

天然气粗氦分离系统炯分析与 工艺参数优化

周璇¹ 周泽乾² 黄勇¹ 李莹珂¹ 蒲黎明¹

1. 中国石油工程建设有限公司西南分公司, 四川 成都 610041;
2. 国家知识产权局专利局专利审查协作四川中心, 四川 成都 610213

摘要:天然气粗氦分离系统是天然气提氦过程中的主要能耗点,如何在保障产品质量的同时降低过程能耗是一个重要研究内容。通过研究提出了一种基于炯分析的天然气粗氦分离系统工艺参数优化策略:首先基于炯分析方法对系统中的用能薄弱环节进行了分析;然后以系统炯损最小为目标,对过程中涉及的关键工艺参数进行优化,在保障氦气产品收率基础上,尽可能降低过程能耗。同时,还提出了基于敏感度分析的关键工艺参数辨识策略来降低优化过程的计算复杂度。研究结果表明,经过优化后,系统的总炯损降低11.01%,总用能成本降低11.82%,获得了良好的节能降耗效果。该研究可为天然气粗氦分离系统的工艺参数优化及节能措施开发提供一定借鉴。

关键词:炯分析;粗氦分离;工艺参数优化;敏感度分析

DOI:10.3969/j.issn.1006-5539.2019.04.007

Process Parameter Optimization of Rough Helium Separation Exergy Analysis from Natural Gas System

Zhou Xuan¹, Zhou Zeqian², Huang Yong¹, Li Yingke¹, Pu Liming¹

1. China Petroleum Engineering & Construction Corp. Southwest Company, Chengdu, Sichuan, 610041, China;
2. Patent Examination Cooperation(Sichuan) Center of the Patent Office, CNIPA, Chengdu, Sichuan, 610213, China

Abstract: The rough helium separation system is the main source of energy consumption in the helium extraction from natural gas process. How to reduce the process energy consumption while ensuring the product quality is an important research topic. A process parameter optimization strategy for rough helium separation system based on exergy analysis is proposed to achieve energy consumption reduction. Firstly, the weak energy segments are evaluated based on exergy analysis approach. Then the key parameters are optimized for the minimal exergy loss of the system. Hence, the energy consumption of the system is reduced farthest when the yield of rough helium is still high enough. Besides, a key process parameter identification strategy based on sensitivity analysis is proposed to reduce the computational complexity of the optimization process. The research results show that the total exergy loss of the system is reduced by 11.01%, and the total energy cost is reduced by 11.82% after process parameter optimization, which has

收稿日期:2019-04-09

基金项目:中国石油天然气集团公司“低含氦天然气氦气回收技术研究”(2017 ZYGC-02-02)

作者简介:周璇(1986-),女,四川南江人,工程师,硕士,主要从事天然气加工的设计工作。

achieved good energy saving and consumption reduction effects. The study provides reference for process parameter optimization of rough helium separation from natural gas and the development of energy saving measures.

Keywords: Exergy analysis; Rough helium separation; Process parameter optimization; Sensitivity analysis

0 前言

氦气是保障我国国防安全和经济发展的一种重要稀有气体资源,具有液化温度低、水中溶解度低、惰性和扩散性好等特殊的物理化学性质,目前被广泛应用于低温超导、航空航天、海洋能源利用、肿瘤治疗、真空检漏等领域^[1-4]。目前,含氦天然气凭借其氦气含量相对较高,且工艺流程相对简单的优势,成为工业用氦的主要来源^[5-6]。我国氦气储量相对匮乏且品位很低,加大了我国天然气提氦工艺的技术难度,导致了我国提氦工艺普遍存在设备耗能大、产品浓度低的问题^[2-3]。目前,天然气提氦的主要方法有深冷法^[2,6-8]、膜分离法^[9-13]、变压吸附法^[3]等。其中,深冷法利用氦气极低的液化温度,将其从天然气中分离出来,是目前工业上从天然气中提氦的重要方法。此方法技术比较成熟,工艺流程简单,适用于粗氦提纯过程,但能耗较高,是天然气提氦过程中的主要能耗来源^[6]。如何以相对较小的能耗代价,

获得较高纯度的氦气产品,是天然气提氦的一个重要问题。

本文面向某天然气粗氦分离系统,提出了一种基于焓分析的工艺参数优化策略。

1 天然气粗氦分离系统焓分析模型

1.1 天然气粗氦分离装置描述

在天然气提氦过程中,粗氦分离装置的主要目的是分离氦气和烷烃,获得粗氦气,并副产甲烷。其工艺过程包括一级提浓系统、二级提浓系统和氮循环制冷系统。某天然气粗氦分离系统流程示意图见图 1。从脱水工序来的提氦天然气首先经过冷箱预冷,然后依次进入一次提浓塔和二次提浓塔进行逐级提浓,并从二次提浓塔塔顶采出粗氦。分离获得的甲烷从一次提浓塔和二次提浓塔塔底采出,作为燃料气进入燃料气系统。其中,由于装置需要大量高品位冷量,引入氮气循环系统为冷箱(二次提浓塔部分)供冷。

