

联产轻烃回收与 LNG 提氦工艺设计与模拟

肖荣鸽, 李雨泽*, 刘亚龙, 刘鸿嘉
(西安石油大学石油工程学院, 陕西 西安 710065)

摘要: 为了降低单一工艺中提氦的能量消耗及设备成本, 使氮气循环膨胀制冷提供的冷量得到更加充分的利用, 将自产制冷剂制冷+膨胀制冷+冷箱集成换热的直接换热 (DHX) 轻烃回收工艺与天然气低温提氦工艺相结合, 设计出一种可以同时生产 C_3+ 、粗氦以及 LNG 的联产工艺。通过对关键参数影响因素分析, 确定了膨胀机出口的压力为 1.2 MPa, DHX 塔顶回流温度为 -70°C 、一级提氦塔进料温度为 -50°C 、压缩泵出口压力为 5 MPa、低温分离器进料温度为 35°C 、制冷剂流量为 4 000 kmol/h。模拟计算得出, 联产工艺 C_3+ 回收率为 78.95%、粗氦回收率为 93.77%、粗氦浓度为 60.43%、LNG 产量为 663.84 kmol/h。联产工艺与单一工艺相比总压缩机能耗降低了 12.95%、单位综合能耗降低 14.10%。研究表明, 联产轻烃回收与 LNG 提氦工艺在能耗和投资成本方面具有较大优势, 具有一定的经济价值。

关键词: 轻烃回收; 提氦; HYSYS; 氮气膨胀; 能耗

中图分类号: TE645

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2025)01-0239-06

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.01.041

Simulation and analysis of light hydrocarbon recovery combined with LNG helium extraction process

XIAO Rong-ge, LI Yu-ze*, LIU Ya-long, LIU Hong-jia

(College of Petroleum Engineering, Xi'an Shiyou University, Xi'an 710065, China)

Abstract: In order to reduce the energy consumption and equipment cost of helium extraction in a single process and make full use of the cooling energy provided by nitrogen cycle expansion refrigeration, the direct heat transfer (DHX) process for light hydrocarbon recovery, with self-produced refrigerant refrigeration + expansion refrigeration + cooling box integrated heat transfer, is combined with the low temperature natural gas helium extraction process to design a co-production process for producing C_3+ , crude helium and LNG simultaneously. Through analyzing the influencing factor of key parameters, it is determined that the pressure at the outlet of the expander is 1.2 MPa, the reflux temperature at the top of DHX tower is -70°C , the feed temperature for the first-stage helium-extracting tower is -50°C , the pressure at the outlet of the compression pump is 5 MPa, the feed temperature for the cryogenic separator is 35°C , and the refrigerant flow rate is 4 000 kmol $\cdot\text{h}^{-1}$. Simulation results show that the recovery rate of C_3+ is 78.95%, the recovery rate of crude helium is 93.77%, the concentration of crude helium is 60.43%, and the output of LNG is 663.84 kmol $\cdot\text{h}^{-1}$. In addition, total compressor energy consumption of the co-production process is 12.95% lower than that of the single process, and the unit comprehensive energy consumption is 14.10% lower. Study shows that the light hydrocarbon recovery combined with LNG natural gas helium extraction process has great advantages in energy consumption and investment cost, presenting a certain investment value.

Key words: light hydrocarbon recovery; helium extraction; HYSYS; nitrogen expansion; energy consumption

氦气在医疗、电子、半导体、气象、科研等领域有广泛应用,在我国存在较大的需求。然而,氦气的全球供应相对有限,主要由少数国家生产,因此全球氦气市场一直备受关注。我国的氦气生产主要依靠深

冷法从天然气里提炼^[1],国内氦气资源量约 $11\times 10^8\text{ m}^3$,仅占全世界的 2.1%^[2],有 95% 的氦气需要依赖进口,自给自足仍然面临巨大挑战^[3]。

由于单一提氦方法存在耗能大、提氦效率低以

收稿日期:2024-03-13;修回日期:2024-11-04

基金项目:西安市科技计划高校人才服务企业项目(22GXFW0105)

作者简介:肖荣鸽(1978-),女,博士,教授,研究方向为天然气处理与加工、油气田地面工程与多相管流技术等, xiaorongge@163.com;李雨泽(1999-),男,硕士生,研究方向为天然气处理工艺,通讯联系人, 1075115157@qq.com。

