

双塔天然气氦气回收工艺研究

蒋洪¹, 祝梦雪^{1*}, 张文强²

(1. 西南石油大学石油与天然气工程学院, 四川 成都 610500;

2. 浙江荣盛控股集团有限公司, 浙江 杭州 311247)

摘要:针对现有天然气氦气回收方法存在的能耗高、流程复杂、氦气回收率低以及粗氦产品纯度低等缺点,提出了一种创新的天然气氦气回收方法。该方法采用双塔提氦工艺,特色在于氦气提浓塔和氦气回收塔均采用具有温度梯度的多股进料方式,氦气提浓塔和氦气回收塔部分塔底出料分别在主冷箱和氦气回收冷箱中升温后回流。通过对该流程进行特性分析发现,可以通过增加理论塔板数、增加吸收塔回流量、升高低温分离器温度等方法来提高氦气回收率。通过对该流程进行适应性分析发现,氦气回收率随着原料气中氦气含量的增多而升高;在相同制冷条件及其他条件下,较贫气质的氦气回收率要高于较富气质的氦气回收率。对于不同的气质,综合能耗都随着原料气中氦气含量的升高而增加,气质越富综合能耗越高。

关键词:双塔提氦;温度梯度;粗氦;节能;氦气回收率

中图分类号:TQ221.12

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2022)09-0214-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2022.09.042

Study on technology for recovering helium from natural gas by double-tower

JIANG Hong¹, ZHU Meng-xue^{1*}, ZHANG Wen-qiang²

(1. Petroleum Engineering School, Southwest Petroleum University, Chengdu 610500, China;

2. Zhejiang Rongsheng Holding Group Co., Ltd., Hangzhou 311247, China)

Abstract: The existing method for recovering helium from natural gas has the shortages of high energy consumption, complicated process, low recovery rate and low purity of crude helium products. An innovative helium recovery from natural gas method is proposed. This method adopts a double-tower helium extraction process, in which both helium enrichment tower and helium recovery tower adopt a multi-feed method with a temperature gradient. Part of the bottom output of helium enrichment tower and helium recovery tower are heated in the main cold box and helium recovery cold box, respectively, and then refluxed. Through characteristic analysis on this method, it is found that the recovery rate of helium can be improved through increasing the number of theoretical plates, increasing the reflux flow of absorption tower, and increasing the temperature at cryogenic separator. Through the analysis on the adaptability of this method, it is found that the recovery rate of helium increases as the content of helium in the raw gas increases. Under the same refrigeration conditions and other conditions, the recovery rate of helium from the poorer gas is higher than that from the richer. As for different natural gas, the comprehensive energy consumption in recovering helium increases with the increase of the helium content in the raw gas.

Key words: helium extraction by double-tower; temperature gradient; crude helium; energy saving; recovery rate of helium

氦气是国防军工和高科技产业发展不可或缺的重要战略物资之一^[1]。我国氦气资源相当贫乏,基本依赖进口,且天然气中氦气含量低,提取难度大,成本高^[2]。针对现有天然气氦气回收方法存在的能耗高、流程复杂、回收率低以及粗氦产品纯度低等缺点^[3-4],本文将低温精馏和提氦工艺流程相结合,提出一种创新的天然气氦气回收方法。当原料气中氦气含量较低(天然气中氦气含量低于 0.5%)时,节能优势明显。该流程采用双塔提氦,氦气提浓塔和氦气回收塔均采用具有温度梯度的多股进料方式,大幅度降低了提浓塔的有效能损失。氦气提浓塔和氦气回收塔均采用塔底部分物流复热的方式为塔底提供热量,两塔塔底的热源分别通过物流换热

的形式获得,大幅度提高了流程的热集成度,降低了系统总压缩功。

流程中采用氦气制冷循环为氦气回收塔塔顶提供冷量,降低制冷温度,提高粗氦纯度;主冷箱冷量由氦气提浓塔塔底 2 股物流和氦气回收塔塔底 1 股物流提供,这 3 股物流具有不同流量和温位,可根据实际工况的冷量需求,调节制冷剂的循环流量,极大地节省了制冷剂的费用^[5-6];氦气回收冷箱冷量由氦气回收塔底降压、低温氮气和粗氦提供。

