

电子级超纯氮深冷空分流程节能优化研究

曾海涛¹, 徐锋², 余志鹏¹, 蒲亮^{1,3,4}, 刘运生⁴

(1. 西安交通大学能源与动力工程学院, 710049, 西安; 2. 宏芯气体(上海)有限公司, 201210, 上海;

3. 西安交通大学深低温技术与装备教育部重点实验室, 710049, 西安;

4. 江西卓超科技有限公司, 338000, 江西新余)

摘要: 为满足电子行业对超纯氮品质要求的提升,改善深冷空分生产电子级超纯氮的能耗,利用 Aspen Plus 仿真软件构建了深冷空分制氮流程模型,并进行了多目标优化分析。首先,在相似氮产品要求前提下,比较了 2 种制氮流程的模拟结果;然后,以性能表现较优的低压塔抽气双塔流程为基础,通过 Box-Behnken 响应曲面法分析了比功耗对高压塔分离压力、低压塔分离压力、高压塔理论塔板数、低压塔理论塔板数的敏感性,分析了设计变量间相互作用对比功耗的影响,建立了包括比功耗在内的 4 个响应量与设计变量之间的预测模型,得出了最优参数组合并对优化前、后系统主要部件进行了焓分析。结果表明:预测模型具有优良的准确性;在最优参数组合下,预测值与模拟值的误差为 0.02%;流程中大部分焓损源于空气压缩单元、精馏单元及主换热器;优化后,氮气产量提升了 7.30%,比功耗降低了 3.74%,单位产量氮气焓损降低了 6.33%,系统焓效率从 45.13% 提升至 47.05%。

关键词: 深冷空分系统;响应曲面法;焓分析

中图分类号: TQ116 **文献标志码:** A

DOI: 10.7652/xjtuxb202607010 **文章编号:** 0253-987X(2026)07-0097-12

Energy Efficiency Optimization of the Cryogenic Air Separation Process for Electronic-Grade Ultra Pure Nitrogen

ZENG Haitao¹, XU Feng², YU Zhipeng¹, PU Liang^{1,3,4}, LIU Yunsheng⁴

(1. School of Energy and Power Engineering, Xi'an Jiaotong University, Xi'an 710049, China;

2. Prochip Gas (Shanghai) Co., Ltd., Shanghai 201210, China;

3. MOE Key Laboratory of Cryogenic Technology and Equipment, Xi'an Jiaotong University, Xi'an 710049, China;

4. Jiangxi Zhuochao Technology Co., Ltd., Xinyu, Jiangxi 338000, China)

Abstract: To meet the increasing demand for electronic-grade ultra-pure nitrogen and to minimize energy consumption during production of such nitrogen via cryogenic air separation, cryogenic air separation process models were developed using Aspen Plus, and a multi-objective optimization analysis was conducted. Firstly, the simulation results of two nitrogen production processes were compared under equivalent nitrogen product specifications. Secondly, based on the superior performance of the dual-column process with gas extraction from the low-pressure column (LPC), the sensitivity of specific power consumption to four design variables—separation pressure of the high-pressure column (HPC), separation pressure of the LPC, and the number of theoretical

收稿日期: 2025-11-18。 作者简介: 曾海涛(2002—),男,硕士生;蒲亮(通信作者),男,教授,博士生导师。 基金项目: 江西省创新领军人才长期资助项目(S2021CQKJ0384)。

网络出版时间: 2026-03-17

网络出版地址: <https://link.cnki.net/urlid/61.1069.t.20260317.1010.002>

stages in both columns—was investigated using the Box-Behnken response surface methodology. The interactions between these design variables and their effects on specific power consumption were analyzed, and predictive models relating the design variables to four response variables were established. An optimal parameter combination was subsequently identified, followed by a comparative exergy analysis between the optimized and initial conditions. The results indicate that the predictive models exhibit high accuracy, with a relative error of only 0.02% between the predicted and simulated values under optimal parameter combination. Most of the exergy destruction comes from the air compression unit, distillation unit, and main heat exchanger. After optimization, nitrogen production increased by 7.30%, specific power consumption decreased by 3.74%, and exergy destruction per unit of nitrogen production was reduced by 6.33%. Consequently, the system exergy efficiency was enhanced from 45.13% to 47.05%.

Keywords: cryogenic air separation system; response surface methodology; exergy analysis

空气分离行业提供大量氮气、氧气和氩气等纯气体,在化肥、锻钢、石化、电子和医疗保健等行业发挥着重要作用^[1]。膜分离法、吸附法与深冷精馏法是目前已商业化的3种主要空分工艺^[2]。其中,深冷精馏是公认的大规模生产高纯度气体的主要技术^[3-4]。随着“十四五”规划将半导体用高纯气体列为重点攻关领域,以及微电子技术的显著进步,电子级氮气、氧气、氩气等气体的纯度和市场需求量显著增加。在电子器件制造领域,如半导体制造中,氮气作为保护气或反应气,在光刻、薄膜沉积、退火、离子注入和刻蚀等工艺均有需求。然而,生产过程中的痕量氧氩杂质即可能导致光刻过程图形畸变,严重影响半导体芯片产品的良品率与性能稳定性。此外,深冷精馏空气分离作为典型的能量密集型过程,实现空气组分间的相互分离需要消耗大量能量,我国空分装置消耗电量约为总电力消耗的5%,碳排放约占中国和美国CO₂总排放量的2%,使得工业气体生产成为许多工业用户生命周期影响的最大贡献者之一^[5-8]。因此,优化空分流程对于降低空气分离过程能耗、提高工业生命周期可持续性具有重要意义^[9]。

中低压深冷空分的分离效率高,能耗相对低,是深冷精馏的首选。但其依赖大型空气压缩机和氮气压缩机,初始投资成本高、占地面积大,运行期间仅空气压缩机就可占总运行能耗的80%^[10]。Mora等^[11]指出,由于实现低温工况的高电能消耗,降低压缩机与精馏系统的能量损耗对设备整体效率的提升至关重要。针对空气压缩机与精馏塔内部的优化已有较全面的研究^[12-15]。在操作条件优化方面:文兆伦等^[16]以总能量消耗和CO₂排放为评价依据,对操作变量进行了全因子设计,得出了最优的塔板数

组合;王小云等^[17]基于灵敏度分析,探究了进料位置、进料量等因素对产品纯度的影响并挖掘提升了生产潜力。然而,全因子设计无法用于连续变量的决策设计,灵敏度分析的结果则难以直接评估操作量之间的相互关系,且这些研究均是基于单目标优化进行的。在多目标优化中,关键性能参数往往存在相互冲突的现象^[11,18-22]。基于优化权衡的多目标求解方法包括加权法、绝对优先法、目标函数的约束转化、全局准则法等^[19]。

