

流化催化裂化手册

(第二版)

[美] Reza Sadeghbeigi 著

《石油炼制与化工》编辑部 译



A1020366

中国石化出版社

内 容 提 要

本书对流化催化裂化技术作了比较全面的叙述,内容涉及催化裂化工艺、原料与产品、催化剂、化学反应、装置的监控与故障处理、项目管理与硬件设计、瓶颈消除与装置优化等,并对流化催化裂化的发展趋势作了展望。

本书涉及内容广泛,实用性强,是一本很好的催化裂化技术工具书。可供从事炼油工作的科技人员、管理工作及高校相关专业的师生参考使用。

著作权合同登记 图字: 01 - 2001 - 4132 号
Fluid Catalytic Cracking Handbook (Second Edition)
By Reza Sadeghbeigi

Fluid Catalytic Cracking Handbook, 2nd Edition by Reza Sadeghbeigi
Butterworth - Heinemann, a division of Reed Educational & Professional
Publishing Ltd.

Fluid Catalytic Cracking Handbook, 2nd Edition by Reza Sadeghbeigi
©Reed Educational & Professional Publishing Ltd - 2000

中文版权(2002)为中国石化出版社所有。版权所有,不得翻印。

图书在版编目(CIP)数据

流化催化裂化手册/(美)塞得贝奇(Sadeghbeigi, R.)著;
《石油炼制与化工》编辑部译.
—北京:中国石化出版社,2002
书名原文:Fluid Catalytic Cracking Handbook
ISBN 7 - 80164 - 256 - 2

I. 流… II. ①塞…②石… III. 催化裂化 - 研究
IV. TE624.4

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2002)第 049200 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

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

E-mail: press@sinopec.com.cn

北京精美实华图文制作中心排版

三河市三佳印刷装订有限公司印刷

新华书店北京发行所经销

*

787 × 1092 毫米 16 开本 19 印张 309 千字

2002 年 8 月第 1 版 2002 年 8 月第 1 次印刷

定价: 45.00 元

第二版前言

本书的第一版大约在 5 年前出版，受到了普遍的欢迎，正面的评价很多。我写第二版的主要目的是将我从事催化裂化工艺工作 20 多年来在不同方面所获得的知识提供给读者，进行实事求是的“经验传输”。

第二版达到了我的目的，讨论了与 FCC 工艺有关的问题，提供了提高 FCCU 操作性能和可靠性的实用的并被证实的建议。在新设的章节(第 9 章)中，列举了几种改进措施，费用低到“不能再低”，一旦实施，将消除瓶颈效应，实现催化裂化装置的最优化。

我对第二版感到满意。我收到了我们尊贵的客户、工业界“FCC 权威”及我在 RMS 工程有限公司的同事的信息及反馈意见；为了保证内容的准确性和完整性，每一章都仔细地检查过；在几个地方，我另外对不同 FCCU 构造进行了讨论；最后，使用了公制和英制单位，以方便于使用公制单位的读者。

不幸的是，石油炼制一般新技术的发展，特别是催化裂化技术的发展前途渺茫。大的跨国石油公司几乎放弃了炼油方面的研究开发项目，炼油工业萎缩很快。在催化裂化方面，我们开始发现在一些成熟技术中的相近和相似之处。甚至从 1960 年那个时期引入沸石以来，FCC 催化剂供应商和技术供应商在发展“突破性”技术方面，保持相对平缓。越来越多的公司到外部采办他们需要的技术。在今后几年，炼油厂将花费大部分资金用于汽油和柴油的脱硫。在催化裂化领域，重点将会是提高现有装置的性能和可靠性，以及尽力取得更大的进料速率和/或转化率，而不进行投资。从这些发展趋势来看，本书比以往更加需要。

Reza Sadeghbeigi
Houston, Texas

致 谢

向为本书的完成起到重要作用的下列人士深表感谢：Stone & Webster 工程公司的 Warren Letzsch、Akzo Nobel Chemicals 公司的 Terry Reid、KBC 新技术公司的 Herb Telidetzki 和 Grace/Davison 公司的 Jack Olesen 提供了有价值的信息。我在 RMS 工程有限公司的同事，特别是 Shari Gauldin、Larry Gammon 和 Walt Broad 为保证本书的准确性和实用性做了大量的工作。

目 录

第一章 工艺简述.....	(1)
第一节 原料预热.....	(6)
第二节 提升管—反应器—汽提段.....	(7)
第三节 再生器—热量/催化剂回收	(13)
第四节 主分馏塔.....	(19)
第五节 气体分馏装置.....	(22)
第六节 处理设施.....	(29)
小 结.....	(34)
参考文献.....	(34)
第二章 催化裂化原料表征.....	(35)
第一节 烃的分类.....	(35)
第二节 进料的物理性质.....	(38)
第三节 杂质.....	(45)
第四节 经验关联式.....	(57)
第五节 加氢处理的优点.....	(67)
小 结.....	(68)
参考文献.....	(68)
第三章 催化裂化催化剂.....	(70)
第一节 催化剂组成.....	(70)
第二节 催化剂制备技术.....	(79)
第三节 新鲜剂性质.....	(81)
第四节 平衡剂分析.....	(84)
第五节 催化剂管理.....	(91)
第六节 催化剂评价.....	(94)
第七节 助剂.....	(96)
小 结.....	(101)
参考文献.....	(101)

