

水平低肋管加多孔导液带凝结 换热分析和计算

ANALYSIS AND CALCULATION OF CONDENSATION HEAT TRANSFER
ON HORIZONTAL LOW-FINNED TUBE ATTACHED BY A POROUS
DRAINAGE STRIP

杜 扬

辛 明 道

Da Yang

Xin Mingdao

(工程热物理研究所)

摘 要 本文提出水平低肋管加多孔导液带的凝结换热的分析、计算模型。通过实验测得多孔导液带的渗透率 k 。计算结果与本文作者所做的实验吻合较好。

关键词 三维扩展表面管；多孔导液带；凝结换热；分析
中国图书资料分类法分类号TK124

ABSTRACT An analytical model was proposed for the condensation heat transfer on the horizontal low-finned tube attached by a porous drainage strip, and compared with the experimental data with a good agreement. The permeability of the porous drainage strip was also experimentally determined.

KEY WORDS low-finned tube; porous drainage strip; condensation heat transfer; analysis

一、前 言

众所周知，凝结换热强化是节能中的一个重要研究课题。自Grigorog在1954年提出了波纹管外的凝结换热强化的主要机理为表面张力导致液膜减薄以来，对低肋管的凝结换热强化机理的研究，以及理论分析、解析计算有了很大的进展。提出了各种分析计算模型[1-6]。其中，较为普遍应用的方法是把整个水平低肋管分为淹没区和非淹没区。非淹没区分为肋端薄液膜换热区和肋谷重力排液区。尽管各国学者的分析模型都有自己的实验或别人的实验加以验证，但是由于对液膜的流动，特别是对微对流的机理认识，其分析观点相差较大，难于

本文于1988年12月13日收到

本项目为国家自然科学基金资助课题

统一起来。肋端薄液膜区的凝结换热是计算水平管外凝结换热最重要的区域,这个区域有各种分析计算模型。其中,Gregg[6]阐述的以表面张力作用为基础的二区域分析模型和Hirasawa et al. [7, 8]提出的三区域模型最为典型。

近几年来,对水平低肋管的进一步实验研究,人们开发了在水平低肋管外加多孔导液带的强化凝结换热的方法[9, 10, 13]。多孔导液带的作用使得低肋管上复杂的液膜流动更加复杂化。目前,多数学者的观点认为多孔导液带的作用在于减小了淹没角,其余分析与不加多孔导液带是相似的。Honda和Nozu[10]提出了一种在多孔导液带作用下,分析计算淹没角的模型。

为了探索在多孔导液带作用下强化水平低肋管凝结换热的机理以及对其进行分析计算,基于我们对实验的观察、分析,对水平低肋管加多孔导液带的凝结换热提出了分析,计算模型。其计算结果与我们所做的实验进行比较,得到了满意的结果。

二、换热模型

(一)、凝结液流动和强化换热的机理和简化假设

通过对实验现象的详细观察和对实验结果的分析[13],我们可以得出:水平低肋管加多孔导液带后强化凝结换热的主要机理是凝结液在多孔导液带虹吸力的作用下被拉向导液带的下部而依靠重力下落,这样使得淹没角大大减小,增大了高换热效能区;同时兼有加快凝结液流动减薄凝结液的平均膜厚的作用,从而增大了换热系数。

整个凝结换热表面分为非淹没区和淹没区。在非淹没区,分为肋端薄液膜换热区和肋谷重力排液区,其平均换热系数为

$$\alpha = \left(\alpha_n \frac{A_r}{A} + \alpha_f \frac{A_f}{A} \right) (1 - \tilde{\psi}_f) + \tilde{\psi}_f \alpha_b \quad (1)$$

在上式中,肋基光表面为定性传热面积。

据实验可视性观察:凝结液膜很薄,在肋片上几乎辨认不出凝结液的存在和流动。于是假设:在非淹没区的肋片上忽略重力作用,液膜流动简化为凝结液沿肋片物面坐标系下的一维流动,表面张力为主要作用力。肋谷重力排液区忽略表面张力,重力使液体沿管周向流动。

在淹没区,通过观察发现:没加多孔导液带前,凝结液完全淹没肋端;加了多孔导液带后,肋端裸露于蒸汽中,凝结液只是滞留在肋片之间。为了简化计算,忽略肋片间液体对流换热项,肋端按固体表面直接凝结换热处理。

