

酸性气中 H_2S 提浓工艺优化

韩振飞*

(中石化宁波工程有限公司, 浙江 宁波 315103)

摘要:针对硫回收装置对酸性气中 H_2S 摩尔分数有要求的问题,提出了一种能耗低并且能够显著提高系统出口酸性气中 H_2S 摩尔分数的工艺方案。采用模拟手段,对富甲醇热闪蒸及再生工艺流程进行了优化改进;对改进后的富甲醇热闪蒸汽提再生工艺原料气适应性进行了计算分析,探讨了改进后的提浓工艺机理,得到了汽提塔理论板数。研究结果表明,针对低硫进料气,通过热闪蒸及预提浓后酸性气中 H_2S 摩尔分数能达到40%及以上。改进的酸性气提浓工艺可调节的操作参数多,适应性强,对于更低硫含量的原料气,酸性气产品中的 H_2S 也能得到充分提浓。此外,新的提浓工艺具有投资低、操作费用节省的优点。

关键词:酸性气;硫化氢;计算机模拟;提浓;优化;再生

中图分类号:TQ02

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2021)09-0220-06

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2021.09.044

Optimization of concentration process for H_2S in acid gas

HAN Zhen-fei*

(Sinopec Ningbo Engineering Co., Ltd., Ningbo 315103, China)

Abstract: Aiming at the requirement of sulfur recovery unit for H_2S concentration in acidic gas, a process scheme with low energy consumption and significant improvement of H_2S concentration in acidic gas at the outlet of the system is proposed. By means of calculation and simulation, the methanol-rich thermal flash and regeneration process is optimized and improved. The adaptability of feedstock gas for the improved methanol-rich hot flash steam extraction regeneration process is calculated and analyzed. The mechanism of the improved process is discussed, and the theoretical plate number of gas stripper is obtained. Study results show that the concentration of H_2S in acidic gas can exceed 40% after the feed gas with a low sulfur content has been treated through hot flash and pre-concentration. The improved acidic gas extraction and concentration process has many adjustable operating parameters and strong adaptability. For feedstock gas with lower sulfur content, H_2S in acidic gas can be fully concentrated. Moreover, the new concentration process possesses the advantages such as low investment, saving operation cost, etc.

Key words: acidic gas; hydrogen sulfide; computer simulation; concentrate; optimization; regeneration

含有二氧化碳、硫化氢的常温合成气需要脱除酸性气后才能进入下游工序,基于低温下甲醇对酸性气体吸收能力强大的特点,低温甲醇洗成为了应用最广泛的酸性气体脱除工艺。低温的纯甲醇在一定的压力下,能够将合成气中的酸性气组分 CO_2 、 H_2S 脱除干净。吸收后的富甲醇经过解吸、热再生后循环使用,而被脱除的 H_2S 作为酸性气产品被送往下游硫回收单元^[1]。

在生产操作中,下游硫回收装置对低温甲醇洗装置酸性气中 H_2S 的摩尔分数有严格的要求:酸性气中 H_2S 摩尔分数 $\geq 25\%$,部分装置要求 H_2S 摩尔分数 $\geq 30\%$ 。如何有效地减少酸性气产品中的 CO_2 量,降低再生溶液中的总酸性气量,将酸性气产品提浓后送出,不仅可以满足下游用户需求,同时有效减少热再生塔的蒸汽消耗及塔顶的循环水消耗,因此

酸性气的提浓非常关键。传统技术采用将部分酸性气循环送回上游系统的方式来增加酸性气中的 H_2S 摩尔分数,但仍然缺乏对出口酸性气中 H_2S 摩尔分数的有效调控手段。当酸性气中 H_2S 摩尔分数较低时,硫回收装置将无法长期正常运行。且对于部分已建成的合成气净化装置,限于其流程设置、入口合成气硫含量波动等因素,通过增加酸性气循环量提高酸性气中 H_2S 摩尔分数需要额外增加投资、能耗较高,经济性不佳^[2]。

