

合并

基本概念

流体基本性质

连续介质假定：工程上常将流体视为充满所占空间的、由无数彼此间没有间隙的流体质点或微团组成的连续介质

密度：单位体积流体的质量

$$\rho = \frac{m}{V}$$

混合液体密度：前提是混合前后体积不变

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{\omega_1}{\rho_1} + \frac{\omega_2}{\rho_2} + \cdots + \frac{\omega_n}{\rho_n}$$

ω_i ：液体混合物中各组分的质量分数

ρ_i ：各纯组分密度， kg/m^3

气体密度：压力不太高且温度不太高时

$$\rho = \frac{pM}{RT}$$

气体混合物密度：

$$\rho_m = \rho_1\phi_1 + \rho_2\phi_2 + \cdots + \rho_n\phi_n$$

ϕ_i ：各组分体积分数

也可用平均摩尔质量计算

$$\rho_m = \frac{pM_m}{RT}$$

$$M_m = M_1y_1 + M_2y_2 + \cdots + M_ny_n$$

M_i ：各纯组分的摩尔质量， kg/mol

y_n ：气体混合物各组分摩尔分数

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-绝对压力

黏度：来源于牛顿黏性定律

$$F = \mu A \frac{du}{dy}$$

F : 剪切力, N

du/dy : 法向速度梯度, 1/s

μ : 比例系数, 也即黏度或动力黏度, Pa·s

黏度的物理意义: 流体流动时在与流动方向相垂直的方向上产生单位速度梯度所需要的剪应力

剪应力: 单位面积上的剪切力

$$\tau = \mu \frac{du}{dy}$$

黏度的单位: cP (厘泊)

$$1 \text{ cP} = 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

流体静力学

流体静力学基本方程: 在同种静止液体不同高度 z_1, z_2 的平面之间有

$$p_1 + \rho g z_1 = p_2 + \rho g z_2$$

$$\frac{p_1}{\rho} + z_1 g = \frac{p_2}{\rho} + z_2 g$$

其中 p_1/ρ 单位为 $\text{N}/\text{m}^2 = \text{J}/\text{kg}$, 即单位质量流体所具有的**静压能**

$z g$ 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

流体静力学基本方程的应用

1、压力及压力差的测量

1) U 型压差计: 设被测液体密度为 ρ , 指示液密度为 ρ_0

$$p_1 - p_2 = (\rho_0 - \rho) g R$$

若被测流体为气体, 其密度远小于指示液, $\rho_0 - \rho \approx \rho_0$

$$p_1 - p_2 = \rho_0 g R$$

U 型压差计读数反映两点间**势能差**, 且读数与放置位置**无关**

2) 双液体 U 型管压差计: U 型管中装有两种液体 A 和 C

$$p_1 - p_2 = R g (\rho_A - \rho_C)$$

起到放大读数的作用

2、液位的测量 3、液封高度的测量

流体动力学

体积流量：单位时间流经管路任意截面的流体体积， q_v

质量流量：单位时间内流经管路任意界面流体质量， q_m

$$q_m = q_v \rho$$

流速：两种表示方法，平均流速： $u = q_v / A$ ；质量流速： $G = u \rho$

伯努利方程：

$$z_1 g + \frac{1}{2} u_1^2 + \frac{p_1}{\rho} + W_e = z_2 g + \frac{1}{2} u_2^2 + \frac{p_2}{\rho} + \sum W_f$$

或

$$z_1 + \frac{1}{2g} u_1^2 + \frac{p_1}{\rho g} + H_e = z_2 + \frac{1}{2g} u_2^2 + \frac{p_2}{\rho g} + \sum h_f$$

流体输送机械效率：

$$\eta = \frac{N_e}{N} = \frac{q_m W_e}{N}$$

流体的流动形态

流型判据雷诺数：

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

$Re < 2000$ ，层流； $Re > 4000$ ，湍流

雷诺数物理意义：流体流动中惯性力与黏性力的对比关系，反应流体流动的湍动程度

层流的速度分布：

$$\dot{u} = u_{max} \left(1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right)$$

