

催化裂化协作组第九届年会

报告论文选集



催化裂化协作组

催化裂化协作组第九届年会报告论文选集

出 版：催化裂化协作组

编 辑：中国石化集团公司催化裂化情报站
《炼油技术与工程》编辑部

订阅处：河南省洛阳市七里河 063 信箱
催化裂化情报站 (471003)

开 本：1/16

印 张：38.75 印数：2500 册

印 刷：洛阳市涧西华光印刷厂

豫内资洛新出通字 [2002] 098 号

前 言

催化裂化协作组第九届年会于2002年11月23日至26日在中国石化股份有限公司广州分公司召开。参加这届年会的有80个单位、235位专家和代表,本届年会共收到40个单位提交的报告和论文170余篇,可以说,这是我国催化裂化专业的一次盛会。

本届年会就进一步提高我国催化裂化工艺技术水平,重点围绕调整产品结构和生产清洁燃料等问题进行了深入讨论,并交流了应用新工艺、新技术、新催化剂等方面的经验。通过此次年会,进一步明确了催化裂化工艺技术在我国炼油工业中的核心地位和重要作用;明确了进一步提高我国催化裂化工艺水平的现实意义和其紧迫性;特别是明确了今后一个时期催化裂化工艺技术和催化剂的发展方向。

催化裂化目前仍是原油二次加工,特别是减压馏分油(VGO)转化最主要的工艺装置。据美国《油气杂志》2002年12月23日报道,2002年底世界催化裂化加工能力已达到709.78Mt/a,而且近几年仍在增长,见表1。

表1 近几年世界催化裂化加工能力变化

项 目	加工能力		年增长, %
	万桶/日历日	Mt/a	
2000 年	1370.16	685.08	
2001 年	1386.58	693.29	1.18
2002 年	1419.55	709.78	2.38

对于我国炼油工业,无论是减压馏分油,或是重油,催化裂化都是最主要的轻质化装置,所以,提高我国催化裂化工艺技术水平显得尤为重要。

本届年会征集和收到的报告与论文内容非常丰富,由于时间有限,会议期间只有部分文章在大会和分组讨论会上进行了宣读。为了使更多工程技术人员和生产管理人员了解本届年会的内容,阅读年会征集到的有关文章,学习和借鉴国内外先进的经验和技术,年会秘书处委托催化裂化情报站将年会前征集到的论文及大会期间收到的报告和论文进行择选、编辑、出版。期望本届年会和这本《催化裂化协作组第九届年会报告论文选集》对推动我国催化裂化技术起到一定的作用,这是协作组秘书处全体工作人员最大的心愿。

中国石化集团公司科技委副主任
催化裂化协作组秘书长

张德义

2003年3月6日于北京

目次

会议报告与综述

努力提高催化裂化工艺技术水平进一步增强我国炼油企业竞争能力	张德义(1)
充分发挥催化裂化深度加工的骨干作用	侯芙生(13)
优化催化裂化装置运行实现经济效益最大化	吴冠京(21)
催化裂化协作组第九届年会会议纪要	(29)
催化裂化协作组 2001 ~ 2002 年度工作总结	(32)
催化裂化在炼油厂中的地位 and 作用展望	卢捍卫 陈俊武(35)
灵活多效催化裂化工艺技术的工业应用	汤海涛 王龙延 王国良等(44)
“催化裂化装置提高柴汽比技术措施应用情况”专题调查报告	(48)
浅谈催化裂化工艺技术的近期发展	张久顺(61)
催化裂化催化剂进展评述	宗保宁(68)
多产异构烷烃的催化裂化工艺(MIP)及其工业应用	(71)
催化裂化技术与清洁汽油的生产	吴 雷 杨启业 闫少春(86)
直接生产低烯烃新标准汽油的裂化催化剂 DOCO 的工业试验	(92)
降低催化裂化汽油烯烃和硫含量技术的开发及工业应用	(99)
催化裂化装置沉降器结焦问题探讨	胡 敏 郝希仁(103)
重油催化裂化装置降低汽油烯烃含量的措施及效果	杨开岩(110)
两段提升管催化裂化技术	(115)
新型催化裂化汽油辅助提升管改质降烯烃技术	高金森 徐春明 白跃华(122)
1.40Mt/a 重油催化裂化装置的用能分析及节能措施	范雨润 翟 伟 韩祥峰(125)
与时俱进 发展催化裂化	陈祖庇(130)
降低催化裂化汽油硫含量的多功能助剂 TS-01 的工业应用	余伟胜 武迎建(139)
催化裂化装置长周期生产调查报告	傅向民 刘新峰 张国静等(145)

生产工艺

上海石化股份公司重油催化裂化装置再生器改造	谢恪谦 高玉延 郝希仁(156)
长岭分公司 II 套重油催化裂化装置技术改造总结	刘胜贵 陈文良 卢松坚等(159)
RFCC 装置能耗状况分析及节能措施	张鹏飞 沈日荣 刘克复(166)
加工高含硫原油的 S-RHT-RFCC 组合工艺运行及其改进	王 强 李志军(172)
不同结构 RFCCU 结焦原因分析及防止措施	叶晓东 徐武清 刘静翔(180)
重油催化裂化增产柴油的技术分析	叶晓东 刘静翔 徐武清(187)
大庆重油催化裂化装置结焦分析	刘新峰 杨道学(193)
柴油生产方案对重油催化裂化装置的影响	刘新峰 李 洪(197)

FCC 装置结焦问题及解决措施	李文杰 吴 雷 杨启业(199)
流化催化裂化反应器技术进展	王龙延 刘现锋 郝希仁(203)
优化工艺操作 提高装置经济效益	陈喜亮(207)
催化裂化装置扩能改造总结	范文军(209)
两段提升管催化裂化工业化试验装置的设计与运行	丛森滋 李胜山 丁洪春等(215)
采用 UOP 技术加工大港常压重油的几点体会	郭毅葳 王玉林 张剑波(218)
1.2Mt/a RFCC 装置的改造及效果分析	周建文 王 宏(225)
催化裂化装置改造项目中的设计改进	朱庆和 刘振宁 胡海荣等(233)
金陵石化催化裂化装置技术改造总结	胡海荣(239)
丁烷脱沥青-重油催化裂化组合工艺的开发和应用	梅建国(246)
RFCC 装置汽油降烯烃前后氢平衡计算与分析	常 明 董元昌 官振宇(249)
MGD 技术在广州的工业应用	潘爱民(257)
满足催化裂化原料供应的新组合工艺	罗 勇(265)
降低 FCC 汽油烯烃的分析	霍宗双(269)
旋流式气固分离系统在燕山 RFCC 装置上的应用	王明哲 田爱国(272)
燕山Ⅲ套 FCC 装置能耗剖析与节能措施	宋以常 梁凤印(276)
催化裂化装置能耗分析与改进	于福东 田永亮 于海明(282)
催化裂化装置设计中应考虑能耗问题	许 日(286)
ARGG 联合装置的能耗分析及优化	袁红星 潘罗其 李东方等(291)
两种吸收稳定流程的特点分析	朱怀工 杜英生 张敏卿等(295)
催化裂化装置再生烟气中氮氧化物的产生与控制	李军令 花小兵 吴永强等(298)
RFCC 装置提高焦化蜡油掺炼率的技术改造	陈忠基(301)
催化裂化装置提高 VRDS 常压渣油掺炼量运行	孙 浩 韩 平(305)
大庆炼化公司林源生产区两套催化裂化装置生产低烯烃汽油总结	王义东 张 峰(309)
催化裂化提高柴汽比和汽油辛烷值工业试验	朱天榆 消 松 宋自力等(313)
重油催化裂化装置分馏塔结盐的处理	余致刚 叶 鹏(317)
重油催化裂化装置吸收稳定系统改造效果及分析	杨开岩(321)
重油催化裂化提升管反应过程的优化	叶宗君 张 达 陆志刚(324)
裂解装置按催化裂化条件运行的技术探讨	杨 亮(333)
重油催化裂化装置长周期运行的探讨	韩向玉 贾鸣春 李克岭等(336)
石家庄 RFCC 装置存在的主要问题及改进措施	时军华(340)
RFCC 装置油浆蒸汽发生器垢层清除的研究	丁银标(344)
高级无铅汽油调合研究	张惠莲 王 峰(348)
重油催化裂化柴油化学精制技术的工业应用	杨元彬 郭宇光 王嘉涛(357)

