

基于焓分析的 CO₂ 压缩液化能耗分析及新工艺

汪 静, 张习文, 杨林军

(东南大学 能源热转换及其过程测控教育部重点实验室, 江苏 南京 210000)

摘 要:在各种二氧化碳捕获技术中, 有机胺吸收是当下应用最广泛且最可靠的选择。将液化天然气冷能与二氧化碳压缩液化工艺相结合, 一方面可以解决液化天然气冷能利用问题, 另一方面也可以直接获得液化二氧化碳所需要的低温, 降低能耗。提出一种将液化天然气冷能应用于化学吸收法捕集的二氧化碳压缩液化新工艺, 采用有机胺吸收捕集到的高体积分数二氧化碳原料气, 运用 Aspen Hysys 软件, 利用 Peng-Robison 状态方程, 对工艺流程进行模拟。探究了传统压缩工艺与泵送压缩工艺的系统性能, 发现在泵送工艺下, 系统单位质量能耗可由 931.65 kJ 降低到 892.61 kJ, 系统焓效率从 63.28% 上升到 63.67%, 单位质量耗水量从 3.84 kg 降低到 3.01 kg。在此基础上, 对泵送工艺进行优化, 根据换热介质串联方式的不同, 提出了 5 种优化流程, 在最佳优化流程下, 系统单位质量能耗为 892.60 kJ, 系统焓效率从 63.67% 提高到 64.10%, 单位质量耗水量从 3.01 kg 降低到 2.44 kg。最后对最佳优化流程进行级间冷却温度、换热介质流量的系统敏感性分析, 结果表明, 级间冷却温度越低, 系统能耗越低, 焓效率越大, 10 °C 时, 单位质量能耗最低为 879.5 kJ, 系统焓效率最大为 65.5%; 换热介质流量对系统能耗影响不明显, 但系统焓效率随换热介质流量增大而增加, 且液化天然气质量流量对系统焓效率影响更大, 水质量流量为 8 000 kg/h、液化天然气质量流量为 1 000 kg/h 时, 系统焓效率最大为 68.91%。

关键词:二氧化碳压缩; Hysys; 能耗; 焓效率; 敏感性分析

中图分类号: TQ026.1 文献标志码: A 文章编号: 0253-9993(2023)11-4213-11

Energy consumption analysis and new process of CO₂ compression liquefaction based on exergy analysis

WANG Jing, ZHANG Xiwen, YANG Linjun

(Key Laboratory of Energy Heat Conversion and Process Measurement and Control of the Ministry of Education, Southeast University, Nanjing 210000, China)

Abstract: Among various carbon dioxide capture technologies, the organic amine absorption is the most widely used and reliable choice today. The combination of liquefied natural gas cold energy with carbon dioxide compression and liquefaction process can not only solve the problem of liquefied natural gas cold energy utilization but also obtain the low temperature required for liquefied carbon dioxide directly, which can reduce energy consumption. A new process of carbon dioxide compression and liquefaction by applying liquefied natural gas cold energy to chemical absorption capture is proposed, using organic amine to absorb the high concentration carbon dioxide feed gas captured, and using Aspen Hysys software to simulate the process flow with Peng-Robison equation of state. Firstly, the system performance of the conventional

收稿日期: 2022-11-29 修回日期: 2023-05-23 责任编辑: 钱小静 DOI: 10.13225/j.cnki.jccs.2022.1751

基金项目: 内蒙古自治区科技重大专项资助项目 (2021ZD0022)

作者简介: 汪 静 (1998—), 女, 安徽蚌埠人, 硕士研究生。E-mail: 220210576@seu.edu.cn

通讯作者: 杨林军 (1967—), 男, 浙江新昌人, 教授, 博士生导师。E-mail: ylj@seu.edu.cn

引用格式: 汪静, 张习文, 杨林军. 基于焓分析的 CO₂ 压缩液化能耗分析及新工艺[J]. 煤炭学报, 2023, 48(11): 4213-4223.

WANG Jing, ZHANG Xiwen, YANG Linjun. Energy consumption analysis and new process of CO₂ compression liquefaction based on exergy analysis[J]. Journal of China Coal Society, 2023, 48(11): 4213-4223.



移动阅读

compression process and the pumping compression process were investigated. It was found that the system unit energy consumption could be reduced from 931.65 kJ/kg gas source to 892.61 kJ/kg gas source under the pumping process, the system exergy efficiency increased from 63.28% to 63.67%, and the water consumption decreased from 3.84 kg gas source to 3.01 kg gas source. On this basis, the pumping process was optimized and five optimized processes were proposed according to the different ways of heat exchange series connection. Under the optimal optimized process, the system unit energy consumption was 892.61 kJ/kg gas source, the system exergy efficiency increased from 63.67% to 64.10%, and the water consumption decreased from 3.01 kg gas source to 2.44 kg gas source. Finally, the system sensitivity analysis of interstage cooling temperature and heat transfer medium flow rate was conducted for the optimal optimized process. The results showed that the lower the interstage cooling temperature, the lower the system energy consumption and the greater the exergy efficiency. The lowest unit energy consumption was 879.5 kJ/kg gas source at 10 °C, and the maximum system exergy efficiency was 65.5%. The effect of heat transfer mass flow rate on the system energy consumption was not obvious, but the system exergy efficiency increased with the increase of heat transfer mass flow rate. The effect of liquefied natural gas mass flow rate on the system exergy efficiency was greater, and the system exergy efficiency was 68.91% when the water mass flow rate was 8 000 kg/h and the liquefied natural gas mass flow rate was 1 000 kg/h.

Key words: carbon dioxide compression; process; energy consumption; exergy efficiency; sensibility analysis

CO₂ 排放是导致全球变暖的最重要因素,几乎占全球变暖潜值 (Global Warming Potential, GWP) 的 80%^[1-2]。在联合国气候变化大会第 21 次会议上,中国政府承诺到 2023 年 CO₂ 排放量将比 2005 年减少 60%^[3]。二氧化碳捕获、利用与储存 (Carbon Dioxide Capture, Utilization and Storage, CCUS) 技术是大规模碳减排的有效方法之一,对解决全球气候变化问题意义重大。作为 CCUS 一环,CO₂ 压缩液化极为重要^[4]。

根据液化压力的不同,CO₂ 压缩液化可以分为高压法、中压法和低压法。张早校等^[5]对 CO₂ 低温液化和高压液化 2 种工艺进行分析比较;CHEN^[6] 和 ZHANG^[7]等研究了以 CO₂ 为工质来回收工业余热的朗肯循环;张萍^[8]运用 Hysys 软件模拟了 CO₂ 高压液化和低压液化并对其能耗进行分析。液化天然气 (Liquefied Natural Gas, LNG) 是处于-162 °C 低温的液体,在使用过程中需要再次气化,吸热气化会释放大冷能,约 850 kJ/kg^[9-11],目前我国几乎全部的 LNG 接收站都采用以海水或者空气作为热源的传统气化方式,这部分冷能被大量浪费,如何利用这部分冷能一直是研究的热点^[12-17]。而 LNG 接收站附近往往具有丰富的 CO₂ 资源。将 LNG 冷能应用到 CO₂ 压缩液化过程中,一方面可以解决 LNG 冷能利用的问题,另一方面可以获得冷却和液化 CO₂ 所需要的低温,降低 CO₂ 液化过程能耗。

黄美斌等^[18]以燃气轮机尾气为热源,提出了一种 LNG 冷能用于 CO₂ 跨临界朗肯循环和液化 CO₂ 的工艺流程;王道广^[19]在此基础上对其进行优化改进,系统得到更高焓效率。MUHAMMAD 等^[20]通过使用制

