

$$F_D = \zeta A_p \frac{\rho u^2}{2} \quad 5-1$$

式中， $\zeta$  为曳力系数， $A_p$  为颗粒投影面积。式 5-1 也是曳力系数定义式。曳力系数与颗粒雷诺数有关，通过实验可以确定  $\zeta \sim \text{Re}_p$  关系。根据实验结果，可以由以下三式计算  $\zeta$

$$\text{斯托克斯区} \quad \zeta = \frac{24}{\text{Re}_p}, \quad \text{Re} < 2 \quad 5-2$$

$$\text{阿伦区} \quad \zeta = \frac{18.5}{\text{Re}_p^{0.6}}, \quad \text{Re} = 2 \sim 500 \quad 5-3$$

$$\text{牛顿区} \quad \zeta = 0.44, \quad \text{Re} = 500 \sim 2 \times 10^5 \quad 5-4$$

### 3. 颗粒沉降速度

颗粒在自由沉降过程中，曳力、重力、浮力三者达到平衡时的相对运动速度称为颗粒(自由)沉降速度  $u_t$ 。由力平衡可得

$$\frac{\pi}{6} d_p^3 \rho_p g - \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho g - \zeta \frac{\pi}{4} d_p^2 \frac{\rho u_t^2}{2} = 0 \quad 5-5$$

$\text{Re} < 2$  时, 斯托克斯区

$$u_t = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho) g}{18\mu} \quad 5-6$$

从影响因素看， $u_t$  是颗粒与流体的综合特性。沉降速度的处理采用了极限处理方法。实际存在加速过程，它的地位是否重要应予以判断。对于大颗粒，加速时间长，走过的距离也长，沉降中几乎一直在加速。对于小颗粒，加速时间短，走过的距离也短，加速段可忽略，沉降几乎一开始就以  $u_t$  下降。

例 1 确定斯托克斯区加速段的数学表达式

$$\text{解：由} \quad \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho_p g - \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho g - \zeta \frac{\pi}{4} d_p^2 \frac{\rho u^2}{2} = \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho_p \frac{du}{d\tau}$$

$$\text{以及} \quad \zeta = \frac{24}{\text{Re}_p} = \frac{24\mu}{d_p u \rho}, \quad u_t = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho) g}{18\mu}$$

$$\text{可导出} \quad u_t - u = \frac{d_p^2 \rho_p}{18\mu} \frac{du}{d\tau}$$

从  $u = 0, \tau = 0$  开始积分，可得

$$u = u_t [1 - \exp(-\frac{18\mu}{d_p^2 \rho_p} \tau)] \quad 5-7$$

当  $d_p = 0.18\text{mm}$ ， $\rho_p = 1600\text{kg/m}^3$  的颗粒在  $20^\circ\text{C}$  水中沉降，加速到  $u = 0.99u_t$  所需时间为 0.013 秒，所走距离 0.11mm。

#### 4. 沉降速度计算

由式 5-5 可导出通用公式： $u_t = \sqrt{\frac{4d_p g(\rho_p - \rho)}{3\rho\zeta}}$ ，而阻力系数  $\zeta = f\left(\frac{d_p u_t \rho}{\mu}\right)$  分三段区

域表达， $\frac{d_p u_t \rho}{\mu}$  为判据。在计算沉降速度时，待求变量在判据中，需要先设沉降区域，算

完后验证  $Re$ ，是否在该区。

例 2 现有一密度为  $2500\text{kg/m}^3$ ，直径为  $0.5\text{mm}$  的尼龙珠放在密度为  $800\text{kg/m}^3$  的某液体中自由沉降，测得自由沉降速度为  $7.5 \times 10^{-3}\text{m/s}$ ，试求此液体的粘度。

解：设  $Re < 2$ ，则由斯托克斯沉降公式可得

$$\mu = \frac{d_p^2(\rho_p - \rho)g}{18u_t} = \frac{(5 \times 10^{-4})^2 \times (2500 - 800) \times 9.81}{18 \times 7.5 \times 10^{-3}} = 30.9 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$$

$$\text{验 } Re = \frac{d_p u_t \rho}{\mu} = \frac{5 \times 10^{-4} \times 7.5 \times 10^{-3} \times 800}{30.8 \times 10^{-3}} = 0.097 < 2 \quad \text{原设成立。}$$

## 二、重力降尘室

### 1. 重力降尘室气体处理量

重力降尘室中，含尘气体流量  $q_V$ ，颗粒一边随气流向前运动，一边作沉降运动，所以形成二维运动。如图 5.1 所示

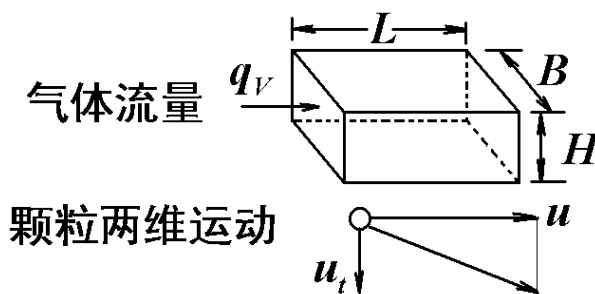


图 5.1 重力降尘室

$$\text{气体速度} \quad u = \frac{q_V}{BH} \quad 5-8$$

$$\text{气体停留时间} \quad \tau = \frac{L}{u} = \frac{LBH}{q_V} \quad 5-9$$

当颗粒沉降距离  $s = \tau u_t$  与  $H$  相等时，表明该直径的颗粒可 100 除去，直径比它大的当然也可 100 除去。由上可得

$$q_V = LBu_t = A_{\text{底}} u_{t,\text{min}} \quad 5-10$$

式中的  $A_{\text{底}}$  是降尘室的底面积， $u_{t,\text{min}}$  是可 100 除去的最小颗粒  $d_{p,\text{min}}$  的沉降速度。对式 5-10

作影响因素分析，①与沉降面积成正比，与高度无关；②若小颗粒在斯托克斯区沉降，则

$$q_v = A_{\text{底}} \frac{d_{p\text{min}}^2 (\rho_p - \rho) g}{18\mu}$$

温度升高，气体粘度上升，故气体先除尘后加热比先加热后除尘好。

从式 5-10 可以看出，重力降尘室加隔板可以增加底面积，提高处理能力。若在重力降尘室中等间距地增加一块隔板，则有

$$q_i = (1) A_{\text{底}} u_{t\text{m}}$$

理论上处理能力增加至 1 倍。当然实际隔板不能太多，否则速度太大，吹起板上颗粒，会重新带出颗粒。

重力降尘室是矮胖的好，还是瘦长的好？从式 5-10 可以看出，矮胖的底面积大，效果好。

## 2. 效率

除尘效率定义为，进口气体中的含尘除去的质量分率

$$\eta = \frac{C_{\text{进}} - C_{\text{出}}}{C_{\text{进}}} \quad 5-11$$

沉降设备的除尘效率有时不能说明问题，它与颗粒直径有关。尘粒直径大，效率高；直径小，效率低。因此，要用粒级效率的概念

$$\eta_i = \frac{C_{\text{进}i} - C_{\text{出}i}}{C_{\text{进}i}} \quad 5-12$$

对于重力降尘室，直径小于  $d_{p\text{min}}$  的颗粒也能部分除去，其效率为

$$\eta_i = \frac{s}{H} = \frac{u_t}{u_{t\text{min}}} \quad 5-13$$

若颗粒都在斯托克斯区沉降，则

$$\eta_i = \frac{u_t}{u_{t\text{min}}} = \left( \frac{d_p}{d_{p\text{min}}} \right)^2 \quad 5-14$$

例 3 用降尘室除去含尘气体中的球形尘粒，尘粒密度  $\rho_p = 4000 \text{ kg/m}^3$ ，降尘室长 3m，宽

2m，高 1m。含尘气体  $\mu = 2 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ，密度  $\rho = 1.2 \text{ kg/m}^3$ ，流量为  $3000 \text{ kg/m}^3$ 。

试求：①可被 100 除下的最小粒径；

②可被 50 除下的粒径。

解：①  $u_t = \frac{q_v}{A} = \frac{3000/3600}{3 \times 2} = 0.139 \text{ m/s}$

设  $Re < 2$ ，则

$$d_p = \sqrt{\frac{18\mu u_t}{(\rho_p - \rho)g}} = \sqrt{\frac{18 \times 2 \times 10^{-5} \times 0.139}{(4000 - 1.2) \times 9.81}} = 3.57 \times 10^{-5} \text{ m} = 35.7 \mu\text{m}$$

$$\text{验 } Re = \frac{d_p u_t \rho}{\mu} = \frac{35.7 \times 10^{-6} \times 0.139 \times 1.2}{2 \times 10^{-5}} = 0.3 < 2$$

$$\textcircled{2} \quad \eta = \frac{u_t}{u_{t \min}} = \left( \frac{d_p}{d_{p \min}} \right)^2 = 0.5$$

$$d_p = d_{p \min} \sqrt{0.5} = 35.7 \times 10^{-6} \times 0.707 = 25.2 \mu\text{m}$$

### 三、离心沉降

#### 1. 离心沉降原理

离心力场类似于重力场，离心加速度为  $\omega^2 r$ 。离心力与重力之比称为离心分离因素

$$\alpha = \frac{\text{离心力}}{\text{重力}} = \frac{\omega^2 r}{g} \quad 5-15$$

由于离心力  $\propto \omega^2 r = \frac{u_c^2}{r}$ ，当  $u_c$  一定时，通常以减小半径 来提高离心力，所以，设备常为

细长形。沉降速度计算中，只要以  $\omega^2 r$  代替  $g$  即可。如斯托克斯区沉降

$$u_t = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho)}{18\mu} \omega^2 r \quad 5-16$$

#### 2. 旋风分离器

旋风分离器(旋液分离器)的工作原理是，含尘气体从上部切向进入，利用气流速度  $u$  产生旋转场，颗粒被沉降至壁后滑下，进入灰斗，气体在中心处旋转向上，从中心管向上流出。

1) 评价其性能的主要指标：

①分离效率

$$\text{总效率 } \eta_0 = \frac{C_{\text{进}} - C_{\text{出}}}{C_{\text{进}}}。 \eta_0 \text{ 有局限性，引入粒级效率 } \eta_i = \frac{C_{\text{进}i} - C_{\text{出}i}}{C_{\text{进}i}}， \text{较全面，是一}$$

根曲线。粒级效率为 **50** 的颗粒直径称为分割直径。

②压降

操作速度  $u$  较大对离心沉降有利，但压降损失

$$\Delta P = \zeta \frac{\rho u^2}{2} \quad 5-17$$

将大大增加。

2) 操作中的两个问题：

①不得欠负荷运转。负荷不足操作气速下降，效率下降。

②锥底料封要严密。锥底半径小，速度大，压强低，会出现负压。锥底若漏气，会重新卷起颗粒。

### 四、固体流态化

#### 1. 流化床的操作分析

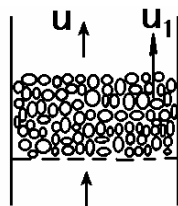


图 5.2 颗粒床层

当颗粒床层实际缝隙气速  $u_1$  小于带出速度  $u_t$  时，固体颗粒不动，此阶段为固定床。随着气速增加，当  $u_1$  刚大于  $u_t$  时，固体颗粒被吹动，床层空隙率会上升，使  $u_1 = u_t$ ，但  $u < u_t$ ，颗粒被吹起而不会飞走，此阶段为流化床。进一步增大气速，当  $u_1 = u_t$  时，颗粒就被吹出，此阶段为载流床或颗粒输送。

由固定床向流化床转变点的操作气速称为起始流化速度  $u_{mf}$ 。床内颗粒被吹走的速度称为带出速度  $u_t$ ，它等于颗粒沉降速度。

## 2. 流化床的操作范围

### 1) 操作流速 $u$

流化床： $u_{mf} < u < u_t$ ；

载流床： $u \geq u_t$ ；

固定床： $u \leq u_{mf}$ 。

流化床的可操作范围的大小实际可以用  $\frac{u_t}{u_{mf}}$  来表示。对于大颗粒， $\frac{u_t}{u_{mf}} = 8.61$ ；小颗粒的范围大， $\frac{u_t}{u_{mf}} = 91.6$ 。流化床的实际操作状态用流化数 ( $= \frac{u}{u_{mf}}$ ) 来表示。

粒的范围大， $\frac{u_t}{u_{mf}} = 91.6$ 。流化床的实际操作状态用流化数 ( $= \frac{u}{u_{mf}}$ ) 来表示。

### 2) 操作压降

$$\Delta P = \frac{\text{颗粒重力} - \text{浮力}}{\text{床截面}} = \frac{mg}{A} \left(1 - \frac{\rho}{\rho_p}\right) \quad 5-18$$

操作压降与流速  $u$  无关。

## 3. 实际流化床的两种流化现象

实际流化床存在两种流化现象：①散式流化，常见于液固系统；②聚式流化，常见于气固系统。两者区别在于是否会出现空穴(气泡相)。

## 4. 流化床的主要特性

- 1) 液体样特性：颗粒会流动，会喷射出来；
- 2) 固体混合均匀：温度均匀，传质速率大；
- 3) 恒定的压降

$$\Delta P = L(1 - \varepsilon)(\rho_p - \rho)g \quad 5-19$$

当床高  $L$  增加时，空隙率  $\varepsilon$  也增加，但  $L(1 - \varepsilon)$  保持不变。膨胀比  $R = \frac{L}{L_{mf}}$  是流化床操作状

态的一项指标。

4) 气固接触的不均匀性：空穴(气泡相)中气速快，乳化相中气速慢。可导致两种不正常现象：①腾涌，空穴占领整个床截面；②沟流，气流短路。

5) 提高流化质量的措施

- ①破空穴：加内部构件,挡板等;
- ②采用细颗粒、宽分布的颗粒;
- ③抑制沟流：增加分布板阻力，影响范围 0.5m 区域。

#### 5.4 教材习题答案:

- 1  $u_t = 7.86 \times 10^{-4} \text{m/s}$ ;  $u_t' = 0.07 \text{m/s}$
- 2  $d_p = 88.8 \mu \text{m}$
- 3  $\tau = 8.43 \times 10^{-3} \text{s}$ ;  $s = 6.75 \times 10^{-5} \text{m}$
- 4  $d_{p\max} = 3.6 \mu \text{m}$
- 5  $d_{p\min} = 64.7 \mu \text{m}$ ;  $\eta_p = 60\%$
- 6 A、B 可完全分开
- 7  $\zeta \text{Re}^2 < 48$
- 8  $\eta_0 = 0.925$      $x_{\text{出}1} = 0.53$   
 $x_{\text{出}2} = 0.27$ ;  $x_{\text{出}3} = 0.20$   
 $x_{\text{出}4} = 0$ ;  $W_{\text{出}} = 59.9 \text{kg/day}$
- 9  $\varepsilon_{\text{固}} = 0.42$      $\varepsilon_{\text{流}} = 0.71$      $\Delta P = 3.14 \times 10^4 \text{N/m}^2$
- 10 略
- 11  $r = 2.77 \text{m}$
- 12 略

