

常用的公式:

流体静力学微分方程 $\rho \vec{F} = \nabla P$, $\nabla = \frac{\partial}{\partial x} \vec{i} + \frac{\partial}{\partial y} \vec{j} + \frac{\partial}{\partial z} \vec{k}$

重力场中静止、连续均质的不可压缩流体 $\rho g z + p = \text{const.}$

广义压力 $\Gamma = \rho g z + p$

质量流量 m , 体积流量 V , 流速 u , 流通截面积 A , 质量通量 G

$$u = \frac{V}{A}, \quad G = \frac{m}{A} \Rightarrow G = \rho u$$

牛顿粘性定律 $\tau_{yx} = \mu \frac{du}{dy}$

运动粘度 $\nu = \frac{\mu}{\rho}$

$$u_1 d_1^2 = u_2 d_2^2$$

雷诺数 $Re = \frac{u d \rho}{\mu} = \frac{\rho u d}{\mu}$

惯性力与粘性力之比

圆管内不可压缩流

圆管层流速度分布 $\frac{v}{v_{\max}} = 1 - (\frac{r}{R})^2$, $u = \frac{v_{\max}}{2}$

体流动的连续性方程

阻力系数(范宁因子) f , 摩擦系数 $\lambda = 4f$, 湍流: $\frac{v}{v_{\max}} = (1 - \frac{r}{R})^{\frac{1}{n}}$

$Re \leq 2000$ (层流), $f = \frac{16}{Re}$; $\lambda = \frac{64}{Re}$ *

$$u = 0.817 v_{\max}$$

均质、不可压缩理想流体在管道内稳定流动时的机械能守恒方程(伯努利方程)

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho}$$

实际上, $gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + w_f$, 若有轴功 w_e .

$$z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} + h_e = z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + h_f$$

直管摩擦损失 $w_f = \lambda \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{u^2}{2}$

相对粗糙度 $\frac{\epsilon}{d}$, $\lambda = \phi(Re, \frac{\epsilon}{d})$, 查 moody 图.

光滑管 柏拉修斯式 $\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}}$ ($2100 < Re < 10^5$)

局部摩擦损失的计算

① 当量长度 $w_f = \lambda \cdot \frac{l_e}{d} \cdot \frac{u^2}{2}$ ② 局部阻力系数 $w_f = \zeta \frac{u^2}{2}$

$$\text{即 } \sum w_f = \lambda \left(\frac{l + \sum l_e}{d} \right) \cdot \frac{u^2}{2} = \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta \right) \frac{u^2}{2}$$

★ 十分重要!

管出口 $\zeta_0 = 1$ 管入口 $\zeta_i = 0.5$ ★ 非常重要, 不能忘了.

流体

· 皮托管测速，指示液密度 ρ_0

原理: $\frac{P_A}{\rho g} = \frac{P}{\rho g} + \frac{v^2}{2g}$

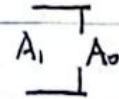
$P_A - P = R(\rho_0 - \rho)g$

提, $v = \sqrt{\frac{2gR(\rho_0 - \rho)}{\rho}}$

若被测为气体, $\rho_0 \gg \rho$, $v = \sqrt{\frac{2gR\rho_0}{\rho}}$, 测的是某点速度. 求 u 要查表.

· 孔板流量计, 指示液密度 ρ_0 . R 为压差计读数.

$u_0 = C_0 \sqrt{\frac{2gR(\rho_0 - \rho)}{\rho}}$, $V = u_0 A_0 = C_0 A_0 \sqrt{\frac{2gR(\rho_0 - \rho)}{\rho}}$



$C_0 = f(Re_1, \frac{A_0}{A_1})$, 孔流系数

· 文丘里流量计. 原理同孔板. C_0 可达 0.98 ~ 0.99. $W_f = 0.1 u^2$

· 转子流量计. 转子体积 V_f 密度 ρ_f 横截面积 A_f

$u_0 = C_R \sqrt{\frac{2V_f(\rho_f - \rho)g}{\rho A_f}}$, $V = u_0 A_0 = C_R A_0 \sqrt{\frac{2V_f(\rho_f - \rho)g}{\rho A_f}}$

$C_R = f(\text{shape}, Re_0)$ 流量系数. Re_0 : 环隙雷诺数.

V', ρ' 实际被测流体的流量、密度; V, ρ 标定用的流体的

$\frac{V'}{V} = \sqrt{\frac{\rho(\rho_f - \rho')}{\rho'(\rho_f - \rho)}}$, 换算公式.

离心泵特性曲线 ① $H-Q$ ② $N-Q$ ③ $\eta-Q$ ④ $(NPSH)_r$ 线

比例定律:

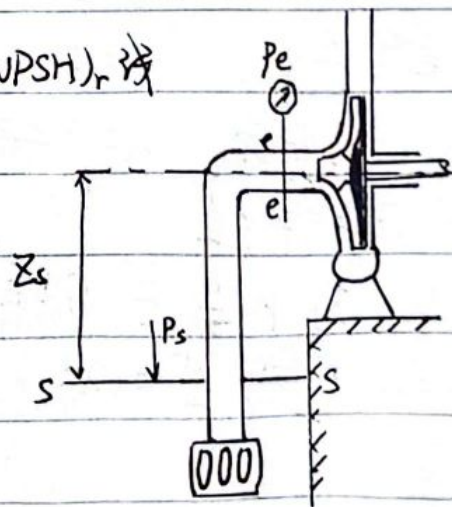
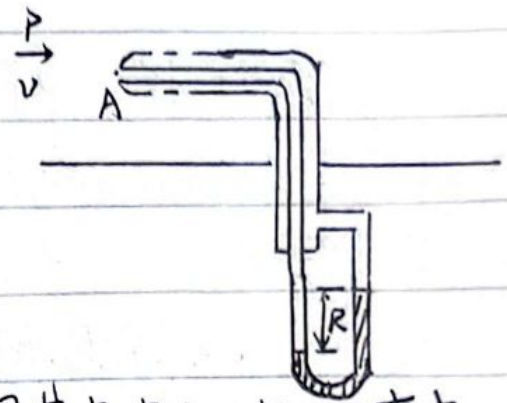
$\frac{Q'}{Q} = \frac{n'}{n}$, $\frac{H'}{H} = (\frac{n'}{n})^2$, $\frac{N'}{N} = (\frac{n'}{n})^3$

切削定律: D 为叶轮直径.