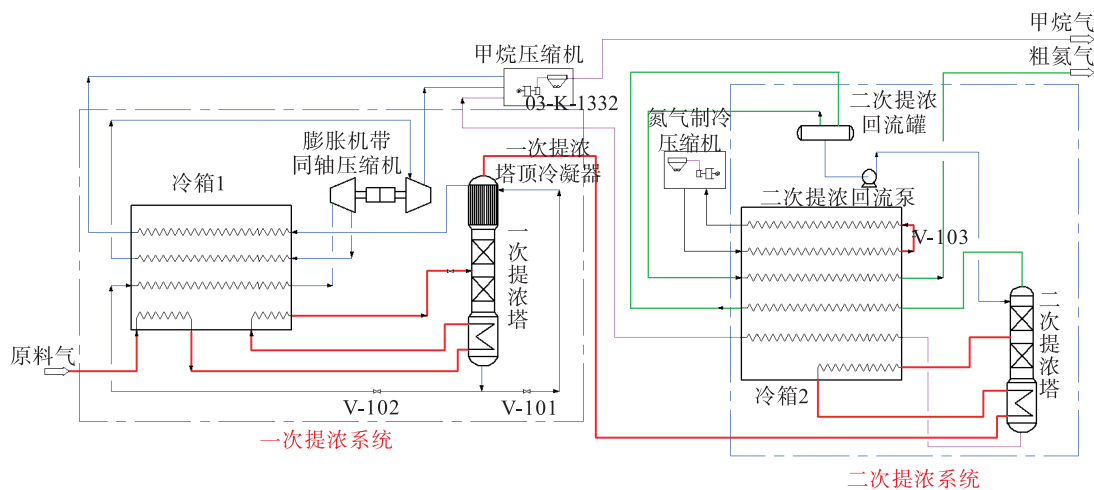


图 1 粗氦分离系统流程示意图

为了验证焓分析和工艺参数优化结果的合理性,引入系统公用工程的用能成本作为指标进行评估。本系统所使用的公用工程包括热公用工程、冷公用工程和电。采用的能耗换算及价格数据如下:

1) 本系统中的热公用工程由导热油系统提供,导热油系统的燃料为流程获得的天然气,其成本计算公式如下:

$$cost_h = c_{fuel} Q_h V_m / \eta q_{fuel} \quad (1)$$

式中: $cost_h$ 为每小时的热公用成本,元/h; c_{fuel} 为燃料气的单价,按照 0.95 元/ m^3 计算; Q_h 为过程的热公用工程负荷, kJ/h ; V_m 为 25 °C, 1 atm 条件下的气体摩尔体积,为 24.055 L/mol; η 为能量转化效率,设为 90%; q_{fuel} 为天然气在 25 °C, 1 atm 条件下的热值, $kJ/kmol$ 。

2) 本系统中的冷公用工程均由空冷器提供,其成本计算公式如下:

$$cost_c = c_{ele} \sum_{i=1}^n P_i \quad (2)$$

式中: $cost_e$ 为每小时的冷公用成本, 元/h; P_i 为空冷器电机功率, kW, 其功率根据运行负荷进行选择; c_{ele} 为电力的单价, 按照 0.72 元/kW·h 计算。

3) 本系统泵与压缩机驱动由电力供能, 其成本计算公式如下:

$$cost_e = c_{ele} P_{ele} / \eta_{ele} \quad (3)$$

式中: $cost_e$ 为每小时的供电成本, 元/h; η_{ele} 为轴效率, 设为 80%; c_{ele} 为电力的单价, 按照 0.72 元/kW·h 计算; P_{ele} 为设备的用电负荷, kW。

1.2 粗氮分离系统焓分析模型

焓分析方法基于热力学第二定律, 通过研究过程中能量转换与利用的效果, 分析影响因素, 揭示产生焓损失的部位、分布与大小, 找出薄弱环节, 探讨提高能量转换与利用效果的途径^[14-18]。焓分析的主要分析方法为“三箱”分析方法, 分别为黑箱分析模型、白箱分析模型和灰箱分析模型^[7,19]。其中, 白箱分析模型对设备各个能量传递和转换过程的焓损进行计算, 黑箱分析模型则只考虑进出体系的焓值变化, 灰箱分析模型介于两者之间, 将体系内的子系统视为黑箱, 计算各子系统之间焓值转化^[14]。本文采用灰箱分析模型对系统进行分析, 采用黑箱分析模型对设备进行分析。

在粗氮分离系统中, 根据其工艺过程与用能特点, 把装置分为冷箱系统、尾气处理系统、一次提浓塔系统、二次提浓塔系统、氮气循环系统、膨胀阀系统和预混系统等 7 个子系统。其中涉及的主要用能设备类型包括冷箱、压缩机、精馏塔、冷凝器、膨胀阀、预混器、泵、闪蒸罐等。针对不同用能设备类型的焓损计算方法如下所示:

