

内 容 提 要

本书主要介绍汽(气)液两相流动和热交换的基本理论, 阐述它的实际应用, 提供各国最新试验资料和研究成果。由于超临界压力火电机组即将在我国应用, 考虑到超临界压力流体的传热过程在某些方面与两相流体传热有相似之处, 为此对其热交换问题也作了一定介绍。全书共分四篇, 第一篇为两相流动, 主要阐述管内两相流体的基本方程、主要参数、流型、流动阻力和空隙率的计算; 第二篇介绍大容器中的两相流动, 包括单个气泡的流动、气泡群的浮泡运动和蒸汽对液滴的携带; 第三篇为两相热交换, 介绍对流沸腾热交换、沸腾危机以及凝结热交换, 它们的基本理论和计算; 第四篇介绍超临界压力流体的物性、传热特点和浮力对传热过程的影响等。

本书可供从事两相流及其传热研究的研究人员、工程技术人员使用, 也可作热能、化工、核动力等有关专业高年级学生和研究生的教学参考书。

前 言

近二、三十年来,随着核动力工业和空间探索技术的迅速进步以及火力发电厂向高参数和大容量的发展,世界各工业国对汽(气)液两相流动和热交换问题,进行了范围广泛的研究工作。在流体力学和传热学的基础上“两相流动和热交换”已发展成为一门重要的分支学科。

在自然界中,两相流动是一种最普通的流动形态。沸腾液体的流动,大气中云层的移动,固体颗粒的气力输送,气流中液滴的携带,人体血液的循环流动等等,只不过是两相流动的几个常见例子。在工业实践中,在蒸汽锅炉、核反应堆、蒸馏塔、蒸汽发生器、冷凝器、热管、沸腾床等设备上,都将普遍遇到两相流动和热交换问题。

在种类繁多的两相(汽-液、气-固、液-液、液-固)流动中,汽(气)液两相流动是最复杂的。这是因为其中一相是可压缩的,两相分界面会发生变形,从而使通道中两相之间的分配情况异常复杂。本书仅限于讨论汽(气)液两相流动问题。

两相流体传热的研究,如沸腾和凝结热交换问题,受到热工界的巨大重视。因为它是一种非常有效的传热方式。核反应堆、火箭发动机、蒸汽锅炉以及各种各样的蒸汽发生器和冷凝器,都采用这些传热方式将大量热能有效地传递出去。

超临界压力流体的传热研究,虽然进行得还没有像两相流体传热研究那样规模巨大,但是,由于火力发电厂中超临界压力机组的增多,核动力工业中压水堆的采用,以及空间技术中采用超临界压力氢的巨大吸引力,世界各国对超临界压力流体的传热也作了大量研究工作。

本书的编写目的,是向读者介绍汽(气)液两相流动和热交换的基本理论,阐述它的实际应用,提供各国最新的试验资料和研究成果。全书共分四篇。第一篇为两相流动,主要阐述管内两相流体的基本方程、主要参数、流型、流动阻力和空隙率的计算方法。第二篇介绍大容器中的两相流动,包括单个汽泡的流动、汽泡群的浮泡运动和蒸汽对液滴的携带。第三篇为两相热交换,介绍沸腾热交换的基本理论和计算方法、两相对流沸腾热交换和沸腾危机以及凝结热交换的计算。由于超临界压力流体的传热过程在某些方面与两相流体的传热有相似之处,所以,将超临界压力流体的热交换作为本书的第四篇,主要介绍超临界压力流体的物性、传热特点和浮力对传热过程的影响。

在引用国外作者资料和公式时,对原作者的姓名,本书均用英文书写。

本书经清华大学鲁钟琪教授审查。作者对鲁教授的细心审阅和所提意见表示衷心感谢。在本书写作过程中,承蒙清华大学王补宣教授和曼彻斯特大学Dr.M.J.Watts惠寄未经发表的资料,谨此一并表示谢意。这些宝贵意见和资料对提高本书质量起了重要作用。

由于水平所限,缺点和错误在所难免,希读者批评指正。

作者

1987.11

符 号 表

| | | | |
|-------------|--|-----------------|---|
| α | 分子扩散系数(导温系数), $\alpha = \frac{k}{\rho c_p}$ | f | 摩擦系数, $\tau_w = \frac{f}{2} \rho_b u_b^2$ |
| a | 常数 | f_G | 汽相单独在通道中流动时的摩擦系数 |
| A | 通道截面面积 (m ²) | f_{G0} | 假设全部质量为汽相时的摩擦系数 |
| A_G | 汽相所占截面面积 (m ²) | f_H | 均质流体摩擦系数 |
| A_i | 两相分界面的面积 (m ²) | f_l | 汽液分界面的摩擦系数 |
| A_L | 液相所占截面面积 (m ²) | f_L | 液相单独在通道中流动时的摩擦系数 |
| A_s | 球体截面面积 (m ²) | f_{LP} | (环状流动中)液膜对壁面的摩擦系数 |
| b | 拉普拉斯毛细管常数, $b = \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_L - \rho_G)}}$ | f_L | 假设全部质量为液相时的摩擦系数 |
| B | 系数 | f_{TP} | 两相流体的摩擦系数 |
| c_p | 定压比热 (Jkg ⁻¹ °C ⁻¹) | F | 单位面积上的力 (Nm ⁻²), $F = S/A$ |
| c_{pG} | 汽相定压比热 (Jkg ⁻¹ °C ⁻¹) | F_D | 阻力 (Nm ⁻²) |
| c_{pL} | 液相定压比热 (Jkg ⁻¹ °C ⁻¹) | F_g | 重力或浮力 (Nm ⁻²) |
| \bar{c}_p | 积分平均比热 (Jkg ⁻¹ °C ⁻¹), $\bar{c}_p = \int_{T_b}^{T_w} c_p dT / (T_w - T_b) = (h_w - h_b) / (T_w - T_b)$ | F_i | 惯性力 (Nm ⁻²) |
| C | 常数, 系数 | F_v | 粘性力 (Nm ⁻²) |
| C | 质量浓度 (kgm ⁻³ 或%) | F_s | 表面张力 (Nm ⁻¹) |
| C_{cr} | 临界浓度 (kgm ⁻³ 或%) | g | 自由下落的加速度 (ms ⁻²) |
| C_D | 阻力系数 | h | 焓 (Jkg ⁻¹) |
| C_s | 系数 | h_b | 主流体焓(按截面平均的流体焓) (Jkg ⁻¹) |
| d | 直径 (m) | h_G | 饱和汽相焓 (Jkg ⁻¹) |
| D | 直径, 颗粒直径 (m) | h_i | 进口流体焓 (Jkg ⁻¹) |
| D | 管子直径 (m) | h_L | 饱和液相焓 (Jkg ⁻¹) |
| D_b | 气泡直径 (m) | h_{LG} | 蒸发潜热 (Jkg ⁻¹) |
| D_d | 气泡脱离壁面时的直径 (m) | h_{TP} | 两相流体焓 (Jkg ⁻¹) |
| D_d | 液滴直径 (m) | h_w | 按壁面温度求得的流体焓 (Jkg ⁻¹) |
| $D_{d,}$ | 两相流中离散相(非连续相)的当量直径 (m) | Δh_s | 液体焓离饱和液相焓的差值, 欠焓(也称欠热) (Jkg ⁻¹) |
| D_e | 当量直径 (m) | H | 高度 (m) |
| D_s | 孔口直径 | H | 液位 (m) |
| e | 输送液滴占液相的分额 | H_G | 汽空间实际高度 (m) |
| E | 直径比(汽泡高宽方向直径之比) | H_L | 实际液位 (m) |
| f | 汽泡频率 (s ⁻¹) | H_{SL} | 重量液位 (m) |
| | | H_{VL} | 可见液位 (m) |
| | | H_{VG} | 汽空间可见高度 (m) |
| | | ΔH_{in} | 液位膨胀值 (m) |
| | | k | 常数, 系数 |

