

大涝坝集气处理站分子筛脱水工艺流程改造

付秀勇¹ 叶帆¹ 郭江²

(1. 中国石化西北分公司雅克拉采气厂 2. 中国石化西北分公司特种工程管理中心)

摘要 大涝坝集气处理站通过增设一台同型号的干燥塔,将原两塔脱水流程改造为三塔流程后,有效解决了原分子筛脱水系统超负荷运行问题。使脱水后原料气的水露点满足了轻烃回收的露点要求,既确保了装置平稳运行,又使收率和轻烃产量大幅提高;既停运了甲醇加注系统,降低了运行成本,又能有效回收冷吹过程中的热量,降低了能耗。其节能降耗、降本增效效果较为显著,改造较为成功,为类似问题的处理积累了经验。

关键词 大涝坝气田 分子筛脱水 两塔流程 三塔流程 改造 轻烃回收装置

大涝坝凝析气田位于新疆阿克苏境内,其2005年9月建成投运的大涝坝集气处理站(简称:大站)是集凝析油稳定、轻烃回收于一体的综合性凝析气处理装置。设计天然气处理量 $25 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ ($1 \pm 20\%$),年产凝析油 $8 \times 10^4 \text{ t}$ 。该装置采用冷凝分离法回收轻烃,原料气在高压段脱水后(运行压力 6.0 MPa),经膨胀制冷回收轻烃,设计 C_3 收率 82.1%。由于大站在建站期间打生产井时,发现了新的油气层位,故将其进站井数由原设计 8 口临时增至 10 口。装置投运后,天然气处理系统超负荷运行,脱水后水露点高达 -40°C (设计 -80°C),严重制约了装置安全平稳高效运行。

1 原分子筛脱水工艺流程

大涝坝站脱水系统原设计为两塔分子筛脱水流程,切换周期 8 h,采用差压再生^[1]工艺,即原料气吸附压力为 6.0 MPa,再生压力为外输压力(2.8 MPa),其单塔循环为:加热再生→冷吹→充压→并流切换→吸附→卸压后准备再生。其脱水工艺流程见图 1,流程描述如下:

(1)再生:外输干气(35°C)经差压调节阀产生 0.2 MPa 压差的同时控制轻烃装置运行压力在 2.8 MPa。再生气经加热至 $230^\circ\text{C} \sim 260^\circ\text{C}$ 从底部进入 B 塔,将分子筛吸附的水分脱出,出塔再生气经冷凝分离脱水后进入外输气管网回收利用。

(2)冷吹:B 塔再生完毕后,开启 V03 阀,关闭 V02 阀,使干气(35°C)经加热器旁通进入 B 塔冷吹,使 B 塔分子筛床层冷却至初始吸附温度,准备下一次吸附过程。

(3)升压:B 塔冷吹结束后,开启 V04 阀,关闭 B02、B03 阀,将再生气切换出 B 塔。然后开启 V01 阀缓慢将 B 塔充压至原料气吸附压力 6.0 MPa。

(4)并流:B 塔充压完毕后,关闭 V01 充压阀,开启 B01、B05 阀,使 A、B 塔并流吸附运行。

(5)切换:当 A、B 塔并流运行稳定后,关闭 A01、A05 阀,切换为 B 塔吸附,A 塔准备再生。

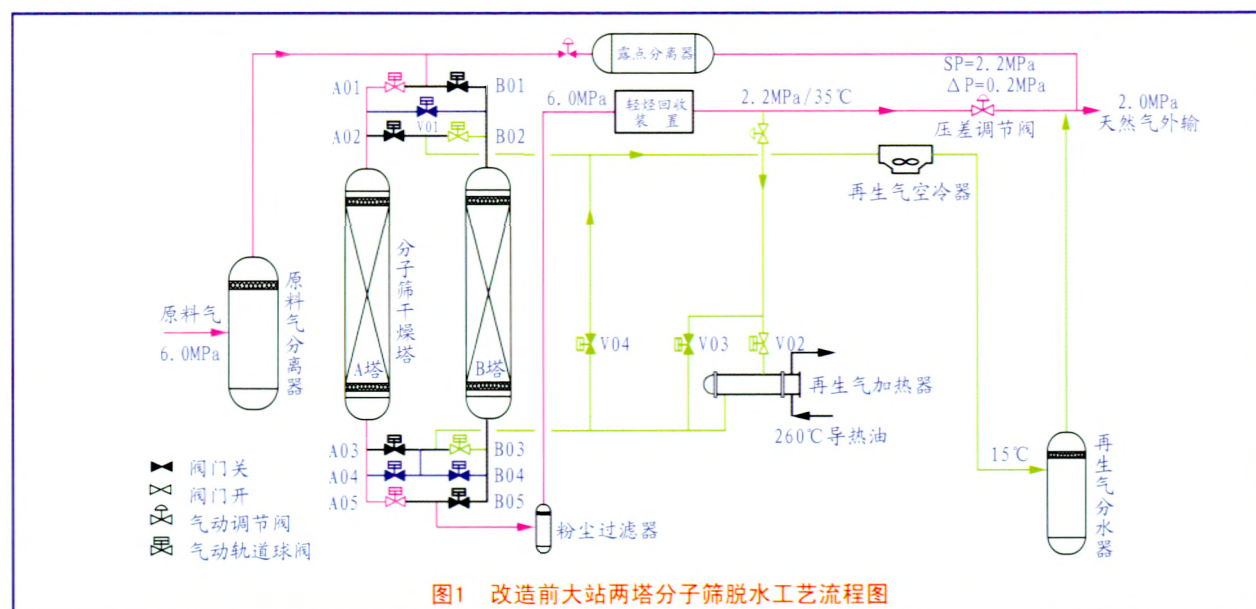
(6)泄压:A、B 塔切换完毕后,开启 A04 泄压阀对 A 塔泄压至再生气压力 2.8 MPa,准备再生。