#### 5.5 教材思考题解:

- 1.  $\zeta = F / (A_p \rho u^2 / 2)$ 。它与  $\text{Re}_p (= d_p u \rho / \mu)$ 、 $\Psi$  有关。
- 2.  $u_t = d^2 (\rho_p - \rho) g / (18 \mu)$ 。  
前提  $\text{Re} < 2$ 。  
当颗粒  $d_p$  很小， $u_t$  很小时。
- 3. 沉降室底面积和沉降速度。  
不影响。高度小会使停留时间短，但沉降距离也短了。
- 4. 分离效率、压降。
- 5. 低负荷时，没有足够的离心力。  
锥底往往负压，若不密封会漏入气体且将颗粒带起。
- 6. 狭义流态化指操作气速  $u$  小于  $u_t$  的流化床，广义流化床则包括流化床、载流床和气力输送。
- 7. 增加分布板阻力，加内部构件，用小直径宽分布颗粒，细颗粒高气速操作。  
空穴的恶性循环。
- 8. ①系统可密闭； ②输送管线设置比铺设道路更方便； ③设备紧凑，易连续化、自动化；  
④同时可进行其他单元操作。

## 第六章 传热

### 6.1 教学基本要求：(12 学时)

**传热过程** 加热和冷却方法；传热速率。

**热传导** 傅利叶定律；常用工程材料的导热系数；一维导热的计算。

**对流给热** 牛顿冷却定律；自然对流；管内强制对流(湍流)给热系数经验式；沸腾给热和沸腾曲线；蒸汽冷凝给热。

**间壁换热过程** 热量衡算和传热速率式；传热平均温度差，热阻和传热系数；垢层热阻。

**传热计算** 传热设计型问题的参数选择和计算方法；传热操作型问题的讨论和计算。

**换热器** 列管式换热器的设计与选型；常用换热器的结构。

### 6.2 基本概念：

**传热目的** 传热操作目的主要有①加热、冷却物料；②回收热量或冷量；③保温，减少热量或冷量损失。

**传热过程的三种基本方式** 直接接触式、间壁式、蓄热式。

**载热体** 为将冷工艺物料加热或热工艺物料冷却，必须用另一种流体供给或取走热量，此流体称为载热体。用于加热的称为加热剂；用于冷却的称为冷却剂。

**三种传热机理的物理本质** 传导的物理本质是分子热运动、分子碰撞及自由电子迁移；对流的物理本质是流动流体载热；热辐射的物理本质是电磁波。

**间壁换热传热过程的三个步骤** 热量从热流体对流至壁面，经壁内热传导至另一侧，由壁面对流至冷流体。

**导热系数** 物质的导热系数与物质的种类、物态、温度、压力有关。

**热阻** 将传热速率表达成温差推动力除以阻力的形式，该阻力即为热阻。

**推动力** 高温物体向低温传热，两者的温度差就是推动力。

**流动对传热的贡献** 流动流体载热。

**强制对流传热** 在人为造成强制流动条件下的对流传热。

**自然对流传热** 因温差引起密度差，造成宏观流动条件下的对流传热。自然对流传热时，加热、冷却面的位置应该是加热面在下，制冷面在上，这样有利于形成充分的对流流动。

**努塞尔数、普朗特数的物理意义** 努塞尔数的物理意义是对流传热速率与导热传热速率之比。普朗特数的物理意义是动量扩散系数与热量扩散系数之比，在 $\alpha$ 关联式中表示了物性对传热的贡献。

**$\alpha$ 关联式的定性尺寸、定性温度** 用于确定关联式中的雷诺数等准数的长度变量、物性数据的温度。比如，圆管内的强制对流传热，定性尺寸为管径 $d$ 、定性温度为进出口平均温度。

**大容积自然对流的自动模化区** 自然对流 $\alpha$ 与高度无关的区域。

**液体沸腾的两个必要条件** 过热度 $t_w - t_s$ 、汽化核心。

**核状沸腾** 气泡依次产生和脱离加热面，对液体剧烈搅动，使 $\alpha$ 随 $\Delta t$ 急剧上升。

**膜状沸腾** 由于气泡在脱离加热面之前就连接成汽膜，把加热面与液体隔开，使传热条件变差。

**临界点** 从核状沸腾变为膜状沸腾的转折点。

**沸腾给热的强化** 改善加热表面，提供更多的汽化核心；沸腾液体加添加剂，降低表面张力。

**蒸汽冷凝的两种形式** 滴状冷凝，膜状冷凝。工业传热按膜状冷凝计算，因为滴状冷凝不能持久。

**排放不凝性气体** 不凝性气体的存在，会降低蒸汽的压力，形成额外热阻。排放不凝性气体的目的是避免其积累，提高  $\alpha$ 。

**黑体** 吸收率等于 1 的物体为黑体。

**黑度** 实际物体辐射能力与同温度黑体的辐射能力之比。

**灰体** 对各种波长辐射能具有同样吸收率的理想物体。

**克希霍夫定律** 同一灰体的吸收率与其黑度在数值上相等， $\varepsilon = \alpha$ 。

**角系数** 仅与可见面积大小、角度、距离有关。

**传热过程的控制步骤** 该步骤阻力远大于其他各步骤的阻力之和，传热速率由该步骤所决定。

**传热操作线** 换热器同一横截面上热流体温度  $T$  与冷流体温度  $t$  的关系，它是换热器段的热量衡算结果。

**逆流、并流** 换热器中冷热流体相向而流称为逆流，同向而流称为并流。

### 6.3 基本内容：

本章考察热传导、对流给热的传热速率，重点分析换热器的原理和设计、操作。

#### 一、热传导

##### 1. 傅立叶定律

当物体存在温度差时就会发生热传导，热传导速率可以用傅立叶定律描述

$$q = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} \quad 6-1$$

式中  $\lambda$ ：W/m·°C，为导热系数。傅立叶定律表明，热流密度与温度梯度成正比。 $\lambda$  的数量级为：金属  $10 \sim 10^2$  W/m·°C；

绝热材料  $10^{-2} \sim 10^{-1}$  W/m·°C；

液体  $10^{-1}$  W/m·°C；

气体  $10^{-2}$  W/m·°C。

导热系数与物质的种类、物态、温度压力有关。其特点是：

- 1)  $\lambda_{\text{金属}} > \lambda_{\text{液体}} > \lambda_{\text{气体}}$ ；
- 2) 温度升高时， $\lambda_{\text{液}}$  下降，但水明显例外； $\lambda_{\text{气}}$  上升； $\lambda_{\text{金属}}$  下降；大多  $\lambda_{\text{非金属}}$  上升。

##### 2. 平壁导热

单层平壁在定态一维(横向导热不计)导热，且导热系数视作常数的条件下，对其进行解析分析：①取控制体②作热量衡算③结合特征方程解析解，可以导得：

$$\text{热流量} \quad Q = A\lambda \frac{t_1 - t_2}{x} = A\lambda \frac{t_1 - t_2}{\delta} \quad 6-2$$

此式表明，温度在平壁中是线性分布的。上式也可表示为

$$Q = \frac{t_1 - t_2}{\delta / A\lambda} = \frac{\Delta t}{R} \quad 6-3$$

式 6-3 的含义为

$$\text{过程速率} = \frac{\text{推动力}}{\text{阻力}} \quad 6-4$$

对于多层平壁导热，由于每层壁过程速率相等，采用数学上的等比定律可得



$$Q = \frac{\Delta t_1}{R_1} = \frac{\Delta t_2}{R_2} = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{R_1 + R_2} \quad 6-5$$

即串联过程推动力相加，阻力相加等式仍然成立，这是工程处理方法之一。式 6-5 还给出了一个重要结果：温差按热阻大小分配，热阻大的温差也大。

例 1 已知：两层平壁  $\lambda_1=1.4 \text{ /m} \cdot \text{°C}$ ， $\delta_1=100\text{mm}$ ； $\lambda_2=0.14 \text{ /m} \cdot \text{°C}$ ， $\delta_2=200\text{mm}$ ，两边的温度为  $t_1=650\text{°C}$ ， $t_3=50\text{°C}$ 。平壁 1 在高温侧，平壁 2 在低温侧。

求：两壁接触处的温度  $t_2$ 。

解：先定性分析，哪个斜率大

$$\text{热流密度 } q = \frac{Q}{A} = \frac{t_1 - t_3}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} = \frac{650 - 50}{\frac{0.1}{1.4} + \frac{0.2}{0.14}} = 400 \text{ W/m}^2$$

$$\text{由 } q = \frac{t_2 - t_3}{\frac{\delta_2}{\lambda_2}} \text{ 得}$$

$$t_2 = t_3 + q \frac{\delta_2}{\lambda_2} = 50 + 400 \times \frac{0.2}{0.14} = 621 \text{ °C}$$

### 3. 圆筒壁导热

圆筒壁导热经推导可得

$$Q = \frac{2\pi L \lambda (t_1 - t_2)}{\ln(r_2 / r_1)} = \frac{t_1 - t_2}{\frac{1}{2\pi L \lambda} \ln \frac{r_2}{r_1}} \quad 6-6$$

$$\text{或写成通式: } Q = \frac{t_1 - t_2}{\delta / \lambda A_m} = \frac{\Delta t}{\Delta R} = \frac{\text{推动力}}{\text{阻力}}$$

其中： $A_m = \frac{A_2 - A_1}{\ln(A_2 / A_1)}$ 。圆筒壁内的温度分布不再是线性的。

例 2 在蒸汽管道外包两层同样厚度的保温材料  $\lambda_1 < \lambda_2$ ，应将哪层包在里面？

解：将式 6-6 用于多层圆筒壁可得

$$\lambda_1 \text{ 包在里面 } Q_1 = \frac{2\pi l \Delta t}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2}}$$

$$\lambda_2 \text{ 包在里面 } Q_2 = \frac{2\pi l \Delta t}{\frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_3}{r_2}}$$

两种情况传热量不同，比较  $Q_1$  与  $Q_2$ ，取小的。现比较分母，由于  $\lambda_1 < \lambda_2$ ，所以

$$\frac{1}{\lambda_1} > \frac{1}{\lambda_2} \quad (\text{a})$$

由于  $r_2^2 > r_2^2 - \delta^2 = (r_2 + \delta)(r_2 - \delta) = r_1 r_3$

$$\text{所以 } \ln \frac{r_2^2}{r_1 r_3} > 0 \quad (\text{c})$$

由式(a)、(c)可得  $\frac{1}{\lambda_1} (\ln \frac{r_2}{r_1} - \ln \frac{r_3}{r_2}) > \frac{1}{\lambda_2} (\ln \frac{r_2}{r_1} - \ln \frac{r_3}{r_2})$

$$\text{即 } \frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2} > \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_3}{r_2}$$

所以  $\lambda_1 < \lambda_2$ ,  $\lambda$  小的材料应包在里面。

## 二、对流给热

流体在流过固体表面时与该表面所发生的热量交换过程称为对流给热。

对流给热的分类，可按有无相变化分为：无相变对流、有相变对流。无相变对流给热又可分为：强制对流给热；自然对流给热。有相变对流给热又可分为：液体沸腾给热；蒸汽冷凝给热。

### 1. 对流给热 $\alpha$

对流传热与纯热传导相比，两者的区别在于有无流动流体的载热。因此，对流的物理本质就是流动流体的载热。

由于流动流体的载热，使得壁面处的热流密度  $q_w = \lambda \left. \frac{dt}{dy} \right|_{y=0}$  变大，即流动  $q_w >$  静止

$q_w$ 。

#### 1) 两种对流形式

因温差引起密度差，造成宏观流动条件下的对流传热称为自然对流；在人为造成强制流动条件下的对流传热称为强制对流。

#### 2) 牛顿冷却定律

流体与固体壁面之间的对流给热，可用牛顿冷却定律表达

$$q = \alpha(T_w - T) \quad 6-7$$

其中： $T_w$  壁温； $T$ ：流体主体温度； $\alpha$ ：给热系数  $W/m^2 \cdot ^\circ C$ 。

采用牛顿冷却定律来表达对流给热，便于分解组合传热系数。工业过程常采用间壁式换热器，热量从热流体对流至壁面，经壁内热传导至另一侧，由壁面对流至冷流体。如图6.1所示。

由牛顿冷却定律和壁面导热，可得

$$q = \alpha_1(T - T_w) = \lambda \frac{T_w - t_w}{\delta} = \alpha_2(t_w - t)$$

$$\text{或 } q = \frac{T - T_w}{1/\alpha_1} = \frac{T_w - t_w}{\delta/\lambda} = \frac{t_w - t}{1/\alpha_2} = K(T - t) \quad 6-8$$

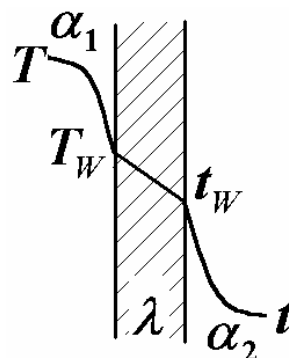


图6.1 传热步骤

式中  $K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}$  为传热系数。这样在不须知道  $T$ ， $t$  的情况下，就可以计算热流密度

了。

### 3) $\alpha$ 的影响因素

经分析，对流给热系数的影响为

$$\alpha = f(\rho, \mu, \lambda, l, u, \beta g \Delta t, Cp)$$

经无因次化之后，可得

$$\frac{\alpha l}{\lambda} = f\left(\frac{l u \rho}{\mu}, \frac{Cp \mu}{\lambda}, \frac{\beta g \Delta t l^3 \rho^2}{\mu^2}\right)$$

或  $Nu = f(Re, Pr, Gr)$

强制对流  $Nu = f(Re, Pr)$

自然对流  $Nu = f(Gr, Pr)$

## 2. 圆直管内强制湍流 $\alpha$

经实验数据关联获得，圆直管内强制湍流时的给热系数

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^b \quad 6-9$$

式中，当流体被加热时  $b=0.4$ ；当流体被冷却时  $b=0.3$ 。式 6-9 可写成

$$\alpha_{\text{端}} = 0.023 \frac{\lambda}{d} Re^{0.8} Pr^b \quad 6-10$$

经验关联式 6-10 在应用时要注意：

①适用范围  $Re > 10^4$ ， $0.7 < Pr < 160$ ， $\mu < 2\mu_{\text{水}}$ ， $L/d > 30 \sim 40$ 。

②定性温度：主体平均温度，即  $\frac{1}{2}(T_1 + T_2)$  或  $\frac{1}{2}(t_1 + t_2)$ 。

③定性尺寸：管径  $d$ 。

影响因素分析：

$$\alpha \propto \frac{u^{0.8}}{d^{0.2}} \propto \frac{q_V^{0.8}}{d^{1.8}} \quad 6-11$$

