引文：蒋洪, 刘清松, 祝梦雪, 等. 基于烟分析的天然气提氦联产LNG工艺优化[J]. 天然气工业, 2024, 44(6): 122-132.
JIANG Hong, LIU Qingsong, ZHU Mengxue, et al. Process optimization of helium extraction and co-production of LNG from natural gas based on exergy analysis[J]. Natural Gas Industry, 2024, 44(6): 122-132.

基于烟分析的天然气提氦联产 LNG 工艺优化

蒋 洪[1] 刘清松[1] 祝梦雪[2] 程 祥[3]

1. 西南石油大学石油与天然气工程学院 2. 中国石油管道局工程有限公司第二工程分公司
3. 中国石油工程建设有限公司西南分公司

摘要：烟分析是评估能量品位和能量利用效率的有效手段。基于烟分析结果，可以准确识别工艺流程中不可逆性损失的位置及其产生的原因，并可为工艺优化提供方向。为提高某天然气凝液回收提氦联产 LNG 装置其关键设备的烟效率，降低装置整体能耗，在采用改进的烟分析方法基础上，基于 Aspen HYSYS 软件，详细分析了该装置关键设备的效能，进而提出工艺优化方案。研究结果表明：①烟损可划分为 4 类，改进的烟分析方法能得出设备的各类烟损占比，用于评估设备的改进潜力；②在大多数设备中，内源性烟损大于外源性烟损，压缩机和空冷器主要为可避免内源性烟损，冷箱的主要烟损类别各异，塔器主要为不可避免烟损；③采用多级闪蒸提浓代替双塔提浓，即脱甲烷塔塔顶气先进入氦气提浓塔预提浓后，再进入液化单元进一步提浓，总压缩功较原方案降低11 575 kW，有效能利用率更高。结论认为，改进工艺后的烟损较原方案降低了约 21 648.4 kW，系统烟效率提高了约 14.75%，优化结果验证了改进烟分析在天然气提氦联产 LNG 工艺中的可行性，为实际工程中提氦工艺的优化提供了参考。

关键词：凝液回收；提氦；LNG；烟分析；烟损；烟效率；节能降耗；工艺优化
中图分类号：TE645 **文献标识码：**A DOI: 10.3787/j.issn.1000-0976.2024.06.012

Process optimization of helium extraction and co-production of LNG from natural gas based on exergy analysis

JIANG Hong[1], LIU Qingsong[1], ZHU Mengxue[2], CHENG Xiang[3]

(1. *School of Oil & Natural Gas Engineering*, *Southwest Petroleum University*, *Chengdu*, *Sichuan* 610500, *China*; 2. *The Second Engineering Company of China Petroleum Pipeline Engineering Co*., *Ltd*., *Xuzhou*, *Jiangsu* 220005, *China*; 3. *Southwest Branch of China Petroleum Engineering & Construction Corporation*, *Chengdu*, *Sichuan* 610031, *China*)

Natural Gas Industry, Vol.44, No.6, p.122-132, 6/25/2024. (ISSN 1000-0976; In Chinese)

Abstract: Exergy analysis is an effective means of evaluating energy grade and energy utilization efficiency. Based on exergy analysis results, the location and causes of irreversible losses in the process flow can be accurately identified, thus providing the direction of process optimization. In order to improve the exergy efficiency of the key equipment in a NGL recovery unit for helium extraction and co-production of LNG and reduce the overall energy consumption of the unit, on the basis of adopting the improved exergy analysis method, the Aspen HYSYS software is used to analyze in detail the efficiency of the key equipment in the unit, and then a process optimization plan is proposed. The results show that the exergy losses can be divided into four types, the improved exergy analysis method can be used to obtain the proportion of various types of exergy losses of the equipment, and then evaluate the improvement potential of the equipment. In most equipment, endogenous exergy losses are greater than exogenous exergy losses, compressors and air coolers primarily have avoidable endogenous exergy losses, the main types of exergy losses of cold boxes are various, and towers mainly experience unavoidable exergy losses. When the multi-flash concentration is used to replace the dual-tower concentration, i.e., the overhead gas of demehtanizer firstly enters helium gas concentration tower for pre-concentration, and then enters the liquefaction unit for further concentration, the total compression work is 11 575 kW lower than that in the original sheme, and the effective energy utilization ratio is higher. It is concluded that the exergy loss of the improved process is reduced by about 21 648.4 kW from the original level, and the system's exergy efficiency is increased by about 14.75%. The optimization results verify the feasibility of the improved exergy analysis in the process for helium extraction and co-production of LNG from natural gas, providing a reference for the optimization of helium extraction process in practical engineering.

Keywords: NGL recovery; Helium extraction; LNG; Exergy analysis; Exergy loss; Exergy efficiency; Energy saving and consumption reduction; Process optimization

作者简介：蒋洪，1965 年生，教授；主要从事油气集输及处理、系统能量综合利用及节能、油气田汞污染控制研究工作。地址：（610000）四川省成都市新都区新都大道 8 号。ORCID: 0000-0001-8162-8753。E-mail: 15680849562@163.com

通信作者：刘清松，2000 年生，硕士研究生；主要从事油气集输及处理研究工作。地址：（610000）四川省成都市新都区新都大道 8 号。ORCID: 0009-0006-2214-2554。E-mail: 19983787166@163.com

0　引言

氦气被誉为气体界的“稀土”，是高科技发展的核心战略资源，其独特的物理性质使其在航空航天、国防及高端制造等领域不可或缺 [1]。然而，中国作为氦气消费大国，国内氦气消费量的 90% 以上依赖进口，无疑给国家的战略安全带来了极大的挑战 [2-4]。全球氦气产量高度集中，美国、卡塔尔、阿尔及利亚等国主导市场。面对国际氦气市场的集中与垄断，中国亟待加大氦气生产力度，提升自给能力，确保战略安全，以应对国际形势挑战 [5]。截至到目前，从天然气中提取氦气是全球范围内唯一的工业化来源 [6]。

天然气提氦方法主要有低温冷凝法、膜分离法和吸附法 [7-11]。其中，低温冷凝法凭借其高氦气回收率和操作简便性，成为从天然气中提取氦气的主要手段 [12-17]。然而，单一的提氦工艺往往会导致冷量利用不充分、装置能耗大等问题，因此许多提氦工艺倾向于与其他深冷工艺联产，即实现提氦工艺与另一种深冷工艺的耦合 [18-21]。荣杨佳等 [22] 提出的直接换热—闪蒸提氦工艺流程，利用自产冷剂提供多个温位区间，具有显著的节能优势，总压缩功降低了约 22.20%。Hamedi[23] 开发了一种将凝液回收、脱氮与提氦集成的工艺，该工艺相较于传统凝液回收工艺，取消了开式制冷循环和丙烷预处理系统，大幅减少了设备数量，降低了装置能耗。周军等 [24] 将乙烷回收与深冷—膜提氦工艺相结合，进行了经济性与适用性分析，结果显示联产工艺对原料气中氦含量的变化具有良好的适应性，即使原料气中氦含量在 0.05% ～ 2.00% 之间波动时，粗氦回收率仍能达到 99.90%。

基于国内气田天然气中乙烷及乙烷以上组分含量高的特点，国内某气田将提氦工艺与凝液回收工艺联产，并回收 LNG。本文在传统㶲分析的基础上，提出了改进的分析方法，对该气田凝液回收提氦联产 LNG 工艺进行了详细的效能分析，并提出了相应的优化方案，以期为实际工程中凝液回收提氦联产 LNG 工艺优化提供参考。