冷循环来液化 CO₂,从而降低了 CCS 过程中的 CO₂ 压缩功率,得出 CO₂ 液化泵送能耗低于 CO₂ 传统压缩方式,但其能耗降低是以消耗电力、增加耗水量为代价。在以上将 LNG 冷能用于 CO₂ 液化并结合朗肯循环的工艺中,都是将含有 CO₂ 的气体作为热源参与朗肯循环,其温度高于 600 °C,对于中低温不适用。XIN 等^[21]提出一种将 5 级压缩变成 3 级压缩+LNG 冷能+泵的工艺,其系统总能耗相对于 5 级压缩方式大大降低,但其气源温度也高于 600 °C。在不同的 CCS 技术 (燃烧后、预燃烧和氧化燃料燃烧) 中,基于有机胺的 CO₂ 捕获工艺是最可靠的选择,所以笔者针对有机胺捕集的高体积分、100 °C 左右的 CO₂ 气源,将 LNG 冷能应用到 CO₂ 压缩液化过程中,利用泵增压,通过热力学方法进行了模拟和优化,实现 CO₂ 的低温低压液化,降低能耗,助力中国“双碳”目标的实现。

1 CO₂ 压缩液化工艺

CO₂ 分子量约为 44,在常温常压下是一种无色无味的气体^[22]。图 1 为 CO₂ 三相图,其中, A(31.1 °C, 7.38 MPa) 为临界点, B(-56.6 °C, 0.52 MPa) 为三相点, C(-78.5 °C, 0.10 MPa) 为 CO₂ 升华时的温度和压力。由图 1 可知,要实现常压下气态 CO₂ 的液化,必须先使气态 CO₂ 处于临界点 A 和三相点 B 间,再通过降温或是加压来获得液态 CO₂^[22]。

1.1 流程模拟基本参数

流程模拟采用 Aspen Hysys 模拟软件,由于 Peng-Robison 状态方程具有形式简单、计算量小、计算结果比较准确可靠等优点,因此各流股的热力学性质均

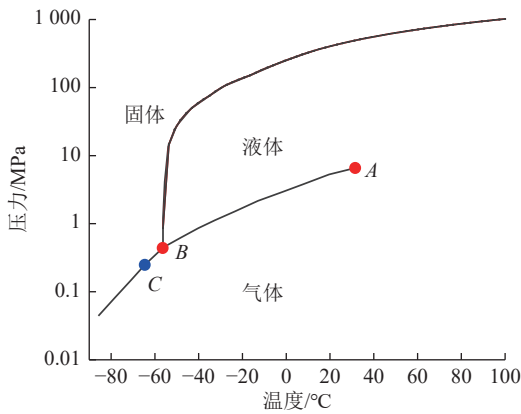


图 1 CO₂ 三相图

Fig.1 CO₂ three-phase diagram

选择 Peng-Robison 状态方程进行计算。

$$p = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (1)$$

$$a(T) = a(T_C)a(T_r, \omega) \quad (2)$$

$$a(T_C) = 0.45724 \frac{R^2 T_C^2}{p_C} \quad (3)$$

$$b = 0.07780 \frac{RT_C}{p_C} \quad (4)$$

$$\sqrt{a} = 1 + m \left[1 - \left(\frac{T}{T_C} \right)^{0.5} \right] \quad (5)$$

$$m = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2 \quad (6)$$

式中, p 为系统压力, kPa; R 为气体常数, 取 8.314 3 kJ/(kmol · K); T 为系统温度, K; V 为摩尔体积, m³/mol; b 为气体分子体积参数; a 为与温度有关的气体分子间吸引力参数; α 为温度和偏心因子的函数; p_C 为临界压力, kPa; T_C 为临界温度, K; T_r 为气体对比温度, $T_r = T/T_C$; ω 为偏心因子, 取 0.225; m 为与气体的化学性质有关的常数。

气源是采用有机胺吸收捕集到的含有 CO₂ 和 H₂O 的混合气, 其摩尔比为 0.954 : 0.047 6, 温度为 103.1 °C, 压力为 110 kPa, 模拟系统中原料气质量流量设置为 1 000 kg/h^[23]。基于中压法能耗、气耗和成本相对较低的优点, 选择中压法来液化 CO₂。所用 LNG 温度为 -162 °C, 压力为 3 000 kPa, 其组分及摩尔分数分别为: 甲烷 0.97、乙烷 0.01、氮气 0.02, 质量流量为 830 kg/h^[18]。模拟中涉及到的泵和压缩机的绝热效率为 75%, 换热器采用简单加权模型, 泵、压缩机和换热器的压降均设置为 10 kPa。

1.2 CO₂ 压缩液化流程

首先模拟传统 3 级压缩工艺 (流程 A) 与 2 级压缩加泵送工艺 (流程 B), 具体流程如图 2 所示, 热力学过程如图 3 所示。流程 A 中, 气源首先通过换热器 HX1 降温至 20 °C, 气液分离后经 1 级压缩加压至 266.43 kPa; 增压后流股温度达到 100 °C 以上, 再次通过换热器 HX2 降温至 20 °C, 气液分离后流股进入 2 级压缩加压至 654 kPa; 通过换热器 HX3 再次冷却至 20 °C, 气液分离后, 经过 3 级压缩加压至 1 573 kPa, 经过换热器 HX4, LNG 将流股降温至 -26.5 °C, 最终获得温度为 -26.5 °C、压力为 1 560 kPa 的液体 CO₂。

