

文章编号: 1000-8241 (2011) 12-0941-04

基于 HYSYS 建模的含硫天然气净化装置能耗分析

李奇 姬忠礼 段西欢 马利敏

(中国石油大学(北京)机械与储运工程学院, 北京 102249)

李奇等. 基于 HYSYS 建模的含硫天然气净化装置能耗分析. 油气储运, 2011, 30(12): 941 - 944.

摘要: 针对天然气净化装置处理含硫天然气时能耗较高的现状, 依据某日处理 $50 \times 10^4 \text{ m}^3$ 天然气净化装置的净化工艺和操作参数, 应用流程模拟软件 HYSYS 建立了含硫天然气净化装置工艺模型。基于该模型, 分析了原料气中 H_2S 的含量、醇胺吸收剂中 MDEA 的质量分数、贫液中 H_2S 的负荷和脱水装置汽提气的流量等主要工艺参数对净化装置运行能耗的影响。结果表明: 原料气中 H_2S 含量升高, 将增大脱硫装置的能耗, 但对脱水装置的能耗没有影响; 随着醇胺吸收剂中 MDEA 质量分数的提高, 脱硫装置的能耗亦随之降低; 增加脱水装置汽提气的用量, 可降低脱水装置的能耗。根据各因素对净化装置能耗的影响, 调节操作参数, 可使净化装置的运行能耗降低 12.8%。

关键词: 含硫天然气; 净化装置; HYSYS 建模; 能耗分析

中图分类号: TE08

文献标识码: A

DOI: CNKI:13-1093/TE.20111110.0912.004

含硫天然气广泛分布于我国渤海湾盆地和四川盆地^[1], 必须脱除 H_2S 和过量的 CO_2 气体, 才能使用。目前, 天然气净化工艺主要是甲基二乙醇胺(MDEA)溶液法脱硫和三甘醇(TEG)溶液法脱水^[2]。含硫天然气中 H_2S 含量高, 致使天然气净化装置溶液循环量大, 工艺流程复杂, 能耗大^[3], 因此, 有必要优化影响净化装置能耗的主要操作参数和工艺流程, 以降低运行能耗。

1 HYSYS 建模与模型验证

1.1 净化工艺流程

某日处理 $50 \times 10^4 \text{ m}^3$ 天然气的净化装置, 采用 MDEA 溶液吸收法脱除原料气(表 1)中的主要酸气成分(H_2S 和 CO_2), 采用 TEG 溶液吸收法脱除水分。该净化装置的工艺流程(图 1)分两部分: 其一, 原料气

经入口分离器去除游离的液体和夹带的固体杂质, 进入脱硫吸收塔, 在塔中与质量分数为 42.8% 的 MDEA 溶液逆流接触, 脱除酸性组分; 出脱硫塔的甜气经出口分离器后进入脱水塔, 与塔中质量分数为 99% 的 TEG 溶液逆流接触, 脱除气体中的过量水分, 降低天然气露点; 达到商品气标准的干气从脱水塔顶排出, 输往天然气长输管网。其二, 从脱硫和脱水吸收塔底出来的富液进入吸收剂再生系统, 富液经过富液闪蒸罐, 闪蒸出溶解在溶液中的烃类; 再经贫富液换热器升温后进入再生塔; 再生塔底出来的贫液经换热器和循环泵降温、升压后返回吸收塔顶, 完成吸收溶液循环。

1.2 净化工艺 HYSYS 建模

基于上述工艺流程, 应用 HYSYS 流程模拟软件建立 MDEA 脱硫和 TEG 脱水装置工艺模型。在流程模拟过程中, 热力学模型的选择直接影响模拟结果的准确性。根据醇胺溶液酸气脱除工艺特点选择 Amine Property Package 模型, 其包括两个醇胺体系的热力学模型: 属于半经验热力学模型的 Kent-Eisenberg 模型^[4]和基于严格的热力学机理模型的 Li-Mather 模型^[5]。MDEA 溶液吸收酸气的过程, 选用更为严格的 Li-Mather 模型作为热力学模型; TEG 脱水工艺过程, 选用针对 TEG-水体系建立的 TST(Twu-Sim-Tassone)热力学模型^[6], 可以精确模拟气液相平衡。

