

劣质重油沸腾床加氢装置扩能改造研究

刘浩*

(河北新启元能源技术开发股份有限公司, 河北 沧州 061108)

摘要:介绍了煤焦油沸腾床加氢装置的扩能改造情况。结果表明,装置产能由 10 万 t/a 扩大到 30 万 t/a,同时加工原料的适应性及灵活性得到了显著提高,产品轻质化程度提高。该项目投资约 9 200 万元,投资回收期约 2.5 年,投资合理,见效快,对类似装置改扩建具有很大的借鉴意义。

关键词:劣质重油;煤焦油;减压渣油;沸腾床加氢;扩能

中图分类号:TQ524

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2019)01-0200-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2019.01.043

Expansion and renovation of a boiling bed hydrogenation unit for poor-quality heavy oil

LIU Hao*

(Hebei Xinqiyuan Energy Technology Development Company Limited, Cangzhou 061108, China)

Abstract: The expansion and renovation for a certain coal tar boiling bed hydrogenation unit are introduced. The unit's capacity is expanded from 100 000 tons per year to 300 000 tons per year. At the same time, the adaptability and flexibility of processing raw materials are improved significantly and the content of light products is increased. This renovation has spent about RMB92 million, with an expecting investment recovery period of about 2.5 years. The investment is thought to be reasonable and the economic effect will realize fast. It has great reference significance for the renovation and expansion of similar units.

Key words: poor quality heavy oil; coal tar; vacuum residue oil; hydrogenation by boiling bed; capacity expansion

近年来轻质原油逐渐减少导致其价格不断攀升,加工储量丰富、来源广泛和价格低廉的劣质重油已成为全球趋势。与此同时,市场对轻质油品的需求不断增加,环保法规对油品质量的要求也日益严格^[1]。只有对原有装置进行技术改造,才能适应市场的需要同时满足环保的发展要求。

本文中以河北某石化企业为例,对劣质重油沸腾床加氢装置的扩能改造展开研究工作。

1 改造背景

随着经济及能源形势的变化,为了增加装置加工原料的适应性及灵活性,增大装置处理量,公司采用上海新佑能源科技有限公司自主研发的劣质重油沸腾床加氢技术,将现有 10 万 t/a 煤焦油加氢装置^[2]扩建为 30 万 t/a 工程处理规模。

2 技改项目内容

2.1 改造思路

(1)技术来源:采用上海新佑能源科技有限公司自主研发的劣质重油沸腾床加氢技术(ebullated-

bed upgrading unit, EUU),对煤焦油、减压渣油等劣质重油进行加氢精制,精制产品既可以作为固定床加氢的优质原料,也可以匹配其他工艺装置(例如催化裂化装置、催化重整装置)。

(2)EUU 技术可以处理高金属、高残炭含量的劣质重油原料,金属、残炭脱除率高,从而保证了加氢产品的质量要求。本次扩建新增 1 台沸腾床反应器与原有沸腾床反应器进行串联,2 个反应器之间增设换热器和蒸汽发生器,既能充分回收反应放热又可以灵活稳定控制第二台沸腾床反应器入口的温度。

