

气体分馏装置技术改造

邵建海, 刘加伟, 胡伟

(中国石油化工股份有限公司济南分公司, 山东 济南 250101)

摘要:中国石化济南分公司气分车间第2套气体分馏装置精馏塔顶冷凝系统冷却效果较差, 脱丙烷塔和脱丙烯塔顶馏分经冷凝后温度仍较高, 从而制约装置处理量的提高。为此对气体分馏装置塔顶冷凝器系统、机泵系统、精馏塔塔底加热系统等进行了技术改造, 改造后装置加工能力由15万t/a提高到20万t/a, 装置能耗降低11.28%, 年节约费用1614万元以上。

关键词:气体分馏装置; 技术改造; 处理量; 能耗

中图分类号: TQ051.81

文献标识码: A

文章编号: 0253-4320(2005)04-0052-03

Technical revamping of gas fractional unit

SHAO Jian-hai, LIU Jia-wei, HU Wei

(Jinan Branch, SINOPEC, Jinan 250101, China)

Abstract: The condensing system of the rectifier in the second gas fractional unit in SINOPEC Jinan Branch had a poor effect of air condensation, the temperature of the depropanizer and the depropenizer after condensed was yet high, which had restricted improvement of the unit capacity. So the condensation system of the fractionator top, the system of pumps and the heating system of the tower bottom have been modified respectively. After the modification, the unit capacity has been enhanced from 0.15 to 0.20 million t/a, the energy consumption decreased by 11.28%, to 3 215.99 MJ per ton of feedstock, and the annual economic expenses benefit saved by over 16.14 million yuan.

Key words: gas fractional unit; technical revamping; capacity; energy consumption

中国石油化工股份有限公司济南分公司气分车间第2套气体分馏装置于1996年6月建成投产, 设计处理量为15万t/a, 年生产时间为8000h, 原料来源于80万t/a和140万t/a重油催化装置所生产的液化气。该气体分馏装置按五塔流程设计, 即脱丙烷塔、脱乙烷塔、脱丙烯塔、脱轻碳四塔、脱戊烷塔, 目前该装置只开前3座塔, 生产精丙烯、丙烷及轻碳四组分。其中精丙烯作为聚丙烯的原料, 丙烷作为丙烷脱沥青装置的溶剂, 轻碳四组分作为甲基叔丁基醚(MTBE)装置的原料。随着该公司原油加工量的增加, 液化气的产量随之增加, 因此提高装置加工量, 降低装置能耗成为装置改造的重点。

1 主要改造内容

1.1 塔顶冷凝系统

第2套气体分馏装置精馏塔塔顶采用湿式空气冷却器进行冷却, 每到夏季, 由于受到环境温度较高的影响, 致使精馏塔塔顶温度与环境温度比较接近, 冷却效果较差。脱丙烷塔和脱丙烯塔经冷凝后温度仍较高, 成为提高装置处理量的瓶颈。为此笔者分别对脱丙烷塔和脱丙烯塔的冷却系统进行了改造。

(1) 脱丙烯塔

脱丙烯塔塔顶温度与环境温度最接近, 并且回流量较大, 原设计空冷器数量为10台, 笔者认为在实际生产中空冷器数量较少, 导致操作弹性较小。为此采用了2种措施(见图1): ①利用闲置的脱轻碳四塔底重沸器(E-305), 将其移位改造为脱丙烯塔塔顶冷凝器, 并与原空冷器(EC-302)串连; ②在脱轻碳四塔空冷器(EC-303)与丙烯塔空冷器(EC-302)的出入口汇总管处各加一条直径为30cm的跨线。

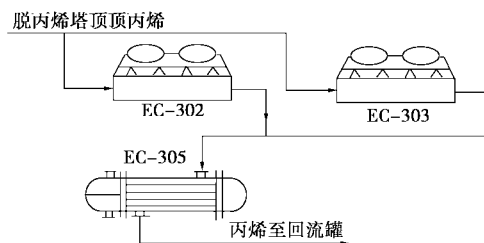


图1 脱丙烯塔顶冷凝流程示意图

(2) 脱丙烷塔

相对于脱丙烯塔来说, 脱丙烷塔塔顶冷却系统的负荷较小。将闲置的戊烷塔重沸器(E-306)移位,

作为冷凝器,并与脱丙烷塔的空气冷凝器(EC-301)串连。改造后流程如图2。

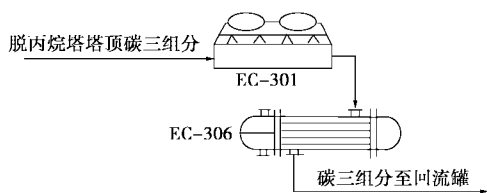


图2 脱丙烷塔塔顶冷凝流程示意图

1.2 机泵系统

(1) 脱乙烷塔进料泵

脱乙烷塔进料泵原设计流量为 $25 \text{ m}^3/\text{h}$, 余量较小, 且电机功率只有 30 kW , 当处理量为 10.5 t/h 时, 电机已达到额定电流, 没有余量, 不能满足生产要求。为此更换了脱乙烷塔进料泵, 新泵设计流量为 $28 \text{ m}^3/\text{h}$, 电机额定功率为 45 kW 。