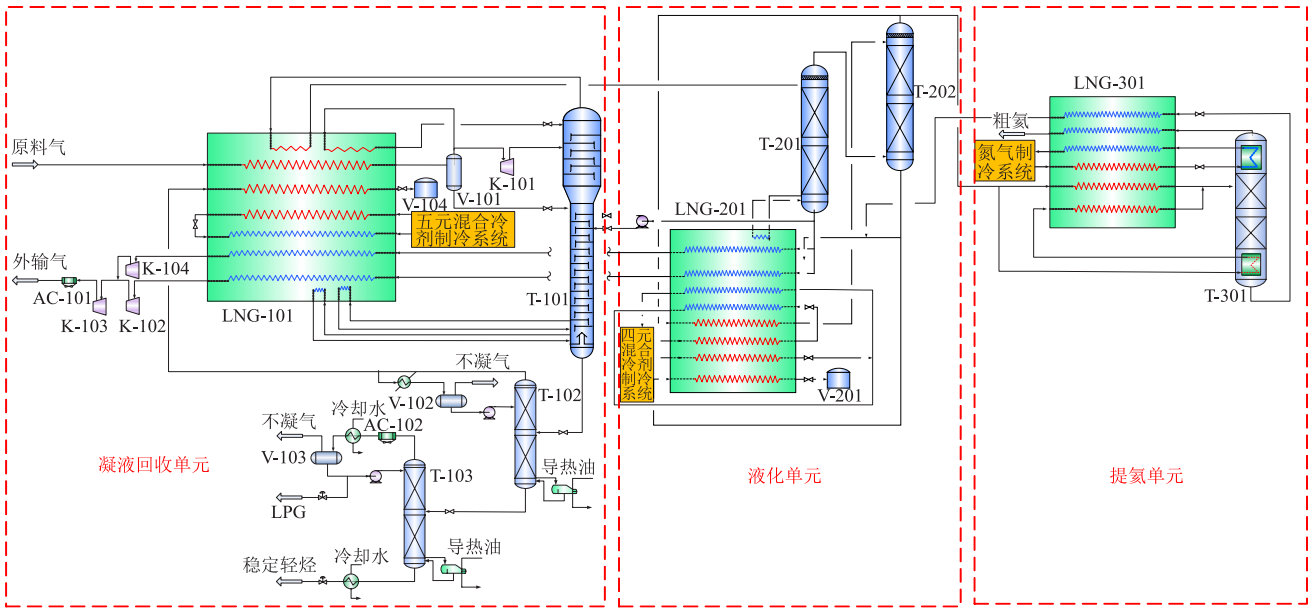
1　天然气提氦联产 LNG 工艺

本研究涉及的气体组分见表 1。原料气在进入装置时的流量为 600×10^4 m^3/d（标准工况，即 20 ℃和 101.325 kPa），其操作压力设定为 6.15 MPa，操作温度为 23 ℃。

天然气凝液回收提氦联产 LNG 工艺流程图如图 1 所示。

表 1　原料气气体组分表

组分	H_2	He	N_2	CO_2	C_1	C_2	C_3	C_4	C_5	C_{5+}	H_2O
含量	0.006 5%	0.058 1%	1.225 0%	0.010 0%	91.677 1%	5.149 6%	1.056 0%	0.466 3%	0.147 8%	0.005 7%	0.146 0%



注：K-101. 膨胀机；K-102、K-103、K-104. 压缩机；AC-101、AC-102. 空冷器；LNG-101. 乙烷回收冷箱；V-101. 低温分离器；T-101. 脱甲烷塔；T-201、T-202. 氦提浓塔；T-102. 脱乙烷塔；T-103. 脱丙丁烷塔；V-102、V-103. 回流罐；V-104. 液态乙烷储罐；LNG-201. 液化冷箱；V-201. LNG 储罐；LNG-301. 提氦冷箱；T-301. 提氦塔；下同。

图 1　天然气提氦联产 LNG 工艺流程图

该工艺流程涵盖凝液回收、液化和提氦 3 个单元。凝液回收单元使用五元混合冷剂为原料气提供冷量，原料气经预冷、分离和降温后，分为低温分离器气相过冷物流、膨胀机膨胀端出口物流和低温分离器液相物流 3 部分进入脱甲烷塔处理。乙烷及乙烷以上组分在脱甲烷塔底部被分离后，依次通过脱乙烷塔和脱丙丁烷塔处理，得到液态乙烷、LPG 和稳定轻烃产品。塔顶物流进入液化单元。液化单元使用四元混合冷剂冷却甲烷、氦气等轻组分，经冷箱和氦提浓塔处理后，物流被分为 3 部分：回流至脱甲烷塔、增压外输和作为 LNG 储存。氦提浓塔顶部的物流进入提氦单元，通过氮气循环制冷后，进入提氦塔处理。提氦塔顶部的物流经冷箱换热后得到粗氦产品，底部物流则经节流换热后增压外输。

2　工艺模拟及㶲分析

2.1　工艺流程模拟

利用 Aspen HYSYS 软件对凝液提氦联产 LNG 流程进行了模拟分析，流程模拟的基础参数如表 2 所示。

表 2　流程模拟基础参数表

模拟参数	数 值
脱甲烷塔塔压 /kPa	2 950
脱甲烷塔塔板数 / 块	25
脱乙烷塔塔压 /kPa	2 650
脱乙烷塔塔板数 / 块	23
脱丙丁烷塔塔压 /kPa	1 950
脱丙丁烷塔塔板数 / 块	24
一次提浓塔塔压 /kPa	2 150
一次提浓塔塔板数 / 块	10
二次提浓塔塔压 /kPa	2 050
二次提浓塔塔板数 / 块	10
提氦塔塔压 /kPa	1 650
提氦塔塔板数 / 块	12
回收冷箱夹点 /℃	3.1
液化冷箱夹点 /℃	3.39
提氦冷箱夹点 /℃	3.45
乙烷回收率	96.62%
氦气回收率	99.99%
总压缩功耗 /kW	49 691

2.2　传统㶲分析

㶲分析是评估能量品位和能量利用效率的有效手段。㶲分析是建立在热力学第一定律和第二定律基础上的分析方法，但与热力学第一定律的分析方法有所区别。基于㶲分析结果，可以准确识别工艺流程中不可逆性损失的位置及其产生的原因。通过计算和分析系统中各单元装置的㶲损和㶲效率，能够发现系统能量利用中的不合理之处，并以此为依据提出改进措施，最终实现系统整体优化，达到节能降耗的目标。

目前常用的㶲分析模型主要有黑箱分析模型和白箱分析模型。黑箱分析模型通过设备的输入、输出物流信息，无需深入系统内部分析㶲流情况，即可评估设备的㶲能状况。而白箱分析模型则能揭示系统内部㶲能利用不合理之处，据此对设备结构进行改造优化 [25]。本研究专注于工艺流程中各设备的㶲能利用情况，将各设备视为独立黑箱，并建立相应的传统黑箱模型。物系的㶲通常包括物理㶲、化学㶲、动能㶲和势能㶲，但动能㶲和势能㶲往往较小，可忽略不计 [26]。鉴于本研究的工艺流程不涉及化学反应，故不考虑化学㶲，仅对系统中各设备的物理㶲进行分析。

假设工艺流程中所有能量平衡系统的边界参考环境基准态均为 101.325 kPa、298.15 K，则第 k 个设备的能量守恒表达式为 [27-28]：

$$E_{k,\mathrm{F}} = E_{k,\mathrm{D}} + E_{k,\mathrm{P}} \tag{1}$$

单位质量物流的㶲为：

$$e_{\mathrm{ph}} = h - h_0 - T_0(s - s_0) \tag{2}$$

第 k 个设备的㶲效率为：

$$\eta_k = 1 - \frac{E_{k,\mathrm{D}}}{E_{k,\mathrm{F}}} \tag{3}$$

对于精馏塔塔底重沸器，塔内部物流与外部热物流进行换传时，将外部热物流传递给内部物流的㶲定义为：

$$E_{\mathrm{Q}} = Q\left(1 - \frac{T_0}{T_{\mathrm{h}}}\right) \tag{4}$$

其中　　$T_{\mathrm{h}} = (T_{\mathrm{ho}} - T_{\mathrm{hi}}) / \ln(T_{\mathrm{ho}} / T_{\mathrm{hi}})$

