

# DHX 工艺丙烷回收炯经济分析

李 斐<sup>1</sup> 杨冬磊<sup>2</sup>

1. 陕西国防工业职业技术学院, 陕西 西安 710300;
2. 中国石油塔里木油田公司油气运销部, 新疆 库尔勒 841000

**摘 要:**为降低采用直接换热(Direct Heat Exchange, DHX)工艺从天然气中进行丙烷回收时的运行成本,提高装置经济效益,以某天然气处理厂为例,利用 Aspen HYSYS 软件建模,对其 DHX 工艺进行了模拟,再采用常规炯、高级炯及炯经济分析方法对 DHX 工艺进行分析。模拟发现,DHX 工艺系统的总炯损量和炯效率分别为8 998.23 kW 和 29.28%,其中膨胀机组及外输压缩机炯损占比大,且可避免内源及外源炯损成本过高,因此将其作为优化重点,并将改进方向放在参数优化上。基于优化策略,对主冷箱进行了参数敏感性分析。分析结果表明,在天然气处理量为 $1\,500 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 的情况下,当膨胀机组膨胀端出口压力保持在3 550 kPa 时,系统费用减少了43.76 美元/h,经济效益十分显著。研究结果对 DHX 工艺参数的调节有指导意义。

**关键词:**凝液回收;集成过程;经济分析;炯损;成本

DOI:10.3969/j.issn.1006-5539.2022.04.007

## Exergy-economic analysis of DHX process for propane recovery

LI Fei<sup>1</sup>, YANG Donglei<sup>2</sup>

1. Shaanxi Institute of Technology, Xi'an, Shaanxi, 710300, China;
2. Oil and Gas Transportation and Marketing Department, PetroChina Tarim Oilfield Company, Korla, Xinjiang, 841000, China

**Abstract:** In order to reduce the operating cost of propane recovery from natural gas in the DHX (Direct Heat Exchange) process, and improve the economic benefits of the process system, the propane recovery process of a natural gas processing plant was taken as an example whereby the DHX process was simulated by using Aspen HYSYS software. The process was then analysed using conventional exergy, advanced exergy and exergy economic analysis methods. From the analysis, it is found that the total exergy loss and exergy efficiency of the system are 8 998.23 kW and 29.28% respectively. The loss in the expansion unit and external compressor accounts for a large proportion of the exergy loss, and the cost of avoidable endogenous and exogenous exergy loss is relatively high. Hence it is the focus of optimization, and the improvement direction is placed on parameter optimisation. Based on the optimization strategy, the parameter sensitivity analysis of the heat exchanger is carried out. The results show that in the case of natural gas processing capacity of  $15 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{d}$ , when the outlet pressure of the expansion end is maintained at 3 550 kPa, the system cost is reduced by 43.76 \$/h. The economic benefit is significant

收稿日期:2022-03-08

作者简介:李 斐(1994-),女,陕西西安人,助教,硕士,主要从事天然气处理和石油化工方向的研究工作。E-mail:402928910@qq.com

and the research results have strong guiding significance for the parameter adjustment of the propane recovery unit.

**Keywords:** Condensate recovery; Integrated process; Economic analysis; Exergy loss; Cost

## 0 前言

天然气丙烷回收是指将丙烷及以上重组分以液态的方式从天然气中进行回收的过程,通过凝液回收既可以提高外输气质量,也可以提升油田经济效益。

通过查阅相关文献发现,DHX 工艺能量优化常用的方法有正交实验法<sup>[1]</sup>,多学科设计优化法<sup>[2]</sup>,灰色关联分析法<sup>[3]</sup>常规烟、高级烟及烟经济分析法<sup>[4]</sup>。其中,高级烟及烟经济分析法克服了常规烟分析方法的不足,明确了不可逆性来源、烟损分类,同时计算了烟损的成本。

目前,国内针对直接换热(Direct Heat Exchange, DHX)工艺的研究主要集中在工艺结构及运行参数的优化上。陈波等人<sup>[5]</sup>以丙烷回收率及系统能耗为目标函数,通过改变关键参数,研究轻烃回收运行模式的可行性;卫浪等人<sup>[6]</sup>在对系统关键参数分析的基础上,利用 BP 神经网络进行多目标优化,为实际工艺流程设计提供理论依据;肖乐等人<sup>[7]</sup>对凝液回收过程的制冷工艺进行优化,推荐采用丙烷制冷+膨胀机制冷+脱乙烷塔顶气冷凝回流的制冷工艺,新工艺显著提高了丙烷回收率;韩淑怡等人<sup>[8]</sup>研究了预冷温度、膨胀机出口压力对丙烷回收率及能耗的影响,采用单因素分析法优化流程;张世坚等人<sup>[9]</sup>通过增设脱乙烷塔顶回流罐,针对不同工艺条件对丙烷回收流程进行改进,为实际运行工况提供理论基础。

高级烟及烟经济分析法在天然气凝液回收领域的研究相对有限,国内也鲜有关于 DHX 工艺的烟经济分析报道,但在许多领域及案例中,对系统能量分析采用了烟经济分析法。Palizdar A 等人<sup>[10]</sup>采用常规烟和高级烟

经济分析法对某轻质烯烃生产装置的乙烯制冷系统进行了研究,结果表明提高乙烷与乙烯分离塔和一级压缩机的效率,设备投资和烟损成本降低 1 381.74 美元/h; Wang Yinglong 等人<sup>[11]</sup>对 CO<sub>2</sub> 捕集—储存与余热回收利用的集成系统进行了高级烟及烟经济分析,研究人员发现减小投资及烟损成本,应优先对蒸馏塔、吸收器及蒸发器进行改进;Okereke C J 等人<sup>[12]</sup>对工业饮料搅拌系统进行了烟经济分析来降低成本和提高盈利能力,分析结果表明混合器的烟经济系数较低(5.5%),系统 99% 的隐藏成本均由混合器造成,改进储水器的除气技术及水处理程序可以降低储水器的不可逆性及隐藏成本;Shamsi S 等人<sup>[13]</sup>采用烟经济分析方法优化蒸汽生产和分配系统中蒸汽水平,以烟损造成公用工程的增量成本为目标函数,改变蒸汽压等级,结果表明,采用烟经济优化方法系统公用工程总成本降低了 8%。

