

天然气提氦工艺模拟与分析

王金波*, 陈冰, 刘永铎, 孙淑珍

(中国石油工程建设有限公司华北分公司, 河北任丘062552)

摘要:为降低能耗的同时提高天然气提氦工艺回收率和粗氦产品体积分数,提出了基于低温精馏原理的天然气提氦流程,该流程具有设备少、回收率高、粗氦产品体积分数高以及能耗低的特点。利用HYSYS软件建立了天然气提氦模型,并对一次提氦塔塔压、一次提氦塔塔顶进料温度、二次提氦塔进料温度等关键参数进行了分析,确定了较优的工艺参数,在回收率为95%、粗氦产品体积分数为75%的条件下,总能耗为425 kW。最后采用焓分析方法定量地确定了流程中各设备的焓损失大小,为流程改进指明了方向,其中焓损失最大的设备是冷箱,其次是压缩机,第三是水冷器,第四是节流阀,第五是精馏塔,混合器焓损失最小。

关键词:氦;天然气;HYSYS;焓分析;低温精馏

中图分类号:TE646

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2022)11-0221-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2022.11.041

Simulation and analysis on natural gas helium-extraction process

WANG Jin-bo*, CHEN Bing, LIU Yong-duo, SUN Shu-zhen

(North China Company, China Petroleum Engineering and Construction Corp., Renqiu 062552, China)

Abstract:In order to reduce energy consumption, improve the recovery rate of helium by natural gas helium-extraction process and increase the purity of crude helium, a natural gas helium-extraction process based on cryogenic rectification principle is proposed. This process needs less equipment and energy consumption, and can obtain a high recovery rate and high purity of crude helium. A natural gas helium-extraction model is established by using HYSYS software, and key parameters are analyzed, including the pressure of the primary helium-extraction tower, the top feed temperature of the primary helium-extraction tower, and the feed temperature of the secondary helium-extraction tower. The optimal process parameters are determined. Total energy consumption is 425 kW when the recovery rate of helium is 95% and the purity of crude helium is 75%. The exergy analysis method is employed to quantitatively determine the exergy loss of each device in the process, which points out the direction for process improvement.

Key words:helium; natural gas; HYSYS; exergy analysis; cryogenic distillation

氦气具有许多独特性质,在工业、国防及许多尖端科学领域有着重要用途,是国防军工和高科技产业发展不可或缺的稀有战略性物资之一^[1-4]。我国氦气资源分布范围广泛,在东、西、中部的多个盆地均发现了具有工业价值的富氦油气藏,富氦盆地中氦气的含量基本都能满足工业品位的要求,但含量普遍小于1%^[5]。因此,开发高效工艺流程有助于天然气提氦工程提质增效。

天然气提氦方法主要包括膜分离、变压吸附以及低温分离。膜分离法具有投资小、能耗低的优点^[6],但是膜分离与低温分离法相比,氦气损失率较大,目前膜分离法多用于氦气初步提浓。变压吸附法主要用于粗氦产品提纯的工艺中。低温分离法分为多级闪蒸分离和低温精馏2种方法,该提氦方法技术成熟、氦气回收率高。其中多级闪蒸法常与天然气液化工艺耦合,多级闪蒸法流程简单,但粗氦

产品体积分数较低^[7-9];低温精馏法与多级闪蒸法相比流程较为复杂,但具有氦气回收率高和粗氦产品体积分数高的特点。根据我国的氦气资源现状,采用膜分离法初步提浓,低温精馏法进一步提取粗氦,然后采用变压吸附对粗氦提纯的联合提氦方法具有氦气回收率高、总投资小、能耗低的优点。

本文中针对低温精馏提氦工艺,对现有低温精馏提氦工艺中存在的热集成度低、流程复杂等问题,提出了新的天然气提氦工艺流程,采用HYSYS软件,分析了工艺流程中关键参数对能耗的影响,并对流程中主要设备进行了热力学分析,以揭示各设备的能量损失。

