

炼油装置操作指南丛书

催化裂化装置 操作指南

(第二版)

张 韩 刘英聚 编著

非外借

中国石化出版社

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

炼油装置操作指南丛书

催化裂化装置操作指南

(第二版)

张 韩 刘英聚 编著

中国石化出版社

内 容 提 要

本书对催化裂化基础知识和各工艺过程作了比较全面的介绍,着重介绍了催化裂化装置的生产操作方法,包括工艺流程、主要设备、参数调节、开停工操作、事故处理等。全书内容分为:原料、产品、催化剂及助剂;反应再生过程;主风机与烟气能量回收;分馏过程;吸收稳定过程;富气压缩机;余热回收与烟气脱硫脱硝;专用设备操作;仪表与自动控制系统;装置操作优化等章节。

本书对催化裂化装置操作维护与事故处理有一定指导作用,可供从事催化裂化装置的设计人员、管理人员、技术人员、操作人员学习参考,也可供相关工程技术人员阅读参考。

图书在版编目(CIP)数据

催化裂化装置操作指南 / 张韩,刘英聚编著. —2 版.
—北京:中国石化出版社,2017.5
(炼油装置操作指南丛书)
ISBN 978-7-5114-4434-9

I. ①催… II. ①张… ②刘… III. ①催化裂化-裂
化装置-指南 IV. ①TE966-62

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2017)第 083217 号

未经本社书面授权,本书任何部分不得被复制、抄袭,或者以任何形式或任何方式传播。版权所有,侵权必究。

中国石化出版社出版发行
地址:北京市朝阳区吉市口路9号
邮编:100020 电话:(010)59964500
发行部电话:(010)59964526
<http://www.sinopec-press.com>
E-mail:press@sinopec.com
北京富泰印刷有限责任公司印刷
全国各地新华书店经销



*
787×1092 毫米 16 开本 26.25 印张 646 千字
2017 年 6 月第 2 版 2017 年 6 月第 1 次印刷
定价:78.00 元

前 言

《催化裂化装置操作指南》第一版出版已过去十几年了。截至 2014 年年底，我国已建成投产的催化裂化装置有 200 余套，总加工能力超过 224Mt/a，稳居世界第二位。十几年来，催化裂化工艺技术、催化剂性能、装备制造、生产管理等方面又上了一个新台阶。为了满足环保标准的要求，催化裂化装置普遍应用了烟气脱硫脱硝技术；在炼油工业的“微利”时代，应用操作优化技术提高装置产出效益已变得非常迫切。

本书第二版在第一版的基础上，反映了以上这些变化，在第八章增加了第五节“烟气脱硝除尘脱硫系统”；第十章改为“仪表与自动控制系统”，其中的内容由两节扩充为五节，增加了常用仪表的测量原理介绍、仪表常见故障的原因分析和处理方法；增加了第十一章“装置操作优化”。其余各章节框架不变，内容做了与时俱进的修改和补充。

本书的编写分工：第一章“绪论”由张韩、刘英聚编写；第二章“原料、产品、催化剂及助剂”前四节由张韩编写，第五节由甘俊编写；第三章“反应再生过程”由刘英聚、张韩编写；第四章“主风机与烟气能量回收系统”和第七章“富气压缩机”由徐平义编写；第五章“分馏过程”和第六章“吸收稳定过程”由张韩、刘英聚编写；第八章“烟气余热回收与脱硫脱硝”前四节由敖建军编写，第五节由胡敏、陈昕、仝明编写；第九章“专用设备操作法”由刘英聚编写；第十章“仪表与自动控制系统”由张剑编写；第十一章“装置操作优化”由焦伟州编写；附录由张韩、刘英聚编写。本书最后由主编张韩、刘英聚进行统编和整理。

本书在编辑过程中，文本格式整理和书中插图的修改由上海河图工程股份有限公司张勇、秦士江、吴萍完成，在此表示感谢。

由于作者水平有限，书中难免有误，敬请读者批评指正。

目 录

第一章 绪论	(1)
第一节 概述	(1)
第二节 反应再生类型	(2)
第三节 催化裂化家族工艺	(3)
第四节 催化裂化装置技术经济指标	(7)
第二章 原料、产品、催化剂及助剂	(9)
第一节 原料来源	(9)
第二节 催化裂化原料对产品的影响	(12)
第三节 催化裂化原料特性	(15)
第四节 产品	(21)
第五节 催化剂与助剂	(25)
第三章 反应再生过程	(40)
第一节 催化裂化反应过程的化学反应	(40)
第二节 催化裂化再生过程的化学反应	(44)
第三节 反应系统流程、控制方案及参数调节	(45)
第四节 再生系统流程、控制方法及参数调节	(52)
第五节 反应再生系统辅助流程	(70)
第六节 主要设备及特殊阀门	(74)
第七节 取热器	(102)
第八节 开工准备	(110)
第九节 开工过程	(114)
第十节 控制指标与分析频率	(119)
第十一节 停工、故障处理	(126)
第四章 主风机与烟气能量回收系统	(136)
第一节 概述	(136)
第二节 工艺流程	(136)
第三节 主要设备	(141)
第四节 机组控制逻辑	(147)
第五节 控制指标	(154)
第六节 机组试运转	(155)
第七节 开机准备	(161)
第八节 开机过程	(163)
第九节 停机过程	(164)