制冷循环采用氦气制冷循环^[7-8],高压氮气在氦气回收冷箱中降温后经节流阀节流降压在氦气回收塔塔顶冷凝器中换热以提供冷量,升温后的氮气进入氦气回收冷箱复热升温后进入吸入罐,气相经

收稿日期:2021-10-17;修回日期:2022-07-05

作者简介:蒋洪(1965-),男,硕士,教授,研究方向为油气集输及处理技术、系统能量综合利用及节能、汞污染控制;祝梦雪(1998-),女,硕士生,研究方向为天然气凝液回收和能量系统的安全与优化,通讯联系人,3553990097@qq.com。

增压后再次进入氦气回收冷箱降温,进入下一轮制冷循环。

1 进料条件及气质组成

原料气质组成及工况条件:原料气处理规模为 $100 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,原料气压力为 4.5 MPa,原料气温度为 40°C ,外输气压力大于 4.2 MPa。原料气组成见表 1。

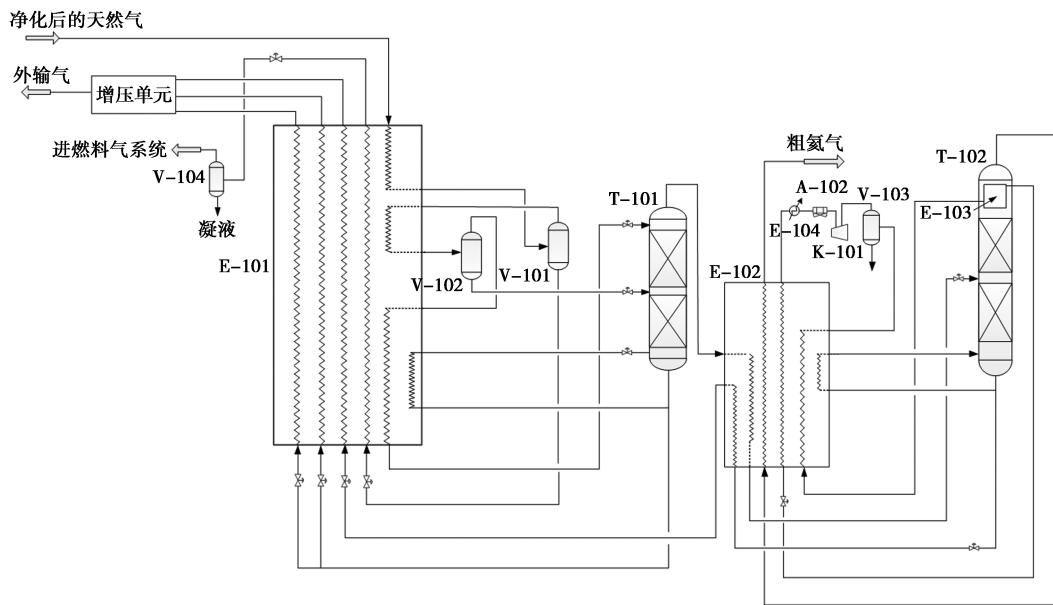
表 1 原料气组成 %

| | | | | | | |
|-------|-------|-------|-------|--------|-------|-------|
| 天然气组分 | 氦气 | 氮气 | 二氧化碳 | 甲烷 | 乙烷 | 丙烷 |
| 摩尔分数 | 0.25 | 10 | 0.001 | 87.699 | 1.331 | 0.406 |
| 天然气组分 | 异丁烷 | 正丁烷 | 异戊烷 | 正戊烷 | 正己烷 | 正庚烷 |
| 摩尔分数 | 0.021 | 0.062 | 0.062 | 0.062 | 0.03 | 0.02 |
| 天然气组分 | 正辛烷 | 正壬烷 | 正癸烷 | 正十一烷 | | |
| 摩尔分数 | 0.019 | 0.016 | 0.012 | 0.01 | | |

