

中国石化

2016年催化裂化技术交流会

论文集



李永林 主编

中国石化出版社

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

中国石化 2016 年催化裂化 技术交流会论文集

李永林 主编

中國石化出版社

内 容 提 要

本书总结回顾了近年来中国石化在催化裂化生产运行与优化、催化剂与助剂使用、节能与环保、设备运行与防腐、烟气脱硫脱硝等方面的经验,收录了研究、设计、生产等 28 家单位的 84 篇论文,是催化裂化方面的技术交流与运行总结。对从事催化裂化技术的管理人员、工程技术人员有很强的借鉴、指导意义,也是有关催化剂制造、科研设计人员很有价值的参考资料。

图书在版编目(CIP)数据

中国石化 2016 年催化裂化技术交流会论文集/李永林主编.
—北京:中国石化出版社,2016.9
ISBN 978-7-5114-4259-8

I. ①中… II. ①李… III. ①石油炼制-催化裂化-文集 IV. ①TE624.4-53

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2016)第 200300 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:北京市东城区安定门外大街 58 号

邮编:100011 电话:(010)84271850

读者服务部电话:(010)84289974

<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 36.25 印张 872 千字

2016 年 9 月第 1 版 2016 年 9 月第 1 次印刷

定价:138.00 元

前 言

自我国第一套 600kt/a 流化催化裂化工业化装置于 1965 年 5 月 5 日投产以来，迄今已 51 年了。五十年来，以催化裂化为标志的我国炼油工业从小到大，由弱到强，今天我国已经发展成为世界上炼油大国之一。多年来，催化裂化装置一直是我国汽油、柴油和液化气的主要生产装置，也是炼油企业获取经济效益的主要生产装置。催化裂化装置不仅是出产品、出效益的装置，也是出技术、出人才的装置。催化裂化对我国炼油工业的成长壮大，对我国国民经济的发展，作出了巨大的贡献。

到 2015 年年底，中国石化催化裂化装置已有 52 套，处理能力已达 69Mt/a，约占原油处理能力的 30%；平均单套装置处理能力达到 1.3Mt/a。

2006 年，中国石油、中国石化两大集团公司联合主办了催化裂化协助组第十届年会（每两年一届），之后没有再举办过大型催化裂化技术交流会，催化裂化方面的论文集也没有出版过。为提高催化裂化技术水平，加强工艺技术人员之间的沟通与交流，中国石化股份公司炼油事业部于 2016 年在中国石化炼油系统内部进行了催化裂化技术论文的征集工作，本书汇集了征集到的催化裂化技术相关文章 84 篇，涵盖了催化裂化工艺与优化、生产运行、催化剂及助剂使用、节能环保、烟气脱硫脱硝、设备使用与防腐等方面内容，对从事催化裂化领域工作的工程技术工作者将有较大的帮助。

借本书出版之际，向在催化裂化领域作出巨大贡献的各位科技工作者致以衷心的感谢！对长期从事催化裂化生产的广大工作者致以衷心的感谢！对关心和支持催化裂化技术的各单位领导致以衷心的感谢！

李永林

2016 年 9 月

目 录

一、生产运行与总结

LCO 加氢-催化组合生产高辛烷值汽油或轻质芳烃(LTAG)技术及工业应用	龚剑洪 毛安国 刘晓欣 周庆水(3)
MCP 技术工业应用	陈 祥 刘恩睦 黄常青(11)
干气中稀乙烯回收利用技术工业应用	朱秋成(17)
油浆过滤器及渣浆回炼技术在燕山三催化的应用	王 鑫 贾振东 倪前银(23)
加氢催化柴油进催化装置第二提升管多产汽油工艺工业试验及应用总结	黄深根 卢松坚 陈文良(30)
洛炼 2 [#] FCC 同轴催化装置开工过程中存在的问题及改进	周志航 王明东 丁 杰 焦 峰(36)
高桥石化 3 [#] 催化裂化装置掺渣改造总结	李 海(41)
油浆减压拔头装置在生产针状焦原料上的应用	丁昱文(50)
催化裂化装置吸收塔粗汽油进料分析	段 丹(55)
催化裂化装置加工常三线直馏柴油的工业实践	李 宁(61)
福建联合石化催化裂化 2015 年适应性改造运行总结	黄辉明(66)
催化裂化装置 LCO 加氢改质回炼的工业实践	丁小伟(76)