本文针对某天然气处理厂 DHX 工艺进行凝液回收模拟,对各个设备及整个系统进行常规烟、高级烟及烟经济分析,将烟损与经济成本联系,为系统优化改进提供明确的方向。

## 1 研究方法

### 1.1 原料气气质

国外以 GPM 值大小为气质贫富的划分标准,GPM 值 > 2.5 是富气,GPM 值 ≤ 2.5 是贫气。GPM 值的计算方法为天然气中各组分的摩尔含量与 GPM 比重因子的乘积之和<sup>[14-15]</sup>。本文分析的某天然气处理厂气质为典型富气(GPM 值 3.12),因此针对富气 DHX 工艺丙烷回收流程进行优化分析。原料气气质工况见表 1。

表 1 原料气气质工况表

Tab.1 Raw gas quality conditions

| 组分   | N <sub>2</sub> | CO <sub>2</sub> | C <sub>1</sub> | C <sub>2</sub> | C <sub>3</sub> | iC <sub>4</sub> | nC <sub>4</sub> | iC <sub>5</sub> | nC <sub>5</sub> | C <sub>6</sub> |
|------|----------------|-----------------|----------------|----------------|----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|----------------|
| 摩尔含量 | 0.995 7%       | 0.903 0%        | 89.241 5%      | 6.290 3%       | 1.390 1%       | 0.253 0%        | 0.267 0%        | 0.079 0%        | 0.300 2%        | 0.280 2%       |

### 1.2 流程描述

某天然气处理厂 DHX 工艺丙烷回收流程见图 1。具体流程:干燥原料气经主冷箱 LNG-101 预冷到 -45.5℃ 进入低温分离器 V-101 进行气液分离,气相经膨胀机膨胀端 K-101 降压至 3 450 kPa 后进入 DHX 塔 T-101 底部,液相节流降压经 LNG-101 换热至 15℃ 后进入脱乙烷塔 T-102 中部。T-101 底部液相与原料气换热

到 -18℃ 进入 T-102 顶部。T-102 塔顶气相与 T-101 塔顶气相换热冷凝到 -33℃ 进入回流罐 V-102, V-102 气相经过 LNG-101 再次降温至 -69℃ 进入 T-101 顶部,与膨胀机气相进行逆流接触,吸收原料气中的重烃,提高凝液回收率。T-102 塔底物流进入脱丁烷塔 T-103 进行液化石油气及稳定轻烃的分离。

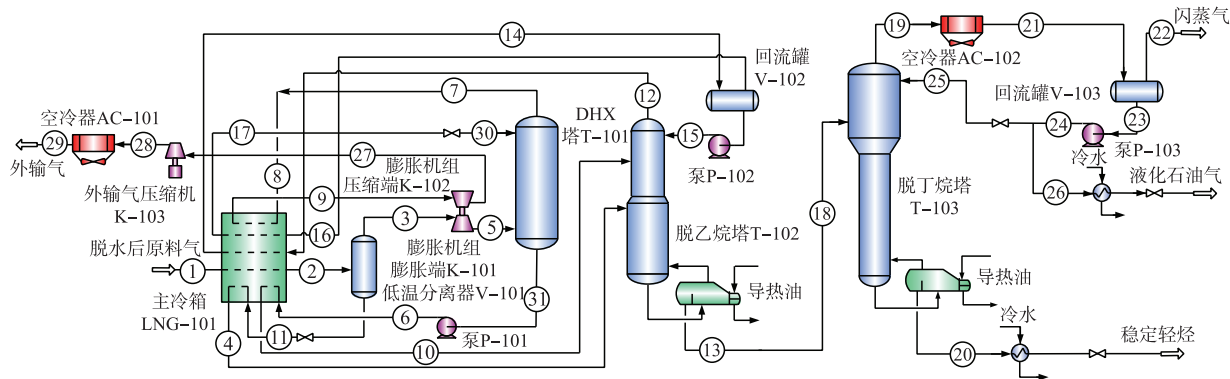


图 1 某天然气处理厂 DHX 工艺丙烷回收流程图

Fig.1 DHX propane recovery process of a natural gas processing plant

### 1.3 模拟说明

利用 Aspen HYSYS 软件对 DHX 工艺进行仿真模拟,物性方法选择 PR 状态方程,关键运行参数取值分别为:压缩机绝热效率 75%,膨胀机等熵效率 85%,换热器最小换热温差大于 3.5℃,原料气压力 5.9 MPa,温度 25℃,流量 $1\,500\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$ ,外输压力 6.28 MPa,外输干气温度 35℃。

表 2 某天然气处理厂基本情况表

Tab.2 Basic information of a natural gas processing plant

| 膨胀机出口<br>压力/kPa | DHX 塔压/<br>kPa | DHX 塔理论<br>塔板数/块 | 脱乙烷塔<br>压/kPa | 脱乙烷塔理论<br>塔板数/块 | 脱丁烷塔压/<br>kPa | 脱丁烷塔理论<br>塔板数/块 | 丙烷<br>回收率 | 总压缩<br>功耗/kW | 重沸器<br>负荷/kW |
|-----------------|----------------|------------------|---------------|-----------------|---------------|-----------------|-----------|--------------|--------------|
| 3 450           | 3 350          | 8                | 3 650         | 24              | 1 600         | 30              | 98.64%    | 12 050       | 9 550        |

表 3 集成过程分析参数表

Tab.3 Integrated process analysis parameters

| 标况温度 $T_0/^\circ\text{C}$ | 标况压力 $p_0/\text{kPa}$ | 年利率 $i$ | 设备使用寿命 $N/\text{a}$ | 时间 $t/\text{h}$ | 系统费用 $c_{\text{ele}}/(\text{美元}\cdot\text{GJ}^{-1})$ |
|---------------------------|-----------------------|---------|---------------------|-----------------|------------------------------------------------------|
| 25                        | 101.325               | 15%     | 10                  | 8 000           | 19.31                                                |

### 1.4 常规焓分析

DHX 工艺凝液回收过程各单元的热力学不可逆性通过焓分析来评估,物理焓的计算公式见式(1)<sup>[16]</sup>,计算设备焓损的公式见式(2),设备焓损计算方程见表 4。

$$E^{\text{ph}} = m[(h_i - h_o) - T_0(s_i - s_o)] \quad (1)$$

$$E_{\text{D}} = E_{\text{F}} - E_{\text{P}} \\ = \sum E_{\text{in}} - \sum E_{\text{out}} + \sum Q_{\text{red}}\left(1 - \frac{T_0}{T}\right) + \sum W \quad (2)$$

