

# 催化裂化氧再生烟气循环捕集 CO<sub>2</sub> 技术

孙世源<sup>1\*</sup>, 江盛阳<sup>2</sup>, 王龙延<sup>1</sup>, 孟凡东<sup>1</sup>, 段丹<sup>2</sup>, 闫鸿飞<sup>1</sup>, 杨鑫<sup>1</sup>

(1. 中石化炼化工程(集团)股份有限公司洛阳技术研发中心, 河南 洛阳 471003;

2. 中国石化工程建设有限公司, 北京 100012)

**摘要:** 为了降低催化裂化装置 CO<sub>2</sub> 的排放, 开发了催化裂化氧再生烟气循环捕集 CO<sub>2</sub> 技术(Oxy-Reg): 采用烟气再循环方式, 利用空分装置分离出来的氧气, 与循环烟气混合后一起进入再生器内烧焦, 另一部分再生烟气去 CO<sub>2</sub> 回收系统利用, 从而实现 CO<sub>2</sub> 的捕集。中试试验结果表明, 要实现 CO<sub>2</sub> 高浓度的捕集, 合理控制 O<sub>2</sub> 流量和烟气循环比例是关键。基于此开发了烟气循环控制系统, 可以合理调节 O<sub>2</sub> 流量和再生烟气循环比例, 实现再生烟气中 CO<sub>2</sub> 体积分数富集至 95% 以上。

**关键词:** 催化裂化; 烟气循环; CO<sub>2</sub>; 捕集; 氧燃烧

中图分类号: TE624

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2025)04-0241-04

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.04.041

## FCC oxygen-regeneration flue gas recycle for CO<sub>2</sub> capture

SUN Shi-yuan<sup>1\*</sup>, JIANG Sheng-yang<sup>2</sup>, WANG Long-yan<sup>1</sup>, MENG Fan-dong<sup>1</sup>,

DUAN dan<sup>2</sup>, YAN Hong-fei<sup>1</sup>, YANG Xin<sup>1</sup>

(1. Luoyang R&D Center of Technology, Sinopec Engineering (Group) Co., Ltd., Luoyang 471003, China;

2. Sinopec Engineering Incorporation, Beijing 100012, China)

**Abstract:** To reduce CO<sub>2</sub> emission from fluid catalytic cracking units (FCCUs), a new technology called FCC Oxy-Regeneration flue gas recycle for CO<sub>2</sub> capture (Oxy-Reg) is developed. This involves recycling flue gas and mixing it with oxygen from the air separation unit in the regenerator to burn coke. A portion of the regenerated flue gas is then recycled back to the regenerator, while the rest enters the CO<sub>2</sub> recovery system to capture CO<sub>2</sub>. Pilot test results show that controlling the flow rate of oxygen and the recycling ratio of flue gas rationally is the key to capture high concentration of CO<sub>2</sub>. Based on this, a flue gas circulation control system is developed to adjust the flow rate of oxygen and the recycling ratio of regenerated flue gas rationally in real time, resulting in a CO<sub>2</sub> enrichment of over 95%.

**Key words:** catalytic cracking; flue gas recycling; CO<sub>2</sub>; capture; oxygen combustion

炼化企业排放的 CO<sub>2</sub> 总量占全球 CO<sub>2</sub> 排放总量的 4.6%, 其中 25% 来自催化裂化装置, 控制催化裂化装置 CO<sub>2</sub> 的排放, 对催化裂化装置排放的 CO<sub>2</sub> 进行捕集回收, 符合石化行业绿色低碳发展战略<sup>[1]</sup>。

在降低 CO<sub>2</sub> 排放的策略上, 无外乎控制 CO<sub>2</sub> 的产生和回收处理。催化裂化作为炼化企业实现重油轻质化的关键手段之一, 其核心反应机制在于脱碳过程。为了满足生产液化气和汽油等低碳氢比产物的需求, 生成焦炭不仅是一个必然环节, 而且生成的焦炭还需经过再生器进行烧焦处理, 以恢复催化剂的活性并为其反应过程提供必要的热量。然而, 这一环节不可避免地会产生 CO<sub>2</sub>。因此, 对于催化裂化装置而言, 碳减排的关键在于 CO<sub>2</sub> 的捕集回收。国内外目前对于催化裂化装置 CO<sub>2</sub> 的减排和捕集

