

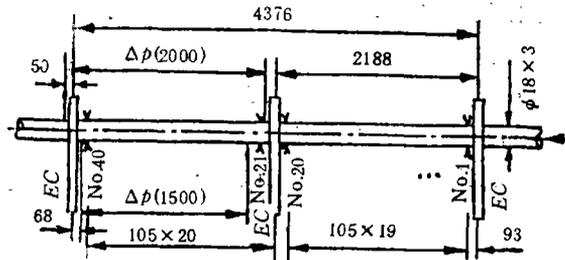
## 垂直下降沸腾管的壁温工况\*

陈听宽 刘尧奇 陈学俊  
(西安交通大学)

在3—21.1 MPa 的宽广压力范围内, 对内径为12 mm 的垂直下降管内汽水两相流沸腾传热特性进行试验研究, 着重分析壁温分布规律及各参数的影响, 给出计算传热恶化发生时壁温飞升最大值的经验公式。

**一、前言** 在已有文献中, 关于垂直下降管内高压汽水两相流沸腾传热特性研究很少<sup>[1]</sup>, 且大多是就临界热负荷特性与上升流进行对比性研究的。总的来说, 目前关于下降流沸腾传热特性的认识还不够清楚, 不同研究者所得结果尚有较大出入; 且试验参数(尤其是压力)范围都比较窄, 所得结论有很大局限性。因此在锅炉等设备设计中, 由于对垂直管内下降流的流动及传热特性了解不够深入, 在设计上视为畏途, 竭力避免受热两相下降流的设计, 宁可在结构上复杂一些。这无疑增加了材料消耗, 提高了设备成本。可见, 对本项目进行研究, 具有较大学术价值和实际意义。

**二、试验系统及方法** 试验在西安交通大学的电加热高压水试验回路上进行, 有关详细情况参见文献[2]。试验段为  $\phi 18 \times 3$  mm 的垂直放置 1Cr 18 Ni 9 Ti 不锈钢管, 用低压大电流交流电直接加热, 加热长度 4.376 m。在加热段内的 40 个截面上布置了 90 对  $\phi 0.2$  mm 的 Cr-Si 热电偶, 用以测量管壁温度分布, 详见图 1。试验时固定试验系统的压力、流量及试验段热负荷, 逐步增加预热段的电加热功率, 每次调节功率待工况稳定后记录所有参数的值。这样, 改变压力、流量及热负荷进行试验, 即可获得不同参数条件下的壁温分布规律及传热特性。



图·1 试验段

No.1—40 为热电偶布置位置, EC——电极板,  $\Delta p$ ——压差测量段

**三、试验工况及壁温飞升起始点和最高点的位置** 下降管试验工况列于表 1。我们还在相同直径的垂直上升管中进行了试验, 参数为: 压力  $p = 4.9—21.1$  MPa, 质量流

\* 本课题接受国家自然科学基金资助。

表 1 试验工况及壁温飞升起始点和最高点的位置

	800		1200				1500				2000
	$q_1$	$q_2$	$q_1$	$q_2$	$q_3$	$q_4$	$q_2$	$q_3$	$q_4$	$q_5$	$q_5$
	$q_1$	$q_2$	$q_1$	$q_2$	$q_3$	$q_4$	$q_2$	$q_3$	$q_4$	$q_5$	$q_5$
3	E	E		E	E			E	E	E	E
4.9	E	E		E	E/C	E	E	E	E	E/C	E
6.9					E			E			
9.8	E	E	E	E	E/C		E	E	E		E
12.7					E/C			E			
14.7	E	E/C	C/I	E	E/C		E/I	E	E		E/I
15.7					E/I			E/I			
17.2	E	E/I	C, I/I	I	E, I/I		I	I	C/I		I
18.1					I			I			
19.6	E	E, I/I	C, I/I	E, I/E	E, I/E		E, I/E	E, I/E	E, I/E		E, I/E
21.1				C/E	E, I/E		E, I/E	E, I/E	C, I/E		

注: 1) 外壁热负荷  $q_0$  从  $q_1$  到  $q_5$  分别为 220, 260, 330, 400, 460 kW/m<sup>2</sup>;

