

催化裂化工艺 技术手册

许友好 李 宁 华仲炯 编著



中国石化出版社

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

催化剂罐

123-D-103

催化裂化工艺技术手册

许友好 李 宁 华仲炯 编著



中国石化出版社

内 容 提 要

本书系统论述了催化裂化工艺基础知识和基本原理,专为催化裂化专家班学员量身打造的培训前自学读本,同时也可以作为复合型炼油技术专家班学员培训教材。主要内容包括催化裂化工艺概况,气固流态化基础知识和基本原理,烃类化学反应基本原理及其在催化裂化工艺中应用,裂化催化剂组成、性能及日常技术管理,催化裂化原料组成与性质,产物组成与性质,催化裂化反应工程与再生工程的基础知识和基本原理,催化裂化装置生产过程的清洁化技术概述。

本书对催化裂化工艺基础知识和基本原理叙述系统全面,内容通俗易懂,言简意赅,是一本具有一定理论水平和实用价值的专业培训教材。适合从事炼油行业的初级或中级科技工作者,包括教育、科研、设计和生产等方面的专业人员以及大专院校学生作为培训教材或者自学教材使用。

图书在版编目(CIP)数据

催化裂化工艺技术手册 / 许友好, 李宁, 华仲炯编
著. —北京: 中国石化出版社, 2018. 12
ISBN 978-7-5114-5128-6

I. ①催… II. ①许… ②李… ③华… III. ①催化裂化-技术手册 IV. ①TQ031.3-62

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2018)第 292543 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

北京科信印刷有限公司印刷

全国各地新华书店经销

*

787×1092 毫米 16 开本 24.5 印张 602 千字

2018 年 12 月第 1 版 2018 年 12 月第 1 次印刷

定价:198.00 元

前 言

承蒙陈俊武院士的厚爱，戴厚良院士的信任，让我承担催化裂化装置专家班教学任务。2016年和2017年两年教学期间，陈院士时常当面给予教诲与指导，戴院士多次批示给予肯定与鼓励，炼油事业部原主任赵日峰、管理干部学院原院长周志明、炼油事业部主任俞仁明更是多次亲自参与教学活动，并直接给予指导与帮助，我们教学团队倍感鼓舞，同时也感受责任重大。徐惠老师、李鹏处长、张育民主任、冯会老师、王伟老师和我本人紧密合作，相互分工，忘我工作，继承与发展了陈俊武院士开创的三段式回归教学理念，培养出66位催化裂化技术骨干，为中国石化举办其他炼油技术专家班提供了范例。

在2016年教学期间，我觉得应该为催化裂化专家班学员量身打造一本培训前的自学教材，以便学员在培训前较短的复习时间内对催化裂化工艺基础知识和基本原理能够有比较全面的理解与掌握，为后续教学打下良好的基础。2016年下半年，我就着手准备这方面资料，记得2017年鸡年春节期间，我重温两部有机化学教材，戏称鸡年啃有“鸡”(机)，随后进入编写阶段。同时邀请第一期专家班学员李宁和华仲炯一起参与编写，也作为教学工作的延续。

本书分为9章，主要内容包括催化裂化工艺概况，气固流态化基础知识和基本原理，烃类化学反应基本原理及其在催化裂化工艺中应用，裂化催化剂组成、性能及日常技术管理，催化裂化原料组成与性质，产物组成与性质，催化裂化反应工程与再生工程的基础知识和基本原理，催化裂化装置生产过程的清洁化技术概述。李宁编写催化裂化工艺概况(第1章)，华仲炯编写催化裂化装置生产过程的清洁化技术概述(第9章)，其余章节由我负责编写并对全书进行统稿。本书名为《催化裂化工艺技术手册》，实际上是对催化裂化工艺基础知识和基本原理进行系统全面论述，力求做到内容通俗易懂，言简意赅，希望成为一本具有一定理论水平和实用价值的培训与自学教材。

李宁和华仲炯两位同志是生产一线负责人，日常工作极其繁忙，我本人这两年既进行教学工作，又推广技术，在外出差较多，我们均是利用业余休息时间或出差途中编写这本教材。我时常在万米高空的飞机上、熙熙攘攘的机场休息室、寂静无声的宾馆房间、节假日无人打扰的办公室编写这本教材。只是希望我们的付出能够使学习这本教材的科技工作者收获更大，这是我们的编写初衷和目的。

鲁维民、王新、白旭辉、张博函、左严芬等同志对本书进行了修改和校对；中国石化出版社张正威同志负责组织本书出版工作，并提出了许多修改建议，在此一并表示诚挚的感谢。

受到时间、精力和编者水平所限，本书肯定存在不足和错误的地方，恳请读者批评指正。

许友好
2018 年 12 月

目 录

第1章 催化裂化工艺概论	(1)
1.1 流化催化裂化工艺在重油转化中的作用	(1)
1.2 反应再生部分	(4)
1.3 产品分馏系统	(9)
1.4 产品吸收稳定	(13)
1.5 产品精制系统	(18)
1.6 再生烟气治理	(25)
第2章 催化裂化过程反应化学	(26)
2.1 共价键基础理论	(26)
2.2 正碳离子化学	(35)
2.3 催化裂化反应机理	(43)
2.4 催化裂化工艺过程反应化学类型	(45)
2.5 反应热力学	(51)
2.6 不同烃类化合物的反应化学	(53)
2.7 催化裂化过程反应化学	(68)
2.8 催化裂化过程反应化学发展历程	(78)
第3章 气固流态化	(84)
3.1 颗粒的物理特性及常用的术语	(84)
3.2 流态化基础知识	(93)
3.3 流化床基本特性	(102)
3.4 催化剂颗粒流态化输送	(111)
3.5 气固分离技术	(125)
3.6 小结	(130)
第4章 裂化催化剂	(132)
4.1 裂化催化剂发展历程概述	(132)
4.2 催化裂化催化剂的组分及其作用	(135)
4.3 裂化催化剂的活性本源	(146)
4.4 裂化催化剂化学组成和物理性质	(151)
4.5 裂化催化剂的吸附和扩散	(158)
4.6 催化剂日常分析与管理	(162)
4.7 小结	(169)

