

渣油加氢裂化装置分馏流程优化研究

李国瑞^{1*}, 李征容², 韩小康¹, 王帅立¹

(1. 山东裕龙石化有限公司, 山东 龙口 265700; 2. 中国石化工程建设有限公司, 北京 100101)

摘要:以某新建 300 万 t/a 渣油加氢裂化装置为例, 对冷低压分离器不同的操作压力及分馏塔进料加热炉前是否设置闪蒸罐从而对装置的操作费用、能耗、投资的影响进行了分析、对比。通过模拟分析发现, 将冷低压分离器操作压力由 0.20 MPa 提高至 1.35 MPa, 并设置分馏塔进料加热炉前闪蒸罐, 能耗(折标油)降低 600.33 kg/h, 操作费用降低 1 546.11 万元/a, 一次性投资费用降低 364 万元。综合对比能耗、投资及操作费用, 适当提高冷低压分离器的压力并设置分馏塔前闪蒸罐的流程更具优势。

关键词:渣油加氢; 冷低压分离器; 闪蒸罐; 能耗

中图分类号:TE624.4⁺32

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2023)11-0228-03

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2023.11.042

Optimization of fractionation process in residuum hydrocracking unit

LI Guo-rui^{1*}, LI Zheng-rong², HAN Xiao-kang¹, WANG Shuai-li¹

(1. Shandong Yulong Petrochemical Co., Ltd., Longkou 265700, China;

2. Sinopec Engineering Incorporation, Beijing 100101, China)

Abstract: Taking a newly constructed 3 million tons/year residual oil hydrocracking plant as an example, the influences of different operating pressures in the cold low pressure separator and whether the flash tank in front of the fractionating tower feed heating furnace is set or not on the operating cost, energy consumption and investment of the plant are analyzed and compared. Through the simulation analysis, it is found that the energy consumption is reduced by 600.33 kg of standard oil per hour, the operating cost is reduced by RMB 15.461 1 million per year, and the one-time investment cost is reduced by RMB 3.64 million after the operating pressure at the cold low pressure separator rises from 0.20 MPa (G) to 1.35 MPa (G), and a flash tank is set in front of the feed heating furnace for the fractionation tower. Through analysis on energy consumption, investment and operating costs, the process that appropriately increases the pressure at cold low pressure separator and sets a flash tank is more advantageous.

Key words: residuum hydrogenation; cold low pressure separator; flash tank; energy consumption

2020 年 9 月中国明确提出 2030 年“碳达峰”与 2060 年“碳中和”目标, 在此背景下, 炼油新建装置通过产品升级或流程优化降低碳排放显得尤为重要。本文中, 以某新建 300 万 t/a 渣油加氢裂化装置设计数据为基础, 采用化工工艺流程模拟软件 PRO II 分析了冷低压分离器(以下简称冷低分)不同的操作压力及分馏塔进料加热炉前闪蒸罐设置与否, 对装置的操作费用、能耗及投资进行了比较。

1 流程设置

渣油加氢裂化装置产品分馏基本流程为: 自冷高压分离器来的油水混合物经减压后进入冷低分, 低分气、分馏塔顶气先与外来物料 1 和外来物料 2 混合, 再经压缩机升压后去下游吸收稳定单元; 低分油经换热器换热及加热炉升温后送到分馏塔分离出石脑油、柴油和蜡油馏分。选取流程设计基准点: 各来料量及性质不变、分馏塔操作压力相同、各产品收率相同、富气压缩机出口压力相同、被取热介质相同。设计 2 种分馏流程, 分别为方案一和方案二。

