

催化裂化技术面临的挑战与机遇

杨朝合, 陈小博, 李春义, 山红红

(中国石油大学重质油国家重点实验室, 山东青岛 266580)

摘要:回顾催化裂化技术的发展历史,提出主要以不同生产目的为依据区分催化裂化、催化裂解和催化热裂解技术的建议;阐述催化裂化技术在现代炼化企业的重要地位,分析催化裂化技术面临的挑战;根据“分子炼油”理念指出催化裂解技术的发展机遇,讨论环烷芳烃有效转化的关键问题;指出催化裂化技术在车用汽油质量升级和炼油化工一体化过程中将持续发挥重要作用。

关键词:催化裂化;催化裂解;催化热裂解;环烷芳烃

中图分类号:TE 624.41

文献标志码:A

引用格式:杨朝合,陈小博,李春义,等.催化裂化技术面临的挑战与机遇[J].中国石油大学学报(自然科学版),2017,41(6):171-177.

YANG Chaohe, CHEN Xiaobo, LI Chunyi, et al. Challenges and opportunities of fluid catalytic cracking technology[J]. Journal of China University of Petroleum (Edition of Natural Science), 2017,41(6):171-177.

Challenges and opportunities of fluid catalytic cracking technology

YANG Chaohe, CHEN Xiaobo, LI Chunyi, SHAN Honghong

(State Key Laboratory of Heavy Oil Processing in China University of Petroleum, Qingdao 266580, China)

Abstract: The development history of catalytic cracking technology is reviewed. On the basis of the different product schemes, a method of classifying FCC technologies into Fluid Catalytic Cracking, Deep Catalytic Cracking, and Catalytic Pyrolysis Process is proposed. The important role of FCC technology in the modern petrochemical factories is discussed, and the challenges of FCC technology are analyzed as well. The development opportunities for FCC technology are pointed out according to the principle of “molecular refining”. And the key issues in the effectively cracking of naphthenic aromatics are discussed. It is concluded that FCC technology will continue play an important role in the gasoline quality upgrading and the integration of refining and chemical industry.

Keywords: catalytic cracking; deep catalytic cracking; catalytic pyrolysis process; naphthenic aromatics

1 催化裂化技术概述

催化裂化是现代炼化企业最重要的原油二次加工过程之一,是重油轻质化的主要工艺技术。自1936年世界上第一套固定床催化裂化工业装置诞生以来,在80余年的发展历程中,催化裂化技术经历了20世纪40~50年代的移动床工艺和流化床工艺的平行发展时期,以及60年代的流化催化裂化(fluid catalytic cracking, FCC)工艺的快速发展阶段。20世纪70年代以后,伴随着分子筛催化剂的开发

成功和不断改进,提升管流化催化裂化工艺逐渐成为催化裂化过程的主导工艺技术。中国第一套固定床催化裂化工业装置由前苏联设计,于1958年在兰州炼油厂建成投产,以直馏柴油为原料生产航空汽油或车用汽油;第一套自主设计的密相流化床催化裂化工业装置于1965年在抚顺石油二厂建成投产;第一套提升管反应器流化催化裂化工业装置于1974年在玉门炼油厂成功运转^[1-3]。

催化裂化工艺技术的发展与催化裂化催化剂的进步密不可分。催化裂化催化剂由最初的天然片状

酸性白土、粉状硅酸铝、微球硅酸铝,发展到合成硅酸铝,以及目前普遍采用的分子筛催化剂。分子筛催化剂也在随着催化裂化原料、工艺、产品需求的变化而变化,各种功能化的催化裂化催化剂不断开发成功,其活性、选择性和稳定性不断提升。分子筛催化剂中的活性分子筛组分包括 X 型分子筛、Y 型分子筛、超稳 Y 型分子筛(USY)、稀土 Y 型分子筛(REY)和择形分子筛 ZSM-5 等,其他组分包括各种基质、黏结剂和助剂等^[3,4]。