第5章 原料组成与性质	(170)
5.1 石油烃类组成与性质	(170)
5.2 原料性质及其分析	(182)
5.3 原料可裂化性能	(190)
5.4 原料中的杂质及其危害	(194)
5.5 小结	(208)
第6章 产物性质及组成	(209)
6.1 气体组成及杂质	(209)
6.2 汽油性质	(212)
6.3 循环油性质	(227)
6.4 油浆性质	(232)
6.5 焦炭	(234)
6.6 小结	(237)
第7章 催化裂化反应工艺	(239)
7.1 反应器及相应的工艺演变历程	(239)
7.2 流化催化裂化工艺	(244)
7.3 反应系统工程与设备	(264)
7.4 反应工艺参数	(281)
7.5 小结	(296)
第8章 烧焦再生工艺	(298)
8.1 烧焦再生工艺开发历程	(298)
8.2 再生器结构与关键设备	(309)
8.3 再生工艺	(313)
8.4 再生工艺参数	(333)
8.5 焦炭燃烧产物	(338)
8.6 小结	(341)
第9章 生产过程清洁化	(343)
9.1 再生烟气组分及排放标准	(343)
9.2 再生烟气脱硫技术	(344)
9.3 催化裂化烟气脱硝技术	(364)
9.4 催化裂化再生烟气除尘技术	(378)

第 1 章 催化裂化工艺概论

1.1 流化催化裂化工艺在重油转化中的作用

原油中的轻馏分段约占 20%~25%，中间馏分段约占 35%~40%，重馏分段约占 35%~45%；而市场需求轻馏分段约占 38%~41%，中间馏分段约占 40%~41%，重馏分段约占 17%~21%，如图 1-1 所示。由于原油中的重馏分段比例高于市场需求约为 14~28 个百分点，而轻馏分段的油品经济价值远高于重馏分段油品，从而促进了重油转化技术开发与应用。

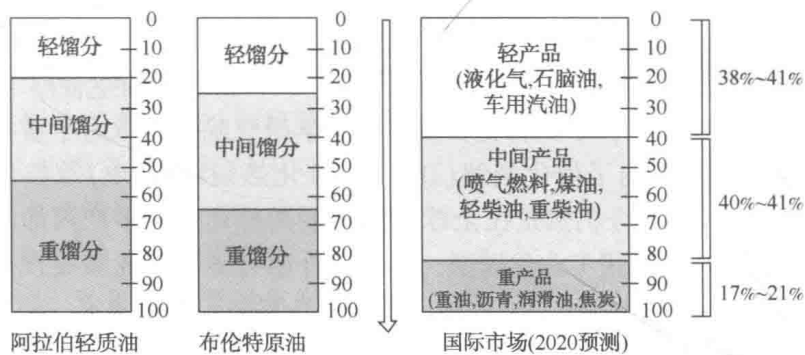


图 1-1 原油中的各馏分段分布与市场对各馏分段需求量对比

重油转化技术分为脱碳工艺和加氢工艺。已广泛应用的脱碳工艺有深拔减压蒸馏、减黏、延迟焦化、溶剂脱沥青、气化和渣油催化裂化技术。加氢工艺分为渣油加氢处理和加氢裂化技术。在这些重油转化技术中，催化裂化工艺是最重要的重油转化技术，原因在于不仅将重油转化，而且转化为高价值的汽油和液化气。对于炼油企业来说，催化裂化装置是取得经济效益的关键，它的成功运行与否决定了炼油厂在当前市场中能否保持竞争力。在全世界，正在运行的催化裂化装置大约有 350 套，总加工能力超过 735Mt/a^[1]。

催化裂化工艺最初是加工柴油馏分，将柴油馏分转化为汽油。20 世纪 40 年代，ESSO 公司开发出流化催化裂化工艺 (fluid catalytic cracking process, FCC)。FCC 工艺最初所加工原料油为减压馏分油 (简称 VGO)，随后在 VGO 原料中掺入其他重油加工工艺所生产的馏分油，如焦化重馏分油，以生产更多的汽油来满足市场需求。

1965 年 5 月 5 日，我国第一套 600kt/a 同高并列式流化催化裂化装置在抚顺石油二厂建成投产，所加工的原料为大庆减压馏分油。20 世纪 60 年代后期，国外石油公司开发出分子筛催化剂和提升管反应器的催化裂化工艺。这一突破性的催化裂化技术很快就引起了我国炼油界科技人员的关注，并在 1974 年 8 月首先将玉门炼油厂 120kt/a 同高并列式装置改造成为高低并列式提升管催化裂化装置，所加工的原料仍然为较优质的减压馏分油。

原油经常压蒸馏后,常压渣油输送到减压蒸馏装置,减压馏分油作为 FCC 装置的原料油。减压渣油输送到延迟焦化装置或减黏装置,所生产的馏分油也作为 FCC 装置的原料油,更重的产品作为燃料油。此时, FCC 工艺在炼油工艺流程中的位置与作用见图 1-2^[2]。

由于 VGO 中的硫含量过高,其他重油加工工艺所生产的馏分油中的氢含量偏低,可裂化性能较差,同时产品质量标准要求提高(如要求更低的硫含量),从而使 FCC 装置所加工的馏分油必须先进行加氢预处理,脱除其中的硫、氮等杂质,部分饱和多环芳烃以提高原料油的可裂化性能。此时,在图 1-2 基础上,增加馏分油加氢精制装置,其炼油工艺流程见图 1-3。

