



首套流化床甲醇制丙烯装置工艺优化

董国亮 柳宏伟 温彦博 杨云斌 董永忠 李旭升 王吉平 沈有强

引用本文:

董国亮, 柳宏伟, 温彦博, 等. 首套流化床甲醇制丙烯装置工艺优化[J]. 煤炭科学技术, 2024, 52(4): 359–367.

DONG Guoliang, LIU Hongwei, WEN Yanbo. Process optimization of the first set of fluidized bed methanol to propylene plant[J]. Coal Science and Technology, 2024, 52(4): 359–367.

在线阅读 View online: <https://doi.org/10.12438/cst.2023-1013>

您可能感兴趣的其他文章

Articles you may be interested in

干法重介质流化床压力多尺度分析与流化质量表征

Multi-scale pressure analysis and fluidization quality characterization of dry dense medium fluidized bed

煤炭科学技术. 2023, 51(4): 215–223 <https://doi.org/10.13199/j.cnki.cst.2022-1571>

碳中和背景下循环流化床燃烧技术在中国的发展前景

Future of circulating fluidized bed combustion technology in China for carbon neutralization

煤炭科学技术. 2023, 51(1): 514–522 <https://doi.org/10.13199/j.cnki.cst.2022-1609>

煤制油化工建设项目技术经济指标与参数研究

Research on technical-economic indexes and parameters of coal to liquid and chemical construction project

煤炭科学技术. 2020, 48(1) <http://www.mtkxjs.com.cn/article/id/de852711-6822-4850-89c2-a13146e374df>

年产100万t甲醇合成流程模拟及影响因素考察

Simulation of methanol synthesis process with annual output of 1 million tons and investigation of influencing factors

煤炭科学技术. 2023, 51(S1): 477–483 <https://doi.org/10.13199/j.cnki.cst.2022-1441>

Z型异质结 $\text{Ag}_2\text{S}/\text{AgVO}_3$ 可见光催化转化低浓度瓦斯制甲醇性能研究

Performance study on visible-light catalytic conversion of low concentration coalmine gas to methanol with Z-type heterojunction $\text{Ag}_2\text{S}/\text{AgVO}_3$

煤炭科学技术. 2024, 52(4): 275–287 <https://doi.org/10.12438/cst.2023-1998>

气流式雾化喷嘴在甲醇制丙烯反应器内的应用研究

Study on air-blast atomizing nozzles application in methanol-to-propylene reactors

煤炭科学技术. 2019(3) <http://www.mtkxjs.com.cn/article/id/4fb4e227-86db-43ef-94cc-e32ef5413e67>



关注微信公众号, 获得更多资讯信息



移动扫码阅读

董国亮, 柳宏伟, 温彦博, 等. 首套流化床甲醇制丙烯装置工艺优化[J]. 煤炭科学技术, 2024, 52(4): 359–367.

DONG Guoliang, LIU Hongwei, WEN Yanbo, *et al.* Process optimization of the first set of fluidized bed methanol to propylene plant[J]. Coal Science and Technology, 2024, 52(4): 359–367.

首套流化床甲醇制丙烯装置工艺优化

董国亮, 柳宏伟, 温彦博, 杨云斌, 董永忠, 李旭升, 王吉平, 沈有强

(华亭煤业集团有限责任公司, 甘肃 华亭 744100)

摘要: 为了顺利完成首套流化床甲醇制丙烯 FMTP 工业示范装置投料试车。通过对采用大连化物所甲醇制烯烃 DMTO 技术、中石化甲醇制烯烃 SMTO 技术、神华集团甲醇制烯烃 SHMTO 技术和甲醇制丙烯 MTP 技术的同类型企业考察和技术交流, 经过与 FMTP 工艺技术对比分析, 发现原 FMTP 装置催化剂回收系统、三器之间催化剂循环管道、洗涤水换热系统、余热回收系统和反应器测量仪表系统在设计方面存在不足。根据同行业装置建设和运行经验, 废催化剂回收系统设计改造锁斗回收系统, 催化剂循环管线优化改造为提升管加法兰管帽, 洗涤水换热器优化改造二甲苯清洗系统, 余热回收设备优化改造蒸汽自动吹灰系统, 反应器测量仪表优化改造反吹系统。经过上述工艺优化, 催化剂回收系统解析气中可燃气体含量显著降低, 且避免催化剂粘黏结块; 三器之间催化剂循环管线优化设计提升管、提升管顶部设计缓冲管加管帽, 在装置运行期间三器之间的催化剂流通顺畅, 反应器待生催化剂循环量、待生管温度、待生管密度、待生管压力指标接近或达到设计指标; 启动二甲苯清洗系统对堵塞的换热器进行化学冲洗, 换热器清洗效果明显; 自动蒸汽吹灰系统投运后, 余热回收系统效率显著提高; 反应器仪表反吹风优化为工艺气后避免惰性组分对分离工艺影响。FMTP 装置在四次试车过程中上述系统运行平稳, 为装置长周期安全稳定运行奠定基础。

关键词: 流化床; 甲醇; 烯烃; 流化床甲醇制丙烯

中图分类号: TD98

文献标志码: A

文章编号: 0253-2336(2024)04-0359-09

Process optimization of the first set of fluidized bed methanol to propylene plant

DONG Guoliang, LIU Hongwei, WEN Yanbo, YANG Yunbin, DONG Yongzhong,

LI Xusheng, WANG Jiping, SHEN Youqiang

(Huating Coal Group Co., Ltd., Huating 744100, China)

