

第七章 凝结与沸腾换热

Condensation and Boiling Heat Transfer

工程应用背景

锅炉炉膛中的水冷壁

空调、冰箱中的冷凝器和蒸发器

蒸汽发生器

相变换热的特点

有潜热释放

影响因素太多

热点

难点

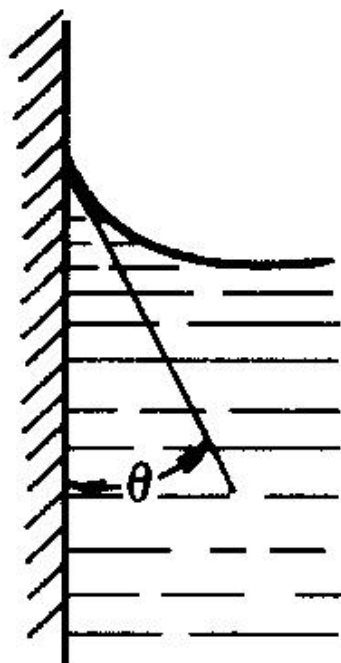
§ 7-1 凝结换热现象概述

一 凝结的定义

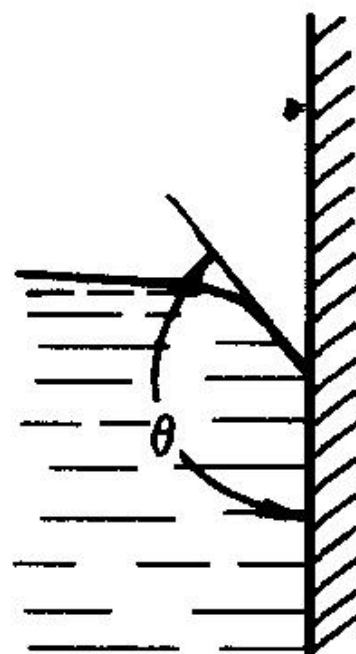
蒸汽与低于其饱和温度的壁面接触时形成液体的过程。

二 两种存在形态

浸润性液体，非浸润性液体。

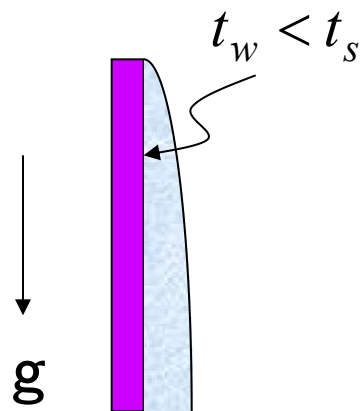


(a) 润湿能力强



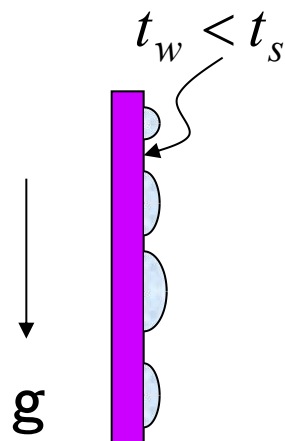
(b) 润湿能力差

三 两种形式的凝结换热



1 膜状凝结(film condensation)

沿整个壁面形成一层薄膜，并且在重力的作用下流动。（浸润较好）



2 珠状凝结(dropwise condensation)

当凝结液体不能很好的浸润壁面时，则在壁面上形成许多小液珠。

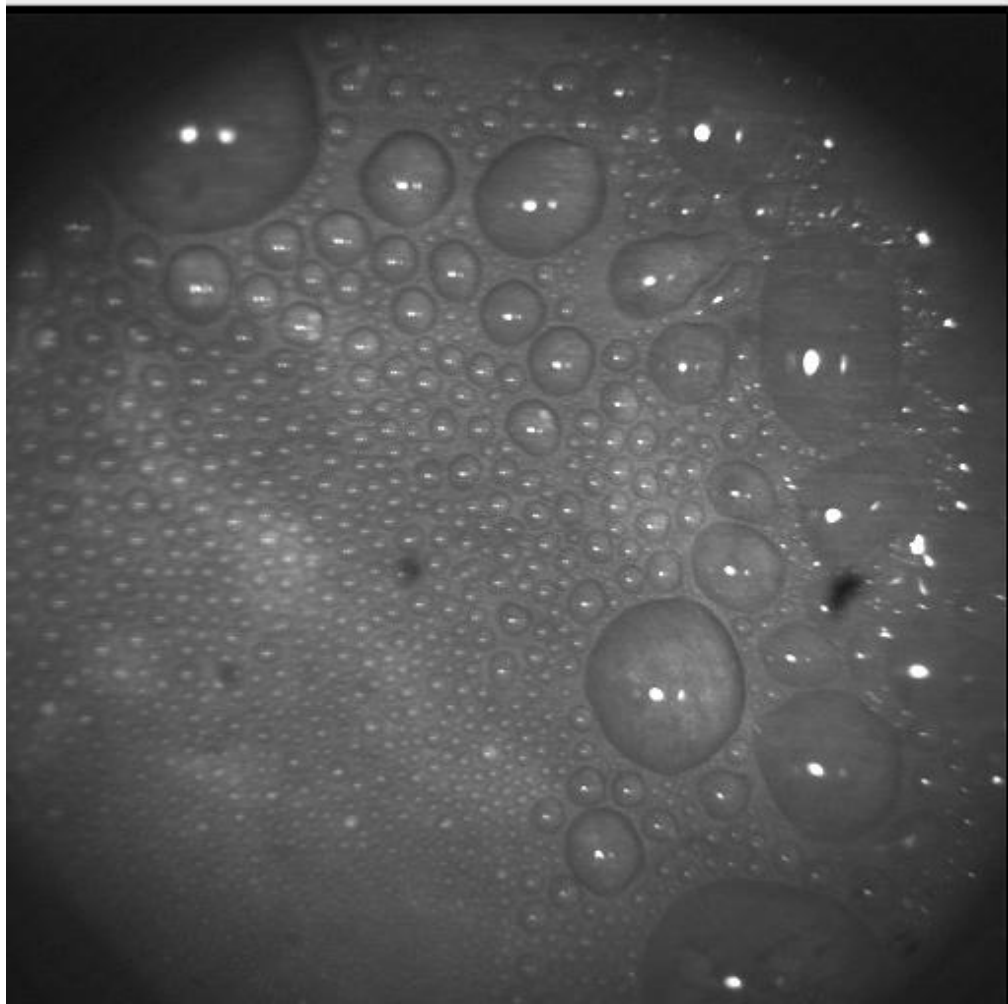


图 7-2 珠状凝结照片

3 比较

(1) $h_{\text{珠}} > h_{\text{膜}}$;