式中 $E_{k,\mathrm{F}}$ 表示单位时间输入设备 k 的㶲，kW；$E_{k,\mathrm{P}}$ 表示设备 k 的有效㶲，kW；$E_{k,\mathrm{D}}$ 表示设备 k 的㶲损，kW；e_{ph} 表示单位质量物流的㶲，kW/kg；h 表示物流实际状态的焓，kJ/kg；s 表示物流实际状态的熵，kJ/K；h_0 表示环境基准态下的焓，kJ/kg；s_0 表示环境基准态下的熵，kJ/K；T_0 表示环境基准态下的温度，K；η_k 表示设备 k 的㶲效率；E_{Q} 表示精馏塔塔底外部

热物流传递给内部物流的㶲，kW；T_h 表示热物流的换热温度，K；T_{hi}、T_{ho} 分别表示热物流进、出冷箱温度，K；Q 表示重沸器物流换热负荷，kW。

本研究工艺中包含多个换热器、压缩机、空冷器、塔、膨胀机、节流阀。各单体设备的㶲损、㶲效率计算公式如表 3 所示。

表 3　各单体设备的㶲损、㶲效率计算公式表

设备	㶲损计算公式	㶲效率计算公式
节流阀	$E_{VLV}=E_i-E_o=\sum(m\bullet e)_i-\sum(m\bullet e)_o$	$\eta_{VLV}=\frac{e_{\Delta To}-e_{\Delta Ti}}{e_{\Delta Pi}-e_{\Delta Po}}$
换热器	$E_{LNG}=E_i-E_o=\sum(m\bullet e)_i-\sum(m\bullet e)_o$	$\eta_{LNG}=1-\left\{\left[\frac{\sum(m\bullet\Delta e)}{\sum(m\bullet\Delta h)}\right]_h-\left[\frac{\sum(m\bullet\Delta e)}{\sum(m\bullet\Delta h)}\right]_c\right\}$
空冷器	$E_{AC}=E_i-E_o=\sum(m\bullet e)_i+e_{ai}+W_i-\sum(m\bullet e)_o-e_{ao}$	$\eta_{AC}=\frac{e_{ao}}{\sum(m\bullet e)_i-\sum(m\bullet e)_o+W_i}$
膨胀机	$E_E=E_i-E_o=\sum(m\bullet e)_i-W_o-\sum(m\bullet e)_o$	$\eta_E=\frac{W_o}{\sum(m\bullet e)_i-\sum(m\bullet e)_o}$
压缩机	$E_C=E_i-E_o=\sum(m\bullet e)_i+W_i-\sum(m\bullet e)_o$	$\eta_C=\frac{\sum(m\bullet e)_i-\sum(m\bullet e)_o}{W_i}$
塔器	$E_{Tref}=E_i-E_o$ $E_i=Q\left(1-\frac{T_0}{T_{ref}}\right)+\sum(E_f+E_{es})$ $E_o=\sum(E_b+E_t+E_{os})$ $E_T=E_i-E_o=\sum(m\bullet e)_i-\sum(m\bullet e)_o$	$\eta_{Tref}=\frac{W_i}{E_{Tref}+W_i}$ $W_i=\sum(E_f-E_b-E_t)$ $\eta_T=\frac{E_o}{E_i}=\frac{\sum(m\bullet e)_o}{\sum(m\bullet e)_i}$
系统	$E_{tot}=E_{VLV}+E_{LNG}+E_{AC}+E_E+E_C+E_{REFT}+E_T$	$\eta_{tot}=1-\frac{E_{tot}}{\sum E_i+\sum W_i}$

资料来源：据本文参考文献 [29-30]。

注：式中 E_{VLV}、E_{LNG}、E_{AC}、E_E、E_C、E_{Tref}、E_T、E_{tot} 分别表示节流阀、换热器、空冷器、膨胀机、压缩机、带重沸器塔器、无重沸器塔器、系统的㶲损，kW；η_{VLV}、η_{LNG}、η_{AC}、η_E、η_C、η_{Tref}、η_T、η_{tot} 分别表示节流阀、换热器、空冷器、膨胀机、压缩机、带重沸器塔器、无重沸器塔器、系统的㶲效率；E_i、E_o 分别表示总输入、输出㶲，kW；$e_{\Delta Ti}$、$e_{\Delta To}$ 分别表示输入、输出温度㶲；kW；$e_{\Delta Pi}$、$e_{\Delta Po}$ 分别表示输入、输出压力㶲，kW；e_{ai}、e_{ao} 分别表示空气输入、输出㶲，kW；W_i、W_o 分别表示输入、输出功，kW；m 表示物流流量，kg/h；e 表示单位质量物流的㶲，kW/kg；$\left[\frac{\sum(m\bullet\Delta e)}{\sum(m\bullet\Delta h)}\right]_h$、$\left[\frac{\sum(m\bullet\Delta e)}{\sum(m\bullet\Delta h)}\right]_c$ 分别表示热、冷物流进出换热器㶲变与焓变的比值；$\sum(m\bullet e)_i$、$\sum(m\bullet e)_o$ 分别表示各输入、输出物流㶲之和，kW；E_f、E_b、E_t、E_{es}、E_{os} 分别表示进料、塔底、塔顶、侧线入口、侧线出口物流㶲，kW。

基于 Aspen HYSYS 软件的工艺流程模拟结果，结合表 3 中的各公式，对凝液回收提氦联产 LNG 工艺流程的主要设备进行了㶲损及㶲效率的计算。主要设备的㶲分析结果见表 4，主要设备的㶲损见图 2。从图 2 可知，空冷器的㶲效率普遍较低，冷箱 LNG-201 的㶲损最大，达到 17 456.38 kW，同时其㶲效率也较低；氦提浓塔 T-201 和 T-202 的㶲效率可达到 99% 以上；制冷循环系统的㶲效率均保持在 60% 左右，其中四元冷剂制冷系统的㶲损最大，为 25 753.73 kW。

2.3　改进㶲分析

通过传统㶲分析的计算结果，可以确定设备的㶲损和㶲效率，从而大致确定工艺流程的优化方向。为了更深入地了解本研究工艺流程的改进潜力，采用改进㶲分析进行进一步的研究。改进㶲分析是在传统㶲分析的基础上，进一步分析设备是否具备改进潜力，并将设备产生的㶲损分为内源性㶲损和外源性㶲损、可避免㶲损和不可避免㶲损 [31-36]。内源性㶲损是由于设备本身原因产生的㶲损，归因于设备的低效率；而外源性㶲损则是由其他设备的运行影响造成的㶲损，这主要取决于系统结构以及整个系统中其他组件的效率。通过改进工艺流程，可以避免或降低外源性㶲损。不可避免㶲损指的是由于技术和经济发展水平的限制，即使采用先进的手段也无法减少或消除的㶲损；反之，则为可避免㶲损。将上述四种㶲损进行交叉组合，可以将设备的㶲损类型划分为可避免内源性㶲损、可避免外源性㶲损、不可避免内源性㶲损、不可避免外源性㶲损，关系式如（5）～（10）所示 [37-40]。