冷箱与冷凝器:

$$E_{x,loss} = \sum E_{x,in} - \sum E_{x,out} \quad (4)$$

压缩机与泵:

$$E_{x,loss} = E_{x,in} - E_{x,out} + W = mT_0(s_2 - s_1) \quad (5)$$

膨胀阀:

$$E_{x,loss} = E_{x,in} - E_{x,out} = mT_0(s_2 - s_1) \quad (6)$$

精馏塔:

$$E_{x,loss} = \sum E_{x,in} - E_{x,top} - E_{x,bottom} + E_{x,reb} \quad (7)$$

闪蒸罐:

$$E_{x,loss} = \sum E_{x,in} - E_{x,top} - E_{x,bottom} \quad (8)$$

预混器:

$$E_{x,loss} = \sum_{i=1}^n E_{x,in}^i - E_{x,out} \quad (9)$$

$$E_{x,in} = m_1(h_1 - h_0 + T_0(s_1 - s_0)) \quad (10)$$

$$E_{x,out} = m_2(h_2 - h_0 + T_0(s_2 - s_0)) \quad (11)$$

式中: $E_{x,in}$ 、 $E_{x,out}$ 分别为入口和出口流股的焓值; h_0 、 s_0 分别为流股在标准状态下 ($p_0 = 101.325$ kPa, $T_0 = 25$ °C)

的焓值和熵值; m 为流股的质量流率; m_1 、 m_2 分别为入口和出口流股的质量流率; h_1 、 h_2 分别为入口和出口流股的焓值; s_1 、 s_2 分别为入口和出口流股的熵值; $E_{x,loss}$ 为设备的焓损; W 为压缩机或泵的做功; $E_{x,top}$ 、 $E_{x,bottom}$ 分别代表塔顶和塔釜出口流股的焓值; $E_{x,reb}$ 为塔釜再沸器的供给焓。

2 天然气粗氮分离系统工艺参数优化

在天然气粗氮分离系统中, 需要考虑的主要工艺参数包括: 操作温度、操作压力、回流比、塔板数、进料塔板位置等。不同的工艺参数对系统能耗的影响程度不相同, 为了降低模型优化复杂度, 首先采用敏感度分析的方法系统考察各主要工艺参数对产品指标和能耗的影响规律, 从中辨识出影响较大的关键工艺参数。然后, 以关键工艺参数为优化决策变量, 以系统焓损最小化为优化目标, 在满足生产产品质量指标要求的前提下, 利用优化方法找出最优工艺参数和最小能耗, 实现节能降耗。粗氮分离系统工艺参数优化框架见图 2。

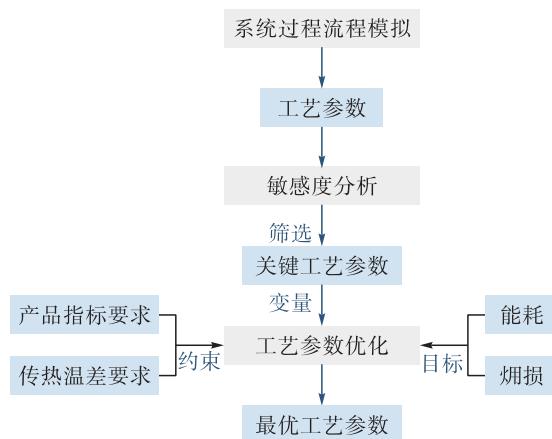


图2 粗氮分离系统工艺参数优化框架图

2.1 系统关键工艺参数辨识

在天然气粗氮分离系统中涉及的主要工艺参数的类别包括操作温度、操作压力、回流量、塔板数和进料塔板位置。其中, 操作温度、操作压力和回流量等属于连续变量, 塔板数和进料塔板位置为整数变量。在后续工艺参数的优化过程中, 如果将连续变量和整数变量一起进行优化, 模型为非线性混合整数优化 (MINLP) 问题, 优化复杂度很大。为了降低问题的复杂度, 本文首先对塔板数和进料塔板位置等整数变量进行敏感度分析和优化选择^[20-21], 然后对连续变量进行敏感度分析以辨识出关键工艺参数, 最后运用优化方法对关键工艺参数进行优化。

本文引入影响因子来表征单个变量 (工艺参数) 对目标 (能耗和焓损) 的敏感度, 计算公式如下:

$$y = (E_{x,\max} - E_{x,\min}) / (x_{\max} - x_{\min}) \quad (12)$$

式中: y 是以焓损为目标时变量的敏感度; $x_{\max}$ 和 $x_{\min}$ 分别是变量的上限和下限; $E_{x,\max}$ 和 $E_{x,\min}$ 分别是在变量区间内系统焓损的最大值和最小值。

2.2 系统工艺参数优化模型

本文针对天然气粗氦分离系统,以系统焓损为优化目标,以关键工艺参数为优化变量,以产品质量为约束条件,对工艺参数进行优化,以获得最佳工艺参数和最少焓损。优化模型如下:

$$\begin{aligned} \min & f(x) \\ s. t. \\ g_j(x) & \leq 0 \quad j = 1, 2, \dots, p \\ h_k(x) & = 0 \quad k = 1, 2, \dots, q \\ x & \in [X_{lb}, X_{ub}] \end{aligned} \quad (13)$$

