

# 小规模高含氮天然气脱氮-液化工工艺模拟分析

俞徐林\*

(中石化江汉石油工程设计有限公司, 湖北 武汉 430223)

**摘要:**对于含氮气约为 10%、处理量为 150 000 m<sup>3</sup>/d 的原料气,当采用常规工艺液化时,不可避免地存在能耗高与 LNG 储罐安全隐患大等问题。为此,提出脱甲烷塔的塔底加热精馏、塔顶气增压冷凝回流和塔顶气冷凝回流 3 种脱氮-液化工工艺,旨在比选出经济高效、适应性强的脱氮-液化工工艺。采用 HYSYS 软件模拟分析 3 种脱氮-液化工工艺的 LNG 质量、产量、能耗、排放尾气甲烷含量以及原料气含氮量变化对其适应性,结果发现,塔顶气增压冷凝回流脱氮-液化工工艺的甲烷收率最高,达到 97.2%;单位能耗最低,达 12.81 W/m<sup>3</sup> 原料气;经济效益最好,年收入增加 2 076.78 万元。因此,该工艺最适合研究原料气的脱氮液化,其分析方法可供类似规模的高含氮天然气脱氮液化工工艺比选参考。

**关键词:**天然气液化;高含氮原料气;脱氮工艺;脱甲烷塔;凝液回流

**中图分类号:**TE64

**文献标志码:**A

**文章编号:**0253-4320(2024)07-0234-05

**DOI:**10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2024.07.042

## Simulation analysis on small scale denitrification-liquefaction process for natural gas with high nitrogen content

YU Xu-lin\*

(Sinopec Jianghan Petroleum Engineering &amp; Design Co., Ltd., Wuhan 430223, China)

**Abstract:**As for feed natural gas with a nitrogen content of about 10% and a processing capacity of 150 000 m<sup>3</sup>·d<sup>-1</sup>, there are inevitably problems such as high energy consumption and serious risks at LNG storage tanks when it is liquefied through conventional process. Hence, three kinds of denitrification-liquefaction processes, including bottom heating rectification, top gas pressurization-condensation reflux, and top gas condensation reflux for demethanizer, are proposed to select an economical, efficient and adaptable one. HYSYS software and its related theories are adopted to simulate LNG quality, LNG output, energy consumption, methane content in exhaust gas and the adaptability to nitrogen content changes in feed gas for the three denitrification-liquefaction processes. It is found that the recovery rate of methane in the top gas pressurization-condensation reflux process is the highest, reaching 97.2%; its unit energy consumption is the lowest, being 12.81 W·m<sup>-3</sup> raw gas; and its economic benefit is the best, increasing annual income by RMB 20.767 8 million. Therefore, this process is the most suitable for the studied denitrification and liquefaction of feed natural gas. This analysis method can be used as reference to select the denitrification and liquefaction process for similar scale natural gas with high nitrogen content.

**Key words:** natural gas liquefaction; feed gas with high nitrogen content; nitrogen removal process; demethanizer; condensate reflux

气田生产天然气往往伴生有 CO<sub>2</sub>、N<sub>2</sub>、He 等杂质,必须处理达到一定的气质标准后才能销售给用户<sup>[1-3]</sup>。对于日产气量较低的边远小断块天然气田、非常规页岩气田边远井及油田伴生气,多通过小型天然气液化装置将其加工成 LNG,以便经济高效储运与缓解用气调峰所需<sup>[4-5]</sup>。目前,小型天然气液化装置主要采用涡流管制冷<sup>[6]</sup>、级联式氮/氮-甲烷膨胀机制冷<sup>[7-8]</sup>、混合剂制冷<sup>[9]</sup>、膨胀机制冷-LNG 辅助制冷<sup>[10]</sup>、原料气多级节流与过冷 LNG 开式节流循环制冷<sup>[11-13]</sup>等工艺。然而,高含氮的原料气不仅液化能耗高、LNG 产品热值低、储运成本高,且含氮量高于 1% 的 LNG 在储存过程中储罐内可能发生“自动分层”或“翻滚”等现象,甚至影响操作安全<sup>[5-6]</sup>。因此,对于高含氮的天然气,小型天然气液化装置必须设计脱氮工艺单元。