即  $\alpha$  正比于流量的 0.8 次方，反比于管径的 1.8 次方。但是，流体流动阻力

$$h_f \propto \frac{u^2}{d} \propto \frac{q_V^2}{d^5} \quad 6-12$$

说明减小管径、增大流速或流量都可提高  $\alpha$ ，但是以机械能损失为代价。

### 3. 大容积自然对流 $\alpha$

$$Nu = A(Gr \cdot Pr)^b \quad 6-13$$

式中的  $A$ 、 $\alpha$  值根据  $(G P)$  可查教材表 6-3 确定。式 6-13 应用需注意：

①定性温度：膜温  $(= \frac{t_w + t}{2})$ ；

②定性尺寸：若是管外自然对流，管子是水平放置的，定性尺寸为管外径  $d$ ；管子是垂直放置的，定性尺寸为管长  $L$ 。总之定性尺寸是垂直方向上壁面的高度。

③ $A$ 、 $\alpha$  值又与  $(G P)$  有关。

当  $\alpha$  值等于  $1/3$  时， $\alpha$  与垂直高度  $L$  无关，称为自动模化区。上式由于定性温度为膜温，对于传热计算比较本质，但是壁温往往事先未知，需要试差。

例 3 如何实验测定管内流动流体  $\alpha$ ，管外用蒸汽冷凝加热。

解：如图 6.2 所示

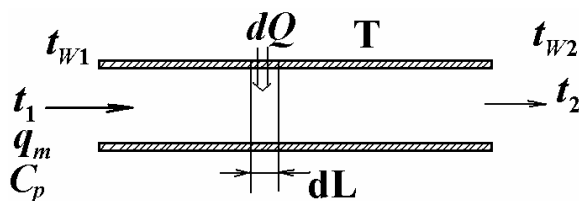


图 6.2  $\alpha$  的测定

对微分段换热器进行热量衡算

$$dQ = qdA = \alpha(t_w - t)\pi d \cdot dL = q_m C_p dt$$

积分后得  $Q = \alpha \Delta t_m \pi d L = q_m C_p (t_2 - t_1)$

6-14

式中 
$$\Delta t_m = \frac{(t_{w2} - t_2) - (t_{w1} - t_1)}{\ln \frac{t_{w2} - t_2}{t_{w1} - t_1}}$$

6-15

实验可以通过焊接在管壁面上的热电偶来测量壁温，由测量的  $t_{w1}, t_{w2}, t_1, t_2, q_m$  可以求得  $\alpha$ 。

#### 4. 大容积饱和和沸腾给热

沸腾给热过程的特点是汽液两相共存。在加热面上形成气泡，当气泡离开液体时，周围的液体冲刷表面，有利传热；气泡也搅动了液体，这种沸腾称为核状沸腾。但是也有可能气泡连成气膜将液体与加热面隔开，对传热不利，可能烧毁壁面，这种沸腾称为膜状沸腾。

沸腾需两个条件，①过热度  $(t - t_s)$ ，它是气泡存在的必要条件。如图 6.3 所示，

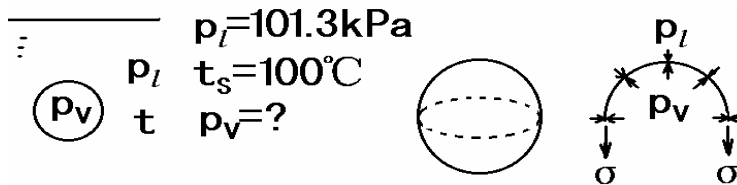


图 6.3 沸腾过热度

对气泡作力平衡分析，可得

$$\sigma \cdot 2\pi r = (p_v - p_l)\pi r^2$$

6-16

整理得 
$$p_v - p_l = \frac{2\sigma}{r}$$

6-17

显然，气泡存在必须  $p_v > p_l$ 。由  $p_l \sim t_s$ 、 $p_v \sim t$  分别为饱和关系，因此，必须  $t > t_s$ ，

也就是要有一定的过热度。究竟  $\Delta p$  引起多少  $\Delta t$ ，可以由克莱普龙方程计算。

②汽化核心，它是气泡生成的必要条件。由式 6-17 可知， $\Delta p$  越小，压差越大，所需过热度也越大。所以，粗糙表面所需过热度小；光滑表面所需过热度大，甚至会发生暴沸。例如，加沸石的作用就是提供汽化核心，防止暴沸。

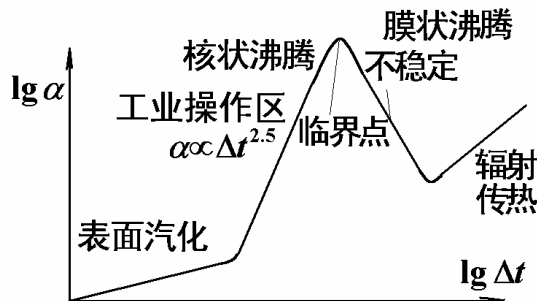


图 6.4 沸腾给热系数

由图 6.4 所示的沸腾曲线可见，随着过热度的增加，起先是表面汽化阶段，然后是核状沸腾：气泡依次产生并脱离加热面，对液体剧烈搅动，使  $\alpha$  随  $\Delta t$  急剧上升；过热度再大就进入膜状沸腾，气泡在脱离加热面之前就连接成汽膜，把加热面与液体隔开，使传热条件变差。工业操作只能在核状沸腾区域进行，因为膜状沸腾会造成飞温和烧毁炉壁等危险。

沸腾过程的强化可以从沸腾的条件入手，①加热表面粗糙化，增强汽化核心；②加入添加剂，降低表面张力。

## 5. 蒸汽冷凝给热

### 1) 膜状冷凝与滴状冷凝

蒸汽在冷壁上冷凝有两种方式，即膜状冷凝与滴状冷凝。滴状冷凝的给热系数比膜状冷凝的大 5~10 倍。但是，在工业上，滴状冷凝不能持久，设计按膜状冷凝考虑。

### 2) 垂直壁液膜层流的平均 $\alpha_{\text{冷凝}}$

垂直壁液膜层流时的平均  $\alpha_{\text{冷凝}}$  经数学推导和实验测定为：

$$\alpha_{\text{垂直}} = 1.13 \left[ \frac{\rho^2 g r \lambda^3}{\mu L \Delta t} \right]^{1/4} \quad 6-18$$

$\Delta t = T_s - T_w$ ，即饱和蒸汽温度与冷壁温度之差。L 为垂直壁高度。由

式 6-18 可见，冷凝给热系数  $\alpha$  与温差  $\Delta t$  有关。

### 3) 水平圆管外液膜层流的 $\alpha_{\text{冷凝}}$ ：

$$\alpha_{\text{水平}} = 0.725 \left[ \frac{\rho^2 g r \lambda^3}{\mu d_0 \Delta t} \right]^{1/4} \quad 6-19$$

在使用式 6-18、19 时，要注意：①物性  $\rho$ 、 $\mu$ 、 $\lambda$  是凝液的，而不是蒸汽的，因为热阻主要在液膜。② $Re < 2000$ ，Re 的确定。如图 6.5 所示

的垂直平壁，当量直径  $d_e = \frac{4A}{\Pi}$ ，质量流速  $G = \frac{q_m}{A}$ ，则

$$Re = \frac{d_e G}{\mu} = \frac{4q_m}{\Pi \mu} \quad 6-20$$

对于垂直圆管外  $\Pi = \pi d_0$ ；水平圆管外  $\Pi = \text{管长 } L$ 。③定性温度：膜温  $\frac{1}{2}(t_s + t_w)$ 。④特性

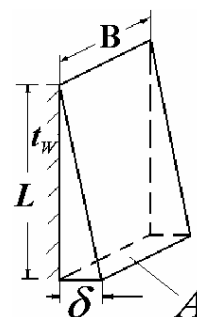


图 6.5 冷凝给热

尺寸：垂直管外  $L$ ；水平管外  $d_0$ ；水平管束外为  $d_0$ 。

管外冷凝，管子水平放还是垂直放好。由式 6-18、19 相比，可得

$$\frac{\alpha_{\text{水平}}}{\alpha_{\text{垂直}}} = 0.64 \left( \frac{L}{d_0} \right)^{1/4} \quad 6-21$$

当  $L/d_0 > 5.9$  时， $\alpha_{\text{水平}} > \alpha_{\text{垂直}}$ 。显然，水平放比垂直放要好。

#### 4) 不凝性气体的影响

当蒸汽中存在不凝性气体时，在冷凝膜附近的蒸汽分压降低，有一个附加的惰性气体层，蒸汽必须扩散通过该层惰性气体层，增加了额外的热阻。因此，必须定期排放不凝性气体，减小蒸汽给热热阻。

例 4 若传热温差推动力增加一倍，试求下列条件下传热速率是原来的多少倍？

- ① 圆管内强制湍流；
- ② 大容积自然对流；
- ③ 大容积饱和核状沸腾；
- ④ 蒸汽膜状冷凝。

解：①  $\alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d} \text{Re}^{0.8} \text{Pr}^{0.3-0.4}$

$$\alpha \text{ 与 } \Delta t \text{ 无关, } \frac{q'}{q} = \frac{\alpha' \Delta t'}{\alpha \Delta t} = 2$$

②  $\alpha \propto \Delta t^{\frac{1}{8} \sim \frac{1}{3}}$

$$\frac{q'}{q} = \frac{\alpha' \Delta t'}{\alpha \Delta t} = 2.18 \sim 2.52$$

③  $\alpha \propto \Delta t^{2.5}$

$$\frac{q'}{q} = \left( \frac{\Delta t'}{\Delta t} \right)^{3.5} = 11.3$$

④  $\alpha \propto \Delta t^{\frac{1}{4}}$

$$\frac{q'}{q} = \left( \frac{\Delta t'}{\Delta t} \right)^{\frac{3}{4}} = 1.68$$

通常， $\alpha$  的大小顺序如下：

$\alpha$ 气，自然对流	5~10 W/m <sup>2</sup> °C
$\alpha$ 气，强制对流	10~100 W/m <sup>2</sup> °C
$\alpha$ 液，自然对流	50~1000 W/m <sup>2</sup> °C
$\alpha$ 液，强制对流	500~10 <sup>4</sup> W/m <sup>2</sup> °C
$\alpha$ 蒸汽冷凝	10 <sup>3</sup> ~3×10 <sup>4</sup> W/m <sup>2</sup> °C
$\alpha$ 液体沸腾	10 <sup>3</sup> ~6×10 <sup>4</sup> W/m <sup>2</sup> °C

### 三、换热过程计算

#### 1. 传热速率和传热系数

对图 6.6 所示的换热器进行分析，

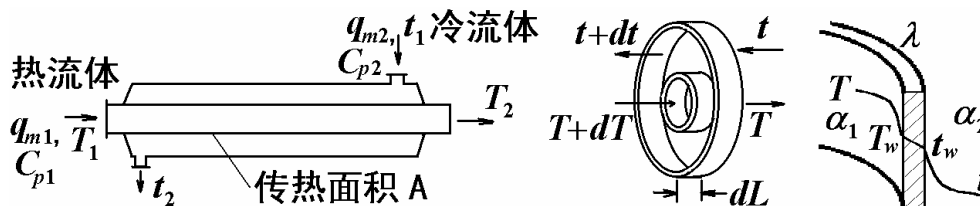


图 6.6 换热器分析

在定态条件下， $Q_{\text{损失}}$  不计，冷、热流体无相变化， $q_{m1}C_{p1}, q_{m2}C_{p2}, K$  沿传热面不变，有

$$q_{m1}C_{p1}(T_1 - T_2) = q_{m2}C_{p2}(t_2 - t_1) \quad 6-22$$

过程特征方程  $q = \frac{dQ}{dA} = K(T - t) \quad 6-23$

取其中的微元  $dL$  长度进行考察

内侧微元面积  $dA_1 = \pi d_1 \cdot dL$

外侧微元面积  $dA_2 = \pi d_2 \cdot dL$

管壁导热微元面积  $dA_m = \pi d_m \cdot dL$

$$dQ = qdA = \frac{T - T_w}{\frac{1}{\alpha_1 dA_1}} = \frac{T_w - t_w}{\frac{\delta}{\lambda dA_m}} = \frac{t_w - t}{\frac{1}{\alpha_2 dA_2}} = K_1 dA_1 (T - t) = K_2 dA_2 (T - t)$$

注意：推动力、系数、面积的配套。当以内壁面为基准时，有

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} \frac{d_1}{d_m} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{d_1}{d_2}} \quad 6-24$$

以外壁面为基准(较常用)

$$K_2 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} \frac{d_2}{d_1} + \frac{\delta}{\lambda} \frac{d_2}{d_m} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad 6-25$$

实际考虑两侧污垢：

$$K_2 = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + R_1\right) \frac{d_2}{d_1} + \frac{\delta}{\lambda} \frac{d_2}{d_m} + R_2 + \frac{1}{\alpha_2}} \quad 6-26$$

只有平壁才有  $K_1 = K_2 = K$ ，或  $\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + R_1 + \frac{\delta}{\lambda} + R_2 + \frac{1}{\alpha_2}$

## 2. 传热阻力控制问题

新管子，或经除垢后的管子， $R_1=R_2=0$ 。通常 $\lambda_{\text{金属}}$ 较大，壁 $\delta$ 薄，如 $\lambda_{\text{铜}}=45 \text{ /m} \cdot \text{}$ ，取 $\delta=1.5\text{mm}$ ， $\lambda / \delta = 3 \times 10^4 \text{ /m}^2 \cdot \text{}$ ，与另外两项相比较，可取 $\delta / \lambda \approx 0$ ，则：

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} \quad 6-27$$

从上式可以得出①比 $\alpha_1$ 、 $\alpha_2$ 中较小的一个 $\alpha$ 还小；②当 $\alpha_1 \gg \alpha_2$ ，则 $\frac{1}{K} \approx \frac{1}{\alpha_2}$ ，强化传热须从 $\alpha$ 小的一侧入手；③壁温计算：由于 $\delta / \lambda \approx 0$ ， $T = t$

$$q = \alpha_1(T - T_w) = \alpha_2(t_w - t) \quad 6-28$$

结论：壁温总是接近 $\alpha$ 值大的一边流体温度。壁温计算可用下式

$$\frac{T - T_w}{T - t} = \frac{\frac{1}{\alpha_1}}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad 6-29$$

例5  $\alpha$ 值对 $K$ 的影响

$$\text{无污垢时, } \frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}$$

	$\alpha_1$	$\alpha_2$	$K$	$K / K_{\text{原}}$
原值	20	500	19.2	
$\alpha_1$ 加倍	40	500	37.0	1.93
$\alpha_2$ 加倍	20	1000	19.6	1.02

上述计算说明，是由较小的 $\alpha$ 一侧所控制的。

例6 用蒸汽加热冷物料，物料进口温度为 $20^\circ\text{C}$ ，出口温度为 $50^\circ\text{C}$ ，蒸汽温度为 $140^\circ\text{C}$ ，物料一侧给热系数 $\alpha_2=1000 \text{ /m}^2\text{C}$ ，蒸汽一侧 $\alpha_1=10^4 \text{ /m}^2\text{C}$ ，求：平均壁温。(金属壁热阻可忽略)

解：物料平均温度为

$$t = \frac{20 + 50}{2} = 35^\circ\text{C}$$

$$\text{由式 6-29 } \frac{140 - t_w}{140 - 35} = \frac{10^{-4}}{10^{-4} + 10^{-3}}$$

得  $t = 130.5^\circ\text{C}$ 。

## 3. 传热过程基本方程式

对换热器数学描述后，可得到：

$$Q = q_{m1}Cp_1(T_1 - T_2) = q_{m2}Cp_2(t_1 - t_2) = KA \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = KA\Delta t_m \quad 6-30$$