回收技术主要有降低焦炭产率<sup>[2]</sup>、化学链燃烧 CO<sub>2</sub> 捕集<sup>[3]</sup>、燃烧前 CO<sub>2</sub> 捕集<sup>[4]</sup>、燃烧后 CO<sub>2</sub> 捕集<sup>[5]</sup> 和燃烧中 CO<sub>2</sub> 捕集<sup>[6]</sup> 等技术。

国内, 燃烧后 CO<sub>2</sub> 捕集技术和燃烧中 CO<sub>2</sub> 捕集技术分别在煤制气装置<sup>[7]</sup> 和电站锅炉<sup>[8]</sup> 上得到了工业应用, 但均未在催化裂化装置上进行工业应用。研究表明, 燃烧中 CO<sub>2</sub> 捕集技术比燃烧后 CO<sub>2</sub> 捕集技术的投资成本低 20% 左右(利用炼厂现有空分装置), 运行成本低 60% 左右, 具有显著的经济优势<sup>[9]</sup>。在能耗方面, 常规有机胺工艺捕集 CO<sub>2</sub> 技术的能耗为 8.25 MJ/m<sup>3</sup> (4.20 GJ/t)<sup>[10]</sup>。燃烧中 CO<sub>2</sub> 捕集技术的能耗为 4.35 MJ/m<sup>3</sup>, 主要构成包括空分装置能耗 2.05 MJ/m<sup>3</sup> (0.569 kWh/m<sup>3</sup>)<sup>[11]</sup>, CO<sub>2</sub> 低温分馏装置能耗 0.94 MJ/m<sup>3</sup> (0.48 MJ/kg)<sup>[12]</sup>, 其他新增能耗 1.36 MJ/m<sup>3</sup>。燃烧中 CO<sub>2</sub> 捕集技术比

收稿日期: 2024-06-25; 修回日期: 2025-01-20

基金项目: 中石化股份有限公司课题(122010)

作者简介: 孙世源(1987-), 男, 博士, 高级工程师, 研究方向为炼油工艺, 通讯联系人, sunshiyuan.segr@sinopec.com。

燃烧后 CO<sub>2</sub> 捕集技术的能耗更低。

中石化炼化工程(集团)股份有限公司洛阳技术研发中心对燃烧中 CO<sub>2</sub> 捕集技术(即氧燃烧再生/烟气循环捕集 CO<sub>2</sub> 技术)进行了研究<sup>[13]</sup>,在固定流化床上开展了催化裂化待生催化剂的再生试验,考察了氧燃烧气氛对烧焦过程的影响,验证了氧燃烧技术替代常规再生的可行性<sup>[14]</sup>;通过对再生动力学研究,验证了氧燃烧再生技术相对于常规再生的优越性<sup>[15]</sup>;对烟气循环再生系统模型进行了研究<sup>[16]</sup>,并通过仿真模拟分析了采用烟气循环再生技术的再生装置的运行特性。本文采用提升管中试试验装置,考察氧燃烧气氛下不同操作条件对再生烟气组成的影响规律,获取富集烟气中 CO<sub>2</sub> 的操作方法,开发烟气循环控制系统,为烟气循环再生富集 CO<sub>2</sub> 技术的工业应用提供技术支撑。

## 1 催化裂化氧再生烟气循环捕集 CO<sub>2</sub> 技术介绍

Oxy-Reg 技术的工艺流程如图 1 所示,在常规催化裂化装置的基础上增设空分系统、烟气循环系统和 CO<sub>2</sub> 回收系统,利用空分系统分离得到的 O<sub>2</sub> 与烟气循环系统的高浓度 CO<sub>2</sub> 烟气代替空气作为再生主风参与待生催化剂的再生烧焦;通过烟气循环控制系统调节 O<sub>2</sub> 与高浓度 CO<sub>2</sub> 烟气的比例,使再生烟气中 CO<sub>2</sub> 体积分数达到 95% 以上;高浓度 CO<sub>2</sub> 烟气进入 CO<sub>2</sub> 回收系统实现 CO<sub>2</sub> 的捕集。

