

⑦ 41-47

水平二维内微肋管内 凝结两相流的流型实验*

Experiment of Two-phase Flow Patterns and
Analysis of Flow Map During Condensation inside
Horizontal Two Dimensional Internal Microfin Tubes

杜 扬**
Du Yang

辛 明 道
Xin Mingdao

TK124

(重庆大学工程热物理研究所, 重庆, 630044; 第一作者 39 岁, 男, 博士)

A 摘 要 通过实验研究, 从工程应用角度和流型转变控制机理考虑, 将水平二维内微肋管内的凝结流型分为三区即: 环状流, 分层流与间歇流。通过解析法得到流型转变的判据和流型图。与作者所做实验数据吻合。

关键词 二维内微肋管; 水平管内凝结; 汽液两相流动; 两相流流型图; 分析
中国图书资料分类法分类号 TK124

ABSTRACT Considering the engineering application and the control mechanism of the flow patterns, the paper divides the flow patterns of the horizontal in-tube condensing for the two dimensional internal microfin tubes into three types. They are the annular flow, the stratified flow and the intermittent flow. The flow regime criteria and the flow map are gotten by the analysis. The analytical results consistent with the experimental data within $\pm 4\%$.

KEYWORDS two dimensional internal microfin tube; horizontal in-tube condensation; vapour-liquid two-phase flow; two-phase flow map; analysis

0 引 言

水平管内凝结换热必然涉及汽-液二相流动。此时, 管内二相流流型的正确划分和确定, 对计算水平管内凝结换热起着决定性的作用。较早的二相流研究集中在绝热系统。此时二相流为气-液混合物。Martinelli 等^[1]在这方面作了大量工作。以 Baker 的流动图为基础, 1961 年, Goldman^[2]得到了绝热的水蒸汽-水二相流的流动图, 使二相流研究进入汽-液二相流研究阶段。在已有的水平管内凝结二相流模型研究中, 以可视化实验结果为依据, 认为可识别

* 收文日期 1995-06-16

国家教委博士点基金资助课题

** 现在中国人民解放军后勤工程学院工作

的流动模型分别为6种、5种、4种和3种。不同研究者的观点差别很大。自80年代以来, Schlager 等^[3]对水平二维内扩展表面管(主要是微肋管)管内凝结换热强化的性能进行了实验研究。但这些研究得出的换热式都是以管总长为参数的经验公式,没有区分管内流型。至今,没有看到水平二维内扩展表面管管内凝结二相流模型的系统研究和流型图分析求解报道。笔者在对二维内扩展表面管内凝结的二相流流型实验研究的基础上,提出了合理的易于工程计算的流型种类划分和以物理概念为基础、包含肋高变化影响的二相流流型转变判据及流型图进行分析求解,并与笔者所做实验数据进行了比较。

1 实验装置与测量

实验装置示意如图1所示。为了对流型进行观察和拍照,将实验分为5个分段。每段长400 mm,内径为14 mm。实验分段之间由50 mm长的耐压玻璃段组成,实验工质为R11。实验管为自己加工的三种不同肋高度的二维内微肋管。该管的环形微肋结构示意图2,其肋为环形肋,结构几何参数见表1。

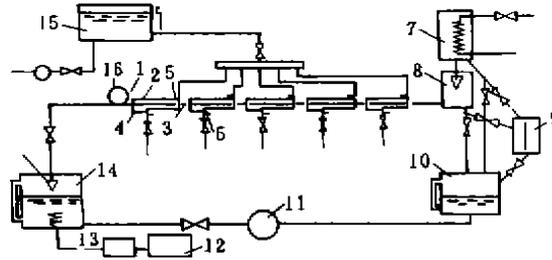


图1 实验装置示意图

1 实验段	5 热电偶	9 容积量测容器	13 变压器
2 冷却水套	6 热电偶	10 回收容器	14 蒸汽发生器
3 观察窗	7 二次冷却器	11 循环泵	15 稳压水箱
4 混合小室	8 汽液分离器	12 稳压器	16 精密压力计