式中  $\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ ，为对数平均温差推动力。

传热基本方程式  $Q = KA\Delta t_m$  的主要影响因素：① 传热系数②A 传热面积③  $\Delta t_m$ 。

对数平均值的特点：

- ①  $\Delta t_1 = \Delta t_2$  时， $\Delta t_m = \Delta t_1 = \Delta t_2$ ；
- ② 当  $\Delta t_1$  为有限值， $\Delta t_2 = 0$  时， $\Delta t_m = 0$ ；
- ③  $T_1, T_2, t_1, t_2$  一定时，是按并流方式操作的  $\Delta t_m$  大还是逆流的  $\Delta t_m$  大？当  $\Delta t_1 + \Delta t_2 =$  常数时，两者越接近，对数平均值越大。显然，逆流方式操作的  $\Delta t_m$  大。
- ④  $\Delta t_m$  受小的一端温差影响大些。

#### 4. 传热操作线

操作线是换热器段热量衡算的结果，表示同一截面  $T$  与  $t$  关系。如图 6.7 所示，当两侧

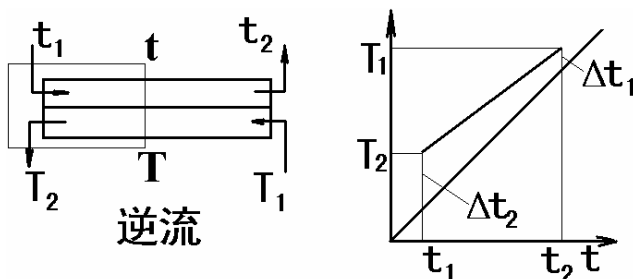


图 6.7 逆流传热操作线

流体均无相变化时，取换热器段作控制体，热量衡算可得

$$q_{m1}C_{p1}(T - T_2) = q_{m2}C_{p2}(t - t_1)$$

整理后，
$$T = \frac{q_{m2}C_{p2}}{q_{m1}C_{p1}}t + (T_2 - \frac{q_{m2}C_{p2}}{q_{m1}C_{p1}}t_1)$$

这就是传热操作线，如上图右边所示。操作线是一条直线，斜率为  $\frac{q_{m2}C_{p2}}{q_{m1}C_{p1}}$ 。

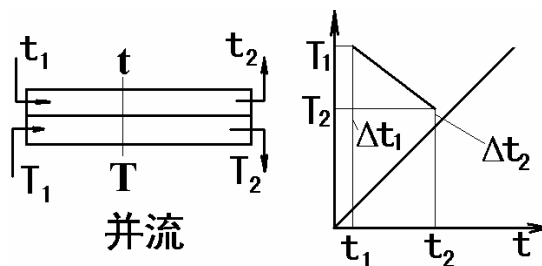


图 6.8 并流操作线

同样道理，并流时的操作线为

$$T = -\frac{q_{m2}C_{p2}}{q_{m1}C_{p1}}t + (T_1 + \frac{q_{m2}C_{p2}}{q_{m1}C_{p1}}t_1)$$

当一侧有相变化、一侧无相变化时，如蒸汽加热冷流体， $T$  沿程不变， $t$  沿程变化，操作线是一条水平直线。如图 6.9 所示。

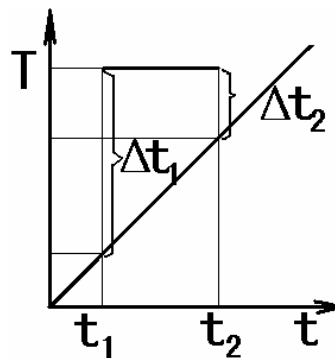


图 6.9 温差推动力

操作线的建立，有助于对换热器操作进行定性分析，操作线两端与对角线的垂直距离就是两端的温差推动力。

例 7 如图 6.10a 所示为一换热器，原为单管程用蒸汽加热有机液体。饱和蒸汽温度  $T=130^\circ\text{C}$ ，压力 167kPa(表)。有机液体进出口温度为  $t_1=80^\circ\text{C}$ ， $t_2=100^\circ\text{C}$ 。

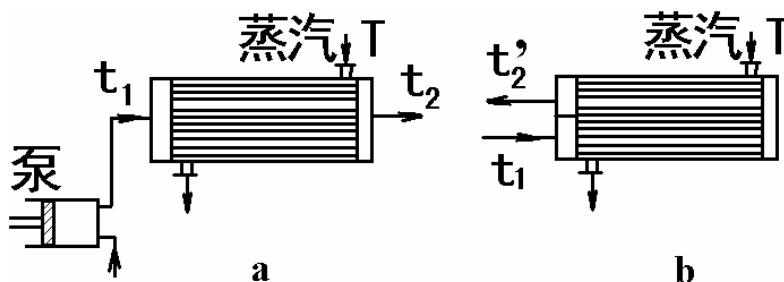


图 6.10 例 7 附图

管内流动为湍流。现为了提高  $t_2$  采取下列办法，试求：

- ①改为双管程，如图 所示， $t_2' =$
- ②不改双管程，要达到同样  $t_2'$ ，提高  $T$  至多少？

解：①改双管程后，管程流通面积减半，流速加倍。而  $\alpha_{\text{蒸汽}} \gg \alpha_{\text{液}}$ ，由有机液体侧传热

控制  $K \approx \alpha_{\text{液}} \propto u^{0.8}$ ，

$$\frac{K'}{K} \approx \frac{\alpha'}{\alpha} = \left(\frac{u'}{u}\right)^{0.8} = 2^{0.8} = 1.74$$

$$q_{m2}C_{p2}(t_2 - t_1) = KA \frac{(T - t_1) - (T - t_2)}{\ln \frac{T - t_1}{T - t_2}}$$

整理得  $q_{m2}C_{p2} \ln \frac{T - t_1}{T - t_2} = KA$

新工况  $q_{m2}C_{p2} \ln \frac{T - t_1}{T - t_2'} = K'A$

两式相除  $\frac{\ln \frac{130 - 80}{130 - t_2'}}{\ln \frac{130 - 80}{130 - 100}} = \frac{K'}{K} = 1.74$

得  $t_2' = 109.5^\circ\text{C}$ 。

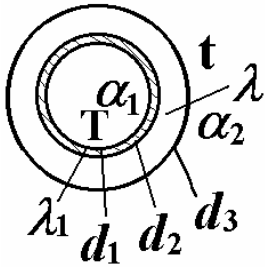
②仍为单管程，值不变

$$q_{m2}C_{p2} \ln \frac{T'-t_1}{T'-t_2} = KA = q_{m2}C_{p2} \ln \frac{T-t_1}{T-t_2}$$

$$\frac{T'-80}{T'-109.5} = \frac{130-80}{130-100}$$

得  $T'=153.6^\circ\text{C}$ ，相当于 **426kPa(表)** 压力的饱和蒸汽。

### 5. 保温层的临界半径



为了减少热损失，在蒸汽管道外面包保温层。但是，是否无论材料的  $\lambda$  大小都是增加热阻的，都可以作保温层？

如图 6.11 所示的，圆管壁外包一层材料，传热量为：

$$Q = \frac{\pi d_1 L (T-t)}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{d_1}{2\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{d_1}{2\lambda} \ln \frac{d_3}{d_2} + \frac{d_1}{\alpha_2 d_3}}$$

图 6.11 临界半径

若该层材料厚度  $\delta$  增加，则  $d_3$  增加， $\ln \frac{d_3}{d_2} \uparrow$ ， $\frac{d_1}{d_3} \downarrow$ ，可能出现

最小热阻  $R_m$ 。通过对热阻求导，令  $\frac{dR_{\text{热阻}}}{d(d_3)} = 0$ ，可求得  $d_{3cr} = \frac{2\lambda}{\alpha_2}$ 。当材料的  $\lambda$  较小时，

$d_{3c} < d_2$ ，包上去总是增加热阻的；当材料的  $\lambda$  较大时， $d_{3c} > d_2$ ，材料包上去会减小热阻，增加热损失。

## 四、换热器

### 1. 操作调节

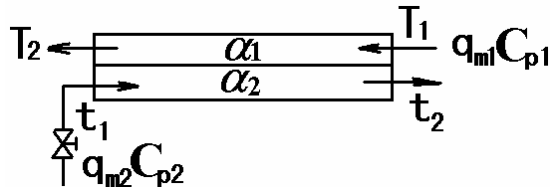


图 6.12 换热器调节

如图 6.12 所示的换热器，用冷却水冷却热的工艺流体，可调节参数为温度  $t_1$ ，流量  $q_{m2}$ 。

①  $q_{m2} \uparrow$ ，下列参数如何变化  $t_2$ \_\_\_\_,  $T_2$ \_\_\_\_, \_\_\_\_， \_\_\_\_。

$q_{m2}$  增大，操作线斜率增大，如图 6.13 所示：

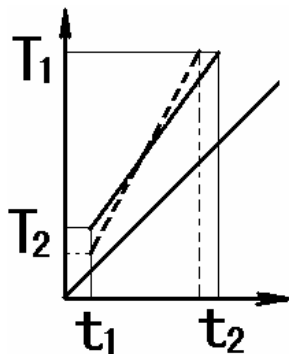


图 6.13 操作线比较

所以， $t_2 \downarrow$ ,  $T_2 \downarrow$ ，而  $\alpha_2 \uparrow$ ， $K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}} \uparrow$ ，再由热量衡算可知

$$Q = q_{m1}C_{p1}(T_1 - T_2) \uparrow。$$

②  $t_1 \downarrow$ ，下列参数如何变化  $t_2$ \_\_\_\_,  $T_2$ \_\_\_\_， \_\_\_\_。

输出温度与输入温度之间存在着线性顺变关系，输入温度下降输出温度也会下降，所以  $t_2 \downarrow$ ,  $T_2 \downarrow$ ，再由热量衡算可知

$$Q = q_{m1}C_{p1}(T_1 - T_2) \uparrow。$$

例 8 一逆流套管换热器,热空气走管内,冷水走环隙,热空气一侧传热阻力控制,冷、热流体进出口温度为  $t_1=30^\circ\text{C}$ ,  $t_2=45^\circ\text{C}$ ,  $T_1=110^\circ\text{C}$ ,  $T_2=80^\circ\text{C}$ 。

求: 当热空气流量  $q_{m1}$  加倍时,  $T'_2, t'_2=$

解: 由热量衡算式  $q_{m1}C_{p1}(T_1-T_2) = q_{m2}C_{p2}(t_2-t_1)$

$$\text{可得} \quad \frac{q_{m2}C_{p2}}{q_{m1}C_{p1}} = \frac{110-80}{45-30} = 2$$

$$\text{由传热基本方程可得} \quad \ln \frac{T_1-t_2}{T_2-t_1} = \frac{KA}{q_{m2}C_{p2}} \left( \frac{q_{m2}C_{p2}}{q_{m1}C_{p1}} - 1 \right)$$

$$\text{代入数据} \quad \ln \frac{110-45}{80-30} = \frac{KA}{q_{m2}C_{p2}} (2-1)$$

$$\text{得} \quad \frac{KA}{q_{m2}C_{p2}} = 0.26$$

$$\text{新工况: } q'_{m1} = 2q_{m1}, \text{ 则} \quad \frac{q_{m2}C_{p2}}{q'_{m1}C_{p1}} = \frac{q_{m2}C_{p2}}{2q_{m1}C_{p1}} = \frac{2}{2} = 1$$

$$\text{由于 } K \propto \alpha_1 \propto q_{m1}^{0.8}, \text{ 所以} \quad \frac{K'}{K} = \left( \frac{q'_{m1}}{q_{m1}} \right)^{0.8} = 2^{0.8} = 1.74$$

$$\text{则} \quad \frac{K'A}{q_{m2}C_{p2}} = 1.74 \times 0.26 = 0.46$$

$$\text{因操作线斜率等于 } 1, \quad \Delta t_m = T_1 - t'_2 = T'_2 - t_1$$

$$Q' = q_{m2}C_{p2}(t'_2 - t_1) = K'A(T_1 - t'_2)$$

$$t'_2 - t_1 = \frac{K'A}{q_{m2}C_{p2}} (T_1 - t'_2)$$

$$t'_2 - 30 = 0.46 \times (110 - t'_2)$$

$$\text{得} \quad t'_2 = 55.1^\circ\text{C}$$

$$T'_2 = T_1 - \frac{q_{m2}C_{p2}}{q'_{m1}C_{p1}} (t'_2 - t_1) = 110 - (55.1 - 30) = 84.9^\circ\text{C}$$

2. 冷、热流体流动通道的主要选择原则:

- ①不洁净和易结垢流体走管程, 便于清除污垢;
- ②腐蚀性流体走管程, 免得壳程用耐腐蚀材料;
- ③高压流体走管程, 管子直径小, 易耐高压;

- ④饱和蒸汽走壳程，凝液容易流出；
- ⑤被冷却流体走壳程，便于散热；
- ⑥给热系数大者走壳程，使管子和壳体的温度接近，热应力小；
- ⑦流量小粘度大者走壳程，因壳程容易湍流。

#### 6.4 教材习题答案：

- 1  $\delta_1 = 0.22\text{m}$      $\delta_2 = 0.1\text{m}$
- 2  $t_1 = 800^\circ\text{C}$
- 3  $t_1 = 405^\circ\text{C}$
- 4  $\delta = 50\text{mm}$
- 5  $(\lambda' - \lambda) / \lambda = -19.7\%$
- 6 略
- 7  $\lambda' / \lambda = 1.64$ ;  $\lambda$  小的放内层
- 8  $\alpha = 330 / \text{m}^2\text{C}$
- 9  $\alpha = 252.5 / \text{m}^2\text{C}$
- 10  $q = 3.69\text{k} / \text{m}^2$
- 11  $q_1/q_2 = 1$
- 12  $w = 3.72 \times 10^{-3}\text{kg/s}$      $w' = 7.51 \times 10^{-3}\text{kg/s}$
- 13  $T_g = 312^\circ\text{C}$ ，用遮热罩抽气式热电偶
- 14  $T_w = 746$
- 15  $\tau = 3.3\text{h}$
- 16  $\varepsilon_A = 0.68$      $\varepsilon_B = 0.40$
- 17 略
- 18 热阻分率 0.3%；  $\lambda' = 49.0 / \text{m}^2\text{C}$      $\lambda'' = 82.1 / \text{m}^2\text{C}$
- 19  $w = 3.47 \times 10^{-5}\text{kg/m} \cdot \text{s}$      $t_w = 38.7^\circ\text{C}$
- 20  $\delta = 82\text{mm}$
- 21  $\alpha_1 = 1.29 \times 10^4 / \text{m}^2 \cdot \text{C}$      $\alpha_2 = 3.05 \times 10^3 / \text{m}^2 \cdot \text{C}$      $R = 7.58 \times 10^{-5}\text{m}^2\text{C} /$
- 22  $\delta = 10\text{mm}$      $\alpha_{\text{max}} = 11.3\text{k}$
- 23  $R = 6.3 \times 10^{-3}\text{m}^2 \cdot \text{C} /$
- 24  $\tau = 31$      $L = 1.65\text{m}$
- 25  $L = 9.53\text{m}$
- 26  $q_m = 4.0\text{kg/s}$      $A = 7.14\text{m}^2$
- 27  $q_{m2} = 10.9\text{kg/s}$      $\tau = 36$      $L = 2.06\text{m}$      $q'_{m1} = 2.24\text{kg/s}$
- 28  $q_m = 0.048\text{kg/s}$
- 29  $t_2 = 76.5^\circ\text{C}$      $t_2 = 17.9^\circ\text{C}$
- 30  $t'_2 = 98.2^\circ\text{C}$     提高水蒸气压强     $T' = 112.1^\circ\text{C}$
- 31  $q_{m1} = 1.24\text{kg/s}$
- 32  $T'_2 = 78.7^\circ\text{C}$      $t'_2 = 61.3^\circ\text{C}$
- 33  $T = 64.6^\circ\text{C}$      $t_{2a} = 123.1^\circ\text{C}$      $t_2 = 56.9^\circ\text{C}$
- 34  $t_2 = 119^\circ\text{C}$
- 35  $\tau = 5.58\text{h}$
- 36 单壳层  $\Delta t_m = 40.3^\circ\text{C}$     双壳层  $\Delta t'_m = 43.9^\circ\text{C}$
- 37  $\alpha = 781 / \text{m}^2 \cdot \text{C}$
- 38  $L = 1.08\text{m}$      $t_2' = 73.2^\circ\text{C}$

$$39 \quad N_F = 2 \quad N_T = 114 \quad L_{\text{实}} = 1.2L_{\text{计}} = 3.0\text{m} \quad = 460\text{mm}$$