1 天然气提氦流程及原料气基础参数

1.1 原料气气质条件

该原料气为某提氦工程中经过一级膜分离初步

收稿日期:2021-12-16;修回日期:2022-09-09

作者简介:王金波(1996-),男,硕士,工程师,研究方向为天然气处理,通讯联系人,15838153589@163.com。

提浓,再经过脱碳脱水等预处理后的气质,原料气温度为 40℃,压力为 4 300 kPa,处理量为 36×10⁴ m³/d,氮气摩尔含量为 1.05%,气质组分如表 1 所示。外输天然气压力要求不低于 4 500 kPa,粗氦产品压力不低于 2 400 kPa。

表 1 含氮原料气气质组成 %

组分	He	N ₂	CH ₄	C ₂ H ₆
摩尔分数	1.05	9.14	89.77	0.04

1.2 天然气提氦流程

笔者提出的天然气提氦工艺如图 1 所示,原料气(物流 2)经过主冷冷箱(H-1)降温后再经过节流阀(V-1)调压进入一次提氦塔(T-1),一次提氦塔塔底物流(物流 19)分为 2 股,一股(物流 15)经泵(P-1)增压,在主冷冷箱内换热升温后调压进入一次提氦塔底部,另一股(物流 12)经节流阀(V-2)降压降温后进入主冷冷箱为其提供冷量,然后经过压

缩机(C-1)增压、水冷器(W-1)降温后外输。一次提氦塔塔顶物流(物流 20)经过深冷冷箱(H-2)降温、节流阀(V-5)调压后进入二次提氦塔(T-2),二次提氦塔塔底物流分为 2 股,一股(物流 33)经泵(P-3)增压、在深冷冷箱换热升温后进入二次提氦塔底部,另一股(物流 21)在深冷冷箱内降温过冷后进入节流阀(V-6)降压降温,然后为深冷冷箱和主冷冷箱提供冷量,最后经压缩机增压后外输;二次提氦塔塔顶气相(物流 23)在深冷冷箱降温后进入回流罐(S-1),回流罐液相经泵(P-2)增压后自二次提氦塔塔顶进料,回流罐气相作为粗氦产品在深冷冷箱和主冷冷箱内复热后进入后续提纯单元。制冷方式采用氮气制冷循环,氮气物流(物流 N5)经压缩机(C-3)增压后进入主冷冷箱和深冷冷箱降温过冷,过冷后的氮气冷剂(物流 N3)经过节流阀(V-4)降压降温,获得低温位的氮气冷剂(物流 N4)为深冷冷箱提供冷量,然后再次进入压缩机(C-3)增压完成制冷循环。

