

LNG 冷能驱动的轻烃回收与空气分离集成工艺设计与优化

屈乐^{1,2}, 刘元杰¹, 潘杰^{1,3}, 唐斐然¹, 李冉¹

(1. 西安石油大学 石油工程学院, 陕西 西安 710065; 2. 西安石油大学 西安市致密油(页岩油)开发重点实验室, 陕西 西安 710065; 3. 西安石油大学 油气储运安全与节能陕西省高校工程研究中心重点实验室, 陕西 西安 710065)

摘要:为提升轻烃回收工艺中乙烷回收率、冷能利用率和烟效率,并提升液化天然气(LNG)冷能综合利用效能,提出了一种基于 LNG 冷能驱动的轻烃回收与空气分离集成工艺。以乙烷回收率、系统功耗、冷能利用率、烟效率和净现值为评价指标,研究了关键参数对系统性能的影响,并开展了多目标优化、烟分析和经济性(净现值)综合评价。结果表明,脱甲烷塔入口压力和温度、蒸馏塔 1 入口温度,以及空气质量流量对系统性能具有显著影响;多目标优化后,工艺乙烷回收率为 94.79%,系统功耗为 4.27×10^4 kW,冷能利用率为 88.20%,烟效率为 84.66%,净现值为 294.8×10^8 CNY。设备烟分析表明,压缩机、精馏塔和换热器的烟损失合计占总损失的 85% 以上,是提升系统能效的关键环节。新工艺在冷能梯级利用、乙烷回收率和烟效率方面表现出显著优势,兼具技术可行性与经济竞争力,可为 LNG 冷能耦合化工分离工艺提供新思路。

关键词: LNG 冷能驱动;轻烃回收;冷能利用率;多目标优化;烟分析;净现值

中图分类号:TQ028;TE832 文献标志码:A 文章编号:2097-2547(2026)04-145-10

Design and optimization of integrated process of light hydrocarbon recovery and air separation driven by LNG cold energy

QU Le^{1,2}, LIU Yuanjie¹, PAN Jie^{1,3}, TANG Feiran¹, LI Ran¹

(1. College of Petroleum Engineering, Xi'an Shiyou University, Xi'an 710065, Shaanxi, China; 2. Xi'an Key Laboratory of Tight Oil (Shale Oil) Development, Xi'an Shiyou University, Xi'an 710065, Shaanxi, China; 3. Key Laboratory of Shaanxi Provincial University Engineering Research Center for Safety and Energy Conservation in Oil & Gas Storage and Transportation, Universities of Shaanxi Province, Xi'an Shiyou University, Xi'an 710065, Shaanxi, China)

Abstract: To improve the ethane recovery rate, cold energy utilization rate and exergy efficiency in light hydrocarbon recovery processes, and to enhance the comprehensive utilization efficiency of LNG cold energy, an integrated process of light hydrocarbon recovery and air separation driven by LNG cold energy was proposed. Using ethane recovery rate, system power consumption, cold energy utilization rate, exergy efficiency and net present value as evaluation indicators, the effects of key parameters on system performance were investigated, along with multi-objective optimization, exergy analysis, and comprehensive economic (net present value) evaluation. The results show that the demethanizer inlet pressure and temperature, the inlet temperature of distillation column 1 and the air mass flow rate have significant impacts on system performance. After multi-objective optimization, the process achieves an ethane recovery rate of 94.79%, a system power consumption of 4.27×10^4 kW, a cold energy utilization rate of 88.20%, an exergy efficiency of 84.66% and a net present value of 294.8×10^8 CNY. Exergy analysis of equipment indicates that the combined exergy losses of compressors, distillation columns and heat exchangers account for more than 85% of the total losses, representing key links for improving system energy efficiency. The proposed process demonstrates significant advantages in cold energy cascade utilization, ethane recovery and exergy efficiency, while exhibiting both technical feasibility and economic competitiveness, thus can provide a new approach for coupling LNG cold energy with chemical separation processes.

Keywords: LNG cold energy-driven; light hydrocarbon recovery; cold energy utilization rate; multi-objective optimization; exergy analysis; net present value

收稿日期: 2025-03-04; 修回日期: 2025-04-24。

基金项目: 国家自然科学基金(52274064, 51774237)。

第一作者: 屈乐(1985—), 博士, 高级工程师, 研究方向为油气田地质与开发, E-mail: 112191114@qq.com。

通信作者: 潘杰(1981—), 博士, 教授, 研究方向为油气储运多相流与能质传输、LNG 低温传热与冷能利用, E-mail: jackpan@xsyu.edu.cn。

全球液化天然气(LNG)贸易量持续增长。2023年,我国天然气进口总量达到 $1.65 \times 10^{12} \text{ m}^3$,同比增长9.9%,其中LNG进口量为 $7200 \times 10^4 \text{ t}$,继续稳居全球首位^[1]。LNG气化过程中释放的冷能约 810 kJ/kg ,具有显著的能源回收价值,若将该冷能直接排入海中,将导致近海水体温度下降 $4\sim 6 \text{ }^\circ\text{C}$,对海洋生态构成威胁^[2-3]。因此,如何高效利用冷能,已成为兼具经济效益与环保效益的关键课题^[4]。

LNG冷能在轻烃回收与空气分离等领域的应用已形成较为成熟的技术体系。早在20世纪60年代,美国有关机构率先将LNG冷能应用于轻烃分离,并申请了相关专利^[5]。GAO等^[6]提出了高压(4.5 MPa)与低压(2.4 MPa)两种工艺路径:高压路径通过压缩机增压实现管道输送,低压路径则利用LNG冷能对富甲烷气进行液化后泵送。结果表明,低压工艺在年度总成本(TAC)方面更具优势。LI等^[7]针对炼油厂的研究表明,集成LNG冷能后的系统可替代 7973 kW 的压缩制冷系统,同时提供 $1.44 \times 10^4 \text{ kW}$ 冷能,整体能效显著提升。轻烃回收被认为是高效利用LNG冷能的一种有效途径。LNG中含有少量轻烃组分,如乙烷和丙烷。乙烯产量被视为衡量一个国家综合经济实力的重要指标^[7]。王溪等^[8]研究发现轻烃回收与空气分离工艺在约 $-100 \text{ }^\circ\text{C}$ 附近的温区具有良好适配性,可实现高效的能量链构建。目前,国内LNG接收站冷能利用率较低,亟需在冷量匹配与动态控制技术方面实现突破。国内邹浪团队通过优化直接换热(DHX)工艺参数,使乙烷回收率从87%提升至94%^[9]。邓志安等^[10]通过脱甲烷塔进料泵增压与脱乙烷塔换热的协同设计,显著降低了系统能耗。高婷等^[11]利用LNG冷能改进了轻烃分离流程。US7069743B2^[12]、EP1734027A1^[13]和CN107082736A^[14]等多项专利聚焦于液化贫天然气生产技术优化。