催化剂与助剂

增产液化石油气及降低汽油烯烃含量的裂化催化剂 RAG-8 的研究开发	邱中红 陆友宝(361)
--	--------------

提高鲁宁管输油渣油掺炼率的裂化催化剂 CR005 的工业应用	杨义华 田辉平 张久顺等(365)
第二代降低催化裂化汽油烯烃助剂 LAP-2 的研制	韩海波 刘丹禾 王龙延等(368)
降低催化裂化汽油硫含量助剂 LDS-L1 的研究	齐文义 王龙延 刘淑芳等(373)
RFG-YS 降烯烃催化剂在燕山Ⅲ套催化裂化装置上的应用	宋以常 马效忠(376)
LBO-12 降烯烃催化剂的研制与应用	张忠东 高雄厚 王智峰等(382)
高辛烷值型全白土 LB-3 催化剂的性能	刘宏海 高雄厚 段长艳等(386)
转硫脱氮助燃催化剂 FP-DSN 的工业应用	徐文长 段东升(389)
气相高硅 Y 型分子筛催化剂 LHA-28 在重油催化裂化装置上的工业应用	段东升 徐文长(394)
介孔分子筛催化剂 MLC-500Q 工业试验	闫霖 张富军(399)
RFS-C 硫转移剂工业试生产总结	谭映临 冯维成 毛卫群等(404)
SRS-1 催化裂化降硫助剂工业应用报告	孙绿波 陶湘蒙 冯维成(409)
SD-NFN1 金属钝化剂使用总结	陈怀东 史建国 李洪洋(414)
降低催化裂化汽油烯烃助剂 LAP-1 的工业应用	袁中立 周广文 李培鸿(418)
降低汽油烯烃催化剂(LRO-21)工业试验总结	(422)
稀土助剂(RE-Ⅱ)的工业应用试验	齐宏伟 甄新平 葛小强(428)
优化催化裂化反应行为 提高装置掺渣率	黄凤林 宋寿康(433)
HL-9 硫转移剂的工业应用	冯明(436)

机械与设备

再生系统催化剂跑损及循环滑阀磨损原因分析	朱亚东(439)
PV 型旋风分离器设计与应用中的几个问题	孙国刚 时铭显(444)
高温取热炉爆管原因分析及解决措施	李明哲(447)
新型预提升器在济南分公司 0.8Mt/a 重油催化裂化装置上的应用	盖金祥 范雨润(451)
LPEC-2 型催化剂小型自动加料器的研制	苏秦豫 夏金法 刘丹(454)
催化裂化汽提技术的发展	张振千(458)
新型预提升器在多提升管催化裂化装置上的应用	刘献玲(461)
烟气轮机机组可靠运行的技术分析	冀江(464)
33MW 烟气轮机的开发与研制	丁勤 冀江 史正君等(470)
一种新型的气-固密相回流汽提器	刘梦溪 卢春喜 时铭显(473)
复合斜孔塔板在重油催化裂化装置吸收稳定系统改造中的应用	刘克友(479)
模块式高调节比余热锅炉在 ARGG 装置的应用	杨锦明 吴锋 彭忠军等(485)
防止催化裂化再生系统设备应力腐蚀开裂的方法	麦郁穗(487)
干气密封在老式气压机组轴封上的应用	丁杰 黄文斌 仇福庭(490)
四机组改造前后的特性分析	许晓煜(495)
气压机的喘振及防喘振调节	闵祥志 路永宇(500)

燃气脉冲吹灰器在重油催化裂化装置余热锅炉上的应用	葛元义 苑兆祯 尚 进(503)
激波除灰器在 RFCC 装置余热锅炉的应用	梁 晓 梁先耀 张向阳等(509)
GHH 烟气轮机振动问题的处理	谢舜敏(513)
重油催化裂化反应器旋风分离器壳体断裂原因浅析	邓克明 魏秀臣(517)
FCC 单级旋风分离器疲劳裂纹扩展过程中的应力分析	傅向民 魏秀臣 叶立波等(520)
膨胀节在催化裂化装置中的应用	程建民(524)
WEPEC 催化裂化轴流主风机扩能改造	金朝宽 孙方亮 刘风云(528)
两段汽提在重油催化裂化装置的应用	邬亚玲 江四虎 兰虹平等(532)
烟机组齿轮箱高速轴振动大的原因分析及对策	姚 澄 王 群(534)
重油催化裂化装置反再系统设备开裂的原因分析及对策	黄文斌(536)
轴流压缩机的无扰动切换	王 群 吴 青(540)
全衬里油泵在催化裂化装置上的应用	张邑邕 毛文华(543)

研究与开发

催化裂化降硫助剂的研究	王 鹏 达志坚 何鸣元(546)
催化裂化汽油非临氢吸附脱硫新技术	(551)
多产柴油的重油催化裂化助剂 LDC 的研究开发	许明德 范中碧 陈祖庇等(555)
催化热裂解工艺(CPP)工程技术研究与开发	金文琳 陈 正 鲁维民等(561)
催化裂化过程中骨架异构和双分子氢转移反应的研究	高永灿 张久顺 谢朝钢(565)
典型 FCC 汽油的烃组成和辛烷值以及 FCC 二次反应热力学分析	张剑秋 田辉平 范中碧等(571)
操作变量对降低催化裂化汽油烯烃含量的实验研究	欧阳福生 徐 惠 翁惠新(577)
针对多产柴油的催化裂化动力学模型研究	欧阳福生 江洪波 翁惠新(585)
钒改性 USY 分子筛裂化催化剂对噻吩硫转化的研究	庞新梅 孙书红 高雄厚等(591)
新型分子筛在催化裂化中的应用探索	王宝杰 刘宏海 庞新梅等(595)
调变半合成裂化催化剂堆积密度的技术研究	丁 伟 刘从华 高雄厚等(597)
新型多产柴油降烯烃裂化催化剂的反应性能	刘从华 高雄厚 张海涛等(599)
新型高辛烷值型降烯烃助剂 LBO-A 的开发	张海涛 高雄厚 刘从华等(602)
催化热裂解制乙烯分子筛活性组元的研制与开发	张凤美 罗一斌 舒兴田(605)
原料组成对硫及氮在催化裂化产品中分布的影响	朱玉霞(608)

