

# 利用 LNG 冷能制造富氧空气工艺过程的模拟评价

张超<sup>1</sup>, 肖立<sup>1</sup>, 张炜<sup>2\*</sup>, 刘方<sup>1</sup>, 陈锐莹<sup>1</sup>, 张玉明<sup>2</sup>

(1. 中海石油气电集团有限责任公司, 北京 100028;  
2. 中国石油大学(北京)机械与储运工程学院, 北京 102249)

**摘要:**针对一种利用 LNG 接收站中 LNG 冷能以及产物气冷量回收的富氧空气制造系统构建流程模拟。模拟结果指出该系统能够有效地制造氧气摩尔分数 30% 的富氧空气。旋风分离器气液分离效率越高, 所获得的富氧空气中氧气摩尔分数越高。提高贫氧空气分流比例能够有效提升富氧空气制造产量, 但会降低富氧空气中氧气含量。计算得到本系统富氧空气制造能耗约为 85 kWh/t, 处于适中水平。但本系统动设备较少且拉瓦尔喷管、旋风分离器结构简单制造成本较低, 使得系统易于集成并联放大。

**关键词:**富氧空气; LNG 冷能; 流程模拟; 拉瓦尔喷管; 旋风分离器

**中图分类号:**TE09

**文献标志码:**A

**文章编号:**0253-4320(2025)04-0245-06

**DOI:**10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.04.042

## Simulation and Evaluation of process for producing oxygen-enriched air with LNG cold energy

ZHANG Chao<sup>1</sup>, XIAO Li<sup>1</sup>, ZHANG Wei<sup>2\*</sup>, LIU Fang<sup>1</sup>, CHEN Rui-ying<sup>1</sup>, ZHANG Yu-ming<sup>2</sup>

(1. CNOOC Gas and Power Group Co., Ltd., Beijing 100028, China; 2. College of Mechanical and Transportation Engineering, China University of Petroleum-Beijing, Beijing 102249, China)

**Abstract:** A process system for producing oxygen-enriched air with utilizing LNG cold energy from LNG terminals and the cold energy recovered from the product gases is simulated. Simulation results indicate that this system can effectively produce oxygen-enriched air in which the oxygen concentration is about 30%. The higher the gas-liquid separation efficiency of the cyclone separator, the higher the oxygen concentration in the obtained oxygen-enriched air. Increasing the recover ratio of oxygen-depleted air can effectively enhance the production output of oxygen-enriched air, but will reduce the concentration of oxygen in oxygen-enriched air. It is obtained from calculation that the energy consumption for producing oxygen-enriched air in this system is approximately 85 kWh/t-O<sub>2</sub>, which is at a moderate level. However, this system has fewer moving parts, and the simple structure of Laval nozzle and cyclone separator results in low manufacturing cost, making the system easy to integrate and scale up.

**Key words:** oxygen-enriched air; LNG cold energy; process simulation; Laval nozzle; cyclone separator

虽然煤、天然气等化石燃料长期为火力发电、钢铁冶炼、石油化工以及水泥制造等工业领域提供了不可或缺的热力燃料支持, 但这些传统含碳燃料的燃烧也伴随着大量的二氧化碳排放。据国际能源署统计, 能源部门占全球温室气体排放总量的约 75%<sup>[1]</sup>, 其中又以燃煤发电和工业用能占据显著比例<sup>[2-3]</sup>。为了降低传统化石燃料使用过程中的碳排放, 富氧燃烧技术受到研究者的广泛关注。富氧燃烧技术在燃烧过程中使用高于大气含氧量的富氧空气, 既可以显著提升燃料的燃烧效率<sup>[4]</sup>, 又改善了未燃烧碳烟和硫、氮氧化物等尾气排放<sup>[5]</sup>, 从而在多个领域得到应用。