式中: $E^{\text{ph}}$ 为物理焓损,kW; $m$ 为质量流量,kg/h; $h_i$ 、 $h_o$ 分别为物流进出口焓值,kJ/kg; $s_i$ 、 $s_o$ 分别为物流进出口熵值,kJ/kg·K; $E_{\text{D}}$ 为焓损,kW; $E_{\text{F}}$ 为燃料焓值,kW; $E_{\text{P}}$ 为产品焓损,kW; $E_{\text{in}}$ 为设备进口焓值,kW; $E_{\text{out}}$ 为设备出口焓值,kW; $Q_{\text{red}}$ 为重沸器负荷,kW; $T_0$ 为标况温度,℃; $T$ 为重沸器温度,℃; $W_{\text{K-101}}$ 、 $W_{\text{K-102}}$ 、 $W_{\text{K-103}}$ 分别为 K-101、K-102、K-103 的电机功率,kW; $W_{\text{air}}$ 为空冷器电机功率,

某天然气处理厂基本情况见表 2。在进行 DHX 工艺高级焓分析之前,进行以下假设:集成过程中所有设备均处于稳定状态;忽略动能和势能的变化,同时凝液回收过程不存在化学变化,对设备的焓计算仅考虑物理焓;忽略设备的压降和热损失;25℃和 101.325 kPa 是集成过程温度和压力的标准值。集成过程分析参数见表 3。

表 4 设备焓损计算方程表

Tab.4 Exergy loss calculation equation of equipment

| 设备      | 焓损方程                                                                                                             |
|---------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| LNG-101 | $E_{\text{D,LNG-101}} = E_8 - E_9 + E_6 - E_{10} + E_4 - E_{11} + E_1 - E_2 + E_{12} - E_{14} + E_{16} - E_{17}$ |
| K-101   | $E_{\text{D,K-101}} = E_3 - E_5 - W_{\text{K-101}}$                                                              |
| K-102   | $E_{\text{D,K-102}} = W_{\text{K-102}} - E_{27} + E_9$                                                           |
| K-103   | $E_{\text{D,K-103}} = W_{\text{K-103}} - E_{28} + E_{27}$                                                        |
| T-101   | $E_{\text{D,T-101}} = E_5 + E_{30} - E_7 - E_{31}$                                                               |
| T-102   | $E_{\text{D,T-102}} = E_{10} + E_{11} + E_{15} + Q_{\text{red}}(1 - T_0/T_{\text{red}}) - E_{12} - E_{13}$       |
| T-103   | $E_{\text{D,T-103}} = E_{18} + E_{25} + Q_{\text{red}}(1 - T_0/T_{\text{red}}) - E_{19} - E_{20}$                |
| AC-101  | $E_{\text{D,AC-101}} = E_{28} - E_{29} + W_{\text{air}} - E_{\text{air-out}} + E_{\text{air-out}}$               |
| AC-102  | $E_{\text{D,AC-102}} = E_{19} - E_{21} + W_{\text{air}} - E_{\text{air-out}} + E_{\text{air-out}}$               |

kW;  $E_{\text{air-in}}$  为进空冷器换热前冷空气焓值, kW;  $E_{\text{air-out}}$  为进空冷器换热后热空气焓值, kW;  $E_f$  为  $f(f=1, 2, 3, \dots, 31)$  物流的产品焓损, kW。

### 1.5 高级焓分析及焓经济分析

采用常规焓分析法仅得到各工艺设备的焓损、焓效率, 找出焓损占比较大且焓效率低的设备。但采用高级焓分析法可将焓损细分为四类, 量化各设备间的影响程度, 得出研究对象的改进潜力, 对 DHX 工艺提出更加细化且准确的优化措施, 实现降低流程焓损且提高流程焓效率的目的。

DHX 工艺中关键单体设备的设计参数值如下: LNG-101 传热面积为  $80 \text{ m}^2$ , AC-101、AC-102 传热面积均为  $200 \text{ m}^2$ , K-101、K-102、K-103 功率均为  $250 \text{ kW}$ , T-101 体积为  $0.1 \text{ m}^3$ , T-102、T-103 重量均为  $8 \text{ t}$ 。

投资成本及焓损成本是焓经济分析中的重要指标。根据已有文献报道, 可用式(3)、(4)计算设备的投资成本<sup>[17]</sup>, 利用式(5)可以计算焓损成本。为了获得集成过程每台设备的投资成本, 利用文献<sup>[18]</sup>提供的式(6)计算, 本集成过程利用 Aspen Process Economic Analyzer © (APEA) 软件来获取用于计算主要设备投资成本的基本参数, 集成过程设备的具体指标见表 5<sup>[19]</sup>。

$$C_{F,K} E_{F,K} = C_{P,K} E_{P,K} - Z_K \quad (3)$$

$$C_{F,K} = C_{P,K} - Z_K \quad (4)$$

$$C_{D,K} = C_{F,K} E_{D,K} \quad (5)$$

$$I_E = I_B (Q_E / Q_B)^M \quad (6)$$

表 5 集成过程设备具体指标表

Tab. 5 Specific specifications for integrated process equipment

| 设备      | 指标                     |        |         |        |        |
|---------|------------------------|--------|---------|--------|--------|
|         | 设备指标为 $Q_B$ 时的投资成本 /美元 | 设备类型常数 | 原材料修正因子 | 产品修正因子 | 温度修正因子 |
| LNG-101 | 32 800                 | 0.68   | 2.4     | 1.5    | 1      |
| K-101   | 98 400                 | 0.46   | 1.0     | 1.0    | 1      |
| K-102   | 98 400                 | 0.46   | 2.4     | 1.5    | 1      |
| K-103   | 98 400                 | 0.46   | 2.4     | 1.5    | 1      |
| T-101   | 4 920                  | 0.53   | 2.1     | 1.5    | 1      |
| T-102   | 65 600                 | 0.89   | 1.0     | 1.5    | 1      |
| T-103   | 65 600                 | 0.89   | 1.0     | 1.5    | 1      |
| AC-101  | 156 000                | 0.89   | 2.4     | 1.5    | 1      |
| AC-102  | 156 000                | 0.89   | 2.4     | 1.5    | 1      |