(2) 珠状凝结很难保持，工程中遇到的凝结换热大多属于膜状凝结；

(3) 凝结换热设备的设计依据：膜状凝结。

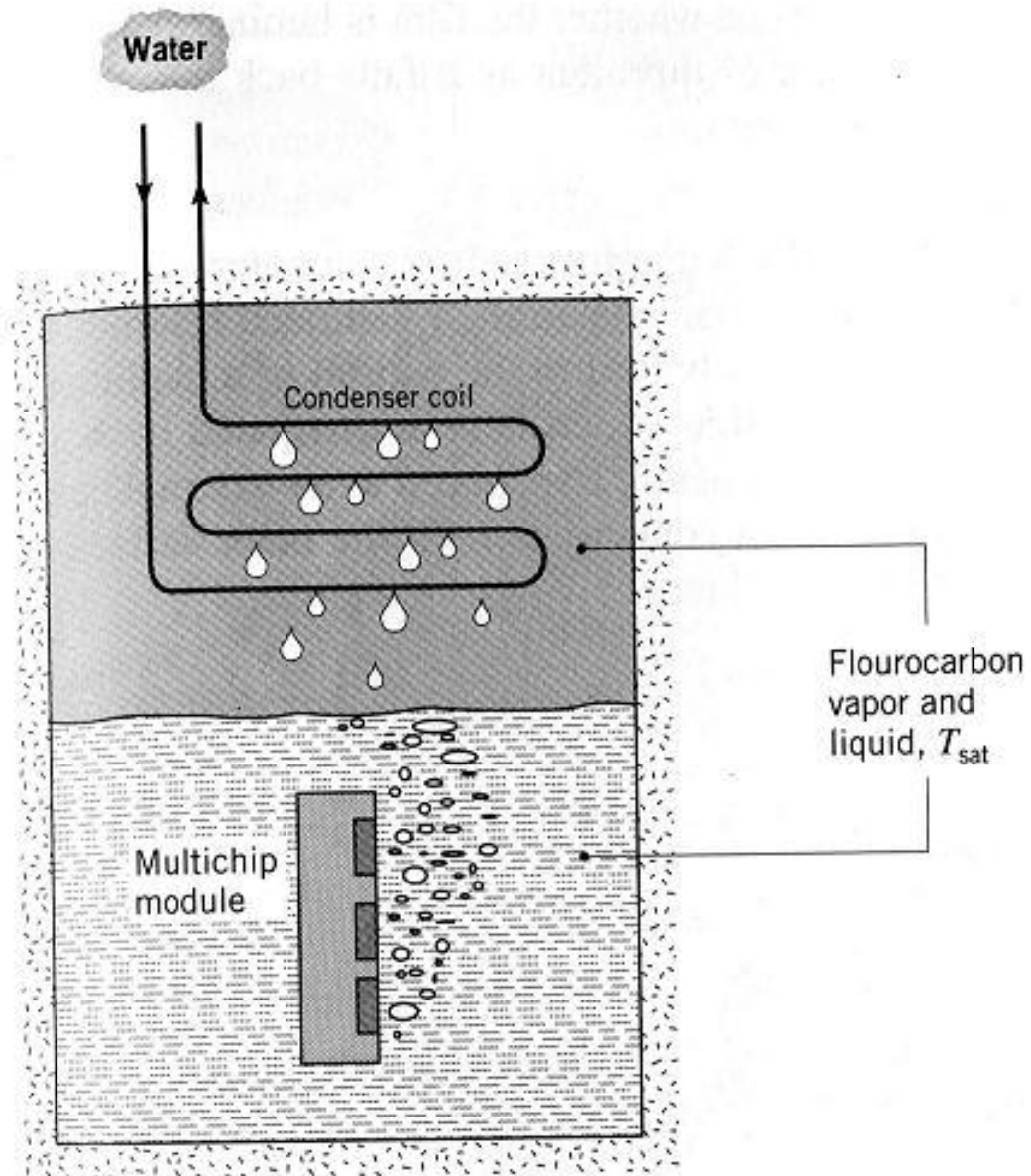
四 膜状凝结换热的应用

(1) 蒸汽压缩制冷循环

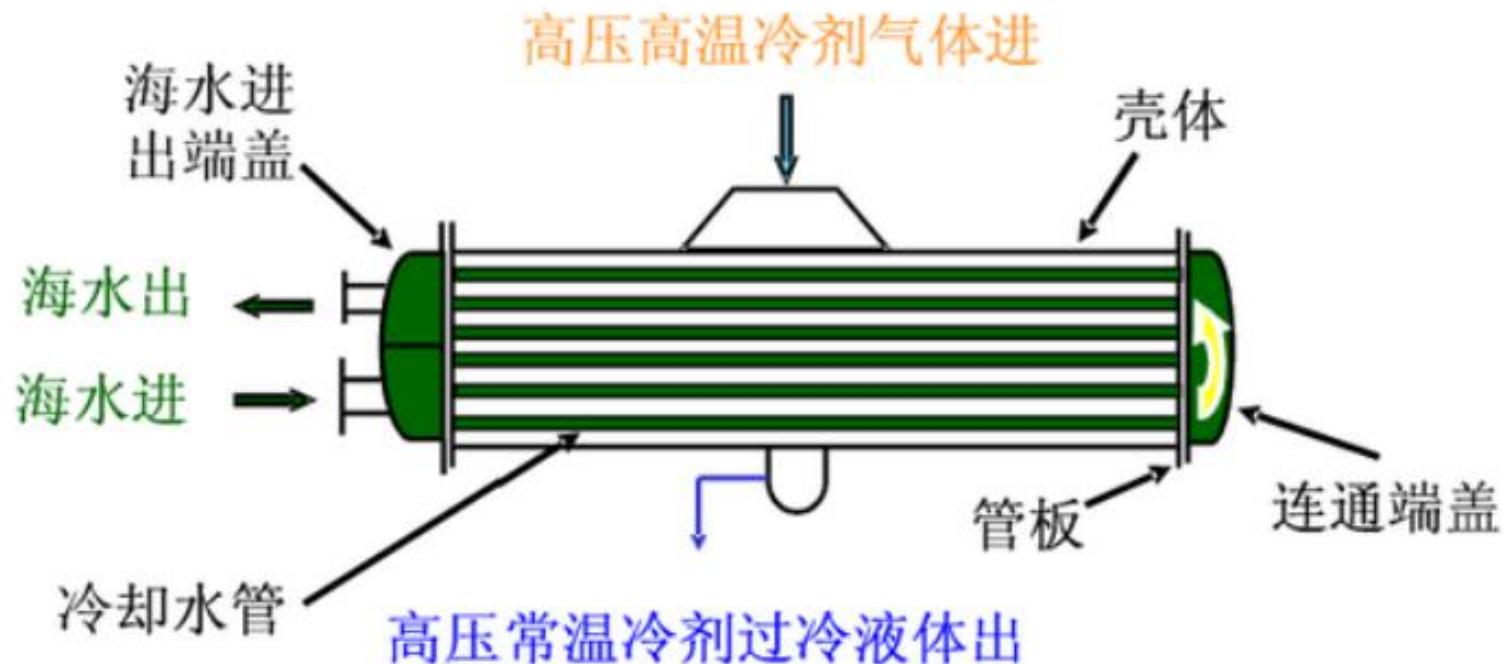
(2) 电厂的凝汽器

(3) 电子元器件冷却

《传热学》

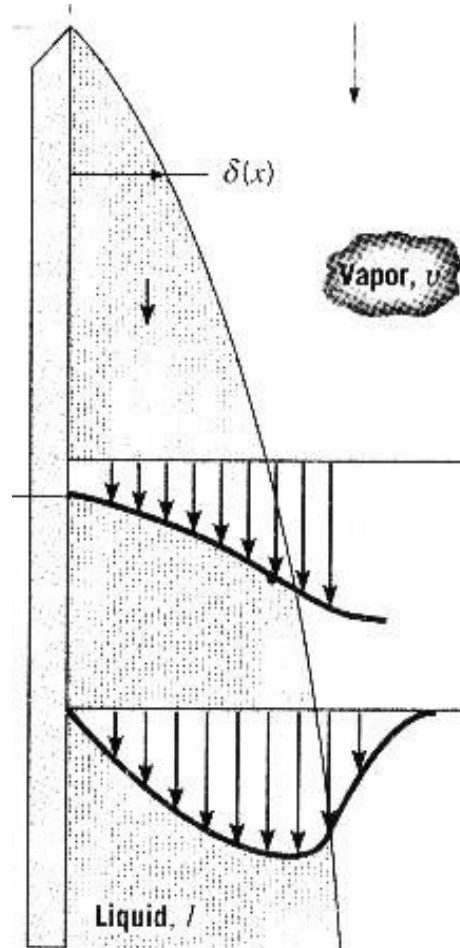


船用冷凝器的构造[Structure] 双流程结构原理图



问题：上层和下层管外哪个换热系数大？

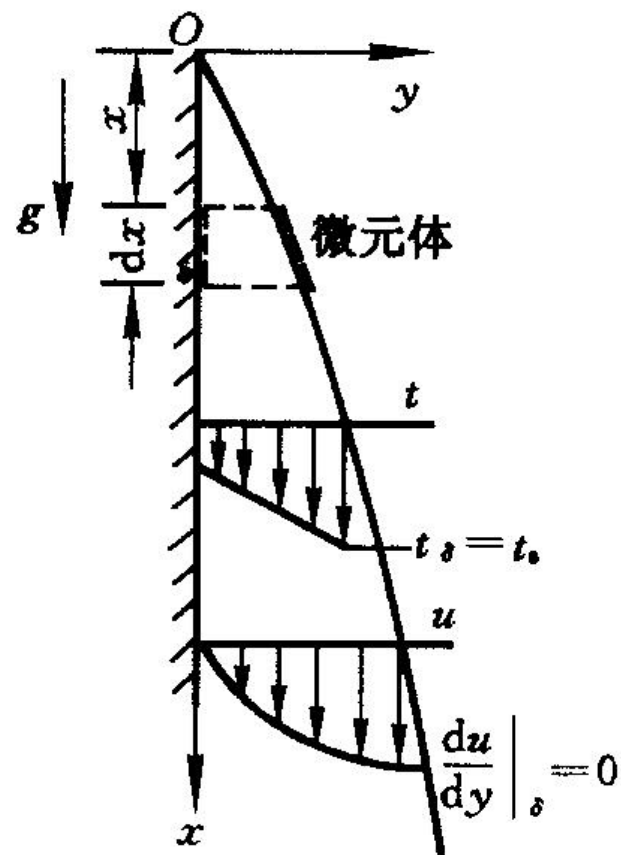
§ 7-2 层流膜状凝结换热



一 Nusselt的分析解

1 对实际问题的简化

- 1) 常物性;
- 2) 饱和蒸汽总体静止;
- 3) 液膜惯性力可以忽略;
- 4) 汽液界面上无温差;
- 5) 膜内温度线性分布;
- 6) 液膜的过冷度忽略;
- 7) 忽略蒸汽密度;
- 8) 液膜表面光滑平整无波动



边界层微分方程组：

$$\begin{cases} \frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0 \\ \rho_l \left(u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} \right) = -\frac{dp}{dx} + \rho_l g + \eta_l \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \\ u \frac{\partial t}{\partial x} + v \frac{\partial t}{\partial y} = a_l \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} \end{cases}$$

