

天然气损耗控制技术

龚茂娣 李军强 李杨杨 梁光强 李艳芹 毕秀梅

中国石化中原油田普光分公司天然气净化厂, 四川 达州 635000

摘要: 普光气田天然气净化厂年处理天然气能力为 $120 \times 10^8 \text{ m}^3$, 年产净化气能力 $93 \times 10^8 \text{ m}^3$, 是国内首座百亿立方米级高酸性天然气净化厂。因为处理量大, 在实际生产过程中, 天然气损耗量也非常大。为了控制天然气的损耗, 从工艺流程、设计参数等方面着手, 研究了产生天然气损耗的原因, 并通过采取降低开停工天然气损耗、增加闪蒸气的回收利用率、降低装置自用气三方面措施, 大大降低了普光气田天然气净化厂的天然气损耗。该研究对其他高含硫天然气处理装置有一定的参考意义。

关键词: 损耗控制; 闪蒸气; 高含硫; 影响因素

DOI: 10.3969/j.issn.1006-5539.2014.04.009

0 前言

普光气田位于四川省达州市宣汉县, 属超深、高含硫、高压、复杂山地气田。普光气田是中国目前发现的最大规模海相整装高含硫气田, 截至 2013 年 2 月, 已探明天然气地质储量 $4 122 \times 10^8 \text{ m}^3$ 。根据中国石油天然气行业气藏分类标准, 属特大气藏。为有效开发利用高含硫天然气资源^[1], 国务院将“川气东送”工程列为“十一五”国家重大工程, 将普光气田作为工程的主供气源。普光天然气净化厂是国内首个处理高含硫天然气的大型天然气净化厂, 主要负责高含硫天然气的净化以及硫黄储存运输, 年处理能力为 $120 \times 10^8 \text{ m}^3$ 。生产的天然气为沿线 6 省 2 市的 2 亿多群众和上千家企业提供了优质清洁能源。由于处理量大, 天然气损耗也非常大, 如何降低普光气田天然气净化厂的天然气损耗成为一个至关重要的问题。

1 开停工天然气损耗控制技术

1.1 开工过程天然气损耗控制技术

净化厂联合装置开工损耗主要分布在脱硫、脱水单元的开工过程, 主要损耗发生在开工阶段的不合格天然

气放空过程中。根据设计, 系统气密合格后, 引氮气进行充压建压, 胺液循环建立后, 引原料气置换氮气, 不合格的湿净化气放入火炬系统。湿净化气合格后, 并入脱水单元, 脱水不合格的产品气也要放入火炬系统, 直至水露点合格。根据生产经验, 这个阶段单套装置开工过程中损耗的天然气量约 $20 \times 10^4 \text{ m}^3$ 。

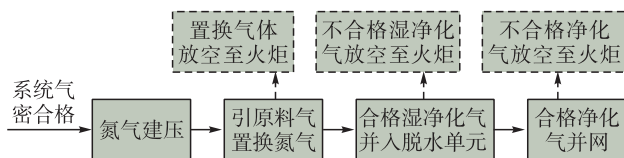


图 1 脱硫装置开工程序

结合本装置的开工程序(见图 1), 我们可以做适当的调整和优化^[2], 降低天然气开工损耗, 即经过界区产品气管线单向阀处增加跨线引至脱水系统^[3], 然后由脱水单元反串回湿净化气分液罐(D-101), 进而反串回二级吸收塔(C-102)和一级吸收塔(C-101), 完成脱硫脱水单元的建压。由于反输天然气品质较好, 引入原料气后, 开工过程基本不存在湿净化气和产品气放空。所以, 净化装置开工程序可以优化为: 气密合格→反输天然气建

收稿日期: 2014-02-22

基金项目: 国家科技重大专项“大型油气田及煤层气开发——高含硫气藏安全高效开发技术”之“百亿立方米级净化厂安全运行技术优化”(2011 ZX 05017-005)