(3)采用催化剂在线添加、卸出技术,将活性低的催化剂卸出,再补充新鲜的催化剂,使反应器内催化剂保持高活性,保证反应条件的稳定,延长装置的操作周期。

2.2 改造后工艺流程

扩建后的 30 万 t/a 煤焦油加氢装置主要包括原料预处理单元、反应分离单元、催化剂装填/卸载单元、减压分离单元。改造后各单元流程见图 1~图 3。

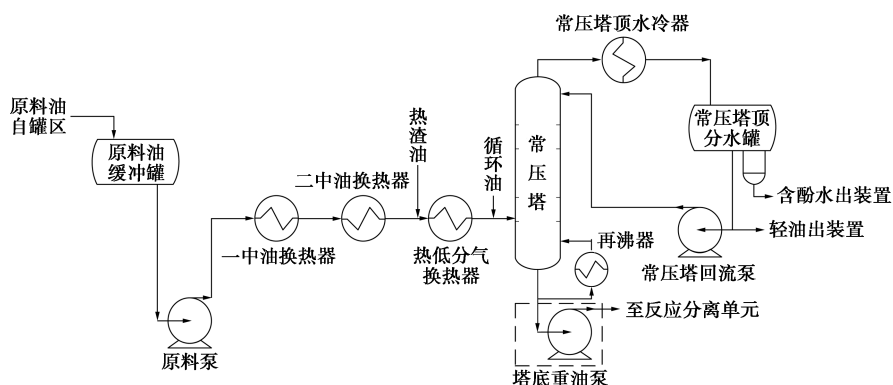


图1 改造后原料预处理单元流程

注:图中虚线部分设备均为项目新增或改造使用,与正文2.3改造内容描述一致。

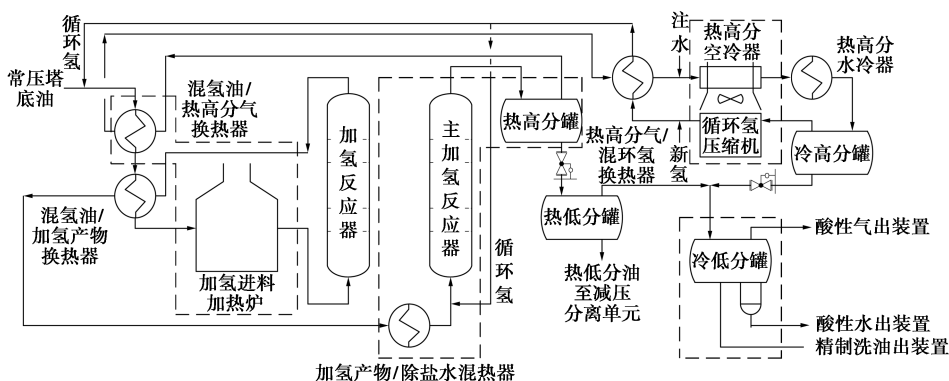


图2 改造后反应分离单元流程

注:图中虚线部分设备均为项目新增或改造使用,与正文2.3改造内容描述一致。

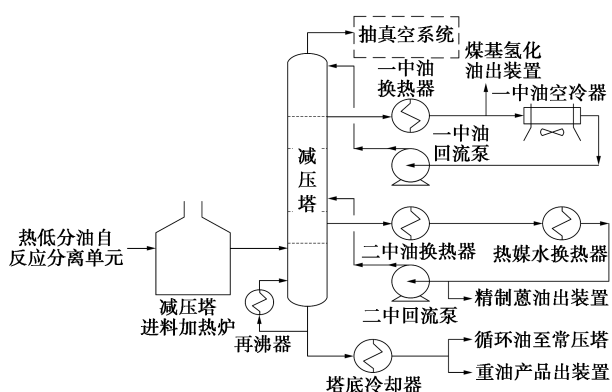


图3 改造后减压分离单元流程

注:图中虚线部分设备均为项目新增或改造使用,与正文2.3改造内容描述一致。

(1) 原料预处理单元

来自罐区的原料首先进入原料油缓冲罐,经原料泵升压后依次与减压塔一中油、二中油换热升温,再与装置外来的热渣油混合后与热低分气换热升温,再与下游减压塔底部输送过来的循环油混合,送入常压塔底部进料。塔顶气体经常压塔顶水冷器冷

却后进入常压塔顶分水罐,罐中轻油经常压塔回流泵加压后一部分回流至塔顶,一部分采出输出装置;罐底的含酚水送出装置。脱水后的塔底油经塔底重油泵升压后输送至反应分离单元。