催化裂化过程所加工的原料从最开始的柴油馏分和减压馏分油到掺炼脱沥青油、焦化蜡油、页岩油、常压渣油、减压渣油、渣油加氢脱硫装置的常压渣油,甚至直接加工常压渣油或减压渣油等,原料适应性不断增强。从所加工原料来看,催化裂化技术经历了最初的柴油馏分的固定床催化裂化、发展阶段的蜡油馏分(VGO)催化裂化,以及目前较为普及的重油催化裂化(RFCC)。RFCC 装置除少数是加工纯常压渣油或减压渣油以外,多数是加工蜡油掺兑渣油的混合原料。中国于 1983 年在石家庄炼油厂建设了第一套大庆常压渣油催化裂化工业化装置,又于 1984 年在九江炼油厂建成了第二套 RFCC 工业化装置。20 世纪 80 年代后期中国的重油催化裂化装置发展迅速,至今中国催化裂化过程的总加工能力已超过 200 Mt/a^[3,5]。

随着市场需求的变化和催化裂化技术的进步,催化裂化的原料由轻变重,目的产品也从最初的汽油扩展到汽油和柴油、液化气和汽柴油、液化气和高辛烷值汽油,以及低碳烯烃和高辛烷值汽油,或发展为以生产低碳烯烃和 BTX 为目的的新技术。中国石油化工股份有限公司石油化工科学研究院(RIPP)在国际上率先成功开发了重质油催化裂解生产低碳烯烃的系列技术^[6]。尽管催化裂化的原料和目的产品要求已经发生了很大变化,但基于传统习惯,大多数企业仍然按统一的标准对生产装置的单项指标进行考核管理,如催化剂单耗、吨原料能耗、轻质油收率等,无法适应催化裂化技术已经发展、衍生出不同的功能化技术的现实。为提高不同类型生产装置的管理水平,分类管理至关重要。笔者认为有必要基于目的产物、催化剂、工艺条件和产品分离流程的不同,将催化裂化技术进一步划分为常规催化裂化(简称催化裂化,FCC)、催化裂解(deep catalytic cracking,DCC)和催化热裂解(catalytic pyrolysis process, CPP),建议划分标准如下:

(1)催化裂化。以汽油、柴油或轻循环油为目

的产物,液化气(LPG)为副产物,气体产物产率 15%~20%;反应温度 480~540℃,催化剂的主要活性组分为 Y 型分子筛。

(2)催化裂解。以 LPG(丙烯、丁烯等)为主要目的产物之一,兼顾高辛烷值汽油组分的生产,气体产物产率 30%~50%;反应温度 520~570℃,催化剂的主要活性组分为择形分子筛。

(3)催化热裂解。以低碳烯烃(乙烯、丙烯、丁烯等)为主要目的产物,兼顾高辛烷值汽油组分或轻质芳烃的生产,气体产物产率大于 50%;反应温度 560~700℃,使用含择形分子筛或金属氧化物的催化剂。

2 催化裂化技术的地位与挑战

2.1 催化裂化技术仍将继续发挥骨干作用

中国在 2009 年成为全球最大的能源消费国,所消费一次能源占世界一次能源消费的比例 2016 年为 23.0%,排在第二位的美国为 17.1%,排在第三位及以下的国家占比均未超过 5.5%。但是中国一次能源结构中的石油和天然气所占比例约 25.2%,远低于世界平均水平(57.4%);而煤炭占中国一次能源的比例为 61.8%,又远高于世界平均水平(仅为 28.1%)^[7]。鉴于中国严峻的环境污染现状,利用更加清洁的一次能源将是大势所趋,意味着中国仍然有增加石油和天然气消费的潜力。

2016 年中国消费石油为 5.8 亿 t,进口比例超过 60%,而且重油比重较大。因此,重油的有效轻质化是充分利用宝贵石油资源的关键。在焦化、催化裂化、重油加氢处理和加氢裂化几种主要重油轻质化过程中,催化裂化过程的地位依然至关重要。2003 年侯芙生院士^[8]和陈俊武院士^[9]分别阐述了催化裂化过程在炼油厂中的重要地位,认为催化裂化作为主要的重油轻质化过程,仍将继续发挥骨干作用。截至 2013 年底,中国催化裂化、延迟焦化和加氢裂化的加工能力分别为 18 931、13 750、12 446 万 t,所占比例分别为 42.0%、30.5%和 27.5%。目前,中国的催化裂化汽油约占汽油总量的 70%,催化裂化柴油约占柴油总量的 30%,凸显了中国催化裂化技术在重油轻质化过程中的重要地位。在全球范围内,催化裂化也是主要的汽油生产装置,在某些国家还是柴油的重要生产装置。例如,美国的 FCC 汽油约占汽油总量的 36%,加上 FCC 衍生汽油组分则更高,甚至超过了 50%。在欧洲,催化裂化型炼厂的数量约占总炼油厂数量的 60%,FCC 汽油约占