2)  $L_b$  和  $L_m$  分别代表壁温飞升起始点和最高点在试验段中的位置;

3) E——试验出口段, C——中间段, I——进口段;

4) 壁温飞升起始点和最高点在一段内, 则用一个字母表示。

速  $G = 800 \sim 2000 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ , 外壁热负荷  $q_0 = 185 \sim 420 \text{ kW/m}^2$ 。由表 1 可见, 下降流沸腾管中壁温飞升起始点可能出现在加热段的任何地方, 而我们对上升流沸腾管的试验则发现壁温飞升总是首先在加热段出口处发生。Papell<sup>[3]</sup> 曾在液态氮沸腾下降流中发现过这一现象, 但未指出其规律。本文试验发现, 下降管壁温飞升出现的位置与压力有关, 大致上是: 低于 15.7 MPa, 壁温飞升差不多全是首先发生在出口段; 而在 17.2 MPa 和 18.1 MPa 下, 大多首先出现在入口段; 在 19.6 MPa 及 21.1 MPa 下, 大多是在出口段和入口段几乎同时出现。壁温飞升最高点的位置大致与壁温飞升起始点的位置相对应。

#### 四、壁温随工质焓值变化的规律

4.1 压力的影响 压力的影响较为复杂, 在不同压力区的影响规律有所不同。以平均质量流速  $1200 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ , 平均外壁热负荷  $330 \text{ kW/m}^2$  的工况为例, 分四个压力区来研究压力对壁温变化规律的影响, 如图 2 所示。

(1) 中、高压区 (3—9.8 MPa) 从图 2(a) 可见, 从 3 MPa 到 6.9 MPa, 当压力增加时, 壁温飞升起始点所对应的工质焓值亦增大, 即壁温飞升推迟, 但壁温飞升峰值有所增加。从 6.9 MPa 到 9.8 MPa, 壁温飞升又提前了, 且飞升峰值很高。因此, 3 MPa 和 9.8 MPa 压力附近是易于发生传热恶化的区域。

(2) 超高压区 (9.8—17.2 MPa) 由图 2(b) 可见, 在超高压区各压力下壁温飞升起始点所对应的工质焓值基本相当, 只是随压力增加飞升变得更陡一些。只有 14.7 MPa 下壁温飞升的较早, 但对在其他质量流速及热负荷下得到的结果进行综合分析表明, 总的来说, 在此压力区, 壁温飞升发生的迟早基本相当, 且随压力升高壁温飞升峰值有所降低。

