

中国石油化工

科技信息指南

2002年（上卷）



Gasoline Engine Oil



中国石化出版社

中国石油化工

科技信息指南

2002 年(上卷)

中国石化出版社

图书在版编目 (CIP) 数据

中国石油化工科技信息指南. 2002 年. 上卷/赵怡主编.
—北京: 中国石化出版社, 2002
ISBN 7-80164-192-2

I. 中… II. 赵… III. ①石油工业-科技资料-
中国②石油化工-科技资料-中国 IV. TE6-67

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2002) 第 006762 号

中国石化出版社出版发行

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
北京中石华光文化有限公司排版
北京精美彩色印刷有限公司印刷
新华书店北京发行所经销

*

889×1194 毫米 16 开本 24.25 印张 8 插页 805 千字

2002 年 2 月第 1 版 2002 年 2 月第 1 次印刷

ISBN 7-80164-192-2/TE·029

定价: 68.00 元

前 言

我国已于 2001 年底加入 WTO,这标志着我国经济正式融入了全球经济一体化进程。作为国民经济支柱产业的石油石化行业,经过几年的持续重组后,已经形成了优势互补的上、下游一体化的生产格局,组织机构不断完善,资源配置更趋合理,综合实力显著增强,初步具备了同国外大公司“论伯仲、比高低、共经纬”的综合实力。

为了增进上、下游之间的相互了解,加强企业间的合作,促进科技信息的交流与推广,为科研成果的市场转化提供参考借鉴,同时也为了较全面地展示我国石油石化企业在科研生产中的最新成就,提高企业的知名度和影响力,我们在《中国石油化工科技信息指南》2002 年上卷的编辑过程中,立足石油石化行业,以技术交流为中心,就读者普遍关心的科研水平、技术成就、生产现状及新产品推广等问题,专门邀请有关专家学者著文论述,进行了比较系统地介绍和说明。

为了同读者建立直接的联系,随时掌握最新科技动态,真实准确地把握资料信息,在本书的编辑过程中,我们曾多次走访有关单位,实地了解情况,与相关工程技术人员交流座谈。这一作法,不仅缩短了与读者的距离,加强了沟通,得到了读者的支持和好评,而且掌握了详实、准确的第一手资料,为本书的编写奠定了良好的基础。在此,谨向给予我们编辑出版工作以极大支持和鼓舞的各级领导同志及企事业单位致以诚挚的谢意。

由于编者水平有限,本书尚有许多不足之处,欢迎读者批评指正。

编 者

二〇〇二年一月

目 录

· 回顾与展望 ·

连续重整工艺技术	袁忠勤(1)
对中石化油气资源发展战略的思考	关德范(10)
日本石油的稳定供给和储备运作	倪立(14)
亚太和中东地区油品市场前景	姜承(18)

· 学术论坛 ·

- 石化篇 -

新型高效原油破乳脱盐剂的工业应用研究	贺产鸿 卢振旭 莫广文等(23)
应用于大型硫回收装置的 SSR 工艺技术	孙振光 曲晓廉 范西四等(28)
两套不同反-再型式重油 催化裂化装置的技术分析	赵振辉(31)
ARGG 反应系统结焦原因及对策包世忠	袁红星(38)
提高重油催化裂化装置柴油产率的措施	张长清(41)
催化裂化催化剂磁分离技术的研究	樊福生 吴天奇 张晚年(45)
高效汽柴油清净剂的开发研制	邵博 庞斌(52)

白环烷油的研制及应用	冯洁泳(55)
降低常减压蒸馏装置加工损失的途径	李正光(58)
SAPO-11 分子筛的合成及其异构化性能研究	刘月明 张凤美(60)
选用新型无灰抗静电剂提高 3 号喷气燃料质量	尤兴华 范鸣(62)
丙烷装置 700kt/a 扩量改造的可行性探讨	王玉亮(64)
乙丙嵌段共聚物的结构与性能研究	袁秀芳 马良兴 张永涛(67)
2,5-二甲基己烷-2,5-二氢过氧化物 合成反应热化学分析	李建华 胡书铭 周涵(71)
汽油辛烷值在线调合技术	许志强 胡红页 兰鸿森(75)
聚酯(PET)生产过程计算机 仿真系统软测量和优化控制软件开发	张素贞 陶振麟(80)
稳健性产品设计技术在工业产品开发中的应用	黄自兴 韩寿祖 邵丹雄等(83)
pH 值控制的神经网络控制算法及训练	陈璟 麻红昭(86)
先进控制技术在加氢裂化装置上的应用	孙振光 夏茂森(113)
计算机技术在供电系统中的应用	柯宁(119)
以稳态模拟计算为基础的动态建模方法	王榕平 张建国(123)

上海石化综合管网数字化管理

.....袁国斌 苏 红 黄 曾等(126)

操作记录子系统的设计与实现

.....刘 荣 芳(130)

管道适用性评价及软件研究

.....罗金恒 赵新伟 路民旭(134)

CIMS 环境下企业 ERP 的实施

.....段 绵 开(138)

外热式回转焙烧炉联锁自控系统改造

.....张 红 蓉(143)

AEC 氧化反应研究万涪尘

.....顾 荣 许耀新 崔敏华(146)

低磷缓蚀阻垢剂的工业应用研究

.....梁宝锋 吕 红(149)

改善润滑油基础油氧化安定性的有效途径

.....陈 志 丁大一(152)

论影响 FWB 纤维强度和模量的因素及其控制

.....张 建 华(155)

蜡发展之石蜡后加工可行性调研

.....王 莹(158)

节水减排——优化水系统的结构和管理

.....杨友麒 庄芹仙 胡玉生(161)

旋转机械工况监测分析系统的组态化及其应用

.....贾民平 许飞云 钟吉林等(164)

安全阀在线检测技术的分析与探讨

.....廖 璋(168)

常减压蒸馏装置的腐蚀及控制

.....黄靖国 刘小辉(171)

炼油厂中冷换设备的腐蚀及

提高其使用寿命的途径

.....刘宗良 刘 东(179)

稳态阴极保护下储罐

底板外侧电位分布研究

.....翁永基(182)

BF-30a 法锅炉防腐阻垢技术的实验研究

.....魏 刚 熊蓉春 张文利等(187)

高硫原油加工及设备防腐探讨

.....赵银亮 杨英侠(191)

醋酸提浓塔的腐蚀失效与选材分析

.....王印培 陈 进 孙晓明(194)

污水回用一期工程完善及二期工程工艺筛选

.....高晓华(199)

NO_x 气体冷却冷凝器腐蚀探讨

.....刘建军 祁建明 李元才(202)

钢管除锈机设计与经验

.....支 左 韩学成 周继恩(204)

能量回收机组历史问题回顾分析

.....郭 丽 董飏(207)

三种石油化工用特殊钢板性能

.....莫德敏 孙重安 龙 杰(233)

胀管率公式在实际应用中的对比分析与探讨

.....邢 进(236)

— 油田篇 —

波阻抗反演技术在区域层序地层研究中的应用

.....李立诚 吴 坚 张 塞等(238)

鄂西渝东碳酸盐岩地层的测井评价

.....韦林波 范松之(241)

地震资料拼接处理技术及效果

.....姜 兵 陈志刚 郑鸿明等(246)

放射性同位素井间自动监测方法研究与应用

.....张世柱 李明华(249)

常规测井资料识别水淹层的基本方法

.....王春利 赵 莉(255)

利用示踪监测综合解释

汽驱井组剩余油饱和度分布

.....肖 刚 刘同敬 姜汉桥(260)

注蒸汽井试井技术的完善及应用

.....杨建平(265)

二氧化碳压裂增产技术

.....林英姬 何建军 李国莲等(268)

稠油油藏二次采油技术——非混相驱技术

.....刘贵满 丁建民 张德海(273)

宏观及微观方法在稠油注蒸汽开发中的应用

.....吴云桐(277)