第十节 日常维护	(165)
第十一节 故障处理	(166)
第五章 分馏过程	(170)
第一节 概述	(170)
第二节 工艺流程及主要控制方案	(170)
第三节 主要设备	(186)
第四节 开工准备	(191)
第五节 开工过程	(198)
第六节 操作参数与调节方法	(200)
第七节 控制指标与分析频率	(203)
第八节 停工、故障处理及安全问题	(204)
第六章 吸收稳定过程	(209)
第一节 概述	(209)
第二节 工艺流程及主要控制方案	(209)
第三节 主要设备	(214)
第四节 开工准备	(217)
第五节 开工过程	(219)
第六节 操作参数与调节方法	(220)
第七节 控制指标与分析频率	(222)
第八节 停工、故障处理及安全问题	(222)
第七章 富气压缩机	(225)
第一节 概述	(225)
第二节 工艺流程	(225)
第三节 主要设备	(228)
第四节 控制指标	(231)
第五节 开机准备	(232)
第六节 单机试运	(234)
第七节 开工过程	(236)
第八节 停机操作	(237)
第九节 日常维护	(238)
第十节 故障处理	(239)
第八章 烟气余热回收与脱硫脱硝	(241)
第一节 概述	(241)
第二节 余热回收设施构成	(241)
第三节 余热锅炉典型流程、结构及控制方案	(243)
第四节 余热锅炉的开工与操作	(251)
第五节 烟气脱硝除尘脱硫系统	(262)
第九章 专用设备操作法	(302)
第一节 反应再生部分专用设备操作法	(302)

第二节 分馏吸收稳定部分专用设备操作法	(320)
第十章 仪表与自动控制系统	(329)
第一节 概述	(329)
第二节 常用测量仪表	(329)
第三节 自动控制系统	(341)
第四节 先进控制系统	(348)
第五节 安全仪表(SIS)系统	(351)
第十一章 装置操作优化	(361)
第一节 操作优化的意义	(361)
第二节 操作优化目标和策略	(362)
第三节 操作优化案例	(364)
附录	(379)
附录一 催化裂化装置总体试车方案	(379)
附录二 同轴式单段逆流再生装置开工操作要点	(382)
附录三 串流烧焦罐高效再生装置开工操作要点	(386)
附录四 重叠式两器再生装置开工操作要点	(391)
附录五 催化裂化装置环境保护要点	(394)
附录六 催化裂化装置消防要点	(396)
附录七 催化裂化装置安全卫生要点	(398)
附录八 催化裂化装置节能要点	(403)
附录九 催化裂化装置常用缩写简称符号对照表	(405)
附录十 人身安全十大禁令	(406)
附录十一 防火防爆十大禁令	(406)
附录十二 安全用火管理制度	(407)
附录十三 三查四定	(407)
附录十四 能耗计算	(407)
附录十五 装置标定大纲	(408)
参考文献	(411)

第一章 绪 论

第一节 概 述

自 1965 年我国第一套流化催化裂化装置在抚顺石油二厂建成投产以来,经过 50 年的发展,催化裂化及相关的工艺技术、催化剂制造、设备制造、生产管理等各个方面均取得了长足的进步。目前,我国已建成投产的催化裂化装置共有 200 余套,总加工能力超过 170Mt/a。催化裂化装置所加工的原料范围很宽,从馏分油、常压渣油到掺炼减压渣油以及多种二次加工油等。

催化裂化是最复杂的炼油工艺过程之一。催化裂化装置的构成一般包括:反应-再生部分、主风机部分、分馏部分、气压机部分、吸收稳定部分、余热锅炉部分(含烟气脱硫脱硝)和低温热利用部分。有的装置还包括气体脱硫脱硫醇。

反应-再生部分是装置的核心。原料油的裂化和催化剂的再生均在此部分完成。各产品的产率和催化剂的再生效果均由反应再生部分所决定。反应再生部分包括反应沉降器、提升管反应器、再生器、内外取热器、催化剂罐、助燃剂和钝化剂加入设施和反应再生系统特殊阀门等。反应再生系统有各种不同的组合形式。到目前为止,我国已有三种床型(鼓泡床、湍动床、快速床)、两种方式(完全和不完全燃烧)以及单段和两段(单器两段和两器两段)等各种组合形式的反应再生系统。

主风机部分负责为再生器提供烧焦用空气,是装置的核心部分,以完成主风供应任务为中心,主风机组的配置方式有多种。对于小型催化裂化装置,由于不设烟气能量回收系统,因此主风机组的构成很简单,主风机采用电机驱动。常采用数台往复式主风机并联操作。对于大型催化裂化装置,设置烟气能量回收系统可以大幅度降低能量消耗和操作费用,因此机组配置比较复杂。一般来说,主风机部分包括主风机-烟气轮机机组、备用主风机机组、增压机机组、三级旋风分离器、催化剂储罐、四旋和临界流速喷嘴、水封罐和空气-烟气系统的控制阀门等。

