

铝多孔表面换热管强化沸腾换热的研究及其工业应用

廖丽华^{*} 董清波 申传文 白尔义 汪志娟

(北京化工研究院)

摘要 对铝多孔表面管的传热性能进行了研究。结果表明,铝多孔表面对强化液体沸腾换热有显著效果,沸腾传热膜系数比光滑管提高5~6倍;由应用实验和工业数据获得的管外铝多孔表面沸腾传热膜系数关联式,计算误差小于±12%。对使用铝多孔表面管的经济效益进行了深入分析。

关键词 铝多孔表面换热管 光滑碳钢管 强化沸腾传热 沸腾传热膜系数

管壳式换热器是石油、化工、冶金、动力、低温等行业中使用较多的一种换热设备,它结构简单,易于制造,成本低,适用性强,处理能力大,因此得到广泛应用,但是普通管壳式换热器传热性能较差。随着生产和科学技术的发展,对换热设备的紧凑化、结构小型化、功能化的要求越来越高,因此改进换热器性能,提高传热系数,减小传热温差和传热面积,节约金属用量,降低能耗,得到越来越多的重视。

多孔表面强化沸腾换热管具有沸腾温度差小、换热系数高、抗污垢能力强的优点,因此近年受到各国普遍关注,并推广应用到石油化工等领域,显示出其优越性与潜力。北京化工研究院从70年代开始对铝多孔表面的加工制作及其传热性能、沸腾换热计算进行了研究,现已推广应用到乙烯、炼油、空分等生产装置中,产生了良好的经济效益。

1 试验部分

1.1 铝多孔表面管的制备

采用特殊喷涂枪,通过控制火焰温度,将按一定比例混合的铝粉和造孔添加剂直接喷涂

到经过清洁处理并预热过的被加工管的外表面(基体)。通过化学反应,复合粉末与基体表面产生牢固的冶金结合层。整个喷涂过程在专用的喷涂床上进行,被加工管件在固定支架上转动,喷涂枪架在行走机构上纵向移动。涂层的厚度和均匀度由送粉量和喷涂枪移动的速度控制,涂层的空隙率和孔结构由火焰的大小、铝粉的粒度、造孔添加剂的添加比例和喷枪与工件的距离来调节。

1.2 试验装置和流程

实验流程如图1所示。

在容器1中盛有丙酮作为沸腾介质,丙酮

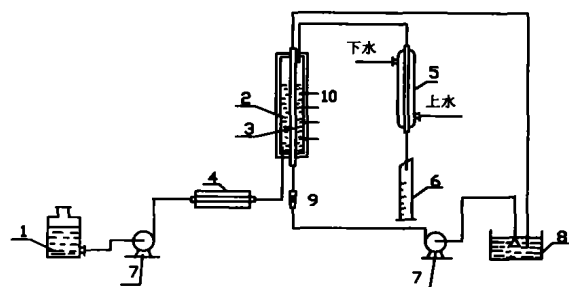


图1 实验装置和流程

1—丙酮容器 2—容器 3—换热管 4—预热器
5—冷凝器 6—量筒 7—泵 8—恒温水浴 9—流量计

* 廖丽华,女,1962年9月生,硕士,高级工程师。北京市,100013。

沸腾温度和传热管表面的温度由热电偶 10 测量。丙酮经过泵 7 和预热器 4 进入容器 2；换热管 3 为被测的换热管。试验测量了在不同的加热水温时，一定时间内蒸发出的丙酮量，由此计算出通过管壁传出的热量。再由热电偶 10 测出的丙酮沸腾温度和管壁温度，求出沸腾传热温差。然后分别计算出铝多孔表面管和光管的沸腾传热膜系数和热通量，并进行比较。

2 实验结果及数据处理

2.1 铝多孔表面碳钢管沸腾传热

加热表面的粗糙程度直接影响沸腾特性。图 2、图 3 反映了光滑碳钢表面和铝多孔表面的传热特性。当采用光滑面时，由于表面粗糙度小，其沸腾表面汽化核心较少，传热膜系数较低；当采用铝多孔表面时，粗糙度较高，易

于生成泡核沸腾，其沸腾的初始阶段表面过热度明显降低，传热系数增加。

试验结果表明，在相同的热通量下，铝多孔表面沸腾传热膜系数是光滑碳钢管的 4~5 倍。在相同的热通量下，铝多孔表面比光滑碳钢表面有较小的沸腾温差，换句话说，在相同的沸腾温差下铝多孔表面能达到更高的热通量。