| | | | |
|----------|---|------------------|--|
| k | 液滴从汽流核心向液膜沉积时的质交换系数 ($\text{m}^3\text{m}^{-2}\text{s}^{-1}$ 或 ms^{-1}) | p_g | 汽相压力, 汽泡内压力 (Nm^{-2}) |
| k | 波数 | p_L | 液体压力 (Nm^{-2}) |
| k | 导热系数 ($\text{Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$) | p_{∞} | 饱和温度下汽液水平分界面上的蒸汽压力 (Nm^{-2}); 来流压力 (Nm^{-2}) |
| k_s | 按主流体温度求得的导热系数 ($\text{Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$) | p_s | 饱和蒸汽压力 (Nm^{-2}) |
| k_g | 汽相导热系数 ($\text{Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$) | P | 通道周界 (m) |
| k_L | 液相导热系数 ($\text{Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$) | dp/dz | 总压力梯度 ($\text{Nm}^{-2}\text{m}^{-1}$) |
| k_s | 系数, 参数 | dp_a/dz | 加速压力梯度 ($\text{Nm}^{-2}\text{m}^{-1}$) |
| k_1 | 系数 | dp_f/dz | 摩擦压力梯度 ($\text{Nm}^{-2}\text{m}^{-1}$) |
| K | 系数 | dp_g/dz | 重力压力梯度 ($\text{Nm}^{-2}\text{m}^{-1}$) |
| K | 无因次数组 | $(dp_f/dz)_g$ | 汽相单独在通道中流动时的摩擦压力梯度 ($\text{Nm}^{-2}\text{m}^{-1}$) |
| l | 定性尺寸 (m) | $(dp_f/dz)_g$ | 假设全部质量为汽相时的摩擦压力梯度 ($\text{Nm}^{-2}\text{m}^{-1}$) |
| L | 长度 (m) | $(dp_f/dz)_L$ | 液相单独在通道中流动时的摩擦压力梯度 ($\text{Nm}^{-2}\text{m}^{-1}$) |
| m | 系数 | $(dp_f/dz)_{L0}$ | 假设全部质量为液相时的摩擦压力梯度 ($\text{Nm}^{-2}\text{m}^{-1}$) |
| m | 质量通量 (质量流速) ($\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$), $m = \frac{M}{A}$ | $(dp/dz)_s$ | 过冷沸腾区总压力梯度 ($\text{Nm}^{-2}\text{m}^{-1}$) |
| m_D | 单位周界面积的液滴沉积率 ($\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$) | $(dp/dz)_{L0}$ | 假设全部质量为液相时过冷沸腾区的总压力梯度 ($\text{Nm}^{-2}\text{m}^{-1}$) |
| m_s | 单位周界面积的液相蒸发率 ($\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$) | Δp | 压降, 压差, 压力损失 (Nm^{-2}) |
| m_B | 单位周界面积的液滴输送率 ($\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$) | Δp_b | 弯头压降 (Nm^{-2}) |
| m_g | 汽相质量通量 ($\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$), $m_g = \rho_g U_g = \frac{M_g}{A}$ | Δp_s | 过冷沸腾区总压降 (Nm^{-2}) |
| m_L | 液相质量通量 ($\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$), $m_L = \rho_L U_L = \frac{M_L}{A}$ | q | 热流量 (热流密度, 热负荷) (Wm^{-2}) |
| m_{LF} | (环状流动中) 液膜的质量通量 ($\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$), $m_{LF} = \frac{M_{LF}}{A}$ | q_{cr} | 临界热流量 (Wm^{-2}) |
| M | 质量流率 (质量流量) (kgs^{-1}) | q_{min} | 最小热流量 (Wm^{-2}) |
| M_g | 汽相质量流率 (kgs^{-1}) | q_w | 壁面热流量 (Wm^{-2}) |
| M_L | 液相质量流率 (kgs^{-1}) | Q | 传热率 (传热量) (W) |
| M_{LK} | 输送液滴的质量流率 (kgs^{-1}) | Q | 容积流率 (容积流量) (m^3s^{-1}) |
| M_{LF} | (环状流动中) 液膜的质量流率 (kgs^{-1}) | Q_g | 汽相容积流率 (m^3s^{-1}) |
| n | 指数, 常数 | Q_L | 液相容积流率 (m^3s^{-1}) |
| n | 数目 | r | 半径, 曲率半径, 汽泡半径 (m) |
| N | 数目, 汽化核心数 | r_0 | 孔口半径 (m) |
| p | 压力 (Nm^{-2}) | R | 克分子气体常数 ($\text{Jmol}^{-1}\text{K}^{-1}$) |
| p_{cr} | 临界压力 (Nm^{-2}) | R | 管子半径 (m) |
| | | R_b | 汽泡半径 (m) |
| | | R_d | 汽泡脱离壁面时的半径 (m) |
| | | R_0 | 孔口半径 (m) |
| | | S | 表面积 (m^2) |
| | | S | 力 (N) |