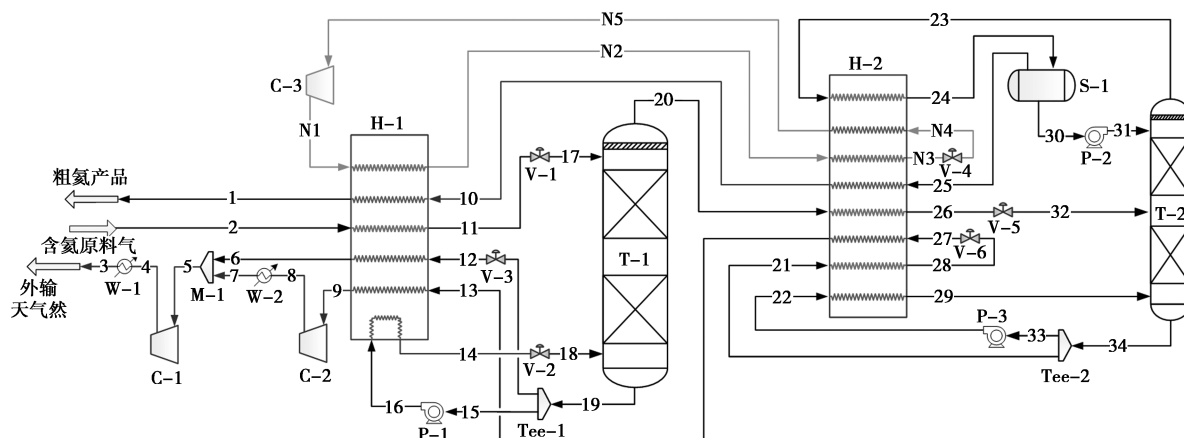


图 1 天然气提氦工艺流程

在天然气提氦工艺流程中,耗能设备为泵和压缩机,其中泵设备功率十分小,可忽略不计,因此以压缩机 C-1 能耗 W_{C-1} 、压缩机 C-2 能耗 W_{C-2} 以及压缩机 C-3 能耗 W_{C-3} 之和为流程总能耗 W_{Total} 。

为揭示流程中关键参数对能耗的影响规律,将流程总能耗 W_{Total} 分为 3 部分,第一部分能耗为一次提氦塔塔底出料物流的增压能耗 W_{T-1} ,数学表达式如式(1)所示;第二部分能耗为二次提氦塔塔底出料物流的增压能耗 W_{T-2} ,数学表达式如式(2)所示;第三部分能耗为氮气制冷循环中的压缩机轴功率 W_{N2} ,数学表达式如式(3)所示;总能耗表达式如式(4)所示。

$$W_{T-1} = W_{C-1} \times (f_6/f_5) \quad (1)$$

$$W_{T-2} = W_{C-1} \times (f_7/f_5) + W_{C-2} \quad (2)$$

$$W_{N2} = W_{C-3} \quad (3)$$

$$W_{Total} = W_{N2} + W_{T-1} + W_{T-2} \quad (4)$$

式中, f_5 、 f_6 、 f_7 分别为物流 5、物流 6 以及物流 7 的摩尔流量, kmol/h。

定义流程总氦气回收率为粗氦产品中氦气摩尔流量 $f_{1, helium}$ 与原料气中氦气摩尔流量 $f_{2, helium}$ 之比,表示式如式(5)所示。

$$\eta_{helium} = (f_{1, helium}/f_{2, helium}) \times 100\% \quad (5)$$

式中, $f_{1, helium}$ 与 $f_{2, helium}$, kmol/h。

1.3 流程模拟参数规定

采用 Aspen HYSYS 软件进行模拟,状态方程采用 Peng-Robinson 来计算流程中各物流的热物性,在模拟计算中以表 2 中的模拟基础数据作为计算基准。图 2 为天然气提氦工艺 HYSYS 模拟图。

表 2 HYSYS 模拟计算规定

序号	项目
1	环境温度为 20℃, 压力为 101 kPa
2	流程为稳态的, 不考虑动能及势能
3	忽略分流器、分离器的焓损失
4	膨胀机组中膨胀端输出功全部被压缩端接收, 无能量损失

5	泵、压缩机绝热效率均为 75%
6	模拟过程中均保持氮气回收率 95%、粗氮产品体积分数 75% 不变
7	冷箱冷热物流最小温差 $\geq 3.5^\circ\text{C}$
8	水冷器出口温度为 40℃
9	水冷器和冷箱中的压降均为 10 kPa, 精馏塔压降为 50 kPa

