

## 2.4 Mt/a 加氢裂化装置开工及首次标定

彭 军\*

(中国石油化工股份有限公司九江分公司, 江西 九江 332000)

**摘要:**介绍了中国石油化工股份有限公司九江分公司2.4 Mt/a加氢裂化装置的主要技术特点和催化剂装填情况,对标定期间的主要操作参数、原料油及产品性质、物料平衡及装置能耗等方面进行了详尽地分析。标定结果表明,加氢精制催化剂FF-56和加氢裂化催化剂FC-50活性及稳定性较好,产品均满足生产要求。装置工艺流程技术先进,可以通过调整反应温度灵活地调整产品质量,同时分馏系统可以根据生产需求选择性切割各侧线产品。装置的标定能耗略高于设计值,下一步需制定详细的节能优化措施。

**关键词:**加氢裂化;标定;催化剂;能耗

**中图分类号:**TE624

**文献标志码:**A

**文章编号:**0253-4320(2016)11-0146-04

**DOI:**10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2016.11.034

### Operation and first performance test of a 2.4 Mt/a hydrocracking unit

PENG Jun\*

(SINOPEC Jiujiang Company, Jiujiang 332000, China)

**Abstract:** The technical features and catalyst loading of 2.4 Mt/a hydrocracking unit in SINOPEC Jiujiang Company are introduced. The main operating parameters, feedstock and product properties, material balance and energy consumption in the first performance test period are analyzed. The calibration results show that the activity and stability of the hydrotreating catalyst FF-56 and hydrocracking catalyst FC-50 are good and the products have met the production requirements. The unit is advanced in process technologies. The product quality can be flexibly adjusted by adjusting the reaction temperature. The fractionation system can selectively cut various side products according to the requirements of production. Unit energy consumption of the calibration is slightly higher than the designed value. Moreover, the energy-saving optimized measures can be developed in the next step.

**Key words:** hydrocracking; performance test; catalyst; energy consumption

近年来,世界重质原油与高硫原油产量增大,原油重质化和劣质化形势日益严峻,为满足高硫原油加工、提高轻质油收率、改善产品质量、生产清洁燃料的需要,加氢裂化工艺得到了迅速发展,并成为现代炼油和石油化工企业中“油-化-纤”结合的核心<sup>[1]</sup>。

中国石油化工股份有限公司九江分公司在800万t/a油品质量升级改造工程项目中新建1套2.4 Mt/a加氢裂化装置。该装置设计主工况为一段串联全循环流程,以直馏轻蜡油为原料,生产重石脑油、航煤和柴油,副产干气、低分气、液化气和轻石脑油,兼顾一次通过流程。装置采用抚顺石油化工研究院(FRIPP)开发的FZC系列保护剂和FF-56、FC-50催化剂,由中石化洛阳工程公司设计。装置设计处理量为285 t/h,操作弹性60%~110%,总投资94 474万元,装置于2013年12月13日土建开工,2015年6月26日建成中交。10月18日20时生产出合格产品,装置开车一次成功。

## 1 概况

### 1.1 装置主要技术特点

(1)为获得低固体含量的进料,防止因系统压降过大而造成的非正常停工,原料油在进装置前应滤去大于直径50 μm的固体颗粒,进装置后再经过装置内设置的自动反冲洗过滤器滤去直径大于25 μm的固体颗粒。

(2)设置循环氢脱硫设施,提高循环氢纯度且减少设备腐蚀。采用炉后混氢方式,加热炉为氢气加热炉,避免炉管结焦,有效降低系统压降。

(3)采用热高分工艺流程,提高反应流出物热能利用率,降低能耗,节省操作费用,同时避免稠环芳烃在空冷器管束中的沉积和堵塞。

(4)采取在原料油中注入阻垢剂的方法有效地减缓高压换热器结垢。

(5)为充分回收能量,在热高压分离器和热低压分离器之间设置液力透平,用于驱动加氢进料泵。

(6)在热高分气空冷器和热低分气空冷器入口处设注水设施,避免铵盐沉积。

(7)为确保催化剂、高压设备和操作人员的安全,设置 0.7 MPa/min 及 2.1 MPa/min 2 种压力等级的紧急泄压系统。

(8)新氢压缩机与 170 万 t/a 渣油加氢装置合并配置,采用 4 台往复式压缩机,3 台操作 1 台备用。循环氢压缩机采用离心式,由背压式蒸汽轮机驱动,不设备机。