2 模拟流程

采用 HYSYS 进行模拟分析,选择三次状态方程 Peng-Robinson 方程作为流程模拟的气液平衡模型,焓焓模型采用 Lee-Kesler 方程。换热器选用板式换热器,压缩机绝热效率为 75%,压缩比为 9.05,回流泵绝热效率为 75%。

双塔天然气氦气回收流程见图 1, HYSYS 模拟流程见图 2。预处理(脱碳脱水)后的天然气进入主冷箱(E-101)降温至 -80°C 后进入重烃分离器(V-101),重烃分离器气相在主冷箱(E-101)降温至 -88.4°C 后进入低温分离器(V-101),重烃分离器(V-101)液相在主冷箱(E-101)升温至 36°C 后降压进入闪蒸罐(V-104)分离。低温分离器(V-102)气相经主冷箱(E-101)冷却到 -120°C 后降压至



E-101—主冷箱;E-102—氦气回收冷箱;E-103—回收塔塔顶冷凝器;E-104—水冷却器;V-101—重烃分离器;V-102—低温分离器;V-103—吸入罐;V-104—闪蒸罐;T-101—氦气提浓塔;T-102—氦气回收塔;K-101—氮气循环压缩机;A-101—空冷器

图 1 双塔天然气氦气回收流程

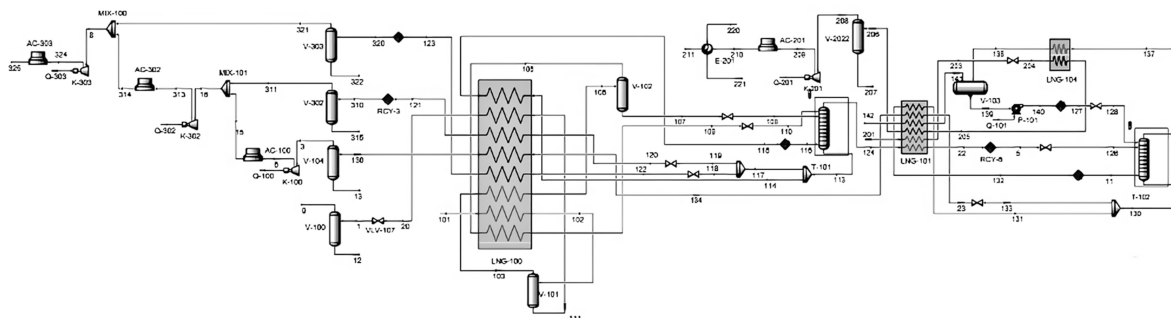


图 2 双塔天然气氦气回收 HYSYS 模拟流程

3.85 MPa 进入氮气提浓塔(T-101)塔顶部,低温分离器(V-102)液相节流降压至 3.9 MPa 进入氮气提浓塔(T-101)中部。氮气提浓塔(T-101)塔顶出料(3.8 MPa, -111℃)进入氮气回收冷箱(E-102)降温降压(2.5 MPa, -154℃)后进入氮气回收塔(T-102)中部。

氮气提浓塔(T-101)塔底出料分为 2 股,第一股(摩尔流量百分比为 16.5%)在主冷箱(E-101)内换热升温后自氮气提浓塔塔底进料,第二股(摩尔流量百分比为 83.5%)分成 2 部分,一部分(摩尔流量百分比为 83%)节流降压至 2.7 MPa 后进入主冷箱(E-101)复热后进入增压单元增压,另一部分(摩尔流量百分比为 17%)节流降压至 1.3 MPa 后进入主冷箱复热后进入增压单元增压外输。

氮气回收塔(T-102)塔顶出料(2.39 MPa, -180℃)粗氮气(摩尔分数为 73.476%)经过氮气回收冷箱(E-102)升温至 36℃后进入后续提纯单元。氮气回收塔(T-102)塔底出料分为 2 股,第一股(摩尔流量百分比为 25.5%)进入氮气回收冷箱(E-102)换热升温后自氮气回收塔(T-102)塔底部进料,第二股(摩尔流量百分比为 74.5%)节流降压至 0.6 MPa 后分别进入氮气回收冷箱(E-102)和主冷箱(E-101),为 2 冷箱提供冷量,升温至 36℃后与氮气提浓塔塔底(T-101)的 2 股物流分别进入增压单元增压至 4.3 MPa 后一起外输。