本文中对送往热再生系统的富甲醇热闪蒸工艺进行了研究,对改进热闪蒸再生工艺提浓酸性气进行了分析,提供了一种能耗低,并且能够显著提高系统出口酸性气中 H_2S 摩尔分数的工艺措施;改进后的热闪蒸工艺与传统工艺进行了能耗及产品指标的对比,同时结合软件模拟计算确定了相关工艺适宜

收稿日期:2021-05-10;修回日期:2021-07-20

作者简介:韩振飞(1981-),男,本科,高级工程师,从事化工设计、项目管理等工作,通讯联系人,hanzhf.snec@sinopec.com。

的操作条件。

1 模拟软件及物性方法选用

选用通用流程模拟软件 Pro II 进行模拟计算。对于低温甲醇洗体系,选择合适的热力学方法是模拟计算的关键所在。早在 1978 年 Graboski 等经过对众多体系的研究后,肯定了 Soave 所修正的 RK 状态方程对含 H₂、N₂、CO、CO₂、H₂S、CH₃OH 的体系具有良好的适应性,又保持着较为简单的立方型方程的形式,而且精度较高,所以本方案也选用 SRK 状态方程处理气相的非理想性。在采用状态方程法计算相平衡时,因为物系涉及的甲醇和水都是强极性组分以及氢气、二氧化碳等轻组分,常用的混合规则就不合适,必须采用更为精确的混合规则。PRO II 中的 Huron-Vidal 混合规则结合了状态方程和活度系数的优点,可同时计算气液两相的性质,因此混合规则选用 Huron-Vidal, Huron-Vidal 混合规则中需要的活度系数模型选用 NRTL 方程。本文中根据以往研究成果及经验,对 NRTL 方程相关参数进行了修正。

2 传统富甲醇热闪蒸及再生流程

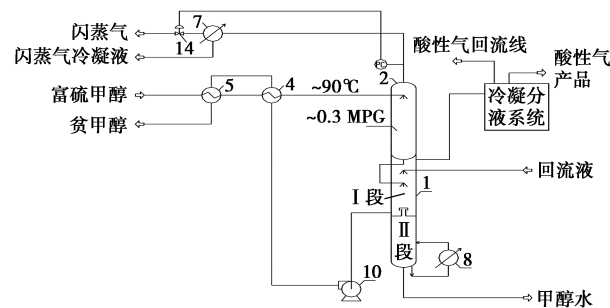
已有的典型富甲醇热闪蒸再生流程见图 1。经过降压解吸及低温汽提后的富硫甲醇与塔底再生后的贫甲醇换热升温,通过热闪蒸减少溶液中的酸性气含量。由于热再生塔底贫甲醇温度及需要处理的富硫甲醇的温度一定时,热闪蒸的操作温度固定。热闪蒸气冷凝后送往前系统循环吸收 CO₂ 以循环回收 H₂S,闪蒸后的富硫甲醇进入热再生段,再生出高纯度的甲醇作为吸收溶剂循环使用,再生的热量由低压蒸汽供给。热再生塔顶的酸性气经过冷凝分液系统分液并复热至常温后作为产品送往下游硫回收装置。为满足下游装置的酸性气浓度需求,现有

表 1 不同浓度原料气酸性气产品 H₂S 摩尔分数(酸性气无回流量)

物料	硫含量									
原料气	0.1	0.15	0.2	0.25	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8
富硫甲醇	0.16	0.2	0.235	0.318	0.365	0.496	0.635	0.78	0.93	1.09
酸性气	6.93	9.19	13.33	17.4	19.42	24.86	30	34.77	39.22	43.29

从表 1 中计算数据可以看出,只有在处理硫含量比较高的原料气时(硫摩尔分数不低于 0.4%),传统提浓工艺可以在酸性气不回流的条件下使酸性气产品中的 H₂S 摩尔分数达到下游硫回收装置 25% 的最低入口需求。在处理硫含量相对低的

