

# 塔里木油田东河换热器改造设计探讨

孙仁龙<sup>1</sup> 张侃毅<sup>1</sup> 赖德贵<sup>1</sup> 霍雪艳<sup>1</sup> 寇永军<sup>1</sup>

**摘要：**东河换热器为壳程式换热器，承担着东轮线原油进轮南储运站升温的任务，保证外输脱水温度。东河换热器原油含硫是腐蚀的主要原因，通过改造后（原油走管程，蒸汽走壳程）与改造前（原油走壳程，蒸汽走管程）换热器传热系数对比，改造后换热器传热系数提高45%，设备投资费用略有增加，但操作费用大大降低。改造后，根据原油出口的温度调节进口蒸汽量的大小，可以提高蒸汽利用率，避免蒸汽浪费。

**关键词：**换热器；传热系数；原油含硫；管程；壳程；储运站

Doi:10.3969/j.issn.1006-6896.2016.1.015

## Discussion on Donghe Heat Exchanger Reform Design in Tarim Oilfield

Sun Renlong, Zhang Kanyi, Lai Degui, Huo Xueyan, Guan Yongjun

**Abstract:** Donghe heat exchanger is shell and tube heat exchanger, plays a role in heating the oil from DongLun line to LunNan storage and transportation station, moreover it ensures the dehydration temperature of oil out-transportation. Through the analysis on the causes of corrosion of the Donghe heat exchanger, it is concluded that the main reason to cause corrosion is sulphur. comparing the heat transfer coefficient of the old heat exchanger with the new heat exchanger, it is concluded that the heat transfer coefficient of the new heat exchanger increased by 45% after transforming, although the equipment investment cost increases slightly, the operation cost reduce greatly. According to the temperature of the export the quantity of steam could be regulated, the utilization of steam could be raised and avoid wasting.

**Key words:** heat exchanger; heat transfer coefficient; crude oil containing sulphur; tube side; shell side; storage and transportation station

## 1 项目背景

原油外输过程中，最低脱水温度为35℃（经验值），如低于该温度将导致脱水困难、含蜡增加，直接影响原油外输安全和含水达标率，引起贸易纠纷。东河换热器建于2005年，承担着东轮线进轮南集油站储运站原油的加热任务，保证脱水温度，工艺流程示意图见图1。

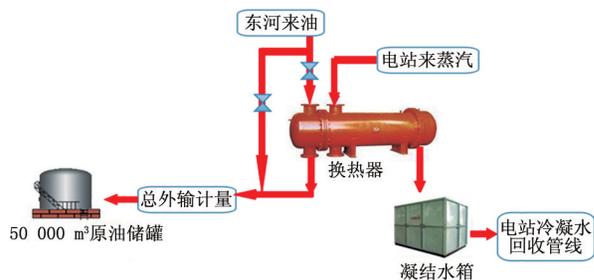


图1 东河换热器阀组工艺流程示意图

东河换热器为浮头式换热器，型号为BES1000-0.6/4.0-280-6/25-4 II，原油走壳程，蒸汽走管程，其主要参数见表1。

表1 原东河换热器主要参数

换热面积/ m <sup>2</sup>	热负荷/ kW	壳程设计 压力/ MPa	管程设计 压力/ MPa	处理量/ t·a <sup>-1</sup>	入口 油温/ ℃	出口 油温/ ℃
140.36	2 463	4.0	0.6	120×10 <sup>4</sup>	20	50

2009年对换热器进行全面检验，发现换热器管程及壳程均有不同程度的腐蚀，虽对筒体、管板等腐蚀部位进行了打磨补焊，并对穿孔的钢管两端进行了封堵，检修完成后经巴州锅检所检验对其安全状况等级仍旧评定为3级。2012年，再次对换热器进行全面检测，发现壳程筒体、管板腐蚀比较严重。根据东河原油取样分析，发现原油含硫0.8%左右（属于含硫原油），硫化物为换热器产生腐蚀

<sup>1</sup>新疆石油勘察设计院

的主要原因。浮头隔板腐蚀情况见图2，筒体内表面底部腐蚀情况见图3，管板与换热管结合部分腐蚀情况见图4。



图2 浮头隔板腐蚀情况



图3 筒体内表面底部腐蚀情况(部分)