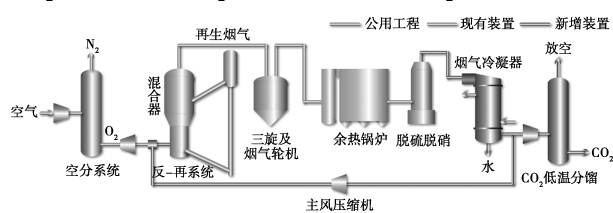


图 1 Oxy-Reg 技术流程示意图

## 2 试验部分

### 2.1 原料和催化剂

试验所用原料和平衡催化剂取自某炼厂,详细性质分别见表 1、表 2。

表 1 原料油性质

| 项目                            | 数值    | 项目      | 数值    |
|-------------------------------|-------|---------|-------|
| 密度(20℃)/(kg·m <sup>-3</sup> ) | 924.1 | 氢质量分数/% | 11.57 |
| 残炭/%                          | 2.92  | 硫质量分数/% | 0.483 |
| (胶质+沥青质)质量分数/%                | 11.1  |         |       |

表 2 平衡剂性质

| 项目                                      | 数值    | 项目                                      | 数值    |
|---|-------|---|-------|
| w(SiO <sub>2</sub> )/%                  | 59.90 | 孔体积/(cm <sup>3</sup> ·g <sup>-1</sup> ) | 0.138 |
| w(Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )/%    | 28.96 | 表观松密度/(g·cm <sup>-3</sup> )             | 0.83  |
| 微反活性指数/%                                | 68    | 平均粒径/μm                                 | 63    |
| 比表面积/(m <sup>2</sup> ·g <sup>-1</sup> ) | 136   |   |       |

### 2.2 试验装置

催化裂化中试试验装置见图 2。该装置提升管总高约 3 m,两器为高低并列式。装置标定期间,通过对裂化气、烟气和生成油的计量、分析计算物料平衡。

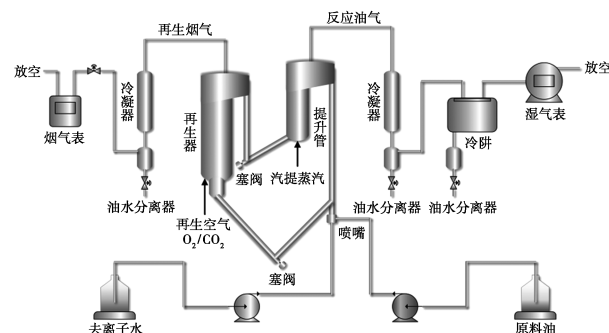


图 2 提升管中试试验装置

### 2.3 分析方法

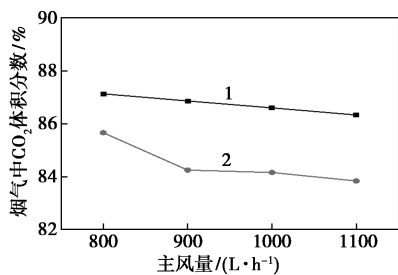
烟气使用烟气流量计计量体积,采用 Agilent 6890 型气相色谱仪对烟气进行离线分析,测定烟气组成。

## 3 结果与讨论

### 3.1 氧燃烧再生试验

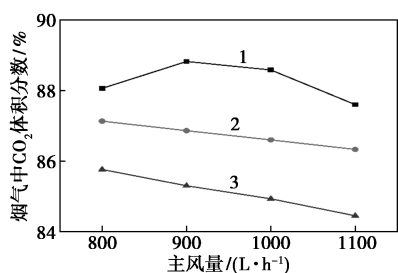
通过 O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> 混合气再生试验,考察不同主风量、CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub> 比例、原料加工量、再生温度对再生烟气中 CO<sub>2</sub> 含量的影响,获取富集烟气中 CO<sub>2</sub> 的操作方法。原料油加工量为 0.7 kg/h,CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub> 比例为 4 的条件下,主风量和再生温度对再生烟气中 CO<sub>2</sub> 含量的影响见图 3。再生温度为 690℃,CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub> 比例为 4 的条件下,主风量、原料油加工量对再生烟气中 CO<sub>2</sub> 含量的影响见图 4。原料油加工量为 0.7 kg/h,再生温度为 690℃的条件下,O<sub>2</sub> 流量、CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub> 比例对再生烟气中 CO<sub>2</sub> 含量的影响见表 3。由图 3 可知,在完全燃烧情况下,随着主风量降低,由于单位时间供氧量减小,再生烟气中 CO<sub>2</sub> 含量增大;随着再生温度升高,烧焦强度增大,再生烟气中 CO<sub>2</sub> 含量增大。由图 4 可知,随着原料加工量升高,单位时间生

