

热水伴热在某化工装置应用的 可行性探讨及其改造后经济效益分析

卫向荣（金陵石化南京烷基苯厂，江苏 南京 210046）

摘 要：本文对热水伴热在某化工装置应用的可行性进行了分析，并对改造方案提出了初步设想和理论计算，热水伴热改造后不仅减少了装置蒸汽的使用量，而且有效地利用了装置的低温热源，经济效益和社会效益显著。

关键词：热水伴热；可行性；理论计算；节能

1 前言

某化工装置于 2003 年建成投产，鉴于其生产原料如苯、渣油、导热油均为高凝点物料，装置设计有产汽能力为 7t/h 的余热回收锅炉，产生 1.0MPa 的中压蒸汽供主装置物料伴热和加热炉雾化使用。

2008 年 6 月装置余热回收进行了全面改造，原余热锅炉废除，装置内蒸汽全部依靠外管网提供，蒸汽缺口达 6~9t/h。另一方面装置内存在大量低温热源，为了满足工艺需要，不得不人为通过空冷或水冷进行降温，不仅提高了生产成本，而且浪费了能源。

本文针对这一现状，对装置内物料伴热管线和低温热源进行排查，通过对装置伴热进行合理设计改造，有效利用装置低温热源，将装置内部分蒸汽伴热改为热水伴热，以降低装置的能耗和节约生产成本。

2 可行性分析

2.1 伴热要求

根据 SH/T3040-2002 管道伴热的一般规定：

①介质温度要求较低的工艺管道，输送介质温度或环境温度接近或低于凝固点的管道，宜采用热水伴管伴热；

②液体介质凝固点 $< 40^{\circ}\text{C}$ 的管道，宜采用热水伴管伴热。通过对装置内高凝点物料进行调查，如表 1：

表 1 本装置的高凝点物料统计表

物料	凝固点 / $^{\circ}\text{C}$	物料温度
水	0	与环境温度接近

苯	5	30
导热油	12	> 200
燃料油	35~40	80~95

由表 1 可知，装置内高凝点物料的凝固点均符合 SH/T3040-2002 管道伴热的一般规定中液体介质凝固点 $< 40^{\circ}\text{C}$ 的管道，采用热水伴热是可行的。但考虑到部分物料的本身的温度（即在储罐里的温度或输送前温度）接近或高于 100°C ，而一般热水温度要比被伴热介质的温度高 $30\sim 40^{\circ}\text{C}$ ，热水伴热热水温度宜 $< 100^{\circ}\text{C}$ ，且导热油和燃料油主要分布在炉区，故装置炉区和燃料油系统的伴热不进行热水改造。

2.2 低温热源

脱烷烃塔顶集油槽出料温度为 110°C 左右，其中约有 300t/h 左右的物料需要经过空冷冷却至 57°C 左右作为塔的冷回流，这部分热量完全可以作为热水伴热的稳定热源；另外，某气液分离器塔底循环量为 120t/h 左右，出口温度 130°C ，同样可以作为装置的低温热源，完全能够满足热水伴热的需要。

2.3 蒸汽伴热改为热水伴热的可行性

为了考察蒸汽伴热改为热水伴热的可行性，管道的蒸汽伴热和热水伴热技术参数如表 2。

该地区的气候，气温最低月 1~2 月的平均气温为 2.4°C ，极端低温为 -14°C ，改造装置内需要伴热的物料管线内输送的介质主要是苯等低凝固点的有机物料和水。输送介质温度一般 30°C 左右，伴管作用仅限于消除散热、保持物料原来温度不

变，因而伴热要求比较低；且装置物料伴热管线最长不超过 100m。只要改造热水伴热温度均不低于 90℃，压差高于 0.35MPa（143℃蒸汽的表压为 0.30MPa），相同管径换热量就可满足伴热要求。