对于富氧燃烧技术, 研究指出所使用的富氧空

气的氧气摩尔分数存在最佳范围。当氧气摩尔分数维持在 25%~30% 时能够实现比较平衡的燃料节省效果<sup>[6]</sup>。这是由于该摩尔分数下的氧气与燃料混合物既提高了燃烧效率, 又避免了过高氧气摩尔分数导致的高制造成本。然而富氧空气制造中, 传统的深冷分离法<sup>[7]</sup>、变压吸附法<sup>[8]</sup>的技术目标均是生产接近纯度的氧气和氮气。这意味着为了获得 25%~30% 的理想氧气摩尔分数的富氧空气, 需要额外将制得的纯氧与纯氮气或环境空气按一定比例进行混合稀释, 降低氧气摩尔分数。这个过程不仅增加了富氧空气制造的复杂性, 还造成了能源的隐性浪费。而使用膜分离法<sup>[9]</sup>时虽然制得的富氧空气中氧气摩尔分数较低, 但无法适应大规模的富氧

收稿日期: 2024-07-08; 修回日期: 2025-01-24

作者简介: 张超(1981-), 男, 教授级高级工程师, 研究方向为 LNG 制储运、电力与新能源、低碳技术开发与利用, zhangchao5@cnooc.com.cn; 张炜(1990-), 男, 博士, 讲师, 研究方向为低碳技术开发与利用, 通讯联系人, zhang.wei@cup.edu.cn。

空气制造。因此,需要提出一种能够低成本直接制造 25%~30%低氧气摩尔分数富氧空气的方法。

另一方面,液化天然气(LNG)作为一种清洁、高效的能源形式,在运输和再气化过程中会释放出大量冷能。为了避免冷能的浪费,研究者提出了多样的 LNG 冷能利用方法。包括低温冷库<sup>[10]</sup>、建筑物空调系统等直接冷却应用<sup>[11]</sup>。随着技术的进步,LNG 冷能利用发展到橡胶低温粉碎<sup>[12-13]</sup>、冷冻干燥<sup>[14]</sup>、轻烃分离<sup>[15]</sup>等化工过程,或是促进某些化学物质的低温液化,如液态二氧化碳捕集<sup>[16]</sup>和液化空气储能<sup>[17]</sup>等。通过利用 LNG 中蕴含的冷能,能够有效减少额外的能源消耗。

鉴于 LNG 冷能以及富氧燃烧技术的优点,本文中围绕氧气含量 30%的富氧空气能够实现最佳的燃料节省效果这一目的,通过构建利用 LNG 冷能与产物气自身冷量回收的富氧空气连续制造系统的工艺过程模拟,探究了系统中旋风分离器气液分离效率以及产物气中贫氧空气分流比例对最终产物特性的影响规律,从而为低摩尔分数富氧空气的高效制造提供一种新的思路。

## 1 系统描述与设计

### 1.1 系统描述

利用 LNG 冷能与自身冷量回收的富氧空气制造流程如图 1 所示。以经过脱杂的纯净空气为原料,首先通过空气压缩机进行压缩以达到合适的压

力,其次将压缩纯净空气通过冷却器冷却至室温。压缩机的使用是为了后续拉瓦尔喷管的断热膨胀处于合适的压力条件下。压缩纯净空气从冷却器流出后依次经过数个换热器,这些换热器依次使用 LNG 液化天然气、低温产物的富氧空气以及贫氧空气作为冷源。通过换热器后,压缩纯净空气温度大幅度降低,将此低温压缩纯净空气与一定量的低温产物贫氧空气混合,其后通入拉瓦尔喷管中。经过拉瓦尔喷管的断热膨胀过程,气流速度大幅度增加,温度迅速降低至氧气与氮气沸点之间,从而使得空气中的氧气凝聚成氧气液滴,成为气液混合物。该气液混合物被输送至旋风分离设备,部分氧气液滴由于较大的离心力而与旋风分离器壁面碰撞并附着,在重力作用下逐渐下流至旋风分离器下出口,同时在下流过程中氧气液滴部分气化。最终从旋风分离器下出口获得低温产物富氧空气,而旋风分离器上出口由于氧气液滴的匮乏而得到低温产物贫氧空气。为了能够充分利用低温产物富氧空气与贫氧空气的自身冷量,因此将低温产物气体循环回至换热器中对压缩纯净空气进行冷却,从而回收产物气中的冷量。对低温产物贫氧空气,通过气体分流器进行一定比例的分流。部分贫氧空气经过低温压缩机压缩,压力提高至拉瓦尔喷管的工作压力并与压缩纯净空气进行混合后进入拉瓦尔喷管,剩余的贫氧空气则循环回至压缩纯净空气换热器中。