式中: $f(x)$ 为优化目标,对应本项目中的系统能耗和焓损; $g_j(x)$ 、 $h_k(x)$ 分别对应约束中的非等式约束和等式约束; x 代表优化变量, X_{lb} 、 X_{ub} 分别为优化变量的下限与上限。

本文所述工艺参数优化过程均基于 HYSYS 中的多变量稳态优化器 Optimizer 模块开展,采用序贯二次规划

(SQP)算法。根据天然气粗氦分离系统的工艺特点,优化过程中主要考虑的约束条件如下:

1) 产品物流的产品指标达到质量要求。相关产品指标要求见表 1。其中天然气的产品质量要求参考 GB 17820-2018 对天然气一类气的技术指标要求^[22]。

2) 冷箱 1 和冷箱 2 的最小传热温差大于 2 °C, 冷热物流的对数平均温差大于 7 °C。

表 1 粗氦分离系统产品指标要求

物流	主要产品	组分要求
粗氦产品	粗氦	氦气摩尔分数 > 65% 各种烷烃摩尔分数 < 0.01%
低压产品气	天然气	高位发热量 > 36 MJ/m ³

3 结果与讨论

3.1 粗氦分离系统焓分析结果分析

基于天然气粗氦分离系统 HYSYS 模拟结果,采用焓分析的方法对系统的焓损现状进行分析,过程中各主要子系统和用能设备的用能现状见表 2。其中,能量损失系数和焓损失系数为各耗能设备占总耗能/焓损的比例系数。

表 2 天然气粗氦分离系统主要子系统和用能设备用能现状

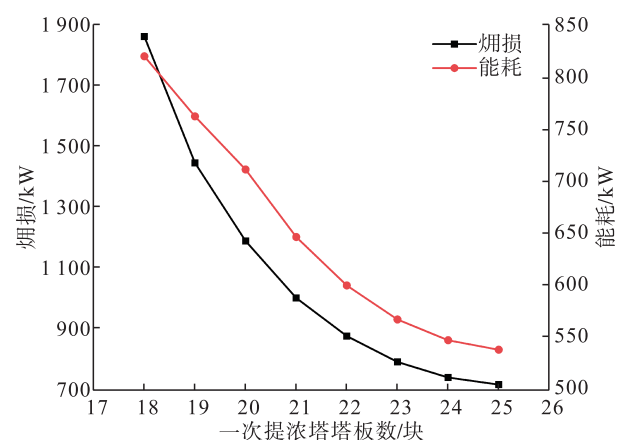
子系统/设备名称	能耗/kW	能量损失系数/(%)	焓损/kW	焓损失系数/(%)
冷箱系统	0.000	0.00	1 095.812	48.17
冷箱 1	0.000	0.00	814.441	35.80
冷箱 2	0.000	0.00	281.371	12.37
尾气处理系统	509.559	37.28	281.997	12.40
膨胀机带同轴压缩机	0.000	0.00	199.181	8.76
甲烷压缩机组	509.559	37.28	82.816	3.64
一次提浓塔系统	0.641	0.05	436.629	19.19
膨胀阀系统	0.000	0.00	282.572	12.42
二次提浓塔系统	0.042	0.00	29.120	1.27
二次提浓塔回流泵	0.042	0.00	0.048	0.00
二次提浓塔	0.000	0.00	24.671	1.08
二次提浓塔回流罐	0.000	0.00	4.401	0.19
氮气循环系统	856.598	62.67	138.669	6.10
预混系统	0.000	0.00	10.047	0.44
合计	1 366.840	100.00	2 274.846	100.00

从耗能角度分析,氮气循环系统为主要能耗设备,占系统总能耗的 62.67%; 甲烷压缩机和冷凝器为次要能耗设备,分别占系统总能耗的 21.38% 和 15.90%。从焓损角度分析,两个冷箱虽然无能耗,但是其换热过程中的热量品质损失较大,其焓损分别占系统总焓损的 35.80% 和 12.37%。一次提浓塔系统的焓损亦较大,其

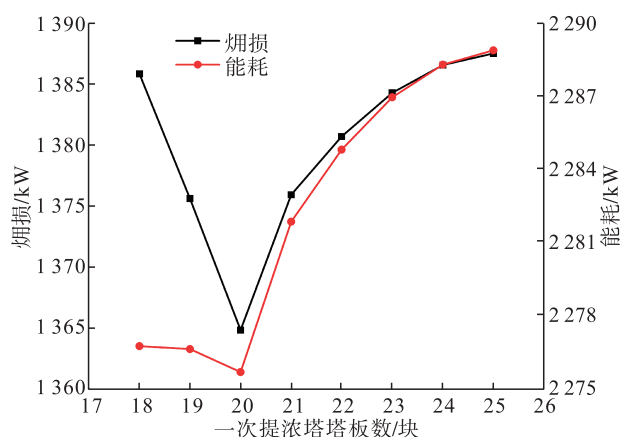
焓损占系统总焓损的 19.19%, 为主要的用能优化设备。通过比较系统的能耗和焓损现状可以看出,以能耗和焓损角度分析获得的能量利用薄弱环节并不一致,如能耗较大的氮气循环系统、甲烷压缩机和冷凝器的焓损较小。这说明三个设备能耗虽高,但流股的品质较低,回收价值较低。