欧洲汽油总量的 35%。日本的 35 家炼油厂中催化裂化型为 25 家,约占 71%,FCC 汽油占总汽油的比例在 25%~30%^[9]。此外,催化裂化装置在提供大量运输燃料调和组分的同时,还提供了世界丙烯总产量的约 32%,中国丙烯总产量的 40% 以上也由催化裂化装置提供。因此,无论从国内还是全球范围看,催化裂化工艺在现代炼油厂中的重要地位仍然不可取代。

2.2 催化裂化技术面临的主要挑战

降低焦炭和干气产率、目的产物收率最大化和长周期稳定运转始终是催化裂化技术一直追求的目标。随着国民经济的快速发展,原料的重质化、产品质量的升级换代、产品分布的需求变化和环保法规的日趋严格,催化裂化技术面临一系列挑战。包括原料重质化与提高目的产品收率的矛盾,催化汽油高烯烃含量与车用汽油质量标准低烯烃含量要求的矛盾,催化柴油高芳烃含量、低十六烷值与车用柴油质量标准低芳烃含量、高十六烷值要求的矛盾。解决这些矛盾也成为催化裂化技术进步的推动力,促进了催化裂化催化剂、反应工艺技术、催化剂再生技术、节能减排技术及其过程装备技术的巨大进步^[2,5,10-12]。

1978 年以来,中国消费柴汽比呈现先降后升、再回落的变化趋势。最低点为 1990 年的 1.3,然后升至 2005 年的历史最高点 2.3,再回落至 2015 年的 1.5。在 1990 年以前,中国柴油消费以农业用油为主,增长较为缓慢,消费柴汽比呈现走低趋势;1993 年以后,随着经济体制的转变,1990~2000 年中国经济年均增长 10.4%,消费柴汽比开始上升;2001~2010 年,中国快速完成了工业化中期阶段,消费

柴汽比迅速上升,在 2005 年达到最高点,“十一五”期间国家推出 4 万亿元投资减缓了经济的下行速度,消费柴汽比维持在峰值附近,但已出现下行迹象^[13]。“十二五”期间经济增速放慢,GDP 年均增长 8.0%,消费柴汽比也持续回落,2015 年的消费柴汽比为 1.5,预计 2020 年中国消费柴汽比将降至约 1.1^[13]。通过调整催化裂化技术的催化剂和工艺条件,可以灵活调整催化柴油与催化汽油的比例(甚至可以消灭催化柴油)。因此催化裂化技术将是低柴汽比消费需求下的重油轻质化优势技术。

FCC 汽油在中国车用汽油池中所占的比例曾经高达 80%,目前仍以 FCC 汽油为主,因此 FCC 汽油的质量决定了中国车用汽油的整体质量水平。自 2000 年以来,中国车用汽油的质量升级走上快车道,硫质量含量从 2000 年的 1 000 μg/g 降到了目前的 10 μg/g,烯烃体积分数从 35% 降到了 24% (见表 1)。GB17930-2013 车用汽油标准要求 2018 年 1 月 1 日起在全国实施国 V 车用汽油标准,但由于近年来环境污染严重、雾霾天数增多,东部 11 省市已于 2016 年 1 月 1 日实施,要求 2017 年 1 月 1 日在全国提前一年实施。预计国 VI 车用汽油标准将在 2019 年实施,届时将要求汽油的烯烃体积分数不大于 18%,50% 馏出温度不大于 110℃。在烯烃允许含量降低、重质芳烃添加受到限制的前提下,如何保证汽油的抗爆性能将是需要解决的实际问题。其中一条途径就是增加烷基化、醚化、异构化等过程提供高辛烷值汽油调和组分的产能。而催化裂解技术可以提供醚化、烷基化的基本原料异丁烯、异戊烯,异丁烷和 C₃~C₅ 烯烃。