表 1 干燥塔切换步骤/时间对应表

| 分子筛干燥塔切换步骤 | 所用时间 |
|-------------------------|--------|
| 热吹(再生) | 4.0 h |
| 吸附 | 冷吹 |
| | 3.0 h |
| | 升压 |
| | 25 min |
| 并流吸附 10 min 后 A、B 塔进行切换 | 10 min |
| 泄压(准备再生) | 开始吸附 |
| | 25 min |

2 存在问题

大站投运后,天然气处理量很快升至 $40 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,脱水系统严重超负荷运行,已无法满足生产需求,主要表现为:



(1) 脱水效果差: 原料气进气量为原设计处理能力的 160%, 脱水后原料气的水露点高达 -40°C (设计 -80°C)。常发生脱乙烷塔顶部 (2.2 MPa 、 -60°C) 水合物冻堵而停车解堵, 累计造成轻烃回收单元停运 350 h, 损失轻烃约 290 t。

(2) 分子筛破碎较严重: 原干燥塔填充的是条型 4A 分子筛, 其机械强度较差。处理量增大后, 将干燥塔的切换周期由设计的 8 h 缩短至 6 h (见表 2), 则干燥塔的热吹、冷吹、充压、卸压时间相应大幅缩短, 分子筛因温度、压力急剧变化而破碎的速度加快, 且处理量增大后原料气吸附时流经分子筛床层的线速度大幅增加, 也加剧了分子筛破碎的风险。装置投运后, 干燥塔后的粉尘过滤器多次堵塞, 分子筛破损现象较严重。

表 2 调整后的干燥塔切换步骤/时间对应表

| 分子筛干燥塔切换步骤 | | 所用时间 |
|-------------------------|--------|--------|
| 吸附 | 热吹(再生) | 3.0 h |
| | 冷吹 | 2.5 h |
| | 升压 | 10 min |
| 并流吸附 10 min 后 A、B 塔进行切换 | | 10 min |
| 泄压(准备再生) 开始吸附 | | 10 min |

(3) 装置轻烃收率下降: 为满足热吹和冷吹的时间缩短后干燥塔的再生需求, 需提高再生气的气量, 即需将再生气的压差由 0.2 MPa 升至 0.4 MPa , 轻烃回收单元的回压相应增加, 则膨胀机的运行效率和装置轻烃收率相应下降。且为避免脱乙烷塔顶

频繁发生冻堵, 确保膨胀机和装置的安全平稳运行, 不得不将膨胀机的膨胀比由 3.05 降低至 2.5, 制冷温度由 -64°C 降低至 -40°C , 轻烃产量减少 6 t/d 左右。

(4) 运行成本增加: 为了避免轻烃回收装置发生冻堵而频繁停车, 需 24 h 对低温分离系统注甲醇防冻, 加注量为 25 l/h, 增加了操作成本。

3 分子筛脱水工艺的改造

为解决两塔脱水工艺超负荷运行的问题, 需对原脱水工艺进行改造。

3.1 改造方案

经多方案比选后, 决定在原两塔的基础上增加一台同规格分子筛干燥塔, 即将“两塔流程”改为“三塔流程”, 改造后的流程见图 2。由于改造后三塔流程仍为压差再生工艺, 故单塔循环过程与双塔流程相同, 即为: 吸附→卸压→加热再生→冷吹→充压→吸附。以 A 塔吸附、B 塔冷吹、C 塔再生为例, 该三塔流程的切换步骤描述如下(切换步骤/时间对应见表 3):