流量：

$$q_v = \frac{\pi R^4 \Delta p}{8 \mu l}$$

平均流速：

$$u = \frac{1}{2} u_{max}$$

边界层：分为层流内层，过渡区和湍流边界层，往外是湍流主体

流体流动阻力

W_f ：阻力做的功

λ ：阻力系数

ζ ：局部阻力系数， $\zeta_{\text{进口}} = 0.5$ ； $\zeta_{\text{出口}} = 1.0$

l_e ：当量长度

直管阻力：表现为流体总势能的减少

范宁公式：

$$W_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2}$$

压头损失：

$$\Delta p_f = W_f \rho = \lambda \frac{l}{d} \frac{\rho u^2}{2}$$

压力损失：

$$\Delta p_f = W_f \rho = \lambda \frac{l}{d} \frac{\rho u^2}{2}$$

层流摩擦系数：

$$\lambda = \frac{64}{Re} = \frac{64\mu}{d\rho u}$$

$$W_f = \frac{32\mu l u}{\rho d^2}$$

湍流时，带入参数查表得到

$$\lambda = \phi \left(Re, \frac{\epsilon}{d} \right)$$

完全湍流时， $5000 < Re < 100000$ ，落入阻力平方区

$$\lambda = 0.3164 / Re^{0.25}$$

局部阻力计算：

$$W'_f = \zeta \frac{u^2}{2} = \lambda \frac{l_e}{d} \frac{u^2}{2}$$

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

管路计算方法

并联管路：

$$q_V = q_{V_1} + q_{V_2} + q_{V_3}$$

各支路损失能量相等

各支路流量比：

$$q_{V_1} : q_{V_2} = \sqrt{d_1^5 / \lambda_1 (l + \Sigma l_e)_1} : \sqrt{d_2^5 / \lambda_2 (l + \Sigma l_e)_2}$$

分支与汇合管路：

虽然各支管流量不等，但在分支处总机械能一定，利用伯努利建立关系

流量与测速

A_0, A_R ：分别是孔板流量计孔径面积和转子上端面处环隙面积

A_f ：转子最大截面积

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 ：分别是转子密度和流体密度

孔板流量计流量方程：

$$V_s = u_0 A_0 = C_0 A_0 \sqrt{\frac{2 \Delta p}{\rho}} = C_0 A_0 \sqrt{\frac{2 R g (\rho_0 - \rho)}{\rho}}$$

转子流量计流量方程：

$$q_V = C_R A_R \sqrt{(2(\rho_f - \rho) V_f g) / \rho A_f}$$

转子流量计的刻度换算：对两种不同流体（1, 2），同一刻度下有

$$q_{V_1} / q_{V_2} = \sqrt{\rho_1 (\rho_f - \rho_2) / \rho_2 (\rho_f - \rho_1)}$$

流体机械输送

p_1, p_0 : 分别是泵入口处的绝对压力和贮槽液上方的绝对压力

u_1 : 泵入口处的流速

p_V : 输送温度下液体的饱和蒸气压

$(NPSH)_r$: 必需汽蚀余量, 一般根据不同的泵查表获得

泵特性方程: 一般来说是扬程和体积流量的关系

$$H = f(q_V)$$

泵串联: n 个泵串联的方程

$$H' = nf(q_V)$$

泵并联: n 个泵并联的方程

$$H' = f\left(\frac{q_V}{n}\right)$$

泵的有效汽蚀余量:

$$(NPSH)_a = \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} - \frac{p_V}{\rho g}$$

离心泵的最大允许安装高度:

$$H_{g\text{允}} = \frac{p_0 - p_V}{\rho g} - (NPSH)_r - \sum h_{f,0-1}$$

沉降过程的原理

$m_s, V_s, \rho_s, d, u, A$: 粒子的质量; 体积; 密度; 直径; 速度; 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, 重力下为重力加速度)

ρ, μ, Re_t : 溶剂密度; 粘度; 雷诺数

ζ : 阻力系数

沉降过程的受力

质量力(包括浮力) F 和**曳力** F_d

$$F = m_s a - V_s \rho a = V_s (\rho_s - \rho) a \quad F_d = \zeta A \frac{\rho u^2}{2}$$

沉降的速度

沉降速度计算公式

$$u = \sqrt{\frac{4gd(\rho_s - \rho)}{3\zeta\rho}}$$

ζ 可以在这三种情况下换成其他因素表示，从而有一些特殊情况的计算公式：

层流区，过渡区，湍流区分别为

$$\frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu} \quad 0.27\sqrt{\frac{d(\rho_s - \rho)g}{\rho} Re_t^{0.6}} \quad 1.74\sqrt{\frac{d(\rho_s - \rho)g}{\rho}}$$