(9)设分馏塔进料分液罐,分离出的气相不经分馏塔进料加热炉加热直接进分馏塔,降低加热炉负荷。

(10)油品分馏采用常压塔方案,由常压塔侧线抽出航煤及柴油,塔底为尾油。为降低塔底温度防止油品热裂解,常压塔采用进料加热炉加塔底水蒸汽提方式。不设减压塔,在常压塔完成柴油与蜡油的分割,流程简单,节省投资和占地。

## 1.2 催化剂装填

催化剂装填工作于 2015 年 8 月 28 日开始,至 9 月 5 日结束。装填单位为江苏天鹏石化特种工程有限公司,共装填各类催化剂(含瓷球)565.805 t,其中 FF-56 加氢精制催化剂 316.190 t,FC-50 加氢裂化催化剂 190.000 t,FBN-02B01 鸟巢保护剂 1.600 t,FBN-03B01 鸟巢保护剂 6.600 t,FZC-105 保护剂 3.200 t,FZC-106 保护剂 6.600 t,各类瓷球 41.615 t。反应器具体装填情况见表 1。

表 1 反应器催化剂装填数据

反应器床层	装填物	装填高度/ mm	装填 量/t	装填密度/ (t·m <sup>-3</sup> )
精制反应器				
一床层	FBN-02B01	190	1.600	0.55
	FBN-03B01	470	6.600	0.92
	FZC-105	485	3.200	0.43
	FZC-106	870	6.600	0.5
	FF-56(普通)	5200	67.320	0.85
二床层	BN-03A04(φ13)	70	0.925	
	FF-56(密相)	6910	99.950	0.95
三床层	FF-56(密相)	9170	128.520	0.92
裂化反应器				
一床层	FF-56(普通)	70	1.020	0.96
	FC-50(普通)	3470	48.320	0.93
二床层	FC-50(普通)	3490	46.720	0.88
三床层	FC-50(普通)	3480	46.960	0.89
四床层	FC-50(普通)	3680	48.000	0.86
	FF-56(普通)	1510	19.380	0.84

## 2 工业标定情况

为了考察、检验新装置的生产负荷、设计能力以及采用的新工艺、新设备、新技术的效果,装置于 2015 年 12 月 9 日至 12 月 12 日进行全面标定,重点考察催化剂的性能、产品质量、产品分布及物性指标、综合耗能以及设备运行状况等,通过标定及时发现设计上的不足,为装置优化生产和长周期运行提供依据。

### 2.1 原料及产品性质

装置标定在 80% 负荷下进行,采用部分循环工况,实际加工原料油是轻蜡油和催化柴油,质量比为 89.1:10.9,与设计掺炼相比,增加掺炼了 20 t/h 催化柴油。设计新氢体积分数为 98.11%,标定时新氢的体积分数为 99.65%,设计的原料油性质及标定过程中原料油以及精制油性质见表 2。

表 2 原料油和精制油性质

项目	原料油		精制油 标定值
	设计原料	标定原料	
密度(20℃)/(kg·m <sup>-3</sup> )	902.8	903.0	870.3
运动黏度(80℃)/(mm <sup>2</sup> ·s <sup>-1</sup> )	35.42	28.50	9.46
馏程/℃			
初馏点/5%	—/366	245/—	195/—
10%/30%	376/425	340/—	296/—
50%/70%	458/484	423/—	381/—
90%/95%	522/544	479/—	445/—
95%/终馏点	566/—	520	490
凝点/℃			
	35	30	22
残炭质量分数/%			
	0.100	0.065	0.010
Ni/(μg·g <sup>-1</sup> )			
	≥1.0	0.3	<0.1
V/(μg·g <sup>-1</sup> )			
	≥1.0	<0.1	<0.1
Na/(μg·g <sup>-1</sup> )			
	≥1.0	0.5	0.1
Fe/(μg·g <sup>-1</sup> )			
	0.2	0.5	0.5
Ca/(μg·g <sup>-1</sup> )			
	0.1	0.3	<0.1
S,m%			
	1.0674	0.6600	0.0130
N/(μg·g <sup>-1</sup> )			
	1723	1067	7
C/%			
	86.32	86.70	
H/%			
	12.54	13.08	
四组分质量分数/%			
饱和烃	81.34	59.88	
芳烃	15.86	37.94	
胶质	2.81	2.18	
沥青质(C <sub>7</sub> 不溶物)	0.1	0	