及生产成本高等问题,因此通常将各提氮技术联合,利用各技术特点,以提高氮气生产的经济性。肖荣鸽等^[4]建立了联产 LNG 天然气低温提氮工艺,该工艺有效提高氮气回收率和纯度,降低了能耗和投资成本。荣杨佳等^[5]研究了天然气轻烃回收与提氮联产工艺,提出了自产制冷剂+膨胀制冷+冷箱集成换热的直接换热-闪蒸提氮联产工艺。张亮亮等^[6]提出了一种与液化天然气产业联产氮气的新技术,该方法有望使国内不具备工业提取价值的氮资源重新得到利用。周军等^[7]将乙烷回收工艺与深冷-膜分离提氮工艺相结合,得到联产乙烷的天然气深冷-膜分离提氮技术。由于多技术组合方法更适合我国国情,因此将各种提氮方法联合,并尽可能地考虑多产品的联产,可在很大程度上降低能耗和设备投资费用^[8]。

本研究将 DHX 轻烃回收工艺与天然气低温提氮工艺相结合,建立了联产轻烃回收与 LNG 提氮工艺,使用 Aspen HYSYS 软件,对上述工艺进行模拟,通过经济性分析验证设计的可行性。

1 单一流程描述及模拟

将某天然气处理厂净化后的天然气作为联产工艺的原料气,处理后的天然气组成如表 1 所示,原料气压力为 6.0 MPa,温度为 20℃,处理规模为 $5 \times 10^5 \text{ m}^3/\text{d}$,其中氮气体积分数为 0.21%。

表 1 净化后的原料气参数表 %

| 组分 | C_1 | C_2 | C_3 | iC_4 | nC_4 |
|------|--------|--------|--------|--------|--------|
| 体积分数 | 79.55 | 2.94 | 4.51 | 1.25 | 2.40 |
| 组分 | iC_5 | nC_5 | nC_6 | N_2 | He |
| 体积分数 | 0.93 | 0.85 | 1.00 | 6.36 | 0.21 |

1.1 DHX 轻烃回收流程及模拟

现有 LNG 轻烃回收工艺的相关研究主要是针对如何分离天然气当中的甲烷和乙烷,以及从烟分析角度研究系统的能量问题^[9]。考虑到 DHX 工艺具有较高的轻烃回收率且工艺装置灵活适应性更强^[10],本文中采用 DHX 轻烃回收工艺并对其模拟,如图 1 所示,模拟结果如表 2 和表 3 所示。

原料天然气经换热器冷却至 -10°C 。进入低温分离器进行气液分离后,一股从顶部排出,另外一股从低温分离器底部排出,与重接触塔底部排出的液体共同进入脱乙烷塔;塔顶排出的气体与脱乙烷塔

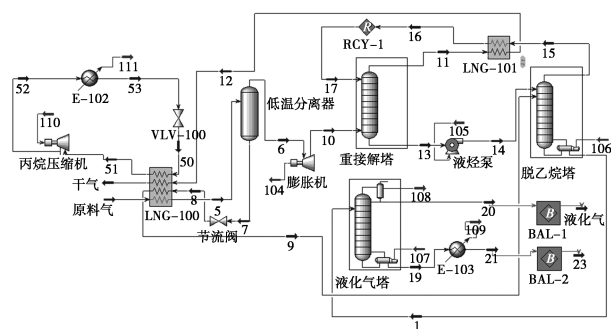


图 1 DHX 轻烃回收工艺流程模拟图

表 2 主要流股数据

| 流股 | 温度/ ℃ | 压力/ MPa | 摩尔流量/ ($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$) | C_1 / % | C_2 / % | C_{3+} / % |
|----|----------|------------|--|--------------|--------------|-----------------|
| 1 | 63.00 | 1.95 | 88.99 | 3.52 | 5.17 | 91.31 |
| 9 | 15.00 | 2.09 | 100.80 | 34.00 | 5.03 | 59.99 |
| 10 | -56.84 | 1.90 | 783.80 | 85.41 | 2.67 | 4.64 |
| 12 | -56.51 | 1.76 | 795.60 | 88.05 | 2.69 | 9.26 |
| 14 | -57.49 | 2.10 | 32.31 | 20.85 | 7.97 | 70.86 |
| 17 | -50.00 | 1.89 | 44.15 | 85.80 | 6.92 | 4.80 |
| 20 | 11.73 | 1.30 | 64.57 | 4.85 | 7.12 | 88.03 |
| 21 | 140.00 | 1.41 | 24.42 | 0.00 | 0.00 | 100.00 |

