$\sigma_0 = 5.669 \times 10^{-8} W/(m^2 \cdot K^4)$: 黑体辐射解数 $C_0 = 5.669 W/(m^2 \cdot K^4)$: 黑体辐射系数 T: 素個絶对开尔文温度 $\frac{\alpha d}{\lambda} = 0.027 \bigg(\frac{du\rho}{\mu}\bigg)^{0.8} \bigg(\frac{c_p \mu}{\lambda}\bigg)^{0.33} \bigg(\frac{\mu}{\mu_W}\bigg)^{0.14}$ 有的题目可能需要根据实验求出上述参数。自己使用数学原理 基本滤饼过滤过程的计算 c: 黑度,等于物体吸收光的占所有照射光的而分比 原则上应该是整温下的流体黏度,但是整温难测。工 (与<mark>汇合管路:</mark> (各支管流量不等,但在分支处总机械能一定,利用伯努利 一 过滤速度基本计算方法dV/dt 使用对流传热系数求导热速率() 144 FaTU/100 $a = \frac{m}{}$ (Stefan-Boltzmann)聖体的辐射能力Ea和 $Q = \alpha A \Delta T$ $\left(\frac{\mu}{uv}\right)^{0.14} = 30.8831.057949810.99$ 流量与测速 $\frac{dV}{dt} = \frac{A^2 \Delta p}{r \mu \nu (V + V_c)}$ (Kirchhoff)灰体的辐射能力E 翌合液体変度・前提展混合前后体和不安 A₀, A₂: 分别是孔板流量计孔径面积和转子上端面处环器 适用于无相变对流传热系数的经验关联 $\frac{1}{\alpha} = \frac{\omega_1}{\alpha} + \frac{\omega_2}{\alpha} + \cdots + \frac{\omega_n}{\alpha}$ 平板恒压过滤基本方程式 $E_0 = \sigma_0 T^4 = C_0 \left(\frac{T}{100}\right)^4$ $E = \varepsilon \sigma_0 T^4$ 适用条件: 强制层流(Re < 2300) 面积 A_I: 转子最大截面积 液体混合物中各组分的质量分数 $V^2 + 2V_iV = KA^2t$ (104) $K = \frac{2\Delta p}{2}$ 适用条件: 强制湍流和强制弱湍流(两固体间辐射传热速度 Q_{1-2} $Re \leq 2300$,流动充分湍流(使用后续修正可以涵盖 R: U 型压差计读数 C_0, C_R ; 分别是孔板流量系数和转子流量系数 ρ_f, ρ ; 分别是科子密度和流体密度 $Re \ge 2300)$ $Re \in [2300, 10000]$ 的情形); 若是设q = V/A,上个公式会变成这样 $C_{1-2}, arphi, A$; 总辐射系数;角系数;辐射面形 T_1, T_2 : 高、低温物体绝对温度 气体密度: 压力不太高且温度不太高的 $RePr\frac{d}{r} > 10$; 管径比l/d > 60; 0.6 < Pr < 6700适用于Re < 10000; 0.6 < Pr < 160; 管径比l/d > 50流体低點度。 k: 加热时, k = 0.4; 冷却时, k = 0.3。 $Nu = 1.86 \left(RePr\frac{d}{l}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_W}\right)^{0.14}$ qc: 过滤常数,与过滤介质阻力大小有关 $Q_{1-2} = C_{1-2} \varphi A \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$ $V_s = u_0 A_0 - C_0 A_0 \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}} - C_0 A_0 \sqrt{\frac{2Rg(\rho_0 - \rho)}{\rho}}$ $a^2 + 2a \cdot a = Kt$ $Nu = 0.023Re^{0.8}Pr^k\frac{\alpha d}{\lambda} = 0.023\left(\frac{du\rho}{\mu}\right)^{0.8}\left(\frac{c_p\mu}{\lambda}\right)^k$ 修正: $Gr > 2.5 \times 10^4$ 时,乘以系数 流体传热概述 ø,: 告组分体积分数 统子语思计语思方程。 Q: 导热速率,即单位时间传到的热量 A,b,λ : 导热重大力: 厚度: 热导率 $\Delta T - T_1 - T_2$: 导热推动力: 也能是固体用来导热的两个面的温度 $0.8(1 + 0.015Gr^{1/3})$ $q_V = C_R A_R \sqrt{(2(\rho_f - \rho)V_f g)/\rho A_f}$ 转子流量计的刻度换算: 对两种不同流体 (1,2), 同-下布 $\rho_m = \frac{pM_m}{RT}$ 传执讨程计算 1. Ud < 50 $M_m = M_1y_1 + M_2y_2 + \cdots + M_ny_n$ 三种常见情况下换热器中的热量平衡 总的处理液=滤液量+处理液变成滤饼的部分 vV M_i : 各纯组分的摩尔质量,kg/mol y_m : 气体混合物各组分摩尔分数 $q_{V_1}/q_{V_2} = \sqrt{\rho_1(\rho_f - \rho_2)/\rho_2(\rho_f - \rho_1)}$ 40 30 1.02 1.05 传热机械的大致分类 T_1, T_2, t_1, t_2 : 热、冷流体的进、出口温度 板框过滤机洗涤时间t。 J₁, J₂, t₃, t₅; Mr. Potterhiet. ロ g_{m1}, g_{m2}: 熱、冷冻体的医量流量 c_{p1}, c_{p2}: 熱、冷冻体的平均比熱容 r: 蒸气や繊相支焓 T₂: 饱和液体或饱和蒸气的温度 流体机械输送 1.13 因子 热机械又叫做换热器或热交换器。主要分为以下三类 对于理想气体,摩尔分数与体积分数相同 压力表示方法:表压=绝对压力-大气压力;真空度=大气压力p1,p0; 分别是泵入口处的绝对压力和贮槽液上方的绝对压 2. $Re \in [2300, 10000]$ 直接接触式換熱:冷熱液体直接接触进行传热(也就是不 经过任何阻隔的混合在一起)、传热效果好,结构简单, 但是要求允许两种液体直接接触的情形。 カ ロ: 類入口处的流速 $t_w = \frac{8V_w(V + V_t)}{KA^2}$ $1 - \frac{6 \times 10^5}{De^{1.6}}$ pv:輸送温度下液体的饱和蒸气压 板框过滤机的生产能力Q(一周期内单位时间 梅热器中冷热流体均无相变 (NPSH)。: 必需汽蚀余量,一般根据不同的泵查表获得 3. 流体在曲率半径为 R 的弯曲通道中流动 得到波液量) $Q = q_{m1}c_{p1}(T_1 - T_2) = q_{m2}c_{p2}(t_1 - t_2)$ 泵特性方程: 一般来说最扬程和体积流量的关系 同豎式換換: 工业中最常用的換热器。两种液体分別通过 互相接触的两个通道。这通道整上发生两种液体的热交换 $1 + 1.77 \frac{d}{r}$ 與热器中饱和蒸汽冷凝,加热冷流体,且蒸 气冷凝为同温度下的饱和液体后排出 V: 操作周期内获得的滤液量,一般为所转化的滤饼充满框 du/dy: 法向速度梯度,1/s的量 T: —周期用时 μ :比例系数,也即點度或动力點度,Pa× s 温度场,温度梯度,热通量 泵串联: n 个泵串联的方程 4. 对于黏度很大的流体,请将计算公式改为 $Q = q_{-1}r = q_{-2}c_{-1}(t_2 - t_1)$ 温度场是接收输入为时间和位置,输出对应时间对应位置的温度的函数,其使用来描述系统的温度分布。