

低温翅片管换热器的传热试验研究

陈叔平, 昌 锐, 刘振全, 苏海林, 谢高峰

陈光奇, 陈联

(兰州理工大学石油化工学院, 兰州 730050)

(兰州物理研究所, 兰州 730000)

摘要: 为了研究翅片管换热器在低温工况下的传热性能, 进行了翅片管汽化器的气化试验。采用低温热电偶连续测量翅片管汽化器 8 个不同位置的温度, 得到 8 条温度曲线。分析曲线表明气化过程可归结为非稳态与稳态两个阶段, 并经历液相、汽液两相及气相三个传热区。试验结果为同类换热器的分段设计提供了依据。

关键词: 翅片管换热器; 汽化器; 低温热电偶; 分段设计

An experimental study of heat transfer characteristics of a cryogenic finned-tube heat exchanger

Chen Shuping, Chang Kun, Liu Zhenquan, Su Hailin, Xie Gaofeng

(Lanzhou University of Technology, Lanzhou 730050, China)

Chen Guangqi, Chen Lian

(Lanzhou Institute of Physics, Lanzhou 730000, China)

Abstract A gasification test was completed to investigate the heat transfer performance of the finned-tube heat exchanger under low-temperature conditions. Eight temperature curves were presented through successive temperature measuring with the cryogenic thermocouple at eight different positions of a finned-tube evaporator. The analysis of the temperature curves showed that the gasifying process can be classified as two stages of unsteady and steady heat transfers, and goes through three zones of liquid phase, gas-liquid two-phase and gas phase heat transfers. The results provided a basis for the subsection design of similar heat exchangers.

Keywords Finned-tube heat exchanger; Evaporator; Cryogenic thermocouple; Subsection design

1 引言

翅片管换热器结构相对比较简单, 体积较小, 重量较轻, 制造和使用方便, 因而在各种低温系统中作为汽化器或自增压器而广泛应用^[1-5]。

空温式翅片管汽化器是通过吸收外界大气环境热量而实现气化功能的, 故运行费用低, 这是它的优点。但其气化量受气温的影响较大, 在气温较低时尤其在北方寒冷的冬天, 其气化量可能达不到额定值。目前低温空温式汽化器多采用经验方法计算, 实际应用偏差较大。有些气化量不足, 影响生产, 有些过大, 造成浪费。本文通过试验来研究翅片管换热器在低温工况下的传热性能, 为翅片管汽化器的设计提供参考数据。

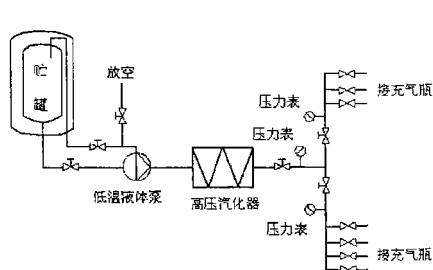


图 1 液氩气化流程

Fig 1 Flow diagram of liquid argon gasifier

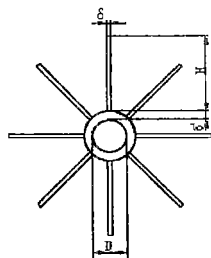


图 2 翅片管结构图

Fig 2 Schematic drawing of finned tube

2 试验装置及主要过程

2.1 试验装置及参数

试验装置流程如图 1 所示。整个装置主要包括低温贮罐、低温泵、空温式高压翅片管换热器(汽化器)、充气瓶, 流程采用的介质为液氩。翅片管结构如图 2 所示,

收稿日期: 2005-12-05

作者简介: 陈叔平, 男, 1964 年出生, 教授级高工, 现从事真空与低温设备的教学和科研工作

汽化器由翅片管按示意图 3 组合, 每 9 根串成一排, 共 8 排并列组成。试验装置参数见表 1。

表 1 装置主要参数

2.2 试验原理

空温式翅片管汽化器管内走低温液体, 存在液相、汽液两相到气相的相变过程, 相变剧烈, 热阻较小; 管外为空气自然对流, 热阻较大。初始阶段汽化器由常温降到低温, 翅片表面逐渐结霜, 传热量及热阻随时间而变化, 为非稳态传热。随着时间的推移, 逐渐过渡到稳态传热, 稳态传热计算可按式 (1) 进行^[6]。

$$Q = KF \Delta t_m$$

$$K = \frac{1}{R_f + \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_0 \beta \eta}} \quad (1)$$

式中 K 为传热系数; F 为换热面积; Δt_m 为对数平均温差; R_f 为污垢热阻; α_1 为管内流体对流换热系数; δ 为翅片管壁厚; λ 为翅片管导热系数; α_0 为空气侧对流换热系数。

2.3 试验过程

如图 3 所示, 在汽化器的 8 个不同位置用丙酮、酒精清洗干净, 用胶带将经过校准的低温热电偶固定。采用铜-康铜热电偶及 DI-1000-TC 数据采集器。随后记录各点的温度值, 此温度即为当时各点在大气环境下的温度值。开启低温泵, 汽化器开始工作, 各点温度随之变化, 按照一定的时间间隔记录各点温度值。

