

膜分离耦合 PSA 提氢工艺 在焦炉煤气制合成氨中的应用研究

李振东^{1*}, 张贵雄^{2,3}, 白雪^{2,3}, 刘哲语², 宋伟¹, 张贵堂¹

(1. 陕西陕焦化工有限公司, 陕西 富平 711712; 2. 中国科学院山西煤炭化学研究所
煤炭高效低碳利用全国重点实验室, 山西 太原 030001; 3. 中国科学院大学, 北京 100049)

摘要: 某焦化厂建有年产 20 万 t 甲醇装置, 配套建有年产 7 万 t 合成氨装置。由于近年来甲醇市场低迷, 企业计划停运甲醇装置, 将合成氨提氢原料气由甲醇驰放气改为焦炉煤气, 提氢产生的高热值煤气用于发电, 对焦炉煤气实现高效利用; 由于原料气组分和温度发生改变, 导致无法匹配原有 PSA 提氢工艺。根据实际工况, 采用膜分离耦合 PSA 提氢工艺完成项目改造。改造完成后, 得到纯度 $\geq 99.7\%$ 的产品 H_2 , 膜非渗透气满足燃气发电系统的压力要求; 此项目不仅提高了经济效益, 而且为焦化企业提氢工艺改造提供了理论依据和技术支持。

关键词: 焦炉煤气; 膜分离; PSA; 提氢; 合成氨

中图分类号: TQ116

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2025)S1-0392-04

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.S1.071

Study on application of membrane separation coupled PSA hydrogen extraction process in production of synthetic ammonia from coke oven gas

LI Zhen-dong^{1*}, ZHANG Gui-xiong^{2,3}, BAI Xue^{2,3}, LIU Zhe-yu², SONG Wei¹, ZHANG Gui-tang¹

(1. Shaanxi Shan Coking Engineering Co., Ltd., Fuping 711712, China; 2. State Key Laboratory of Coal Conversion, Institute of Coal Chemistry, Chinese Academy of Sciences, Taiyuan 030001, China; 3. University of Chinese Academy of Sciences, Beijing 100049, China)

Abstract: A certain coking company has a 200 000 tons/year methanol plant and a 70 000 tons/year synthetic ammonia plant. Due to the downturn situation in methanol market in recent years, the company has to make process adjustment and planned to suspend the methanol plant. It is planned to change the raw gas of hydrogen extraction for synthetic ammonia from methanol purge gas to coke oven gas, and the high calorific value gas generated by hydrogen extraction is used for power generation to realize efficient utilization of coke oven gas. Due to the changes in raw gas composition and temperature, the original PSA hydrogen extraction process cannot be matched. According to the actual working conditions, the project transformation is completed by using membrane separation coupled PSA hydrogen extraction process. After the transformation is completed, the product H_2 with a purity higher than 99.7% is obtained, and the membrane impermeable gas meets the pressure requirements of the gas-fired power generation system. This renovation project improves the economic benefit, and also provides theoretical basis and technical support for the transformation of hydrogen extraction process in similar coking enterprises.

Key words: coke oven gas; membrane separation; PSA; hydrogen purification; synthetic ammonia

在“双碳”目标的引领下^[1], 能源结构改造和行
业产能改造升级是实现绿色低碳发展的重要路
径^[2]。焦化行业作为高耗能、高排放的重点行业之
一, 其绿色低碳转型对于实现碳达峰和碳中和目标
具有重要意义^[3]。当前, 焦化行业面临着资源过度
消耗、环境污染加剧、产能过剩等问题^[4], 因此, 推
动其产能改造升级显得尤为迫切。某焦化厂设计为
200 万 t 侧装捣鼓焦炉, 经化产处理后, 剩余焦炉煤
气原设计配套 20 万 t 甲醇联产 7 万 t 合成氨工艺,
由于近年来甲醇市场低迷, 经济效益较差, 现企业决
策停产甲醇装置。经市场考察与多次技术论证, 工

