

山西能源学院教案

授课班级_____

授课时间_____

计 2 学时

课题（章节及内容）	6.3 内部流动强制对流换热实验关联式
教学目的和要求	<ol style="list-style-type: none"> 1. 了解管内强迫流动边界层演变的基本特点，了解对流换热的特点和影响因素； 2. 掌握管内流体平均速度与平均温度的计算方法； 3. 掌握管内对流换热的实验关联式选用原则和计算方法； 4. 掌握管内对流换热的实验关联式的修正方法；
重点难点	管内流动时表面传热系数的变化规律，管内流体平均温度计算公式，管内对流换热的实验关联式。
教学进程（含课堂教学内容、教学方法、辅助手段等）	<p>教学内容：</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. 管内进口段与充分发展段，管内热进口段与热充分发展段，管内流体温度变化机理及其计算，管内对流换热的其它影响因素。 2. 常用的管内强迫流动准则公式，对流换热的各种影响因素及修正方法，换热计算的基本方法。 <p>教学方法：讲授与练习、启发讨论、诱导式、归纳总结法。</p>
作业布置	6-18、6-27
主要参考资料	<ol style="list-style-type: none"> 1. 杨世铭 陶文铨，《传热学》（第四版），高等教育出版社，2006. 2. 章熙民、任泽霈等，《传热学》，中国建筑工业出版社，2014.
课后自我总结分析	在课堂教学中穿插一些生活实例. 用力知学知识进行解释. 使学生从根本上清楚原因，会提高学生的学习兴趣。

山西能源学院教案

6.3 内部流动强制对流换热实验关联式

一. 管槽内强制对流流动和换热的特

征边界层的发展受到限制

1. 流动有层流和湍流之分。

层流: $Re < 2300$

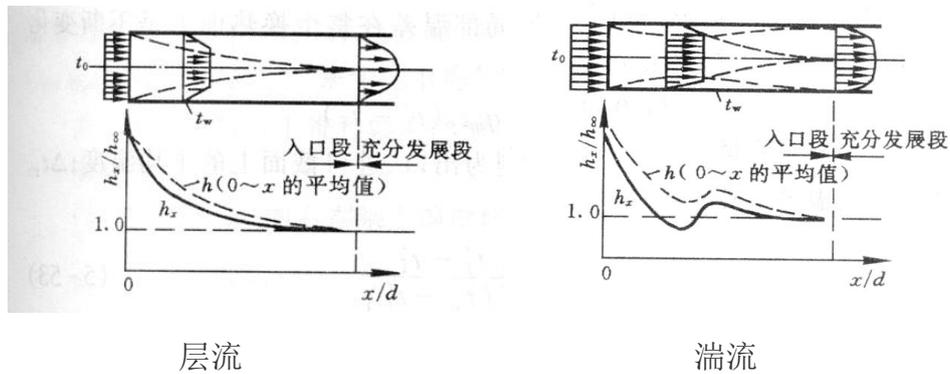
过渡区: $2300 < Re < 10000$

旺盛湍流: $10000 \leq Re$

2. 入口段的热边界层薄, 表面传热系数高。

层流入口段长度: $l/d \approx 0.05 Re Pr$

湍流时: $l/d \approx 60$



充分发展段的特点

流动充分发展段: 流体径向速度分量为 0; 轴向速度不再沿流向改变。

热充分发展段: t_f 及 t_w 与管内任意点的温度 t 组成的无量纲温度随管长保持不变。

3. 热边界条件有均匀壁温和均匀热流两种。

湍流: 除液态金属外, 两种条件的差别可不计

层流: 两种边界条件下的换热系数差别明显。

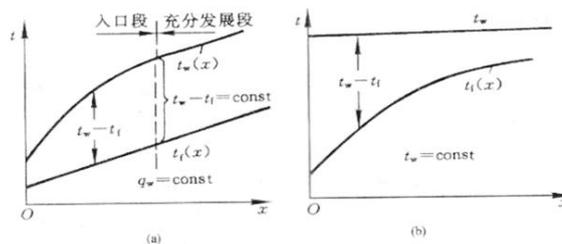


图 5-18 均匀热流与均匀壁温条件下流体温度及壁面温度沿主流方向的变化

常热流边界条件下:

$$\frac{dt_f}{dx} = \frac{2q}{\rho c_p u_m R} = \text{const}$$

故, 常热流边界条件下, 全管长的平均温度可取为进出口断面流体平均温度的算术平均值

$$t_f = (t_f' + t_f'')/2$$

在热充分发展段有:

$$\frac{dt_f}{dx} = \frac{dt_w}{dx} = \text{const}$$

故, 常热流边界条件下, 全管长的流体与管壁间的对流换热传热温差, 可取为进出口温度差的算术平均值

$$\Delta t = (\Delta t' + \Delta t'')/2$$

常壁温边界条件下:

$$\frac{dt_f}{dx} = \frac{2h_x(t_w - t_f)_x}{\rho c_p u_m R} \Rightarrow -\frac{d(t_w - t_f)_x}{(t_w - t_f)_x} = \frac{2h_x dx}{\rho c_p u_m R}$$

