

催化裂化系统压力的影响及选择

张瑞凤*, 孟凡东, 闫鸿飞, 孙世源, 张亚西

(中石化炼化工程集团洛阳技术研发中心, 河南 洛阳 471003)

摘要:分析了催化裂化系统压力对裂化性能、再生性能、能耗、一次性投资的影响。在中型提升管催化裂化试验装置上,考察了系统压力对产品分布、产品性质的影响,据此计算了催化裂化装置的基准能耗。计算结果表明,系统压力的提高有利于降低催化裂化装置的能耗,但会导致汽油产率下降,汽油辛烷值降低,焦炭产率增加,综合经济效益下降。

关键词:催化裂化;系统压力;多产汽油;能耗;经济效益

中图分类号:TE642.41

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2018)03-0207-03

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2018.03.046

Effect and selection of system pressure in fluid catalytic cracking unit

ZHANG Rui-feng*, MENG Fan-dong, YAN Hong-fei, SUN Shi-yuan, ZHANG Ya-xi

(Luoyang R&D Center of Technology, Sinopec Engineering (Group) Co., Ltd., Luoyang 471003, China)

Abstract: The effects of the system pressure in a fluid catalytic cracking (FCC) unit on cracking performance, regeneration performance, energy consumption and capital expenditure are analyzed. The influences of pressure on product distribution and properties of products is investigated in a FCC pilot plant, and the benchmark energy consumption of a FCC unit is calculated accordingly. It is revealed through calculation that the increase of system pressure is helpful to cut down the energy consumption of FCC unit, but can lead to the declines of gasoline yield and RON, and result in rise of coke yield, which will hence push down the overall economic benefit.

Key words: FCC; system pressure; rising gasoline production; energy consumption; economic benefit

从大数据看,与 20 年前相比,虽然由于加氢处理技术的普遍采用,催化裂化原料油性质都有一定程度的改善,但在目前多产汽油背景下,催化裂化汽油收率比 20 年前不升反降。前几年把汽油收率下降归结为由于降低汽油的烯烃含量需要采用新工艺、新技术、新催化剂而必须付出的代价,但这几年催化裂化降低汽油烯烃含量已不再是迫切要求,但汽油的产率仍然不高,比 20 年前普遍低 3~4 个单位。

降低装置能耗一直是炼油企业追求的目标。近 20 年来,为了降低催化裂化装置的能耗,工程设计和生产企业采取了一系列措施,普遍的措施就是提高催化裂化装置系统压力。系统压力提高有利于烟机能量回收,装置能耗降低。但反应压力增加也会导致产品分布的变化。因此,本文中首先分析了催化裂化系统压力对装置能耗、一次性投资、工艺过程的影响,并且在中型提升管催化裂化试验装置上,试验考察了系统压力对装置产品分布的影响,计算了不同系统压力下的基准能耗,分析了不考虑一次性投资情况下的综合经济效益,以期对催化裂化的工程设计和实际生产提供参考。

1 催化裂化系统压力的影响

对于工业催化裂化装置,系统压力一般是固定不变的,不作为调节装置操作的变量。但在工程设计阶段,反应压力的大小是可以选择的。近几年,为了强调能耗指标,催化裂化系统压力的设计有不断增多的趋势,绝压有时甚至超过 0.45 MPa。

提高催化裂化系统压力,烟机入口压力增加,有利于再生烟气的能量回收,降低装置的能耗;同时再生器氧分压增高,有利于催化剂再生;并且系统压力增加,反应器、再生器等设备尺寸变小,节省一次性投资,即减少加工每吨原料的成本投资。但是催化裂化反应是摩尔数增加的反应,提高反应压力,汽油、液化气产率降低,并且反应压力增高强化了双分子反应机理的氢转移反应,导致焦炭产率增加,汽油烯烃含量下降,辛烷值降低。

由于压力试验的复杂性,不同研究者由于采用的试验方法不同,得出的压力影响结论也不相同。Blanding^[1]得出转化率与压力的平方根呈正比,Wollaston 等^[2]从工业装置试验数据发现,反应压力(绝压)从 0.3 MPa 降低到 0.2 MPa,转化率和汽油