(2) 反应分离单元

升压后的常压塔底油首先与预热后的部分循环氢混合,依次经过与热高分气、加氢产物换热升温,再经过加氢进料加热炉加热升温后进入加氢反应器,反应产物依次经过与混氢油、除氧水换热降温,再与预热后的部分循环氢混合进入主加氢反应器,反应产物进入热高分罐分离,热高分油经过降压后进入热低分罐,热低分油进入后续减压分离单元。热高分气依次经过与混氢油、循环氢、空冷器、水冷器换热冷却后,进入冷高分罐。冷高分气经循环氢压缩机升压,与高压新氢混合后与热高分气换热升温,分为2部分,一部分与反应原料油混合,一部分与换热后的加氢产物混合进入主加氢反应器。冷高分罐中设置了聚结器,有利于油水分离,冷高分油及水相经过减压与冷却后的热低分气均进入冷低分

罐,油水进一步分离,冷低分气作为含硫干气输出装置送干气脱硫单元处理;冷低分油作为精制洗油产品出装置;冷低分罐底输出的含盐水出装置送至酸性水单元处理。

(3) 减压分离单元

来自反应分离单元的热低分油经过减压塔进料加热炉升温后,输送至减压塔。减压塔设中段抽出,减压一中油经过与煤焦油原料油换热,一部分抽出作为装置产品即煤基氢化油,一部分经过空冷器冷却后作为塔顶回流。减压二中油依次与原料、热媒水换热降温后,一部分作为装置产品精制葱油,一部分作为减压中段回流。减压塔底抽出重油经过塔底冷却器换热冷却后,一部分作为装置循环油与预热后的反应原料油混合进入常压塔,一部分作为装置重油产品输出装置。

(4) 催化剂装填卸载单元

补充新增主加氢反应器冲洗输送油及催化剂输送管线及管件,其余设备及管线均利旧原装置设计的催化剂装填/卸载单元。

2.3 改造内容

装置扩能改造,由原来的 10 万 t/a 改造成实际处理规模 30 万 t/a,装置处理原料由煤焦油调整为煤焦油、减压渣油。工艺改造部分主要包括以下 6 点。

(1) 增加 1 台常压塔底重油泵

为了满足装置加工规模增大,常压塔底重油泵增加 1 台,操作方式为两开一备或一开两备。

(2) 增加 1 台沸腾床反应器

加工原料发生变化,增加了渣油,根据渣油性质中金属含量偏高,且原料性质更趋于劣质重质化,在原加氢反应器后增加 1 台主加氢反应器,增大反应停留时间从而保证加工原料的转化率。原加氢反应器作为预加氢反应器使用,主要发挥脱金属和预加氢的作用,延长后续主加氢反应催化剂的使用寿命;主加氢反应器中主要发生脱残炭、脱硫、脱氮等脱杂质的反应,降低原料中的胶质沥青质含量,保证原料的轻质化率。同时在 2 台反应器中间增加了取热换热器,将反应热量及时取出充分利用的同时还可以灵活调节主反应器进口温度,更好地控制主反应器的稳定操作。

(3) 增加 1 台循环氢压缩机

装置处理规模增大,氢油比基本维持不变,循环氢量增大,需要增加 1 台循环氢压缩机,两开一备。

(4) 增加 1 台新氢压缩机

原装置设计高压新氢由葱油加氢装置输送进来,现考虑新增 1 台新氢压缩机,保证改造扩能装置能独立操作,降低受葱油加氢装置停车工况的影响。

(5) 增加 1 套减压系统

加工原料增加了渣油馏分,考虑到渣油中重质组分含量较大,不能保证完全轻质化,反应后续增加了减压分离单元(主要设备有减压塔、减压进料加热炉及抽真空系统),将没有转化的重质组分在减压塔底切出,输送出装置,保证装置的连续稳定运行。

(6) 需改造设备

需改造设备汇总表见表 1。

表 1 需改造设备汇总表

设备名称	台数	备注
空冷器	2	由串联改为并联(热高分空冷器)
加热炉	1	加氢进料加热炉
换热器	1	由串联改为并联(混氢油/热高分气换热器)
容器	2	热高分罐增大设备尺寸,冷低分罐增加内件
合计	6	