沉降的仪器和参数计算

u ：流体流速

重力降尘室

n, b, l, S ：降尘室的隔板层数；宽度；长度；所有层的总面积

降尘室的最大生产能力 q_V

$$q_V = (n + 1)blu = Su$$

粒径为 d' 的粒子颗粒回收率

u'_t, d' ：该粒子沉降速率；粒径

u_t, d_{min} ：最小粒子沉降速率；粒径

$$\text{回收率} = u'_t / u_t = (d' / d_{min})^2$$

计算隔板数和隔板间距

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）

旋风分离器

μ, ρ ：流体粘度；密度

B ：旋风分离器的进口宽度，数值上等于 $D/4$

N ：气流旋转圈数（与实际情况不太相符），取值0.5-3，理想旋风分离器取值为5

ρ_s : 粒子密度

u_i : 进口速度，也就是气体进入的时候的速度，等于 V_s/hB ， $h=D/2$ ， V_s 是体积通量

旋风分离器的临界半径 d_c

$$d_c = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi N \rho_s u_i}}$$

旋风分离器的分离效率

分离效率即出口尘浓度比进口尘浓度之比

旋风分离器层流区分离速度 U_r 和离心分离因数 K_c

R : 圆周运动半径

u_T : 粒子切向速度

$$u_r = \frac{d^2(\rho_s - \rho)}{18\mu} \frac{u_T^2}{R} \quad K_c = \frac{u_r}{u_t} = \frac{u_t^2}{Rg}$$

旋风分离器的压降

ζ : 阻力系数，标准旋风分离器取8

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho u^2}{2}$$

过滤的原理

A : 过滤面积

Δp : 过滤器两侧的压力差

r : 滤饼比阻

μ : 流体粘度

ν : 滤液体积与其形成的滤饼体积的比值

V : 已经流过过滤器的滤液量（从过滤器上一次清洗时开始计数）

V_c : 过滤介质的当量滤液体积，可以理解为多少滤液形成的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

综述

过滤分为**滤饼过滤**和**深层过滤**, **滤饼过滤**是用堆积在过滤介质上的固体沉积物形成比过滤介质更小的孔洞的方式过滤, 滤饼才是有效的过滤介质。在滤饼过滤中, 随着过滤的滤液量变多, 滤饼会逐渐变厚, 从而过滤效率逐渐下降。**深层过滤**是通过很长的过滤介质的孔洞进行过滤, 深层过滤中过滤介质就起到了真正的过滤介质的作用。

基本滤饼过滤过程的计算

过滤速度基本计算方法 dV/dt

$$\frac{dV}{dt} = \frac{A^2 \Delta p}{r\mu\nu(V + V_e)}$$

平板恒压过滤基本方程式

$$V^2 + 2V_e V = KA^2 t \text{ 其中 } K = \frac{2\Delta p}{r\mu\nu}$$

若是设 $q = V/A$, 上个公式会变成这样

q : 滤液经过过滤器流过的距离

q_e : 过滤常数, 与过滤介质阻力大小有关

$$q^2 + 2q_e q = Kt$$

若忽略介质的阻力只考虑滤饼, 则设 V_e 或 q_e 为0即可

板框过滤机的计算

按照**平板恒压过滤基本方程式**算。**注意**板框过滤机一个框框是两个过滤面, 所以 n 个大小为 A 的框框总面积是 $2nA$

总的处理液=滤液量+处理液变成滤饼的部分 νV

板框过滤机洗涤时间 t_w

V_w : 洗涤水量

$$t_w = \frac{8V_w(V + V_e)}{KA^2}$$

板框过滤机的生产能力 Q (一周期内单位时间得到滤液量)

V : 操作周期内获得的滤液量, 一般为所转化的滤饼充满框的量

T : 一周期用时

$$Q = \frac{V}{T}$$

转鼓真空过滤机的计算

转鼓真空过滤机的生产能力 Q (每小时获得的滤液量)

n : 每分钟转鼓转动圈数

Ψ : 转鼓浸没在滤液的面积与总面积的比, 比如若 120° 的部分浸没在滤液中, 则 $\Psi = 1/3$

A : 转鼓的总面积

若过滤介质的阻力可以忽略, 则删除所有 V_e 即可

$$Q = 60n \sqrt{\frac{60\Psi KA^2}{n} + V_e^2} - V_e^2$$

流体传热概述

Q : 导热速率, 即单位时间传到的热量

A, b, λ : 导热面大小; 厚度; 热导率

$\Delta T = T_1 - T_2$: 导热推动力, 也就是固体用来导热的两个面的温差

传热机械的大致分类

传热机械又叫做**换热器**或**热交换器**。主要分为以下三类

1. **直接接触式换热**: 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
2. **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。
3. **间壁式换热**: 工业中最常用的换热器。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

