

# 蜡油催化裂化装置节能技术改造

王巍慈<sup>1</sup>, 李晓光<sup>2</sup>, 高飞<sup>2</sup>, 张威毅<sup>2</sup>, 江勇<sup>2</sup>

(1. 辽宁石油化工大学职业技术学院, 辽宁抚顺 113001;  
2. 中国石油抚顺石化公司石油二厂, 辽宁抚顺 113004)

**摘要:**在催化剂性质不变的前提下,对1 000 t/a蜡油催化装置进行了外取热器本体、取热形式、余热炉蒸发段、分馏塔塔底油浆蒸汽发生器和解吸塔底热源改造,同时对原料油、油浆喷嘴进行了更换。改造后,提高了装置处理量、掺渣比;增加了油浆蒸汽发生器、外取热器、余热锅炉产汽量;实现了烟机持续发电;停止用蒸汽作为解吸塔热源。CS进料喷嘴的使用和剂油比的增加有利于产品分布,提高了目的产品的选择性和装置运行的经济效益。

**关键词:**蜡油;催化裂化;节能;改造

中图分类号:TE624.41

文献标识码:A

文章编号:0253-4320(2010)08-0075-05

## Energy saving technical reconstruction of wax oil catalytic cracking unit

WANG Wei-ci<sup>1</sup>, LI Xiao-guang<sup>2</sup>, GAO Fei<sup>2</sup>, ZHANG Wei-yi<sup>2</sup>, JIANG Yong<sup>2</sup>

(1. School of Vocational Technology, Liaoning SHIHUA University, Fushun 113001, China;  
2. the No. 2 Refinery, Fushun Petrochemical Company, CNPC, Fushun 113004, China)

**Abstract:** With the same catalyst, the external heater body and its heat transfer style, the evaporation zone of heat recovering furnace, the slurry oil vapour generator in the bottom of fractionating tower, and the heat source in the bottom of desorber are reformed in wax oil FCC unit with treatment capacity of 1.0 Mt/a. The crude oil nozzle and slurry oil nozzle are replaced. After reform, the treatment capability and the proportion of refining residue are increased. The amount of vapour of the slurry oil vapour generator, external heater, heat recovering furnace are enhanced. The extractor could generate electricity continuously. The vapour as heat resource of desorber is stopped. The application of CS feed nozzle and the added ratio of catalyst to crude oil are good to product distribution. The selectivity of aim products is increased, and the operation economic benefit is improved.

**Key words:** wax oil; FCC; energy saving; reform

原油深加工能充分利用石油资源来提高炼厂的经济效益。生产实践表明,催化裂化是石油炼化工业切实可行的重质油二次加工途径和提高轻油收率的重要手段,我国车用汽油主要来自该途径。但催化裂化在生产中耗能所占比例比较高,节能潜力大。笔者介绍了中国石油抚顺石化公司石油二厂蜡油催化裂化装置节能改造方案,并对改造效果进行了计算和分析<sup>[1-4]</sup>。

## 1 工业试验

### 1.1 装置概述

中国石油抚顺石化公司石油二厂蜡油催化裂化装置于1987年建成投产,加工能力为100万t/a,以加工大庆原油的直馏蜡油和焦化蜡油为主要原料,掺入少量的减压渣油来满足装置的热平衡需要。2008年针对其存在的问题对其进行了外取热器本体、取热形式、余热炉蒸发段、分馏塔塔底油浆蒸汽

发生器和解吸塔底热源改造,同时对原料油、油浆喷嘴进行了更换。

### 1.2 工艺流程

混合蜡油经预热后与回炼油、减压渣油一起进入混合器充分混合后,经原料油喷嘴雾化后进入提升管反应器。反应生成的油气与待生催化剂分离后进入分馏塔,分离出粗汽油、柴油、富气,并抽出回炼油和油浆。富气经气体压缩机压缩后和粗汽油送至吸收稳定部分,分离出液化气和汽油产品。吸附有一定量油气并有焦炭沉积的待生催化剂则流入沉降器下部的汽提段,经蒸汽汽提后进入再生器烧焦再生。