传统工艺是将酸性气产品部分打回流(即图 1 中的酸性气回流线)循环至解吸塔,酸性气中的 CO₂ 在解吸塔被再吸收从而达到浓缩 H₂S 的目的^[3-4]。



1—热再生塔;2—闪蒸塔;4—贫富甲醇第二换热器;
5—贫富甲醇第一换热器;7—冷却器;8—再沸器;
10—第二循环泵;14—调节阀

图 1 传统富甲醇热闪蒸再生流程示意图

从流程设置可以看出,传统酸性气提浓工艺存在明显的弊端。

(1) 提浓酸性气的措施仅靠调节酸性气回流的量。

(2) 酸性气回流量受现场管线布置及阀门等的设置限制,实际能调整的量有限。

(3) 热闪蒸操作温度及操作压力都受上下游限制而不可调控。

(4) 对原料气中 H₂S 含量有要求,适应性差。

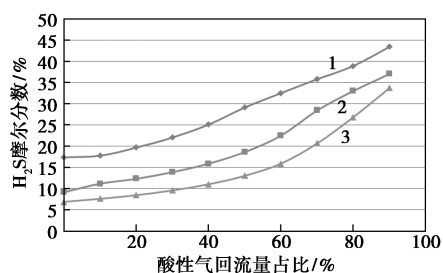
随着源头气化技术的发展,气化原料趋向多样化,合成气中的硫含量变化范围很大,在低硫工况时,由于调节措施有限酸性气产品中的 H₂S 摩尔分数就会不达标导致无法外送下游硫回收装置。

计算了针对不同硫含量原料气,传统流程处理后的酸性气产品中的 H₂S 摩尔分数。表 1 是不同原料气硫含量工况下,酸性气不回流量时,对应的富硫甲醇中的 H₂S 摩尔分数以及最终酸性气产品中的 H₂S 摩尔分数。

原料气时,传统工艺必须借助大量回流酸性气来提高产品酸性气中的 H₂S 摩尔分数,而实际通过调整酸性气回流量来提浓酸性气产品的效果有限。

计算了传统工艺通过调整酸性气量,产品酸性气中的 H₂S 摩尔分数的变化趋势。从图 2 中可以

看出,想要达到下游硫回收装置 H_2S 摩尔分数达到 25% 的最低要求,在处理硫摩尔分数 0.25% 的原料气时,酸性气回流量占比达 40%;处理硫摩尔分数 0.15% 的原料气时,酸性气回流量占比达 60% 以上。处理硫摩尔分数 0.10% 的原料气时,酸性气中的 H_2S 摩尔分数理论计算能达到 25%,酸性气回流量占比达 80%。硫摩尔分数 0.25% 的原料气工况下,酸性气中的 H_2S 摩尔分数理论计算能达到 40%,但酸性气循环回流量占比高达 90% 以上。



原料气 H_2S 摩尔分数: 1—0.25%; 2—0.15%; 3—0.10%

图 2 酸性气中 H_2S 摩尔分数随回流量变化趋势图

实际操作中,酸性气回流量过大会造成系统投资及消耗增加,经济性不佳。传统工艺在低硫工况时,外送酸性气产品容易出现 H_2S 摩尔分数不达标的情况。

3 富甲醇热闪蒸及再生工艺流程改进分析

由于现有传统技术调节措施有限,存在无法将低硫原料气充分提浓的弊端。本文中通过对热闪蒸及再生工艺流程进行计算研究,提出了改进的措施。

首先对热闪蒸来说,在富甲醇的流量及组成一定的前提下,要想进一步闪蒸出更多的 CO_2 ,首先要改变操作条件:提高闪蒸温度或者降低操作压力均有利于增加闪蒸出的气量^[5]。热闪蒸气量增加后,进入热再生塔的富硫甲醇中 CO_2 摩尔分数降低,也有助于降低热再生塔的蒸汽消耗。

传统流程热闪蒸段在热再生段顶部,热再生塔的操作压力实际是根据酸性气产品的压力而定,在满足下游硫回收装置的入口压力需求后,尽可能降低操作压力以降低再生蒸汽消耗。热闪蒸后的富硫甲醇压力要满足进塔需求,因此热闪蒸段的操作压力受下游限制而相对固定。考虑将热闪蒸段单独设置,热闪蒸气能返回操作压力 0.15 MPa 的再吸收塔即可,降低热闪蒸的操作压力,富硫甲醇通过泵升压送往热再生塔。