第四章 催化裂化的化学反应	(103)
第一节 热裂化	(104)
第二节 催化裂化	(106)
第三节 热力学研究	(111)
小 结	(112)
参考文献	(113)
第五章 装置的监控	(114)
第一节 物料平衡	(114)
第二节 热平衡	(129)
第三节 压力平衡	(139)
第四节 工艺控制设施	(146)
小 结	(148)
参考文献	(149)
第六章 产品与效益分析	(150)
第一节 催化裂化产品	(150)
第二节 催化裂化的效益	(167)
小 结	(169)
参考文献	(169)
第七章 项目管理和硬件设计	(171)
第一节 改造的项目管理	(171)
第二节 工艺和机械设计指南	(176)
小 结	(191)
参考文献	(191)
第八章 故障排除	(192)
第一节 有效故障排除的指导方针	(193)
第二节 催化剂循环	(193)
第三节 催化剂损失	(200)
第四节 结焦/结垢	(202)
第五节 倒流	(205)
第六节 再生器温度过高	(208)
第七节 后燃烧增加	(209)
第八节 氢气鼓泡	(210)

第九节 烟气透平	(211)
第十节 产品产量与质量	(213)
小 结	(221)
第九章 消除瓶颈与优化	(222)
第一节 消除瓶颈的途径	(223)
第二节 反应器/再生器结构	(227)
第三节 烟气系统	(238)
第四节 催化裂化催化剂	(239)
第五节 设备	(239)
小 结	(245)
第十章 流化催化裂化的发展趋势	(247)
第一节 新配方燃料	(248)
第二节 渣油流化催化裂化(RFCC)	(259)
第三节 降低催化裂化排放	(262)
第四节 催化剂、工艺及硬件的发展趋势	(266)
小 结	(268)
参考文献	(269)
附录 1 液体粘温曲线	(271)
附录 2 体积平均沸点校正	(272)
附录 3 Total 关联式	(273)
附录 4 $n-d-M$ 关联式	(274)
附录 5 由粘度估算石油馏分相对分子质量	(275)
附录 6 运动粘度与赛氏通用粘度	(277)
附录 7 API 关联式	(278)
附录 8 流态化术语的定义	(280)
附录 9 ASTM 50%馏出点与 TBP 50%馏出点的温度换算	(282)
附录 10 由 ASTM D—86 法确定 TBP 切割点	(283)
附录 11 管材公称尺寸	(284)
换算因子	(286)
术语表	(288)

第一章 工艺简述

在综合炼油厂，流化催化裂化(FCC)工艺一直发挥着关键作用，是主要的转化工艺。对于很多炼油厂来说，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 $1270 \times 10^4 \text{ bbl/d}$ 。现有的催化裂化装置大多由以下技术供应商设计或改造：

1. ABB 鲁姆斯全球公司
2. Exxon 开发与工程公司(ER&E)
3. Kellogg Brown & Root - KBR(原来的 M. W. Kellogg 公司)
4. Shell 石油公司
5. Stone & Webster 工程有限公司(SWEC)/IFP
6. UOP(环球石油产品公司)

图 1-1 到图 1-3 列出了几家技术供应商提供的典型装置草图。尽管每一套 FCC 装置的机械构造可能有所不同，但它们的共同目标都是将廉价的原料加工成具有较高价值的产品。在全世界，大约 45% 的汽油来自 FCC 装置及其附属装置，如烷基化装置。

自从 1942 年第一套 FCC 工业化装置开工以来，已经进行了很多改进，增强了装置的机械可靠性，提高了裂化更重、更廉价原料的能力。FCC 工艺有着不断适应市场需求改变的历史。表 1-1 列出了此工艺发展过程中的主要进展。

FCC 装置应用微球催化剂，在适当通气松动的情況下其性状如液体。装置的主要目的是使高沸点石油馏分(称为瓦斯油)转化为高价值、高辛烷值汽油和民用燃料油。瓦斯油是原油中馏程在 $650 \sim 1050^\circ\text{F}$ ($330 \sim 550^\circ\text{C}$) 的部分。原料的性质将在第二章讨论。

在介绍工艺之前，有必要对典型的催化裂化装置在炼油厂所处地位进行分析。炼油厂由多套加工装置组成，将原油加工转化为有用的产

品，如汽油、柴油和喷气燃料(图 1-4)。

原油蒸馏装置是炼油工艺流程中的第一套装置，原油通过蒸馏分成几种中间产品：石脑油、煤油馏分、柴油馏分和瓦斯油。原油中的最重部分，不能通过常压塔蒸出，加热后送往减压塔，分割成瓦斯油和减压渣油。从减压塔底出来的减压渣油被送往延迟焦化装置、脱沥青装置或减粘裂化装置进一步加工，或者作为燃料油或道路沥青出售。