①热高分空冷器原装置设计为 2 台串联,现在装置处理量增大,经计算空冷器串联压降太大,改为 2 台并联可以满足介质流速和压降。

②加氢进料加热炉原装置设计辐射室+对流室总负荷为 1 920 kW,现装置处理量增大,需要加热炉提供总负荷为 2 560 kW,同时设备压降增大,经厂家核算后对加热炉进行改造。

③混氢油/热高分气换热器,原装置设计为 2 台串联,现在装置处理量增大,经计算换热器串联压降太大,改为 2 台并联可以满足介质流速和压降。

④热高分罐原装置设计主要满足反应产物的气液分离,现装置处理量增大,气液负荷增大,原设计尺寸不能满足气液相分离要求,需要增大设备尺寸。

⑤冷低分罐原装置设计可以满足分离冷低分油中含水质量分数 $\leq 10^{-4}$,改扩建后装置处理规模增大,油水停留时间不能满足分离要求,在冷低分罐中增加聚结器内件,保证冷低分油中的含水质量分数 $\leq 10^{-3}$,后续再通过新增的冷低分油聚结器进一步进行油水分离,保证冷低分油中的含水质量分数 $\leq 10^{-4}$ 。

2.4 改造投资

本项目改造投资约9 200万元,投资回收期约

2.5 a。

3 改造效果

3.1 原料

装置原料为煤焦油、减压渣油(比例接近2:3),辅助原料为氢气。具体组成见表2。

表2 原料油主要性质

项目	煤焦油	减压渣油	混合原料	混合原料限定值
20℃密度/(g·cm ⁻³)	1.07	0.99		
残炭值/%	8.24	13.98	12.06	≧15.0
S含量/%	0.23	0.39	0.331	≧0.4
N含量/%	0.78	0.83	0.811	≧0.85
馏程/℃				
初馏	89.7	92.1		
10%	108.1	452.4		
30%	254.8	507.9		
50%	333.9	543.2		
70%	396.2	575.9		
90%	501.8	644.1		
干点	715.2	756.8		
金属含量/(μg·g ⁻¹)				
Ca	67.8	35.5	48.55	
Fe	6.72	35.4	23.93	
Ni	1.78	83.5	50.86	
V	0.054	8.88	5.33	Ni+V≧80
合计	76.48	163.52	128.72	≧200

装置补充氢气来自氢气管网和膜分离提浓氢装置,组成见表3所示。

表3 辅助原料氢气组成

组分	H ₂	CO	CO+CO ₂
含量	摩尔分数≧99%	体积分数≧10×10 ⁻⁶	体积分数≧30×10 ⁻⁶

注:辅助原料氢气组成要求与改造前要求一样。

由表2、表3可知,扩能改造后装置加工原料由原来单一的煤焦油拓展为煤焦油、减压渣油的混合原料,装置的原料来源得到了拓展,装置对加工原料的适应性得到了很大的提高。对辅助原料氢气的要求与改造前保持一致。

3.2 产品

扩能改造后装置的主要产品为精制洗油(相当于改造前的冷低分油)、煤基氢化油及精制蒽油,这3种产品均为预加氢产品,是固定床加氢的优质原料,主要产品性质见表4~表7。

表4 精制洗油产品性质

项目	指标	化验值
20℃密度/(g·cm ⁻³)	0.85~0.87	0.865
S含量/(μg·g ⁻¹)	≦360	324
N含量/(μg·g ⁻¹)	≦1050	852
TBP馏程/℃		
初馏点	—	78
10%	≦90	88
50%	≦200	186
90%	≦380	362
95%	≦415	404

表5 煤基氢化油产品性质

项目	指标	化验值
20℃密度/(g·cm ⁻³)	0.91~0.93	0.924
S含量/(μg·g ⁻¹)	≦800	657
N含量/(μg·g ⁻¹)	≦2100	1830
TBP馏程/℃		
初馏点	≦165	156
10%	≦235	228
50%	≦350	342
90%	≦400	386
95%	≦415	406