### 1.3 原料

装置改造前后均以大庆原油的混合蜡油为原料。混合原料性质见表1。由表1可知,从馏程上改造后,混合原料油略重,凝固点由35℃上升到39℃,密度等性质基本相同。说明催化裂化装置

改造后原料油掺渣比略大。

表1 改造前后混合原料油性质

项目	改造前	改造后
密度(20℃)/kg·m <sup>-3</sup>	888.6	892.1
馏分/℃		
HK	194	254
10%	376	381
30%	404	417
50%	428	470
70%	466	518
350℃馏出物质量分数/%	6	4
500℃馏出物质量分数/%	81	62
水分(质量分数)/%	痕迹	痕迹
残炭(质量分数)/%	1.05	1.06
总硫(质量分数)/%	0.19	0.21
凝固点/℃	35	39

#### 1.4 平衡催化剂性质

由表2可知,改造前后反应系统平衡催化剂性质基本不变。因此,工业标定结果具有对比性。

表2 改造前后平衡催化剂性质

项目	改造前	改造后
灼烧减量(质量分数)/%	3.1	3.2
孔体积/mL·g <sup>-1</sup>	0.20	0.21
微反活性(烧白)	66.5	65.4
微反活性(带炭)	63.7	62.2
再生剂含炭质量分数/%	0.03	0.03
铁质量分数/×10 <sup>-6</sup>	4135.38	3971.64
镍质量分数/×10 <sup>-6</sup>	4092.37	3967.43
铜质量分数/×10 <sup>-6</sup>	69.26	74.63
钒质量分数/×10 <sup>-6</sup>	352.83	313.93
钠质量分数/×10 <sup>-6</sup>	3804.35	3677.01
不同粒度范围的质量分数/%		
0~20 μm	4.94	1.48
20~40 μm	20.15	18.07
40~80 μm	45.28	45.11
80~110 μm	17.53	19.54
>110 μm	12.09	15.80

(上接第74页)

- [4] Renon H, Prausnitz J M. Local compositions in thermodynamic excess functions for liquid Mixtures [J]. AIChE J, 1968, 14 (1): 135 - 144.
- [5] Soave G. Equilibrium constants for modified Redlich-Kwong equation-of-state [J]. Chem Eng Sci, 1972, 27 (6): 1196 - 1203.
- [6] Mathias P M. A versatile phase equilibrium equation-of-state [J]. Ind

## 2 改造内容与效果

### 2.1 油浆蒸汽发生器

蒸汽发生器操作条件见表3。由表3可知,改造后油浆蒸汽发生器产汽量由25.0 t/h上升到31.6 t/h,多产蒸汽6.6 t/h。原因是油浆蒸汽发生器出口蒸汽管径由原来的DN150扩至DN250,降低了管路压力降,因此产汽压力由1.64 MPa下降到1.34 MPa,提高油浆蒸汽发生器产汽量。改造后油浆返塔温度由245℃下降到现在的215℃,由于循环油浆产汽量增加,取热量多,因此油浆循环量降低;上返塔油浆循环量由265 t/h下降到251 t/h,下返塔油浆循环量由143 t/h下降到111 t/h,温度较低油浆直接进入塔底后也有利于防止分馏塔底结焦。

表3 改造前后油浆蒸汽发生器操作参数

项目	改造前	改造后
油浆蒸汽发生器产汽量/t·h <sup>-1</sup>	25.0	31.6
油浆蒸汽发生器给水量/t·h <sup>-1</sup>	30	38
油浆蒸汽发生器液位/%	42	42
油浆蒸汽发生器产汽压力/MPa	1.64	1.34
分馏塔下部温度/℃	342	333
分馏塔液相温度/℃	335	326
油浆返塔温度/℃	245	215
中压蒸汽温度/℃	195.0	194.2
低压脱氧水温度/℃	79.0	78.3
油浆上返塔循环回流/t·h <sup>-1</sup>	265.0	250.7
油浆下返塔循环回流/t·h <sup>-1</sup>	143.0	110.7