在多孔导液带作用下,实验观察淹没角的确大大减小了。凝结液在多孔导液带中的流动可以用达西定律来描述,多孔导液带的渗透率 k 用实验测量使计算能够完成。假设

1. 由于管子为铜紫管,其均温性能较好。认为整个管表面为均温。
2. 忽略蒸汽流速的影响。
3. 认为Nusselt理论解中除了重力的假设不同外,其他几个假设均能适用。

(二)、换热分析与计算

1. α_f 的求取:

由于梯形肋端部的液膜很薄（只有几十丝），我们可以近似把薄液膜流动视为如图1所示的一维膜流动。

在不忽略重力时，Hiraruna et al.[8]推出了液膜流动的动量积分方程并给出了数值解。在我们的假设条件下，一维膜流动动量方程为

$$-\frac{\sigma}{3\mu} \frac{\partial}{\partial S_y} \left[\delta^3 \frac{\partial}{\partial S_y} \left(\frac{1}{R} \right) \right] = \frac{K \Delta T_{cs}}{\rho h_{fg}} \cdot \frac{1}{\delta} \quad (2)$$

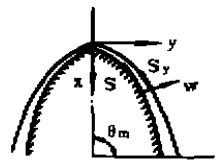


图1 液膜流动分析示意图

式中， S_y 为液膜曲表面坐标，

$$\frac{1}{R} = \frac{\partial^2 \delta / \partial y^2}{[1 + (\partial \delta / \partial y)^2]^{3/2}} \quad (3)$$

令

$$\frac{\partial}{\partial S_y} (1/R) = n'$$

式(2)左边展开为

$$-\frac{\partial}{\partial S_y} [\delta^3 n'] = -(3\delta^2 \delta' n' + \delta^3 n'') \quad (4)$$

把(4)式代入(2)式，为

$$-\frac{\sigma}{3\mu} [3\delta^2 \delta' n' + \delta^3 n''] = \frac{K \Delta T_{cs}}{\rho h_{fg}} \cdot \frac{1}{\delta} \quad (5)$$

移项、整理，令 $(K \Delta T_{cs}) / (\rho h_{fg}) = \beta$ ， $\delta^3 = \xi$ ，有

$$\beta + \frac{\xi'}{4} n' + \frac{\xi n''}{3} = 0 \quad (6)$$

两边同乘 $4(n')^{1/3}$ ，并整理为

$$[\xi(n')^{4/3}]' = -\beta 4(n')^{1/3} \quad (7)$$

假设边界条件有： $\delta = 0$ （即 $\xi = 0$ ）， $S_y = 0$ ，从0到 S_y 积分，代入 n' 的表达式，经整理有

$$\delta^4 = -\frac{4K \Delta T_{cs} \mu}{\sigma \rho h_{fg}} \left[\frac{d(1/R)}{dS_y} \right]^{-4/3} \int_0^{S_y} \left[\frac{d(1/R)}{dS_y} \right]^{1/3} dS_y \quad (8)$$

为了得到近似解析解，如图2所示，我们假设表面张力沿肋线性分布，即有

$$\frac{d(1/R)}{dS_y} = -\frac{1}{e} \left(\frac{2}{s} + \frac{2}{t} \right) \quad (9)$$

将(9)式代入(8)式，经计算、整理得

$$\delta^4 = -\frac{4K \mu \Delta T_{cs} S_y}{\sigma \rho h_{fg} e^2 \left(\frac{1}{s} + \frac{1}{t} \right)} \quad (10)$$

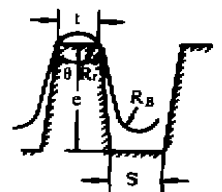


图2 梯形肋表面液膜流动分析示意图

求取平均换热系数的公式为

$$\frac{\alpha_f S_m}{K} = \int_0^{S_m} \frac{dS_y}{\delta} \quad (11)$$

把(10)式代入(11)式, 近似取 $S_m = e$, 有

$$\frac{\alpha_f e}{K} = \int_0^e \left(\frac{\sigma \rho h_{fg} \cdot \frac{2}{e} \left(\frac{1}{s} + \frac{1}{t} \right)}{4K\mu\Delta T_{vs} S_y} \right)^{1/4} dS_y \quad (12)$$

最后可得

$$\alpha_f = 0.9036 \left(\frac{K^3 \sigma \rho h_{fg} \left(\frac{1}{t} + \frac{1}{t} \right)}{e^2 \mu \Delta T_{vs}} \right)^{1/4} \quad (13)$$