分馏和吸收稳定部分的任务是分离和回收反应所产生的各种产品。产品收率的高低由该部分决定。

分馏系统的产品是轻柴油、重柴油和油浆。分馏部分由分馏塔、轻柴油汽提塔、重柴油汽提塔、油浆汽提塔、原料油罐和回炼油罐、换热系统设备、加热炉、油气分离器、工艺机泵以及控制系统等组成。分馏系统的工艺流程比较复杂,各装置之间的主要区别一般体现在换热流程的不同上。

气压机系统连接分馏和吸收稳定两大部分。该部分由气压机组和入口分液罐以及控制系统组成。小装置一般采用往复式气压机,由电机驱动;大装置则采用离心式压缩机,由汽轮机驱动。由于采用汽轮机驱动的气压机组可以变转速运转,因而可以最大限度地调节气压机的负荷,操作费用较低。

吸收稳定系统的产品是干气、液化石油气和稳定汽油。吸收稳定部分包括吸收塔、解吸塔、再吸收塔、稳定塔、冷换设备和工艺机泵等。吸收稳定部分的设备操作压力较高。

余热锅炉是回收再生烟气余热的专用设备。该部分包括余热锅炉或 CO 锅炉、CO 焚烧

炉本体、水封罐、烟道阀门。烟气脱硫脱硝设施位于余热锅炉与烟囱之间，用以脱除烟气中的 SO_x 、 NO_x 和粉尘，为重要的环保设施。

产品精制部分一般包括干气脱硫和液化石油气脱硫脱硫醇。生产国 IV 及以上标准汽油的装置，由于工厂须配置汽油选择性加氢精制装置，汽油脱硫醇一般已停开。

第二节 反应再生类型

一、反应系统类型

反应系统类型有沉降器+内提升管反应器、沉降器+外提升管反应器两种基本型式。一般并列式装置采用内提升管反应器，同轴式装置采用外提升管反应器(有个别小型并列式装置也采用外提升管反应器)。

提升管出口快速分离器与沉降器顶旋风分离器的结合方式，有一般型联接和紧密型联接两种。紧密型联接又分硬联接和软联接，一般装置采用软联接方式较多。

二、再生系统类型

我国发展了多种催化剂再生技术。以流化床类型分为密相流化床再生(俗称床层再生)、快速床再生(俗称烧焦罐再生)和输送床再生(也称管式烧焦)三种形式。工业再生器可以采用一个密相流化床(鼓泡床或湍流床)，也可采用两个密相流化床组合，或快速床+密相流化床组合，或输送床+密相流化床组合。

三、反应再生系统

反应再生不同类型及布置方式构成了不同类型的反应再生系统，形成了典型的催化裂化装置。总结分类叙述如下：

1. 单器再生装置

传统的催化裂化装置设单一再生器，有高低并列式和同轴式。该类型装置在1975~1985年作为反应再生的主要类型，在我国得到了广泛应用。1997年开发的同轴式单段逆流再生，对单段再生器进行了改进。在保持了单器再生简单可靠等优点的基础上，大幅度提高了再生器烧焦效率，进一步拓宽了对催化剂和原料油的适应性，当前及将来都有较好的应用前景。

2. 烧焦罐高效再生装置

我国烧焦罐高效再生装置于1970年后工业化，并在1980~1990年得到了广泛应用，当时多用于加工蜡油。烧焦罐突破了气泡床烧焦乳化相传质阻力大和烧焦速率低的限制；采用快速床消除了乳化相，使氧传质速率大幅度提高，从而使烧焦速率大幅度增加。分为一般型烧焦罐(前置烧焦罐)、带预混合管烧焦罐、串流烧焦罐三种形式。烧焦罐不宜采用常规再生，除串流烧焦罐外的其余两种烧焦罐再生，适用于加工蜡油或掺炼少量重油的装置。

3. 两段逆流再生装置

我国两段逆流再生装置于1995年工业化，两段逆流再生的烧焦动力学速率最高。第一再生器(一再)、第二再生器(二再)重叠布置，一再采用贫氧再生烧焦60%~70%。二再采用高过剩氧完全再生，烧焦30%~40%。二再高含氧烟气再进入一再密相床继续利用。只有一路再生烟气，在较低再生温度、较缓和再生条件下，可将再生催化剂含炭降到0.1%以下，适用于加工劣质尤其是含钒较高的渣油。我国两段逆流再生装置有重叠式和三器连体式

(称为 ROCC-V)两种形式。

4. 两器再生装置

两器再生装置是指 2 个床层再生器组成的两段再生装置。有两再生器重叠、并列布置等形式。重叠型装置，一再在下方，二再在上方，重叠布置在同一轴线上。并列式装置三器（两个再生器和沉降器）并列布置。一再采用湍流床贫氧再生烧焦 80%，二再为空筒结构可以承受 750℃ 的高温，采用气泡床富氧再生烧焦 20%。再生催化剂含炭可降到 0.1% 以下，适用于加工劣质渣油。一再烟气采用烟机-CO 焚烧炉-余热锅炉回收烟气余热；二再烟气直接去 CO 焚烧炉。也有的装置采用一再、二再烟气混合-高温取热炉-三旋-烟机-余热锅炉的烟气流程。

