



炼油装置
技术改造及优化案例丛书



催化裂化装置 技术改造 及优化案例

中国石化集团高级技师燕山培训基地
组织编写

中国石化出版社

[HTTP://WWW.SINOPEC-PRESS.COM](http://www.sinopec-press.com)

炼油装置技术改造及优化案例丛书

催化裂化装置 技术改造及优化案例



中国石化集团高级技师燕山培训基地 组织编写

中国石化出版社

内 容 提 要

本书以案例的形式将催化裂化装置生产过程中技术改造及优化操作等经验进行了介绍。内容涵盖节能降耗、优化操作两方面多个成功实施的典型案例。节能降耗部分从现状分析、节能措施、节能效果介绍节能降耗的先进经验,优化操作则从问题及分析、优化方法、优化效果等介绍催化裂化装置优化操作宝贵经验。

书中收集的案例是各装置现场经验的精华总结,内容贴切实际,非常适合从事催化裂化技能操作人员、专业工程技术人员、管理人员阅读,也可供相关装置设计人员参考。

图书在版编目(CIP)数据

催化裂化装置技术改造及优化案例/中国石化集团高级技师燕山培训基地组织编写. —北京:中国石化出版社,2014.3

(炼油装置技术改造及优化案例丛书)

ISBN 978 - 7 - 5114 - 2651 - 2

I. ①催… II. ①中… III. ①石油炼制 - 催化裂化 - 化工设备 IV. ①TE966

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2014)第 033779 号

中国石化出版社出版发行

地址:北京市东城区安定门外大街 58 号

邮编:100011 电话:(010)84271850

读者服务部电话:(010)84289974

<http://www.sinopec-press.com>

E-mail: press@sinopec.com

北京科信印刷有限公司印刷

全国各地新华书店经销

*

787 × 1092 毫米 32 开本 8.25 印张 323 千字

2014 年 3 月第 1 版 2014 年 3 月第 1 次印刷

定价:28.00 元

编 委 会

主 任 谢景山

副主任 李庆萍 蔡永清

成 员 谢新春 李红钢 张文强 张锦华

梁晓明 唐 幸 周国强 顾卫峰

关永恒 赖文县 羊树新 毕建军

吴继忠 黄小森 柯 勇 邱进佳

李福临 陶 磊 张胜会 潘向荣

朱元锋 衡志忠

前言

近年来，中国炼油工业面临的形势十分严峻，原油重质化程度加大，进口原油比例逐年增加，加之市场对清洁燃料生产的需求不断加大，这些情况都对炼油装置的生产提出了更高的要求。催化裂化装置作为我国石油加工核心装置，是生产汽油、柴油调和组分以及液化气的主力装置。催化裂化技术的发展，对提升我国炼油工业水平、增加赢利性和提高综合竞争能力能够发挥重大作用。

鉴于此，编者综合了中国石化多位催化裂化领域高技能拔尖人才的优秀专业成果于此书，以与读者分享。该书内容涵盖了催化裂化装置节能降耗和优化操作方面的诸多案例。案例具有科学性和实用性，对于从事催化裂化专业科研设计人员、工程技术人员、技能操作人员、管理人员以及大专院校师生具有参考价值。

在本书即将出版之际，衷心感谢中国石化石油化工科学研究院毛安国、工程建设公司余龙红、燕山石化公司冀望欣三位专家。他们在审核过程中对本书给予了充分的肯定，提出了很多宝贵的修改意见。同时还要感谢中国石化集团公司人事部相关领导的不断鼓励和支持。

由于时间仓促，水平有限，经验不足，书中难免会存在不妥之处，恳请广大读者和专家批评指正。

目 录

第一部分 优化操作

- 1 优化回收丙烯系统 (1)
- 2 优化和改造装置蒸汽系统 (4)
- 3 优化操作提高目标产品收率 (8)
- 4 汽轮机运行的优化方法 (13)
- 5 优化操作保证催化装置满负荷平稳运行 (20)
- 6 优化吸收稳定系统操作方法 (23)
- 7 通过优化操作提高装置运行水平 (27)
- 8 合理使用预提升介质优化产品分布 (33)
- 9 改善烟机结垢状况的两项优化措施 (38)
- 10 优化重催装置蒸汽系统 (40)
- 11 通过优化操作降低催化剂跑损量 (45)
- 12 重油催化裂化应用新型喷嘴优化作用分析 (52)
- 13 优化催化再生操作节能作用分析 (58)
- 14 优化操作提高轻烃液收 (62)
- 15 催化裂化加工劣质原料油的操作优化 (67)
- 16 分馏塔油浆系统的优化操作 (71)
- 17 优化反应温度控制实现平稳操作 (75)
- 18 除氧器的优化改造 (78)

