

FCCU 提升段操作对反应的影响

杨开研, 牛芬萍, 赵永明

(延炼实业集团公司, 陕西 洛川 727406)

摘 要: 介绍延炼实业集团公司 1.0 Mt/a FCCU 提升管设计特点, 利用催化基本理论和流化原理, 分析提升段操作的重要性及其对反应的影响, 提出在实际生产中判断和调整反应操作的重要参数, 即提升管中下部密度。这一参数的稳定性和适中性是获得良好的温度分布和理想的产品分布的前提条件, 因此, 该参数对提高收率和优化反应操作具有一定的指导意义。

关键词: 提升管; 提升段; 密度; 压降; 操作

文章编号: 1006-5539(2005)02-0041-03 **文献标识码:** B

0 前言

影响提升段操作的因素有很多, 由于反应在短短的几秒钟内完成, 所以多数因素比如催化剂活性、反应时间、炭差、滑落系数等滞后于调整, 不能满足实际生产的需要, 只能做“事后”分析。对于一套运行的生产装置来讲, 操作工真正能随时判断并做出调整进而优化反应的判据主要是提升段操作。提升段操作好坏的标志是提升管中下部密度的稳定性和适中性, 最终反应在提升管温度分布上, 也就是说适中的提升管中下部密度是提高收率和改善产品分布的关键。

3 结论

a) 从产品数据看, 加氢精制柴油的各项质量指标均达到国家要求, 产品总收率达 103%, 其中柴油收率达 97% 以上。

b) MCI 段反应温度实际操作比原设计低 71℃, 在氢分压比原设计低 1.4~1.6 MPa 的情况下, 所得产品的含硫、氮量均比设计值小, 十六烷值也有较大幅度提高, 说明由 FH-98、3963 组成的催化剂系统, 具有良好的活性。

c) 降凝段实际操作温度比设计值低 15℃, 且当

1 提升管设计特点

延炼 1.0 Mt/a 两段再生 FCCU 由北京设计院设计。再生斜管与提升管成 30°角, 底部预提升蒸气采用蒸气环, 预提升段尺寸为 $\phi 700$, 考虑到线速和设备磨损问题, 提升管进料段以上扩径为 $\phi 900$ 。设计时还考虑了 MGG 方案, 故进料喷嘴分为上下两层, 上下喷嘴相距 10.8 m, 预提升蒸气环至提升管出口总长为 57.3 m, 如果采用上进料, 提升管有效长度为 37 m, 底部蒸气环中心至进料喷嘴距离, 即催化剂调节区长度为 19.1 m, 其中 $\phi 700$ 段为 7.3 m。由以上结构尺寸可以看出设计上的显著特点:

降凝反应器入口温度升高 5℃时, 柴油产品凝点降低幅度超过 -10℃, 说明 3881 催化剂反应活性及降凝选择性都非常好。

d) 在实际生产中, 操作温度、反应器氢分压和催化剂的装填量等数据均低于设计数据, 在以后生产中, 可以通过增加催化剂装填量, 提高反应操作温度和氢分压, 提高装置处理能力, 延炼 40×10^4 t/a 柴油加氢装置有一定的扩能改造余地。

参考文献:

- [1] 抚顺石油化工研究院. 延炼 0.4 Mt/a 加氢装置中试试验结果(实验数据)[R]. 抚顺: 抚顺石油化工研究院, 2000.

收稿日期: 2004-03-09; 修回日期: 2004-05-10

作者简介: 杨开研(1965-), 男, 陕西横山人, 工程师, 一直从事炼油工艺技术及管理工作。电话: (0911)3811248。

©1994-2017 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved. <http://www.cnki.net>

一是进料的灵活性较大;二是预提升段很长,为均匀的催化剂流化和良好的起始反应创造了条件。底部采用蒸气环保证了催化剂在流化状态下的转向。

2 提升段操作的重要性及其要求

提升管底部催化剂颗粒在向上流动时,各颗粒的运动速度在大小和方向上随时发生变化,所以颗粒之间彼此碰撞并相互混合,因而属于湍流区^[1],湍流区是大量催化剂改变方向的场所,在进料喷入前催化剂必须均匀地沿提升管向上流动。好的提升段操作不仅使来自再生斜管的再生剂保持流化状态下的转向,通过线速控制反应时间,还可以使剂油混合均匀,减少返混,降低滑落因数,进而起到减少热裂化反应、减弱提升管结焦、增加产品收率等重要作用。工业试验表明,通过调整提升段操作可实现提高转化率约 1%~1.5%(V)。一般来讲对提升段操作的要求是催化剂向上流动的均匀性、适中的催化剂预加速、适中的催化剂密度以及良好的雾化^[2]。