(2) 采用变频技术

根据装置的实际情况, 经过核算, 发现脱乙烷塔回流泵及脱丙烯塔中间回流泵设备余量较大, 于是在脱乙烷塔回流泵上安装了一套 55 kW 的变频调速器, 在脱丙烯塔中间回流泵上安装一套 160 kW 的变频调速器。

1.3 循环水系统

乙烷塔塔顶冷凝器的循环水用量较多, 并且循环水出冷凝器的温度较低, 有再次利用的价值。为此增加了一条自乙烷塔塔顶冷凝器循环水出口线分别至丙烯、丙烷、重碳四和戊烷产品冷却器循环水进口线的跨线, 充分利用了循环水的冷量。

1.4 精馏塔塔底加热系统

(1) 装置的能耗现状

中国石化总公司所属公司的 35 套气体分馏装置的平均能耗为 $2\,438 \text{ MJ/t}$, 而中国石化济南分公司第 2 套气体分馏装置的能耗较高, 为 $3\,624.06 \text{ MJ/t}$ 。经中国石化洛阳设计院核算, 结果见表 1, 其中设计能耗包括脱碳四塔和脱戊烷塔的能耗。

由表 1 可见, 核算结果与气体分馏装置实际能耗相近, 核算结果比较可信, 因此装置操作不存在问题。气体分馏装置中蒸汽的能耗占总能耗的 93% , 并且由于气体分馏装置中精馏塔的重沸器热源原设计全部采用 1.0 MPa 的蒸汽, 蒸汽的高能位低用是第 2 套气体分馏装置能耗较高的主要原因。

(2) 改造内容

该公司于 2004 年 4 月在装置大修期间对第 2 套气体分馏装置精馏塔塔底加热系统进行了改造,

表 1 气体分馏装置改造前能耗情况

项目	设计		改造前		核算结果	
	质量消耗/t	能量消耗/MJ	质量消耗/t	能量消耗/MJ	质量消耗/t	能量消耗/MJ
循环水	33.01	138.30	27.81	116.52	27.08	68.30
电		580.00		471.63		677.95
蒸汽	2.98	8230.68	1.06	3372.92	0.19	3537.49
凝结水	-2.98	-922.84	-1.06	-337.08	-0.19	-427.30
合计		8026.14		3623.99		3856.44

注: 质量消耗及能量消耗均以 1 t 投料计算。

将热源由原来的蒸汽改为由催化装置来的低温热水, 降低装置蒸汽消耗, 从而达到降低装置能耗的目的。改造方案如下:

①更新脱乙烷塔重沸器, 其热源由 1.0 MPa 蒸汽改为低温热水。

②新增 1 台脱丙烯塔重沸器, 其热源由 1.0 MPa 蒸汽改为低温热水; 原脱丙烯塔重沸器保留, 以保证低温热水量不足时补充蒸汽。

③更新脱丙烷塔原料加热器。原料预热器的热源原来由脱丙烷塔蒸汽凝结水提供, 改为由脱丙烷塔塔底物料碳四组分提供, 而脱丙烷塔塔底凝结水与其他低温热水合流作为脱丙烷塔重沸器和脱丙烯塔重沸器热源的一部分。

2 改造效果

改造完成后, 运行结果表明此次改造达到了预期效果。

2.1 处理量提高

改造前后装置的主要操作参数见表 2。

表 2 改造前后装置的主要操作参数

项目	改造前	改造后
进料量/ $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$	20	25
脱丙烷塔压力/MPa	2.02	2.00
脱丙烷塔塔底温度/ $^{\circ}\text{C}$	107.3	106.5
脱丙烷塔回流比	3.0	2.8
脱乙烷塔压力/MPa	2.52	2.50
脱乙烷塔温度/ $^{\circ}\text{C}$	62	62
脱乙烷塔回流比	全回流	全回流
脱丙烯塔压力/MPa	1.95	1.92
脱丙烯塔温度/ $^{\circ}\text{C}$	55	56
脱丙烷塔回流比	17.2	16.5