跃进二号复杂断块油田

储层特征及注采评价研究

.....杨万萍 马力宁 黄生远等(281)

优化水质处理工艺

改善低渗透油田注水开发状况

.....封永利 游龙潭 冯 虎等(286)

疏松砂岩薄层稠油蒸汽吞吐开发效果及认识

.....于明祥 王志刚(290)

胜坨油田特高含水期提高举升

系统可靠性配套技术应用

.....连经社 姚 诚 周广军(292)

AM/AMPS/DMDAAC-PVA

接枝共聚物的合成与性能

.....王中华(295)

D2-19 大位移定向井钻井应用技术

.....祖 峰(298)

浅谈水泥浆性能对固井作业的影响

.....陈道元 鞠 玲 常 伟等(301)

深井小井眼钻井技术研究

.....徐加良 何国军 袁天兵(304)

卡塔尔 DUKHAN 油田 DK-560 钻井液技术

.....刘子龙 龚厚平 徐国良等(307)

集输站实时计量系统的研究与设计

.....刘建领(309)

多功能电量测试仪在抽油机动态监测上的应用

.....李俭华 杨明乾 姜俊莉等(311)

采用电子压力计测试储油罐温度

.....陈明志(314)

柔性抽油杆在大芦湖油田深抽中的试验与认识

.....王 军(316)

抗蚀氮化防腐耐磨油管的性能研究

.....周 伟 梁龙旭 王代流(318)

机械采油方式的优选

.....王凤清 李高峰 钟炳成等(320)

$\phi 73.03\text{mm} \times 9.19\text{mm}$ EU G-105

反扣钻杆胀口失效原因分析

.....张 毅 刘甫清(323)

低温电镀孕镶金刚石石油取芯钻头的研制与应用

.....李大佛 李天明 陈洪俊(327)

油水井作业生产经营机制的创新与创效

.....曲联中(330)

· 专题报道 ·

海牌——中国石化的骄傲

.....述 民 严 英(334)

加强技术攻关强化科研开发

努力推动企业的科技进步

.....张 深 孙振光(338)

· 企业分类 ·

一 中国石油化工集团公司所属单位

上海高桥分公司.....(封面)

扬子石油化工工程有限责任公司.....(封二)

胜利油田有限公司胜利采油厂.....(拉折 1)

洛阳分公司炼油厂.....(扉 3)

齐鲁石化公司胜利炼油厂.....(扉 4~5)

北京燕山民用能源热力分公司.....(扉 6)

北京燕山分公司动力事业部.....(扉 7)

江汉石油管理局测井工程处.....(扉 9)

胜利油田有限公司孤岛采油厂.....(扉 10~11)

胜利油田有限公司孤东采油厂.....(扉 12~13)

胜利油田有限公司现河采油厂.....(扉 14~15)

中国石化出版社.....(89)

胜利油田胜利石油化工建设有限责任公司.....(92~93)

上海高桥石化工程建设监理公司.....(94)

中原石油勘探局基建工程监理公司.....(95)

二 中国石油天然气集团所属单位

新疆石油管理局地质调查处.....(封三)

大庆石化工程建设监理有限责任公司.....(90)

大港油田集团石油工程监理中心.....(91)

辽河油田壬龙化工总厂.....(104)

四川石油输气双流腾龙

防腐绝缘材料有限责任公司.....(106)

新疆石油管理局地质调查处.....(360)

三 科研院所

中国石油勘探开发研究院机械研究所.....(封底)

中国石化燕山树脂应用研究所.....(扉 2)

辽河油田钻采工艺研究院仪器仪表所.....(拉折 2)

中国石化茂名分公司研究院.....(96)

中国石化金陵分公司研究院.....(97)

中国石化上海石油化工研究院.....(98)

燕山石油化工有限公司研究院.....(99)

新疆油田勘探开发研究院地球物理研究所.....(100~101)

沈阳设备失效分析及预防研究中心.....(102)

兰州设备失效分析及预防研究中心.....(103)

七一一研究所动力装置研究发展事业部.....(105)

中国石油勘探开发研究院机械研究所.....(107)

油气勘探软件国家工程研究中心有限公司.....(108~109)

北京中建建筑科学技术研究院.....(110)

成都市九洲机电工程研究所.....(342)

四 生产制造企业

(一) 仪器、仪表及工业控制

武汉中地信息工程有限公司.....(209)

北京市天达控制技术开发公司	(212)
新华控制工程有限公司	(213)
九江仪表厂	(214)
吴忠仪表股份有限公司	(215)
北京华泰天安电子科技有限公司	(216)
北京东方鼎晨科技有限公司	(217)
上海横河电机有限公司	(219)
北京首科石化自动化设备有限公司	(340)
上海华胜自动化仪表有限公司	(341)
广州市富民测控科技有限公司	(341)
常州纽威自动化包装机械厂	(358)

(二)石油化工设备、装备及制造业

合肥兰博电力机具技术有限责任公司	(扉 1)
阿法拉伐(中国)有限公司	(扉 16)
武汉地大长江钻头有限公司	(111)
江苏中圣石化工程有限公司	(112)
约克国际(北亚)有限公司	(210)
复盛实业(上海)有限公司	(211)
中国航天科技集团公司第十一研究所(京)	(218)
顺德市申菱空调设备有限公司	(220)
上海威远电磁设备有限公司	(221)
沈阳大华石油设备有限公司	(222)
南京晨光航天应用技术股份有限公司	(223)
宁波广厦热力成套设备有限公司	(224)
舞阳钢铁有限责任公司	(225)
吴江市太湖胀管器有限责任公司	(342)
江苏射阳盐北化工机械设备厂	(343)
天津大学北洋公司北洋新技术开发中心	(343)
北京启明烽科技有限公司	(345)
北京新辰陶瓷纤维制品公司	(346)

摩根热陶瓷(上海)有限公司	(347)
西安重型机械研究所机械装备厂	(348)
美顿贸易(上海)有限公司	(349)

(三)管道泵阀

江阴兴澄钢管有限公司	(226)
攀钢集团成都无缝钢管有限责任公司	(227)
宝山钢铁股份有限公司钢管分公司	(228~229)
大连四方电泵有限公司	(230)
江阴市江南高压管件厂	(231)
无锡荣鑫泵业制造有限公司	(232)
安徽天大企业集团无缝钢管厂	(344)
天津市耐酸泵厂	(359)

(四)腐蚀与防护

华东理工大学华昌聚合物有限公司	(350)
嘉兴市防腐绝热安装实业公司	(351)

(五)电气设备

耀华电器集团有限公司	(352)
宁波耐吉集团有限公司	(353)

(六)精细化工

山东滨化集团有限责任公司	(扉 8)
绵阳市联星化工有限责任公司	(356)

(七)其他

国家工业水处理工程技术研究中心	(354)
有研亿金新材料股份有限公司	(355)
广东湛江港股份有限公司	(357)

封面介绍

中国石化上海高桥分公司

20 世纪 90 年代初,随着我国润滑油市场放开,壳牌、加德士等外国著名品牌纷纷涌入国内市场,加之国内一哄而起的小厂制售假冒伪劣产品,我国几大石化生产企业曾受到巨大冲击。但是,在东海之滨,黄浦江畔,一个已有 56 年历史的特大型国有企业终于突出重围,近几年技术进步及经济指标频频告捷,一个名牌——“海牌”如朝阳越出海平线,她向世人预示着重中国石化行业的辉煌前景,她是中国石油化工股份有限公司上海高桥分公司炼油厂。

上海炼油厂是一家已有 56 年历史的老厂,是一家特大型国有企业,近几年通过登高借牌、下海借船,严把质量关,构筑起了“海牌”销售网络,“海牌”润滑油在国内市场所占份额越来越大,企业各项经济指标逐年大幅度增长。2000 年,原油加工量达到 7000kt,销售收入达到 154.6 亿多元,上缴利税 7 亿多元,企业固定资产原值达到 59.9 亿多元。企业实力日益雄厚,从 1995 年到 2000 年,总资产翻了一番,是中国石化行业经济效益增长速度最快的企业之一。

