

工艺与设备

常减压蒸馏装置的技术改造

杨光耀

(武汉石化设计院工艺室,湖北 武汉 430082)

摘要:介绍中国石化股份有限公司武汉分公司常减压蒸馏装置的技术改造特点及工艺流程,针对常压塔各侧线分离效果差、能耗高、产品分布不合理、轻质油收率低等问题,分别对常压系统、减压系统、电脱盐与精制系统进行改造。装置改造后,总拔出率提高了 4.84%,轻质油收率提高了 3.59%,能耗降低了 150.65 MJ/t,产品分布趋于合理。

关键词:常减压蒸馏装置;技术改造;设计;应用

中图分类号:TE624.2

文献标识码:A

文章编号:0253-4320(2004)08-0045-04

Technical revamping of atmospheric and vacuum distillation units

YANG Guang-yao

(Process Division, Wuhan Petrochemical Design Institute, Wuhan 430082, China)

Abstract: The process flow and the technical revamping of the atmospheric and vacuum distillation unit in Wuhan Petrochemical Company of SINOPEC were introduced. Aiming at the problems including poor separation efficiency in sides, high energy-consumption, unreasonable product distribution, and low yield of light crude, among others the atmospheric unit, the vacuum unit and the electric desalting and refining unit were improved. After revamping, the total production rate and the yield of light crude was increased by 4.84% and 3.59% respectively, and energy consumption decreased by 150.65 MJ/t, the produce distribution has become reasonable too.

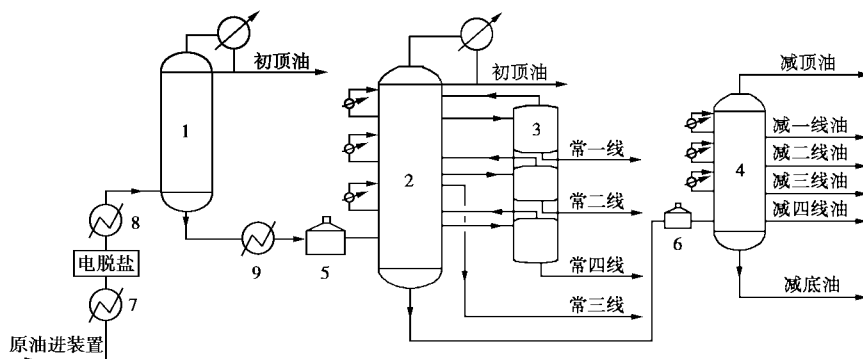
Key words: atmospheric and vacuum distillation unit; technical revamping; design; application

中国石化股份有限公司武汉分公司常减压蒸馏装置于 1977 年建成,原设计加工能力 2.5 Mt/a,装置历经多次改造,一直存在能耗高、产品分布不合理、轻质油收率低等问题。2003 年 12 月,该公司对常减压蒸馏装置进行了全面的技术改造,并一次投产成功;2004 年 3 月 11 日按设计处理能力对装置进行了标定。这次改造设计由武汉石化设计院负责完成。