在空气分离领域,ZHANG等^[15]开发了轻烃-空气分离耦合工艺,利用富甲烷尾气替代高纯氮气作为分子筛再生气源,年节约成本达 $314.4 \times 10^4 \text{ USD}$,同时乙烷回收率也得到提升。传统LNG处理因采用单一冷能技术,导致冷能浪费及生态风险。新型耦合系统通过多级冷能网络匹配不同温区,实现冷能梯级利用。新系统将深冷空气分离所需的超低温段与轻烃分离的中低温段相结合,通过多级冷能

传递网络设计,大幅提升了系统整体能效^[16]。然而,现有技术仍面临冷能梯级利用效率不足、系统能耗较高,以及动态调控能力薄弱等瓶颈。本研究通过构建轻烃回收与空气分离耦合的冷能协同模型,突破温区耦合与多目标动态优化技术,实现冷能利用率提升和系统功耗降低,为LNG冷能的高效低碳利用提供新范式。

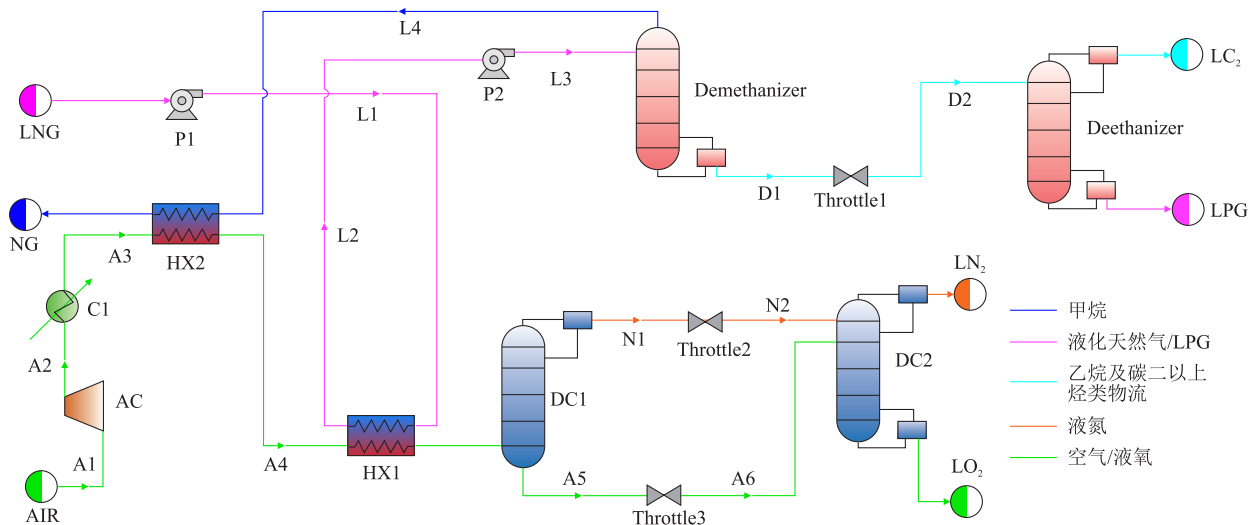
本研究构建以LNG冷能驱动的轻烃回收与空气分离集成工艺,利用Aspen HYSYS建模,开展多参数敏感性分析,优化脱甲烷塔入口压力与温度、蒸馏塔入口温度,以及空气质量流量等关键参数;以乙烷回收率、系统功耗、冷能利用率和焓效率为评价指标,与3种主流LNG轻烃回收工艺进行对比;并采用遗传算法(NSGA-II)对工艺进行多目标优化,利用线性规划法(LINMAP)^[17]和逼近理想解排序法(TOPSIS)^[18]对Pareto前沿解集进行决策优选;最后开展焓分析与经济性分析,旨在为LNG冷能的高效利用提供参考。

1 工艺流程及其系统模型

1.1 LNG冷能驱动轻烃回收与空气分离集成工艺

本工艺将LNG冷能梯级利用与空气分离集成,实现了能效协同(图1)。文中所涉压力均为绝对压力。LNG经泵P1增压至 2100 kPa 后,作为冷源与压缩空气A4进行换热,随后经泵P2进一步加压进入脱甲烷塔,分离出富甲烷气体L4(液化回收)和塔底液;塔底液降压进入脱乙烷塔,产出乙烷和液化石油气(LPG)。空气系统采用两级冷却策略:原料空气(101.3 kPa)首先经空气压缩机(AC)压缩至 300 kPa ,然后通过海水冷却器(C1)预冷至 $15 \text{ }^\circ\text{C}$ (A3);接着通过脱甲烷塔(Demethanizer)输出的 $-100 \text{ }^\circ\text{C}$ 甲烷气体L4进行深度冷却;在换热器1(HX1)中与LNG进一步换热至 $-140.8 \text{ }^\circ\text{C}$ 后,进入空气分离装置,通过双蒸馏塔产出液氮和液氧。在整个流程中,脱乙烷塔及精馏塔的冷凝冷源均由外部LNG直接提供,再沸器的热源则统一采用海水供热。由关键换热节点HX1实现了LNG冷能($-162 \text{ }^\circ\text{C}$)与空气冷却需求($-140.8 \text{ }^\circ\text{C}$)之间的梯度温区匹配。

基础工艺参数来源于我国某LNG接收终端的实际运行数据,其中LNG处理量为 100 t/h ,入口温度为 $-162 \text{ }^\circ\text{C}$,原料气组成见表1^[19]。



LNG—液化天然气;P1—泵 1;P2—泵 2;HX1—换热器 1;HX2—换热器 2;Throttle1—节流阀 1;Throttle2—节流阀 2;Throttle3—节流阀 3;LC₂—乙烷;LPG—液化石油气;AIR—空气;AC—空气压缩机;C1—海水冷却器;DC1—精馏塔 1;DC2—精馏塔 2;LN₂—液氮;LO₂—液氧。

图 1 LNG 冷能驱动轻烃回收与空气分离集成工艺流程图

Fig. 1 Flow chart of integrated process of light hydrocarbon recovery and air separation driven by LNG cold energy

表 1 原料气组成^[19]

Table 1 Raw gas compositions^[19]

组分	物质的量分数 /%
甲烷	93.50
乙烷	4.22
丙烷	0.98
异丁烷	0.84
氮气	0.46

1.2 参数设置与模拟假设

本文采用 Aspen HYSYS V14 对 LNG 冷能驱动的轻烃回收与空气分离集成工艺进行稳态模拟。原料 LNG 的入口温度为 -162 °C, 压力为 104.8 kPa,

处理量为 100 t/h, 采用 Peng-Robinson 状态方程进行物性计算^[20], 天然气组成与终端实际数据一致; 系统环境温度为 25 °C, 环境压力为 101.325 kPa^[21], 主要参数设置见表 2。模拟计算基于以下假设: (1) 泵与压缩机内流体流动为稳态过程, 忽略管路压降及热损失, 仅考虑设备内部的压力波动^[21]; (2) 泵与压缩机的绝热效率均设定为 75%^[22]; (3) 混合器能量损耗忽略不计^[22]; (4) 空气分离系统的原料气体限定为氮气/氧气二元体系; (5) 精馏塔模拟采用理想塔板模型; (6) 全系统处于稳态运行^[22]; (7) 换热器设计时, 最小夹点温差不小于 3 °C。