连续重整工艺技术

袁忠勋

中国石化工程建设公司 (北京 100011)

摘 要 催化重整作为生产清洁燃料及化工原料的主要工艺,在炼油工业中起着越来越重要的作用。文章对半再生重整工艺与连续重整工艺进行了比较,并分别介绍了 UOP、IFP 及由我国自行开发的连续重整工艺技术。

关键词 连续重整 半再生重整 催化剂再生 逆流移动床 技术特点

1 前言

随着环保要求的日趋严格,对汽柴油产品质量的要求也在不断提高。对于车用汽油来说,其质量正朝着高辛烷值、低硫、低烯烃和低苯的方向发展。

我国生产的车用汽油在质量方面存在着烯烃含量高、硫含量高、芳烃及苯含量相对较低的问题,其主要原因是我国车用汽油的构成不合理。与国外相比,我国车用汽油调和组分中烯烃和硫含量高的催化裂化汽油所占比例太大,而具有高辛烷值、低硫、低烯烃的重整汽油等所占比例较小。

催化重整汽油的特点是辛烷值高、烯烃含量低、芳烃含量较高,这正好能弥补目前我国车用汽油的质量缺点。因此,要提高我国车用汽油的质量,并缩小与国外的差距,就要调整汽油构成,减少催化裂化汽油所占比例,增加其他汽油调和组分尤其是催化重整汽油的比例。催化重整装置与其他生产高质量汽油的工艺相比,原料来源广泛,加工量大,并可根据需要在一定的范围内调整汽油辛烷值,是解决目前我国车用汽油质量的有效手段。

目前,国内柴油产品的质量指标也已经提高,对硫含量等限制更加严格,所以要建设大量的加氢装置,需要大量的氢气。但制氢装置生产的氢气成本很高,而催化重整装置除了能生产高辛烷值汽油用做汽油调和组分以外,还可副产大量廉价的含氢气体,是加氢装置非常好的氢源。

综上所述,催化重整工艺将面临一个新的发展机遇,我们应该大幅度地提高催化重整的加工能力,尽快缩小与国外的差距。

连续重整工艺能在反应不中断的条件下使催化剂连续进行再生,从而大大提高了重整反应的苛刻度和产品收率,将催化重整技术提高到一个新的水平。到目前为止,美国 UOP 公司和法国 IFP 公司

拥有这方面的专利技术,并实现工业化应用,近年来还在不断改进。最近,拥有我国自主知识产权的“逆流移动床”连续重整工艺技术也已经开发成功。

2 催化重整工艺类型

2.1 催化重整工艺类型

催化重整工艺按其催化剂再生方式的不同,通常可分为半再生(固定床)和连续再生(移动床)两种。

所谓半再生重整工艺,就是重整反应采用固定床反应器,在较高的反应压力和较高的氢油比条件下操作,必须在停工后对催化剂进行再生。

半再生重整具有工艺流程简单、投资少等优点,但为保持催化剂较长的操作周期,产品辛烷值不能太高。同时,重整反应必须维持在较高的反应压力和氢油比下操作,因而反应产物液体收率相对较低,氢气产率也低,并且随着操作周期的延长,催化剂活性因结焦逐渐减弱,重整产物 C_5^+ 液体收率及氢气产率也逐渐降低,需逐步提高反应温度直至停工对催化剂进行再生。目前,半再生重整的反应压力大多在 1.2MPa 左右,氢油比在 5:1(mol)左右。

所谓连续重整工艺,就是重整反应采用移动床反应器,并且设置一套催化剂连续再生系统。在正常操作条件下,催化剂在反应和再生系统连续地循环流动,可把因结焦失活的重整催化剂从反应区连续地输送至再生系统,经再生后的新鲜催化剂再被循环输送至反应区。目前,连续重整的反应压力大多在 0.35MPa 左右,氢油比在 2:1(mol)左右。

连续重整增加了一个催化剂连续再生系统,可保持重整催化剂活性稳定,因而重整反应可在低压、低氢油比的苛刻条件下操作;充分发挥催化剂的活性及选择性,使重整产物的 C_5^+ 液体收率及氢气产率都较高;并且随着操作周期的延长,催化剂

的性能基本保持稳定,装置能维持较长的操作周期。由于增加了催化剂连续再生系统,连续重整工艺流程较为复杂,相应投资也高,但产品的辛烷值高、收率高,装置的开工周期长、操作灵活性大。

通常装置的规模越大、原料越差、工厂对产品的苛刻度要求越高、对氢气的需求量越大,选择连续重整的优越性也就越突出。反之,则应选择半再生工艺。半再生工艺的产品辛烷值一般不宜超过 97(RON),否则因辛烷值桶(辛烷值与液收的积)低而不经济,而连续重整可以超过 100(RON),最高可以到 105(RON)。所以在产品质量是主要矛盾而要求重整汽油辛烷值在 100(RON)以上的工厂里,新建重整装置可考虑采用连续重整工艺,否则应考虑半再生重整工艺。当然,规模也是决定工艺路线的重要因素,规模太小采用连续重整工艺是不经济的。

2.2 两种工艺的操作条件及产品收率对比

连续重整与半再生重整相比,其反应操作条件、C₅⁺产品液体收率、氢气产率和芳烃产率都有很大的差别,见表 1。

表 1 半再生与连续重整主要操作条件与收率对比

项 目	半再生重整	连续重整
原料组成(P/N/A)	64/30/6	64/30/6
C ₅ ⁺ 产品辛烷值 RON	95	102
重量空速/h ⁻¹	1.5	1.7
平均反应压力(表)/MPa	1.2	0.35
分离器压力(表)/MPa	1.0	0.24
氢油比(mol)	3.5(一段),7.0(二段)	2.0
反应器入口温度/℃	501	532
再接触压力(表)/MPa	2.0	2.0
再接触温度/℃	4	4
催化剂型号	CB6,CB7	GRC-100
催化剂再生规模/kg·h ⁻¹		450
C ₅ ⁺ 液体收率,%(m)	85.14	87.14
纯氢产率,%(m)	2.85	3.96
芳烃产率,%(m)	54.9	67.0

从表 1 可以看出,连续重整与半再生重整相比,C₅⁺产品液体收率增加约 2.0%(m);氢气产率增加 1.11%(m),而且氢气纯度也较高,基于对比的反应和再接触条件,连续重整和半再生重整经再接触提纯后的产氢纯度分别约为 92.5%(v)和 90.0%(v);芳烃产率增加约 12%(m)。

2.3 现有的连续重整工艺技术

2.3.1 世界上已经工业化的两种连续重整技术

目前,国际上已经工业化的连续重整工艺专利技术有美国的 UOP 和法国的 IFP 两家。UOP 和 IFP 分别于 1971 年和 1973 年开发了各自的第一代连续重整工艺技术,反应压力(表)在 0.8MPa 左右。经过 20 多年的开发与改进,两家的工艺技术都比较先进和成熟,各具特点。迄今都发展成为超低压连续重整,其反应压力(表)均在 0.35MPa 左右。近期

UOP 和 IFP 各自开发了最新的再生工艺,分别是 Cyclemax 和 Regen C,这两种再生技术代表了当今世界上连续重整技术的最高水平。

世界上 UOP 设计的连续重整装置已近 170 套,装置设计规模 400~2400kt/a,催化剂再生设计规模 202~2700kg/h。我国引进的 UOP 连续重整装置共有 12 套,其中 UOP 最新的 Cyclemax 工艺装置已经有 4 套投产,另有 1 套正在施工建设中。

世界上采用 IFP 技术的装置共近 60 套,最大的设计规模为 2000kt/a。我国引进的 IFP 连续重整装置共有 5 套,最新一代的连续重整装置已经有 2 套投产,1 套正在施工建设中。