### 6.5 教材思考题解：

1. 直接接触式、间壁式、蓄热式。
2. 传导、对流、热辐射。
3. 与物态、温度有关。
4. 流动流体的载热。
5. 加热面在下，制冷面在上。
6. 过热度、汽化核心。
7. 核状沸腾状态。  
以免设备烧毁。
8. 改善加热表面，提供更多的汽化核心；沸腾液体加添加剂，降低表面张力。
9. 避免其积累，提高  $\alpha$ 。
10. 因  $\alpha$  与温度四次方成正比，它对温度很敏感。
11. 温度、黑度、角系数（几何位置）、面积大小、中间介质。
12. ①相变热远大于显热；②沸腾时汽泡搅动；蒸汽冷凝时液膜很薄。
13. 陶瓷壶的黑度大，辐射散热快；银壶的黑度小，辐射散热慢。
14. 该步骤阻力远大于其他各步骤的阻力之和，传热速率由该步骤所决定。
15.  $q_{m1}C_{p1}$ 、 $q_{m2}C_{p2}$  沿程不变；管、壳程均为单程。
16. 可行。
17. 逆流推动力  $\Delta t_m$  大，载热体用量少。热敏物料加热，控制壁温以免过高。
18. 传热基本方程，热量衡算式，带有温变速率的热量衡算式。
19. 当  $\Psi \leq 0.8$  时，温差推动力损失太大， $\Delta t_m$  小，所需  $A$  变大，设备费用增加。

## 第七章 自测练习(上册部分)

### 7.1 练习一： 流体流动

#### 一、填充

- 连续性假定是指\_\_\_\_\_。
- 控制体与系统的区别在于考察方法的不同，对系统进行考察的方法是\_\_\_\_\_法，对控制体进行考察的方法是\_\_\_\_\_法。
- 圆管内湍流和层流的区别是：

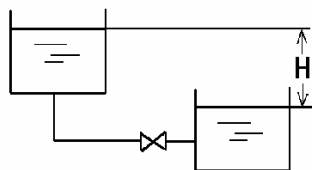
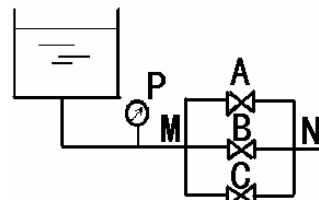
流型	层流	湍流	
本质区别			
Re			
剪应力分布			
速度分布			
$u/u_{max}$			
$\lambda$ 与 Re 的关系		高度湍流	
		一般湍流	
$\lambda$ 与 $\varepsilon/d$ 的关系			

- 圆形直管内， $q_v$ 一定，设计时若将  $d$  增加一倍，则层流时  $h_f$  是原值的\_\_\_\_\_倍，高度湍流时， $h_f$  是原值的\_\_\_\_\_倍。（忽略  $\varepsilon/d$  的变化）
- 流体在直管内流动造成阻力损失的根本原因是\_\_\_\_\_，直管阻力损失体现在\_\_\_\_\_。
- 某孔板流量计用水测得  $Co=0.64$ ，现用于测  $\rho=900\text{kg/m}^3$ ， $\mu=0.8\text{mPa}\cdot\text{s}$  的液体，问此时  $Co$  \_\_\_\_\_  $0.64$ 。（>, =, <）
- 如图示管线，将支管 A 的阀门开大，则管内以下参数如何变化？（ $\uparrow$ ,  $\downarrow$ ）

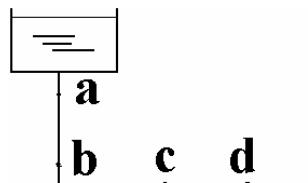
$$q_{VA} \text{ _____, } q_{VB} \text{ _____,}$$

$$q_{V\text{总}} \text{ _____, } P \text{ _____,}$$

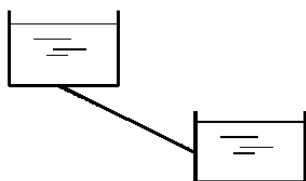
$$h_{fA} \text{ _____, } h_{fMN} \text{ _____}$$



- 图示管路系统中，已知流体流动的总阻力损失  $h_f=56\text{J/kg}$ ，若关小阀门，则总阻力损失  $h_f' = \text{_____ J/kg}$ ，两槽液面的垂直距离  $H = \text{_____ m}$ 。

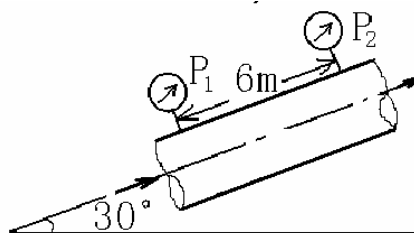


- 图示管路系统中，已知  $d_{ab}=d_{cd}$ ， $\varepsilon_{ab}=\varepsilon_{cd}$ ， $l_{ab}=l_{cd}$ ， $\mu \neq 0$ 。比较  $u_a$ 、 $u_c$ ， $(p_a-p_b)$ 、 $(p_c-p_d)$ ， $(P_a-P_b)$  \_\_\_\_\_  $(P_c-P_d)$ 。



- 如图示供水管线。管长  $L$ ，流量  $q_v$ ，今因检修管子，用若干根直径为  $0.5d$ 、管长相同于  $L$  的管子并联代替原管，保证输水量  $q_v$  不变，设  $\lambda$  为常数， $\varepsilon/d$  相同，局部阻力均忽略，则并联管数至少需要\_\_\_\_\_根。

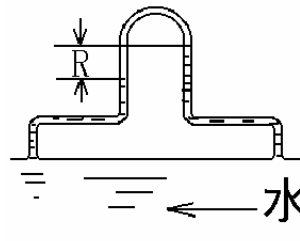
- 11、如图通水管路，当流量为  $q_v$  时，测得  $(P_1 - P_2) = 5\text{mH}_2\text{O}$ ，若流量为  $2q_v$  时， $(P_1 - P_2) = \underline{\hspace{2cm}}\text{mH}_2\text{O}$ （设在阻力平方区）



二、选择

- 1、倒 U 型压差计，指示剂为空气，现改指示剂为油，水的流向不变，则 R ( )

- A) 增大  
B) 变小  
C) 不变  
D) R 不变，但倒 U 型压差计中左侧液位高于右侧。



- 2、圆形直管内径  $d=100\text{mm}$ ，一般情况下输水能力为 ( )

- A)  $3\text{m}^3/\text{h}$     B)  $30\text{m}^3/\text{h}$     C)  $200\text{m}^3/\text{h}$     D)  $300\text{m}^3/\text{h}$

- 3、某孔板流量计，当水流量为  $q_v$  时，U 型压差计读数  $R=600\text{mm}$ ，

( $\rho_i=3000\text{kg}/\text{m}^3$ )，若改

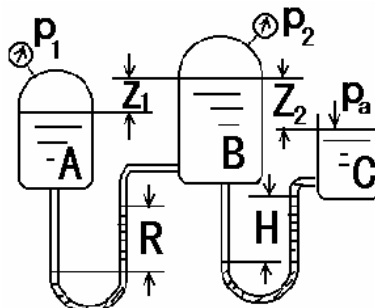
用  $\rho_i=6000\text{kg}/\text{m}^3$  的指示液，水流量不变，则此时读数 R 为 ( )

- A) 150mm    B) 120mm    C) 300mm    D) 240mm

三、计算

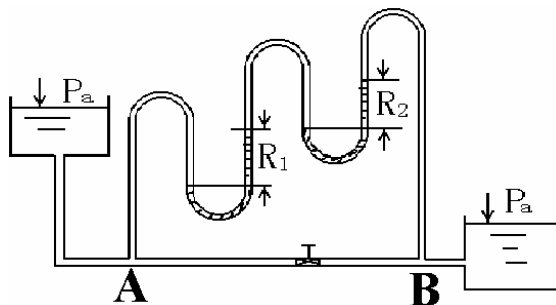
- 1、如图所示三只容器 A、B、C 均装有水（液面恒定），已知： $z_1=1\text{m}$ ， $z_2=2\text{m}$ ，U 型水银压差计读数： $R=0.2\text{m}$ ， $H=0.1\text{m}$  试求：

- 1) 容器 A 上方压力表读数  $p_1$ ；  
2) 若  $p_1$ （表压）加倍，则  $(R+H)$  值为多少？



- 2、某输液管路如图所示，已知液体的密度为  $900\text{kg}/\text{m}^3$ ，粘度为  $30\text{mPas}$ ，除 AB 段外，直管总长（包括全部局部阻力的当量长度）， $L=50\text{m}$ ，管径  $d=53\text{mm}$ ，复式 U 型压差计指示剂为水银，两指示剂中间流体与管内流体相同，指示剂读数  $R_1=7\text{cm}$ ， $R_2=14\text{cm}$ 。试求：

- 1) 当两槽液面垂直总距离为  $4\text{m}$  时，管内流速为多少？  
2) 当阀关闭时， $R_1$ ， $R_2$  读数有何变化（定性判断）？

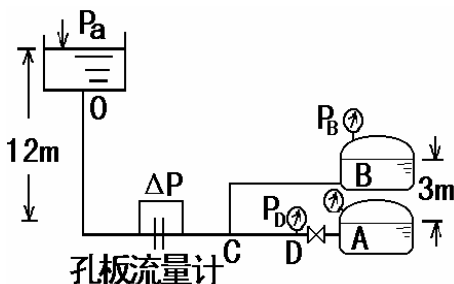




3、某敞口高位槽输送管路（见下图），在管路 OC 段的水平位置装一孔板流量计，已知孔径  $d_o=25\text{mm}$ ，流量系数  $C_o=0.62$ 。管长  $L_{oc}=45\text{m}$ ， $L_{cb}=15\text{m}$ ， $L_{cd}=15\text{m}$ （均包括全部局部阻力的当量长度），管径  $d_{oc}=50\text{mm}$ ， $d_{cb}=40\text{mm}$ ， $d_{ca}=40\text{mm}$ ，压力容器 B 中的压强维持在  $9.81\text{kPa}$ （表压）。试求：

1) 阀门 D 全关时，孔板两侧的压差  $\Delta P$  为多少 Pa？

2) 逐渐打开 D 阀，直到使得 CA, CB 段管中的流速相等，此时压力表  $P_D$  读数为多少？（已知液体密度为  $1000\text{kg/m}^3$ ， $\lambda$  均取 0.03）

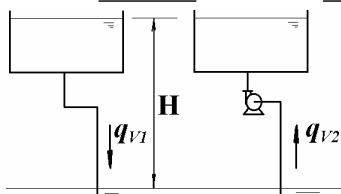


## 7.2 练习二：流体输送机械

### 一、填充

- 属于正位移泵型式的，除往复泵外，还有\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_等。
- 产生离心泵气缚现象的原因是\_\_\_\_\_，避免产生气缚的方法有\_\_\_\_\_。
- 造成离心泵汽蚀的原因是\_\_\_\_\_，增加离心泵最大允许安装高度  $[H_g]$  的措施有\_\_\_\_\_和\_\_\_\_\_。
- 往复泵的流量调节方法有\_\_\_\_\_和\_\_\_\_\_。
- 启动离心泵前，应先\_\_\_\_\_和\_\_\_\_\_。启动往复泵前，必须检查\_\_\_\_\_是否打开。
- 用同一离心泵分别输送密度为  $\rho_1$  及  $\rho_2=1.2\rho_1$  两种液体，已知两者流量相等，则

$$H_{e2} = \underline{\hspace{2cm}} H_{e1}, \quad P_{e2} = \underline{\hspace{2cm}} P_{e1} .$$



7. 如图所示，两图管道相同， $\lambda$  均为常数，要使  $-q_{V2}=q_{V1}$ ，问泵的扬程需多大？

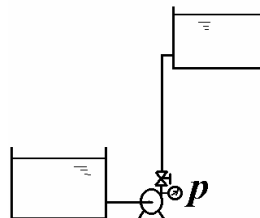
- 离心通风机输送  $\rho=1.2\text{kg/m}^3$  空气时，流量为  $6000\text{m}^3/\text{h}$ ，全风压为  $2.354\text{kPa}$ 。

若用来输送  $\rho'=1.4\text{kg/m}^3$  气体，流量仍为  $6000\text{m}^3/\text{h}$ ，全风压为\_\_\_\_\_kPa。

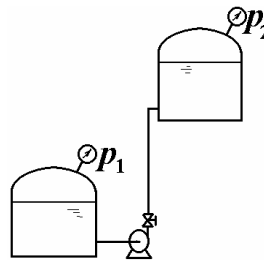
9. 如图示，泵打水时，压力表读数为  $P$ ，流量为  $q_V$ ，若保持  $q_V$  不变，流体的密度增大， $\mu$  不变，则以下参数如何变化？

$P$  \_\_\_\_\_、 $H_e$  \_\_\_\_\_、 $P_a$  \_\_\_\_\_。

- 两敞口容器间用离心泵输水，已知转速为  $n_1$  时，泵流量  $q_{V1}=100\text{/s}$ ，扬程  $H_{e1}=16\text{m}$ ，转速为  $n_2$  时， $q_{V2}=120\text{/s}$ ，扬程  $H_{e2}=20\text{m}$ ，则两容器的垂直距离=\_\_\_\_\_m。



11. 如图所示，泵在输送密度为  $\rho$  液体时，流量为  $q_V$ ，现改为输送密度为  $\rho'$  液体 ( $\rho' > \rho$ ) 时，流量为  $q_V'$ ，试问