计算机应用与自动控制

完善催化裂化装置自保系统 提高装置自动化控制水平	田涌志 王 坚(613)
高桥分公司炼油厂 II 套催化裂化装置优化控制的实施	(616)

努力提高催化裂化工艺技术水平 进一步增强我国炼油企业竞争能力

——在催化裂化协作组第九届年会上的讲话

中国石化集团公司 张德义

自 1942 年 Exxon 公司第一套流化催化裂化(FCC)工业化装置问世以来,已整整 60 年了;我国第一套催化裂化工业装置于 1965 年投产以来,也已经走过了 37 个年头。60 年来,催化裂化对世界交通运输事业、人类的物质文明做出了巨大的历史贡献。37 年来,催化裂化对促进我国的炼油工业及国民经济发展所起的作用也是难以估量的。人类已经进入 21 世纪,毫无疑问,为保护生态环境,维护可持续发展,使用清洁能源,特别是可再生能源,将得到更大的重视和发展。但是,石油作为生产交通运输燃料和为石油化工提供原料的主导地位,在本世纪前期还是无法改变的。因此,催化裂化作为炼油工业的核心工艺,作为交通运输燃料的主要生产装置和轻质烯烃的重要生产装置,无论是当前或今后,都会得到足够重视,并将获得进一步发展。

1 世界催化裂化工艺仍在不断发展

近年来,催化裂化无论是加工能力、装置规模,还是工艺技术均以较快的速度发展。

1.1 装置能力增长超过原油加工增长速度

近 7 年来,世界原油加工能力增长 10.27%,而同期,催化裂化加工能力由 616Mt/a 提高到 693Mt/a,增加 77Mt/a,提高了 12.5%,占原油加工能力的比例由 16.62% 提高到 17.08%。美国催化裂化加工能力由 1995 年的 266.22Mt/a 提高到 2002 年的 280.44Mt/a,增加 14.22Mt/a,增长 5.34%。日本催化裂化加工能力由 36.385 Mt/a 提高到

40.965Mt/a,增加 4.58Mt/a,增长 12.59%,占原油加工能力的比例由 15.01% 提高到 17.12%。德国催化裂化加工能力由 14.575 Mt/a 提高到 17.185Mt/a,增加 2.61Mt/a,增长 17.91%。应该看到,日本和德国催化裂能力增长是在原油加工能力下降和炼油厂数目减少的情况下发生的,这充分说明,国外在进行炼油工业结构调整时,催化裂化工艺受到了格外重视。世界催化裂化增长情况见表 1。

表 1 近年来世界催化裂化能力增长情况

国 别	加工能力/Mt·a ⁻¹		能力变化	
	1995 年	2002 年	增加量/Mt·a ⁻¹	增长率, %
世界	616.29	693.29	77.00	12.50
美国	266.22	280.44	14.22	5.34
日本	36.385	40.965	4.58	12.59
加拿大	19.95	24.405	4.455	22.33
巴西	16.655	21.215	4.56	27.38
法国	17.655	18.625	0.97	5.49
墨西哥	12.15	18.40	6.25	51.44
德国	14.575	17.185	2.61	17.91
意大利	14.47	15.25	0.78	5.39

在主要炼油国家中,只有英国 7 年来关闭了 4 座炼油厂,原油加工能力减少了 4.26Mt/a,催化裂化加工能力也相应减少了 2.245Mt/a,下降了 9.41%。

1.2 在原油深度加工中发挥着重要作用

在第十六届世界石油大会上有人讲,把廉价的重油转化为高附加值的轻质石油产品,是炼油工业的生命线。今后,重质燃料油、船用燃料油和石油焦等黑色石油产品的需求将不断减少,因此,渣油加工一直是世界炼油工业十分关注的问题之一。有人预

测,21 世纪的炼油厂将成为清洁化、自动化和智能化的工厂,成为无渣油、零排放的工厂。

催化裂化在重油转化中发挥着越来越重要的作用,重油催化裂化工艺已成为 20 世纪 90 年代发展最快的重油加工手段,见表 2。

表 2 20 世纪 90 年代世界渣油加工能力增长情况 Mt/a

项 目	1990 年初	1999 年初	90 年代增长	
			数量	增长率, %
重油催化裂化	70.96	160.07	89.10	125.6
焦化	172.06	226.93	54.87	31.9
热裂化/减粘	201.86	234.68	32.82	16.2
渣油加氢	89.15	143.97	54.82	61.5
溶剂脱沥青	11.67	24.69	13.02	111.6
合计	545.71	790.34	244.63	44.8

在几种渣油加工工艺中,重油催化裂化加工能力所占比例,增幅也是最大的,见表 3。

表 3 世界几种渣油加工工艺所占比例变化情况 %

年 份	1991 年	1999 年	增加百分点
重油催化裂化	8.70	20.25	11.55
焦化	32.70	28.71	-3.99
热裂化/减粘	38.02	29.69	-8.33
渣油加氢	20.58	18.22	-2.36
溶剂脱沥青		3.13	
合计	100	100	

由表 2 和表 3 可以看出,虽然几种渣油加工工艺能力均有所增长,但增幅最大的是重油催化裂化;在几种渣油加工工艺中,只有重油催化裂化所占比例大幅度增长,其他几种工艺所占比例都有不同程度的减少。

1980 年,世界上专门设计用于重油催化裂化的生产装置几乎为零,而到 1996 年重油催化裂化生产能力达到 100Mt/a,约占当时催化裂化总能力的 16%。进入 20 世纪 90 年代,这种趋势有增无减,特别是在亚太地区更为明显。

根据 Hydrocarbon Publishing Company 介绍,目前全球约有 30% 的原油可以通过渣油催化裂化(RFCC)加工来提高馏分油收率。可以预见,重油催化裂化今后仍将会保持旺盛的生命力。

1.3 新工艺技术发展方兴未艾

由于环境质量已经成为人们普遍关心

的问题,要求使用清洁燃料的呼声日益强烈;石油化工的发展,对轻质烯烃的需求不断增长;炼油企业加工的原油日趋变重变劣,要求进一步提高加工劣质原油的适应性和灵活性。这种形势极大地推动了炼油工业的技术水平,其中包括催化裂化工艺。许多大石油公司不断推出新工艺、新技术、新设备、新材料。近年来,催化裂化最重要的技术进步就是重油催化裂化工艺、清洁燃料和炼油-化工一体化技术的发展。

重油催化裂化在 UOP, S&W(Total), Shell 的 RFCC, Kellogg 的 HOC, IFP/Total 的 R2R 和 Exxon 的 Flexicracking 等工艺技术基础上,在反应方面,进一步缩短提升管反应时间,推行高效雾化喷嘴、多点进料和急冷技术,采用油气快速分离设备与多段高效汽提器;在再生方面,改进空气分布板设计,降低催化剂藏量,提高再生效率,推广高效旋风分离器,重视烟气能量回收,降低 SO_x 和 NO_x 排放等。