作者简介: 龚茂娣(1986-), 女, 重庆人, 助理工程师, 学士, 主要从事天然气净化与硫黄回收工作。

压→产品气合格并网。

1.2 停工过程天然气损耗控制技术

联合装置的停工工况不同(包括紧急停工保压、紧急停工放空、正常停工),天然气损耗量不同。若按每年停工6次计算,全年因停工造成的天然气损耗量约 $24 \times 10^4 \text{ m}^3$ 。装置停工后,系统内天然气无法进行回收,需要通过减少停工次数来减少停工过程中的天然气损耗。

通过对天然气净化装置实施反充压流程改造,使单套装置开工过程中天然气放空损耗减少约 $20 \times 10^4 \text{ m}^3$,节约氮气约 $8 \times 10^4 \text{ m}^3$ 。

2 闪蒸气回收利用技术

2.1 闪蒸气损耗分析

净化装置脱硫单元采用MDEA溶剂(现部分装置加入了UDS溶剂)脱硫^[3],吸收 H_2S 、 CO_2 后的富胺液进入闪蒸罐。闪蒸罐用于使吸收塔底流出的富液夹带和烃类逸出。闪蒸气分两路分别进入尾气焚烧炉和火炬系统。正常情况下,闪蒸气全部进入尾气焚烧炉,当气量较大时,去火炬系统压控阀开启,及时排出闪蒸气,保持闪蒸罐内压力稳定。依据设计,单列净化装置闪蒸气量为 $833 \text{ m}^3/\text{h}$ 。但是实际生产过程中,根据生产经验,6套联合装置的闪蒸气量均超过设计值,平均闪蒸气量大约在 $1\,000 \sim 2\,000 \text{ m}^3/\text{h}$ (见表1),其中一部分进入尾气焚烧炉助燃,其余通过火炬系统放空,放空损失量大约在50%左右。按每列装置闪蒸气有 $500 \text{ m}^3/\text{h}$ 进入火炬,则每年损耗天然气超过 $3\,900 \times 10^4 \text{ m}^3$ ^[4]。闪蒸气焚烧后,产生大量的 CO_2 和 SO_2 等有毒有害气体,造成大气严重污染。

表1 联合装置各系列闪蒸气放空统计

装置位号	入尾炉闪蒸气/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	入火炬闪蒸气/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	闪蒸气损失比例/(%)
111系列	846.1	782.6	48.05
112系列	820.5	755.4	47.93
121系列	918.1	802.1	46.63
122系列	858.9	760.0	46.95
131系列	715.5	648.9	47.56
132系列	705.8	529.1	42.85
141系列	775.5	743.8	48.96
142系列	800.5	750.1	48.37
151系列	1\,250.6	1\,102.8	51.21
152系列	1\,542.0	896.8	52.65
161系列	955.6	925.6	48.41
162系列	1\,000.5	830.58	48.06
平均值	882.47	830.58	48.14

2.2 闪蒸气损耗控制技术

根据净化厂生产运行和优化调整经验,从闪蒸罐运行参数优化、胺液品质控制优化、消泡剂加注优化、流程改造等几方面对闪蒸气量进行控制。

2.2.1 优化闪蒸罐运行参数

影响富液闪蒸气量的重要参数包括闪蒸罐压力、闪蒸罐液位。闪蒸罐压力越高,闪蒸气量越小,闪蒸罐液位越低,富胺液在闪蒸罐内停留的时间越短,闪蒸气量也越小。结合生产实际,将闪蒸气压力由 0.6 MPa 提高到 0.65 MPa ,闪蒸罐液位由50%左右降低至30%运行。优化后闪蒸气量略有下降。

2.2.2 优化胺液品质

胺液品质与净化装置脱硫系统的运行关系密切,溶液品质越差,脱硫系统越容易发泡,闪蒸气量越大^[5]。根据生产经验,如果脱硫系统发泡,闪蒸气量会由 $1\,000 \text{ m}^3/\text{h}$ 增加到 $4\,000 \text{ m}^3/\text{h}$,闪蒸气至火炬的控制阀开度会增大至100%。系统中,导致胺液品质变坏的主要原因是原料气夹带杂质进入系统,胺液降解产物增多,活性炭过滤效果变差,系统腐蚀产物增多等。针对这些原因对胺液品质进行优化调整,调整后闪蒸气量明显降低。

