

大型乙烷回收装置工艺关键参数的模拟与分析

毛 彬

中原油田分公司天然气处理厂 河南 濮阳 457000

【摘要】：上古天然气处理总厂采用“混合冷剂制冷+膨胀制冷+双气过冷+低温精馏”工艺回收天然气中 C2+ 组分，精馏分离后得到贫气、乙烷、液化气、稳定轻烃等产品。总厂四列装置已投产运行三年多，期间，D 列装置出现天然气处理量低于其余三列装置、提产困难的现象，导致处理量、产量低。鉴于此，亟需通过 HYSYS 软件模拟，优化相关工艺同时对设备进行检修、改造，以提高上古天然气处理总厂液烃产量。

【关键词】：乙烷回收；HYSYS 软件；脱甲烷塔；二氧化碳；乙烷收率

DOI:10.12417/2811-0536.25.11.09

1 研制背景

1.1 项目简介

长庆上古天然气处理总厂设计天然气处理规模 $200 \times 10^8 \text{m}^3/\text{a}$ ($6000 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$)，设置 ABCD 四列规模为 $50 \times 10^8 \text{m}^3/\text{a}$ ($1500 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$) 天然气处理装置，单列装置操作弹性 70%~110%，包含预处理装置、液烃回收装置、液烃分离装置、贫气增压装置、乙烷脱碳脱水装置、制冷装置尾气处理装置及公用辅助单元。

总厂采用自主研发的“混合冷剂制冷+膨胀制冷+双气过冷+低温精馏”工艺回收天然气中 C2+ 组份，设计液烃产量 $150.2 \times 10^4 \text{t}/\text{a}$ 。该工艺在避免干冰形成的同时，获得了较高的乙烷回收率，达到了 94%。

总厂 2019 年 2 月开工建设，2020 年 10 月一次性投产成功，投产运行至今，装置工艺运行稳定性较好，达到了设计目的，乙烷回收率甚至高于了设计值 92%，达到了 94%。但是，部分设备稳定性较差，比如脱甲烷塔底重沸器出现过 3 次泄漏的情况，究其原因一是冷箱特殊的结构和钎焊制造工艺，难免在生产过程中存在小的瑕疵和缺陷；二是由于受温差应力的影响。生产运行中冷剂系统不稳定，及装置提降产、降复温、停开车等参数调整的过程中，塔底增压泵的启停、冷剂压缩机负荷控制、上下游流程的截断与否等操作未能及时有效的控制甲烷塔底、小冷箱的温度变化，设备受热应力冲击，日积月累，最终导致设备在较大的温差应力下损坏泄漏。再比如，冷剂压缩机组在运行初期由于机械结构缺陷、控制逻辑设计不合理等抗冲击能力差的问题，导致非计划停车频发，装置运行不稳定。后经增大推力盘、增大轴瓦截面积、优化平衡盘密封等一系列优化实施，冷剂压缩机稳定性大幅提高。

总厂主要依托长庆油田苏里格气田、神木气田、榆林气田、子洲气田等上古气藏天然气资源，共设置 4 个气源点，分别为榆林末站、榆林第二末站、榆林

处理厂、长北处理厂，进行深冷凝液回收。受上游气田季节性产量变化、检修、故障、气质贫富程度影响，总厂时常会面临原料气量不稳不足、压力波动、及原料气 C2+ 低于设计水平等问题。设计原料气乙烷含量 4.4495%，2022 年原料气乙烷含量均值为 4.14%，低于设计指标，影响收率和产量。

装置主要能耗为大型设备的电耗，2022 年满负荷运行（外理量、产量均达到设计水平），共耗电 7.73 亿千瓦时。其次为供热系统的燃气消耗，2022 年共耗气 5006 万方。

1.2 存在问题

1.2.1 处理量、产量低

总厂四列装置已投产运行三年多，期间，D 列装置出现天然气处理量低于其余三列装置、提产困难的现象。四列装置设计天然气总处理量 $6000 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，每列装置 $1500 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，但实际满负荷运行过程中 D 列装置平均处理量仅为 $1398 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，较其余每列装置少 $120 \sim 155 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，气态乙烷产量少 $6 \sim 13 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，液烃产量少 $36 \sim 59 \text{t}$ 。

1.2.2 装置收率相对较低

四列装置投产初期因膨胀机未投运，是 J-T 阀模式运行，因此装置冷量不足，整体收率在 85% 左右。膨胀机投运后，装置收率提升到 92%，后经过冷剂配比、回流量、压力、温度等参数调整，平均收率提升到了 94% 以上。但是 D 列装置收率一直低于其他三列，为 93%。

1.3 装置问题原因分析

1.3.1 处理量、产量低的原因分析

D 列装置天然气处理量在低于其余三列 $120 \sim 155 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 情况下，原料气冷箱流道和入口过滤器压差均高于其余三列 $5 \sim 88 \text{KPa}$ 和 $102 \sim 117 \text{KPa}$ ，原

料气冷箱流道及入口过滤器有杂质堵塞的情况，压损达到了 321KPa。其次，D 列装置至取气管线距离最远，管线的直管阻力损失和管件的局部阻力损失最大，综合上述两种原因，导致 D 列天然气处理量低，产量也低。