$\frac{Q'}{Q} = \frac{D'}{D}$, $\frac{H'}{H} = (\frac{D'}{D})^2$, $\frac{N'}{N} = (\frac{D'}{D})^3$

液体饱和蒸气压 P_v

最小气蚀余量 $\Delta h_{min} = (\frac{P_{emin}}{\rho g} + \frac{u_e^2}{2g}) - \frac{P_v}{\rho g}$ 可实验测定. 以泵扬程相较正常值下降 3% 为准



$$\Delta h_{允} = \Delta h_{min} + 0.3(m).$$

$$Z_{s,允} = \frac{P_s}{\rho g} - \frac{P_v}{\rho g} - \sum h_{fse} - \Delta h_{允}.$$

$$Z_{s,max} = \frac{P_s}{\rho g} - \frac{P_v}{\rho g} - \sum h_{fse} - \Delta h_{min}$$

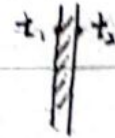
管路特性曲线 $h_e = \Delta z + \frac{4v}{\rho g} + \frac{4v^2}{2g} + \sum h_f \Rightarrow h_e = A + BQ^2$

$$A = \Delta z + \frac{4v}{\rho g} \quad B = \frac{4v^2}{2g} + \sum h_f$$

传热

傅里叶定律. $\vec{q} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} \cdot \vec{n}$. q 热通量 W/m^2 λ 导热系数 $W/(m \cdot ^\circ C)$ $\frac{\partial t}{\partial n}$ 温度梯度

一维稳态热传导过程 $q = -\lambda \frac{dt}{dn}$



平壁热传导. Q 热流量, W

$$Q = qA = \frac{\lambda}{b} A (t_1 - t_2) \quad ; \quad Q = \frac{\Delta t}{b/\lambda A} = \frac{\Delta t}{R} = \frac{\text{推动力}}{\text{热阻}}$$

$$R = \frac{b}{\lambda A} \text{ 热阻}$$

多层平壁: $Q = \frac{t_1 - t_{n+1}}{\sum R_i} = \frac{\text{总推动力}}{\text{总热阻}}$

圆筒壁内热传导

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

$b = r_2 - r_1$ 圆筒壁厚; $A_m = 2\pi L r_m$ 平均传热面积. $r_m = \frac{r_2 - r_1}{\ln(r_2/r_1)}$

牛顿冷却定律(对流传热) $q = \alpha (t_w - t_f)$ α 对流传热系数, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$

努塞尔特数 $Nu = \frac{\alpha L}{\lambda}$ $Re = \frac{\rho u L}{\mu}$ 普朗特数 $Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda}$

/* L 为特征长度. 圆管流动一般取内径 d */

流体在圆管内作湍流时的对流传热系数

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^n \quad \text{或} \quad \alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d} \left(\frac{\rho u d}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^n$$

被加热, $n=0.4$. 被冷却 $n=0.3$

这次不考 0.00

吸收率 α , 反射率 ρ , 穿透率 τ . $\alpha + \rho + \tau = 1$

$\alpha=1$ 黑体 $\rho=1$ 镜体/白体 $\tau=1$ 透热体

斯蒂芬-玻尔兹曼定律. E_b 黑体辐射能力 W/m^2

$$E_b = \sigma_0 T^4, \quad \sigma_0 \text{ 黑体辐射常数, } \sigma_0 = 5.67 \times 10^{-8} W/(m^2 \cdot K^4)$$

$$E_b = C_0 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^4, \quad C_0 \text{ 黑体辐射系数, } C_0 = 5.67 W/(m^2 \cdot K^4)$$

对于灰体, $E = C \left(\frac{T}{100}\right)^4$, C 灰体辐射系数.

$$\text{黑度 } \varepsilon = \frac{E}{E_b} = \frac{C}{C_0} \quad \text{即 } E = \varepsilon C_0 \left(\frac{T}{100}\right)^4$$

克希霍夫定律. $\frac{E}{\alpha} = \frac{E_1}{\alpha_1} = E_b = f(T)$

$\Rightarrow \alpha = \varepsilon = \frac{E}{E_b}$ 热平衡时灰体吸收率数值上等于同温度下物体的黑度.

角系数 $\varphi_{ij} = \frac{\text{落到表面 } A_j \text{ 上的由表面 } A_i \text{ 发出的辐射能}}{\text{由表面 } A_i \text{ 发出的总辐射能}}$

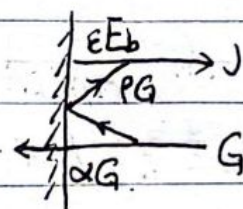
① 相对性 $\varphi_{ij} A_i = \varphi_{ji} A_j$

② 完整性 $\sum_{j=1}^n \varphi_{ij} = 1$

③ 可加性 $\varphi_{ij} = \sum_{k=1}^n \varphi_{ik}$

灰体间的辐射传热. 投入辐射 G , 有效辐射 J

$$J = E + \rho G = \varepsilon E_b + (1 - \varepsilon) G$$



1. 外壁看, $Q = (J - G)A$. 从内壁看 $Q = (E - \alpha G)A$.