表 2 蒸汽伴热和热水伴热技术参数对比表

被伴管管径		蒸汽伴热管径及根数				热水伴热管径及根数					
被伴热总管径 DN/mm	被伴热支管径 DN/mm	保温层厚度 δ/mm	伴热根数 n×伴管直径			保温层厚度 δ/mm	伴热根数 n× 伴管直径				
			被伴热介质输送温度				被伴热介质输送温度				
			60℃	70℃	80℃		20℃	30℃	40℃	50℃	60℃
15	15	40	1×15			50	1×15				
20	15	40				50					
25	15	40				50					
40	15	40				50					
50	15	50				50	1×15			4×20	
80	15	50				50	1×15		2×15		
100	15	50				60	1×15				
150	20	50	1×20			60	1×20		2×20		
200	20	60				60					
250	20	60				60	1×20				2×20
300	20	60				60	1×20				

注：1- 热水伴管温度 90℃；2- 蒸汽伴热温度 143℃；3- 环境温度 -15℃。

3 热水伴热的热水量计算

3.1 热水伴热管线散热量的计算

对热水伴热而言，伴管的作用仅限于消除散热，保持物料原来温度不变，因此，为了简便计算，我

们假定被伴热管线内物料温度不变，伴热热损失为消除被伴热管线的散热损失。被伴热管线中物料温度按照 30℃计算，伴热管线总长（L）按 50m 考虑（装置内工艺伴热管线长度一般在 50m 左右），被伴热管线采用 φ50mm×3mm 钢管。因导压管线与伴热管线被隔热材料包在一起，其热的传递过程近似为多层圆筒壁的热传导，且层与层间接触良好。其中隔热材料为超细玻璃棉毡，厚度为 50mm，捆扎后 30mm 厚。

根据多层圆筒壁热传导的计算方法可得：

$Q = (t_1 - t_3) / (R_1 + R_2)$

$S_{m1} = 2 \pi L (r_2 - r_1) / \ln(r_2 / r_1) = 2 \times 3.14 \times 50 \times (25 - 21) / 1000 / \ln(25 / 21) = 7.22 (m^2)$

$S_{m2} = 2 \pi L (r_3 - r_2) / \ln(r_3 / r_2) = 2 \times 3.14 \times 50 \times (55 - 25) / 1000 / \ln(55 / 25) = 11.95 (m^2)$

将上述数据代入：

$Q = (t_1 - t_3) / (R_1 + R_2)$

得：

$Q = 717 (W)$

其他热损失按 Q 的 20% 计算，则每根热水伴热的散热量为：

$Q_{总} = (1 + 20\%) \times 717 = 861 (W)$

同样，若被伴热管线采用 φ80mm×5.5mm 钢管，则每根水伴热的散热量为 1211W，具体计算（SCH40 标准）如表 3：

表 3 不同管径热水伴热散热量统计表

被伴热总管管径 × 壁厚 × 长	保温层厚度 δ/mm	水伴热的理论计算散热量 /W	水伴热的散热量 /W
φ50mm×4mm×5000mm	50	717	861
φ80mm×5.5mm×5000mm	50	1009	1211
φ100mm×6.0mm×5000mm	50	1202	1442
φ150mm×7.0mm×5000mm	50	1681	2017
φ200mm×8.0mm×5000mm	60	1681	2017

3.2 热水量的求取

热水伴热前、后温降按 20℃（90℃降至 70℃）考虑，装置内被伴热管平均按照 φ100mm×6.0mm×5000mm 计算，每根水伴热的散热量平均为 1442W，则：

$$Q=q_m \Delta H$$

由此得:

$$q_m=Q/\Delta H=1442 \times 3600/((376.98-292.99) \times 1000)=61.8 \text{ (kg/h)}$$

3.3 总热水量的计算

实际耗水量按计算用量的 2.5 倍计算,

则单点耗水量为:

$$W=2.5 \times 61.8=154.5 \text{ (kg/h)}$$

通过对装置改造伴热点不完全统计大约为 150 点, 则全装置伴热用水量为:

$$\Sigma=150 \times 154.5 \text{ (kg/h)}=23175 \text{ (kg/h)}=23.175 \text{ (t/h)}$$

