

MGD 技术在重油催化装置上的应用

靳海燕, 王 凯

(大港石化公司, 天津 300280)

摘 要: 2002 年 8 月大港石化公司采用 MGD 工艺技术对催化裂化装置进行改造, 使装置灵活地增加液化气和柴油产量, 液化气和柴油产率明显大于常规的催化裂化工艺技术, 同时汽油中烯烃含量有较大幅度的降低。

关键词: MGD 工艺; 烯烃; 催化剂

文章编号: 1006-5539(2005)05-0031-03

文献标识码: B

1 MGD 工艺简介^[1]

MGD 技术是石油化工科学研究院开发的一项新工艺。该工艺以重质油为原料, 利用现有的催化裂化装置经过少量改造, 即可在常规催化裂化装置上同时增产液化气和柴油, 大幅度地降低催化裂化汽油中烯烃含量。

MGD 工艺技术要求新鲜裂化原料的轻重组分(蜡油和常渣)采用不同的进料方式, 进行选择裂化。重质原料油要求在高苛刻度下进行反应, 轻质原料油在低苛刻度下进行反应, 以增加重质原料油的一次裂化深度并协调柴油馏分的生成和保留率。为调节产品结构, MGD 工艺技术采用粗汽油进料, 通过粗汽油在密相上行床的二次反应, 一方面使其裂化成低碳烯烃; 另一方面通过调节新鲜催化原料的反应环境和苛刻度, 增加柴油馏分的生成率。

2 装置概况

2.1 装置简介

120×10⁴ t/a 重油催化裂化装置由中石化北京设计院设计, 于 1996 年 12 月 20 日建成投产。以大港常压渣油为原料, 主要生产汽油、柴油、液化气等产品。本装置包括反应再生、分馏、吸收稳定和烟气能量回收系统四部分。其主要特点为:

a) 采用两段再生工艺: 第一段再生在较低温度下将催化剂上部分炭和全部的氢烧掉, 第二段在较高温度下进一步烧掉剩余的炭, 由于没有水蒸气的存在, 可避免催化剂的水热失活。

b) 提升管反应器出口采用了 VSS 密闭旋分技术, 能够大幅度地减少油气和催化剂在沉降器的停留时间, 减少二次反应, 降低干气、焦炭产率。

2.2 装置改造

在 2002 年 8 月装置大修期间, 按 MGD 技术要求和石科院提供的技术改造工艺包对原装置进行了改造。改造的提升管反应器增设了 2 层喷嘴, 分别为稳定汽油回炼喷嘴、原料油上喷嘴, 原有的原料油喷嘴和回炼油喷嘴保留, 这样, 整个提升管反应器共有 4 层喷嘴, 自下而上分别是: 汽油回炼喷嘴(标高为 0 m)、原料油喷嘴(标高为 2 m)、回炼油喷嘴(标高为 4 m)、原料油上喷嘴(标高为 5 m)。

在装置开工后, 于 2002 年 9 月投用了 MGD 技术, 对各层喷嘴进行调试, 考察各层喷嘴的使用及各层喷嘴进料量对产品分布的影响。

3 MGD 技术的工业应用试验

3.1 原料油性质

投用 MGD 技术前后, 装置加工原料为大港常

收稿日期: 2004-08-06; 修回日期: 2004-10-17

作者简介: 靳海燕(1971-), 女, 天津人, 工程师, 本科, 1994 年毕业于石油大学炼制系, 现在中油大港石化公司技术发展部从事技术管理工作。电话: (022) 25921144-2726。

压渣油(94%)、大港直馏蜡油(6%)的混合原料,其性质见表 1,装置所用催化剂为兰州炼化总厂催化剂厂生产的 LV 系列混合剂。

表 1 原料油性质		
分析项目	原料性质分析数据	
	投用前	投用后
密度/ $\text{kg}\cdot\text{m}^3$	924. 1	922. 6
馏程/ $^{\circ}\text{C}$		
2%	354	361
10%	410	412
30%	470	456
50%	543	526
70%		
90%		
KK		555
残炭 $m\%$	7. 64	7. 35
硫含量 $m\%$	0. 095 6	0. 098 5
粘度/ $\text{mm}^2\cdot\text{s}^{-1}$		
50 $^{\circ}\text{C}$	489. 04	
80 $^{\circ}\text{C}$		75. 2
100 $^{\circ}\text{C}$	35. 71	37. 05
金属/ 10^{-6}		
Fe	8. 3	6. 1
Ni	42. 6	41. 6
Cu	0. 1	0. 2
Ca	7	6. 1