天然气液化装置脱氮工艺的选用主要取决于原料气来源及其含氮量。深度冷冻、溶剂吸收、变压吸附和膜分离等<sup>[14-15]</sup>脱氮工艺常用于大中型规模天然气液化,以深度冷冻脱氮工艺为主。对于原料气含氮量低于 2% 的小型天然气液化装置,可通过 LNG 闪蒸工艺脱氮,因为氮气主要聚集在闪蒸气(BOG)中<sup>[16-18]</sup>。以管道气为原料的液化装置主要用 LNG 储罐 BOG 增压冷冻闪蒸或精馏回流脱氮工艺<sup>[19-20]</sup>;对于含氮量高于 20% 的天然气,如 EOR 产出天然气,多采用双塔或三塔深度冷冻脱氮工艺<sup>[3,6,9]</sup>,或较经济的预脱氮工艺。

西部某边远气田试采区块日产天然气 15×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>,含氮 10.03% (摩尔分数),根据该气田开发方案,拟建一套天然气液化装置。若该原料气不脱氮,则处理量大、液化能耗高,且液氮也将全部混入 LNG 中。

收稿日期:2023-10-23;修回日期:2024-05-13

作者简介:俞徐林(1982-),男,本科,高级工程师,研究方向为油气储运和新能源,通讯联系人,yuxulin.osec@sinopec.com。

含氮高于1%的LNG在储存过程中可能发生“自动分层”或“翻滚”,甚至严重威胁操作安全。为此,提出脱甲烷塔的塔底加热精馏、塔顶气增压冷凝回流和塔顶气冷凝回流3种脱氮-液化工艺流程,并采用HYSYS软件及其相关理论,模拟分析LNG质量与产量、能耗、排放尾气甲烷含量以及对原料气含氮量变化的适应性。

## 1 液化装置工艺条件

西部某气田试采区块拟建液化装置的主要工艺流程为气田来气经进站气液分离、分子筛三塔深度脱水处理,初步脱除重烃后进天然气液化装置,该装置采用单级混合冷剂制冷工艺,进料气组成及其设计条件与技术指标要求分别见表1、表2,其中LNG产品中氮气含量要求低于1%<sup>[2]</sup>。

表1 液化天然气装置进料组成 %

组分	N <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	i-C <sub>4</sub>
摩尔分数	0.1003	0.7267	0.1057	0.0420	0.0097
组分	n-C <sub>4</sub>	i-C <sub>5</sub>	n-C <sub>5</sub>	i-C <sub>6</sub>	Σ
摩尔分数	0.0093	0.0030	0.0020	0.0013	1.0000

表2 液化天然气装置设计条件

进出物料	原料气	LNG
设计条件		
温度/℃	30~40	-160
压力/MPa	5.0	0.115
流量/(m <sup>3</sup> ·d <sup>-1</sup> )	15×10 <sup>4</sup>	—
技术指标	水≤1 mg/m <sup>3</sup> 氮≤1%, 甲烷≥85%, C <sub>5</sub> +≤0.1%	

## 2 脱氮工艺方法

原料气中的氮气含量为10.03%,要通过闪蒸工艺控制LNG储罐BOG排放,无法保证产品中含氮量≤1%<sup>[2,20]</sup>。对于西部某气田试采区块的小规模天然气液化装置脱氮工艺的选择,结合该天然气液化工艺方案,通过脱甲烷塔塔底加热精馏、塔顶气增压冷凝回流和塔顶气冷凝回流3种脱氮-液化工艺<sup>[19,21]</sup>综合评价比选。

### 2.1 脱甲烷塔塔底加热精馏工艺

该工艺中的脱甲烷塔是仅有提馏段、无精馏段的脱氮精馏塔,塔底设有重沸器<sup>[3]</sup>,热源为低温分离器-45~-50℃的液相经重烃加热闪蒸分离器的气相物流。脱氮工艺的主要流程见图1。原料气(40℃,4.8 MPa)经冷箱冷至-50℃,再进入低温分离器,分离的气相进入主冷箱进一步降温至-139℃左右,再节流后进入脱甲烷塔上部;分离出的液相节