在每一根分段试件的 midpoint 周向方向上沿顶部至底部等距离布置5个测温点。取平均值作为外壁面温度。在每一实验分段 midpoint 顶部安装一根测温管测量凝结管内蒸汽饱和温度。内壁温度用量测的热流密度内推而得。每一实验分段的换热量采用冷却水的吸热量而得。冷却水的流量用量杯量测,所用测温元件为直径0.2 mm的铜-考铜热电偶(实验前全部标定,精度达 $\pm 0.05^\circ\text{C}$)。

表1 二维管结构参数表 mm

管代号	k	$\beta/(\circ)$	t	d	e	A_b/A_r
B_1	0.3	15.9	0.7	0.15	0.397	1.66
B_2	0.5	15.9	0.7	0.15	0.295	2.11
B_3	0.7	15.9	0.7	0.15	0.193	2.55

出口蒸汽干度用分别量取的余汽凝结液流量和实验段总凝结流量计算而得。每一分段试件的蒸汽干度由热平衡计算得到。对实验装置进行了热平衡实验。不同的热负荷其相对误差在±5%范围以内。

2 流型类别实验结果

实验中,质量流率范围为 33—153 kg/m²s。流型变化的详细描述可参考文献[4]。在整个实验范围内,通过可视性实验与照片分析,我们认为可识别的二相流流型如图 3 所示,共 8 种。他们是:环状流、半环状流、半环状-分层流、分层波动流、分层流、弹状流、弹状-阻塞流和阻塞流。

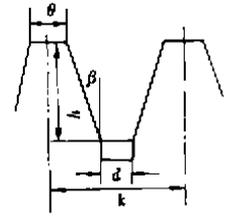


图 2 二维内微肋管结构示意图

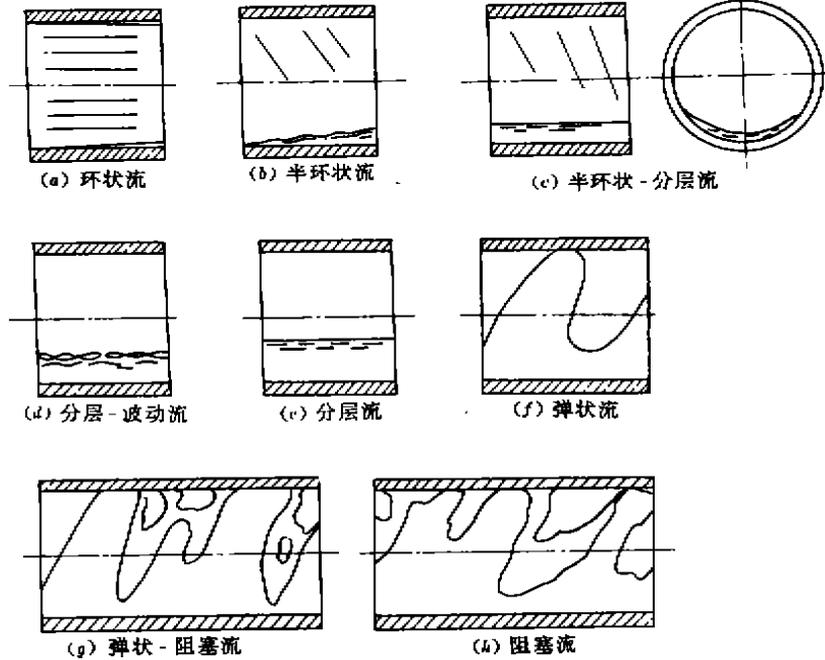


图 3 所观察到的流型示意图

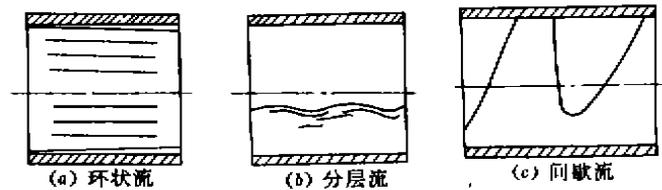


图 4 二维内微肋管水平管内凝结流型类别示意图

从工业应用的要求看,二相流流型分区及计算、换热关系式等都应尽量少而简。尽管我们观察到的流型类别为 8 个,但一些流型出现次数少属过渡性流型。有些流型的控制因素是相同的也可以归纳为相同的类型处理。考虑到既抓住流型转变的主要规律,又考虑到工业实