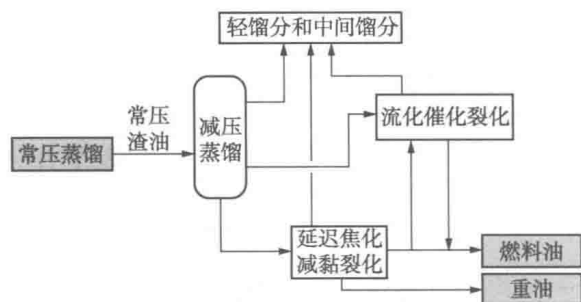


图 1-2 早期 FCC 工艺在炼油工艺流程中的位置与作用

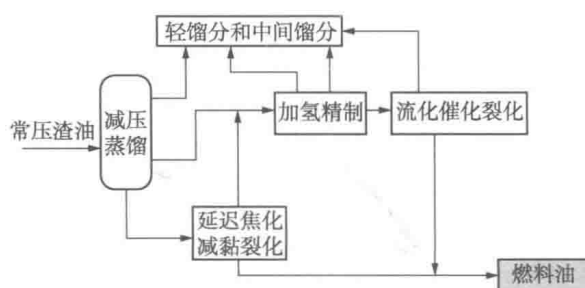


图 1-3 引入馏分油加氢精制的炼油工艺流程

20 世纪 80 年代中期以来,中国石化石油化工科学研究院一直致力于重油催化裂解制取低碳烯烃技术的研究,开发出了催化裂解(DCC)、催化热裂解(CPP)等技术,并实现了工业化,其中 DCC 工艺技术至今仍然是在全球范围内最具有竞争力多产丙烯的催化裂化工艺技术。DCC 工艺技术自 1990 年工业化以来,在国内外已有多套工业装置投产,先后出口到

泰国、沙特和印度等国家,最大单套催化裂解装置处理能力为 4.6Mt/a。为了生产更多的低碳烯烃,DCC 工艺要求原料油中的氢含量大于 12.5%,最好大于 13%。因此,DCC 装置所加工的原料油一般选择馏分油,最好是加氢馏分油。DCC 工艺在炼油工艺流程中的位置与作用见图 1-4。

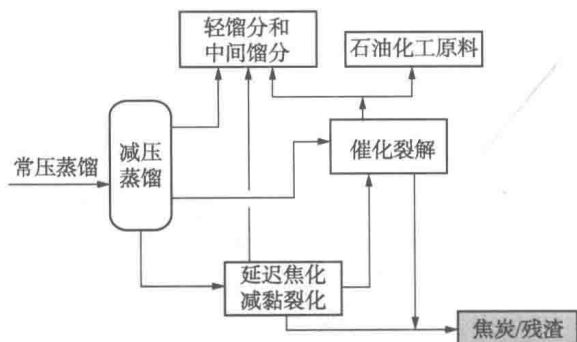


图 1-4 DCC 工艺在炼油工艺流程中的位置与作用

20 世纪 70 年代以来,由于能源危机改变了石油炼制产品需求的结构,对重质油料或称之为渣油的需要量稳步下降,而对汽、柴油这

样的轻馏分则在增加。正是市场需求的变化促进了重油催化裂化工艺迅速发展。我国渣油催化裂化工艺自 1983 年 9 月成功地进行大庆常压渣油的工业试验后,经过多年的研究和生产实践积累,已掌握了原料雾化、内外取热、提升管出口快速分离、重金属钝化、催化剂预提升等一整套渣油催化裂化工艺的核心技术,使我国渣油催化裂化技术处于国际先进水平,部分工艺技术处于国际领先水平。渣油催化裂化工艺可以直接加工较优质的常压渣油,此时,不需要设置减压蒸馏装置。当常压渣油性质一般时,可以将部分常压渣油输送到减压蒸馏装置,所生产的减压馏分油与剩下的常压渣油混合以满足 FCC 装置对原料性质的要求。此时,炼油工艺流程更加复杂,如图 1-5 所示。

当常压渣油性质较差时,考虑到劣质重油高效利用,首先选择常压渣油加氢处理技术,将渣油中的部分金属、硫、残炭脱除以满足渣油 FCC 工艺对原料油性质的要求。此时,炼油工艺流程得到简化,如图 1-6 所示。

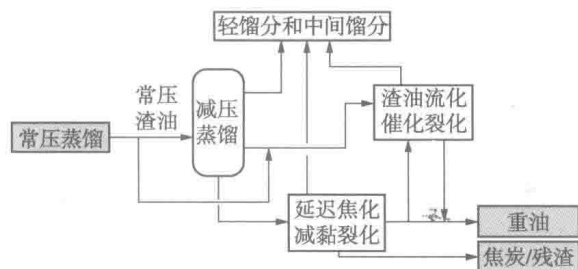


图 1-5 渣油 FCC 工艺在炼油工艺流程中的位置与作用

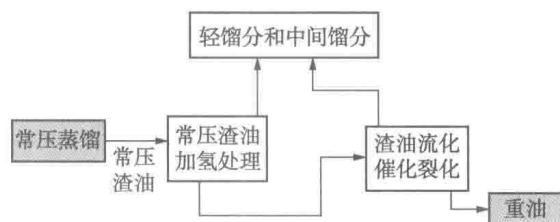


图 1-6 常压渣油加氢处理与重油催化裂化联合流程

随着我国汽车工业的迅速发展,车用燃料的消耗量将与日俱增,由此必将导致汽车尾气中污染物释放到大气中的总量越来越大。因汽车尾气排放而造成的大气污染问题也会越来越严重。为此,我国汽油质量升级步伐不断加快,降低催化裂化汽油中的烯烃含量和硫含量是我国催化裂化工艺所面临的巨大挑战。中国石化基于自身积累和优势,发明了变径流化床反应器,构建了基于变径流化床反应器分区调控复杂气固催化反应平台技术,相继开发出多产异构烷烃的催化裂化工艺(MIP)和高选择性的催化裂化与加氢处理集成工艺(IHCC)。MIP 工艺不仅实现了汽油烯烃含量大幅度降低且降低幅度可控,同时改善了重油转化能力,增加了液体收率。IHCC 工艺使干气和焦炭产率明显降低,大幅度提高了液体收率。IHCC 与渣油加氢处理联合流程见图 1-7。