19	增产一中汽包 0.4MPa 蒸汽	(80)
20	催化装置产汽系统优化改造	(82)
21	催化装置提高掺渣率措施	(87)
22	降低干气中 C_3 以上组分含量	(93)
23	优化催化换热网络减低装置燃料消耗	(97)
24	通过优化操作降低油浆收率	(100)
25	降低干气中 C_3 以上组分的措施和建议	(107)
26	贫吸收油系统改造	(116)
27	催化裂化低再生温度、高再生剂定碳操作法的应用	(122)
28	脱硫系统纤维膜运行问题分析与对策	(128)

第二部分 节能降耗

1	解吸塔底重沸器内漏油气回收	(136)
2	催化常压联合回收轻烃系统运行分析	(139)
3	装置停工轻质油线不打水直接吹扫	(142)
4	装置进料热联合节能改造	(145)
5	降低催化装置电耗	(148)
6	提高催化装置外输蒸汽	(150)
7	重催装置热联合利用	(151)
8	重催烟气脱硫装置试用净化污水	(155)
9	含硫污水系统改造	(158)
10	气压机蒸汽透平由凝汽式改背压式	(160)
11	吸收稳定系统节能分析改造	(163)

12	80 万吨/年重油催化裂化装置高效烟机的应用	(166)
13	重油催化装置余热锅炉节能改造	(170)
14	除氧器乏汽的回收利用	(173)
15	采取技术措施提高烟机回收功率	(175)
16	低温热利用	(180)
17	增设四旋和锅炉提高烟气利用率	(183)
18	CO 焚烧炉瓦斯、空气预热节能改造	(186)
19	分馏二中和回炼油流程节能改造	(189)
20	多级泵减级节能	(191)
21	锅炉排污水二次闪蒸回收系统节能项目	(192)
22	催化装置 CO 余热锅炉节能措施	(193)
23	锅炉激波吹灰器节能改造	(196)
24	催化装置节电措施	(199)
25	应用乏汽回收技术回收催化排污水	(204)
26	分馏塔顶至气压机入口压降高的原因分析与技术改进	(207)
27	催化装置吹灰器改造	(211)
28	催化裂化装置重石脑油 - 热水换热器扩容改造	(214)
29	分馏塔低温热节能改造	(216)
30	稳汽直供预分馏项目改造	(219)
31	催化裂化低温热利用改造	(221)
32	减少脱硫醇单元碱液消耗	(227)
33	用非净化风代替外取热器系统增压风	(231)

34	催化油浆系统改造.....	(233)
35	降低除氧器蒸汽消耗.....	(234)
36	完善 MIP 改造降低装置综合能耗	(237)
37	降低催化裂化装置蒸汽能耗.....	(240)
38	催化装置分馏塔顶低温热回收利用.....	(248)

第一部分 优化操作

1 优化回收丙烯系统

1.1 工艺介绍

某公司催化装置气分岗位丙烯供某橡胶事业部聚丙烯车间作原料，出装置纯度要求不小于 99.2%，聚丙烯车间将一部分质量不合格的丙烯返回气分岗位进行回收，回收丙烯进入气分岗位脱丙烷塔顶回流罐(V4002)，回收流程见图 1.1。

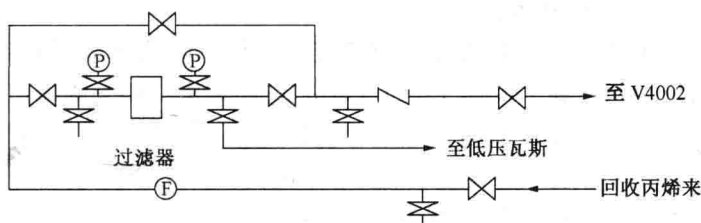


图 1.1 回收丙烯流程图

1.2 问题及分析

回收丙烯进入气分脱丙烷塔顶回流罐 V4002，分析统计表明回收丙烯中平均含有 7% 左右的氮气、1% 氧气以及饱和烃等杂质气体，当回收丙烯时会导致精丙烯塔压力上升，特别是当精丙烯塔顶冷凝冷却器结垢偏流效率差，或夏季气温高时，压力达到或超过 1800kPa(工艺卡片上限)，丙烯塔顶回流罐必须放低压瓦斯泄压，而且由于放低压瓦斯量大且气柜回收不了只能放火炬，造成大量丙烯放火炬烧掉，给装