表6 精制蒽油产品性质

项目	指标	化验值
20℃密度/(g·cm ⁻³)	0.94~0.96	0.952
S含量/(μg·g ⁻¹)	≦1020	892
N含量/(μg·g ⁻¹)	≦4200	3960
TBP馏程/℃		
初馏点	≦345	338
10%	≦400	384
50%	≦470	466
90%	≦520	510
95%	≦530	522

注:以上产品性质是基于煤焦油及渣油性质满足表2的要求,若原料油性质有较大变化时,相应产品性质亦要做相应调整。

表 7 扩能改造前产品性质

项目	热低分油	冷低分油
20℃ 密度/(g·cm ⁻³)	1008.2	924.3
S 含量/(μg·g ⁻¹)	187.25	112.55
N 含量/(μg·g ⁻¹)	3184.31	2275.77
TBP 馏程/℃		
初馏点	180	80
10%	252	130
50%	330	230
70%	360	—
90%	—	320
KK	—	378

由表 4~表 7 可知,扩能改造前后装置的产品由热、冷低分油转变为精制洗油(相当于改造前的冷低分油)、煤基氢化油、精制葱油。产品轻质化程度提高,硫、氮含量也有明显降低。

3.3 物料平衡

改造扩建装置物料平衡见表 8。

表 8 扩能改造后装置物料平衡

项目	物料名称	重量/%	备注
入方	煤焦油原料油	40.00	8000 h
	渣油原料油	60.00	
	氢气	4.18	工业耗氢(~17500 m ³ /h)
	合计	114.18	
出方	含硫废水	2.82	至葱油加氢装置酸性水汽提单元
	含硫低分气	3.15	C ₁ ~C ₄ 、H ₂ 、H ₂ S
	排放废氢	0.64	C ₁ ~C ₂ 、H ₂ 、H ₂ S
	精制洗油	41.97	
	煤基氢化油	20.83	
	精制葱油	28.80	
	减压重油	4.80	即沥青油
	损失	1.18	含油污水等损失
	合计	114.18	

原装置处理规模为 10 万 t/a,主要产品为冷低分油与热低分油,改造后的产品为精制洗油(即原

来的冷低分油),煤基氢化油和精制葱油来自新增的减压塔部分。同时减压塔底部的减压重油部分循环,部分外甩。

扩能改造前装置物料平衡见表 9。

表 9 扩能改造前装置物料平衡

项目	物料名称	重量/%	备注
入方	煤焦油	100	8000 h
	氢气	4	
	合计	104	
出方	含硫气体	2.9	
	热低分油	55	
	冷低分油	44	
	其他	5.6	
	合计	104	

由表 8、表 9 可知,扩能改造后由于原料的变化导致氢耗有所增加。

4 结论

(1)原沸腾床加氢装置通过增加 1 台反应器、1 台循环氢压缩机、1 台新氢压缩机等主要设备以及一些系统配套设施的利旧改造,实现了装置产能由 10 万 t/a 向 30 万 t/a 的扩改。

(2)拓宽了原料来源,增加了装置加工原料的适应性及灵活性。装置由加工单一煤焦油原料拓展为加工煤焦油、减压渣油混合原料。

(3)增加了新产品。装置扩能改造后新增煤基氢化油、精制葱油 2 种产品,原冷低分油产品质量得到一定提高,同时轻质化程度提高。

(4)本项目改造投资约 9 200 万元,投资回收期约 2.5 a。投资小,见效快,效果好,对同类装置改扩建设具有很大的借鉴意义。

参考文献

- [1] 王基铭.中国炼油技术新进展[M].北京:中国石化出版社,2017.
 [2] 万景博,张胜,许建云.沸腾床加氢装置节能优化研究[J].精细与专用化学品,2016,24(12):19-22.■

《现代化工》欢迎广大作者踊跃投稿,投稿系统:<http://www.xdhg.com.cn>