

文章编号:1001-6112(2012)S1-0145-04

# 轻烃回收装置 脱丁烷塔塔顶液化气冷凝技术改造

庞艳萍, 黎志敏, 韩霞, 苏德江

(中国石化西北油田分公司塔河采油一厂天然气处理站, 新疆轮台 841600)

**摘要:**针对塔河采油一厂50万方轻烃处理装置分馏系统脱丁烷塔塔顶冷凝装置不能有效对塔顶气体降温的问题,通过对塔顶气体所需换热量的计算,最终采取增加换热面积以达到降温目的的措施,降低了脱丁烷塔塔顶温度,增加了液化气产量,进一步提高了分馏系统的产品质量。

**关键词:**水冷换热器;冷凝;分馏;天然气;塔河油田

中图分类号:TE646

文献标识码:A

## Improvement of condensation technique of liquefied gas at the top of light hydrocarbon recovery device

Pang Yanping, Li Zhimin, Han Xia, Su Dejiang

(Natural Gas Process Station, Tahe No. 1 Oil Production Plant, SINOPEC Northwest Company, Luntai, Xinjiang 841600, China)

**Abstract:** In the Tahe No. 1 Oil Production Plant, the condensation device at the top of deethanizer of light hydrocarbon fractionation system failed to reduce tower gas temperature effectively. In view of this, we calculated the heat exchange quantity needed by tower top gas, and finally put forward a new measure of increasing heat transfer area so as to reduce temperature. As a result, the temperature at the top of deethanizer is reduced, the quantity of liquefied gas is increased, and the production quality of fractionation system is improved.

**Key words:** water-cooled heat exchanger; condensation; fractionation; natural gas; Tahe Oil Field

### 1 工艺流程及现状

#### 1.1 分馏系统工艺流程

分馏系统根据不同组分的沸点不同,在提供回流条件下,通过塔内气液相物流的多次逆流接触进行相间扩散介质传热,使易挥发性组分不断转入气相,难挥发性组分不断转入液相,按照产品规格或工艺设计要求,对进料中的轻重组分进行有效的分离,由塔顶和塔底获得目的产品<sup>[1]</sup>。脱丁烷塔顶气(设计温度63℃)经塔顶表面蒸发式空冷器(后面简称表面蒸发器,换热面积370 m<sup>2</sup>)冷凝至45℃进入回流罐,通过回流泵一部分回流入塔,一部分作为液化石油气产品进入液化石油气储罐,塔底产出稳定轻烃经二次换热后进入稳定轻烃储罐(图1)。

#### 1.2 现状及存在问题

该分馏系统于2008年建成投产,初期运行正

常。但随着运行时间的增加,外界恶劣环境的加剧,露天安装的脱丁烷塔顶表面蒸发器,因长期与空气中的沙尘和循环水接触,导致风冷翅片管束和喷淋水管束结垢严重(图2),换热效率下降,从而导致回流罐温度高达55℃,继而回流入塔的液相温度高,塔顶温度高达70℃,压力高达1.60 MPa(压力设定值1.40 MPa),压力放空阀开启频繁,严重影响分馏系统的稳定,日损失液化气产量1.5 t,年直接经济损失约200多万元。为了尽量降低回流罐温度,加大了喷淋水量和增加换水频次,以及对表面蒸发器采用在线清洗,效果均不明显。