际应用的需要。通过分析与分类处理,我们认为有三个流型反映了二维内微肋管水平管内凝结的主要流型,如图 4 所示,他们是环状流,分层流和间歇流。

3 二维内微肋管水平管内凝结二相流流型图分析解

如前所述,二维内微肋管水平管内凝结二相流流型可分为环状流、分层流和间歇流。管内凝结流型与光管相比尽管管内微细肋使管内流型的转变影响因素更为复杂。但通过可视性观察和对实验结果分析,我们认为二维内微肋管水平管内凝结二相流流型转变的主要控制因素为汽体体积流量与凝结液体积流量之比发生变化,以及蒸汽流速发生变化。这些因素的影响实质上是作用于运动主体(凝结液体)上各种力——压差、重力、切应力、流动阻力等发生变化,破坏其某种平衡后发生的必然结果(流型发生变化)。所以,我们认为,与光管相比,内微肋管对流型的主要作用是影响其流动阻力的变化,进而影响作用于流体上的力平衡发生变化而导致流型的转变。能否在解析中引入二维内微肋几何参数的影响并提出解析关系式是解决流型转变定量解析问题的关键。在本文的三种流型模式中,分层流是分析的中心问题。在分层流时,可以认为作用于液体各种力处于平衡,当各力之间平衡关系发生变化而达到某一界限时就会发生流型的转变。所以,笔者从二维内微肋管水平管内凝结的分层流入手建立模型,再引入其他补充方程求解流型的转变。

分层流区动量平衡方程及整理

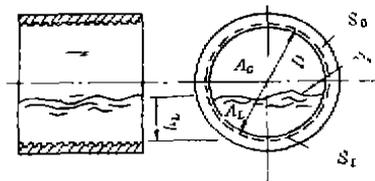


图 5 分层流区分析模型

设蒸汽沿管流动方向为 x 坐标。沿 x 方向横断面如图 5 所示。以肋根直径为定性尺寸,对液相,在水平时,取力的平衡,有:

$$-A_L(dp/dx) - \tau_{wL}S_L + \tau_1S_1 = 0 \quad (1)$$

式中,第一项为压力作用项;第二项为液体与管壁之间的摩擦阻力项;第三项为液汽界面蒸汽流动切应力作用项。对汽相有:

$$-A_G(dp/dx) - \tau_{wG}S_G - \tau_1S_1 = 0 \quad (2)$$

同理,第一项为压力作用项;第二项为汽体与管壁之间的摩擦阻力项;第三项为汽液界面蒸汽流动摩擦阻力项。用 A_L, A_G 除(1)(2)式,然后相减,有:

$$\tau_{wG}S_G / A_G - \tau_{wL}S_L / A_L + \tau_1S_1(1/A_L + 1/A_G) = 0 \quad (3)$$

式中, $\tau_{wG} = (\lambda_0/4)(\rho_0 U_0^2/2)$, $\tau_{wL} = f_L(\rho_L U_L^2/2)$, $\tau_1 = f_1(\rho_0(U_0 - U_L)^2/2)$ 。

在汽空间,假设肋高度即为当量粗糙度,又因为在一般情况下*,有:

$$Re_G = U_0/\nu > 603(d/\Delta)^{0.75}$$

* 水平内扩展表面管内的凝结换热,重庆大学工程物理研究所,博士论文,1995

故流动处于粗糙管内,用苏联希夫林格公式计算 λ_0 ,有:

$$\lambda_0 = 0.11(\Delta/d)^{0.25}$$

对液体:

$$f_L = C_L(D_L U_L/v)^{-n}$$

对汽液界面,从观察到的大多数情况,波动较大,不能考虑光滑.为了使方程解析形式更为简单,我们选用汽液界面阻力系数与汽固界面相同.故有:

$$f_i = \lambda_0 / 4$$

将 λ_0, f_L, f_i 代入式(3),同时将有关参数代入用淹深 h_L 表示的参数,将式(3)整理并使之无因次化,有:

$$X^2[A(D_L^* U_L^*) - U_G^*(S_G^*/A_G^* + S_1^*/A_G^* + S_i^*/A_G^*)] = 0 \quad (4)$$