20 世纪 90 年代以来,新开发的重油催化裂化技术有:毫秒催化裂化工艺(MSCC)、双台组合循环裂化床工艺、剂油短接触工艺(SCT)、双提升管工艺、两段渣油改质技术(移动床加流化床)、下流式反应器与上流式再生器组合技术等。

据资料介绍,UOP 公司开发的 MSCC 技术,由于催化剂与原料油的接触时间极短,发生的都是催化裂化反应,几乎没有热裂化反应发生。第一套工业化装置(2.80Mt/a)于 1994 年在美国新泽西州建成,第二套工业化装置(5.0Mt/a)建在美国路易斯安那州。工业运转表明,渣油处理量提高了 2.4 个百分点,转化率(体积)提高了 3 个百分点,液体产品收率有所提高,干气产率下降,液化石油气中烯烃含量、汽油辛烷值、柴油十六烷值也有所提高。

NEXCC 被称为新一代催化裂化工艺,采

用两台组合在一起的循环裂化床反应器,一台为反应器,另一台为再生器,在同一受压壳体内,反应器设置在再生器内,用多入口旋风分离器取代了常规旋风分离器。据介绍,该工艺操作比较容易,改换催化剂和原料灵活,但操作条件较苛刻,催化剂循环量比常规 FCC 多 2~3 倍,反应温度为 600~650℃,剂油接触时间仅有 1~2s。NEXCC 在芬兰 Porvoo 的 Neste OY 公司实现工业化。与常规 FCC 相比,汽油加轻质烯烃产率可达 85%~90%。

Exxon 公司开发的 SCT 技术,经 BP 公司 Espana 炼油厂工业实践,轻质油收率可提高 11.7 个百分点。

为了最大限度增产 C_3 和 C_4 烯烃,满足日益增长的石油化工原料和新配方汽油需要,催化裂化已成为实现炼油-化工一体化的重要装置之一。为此,世界各大石油公司都在积极开发增产轻质烯烃的催化裂化新工艺。如 KBR(Kellogg Brown&Root)/Mobil 公司推出的 MAXOFIN™工艺,使用含 25%以上择形分子筛(ZSM-5)助剂,丙烯产率可达 20%;UOP 公司开发的 PetroFCC 技术,采用两段反应一段再生流程,原料为减压馏分油和减压渣油,丙烯产率达 22.8%, C_4 馏分产率为 15.6%,汽油馏分富含芳烃,通过分离可以得到 50%以上的对二甲苯和 15%的苯,非芳烃循环返回作原料。在增产轻质烯烃技术开发方面,成绩最突出的当属中国石化集团公司石油化工科学研究院,他们开发的 DCC-I、DCC-II, MIO, MGG, ARGG, MGD 等催化裂化家族技术可大幅度增产丙烯、异构烯烃,增产富含烯烃的液化石油气和高辛烷值汽油,增产液化石油气和柴油等,这些技术已在国内多套装置上使用,收到了明显的增产效果和显著的经济效益。有的技术已转让到国外。此外,洛阳石油化工工程公司开发的 FDFCC 和 HCC 技术,石油化工科学研

究院开发的 CPP 等利用重质原料生产轻质烯烃技术,也具有较好的应用前景。

1.4 新一代催化剂、助剂层出不穷

催化剂性能朝着强度更高,选择性更好,抗污染能力更强,水热稳定性更好,炭差更低的方向发展。催化剂制备技术转向开发新的分子筛及分子筛改性,选择特定性质的基质及新的制备技术,催化剂的活性组分已由单组元转向双或多种分子筛复合组元,从传统的化学制备转向现代的多种功能组件的物理组装,可按需求配制各种功能的催化剂和助剂。因此,近年不断推出降低汽油烯烃含量、硫含量和提高汽油辛烷值的催化剂及助剂,提高轻质烯烃及异构烯烃收率的催化剂,降低焦炭和干气产率以及减少 SO_2 排放的催化剂及助剂。

在第十七届世界石油大会上 Akzo Nobel 公司提出了催化裂化催化剂的可接近性概念,认可接近性指数 AAI(Akzo Accessibility Index)是催化裂化催化剂的重要性质,可表征反应物进入催化剂孔结构和产物从催化剂表面离开的传质能力。水蒸气和金属沉积对催化剂可接近性指数影响最大,特别是铁离子的沉积会使催化剂的可接近性大大降低。

国外著名的催化剂公司,如 Grace Davison, Akzo Nobel, Engelhard 等,无论是在高岭土基质,或是分子筛活性组分方面总是不断改进创新,系列化地一代一代推出新的产品,在市场竞争中保持了强大的生命力。例如,Grace Davison 公司推出的 RFG 系列催化剂,可使 FCC 汽油的烯烃含量降低 25%~40%, SuRCA/GSR 系列催化剂可使 FCC 汽油硫含量降低 15%~30%。SuRCA 为铝溶胶粘结剂,重油裂化能力较强;GFS 为硅溶胶粘结剂,焦炭选择性较好,两种催化剂已在欧洲的炼油厂普遍使用。Kristal-243 GFS 催化剂经意大利 Agip Petroli Priolo 炼油厂使用,FCC 汽油硫含量降低 35%,催化剂消耗

降低 20%, 转化率提高 1.4%, 焦炭和干气产率也有所降低。GSR-1 助剂为第一代产品, 可降低轻汽油(干点 177℃)硫含量; D-PriSM 助剂为第二代产品, 可降低重汽油(干点 221℃)硫含量, 可以脱除汽油中的噻吩硫。GSR-1 已在 10 多套 FCC 装置上使用, 汽油硫含量约降低 20% ~ 30%。Akzo 公司目前无降硫催化剂, 只生产降硫助剂, Resolve-700 为第二代产品, 北美和欧洲已有多套装置使用。当助剂占装置藏量达 10% 时, 汽油硫含量可降低 20% 以上, 烯烃略有降低, 产品分布不变。Akzo 公司开发的 BCMT-500 铁钝化剂, 可抑制催化剂铁污染。在钝化剂占装置藏量 12% 时, 转化率可上升 9.5%, 汽油产率提高 9.3%, 油浆产率下降 7.4%, 催化剂平衡活性由 70 提高到 73。

1.5 加快电子信息技术在炼油企业中的应用

据有关资料介绍, 全球已有 170 余套 FCC 装置采用了某种形式的先进过程控制技术, 包括多变量预估控制、自适应控制、线性和非线性优化、模糊逻辑、性能数学模型、神经网络性质预测以及专家操作系统, DCS 系统正在向智能化开放型发展。过程仿真模型已成龙配套, 推出了几十种炼油、石油化工过程仿真模型。辅助设施和公用工程自动化日益受到重视, 管控一体化(CIMS)向覆盖操作层、管理层和决策层发展, 并逐步向企业全过程活动优化推进。