表 1 某净化装置含硫原料气的组成

组分	体积分数 %	组分	体积分数 %
CH_4	95.100	CO_2	0.180
C_2H_6	2.122	H_2S	1.900
C_3H_8	0.431	N_2	0.112
C_4H_{10}	0.123	H_2O	饱和
C_5H_{12}	0.032		

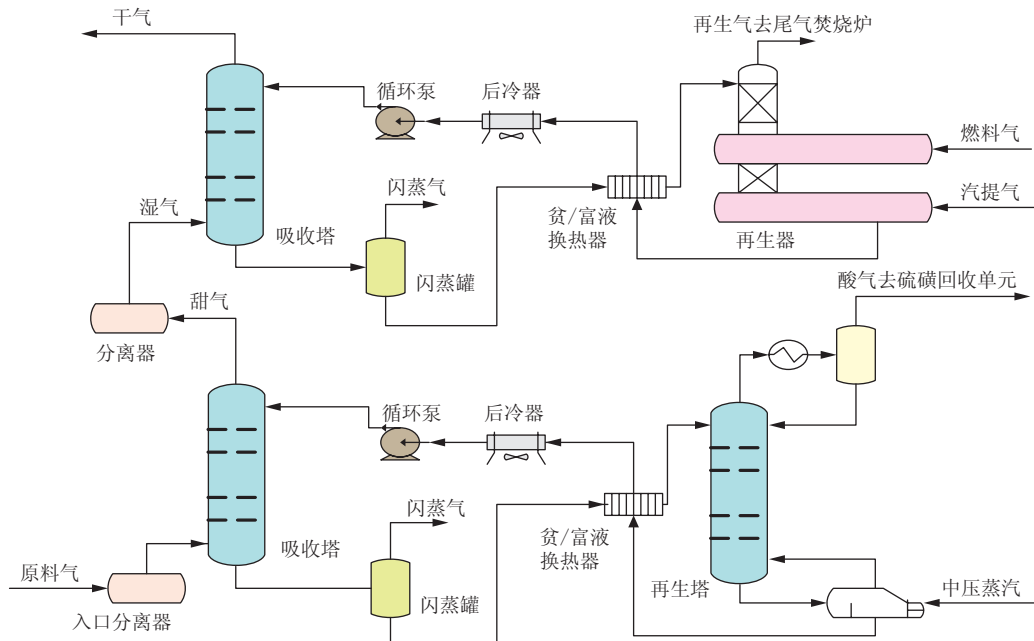


图1 某含硫天然气净化装置工艺流程图

1.3 模型验证

根据净化装置的实际运行数据,将原料气、MDEA吸收溶液等相关工艺参数输入模型,调整模型参数,使输出的干气达到净化气气质的标准要求。将模拟数据与脱硫、脱水装置的实际运行数据(表2、表3)进行比较,结果表明:应用HYSYS建立的净化装置模型,可以准确、可靠地反映净化装置的实际运行状况。

表2 脱硫净化装置实际运行数据与模拟数据的对比

数据类型	甜气体积分数 %		流量 / (m ³ · h ⁻¹)		进口温度 / °C		出口温度 / °C		循环泵功率 / kW
	CO ₂	H ₂ S	吸收剂	再生酸气	富液	贫液	富液	贫液	
运行数据	—	—	9.497	549.7	38.1	122.9	80.0	77.7	55.0
模拟数据	0.104	19.7	9.490	543.8	38.7	122.9	80.0	76.5	52.2