二、工艺技术与优化

直馏柴油催化裂化加工技术路线探索研究	魏晓丽 龚剑洪 毛安国 宋宝梅(83)
催化裂化装置反再系统催化剂循环故障处理经验谈	朱亚东(92)
扬子催化沉降器结焦分析	秦煜栋 彭 飞 王建文(98)
利用 R-SIM 模拟软件优化富吸收油在催化装置中的回炼流程	张宪宝(112)
Ⅲ催化再生器尾燃问题分析及解决办法	张启东 景录昌 陈忠基(122)
催化裂化装置加工加氢原料的操作优化	徐刚林 包江滔(130)
外取热器工艺操作对其长周期运行的影响及优化	王迪勇 张启东 李慧龙 景录昌(134)
催化裂化油浆换热器热阻软测量模型的开发及应用	郝艳龙(140)
裂解碳九催化改质技术工业应用	许晓斌 许金山 周忠国 达建文 韩新竹 刘爱华(145)
催化裂化装置回炼加氢石脑油影响分析	孙 浩 张苾源 李 凯(151)

2. 9Mt/a 催化裂化装置沉降器跑剂分析与对策

.....	夏明川	常培廷	张苾源	程千里	杨 磊	(156)
优化提高催化装置汽油收率	冯延龙	黄汝奎	郝健勇			(162)
催化裂化装置的结焦分析与防治			张金霞			(167)
800kt/a FDFCC-Ⅲ装置增产汽油的优化	林春阳	隋亭先	谢晨亮	侯和乾		(172)
提高催化装置处理量增产汽油			韩吉飞	王国新		(180)
新形势下提高催化汽油产量措施及效果				王 伟		(188)
降低催化装置柴汽比技术开发及应用						
... 杨海华 包建国 朱小顺 林毅辉 伍小驹 文 彬 陈文良 黄深根 罗 伟						(195)
蜡油催化装置油浆系统存在的问题及应对措施	王明东	王纪伟				(200)
洛炼 2 [#] FCC 装置酸性水总量与油含量的优化分析	周志航	权泽天	焦 峰			(207)
浅析催化裂化使用酸性水作终止剂技术的应用			钟贵江			(211)
催化再吸收塔干气带油原因分析及对策	王守福	叶雪平	王 伟			(216)
控制催化裂化再生烟气中 NO _x 排放的技术			李 海			(222)
原料劣质化对 2 [#] 催化装置影响浅析			梁建伟			(229)
反应温度对 FCC 汽油辛烷值及烃类结构影响规律研究	张诗晓	魏晓丽	张久顺			(236)
蜡油加氢与催化装置组合 LTAG 技术应用效果分析	侯玉宝	赵 娟				(245)
洛炼 2 [#] 同轴式 FCC 沉降器结焦问题处理过程探讨						
.....	李玉飞	王明东	周志航	丁 杰		(250)
洛炼 2 [#] 同轴式 FCC 催化剂循环典型问题的总结						
.....	权泽天	周志航	丁 杰	酒海涛		(256)
MIP 技术的工业应用与技术优势	王 新	许友好				(260)

三、催化剂使用

SGC-1 型增产汽油催化裂化催化剂的工业应用	单炳焜	(269)
COKC-1GQ 催化剂在工业性试验中的应用	梁建伟	王立明 (284)
新型抗钒催化剂在 2Mt/aMIP 装置上的应用	秦煜栋	(296)
改性 β 分子筛在催化裂化过程中的应用研究	欧阳颖	罗一斌 朱玉霞 (301)

四、助剂使用

催化裂化装置 RFS09 型硫转移剂应用情况分析	徐永隆	(309)
安庆石化 DCC 装置硫转移剂的应用	关广磊	(314)
脱硫脱硝助燃三效助剂在镇海炼化 3Mt/a 催化裂化装置上的应用	徐玉棠	(318)
三效助剂在催化裂化装置烟气脱硫中的应用	周建文	娄可清 (324)
RDNO _x 助剂在北海炼化催化裂化装置上的工业应用		
.....	钟贵江	梁先耀 宋海涛 田辉平 (330)

五、节 能

重油催化裂化装置用能分析及节能改造	周石磊 (339)
提高机组发电量浅析	李晓东 (347)
安庆分公司炼油装置几种热联合方式的介绍	周巍巍 (355)
—催化装置烟气轮机节能改造	田立玉 (363)
重油催化裂化装置节能优化	裴贵彬 李克见 赵炯 何军 何云辉 石平利 (367)