式中:  $C_{F,K}$  为设备 K 的单位燃料焓成本, 美元 / GJ;  $E_{F,K}$  为设备 K 的燃料焓值, kW;  $C_{P,K}$  为设备 K 的单位产品焓成本, 美元 / GJ;  $E_{P,K}$  为设备 K 的产品焓值, kW;  $Z_K$  为设备 K 的单位投资成本, 美元 / h;  $C_{D,K}$  为设备 K 的单位焓损成

本, 美元 / GJ;  $E_{D,K}$  为设备 K 的焓损, kW;  $Q_B$  为设备设计尺寸参数;  $Q_E$  为实际购置设备尺寸参数;  $I_E$  为设备指标为  $Q_E$  时的投资成本, 美元;  $I_B$  为设备指标为  $Q_B$  时的投资成本, 美元;  $M$  为设备类型常数。

考虑到材料、压力、温度等因素对设备投资成本的影响, 将式(6)修改成式(7)的形式<sup>[20]</sup>。文献报道中公开的设备价格往往跟年代相关, 利用成本指数可以将其转换到一个相同的基础上, 根据 2015 年的报道可知化工厂经济成本指数为 556.8, 而 2019 年为 603.1, 式(8)显示了经济成本从 2015 年到 2019 年的转换<sup>[21]</sup>。

资本回收系数利用式(9)进行计算。综合上述分析结果, 设备 K 的单位投资成本计算公式见式(10)。

$$I_R = I_E r_M r_P r_T \quad (7)$$

$$I_{E,2019} = I_{E,2015} \frac{C_{2019}}{C_{2015}} \quad (8)$$

$$\alpha = \frac{i(1+i)^N}{(1+i)^N - 1} \quad (9)$$

$$Z_K = \frac{\varphi \alpha I_B (Q_E / Q_B)^M}{8\,000} \times \frac{C_{2019}}{C_{2015}} \times r_M r_P r_T \quad (10)$$

式中:  $r_M$  为原材料修正因子;  $r_P$  为产品修正因子;  $r_T$  为温度修正因子;  $C_{2015}$ 、 $C_{2019}$  分别为 2015 年、2019 年的化工厂成本指数;  $i$  为年利率;  $N$  为设备使用寿命, a;  $\alpha$  为资本回收因子;  $\varphi$  为维保常数。

根据高级焓分析理论, 焓损可以分解成内源焓损、外源焓损、可避免焓损、不可避免焓损四部分。

通过焓经济分析即利用焓损计算结果得到焓损成本, 而焓损成本和焓损的主要区别在于能源价值的变化, 即将能量成本转化为经济成本。利用文献<sup>[22-23]</sup>提供的公式计算设备 K 的不可避免内源焓成本、不可避免外源焓成本、可避免内源焓成本、可避免外源焓成本、不可避免内源焓投资成本、不可避免外源焓投资成本和可避免内源焓投资成本, 用于各设备的结果对比。

### 1.6 分析评价指标

焓经济系数显示了焓损成本和投资成本对整个集成过程的影响。当焓经济系数值较高时, 说明投资成本对系统的影响较大, 当焓经济系数值较低时, 焓损成本对系统的影响更大, 利用文献<sup>[24-25]</sup>提供的公式计算设备 K 的焓效率、修正后的焓效率、常规焓焓损率及高级焓焓损率、可避免内源焓经济系数、总焓经济系数、可避免内源焓总成本及总成本, 以上参数用于评估各设备的热力学效率及经济效益。

## 2 焓分析结果与讨论

### 2.1 常规焓及焓经济分析

常规焓及焓经济分析结果见表 6。由表 6 分析可知: 系统的总焓损和总焓效率分别为  $8\,998.23 \text{ kW}$  和

29.28% ; 烟损最大设备是 K-103, 占总烟损的 22.95% ; 其次从大到小依次为 K-101、T-102 和 LNG-101, 其中膨胀机组及压缩机占比最大为 44.56% , 塔设备占 28.26% , 冷箱占 18.43% ; LNG-101 的烟损成本最高为 289.74 美元 /h, K-103 和 K-102 的投资成本最高分别为 58.49 美元 /h、30.88 美元 /h, 表明 LNG-101、K-103 和 K-102 对整个凝液回收工艺有显著影响。

对于 LNG-101、K-101、T-101 这些烟经济系数较小的设备, 应该重点减少烟损成本。对于烟经济系数较高的设备应重点关注设备投资成本。

表 6 常规烟及烟经济分析结果表

Tab. 6 Results of conventional exergy and exergy economic analysis

| 设备      | 燃料<br>烟值 /<br>kW | 产品<br>烟值 /<br>kW | 烟损 /<br>kW | 燃料烟<br>成本 /(美<br>元·GJ <sup>-1</sup> ) | 产品烟<br>成本 /(美<br>元·GJ <sup>-1</sup> ) | 烟损<br>成本 /(美<br>元·GJ <sup>-1</sup> ) | 投资<br>成本 /(美<br>元·GJ <sup>-1</sup> ) | 烟效率    | 烟损率    | 烟经济<br>系数 | 总成本 /(美<br>元·GJ <sup>-1</sup> ) |
|---------|------------------|------------------|------------|---------------------------------------|---------------------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|--------|--------|-----------|---------------------------------|
| LNG-101 | 4 768.20         | 3 109.73         | 1 658.47   | 106.17                                | 165.34                                | 289.74                               | 53.36                                | 65.23% | 18.43% | 15.55%    | 343.1                           |
| K-101   | 4 015.01         | 2 703.28         | 1 311.73   | 12.41                                 | 19.31                                 | 58.59                                | 8.58                                 | 67.33% | 14.58% | 12.77%    | 67.17                           |
| K-102   | 2 703.28         | 2 070.75         | 632.53     | 19.36                                 | 29.41                                 | 44.07                                | 30.88                                | 76.60% | 7.03%  | 41.20%    | 74.95                           |
| K-103   | 10 836.28        | 8 771.22         | 2 065.06   | 19.32                                 | 25.72                                 | 143.62                               | 58.49                                | 80.94% | 22.95% | 28.94%    | 202.11                          |
| T-101   | 35 052.95        | 34 388.06        | 664.89     | 17.61                                 | 17.96                                 | 42.15                                | 1.43                                 | 98.10% | 7.39%  | 3.28%     | 43.58                           |
| T-102   | 6 574.63         | 5 372.12         | 1 202.51   | 18.95                                 | 23.86                                 | 82.02                                | 12.98                                | 81.71% | 13.36% | 13.66%    | 95.00                           |
| T-103   | 2 527.43         | 1 852.01         | 675.42     | 19.28                                 | 26.31                                 | 46.88                                | 7.84                                 | 73.28% | 7.51%  | 14.33%    | 54.72                           |
| AC-101  | 1 122.50         | 556.34           | 566.16     | 20.33                                 | 50.14                                 | 41.44                                | 18.26                                | 49.56% | 6.29%  | 30.59%    | 59.70                           |
| AC-102  | 439.13           | 217.68           | 221.46     | 25.94                                 | 86.70                                 | 20.68                                | 26.94                                | 49.57% | 2.46%  | 56.58%    | 47.62                           |

