

轻烃装置低负荷运行核算及优化

邹雪净¹ 李简² 张欢¹ 潘毅²

1.中国石油工程建设有限公司华北分公司 河北沧州 062550

2.国家管网集团工程技术创新有限公司 天津 300450

摘要:为解决轻烃装置在低气量下运行能耗高、收率低的问题,对轻烃装置的关键设备进行低负荷工况的核算,提出改造膨胀机的优化方案。以提高C3回收率和降低能耗为目标,利用HYSYS软件对优化后的流程进行了模拟计算。轻烃装置的C3回收率由56%上升至86%,产品和产量得到了保证;同时减少了原料气压缩机数量,降低了整体装置的运行能耗,提高了经济效益。通过改造膨胀机来适应的轻烃装置低负荷运行,该方法可为同类型轻烃回收装置低负荷运行优化提供解决思路。

关键词:轻烃回收; HYSYS 模拟; 低负荷运行; C3 回收率; 经济性

Calculation and optimization of low load operation of light hydrocarbon plant

Xuejing Zou¹ Jian Li² Huan Zhang¹ Yi Pan²

1. North China Branch, petrochina Engineering and Construction Company Limited, Cangzhou 062550, China

2. National Pipe Network Group Engineering Technology Innovation Co., LTD. Tianjin 300450, China

Abstract: To address the issues of high energy consumption and low yields during low gas volume operation in light hydrocarbon units, the key equipment of the light hydrocarbon unit was analyzed under low-load conditions, and an optimization plan for the expansion compressor was proposed. With the goal of improving C3 recovery and reducing energy consumption, the optimized process was simulated and calculated using HYSYS software. The C3 recovery rate in the light hydrocarbon unit increased from 56% to 86%, ensuring the product quality and yield. Additionally, the number of raw gas compressors was reduced, resulting in lower overall operational energy consumption and improved economic benefits. The modification of the expansion compressor to accommodate low-load operation in the light hydrocarbon unit provides a solution for optimizing low-load operation in similar light hydrocarbon recovery units.

Keywords: Light hydrocarbon recovery; HYSYS simulation; Low load operation; C3 recovery rate; Economy

天然气在我国能源结构中占据重要地位,回收油田伴生气中的液化气和稳定轻烃十分有必要^[1-6]。天然气凝液回收工艺对于提高油气资源的开发利用具有重要意义。轻烃装置运行过程中,往往存在气量和压力等条件的变化,导致装置适应性变差,C3收率降低,能耗升高^[7,8]。国内外学者对于低负荷状态下优化工艺流程做了大量研究^[9]。

本工程从某轻烃装置原料气量减少后,整体装置的适应性入手,利用HYSYS模拟^[11],探寻合适经济的优化思路,解决目前运行能耗高,装置适应性差,产品收率较低的问题,以实现在低气量下轻烃装置的稳定运行,同时降低整体装置运行能耗^[6-8]。

一、工程现状

表1 原料气组分

项目	气量/ $\times 10^4 \text{Nm}^3/\text{d}$	组分/mol%									
		C1	C2	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6	N ₂	CO ₂
1	5.00	80.64	9.39	4.31	1.17	0.99	0.26	0.01	0.01	3.61	0.61
2	28.00	73.49	9.07	4.74	1.54	1.38	0.01	0.40	0.11	8.72	0.54
3	7.00	82.03	8.04	4.10	1.27	1.10	0.01	0.23	0.06	2.74	0.52
4	10.00	87.40	6.90	0.30	0.01	0	0	0	0	5.12	0.27

2.当前工艺流程

某轻烃装置设计处理规模 $120 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 。该装置包括原料气预分离、原料气增压、分子筛脱水、制冷、分馏及产品储运单元,生产合格的干气、液化石油气及稳定轻烃等产品。

由于原料气气量的降低至 $50 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$,当前的运行方式是通过干气回流至原料气压缩机的入口,提高原料气预分离、增压、分子筛脱水、制冷单元的天然气处理量,下游的脱丁烷塔分馏单元、混烃丁烷塔单元运行状况良好。但该工况下需持续开启两台原料气压缩机作为干气回流增压用,由此增加了工厂的运行能耗。

1.基础数据

当前原料气主要由低压气和高压气构成,进气条件如下:低压气约 $45 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$, 4.2°C , 0.54MPa g;高压气 $5 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$, 16.5°C , 2.87MPa g,来气组分见表1。

约 $38 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 低压原料气与从外输气抽出 $30 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$

气共同进入低压进站分离器，气相进原料气压缩机压缩至 2.87MPag 进分子筛入口分离器。分子筛脱水单元来气进冷箱，与重接触塔顶来气和低温分离器分出的凝液换热，经丙烷蒸发器后进冷箱，与重接触塔顶来气和低温分离器分出的凝液换热进低温分离器，分出的气体经膨胀端膨胀进重接触塔底部；低温凝液节流降压进冷箱复热后进脱乙烷塔中部。重接触塔塔顶气经冷箱 III 复热后再进冷箱 II、冷箱 I 复热后，作为干气产品外输；重接触塔塔底凝液进脱乙烷塔顶部。脱乙烷塔顶气经冷箱 III 冷却后节流返回到重接触塔顶部。脱乙烷塔底重沸器液相与高压原料气进站分离器来凝液混