Abstract: In order to successfully complete the commissioning of the first industrial demonstration unit of methanol to propylene FMTP in fluidized bed, through the investigation and technical exchange of similar enterprises using methanol to olefin (DMTO) technology of Dalian Chemical Institute, methanol to olefin (SMTO) technology of Sinopec, methanol to olefin (SHMTO) technology of Shenhua Group and methanol to propylene technology (MTP) in China, through the comparison and analysis with FMTP process technology, it was found that there were deficiencies in the design of the catalyst recovery system of the original FMTP unit, the catalyst circulation pipeline between the three units, the heat transfer system of washing water, the waste heat recovery system and the reactor measurement instrument system. According to the construction and operation experience of the same industry, the waste catalyst recovery system was designed and transformed into a bucket recovery system. The catalyst circulating pipeline was optimized to be a lifting pipe and a flange tube cap, the xylene cleaning system was optimized to be in the washing water heat exchanger, the steam automatic ash blowing system was optimized to be in the waste heat recovery equipment, and reactor instrument back blower system was optimized to be in the reactor measuring instrument. After the above process optimization, the content of combustible gas in the analytical gas of the catalyst recovery system was significantly reduced, and the catalyst was prevented from sticking together; the catalyst circulation pipelines of the three reactors were de-

收稿日期: 2023-07-11

责任编辑: 黄小雨

DOI: 10.12438/cst.2023-1013

作者简介: 董国亮(1986—), 男, 甘肃甘谷人, 高级工程师, 硕士。E-mail: dongguoliang1986@126.com

通讯作者: 柳宏伟(1984—), 男, 甘肃庄浪人, 高级工程师, 硕士。E-mail: liuwei309250953@163.com

signed the lifting tube, the buffer tube and tube cap were designed at the top of the lifting tube; the catalyst circulation between the three reactors was smooth during the operation of the plant, the parameters of the catalyst circulation, the temperature of the tube, the density of the tube and the pressure of the tube in the reactor were close to and reached the design indicators; start the xylene cleaning system to wash the blocked heat exchanger, and the heat exchanger cleaning effect is obvious; after the automatic steam ash blowing system is put into operation, the efficiency of waste heat recovery system is significantly improved; the inert gas of reactor instrument back blower system was optimized to process gas, avoid the influence of inert gas on the downstream separation unit. In the four commissioning runs of FMTP device, the above system runs smoothly, it lays the foundation for the long cycle safe and stable operation of the plant.

Key words: fluidized bed; methanol; olefin; FMTP

0 引言

乙烯和丙烯等低碳烯烃是工业生产中最基础的化工原料,其当前主要通过催化裂化和裂解石油副产品进行制取。鉴于我国“富煤、贫油、少气”的现实国情,我国石油依存度达到70%以上^[1-5]。为保证充足的低碳烯烃原料以满足我国人民日益增长的美好生活需要,通过煤经甲醇制取低碳烯烃技术的发展前景巨大。当前,甲醇制烯烃技术推广及发展迅速,市场占有率不断提高,成为现代煤化工中经济效益最好、产能增长最快的分领域,为我国获取乙烯和丙烯开辟了一种新的技术路线^[6-8]。

当前,国内外主要的甲醇制烯烃技术包括大连化物所开发的DMTO-I技术和DMTO-II技术、上海化工研究院开发的SMTO工艺技术、国家能源集团开发的SHMTO工艺技术、德国鲁奇公司开发的MTP工艺技术和清华大学开发的流化床甲醇制丙烯FMTP技术^[9-12]。DMTO-I技术于2006年完成工业化试验,并于2010年8月建成投运全球首套百万吨级工业化装置,甲醇转化率达99.90%以上,乙烯+丙烯选择性达到80%以上^[6,13]。DMTO-II技术在原有技术的基础上增加了C₄以上重组分裂解单元,在流化床反应器内实现C₄组分的催化裂解,生产以乙烯、丙烯为主的烯烃混合物,可将乙烯和丙烯收率从80%提高到85%,双烯收率较DMTO-I技术提高10%^[6,14]。SMTO工艺技术采用双快速流化床反应器,采用灵活两段反应工艺,再生方式采用烧焦罐与密相流化床不完全再生相结合的方式,催化剂耐磨损,甲醇转化率大于99.50%,乙烯和丙烯选择性达到81%以上^[15-16]。SHMTO工艺技术中的反应器和再生器同轴布置,再生器为湍流床,反应器为流化床,选择该技术的工业装置乙烯选择性为40.98%,丙烯选择性为39.38%,C₂~C₄选择性90.58%,甲醇转化率99.70%,生焦率2.15%^[6,14-15]。MTP工艺技术采用3台固定床反应器并联操作,其中2台反应,另一台再生轮流切换操作,在反应条件下最终丙

烯收率能够达到70%左右^[17]。2009年,清华大学、中国化学工程集团公司和安徽淮化集团有限公司共同开发FMTP工艺技术,在淮化集团竣工3万t/a FMTP工业试验装置,随后开展了3次流化态试车,装置运行共计470 h,甲醇转化率大于99.80%,丙烯总收率大于69%^[18]。

为进一步丰富甲醇制烯烃技术,保障国内低碳烯烃的供应,华亭煤业集团公司建设我国第1套60万t甲醇制取20万t聚丙烯FMTP科技示范项目,装置产能20万t/a。依据同行业运行经验,项目组在详细设计和建设阶段分析得出部分设计不合理,为保证首套FMTP工业化装置顺利完成投料试车,对其工艺技术进行研究分析和改造显得尤为重要。

1 流化床甲醇制丙烯技术

华亭煤业集团公司60万t甲醇制取20万t聚丙烯项目反应再生装置负责将甲醇装置送来的甲醇在催化剂和特定工艺条件下转化为以丙烯为主的低碳烯烃气体,装置主要包括:①MCR反应器、EBTP反应器和再生器组成的三器系统;②急冷塔、水洗塔和汽提塔组成的三塔水系统;③热量回收系统,具体如图1所示。

三器系统:液相甲醇逐级升温至240~260℃进入MCR反应器内与催化剂反应生成以乙烯、丙烯为主的低碳烯烃工艺气,下游分离工段送来的C₂~C₅及以上组分逐级升温至366℃在EBTP反应器内与催化剂反应生成丙烯为主的工艺气,MCR和EBTP反应器内结焦的催化剂通过待生滑阀进入再生器,与主风机输送的空气在680℃下进行烧焦反应,再生催化剂通过再生滑阀返回反应器继续参与反应,产生的210~250℃烟气经热量回收后送往烟囱。新催化剂来自催化剂装填缓冲罐,废催化剂返回至废催化剂储罐。