表 4　主要设备㶲分析结果表

设备 / 系统	输入㶲 /kW		输出㶲 /kW		㶲损 /kW	㶲效率
	物流㶲	能量㶲	物流㶲	能量㶲		
K-101	23 631.35	1 479.65	21 741.56	0	410.13	78.30%
K-102	12 411.69	1 479.65	13 477.13	0	414.21	72.01%
K-103	21 263.47	7 487.53	27 186.08	0	1 564.91	79.10%
K-104	5 515.36	4 290.00	8 206.48	0	1 598.89	62.73%
AC-101	27 186.08	35.29	26 661.07	0	560.31	21.23%
AC-102	571.25	17.65	422.67	0	166.23	12.45%
LNG-101	67 451.05	0	64 952.68	0	1 661.54	71.80%
LNG-201	156 881.75	0	139 425.37	0	17 456.38	69.22%
LNG-301	34 199.07	0	29 865.55	0	358.69	97.16%
T-101	48 023.93	2 039.95	45 822.46	0	2 213.16	95.39%
T-102	2 425.51	2 798.52	2 292.94	0	721.91	76.05%
T-103	422.74	1 296.21	650.40	0	248.30	72.37%
T-201	43 011.40	3 741.94	39 788.84	0	397.48	99.01%
T-202	4 860.45	0	4 814.92	0	45.57	99.06%
T-301	8 820.47	1 141.34	7 438.45	13.96	526.36	93.37%
五元混合冷剂制冷系统	9 139.02	7 380.86	13 546.90	0	2 972.98	59.72%
四元冷剂制冷系统	10 678.55	25 753.73	27 335.44	0	25 753.73	63.43%
氮气制冷系统	2 354.68	6 930.43	6 750.76	0	2 534.35	64.68%

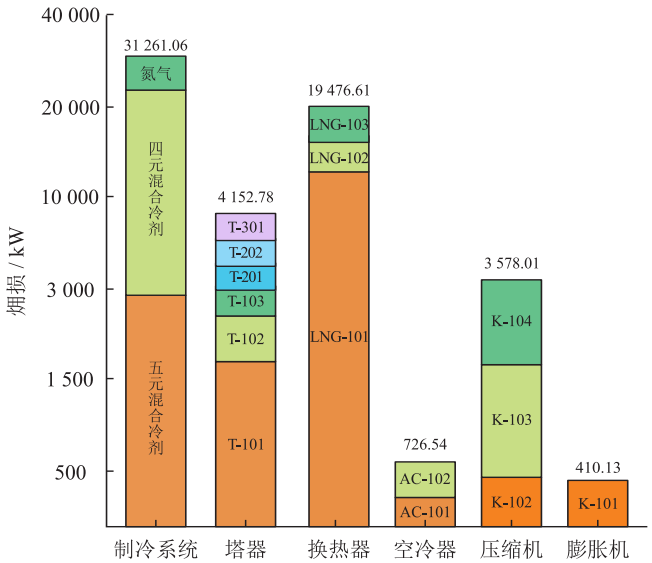


图 2　各主要设备㶲损图

$$E_{k,\mathrm{D}} = E_{k,\mathrm{AVD}} + E_{k,\mathrm{UND}} = E_{k,\mathrm{END}} + E_{k,\mathrm{EXD}} \tag{5}$$

$$E_{k,\mathrm{ENP}} = \frac{E_{k,\mathrm{END}}}{1-\eta_k} \times \eta_k \tag{6}$$

$$E_{k,\mathrm{UNEND}} = E_{k,\mathrm{ENP}} \times \left(\frac{E_{\mathrm{D}}}{E_{\mathrm{P}}}\right)_{k,\mathrm{UN}} \tag{7}$$

$$E_{k,\mathrm{UNEXD}} = E_{k,\mathrm{UND}} - E_{k,\mathrm{UNEND}} \tag{8}$$

$$E_{k,\mathrm{AVEND}} = E_{k,\mathrm{END}} - E_{k,\mathrm{UNEND}} \tag{9}$$

$$E_{k,\mathrm{AVEXD}} = E_{k,\mathrm{AVD}} - E_{k,\mathrm{AVEND}} \tag{10}$$

式中 $E_{k,\mathrm{AVD}}$ 表示设备 k 的可避免㶲损，kW；$E_{k,\mathrm{UND}}$ 表示设备 k 的不可避免㶲损，kW；$E_{k,\mathrm{ENP}}$ 表示计算内源性㶲时设备 k 的有效㶲，kW；$E_{k,\mathrm{END}}$、$E_{k,\mathrm{EXD}}$ 分别表示设备 k 的内源性、外源性㶲损，kW；$E_{k,\mathrm{UNEND}}$、$E_{k,\mathrm{UNEXD}}$ 分别表示设备 k 的不可避免内源性、外源性㶲损，kW；$(E_{\mathrm{D}}/E_{\mathrm{P}})_{k,\mathrm{UN}}$ 表示不可避免状态下设备 k 的㶲损与有效㶲的比值；$E_{k,\mathrm{AVEND}}$、$E_{k,\mathrm{AVEXD}}$ 分别表示设备 k 的可避免内源性、外源性㶲损，kW。

不可避免状态是通过建立不可避免状态工况所得到的，在该状态下，各个设备的㶲损最小且㶲效率达到最大。通过计算研究对象 k 在不可避免状态下㶲损和有效㶲的比值，可以得到设备的不可避免㶲损。设备的不可避免㶲损计算和研究对象 k 的有效㶲计算依据式（11）。研究对象 k 的可避免㶲损是对象 k 㶲损与对象 k 的不可避免㶲损之间的差值，计算方式依据式（5）。本研究中关键设备的理想状态和不可避免状态下的运行参数见表 5。

表 5　关键设备的理想状态和不可避免状态下的运行参数表

设备	不可避免状态	理想状态	运行状态
LNG-101	夹点 0.5 ℃、对数平均温差 2 ℃、压降为 0	夹点 0 ℃、对数平均温差 0 ℃、压降为 0	夹点 3.1 ℃
LNG-201	夹点 0.5 ℃、对数平均温差 2 ℃、压降为 0	夹点 0 ℃、对数平均温差 0 ℃、压降为 0	夹点 3.1 ℃
LNG-301	夹点 0.5 ℃、对数平均温差 2 ℃、压降为 0	夹点 0 ℃、对数平均温差 0 ℃、压降为 0	夹点 3.1 ℃
K-101	等熵效率 99%	等熵效率 100%	等熵效率 85%
K-102、K-103、K-104	绝热效率 95%	绝热效率 100%	绝热效率 75%
T-101	压降为 0、理论塔板数 40	压降为 0、理论塔板数趋于无穷	压降为 50 kPa、塔板数 25
T-102	压降为 0、理论塔板数 30	压降为 0、理论塔板数趋于无穷	压降为 50 kPa、塔板数 23
T-103	压降为 0、理论塔板数 30	压降为 0、理论塔板数趋于无穷	压降为 50 kPa、塔板数 24
T-201	压降为 0、理论塔板数 20	压降为 0、理论塔板数趋于无穷	压降为 50 kPa、塔板数 10
T-202	压降为 0、理论塔板数 20	压降为 0、理论塔板数趋于无穷	压降为 50 kPa、塔板数 10
T-301	压降为 0、理论塔板数 30	压降为 0、理论塔板数趋于无穷	压降为 50 kPa、塔板数 12
AC-101、AC-102	压降为 0、夹点 5 ℃	压降为 0、夹点 0 ℃	压降为 50 kPa、夹点为 15 ～ 30 ℃

资料来源：据本文参考文献 [41]。

$$E_{k,\mathrm{UND}} = E_{k,\mathrm{P}} \times \left(\frac{E_{\mathrm{D}}}{E_{\mathrm{P}}} \right)_{k,\mathrm{UN}} \tag{11}$$

其中

$$E_{k,\mathrm{P}} = \frac{E_{k,\mathrm{D}}}{1-\eta_k} \times \eta_k$$

目前计算㶲损的方法主要有热力学循环法、工程图法、等效成分法和结构理论法等 [42-44]。由于本研究中的设备无法保证在理想状态下运行，热力学循环法不适用。同时，等效成分法和结构理论法不适宜用在回收工艺上，因此本研究选用工程图法。工程图法通过数学方法对系统整体的有效能进行敏感性分析，相较于热力学循环法，它具有适应性强且精度较高的独特优势。

