

# SD-1、SD-2 催化剂在汽油加氢精制装置预反应器中的首次工业应用

邓 潇<sup>1</sup>, 张 斌<sup>2</sup>, 许庆国<sup>2</sup>

(1. 中国石油大庆石化工程有限公司, 黑龙江 大庆 163714;

2. 中国石油大庆石化公司炼油厂, 黑龙江 大庆 163714)

**摘要:** 由于大庆石化公司炼油厂汽油加氢精制装置预反应器压差升高, 需更新催化剂, 装入中国石油大庆化工研究中心研发的新一代石蜡加氢催化剂 SD-1 和 SD-2。分析了 SD-1、SD-2 用于汽油加氢装置预反应器的可行性, 工艺运行 2 个月结果表明: 床层压差上升平稳, 产品质量合格。

**关键词:** 汽油加氢; 系统压差; 自硫化; 结垢

中图分类号: TE626.21

文献标识码: A

文章编号: 0253-4320(2008)11-0073-02

## First industrial application of SD-1, SD-2 catalyst in pre-reactor of gasoline hydrogenation

DENG Xiao<sup>1</sup>, ZHANG Bin<sup>1</sup>, XU Guo-qing<sup>2</sup>

(1. Daqing Petrochemical Engineering Co., Ltd., CNPC, Daqing 163714, China;

2. the Refinery of Daqing Petrochemical Company, CNPC, Daqing 163714, China)

**Abstract:** As the pressure drop of pre-reactor of gasoline hydrogenation in the Refinery of Daqing Petrochemical Company is increased, and it needs to change its catalyst, the new generation of paraffin hydrogenated catalyst of SD-1, SD-2 are adopted in the pre-reactor of gasoline hydrogenation, which is developed by Daqing Petrochemical Research Center. The feasibility of catalyst of SD-1, SD-2 used in the pre-reactor of gasoline hydrogenation is analyzed, and the application results for two months show that the pressure drop is increased placidly, and the product is qualified.

**Key words:** gasoline hydrogenation; system pressure drop; self-vulcanizing; scaling

目前的汽油加氢装置多采用“炉前混氢、冷高分”技术, 加工生产能力均不高, 大多在 500 kt/a 以下, 原料均为焦化汽油或焦化汽油与常压汽油的混兑物。这些装置都受系统压差上升过快的困扰, 常常需要通过降低加工量、对预反应器“撇头”及更换催化剂等操作手段来维持装置的长周期运转, 但是这些操作往往只能“治标”, 尤其是在主反应器中催化剂活性较低的时候, 操作温度升高, 溶解在原料中的二烯烃低聚物在换热器壳层中换热时容易结垢, 结垢物或堆积于壳层中, 或随物料流动带至预反应器中, 结果均导致系统压差升高, 操作十分被动。采用热进料的装置结垢较轻, 但原料进中间储罐储存后原料中胶质含量剧增, 换热器壳层结垢增多, 系统压差上升尤为明显。

预反应器有效地拦截了前部管线设备中的结垢物, 保护了主反应器, 对汽油加氢装置的长周期运转

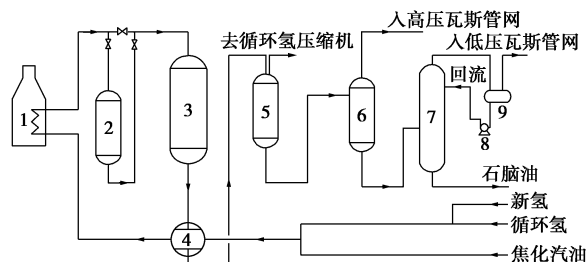
起到重要作用。由于结垢物带至预反应器, 堆积在其床层顶部或顶部瓷球与催化剂之间, 或分散于床层催化剂中, 导致预反应器压降增大, 整个系统压差随之增大, 故汽油加氢装置常常切除预反应器, 单独对其进行撇头、过筛、更换新催化剂等操作。

## 1 工艺流程

汽油加氢流程示意图见图 1。原料油经过原料泵升压后, 分两路和循环氢、新氢混合, 然后经换热器换热后进入加热炉, 加热到 250℃ 左右进入预反应器后再进入主反应器, 反应产物从主反应器出来, 经换热器管程换热后去空冷器冷却至 40℃ 左右, 然后进入高压分离器, 反应物在高压分离器中进行气、液分离, 气相进入压缩机循环, 液相从底部抽出, 经减压后去低压分离器进一步油、气分离, 气相由顶部进入高压瓦斯管网, 液相从底部抽出, 进入汽提塔,