表 1 中国车用汽油质量标准的演变

Table 1 Quality improvements of gasoline for motor vehicles in China

标准		硫质量分数 上限/%	苯体积分数 上限/%	芳烃体积分 数上限/%	烯烃体积分 数上限/%	氧质量分数 上限/%	执行年度
GB484-93 *		0.15	—	—	—	—	1993—1999
GB17930-1999		0.08/0.10	2.5	40	35	2.7	2000—2006
GB17930-2006	国 II	0.05	2.5	40	35	2.7	2007—2009
	国 III	0.015	1.0	40	30	2.7	2010—2013
GB17930-2011	国 IV	0.005	1.0	40	28	2.7	2014—2017
GB17930-2013	国 V	0.001	1.0	40	24	2.7	2018/16—19

* 含铅汽油。

2016 年,霍尼韦尔全球油品公司认为,随着油价的持续走低,炼油和石化业务整合方式受到前所未有的高度关注,提高炼油利润最合理的多元化方法则向石油化工产品扩展。印度信诚公司认为,在一个不稳定、不确定、复杂且模棱两可的环境里,生

存依赖于适应性,需要极其灵活的处理手段以适应市场。更深层次的炼化一体化可以显著提高效率和灵活性,这样的整合是稳定盈利的关键。ABB 咨询公司认为,一个强大企业的特征是能够根据需求、产品售价和原料成本价、技术以及所有影响其成功发

展的外部因素迅速做出改变,成功应对环境变化。

催化裂化过程具有原料适应性强,可以根据市场需求灵活调整产品分布特性,既可以生产汽油和柴油,又可以生产基本有机化工原料低碳烯烃和芳香烃,因此将是炼化企业维持盈利需要深度融合的、灵活的炼化一体化技术的主要候选技术。

3 催化裂化技术的发展机遇

尽管催化裂化技术已经取得了巨大的进步,但在加工高芳烃含量和高氮含量的原料时仍然困难重重,面对即将实施的国 VI 车用汽油标准和炼化一体化深度融合的迫切需求,需要以“分子炼油”理念为指导,从分子转化层面深入认识催化裂化或催化裂解机制,进一步提升石油资源的有效利用率。

目前对催化裂化原料的控制指标主要是残炭、硫、氮含量,重金属含量,以及密度和四组分(饱和分、芳香分、胶质和沥青质)等宏观性质和族组成。由于分析条件的限制,很少从原料的分子结构分析其转化规律,以至于在生产操作过程中的优化调整缺乏理论指导。表 2 为中国几家石化企业 RFCC 装置加工渣油加氢处理后常压重油的油浆和焦炭产率数据。RFCC 原料经过加氢预处理后,可以改善产物分布、提高目的产品收率 and 产品质量,并且能够显著降低生产过程污染物 SO_x 、 NO_x 的排放。从表 2 看,RFCC 装置仍然需要外甩相当多的油浆,才能保证装置的正常运行。尽管各石化公司的操作方案不尽相同,但在掺炼 VGO 的情况下油浆外甩量仍大于 5%,E 石化公司 RFCC 装置的外甩油浆甚至超过了 10%,达到 10.18%。由此可见,渣油在经过加氢预处理以后,虽然其可裂化性能得到了较大提高,但是仍然不能实现其理想转化。催化油浆的主要成分为萘系或含三环、四环芳香烃的化合物,他们的可控有效转化将会显著提高催化裂化的经济效益。

表 2 加工渣油加氢脱硫常压重油的 RFCC 的油浆和焦炭产率

Table 2 RFCC slurry decant oil and coke yields for VRDS or ARDS residue as feedstocks

RFCC 装置	外甩油浆 产率/%	焦炭产 率/%
A 石化公司(70% VGO+30% AR)	5.43	4.94
B 石化公司(28% VGO+72% AR)	5.28	9.13
C 石化公司	7.62	7.40
D 石化公司	8.00	7.71
E 石化公司	10.18	8.09