2.3.2 我国自行开发的“逆流移动床”连续重整技术

我国目前现有的连续重整装置都是采用国外的专利技术,拥有自己的连续重整专利技术一直是我国石化行业的奋斗目标。经过多年的努力,在有关单位的配合下,终于由原中国石化北京设计院(现中国石化工程建设公司)开发出了我国自己的连续重整工艺技术——“逆流移动床”重整工艺技术。目前,“逆流移动床”重整工艺已经取得了国家专利,并具备了工业化条件,正在推广采用。

2.4 我国现有连续重整装置的情况

目前,国内共有 18 套连续重整装置,其中已投产 16 套,在建 1 套,正设计 1 套。包括在建装置在内,总加工能力为 10390kt/a,占全国约 60 套重整装置总加工能力的近 60%。这些装置既有早期建设的反应压力为 0.8MPa 左右的第一代技术,也有近期建设的反应压力为 0.35MPa 左右的第二代技术,并且还有采用 UOP 的 Cyclemax 和 IFP 的 Regen C 两种代表国际上最先进的连续重整技术的装置。这些装置基本都采用国内自行研制开发的催化剂。

3 连续重整产品特点

3.1 重整生成油的特点

3.1.1 芳烃含量高

根据原料芳烃潜含量及采用的操作苛刻度(辛烷值高低)的不同,一般连续重整生成油的芳烃含量在 60%以上,是理想的芳烃原料。

3.1.2 辛烷值高

连续重整生成油的辛烷值比较高,一般可达 100~102(RON),最高可达 105(RON)。

3.1.3 不含硫、氮等杂质,烯烃含量低

连续重整生成油不含硫、氮及金属等杂质,且烯烃含量一般小于 2%(m),是一种十分干净的产品,作为高辛烷值汽油调合组分安定性好。

3.2 产氢特点

氢产率非常高,根据原料芳烃潜含量及采用的操作苛刻度的不同,一般产氢率(对重整反应进料)达 3.5%(m)以上,最高可达 4.0%(m)左右。经提纯回收液体烃类后,一般产生的含氢气体氢纯度都可以达到 90%(mol)以上,有的可高达 93%(mol)。生产的含氢气体质量好,可作为各类加氢装置的氢源。

3.3 液化气

在重整反应过程中,发生少量大的烃类分子裂解成象 C_3 , C_4 那样的小分子烃类的副反应,因此在重整生成油中含液化气组分,经过分离可生产少量商品液化气。连续重整产生的液化气不含杂质,质量好。

4 两种重整反应的主要操作参数及差别

影响重整反应的参数,除原料油性质和催化剂的性能以外,主要有温度、压力、空速及氢油比等。

4.1 温度

为了保证一定的操作周期,半再生重整的反应温度低些。在操作初期因催化剂活性高,而采用较低的反应器入口温度,一般为 470~490℃。随着操作周期的增加,催化剂上的积炭逐渐增加,活性逐渐降低。为了弥补催化剂活性的降低,而逐渐提高反应器入口温度直至停工再生,在操作末期反应器入口温度一般为 510~520℃左右。

连续重整因有催化剂连续再生系统,可将因结焦失活的重整催化剂进行连续再生,从而保持重整催化剂活性稳定,并且随着操作周期的延长,催化剂的性能基本保持稳定。因此,连续重整采用较高的温度,并且操作的初末期采用相同的反应器入口温度。根据原料油性质、催化剂性能及产品辛烷值要求的不同,连续重整基本采用相同的反应器入口温度,一般都超过 500℃,最高可达 540℃。

4.2 反应压力

半再生重整的反应压力较高,主要是为了保证一定的操作周期。目前,国内的半再生重整装置平均反应压力为 1.2~1.4MPa 左右。

连续重整可将重整催化剂上的积炭连续地烧掉,所以可采用较低的反应压力。目前,最新一代的连续重整装置平均反应压力为 0.35MPa 左右。

4.3 空速

根据催化剂活性、原料油芳烃潜含量及产品辛烷值要求的不同,连续重整的空速一般在 $1\sim 3h^{-1}$ 范围内;而半再生重整一般为 $2h^{-1}$ 左右。

4.4 氢油比

一般情况下,半再生重整的氢油比(标准状态)

为 1000~1200:1(v)左右;连续重整的氢油比比半再生重整低,一般为 1.5~3.0(mol)。

5 典型的连续重整装置的工艺流程

5.1 连续重整装置组成

连续重整装置通常由原料的预处理部分、重整反应和产品分离部分及催化剂连续再生部分组成。

原料预处理部分的目的是通过分馏、加氢和汽提脱水等工序为重整反应制备在馏分范围和杂质含量上满足要求的原料。

重整反应部分是在催化剂存在的条件下,采用合适的反应条件,通过环烷脱氢及烷烃环化脱氢等反应生成富含芳烃的高辛烷值汽油组分、氢气及轻组分;产品分离部分是通过提纯和分离等工艺,从重整反应生成物中分离出合格的高辛烷值汽油组分或抽提原料及含氢气体等,或下游装置的进料。

催化剂连续再生部分是在装置正常操作条件下,将重整反应器中的催化剂连续进行再生,使失活的催化剂恢复其活性后再送回反应系统,从而使重整反应能在高苛刻度条件下连续、正常地进行。

催化剂连续再生部分是连续重整技术的核心与关键,文章在此重点加以介绍。

5.2 催化剂连续再生过程及目的

重整催化剂的再生过程包括烧焦、氧/氯化更新、干燥及还原几个步骤。

5.2.1 催化剂的烧焦

催化剂的烧焦过程是在装置操作过程中,用含氧气体在一定的条件下连续地烧去从反应区送至再生区的催化剂上的积炭。进入再生区的催化剂上的积炭量一般为 5%左右,采用的气体是氮气,其中含氧量为 0.5%~1.0%。

5.2.2 催化剂的氧/氯化更新

催化剂在使用过程中,特别是在烧焦时,铂晶粒会逐渐长大、分散度降低,同时烧焦过程产生水,会使催化剂上的氯流失。

氯化就是在烧焦之后,用含氯气体在一定温度条件下处理催化剂,使铂晶粒重新分散,从而提高催化剂的活性。同时氯化也可以对催化剂补充流失的氯;氧化更新就是在氯化同时,用含氧气体在高温下处理催化剂,使铂的表面再氧化以防止铂晶粒的聚结,从而保持催化剂的表面积和活性。

5.2.3 催化剂的干燥

因烧焦过程产生水,在催化剂的氧/氯化更新之后,用高温干空气干燥催化剂,从而保证再生后的催化剂干燥无水。

5.2.4 催化剂的还原

催化剂在烧焦、氧/氯化更新、干燥之后,铂等金属变为氧化态。氧化态的铂、铑等金属在反应时没有催化作用,所以要变为金属态,也即还原态。

还原过程是用含氢气体在高温下处理催化剂,使铂等金属还原,从而恢复其催化功能。

UOP, IFP 的连续重整及我国的逆流移动床连续重整工艺的再生部分工艺流程有所不同。

6 UOP 的 Cyclemax 催化剂连续再生技术

6.1 工艺流程

经过重整反应而积炭的待生催化剂,在最后反应器底部先经氢气(由重整循环氢压缩机出口来)置换出所携带的烃类,然后从反应器底流出,由从提升风机来的氮气提升至再生器上部分离料斗,在此用淘析气吹去催化剂中的粉尘后,进入再生器;待

生催化剂在再生器中自上而下经烧焦、氧/氯化、干燥冷却等过程后出再生器，经过氮封罐去闭锁料斗；由闭锁料斗出来的催化剂由增压气加热器出来的氢气提升至重整反应器顶部的还原区。在此催化剂经过不同温度的二段还原，将烧焦过程生成的氧化态金属还原为还原态。至此催化剂完成整个再生循环，恢复了活性，重新进入反应器。