2.2 高级烟及烟经济分析

高级烟分析结果见表 7。由表 7 分析可知:AC-101 外源烟损占总烟损的比例最大, 而对于其他设备则恰好相反;K-101、K-102、K-103、AC-101 的可避免烟损占总烟损的比例较高, 相较于其它设备, 提高这些设备的烟效率将更加容易, 减少烟损付出的代价更小; 同时大部分设备的内源烟损远大于外源烟损, 因此提高系统的能量利用效率应集中在设备本身的性能改造上, 而非工艺结构的优化上。

表 7 高级烟分析结果表

Tab. 7 Advanced exergy analysis results

| 设备      | 内源<br>烟损 /<br>kW | 外源<br>烟损 /<br>kW | 产品<br>烟值 /<br>kW | 不可避免<br>烟损与产<br>品烟比值 | 不可避<br>免烟损 /<br>kW | 可避免<br>烟损 /<br>kW | 内源产<br>品烟损 /<br>kW | 不可避<br>免内源烟损 /<br>kW | 不可避<br>免外源烟损 /<br>kW | 可避免<br>内源烟损 /<br>kW | 可避免<br>外源烟损 /<br>kW |
|---------|------------------|------------------|------------------|----------------------|--------------------|-------------------|--------------------|----------------------|----------------------|---------------------|---------------------|
| LNG-101 | 1 237.83         | 420.64           | 3 109.72         | 0.308 6              | 941.71             | 718.76            | 2 266.01           | 710.35               | 231.36               | 527.48              | 191.28              |
| K-101   | 1 250.22         | 61.51            | 2 703.28         | 0.083 3              | 225.27             | 1 086.46          | 2 576.59           | 214.71               | 10.56                | 1 035.51            | 50.95               |
| K-102   | 280.69           | 351.84           | 2 070.75         | 0.047 8              | 99.04              | 533.5             | 918.84             | 43.94                | 55.09                | 236.75              | 296.75              |
| K-103   | 1 373.39         | 691.67           | 8 771.23         | 0.040 3              | 353.83             | 1 711.23          | 5 832.22           | 235.27               | 118.56               | 1 138.12            | 573.11              |
| T-101   | 525.58           | 139.31           | 34 388.06        | 0.014 9              | 512.77             | 152.12            | 27 136.53          | 404.64               | 108.13               | 120.94              | 31.18               |
| T-102   | 860.66           | 341.85           | 5 372.12         | 0.219 3              | 1 178.20           | 24.30             | 3 844.97           | 843.27               | 334.93               | 17.38               | 6.92                |
| T-103   | 574.22           | 101.20           | 1 852.01         | 0.310 7              | 575.34             | 100.09            | 1 574.00           | 488.97               | 86.36                | 85.25               | 14.84               |
| AC-101  | 143.48           | 422.68           | 556.34           | 0.182 6              | 101.58             | 464.58            | 140.98             | 25.74                | 75.84                | 117.74              | 346.84              |
| AC-102  | 199.72           | 21.74            | 217.67           | 0.903 7              | 196.71             | 24.75             | 196.31             | 177.41               | 19.30                | 22.31               | 2.44                |

组件烟损成本率见表 8。由表 8 分析可知:冷箱、压缩机、透平膨胀机组及塔器的烟损成本高, 对系统的能量利用及经济效益产生显著影响, 因而对这些单元的改进尤为重要; 同时大部分的烟损成本都来源于设备本身的不可逆性, 与高级烟分析结果类似, 提高系统效益应首先对设备本身进行能量利用率的优化。

表 8 组件熵损成本率表

Tab.8 Exergy loss cost rate of components

| 设备      | 熵损成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 内源熵损成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 外源熵损成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 不可避免熵损成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 可避免熵损成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 不可避免内源熵损成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 不可避免外源熵损成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 可避免内源熵损成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 可避免外源熵损成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) |
|---------|------------------------------|--------------------------------|--------------------------------|----------------------------------|---------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|
| LNG-101 | 289.74                       | 197.7                          | 92.05                          | 153.92                           | 135.82                          | 105.92                             | 48.00                              | 91.79                             | 44.04                             |
| K-101   | 58.59                        | 55.84                          | 2.75                           | 10.06                            | 48.53                           | 9.59                               | 0.47                               | 46.25                             | 2.28                              |
| K-102   | 44.07                        | 19.56                          | 24.52                          | 6.90                             | 37.17                           | 3.06                               | 3.84                               | 16.50                             | 20.68                             |
| K-103   | 143.62                       | 95.52                          | 48.10                          | 24.61                            | 119.01                          | 16.36                              | 8.25                               | 79.16                             | 39.86                             |
| T-101   | 42.15                        | 33.32                          | 8.83                           | 32.50                            | 9.64                            | 25.65                              | 6.85                               | 7.67                              | 1.98                              |
| T-102   | 82.02                        | 58.71                          | 23.32                          | 80.37                            | 1.66                            | 57.52                              | 22.85                              | 1.19                              | 0.47                              |
| T-103   | 46.88                        | 39.85                          | 7.02                           | 39.93                            | 6.95                            | 33.94                              | 5.99                               | 5.92                              | 1.03                              |
| AC-101  | 41.44                        | 10.50                          | 30.94                          | 7.44                             | 34.00                           | 1.88                               | 5.55                               | 8.62                              | 25.39                             |
| AC-102  | 20.68                        | 18.65                          | 2.03                           | 18.37                            | 2.31                            | 16.56                              | 1.80                               | 2.08                              | 0.23                              |

组件投资成本率见表 9。由表 9 分析可知:大部分设备的不可避免内源成本最高,这意味着不可避免的成本主要来源于设备自身;冷箱、压缩机、透平膨胀机组、空冷器的投资成本率较高,关注这些设备能够有效降低