表 3 DHX 轻烃回收工艺模拟结果

| 工艺 | C_3+ 回收率/ % | 总压缩机 能耗/kW | 装置综合 能耗/kW |
|------------|------------------|---------------|---------------|
| DHX 轻烃回收工艺 | 87.09 | 27.26 | 4417.0 |

塔顶气体共同进入重接触塔,重接触塔塔顶排出的气体经 2 次换热后外输;从液化气塔塔底部排出液体,经过稳定处理后得到轻烃,从顶部排出的气体精馏后得到液化石油气外输。

1.2 天然气低温提氮流程及模拟

天然气低温提氮流程将传统天然气液化工艺^[11]和天然气提氮工艺^[12]集成,使得氮气循环膨胀提供的冷能可以得到充分利用,减少了设备投资和资源浪费,并且大幅提高了氮气浓度,有利于降低后续生产精氮所需要的能耗^[13]。

采用混合制冷剂制冷和氮气循环制冷工艺为流程提供冷量,通过换热器、一级提氮塔和二级提氮塔对原料天然气中的氮气进行浓缩,使得气相物料中氮气浓度升高,并且通过低温分离器生产 LNG,工艺模拟如图 2 所示,模拟结果如表 4、表 5 所示。

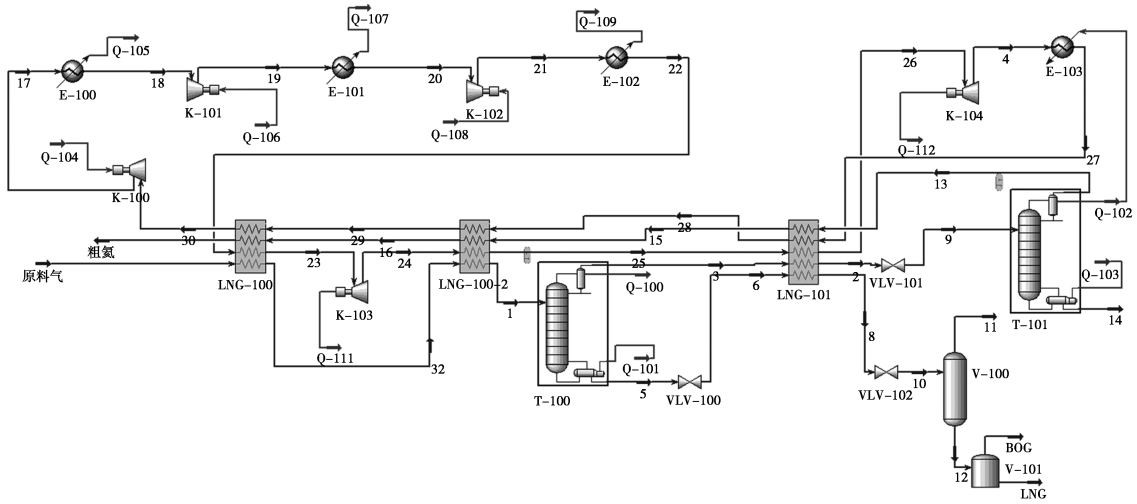


图 2 天然气低温提氮工艺模拟图

表 4 主要流股数据

| 流股 | 温度/ ℃ | 压力/ MPa | 摩尔流量/ ($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$) | C_1 / % | C_2 / % | He/ % |
|----|----------|------------|--|---------------------|---------------------|----------|
| 1 | -120.00 | 5.97 | 884.600 | 58.83 | 4.08 | 0.04 |
| 9 | -151.00 | 1.92 | 76.470 | 32.80 | 0.00 | 2.43 |
| 10 | -156.20 | 0.15 | 808.100 | 62.60 | 4.50 | 0.00 |
| 12 | -156.20 | 0.15 | 765.100 | 61.65 | 4.70 | 0.00 |
| 14 | -152.00 | 1.92 | 73.250 | 23.01 | 0.00 | 0.03 |
| 粗氮 | 15.00 | 1.88 | 3.214 | 0.05 | 0.00 | 53.31 |
| 22 | 20.00 | 6.99 | 6000.000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| 30 | 19.77 | 0.50 | 6000.000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |

表 5 天然气低温提氮工艺模拟结果

| 工艺 | 粗氮浓 度/% | 粗氮回 收率/% | LNG 产量/ ($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$) | 总压缩机 能耗/kW | 装置综合 能耗/kW |
|---------------|------------|-------------|--|---------------|---------------|
| 天然气低温 提氮工艺 | 53.31 | 92.21 | 765.09 | 17185.78 | 38888.92 |