表 2 主要参数设置

Table 2 Main parameter settings

主要参数	数值	主要参数	数值
LNG 入口温度 /°C	-162.0	出口 NG 温度 /°C	10
LNG 入口压力 /kPa	104.8	出口 LC ₂ 温度 /°C	-83.87
增压后 LNG 压力 /kPa	2100	出口 LPG 温度 /°C	-14.96
LNG 质量流量 /(kg·s ⁻¹)	27.78	出口 LN ₂ 温度 /°C	-194.2
空气入口压力 /kPa	101.3	出口 LO ₂ 温度 /°C	-180.1
节流阀 Throttle1 节流压力 /kPa	1919	出口 NG 压力 /kPa	2099
节流阀 Throttle2 节流压力 /kPa	51.30	出口 LC ₂ 压力 /kPa	180
节流阀 Throttle3 节流压力 /kPa	76.30	出口 LPG 压力 /kPa	200
NG 质量流量 /(kg·s ⁻¹)	24.36	出口 LO ₂ 压力 /kPa	138
LC ₂ 质量流量 /(kg·s ⁻¹)	1.95	出口 LN ₂ 压力 /kPa	121
LPG 质量流量 /(kg·s ⁻¹)	1.47	泵的绝热效率 /%	75
LO ₂ 质量流量 /(kg·s ⁻¹)	9.53	压缩机的绝热效率 /%	75
LN ₂ 质量流量 /(kg·s ⁻¹)	32.15		

1.3 模型验证

为确保集成系统模型的可靠性,本研究对轻烃回收单元和空气分离单元中关键设备进行了模型验证,结果见表3。基于HYSYS V14平台构建的模型运行结果与工业实际数据进行对比,偏差均低于行业允许阈值(1%)。偏差分析表明,模型运行结果与工业实际数据之间的偏差主要来源于软件版本

差异、算法更新,以及接口兼容性问题。为解决上述问题,本研究通过手动校准物性参数,并统一软件版本(全流程均采用HYSYS V14.0与MATLAB 2022a),有效降低了模型的综合误差率。尽管软件版本差异可能引入局部偏差,但通过参数校正与算法适配,有效保障了系统级模拟的工程适用性,为后续工作提供了可靠的研究基础。

表3 系统设备模型验证结果

Table 3 Validation results of system equipment models

设备	参数	本文数值	参考文献数值	误差	参考文献
泵	功耗/kW	212.2	212	0.0009	[23]
	输出温度/°C	-161.6	-161.6	0	
压缩机	功耗/kW	465.7	465	0.0015	[23]
	出口温度/°C	49.67	49.5	0.0034	
换热器	热流股出口温度/°C	16.99	17	0.0006	[24]
	上/下出口温度/°C	1.196	1.2	0.0033	
脱甲烷塔	上/下出口压力/MPa	3.168	3.167	0.0003	[24]
	上出口流量/(kg·s ⁻¹)	155.79	156.09	0.0019	
	下出口流量/(kg·s ⁻¹)	4.57	4.28	0.0678	
	上出口温度/°C	-178.6	-178.6	0	
	下出口温度/°C	-171.6	-171.9	0.0017	
精馏塔	上出口压力/MPa	0.517	0.517	0	[25]
	下出口压力/kPa	0.649	0.649	0	
	上出口氮气体积分数/%	98.92	97.87	0.0107	

2 系统性能评价指标

2.1 乙烷回收率

乙烷回收率是指在天然气处理过程中,从原料气中成功分离并回收的乙烷所占比例^[10],常以百分比形式表示,用于衡量从LNG或天然气中有效提取乙烷的效率,乙烷回收率计算方法见式(1)。

$$Y = \frac{F_{\text{pro}}}{F_{\text{LNG-pro}}} \times 100\% \quad (1)$$

式中, Y 为系统的乙烷回收率,%; F_{pro} 为乙烷回收量,t/h; $F_{\text{LNG-pro}}$ 为LNG进料中乙烷流量,t/h。

2.2 系统功耗

降低系统功耗对提升系统整体性能至关重要^[26],系统功耗高不仅会增大能源消耗及运行成本,提高碳排放,还可能影响工艺稳定性,系统功耗的计算方法见式(2)。塔底再沸器所需的热量可由海水提供^[20]。

$$\text{SPC} = P_{\text{P1}} + P_{\text{P2}} + P_{\text{AC}} + P_{\text{DC1}} + P_{\text{deethanizer}} \quad (2)$$

式中,SPC为系统功耗,kW; P_{P1} 和 P_{P2} 分别为泵P1和P2的功耗,kW; P_{AC} 为压缩机AC的功耗,kW; P_{DC1} 和 $P_{\text{deethanizer}}$ 分别为精馏塔DC1和脱乙烷塔Deethanizer

顶部冷凝器的功耗,kW。

2.3 冷能利用率

冷能利用率是指系统中可用冷能被有效利用的比例,提升冷能利用率有助于提升整体能源效率,减小能源损耗^[11],冷能利用率计算方法见式(3)。

$$\lambda = \frac{Q_{\text{max}} - Q_{\text{LNG}}}{Q_{\text{max}}} \times 100\% \quad (3)$$

式中, λ 为系统的冷能利用率,%; Q_{max} 为系统中LNG原料所携带的冷能,kJ/h; Q_{LNG} 为系统中未利用的冷能,kJ/h。

2.4 焓效率

当系统以可逆过程,从任意状态变化至与所定义的环境状态达到热力学平衡时,所能转化为其他形式能量的最大值称为焓。焓分析主要反映能量的品质,表示能量的可用性或其做功能力^[22]。在理想状态下,焓(\dot{E} ,kJ/h)由物理焓和化学焓两部分组成^[23],计算方法见式(4)~式(6)。

$$\dot{E} = \dot{m}e = \dot{m}(e_{\text{ph}} + e_{\text{ch}}) \quad (4)$$

$$e_{\text{ph}} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (5)$$

$$e_{\text{ch}} = \varphi \times \text{LHV} \quad (6)$$

式中, \dot{m} 为质量流量,kg/h; e 为比焓,kJ/kg; e_{ph} 为物

理焓, kJ/kg; e_{ch} 为比化学焓, kJ/kg; h 和 h_0 分别为系统的焓值和其在常温常压下焓值, kJ/kg; T_0 为常温, K; s 和 s_0 分别为系统熵值和其在常温常压下熵值, kJ/(kg·K); φ 为经验参数, 标准条件下通常取值为 1.04; LHV 为天然气低位热值, kJ/kg。