图4 管板与换热管结合部位腐蚀情况

## 2 换热器改造设计

### 2.1 原油流体管、壳程选择

换热器流体管程和壳程的选择，应该考虑多方面因素，一般遵循的原则是：有利于传热、防止腐蚀、减少阻力、不易结垢和便于清扫。

(1) 原油含有杂质且易结垢，宜走管程，管内流速能得到较好的控制，提高流速可以减少结垢，管内清洗方便，但是，管程结垢对压降影响较大。

(2) 原油含硫且腐蚀性较强，宜走管程，以免管束和壳体同时被腐蚀，且管子也便于清洗和检修。

(3) 原油管道压力高，宜走管程，以免壳体受压，可节省壳体金属消耗量。

(4) 饱和蒸汽宜走壳程，以便及时排除冷凝液，且蒸汽较洁净，可避免污染壳程。

(5) 两流体的温度差较大，传热膜系数较大的蒸汽宜走壳程，以减小管壁和壳壁的温度差。饱和蒸汽走壳程，便于散热，增强换热效果<sup>[1]</sup>。

综合上述因素考虑，选择原油走管程，管程和管板材质选用316L不锈钢；蒸汽走壳程，壳程材质选用20<sup>#</sup>钢，壳程内壁做防腐处理。

### 2.2 换热器参数计算

原油和饱和蒸汽数据分别见表2和表3，换热器计算结果见表4。

表2 原油基础数据

项目	数值
处理量/(t·a <sup>-1</sup> )	60×10 <sup>4</sup> ~140×10 <sup>4</sup>
设计压力/MPa	6.4
入口温度/°C	10~20
出口温度/°C	50
密度/(kg·m <sup>-3</sup> )	862
比热/(kJ·(kg·K) <sup>-1</sup> )	1.842
导热系数/(W·(m·K) <sup>-1</sup> )	0.1419
黏度/(Pa·s)	8.10×10 <sup>-3</sup>
热阻/(m <sup>2</sup> ·K·S <sup>-1</sup> )	0.52×10 <sup>-3</sup>

表3 饱和蒸汽数据

压力/MPa	温度/°C	汽化潜热/(kJ·kg <sup>-1</sup> )
1.0	179.916	2 014.8

表4 改造后换热器参数计算结果

流程	管程	壳程
介质种类	原油	饱和蒸汽
介质流量/(kg·s <sup>-1</sup> )	46.3	
介质密度/(kg·m <sup>-3</sup> )	862	
介质比热/(kJ·(kg·K) <sup>-1</sup> )	1.842	
介质进口压力/kPa		787
进出口温度/°C	10/50	
对数温差	138.6	
污垢系数/(m <sup>2</sup> ·°C·W <sup>-1</sup> )	0.000 1	0.000 52
传热系数/(W·(m <sup>2</sup> ·°C) <sup>-1</sup> )	175	
换热元件	光管	
换热管翅片	316L	20#
计算所需面积/m <sup>2</sup>	153.3	
实际换热面积/m <sup>2</sup>	179.3	
介质流程	2	1
介质流速/(m·s <sup>-1</sup> )	1.77	
接管进出口径	DN200/200	DN150/80
压力损失/kPa	83	1.4
面积裕度/%	17	
换热量/kW	3411.4	
结构设计		
设计所遵循的规范	GB150和GB151	
设计压力/MPa	6.4	1.6
设计温度/°C	100	200
试验压力/MPa	8.0	2.0
腐蚀裕量/mm	2	2
管规格/mm	d = 25 × 2.5	翅片壁厚
壳体口径/mm	d = 600	换热管排列 三角形

### 2.3 改造前后换热器效率对比

对改造前后换热器的处理量、进出口油温、对数平均温差、传热系数等进行对比分析，原油改走管程后，传热系数由  $120 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$  增加到  $175 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ，传热效率提高了 45%，具体见表 5，设备投资费用增加，但年操作费用减少，具体见表 6。