2 联产轻烃回收与 LNG 提氮工艺流程设计 及模拟

2.1 联产轻烃回收与 LNG 提氮工艺流程设计

联产轻烃回收与 LNG 提氮工艺流程包括轻烃回收、天然气提氮、天然气液化以及氮气循环膨胀制冷 4 个模块。工艺流程如图 3 所示,原料气经过换热后在分离器中分为气液两相,液相在冷箱中升温后直接进入脱乙烷塔 T-102 参与分离 C_1 、 C_2 ,气相经过 DHX 塔 T-101 与脱乙烷塔 T-102 塔顶回流罐 V-102 分离的气体一同换热后脱出部分 C_1 、 C_2 ,脱乙烷塔 T-102 塔底液相通入脱丁烷塔 T-103 进一步分离,得到稳定的轻烃和液化气。DHX 塔 T-101 塔顶气体经过换热器 LNG-102 后进入一级提氮塔 T-104,塔顶的富氮气体流入二级提氮塔 T-105 进

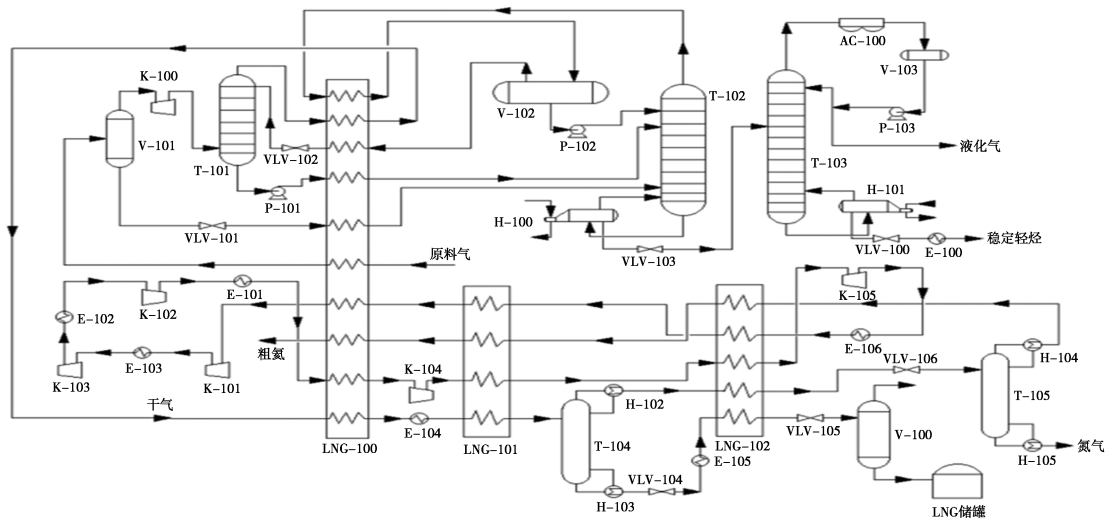


图 3 联产轻烃回收与 LNG 提氮工艺流程

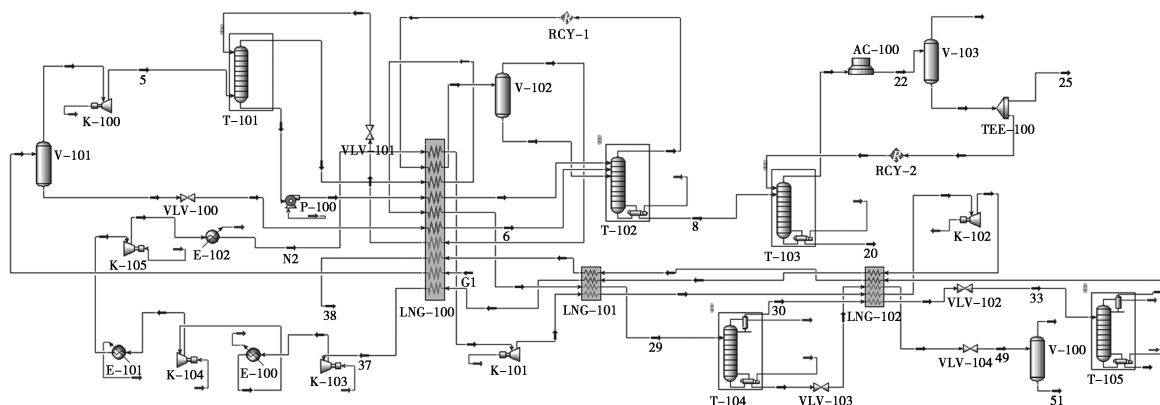
一步提高氮气浓度,并通过多级换热得到粗氮产品,塔底液相通过换热器 LNG-102 利用低温分离器得到 LNG 产品。