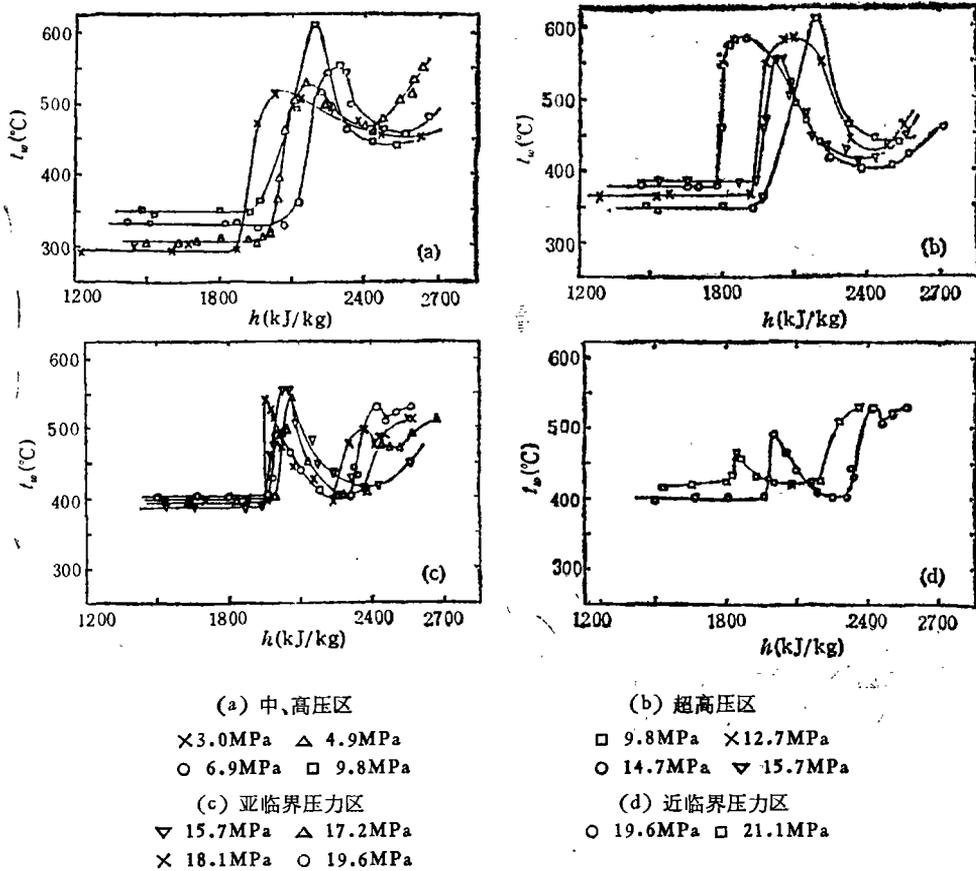


图2 压力对壁温随工质焓值变化规律的影响  
 ( $G = 1200 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ,  $q_0 = 330 \text{ kW/m}^2$ ,  $h$ ——焓,  $t_w$ ——外壁温)

(3) 亚临界压力区 (17.2—19.6MPa) 图 2(c) 表明,在亚临界压力下,壁温随工质焓值变化大多有两次飞升。随压力升高,第一次飞升对应的工质焓值相差不大,但飞升值有所降低;而第二次飞升的峰值则有所升高。两次飞升后,壁温稍降低一点又随工质焓值增加而回升。总的来说,亚临界压力区各压力下的沸腾传热特性相差不大,且比超高压区稍好一些。

(4) 近临界压力区 (19.6—21.1 MPa) 近临界压力(见图 2(d)),壁温飞升已不明显,壁温基本上是随工质焓值的增大逐渐增加的。此压力区的传热特性明显地好于亚临界压力区的传热特性。

4.2 质量流速的影响 在所有试验工况下,当压力和热负荷一定时,随质量流速增加,壁温飞升峰值总是降低的,典型工况例如图 3 所示。这是因为,质量流速越高,强制对流换热越强。至于质量流速对壁温飞升迟早的影响则要复杂一些。总的来说,在 6.9 MPa 到 18.1 MPa 范围内,质量流速增加,壁温飞升提前;19.6 MPa 以上,质量流速增加,壁温飞升推后;在 3MPa 和 4.9MPa 下,当质量流速增加时,高热负荷的工况下壁温飞升是推迟的,低热负荷工况下壁温飞升则有所提前。

4.3 热负荷的影响 在压力和质量流速相同的条件下,当热负荷增加时,总是使得

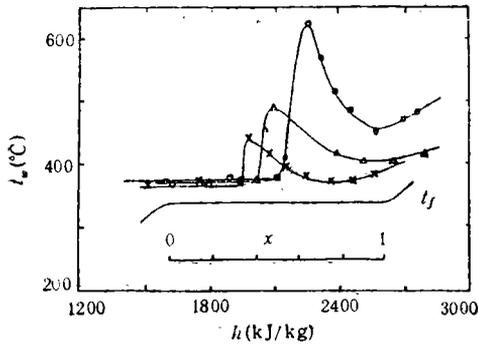


图3 质量流速对壁温随工质焓值变化规律的影响 ( $t_f$ ——工质温度,  $x$ ——干度)  
 $p = 14.7\text{MPa}$ ,  $q_0 = 430\text{kW/m}^2$   
 $G(\text{kg/m}^2\cdot\text{s})$ :  $\circ$  800  $\triangle$  1200  $\times$  1500