式中: $X^2 = [C_L(DU_L^2/v_L) - n\rho_L U_L^2/8] / [\lambda_0 \rho_0 U_G^2 / (8D)]$;

$$h_L^* = h_L/D;$$

$$D_L^* = D_L/D;$$

$$U_L^* = U_L/U_G^*;$$

$$S_L^* = S_L/D = \pi - \cos^{-1}(2h_L^* - 1);$$

$$A_L^* = A_L/D^2 = 0.25[\pi - \cos^{-1}(2h_L^* - 1) + (2h_L^* - 1)\sqrt{1 - (2h_L^* - 1)^2}];$$

$$U_G^* = U_G/U_G^*;$$

$$S_1^* = S_1/D = \sqrt{1 - (2h_L^* - 1)^2};$$

$$A_G^* = A_G/D^2 = 0.25[\cos^{-1}(2h_L^* - 1) - (2h_L^* - 1)\sqrt{1 - (2h_L^* - 1)^2}];$$

$$S_G^* = S_G/D = \cos^{-1}(2h_L^* - 1).$$

这样,式(4)中所有参数的值只取决于淹深 h_L ;参数 X 与 h_L^* 成对应关系.

将凝结过程的有关参数代入 X ,经推导,有:

$$X = (C_L/\lambda_0)^{0.5}(\rho_L/\rho_0)^{0.5}(1 - Y)^{0.875}[\mu_L/(DG_i)]^{0.125/n} \quad (5)$$

推导该式时,因液体一般处于紊流取 $C_L = 0.078, n = 0.25$,当液体处于层流,取 $C_L = 16, n = 1$.式中, Y 为蒸汽干度, G_i 为总质量流率.

分层流发生流型转变的分析

在凝结过程中,蒸汽空间中蒸汽不断凝结使得蒸汽空间蒸汽质量在垂直方向上引起的压差减小.在液体内部压降速率如果不与蒸汽空间压降同步,则在垂直方向上作用于液体的总力不平衡,产生向上作用力和不稳定的波动.当然,在一定的向上作用力范围内,波动不会达到管顶部.这

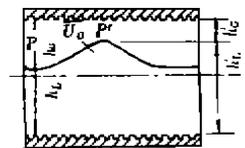


图 6 分层流发生流型转变分析图

一过程属于过渡阶段。为了简化流型分类,便于工程应用,认为此时产生间歇流。当满足发生环状流条件时,则出现环状流。

由上面分析知(参考图6)分层流不稳定而发生向其他流型区转变时,有:

$$P - P' > (h_0 - h'_0)(\rho_L - \rho_0)g$$

式中, P, P', h_0, h'_0 的物理意义见图6。由伯努利原理、质量守恒对方程进行整理,有:

$$U_0 > C_2(\rho_L - \rho_0)g(h'_L - h_L)A_0^2 / (A_0^2 - A_0'^2)]^{1/2}$$

将 A_0 取级数,忽略高阶无穷小,经整理有:

$$U_0 > C_2[(\rho_L - \rho_0)gA_0 / (P_0 dA_L/dh_L)]^{1/2} \quad (6)$$

式中 $C_2 = A_0/A_0'$

因 h_L 在0与1之间变化, C_2 在0与1之间变化,所以,近似取:

$$C_2 = 1 - h_L/D$$

对式(6)作无因次化处理,有:

$$F^2[(1/C_2)U_0^2 dA_L^*/dA_0^*] \geq 1 \quad (7)$$

式中

$$F = \sqrt{\rho_0/(\rho_L - \rho_0)}U_0^2 / \sqrt{Dg} \quad (8)$$

上面式中符号意义同前。 F 反映凝结液密度、蒸汽流速、管直径以及重力对流型区域转变的综合影响。联立解(8)(4)式,可解得分层流发生流型区域转变的理论转变曲线。

发生环状流与间歇流的判断

管进口汽流速度较大,当波动发生时波动非常剧烈。如淹深 $h_L/D > 0.5$ 液体涌向管顶部而波谷仍然没有达到底部,故形成不了环状流。当 $h_L/D < 0.5$,波峰涌向管顶部,波谷已经达到管底部,液体形成不稳定分离,被高速蒸汽流卷带,形成环状流。所以环状流形成的必要条件是 $h_L/D < 0.5$ 。将 $h_L/D = 0.5$ 作为临界判据代入式(4)式,经计算有

$$X = 0.82 \quad (9)$$

所以,求得环状流与分层流转变判据为 $X = 0.82$ 。该值比光管转变数1.6要小^[4]。因内微肋管流阻更大,需要更大的切应力(质量流率要大)方能产生环状流。该计算值与物理解释是吻合的。

4 流型图解析与实验数据比较

二维内微肋管水平管内凝结流型分区转变图与实验数据的比较如图7所示。共做了三种不同肋深的内微肋管,4种不同蒸汽压力以及各种质量流率下的实验数据。实验装置与微肋结构与测试装置如前所述。从图中可以看到实验结果与理论流型图吻合较好。经计算与统计,误差在 $\pm 4\%$ 范围以内。所以,可以认为,该理论分区模型较好地反映了流型转变的内在

规律。该流型分区解析法与流型图都可以作为二维内微肋管水平管内凝结换热分区的依据。

5 结 论

1) 通过可视性与照片分析,二维内微肋管水平管内凝结换热二相流流型可识别的类别为8个。从工程应用与流型转变控制机理出发,流型可分为3种,即环状流、分层流与间歇流。

2) 针对三流型模式,考虑肋深变化所提出的流型转变解析方法和由此得到的流型图与实验数据吻合较好。偏差在 $\pm 4\%$ 范围以内。

3) 该流型转变解析方法和流型图可作为二维内微肋管水平管内凝结换热分区的依据。

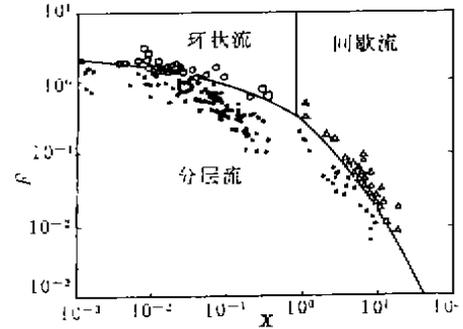


图7 流型图解析与实验数据的比较

— 理论流型分区界线 \circ, \triangle 实验数据

量符与下标

量符:

A 面积, m^2 ;	D 直径, mm ;
d 肋间底部宽度, mm ;	e 肋端部宽度, mm ;
G 质量流率, kg/m^2s ;	g 重力加速度, m/s^2 ;
h 肋高, 淹深 mm ;	k 肋节距, mm ;
P 压力, Pa ;	S 截面边界线长度, m ;
U 速度, m/s ;	Y 蒸汽干度;
β 肋侧面倾斜角, $(^\circ)$;	ρ 密度, kg/m^3 .

下标:

B 二维内微肋管;	t 总量;	
G 汽相;	i 液、汽分界面;	
L 液相;	S 光管;	w 管壁。

参 考 文 献

- 1 Martinelli R C, Boelter L M K, Taylor T H M. Isothermal Pressure Drop for Two-Phase Two-Component Flow in a Horizontal Pipe, Trans. ASME 66, 1944, 139~144
- 2 Goldman K, Fristenberg H, Lombardi C. Burnout in Turbulent Flow-Droplet Diffusion Model, Trans. ASME 83, 1961, 158~162
- 3 Schlager L M, Pate M B, Bergles A E. Heat Transfer and Pressure Drop During Evaporation and Condensation of R22 in Horizontal Microfin Tubes, International Journal of Refrigeration, 1989, 12: 6~14
- 4 Yemada Taitel, Dukler A E. A model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow, AIChE Journal, 1976, 22(1): 47~55