再生器烧焦后的放空气经放空气洗涤塔洗涤, 利用碱液除去其中的氯化物后, 直接排入装置内高点大气中, 有微量 NaOH 的废碱液排出装置处理。

从分离料斗来的含催化剂粉尘的淘析气进入粉尘收集器回收粉末,定期将粉末通过收集器底部的收集罐桶装送往有关工厂回收其中的贵金属铂。

除去催化剂粉尘的淘析气大部分经除尘风机升压后又循环去分离料斗作淘析气,其余部分经提升气鼓风机升压后作为提升气。

Cyclemax 再生工艺流程如图 1 所示。

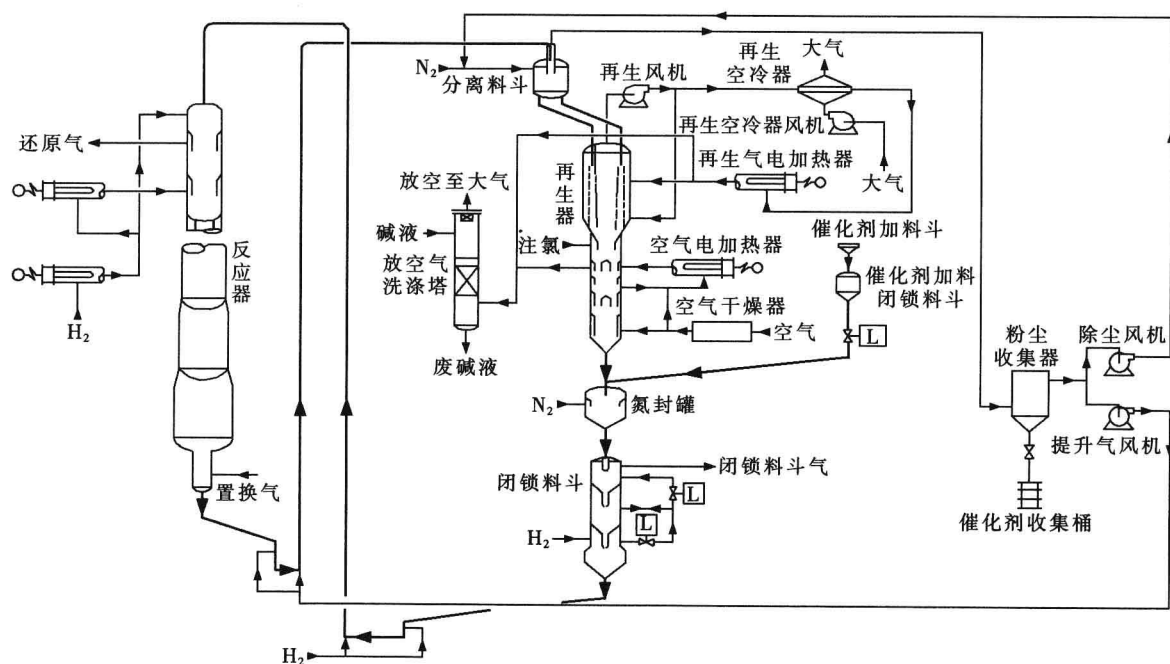


图 1 UOP 连续重整再生流程 Cyclemax

6.2 主要操作条件

再生器各段工艺条件见表 2。

表 2 再生器各段工艺条件

	温度/℃	压力(表)/MPa	氧含量, %(mol)
烧焦床层入口	480	0.25	0.5~1.0
氧/氯化区	580	0.25	21
焙烧区入口	580~590	0.25	21
冷却区出口	420~450	0.25	21

进入再生器的催化剂上的积炭量为 5%~7%；烧焦过程温度 565℃(最高)、压力(表)0.25MPa；还原过程中一段和二段温度分别为 390℃和 480℃，压力(表)均为 0.58MPa。

7 IFP 的 Regen C 催化剂再生技术

7.1 工艺流程

再生回路中使用再生气循环压缩机进行气体循环,再生气体主要是氮气,含有少量氧气。在再生气循环压缩机出口,再生气体分两部分,主体部分用于两段烧焦,气体经过与烧焦产物气体换热及电加热器加热后进入再生器。再生气体首先预加热进入再生器顶部的催化剂,然后流经烧焦区的两段径向床层进行催化剂烧焦,烧焦后的气体经过与烧焦

进料气体换热后,经水冷冷却进入再生气洗涤塔;第二股气体用于催化剂的烧焦和氧/氯化,将空气补入气体中,以保证焙烧和氧/氯化气体中的氧含量在4%~6%(mol),气体在经过与焙烧产物换热、电加热器加热后进入再生器下部轴向床层的焙烧段,气体在再生器内与注入的氯化物混合,向上流动通过再生器的氧/氯化轴向床层,氧/氯化气体经过换热后与第一股气体混合,经水冷冷却进再生气洗涤塔。再生气洗涤塔的作用是洗去再生气中的HCl和CO₂,以防止对设备的腐蚀。再生气洗涤塔分成碱洗和水洗两部分,首先再生气与10%(m)碱溶液混合,洗去HCl和CO₂,然后在塔内水与气体再次混合,洗去气体中残留的碱,洗涤后的气体经再生气体干燥器干燥气体中的饱和水,干燥后气体再回到再生气循环压缩机循环使用。

各反应器下部均设有下部料斗和提升器,顶部设有上部料斗。再生器上部设有缓冲罐和闭锁料斗,下部也设有下部料斗和提升器。催化剂依次从一反到二、三、四反,都是通过含氢气体输送的,从四反底部至再生器顶部,以及从再生器底部至一反顶部的催化剂是通过氮气输送的。在各反应器和再生器内,催化剂的流动是通过重力进行的。

待生催化剂从四反底部经N₂提升进入上部缓冲罐,通过重力由上部缓冲罐进入闭锁料斗,然后进入再生器进行再生;再生后的新鲜催化剂从再生器底部用N₂提升至一反上部料斗,催化剂通过重力流经一反顶部的还原罐,用高纯度的H₂在一定温度下对催化剂进行还原;还原后的催化剂通过重力流至一反,从而完成催化剂待生→再生→还原的全过程,其工艺流程如图2所示。