1 工艺流程

在本次改造中原油换热流程由原来的“2-2-2”形式改为“3-3-2”形式,并对部分换热设备进行更换,见图 1。

自罐区来的原油经泵升压后分为 3 路,与常顶油气、各中段回流分别进行换热(脱前原油换热)。



1—初馏塔;2—常压塔;3—常压汽提塔;4—减压塔;5—常压炉;6—减压炉;7—脱前原油换热器;
8—脱后原油换热器;9—初底油换热器

图 1 改造后的常减压蒸馏装置流程示意图

每路换热至 120 ~ 140℃,混合后进入电脱盐系统进行一、二级脱水脱盐。电脱盐后的原油分 3 路与各中段回流进行换热(脱后原油换热),每路换热至 200 ~ 220℃,混合后进入初馏塔进行一次分馏。初馏塔顶馏出的初顶油作为重整料,塔底出初底油。初底油经泵升压后,分 2 路与各中段回流换热(初底油换热),每路换热至 300℃,混合后通过常压炉加热至 365℃,然后进入常压塔进行第二次分馏。常压塔除了顶部的冷回流外,还有 3 个中段回流与原油换热,取出多余的热量。常压塔顶油气冷凝冷却后的常顶油作为重整料,常一线汽提后出 120[#] 溶剂油,常二线汽提后出烷基苯料,常三线出轻柴油,常四线汽提后作为催化蜡油原料,塔底出常底油。常底油经泵升压后,通过减压炉加热至 380 ~ 390℃,然后进入减压塔进行第 3 次分馏,塔顶油气经过三级抽真空系统后,冷凝冷却下的减顶油作为回炼油。减压塔采用 3 个中段回流取热,另有 1 个减三线抽出下返的回流作为洗涤油。减一线、减二线、减三线、减四线均为全抽出,混合或者调和后作为催化蜡油原料,减底油经泵升压后出装置,作为催化调和原料、焦化原料或冷却后去罐区。

2 改造措施

2.1 常压系统

(1)为改善产品分布,提高高附加值产品(200[#] 溶剂油和烷基苯料)和轻质油的收率,采取以下措施:增加塔顶和常一线之间的塔盘数,保证常顶油和常一线的恩氏蒸馏馏程重叠度不大于 10℃,从而可以增加常一线 200[#] 溶剂油的收率;增加常二线和常三线之间的塔盘数,保证常二线和常三线的恩氏蒸馏馏程重叠度不大于 15℃,在保证常一线 200[#] 溶剂油产量的同时,增加常二线烷基苯料的产量。常二线也可以直接作为成品柴油调和组分或柴油加氢原料;常四线设汽提塔,控制常四线中馏程小于 350℃ 的馏分的质量分数 ≤ 2%,减少常四线中的柴油含量,增加柴油收率;常压塔汽提塔塔盘数从 4 层增加到 6 层,同时增加汽提蒸汽量,以减少常底油中馏程小于 350℃ 的馏分含量,提高轻质油收率。

(2)原有常压塔各侧线分离效果较差,塔顶重整料和常一线重叠度大于 10℃,通常在 15℃ 以上。新设计的常压塔采用了北京设计院的 BJ 型条形浮阀塔盘,该塔盘比普通浮阀塔盘具有更高的效率、更低的塔盘压降、更大的操作弹性。进料口上段设 50 层、下段设 6 层 BJ 条形浮阀塔盘。

常压塔和减压塔除了使用顶部冷回流外,一般还要使用 2 ~ 3 个侧线的中段回流取热。由于越靠近塔下部的温位越高,所以越靠近塔下部的取热越多越合理。取热比例按百分比计算,合计为 100。改造后,常压塔的轻质油收率提高了 3.59%。常压塔的取热比例更趋合理,改造前为塔顶回流:塔顶循环回流:常一中:常二中 = 66.56:16.14:7.75:9.55,改造后的取热比例为塔顶回流:塔顶循环回流:常一中:常二中 = 43.09:11.54:20.30:25.07。改造前的常顶油气不参与原油换热或低温热回收,改造后的常顶油气首先与原油换热,然后再冷却。

(3)控制常压塔过气化油工艺。常压塔过气化油通过集油箱随常四线全部抽出后,可以返回常压塔,也可以不返回常压塔,这样可以控制过气化率。通过控制过气化油的流量可以控制常压炉的初底油出口温度,这对控制装置的能耗是很重要的。

2.2 减压系统

(1)减压塔。原有减压塔腐蚀严重,塔体中间部分曾经更换过,有的部分还加了垫板。新的减压塔采用了天大天久科技股份有限公司的高效、高通量的规整填料及相应的塔内件技术,其突出的优点是压降小(全塔压降小于 1.33 kPa),处理能力大,操作弹性好。

改造后,减压塔的拔出率提高了 2.38%。减压塔的取热比例更趋合理,改造前为塔顶循环回流:减一中:减二中 = 27.84:58.11:14.05,改造后的取热比例为塔顶循环回流:减一中:减二中 = 18.38:33.55:48.07。由于压降的减小,减压塔进料温度从原来的 390℃ 下降到 380 ~ 385℃,节能效果显著。