系统的投资成本;设备的内源投资成本占总投资成本的 65.40%,可避免的投资成本为总额的 25.77%,表明在优化工艺设备的投资成本方面非常困难。

表 9 组件投资成本率表

Tab.9 Component investment cost rate

| 设备      | 投资成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 内源熵损投资成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 外源熵损投资成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 不可避免熵损投资成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 可避免熵损投资成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 不可避免内源熵损投资成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 不可避免外源熵损投资成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 可避免内源熵损投资成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) | 可避免外源熵损投资成本 / (美元·h <sup>-1</sup> ) |
|---------|------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|------------------------------------|-----------------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|-------------------------------------|-------------------------------------|
| LNG-101 | 53.36                        | 36.29                            | 17.07                            | 37.05                              | 16.31                             | 25.19                                | 11.86                                | 11.1                                | 5.21                                |
| K-101   | 8.58                         | 8.18                             | 0.40                             | 6.52                               | 2.06                              | 6.22                                 | 0.30                                 | 1.96                                | 0.10                                |
| K-102   | 30.88                        | 13.70                            | 17.18                            | 25.82                              | 5.06                              | 11.46                                | 14.36                                | 2.24                                | 2.82                                |
| K-103   | 58.49                        | 38.89                            | 19.60                            | 43.59                              | 14.90                             | 28.98                                | 14.61                                | 9.91                                | 4.99                                |
| T-101   | 1.43                         | 1.13                             | 0.30                             | 1.05                               | 0.38                              | 0.83                                 | 0.22                                 | 0.30                                | 0.08                                |
| T-102   | 12.98                        | 9.29                             | 3.69                             | 9.51                               | 3.47                              | 6.81                                 | 2.70                                 | 2.48                                | 0.99                                |
| T-103   | 7.84                         | 6.66                             | 1.18                             | 5.74                               | 2.10                              | 4.88                                 | 0.86                                 | 1.78                                | 0.32                                |
| AC-101  | 18.26                        | 4.63                             | 13.63                            | 13.38                              | 4.88                              | 3.39                                 | 9.99                                 | 1.24                                | 3.64                                |
| AC-102  | 26.94                        | 24.30                            | 2.64                             | 19.74                              | 7.20                              | 17.80                                | 1.94                                 | 6.50                                | 0.70                                |

常规及高级熵分析性能指标见表 10。高级熵效率分析结果明显高于常规熵效率,通过高级熵分析方法,可以更加容易理解可消除的设备熵损及总投资费用。熵经济系数分析结果表明,可避免的投资成本率低于不可避免的投资成本率。

综合上述分析结果以及各设备的熵损成本特点,给出不同的优化策略。针对可避免内源及外源熵损成本

较大的设备(LNG-101、K-102、K-103、T-101、AC-101)采用优化设备自身效率或改用更高效的设备,改进其它设备效率的优化策略;针对设备总熵损成本较大,可避免熵损成本较小的设备(T-102、AC-102)采用改善整体工艺效率的优化策略;针对可避免内源熵损成本及总熵损成本较大的设备(K-101、T-103)采用优化自身效率及更高效设备的优化策略。

表 10 常规及高级炯分析性能指标表

Tab. 10 General and advanced exergy analysis performance indicators

| 设备      | 炯效率    | 炯损率    | 炯经济系数  | 总成本 /<br>(美元·GJ <sup>-1</sup> ) | 修正后的<br>炯效率值 | 高级<br>炯损率 | 可避免内源<br>炯经济系数 | 可避免内源总<br>成本 / (美元·GJ <sup>-1</sup> ) |
|---------|--------|--------|--------|---------------------------------|--------------|-----------|----------------|---------------------------------------|
| LNG-101 | 65.23% | 18.43% | 15.55% | 343.1                           | 81.21%       | 2.93%     | 11.23%         | 102.89                                |
| K-101   | 67.33% | 14.58% | 12.77% | 67.17                           | 71.33%       | 11.51%    | 4.07%          | 48.21                                 |
| K-102   | 76.60% | 7.03%  | 41.20% | 74.95                           | 79.51%       | 2.63%     | 11.96%         | 18.74                                 |
| K-103   | 80.94% | 22.95% | 28.94% | 202.11                          | 83.68%       | 12.65%    | 11.13%         | 89.07                                 |
| T-101   | 98.10% | 7.39%  | 3.28%  | 43.58                           | 99.56%       | 1.34%     | 3.77%          | 7.97                                  |
| T-102   | 81.71% | 13.36% | 13.66% | 95.00                           | 99.55%       | 0.19%     | 67.56%         | 3.67                                  |
| T-103   | 73.28% | 7.51%  | 14.33% | 54.72                           | 94.87%       | 0.95%     | 23.13%         | 7.70                                  |
| AC-101  | 49.56% | 6.29%  | 30.59% | 59.70                           | 54.49%       | 1.31%     | 12.58%         | 9.86                                  |
| AC-102  | 49.57% | 2.46%  | 56.58% | 47.62                           | 89.79%       | 0.25%     | 75.73%         | 8.58                                  |

2.3 优化结果分析

高级炯及炯经济分析结果表明,LNG-101、K-101、K-102、K-103 的优化潜力最大。吸收塔及精馏塔内部发生复杂反应,对其投资成本及炯损成本进行改良比较困难,空冷器自身效率最低,对其进行改进不具备经济性。K-101、K-102、K-103 的优化改进主要集中在绝热效率的提高上,但提高设备的性能会显著增加投资成本及设备维护费用,故本节主要研究关键参数对 LNG-101 的成本影响,以及整体 DHX 工艺的变化情况。

调节流程预冷温度和膨胀机出口压力发现原料气预冷温度(物流②)及 K-101 出口压力对 LNG-101 的换热情况影响最大,故优化预冷温度及膨胀机出口压力能

极大地改善 LNG-101 的用能情况。

预冷温度变化对 LNG-101 炯损成本、总成本、投资成本,总压缩功耗及丙烷回收率的影响见图 2。预冷温度从 -41.5℃ 降低到 -49.5℃,炯损成本呈下降趋势,而设备投资成本的变化规律正好相反,这与文献<sup>[16]</sup>中炯损成本与设备投资成本的变化规律一致,总成本先减少后略微上升,当温度降低到 -47.5℃ 时,总成本 335.01 美元/h,与初值(343.1 美元/h)相比,减少了 8.09 美元/h。在预冷温度改变的过程中,丙烷回收率从 95.63% 增加到 99.71%,压缩功耗变化不明显,平均每改变 2℃,压缩功耗变化 72.5 kW,假定电费按 0.5 元/kW·h 计算,则变化了 5.58 美元/h。