运用工程图法计算设备的内源㶲损可依据式（12）得到 [45]。从式（12）中可见，设备的内源㶲损值是以其他设备总㶲损为自变量，流程总㶲损为因变量的一次正比例线性函数。研究对象的外源性㶲损会随着其余设备㶲损的降低而减少，通过图解法在其余设备㶲损为零的情况下，可以得出研究对象的内源㶲损值即为整个流程的㶲损。

$$E_{\mathrm{totD}} = E_{k,\mathrm{EXD}} + E_{k,\mathrm{END}} + E_{i,\mathrm{D}} \tag{12}$$

式中 E_{totD} 表示流程总㶲损，kW；$E_{i,\mathrm{D}}$ 表示其他设备总㶲损，kW。

计算步骤如下，在保证研究对象 k 的㶲效率不变的前提下，通过调整其他设备的工艺参数，得到不同的（$E_{i,\mathrm{D}}$，E_{totD}）点。以其余设备总㶲损值为 X 轴，系统总㶲损值为 Y 轴，将得到的各点连线绘制成一次函数图像。设备 k 的 $E_{k,\mathrm{EXD}}$ 因其他设备的不可逆性产生，$E_{k,\mathrm{EXD}}$ 是 $E_{i,\mathrm{D}}$ 的函数，当 $E_{i,\mathrm{D}}$ 的值趋于 0 时，$E_{k,\mathrm{EXD}}$ 的值也趋于 0，故函数与 Y 轴的交点即对象 k 的内源㶲损值。各关键设备的 $E_{i,\mathrm{D}}$ 与 E_{totD} 的关系曲线如图 3 所示，利用关系曲线求得各关键设备的内源性和外源性㶲损如图 4 所示。

通过工程图法求解得到各关键设备的内源性㶲损和外源性㶲损后，利用式（7）～（10）进一步求解各关键设备其他类型㶲损。各关键设备的改进㶲分析计算结果见表 6，各关键设备各类㶲损占比情况见图 5。从图 5 中可以看出，K-101、K-102、K-103、K-104、AC-101、AC-102 等设备的内源性㶲损占比较大，表明这些设备的㶲损主要源自其自身的不可逆性，受其他设备影响较小。因此，提高这些设备的效率是减小可避免内源性㶲损的有效途径。相比之下，LNG-201、T-201、T-202 等设备的外源性㶲损占比较大，说明它们的㶲损受系统中其他设备的影响较大。为了减小这些可避免的外源性㶲损，需要调节相关设备的效率，并优化整个系统的结构。

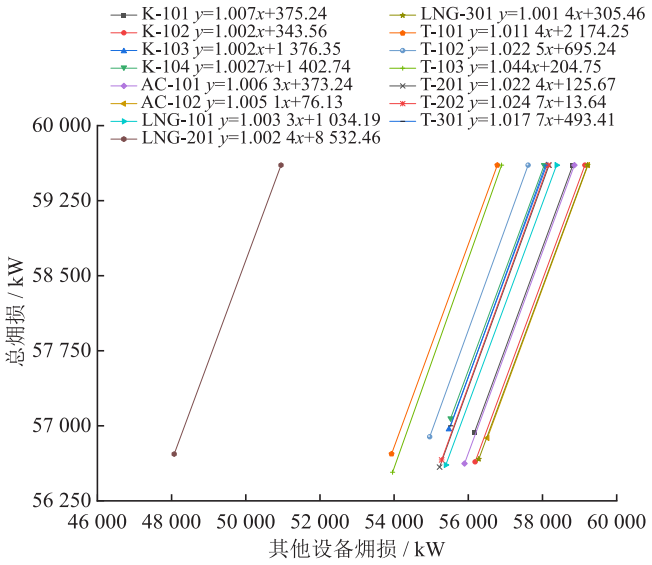


图 3　各关键设备 $E_{i,D}$—E_{totD} 关系曲线图

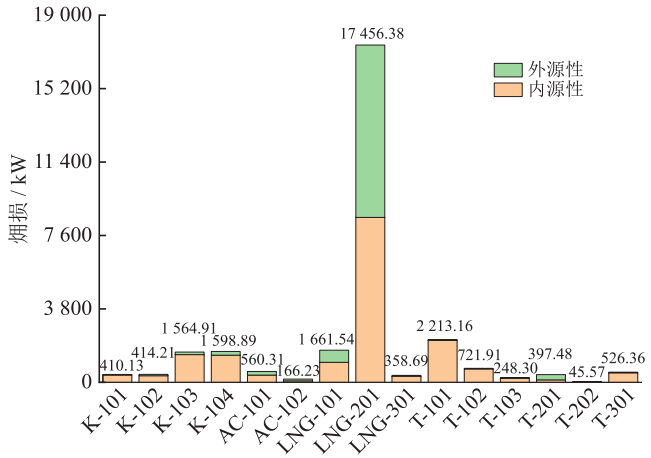


图 4　各关键设备的内源性和外源性㶲损图

在压缩机和空冷器中，可避免㶲损占比较大，最高达 89%。提高这些设备的效率是减小㶲损的有效手段。对于空冷器，可通过改造内部结构来降低㶲损；对于压缩机，则可提升绝热效率来减少㶲损。然而，受技术经济条件限制，提升幅度有限。因此，降低压缩机入口前物流的温度成为降低压缩功和㶲损的另一途径。在换热器中，LNG-301 主要是不可避免㶲损，其高工作效率使得调节其他设备效率难以降低其㶲损。相比之下，LNG-101 和 LNG-201 的㶲损大多可以避免，占比分别为 34% 和 38%。对于 LNG-101，甲烷塔顶物流对冷箱换热效率影响显著，因其流量大且温度低，温位匹配难度大。在 LNG-201 中，双氮气提浓塔出流物的温位匹配同样困难，即便采用分流形成多温位的方式，也难以使其达到理想状态，从而导致较大的㶲损。在塔器中，㶲损主要源于精馏过程的不可逆性，使得提高设备效率或调整其他设备效率来降低㶲损变得困难，其中 T-201 和 T-202 的不可避免㶲损占比高达 87%。

表 6　各关键设备的改进㶲分析计算结果表　　单位：kW

设备	㶲损类型					
	$E_{k,END}$	$E_{k,EXD}$	$E_{k,UNEND}$	$E_{k,UNEXD}$	$E_{k,AVEND}$	$E_{k,AVEXD}$
K-101	375.24	34.89	12.51	31.02	362.73	3.88
K-102	343.56	70.65	17.18	61.82	326.38	8.83
K-103	1 436.35	128.56	65.29	112.49	1 371.06	16.07
K-104	1 402.74	196.15	50.10	171.63	1 352.64	24.52
AC-101	373.24	187.07	26.66	149.66	346.58	37.41
AC-102	76.13	90.10	5.86	72.08	70.27	18.02
LNG-101	1 034.19	627.35	590.97	501.88	443.22	125.47
LNG-201	8 532.46	8 923.92	5 688.31	5 043.95	2 844.15	3 879.96
NG-301	305.46	53.23	203.64	50.70	101.82	2.53
T-101	2 174.25	38.91	1 449.50	35.37	724.75	3.54
T-102	695.24	26.67	540.74	24.24	154.50	2.42
T-103	204.75	43.55	159.25	39.59	45.50	3.96
T-201	125.67	271.81	97.74	247.10	27.93	24.71
T-202	13.64	31.93	10.61	29.03	3.03	2.90
T-301	493.41	32.95	383.76	29.95	109.65	3.00