$$Q = \frac{E_b - J}{(1 - \varepsilon)/A\varepsilon} \quad R = \frac{1 - \varepsilon}{A\varepsilon} \text{ 表面辐射热阻.}$$

两壁面 A_1 与 A_2 . $Q_{12} = \varphi_{12} A_1 J_1 - \varphi_{21} A_2 J_2$

$$Q_{12} = \varphi_{12} A_1 (J_1 - J_2) = \frac{J_1 - J_2}{1/\varphi_{12} A_1} = \frac{J_1 - J_2}{R_{12}} \quad R_{12} \text{ 空间热阻.}$$

两灰体表面间的辐射传热.

$$Q_{12} = \frac{E_{b1} - E_{b2}}{\frac{1 - \varepsilon_1}{A_1 \varepsilon_1} + \frac{1}{\varphi_{12} A_1} + \frac{1 - \varepsilon_2}{A_2 \varepsilon_2}} \quad Q_1 = Q_{12} = -Q_2$$

$$\text{即 } Q_{12} = \frac{C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right]}{\frac{1 - \varepsilon_1}{\varepsilon_1 A_1} + \frac{1}{\varphi_{12} A_1} + \frac{1 - \varepsilon_2}{A_2 \varepsilon_2}}$$

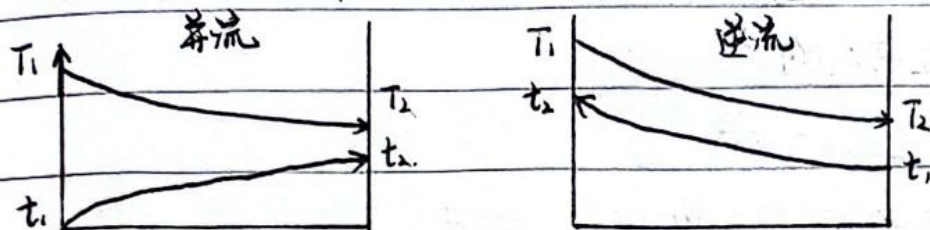
换热器无相变. $Q = m_h C_{ph} (T_1 - T_2) = m_c C_{pc} (t_2 - t_1)$

有相变 $Q = m_h C_{ph} (T_1 - T_2) = m_c r$, r 汽化潜热, kJ/kg

整个换热器的传热速率方程 $Q = K \Delta t_m A$

总传热系数 $\frac{1}{KA} = \frac{1}{\alpha A_1} + \frac{R_{a1}}{A_1} + \frac{b}{\lambda A_m} + \frac{R_{a2}}{A_2} + \frac{1}{\alpha_2 A_2}$

(式中 A 原则上可取 A_1, A_m, A_2 , 但工程规范一般取 A_2)



$$\Delta t_1 = T_1 - t_1 \quad \Delta t_2 = T_2 - t_2 \quad ; \quad \Delta t_1 = T_1 - t_2 \quad \Delta t_2 = T_2 - t_1$$

对数平均温差: $\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$

若流动不为逆/并流, 则 $\Delta t_m = \psi \Delta t_{m, \text{逆}}$

$$\psi = f(R, P) \quad R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

ϵ -NTU 法:

传热效率 $\epsilon = \frac{Q}{Q_{\max}} = \text{实际传热速率} / \text{理论上可能的最大传热速率}$

$$\text{热容比 } C_{Rc} = \frac{m_c C_{pc}}{m_h C_{ph}} \quad ; \quad C_{Rh} = \frac{m_h C_{ph}}{m_c C_{pc}} \quad \left[C_R = \frac{(mCp)_{\min}}{(mCp)_{\max}} \right]$$

$$\epsilon_c = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$\epsilon_h = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1}$$

$$NTU_c = \frac{KA}{m_c C_{pc}}$$

$$NTU_h = \frac{KA}{m_h C_{ph}}$$

$$\text{简单逆流: } \epsilon = \frac{1 - \exp[(1 - C_R)NTU]}{C_R - \exp[(1 - C_R)NTU]} \quad \text{or} \quad NTU = \frac{1}{1 - C_R} \ln \left[\frac{1}{1 - \epsilon} + C_R \right]$$

$$\text{并流: } \epsilon = \frac{1 - \exp[-(1 + C_R)NTU]}{1 + C_R}$$

传质

摩尔分数 x_A (或 y_A) = $\frac{n_A}{n}$ 质量分数 $q_A = \frac{m_A}{m}$

摩尔比 X_A (或 Y_A) = $\frac{n_A}{n_B}$ 质量比 $\bar{a}_A = \frac{m_A}{m_B}$

摩尔浓度 $C_A = \frac{n_A}{V}$, kmol/m³ 质量浓度 $\rho_A = \frac{m_A}{V}$, kg/m³

对气体, 还可用于表示浓度. $y_A = \frac{p_A}{P}$ $p_A = \frac{n_A P}{RT}$

混合物总摩尔浓度 $C = \frac{n}{V}$, 总质量浓度 $\rho = \frac{m}{V}$

费克定律: 二元混合物(A+B)中, 组分A的扩散通量:

$$J_{A,z} = -D_{AB} \cdot \frac{dC_A}{dz} = -CD_{AB} \cdot \frac{dx_A}{dz} = -\frac{D_{AB}}{RT} \cdot \frac{dp_A}{dz}$$

J : 扩散通量 kmol/m²·s ; D_{AB} : A在B中的扩散系数, m²/s, 物性.