5. 组合式再生装置

组合式再生器是由两种类型再生器组合成一种新的再生器。典型组合是密相流化床再生+串流烧焦罐再生。装置结构为沉降器与一再（床层再生）同轴式布置，再与二再（串流烧焦罐）并列布置，这种结构的装置称为 ROCC-IV 型。一再采用贫氧再生烧焦 80%（一再设有外取热器），二再采用富氧再生烧焦 20%。再生催化剂含炭可降到 0.1% 以下。一再烟气采用烟机-CO 焚烧炉-余热锅炉回收烟气余热，二再烟气直接去 CO 焚烧炉或设烟机回收压力能后再去 CO 焚烧炉。

反应再生类型汇总见表 1-1。

表 1-1 反应再生类型汇总

序号	大 类	小 类
1	单器再生	并列式单器再生
		同轴单段逆流再生
2	烧焦罐再生	一般型烧焦罐
		带预混合管烧焦罐
		串流烧焦罐
3	两段逆流再生	重叠式两段逆流再生
		三器连体两段逆流再生
4	两器再生	重叠式两器再生
		并列式两器再生
		沉降器、一再同轴与二再并列
5	组合式再生	沉降器、一再同轴布置与串流烧焦罐并列

第三节 催化裂化家族工艺

我国重油催化裂化技术在 20 世纪 80 年代得到了迅速发展。20 世纪 90 年代我国相继开发了一系列多产低碳烯烃的工艺技术，使催化裂化产品方案选择余地进一步扩大。21 世纪初又开发了一系列新工艺、新技术。目前已形成多产丙烯、多产乙烯、加工劣质原料油、提高轻质油收率、汽油降烯烃、多产轻柴油等多种工艺技术，称为催化裂化家族工艺，见表 1-2。

表 1-2 FCC 家族工艺汇总

序号	简 称	说 明	专利商
1	MGG ARGG	以蜡油或掺炼渣油为原料，最大量生产汽油和液化气的催化裂化工艺 以常压渣油为原料，最大量生产汽油和液化气的催化裂化工艺	RIPP
2	DCC-I DCC-II	催化裂解，最大量生产轻烯烃的催化裂化工艺 缓和催化裂解，多产轻烯烃催化裂化工艺	RIPP
3	MIO	最大量生产异构烯烃的催化裂化工艺	RIPP
4	MGD	多产液化石油气和轻柴油的催化裂化工艺	RIPP
5	MIP	多产异构烷烃/降汽油烯烃的催化裂化工艺	RIPP
6	CPP	热裂解制乙烯工艺	RIPP
7	DNCC	吸附转化加工焦化蜡油的催化裂化工艺	RIPP
8	DOCR、DOCP	提高石蜡基原料汽油辛烷值的催化裂化工艺	RIPP
9	FDFCC	灵活多效催化裂化，多产轻烯烃/降汽油烯烃的催化裂化工艺	LPEC
10	HCC	重油接触制乙烯工艺	LPEC
11	TSRFCC	两段提升管催化裂化工艺，提高轻质油收率	石油大学
12	辅助提升管	辅助提升管催化裂化工艺，汽油改质降烯烃	石油大学
13	TMP	双提升管汽油回炼多产丙烯的工艺	石油大学

1. MGG 和 ARGG

MGG 和 ARGG 是采用专用催化剂和相应的工艺操作条件，通过提升管反应器最大量生产低碳烯烃(主要是丙烯)和高辛烷值汽油的催化裂化工艺。典型工艺条件：MGG 反应温度 530℃、剂油比 7.8、回炼比 0.15；ARGG 反应温度 530℃、剂油比 8、反应时间 3~4s、回炼比 0.1~0.3。工艺特点：(1)油气兼顾。既大量生产液化石油气又大量生产高辛烷值汽油。以石蜡基原油的 VGO 为原料，MGG 工艺液化石油气产率(LPG)34%，汽油产率 46%，汽油辛烷值(RON) 92~94，诱导期 500~1000min。ARGG 的 LPG 产率达 25%~30%(其中丙烯含量为 40%)，汽油产率 41%。(2)原料广泛。可以加工多种原料油，如蜡油、掺渣油、常压渣油或原油等重质原料油。(3)采用活性高、选择性好、抗金属污染能力强、具有特殊反应性能的 RMG、RAG 系列催化剂。(4)适宜的工艺操作条件与专用催化剂配合实现了正常裂化和过裂化的有效控制，在转化率远高于一般催化裂化条件下，汽油安定性好，焦炭和干气无明显增加。(5)操作灵活。可根据市场变化的需要，通过改变工艺条件来调节汽油、轻柴油和液化石油气的产品分布。