迄今为止,降低空分系统运行能耗仍为关键,但现有深冷空分优化研究多聚焦于常规纯度(99.900%~99.999%)气体的能耗降低或产量提升,未充分考虑电子级超纯氮对痕量杂质深度脱除的严苛要求。为协同杂质脱除精度与能耗,本文基于Box-Behnken设计响应曲面法,建立比功耗、一级冷凝蒸发器最小传热温差(简称一级温差)、主换热器最小传热温差(简称主换热器温差)、低压塔底液节流阀出口压力(简称节流压力)的预测模型,获得了精馏制氮最佳参数组合,并开展热力学分析与烟损计算,厘清关键设计参数的相互影响作用,为电子级超纯氮深冷空分系统设计提供理论支撑与数据依据。

1 低温空分制氮流程

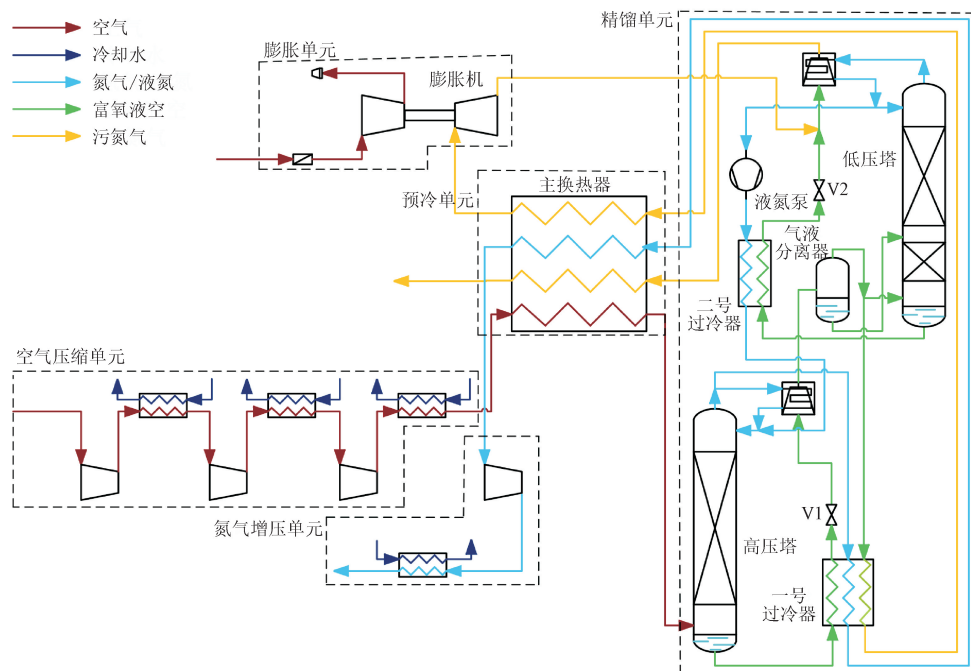
1.1 流程介绍

图1为建立的2种深冷空分制氮流程模型,主要包括空气压缩、预冷、精馏、膨胀、氮气增压5个单元,图中V1~V3为节流阀。

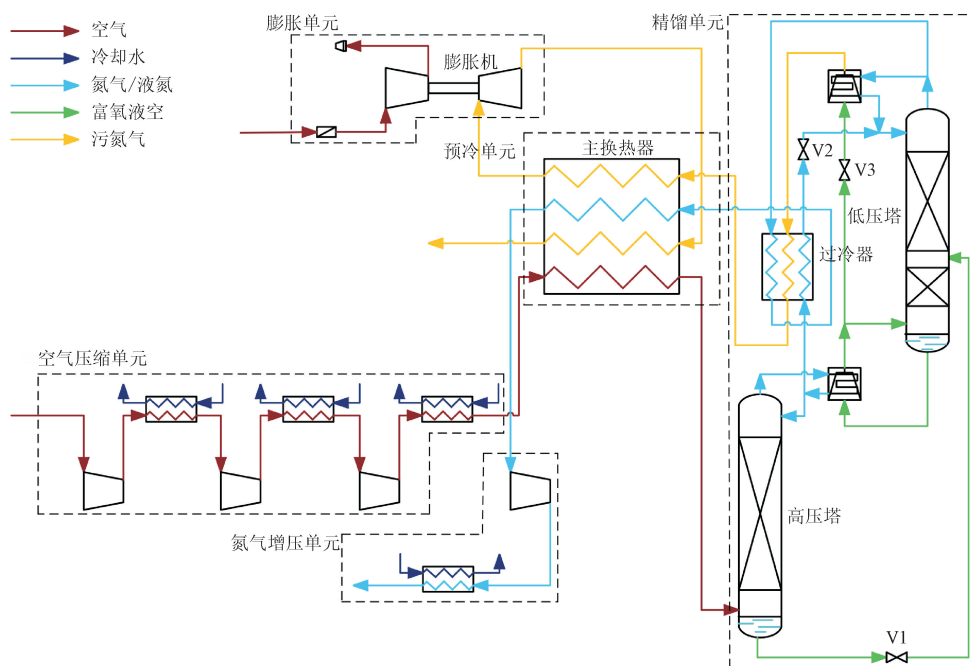
在内置液氮泵双塔精馏制氮流程中,原料空气经压缩、冷却至饱和温度附近后进入高压塔底。塔顶采出的超纯氮经复热后送至氮气增压单元增压至目标压力,塔底的富氧液空经过冷、节流降温后在高

压塔冷凝蒸发器蒸发侧汽化,部分气相送至低压塔底部二次精馏,剩余气相经过冷器和主换热器复热至合适温度后进入膨胀机降温,为低压塔顶部冷凝蒸发器提供冷量。低压塔顶部采出液氮经液氮泵加压送至高压塔顶作为回流液补充。塔底富氧液空经过冷、节流降温,复热后送出冷箱作为再生气。图 1(b)所示低压塔抽气双塔精馏流程与图 1(a)流程的主要

区别在于其产品氮气采自低压塔顶部。此时高压塔顶部采出为液氮,经过冷、节流送至低压塔顶部作为回流液补充;塔底富氧液空经节流送至低压塔中段。低压塔顶部采出超纯氮与图 1(a)流程高压塔采出超纯氮去向相同,底部富氧液空经 V3 节流降温,复热至合适温度后送入膨胀机膨胀再次降温,膨胀气体经主换热器完全复热后作为再生气。



(a) 内置液氮泵双塔精馏制氮



(b) 低压塔抽气双塔精馏制氮

图 1 低温精馏制氮流程图

Fig. 1 Diagram of cryogenic distillation N_2 production process

1.2 简化假设与运行参数

基于 Aspen Plus 仿真软件,采用 PR 状态方程计算工质物性^[23-24]。考虑到传热传质计算过程的复杂性,作出如下简化假设:①空气只考虑氮-氧-氩三元组分,摩尔数占比分别为 78.1%、21.0%、0.9%;②精馏塔内气液两相处于传热传质平衡状态^[25];③省略原料空气预处理与纯化过程;④忽略管道内的压力损失,换热设备压力损失固定为 15 kPa,忽略管道及换热设备的热量损失;⑤采用循环水作为压缩机级间冷却器和后冷却器的冷源,固定循环水泵所需扬程为 35 m。