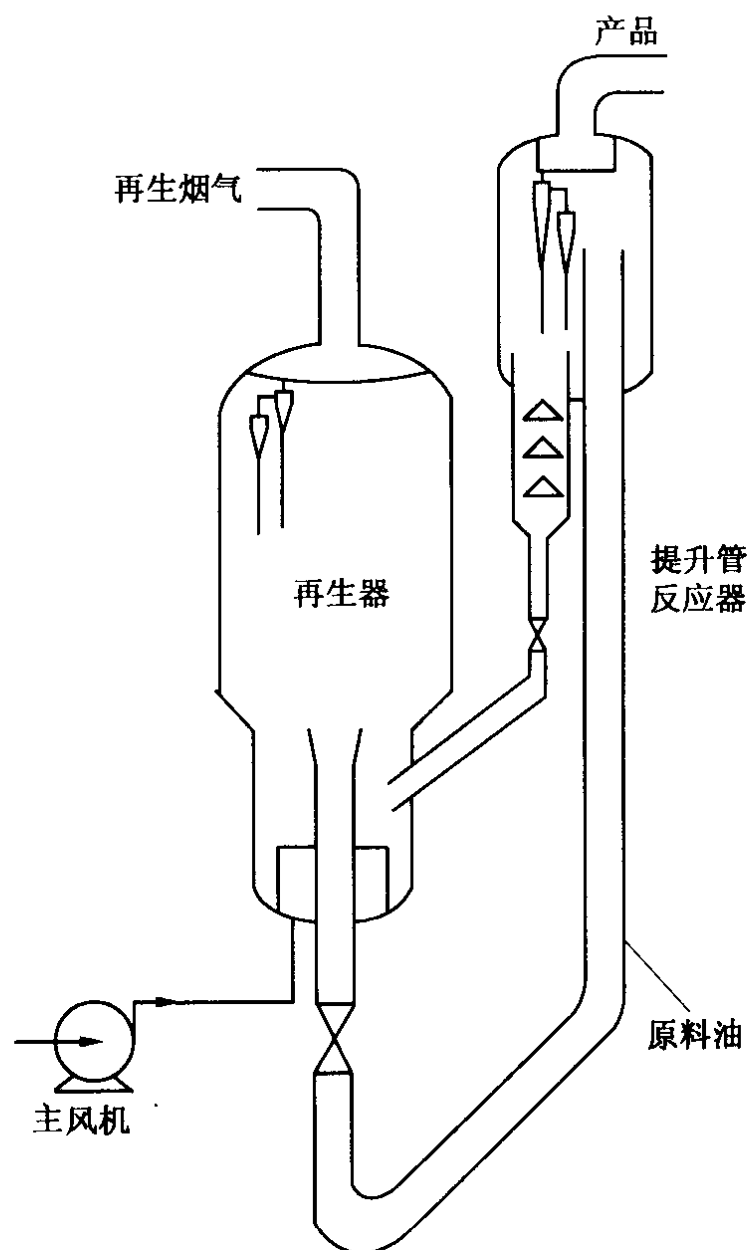


图 1-1 Exxon 公司灵活裂化装置的示意图

常规的催化裂化装置的原料瓦斯油主要来自常压蒸馏塔、减压蒸馏塔和延迟焦化装置。另外，一些炼油厂将常压或减压渣油掺入 FCC 装置的原料进行加工。

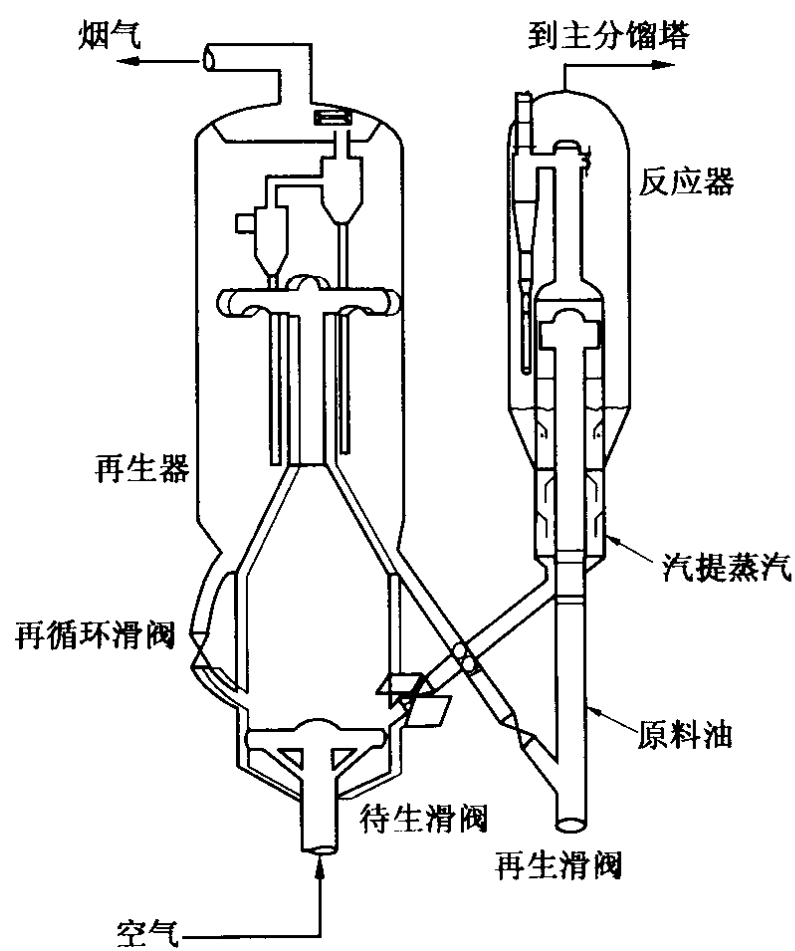


图 1-2 UOP 公司 FCC 装置(由 UOP 提供)