2 我国催化裂化工艺技术发展迅速

我国催化裂化, 特别是重油催化裂化工艺技术, 在 20 世纪 80 年代取得突破, 90 年代获得高速发展, 目前正处于提高阶段。

2.1 加工能力和装置规模不断扩大

根据 2002 年中国石油化工股份有限公司《石化统计提要》提供的资料, 2001 年底全国有 147 套 FCC 装置, 总加工能力已达 100Mt/a 年以上, 比 1991 年增加 58.39Mt, 增长 137.16%, 而同期原油加工能力增长

82.15%, 催化裂化加工能力远远超过了原油加工能力增长速度, 催化裂化占原油加工能力的比例达 35.93%。我国催化裂化加工能力已占世界总能力的 14.56%, 可以说, 是世界上催化裂化增长最迅速的国家, 详见表 4。

表 4 近 10 年我国催化裂化加工能力增长情况

项目	常减压		催化裂化	
	/Mt·a ⁻¹	Mt·a ⁻¹	增长, %	占原油加工能力比例, %
1991	154.26	42.57		27.60
1992	160.26	46.21	8.55	28.83
1993	169.69	49.53	7.18	29.19
1994	177.63	52.22	5.43	29.40
1995	199.87	55.95	7.14	27.99
1996	212.53	66.66	19.14	31.36
1997	228.88	74.52	11.79	32.56
1998	244.55	82.62	10.87	33.78
1999	269.23	88.10	6.63	32.72
2000	277.13	99.00	12.37	35.72
2001	280.99	100.96	1.98	35.93

注: 2001 年底中国石油天然气、中国石化两大集团公司催化裂化加工能力为 94.01Mt/a, 当年实际加工原料 75.1933Mt, 负荷率为 79.98%。

10 年间, 我国催化裂化加工能力年均增长率高达 9.0%, 超过了 GDP 增长率。无论从哪个角度看, 我国催化裂化加工能力的增长都是非常快的。

与此同时, 装置的平均规模也有所增长, 已由 1991 年的 591.2kt/a 增加到 2001 年的 681.8kt/a。其中, 中国石化集团公司平均规模为 886.8kt/a, 中国石油天然气集团公司平均规模为 704.0kt/a, 地方企业平均规模为 248.2kt/a。平均规模增长不大的原因, 主要是中国石化集团公司存续部分和中国石油天然气集团公司托管部分以及地方企业小炼油厂比较多, 影响了平均规模的增长。其实, 这期间通过改造和新建出现了一批大型 FCC 装置, 有的已达到世界经济规模, 详见表 5。

以上 18 套较大型装置合计加工能力为 30.70Mt/a, 占全国催化裂化总加工能力的 30.41%, 实际加工量占两大集团公司催化裂化总加工量的 35.71%, 在部分大型装置尚未完全发挥作用情况下, 承担的加工任务

已占全国三分之一以上。由此可见,大型 FCC 装置在我国将发挥越来越重要的作用,并越来越显示其优越性。

表 5 近几年新建和改造的大型 FCC 装置

项 目	实际能力 /Mt·a ⁻¹	2001 年加 工量/Mt	装置负 荷率,%
中国石油天然气集团公司			
大连西太平洋石化公司 RFCC	2.50	2.56	102.4
大庆炼化分公司 ARGG	2.40	1.96	81.7
锦州分公司 III 套 FCC	1.50	1.51	100.7
锦西分公司 RFCC	1.50	1.50	100.0
抚顺二厂 RFCC	1.50	1.48	98.7
大连分公司 III 套 FCC	1.40	1.34	95.7
兰州分公司 RFCC	1.40	1.25	89.3
大庆石化分公司 III 套 FCC	1.40	1.07	76.4
中国石化集团公司			
镇海炼化股份公司 II 套	3.00	2.49	83.0
燕山分公司 III 套	2.00	1.82	91.0
洛阳分公司 I 套	2.00	1.26	63.0
镇海炼化股份公司 I 套	1.80	0.52	28.9
福建炼化股份公司	1.50	1.67	111.3
齐鲁分公司 I 套	1.50	1.33	88.7
广州分公司 I 套	1.50	1.27	84.7
高桥分公司 III 套	1.40	1.44	102.9
洛阳分公司 III 套	1.40	1.37	97.9
济南分公司 II 套	1.40	1.01	72.1

2.2 已成为我国重油转化最主要的生产装置

2001 年全国加工原油 209.64Mt,生产减压渣油约 77.6506Mt,重油转化装置加工(不包括氧化沥青)63.4086Mt,约占减压渣油总产量的 81.66%,其中催化裂化加工减压渣油 29.7018Mt,占渣油总加工量的 46.84%,已成为我国重油轻质化最主要的生产装置,详见表 6。

由表 6 可见,RFCC 装置目前已成为我国重油轻质化最主要的工艺装置,其次是延迟焦化装置,这两类工艺装置承担了全国约 80%的重油转化任务。

2.3 开发并推出了一大批新工艺、新技术

20 世纪 80 年代后期,石油化工科学研究院在传统催化裂化工艺基础上开发了一系列用重质原料生产轻质烯烃的技术,并形成了 FCC 家族技术,已为世人瞩目。例如,以生产丙烯为主的催化裂解 I 型工艺(DCC-I),采用提升管加床层反应器,以减压馏分

油(VGO)为原料,在较苛刻的操作条件下,丙烯产率达到 17.41w%~22.91w%,但汽柴油质量较差,已在济南、安庆等地实现了工业化;以多产丙烯和异构烯烃并兼顾生产高辛烷值汽油的催化裂解 II 型工艺(DCC-II),采用提升管反应器,以 VGO 为原料,操作条件相对较缓和,丙烯产率达到 12.52w%~14.43w%,汽柴油质量有所改善,汽油 RON 为 95.8~97.0,MON 为 82.1~82.2,已在荆门等地实现了工业化;多产富含烯烃的液化石油气和高辛烷值汽油的催化裂化工艺(MGC),采用提升管反应器,可以掺炼部分重油,与常规催化裂化相比,反应温度略高,剂油比较大,液化石油气产率达到 26.78w%~27.38w%,其中丙烯产率为 8.79w%~9.73w%,汽油 MON 为 80.5~80.7,RON 为 93.1~93.5,已在兰州等地工业化;以常压重油为原料,最大量生产液化石油气和高辛烷值汽油的催化裂化工艺(ARGG),与 MGC 工艺条件相似,液化石油气产率为 27.18w%~30.01w%,其中丙烯产率 9.88w%~11.17w%,汽油 MON 为 80.0~80.5,RON 为 92.1~92.7,已在巴陵、扬州、大庆等地工业化;最大量生产异丁烯和异戊烯(MIO)工艺,以减压馏分油和部分减压渣油为原料,采用短接触反应时间,丙烯加异构烯烃产率可以达到 20.41w%,其中异构烯烃(iC_4^+ + iC_5^+)产率达到 10.18w%,汽油收率达到 40.74w%,其 RON 为 94.6,MON 为 81.5,柴油十六烷值为 27~30。

为了适应市场对柴油和液化石油气日益增长的需求,并要求降低汽油烯烃含量,石油化工科学研究院开发了多产液化石油气和柴油的(MGD)工艺,以重质油为原料,采用分段进料和控制汽油裂化相结合的技术,使用配套的专用催化剂 RGD。工业应用结果表明,该技术操作灵活,可根据市场需求调整生产方案和产品结构,液化石油气收