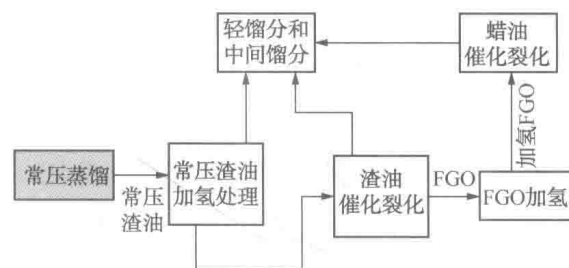


图 1-7 IHCC 与渣油加氢处理联合流程

随着炼油技术不断发展,炼油工艺流程越

来越复杂,典型的燃料型炼油工艺流程及 FCC 地位与作用见图 1-8。原油首先通过原油蒸馏装置切割分成几种中间物料:石脑油、煤油馏分、柴油馏分以及常压重油,常压重油加热后通过减压塔分离得到蜡油和减压重油,减压重油被送往延迟焦化装置、溶剂脱沥青装置或/以及减黏裂化装置处理,此外也可以和常压重油混合经渣油加氢装置处理作为催化裂化原料,催化裂化装置生产的产品再进行产品后处理,才能转化为液态烃、汽油、柴油、煤油、燃料油产品以及化工原料。

FCC 工艺在炼油工业中一直处于重要地位。预计在一个相当长的时期,FCC 工艺在炼油工业中的地位与作用仍然无法被取代。FCC 工艺自诞生起,就处于不断的变革与发展中,多次实现了台阶式进步。但就工艺流程而言,通常 FCC 装置分成以下五个部分:

- (1) 反应再生;
- (2) 产品分馏;
- (3) 产品吸收稳定;
- (4) 产品精制;
- (5) 再生烟气治理。

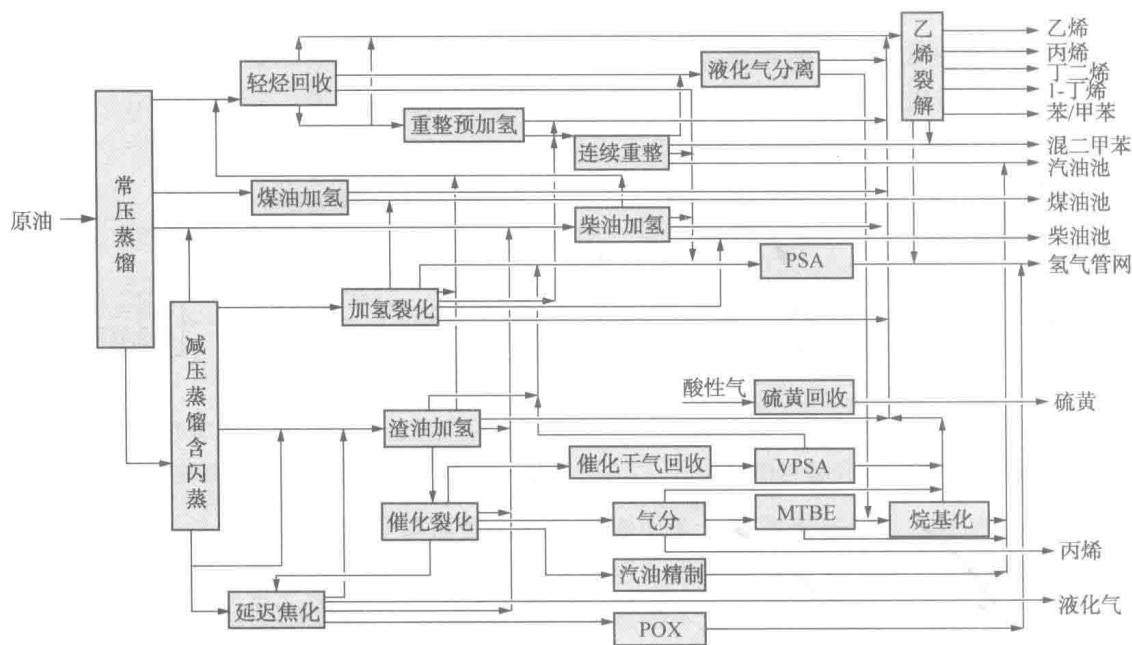


图 1-8 燃料型炼油技术流程及 FCC 地位与作用

1.2 反应再生部分

反应与再生系统是 FCC 工艺的核心，第 7 章和第 8 章进行了详细论述，此处只简单介绍反应与再生系统的原则流程^[1,3]。

1.2.1 原料换热系统

为控制 FCC 装置进料连续稳定，原料一般先被输送到缓冲罐，再由进料泵供料。此外，原料缓冲罐还可以将原料中可能存在的水或水蒸气闪蒸后通过气相平衡线送入分馏塔，避免影响原料泵运行、提升管操作等。原料从缓冲罐出来后，通常被加热到 180~370℃。热源一般为主分馏塔底循环油和/或加热炉。原料首先经过换热器与主分馏塔的高温物料进行换热，通常与塔顶回流油、轻循环油产品和塔底循环油换热，如图 1-9 所示。