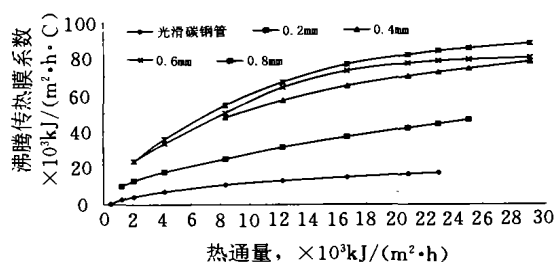


图 2 不同涂层厚度的铝多孔表面碳钢管在不同热负荷下的沸腾传热膜系数

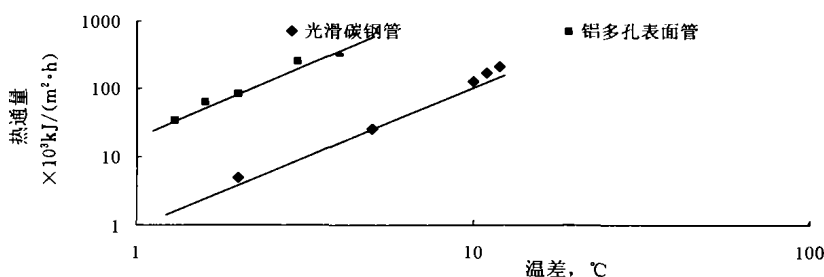


图 3 涂层厚度为 0.8mm 的铝多孔表面碳钢管在不同传热温差下的热通量

2.2 铝多孔表面管沸腾传热数据的关联

本文对试验数据采用最小二乘法处理。通过对以丙酮-水为工质的实验数据进行整理回归，并应用工业实测数据进行校正，得到下列计算铝多孔表面管沸腾传热膜系数关联式：

$$\alpha = 1.5 \Phi \left(\frac{4\Gamma}{\mu_f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\lambda_f^3 \rho_f^3 g}{\mu_f^2} \right)^{1/3} \quad (1)$$

式中 Φ ——换热管方位系数；水平管： $\Phi=1$

$$\Gamma = \frac{w}{0.5I'N}$$

N ——总管数

w ——总冷凝量，kg/h

I' ——水平管长，m

λ_f ——冷凝液膜导热系数，kJ/(m·h·C)

μ_f ——冷凝液膜粘度，kg/(m·h)

ρ ——冷凝液膜密度，kg/m³

g ——重力加速度，为 $1.27 \times 10^8 \text{m/h}^2$

α ——沸腾传热膜系数，kJ/(m²·h·C)

回归最大误差为 $\pm 12\%$ 。计算值与实验值的比较如表 1 所示。

3 工业应用

3.1 乙烯装置脱乙烷塔塔顶冷凝器

燕山石化化工一厂 300kt/a 乙烯装置脱乙烷塔塔顶冷凝器原为碳钢光管冷凝器，传热面

表1 铝多孔表面碳钢管沸腾传热膜系数

序号	$\alpha_{\text{沸}}/\text{kJ}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{C}^{-1}$		相对误差/%
	实验值	计算值	
1	27675	27893	0.8
2	38587	37552	-2.7
3	67889	61033	-10.1
4	76296	78632	3.1
5	81947	88292	7.7

积 615m^2 ，塔顶气相碳二馏分在管内冷凝，丙烯在管外沸腾，沸腾温度为 -22.5C 。由于该冷凝器热负荷不能满足扩产的需要，1984年6月将其改造成铝多孔表面碳钢管换热器，改造前后的对比数据见表2。

表2 脱乙烷塔塔顶冷凝器现场实测数据

项目	传热面积 m^2	传热温差 C	管外沸腾 传热膜系数 $\text{kJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{C})$	总传热系数 $\text{kJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{C})$
原碳钢管 冷凝器设计数据	615	8.3	2475	1611
铝多孔表面碳钢管 冷凝器实际值	441	6.1	18077	3420
铝多孔表面碳钢管 冷凝器计算值	441	6.0	18981	3462

由表2可以看出，铝多孔表面碳钢管冷凝器比光滑碳钢管冷凝器温差减少 2.2C ，传热面积减少 174m^2 ，沸腾传热膜系数提高 6.3 倍，总传热系数提高 1.12 倍。由于使用了铝多孔表面换热器，脱乙烷塔塔顶温度降低了 2.2C ，相应降低了脱乙烷塔操作压力 $0.1\sim 0.2\text{MPa}$ ，塔顶回流量降低约 10% ，节能 90 万度/a，为企业节省 256 万元/a。该冷凝器已运行 10 多年，多孔层未脱落，传热性能未下降。

3.2 乙烯脱乙烷塔冷凝器

盘锦乙烯装置1996年进行改扩建，原有的脱乙烷塔塔顶冷凝器热负荷不够，经多方比较，决定采用保留原冷凝器管壳，更换光管为铝多孔表面管的方案。这样，在换热面积不变的情况下，冷凝器热负荷提高 30% ，沸腾传热膜系数提高 2.7 倍，总传热系数提高 0.66 倍。