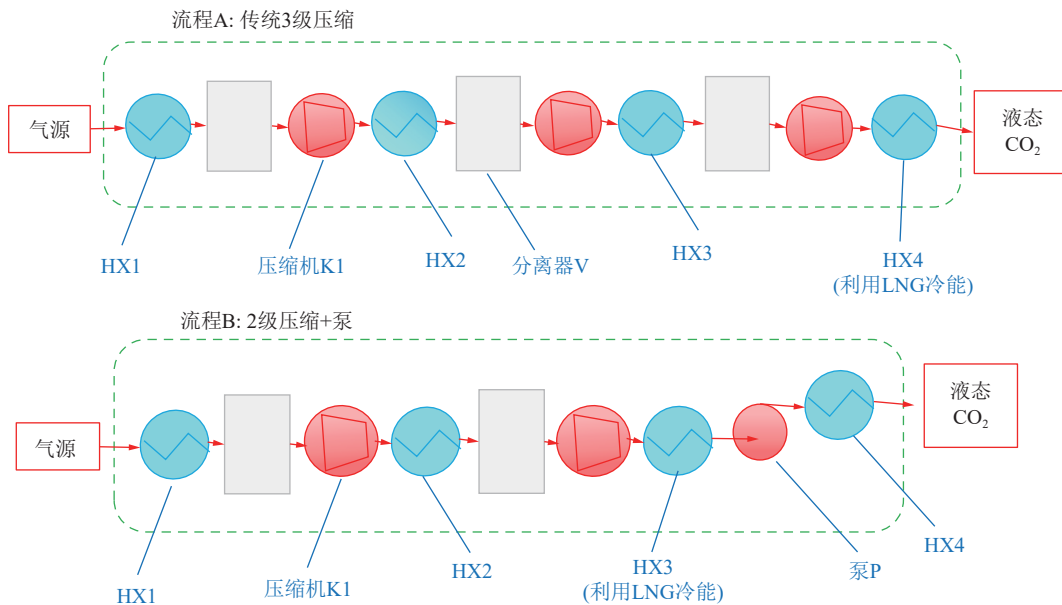


图 2 CO₂ 压缩液化流程

Fig.2 CO₂ compression liquefaction process

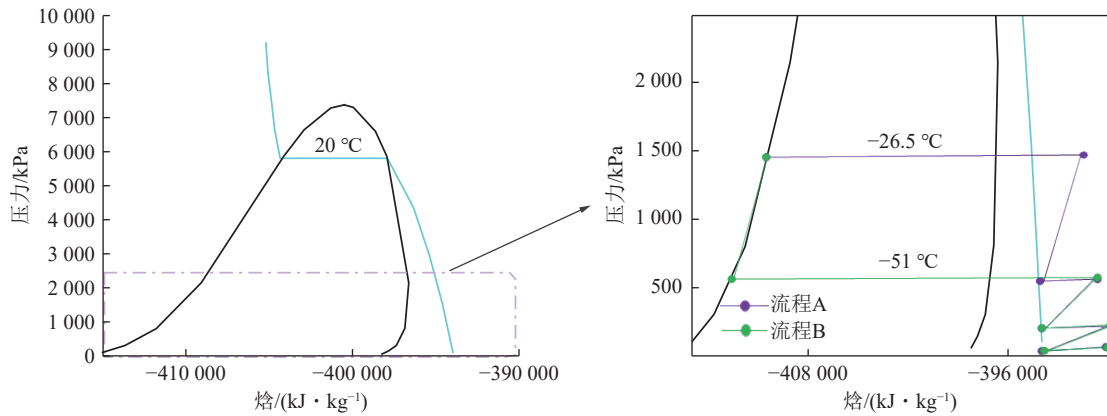


图3 流程A、B热力学过程

Fig.3 Thermodynamic process of process A and B

流程B采用2级压缩+泵送的形式。流程B前2级压缩过程与流程A相同,流股经过2级压缩加压至654 kPa后,经过换热器HX3时,利用LNG冷能降温至 $-51\text{ }^{\circ}\text{C}$,使得泵入口流股为液态;流股经泵加压至1573 kPa后,通过换热器HX4利用水换热温度升至 $-25.6\text{ }^{\circ}\text{C}$,最终获得液态 CO_2 。

1.3 能量分析和焓分析

在对系统进行能量分析过程中,为了简化计算,不考虑在实际情况中由于传热、压缩、流动等过程引起的各种不可逆损失^[24]。系统总能耗 W_T 如式(7)所示,单位能耗 W_C 如式(8)所示。

焓分析方法是目前评价和分析化工过程能量综合利用的重要方法之一^[25-26],焓分析的一个主要用途就是揭示系统中的焓损失的部位、类型和数量,以便减小这些损失来最大限度提高系统的效率。物质焓 E 理论上由物理焓 E_{phys} 和化学焓 E_{chem} 组成,如式(9)所示;由于工艺流程不涉及化学变化,只涉及相态变化,物理焓即为物质焓,如式(10)所示;为描述系统在不同过程中对焓的有效利用程度,常引入焓效率来判断,焓效率为收益焓与耗费焓的比值。换热器焓效率如式(11)~(14)所示;压缩机焓效率如式(15)所示;泵焓效率如式(16)所示;系统焓效率定义为焓输出和焓输入的比值,如式(17)所示,其中焓输入包括输入的气源、水、LNG所含焓、压缩机和泵所输入电能,输出焓包括输出产品、水、LNG含有焓。

$$W_T = \sum W_{\text{HX}} + \sum W_K + \sum W_P \quad (7)$$

$$W_C = \frac{W_T}{q_{m,c}} \quad (8)$$

$$E = E_{\text{phys}} + E_{\text{chem}} \quad (9)$$

$$E = E_{\text{phys}} \quad (10)$$

$$E_{\text{hot}} = q_{m,\text{hot}}(e_{\text{hot,in}} - e_{\text{hot,out}}) \quad (11)$$

$$E_{\text{cold}} = q_{m,\text{cold}}(e_{\text{cold,out}} - e_{\text{cold,in}}) \quad (12)$$

$$e = h - h_0 - T_0(s - s_0) \quad (13)$$

$$\eta_c = \frac{E_{\text{cold}}}{E_{\text{hot}}} \text{ 或 } \eta_c = \frac{E_{\text{hot}}}{E_{\text{cold}}} \quad (14)$$

$$\eta_c = \frac{E_{\text{out}} - E_{\text{in}}}{W_K} \quad (15)$$

$$\eta_c = \frac{E_{\text{in}} - E_{\text{out}}}{W_P} \quad (16)$$

$$\eta_c = \frac{\sum E_{\text{out}}}{\sum E_{\text{in}}} \quad (17)$$

式中, W_T 、 W_{HX} 、 W_K 、 W_P 分别为总能耗、换热器能耗、压缩机能耗、泵能耗,kJ/h; E 为物质焓,kJ/h; E_{phys} 为物理焓,kJ/h; E_{chem} 为化学焓,kJ/h; E_{cold} 为换热器冷流股焓,kJ/h; E_{hot} 为换热器热流股焓,kJ/h; E_{in} 为设备流入焓,kJ/h; E_{out} 为设备流出焓,kJ/h; $q_{m,c}$ 为气源质量流量,kg/h; $q_{m,\text{hot}}$ 为热流股质量流量,kg/h; $q_{m,\text{cold}}$ 为冷流股质量流量,kg/h; e 为质量有效能,kJ/kg; $e_{\text{hot,in}}$ 、 $e_{\text{hot,out}}$ 分别为进、出换热器热流股质量有效能,kJ/kg; $e_{\text{cold,in}}$ 、 $e_{\text{cold,out}}$ 分别为进、出换热器冷流股质量有效能,kJ/kg; h 为物质在任意状态下的焓,kJ/kg; T_0 为物质在标况下的温度,K; h_0 为物质在标况下的焓,kJ/kg; s 为物质在任意状态下的熵,kJ/(kg·K); s_0 为物质在标况下的熵,kJ/(kg·K); η_c 为焓效率,%。

1.4 流程性能分析

下面对A、B两个流程的设备进行能耗分析和焓效率分析。图4为 CO_2 两个压缩液化流程中不同设备的能耗,由图4可知,流程A中换热器HX4的能耗最大,接近总能耗的50%,其他装置能耗差别不大,都在10%左右,其中压缩机K3的能耗最小,占总能耗的7.37%。流程B中换热器HX3能耗最大,接近总能耗的55%,泵P1的能耗最小,仅仅只占总能耗的

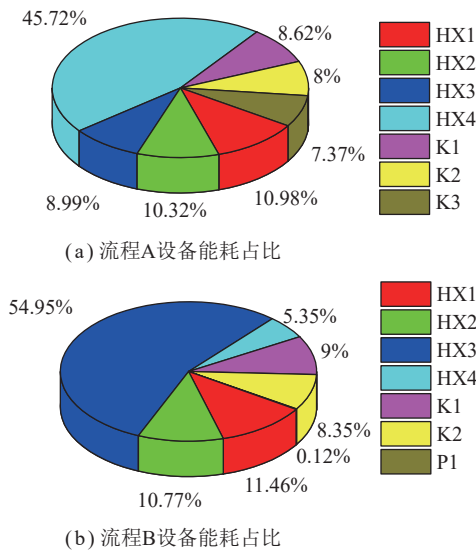


图 4 CO₂ 不同压缩液化流程设备能耗占比

Fig.4 Energy consumption of equipment in different CO₂ compression liquefaction processes

0.12%, 除了泵, 换热器 HX4 的能耗最小, 占 5.35%。

图 5 为 CO₂ 不同压缩液化流程设备焓效率, 由图 5 可知, 流程 A 中 HX4 焓效率最低, 仅 10% 左右, 结合图 4(a) 中 HX4 能耗最大, 可知 HX4 处能量损失最大。压缩机的焓效率普遍高于换热器, 接近 80%。流程 B 中换热器 HX4 焓效率最低, 在 25% 左右, 换热器 HX3 焓效率略高于 HX4, 接近 30%, 结合图 4(b) 可知, 虽然 HX3 能耗最大, 但比流程 A 中的换热器 HX4 能量损失要小。压缩机 K1、K2 焓效率明显高于换热器, 也接近 80%, 但是泵 P1 焓效率在 60% 左右。