温度场, 温度梯度, 热通量

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恒定则称**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**

温度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率，是与等温面垂直的向量，其正方向规定为温度升高的方向。也可认为是温度场的Frechet导数。

$$\lim_{\Delta n \rightarrow 0} \frac{\Delta T}{\Delta n} = \frac{\partial T}{\partial n}$$

热流量是单位时间内通过单位面积所传递的热量

$$q = \frac{dQ}{dA}$$

傅里叶定律

$$dQ = -\lambda dA \frac{\partial T}{\partial n}$$

使用和计算导热热阻

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** ，这个值叫做**导热热阻**。导热热阻满足如下公式：

$$Q = \frac{\Delta T}{R}$$

在之后的叙述中，每当我们给出某一物体的传热公式，我们都会试图计算出该物体的导热热阻

导热热阻与热导率不同的地方在于导热热阻是某一确定的物件的性质，而热导率是某种材料的性质

若是某一个题目中给出了导热热阻，你可以直接应用上述公式求导热速率

几种常见情形的热传导

单层平壁的定态热传导(热量从平壁的某一面传导到对面)

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

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)

r_1, r_2 ：圆筒的内外口径

l, b ：圆筒的长度（或者说高度）；厚度

A_1 : 圆筒壁内表面积; A_2 : 圆筒壁外表面积; A_m : 对数平均面积

$$A_m = \frac{A_2 - A_1}{\ln(A_2/A_1)} = 2\pi l \frac{r_2 - r_1}{\ln(r_2/r_1)} \quad R = \frac{b}{\lambda A_m}$$

由几个单热传导过程串联或者并联的热传导计算

可以将导热热阻看作电阻，导热推动力当作电压，则画出热传导图，热传导速度和计算电流的方式相同。定态传热中，通过各层平壁的导热速率相等（类似串联电流守恒）例如若圆筒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 ，导热驱动力（最内层内壁温度与最外层外壁的温差）为 ΔT ，则和三个电阻串联而成的串联电路类似：

$$Q = \frac{\Delta T}{R_1 + R_2 + R_3}$$

流体对流传热

A : 导热面积

$\Delta T = T_1 - T_2$: 导热推动力，也就是液体两端的温差

$\lambda, u, \rho, \mu, c_p$: 流体热导率; 速度; 密度; 黏度; 定压比热容

$\frac{\alpha d}{\lambda} = Nu$: 努塞尔数，待定特征数;

T : 定性温度，所有物理量取定性温度下的值。每种情况会单独明确

d, l : 特征长度，取管径; 管的长度

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

雷诺数; 普朗特数; 格拉晓夫数

请按照以下顺序求导热速率

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

$$Nu = C Re^a Pr^k$$

有的题目可能需要根据实验求出上述参数。自己使用数学原理还原参数即可

使用对流传热系数求导热速率 Q

$$Q = \alpha A \Delta T$$

适用于无相变对流传热系数的经验关联式

适用条件：强制湍流和强制弱湍流($Re \geq 2300$)

适用于 $Re < 10000$; $0.6 < Pr < 160$; 管径比 $l/d > 50$; 流体低黏度。
 k : 加热时, $k = 0.4$; 冷却时, $k = 0.3$ 。

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^k \frac{\alpha d}{\lambda} = 0.023 \left(\frac{du\rho}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^k$$

修正：上一个公式计算的数值可以乘以如下因子修正适应这些情况

1. $l/d < 50$

l/d	40	30	20	15	10
因子	1.02	1.05	1.13	1.18	1.28

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

$$1 - \frac{6 \times 10^5}{Re^{1.8}}$$

3. 流体在曲率半径为 R 的弯曲通道中流动

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

4. 对于黏度很大的流体，请将计算公式改为

$$\frac{\alpha d}{\lambda} = 0.027 \left(\frac{du\rho}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_W} \right)^{0.14}$$

μ_W 原则上应该是壁温下的流体黏度，但是壁温难测。工程上可以取

$$\left(\frac{\mu}{\mu_W} \right)^{0.14} = \text{加热时} 1.05 \text{ 冷却时 } 0.95$$

适用条件：强制层流($Re \leq 2300$)