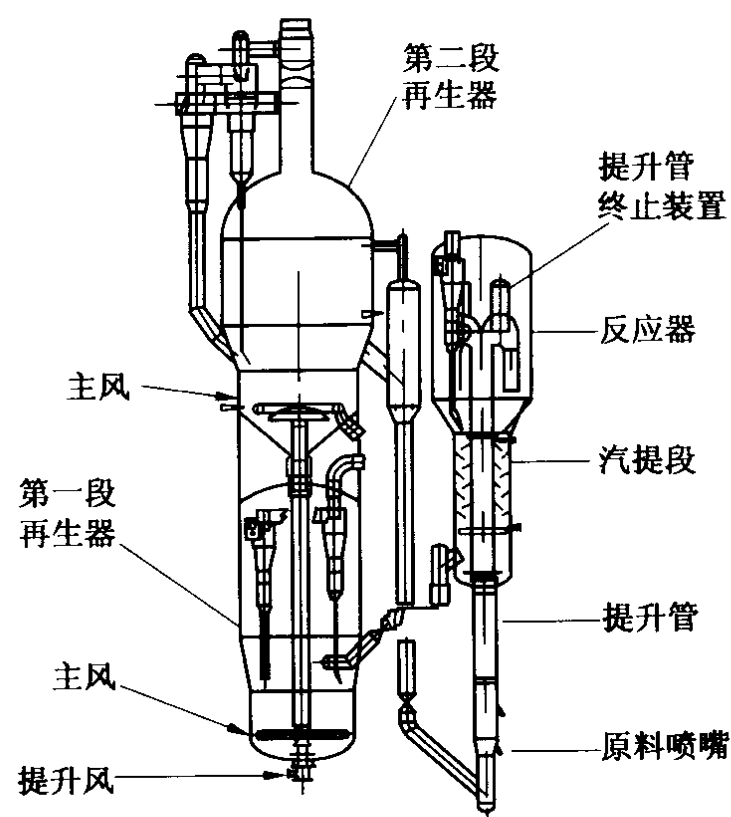


图 1-3 SWEC 公司同轴式 FCC 装置
(由 Stone & Webster 工程公司提供)

表 1-1 FCC 工艺的发展

年 份	重 要 情 况
1915	Gulf 炼油公司的 McAfee 发现三氯化铝弗里德尔 - 克拉夫茨催化剂可催化裂化重油
1936	应用天然粘土作为催化剂可极大地提高裂化效率
1938	催化剂研究协会(CRA)成立,最初 CRA 成员有:新泽西 Standard 公司(Exxon)、印地安纳 Standard 公司(Amoco)、Anglo Iranian 石油公司(BP 石油公司)、Texas 公司(Texaco)、荷兰皇家壳牌(Shell)公司、环球石油产品公司(UOP)、凯洛格(Kellogg)公司和 I.G.Farben 公司(1940 年退出)
1942	第一套 FCC 工业装置(I 型上行式)在新泽西 Standard 公司 Baton Rouge, Louisiana 炼油厂开工
1943	第一套下行式 FCC 工业装置开始运转;第一套催化热裂化(TCC)装置开始运转
1947	UOP 第一套烟囱式 FCC 装置(Stacked FCC)建成;Kellogg 公司推出 III 型 FCC 装置
1948	W.R.Grace & Co. 的 Davision Division 开发出微球 FCC 催化剂
1950s	床层裂化工艺取得改进
1951	Kellogg 公司推出正流式(Orthoflow)设计
1952	Exxon 推出 IV 型催化裂化
1954	引入高铝(Al_2O_3)催化剂
50 年代中期	UOP 引入并列式设计
1956	Shell 石油公司发明提升管裂化反应器
1961	Kellogg 和 Phillips 公司开发出渣油裂化装置并第一个在德克萨斯 Borger 炼油厂开工
1964	莫比尔石油公司开发出含 USY 和 ReY 的 FCC 催化剂;最后的 TCC 装置完成
1972	Amoco 石油公司发明高温再生方法
1974	Mobil 石油公司引入 CO 助燃剂
1975	Phillips 石油公司开发出铈助剂,用以钝化镍的污染
1981	TOTAL 为渣油加工发明两段再生
1983	Mobil 报道 ZSM-5 作为提高汽油辛烷值及烯烃的 FCC 添加剂的工业应用
1985	Mobil 在自己的 FCC 装置中开始使用封闭式旋风分离系统
1994	Coastal 公司进行了超短停留时间、选择性裂化的工业试验
1996	ABB Lummus 全球公司取得 Texaco 公司 FCC 技术