流后进入重烃加热闪蒸分离器,其中气相作为脱甲烷塔重沸器热源,重沸器出来的气相经复热冷却至-105℃左右,再进入脱甲烷塔中下部。脱甲烷塔操作压力为0.6 MPa,塔顶与塔底温度分别为-143、-131℃;塔顶含氮尾气复热回收冷量后出装置,塔底液相节流复热冷冻后进LNG储罐。

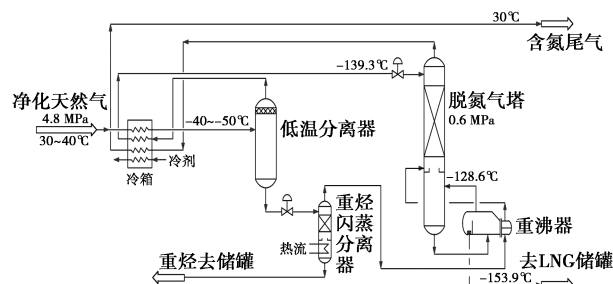


图1 脱甲烷塔塔底加热精馏工艺流程示意图

### 2.2 脱甲烷塔塔顶气增压冷凝回流工艺

该工艺中的脱甲烷塔为只有精馏段的脱氮洗涤精馏塔,塔顶回流凝液来自塔顶含氮尾气,经增压、冷凝和节流后分离出液相,脱氮工艺的主要流程见图2。原料净化天然气(40℃,4.8 MPa)经冷箱冷却至-50℃,进入低温分离器。分离的气相进入主冷箱进一步冷冻至-137℃左右,节流后进入脱甲烷塔中下部;分离出的液相节流后进入重烃加热闪蒸分离器,闪蒸分离出的气相复热冷却至-100℃左右,进入脱甲烷塔底部。脱甲烷塔操作压力0.6 MPa,塔顶温度-148℃左右,塔底-130℃。塔顶含氮尾气与压缩后尾气复热冷量交换后,进入尾气压缩机增压至4.8 MPa,再经空冷、复热后节流膨胀至-162℃进入凝液分离罐,分离的凝液回流至脱甲烷塔顶,分离出的含氮尾气复热换冷后出装置。脱甲烷塔底液相节流复热冷冻后进LNG储罐,塔顶凝液回流比约为0.5。

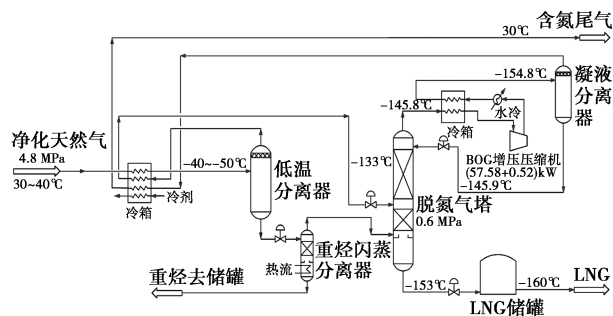


图2 脱甲烷塔塔顶气增压冷凝回流工艺流程示意图

### 2.3 脱甲烷塔塔顶气冷凝回流工艺

该工艺利用低温位冷剂深度冷冻脱甲烷塔塔顶

气,冷凝液作为脱甲烷塔顶回流,脱氮工艺的主要流程见图 3。原料气(40℃,4.8 MPa)经冷箱冷却至-50℃,进入低温分离器,分离的气相进入主冷箱进一步冷至约-145℃,节流后进入脱甲烷塔中下部;分离出的液相节流后进入重烃加热闪蒸分离器,分离出的气相复热冷却至-100℃左右,进入脱甲烷塔底部。脱甲烷塔操作压力 0.6 MPa,塔顶与塔底温度分别约为-150、-131℃。塔顶气在冷箱中与低温冷物流冷量交换后,节流膨胀至-160℃,再进入凝液分离罐。分离出的凝液用低温泵增压回流至脱甲烷塔顶;分离的含氮尾气复热换冷后出装置。脱甲烷塔塔底液相节流复热冷冻后进 LNG 储罐,塔顶凝液回流比约为 0.3。