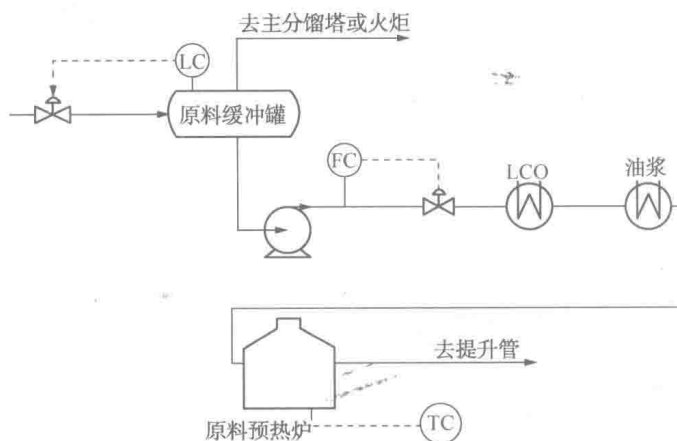


图 1-9 原料换热流程

随着催化裂化原料的重质化,大多数FCC装置使用分馏塔的过剩热量已经能够满足FCC原料预热的要求,但部分以馏分油为原料的FCC装置仍保留有加热炉。使用加热炉进行预热的FCC装置,可将预热温度作为控制剂油比的自由变量。当装置热量不足时,提高预热温度可提高装置处理能力。

1.2.2 催化反应系统

1.2.2.1 催化裂化反应部分

原料经预热后,在提升管底部附近进入提升管与再生催化剂接触。剂油比(质量)一般在(4~9):1。催化剂在再生器所携带的热量加热原料以达到反应所需的温度。在提升管内进行的催化裂化反应是吸热反应,所需要的能量可由循环催化剂提供。再生催化剂温度一般低于700℃。

原料以气相状态在催化剂上发生催化裂化反应,但随着原料的重质化,原料与催化剂接触时无法实现完全汽化,因此原料在催化剂外表面的预裂化显得尤为重要,无论是发生在外表面的热裂化还是催化裂化,均使原料裂化成能在催化剂孔道内自由扩散的小分子,进而继续发生裂化生成更小的分子,裂化反应导致反应油气体积膨胀是携带催化剂在提升管中上升的主要驱动力。

在反应器出口处,带炭催化剂与油气迅速分离,以快速中止汽油等目标产物进一步裂化生成气体和焦炭。工业上通常采用惯性分离和旋风分离两种形式,目前以旋风分离器为主。

提升管反应器为垂直立管,为避免高速催化剂对提升管金属壁的磨损和减少提升管的热损失,在提升管内设有厚度为12cm左右的隔热和耐磨衬里。提升管直径和高度是由反应时间和装置加工量来确定的。提升管内流体的理想流动方式为活塞流,以使催化剂和反应油气在提升管内返混最小,提高传质效率。原料通常用水蒸气进行雾化,油滴粒径约为60μm,较小的油滴提高了原料与催化剂活性酸中心接触的可能性。实际上应用高活性的分子筛催化剂,大部分裂化反应都发生在3s或更短的时间内,因此常规催化的提升管反应时间一般为2~4s。变径流化床反应器由于增设第二反应区,反应时间相应增加,一般为6~8s。在第二反应区强化了负氢离子转移,提高了氢转移反应和重油转化能力。

设计提升管出口的油气线速一般为15.0~25.0m/s。对于常规等直径提升管,烃类的平均停留时间大约为2s(以出口线速计算)。经过催化裂化反应过程后,一种氢含量很低的物质,即焦炭沉积在催化剂上,使催化剂活性大幅度降低。

1.2.2.2 油气与催化剂分离

催化剂从提升管反应器出来,通过旋风分离器后便进入了沉降器汽提段。FCC装置一般采用惯性分离器或者旋风分离器,与提升管的出口相连,将大部分催化剂与反应油气分开。在惯性分离器内气流主要发生急速转向,或先冲击在挡板上再急速转向,其中固体颗粒由于惯性效应,其运动轨迹与气流轨迹不一样,从而使得两者获得分离,具有占据空间小、投资省、压降低的特点,但也存在分离效率低的缺点,仅为75%~90%。旋风分离器是使气体在入口产生高速旋转运动,颗粒所受离心力比其重力大数百至几千倍,使气体和催化剂颗

粒分离,具有结构简单、造价低、维护方便、效率高等特点,分离效率为 99.9% 以上,但缺点是压降高。

大多数 FCC 装置使用单级或两级旋风分离器以分离留在油气中的催化剂微粒。旋风分离系统将催化剂收集并通过料腿和挡板/翼阀送往汽提段。产品油气经过旋风分离系统后进入主分馏塔进行回收。典型的两级旋风分离系统的分离效率在 99.995% 以上。为尽量减少反应产物的热裂化反应和目的产品的非选择性催化裂化,必须使催化剂与反应油气在沉降器内迅速分离,以减少催化剂与反应油气在沉降器内的接触时间。

1.2.2.3 待生催化剂汽提

当待生催化剂落入汽提段时,催化剂颗粒间的烃类和催化剂微孔中的烃类也进入了汽提段,其中催化剂颗粒间的烃类占 75%,催化剂微孔中的烃类占 25%。在一般操作条件下,当汽提段床层密度 ρ_b 为 $500\text{kg}/\text{m}^3$ 时,油气约为 1 个百分点。如果颗粒与颗粒之间空隙内的油气被置换出来,而颗粒内部空隙的油气未置换,则油气约为 0.25 个百分点,数量仍相当可观。研究表明,如从催化剂上汽提出全部可汽提的油气,可使焦炭量减少 20%~40%。因为氢的燃烧热值高,因此降低焦炭中的氢含量可以降低再生器温度,同时减少水蒸汽生成,从而减少催化剂的水热失活程度,相应提高了理想产品收率。