## 2.2 主要操作条件

装置设置有加氢精制反应器和加氢裂化反应器各 1 台,反应器的操作参数见表 3。标定时装置负荷没有达到设计负荷,期间部分参数与设计值存在一定偏差。从表 3 可以看出,精制催化剂、裂化催化剂和后精制催化剂各床层空速与设计值基本吻合

表 3 反应器主要操作条件

项目	加氢精制反应器		加氢裂化反应器	
	设计值	标定值	设计值	标定值
催化剂	FF-56		FC-50/FF-56	
主催化剂体积空速/h <sup>-1</sup>	1.01	0.70	1.52	1.10
后精制剂体积空速/h <sup>-1</sup>			15.2	10.2
反应器入口氢油体积比	750	1108		
反应器入口氢分压/MPa	14.5	14.6		
冷高分压力/MPa	14.2	14.3		
反应器床层温度/°C				
第一床层入口	353	344	384	372.3
第一床层出口	374	367	391	382.1
第二床层入口	368	356	383	372.9
第二床层出口	386	369	391	384.1
第三床层入口	374	363	383	375.8
第三床层出口	391	376	392	386.6
第四床层入口			383	381.5
第四床层出口			392	392.4
总温升/°C	53	49	33	42.7

(换算成满负荷进行对比),说明催化剂装填效果较好、装填数量合格。由于原料性质较好,所以反应温度远低于设计操作条件,就能够达到要求的转化率和产品质量,反应压力略低于设计操作压力,但是由于新氢纯度高于设计值以及循环氢纯度较高,因此精制反应器入口氢分压(14.6 MPa)较设计值高,加氢精制平均反应温度在 362°C 时,精制油氮含量 < 10 μg/g,精制反应的脱氮率高达 99.1%;加氢精制反应器和加氢裂化反应器平均反应温度都较设计值低,特别是加氢精制催化剂表现出较高的催化剂活性,装置标定期间转化率低于设计值,相应的加氢裂化反应器平均反应温度会略低于设计值,但是整体来说,加氢裂化催化剂活性也是优于设计工况。

## 2.3 主要产品性质

标定期间产品具体性质见表 4。从表 4 可以看出,轻石脑油作为高附加值的 C5 发泡剂(C5 > 95%),各项操作参数与设计偏差较大。重石脑油硫含量为 0.3 μg/g,低于设计指标,氮含量为 1.6 μg/g,高于设计指标,但满足生产要求。航煤冰点 -80°C,烟点 > 26 mm,硫含量为 < 1.0 μg/g,低于设计指标,氮含量为 1.83 μg/g,高于设计指标,但满足生产要求。柴油十六烷值为 58,低于设计值,主要是装置掺炼部分催化柴油的缘故。其他各项指标均优于设计值。尾油的 BNCI 值为 11,与设计值相当。但是尾油中硫氮含量均高于设计值。

表 4 主要产品性质

产品	轻石脑油		重石脑油		航煤		柴油		加氢尾油	
	设计	标定	设计	标定	设计	标定	设计	标定	设计	标定
密度(20°C)/(kg·m <sup>-3</sup> )	645	616	751	730	801	803	832	825	841	830
馏程/°C										
初馏点	26		68	60	169	154	238	203	379	265
10%	29		97	85	178	171	261	248	403	381
50%	35		117	108	194	195	307	288	443	409
90%	54		142	135	212	220	357	337	509	461
终馏点	65		165	147	228	254	370	348	540	495
硫含量/(μg·g <sup>-1</sup> )	<0.5		<0.5	0.3	<1.0	<1.0	<1.0	0.1	<2.0	50
氮含量/(μg·g <sup>-1</sup> )	<0.5		<0.5	1.6	<1.0	1.83	<2.0	1	<2.0	9.3
闪点/°C					38~50	41~48	≥57	83		
烟点/mm					≥25	26.0~27.5				
冰点/°C					<-60	-80				
凝点/°C							-6	-8	39	33
十六烷值							≥65	58		
BNCI 值									10.3	11.2