表3 脱水净化装置实际运行数据与模拟数据的对比

数据类型	干气体积分数 %		流量 / (m ³ · h ⁻¹)			温度 / °C				循环泵功率 / kW
	CO ₂	H ₂ S	湿气	吸收剂	汽提气	湿气	干气水露点	吸收剂进吸收塔	贫液出口	
运行数据	—	—	20 407	1.311	6.66	41.10	—	56.3	78.5	5.50
模拟数据	0.103 9	19.7	20 510	1.314	5.47	39.45	— 35	56.3	78.8	5.49

2 净化装置的能耗分析

2.1 原料气中 H₂S 体积分数对净化装置能耗的影响

为充分脱除原料气中的 H₂S, 脱硫装置需要更多的醇胺溶液, 吸收剂循环量增加将直接引起再生塔和循环泵能耗增加, 因此, H₂S 体积分数对脱硫装置的能耗影响明显(图2)。出脱硫装置的天然气进入脱水装

置, 脱除天然气中的过量水分, 控制商品气的水露点。脱水装置的能耗直接受脱水量的影响, 脱水量越大, 能耗越高。出脱硫塔顶的天然气水分已饱和, 其含水量只受压力、温度及残余 H₂S 体积分数的影响^[7]。脱硫装置在稳定操作的条件下, 出脱硫塔顶的天然气流量、压力、温度及残余 H₂S 体积分数基本不变, 其能耗基本不受 H₂S 体积分数的影响(图3)。

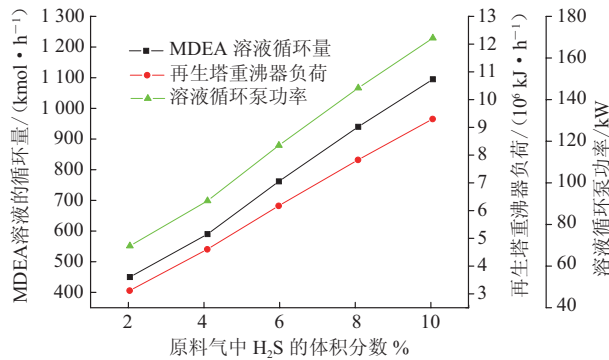


图2 H₂S 体积分数对脱硫装置溶液循环量及能耗的影响

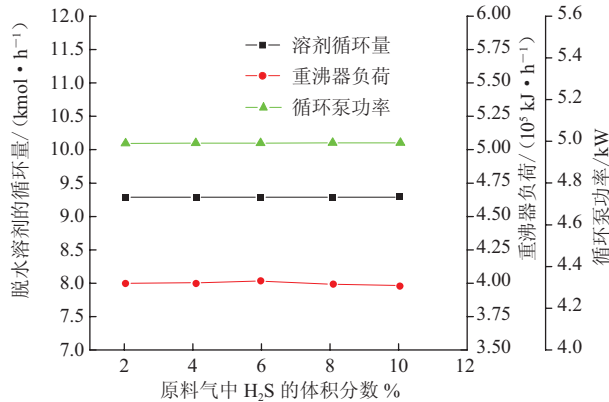


图3 H₂S 体积分数对脱水装置操作参数及能耗的影响

2.2 MDEA 质量分数对脱硫装置能耗的影响

保持原料气流量、H₂S 体积分数及脱硫装置再生塔底贫醇胺溶液中 H₂S 负荷不变,随着醇胺吸收剂中 MDEA 质量分数的增加,醇胺吸收剂的循环量逐渐减少,说明较高质量分数的 MDEA 溶液可以吸收更多的酸性气体。随着醇胺吸收剂循环量的减少,循环泵的功率随之降低,用于加热溶液升温的热量逐渐减少。因此,重沸器的加热负荷随溶液循环量的减少而降低,且其降低幅度逐渐减小(图 4)。