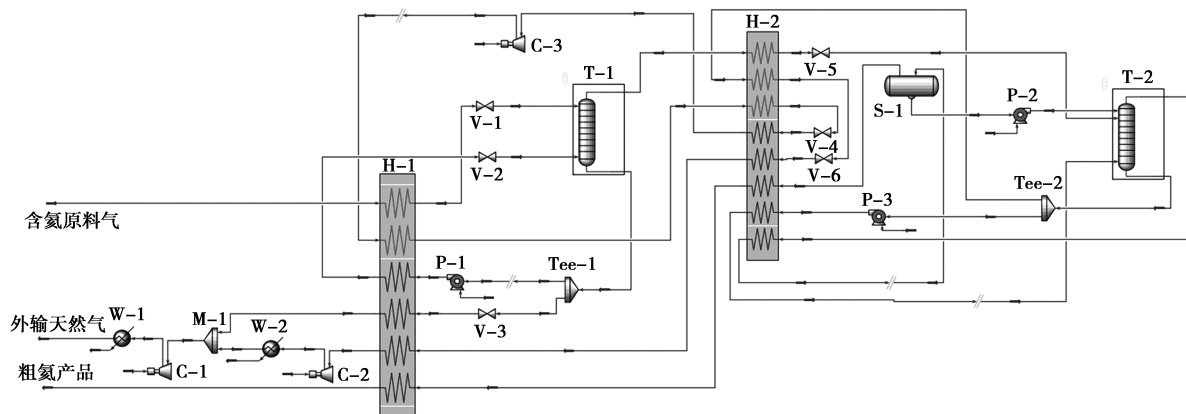


图 2 天然气提氮工艺 HYSYS 模拟图

2 关键参数分析

2.1 一次提氮塔塔压对能耗的影响

天然气提氮工艺流程中一次提氮塔塔压的变化影响一次提氮塔塔底出料物流节流压力和二次提氮塔进料流量等参数, 从而影响流程总能耗。

图 3 展示了一次提氮塔塔压对能耗的影响关系, 随着一次提氮塔塔压的升高, 总能耗逐渐降低。当一次提氮塔塔压升高时, 一次提氮塔塔顶出料降低, 即一次提氮塔塔底出料增加, 同时一次提氮塔节流压力 (P_{27}) 逐渐升高, 这 2 方面的共同作用使得一次提氮塔塔底出料物流增压能耗 W_{T-1} 基本保持不变; 随着塔压的升高, 二次提氮塔中部物流进料流量降低, 即二次提氮塔塔底出料物流流量降低, 同时二次提氮塔塔底节流压力 (P_{12}) 基本保持不变, 这 2 方面的作用使得二次提氮塔塔底出料物流增压能耗

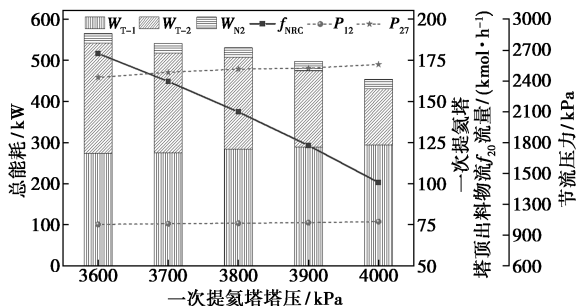


图 3 一次提氮塔塔压对能耗的影响

W_{T-2} 增加; 一次提氮塔塔压的变化对氮气制冷循环影响很小, 能耗 W_{N_2} 基本保持不变。综上所述, 一次提氮塔塔压主要影响能耗 W_{T-2} , 能耗 W_{T-2} 随着塔压的升高逐渐降低。

2.2 一次提氮塔塔顶进料温度对能耗的影响

在保持氮气回收率不低于 95%、粗氮产品体积分数不低于 75% 的前提下, 一次提氮塔塔顶进料温度直接影响一次提氮塔塔底出料物流节流压力和二次提氮塔进料物流流量, 从而影响能耗。

图 4 展示了一次提氮塔塔顶进料温度对能耗的影响关系, 随着进料温度的升高, 总能耗先降低后升高, 在塔顶进料温度为 -103°C 时具有最小能耗 425 kW。当一次提氮塔进料温度升高时, 一次提氮塔塔底出料量降低, 塔底出料物流节流压力 P_{12} 升高, 一次提氮塔塔底出料物流增压能耗 W_{T-1} 降低; 当一次提氮塔塔顶进料温度升高时, 二次提氮塔塔