2.2 联产轻烃回收与 LNG 提氮工艺流程模拟

使用 Aspen HYSYS 对联产工艺进行模拟,PR 方程在气液两相流计算当中拥有较高精度,因此采用 PR 方程作为物性计算方法。联产轻烃回收与 LNG 提氮工艺参数如表 6 所示,工艺模拟如图 4 所示。

表 6 参数设定表

| 设备 | 参数 | 数值 | 设备 | 参数 | 数值 |
|-------|----------|------|-------|----------|--------|
| V-101 | 操作温度/°C | 0 | T-104 | 塔板数/个 | 10 |
| V-101 | 操作压力/MPa | 5.99 | T-104 | 操作压力/MPa | 3.8 |
| T-101 | 塔板数/个 | 10 | T-104 | 操作温度/°C | -35 |
| T-101 | 操作压力/MPa | 3.9 | T-105 | 塔板数/个 | 10 |
| T-102 | 塔板数/个 | 10 | T-105 | 操作压力/MPa | 0.95 |
| T-102 | 操作压力/MPa | 3.99 | K-102 | 出口压力/MPa | 0.25 |
| T-103 | 塔板数/个 | 10 | K-105 | 出口压力/MPa | 8.3 |
| T-103 | 操作压力/MPa | 2.9 | V-100 | 操作温度/°C | -160.2 |
| K-100 | 出口压力/MPa | 1.2 | V-100 | 操作压力/MPa | 0.11 |



K-103、K-104、K-105—压缩机;K-100、K-101、K-102—膨胀机;E-100、E-101、E-102—冷却器;VLV-100、VLV-101、VLV-102、VLV-103、VLV-104—节流阀;LNG-100、LNG-101、LNG-102—换热器;T-104—一级提氮塔;T-105—二级提氮塔;V-100—闪蒸罐;V-101 表示低温分离器;T-101 表示重接触塔;T-102 表示脱乙烷塔;T-103 表示脱丁烷塔;V-102、V-103 表示回流罐;AC-100 表示放空器;TEE-100 表示三通;P-100 表示泵

图 4 联产轻烃回收与 LNG 提氮工艺模拟图

2.3 模拟结果

关键流股数据如表 7 所示,主要设备能耗如表 8 所示。

表 7 主要物流数据

| 流股 | 温度/°C | 压力/MPa | 流量/(kmol·h ⁻¹) | C ₁ /% | C ₂ /% | C ₃ +/% | N ₂ /% | He/% |
|----|---------|--------|----------------------------|-------------------|-------------------|--------------------|-------------------|-------|
| G1 | 20.00 | 6.00 | 884.600 | 79.55 | 2.94 | 10.94 | 6.36 | 0.21 |
| 5 | -61.07 | 1.20 | 803.800 | 84.41 | 2.78 | 5.67 | 6.91 | 0.23 |
| 6 | 0.00 | 3.99 | 80.830 | 31.23 | 4.54 | 63.30 | 0.91 | 0.02 |
| 8 | 154.70 | 3.99 | 77.780 | 0.20 | 1.57 | 98.23 | 0.00 | 0.00 |
| 20 | 180.00 | 3.00 | 25.130 | 0.00 | 0.02 | 99.98 | 0.00 | 0.00 |
| 22 | 20.00 | 2.90 | 77.650 | 0.29 | 2.31 | 97.40 | 0.00 | 0.00 |
| 25 | 20.00 | 2.90 | 52.650 | 0.29 | 2.31 | 97.4 | 0.00 | 0.00 |
| 29 | -35.00 | 3.87 | 784.100 | 87.40 | 2.69 | 2.54 | 7.13 | 0.24 |
| 51 | -160.20 | 0.11 | 663.840 | 93.73 | 3.00 | 2.41 | 0.09 | 0.00 |
| 33 | -167.30 | 1.00 | 67.340 | 17.17 | 0.00 | 0.00 | 80.08 | 2.75 |
| 38 | 5.00 | 0.92 | 2.881 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 39.57 | 60.43 |
| 37 | -28.86 | 0.22 | 4000.000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 100.00 | 0.00 |
| N2 | 20.00 | 8.40 | 4000.000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 100.00 | 0.00 |