制冷循环采用氮气制冷循环,氮气在氮气回收冷箱(E-102)中降温至 -175℃后降压至 0.35 MPa 后进入氮气回收塔塔顶冷凝器(E-103)中换热以提供冷量,升温后的氮气进入氮气回收冷箱(E-102)复热,再一次升温至 -100℃后进入吸入罐(V-103)中,分离出的气相增压后再次进入氮气回收冷箱(E-102),进入下一轮循环。

双塔天然气氮气回收流程主要参数见表 2。

表 2 双塔天然气氮气回收流程主要参数

| 项目 | 工艺参数 |
|--|-------------------|
| 天然气处理规模/($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$) | 100×10^4 |
| 原料气压力/MPa | 4.5 |
| 原料气温度/℃ | 40 |
| 氮气回收率/% | 98.95 |
| 氮气纯度/% | 73.48 |
| 氮气制冷循环压缩功/kW | 16.34 |
| 外输气增压压缩功/kW | 1079 |
| 总压缩功/kW | 1096 |

模拟结果表明,双塔天然气氮气回收总压缩功为 1 096 kW,总压缩功包括来原料气增压压缩功、制冷压缩功和外输气压缩功。氮气回收率为 98.95%,粗氮产品摩尔分数为 73.48%。

3 特性分析

双塔天然气氮气回收模拟流程主要物流点数据见表 3。

表 3 双塔天然气氮气回收模拟流程主要物流点

| 物流 | 温度/℃ | 压力/kPa | 流量/($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$) | 基本组分(摩尔分数)/% | | | | |
|-----|--------|--------|--|----------------|----------------|----------------|----------------|-------|
| | | | | C ₁ | C ₂ | C ₃ | N ₂ | He |
| 外输气 | 50 | 4270 | 1690 | 88.42 | 1.18 | 0.24 | 10.13 | 0.002 |
| 粗氮 | 36 | 2385 | 5.846 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 26.52 | 73.48 |
| 105 | -88.40 | 4440 | 1696 | 88.12 | 1.17 | 0.23 | 10.19 | 0.26 |
| 108 | -92.39 | 3900 | 580.3 | 90.52 | 2.19 | 0.56 | 6.58 | 0.08 |
| 110 | -120 | 3850 | 1115 | 86.87 | 0.64 | 0.07 | 12.07 | 0.35 |
| 111 | -80 | 4470 | 40.33 | 70.03 | 8.03 | 7.63 | 2.12 | 0.02 |
| 201 | 40 | 3000 | 10 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 1.00 | 0.00 |
| 126 | -154.8 | 2500 | 38 | 54.29 | 0.04 | 0.001 | 34.38 | 11.30 |
| 131 | -133.6 | 2450 | 11 | 64.15 | 0.04 | 0.001 | 35.80 | 0.00 |
| 136 | 36 | 575 | 32.16 | 64.15 | 0.04 | 0.001 | 35.80 | 0.00 |

注:“物流”项目下的数字与图 2 中的物流数字相对应。

为研究理论塔板数、制冷剂流量、氮气提浓塔塔底出料回流量、氮气回收塔塔底出料回流量以及低温分离器温度对氮气回收率和能耗的影响,选用表 1 中的原料气气质进行模拟。模拟过程中每次仅分别改变各参数的大小,分析其对氮气回收率和能耗的影响,模拟结果如图 3~图 7 所示。

3.1 理论塔板数对综合能耗和氮气回收率的影响

氮气提浓塔理论塔板数对能耗和氮气回收率的影响如图 3 所示。由图 3 可知,随着理论塔板数的增加,综合能耗急剧下降。当理论塔板数为 14 时,综合能耗达到了最小值;当理论塔板数为 12 时,氮