三塔水系统:自MCR与EBTP反应器来的165℃工艺气从底部进入急冷塔,与塔顶部的急冷水进行对流换热,换热后90℃的工艺气从塔顶进入水洗塔,

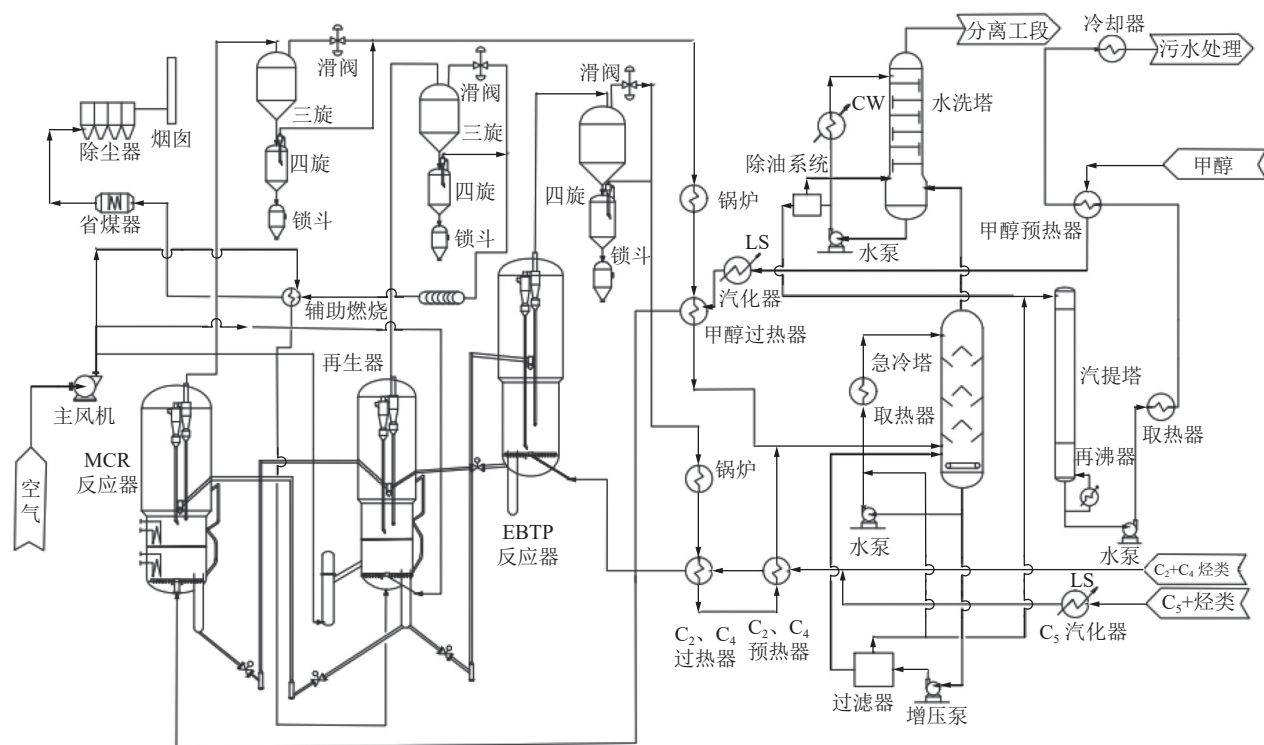


图1 反应再生装置流程

Fig.1 Process of regenerating plant

急冷塔系统设置急冷水过滤器,用于除去水中催化剂颗粒。水洗塔利用自循环水洗水对工艺气进一步降温至 40℃ 送往分离工段工艺气压缩机,水洗塔设置旋流除油系统,将水中的油性物质进一步分离,部分急冷水和水洗水送往汽提塔,与塔釜再沸器送来的 1.0 MPaG 饱和蒸汽进行换热,汽提出急冷水、水洗水中的甲醇、二甲醚等轻组分送往 EBTP 反应器继续反应,汽提废水经取热后送往污水处理。

热量回收系统:来自 MCR 蒸汽包、MCR 余热锅炉汽包、EBTP 余热锅炉汽包、外取热器、CO 辅助燃烧系统汽包的 4.0 MPaG 饱和蒸汽进入 CO 辅助燃烧系统过热段进一步取热,富产 4.0 MPaG(G 为表压)过热蒸汽,用于驱动主风机和工艺气压缩机。

2 FMTP 装置工艺分析和优化

华亭 FMTP 项目是流化床甲醇制丙烯技术的首次工业化应用,其在设计方面存在不足,在项目设计和建设阶段,通过多次在同类型企业考察研究和分析讨论,对废催化剂回收系统夹带可燃性、催化剂循环管道布置和管道衬里磨损、水系统换热器运行过程中易堵塞、余热回收设备积灰和反应器仪表系统故障率高等问题进行了工艺分析研究,并对存在的问题在详细设计和项目建设期间进行了工艺优化和改造,为反应再生装置成功投料试车和长周期稳定

运行奠定坚实基础,并不断解决 FMTP 工艺技术在设计方面的问题,为 FMTP 技术在国内广泛推广应用提供技术保障。

2.1 废催化剂回收系统工艺分析和优化

2.1.1 废催化剂回收系统工艺分析

原设计流化床甲醇制烯烃催化剂回收工艺为夹带部分催化剂的烃类经过旋风分离器分离后去后系统进行处理,含少量烃类的催化剂进入催化剂回收罐储存,定期卸入废剂收集罐,原设计工艺流程如图 2 所示。由于催化剂有较大的比表面积,经旋风分离器分离后的催化剂粉末微孔内仍吸附有少量烃类,若未将催化剂中夹带的微量烃类彻底解析直接送往废剂收集罐,在管道输送过程中存在闪爆的安全隐患。另外,甲醇制烯烃低碳烯烃中水含量较高,

