

在该处理装置设计时,拟合的进站混合天然气组分中 C₃、C₄ 与 C₅ 只有 2.36% 左右,而目前通实际进站混合天然气中 C₃、C₄ 与 C₅ 却有 3.04% 左右。通过 HYSYS 在制冷单元最大负荷下,对重接触塔和脱乙烷塔的处理能力进行复核,制冷单元关键塔器重接触塔气液两相流量均超出设计值。因此,来气组分的变化,导致重接触塔与脱乙烷塔就超出设计负荷,制冷单元系统波动,液烃产品不合格的原因之一。

2.2 冷箱流道脏堵的影响

该 DHX 制冷单元冷箱采用多股流板翅式换热器,共有 6 个流道且相互作用,充分利用天然气及凝液复热,冷量回收,降低装置运行能耗。冷箱各流道换热图(如下图),冷箱各个流道相互影响,任一流道发生变化,制冷系统各个流道温度都会发生变化,偏离稳定工况下的运行值,导致整个制冷系统处于不稳定状态。该设施运行过程中,制冷 A 套 A 流道入口滤器损坏,造成杂质进入冷箱 A 流道,堵塞冷箱,影响制冷单元通过量,严重影响各流道换热。

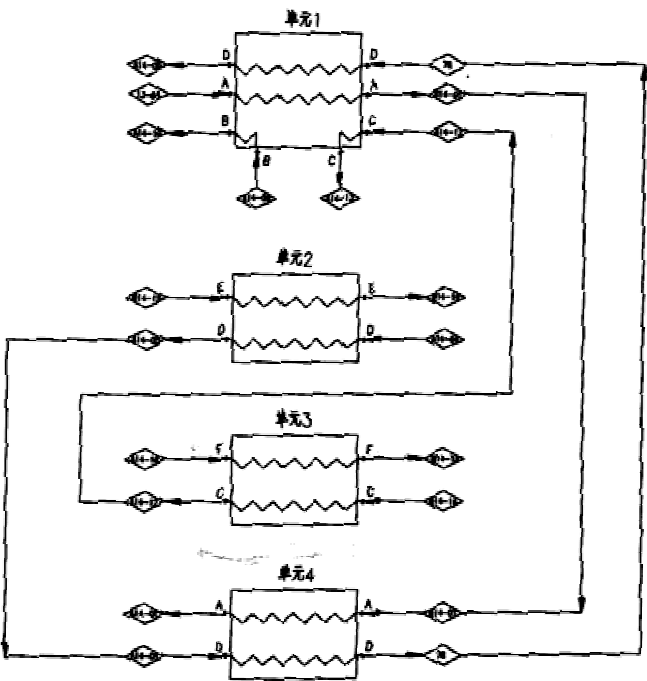


图 2 冷箱各流道换热图

2.3 分子筛切换导致入口温度升高

由于脱水单元分子筛在再生冷吹过后切换至正常吸附流程时,短时间内分子筛内的热量会随着天然气进入到制冷单元入口,导致制冷单元入口温度瞬时升高近 10℃,制冷系统参数发生较大波动。制冷系统平

衡破坏,导致整个制冷系统处于不稳定状态。

表 2 冷箱设计参数表

序号	流道	介质	操作温度 (℃)		操作压力 (MPa)	
			进口	出口	进口	出口
1	A	天然气	29	-40	6.58	6.52
2	B	凝液	-55.87	10	3.43	3.40
3	C	凝液	-73.14	-10	3.40	3.34
4	D	凝液	-75	22	3.10	3.04
5	E	凝液	-39.45	-70	3.17	3.14
6	F	凝液	-25.11	-39.45	3.2	3.17

2.4 制冷单元关键参数不合理

DHX 制冷单元流程热源只有一个,即脱乙烷塔底重沸器,在制冷单元其他参数基本不变的情况下,脱乙烷塔底重沸器提供热量的多少即成为制冷单元正常运行的关键,系统运行过程中,由于重沸器温控阀门波动大,脱乙烷塔底重沸器提供热量变多,出现在平稳运行时制冷单元回温的情况,直接导致液烃产品质量变差。

2.5 上游来气量波动

为了进一步分析上游来气量出现波动对制冷单元造成的影响,对海管上岸调压阀 PV-1111/1/2 进行试验,通过将 PV-1111 投手动调节处于较稳定状态与目前工况下对比,调整后运行更加平稳,液烃产品中 C₂ 含量也明显下降。

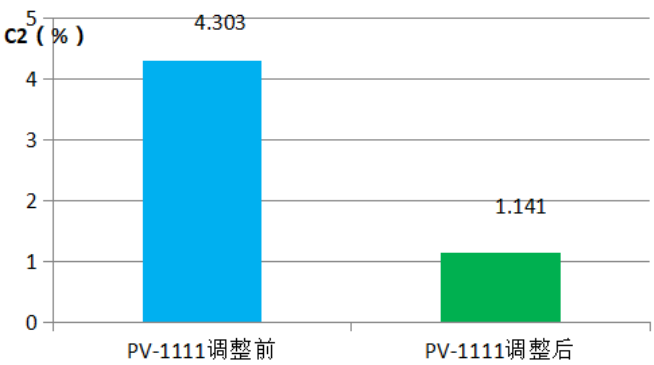


图 3 PV-1111 调整前后效果对比图

2.6 脱乙烷塔压力变化

对制冷单元实际运行参数分析对比时发现,当制冷单元处理量出现较大变化时,脱乙烷塔来液量也随

之变化,脱乙烷塔塔底的液相出现周期性波动,脱乙烷塔压力也跟随周期性波动。

3 液态产品不合格的解决措施

针对 DHX 制冷系统运行过程中液态产品不合格的问题,采取以下方式:

3.1 制冷单元更换处理量更大的重接触塔和脱乙烷塔(或将塔器内填料进行换型)

进站混合天然气组分变化使制冷单元 A 流道入口重组分比原设计增多,为保证重接触塔和脱乙烷塔不超设计处理量更换处理量更大的重接触塔和脱乙烷塔,或将塔器内填料更换为处理能力更高效的填料是应对来气组分的变化。

3.2 对制冷单元 A 套 A 流道进行反向爆破吹扫

同等条件在设计 86% 处理量下 A 冷箱 A 流道压差达到 300kPa,而 B 套冷箱 A 流道压差只有 150kPa,采用回温反向爆破吹扫 A 冷箱 A 流道可一定程度上解决 A 流道脏堵问题,提高 A 冷箱换热效果。

3.3 分子筛切换过程中,增加两塔同时吸附的时间,降低制冷入口温度波动

为了解决切换分子筛对制冷单元入口温度造成的冲击,分子筛切换过程中增加两塔吸附环节,在两塔吸附过程中,出口天然气的温度能相互平衡,进而减少制冷单元入口温度波动。

3.4 在制冷系统出现波动时,人为调节 TV-1464 阀门及调整其 PID,确保制冷系统热量不会发生较大波动

制冷系统波动如果不加以干预往往会形成叠加造成更大的系统波动,严重时会导致系统回温,液态产品回收率降低。当系统出现波动时,脱乙烷塔底重沸器操作温度也会出现大幅波动,此时需手动控制温控阀门开度,避免脱乙烷塔底重沸器操作温度出现剧烈波动,保证温度稳定。

3.5 中控优化调整 PID,检查维修海管上岸压力调节阀 PV-1111/1/2 阀门调节性能

上岸调压阀 PV-1111/1/2 波动造成上岸至 J-T 阀段的压力不稳定,从而造成制冷单元的压力跟随波动。通过检查 PV-1111/1/2 阀门状态和优化调节阀 PID 参数,减少 PV-1111/1/2 阀后压力波动,保证制冷系统稳定运行。

3.6 脱乙烷塔压力变化时,通过手动调整流程,控制 J-T 阀与膨胀压缩机设点,保证脱乙烷塔压力

脱乙烷塔压力是影响 DHX 制冷系统平稳的重要因素,脱乙烷塔没有压力控制阀无法直接实现压力控

制。为保证脱乙烷塔压力,通过增大 J-T 开度,降低进入膨胀机的气量,减少系统冷量,牺牲部分 C₃ 回收率,但可以保证液烃产品合格。

4 效果验证

按照上述方法在 DHX 制冷系统运行过程中,对流程进行调整。经过四个月测试跟踪,液烃产品化验结果良好,未出现液烃产品不合格的情况,液烃产品中 C₂ 也都控制在了 4% 以下,具体效果如下表:

表 3 9 月 -12 月液烃产品 C₂ 含量调查表

时间	液烃产品中 C ₂ (%)	时间	液烃产品中 C ₂ (%)	时间	液烃产品中 C ₂ (%)	时间	液烃产品中 C ₂ (%)
9 月 2 日	2.34	10 月 2 日	3.02	11 月 2 日	1.65	12 月 2 日	3.82
9 月 6 日	1.21	10 月 6 日	2.45	11 月 6 日	3.81	12 月 6 日	1.24
9 月 10 日	1.74	10 月 10 日	1.02	11 月 10 日	3.51	12 月 10 日	3.48
9 月 14 日	3.55	10 月 14 日	1.07	11 月 14 日	2.21	12 月 14 日	1.03
9 月 18 日	1.13	10 月 18 日	1.14	11 月 18 日	3.68	12 月 18 日	2.58
9 月 22 日	1.06	10 月 22 日	2.18	11 月 22 日	1.14	12 月 22 日	1.46
9 月 26 日	2.62	10 月 26 日	3.33	11 月 26 日	3.12	12 月 26 日	1.78
9 月 30 日	1.16	10 月 30 日	3.36	11 月 30 日	1.49	12 月 30 日	1.18

5 总结

通过对天然气处理 DHX 制冷系统整体分析研究,找出制冷系统稳定性差、液态产品不合格的可能主要原因,并逐一分析验证,制定相应解决措施。通过增加分子筛切换两塔同时吸附时长降低制冷入口温度波动,手动控制 J-T 阀和膨胀机设点保证脱乙烷塔压力,调节脱乙烷塔底重沸器温控阀减少制冷系统供热波动,检查维修上岸压力调节阀四项措施解决了制冷系统稳定性差、液态产品不合格问题。并结合上岸天然气组分实际与设计差别提出更换处理能力更大的重接触塔和脱乙烷塔(或更换更高效内部填料)和 A 冷箱 A 流道反向爆破吹扫的进一步解决方案,对于同类天然气处理装置具有一定的借鉴意义。

参考文献:

- [1] 王沐云.DHX 工艺在膨胀制冷轻烃回收装置上的应用[J].石油与天然气化工,2018(047):004.
- [2] 王铁军等.中海石油深水天然气珠海高栏终端工艺部分说明书[Z].