六、设备材料及防腐蚀

催化分馏塔结盐分析及在线水洗技术	梁顶华 (377)
一种新型分离器气固流动的数值模拟 ...	朱丙田 侯栓弟 武雪峰 毛安国 田志鸿 (382)
2 [#] 催化主风机组 M101 缺陷分析及对策	张 华 (389)
烟气脱硫塔结垢原因分析及对策	 陈文武 黄贤滨 屈定荣 李清松 贾富春 马克平 (399)
腐蚀分析对首套 MCP 装置长周期运行的指导意义	蒋 理 (404)
催化裂化解析塔进料变频控制优化改进及应用	李福临 (412)
降低重油催化装置分馏塔顶部循环腐蚀的新技术应用	 于福东 任丽萍 徐春生 韩荣贤 许 萧 杨 强 (416)
催化裂化分馏塔顶油气冷却器湿硫化氢应力腐蚀问题探讨	 邓矛 路建雷 门连国 张 乾 (422)
催化裂化再生器内置三级旋风分离器设计	张世成 (427)
催化裂化装置应用反冲洗式油浆过滤器的流程探讨	 张 亮 (432)
催化裂化装置再生器的优化设计	乔立功 刘 昱 (438)
基于惯性原理的流态化气固分离方法探讨	 王 伟 叶雪平 (446)
新型衬里结构在 FCC 装置反再系统中易损部位的应用	 张世成 苏延秋 (450)
高效空气激波吹灰器在燕山三催化高温取热炉上的应用	 冀望欣 于 磊 倪前银 贾振东 (461)
新型组合反应器在重油选择性裂解多产烯烃的工业应用	 高永灿 谢朝钢 鲁维民 刘宇健 (466)
全封闭旋流快分系统在沉降器防结焦改造中的应用	江盛阳 范 声 (473)

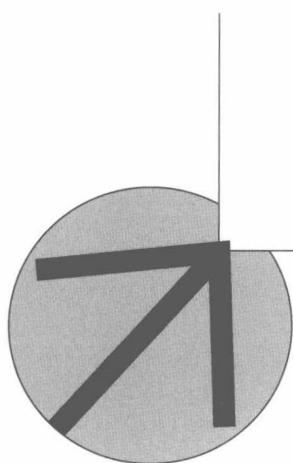
七、烟气脱硫脱硝

1 [#] 催化装置烟气脱硫及电除尘运行情况	刘海洲 (479)
---------------------------------------	-------------

FDFCC 装置脱硫脱硝运行情况分析	叶春来	(486)
催化裂化烟气除尘脱硫装置腐蚀问题与对策	李振健 吴 凡	张会朴(494)
催化烟气处理技术在扬子石化的工业应用	秦煜栋	(501)
催化烟气脱硫脱硝技术的比选及应用	赵锐铭	(507)
催化裂化装置烟气脱硫脱硝运行状况介绍	刘志凯 张苾源	常培廷(512)
催化烟气脱硝系统运行问题及应对措施	王广志 冯延龙	刘云龙(516)
催化裂化装置再生烟气脱硝除尘脱硫新技术应用总结	许国望 卢松坚 宁佐强	朱 旦(522)
催化裂化烟气净化存在问题的分析及治理措施	龚望欣 贾振东	佟玉文(529)

八、环保排放

燕山石化Ⅱ套重油催化裂化装置烟气氮氧化物含量控制	单炳焜	(539)
催化裂化烟气脱硫废水处理分析与对策	燕 帅	(549)
脱硫脱硝装置外排水氨氮超标原因分析	李汉华 方明胜 黄 卿	李志军(554)
催化裂化烟气脱硫含废催化剂废水处理	周建文	(560)
燕山三催化烟气氮氧化物控制方法的研究	龚望欣 贾振东	于 磊(566)



一、生产运行与总结

LCO 加氢-催化组合生产高辛烷值汽油或轻质芳烃 (LTAG) 技术及工业应用

龚剑洪¹ 毛安国¹ 刘晓欣² 周庆水²

- (1. 中国石化石油化工科学研究院 北京 100083;
2. 中国石化石家庄炼化分公司 河北石家庄 052160)