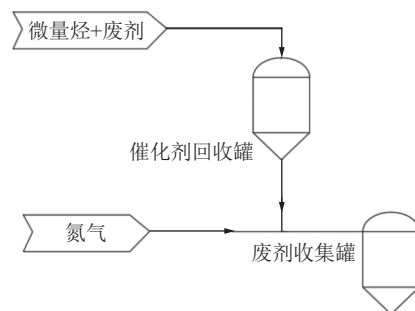


图2 原设计废催化剂回收流程

Fig.2 Process waste catalyst recovery of original design

催化剂粉末未经干燥吹脱水分直接卸剂,由于温度降低,工艺气中夹带的水分冷凝会进入废剂收集罐,将导致催化剂粉末粘黏结块。

2.1.2 废催化剂回收系统工艺优化

为解决原设计中催化剂回收过程中发生闪爆和催化剂粘黏结块的问题,通过同行业考察和分析讨论,在催化剂回收罐至废剂收集罐之间增加锁斗系统,锁斗安装在催化剂回收罐正下方,锁斗底部连接废剂收集罐,锁斗本体正上方连接废催化剂进料管线,左上方的氮气管线用于锁斗充压,锁斗锥底的低压氮气在催化剂下料时起松动作用,顶部解吸氮气返回至催化剂回收罐,含低碳烯烃的气体经回收罐去工艺气管线。锁斗安装1台远传压力监测点,1台料位高高报警开关,1台料位低低报警开关,锁斗正下方连接着催化剂出料管线,出料管线底部连接着输送氮气管线,催化剂回收罐中的催化剂粉末先卸至锁斗中,经过输送风送至废剂收集罐。DCS控制系统中设计自动控制系统,由进料、吹脱、充压、出料、输送步骤组成,当催化剂回收罐泄剂时,操作人员启动废催化剂泄剂顺控,开始将废剂输送至废剂收集罐^[19]。上述内容已完成工艺优化和施工改造,优化后工艺流程如图3所示。图3中,LS为料位开关位号;PT为压力测点位号;HH和LL为工艺指标联锁的位号。

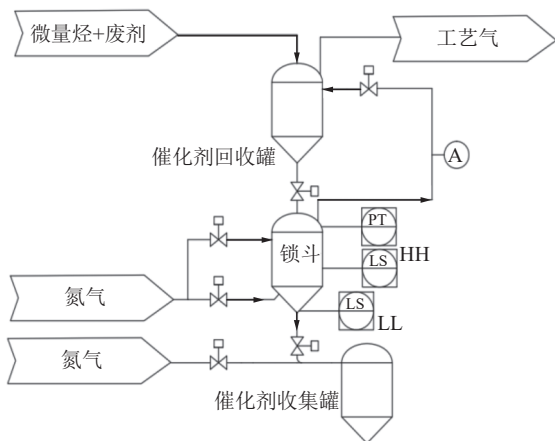


图3 优化后废催化剂回收流程

Fig.3 The optimized process of waste catalyst recovery system

2.2 催化剂循环管道布置和管道衬里磨损的工艺分析和优化

2.2.1 催化剂循环管道布置和管道衬里磨损的工艺分析

MCR反应器、EBTP反应器和再生器中的催化剂在三器间单向循环,反应器中结焦的催化剂连续输送至再生器进行再生,经过再生后具有反应活性的催化剂重新输送返回反应器内继续参与反应。华亭FMTP项目建设用地紧张,三器之间间距仅为

2.50 m,而催化剂循环管线直径为DN600 mm,无法设计大半径的弯头管道实现催化剂的输送。另外依据MTO和DMTO同行业运行经验,设计隔热耐磨衬里和大半径弯头的催化剂循环管仍然无法彻底解决衬里磨损的问题,且由于催化剂管线弯头处应力和震动较大,运行过程中造成管道衬里出现裂缝甚至脱落,催化剂被气流带入衬里和钢管夹层间导致金属管道磨穿,影响三器的长周期安全稳定运行。

2.2.2 催化剂循环管道布置和管道衬里磨损的工艺优化

为了解决三器之间空间小、催化剂输送管道不易设计大半径弯头和催化剂对管道衬里磨损严重的问题,经考察研究和分析讨论,催化剂输送管线采用提升管加法兰管帽的设计解决反应器之间空间小和催化剂对输送管道磨损的问题,提升管由接管、桶节、法兰、同心异径管和膨胀节构成,提升管中部设计膨胀节用于降低管道应力,使用提升气为氮气或蒸汽竖直向上提升催化剂。提升管顶部设计一段缓冲管和法兰管帽,降低管道应力,减少催化剂对衬里磨损。

①MCR反应器与再生器间催化剂提升管设计布置: MCR反应器底部9.36 m平面引出带衬里斜管,在5.58 m平面接入提升器,提升管延伸到达34.531 m处。②再生器到MCR反应器间催化剂提升管设计布置: 再生器底部8.45 m处引出带衬里斜管,在5.04 m平面接入提升器,提升管延伸到达42.15 m处。③再生器到EBTP反应器间催化剂提升管设计布置: 再生器底部8.45 m处引出带衬里斜管,在4.04 m处接入提升管,提升管向上延伸到达62.43 m处。三器和提升管布置如图4所示(EL为层高或离地面的高度),提升管设计缓冲管和管帽的设计如图5所示,装置现场缓冲管和管帽的实物如图6所示。