- 1) 常物性;
- 2) 饱和蒸汽总体静止;
- 3) 液膜惯性力可以忽略;
- 4) 汽液界面上无温差;
- 5) 膜内温度线性分布;
- 6) 液膜的过冷度忽略;
- 7) 忽略蒸汽密度;
- 8) 液膜表面光滑平整无波动

考虑 (3) 液膜的惯性力忽略

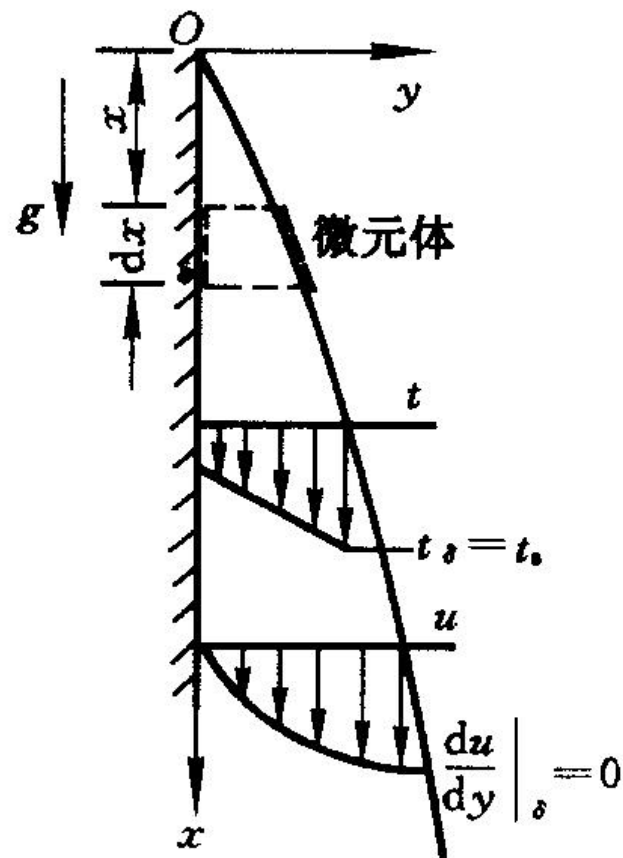
$$\rho_l \left(u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} \right) = 0$$

考虑 (2)

$$p = \rho_v g$$

考虑 (5) 膜内温度线性分布,
即热量传递方式只有导热

$$u \frac{\partial t}{\partial x} + v \frac{\partial t}{\partial y} = 0$$



$$\begin{cases} \frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0 \\ \rho_l \left(u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} \right) = -\frac{dp}{dx} + \rho_l g + \eta_l \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \\ u \frac{\partial t}{\partial x} + v \frac{\partial t}{\partial y} = a_l \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} \end{cases}$$



$$\begin{cases} \rho_l g + \eta_l \frac{d^2 u}{dy^2} = 0 \\ a_l \frac{d^2 t}{dy^2} = 0 \end{cases}$$