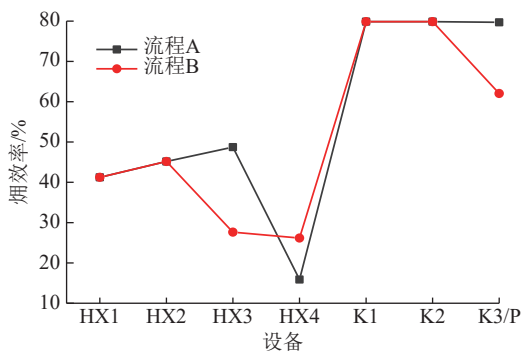


图 5 CO₂ 不同压缩液化流程设备焓效率

Fig.5 Equipment exergy efficiency of different CO₂ compression liquefaction processes

对流程 A、B 进行系统性能分析, 参数见表 1。由表 1 可知, 与流程 A 相比, 流程 B 的单位能耗更低, 系统焓效率更高, 单位耗水量更低, 单位 LNG 消耗量相同, 以上主要是换热器的能耗和焓效率所导致的。

根据流股物性数据可知流程 A、B 的换热器差别主要体现在换热器 HX3、HX4 上, 为准确刻画换热器

表 1 CO₂ 不同压缩液化流程的系统性能

Table 1 System performance of different CO₂ compression liquefaction processes

流程	$W_T/(kJ \cdot h^{-1})$	$W_C/(kJ \cdot kg^{-1})$	$\eta_{ex}/\%$	单位质量耗水/kg	单位质量 LNG 消耗/kg
A	931 645.14	931.65	63.28	3.84	0.83
B	892 608.01	892.61	63.67	3.01	0.83

在换热过程中的细节问题, 下面对流程 A、B 的换热器 HX3、HX4 的冷热流股温度变化和温差进行分析, 如图 6 所示。

图 6 为流程 A、B 中换热器冷热流股温度及换热温差分布, 由图 6 可知, A-HX4 和 B-HX3 的冷流股都是 LNG, A-HX4 的温差随着热流增加而减少, 在热流 200 000 kJ/h 时达到最小, 约 75 °C。200 000~300 000 kJ/h 时基本维持平稳, 300 000 kJ/h 以后, 随着热流增加, 温差迅速上升, 最大温差约 200 °C。这主要因为热流 0~200 000 kJ/h 时, 含 CO₂ 气源处于液化阶段, 温度不变, LNG 处于从过冷状态向饱和过渡, 温度上升, 故换热温差降低; 200 000~300 000 kJ/h 时, 气源处于液化阶段, LNG 处于气化阶段, 2 者均处于相变过程, 温差不变; 大于 300 000 kJ/h 时, LNG 依然维持在 -100 °C 左右, 处于饱和状态, 而 CO₂ 气体处于降温过程中, 故温差逐渐增大。

B-HX3 的温差变化趋势基本与 A-HX4 一致, 区别在于大于 400 000 kJ/h 时, LNG 完成气化, 开始吸热升温, 但 LNG 的温度变化幅度小于 CO₂ 的温度变化, 故温差依然是增大的, 最大温差约 150 °C, 最小温差约 75 °C。另外, 由于通过 2 个换热器的热流股压力不同, 故 CO₂ 维持定温冷凝的温度不同。综上, 换热器 B-HX3 的换热温差低于 A-HX4, 所以前者能耗更低, 能量损失更小, 焓效率更大。

A-HX3 和 B-HX4 的换热介质均为 H₂O, 在 A-HX3 中 H₂O 是冷却介质, 而在 B-HX4 中是作为加热介质。同时可以看到, 在 2 个换热器中, 换热温差都随着热流增加而增加, 其中 A-HX3 中换热温差最小约为 20 °C, 最大接近 90 °C; B-HX4 中换热温差最小约为 81 °C, 最大接近 106 °C, 换热温差明显大于 A-HX3, 所以 A-HX3 的焓效率更大。虽然 B-HX4 的焓效率更低, 但是 H₂O 作为加热介质, 冷流股的温度变化仅为 25 °C, 而 A-HX3 中 H₂O 作为冷却介质, 热流股的温度变化接近 90 °C, 能量需求更大, 所以 B-HX4 的耗水量远远小于 A-HX3 的耗水量。

综上, 流程 B 系统单位能耗更低, 焓效率更高, 耗水量更小, 下面对流程 B 进行优化。

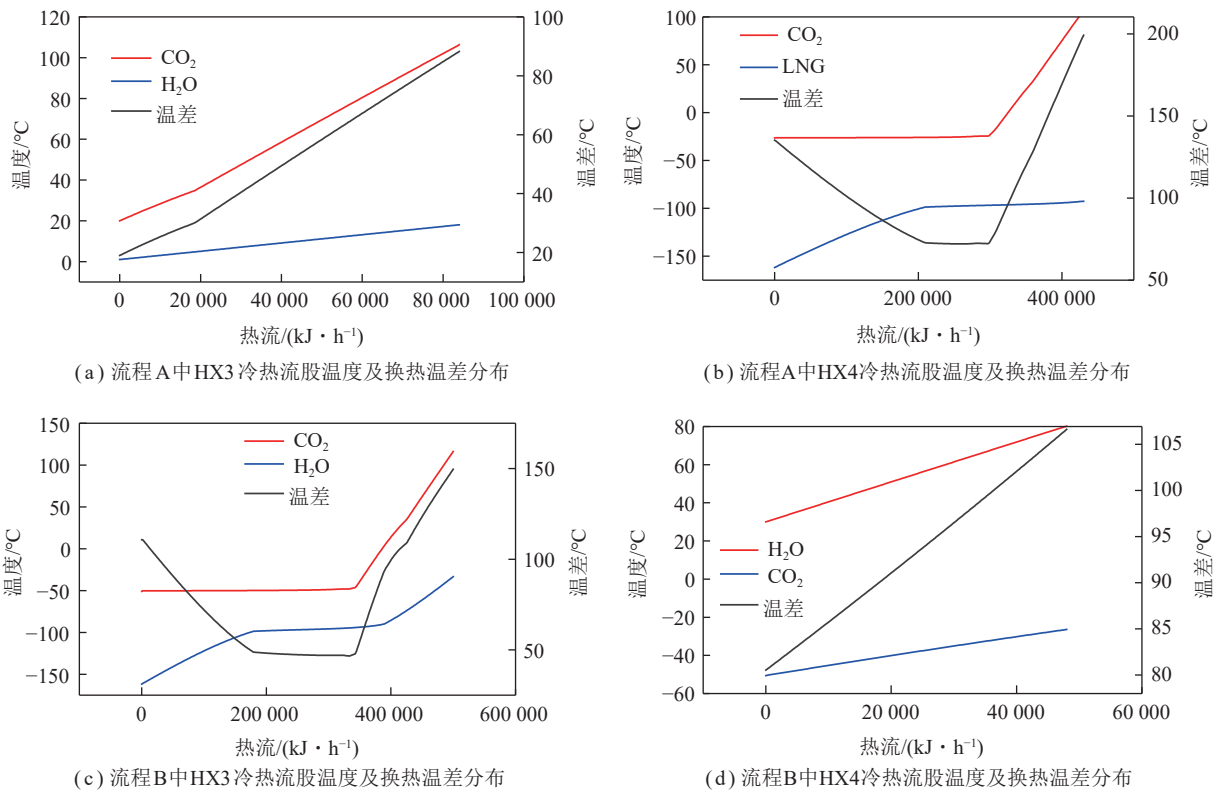


图 6 流程 A、B 中换热器冷热流股温度及换热温差分布

Fig.6 Distribution of cold and hot stream temperature and heat transfer temperature difference of heat exchangers in process A and B