深冷空分系统的主要运行参数如表 1 所示。

表 1 深冷空分系统主要运行参数

Table 1 Main parameters of CASU system

设备或物流	参数	数值
原料空气	压力/MPa	0.098
	温度/K	308.15
纯化空气	温度/K	298.15
氮气产品	纯度/%	99.999 999 9
	压力/MPa	10
	温度/K	313.15
空压机	多变效率/%	80
空压机级间冷却器	出口温度/K	308.15
氮压机	多变效率/%	80
氮压机后冷却器	温度/K	313.15
主换热器/过冷器	压降/kPa	15
	最小传热温差/K	≥ 2 ^[26]
双级高压/低压精馏塔 冷凝蒸发器	压降/kPa	15
	最小传热温差/K	≥ 1.5 ^[27]
双级高压精馏塔	等效塔板数	80
双级低压精馏塔	等效塔板数	100
膨胀机	等熵效率/%	72
液氮泵	绝热效率/%	80
循环冷却水	温升/K	5
循环水泵	绝热效率/%	80
	扬程/m	35

1.3 精馏流程比选

基于上述假设及运行参数,使用 Aspen Plus 软件,通过改变精馏塔回流比确保产品氮气中痕量氧氩的含量不超过允许上限。在相似氮气产量下,对上述 2 种流程进行 CASU 系统的稳态模拟严格计算,结果如表 2 所示。因低压塔抽气双塔精馏流

程中的低压塔空气处理量明显高于内置液氮泵双塔精馏流程,前者的氮气提取率较高,比功耗比内置液氮泵双塔精馏流程低 6.9%。从传热温差角度可以看出,低压塔抽气双塔精馏流程的优化空间更大,因此后续基于低压塔抽气双塔精馏流程进行优化计算。

表 2 不同流程初始工况仿真模拟结果对比

Table 2 Comparison of different processes simulation results in initial condition

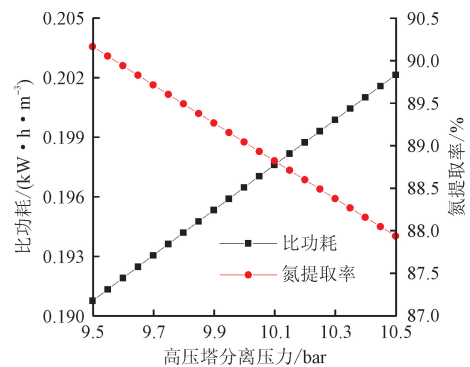
参数	内置液氮泵	低压塔抽气
原料空气流量/(m ³ ·h ⁻¹)	62 510	44 230
高压塔分离压力/MPa	0.724	1.144
低压塔分离压力/MPa	0.399	0.608
氮气产量/(m ³ ·h ⁻¹)	28 900.7	29 006.7
氮提取率/%	59.19	83.96
产品氮气初始压力/MPa	0.675	0.558
复热终点温度/K	291.56	292.39
高压塔冷凝蒸发器最小传热温差/K	1.5	1.6
低压塔冷凝蒸发器最小传热温差/K	1.6	2.0
比功耗/(kW·h·m ⁻³)	0.217 7	0.202 9

2 结果与讨论

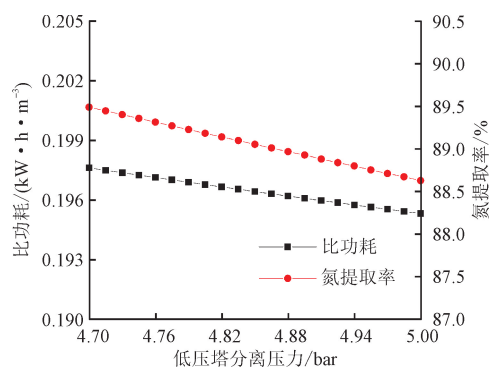
2.1 基于响应曲面法的运行参数优化

2.1.1 单因素模拟分析

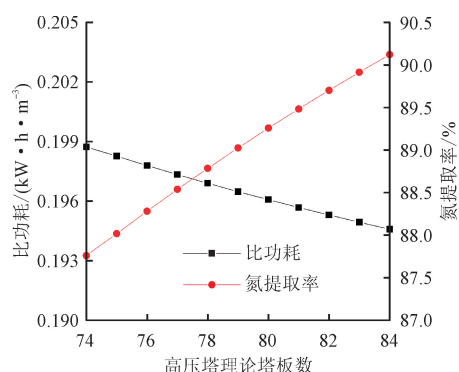
初始工况下低压塔抽气双塔精馏流程各传热部件最小传热温差均大于允许下限,可通过参数优化进一步降低流程比功耗。分析各操作参数,选择对系统性能影响最大的高压塔分离压力、低压塔分离压力、高压塔理论塔板数、低压塔理论塔板数 4 个参数协同优化。为确定最佳运行参数大致范围,对它们进行单因素分析,结果如图 2、图 3 所示。