广义费克定律:

传质通量 N — 相对于静止面的传质速率, kmol/m²·s

扩散通量 J — 相对于主体运动的传质速率, kmol/m²·s

$$N_{A,z} = -D_{AB} \frac{dC_A}{dz} + x_A (N_{A,z} + N_{B,z})$$

① 等摩尔相互扩散

$$N_{A,z} = -N_{B,z} = \text{const} \quad \text{or} \quad N=0 ; \quad J_{A,z} = -J_{B,z} = \text{const} ; \quad D_{AB} = D_{BA} = D$$

$$N_{A,z} = \frac{D}{z_2 - z_1} (C_{A1} - C_{A2}) = \frac{C_{A1} - C_{A2}}{\Delta z / D} = \frac{\text{推动力}}{\text{阻力}} \quad N_{A,z} = \frac{D}{RT(z_2 - z_1)} (p_{A1} - p_{A2})$$

② 单向扩散

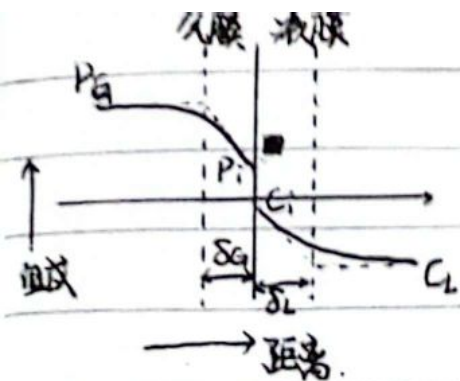
$$N_{B,z} = 0 ; \quad J_{A,z} = -J_{B,z} = \text{const} \quad D_{AB} = D_{BA}$$

$$N_{A,z} = -\frac{D}{z_2 - z_1} \cdot \frac{C}{C_{Bm}} (C_{B1} - C_{B2}) \quad C_{Bm} = \frac{C_{B2} - C_{B1}}{\ln(C_{B2}/C_{B1})}$$
$$= -\frac{D}{z_2 - z_1} \cdot \frac{C}{C_{Bm}} (C_{A1} - C_{A2})$$

对流传质方程: $N_A = k_L(C_1 - C_2) = k_G(p_1 - p_2)$

传质系数 k_L : m/s k_G : kmol/m²·s·kPa

双膜模型:



$$N_A = \frac{D_L}{\delta_L} \cdot \frac{C}{C_{\text{sat}}} (C_{A1} - C_{A2})$$

$$\text{可知: } k_L = \frac{D_L}{\delta_L} \cdot \frac{C}{C_{\text{sat}}}$$

吸收:

溶解度 C_A^* : 气液相平衡时, 液相中的溶质浓度.

亨利定律: $[H: \text{溶解度系数, kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{Pa})]$

对于稀溶液有: $C_A^* = H p_A \Leftrightarrow p_A^* = E x_A \Leftrightarrow y_A^* = m x_A$

E : 亨利系数, Pa; m 相平衡常数无因次. 他们越大, C_A^* 越小.

$$k_y = k_g \cdot P \quad k_x = k_L \cdot C; \quad N_A = k_y (y - y_i) = k_x (x_i - x)$$

相平衡方程

$$y = m x$$

$$C^* = H p$$

传质速率方程

$$N_A = k_y (y - y_i)$$

$$N_A = k_g (p_g - p_i)$$

$$k_y = P k_g$$

$$= k_x (x_i - x)$$

$$= k_L (C_i - C_L)$$

$$k_x = C k_L$$

$$= K_y (y - y^*)$$

$$= K_g (p_g - p^*)$$

$$K_y = P K_g$$

$$= K_x (x^* - x)$$

$$= K_L (C^* - C_L)$$

$$K_x = C K_L$$

总传质系数

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}$$

$$\frac{1}{K_g} = \frac{1}{k_g} + \frac{1}{H k_L}$$

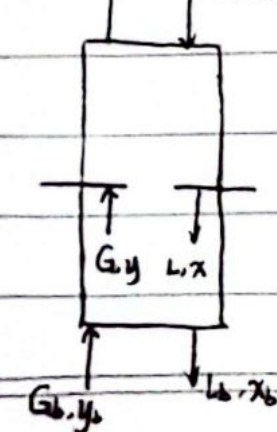
$$K_x = m K_y$$

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{k_y m}$$

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{1}{H k_g}$$

$$K_g = H K_L$$

G_a, y_a L_a, x_a



a 塔顶 b 塔底. A 溶质 B 惰性气体 S 溶剂.

G_a, G_b 出、入塔的气体流量, $\text{kmol}(A+B)/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$.

L_a, L_b 出、入塔的液体流量, $\text{kmol}(A+S)/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$.

x $\text{kmol A}/\text{kmol}(A+S)$.

y $\text{kmol A}/\text{kmol}(A+B)$.

摩尔比: $Y = \frac{y}{1-y}$, $X = \frac{x}{1-x}$

全塔物料衡算: $G_B(Y_b - Y_a) = L_S(X_b - X_a)$

G_B : 气体中B的流量; L_S : 液体中S的流量

回收率 $\eta = \frac{Y_b - Y_a}{Y_b} = 1 - \frac{Y_a}{Y_b}$

操作线方程: $Y = \frac{L_S}{G_B}(X - X_a) + Y_a$ $\frac{L_S}{G_B}$ 液气比

最小液气比 $(\frac{L_S}{G_B})_{\min} = \frac{Y_b - Y_a}{X_b^* - X_a}$, $\frac{L_S}{G_B} = (1.2 \sim 2.0)(\frac{L_S}{G_B})_{\min}$

对于低浓气体 ($y_b < 10\%$), $G \approx G_a \approx G_b \approx G_B$, $L \approx L_a \approx L_b \approx L_S$, $Y \approx y$, $X \approx x$.