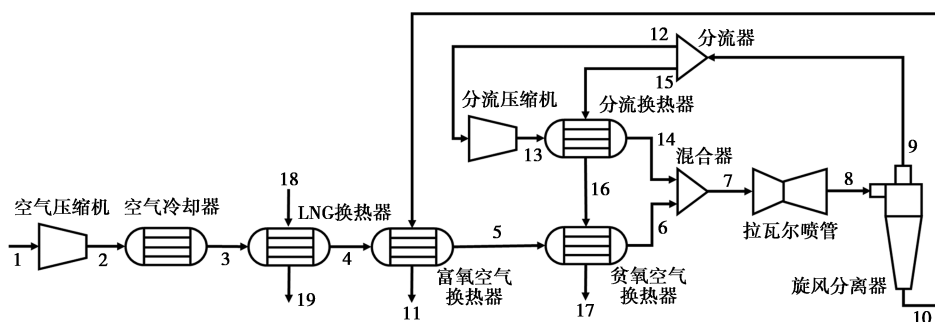


图 1 利用 LNG 冷能与自身冷量回收富氧空气制造流程

系统的特点如下:①拉瓦尔喷管为关键的断热膨胀设备,空气通过拉瓦尔喷管后压力与温度快速降低,流速快速提升至超音速,既实现了氧气的液化又为后续的气液混合物旋风分离提供了良好的工作条件;②充分利用低温产物气自身冷量进行原料气预冷却,实现自身冷量回收;③部分低温产物贫氧空气分流循环回拉瓦尔喷管前并与原料气混合,保障

拉瓦尔喷管的工作条件,并且通过调节分流比例,提升最终富氧空气的产量。

以下对该富氧空气制造系统进行简化假设:

①系统处于稳定运行状态;②忽略管道损失、热量损失以及沿程压降损失等。

### 1.2 系统关键参数

本文中,富氧空气制造系统的各类换热器、压缩

机、拉瓦尔喷管以及旋风分离器等设备参照文献[18-19]中的参数进行设计。本文中采用 Aspen Plus 搭建图 1 所示的流程,均采用 Peng-Robinson 物性方法,关键设备参数列于表 1 中。本文中假设处理空气流量为 5 000 m<sup>3</sup>/h。模拟过程中,通过改变旋风分离器的气液分离效率以及贫氧空气分流器的分流比率,探究工作条件变化对最终产物气特性的影响规律。

表 1 系统关键设备参数取值

参数	取值
环境温度/℃	20
压缩机等熵效率/%	88
旋风分离器气液分离效率/%	50~95
分流器分流比率/%	10~50
拉瓦尔喷管工作压力/MPa	0.5

## 2 结果与讨论

### 2.1 计算结果

通过 Aspen Plus 对所提出的富氧空气制造流程进行模拟。输入纯净空气流量为 5 000 m<sup>3</sup>/h,温度为环境温度 20℃,压力为 0.1 MPa。流程主要计算结果如表 2 所示。流程中主要的能量输入为空气压缩机以及产物贫氧空气的分流压缩机,两者消耗总功率 331.6 kW。当 0.5 MPa 的压缩纯净空气通过 LNG 换热器以及产物气换热器后温度降低至 -139.8℃,有效利用了 LNG 的冷能以及回收了产物气的自身冷量。当压缩纯净空气通过空气混合器与循环回的部分低温产物贫氧空气混合之后,温度从 -139.8℃降低至 -140.7℃,并未产生较大变化。这是由于经过旋风分离以及分流器后,循环回的低温产物贫氧空气流量相对较小,难以大幅度影响压缩纯净空气的温度。当气体通过拉瓦尔喷管时,压力与温度快速降低。当出口压力降低至 0.1 MPa 时,温度降低为 -193.8℃,处于该压力下的氧气沸点与氮气沸点之间。可以看到此时气液混合物包含 99.1%的气相以及 0.9%的液相。由于氧气液滴的凝结而导致气相中氧气摩尔分数降低至 19.1%,液相中氧气摩尔分数则大幅度上升至 49.5%。该气液混合物经过旋风分离器后,富氧液滴附着于壁面上并下行至下出口气化,成为富氧空气,此时空气中氧气摩尔分数从普通空气的 20.7%提升至