3.2 精馏塔塔板数敏感度分析

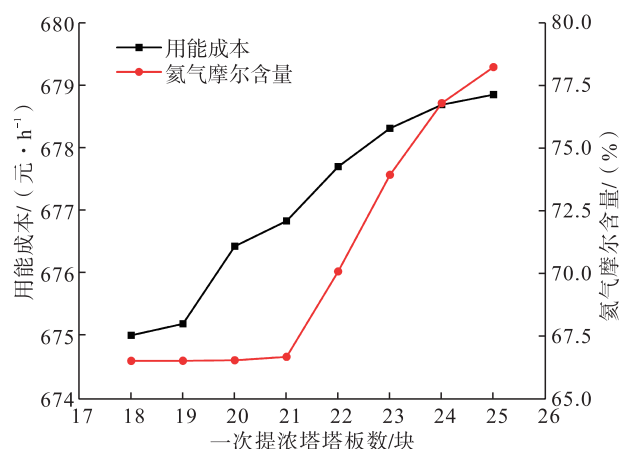
对天然气粗氮分离系统的关键工艺参数进行辨识,首先对塔板数等整数变量进行敏感度分析和优化选择。天然气粗氮分离系统中共有一次提浓塔和二次提浓塔两个精馏塔。一次提浓塔塔板数变化对相关目标的影响关系见图3。其中,图3-a)和图3-b)是一次提浓塔塔板数变化分别对精馏塔系统和粗氮分离系统的焓损和能耗的影响关系。图3-c)为一次提浓塔塔板数变化



a) 精馏塔系统焓损和能耗

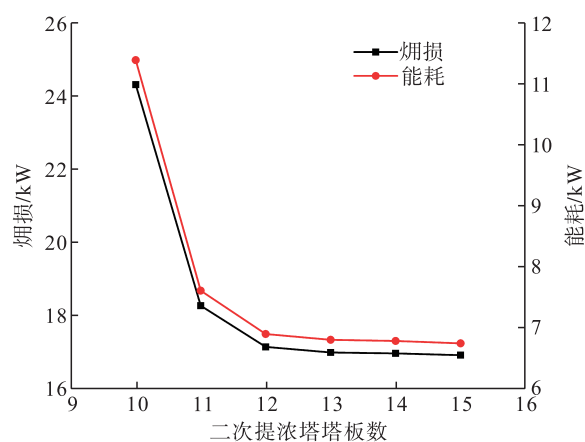


b) 粗氮分离系统焓损和能耗

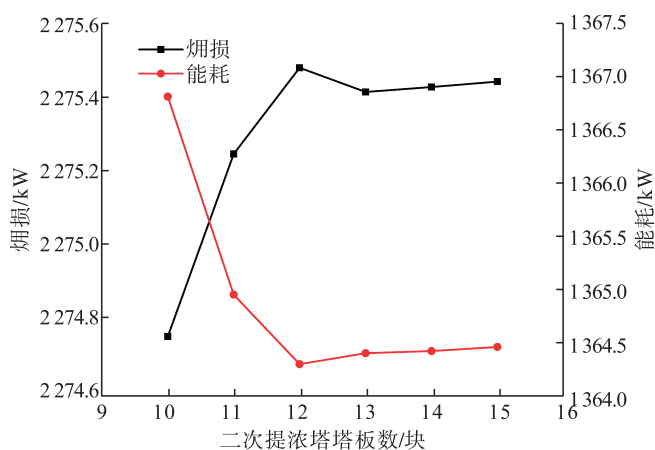


c) 粗氮分离系统用能成本及氮气摩尔含量

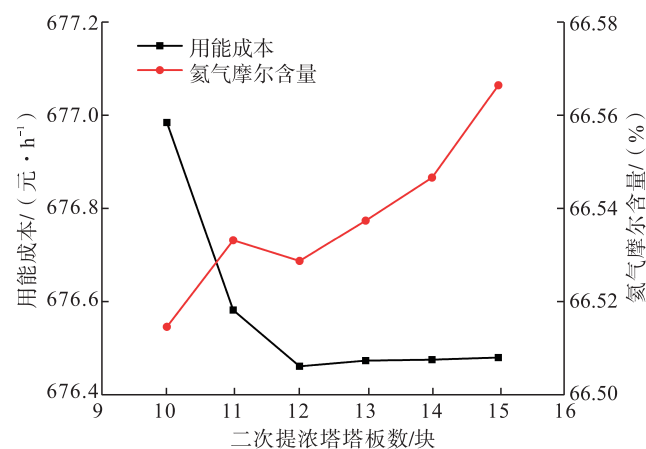
对总流程的用能成本和氮气产品中氮气摩尔含量的影响关系。从图3-a)可以看出,随着塔板数的增加,精馏塔系统的能耗增和焓损均呈下降趋势。考虑对总流程用能情况的影响,从图3-b)可以看出,随着塔板数的增加,总系统的能耗和焓损先下降后上升,在塔板数为20时取最小。结合整个流程分析,随着精馏塔塔板数的增加,回流比增加,提高产品的纯度,造成过程能耗的增加。