原料和产品性质见表 1。

表 1 原料、产品性质

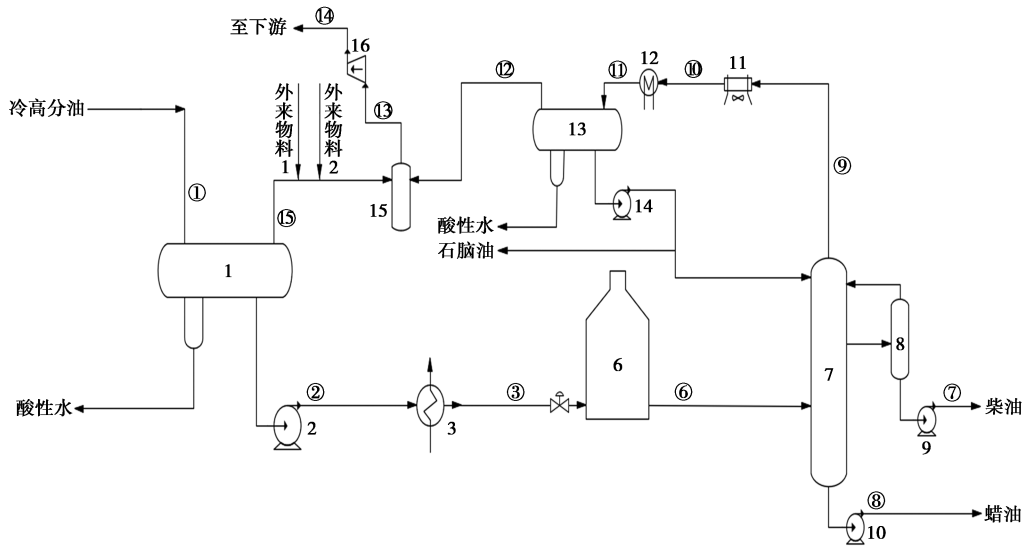
项目	冷高	外来	外来	石脑油	柴油	蜡油	富气至下游
	分油	物料 1	物料 2				
流量/(t·h ⁻¹)	193.00	8.41	3.90	32.63	121.13	19.38	30.47
H ₂ O/%	0.87	8.41	3.90	0.02	0.04	0.07	1.79
H ₂ /%	0.11	9.24	0.75	0.00	0.00	0.00	4.41
H ₂ S/%	1.70	15.09	92.71	0.39	0.00	0.00	20.12
NH ₃ /%	0.00	0.02	0.10	0.00	0.00	0.00	0.01
C ₁ /%	0.53	12.49	1.44	0.00	0.00	0.00	8.44
C ₂ /%	1.24	11.25	0.62	0.15	0.00	0.00	12.14
C ₃ /%	2.09	11.16	0.27	1.59	0.00	0.00	15.81
nC ₄ /%	2.75	9.72	0.09	6.86	0.01	0.00	13.69
iC ₄ /%	1.27	5.01	0.10	2.45	0.00	0.00	7.32
C ₅ /%	3.47	8.12	0.03	14.26	0.05	0.00	9.58
C ₆ -175	14.07	8.90	0.00	66.20	3.75	0.02	6.45
175-365/%	61.76	0.59	0.00	8.09	89.66	39.49	0.22
365-540/%	10.14	0.00	0.00	0.00	6.49	60.42	0.00