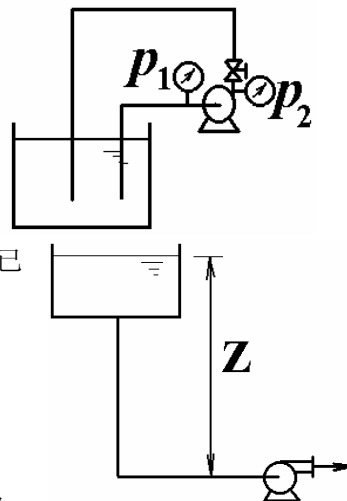
- 1) 若  $q_V' < q_V$  时,  $P_2$  \_\_\_  $P_1$
- 2) 若  $q_V' = q_V$  时,  $P_2$  \_\_\_  $P_1$  ( $<, =, >$  )。

12. 某台操作中的离心泵，当转速为  $n$  时，离心泵的工作点为 A，A 点的  $H_e = 30\text{m}$ ， $q_V = 2\text{m}^3/\text{min}$ 。今将转速减慢为  $n' = 0.9n$  时，泵的工作点为 B，若 A 与 B 是等效的，则 B 点压头  $H_e' =$

\_\_\_ m。管路特性方程  $H = \frac{\Delta P}{\rho g} + Kq_V^2$  中， $\frac{\Delta P}{\rho g} =$  \_\_\_ m， $K =$  \_\_\_  $\text{min}^2/\text{m}^5$ 。

## 二、选择

1. 如图离心泵输水管路，若水槽液面上升 0.5m，则 A)  $q_V$  增加， $H$  减小  
 B)  $q_V$  减小， $H$  增加  
 C)  $q_V$ 、 $H$  都不变， $P_1$  和  $P_2$  绝对压增加  
 D)  $q_V$ 、 $H$  都不变， $P_1$  和  $P_2$  绝对压减小

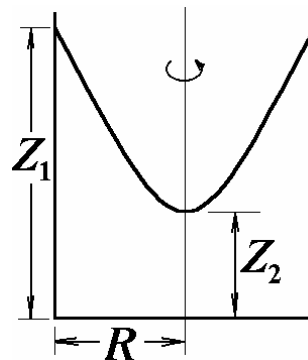


2. 常压下， $100^\circ\text{C}$  水槽液面距泵入口垂直距离至少为 \_\_\_。已知泵  $(NPSH)_r = 4.5\text{m}$ ，吸入管线阻力为  $2\text{mH}_2\text{O}$ 。

- A、10m    B、7m    C、4m    D、只须  $>0$  即可

3. 有一水平放置的圆形敞口盛水容器，绕中心轴作等角速度旋转，已知  $Z_1$ ， $Z_2$ ， $R$ ，则转速  $n$  (转/分) 为： \_\_\_。

- A)  $2\pi R(Z_1 - Z_2)g$
- B)  $\frac{60}{\pi R} [2g(Z_1 - Z_2)]^{0.5}$
- C)  $\frac{1}{2\pi R} [2g(Z_1 - Z_2)]^{0.5}$
- D)  $\frac{30}{\pi R} [2g(Z_1 - Z_2)]^{0.5}$



4. 已知泵的特性方程  $H_e = 20 - 2q_V^2$ ，管路特性方程  $H = 10 + 8q_V^2$ ，式中流量单位为  $\text{m}^3/\text{min}$ 。

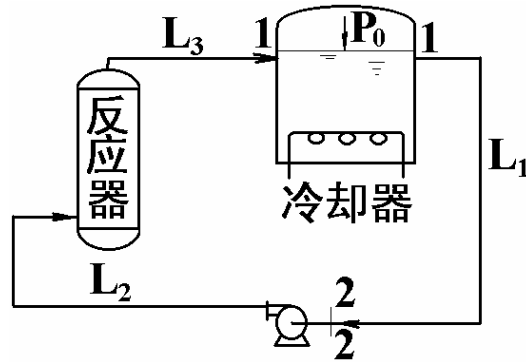
现要求两台相同型号的泵组合操作后使流量为  $1.6 \text{m}^3/\text{min}$ ，下列结论中 \_\_\_ 正确。

- A) 串联 B) 并联 C) 串、并联均可 D) 无法满足要求

三、在图示循环管路中，已知管长  $L_1=L_2=20\text{m}$ ,  $L_3=30\text{m}$ , 冷却器及其它管件  $Le=0$ , 管径  $d=30\text{mm}$ ,  $\lambda=0.03$ , 循环量  $q_v=1.413\text{L/s}$ ,  $\rho=900\text{kg/m}^3$ , 冷却器液面至泵吸入口垂直距离为 2 米，试求：

1) 泵的扬程  $H_e$

2) 为保证泵的吸入口不出现负压，冷却器液面上方压强  $P_0$  至少为多少？(表压)

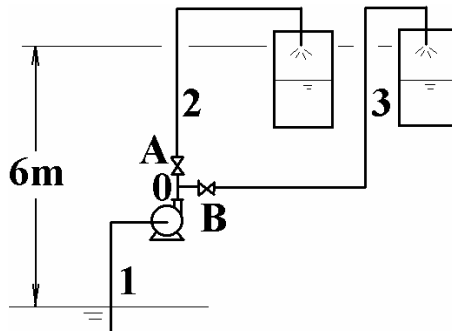


四、如图所示，两塔均敞口，已知  $d$  均为  $40\text{mm}$ ,  $\lambda=0.02$ , 吸入管  $L_1=10\text{m}$ , 压出管  $L_2=L_3=70\text{m}$

(均包括局部阻力)，泵特性方程  $H_e = 22 - 7.2 \times 10^5 q_v^2$ 。式中  $H_e$  m,  $q_v$   $\text{m}^3/\text{s}$ 。

试求：1) B 阀全关时泵的流量；

2) B 阀全开  $L_3=70\text{m}$  时，泵的流量(忽略泵出口至 0 点的管长)。

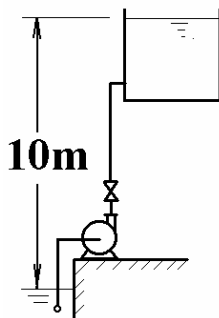


五、欲用离心泵将池中水送至 10 米高处水塔。输送量  $q_v=0.21\text{m}^3/\text{m}$ ，管路总长  $L=50$  米(包括局部阻力的当量长度)，管径均为  $40\text{mm}$ ,  $\lambda=0.02$ 。试问：

1. 若所选用的离心泵特性方程： $H_e = 40 - 222q_v^2$ ,  $H_e$  m,  $q_v$   $\text{m}^3/\text{m}$ ，为什么该泵是适用的？

2. 管路情况不变时，此泵正常运转后，实际管路流量为多少  $\text{m}^3/\text{m}$ ？

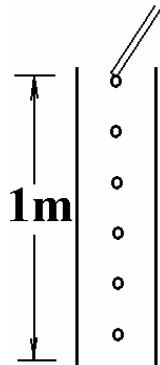
3. 为使流量满足设计要求，需用出口阀进行调节，则消耗在该阀门上的阻力损失增加了多少  $\text{J/kg}$ ？



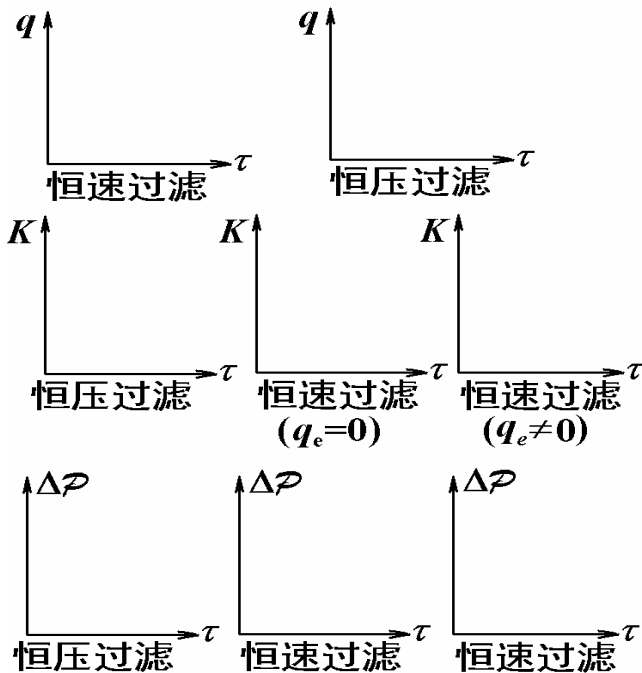
### 7.3 练习三：流体通过颗粒层的流动、颗粒的沉降和流态化

#### 一、填空

- 1、流体通过固定床，颗粒群的平均直径是以\_\_\_\_\_为基准的，理由是\_\_\_\_\_。  
 若流体以一定的流速通过一大小均匀且规则装填的球形颗粒固定床，球形颗粒直径越小，流体通过床层的压降越\_\_\_\_\_，原因是\_\_\_\_\_。工业上康采尼方程常用来\_\_\_\_\_。
- 2、叶滤机中如滤饼不可压缩，当过滤压差增加一倍时，过滤速率是原来的\_\_\_倍。粘度增加一倍时，过滤速率是原来的\_\_\_\_\_倍。
- 3、对真空回转过滤机，转速越大，则每转一周所得的滤液量就越\_\_\_\_\_，该滤机的生产能力则越\_\_\_\_\_。
- 4、某叶滤机恒压操作，过滤终了时  $V=0.5\text{m}^3$ ， $\tau=1\text{h}$ ， $V_e=0$ ，滤液粘度是水的4倍。现在同一压强下再用清水洗涤， $V_w=0.1\text{m}^3$ ，则洗涤时间为\_\_\_\_\_。
- 5、流化床操作中，流体在床层中的真实速率为  $U_1$ ，颗粒沉降速度为  $U_t$ ，流体通过床层的表观速度为  $U$ ，三者数值大小关系为\_\_\_\_\_。
- 6、离心分离因素  $\alpha$  的物理意义是\_\_\_\_\_，评价旋风分离器主要性能指标为\_\_\_\_\_和\_\_\_\_\_。
- 7、流体通过流化床的压降随气体流量增加而\_\_\_\_\_。流化床主要优点是\_\_\_\_\_，其主要不正常现象有\_\_\_\_\_和\_\_\_\_\_。流化床实际流化现象分\_\_\_\_\_和\_\_\_\_\_。
- 8、玻璃管长1米，充满油。从顶端每隔1秒加入1滴水，问：  
 A、油静止，当加入第21滴水时，第一滴正好到底部，则沉降速度为\_\_\_\_\_m/s。  
 B、现油以0.01m/s的速度向上运动，加水速度不变，则管内有水\_\_\_\_\_滴。



#### 二、作图题



## 三、计算题

1、拟用板框压滤机恒压过滤含  $\text{CaCO}_3$ （质量）的水悬浮液  $2\text{m}^3$ ，每  $\text{m}^3$  滤饼中含固体  $1000\text{kg}$ ， $\text{CaCO}_3$  密度为  $2800\text{kg}/\text{m}^3$ ，过滤常数  $=0.162\text{m}^2/\text{h}$ ，过滤时间  $\tau=30\text{m}$ ，试问：

①滤液体积  $\text{m}^3$ ，

②现有  $560 \times 560 \times 50\text{mm}$  规格的板框压滤机，问需要多少只滤框？（过滤介质阻力不计）

2、某悬浮液用板框过滤机过滤，该板框过滤机有滤框 28 个，尺寸为  $635 \times 635 \times 25\text{mm}$ ，操作表压恒定为  $98.1\text{kPa}$ ，该条件下  $=1 \times 10^{-5}\text{m}^2/\text{s}$ ， $q_c=0.02\text{m}^2/\text{m}^3$ 。已知滤饼与滤液的体积比为  $0.075$ ，试求：

①滤饼充满滤框需要多少时间？

②若将操作表压提高一倍。其他条件不变（ $=0.5$ ），则充满同样滤框所需时间为多少？

③若将框厚增加一倍，其他操作条件同 2，则过滤同样时间可获得滤液多少？

3、一降尘室每层底面积  $10\text{m}^2$ ，内设 9 层隔板，现用此降尘室净化质量流量为  $1200\text{kg}/\text{h}$ ，温度为  $20^\circ\text{C}$  的常压含尘空气，尘粒密度为  $2500\text{kg}/\text{m}^3$ ，问：

①可 100 除去的最小颗粒直径为多少？可 50 除去的最小颗粒直径为多少？直径为  $5\mu\text{m}$  的尘粒可除去百分率为多少？（设尘粒在空气中均匀分布）。

②如将含尘空气预热至  $150^\circ\text{C}$ ，再进入降尘室，则可 100 除去的最小颗粒直径为多少？为保证 100 除去的最小颗粒直径不变，空气的质量流量为多少？

③定性分析降尘室生产能力发生变化的原因。

4、现用一直径  $1.75\text{m}$ ，长  $0.9\text{m}$  的回转真空过滤机过滤密度为  $1116\text{kg}/\text{m}^3$  的某悬浮液，转筒转速为  $1/\text{m}$ ，浸没度为  $1/3$ 。测得过滤常数  $=5.15 \times 10^{-6}\text{m}^2/\text{s}$ ，每送出  $1\text{m}^3$  滤液所得的滤饼中含固相  $594\text{kg}$ ，固相密度为  $1500\text{kg}/\text{m}^3$ ，液相为水。假定滤布阻力可以忽略，滤饼不可压缩，试求：

①过滤机每转一周所得的滤液量及过滤机的生产能力

②转筒表面的滤饼厚度  $L$

③若转速为  $0.5/\text{m}$ ，而其它操作条件不变， $L$  与  $L$  将如何变化？

## 7.4 练习四：传热

## 一、填空

1. 在沿球壁的一维定态传热过程中，热流量  $Q$  沿半径增大方向\_\_\_\_\_，热流密度  $q$  沿该方向\_\_\_\_\_，（增大，减少，不变）。

2. 在一维定态传热过程中，二层的热阻分别为  $R_1$  和  $R_2$ ，推动力为  $\Delta t_1$  和  $\Delta t_2$ ，若  $R_1 < R_2$ ，则推动力  $\Delta t_1$  \_\_\_\_\_  $\Delta t_2$ ， $(\Delta t/R)_1$  \_\_\_\_\_  $(\Delta t/R)_2$  \_\_\_\_\_  $(\Delta t_1 \Delta t_2)/(R_1 R_2)$ 。（>，=，<）

3. 为对某管道保温，现需将二种导热系数分别为  $\lambda_1$  和  $\lambda_2$  的材料包于管外，已知  $\lambda_1 > \lambda_2$ ， $\delta_1 = \delta_2$ ，则应该将导热系数为\_\_\_\_\_的材料包于内层，更有利于保温。

4. 对流对传热的贡献是\_\_\_\_\_。

5. 对流给热时， $\alpha \propto \Delta t^a$ ， $q \propto \Delta t$ （ $\Delta t = t - t_w$ ），当流体在圆形直管内强制高度湍流时， $a =$ \_\_\_\_\_，

=\_\_\_\_；当蒸汽在管外冷凝(层流)时  $a=$ \_\_\_\_， =\_\_\_\_；大容积饱和核状沸腾时，  $a=$ \_\_\_\_， =\_\_\_\_。

6. 水在列管换热器的管程内流动，其  $Re > 10^4$ ，当流量增加一倍，管径不变，则  $\alpha$  为原来的\_\_\_\_倍；将管径减小一半，流量不变，则  $\alpha$  为原来的\_\_\_\_倍；若流量、管径不变，而将管程数增加一倍，则  $\alpha$  为原来的\_\_\_\_倍。(忽略物性变化)