有: $y = \frac{L}{G}(x - x_a) + y_a$; $L_{\min} = G \frac{y_b - y_a}{x_b^* - x_a}$

填料层高度 h : 单位体积填料层的有效传质面积 a (m^2/m^3)

气相总传质单元数 $N_{OG} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y^*}$ (以 $y - y^*$ 为推动力)

气相总传质单元高度 $H_{OG} = \frac{G}{K_y a}$

液相: $N_{OL} = \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{x^* - x}$; $H_{OL} = \frac{L}{K_x a}$

$h = N_{OG} H_{OG} = N_{OL} H_{OL}$

传质单元数算法

① 对数平均推动力法

$\Delta y_b = y_b - y_b^*$

$\Delta y_a = y_a - y_a^*$

$\Delta x_b = x_b^* - x_b$ $\Delta x_a = x_a^* - x_a$

$\Delta y_m = \frac{\Delta y_b - \Delta y_a}{\ln(\Delta y_b / \Delta y_a)}$

$N_{OG} = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_m}$

$\Delta x_m = \frac{\Delta x_b - \Delta x_a}{\ln(\Delta x_b / \Delta x_a)}$

$N_{OL} = \frac{x_b - x_a}{\Delta x_m}$

② 吸收因数法

吸收因数 $A = \frac{L/G}{m}$

脱吸因数 $S = \frac{m}{L/G}$

$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{y_b - m x_a}{y_a - m x_a} + S \right]$; $N_{OL} = S N_{OG}$

拉乌尔定律 $P_i = P_i^s x_i$, $i = A, B$ P_i : 气相分压 x_i : 液相组成
组分 i 的挥发度 $v_i = P_i / x_i$

相对挥发度 $\alpha = \frac{v_A}{v_B} = \frac{P_A^s / x_A}{P_B^s / x_B} = \frac{y_A / x_A}{y_B / x_B}$

二元物系的气-液相平衡方程 $y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$

二元理想物系, A : $\alpha = P_A^s / P_B^s$

简单蒸馏: $\ln \frac{W_1 x_1}{W_2 x_2} = \alpha \ln \frac{W_1 (1-x_1)}{W_2 (1-x_2)}$

产品量 $D = W_1 - W_2$

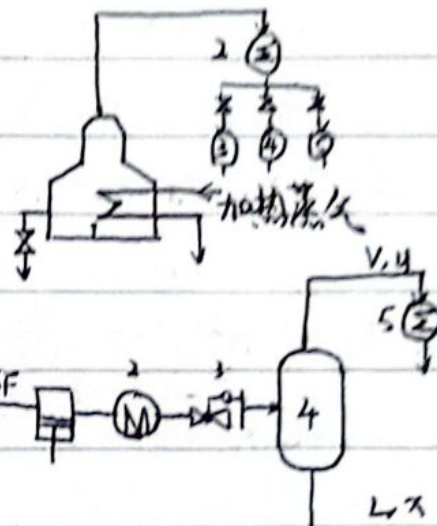
平均组成 $\bar{x}_D = \frac{W_1 x_1 - W_2 x_2}{W_1 - W_2}$

平衡蒸馏(闪蒸)

物料平衡 $F = L + V$

$F x_F = L x + V y$

$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_F}{q-1}$ (q : 液相流量占总物料流量的分率)



精馏:

两个简化假定: ① 理论板假定 ② 恒摩尔流假定

全冷凝器: 第一块板上升的蒸汽导入冷凝器全部冷凝下来.

泡点回流: 假设经全冷凝器后的液体为饱和液体. 一部分 D 作为塔顶产品, 另一部分 L 作为回流.

F : 原料 D : 馏出液 W : 釜液 流量, kmol/s .

$\eta_D = \frac{D x_D}{F x_F} \times 100\%$ $\eta_W = \frac{W(1-x_W)}{F(1-x_F)} \times 100\%$ 组分回收率 (D 轻, W 重)

回流比 $R = \frac{L}{D}$



• 逐板法，记相平衡线为 α ，精馏为J，提馏为T

$$y_1 = x_D \xrightarrow{\alpha} x_1 \xrightarrow{J} y_2 \xrightarrow{\alpha} x_2 \xrightarrow{J} \dots \xrightarrow{\alpha} x_{N+1} \leq x_D$$

精馏段 N_1 块，进料板为 $N_1 + 1$

$$x_{N+1} \xrightarrow{T} y_{N+2} \xrightarrow{\alpha} x_{N+2} \xrightarrow{T} \dots \xrightarrow{\alpha} x_N \leq x_W$$

理论塔板数 N ，再沸器也是一块，塔内为 $N - 1$

• 图解法

• 捷算法

$$N_{min} = \frac{\lg[(\frac{x_D}{x_B})_D \cdot (\frac{x_B}{x_A})_W]}{\lg \alpha}, \quad \bar{\alpha} = \sqrt{\alpha_D \alpha_W} \quad N_{min} \text{ 令 } W \rightarrow F$$

$$Y = 0.75(1 - X^{0.5668}) \text{ 吉利来关联图}$$

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1}; \quad Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1} \quad (N, N_{min} \text{ 均包含再沸器})$$

气相浓度变化表示的单板效率 $E_{mv} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$

液相 $E_{mL} = \frac{x_{n+1} - x_n}{x_{n+1} - x_n^*}$

全塔效率 $E_o = \frac{N}{N_e}$

填料层高度 $h = HETP \cdot N$

$$\text{湿度 } H = \frac{\text{空气中水蒸气的质量}}{\text{绝干空气的质量}} = \frac{\text{水蒸气的物质的量}}{\text{绝干空气的物质的量}} \times \frac{M_v}{M_a}$$

$$H = 0.622 \frac{P_v}{P - P_v} \quad P_v: \text{水蒸气分压} \quad P: \text{总压}$$

$$\text{饱和湿度 } H_s = 0.622 \frac{P_s}{P - P_s} \quad P_s: \text{饱和蒸气压}$$

$$\text{相对湿度 } \varphi = \frac{P_v}{P_s} \times 100\%$$

$$\text{有 } H = 0.622 \frac{\varphi P_s}{P - \varphi P_s}$$

$$\text{湿比容 } v_H = \frac{1 \text{ kg 干空气体积} + H \text{ kg 水蒸气体积}}{1 \text{ kg 干空气}} = (0.773 + 1.244H) \times \frac{273+t}{273} \times \frac{1.013 \times 10^5}{P}$$

$$\text{湿比热 } C_H = C_a + C_v H = 1.01 + 1.88H$$

$$\text{湿空气的焓 } I_H = I_a + I_v H = (C_a + C_v H)t + r_0 H = (1.01 + 1.88H)t + 2492H$$