艺路线调整为捣鼓焦炉煤气经化产净化处理后, 一
部分用剩余焦炉煤气直接提氢生产合成氨, 提氢产
生高热值煤气用于燃气发电。由于焦炉煤气成分与
原有变压吸附不匹配的问题, 导致 PSA 运行压力及
效率均不合理, 面临 PSA 技术改造的问题。

膜法气体分离技术^[5]与变压吸附(PSA)^[6]、深
冷分离技术^[7]是当今并存的 3 大主要气体分离技
术^[8]。气体膜分离技术因占地面积小、运行平稳、
适应性强、能效高的特点而广受青睐^[9], 利用不同
气体分子在一种高分子聚合物薄膜上传质速率的不
同而达到分离的目的^[10-11]。PSA 气体分离技术是

收稿日期: 2025-01-07; 修回日期: 2025-03-03

基金项目: 国家重点研发计划项目(2022YFB4101604)

作者简介: 李振东(1984-), 男, 本科, 高级工程师, 研究方向为煤气净化, 通讯联系人, 1350756550@qq.com。

利用压力的变化来实现分离的,其工艺过程实现了高度自动化,高效再生,操作方便,对于混合气可一次性去除多种杂质,提取高纯度产品^[12]。深冷法是工业气体净化的重要手段,其原理是依据气体间沸点的不同,通过降低温度使非目标气体液化,从而实现分离目的^[13]。在深冷法分离气体的过程中,提升操作压力和降低分离温度可以提高氢气的纯度,但是也会导致能耗增加^[14]。3种提氢工艺的比较如表1^[10,15-16]所示。

表1 3种提氢工艺的比较

| 项目 | 膜分离 | PSA | 深冷分离 |
|---------------------|--------------------------|---|--------------------------|
| 原理 | 利用过膜气体渗透速率的快慢来实现气体的分离与回收 | 利用分子筛对气体分子吸附性能的差异,高压吸附、低压解吸,达到持续分离气体的效果 | 利用原料气中不同组分的沸点差异来实现气体的分离 |
| H ₂ 产品纯度 | 产品纯度收率不稳定,受进料组分变化影响大 | 产品纯度≥99.9%,收率稳定,进料组分变化影响小,能够提供稳定的纯氢供给 | 产品纯度92%~95%,设备投资大,能耗高 |
| H ₂ 产品产率 | H ₂ 产率≥90% | H ₂ 产率85%~89% | H ₂ 产率92%~98% |

近年来,国内外独立开展PSA和膜分离提氢技术的研究较多,但是将2种技术耦合并实现工程化应用的单位相对较少。仅有一些学术论文和专利发表,且主要是对2种技术进行了初步的机械组合。结合现场场地面积多次与PSA厂家及设计院沟通,现场场地均不能满足技术改造要求,结合投资与现场场地现状,多次探讨,公司决定使用焦炉煤气膜提氢与变压吸附组合工艺的提氢方式。本研究系统分析了膜分离耦合变压吸附提氢的技术路线、工艺流程及其在实际应用中的效果,以期为焦化企业提氢工艺的优化改造提供理论依据和技术支持。

1 膜分离耦合PSA提氢工艺设计

1.1 设计思路

某焦化厂,焦炭产能200万t/a,副产焦炉煤气量约为45000m³/h。公司已建成以焦炉煤气为原料气年产20万t甲醇的装置,配套建有以甲醇弛放气为原料气年产7万t合成氨的装置。目前,因甲醇市场低迷,公司决定停止甲醇装置的生产,通过技术改造采用焦炉煤气为原料气生产合成氨及发电。

表2为甲醇弛放气和焦炉煤气的物料数据,经

对比分析发现,焦炉煤气的运行压力和组成与原有的提氢工艺参数存在显著偏差。结合各种提氢工艺的优缺点、发电系统的燃气压力要求以及企业现场实际情况,本次技改思路为:由原甲醇弛放气经过变压吸附提氢后制合成氨,现调整为由原甲醇精脱硫,经过膜提氢、氢压机加压再进入变压吸附提氢后制合成氨。