7. 用饱和水蒸气在套管换热器内加热冷空气，此时，管壁温度接近于\_\_\_\_的温度。

8. 蒸汽冷凝分\_\_\_\_状冷凝和\_\_\_\_状冷凝，工业设计时按\_\_\_\_状冷凝考虑；大容积饱和沸腾分\_\_\_\_状沸腾和\_\_\_\_状沸腾，操作应控制在\_\_\_\_状沸腾下进行。

9. 某无相变逆流传热过程，已知  $T_1=60^\circ\text{C}$ ，  $t_2=30^\circ\text{C}$ ，  $(q_m C_p)_2 / (q_m C_p)_1 = 1$ ，则  $\Delta t_m =$ \_\_\_\_\_。

10. 用饱和蒸汽加热冷流体(冷流体无相变)，若保持加热蒸汽压降和冷流体  $t_1$  不变，而增加冷流体流量  $q_{m2}$ ，则  $t_2$ \_\_\_\_， \_\_\_\_， \_\_\_\_，  $\Delta t_m$ \_\_\_\_\_。

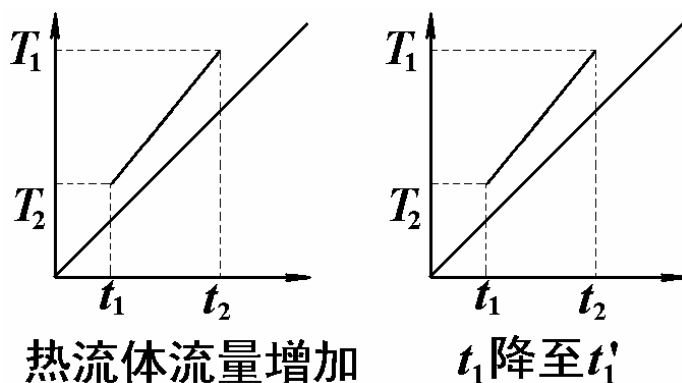
11. 冷热流体在换热器无相变逆流传热，换热器用久后形成垢层，在同样的操作条件下，与无垢层时相比，结垢后换热器的 \_\_\_\_，  $\Delta t_m$ \_\_\_\_，  $t_2$ \_\_\_\_， \_\_\_\_。(上升，不变，下降，不确定)。

12. 冷热流体的进出口温度  $t_1$ ，  $t_2$ ，  $T_1$ ，  $T_2$  相等时，  $\Delta t_{m\text{并}}$ \_\_\_\_  $\Delta t_{m\text{逆}}$  (>, =, <)。

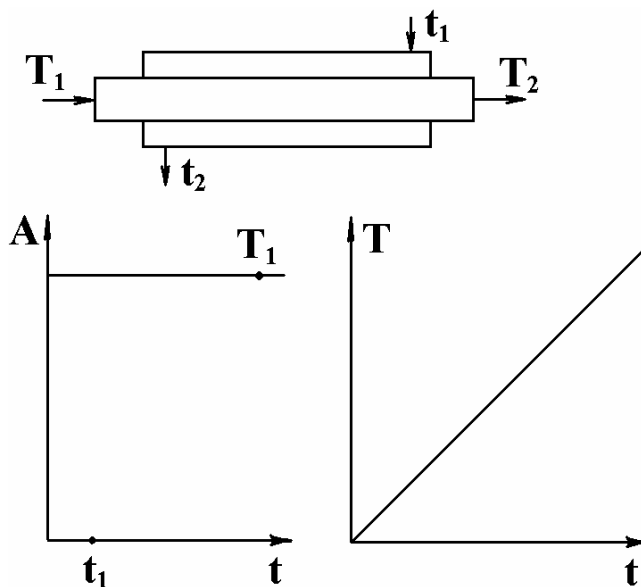
13. 利用水在逆流操作的套管换热器中冷却某物料。要求热流体的温度  $T_1$ 、 $T_2$  及流量  $q_{m1}$  不变。今因冷却水进口温度  $t_1$  增高，为保证完成生产任务，提高冷却水的流量  $q_{m2}$ ，则 \_\_\_\_，  $t_2$ \_\_\_\_，  $\Delta t_m$ \_\_\_\_， \_\_\_\_。(上升，不变，下降，不确定)。

## 二、作图题：

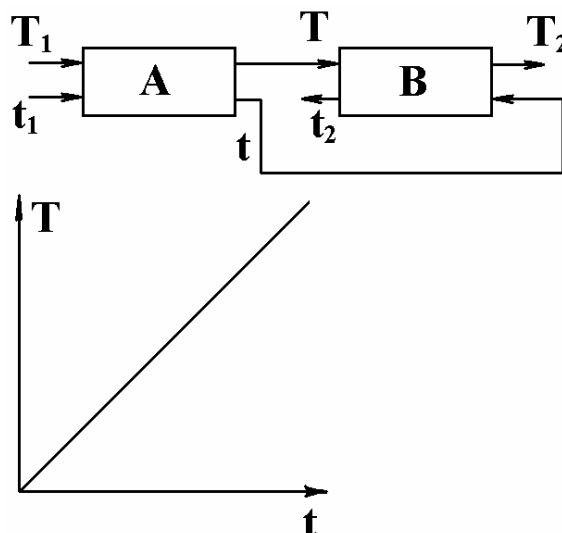
1. 某换热器原工况操作线如图，试将新工况操作线定性画在原图中，并证明之。



2. 某逆流换热器的  $(q_m C_p)_2 < (q_m C_p)_1$ ，试定性绘出两种流体沿传热面的温度分布曲线及操作线。



3. 试定性在同一图中绘出两个换热器的操作线。



### 三、找错

请将下面各结论（划线部分）中的错误结论找出。

- 热辐射中，(A) 灰体是一种理想物体，(B) 黑体也是一种特殊的灰体，(C) 温度相等时，黑体与灰体的辐射能力相同，( ) 对太阳能的辐射，实际物体也可看作灰体。
- 某逆流换热器，已知  $(q_m C_p)_2 / (q_m C_p)_1 = \infty$ ，(A) 此时冷流体的进、出口温度近似相等，(B) 该条件下的平均传热推动力决定于  $(T_2 - t_1)$ ，若继续增加冷流体流量，(C) 平均推动力  $\Delta t_m$  将下降，( ) 但热流量 仍能明显上升。

#### 四、计算题

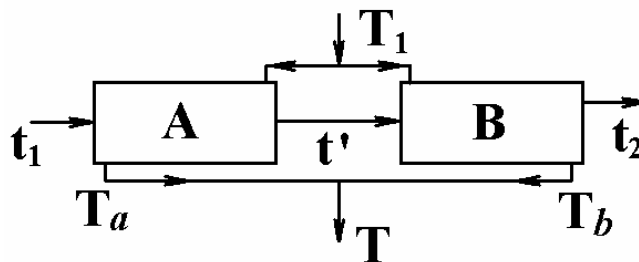
1. 进入某间壁式换热器的冷、热流体温度为  $t_1=50^\circ\text{C}$ ， $T_1=200^\circ\text{C}$ ，已知换热器的总热阻  $1/A=0$ ，试求下列条件下冷流体的出口温度。

- ① 并流操作  $(q_m C_p)_2 / (q_m C_p)_1 = 2$ ;
- ② 逆流操作  $(q_m C_p)_2 / (q_m C_p)_1 = 2$ ;
- ③ 逆流操作  $(q_m C_p)_2 / (q_m C_p)_1 = 0.5$ 。

2. 有一单程列管式换热器，其管束由 269 根长 3m， $d=25\text{mm}$  的管子组成。现欲用此换热器将流量为  $8000\text{kg/h}$  的常压空气从  $10^\circ\text{C}$  加热至  $110^\circ\text{C}$ ，已知定性温度下，空气的  $C_p=1.01\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$ ， $\mu=2.01\times 10^{-2}\text{mPa}\cdot\text{s}$ ， $\lambda=2.87\times 10^{-2}\text{/m}\cdot^\circ\text{C}$ ，试问，若壳程通  $120^\circ\text{C}$  饱和蒸汽，此换热器是否适用？（蒸汽管壁及垢层热阻可忽略不计）。

3. 某台传热面积为  $25\text{m}^2$  的单程列管式换热器，在管程内通水逆流冷却管外热油，原工况下，水的流量为  $2\text{kg/s}$ ，比热为  $4.18\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$ ，进出口温度分别为  $20^\circ\text{C}$  和  $40^\circ\text{C}$ ，热油的进出口温度分别为  $100^\circ\text{C}$  和  $50^\circ\text{C}$ ，热油的给热系数  $\alpha=500\text{/m}^2\cdot^\circ\text{C}$ 。现将冷水的流量降为  $1.2\text{kg/s}$ ，同时因管子渗漏而堵塞该部分管子，使管子根数为原来的 0.8 倍，已知冷水在管内的  $Re>10^4$ ，物性的变化、管壁及垢层热阻可忽略，试求新工况下，冷、热流体的出口温度（冷、热流体的进口温度及热流体的流量不变）。

4. 现有两个完全相同的列管式换热器，内有 180 根  $\phi 19\times 1.5\text{mm}$  的管子，每根长 3m，管内走流量为  $2000\text{kg/h}$  的冷流体，进口温度为  $30^\circ\text{C}$ ，与热流体单程换热，已知  $(q_m C_p)_2 / (q_m C_p)_1 = 0.5$ ；冷流体  $C_p=1.05\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$ ， $\mu=2\times 10^{-2}\text{mPa}\cdot\text{s}$ ， $\lambda=0.0289\text{/m}\cdot^\circ\text{C}$ ，热流体的进口温度  $T_1=150^\circ\text{C}$ ，热流体、管壁及垢层热阻可忽略，现按下图方式进行操作，求热流体的出口温度  $T$ 。





## 7.5 练习五：上册期终考试模拟

### 一、概念题：（40分）

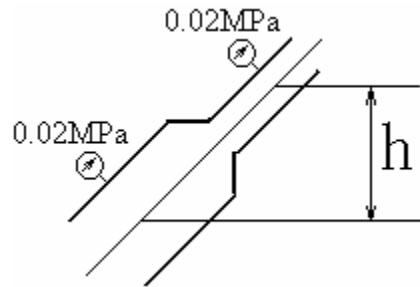
#### 1. 选择题：

(1) 在高度湍流（阻力平方）区时，粗糙管的摩擦系数  $\lambda$  值\_\_\_\_\_。

- (A) 与光滑管一样；            (B) 只取决于相对粗糙度；  
(C) 只取决于雷诺数；        (D) 与粗糙度无关；

(2) 如图所示，管中的水处于\_\_\_\_\_。

- (A) 静止；  
(B) 向上流动；  
(C) 向下流动；  
(D) 不一定。



(3) 当管路特性曲线表示为： $H=A+Bq_v^2$  时\_\_\_\_\_。

- (A)  $A$  只包括单位重量流体需增加的位能；  
(B)  $A$  包括单位重量流体需增加的位能与静压能；  
(C)  $Bq_v^2$  代表管路系统的局部阻力损失；  
(D)  $Bq_v^2$  代表单位重量流体需增加的动能。

(4) 往复泵适用于\_\_\_\_\_。

- (A) 大流量且流量要求特别均匀的场所；    (B) 流量较小，扬程较高的场合；  
(C) 介质腐蚀性特别强的场合；            (D) 投资较小的场合；

(5) 在重力场中，微小颗粒的沉降速度与下列因素无关：\_\_\_\_\_。

- (A) 颗粒几何形状；            (B) 流体与颗粒的密度；  
(C) 颗粒几何尺寸；            (D) 流体的流速；

(6) 推导过滤基本方程式时一个最基本的依据是\_\_\_\_\_。

- (A) 固体颗粒的沉降速度；    (B) 流体的层流流动；  
(C) 滤饼的可压缩性；        (D) 过滤介质的比阻；

(7) 列管换热器中用水使  $48^\circ\text{C}$  无腐蚀性的饱和蒸汽冷凝，则该饱和蒸汽应走\_\_\_\_\_。

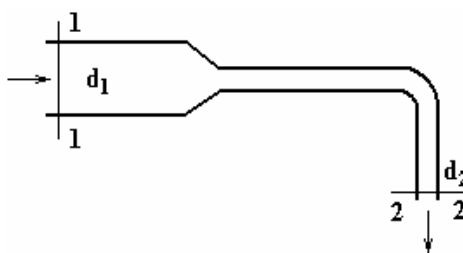
- (A) 管程；                        (B) 壳程；

(8) 有一套管换热器，在内管中空气从  $20^\circ\text{C}$  被加热到  $50^\circ\text{C}$ ，环隙内有  $119.6^\circ\text{C}$  的水蒸气冷凝，管壁温度接近\_\_\_\_\_  $^\circ\text{C}$ 。

(A) 35; (B) 119.6; (C) 77.3;

2. 填空题:

(1) 当喉径与孔径相同时，文丘里流量计的孔流系数  $C_v$  比孔板流量计的孔流系数  $C_o$  \_\_\_\_\_，文丘里流量计的能量损失比孔板流量计的\_\_\_\_\_。(大、小)



(2) 如图所示系统，其大管内径为  $d_1=45\text{mm}$ ，液体在大管内流速为  $0.5\text{m/s}$ ，小管内径为  $d_2=19\text{mm}$ ，从 1-1 到 2-2 截面的阻力损失为  $15 \text{ J/kg}$ ，则 2-2 截面处的流速为\_\_\_\_\_m/s，此值是根据\_\_\_\_\_方程而得。

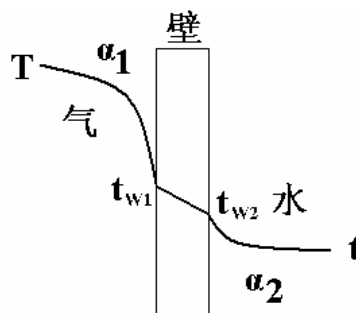
(3) 操作中的离心泵，若将泵的出口阀关小，则泵的扬程\_\_\_\_\_，轴功率\_\_\_\_\_，泵入口处的真空度\_\_\_\_\_。(变大，不变，变小)

(4) 离心泵的特性曲线通常包括\_\_\_\_\_曲线，\_\_\_\_\_曲线和\_\_\_\_\_曲线。这些曲线表示在一定\_\_\_\_\_下，输送某种特定的液体时泵的性能。

(5) 离心分离因素的定义式为\_\_\_\_\_。

(6) 含尘气体通过长为  $4\text{m}$ ，宽为  $3\text{m}$ ，高为  $1\text{m}$  的降尘室，已知颗粒的沉降速度为  $0.03\text{m/s}$ ，则该降尘室的生产能力为\_\_\_\_\_m<sup>3</sup>/s。

(7) 如图所示为间壁式换热器中冷热流体定态传热过程的温度分布曲线，该传热过程是由\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_和\_\_\_\_\_三个串联的传热过程组成，由图分析可知，



$\alpha_1$  \_\_\_\_\_  $\alpha_2$ ，控制热阻应在\_\_\_\_\_侧，因此若强化该传热过程，应从\_\_\_\_\_着手。

二、过滤 (10 分)