边界条件:

$$y = 0 \text{ 时, } u = 0, \quad t = t_w$$

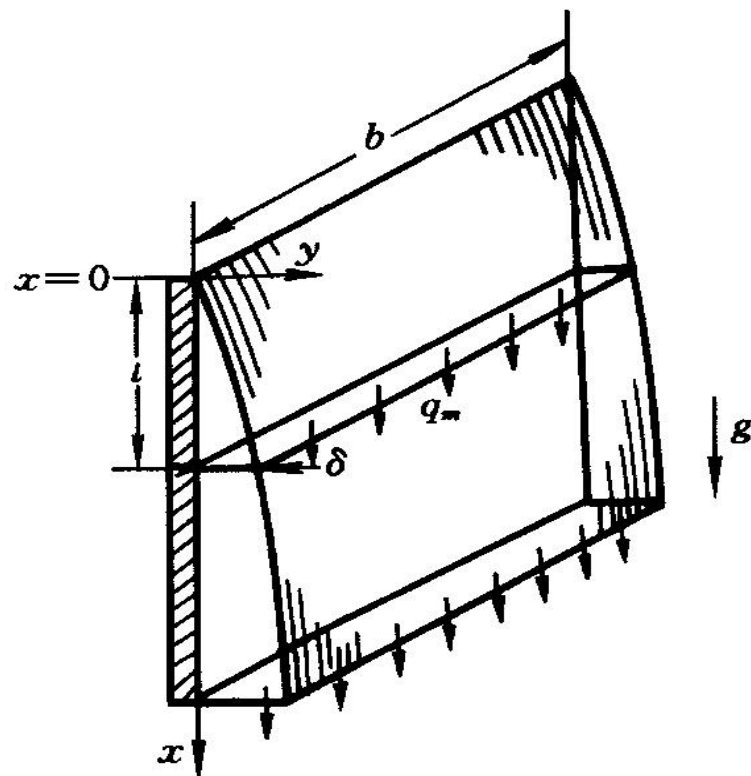
$$y = \delta \text{ 时, } \left. \frac{du}{dy} \right|_{\delta} = 0, \quad t = t_s$$

2 求解结果

(1) 速度、温度分布

$$u = \frac{\rho_l g}{\eta_l} \left(\delta y - \frac{1}{2} y^2 \right)$$

$$t = t_w + (t_s - t_w) \frac{y}{\delta}$$



下一步：求得液膜厚度

(2) 液膜厚度 δ

质量守恒

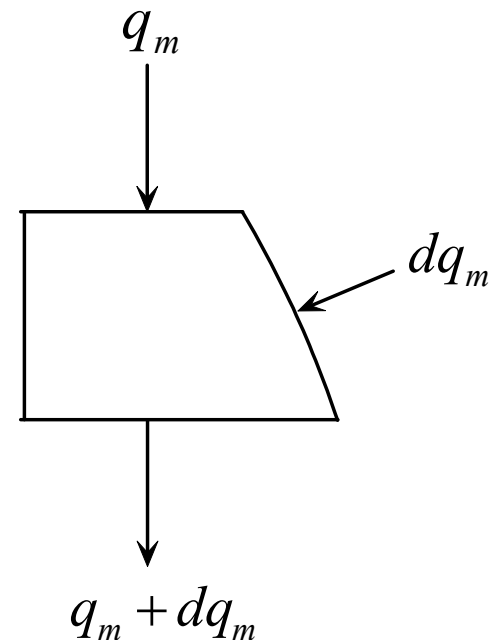
$$u = \frac{\rho_l g}{\eta_l} \left(\delta y - \frac{1}{2} y^2 \right)$$

$$q_m = \int_0^\delta \rho_l \cdot u \cdot dy \cdot 1 = \frac{\rho_l^2 g \delta^3}{3\eta_l}$$

$$dq_m = \frac{\rho_l^2 g \delta^2}{\eta_l} d\delta$$

能量守恒

$$rdq_m = \lambda_l \frac{t_s - t_w}{\delta} dx \cdot 1 \Rightarrow \delta = \left[\frac{4\eta_l \lambda_l (t_s - t_w) x}{g \rho_l^2 r} \right]^{1/4}$$



(3) 局部对流换热系数

$$h_x(t_s - t_w) = \lambda_l \frac{t_s - t_w}{\delta} dx \cdot 1$$

$$\Rightarrow h_x = \frac{\lambda_l}{\delta}$$

$$h_x = \left[\frac{gr \rho_l^2 \lambda_l^3}{4 \eta_l (t_s - t_w) x} \right]^{1/4}$$

反映液膜厚度

(4) 整个竖壁的平均表面传热系数

$$h = \frac{1}{l} \int_0^l h_x dx = \frac{4}{3} h_{x=l}$$
$$= 0.943 \left[\frac{gr \rho_l^2 \lambda_l^3}{\eta_l l (t_s - t_w)} \right]$$

定性温度：

$$t_m = \frac{t_s + t_w}{2}$$

注意： r 按 t_s 确定

(5) 假设8似乎没用到?

液膜表面光滑平整无波动

波动→强化
$$h = 1.13 \left(\frac{g \rho_l^2 \lambda_l^3}{\eta_l H (t_s - t_w)} \right)^{1/4}$$

- 1) 常物性;
- 2) 饱和蒸汽总体静止;
- 3) 液膜惯性力可以忽略;
- 4) 汽液界面上无温差;
- 5) 膜内温度线性分布;
- 6) 液膜的过冷度忽略;
- 7) 忽略蒸汽密度;
- 8) 液膜表面光滑平整无波动

(6) 定性温度

$$t_m = \frac{t_s + t_w}{2}$$

注意: r 按 t_s 确定

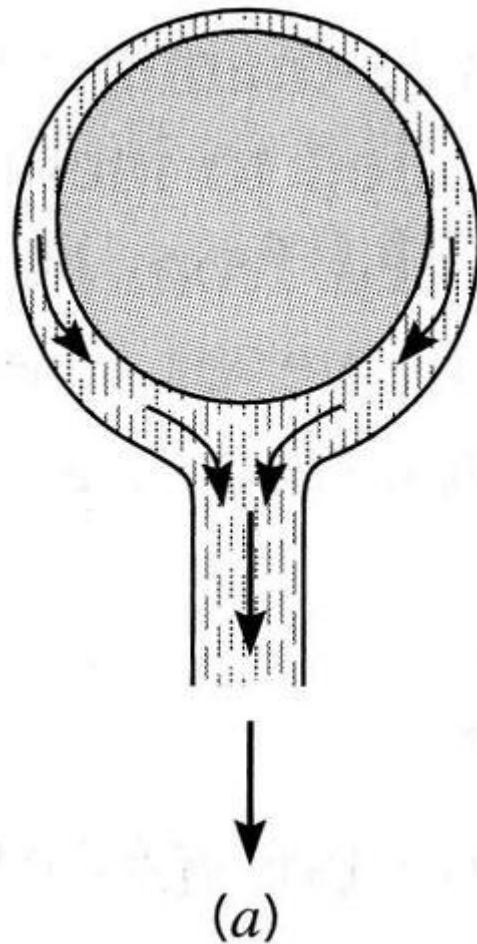
3 几点说明

(1) 倾斜平板

(2) 水平圆管外

努塞尔的理论分析可推广到
水平圆管外的层流膜状凝结

$$h_H = 0.729 \left[\frac{gr \rho_l^2 \lambda_l^3}{\eta_l d (t_s - t_w)} \right]^{1/4}$$