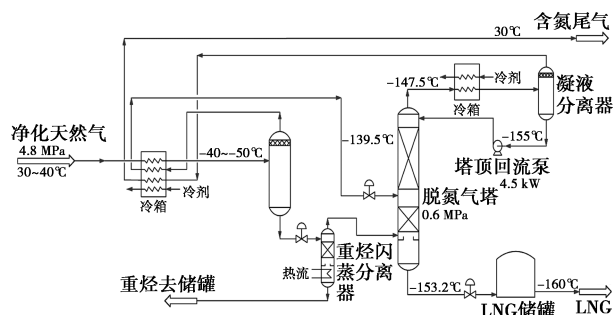


图 3 脱甲烷塔塔顶气冷凝回流工艺流程示意图

### 3 脱氮工艺对比分析

#### 3.1 脱氮工况分析

脱甲烷塔为设计操作压力低于 0.6 MPa 的低

压塔,操作温度随压力增大而升高。天然气液化过程中氮气冷凝分率与冷凝温度关系见图 4,冷凝温度由-120℃降至-153.4℃的临界凝析温度,甲烷在冷凝液相中摩尔分率先增大至最高值后略有降低,但氮气摩尔分率一直上升,甲烷相对氮气的挥发度较大。因此,脱甲烷塔塔顶与塔底温度控制在此范围内更易脱除氮气。过低的冷凝温度将使脱甲烷塔底产品中氮气含量较高,反之则产品中氮气含量较低,而塔顶气中甲烷含量较高。

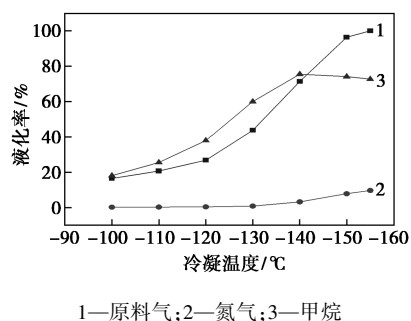


图 4 不同冷凝温度下原料气、甲烷与氮气的液化率

#### 3.2 LNG 质量和含氮尾气组成分析

3 种脱氮-液化工艺生产的 LNG 产品含氮量均低于 1%,其中塔顶气增压冷凝回流工艺的脱氮产品质量较好,甲烷含量为 87.54%,戊烷以上为 0.01%,如表 3 所示。塔底加热精馏工艺排放的脱氮尾气中甲烷含量最高,达 54.44%,收率最低,这主要与脱甲烷塔顶温度较高有关。

表 3 不同脱氮-液化工工艺的 LNG 产品及尾气组成

		N <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>	iC <sub>6</sub>	%
塔底加热精馏	塔顶含氮尾气	45.51	54.44	0.05	—	—	—	—	—	—	—
	塔底 LNG 产品	0.96	85.93	11.02	1.79	0.17	0.11	0.02	—	—	—
	天然气凝液	0.07	7.86	31.72	33.71	9.75	9.74	3.38	2.21	1.56	—
	LNG 储罐 BOG	12.55	87.43	0.02	—	—	—	—	—	—	—
塔顶气增压冷凝回流	排放含氮尾气	87.31	12.69	—	—	—	—	—	—	—	—
	塔底 LNG 产品	0.95	87.54	9.68	1.57	0.15	0.10	0.01	—	—	—
	天然气凝液	0.07	7.86	31.72	33.71	9.75	9.74	3.38	2.21	1.56	—
	LNG 储罐 BOG	11.18	88.80	0.02	—	—	—	—	—	—	—
塔顶气冷凝回流	排放含氮尾气	81.13	18.87	—	—	—	—	—	—	—	—
	塔底 LNG 产品	0.99	87.38	9.77	1.58	0.15	0.10	0.02	0.01	—	—
	天然气凝液	0.07	7.86	31.72	33.71	9.75	9.74	3.38	2.21	1.56	—
	LNG 储罐 BOG	11.32	88.66	0.02	—	—	—	—	—	—	—