2 CO₂ 压缩液化工艺流程优化

观察流程 B 的流股物性数据可以发现, HX3 的冷流股 LNG 出口流股温度很低, 依然含有很多冷能, 故可以继续利用其冷能来冷却压缩后流股。另外, 还可发现, 使用水作为能量交换介质的换热器 HX1、HX2、HX4, 其中 HX1、HX2 中水作为冷却介质, HX4 中水

作为加热介质, 故也可以用换热后升温的冷却水, 来使流股增温, 再利用换热后降温的水作为冷却介质来冷却流股, 如此不仅可以降低耗水量, 还可以充分利用 LNG 的冷能, 降低能耗, 提高焓效率。根据以上分析, 对流程 B 进行改进优化, 模拟流程如图 7 所示, 其中换热器 HX1、HX2、HX4 换热介质是 H₂O, HX3 换热介质是 LNG。

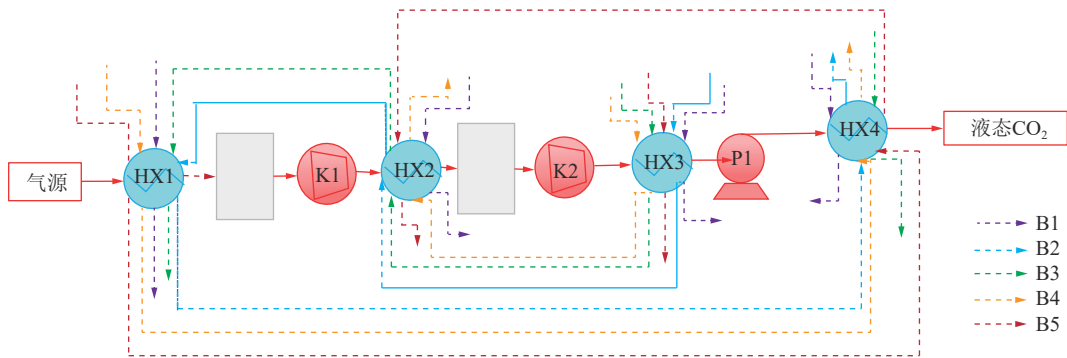


图 7 对流程 B 进行优化的不同模拟流程

Fig.7 Different simulation processes for process B optimization

2.1 能量分析和焓分析

对图 7 中 5 个流程分别进行能耗分析和焓分析, 分析结果见表 2。

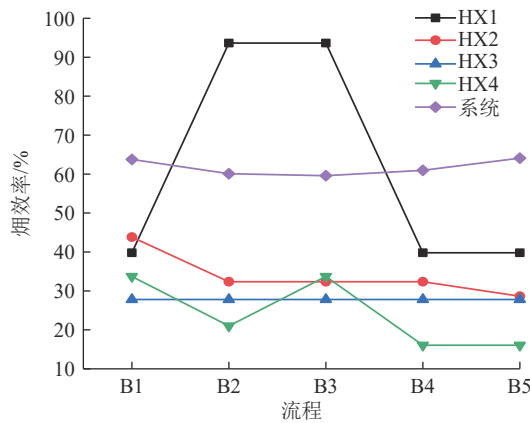
由表 2 可知, 因为各流程气源和产品的物性参数固定, 压力变换设备的进出流股的物性参数相同, 各

流程单位能耗相同, K1、K2、P1 的焓效率相同。流程 B5 系统焓效率最大, 为 64.1%。下面对各流程换热器焓效率进行分析。

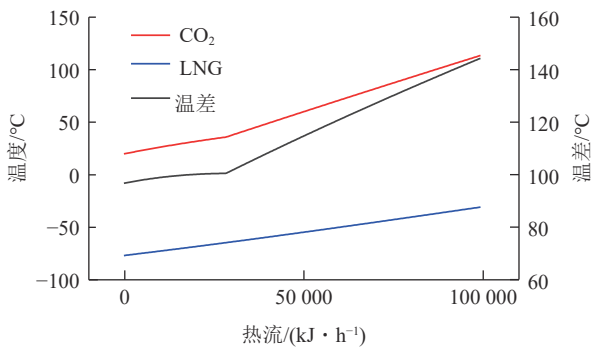
不同流程换热器焓效率和系统焓效率如图 8(a) 所示, 可见 HX3 焓效率相同, HX2 焓效率在 B2、B3、

表 2 B1~B5 流程性能参数
Table 2 B1~B5 process performance parameters

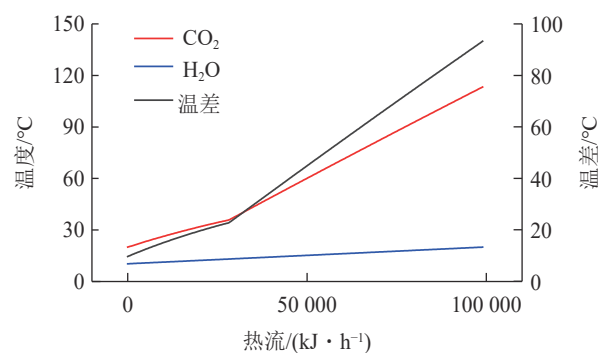
流程		B1	B2	B3	B4	B5
焓效率/%	HX1	39.79	93.64	93.64	39.79	39.79
	HX2	43.81	32.35	32.35	32.35	28.64
	HX3	27.79	27.79	27.79	27.79	27.79
	HX4	33.70	20.99	33.70	16.05	16.05
	K1	79.99	79.99	79.99	79.99	79.99
	K2	79.81	79.81	79.81	79.81	79.81
	P1	61.85	61.85	61.85	61.85	61.85
	系统	63.76	60.10	59.59	60.97	64.10
单位质量气源耗	水/kg	4.96	0	2.49	2.44	2.44
	LNG/kg	0.83	0.83	0.83	0.83	0.83
	能耗/kJ	892.60	892.60	892.60	892.60	892.60



(a) B1~B5 流程换热器焓效率



(b) B4 流程 HX2 冷热流股温度及换热温差分布



(c) B5 流程 HX2 冷热流股温度及换热温差分布

图 8 不同流程换热器性能情况

Fig.8 Performance of heat exchanger in different processes

B4 中相同, HX1、HX4 焓效率分别在 B4、B5 中相同。这是因为 HX3 在所有流程中的进出流股相同, B2、B3、B4 中流经 HX2 流股相同, B2、B3 中流经 HX1 流股相同, B4、B5 中流经 HX1、HX4 流股相同。

比较流程 B1 和 B5 设备焓效率可以看到, B5 中 HX4、HX2 焓效率均低于 B1, 其余换热器焓效率和 B1 相同, 但是 B5 系统焓效率却大于 B1, 这主要是因

为 B5 耗水量较低, 输入焓较小。同时可以发现, B4 与 B5 的耗水量相同, 且 B4 中 HX2 焓效率更高, 其余换热器焓效率和 B5 相同, 但 B5 的系统焓效率仍然较大。观察 B4、B5 流程可以发现 2 个流程区别主要在于换热器 HX2 冷流股的使用。下面对 B4、B5 中换热器 HX2 进行进一步分析。

由图 8(b)、(c) 可以看到, B4 的 HX2 冷流股为

LNG, 进入温度约 $-80\text{ }^{\circ}\text{C}$, 出口温度约 $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$; B5 的 HX2 冷流股为 H_2O , 进入温度约 $10\text{ }^{\circ}\text{C}$, 出口温度约 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 。同时, 两者换热温差都随热流增大而上升, B5 中 HX2 换热温差最大约 $145\text{ }^{\circ}\text{C}$, 最小约 $95\text{ }^{\circ}\text{C}$; B4 中 HX2 换热温差最大约 $95\text{ }^{\circ}\text{C}$, 最小约 $10\text{ }^{\circ}\text{C}$, 前者换热温差远大于后者, 即热流股焓损相同情况下, 前者有效能损失更大, 故前者换热器焓效率更高, 但后者系统焓效率更大。