### 2 主要改造内容及工艺流程

#### 2.1 塔顶冷凝所需换热量计算

目前脱丁烷塔顶气相组分如表1;脱丁烷塔顶温度为70℃,按塔顶气经冷凝装置后降温至45℃的设计要求,结合表面蒸发器现在的换热负荷,计

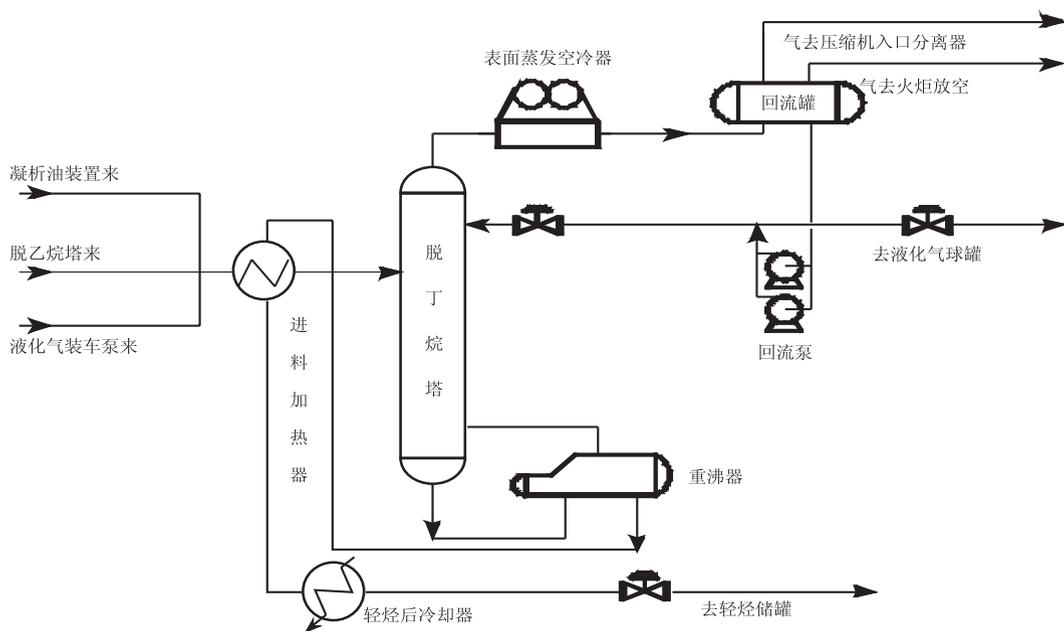


图 1 塔河油田脱丁烷塔分馏系统工艺流程

Fig. 1 Flow chart of fractionation system of deethanizer in Tahe Oil Field

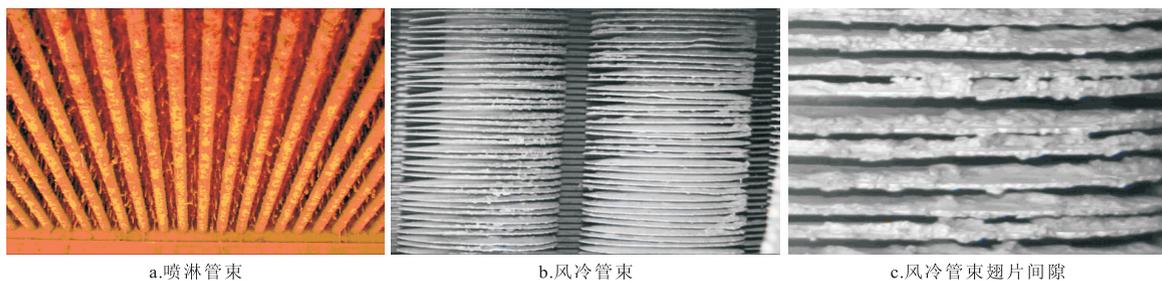


图 2 塔河油田表面蒸发器喷淋水、风冷管束外表面结垢情况

Fig. 2 Scaling situation at the surface of evaporator spray water and air-cooler tube, Tahe Oil Field

表 1 塔河油田脱丁烷塔顶气相组分

Table 1 Gas component at the top of deethanizer tower, Tahe Oil Field

组分	N <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	iC <sub>4</sub>	nC <sub>4</sub>	iC <sub>5</sub>	nC <sub>5</sub>	C <sub>6</sub>	H <sub>2</sub> O	mol %
含量	0.004 6	0.002 7	0.174 4	2.894 5	68.988 2	8.330 2	17.55	1.407 5	0.591 4	0.000 6	0.054 1	

算出塔顶缺少的换热量,具体计算如下:

塔顶气的平均摩尔质量为:  $M = \sum Mi = 48.52$  g/mol; 脱丁烷塔顶气量为: 91.95 kmol/h; 则塔顶气质量流量为:  $48.52$  g/mol  $\times$  91.95 kmol/h = 1.24 kg/s; 脱丁烷塔顶气平均比热容为:  $1.67 \times 10^3$  J/(kg  $\cdot$   $^{\circ}$ C); 考虑塔顶气的液化潜热 (365 kJ/kg), 每小时塔顶气需放出热量为:  $Q = 1.24$  kg/s  $\times$   $1.67 \times 10^3$  J/(kg  $\cdot$   $^{\circ}$ C)  $\times$  (70 - 45)  $^{\circ}$ C + 1.24 kg/s  $\times$  365 kJ/kg = 504.4 kW; 现表面蒸发器的换热负荷为 302 kW, 则塔顶冷凝所缺少的换热量 202.4 kW。所以, 为保证脱丁烷塔系统稳定运行, 需在塔顶增加 202.4 kW 的换热量。

## 2.2 改造内容及工艺流程

通过对分馏系统装置的总体考虑, 为降低回流罐温度和脱丁烷塔塔压、维持脱丁烷塔各参数稳定、减少放空量, 以达到提高产量的目的, 通过对塔顶换热量和循环水系统负荷的计算, 结合用水量、换热效率和结垢特性等因素, 决定在脱丁烷塔塔顶液化气冷凝装置增加一台水冷换热器<sup>[4-7]</sup> (图 3)。

## 2.3 设备的选型及核算

### 2.3.1 设备的选型

循环水系统水泵出口温度为 25  $^{\circ}$ C, 循环水回水温度为 30  $^{\circ}$ C; 故拟新增换热器循环水进出口温度分别为 25  $^{\circ}$ C 和 30  $^{\circ}$ C, 塔顶气经表面蒸发器后降

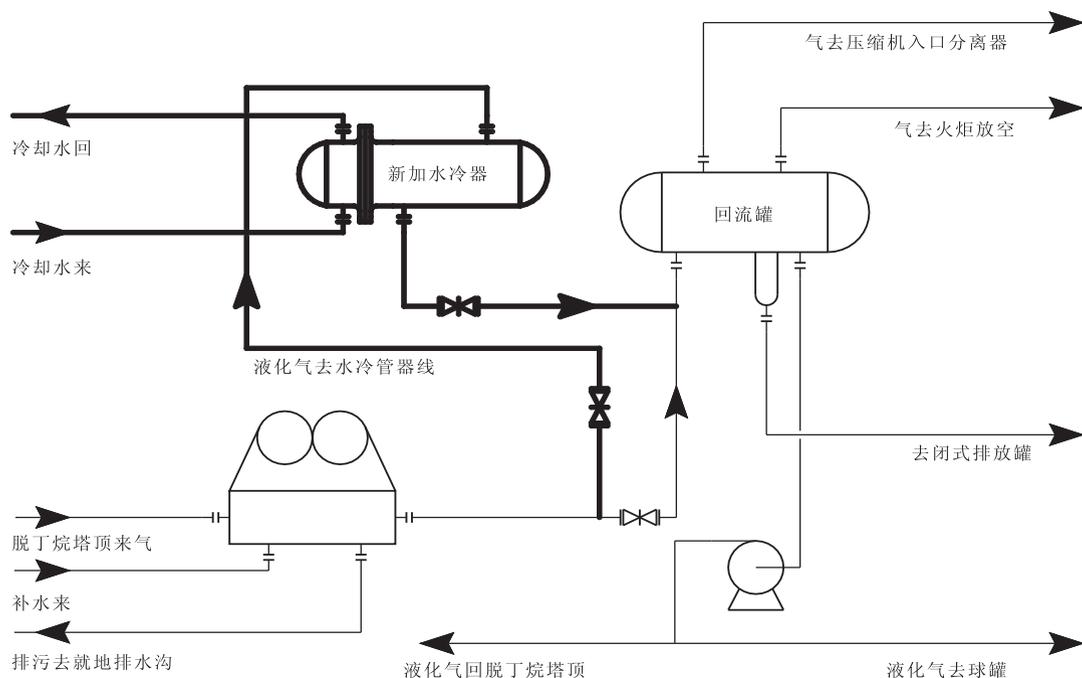


图3 塔河油田采油一厂脱丁烷塔分馏系统增加水冷却器后的工艺流程  
粗线部分即为新增的水冷换热器和管线

Fig.3 Flow chart after the adding of water cooler in fractionation system of deethanizer tower, Tahe No.1 Oil Production Plant