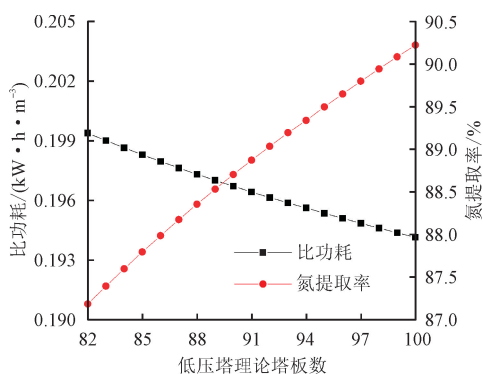
(a) 高压塔分离压力的影响



(b) 低压塔分离压力的影响



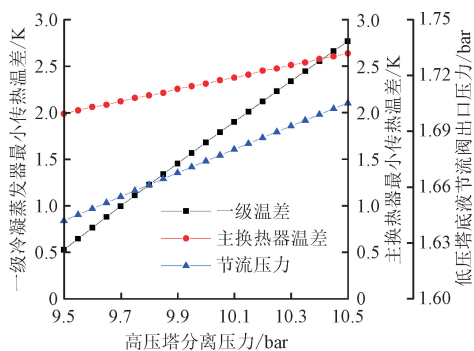
(c) 高压塔理论塔板数的影响



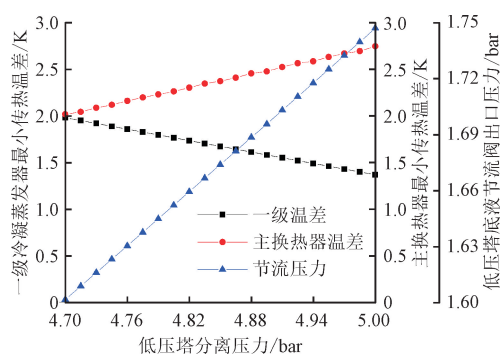
(d) 低压塔理论塔板数的影响

图2 分离条件对比功耗和氮提取率的影响

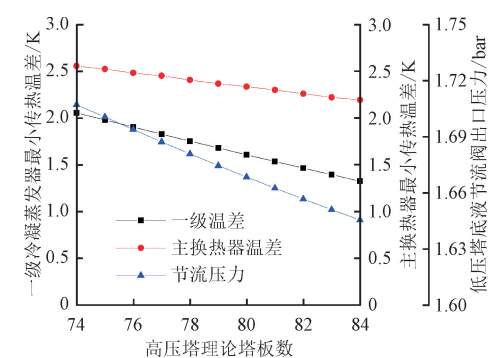
Fig. 2 Effect of distillation conditions on specific power consumption and nitrogen extraction rates



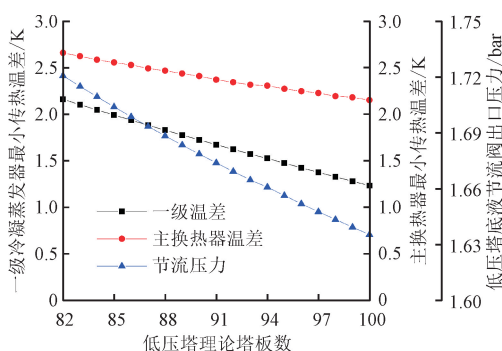
(a) 高压塔分离压力的影响



(b) 低压塔分离压力的影响



(c) 高压塔理论塔板数的影响



(d) 低压塔理论塔板数的影响

图3 分离条件对流程可行性的影响

Fig. 3 Influence of distillation conditions on process feasibility

高压塔分离压力对流程性能影响最大,当其从 10.5 bar 降低至 9.5 bar 时,比功耗从 $0.2021 \text{ kW}\cdot\text{h}\cdot\text{m}^{-3}$ 降低至 $0.1907 \text{ kW}\cdot\text{h}\cdot\text{m}^{-3}$,一级温差从 2.78 K 降低至 0.53 K。节流压力是确保低压塔冷凝蒸发器最小传热温差(简称二级温差)的关键参数,其值为环境大气压所限制。以一级温差和二级温差大于等于 1.5 K,主换热器温差大于等于 2 K 为依据^[26-27],考虑到其他优化参数改变时一级温差的变化,此处适当放宽对传热温差的限制,选定 9.5~10.5 bar 为高压塔分离压力的优化区间。低压塔分离压力主要影响节流压力,为确保返流污氮出口压力大于大气压,以节流压力大于等于 1.6 bar 为依

据,选定 4.7~5.0 bar 为低压塔分离压力的优化区间。高压塔理论塔板数和低压塔理论塔板数变化对系统性能的影响主要体现在氮气产量,在相同产品纯度前提下,理论塔板数的增加可减少所需的回流比,增强塔的生产能力,但与此同时精馏塔的建造成本增加,塔底富氧液空流量减小,这使污氮在返流复热过程中为系统提供相同冷量时的温升更大,因此一级温差、主换热器温差和节流压力均降低。根据氮气纯度及精馏塔内分离压力的差异,工业上采用的塔板数变化范围为 40~150^[2,28],此处主要以一级温差、二级温差、主换热器温差分别大于等于 1.5、1.5、2.0 K 为依据确定塔板数优化区间最大值,以氮提取率减小百分

比小于等于 0.3% 为依据确定塔板数优化区间最小值,选定 74~84、82~100 为高压塔理论塔板数和低压塔理论塔板数的优化区间。

2.1.2 模型建立及响应曲面图分析

分别用 A、B、C、D 表示高压塔分离压力、低压塔分离压力、高压塔理论塔板数、低压塔理论塔板数作为响应面分析的因素,用 X、Y、Z、W 代表比功耗、一级温差、主换热器温差、节流压力作为响应值,采用 Box-Behnken Design 方法进行响应面实验设计,借助 Design Expert 软件生成包含 5 个中心重复点在内共 29 个实验方案,实验方案设计及结果如表 3 所示。

表 3 响应面分析设计及结果

Table 3 Design and results of response surface analysis

序号	自变量				响应值			
	A/kPa	B/kPa	C	D	X/(kW·h·m ⁻³)	Y/K	Z/K	W/kPa
1	1 050	485	74	91	0.193 44	1.031 96	2.541 41	171.765
2	1 000	485	79	91	0.199 77	2.373 35	2.475 79	166.835
3	1 000	470	79	100	0.189 01	0.155 77	1.918 25	161.398
4	1 050	485	79	82	0.196 44	1.676 98	2.309 54	167.389
5	1 000	500	74	91	0.201 07	2.459 07	3.079 22	178.017
6	1 000	500	84	91	0.203 28	3.087 88	2.306 88	163.248
7	1 050	485	79	100	0.200 13	2.443 30	2.531 64	167.730
8	950	485	84	91	0.188 57	0.042 37	1.810 77	160.282
9	1 000	485	79	91	0.191 97	0.826 26	1.834 21	157.115
10	1 050	500	79	91	0.196 47	1.679 84	2.368 28	167.454
11	1 050	470	79	91	0.192 34	0.844 05	1.962 87	160.595
12	1 050	485	84	91	0.196 41	1.672 98	2.371 21	167.386
13	950	485	79	100	0.198 32	1.846 78	3.045 20	179.557
14	950	470	79	91	0.199 87	2.371 98	2.166 40	163.358
15	1 000	485	79	91	0.201 78	2.500 67	2.840 05	175.302
16	1 000	485	84	100	0.192 99	0.939 92	2.502 63	170.710
17	1 000	485	79	91	0.192 86	0.931 64	2.242 48	167.531
18	1 000	500	79	82	0.196 38	1.660 18	2.321 47	166.975
19	1 000	470	74	91	0.200 50	2.478 17	2.265 75	164.658
20	1 000	485	74	82	0.197 43	1.852 03	2.465 78	169.283
21	1 000	500	79	100	0.189 61	0.234 61	2.380 81	171.439
22	950	485	74	91	0.193 55	1.056 59	2.305 54	168.959
23	1 000	485	74	100	0.196 41	1.672 98	2.370 70	167.385
24	1 000	470	79	82	0.195 77	1.625 38	1.980 03	157.421
25	1 000	485	84	82	0.193 44	1.031 96	2.541 41	171.765
26	950	500	79	91	0.199 77	2.373 35	2.475 79	166.835
27	950	485	79	82	0.189 01	0.155 77	1.918 25	161.398
28	1 000	485	79	91	0.196 44	1.676 98	2.309 54	167.389
29	1 000	470	84	91	0.201 07	2.459 07	3.079 22	178.017