产率的增加量大于 2 个单位。我国研究者得出,转化率与汽油产率并非随着反应压力的增加而呈单调变化,起始随反应压力的增加,转化率和汽油产率增加,当反应压力高于某一值后,转化率和汽油产率反而降低^[3]。由于反应压力与进料量、原料雾化蒸汽比、反应时间等参数强相关,考察压力影响的试验,如果维持反应时间不变,通过调节进料量、原料雾化蒸汽比来实现,将是一种结果;如果维持进料量、原料雾化蒸汽比不变又是另一种结果;如果改变原料雾化蒸汽比,得到的结果又不同。

2 反应压力影响的中试试验考察

2.1 中型试验原油、催化剂及试验方法

中试试验所用原料性质见表 1。

表 1 原料油性质

参数	数值
密度(20℃)/(kg·m ⁻³)	896.8
残炭/%	1.74
分子质量	493
元素组成(质量分数)/%	
C	86.95
H	12.69
S	0.18
族组成(质量分数)/%	
饱和烃	57.0
芳烃	27.9
胶质+沥青质	15.1
金属含量/(μg·g ⁻¹)	
Ni	5.5
V	0.3
馏程/℃	
10%/30%	309/402
50%/70%	451/470

中试试验催化剂为 DFC-1 工业平衡剂,微反活性为 65.5。

催化裂化试验是在提升管中试装置上进行的,该装置两器为高低并列式,常规进料量为 1.5 kg/h,催化剂藏量为 10 kg。本中型试验方案是,尽量固定反应温度、再生温度、进料预热温度、原料雾化蒸汽比、剂油比和反应时间等操作参量不变,通过调节进料量和蒸汽量考察反应压力变化对产物分布的作用规律。

2.2 反应压力对产品分布和产品性质影响

中试试验结果见表 2。由表 2 可以看到,当反应压力>0.12 MPa(表压)时,随着反应压力的提高,汽油产率及液化气产率下降,符合反应压力对摩尔数增加反应的影响规律。反应压力由 0.125 MPa 升至 0.243 MPa,汽油产率降低幅度为 3.07 个单位。同时还可以看出,反应压力增加,由于强化了氢转移反应,导致汽油的烯烃含量下降,辛烷值下降,焦炭产率升高。反应压力由 0.125 MPa 升至 0.243 MPa,汽油 RON 下降 1.2 个单位,焦炭产率增加 1.71 个单位。说明对催化裂化反应而言,适当降低反应压力是有利的。

表 2 中试试验结果

	试验序号				
	1	2	3	4	5
操作条件					
反应压力(表压)/MPa	0.125	0.148	0.176	0.201	0.243
提升管出口温度/℃	515	515	515	515	515
原料预热温度/℃	240	240	240	240	240
再生剂温度/℃	690	690	690	690	690
剂油比	7.6	7.5	7.5	7.5	7.5
反应时间/s	3.0	3.1	3.0	2.9	3.2
原料雾化蒸汽比/%	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0
产品分布/%					
干气	2.91	3.07	3.09	3.11	3.06
液化气	15.50	14.94	14.45	13.35	12.85
丙烯	5.12	5.07	4.77	4.25	4.01
汽油	49.77	49.53	48.94	47.84	46.70
柴油	17.12	17.38	18.11	18.73	19.11
重油	7.70	7.96	7.82	9.12	9.72
焦炭	6.34	6.62	7.05	7.25	8.05
损失	0.66	0.50	0.54	0.60	0.51
合计	100	100	100	100	100
转化率/%	74.52	74.16	73.53	71.55	70.66
汽油烯烃含量(体积分数)/%	39.43	37.96	36.71	35.21	34.09
汽油 RON	91.2	90.9	90.7	90.5	90.0

从表 2 还可以看出,在反应时间基本相同的条件下,反应压力增加,转化率单调下降,这与 Wollaston 等^[2]的结果相同。实际上,对于裂化反应,无论是热裂化或是催化裂化,都属于单分子反应机理。延迟焦化的工业实践证明,降低焦炭塔压力

有利于提高液体收率和降低焦炭产率;石脑油蒸汽裂解过程也证明,降低反应压力有利于目标产物乙烯、丙烯的生成。说明对于摩尔数增加的裂化反应,在反应时间不变的情况下,反应压力的增加只会使转化率降低。但是,如果在考察反应压力变化时维持的是进料量不变,这时随着反应压力的增加,反应时间延长,反应压力增加导致转化率下降,反应时间延长导致转化率提高,二者的此消彼长,得出的反应压力增加对转化率的影响可能是增加的,也可能是减少的,或者是不具有单调性。

