

传热学

Heat transfer

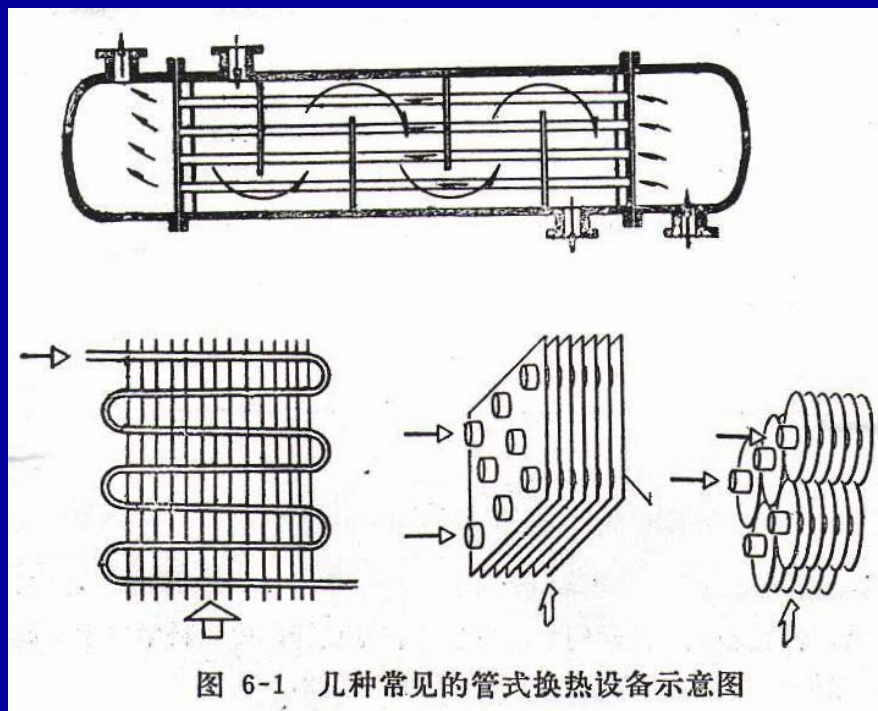
张靖周

能源与动力学院

第五章

单相流体对流换热

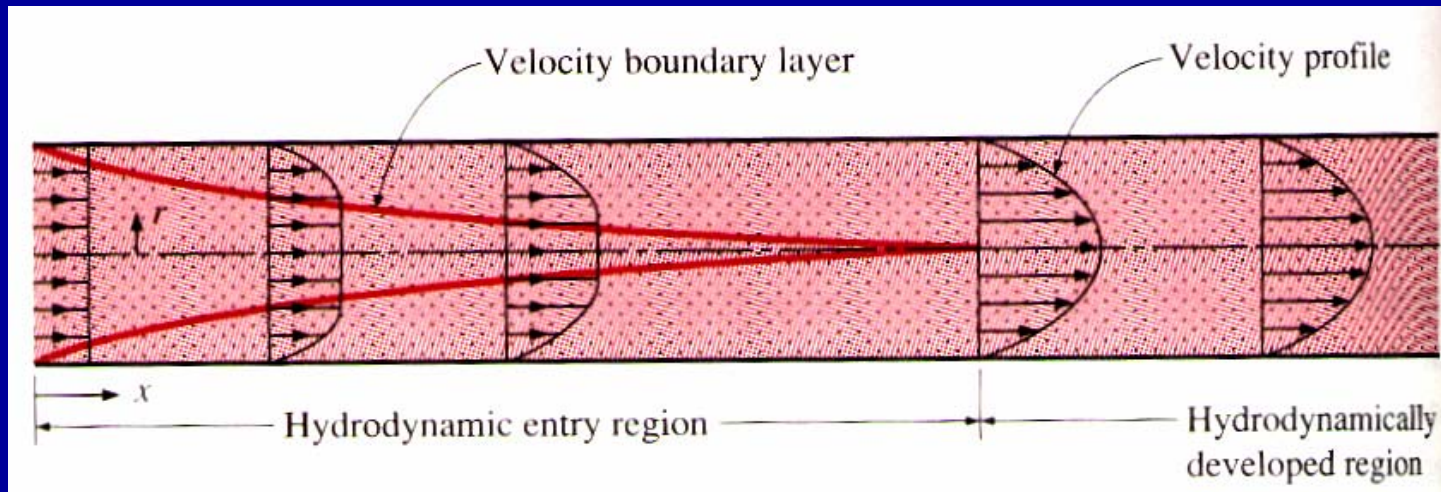
5-2 管内受迫对流换热



工程上、日常生活中有大量应用：
暖气管道、各类热水及蒸汽管道、换热器

一、常物性流体管内强迫对流换热的特点

1、流动进口段与充分发展段



层流、湍流；临界雷诺数 $Re_c=2300$

$$Re = \frac{u_m d}{\nu} = < 2300 \quad \text{—— 层流区}$$

$$Re \in (2300, 10^4) \quad \text{—— 过渡区}$$

$$Re > 10^4 \quad \text{—— 湍流区}$$

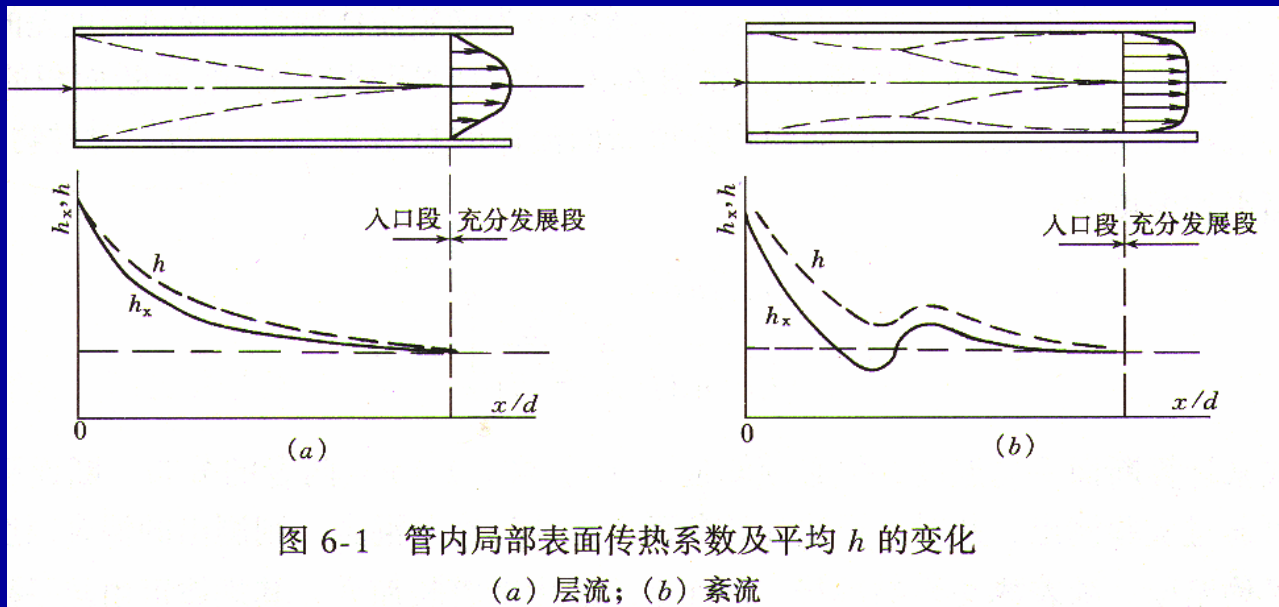


图 6-1 管内局部表面传热系数及平均 h 的变化
(a) 层流; (b) 紊流

■ **流动进口段:** 层流: $\frac{L}{d} \approx 0.05 \text{Re}$; 湍流: $\frac{L}{d} \in [10, 60]$

