# 国产高压全焊接板式换热器改造探讨

李晓峰 1 姜景杰 2 赵维松 2 齐兴 3

(1甘肃蓝科石化高新装备股份有限公司 甘肃 兰州 730070;2成都艾尔普气体产品有限公司 四川 成都 610000;3上海蓝滨石化设备有限责任公司 上海 201518)

摘要:某公司进口酸性水换热器 E352,由于其换热器能力不足,导致后续水处理系统无法正常运行。文章介绍了在经过多次的技术分析后,为满足该设备工位所需的高效传热和高承压要求,在场地空间受限的情况下,设计开发了全焊接板式换热器。与现有进口酸性水换热器 (E352) 串联使用,使进入汽提塔的冷凝液温度达到汽提工艺要求,同时具备了后续冷凝液处理系统的开启条件,在减少排放的基础上,也为公司创造了更好的经济效益。

关键词: 全焊接板式热交换器; 高承压; 高效传热; 冷后温度; 余热回收

#### 1 简介

某公司合成气制氢装置采用 Technip 工艺生产氢气及合成气,供园区内各石油炼化装置使用。酸性水换热器(E352)是工艺冷凝液汽提塔(C352)的进出料热交换器,对汽提后工艺冷凝液进行余热回收,预热由工艺冷凝液泵(G352)进入工艺冷凝液汽提塔(C352)顶部的工艺冷凝液,节约汽提所需的中压蒸汽,工艺冷凝液汽提塔部分工艺流程图如图 1 所示。

酸性水换热器(E352)为该装置重要的余热回收设备,系进口全焊接高压板式换热器,设备冷热侧均为三流程设计,设备主要设计参数见表。

# 2 存在问题

自开车运行以来,酸性水换热器 (E352) 热侧 (汽提工艺冷凝液) 出口温度为 118.1℃,比设计值 76℃高出 42.1℃,冷侧 (工艺冷凝液) 出口温度为 187.9℃,比设计值 235℃低 47.1℃,未达到设计工艺要求,导致系统出现以下问题:

- (1)酸性水换热器(E352)后端的工艺冷凝液冷却器(E353)酸性水出口温度过高,导致后续酸性水处理系统无法正常运行,只能将酸性水作为废水外排,增加废水处理装置能耗;
- (2) 汽提塔进料温度降低,汽提所消耗的中压蒸汽量增加,未达到节能降耗的目标。

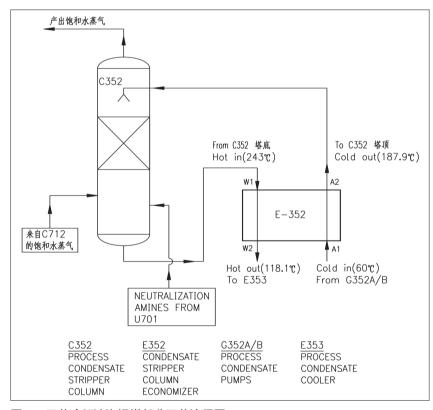


图 1 工艺冷凝液汽提塔部分工艺流程图

## 表 酸性水换热器(E352)设计参数

项目	热侧	冷侧
介质	汽提工艺冷凝液	工艺冷凝液
设计压力 /MPa	4.5	5
操作压力 ( 进 / 出 )/MPa	4.01/3.96	4.46/4.41
设计温度 /°C	270	270
进口温度 /°C	252	50
出口温度 /℃	76	235
热负荷 /kW	13971	
流量 /(kg/h)	67716	64570

#### 3 应对措施

# 3.1 改造工艺冷凝液冷却器(E353)方式 分析

由于要求经过工艺冷凝液冷却器(E353)冷却后的酸性水温度不高于40℃才能进入水处理系统,根据目前的操作条件,无法实现此要求。若要改造工艺冷凝液冷却器(E353),增强其换热能力以达到工艺要求,经过测算改造后则会增加约380t/h的循环水消耗量。