若不同时间相同位置的温度值定则称定态温度场。否则为非定态温度场。这两种情形下发生的传热被称作定态传热与非定态传热 理意义: 流体流动时在与流动方向相垂直的方向上产 H' = n f(m) $-\frac{\alpha d}{\lambda} = 0.027 \left(\frac{du\rho}{\mu}\right)^{0.8} \left(\frac{c_p \mu}{\lambda}\right)^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{1}$ 蒸气冷凝为饱和液体后继续被冷却,以过冷 转鼓真空过滤机的计算 液体状态排出 $H' = f\left(\frac{q_V}{n}\right)$,原则上应该是壁温下的流体黏度,但是壁温难测。工 转鼓真空过滤机的生产能力Q(每小时获得的 $Q=q_{sa1}[r+c_{p1}(T_s-T_2)]=q_{sa2}c_{p2}(t_2-t_1)$ <mark>变梯度是指温度场内某一点在等温面法线方向上的温度变化</mark> ,是与等温面垂直的向量,某正方向规定为温度升高的方 ,也可认为是温度场的Frechet导数, 黏度的单位: cP (厘泊) 波液量) $\left(\frac{\mu}{\mu_W}\right)^{0.14} = 10.5591.057950070.95$ 几种特殊的传热器的总传热系数K $1cP = 10^{-3}Pa \cdot s$ $(NPSH)_a = \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} - \frac{p_V}{\rho g}$ 离心原的最大允许安装高度: n: 每分钟转鼓转动图数 $\lim_{\Delta n \to 0} \frac{\Delta T}{\Delta n} = \frac{\partial T}{\partial n}$ a₁, a₂: 传热整内外流体对流传热系数 流体静力学 适用条件: 强制层流(Re < 2300) Ψ: 转鼓浸没在滤液的圆积与总面积的比, 比如若120°的部 b. λ: 传热整厚度; 导热速率 流体静力学基本方程:在同种静止液体不同高度 z_1z_2 的平面 $H_{glh} = \frac{p_0 - p_V}{\rho \sigma} - (NPSH)_r - \sum h_{f,0}$ 热通量是单位时间内通过单位面积所传递的热量 公港没在建液中,则 $\Psi=1/3$ d₁, d₂: 固管外、内径 A: 特征面积,使用总传热系数中的公式代入的面积 $d_m = (d_1 - d_2) / \ln(d_1/d_2)$: 國質的对數平均直径 沉降过程的原理 $q = \frac{dQ}{dA}$ $p_1 + \rho g x_1 = p_2 + \rho g x_2$ 若过滤介质的阻力可以忽略,则删除所有1/。即可 $\frac{p_1}{z} + z_1g = \frac{p_2}{z} + z_2g$ $m_a, V_a, \rho_a, d, u, A$: 粒子的质量;体积;密度;直径;速 $Nu = 1.86 \left(RePr\frac{d}{l}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_W}\right)^{0.14}$ 圆管换热管(特征面积取管外面积)*K*₁和平面 $Q = 60n\sqrt{\frac{60\Psi KA^{2}}{n} + V_{c}^{2}} - V_{c}^{2}$ 其中 p_1/ρ 单位为 $N/m^2=J/kg$,即单位质量流体所具有 度;在运动方向的投影面积 a,g:统一为质量加速度(离心时为离心加速度,重力下为 $dQ = -\lambda dA \frac{\partial T}{\partial t}$ 换热面(特征面积为平面面积) K_2 的場匹能 2g 单位为 J/kg,可看作单位质量流体所具有的位能 二者的总和是流体的势能 安林迪力学基本方程的应用 重力加速度) 。 a. Re_i: 溶剂空度; 粘度; 雷洛數 流体传热概述 **正:** r > 2.5 × 10 ^t时,乘以系数 使用和计算导热热阻 $\frac{1}{K_1} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{b}{\lambda} \frac{d_1}{d_{10}} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{d_1}{d_1} = \frac{1}{K_2} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{b}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}$ Q: 导热速率,即单位时间传到的热量 在很多情况下,对于某一有两个用来导热的面的性质稳定的刚 性物体,我们可以通过计算或者实验得到一个特殊的值 R,这 $0.8(1 + 0.015Gr^{1/3})$ A, b, λ: 导热面大小: 厚度: 热导率 高年前リナモ・ハロ 1、圧力及圧力差的測量 1)U型圧差計: 设被測液体密度为 ρ, 指示液密度为 ρ₀ 平均传热温差的计算 ΔT_m 沉降过程的受力 $\Delta T = T_1 - T_2$: 导热推动力,也就是固体用来导热的两个 传执讨程计算 个值叫做导热热阻。导热热阻满足如下公式: T_1,T_2 : 外管进口、出口温度 t_1,t_2 : 内管进口、出口温度 T: 外管温度 $Q = \frac{\Delta T}{T}$ 质量力(包括浮力)F和鬼力 F_a 三种常见情况下换热器中的热量平衡 若被则流体为气体,其密度远小于指示液,ρ₀ − ρ ≈ ρ₁ 传热机械的大致分类 T. T. t. to: 热. 冷液体的讲, 出口湯度 $F = m_s a - V_s \rho a = V_s (\rho_s - \rho) a$ $F_d = \zeta A \frac{\rho u^2}{\alpha}$ T₁, T₂, t₁, t₂; 然,冷战体的更量设置 q_{n1}, q_{n2}; 热,冷淡体的更量设置 C_{p1}, c_{p2}; 热,冷淡体的平均比热容 r: 蒸气冷凝相变给 T₂; 饱和液体或饱和蒸气的温度 传热机械又叫做烧热器或热交换器。主要分为以下三类 会证医计算出接称体的导热标题 导热棕服马热导率不同的地方在于导热棕服是某一确定的物件 的性质,而热导率是某种材料的性质 若是某一个短目中始出了导热棕服,你可以直接应用上述公式 来导抢速率 沉降的速度 $\Delta T_{w} = \frac{\Delta T_{1} - \Delta T_{2}}{\ln \frac{\Delta T_{1}}{\Delta T_{1}}}$ 直接接触式接热: 冷热流体直接接触进行传热(也就是不 经过任何隔离的混合在一起), 传热效果好,结构简单, 但是要求允许两种液体直接接触的情形 U 型压差计读数反映两点间<mark>势能差</mark>,且读数与故置位置<mark>无关</mark> 2) 双液体 U 型管压差计: U 型管中装有两种液体 A 和 C 沉降速度计算公式 逆流(两流体方向相反)和<u>并流</u>(两流体方向相同)下分别带入如 下公式 $p_1-p_2=Rg(\rho_A-\rho_C)$ 蓄热式传热: 让两种不同温度的流体先后流过同一机械 并与同一固体填充物进行热交换。 $u = \sqrt{\frac{4gd(\rho_s - \rho)}{3C\rho}}$ 几种堂贝信形的执传员 3型放大读数的作用 、液位的测量 3、液封高度的测量 $\Delta T_1 = T_1 - t_2, \Delta T_2 = T_2 - t_1 (\Re \mathcal{H}) \quad \Delta T_1 = T_1 - t_1, \Delta T_2$ **梅热器中冷热流体均无相变** 同盤式換熱:工业中星常用的換热器。