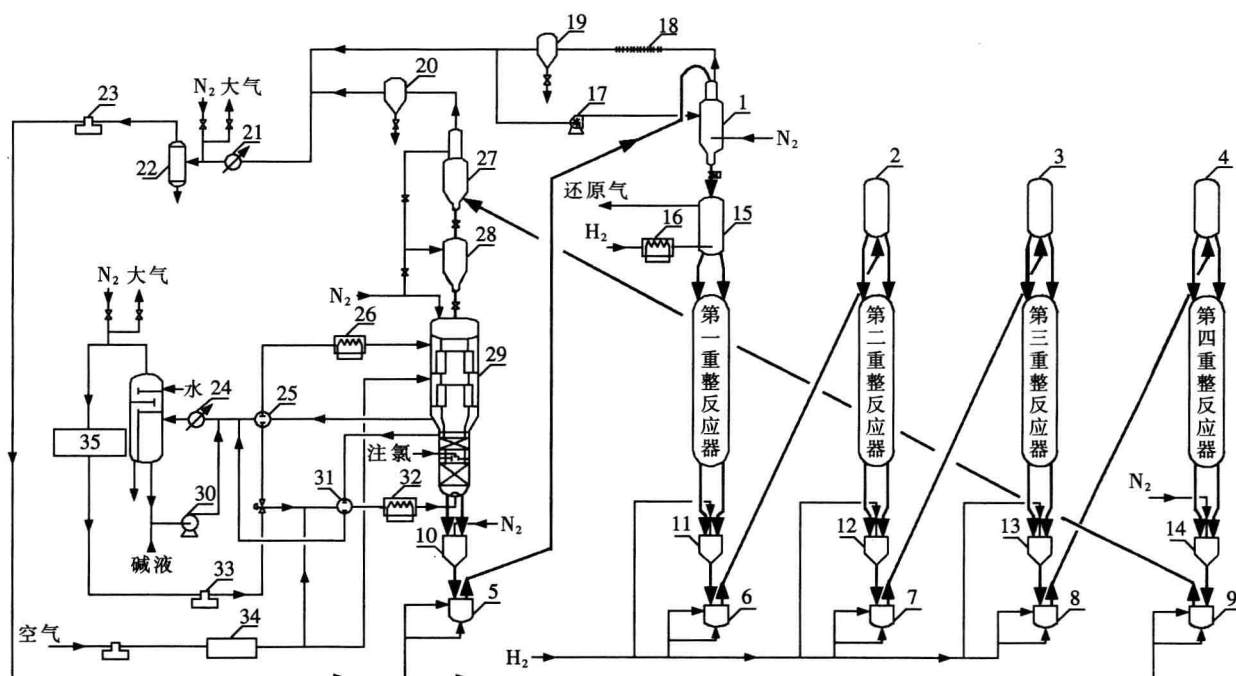


图2 IFP催化剂连续再生流程

- 1,2,3,4-上部料斗;5,6,7,8,9-提升器;10,11,12,13,14-下部料斗;15-还原罐;16-还原电加热器;17-淘析气鼓风机;
18-淘析气空冷器;19-一反顶部粉尘收集器;20-再生器顶部粉尘收集器;21-提升氮气冷却器;22-提升气分液罐;
23-提升氮气压缩机;24-再生气水冷器;25-烧焦进料换热器;26-烧焦电加热器;27-上部缓冲罐;
28-闭锁料斗;29-再生器;30-碱循环泵;31-焙烧进料换热器;32-焙烧电加热器;
33-再生循环压缩机;34-空气干燥器;35-再生气干燥器

7.2 主要操作条件

再生器各段工艺条件见表3。

表3 再生器各段工艺条件

	温度/℃	压力(表)/MPa	氧含量,%(mol)
第一烧焦床层	460	0.555	0.8
第二烧焦床层	480	0.545	0.8
检查区	519	0.535	1.0
氧/氯化区	510	0.535	<15
焙烧区	520	0.545	21

烧焦过程一段和二段的操作温度分别为460℃

和480℃,一、二段的操作压力(表)分别为0.555MPa和0.545MPa;还原过程操作压力(表)为0.495MPa,操作温度480℃。

8 UOP和IFP连续重整工艺技术的比较

两种连续重整工艺的对比见表4,Cyclemax和Regen C两种再生技术的比较见表5。

表 4 两种连续重整工艺技术的对比

项目	UOP 工艺			IFP 工艺	
	第一代	第二代	第三代	第一代	第二代
催化剂循环输送方向	一反→…末反→再生器→一反			同左	同左
反应条件	压力/MPa	0.88	0.35	0.8~1.0	0.35
	氢烃比(mol)	3~4	1~3	1~5	1~3
	空速/h ⁻¹	1.5~2.0	1.2~2.2	1.5~2.0	1.2~2.3
	催化剂	R-32	R-34/R-134	CR-201	CR-201
	催化剂循环周期/d	7	3	7	2~3
反应器布置	重叠	重叠		并列	并列
反应器间催化剂输送	重力	重力		H ₂	H ₂
反应器结构	径向, 扇形筒	径向, 扇形筒		径向, 圆柱体	径向, 圆柱体
物流	上进下出	上进上出		上进下出	上进下出
催化剂再生	压力/MPa	常压	0.25	1.3	0.55
	方式	连续	连续	分批固定	连续
	再生器结构	径向	径向	轴向	径向
	再生器材质	Inconel	Incoloy 或 SS316	1Cr18Ni9Ti	1Cr18Ni9Ti
再生器回路	循环气输送机械加热器	常压热风机、电加热器	加压热风机、电加热器	压缩机、加热炉	压缩机、电加热器
	碱洗	无	有	有	有
催化剂提升	反应器间	重力	重力	氢气输送	氢气输送
	待生催化剂	N ₂	N ₂	H ₂	N ₂
	再生催化剂	H ₂	H ₂	H ₂	N ₂
	调节手段	专用阀	二次气	二次气	二次气
自动控制	专用控制系统	专用控制系统	MONIREX/CRCS	专用计算机	纳入总的 DCS 系统

表 5 UOP 的 Cyclemax 和 IFP 的 Regen C 两种再生技术的比较

项 目	Cyclemax	Regen C
反应器	布置方式	重叠式
	结 构	径向、扇形筒
催化剂再生	物流进出口流向	上进上出
	压力(表)/MPa	0.25(较低)
	再生方式	连续一段烧焦
	再生器结构	倒梯形套筒中心管, 减少催化剂在高温区停留时间
	再生器气中水, ×10 ⁻⁴ (ppm)	35000(高水, 影响催化剂寿命)
再生气循环系统	碱洗	放空气
	循环气输送动力	高温热鼓风机, 其功率较小, 材质要求高
	循环流程	热循环: 再生器—鼓风机—空冷—再生器
催化剂提升	待生剂提升方式	“L”阀组件, N ₂ 提升
	再生剂提升方式	“L”阀组件, H ₂ 提升
	反应器间	重力
闭锁料斗	催化剂输送管线安装方式	竖直安装, 带特殊转向管件
	安装位置	再生器的下游
作用	工作介质	氢气
	作用	将再生催化剂按循环量要求分批输送, 由催化剂再生控制系统进行控制, 用压力平衡控制催化剂流动, 实现了催化剂输送无阀操作。正常操作时, 催化剂管线上特殊阀门不动作
催化剂还原	还原方式	不同的两段还原温度进行两种金属的还原
	对还原氢的要求	可采用重整氢, 不需要氢提纯系统
其他	催化剂除尘	用 N ₂ 淘析去粉尘收集器, 采用一套催化剂粉尘收集系统
	占地面积	较小
	设备制造、安装	叠置式反应器精度要求较高, 尤其是同心度, 内件配置较麻烦
	自动控制	除一套 DCS 系统控制外, 还设有一套由 UOP 提供的催化剂再生控制系统软件(包括硬件)独立控制, 可与 DCS 通讯

从表 4 和表 5 可以看出, UOP 和 IFP 连续重整工艺技术在反应器布置、再生系统控制方法、催化剂烧焦和还原技术上都存在一些差异, 但其基本过程是相同的, 在工程上最本质的差别有两点:

(1) 反应器布置

UOP 采用重叠式, IFP 采用并列式。

(2) 再生回路流程

UOP 采用热循环, IFP 采用冷循环。

这两种工艺技术, 从不同的角度看各有长短。反应器重叠布置与并列布置相比, 催化剂提升次数少, 流程简单, 占地少; 但反应器整体高达 60m 左右, 规模越大高度越高, 设备制造运输都比较困难, 同时反应器框架很高, 操作维修不方便。再生回路冷循环与热循环相比, 催化剂比表面积下降慢, 且设备和管线材质要求低, 在国内容易制造; 但流程复杂, 设备数量多, 投资稍高, 能耗增加约 2%~3%。

从已投产的工业装置看,两家技术都是成功的,用户反应都不错,同时都在不断进行改进。

9 自行开发的“逆流移动床”连续重整技术

9.1 “逆流”移动床重整工艺技术特点

9.1.1 “顺流”移动床重整工艺技术特点

UOP 和 IFP 两种连续重整专利技术的催化剂都是“顺流”的,即从再生器出来的再生后的催化剂(下称再生催化剂)被提升输送至第一重整反应器,然后依次通过第二重整反应器直至最后一个反应器,从最后一个反应器出来的催化剂上积累一定量的焦炭(下称待生催化剂),待生催化剂被提升输送至再生器,完成整个催化剂的循环。这种催化剂的循环,催化剂在反应器之间的移动方向是与反应物流一致的,两者都是从一反至二反再至三反,最后至末反,我们暂且称之为“顺流”输送。这种“顺流”输送,在催化剂移动过程中从一反至最后一个反应器焦炭量不断积累,再生催化剂积炭为零,待生催化剂积炭为 5% 左右。假设有 4 个反应器,一反催化剂平均积炭最低,二反高于一反,四反最高。也就是说随着催化剂的移动其活性不断降低,一反催化剂活性最高,四反催化剂活性最低。