故, 常壁温边界条件下, 流体与壁面间的温度差将沿管长按对数曲线规律变化。进一步推导, 可得全管长流体与壁面间的平均温度差:

$$\Delta t_m = \frac{(t_w - t_f') - (t_w - t_f'')}{\ln\left(\frac{t_w - t_f'}{t_w - t_f''}\right)} = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{\ln\frac{\Delta t'}{\Delta t''}}$$

二. 管槽内湍流强制对流传热关联式

1. 实用上使用最广的是迪贝斯-贝尔特公式:

$$Nu_f = 0.023 Re_f^{0.8} Pr_f^n$$

加热流体时 $n = 0.4$, 冷却流体时 $n = 0.3$ 。

式中定性温度采用流体平均温度 t_f , 特征长度为管内径。

实验验证范围: $Re_f = 10^4 \sim 1.2 \times 10^5$, $Pr_f = 0.7 \sim 120$, $l/d \geq 60$ 。

此式适用与流体与壁面具有中等以下温差场合。

(1) 变物性影响的修正

实际上来说, 截面上的温度并不均匀, 导致速度分布发生畸变。

一般在关联式中引进乘数 $(\eta_f / \eta_w)^n$ 或 $(Pr_f / Pr_w)^n$, 来考虑不均匀物性场对换热的影响。

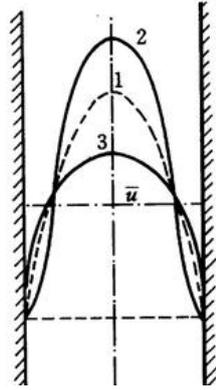


图 6-9 换热时管内速度分布的畸变
1—等温流;2—冷却液体或加热气体;3—加热液体或冷却气体

大温差情形,可采用下列任何一式计算。

迪贝斯—贝尔特修正公式, $n=0.4$

$$Nu_f = 0.023 Re_f^{0.8} Pr_f^n c_t$$

对气体被加热时,

$$c_t = \left(\frac{T_f}{T_w} \right)^{0.5}$$

当气体被冷却时,

$$c_t = 1$$

对液体,冷却或加热时

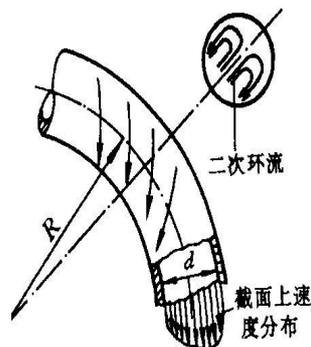
$$c_t = \left(\frac{\eta_f}{\eta_w} \right)^m \begin{cases} m = 0.11 \\ m = 0.25 \end{cases}$$

2. 入口段

入口段的传热系数较高。对于通常的工业设备中的尖角入口,有以下入口效应修正系数:

$$c_l = 1 + \left(\frac{d}{l} \right)^{0.7}$$

3. 螺线管



强化了换热。对此有螺线管修正系数：

对于气体

$$c_r = 1 + 10.3 \left(\frac{d}{R} \right)^3$$

对于液体

$$c_r = 1 + 1.77 \frac{d}{R}$$

三、管内层流换热关联式

表 5-3 不同截面形状的管槽内层流充分发展换热的 Nu 数

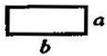
截面形状	$Nu = hd_c/\lambda$		$fRe \left(Re = \frac{ud_e}{\nu} \right)^{\text{①}}$
	均匀热流	均匀壁温	
正三角形 	3.11	2.47	53
正方形 	3.61	2.98	57
正六边形 	4.00	3.34	60
圆 	4.36	3.66	64
$\frac{b}{a}=2$ 长方形 	4.12	3.39	62

表 5-3(续)

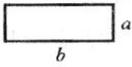
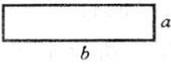
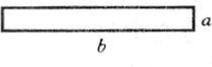
截面形状	$Nu = hd_c/\lambda$		$fRe \left(Re = \frac{ud_e}{\nu} \right)$
	均匀热流	均匀壁温	
$\frac{b}{a}=3$ 	4.79	3.96	69
$\frac{b}{a}=4$ 	5.33	4.44	73
$\frac{b}{a}=8$ 	6.49	5.60	82
$\frac{b}{a}=\infty$ 	8.23	7.54	96

表 5-4 环形空间内层流充分发展对流换热的 Nu 数

(一侧壁面绝热,另一侧壁面等温)

内外径之比 d_i/d_o	内壁 Nu_i	外壁 Nu_o
0	/	3.66
0.05	17.46	4.06
0.10	11.56	4.11
0.25	7.37	4.23
0.50	5.74	4.43
1.00	4.86	4.86

定性温度为流体平均温度 t_f (η_w 按壁温 t_w 确定), 管内径为特征长度, 管子处于均匀壁温。

实验验证范围为:

$$Pr_f = 0.48 \sim 16700,$$

$$\frac{\eta_f}{\eta_w} = 0.0044 \sim 9.75,$$

$$\left(\frac{Re_f Pr_f}{l/d} \right)^{1/3} \left(\frac{\eta_f}{\eta_w} \right)^{0.14} \geq 2.$$