干球温度(湿度) t 空气的真实温度

湿球温度 t_w : 大量、快速流动的空气与少量水接触, 达到稳态时(动态平衡), 湿球温度计指示的温度就称为湿球温度

$$t_w = t - \frac{k_H r_w}{\alpha} (H_w - H)$$

H_w : 湿球温度下空气的饱和湿度 k_H : 以湿度差为推动力的对流传质系数

绝热饱和湿度 t_{as} : 在与外界绝热情况下, 空气与大量水经无限长时间接触后, 空气温度与水温相等, 这一温度即为绝热饱和温度

$$t_{as} = t - \frac{r_{as}}{C_H} (H_{as} - H)$$

$t_{as} = f(t, H)$ 是湿空气的性质而与水的状态无关

露点温度 t_d

湿基含水率

$$w = \frac{\text{水分质量}}{\text{湿物料的总质量}} \times 100\%$$

干基含水率

$$X = \frac{\text{湿物料中绝干物料的质量}}{\text{水分质量}} \times 100\%$$

$$w = \frac{X}{1+X}$$

$$X = \frac{w}{1-w}$$

干燥速率

$$U = \frac{dW}{A dt}$$

kg, (m²·s) W 汽化的水量, A 干燥面积

$$\text{又 } U = - \frac{G_c dX}{A dt}$$

G_c 绝干物料的质量

平衡水分: 在一定空气状态下, 湿物料中的最低含水量, 也就是在一定空气状态下物料中不能被去除的水分, 用 X* 表示. [影响因素: 物料种类, 空气的状态.]

自由水分: 物料总水分中, 除了平衡水分以外的那部分水, 称之为自由水分.

非结合水: 机械地附着在物料表面的水分, 或物料堆积层中大空隙中的水分, 与固体的相互结合力较弱, 较易去除, 其性质与纯水相同.

结合水: 结晶水, 小毛细管内的水分, 细胞内的水分等, 均是靠化学力或物理化学力与固体相结合的, 较难去除, 其蒸汽压低于同温度下水的饱和蒸汽压.

(只取决于物料本身的性质, 与空气状况无关).

恒定干燥条件: 湿空气的状态 (温度, 湿度), 空气流速, 与物料的接触方式均不变.

整个干燥过程可分为三个阶段.

① 预热段 ② 恒速段 ③ 降速段

· 预热段所经历的时间很短, 通常可以忽略不计.

· 恒速干燥阶段:

维持在湿球温度 t_w 下干燥, 水分在物料表面的存在形式是连续水膜.

空气传给物料的热量全部用于物料中水分的汽化.

恒定干燥条件下, $U = \text{const.}$

· 降速干燥阶段:

CD: 物料部分表面的水膜开始逐渐消失, 物料表面不能维持全部润湿, 水分汽化过程逐渐进入物料的内部. 此时去除的是部分非结合水分和部分结合水分. 由于热量需通过物料表面向内部传递, 汽化的水蒸气只需从物料内部向表面迁移. 因此传热、传质速率均下降, 即干燥速率不断下降.

降速段来自空气的热量一部分用于加热物料使其温度不断上升, 一部分用于汽化水分. D之后, 物料表面全部变为干区, 不再有自由水分. 热、质阻在内部, 速率更小. 此时去除的水分全部是结合水分.

1* 点后的降速段, 传热传质的快慢主要取决于物料的内部结构特征, 而与干燥介质的状态参数关系不大*1.

· 恒速阶段 —— 外部条件控制的干燥过程 (表面汽化控制阶段)

· 降速阶段 —— 内部条件控制的干燥过程 (物料内部迁移控制阶段)

临界含水量 x_c . x_c 越大, 降速就越早地进入.

恒速干燥越快, $x_c \uparrow$ 物料层越厚, $x_c \uparrow$

无孔吸水性物料 $x_c > \text{多孔}$

· 恒速干燥阶段干燥时间 τ_1

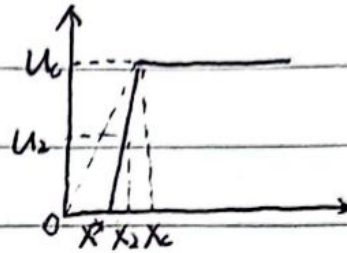
$$\tau_1 = \frac{G_c}{U_c A} (X_1 - X_c)$$

临界含水量 X_c 临界干燥速率 U_c

$$U_c = \frac{\alpha}{r_w} (t - t_w)$$

· 降速干燥时间 τ_2

$$\tau_2 = \frac{G_c (X_c - X^*)}{A U_c} \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*}$$



可能有用:

化工过程是指: 化学工业的生产过程

单元操作的特点:

- ① 都是物理过程, 只改变物料的状态或物理性质, 而不改变其化学性质
- ② 用于不同化工过程的单元操作, 其基本原理并无不同, 其设备往往也是通用的
- ③ 是化工过程中共有的操作, 但不同的化工过程包含的单元操作数目、名称和顺序各异
- 所有的单元操作都是速率过程, 而且大部分情况下是
- ① 动量 ② 热量 ③ 质量 的传递速率控制着过程的进行

连续介质模型: 流体微团, 紧密接触, 没有间隙, 连续分布

- ① 质量连续 ② 运动连续 ③ 内应力连续

静止流体: ① 不能承受切向力 ② 不能承受拉力

$$1 \text{ atm} = 76 \text{ mmHg} = 10.33 \text{ mH}_2\text{O}$$

- 流体所具有的这种阻碍流体相对运动的性质称为黏性
- 黏度: 速度梯度为1时, 单位受力面积上流体层之间内摩擦力的的大小. 衡量流体黏性大小的一个物理量.