两种流体分别通过 互相接触的两个通道,这通道壁上发生两种液体的热交换 单层平壁的定态热传导(热量从平壁的某一面 $Q = q_{m1}c_{p1}(T_1 - T_2) = q_{m2}c_{p2}(t_1 - t_2)$ 流体动力学 折流时先按照逆流计算 ΔT_{n} ,再查表乘以 ω 修正 可以存议三种情况下换成其他因素表示,从而有一些特殊情况 與热器中饱和蒸汽冷凝,加热冷流体,且蒸 气冷凝为同温度下的饱和液体后排出 温度场,温度梯度,热通量 外管流体恒温时可使用逆流和并流任点公式计算或者如下公式 量流量:单位时间内流经管路任息界面流体质量。 4... 的计算公式: 层流区,过渡区,湍流区分别为 温度场是接收输入为时间和位置。输出对应时间对应位置的温度的函数。其被用来描述系统的温度分布。若不同时间相同位置的温度包定则将定态温度场。 否则为非定态温度场。这两种情形下发生的传热被称作定态传热与非定态传热 $\Delta T_m = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T - t_1}{T - t_1}}$ $Q = q_{m1}r = q_{m2}c_{n2}(t_2 - t_1)$ 内壁传导到外壁或者从外壁传导到内壁 $\frac{d^{2}(\rho_{s} - \rho)g}{18\mu} = 0.27\sqrt{\frac{d(\rho_{s} - \rho)g}{\rho}Re_{i}^{0.6}} = 1.74\sqrt{\frac{d(\rho_{s} - \rho)g}{\rho}}$ 对流情况优势分析 $\hat{\mathbf{a}}$: 两种表示方法,平均流速: $u=q_v/A$; 质量流速 **5冷凝为饱和液体后继续被冷却,以过冷** 医保護是排資成场内某一点在等温面法线方向上的温度变化 是等等温面垂直的向量,其正方向规定为温度升高的方 也可认为是温度场的Frechet导数。 r1, r2: 國简的內外口径 逆流时传热推动力 最佳且在传热面上,冷、热液体间的温差 均匀:井流时易于控制出口温度;若仅单则变温则△T。与液型 $G = u\rho$ 伯努利方程: 1,6: 國籍的长度 (或者说高度); 厚度 A_1 : 國簡整內表面积: A_2 : 國簡整外表面积: A_∞ : 对数 无关 沉降的仪器和参数计算 $z_1g + \frac{1}{2}u_1^2 + \frac{p_1}{a} + W_e = z_2g + \frac{1}{2}u_2^2 + \frac{p_2}{a} + \sum W_f$ 几种特殊的传热器的总传热系数化 $\lim_{\Delta u \to 0} \frac{\Delta T}{\Delta n} = \frac{\partial T}{\partial n}$ 小寄巧 u: 流体流速 $A_m = \frac{A_2 - A_1}{\ln(A_2/A_1)} = 2\pi l \frac{r_2 - r_1}{\ln(r_2/r_1)}$ $R = \frac{b}{\lambda A_m}$ α1,α2: 传热整内外流体对流传热系数 $\Delta T_1/\Delta T_2 < 2$, 可用算术平均值 $\Delta T_m = (\Delta T_1 + \Delta T_2)/2$ 代 热通量是单位时间内通过单位面积所传递的热量 (a_1,a_2) . Recumery reserves an extension (a_1,a_2) . Recumery reserves (a_1,a_2) . 图繁介,内经 A . 特征面积,使用总传热系数中的公式代入的面积 $d_m = (d_1 - d_2)/\ln(d_1/d_2)$. 图繁的对数平均直径 重力隆尘室 替对数平均值,误差并不大。 若 $\Delta T_1 = \Delta T_2$,则对数平均值也与这两个值相等。 $z_1 + \frac{1}{2a}u_1^2 + \frac{p_1}{\rho a} + H_c = z_2 + \frac{1}{2a}u_2^2 + \frac{p_2}{\rho a} + \sum h_f$ 由几个单热传导过程串联或者并联的热传导 $q = \frac{dQ}{dA}$ n,b,l,S: 降尘室的隔板层数; 宽度; 长度; 所有层的总面 传执讨程的操作型计管 流体输送机械效率 可以将导热热阻暑作电阻,导热推动力当作电压,则固出热传导调,热传受速度和计算电路的方式相同。 定态核热中,通过各层平量的导热速率相等(类似串联电流守值)例如岩面简有三层材料复合而成,每一层的导热热阻分别为R1,R2,R1,导 降尘室的最大生产能力gv $\eta = \frac{N_c}{N} = \frac{q_m W_c}{N}$ K': 由于污垢热阻存在导致的 K 变化 $dQ = -\lambda dA \frac{\partial T}{\partial x}$ 圆管换热管(特征面积取管外面积)*K*₁和平面 K: 原来的Kd₂, d₁: 管内、外径 av = (n + 1)blu = Sv使用和计算导热热阻 热驱动力(最内层内壁温度与最外层外壁的温差)为 ΔT ,则 粒径为4′的粒子颗粒间收率 在很多情况下,对于某一有两个用来导热的面的性质稳定的 性物体,我们可以通过计算或者实验得到一个特殊的值R。 和三个申組申联而成的申联申路供収: 换热器的总传热速率方程 $\frac{1}{K_1} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{b}{\lambda} \frac{d_1}{d_m} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{d_1}{d_2} - \frac{1}{K_2} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{b}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}$ u', d': 该粒子沉降速率; 粒径 $Q = KA\Delta t_m$ $Rc = \frac{d\rho u}{d\rho u}$ $Q = \frac{\Delta T}{R_1 + R_2 + R_3}$ 个值叫做导热热阻。导热热阻满足如下公式: u_t, d_{min} : 最小粒子沉降速率:粒径 平均传热温差的计算 ΔT_m $\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)}$ 流体对流传执 $|\psi|\psi\psi\rangle = u_t'/u_t = (d'/d_{min})$ **雷诺數物理意义**: 流体流动中慢性力与黏性力的对比关系,反 T_1, T_2 : 外管进口、出口温度 温差1为流体进口处流体和冷凝管温度差,温差2为出口处温差 应流体流动的流动程度 计算隔板数和隔板间距 **宣见图广理出版等外约等的热恩** 导热频阻当战争牵不同的地方在于导热频阻是某一确定的物件 的性质,而战争率是某种材料的性质 若是某一个题目中始出了导热频阻,你可以直接应用上述公式 求导热速率 t1,t2: 内管进口、出口温度 $\Delta T = T_1 - T_2$: 导热推动力,也就是液体两端的温差 按层流模型计算后校验流体的层流条件(见第一章相应部分 T: 外管温度 λ, u, ρ, μ, c_p : 流体热导率; 速度; 密度; 點度; 定压比热 $R_s = \left(\frac{1}{K'} - \frac{1}{K}\right)d_2/d_1$ $\dot{u} = u_{max} \left(1 - \left(\frac{r}{R}\right)^2\right)$ 旋风分离器 $\Delta T_{\rm m} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$ 流量 μ,ρ: 流体粘度; 密度 使用总传热系数K 几种常见情形的热传导 逆流(两流体方向相反)和井道(两流体方向相同)下分別常入如 下公式 $q_V = \frac{\pi R^4 \Delta p}{q_{vol}}$ Q: 总导热速度 单层平壁的定态热传导(热量从平壁的某一面 传导到对面) 单独明确 d,l: 特征长度,取管径;管的长度 A: 传热器特征面积 理想能风分离器取值为5 ρ_ε: 粒子密度 $\Delta T_1 = T_1 - t_2, \Delta T_2 = T_2 - t_1(i \Xi M)$ △T_∞: 平均传热温差, 按照上面的算可以得到 $\frac{du\rho}{du} = Re_i \frac{c_p \mu}{\lambda} = Pr_i \frac{\beta g \Delta T d^3 \rho^2}{du^2} = Gr_i$ u_i: 进口速度, 也就是气体进入的时候的速度, 等于 Vs/hB, h=D/2, Vs是体积通量 $\Delta T_1 = T_1 - t_1, \Delta T_2 = T_2 - t_2(\# \tilde{m})$ $u = \frac{1}{2}u_{max}$ 的函数是两流体换热过程的总阻力 膏时先按照逆流计算△T_m,再查表乘以√修正 雷诺数;普朗特数;格拉晓夫数 边界层:分为层流内层,过渡区和高流边界层,往外是高流主 单层圆筒壁的定态热传导(描述热量从圆筒的 内壁传导到外壁或者从外壁传导到内壁) 旋风分离器的临界半径d。 外管流体恒温时可使用逆流和井流任意公式计算或者如下公式 $Q = KA\Delta T_{-}$ 请按昭以下顺序求异热谏率 $\Delta T_m = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T - t_1}{T - t}}$ 流体流动阻力 $d_c = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi N \rho_s u_c}}$ 辐射传执 r1, r2: 國简的内外口径 1. 求出对流传热系数a Lb: 開催的长度(或者说高度): 厚度 W_f : 阻力做的功 λ : 阻力系数 物体的辐射能力 对流情况优势分析 2. 使用α求出导热速率 A₁: 國簡壓內表面积; A₂: 國簡量外表面积; A_m: 对数 旋风分离器的分离效率 $\sigma_0 = 5.669 \times 10^{-8} W/(m^2 \cdot K^4)$: 黑体辐射常数 $C_0 = 5.669 W/(m^2 \cdot K^4)$: 黑体辐射系数 T: 表面绝对开尔文温度 遊灑即传热推动力 最佳且在传热面上,冷、热洗体间的遺差 均匀;并濃时易于控制出口温度;若仅单则变遭则△T。与流型 无关 ζ: 周部組力系数、ζ_{(ξ(1)} =9.5; ζ₍₍₍₁₎₎ =1.0 I_c: 当量长度 对流传热系数α总体公式 分离效率即出口尘浓度比进口尘浓度之比 $A_m = \frac{A_2 - A_1}{\ln(A_2/A_1)} = 2\pi l \frac{r_2 - r_1}{\ln(r_2/r_1)} \quad R = \frac{b}{\lambda A_m}$ 旋风分离器层流区分离速度U。和离心分离因 直管阻力:表现为流体总势能的减少 范宁公式: 由几个单热传导过程串联或者并联的热传导 计算 c: 黑度,等于物体吸收光的占所有照射光的百分比 小寄巧 有的题目可能需要根据实验求出上述参数。自己使用数学原理 WK $\Delta T_1/\Delta T_2 < 2$, 可用算术平均值 $\Delta T_m = (\Delta T_1 + \Delta T_2)/2$ 代 使用对流传热系数求导热速率Q 替对数平均值,误差并不大。 可以将导热热阻看作电阻,导热推动力当作电压,则面出热传 导圈,热传导速度1位计算电流的方式相同,是态传热中,通过 各层平整的导热速率相等(类似用联电流守值)例如岩圆窗有 三层材料复合而成,每一层的导热热阻分别为*R*₁, *R*₂, *R*₃, 导 若 $\Delta T_1 = \Delta T_2$,则对数平均值也与这两个值相等。 压头损失 (Stefan-Boltzmann)黑体的辐射能力En和 适用于无相变对流传热系数的经验关联 (Kirchhoff)灰体的辐射能力E传热过程的操作型计算 $\Delta p_{\ell} = W_{\ell}\rho = \lambda \frac{l}{l} \frac{\rho u^2}{l}$ $u_r = \frac{d^2(\rho_s - \rho)}{18u} \frac{u_T^2}{R}$ $K_c = \frac{u_r}{u_t} = \frac{u_t^2}{Ra}$ K': 由于污垢热相存在导致的 K 变化 K: 原来的K d_{2},d_{1} : 管内、外径 $E_0 = \sigma_0 T^4 = C_0 \left(\frac{T}{100}\right)^4$ $E = \varepsilon \sigma_0 T^4$ 热驱动力 (最内层内壁温度与最外层外壁的温差) 为 AT, 贝 适用条件:强制湍流和强制弱湍流($Re \geq 2300$) 旋风分离器的压降 两固体间辐射传热速度Q₁₋₂ $\Delta p_f = W_f \rho = \lambda \frac{l}{d} \frac{\rho u^2}{2}$ 《: 阻力系数,标准能风分离器取8 $Q = \frac{\Delta T}{R_1 + R_2 + R_3}$ 透用于Re < 10000; 0.6 < Pr < 160; 管径比2/d > 50 C_{1-2}, φ, A : 总辐射系数: 角系数: 辐射图形 T_1, T_2 : 高、低温物体绝对温度 $\Delta p = \zeta \frac{\rho u^2}{2}$ 流体低點度。 k: 加热时, k = 0.4; 冷却时, k = 0.3。 流体对流传执 $Q = KA\Delta t_m$ $\lambda = \frac{64}{Re} = \frac{64\mu}{dou}$ A: 导热面积 $\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)}$ $Q_{1-2} = C_{1-2} \varphi A \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$ $Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^k \frac{\alpha d}{\lambda} = 0.023 \left(\frac{du\rho}{a}\right)^{0.8} \left(\frac{c_p \mu}{\lambda}\right)^k$ $\Delta T = T_1 - T_2$: 导热推动力,也就是液体两端的温整 $\lambda_1 u_1 \rho_1 \mu_2 c_2$: 流体热导率;速度;密度;黏度;空压比热 $W_f = \frac{32\mu h}{ad^2}$ 过滤的原理 温差1为流体进口处流体和冷凝管温度差,温差2为出口处温差 修正: 上一个公式计算的数值可以乘以如下因子修正适应这些 气体吸收概述 滅流时,带入参数直表得到 A: 过滤面积 容 - 부 = Nu: 努塞尔数, 待定特征数; Δp: 过滤器两侧的压力差 $\lambda = \phi\left(Re, \frac{e}{d}\right)$ $R_s = \left(\frac{1}{K'} - \frac{1}{K}\right)d_2/d_1$ 相组成表示法 r: 滤饼比阻 T: 定性温度,所有物理量取定性温度下的值。每种情况会 1. l/d < 50流体粘度

