

某高含硫天然气净化厂工艺特点解析

杨程¹, 刘锐^{2*}, 庞绍林¹

(1. 中石化广元天然气净化有限公司, 四川 广元 628471; 2. 苍溪县应急保障中心, 四川 广元 628400)

摘要: 为了推动高含硫天然气净化行业的发展, 对国内某高含硫净化厂的独有设计进行了分析。该净化厂设置了贫溶剂缓冲罐、脱水再生塔顶热量回收、常规克劳斯非常规分流和末级硫冷器乏汽回收, 上述新的设计本质安全、节能环保且对硫回收装置酸气适应性强, 值得在类似高含硫天然气气田开发建设中推广应用。

关键词: 高含硫; 天然气净化; 缓冲罐; 非常规分流; 乏汽回收

中图分类号: TE64

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2022)S2-0385-02

DOI: 10.16606/j.cnki.iissn0253-4320.2022.S2.078

Analysis on process characteristics of a high-sulfur natural gas purification plant

YANG Cheng¹, LIU Rui^{2*}, PANG Shao-lin¹

(1. Sinopec Guangyuan Natural Gas Purification Co., Ltd., Guangyuan 628471, China;

2. Cangxi County Emergency Support Center, Guangyuan 628400, China)

Abstract: In order to promote the development of high sulfur-containing natural gas purification industry, the unique design features for a high sulfur-containing natural gas purification plant in China is analyzed. The plant designs lean solvent buffer tank, overhead heat recovery at dehydration regeneration tower, conventional Claus unconventional diversion and spent steam recovery at last stage sulfur cooler. These new design ideas exhibit intrinsically safe, energy-saving and environmentally friendly, and has strong adaptability to sour gas in the sulfur recovery unit, which is worthy of popularization and application in the development and construction of potentially similar high-sulfur natural gas fields.

Key words: high content of sulfur; natural gas purification; buffer tank; unconventional diversion; recovery of spent steam

某高含硫天然气净化厂设计并建设了 4 套日处理能力达 $300 \times 10^4 \text{ Nm}^3$ 的净化装置, 采用 MDEA 脱硫、TEG 法脱水、常规克劳斯硫磺回收工艺、SCOT 尾气处理的工艺路线, 总硫回收率达到 99.9% 以上。该净化厂在工艺设计方面与国内其他净化厂稍有不同, 下面简述其工艺特点, 以推动高含硫天然气气田开发与建设。

1 脱硫脱碳单元设置贫溶剂缓冲罐

醇胺法典型吸收工艺胺液循环流程图见图 1。

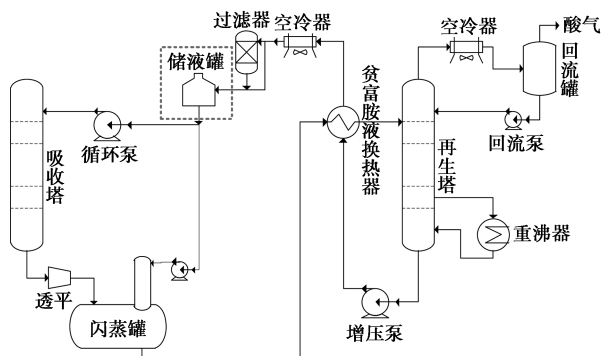


图 1 醇胺法液相循环流程图

由图 1 可见, 吸收酸性组分的高压富胺液自吸收塔流出, 经过透平回收能量以驱动循环泵, 进入闪蒸罐闪蒸出其携带的烃类。闪蒸后富胺液经过贫富胺液换热器升温进入再生塔, 塔底设置重沸器。再生后高温贫胺液经过增压泵增压后依次经过贫富胺液换热器、空冷器等最终被冷却至 $35 \sim 39^\circ\text{C}$, 后经循环泵进入吸收塔循环利用。净化厂尾气吸收工艺采用 SCOT 串级吸收, 因此增压泵总流量在 $340 \sim 350 \text{ t/h}$, 循环泵流量为 180 t/h 。普光气田酸性原料气 H_2S 含量为 $14\% \sim 18\%$, 其净化厂胺液循环量在 $440 \sim 460 \text{ t/h}$, 循环泵流量仍为 180 t/h 。

