

气体分馏装置节能降耗优化 措施及对企业降低成本费用的研究

张 亢 (大庆炼化公司炼油生产二部催化作业区, 黑龙江 大庆 163411)

摘要: 随着社会的不断发展, 气体分馏装置的节能工作也有了新的研究和发展。在实际的气体分馏工作中, 管理技术人员不断开拓创新研究节能降耗措施。不断提升气体分馏装置的节能降耗作用, 为公司创效带来更高的便利。基于此, 本文通过对气体分馏装置的结构及节能降耗技术的研究, 包括分析当下所存问题等, 希望能够为今后的气体分馏装置节能降耗工作带来相应的参考。

关键词: 气体分馏; 装置; 节能降耗

近年来, 随着社会整体环境的变化, 各行各业开始进行升级、转型。在过去很长一段时间当中, 气体分馏装置再生产过程中必然会造成一定的资源消耗, 所以装置管理及技术人员不断着手对气体分馏能源消耗进行研究和技术创新, 力争最大限度实现装置的节能降耗, 获取能耗的最优解。由于能源企业在日常的生产过程中, 必然会出现一定的资源消耗。如何降低这些消耗, 解决各种存在的节能问题, 是当前相关人员所需要重点考量的问题, 要结合问题的原因探索出解决办法。

1 装置情况概述

中国石油大庆炼化公司 60 万 t/a 气体分馏装置由原中国石化公司北京设计院设计, 设计公称生产能力为 60 万 t/a。装置加工 180 万 t/a ARGG 装置 (常压重油催化裂解) 所产的液化气; 2003 年 100 万 t/a ARGG 装置开工后所产液化气可经罐区来料线进入本装置加工。主要产品为丙烯、丙烷、碳四馏份。

本装置丙烯-丙烷分离流程采用了中国石化北京设计院开发的节流膨胀热泵工艺, 能耗比常规流程下降 40% 以上; 丙烯塔冷凝-蒸发器采用了国内专利产品铝多孔表面管换热器; 丙烯塔采用了美国 AMT 公司的专利产品微分浮阀和降液管, 脱丙烷塔采用了国内专利产品导向浮阀, 通量高, 操作弹性大 (见表 1)。

2 气体分馏装置的能耗构成

2.1 装置能耗的构成情况

在正常情况之下, 气体分馏装置设计能耗控制在 90.95kgEO/t。并且很多能源企业采用低压蒸汽和低温热水作为热源。加之设备运行所需的电耗、冷换设备的水耗、电气仪表设备的净化风消耗组成了气体分馏

装置的总的能源消耗。

2.2 装置能耗的构成分析研究

低压蒸汽是气体分馏装置能耗的重要组成部分, 并且所产出的能耗占总能耗的 30%~40% 左右。电耗是我装置另一个重要的组成部分, 主要原因是我装置采用丙烷压缩机组热泵工艺, 并且汽轮机以转化为电机带动, 电能消耗占装置能耗的 40%~50%。因此, 想要做好节能降耗, 就要积极完成对低压蒸汽和电的合理配置和研究工作, 只有将其能耗降下来, 才能够真正实现气体分馏装置的节能降耗 (见表 2)。

3 气体分馏装置采用的技术改造及节能措施

2001 年 6 月气分装置增设了循环热水系统, 实现了与重油裂解装置的热联合, 利用重油裂解装置的低温热水做为脱丙烷塔底和原料预热器的部分热源及脱乙烷塔底的全部热源将 60 万 t/a 气体分馏装置与重油裂解装置实现了热联合, 通过建立循环热水系统, 用重油裂解装置的热水来做为气分装置原料加热器、脱乙烷塔底重沸器和部分脱丙烷塔塔底的热源, 从而降低装置的蒸汽消耗, 起到节能降耗的作用。

该项目于 2001 年 8 月 1 日装置检修后投用, 投用效果良好, 投用后, 脱丙烷塔底重沸器蒸汽用量由原来的 18t/h 以上下降到目前的 12t/h 左右, 脱乙烷塔底重沸器热源由蒸汽加热改为了热水加热, 从而使全装置的蒸汽消耗每小时下降了 10t 左右, 大大降低了装置的加工能耗。由于节约了大量蒸汽, 这一项目每年降低装置加工费用近 800 万元。

2010 年 9 月装置内增设了顶循热油系统, 利用重油裂解装置的顶循热油做为脱丙烷塔底的部分热源, 将加氢改质 0.8MPa 蒸汽从 0.5MPa 蒸汽系统中的切出