2. DCC-I 及 DCC-II

DCC-I 工艺是以蜡油为原料，在 CRP-1 专用催化剂及相应操作条件下，用提升管加床层反应器最大量生产丙烯的催化裂化工艺。在采用较低操作压力、适量注汽、适当空速及 540~560℃ 操作条件下，丙烯产率可达 13%~23%，丁烯产率 10%~17%，乙烯产率 3.5%~6%。

DCC-II 工艺是以重质油为原料，在 CIP-1 专用催化剂及较缓和操作条件下，用提升管反应器多产丙烯和异构烯烃，同时兼顾生产汽油的催化裂化工艺。最大异构烯烃兼顾汽油方案，在原料油特性因数为 12.6、反应温度 505℃ 情况下，丙烯产率 12.52%，异丁烯产率

11.23%，异戊烯产率 8.67%，汽油产率 40.98%，汽油辛烷值(RON)95.8。

3. MIO

MIO 是最大量生产异构烯烃的催化裂化工艺。该工艺以掺部分渣油的重质馏分油为原料，使用 RFG 专用催化剂，在提升管反应器较缓和操作条件下，最大量生产异丁烯、异戊烯和高辛烷值汽油。RFG 催化剂选用新型催化材料和专利分子筛，具有良好的异构烯烃选择性和抑制氢转移反应能力，增加一次反应能力，抑制二次裂化深度。在原料油残炭为 3%、反应温度 530℃ 条件下，异丁烯+异戊烯产率 10.18%，丙烯+异构烯烃产率 40.74%。液化石油气中异丁烯含量为 13.9%，丙烯含量为 39.2%。汽油中异戊烯含量达 12.7%，汽油 RON 94.6。

4. MGD

MGD 是增产液化石油气和轻柴油，并有一定幅度降低汽油烯烃作用的催化裂化工艺技术。将原料油中的轻、重组分(蜡油和常渣)分层进料，进行选择裂化反应。重质原料油要求在较高苛刻度下反应，在提升管下部喷嘴进入。轻质原料油在提升管上部喷嘴进入，在低苛刻度下进行反应，同时增加下部重质油的裂化深度并协调轻柴油馏分的生成和保留率。在提升管底部回炼粗汽油，一方面降低汽油烯烃含量，另一方面改善重油反应环境。MGD 专用催化剂 RGD-1 具有大、中孔结构的担体和具有二次孔分布的超稳 Y 型分子筛，是提高重油转化能力及提高轻柴油和液化石油气产率的基本材料，通过调节超稳 Y 型分子筛的酸强度以控制轻柴油馏分的再裂化，有利于汽油组分的再裂化。采用择型分子筛能够进一步促进汽油馏分的链烯烃和烷烃的再裂化，保证提高轻柴油和液化石油气产率及降低汽油烯烃含量的综合效果。

技术特点：(1)采用粗汽油控制裂化工艺技术，通过粗汽油回炼一方面使汽油中的低碳烯烃裂化及部分烯烃芳构化，达到降烯烃和提高辛烷值的双重目的；另一方面改善重油反应环境，提高轻柴油生成量和保留度。(2)重质原料油在提升管下部喷嘴进入，轻质原料油在提升管上部喷嘴进入，提高提升管下部的苛刻度。(3)常规催化裂化只需要少量改造，便可灵活地增产轻柴油和液化石油气，同时汽油烯烃含量可降低 4~6 个百分点。(4)总液体(轻柴油+汽油+液化石油气)收率与常规催化裂化相当。(5)RGD-1 专用催化剂具有优良的重油转化能力和抗金属污染能力，产品的选择性好，干气和焦炭选择性好。(6)具有操作灵活性和产品灵活性。可以进行汽油方案、轻柴油方案、液化石油气及液化石油气+轻柴油等方案操作。(7)汽油降烯烃的同时，汽油中芳烃和异构烷烃增加使 RON 和 MON 不降低，甚至提高。典型操作条件：反应温度 500~505℃、总进料剂油比 6.4、下层进料剂油比 9.6、粗汽油剂油比 56。

5. MIP

MIP 是一种多产异构烷烃，降低汽油烯烃含量的催化裂化工艺。该工艺保留了提升管反应器高反应强度，又能够促进某些二次反应多产异构烷烃和芳烃。MIP 反应器特点：将反应器分为两个反应区。第一反应区类似于常规的提升管，油气和催化剂接触后，在较短反应时间、较高的反应温度和较高的剂油比条件下发生一次裂化反应，达到预期的转化率。随后注入急冷油降低温度进入第二反应区。扩大第二反应区设备直径，降低油气流速、增加催化剂密度、延长油气停留时间，增加异构化和氢转移反应。从而使汽油中异构烷烃和芳烃含量增加，烯烃含量降低。采用 MIP 技术后汽油烯烃含量可降低 10~20 个百分点，辛烷值基本不降低。

6. CPP

CPP 工艺是以重油为原料, 采用 CEP 催化剂直接制取乙烯和丙烯的催化热裂解工艺技术。裂解产品乙烯产率 21%~25%, 丙烯 15%~16%, 丁烯 6%~8%。希望多产乙烯时采用纯提升管反应器, 希望多产丙烯时采用提升管+流化床反应器。典型操作条件: 反应温度 620~680℃、反应压力 0.07~0.1MPa、剂油比 20~35、水油比 0.4~0.6、停留时间 2.1s。