表 5 改造前后换热器主要参数对比

项目	改造后	改造前	
处理量/( $\text{t} \cdot \text{a}^{-1}$ )	$140 \times 10^4$	$120 \times 10^4$	
入口温度/ $^\circ\text{C}$	10	10	
出口温度/ $^\circ\text{C}$	50	40	
对数平均温度/ $^\circ\text{C}$	138.6	144.5	
热负荷/kW	3 411.4	2 463	
传热系数/( $\text{W} \cdot (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ )	175	120	
面积/ $\text{m}^2$	153.3	140.36	
压降/kPa	管程	83	25
	壳程	1.4	50

表 6 改造前后设备投资和操作费用对比

项目	改造后	改造前
设备投资/万元	40.95	35
操作费用/(万元·年 <sup>-1</sup> )	10	14

### 2.4 改造后换热器现场应用情况

东河换热器阀组区管道、阀门等附件均完好，本次仅考虑对原换热器进行更换，配套工艺设施可利用。由于东河换热器来油量在  $60 \times 10^4 \sim 140 \times 10^4 \text{ t/a}$  之间，波动范围较大，本次改造新建一套温控系统，即在蒸汽进口处设电动调节阀，和原油出口进行温控连锁，根据原油出口的温度调节进口蒸汽量的大小，可以避免来油量较少时造成蒸汽浪费。改造后东河阀组换热器工艺流程见图 5。

2012 年对换热器进行更换后，至今运行良好，2015 年对其进行全面检测，未发现有腐蚀情况。

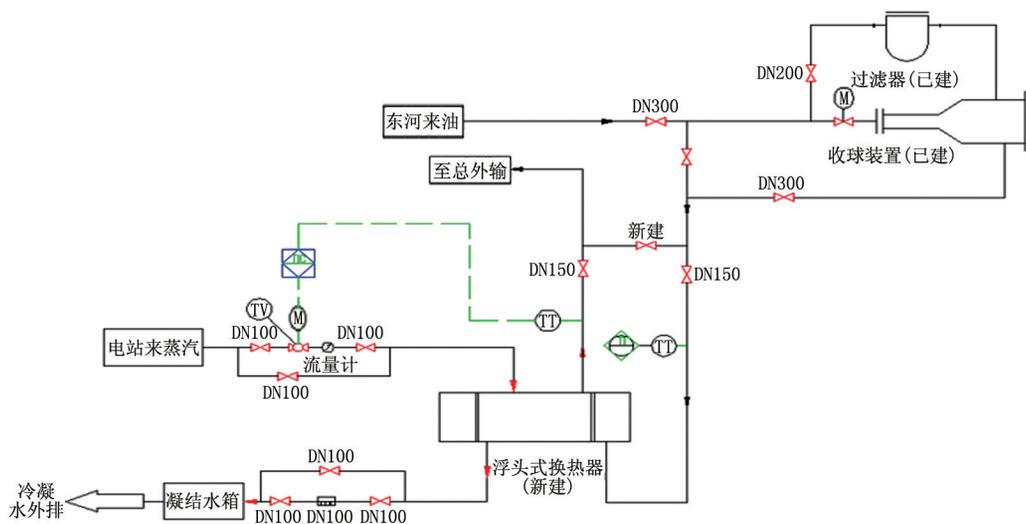


图 5 东河阀组换热器工艺流程

## 3 结论

(1) 原油含硫是造成东沙换热器腐蚀的主要原因，在换热器材料选择上应考虑优先使用抗硫的材料。

(2) 原油改走管程，蒸汽走壳程后，传热系数比原来提高了 45%，在原油处理量增加且进出口温差增大的情况下，设备投资费用虽增加，但年操作费用减少。

(3) 新建温控系统，即在蒸汽进口处设电动调节阀，和原油出口进行温控连锁，根据原油出口的温度调节进口蒸汽量的大小，可以提高蒸汽利用率，避免蒸汽浪费。

### 参考文献

[1] 陈敏恒, 丛德滋, 方图南, 等. 化工原理[M]. 北京: 化学工业出版社, 2010: 225-226.

### 作者简介

孙仁龙: 2012年毕业于西南石油大学化学工程与工艺专业, 从事油气田地面工程设计, 0990-6846920, 243432159@qq.com, 新疆克拉玛依新疆石油勘察设计院(有限公司), 834000.

收稿日期 2015-03-27

(栏目编辑 李娜)