膜状凝结的工程计算

壁面位置和形状	计算公式	特征温度	备注
竖直壁面	$h = 1.13 \left(\frac{g \rho_l^2 \lambda_l^3}{\eta_l H (t_s - t_w)} \right)^{1/4}$	$t_m = \frac{t_s + t_w}{2}$	层流
水平圆柱	$h = 0.728 \left(\frac{g \rho_l^2 \lambda_l^3}{\eta_l d_o (t_s - t_w)} \right)^{1/4}$	$t_m = \frac{t_s + t_w}{2}$	层流
水平管束	$h = 0.728 \left(\frac{g \rho_l^2 \lambda_l^3}{\eta_l n_m d_o (t_s - t_w)} \right)^{1/4}$	$t_m = \frac{t_s + t_w}{2}$	层流
水平管内	$h = 0.555 \left(\frac{g \gamma' (\rho_l - \rho_v)^2 \lambda_l^3}{\eta_l d_i (t_s - t_w)} \right)^{1/4}$	$t_m = \frac{t_s + t_w}{2}$	氟里昂冷剂 $\gamma' = \gamma + \frac{3}{8} c_p (t_s - t_w)$

二 垂直管与水平管的比较和实验验证

1 比较

水平管与垂直管的对流换热系数之比：

$$\begin{aligned} \frac{h_H}{h_V} &= \frac{0.729}{0.943} \left(\frac{l}{d} \right)^{1/4} \\ &= 0.77 \left(\frac{l}{d} \right)^{1/4} \end{aligned}$$

$$\frac{l}{d} = 50 \quad \frac{h_H}{h_V} = 2.0$$

2 实验验证

(1) 水平单管

Nusselt分析解与实验结果吻合很好！

考核实验的合理性！

10%左右，最大15%

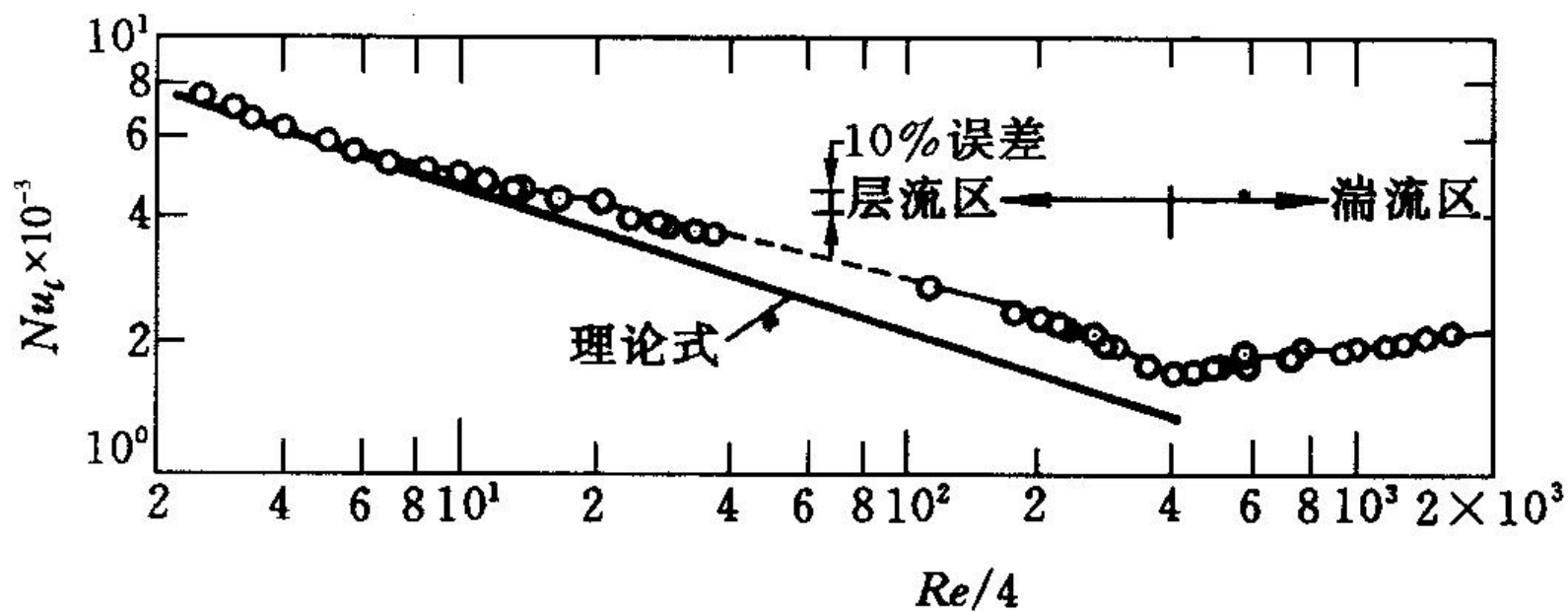
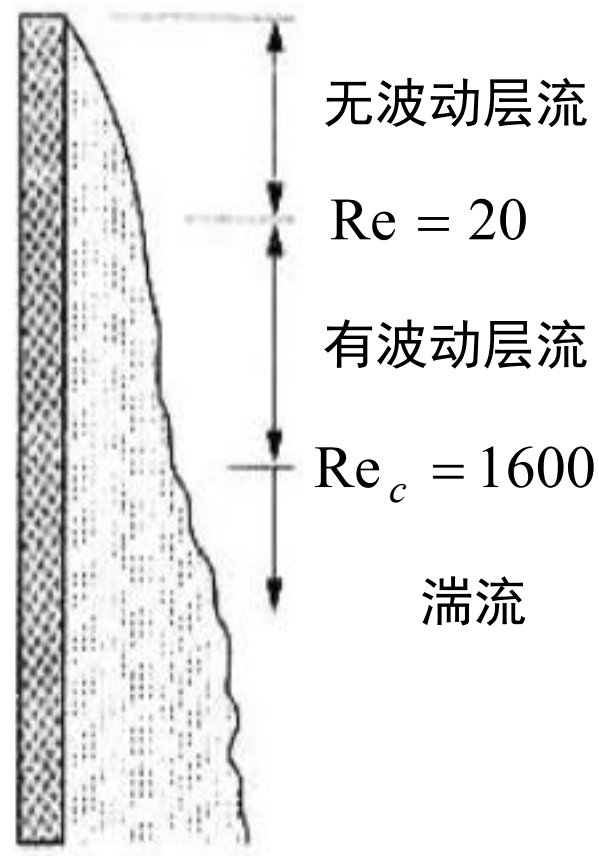