系统焓效率计算方法见式(7)~式(9)^[19]。

$$\eta_{ex} = \frac{\dot{E}x_{product}}{\dot{E}x_{fuel}} \times 100\% \quad (7)$$

$$\dot{E}x_{product} = \dot{E}x_{NG} + \dot{E}x_{ET} + \dot{E}x_{LPG} + \dot{E}x_{LN_2} + \dot{E}x_{LO_2} \quad (8)$$

$$\dot{E}x_{fuel} = \dot{E}x_{LNG} \quad (9)$$

式中, η_{ex} 为系统焓效率, %; $\dot{E}x_{product}$ 为系统输出焓, kW; $\dot{E}x_{fuel}$ 为系统输入焓, kW; $\dot{E}x_{NG}$ 为系统出口天然气焓值, kW; $\dot{E}x_{ET}$ 为系统出口乙烷焓值, kW; $\dot{E}x_{LPG}$ 为系统出口 LPG 焓值, kW; $\dot{E}x_{LN_2}$ 和 $\dot{E}x_{LO_2}$ 分别为系统出口液氮和液氧的焓值, kW; $\dot{E}x_{LNG}$ 为 LNG 流股的焓值, kW。

2.5 经济指标

对本研究中 LNG 冷能驱动的轻烃回收与空气分离集成系统进行了经济性评估。净现值(NPV, CNY)是用于评估投资项目或机会盈利能力的关键财务指标。净现值计算方法见式(10)~式(16)^[26-27]。

$$NPV = \sum_{j=1}^n \frac{NCF}{(1+int)^j} - Inv \quad (10)$$

式中, NCF 为净现金流, CNY; int 为利率, 0.1; n 为项目生命周期, 20 年; Inv 为总投资成本, CNY。

$$NCF = C_{NG} + C_{ET} + C_{LPG} + C_{LN_2} + C_{LO_2} - C_{LNG} - C_{QLNG} - EP \cdot OT \cdot NEP - AOC \quad (11)$$

式中, C_{NG} 、 C_{ET} 、 C_{LPG} 、 C_{LN_2} 、 C_{LO_2} 、 C_{LNG} 和 C_{QLNG} 分别为甲烷、乙烷、LPG、液氮、液氧、LNG 和 LNG 冷能相关的利润或成本, CNY; EP 为电价, CNY/(kW·h); OT 为年运行时间, 8000 h; NEP 为净输出功率, kW; AOC 为年度运营成本, CNY。

$$C_{NG} = c_{NG} \cdot LHV_{NG} \cdot \dot{m}_{NG} \cdot OT \quad (12)$$

式中, c_{NG} 为甲烷市场价格, CNY/kJ; LHV_{NG} 为甲烷低位热值, kJ/kg; \dot{m}_{NG} 为甲烷质量流量, kg/h。 C_{ET} 、 C_{LPG} 、 C_{LN_2} 、 C_{LO_2} 和 C_{LNG} 的计算方法类似。

$$C_{QLNG} = (Q_{DME} + Q_{DC1} + Q_{DC2}) \cdot OT \cdot c_{QLNG} \quad (13)$$

式中, Q_{DME} 、 Q_{DC1} 和 Q_{DC2} 分别为脱乙烷塔、精馏塔 1 和精馏塔 2 的热流值, kJ/h; c_{QLNG} 为 LNG 冷能市场价格, CNY/kJ。

$$AOC = \alpha \cdot Inv \quad (14)$$

式中, α 为系统的维护系数, 0.05。

$$Inv = (1 + \delta + \beta) \cdot \sum IC \quad (15)$$

式中, δ 为工厂平衡成本系数, 20%; β 为直接成本系数, 32%; IC 为设备投资成本, CNY。

$$IC = EPC \cdot (1 + \zeta) \quad (16)$$

式中, EPC 为设备采购成本, CNY; ζ 为安装系数, 泵和压缩机的安装系数取 0.8, 热交换器的安装系数取 0.04。设备采购成本函数见表 4^[26-27]。

表 4 设备采购成本函数^[26-27]

Table 4 Equipment purchase cost functions^[26-27]

设备	成本函数	备注
泵	$1120 \times \dot{W}_{pump}^{0.8}$	\dot{W}_{pump} 为泵消耗的功, kW
压缩机	$\frac{39.5 \times \dot{m}_{Air}}{0.9 - \eta_{is,AC}} \times \frac{p_{A2}}{p_{A1}} \times \ln\left(\frac{p_{A2}}{p_{A1}}\right)$	\dot{m}_{Air} 为空气质量流量, kg/h; $\eta_{is,AC}$ 为绝热效率; p 为流股压力, kPa
海水冷却器	$2290 \times \left(\frac{Q_{int}}{0.018 \Delta t_{int}}\right)^{0.6}$	Q_{int} 为热量, kW; Δt_{int} 为常数, 8.985
换热器	$2143 \times A_{HX}^{0.514}$	A_{HX} 为换热器换热面积, m ²
精馏塔	$1780^{0.87} d^{1.23} \left\{ 2.86 + 1.694 F_M \left[10.01 - 7.408 \ln p + 1.395 (\ln p)^2 \right] \right\} + (193.04 + 22.72 + 60.38 d^2) F_{BM} N_{act} f_q$	l 为塔高度, m; d 为塔直径, m; 假设塔和塔盘材料为不锈钢, F_M 和 F_{BM} 分别取 4.0 和 2.0; p 为塔底压力, Pa; N_{act} 为实际塔板数; 因为塔板实际数量大于 20, f_q 取 1.0

3 关键参数影响分析

采用控制变量法, 评估了脱甲烷塔入口压力 (1800~2500 kPa)、入口温度 (-142~-120 °C)、蒸馏塔 1 入口温度 (-160~-130 °C), 以及空气质量流量 ($1.5 \times 10^5 \sim 2.2 \times 10^5$ kg/h) 等关键参数对系统性能的影响。

3.1 脱甲烷塔入口压力

脱甲烷塔入口压力于 1800~2500 kPa 内调节, 系统性能变化规律见图 2。随着压力增大, 焓效率呈线性减小趋势, 甲烷的焓值由 9.716 kJ/(kg·K) 减小至 9.529 kJ/(kg·K)。脱乙烷塔塔顶乙烷质量流量减小, 导致乙烷回收率随之减小。系统功耗呈现先增大后减小的趋势, 当压力增大至 2100 kPa, 精馏塔

DC1的冷凝器能耗显著增大,而泵P1/P2及压缩机AC的能耗基本保持稳定;当压力进一步增大至2500 kPa,流股L5的制冷能力下降,导致冷能利用率减小(L1/L2流股的制冷量不变)。综合分析表明,脱甲烷塔入口压力对系统性能具有显著影响。