## 2.4 物料平衡

装置标定的物料平衡见表5。从表5可以看出,重石脑油收率比设计值低5.0%,航煤收率较高,达27.84%。柴油收率比设计收率低7.06%,尾油收率为12.78%。损失为0.12%,由于标定工况与设计不同,各物料分布有一定偏差,但是对于反应器的控制达到了设计的要求。

表5 装置标定的物料平衡

项目	相对原料油比例/%
入方	
减压蜡油	89.28
催化柴油	10.72
新氢	2.28
渣加来低分气	0.57
合计	102.85
出方	
塔顶干气	1.17
脱硫低分气	1.24
粗液化气	2.30
轻石脑油	2.35
重石脑油	20.33
航煤	27.84
柴油	33.87
尾油	13.08
污油	0.55
损失	0.12
合计	102.85

## 2.5 装置能耗

装置设计能耗1246.89 MJ/t,标定期间装置能

耗为1305 MJ/t,较设计值高58.11 MJ/t,主要原因:①3.5 MPa 蒸汽品质偏低(3.32 MPa,400℃),而设计是按照3.6 MPa、440℃核算,导致C101耗汽量比设计值偏大,3.5 MPa 蒸汽单耗较设计值高。②装置P101A液力透平还没有投用,投用后可降低能耗0.6%。③装置所用瓦斯热值低于设计值(38.92 kJ/kg),瓦斯单耗高于设计值。④装置设计反应注水50%是净化水,而实际是按照100%的除氧水注入。

## 3 结论

(1)本次标定装置在80%负荷下进行,大机组、反应器、换热器及塔器表现良好,没有明显限制装置目前生产的瓶颈问题。

(2)装置标定结果表明,加氢精制催化剂FF-56和加氢裂化催化剂FC-50活性及稳定性较好,产品均满足生产要求。标定工况与设计不同,各物料分布有一定偏差。

(3)装置工艺流程技术先进,可以通过调整反应温度灵活地调整产品质量,同时分馏系统可以根据生产需求选择性切割各侧线产品。

(4)装置的标定能耗1305 MJ/t,略高于设计值,下一步需制定详细的节能优化措施。

## 参考文献

- [1] 王庆峰. 降低加氢裂化装置综合能耗的探索[J]. 中外能源, 2006,3(11):61-65. ■

## 赢创新一代疏水剂用于保护高端建筑

赢创工业集团最新推出高性能疏水剂 TEGO® Phobe 1659 和 TEGO® Phobe 1409,保护高品质外墙免受气候、湿气和灰尘的破坏。TEGO® Phobe 1659 是著名 TEGO 技术品牌下最新推出的一款产品。该创新型有机硅树脂技术能提高效率并显著降低沾尘性,同时还兼顾了硬度和有机硅的特性。这使涂层表面的有机硅浓度降低,从而实现极低的沾尘性。由于该产品改善了润湿特性以及与颜填料间的相互作用,实现了有机硅树脂的更好分布。在不影响防水

性的情况下,可以减少 TEGO® Phobe1659 的添加量。客户对产品防水性的期望正日益提高,法规方面以及消费者的观念也都在发生变化。建筑涂料中杀菌剂的使用正在逐渐减少。氨基聚硅氧烷产品 TEGO® Phobe 1409 能产生疏水效果,从而使墙面更快变干,降低藻类和苔藓生长的可能性。新一代疏水剂的使用不受配方的限制,那些必须符合各种生态标签严格要求的配方也可以使用,如:欧盟的生态标签认证或蓝天使标志认证。(施嘉)