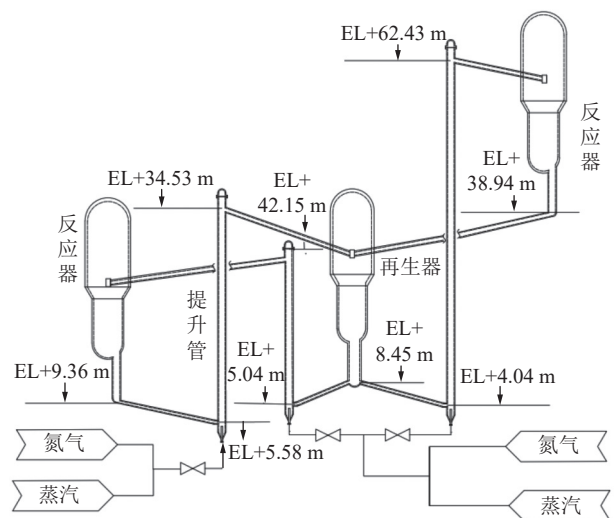


图4 三器和提升管的布置

Fig.4 Arrangement of three reactors and lifting tube

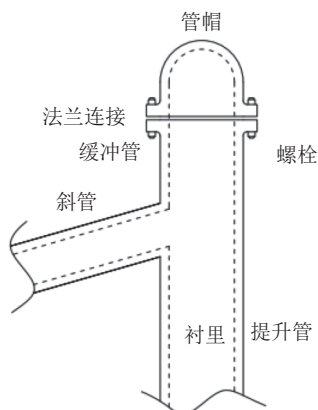


图5 提升管设计缓冲管和管帽示意

Fig.5 Schematic of lifting tube design buffer tube and tube cap



图6 现场缓冲管和管帽的实物

Fig.6 Field buffer tube and tube cap

2.3 水系统换热器运行过程的工艺分析和优化

2.3.1 水系统换热器运行过程的工艺分析

来自反应器顶部工艺气夹带有微量的催化剂,之后共同进入洗涤系统进行除尘降温,随着工艺气温度的降低,工艺气中苯的衍生物和重烃开始在水中凝结,出现油状物质,油状物与催化剂粉末结合,附着洗涤水换热器管束中,随着运行时间增加,造成换热器管阻增加,甚至局部管束堵塞,影响装置长期稳定运行,原设计工艺气洗涤系统流程如图7所示。

2.3.2 水系统换热器运行过程的工艺优化

为了克服现有技术中苯的衍生物、重烃凝结后的油状物与催化剂粉末结合造成换热器管阻增加、局部堵塞而导致设备停车的问题,利用有机物相似相溶原理,在原有基础上优化设计一套冲洗系统,由二甲苯罐、输送泵和配套管线和阀门组成,冲洗溶剂选用二甲苯,其为非极性分子,苯的衍生物和大多数有机物(重烃)也是非极性分子,溶解性相似,相互之间可以互溶。当换热器堵塞时启动输送泵将二甲苯加入换热器入口管线,二甲苯随之进入换热器管程

对管束进行冲洗,冲洗后的二甲苯返回至二甲苯罐。优化改造后工艺气洗涤系统流程如图8所示。

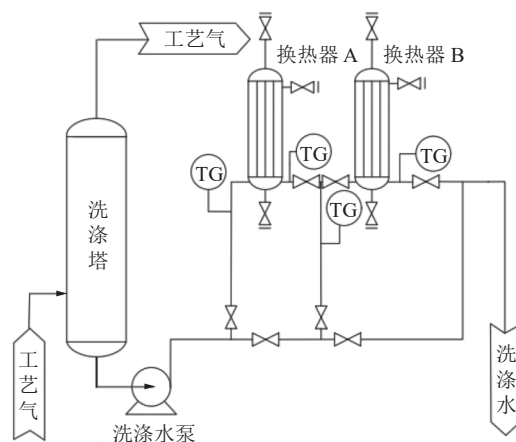


图7 原设计工艺气洗涤系统流程

Fig.7 Original design process washing system flow

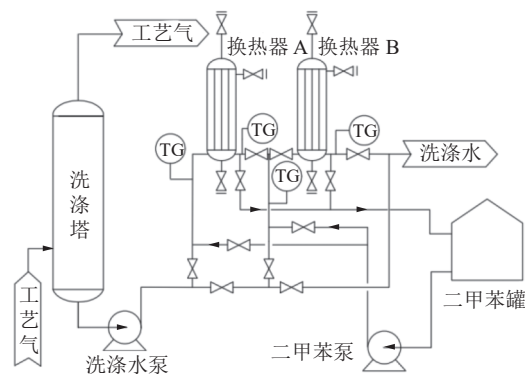


图8 优化改造后工艺气洗涤系统流程

Fig.8 Optimized and reformed process washing system flow

2.4 余热回收设备运行过程的工艺分析和优化

2.4.1 余热回收设备运行过程的工艺分析

从反应器顶部送出的工艺气携带少量催化剂粉末,之后同高温工艺气一起进入下游余热回收设备,由于工艺气流速较小,装置长周期运行后催化剂会附着在余热回收设备换热器管束内壁,影响换热效率,导致换热器出口工艺气超温,影响装置正常运行。当前行业内常见清除换热器管束内壁积灰的方法采用激波吹灰,该方法特点是方向性强,顺着喷口方向冲击力大,无法吹到更多死角。另外,设备故障率高,运行中经常出现哑炮、回火等现象,同时由于其燃料采用乙炔、丙烷等,运行成本较高^[20]。

2.4.2 余热回收设备运行过程的工艺优化

为彻底解决余热回收设备换热器管束随着运行时间增加不断积灰的问题,优化设计一套利用高流速蒸汽在线清理换热器管束内壁附着物蒸汽自动吹灰系统,该系统主要由12个蒸汽吹灰支路、导流挡

板、开关阀及阀门管件等组成,每个支路上依次安装开关阀和闸阀,开关阀旁路安装有限流孔板,开关阀后为闸阀,每个闸阀后接入换热器壳程,壳程内部设置有导流装置,每个吹灰蒸汽支管均对应 1 个吹灰区域。控制系统设计了自动控制逻辑,启动吹扫程序后从第 1 个吹灰口开始依次进行吹除,自动化程度高,由于使用富产蒸汽吹扫,运行成本也较低,优化后余热回收设备吹灰流程如图 9 和图 10 所示,现场优化改造实物如图 11 所示。