置造成巨大的经济损失。同时压力波动大和带氮气导致精丙烯质量不合格，而装置没有丙烯不合格线，故丙烯只能压在塔里停出，进行降量调整操作，影响精制液态烃处理量。当液态烃负荷大时只能改部分去不合格液态烃罐，回炼不合格液态烃会增加成本，降低装置经济效益。一旦遇到这类情况，回收操作不得不停止，造成聚丙烯车间丙烯涨库。据该车间介绍，一旦涨库，则不得不自行消化，降低了加工能力，且增加辅料消耗，造成经济效益减少。2011年1~6月期间共回收丙烯38次，有30次对操作有明显影响，使丙烯塔压力明显上升，最高压力为1876kPa，导致放火炬的有3次，丙烯纯度不合格有7次，严重影响产品质量合格率。

1.3 优化方法

2011年7月装置进行检修技改，将回收丙烯改进稳定岗位凝缩油罐(V1302)，经V1302进解吸塔，解吸出氮气、氧气、C₂等不凝气体，经过稳定塔分馏后满足液态烃质量控制要求，进入气分后不再含有不凝气体，这样精丙烯塔压力不会受回收影响，丙烯纯度得到了保证。技改流程图如图1.2、图1.3所示。虚线为技改线。

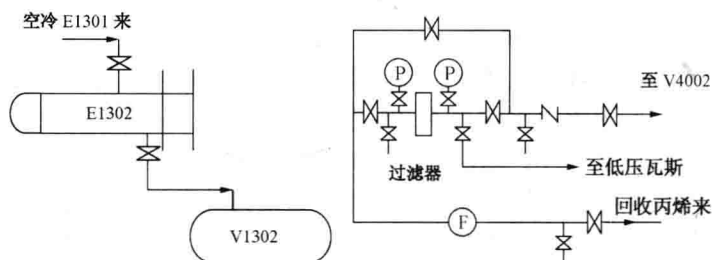


图 1.2 技改前流程图

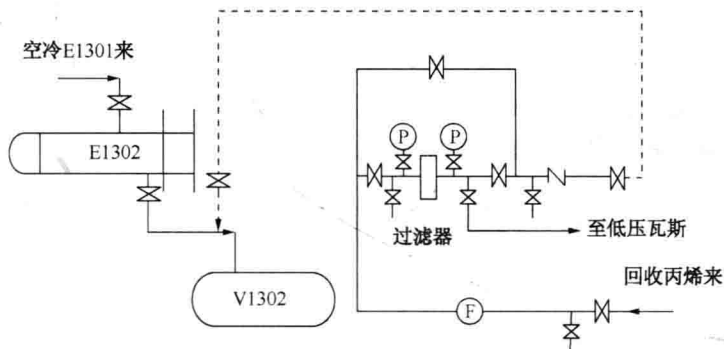


图 1.3 技改后流程图

1.4 效果

经过技改后，回收丙烯时气分岗位未出现丙烯塔压力超过工艺卡片规定值现象，丙烯质量也得到了稳定控制，没有出现丙烯塔回流罐放火炬现象，确保了装置平稳生产和产品质量合格，同时丙烯回炼量得到了大大提高，2011 年 1 月至 6 月共计回收丙烯 598t，平均回收量为 3304kg/d，2011 年 8 月 20 日至 12 月 31 日共计回收 1272t，平均回收量为 9785kg/d。

1.5 效益

1.5.1 经济效益

本次技改投用后，丙烯不因回炼而出现不合格现象，做到有多少丙烯回炼，回收多少丙烯。统计改造前回收丙烯平均 3304kg/d，改造后平均 9785kg/d。

2011 年 1~9 月丙烯不含税价 9283.41 元，回收处理费以单价 30% 计，每年按 330 天计，增加经济效益为

$$\begin{aligned} & (9785 - 3304) / 1000 \times 9283.41 \times 30\% \times 330 / 10000 \\ & = 595.641 \text{ 万元/年} \end{aligned}$$