#### 3.3 LNG 产量和能耗分析

塔顶气增压冷凝回流工艺生产的 LNG 产量最高,甲烷收率达 97.2%,比塔底加热再沸精馏工艺

的 LNG 产量高 12%,如表 4 所示。但塔底加热精馏工艺中天然气液化及脱氮的能耗最低,仅为 1 921.0 kW,单位能耗 12.81 W/m<sup>3</sup> 天然气。与塔底加热精

馏工艺相比,塔顶气增压冷凝回流和塔顶气冷凝回流工艺的能耗分别高 26.3% 和 57.0%。

表 4 不同脱氮-液化工艺的产品产量及能耗

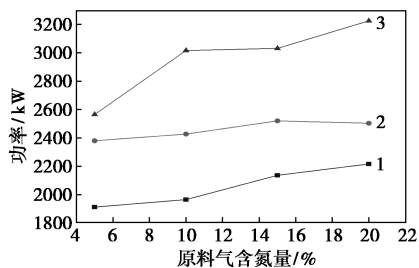
脱氮-液化工艺	塔底加热 精馏	塔顶气增压 冷凝回流	塔顶气 冷凝回流
摩尔流量/( $\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$ )			
塔顶含氮尾气	52.7	27.1	29.2
塔底 LNG 产品	181.4	206.9	205.0
天然气凝液	22.3	22.3	22.3
LNG 储罐 BOG	7.7	10.5	11.1
质量流量/( $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$ )			
塔顶含氮尾气	1133	717.8	717.8
塔底 LNG 产品	3327	3739	3709
天然气凝液	945.3	945.3	945.3
体积流量/( $\text{sm}^3\cdot\text{d}^{-1}$ )			
LNG 储罐 BOG	4389.6	5968.8	6280.8
能耗/kW			
冷剂压缩机功耗	1921.0	2315.0	3012.0
塔顶气循环压缩机功耗	—	111.6	—
凝液回流泵功耗	—	—	4.5
合计	1921.0	2426.6	3016.5

### 3.4 脱氮工艺适应性分析

为了评价 3 种脱氮-液化工艺对原料含氮量变化的适应性,模拟分析了原料含氮量对它们的功率、甲烷收率、尾气含氮量与甲烷含量、综合能耗等指标的影响。

#### (1) 对功率与甲烷收率的影响

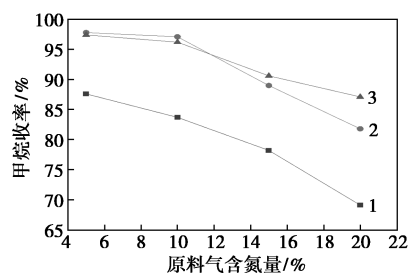
随原料中氮气含量的增加,3 种脱氮-液化工艺的冷剂循环量增大、功耗增加,其中塔顶气冷凝回流工艺在含氮 20% 时的功耗最高,达 3 225 kW,如图 5 所示。



1—塔底加热精馏工艺;2—塔顶气增压冷凝回流工艺;  
3—塔顶气冷凝回流工艺

图 5 不同脱氮-液化工艺的功耗

然而,甲烷收率随原料中氮气含量的增加而降低,其中塔底加热精馏工艺在含氮 20% 时的甲烷收率最低,质量分数为 69.1%,如图 6 所示。

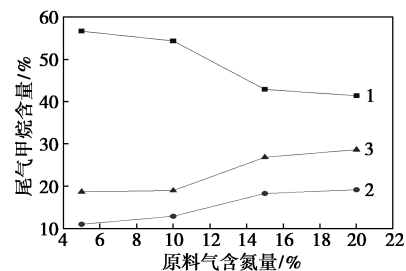


1—塔底加热精馏工艺;2—塔顶气增压冷凝回流工艺;  
3—塔顶气冷凝回流工艺

图 6 不同脱氮-液化工艺的原料气甲烷收率

#### (2) 对尾气甲烷含量的影响

不同脱氮-液化工艺中尾气的主要成分为氮气和甲烷。对于塔底加热精馏工艺,尾气中甲烷含量最高,约 56.0%,但随着原料气中氮气含量增加而降低;其他工艺的含氮尾气中甲烷含量则随原料含氮量增加而增高,最高仅为 28.6%,如图 7 所示。