3. 2 MGD 技术投用方案

为了便于考察 MGD 技术的效果,装置开工过程中没有直接投用 MGD 技术,而是按照通常的催化裂化方式操作,所有新鲜原料油都从原料油喷嘴进入提升管,回炼油从回炼油喷嘴进入提升管,不投用汽油回炼喷嘴和原料油上喷嘴,装置平稳时进行空白标定,作为 MGD 技术的对比基准。然后,按照 MGD 技术的工艺要求操作,即投用原料油上喷嘴和汽油回炼喷嘴,装置运行平稳后进行标定,以考察 MGD 技术的产品分布、产品性质。

3. 3 工业试验条件

在投用 MGD 技术前后,第二再生器温度由于外取热器工况变化略受影响,其它反一再系统的操作参数保持相对稳定,原料性质基本稳定,主要操作参数调整见表 2。

表 2 投用 MGD 技术前后主要操作参数		
项 目	投用 MGD 前	投用 MGD 后
反应温度/ $^{\circ}\text{C}$	527	524. 84
反应压力/ MPa	0. 254	0. 266
一再压力/ MPa	0. 28	0. 29
一再密相温度/ $^{\circ}\text{C}$	716	696
二再压力/ MPa	0. 26	0. 274
二再密相温度/ $^{\circ}\text{C}$	715	705
新鲜原料量(上)/ $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$		30. 5
新鲜原料量(下)/ $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$	160	134. 6
稳定汽油量/ $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$		17. 8
回炼量/ $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$	18	28
分馏塔顶温/ $^{\circ}\text{C}$	110	113
分馏塔压力/ MPa	0. 22	0. 22
吸收塔顶温/ $^{\circ}\text{C}$	39	39. 6
吸收塔压力/ MPa	1. 29	1. 3
稳定塔顶温/ $^{\circ}\text{C}$	57	62. 8
稳定塔压力/ MPa	0. 98	1. 05
再吸收塔顶温/ $^{\circ}\text{C}$	31	32. 3
再吸收塔压力/ MPa	1. 25	1. 25
回炼比	0. 11	0. 175

4 工业试验结果

MGD 技术是将催化裂化的平行顺序反应机理、渣油催化裂化的反应特点、组分选择性裂化机理、汽油裂化的反应规律以及反应深度控制原理多项技术进行有机结合,从而对催化裂化反应进行精细控制的一项新技术。该技术将提升管反应器从提升管底部到提升管顶部依次设计为 4 个反应区:汽油反应区、重质油反应区、轻质油反应区和总反应深度控制区。通过这样的设计, MGD 技术可以在常规催化裂化装置上多产液化气和柴油,降低汽油中烯烃的含量。投用 MGD 技术前后,重点考察产品分布和汽油烯烃含量的变化情况^[2],结果见表 3~6。

表 3 产品分布			
物 料	投用前 $m\%$	投用后 $m\%$	对比
原料	100	100	0
汽油	36. 25	31. 38	- 4. 97
柴油	28	29. 03	1. 03
液化气	13. 61	16. 19	2. 58
油浆	5. 41	6. 42	1. 01
干气	3. 5	4. 84	1. 34
焦炭	10. 04	9. 14	- 0. 9
气体+ 焦炭+ 损失	16. 64	16. 12	- 0. 52
汽油+ 柴油+ 液化气	77. 95	76. 6	- 1. 35