# 3.2 改进酸性水换热器(E352)方式分析

为了使工艺冷凝液冷却器(E353)酸性水的出口温度冷却至 40℃及以下,则需要保证进入该换热器的酸性水温度不高于 76℃,这就需要复核现有酸性水换热器(E352)的换热能力,从目前操作数据来看,影响其换热的 2 个温度点为:

- (1)冷侧介质的人口温度:目前酸性 水换热器(E352)实际运行中冷侧介质的 人口温度为60℃,设计的冷侧介质入口温 度为50℃,冷侧介质入口温度升高,会影 响换热的平均温差,是提高热侧介质出口 温度的原因;
- (2) 热侧介质的人口温度:目前 图2 焊接板 热侧介质的操作温度为 243 ℃,其设 计值为 252 ℃,热侧介质的人口温度偏低,主要 是受汽提塔(C352)压力偏低的影响,若要将热 侧介质人口温度提高到设计的 252 ℃,则需要提 高塔的操作压力,冷侧出口温度和热侧出口温度 为两侧热量自然平衡的结果,没有调节的手段和 措施。

改造酸性水换热器(E352),主要有以下2种方式:

- (1)设计一台全新的进口全焊接板式换热器来替换 现用的设备,其必然会造成现用设备的报废,
- (2) 重新设计一台新的国产全焊接板式换热器,与现有的酸性水换热器(E352) 串联使用,可以有效地利用现有的板式换热器,具体流程见图 2。

经过综合分析判断,为解决酸性水换热器(E352)由于换热能力不足,而导致后续水处理系统无法正常运行,以及汽提塔能耗增加的问题,设计一台国产的全焊接板式换热器与现有酸性水换热器(E352)串联使用是最为经济的方式,也是可以带来最大经济效益的一种改进方式,同时还可以推动国内全焊接高压板式换热器技术的发展。

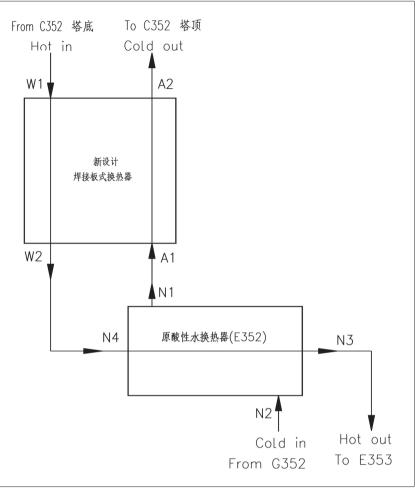


图 2 焊接板式换热器与现有酸性水换热器(E352)串联流程图

#### 4 国产焊接板式换热器

高压全焊接板式换热器基本上一直被国外几家大型公司所垄断,国内化工工业领域没有设计、开发、制造5.0MPa以上高压的国产全焊接板式换热器的先例,其技术难度可想而知,对于设计、计算、开发等要求较高。国产高压全焊接板式热交换器需要解决高压承载、高效传热要求和结构设计等几个难点。

#### 4.1 高压设计条件

为实现更好的传热要求,新设计的换热器选择板式 热交换器,但该设备设计压力为5MPa,超过了国内板 式热交换器标准中压力适用范围的上限。从承压性能 来看,人字形波纹板片波纹相互接触,波纹接触点分 布均匀,所以有较好承受压力差的能力,通过对板片 承压能力的考核,最后确定板片的厚度为0.8mm。

#### 4.2 高传热要求

板片波纹高度、人字角以及波纹间距对传热均有较大影响,人字角呈60°时波纹传热效果最好,湍流流动越强则传热效果越好,用湍流动能来表示湍流流动的强弱。根据波纹深度对介质湍流能的影响,选择