率可提高 2~4 个百分点,柴油收率提高 3~6 个百分点,汽油烯烃含量降低 8~10 个百分点。继在中国石化广州分公司、福建炼化有限公司工业应用成功后,目前全国已有 29

套装置采用了 MGD 技术,对增产柴油,提高柴汽比,提高液化石油气收率和丙烯产量,提高企业经济效益发挥了重大作用。

表 6 2001 年我国重油转化装置加工情况^①

项 目	加工装置能力/ $\text{Mt} \cdot \text{a}^{-1}$	实际加工量/ Mt	加工重油(折 100%减压渣油)/ Mt	占重油总加工量比例, %
催化裂化 ^②	100.96	80.7680	29.7018	46.84
延迟焦化	21.64	19.7663	19.7663	31.17
减粘裂化	7.72	4.4196	4.4196	6.97
重油加氢 ^③	5.20	5.1414	3.2586	5.14
尤里卡	1.00	0.6452	0.6452	1.02
溶剂脱沥青	10.198	5.6171	5.6171	8.86
合计			63.4086	100.0

注:①此表数据取自中国石化集团公司 2001 年《石油化工统计年报》;

②2001 年底中国石化集团催化裂化加工能力为 49.66Mt/a,实际加工原料 38.9159Mt/a,掺炼重油(折 100%减压渣油)32.73%;中国石油天然气集团加工能力 44.35Mt/a,实际加工 36.2774Mt,掺炼重油 39.84%。两大集团平均装置负荷率为 80%,实际掺炼重油(折合 100%减压渣油)27.1888Mt,加权平均掺渣率为 36.16%。28 套地方企业催化裂化装置加工能力 6.95Mt,加工负荷按 80%,掺炼重油也按 36.16%计,加工减压渣油约合 2.5130Mt。通过以上计算,全国 FCC 装置加工减压渣油约合 29.7018Mt。

③重油加氢原料组成数据取自 2001 年中国石化股份有限公司炼油事业部《炼油生产装置基础数据汇编》,齐鲁分公司加工减压渣油 886.4kt,茂名分公司加工 1.3373Mt。大连西太平洋石化有限公司加工常压重油 2.07Mt,折合减压渣油 1.035Mt。

石油化工科学研究院通过对催化裂化反应机理分析和小型固定床催化裂化试验探索,提出了多产异构烷烃的催化裂化新工艺(MIP),采用串联提升管反应器及相应的工艺条件,实现可控制和选择性反应,主要目的产品为异丁烷和低烯烃汽油。2002 年 1 月 24 日将中国石化高桥分公司 1.40Mt/a RFCC 装置改为 MIP 工业试验装置,运转结果表明,在保持原装置加工量和掺渣率不变的条件下,产品分布略好于原工艺,总液收增加 1.79 个百分点,干气和油浆产率有所减少。汽油烯烃含量下降 13~16 个百分点,RON 下降约 0.5 个单位,MON 提高 0.4 个单位,液化石油气中异丁烷与异丁烯体积比增加约 0.65。目前已有多家企业准备采用此项技术。

洛阳石油化工工程公司开发的灵活双效催化裂化工艺(FDFCC),采用两根提升管反应器,重油提升管在常规条件下加工重油,汽油提升管在较苛刻操作条件下加工粗

汽油,根据需要,还可以按其他生产方案运行。经山东滨州化工厂和清江石油化工有限公司工业试验表明,汽油烯烃含量可下降 20~30 个百分点,硫和氮含量分别下降 15%~25%,RON 提高 1~2 个单位,丙烯产率提高 4~6 个百分点,柴汽比上升 0.2~0.7。

石油大学(华东)开发的两段提升管催化裂化工艺,已在胜华炼油厂 100kt/a 工业装置上试验成功。装置加工能力提高 30%~40%,轻质油收率提高 3 个百分点,总液收提高 2~3 个百分点,汽油中烯烃含量下降 20 个百分点,柴油十六烷值也有所提高。

洛阳石油化工工程公司开发的 ROCC-V 型重油催化裂化技术,原北京设计院与石油化工科学研究院合作开发的大庆减压渣油催化裂化(VRFCC)技术,均达到国际先进水平,工业运转取得了明显的经济效益。

与此同时,开发并推广了许多先进的单元设备。如中国石化工程建设公司开发的 BWJ 型重油催化裂化进料喷嘴,可使原料油

雾化后的平均直径接近催化剂平均粒径 ($60\mu\text{m}$), 经荆门分公司等企业使用, 轻质油收率提高了 3.44 个百分点, 生焦下降 1.03 个百分点, 干气产率下降 1.62 个百分点, 目前已在许多炼油厂推广使用。由石油大学、SEI 等单位开发的旋流式快分 (VQS) 技术, 经九江分公司等单位工业应用, 掺渣率提高 1.69 个百分点, 轻质油和液化石油气收率上升 1 个百分点, 干气产率下降 0.5 个百分点。大幅度降低了反应产物在沉降器的停留时间, 较好地解决了沉降器结焦问题, 延长了装置开工周期。由洛阳石油工程公司开发的新型汽提设备和两段汽提新工艺, 在内外环挡板上增设大孔和催化剂导流结构, 加大了气固接触面积, 提高了汽提器内固相催化剂的填充率和油气置换率。经中国石化荆门分公司等企业使用, 汽提蒸汽减少了 16.3%, 焦炭氢含量下降 12%, 达到了 6.8%, 焦炭产率下降约 1 个百分点。SEI 和石油大学等单位开发的 PHM 型大处理量卧管式旋风分离器、高负荷强度立管式 PSC 型多管旋风分离器, 经工业装置应用, 三旋出口烟气中粒径大于 $7\mu\text{m}$ 的粉尘已基本除净, 催化剂粉尘浓度均能满足烟气轮机运转要求。由洛阳石油工程公司炼制研究所、中国石化洛阳分公司和中南工业大学共同研制开发的 CLLP-1 型高梯度磁分离装置, 非磁性催化剂回收率可达 60%, 非磁性催化剂活性比废催化剂提高 2~4 个单位。中国石化洛阳分公司利用 23% 的回收催化剂代替新鲜催化剂, 可以保持平衡催化剂活性和产品性质不变, 获得了较好的经济效益。

2.4 提高汽柴油质量的技术开发和推广应用速度加快

除了前面提到的催化裂化汽油新工艺——MGD, MIP, FDFCC 以及两段提升管工艺之外, 近两年在降低汽油烯烃和硫含量催化剂、助剂及催化裂化汽油、柴油改质方面, 大

大加快了科研开发和工业推广速度。

石油化工科学研究院在第一代降低催化裂化汽油烯烃含量催化剂基础上, 开发了一种新型基质材料, 即用双元素修饰担体表面酸性, 调节载体原级粒子的堆积形态, 保证大孔的形成并具有优良的孔结构。在前期开发 MOY 分子筛的基础上, 进一步改进分子筛性能, 采用复合分子筛制备了新一代降烯烃催化剂 GOR-II。与 GOR-I 相比, 降低烯烃含量的效果相当, 干气和焦炭选择性优于第一代。经中国石化燕山分公司工业试用, 柴油收率上升了 2.08 个百分点, 轻质油收率上升了 1.72 个百分点, 在原料明显变重条件下, 焦炭产率与 GOR-I 相当。中国石化兰州炼化分公司催化剂厂生产的 LBO-12 降烯烃催化剂, 经工业应用, 也可使汽油烯烃含量降低 10~12 个百分点。