■ **流动充分发展段:** $v = 0$; $\frac{\partial u}{\partial x} = 0$

层流充分发展段: 圆管截面上速度分布为抛物线形:

$$\frac{u(r)}{u_m} = 2 \left(1 - \frac{r^2}{R^2} \right); \quad u_m \text{ — 截面上平均流速}$$

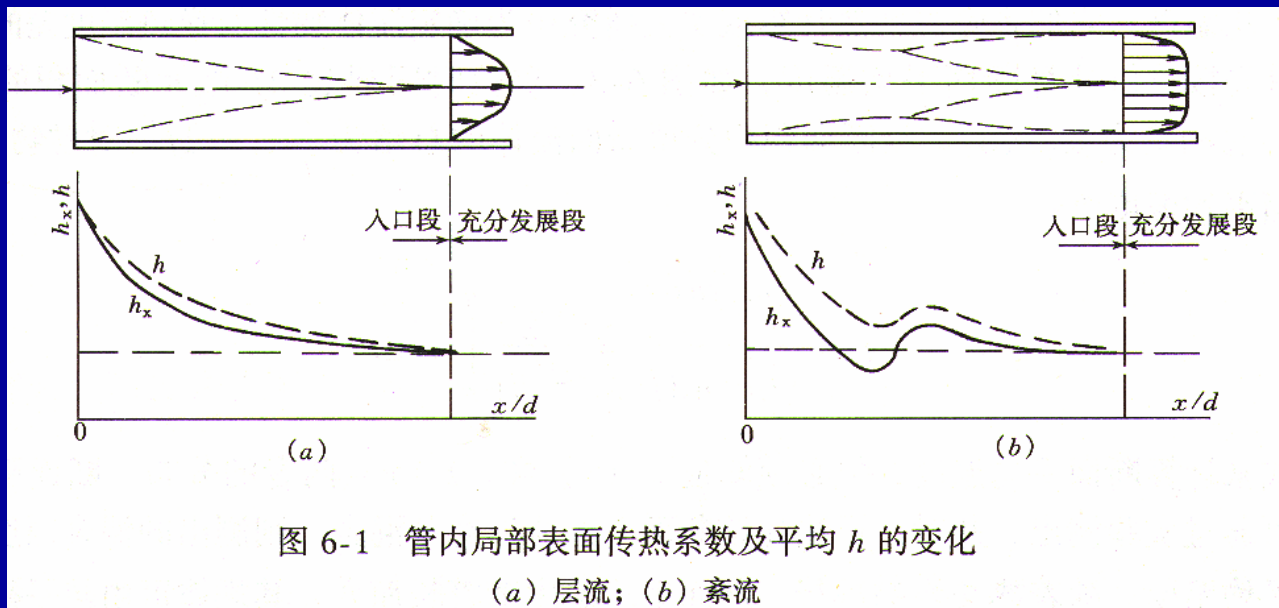


图 6-1 管内局部表面传热系数及平均 h 的变化

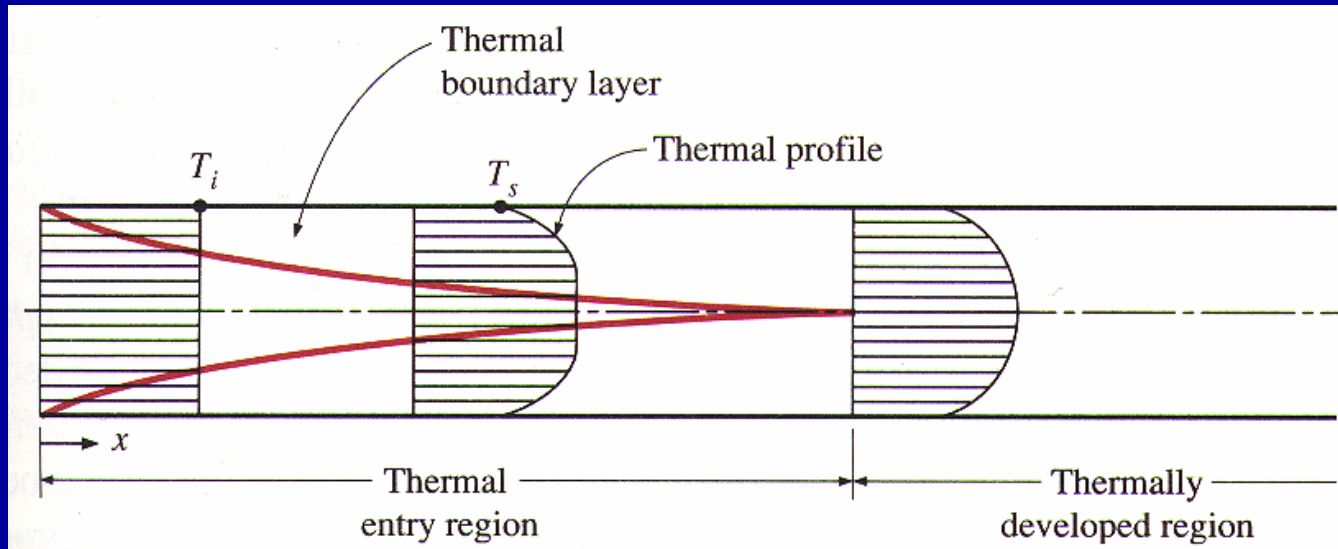
层流充分发展段：圆管截面上速度分布为抛物线形：

$$\frac{u(r)}{u_m} = 2 \left(1 - \frac{r^2}{R^2} \right); \quad u_m \text{ — 截面上平均流速}$$

层流充分发展段：沿流动方向压力梯度不变

$$f = \frac{64}{\text{Re}}; \quad \Delta p = f \frac{l}{d} \frac{\rho u_m^2}{2}$$