### 2.2 余热炉

余热炉蒸发段进行改造后,余热炉蒸发段整体更换,改造后运行状态良好,增加了取热负荷与产汽量。余热炉操作条件见表4。由表4可知,余热炉产汽量由6 t/h上升到8 t/h,多产蒸汽2 t/h。把外取热汽包产汽和油浆蒸汽发生器产汽并入余热锅炉过热段进行过热,提高了蒸汽的品质,达到了外供蒸汽的使用条件。改造后外供蒸汽18 t/h,为全厂动力的优化配置提供了有效的保证。

Eng Chem Process Des Dev, 1983, 22(3): 385 - 391.

- [7] 陶忠华, 顾兆林, 李云. 酒精生产过程用能状况的诊断和调优 [J]. 化工进展, 2005, 24(2): 182 - 185.
- [8] 章克昌. 酒精与蒸馏酒工艺学 [M]. 北京: 中国轻工业出版社, 1998.
- [9] 王君高. 对酒精蒸馏杂醇油分离提取的见解 [J]. 酿酒科技, 2002, 94(4): 37 - 38. ■

表4 改造前后余热炉操作参数

项目	改造前	改造后
余热炉产汽量/ $t \cdot h^{-1}$	6	8
余热炉给水量/ $t \cdot h^{-1}$	7	9
余热炉液位/%	52.0	50.2
余热炉产汽压力/MPa	1.10	1.33
省煤器入口温度/ $^{\circ}C$	135	135
省煤器出口温度/ $^{\circ}C$	180	177
过热器出口温度/ $^{\circ}C$	376.0	299.5
省煤器出口烟气温度/ $^{\circ}C$	203	165
低温过热器出口蒸汽温度/ $^{\circ}C$	133	133
外供3.5 MPa 蒸汽量/ $t \cdot h^{-1}$	0	18

### 2.3 外取热器

外取热器操作条件见表5。由表5可知,改造后外取热器产汽量由5.3 t/h上升到7.7 t/h,多产蒸汽2.4 t/h;二密(第二再生器密相温度,简称二密)温度由710 $^{\circ}C$ 下降到685 $^{\circ}C$ ,外取热器主风流量由5 298  $m^3/h$ 下降到3 234  $m^3/h$ ,原因是改造后外取热器整体更新,由上流式改为下流式,取热后的催化剂通过下料管或脱气管返回到二密相,二密温度的降低有利于提高反应的剂/油质量比,优化产品分布;随着掺渣比的提高,再生温度升高,可防止因外取热器下斜管催化剂突然流化导致的再生温度大幅下降。外取热器改造后,催化剂流化正常,掺渣比可大可小,提高了操作弹性,能始终保持生产在优化条件下运行。

表5 改造前后外取热器操作参数

项目	改造前	改造后
外取热器产汽量/ $t \cdot h^{-1}$	5.3	7.7
外取热器给水量/ $t \cdot h^{-1}$	7.0	9.5
外取热器液位/%	40	40
外取热器产汽压力/MPa	1.14	1.31
二密温度/ $^{\circ}C$	710	685
出外取热器催化剂温度/ $^{\circ}C$	520	330
外取热器藏量/T	15	17
外取热器主风流量/ $m^3 \cdot h^{-1}$	5298	3234

### 2.4 解吸塔底热源

解吸塔操作条件见表6。由表6可知,解吸塔底热源改造后,减少蒸汽用量8.5 t/h,其他操作参数基本不变。原因是改造后解吸塔底热源由二中循环回流和蒸汽供热改为一中循环回流和蒸汽供热,