我院研制的铝多孔表面管1986年通过了化工部鉴定，1987年获国家发明三等奖。这几年来，在国家各部委大力支持下，铝多孔表面

换热管在工业上得到了推广应用。例如，在九江炼油厂气分装置、广州石化总厂气分装置、福建炼油厂气分装置的热泵系统中使用了铝多孔表面换热管，加工总传热面积 3600m^2 ，降低了能耗，减少了传热面积，节省了金属材料 and 占地面积，取得了很高的经济效益，近几年来为社会创造经济效益累计在 5000 万元以上。另外，在杭州制氧机厂、苏州制氧机厂生产的 $150\text{m}^3/\text{h}$ 制氧装置的主冷凝器上应用了铝多孔表面换热管，每台每年可节电 5 万 $\text{kW}\cdot\text{h}$ ，这几年共生产制氧装置 50 台以上，每年可节电 250 万 $\text{kW}\cdot\text{h}$ 。

4 经济效益比较

虽然铝多孔表面管能够强化沸腾传热，减小传热温差以及换热器的传热面积和体积，节省金属用量和操作费用，但是由于铝多孔表面管比光管成本高，因此用户十分关心使用后的综合经济效益。针对这一问题，本文以 800 kt/a 乙烯装置脱乙烷塔冷凝器为例，对使用铝

表3 脱乙烷塔冷凝器——铝多孔表面管和光管换热器比较

项目	光管换热器	铝多孔表面管 换热器
塔顶压力/MPa	2.49	2.35
塔顶温度/ C	-17.4	-19.6
塔顶 C_3 摩尔分率	0.1	0.065
塔釜 C_2 摩尔分率	0.0085	0.0085
回流比	1	0.94
冷凝器热负荷/ $\text{kJ}\cdot\text{h}^{-1}$	3.84×10^7	3.84×10^7
冷凝器型式	2台 Kettle 型换热器 管内:塔顶碳二馏分 管外:丙烯	2台 Kettle 型换热器 管内:塔顶碳二馏分 管外:丙烯
冷凝侧传热膜系数 $\text{kJ}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{C}^{-1}$	5150	5877
沸腾侧传热膜系数 $\text{kJ}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{C}^{-1}$	8393	17221
总传热系数 $\text{kJ}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{C}^{-1}$	2454	3097
单台换热器换热面积/ m^2	3512	2969
单台换热器价格/万元	67.5	140
总换热器价格/万元	135	280
每年塔顶损失的丙烯/t	727	472
每年减少丙烯损失/t	0	255

精馏塔进料位置探索

张锦胜* 张 华 张继鉴

(南昌大学)

摘 要 精馏塔进料位置的选择极为重要,不正确的进料位置会使全塔效率下降。不能用下移进料口位置来增大塔顶产品浓度。

关键词 精馏塔 操作线 平衡线 全塔效率 进料位置 板效率

在双组分连续精馏塔的工程设计中,进料口位置的确定历来都采用M-T图解法,若能在图1中的最佳点c进料就能获得最高的分离程度。然而在生产塔操作中,有可能出现因塔板的加工或安装缺陷而导致塔分离效率下降。此外,进料浓度降低也会造成塔顶产品浓度减小。这时,能否通过下移进料口位置来使塔顶产品浓度回升呢?这一问题一直在教学和工程设计人员中存在不同看法。认为下移后可提高塔顶产品浓度的理由是:溶液在每块塔板上的沸腾汽化和冷凝都将提高汽、液浓度,精馏段塔板数越多,塔顶产品浓度自然越高。认为下移进料口将导致塔顶浓度降低的理由则以前述的M-T图解法为依据。如图2所示,当塔中进料口由第4块理论板下移到第7块时,全塔

所需理论塔板数则由7.1块增至8.7块。可以预料,在塔的操作中因塔板数恒定,而全塔效率又不变,一旦下移进料口,塔顶浓度必然下降。针对以上两种对立的论点,本文提出以下见解。

1 物料衡算是精馏塔稳定操作的衡量标准

众所周知,物料衡算是质量守恒定律在精馏操作中的表达方式。对双组分连续精馏塔中的易挥发组分,塔的进、出口物料衡算式为:

$$F x_F = W x_W + D x_D \quad (1)$$

式中 F 、 W 、 D ——分别为进料和塔底、塔顶产品摩尔流量, kmol/h
 x_F 、 x_W 、 x_D ——分别为进料和塔底、塔顶产品摩尔分率

* 张锦胜,男,1971年12月生,硕士。南昌市,330047。

多孔表面管和光管换热器的情况进行了对比。

由表3可以看出,虽然铝多孔表面管换热器成本比光管换热器高,设备投资增加了145万元,但是脱乙烷塔塔顶压力可以降低0.14MPa,塔顶温度降低2.36℃,回流比由1降到0.923,塔顶丙烯浓度从光管时的0.1%降到0.065%,由此每年从塔顶可少损失丙烯255t,这部分丙烯折合101万元,因此不到两年

即可收回增加的设备投资。

5 结论

铝多孔表面对液体沸腾换热有显著的效果,比光滑管提高沸腾传热膜系数5~6倍。这是一种提高能量利用率,减少金属消耗量,节约操作费用,既有实用价值,又有发展潜力的高效强化沸腾传热技术。

(收稿日期:2002-09-11)