a) 精馏塔系统焓损和能耗



b) 粗氮分离系统焓损和能耗



c) 粗氮分离系统用能成本及氮气摩尔含量

图3 一次提浓塔塔板数变化对相关目标的影响关系图

图4 二次提浓塔塔板数变化对相关目标的影响关系图

从图 3 - c) 可以看出,随着一次提浓塔塔板数的增加,以过程的用能成本的增加和投资成本的上升为代价,粗氮产品的产品纯度也相应地增加。因此,如果想要获得更高的粗氮产品纯度,可以通过增加一次提浓塔塔板数来实现。本过程只是为了在保证完全脱除烷烃产品的同时获得粗氮产品,对产品纯度无过高要求。当塔板数小于 20 时,虽然也获得合适的粗氮产品纯度,但一次提浓塔塔顶冷凝器冷热物流存在温度交叉,且冷箱的最小传热温差过小,不符合实际设计需求。因此,在本次设计过程中,一次提浓塔塔板数仍选用 20 块。

二次提浓塔塔板数变化对相关目标的影响关系见图 4。从图 4 - a) 可以看出,随着二次提浓塔塔板数的增加,精馏塔系统的能耗和焓损均逐渐减小,到塔板数大于 12 块后变化幅度逐渐平稳。从图 4 - b) 可以看出,随着二次提浓塔塔板数的增加,粗氮分离过程的能耗在塔板数为 10 ~ 12 块时下降明显,当塔板数超过 12 块后,焓损变化幅度较小,而粗氮分离过程的焓损随着塔板数的增加逐渐增加,但变化幅度较小。从图 4 - c) 可以看出,随着塔板数的增加,用能成本逐渐减小,且在塔板数增加到 12 块后几乎不变。而随着塔板数增加,氮气产品纯度有小幅增加。综合以上用能分析,二次提浓塔塔板数对整个过程的用能状况影响较小,但是相比较而言,当塔板数为 12 块时,在保证氮气产品纯度基本不变时,粗氮分离过程的能耗、焓损和用能成本最小。因此,二次提浓塔的塔板数选取为 12 块。

3.3 连续性关键工艺参数辨识

基于对精馏塔塔板数的敏感度分析结果,对连续性工艺参数进行分析,结果见表 3。从表 3 可以看出,不同

工艺参数对系统焓损的影响差异很大。基于敏感度分析结果,并结合生产过程的实际需求,选取 10 个工艺参数作为关键工艺参数进行后续优化。

表 3 连续性工艺参数敏感度分析结果

序号	控制参数	下限	上限	敏感度 y
1	膨胀阀 V - 101 出口压力 /kPa	220	420	9 306.9
2	膨胀阀 V - 103 出口压力 /kPa	200	500	2 408.1
3	二次提浓塔塔顶压力 /kPa	3 160	3 180	44.5
4	膨胀机带同轴压缩机膨胀端压力 /kPa	500	700	3 630.9
5	膨胀阀 V - 102 出口压力 /kPa	1 500	1 700	539.2
6	一次提浓塔塔底出口至塔顶冷凝器流量 /($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$)	180	360	5 131.1
7	一次提浓塔冷凝器出口温度 / $^{\circ}\text{C}$	-155	-135	53 482.6
8	原料气经冷箱 1 预冷后至一次提浓塔进料温度 / $^{\circ}\text{C}$	-112	-106	42 965.4
9	原料气经冷箱 1 预冷后至一次提浓塔塔底重沸器温度 / $^{\circ}\text{C}$	-60	-40	25 825.5
10	二次提浓塔塔顶回流罐温度 / $^{\circ}\text{C}$	-180	-175	2 515.9

3.4 工艺参数优化结果分析

针对天然气粗氮分离系统,以系统焓损最小化为目标对辨识获得的关键工艺参数实施优化,优化前后过程中各耗能设备的焓损变化情况见表 4。其中节能量为优化前后设备焓损的绝对值变化,节能比为节能量占优化前焓损的比例。从表 4 可以看出,经工艺参数优化后,系统总焓损降低 11.01%,其中节能量比较大的子系统包括一次提浓塔系统(3.01%)、膨胀阀系统(2.61%)和冷箱系统(2.05%)。

表 4 天然气粗氮分离系统优化前后各耗能子系统 /设备焓损变化情况

子系统 /设备名称	优化前 /kW	优化后 /kW	节能量 /kW	节能比 /($\%$)
冷箱系统	1 095.812	1 049.127	46.685	2.05
冷箱 1	814.441	813.998	0.443	0.02
冷箱 2	281.371	235.129	46.242	2.03
尾气处理系统	281.997	249.477	32.52	1.43
膨胀机带同轴压缩机	199.181	216.852	-17.671	-0.78
甲烷压缩机组	82.816	32.625	50.191	2.21
一次提浓塔系统	436.629	368.258	68.371	3.01
膨胀阀系统	282.572	223.118	59.454	2.61
二次提浓塔系统	29.120	18.597	10.523	0.46
二次提浓塔回流泵	0.048	0.023	0.025	0.00
二次提浓塔	24.671	16.086	8.585	0.38
二次提浓塔回流罐	4.401	2.488	1.913	0.08
氮气循环系统	138.669	109.514	29.155	1.28
预混系统	10.047	6.186	3.861	0.17
合计	2 274.846	2 024.277	250.569	11.01