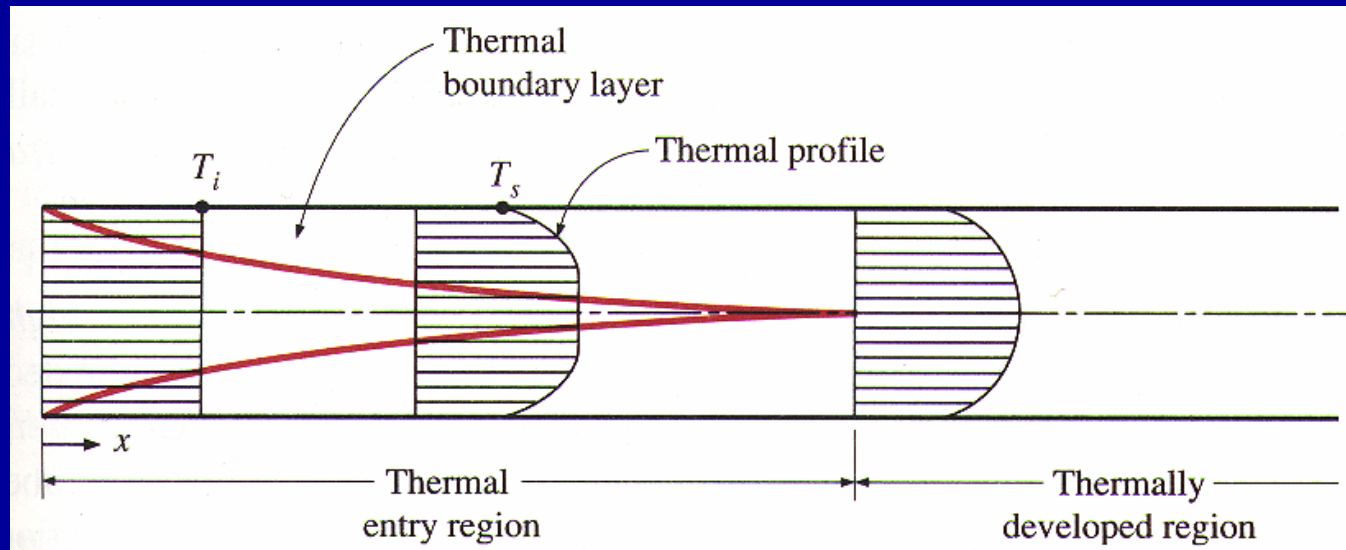
2、热进口段与充分发展段



热进口段长度：

$$\text{层流：} \frac{L_t^{T_w}}{d} \approx 0.05 \text{Re Pr}; \quad \frac{L_t^{q_w}}{d} \approx 0.07 \text{Re Pr}$$

$$\text{湍流：} \frac{L_t}{d} \in [10, 45]$$



思考：在热充分发展段，流体温度型面是否变化？

热充分发展段：

$$\frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{T_w - T}{T_w - T_f} \right) = 0; \quad \frac{T_w - T}{T_w - T_f} \text{ 只是 } r \text{ 的函数}$$

$$T = f_1(x, r), \quad T_w = f_2(x), \quad T_f = f_3(x)$$

3、流体平均温度的变化规律-根据热平衡分析

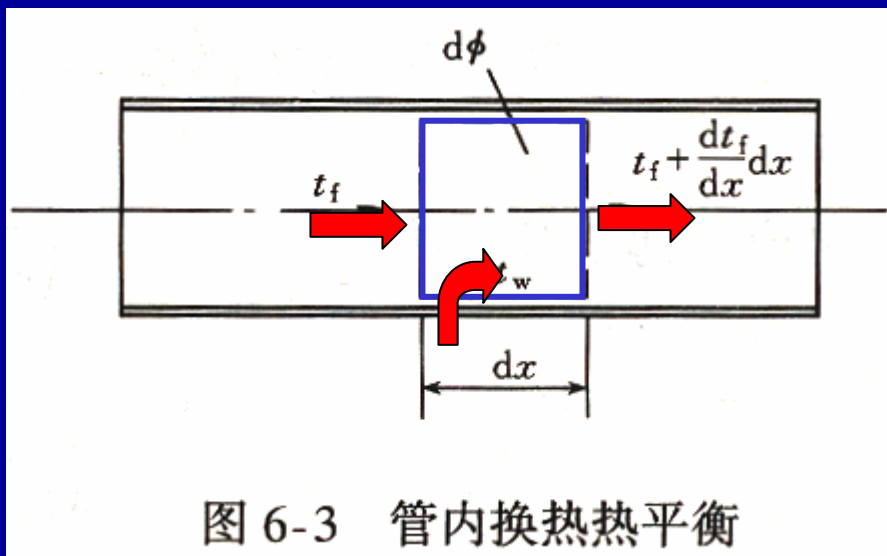


图 6-3 管内换热热平衡

在管中取一微元段 dx
 流体获得热量 $d\Phi$
 温度变化了 dT_f

该微元段的热平衡式：

$$dQ = q_w \cdot 2\pi R dx = h_x (T_w - T_f) \cdot 2\pi R dx = \rho u_m \pi R^2 c_p dT_f$$

进口平均温度

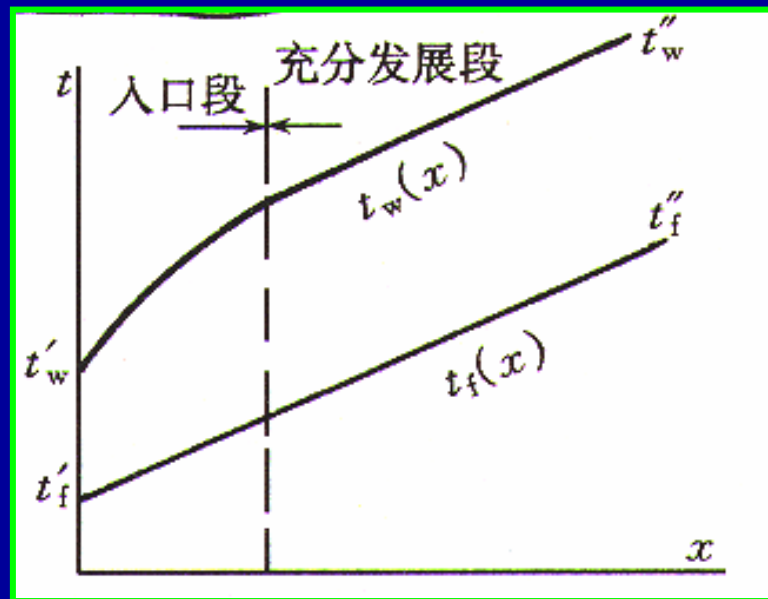
$$\frac{dT_f}{dx} = \frac{2q_w}{\rho c_p u_m R} = \frac{2h_x (T_w - T_f)}{\rho c_p u_m R}$$

$$T_f(x) = T_f' + \int_0^x \frac{2q_w}{\rho c_p u_m R} dx = T_f' + \int_0^x \frac{2h_x (T_w - T_f)}{\rho c_p u_m R} dx$$