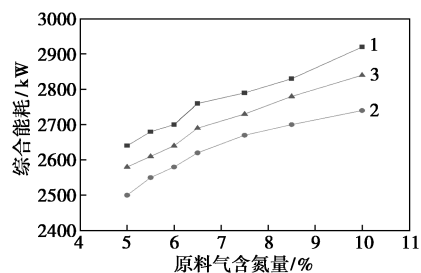


1—塔底加热精馏工艺;2—塔顶气增压冷凝回流工艺;  
3—塔顶气冷凝回流工艺

图 7 不同脱氮-液化工艺的尾气甲烷含量

#### (3) 对综合能耗的影响

所谓综合能耗,是指排放尾气中甲烷含量为 8% 时的原料气脱氮-液化的总能耗。随原料含氮量的增加,3 种脱氮-液化工艺的综合能耗均增大,在相同原料含氮量下塔顶气增压冷凝回流工艺的综合能耗最低,如图 8 所示。

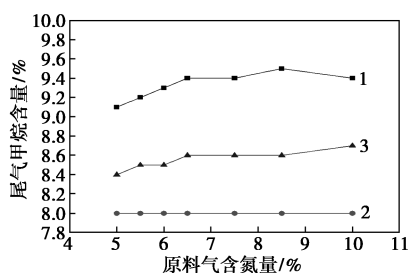


1—塔底加热精馏工艺;2—塔顶气增压冷凝回流工艺;  
3—塔顶气冷凝回流工艺

图 8 3 种脱氮-液化工艺在不同含氮原料气下的综合能耗

#### (4) 对相同综合能耗下尾气甲烷含量的影响

以原料气含氮 10% 及其综合能耗为基准, 分析 3 种脱氮-液化工艺在相同综合能耗下排放尾气中甲烷含量随原料气含氮量的变化趋势, 结果如图 9 所示。由此可见, 随着原料气中含氮量的增加, 塔顶气冷凝回流与塔顶气增压冷凝回流工艺的尾气中甲烷含量呈递增趋势, 而塔底加热精馏工艺则表现出先增后减的趋势; 在原料气含氮量相同条件下, 塔底加热精馏工艺的尾气甲烷含量最高, 而塔顶气增压冷凝回流工艺最低。



1—塔底加热精馏工艺; 2—塔顶气增压冷凝回流工艺;  
3—塔顶气冷凝回流工艺

图 9 相同综合能耗下排放尾气中甲烷含量随原料气含氮量的变化

### 3.5 经济分析

3 种脱氮-液化工艺的投资、运行费用和年增加收入见表 5, 其中塔顶气增压冷凝回流工艺的投资与运营费用之和比塔底加热精馏工艺高 771.87 万元, 但年收入增加 2 076.78 万元; 而塔顶气冷凝回流工艺的年收入只增加 1 925.28 万元。按照 3 种脱氮-液化工艺的现值法分析, 塔顶气增压冷凝回流工艺最经济。

表 5 不同脱氮-液化工艺的经济分析 万元

	投资	运营费用	年增加收入	
塔底加热精馏	3140	420.18	—	分析基准方案
塔顶气增压冷凝回流	3579	762.05	2076.78	—
塔顶气冷凝回流	3321	989.70	1925.28	—

## 4 结论

(1) 当 LNG 原料气中氮气含量高于 5% 时, 天然气液化装置应设计氮气脱除单元, 以确保 LNG 产品质量, 减少 BOG 的挥发。

(2) 对边远小断块气田含氮量波动大的小型天然气液化装置脱氮工艺, 应优选 LNG 产量高、投资省、适应性强的脱氮工艺, 并合理确定脱氮-液化工

艺操作参数, 可确保工艺操作的运行平稳、脱氮率高、能耗低。

(3) 基于 3 种脱氮-液化工艺的产品质量、产量、能耗、原料含氮量变化适应性和排放含氮尾气中甲烷含量的综合分析, 塔顶气增压冷凝回流脱氮-液化工艺的甲烷收率最高, 可达到 97.2%, 且能耗低、经济效益好, 应以此作为低气量高含氮天然气脱氮-液化的首选工艺。