2. α_h 的求取

求解 α_h 时, 由于其假设条件, 物理数学模型与 Nusselt 理论解相同, 只是液膜在其流动中, 边界上有肋片上的附加凝结液补入。我们应用 Nusselt 理论解作为基本解, 然后用附加凝结液作为修正的办法求解。

把 Nusselt 方程水平圆管外的传热方程式写为

$$\alpha_h = 1.514 \left(\frac{\mu^2}{K^3 \rho^2 g} Re \right)^{-1/3} \quad (14)$$

考虑肋上附加凝结液, 将 Re 重新定义为

$$Re = \frac{4\dot{m}r}{\mu s} \quad (15)$$

计算 α_h 可采用叠代法, 其步骤为

(1) 计算在肋上的凝结液, 即有

$$\dot{m} = \eta_f \alpha_f A_f \Delta T_{vs} / h_{fg}$$

(2) 假设 $\dot{m}r = \dot{m}$;

(3) 按(15)式计算 Re ;

(4) 按(14)式计算 α_h ;

(5) 计算 $q_h = \alpha_h A_r \Delta T_{vs}$;

(6) 设 $\dot{m}_r = \dot{m} + q_h / h_{fg}$;

(7) 重复步骤(3)到(6), 直到 \dot{m}_r 达到规定的误差。

3. α_b 的计算

求解淹没区平均换热系数 α_b 的分析如图 3 所示。按前面的分析, 简化为求解 Q_1 和 Q_2 。 Q_1 为通过滞留凝结液传入的热量, Q_2 为通过肋端传入的热量。

(1) Q_1 的求取

如图 3 所示, 求解 Q_1 的定解问题可描述为

$$\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} = 0 \quad (16)$$

$$x = 0, T = T_s \quad (17)$$

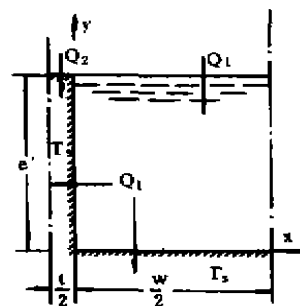


图 3 淹没区分析
模型示意图

$$y = 0, T = T_s \quad (18)$$

$$x = w, T = T_s \quad (19)$$

$$y = e', T = T_v \quad (20)$$

用分离变量法求解上述定解问题，并取级数解的第一项作为近似解，有

$$Q_1 \approx - \frac{4K_1 \Delta T_{vs}}{3\pi} C_{th} x \left(\frac{3\pi}{w} e' \right) \quad (21)$$

(2) Q_2 的求取

由于肋间凝结液滞留，认为与肋端平行，已失去表面张力作用。则肋端的液膜在重力驱动作用下流动，其平均换热系数可按Nusselt水平光管凝结换热公式直接计算，即

$$Q_2 = - \alpha_b \cdot \frac{t}{2} \cdot T_{vs} \quad (22)$$

把(14)式代入上式，有

$$Q_2 = - 0.725 \frac{t}{2} \left(\frac{K_1^3 \rho^2 g h_{j0} \Delta T_{vs}}{\mu D_0'} \right)^{1/4} \quad (23)$$

式中 D_0' 是特征长度，按淹没段的长度进行折合计算。

(3) α_b 的求取

整个淹没段沿圆周单位长度的传热量为

$$Q = Q_1 + Q_2 = - \alpha_b \left(\frac{w+t}{2} \right) \cdot \Delta T_{vs} \quad (24)$$

有

$$\alpha_b = \frac{8K_1 \Delta T_{vs}}{3\pi(m+t)} C_{th} x \left(\frac{3\pi}{w} e \right) + 0.725 \frac{t}{w+t} \left(\frac{K_1^3 \rho^2 g h_{j0}}{\mu D_0' \Delta T_{vs}} \right)^{1/4} \quad (25)$$