塔底吹入过热蒸汽,塔顶气相经空冷器冷却后进入回流罐,回流罐顶气相进入低压瓦斯管网,液相由底部进入回流泵送至汽提塔顶。产品石脑油由分流塔底经泵送至罐区。

大庆石化公司炼油厂汽油加氢装置设计加工能力为 300 kt/a,所加工的原料为焦化汽油与常压汽油或产品回流及外购石脑油的混合物(混兑比例 1:1)。产品石脑油是乙烯裂解原料,烯烃质量分数分析要求小于 2.5%,该装置于 1991 年投产。



1—加热炉;2—预反应器;3—主反应器;4—换热器;5—高压分离器;6—低压分离器;7—汽提塔;8—回流泵;9—回流罐

图 1 汽油加氢装置流程示意图

## 2 催化剂装填

2007 年 12 月底,由于装置系统压降达到 1.07 MPa,接近工艺指标上限 1.10 MPa,其中预反应器压降 0.50 MPa,为确保装置长期安全运行,切除预反应器,进行降温、放油、氮气置换等操作。对预反应器进行催化剂更换操作,装入石蜡加氢催化剂 SD-1、SD-2。SD-1、SD-2 是中国石油大庆化工研究中心研发的新一代石蜡加氢催化剂。采用人工自然装填,其中催化剂床层高度为 3.3 m,每种新规格催化剂或瓷球装填结束后进行一次人工扒平。

该装置中预反应器高 7 400 mm,其中油气分配器高 1 100 mm,积结垢栏高 630 mm,装填过程中积垢栏顶部与油气分配器下部间距 200 mm。催化剂及瓷球实际装填情况见表 1。

表 1 预反应器催化剂及瓷球装填情况

装填物及其直径/mm	装填高度/mm	装填质量/t	装填体积/m <sup>3</sup>
顶部			
瓷球,15	300	0.625	
瓷球,10	300	0.625	
催化剂床层			
DZN-P-3,1.5	300	0.625	
SD-2,1.5	1200	1.750	2.4
SD-1,1.5	2750	3.850	5.5

续表

下部

瓷球,6	250	0.625
瓷球,10	300	0.700
瓷球,15	300	0.700
瓷球,25	500	0.700

## 3 催化剂应用情况

### 3.1 催化剂初期情况

投用预反应器后,48 h 内温升情况见图 2。

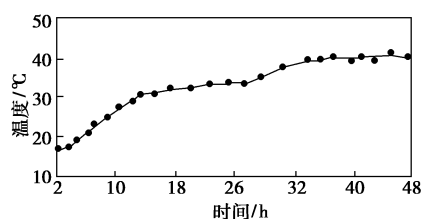


图 2 预反应器床层温升情况

由图 2 的床层温升情况可以看出,投用预反应器 18 h 内,床层温度成直线上升,18 ~ 24 h 温度上升平缓,24 ~ 30 h 温度加速上升,30 h 后床层温升稳定。说明新催化剂硫化结束,活性趋于稳定。预反应器操作压力 3.600 MPa,床层压降 0.012 MPa。

### 3.2 SD-2、SD-1 标定数据

#### 3.2.1 原料油及石脑油分析项目

投用预反应器 7 天后,对装置进行工艺数据标定。见表 2。

表 2 原料油及石脑油化验分析数据

项目	原料油		石脑油	
	分析 1	分析 2	分析 1	分析 2
密度(20℃)/kg·m <sup>-3</sup>	733.0	732.3	730.7	730.8
馏程/℃				
HK	49	50	59	60
10%	85	87	87	90
50%	140	140	141	140
90%	182	181	181	181
KK	198	199	199	199
烯烃质量分数/%	21.51	22.13	1.63	1.46
硫质量分数/%	0.022	0.024	0.016	0.016
氮质量分数/%	107.8	106.3	56.3	42.2
颜色(赛波特)		30	30	

(下转第 76 页)

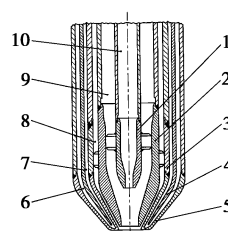
换热器设计压力较高,投资成本会高一些;③冷却效果不太理想,盘管结构不可能将喷嘴头部全部包起来,总有部分暴露在高温区,且冷却盘管与喷嘴头部焊缝易断裂,喷嘴头部烧蚀比较严重。因此喷嘴的使用寿命比较短,一般只能连续运行 45 天左右。