30.2%。而旋风分离器上出口的空气由于氧气液滴的匮乏而成为贫氧空气,氧气摩尔分数大幅度降低至 4.6%。

表 2 主要计算结果

节点	参数	计算结果
空气压缩机	输入功率/kW	322.3
空气冷却器	热负荷/kW	322.3
LNG 换热器	热负荷/kW	183.6
低温产物富氧空气换热器	热负荷/kW	62.1
低温产物贫氧空气换热器	热负荷/kW	26.1
分流压缩机	输入功率/kW	9.2
分流换热器	热负荷/kW	3.3
拉瓦尔喷管	出口气相比例/%	99.1
	出口气相氧气摩尔分数/%	19.1
	出口气相氮气摩尔分数/%	80.9
	出口液相氧气摩尔分数/%	49.5
	出口液相氮气摩尔分数/%	50.5
产物富氧空气	体积流量/(m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	3128.9
	氧气摩尔分数/%	30.2
	氮气摩尔分数/%	69.8
产物贫氧空气	体积流量/(m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	1871.1
	氧气摩尔分数/%	4.6
	氮气摩尔分数/%	95.4

表 3 中列出了流程中关键节点的温度、压力以及组分分布。可以看到,所有换热器都工作于极低的温度下,因此需要采用耐低温的换热器类型。其中 LNG 换热器承受最为巨大的温差,为了保护换热器,需要采用多级换热器以降低级间的温度差。观察各个出口处的物流状态,可以发现天然气出口温度为 -88℃,换热功率 183.6 kW,有效利用了 LNG 冷能实现了压缩纯净空气的预冷却;富氧空气温度为 -130℃,贫氧空气温度为 -148.8℃,温度较低,可见虽然回收了部分产物气的冷量,但最终产物气仍具有较多的冷量可供回收,后续可进一步设计相关冷量回收过程。

表 3 关键节点的流股参数

节点	温度/℃	压力/MPa	流量/(kg·h <sup>-1</sup> )	气体摩尔组分/%
1(纯净空气)	20.0	0.1	5919	N <sub>2</sub> 79.3, O <sub>2</sub> 20.7
2	212.2	0.5	5919	N <sub>2</sub> 79.3, O <sub>2</sub> 20.7