以一中回流供热为主,当一中回流热量不足时,蒸汽作为补充。开工正常生产后,一中回流可以独立了解吸塔底提供热源,不使用蒸汽,减少了装置运行的动力消耗。

表6 改造前后解吸塔操作参数

项目	改造前	改造后
解吸塔底气相温度/ $^{\circ}C$	107	108
蒸汽用量/ $t \cdot h^{-1}$	8.5	0.0
解吸塔顶抽出温度/ $^{\circ}C$	72	73
解吸塔底抽出温度/ $^{\circ}C$	127	125
解吸塔冷进料温度/ $^{\circ}C$	46.0	45.3
重沸器出口温度/ $^{\circ}C$	134	133
解吸塔热进料温度/ $^{\circ}C$	71	76
解吸塔进料流量/ $t \cdot h^{-1}$	162	170
解吸气流量/ $m^3 \cdot h^{-1}$	1000	1024
解吸塔液位/%	55	51

### 2.5 发电量

空白标定时烟机不发电,本次改造后,烟机发电8 000 kWh/d,烟机实现了持续发电。由于掺渣量较小,而且外取热器取热产1 MPa 蒸汽7.7 t/h,造成再生温度偏低,烟气温度由原来的710 $^{\circ}C$ 左右降低到685 $^{\circ}C$ ,烟气携带的热量减少,通过采取双动滑阀开度减小,两侧滑阀零点尽量接近,保留15 mm。烟气临界流速喷嘴开孔从 $\Phi 81$  mm缩小到 $\Phi 73$  mm,使流经烟机的烟气量大幅增加。装置运行1个月,运行结果表明其能够保证三旋旋风效率。

### 2.6 改造后对主要操作条件的影响

改造前后主要操作参数见表7。由表7可知,

表7 改造前后主要操作条件

项目	改造前	改造后
加工量/ $t \cdot d^{-1}$	3174	3527
沉降器压力/MPa	0.22	0.21
提升管出口温度/ $^{\circ}C$	510	509
新鲜原料量/ $t \cdot h^{-1}$	132	147
回炼油量/ $t \cdot h^{-1}$	38	28
回炼油浆量/ $t \cdot h^{-1}$	9	10
掺渣质量比/%	8.9	12.5
急冷油量/ $t \cdot h^{-1}$	5.0	3.2
进料雾化蒸汽量/ $t \cdot h^{-1}$	9.15	7.11
剂/油质量比	5.94	6.22
再生器压力/MPa	0.23	0.21
二密相温度/ $^{\circ}C$	710	685
原料预热温度/ $^{\circ}C$	200	198

改造后加工量从3 174 t/d提高到3 527 t/d, 掺渣比从8.9%提高到12.5%, 说明改造后正常生产时装置的加工能力和掺渣比增加了。改造后二密温度由710℃降低到685℃, 再生温度的降低, 有利于增加剂/油质量比, 使剂/油质量比由5.94上升到6.22。改造后使用CS喷嘴后进料雾化蒸汽量由9.15 t/h下降到7.11 t/h, 雾化蒸汽用量下降了2.04 t/h。原料预热温度、提升管出口温度等基本不变。反应再生系统流化正常, 操作平稳, 调节灵活。

## 2.7 改造后对产品收率的影响

改造前后催化裂化装置产品收率见表8。

表8 改造前后产品收率 %

项目	改造前	改造后
汽油	47.7	50.3
柴油	25.4	25.8
液化气	16.2	15.5
焦炭	6.4	5.6
气体+损失	3.1	2.5
油浆	1.2	0.3
轻油	73.1	76.1

## 2.8 改造后对产品性质的影响

### 2.8.1 汽油性质

催化裂化汽油性质见表9。由表9可知, 改造后汽油诱导期由395 min上升到425 min, 表明汽油的稳定性略有提高, 原因是汽油中烯烃的含量由44.4%下降到42.4%, 下降了2个百分点。烯烃化学性质不稳定, 易发生氧化等化学反应导致汽油变质。改造后二再密相温度的降低、剂油质量比的提高, 有利于增加氢转移和异构化等降烯烃的二次反应。汽油中的其他性质基本不变。说明改造后对汽油质量无不良影响。

