内胎硫化蒸汽管路系统的改造

邹庆国,关盛梅,黄海

(桦林集团有限责任公司 设备处,黑龙江 牡丹江 157032)

摘要:采用新产品和新技术对内胎硫化蒸汽管路系统进行改造。对蒸汽主管管径、回水管管径及系统凝结水量进行详细计算,并根据计算出的系统疏水量选用了倒置桶型疏水器,解决了原系统回水背压高、管内存在水击现象等问题。改造后系统压力稳定、升温快,节能效果好,全年可节约水费 1.5 万元,节约耗能费用 11.75 万元。

关键词:蒸汽管道;公称直径;凝结水量;疏水器;内胎硫化

中图分类号: TQ330.3 **文献标识码:** B **文章编号:** 1006-8171(2000)09-0554-03

IIR 内胎具有气密性好、耐老化等优点,市场前景广阔。我公司于 1998 年与日方合作研制 IIR 内胎,但受内胎硫化动力供应系统的蒸汽压力和温度的限制,IIR 内胎的生产始终没能形成规模。1999 年公司采用新产品和新技术对内胎硫化蒸汽管路系统进行彻底改造,使整个系统具备生产 IIR 和 SBR 内胎的条件,并取得较好的效果。下面将蒸汽管路系统的改造情况介绍如下。

1 蒸汽管路系统

蒸汽管路系统分为高压($P=0.80\text{ MPa}$)和低压($P=0.60\text{ MPa}$)蒸汽管路系统,每个机台通过阀门的切换既可生产 IIR 内胎,也可生产 SBR 内胎。

1.1 蒸汽主管管径的计算

现内胎车间共有 34 台硫化机,这里仅对高压蒸汽管径进行计算,低压蒸汽管径的计算方法与此相同。按工艺条件要求查《工艺手册》可知,每台硫化机的耗热量 B 为 $1.05 \times 10^5 \sim 1.26 \times 10^5\text{ kJ h}^{-1}$,查《工业锅炉房实用设计手册》, P 为 0.80 MPa 时,蒸汽潜热 H 为 2029.5 kJ kg^{-1} ,比容为 $0.2148\text{ m}^3\text{ kg}^{-1}$,按《工业

锅炉房实用设计手册》中公式计算,则每台硫化机单位时间耗汽量 W 为:

$$\begin{aligned} W &= B/H & (1) \\ &= 1.26 \times 10^5 / 2029.5 \\ &= 62.08\text{ (kg h}^{-1}\text{)} \end{aligned}$$

查《热力管道设计手册》可知, $D_g < 100\text{ mm}$ 时,蒸汽流速 v 为 $15 \sim 30\text{ m s}^{-1}$,按 v 为 25 m s^{-1} 计算,那么每台硫化机蒸汽管径 d_1 按《热力管道设计手册》中公式计算:

$$\begin{aligned} W &= 3600v d_1^2/4 & (2) \\ 62.08 \times 0.2148 &= 3600 \times 25 d_1^2/4 \\ d_1 &= 13.7\text{ (mm)} \end{aligned}$$

取裕富量,按 1.5 倍进行计算,则蒸汽管公称直径 D_1 为:

$$D_1 = 1.5 d_1 = 20.6\text{ (mm)}$$

每台硫化机蒸汽管公称直径按 20 mm 进行设计。

根据等效截面的原则,蒸汽主管管径 d 按下面公式计算,式中 n 为硫化机台数。

$$\begin{aligned} d^2/4 &= n d_1^2/4 & (3) \\ 3.14 d^2/4 &= 34 \times 3.14 \times 13.7^2/4 \\ d &= 79.9\text{ (mm)} \end{aligned}$$

同样取裕富量,按 1.5 倍计算,蒸汽主管的管公称直径 D 按 100 mm 进行设计。

1.2 系统凝结水量的计算

内胎硫化介质为饱和蒸汽,原系统由于回水管径小、出水细、结构不够合理及疏水器的质

作者简介:邹庆国,(1962-)男,黑龙江佳木斯人,桦林集团有限责任公司主任工程师,学士,主要从事动力设备的管理工作。

量问题,系统存在回水背压高及回水管内存在水击现象,由此产生硫化过程中压力不稳定、管件耗损量大等问题。故此次改造对系统的凝结水量进行详细计算,并选用先进、节能型倒置桶型疏水器和凝结水回收装置。