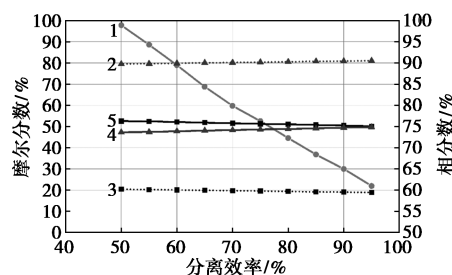
续表

节点	温度/ ℃	压力/ MPa	流量/ (kg·h <sup>-1</sup> )	气体摩尔组分/%
3	20.0	0.5	5919	N <sub>2</sub> 79.3, O <sub>2</sub> 20.7
4	-88.7	0.5	5919	N <sub>2</sub> 79.3, O <sub>2</sub> 20.7
5	-124.8	0.5	5919	N <sub>2</sub> 79.3, O <sub>2</sub> 20.7
6	-139.8	0.5	5919	N <sub>2</sub> 79.3, O <sub>2</sub> 20.7
7	-140.7	0.5	6453	N <sub>2</sub> 80.6, O <sub>2</sub> 19.4 气相 99.1
8	-193.8	0.1	6453	N <sub>2</sub> 80.9, O <sub>2</sub> 19.1 液相 0.9 N <sub>2</sub> 49.5, O <sub>2</sub> 50.5
9	-193.8	0.1	2671	N <sub>2</sub> 95.4, O <sub>2</sub> 4.6 气相 64.6
10	-193.8	0.1	3782	N <sub>2</sub> 80.9, O <sub>2</sub> 19.1 液相 35.4 N <sub>2</sub> 49.5, O <sub>2</sub> 50.5
11(富氧空气)	-130.0	0.1	3782	N <sub>2</sub> 69.8, O <sub>2</sub> 30.2
12	-193.8	0.1	534	N <sub>2</sub> 95.4, O <sub>2</sub> 4.6
13	-130.8	0.5	534	N <sub>2</sub> 95.4, O <sub>2</sub> 4.6
14	-150.1	0.5	534	N <sub>2</sub> 95.4, O <sub>2</sub> 4.6
15	-193.8	0.1	2137	N <sub>2</sub> 95.4, O <sub>2</sub> 4.6
16	-188.8	0.1	2137	N <sub>2</sub> 95.4, O <sub>2</sub> 4.6
17(贫氧空气)	-148.8	0.1	2137	N <sub>2</sub> 95.4, O <sub>2</sub> 4.6
18(LNG)	-165.0	0.8	1000	CH <sub>4</sub> :100
19(NG)	-88.0	0.8	1000	CH <sub>4</sub> 100

### 2.2 工况变化对产物的影响

旋风分离器用于气液分离时,液滴与壁面碰撞导致液滴破碎飞溅,以及壁面上的液膜在气流快速流动作用下导致液膜破碎形成小液滴并被重新带进气流等,这些现象均会导致旋风分离器的气液分离效率大幅度降低。文献指出旋风分离器用于气液分离时分离效率受液滴大小、液滴浓度等影响较大,某些条件下分离效率远低于气固分离效率,仅为 90% 左右<sup>[20]</sup>。本文中假设旋风分离器的气液分离效率于 50%~95% 之间变动,则在旋风分离器下出口的气液混合物特性变化如图 2 所示。当气液分离效率增大时,下出口处氧气液滴的富集程度得到增强,因此气相比比例逐渐降低。当气液分离效率达到 95% 时,下出口处气相比比例降低至 61%。相比之下,气

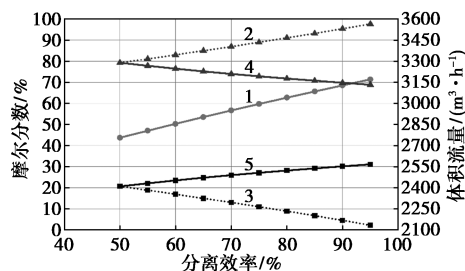
相以及液相中的组分比例并未产生较大的变化。液相中,氧气与氮气摩尔分数基本维持在 50% 左右;当气液分离效率增大时,氧气摩尔分数从 52.6% 下降到 50.2%,氮气摩尔分数从 47.4% 增加到 49.8%。气相中的氧气与氮气比例也仅产生轻微变化:当气液分离效率增大时,氧气摩尔分数从 20.4% 下降到 18.9%,氮气摩尔分数从 79.6% 增加到 81.1%。可以看出对于气相与液相,氧气摩尔分数均随着气液分离效率的增大而下降。这是由于气液分离效率的增大使得旋风分离器上出口,即贫氧空气出口的氧气摩尔分数出现明显下降。而部分贫氧空气通过分流器后与原料气进行混合并循环回拉瓦尔喷管以及旋风分离器,因此使得混合后的原料气中氧气摩尔分数出现下降,从而使得旋风分离器下出口产物产生如图 2 所示的变化。由于设定的贫氧空气分流比例为 20%,因此分流量较小,产生的影响也较小。



1—气相分数;2—气相中氮气含量;3—气相中氧气含量;  
4—液相中氮气含量;5—液相中氧气含量

图 2 气液分离效率对旋风分离器下出口产物特性的影响

图 3 给出了旋风分离器气液分离效率对系统最终富氧空气以及贫氧空气产物特性的影响。显然,随着气液分离效率的增大,更多的氧气液滴被富集到富氧空气一侧,因此系统最终的富氧空气产量逐渐上升。由于系统中对贫氧空气进行了 20% 的分