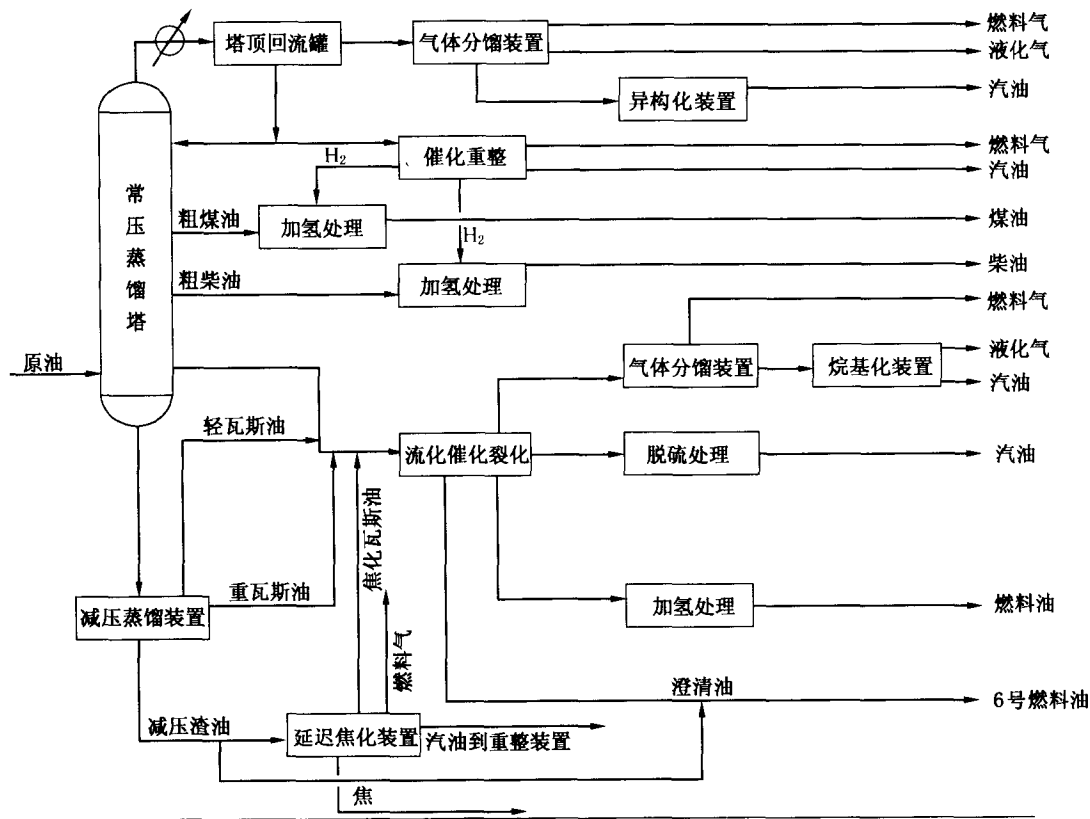


图 1-4 典型的高转化率炼油厂

FCC 工艺非常复杂,为清楚起见,将此工艺分成 6 个部分进行描述:

- 原料预热
- 提升管—反应器—汽提段
- 再生器—热量/催化剂回收
- 主分馏塔
- 气体分馏装置
- 处理设施

第一节 原料预热

大多数炼油厂能够生产足够的瓦斯油以满足催化裂化装置的需要。然而,在一些炼油厂瓦斯油不能满足催化裂化装置的加工能力,购买 FCC 原料或掺炼一些渣油作为原料的补充,可能在经济上比较合算。炼油厂生产的瓦斯油和 FCC 的其他补充原料一般被合在一起进入缓冲罐,以便能稳定地流入进料泵。利用缓冲罐也可以将原料中可能存在的水或

