需要在高温条件下进行,因此会增加额外的能耗成本。

综合以上分析,基于4种典型的液化气脱硫醇工艺优缺点及成本考量各方面,本文中推荐现场使用固定床脱硫醇工艺脱除液化气中的硫醇组分。

4 结论

(1)在整个乙烷回收装置的运行过程中,由于脱甲烷塔顶的深冷条件,绝大部分硫化物随脱甲烷塔底凝液进入脱乙烷塔中,继而进入液化气塔,在液化气与稳定轻烃产品中富集,造成液化气产品不满足规范要求。

(下转第240页)

参考文献

- [1] Mao L, Li H, Zhang Y, *et al.* Preparing coal water slurry from BDO tar to achieve resource utilization; Combustion process of BDO tar-coal water slurry [J]. *Energy & Fuels*, 2019, 33(10): 10297–10306.
- [2] Vaddeboina V, Kannapu H P R, Jeon J K, *et al.* Coupling of nitrobenzene hydrogenation and 1,4-butanediol dehydrogenation for the simultaneous synthesis of aniline and γ -butyrolactone over copper-based catalysts [J]. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 2022, 39(1): 109–115.
- [3] Stytsenko V D, Mel'nikov D P. Selective hydrogenation of dienic and acetylenic compounds on metal-containing catalysts [J]. *Russian Journal of Physical Chemistry A*, 2016, 90(5): 932–942.
- [4] 陈可祥, 林柯静, 郑体彦, 等. 硅藻土铜铋基催化剂炔醛化反应合成1,4-丁二醇的研究 [J]. *现代化工*, 2021, 41(3): 130–133, 139.
- [5] Aubrecht J, Smejkal Q, Januscak J, *et al.* Kinetic view on a catalyst for the synthesis of but-2-yne-1,4-diol [J]. *Chemické Listy*, 2017, 111(1): 62–65.
- [6] Pyatnitsyna E V, El'chaninov I M, El'chaninov M M. Chemical method for removal of impurities impairing the quality of commercial 1,4-butanediol produced by the Reppe method [J]. *Russian Journal of Applied Chemistry*, 2014, 87(1): 104–107.
- [7] 郑艳, 孙自瑾, 王永钊, 等. CuO-Bi₂O₃/SiO₂-MgO 催化剂的制备及炔化性能 [J]. *分子催化*, 2012, 26(3): 233–238.
- [8] Garetto T F, Vignatti C I, Borgna A, *et al.* Deactivation and regeneration of Pt/Al₂O₃ catalysts during the hydrodechlorination of carbon tetrachloride [J]. *Applied Catalysis B: Environmental*, 2009, 87(3/4): 211–219.
- [9] Dey S, Dhal G C. Deactivation and regeneration of hopcalite catalyst for carbon monoxide oxidation: A review [J]. *Materials today chemistry*, 2019, 14: 100180.
- [10] Hwang J S, Jun K W, Lee K W. Deactivation and regeneration of Fe-K/alumina catalyst in CO₂ hydrogenation [J]. *Applied Catalysis A: General*, 2001, 208(1/2): 217–222.
- [11] 高首坤, 陈正, 卢超, 等. 火法工艺对废催化剂中铂、钯回收的试验研究 [J]. *甘肃冶金*, 2020, 42(3): 16–18, 22.
- [12] Gerzeliev I M, Temnikova V A, Maksimov A L, *et al.* Regeneration of zeolite catalyst for isobutane alkylation with olefins [J]. *Petroleum Chemistry*, 2018, 58(10): 827–832.