醇胺法增压泵和循环泵一般直接相连, 例如普光天然气净化厂^[1]和长庆第三天然气净化厂^[2]等。这种方式有如下几个缺点: ①当贫液增压泵需要切换时, 如果备用泵灌泵排气不彻底, 极易造成循环泵流量降低, 联锁停泵; ②贫液循环泵扬程高, 设备选型为离心式多级泵, 为防止憋泵, 该泵设置有最小回流至胺液再生塔, 当贫液循环泵需要切换时, 如果由于阀门执行机构原因泵切换时间过长, 将会导致再生塔底贫胺液温度下降, 继而通过贫富胺液换热导

收稿日期: 2022-03-09; 修回日期: 2022-05-22

作者简介: 杨程 (1990-), 男, 硕士, 工程师, 主要从事高含硫天然气加工与处理工作, 645657116@qq.com; 刘锐 (1993-), 女, 硕士, 工程师, 主要从事安全生产管理工作, 通讯联系人, 1452998495@qq.com。

致进再生塔富胺液温度下降,如不及时调整再生蒸汽,将会导致胺液再生不合格;③贫液循环泵需要切换,当备用循环泵启机时,增压泵流量会增加 100~200 t/h,易造成增压泵过滤网堵塞和出口压力大幅降低,危及装置平稳运行。为了解决上述问题,该净化厂在增压泵和循环泵之间设置贫溶剂缓冲罐,循环泵最小回流返回至贫溶剂缓冲罐,当循环泵和增压泵切换时,不会产生上述不利影响。

2 脱水单元再生塔塔顶热量回收

湿净化气进入脱水塔后再经过净化气分液罐并入产品气管网外输。液相流程和脱硫单元类似,如图 2 所示。自脱水塔底来的富三甘醇(TEG)经减压后入闪蒸罐,闪蒸出其携带的天然气。闪蒸后的 TEG 经过滤器后进入再生塔顶进行预热,预热后 TEG 经贫富 TEG 换热器进一步升温进入再生塔。富 TEG 经过重沸器加热、燃料气汽提后进入缓冲罐,再生塔、重沸器、汽提塔和缓冲罐为整体设计以节省设备投资和占地。高温贫 TEG 经过贫富 TEG 换热器和 TEG 后冷器两级降温后被循环泵增压进入脱水塔,与湿净化天然气逆流接触。液相依此流程循环往复。

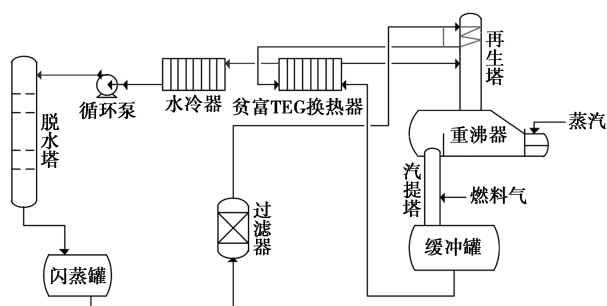


图 2 三甘醇液相循环工艺流程

富 TEG 进入再生塔之前通过盘管被塔顶预热,与此同时再生塔顶产生内回流,减少了 TEG 携带量;另一方面,被预热富 TEG 降低重沸器负荷,节约蒸汽。同时为了防止再生塔 TEG 盘管泄露,工程师设计了预热副线。当富 TEG 盘管泄露时,自过滤器来的富 TEG 直接与贫 TEG 换热后进入再生塔,富 TEG 能够正常再生,此时与普光天然气净化厂设计等效。

3 常规克劳斯非常规分流法制硫

净化厂酸性气中 H_2S 含量为 41%~48%,不适用于直流法而适用于分流法^[3]。常规分流法中,在燃烧炉中有 1/3 的 H_2S 被完全氧化,反应所放出的热量能破坏燃烧炉衬里,影响长周期平稳运行;除此