单独明确 d,l: 特征长度,取管径; 管的长度

雷诺数;普朗特数;格拉晓夫数

请按照以下顺序求导热速率

 $\frac{du\rho}{u} = Re, \frac{c_p\mu}{\lambda} = Pr, \frac{\beta g\Delta T d^3\rho^2}{\mu^2} = Gr$

滤液体积与其形成的滤饼体积的比值

滤饼与过滤介质阻力相同 K: 过滤常数,与物料特性和压强差有关

t: 从过滤开始经过的时间

计数) V: 过滤介质的当量滤液体积,可以理解为多少滤液形成的

使用总传热系数K

4: 传热器特征面积
 ΔT_m: 平均传热温整,按照上面的算可以得到

总传热系数的侧数是两流体换热过程的总阻力 换热达到旋态时

Q: 总导热速度

48

2. $Re \in [2300, 10000]$

因子

1.02

1.05

1.13

 $w_A = \frac{m_A}{m}$

源合物中某组分的物质的最占总混合物总物质的量的分数。气 相和液相分别为

1. 求出对流传热系数α

2. 使用α求出导热速率

对流传热系数α总体公式

辐射传热

物体的辐射能力

合井

基本概念

流体基本性质

完全滅流时, 5000 < Re < 100000, 落入組力平方区

 $W_f^t = \zeta \frac{u^2}{2} = \lambda \frac{l_e}{d} \, \frac{u^2}{2}$

 $\Sigma W_I = (\lambda l/d + \Sigma \zeta)u^2/2$

各支路损失能量相等 各支路流量比:

 $q_{V_1}: q_{V_2} = \sqrt{d_1^6/\lambda_1(l + \Sigma l_e)_1}: \sqrt{d_1^6/\lambda_2(l + \Sigma l_e)_2}$

3. 流体在曲率半径为 R 的弯曲通道中流动

4. 对于黏度很大的流体,谓将计算公式改为

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

 $y_A = \frac{n_A}{n} - x_A = \frac{n_A}{n}$

等小化 现合物中某组分A的物质的量与惰性组分8(不参加传质的组 分)的物质的量之比。气相和液相分别为

 $Y_A = \frac{n_A}{n_B}$ $X_A = \frac{n_A}{n_B}$

 $x = \frac{X}{1+X}, y = \frac{Y}{1+Y}, X = \frac{x}{1-x}, Y = \frac{y}{1-y}$

吸收过程的气-液相平衡关系

亨利定律 在温度一定条件下,气体总压不断过Se+SPa时,稀溶液上方 气相中治质的平衡分压与治质在液相中的摩尔分数成正比,其 比例为亨利系数

 $p_A^*=Ex$

p': 溶质在气相中的平衡分压, kPa

x: 溶质在液相中的摩尔分数

E: 亨利系数

若用分压和浓度表示。

溶质在液相中的浓度,kmol/m3 H: 溶解度系数, 在稀溶液中

 $\frac{1}{H} \approx \frac{EM_s}{\rho_s}$ ρ_e: 溶剂密度, kg/n3

M.: 溶剂摩尔质量, kg/mol 若均用溶质浓度表示,

若均田摩尔比表示

 $\frac{Y^*}{1+Y^*} = \frac{mX}{1+X}$ $Y^* = \frac{mX}{1 + (1 - m)X}$

单相内传质 单相内物质的分子扩散

菲克定律 由两组分AFIB组成的混合物,在恒定温度、恒定总压的条件 下,若组分A只沿z方向扩散,浓度梯度为dc,/dz,则任一点 い知公A的に影響最与该小A的速度梯度成正比 $J_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz}$