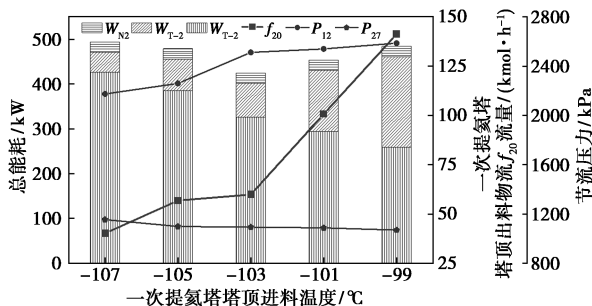


图 4 一次提氮塔塔顶进料温度对能耗的影响

底出料量升高,塔底出料物流节流压力 P_{27} 降低,二次提氦塔塔底出料物流增压能耗 W_{T-2} 升高;一次提氦塔塔顶进料温度对氮气制冷循环影响较小,能耗 W_{N_2} 基本保持不变。综上所述,能耗 W_{T-1} 与 W_{T-2} 随着一次提氦塔塔顶进料温度的改变呈现相反的变化趋势,因此必然存在最佳的进料温度使得能耗最小。

2.3 二次提氦塔中部进料物流温度对能耗的影响

图 5 展示了二次提氦塔中部物流进料温度 T_{32} 对总能耗的影响关系,随着进料温度 T_{32} 的降低,总能耗先迅速降低,然后基本保持不变。

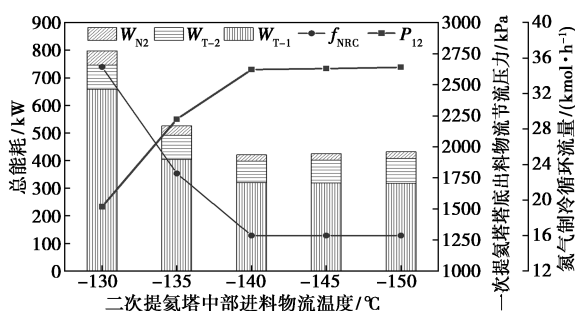
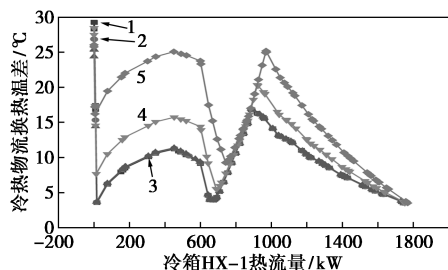


图 5 二次提氦塔中部物流进料温度 T_{32} 对能耗的影响

当进料温度 T_{32} 较低时,进料温度对总能耗影响较小;当进料温度 T_{32} 较高时,二次提氦塔塔顶出料流量 f_{23} 较大,此时需增加制冷循环流量,这将导致制冷循环在冷箱 HX-1 内所需的预冷量增加,为冷箱 HX-1 提供冷量的主要方式是降低一次提氦塔塔底出料物流的节流压力 P_{12} ,而降低节流压力 P_{12} 虽然可以提供足够的制冷量,但是从图 6 中可知这种方式将导致冷热曲线温差增加,造成能量损失,总能耗增加。综上所述,应保持二次提氦塔进料温度 T_{32} 不宜过高。



1— $T_{32} = -150^{\circ}\text{C}$, $P_{12} = 2\ 640\ \text{kPa}$; 2— $T_{32} = -145^{\circ}\text{C}$, $P_{12} = 2\ 630\ \text{kPa}$; 3— $T_{32} = -140^{\circ}\text{C}$, $P_{12} = 2\ 622\ \text{kPa}$; 4— $T_{32} = -135^{\circ}\text{C}$, $P_{12} = 2\ 223\ \text{kPa}$; 5— $T_{32} = -130^{\circ}\text{C}$, $P_{12} = 1\ 518\ \text{kPa}$