某板框过滤机的过滤面积为  $0.4\text{m}^2$ ，在恒压下过滤某悬浮液，4 小时后得滤液  $80\text{m}^3$ ，过滤介质阻力可忽略不计。

试求：① 若其它情况不变，但过滤面积加倍，可得多少滤液？

② 若其它情况不变，但操作时间缩短为 2hr，可得多少滤液？

③ 若在原表压下过滤 4hr 后，再用  $5\text{m}^3$  水洗涤滤饼，需多少洗涤时间？

设滤液与水性质相近。

三、沉降 (10 分)

用降尘室对密度为  $0.617\text{kg/m}^3$ ，粘度为  $2.82 \times 10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$ ，体积流量为  $1.2 \times 10^4\text{m}^3/\text{h}$  的烟

气除尘，已知气体中尘粒均为球形，尘粒密度为  $3500\text{kg/m}^3$ ，重力降尘室的沉降面积为  $55\text{m}^2$ ，试求理论上能 100% 除去的颗粒最小直径为多少？

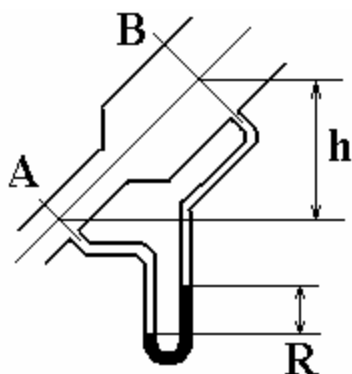
#### 四、机械能衡算（10 分）

如图所示，水通过倾斜变径管段(A-B)，已知  $D_A=100\text{mm}$ ， $D_B=240\text{mm}$ ，水流量为  $2\text{m}^3/\text{min}$ ，在截面 A 与 B 处接一 U 形压差计，其读数为  $R=20\text{mm}$ ，指示剂为水银，A、B 两点间的垂直距离为  $h=0.3\text{m}$ 。

试求：① A、B 两点的压差为多少 Pa？

② A、B 管段的阻力损失为多少 J/kg？

③ 若将管路水平放置，流向与流量不变，定性回答压差计读数及 A、B 两点压强差如何变化？



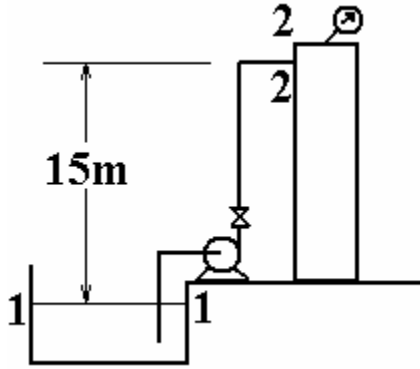
#### 五、带泵管路（10 分）

某混合式冷凝器内的真空度为  $7.85 \times 10^4\text{Pa}$ ，所需冷却水量为  $6 \times 10^4\text{kg/h}$ ，冷水进冷凝器的入口比吸水水池的液面高  $15\text{m}$ ，用  $\Phi 114 \times 7\text{mm}$  管道输水，管长  $80\text{m}$ ，管路配有 2 个球阀和 5 个弯头，已知阀门的阻力系数  $\zeta=3$ ，弯头的阻力系数  $\zeta=1.26$ ，管入口阻力系数  $\zeta=0.5$ ，摩擦阻力系数  $\lambda=0.02$ ，现仓库中有四种规格的离心泵如下：

编号	1	2	3	4
流量 L/min	500	1000	1000	2000
扬程 m	10	10	15	15

试求：① 为完成上述输送任务需选用几号泵？

② 所选用的泵安装在上述管道上，若管路条件不作任何改变，实际流量能否达到上述规定值？如何调节泵出口阀才能达到规定值（用管路特性曲线，泵特性曲线和工作点定性描述）。



## 六、传热（20分）

有一单程列管式换热器，装有 $\Phi 25 \times 2.5\text{mm}$ 钢管 300 根，管长 2m。要求将质量流量为  $8000\text{kg/h}$  的常压空气于管程内由  $20^\circ\text{C}$  加热至  $85^\circ\text{C}$ ，选用  $108^\circ\text{C}$  饱和蒸汽于壳程冷凝加热之。若水蒸气的冷凝给热系数值  $\alpha = 1 \times 10^4 / \text{m}^2 \cdot \text{s}$ ，管壁及两侧垢层热阻均忽略不计，且忽略热损失，已知空气在平均温度下的物性常数为  $C_p = 1\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$ ， $\lambda = 2.85 \times 10^{-2} / \text{m}^2 \cdot \text{s}$ ， $\mu = 1.98 \times 10^{-5} \text{N} \cdot \text{s} / \text{m}^2$ ， $P = 0.7$ 。

- 试求：① 空气在管内的对流给热系数；
- ② 换热器的总传热系数（以管子外表面为基准）；
- ③ 通过计算说明该换热器能否满足要求；
- ④ 计算说明管壁温度接近于哪一侧流体的温度。

## 第八章 气体吸收

### 8.1 教学基本要求：（10 学时）

**概述** 工业吸收过程；气体吸收的目的、原理及实施方法；吸收过程的经济性与吸收剂的选择原则。

**气液相平衡** 亨利定律，温度、总压对平衡的影响。

**扩散与单相传质** 分子扩散、对流传质与双膜理论。

**相际传质** 相际传质速率方程，传质分系数和总系数的关系；溶解度对两相传质阻力分配的影响。

**吸收过程数学描述** 低浓度气体吸收的假定；物料衡算、传质速率；传质单元高度和传质单元数的计算。

**吸收过程设计** 吸收过程设计中参数的选择，最小液气比。

**吸收操作** 影响吸收结果的操作因素分析。

### 8.2 基本概念：

**吸收的目的和基本依据** 吸收的目的是分离气体混合物，吸收的基本依据是混合物中各组分在溶剂中的溶解度不同。

**主要操作费** 溶剂再生费用，溶剂损失费用。

**解吸方法** 升温、减压、吹气。

**选择吸收溶剂的主要依据** 溶解度大，选择性高，再生方便，蒸汽压低损失小。

**相平衡常数及影响因素**  $m$ 、 $E$ 、 $H$  均随温度上升而增大， $E$ 、 $H$  与总压无关， $m$  反比于总压。

**漂流因子**  $P/P_{bm}$  表示了主体流动对传质的贡献。

**(气、液)扩散系数的影响因素** 气体扩散系数与温度、压力有关；液体扩散系数与温度、粘度有关。

**传质机理** 分子扩散、对流传质。

**气液相际物质传递步骤** 气相对流，相界面溶解，液相对流。

**有效膜理论与溶质渗透理论的结果差别** 有效膜理论获得的结果为  $k \propto D$ ，溶质渗透理论考虑到微元传质的非定态性，获得的结果为  $k \propto D^{0.5}$ 。

**传质速率方程式** 传质速率为浓度差推动力与传质系数的乘积。因工程上浓度有多种表达，推动力也就有多种形式，传质系数也有多种形式，使用时注意一一对应。

**传质阻力控制** 传质总阻力可分为两部分，气相阻力和液相阻力。当  $mky \ll kx$  时，为气相阻力控制；当  $mky \gg kx$  时，为液相阻力控制。

**低浓度气体吸收特点** ①  $G$ 、 $L$  为常量，② 等温过程，③ 传质系数沿塔高不变。

**建立操作线方程的依据** 塔段的物料衡算。

**返混** 少量流体自身由下游返回至上游的现象。

**最小液气比** 完成指定分离任务所需塔高为无穷大时的液气比。

**NOG 的计算方法** 对数平均推动力法，吸收因数法，数值积分法。

**HOG 的含义** 塔段为一个传质单元高，气体流经一个传质单元的浓度变化等于该单元内的平均推动力。

**常用设备的 HOG 值** 0.15~1.5 m。

**吸收剂三要素及对吸收结果的影响** 吸收剂三要素是指  $t$ 、 $x_2$ 、 $L$ 。 $t \downarrow$ ， $x_2 \downarrow$ ， $L \uparrow$  均有利于吸收。

**化学吸收与物理吸收的区别** 溶质是否与液相组分发生化学反应。

**增强因子** 化学吸收速率与物理吸收速率之比。

**容积过程** 慢反应使吸收成容积过程。

**表面过程** 快反应使吸收成表面过程。

### 8.3 基本内容：

#### 一、概述

一个完整的吸收过程包括吸收和溶剂再生，而溶剂再生的最简单方法就是解吸。

##### 1. 吸收的目的

吸收的目的是分离气体混合物、除去气体中的有害成分(气体净化)。

##### 2. 吸收过程的依据(原理)

气体中各组分在溶剂中的溶解度的不同。

吸收过程必须解决的问题：**1)** 选合适的溶剂—选择性吸收；**2)** 提供适当的传质设备—气→液；**3)** 溶剂的再生—往往要解吸、精馏。

##### 3. 溶剂选择

选择溶剂的主要要求是：**1)** 对溶质的溶解度要大；**2)** 选择性要高；**3)** 再生方便。

##### 4. 吸收设备

按接触方式可分为两种：级式接触，如板式塔；微分接触，如填料塔。

##### 5. 常用解吸方法

升温、减压、吹气。

#### 二、气液相平衡

##### 1. 溶解度曲线

纯水可以吸收空气中的氨，因为氨在水中有一定的溶解度。那么，溶解度与哪些主要因素有关呢？溶解度与气相分压、温度有关。通常，将它表达成气相分压与温度、液相浓度的关系。由物化中所学相平衡  $f_v = f_l$ ，可得

$$Py_i\phi_i = x_i r_i P_i^0$$

$$\text{或 } Py_i = x_i \frac{r_i P_i^0}{\phi_i}$$

分压与温度、浓度有关。低浓度时，近似为直线，服从亨利定律：

$$p_e = Ex \quad 8-1$$

式中  $x$  为液相摩尔分率。也可表达为

$$y_e = mx \quad 8-2$$

式中  $y$  为气相摩尔分率， $m = \frac{E}{P}$ 。也可表达为  $p_e = HC$ ，其中  $C$  为摩尔浓度， $H \approx \frac{M_s E}{\rho_s}$ 。

$E, H, m$  都称为亨利常数。温度上升， $E, H, m$  均随之上升。总压上升， $E, H$  不变， $m$  下降。

##### 2. 过程进行的方向、极限和推动力

气液相平衡指出了过程进行的极限。如果气液两相不平衡，高逸度相向低逸度相传质。所以，根据相平衡可以确定过程进行的方向，如吸收还是解吸。过程的推动力可以用同一相

的浓度与平衡浓度差(如  $y-y_e$ )来表示。

例 1 含氨气体  $y=0.10$ ，在 101.3kPa，20°C 下与稀氨水  $x=0.05$  接触，试求过程的方向、推动力。已知  $y_e = 0.94x$ 。

解 1: 由  $y_e = 0.94 \times 0.05 = 0.047 < y = 0.1$

$y_e < y$  气相向液相传质，吸收。推动力  $y-y_e=0.1-0.047=0.053$ 。

解 2: 另一种判别方向的方法。由  $x_e = \frac{y}{m} = \frac{0.1}{0.94} = 0.106 > x = 0.05$

$x_e > x$  气相向液相传质，吸收。推动力  $x_e-x=0.106-0.05=0.056$ 。

### 三、扩散和单相传质

#### 1. 分子扩散(两组分)

分子扩散速率可以用 Fick 定律表示

$$J_A = -D_{AB} \frac{dC_A}{dz} \quad 8-3$$

对于气体，当压力、温度一定时，总浓度不变

$$C_M = C_A + C_B = \frac{P}{RT}$$

这样 
$$\frac{dC_A}{dz} = -\frac{dC_B}{dz}$$

而 
$$J_B = -D_{BA} \frac{dC_B}{dz}$$

对于双组分  $D_{AB} = D_{BA} = D$

所以，扩散速率  $J_A = -J_B$

当存在主体流动  $N_M$  时，如图 8.1 所示。此时，

净物流为  $N = N_M + J_A + J_B$

由于  $J_A = -J_B$ ，所以  $N = N_M$

而  $N = N_A + N_B$

对于 A 组分，传递速率  $N_A$  为扩散流  $J_A$  与净物流  $N$  中夹带  $x_A$  之和，即

$$N_A = J_A + N x_A = J_A + (N_A + N_B) \frac{C_A}{C_M} \quad 8-4$$

此式为扩散速率方程。

#### 2. 扩散速率方程应用

①等分子反向扩散  $N_A = -N_B$

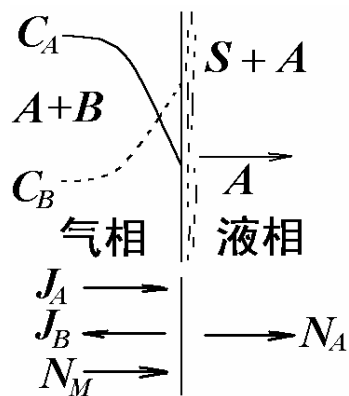


图 8.1 分子扩散

如煤的燃烧， $O_2$  从气相扩散至固体表面， $CO_2$  从固体表面扩散至气相。这时

$$N_A = J_A = -D \frac{dC_A}{dz}$$

浓度线性分布

$$N_A = \frac{D}{\delta} (C_{A1} - C_{A2}) \quad 8-5$$

②单向扩散  $N_B = 0$

如气液吸收，溶质 A 从气相扩散至液相，惰性组分 B 没有传递。这时

$$N_A = J_A + N_A \frac{C_A}{C_M}$$

即 
$$N_A \left(1 - \frac{C_A}{C_M}\right) = -D \frac{dC_A}{dz}$$

浓度非线性分布，积分后

$$N_A = \frac{D}{\delta} \frac{C_M}{C_{BM}} (C_{A1} - C_{A2}) \quad 8-6$$

式中  $C_{BM} = \frac{C_{B2} - C_{B1}}{\ln \frac{C_{B2}}{C_{B1}}}$ ， $\frac{C_M}{C_{BM}}$  为漂流因子  $\geq 1$ 。漂流因子体现了主体流动对传质的贡献。对

于 A 组分低含量吸收，有  $\frac{C_M}{C_{BM}} \approx 1$ 。

### 3. 扩散系数

气体扩散系数  $D \propto \frac{T^{1.81}}{P}$ ，量级  $10^{-5} \text{m}^2/\text{s}$

液体扩散系数  $D \propto \frac{T}{\mu}$ ，量级  $10^{-9} \sim 10^{-10} \text{m}^2/\text{s}$

### 4. 对流传质

类似于传热中的牛顿冷却定律，对流传质速率为

$$N_A = k_L (C_i - C) \quad 8-7$$

$$N_A = k_g (p - p_i) \quad 8-8$$

$$N_A = k_y (y - y_i) \quad 8-9$$

$$N_A = k_x (x_i - x) \quad 8-10$$

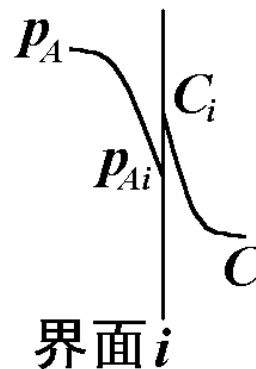


图 8.2 传质步骤