表 8 主要设备能耗

kW

| 设备 | 能耗 | 设备 | 能耗 |
|-----------|---------|-------------|---------|
| 膨胀机 K-100 | 434.50 | 压缩机 K-105 | 2941.46 |
| 膨胀机 K-101 | 577.99 | 冷却器 E-100 | 7828.80 |
| 膨胀机 K-102 | 1879.82 | 脱乙烷塔 T-102 | 971.37 |
| 压缩机 K-103 | 9259.37 | 脱丁烷塔 T-103 | 255.39 |
| 压缩机 K-104 | 2783.07 | 一级提氮塔 T-104 | 3847.47 |

2.4 联产轻烃回收与 LNG 提氮工艺与单一工艺的比较

与单一流程相比,联产轻烃回收与 LNG 提氮工艺具有以下优势:①将工艺流程整合,实现多种产品的回收,在提取 C₃+和粗氮的同时,一级提氮塔塔底液相还可以进一步液化生成 LNG。②换热一体化,将氮气循环膨胀制冷的预冷换热器与流程中的独立冷箱合理组合,形成多股换热器,使生产出的氮气冷量得到充分回收利用,达到了节约能量的目的,一定程度上降低了设备的热负荷。

将上述联产工艺的模拟结果与单一工艺进行对比,如表 9 所示,在总压缩机能耗以及综合能耗方面,联产轻烃回收与 LNG 提氮工艺较单一工艺总压

缩机能耗下降 12.95%, 综合能耗降低 14.10%, 节能效果明显。

表 9 工艺模拟结果对比表

| 工艺 | DHX 轻烃 | 天然气低温 | 联产轻烃回收与 |
|-----------------------|---------|----------|----------|
| | 回收工艺 | 提氮工艺 | LNG 提氮工艺 |
| 粗氮浓度/% | 0 | 53.31 | 60.43 |
| 粗氮回收率/% | 0 | 92.21 | 93.77 |
| C ₃₊ 回收率/% | 87.09 | 0 | 78.95 |
| LNG 产量/(kmol/h) | 0 | 765.09 | 663.84 |
| 总压缩机能耗/kW | 27.26 | 17185.78 | 14983.90 |
| 装置综合能耗/kW | 4417.00 | 38888.92 | 37001.95 |

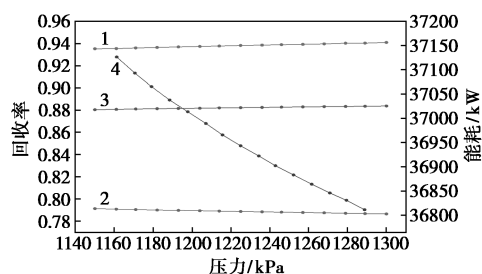
3 关键参数分析

联产轻烃回收与 LNG 提氮工艺涉及诸多设备。因此, 利用膨胀机出口压力、DHX 塔顶液相回流温度、一级提氮塔进料温度、氮气制冷剂高压以及流量等关键参数, 对 C₃₊ 回收率、粗氮回收率、LNG 回收率及总能耗的影响进行分析^[14]。

3.1 膨胀机出口压力的影响

重接触塔(DHX 塔)在实际生产过程中塔板数和物料进口位置不能实时更改, 重接触塔压力与膨胀机膨胀端出口压力持平, 所以在生产过程中往往通过调整膨胀端出口压力来对重接触塔压力进行调整^[15]。

膨胀端 K-100 出口压力由 1 150 kPa 升至 1 300 kPa 的过程中, C₃₊ 的回收率从 79.12% 降到了 78.64%, 总能耗从 37 120 kPa 降到了 36 810 kPa, 粗氮和 LNG 的回收率基本不变, 如图 5 所示。虽然压力增加会对产品液化产生有利影响, 但因膨胀机膨胀端出口压力增加而导致的重接触塔温度升高对产品液化的有利影响要远远小于压力增加的不利影响, 因此 C₃₊ 回收率与重接触塔压力会呈现负相关^[16], 根据图 5 确定膨胀机出口压力 1.2 MPa。