| | | | |
|--|--|-------------------------------|--|
| S | 速度比率(滑动比) | u_r | 两相相对流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) |
| S_D | 阻力 (N) | u_r | 静止液体中单个汽泡的上浮速度 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) |
| t | 时间 (s) | u_τ | 摩擦速度 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$), $u_\tau = \sqrt{\tau_w/\rho_s}$ |
| T | 温度 (K) | u^+ | 无因次速度, $u^+ = u/u_\tau = \frac{u}{\sqrt{\tau_w/\rho_s}}$ |
| T_c | 主流体温度 (K) | \tilde{u} | 无因次速度, $\tilde{u} = u/u_0$ |
| T_f | 壁膜平均温度(K), $T_f = 0.5(T_w + T_s)$ | u_∞ | 来流速度, 边界层外流体速度 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) |
| T_g | 汽相温度 (K) | U | 两相总折算流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) |
| T_i | 进口温度 (K) | U_G | 汽相折算流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) |
| T_L | 液相温度 (K) | U_L | 液相折算流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) |
| T_o | 出口温度 (K) | U_G^* | 撕破液膜的折算临界流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) |
| T_s | 饱和温度 (K) | v | 比容 (m^3kg^{-1}) |
| T_w | 壁面温度 (K) | v | 二维流动中 y 向的流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) |
| T_∞ | 来流温度, 边界层外流体温度 (K) | \bar{v} | 时均流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) |
| ΔT | 温差, 温降, 温压 ($^\circ\text{C}$ 或K) | \tilde{v} | 无因次速度, $\tilde{v} = v/u_\tau$ |
| ΔT_s | 饱和温度和主流体温度之差值; 流体过冷度或过热度 ($^\circ\text{C}$ 或K) | v_G | 在 y 向上的汽相流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) |
| ΔT_w | 壁面温度与饱和温度之差值, 壁面过热度 ($^\circ\text{C}$ 或K) | v_G | 饱和汽相的比容 (m^3kg^{-1}) |
| u | 流动速度, 二维流动中 x 向的流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | v_L | 在 y 向上的液相流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) |
| \bar{u} | 当流速随时间波动时, 在某时间间隔内的平均流速(时均流速) ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | v_L | 饱和液相的比容 (m^3kg^{-1}) |
| u_b | 汽泡流动速度 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | v_H | 两相流体的均质比容 (m^3kg^{-1}) |
| u_b | 管内流体平均流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | V | 容积 (m^3) |
| u_G | 汽相流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | V | 克分子容积 ($\text{m}^3\text{mol}^{-1}$) |
| \bar{u}_G | 汽相时均流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | W | 功, 能量 (J) |
| \bar{u}_G | 汽相加权平均流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | W_D | 克服阻力所作的功 (J) |
| $(\bar{u}_G)_{\min}$ | 汽相极限最小流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | W_s | 表面能 (J) |
| u_G^* | 汽相极限流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | x | 质量含汽率(干度) |
| u_G^* | 撕破液膜的临界流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | x | 坐标系 |
| u_H | 两相混合物均质流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | x_i | 进口处干度 |
| u_L | 液相流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | x_o | 出口处干度 |
| \bar{u}_L | 液相时均流速; 液相加权平均流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | \tilde{x} | 无因次坐标, $\tilde{x} = x/D$ |
| u_{GU} | 汽相漂移流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | X | 马丁内利参数 |
| u_{LU} | 液相漂移流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | y | 坐标系; 至壁面距离 (m) |
| u_{Gc} | 两相分界面上汽相流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | \tilde{y} | 无因次距离, $\tilde{y} = y/D$ |
| u_{Gc}^n | 两相分界面上汽相法向流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | y^+ | 无因次距离, $y^+ = yu_\tau/\nu_s$ $= \frac{y}{\nu_s} \sqrt{\frac{\tau_w}{\rho_s}}$ |
| u_{Lc} | 两相分界面上液相流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | Y | 奇肖尔姆参数 |
| u_{Lc}^n | 两相分界面上液相法向流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | z | 轴向坐标 (m) |
| u_∞ | 循环流速 ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) | z | 高度差 (m) |
| | | \tilde{z} | 相对轴向坐标 |
| | | z_s | 至汽泡跃离壁面点的管段长度 (m) |

z . 至热力学平衡干度 $x = 0$ 截面处的管段长度 (m)
 z_s . 至开始核沸腾点的管段长度 (m)
 Z 无因次数组
 无因次数组
 Ar 阿基米德数, $Ar = \frac{\rho_L(\rho_L - \rho_G)gD^3}{\mu_L^2}$
 Bo 邦德数, $Bo = \frac{g(\rho_L - \rho_G)D^3}{\sigma}$
 Bo 沸腾数, $Bo = \frac{q}{mh_{L0}}$
 Eu 欧拉数 $Eu = \frac{\Delta p}{\rho u^2}$
 Fr 傅鲁德数, $Fr = \frac{u^3}{gD}$
 Fr_b 汽泡在液体中上浮时的傅鲁德数, $Fr_b = \frac{\rho u^3}{g\Delta\rho D}$
 Gr 葛拉晓夫数, $Gr = \frac{g\rho_G(\rho_L - \rho_G)H^3}{\mu_G^2}$
 \overline{Gr}_b 葛拉晓夫数, $\overline{Gr}_b = \frac{g\rho_b(\rho_b - \rho)D^3}{\mu_b^2}$
 Ja 雅可布数, $Ja = \frac{\rho_L C_{pL}(T_w - T_s)}{\rho_G h_{L0}}$
 K 无因次数组,
 $K = \frac{h_{L0}}{c_{pL}(T_w - T_s)}$; $K = \frac{h_{L0}}{c_{pG}(T_w - T_s)}$
 Ku 库塔捷拉滋数,
 $Ku = \frac{u_G \rho_G^{1/2}}{[g\sigma(\rho_L - \rho_G)]^{1/4}}$;
 $Ku = \frac{U_G \rho_G^{1/2}}{[g\sigma(\rho_L - \rho_G)]^{1/4}}$
 M 物性参数, $M = \frac{g\Delta\rho\mu^4}{\rho^2\sigma^3}$
 Nu 努谢尔特数, $Nu = \frac{\alpha D}{k}$
 Nu_b 以流体温度作定性温度的努谢尔特数,
 “常物性”努谢尔特数, $Nu_b = \frac{\alpha D}{k_b}$
 Nu_s “变物性”努谢尔特数
 N_s 表示粘性力影响的无因次数组, $N_s = \frac{\mu_L}{\rho_L \sigma \sqrt{\frac{\sigma}{g\Delta\rho}}}$
 N_{s0} 粘性力和表面张力之比, $N_{s0} = \frac{\mu\mu}{\sigma}$