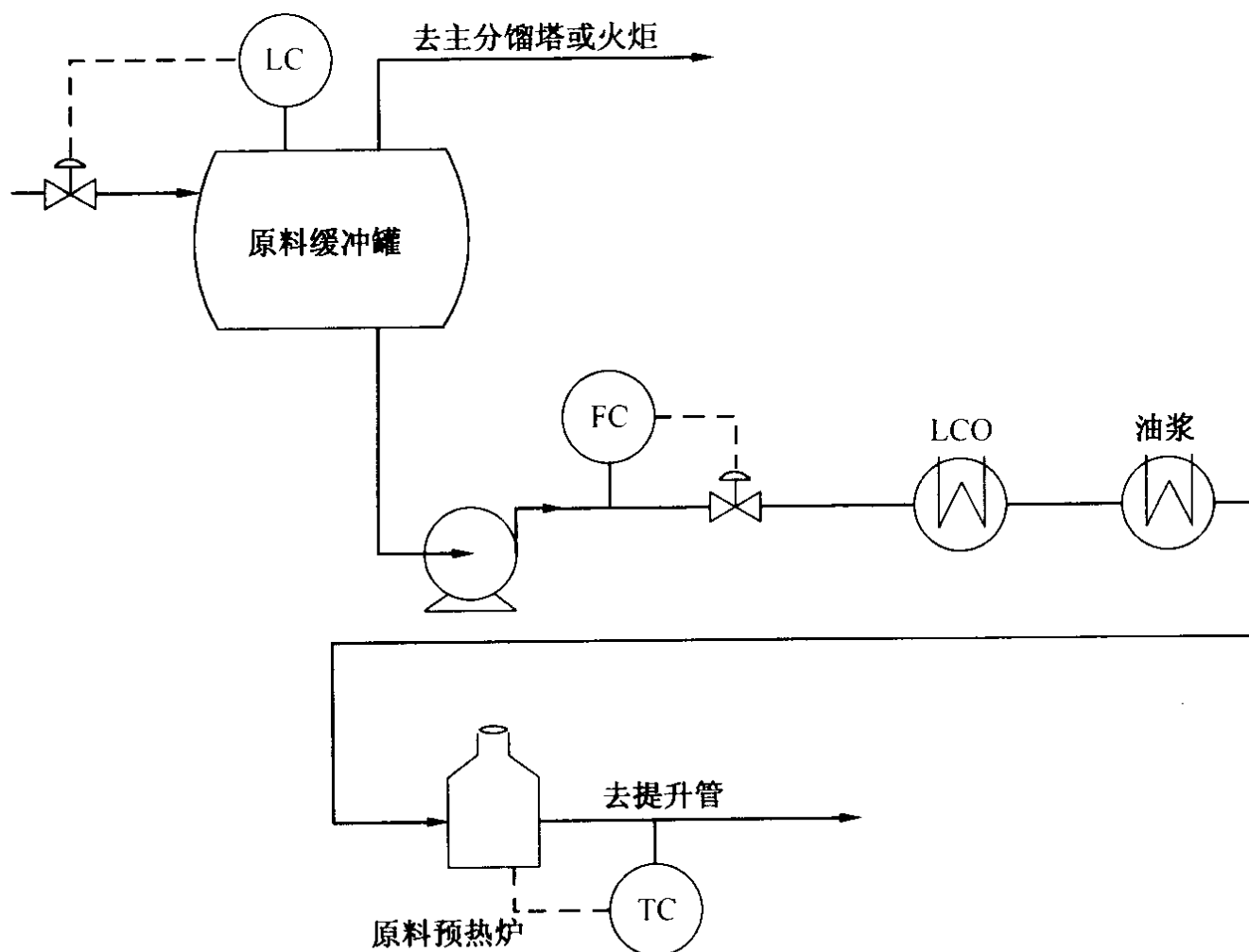


图 1-5 典型的原料预热系统

水蒸气分离开来。

原料从缓冲罐出来后，通常被加热到 $500 \sim 700^{\circ}\text{F}$ ($260 \sim 370^{\circ}\text{C}$)。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(图 1-5)。从主分馏塔取热至少与原料预热同样重要。

大多数 FCC 装置应用加热炉对 FCC 原料进行最终预热。原料预热炉可控制此工艺的关键参数——剂油比。当装置的主风机能力不足时，提高预热温度可提高装置处理能力。原料预热的影响将在第 6 章讨论。

第二节 提升管—反应器—汽提段

反应-再生系统是 FCC 工艺的核心。在现代化的催化裂化装置中，在催化剂和产品在反应器中分离之前，实际上所有的反应都是在 $1.5 \sim 3.0\text{s}$ 内完成。

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(见图 1-6)。剂油比(重量)一般在 $4:1 \sim 9:1$ 。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。在提升管进行的反应是吸热反应(也就是说需要能量供给)，循环催化剂可提供这些能量。典型的再生催化剂的温度在 $1250 \sim 1350^{\circ}\text{F}$ ($677 \sim 732^{\circ}\text{C}$)。

催化反应在气相中进行，原料一旦气化，裂化反应就会开始，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。

催化剂和产品在反应器中很快被分离，然而，一些热反应和非选择性的催化反应仍在继续。一些炼油厂正在改进提升管出口装置，以尽量减少这些反应。

提升管为垂直立管，它有厚度为 $4 \sim 5\text{in}$ ($10 \sim 13\text{cm}$) 的保温和抗磨损的耐火衬里。提升管直径一般为 $2 \sim 6\text{ft}$ ($60 \sim 180\text{cm}$)，高度为 $75 \sim 120\text{ft}$ ($25 \sim 30\text{m}$)。理想的提升管能模拟活塞流反应器，催化剂和反应油气在提升管内返混最小。

原料与催化剂的有效接触对获得理想的裂化反应是很重要的。原料通常用水蒸气进行雾化，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沸石催化剂，所有的裂化反应都发生在 3s 或更短的时间内。

提升管一般设计出口的油气线速为 $50 \sim 75 \text{ ft/s}$ ($15.2 \sim 22.8 \text{ m/s}$)。烃类的平均停留时间大约为 2 s (在出口条件下计算)。经过裂化反应，一种氢含量很低的物质，即焦炭沉积在催化剂上，降低了催化剂的活性。