- [13] Qingli X, Peng F, Wei Q, *et al.* Catalyst deactivation and regeneration during CO₂ reforming of bio-oil [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2019, 44(21): 10277–10285.
- [14] Iglesias-Vázquez S, Valecillos J, Remiro A, *et al.* Stability of a NiAl₂O₄ Derived catalyst in the ethanol steam reforming in reaction-regeneration cycles: Effect of reduction temperature [J]. *Catalysts*, 2022, 12(5): 550.
- [15] Zhao N, Li L, Pan S W, *et al.* Sulfur poisoning and regeneration of SCR catalyst based on V₂O₅/TiO₂ [C]// *Advanced Materials Research* [J]. *Trans Tech Publications Ltd*, 2014, 1010: 880–884.
- [16] Duan M, Kong M, Li H. Deactivation and regeneration of commercial honeycomb V₂O₅/TiO₂ SCR catalyst [J]. *Fresenius Environmental Bulletin*, 2022, 31(1A): 979–989.
- [17] Izquierdo U, García-García I, Gutierrez Á M, *et al.* Catalyst deactivation and regeneration processes in biogas tri-reforming process. The effect of hydrogen sulfide addition [J]. *Catalysts*, 2018, 8(1): 12.
- [18] 《一般工业固体废物贮存和填埋污染控制标准》等3项国家环境保护标准制修订情况 [J]. *资源节约与环保*, 2021, (1): 4–5. ■
- (上接第235页)
- (2)通过分析计算调整低温分离器、脱甲烷塔、脱乙烷塔、液化气塔底温度等关键参数后的硫分布及产品质量情况,在目前的净化干气含硫量的情况下,液化气的含硫量始终处于超标状态。
- (3)通过对比典型的液化气脱硫醇工艺,在后续的工艺升级改造中,推荐采用在成本、技术适应性等方面更优的纤维液膜脱硫工艺。
- 参考文献
- [1] 刘可, 王向林, 袁庆洪, 等. 高酸性天然气脱硫脱碳工艺技术研究 [J]. *石油与天然气化工*, 2020, 49(3): 14–20.
- [2] 周广帅. 天然气脱硫脱碳工艺发展探讨 [J]. *石化技术*, 2019, 26(3): 315.
- [3] 蒋洪, 李浩玉. 富气乙烷回收工艺改进及综合对比分析 [J]. *天然气工业*, 2022, 42(5): 100–109.
- [4] 杨雨林, 陈小榆, 何杰, 等. 乙烷回收改进流程用能分析 [J]. *石油与天然气化工*, 2019, 48(4): 61–68.
- [5] 杨森杰. 新疆某气田天然气深冷回收乙烷设计研究 [D]. 北京: 中国石油大学, 2019.
- [6] 黄维和, 唐蒙, 常宏岗, 等. GB 17820—2018. 天然气 [S]. 北京: 中国标准出版社, 2018.
- [7] 陈丽卿, 龙化骊, 于林, 等. GB 11174—2011. 液化石油气 [S]. 北京: 中国标准出版社, 2012.
- [8] 李楠, 熊良富, 龚金海, 等. GB 9053—2013. 稳定轻烃 [S]. 北京: 中国标准出版社, 2014.
- [9] 姜传东, 黄玮, 丛玉凤, 等. 液化石油气脱硫技术的研究进展 [J]. *石油化工*, 2020, 49(6): 618–625.
- [10] 蔡镇锋. 高硫液化气脱硫醇工艺的选择 [J]. *中国石油和化工标准与质量*, 2020, 40(11): 237–240.
- [11] 柯明, 许赛威, 刘成翠, 等. 液化石油气脱硫醇技术进展 [J]. *石油炼制与化工*, 2008, (3): 22–27.
- [12] 李金瑞, 王运波, 高笑, 等. 基于纤维液膜反应器的脱硫技术工业应用 [J]. *当代化工*, 2016, 45(9): 2124–2127.
- [13] 曹赟. 液化石油气脱硫醇技术研究进展 [J]. *化学工程师*, 2013, 27(8): 54–58.
- [14] 默文娟. 催化裂化液化气深度脱硫工艺研究 [D]. 西安: 西安石油大学, 2016.
- [15] 吕洪伟. 液化气反应转化分离脱硫工艺研究 [D]. 青岛: 中国石油大学(华东), 2016.
- [16] 赵国星, 朱雯钊, 杨威. 分子筛脱除天然气中硫醇技术研究 [J]. *石油与天然气化工*, 2020, 49(4): 1–7.
- [17] Wakita H, Tachibana Y, Hosaka M. Removal of dimethyl sulfide and *t*-butylmercaptan from city gas by adsorption on zeolites [J]. *Microporous and Mesoporous Materials*, 2001, 46(2/3): 237–247. ■