影响湿法气化工序烧嘴运行寿命主要原因有:一是头部磨蚀,二是头部烧蚀,根据大部分装置的使用情况,发现烧嘴损坏主要是烧蚀引起的。解决磨蚀的问题需要优化喷嘴头部的雾化结构和改善头部结构的材料,而解决烧蚀的问题则需要优化喷嘴的冷却结构,通过优化冷却结构改善喷嘴头部的传热效果,使喷嘴头部得到更好的保护。

## 2 优化后的气化工序喷嘴结构及特点

优化后的湿法气化工序喷嘴为水冷夹套式工艺喷嘴,结构如图 2 所示,为外混式五流道结构,物料雾化结构仍由内喷头、中喷头、外喷头组成。第四、五流道分别为冷却水进水通道和出水通道。整个喷嘴头部全部被水冷夹套包着。

气化物料在高压下进入喷嘴,在喷嘴头部进行混合雾化,最后进入气化炉内进行气化反应,由此反应产生 1 300 ~ 1 500℃ 的高温,为了保护工艺喷嘴头部不被烧坏,在第三流道外壁设置 1 个冷却水夹套,该冷却水夹套在喷嘴前端封口,在冷却水夹套内



1—内喷头;2—中喷头;3—外喷头;4—隔板;5—冷却水夹套;  
6—冷却出水通道;7—冷却进水通道;8—外环氧通道;9—水煤  
浆通道;10—中心氧通道

图 2 优化后的湿法气化工序喷嘴

插入 1 个环状的隔板,利用隔板将冷却水夹套分隔为冷却水进口通道和出水通道。冷却水通过进口通道进入冷却水夹套,换热后的喷嘴冷却水再由出口通道流出,这样通过以冷却水强制性冷却喷嘴头部的方式,达到保护喷嘴头部不被烧坏。与水冷盘管式的湿法气化工序喷嘴结构相比,优化后的喷嘴结构具有以下特点:①结构简单;②夹套结构阻力小,冷却水进口压力一般为 0.5 MPa,出口压力为常压,需要消耗的动力小,对于 30 t/h 的冷却水量,仅需配功率为 5.5 kW 的泵,另外冷却系统的换热器设计压力较低;③冷却效果好,喷嘴头部被整个水冷夹套包起来,不会暴露在高温区。因此可以提高喷嘴的使用寿命。

夹套冷却结构的喷嘴在浙江兰溪公司、浙江

(上接第 74 页)

### 3.2.2 工艺参数标定

具体工艺参数见表 3。

表 3 工艺参数标定

项目	标 1	标 2
近料量/ $t \cdot h^{-1}$	36	36
预反应器入口压力/MPa	3.6	3.6
预反应器出口压力/MPa	3.59	3.58
预反应器入口温度/℃	240	243
预反应器出口温度/℃	279	281
床层最大温升/℃	40	39
床层平均温度/℃	258	253
新氢流量/ $m^3 \cdot h^{-1}$	1750	2060
新氢纯度/%	95	95
循环氢流量/ $m^3 \cdot h^{-1}$	19800	19800
循环氢纯度/%	87	87
氢油体积比	352	350
体积空速/ $h^{-1}$	1.41	1.41

## 4 结语

该工艺运行 60 d,从循环氢压缩机出口至原料

加热炉入口压降为 0.20 MPa,该压降与投用预反应器前一致,由此可见,原料油在换热器中结垢物很少,未停留在换热器壳层中。由于该汽油加氢装置主反应器中催化剂 DZG-10 已使用 1 180 d,累计加工原料 870 kt,远超出协议寿命加工原料量(600 kt),目前其活性很低。预反应器加入新催化剂后,烯烃在预反应器饱和,缓解了主反应器的加工负荷,主反应器操作温度 310℃,比预反应器更换催化剂前的 355℃降低了 45℃,原料出换热器温度由更换催化剂前的 260℃下降至 220℃。2 个月内压降上升 0.42 MPa,目前上升缓慢且趋于稳定,系统压降 0.80 MPa。由于主反应器操作温度的下降,原料油与反应流出油在换热器中传热量减少,焦化汽油原料中的二烯烃低聚物及胶质换热器中结垢明显减少,减缓了系统压降的上升速率。

由于主反应器操作温度的下降,瓦斯燃料气量明显降低,而汽油加氢装置能耗关键因素取决于燃料气单耗。能耗的降低降低了装置的运行成本。■