后,顶循热全部并入装置,顶循热得到全部利用。进一步实现了与重油裂解装置的热联合。顶循投用后在当年发挥节水能效,节省蒸汽 9.3t/h。

2014年4月,二套气分装置对脱丙烷塔进行降温降压操作调整,主要目的是在目前加工量较低的运行条件下,通过降低塔顶压力,增加轻重组分相对挥发度,降低回流比,减少塔底重沸器热负荷,节约蒸汽。

降温降压操作分为两个阶段,从调整结果看,第一阶段脱丙烷塔顶压力由 1.86MPa 下降至 1.65MPa,系统调节平稳后顶温随之下降 4.7℃,底温下降 6.5℃;回流量下降 26t/h(回流比下降 1 左右),在流量不变的情况下,顶循油取热后温度由 113℃降低至 109℃,重沸器蒸汽用量下降约 4.2t/h。

第一阶段操作参数调整结束后,装置运转状态良好,为了得到更为合适的操作参数从而达到进一步节能的目的。

2014年5月12日,装置进行了第二阶段的降温降压操作调整。

将脱丙烷塔顶压力由 1.65 下降至 1.55MPa,操作调整平稳后的顶温随之下降 2.5℃,底温由下降 2.4℃;回流量下降 7t/h(回流比下降 0.2 左右),重沸器蒸汽用量下降约 3t/h。

调整前后塔底介质中轻组分含量以及塔顶介质中重组分含量均没有变化(见表 3)。

二次降温降压操作后共降低蒸汽能耗 5.42kgoil/t。

二次降温降压操作后节约蒸汽所节约的单日费用

表 1 主要操作条件数据表

设备名称	流量, t/h		回流比	操作压力, MPa			操作温度, °C						质量控制指标	
	进料量	回流量		塔顶	塔底	回流罐	进料	塔顶	回流	塔底	重沸器	热水罐	塔顶	塔底
脱丙烷塔	65.5	89	3	1.56	1.6	1.53	64.5	41.8	34	99.1	99		$C_4 \leq 0.5$	$C_3 \leq 1.0$
脱乙烷塔	26.5	32		2.65	2.7	2.43	29.9	61.7	44	66.7	67			$C_2 \leq 0.2$
丙烯塔	26.5	395	16.8	1.41	1.51	1.36	34.6	37.1	35	47.8	47		丙烯 ≥ 99.7	丙烯 ≤ 0.5

表 2 技术指标数据表

序号	项目	加工量, t/h	电耗, kW.h/t	蒸汽单耗, t/t	能耗, kg 标油 /t	备注
				1.0MPa		
1	设计值	75	110.48	0.28	65.70	
2	近三年最好水平	67.8	81.74	0.19	45.27	

表 3 气分降温降压主要操作参数调整情况

操作参数	降温降压前	目前状态	变化值
进料	56	56	
脱丙烷塔顶温, °C	49.2	42.1	-7.1
脱丙烷塔底温, °C	107.8	98.9	-8.9
脱丙烷塔顶压, MPa	1.86	1.55	-0.31
脱丙烷塔顶冷后温度, °C	47.3	41.1	-6.2
脱丙烷塔回流量, t/h	110	78	-32
脱丙烷塔底蒸汽量, t/h	17.5	12.9	-4.6

表 4 诊断出的薄弱环节和瓶颈问题统计

序号	专业	项目	现有指标	诊断出的薄弱环节和瓶颈问题	采取措施
1	生产指标	能耗	45.27	①装置间热联合日常运行上尚时有波动; ②消防蒸汽放空损耗较大; ③新技术、新工艺应用不足。	①加强装置间热联合日常管理; ②实施消防蒸汽改造, 降低装置能耗; ③实施降温降压操作, 降低装置能耗; 可以探讨停运脱乙烷塔的可行性。
2		加工损失	0.36	①装置设备管线老化, 部分阀门易损部位出现渗漏; ②设备检修, 物料泄放造成物料损失。例如: 部分水冷器由于水质原因每年至少检修一次; ③原料带水计入进料总量。	①继续加强全员设备管理, 减少漏点, 及时处理漏点, 降低物料跑损; 彻查装置内阀门管线运行状态, 记录分类, 检修统一处理(重加盘根或更换阀门); ②保证设备检修质量, 加强设备运行管理, 减少设备检修频次; ③减少原料带水量; 计量装置脱水量, 从装置总进料中扣除。

22080 元。

2019 年检修期间,增加加氢改质装置、公用工程及气体分馏装置共用的 0.5MPa 蒸汽系统,由气分装置南端并入 0.5MPa 蒸汽管网,作为蒸汽热源,可节省 0.5MPa 蒸汽 8~15t/h。