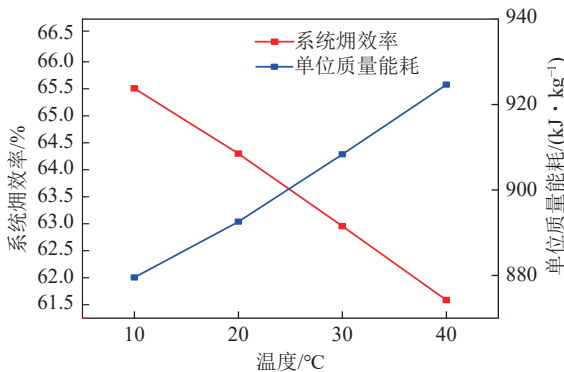
由以上分析可知, 在能耗相同情况下, 流程 B5 系统焓效率最大, 下面对 B5 进行系统敏感性分析。

2.2 系统敏感性分析

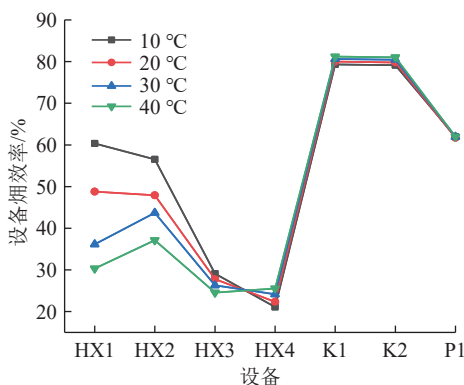
压缩级间冷却温度、冷却介质质量流量都会对系统性能产生影响, 下面考察这些因素对系统能耗和焓效率影响。

2.2.1 级间冷却温度对系统性能影响

改变压缩级间冷却温度, 即换热器 HX1、HX2 热流股出口温度, 分别设置为 $10、20、30、40\text{ }^{\circ}\text{C}$, 换热器 HX1 冷却水进水质量流量设置为 $6\ 500\text{ kg/h}$, LNG 质量流量设置为 850 kg/h 。探究结果如图 9、10 所示。



(a) 级间温度对系统焓效率、单位质量能耗影响



(b) 级间温度对设备焓效率影响

图 9 级间温度对系统性能影响

Fig.9 Influence of interstage temperature on system performance

由图 9(a) 可知, 温度升高, 系统焓效率下降, 由 65.5% 降到 61.7% ; 单位质量能耗上升, 约由 880 kJ 增加到 925 kJ 。由图 9(b) 可知, HX3、K1、K2、P1 受温度

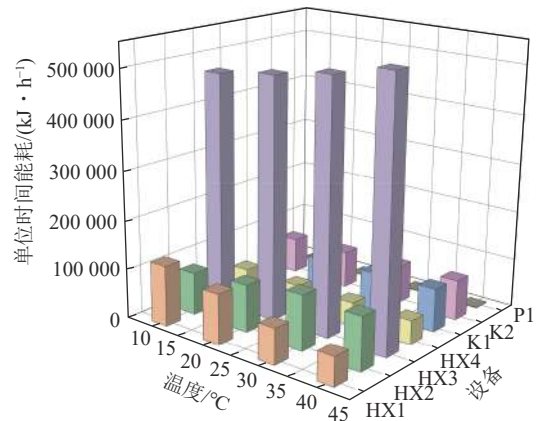


图 10 级间温度对设备能耗影响

Fig.10 Influence of interstage temperature on equipment energy consumption

影响较小, HX1、HX2 随温度增加焓效率明显降低, HX3、HX4 焓效率变化不明显, HX3 略有下降, HX4 略有上升。由图 10 可知, 温度增加, 除换热器 HX1 能耗明显降低, 其余设备能耗均有增加, 且 P1 能耗几乎可忽略。分析可知, 冷却温度增加, 换热器 HX1 在进口流股温度不变的情况下, 出口温度均增加, 但热流股增温幅度要大于冷流股, 所以 HX1 的能耗降低, 焓效率降低。HX4 与 HX3 类似, 热流股出口温度确定, 虽然热流股进口压力确定, 但是级间温度变化会影响含 CO_2 流股的组成, 会导致在经过分离器后组分有差异, 所以其进口温度也会受到级间温度的影响, 但是影响不大, 所以 HX4、HX3 焓效率随温度变化不大。另外, 级间冷却温度增加, 即压缩机进口温度升高, 增压设备能耗增加。同时, 加压后的气体温度更高, 换热器能耗增加。

综上, 级间冷却温度增加, 压力变换装置能耗增加、换热器能耗也增加, 所以总能耗随级间冷却温度升高而增加; 压力变换设备焓效率对级间温度变化不敏感, 换热器 HX1、HX2、HX3 焓效率随级间温度升高而降低, HX4 焓效率随级间温度升高而增加, 其中 HX1、HX2 焓效率随级间温度变化明显, HX3、HX4 焓效率随级间温度变化不明显, 所以系统焓效率随级间冷却温度升高而降低。

2.2.2 冷却介质质量流量对系统性能的影响

冷却介质质量流量变化不会影响到气源流股物性, 压力变换设备能耗和焓效率不变, 系统能耗不变。该部分只探究冷却介质质量流量对各换热器焓效率、系统焓效率影响。冷却介质包括 H_2O 和 LNG, 使用控制变量法, 级间冷却温度设置为 $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ 。

冷却介质质量流量对系统焓效率影响如图 11 所示, 由图 11 可知, 冷却介质质量流量增加, 系统焓效率增加, 最大约 68.92% ; H_2O 质量流量不变时, LNG

质量流量增加, 系统焓效率显著增加, LNG 质量流量不变时, H₂O 质量流量增加, 系统焓效率变化不显著。

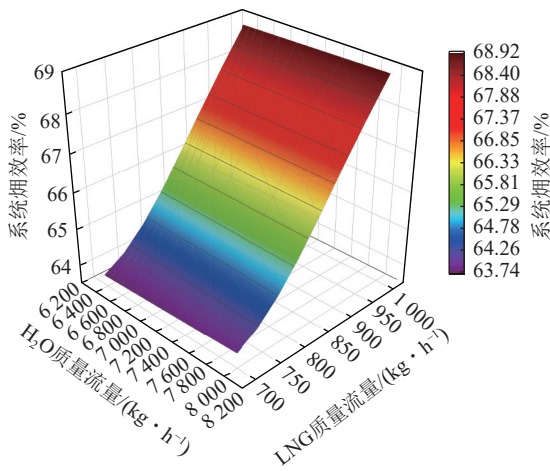
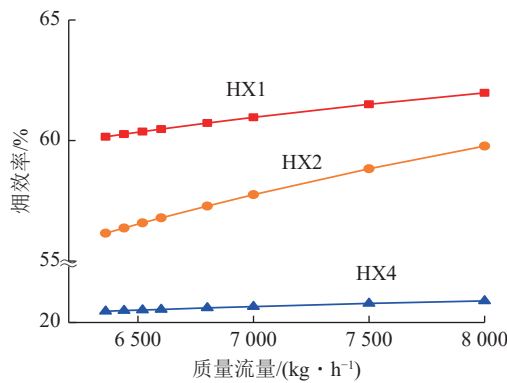
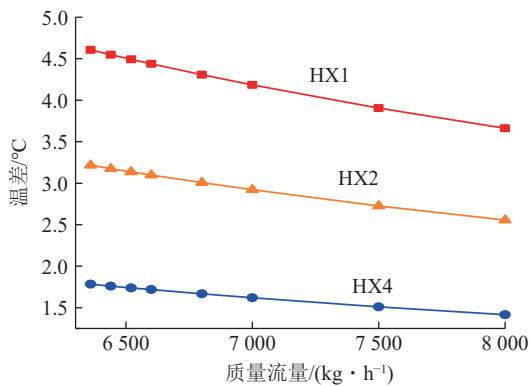