1.1 方案一流程设置

方案一: 冷低分操作压力为 0.20 MPa, 分馏加热炉前不设置闪蒸罐, 详见图 1。

收稿日期: 2023-07-07; 修回日期: 2023-09-14

作者简介: 李国瑞(1989-), 男, 本科, 工程师, 从事炼油生产技术管理工作, 通讯联系人, 449801668@qq.com。



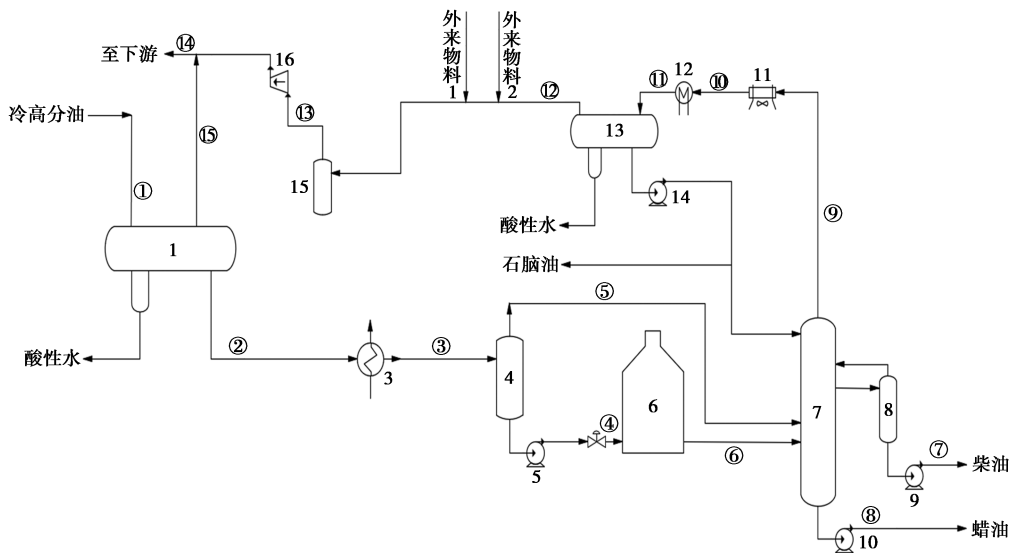
1—冷低压分离器;2—分馏升压泵;3—炉前换热器;6—分馏加热炉;7—分馏塔;8—柴油侧线塔;
9—柴油产品泵;10—蜡油产品泵;11—分馏塔顶空冷;12—分馏塔顶水冷却器;13—分馏塔顶回流罐;
14—石脑油回流泵;15—富气压缩机入口缓冲罐;16—富气压缩机

图 1 方案一流程

1.2 方案二流程设置

方案二:冷低分操作压力 1.35 MPa,分馏加热

炉前设置闪蒸罐,闪蒸罐闪蒸出的气相不经加热炉加热直接进入分馏塔,详见图 2。



1—冷低压分离器;3—炉前换热器;4—闪蒸罐;5—分馏塔进料泵;6—分馏加热炉;7—分馏塔;
8—柴油侧线塔;9—柴油产品泵;10—蜡油产品泵;11—分馏塔顶空冷;12—分馏塔顶水冷却器;
13—分馏塔顶回流罐;14—石脑油回流泵;15—富气压缩机入口缓冲罐;16—富气压缩机

图 2 方案二流程

1.3 2 种方案流程上的主要区别及操作参数

2 种方案流程上的主要区别有以下 2 点。

第一点:方案一的冷低分气操作压力只有 0.20 MPa,需送至富气压缩机入口升压,方案二的冷低分气操作压力为 1.35 MPa,可直接送至富气压

缩机出口,富气压缩机流量小于方案一,节省了富气压缩机的能耗。

第二点:方案二较方案一增加了炉前进料闪蒸罐,罐顶低压闪蒸出轻组分,直接进入塔的上半部分,降低了加热炉的负荷,但由于方案二低分气压力

相对较高,有一部分低分气随油品进入分馏塔,最终造成塔顶空冷及水冷的负荷较方案一要高;另外,由于方案二为了进料闪蒸罐顶部尽量拔出轻组分,因此尽可能降低炉前换热器压力,降低换热器至闪蒸罐的压降,这样,方案二较方案一炉前换热器压力要低,2种方案操作参数见表2。

表 2 2种方案操作参数对比

物流号	方案一			方案二		
	温度/ ℃	压力/ MPa	流量/ (t·h ⁻¹)	温度/ ℃	压力/ MPa	流量/ (t·h ⁻¹)
①	42.00	0.20	193.00	49.00	1.35	193.00
②	43.00	2.62	177.70	48.00	0.78	184.80
③	250.00	2.20	177.70	237.00	0.18	184.80
④	—	—	—	237.00	0.71	107.58
⑤	—	—	—	352.00	0.19	77.22
⑥	316.00	0.19	177.70	352.00	0.19	107.58
⑨	142.00	0.15	85.54	139.00	0.15	97.00
⑩	50.00	0.13	85.54	50.00	0.13	97.00
⑪	40.00	0.10	85.54	40.00	0.10	97.00
⑫	39.00	0.05	4.37	39.00	0.05	11.54
⑬	44.00	0.05	30.90	44.00	0.05	24.20
⑭	146.00	1.27	30.47	142.00	1.27	30.47
⑮	41.00	0.05	13.80	49.00	1.35	6.70