表2 不同原料气的物料数据

| 参数 | 甲醇弛放气 | 焦炉煤气 |
|------------------------------------|-------|----------------------|
| $\varphi(\text{H}_2)/\%$ | 77.80 | 60.24 |
| $\varphi(\text{N}_2)/\%$ | 8.24 | 4.22 |
| $\varphi(\text{CH}_4)/\%$ | 6.84 | 21.46 |
| $\varphi(\text{CO})/\%$ | 4.21 | 8.16 |
| $\varphi(\text{CO}_2)/\%$ | 2.91 | 3.35 |
| $\varphi(\text{C}_m\text{H}_n)/\%$ | 0 | 2.57 |
| $\varphi(\text{NH}_3)/\%$ | 0 | 4.6×10^{-3} |
| 压力(G)/MPa | 3 | 2.1 |
| 温度/°C | 40 | 40 |

1.2 工艺流程

图1为膜分离耦合PSA提氢工艺流程,利用氧化锌精脱硫后焦炉煤气(流量~45000m³/h)通过膜分离提氢装置,气体分2路进行综合利用:一路渗透富氢气(氢含量≥90%,流量~23558m³/h,压力0.6MPa)经氢气压缩机增压至3.2MPa后送原有PSA(原5A分子筛)装置进一步提纯氢气,然后配高纯氮气,经甲烷化净化后,送合成氨装置生产合成氨,PSA装置生产过程中产生的洁净解吸气送陕焦公司焦炉作燃气用于回炉燃料。另一路非渗透气(含甲烷~45%,流量~21442m³/h,压力2.0MPa)经燃气发电装置(设在合成氨界区外)的燃气压缩机增压至3.1MPa的清洁燃气送(3台索拉)燃气轮发电机组发电装置发电,同时燃气发电机组副产的蒸气+燃气及余热锅炉产生的蒸气经蒸气轮机联合循环发电,装机总规模45MW+9MW。膜分离器组件规格、型号如表3所示。

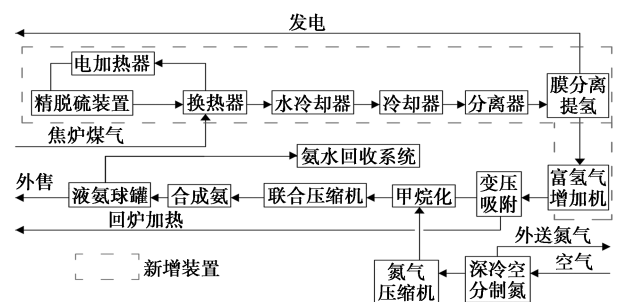


图1 PSA耦合膜分离提氢工艺流程

表 3 膜分离器组件规格、型号

| 设备名称 | 规格、型号 | 单位 | 数量 | 材料 |
|--------|---------------|----|----|-------|
| 聚结式过滤器 | φ700×5091 | 台 | 2 | Q345R |
| 加热器 | φ500×2691 | 台 | 2 | Q345R |
| 膜分离器 | φ219/273×3860 | 台 | 26 | Q345R |

1.3 关键过程控制

1.3.1 焦炉煤气预处理

利用原装置工艺,流程为:来自气柜的含硫(350 mg/L)焦炉煤气(静压~3 kPa),先经焦炉煤气压缩机(4台,3开1备)四级加压至2.5 MPa,经换热提温至280℃后,再进入铁钼、镍钼两级有机硫加氢,铁锰、氧化锌两级精脱硫装置,将总硫脱除至 0.1×10^{-6} 以下,原装置设计处理焦炉煤气气量为59 540 m³/h。而该技术升级改造项目生产能力为处理焦炉煤气气量45 000 m³/h,总硫脱除至 0.1×10^{-6} ,完全能满足,不做改动。

精脱硫工序后端新设置2台串联精脱硫焦炉煤气(400℃)换热器,用于加氢精脱硫出口煤气与加氢脱硫进口的焦炉煤气换热,以降低出口温度同时提高进口温度(开车时由加热炉给进口提温),进口温度不足部分由新设电加热器进行热能补充。然后再新设置1台脱盐水加热器和1台焦炉煤气冷却器(用循环水冷却),将温度降至40℃后依次进入气水分离器,最后去膜分离工序。