催化裂化装置工程设计时,一般是设定反应时间,然后根据进料量和反应压力等条件确定反应器的尺寸,因此本研究结论更具有参考意义。

3 系统压力对能耗的影响

系统压力不仅对催化裂化装置产品分布有一定影响,而且也会影响装置的能耗高低。催化裂化装置通用的基准能耗的基础条件是一个接近目前最经济的理想条件,也是通过努力有可能达到的指标。也就是说,基准能耗是在理想的规定的条件下计算得到的能耗。本研究采用基准能耗方法考察不同压力条件下催化裂化装置能耗的变化。

基准能耗计算公式如下:

$$EB = \sum_{i=1}^{11} E_i \quad (1)$$

式中,EB为基准能耗, MJ/t; $E_1 \sim E_{11}$ 分别为化学焓差能耗、再生烟气排烟能耗、工艺排弃能耗(指进装置原料与出装置产品之间的物理焓差)、主风机能耗、气压机能耗、工艺用蒸汽能耗、泵及其他用电能耗、散热能耗、冷却介质能耗、终止剂或回炼汽油能耗、其他能耗(指净化空气、非净化空气和污水等的能耗)。

在基准能耗计算过程中,由于采用的是中型提升管试验数据,操作模式为单程通过,取回炼比为0;同时不考虑增压机能耗,不考虑终止剂的采用和汽油的回炼。并且给定主风机出口压力(绝压)0.45 MPa,压机出口压力(绝压)1.2 MPa,设定原料加工量为100万 t/a 催化裂化装置,针对试验原料可得到基准能耗的计算公式如下^[4]:

$$EB = (2\ 649.60y_F + 811.12y_L + 338.80y_C + 101.64y_{L0}) / (y_F + y_L + y_C + y_{L0} + y_H) + 69.66y_F + 34.99y_L + 6.97y_C + 1.78y_{L0} + 0.21y_H - 13.19y_C - 25.44p(y_F + y_L) + 820.97 \quad (2)$$

式中, y_F 、 y_L 、 y_C 、 y_{L0} 、 y_H 、 y_C 分别为干气、液化气、汽油、柴油、油浆及焦炭产率,%; p 为反应压力,MPa

(绝)。

根据不同压力下的中试试验数据,由式(2)计算得到的不同压力下的基准能耗见表3。

表3 不同反应压力下的基准能耗

反应压力(G)/MPa	0.125	0.148	0.176	0.201	0.243
基准能耗/(MJ·t ⁻¹)	2174	2153	2116	2056	1998

表3数据表明,随着反应压力的提高,计算出的基准能耗出现降低的趋势。相反,降低反应压力会一定程度地提高装置基准能耗。也就是说,降低反应压力对于降低装置基准能耗有不利影响。

4 压力对效益的影响及选择

系统压力变化会带来产品分布的变化,同时对装置能耗也有一定的影响,产品分布和能耗均影响到装置的经济效益。

经济效益计算采用2015年实际价格体系,见表4。中间产品价格按中国石化内部价格体系测算或者折算获得,所有原料或产品均为不含税价。以此为依据,计算得到的不同压力下的经济效益见图1。

表4 催化裂化装置产品价格体系

产品结构	价格/(元·t ⁻¹)	产品结构	价格/(元·t ⁻¹)
原料	3330	汽油	2988
干气	720	柴油	1655
液化气	3354	油浆	707
丙烯	4438	焦炭	623

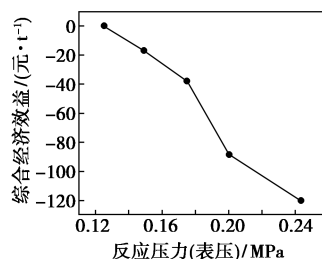


图1 反应压力对综合经济效益的影响

由图1可知,随着反应压力的提高,综合经济效益呈下降趋势,而且下降幅度较大,反应压力由0.125 MPa(G)增至0.247 MPa(G)时,综合经济效益下降122元/t左右。因此,基于2015年实际价格体系,采用较低的反应压力有利于提高装置的总体经济效益。考虑到降低压力会使一次性投资增加,

(下转第211页)