关于焦化蜡油(CGO)的有效加工一直是一个

难题,由于其含有较多的氮化物(尤其是碱性氮化物),无论加氢裂化还是催化裂化都受到掺兑比例的限制。碱性氮化物的存在,会影响其他原料的有效转化^[14-16]。2011 年在山东某炼油厂,利用中国石油大学(华东)开发的 TMP 技术首次进行了加工纯焦化蜡油的催化裂化实验。原料 CGO 的相对密度为 0.943 0,氢含量小于 11%,碱氮含量 0.4%。工业运转结果表明,在外甩油浆小于 2% 的条件下几乎实现了 CGO 的完全转化,但是焦炭产率较高(接近 10%)、高密度柴油收率接近 50%。这意味着由于含氮化合物的强吸附能力,大多数缩合生成焦炭或被待生剂带到再生器作为焦炭烧掉。高密度柴油的主要成分为萘系化合物,其进一步有效转化成为催化裂化技术直接加工 CGO 的关键。

为了保护大气环境,国 VI 车用汽油标准对车用汽油的分子构成提出了更苛刻的要求,限制其中烯烃含量小于 15%、芳烃含量小于 35%,苯含量小于 0.8%,50% 馏出温度不大于 110℃。根据预测,仅仅依靠催化汽油和重整汽油的调和将难以生产出符合国 VI 标准的车用汽油,对一定比例烷基化汽油、醚化汽油和异构化汽油组分的生产提出了迫切要求。

如前所述,焦化蜡油和加氢处理重油的催化裂化加工导致大量的劣质柴油、外甩油浆和高焦炭产率,市场消费柴汽比的持续走低和车用汽油标准的进一步升级要求石油加工过程少产柴油、尽可能低成本地提供烷基化和醚化的基本原料。从烃分子转化的角度分析,关键在于现有技术无法有效控制环烷芳烃的定向转化,劣质柴油的催化裂化回炼操作会导致萘系芳烃向三环、四环芳烃的缩合转化,最终导致焦炭产率和外甩油浆的增加。关于环烷芳香烃的有效转化问题,已经开展了大量的研究工作^[17-21],这将是催化裂化/催化裂解技术实现新突破的关键问题。

在催化裂化原料的现有分析控制指标中,所有项目均未涉及其分子结构。所谓的“四组分分析”,所得到的饱和分并不意味着都是烷烃和环烷烃,芳香分也不是仅有芳香环、没有环烷环的烃分子。而大多数的芳香烃是以环烷芳香烃的形式存在,尤其是在加氢处理后的催化裂化原料中会含有更多的环烷芳香烃。当然,多环芳烃可以通过深度加氢裂化转化为烷烃,但加氢裂化氢耗高、低碳数产物全为烷烃,在经济上是不可行的。为了降低氢耗和生产成本,催化原料的加氢预处理过程应尽可能避免裂化反应的发生,操作条件难以达到多环芳烃的完全饱