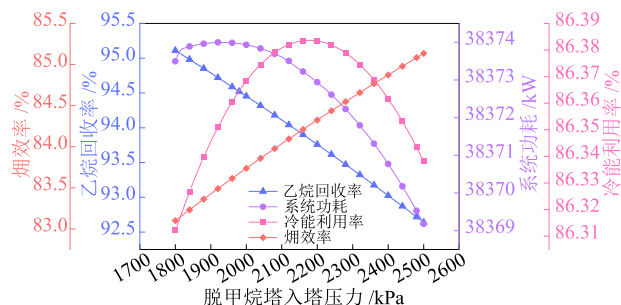


图2 脱甲烷塔入口压力对系统性能的影响

Fig. 2 Effects of demethanizer inlet pressures on system performances

3.2 脱甲烷塔入口温度

脱甲烷塔入口温度于-142~-120 °C内调节,系统性能变化规律见图3。随着温度升高,系统烟效率呈现先增大后减小的非单调变化特性。当温度由-142 °C升高至-135 °C,甲烷的焓值由-4595 kJ/kg减小至-4622 kJ/kg,熵值由10.020 kJ/(kg·K)减小至9.933 kJ/(kg·K),系统烟效率随之减小。当温度进一步升高至-120 °C,甲烷的焓值继续减小至-4683 kJ/kg,熵值减小至9.722 kJ/(kg·K),烟效率开始增大。乙烷回收率随温度升高呈持续下降趋势,主要由于乙烷质量流量减小所致。系统功耗与冷能利用率也同时减小,一方面,由于流股D2温度降低,减小了脱乙烷塔的能耗;另一方面,HX2的换热量减小,导致甲烷输出过程中部分冷量残留。综合分析表明,脱甲烷塔入口温度对系统性能具有显著影响。

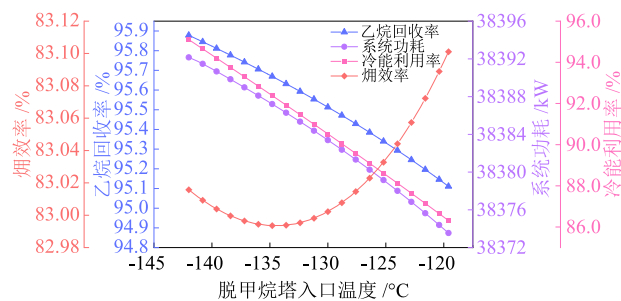


图3 脱甲烷塔入口温度对系统性能的影响

Fig. 3 Effects of demethanizer inlet temperatures on system performances

3.3 精馏塔入口温度

精馏塔1入口温度于-160~-130 °C内调节,系统性能变化规律见图4。随温度升高,烟效率呈线性

减小趋势,主要原因为流股A5的焓值由-186.9 kJ/kg增大至-156.6 kJ/kg,熵值由3.989 kJ/(kg·K)增大至4.226 kJ/(kg·K),从而加剧了系统热力学焓损失。乙烷回收率变化小于0.2%,基本保持稳定,这是因为蒸馏塔1属于空气分离模块,对轻烃回收过程没有直接影响。随着温度升高,系统功耗增大,这主要由精馏塔能耗增大所驱动;同时冷能利用率减小,原因在于HX1换热量减小,导致空气降温不足。综合分析表明,精馏塔1入口温度对系统性能具有显著影响。

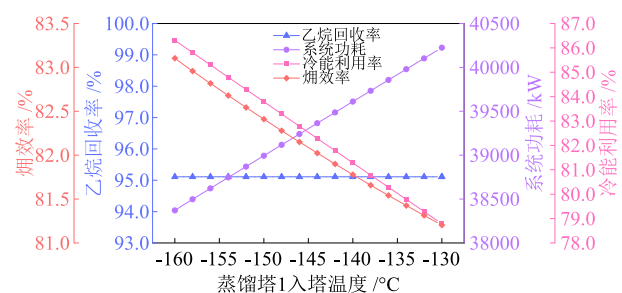


图4 蒸馏塔1入口温度对系统性能的影响

Fig. 4 Effects of distillation column 1 inlet temperatures on system performances

3.4 空气质量流量

空气质量流量于 $1.5 \times 10^5 \sim 2.2 \times 10^5$ kg/h内调节,系统性能变化规律见图5。随空气质量流量增大,烟效率呈线性增大趋势,主要归因于甲烷、液氮和液氧的焓值相应增大(式(7)),而系统整体的焓熵平衡未发生显著变化。乙烷回收率波动小于0.2%,基本保持稳定,这是由于空气分离模块对轻烃回收过程影响较小。系统功耗与冷能利用率同步增大,主要源于压缩机和蒸馏塔能耗的增大,以及HX1和HX2换热强度提升。综合分析表明,空气质量流量对系统性能具有显著影响。

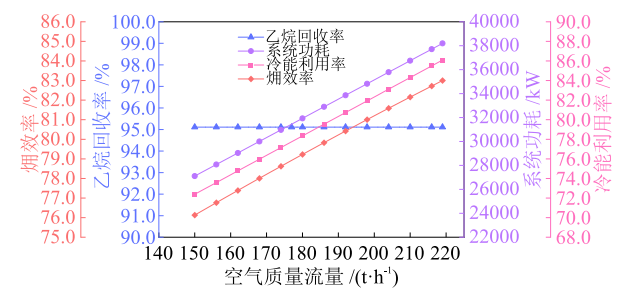


图5 空气质量流量对系统性能的影响

Fig. 5 Effects of air mass flow rates on system performances

综上所述,工艺的最优参数配置为:脱甲烷塔入口压力为2100 kPa;脱甲烷塔入口温度为-142 °C;蒸馏塔1入口温度为-160 °C;空气质量流

量为 220 t/h。最优参数配置下,不仅最大化了烟效率、乙烷回收率和冷能利用率,还实现了系统功耗的协同优化,验证了冷能梯级利用与精馏过程强化的协同效应。

4 多目标优化与结果讨论

4.1 多目标优化

本研究采用带精英保留策略的非支配排序遗传算法(NSGA-II)^[27]进行多目标优化,其非支配排序与拥挤度距离机制有效保障了种群多样性,参数设置详见表 5 和表 6。算法配置为种群规模 40,遗传迭代 500 代,并通过线性规划法(LINMAP)^[17]与逼近理想解排序法(TOPSIS)^[18]对 Pareto 前沿解集进行决策优选。该算法在解决复杂多目标问题中的优势体现为:避免了单一权重分配带来的主观偏差;实现了冷能利用率、烟效率与乙烷回收率的同步多目标协同优化。

参数分析表明,脱甲烷塔入口压力与温度、精馏塔 1 入口温度,以及空气质量流量对系统性能具有显著影响。基于 NSGA-II 算法,以冷能利用率、烟效率和乙烷回收率为优化目标,开展多目标优化。

经过 500 代遗传迭代,获得收敛性良好的 Pareto 前沿解集,并通过 LINMAP 与 TOPSIS 方法进行了决策优选,确定最优解(图 6)。两种方法选取的最优解一致,对应的性能指标为:冷能利用率 88.20%、烟效率 84.66%、乙烷回收率 94.79%(表 7),获得了收敛性强、鲁棒性良好的多目标优化结果。