3于物质是均匀的,A扩散必定伴随B的反扩散,容易得至 $\frac{dc_A}{dz} = -\frac{dc_B}{dz}$

 $J_A = -J_B$

等摩尔反向扩散为定态过程,传质速率N。为常数,因此由

 $N_A = J_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz}$

 $N_A = \frac{D}{-}(c_{A1} - c_{A2})$

 $N_A = \frac{D}{RTz}(p_{A1} - p_{A2})$ 组分A的浓度沿扩散方向呈线性分布。

中间可收 医态扩散时,总体流动所引起的单位时间、单位传质面积传递 的量等于组分A的传质速率。

 $c_{Bm} = \frac{c_{B2} - c_{B1}}{\ln(c_{B2}/c_{B1})}$

 $N_A = \frac{D}{RTz} \cdot \frac{p}{p_{Bn}} (p_{A1} - p_{A2})$

 $p_{Bm} = \frac{p_{B2} - p_{B1}}{\ln(p_{B2}/p_{B1})}$

分子扩散系数

气体中的扩散系数

 $D = D_0 \left(\frac{p_0}{p}\right) \left(\frac{T}{T_0}\right)^{5/2}$

 $D = D_0 \frac{T}{T_0} \frac{\mu_0}{\mu}$

单相对流传质机理

PHONE IN

因激素原始的原点运动是复杂的,所以风流扩散速率很难惨分 子扩散即补贴立理论分析来确定,但可以借用菲克定律的形式 来表示,即

 $J_{AT} = -(D + D_c) \frac{dc_A}{c_A}$ 单相内对流传质速率方程

气相对流传质速率方程 根据顕模型、将源体对界面的对流传质折合成在有效调构的分 子扩散、代入扩散距离26、PA1和PA2分别用溶质在气相主体的 分压PA和界圈处的分压PA1代替,得到气相与界圈间对流传质

 $\kappa_A = \kappa_G(p_A - p_{Ai})$ $k_G = Dp/RTz_Gp_{Bn}\colon \mathsf{U}分压整为推动力的气相对流传质$ 系数

同理,气相传质速率方程还有如下形式

 $N_A = k_V(Y - Y_i)$

、)、) 分别为溶质在气相主体中的分压、摩尔分数和摩尔 比; p_{Ai} 、 y_i 、 Y_i 分别为洛原在相界面处的分压、摩尔分数和摩尔比,根据盖尔顿分压定律, k_p-pk_G ,并且低浓度气体吸收 Bf, $k_Y = pk_G$

<mark>家相对流传质道率方程</mark> 方脉处理["]相对流传质的方法,得到溶质A在液相中的对流传 医道案为

 $N_A = k_L(c_{Ai} - c_A)$ $N_A = k_3(x_i - x)$ $N_A = k_X(X - X_i)$

 $= D'c/z_Lc_{Sm}$: 以液相摩尔浓度差为推动力的液相传原 kx = ckz: 稱溶液中,以液相摩尔比差为推动力的液相传 $c_A, \ x, \ X$ 分别为洛医在液相主体中的浓度、摩尔分數和摩尔比; $c_A, \ x_i, \ X_i$ 分别为洛医在界面处的浓度、摩尔分数和摩尔比。

相际对流传质及总传质速率方程 双膜理论

双膜理论把复杂的对流传题过程描述为溶质以分子扩散形式通过两个串联的各效膜。认为扩散所遇到的阻力等于实际存在的对流传质阻力。沿扩散方向,依次为气相主体、气膜、液膜、 液相主体。

相互接触的气态两相之间存在一个稳定的相界面,相界面 两侧分别存在重稳定的气膜和浓度。随内溶体凉凉块志为 层流,浴面以分子扩散方式连续通过气膜和浓膜,由气 相主体传递到液相主体。

相界面处,气液两相达到相平衡,界面处无扩散阻力。

在气臓和液臓以外的气液主体中,由于流体的充分涨动 溶质A的浓度均匀,溶质主要以涡流扩散的形式传质。

吸收过程的总传质速率方程

气相总传质速率方程 推动力用气相水度和液相达平衡的气相水度的整值表示,有如 下离达式

 $N_A = K_G(p_A - p_A^*)$ $N_A = K_Y(Y - Y^*)$

カカ用气相达平衡的液相水度与液相水度的差值表示,有如

 $N_A = K_L(c_A^* - c_A)$ $N_A = K_x(x^* - x)$ $N_A = K_X(X^* - X)$

传质系数与单相传质系数之间的关系及吸收过程中的控制步

若吸收系统服从亨利定律或平衡关系在计算范围内为直线,即 满足

 $\frac{1}{K_G} = \frac{1}{Hk_L} + \frac{1}{k_G}, \quad \frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{H}{k_G}$ $\frac{1}{K_{y}} = \frac{m}{k_{x}} + \frac{1}{k_{y}}, \quad \frac{1}{K_{x}} = \frac{1}{k_{x}} + \frac{1}{mk_{y}}$ $\frac{1}{K_{Y}} = \frac{m}{k_{X}} + \frac{1}{k_{Y}}, \quad \frac{1}{K_{X}} = \frac{1}{k_{X}} + \frac{1}{mk_{Y}}$

|用相平衡关系式,容易推导出

 $mK_g = K_x$, $mK_Y = K_X$ $pK_G = K_Y$, $pK_G = K_Y$ $cK_L = K_x$, $cK_L = K_X$

吸收塔的计算 物料衡算和操作线方程

的科術算 以单位时间为基准,在全塔范围内对溶质A作物料衡算,得 $VY_1+LX_2=VY_2+LX_1$

V: 单位则向内通过任一搭载固備性气体的量 L: 单位则向内通过任一搭载固纯溶剂的量 Y_1,Y_2 : 进程气体、出塔气体中溶质的犀尔比 X_1,X_2 : 出塔液体、进塔液体中溶质的犀尔比

故堪陶排出液中溶质的浓度为

 $X_1 = X_2 + V(Y_1 - Y_2)/L$ 定义洛质回收率

出塔气中溶质组成

 $Y_2 = Y_1(1 - \eta)$

 $VY + LX_2 = VY_2 + LX$

在截面和塔底间对洛波A作物料衡算,得到操作线方程

 $VY_1 + LX = VY + LX_1$ 吸收剂用量与最小液-气比

可以根据物料衡算由围解法得到最小液-气比。

 $\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2}$

 $\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1/m - X_2}$

吸收塔埴料层高度的计算

吸收操作适宜的液-气比为最小液-气比的1.1~2.0倍。

 $Z = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{V \mathrm{d}Y}{K_Y a \Omega(Y - Y^*)} = \frac{V}{K_Y a \Omega} \int_{Y_1}^{Y_1} \frac{\mathrm{d}Y}{Y - Y^*}$

式中Kya为气相总体积传质系数,整理得到 $K_Y a = \frac{dG_A}{(Y - Y^*)\Omega dZ}$

传质单元数与传质单元高度 统合上式,分为两部分:

气相总传质单元高度,气相总吸收系数Kya

 $H_{OG} = \frac{V}{K_Y a \Omega}$

气相总传质单元数

 $N_{OG} = \int_{Y_1}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*}$

同理,还有

 $Z = H_{OL}N_{OL} = \frac{L}{K\chi a\Omega} \int_{\chi_1}^{\chi_1} \frac{dX}{X^* - X}$