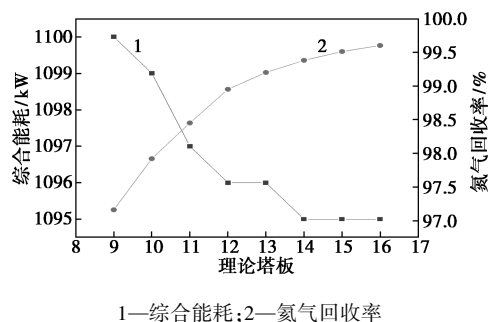
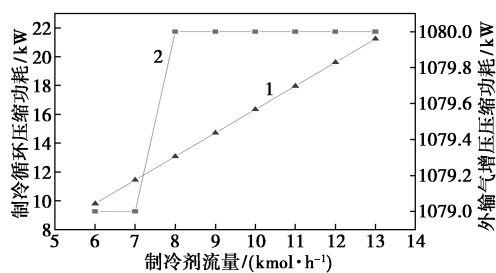


图 3 理论塔板数对能耗和氮气回收率的影响

气回收率上升速度明显变缓,当理论塔板数为16时,回收率达到最大值。综上所述,理论塔板数为14时,可以达到节能的效果,如果板数再增加的话,会增加经济投资。因此,推荐氮气提浓塔塔板数为14。

3.2 制冷剂流量对能耗的影响

制冷剂流量对能耗的影响如图4所示。本设计中制冷循环采用氮气制冷循环,为氮气回收塔提供冷量。由图4可知,随着制冷剂流量的增加,制冷循环压缩功耗是呈线性上升的。当氮气循环流量增加时,压缩机负荷增大,因此压缩功耗增大。当制冷剂流量为8 kmol/h时,外输气增压压缩功变大,原因在于制冷剂流量增大,提供冷量更多,氮气回收塔塔底出来的凝液中甲烷含量更多,因此外输气增压压缩功变大。

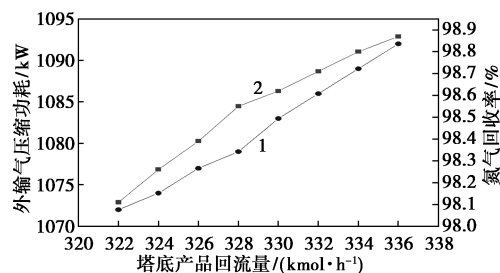


1—制冷循环压缩功耗;2—外输气增压压缩功

图4 制冷剂流量对能耗的影响

3.3 氮气提浓塔回流量对外输气压缩功和氮气回收率的影响

氮气提浓塔回流量对外输气压缩功和氮气回收率的影响如图5所示。氮气提浓塔塔底出料一部分进入主冷箱换热升温后压缩外输,另一部分进入主冷箱换热升温后回流。由图5可知,随着塔底出料回流量的增加,外输气压缩功耗和氮气回收率都随之增加。原因在于,随着回流量的增加,凝液中的重组分增加,吸收分离作用加强,更多的氮气去往塔



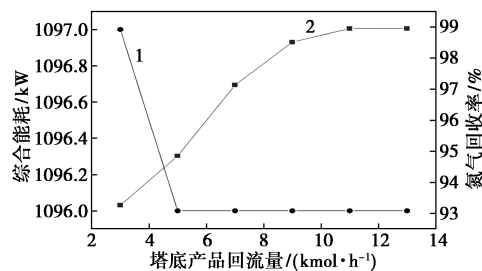
1—外输气压缩功耗;2—氮气回收率

图5 氮气提浓塔回流量对外输气压缩功和氮气回收率的影响

顶,更多的甲烷流入塔底。因此,外输气压缩功和氮气回收率随之增加。

3.4 氮气回收塔回流量对综合能耗和氮气回收率的影响

氮气回收塔塔底出料回流量对综合能耗和氮气回收率的影响如图6所示。由图6可知,随着塔底产品回流量的增加,氮气回收率先快速上升后缓慢上升。原因在于回流量初期增加时,凝液中的重组分可以吸收更多的轻组分比如甲烷,但是随着回流量越来越大,甲烷所占体积分数变小,吸收效果不显著。随着塔底产品回流量的增加,综合能耗先减小后不变。主要是因为当塔底出料回流量为5 kmol/h时,达到最佳运行工况,流程运行更加稳定,变化不大。