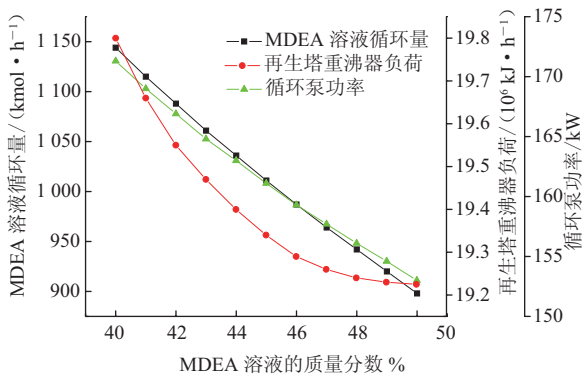


图4 MDEA 质量分数对脱硫装置溶液循环量及能耗的影响

2.3 H₂S 负荷对脱硫装置能耗的影响

根据醇胺溶液气液相平衡数据^[8],随着贫液中 H₂S 负荷的增加,需要更多的吸收剂循环量以使净化气质达到要求,吸收剂循环量升高,循环泵功率增加。贫液中 H₂S 酸性气体负荷升高,再生塔中吸收剂再生过程所需热量减少,使热负荷随之降低(图 5)。

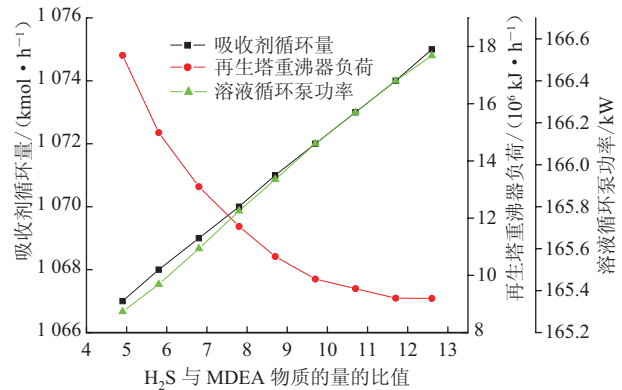


图5 H₂S 负荷对脱硫装置溶液循环量及能耗的影响

2.4 汽提气对脱水装置能耗的影响

保持进入脱水装置的天然气流量恒定,通过调节 TEG 溶液的循环量使净化气的含水量达到标准要求。在脱水装置再生器中,保持吸收剂再生温度 204 °C 不变,分析脱水装置能耗受汽提气变化的影响(图 6)。随着汽提气流量增加,再生贫 TEG 溶液的质量分数不断提高。高质量分数的 TEG 吸收剂可以吸收更多水分,因此降低了为达到净化气水露点所需的 TEG 吸收剂的循环量,使溶液循环泵的能耗降低。再生器的加热量用于两部分:加热吸收水分使其蒸发并升高 TEG 溶液温度^[9],因脱除水量基本不变而溶液的循环量减小,故溶液再生过程的热负荷逐渐降低。随着 TEG 溶液质量分数的提高,所需汽提气越来越多。