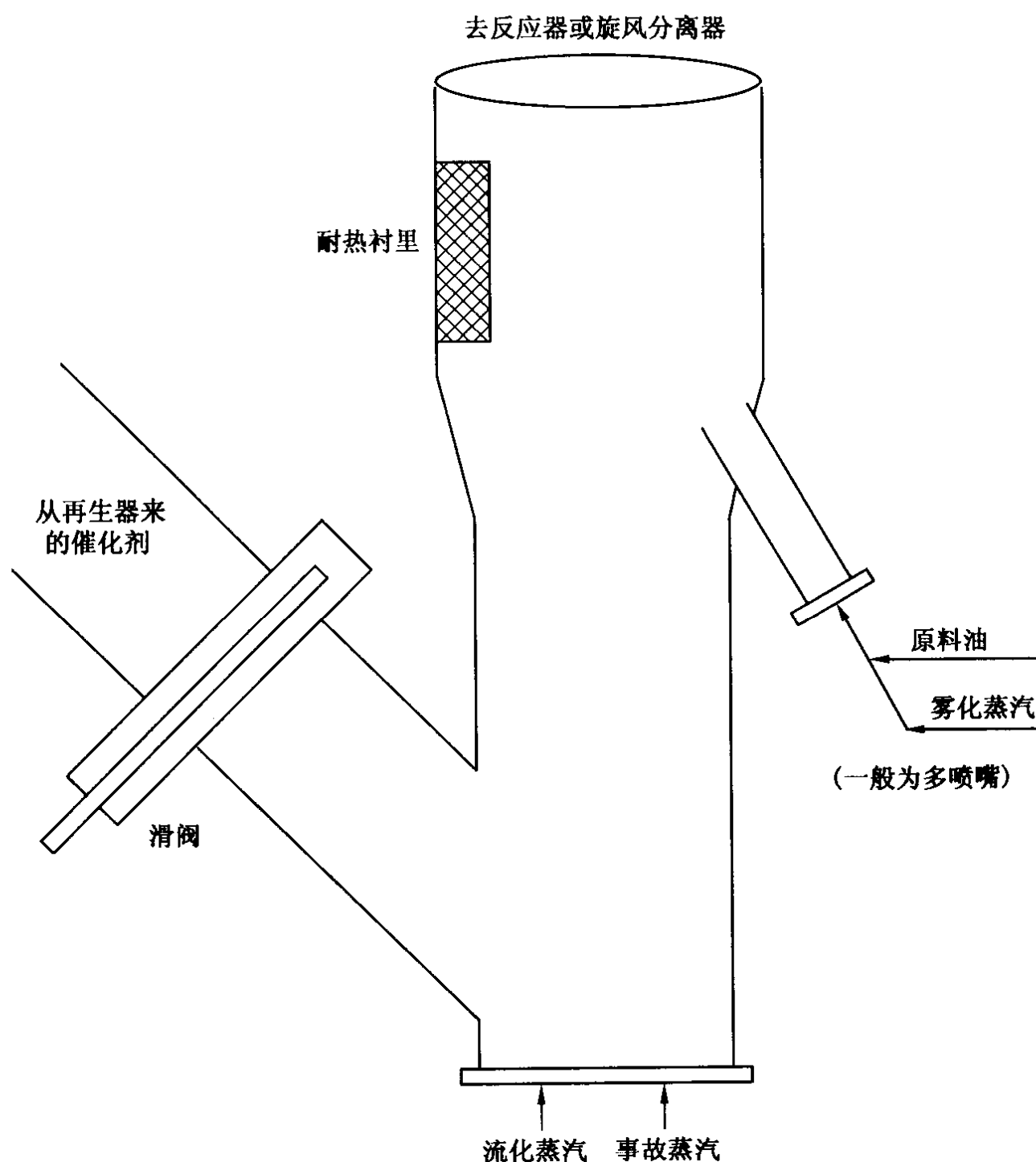


图 1-6 典型的“Y”型提升管

1. 催化剂分离

催化剂从提升管出来后，便进入了反应器。在当前 FCC 装置中，反应器作为放置旋风分离器的地点。在早期的 FCC 工艺中，它可以作为床层反应器进一步进行裂化反应，同时用于催化剂的分离。

几乎每套 FCC 装置均采用某种类型的惯性分离装置，与提升管的出口相连，将大部分催化剂与反应油气分开。一些装置采用转向设备使催化剂运动方向改变向下。在有些装置中，提升管与一组旋风分离器直接相连。“粗旋”分离器一般指的就是这种类型的设计。这些措施大约可以将 75% ~ 99% 的催化剂从油气产物中分离出去。