信息牌,在规定时间内开展泄漏维修,修复成功的泄漏密封点摘牌记录,对于延迟修复的泄漏密封点说明原因;④建立 LDAR 信息管理系统,将检测结果导入 LDAR 信息管理系统管理平台,通过管理系统统计、分析检测数据,如泄漏率、修复率、VOCs 排放量、VOCs 减排量等,最终编写相关分析报告,完成材料归档管理。

2 仪器与计算方法

仪器:TVA2020C 有毒挥发气体分析仪;FLIR GF320 红外成像仪;Excaml600 防爆数码照相机。

VOCs 排放量计算方法:采用《石化行业 VOCs 污染源排查工作指南》(环办[2015]104号)附录1中相关方程计算 VOCs 排放量,装置的运行排放时间按 8 760 h 计算。

3 结果与讨论

3.1 密封点数量统计分析

3.1.1 各装置密封点数量统计

某石化厂各装置密封点数量统计情况如表 1 所示。

表 1 各装置密封点统计

装置名称	图像档案数/张	密封点数量/个	可达密封点数量/个	不可达密封点数量/个
聚丙烯装置	821	6603	6567	36
甲乙酮装置	1352	12715	12649	66
MTBE 装置	357	1722	1702	20
气分装置	854	5787	5669	118
总计	3384	26827	26587	204

注:不可达密封点是指,由于物理因素、安全因素或环境因素导致检测仪器无法检测到的密封点。

(上接第 209 页)

因此,催化裂化系统压力的确定,在工程设计时应有一个优化。

5 结论

(1)在反应时间不变条件下,反应压力增加,转化率和汽油产率单调减少,焦炭产率增加、汽油辛烷值下降。反应压力由 0.125 MPa 升至 0.243 MPa,转化率下降 4.85 个单位,汽油产率降低 3.07 个单位,焦炭产率增加 1.71 个单位,汽油 RON 下降 1.2 个单位。说明对催化裂化反应而言,适当降低反应压力是有利的。

(2)系统压力提高有利于降低催化裂化装置能

耗。由表 1 可知,某石化厂各生产装置,共建立图像档案 3 384 张,密封点共 26 827 个,其中可达密封点 26 587 个,不可达密封点 204 个。检测中,可达密封点采用 TVA2020C 有毒挥发气体分析仪进行检测,不可达密封点采用 FLIR GF320 红外成像仪进行检测。

3.1.2 不同密封点类型数量统计

由表 2 可知,所有装置法兰、阀门和连接件的密封点数量最多,分别为 11 053、9 163、5 034 个,各占密封点总数的 41.2%、34.1%、18.8%。

表 2 各装置不同组件密封点数量统计

密封点类型	密封点数量/个	所占比例/%
阀门	9163	34.1
法兰	11053	41.2
连接件	5034	18.8
开口管线	1052	3.91
取样连接系统	20	0.07
泵	151	0.60
压力释放设备	354	1.32

3.1.3 密封点介质数量统计

由表 3 可知,所有密封点流经介质中,大部分为轻质液,共有密封点 23 010 个,占 85.5%,其次是气体介质,共有 3 817 个,所有装置流经介质无重质液。通过统计,开展 LDAR 4 套装置中,大部分介质为气体和轻质液,介质中的 VOCs 较易挥发,组件发生泄漏的可能性较大。

表 3 密封点流经介质类型统计

流经介质	密封点数量/个	所占比例/%
轻质液	23010	85.8
气体	3817	14.2

耗。系统压力由 0.125 MPa 升至 0.243 MPa,系统能耗减少 176 MJ/t。

(3)产品分布与能耗影响催化裂化装置综合经济效益,较低的反应压力有利于提高综合经济效益。

参考文献

- [1] Blanding F H.Reaction rates in catalytic cracking of petroleum[J]. Ind Eng Chem,1953,45(6):1186-1193.
- [2] Wollaston E G,Haffin W J,Ford W D,et al.FCC model valuable operating tool[J].Oil Gas J,1975,87:87-94.
- [3] 张刚刚.反应压力对催化裂解工艺的影响及反应机理研究[J].炼油技术与工程,2010,40(3):6-9.
- [4] 李秋芝,孟凡东,闫鸿飞,等.催化裂化系统压力对产品分布及能耗的影响[J].石油炼制与化工,2017,47(9):59-62.■