图 11 冷却介质质量流量对系统焓效率影响

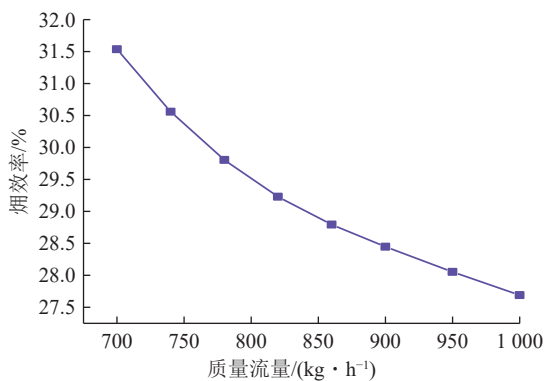
Fig.11 Influence of cooling medium mass flow on system efficiency



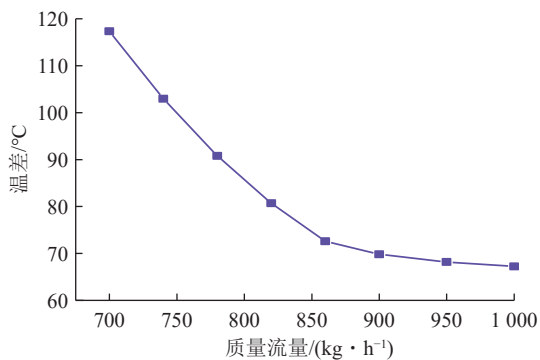
(a) H₂O 质量流量对 HX1、HX2、HX4 焓效率影响



(b) H₂O 质量流量对 HX1、HX2、HX4 进出口温差影响



(c) LNG 质量流量对 HX3 焓效率影响



(d) LNG 质量流量对 HX3 进出口温差影响

图 12 冷却介质质量流量对换热设备性能影响

Fig.12 Influence of cooling medium flow on the performance of heat exchange equipment

综上, 在能耗相同情况下, 将换热介质 H₂O 串联使用的流程 B5 焓效率最大, 可达到 64.1%; 压缩级间冷却温度对系统性能影响较大, 温度越低, 系统能耗越低, 焓效率越大, 换热器焓效率也会相应增大, 但是压力变换设备焓效率影响不大, 在本节中当冷却温度为 10 °C 时, 单位能耗最低, 为 879.5 kJ, 系统焓效率

图 12 为冷却介质质量流量对设备焓效率的影响, 由图 12(a) 可知, HX1、HX2、HX4 焓效率随 H₂O 的质量流量增加而上升, 其中 HX1、HX2 增幅更大, HX3 焓效率随 LNG 质量流量增加而下降, 且下降幅度变缓。因为冷却介质质量流量变化不会影响到气源流股, 各换热器气源流股进出口温度一定, 由图 12(b) 可知, 冷却介质质量流量增加, HX1、HX2、HX4 冷却介质进出口流股温差降低, 换热温差相应变小, 焓效率随之增大, 且 HX4 温差变化幅度最小, 焓效率增幅最小。由图 12(c)、(d) 可知, HX3 冷却介质温差随 LNG 质量流量增加而减少, 而 HX3 焓效率却降低, 这是因为, LNG 含有大量冷能, 在换热器 HX3 中利用 LNG 冷能进行换热, LNG 提供焓; 而在其他换热器中, 气源流股提供焓, 所以 HX3 冷却介质进出口流股温差降低, LNG 输入温度不变, 则输出温度越低, 提供焓越大, 焓效率越小。

为 65.5%; 冷却介质 H₂O 和 LNG 质量流量变化都会影响系统焓效率, 系统焓效率随质量流量增大而上升, 其中 LNG 质量流量变化对系统焓效率影响更大。

2.3 成本分析

利用 Aspen Hysys 软件, 对传统 3 级压缩方案和优化后 B5 方案进行成本分析, 结果如表 3、图 13 所

示。由表 3 可知,传统模拟流程中的各项费用都远远高于优化流程 B5。由图 13 可知,相比于传统流程,优化流程 B5 的操作费用和电费节省最多,分别为 76.26% 和 61.94%,设备费用和水费分别节省 31.54% 和 36.54%。

表 3 成本分析
Table 3 Cost analysis

流程	设备费用/\$	操作费用/ (\$·h ⁻¹)	电费/ (\$·h ⁻¹)	水费/ (\$·h ⁻¹)
传统	2 797 000	201.78	9.398	2.27
优化B5	1 914 700	47.918	3.578	1.44

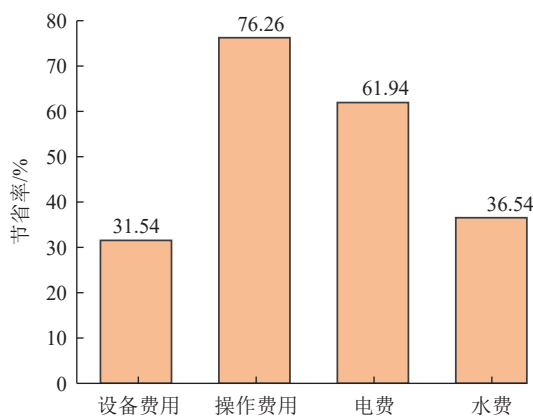


图 13 优化流程费用节省率

Fig.13 Optimize process cost savings rate

3 结 论

(1) 利用 LNG 冷能来实现 CO₂ 液化,模拟了传统 3 级压缩液化方式(流程 A)和 2 级压缩+泵液化方式(流程 B),相对于传统工艺,单位能耗由 931.65 kJ 降低到 892.60 kJ,系统焓效率从 63.28% 上升到 63.67%,单位耗水量从 3.84 kg 降低到 3.01 kg,流程成本大大降低,其中操作费用和电费分别节省了 76.26% 和 61.94%。

(2) 针对 2 级压缩+泵液化方式,模拟了 5 种优化流程(B1~B5),结果表明:各流程能耗相同,B5 流程系统焓效率最大,为 64.10%,单位耗水量最低,为 2.44 kg。

(3) 模拟研究了压缩级间温度和冷却介质质量流量对系统性能影响,表明压缩级间冷却温度越低,系统能耗越低,焓效率越大,发现 10 °C 时,单位能耗最低,为 879.5 kJ,系统焓效率最大,为 65.5%;系统焓效率随着冷却介质质量流量增大而上升,LNG 质量流量变化对系统焓效率影响更大,但冷却介质质量流量的选择还需结合成本综合考虑。

参考文献(References):