大多数 FCC 装置使用单级或两级旋风分离器(图 1-7)以分离留在

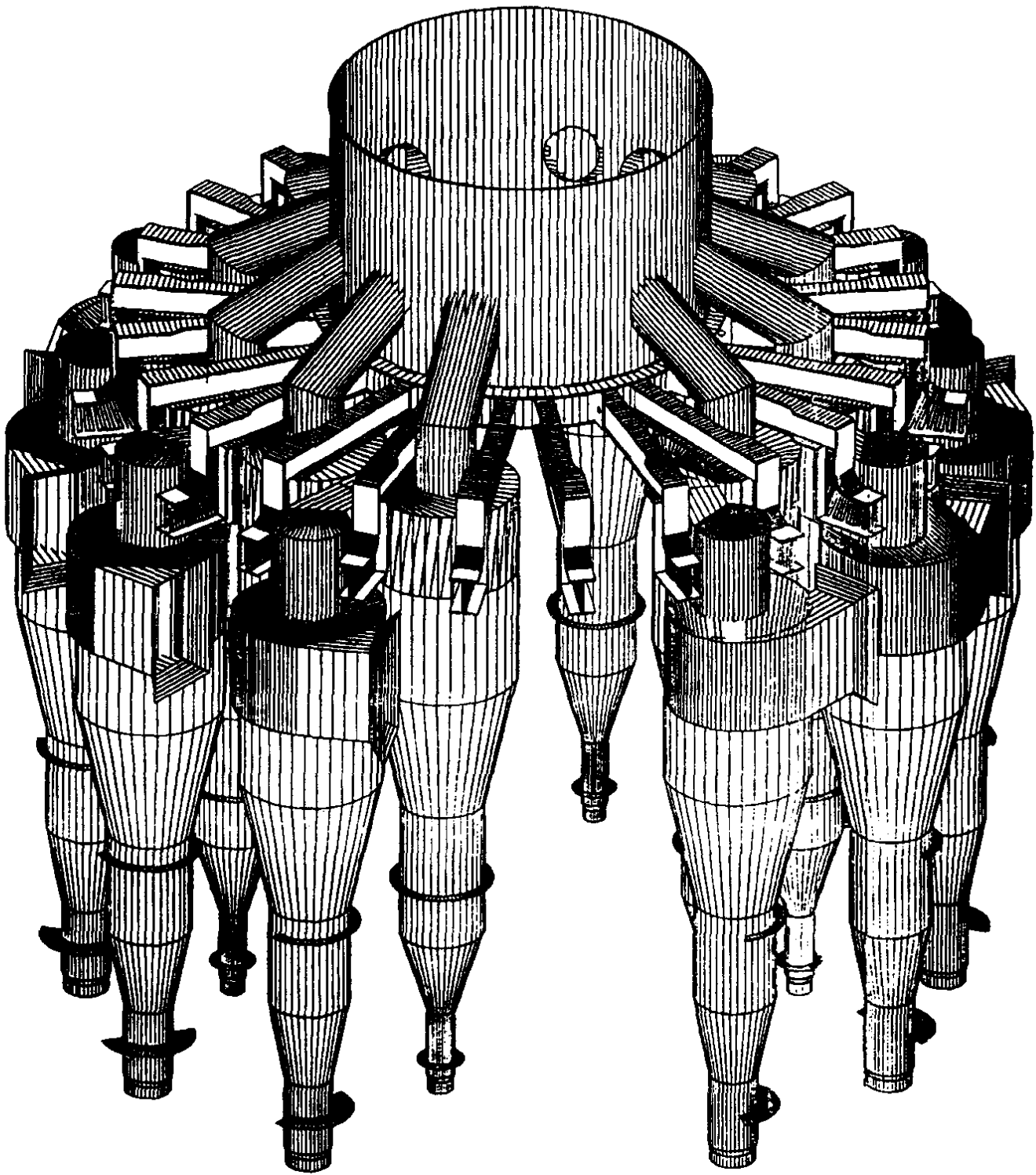


图 1-7 两段旋风分离系统

(由 Bill Dougherty, BP Oil Refinery, Marcus Hook, Pa. 提供)

裂化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(见图 1-8)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为 99.995% 以上。

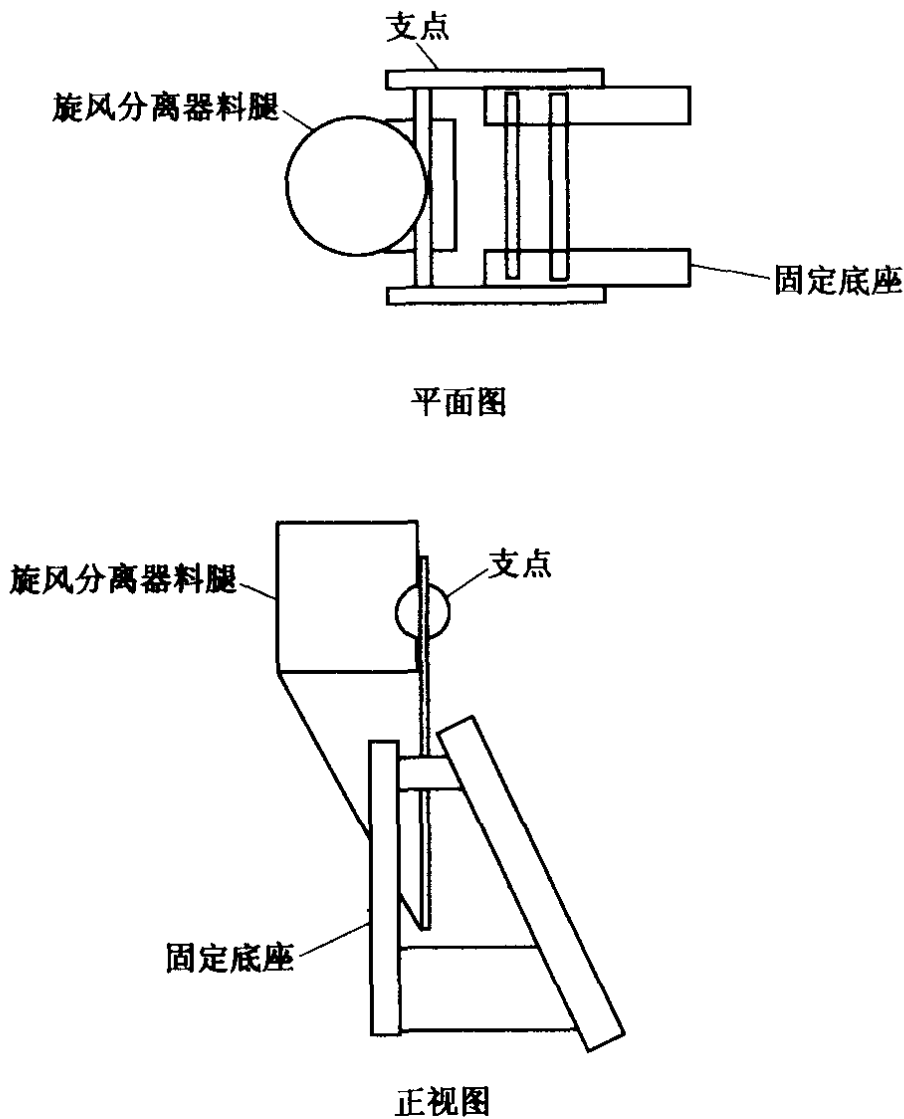


图 1-8 典型翼阀示意图(由 Emtrol Corporation 提供)

催化剂与反应油气一旦进入反应器尽快地将其分开是很重要的。否则就延长了催化剂与反应油气在反应器内的接触时间，导致某些所需产品再进行非选择性催化裂化。停留时间延长也会促进所需产品再进行热裂化反应。

2. 汽提段

当待生催化剂落入汽提段时，吸附在催化剂表面的烃类、催化剂微孔中的烃蒸气及催化剂夹带的烃蒸气也进入了汽提段。首先应用汽提水