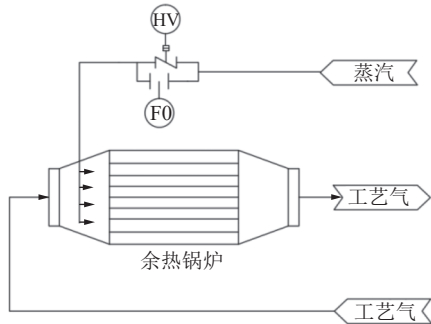


图 9 余热锅炉吹灰流程简
Fig.9 Schematic of ash blowing process of waste heat boiler

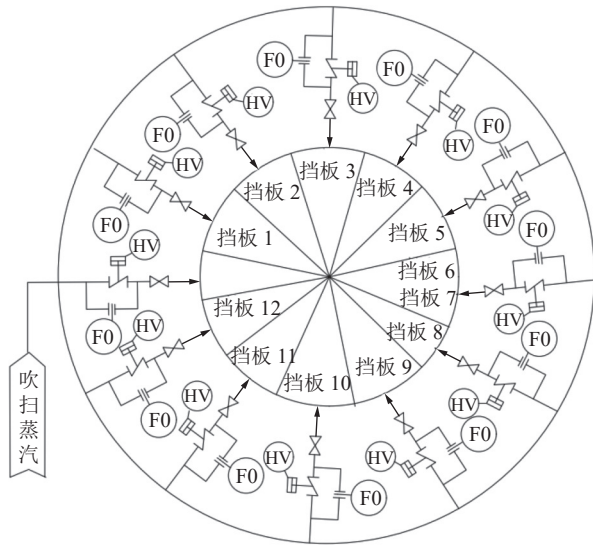


图 10 余热锅炉蒸汽吹灰管口布置
Fig.10 Layout of steam blowing pipe of waste heat boiler

2.5 反应器仪表系统工艺分析和优化

2.5.1 反应器仪表系统工艺分析

反应器为流化床反应器,气相甲醇从反应器底部进入,与反应器内的催化剂接触进行流化床反应,反应后生成的工艺气依次经过第 1 床层、第 2 床层和二级旋风分离器后送出反应器,在流化床反应器内催化剂不断被工艺气裹挟流化,为避免催化剂粉末堵塞反应器器壁压力和密度等测量仪表引压管,在基础设计阶段仅设计反吹氮气。由于氮气为惰性



图 11 余热锅炉蒸汽吹灰管口现场实物
Fig.11 Physical picture of steam blowing pipe mouth of waste heat boiler

组分,进入反应器与工艺气一起送入分离装置,造成工艺气有效组分的分压降低,影响丙烯和乙烯等产品的分离。

2.5.2 反应器仪表系统工艺优化

为解决现有工艺中惰性组分高影响工艺气分离的问题,从分离装置工艺气压缩机二段出口优化设计一股工艺气作为反应器仪表反吹风气源,在氮气和工艺气管线上均设置双闸阀、止逆阀和导淋。优化改造后的工艺流程如图 12 所示。

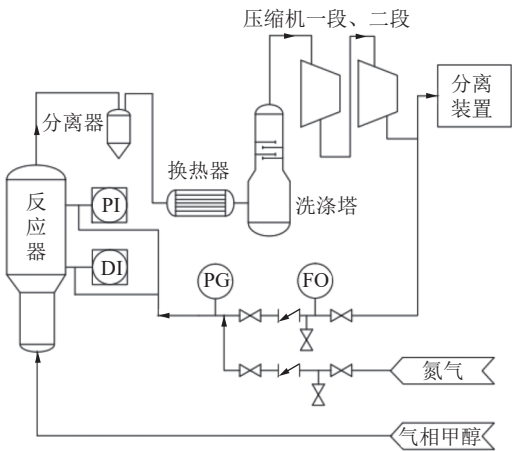


图 12 反应器仪表反吹风系统工艺流程
Fig.12 Process flow of reactor instrument back blower system

3 投料试车情况

在清能煤化工公司全体员工、总承包商和全体参建单位夜以继日共同努力下,2021-12-31—2022-01-02 国内首套流化床甲醇制丙烯(FMTP)工业化装置完成首次投料试车工作,装置最高运行负荷 34%,MCR 反应器产出了合格产品气,原料甲醇转化率高于 99.80%。2022-03-27—04-10 开展装置的第 2 次试车,最高运行负荷 29.00%。7 月 27 日至 8 月 4 日开展了装置第 3 次试车工作,装置最高运行

负荷 56.00%。2023-08-11—08-17 开展装置的第 4 次试车工作,最高负荷达到 80%。以 4 次试车甲醇转化率、甲醇进料负荷、丙烯组分、乙烯组分和氮气组分为纵坐标,试车次数为横坐标绘制了图 13,由图可知,甲醇转化率均大于 99.80%,工艺气中丙烯组分从 31.32% 提高至 40.35%,乙烯组分在 20.99%~21.91% 波动,产品气组分中的氮气从 16.822% 逐渐降低至 0,通过 4 次试运行,FMTP 装置基本实现稳定运行目标。

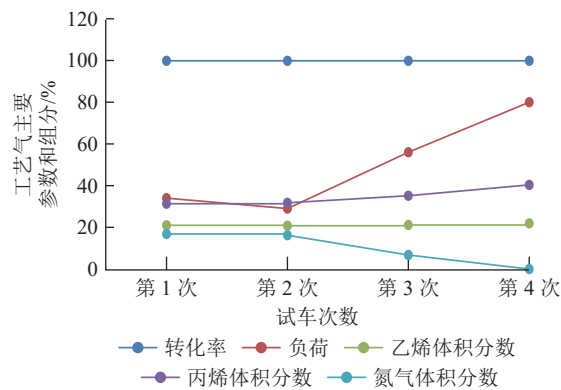


图 13 试车时间与负荷、转化率、丙烯组分、乙烯组分和氮气组分关系曲线

Fig.13 Test time and load, conversion rate, propylene component, ethylene component, nitrogen component relationship curve

3.1 废催化剂回收系统优化效果

在装置首次投料和后续试车运行过程中,在原

设计基础上优化增设锁斗及相关仪表设备后,催化剂泄剂时启动泄剂控制程序,催化剂进入锁斗后打开解吸和干燥氮气,氮气解析一定时间后,经分析,解吸氮气中可燃气组分从 2% 降低至 <0.2%,水分从 5% 降低至 <1%,见表 1。在氮气解吸和干燥的作用下,消除催化剂在输送过程中发生闪爆的安全隐患,避免了催化剂粘黏结块,实现了催化剂回收系统稳定运行。