2.2.3 加注消泡剂

系统发泡时,可以通过加入适量消泡剂的方法,稳定装置的运行参数。当然,消泡剂的加入量和加入频率应控制,否则会对胺液品质带来不利影响。

2.2.4 流程改造

结合净化装置脱硫系统流程,将燃料气管网进行改造,将闪蒸气并入燃料气系统,供给净化厂、集气总站和生产服务中心各燃料气用户。改造流程见图2。

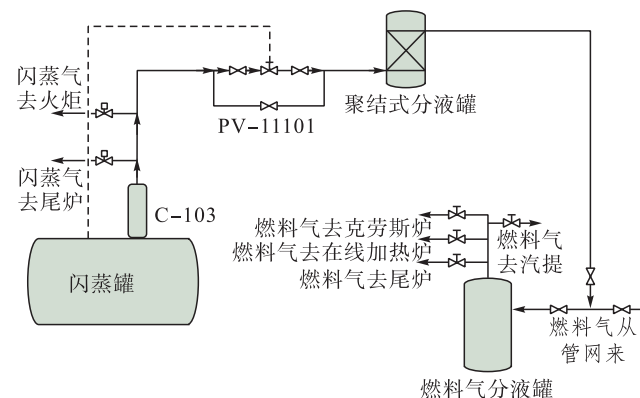


图2 闪蒸气回收利用改造流程

通过改造,闪蒸气回收量明显提高,效果显著:

a) 闪蒸气放空量基本降低为零。单列装置闪蒸气回收量为 $1.2 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,年回收量可达 $438 \times 10^4 \text{ m}^3$ 。

b) 闪蒸气品质得到了提高。闪蒸气吸收塔扩径后,闪蒸气中 CO_2 含量范围在 $0.59\% \sim 1.68\%$,甲烷含量范围在 $91.03\% \sim 98.15\%$,热值范围 $33.77 \sim 36.84 \text{ MJ}/\text{m}^3$,硫化氢

含量则由之前的2%~3%降到了1%以内。

c) 减轻环境污染。每年可减少火炬放空量 $5\,200 \times 10^4 \text{ m}^3$, 大大减少了 CO_2 和 SO_2 的排放量。

3 自用气优化控制技术

联合装置自用气用户主要包括硫黄回收单元 Claus 炉, 尾气处理单元加氢炉、尾气焚烧炉等^[6]。根据生产经验, 单套生产装置实际消耗的天然气都比设计值高^[7], 根据计算, 单套装置每小时多损耗 $1\,020 \text{ m}^3/\text{h}$, 则每年全套装置损耗天然气约 $4\,467.6 \times 10^4 \text{ m}^3$ 。由于 Claus 炉正常生产不使用燃料气, 可以着重对加氢炉和尾气焚烧炉进行优化控制, 降低燃料气的使用量。

3.1 加氢炉优化调整

根据加氢炉的工艺设计, 对加氢炉出口温度进行调整, 由原来的 $260 \sim 280 \text{ }^\circ\text{C}$ 降低至 $245 \sim 250 \text{ }^\circ\text{C}$, 温度降低了 $10 \sim 35 \text{ }^\circ\text{C}$, 燃料气消耗减少 $100 \sim 200 \text{ m}^3/\text{h}$ (见表 2)。经过计算, 全年整套净化装置可减少燃料气消耗约 $1\,576.8 \times 10^4 \text{ m}^3$ 。

表 2 加氢调整前后对比表

对比项目	优化前	优化后	差值
加氢炉出口温度 / $^\circ\text{C}$	260 ~ 280	245 ~ 250	10 ~ 35
助燃空气流量 / $(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	4 500 ~ 5 100	3 600 ~ 3 800	700 ~ 1 500
燃料气流量 / $(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	600 ~ 680	480 ~ 500	100 ~ 200