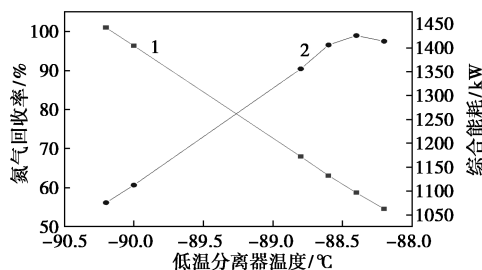


1—综合能耗;2—氮气回收率

图6 氮气回收塔塔底产品回流量对综合能耗和氮气回收率的影响

3.5 低温分离器温度对综合能耗和氮气回收率的影响

低温分离器温度对综合能耗和氮气回收率的影响如图7所示。主冷箱冷量由氮气提浓塔塔底2股物流和氮气回收塔塔底1股物流提供。由图7可知,随着低温分离器温度的上升,氮气回收率呈上升趋势,综合能耗呈线性下降趋势。原因在于低温分离器温度升高后,需要从氮气提浓塔塔底出料中获得的冷量就变少,塔底出料流量变小,外输气增压压



1—综合能耗;2—氮气回收率

图7 低温分离器温度对综合能耗和氮气回收率的影响

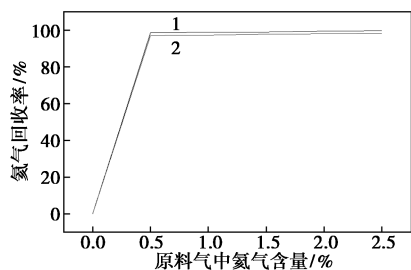
缩机负荷便少,因此综合能耗呈下降趋势。随着低温分离器温度的上升,低温分离器中气化率越来越高,因此氮气回收率随着低温分离器温度的上升而增加。

4 适应性分析

为了研究该提氮流程对不同含量氮气的原料气的适应性,对表 4 中的 2 种气质进行模拟。气质 2 重组分较多,气质较富。通过模拟采用氮气循环制冷下 2 种原料气氮气摩尔分数在 0~2.5% 之间的氮气回收率,分析该双塔提氮流程对原料气氮含量的适应性,模拟结果如图 8 所示。

表 4 原料气组成 %

| | | | | | |
|---------|-------|-------|-------|--------|-------|
| 气质 1 组分 | 氮气 | 氮气 | 二氧化碳 | 甲烷 | 乙烷 |
| 摩尔分数 | 0.25 | 10 | 0.001 | 87.699 | 1.331 |
| 气质 1 组分 | 丙烷 | 异丁烷 | 正丁烷 | 异戊烷 | 正戊烷 |
| 摩尔分数 | 0.406 | 0.021 | 0.062 | 0.062 | 0.062 |
| 气质 1 组分 | 正己烷 | 正庚烷 | 正辛烷 | 正壬烷 | |
| 摩尔分数 | 0.03 | 0.02 | 0.019 | 0.038 | |
| 气质 2 组分 | 氮气 | 氮气 | 二氧化碳 | 甲烷 | 乙烷 |
| 摩尔分数 | 0.35 | 10 | 0.001 | 85.254 | 2.151 |
| 气质 2 组分 | 丙烷 | 异丁烷 | 正丁烷 | 异戊烷 | 正戊烷 |
| 摩尔分数 | 0.906 | 0.071 | 0.092 | 0.073 | 0.172 |
| 气质 2 组分 | 正己烷 | 正庚烷 | 正辛烷 | 正壬烷 | |
| 摩尔分数 | 0.03 | 0.02 | 0.019 | 0.038 | |