图 6-6 竖壁上水蒸气膜状凝结的理论式和实验结果的比较

$$\text{Re} = \frac{\rho_l u_m d_e}{\eta_l}$$

u_l 为 $x = l$ 处液膜层的平均流速；
 d_e 为该截面处液膜层的当量直径。



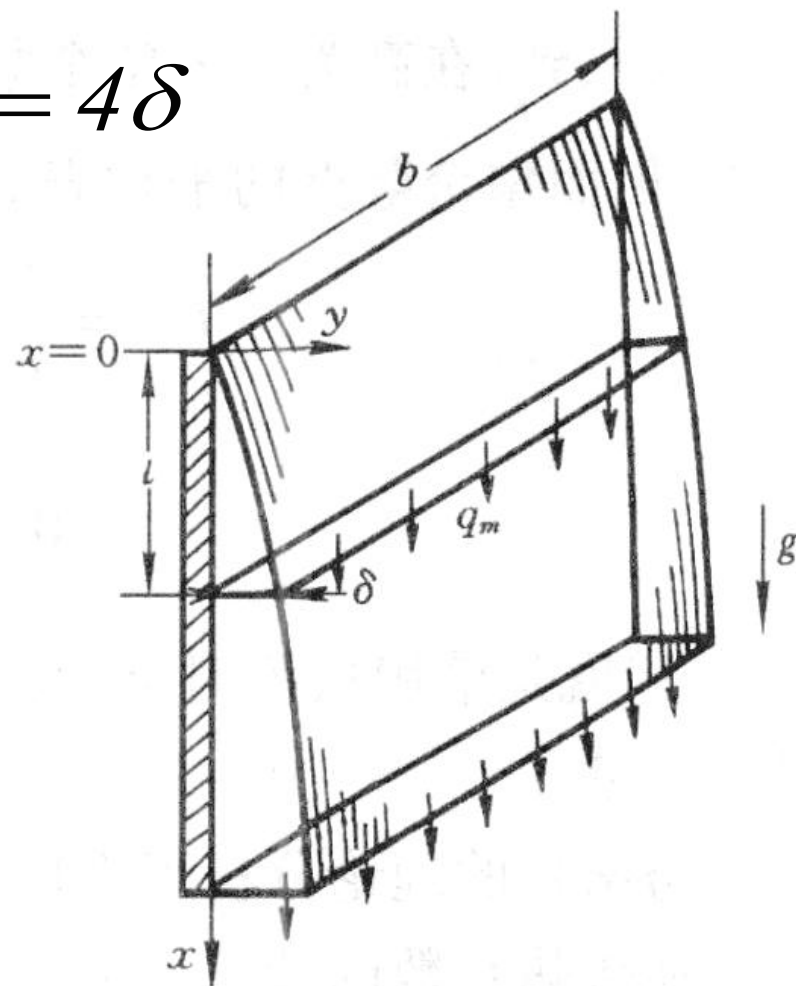
$$d_e = 4 A_c / P = 4b\delta / b = 4\delta$$

$$\text{Re} = \frac{4\rho_l u_m \delta}{\eta_l} = \frac{4q_m}{\eta_l}$$

由热平衡

$$rq_m = h_m (t_s - t_w) l$$

$$\text{Re} = \frac{4h_m l (t_s - t_w)}{\eta_l r}$$



$Re > 20$

误差增大，液膜表面波动

(2) 竖表面

$$h = 1.13 \left[\frac{gr \rho_l^2 \lambda_l^3}{\eta_l l (t_s - t_w)} \right]^{1/4}$$

忽略惯性力和过冷度

$Pr > \text{或} = 1$

$$Ja = \frac{r}{C_p (t_s - t_w)} \geq 1$$

Ja 雅各布数 (Jakob) 数

三 湍流膜状凝结

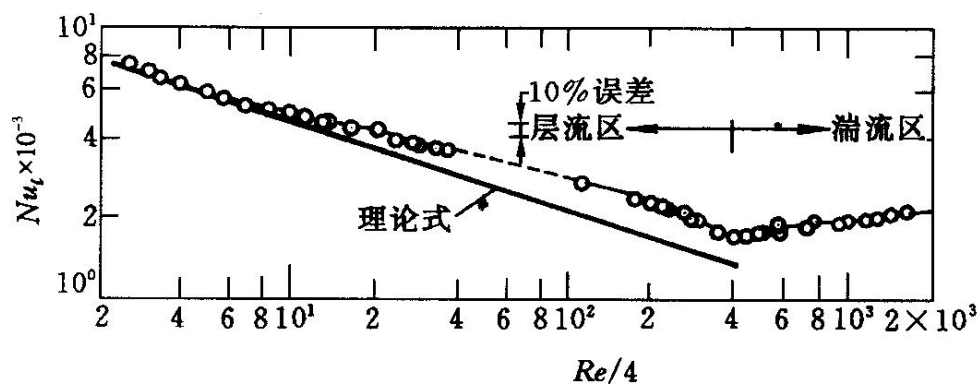
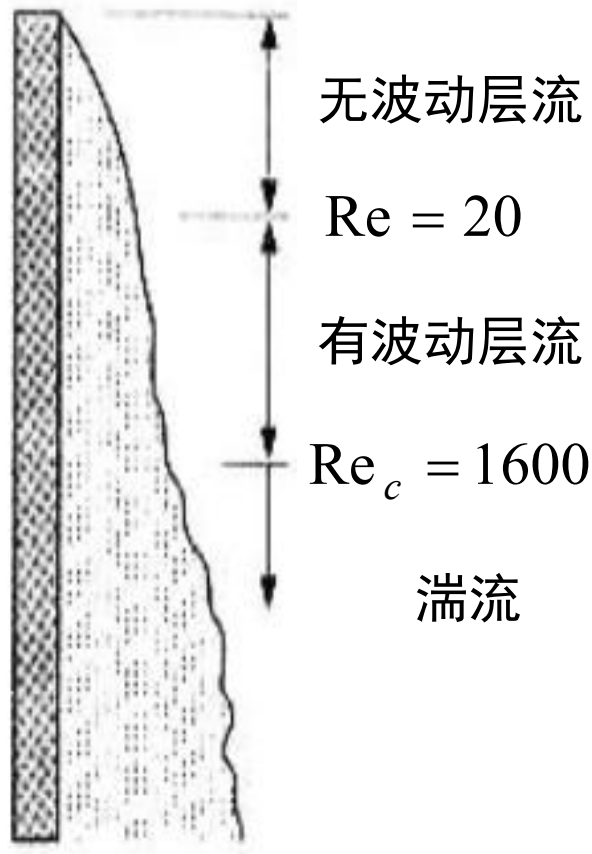


图 6-6 竖壁上水蒸气膜状凝结的理论式和实验结果的比较

$$(1) \quad Re_c = 1600$$

(2) 表面传热系数的计算

$$h = h_l \frac{x_c}{l} + h_t \left(1 - \frac{x_c}{l} \right)$$



$$Nu = Ga^{\frac{1}{3}} \frac{Re}{58 Pr_s^{-1/2} \left(\frac{Pr_w}{Pr_s} \right)^{\frac{1}{4}} (Re^{3/4} - 253) + 9200}$$

$$G_a = \frac{gl^3}{\nu^2}$$

伽里略数

定性温度 t_w

定性温度 t_w

其余 t_s

四 例题

1 思路

层流 → 核算 Re → $Re \leq 1600$ → 结果
 $Re > 1600$ → 层流 + 湍流 x_c

2 要用的公式

水平管外 →
$$h_H = 0.729 \left[\frac{gr \rho_l^2 \lambda_l^3}{\eta_l d (t_s - t_w)} \right]^{1/4}$$

竖直表面 →
$$h = 1.13 \left[\frac{gr \rho_l^2 \lambda_l^3}{\eta_l l (t_s - t_w)} \right]^{1/4}$$

式 (6-12)

3 例7-1 (P173)

(1) 水蒸气 $t_s=100^\circ\text{C} \rightarrow r$

(2) 定性温度 \rightarrow 液膜物性

(3) 选用层流公式

竖直表面 \rightarrow
$$h = 1.13 \left[\frac{gr\rho_l^2 \lambda_l^3}{\eta_l l (t_s - t_w)} \right]^{1/4}$$

(4) 核算Re

(5) 换热量

(6) 蒸汽凝结量

§ 7-3 影响膜状凝结的因素

一. 不凝结气体

增加了传递过程的阻力
减小了凝结的驱动力

二. 蒸气流速

流速较高时，蒸气流对液膜表面产生模型的粘滞应力。

$$\text{竖直表面} \rightarrow h = 1.13 \left[\frac{gr\rho_l^2 \lambda_l^3}{\eta_l l (t_s - t_w)} \right]^{1/4}$$