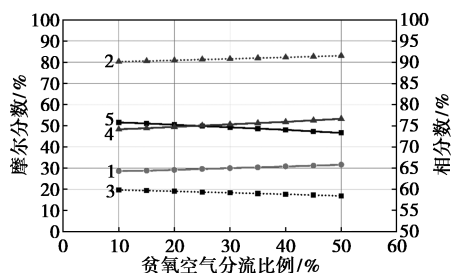


1—富氧空气流量;2—贫氧空气中氮气含量;3—贫氧空气中氧气含量;4—富氧空气中氮气含量;5—富氧空气中氧气含量

图 3 气液分离效率对最终产物特性的影响

流循环,因此最终富氧空气产量超过了原料气流量的 50%。气液分离效率同样对产物气中组分摩尔分数影响巨大。随着气液分离效率的提高,富氧空气中氧气摩尔分数显著上升,贫氧空气中氧气摩尔分数显著下降。当分离效率提升至 90%时,已经可以获得氧气摩尔分数 30%的富氧空气。

贫氧空气分流比例同样对产物特性产生影响。图 4 给出了不同分流比例条件下旋风分离器下出口气液混合物的特性。此处假设旋风分离器气液分离效率 90%。随着分流比例的提升,下出口处的气相比例出现轻微变化。气相与液相中的组分变化明显。随着分流比例增大,液相中的氧气含量从 51.6%下降为 46.7%,氮气含量从 48.4%上升至 53.3%。类似的,气相中氧气含量从 19.7%下降到 16.9%,氮气含量从 80.3%上升至 83.1%。其原因不难给出:当分流比例增大时,更多的贫氧空气被循环回原料气中并降低了原料气中的氧气比例,当原料气重新通过拉瓦尔喷管与旋风分离器后,分离得到的贫氧空气中氧气含量进一步降低,如此循环,直至系统达到平衡。

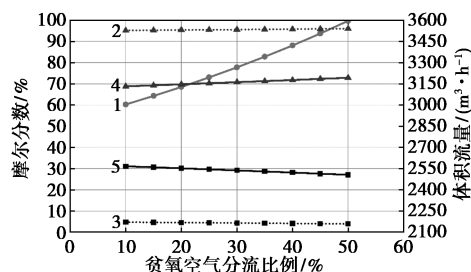


1—气相中氧气含量;2—气相中氮气含量;3—液相中氧气含量;  
4—液相中氮气含量;5—液相中氧气含量

图 4 分流器分流比例对旋风分离器下出口产物特性的影响

图 5 给出了贫氧空气分流比例对系统最终富氧空气以及贫氧空气产物特性的影响。可以看到,分流比例的增大对最终富氧空气产量提升有着显著的影响。当分流比例为 50%时,富氧空气的产量提升至原料气流量的 72%,即接近四分之三原料气被转化为了富氧空气。然而需要指出,虽然富氧空气产量得到提升,但富氧空气中氧气含量出现稍微下降:随着分流比例的增加,富氧空气中氧气含量从 31.1%降低至 27.1%。但当分流比例小于 20%时,富氧空气的氧气摩尔分数仍能维持在 30.2%。同时需要注意,随着分流比例的增大,系统中的分流压缩机需要处理更多的贫氧空气,因此功耗也会增大。

分流压缩机的功耗从分流比例 10%的 4.4 kW 增加到了分流比例 50%的 27.2 kW,功耗增大了 6.2 倍。因此分流比例需要在富氧空气产量、富氧空气氧气摩尔分数以及生产功耗中进行平衡。