2.1 催化剂向上流动的均匀性

如前所述,在进料喷入前,催化剂均匀的向提升管上方流动,才能使返混最少,并减少无效的剂油接触。相反提升管内的催化剂不均匀流动和滑落会导致局部高温和进料过度裂化,焦炭产率上升,干气产率增加,降低了目的产品的选择性。而向上流动的均匀性是靠良好的催化剂预加速来实现的。

2.2 适中的催化剂预加速

实际生产中催化剂预加速主要是靠预提升蒸气(干气)来调节的。如果再生剂速度很小,催化剂必然以密相状态进入提升管,此时催化剂颗粒加速缓慢,容易产生严重的返混,出现中心太稀、边壁过浓的不良现象,加剧了提升管截面上原料油汽化和催化剂冷却的不均匀程度,导致了过分的油气热裂化,结果转化率过高、汽油产率下降^[2~3]。

另一方面过高的预加速不仅浪费蒸气(或干气),加速了高温再生剂的水热失活,而且会使反应时间过短,引起单程转化率降低,回炼比增加。衡量预加速高低的标准应该是在满足提升管进出口线速的条件下判断中下部密度。

2.3 适中的催化剂密度

原料喷入前,提升段流化的催化剂应有适中的密度和活塞流,不存在稀相,这样热传递及进料的蒸发雾化不受影响,进料液滴穿入流动催化剂的条件得到了改善。

提升区催化剂密度适中的另一个优点就是再生滑阀的调节效果,因为进料口底部的提升管中催化剂密度降低后,再生滑阀压降增大,滑阀可以更好的克服波动和事故干扰,因此生产的安全性更有保障。对于超出设计运行负荷的装置来讲,高压降就显得更为重要,因为当斜管流量接近极限值时,滑阀压降就开始下降。延炼两段再生 FCCU 的生产实际表明,提升管中下部催化剂密度维持在 230~290 kg/m³,可满足上述要求,产品收率和分布较理想。

2.4 良好的雾化

雾化后液滴的平均尺寸要小,分布范围窄,雾化后呈扁平的扇形状,流动均匀,压降适中,液滴产生后停留时间要短,以避免聚集和脉动。如果雾化不好,渣油以液相形式进入催化剂微孔中,则会造成孔内的渣油难以蒸发或完全汽化,化学反应将在液相进行,致使焦炭和气体产率较高^[3]。一般来讲雾化效果由喷嘴类型决定,实际生产中可调性很小。值得注意的是良好的雾化和催化剂在提升管下部的分布状况同样重要,只有二者的结合才有最佳的整体混合和起始反应。

此外,备用喷嘴的给汽量一定要均匀对称,延炼曾发现备用的北边喷嘴因故堵塞而只有南边喷嘴通汽时,提升管中下部催化剂密度高达 420 kg/m³,故障处理后,立即恢复到正常的 240~280 kg/m³,对反应的影响程度可想而知。

3 提升管中下部催化剂密度与压降的关系及其对操作的影响

提升管压降主要由三部分组成,即提升管料柱静压、催化剂颗粒被加速及出口引起的压降和摩擦压降^[4]。显然,由压降计算公式可知,影响提升管压降的主要因素是提升管中下部催化剂密度,其次是催化剂线速,操作只要在设计线速内进行,密度起决定性作用。提升管压降与中下部催化剂密度的关系见表 1。

表 1 提升管压降与中下部密度的关系

时间	提升管中下部 密度/ $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	提升管压降/ kPa
2001-09-06	235~245	31.60
2001-09-07	275~285	32.80
2001-09-08	380	52.86
2001-09-09	410	53.07