之外,所有的硫均在催化反应器生成,催化反应器负荷重、易超温。显然常规分流工艺不适用于该净化厂的工况。

重庆天然气净化总厂也曾遭遇到如此困境,其引进分厂运行后期因为酸性气组分和进料流量与初始设计值偏差较大,最终将硫回收工艺由直流法+两级催化改造为分流法,新增一股酸气引入余热锅炉尾部,改造后总硫回收率和直流法相当^[4]。然而改造也可能带来以下不利影响:旁路酸气与余热锅炉过程气混合温度降低可能导致管线堵塞;旁路酸气杂质进入催化反应器可能导致催化剂结焦、中毒和影响硫磺产品质量。有鉴于此,净化厂创新性地采用非常规分流较好地解决了这一矛盾,即酸性气仍旧分为两股,大部分酸性气与计量的空气充分混合后进入燃烧炉一区,以维持燃烧炉较高温度和稳定火焰,另一小股进入燃烧炉二区继续参与制硫反应。

常规克劳斯非常规分流工艺流程如图 3 所示。采用非常规分流后,燃烧炉运行稳定,一区和二区温度分别在 1 040~1 070℃ 和 990~1 020℃ 区间,总硫回收率和直流法相当。

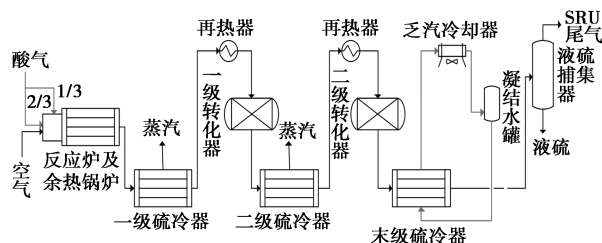


图 3 常规克劳斯非常规分流工艺流程图

4 末级硫冷器乏汽回收

第二级催化反应器温升在 15℃ 左右,热量较少,不易被利用。普光天然气净化厂末级硫冷器采用 5.5 MPa 高压锅炉水冷却硫蒸汽,无形中增加了设备成本,而且在实际运行中管板出现过泄露^[5-7]。净化厂针对这一问题,采用乏汽冷凝作为末级硫冷器的部分锅炉给水,设计时要保证与大气联通的凝结水罐底部高于末级硫冷器顶部切线一定距离,既节省设备投资,又减少低压锅炉水消耗。

5 结语

某高含硫天然气净化厂采用中国石化自主研发的天然气净化工艺技术,至今已安全平稳运行 8 年。

(下转第 389 页)

于 $5 \mu\text{g/g}$ 。

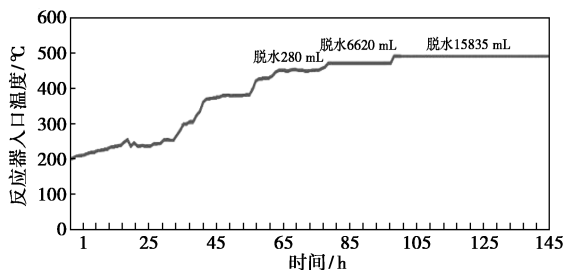


图2 催化剂再生活化升温脱水曲线

经过再生活化,异构化催化剂性能得到恢复,在进料温度 150°C 的条件下异构化油辛烷值提升到85。催化剂性能恢复前后的操作条件见表1。

表1 催化剂性能恢复前后的操作条件对比

	恢复前	恢复后
反应温度/ $^\circ\text{C}$	190	150
反应压力/ MPa	2.0	2.0
体积空速/ (h^{-1})	1.2	1.2
氢油比/ $(\text{mol}\cdot\text{mol}^{-1})$	1.5~2.0	1.5~2.0
异构化油辛烷值	74	85

3.2 工艺管控措施

为有效减少异构化原料中的有机含氧化合物的含量,对相关装置进行管控。优化 MTBE 装置操作,加强甲醇回收,减少 MTBE 产品中的甲醇携带量;MTBE 脱硫单元严格控制温度,减少高硫组分中醚类、甲醇的含量;轻汽油醚化装置抽提脱硫单元精细操作,减少富硫油中环丁砜溶剂的携带;将柴油加氢改质装置的操作压力从 6.9 MPa 提高到 7.2 MPa ,强化含氧化合物脱除能力^[8]。