## 参考文献

- [1] 卢锦华, 贾明畅. 天然气处理与加工 [M]. 北京: 石油工业出版社, 2019.
- [2] Kim Y, Lee J, An N, et al. Advanced natural gas liquefaction and regasification processes; Liquefied natural gas supply chain with cryogenic carbon capture and storage [J]. Energy Conversion and Management, 2023, 292: 117349.
- [3] 顾安忠. 天然气液化技术手册 [M]. 北京: 机械工业出版社, 2010.
- [4] 林畅, 白改玲, 王红, 等. 大型天然气液化技术与装置建设现状与发展 [J]. 化工进展, 2014, 33(11): 2916-2922.
- [5] 杨文, 郭悠悠, 曹学文. 新型小型天然气液化流程 [J]. 天然气化工: C1 化学与化工, 2020, 45(3): 61-65.
- [6] 商雨娟, 郭方飞, 曲顺利, 等. 国内外两种高含氮天然气液化工艺的对比分析 [J]. 天然气工业, 2011, 31(1): 93-95.
- [7] 杜宏鹏, 崔杰诗, 李红艳, 等. 海上天然气液化流程模拟和优化分析 [J]. 节能技术, 2011, 29(3): 195-198.
- [8] 王保庆. 天然气液化工艺技术比较分析 [J]. 天然气工业, 2009, 29(1): 111-113.
- [9] 曹文胜, 吴集迎, 鲁雪生, 等. 撬装型混合制冷剂液化天然气流程的热力学分析 [J]. 化工学报, 2008, 59(S2): 53-59.
- [10] 叶帆, 常小虎, 姚丽蓉, 等. 基于焓分析方法的天然气脱氮工艺优化 [J]. 天然气化工: C1 化学与化工, 2020, 45(2): 56-60.
- [11] 蒲育, 赵德银, 姚丽蓉, 等. 天然气单塔深冷脱氮工艺研究 [J]. 山东化工, 2020, 49(11): 117-120.
- [12] 顾晓峰, 王日生, 吴宝清, 等. 天然气脱氮工艺评述 [J]. 石油与天然气化工, 2019, 48(1): 12-17.
- [13] 索杏兰, 马国光, 尹晨阳. 基于吸收法的高含氮天然气脱氮工艺研究 [J]. 天然气化工: C1 化学与化工, 2020, 45(5): 83-90.
- [14] 曹文胜, 鲁雪生, 石玉美, 等. 小型天然气液化流程 [J]. 天然气工业, 2005, 25(5): 109-111.
- [15] 公茂琼, 郭浩, 孙兆虎, 等. 小型可移动式天然气液化装置研究进展 [J]. 化工学报, 2015, 66(S2): 10-20.
- [16] 郑云萍, 张玮城, 郝振鹏, 等.  $N_2-CH_4$  膨胀天然气液化流程影响因素分析 [J]. 现代化工, 2015, 35(3): 165-168.
- [17] 谭建宇, 李红艳, 王莉, 等. 小型天然气液化装置工艺流程数值模拟和优化 [J]. 天然气工业, 2005, 25(5): 112-114.
- [18] 辛涛. 小型天然气液化装置混合制冷剂液化工艺研究 [J]. 山东化工, 2021, 50(4): 63-64.
- [19] 李贺松. 肇庆液化天然气项目脱氮工艺方案选择 [J]. 天然气化工: C1 化学与化工, 2014, 39(6): 67-69.
- [20] 马国光, 谷英杰, 尚卯, 等. 液化天然气工程脱氮工艺分析 [J]. 现代化工, 2016, 36(11): 175-178.
- [21] 郭建, 王刚, 郑春来, 等. 天然气液化中重烃和氮气脱除工艺优化研究 [J]. 天然气化工, 2019, 44(5): 76-81. ■