■ 当 $q_w = \text{const}$ 时:

$$\frac{dT_f}{dx} = \frac{2q_w}{\rho c_p u_m R} = \text{const}$$

$$T_f(x) = T_f' + \frac{2q_w}{\rho c_p u_m R} x$$



出口平
均温度

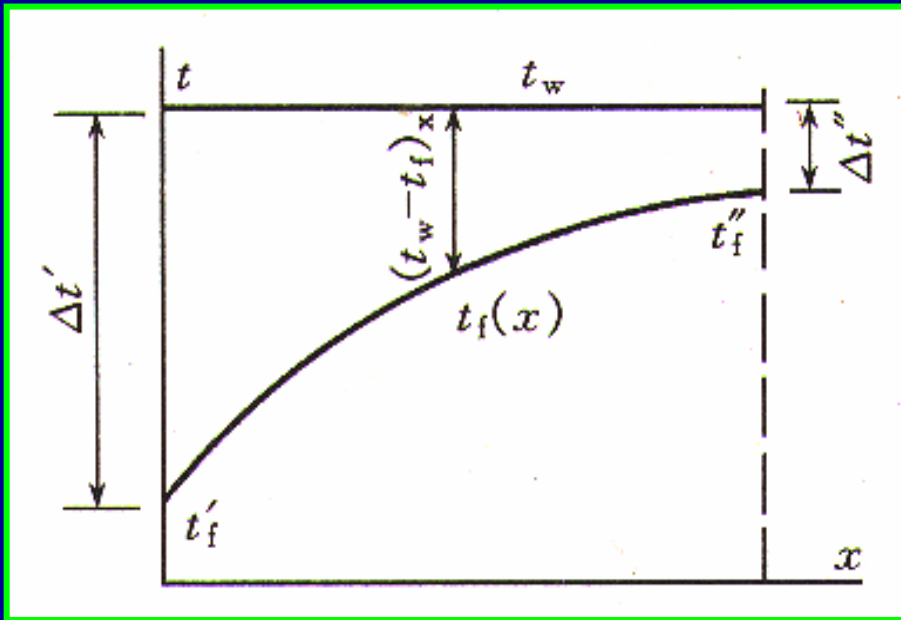
$$T_f'' = T_f' + \frac{2q_w}{\rho c_p u_m R} l$$

全管长的
平均温度

$$T_f = \frac{T_f' + T_f''}{2}$$

■ 当 $T_w = \text{const}$ 时:
$$\frac{dT_f}{dx} = \frac{2h_x(T_w - T_f)}{\rho c_p u_m R}$$

$$\ln \frac{(T_w - T_f)_x}{T_w - T_f'} = - \frac{2hx}{\rho c_p u_m R} \quad \frac{\Delta T_x}{\Delta T'} = e^{-\frac{2hx}{\rho c_p u_m R}}$$



全管长流体的平均温度:

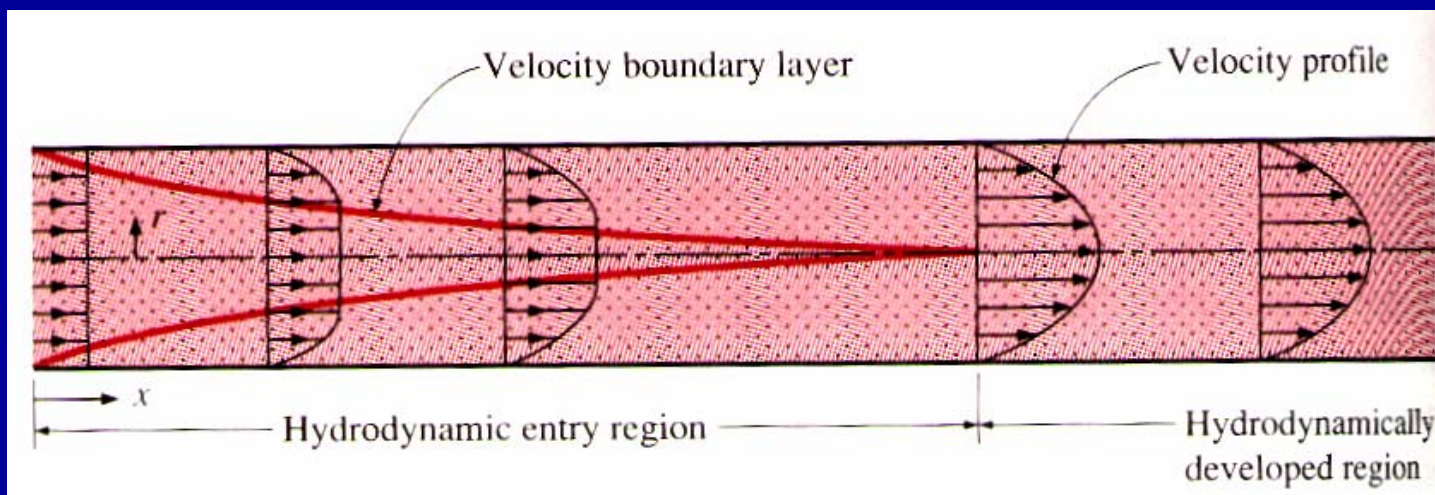
$$T_f = T_w \pm \Delta T_m$$

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T' - \Delta T''}{\ln \frac{\Delta T'}{\Delta T''}} \quad \text{对数平均温差}$$

当 $\Delta T' / \Delta T'' < 2$ 时, $\Delta T_m = (\Delta T' + \Delta T'') / 2$ 误差小于4%