基于表 3 的结果进行回归拟合,可得到各响应值关于 A、B、C、D 的拟合函数,以比功耗为例,拟合函数为

$$\begin{aligned} X = & 0.246\,38 + 0.015\,000A - 0.022\,184B - \\ & 1.159\,11 \times 10^{-3}C - 7.552\,78 \times 10^{-4}D + \\ & 5.192\,40 \times 10^{-4}AB - 5.634\,82 \times 10^{-5}AC - \\ & 2.717\,97 \times 10^{-5}AD - 3.395\,74 \times 10^{-5}BC - \\ & 3.035\,45 \times 10^{-5}BD + 1.642\,07 \times 10^{-6}CD + \\ & 4.091\,22 \times 10^{-5}A^2 + 1.530\,82 \times 10^{-3}B^2 + \\ & 8.368\,67 \times 10^{-6}C^2 + 4.139\,48 \times 10^{-6}D^2 \quad (1) \end{aligned}$$

在比功耗模型中,单因素对比功耗影响程度从大到小依次为 A、D、C、B,表明降低高压塔分离压力是降低比能耗最有效的方法。因素之间交互作用对比功耗的影响从大到小依次为 AC、AD、CD、BD、AB、BC,说明因素 A、C 的组合优化是降低比功耗的首选。图 4 为交互项 AC、BC 对比功耗的响应曲面。AC 响

应面坡度陡,表明比功耗对当前因素的变化越敏感。当其他因素处于中心水平时,在优化范围内单独改变因素 A 和单独改变因素 C 分别可以使比功耗下降 5.98%和 2.09%;从实验范围内性能表现最差点调整至最佳点可使比功耗降低 7.61%;当因素 C 分别处于低水平和高水平时,单独改变因素 A 分别将使比功耗下降 6.06%和 5.88%,因素间交互作用明显。BC 响应曲面平缓,在中心水平单独改变因素 B 仅使比功耗下降 1.15%;因素 C 分别处于低水平和高水平时,单独改变因素 B 对应的比功耗分别下降 1.11%和 1.18%,因此认为 BC 之间的交互作用不显著。其余各响应值回归模型显著性验证及回归性验证的主要结果如表 4 所示。可以看出,预测相关系数、校正相关系数和 R^2 三者数值几乎相同且接近 1,模型信噪比高,表明模型回归性良好,预测的可信度高,可用于工艺参数优化的定量预测。

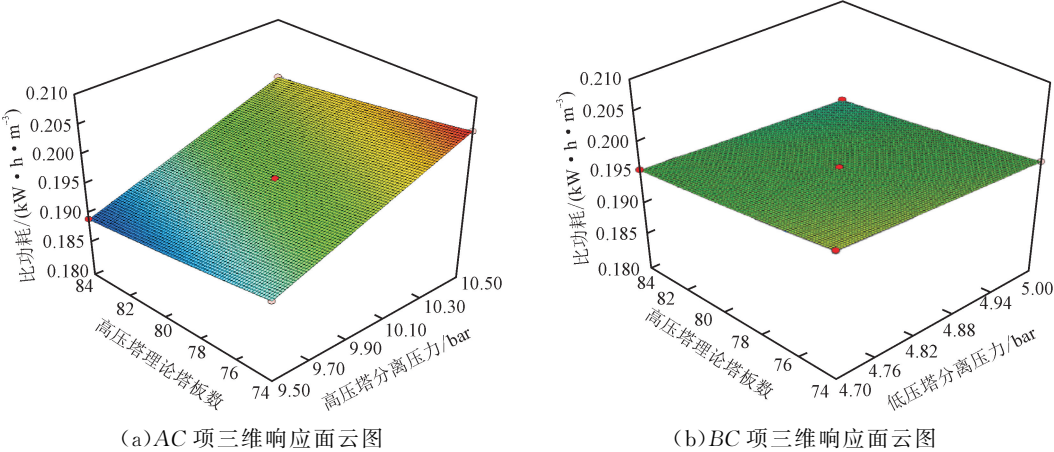


图 4 比功耗响应面云图

Fig. 4 Response surface diagram of specific power consumption

表 4 各响应值回归模型验证

Table 4 Verification of response regression models

参数	比功耗	一级温差	主换热器温差	节流压力
拟合模型	二次多项式	二次多项式	二因素交互	二次多项式
模型 P	$<0.000\,1$	$<0.000\,1$	$<0.000\,1$	$<0.000\,1$
失拟 P	0.430 36	0.532 50	0.122 90	0.531 30
预测相关性系数	0.999 91	0.999 97	0.972 81	0.999 94
校正相关性系数	0.999 96	0.999 99	0.983 93	0.999 97
R^2	0.999 98	0.999 99	0.989 67	0.999 99
信噪比/dB	862	1 362	46	1 005

2.1.3 响应面优化结果与验证

根据得到的 4 个响应值模型,以比功耗最小为目标,限定精馏塔内冷凝蒸发器最小传热温差大于

等于 1.5 K,主换热器最小传热温差大于等于 2 K,对方程进行求解。不同高压塔分离压力下的最佳参数组合及对应的响应预测值和响应模拟值如表 5 所

示。可以看出,随着高压塔分离压力的提升,实现最小比功耗时的低压塔分离压力、高压塔理论塔板数、低压塔理论塔板数均增大,系统比功耗先减小后增大,优化区间内存在一个参数组合使比功耗取得最小值:高压塔分离压力 9.892 8 bar,低压塔分离压力 4.736 4 bar,高压塔理论塔板数 82,低压塔理论塔板数 90。比功耗的平均误差为 0.02%,最大误差为 0.07%,最优工况下与预测结果的误差仅为 0.02%,

一级温差、主换热器温差和节流压力的平均误差分别为 0.26%、3.10%、0.03%,最大误差分别为 0.61%、5.25%、0.09%。优化范围内各响应模拟值均保持在模型预测值 95%置信区间范围内,表明响应曲面法可作为该系统参数优化的可靠方案。表 6 为优化结果与相关文献和企业实际工业案例的对比,优化调整后在氮气纯度提高的同时过程比功耗降低了 7%~47%,实现了节能高效与低碳环保的目标。

表 5 部分高压塔分离压力下的最佳参数组合与响应值预测模型准确性验证

Table 5 Optimal parameter combination under some high-pressure column distillation pressure conditions and accuracy verification of response prediction model