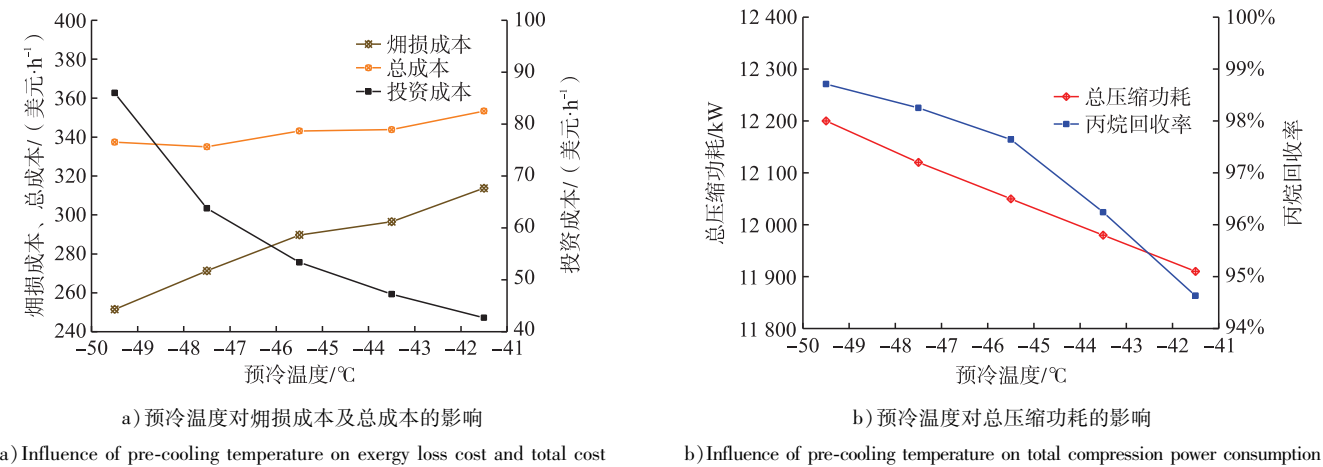


图 2 预冷温度对 LNG-101 的影响曲线图

Fig. 2 Influence of precooling temperature on LNG-101

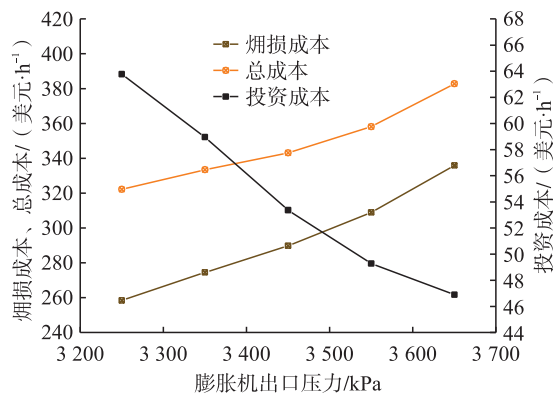
膨胀机出口压力变化对 LNG-101 的影响见图 3。当出口压力降低时,总成本及炯损成本都呈下降趋势,设备投资成本增加。膨胀机出口压力对系统压缩功耗影响极大,压力平均每减小 0.1 MPa,压缩功耗增加 578.75 kW。

当压力升高到 3 550 kPa 时,虽然总成本增加了 15.09 美元/h,压缩功耗却减少了 765 kW,综合计算成本发现,费用减少了 43.76 美元/h;当压力减低到 3 350 kPa 时,总成本减少了 9.63 美元/h,而压缩机耗电费用增加了

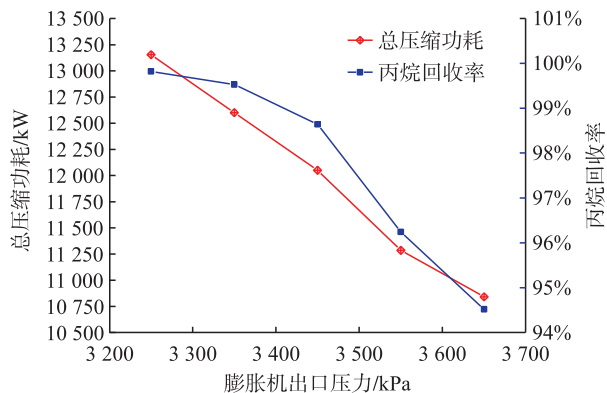
42.31 美元/h,总费用增加了 32.68 美元/h。在膨胀机出口压力对总成本及总压缩功耗影响规律相同的条件下,总压缩功耗更敏感。因此在保证整体收益最大,而非设备成本较小的情况下(丙烷回收率大于 95%),膨胀

机出口压力宜保持在 3 550 kPa 左右。

综合上述分析可知,改变膨胀机出口压力能够显著影响 LNG-101 的用能情况。



a) 膨胀机出口压力对烟损成本及总成本的影响



b) 膨胀机出口压力对总压缩功耗的影响

a) Influence of expander outlet pressure on exergy loss cost and total cost b) Influence of expander outlet pressure on total compression power consumption

图 3 膨胀机出口压力对 LNG-101 的影响曲线图

Fig. 3 Influence of expander outlet pressure on LNG-101

### 3 结论

本文基于 DHX 工艺及国内某凝析气田气质,采用高级烟及烟经济分析法分析某天然气处理厂集成过程。使用该分析方法可以更清楚地揭示集成过程各设备单元的不可逆性和低效性。研究得出的主要结论如下。

1) DHX 工艺系统的总烟效率为 29.28%。此外主要设备的总烟损为 8 998.23 kW,其中膨胀机组及外输压缩机占最大为 44.56%,塔设备占 28.26%,冷箱占 18.43%。

2) 系统中主要设备的可避免烟损率为 55.19%,内源烟损率为 68.89%。在所有的设备中,K-101、K-102、K-103、AC-101 的可避免烟损较高,提高这些设备的能量利用率,能够显著改善系统的总用能效率。

3) 可避免烟损成本率为 51.36%,其中内生成本占 65.59%,可见改善设备自身效率可以显著减小烟损成本。可避免投资成本占 25.77%,说明改善投资成本比较困难,因此关注设备的经济效益对增加油气田收益变得尤为重要。