温至 55 ℃。则:

$\Delta t_1 = T_1 - t_2$ ,  $\Delta t_2 = T_2 - t_1$ ,  $\Delta t_m = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)$  [2], 计算得  $\Delta t_m = 22.5$  ℃; 换热器总传热系数拟为:  $38 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{℃})$ ; 换热面积  $A = 202.4 \times 10^3 / (22.5 \times 38) = 236.7 \text{ m}^2$ ; 考虑生产的不稳定系数 (1.1):  $A = 236.7 \times 1.1 = 260.4 \text{ m}^2$ 。

故, 新增换热器换热面积不小于  $260.4 \text{ m}^2$ 。根据国家标准 GB151-1999—管壳式换热器, 最终采购一台浮头式换热器 [8], 其各项参数如下:

设计压力: 管程 2.5 MPa, 壳程 2.5 MPa; 最高允许工作压力: 管程 1.5 MPa, 壳程 1.5 MPa; 设计温度: 管程 80 ℃, 壳程 80 ℃; 换热面积:  $290 \text{ m}^2$ 。

### 2.3.2 浮头式换热器的校核

对购买浮头式换热器工作参数进行校核, 是否符合生产所需。浮头式换热器工作参数如下:

(1) 管程: 循环冷却水, 冷却温差 5 ℃; 进换热器压力: 0.4 MPa; 出换热器压力: 0.35 MPa。

(2) 壳程: 脱丁烷塔顶气。进换热器温度: 55 ℃ (1.25 MPa); 出换热器温度: 45 ℃ (1.22 MPa)。

换热器满负荷运行时实际总传热系数为:  $36 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{℃})$ ; 则最大换热量:  $Q = 22.5 \text{ ℃} \times 36 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{℃}) \times 290 \text{ m}^2 = 235 \text{ kW}$ ; 换热器设计工况下最大换热量 (235 kW) 大于塔顶气所缺少的换热量 (202.4 kW), 能满足塔顶气降温要求。

综上, 增加一台换热面积为  $290 \text{ m}^2$  的浮头式

水冷换热器完全能满足生产需要。改造后, 该换热器运行良好, 装置运行平稳。

## 3 实施效果及经济效益

### 3.1 实施效果

改造后, 分馏系统装置运行稳定, 工艺流程参数变化如表 2。回流罐温度由 55 ℃ 降至 45 ℃, 塔顶温度由 70 ℃ 降至 63 ℃, 塔顶压力控制在 1.4 MPa 以内, 未出现放空, 日增加液化石油气产量 1.5 t。减少了表面蒸发器超负荷运行时所增加的换水量, 日节约水量  $15 \text{ m}^3$ 。同时, 表面蒸发器的清洗频次由 3 次/年减少至 1 次/年。

### 3.2 经济效益评价

(1) 脱丁烷塔塔顶液化石油气冷凝技术改造总投资 58.5 万元。

(2) 经济效益显著: ①增产增效: 增加冷量, 减少

表 2 塔河油田脱丁烷塔塔顶液化石油气冷凝技术改造前后参数对比

Table 2 Comparison of parameters before and after condensation technique improvement of liquefied gas at the top of deethanizer tower, Tahe Oil Field

序号	项目	改造前	改造后
1	塔顶操作压力 /MPa	1.4~1.6	1.3~1.4
2	塔顶操作温度 /℃	70~75	63
3	回流罐温度 /℃	55	45
	平均日增液化石油气 /t		1.5