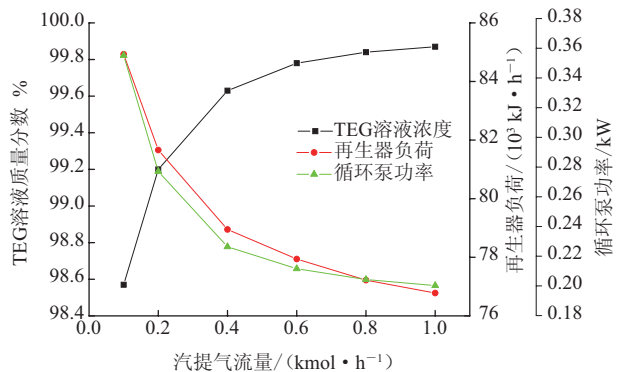


图6 汽提气流量对 TEG 质量分数及脱水装置能耗的影响

3 净化装置的优化

通过分析净化装置能耗的影响因素,确定调节净化装置的操作参数,以达到优化净化装置操作、降低操作能耗的目的。优化措施包括:①在净化装置原料气流量及组分稳定的条件下,提高 MDEA 溶液的质量分数,以吸收更多的酸性气体,从而降低吸收剂的循环量和脱硫再生塔的能耗;②增加脱水装置的汽提气,降低再生器的重沸器温度,降低 TEG 循环量,从而减少再生器所需的热量。对比优化前后净化装置的运行参数(表 4),优化后的净化装置单耗比优化前降低 12.8%。

表 4 净化装置优化前后的运行参数对比

对比项目	MDEA 循环量 ($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$)	MDEA 质量 分数 %	TEG 循环量 ($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$)
优化前	340.20	42.80	11.85
优化后	278.53	44.41	10.14
对比项目	汽提气用量 ($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$)	再生器温度 / $^{\circ}\text{C}$	净化装置单耗 ($\text{MJ} \cdot 10^{-4} \text{m}^{-3}$)
优化前	0.29	200.00	1 957
优化后	1.10	185.41	1 706

综上所述,基于含硫天然气净化装置的 HYSYS 工艺模型,分析原料气 H_2S 体积分数及装置操作参数对净化装置能耗的影响,得出如下结论:

(1) 原料气流量不变的条件下, H_2S 体积分数升高,脱硫装置能耗升高,但对脱水装置能耗无影响。

(2) 脱硫装置的能耗随着吸收剂中 MDEA 质量分数的升高而降低;在保持吸收剂溶液 MDEA 质量分数不变的条件下,提高再生贫液中 H_2S 的负荷,再生塔的热负荷减低,循环泵功率亦随循环液的减少而降低。

(3) 汽提气用量对脱水装置的能耗影响明显,其用量增加将提高再生 TEG 溶液的质量分数,使吸收塔需要的溶液量降低,降低再生塔的热负荷。

参考文献:

- [1] 李云波,李相方,姚约东,等. 高含硫气田开发过程中 H_2S 含量变化规律[J]. 石油学报,2007,28(6):99-102.
- [2] Chen Gengliang, Wang Feng. Natural gas purification technology in China[J]. China Oil & Gas, 2001(2):32-33.
- [3] 龙增兵,刘瑾,吴熹. 高含硫天然气脱硫工艺方案选择及模拟评价[J]. 化工技术与开发,2007,36(12):28-32.
- [4] Kent R L, Eisenberg B. Better data for amine treating[J]. Hydrocarbon Processing, 1976(55):56-59.
- [5] Lee I J, Otto F D, Mather A E. Solubility of mixtures of carbon dioxide and hydrogen sulfide in 5.0 N-monoethanolamine solutions[J]. Journal of Chemical & Engineering Data, 1975(20):161-163.
- [6] Chorn H T, Vince T, Wayne D S. Advanced equation of state method for modeling TEG-water for glycol gas dehydration[J]. Fluid Phase Equilibrium, 2005, 228:213-221.
- [7] Yazdan S, Gholamreza Z, Mohsen B. Estimation of sour natural gas water content[J]. Journal of Petroleum Science and Engineering, 2010, 73:156-160.
- [8] Huttenhuis P J G, Agrawa N J I, Hogendoorn J A, et al. Gas solubility of H_2S and CO_2 in aqueous solutions of N-methyldiethanolamine[J]. Journal of Petroleum Science and Engineering, 2007, 55:122-134.
- [9] Kohl A L, Nielsen R B. Gas purification[M]. 5th ed. New York: Gulf Publication, 1997:54-68.

(收稿日期:2011-04-28)

作者简介: 李奇,在读博士生,1981年生,2004年毕业于大庆石油学院石油工程专业,现主要从事含硫天然气集输与处理过程的热力学研究。

电话:18611372953; Email: liqi_winner@126.com