高压塔分离 压力/bar	低压塔分离 压力/bar	高压塔理论 塔板数	低压塔理论 塔板数	数值 类型	比功耗/ (kW·h·m ⁻³)	一级温差/K	主换热器 温差/K	节流 压力/bar
9.600	4.714 9	79	83	预测值	0.195 427	1.500	2.048	1.625
				模拟值	0.195 423	1.501	2.008	1.625
9.800	4.717 3	82	87	预测值	0.195 245	1.500	2.056	1.600
				模拟值	0.195 298	1.499	1.913	1.600
9.893	4.736 4	82	90	预测值	0.195 237	1.500	2.036	1.600
				模拟值	0.195 276	1.503	1.935	1.600
10.000	4.768 4	83	92	预测值	0.195 263	1.500	2.087	1.607
				模拟值	0.195 308	1.505	2.009	1.608
10.200	4.795 6	85	97	预测值	0.195 315	1.500	2.078	1.600
				模拟值	0.195 310	1.499	2.005	1.600
10.400	4.850 7	88	100	预测值	0.195 479	1.500	2.114	1.612
				模拟值	0.195 366	1.492	2.128	1.611

表 6 优化结果与相关研究及工厂案例比较

Table 6 Comparison of optimization results with related study and plant case

来源	氮气 纯度/%	氮气 压力/bar	氮提取 率/%	比功耗/ (kW·h·m ⁻³)
张涛等 ^[29]	99.999	9.5	70.92	0.374 5
李玄武 ^[2]	99.999	8.3	50.5	0.31
某企业工业案例	99.999 99	11	78.11	0.210 187
优化工况	99.999 999 9	10	90.10	0.195 276

2.2 热力学分析与对比

2.2.1 能量分析和焓分析模型

本文基于热力学第一定律和热力学第二定律对优化前、后工况进行分析,明确优化效果与原理。

部件 i 的能量平衡方程如下

$$H_{i,\text{in}} + P_{i,\text{in}} + Q_{i,\text{in}} = H_{i,\text{out}} + P_{i,\text{out}} + Q_{i,\text{out}} \quad (2)$$

式中: H 为焓; P 为功率; Q 为传热量; 下标 in、out

分别代表部件的输入及输出。

部件 i 的焓损为

$$I_i = E_{i,\text{in}} + P_{i,\text{in}} - E_{i,\text{out}} - P_{i,\text{out}} \quad (3)$$

式中: I 为焓损; E 为焓。

流股 j 的焓计算公式为

$$\begin{cases} E_{j,\text{str}} = E_{j,\text{ch}} + E_{j,\text{th}} + E_{j,\text{mix}} \\ E_{j,\text{ch}} = \sum_k (\dot{m}_k e_{\text{ch},k}^0) \\ E_{j,\text{th}} = \sum_k (\dot{m}_k (h_k - T_0 s_k)) - \\ \quad \sum_k (\dot{m}_{0,k} (h_{0,k} - T_0 s_{0,k})) \\ E_{j,\text{mix}} = (\dot{m} (h - T_0 s)) - \sum_k (\dot{m}_k (h_k - T_0 s_k)) \end{cases} \quad (4)$$

式中: $E_{j,\text{str}}$ 为流股 j 的焓; $E_{j,\text{ch}}$ 为流股 j 的化学焓; $E_{j,\text{th}}$ 为流股 j 的热力学焓; $E_{j,\text{mix}}$ 为流股 j 的混合焓; $\dot{m}$ 为摩尔流量; e 为摩尔比焓; h 为摩尔比焓; s 为摩

尔比熵; T_0 为外界温度; 下标 k 代表流股的组分; 0 代表参考态。

部件 i 的焓效率 η_i 为

$$\eta_i = E_u / E_p \quad (5)$$

式中: E_u 为过程中收益的焓; E_p 为过程中耗费的焓。

最小分离功 $W_{\min}$ 的计算公式为

$$W_{\min} = \sum E_{\text{product},j} - \sum E_{\text{feed},j} \quad (6)$$

式中: 下标 product 和 feed 分别代表产品流股及原料流股。

2.2.2 系统热力学性能对比

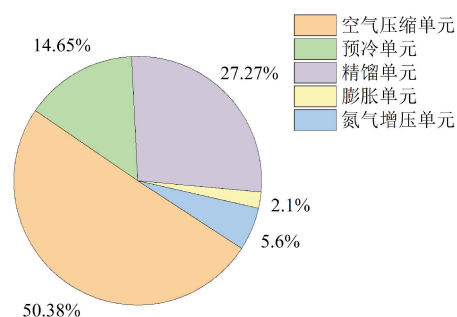
表 7 给出了优化前、后性能对比。通过响应曲面法协调各参数间相互作用后, 整体精馏压力降低, 空压机功耗降低了 6.55%, 同时也减小了各组分之间的分离难度, 氮气产量提升了 7.30%。氮气产品初始压力的降低及产量的提升提高了氮压机的压比及气体压缩量, 氮压机功耗上升, 综合作用使系统的总功耗增大 3.29%。但其氮气产量增加的程度更大, 因此系统比功耗从 $0.202862 \text{ kW} \cdot \text{h} \cdot \text{m}^{-3}$ 减小到了 $0.195276 \text{ kW} \cdot \text{h} \cdot \text{m}^{-3}$, 降低了 3.74%。

表 7 优化前、后空分系统性能对比

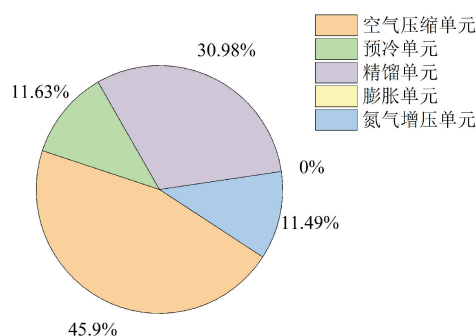
Table 7 Comparison of ASU before and after optimizations

参数	优化前	优化后
高压塔分离压力/bar	11.439 0	9.892 8
低压塔分离压力/bar	6.078 0	4.736 4
高压塔理论塔板数	80	82
低压塔理论塔板数	100	90
压缩机进气量/ $(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	44 230	44 230
空压机功耗/kW	5 058.21	4 726.72
氮气产量/ $(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	29 006.7	31 125.5
氮提取率/%	83.96	90.10
产品氮的纯度/%	99.999 999 9	99.999 999 9
产品氮气初始压力/bar	5.579	4.144
总功耗/kW	5 884.37	6 078.08
比功耗/ $(\text{kW} \cdot \text{h} \cdot \text{m}^{-3})$	0.202 862	0.195 276

图 5 展示了优化前、后各单元的焓损分布。优化后, 系统总焓损略有增加, 从 3137.4 kW 变为 3153.6 kW , 但由于系统氮气产量的提升, 生产单位氮气的焓损从 $8727.6 \text{ kW} \cdot \text{h} \cdot \text{kmol}^{-1}$ 降低至 $8175.5 \text{ kW} \cdot \text{h} \cdot \text{kmol}^{-1}$, 降低了 6.33%; 最小分离功从 2038.0 kW 减小至 1935.4 kW , 系统焓效率从 45.13% 提升至 47.05%。