液化石油气放空,按照液化石油气价格4 000元/t,年创直接经济效益219万元。实际投资回收期80d。②优化增效:减少脱丁烷塔表面蒸发器的清洗频次,年至少节约清洗费用3万元。③降本增效:预计全年减少表面蒸发器使用时的换水量共5 475 m<sup>3</sup>(0.47元/m<sup>3</sup>),节约成本约2 573元。全年直接创造经济效益222.26万元。

## 4 结论

1)通过脱丁烷塔塔顶冷凝系统的技术改造,改善了塔顶冷却效果,提高了塔顶产品的产量,同时有效控制了塔压,提高了分馏系统产品质量。

2)沙漠地区气候干旱、气温较高且水中含盐量较大,故修建于沙漠地区的表面蒸发空冷器易结盐,夏季温度较高时,难以满足工艺生产要求;建议沙漠地区的冷凝冷却设备可考虑水冷冷却器,以避免出现工艺不稳定的情况,同时减小耗水量。

致谢:在本次研究中,塔河采油一厂领导及相关科室给予了大力支持,在此,对他们表示最诚挚的感谢。

### 参考文献:

[1] 诸林. 天然气加工工程[M]. 北京:石油工业出版社,1996.  
 [2] 赵镇南. 传热学[M]. 北京:高等教育出版社,2008.  
 [3] 全国压力容器标准化技术委员会. GB151-1999 管壳式换热器[S]. 北京:中国标准出版社,2000.  
 [4] 劳业荣. 气体分馏装置稳态模拟和操作优化[J]. 中外能源, 2008, 13(2), 74-79.  
 [5] 卞雯, 黄凤林, 卢永斌, 等. 气体分馏系统的节能降耗[J]. 化学工程, 2011, 39(7), 83-87.  
 [6] 邵建伟, 刘家伟, 胡伟. 气体分馏装置技术改造[J]. 现代化工, 2005, 25(4): 52-54.  
 [7] 彭志刚, 冯茜, 蒋小兰. 提高天然气处理装置液化气收率的研究与改造[J]. 现代化工, 2003, 23(5): 45-47.  
 [8] 彭国郎. 塔顶水冷分离器的设计[J]. 化工设备与管道, 2002, 39(2): 23-25.

(编辑 黄娟)

(上接第144页)

度。通过上述改进,目前大泵径(56 mm)超深杆式泵在杆柱条件满足的情况下可实现最大下深4 000 m。

## 5 结论

在塔河油田深抽工作的开展过程中,由于杆式泵深抽具有检泵时不需要起下机抽管柱,作业效率高,作业成本低等特点,具有明显的优势,是下步重点推广的深抽工艺。2009年以来,通过对数口井杆式泵深抽工艺的现场试验,塔河油田已经形成了杆式泵+封隔器堵水深抽一体化工艺、杆式泵+加长尾管防井筒沥青质堵塞工艺、以及超深杆式泵配套封隔器保护套管深抽和超深杆式泵+气锚(配套毛细管排气)+封隔器保护套管深抽工艺技术,并

创造性地提出了大泵径(56 mm)超深杆式泵试验的深抽思路,极大地推进了塔河油田深抽工作的开展,满足了油田开发的需要。

### 参考文献:

[1] 梅春明, 李柏林. 塔河油田掺稀降粘工艺[J]. 石油钻探技术, 2009, 37(1): 73-76.  
 [2] 李颖川. 采油工程[M]. 北京:石油工业出版社,2002.  
 [3] 廖明才, 周明卿, 王观华, 等. 杆式泵深抽技术的配套及应用[J]. 石油矿场机械, 2001, 30(1): 102-104.  
 [4] 王福, 吴伟, 陈瑞详, 等. 浅谈杆式泵应用的几种常见工艺管柱[J]. 新疆石油科技, 2000, 3(10): 45-48.  
 [5] 官健. 杆式泵采油配套技术的应用[J]. 西部探矿工程, 2001, 4(2): 55-56.

(编辑 叶德燎)