表9 改造前后汽油性质

项目	改造前	改造后
密度(20℃)/kg·m <sup>-3</sup>	714	719
馏分/℃		
HK	46	38
10%	57	55
30%	71	71
50%	93	93
70%	122	124
90%	154	162
95%	173	177
KK	197	198

总硫质量分数/%	0.010	0.003
实际胶质 <sup>①</sup> /10 <sup>-2</sup> mg·mL <sup>-1</sup>	0.4	3.2
酸度 <sup>②</sup> /10 <sup>-2</sup> mg·mL <sup>-1</sup>	0.44	0.10
溴价/10 <sup>-2</sup> g·g <sup>-1</sup>	81.4	75.9
腐蚀(铜片试验)	1级	1级
诱导期/min	395	425
蒸汽压/kPa	33.7	53.6
烷烃+环烷烃体积分数/%	43.3	45.1
烯烃体积分数/%	44.4	42.4
芳香烃体积分数/%	12.3	12.5
硫醇硫体积分数/10 <sup>-6</sup>	18	16
MON	77.5	79.1
RON	88.2	88.2

注:①实际胶质含量指100 mL中胶质质量;②酸度指中和100 mL产品用的KOH质量。

### 2.8.2 柴油性质

催化裂化柴油性质见表10。由表10可知, 柴油十六烷值由37.1下降到35.4, 可以满足全厂调和要求。柴油其他性质基本不变。原因是剂油质量比的提高, 有利于增加氢转移和异构化等二次反应, 异构烃类的十六烷值低于正构烃类。

表10 改造前后柴油性质

项目	改造前	改造后
密度(20℃)/kg·m <sup>-3</sup>	869	862
馏分/℃		
HK	173	197
5%	195	210
10%	202	214
30%	228	234
50%	253	260
70%	285	296
90%	328	339
95%	339	353
KK	345	358
黏度20℃(运动黏度)/mm <sup>2</sup> ·s <sup>-1</sup>	3.11	3.52
黏度50℃(运动黏度)/mm <sup>2</sup> ·s <sup>-1</sup>	2.12	2.56
总硫质量分数/%	0.1	
酸度/10 <sup>-2</sup> mg·mL <sup>-1</sup>	3.01	1.02
溴价/10 <sup>-2</sup> g·g <sup>-1</sup>	27.7	19.5
腐蚀(铜片试验)	1级	1级
十六烷值	37.1	35.4
氧化沉渣值/10 <sup>-2</sup> mg·mL <sup>-1</sup>	6.2	7.4
凝固点/℃	-9	-6
闪点/℃	69	76
比色	1	1
实际胶质/10 <sup>-2</sup> mg·mL <sup>-1</sup>	22.6	31.0

### 2.8.3 干气性质

催化裂化干气性质见表11。由表11可知,干气中的性质基本不变。说明改造后对干气质量无不良影响。

表11 改造前后干气性质 体积分数/%

项目	改造前	改造后
H <sub>2</sub>	8.3	6.7
O <sub>2</sub>	1.82	4.65
N <sub>2</sub>	27.53	34.56
CH <sub>4</sub>	25.60	23.73
CO	0.11	0.18
CO <sub>2</sub>	4.29	3.53
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	16.20	15.19
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	15.36	11.19
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0.40	0.24
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.03	0.02
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (异丁烷)	0.11	0.00
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> -1+iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub> (丁烯)	0.12	0.01
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.05	0.00
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub> -2	0.05	0.00
cC <sub>4</sub> H <sub>8</sub> -2	0.03	0.00
C <sub>5</sub>	0.00	0.00

注:改造前液化气密度(0℃)为1.08 kg/m<sup>3</sup>,改造后密度为1.09 kg/m<sup>3</sup>。

### 2.8.4 液化气性质

催化裂化液化气性质见表12。由表12可知,液化气中的性质基本不变。说明改造后对液化气质量无不良影响。

表12 改造前后液化气性质 体积分数/%

项目	改造前	改造后
<C <sub>3</sub>	0.02	0.02
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	11.37	10.66
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	43.47	46.48
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	18.82	20.49
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3.96	3.42