1.3.2 装置收率相对较低原因分析

D 列装置由于天然气处理气量较低，因此膨胀机转速较其他装置均要低一些，导致膨胀机输出膨胀功减少，气体温降不足，膨胀机膨胀端与脱甲烷塔顶温度均比其余三列装置高将近 2~ 3℃，冷量不足导致 D 列装置收率相对较低。

同时，D 列装置低分温度也比其他三列低 1~ 2℃，低分温度主要取决于预冷原料气温度，原料气预冷冷源来自脱甲烷塔顶低温贫气、侧线和低压冷剂，在冷剂负荷相差不大的情况下，低分的温度主要取决于脱甲烷塔温度，即膨胀机提供的冷量。

2 主要技术创新成果

脱甲烷塔操作压力高，则塔顶塔底温度也高，影响明显。脱甲烷塔压力主要取决于达到合理乙烷回收率时的膨胀机膨胀端出口压力。根据上述 D 列装置运行情况、存在问题及原因分析，D 列凝液回收系统的压损较大，在不产生二氧化碳冰堵的前提下，适当降低 D 列脱甲烷塔操作压力，即降低原料气进装置背压，一是能提升装置的处理气量，二是膨胀机具有更高的转速、原料气做更多的膨胀功后得到更多的冷量、降低脱甲烷塔顶温度，提高凝液回收率。

2.1 优化工艺模型

2.1.1 基础数据

天然气处理规模：1440×10⁴m³/d；原料气进装置压力：3.98MPa；原料气进装置温度：10℃；乙烷回收率：94%以上；物性包：Peng-Robinson。

D 列装置原料天然气气质组成：

CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	iC ₄	nC ₄	iC ₅	nC ₅	C ₆	He	H ₂	N ₂	CO ₂
92.739	4.052	0.762	0.145	0.137	0.071	0.033	0.013	0.043	0.016	0.604	1.386

2.2 工艺流程模拟

应用 Aspen HYSYS 软件建立“混合冷剂制冷+膨胀制冷+双气过冷+低温精馏”工艺流程模型，对主冷箱、低温分离器、膨胀机、脱甲烷塔等工艺设备进行模拟计算。在确保没有二氧化碳干冰冻堵和收率在 94%以上的前提下，脱甲烷塔塔压由 2.62MPa 降低至 2.52MPa，模型收敛后的主要计算结果如下：

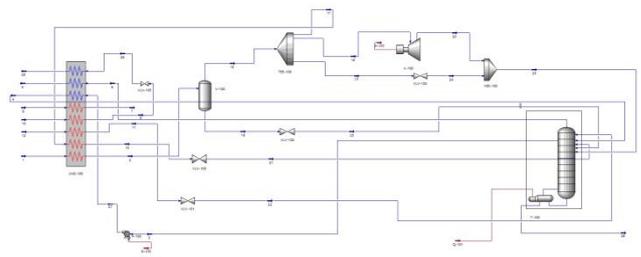


图 1 “混合冷剂制冷+膨胀制冷+双气过冷+低温精馏”工艺流程模拟图

脱甲烷塔压由 2.62MPa 降低至 2.52MPa，原料气 1440×10⁴m³/d，低分温度下降到 -69℃，塔顶膨胀气进料、低分液相进料、回流贫气、过冷原料气温度均下降，分别为 -86.37℃、-82.14℃、-101.8℃、-100.1℃，凝液回收系统冷量充足，冷剂循环量变化不大，略有下降，说明天然气处理量提升气量所需冷量由膨胀机通过原料气的体积功来提供已足够，无需冷剂系统提高制冷负荷。

计算结果显示：脱甲烷塔顶贫气中甲烷摩尔分率 98.22%，乙烷摩尔分率 0.22%，根据原料气气质组成，计算乙烷回收率达到了 94.87%，比原收率 93.74% 高 1.13%。

2.3 装置抗二氧化碳冰堵性能

原料气中二氧化碳含量为 1.386%，凝液回收装置所需冷凝温度较低，进入脱甲烷塔的原料气温度很容易低于二氧化碳的三相点温度，析出固体二氧化碳，造成装置干冰冻堵。

通过大量计算分析发现，不论气质贫富，在乙烷回收率一定的条件下，原料气压力越高，脱甲烷塔塔压越高，塔板温度越高，二氧化碳固体越不易形成；低温分离器温度越低，脱甲烷塔上部气相中的二氧化碳浓度越低，二氧化碳固体越不易形成；回流贫气回流比越大，脱甲烷塔塔板上二氧化碳浓度越低，越不易形成二氧化碳固体。其中，脱甲烷塔塔压是影响二氧化碳固体形成最主要的因素，随之是低温分离器温度、贫气回流量。但是，塔压越高，必然使塔顶塔底温度越高，相对挥发度越低，影响凝液收率；低分温度越低，需要更低的制冷温位，冷剂系统功耗会显著增长，不经济；贫气回流量越大，贫气压缩机功率会持续增加，也不经济。既需要抑制二氧化碳干冰冻堵，又要保证收率，还得考虑能耗，必须将塔压、低分温度、回流比控制在一个合理区间。

D 列装置调整的参数中低分温度降低，回流贫气量有很小增幅，因此对二氧化碳干冰形成无促进作用。