汽提段用汽提水蒸气脱除这些催化剂微粒之间夹带的烃类,汽提蒸汽用量为 $0.8\sim 3.5\text{kg}/1000\text{kg}$ 催化剂,如采用新的挡板设计可降低蒸汽耗量。通常,较理想的汽提蒸汽用量为 $2\sim 3\text{kg}/1000\text{kg}$ 催化剂,超出此范围收效并不大,但不应小于 $1\text{kg}/1000\text{kg}$ 催化剂。当采用重油进料时,蒸汽用量要大得多,甚至可达 $4\sim 5\text{kg}/1000\text{kg}$ 催化剂。此外,较大的汽提蒸汽用量对 SO_x 转移催化剂是有利的。汽提水蒸气较难处理吸附的烃类和催化剂微孔中的烃类,因而反应仍在汽提段中进行,并且这些反应受反应器温度和在汽提段中停留时间的影响。较高的温度和较长的停留时间有利于附着的烃类转化为“更轻的”产品。带挡板和不带挡板的汽提段设计均已在工业上应用。汽提段一般设计水蒸气空塔速度为 $0.23\text{m}/\text{s}$,催化剂流率为 $2.4\sim 3.4\text{t}/(\text{min}\cdot\text{m}^2)$ 。催化剂流率太高会导致下落的催化剂夹带水蒸气,从而降低汽提蒸汽的效率。

应当尽量减少携带烃类蒸气进入再生器的量,但是并非所有烃类油气都可以在汽提段从催化剂微孔中被取代出来,其中一部分随待生催化剂进入再生器。而这些烃类油气/液体具有比催化剂上的焦炭更高的氢碳比。这些富氢烃类进入再生器的缺点为:

(1) 液体产品损失。这些烃类本应该作为液体产物,由于汽提不充分,在再生器内被烧掉。

(2) 生产能力降低。氢气燃烧生成水是碳燃烧生成二氧化碳所产生的热量的 3.7 倍,由于过多的烃类燃烧所造成的再生器温度上升一方面影响剂油比进而影响产品分布,另一方面会超过再生器构件所能承受的温度极限,因而必须降低装置进料量。

(3) 催化剂活性损失。较高的再生器温度及较高的水蒸气分压会破坏催化剂的晶格结构,从而降低催化剂活性。

待生催化剂进入再生器一般由滑阀控制,此滑阀由汽提段的催化剂料位控制。汽提段中催化剂的料位提供压头,使催化剂流向再生器,滑阀压降控制在 $20\sim 40\text{kPa}$ 。滑阀的内表面通常覆有耐火材料以防止磨蚀。

1.2.3 催化剂再生系统

1.2.3.1 催化剂再生部分

催化剂再生过程主要起两种作用：恢复催化剂活性和为原料催化裂化提供热量。进入再生器的待生催化剂上的焦炭含量在0.4%~2.5%之间，焦炭的主要成分为碳、氢及痕量的硫和氮。

主风机的作用是将新鲜空气输送到再生器，为催化剂在再生器床层中保持流动状态提供足够的气体线速和压力。新鲜空气是由一个位于再生器底部的空气分配器进入再生器。空气分配器的设计对于催化剂高效再生是非常重要的。空气分配器一般设计压降为7~15kPa，以保证气流为正压时通过所有喷嘴。再生器分为密相和稀相两段。再生器中气体线速一般为0.6~1.2m/s，大部分催化剂直接集中在空气分配器上方的密相床层，稀相段在密相床层上方直到旋风分离器入口。

1.2.3.2 立管/滑阀

从再生器出来的催化剂上的碳含量一般降到0.1%以下。催化剂向下流入输送管(称为立管)。立管提供必需的压头使催化剂在装置内循环。一些立管伸入再生器，顶端常常设置“催化剂料斗”，在再生器内部的催化剂料斗为倒转的锥形设计。在再生催化剂进入立管之前，料斗为再生催化剂“脱气”提供了足够的时间。

立管直径根据循环催化剂流率确定，流率范围一般为500~1500kg/(s·m²)。在多数情况下，足够的烟气随再生催化剂一起流下，以保持它为流化状态，然而较长的立管可能需要外部注入松动气体保持催化剂为流化状态，在立管的各个部位要注入某种气体介质如空气、水蒸气、氮气或燃料气。在设计合理的立管中，催化剂密度在560~720kg/m³之间。

催化剂由再生器流向提升管的速度通常由滑阀或塞阀控制。滑阀的操作类似于可变孔板的操作，通常由反应温度控制。它的主要作用是供应足够的催化剂以加热原料并达到所需的反应温度。在早期催化裂化装置设计中，再生催化剂的流动主要通过调节反应器与再生器之间的压差来控制。

1.2.3.3 催化剂分离

再生烟气离开再生器密相段时，会夹带一些催化剂颗粒。夹带量主要决定于再生烟气流速度。较大的催化剂颗粒，一般为50~90μm，落回到密相床，而较小的催化剂颗粒，一般为0~50μm，悬浮在稀相段，被带入旋风分离器。

再生器顶部一般设置4~16组平行的一级和二级旋风分离器。旋风分离系统设置目标就是回收直径大于20μm的催化剂颗粒，回收的催化剂通过旋风分离器料腿返回到再生器。一级旋风分离器入口的中心线应设在夹带沉降高度以上部位，否则，过多的催化剂夹带会引起严重的催化剂损失。

1.2.3.4 烟气热量回收措施

烟气离开旋风分离器进入再生器顶部的集气室，高温烟气携带大量的能量，应用多种热

量回收措施回收这些热量。在一些装置，烟气被送往 CO 锅炉，显热和燃烧热都被用于产生高压蒸汽。在另外一些装置，烟气通过利用管壳式换热器或箱式换热器与锅炉入水换热以产生蒸汽。

大多数装置中，烟气经过降压孔板室，压力降低约 $2/3$ ，降压孔板室内设有一组带孔的钢板，为再生器压力控制阀上游保持一给定的背压。在一些大型的装置中，应用烟气轮机机组回收压力能。为保护烟机叶片免受催化剂颗粒的侵蚀，烟气首先进入第三级分离器分离出催化剂粉尘。第三级分离器安装在再生器外部，装有大量的旋风管，可以从烟气中分离出 $70\% \sim 95\%$ 的粉尘。