1—富氧空气流量;2—贫氧空气中氮气含量;3—贫氧空气中氧气含量;4—富氧空气中氮气含量;5—富氧空气中氧气含量

图 5 分流器分流比例对最终产物特性的影响

### 2.3 富氧空气制造能耗

本文中所提富氧空气制造系统的主要能耗设备为原料气压缩机以及分流压缩机。当旋风分离器气液分离效率 90%,贫氧空气分流比例 20%时的压缩机功耗可见表 2 中所示。此时空气压缩机功耗 322.3 kW,分流压缩机功耗 9.2 kW。若不计换热器等其他热损失,则计算可得 30%纯度氧气的能耗成本为 85 kWh/t。本系统的制造能耗与文献报道的液化法富氧空气制造能耗<sup>[21]</sup>相当,略高于采用膜分离法制造 30%纯度氧气的富氧空气的制造能耗。但需要指出,本系统中产物气温度依然较低,具有一定的冷量,若进一步加以回收则能够进一步降低制造能耗。同时相比文献报道的液化法与膜分离法,本文中所提出的系统采用拉瓦尔喷管以及旋风分离器等静设备,结构简单易于制造,从而容易实现系统的集成与并联放大,用于富氧空气的大规模制造。

## 3 结论

针对基于 LNG 接收站冷能以及产物气自身冷量回收的富氧空气制造系统开展了流程模拟,并分析了旋风分离器气液分离效率和贫氧空气分流比例对最终产物的影响,总结如下。

(1) 本文中所模拟的集成拉瓦尔喷管和旋风分离器的富氧空气制造系统通过 LNG 接收站冷能和产物气的自身冷量对原料气进行预冷却,之后进入拉瓦尔喷管进行断热膨胀并通过旋风分离器进行气液分离,从而得到富氧空气和贫氧空气。

(2) 旋风分离器的气液分离效率和贫氧空气的

分流比例均会对最终产物气的特性产生影响。提升气液分离效率能够提升富氧空气中氧气摩尔分数以及产量,而增大贫氧空气分流比例虽能够提升富氧空气产量但会降低富氧空气中氧气摩尔分数。

(3)在本文中设计条件下,计算得到 30% 氧气摩尔分数的富氧空气制造成本约为 85 kWh/t,能耗主要消耗在系统中压缩机上。同时系统的产物气仍然具有一定的冷量,若进一步加以利用,则能够进一步降低富氧空气的制造成本。