$Re \leq 2300$ ，流动充分湍流(使用后续修正可以涵盖 $Re \in [2300, 10000]$ 的情形)；

$RePr\frac{d}{l} > 10$ ；管径比 $l/d > 60$ ； $0.6 < Pr < 6700$

$$Nu = 1.86 \left(RePr\frac{d}{l} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

修正：

$Gr > 2.5 \times 10^4$ 时，乘以系数

$$0.8(1 + 0.015Gr^{1/3})$$

传热过程计算

三种常见情况下换热器中的热量平衡

T_1, T_2, t_1, t_2 ：热、冷流体的进、出口温度

q_{m1}, q_{m2} ：热、冷流体的质量流量

c_{p1}, c_{p2} ：热、冷流体的平均比热容

r ：蒸气冷凝相变焓

T_s ：饱和液体或饱和蒸气的温度

换热器中冷热流体均无相变

$$Q = q_{m1}c_{p1}(T_1 - T_2) = q_{m2}c_{p2}(t_1 - t_2)$$

换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

$$Q = q_{m1}r = q_{m2}c_{p2}(t_2 - t_1)$$

蒸气冷凝为饱和液体后继续被冷却，以过冷液体状态排出

$$Q = q_{m1}[r + c_{p1}(T_s - T_2)] = q_{m2}c_{p2}(t_2 - t_1)$$

几种特殊的传热器的总传热系数 K

α_1, α_2 ：传热壁内外流体对流传热系数

b, λ ：传热壁厚度；导热速率

d_1, d_2 : 圆管外、内径

A : 特征面积, 使用总传热系数中的公式代入的面积

$d_m = (d_1 - d_2) / \ln(d_1 / d_2)$: 圆管的对数平均直径

圆管换热管(特征面积取管外表面积) K_1 和平面换热面(特征面积为平面面积) K_2

$$\frac{1}{K_1} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{b}{\lambda} \frac{d_1}{d_m} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{d_1}{d_2} \quad \frac{1}{K_2} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{b}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}$$

平均传热温差的计算 ΔT_m

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

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

逆流(两流体方向相反)和**并流**(两流体方向相同)下分别带入如下公式

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2, \Delta T_2 = T_2 - t_1 \text{ (逆流)}$$

$$\Delta T_1 = T_1 - t_1, \Delta T_2 = T_2 - t_2 \text{ (并流)}$$

折流时先按照逆流计算 ΔT_m , 再查表乘以 φ 修正

外管流体恒温时可使用逆流和并流任意公式计算或者如下公式

$$\Delta T_m = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T - t_1}{T - t_2}}$$

对流情况优势分析

逆流时传热推动力 最佳且在传热面上, 冷、热流体间的温差均匀; **并流**时易于控制出口温度; 若**仅单侧变温**则 ΔT_m 与流型无关

小寄巧

$\Delta T_1 / \Delta T_2 < 2$, 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。

传热过程的操作型计算

K' : 由于污垢热阻存在导致的 K 变化

K : 原来的 K

d_2, d_1 : 管内、外径

换热器的总传热速率方程

$$Q = KA\Delta t_m$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)}$$

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

内表面污垢热阻值计算

$$R_s = \left(\frac{1}{K'} - \frac{1}{K} \right) d_2 / d_1$$

使用总传热系数 K

Q : 总导热速度

A : 换热器特征面积

ΔT_m : 平均传热温差，按照上面的算可以得到

总传热系数的倒数是两流体换热过程的总阻力

换热达到定态时

$$Q = KA\Delta T_m$$

辐射传热

物体的辐射能力

$\sigma_0 = 5.669 \times 10^{-8} W / (m^2 \cdot K^4)$: 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

ε : 黑度，等于物体吸收光的占有所有照射光的百分比

(Stefan-Boltzmann)黑体的辐射能力 E_0 和(Kirchhoff)灰体的辐射能力 E

$$E_0 = \sigma_0 T^4 = C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4 \quad E = \varepsilon \sigma_0 T^4$$

两固体间辐射传热速度 Q_{1-2}

C_{1-2}, φ, A : 总辐射系数; 角系数; 辐射面积

T_1, T_2 : 高、低温物体绝对温度

$$Q_{1-2} = C_{1-2} \varphi A \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

流体传热概述

Q : 导热速率, 即单位时间传到的热量

A, b, λ : 导热面大小; 厚度; 热导率

$\Delta T = T_1 - T_2$: 导热推动力, 也就是固体用来导热的两个面的温差

传热机械的大致分类

传热机械又叫做**换热器**或**热交换器**。主要分为以下三类

1. **直接接触式换热**: 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
2. **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。
3. **间壁式换热**: 工业中最常用的换热器。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