C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> -1+iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	12.33	11.08
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub> -2	5.16	3.69
cC <sub>4</sub> H <sub>8</sub> -2	3.74	2.91
C <sub>5</sub>	1.13	1.25

注:改造前液化气密度(15.6℃)为551.8 kg/m<sup>3</sup>,改造后密度为549.2 kg/m<sup>3</sup>。

## 3 结论

(1)在催化剂性质不变的前提下,100万t/a蜡油催化装置经过改造后,提高了处理量和掺渣比;增加了油浆蒸汽发生器、外取热器、余热锅炉产汽量;实现了烟机持续发电;停止用蒸汽作为解吸塔热源。

(2)CS进料喷嘴的使用和剂油比的增加有利于产品分布,提高了目的产品的选择性。改造后汽油收率提高了2.6个百分点;柴油收率提高了0.3个百分点;轻油收率提高了3.0个百分点;液化气收率降低了0.7个百分点;油浆收率降低了0.9个百分点;焦炭收率降低了0.8个百分点;(气体+损失)降低了0.6个百分点。

(3)改造后对汽油、柴油等产品无不良影响,能达到调和等使用要求。

(4)改造后增加了产汽和发电量,优化了产品分布,有利于提高装置运行的综合经济效益。

## 参考文献

- [1] 侯美生. 炼油工程师[M]. 北京:石油工业出版社,1995:151-177.
- [2] 陈俊武. 催化裂化工艺与工程[M]. 2版. 北京:中国石化出版社,2005:44-66.
- [3] 刘家海,陈清林,王伟,等. 重油催化裂化装置节能措施与效果分析[J]. 炼油技术与工程,2009,39(3):55-60.
- [4] 王玉华,李志伟. 清洁生产技术 MIP 在锦西石化分公司的工业应用[J]. 石油炼制与化工,2008,39(7):24-29. ■

## “阳光动力”项目飞机成功完成首次夜间飞行

完全由太阳能驱动的“阳光动力”项目飞机成功地完成了首次夜间飞行。这架超轻型飞机在完成了共计26h的飞行(从2010年7月7日上午7点至次日上午9点(欧洲中部时间)后,最终按原定计划降落在瑞士帕耶纳空军基地。这是到目前为止首架完全由太阳能驱动的、实现了无燃料昼夜飞行的载人驾驶飞机。

拜耳材料科技首席执行官唐佩德(Patrick Thomas)表示:“我们向来自阳光动力项目负责人伯特兰皮卡德(Bertrand Piccard)和安德烈博尔施伯格(André Borschberg)表示诚挚的祝贺,同时很高兴参与了此项伟大的成就。此次的成功是太阳能驱动飞机迈向环球航行道路上的又一里程碑。作为阳光动力项目的官方合作伙伴,我们深感自豪能够用拜耳的创新材料为环保型交通工具作出的进一步积极贡献”。

拜耳材料科技凭借技术专知、高科技聚合物材料和节能型轻质产品为瑞士阳光动力公司提供支持。在成功完成首次飞行的飞机上使用的材料之一是来自Puren GmbH的超轻型聚氨酯泡沫。该材料基于来自拜耳材料科技的原材料,在驾驶舱覆层、发动机罩和机翼上使用。在驾驶舱玻璃窗上也使用了来自拜耳材料科技的产品,其中包含了超薄而强度高的模克福®聚碳酸酯薄膜。

下一代太阳能动力飞机所用的拜耳材料的比例将大幅提高。公司正竭尽全力开发更加超轻型的材料。例如,来自拜耳材料科技的Baytubes®碳纳米管(CNT)能够在保持最小重量的前提下改进结构部件的强度。到2013年,第2代样机计划将分5个阶段进行环球飞行,每个阶段历时5天,平均飞行速度为70 km/h。(童志勇)