7. DNCC

DNCC 是吸附转化加工焦化蜡油的催化裂化工艺。焦化蜡油氮含量较高, 进入提升管后, 70%以上的氮沉积在催化剂上随焦炭一起去再生器烧掉。碱性氮比烃化物更容易吸附在催化剂上, 从而使催化剂暂时性碱氮中毒, 影响催化剂的活性和选择性, 使产品分布变差。DNCC 工艺将原料油在提升管下部进入先和再生剂接触, 减弱碱氮对最初催化剂活性的毒害, 将焦化蜡油在提升管上部或中部进入, 利用催化剂进行吸附脱氮。沉积在催化剂上的氮在烧焦再生过程脱除, 恢复催化剂活性循环使用。脱氮后的焦化蜡油和回炼油一起再返回提升管下部。焦化蜡油中硫可脱除 25%左右, 氮可脱除 50%左右。典型操作条件: 反应温度 500~510℃、回炼比 0.3~0.4、平衡催化剂活性 60。

8. DOCR、DOCP 及工艺技术

大庆常压渣油(常渣)与胜利、辽河常渣相比密度小、氢含量高、饱和烃含量多、芳烃含量少, 相应的催化汽油族组成直链烃多、支链烯烃和芳烃及异构烃少, 因而汽油辛烷值低。提高汽油辛烷值需要一种优良的催化剂, 既有足够的重油转化能力, 焦炭、干气选择性好, 抑制氢转移反应, 增加异构化能力。相关的工程技术是尽量降低再生催化剂含炭和提供大剂油比和高温短接触时间的反应条件。DOCR-1 是一种高效复合分子筛裂化催化剂。以高硅铝比、含少量稀土的高活性 REUSY 分子筛来保证重油的转化能力, RZ-51Y 型分子筛来抑制氢转移反应, RPSA 分子筛作为高辛烷值活性组分, 通过选择性地裂化汽油组分中的直链烃来提高汽油辛烷值。以 ZRP-5 分子筛为辛烷值活性组分的 DOCP 催化剂, 还具有降低氢转移活性, 增加异构化能力, 将烯烃双键异构和骨架异构提高汽油辛烷值。相应的工艺技术: (1)两段再生, 一再在贫氧、较低温度下烧掉大部分氢和焦炭, 二再在适中温度下烧去剩余的焦炭, 使再生催化剂含炭降到 0.1%以下, 并避免催化剂水热失活。这对高硅铝比的超稳分子筛催化剂非常重要。(2)要有高温短接触反应时间的环境, 反应后快速分离的条件。(3)要有足够的苛刻度, 包括较高的反应温度、催化剂活性, 大剂油比等。DOCR、DOCP 属于高硅铝比的超稳分子筛, 虽然酸性中心很强, 但酸性密度小, 只有大剂油比才能发挥其重油转化能力强、焦炭选择性好的优越性。采用该工艺技术后, 大庆类原油的重油催化裂化汽油辛烷值可达到 90 号车用汽油标准。操作条件: 反应温度 500~510℃、剂油比 6~6.5、反应时间 3~3.5s。

9. FDFCC

催化裂化装置增设一个单独的汽油改质提升管反应器, 对汽油组分进行改质处理。灵活多效催化裂化工艺特点: (1)原料适应性强。两根提升管均可按各自的最优化反应条件加工原料油和劣质汽油, 或回炼汽油。重油提升管的原料油可以是馏分油、常压渣油或掺炼部分减压渣油。第二提升管的原料可以是 FCC 汽油, 也可是焦化汽油、热裂化汽油、直馏汽油和油田凝析油等劣质汽油。(2)产品方案灵活, 装置操作弹性大。由于汽油改质提升管操作条件相对独立, 可通过改变反应温度灵活调节产品结构(提高反应温度可提高 LPG 产率, 并

可大幅度降低汽油烯烃含量)。(3)催化剂适应能力强。该工艺对催化剂没有特殊要求,使用常规催化剂就可以多产液化石油气(LPG)和汽油降烯烃。典型汽油提升管操作条件:反应温度 550~630℃、剂油比 25~30、反应时间 2~3s。重油提升管操作条件:反应温度 500~530℃、剂油比 4~5、反应时间~3s。由于汽油改质过程需要汽油的二次汽化和冷凝,能耗较高。

10. HCC

HCC 工艺借鉴了 FCC 工艺技术,采用提升管反应器使原料油直接与具有一定催化活性的固体颗粒接触剂快速接触,促进自由基反应,裂解后的产物与接触剂快速分离并急冷。含炭待生剂送到再生器再生。LCM 接触剂具有优良的抗热崩性能、裂解活性和水热稳定性。HCC 工艺在用 BMCI 值大于 20 的重质原料油时,乙烯产率 19%~27%,丙烯 13%。典型操作条件:反应温度 740~750℃,反应压力 0.17MPa,剂油比 15~20,再生温度 840~860℃,原料油为常压渣油、减压馏分油、焦化馏分油。该工艺尚未工业化。