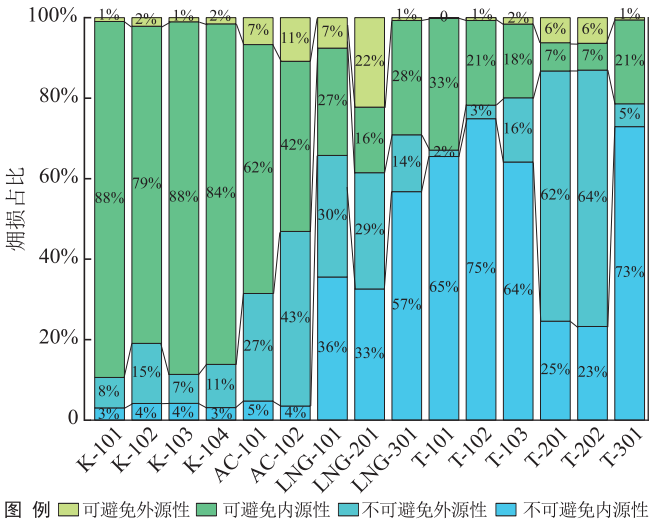


图 5　各关键设备各类㶲损占比图

3　基于改进㶲分析结果优化

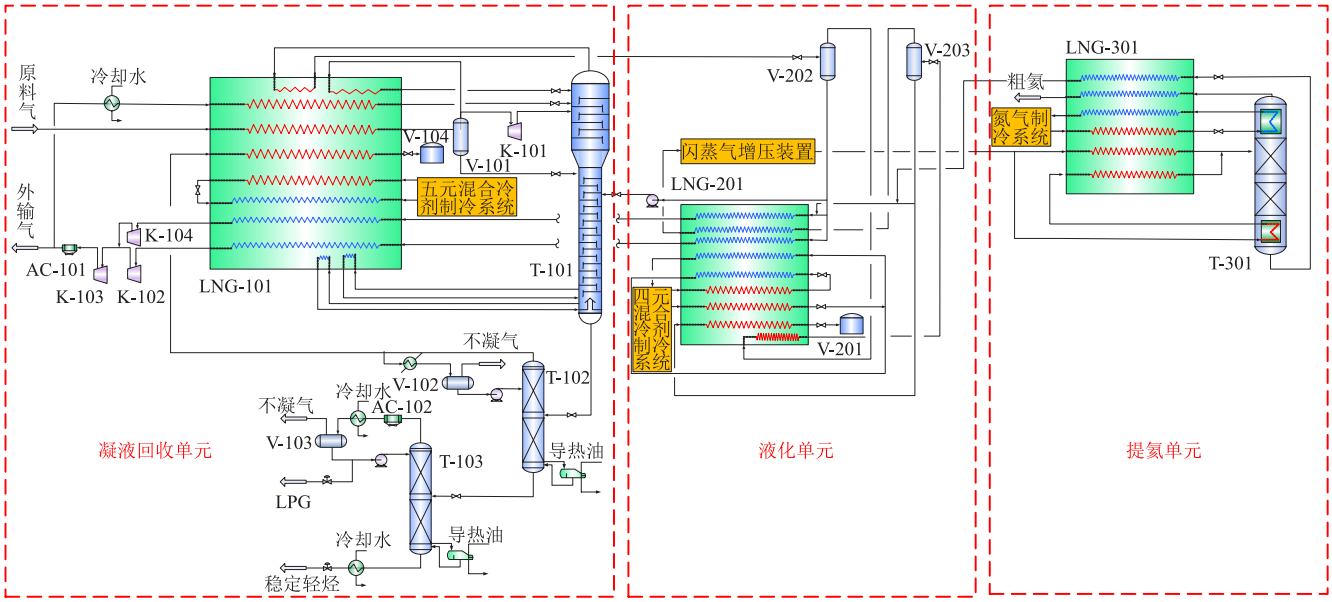
3.1　改进方案

优化方案 1：如图 6 所示，将液化单元的双塔提浓替换成多级闪蒸，并在脱甲烷塔（T-101）处设置外输气回流，构建甲烷制冷循环。该方案通过甲烷外输回流能更好地控制脱甲烷塔（T-101）运行参数，提升乙烷回收率，同时增强与冷箱（LNG-101）的换热效果。采用多级闪蒸替代氦气提浓塔（T-201、T-202）不仅节省塔器投资，而且闪蒸罐参数调节更为灵活，使液化冷箱（LNG-201）的冷热物流调节更加便捷。

优化方案 2：如图 7 所示，采用多级闪蒸（V-202、V-203）替代双塔提浓，并将氦气提浓塔（T-104）从液化单元中分离。脱甲烷塔（T-101）顶物流首先进入氦气提浓塔（T-104）进行提浓，随后进入液化单元进一步处理。该方案的特点在于将氦气提浓塔（T-104）从液化单元分离出来，使脱甲烷塔顶气直接进氦气提浓塔（T-104），提高了乙烷回收率，同时降低了外输压缩机（K-103）能耗。氦气提浓塔塔底液相的多用途设计，既作为脱甲烷塔回流，又作为外输气或回流至提浓塔，增强了系统灵活性和效率。此外，多级闪蒸在液化单元的应用减少了冷箱换热流股数和负荷，同时节省了塔器投资。

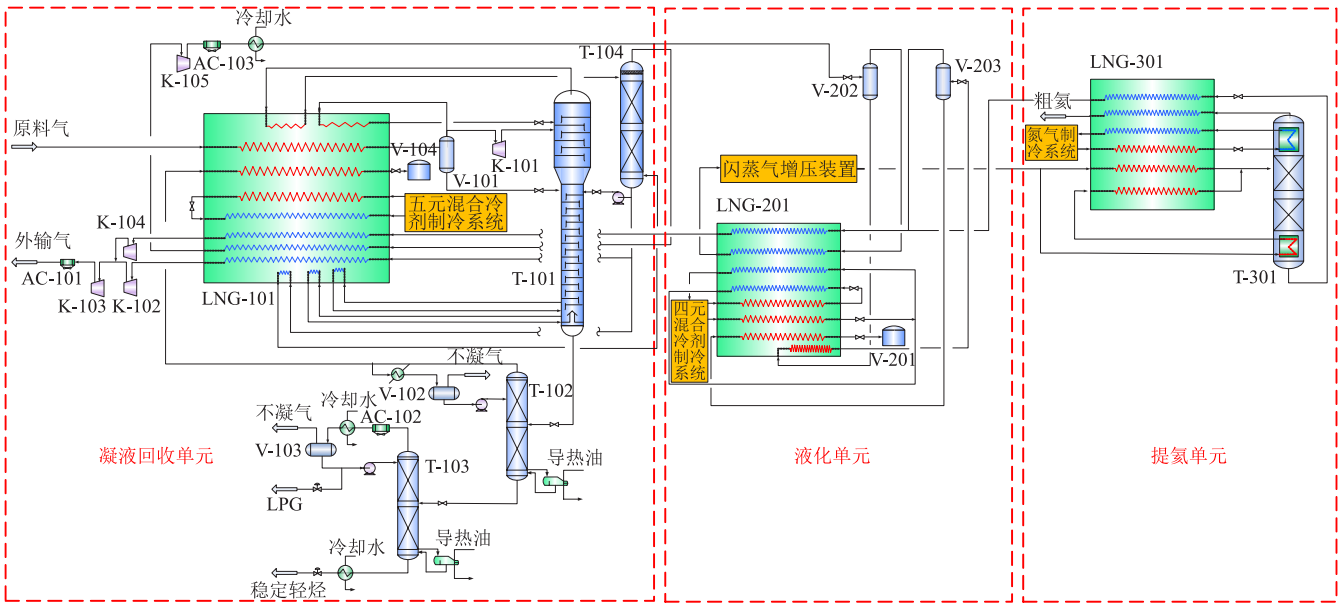
3.2　方案对比分析

将两种改进工艺方案利用 Aspen HYSYS 软件进行模拟，并进行了整体㶲分析，与原方案进行对比。各方案的㶲分析结果见表 7，各方案的产品指标及功耗见表 8。从表 7 中可以看出，通过㶲分析对原工艺流程进行改进后，两种优化方案均显著提高了系统有效㶲和系统㶲效率，同时降低了系统总压缩功。其中，优化方案 1 的系统㶲效率提升了 10.96%，而优化方案 2 则提升了 14.75%，结果表明优化方案 2 在节能方面更具优势。从表 8 中可以看出，两种优化方案在氦提浓倍数上均超过了原方案，有利于粗氦的精制。同时，系统总压缩功相比原方案有大幅度降低。优化方案 1 虽然 LNG 产量有所提高，但氦回收率显著降低，导致氦损失较高。而优化方案 2 比原 LNG 产量略高，同时氦气回收率达到了 99.6%，