1.5.2 社会效益

确保装置没有放火炬，减少环境污染；聚丙烯车间丙烯能及时送回催化装置回收，不压库，提高了装置处理能力，减少辅料费用，满足了安全、环保要求。

2 优化和改造装置蒸汽系统

2.1 工艺介绍

某炼油装置催化发生中压饱和蒸汽与余热锅炉发生中压饱和蒸汽一起在余热锅炉过热产生 3.5MPa, 440℃ 中压过热蒸汽。自产中压过热蒸汽与动力厂来中压过热蒸汽一起供催化装置汽轮机用，多余部分进减温减压器减压为 1.0MPa 蒸汽供本装置和外装置用。流程见图 1.4。

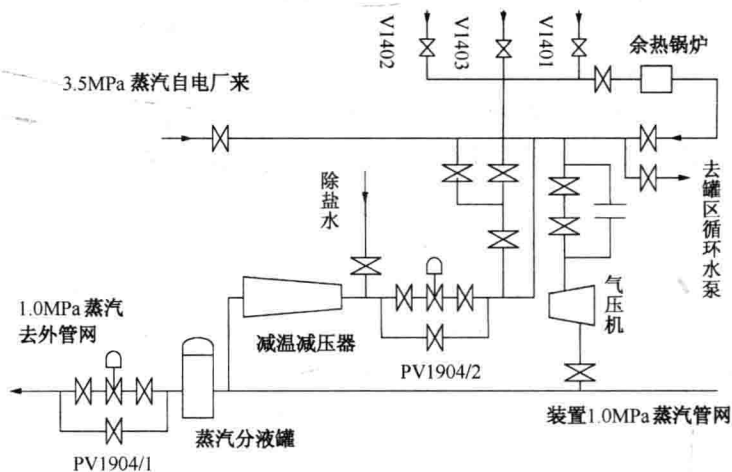


图 1.4 催化装置蒸汽系统流程图



2.2 问题及分析

罐区改造将循环水泵由电机更换为汽轮机驱动，驱动蒸汽由催化装置提供，改造后催化装置原多余补入减温减压器的中压过热蒸汽可改入循环水汽轮机，催化装置减温减压器本可停用，但运行过程中也出现了一些新的问题，制约了装置自产汽量的提升和蒸汽系统安全稳定运行。

(1) 减温减压器停用后，因其处于流程后端，中压汽补减温减压管线温度波动大，冷热温差大，因调节阀控制中压蒸汽补入量时，流量又不受控，致使法兰、阀盖出现泄漏。此处正常生产时无法切出检修，影响装置安、稳、长运行。

(2) 原催化汽轮机全部用锅炉自产汽，温度控制在 $410 \sim 415^{\circ}\text{C}$ 之间，温度较高。因流程因素循环水泵汽轮机投用后分流 20t/h 左右的自产汽。催化汽轮机用中压汽由全部使用温度较高的锅炉自产汽变为部分使用锅炉自产汽，部分使用电厂来中压蒸汽，电厂中压蒸汽温度为 320°C 左右，两路蒸汽混合后温度偏低，催化汽轮机耗汽量增大，背压升高，导致低压蒸汽压力升高，出现低压蒸汽放空现象，能耗升高。

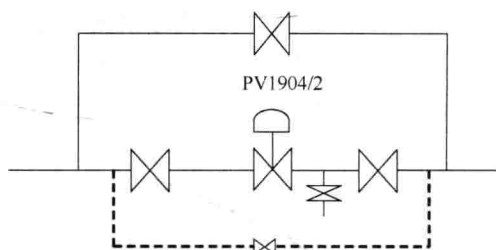
(3) 循环水泵汽轮机用汽量为 $18 \sim 22\text{t/h}$ ，催化汽轮机用汽量为 $65 \sim 68\text{t/h}$ ，催化减温减压器维温蒸汽保持 3t/h ，中压蒸汽总消耗量为 $86 \sim 93\text{t/h}$ ，在油性重催化发汽大时可不需要外来中压蒸汽。但为了保证余热锅炉故障时催化汽轮机的供汽安全，电厂来中压蒸汽温度维持不低于 320°C 处于热备用状态，暖管蒸汽流量约 8t/h 。当装置自产中压汽超过



83t 时, 会使电厂来中压汽减少, 温度下降, 不利于备用, 此时只能降低锅炉自产中压蒸汽, 保持外来中压汽流量稳定、温度合格, 但减少锅炉自产汽, 浪费了能源, 增加了装置蒸汽能耗。