焦量增大,烧焦量增大,再生烟气中CO<sub>2</sub>含量增大。但当原料油加工量增加到0.8 kg/h,再生烟气中CO<sub>2</sub>含量随主风量波动较大,这是由于原料量增加导致生焦量增加,在主风供氧不足的情况下,因燃烧不完全而产生了较多的CO。由表3可知,随着CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub>比例升高,再生烟气CO<sub>2</sub>含量增大;O<sub>2</sub>流量对烟气中CO<sub>2</sub>含量无显著影响。



再生温度:1—690℃;2—660℃

图3 主风量、再生温度对烟气中CO<sub>2</sub>体积分数的影响



原料油加工量:1—0.8 kg/h;2—0.7 kg/h;3—0.6 kg/h

图4 主风量、原料油加工量对烟气中CO<sub>2</sub>体积分数的影响

表3 O<sub>2</sub>流量、CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub>含量比对再生烟气中CO<sub>2</sub>含量的影响 %

| CO <sub>2</sub> /O <sub>2</sub><br>体积比 | O <sub>2</sub> 流量 |         |         |
|--|-------------------|---------|---------|
|  | 160 L/h           | 180 L/h | 200 L/h |
| 3                                      | 86.78             | 85.66   | 84.53   |
| 4                                      | 87.13             | 86.86   | 84.66   |
| 5                                      | 88.17             | 87.82   | 86.77   |

由于中试装置反吹风使用高纯N<sub>2</sub>,再生烟气中有一定的N<sub>2</sub>;另外,中试装置再生器尺寸较小,主风在再生器内停留时间较短,烧焦效率较工业再生器偏低,因此即使在较高的O<sub>2</sub>含量下,烟气中的CO燃烧仍不完全,中试试验的再生烟气CO<sub>2</sub>体积分数普遍在85%~90%。考虑到工业装置反吹风及松动风中的N<sub>2</sub>占主风量的比例可以忽略,而且工业催化

裂化再生器采用完全再生方式或添加CO助燃剂,再生烟气中基本不含CO,因此工业装置的再生烟气CO<sub>2</sub>含量相对于中试试验数据可以显著提高。根据开发的烟气循环再生系统模型<sup>[16]</sup>仿真结果,再生烟气CO<sub>2</sub>体积分数可富集至95%以上。

通过分析可知,提高再生温度和CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub>初始比例,可以提高烟气中CO<sub>2</sub>含量。原料油加工量和主风量影响生焦量和供氧量,一般而言随着生焦量增大、供氧量降低,烟气中O<sub>2</sub>含量降低,CO<sub>2</sub>含量增大,但是随着O<sub>2</sub>含量进一步降低,会导致烟气中CO含量增大,CO<sub>2</sub>含量降低。

对于催化裂化工业装置,原料加工量一般保持稳定,原料性质和操作条件影响生焦量。为了使催化剂充分再生,要保证相对充足的供氧量。可见,富集烟气中的CO<sub>2</sub>,需要根据提升管反应器加工条件,合理控制O<sub>2</sub>流量和循环烟气流量。O<sub>2</sub>流量和循环烟气流量的合理控制,是实现Oxy-Reg技术的一个关键。为此,笔者开发了烟气循环控制系统。