从表2中可以看出⑬物流,方案二较方案一富气压缩机入口流量降低了6.70 t/h;⑥物流,方案二较方案一加热炉进料量减少了70.12 t/h。

2 能耗及操作费用对比

从上述中可知,提高冷低分压力后,进入富气压缩机的物料量减少21.68%;炉前增加闪蒸罐后,加热炉的进料量减少39.46%。方案一和方案二流程不一样,设备选型不一样,能耗也不一样,2种方案主要设备负荷对比见表3。

表 3 2种方案主要设备负荷对比 MW

设备编号	设备名称	方案一	方案二
2	分馏升压泵	0.280	—
5	分馏塔进料泵	—	0.12
6	分馏加热炉	18.320	14.80
11	分馏塔顶空冷	12.770	13.45
12	分馏塔顶水冷器	0.738	0.92
16	富气压缩机	2.236	1.33

从表2中可以看出,方案二较方案一的2号设备及5号设备,泵的总功率降低0.16 MW;方案二较方案一的6号设备,加热炉负荷降低3.52 MW;方案二较方案一的16号设备,富气压缩机负荷降低0.904 MW;方案二较方案一的11号设备,塔顶空冷负荷提高0.68 MW;方案二较方案一的12号设备,塔顶水冷器负荷提高0.186 MW。由于3号设备,炉前换热器的热物料是分馏系统本身内部物料提供的热量,未从外部输入,因此,不做2种方案的炉前换热器负荷对比。2种方案下的能耗差异主要体现在燃料气消耗、泵的电耗、空冷风机的电耗以及富气压缩机汽轮机的蒸汽消耗上。其中,加热炉效率按94%考虑,燃料热值按标准天然气考虑;富气压缩机的汽轮机能耗按照国内压缩机厂家提供的数据计算;泵的电机消耗也按照国内离心泵及电机厂家提供的数据计算。将方案一的能耗及操作费用定义为基准,方案二的能耗及操作费用在基准上进行增减,按照原油60美元/桶计算,操作成本对比见表4。

表 4 2种方案操作成本对比

项目	方案一	方案二
天然气消耗/(m ³ ·h ⁻¹)	基准	-344.22
电耗/kW	基准	-152.00
4.2 MPa 蒸汽消耗/(t·h ⁻¹)	基准	-2.80
循环水消耗/(t·h ⁻¹)	基准	+8.53
能耗(折标油)/(kg·h ⁻¹)	基准	-600.33
操作成本/(元·h ⁻¹)	基准	+1840.61

由表3和表4可以看出,方案二的流程有明显的节能优势,主要体现在富气压缩机能耗降低、加热炉能耗降低,方案二较方案一节省操作成本1840.61元/h,按照装置平均每年运行8400h计算,每年可节省操作成本1546.11万元。

3 一次性投资对比

为简化对比过程,仅考虑主要单体设备的投资差异,其余如管道、仪表及土建等部分的差异忽略不计^[1]。另外,将方案一的设备投资定义为基准,方案二的设备在同类设备投资基准上进行增减。2种方案一次性投资对比见表5。

(下转第235页)

本可满足生产要求。

3 结论

为满足某石化厂煤制氢装置的气化原料从煤掺混低硫石油焦改为掺混高硫石油焦以进一步降低原料及氢气成本的目的,本文中采用低温甲醇洗专有模拟软件“RPS”对原厂的相似设计工况进行了模拟计算,结果吻合良好,证明了其继续用于高硫工况和改造工况计算的可行和可靠性。再采用高硫原料气作为进料对原设计相似流程进行模拟计算,帮助分析出了该流程目前存在瓶颈,并提出了解瓶颈改造方案。

同时配合新增未变换气系统改造方案,完成了整个系统的优化升级。这一改造方案的优点是在满足高硫原料气和新增未变换气处理要求的同时,系统冷量增加较少,可不对冰机进行扩容。