(2)采用“微湿式”减压蒸馏技术。原减压塔内件选用舌型塔盘,采用湿式减压蒸馏技术,能耗较高。本次设计减压塔内件选用高效、高通量的填料,采用“微湿式”减压蒸馏技术,使减压塔顶压力从原来的 96 kPa 左右提高到 100 kPa 左右,满足了操作弹性、拔出率、产品质量各项指标的要求,同时减压塔底吹气量从原来的 2 ~ 3 t/h 减小到 100 ~ 500 kg/h,或者不吹气而采用干式减压蒸馏技术,每吨原油的塔顶冷却水用量由原来的 2.80 t 减少到 1.99 t。

(3)减压塔顶抽真空系统。为了提高减压塔顶的真空度,将原有两级抽真空系统改为三级抽真空系统,增加了增压器,每级设置 2 组增压器或抽空器,保证了“微湿式”减压蒸馏技术所需要的高真空度。

2.3 其他系统

(1)电脱盐系统。传统的电脱盐工艺设有过滤

脱盐设备和电脱盐设备,电耗较高且脱盐后原油的含盐量较高,对原油加工设备的腐蚀较严重。本次设计中过滤脱盐设备不进行改造,装置现有3个电脱盐罐,仅对第3个电脱盐罐进行了改造,将第3个电脱盐罐的交流电脱盐方式改为交直流电脱盐方式。采用2路二级脱盐方式,即原油首先分成2路并联通过前2个一级电脱盐罐脱水,再经过1个二级电脱盐罐脱盐。装置只给1个二级电脱盐罐送电,即可满足脱盐后原油中盐的质量浓度小于3 mg/L的工艺要求,并可降低电耗50%以上。

(2)电精制系统。装置内设有3个电精制罐,采用鼠笼式电精制方式,由于电场分布不均匀,故精制效果较差,且存在较大的安全隐患。本次设计采用垂直变极距电极板技术,不仅提高了精制效果,而且消除了安全隐患。

(3)加热炉。为了降低加热炉管内的压力降,并适应大处理量的要求,常压炉和减压炉的辐射室炉管直径由 $\Phi 152$ mm更换为 $\Phi 168$ mm。同时,常压炉和减压炉分别使用8台和6台新型燃烧器,改善了加热炉的燃烧状况。改造后,常压炉和减压炉的效率从86%、87%均提高到90%。

(4)换热网络。换热网络设计的好坏直接影响到装置的能耗水平和冷换设备的选用。常减压装置

原有热量没有得到有效利用,主要表现在换热终温只有265~270℃。新流程中采用洛阳石油化工工程公司的热量传递系统最优综合与模拟软件(hens)进行换热网络优化,该软件的核心技术是:以换热网络的年总费用最小为设计目标,以窄点技术为基本出发点,以具有工程设计经验的专家诊断系统辅助,通过多方案经济技术分析,确定出最优的换热网络设计方案。在此基础上进行换热网络单元冷换设备的综合优化,初底油换热终温设计值为300℃,标定值为303℃,且每吨原油自产0.6 MPa的蒸汽21.9 kg。

3 改造效果

2004年3月11日对改造后的常减压蒸馏装置进行了标定,改造前的对比数据取自2003年10月15日的装置标定值,加工原油均为管输油。

3.1 产品分布

改造前后产品分布均为:初常顶生产石脑油,常一线生产200#溶剂油,常二线生产烷基苯料,常三线生产轻柴油,常四线和减压侧线抽出生产催化蜡油。标定时为了保证重整料的供应量,常顶干点控制在170℃;2003年烷基苯料馏程的厂控质量要求为172~248℃,2004年为185~248℃。生产质量见表1和表2。

表1 改造前后各侧线分析数据对比表

	初顶油		常顶油		常一线		常二线		常三线	
	改造前	改造后	改造前	改造后	改造前	改造后	改造前	改造后	改造前	改造后
相对密度	0.7201	0.7183	0.7342	0.7498	0.7826	0.7949	0.8135	0.8220	0.8524	0.8580
馏程/℃										
初馏点 HK ^①	47.75	48.00	46.50	69.75	150.25	166.50	180.25	196.00	217.00	227.25
10% ^①	72.50	63.50	79.25	98.25	154.75	169.00	187.75	201.00	250.00	259.00
30% ^①	90.00	89.00	99.00	110.50	157.75	171.50	194.00	206.00	270.25	279.50
50% ^①	104.75	106.50	111.50	126.00	161.20	173.50	201.25	210.50	288.25	296.25
70% ^①	118.75	124.50	122.00	140.50	165.25	175.50	209.50	215.50	309.75	317.25
90% ^①	138.75	148.50	140.25	151.00	173.50	181.00	224.00	226.50	343.25	347.75
干点 KK ^②	161.75	168.50	161.00	170.00	190.25	195.00	239.00	240.50	358.00	358.00