表 5 NSGA-II 基本参数

优化参数	数值/设置
种群大小	40
最大迭代次数/次	500
交叉概率	0.9
变异概率	0.02
选择算法	随机选择/精英保留

表 6 输入参数取值范围

参数	数值	
	下限	上限
脱甲烷塔入口压力 /kPa	1800	2500
脱甲烷塔入口温度 /°C	-142	-120
蒸馏塔 1 入口压力 /kPa	280	500
蒸馏塔 1 入口温度 /°C	-160	-140
空气质量流量 /(kg·s ⁻¹)	130000	250000

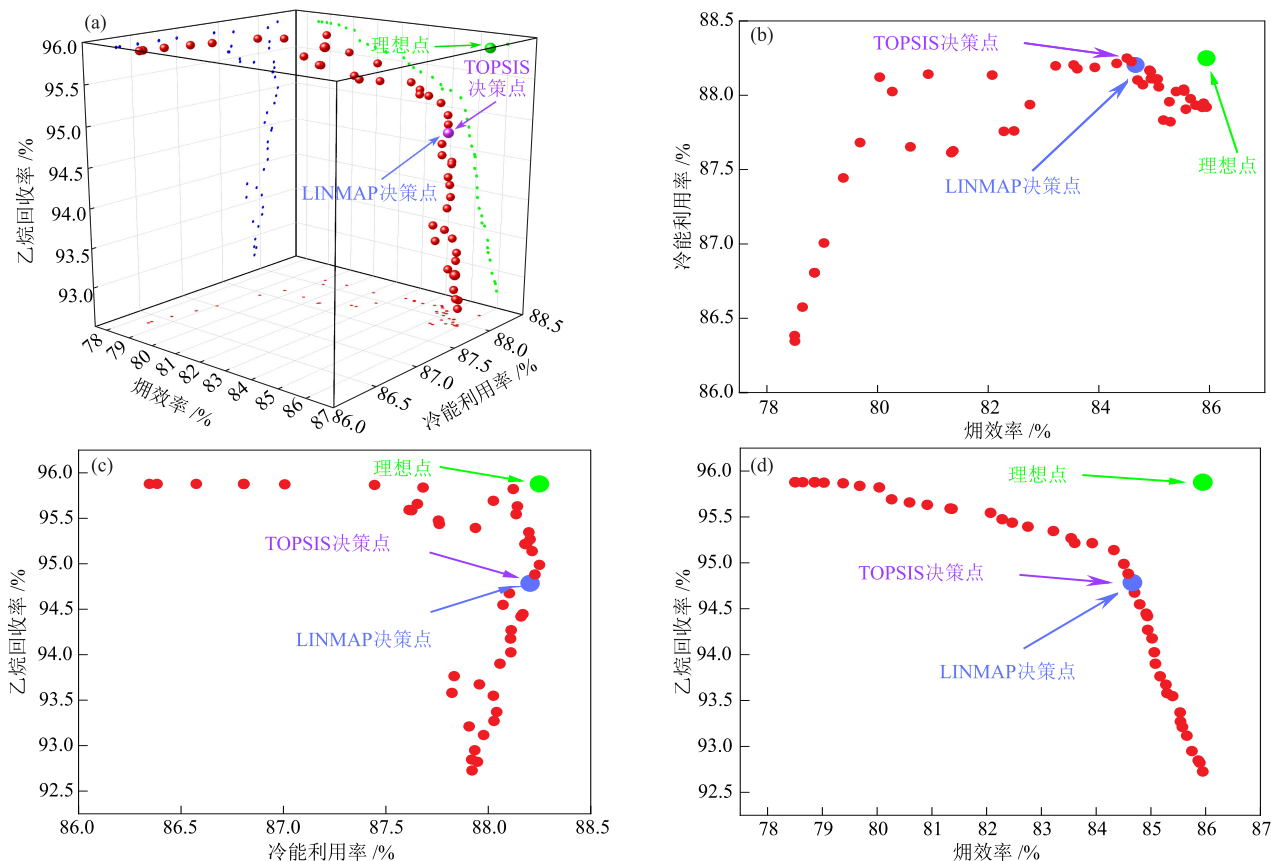


图 6 优化目标的 Pareto 前沿面、理想点和决策点

Fig. 6 Pareto frontier, ideal point and decision point of optimization objectives

表7 多目标优化结果

Table 7 Multi-objective optimization results

参数	数值	
	LINMAP方法	TOPSIS方法
脱甲烷塔入口压力 /kPa	1907.60	1907.60
脱甲烷塔入口温度 /°C	-120.00	-120.00
精馏塔1入口温度 /°C	-149.67	-149.67
空气质量流量 /(kg·h ⁻¹)	242848.57	242848.57
冷能利用率 /%	88.20	88.20
烟效率 /%	84.66	84.66
乙烷回收率 /%	94.79	94.79

4.2 工艺性能对比分析

通过多目标优化参数导入,将天然气制冷单元DHX工艺(A)、LNG轻烃回收工艺(B)和LNG轻烃分离改进流程(C)作为基准工艺流程^[9-11]横向对比,发现新工艺在关键性能参数上实现了显著提升(图7)。烟效率增大得益于轻烃回收与空气分离集成系统中的烟损协同调控机制;乙烷回收率增大归因于LNG冷能在预冷、液化和过冷阶段的三级耦合;冷能利用率增大源于轻烃回收与空气分离的协同,实现了对LNG冷能的深度梯级利用。系统功耗增大主要源于深冷换热器组等高效冷能设备的集成,而副产的液氧(体积分数大于99.5%)和液氮(体积分数大于99.9%)则带来了增量经济效益。

相较于A工艺和C工艺,新工艺的烟效率分别

增大了24.06%和19.33%,充分验证了LNG冷能深度整合技术的优越性。新工艺乙烷回收率为94.79%(较A工艺增大超过8%),冷能利用率为88.20%(较A工艺增大超过30%),烟效率为84.66%,系统功耗为 4.27×10^4 kW。新工艺在乙烷回收率、冷能利用率等核心指标上均优于现有技术,归因于冷能梯级利用与精馏流程优化的协同效应。

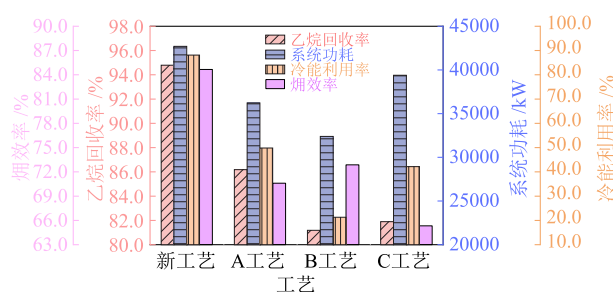


图7 不同工艺性能对比

Fig. 7 Comparison of different process performances

4.3 烟分析

烟分析结果(图8、图9)显示,新工艺总烟损失为 4.38×10^4 kW,烟效率为84.66%,压缩机、精馏塔和换热器的烟损失合计占总损失的85%以上。精馏塔为主要烟损失单元,烟损失主要源于设备内部不可逆相变过程及气液两相分布失衡。换热器的烟损失主要源于天然气液化过程中双向换热的特性(既为热源又冷源),温差驱动传热的不可逆性构成了主要损失机制。