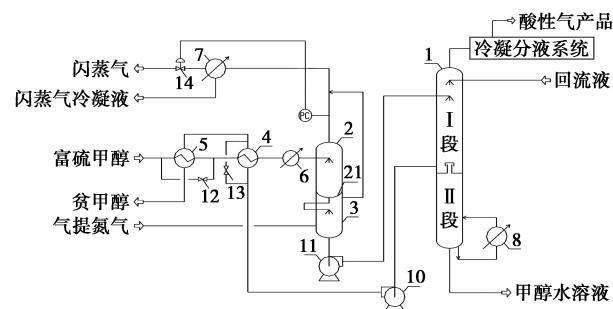
经过分析,提高富甲醇进热闪蒸罐的温度有利

于闪蒸出更多的 CO_2 ,富硫甲醇经贫富甲醇换热器后温度 90°C ,甲醇洗酸性气脱除系统经换热平衡后没有能满足换热需求的物流,考虑从外界引入加热介质。同时考虑加入辅助介质降低气相中酸性气组分的分压,热闪蒸的同时进行汽提。由于热闪蒸气循环回上游的再吸收及浓缩段,除 H_2S 经洗涤后循环回收,其余热闪蒸气体最终排放进大气。因此热闪蒸的辅助气体要考虑经济性、可获得性以及对环境友好。综合分析后选取低压氮气进行热闪蒸汽提。

4 改进后的富甲醇热闪蒸再生工艺流程

在传统热闪蒸再生工艺流程的基础上,本文中提出了改进的富甲醇热闪蒸再生工艺流程 I,该流程增设了过热器、低压氮气汽提塔以及第一循环泵。由于酸性气脱除流程上游通常配有变换或合成气冷却工段,此处过热器可考虑与上游工段联合进行余热回收利用,也可考虑采用低压蒸汽作为加热介质。在本文中的工艺研究分析以及消耗对比中,暂选低压蒸汽作为加热介质进行计算分析。

来自上游的温度约 -55°C 的富 H_2S 甲醇在经过一系列贫富甲醇换热器后,温度升至约 90°C ,经过热后,减压进入闪蒸塔 2,闪蒸塔 2 底部的富硫甲醇进入汽提塔 3。经过初步热闪蒸的富硫甲醇,在氮气汽提下,其中的 CO_2 和少量 H_2S 进一步解吸出来,汽提气与闪蒸气汇合后一并送往下游,汽提后的富硫甲醇经第一循环泵 11 升压后进入热再生塔,闪蒸塔和汽提塔的结构设计也对闪蒸汽提效果有一定的影响。具体的流程示意图见图 3。



3—汽提塔;6—过热器;11—第一循环泵;

12—调节阀;13—调节阀

图 3 改进后的富甲醇热闪蒸再生工艺 I

与传统的提浓工艺相比,改进后的流程 I 的优势在于:①热闪蒸操作压力可以调节;②热闪蒸操作温度可以通过过热器 6 的热负荷进行调节;③进一步增设了辅助汽提,且汽提氮气用量可以调节;④随

进料气组成的变化装置具有多项可调措施,提浓工艺具有很强的灵活性。

4.1 改进后的富甲醇热闪蒸汽提再生工艺计算分析

选择研究分析的为处理低硫原料气后的富硫甲醇,流量为 275 t/h,进热闪蒸再生系统的压力为 1.2 MPa,其中 H₂S 的摩尔分数为 0.318% (对应原料气中 H₂S 摩尔分数 0.25%),具体组成见表 2。

表 2 富 H₂S 甲醇摩尔分数 %

组分	CH ₄ O	CO ₂	H ₂ S	N ₂	H ₂ O	H ₂	CO
组成	97.501	1.9	0.318	0.047	0.234	微量	微量

分析发现,富硫甲醇经过热器的过热度越高,闪蒸效果越好,闪蒸气量越大,但同时闪蒸塔 2 顶部的冷却器 7 需要的循环水量也越大,过热器 6 消耗的低压蒸汽也越多,与之相对的是热再生塔再沸器 8 消耗的低压蒸汽量降低。闪蒸温度一定时,汽提氮气量对消耗的影响趋势与闪蒸温度趋势相同。在力求提浓酸性气,提高其中 H₂S 摩尔分数的同时,需要考虑消耗的变化,在提浓效果及操作费用的平衡中找到最适宜的操作点。下文中提到的闪蒸温度均指富硫甲醇经过热器 6 后进闪蒸塔的温度。