$T \uparrow, \mu_{\text{气}} \uparrow, \mu_{\text{液}} \downarrow$

理想流体 $\mu = 0$

- 因次分析法(π 定理): 一个含有 n 个物理量的方程可用 $(n-r)$ 个独立无因次准数关联, r 为 n 个物理量涉及的基本因次数目.

实际压头比理论压头小的原因.

①叶片间的环流运动 ②阻力损失(流速平方) ③冲击损失

影响离心泵特性曲线的因素:

• 密度 ρ : $H \sim Q$, $\eta \sim Q$ 无影响. 但 $\frac{N}{Q} = \frac{\rho g H}{\eta} \uparrow$

• 粘度 μ : $\mu > \mu_{\text{水}}$, $H \downarrow$, $N \uparrow$, $\eta \downarrow$; $\mu < 20 \text{ cP}$, 对特性曲线影响很小, 可忽略

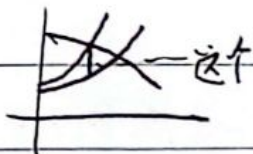
• 叶轮转速 n : 比例定律

• 叶轮直径 D : 切割定律

流量调节: 改变管路特性曲线 — 调节阀门

改变泵的特性曲线 — 改变 n , 切割叶径.

节流损失



并联, $Q_{\text{并}} = 2Q_{\text{单}}$ $H_{\text{单}} = A + BQ_{\text{单}}^2 \Rightarrow H_{\text{并}} = A + B(\frac{Q_{\text{并}}}{2})^2$

串联, $H_{\text{串}} = 2H_{\text{单}}$ $H_{\text{单}} = A + BQ_{\text{单}}^2 \Rightarrow H_{\text{串}} = 2A + 2BQ_{\text{串}}^2$

气蚀现象.

简单管路中局部阻力系数变大如阀门关小, 将导致管内流量减小, 阀门上游压力上升, 下游压力下降.

• 支路中局部阻力系数, 该管内流量 $\downarrow$, 总管流量 $\downarrow$, 其余支路流量 $\uparrow$. 阀门上游压力 $\uparrow$, 下游压力 $\downarrow$.

传热的三种方式: ①热传导 ②对流传热 ③辐射传热

导热系数 λ 一般地 $\lambda_{\text{金属固体}} > \lambda_{\text{非金属固体}}; \lambda_{\text{液}} > \lambda_{\text{气}}$

$T \uparrow, \lambda_{\text{气}} \uparrow, \lambda_{\text{水}} \uparrow$, 其它液体的 $\lambda \downarrow$

保温层临界厚度 P179

流体在管内作对流传热时, 管截面上各点的流体温度不同, 这就会引起流体黏度的变化, 从而导致速度分布的变化。这种变化在流体被加热或被冷却时情况不同。

流体通道的选择

- ①不洁净和易结垢的流体宜走管程, 以便于清洗管子。
- ②腐蚀性流体宜走管程, 以免管束和壳体同时受腐蚀。管内也便于检修和清洗。
- ③高压流体宜走管程, 以免壳体受压, 并且可节省壳体金属的消耗量。
- ④饱和蒸气宜走壳程, 以便及时排出冷凝液且蒸气较洁净, 不易污染壳程。
- ⑤被冷却的流体宜走壳程, 可利用壳体散热, 增强冷却效果。
- ⑥有毒流体宜走管程, 减少泄漏。
- ⑦黏度大或流量小走壳程, 低 Re 即可湍流。

$T \uparrow$, 气体分子运动的平均速度增大, 两相邻气体层间分子交换速度加快, 因而内摩擦力和黏度随之增大; 对于液体, 温度升高时液体体积膨胀, 分子间距离增大, 吸引力迅速减小, 因而其黏度随之下降。

热边界层: 紧贴壁面处有层极薄的流体层几乎处于静止状态, 流体与壁面间的热量传递方式只有热传导, 又称温度边界层。温度梯度很大, 是传热热阻的主要热阻所在。

· 冷热流体之一发生相变时, $C_R \rightarrow 0$ 。

最大可能传热速率 $Q_{\max} = (mc_p)_{\min} (T_1 - t_1)$

在计算 $Q_{\max}$ 时必须采用 mc_p 较小的流体作为基准。

· 温差在 50°C 以上要考虑温差补偿问题 (温差应力引起的热膨胀)

浮头 ~ U型管 ~ 补偿圈 ~

传热过程的强化

① 提高 Δt_m , 程度有限, 一般不可随意改变

② 增大 A , 设计时可以, 操作时不易改变

③ 提高 K , 设法减少热阻较大项。

达到相平衡时, 一般两相浓度不相等, 传质仍在进行, 属于动态平衡

传质方式 ① 分子扩散: 静止或层流流动的流体中, 靠分子运动来进行传质的方式

② 对流传质: 在湍流流动中, 靠流体质点的脉动来进行传质的方式。

扩散系数 D_{AB} 是物性之一, $D_{AB} = f(P, T, \lambda)$

吸收剂的选择.