摘 要: 本文介绍了采用加氢-催化裂化组合将 LCO 转化为高辛烷值汽油和轻质芳烃的 LTAG 技术的操作模式、反应化学、技术特征以及工业试验。工业试验结果表明: LCO 加氢后单独催化裂化模式 (LTAG 模式 I) 在全循环条件下可以实现 LCO 全部转化, 获得 55.87% 的汽油产率, 16.89% 的 BTX 产率, 汽油 RON 达到 96.4; 而重油和加氢 LCO 分层进料模式 (LTAG 模式 II) 的加氢 LCO 的一次通过转化率 >70%, 汽油选择性 80% 左右, 汽油 RON 增加, 重油转化能力有所增加, 通过循环操作可以基本实现 LCO 全部转化。

关键词: 催化裂化 LCO 加氢 催化汽油 辛烷值 芳烃

1 前言

随着我国工业化发展进程加快、居民收入水平的提高和家庭用汽车日益普及, 近年来国内市场成品油消费中柴油和汽油的比例出现明显变化, 工业化后期柴油消费增速低于汽油消费增速将成为常态。因此, 今后若干年内消费柴汽比将长期呈现下行趋势。另一方面, 为了减少机动车排气污染、改善空气质量, 国内高标准的清洁车用柴油标准陆续出台并实施。而国内炼油企业的事实是, 催化裂化技术的普遍应用, 会生产大量高芳烃含量、低十六烷值的催化裂化柴油 (以下简称 LCO)。LCO 的这种组成特性与清洁车用柴油期望的高饱和烃含量、高氢含量、高十六烷值的要求存在大的矛盾。目前, LCO 主要是通过加氢精制或加氢改质技术进行加工。但 LCO 即使通过加氢精制或加氢改质也很难达到高标准的车用柴油标准, 同时也不符合降低柴汽比的市场趋势。因此, 迫切需要开发 LCO 的转化技术。

LTAG (LCO To Aromatics and Gasoline) 是石油化工科学研究院近期开发的将劣质 LCO 转化为高辛烷值催化汽油或轻质芳烃 (BTX) 的技术。其主要是通过加氢单元和催化裂化单元组合, 将 LCO 馏分中的芳烃先选择性加氢饱和后再进行选择性催化裂化, 通过设置加氢 LCO 转化区, 同时优化匹配加氢单元和催化裂化单元的工艺参数, 实现最大化生产高辛烷值汽油或轻质芳烃。LTAG 技术包括多种操作模式: LCO 全馏分加氢后 (或先将 LCO 进行馏分切割, LCO 重馏分加氢后和轻馏分一起) 再单独进行催化裂化 (模式 I), 如图 1(a); 重质原料和加氢 LCO (或者 LCO 轻馏分) 分层进料 (模式 II), 其中的加氢 LCO 可以是全馏分加氢

LCO 或者是重馏分加氢 LCO，如图 1(b)。对于模式 II，由于重油原料和加氢 LCO 共享同一提升管反应器，因此 LTAG 技术是在催化裂化装置提升管反应器的下部设置 LCO 转化区。目前模式 I 和模式 II 均已成功地在中国石化石家庄炼化分公司完成了工业应用试验。