注：V-202、V-203. 闪蒸罐；下同。

图 6　天然气提氦联产 LNG 优化方案 1 工艺流程图



注：K-105. 压缩机；T-104. 氦提浓塔。

图 7　天然气提氦联产 LNG 优化方案 2 工艺流程图

满足了氦回收要求，并且总压缩功较原方案降低了 11 575 kW，节能降耗效果显著。综上所述，优化方案 2 在经济效益上表现更优，通过㶲分析得到的这一优化方案具有显著的节能效果。

表 7　不同方案㶲分析结果表

参数	原方案	优化方案 1	优化方案 2
系统输入㶲 /kW	87 480	75 094	71 092
系统输出㶲 /kW	27 874	32 158	33 135
系统总㶲损 /kW	59 606	42 936	37 957
系统㶲效率	31.86%	42.82%	46.61%

表 8　不同方案产品指标及功耗表

参数	原方案	优化方案 1	优化方案 2
原料气氦浓度	0.06%	0.06%	0.06%
粗氦浓度	59.4%	60.3%	68.2%
氦回收率	99.9%	94.3%	99.6%
乙烷回收率	96.6%	95.5%	95.1%
LNG 产量 /($m^3 \cdot d^{-1}$)	1 589	2 040	1 630
制冷压缩功 /kW	37 914	34 132	30 153
总压缩功 /kW	49 691	41 910	38 116

4　结论

为了降低天然气凝液回收提氦联产 LNG 装置的整体能耗，笔者采用了改进的㶲分析方法，对装置中关键设备的各类㶲损进行了详细的分析。基于关键设备中各类型㶲损的分布特性，确定了优化方向，并提出了两种优化方案。这两种方案的㶲分析均表现出良好的节能效果，其中优化方案 2 的节能效果更佳，系统整体㶲效率更高。基于㶲分析结果，得出以下主要结论：

1）工艺流程中多数设备的内源性㶲损大于外源性㶲损，这表明设备内部的不可逆性是㶲损的主要来源。因此，提升设备运行效率或改进其内部结构，能够有效提高有效能的利用率。

2）各设备的可避免㶲损分布情况各异，主要源于设备运行效率低下以及其他设备的影响。然而，通过采取相应措施，这部分㶲损有望得到改善。

3）基于㶲分析结果，提出了降低关键设备㶲损的策略。在技术经济可行的前提下，可采取的措施包括：提高压缩机的运行效率和优化空冷器的内部结构，以提高其有效能利用率；改善冷箱换热结构并调整其他设备状态，以提高冷热物流的换热效率；针对塔的高不可逆性，调整相关设备的运行参数，以减小其他设备对塔性能的影响。

参　考　文　献

[1] 秦胜飞，李济远. 世界氦气供需现状及发展趋势 [J]. 石油知识，2021(5): 44-45.
QIN Shengfei, LI Jiyuan. Current situation and development trend of world helium supply and demand[J]. Petroleum Knowledge,

2021(5): 44-45.

[2] 陈福利 , 李欣 , 闫林 , 等 . 中国氦气资源特征与氦资源勘查储备战略 [C]// 首届全国矿产勘查大会论文集 . 合肥 : 中国地球物理学会 , 2021: 638-652.
CHEN Fuli, LI Xin, YAN Lin, et al. Helium resource characteristics and exploration and reserve strategy of China[C]// Collected Papers of the First National Mineral Exploration Conference. Hefei: Chinese Geophysical Society, 2021: 638-652.

[3] 张亮亮 , 孙庆国 , 刘岩云 , 等 . 氦气全球市场及我国氦气安全保障的建议 [J]. 低温与特气 , 2014, 32(3): 1-5.
ZHANG Liangliang, SUN Qingguo, LIU Yanyun, et al. Global market of helium and suggestion for helium supply security of China[J]. Low Temperature and Specialty Gases, 2014, 32(3): 1-5.

[4] 张哲 , 王春燕 , 王秋晨 , 等 . 中国氦气市场发展前景展望 [J]. 油气与新能源 , 2022, 34(1): 36-41.
ZHANG Zhe, WANG Chunyan, WANG Qiuchen, et al. Development prospects of China's helium market[J]. Petroleum and New Energy, 2022, 34(1): 36-41.

[5] 张哲 , 王春燕 , 王秋晨 , 等 . 浅谈中国氦气供应链技术壁垒与发展方向 [J]. 油气与新能源 , 2022, 34(2): 14-19.
ZHANG Zhe, WANG Chunyan, WANG Qiuchen, et al. Barries and development directions of helium supply chain in China[J]. Petroleum and New Energy, 2022, 34(2): 14-19.

[6] 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.

[7] SCHOLES C A, GHOSH U K. Review of membranes for helium separation and purification[J]. Membranes, 2017, 7(1): 9.

[8] JAHROMI P E, FATEMI S, VATANI A, et al. Purification of helium from a cryogenic natural gas nitrogen rejection unit by pressure swing adsorption[J]. Separation and Purification Technology, 2018, 193: 91-102.

[9] 李均方 , 何琳琳 , 柴露华 . 天然气提氦技术现状及建议 [J]. 石油与天然气化工 , 2018, 47(4): 41-44.
LI Junfang, HE Linlin, CHAI Luhua. Present situation and suggestion of helium extraction from natural gas[J]. Chemical Engineering of Oil and Gas, 2018, 47(4): 41-44.

[10] 李长俊 , 张财功 , 贾文龙 , 等 . 天然气提氦技术开发进展 [J]. 天然气化工 (C1 化学与化工), 2020, 45(4): 108-116.
LI Changjun, ZHANG Caigong, JIA Wenlong, et al. Progress in technologies for helium-extraction from natural gas[J]. Natural Gas Chemical Industry(C1 Chemistry and Chemical Industry), 2020, 45(4): 108-116.

[11] 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 and Superconductivity, 2012, 40(6): 4-7.

[12] 罗尧丹 , 诸林 . 低含氦天然气提氦联产 LNG 工艺分析 [J]. 天然气与石油 , 2015, 33(4): 21-24.
LUO Yaodan, ZHU Lin. Analysis on combined process of helium extraction and LNG production from low helium natural gas[J]. Natural Gas and Oil, 2015, 33(4): 21-24.

[13] 李元涛 . 天然气低温提氦工艺优化研究 [J]. 科技资讯 , 2021, 19(23): 42-44.
LI Yuantao. Optimization of helium extraction from natural gas at low temperature[J]. Science and Technology Information, 2021, 19(23): 42-44.

[14] 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.

[15] HIROSE K, NAGATA D, TOMITA S. Natural gas production apparatus and natural gas production method: WO2019238359[P]. 2019-12-19.

[16] HANS S. Method for the simutaneous recovery of a pure helium and pure nitrogen fraction: US20060817369[P]. 2009-01-15.