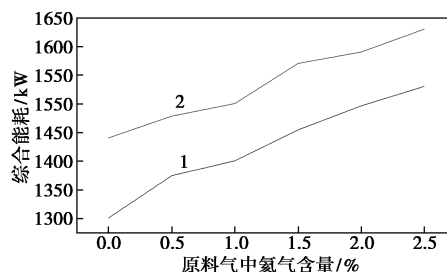
1—气质 1;2—气质 2

图 8 2 种不同气质氮气回收率随氮气摩尔分数的变化情况

由图 8 可知,对于 2 种气质,氮气回收率都随着原料气中氮气摩尔分数的增多而升高。当氮气摩尔分数为 0.5% 时,氮气回收率达到最大值,当氮气摩尔分数大于 0.5% 时,氮气回收率不会有大幅度的增加。主要是因为制冷循环中氮气流量一定,提供的冷量有限。从图 8 中可以看出,在相同制冷条件及其他条件下,较贫气质的氮气回收率要高于较富气质的氮气回收率。主要是因为较贫气质轻组分较

多,在低温分离器中气化率更高,氮气所占体积更大,因此分离出的氮气更多。

为了研究该提氮流程对不同含量氮气的原料气的适应性,对表 4 中的 2 种气质进行模拟。通过模拟采用氮气循环制冷下 2 种原料气氮气摩尔分数在 0~2.5% 之间的综合能耗,分析该双塔提氮流程对原料气氮含量的适应性,模拟结果如图 9 所示。由图 9 可知,对于不同的气质,综合能耗都随着原料气中氮气含量的升高而增加。主要原因是氮气含量升高,制冷需求量增加,氮气制冷循环流量增加,氮气制冷压缩机负荷增加,综合能耗上升。气质 2 的综合能耗要明显高于气质 1 的综合能耗,主要因为气质 2 较富,在相同条件下所需冷量更高,因为综合能耗更高。



1—气质 1;2—气质 2

图 9 2 种不同气质综合能耗随氮气含量的变化情况

5 结论

提出了一种双塔回收天然气氮气的方法,得到粗氮产品纯度高,且综合能耗损失小。

(1) 双塔天然气氮气回收总压缩功为 1 096 kW,总压缩功包括来原料气增压压缩功、制冷压缩功和外输气压缩功。氮气回收率高,为 98.95%,粗氮产品摩尔分数为 73.48%。

(2) 从特性分析中得出结论,可以通过增加理论塔板数、增加吸收塔回流量、升高低温分离器温度等方法来提高氮气回收率。对于本文中提出的气质组成和模拟条件来说,氮气提浓塔理论塔板数为 14 时最为合适。

(3) 从适应性分析中得出结论,无论气质贫富,氮气回收率都随着原料气中氮气含量的增多而升高;在相同制冷条件及其他条件下,较贫气质的氮气回收率要高于较富气质的氮气回收率。对于不同的气质,综合能耗都随着原料气中氮气含量的升高而增加,气质越富,综合能耗越高。

(下转第 222 页)

过量雾沫夹带。

5.1 改造实施

本次改造的实施单位为北京泽华化学工程公司,施工及管理人数约 150 人,施工时间为 18 d,主要有以下改造内容。

(1)改造塔顶回流的液体分布器,具体改造内容包括增加横向回流管、改造目前的主槽以及在主槽内安装防溅装置。

(2)改造底层塔板之下的液封盘,通过现场切割降低液封盘的高度。

(3)降液管安装导流装置,导流装置通过已有的螺栓和降液管连接,现场无需焊接。

(4)塔盘堵孔,按列均匀堵孔。堵孔条和塔板通过螺栓和专用卡子进行连接,共安装堵孔条约 10 万件。

5.2 改造效果

改造完成后,装置重新开车,并于 2021 年 9 月 18 日生产出合格丙烯。经过一段时间的运行,目前丙烷丙烯分离塔进料量 282 000 kg/h,塔底再沸量 1 525 000 kg/h,回流量 1 670 000 kg/h,循环丙烷量约 210 000 kg/h,系统压力 0.67 kPa,塔压降 118 kPa,进料组分中丙烷约占体积分数 70.7%,丙烯约占 29.2%,塔底循环丙烷中丙烯体积分数小于 0.1%,丙烯产品丙烯体积分数大于 99.6%,丙烯产量约 73 000 kg/h。塔顶和塔底产品质量合格,系统满负荷运行稳定。核算改造后的丙烷丙烯塔的实际板效率超过 80%。