4 结论

(1)原料中含氧化合物超标是造成异构化催化剂失活的主要原因。异构化原料中氧含量应严格控

制在 $0.1 \mu\text{g/g}$ 以下。氧在氢气存在的条件下会生成水,与催化剂中的 Pt 络合,在操作温度下无法脱除,使得催化剂活性逐步下降。

(2)异构化催化剂对含氧化合物脱氧生成水有催化作用。一些在柴油加氢条件下反应不掉的含氧化合物,在固体超强酸异构化催化剂表面却可以与氢反应生成水。

(3)固体超强酸异构化催化剂水失活为可逆失活,可以通过再生活化恢复活性。再生活化过程在通入空气、逐步升温条件下进行,并分别在 450 、 470 和 490°C 3 个温度段恒温脱水,当反应器出口空气中水含量小于 $2 \mu\text{g/g}$ 以下时判断为再生合格。

(4)异构化催化剂再生活化后性能得到恢复,反应温度恢复到 150°C ,异构化油辛烷值恢复到 85 以上。

参考文献

- [1] 杨军朝.固体超强酸异构化催化剂工业应用总结[J].炼油技术与工程,2020,50(10):46-49.
- [2] 曾宿主,高鹏,王琪,等.满足国VI排放标准汽油生产方案的研究[J].石油炼制与化工,2017,48(5):70-75.
- [3] 杜云散.C5/C6 固体酸异构化的反应建模与工艺条件研究[J].科技创新导报,2018,(26):93-96.
- [4] 吴惜伟,张秋平,于中伟.C5、C6 异构化装置升级改造技术方案[J].石油炼制与化工,2015,46(5):38-43.
- [5] 王忠,杨洋,杨燕,等.C5/C6 异构化工艺技术进展及应用调研[J].广东化工,2016,43(18):119.
- [6] 章红艳,宋月芹,倪海微,等.固体超强酸 C5/C6 异构化催化剂成型及寿命研究[J].石油炼制与化工,2018,49(9):79-85.
- [7] 张秋平,乔杰峰,焦江涛,等.闲置加氢装置升级改造为 C5/C6 异构化装置技术及工业应用[J].石油炼制与化工,2018,49(5):6-11.
- [8] 李寿丽,赵德明,郭振莲,等.石脑油中含氧化合物加氢脱除规律的研究[J].化工技术与开发,2020,49(5):12-14. ■
- [9] 曹文全,韩晓兰,周家伟,等.常规克劳斯非常规分流法硫磺回收工艺在天然气净化厂的应用[J].石油与天然气化工,2016,45(5):11-16.
- [10] 岑岭,张友军,周军.克劳斯非常规分流法制硫在重庆净化总厂引进分厂的运用[J].石油与天然气化工,2003,32(6):356-357.
- [11] 尹琦岭,张杰,陈韶范,等.柔性管板结构硫磺回收装置中的应用[J].石油化工设备,2014,43(1):89-91.
- [12] 许述剑,刘小辉,于艳秋,等.天然气净化厂大型硫磺分离器腐蚀泄漏案例分析[J].安全、健康和环境,2015,15(5):11-14.
- [13] 元婧,李煌,许述剑,等.天然气净化装置硫磺分离器腐蚀失效分析[J].石油化工设备技术,2012,33(5):44-46. ■

(上接第 386 页)

其创新的设计特点,可为类似高含硫天然气净化厂建设提供借鉴。

参考文献

- [1] 裴爱霞,张立胜,于艳秋,等.高含硫天然气脱硫脱碳工艺技术在普光气田的应用研究[J].石油与天然气化工,2012,41(1):17-23.
- [2] 王登海,王遇冬.再论长庆气田含硫天然气脱硫工艺技术[J].石油与天然气化工,2002,31(5):246-249.