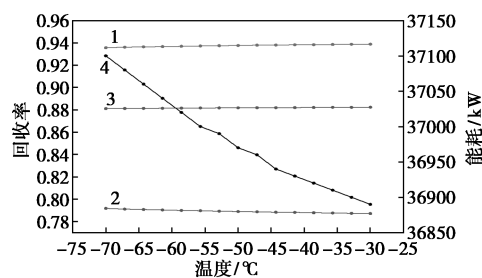
1—He; 2—C₃₊; 3—LNG; 4—能耗

图 5 膨胀机出口压力对不同产品回收率及总能耗的影响

3.2 DHX 塔顶液相回流温度的影响

DHX 塔是轻烃回收的关键设备, 塔顶的回流液

烃直接与原料气换热, 回流温度会直接影响 DHX 塔的吸收效果, 从而影响 C₃₊ 回收率^[17]。回流温度从 -70℃ 升至 -30℃ 的过程中, C₃₊ 的回收率从 79.17% 缓慢降至 78.71%, 总能耗从 37 103.6 kPa 降至 36 889.8 kPa, 如图 6 所示。过高的温度会减少 DHX 塔底液相中轻烃组分, 从而使得 C₃₊ 的回收率及 DHX 塔底再沸器功率降低, 根据图 6 确定 DHX 塔顶回流温度为 -70℃。

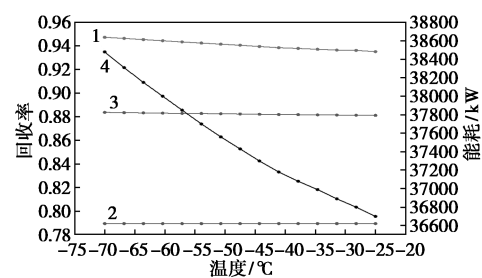


1—He; 2—C₃₊; 3—LNG; 4—总能耗

图 6 DHX 塔顶回流温度对不同产品回收率及总能耗的影响

3.3 一级提氮塔进料温度的影响

控制一级提氮塔 T-104 进料温度范围 -70 ~ -25℃, 粗氮的回收率从 94.73% 降至 93.52%, 同时总能耗也从 38 483.2 kW 下降到 36 701.2 kW, LNG 和 C₃₊ 的回收率基本保持不变, 如图 7 所示。当进料温度升高时, 一级提氮塔塔底再沸器为了使多余气体回流, 塔内所提供的热量减少, 导致塔底再沸器的能耗随之下降。根据图 7 确定一级提氮塔进料温度为 -50℃。



1—He; 2—C₃₊; 3—LNG; 4—总能耗

图 7 一级提氮塔进料温度对不同产品回收率及总能耗的影响

3.4 压缩泵出口压力的影响

如图 8 所示, 随着泵 P-100 出口压力的升高, C₃₊ 的回收率略微增加, LNG 和粗氮的回收率基本保持不变, 而总能耗仅增长 70 kW, 并且在压力到达 5 000 kPa 时增速变缓。根据图 8 确定泵对总流程影响甚微, 确定其压力为 5.0 MPa。

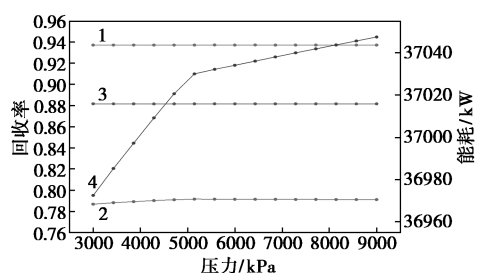
1—He; 2—C₃+; 3—LNG; 4—总能耗

图 8 压缩泵出口压力对不同产品回收率及总能耗影响图

3.5 低温分离器进料温度的影响

控制低温分离器 V-102 进料温度范围 -30 ~ 70℃, 3 种产品的回收率呈现增长趋势, C₃ 的回收率从 78.83% 增至 85.47%, 流程总能耗先减后增, 并在 35℃ 时出现转折点, 如图 9 所示。为了达到产品回收率更高及节能目的, 确定低温分离器进料温度为 35℃。

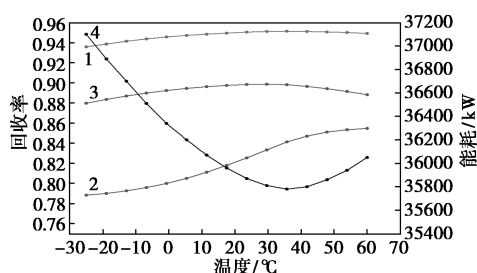
1—He; 2—C₃+; 3—LNG; 4—总能耗

图 9 压缩泵出口压力对不同产品回收率及总能耗的影响

3.6 氮气制冷剂流量对能耗的影响

本流程的冷量主要由氮气循环膨胀提供, 氮气流量大小和压力会直接影响工艺流程的总能耗。设置氮气制冷剂流量由 3 500 kmol/h 升高到 6 000 kmol/h, 随着流量增大, 膨胀机和压缩机需要更大的输出功率, 因而流程总能耗与制冷剂流量呈现正比例线性关系增长, 如图 10 所示。在满足制冷要求的前提下确定制冷剂流量为 4 000 kmol/h。