二、流体热物性变化对换热的影响

■ 在管内充分发展段，当流体物性为常数时，截面上流体的速度分布将不再改变，出现所谓的速度“自模化”的现象



■ 如果物性随温度变化产生的影响不能被忽略时，这一结论就不再成立了

对于液体：主要是粘性随温度而变化

$$T \uparrow \Rightarrow \mu \downarrow$$

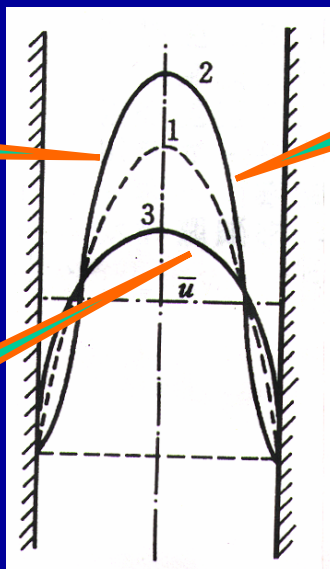
对于气体：除了粘性，还有密度和热导率等

$$T \uparrow \Rightarrow \mu \uparrow, \rho \downarrow, \lambda \uparrow$$

1、粘性系数随温度变化产生的影响

冷却液体
加热气体

等温流

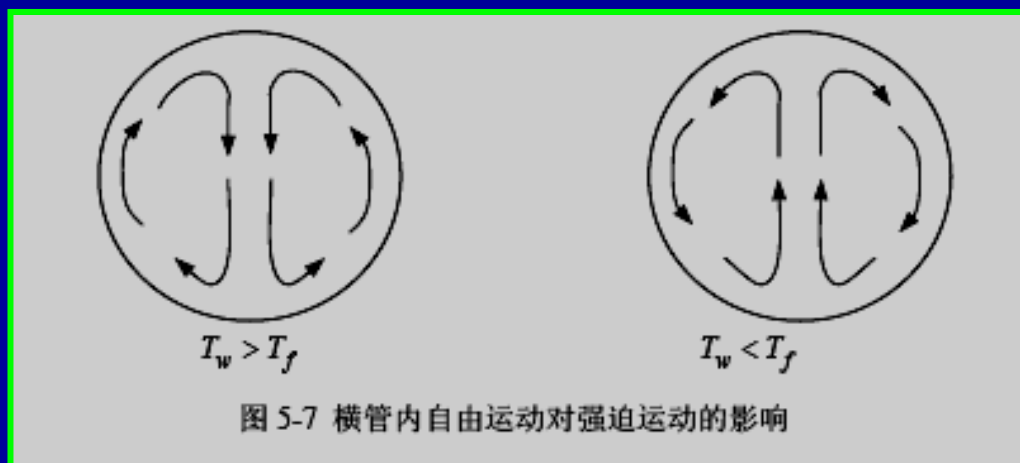
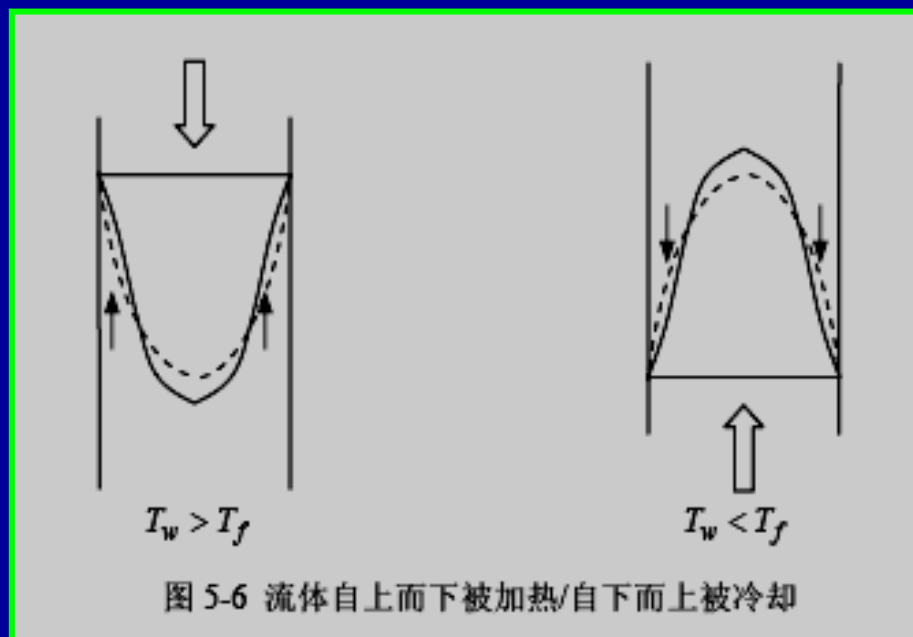


加热液体
冷却气体

图 5-19 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

流体平均温度相同的条件下，液体被加热时的表面传热系数高于液体被冷却加热时的值

2、密度随温度变化产生的影响



三、管内强迫对流换热特征数关联式

1、层流换热 ($Re < 2300$)

(1) 西得-塔特 (Sieder-Tate) 关联式

$$Nu_f = 1.86(Re_f Pr_f \frac{d}{L})^{1/3} \left(\frac{\mu_f}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

适用的参数范围:

$$Re_f < 2300; 0.48 < Pr_f < 16700; Re_f Pr_f \frac{L}{d} > 10; 0.0044 < \frac{\eta_f}{\eta_w} < 9.75$$

(2) 热充分发展段:

$$Nu_f = 3.66 \quad \text{---} \quad T_w = const$$

$$Nu_f = 4.36 \quad \text{---} \quad q_w = const$$

(3) 进口段局部表面传热系数 (B.S.Petukhov) :

$T_w = \text{const} :$

$$Nu_x = \frac{h_x d}{\lambda} = 1.03 \left(\frac{1}{\text{Pe}} \frac{x}{d} \right)^{-1/3} = 1.03 (\text{Re Pr} \frac{d}{x})^{1/3}$$

适用的参数范围: $\frac{1}{\text{Pe}} \frac{x}{d} < 0.01$; 常物性; 误差 $\pm 3\%$

$q_w = \text{const} :$

$$Nu_x = \begin{cases} 1.31 \left(\frac{1}{\text{Pe}} \frac{x}{d} \right)^{-1/3} = 1.31 (\text{Re Pr} \frac{d}{x})^{1/3}; & \frac{1}{\text{Pe}} \frac{x}{d} \leq 0.001 \\ 4.36 + 1.31 \left(\frac{1}{\text{Pe}} \frac{x}{d} \right)^{-1/3} \exp \left(-13 \sqrt{\frac{1}{\text{Pe}} \frac{x}{d}} \right); & \frac{1}{\text{Pe}} \frac{x}{d} > 0.001 \end{cases}$$

2、湍流换热 ($Re > 10^4$)

(1) 迪图斯-玻尔特 (**Dittus-Boelter**) 关联式:

$$Nu_f = 0.023 Re_f^{0.8} Pr_f^m; \quad m = \begin{cases} 0.4 & (t_w > t_f) \\ 0.3 & (t_w < t_f) \end{cases}$$

适用的参数范围:

$$Re_f \geq 10^4; \quad 0.7 \leq Pr_f \leq 160; \quad \frac{L}{d} \geq 10$$

评价: 误差大; 适用于壁面与流体温差不很大时

$$Nu_f = 0.023 Re_f^{0.8} Pr_f^m; \quad m = \begin{cases} 0.4 & (t_w > t_f) \\ 0.3 & (t_w < t_f) \end{cases}$$

■ 由于没有考虑变物性，只适用于壁面和流体的温差不很大的情况：

$\Delta t < 50^\circ \text{C}$ (气体); $\Delta t < 20^\circ \text{C}$ (水); $\Delta t < 10^\circ \text{C}$ (油)



■ Petukhov等人的研究表明：
上式只在有限的范围内适用
当 Re 在 $10^4 \sim 10^6$ 之间、 Pr 在
 $0.5 \sim 100$ 之间时，