和,多环芳烃的主要反应如图 1 所示。

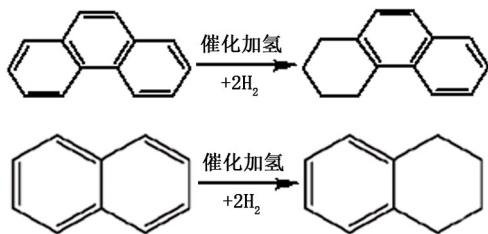


图 1 催化原料加氢预处理的多环芳烃转化

Fig.1 Main changes of polyaromatics during hydrotreating of FCC feedstocks

催化柴油和催化油浆的有效转化,同样是萘系和多环芳烃的有效转化问题。多环芳烃不可能通过催化裂化过程实现轻质化,而通过加氢裂化实现轻质化也不是明智的选择,这将导致极高的氢耗和生产成本。但是,在控制裂化的前提下,可以将多环芳烃进行适度加氢,实现部分加氢饱和,将多环芳烃转化为环烷芳烃(图 1),再结合催化裂化技术实现环烷芳烃的环烷环的高选择性开环裂化反应。环烷芳香烃在催化裂化过程中的理想反应是实现环烷环的选择性开环,四氢萘就可以转化为单环芳烃,四氢蒽就可以转化为双环芳烃、八氢蒽则可以直接转化为单环芳烃(图 2)。双环芳烃可以通过选择性加氢转化为含有一个芳环的环烷芳烃,再次经过催化裂化得到单环芳烃,结果是将催化柴油组分转化为了汽油组分。如果这一设想能够实现,则可以充分利用重质油中的芳香烃高效率生产富含单环芳烃的高辛烷值汽油组分或直接生产苯、甲苯和二甲苯,消灭催化柴油;同时由于催化裂化的本质属性,在环烷环开环的同时会生成大量的基本有机化工原料(丙烯),以及为满足国 VI 车用汽油标准所需要的醚化原料(异丁烯、异戊烯)和烷基化原料(异丁烷、丁烯)。

在催化裂化过程实现环烷芳香烃的环烷环的高选择性定向开环转化是催化裂化技术发展的机遇,同时也是挑战。环烷芳香烃在渣油热裂化过程中被用作供氢剂,表明它很容易发生脱氢反应。催化裂化/裂解过程是一个催化裂化反应和热裂化反应并存的复杂反应体系,在普通催化裂化操作条件下,最容易发生图 1 所示反应的逆反应,即环烷芳香烃的环烷环发生脱氢反应,所生成的稠环芳烃又会进一步发生脱氢缩合反应、最终生成焦炭。催化裂化催化剂的主要活性组分是 Y 型分子筛或其他择形分子筛,分子筛的孔径较小,带有取代基的双环烃类、尤其是多环烃类化合物难以进入分子筛孔道。已有研究表明^[18-21],通

过新型催化剂开发和反应工艺技术优化,环烷芳烃的环烷环开环裂化选择性可以从普通催化裂化条件的 50% 以下提高到 70% 以上。中国石化石油化工科学研究院(RIPP)率先从分析 LCO 的化学组成入手,提出了 LCO 选择性加氢与选择性催化裂化组合生产高辛烷值汽油或轻质芳烃的 LTAG 技术^[21-23]。在该技术中,加氢单元需进行选择性加氢控制,即双环芳烃选择性加氢饱和生成四氢萘型单环芳烃;催化单元要实现选择性裂化,即选择性强化四氢萘型单环芳烃开环裂化反应,抑制氢转移反应。工业应用结果表明,LTAG 技术中加氢 LCO 转化率大于 70%,汽油选择性接近 80%,汽油研究法辛烷值超过 96, $C_6 \sim C_8$ 芳烃产率达到 16.9%^[21-23]。因此,通过环烷芳香烃环烷环选择性裂化催化剂的开发、反应工艺条件的精细控制,以及多环芳烃的选择性适度加氢饱和和技术方面的深入研究,一定会实现环烷芳香烃的高选择性环烷环开环裂化,在“分子炼油”理念的指导下使催化裂化技术成为炼油-化工一体化的重要桥梁,并为车用汽油质量的再次升级以及炼油向化工转型做出贡献。

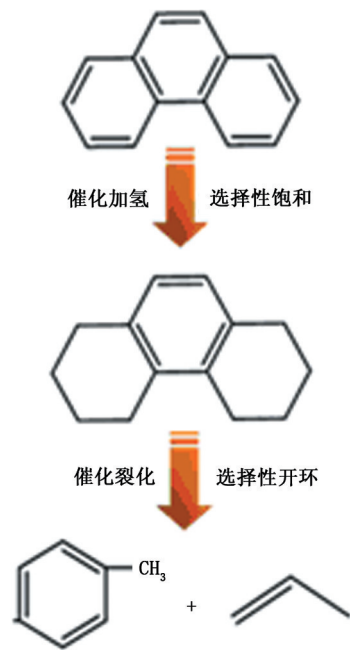


图 2 多环芳烃的理想转化

Fig.2 The desired conversion of polyaromatics

4 结 论

(1) 催化裂化过程的催化剂、反应工艺、再生工艺、节能减排工艺,以及工程装备等均取得了巨大的技术进步,可加工原料从柴油馏分发展到各种重质原料,生产不同产品的灵活性得到极大提升。根据不同目的产品要求和反应技术特点可以将催化裂化