4) 根据分析结果,采用不同策略对设备进行优化。T-102 和 AC-102 推荐采用整体工艺的优化策略,而对于大多数设备推荐采用优化设备自身效率、采用高效设备以及改善其它设备效率的策略。

5) 基于烟经济分析策略及结果,对 LNG-101 进行成本优化,膨胀机出口压力降低时,设备总成本变化明显,当压力保持在 3 550 kPa 时,系统总费用减少了 43.76 美元/h。

### 参考文献:

- [1] E Jiaqiang, HAN Dandan, QIU An, et al. Orthogonal experimental design of liquid-cooling structure on the cooling effect of a liquid-cooled battery thermal management system [J]. Applied Thermal Engineering, 2018, 132: 508-520.
- [2] Zhang Bin, E Jiaqiang, Gong Jinke, et al. Multidisciplinary design optimization of the diesel particulate filter in the composite regeneration process [J]. Applied Energy, 2016, 181: 14-28.
- [3] E Jiaqiang, ZENG Yan, JIN Yu, et al. Heat dissipation investigation of the power lithium-ion battery module based on orthogonal experiment design and fuzzy grey relation analysis [J]. Energy, 2020, 211: 118596.
- [4] YU Mengxiao, CUI Peizhe, WANG Yinglong, et al. Advanced exergy and exergoeconomic analysis of cascade absorption refrigeration system driven by low-grade waste heat [J]. ACS Sustainable Chemistry & Engineering, 2019, 7 (19): 16843-16857.
- [5] 陈波,张中亚,伍伟伦,等. DHX 轻烃回收工艺不同运行模式分析[J]. 石油与天然气化工, 2020, 49(6): 13-19. CHEN Bo, ZHANG Zhongya, WU Weilun, et al. Analysis on different operation modes of DHX light hydrocarbon recovery process [J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2020, 49 (6): 13-19.
- [6] 卫浪,蒲红宇,向辉,等. 基于改进神经网络的丙烷回收流程多目标优化[J]. 石油与天然气化工, 2021, 50(1): 66-71.

- WEI Lang, PU Hongyu, XIANG Hui, et al. Multi-objective optimization of propane recovery process based on improved BP neural network [J]. *Chemical Engineering of Oil & Gas*, 2021, 50 (1): 66-71.
- [7] 肖乐,尹奎,吴明鸥,等.轻烃回收 DHX 工艺优化及应用[J]. *天然气与石油*, 2020, 38(5): 36-42.
- XIAO Le, YIN Kui, WU Ming'ou, et al. Optimization and Application of DHX Process for Light Hydrocarbon Recovery [J]. *Natural Gas and Oil*, 2020, 38 (5): 36-42.
- [8] 韩淑怡,王科,祁亚玲,等.天然气轻烃回收 DHX 工艺优化研究[J]. *天然气化工 (C1 化学与化工)*, 2014, 39 (6): 58-62.
- HAN Shuyi, WANG Ke, QI Yaling, et al. Design and optimization of DHX process for light hydrocarbon recovery from natural gas [J]. *Natural Gas Chemical Industry (C1 Chemistry and Chemical Industry)*, 2014, 39 (6): 58-62.
- [9] 张世坚,蒋洪.直接换热常规流程的改进及分析[J]. *化工进展*, 2017, 36(10): 3648-3656.
- ZHANG Shijian, JIANG Hong. Improvement and analysis of DHX conventional process [J]. *Chemical Industry and Engineering Progress*, 2017, 36 (10): 3648-3656.
- [10] PALIZDAR A, SADRAMELI S M. Conventional and advanced exergoeconomic analyses applied to ethylene refrigeration system of an existing olefin plant [J]. *Energy Conversion and Management*, 2017, 138: 474-485.
- [11] WANG Yinglong, CHEN Zhengrun, SHEN Yuanyuan, et al. Advanced exergy and exergoeconomic analysis of an integrated system combining CO<sub>2</sub> capture-storage and waste heat utilization processes [J]. *Energy*, 2021, 219: 119600.
- [12] OKEREKE C J, LASODE O A, OHJEAGBON I O. Exergoeconomic analysis of an industrial beverage mixer system [J]. *Heliyon*, 2020, 6 (7): e04402.
- [13] SHAMSI S, OMIDKHAH M R. Optimization of steam pressure levels in a total site using a thermoeconomic method [J]. *Energies*, 2012, 5 (3): 702-717.
- [14] JAIN V, SACHDEVA G. Energy, exergy, economic (3E) analyses and multi-objective optimization of vapor absorption heat transformer using NSGA-II technique [J]. *Energy Conversion and Management*, 2017, 148: 1096-1113.
- [15] MEHRPOOYA M, GHARAGHEIZI F, VATANI A. Thermoeconomic analysis of a large industrial propane refrigeration cycle used in NGL recovery plant [J]. *International Journal of Energy Research*, 2009, 33 (11): 960-977.
- [16] PALIZDAR A, RAMEZANI T, NARGESSI Z, et al. Thermodynamic evaluation of three mini-scale nitrogen single expansion processes for liquefaction of natural gas using advanced exergy analysis [J]. *Energy Conversion and Management*, 2017, 150: 637-650.
- [17] LAZZARETTO A, TSATSARONIS G. SPECO: A systematic and general methodology for calculating efficiencies and costs in thermal systems [J]. *Energy*, 2006, 31 (8-9): 1257-1289.
- [18] SMITH R. *Chemical process: Design and integration* [M]. Hoboken: John Wiley & Sons, 2005.
- [19] 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.
- [20] CARRASCO J L, GUNUKULA S, BOATENG A A, et al. Pyrolysis of forest residues: An approach to techno-economics for bio-fuel production [J]. *Fuel*, 2017, 193: 477-484.
- [21] OKORO O V, SUN Zhifa. Desulphurisation of biogas: A systematic qualitative and economic-based quantitative review of alternative strategies [J]. *ChemEngineering*, 2019, 3 (3): 76.
- [22] TSATSARONIS G, PARK M-H. On avoidable and unavoidable exergy destructions and investment costs in thermal systems [J]. *Energy Conversion and Management*, 2002, 43 (9-12): 1259-1270.
- [23] 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.
- [24] 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.
- [25] ANSARINASAB H, MEHRPOOYA M. Evaluation of novel process configurations for coproduction of LNG and NGL using advanced exergoeconomic analysis [J]. *Applied Thermal Engineering*, 2017, 115: 885-898.