从图 4 和图 5 热闪蒸温度、汽提氮气量对酸性气中 H₂S 摩尔分数的影响趋势可以看出,热闪蒸温度由 80℃ 提升至 90℃ 时,酸性气中的 H₂S 摩尔分数变化尤为明显,在 90℃ 以上时,酸性气随温度的升高而逐渐提浓。

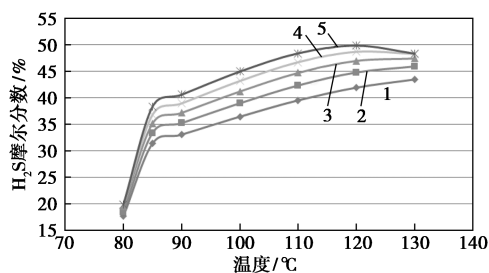


图 4 酸性气中 H₂S 摩尔分数随闪蒸温度的变化趋势

通过计算发现,随热闪蒸温度升高,汽提氮气的用量逐渐增大,氮气在甲醇中的溶解量也逐渐增加,富硫甲醇中的氮气最终在热再生塔顶进入酸性气带入下游。因此在温度高时,过多的汽提氮气用量会导致出口酸性气中 N₂ 含量高,进而影响其中的 H₂S 摩尔分数。从图 4 和图 5 可以看到,在闪蒸温度

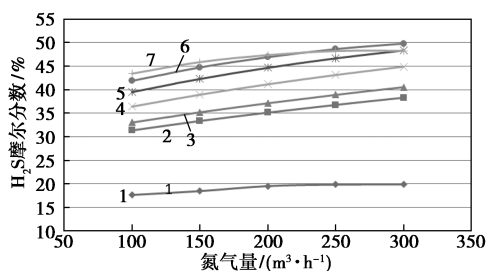


图 5 酸性气中 H₂S 摩尔分数随汽提氮气量的变化趋势

图 5 酸性气中 H₂S 摩尔分数随汽提氮气量的变化趋势

130℃,汽提氮气用量 300 m³/h 时的酸性气中 H₂S 摩尔分数要略低于汽提氮气 200 m³/h 的酸性气 H₂S 摩尔分数,说明 130℃、汽提氮气用量 300 m³/h 时,富硫甲醇中溶解的 N₂ 显著增加,从而影响了酸性气中 H₂S 的摩尔分数。在选择热闪蒸温度和汽提氮气用量时,要根据实际处理的甲醇量、组成做严格的计算分析,同时结合下游对酸性气产品摩尔分数的需求与消耗、投资等对比分析后选择适宜的操作条件。

4.2 改进后的富甲醇热闪蒸汽提再生工艺原料气适应性计算分析

从图 2 的计算趋势图可以看出,对于处理 H₂S 摩尔分数为 0.318% 的富甲醇(对应原料气中 H₂S 摩尔分数 0.25%),传统提浓工艺酸性气产品中的 H₂S 摩尔分数理论计算能达到 40%,但是热再生塔顶酸性气冷凝分液后,需要循环回流的酸性气占比高达 90%,消耗高、经济性差。当进料原料气 H₂S 摩尔分数进一步降低,富甲醇中 H₂S 摩尔分数更低时,传统提浓工艺不仅不能将酸性气中 H₂S 摩尔分数提浓至 40%,甚至满足不了 25% 的产品送出需求。传统提浓工艺对低硫原料的适应性差。

本文中提供的改进的酸性气提浓工艺可调节的操作参数多,适应性强,对于更低硫含量的原料气,富硫甲醇中的 H₂S 摩尔分数进一步降低时,酸性气产品中的 H₂S 也能得到充分提浓。本文中计算了几种低硫工况下,应用改进的酸性气提浓工艺 I 后,不同操作条件下酸性气产品中的 H₂S 摩尔分数。