1.3.2 膜分离提氢

图2为膜分离提氢工艺流程,膜分离提氢工艺可以拆解为2个基本过程,首先是对精脱硫后的焦炉煤气(原料气)进行预处理;然后是膜分离过程。原料气预处理过程包括过滤、预热和预放空3个重要环节。原料气首先进入聚结式过滤器。聚结式过滤器有气液分离和过滤净化的功能,聚结式过滤器下部是用于气液分离的分离段,可初步脱除原料气在精脱硫过程中夹带的水颗粒物;聚结式过滤器的上部是由若干聚结式滤芯组成的过滤段,原料气在过滤段进一步净化,可通过聚结作用高效脱除极其细小的气液相组分,过滤精度达到0.1 μm,过滤后的气体露点低于饱和气体露点。经过滤净化后的干燥气体有利于膜分离器性能的发挥和延长膜组件的使用寿命。经过滤器净化后的气体进入加热器,在加热器内通过低压蒸气对精脱硫后原料气进行加热,精脱硫后原料气经过加热器加热至50~65℃,加热后的气体温度远离露点温度,在膜内不会出现液相凝结影响膜的性能和寿命,同时合适的温度条件

也有利于膜性能的发挥。经过滤、加热的洁净原料气进入膜分离撬块进行分离,撬块内包含多组膜分离器,每台膜分离器包括1台膜分离器压力外壳和1个膜芯件,膜芯件是用于氢气分离的核心部件,芯件由成千上万的中空纤维丝组成,这些丝被填充在膜外壳内。

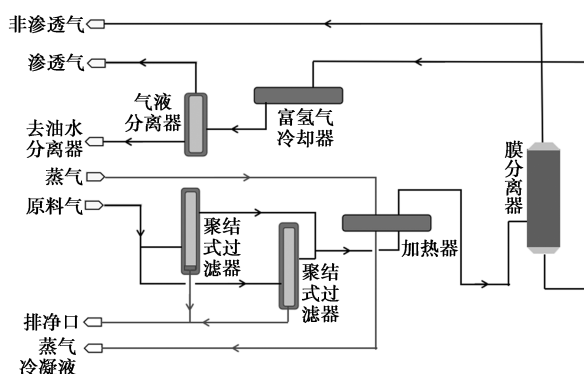


图2 膜提氢工艺流程

图3为膜分离器结构示意图,原料气从膜分离器中下端原料气口进入,在纤维丝内外的压力差作用下,氢气等轻质气体率先穿过纤维丝的表面,渗透进入到纤维丝内侧。因此,在纤维丝内侧可收集到高浓度富氢渗透气。这些富氢渗透气从膜分离器底部排出后,经富氢气压缩机加压后送PSA(5A分子筛)进行氢气提纯,非渗透气(富甲烷气)从膜分离器顶部输出作为清洁燃气外送,送往发电系统。

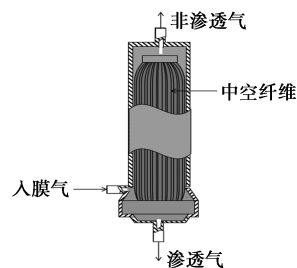


图3 膜分离器结构示意图

1.3.3 富氢气增压

富氢气增压系统由活塞式气体压缩机、冷却器及水分离器构成,该工序是将膜分离富氢气(渗透气23 558 m³/h)经两级压缩由0.6 MPa加压至3.2 MPa(G),经冷却至40℃、分离掉油水后,送往(原)PSA提氢工序。

2 膜分离耦合PSA提氢工艺应用与建议

2.1 应用效果

膜分离耦合PSA提氢装置开停车速度快、简

单、方便,开车2 h后产品氢气的纯度完全合格。设备的整体运行状况稳定、可靠,各项技术参数均满足设计和生产需求,膜分离系统主要控制指标如表4所示。表5为膜分离与PSA吸附物料数据,渗透气流量为22 619 m³/h, H₂纯度为90.41%,产品氢气的纯度达99.7%。非渗透气压力为2.0 MPa,满足发电系统燃气压力要求。