基于工艺参数优化结果,对优化前后过程的用能成本变化情况进行分析,结果见表5。从表5可以看出,经过优化后,粗氦分离过程的用能成本降为

593.25元/h,节能量为79.53元/h,节能比例为11.82%,主要节能类型为电能,说明焓分析和工艺优化结果有显著的有效性。

表5 以用能成本最小为目标时粗氦分离过程优化前后各公用工程变化情况

用能类型	优化前		优化后		节能量	
	负荷/kW	成本/(元·h ⁻¹)	负荷/kW	成本/(元·h ⁻¹)	负荷/kW	成本/(元·h ⁻¹)
热公用工程	0.55	0.06	0	0	0.55	0.06
冷公用工程	630.81	10.80	514.68	10.80	116.13	0.00
电	735.47	661.92	647.89	582.45	87.58	79.47
合计	1 366.83	672.78	1 162.57	593.25	204.26	79.53

4 结论

1) 本文针对天然气粗氦分离系统,提出一种基于焓分析的工艺参数优化策略。首先基于“三箱”模型的焓分析方法对系统中的用能薄弱环节进行分析,明确了冷箱系统与一次提浓塔系统为主要节能方向;然后以系统焓损最小为目标,以氦气产品指标要求与换热温差要求为约束,对过程中涉及的关键工艺参数进行优化。

2) 为了降低优化过程的计算复杂度,本文提出基于敏感度分析的关键工艺参数辨识策略和整数变量与连续变量分步优化的策略,即先优化塔板数和进料塔板位置等整数变量,然后对连续变量进行敏感度分析以辨识出关键工艺参数,最后对关键的连续性工艺参数进行优化。通过焓分析和工艺参数优化,系统的总焓损降低11.01%,总用能成本减少79.53元/h,节能效果显著。

参考文献:

- [1] Rufford T E, Chan K I, Huang S H, et al. A Review of Conventional and Emerging Process Technologies for the Recovery of Helium from Natural Gas [J]. Adsorption Science & Technology, 2014, 32 (1): 49-72.
- [2] 龙增兵, 琚宜林, 钟志良, 等. 天然气提氦技术探讨与研究[J]. 天然气与石油, 2009, 27(4): 28-31.
Long Zengbing, Ju Yilin, Zhong Zhiliang, et al. Investigation and Research on Technology of Helium Extraction from Natural Gas [J]. Natural Gas and Oil, 2009, 27 (4): 28-31.
- [3] 邢国海. 天然气提取氦气技术现状与发展[J]. 天然气工业, 2008, 28(8): 114-116.
Xing Guohai. Status quo and Development of the Technology on Helium Gas Abstracted from Natural Gas [J]. Natural Gas Industry, 2008, 28 (8): 114-116.
- [4] 彭桂林, 龚智, 章学华. 氦气提纯技术发展现状与应用分析[J]. 低温与超导, 2012, 40(6): 4-7.
Peng Guilin, Gong Zhi, Zhang Xuehua. Present Situation and Prospect of Helium Purification [J]. Cryogenics & Superconductivity, 2012, 40 (6): 4-7.
- [5] 张雪, 刘建朝, 李荣西, 等. 中国富氦天然气资源研究现状与进展[J]. 地质通报, 2018, 37(2/3): 476-486.
Zhang Xue, Liu Jianchao, Li Rongxi, et al. President Situation and Progress in the Study of Helium Gas Resources in China [J]. Geological Bulletin of China, 2018, 37 (2/3): 476-486.
- [6] 张良聪. 天然气提氦膜深冷耦合工艺研究[D]. 大连: 大连理工大学, 2013.
Zhang Liangcong. Research on Membrane Separation-Cryogenic Hybrid Process for Helium Extraction from Natural Gas [D]. Dalian: Dalian University of Technology, 2013.
- [7] 王志国. 天然气深冷分离装置的焓分析及用能改进建议[J]. 化学工程, 2006, 34(2): 71-74.
Wang Zhiguo. Exergy Analysis and Improvement Proposal for Natural Gas Liquid Cryogenic Separation Plant [J]. Chemical Engineering, 2006, 34 (2): 71-74.
- [8] Mehrpooya M, Shafaei A. Advanced Exergy Analysis of Novel Flash Based Helium Recovery from Natural Gas Processes [J]. Energy, 2016, 114: 64-83.
- [9] 蔡耀奎. 薄膜渗透法精制粗氦的工业试验与应用[J]. 天然气工业, 1990, 10(4): 73-77.
Cai Yaokui. Industrial Test and Application of Refining Raw Helium by Thin Film Osmotic Method [J]. Natural Gas Industry, 1990, 10 (4): 73-77.
- [10] 陈华, 蒋国梁. 膜分离法与深冷法联合用于从天然气中提氦[J]. 天然气工业, 1995, 15(2): 71-73.
Chen Hua, Jiang Guoliang. A Permeation Cryogenic Hybrid Scheme for Helium Separation from Natural Gas [J]. Natural Gas Industry, 1995, 15 (2): 71-73.
- [11] Laguntsov N I, Kurchatov I M, Karaseva M D. Membrane Recycle System Usage for Helium Extraction from Natural Gas [J]. Physics Procedia, 2015, 72: 93-97.