从表 3、表 4 的计算数据可以看出,对于处理 H₂S 摩尔分数 0.15% 或 0.10% 的低硫原料气(对应的富硫甲醇中的 H₂S 摩尔分数分别为 0.20%、0.16%),本文中改进的富甲醇热闪蒸汽提再生工艺 I 均能将酸性气提浓至 40%,提浓效果明显优于传统提浓工艺。

表 3 改进工艺富硫甲醇 H₂S 摩尔分数 0.20% 时
酸性气 H₂S 摩尔分数 %

温度/℃	氮气流/(m ³ ·h ⁻¹)				
	100	150	200	250	350
90	23.79	27.66	29.36	31.47	34.46
100	28.91	31.29	33.32	35.23	38.62
110	31.50	34.25	36.57	38.62	41.88
120	33.60	36.45	38.74	43.59	43.43
130	35.14	37.74	39.43	42.35	43.28

注:富硫甲醇 H₂S 摩尔分数 0.20% 对应原料气 H₂S 摩尔分数 0.15%。

表 4 改进工艺富硫甲醇 H₂S 摩尔分数 0.16% 时
酸性气 H₂S 摩尔分数 %

温度/℃	氮气流/(m ³ ·h ⁻¹)				
	100	150	200	250	350
90	22.32	23.94	25.44	26.86	29.53
100	24.68	26.68	28.52	30.21	33.34
110	26.93	29.30	31.47	33.28	36.39
120	28.86	31.44	33.56	37.26	40.33
130	30.08	32.45	34.04	37.94	39.89

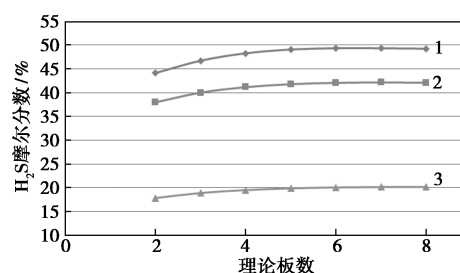
注:富硫甲醇 H₂S 摩尔分数 0.16% 对应原料气 H₂S 摩尔分数 0.10%。

结合图 2 及表 3、表 4 的数据分析得出,即使在处理低硫原料气,富硫甲醇中 H₂S 摩尔分数低的前提下,本文中提供的热闪蒸工艺依靠调节热闪蒸温度、汽提氮气流也能将送出界区的酸性气充分提浓;而现有传统提浓工艺,热闪蒸温度不能调节,仅能调节酸性气回流量,出口酸性气产品 H₂S 摩尔分数提高范围有限。本文中改进的酸性气热闪蒸提浓工艺 I 提浓效果明显优于传统提浓工艺。

4.3 汽提塔理论板数计算分析

本文中提供的改进后的提浓工艺流程 I 相比传统提浓工艺一是降低压力、改变热闪蒸温度,二是增加氮气汽提。热闪蒸温度和氮气汽提用量要根据装置具体富硫甲醇的处理量和规格等计算分析而定,热闪蒸塔只是简单的闪蒸,不需要专门设置起传质作用的塔内件。而汽提塔则需要一定量的塔盘或填料来起到传质作用,选择合适的理论板数很关键。

本文中随机选取了 3 种氮气流和闪蒸温度的操作条件组合,来计算研究理论板数的变化对酸性气中 H₂S 摩尔分数的影响。从图 6 中可以看出当理论板数达到 6 块后,酸性气中 H₂S 摩尔分数随板数的增加变化不明显,并且在闪蒸温度高、汽提氮气流大的条件下,理论板数 7 或 8 的酸性气浓度相比理论板 6 时酸性气浓度要略低。造成这一现象的原因是在温度高及汽提氮气流大的条件下,理论板数越多,汽提塔底富硫甲醇中溶解的氮气流越大,氮气进入酸性气影响了酸性气的提浓。