[17] 赖秀文 , 邵勇 , 张淑文 , 等 . 富氦天然气中提取氦气的深冷工艺研究 [J]. 深冷技术 , 2013, 16(5): 36-39.
LAI Xiuwen, SHAO Yong, ZHANG Shuwen, et al. Deep cooling process for helium extraction from helium-rich natural gas[J]. Deep Cooling Technology, 2013, 16(5): 36-39.

[18] LANG M, AFANASYEV I, SLUTSKIY B, et al. Monetizing gas of a giant high helium and nitrogen gas reservoir-Amur gas processing plant[C]//22nd World Petroleum Congress. Istanbul: WPC, 2017: WPC-22-1513.

[19] 周璇 , 王科 , 蒲黎明 , 等 . 一种可切换天然气两塔提氦装置及工艺 : CN202010553342.1[P]. 2020-08-25.
ZHOU Xuan, WANG Ke, PU Liming, et al. A switchable natural gas two-tower helium extraction device and process: CN202010553342.1[P]. 2020-08-25.

[20] 蒲黎明 , 周璇 , 王科 , 等 . 一种天然气中回收乙烷联产粗氦的装置及方法 : CN201710223206.4[P]. 2017-06-20.
PU Liming, ZHOU Xuan, WANG Ke, et al. An apparatus and method for recovering ethane from natural gas to co-produce crude helium: CN201710223206.4[P]. 2017-06-20.

[21] GHORBANI B, HAMEDI M H, AMIDPOUR M, et al. Cascade refrigeration systems in integrated cryogenic natural gas process natural gas liquids (NGL), liquefied natural gas (LNG) and nitrogen rejection unit (NRU))[J]. Energy, 2016, 115(Part 1): 88-106.

[22] 荣杨佳 , 王成雄 , 赵云昆 , 等 . 天然气轻烃回收与提氦联产工艺 [J]. 天然气工业 , 2021, 41(5): 127-135.
RONG Yangjia, WANG Chengxiong, ZHAO Yunkun, et al. Co-production process of light hydrocarbon recovery and helium extraction from natural gas[J]. Natural Gas Industry, 2021, 41(5): 127-135.

[23] HAMEDI H. An innovative integrated process for helium and NGL recovery and nitrogen removal [J]. Cryogenics, 2021, 113: 103224.

[24] 周军 , 徐东阳 , 梁光川 , 等 . 联产乙烷天然气提氦工艺的经济性与适用性分析 [J]. 石油化工 , 2023, 52(2): 229-236.
ZHOU Jun, XU Dongyang, LIANG Guangchuan, et al. Economic and applicability analysis of extraction process of helium from natural gas with coproduction of ethane[J]. Petrochemical Technology, 2023, 52(2): 229-236.

[25] 蒋爱华 . 泛烟分析方法及其应用研究 [D]. 长沙 : 中南大学 , 2011.
JIANG Aihua. Study on universal exergy analysis method and its application[D]. Changsha: Central South University, 2011.

[26] 马国光 , 李雅娴 , 张晨 . 基于改良烟分析方法的 LNG 冷能空分工艺优化 [J]. 天然气工业 , 2018, 38(9): 121-128.
MA Guoguang, LI Yaxian, ZHANG Chen. Optimization of the LNG cold energy air separation process based on the advanced exergy analysis method [J]. Natural Gas Industry, 2018, 38(9): 121-128.

[27] SHAFAEI A, MEHRPOOYA M. Process development and sensitivity analysis of novel integrated helium recovery from natural gas processes[J]. Energy, 2018, 154: 52-67.

[28] MEHRPOOYA M, SHAFAEI A. Advanced exergy analysis of novel flash based helium recovery from natural gas processes [J]. Energy, 2016, 114: 64-83.

[29] GHORBANI B, HAMEDI M H, AMIDPOUR M. Development and optimization of an integrated process configuration for natural gas liquefaction (LNG) and natural gas liquids (NGL) recovery with a nitrogen rejection unit (NRU)[J]. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2016, 34: 590-603.

[30] MEHRPOOYA M, VATANI A, SADEGHIAN F, et al. A novel process configuration for hydrocarbon recovery process with auto-refrigeration system[J]. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2017, 42: 262-270.

[31] 蒋洪 , 祝梦雪 . 双塔天然气氦气回收工艺设计及烟分析 [J]. 天然气化工 (C1 化学与化工), 2022, 47(3): 133-140.
JIANG Hong, ZHU Mengxue. Design and exergy analysis of double-tower natural gas helium recovery process[J]. Natural Gas Chemical Industry(C1 Chemistry and Chemical Industry), 2022, 47(3): 133-140.

[32] KELLY S, TSATSARONIS G, MOROSUK T. Advanced exergetic analysis: Approaches for splitting the exergy destruction into endogenous and exogenous parts[J]. Energy, 2009, 34(3): 384-391.

[33] ANSARINASAB H, MEHRPOOYA M, POURIMAN M. Advanced exergoeconomic evaluation of a new cryogenic helium recovery process from natural gas based on the flash separation-APCI modified process[J]. Applied Thermal Engineering, 2018, 132: 368-380.

[34] KELLY S. Energy systems improvement based on endogenous and exogenous exergy destruction[D]. Berlin: Technische Universität Berlin, 2008: 45-51.

[35] 蒋洪 , 杨铜林 , 喻靖 , 等 . 直接换热凝液回收工艺高级烟分析 [J]. 石油与天然气化工 , 2021, 50(4): 77-85.
JIANG Hong, YANG Tonglin, YU Jing, et al. Advanced exergy analysis of direct heat exchange condensate recovery process[J]. Chemical Engineering of Oil and Gas, 2021, 50(4): 77-85.

[36] MOROSUK T, TSATSARONIS G. A new approach to the exergy analysis of absorption refrigeration machines[J]. Energy, 2008, 33(6): 890-907.

[37] ANSARINASAB H, MEHRPOOYA M. Advanced exergoeconomic analysis of a novel process for production of LNG by using a single effect absorption refrigeration cycle [J]. Applied Thermal Engineering, 2017, 114: 719-732.

[38] MOROSUK T, TSATSARONIS G, ZHANG Congyu. Conventional thermodynamic and advanced exergetic analysis of a refrigeration machine using a Voorhees' compression process [J]. Energy Conversion and Management, 2012, 60: 143-151.

[39] YANG Qingchun, QIAN Yu, KRASLAWSKI A, et al. Advanced exergy analysis of an oil shale retorting process [J]. Applied Energy, 2016, 165: 405-415.

[40] BOYAGHCHI F A, MOLAIE H. Sensitivity analysis of exergy destruction in a real combined cycle power plant based on advanced exergy method [J]. Energy Conversion and Management, 2015, 99: 374-386.

[41] WEI Zhiqiang, ZHANG Bingjian, WU Shengyuan, et al. Energy-use analysis and evaluation of distillation systems through avoidable exergy destruction and investment costs [J]. Energy, 2012, 42(1): 424-433.

[42] MODI N, PANDYA B, PATEL J, et al. Advanced exergetic assessment of a vapor compression cycle with alternative refrigerants [J]. Journal of Energy Resources Technology, 2019, 141(9): 092002.

[43] PENKUHN M, TSATSARONIS G. A decomposition method for the evaluation of component interactions in energy conversion systems for application to advanced exergy-based analyses [J]. Energy, 2017, 133: 388-403.

[44] TSATSARONIS G, MOROSUK T. Advanced exergetic analysis of a novel system for generating electricity and vaporizing liquefied natural gas [J]. Energy, 2010, 35(2): 820-829.

[45] TSATSARONIS G. Recent developments in exergy analysis and exergoeconomics [J]. International Journal of Exergy, 2008, 5(5/6): 489-499.

（修改回稿日期 2024-05-31 编辑 张晓雪）

本文互动