表 4 汽油、柴油性质

分析项目	稳定汽油		柴油	
	投用前	投用后	投用前	投用后
密度/ $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	723.5	729.8	889.3	887.2
馏程/ $^{\circ}\text{C}$				
HK	44	41.5	180	179.5
10%	63	61.5		210.5
30%	80			
50%	93.5	98	271	274.5
70%	121			
90%	151	154	363.5	353.5
95%			376.5	364.5
KK	179	184.5		
馏出量/(%)	99	99		
硫含量/ 10^{-6}	174.84	185.12	1 185.2	1 532.91
氮含量/ 10^{-6}	66.34	67	1 083.36	1 172.79
胶质/ $\text{mg}\cdot(100\text{ ml})^{-1}$	0.7	1.9	250.4	121.6
诱导期/min	352	392		
MON	80.8	80.9		
ROM	92.7	92.9		
凝固点/ $^{\circ}\text{C}$			5	2.5
十六烷值			27.6	28.5
烷烃含量 V%	28	32.9		
烯烃含量 V%	57	48.5		
芳烃含量 V%	15	18.6		
蒸气压/kPa	51.7			

表 5 干气组成分析

项 目	投用 MGD 前 V%	投用 MGD 后 V%
硫化氢	384.2	471
H ₂	40	39
O ₂	0.41	2.26
N ₂	7.76	14.65
CO ₂	2.57	1.47
甲烷	18.01	17.92
乙烷+ 乙烯	29.84	23.84
丙烷	0.25	0.37
丙烯	1.10	0.45
异丁烷	0.05	0.04

表 6 液化气组成分析

项 目	投用 MGD 前 V%	投用 MGD 后 V%
乙烷+ 乙烯	5.86	4.89
丙烷	9.51	10.29
丙烯	32.88	39.75
异丁烷	15.98	12.07
正丁烷	4.29	3.04
P+I 丁烯	18.18	14.95
反丁烯	7.00	6.32
顺丁烯	5.71	7.39
异戊烷	0.58	1.30

由表 3~6 可以看出:

a)汽油收率减少 4.97%(*m*),液化气收率增加 2.58%(*m*),干气增加 1.34%(*m*),说明提升管底部汽油反应区内汽油既发生了催化裂化反应,又发

生了热裂化反应,且热裂化反应的比例较高。

b)柴油收率提高了 1.03%(*m*),说明上层原料油喷嘴的投用,既相对提高了重质油反应区的剂油比,保证了重质油的转化深度,同时又降低了总反应区的转化深度,抑制了重质油反应区内生成的柴油组分进入总反应区的二次反应。

c)油浆收率增加了 1.03%(*m*),说明由于原料油上喷嘴选用的介质是常压渣油与蜡油的混合原料而不是单独的蜡油,注入混合原料后,虽然起到了促进原喷嘴注入的重质油转化深度的作用,但本身的重质油转化深度却不能得到提高。

d)汽油中烯烃含量下降到 48.5%,下降了 8.7 个百分点,而芳烃含量仅上升了 3.6 个百分点,说明在提升管底部的汽油反应区内,汽油中的裂解反应较多,芳构化反应略少。

e)液化气中的丙烯含量升高了约 7 个百分点,这与汽油中烯烃在提升管底部多发生裂解反应相吻合。

5 结 论

a)常规催化裂化装置只要按 MGD 工艺技术的要求进行少量的改动,即可使原催化裂化装置灵活地增加液化气和柴油,液化气和柴油产率明显大于常规的催化裂化工艺技术,同时汽油中烯烃含量有较大幅度的降低。

b)采用 MGD 技术,提升管上喷嘴注入掺有少量蜡油的常压渣油,会使柴油收率有所上升,但幅度不大,同时会使油浆产率升高;如果条件允许,上喷嘴应尽量使用蜡油,增产柴油效果会更好,且不影响油浆产率。

c)采用 MGD 技术,提升底部汽油反应区发生了部分热裂化反应,为了抑制这类不利反应应采用低再生温度和高平衡剂活性的操作。

参考文献:

[1] 陈祖底,张久顺. MGD 工艺技术的特点[J]. 石油炼制与化工, 2002, 33(3): 23-25.

[2] 张久顺. 降低 FCC 汽油烯烃催化剂与催化裂化多产液化石油气和柴油技术的工业应用[A]. 张德义. 催化裂化协作组第七届年会报告论文集[C]. 上海: 中国石化集团公司催化裂化情报站《炼油设计》编辑部, 2000. 457-467.