在重整反应器中进行的重整反应,其相对反应速率是不同的。分析 C_6 和 C_7 烃进行重整反应试验的结果,可概括出重整反应动力学分析的结果,见表 6 (其中反应速率为相对于正己烷脱氢环化率的相对反应速率)。

表 6 催化重整相对反应率

烃类别		C_6 和 C_7 烃					
		烷 烃		烷基环戊烷		烷基环己烷	
碳 数		C_6	C_7	C_6	C_7	C_6	C_7
反应级别		相对反应率					
异构化反应	烷 烃	10	13				
	环烷烃			10	13		
脱氢环化反应		1.0	4.0				
加氢裂化反应		3.0	4.0				
脱环(环打开)				5	3		
脱氢反应						100	120

由表 6 可以看出,重整主要反应有难有易,由易到难的顺序为脱氢→异构化→加氢裂化和脱氢环化。容易的反应在前面反应器中进行,而相对较难的反应在后面的反应器中进行。

重整化学反应是在几个(通常 3~4 个)反应器中,在催化剂的作用下进行的。通过对上述主要化学反应的分析可以看出,有些反应是酸功能催化的反应,而另一些反应则是金属加氢-脱氢催化剂功能催化进行的。因此,重整催化剂属于双功能催化剂类型。对于现在的连续重整工艺,随着催化剂从

第一反应器向最后一个反应器的“顺流”移动及反应的不断加深,催化剂积炭不断增加,含氯量不断下降,催化剂的两种功能也就下降。换句话说各反应器中催化剂的活性由高至低的顺序为一反→二反→三反→四反,重整反应物料也是依次通过一反、二反、三反和四反。相对反应率高的反应,即容易进行的反应在前面的、有高活性催化剂的反应器中进行,而难进行的反应在后面的、有低活性催化剂的反应器中进行,这一反应过程如图 3 所示。

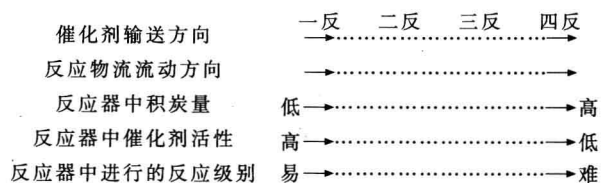


图 3 “顺流”移动示意图

由此可见,这种催化剂的循环安排是不合理的,在反应器中进行的反应与催化剂的活性不相配。

9.1.2 “逆流”移动床重整工艺技术特点

既然传统连续重整有上述问题,那么是否可以改变催化剂的流动方向,使之与反应物逆向流动,即所谓的催化剂“逆流”输送。再生催化剂先提升输送至最后一个重整反应器,并依次输送通过前面的反应器,最后至第一重整反应器;待生催化剂再从第一重整反应器提升至再生器,完成整个催化剂的循环。我们把该工艺称为“逆流”移动床重整工艺。

该工艺有 3~4 个并列布置的重整反应器和 1 个催化剂再生器,再生器的操作压力介于第一重整反应器和最后一个反应器之间。反应物流流动方向为第一重整反应器→二反→……→末反;而催化剂输送循环方向为再生器→末反→……→二反→第一重整反应器→再生器。这种催化剂的循环流程使得反应器中催化剂的活性由高至低的顺序为末反→……二反→第一重整反应器。

假设有 4 个重整反应器,其中催化剂的流动方向、反应物流方向、积炭高低顺序、催化剂活性以及其中的反应难易程度如图 4 所示。

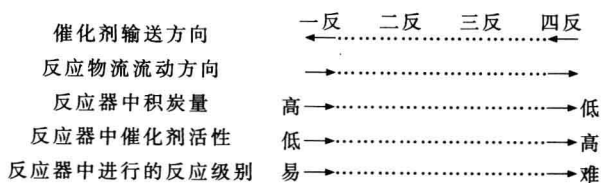


图 4 “逆流”移动示意图

由此可见,在每个反应器中催化剂的活性状态与反应的难易程度是相匹配的,完全克服了传统连续重整工艺在这方面的弊病。

“逆流”移动床重整工艺流程如图 5 所示。

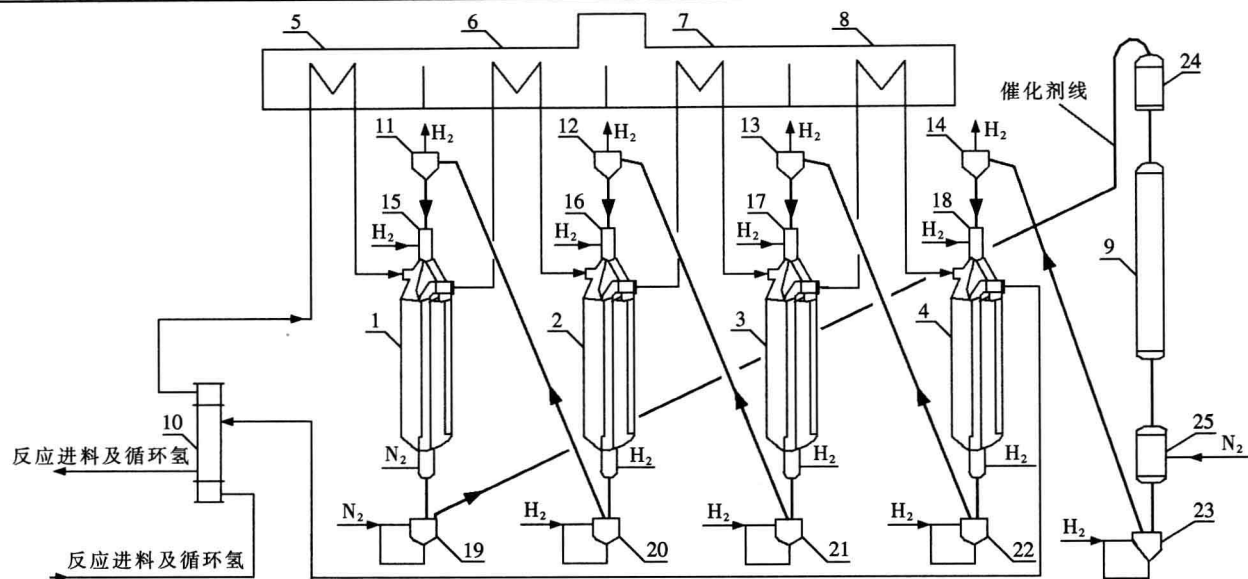


图 5 逆流移动床重整流程示意图

1-第一重整反应器;2-第二重整反应器;3-第三重整反应器;4-第四重整反应器;5-第一重整加热炉;
6-第二重整加热炉;7-第三重整加热炉;8-第四重整加热炉;9-再生器;10-进料/产物换热器;
11,12,13,14-反应器上部缓冲斗;15,16,17-反应器氢气密封罐;18-催化剂还原罐;
19,20,21,22,23-催化剂提升料斗;24-再生器上部缓冲斗;25-催化剂氮封罐

因“逆流”移动床重整在每个反应器中,催化剂活性状态与反应难易程度是相匹配的,所以每个反应器中催化剂的活性都能得以充分的发挥,最明显的优点是第四重整反应器催化剂的平均积炭率降低,床层平均温度降低。因加氢裂化反应主要发生在第四重整反应器中,而该反应又是使重整液体收率下降的主要反应,高温有利于该反应的进行。所