3.2 尾气焚烧炉优化调整

针对尾气焚烧炉配风, 燃料气量进行了优化调整, 调整后燃料气用量大为减少。为了确保尾气中含硫化化合物的充分燃烧, 维持炉膛温度在 $640 \sim 650 \text{ }^\circ\text{C}$ 范围 (见表 3)。由于过程气量的减少, 尾炉助燃空气减少约 $1\,000 \sim 6\,000 \text{ m}^3/\text{h}$, 燃料气消耗减少约 $100 \sim 400 \text{ m}^3/\text{h}$, 全厂按 5 套装置运行, 每年可减少燃料气消耗约 $2\,628 \times 10^4 \text{ m}^3$ 。

表 3 尾气焚烧炉调整前后对比表

对比项目	优化前	优化后	差值
炉膛温度 / $^\circ\text{C}$	640 ~ 650	640 ~ 650	-
助燃空气流量 / $(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	36 000 ~ 38 000	32 000 ~ 35 000	1 000 ~ 6 000
燃料气流量 / $(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	2 700 ~ 2 900	2 500 ~ 2 600	100 ~ 400

4 结论

a) 对普光气田天然气净化厂的原设计工艺流程和

开停工过程进行分析研究, 通过增加开工产品气反充压线, 改进富液闪蒸气放空流程, 增加闪蒸气分液和燃料气伴热等方案, 确保了闪蒸气的安全回收和燃料气用户的平稳运行。该方案运用后, 每年可减少天然气损耗约 $4\,525.2 \times 10^4 \text{ m}^3$ 。

b) 在原设计基础上对联合装置加氢炉、尾气焚烧炉的运行进行优化操作, 每小时节约燃料气用量约 600 m^3 。氮气、蒸汽、用电等能耗明显降低。

c) 天然气损耗控制技术投用后, 降低了酸性气 CO_2 含量, 减少了闪蒸气放空和自用气消耗等措施, 每年可减少 CO_2 排放量约 $21.39 \times 10^4 \text{ t}$, 大大减轻了环境污染。

参考文献:

- [1] 吴基荣, 毛红艳. 高含硫天然气净化新工艺技术在普光气田的应用[J]. 天然气工业, 2011, 31(5): 99-102.
Wu Jirong, Mao Hongyan. Application of New Technologies on High H_2S Gas Conditioning in the Puguang Gas Field[J]. Natural Gas Industry, 2011, 31(5): 99-102.
- [2] 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.
Pei Aixia, Zhang Lisheng, Yu Yanqiu, et al. Application and Research of High Sulfur Content Gas Desulfurization and Decarbonization Process on the Puguang Gas Field[J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2012, 41(1): 17-23.
- [3] 路秀林, 王者相. 化工设备设计全书——塔设备[M]. 北京: 化学工业出版社, 2004.
Lu Xiulin, Wang Zhexiang. Book of Chemical Equipment Design: Tower Equipment[M]. Beijing: Chemical Industry Press, 2004.
- [4] 陆德民, 张振基. 石油化工自动控制设计手册[M]. 北京: 化学工业出版社, 2011.
Lu Demin, Zhang Zhenji. The Manual for Automatic Control Design in the Petrochemical Industry Engineering[M]. Beijing: Chemical Industry Press, 2011.
- [5] 张晓刚, 范冬立, 刘新岭, 等. 特大型高含硫天然气净化厂安全放空与火炬系统设计解析[J]. 天然气工业, 2012, 32(1): 90-93.
Zhang Xiaogang, Fan Dongli, Liu Xinling, et al. Design of Safe Vent and Flare System for Oversize High Sour Natural Gas Purification Plant[J]. Natural Gas Industry, 2012, 32(1): 90-93.
- [6] Law D. New MDEA Design in Gas Plant Improves Sweetening, Reduces CO_2 [J]. Oil and Gas, 1994, 92(35): 83-85.
- [7] Mackenzie D H, Prambil F C, Daniels C A. Design and Operation of a Selective Sweetening Plant Using MDEA [R]. Texas: Bryan Research & Engineering Inc, 1987.