Pr 普朗特数, $Pr = \frac{\mu c_p}{k}$
 Pr_b 普朗特数, $Pr_b = \frac{\mu_b c_{pb}}{k_b}$
 \overline{Pr}_b 普朗特数, $\overline{Pr}_b = \frac{\mu_b c_p}{k_b}$
 Pe 贝克列数, $Pe = RePr$
 Re 雷诺数, $Re = \frac{\rho u D}{\mu}$
 Re_b 雷诺数, $Re_b = \frac{\rho_b u D}{\mu_b}$
 Re_G 汽相雷诺数, $Re_G = \frac{\rho_G U_G D}{\mu_G} = \frac{m x D}{\mu_G}$
 Re_{G0} 汽相雷诺数, $Re_{G0} = \frac{m D}{\mu_G}$
 Re_L 液相雷诺数, $Re_L = \frac{\rho_L U_L D}{\mu_L} = \frac{m(1-x)D}{\mu_L}$
 Re_{L0} 液相雷诺数, $Re_{L0} = \frac{m D}{\mu_L}$
 Ra 雷利数, $Ra = GrPr$
 Ra_A 雷利数, $Ra_A = \frac{g\beta D^4}{\nu_b^2} \frac{dT}{dx} Pr_b$
 St 斯坦登数, $St = \frac{\alpha}{\rho u c_p} = \frac{Nu}{RePr}$
 Vi 浮力与粘性力相对影响的无因次数,
 $Vi = \frac{[g\rho_L(\rho_L - \rho_G)D^3]^{1/4}}{\mu_L}$
 We 韦伯数,
 $We = \frac{\rho_L u_0^2 D}{\sigma} = \frac{m^2 D}{\rho_L \sigma}$; $We = \frac{\rho u_0^2 D_{de}}{\sigma}$;
 $We = \frac{\rho_G U_G^2 b}{\sigma}$
 Z 无因次数组, $Z = \frac{Gr^{1/3}}{PrK}$
 希腊字母
 α 对水平的倾角 (度)
 α 热交换强度, 放热系数 ($Wm^{-2}C^{-1}$)
 α_c 对流放热系数 ($Wm^{-2}C^{-1}$)
 α_o 凝结放热系数 ($Wm^{-2}C^{-1}$)
 α_{fb} 膜沸腾放热系数 ($Wm^{-2}C^{-1}$)
 α_L 液相放热系数 ($Wm^{-2}C^{-1}$)
 α_{L0} 两相流体中假设全部质量为液相时的放热系数 ($Wm^{-2}C^{-1}$)
 α_n 自然对流放热系数 ($Wm^{-2}C$)

| | | | |
|--------------------------------|---|-----------------|--|
| $\alpha_{n,b}$ | 核沸腾放热系数 ($\text{Wm}^{-2}\text{C}^{-1}$) | ξ | 无因次坐标, $\xi = \frac{y}{2} \sqrt{\frac{u_{\infty}}{\nu_L x}}$ |
| β | 容积含汽率 | ρ | 密度 (kgm^{-3}); 两相流体中连续相密度 (kgm^{-3}) |
| β | 热膨胀系数 ($^{\circ}\text{C}^{-1}$) | ρ_b | 主流体密度 (kgm^{-3}) |
| Γ | 无因次数 | $\bar{\rho}$ | 积分平均密度 (kgm^{-3}), $\bar{\rho} = \frac{1}{T_w - T_b} \int_{T_b}^{T_w} \rho dT$ |
| δ | 膜厚度 (m) | ρ_G | 汽相密度 (kgm^{-3}) |
| δ | 速度边界层厚度 (m) | ρ_H | 两相流体均质密度 (kgm^{-3}) |
| Δ | 热边界层厚度 (m) | ρ_L | 液相密度 (kgm^{-3}) |
| ε | 系数 | ρ_{TP} | 两相流体密度 (kgm^{-3}) |
| ε | 空隙率 (截面份额) | ρ_{sub} | 过冷液体密度 (kgm^{-3}) |
| ε_c | 环状流动中汽流核心处汽相空隙率 | ρ_{∞} | 来流密度, 边界层外流体密度 (kgm^{-3}) |
| ε_d | 环状流动中输送液滴所占截面份额 | ρ_d | 两相流体中离散相密度 (kgm^{-3}) |
| ε_F | 液膜所占截面份额 | $\Delta\rho$ | 密度差 (kgm^{-3}), $\Delta\rho = \rho_L - \rho_G$; $\Delta\rho = \rho - \rho_d$ |
| ε_G | 汽相空隙率 (汽相所占截面份额) | σ | 表面张力 (Nm^{-1}) |
| $\varepsilon_M, \varepsilon_m$ | 湍流动量扩散系数 (m^2s^{-1}) | τ | 剪应力 (Nm^{-2}) |
| $\varepsilon_H, \varepsilon_h$ | 湍流热扩散系数 (m^2s^{-1}) | τ_i | 分界面上剪应力 (Nm^{-2}) |
| η | 无因次坐标, $\eta = y/\delta$; $\eta = \frac{y}{2} \sqrt{\frac{u_{\infty}}{\nu_G x}}$ | τ_w | 壁面剪应力 (Nm^{-2}) |
| θ | 接触角 (度) | ϕ | 系数 |
| θ | 无因次温度, $\theta = \frac{T - T_b}{T_w - T_b}$; $\theta = \frac{T - T_{\infty}}{T_w - T_{\infty}}$ | ϕ | 摩擦因子 |
| λ | 波长 (m) | ϕ_G | 摩擦因子, $\phi_G^2 = \left(\frac{dp_F}{dz}\right) / \left(\frac{dp_F}{dz}\right)_G$ |
| λ | 系数 | ϕ_L | 摩擦因子, $\phi_L^2 = \left(\frac{dp_F}{dz}\right) / \left(\frac{dp_F}{dz}\right)_L$ |
| λ | 摩擦系数, $\frac{dp_F}{dz} = \frac{\lambda}{D} \frac{\rho_b u_b^2}{2}$; $\lambda = 4f$ | ϕ_{G_0} | 摩擦因子, $\phi_{G_0}^2 = \left(\frac{dp_F}{dz}\right) / \left(\frac{dp_F}{dz}\right)_{G_0}$ |
| λ_{TP} | 两相摩擦系数, $\lambda_{TP} = 4f_{TP}$ | ϕ_{L_0} | 摩擦因子, $\phi_{L_0}^2 = \left(\frac{dp_F}{dz}\right) / \left(\frac{dp_F}{dz}\right)_{L_0}$ |
| μ | 动力粘度 ($\text{kgm}^{-1}\text{s}^{-1}$) | ψ | 流函数 |
| μ_e | 有效粘度 ($\text{kgm}^{-1}\text{s}^{-1}$) | ψ | 摩擦阻力损失修正系数 |
| μ_G | 汽相粘度 ($\text{kgm}^{-1}\text{s}^{-1}$) | Ω | 汽泡准则数, $\Omega = \frac{\Delta p D}{\sigma}$ |
| μ_H | 两相流体均质粘度 ($\text{kgm}^{-1}\text{s}^{-1}$) | Ω | 系数 |
| μ_L | 液相粘度 ($\text{kgm}^{-1}\text{s}^{-1}$) | ω | 蒸汽湿度 |
| μ_{TP} | 两相流体粘度 ($\text{kgm}^{-1}\text{s}^{-1}$) | | |
| ν | 运动粘度 (m^2s^{-1}), $\nu = \mu/\rho$ | | |
| ν_G | 汽相运动粘度 (m^2s^{-1}) | | |
| ν_L | 液相运动粘度 (m^2s^{-1}) | | |