11. TSRFCC

一般提升管中,油气反应 1s 后催化剂活性降低 50%左右,提升管出口催化剂活性只有 30%左右。提升管后 2/3 长度内的反应是在催化剂活性低、选择性较差的环境中进行,显然对转化率和产品分布的影响是不利的。两段提升管工艺是在催化剂活性下降到一定程度后,及时将催化剂和反应油气分离开,需要进行反应的中间物料(回炼油、油浆)在第二段提升管与新的再生催化剂接触,继续反应,从而提高整个反应过程的催化剂活性和选择性,提高转化率和改善产品分布。工艺特点:大幅度提高单程转化率,高转化率下仍能够获得好的产品分布,干气和焦炭产率降低,轻油收率和总液体收率提高。

12. 辅助提升管改质降烯烃工艺

催化裂化装置增设一个单独的汽油改质提升管反应器,对 FCC 汽油进行改质,促进异构化、氢转移、环化、芳构化等反应,抑制初始裂化和缩合反应,从而达到降烯烃、维持或提高汽油辛烷值的目的。工艺特点:(1)烯烃转化率可达 60%,RON 不损失或略有提高。(2)改质汽油的收率为 85%~95%,总液体(LPG+汽油+轻柴油)收率达 98.5%,加工损失小。(3)辅助提升管反应器可有机地结合在工业 FCC 装置中。(4)改质提升管反应器可采用单独优化的工艺条件。(5)虽然对 FCC 过程的氢进行了重新分配,但过程不耗氢,没有额外的催化剂损耗。典型汽油提升管操作条件:反应温度 380~450℃、剂油比 2.7~3、提升管长度约 31m。由于汽油改质过程需要汽油的二次汽化和冷凝,装置能耗上升。

13. TMP

两段提升管多产丙烯工艺技术,一段提升管进新鲜原料,二段进回炼油、重油裂解产生的混合碳四和轻汽油,两个提升管共用一个再生器,采用专用催化剂,充分利用高活性催化剂,提高两段各自的剂油比,实现不同原料在不同反应条件下的分段反应,多产丙烯。

第四节 催化裂化装置技术经济指标

衡量催化裂化装置的设计和操作水平的综合指标是:产品分布(尤其是干气、焦炭产率和总液体收率)、能耗(或能量回收率)、催化剂损耗、连续运行周期等。装置之间也往往按综合指标进行相互对比。表 1-3、表 1-4 列出了我国及国外催化裂化装置先进的技术经济指标。表中各单项分别取自某一特定装置,反映了该装置某一方面的先进性。表 1-5 列出了



GB 30251—2013《炼油单位产品能源消耗限额》中催化裂化装置的指标。

表 1-3 我国催化裂化装置主要技术经济指标

项 目	国内先进水平	
	蜡油进料	重油进料
装置规模/(Mt/a)	3.00	3.50
能耗/(MJ/t)	2147	2424
催化剂消耗/(kg/t)	0.22	0.47
装置运行周期/a		4
干气产率/%(质量)	2.2	2.57
总液体收率/%(质量)	89.26	86.39

表 1-4 国外催化裂化装置主要技术经济指标

项 目	国外先进水平	
	蜡油进料	重油进料
装置规模/(Mt/a)	6	4.25
装置运行周期/a	7	4~7

表 1-5 催化裂化装置能耗限额

项 目	能耗限额值/(kgoe/t)	项 目	能耗限额值/(kgoe/t)
蜡油催化裂化	48	深度催化裂解	80
重油催化裂化	55	MIP-CCP	55
常渣催化裂化	75	双提升管催化裂化	59