4 存在的节能瓶颈分析

气体分馏装置针对自身特点,认识到装置能耗、加工损失与国内先进水平差距较大,认真分析总结排查自身的薄弱环节和瓶颈问题。并制定了相应的措施(见表 4)。

5 行之有效的节能措施

5.1 提高顶循、热水、背压蒸汽等余热的利用率

通过提高低温余热的利用率,提高低温热水温度和流量,提高顶循流量和温度,使得低温余热的最大限度利用,提高加氢改质背压蒸汽并入气分装置蒸汽管网流量,提高的加氢改质背压蒸汽利用率,可以降低低压蒸汽消耗,从生产部层面可以降低装置运行能耗,但是另一方面低温热水、顶循流量温度的高低对催化装置汽柴油产率有重要的影响;加氢改质背压蒸汽并入量过多,会使气分装置对蒸汽管网压力温度操作弹性降低。

所以,在降低本装置能耗的同时,必须兼顾供热装置的产品结构优化,实现共赢的目标,需要上下游装置密切配合。

5.2 根据处理量降低各系统内循环负荷

根据加工负荷的变化,及时对各塔回流量进行调节,在保证装置产品质量和正常生产的情况下,尽量降低各塔的塔内负荷,从而降低塔底重沸器的负荷,降低机泵、机组运行附和,达到降低装置蒸汽、电用量的目的,从而降低装置能耗。

5.3 脱丙烷塔空冷除盐水与风机转速的合理调节

因气分脱丙烷塔空冷受气候的影响较大,空冷风机转速与除盐水喷淋量的大小相对于风机转速效率与除盐水喷淋损失最合理的调配是本装置脱丙烷塔空冷节能的关键,因而装置根据季节、气温及降雨量的不同对空冷的水喷淋和风机转速进行合理的调节:在 3~4 月份和 9~10 月份气温早晚的变化正是空冷除盐水启停的交替时期,而进入雨季,通过降雨量的多少,调节除盐水用量降低风机转速减少风机使用台数节约用电量,天气转暖后对空冷翅片进行高压水清洗,去除翅片表面污垢,提高换热冷却效果,可有效节省电能和除盐水消耗。

空冷加装变频器,并将变频器开度控制引入 DCS,自控使用,可以实现在一定范围内空冷变频风机随冷后温度设定自动调节开度,丙烯塔冷后温度波动范围一般可保证在 1~3℃,且大大降低了操作工的劳动强度。

6 需进一步论证的节能措施

未来如果公司经过生产结构调整后,低温余热管网热量充盈且流量温度相对稳定,可以考虑将丙烯塔系统丙烷压缩机取消改为低温热供热的常规流程,改造后,可以降低压缩机组运行所消耗的电能,进一步降低装置能源消耗。

7 结束语

综上所述,实践是检验真理的唯一标准,若想高质量完成节能降耗工作,就必须一步一步探索出最佳的方案。在科学探索的同时,也要不断加强科技管理技术,推动新技术、新理念、新装置的研究和使用,以此促进气体分馏装置节能降耗。此外,能源企业应该推动技术创新,激发自身科技潜力。除了上述内容,企业也需完成其他工作,如提升管理者的整体素养、加强对管理者和工作人员的培训、积极推进各种试验和科学研究等,实现气体分馏装置的节能降耗。

参考文献:

- [1] 于鸿.60 万吨 / 年气体分馏装置开工技术探讨 [J]. 价值工程,2012,31(24):2.
- [2] 滕娜娜.气体分馏装置的优化与节能 [J]. 齐鲁石油化工,2016,44(4):288-291.
- [3] 尉衔,李雪忱.气分装置节能降耗措施的探讨 [J]. 科技创新导报,2011(10):1.
- [4] 曾文志.研究气分装置节能降耗的优化措施 [J]. 工业,2018(04):122-122.
- [5] 刘美静.炼油厂气分装置能耗分析与对策 [J]. 商品与质量,2019(09).
- [6] 徐青青.气分装置工艺操作优化措施 [J]. 石化技术,2016,23(09):15.
- [7] 王相峰,杨军哲,杨鹏.气体分馏装置操作方案的节能优化 [J]. 中国新技术新产品,2014(1):2.
- [8] 孙世连,杨海敬.气体分馏装置节能优化方案探讨 [J]. 石化技术,2015(8):2.
- [9] 杨叔杰.气体分馏装置的工艺操作优化探讨 [J]. 化工管理,2017(30):1.
- [10] 杨进华,修振东.气体分馏装置能量利用现状及优化措施 [J]. 炼油与化工,2012(3):3.