表4 膜分离系统主要控制指标

| 分项 | 参数 |
|-------------|-----------|
| 原料气进膜温度/℃ | 65 |
| 原料气进膜压力/MPa | 2.04~2.50 |
| 渗透气压力/MPa | 0.6 |
| 非渗透气压力/MPa | 2.0 |

表5 膜分离与PSA吸附物料数据

| 参数 | 焦炉煤气 | 入膜气 | 渗透气 | 非渗透气 | 氢气 |
|---------------------------------------|---------------------|---------------------|---------------------|----------------------|-------|
| $\varphi(\text{H}_2)/\%$ | 60.24 | 60.24 | 90.41 | 27.3 | 99.7 |
| $\varphi(\text{N}_2)/\%$ | 4.22 | 4.22 | 0.75 | 8.0 | 0.29 |
| $\varphi(\text{CH}_4)/\%$ | 8.16 | 8.16 | 2.15 | 14.72 | 0.001 |
| $\varphi(\text{CO})/\%$ | 3.35 | 3.35 | 3.31 | 3.39 | 0 |
| $\varphi(\text{CO}_2)/\%$ | 21.46 | 21.46 | 3.08 | 41.52 | 0.009 |
| $\varphi(\text{C}_m\text{H}_n)/\%$ | 2.57 | 2.57 | 0.29 | 5.06 | 0 |
| $\varphi(\text{NH}_3)/\%$ | 4.6×10^{-3} | 4.6×10^{-3} | 8.2×10^{-3} | 6.67×10^{-4} | 0 |
| 压力(G)/MPa | 2.1 | 2.04 | 0.62 | 2.0 | 3.0 |
| 温度/℃ | 40 | 65 | 65 | 65 | 40 |
| 流量/(m ³ ·h ⁻¹) | 43333 | 43333 | 22619 | 20714 | 16873 |

2.2 应用建议

目前,工业上采用甲醇弛放气提氢制备合成氨的研究较多,而焦炉煤气制合成氨的应用相对较少。然而,随着技术的进步和资源利用效率的提升,焦炉煤气制合成氨的工艺逐渐受到关注。结合膜分离技术和PSA提氢工艺的优点,建议在焦炉煤气制合成氨中采用膜分离耦合PSA提氢工艺。具体建议如下。

(1) 预处理与膜分离:首先对焦炉煤气进行预处理,去除其中的杂质如萘、苯、氨和硫化氢等。然后利用高性能膜材料进行氢气的选择性分离,以提高氢气的回收率和纯度。

(2) 膜分离装置控制要点:①在开车和停车过程中,升压与降压操作必须缓慢进行,并且严格控制在0.3~0.5 MPa/min的速率。严禁压力的突然升高或降低,因为过快的气流速度可能会破坏中空纤维膜。②确保过滤器运行正常,压差不超过100 kPa,不能有液体带入膜分离器内,如发现有粉

尘,需要切换过滤器并及时冲洗底部。注意过滤器上、下两端的液位情况,待液位在 $\leq 10\%$ 时,及时排液,防止带液至膜分离器内。③原料气中的氨含量必须严格限制在 50×10^{-6} 以下,否则禁止进入膜分离装置。一旦实际运行中检测到入膜氨含量达到或超过 100×10^{-6} ,必须立即停车。