 $Z = H_G N_G = \frac{V}{k_Y a \Omega} \int_{\gamma_2}^{\gamma_i} \frac{dY}{Y - Y_i}$

 $Z = H_L N_L = \frac{L}{k_X a \Omega} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X_1 - X}$ 传质单元高度间关系

 $H_{OG} = H_G + \frac{mV}{L}H_L, \quad H_{OL} = H_L + \frac{L}{mV}H_G$ $H_{OG} = \frac{mV}{r}H_{OL}$

气-液平衡关系符合亨利定律,斜率为m

传质单元数的计算

对数平均推动力法 设气液平衡线 $Y^* = mX + b$,操作线

 $N_{OG} = \int_{Y_0}^{Y_1} \frac{\mathrm{d}Y}{Y - Y^*} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_{\mathrm{m}}}$ $\Delta Y_{\mathrm{re}} = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln(\Delta Y_1/\Delta Y_2)}, \quad \Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^*, \quad \Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^*$

同理,液相总传质单元数的计算式为

 $N_{OL} = \int_{X_1}^{X_1} \frac{\mathrm{d}X}{X^* - X} = \frac{X_1 - X_2}{\Delta X_m}$ $\Delta X_m = \frac{\Delta X_1 - \Delta X_2}{\ln(\Delta X_1/\Delta X_2)}, \quad \Delta X_1 = X_1^* - X_1, \quad \Delta X_2 = X_2^* - X_2^*$

若气液平衡关系在吸收过程所涉及的組成范围内服从李利定律,设平衡关系式Y*=mX,逆流吸收操作线方程

 $N_{OG} = \frac{1}{1 - S} \ln \left[(1 - S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right]$

解吸因数S反映了吸收过程推动力的大小, $(Y_1-mX_2)/(Y_2-mX_2)$ 的值反映了沿版AI吸收率的高低。

 $N_{OL} = \frac{1}{1 - A} \ln \left[(1 - A) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_1 - mX_1} + A \right]$

 $=\frac{V}{L}(Y-Y_2)+X_2$,代入并积分,得到

同样的,可以导出液相总传质单元般的计算式

 $D = \sqrt{\frac{4q_V}{\pi n}}$

 $Y = \frac{L}{V}X + \left(Y_1 - \frac{L}{V}X_1\right)$

特点是操作线在平衡线的下方。因此最小气液比

解吸塔填料层高度计算 与吸收塔类似,有

 $\left(\frac{V}{L}\right)_{\min} = \frac{X_2 - X_1}{Y_1^* - Y_1}$

 $Z = H_{OL}N_{OL}$

 $H_{OL} = \frac{L}{K_X a \Omega}, \quad N_{OL} = \int_{X_1}^{X_2} \frac{\mathrm{d}X}{X - X^*}$

 $N_{OL} = \frac{X_2 - X_1}{\Delta X_m}$

 $\Delta X_m = \frac{\Delta X_2 - \Delta X_1}{\ln(\Delta X_2/\Delta X_1)}, \quad \Delta X_1 = X_1 - X_1^*, \quad \Delta X_2 = X_2 - X_2^*$

 $N_{OL} = \frac{1}{1 - A} \ln \left[(1 - A) \frac{X_2 - X_1^*}{X_1 - X_1^*} + A \right]$

蒸馏是一种常见的分离方法。蒸馏分离的依据是各组分挥发性

 p_A, p_B : 溶液正上方 A 和 B 两组分的平衡分压 p_A^*, p_B^* : 同样温度下,纯组分 A 和 B 的饱和蒸气压 x_A, x_B : 濁合液组分 A 和 B 的摩尔分数 y_A, y_B : 气体中A和B的摩尔分数

两种溶剂溶液的拉乌尔定律(气液平衡状态的

两种溶剂溶液的泡点方程x_A和露点方程y_A

 $p = p_A + p_B = p_A^c x_A + p_B^c x_B = p_A^c x_A + p_B^c (1 - x_A)$

 $x_A = \frac{p - p_B^2}{p_A^2 - p_B^2} = f(p,t) - y_A = \frac{p_A}{p} = \frac{p_A^2}{p} \frac{p - p_B^2}{p_A^2 - p_B^2} = g(p,t)$

挥发度2(描述物质挥发难易程度)与相对

液体体系中物质A挥发度VA(描述A的挥发能

若该液体体系为纯.A组成,则计算可知挥发度等于.A的饱和然

A相对B挥发度(描述溶液中两组分挥发度差

当系统总压上升时,添加线和磁流线阻时向上移动,气动两相 区支窄。相对挥发搜变小,分离支得困难。反而总压降应时, 综系支锡易于分离 非遗物流化一定部具有恒沸点,如甲醇水溶液,原正偏差系统

利用混合液中各组分间挥发度差异,通过多次部分汽化、部分 冷凝实现或非混合能的分离,数明高电波产品 绘点: 收布框: 设备重复量大,设备投资大;能耗大,过程有 相变

名 同時等等科技成正面以上 1946年 - 新州华岛人的原理特別、 1950年 - 選科和以上的特 第 : 1960年 - 进年起以下(但法国特别)的母职: 1960年 - 开 开新的总派下位金基 平麻的市场 但多字代化、精简的。明显特定上升的系列等尔亚伯特等,提 指定位于 - 任 信息的人, 1960年 - 196

F,D,W:单位时间内原料液流量;塔顶产品流量;塔底产

呈流量 $x_{F,x_{D},x_{W}}$: 某种易挥发物质在原料液;增质产品;增度

 $\eta_D = \frac{Dx_D}{Fx_F} \times 100\%$

 $\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} - \frac{W}{F} = \frac{x_D - x_F}{x_D - x_W}$

精馏段操作线方程(精馏段中第 n+1 块塔板以 上的塔段的物料衡算)

V,L: 精馏段单位时间内n+1板上升的蒸气; n增板下降的

馏出液采出率D/F和酸液采出率W/F

序物理意义: 描述某一特定组成比例: a 下液体混合物液

(描述平衡时的液相组成与温度的关系)

理想溶液的气-液平衡

拉乌尔定律,露点和泡点

气开始冷凝出现第一滴液滴时的温度

双组分液体的相平衡方程

压力对相平衡关系的影响

精馏操作

結馏过程概述

连续精馏装置

名词解释和原理叙述

必要条件 精馏的主要特点就是有回流

产品组成中的摩尔分数

基本物料衡質

重要数据计算

塔顶易挥发组分回收率:

全塔物料衡算

带入遵尔顿公式,双组分摩尔分数的关系可得

吸收塔塔径的计算

 y_{n-1}, z_n : 精電殺第 n+1 板上升的蒸气中; 第 n 板下鋒 的液体中剔挥发组分的原尔分数 R=L/D: 回潮比 $V = L + D - Vy_{n+1} - Lx_n + Dx_D - y_{n+1} - \frac{R}{R+1}x_n + \frac{1}{R+1}x_l$