4 热水伴热改造方案

根据现场原有流程, 本着节约和简化的原则, 有效利用装置原有设备及管线, 以原来锅炉水储罐为热水缓冲罐, 补充水和加热流程利旧, 伴热流程进行适当改造。

4.1 热水加热流程

通过对装置低温热源进行综合分析, 初步选定脱烷烃塔塔顶部分回流液作为热水伴热的低温热源, 为了确认可行性, 理论计算如表 4:

表 4 脱烷烃塔塔顶循环烷烃组分一览表

组分 (TNP)	$\leq C_9$	C_{10}	C_{11}	C_{12}	C_{13}	$\geq C_{14}$	其他
质量百分比 /%	0.1	14.0	28.3	31.1	16.1	0.7	9.7

通过查表计算, 循环烷烃的平均比热为 $2.15 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$ 。按热水循环量 24.94 t , 循环烷烃进口温度 110°C , 出口温度 80°C 进行计算, 则所需循环烷烃量为:

$$Q_{\text{循环烷烃}}=23.175 \times 4.183 \times (90-70)/(2.15 \times (110-80))=30 \text{ (t)}$$

通过计算可以看出热水流程改造所需循环烷烃的循环量为 30 t , 塔顶循环量完全能够满足热水伴热改造的需要, 但为了保证热水出口温度稳定, 在热水换热器循环烷烃入口增加控制阀组与热水温度串接。还有, 过剩的循环烷烃还可以用来加热工艺水, 向外管网提供热水, 提高经济效益。

另外, 为了保证装置在停工状态下的伴热, 在缓冲罐内增加蒸汽加热装置, 一旦装置停运或热水换热器故障不影响装置热水伴热。

4.2 热水伴热流程

为了有效利用装置现有资源和节约成本, 加热

后热水进入车间原中压蒸汽管网, 伴热回水通过原中压蒸汽回水管线进入罐内, 车间中压蒸汽和回水管网进行适当改造。热水伴热管线原则上利用原有的蒸汽伴热管线, 鉴于仪表部分伴热处于末端和不流动, 对部分易冻和重要的仪表伴热进行适当改造, 确保不冻不凝。

4.3 补充水流程

热水伴热是一个闭式循环系统, 理论上是不需要补充水的, 但介于泄漏等问题, 有时需要适当补充一定量软水, 补水首先通过中压蒸汽回水闪蒸后的冷凝水自动补入热水热水缓冲罐, 过量的冷凝回水可以通过热水缓冲罐进行溢流, 另外, 一旦中压蒸汽回水闪蒸后的冷凝水不足, 可以通过装置原锅炉软化水流程向热水缓冲罐进行补充。

5 经济效益估算

蒸汽伴热改为热水伴热不仅节约了大量蒸汽, 而且有效地利用了装置内低温热源, 减少了空冷风机的使用, 达到了综合利用的目的, 经济效益和社会效益显著。

本装置冬季伴热从每年 11 月起投用, 至第二年 4 月中旬结束, 历时 130 天左右。假设热水机泵的耗电与空冷节约的耗电相等, 如每小时节约蒸汽 2 t , 预计可节约蒸汽:

$$2 \times 24 \times 130=6240 \text{ t}$$

每吨购入价格按 160 元/t 计, 整个冬季将节省 99.84 万元 。

6 结论

①采用热水伴热能够满足装置安全生产的需要, 达到伴热的目的, 具有可行性;

②采用热水伴热不仅节约了蒸汽, 而且有效地利用了装置的低温热源, 经济效益和社会效益显著;

③热水伴热改造有效地利用了装置现有资源, 节约了改造成本。

参考文献:

- [1] 丁跃. 石油化工装置中工艺管道的伴热设计分析[J]. 化工管理, 2016(02).
- [2] 刘晓楠. 新型节能环保伴热方式与传统伴热方式的比较和经济分析[J]. 石油化工环境保护, 2002(01).

作者简介:

卫向荣(1981-), 男, 汉族, 江苏南通人, 助理工程师, 本科, 单位: 金陵石化南京烷基苯厂, 研究方向: 热水伴热技术应用。