三. 过热蒸汽

$$r' = r + C_s (t_v - t_s)$$

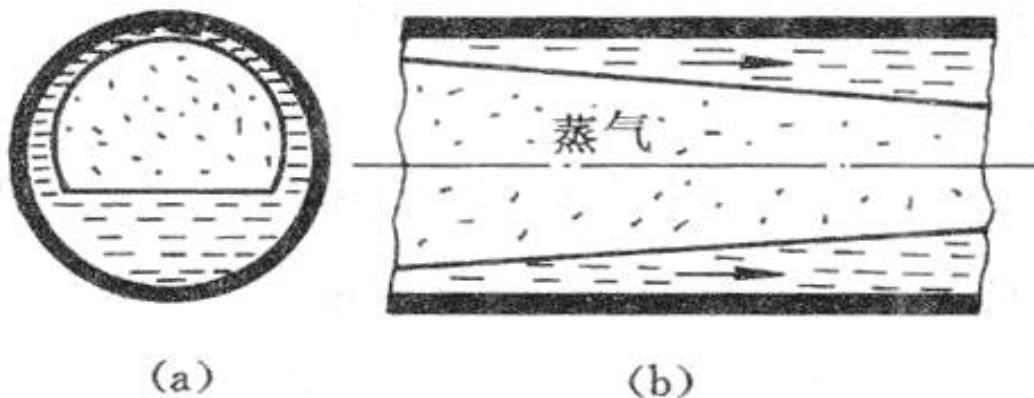
四. 液膜过冷度及温度分布的非线性

$$r' = r + 0.68 C_P (t_s - t_w)$$

五. 管子排数

前面推导的横管凝结换热的公式只适用于单根横管。

六. 管内冷凝



7. 凝结表面的几何形状

(1) 为什么？

(2) 强化的原则

和措施

原则：

减薄液膜的厚度

措施：

拉薄或排掉

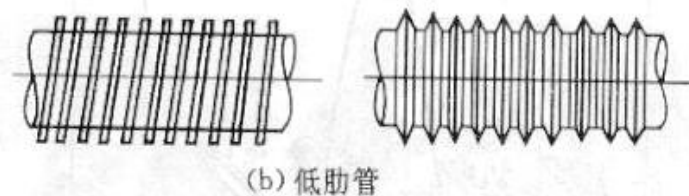
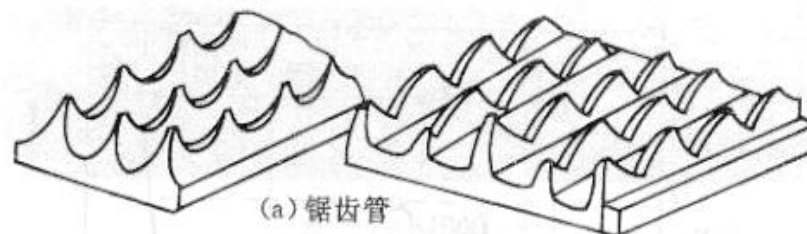
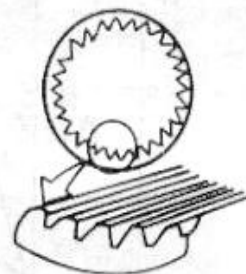
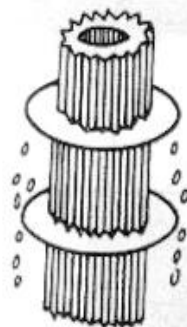


图 6-8 强化凝结换热表面



影响凝结传热的因素

影响因素	结果
不凝结气体	热阻增加
水蒸汽流速	液膜可能增厚或减薄
传热面状况	改变液膜的厚度
蒸汽过热度	对流传热系数大于理论
凝结水过冷度	
液膜的流动状况	湍流增强传热

凝结传热的强化要点

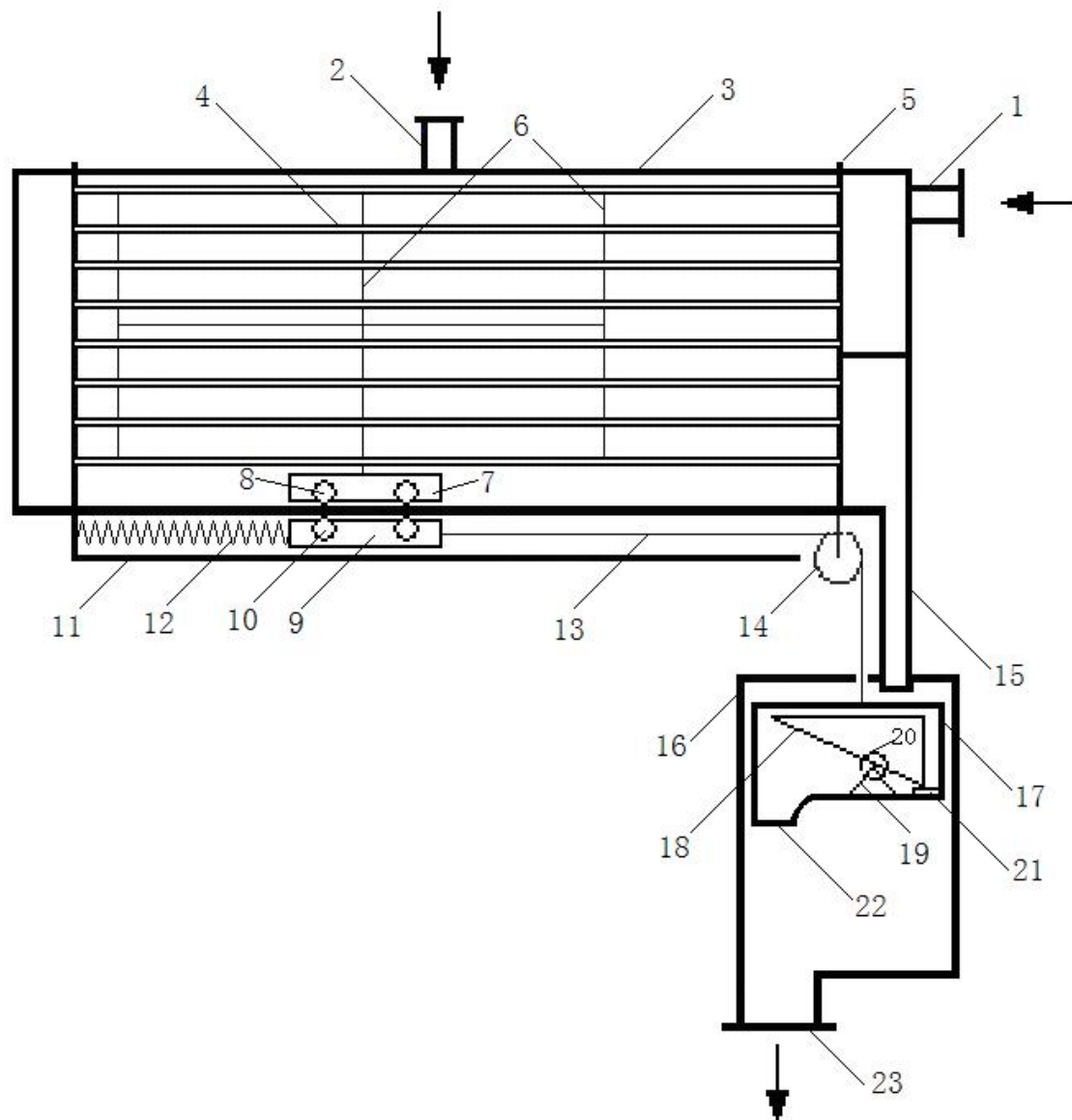
$$h_x(t_s - t_w) = \lambda_l \frac{t_s - t_w}{\delta}$$