较浅的波纹深度达到预期的传热性能,湍流能会随着波纹间距的增加而一直减小,为了实现更好的换热效果,需要设计特殊的浅、密人字形波纹板片。

#### 4.3 结构设计

国产焊接板式热交换器主要由换热器主体、压紧板、 双头螺柱和支座等组成。其中,换热器主体为换热器的 核心传热元件,板片对组成的板束为其主要构成部分。

根据工艺操作条件和高承压的需求,选择浅密人字形波纹板片,板片波纹深度为 2.2mm。本设备板片厚度取 0.8mm。板片对之间采用搭接连接结构。考虑该焊接板式换热器设计压力达到了 5.0MPa,对板式换热器而言,工况相对苛刻,故在板束端部设置特殊的双道焊接加强结构,以保证板束端部的刚度,为了保证换热器密封的可靠及结构的紧凑性,在板束侧面设置特殊密封结构。由于热膨胀,板束与外部压紧板的变形差较大,外部压紧板仅用于压紧板束,二者结构不焊接连接。国产全焊接板式换热器具体结构见图 3。

#### 4.4 应用效果

国产焊接板式换热器自2017年12月投入使用至今,

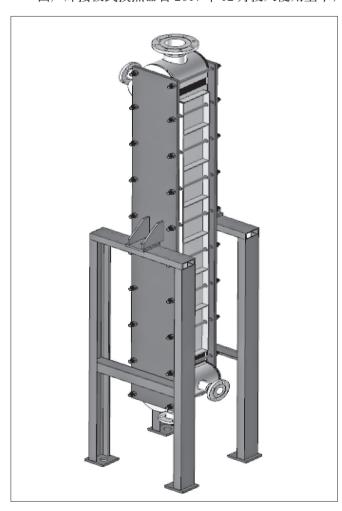


图 3 国产全焊接板式换热器结构图

运行平稳,近期对热交换器进行了工艺标定,热侧出口温度为75.2℃,满足设计及生产要求。

国产焊接板式换热器的应用,大大降低了酸性水换热器(E352)热侧介质的冷后温度,换热效果良好,使汽提塔冷凝液人口温度达到汽提要求;同时具备后续冷凝液处理系统的开启条件。在经过1年的整改、调试工作,水处理系统于2018年12月开启,为公司带来约900万元/年的收益,其生产的蒸汽可以为园区其他企业使用,在减少排放的基础上,也创造了更好的价值。

### 5 结语

国产高压全焊接板式热交换器在合成气制氢装置上的成功应用,对汽提塔底的冷凝液余热进行有效回收,降低了合成气制氢装置能耗,减少了装置的废水排放,同时为后续冷凝液处理系统的运行奠定了基础,带来了巨大的经济效益和环保价值。同时,国产高压全焊接板式热交换器的设计开发也解决了国内对于高压全焊接板式换热器的技术难点,对于设计同类产品,以及推广高压全焊接板式换热器在类似工况的应用具有重要意义。

#### 参考文献:

- [1] 栾辉宝,陶文铨,朱国庆,等.全焊接板式换热器发展综述[J].中国科学:技术科学,2013,43(09):1020-1033.
- [2] 汪善文. 焊接板式换热器及其应用 [J]. 石油化工设备技术,2001,22(06):47-51.
- [3]NB/T 47004.2-2021, 板式热交换器 (第2部分): 焊接板式热交换器 [S].
- [4] 钱颂文. 换热器设计手册 [M]. 北京: 化学工业出版社,2006.
- [5] 杨崇麟. 板式换热器工程设计手册 [M]. 北京: 机械工业出版社,1995.
- [6] 兰州石油机械研究所. 换热器 [M]. 北京:中国石化出版社.2013.
- [7] 程宝华,李先瑞. 板式热交换器及换热器装置技术应用手册 [M]. 北京:中国建筑工业出版社,2005.
- [8] 邱小亮,林创辉,彭雨,等.人字形板式换热器板片结构参数对流动型式的影响分析[J]. 洁净与空调技术,2014(04):11-15.
- [9] 常春梅,唐海,姚立影,等.全焊接板式热交换器在较高NTU场合的设计及应用[J].石油化工设备,2013,42(06):78-80.

**作者简介**:李晓峰(1988-),男,甘肃秦安人,本科, 工程师,研究方向:热交换器设计。