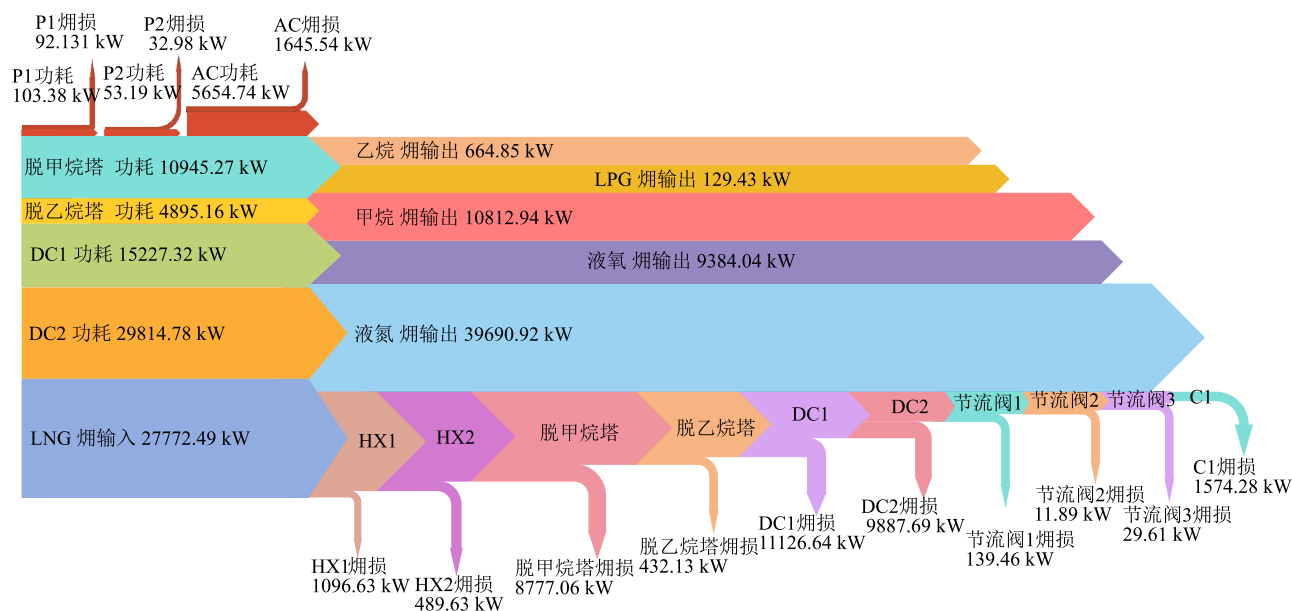


图8 系统烟流图

Fig. 8 System exergy flow diagram

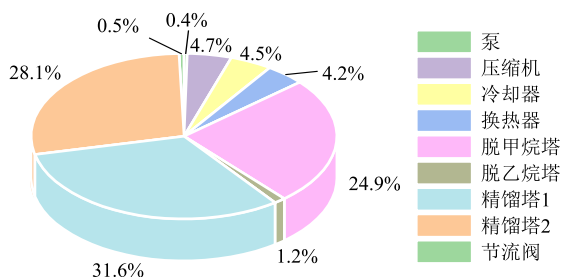


图 9 设备焓损失占比

Fig. 9 Proportion of exergy destruction of equipment

4.4 净现值分析

基于 Aspen HYSYS 经济分析模块评估,系统设备的总资本成本为 1.402×10^8 CNY(图 10)。其中,精馏塔资本成本占比最大(95.8%),为主导成本项;换热器与海水冷却器占 2.9%;泵与压缩机占 0.8%;节流阀仅为 0.5%。结合产品市场价格(表 8),系统净现值达到 294.8×10^8 CNY。新工艺可行性主要体现在精馏环节成本高度集中,为流程集约化改造提供了降本空间;低能耗设备(换热器和泵)成本占比不足 3%,验证了冷能梯级利用的经济优势。

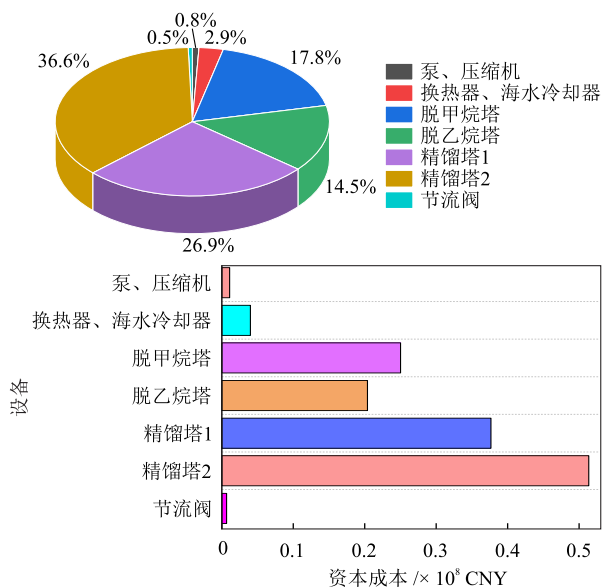


图 10 设备资本成本及占比

Fig. 10 Equipment capital cost and its proportion

表 8 产品市场价格

Table 8 Product market price

产品	价格	参考文献
LC ₂₊	1.27×10^{-8} CNY/J	[5]
LPG	9.04×10^{-8} CNY/J	[5]
NG	9.04×10^{-8} CNY/J	[23]
LNG	3.68×10^{-8} CNY/J	[24]
LN ₂	0.51 CNY/kg	[25]
LO ₂	1.23 CNY/kg	[26]
LNG 冷能	1.54×10^{-9} CNY/J	[27]

5 结论

本文提出了一种基于 LNG 冷能驱动的轻烃回收与空气分离集成工艺,并开展了热力学分析、多目标性能优化和经济性评估,与主流 LNG 轻烃回收工艺进行了对比,得出以下主要结论。

(1)以乙烷回收率、系统功耗、冷能利用率和焓效率为评价指标,系统分析了关键参数对工艺性能的影响。结果表明,脱甲烷塔入口压力和温度、精馏塔 1 入口温度对乙烷回收率和焓效率影响显著;空气质量流量与精馏塔 1 入口温度对系统功耗和冷能利用率影响显著。

(2)通过 NSGA-II 多目标优化,冷能利用率、焓效率和乙烷回收率分别增大至 88.20%、84.66% 和 94.79%,显著优于对比工艺。LINMAP 与 TOPSIS 方法得出最优解一致,验证了方案的鲁棒性。新工艺还提升了净现值,为 LNG 接收站转型升级提供了技术路径。

(3)焓分析结果显示,工艺总焓损失为 4.38×10^4 kW, 主要集中于脱甲烷塔、精馏塔 1 和精馏塔 2 内。该焓损失主要源于气液传质过程中的不可逆性,需通过流程优化与重构降低塔内焓损。

(4)经济性分析表明,优化后的系统净现值达到 294.8×10^8 CNY,显示出良好的经济可行性。其中脱甲烷塔、脱乙烷塔及精馏塔设备成本占比超过 80%,需重点优化相关设备进一步提升经济性。

参考文献

[1] 编写组. 中国天然气发展报告 2024 [M]. 北京: 石油工业出版社, 2024: 6-7.
Editorial Team. China natural gas development report 2024 [M]. Beijing: Petroleum Industry Press, 2024: 6-7.