(3) PSA提氢:将经过膜分离后的气体送入PSA装置进行进一步提纯。PSA装置可以在高压下吸附气体混合物,并通过降低压力实现气体分离,从而获得高纯度的氢气。

(4) 优化工艺流程:在工艺流程中引入变频控制方式和余热回收环节,以进一步降低能耗和提高系统的整体效率。

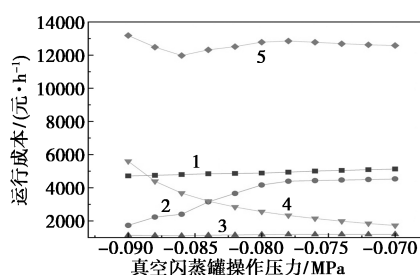
3 结论

企业工艺调整,合成氨制氢原料气由甲醇弛放气改为焦炉煤气,焦炉煤气无法满足原有PSA提氢装置的组分和压力要求,结合企业实际情况,最终采用膜分离耦合PSA的工艺应用于焦炉煤气制合成氨的提氢。此工艺具有匹配度高、稳定性好、投资成本低以及占地面积小的特点,非渗透气可不加压直接送往燃气发电系统作为燃料气,渗透气能满足进PSA的压力与组分的要求。实际运行中,渗透气H₂纯度 $\geq 90\%$,PSA产品H₂纯度 $\geq 99.7\%$,满足合成氨过程中对H₂的纯度要求。膜分离结合PSA提氢工艺为焦化企业提供了一种高效、低成本、环境友好的焦炉煤气利用方式,有助于提升企业的竞争力和可持续发展能力。

参考文献

- [1] 潘登,彭锋.“双碳”背景下钢化联产发展路径研究[J].煤化工,2023,51(1):1-6,57.
- [2] 江深哲,杜浩锋,徐铭桂.“双碳”目标下能源与产业双重结构转型[J].数量经济技术经济研究,2024,41(2):109-130.
- [3] 王晓萌,李广宇,刘晓宇,等.“双碳”目标下我国焦化行业绿色低碳发展对策研究[J].环境保护,2023,51(5):52-55.
- [4] 范涛,初莱.焦化企业污染防治升级改造措施研究[J].煤炭经济研究,2019,39(8):40-45.
- [5] Valappil R S K, Ghasem N, Al-Marzouqi M. Current and future trends in polymer membrane-based gas separation technology: A comprehensive review [J]. Journal of Industrial and Engineering Chemistry, 2021, 98: 103-129.
- [6] Bernardo G, Araujo T, Lopes T D S, et al. Recent advances in membrane technologies for hydrogen purification [J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2020, 45(12): 7313-7338.

(下转第400页)



1—制冷压缩机用中压蒸气;2 热再生系统用低压蒸气;
3—循环水;4—闪蒸气压缩机用电;5—合计

图 7 真空闪蒸罐操作压力对低温甲醇洗
(含冷冻单元)运行成本的影响

3.3 氮气气提流程与真空解吸流程 CO₂ 回收成本比较

采用真空解吸的目的在于提高 CO₂ 回收率,降低碳捕集成本。基于某 75 万 t/a 煤制合成氨项目,对 2 种流程的 CO₂ 回收情况对比如表 3 所示,可以看出,在原氮气气提的流程基础上改为真空解吸流程后,可大幅提高 CO₂ 回收率,且 CO₂ 产品的回收能耗由 91.6 元/t 降至 41.6 元/t。

表 3 2 种流程产品参数及成本

| 项目 | 氮气气提流程 | 真空解吸流程 |
|--|--------|--------|
| CO ₂ 产品气流量/(t·h ⁻¹) | 130 | 288 |
| 回收率/% | 44 | 97 |
| 运行成本/(元·h ⁻¹) | 91.6 | 41.6 |

注:运行成本仅考虑送出 CO₂ 产品气,未考虑下游压缩、液化的能耗。

4 结论

基于 Aspen Plus 流程模拟软件,对 75 万 t/a 煤制合成氨规模的低温甲醇洗装置中 2 种低压闪蒸流程进行了模拟计算和分析,探究了主要操作参数对尾气中 CO₂ 含量、富甲醇温度、富甲醇中 CO₂ 含量、CO₂ 回收率及运行成本的影响,并对 2 种流程的

CO₂ 回收成本进行了对比,得到如下主要结论。

(1) 硫化氢浓缩塔的操作压力宜选择 0.07 ~ 0.08 MPa,氮气气提流程中,气提氮流量宜选择 900 kmol/h。

(2) 真空解吸流程中,真空解吸的操作压力宜选择 -0.086 MPa。

(3) 为尽可能提高低温甲醇洗装置 CO₂ 回收率,可将常规氮气气提流程改造为真空解吸流程,实现 CO₂ 回收率 ≥ 97%,且能够大幅降低 CO₂ 回收的运行成本。