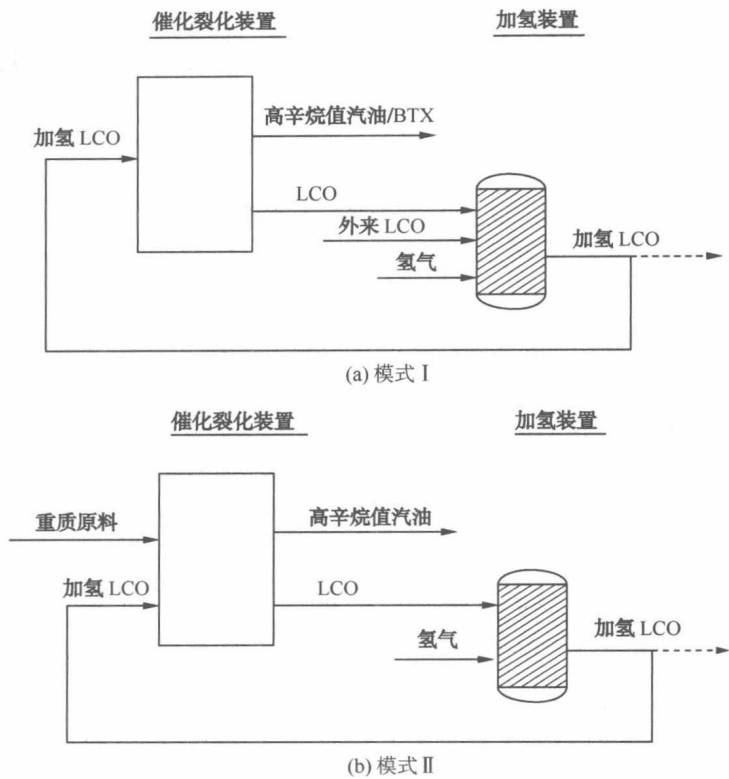


图 1 LTAG 技术工艺流程

2 LTAG 技术反应化学

针对 LCO 的加工利用，UOP^[1]、Ashland Oil Inc.^[2] 以及 ExxonMobil Research and Engineering Company^[3~5] 都先后提出了自身的加氢-催化组合加工利用方法，但存在的问题是加氢 LCO 转化率低，产物汽油选择性低。

和国外相关技术相比，LTAG 技术在以下方面具有自身的特点：LCO 加氢过程中的芳烃饱和度控制，确保过程低氢耗；加氢 LCO 发生催化裂化的反应器或者反应区的设计；加氢单元和催化裂化单元各操作参数的优化；专用的 LCO 加氢和加氢 LCO 催化裂化催化剂。

LTAG 技术中在加氢单元通过对 LCO 中的芳烃进行选择性加氢饱和，是将 LCO 中富含的双环芳烃加氢饱和为四氢萘型单环芳烃，而不是深度加氢饱和成十氢萘型环烷烃。这种选择性加氢饱和不仅有利于降低加氢单元的加氢操作苛刻度和化学氢耗，也有利于加氢 LCO 在随后的催化裂化过程中获得轻质芳烃或高辛烷值汽油。但量子化学计算表明，加氢 LCO 中的四氢萘型单环芳烃在常规催化裂化条件下很容易作为供氢体发生氢转移反应而重新生成双环芳烃成为 LCO 馏分，不容易通过发生开环裂化反应生成烷基苯型单环芳烃成为汽油馏分^[6]，这也是 LTAG 技术开发的最大难点。为了减少加氢 LCO 催化裂化过程中发生氢转移

反应的比例,而增加开环裂化反应的比例,从两类化学反应的热力学和动力学两方面考虑,在大量小试研究的基础上,最终在催化裂化单元通过优化反应器设计、设计加氢 LCO 转化区、工艺参数优化和采用专用催化剂等实现了如图 2 中的 LCO 芳烃选择性反应途径,从而最大化地将 LCO 转化为富含芳烃的高辛烷值汽油或轻质芳烃。目前 LTAG 技术已经可以实现将加氢 LCO 中四氢萘型单环芳烃由在常规催化裂化条件下发生 80% 的氢转移反应比例降低至 LTAG 技术条件下的不足 20%,而将开环裂化反应由常规催化条件下的 20% 比例增加至 LTAG 条件下的 72%,彻底解决了 LTAG 技术开发过程中的难点,实现了加氢 LCO 的选择性催化裂化问题,成功地实现了将 LCO 中的芳烃转化为高辛烷值汽油或轻质芳烃。

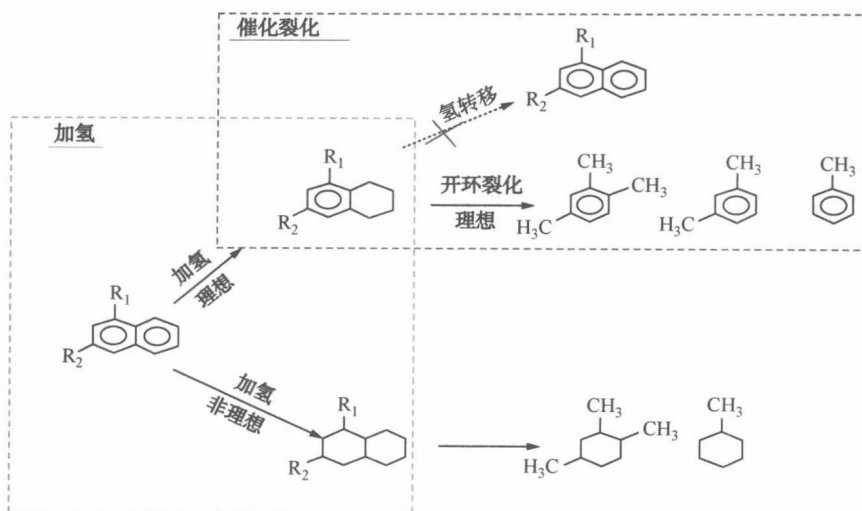


图 2 LTAG 技术中芳烃优选反应途径

3 LTAG 技术特征

LTAG 技术具有以下技术特征:

- 1) 高的一次通过加氢 LCO 转化率(>70%);
- 2) 高汽油选择性(约 80%);
- 3) 低氢耗(约 2%~2.5%)
- 4) 模式 I: 高辛烷值($RON > 94$), 汽油烯烃含量低, 采用循环操作时可以基本实现 LCO 全部轻质化;
- 5) 模式 II: 汽油烯烃含量降低 4~5 个单位, 辛烷值 RON 增加约 0.5~1.0, 采用循环操作时可以基本实现自身 LCO 全部轻质化。

4 工业试验结果

LTAG 技术的两种主要操作模式均已成功地进行了工业试验。模式 I 于 2013 年 4 月在中国石化石家庄炼化分公司(以下简称石家庄炼化分公司)2#催化裂化装置和 1Mt/a 汽柴油加氢装置上完成。其中 2#催化裂化装置是常规 FCC, 设计加工量为 800kt/a; 1Mt/a 汽柴油加

氢装置的设计总压为 8.0MPa，氢分压为 6.4 MPa。2014 年 7 月对石家庄炼化分公司 1[#]催化裂化装置进行改造后，模式Ⅱ于 2015 年 3 月在石家庄炼化分公司 1[#]催化裂化装置和 1Mt/a 汽柴油加氢装置上完成。1[#]催化裂化装置是 MIP 装置，设计加工量为 900kt/a。

4.1 LCO 加氢后单独催化裂化模式(LTAG 模式 I)

表 1 给出了 LTAG 模式 I 工业试验期间的加氢 LCO 性质，同时对应给出了中型试验的加氢 LCO 性质。从表 1 中可以发现，相比中型试验加氢 LCO 性质，工业试验的加氢 LCO 氢含量较低，双环芳烃含量较高，单环芳烃含量较低。或者说其性质离 LTAG 技术对加氢 LCO 的性质要求仍有较大差距。这主要是由于工业试验期间，1Mt/a 汽柴油加氢装置的柴油加氢催化剂已到使用末期(使用 9 年，期间再生过一次)，即将更换，因此加氢活性较低，LCO 加氢效果受限，也相应影响了加氢 LCO 随后的催化转化效果。

表 1 加氢 LCO 性质

技术	LTAG 工业试验	LTAG 中型试验
密度(20℃)/(g/cm ³)	0.9124	0.9062
初馏点~终馏点/℃	189.6~367.7	186~344
折射率(20℃)	1.5243	1.5092
硫含量/(μg/g)	1200	20
碳质量分数/%	89.29	88.62
氢质量分数/%	10.6	11.00
氮含量/(μg/g)	155.6	1.8
稠环芳烃含量/%	38.8	19.8
单环芳烃含量/%	36.9	56.1

2[#]催化裂化装置原来一直采用 CC-20DV 催化剂，先于工业试验一个月采用小加方式往装置内添加了针对加氢 LCO 转化开发的专用催化剂 HAC，至工业试验期间，装置内 HAC 催化剂约占系统藏量的 30%。2[#]催化裂化装置反应温度 570℃下的产物分布见表 2，表 2 中同时列出了反应温度 530℃下中型试验的产物分布。

表 2 产物分布

技术	LTAG	
操作模式	工业全回炼	中型全回炼
反应温度/℃	570	530
回炼比	0.65	0.4
产物分布/%		
干气	6.44	2.46
液化气	22.30	20.26
汽油	55.87	69.76
C ₆ ~C ₈ 芳烃	16.89	18.12
C ₆ ~C ₉ 芳烃	25.44	30.47
油浆	2.27	2.15
焦炭	12.62	5.57
损失	0.50	0.00
合计	100.00	100.00
转化率 ^① /%	100.00	100.00