4. 淹没角 ϕ_f (即 $\tilde{\psi}_f$) 的求取

淹没角的分析图如图4所示。推导 ϕ_f 的详细过程参考文献[10]。在这里，我们假设

$$\cos \theta \approx 1 \quad (26)$$

$$x_L \approx L \quad (27)$$

$$y \approx w \quad (28)$$

符号 x_L 、 L 、 y 、 w 的意义如图4所示，其中 L 为导液带高度， w 为导液带厚度。

通过整理，有

$$\phi_f \approx \cos^{-1}(1-G) \quad (29)$$

式中

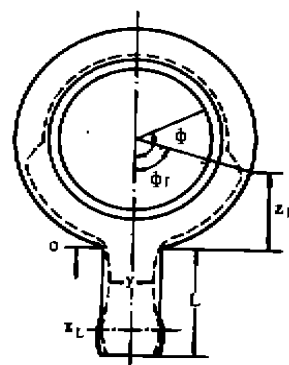


图4 淹没角分析模型示意图

$$G = \frac{2\pi qvL}{\rho qh_0 rW} + \frac{4\sigma}{\alpha \rho g d_0} - \frac{2L}{\alpha_0} \quad (30)$$

而

$$\tilde{\psi}_f = \frac{\phi_f}{\pi} \quad (31)$$

要最后解得淹没角须知道渗透率 k 。在目前, k 是一个未知的物性参量, 我们用下面的实验方法求取。

(三)、测量渗透率 k 的装置和方法

渗透率 k 是计算淹没角所必需的一个多孔导液带的物性参数。它的确定, 实质上是对多孔导液带流动阻力特性的确定。 k 与多孔导液带的孔隙度、孔隙的分布、孔隙弯曲率和几何尺寸有关。对于形状规则的一些轴向槽道管, k 值可以较为正确地按公式计算〔11〕。但是, 对多孔液带这样的金属网组成的网通道, 其液体的流动通道的形状难确定。目前没有较好的公式予以正确计算。唯有办法, 就是做实验来确定 k 的值。按我们研究分析的结果, 认为: k 值实际上并不应是一个常数, 它实际上应该包含对达西定律中各线性变量实际非线性化的修正。 k 值认为是常数, 只能在一定的范围内近似认可。

我们测量 k 值的方法是利用 (29) 式, 测得淹没角 ϕ_f 后计算出 k 值。因为实际上淹没角并不是一个很明确定义的参数, 它随测取中人为选取淹没角的位置变化而有一定的误差。所以, 我们认为精确测定 x_L 的值无实际意义。我们选取导液带的高度 L 作为定性尺度。

测量装置如图 5 所示。乙醇从稳压瓶流入均流管。均流管的上部钻有一排直径很小的微孔。从微孔中渗流出的液体经多层纱布带在下面的低均匀流动肋管上。液体流量用量筒测量, 高度用测高仪测量。本实验的关键是保证流体在测试管上均匀流动。采用本实验的方法, 据观察, 基本上达到了均流的要求。

测量了以乙醇为工质, 10 根不同类型的导液带的 k 值。其结果如表 1 所示。

上表中型号一栏中的编号是我们在做低肋管加多孔液带的凝结换热实验中所使用的部分多孔导液带〔11〕。

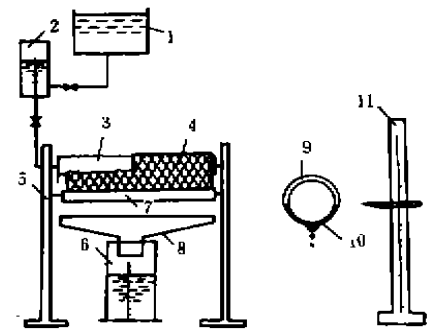


图 5 测量淹没角的实验装置示意图
1——液体容器; 2——稳压瓶;
3——均流管 4——多层纱布;
5——支架; 6——量杯; 7——
实验管; 8——漏斗; 9——非淹
没区; 10——淹没区; 11——测高
仪。

表 1 渗透率 k 的实验测量结果

型 号	BP ₁	BP ₂	BP ₃	BP ₄	BP ₅	BP ₆	BP ₇	BP ₈	BP ₉	BP ₁₀
$K \times 10^{10}$	3.81	4.68	5.29	5.45	8.30	10.12	18.5	7.91	6.59	4.3

(四)、计算结果与实验数据比较

通过理论分析解的计算并与本文作者所做实验〔11〕做了比较，应用本实验测得的 k 值计算的理论解与实验结果有很好的吻合。

表 1 中测得的 k 值，除 BP6, BP7 二组 k 值没有测准明显高于其他 k 值而偏大，使得其传热系数的计算值也偏大外（在 40% 误差内与实验数据吻合），大多数试件都能在 $\pm 30\%$ 以内使理论值与相应的实验数据吻合。计算结果与实验数据的比较以 BP9 和 BP5 为例，在图 6 中给出。