烟气轮机(膨胀透平)机组通常包括 4 个部分：烟机、电动机/发电机、主风机和蒸汽轮机，如图 1-10 所示。蒸汽轮机主要用于开工，并且经常作为烟机发电不足的补充。电动机/发电机作为速度控制器和调速轮，可以产生和消耗电力。在一些 FCC 装置中，烟机的马力超过驱动主风机所需的电力，过剩的电力输出到炼油厂电力系统。如果烟机所产生的电力少于主风机所需的电力，电动机/发电机就为动力系统提供电力。

从烟机出来后，烟气通过蒸汽发生器以回收热能。根据当地环境保护条例，在余热锅炉下游设置静电除尘器(ESP)或湿气吸收塔，然后排放到空气。有些装置应用 ESP 除去烟气中 $5 \sim 20 \mu\text{m}$ 的催化剂粉尘。一些装置应用湿气吸收塔不仅从烟气中除去催化剂粉尘，还能除去硫化物。

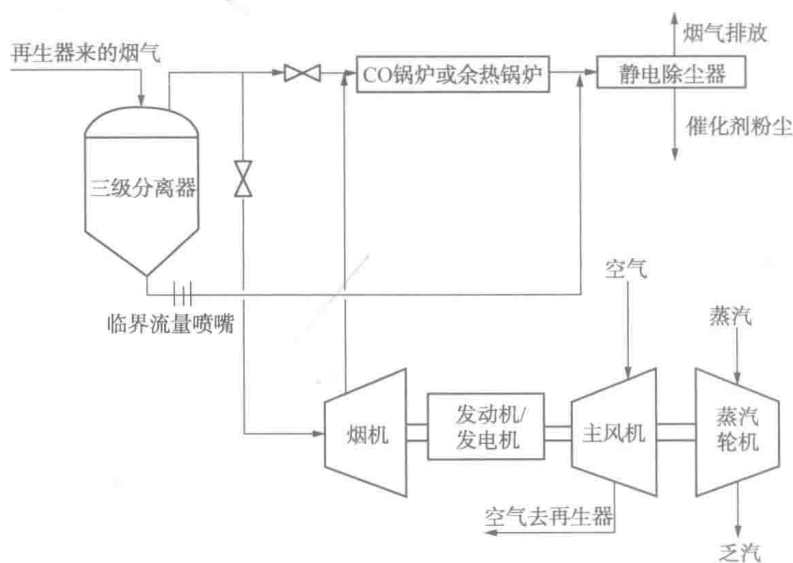


图 1-10 典型的烟气能量回收流程

1.2.3.5 催化剂处理设施

即使反应器和再生器的旋风分离系统操作正常，小于 $20 \mu\text{m}$ 的催化剂微粒仍然会从两器中逸出。来自反应器的催化剂粉尘收集在分馏塔底油浆储存罐中。来自再生器的催化剂粉尘由静电除尘器回收或损失在环境中。与催化剂损失有关的因素有：

- (1) 旋风分离系统分离效率；
- (2) 反应油气与烟气的高线速；
- (3) 催化剂的物理性质；

(4) 由于催化剂颗粒相互碰撞或与容器内构件碰撞而造成的催化剂磨损。

催化剂活性会随着催化剂在反应再生系统停留时间延长而降低。活性损失的原因主要是由于 FCC 原料中存在镍、钒和钠等杂质,以及再生器内部的高温水热失活所造成的。为维持反应所需的催化剂活性,需向装置中不断地加入新鲜催化剂。新鲜催化剂储存在新鲜催化剂储罐中,大多数装置通过催化剂加料机自动加入到再生器中。

FCC 装置中的催化剂称为平衡催化剂。一定量的平衡催化剂定期卸出并存储在平衡催化剂储罐中,以便于进行后处理。加工渣油原料的装置,可以利用从加工轻质低硫原料的装置卸出的质量较好的平衡催化剂。当渣油原料含有大量的杂质,如金属,需要使用较多的新鲜催化剂,或同时使用质量较好的平衡催化剂时,可以降低催化剂费用,提高经济效益。

1.3 产品分馏系统

从沉降器出来的气态烃、汽油、轻循环油、重循环油及油浆的混合物,并夹带少量催化剂粉末,进入分馏塔下部,油气在塔中经塔板向上流动,不断通过冷凝和重新汽化而完成分馏过程。分馏塔的作用是将反应器(沉降器)来的气态产物,经分馏后得到富气、粗汽油、轻循环油、重循环油和油浆。分馏塔顶出来的汽油和富气的混合物,经油气分离罐分离出粗汽油和富气,粗汽油送往稳定-吸收部分,富气经气压机压缩后也送往稳定-吸收系统。由上而下在分馏塔的不同层塔板分别抽出轻循环油和重循环油。由塔底抽出带有催化剂粉末的重油称为油浆。轻循环油一般经精制后作为调合组分送出装置。循环油浆一部分经冷却后返回分馏塔底部的换热段,循环油浆的量很大,而且温度高(300~350℃),可利用的热量很大,除了与原料油换热以外,还可以发生压力为 1.0MPa 或更高压力的蒸汽或作其他热源用。重循环油以及部分油浆的处理则根据操作方案和反应条件不同而变化,当采用回炼操作方案时,重循环油作为反应进料返回到反应-再生部分;油浆既可作为产品送出装置,也可作反应进料,视装置的烧焦负荷和热平衡而定;当采用单程操作时,重循环油和油浆均作为产品送出装置^[3]。

分馏系统的压力以及反应系统的压力是由气压机入口压力控制的。催化裂化装置早期典型的分馏部分工艺流程如图 1-11 所示,催化裂化分馏塔简单结构如图 1-12 所示。