1—温度 130℃, 氮气 300 m³/h; 2—温度 100℃, 氮气 200 m³/h;
3—温度 80℃, 氮气 250 m³/h

图 6 汽提塔理论板数对酸性气 H₂S
摩尔分数的影响

通过计算比对发现,热闪蒸后的汽提塔理论板数选 5 块或者 6 块比较合适。理论板数过高不仅造成设备投资费用增加,在一定操作条件下,可能导致氮气的溶解量增加,反倒影响酸性气提浓效果。

4.4 改进的提浓工艺流程与传统提浓工艺对比

在满足同等出口酸性气中 H₂S 摩尔分数的基础上,相比于将酸性气加压循环至上游的流程,采用本工艺的酸性气提浓手段的投资更少,能耗及操作费用更低。以同等规模低温甲醇洗装置为例(处理表 2 规格的 275 t 富甲醇),当出口酸性气中 H₂S 摩尔分数达到 40% 时,传统热闪蒸再生循环流程与本文中改进后的富甲醇热闪蒸再生流程 I 的公用工程消耗、投资、操作费用对比如表 5。

表 5 传统热闪蒸再生流程与本文中热闪蒸
再生流程 I 对比

对比项	本文中流程 I 相比现有传统提浓技术
电耗/kW	-140
循环水耗/(t·h ⁻¹)	-10
0.4 MPa 蒸汽消耗/(t·h ⁻¹)	-0.2
氮气消耗/(m ³ ·h ⁻¹)	+200
装置投资/万元	-20
年操作费用/万元	-55

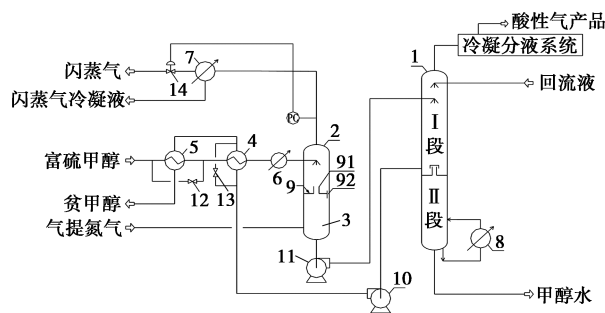
注:1.“-”表示减少,“+”表示增加; 2. 公用工程消耗单价,电 0.6 元/kWh; 循环水 0.3 元/t; 蒸汽 100 元/t; 氮气 0.2 元/m³; 3. 本文中研究为便于比较消耗、投资、操作费用等,各工艺方案的酸性气中 H₂S 摩尔分数保持在 40%。

从表 5 中对比看出,本文中改进后的提浓流程 I 虽然比传统工艺多了汽提塔,但是取消了酸性气回流设施,并且再生塔顶一系列酸性气相关设备相比传统提浓工艺规格要小,装置投资相比传统工艺反而略有减少,年操作费用减少。本文中提供的提浓工艺流程 I 相比传统工艺酸性气中 H₂S 摩尔分数高,操作费用降低,但是热闪蒸及汽提部分的设备设置略显复杂,为进一步降低投资,本文中又对改进

的工艺流程 I 做了进一步研究,提出了进一步的酸性气提浓改进工艺流程 II。

5 改进的酸性气提浓工艺流程 II

改进的工艺流程 II (见图 7) 相比工艺流程 I 主要对闪蒸塔 2 和汽提塔 3 做了调整,闪蒸塔 2 和汽提塔 3 共用同一塔体,两者之间采用塔盘 9 相隔离,闪蒸塔 2 位于汽提塔 3 的上方;塔盘 9 上设有供汽提塔 3 内气相进入闪蒸塔 2 的升气管 91,汽提塔出口气相经过升气管 91 进入闪蒸塔 2,塔盘 9 上还设有供闪蒸塔 2 内的液相进入汽提塔 3 的降液管 92,闪蒸塔 2 的液相通过降液管 92 进入汽提塔 3。工艺流程 II 通过调整,可以降低热闪蒸和汽提塔的高度,减少设备投资的同时不影响 H₂S 浓缩效果。