系统的凝结水存在于蒸汽主管、机台支管、硫化机模具腔、储汽罐和汽液分离器部分。参考《疏水器选型手册》,蒸汽主管、机台支管的凝结水量可按下列公式进行计算。

$$C = AU(t_2 - t_1)(1 - E) / H \quad (4)$$

式中 C ——单位时间内产生的凝结水量, $\text{kg} \cdot (\text{h} \cdot \text{m})^{-1}$;
 A ——管子单位长度的外表面积, $\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-1}$;
 U ——热损失, $\text{kJ} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h})^{-1}$;
 t_2 ——蒸汽温度, $^{\circ}\text{C}$;
 t_1 ——室内温度, $^{\circ}\text{C}$;
 E ——保温效率;
 H ——蒸汽潜热, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ 。

设 $P = 0.80 \text{ MPa}$, $t_1 = 30^{\circ}\text{C}$, $t_2 = 178^{\circ}\text{C}$, 当 $E = 75\%$ 时,查《疏水器选型手册》可得到 A 和 U 值(见表1)。

表1 管子外表面积与热损失

项 目	公称直径/mm					
	25	40	50	80	100	125
$A / (\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-1})$	0.105	0.151	0.190	0.278	0.359	0.444
$U / [\text{kJ} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h})^{-1}]$	73.5	69.5	67.5	63.5	58.5	55.0

将表1中相关数据代入公式(4),蒸汽主管(C_1)和机台支管(C_2)的凝结水量分别为:

$$C_1 = 0.359 \times 58.5 \times (178 - 30) \times (1 - 0.75) / 2029.5 = 0.38 [\text{kg} \cdot (\text{h} \cdot \text{m})^{-1}]$$

$$C_2 = 0.105 \times 73.5 \times (178 - 30) \times (1 - 0.75) / 2029.5 = 0.14 [\text{kg} \cdot (\text{h} \cdot \text{m})^{-1}]$$

推荐蒸汽主管和机台支管的安全因数(f)取3,蒸汽主管长(L_1)为285 m,机台支管回水管道长(L_2)每台按10 m计算。设蒸汽主管的凝结水量为 Q_1 ,机台支管的凝结水量为 Q_2 。 Q_1 和 Q_2 按下列公式计算。

$$Q_1 = fC_1L_1 = 3 \times 0.38 \times 285 = 324.9 (\text{kg} \cdot \text{h}^{-1})$$

$$Q_2 = nfC_2L_2 = 34 \times 3 \times 0.14 \times 10 = 142.8 (\text{kg} \cdot \text{h}^{-1})$$

参考《疏水器选型手册》,储汽罐、汽液分离器和硫化机模具腔的凝结水量 Q_3 按下列公式计算。

$$Q_3 = mSa \quad (5)$$

式中 m ——储汽罐和汽液分离器的安全因数,取 $m = 1.5$;
 S ——蒸汽流量, $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$;
 a ——预测凝结水比例。

其中 S 按下列公式计算:

$$S = nW = 34 \times 62.08 = 2111 (\text{kg} \cdot \text{h}^{-1})$$

凝结水比例一般为10%~20%,按15%计算,将上述数据代入公式(5),则

$$Q_3 = 1.5 \times 2111 \times 0.15 = 480 (\text{kg} \cdot \text{h}^{-1})$$

通过计算,该系统的凝结水实际排量为:

$$Q_Z = C_1L_1 + nC_2L_2 + nW + aS = 0.38 \times 285 + 34 \times 0.14 \times 10 + 34 \times 62.08 + 0.15 \times 2111 = 2583.27 (\text{kg} \cdot \text{h}^{-1})$$

1.3 回水管管径的计算

闭式满管凝结水管网以凝结水返回量的1.5倍作为计算流量,查《热力管道设计手册》,当闭式管网的等值粗糙度 k 为0.5,管道的公称直径为40~100 mm时,管道摩擦阻力因数为0.0485~0.035。按《热力管道设计手册》管道允许压力降计算管径的公式可计算出回水管管径 D_H 。

$$D_H = \sqrt[5]{0.00638 G^2 / (h_Y \rho)} \quad (6)$$

式中 f ——管道摩擦阻力因数;
 G ——计算流量, t ;
 h_Y ——允许压力降, $\text{kg} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{m})^{-1}$;
 ρ ——介质的平均质量, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$,凝结

水的平均质量为 $958.4 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$;
其中 $G = 1.5 Q_Z = 3.87(\text{t})$ 。