### 3.2 烟气循环控制系统开发

烟气循环控制系统工作原理见图5。该系统通过在线监控烟气流量及组成,合理调节O<sub>2</sub>流量和再生烟气循环比例,实现再生烟气中CO<sub>2</sub>的富集。烟气循环控制系统包括再生烟气在线分析仪和流量控制系统,再生烟气在线分析仪用于分析烟气组成,流量控制系统用于控制O<sub>2</sub>流量和再生烟气循环比例。

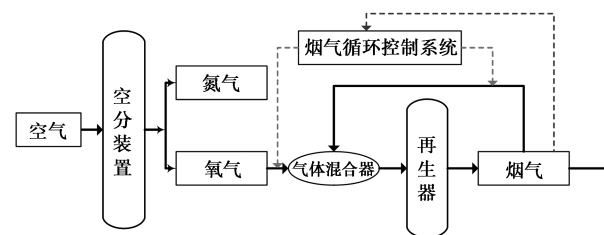


图5 烟气循环控制系统工作原理示意图

流量控制系统的核心是再生器模型。笔者在文献[17]和文献[16]中,分别建立了烧焦反应动力学模型、再生器模型和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。通过该模型,可以根据待生催化剂流量、定碳和O<sub>2</sub>流量、再生烟气循环比例,计算再生剂流量、定碳和再生烟气流量及组成。对于催化裂化工业装置,待生剂的实时定碳是未知的。根据再生烟气循环比例、再生烟气流量及组成,可以计算得到烧焦量。计算公式如下:

$$F_{\text{Coke}} = 12(n_{\text{CO}_2}^{\text{out}} - n_{\text{CO}_2}^{\text{in}}) + 12(n_{\text{CO}}^{\text{out}} - n_{\text{CO}}^{\text{in}}) + 2(n_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{out}} - n_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{in}}) \quad (1)$$

式中,  $F_{\text{Coke}}$  为烧焦量, kg/s;  $n_{\text{CO}}^{\text{out}}$ 、 $n_{\text{CO}_2}^{\text{out}}$ 、 $n_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{out}}$  分别为再生器出口 CO、CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>O 流量, kmol/s;  $n_{\text{CO}}^{\text{in}}$ 、 $n_{\text{CO}_2}^{\text{in}}$ 、 $n_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{in}}$  分别为再生器入口 CO、CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>O 流量, kmol/s。  $n_{\text{CO}}^{\text{out}}$ 、 $n_{\text{CO}_2}^{\text{out}}$ 、 $n_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{out}}$  可以根据再生烟气流量和再生烟气组成计算得到<sup>[18]</sup>,  $n_{\text{CO}}^{\text{in}}$ 、 $n_{\text{CO}_2}^{\text{in}}$ 、 $n_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{in}}$  可以根据循环烟气流量和再生烟气组成计算得到。

根据剂油比和烧焦量, 可以计算得到待生催化剂的实时流量和定碳。计算公式如下:

$$F_{\text{cat}} = \varphi_{\text{C/O}} F_{\text{oil}} \quad (2)$$

$$w = F_{\text{Coke}}/F_{\text{cat}} \quad (3)$$

式中,  $F_{\text{cat}}$  为待生催化剂流量, kg/s;  $F_{\text{oil}}$  为原料油加工量, kg/s;  $\varphi_{\text{C/O}}$  为剂油比;  $w$  为待生剂定碳, %。

流量控制系统根据待生催化剂的实时流量和定碳, 以及再生催化剂定碳质量分数的目标值(例如 0.1%) 和烟气中 CO<sub>2</sub> 体积分数的目标值(例如 95%), 计算得到所需的 O<sub>2</sub> 流量、再生烟气循环比例, 从而根据计算值实时调节 O<sub>2</sub> 流量、再生烟气循环比例。该计算过程为一参数寻优过程, 其中 O<sub>2</sub> 流量、再生烟气循环比例为待估值参数, 再生剂定碳和烟气中 CO<sub>2</sub> 含量的计算值与目标值的误差平方和为目标函数。目标函数计算公式如下:

$$\Phi = (w^{\text{set}} - w^{\text{cal}})^2 + (y_{\text{CO}_2}^{\text{set}} - y_{\text{CO}_2}^{\text{cal}})^2 \quad (4)$$