提馏段操作线方程(精馏段中第 m 块以下塔板的塔段的物料衡算) L';V':提倡股单位时间内n增板下降的液体;n*1增板上升

的蒸气流量 $x_{n_1}y_{n+1}$ 提倡股第 m 块塔板下降液体中; 第 m+1 块塔 板上升蒸气中易挥发组分的摩尔分数

 $L^{'} = V^{'} + W - L^{'}x_{m} = V^{'}y_{m+1} + Wx_{W} - y_{m+1} - \frac{L^{'}}{L^{'} - W}x_{m} \,.$

进料物料和热衡算(对进料板做物料衡算和热

 H,h,h_F^\prime : 蒸气摩尔焓; 液体摩尔焓; 原料摩尔焓 F + V' + L = V + L' $Fh'_F + Lh_{F-1} + V'H_{F+1} = VH_F + L't$

整理并联立:

 $L^{'} = L + qF$ 各种进料热状况下的 a 值

饱和液体进料: q=1气液混合物进料: 0 < q < 1

京义:精馏段操作线方程与提馏段操作线方程的 联立两操作线方程并代入 q 关系组得到:

 $y = \frac{q}{q+1}x - \frac{x_F}{q-1}$

逐板法计算塔板数: 从金融器开始计算,记为 $y_1=x_D$ 使用相平衡方程建立 x_1 和 y_1 的关系 使用精馏段操作线方程建立 ½ 和 ±1 的关系 依此共推 \dots 直到計算到 $z_n \leq z_q$ (精馏段与提馏段交点) 改为使用相平衡方程和規當段級作成方程一直计算到

──块板 提馏設所需理论板数为提馏設使用相平衡方程次数-1

精馏段与提馏段操作线方程合二为一

 $N_{\min} + 1 = \lg \left(\frac{x_B}{1 - x_B} \times \frac{1 - x_W}{x_W} \right) / \lg \alpha_m$ a_m : 塔顶与塔底相对挥发度的几何平均值 $\sqrt{a_1 a_W}$

最小回流比: 两條作线交点落在平衡线时对应的回流比 由相平衡方程和 q 线方程联立: $R_{min} = \frac{x_D - y_0}{}$

7. 0. - 西部内线交击设坛 泡点进料: q 线方程变成过 x_F 的垂线, $x_q=x_F$ 饱和蒸气进料: q=0, $y_q=x_F$ 适宜回流比: $R=(1.1~2.0)R_{min}$

 n_v, n_a : 水分子物质的量; 干物质的量 p, p_c, p_s : 总压强; 水分子的为压强; 水分子的饱和分压强 I_a, I_c : 单位质量干空气; 水汽的焓

湿度H,饱和湿度 H_s ,相对湿度 φ

 $H = \frac{n_v M_v}{n_a M_a} = \frac{18 n_v}{29 n_a} = 0.622 \frac{p_v}{p - p_v}$ $H_s = 0.622 \frac{p_s}{p - p_s}$

特别注意:下列两物理量采用单位质量的干空气作为基准,例 如湿比热容表示<mark>将含有一干克干空气的湿气体升温一度所消耗</mark>

 $I=I_a+HI_v$

湿比热容 c_H 与焓I

湿比体积是指含有一干克干空气的湿空气的体积(立方米)。

 $v_H = \left(0.733 + 1.244H\right) \times \frac{273 + t}{273} \times \frac{1.013 \times 10^{15}}{p}$

湿球温度 t_W ,露点温度 t_d ,绝热饱和温 度 t_{as}

 k_H, r_W, α : 传质系数; 水的气化相变焓; 空气则湿纱对抗 传热系数 t_{as} 下 t_{as}

用湿球裏着温度计测出来的温度是<mark>湿球温度,一般比于球温度</mark> (也就是实际温度)低。

 $t_W = t - \frac{k_H r_{1W}}{\alpha} (H_W - H)$ 以当前水分压作为饱和蒸汽压直水的饱和蒸汽压表即可得到

假设绝热容器内水只吸收空气热量持续蒸发到施和,这时容器 内温度为<mark>绝热饱和温度</mark>。空气的绝热饱和温度与湿球温度近似 $t_{as} = t - \frac{r_{as}}{r_{as}}(H_{as} - H)$

湿物体与湿空气的水分平衡 表示混物体的水分含量

湿基含水量w和干基含水量X

w - 水分原位

L: 进入理空气和废弃中含有的干燥空气量 H₁, H₂, X₁, X₂: 进入。废弃的温度; 湿物料,产品的干部 含水量 $G_{C_1}v_B\colon 物料中干燥物质的含量; 還空气的比体积$

燥空气量L

热量衡算

注意实际上干燥系统提供热量用于: 空气升温,汽化水分,物料升温,热损失

干燥系统的热效率7

 W,Q,t_2,θ_1 : 水分汽化量;加热所用热量:废气温度;湿

干燥速率 干燥速率U

干燥过程中的凍率概览

 $U_C = k_H(H_W - H) = \frac{\alpha}{r_W}(t - t_W)$

X = 水分质量 干物质质量

平衡水分,自由水分,结合水分,非结合水

给定空气程度条件下,平衡水分是指平衡时特料所含有的水分,自由水分是指定颗水分中多条平衡水的的部分,结合水分 是指在空气程度百分之面的条件下特料平衡水分含有的水分量 的部分,而非结合水分微是指超过这一水份量的部分

干燥过程中的计算

水分汽化量W和使用的湿润空气中含有的干

青依据此图进行热量衡算。各个部分输出物质焓量减去输入物 质焓量等于输入热量

- 1 (RAAA | RISB | A (RAAA | T (RB (RAAA | RAAA | RAAAA | RAAA | RAAAA | RAAAAA | RAAAA | RAAAA | RAAAA | RAAAA | RAAAAA | RAAAA | RAAAA | RAAAA | RAAAAA | RAAAAA | RAAAAA | RAAAAA | RAAAAAAA | RAAAAA | RAAAAAA | RAAAAA | RAAAAA | RAAAAAAA | RAAAAAA |

干燥速率和干燥时间 W,A,τ : 水汽质量; 干燥面面积; 时间

 k_H, H_W, H : 传质系数: 废气的湿度; 进入气的湿度 α, r_W, t, t_W : 空气到物料的对流传热系数; 水的汽化相支

物料水分含量較高时稼作<mark>恒速干燥阶段</mark>,水分含量较低时被称 作<mark>陪速干燥阶段</mark>,两阶段连接点的水份含量被称作<mark>临界含水量</mark>