Re_f 的幂指数为 $0.79 \sim 0.92$

m 为 $0.6 \sim 0.25$

(2) 西得-塔特 (Sieder-Tate) 关联式
(计及热物性的影响) :

$$Nu_f = 0.027 Re_f^{0.8} Pr_f^{1/3} \left(\frac{\mu_f}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

适用的参数范围:

$$Re_f \geq 10^4; 0.7 \leq Pr_f \leq 16700; \frac{L}{d} \geq 10$$

评价: 误差大; 近似适用于液体被加热的情况。

(3) 彼都霍夫 (B.S.Petukhov) 关联式:

$$Nu_f = \frac{(f/8)Re_f Pr_f}{1 + 900/Re_f + 12.7\sqrt{f/8}(Pr_f^{2/3} - 1)}$$

$$f = (1.82 \log Re_f - 1.64)^{-2} \quad \text{—摩擦系数}$$

适用范围: $10^4 \leq Re_f \leq 5 \times 10^6$; $0.5 \leq Pr_f \leq 2000$

评价: 准确; 与实验数据的均方根偏差为 $\pm 5\%$

局部对流换热:

$$\frac{Nu_x}{Nu_f} = 1 + 0.416 Pr_f^{-0.4} \left(\frac{x}{d}\right)^{-1/4} \left(1 + \frac{3600}{Re_f \sqrt{x/d}}\right) \exp\left(-0.17 \frac{x}{d}\right)$$

适用范围: $4000 \leq Re_f \leq 10^6$, $0.7 \leq Pr_f \leq 100$, $\frac{x}{d} > 0.5$

(4) 格尼林斯基 (Gnielinski) 关联式:

$$Nu_f = \frac{(f/8)(Re_f - 1000)Pr_f}{1 + 12.7\sqrt{f/8}(Pr_f^{2/3} - 1)}$$

适用范围: $3000 \leq Re_f \leq 5 \times 10^6$; $0.5 \leq Pr_f \leq 2000$

■ 从迪图斯-玻尔特 (Dittus-Boelter) 关联式:

$$h = f(u^{0.8}, \lambda^{0.6}, c_p^{0.4}, \rho^{0.8}, \eta^{-0.4}, d^{-0.2})$$

流速和密度均以0.8次幂影响表面传热系数, 影响最大

管径: 在不改变流速及温度的条件下, 管径小传热强

圆管改成椭圆管可以在保证周长不变时, 断面积及管径减小, 换热增强; 管外流动也得以改善

3、过渡区中对流换热 ($2300 < Re < 10^4$)

格尼林斯基 (V.V.Gnielinski) 关联式:

气体: $0.6 < Pr_f < 1.5$; $0.5 < \frac{T_f}{T_w} < 1.5$; $2300 < Re_f < 10^4$

$$Nu_f = 0.0214(Re_f^{0.8} - 100)Pr_f^{0.4} \left[1 + \left(\frac{d}{l} \right)^{2/3} \right] \left(\frac{T_f}{T_w} \right)^{0.45}$$

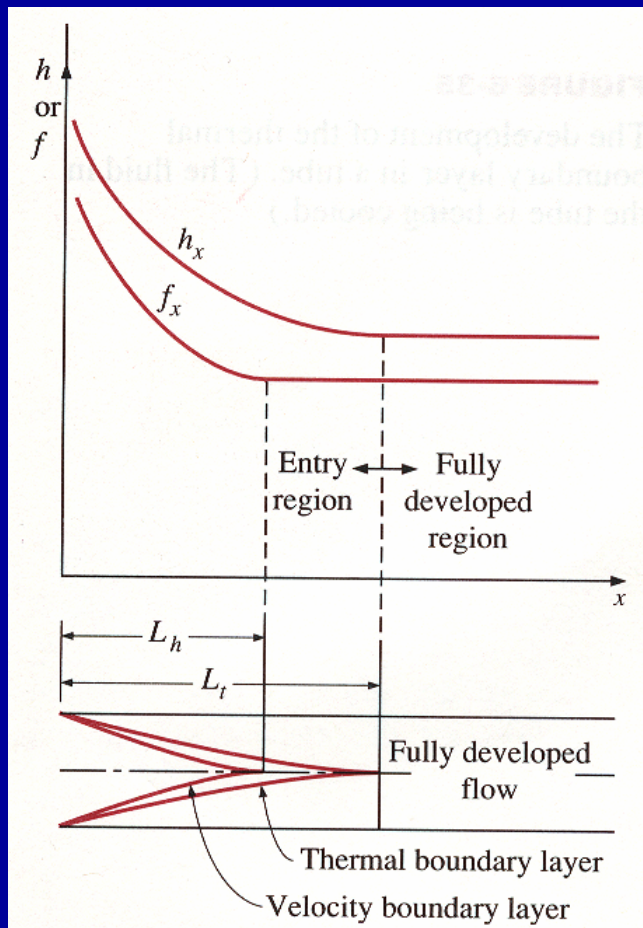
液体: $1.5 < Pr_f < 500$; $0.05 < \frac{Pr_f}{Pr_w} < 20$; $2300 < Re_f < 10^4$

$$Nu_f = 0.012(Re_f^{0.87} - 280)Pr_f^{0.4} \left[1 + \left(\frac{d}{l} \right)^{2/3} \right] \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0.11}$$

四、修正和应用范围扩展

1、进口效应对换热的影响

进口段的 h 比充分发展段的 h 大



通常计算平均表面传热系数的经验公式由 $L/d > 60$ 的长管实验数据综合得到的

对于 $L/d < 60$ 短管，应进行修正：

$$h_{\text{短管}} = h_{\text{公式}} C_L$$

$$C_L = 1 + \left(\frac{d}{L} \right)^{0.7}$$

管内对流换热进口段的局部Nusselt数

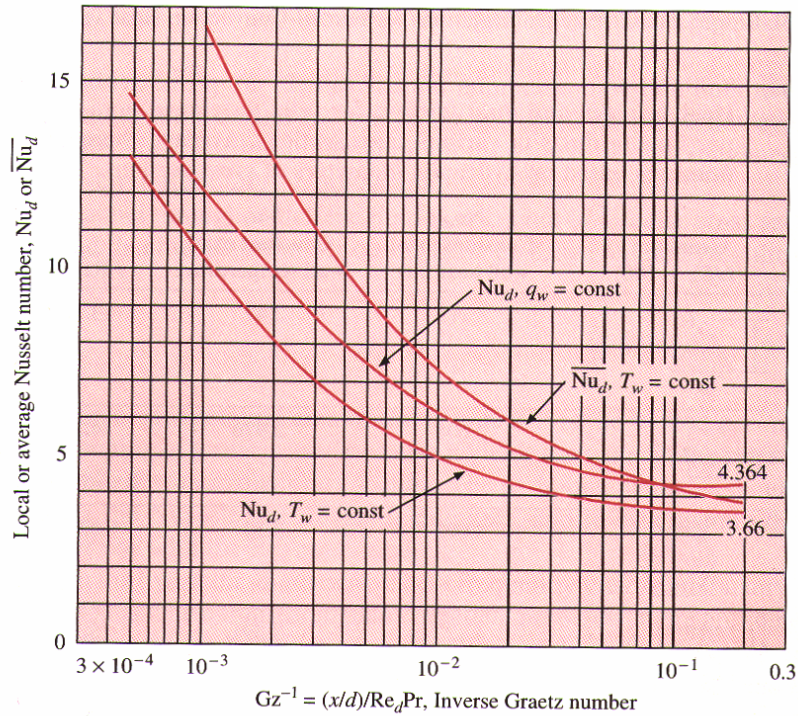


FIG. 6-5

Local and average Nusselt numbers for circular tube thermal entrance regions in fully developed laminar flow.