从表 1 中可以看出提升管压降可以说是提升管中下部催化剂密度的反映。当密度高于 300 kg/m^3 时,反应受到了干扰,严重影响了转化率,回炼比由正常的 0.4 降到 0.3,此时总进料中的 K 值上升,汽油中芳烃含量下降,辛烷值由原来的 88.5 下降到 87.2。密度增加到 350 kg/m^3 以上时,滑落系数增加,平衡催化剂中的细粉含量($0\sim40\text{ }\mu\text{m}$)达到了 35.2%,油浆中固含量由正常的 2.5 g/mL 上升到 9.6 g/mL 。

综上,提升管压降问题基本上可以看作提升管中下部催化剂密度问题来处理。应该指出的是在同一平面上由两喷嘴改成四喷嘴进料后,中下部密度的变化对中上部密度的影响很小,而且也看不出与出口快分压降的变化关系,说明四喷嘴进料时,雾化后的分散角度适宜、震动减弱,更利于反应。

4 结束语

提升段操作是催化反应操作的基础条件,这一

条件决定了提升管中下部密度和提升管压降,进而影响了反应温度的分布和目的产品的分布。实际生产中调整的依据和顺序是:

a)在满足提升管进出口线速范围内,通过调整预提升介质量来获得提升段底部催化剂向上流动的均匀性、适中的预加速和适中的密度。其中密度既是调整依据又是优化对象。

b)良好的起始反应除了上述条件外,还必须有良好的雾化效果,只有二者的最佳结合,才有最佳的起始反应。

c)提升管压降问题在实际生产中可以看作提升管中下部催化剂密度问题来处理,密度和压降呈线性关系。

参考文献:

[1] 王志魁. 化工原理[M] . 北京: 化学工业出版社, 1997. 27.

[2] Mark W schnaith, Allyn T Gilber, David A Lomas. Advances in FCC reactor technology[C] . AM — 95 — 36 1995 NPRA Annual Meeting, California, 1995.

[3] 陈俊武, 曹汉昌. 催化裂化工艺与工程[M] . 北京: 中国石化出版社, 1997. 828-860.

[4] 李淑培. 石油加工工艺学(中册)[M] . 北京: 中国石化出版社, 1997. 56-57.

新型催化汽油辅助提升管改质技术投入商业化应用

根据国家环保局 1999 年 12 月颁布的“车用汽油有害物质控制标准”,要求烯烃含量不大于 35%(V), 芳烃含量不大于 40%(V), 我国商品汽油普遍不达标。如何满足汽油中烯烃含量标准成为炼油企业迫切需要解决的难题。

中国石油天然气集团公司对催化裂汽油 PONA 组成和反应机理进行深入分析,通过实验室研究,开发出催化汽油辅助反应器改质降烯烃技术,使催化汽油中的烯烃发生氢转移、芳构化、异构化或裂化,烯烃含量显著降低,而辛烷值基本不变。这项成果被列为中国石油集团 2004 十大科技进展之一。

主要研究成果有: 开发出催化汽油改质降烯烃保辛烷值反应器——提升管加床层反应器; 在催化汽油改质降烯烃反应动力学研究基础上,得到了适合催化汽油改质降烯烃的反应温度、时间、剂油比和流态化反应器床层密度等工艺操作条件; 研究开发的催化汽油辅助反应器改质降烯烃技术依托常规重油催化裂化装置,装置改动小,投资低,易于实现; 不用对改质汽油进行额外分离,操作稳定,易于控制; 将改质油气与主提升管油气混合后进入主分馏塔分离,辅助提升管反应器采用单独的沉降器,并推出该工艺技术包。该工艺在华北石化公司 $100\times10^4\text{ t/a}$ 重油催化裂化装置和滨州石化公司 $20\times10^4\text{ t/a}$ 重油催化裂化装置上成功应用,催化汽油烯烃含量从 45%~55%(V)降到 35%(V)以下,且辛烷值保持不变。在华北石化 $100\times10^4\text{ t/a}$ 重油催化装置上,干气加焦炭损失只占整个重油催化裂化装置物料平衡的 0.4%(m)。利用该技术可直接生产出合格的高品质汽油,实现了汽油产品的升级换代,满足当前汽油新标准,经济效益显著。

金秋石化科技传播公司 钱伯章