目 录

| | |
|----------------------------|----|
| 前 言 | |
| 符号表 | |
| 第一篇 两相流动 | 1 |
| 第一章 两相流体的流型 | 1 |
| 第一节 概 论..... | 1 |
| 第二节 两相流动参数..... | 1 |
| 第三节 立式上升管中两相流体的流型..... | 5 |
| 第四节 水平管中两相流体的流型..... | 11 |
| 第五节 立式下降管中两相流体的流型..... | 16 |
| 第六节 两相混物流经核燃料芯棒的流型..... | 18 |
| 第七节 液阻和倒流现象..... | 19 |
| 第二章 两相流动的基本方程 | 23 |
| 第一节 概 论..... | 23 |
| 第二节 单相流体的基本方程..... | 23 |
| 第三节 两相流体的基本方程..... | 25 |
| 第四节 两相分界面的压差方程..... | 31 |
| 第五节 两相流动的无因次准则方程..... | 31 |
| 第三章 两相流动的压降 | 34 |
| 第一节 概 论..... | 34 |
| 第二节 压降计算方法及积分公式..... | 35 |
| 第三节 摩擦压力损失..... | 39 |
| 第四节 过冷沸腾段压降的计算..... | 48 |
| 第五节 管内凝结时压降的计算..... | 50 |
| 第六节 加速压力损失..... | 50 |
| 第七节 弯头阻力..... | 51 |
| 第八节 截面积变化时的阻力..... | 52 |
| 第九节 其他局部阻力..... | 53 |
| 第四章 两相流动的空隙率 | 55 |
| 第一节 概 论..... | 55 |
| 第二节 均质模型..... | 55 |
| 第三节 分离模型..... | 56 |
| 第四节 管内一维模型..... | 57 |
| 第五节 变密度模型..... | 60 |
| 第六节 通用模型..... | 61 |

| | | |
|------------|----------------------------|------------|
| 第七节 | 计算空隙率的经验公式 | 64 |
| 第八节 | 各种流型的计算公式 | 65 |
| 第五章 | 环状流动及其计算方法 | 71 |
| 第一节 | 概论 | 71 |
| 第二节 | 三角关系式 | 71 |
| 第三节 | 分界面粗糙度关系式 | 75 |
| 第四节 | 三角关系式的简化形式 | 76 |
| 第五节 | 摩擦压力梯度与空隙率的关系式 | 77 |
| 第六节 | 液滴的沉积率和输送率 | 81 |
| 第七节 | 摩擦压力梯度和空隙率的计算方法 | 83 |
| 第八节 | 液膜的破坏和液滴开始输送的临界速度 | 84 |
| 第二篇 | 两相流动(续) | 89 |
| 第六章 | 重力场中气泡或滴状物的流动 | 89 |
| 第一节 | 概论 | 89 |
| 第二节 | 气泡或液滴在液体中的流动 | 89 |
| 第三节 | 低雷诺数球形气泡或滴状物的运动 | 93 |
| 第四节 | 中等雷诺数球形气泡或液滴的运动 | 96 |
| 第五节 | 椭球形气泡或液滴的运动 | 97 |
| 第六节 | 蘑菇形气泡或液滴的运动 | 102 |
| 第七节 | 滴状物在气体中运动的特点 | 103 |
| 第七章 | 蒸汽在大容器内液体中的流动 | 106 |
| 第一节 | 概论 | 106 |
| 第二节 | 气泡脱离壁面的直径 | 106 |
| 第三节 | 气泡从孔板孔口流出的直径 | 107 |
| 第四节 | 蒸汽穿经孔口的流速和孔板的正常工作 | 107 |
| 第五节 | 浮泡过程的某些规律 | 113 |
| 第六节 | 浮泡过程空隙率的计算 | 115 |
| 第七节 | 液相中杂质浓度对浮泡过程的影响 | 118 |
| 第八章 | 气流对液滴的携带 | 120 |
| 第一节 | 概论 | 120 |
| 第二节 | 气流对液滴携带的机理 | 120 |
| 第三节 | 影响气流对液滴携带的各种因素 | 122 |
| 第四节 | 输送液滴携带量的准则关系式 | 125 |
| 第五节 | 气流对分离器壁上液膜的携带——液膜开始破坏的临界速度 | 129 |
| 第三篇 | 两相热交换 | 133 |
| 第九章 | 沸腾热交换基础 | 133 |
| 第一节 | 概论 | 133 |
| 第二节 | 蒸汽-液体的平衡状态 | 134 |
| 第三节 | 核沸腾的汽化核心 | 136 |
| 第四节 | 气泡参数 | 138 |

| | | |
|-------------|-------------------------------|------------|
| 第五节 | 核沸腾机理 | 140 |
| 第六节 | 大容器核沸腾热交换公式 | 142 |
| 第七节 | 临界热流通量 | 147 |
| 第八节 | 膜沸腾热交换公式 | 149 |
| 第十章 | 强迫对流沸腾 | 156 |
| 第一节 | 概论 | 156 |
| 第二节 | 放热系数沿管长的变化 | 157 |
| 第三节 | 核沸腾始点 | 158 |
| 第四节 | 放热系数计算公式 | 162 |
| 第十一章 | 强迫对流沸腾危机 | 168 |
| 第一节 | 概论 | 168 |
| 第二节 | 沸腾危机的机理 | 168 |
| 第三节 | 影响第一类沸腾危机临界热流通量的各种因素 | 171 |
| 第四节 | 临界热流通量的计算公式 | 178 |
| 第五节 | 关于两类沸腾危机的见解 | 184 |
| 第六节 | 临界热流通量的强化 | 189 |
| 第十二章 | 强迫对流欠液区和膜沸腾区的热交换 | 190 |
| 第一节 | 概论 | 190 |
| 第二节 | 欠液区壁温与热流通量的定性关系 | 190 |
| 第三节 | 欠液区热交换公式 | 191 |
| 第四节 | 强迫对流膜沸腾 | 195 |
| 第五节 | 淬冷 | 197 |
| 第十三章 | 凝结热交换 | 203 |
| 第一节 | 概论 | 203 |
| 第二节 | 垂直壁面膜凝结 | 204 |
| 第三节 | 管外膜凝结 | 209 |
| 第四节 | 影响膜凝结热交换的其他因素 | 211 |
| 第五节 | 管内膜凝结 | 213 |
| 第四篇 | 超临界压力流体的热交换 | 217 |
| 第十四章 | 超临界压力流体的强迫对流热交换 | 217 |
| 第一节 | 概论 | 217 |
| 第二节 | 超临界压力流体强迫对流热交换的某些试验数据 | 217 |
| 第三节 | 超临界压力流体的物性 | 220 |
| 第四节 | 变物性强迫对流热交换的准则方程式 | 222 |
| 第五节 | 湍流流动中热交换与流体动力学类比法 | 224 |
| 第六节 | 超临界压力流体强迫对流热交换公式 | 228 |
| 第十五章 | 超临界压力流体的混合对流热交换 | 230 |
| 第一节 | 概论 | 230 |
| 第二节 | 浮力对超临界压力流体热交换的影响 | 230 |
| 第三节 | 超临界压力流体混合对流热交换的计算 | 233 |
| 第四节 | 超临界压力流体热交换恶化机理 | 245 |
| 第五节 | 超临界压力流体热交换的强化 | 247 |
| | 主要参考文献 | 249 |