过程进一步划分为催化裂化、催化裂解和催化热裂解技术。

(2)作为重质油轻质化、生产高辛烷值汽油的主要石油加工过程,催化裂化在现代炼油厂中的重要地位不可取代。催化裂解技术在消费市场柴汽比降低、车用汽油质量持续升级换代的形势下必将发挥重要作用,并展现低油价下重油催化裂解生产低碳烯烃的经济优势。

(3)经济地实现重质原油的轻质化和炼油化工技术一体化,环烷芳烃的合理、有效转化是一个关键问题,这将成为催化裂化技术再次突破的契机。通过新型催化剂和反应工艺技术的开发,使多环芳香烃的选择性加氢部分饱和及环烷芳香烃的环烷环选择性开环裂化实现有效耦合,是践行“分子炼油”理念的重要途径。

参考文献:

- [1] 徐春明,杨朝合.石油炼制工程[M].4版.北京:石油工业出版社,2009.
- [2] 山红红,李春义,钮根林,等.流化催化裂化技术研究进展[J].石油大学学报(自然科学版),2005,29(6):135-150.
SHAN Honghong, LI Chunyi, NIU Genlin, et al. Research progress in fluid catalytic cracking technology [J]. Journal of the University of Petroleum, China (Edition of Natural Science), 2005,29(6):135-150.
- [3] 陈俊武.催化裂化工艺与工程[M].2版.北京:中国石化出版社,2005.
- [4] HARDING R H, PETERS A W, NEE J R D. New developments in FCC catalyst technology [J]. Applied Catalysis A: General, 2001, 221: 389-396.
- [5] 陈祖庇.浅议重油催化裂化技术进步[J].炼油技术与工程,2007,37(11):1-4.
CHEN Zubi. Development of heavy oil FCC process [J]. Petroleum Refinery Engineering, 2007,37(11):1-4.
- [6] 汪燮卿,舒兴田.重质油裂解制轻烯烃[M].北京:中国石化出版社,2015.
- [7] BP Statistical Review of World Energy[EB/OL]. (2017-06-01)[2017-09-20]. <https://www.bp.com/en/global/corporate/energy-economics/statistical-review-of-world-energy.html>.
- [8] 侯英生.充分发挥催化裂化深度加工的骨干作用[J].当代石油化工,2003,11(6):1-5.
HOU Fusheng. Making full use of the backbone role of FCC in deep processing [J]. Contemporary Petrochemicals, 2003,11(6):1-5.
- [9] 陈俊武,卢捍卫.催化裂化在炼油厂中的地位 and 作用展望[J].石油学报(石油加工),2003,19(1):1-11.
CHEN Junwu, LU Hanwei. Prospects of status and role of FCC in refinery [J]. Acta Petrolei Sinica (Petroleum Processing Section), 2003,19(1):1-11.
- [10] 杨朝合,郑俊生,钮根林,等.重油催化裂化反应工艺研究进展[J].炼油工程与技术,2003,33(9):1-5.
YANG Chaohe, ZHENG Junsheng, NIU Genlin, et al. Research progress on RFCC reaction process [J]. Petroleum Refinery Engineering, 2003,33(9):1-5.
- [11] 杨朝合,山红红,张建芳,等.传统催化裂化提升管反应器的弊端与两段提升管催化裂化[J].中国石油大学学报(自然科学版),2007,31(1):127-131,138.
YANG Chaohe, SHAN Honghong, ZHANG Jianfang, et al. Shortcoming of conventional RFCC reactor and advantage of TSRFCC technology [J]. Journal of China University of Petroleum (Edition of Natural Science), 2007,31(1):127-131,138.
- [12] 高金森,王刚,卢春喜,等.重油催化裂化反应工艺技术创新[J].中国石油大学学报(自然科学版),2013,37(5):181-185.
GAO Jinsen, WANG Gang, LU Chun-xi, et al. Technical innovation of fluid catalytic cracking for heavy oil processing [J]. Journal of China University of Petroleum (Edition of Natural Science), 2013,37(5):181-185.
- [13] 丁少恒,仇玄,汤湘华.“十三五”中国成品油消费柴汽比预测[J].国际石油经济,2015,23(11):58-61.
DING Shaoheng, QIU Xuan, TANG Xianghua. The ratio of diesel to gasoline of petroleum products during the 13th Five-year Plan period [J]. International Petroleum Economics, 2015,23(11):58-61.
- [14] 袁起民,王屹亮,李春义,等.焦化蜡油两段提升管催化裂化研究[J].中国石油大学学报(自然科学版),2007,31(1):122-126.
YUAN Qimin, WANG Yiliang, LI Chunyi, et al. Study on conversion of coker gas oil by two-stage riser fluid catalytic cracking [J]. Journal of China University of Petroleum (Edition of Natural Science), 2007,31(1):122-126.
- [15] 陈小博,孙金鹏,沈本贤,等.碱性氮化物对 USY 和 ZSM-5 型催化裂化催化剂催化性能的影响[J].中国石油大学学报(自然科学版),2012,36(5):164-168,174.
CHEN Xiaobo, SUN Jinpeng, SHEN Benxian, et al. Effect of basic nitrogen compounds on catalytic performance of USY and ZSM-5 catalytic cracking catalysts [J]. Journal of China University of Petroleum (Edition of Natural Science), 2012,36(5):164-168,174.
- [16] 陈小博,辛利,李楠,等.焦化蜡油中芳香分的催化裂