1. 对溶质组分有较大的溶解度
2. 对溶质组分有良好的选择性
3. 应不易挥发
4. 粘度要低
5. 无毒、无腐蚀性、不易燃、不发泡等

溶解度 $C_A^* = f(T, P, P_A)$

$$\begin{cases} C_A^* = H P_A & H = f(T), T \uparrow H \downarrow \end{cases}$$

$$m = \frac{E}{P}$$

$$\begin{cases} P_A^* = E x_A & E = f(T), T \uparrow E \uparrow \end{cases}$$

$$E = \frac{C}{H}$$

$$\begin{cases} y_A^* = m x_A & m = f(T, P), T \uparrow m \uparrow P \uparrow m \downarrow \end{cases}$$

②

③ 气膜控制 (易溶体系)

④ 液膜控制 (难溶体系)

⑤

⑥ 影响传质阻力的因素

⑦ 气液流动状况

• 操作条件 (温度、压力)

1. 物性 (扩散系数、粘度等)

2. 溶质浓度

+

- 相平衡线必落在对角线的上方
- α 越远离 1, 也就越有利于蒸馏操作。
- 若 $\alpha=1$, $y=x$, 不能用普通蒸馏方法提纯分离——恒沸现象

平衡级(接触级):

使不平衡的气液两相经过足够长时间充分接触, 离开时, 汽液两相达到了平衡, 这个过程称为平衡级。

精馏是利用回流手段, 经过多次平衡级过程, 使物系实现高纯度分离

理论板假定

· 恒摩尔流假定 —— 若组分 A、B 的汽化潜热接近, 则 $N_A = N_B$

全凝器: 第一块塔板上升的蒸汽导入冷凝器中全部冷凝下来, 称全冷凝器

泡点回流: 经全冷凝器冷凝后的液体是饱和液体, D 为产品, L 作回流。

- 操作线的斜率大对精馏段的分离有利。
- 提馏段操作线斜率越小对分离越有利。

进料状况的影响

- 影响提馏段传质推动力
- 影响再沸器的热负荷。

跨越点 精.提操作点 加料时需要的理论塔板数最少,其原因是该处加料时料液浓度与塔内浓度最为接近,此时塔内的混合效应最小. 最佳加料板

$R \rightarrow \infty$ 全回流, 分离能力max, 完成相同分离任务所需的理论板数最少, 设备费最低.

在 R_{min} 下, 加料板附近的塔板不再有分离作用 — 恒浓区/夹紧区

① 单板 E_m 全塔 E_o .

· E_o 不一定 = E_m .

② · E_o 大, E_m 一定大

③ · E_m 大, E_o 不一定大. 因为板和板之间的传质会相互影响, 可能存在各种不利的操作

④ 现象: 夹漏液, 雾沫夹带, 液泛等.

⑤

⑥ 影响塔板效率的因素:

⑦ ① 流动状况: 汽液相的流速

⑧ ② 物性参数: 主要为汽液两相的物性如密度, 粘度, 表面张力, 相对挥发度, 扩散系数

⑨ ③ 塔板结构参数

⑩ ④ 操作参数: 温度, 压力.

1

· HETP 小, 说明填料层的传质分离效果好.

+

- 塔顶设有分凝器, 分凝器相当于一块理论板。
- 冷液回流, 计算采用内回流比 $R = [1 + C_p \frac{(t_1 - t_2)}{r}] R_0$ 。
- 冷回流对精馏有利, 但冷回流操作时塔顶移取的热量多, 相应地需要再沸器提供的热量也多。

与间接加热蒸汽相比, 直接加热蒸汽: [适用: 水溶液, 水足难挥发组分]

- 需要加热蒸汽压力低; 塔釜鼓泡器结构简单, 造价比再沸器低。
- 所需理论板数略有增多, 塔釜排出更多废液。

· 只有提馏段无精馏段的叫回收塔

溢流塔板: 气液两相在设备中有良好的接触: 接触充分, 接触面大, 相界面不断更新。

漏液(严重): 气速过小, 或气体分布严重不均、液体分布严重不均。
降低板效, 严重时使板上不能积液。

过量的液沫夹带: 降低板效; 将不挥发性物质逐板送至塔顶造成产品污染, 严重时造成液泛。

产生原因: 气体输送夹带, 飞溅夹带。

- 塔顶设有分凝器, 分凝器相当于一块理论板.
- 冷液回流, 计算采用内回流比 $R = [1 + C_p \frac{(t_1 - t_2)}{r}] R_0$.
- 冷回流对精馏有利, 但冷回流操作由于塔顶移取的热量多, 相应地需要再沸器提供的热量也多.

与间接加热蒸汽相比, 直接加热蒸汽: [适用: 水溶液, 水足难挥发组分]

- 需要加热蒸汽压力低; 塔釜鼓泡器结构简单, 造价比再沸器低.
- 所需理论板数略有增多, 塔釜排出更多废液.

只有提馏段无精馏段的叫回收塔

溢流塔板: 气液两相在设备中有良好的接触: 接触充分, 接触面大, 相界面不断更新.

漏液(严重): 气速过小, 或气体分布严重不均、液体分布严重不均.
降低板效, 严重时使板上不能积液.

过量的液沫夹带: 降低板效; 将不挥发性物质逐板送至塔顶造成产品污染, 严重时造成液泛.

产生原因: 气体输送夹带, 飞溅夹带.

(淹塔)

液泛: 塔压力降急剧增大, 板效率急剧减小, 且

产生原因: ①气体流量过大, 产生过量的液沫夹带。

②液体负荷过大, 降液管的截面积不够。

塔板上的液面落差

产生原因: 液体在塔板上横向流动时要克服流动阻力。

会导致气流分布不均。

返混: 对传质是不利的。

填料的选择:

①比表面积及空隙率要大

②填料的润湿性要好。

③气体通过能力大, 阻力小。

④液体滞留量小。

⑤单位体积填料的重量轻。

⑥造价低并有足够的机械强度。

通常规定, 0°C 时绝干空气及液态水的焓为 0。

k_H 主要与空气流速有关, 但 α 却几乎与流速无关。

列管式换热器的传热强化

{ 管侧强化

{ 壳侧强化

{ 折流杆支撑

{ 换热管支撑

{ 螺旋折流板支撑