① 转化率定义为 100-LCO 的产率。

从表 2 中可以发现, 由于工业试验过程中加氢 LCO 原料的性质没有达到 LTAG 技术要求, 因此和中型试验操作相比, 工业试验的反应温度尽管更高, 但回炼比仍高于中型试验。而从产物分布来看, 工业试验的产物分布也明显劣于中型试验, 具体表现在汽油和轻质芳烃产率低, 干气和焦炭产率高。但即使如此, 工业试验按照全回炼操作, 汽油产率仍达到 55. 87%, $C_6 \sim C_8$ 和 $C_6 \sim C_9$ 芳烃产率分别达到 16. 89% 和 25. 44%。

表 3 给出了 LTAG 技术模式 I 工业试验和中型试验时的催化汽油性质。从表中可以看出, 无论是工业试验还是中型试验, 得到的催化汽油烯烃含量很低, 芳烃含量较高, RON 和 MON 较高。

表 3 汽油性质

方案	LTAG 工业试验	LTAG 中型试验
密度(20℃)/(g/cm ³)	0. 763 9	0. 8129
初馏点~终馏点/℃	26~197	42. 5~198. 5
族组成(FIA)/%(体)		
芳烃	44. 5	61
烯烃	4. 9	1. 1
碱性氮含量/(μg/g)	17	<1
诱导期/min	>1 000	>1 000
折射率(20℃)	1. 441 5	1. 463 0
硫含量/(mg/L)	44	66
氮含量/(mg/L)	15	1. 8
氢质量分数/%	11. 66	11. 38
RON/MON	96. 4/84. 7	98. 2/86. 1

4.2 重油和加氢 LCO 分层进料模式(模式 II)

采用 LTAG 模式 II, 需要对催化裂化提升管反应器进行改造, 需要在重油进料喷嘴的下部设置一个专用 LCO 转化区, 见图 3。重油催化裂化生产的 LCO 去加氢装置进行选择性加氢饱和, 得到的加氢 LCO 返回催化裂化提升管反应器的 LCO 转化区, 在该反应区内主要通过发生开环裂化反应转化为高辛烷值汽油。该 LCO 转化区的设计要结合催化裂化装置的操作苛刻度和 LCO 加氢处理装置的加氢效果来综合考虑, 确保不仅要保证在该转化区内实现加氢 LCO 的高汽油选择性最大转化, 而且还要不影响下游的重油原料转化。

LTAG 模式 II 工业试验为期近一个月, 确保 LCO 在加氢装置和催化裂化装置之间达到稳态运行。期间, 重质油原料性质、催化剂性质维持相对稳定, 进行了包括空白标定在内的多个技术方案的标定。