热力管道允许压力降 h_Y 按《热力管道设计手册》公式计算。

$$h_Y = 10\,000 \cdot P / [1.15(L_Z + L_d)] \quad (7)$$

式中 P ——压力损失,MPa;

L_Z 和 L_d ——回水管道的计算长度,二者之和为 185 m。

疏水器后端的排水压力为 0.3 MPa,一般系统的压力降在 20%左右,按 20%计算,则 P 为排水压力与压力降的乘积,即 0.06 MPa。

将数据代入公式(7),得到:

$$\begin{aligned} h_Y &= 10\,000 \times 0.06 / (1.15 \times 185) \\ &= 28.2 [\text{kg} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{m})^{-1}] \end{aligned}$$

将以上数据代入公式(6),可计算出凝结水回水管管径 D_H 为:

$$\begin{aligned} D_H &= \sqrt[5]{0.00638 \times 0.04 \times 3.87^2 / (28.2 \times 958.4)} \\ &= 0.0427(\text{m}) \end{aligned}$$

取裕富量,按 1.5 倍计算,考虑到发展,确定凝结水回水管径 D_H 按 80 mm 进行设计。

1.4 疏水器的设计优点

针对原系统疏水器存在的问题,在改造时根据系统计算的疏水量,选用北京康森阿姆斯壮公司生产的倒置桶型疏水器,其主要技术参数和安装位置如表 2 所示。

表 2 疏水器安装位置与主要技术参数

安装位置	型号	接口规格	阀孔规格	流量/ ($\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$)	数量/台
蒸汽主管	811 型	D_N25	G5/32	382	4
机台支管	881 型	D_N20	G5/32	300	34
储汽罐	812 型	D_N40	G3/16	773	2
分离器	812 型	D_N40	G3/16	773	2

蒸汽管路系统采用倒置桶型疏水器后,硫化机压力稳定,硫化温度高,用汽设备较原系统升温快、蒸汽泄漏少、回水背压低、节能效果好。另外,该疏水器在设计上具有以下优点。

(1) 耐磨损和耐腐蚀性好

自由浮动的导向杠杆机构无摩擦,所有磨损点都加固,运动部件及底座均为不锈钢。

(2) 连续排放空气和二氧化碳气体

疏水器顶部的排气孔可连续自动排放空气

和二氧化碳气体,不会形成冷滞区和气阻。

(3) 具有清洗作用

阀孔快速开启使用汽设备产生瞬间压降和旋涡,破坏了水膜和气膜,使其流进疏水器。

(4) 避免污物污染

凝结水在倒置桶底部边缘流动,使桶底部沉积物处于悬浮状态,直到随凝结水一起排出。阀孔不是全开就是密闭,不会聚集污物,也不会受管道中锈皮影响而产生关闭不严现象。

2 凝结水的回收利用效果

凝结水具有很高的热能,回收利用价值大。改造时选用了北京康森阿姆斯壮公司生产的 DPT-312ARP 凝结水自动泵,该泵的原理是在坚固的泵体内有一套简单联动机构,瞬间就可使凝结水有效运动。该机不耗电能,完全依靠凝结水的自身压力实现开启,回收后的凝结水经自动泵送回锅炉重新利用。

回收后的凝结水压力为 0.25 MPa,查《工业锅炉房实用设计手册》,凝结水焓值 h 为 $304.30 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$,那么整个系统的凝结水可节约能耗为 $Q_Z \cdot h$,即 $7.86 \times 10^5 \text{ kJ} \cdot \text{h}^{-1}$ 。

我公司为三班制生产,每年按 300 个工作日计算,标准煤的发热量按 $2.1 \times 10^5 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ 计算,锅炉的热效率取 0.7,则全年节约用煤量为 385 t,每吨煤按 140 元计算,全年节煤费用为 5.4 万元;锅炉用水成本为 0.8 元 t^{-1} ,全年节水费用约为 1.5 万元。

国产疏水器的蒸汽泄漏量标准为 5%,倒置桶型疏水器的蒸汽泄漏标准为 0.5%,若蒸汽成本为 71.5 元 t^{-1} ,则全年节约用汽费用为 4.85 万元。改造后系统投入使用,全年可节约耗能费用为 11.75 万元。

3 结语

内胎硫化蒸汽管路系统改造项目于 1999 年下半年完成并投入使用,使用后系统压力稳定、升温快,硫化机的热效率和热能利用率都得到显著提高,同时凝结水得到合理的回收利用,取得了一定的经济效益。