- [12] Scholes C A, Ghosh U. Helium Separation Through Polymeric Membranes: Selectivity Targets [J]. Journal of Membrane Science, 2016, 520: 221 - 230.
- [13] Alders M, Winterhalder D, Wessling M. Helium recovery using membrane processes [J]. Separation and Purification Technology, 2017, 189: 433 - 440.
- [14] 傅秦生. 能量系统的热力学分析方法[M]. 西安: 西安交通大学出版社, 2005.
- Fu Qinsheng. The Method of Thermodynamic Analysis for Energy System [M]. Xi'an: Xi'an Jiaotong University Press, 2005.
- [15] Saidur R, Ahamed J U, Masjuki H H. Energy, Exergy and Economic Analysis of Industrial Boilers [J]. Energy Policy, 2010, 38 (5): 2188 - 2197.
- [16] 庞东辉, 苏成利. 加氢裂化装置的流程模拟及用能分析[J]. 节能技术, 2013, 31(4): 321 - 325.
- Pang Donghui, Su Chengli. Process Simulation and Energy Analysis of Hydrocracking [J]. Energy Conservation Technology, 2013, 31 (4): 321 - 325.
- [17] Thomas R J, Ghosh P, Chowdhury K. Application of Exergy Analysis in Designing Helium Liquefiers [J]. Energy, 2012, 37 (1): 207 - 219.
- [18] Ansarinasab H, Mehrpooya M, Parivazh M M. Evaluation of the Cryogenic Helium Recovery Process from Natural Gas Based on Flash Separation by Advanced Exergy Cost Method-Linde Modified Process [J]. Cryogenics, 2017, 87: 1 - 11.
- [19] 王志国, 张雷, 项新耀, 等. 分布式深冷分离能量系统的用能分析方法研究[J]. 华北电力大学学报(自然科学版), 2012, 39(1): 54 - 58.
- Wang Zhiguo, Zhang Lei, Xiang Xinyao, et al. Study on Energy Consumption Analysis Method of Distributed Cryogenic Separation System [J]. Journal of North China Electric Power University, 2012, 39 (1): 54 - 58.
- [20] 欧阳进杰. 基于双级精馏塔的 LNG 冷能空气分离工艺优化[J]. 能量与环保, 2017, 39(1): 160 - 164.
- Ouyang Jinjie. Optimization of LNG Cold Energy Air Separation Process Based on Two-Stage Distillation Tower [J]. China Energy and Environmental Protection, 2017, 39 (1): 160 - 164.
- [21] 张沅, 章渊昶, 祝铃钰. 基于烟分析的真空精馏系统操作优化[J]. 计算机与应用化学, 2015, 32(12): 1479 - 1482.
- Zhang Yuan, Zhang Yuanchang, Zhu Lingyu. Operating Optimization of Vacuum Distillation System Based on Exergy Analysis [J]. Computers and Applied Chemistry, 2015, 32 (12): 1479 - 1482.
- [22] 全国天然气标准化技术委员会. 天然气: GB 17820 - 2012 [S]. 北京: 中国标准出版社, 2012.
- China Natural Gas Standardization Technology Committee. Natural Gas: GB 17820 - 2012 [S]. Beijing: Standards Press of China.

全球天然气产需增长强劲

从 BP 中国新闻办公室获悉, 近日发布的《BP 世界能源统计年鉴》第 68 版中文版(以下简称《年鉴》)对全球能源数据进行了全面的汇总与分析。本年度《年鉴》强调, 针对气候变化采取行动的呼声日益高涨, 但减少碳排放的实际进展却相对缓慢, 目标与现实之间的差距日益显著。

2019 年版《年鉴》的主要发现包括: 2018 年全球一次能源需求增长 2.9%, 碳排放量增长 2.0%, 是 2010/2011 年以来增速最快的一年。美国的石油和天然气年产量实现有史以来高于其他各国的最大增长, 其中绝大部分增量来自陆上页岩区块。

天然气消费量增长和产量增长均超过 5%, 是过去三十多年需求与产量增长最为强劲的年份之一。可再生能源增长 14.5%, 与 2017 年创纪录的增长速度接近, 但在总发电量增量中, 可再生能源仍然仅占约三分之一。在经历三年的持续下降(2014 年至 2016 年)之后, 2018 年煤炭消费量和产量连续两年增加。

BP 集团首席经济学家戴思攀说, 多年来能源需求和碳排放量都在以最快的速度增长, 针对气候变化采取行动的社会诉求与实际进展速度存在不匹配现象, 而且情况日益严重。

BP 集团首席执行官戴德立表示, 碳排放持续增长的时间越长, 实现零碳排放最终目标的难度就越大, 成本也越高。这不是一场可再生能源的竞争, 而是在多个前沿领域减少碳排放的激烈竞赛。

(曾妍 摘自中国石油网)