第一篇 两相流动

第一章 两相流体的流型

第一节 概 论

汽(气)液两相流动是热动力设备的重要理论基础。蒸汽锅炉、核动力工业中的水冷反应堆、各种蒸汽发生器、各式各样管式蒸馏塔、冷冻设备以及化工、石油、冶金等工业中的热力设备,其设计和运行均离不开两相流动和热交换的理论指导。

早期,两相流动的研究是针对石油工业进行的。因此多数是研究双组分的绝热两相流动,主要目的是确定管道中的压降。随着核能工业和空间技术的发展,两相流动的研究进入了一个更加广泛的领域,传热和流动问题常常有机地联系在一起。

在研究汽液两相流动时,确定通道中的压降和各相的截面份额,是研究的重要目的。但是在两相流动中,同时流动的两相可能具有不同的几何结构,这些流动的几何结构,称之为流型。在不同的流型中,两相的相对速度和流动的性质会有较大的差别。目前关于两相流动的工程计算方法,大多数不考虑流型之间的差别。但是,对于不同的流型,压降和两相截面份额的计算公式,显然是不应该相同的。国外的近期研究工作表明,根据特定流型建立起来的计算方法具有较高的精度。可以预料,随着研究工作的逐步深入,这种方法将会逐步取代目前普遍采用的不考虑流型的计算方法。因此,流型的确定在两相流动的研究中也占有重要地位。

第二节 两相流动参数

描述两相流动最常用的参数是流速、质量通量、容积流率、质量含汽率、容积含汽率、空隙率等等。我们将以管内一维两相流动为例进行讨论。

一、质量通量和循环流速

单位时间内流过单位截面面积的汽液两相的总质量,称为质量通量或质量流速 m ,

$$m = \frac{M}{A} = \frac{M_L + M_G}{A} = m_L + m_G \quad (1-1)$$

在稳定流动中,只要截面面积 A 保持不变,则无论沿管道的流速和密度如何变化,其质量通量 m 始终是不变的。

当液相在受热管中加热至饱和状态时(图1-1中截面O-O)的流动速度,称为循环流速,以 u_c 表之:

$$u_c = \frac{M}{\rho_L A} = \frac{m}{\rho_L} \quad (1-2)$$

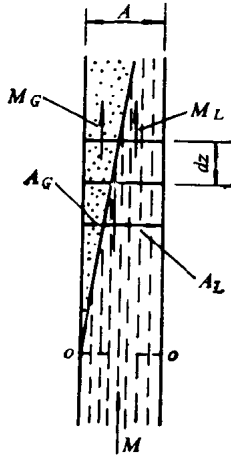


图 1-1 汽液两相在加热管中的流动

二、绝对流速和相对流速

各相容积流率除以其实际所占截面面积，称为各相的平均绝对流速，对于汽相和液相分别有：

$$\left. \begin{aligned} u_G &= \frac{Q_G}{A_G} = \frac{M_G}{\rho_G A_G}; \\ u_L &= \frac{Q_L}{A_L} = \frac{M_L}{\rho_L A_L}. \end{aligned} \right\} \quad (1-3)$$

两相之间流动速度之差，称为相对流速

$$u_r = u_G - u_L. \quad (1-4)$$

汽相流速与液相流速的比值，称为速度比率（滑动比）：

$$S = \frac{u_G}{u_L}. \quad (1-5)$$

三、折算流速

将各相的容积流率折算至管子全部截面面积的流速，称为折算流速，也称容积通量（单位时间内单位管子截面面积上的容积流率），对于汽相和液相，分别为：

$$\left. \begin{aligned} U_G &= \frac{Q_G}{A} = \frac{M_G}{\rho_G A} = \frac{m_G}{\rho_G}; \\ U_L &= \frac{Q_L}{A} = \frac{M_L}{\rho_L A} = \frac{m_L}{\rho_L}. \end{aligned} \right\} \quad (1-6)$$

由公式(1-1)、(1-2)和(1-6)可得

$$u_G = U_L + U_G \frac{\rho_G}{\rho_L}. \quad (1-7)$$

四、截面份额、空隙率

在管子某截面上（或微元管道上），各相所占截面面积（或微元体积）与管子面积（或微元管段的体积）之比，称为各相所占的截面份额（或局部体积份额）。汽相所占截面份额也称空隙率 ϵ_G ：

$$\left. \begin{aligned} \epsilon_G &= \frac{A_G}{A}; \\ 1 - \epsilon_G &= \frac{A_L}{A}. \end{aligned} \right\} \quad (1-8)$$

由公式(1-3)、(1-5)、(1-6)和(1-8)可得

$$\left. \begin{aligned} u_G &= \frac{U_G}{\epsilon_G}; \\ u_L &= \frac{U_L}{1 - \epsilon_G}; \end{aligned} \right\} \quad (1-9)$$

$$S = \frac{u_g}{u_L} = \frac{U_g}{U_L} \frac{1 - \varepsilon_g}{\varepsilon_g} \quad (1-10)$$

利用公式(1-9)可将公式(1-6)改写为:

$$\left. \begin{aligned} m_g &= \rho_g U_g = \varepsilon_g u_g \rho_g; \\ m_L &= \rho_L U_L = (1 - \varepsilon_g) u_L \rho_L. \end{aligned} \right\} \quad (1-6a)$$

五、质量含汽率

汽相的质量流率(或质量通量)占两相总质量流率(总质量通量)的份额,称为质量含汽率(也称干度) x :

$$x = \frac{M_g}{M} = \frac{M_g}{M_L + M_g} = \frac{m_g}{m_L + m_g} = \frac{m_g}{m} \quad (1-11)$$