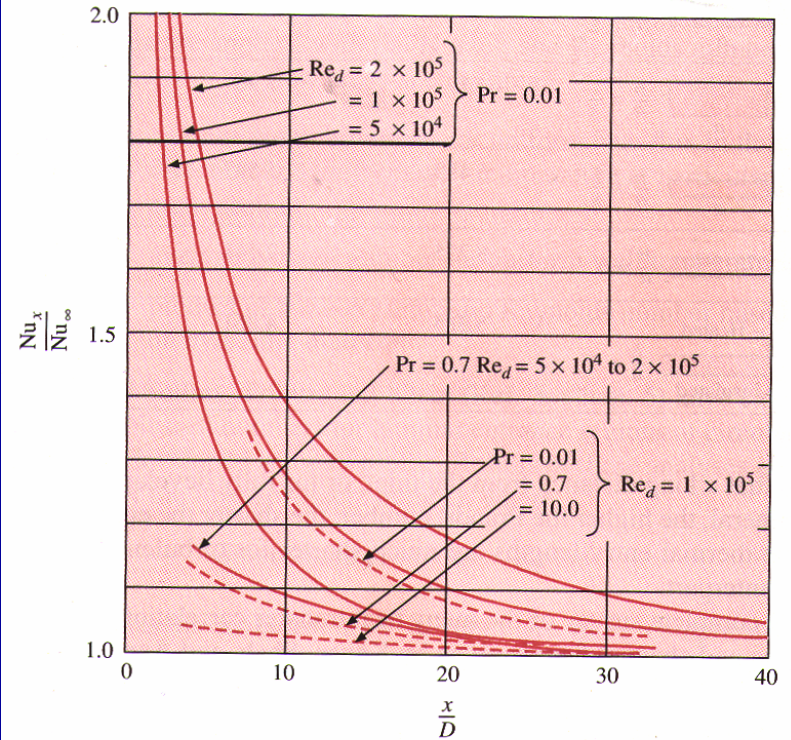


FIG. 6-6

Turbulent thermal entry Nusselt numbers for circular tubes with $q_w =$ constant.

2、流体热物性变化对换热的影响

计及流体热物性对换热的影响，用热边界层的平均温度 T_m 作定性温度；引入温度修正系数：

$$\left(\frac{\eta_f}{\eta_w}\right)^n, \left(\frac{T_f}{T_w}\right)^n, \left(\frac{\text{Pr}_f}{\text{Pr}_w}\right)^n$$

液体： 在上式中附加修正项 $\left(\frac{\eta_f}{\eta_w}\right)^n$ $n = \begin{cases} 0.11 & (t_w > t_f) \\ 0.25 & (t_w < t_f) \end{cases}$

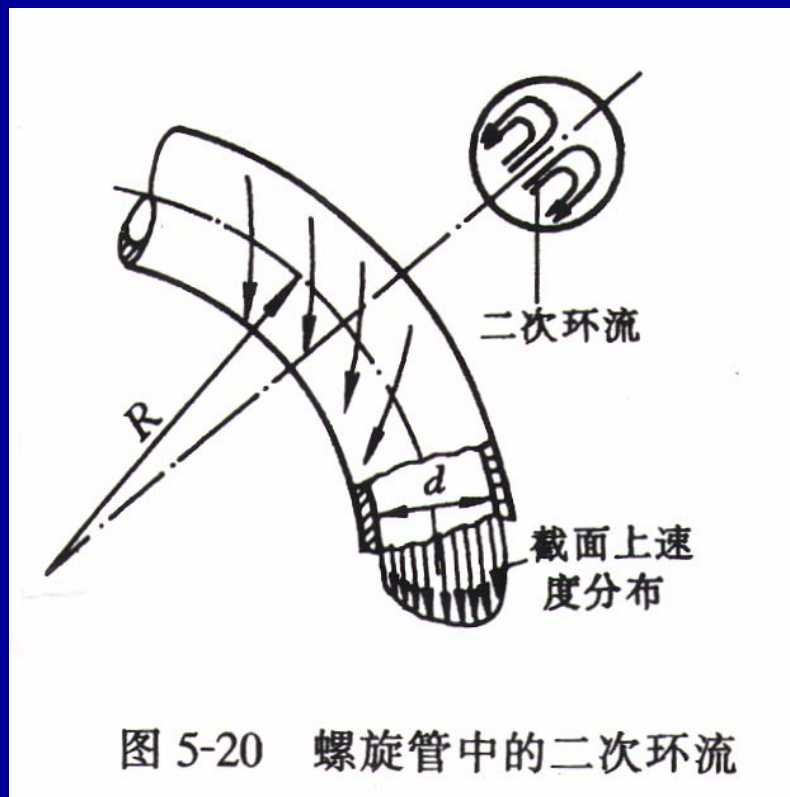
适用范围：

$$\eta_f / \eta_w = 0.025 \sim 12.5; 10^4 \leq Re_f \leq 1.25 \times 10^5, 2 \leq Pr_f \leq 140$$

气体： 在上式中附加修正项 $\left(\frac{T_f}{T_w}\right)^n$ $n = \begin{cases} 0.5 & (t_w > t_f) \\ 0.36 & (t_w < t_f) \end{cases}$

适用范围： $T_f / T_w = 0.25 \sim 2.5; 10^4 \leq Re_f \leq 5 \times 10^6$

3、弯管效应



离心力 \longrightarrow 二次环流

\longrightarrow 换热增强

修正系数:

气体:

$$C_R = 1 + 1.77(d/R)$$

液体: $C_R = 1 + 10.3(d/R)^3$

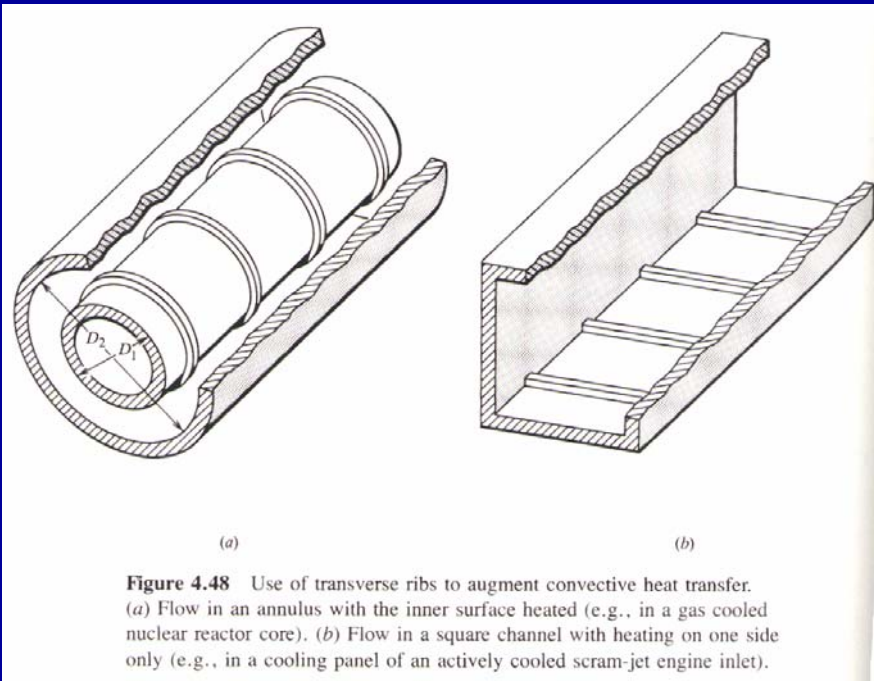
R — 螺旋管曲率半径[m]; d — 管直径[m]

4、管壁粗糙度的影响

粗糙管：铸造管、冷拔管等

层流：影响不大

湍流：粗糙度 $\Delta >$ 层流底层厚度 δ 时：换热增强
粗糙度 $\Delta <$ 层流底层厚度 δ 时：影响不大



If water at 300K flows through a 3cm - diameter pipe at 5m/s, the thickness of the viscous sublayer is only about $20 \mu m$

有时利用粗糙表面强化换热—强化表面

例题 在一冷凝器中，冷却水以1m/s的流速流过内径为10mm、长度为3m的铜管，冷却水的进、出口温度分别为15°C和65°C，试计算管内的表面传热系数。

解：

由于管子细长， l/d 较大，可以忽略进口段的影响。冷却水的平均温度为

$$T_f = \frac{1}{2}(15^\circ\text{C} + 65^\circ\text{C}) = 40^\circ\text{C}$$

从附录中水的物性表中可查得

$$\lambda_f = 0.635 \text{ W/(m K)}, \quad \nu_f = 0.659 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}, \quad \text{Pr} = 4.31$$

管内雷诺数为

$$Re_f = \frac{ud}{\nu_f} = \frac{1 \text{ m/s} \times 0.01 \text{ m}}{0.659 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}} = 1.52 \times 10^4$$

管内流动为旺盛湍流

$$Nu_f = 0.023 Re_f^{0.8} Pr_f^{0.4} = 91.4$$

$$h = \frac{\lambda_f}{d} Nu_f = \frac{0.635 \text{ W/(m} \cdot \text{K)}}{0.01 \text{ m}} \times 91.4 = 5804 \text{ W / m}^2 \cdot \text{K}$$

例题 水在直径 $d=6\text{mm}$ 的圆管中以 0.4m/s 的速度流动，管壁温度为常数且等于 50°C ，假定水在进口处的平均温度 $T_{f,\text{in}}=10^\circ\text{C}$ ，试求水的出口温度 $T_{f,\text{out}}=20^\circ\text{C}$ 时所需管长为多少？

解：

流体在管内流动温度的升高，是得到来自壁面加热的热量，根据热平衡关系

$$h(T_w - T_f)\pi dL = \rho C_p u_m A (T_{f,\text{out}} - T_{f,\text{in}})$$

一旦对流换热系数确定，则管道长度也就确定。因此本题的关键在于确定对流换热系数。

(1) 流态的判断

由于本例流体的进出口平均温度已知，并且温差不大，可以采用算术平均值作为定性温度。

平均温度为15 °C，从附录中查水的物性

$$\text{Re}_f = \frac{u_m d}{\nu_f} = \frac{0.4 \times 0.006}{1.16 \times 10^{-6}} = 2065 < 2300$$

(2) 应用条件的判断

$$\text{Nu}_f = 1.86 \left(\text{Re}_f \text{Pr}_f \frac{d}{L} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_f}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$\text{Re}_f \text{Pr}_f \frac{L}{d} > 10$$

对策：先选取一个长度，逐次逼近

$$Re_f Pr_f \frac{d}{L} = 2065 \times \frac{1.16 \times 10^{-6}}{14 \times 10^{-8}} \times \frac{0.006}{1} = 103 > 10$$

$$Nu_f = 1.86 \left(Re_f Pr_f \frac{d}{L} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_f}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1.86 \times 103^{1/3} \times 2.1^{0.14} = 9.68$$

$$h = Nu_f \frac{\lambda_f}{d} = 9.68 \times \frac{0.587}{0.006} = 948 \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ K})$$

(3) 假设值是否满足误差条件

根据能量守恒定律，管壁传给流体的热量等于流体的焓增

$$h(T_w - T_f) \pi d L = \rho C_p u_m A (T_{f,out} - T_{f,in})$$

$$L = 0.756 \text{ m}$$

与假设值不符。取

$$L = 0.75m$$

重复上述过程



$$h = 1040W / (m^2 K)$$



$$L = 0.687m$$

$$L = 0.66m$$



$$L = 0.656m$$

例题 水在直径 $d=6\text{mm}$ 的圆管中以 1.5m/s 的速度流动，管长与管径之比 $L/d=25$ ，管壁温度为常数且等于 60°C ，假定水在进口处的平均温度 $T_{f,\text{in}}=40^\circ\text{C}$ ，试求水的出口温度以及管壁和水之间的换热量？

解： 流体在管内流动温度的升高，是得到来自壁面加热的热量，根据热平衡关系

$$h(T_w - T_f)\pi dL = \rho C_p u_m A (T_{f,\text{out}} - T_{f,\text{in}})$$

乍看起来，上述热平衡式中有3个未知量，即 $T_{f,\text{out}}$ ， h ， T_f ，但细想一下，这三个量之间存在一定的内在联系，对应一个 $T_{f,\text{out}}$ ，则可以得到 T_f ，利用准则关联式也可以确定 h 。因此本题的关键在于确定出口温度

求解步骤：假设

$$T_{f,out}$$

平均温度差物性
经验公式

$$h$$

热平衡关系

$$T_{f,out}$$

误差分析，逐次逼近