(1) 吸附: 高压原料气 (6.0 MPa) 自上而下通过 A 塔, 经过分子筛床层吸附脱水后的原料气进入轻烃回收单元膨胀制冷回收轻烃。

(2) 再生: 通过压差调节阀从外输干气中引部分再生气 ($2.4\text{ MPa}/35^{\circ}\text{C}$) 对 B 塔进行冷吹, 冷吹后

的热气经加热至 240℃ 后又对 C 塔进行热吹再生, 将 C 塔分子筛床层中吸附的水分脱出。热吹后的再生气经冷却脱水后进入干气外输管网。

(3) 升压: B 塔冷吹结束时, C 塔也热吹(再生) 完毕。在进行吸附切换前需开启充压阀将 B 塔由 2.4 MPa 充压至原料气压力 6.0 MPa。

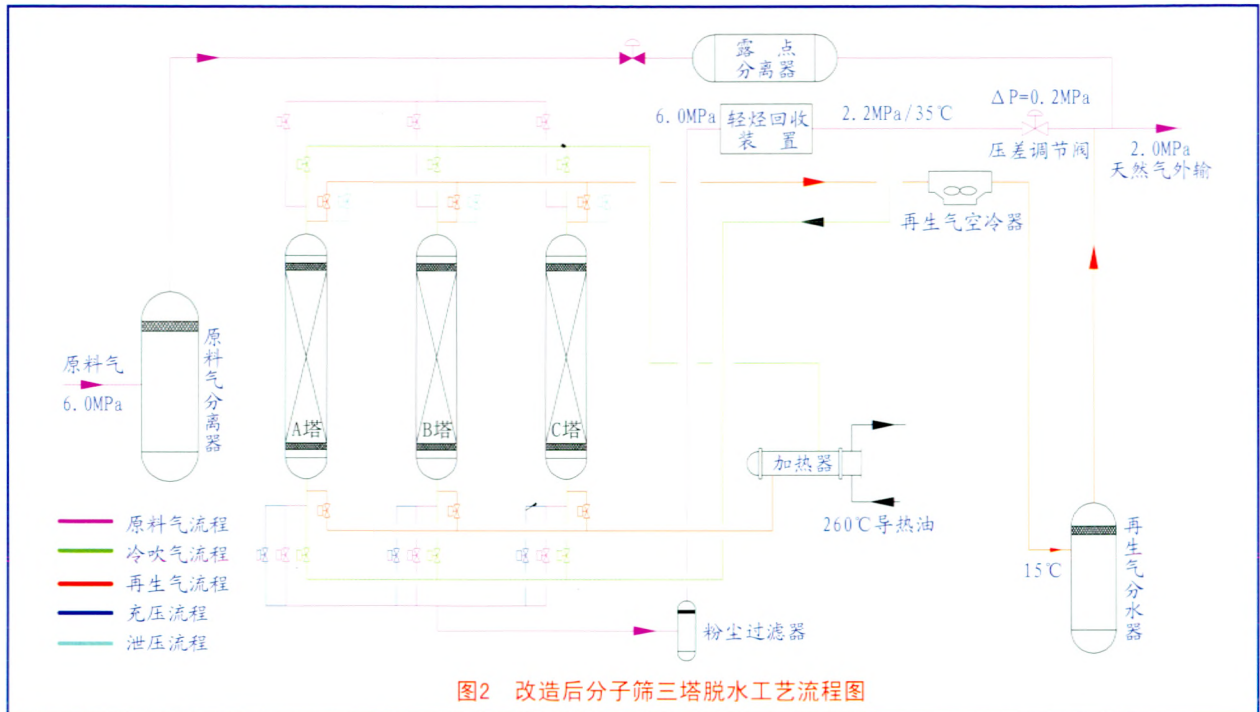


图2 改造后分子筛三塔脱水工艺流程图

(4) 并流切换: B 塔充压结束后, 关闭其充压阀, 然后打开其吸附流程进出口阀, 将 A、B 两塔并联运行 10 min 后, 切换为 B 塔单独吸附;

(5) 泄压(准备再生): A 塔吸附流程切换完毕后, 开启泄压阀将其压力由 6.0 MPa 泄压至再生气压力 2.4 MPa, 然后进行热吹(再生), 同时 C 塔也开始进行冷吹。此时, 便切换为 B 塔吸附、C 塔冷吹、A 塔再生的流程, 如此循环。

表3 三塔流程切换步骤/时间对应表

| A 塔 | B 塔 | C 塔 | 所用时间 |
|---------------|-----|--------|--------|
| 吸附 | 冷吹 | 热吹(再生) | 5 h |
| | 升压 | 等待冷吹 | 25 min |
| 并流 10 min 后切换 | | 等待冷吹 | 10 min |
| 泄压(准备热吹) | 吸附 | 等待冷吹 | 25 min |