洛阳石油工程公司炼制研究所采用复合分子筛和特殊改性基质制备的 LAP-2 助剂, 增加了氢转移和异构化反应活性, 使芳构化反应中生成的中间产物作为氢转移反应的供氢分子, 使氢转移反应结果生成芳烃和烷烃, 从而减少焦炭前身物的生成, 降低了焦炭产率。通过对择型分子筛进一步改性, 提高了助剂的水热稳定性。LAP-2 与 LAP-1 相比, 堆积密度有所降低, 可更好地满足流化的需要; 微反活性有所提高, 可促进重油转化; 水热稳定性有所改善, 可减缓失活速度。经中国石化天津分公司工业试用, 当催化裂化装置加入 5% LAP-2 后, 汽油烯烃含量降低 10~11 百分点, RON 和 MON 分别提高 1.7 和 1.3 个单位, 汽油收率下降 1.96 个百分点, 柴油收率下降 0.86 个百分点, 液化石油气收率提高 2.7 个百分点, 液化石油气中丙烯和丁烯含量有所增加。

除了降烯烃催化剂和助剂之外, 国内一些单位和炼油企业紧密配合, 还开发了对降低汽油含量有一定作用的助剂。如南京石

化厂开发的 NS-FCC 液体降硫助剂,经中国石化金陵分公司等单位工业应用,可以使 FCC 汽油硫含量降低 20% ~ 30%。江阴市金马溶剂化工厂开发的 TS-01 液体助剂,经中国石化九江、安庆分公司等单位试用,汽油硫含量可降低 15% ~ 20%。这对于沿江企业在执行汽油新标准时,在硫含量指标卡边的情况下,不失为一种经济有效的措施。

在催化裂化汽油改质方面,石油化工科学研究院开发的 FCC 汽油加氢脱硫异构降烯烃(RIDOS)技术,已于 2002 年 8 月份在中国石化燕山分公司工业试验成功,汽油烯烃含量由 51% 降至 20%,硫含量由 $160\mu\text{g/g}$ 降至 $30\mu\text{g/g}$, C_5^+ 液收 85.3w%,抗爆指数损失小于 2.0 个单位。石油化工科学研究院开发的 FCC 汽油选择性加氢(RSDS)技术,中试结果脱硫率达到 85% 以上,汽油收率不低于 98%,RON 损失小于 2 个单位,准备在上海石化股份有限公司进行工业试验。抚顺石油化工研究院开发的选择性加氢脱硫(OCT-M)技术,可使 FCC 汽油硫含量由 1000 ~ $1500\mu\text{g/g}$ 降低到小于 $200\mu\text{g/g}$,或将 500 ~ $800\mu\text{g/g}$ 硫含量降至小于 $100\mu\text{g/g}$,同时,烯烃含量可降低 5 个百分点,RON 损失小于 2 个单位,该技术准备在中国石化广州分公司进行工业试验。

FCC 柴油改质方面,抚顺石油化工研究院开发的最大量提高劣质柴油十六烷值(MCI)技术,经中国石油大连分公司、吉林化学工业股份有限公司炼油厂等单位工业应用,FCC 柴油十六烷值可提高 10 个单位以上,同时大幅度降低柴油中硫、氮、芳烃含量,安定性得到明显改善,柴油收率达 95%。在第一代 MCI 技术基础上,抚顺石油化工研究院开发了第二代 MCI 技术,经广州分公司 0.60Mt/a 工业装置试用,在 6.3MPa 氢分压、体积空速 1.0h^{-1} 、反应温度 360°C 条件下,柴油十六烷值提高 10.9 个单位,硫含量由

$7000\mu\text{g/g}$ 降至 $5.8\mu\text{g/g}$,密度降低了 0.0419g/cm^3 ,柴油收率达到 96.61%。以石油化工科学研究院开发的 FCC 柴油深度加氢处理(RICH)技术,对洛阳分公司 0.80Mt/a 加氢精制装置进行了改造,经一年多工业运转表明,在氢分压 6.1MPa、空速 1.02h^{-1} 、反应温度 366°C 条件下,柴油十六烷值提高 10 个单位以上,硫含量由 $7600\mu\text{g/g}$ 降至 $3\mu\text{g/g}$,密度降低 0.035g/cm^3 ,柴油收率超过 95w%,氧化安定性得到明显改善。

3 进一步提高我国催化裂化工艺技术水平

催化裂化是我国炼油工业的核心工艺,是生产交通运输燃料最主要的工艺装置,也是原油深度加工,提高企业轻质油品收率 and 经济效益的主要装置,因此,必须进一步提高催化裂化工艺技术水平,为我国炼油工业和国民经济发展做出新的贡献。

3.1 延长催化裂化开工周期提高装置负荷率

2001 年,全国 FCC 装置平均负荷率接近 80%,还有 20% 的能力没有发挥作用。这其中有原料不足的原因,但也有不少装置运转不正常,生产周期短,非计划停工多。例如,2001 年中国石化集团公司 RFCC 装置共发生 21 次非计划停工,累计停工时间达 209d。其中,由于提升管沉降器和分馏塔结焦造成的停工就有 9 次,再生器和旋风分离器衬里脱落停工 2 次,催化剂剂损严重停工 1 次,外取热器取热管和待生料腿泄漏停工 2 次,分馏系统塔盘被堵塞和塔盘变形停工 2 次,滑阀阀板磨损、导轨固定螺栓断裂停工 2 次,风机和烟气轮机机组设备问题停工 2 次,误操作停工 1 次。2002 年 1 ~ 10 月又发生 10 次非计划停工,累计停工时间 76.39d,其中因结焦问题就有 3 次。上述情况说明,结焦问题已成为影响 FCC 装置长周期运行的关键因素。防止 FCC 装置结焦,应从设计、操作、公用工程、工艺管理等方面入手,当前应重点抓好以下几个环节:

(1)采用超细高效雾化喷嘴,适当提高雾化蒸汽用量(建议不低于进料的5%);提升管采用较高的反应温度和打终止剂相结合的方式;控制好再生催化剂温度和原料预热温度,适当提高反应苛刻度,保持较低的回炼比;控制适宜的预提升段线速和再生催化剂密度。

(2)采用高效提升管终端快速分离技术,如VQS等高效分离器,以缩短油气在沉降器的停留时间;适当加大防焦蒸汽用量,避免吹扫死区的存在。

(3)选择重油裂化性能好,生焦和干气产率低,抗金属污染能力强的催化剂、助剂以及金属钝化剂。操作中保持足够的平衡催化剂活性和比表面积,使催化剂有足够的重油裂化能力。定期分析平衡催化剂活性和比表面积,活性不宜低于58,比表面积不能低于 $80\text{m}^2/\text{g}$ 。