以,在相同反应苛刻度(辛烷值相同)条件下,“逆流”移动床重整的液收高于“顺流”式的普通连续重整。

以 3 个连续重整装置(A,B,C)为例,用重整反应软件分别对“顺流”和“逆流”工况做对比计算。3 个装置的处理量都是 600kt/a,但所采用的原料不同;每个装置“顺流”和“逆流”工况所采用的原料组成不变,催化剂装填比例不变,对比计算结果见表 7。

表 7 “顺流”和“逆流”工况对比计算结果

项 目	A 装置		B 装置		C 装置	
	顺流操作	逆流操作	顺流操作	逆流操作	顺流操作	逆流操作
操作条件						
进料组成(P/N/A)	59/29/12	59/29/12	54/38/8	54/38/8	66/33/11	66/33/11
进料量/kt·a ⁻¹	600	600	600	600	600	600
辛烷值 RON	102	102	102	102	102	102
重量空速/h ⁻¹	2.2	2.2	1.92	1.92	2.2	2.2
H ₂ /HC(mol)	2.2	2.25	2.6	2.63	2	2.02
一反入口温度/℃	520	523	527	528.3	512	513
二反入口温度/℃	520	523	527	528.3	512	513
三反入口温度/℃	520	523	527	528.3	512	513
四反入口温度/℃	520	523	527	528.3	512	513
总温降/℃	270	283.7	289	297.2	305	312.7
一反温降/℃	120	107.6	141	136.6	125	118.1
二反温降/℃	66	54.1	68	61.5	79	75.2
三反温降/℃	49	71.6	45	58.9	58	68.5
四反温降/℃	35	50.4	35	40.2	43	50.9
总热负荷/Gcal·h ⁻¹	23.722	24.591	28.783	29.681	27.996	28.814
一反加热炉热负荷/Gcal·h ⁻¹	5.943	6.6042	5.093	5.3986	7.248	8.1732
二反加热炉热负荷/Gcal·h ⁻¹	9.1996	8.2148	5.65	5.4508	9.802	9.2381
三反加热炉热负荷/Gcal·h ⁻¹	5.15	4.1919	11.5	10.353	6.294	5.957
四反加热炉热负荷/Gcal·h ⁻¹	3.8776	5.5804	6.54	8.479	4.652	5.4459
H ₂ 产率,%(m)	3.6	3.77	3.81	3.9	3.56	3.64
C ₅ 液收,%(m)	90.16	91.15	88.7	89.32	89.61	90.38
芳烃收率,%(m)	76.2	77.17	77.33	77.86	77.91	77.98
循环氢纯度,%(mol)	87.3	89.06	87	87.97	87.3	88.49
催化剂含炭量,%(m)	5	3.096	5	3.586	5	3.879
WAT/℃	520	523	527	528.3	512	513
WABT/℃	477.3	473.5	479.3	478.2	463	460.4

分析表 7 中的计算结果,“逆流”移动床重整与“顺流”移动床重整相比有如下优点:

a.“逆流”移动床重整进入四反的催化剂不含炭,活性最高。在相同的反应苛刻度(反应产物达到相同的 RON 值)条件下,与“顺流”移动床重整相比,四反平均反应温度下降 2~5℃,4 个重整反应器的床层加权平均温度 $WABT$ 降低 1~4℃。

b. 加氢裂化反应主要发生在第四重整反应器中,催化剂上的积炭主要是该反应产生的,故四反的催化剂积炭量最多。平均反应温度越高,积炭量越多。因在相同的反应苛刻度条件下“逆流”移动床重整比“顺流”移动床重整四反平均反应温度下降,所以催化剂上的平均积炭率下降,降低 22%~38%。

c. 因平均反应温度,尤其是四反平均反应温度降低,在相同的反应苛刻度条件下,“逆流”移动床重整与“顺流”移动床重整相比,四反发生的加氢裂化反应减少,所以 C_5^+ 液收增加,增加 0.7%~1.1%。

d. 因“逆流”移动床重整比“顺流”移动床重整的催化剂平均活性高,所以芳烃及氢产率高,分别增加 0.1%~1.27% 和 2.1%~4.7%。

e. 因加氢裂化反应减少,裂解产物减少,故产氢及循环氢纯度提高,循环氢纯度可提高 1~2 个单位。

上述的对比计算,“逆流”和“顺流”工况采用相同的空速和相同的催化剂填装比,即“逆流”工况没有优化。如果优化了“逆流”的反应条件(如催化剂填装比等),则可降低催化剂填装量或进一步提高液体收率,提高效益。

9.2 工艺流程

由于 4 个重整反应器是并列布置,所以催化剂在反应器之间采用自流与提升相结合的方法输送。在第一、二、三反应器都设有上、下部料斗及下部提升器,以便把催化剂用气体从第四反应器底部提升至第三反应器顶部……依此类推,再由第一反应器底部提升器提升至再生器的上部缓冲罐内,靠重力落入再生器内。

在再生器内,催化剂自上而下依次经过一段烧焦区、二段烧焦区、氧/氯化区、焙烧区及冷却器,然后经再生器下部氮封罐进入提升器,由氢气提升至第四反应器顶的上部料斗,经热氢二段还原后流入第四反应器,完成再生过程,构成反应-再生循环。

催化剂从后一个反应器向前一个反应器的提升输送要克服 0.05MPa 左右的逆差压,即前一个反应器压力比后一个反应器的压力高 0.05MPa 左右。实现这一逆差压的输送是靠料封实现的。这种料封方法既可使反应器与上料斗之间有 0.05MPa 左右的压差,又能实现催化剂由低压的上部高位缓冲料

斗向高压的反应器的连续流动。

在正常操作情况下,催化剂的循环输送都是无阀操作的,催化剂烧焦再生循环气体采用冷循环流程。为使烧焦缓和以保证催化剂的性能,烧焦循环采用低氧浓度(0.5%~1.0%)大循环气量的方式。

还原罐设置在第四重整反应器上部,再生催化剂在还原罐中经两段还原后进入第四重整反应器。还原氢是从重整再接触部分来的高纯度重整氢,经与从还原区出口来的还原氢换热后分成两路,用电加热器加热到所需温度后,分别进一段和二段还原区,还原之后的氢气经与还原氢换热后返回至重整增压机入口循环使用。

9.3 主要操作条件

再生压力介于一反和四反间,为 0.3~0.9MPa;再生温度一段入口为 445~480℃,二段入口为 480~510℃;再生循环气氧含量 0.5%~1.0%(v);第二烧焦区出口过剩氧含量 0.1%~0.3%(v);干燥焙烧区和氧/氯化区入口温度 540~580℃;还原区温度一段约为 390℃,二段约为 480℃。

10 结论

经过近 30 年的发展,连续重整工艺已经达到了相当高的技术水平。我国已经拥有并掌握了目前世界上最新的连续重整工艺技术,并经过不懈的努力,开发出了拥有自主知识产权,具有国际先进水平的“逆流移动床”重整工艺。

随着环境保护要求的日趋严格和燃油质量指标的提高,汽油质量不断升级换代。进入 WTO 后,国外的高质量油品必将进入国内市场,因此很多石化企业正面临新的市场生存挑战。催化重整是实现汽油质量升级的主要工艺,是在新一轮市场竞争中使企业生存的主要加工手段。

尽管连续重整有很多的优点,但是其工艺流程复杂、建设投资高。所以,每个企业在规划和建设重整装置时,要结合自身实际情况来选择工艺路线,切记不要追求“大、洋、全”。是选择改造还是选择新建,是选择半再生还是连续重整工艺技术,这些都要根据企业自己的具体情况,在做完技术与经济分析对比后再确定。

作者简介:袁忠勤,教授级高级工程师,1983 年毕业于抚顺石油学院,一直从事催化重整和芳烃生产装置的设计工作,现任中国石化工程建设公司副总工程师,曾发表论文数十篇。