式中, 上标 set 为设定值; 上标 cal 为计算值;  $y$  为体积分数, %。

寻优过程参考文献[17]所述方法, 在此不做赘述。

根据寻优结果, 对于单段再生, 再生催化剂定碳质量分数设为 0.1%, 再生烟气中 CO<sub>2</sub> 体积分数最高可达 98%, 此时, 再生器入口氧气体积分数为 25%, 烟气循环率为 80%, 即出再生器烟气的 80% 返回再生器入口, 另外 20% 出催化裂化装置。对于并列式两段再生, 再生催化剂定碳质量分数设为 0.1%, 二再烟气中 CO<sub>2</sub> 体积分数最高可达 96%, 此时, 二再入口氧气体积分数为 18%, 二再烟气循环率为 85%。对于重叠式两段再生, 再生催化剂定碳质量分数设为 0.1%, 一再烟气中 CO<sub>2</sub> 体积分数最高可达 97%, 此时, 一再入口氧气体积分数为 29%, 一再烟气循环率为 60%。对于前置烧焦罐式再生, 再生催化剂定碳质量分数设为 0.1%, 二再烟气中 CO<sub>2</sub> 体积分数最高可达 97%, 此时, 烧焦罐入口氧气体积分数为 26%, 二再烟气循环率为 80%。

### 3.3 工业应用的技术重点

Oxy-Reg 技术目前暂未进行工业示范应用, 尚有以下工程化问题需要在进一步的工作中进行合理解决。

(1) 再生烟气中水含量较高, 在循环回再生器前, 需要脱除再生烟气中的水蒸气, 降低再生器内水蒸气对催化剂水热失活的影响。低成本脱除再生烟气中的水蒸气, 是本技术工业化必须要考虑的问题。

(2) 为了降低 Oxy-Reg 技术改造投资, 在进行技术改造时, 需要根据催化裂化工业装置情况, 优化工艺流程, 充分依托现有公用工程, 除脱水系统外, 尽量控制额外设备的投资成本。

(3) 催化裂化装置反-再系统的两器压差是控制催化剂流化的关键, Oxy-Reg 技术需要实时调节烟气循环比例和流量, 在日常操作中要尽量降低烟气流量调节的频率和幅度, 保障装置平稳运行。

## 4 结论

催化裂化氧再生烟气循环捕集 CO<sub>2</sub> 技术(Oxy-Reg) 采用烟气再循环方式, 利用空分装置分离出来的氧气, 与循环烟气混合后一起进入再生器内烧焦, 再生烟气经过余热回收、脱硫脱硝脱水后, 一部分循环回再生器, 一部分去 CO<sub>2</sub> 回收系统利用, 从而实现 CO<sub>2</sub> 的捕集。合理控制 O<sub>2</sub> 流量和烟气循环比例是该技术工业化应用的关键。基于再生器模型开发的烟气循环控制系统, 可以通过在线监控烟气流量及组成, 合理调节 O<sub>2</sub> 流量和再生烟气循环比例, 实现再生烟气中 CO<sub>2</sub> 的富集和高效捕集。Oxy-Reg 技术可为降低炼厂碳排放提供一种技术选择, 具有较好的应用前景。

### 参考文献

- [1] 韩恒文, 韩伟, 程薇. 石化行业 CO<sub>2</sub> 排放核算与减排技术进展[J]. 石油化工, 2023, 52(12): 1754-1764.
- [2] 杨铁男, 吴昊, 赵晓敏, 等. 催化裂化装置碳排放特征及减排措施分析[J]. 石油炼制与化工, 2023, 54(3): 90-95.
- [3] 金红光, 洪慧, 韩涛. 化学链燃烧的能源环境系统研究进展[J]. 科学通报, 2008, 53(24): 2994-3005.
- [4] Mores P, Scenna N, Mussati S. CO<sub>2</sub> capture using monoethanolamine (MEA) aqueous solution: Modeling and optimization of the solvent regeneration and CO<sub>2</sub> desorption process[J]. Energy, 2012, 45(1): 1042-1058.
- [5] 张伟清译. UOP 公司技术将用于大型碳捕获和存储项目[J]. 石油炼制与化工, 2021, 52(8): 55.

(下转第 250 页)

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)