分馏塔过剩热量大,为了取走过剩热量并提供足够的局部回流使分馏塔的负荷比较均匀,在塔的不同位置建立循环回流取热系统。催化裂化分馏塔一般采用四处循环回流(包括循环油浆),而且下面三个循环回流取走的热量约占全塔回流热的 80%,因为热源温度较高,可利用的热量较大,因此,这个流程的热回收率是很高的。由于大部分的回流热在塔的 19 层塔板以下取走,从而 19 层塔板以上的负荷较小,上部的直径可以缩小以节省钢材(对于 1.2Mt/a 催化裂化装置,上部的直径为 4200mm,下部直径为 5800mm)。分馏塔采用顶部循环回流,而不是用塔顶冷回流,这种流程的优点是抽出侧线的温度高(例如顶循环回流抽出温度为 138℃,而塔顶温度只有 110℃),一方面用水或空气冷却时传热温差大,在取走同样数量的回流热时可以节省传热面积;另一方面由于温位较高,可作为低温热利用(例如作为气分脱丙烷塔热源)。这种流程存在影响分馏精度的问题,但现有的分馏精确度能够满足产品质量的需要。

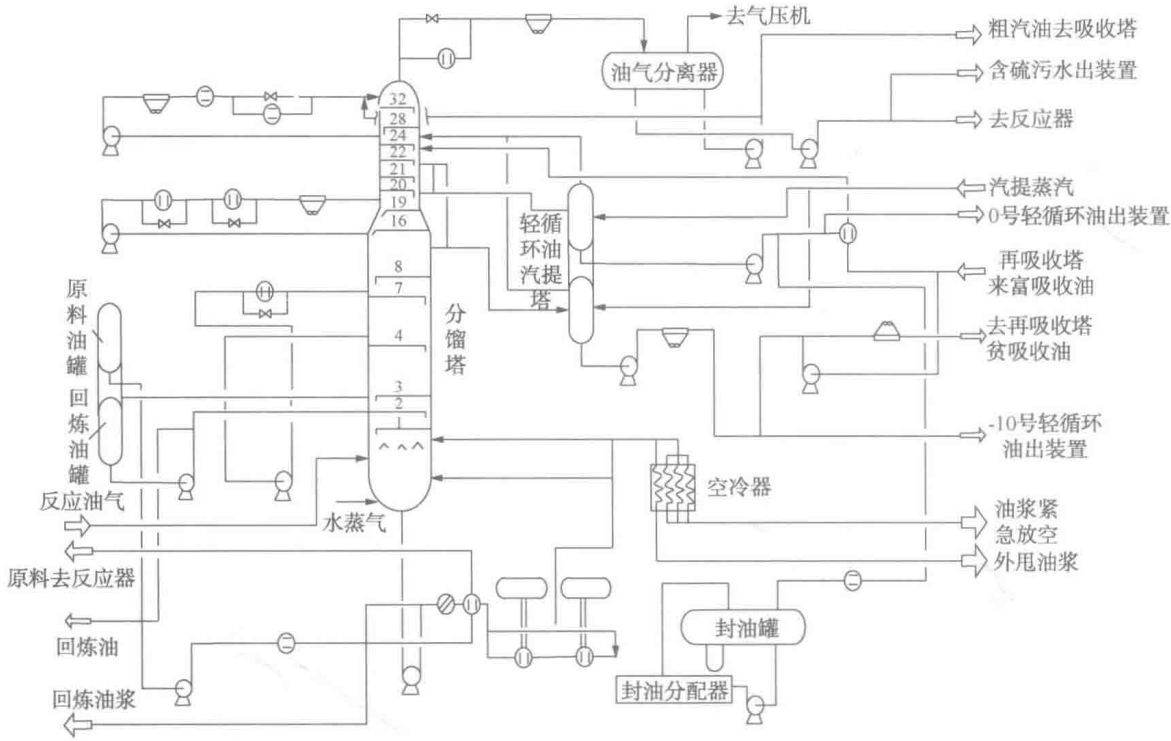


图 1-11 催化裂化分馏系统工艺流程

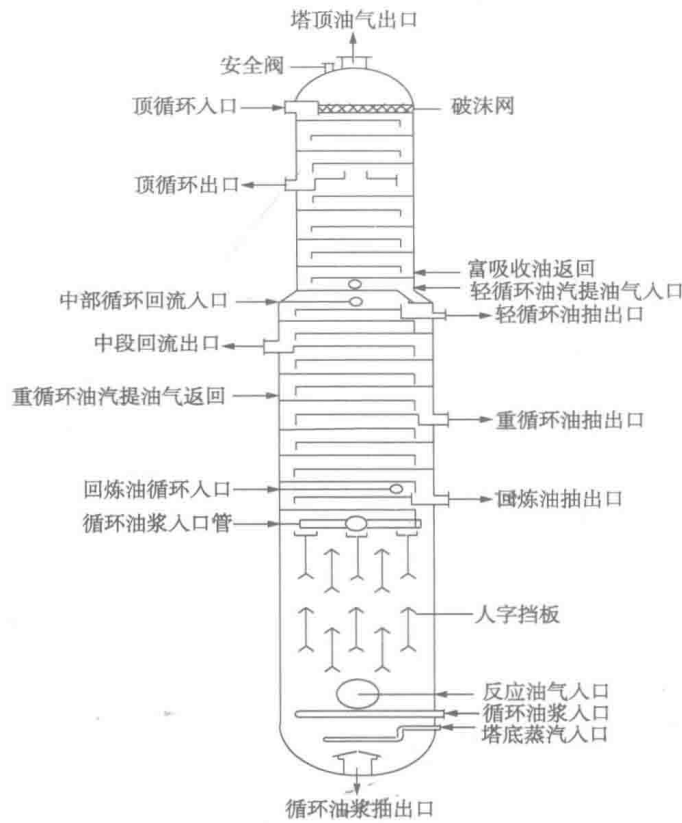


图 1-12 催化裂化分馏塔简单结构示意图