总之,通过本次改造的方案设计、模拟计算和结果分析,确认了该石化煤制氢低温甲醇洗装置经过改造方案的设计,新增部分设备并对少量设备、管道、阀门核算优化后,可以满足煤制氢净化装置适应气化掺烧高硫焦暨增产合成气改造项目的要求。这一研究工作针对特殊原料气的低温甲醇洗工艺

流程,不仅为解决具有类似原料气的气体净化工艺的改造提供了理论指导,也具有有良好的工业应用前景。

参考文献

- [1] 孟艳芳.常见煤制气中的酸性气体脱除工艺技术特性对比与选择[J].山西能源学院学报,2017,30(3):89-90,94.
- [2] 张述伟,陆明亮.低温甲醇洗系统模拟与分析[J].氮肥设计,1994,32(1):25-31.
- [3] 王剑力.低温甲醇洗气体净化工艺的应用[J].石化技术,2021,28(9):7-8.
- [4] 石晓林,李东风.低温甲醇洗技术净化工艺及研究进展[J].煤炭与化工,2016,39(11):21-25.
- [5] 李晓斌,康霞.低温甲醇洗在合成气净化工艺中的应用研究[J].山东化工,2021,50(18):125-127.
- [6] 张晓恩.低温甲醇洗技术及其在煤化工中的应用[J].化工管理,2022,(31):69-71.
- [7] Ooyang Z, Guo Z, Duan D, et al. Experimental study of coal gasification coupling with natural gas autothermal re-forming for synthesis gas production[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2005,44:279-284.
- [8] 沈辉.浅谈化工模拟软件在化工设计中的应用[J].上海化工,2020,45(6):42-45.
- [9] 陈晓峰,张述伟,曲平.低温甲醇洗系统模拟软件界面开发[J].计算机与应用化学,2004,21(4):5.
- [10] 管凤宝,张述伟,关威.低温甲醇洗流程模拟系统界面的完善与应用[J].化工设计通讯,2006,(4):40-44,62. ■

(上接第 230 页)

表 5 2 种方案一次性投资对比

设备编号	设备名称	方案一	方案二/万元
1	冷低压分离器	基准	+39
2(2台)	分馏升压泵	基准	-70
3	炉前换热器	基准	+75
4	闪蒸罐	基准	+65
5(2台)	分馏塔进料泵	基准	+50
6	分馏加热炉	基准	-210
7	分馏塔	基准	0
8	柴油侧线塔	基准	0
9	柴油产品泵	基准	0
10	蜡油产品泵	基准	0
11	分馏塔顶空冷	基准	+20
12	分馏塔顶水冷器	基准	+2.5
13	分馏塔顶回流罐	基准	0
14	石脑油回流泵	基准	0
15	富气压缩机入口缓冲罐	基准	0
16	富气压缩机	基准	-336
合计		基准	-364

方案二流程较方案一流程虽然增加了闪蒸罐,但方案二的富气压缩机和加热炉设备采购成本降低,方案二流程较方案一流程的主要单体设备一次

性投资降低 364 万元。

4 结论

综上所述,得出以下结论。

(1)通过调整冷低分操作压力,使冷低分气去向由富气压缩机入口改为富气压缩机出口,这样充分利用上游冷高分油的压力能,降低了富气压缩机的负荷,节省了富气压缩机的投资费用,减少了能耗及操作费用。

(2)通过设置分馏炉前闪蒸罐,轻组分不经加热炉直接进入分馏塔,避免了轻组分的过度过热,降低了加热炉的进料量,降低了加热炉的负荷,进而降低了加热炉的投资、能耗和操作费用。

综合对比能耗、投资及操作费用,适当提高冷低压分离器的压力并设置分馏炉前闪蒸罐的流程更具优势。本文中为新建装置的工艺流程选择和旧装置分馏炉瓶颈消除改造提供了设计思路。

参考文献

- [1] 黄朝晖.加氢裂化装置预闪蒸罐研究[J].当代化工,2015,(7):1680-1683. ■