如果两相在热力学上处于平衡状态时,质量含汽率可用两相流体焓 h_{TP} 、饱和液体焓 h_L 和饱和蒸汽焓 h_g 来表示:

$$x = \frac{h_{TP} - h_L}{h_g - h_L} = \frac{h_{TP} - h_L}{h_{Lg}} \quad (1-12)$$

式中 h_{Lg} ——汽化潜热。

根据公式(1-2)和(1-6),质量含汽率可表示为:

$$x = \frac{U_g \rho_g}{u_g \rho_L} \quad (1-13)$$

六、混合物平均流速(均质流速)

混合物的总容积流率与通道截面面积之比,称为混合物的平均流速,以 u_H 或 U 表示:

$$u_H = \frac{Q}{A} = \frac{Q_L + Q_g}{A} = U_L + U_g = U \quad (1-14)$$

混合物的平均流速,其实就是忽略汽相和液相之间的速度差时($u_g = 0$, $S = 1$)的均质流速。这一点可由下述简单推导加以证明。假设两相流体混合均匀且相间没有速度差时,则

$$u_g = u_L = u_H \quad (1-15)$$

由公式(1-9)和(1-15)可得:

$$\begin{aligned} U_g &= \varepsilon_g u_H; \\ U_L &= (1 - \varepsilon_g) u_H. \end{aligned}$$

由此,

$$u_H = U_L + U_g$$

可见,混合物的平均流速与均质流速相等。

由公式(1-7)、(1-13)和(1-14)可得:

$$\begin{aligned} u_H &= u_g + U_g \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_L}\right) \\ &= u_g \left[1 + x \left(\frac{\rho_L}{\rho_g} - 1\right)\right] \end{aligned} \quad (1-16)$$

七、容积含汽率

汽相的容积流率占总容积流率的份额，称为容积含汽率，以 β 表示，

$$\beta = \frac{Q_g}{Q_L + Q_g} = \frac{Q_g}{Q} \quad (1-17)$$

利用公式 (1-6)、(1-7)、(1-13)、(1-14) 和 (1-16)，则有

$$\beta = \frac{U_g}{U_L + U_g} = \frac{U_g}{U} = \frac{U_g}{u_H} \quad (1-18a)$$

$$\beta = \frac{U_g}{u_g + U_g \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_L}\right)} \quad (1-18b)$$

$$\beta = \frac{1}{1 + \frac{\rho_g}{\rho_L} \frac{1-x}{x}} \quad (1-18c)$$

$$x = \frac{1}{1 + \frac{\rho_L}{\rho_g} \frac{1-\beta}{\beta}} \quad (1-18d)$$

由公式 (1-10) 和 (1-18a) 可得：

$$S = \frac{U_g}{U_L} \frac{1-\varepsilon_g}{\varepsilon_g} = \frac{\beta}{1-\beta} \frac{1-\varepsilon_g}{\varepsilon_g}$$

因此，

$$\varepsilon_g = \frac{1}{1 + S \frac{1-\beta}{\beta}} \quad (1-19)$$

或

$$\varepsilon_g = \frac{1}{1 + S \frac{\rho_g}{\rho_L} \frac{1-x}{x}} \quad (1-20)$$

八、两相流体密度和均质流体密度

通道微元容积中两相流体单位容积的质量，称为两相流体的密度 ρ_{TP} （在某些文献中，把两相流体的密度称为两相流体的真实密度）：

$$\rho_{TP} = \frac{(A_g \rho_g + A_L \rho_L) dz}{A dz} = \varepsilon_g \rho_g + (1 - \varepsilon_g) \rho_L \quad (1-21)$$

两相流体按流量平均的密度称为两相流体的流量密度 ρ_H ，

$$\rho_H = \frac{\rho_g Q_g + \rho_L Q_L}{Q_g + Q_L} = \frac{M_g + M_L}{M_g / \rho_g + M_L / \rho_L} \quad (1-22)$$

或

$$\rho_H = \frac{M}{M_g / \rho_g + M_L / \rho_L} = \left(\frac{x}{\rho_g} + \frac{1-x}{\rho_L} \right)^{-1} \quad (1-22a)$$

将公式 (1-17) 代入公式 (1-22)，可以得到 ρ_H 的另一表达式，即

$$\rho_H = \beta \rho_G + (1 - \beta) \rho_L \quad (1-23)$$

不难看出，两相流体的流量密度 ρ_H 与两相流体按质量平均的比容 v_H 互成倒数关系：

$$v_H = x v_G + (1 - x) v_L \quad (1-24)$$

两相流体的流量密度，其实就是忽略汽相和液相之间的速度差时 ($u_r = 0, S = 1$) 两相流体的均质密度。因为当不考虑两相速度差时， $S = 1$ ，由公式 (1-19) 可知：

$$\varepsilon_G = \beta \quad (1-25)$$

因此，公式 (1-21) 就变成了公式 (1-23)。

联合公式 (1-1)、(1-6)、(1-14) 和 (1-22) 可得：

$$m = \frac{M_G + M_L}{A} = u_H \rho_H \quad (1-26)$$

第三节 立式上升管中两相流体的流型

一、流型

当两相流体在通道中同时流动时，每相可能有不同的几何形状，一相可能是连续的，但另一相则可能是不连续（离散）的，两相也可能以相互分离的工况流动等等。这些不同的流体几何形状，称为流型。

图 1-2 示出立式上升流体中最常见的几种流型。

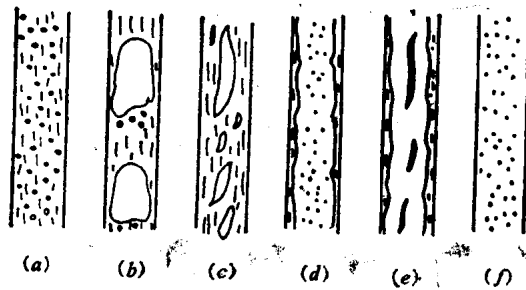


图 1-2 上升流动中两相流型

(a) 泡状流动；(b) 弹状流动；(c) 团块状流动；(d) 环状流动；(e) 细束环状流动；(f) 雾状流动

1. 泡状流动

离散状汽泡分散在连续的液流中，当汽泡直径较小（如小于 1mm）时，汽泡呈球形，当汽泡较大时，就偏离球状了。

2. 弹状（或塞状）流动

当汽泡数量增加时，汽泡间会发生碰撞和合并。有时汽泡的直径最终会接近管子的内径，子弹状汽泡随之形成。汽弹之间仍为液体并有细小汽泡。汽弹与管子之间有一薄层液膜。当汽弹向上流动时，这层液膜向下流动。但按全部液体平均而言，流动还是向上的。