参考文献

- [1] 闵楠,黄昊英.“碳达峰·碳中和”背景下的煤化工产业发展[J].化工管理,2021,(11):83-84.
- [2] 金玲,郝成亮,吴立新,等.中国煤化工行业二氧化碳排放达峰路径研究[J].环境科学研究,2022,35(2):369-376.
- [3] 霍婧,赵卫东.对黄河流域现代煤化工产业绿色低碳发展的建议[J].科技中国,2021,(8):22-24.
- [4] 王钰,温倩,尚建壮,等.传统化工行业“十三五”回顾和“十四五”发展展望(一)[J].化学工业,2020,38(4):15-26.
- [5] 王赫婧,牟滨子,李军,等.典型干煤粉气流床气化全过程污染管控分析[J].环境工程技术学报,2019,9(2):133-138.
- [6] 张绍强.统筹推进煤炭行业节能减碳,积极应对碳达峰、碳中和挑战[J].煤炭加工与综合利用,2021,(5):1-6.
- [7] 王强,徐向阳.“双碳”背景下现代煤化工发展路径研究[J].现代化工,2021,41(11):1-3,8.
- [8] 陆诗建,张娟娟,刘玲,等.工业源二氧化碳捕集技术进展与发展趋势[J].现代化工,2022,42(11):59-64.
- [9] 张媛媛,王永刚,田亚峻.典型现代煤化工过程的二氧化碳排放比较[J].化工进展,2016,35(12):4060-4064.
- [10] 王照成,郑李斌,李繁荣.煤制氢装置二氧化碳捕集流程模拟与对比[J].低碳化学与化工,2023,48(3):148-153,164.
- [11] Manuele Gatti, Emanuele Martelli, François Marechal, et al. Review, modeling, heat integration, and improved schemes of rectisol®-based processes for CO₂ capture [J]. Applied Thermal Engineering, 2014, 70(2):1123-1140.
- [12] 杨传,付东.PC-SAFT 理论对 CO₂ 甲醇体系相平衡的研究[J].石油与天然气化工,2010,39(4):273-276,287. ■
- [12] 张海峰.PSA 提氢装置异常现象的分析与处理[J].浙江化工,2020,51(3):23-25.
- [13] 李志强,王华,李孔斋.焦炉煤气制氢技术研究进展[J].洁净煤技术,2023,29(4):31-48.
- [14] 白尚奎,周伟民,田婷婷,等.膜分离与变压吸附耦合技术在炼厂氢气回收中的应用[J].天然气化工: C1 化学与化工,2021,46(S1):113-117.
- [15] 于永洋,景毓秀,赵静涛.膜分离和 PSA 耦合工艺在某千万吨炼厂氢气回收装置的应用及运行情况分析[J].化工技术与开发,2018,47(10):55-60.
- [16] 周奕亮,何绍辉.浅析膜分离和变压吸附技术在甲醇生产中的应用[J].化肥设计,2005,(3):42-44. ■
- [7] Shen M, Tong L, Yin S, et al. Cryogenic technology progress for CO₂ capture under carbon neutrality goals: A review [J]. Separation and Purification Technology, 2022, 299: 121734.
- [8] 宋晓娜.氨合成装置尾气综合利用提氢改造 [J]. 氮肥技术, 2020, 41(3): 1-4, 11.
- [9] 麻蓉,张桥.PSA-低温甲醇洗-膜分离耦合的氢气分离系统建立与模拟[J].化工学报,2023,74(10):4201-4207.
- [10] 张波.膜分离和 PSA 技术在甲醇合成弛放气回收装置的应用及运行情况分析[J].云南化工,2020,47(8):127-130.
- [11] 陶宇鹏.不同氢气净化提纯技术在煤制氢中的经济性分析[J].四川化工,2021,24(4):13-16.

(上接第 395 页)