从总的比较结果看，计算值都略有偏大。这可能是由于：

1. 我们选取淹没角的定义方式与理论模型之间有一定的差别。因为在理论模型上，我们认为淹没区与非淹没区截然分开。然而，实际上淹没区与非淹没区并没有界线分明的转折点。从非淹没区到淹没区有一个过渡区。所以，预计增加一个过渡区用三区域模型分析将比二区域模型更好。

2. 分析模型中的假设可能有不当之处。例如，完全忽略重力，肋片上的膜流动成为沿肋片的一维流动会使计算值略有偏大。

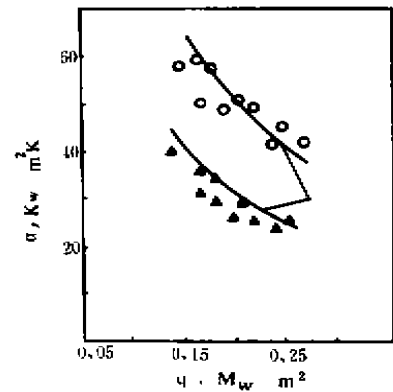


图 6 理论值与实验值的比较

1——理论曲线；▲——BP9 实验值；○——BP5 实验值

三、结 论

基于换热机理分析和简化处理，对水平低肋管加多孔液带的凝结换热进行了理论分析，计算值同实验值的最大偏差在 $\pm 30\%$ 以内。文中采用的测量渗透率的方法简单可行。

符 号 说 明

R ——液膜弯曲半径	k ——多孔导液带渗透率
K ——导热系数(W/mk)	s ——肋基处肋间距(m)
A_r ——肋间管外表面积(m^2)	h_{fg} ——汽化潜热(KJ/Kg)
a ——肋端处肋间距(m)	A_j ——肋外表面积(m^2)
t ——肋端厚度(m)	A ——以肋基直径计算的管外表面积(m^2)
S_m ——肋部液膜曲面总长	ΔT ——温差
δ ——液膜厚度(m)	σ ——表面张力(N/m)
ρ ——密度(Kg/m^3)	α ——管外凝结换热系数($KW/m^2 \cdot ^\circ C$)

ϕ_f ——淹没角,

μ ——动力粘性系数(Kg/ms),

$\tilde{\psi}$ 淹没区所占传热区份额。

下标

l ——凝结液,

v ——饱和蒸汽,

s ——肋管外表面,

f ——梯形肋表面,

b ——淹没区,

h ——肋间管表面; 水平光管。

参 考 文 献

- [1] Beatty, K. O. Jr. and Katz, D.L., Condensation of Vapors on Outside of Finned Tubes, Chemical Engineering Progress, 1948, 44 : 55-70
- [2] Fujii, T., Honda, H., Oda, K., Condensation of Steam on A Horizontal Tube—the Influence of Oncoming Velocity and Thermal Condition at the Tube Wall, Condensation Heat Transfer Conference, San Diego, California, 1979, August, 6-8
- [3] Karkhu, V. A. and Borovkov, V. P., Heat Transfer-Soviet Res., 1971, 3 : 183-191
- [4] Rifert, V. G., Barabash, P. A., Golubev, A. B., Leontyev, G.G. and Chaplinskyy, S. L., Heat Transfer -Soviet Res. 1977, 9 : 23-27
- [5] Rudy, T. M. and Webb, R. L., I. Heat Transfer, 1985, 107 : 361-388
- [6] Hirasawa, S., Hijikata, K., Mori, Y. and Nakayama, Proceedings of the Sixth International Heat Transfer Conference, Toronto, Canada, 1978, 2 : 413-418
- [7] Hirasawa, S., Hijikata, K., Mori, Y. and Nakayama, W., Int. J. Heat Mass Transfer, 1980, 23(11) : 1471-1478
- [8] Honda, H., Nozu, S. and Mitsumori, K., Proc. ASME-JSME Thermal Eng. Conf., Honolulu, 1983, 3 : 289-296
- [9] Honda, H. and Nozu, S., Proc. Int. Symp. on Heat Transfer, Beijing, China, 1985, 2
- [10] 马同泽等, 热管, 北京科学出版社, 1985
- [11] Du Yang, Xia lilang and Xin Mingdao, Proceedings of International Symposium on Phase Change Heat Transfer, Chongqing, China 1988, 454-458