表 1 废催化剂回收系统工艺优化前后分析数据
Table 1 Analysis data before and after process optimization of waste catalyst recovery system

工艺	可燃气体积分数/%	水分质量分数/%
工艺优化前	2	5
工艺优化后	<0.2	<1

3.2 催化剂循环管线布置和设计优化效果

三器之间催化剂循环管线优化设计提升管、提升管顶部设计缓冲管加管帽,并在施工阶段按照设计文件完成改造,在装置运行期间,三器之间的催化剂流通顺畅,提升管振动小,在检修期间打开提升管管帽检查,缓冲管内管道衬里完好,未发现催化剂串入管道和衬里之间间隙。优化后两台反应器的实际运行待生催化剂循环量、待生管温度、待生管密度、待生管压力指标接近或达到设计指标,详见表 2。从运行情况看催化剂输送管道工艺优化后实际运行良好。

表 2 催化剂循环的设计指标与工艺优化后指标的对比
Table 2 Comparison between the design index of catalyst cycle and the index after process optimization

参数	待生催化剂循环量/(t·h ⁻¹)		待生管温度/℃		待生管密度/(kg·m ⁻³)		待生管压力/MPaG	
	MCR	EBTP	MCR	EBTP	MCR	EBTP	MCR	EBTP
设计数据	41.80	76.00	380.00	450.00	20.00	38.00	0.11	0.12
优化数据	41.00	73.00	365.50	445.00	19.40	39.70	0.11	0.12

3.3 洗涤水系统优化效果

装置运行期间,当换热器进出口温差减小时,判断需要对运行换热器清洗,在清洗前换热器洗涤水进出口温差为 19℃,换热介质进出口温差为 35℃,切至备用换热器后启动二甲苯泵清洗系统对堵塞的换热器进行化学冲洗,清洗后换热器洗涤水进出口温差为 28℃,换热介质进出口温差为 44℃,详见表 3,上述数据表明,换热器经洗涤后,换热效果明显提高。

3.4 余热回收设备优化效果

装置运行期间启动自动蒸汽吹灰系统,第 1 个

蒸汽吹灰支路蒸汽吹扫阀打开持续吹扫 2 s,阀门关闭间隔 5 s 后启动第 2 个蒸汽吹灰支路,时间可调,

表 3 水系统换热器优化前后换热介质进出口温度变化
Table 3 Temperature difference between inlet and outlet of heat exchange medium before and after optimization of water system heat exchanger

项目	温度/℃			
	洗涤水入口	洗涤水出口	换热介质入口	换热介质出口
洗涤前	104	85	60	95
洗涤后	108	80	60	104

84 s 一个周期。一个吹灰周期结束后,操作人员可以根据生产实际,决定继续吹灰或停止程序。吹扫前工艺气进口为 380 ℃,工艺气进出口温差为 30 ℃,富产 4.0 MPaG 蒸汽量为 15 t/h,使用自动吹灰系统吹扫后,工艺气进出口温差为 37 ℃,富产 4.0 MPaG 蒸汽量为 17 t/h,换热效率明显提高,(详见表 4)。

3.5 反应器仪表系统优化效果

装置开车初期,反应器仪表反吹风为氮气,运行正常后,将反应器仪表反吹气源由氮气切至工艺气后,经分析,切换前后工艺气组成详见表 5。由表可知反吹气源从氮气切换为工艺气后,产品气中无氮

表 4 余热锅炉在优化前后工艺气进出口温差和富产蒸汽量对比

Table 4 Comparison of temperature difference between process gas inlet and outlet and rich steam production before and after optimization of waste heat boiler

项目	工艺气进口温度/℃	工艺气出口温度/℃	4.0 MPaG蒸汽量/(t·h ⁻¹)
吹扫前	380	350	15
吹扫后	380	343	17

气组分,乙烯、丙烯和 C₄₊组分相比之前略有提高,杜绝工艺气中惰性组分对下游装置运行造成的影响。

表 5 反应器仪表反吹气源优化前后工艺气组分对比

Table 5 Comparison of process gas components before and after optimization of instrument backblowing gas source in reactor

工艺气组成	气体体积分数/%									
	CH ₃ OH	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	C ₄₊	C ₅₊	C ₃ H ₆	C ₃ H ₈	N ₂
反吹气为氮气	0.146	0.210	0.540	19.520	1.854	19.770	8.500	36.160	4.810	8.490
反吹气为工艺气	0.134	0.110	0.470	21.910	1.180	21.330	9.060	40.350	5.446	—

4 结 论

1)通过对 FMTP 工艺技术工艺分析,以及在同类型企业考察和技术交流,发现装置在设计等方面存在不足,随后对装置存在问题进行了工艺优化。

2)通过对废催化剂回收系统优化设计锁斗等设备,实现了催化剂回收系统稳定运行,避免催化剂粘黏结块;基于催化剂管道布置设计,在三器之间催化剂循环管线优化设计提升管、提升管顶部设计缓冲管加管帽,三器之间催化剂循环良好;洗涤水换热器优化设计二甲苯冲洗系统,保证了换热器的换热效率;余热回收设备优化设计自动蒸汽吹灰系统,实现了回收设备在线清理积灰的目的;流化床反应器仪表系统优化设计工艺气反吹风系统,有效解决工艺气中惰性组分对下游产品分离造成的影响。

3)FMTP 工业化装置经过工艺优化后,装置 4 次试车结果表明上述工艺优化的实施为装置长周期安全稳定运行奠定坚实基础。

参考文献(References):

[1] 蒋永州,杨玉芳,尉秀峰,等. 甲醇制烯烃工艺及工业化进展[J]. 天然气化工, 2020, 45(1): 97-102.
JIANG Yongzhou, YANG Yufang, WEIXiufeng, et al. Latest progress in methanol to olefin process and industrialization[J]. Natural Gas Chemical Industry, 2020, 45(1): 97-102.

[2] 李文艳. 甲醇制烯烃技术工艺及对比分析[J]. 山西化工, 2020, 40(3): 32-34.