第 2 套气体分馏装置在操作条件基本相同的情况下,改造后处理能力(按年生产时间 8 000 h 计算)由 15 万 t/a 提高到 20 万 t/a,装置加工能力比原设计值提高了 33%,并且生产的丙烯、丙烷产品质量都能满足生产要求。

2.2 能耗降低

(1)循环水消耗基本未增加。虽然装置新增加了 2 台冷凝器,增加了循环水的消耗,但是由于该装置 4 台换热器采用了二次循环水,并且严格控制了新增冷凝器的循环水流量,所以循环水的能耗并未增加。

(2)电耗降低。由于脱乙烷塔回流泵和脱丙烯塔中间回流泵都采用了变频器,节电效果较好。

(3)蒸汽消耗量降低。由于第 2 套气体分馏装置脱乙烷塔、脱丙烯塔的重沸器热源由蒸汽改为来自催化装置及加氢装置的热水,充分利用装置的热水资源,降低了蒸汽的消耗量。改造前后的能耗情况见表 3。

由表 3 可知,改造以后,第 2 套气体分馏装置的能耗由 3 624.06 MJ/t 降到 3 215.20 MJ/t,降低能耗 11.28%,节能效果较好。

(上接第 51 页)

改造后的节能效果明显,提高了原料成型质量,增加了设备换热效率及运行稳定性,延长了设备使用寿命。12 个原料成型系统改造总成本为 30 万元,改造后年节电 60 万 kW·h,年直接经济效益为 36 万元,10 个月即可全部收回投资成本。

5 结语

大型工业建筑气流循环过程中气流流动复杂,涡流节能潜力大,将气流数值分析与实验相结合的方法是一种经济、有效的气流导流和组织方法,值得研究和大力推广应用。对工业建筑原料成型系统改造的实例表明,CFD 软件系统 Fluent 可以很好地模拟大型风机推动气流在大空间中循环流动的流场分布。采用导流板对气流进行导流,可有效消除气流流动过程中产生的涡流,使气流均匀分布,可提高原料成型质量,并使风机效率提高 15%,还可减少涡流对设备的冲击,增加操作的稳定性和安全性,延长设备使用寿命,而且对流道进行改造不影响生产过

表 3 气体分馏装置改造前后能源消耗情况对比

项目	改造前		改造后	
	质量消耗/t	能量消耗/MJ	质量消耗/t	能量消耗/MJ
循环水	27.81	116.52	27.08	113.47
电		471.63		389.49
蒸汽	1.06	3372.92	0.19	604.58
凝结水	-1.06	-337.08	-0.19	-60.46
热媒水	0	0		2168.20
合计		3623.99		3215.28

注:质量消耗及能量消耗均以 1 t 进料计算。

2.3 经济效益显著

由表 3 可知,装置改造后,循环水的单耗降低了 0.73 t,电单耗降低了 6.54 kW·h,脱乙烷塔和脱丙烯塔塔底热源由蒸汽改为低温热水后,蒸汽单耗降低了 0.87 t,而低温热水可循环利用。按中国石化济南分公司财务处内部核算价格:蒸汽 80 元/t,循环水 0.40 元/t,电 0.50 元/kW·h 计算,装置年节约 1 614 万元(按满负荷计算),经济效益显著,表明这项技术改造是成功的。■

程,投资小,效益高。

参考文献

- [1] 程殿林.[J].酿酒,2001,28(3):48-49.
- [2] Lesieur M. Turbulence in fluids [M]. The 3rd edition. Boston: Kluwer Academic Publishers, 1997.
- [3] Mirade P S, Picgirard L.[J]. International Journal of Food Science and Technology, 2001, 36(1):21-49.
- [4] 董玉平,山世俊,叶天震,等.[J].流体机械,2004,32(5):60-64.
- [5] 周绍荣,程运林,汤莉,等.[J].湖南大学学报,1998,25(2):70-74.
- [6] 时书丽.[J].辽宁大学学报(自然科学版),1997,24(1):59-65.
- [7] 庄达民,孟宪海.[J].空气动力学学报,2002,20(3):332-338.
- [8] 孙福来,顾林.[J].酿酒科技,1998,3(1):78-79.
- [9] Khouja M, Shelnutt J W.[J]. Integrated Manufacturing Systems, 1998, 9(3):182-192.
- [10] 陶文铨.数值传热学[M].第 2 版.西安:西安交通大学出版社,2003.
- [11] 谭良才,陈沛霖.[J].暖通空调,2002,32(2):1-4.
- [12] 陈作斌.计算流体力学及应用[M].北京:国防工业出版社,2003.
- [13] Wang S W, Zhu D S.[J]. Energy and Building, 2003, 35:803-902.
- [14] Wang S W, Chen Y M.[J]. Applied Thermal Engineering, 2001, 21(6):683-702. ■