2.3 优化方法

(1) 为了防止减温减压器因停工和流量波动时造成管线温度变化使此段法兰、阀盖出现泄漏, 保证减温减压器处于热备用状态, 对中压蒸汽补减温减压器调节阀 PV1904/2 进行技术改造, 增加一根 DN20 的跨线, 用手阀控制一稳定流量, 使末端管线温度稳定控制在 272°C , 法兰、阀盖泄漏现象消除, 保证了中压蒸汽系统安、稳、长运行。见图 1.5。



注: 虚线部分为技术改造管线

图 1.5 技术改造示意图

(2) 针对催化汽轮机入口蒸汽温度低、用汽量增加的现象, 锅炉岗位进行操作优化, 将锅炉自产中压汽温度工艺指标范围内进行高控, 自产汽温度控制在 420°C 以上, 最高时达 435°C (见表 1.1)。以提高催化汽轮机入口蒸汽温度, 减少汽轮机中压蒸汽消耗 (见表 1.2)。



表 1.1 2009 年、2010 年自产中压汽温度对比 $^{\circ}\text{C}$

月份 年份	1 月	2 月	3 月	4 月	5 月	6 月
2009 年	411.7	413.1	413.1	413.0	414	停工
2010 年	423.2	422.8	422.9	422.5	419.1	424.8

表 1.2 催化汽轮机用汽量对比(月平均值) t/h

月份 年份	1 月	2 月	3 月	4 月	5 月	6 月
2009 年	72.04	73.21	72.81	73.2	72.86	停工
2010 年	67.024	64.20	67.23	64.45	65.68	66.89

(3) 针对油性偏重, 锅炉产汽负荷大时影响电厂来中压蒸汽温度的现象, 决定根据装置低压蒸汽返输量和装置低压汽压力情况, 将装置低压汽压力控制值由 950kPa 改为 930kPa, 灵活调整减温减压器补汽量, 一方面可降低汽轮机背压, 减少两台汽轮机中压蒸汽消耗量, 见表 1.3。另一方面通过降低压力减少系统存汽量, 增加低压汽返输量。

表 1.3 减温减压器补入中压汽量的对比(月平均值) t/h

月份 年份	1 月	2 月	3 月	4 月	5 月	6 月
2009 年	15.2	16.3	15.89	17.2	15.3	停工
2010 年	5.54	8.29	4.95	8.01	5.11	4.13

2.4 效益

2.4.1 经济效益

(1) 通过对低压汽放空进行调整, 减少了近 1t 放空汽(关放空后返输汽量提高了 1t)。全年减少低压蒸汽放空近 500t, 按低压蒸汽每吨 159 元计算, 每年可节能创效 79500 元。



(2) 从表 2 可知催化汽轮机每小时可少消耗中压蒸汽近 5t, 每吨中压蒸汽 164 元; 但汽轮机减少消耗的部分蒸汽, 因为平衡和优化产汽又从减温减压器中补入了中压蒸汽, 少消耗蒸汽平均流量按 2t/h 计算。

全年创效: $2 \times 164 \times 8400 = 2755200$ 元

(3) 从减温器补入中压汽月平均流量可知, 根据原油性质灵活调整产汽, 使锅炉自产汽最大化, 增产 1t 蒸汽可创效 95 元。(返输低压汽结算价) 锅炉多发中压蒸汽按 2t/h 计。

可创效益: $2 \times 8400 \times 95 = 1596000$ 元

全年总效益: $79500 + 2755200 + 1596000 = 4430700$ 元

2.4.2 社会效益

降低了装置能源消耗, 符合节能降耗、提质减损的社会要求, 提升了企业形象。

3 优化操作提高目标产品收率

3.1 装置简介

某公司催化装置设计原料为胜利原油、进口管输原油的减压蜡油、常渣和焦化蜡油的混合原料。主要产品有汽油、柴油、液化气等, 设计规模 120 万吨/年。2004 年 5 月催化装置应用中国石化石油化工科学研究院的 MIP 工艺技术, 由洛阳石油化工工程公司对装置进行了技术改造方案设计, 由原来的 FCC 提升管更换为 MIP 提升管, 再生斜管同时更换, 于同年 6 月 18 日装置一次开车成功, 见图 1.6。装置改造后催化汽油可以达到国家清洁燃料的标准, 同时提高了装置的液化气产率, 达到增产丙烯的目的。