9—塔盘;91—升气管;92—降液管

图 7 改进后的富甲醇热闪蒸再生流程 II

6 结论

通过研究提出了改进的酸性气提浓工艺流程,相比传统提浓工艺,本文中提供的提浓工艺不仅酸性气中 H₂S 的提浓作用明显,而且具有投资费用节

省和操作费用低的特点。改进的富甲醇热闪蒸再生流程 I、II 可以推广替代传统酸性气提浓工艺。

(1) 采取设置过热器、增加循环泵的方式来改变闪蒸操作条件,改进的 H₂S 提浓工艺操作压力及操作温度可以调节,具有灵活性。

(2) 在低硫工况下,改进的提浓工艺通过改变操作条件和辅助汽提在取消酸性气循环回流措施的前提下也能将酸性气中 H₂S 充分提浓至摩尔分数 40% 以上。

(3) 考虑可获得性和经济性,选择氮气作为汽提气。氮气的用量和热闪蒸温度的选择要综合考虑,根据需要处理的甲醇量计算分析后选取;不合适的操作条件会导致酸性气中 N₂ 含量过高,影响提浓效果。

(4) 汽提塔合适的理论板数为 5~6 块理论板,在选取氮气作为汽提气的情况下,理论板数过高反而影响提浓效果。

(5) 改进的酸性气提浓工艺对原料气硫含量的适应性较强。

参考文献

- [1] 王斌,魏振军.硫回收装置运行概况分析[J].化肥工业,2016,43(3):23-27.
- [2] 刘增让,李海燕,刘爱华,等.煤化工酸性气对硫磺回收装置烟气 SO₂ 排放浓度的影响[J].硫酸工业,2018,(1):34-37.
- [3] 钱华光,张述伟,管凤宝,等.低温甲醇洗装置工艺模拟及改造研究[J].大氮肥,2012,35(4):222-224.
- [4] 张少华.原料气调整后低温甲醇洗改造方案探讨[J].能源与节能,2017,(11):35-36,38.
- [5] 仇登可.低温甲醇洗系统酸性气解吸工艺技术改造[J].大氮肥,2017,40(6):384-388,398.■
- [6] of Petroleum and Minerals,2012.
- [4] Sugier A, Villa A. Process for removing mercury from a gas or a liquid by absorption on a copper sulfide containing solid mass; US, 4094777 [P]. 1978-06-13.
- [5] Tsoung Y Y. Mercury removal from oils [J]. Chemical Engineering Communications, 2000, 177(1): 15-29.
- [6] Frankiewicz T C, Gerlach J. Process for removing mercury from liquid hydrocarbons using a sulfur-containing organic compound; US, 6685824 [P]. 2004-02-03.
- [7] Salva C A, Gallup D L. Mercury removal process is applied to crude oil of southern argentina [C]. Society of Petroleum Engineers, 2010.
- [8] Yan T Y. Process for removing mercury from water or hydrocarbon condensate; US, 4962276 [P]. 1990-10-09.
- [9] Yamaguchi Y, Kaku S, Chaki K. Mercury-removal process in distillation tower; US, 7563360 [P]. 2009-07-21.
- [10] Cross J B, Singh P, Sadok D, et al. Mercury removal from crude oil; US, 8080156 [P]. 2011-12-20. ■

参考文献

- [1] Petroleum Development Oman. Engineering and operations specification for onsite mercury management [R]. 2012.
- [2] Braden M L, Lordo S A. Removal of mercury and mercuric compounds from crude oil streams; US, 8524074 [P]. 2013-09-03.
- [3] Abulkibash A. Development of sorbent materials to remove mercury from liquid hydrocarbons [D]. Saudi Arabia; King Fahd University

(上接第 219 页)

(4) 化学吸附法脱汞效率较高,技术成熟,但若汞质量分数超过 $100 \times 10^{-9} \sim 300 \times 10^{-9}$ 时,吸附剂的成本会过高。汽提法可作为高含汞凝析油的初脱汞方案,关键是控制烃损失,控制措施为提高操作塔压力,增大汽提量。汽提-化学吸附法脱汞可作为高含汞凝析油的深度处理工艺。