6 结论

丙烷丙烯分离塔自开车以来分离效果差,严重影响产品质量和产量,装置运行能耗高,且影响下游

聚丙烯装置良好运行。通过本次改造,彻底扭转了此前不利的生产局面,使得装置运行能耗下降,循环丙烷中丙烯含量远远好于设计指标,增加了反应转化率,下游聚丙烯装置能够良好运行,取得了较高的经济效益。在大规模的丙烷脱氢制丙烯装置中,丙烷丙烯分离塔多数采用 10 m 左右的超大型多降液管板式塔,该类塔盘通量高但效率较低。通过本次对塔盘故障分析和改造,证明了设计良好的六溢流塔盘不仅具有较高的通量,而且效率明显高于多降液管塔盘,从而起到节能降耗的作用。

参考文献

- [1] 杨英,彭蓉,肖立楨.丙烷脱氢制丙烯工艺及其经济性分析[J].石油化工技术与经济,2014,30(3):6-10.
 - [2] 贾兆年,高海见,许晨.丙烷脱氢精馏塔能耗及经济性比较[J].现代化工,2012,32(11):84-87.
 - [3] 路敏菲,冯霄.丙烯精馏塔热泵流程的优化[J].石化技术与应用,2007,25(5):420-424.
 - [4] 刘阁飞.丙烯塔采用热泵工艺与常规精馏工艺的对比分析[J].现代化工,2008,28(1):102-104.
 - [5] 刘玉花,张志恒,肖红.丙烷脱氢装置中产品分离塔操作要点浅析[J].天津化工,2016,30(1):31-34.
 - [6] 颜祥富,魏伟胜. γ 射线检测技术在分馏塔故障诊断中的应用[J].试验研究,2011,33(5):25-27.
 - [7] Kister H Z. Distillation operation [M]. New York: McGraw-Hill, 1990.
 - [8] Kister H Z. Distillation troubleshooting [M]. New Jersey: John Wiley & Sons, 2006.
 - [9] Harrison M E. Gamma scan evaluation for distillation column debottlenecking [J]. Chemical Engineering Progress, 1990, 86(3): 37-44.
 - [10] Kister H Z. Use quantitative gamma scan to troubleshoot maldistribution on trays [J]. Chemical Engineering Progress, 2013, 109(2): 33-42.
 - [11] Jason L, Hongping T, Fred T. A range of trays [J]. Hydrocarbon Engineering, 2014, (1): 37-42. ■
- (上接第 218 页)
- (4)该工艺取消了重沸器与冷凝器,减少了设备数量与设备投资,氮气回收率和粗氮纯度高,且回收率可调,流程适应性强。
- ### 参考文献
- [1] 廖维仁.透平膨胀机制冷天然气提氮新工艺工业试验[J].天然气工业,1993,13(5):82-86.
 - [2] 龙增兵,琚宜林,钟志良,等.天然气提氮技术探讨与研究[J].天然气与石油,2009,27(4):28-31.
 - [3] 罗尧丹,诸林.低含氮天然气提氮联产 LNG 工艺分析[J].天然气与石油,2015,33(4):21-24.
 - [4] 马国光,杜双.天然气提氮与制 LNG 结合工艺分析[J].化学工程,2019,47(1):74-78.
 - [5] Handley J R, Miller W C. Process requirements and enhanced economics of helium recovery from natural gas [C]. In: From the Reservoir to the Burner Tip, 1992: 11-20.
 - [6] Arash Shafaei, Mehdi Mehrpooya. Process development and sensitivity analysis of novel integrated helium recovery from natural gas processes [J]. Energy, 2018, 154: 52-67.
 - [7] 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.
 - [8] 张良聪.天然气提氮膜深冷耦合工艺研究[D].大连:大连理工大学,2013. ■