- [1] CHEN F, MOROSUK T. Exergetic and economic evaluation of CO₂ liquefaction processes[J]. *Energies*, 2021, 14(21): 7174.
- [2] WITZLEBEN S. Minimizing the global warming potential with geopolymer-based insulation material with miscanthus fiber[J]. *Polymers*, 2022, 14(15): 3191.
- [3] 石勇. 装备制造是实现“双碳”目标的关键和根本[J]. *电气时代*, 2022(9): 12-13.
SHI Yong. Equipment manufacturing industry is the key and fundamental to achieve the goal of “double carbon” [J]. *Electric Age*, 2022(9): 12-13.
- [4] YE Z, LIU X, SUN H, et al. Variations in permeability and mechanical properties of basaltic rocks induced by carbon mineralization[J]. *Sustainability*, 2022, 14(22): 15195.
- [5] 张早校, 曲天非, 郁永章. 二氧化碳液化方案的节能分析[J]. *压缩机技术*, 1997(4): 23-25.
ZHANG Zaoxiao, QU Tianfei, YU Yongzhang. Energy saving analysis of carbon dioxide liquefaction scheme[J]. *Compressor Technology*, 1997(4): 23-25.
- [6] CHEN Y, LUNDQVIST P, JOHANSSON A, et al. A comparative study of the carbon dioxide transcritical power cycle compared with an organic rankine cycle with R123 as working fluid in waste heat recovery[J]. *Applied Thermal Engineering*, 2006, 26(17-18): 2142-2147.
- [7] ZHANG N, LIOR N. A novel near-zero CO₂ emission thermal cycle with LNG cryogenic exergy utilization[J]. *Energy*, 2006, 31(10-11): 1666-1679.
- [8] 张萍. 二氧化碳液化及输送技术研究[D]. 北京: 中国石油大学, 2008: 25-28.
ZHANG Ping. Study on CO₂ liquefaction and transportation technology[D]. Beijing: China University of Petroleum, 2008: 25-28.
- [9] 仇阳, 吕振波, 潘振, 等. 用于能量回收的有机朗肯循环混合工质研究[J]. *化学工程*, 2017, 45(4): 39-44.
QIU Yang, LÜ Zhenbo, PAN Zhen, et al. Study on organic Rankine cycle mixed working medium for energy recovery[J]. *Chemical Engineering*, 2017, 45(4): 39-44.
- [10] 梁莹, 管延文, 蔡磊, 等. 利用 LNG 冷能与 Brayton 循环及 ORC 联合发电系统[J]. *煤气与热力*, 2017, 37(12): 1-7.
LIANG Ying, GUAN Yanwen, CAI Lei, et al. Combined power generation system using LNG cold energy, Brayton cycle and ORC[J]. *Gas and Heat*, 2017, 37(12): 1-7.
- [11] 吴毅, 王旭荣, 杨翼, 等. 以液化天然气为冷源的超临界 CO₂-跨临界 CO₂ 冷电联供系统[J]. *西安: 西安交通大学学报*, 2015, 49(9): 58-62, 146.
WU Yi, WANG Xurong, YANG Yi, et al. Supercritical CO₂ transcritical CO₂ combined cooling and power supply system with LNG as cold source[J]. Xi'an: Journal of Xi'an Jiaotong University, 2015, 49(9): 58-62, 146.
- [12] HUANG Z F, WAN Y D, SOH K Y, et al. Off-design and flexibility analyses of combined cooling and power based liquified natural gas(LNG) cold energy utilization system under fluctuating regasification rates[J]. *Applied Energy*, 2022, 310: 118529.

- [13] 李宪昭, 田静怡, 逯国英, 等. 基于朗肯循环液化天然气冷能利用[J]. *当代化工*, 2022, 51(10): 2459–2462.
LI Xianzhao, TIAN Jingyi, LU Guoying, et al. Based on the cold energy utilization of Rankine cycle LNG[J]. *Contemporary Chemical Industry*, 2022, 51(10): 2459–2462.
- [14] 张大伟, 胡超, 王敏, 等. 山东 LNG 接收站冷能空分方案技术经济可行性分析[J]. *天然气技术与经济*, 2018, 12(3): 78–80, 84.
ZHANG Dawei, HU Chao, WANG Min, et al. Technical and economic feasibility analysis of shandong LNG terminal cold energy air separation scheme[J]. *Natural Gas Technology and Economy*, 2018, 12(3): 78–80, 84.
- [15] 张超, 金海刚, 邵国芬, 等. LNG 冷能发电工质选择与参数优化[J]. *石油与天然气化工*, 2015, 44(4): 54–58.
ZHANG Chao, JIN Haigang, SHAO Guofen, et al. LNG cold energy power generation working medium selection and parameter optimization[J]. *Petroleum and Natural Gas Chemical Engineering*, 2015, 44(4): 54–58.
- [16] 江蓉, 赖勇杰, 黄震宇, 等. 我国 LNG 冷能空分技术的应用现状及展望[J]. *低温与特气*, 2022, 40(5): 6–9.
JIANG Rong, LAI Yongjie, HUANG Zhenyu, et al. Application status and prospect of LNG cold energy air separation technology in China[J]. *Low Temperature and Special Gas*, 2022, 40(5): 6–9.
- [17] ENGEL Y A. Power generation potential of liquified natural gas re-gasification terminals[J]. *International Journal of Energy Research*, 2020, 44(4): 3241–3252.
- [18] 黄美斌, 林文胜, 贺红明, 等. LNG 冷能用于 CO₂ 跨临界朗肯循环和 CO₂ 液化回收[J]. *低温技术*, 2009, 37(4): 17–21.
HUANG Meibin, LIN Wensheng, HE Hongming, et al. LNG cold energy for CO₂ transcritical Rankine cycle and CO₂ liquefaction recovery[J]. *Cryogenic Technology*, 2009, 37(4): 17–21.
- [19] 王道广. 利用 LNG 冷能液化二氧化碳的动力循环技术分析[J]. *山东化工*, 2014, 43(9): 95–99, 105.
WANG Daoguang. Analysis of power cycle technology for liquefaction of carbon dioxide with LNG cold energy[J]. *Shandong Chemical Industry*, 2014, 43(9): 95–99, 105.
- [20] MUHAMMAD H A, SULTAN H, LEE B, et al. Energy minimization of carbon capture and storage by means of a novel process configuration[J]. *Energy Convers Manage*, 2020, 215: 112871.
- [21] XIN Y, ZHANG Y, XUE P, et al. The optimization and thermodynamic and economic estimation analysis for CO₂ compression-liquefaction process of CCUS system using LNG cold energy[J]. *Energy*, 2021, 236: 121376.
- [22] 丁夏杰, 陶乐仁, 虞中畅, 等. CO₂ 混合工质热力学模型及冷却换热特性的研究[J]. *化学工程*, 2022, 50(9): 37–42.
DING Xiajie, TAO Leren, YU Zhongyang, et al. Study on thermodynamic model and cooling and heat transfer characteristics of CO₂ mixtures[J]. *Chemical Engineering*, 2022, 50(9): 37–42.
- [23] 张金鑫. 胺法烟气 CO₂ 捕集工艺及热泵节能技术研究[D]. 北京: 中国石油大学, 2018: 21.
ZHANG Jinxin. Research on amine flue gas CO₂ capture process and heat pump energy saving technology [D]. Beijing: China University of Petroleum, 2018: 21.
- [24] 王骏, 林文胜, 顾安忠. 利用 LNG 冷能的有机朗肯循环系统的工质研究和变工况性能分析[J]. *化工学报*, 2010, 61(52): 107–111.
WANG Tao, LIN Wensheng, GU Anzhong. Working fluid research and off design performance analysis of organic Rankine cycle system using LNG cold energy[J]. *Journal of Chemical Engineering*, 2010, 61(52): 107–111.
- [25] 陈东旭, 韩中合, 赵林飞. 超临界二氧化碳再压缩燃煤发电系统分析[J]. *热力发电*, 2020, 49(10): 107–113.
CHEN Dongxu, HAN Zhonghe, ZHAO Linfei. Exergy analysis of supercritical carbon dioxide recompression coal-fired power generation system [J]. *Thermal Power Generation*: 2020, 49(10): 107–113.
- [26] 李乐璇, 徐玉杰, 尹钊, 等. 超临界二氧化碳储能系统(焓)损特性分析[J]. *储能科学与技术*, 2021, 10(5): 1824–1834.
LI Lexuan, XU Yujie, YIN Zhao, et al. Analysis on exergy loss characteristics of supercritical carbon dioxide energy storage system[J]. *Energy Storage Science and Technology*, 2021, 10(5): 1824–1834.