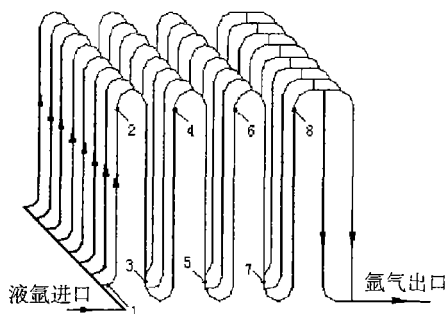


图 3 汽化器示意图

Fig 3 Schematic drawing of vaporizer

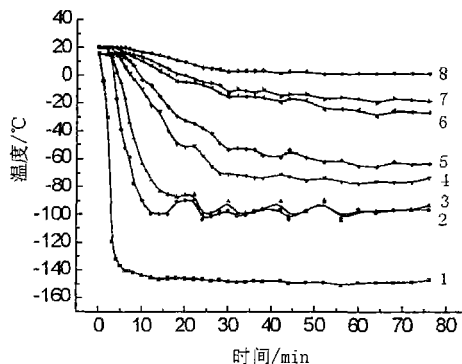


图 4 汽化器表面温度变化曲线

Fig 4 Surface temperature variation of a vaporizer

3 试验结果及分析

3.1 试验结果

图 4 分别为翅片管测温位置 1 到位置 8 温度随时间的变化曲线图。图中数据记录时间间隔为: 从装置运行开始计时到第 8 分钟, 数据记录时间间隔为 1 分钟; 第 8 分钟到第 40 分钟, 数据记录时间间隔为 2 分钟; 之后的时间间隔取为 4 分钟。

3.2 试验结果分析

如图 4 所示, 曲线 1 表示第 1 点 (汽化器进口) 处的温度随时间的变化情况, 曲线 2 表示第 2 点处即沿液体流动方向一个翅片管长度处 (距进口 1.3m) 翅片管表面的温度随时间的变化情况, 同理曲线 3 表示第 3 点 (距进口 2.6m) 处翅片管表面的温度变化情况, 其它各点依此类推。所测温度为翅片管的壁表面温度, 由于翅片管材料的导热热阻远小于空气与管壁间的对流热阻, 故忽略铝管及内套不锈钢管的导热热阻及两管间的接触热阻, 壁表面的温度近似看作管内流体的温度。

分析曲线 1 可知, 在低温液体进口处温度变化非常迅速, 在汽化器工作时间不到 5 分钟温度就从环境温度

下降到了 -140°C 。随后温度变化缓慢,在试验的大部分时间内其温度值保持在一个相对稳定的低温状态,可知此位置管内流体状态为过冷的液态,处于单相液体对流换热区^[7]。当时间无限延长时,温度值会继续缓慢降低,温度变动范围较小。

从曲线 2 的变化分析可知温度在装置工作后变化同样很快,10 分钟左右就从环境温度降到了 -100°C ,但相对曲线 1 温度下降要慢。从第 10 分钟到第 60 分钟,温度在 -95°C 上下有一个很明显的波动过程。这个过程中低温液体剧烈沸腾汽化,管壁时而和气泡接触,时而和低温液体接触,引起的温度波动。此时液体开始进入汽化阶段,管内流体的流动状态为汽液两相流^[7]。随后温度也如同曲线 1 保持相对稳定的状态。

曲线 3 的变化情况在装置工作的前 20 分钟与曲线 2 只是类似,开始时温度下降较快,但与曲线 2 相比下降趋势要缓慢。随后经过了一段与曲线 2 吻合的波动过程,波动曲线几乎完全重叠。即在不同的位置却出现了相同的温度曲线。由于液体汽化温度不变,则在第 2 点与第 3 点之间低温液体处于沸腾换热汽化阶段。翅片管此段时间管内流体状态为汽液两相流。

曲线 4、5 的温度变化类似,两曲线趋于稳定后温差很小。与曲线 2、3 相比有一定温度差。低温液体汽化后期,管内流体主要为蒸汽,同时还存在少量液体,吸收的热量一部分用于蒸发液体,其余热量用于加热蒸汽。则壁温会有一定的升高。

曲线 6、7、8 的变化类似,温度随时间也是一直趋于下降,但变化明显缓慢,且曲线越来越趋于平缓。此段翅片管内流体处于气相对流换热区。管内流体在此换热区经过热后即充入气瓶。

分析图 4 可知温度总的变化趋势是:测温点位置不同,温度变化不同。流体进口处温度下降很快,且趋于稳定时温度值很低。沿着流动方向,不同位置温度下降逐渐变缓,温度变化曲线逐渐趋于平稳。曲线 2、3、4、5 总体温度相差不大,可归于同一个换热区即此段翅片管内流体为气液两相对流换热区。则整个气化过程分为液相对流换热区,汽液两相换热区及气相换热区。

4 试验结论

(1) 低温液体的气化大致经历三个过程:单相液体的对流换热过程、汽液两相沸腾换热过程、气体对流换热过程。故在进行类似的换热器设计时分成三段分别来计算比较合理。

(2) 如果装置经常性运行时间比较短,此时汽化器处于非稳态换热,则按非稳态换热进行整个换热器的设计计算比较合理,如低温贮运设备自增压汽化器可按这种方法设计。当装置运行时间比较长,则在经历一个相对较短时间的非稳态换热过程后各点的温度基本趋于稳定,此时采用工程上常用的稳态方法对换热器进行设计计算能满足工程需要。

(3) 分段模型也可用于其它类似的工程设计中。

参考文献

- 1 符锡理.液氢液氧挤压加注用汽化器的设计原理和计算.低温工程,1990 (1): 14-19.
- 2 陈叔平.低温贮罐自增压汽化器的设计计算.深冷技术,1996 (4): 19-22.
- 3 吴远宽.低温液体供气系统.低温工程,1993 (2): 46-49.
- 4 汪荣顺,徐芳,顾安忠,等.低温容器稳压供气研究.中国造船,2001,42(4): 66-71.
- 5 潘俊兴.低温槽车排液自增压汽化器的设计计算.低温工程,1996 (1): 43-47.
- 6 章熙民,任泽霈,梅飞鸣.传热学.北京:中国建筑工业出版社,1993 237-258.
- 7 林宗虎,王树众,王栋.气液两相流和沸腾传热.西安:西安交通大学出版社,2003 302-322.