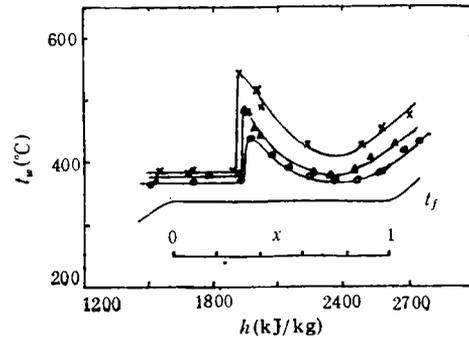


图4 热负荷对壁温随工质焓值变化规律的影响  
 $p = 14.7\text{MPa}$ ,  $G = 1200\text{kg/m}^2\cdot\text{s}$   
 $q_0(\text{kW/m}^2)$ :  $\times$  500  $\triangle$  430  $\circ$  360

壁温飞升峰值增加,典型工况例如图4所示。这是因为,传热恶化一旦发生,热负荷越高,热量越来越来不及传递给工质,从而使管壁蓄热增加,壁温飞升更高。热负荷对壁温飞升迟早的影响也比较复杂,不过大多数情况下,热负荷增加使得壁温飞升提前发生。

**五、壁温飞升最大值的预报** 这里,壁温飞升最大值用内壁温飞升最大值与工质温度之差  $\Delta t_{\max}$  来表示,从而消除壁厚等参数的影响,使结果具有较好的通用性。试验时测得的是管外壁温,然后通过导热方程用数值计算求得内壁温值,作者认为,  $\Delta t_{\max}$  应是下列参数的函数,

$\Delta t_{\max} = f(\text{压力 } p, \text{质量流速 } G, \text{热负荷 } q, \text{管径 } D, \dots)$  根据对试验结果的分析及试验数据,确定上式为:

$$\Delta t_{\max} = (620 - 0.26G) \times 10^{-3} q_i^{1.01} \exp(-2.545p/p_{cr})$$

该式的适用范围为:  $p = 5\text{—}18.5\text{MPa}$ ,  $G = 800\text{—}2000\text{kg/m}^2\cdot\text{s}$ , 内壁热负荷  $q_i = 320\text{—}700\text{kW/m}^2$ , 管内径  $D = 0.012\text{m}$ 。式中  $p_{cr}$  为临界压力。上式计算值与试验值的平均相对误差为  $\pm 24.45\%$ 。

**六、结论** (1) 垂直下降管发生沸腾传热恶化时壁温飞升出现的位置可能在试验段的任何地方,其主要决定于压力。而垂直上升管壁温飞升总是首先出现在出口段,与压力无关。壁温飞升最高点的位置大致上与壁温飞升起始点的位置相对应。(2) 对下降管,在超高压以下,  $9.8\text{MPa}$  和  $3\text{MPa}$  附近极容易发生壁温飞升,且飞升峰值很高;而  $5\text{—}7\text{MPa}$  附近沸腾传热比较安全。随着压力从超高压到亚临界压力到近临界压力,下降管的沸腾传热特性逐渐变好。(3) 在大多数情况下,质量流速减小或热负荷增加,使下降管壁温飞升提前发生,且使飞升峰值增大。但质量流速对临界干度的影响比较复杂。(4) 本文提出的下降管壁温飞升最大值预报式,能与  $5\text{—}18.5\text{MPa}$  压力范围的试验数据基本吻合,可供工程设计参考应用。

## 参 考 文 献

- [1] 刘尧奇:“垂直下降管内高压汽水两相流动及沸腾传热特性”,西安交通大学博士学位论文,(1989)。

- [2] 刘尧奇、陈听宽、陈学俊: “高压汽水两相流孔板测量的研究”, 工程热物理学报, 10, 1(1989).
- [3] Papell, S. S. et al.: “Buoyancy Effects on CHF of Forced Convective Boiling in Vertical Flow”, NASA-TND-3672(1966).

## WALL TEMPERATURE CHARACTERISTICS OF VERTICALLY DOWNWARD BOILING TUBE

Chen Tingkuan Liu Yaoqi Chen Xuejun

(Xi'an Jiaotong University)

### Abstract

In the range of pressure from 3 MPa to 21.1MPa, the boiling heat transfer characteristics of steamwater two-phase flow in a vertically downward tube with inner diameter of 12mm are studied experimentally. The laws of wall temperature distributions and the effects of several parameters are analysed in detail. A correlation for calculating the maximum value of wall temperature rise is obtained which can generally coincide with the experimental data.