[2] LEE I, PARK J, MOON I. Key issues and challenges on the liquefied natural gas value chain: A review from the process systems engineering point of view [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2017, 57(17): 5805-5818.

[3] CHONG Z R, HE T B, BABU P, et al. Economic evaluation of energy efficient hydrate based desalination utilizing cold energy from liquefied natural gas (LNG) [J]. Desalination, 2019, 463: 69-80.

[4] LI Y J, LUO H. Integration of light hydrocarbons cryogenic separation process in refinery based on LNG cold energy utilization [J]. Chemical Energy Research & Design 2015, 93: 632-639.

[5] MARSHALL J W H. Processing liquefied natural gas: US 2952984 [P]. 1960-09-20.

- [6] GAO T, LIN W S, GU A Z. Improved processes of light hydrocarbon separation from LNG with its cryogenic energy utilized [J]. *Energy conversion and management*, 2011, 52(6): 2401-2404.
- [7] LI Y J, LUO H. Integration of light hydrocarbons cryogenic separation process in refinery based on LNG cold energy utilization [J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2015, 93: 632-639.
- [8] 王溪, 杨晖, 张思凡. 液化天然气冷能利用研究进展[J]. *低碳化学与化工*, 2025, 50(9): 107-115.
WANG X, YANG H, ZHANG S F. Research progress on utilization of liquefied natural gas cold energy [J]. *Low-Carbon Chemistry and Chemical Engineering*, 2025, 50(9): 107-115.
- [9] 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.
ZOU L, LI B Q, YIN Z H, et al. Analysis of the low light hydrocarbon yield problem in the DHX process and process optimization [J]. *Petroleum and Natural Gas Chemistry*, 2022, 51(4): 58-63.
- [10] 邓志安, 李莉, 胡永群, 等. LNG轻烃回收工艺的设计与分析[J]. *低碳化学与化工*, 2023, 48(4): 176-182.
DENG Z A, LI L, HU Y Q, et al. Design and analysis of LNG light hydrocarbon recovery process [J]. *Low-Carbon Chemistry and Engineering*, 2023, 48(4): 176-182.
- [11] 高婷, 林文胜, 顾安忠. 利用LNG冷能的轻烃分离改进流程[C]//上海市制冷学会. 上海市制冷学会2009年学术年会论文集. 上海: 上海交通大学制冷与低温工程研究所, 2009: 47-50.
GAO T, LIN W S, GU A Z. An improved process for light hydrocarbon separation using LNG cold energy [C]// Shanghai Refrigeration Society. Proceedings of the 2009 Annual Conference of the Shanghai Refrigeration Society. Shanghai: Institute of Refrigeration and Cryogenic Engineering, Shanghai Jiao Tong University, 2009: 47-50.
- [12] PRIM E. System and method for recovery of C₂₊ hydrocarbons contained in liquefied natural gas: US7069743 [P]. 2006-07-04.
- [13] YOKOHATA H, YAMAGUCHI S, TAMAKOSHI A. Process and apparatus for separation of hydrocarbons from liquefied natural gas: US8794029 [P]. 2014-08-05.
- [14] HUANG K, WANG S T, CHEN L Q, et al. A method of light hydrocarbon recovery from liquefied natural gas: US106523883 [P]. 2007-12-25.
- [15] ZHANG R H, WU C, SONG W, et al. Energy integration of LNG light hydrocarbon recovery and air separation: Process design and technic-economic analysis [J]. *Energy*, 2020, 207: 118328.
- [16] KIM D H, GIAMETTA R E H, GUNDERSEN T. Optimal use of liquefied natural gas (LNG) cold energy in air separation units [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2018, 57(17): 5914-5923
- [17] BOYAGHCHI F A, SOHBATLOO A. Assessment and optimization of a novel solar driven natural gas liquefaction based on cascade ORC integrated with linear Fresnel collectors [J]. *Energy Conversion & Management*, 2018, 162: 77-89.
- [18] ZAVADSKAS E K, MARDANI A, TURSKIS Z, et al. Development of TOPSIS method to solve complicated decision-making problems—An overview on developments from 2000 to 2015 [J]. *International Journal of Information Technology & Decision Making*, 2016, 15(3): 645-682.
- [19] MEHRPOOYA M, SHARIFZADEH M M M, ROSEN M A. Rosen optimum design and exergy analysis of a novel cryogenic air separation process with LNG (liquefied natural gas) cold energy utilization [J]. *Energy*, 2015, 90: 2047-2069.
- [20] PAN J, LI M F, LI R, et al. Design and analysis of LNG cold energy cascade utilization system integrating light hydrocarbon separation, organic Rankine cycle and direct cooling [J]. *Applied Thermal Engineering*, 2022, 213: 118672.
- [21] WANG J Y, WANG J F, DAI Y P, et al. Thermodynamic analysis and optimization of a flash-binary geothermal power generation system [J]. *Geothermics*, 2015, 55: 69-77.
- [22] SHIN Y, LEE Y P. Design of a boil-off natural gas reliquefaction control system for LNG carriers [J]. *Applied Energy*, 2009, 86(1): 37-44.
- [23] NOH Y, KIM J, KIM J, et al. Economic evaluation of BOG management systems with LNG cold energy recovery in LNG import terminals considering quantitative assessment of equipment failures [J]. *Applied Thermal Engineering*, 2018, 143: 1034-1045.
- [24] CHAN W, LI H X, LI X, et al. Exergoeconomic analysis and optimization of the Allam cycle with liquefied natural gas cold exergy utilization [J]. *Energy Conversion and Management*, 2021, 235: 113972.
- [25] HAMAYUN M H, RAMZAN N, HUSSAIN M, et al. Conventional and advanced exergy analyses of an integrated LNG regasification—Air separation process [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2022, 61(7): 2843-2853.
- [26] 李默翻. LNG冷能与地热能驱动的多级联合动力循环发电系统研究[D]. 西安: 西安石油大学, 2022.
LI M F. Research on a multi-stage combined power cycle generation system driven by LNG cold energy and geothermal energy [D]. Xi'an: Xi'an Shiyou University, 2022.
- [27] PAN J, CAO Q H, LI M F, et al. Energy integration of light hydrocarbon separation, LNG cold energy power generation, and BOG combustion: Thermo-economic optimization and analysis [J]. *Applied Energy*, 2024, 356: 122450.