(a) 初始工况各单元焓损占比



(b) 优化工况各单元焓损占比

图 5 系统优化前、后的焓损分布

Fig. 5 Exergy losses distribution of the system before and after optimizations

空气压缩单元焓损为系统焓损的主要来源, 初始工况下压缩机和冷却器焓损分别为 869.7 、 710.9 kW , 共占总焓损的 50.38%。压缩机的不可逆损失主要与过程压缩功及等熵效率有关, 前者决定输入焓的大小, 后者关系输入焓损失的比例。较小的压比降低了压缩机焓损, 也将使空压机出口温度降低, 进而减小冷却器焓损。冷却器的焓损源于冷却过程压缩空气热能焓未被利用, 除非将压缩空气的冷却过程与其他过程集成, 如用于分子筛再生气或蒸汽动力循环膨胀蒸汽预热, 否则冷却过程热焓损失无法避免。优化后压缩机和冷却器造成的焓损分别为 819.8 、 627.5 kW , 总体降低 8.43%。

精馏单元作为系统焓损的第 2 大来源, 其中低压塔占比最高, 为 6.81%, 其次为高压塔和低压塔顶部的冷凝蒸发器, 分别为 6.62% 和 4.89%。精馏塔中的不可逆损失主要由汽液之间的不可逆传热传质导致: 冷凝蒸发器的传热温差虽较小, 但由于是潜热交换, 传热量较大, 因此不可逆传热导致的焓损较大。优化后, 精馏塔焓损有所提升, 这是因为较低压力下汽液之间的温差和化学势差更大, 这虽然增大了两个精馏塔内的焓损, 但也降低了不同组分间的分离难度, 提升了氮提取率。优化后较低的高压塔分离压

力降低了高压塔理论回流液需求,使得来自高压塔顶部送至低压塔顶部的补充回流液增加,减小了低压塔顶部冷凝蒸发器的换热量,协同低压塔顶部冷凝蒸发器本身传热温差的优化,使优化后低压塔顶部冷凝蒸发器的焓损降低了 12.51%。高压塔、节流阀和过冷换热器在优化前、后的不可逆性均较小,针对其他部件展开优化对性能的提高将有更好的效果。

主换热器为焓损的第 3 大来源,主要由不可逆传热及摩擦损失引起。主换热器温度变化范围大,换热量多,合理的热流温度分布对于焓损的降低至关重要。图 6 为优化前、后主换热器与过冷器的换热温差-热流复合曲线。优化后冷热流股曲线更接近,对数平均温差分别从 7.89 K 和 5.37 K 降低至 3.68 K 和 4.07 K。优化前主换热器焓损为 459.7 kW;优化后焓损为 366.7 kW,降低了 20.2%。对于优化后工况而言,膨胀机的实际效果几近于无,因此可以省去膨胀机,降低系统初期投资成本。

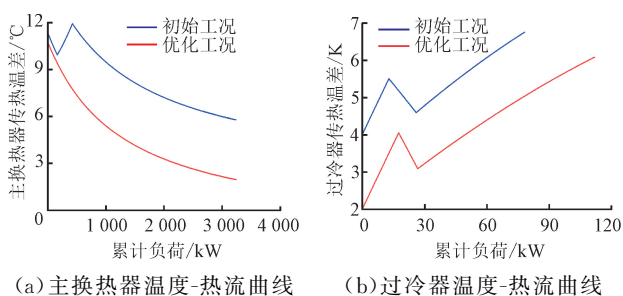


图 6 优化前、后换热器内温度-热流复合曲线

Fig. 6 Temperature-heat flow composite curves of the heat exchangers before and after optimizations

图 7 为优化前、后主要部件的焓效率对比。优化前、后空气压缩单元、主换热器、过冷器的焓效率相似。精馏塔、节流阀和主换热器焓效率较高,表明精馏单元参数及换热器冷热流股流路设置合理。空气压缩单元及氮气增压单元由于压缩气体冷却过程焓的损失,焓效率仅维持在 70% 附近。

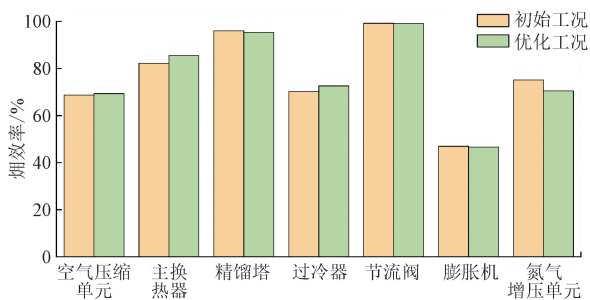


图 7 初始工况及优化工况主要部件焓效率对比

Fig. 7 Exergy efficiency of the main components in the base condition and the optimized condition

3 结 论

(1) 给定工况下,低压塔抽气双塔精馏制氮流程表现更好,氮提取率和比功耗分别为内置液氮泵双塔精馏流程的 141.85% 和 93.20%。采用 Box-Behnken Design 方法建立的 4 个响应值模型在限定传热温差条件下的最小比能损耗工况如下:高压塔分离压力 9.892 8 bar,低压塔分离压力 4.736 4 bar,高压塔理论塔板数 82,低压塔理论塔板数 90。

(2) 优化后比功耗的仿真模拟结果为 $0.195\ 276\ \text{kW} \cdot \text{h} \cdot \text{m}^{-3}$,与模型预测结果的相对误差仅为 0.02%。系统比功耗降低了 3.74%,氮气产量提升 7.30%,生产单位氮气的焓损降低 6.33%,理论最小分离功从 2 038.0 kW 减小至 1 935.4 kW,系统焓效率从 45.13% 提升至 47.05%。

(3) 优化前、后焓损占比前 3 位均依次为空气压缩单元、精馏单元和主换热器,优化后三者的焓损占比分别为 45.9%、30.98% 和 11.63%,压缩机压比的下降及换热部件对数平均温差的减小使空气压缩单元和主换热器的焓损减小了 8.43% 和 20.2%;较低的分压及低压塔减小的理论塔板数使精馏塔内汽液传热传质间的势差更大,精馏单元焓损增加,优化后膨胀机的作用几近于无,可在优化流程中省去返流污氮膨胀机。

参考文献:

- [1] Li Gen, Chen Hao, Guo Huan, et al. A novel coupled system of compressed air energy storage system and air separation unit: thermodynamic and economic evaluation [J]. Energy, 2025, 335: 138303.
 - [2] 李玄武. 深冷法现场制氮装置设计及工业实施 [D]. 广州: 华南理工大学, 2017.
 - [3] Huo Changjiang, Sun Jinju, Song Peng. Energy, exergy and economic analyses of an optimal use of cryogenic liquid turbine expander in air separation units [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2023, 189: 194-209.
 - [4] Maroukis G, Georgiadis M C. Modeling, simulation, and techno-economic optimization of argon separation processes [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2022, 184: 165-179.
 - [5] 郑捷宇, 厉彦忠, 司标, 等. 基于焓分析的空分流程对比研究 [J]. 工程热物理学报, 2015, 36 (10): 2097-2101.
- Zheng Jieyu, Li Yanzhong, Si Biao, et al. Comparative study of air separation process based on exergy

- analysis [J]. *Journal of Engineering Thermophysics*, 2015, 36(10):2097-2101.
- [6] Zonouz M J, Mehrpooya M. Parametric study of a hybrid one column air separation unit (ASU) and CO₂ power cycle based on advanced exergy cost analysis results [J]. *Energy*, 2017, 140(Part 1): 261-275.
- [7] He Xiufen, Liu Yunong, Rehman A, et al. A novel air separation unit with energy storage and generation and its energy efficiency and economy analysis [J]. *Applied Energy*, 2021, 281: 115976.
- [8] Tong Lige, Zhang Aijing, Li Yongliang, et al. Exergy and energy analysis of a load regulation method of CVO of air separation unit [J]. *Applied Thermal Engineering*, 2015, 80: 413-423.
- [9] Chen Guofu. Calculate the power of cryogenic air separation units [J]. *Chemical Engineering Progress*, 2020, 116(6):26-33.
- [10] 周霞. 空分压缩余热回收系统设计运行理论与实验研究 [D]. 杭州: 浙江大学, 2022.
- [11] Mora C A, Orjuela A. Modeling, validation and exergy evaluation of a thermally-integrated industrial cryogenic air separation plant in Colombia [J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2022, 185: 73-86.
- [12] Ziębik A, Gładysz P. Systems approach to energy and exergy analyses [J]. *Energy*, 2018, 165(Part A): 396-407.
- [13] Kingston D, Wilhelmsen Ø, Kjelstrup S. Minimum entropy production in a distillation column for air separation described by a continuous non-equilibrium model [J]. *Chemical Engineering Science*, 2020, 218: 115539.
- [14] Wang Zhiyu, Wang Wenhai, Qin Weizhong, et al. Analysis of carbon footprint reduction for three novel air separation columns [J]. *Separation and Purification Technology*, 2021, 262: 118318.
- [15] Wang Zhiyu, Qin Weizhong, Yang Chunhua, et al. Heat-transfer distribution optimization for the heat-integrated air separation column [J]. *Separation and Purification Technology*, 2020, 248: 117048.
- [16] 文兆伦, 李沛睿, 张忠林, 等. 基于自热再生的隔壁塔深冷空分工艺设计及优化 [J]. *化工学报*, 2023, 74(7): 2988-2998.
- Wen Zhaolun, Li Peirui, Zhang Zhonglin, et al. Design and optimization of cryogenic air separation process with dividing wall column based on self-heat regeneration [J]. *CIESC Journal*, 2023, 74(7):2988-2998.
- [17] 王小云, 丁传敏, 牛艳霞. 深冷空分工艺的模拟与优化 [J]. *应用化工*, 2023, 52(11): 3003-3007.
- Wang Xiaoyun, Ding Chuanmin, Niu Yanxia. Simulation and optimization of cryogenic air separation process [J]. *Applied Chemical Industry*, 2023, 52(11): 3003-3007.
- [18] Mora C A, Orjuela A. Modeling, validation and exergy evaluation of a thermally-integrated industrial cryogenic air separation plant in Colombia: part II optimization under variable products demand [J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2023, 191: 537-551.
- [19] Kong Fulin, Shen Minghai, Tong Lige, et al. A novel multi-objective optimization framework based on the absolute priority method for co-production air separation systems [J]. *Chemical Engineering Science*, 2025, 317: 122099.
- [20] 荣杨一鸣, 吴巧仙, 周霞, 等. 空分系统空气压缩余热自利用性能优化研究 [J]. *化工学报*, 2021, 72(3): 1654-1666.
- Rong Yangyiming, Wu Qiaoxian, Zhou Xia, et al. Research on optimization of self-utilization performance of air compression waste heat in air separation system [J]. *CIESC Journal*, 2021, 72(3): 1654-1666.
- [21] Yuan Yuxing, Na Hongming, Du Tao, et al. Multi-objective optimization and analysis of material and energy flows in a typical steel plant [J]. *Energy*, 2023, 263(Part D): 125874.
- [22] Saini A, Ghosh S, Kar S, et al. Modeling and optimization for nitrogen liquefaction with subcooling and air separation unit from air [J]. *International Journal of Engineering and Advanced Technology*, 2019, 8(4): 1770-1782.
- [23] 李燕鹏. 低温空气分离装置的流程选型方法研究 [D]. 杭州: 浙江大学, 2019.
- [24] 杨泽萌, 韩晓萌, 卢新发. 基于稳态模拟技术的空分增氮工艺流程设计与实施 [J]. *冶金动力*, 2022(1): 39-42.
- Yang Zemeng, Han Xiaomeng, Lu Xinfa. Design and implementation of air separation nitrogen increasing process based on steady-state simulation technology [J]. *Metallurgical Power*, 2022(1): 39-42.
- [25] 常亮, 刘兴高. 内部热耦合空分塔的节能优化分析 [J]. *化工学报*, 2012, 63(9):2936-2940.
- Chang Liang, Liu Xinggao. Energy optimization analysis of internal thermally coupled air separation columns [J]. *CIESC Journal*, 2012, 63(9):2936-2940.
- [26] Yang Yan, Tong Lige, Liu Yuxin, et al. A novel integrated system of hydrogen liquefaction process and liquid air energy storage (LAES): energy, exergy, and economic analysis [J]. *Energy Conversion and Management*, 2023, 280: 116799.

- [27] Fu Chao, Gundersen T. Using exergy analysis to reduce power consumption in air separation units for oxy-combustion processes [J]. *Energy*, 2012, 44(1): 60-68.
- [28] Fu Chao, Gundersen T. Recuperative vapor recompression heat pumps in cryogenic air separation processes [J]. *Energy*, 2013, 59: 708-718.
- [29] 张涛, 马国光, 冷南江, 等. 某油田深冷空分制氮工艺优化研究 [J]. *石油与天然气化工*, 2022, 51(6): 61-69.
- Zhang Tao, Ma Guoguang, Leng Nanjiang, et al. Optimization of nitrogen production process by cryogenic air separation in an oil field [J]. *Chemical Engineering of Oil & Gas*, 2022, 51(6): 61-69.

(编辑 亢列梅)