合后，进脱丁烷塔分馏单元后得到液化石油气和稳定轻烃。

二、工艺计算与关键设备评估

1. 评估思路

干气回流再增压是当前工厂能耗较高的主要原因，为减少设备投资及改造范围，解决膨胀机在低负荷下的运转，优先考虑更换小负荷膨胀机和改造膨胀机，该两种方案均需完成 $50 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 负荷下的工艺计算。

2. 模型搭建

根据本项目的气源温度、压力、流量及气源组分数据，并结合已建工艺流程，搭建本项目模拟计算流程如图 1。

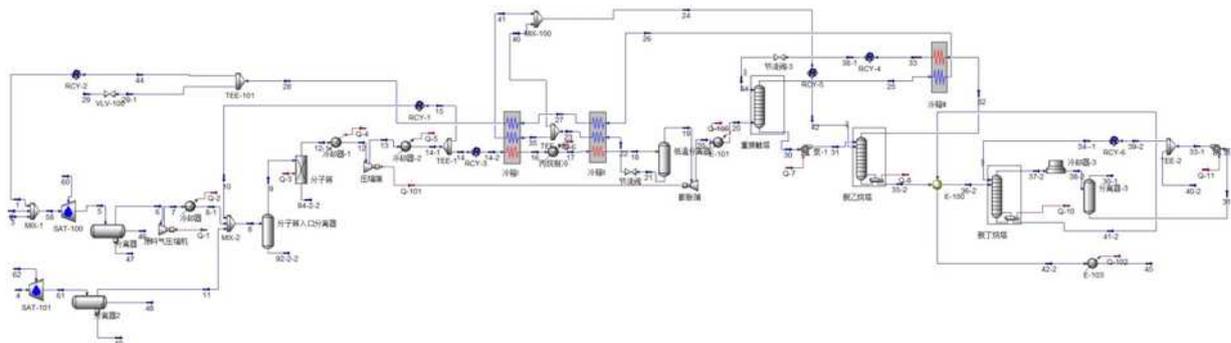


图 1 HYSYS 模拟流程图

3. 计算结果及关键设备评估

(1) 原料气压缩机

当前压缩机入口来气总量约 $65 \times 10^4 \text{Nm}^3/\text{d}$ ，开启 2 台压缩机运行。单台原料气压缩机设计处理能力 $50 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，当前低压气约 $45 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，因此一台原料气压缩机可以适应该气量运行。

(2) 冷箱

经计算 $50 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 工况下，冷箱 I 的热负荷 889kW，最小温差 6.8°C ，对数温差 10.15°C 。冷箱 II 的热负荷 195kW，最小温差 7.8°C ，对数温差 11.4°C 。冷箱 III 的热负荷 191kW，最小温差 12.17°C ，对数温差 25°C ，均小于设计负荷，因此可满足物流间正常换热，但根据经验当液相流量较小时可能造成介质在冷箱中偏流，运行过程中需注意冷箱温差及噪音的变化。

(3) 重接触塔

通过模拟计算，降低塔的操作压力后，膨胀机出口温度进一步降低，为塔提供冷能；同时气相中重组分被进一步分

离，气相密度降低；同一高度下液相流量与当前运行量基本持平，气相量降低，可满足气液传质。

(4) 膨胀机

根据 $50 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 工况下的模拟数据，其运行流量已低于膨胀机的稳定运行区间，需要通过回流的方式维持装置运行，能耗较大，转速较低，膨胀端出口温度升高，不能满足脱烃要求，因此建议根据最新运行数据要求对膨胀机进行改造。

三、改造方案

该膨胀机在 $120 \times 10^4 \text{Nm}^3/\text{d}$ 设计工况下，转速为 28600r/min，气量减少后实际转速只能达到 18300r/min，转速过低效率无法保证，进而影响产品收率。以 $50 \times 10^4 \text{Nm}^3/\text{d}$ 的气量进入装置模拟得到 C3 收率约为 56%。

本改造方案以增压端气量 $70 \times 10^4 \text{Nm}^3/\text{d}$ 、膨胀端气量 $50 \times 10^4 \text{Nm}^3/\text{d}$ ，为设计工况，来改造膨胀机的叶轮直径，进而使整体装置适应低气量。只开启 1 台原料气压缩机，达到了降低能耗和提高收率的目的。改造后的流程图见图 3。