第二章 原料、产品、催化剂及助剂

第一节 原料来源

催化裂化原料来源很广。从流化催化裂化发展之初的全蜡油进料，已拓展到掺炼部分渣油或全常压渣油进料。催化裂化的原料，有的来自蒸馏装置，有的则来自二次加工装置。

一、直馏馏分油和渣油

蒸馏装置可以从原油中分离出裂化原料及渣油等。沸程为 350~535℃ 的石油馏分，是使用最广泛的催化裂化典型原料。

我国作催化裂化原料用的减压馏分油终馏点为 510~530℃，国外约 565℃，表 2-1 给出了几种原油的减压蒸馏馏出油的性质。

表 2-1 几种原油的减压蒸馏馏出油的性质

项 目		大庆	胜利	任丘	中原	辽河	孤岛	鲁宁管输	轻阿拉伯	重阿拉伯
相对密度(d_4^{20})		0.8564	0.8876	0.8690	0.8560	0.9083	0.9353	0.8676	0.9141	0.9170
馏程/℃		350~500	350~500	350~500	350~500	350~500	370~500	350~520	370~520	350~500
凝点/℃		42	39	46	43	34	21	44	34	30
康氏残炭/%(质量)		<0.1	<0.1	<0.1	0.04	0.038	0.18	0.07	0.12	0.15
含硫量/%(质量)		0.045	0.47	0.27	0.35	0.15	1.23	0.42	2.61	2.90
含氮量/%(质量)		0.068	<0.1	0.09	0.042	0.20	0.2	0.083	0.078	0.07
含氢量/%(质量)		13.80	13.50	13.90		13.40		13.26	11.69	
运动黏度/ (mm ² /s)	50℃		25.26	17.94	14.18					
	100℃	4.60	5.94	5.30	4.44	6.88	11.36	4.75	6.93	6.87
相对分子质量		398	382	369	400	366		360	378	383
特性因数		12.5	12.3	12.4	12.5	11.8	11.5		11.85	
重金属 含量/(μg/g)	Ni	<0.1	<0.1	0.03	0.2	0.06	1.33	0.3		0.52
	V	0.01	<0.1	0.08	0.01		0.22	0.02		0.07
族组成/% (质量)	饱和烃	86.6	71.8	80.9	80.2	71.48		74.5	65.8	
	芳烃	13.4	23.3	16.5	17.1	24.42		22.9	31.6	
	胶质	0.0	4.9	2.6	2.7	4.0		2.6	2.6	
占原油/%(质量)		26~30	27	34.9	23.2	29.7	22.2		24.3	23.3

有些原油的常压渣油可以直接用作催化裂化原料。表 2-2 给出了几种原油的常压渣油的性质。

表 2-2 几种原油的常压渣油的性质

项 目		大庆	胜利	任丘	中原	辽河	孤岛	鲁宁管输	轻阿拉伯	重阿拉伯
相对密度(d_4^{20})		0.8959	0.9460	0.9162	0.9062	0.9436	0.9876	0.9282	0.9514	0.9848
馏程/℃		>350	>400	>350	>350	>350	>350		>350	>350

续表

项 目		大庆	胜利	任丘	中原	辽河	孤岛	鲁宁管输	轻阿拉伯	重阿拉伯
康氏残炭/%(质量)		4.3	9.6	8.9	7.5	8.0	10.0	9.37	9.36	14.05
元素分析/ %(质量)	C	86.32	86.36	—	85.37	87.39	84.99		85.15	
	H	13.27	11.77	—	12.02	11.94	11.69		11.20	10.49
	S	0.15	1.2	0.40	0.88	0.23	2.38	0.82	3.29	4.29
	N	0.2	0.6	0.49	0.31	0.44	0.70		0.16	0.45
运动黏度(100℃)/(mm ² /s)		28.9	139.7	43.3	31.28	51.1	471.9		32.83	15.29
相对分子质量		563	593				651		500	
重金属含量/ (μg/g)	V	<0.1	1.5	1.1	4.5		2.4	2	27.2	
	Ni	4.3	36	23	6.0	47	26.4	21	6.5	
族组成/ %(质量)	饱和烃	61.4	40.0	46.7		49.4			49.3	
	芳烃	22.1	34.3	22.1		30.7			34.0	
	胶质	16.45	24.9	31.2		19.9				
	沥青质	0.05	0.8	<0.1		<0.1				
	(C ₇ 不溶物)									
占原油/%(质量)		71.5	68.0	73.6	55.5	68.9	78.2		50.39	57.1

有些减压渣油可以一定比例与馏分油混兑作催化裂化原料。表 2-3 给出了几种原油的减压渣油的性质。由于原油中的大部分金属污染物、沥青质和胶质，以及硫、氮等杂原子化合物在渣油中富集，所以重油催化裂化装置的操作与蜡油进料时差别较大。

表 2-4 给出了我国部分催化裂化装置达到的渣油掺炼水平。

评价催化裂化原料性质一般可采用下列七项指标：相对密度、残炭、重金属含量、含氢量、含硫量、馏程和正庚烷不溶物，更进一步的评价还可以包括族组成分析。在上述评价指标中，影响最大的是残炭、重金属含量、含氢量和含硫量。

国外一些公司对催化裂化的适用原料提出了判定标准。大体上把残炭<(8~10)%，(Ni+V)<(25~30)μg/g，氢含量大于 11.8%，作为现阶段催化裂化可以直接进料的限制条件。

表 2-3 几种原油的减压渣油的性质

项 目		大庆	胜利	任丘	中原	辽河	孤岛	鲁宁管输	轻阿拉伯	重阿拉伯
运动黏度(100℃)/(mm ² /s)		104.5	861.7	958.6	256.6	549.9	1120	—	1035	4060
相对分子质量		1120	1080	1140	1100	992	1030	929	845	893
重金属含量/ (μg/g)	V	0.1	2.2	1.2	7.0	1.5	4.4	3.5	74.3	140
	Ni	7.2	46	42	10.3	83	42.2	34.3	17.3	68
占原油/%(质量)		42.9	47.1	38.7	32.3	39.3	51.0		22.4	33.8
元素分析/ %(质量)	C	87	84.4	86.2	85.6	86.11	86.5	85.62	85.40	
	H	12.7	11.6	11.6	11.6	10.73	10.8	11.17	10.0	
	S	0.41	1.95	0.76	1.18	0.365	2.96	1.2	4.31	
	N	0.53	0.92	1.08	0.60	0.83	1.18	0.77	0.28	