### 参考文献

- [1] 国际能源署.全球能源部门 2050 年净零排放路线图[R]. IEA, 2021.
- [2] 徐顺智,赵瑞彤,王孝全,等.燃煤发电行业低碳化发展路径分析[J].洁净煤技术,2023,29(12):83-94.
- [3] 刘含笑,单思珂,魏书洲,等.基于生命周期法的煤电碳足迹评估[J].中国电力,2024,57(7):227-237.
- [4] 陆彪,王行银,胡青云,等.富氧燃烧条件对加热炉板坯加热过程的影响[J].过程工程学报,2024,24(7):805-814.
- [5] 刘敦禹,蔡雨阳,金晶,等.富氧燃烧烟气净化工艺研究进展[J].洁净煤技术,2021,27(2):79-91.
- [6] Lin H, Zhou M, Ly J, et al. Membrane-based oxygen-enriched combustion[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2013, 52(31):10820-10834.
- [7] 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.
- [8] 祝显强,刘应书,杨雄,等.我国变压吸附制氧吸附剂及工艺研究进展[J].化工进展,2015,34(1):19-25.
- [9] 任慧来,于庆波,彭家燕,等.三种空气分离制氧工艺应用进展:“第八届全国能源与热工学术年会”论文集[C].大连:中国金属学会能源与热工分会,2015:100-104.
- [10] 黄美斌,林文胜,顾安忠.利用 LNG 冷能的低温冷库流程比较[J].制冷学报,2009,30(4):58-62.
- [11] 江蓉,向润清,赖勇杰,等.用于冰雪世界的 LNG 冷能换冷站技术分析[J].天然气化工:C1 化学与化工,2022,47(5):120-124.
- [12] 熊永强,华贲,贾德民.利用液化天然气卫星站冷能的废旧橡胶低温粉碎装置[J].现代化工,2009,29(7):59-62.
- [13] 苗沃生,李琦芬,杨涌文,等.LNG 冷能用于橡胶粉碎的流程优化研究[J].天然气化工:C1 化学与化工,2020,45(2):77-80,94.
- [14] 王文化,张琳,王敏,等.LNG 冷能用于果蔬冷冻干燥的分析[J].煤气与热力,2020,40(8):4-7,44.
- [15] 魏林瑞,夏永强,王德鹏.炼油厂干气轻烃分离与 LNG 冷能利用的集成[J].石油学报:石油加工,2015,31(6):1317-1324.
- [16] 秦锋,陈海平,明红芳,等.基于 LNG 冷能的膜-深冷分离碳捕集耦合系统工艺模拟与分析[J].低碳化学与化工,2024,49(2):96-104.
- [17] 潘崇耀,蒋庆峰,冯国增,等.利用 LNG 冷能的液化空气储能系统热力学分析[J].低温与超导,2022,50(8):57-63.
- [18] 陈哲文,魏俊杰,张玉明.超临界水煤气化耦合 SOFC 发电系统集成及其能量转化机制[J].化工学报,2023,74(9):3888-3902,3980.
- [19] 陈哲文,魏俊杰,张玉明,等.CO<sub>2</sub> 近零排放的光煤互补耦合 SOFC 发电系统热力学分析[J].化工学报,2023,74(11):4688-4701.
- [20] 余佳敏,张永星,陈垚鑫,等.轴流导叶式旋风分离器含蜡天然气气液分离特性模拟[J].石油化工设备,2019,48(4):1-8.
- [21] Belaisaoui B, Le Moullec Y, Hagi H, et al. Energy efficiency of oxygen enriched air production technologies: Cryogeny vs membranes[J]. Separation and Purification Technology, 2014, 125: 142-150. ■
- [6] Lee Yaverbaum. Fluidized bed combustion of coal and waste materials[J]. NASA STI/Recon Technical Report A, 1977, 78: 33803.
- [7] 刘芳芳.齐鲁石化构筑多元化绿色低碳产业集群[J].中国石化,2022,(3):58-59.
- [8] 郭建军,张泰,李鹏飞,等.中国煤粉富氧燃烧的工业示范进展及展望[J].中国电机工程学报,2021,41(4):1197-1208,1526.
- [9] Fatih Güleç, Will Meredith, Colin E. Snape. Progress in the CO<sub>2</sub> capture technologies for fluid catalytic cracking (FCC) units—a review[J]. Frontiers in Energy Research, 2020, 8:62.
- [10] 陆诗建,高丽娟,王家凤,等.烟气 CO<sub>2</sub> 捕集热能梯级利用节能工艺耦合优化[J].化工进展,2020,39(2):728-737.
- [11] 阎维平,赵文娟,鲁晓宇.适合富氧燃烧发电系统的空分制氧能耗分析[J].低温工程,2011,(2):19-24.
- [12] 徐钢,田龙虎,杨勇平,等.新型 CO<sub>2</sub> 分离液化提纯一体化系统[J].工程热物理学报,2011,32(12):1987-1991.
- [13] 李秋芝,陈曼桥,孟凡东,等.催化裂化实现 CO<sub>2</sub> 捕集的技术探讨[J].现代化工,2012,32(12):82-84.
- [14] 周璇,闫鸿飞,李秋芝,等.氧燃烧-二氧化碳捕集催化裂化技术研究[J].现代化工,2013,33(10):96-98,100.
- [15] 孙世源,王龙延,孟凡东,等.O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> 气氛催化裂化催化剂再生动力学研究[J].石油炼制与化工,2023,54(1):104-108.
- [16] 孙世源,王龙延,闫鸿飞,等.O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> 气氛下催化裂化烟气循环再生系统模型[J].石油学报:石油加工,2024,40(5):1446-1452.
- [17] 孙世源,王龙延,孟凡东,等.催化裂化装置重叠式两段再生系统建模[J].石油炼制与化工,2022,53(3):85-90.
- [18] 华东石油学院炼制系炼油专业.催化裂化的工艺核算(I)反应器和再生器的物料平衡和热平衡[J].石油炼制与化工,1977,(1):55-65. ■

(上接第 244 页)