图 6 冷箱 HX-1 内冷热物流换热曲线温差

2.4 粗氦产品体积分数对能耗的影响

在保持氦气回收率 95% 不变的条件下,决定粗氦产品体积分数的主要参数是回流罐 S-1 的进料温度,由图 7 可知,回流罐进料温度由 -140°C 降低至 -180°C 时,粗氦产品体积分数由 55% 升高至 75%,总能耗也随着升高,且随着粗氦产品中氦气体积分数升高,总能耗变化速率增加。

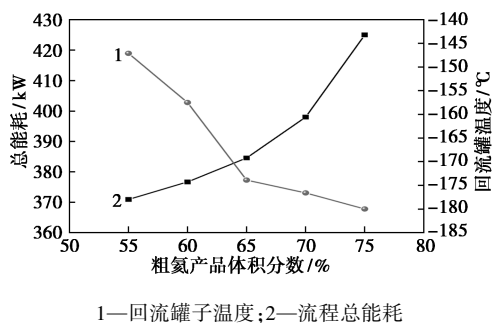


图 7 粗氦产品体积分数对能耗的影响

3 系统焓分析

焓是指当系统和环境达到平衡时,可以从该系统获得的最大功^[10-12]。焓分析基于热力学第一定律和第二定律,是分析能量利用效率和能量质量的有效方法,通过焓分析可以揭示流程中主要设备的不可逆损失。焓 E_x 包括物流焓 E^{ph} 和化学焓 E^{ch} ,如式(6)所示^[13]。

$$E_x = E^{\text{ph}} + E^{\text{ch}} \quad (6)$$

本章流程中主要设备包括压缩机、节流阀、精馏塔、冷箱以及水冷器,由于泵设备能耗很小,故不考虑焓损失,各设备焓损失计算公式见文献^[14]。

物理焓和化学焓表达式如式(7)、式(8)所示。

$$E^{\text{ph}} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (7)$$

式中, h 和 s 代表物流的焓和熵; h_0 和 s_0 代表环境的焓和熵。

$$E^{\text{ch}} = \sum_{i=1}^i y_i e_i^{\text{ch}} + RT_0 \sum_{i=1}^i y_i \ln y_i \quad (8)$$

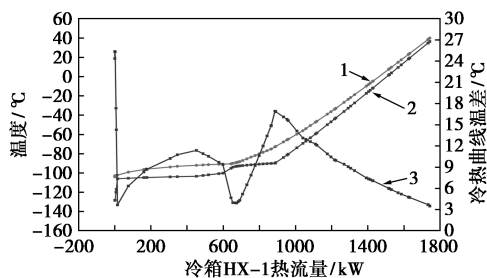
式中, e^{ch} 为标准焓^[15]; R 为气体常数,取 $8.314\ \text{J}/(\text{mol}\cdot\text{K})$; y_i 为物流中组分的摩尔分数。

表 3 展示了天然气提氦工艺中各类设备焓损失,总焓损失为 $366.9\ \text{kW}$ 。焓损失最大的设备是冷箱,占总焓损失的 42.9%,其中以冷箱 HX-1 焓损失最大,图 8 为冷箱 HX-1 的换热曲线,该换热曲线存在较大的换热温差,最大的换热温差为 26°C ,因此造成焓损失较大,可考虑采用混合冷剂制冷的方式以提高冷热换热曲线的匹配度,从而减小焓损失;其次是压缩机,占总焓损失的 22.9%;焓损失第三大

设备是水冷器,占总焓损失的14.3%,焓损失第四大设备是节流阀,占总焓损失的12.9%,精馏塔和混合器焓损失较小,分别为6.5%和0.6%。

表3 天然气提氦工艺中各类设备焓损失

项目	焓损失数量/ kW	所占比例/ %	各个设备在本类设备中 所占比例/%	
冷箱焓损失	157.22	42.85	HX-2	20
			HX-1	80
压缩机焓损失	84.13	22.93	C-1	82
			C-2	11
			C-3	7
水冷器焓损失	52.42	14.29	W-1	83
			W-2	17
节流阀焓损失	47.17	12.86	V-1	6
			V-2	2
			V-3	77
			V-4	4
			V-5	6
			V-6	5
精馏塔焓损失	23.78	6.48	T-1	53
			T-2	47
混合器焓损失	2.19	0.60		
流程总焓损失	366.91			