Chisholm (1983) 认为，当管径小于 $19\sqrt{\sigma/[g(\rho_L - \rho_G)]}$ 时，弹状流动不会发生。

3. 团块状流动

当汽相流量增加时，汽弹的流速增加，汽弹变长，最后被破碎为汽体团块，形成一种不稳定的工况。在大口径管子中，可能发生液体的上下波动。在小管子中，这种波动不会发生，但随着汽相流量的增加，弹状流动将向环状工况过渡。

4. 环状流动

这是一种分离状流动工况。液体以液膜状在管子壁面上流动；汽体则集中在管子中心部位，形成比液膜流得更快的汽柱。通常在汽柱中还携带有部分细小液滴（输送液滴）。有些作者把环状流动称之为离散环状，以别于细束环状工况。

5. 细束环状流动

当液相流量增加时，汽柱中液滴的数量也增加，并发生液滴的合并而形成液体的束状。这种工况发生在质量通量（质量流速）很高的场合。

6. 雾状流动

汽体含量较大时发生环状流动向雾状工况的转变。在雾状流动中，汽相是连续相，壁面上的液膜已经消失，离散状液滴分布在汽相之中。

为简化流型的划分，有些作者（如Weisman等）把流型分为四类，即：泡状流动，间断状流动（包括弹状、团块状），环状流动和离散状流动。所谓离散状流动，其实包括细小汽泡均匀离散于液体之中的流动（泡状流动）和微小液滴均匀离散于汽流中的流动（即雾状流动）。离散泡状流动（即通常所说的泡状流动）在汽相流率很低时出现。当液相流率很高时则发生离散（雾状）流动。

加热蒸发管中两相流型的变化示于图1-3中。低于饱和温度的液体以固定的质量流率进入管子，当热流通量（热强度）增加时，蒸发始点越来越靠近管子进口端。当热流通量很小时，管子出口可能仍未产生蒸汽。当热流通量稍为增加时，管子出口端的壁面上将产

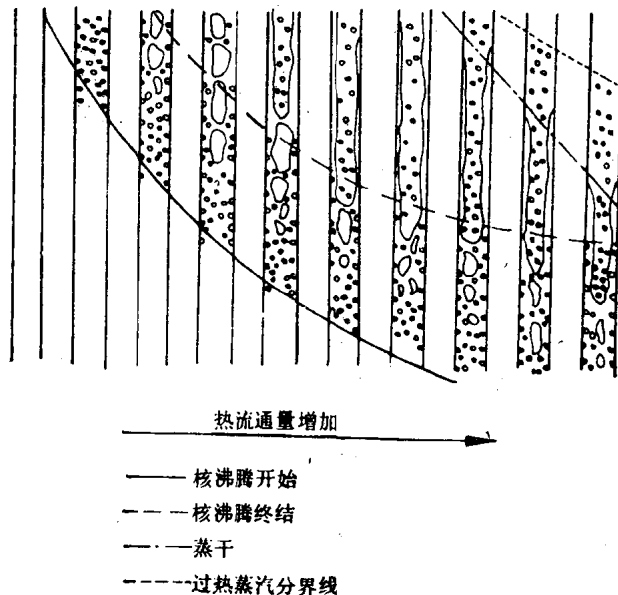


图 1-3 立式加热蒸发管流型变化图

生少量蒸汽，但当这些蒸汽进入主液体后又被凝结。热流通量较大时，管子出口端壁面上所产生的蒸汽不再凝结，而且由于汽泡数量增多，小汽泡将合并成汽弹。

泡状流动向弹状流动的转变，取决于小汽泡间的相互碰撞和由此而引起的汽泡合并。Radovich和Moissis (1962) 的研究表明，汽泡碰撞的频率取决于空隙率的大小。当 ϵ_g 小于 0.1 时，碰撞频率很小； ϵ_g 大于 0.2~0.3 时，碰撞频率迅速增大，当 $\epsilon_g \geq 0.3$ 时，汽泡间的碰撞和合并非常迅速，以致泡状流动变得很不稳定。所以，一般以 $\epsilon_g = 0.3$ 作为泡状流动的上限。但在较小 ϵ_g 值下，泡状流动也可能转变为弹状流动；相反，泡状流动也会在很高的 ϵ_g 值下出现。这是因为汽泡间的碰撞和合并还与许多其他因素，诸如汽泡尺寸、管子尺寸、液体纯度等有关。

当蒸汽含量进一步增加时，汽弹连成汽柱，形成环状流动，汽柱和液膜之间形成分界面。Haberstroh和Griffith (1965) 发现，弹状流动向环状流动的转变，一般是在 $\epsilon_g = 0.8 \sim 0.9$ 时发生，当热流通量更大时，沿流体的流动方向，液膜的厚度越来越薄，液膜的热阻减小，壁温下降，壁面上的蒸发将受到抑制。热流将通过液膜的导热传递到汽液分界面，并在分界面上使液体蒸发。在环状流动中，液膜中的液体，由于蒸发和汽流的输送^①而越来越少，最终导致液膜的干涸，壁温则跃升。有些作者称液膜的干涸为第二类沸腾危机。

二、流型图

流型图是用来确定各种流型的存在范围或界限的。不同作者对流型图的坐标系统的选择差别很大。现在还没有一致公认的流型图。图1-4为Bennett、Hewitt等对压力为 6.89 MPa 的汽水混合物所绘制的流型图。很明显，对于其他压力值，也有相应的流型图，这对实际应用是非常不便的。

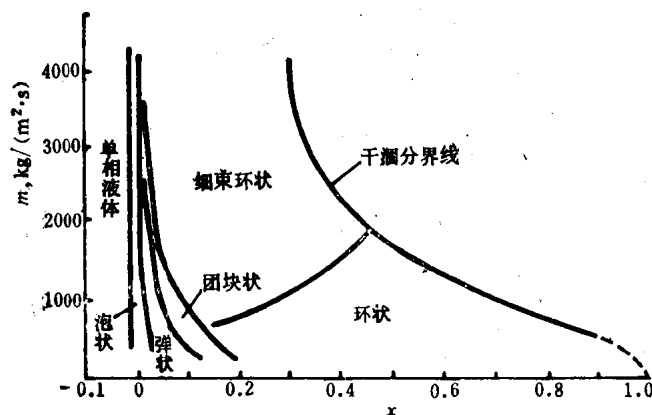


图 1-4 汽水混合物的流型区域图
(Bennett等, 1965, 适用于6.89MPa)

图1-5是应用仍然较广的立式上升管的流型图 (Hewitt和Roberts)，适用于压力 $p \leq 0.59$ MPa 的空气-水混合物和 $p \leq 6.9$ MPa 的汽水混合物。图中横坐标为 $\rho_L U_L^2 = m^2(1-x)^2$

① 也称汽流的卷吸。