同时, 将原条型的 4A 分子筛更换为机械强度更高的颗粒型 4A 分子筛, 以提高其在原料气流经分子筛床层时线速度增大后的抗破损能力, 延长其使用寿命和装置平稳运行的周期。

3.2 改造后运行效果

三塔流程改造完成后, 单塔分子筛吸附时间定为 6 h, 再生、冷吹时间延长至 5 h, 升压、泄压时间调整为 25 min(详见表 3), 投运后效果良好, 表现为:

(1) 水露点由改造前的 -40°C 降低至 -90°C , 满足设计的水露点要求, 使脱水系统超负荷运行的问题得以解决。

(2) 甲醇加注系统停止运行, 每日节约甲醇 600 L, 节约用电 48 kWh; 同时, 脱乙烷塔顶水化物冻堵问题得到解决, 避免了轻烃回收装置因冻堵而停车, 减少了因此而造成的轻烃损失。

(3) 将再生、冷吹、充压、泄压时间延长后, 有效缓解了分子筛因温度、压力急剧变化而造成的破碎问题。三塔流程自 2006 年 12 月初投运后, 干燥塔后的粉尘过滤器滤网至今未出现堵塞现象, 说明分子筛在高压、高压差、高温差等恶劣环境下仍得到了有效保护。

(4) 由于脱水效果较好, 通过调整了轻烃回收单元工艺参数, 提高膨胀机的膨胀比等措施, 将装置制冷温度由 -40°C 降至 -70°C , 轻烃产量提高 10 t/

d. 以 3500 元/t 计, 每日创效 3.5 万元。

3.3 经验与认识

(1) 三塔流程可同时进行一塔吸附、一塔再生、一塔冷吹, 相当于将原两塔流程的再生速度提高了近一倍。一方面在处理量相同时, 可使单塔的再生和冷吹时间更长, 起到提高再生效果和保护分子筛的作用; 另一方面在满足脱水效果的前提下可将单塔的切换周期缩短, 即可将其处理能力提升至原来的两倍左右 ($50 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$)。

(2) 三塔流程采用冷吹后的热气进行再生, 有效利用了热能。经计算, 采用三塔流程循环换热工艺较两塔流程能节约 59% ~ 65% 的能量^[3]。

(3) 装置在改造期间试压时, 发现许多切换阀不同程度出现了内漏(为某厂的金属硬密封型高温球阀)。其中内漏较严重的塔, 由于高压原料气窜入低压再生气系统, 最高再生温度只能达到 140℃ (正常时为 230℃)。虽然在目前的处理量和运行周期下脱水后水露点能满足生产要求, 但仍存在较大的运行风险。差压再生工艺的高温 and 高压差运行工况对阀门的要求较高(阀门内漏的风险更大), 故采用质量较好的进口球阀较为可靠。而若要更换阀门, 则三塔流程需更换 24 个切换阀, 较两塔流程多 10 个, 投资较高。故雅站采用两塔流程差压再生工艺 + 进口轨道球阀的成功经验值得新建装置借鉴^[1]。

(4) 膨胀机运行后(转速 58 000 r/min), 从膨胀/压缩机增压端引的再生气温度高达 50℃ 左右, 则用其冷吹后分子筛床层的温度一般为 60℃ 左右, 较原料气温度(35℃)高 25℃。在干燥塔切换时, 对轻烃回收装置的温度冲击较大, 造成装置参数有一定波动, 影响收率。建议在新建类似装置时, 考虑冷吹再生气的冷却问题。

4 结 论

通过对大站分子筛脱水装置两塔变三塔流程的改造, 有效解决了原脱水系统超负荷问题, 使脱水后的原料气水露点满足了装置要求, 既确保了装置平稳运行, 又使装置收率大幅提高, 并提高了装置轻烃产量、降低了能耗, 改造较为成功, 为处理类似问题

积累了一定经验。

参 考 文 献

- 1 付秀勇等. 雅克拉凝析气田高压脱水工艺的成功应用. 天然气工业, 2007, 27(3)
- 2 王正才等. 天然气深冷处理装置分子筛循环换热节能脱水工艺研究[J]. 石油与天然气化工, 2006, 35(4): 264 ~ 266
- 3 大涝坝集气处理站二期技改方案设计

作 者 简 介

付秀勇: 1982 年生, 助理工程师; 2004 年毕业于原西南石油学院油气储运工程专业。地址: (842015) 新疆维吾尔自治区库车县塔北邮电所雅克拉采气厂。电话: 15309969926。E-mail: fxyong1215@163.com

收稿日期: 2007-02-05

编辑: 康 莉