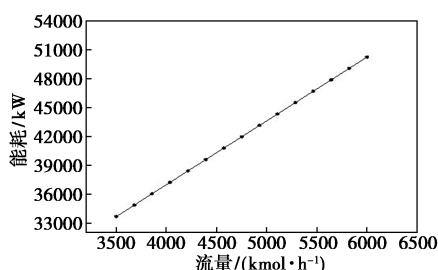


图 10 氮气制冷剂流量对总能耗的影响

4 结论

将 DHX 轻烃回收工艺和天然气低温提氮工艺集成, 设计出同时生产 C₃ 和粗氮以及 LNG 的联产工艺, 即联产轻烃回收与 LNG 提氮工艺。利用 Aspen HYSYS 软件对上述工艺模拟后得出如下结论。

(1) 与单一工艺相比, 联产轻烃回收与 LNG 提氮工艺具有更加明显的节能优势, 总压缩能耗较单一工艺下降 12.95%, 综合能耗降低 14.10%。产品中 C₃ 的回收率达到 78.95%, 粗氮的回收率和浓度分别达到 93.77%、60.43%, LNG 产量 663.84 kmol/h。具有一定应用价值。

(2) 通过对关键参数的影响分析, 提出了设备参数的相对优化值。为了保证较高的产品回收率, 以最低能耗为目标确定膨胀机出口的压力 1.2 MPa, DHX 塔顶回流温度 -70℃, 一级提氮塔进料温度 -50℃, 压缩泵出口压力 5 MPa, 低温分离器进料温度 35℃, 制冷剂流量 4 000 kmol/h。

参考文献

- [1] 周军, 陈玉麟, 王璿清, 等. 氮气资源产量及市场发展现状分析[J]. 天然气化工: C1 化学与化工, 2022, 47(5): 42-48.
- [2] 张哲, 王春燕, 王秋晨, 等. 浅谈中国氮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.
- [3] 何晓茹, 毛頔. 我国氮气发展现状[J]. 低温与特气, 2023, 41(2): 17-20.
- [4] 肖荣鸽, 刘亚龙, 庞琳楠, 等. 联产 LNG 天然气低温-膜分离提氮工艺模拟设计[J]. 低碳化学与化工, 2024, 49(2): 80-88.
- [5] 荣杨佳, 王成雄, 赵云昆, 等. 天然气轻烃回收与提氮联产工艺[J]. 天然气工业, 2021, 41(5): 127-135.
- [6] 张亮亮, 孙庆国, 刘岩云, 等. LNG 尾气中提取氮气的流程分析[J]. 低温与超导, 2015, 43(2): 29-33.
- [7] 周军, 彭操, 王璿清, 等. 联产乙烷的天然气提氮工艺研究[J]. 现代化工, 2023, 43(2): 227-233.
- [8] Semikin V A. Development and construction of a complex technological unit for the extraction of helium from natural gas[J]. Chemical and Petroleum Engineering, 1995, 31(1/2): 116-118.
- [9] 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.
- [10] 张廷, 刘昱璐, 何诚, 等. 油田轻烃回收及综合利用技术研究——评《油气田轻烃回收技术》[J]. 新疆地质, 2021, 39(1): 173.
- [11] 郭彦鑫. 天然气液化技术与应用研究[D]. 西安: 西安石油大学, 2011.
- [12] 王金波, 白宸瑞, 宋晓娟, 等. 新型天然气提氮工艺模拟与分析[J]. 石油与天然气化工, 2023, 52(1): 58-68.
- [13] 彭桂林, 龚智, 章学华. 氮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.
- [14] 肖荣鸽, 庞琳楠, 刘亚龙. 联产 LNG 天然气低温提氮工艺参数优化研究[J]. 低温与超导, 2023, 51(10): 47-53, 60.
- [15] 陈俊亮. 天然气提氮技术现状及发展趋势[J]. 石化技术, 2023, 30(6): 58-60, 36.
- [16] 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.
- [17] 侯建平, 李堆, 任广欣, 等. DHX 分馏装置关键参数对于产品产量及质量影响的研究[J]. 化工时刊, 2022, 36(6): 1-9. ■