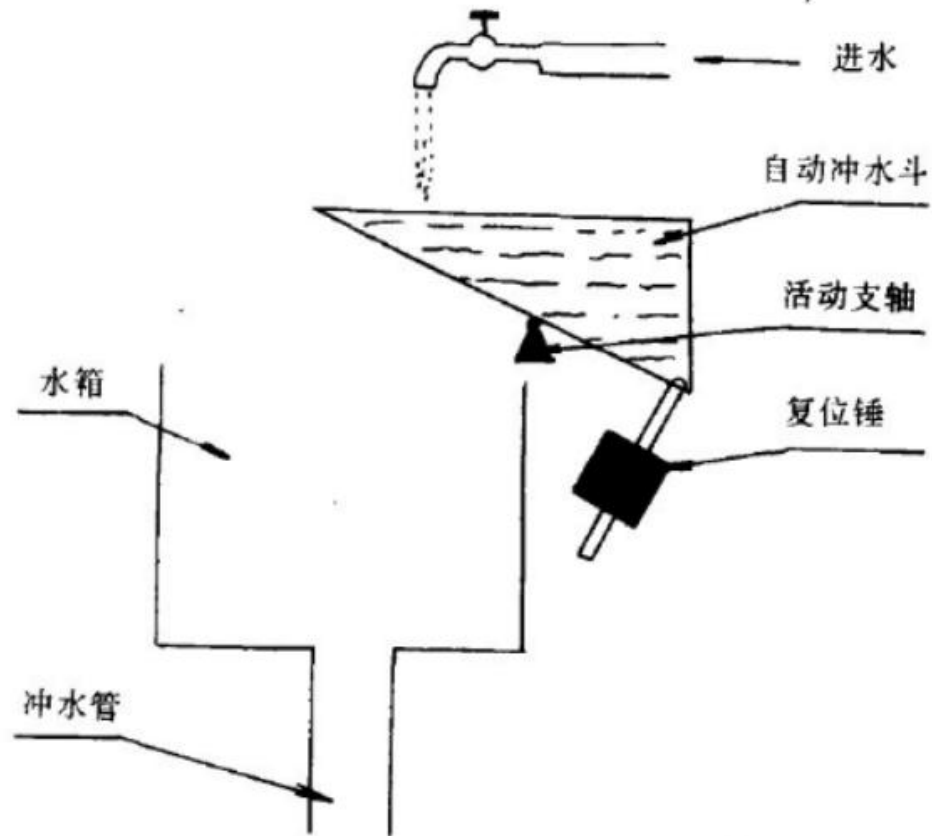
拉薄液膜

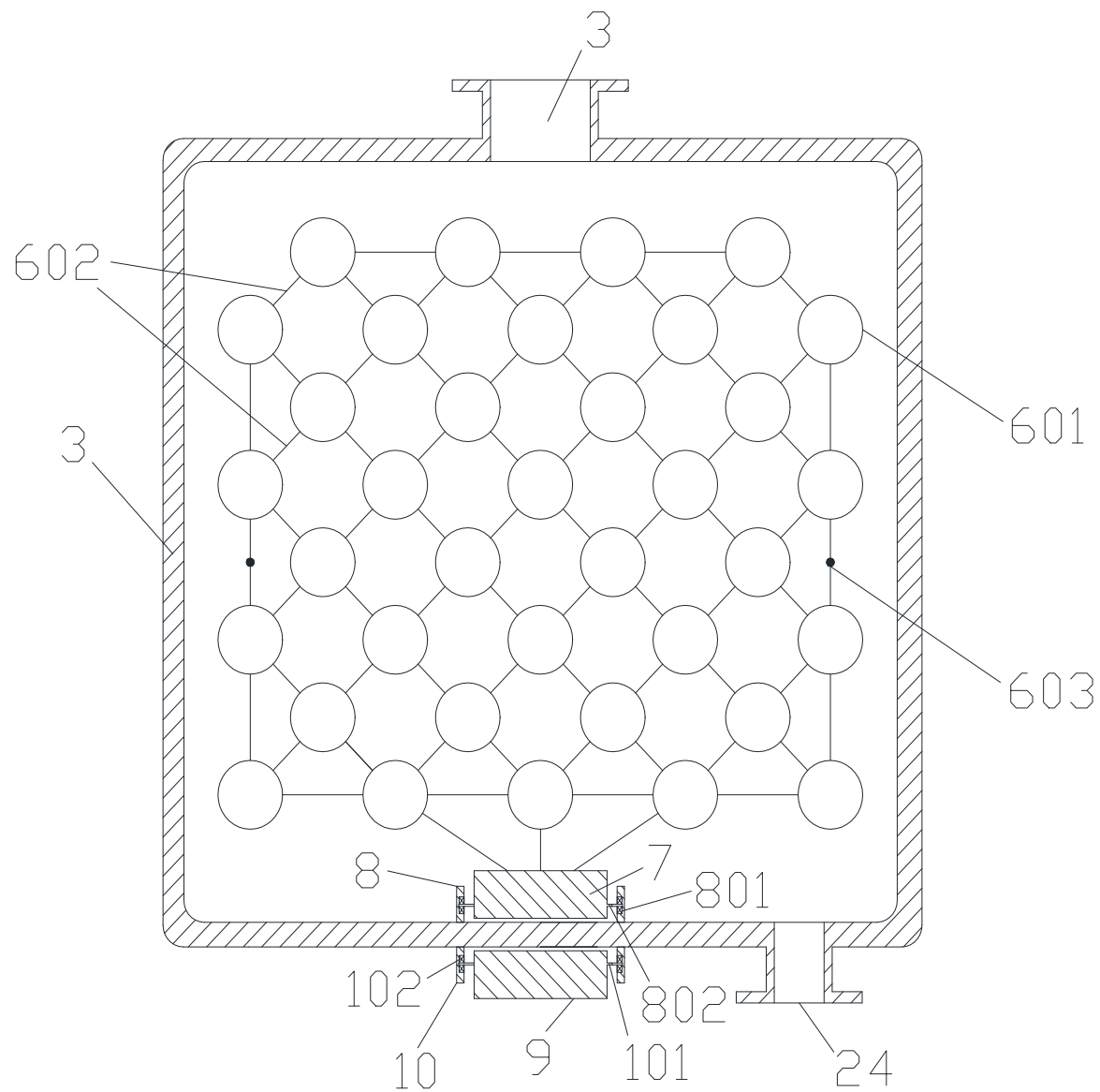
$$h_x = \frac{\lambda_l}{\delta} = \left(\frac{\lambda_l^3 \gamma \rho_l^2 g}{4\eta_l (t_s - t_w) x} \right)^{1/4}$$

促成珠状凝结的条件

专利举例







《传热学》