(4)提高大油气管道的线速,确保达到 $35\sim 45\text{m/s}$,停留时间不超过2s;同时加强大油气管道的保温,避免出现露点。

(5)控制好分馏塔底液相温度,一般不宜超过 $350\sim 360^\circ\text{C}$;控制油浆密度在 $1.0\text{g}/\text{cm}^3$ 左右;分馏塔底加阻焦器,降低油浆停留时间,一般不超过2min;油浆抽出线速控制一般不低于 1.5m/s ,抽出线要适当提高;加注油浆阻垢剂;设置油浆过滤器,以减轻油浆泵磨损。

(5)优化装置原料,保持适宜的渣油掺炼比例;加工负荷应相对稳定,避免原料性质和加工负荷大幅度波动。

减少非计划停工,还应该加强对装置操作人员的技术培训,提高操作水平;提高装置的检修质量,检修工作要到位;加强工艺设备管理,特别是对主风机、烟气轮机、气压机等特护制度一定要认真执行。在减少非计划停工的基础上,延长装置开工周期,争取3年不大修。这方面济南分公司1.40

Mt/a RFCC装置第二周期创造了连续运行1002天的记录,积累了经验,大家可以学习借鉴。

3.2 提高催化裂化加工重质和劣质原料的技术水平

催化裂化加工重质和劣质原料,是当前和今后一个时期需要研究解决的重要课题。我国新开发的油田和老油田增产的原油,以及日益增加的进口原油,其密度、残炭、硫和重金属含量越来越高,这种高硫、高残炭、重金属含量的重油转化难度大。随着延迟焦化装置加工能力的提高,焦化馏分油的数量也越来越多,目前全国每年大约有 $5.0\sim 6.0\text{Mt}$ 焦化馏分油,今后还会不断增加,这种高含氮(有的硫含量也高)的馏分油直接作催化裂化原料,对产品分布和产品质量影响很大。特别是,仅仅采用催化裂化汽柴油后处理措施,今后难以达到低硫和超低硫汽柴油新标准要求。在这种形势下,催化裂化原料预处理措施愈来愈引起人们重视,近两年美国石化炼制者协会报道,国外一些石油和催化剂公司明显地加快了这方面的科研开发工作。美国催化裂化加工常压重油、减压重油及其他重质原料比例不到15%,但催化裂化原料目前至少有三分之一以上是经过加氢处理的。在2001年NPRA年会上,Akzo Nobel催化剂公司发表文章指出,催化裂化原料加氢预处理是生产清洁燃料的最佳方案。国内外的试验研究和工业实践表明,加氢预处理至少有如下好处:(1)可以大幅度降低FCC汽油硫含量,未经加氢处理原料硫约有 $8\%\sim 10\%$ 进入汽油中,经加氢处理后,在减少进料总硫的同时,进入汽油的硫含量仅占进料总硫的5%左右。如含硫量为2.6%的FCC原料,经加氢处理,脱硫率达90%,汽油硫含量可达到 $225\mu\text{g}/\text{g}$ 。多数炼油厂实践证实,FCC原料经加氢处理硫含量达到0.1%时,汽油硫含量可以达到 $50\mu\text{g}/\text{g}$

以下,在此基础上,再采用加氢或非加氢精制措施,就比较容易达到超低硫汽油标准要求了,同时汽油烯烃含量也有所降低。(2)可以提高 FCC 装置轻质油收率,降低干气和焦炭产率。原料经加氢处理后,国外报道,可提高汽油收率约 7~8 个百分点,降低生焦 0.6~0.7 个百分点。石油化工科学研究院对大庆、胜利、辽河和管输原油的 4 种焦化馏分油进行加氢处理中型试验研究,在压力 6.4MPa、温度 370℃、空速 0.8h⁻¹、氢油体积比 800 的条件下,经加氢处理后的大庆焦化馏分油做催化裂化原料,转化率由 43.11% 提高到 65.81%,液化石油气和汽油收率分别提高 5.74% 和 17.72%,焦炭产率下降 0.88 个百分点;胜利焦化馏分油经加氢处理后转化率由 33.34% 提高到 53.26%,液化石油气和汽油产率分别提高 4.79% 和 17.70%,焦炭产率下降 2.38%。据中国石化齐鲁分公司研究院中型实验结果,以减三线与焦化馏分油为原料(按 4:1)采用 LH-03 催化剂,在反应压力 8.0MPa、温度 360℃、空速 1.5h⁻¹、氢油比 700 的条件下,加氢处理脱硫率达到 90.25%,脱氮率 76.07%,残炭脱除率 75%,催化裂化产品分布明显改善,见表 7。同时,汽油硫含量由 1856μg/g 降至 244μg/g,烯烃含量下降 4 个百分点;柴油十六烷值由 21.5 提高至 33.3,硫含量由 0.382% 降至 0.162%。(3)可以降低催化剂消耗。据 Haldor Topsoe 公司介绍,从催化裂化原料中每脱除 1μg/g 镍和钒,可使 RFCC 催化剂用量减少 25%,大大降低装置生产成本。(4)再生烟气中 SO_x 可降低到原来的十分之一左右。

3.3 加快相关清洁燃料生产技术的开发和推广

我国柴油新标准已经于今年 1 月 1 日起执行,各企业生产的柴油通过加氢和非加氢等手段基本达到了新标准要求,但有的企

业质量卡边且不稳定;汽油新标准将于 2003 年上半年开始执行。据了解,大部分企业可以达到新标准,少部分企业尚有一定困难,技术措施还没有完全落实。应当认识到,新颁布的汽柴油国家标准水平是很低的,这个标准是不会维持很久的。美国新配方汽油硫含量标准为 339μg/g,实际为 120~150μg/g,烯烃含量为 10%~12%;目前欧盟的汽油标准为硫含量不大于 150μg/g,烯烃含量不大于 18%。目前美国柴油标准为硫含量不大于 500μg/g,芳烃不大于 36%;欧盟柴油标准为硫含量不大于 350μg/g,稠环芳烃不大于 11%,十六烷值不小于 51。这些国家为了配合新的汽车尾气排放限制标准实施,都已计划进一步修订汽、柴油标准,在 2005 年前后将颁布对有害物质限制更严格的汽、柴油标准,特别是对汽车排放污染物影响最大的硫含量,将会大幅度降低,这种趋势已经非常明显,见图 1~2。

表 7 FCC 原料经加氢处理后的产品分布变化

项 目	增减百分点
轻质油收率	6.67
总液收	3.72
干气	-1.71
液化石油气	1.36
汽油	6.78
柴油	-1.47
重油	-2.95
焦炭	-2.01

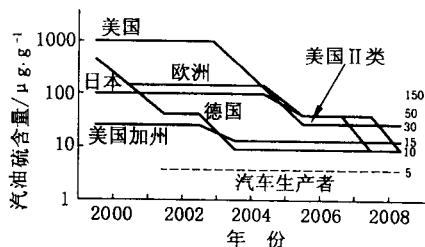


图 1 汽油硫含量指标变化趋势

为此,必须加快开发和推广清洁燃料生产技术,尤其是提高 FCC 汽油质量的生产技术。已经开发成功的工艺技术要抓紧推广,如 MIP、FDFCC 和两段提升管工艺,以及 RS-