注:①指馏出体积为相应值时的馏出物,其中HK、KK的馏出体积分别为0和100%。

表2 改造前后减压渣油分析数据对比表

	减压渣油	
	改造前	改造后
相对密度	0.9773	0.9858
馏程<500℃的馏分体积分数/%	8.0	2.8
运动黏度/mm ² ·s ⁻¹ (100℃)	843.0	1358.5

从表1和表2可以看出:改造前常顶油和常一线、常一线和常二线、常二线和常三线的恩氏蒸馏馏程重叠分别为10.75、10.00和22.00℃,改造后重叠度分别为3.50、-1.00和13.25℃,说明BJ条形浮阀具有较好的分离效果,常顶油和常一线、常一线和常二线、常二线和常三线间的分馏精度都得到了较

大的提高,装置的操作弹性增加,产品分布更趋合理。改造前减压渣油中馏程 < 500℃ 的轻馏分体积分数为 8%,改造后为 2.8%,满足了馏程 < 500℃ 的轻馏分体积分数小于 5% 的要求。

3.2 装置收率

改造前后装置收率对比见表 3。

表 3 改造前后装置收率对比(以质量计) %

	改造前收率	改造后收率
初顶瓦斯	0.11	0.13
常顶瓦斯	0.20	0.99
初顶汽油	1.31	1.79
常顶汽油	3.28	3.44
常一线	1.31	1.23
常二线	3.61	3.54
常三线	13.44	16.54
常四线	3.28	1.34
减顶瓦斯	0.16	0.17
减顶油	0.45	0.35
减一线	7.54	5.21
减二线	22.30	14.64
减三线	4.26	12.63
减四线		4.09
减压渣油	38.47	32.48
加工损失	0.08	1.43
常压拔出率	26.54	29.00
减压拔出率	34.71	37.09
总拔出率	61.25	66.09
轻油收率	22.95	26.54

由表 3 可见,改造后总拔出率比改造前提高了 4.84%,轻油收率比改造前提高了 3.59%,达到了设计目标。

此外,减压渣油中馏程 < 500℃ 的轻馏分体积分数从改造前的 8% 降低至 2.8%,满足了轻馏分体积分数小于 5% 的深度拔出要求,减压拔出率提高了 2.38%。

3.3 装置能耗

改造前后装置能耗对比见表 4。

表 4 改造前后装置能耗对比 MJ/t

	改造前	改造后
燃料油	481.27	381.02
电	57.10	56.92
1.0 MPa 过热蒸汽	69.12	50.91
循环水	12.06	8.62
新鲜水	0.06	0.29
除氧水	4.89	7.04
软化水	0.09	0.07
污水	3.30	3.29
净化风	1.09	0.15
0.3/0.6 MPa 蒸汽	- 15.91	- 4.74
热出料	- 36.01	- 49.64
低温热利用	—	- 27.52
合计	577.06	426.41

从表 4 可以看出,改造后的装置能耗为 426.41 MJ/t,比改造前的能耗降低了 150.65 MJ/t,装置能耗达到了国内先进水平。

4 结语

改造后,常减压蒸馏装置运行平稳,操作弹性好,产品质量符合国家标准或行业标准,提高了原油换热终温,并有效利用了低温热,改善了产品质量和产品分布,提高了油品轻收率。■

你了解粉体加工技术及相关行业信息吗?

请浏览 中国粉体工业信息网 www.chinapowder.cn

粉碎 分级 纳米颗粒制备 混合 分散 改性 造粒 干燥 烧结 散料输送 贮存 粉体检测 粉尘爆炸控制等

010-62772725 62772135(Fax)

清华大学材料系逸夫技术科学楼 2713 室