LI Wenyan. Technology and comparative analysis of methanol to olefin[J]. Shanxi Chemical Industry, 2020, 40(3): 32-34.

[3] 朱 杰,崔 宇,陈元君,等. 甲醇制烯烃过程研究进展[J]. 化工学报, 2010, 61(7): 1675-1684.
ZHU Jie, CUI Yu, CHEN Yuanjun, et al. Methanol to Olefins Technology VS Traditional Petroleum Hydrocarbons Cracking to Olefins Technology [J]. CIESC Journal, 2010, 61(7): 1675-1684.

[4] 李常艳,张慧娟,胡瑞生. 甲醇制烯烃技术进展及与石油烃裂解制烯烃对比[J]. 当代化工, 2011, 6(157): 41-44.
LI Changyan, ZHANG Huijuan, HU Ruisheng. Methanol to Olefins Technology VS Traditional Petroleum Hydrocarbons Cracking to Olefins Technology[J]. Coal Chemical Industry, 2011, 6(157): 41-44.

[5] 黄 燕,卢承昊. 甲醇制烯烃工艺研究进展[J]. 当代化工, 2023, 52(8): 1975-1979.
HUANG Yan, LU Chenghao. Research Progress of Methanol to Olefin Process[J]. Contemporary Chemical Industry, 2023, 52(8): 1975-1979.

[6] 黄格省,胡 杰,李锦山,等. 我国煤制烯烃技术发展现状与趋势分析[J]. 化工进展, 2020, 39(10): 3966-3974.
HUANG Gesheng, HU Jie, LI Jinshan, et al. Development status and trend of coal-to-olefins technology[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2020, 39(10): 3966-3974.

[7] YE Mao, TIAN Peng, LIU Zhongmin. DMT0: a sustainable methanol-to-olefins technology[J]. Engineering, 2021, 7(1): 17-21.

[8] TIAN Peng, WEI Yingxu, YE Mao, et al. Methanol to olefins (MTO): from fundamentals to commercialization[J]. ACS Catalysis, 2015, 5(3): 1922-1938.

[9] 朱伟平. 甲醇制烯烃技术开发进展[J]. 现代化工, 2022, 42(4): 82-86.
ZHU Weiping. Technological development advances in methanol

- to olefins process[J]. Modern Chemical Industry, 2022, 42(4): 82-86.
- [10] 王冬冬. 煤基甲醇制烯烃技术进展与发展探索[J]. 煤化工, 2023, 51(4): 113-116.
- WANG Dongdong. Development progress of coal-based methanol to olefin technology[J]. Coal Chemical Industry, 2023, 51(4): 113-116.
- [11] 崔普选. 煤基甲醇制烯烃工艺技术发展现状[J]. 现代化工, 2020, 40(4): 5-9.
- CUI Puxuan. Development situation of process technologies for coal-based methanol olefins[J]. Modern Chemical Industry, 2020, 40(4): 5-9.
- [12] 吴春梅. 我国煤基甲醇制烯烃技术进展[J]. 化工设计通讯, 2019, 45(2): 13, 71.
- WU Chunmei. Progress in Coal-based Methanol To Olefins Technology in China[J]. Chemical Engineering Design Communications, 2019, 45(2): 13, 71.
- [13] 刘中民, 齐 越. 甲醇制取低碳烯烃(DMT0)技术的研究开发及工业性试验[J]. 中国科学院院刊, 2006, 21(5): 406-408.
- LIU Zhongmin, QI Yue. Research and development of methanol to light olefins (DMTO) technology and industry test[J]. Journal of Chinese Academy of Sciences, 2006, 21(5): 406-408.
- [14] 张世杰, 吴秀章, 刘 勇, 等. 甲醇制烯烃工艺及工业化最新进展[J]. 现代化工, 2017, 37(8): 1-6.
- ZHANG Shijie, WU Xiuzhang, LIU Yong, *et al.* The latest process of methanol to olefin process and industrialization[J]. Modern Chemical Industry, 2017, 37(8): 1-6.
- [15] 陈洪派, 商 辉, 孔志媛. 甲醇制烯烃工艺技术发展现状[J]. 现代化工, 2022, 42(8): 80-88.
- CHEN Hongpai, SHANG Hui, KONG Zhiyuan. Development status of methanol to olefin technology[J]. Modern Chemical Industry, 2022, 42(8): 80-88.
- [16] MARKAUSKAS D, KA IANAUSKAS R, MAKNICKAS A. Numerical particle-based analysis of the effects responsible for acoustic particle agglomeration[J]. *Advanced Powder Technology*, 2015, 26(3): 698-704.
- [17] 袁学民, 孙世谦, 张 蒙, 等. 国内甲醇制烯烃技术最新进展[J]. 现代化工, 2012, 32(12): 29-31.
- YUAN Xuemin, SUN Shiqian, ZHANG Meng, *et al.* Recent domestic advances in methanol-to-olefins technology[J]. Modern Chemical Industry, 2012, 32(12): 29-31.
- [18] 陆 军. 流化床甲醇制丙烯工业试验装置投料运行总结[J]. 中氮肥, 2012, (2): 11-15.
- LU Jun. Summary of FMTP Commissioning Test Running[J]. M-Sized Nitrogenous Fertilizer Progress, 2012, (2): 11-15.
- [19] 王吉平, 苏应玺, 董国亮, 等. 流化床甲醇制烯烃含烃催化剂锁斗分离技术研究及应用[J]. 现代化工, 2020, 40(2): 219-221.
- WANG Jiping, SU Yingxi, DONG Guoliang, *et al.* Research on lock hopper separation technology of catalyst for methanol to olefin in fluidized bed and application[J]. Modern Chemical Industry, 2020, 40(2): 219-221.
- [20] 焦志武. 激波吹灰器在 250 t/d 机械炉排垃圾焚烧余热锅炉的运用[J]. 能源与节能, 2018, (3): 76-78.
- JIAO Zhiwu. Application of Shock Wave Sootblower in 250 t/d Waste Incineration Waste Heat Boiler of Mechanical Grate[J]. Energy and Energy Conservation, 2018, (3): 76-78.