图 4 给出了 1# 催化裂化装置投用 LTAG 技术前后, 催化汽油质量流率的变化。从图中可以发现, 从 3 月 5 日开始投用

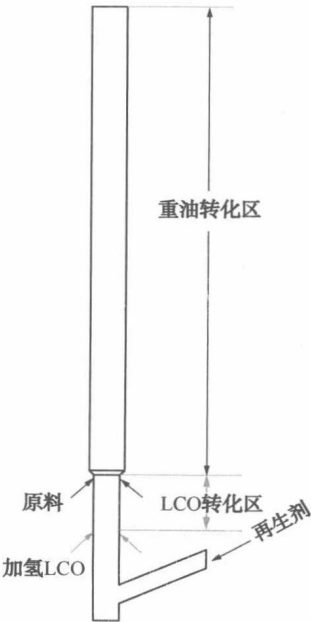


图 3 LTAG 模式 II 提升管反应器

LTAG 技术，在维持重油原料加工量不变的前提下，汽油质量流率由以前的约 37t/h 跃增至约 51t/h，汽油质量流率明显增加。

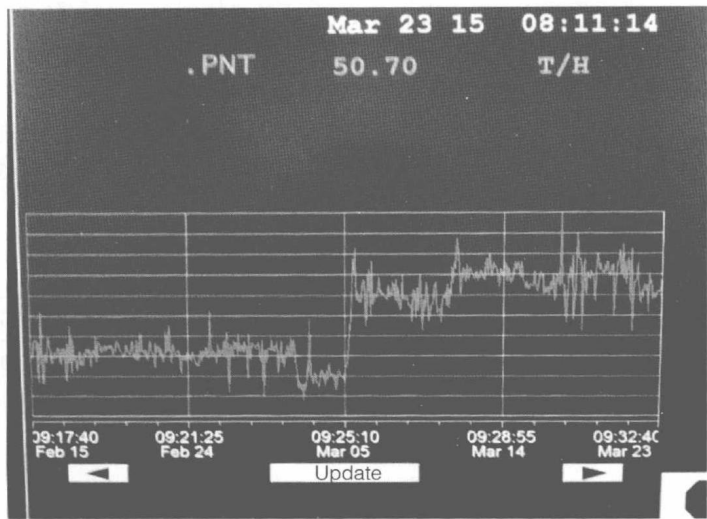


图 4 LTAG 工业试验前后汽油质量流率变化

LTAG 在石家庄炼化分公司的工业应用过程中进行了多个不同方案的工业试验考察。相同重油加工量下，基于采用 LTAG 改造前后的 LCO 质量流率变化和加氢 LCO 循环回提升管反应器的质量流率，可以计算出加氢 LCO 的一次通过转化率最高达到 70.19%(相同的催化裂化操作参数下与 LCO 加氢深度有关)。表 4 列出了采用 LTAG 技术前后的产物分布变化。从表 4 中可以发现，采用 LTAG 技术基本可以全部实现将 LCO 转化，LCO 产率降低了 20.31 个百分点，而汽油产率增加了 16.08 个百分点，汽油选择性接近 80%。

表 4 工业试验和空白标定的产物分布

方案	FCC	LTAG
产物分布/%		
干气	3.46	4.35
液化气	18.32	20.85
催化汽油	42.95	59.03
LCO	21.25	0.94
油浆	4.73	4.61
焦炭	8.79	9.73
损失	0.49	0.48
合计	100.00	100.00

表 5 给出了产物汽油性质对比。从表 5 中可以发现，采用 LTAG 技术后，汽油性质有所改善，表现在烯烃含量降低了 4.1 个百分点，硫含量降低，辛烷值增加 0.6 个百分点，诱导期大幅度增加。

表 5 汽油性质

方 案	FCC	LTAG
密度(20℃)/(g/cm ³)	0.7276	0.7382
初馏点~终馏点/℃	30.5~199.1	30.4~201.7
族组成(FIA)/%(体)		
芳烃	24.3	28.7
烯烃	20.3	16.2
诱导期/min	743	>1000
折射率(20℃)	1.4153	1.4211
硫质量分数/(μg/g)	537.4	341.4
氢质量分数/%	13.67	13.41
RON/MON	92.6/82.0	93.2/82.7

表 6 列出了采用 LTAG 技术前后催化裂化装置 LCO 的性质变化以及 LTAG 技术中 LCO 循环经过加氢后得到的加氢 LCO(HLCO)性质。

表 6 LCO 及加氢 LCO 性质

方案	FCC	LTAG	
	LCO	LCO	HLCO
密度(20℃)/(g/cm ³)	0.969 0	0.972 6	0.912 1
初馏点~终馏点/℃	135~356	131~354	157~340
十六烷值	17.8	15.8	22.0
折射率(20℃)	1.570 7	1.576 2	1.512 5
硫质量分数/(μg/g)	13300	7010	115.12
氢质量分数/%	8.91	8.69	10.95
单环芳烃质量分数/%	28.1	22.3	63.8
双环芳烃质量分数/%	55.4	61.5	11.8

从表 6 中不难看出,与 FCC 技术的 LCO 性质相比,采用 LTAG 技术模式 II 的 LCO 性质略有降低,具体表现在密度略有增加,十六烷值略有降低。

从表 6 还可以发现,LTAG 技术中 LCO 循环加氢的过程,主要是将其中的双环芳烃选择性饱和为单环芳烃,其中双环芳烃含量由 61.5%降低至 11.8%,而单环芳烃含量由 22.3%增加至 63.8%。

表 7 给出了采用 LTAG 技术前后液化气组成对比。从表中可以发现,和空白 FCC 相比,LTAG 的丙烯质量和体积分数略有增加,但 C₄ 烯烃的质量和体积分数有所减少,异丁烷略有增加。丙烯的质量或体积分数的增加主要与 LTAG 技术该模式下的设计操作方式有关,同时也与 C₃ 正碳离子的氢转移能力较弱有关;而 C₄ 烷烯比增加与 C₄ 正碳离子的氢转移能力较强有关。