1—热物流曲线;2—冷物流曲线;3—冷热物流换热温差

图8 冷箱HX-1 换热曲线

4 结论

基于低温精馏原理提出了能耗低、回收率高、粗氦体积分数高的天然气提氦工艺流程,采用HYSYS软件建立了天然气提氦工艺模型,并对关键参数进行了分析,最后基于热力学第二定律采用焓分析法定性分析了各设备的焓损失,得到以下结论。

(1)在保持氦气回收率95%、粗氦体积分数75%不变的前提下,随着一次提氦塔塔压的增加,总

能耗逐渐降低;随着一次提氦塔塔顶进料温度的降低,总能耗先降低后升高,在一次提氦塔塔顶进料温度为 -103°C 时具有最小总能耗;二次提氦塔进料温度过高将导致总能耗大幅增加,应选择较低的进料温度。总能耗随着粗氦体积分数的升高而高,且总能耗变化速率也随之增加。

(2)天然气提氦工艺中总焓损失为366.9 kW。其中,冷箱焓损失最大,占总焓损失的42.9%,其次是压缩机,占总焓损失的22.9%,焓损失第三大设备是水冷器,占总焓损失的14.3%,焓损失第四大设备是节流阀,占总焓损失的12.9%,精馏塔和混合器焓损失较小,分别为6.5%和0.6%。

参考文献

- [1] 肖永厚,肖红岩,李本源,等.基于Aspen Adsorption的氦气/甲烷吸附分离过程模拟优化[J].化工学报,2019,70(7):2556-2563.
- [2] 李玉宏,王行运,韩伟.陕西渭河盆地氦气资源赋存状态及其意义[J].地质通报,2016,35(S1):372-378.
- [3] 吴兴,梁文清,郑晓红.提氦过程的低温膜分离性能分析[J].制冷技术,2018,38(6):1-7.
- [4] 李莹珂.中国石油工程建设有限公司西南分公司天然气提氦技术[J].天然气与石油,2019,37(3):55.
- [5] 张雪,刘建朝,李荣西,等.中国富氦天然气资源研究现状与进展[J].地质通报,2018,37(S1):476-486.
- [6] 卢衍波.膜法天然气提氦技术研究进展[J].石油化工,2020,49(5):513-518.
- [7] Hamed H, Karimi I A, Gundersen T. A novel cost-effective silica membrane-based process for helium extraction from natural gas[J]. Computers & Chemical Engineering, 2019, 121(2):633-638.
- [8] Ansarinasab, Hojat, Mehrpooya, et al. Advanced exergoeconomic evaluation of a new cryogenic helium recovery process from natural gas based on the flash separation-APCI modified process [J]. Applied Thermal Engineering: Design, Processes, Equipment, Economics, 2018, 132:368-380.
- [9] Hojat, Ansarinasab, Mehdi, et al. Evaluation of the cryogenic helium recovery process from natural gas based on flash separation by advanced exergy cost method-Linde modified process-ScienceDirect [J]. Cryogenics, 2017, 87:1-11.
- [10] 陈宏芳,杜建华.高等工程热力学[M].北京:清华大学出版社,2003.
- [11] 童钧耕.工程热力学[M].北京:高等教育出版社,2007.
- [12] 谭羽非.工程热力学[M].北京:化学工业出版社,2010.
- [13] Moran M J, Shapiro H N, Boettner D D, et al. Fundamentals of engineering thermodynamics[M]. John Wiley & Sons, 2010.
- [14] 贺天彪.小型撬装式天然气液化流程模拟优化及冷箱实验研究[D].上海:上海交通大学,2017.
- [15] GB/T 14909—2021.能量系统 分析技术导则[S].