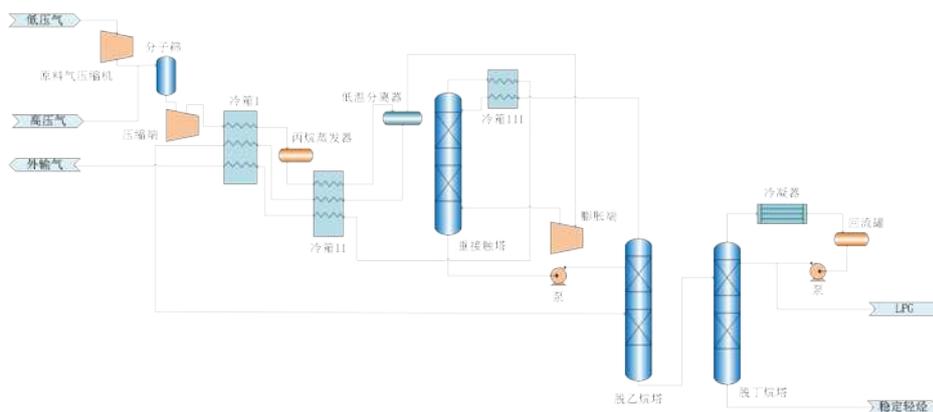


图 2 流程示意图

1.改造后装置主要运行参数

表 2 主要工艺模拟参数表

设备	原料气压缩机	设备	重接触塔
进口温度/°C	12	塔压/MPag	1.41
出口温度/°C	45	进口温度/°C	-68.9
进口压力/MPag	0.52	塔顶温度/°C	-74.97
出口压力/MPag	2.9	塔底温度/°C	-70.26
设备	膨胀机压缩端	设备	脱乙烷塔
进口温度/°C	45.00	塔压/MPag	1.60
出口温度/°C	62.00	进口温度/°C	-70.12
进口压力/MPag	2.90	塔顶温度/°C	-12.67
出口压力/MPag	3.53	塔底温度/°C	66.58
流量/ $\times 10^4$ m ³ /d	70	设备	脱丁烷塔
设备	膨胀机膨胀端	塔压/MPag	1.20
进口温度/°C	-40.00	进口温度/°C	63.00
出口温度/°C	-68.9	塔顶温度/°C	57.51
进口压力/MPag	3.45	塔底温度/°C	108.00
出口压力/MPag	1.41	LPG 产量/t/d	54.48
流量/ $\times 10^4$ m ³ /d	50	C3 收率/%	86.00

2.改造后装置产量分析

以设计工况进行了工艺流程模拟,改造前和改造后的产量分析如表 3 所示。

表 3 改造后液烃产量和 C3 收率

项目	改造后	改造前
C3 收率/%	86	56
LPG 产量/t/d	54	44
稳定轻烃产量/t/d	12	12
外输干气/ $\times 10^4$ m ³ /d	37	37.6
关键设备能耗/kWh	10581120	10996920

通过模拟可以得到液化石油气产量为 54t/d, 稳定轻烃产量为 12t/d, 外输气量为 37×10^4 Nm³/d, C3 收率在 92% 左右。

3.改造后的经济性分析

LPG、稳定轻烃和外输气分别按 3816 元/万方、3500 元/万方、917 元/万方计算, 每年生产 LPG 389 万方, 稳定轻烃 145 万方, 外输气 12226 万方, 工艺改造工程量及主要设备投资预计 128 万元。改造后原有一台压缩机停用, 每年减少备品备件费 35 万元, 每年节省燃料气 30.26 万元, 用电

品、C3 收率见表 10。

节省 29.11 万元。该工艺优化改造的静态投资回收期为 1.94 年, 可增加税后利润为 132 万元/年。

四、结论

1.通过分析低气量下轻烃装置的适应性, 提出需要改造膨胀机叶轮直径的方案, 降低膨胀端出口气体温度, 保证产品和产量。

2.通过 HYSYS 流程模拟对比改造前后的产量及 C3 收率, 说明改造后不仅能够提高产品收率, 而且降低了装置能

耗,提高了经济效益。

参考文献

[1]钟荣强,付秀勇,李亚军.油田伴生气轻烃回收工艺的优化[J].石油与天然气化工,2018,47(2):46-51.

[2]李燕玲,蒋洪,高万荣.某气田 DHX 工艺换热网络改进研究[J].天然气化工-C1 化学与化工,2018,43(2):79-83.

[3]陈波,李莎,沈丽军,等. DHX 工艺丙烷收率理论计算公式推导及影响因素研究[J].天然气化工-C1 化学与化工,2021,46(1):61-65.

[4]吴松,高城,尤雪松,等.基于分析的南堡联合站轻

烃回收装置改造与优化[J].能源化工,2022,43(3):67-73.

[5]赵相颇,段贤勇,姜武,等.轻烃回收装置低负荷现状及对策[J].石油与天然气化工,2018,47(5):106-111.

[6]邹浪,李宝强,殷珠辉,等. DHX 工艺轻烃合格率低问题分析及工艺优化[J].石油与天然气化工,2022,51(4):58-63.

[7]张超,金海刚,王俊美,等.天然气丙烷回收率的优化[J].现代化工,2021,41(11):201-205.

[8]胡晓蓉.天然气乙烷深冷回收工艺研究进展[J].中国矿业,2022,31(S1):221-226.

作者简介:邹雪净(1993-),女,河北省张家口市人,助理工程师,主要研究方向为天然气处理。