- 化特性及其对饱和和分裂化性能的阻滞作用[J]. 中国石油大学学报(自然科学版), 2014, 38(5): 190-195.
- CHEN Xiaobo, XIN Li, LI Nan, et al. Catalytic cracking performance of aromatics in coker gasoil and retardation effect on saturates [J]. Journal of China University of Petroleum (Edition of Natural Science), 2014, 38(5): 190-195.
- [17] CORMA A, GONZALEZ-ALFARO V, ORCHILLES A V. Decalin and tetralin as probe molecules for cracking and hydrotreating the light cycle oil [J]. Journal of Catalysis, 2001, 200(33/34): 34-44.
- [18] 张奇, 徐友好. 加氢柴油催化裂化反应中芳烃生成及转化规律研究[J]. 石油炼制与化工, 2014, 45(2): 8-12.
- ZHANG Qi, XU Youhao. Study on aromatic balance in hydrotreated diesel catalytic cracking process [J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2014, 45(2): 8-12.
- [19] 刘银亮. 多环芳烃在催化裂化过程中的转化规律研究[J]. 石油炼制与化工, 2016, 47(6): 37-41.
- LIU Yinliang. Research on conversion rules of polycyclic aromatics in catalytic cracking [J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2016, 47(6): 37-41.
- [20] 姜帅. 焦化蜡油芳香分催化裂化性能研究[D]. 青岛: 中国石油大学(华东), 2014.
- JIANG Shuai. Study on catalytic cracking performance of aromatics from coker gas oil [D]. Qingdao: China University of Petroleum (East China), 2014.
- [21] 毛安国, 龚剑洪. 催化裂化轻循环油生产轻质芳烃的分子水平研究[J]. 石油炼制与化工, 2014, 45(7): 1-6.
- MAO Anguo, GONG Jianhong. Molecular-based study on FCC LCO to light aromatics [J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2014, 45(7): 1-6.
- [22] 龚剑洪, 毛安国, 刘晓欣, 等. 催化裂化轻循环油加氢-催化裂化组合生产高辛烷值汽油或轻质芳烃(LTAG)技术[J]. 石油炼制与化工, 2016, 47(9): 1-5.
- GONG Jianhong, MAO Anguo, LIU Xiaoxin, et al. LTAG technology for producing high octane number gasoline and light aromatics [J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2016, 47(9): 1-5.
- [23] 龚剑洪, 龙军, 毛安国, 等. LCO加氢-催化组合生产高辛烷值汽油或轻质芳烃技术(LTAG)的开发[J]. 石油学报(石油加工), 2016, 32(5): 867-874.
- GONG Jianhong, LONG Jun, MAO Anguo, et al. Development of the LTAG technology for LCO to produce higher RON naphtha and light aromatics [J]. Acta Petrolei Sinica (Petroleum Processing Section), 2016, 32(5): 867-874.

(编辑 刘为清)