温度场, 温度梯度, 热通量

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恒定则称**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**

温度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率, 是与等温面垂直的向量, 其正方向规定为温度升高的方向。也可认为是温度场的Frechet导数。

$$\lim_{\Delta n \rightarrow 0} \frac{\Delta T}{\Delta n} = \frac{\partial T}{\partial n}$$

热通量是单位时间内通过单位面积所传递的热量

$$q = \frac{dQ}{dA}$$

傅里叶定律

$$dQ = -\lambda dA \frac{\partial T}{\partial n}$$

使用和计算导热热阻

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 ，这个值叫做**导热热阻**。导热热阻满足如下公式：

$$Q = \frac{\Delta T}{R}$$

在之后的叙述中，每当我们给出某一物体的传热公式，我们都会试图计算出该物体的**导热热阻**

导热热阻与热导率不同的地方在于导热热阻是某一确定的物件的性质，而热导率是某种材料的性质

若是某一个题目中给出了导热热阻，你可以直接应用上述公式求导热速率

几种常见情形的热传导

单层平壁的定态热传导(热量从平壁的某一面传导到对面)

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

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)

r_1, r_2 ：圆筒的内外口径

l, b ：圆筒的长度（或者说高度）；厚度

A_1 ：圆筒壁内表面积； A_2 ：圆筒壁外表面积； A_m ：对数平均面积

$$A_m = \frac{A_2 - A_1}{\ln(A_2/A_1)} = 2\pi l \frac{r_2 - r_1}{\ln(r_2/r_1)} \quad R = \frac{b}{\lambda A_m}$$

由几个单热传导过程串联或者并联的热传导计算

可以将导热热阻看作电阻，导热推动力当作电压，则画出热传导图，热传导速度和计算电流的方式相同。定态传热中，通过各层平壁的导热速率相等（类似串联电流守恒）例如若圆筒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 ，导热驱动力（最内层内壁温度与最外层外壁的温差）为 ΔT ，则和三个电阻串联而成的串联电路类似：

$$Q = \frac{\Delta T}{R_1 + R_2 + R_3}$$

流体对流传热

A ：导热面积

$\Delta T = T_1 - T_2$ ：导热推动力，也就是液体两端的温差

$\lambda, u, \rho, \mu, c_p$ ：流体热导率；速度；密度；黏度；定压比热容

$\frac{\alpha d}{\lambda} = Nu$ ：努塞尔数，待定特征数；

T ：定性温度，所有物理量取定性温度下的值。每种情况会单独明确

d, l ：特征长度，取管径；管的长度

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

雷诺数；普朗特数；格拉晓夫数

请按照以下顺序求导热速率

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

$$Nu = C Re^a Pr^k$$

有的题目可能需要根据实验求出上述参数。自己使用数学原理还原参数即可

使用对流传热系数求导热速率 Q

$$Q = \alpha A \Delta T$$

适用于无相变对流传热系数的经验关联式

适用条件：强制湍流和强制弱湍流($Re \geq 2300$)

适用于 $Re < 10000$; $0.6 < Pr < 160$; 管径比 $l/d > 50$; 流体低黏度。
 k : 加热时, $k = 0.4$; 冷却时, $k = 0.3$ 。

$$Nu = 0.023Re^{0.8}Pr^k \frac{\alpha d}{\lambda} = 0.023 \left(\frac{du\rho}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{c_p\mu}{\lambda} \right)^k$$

修正：上一个公式计算的数值可以乘以如下因子修正适应这些情况

1. $l/d < 50$

l/d	40	30	20	15	10
因子	1.02	1.05	1.13	1.18	1.28

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

$$1 - \frac{6 \times 10^5}{Re^{1.8}}$$

3. 流体在曲率半径为 R 的弯曲通道中流动

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

4. 对于黏度很大的流体，请将计算公式改为

$$\frac{\alpha d}{\lambda} = 0.027 \left(\frac{du\rho}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{c_p\mu}{\lambda} \right)^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_W} \right)^{0.14}$$

μ_W 原则上应该是壁温下的流体黏度，但是壁温难测。工程上可以取

$$\left(\frac{\mu}{\mu_W} \right)^{0.14} = \text{加热时} 1.05 \text{冷却时} 0.95$$

适用条件：强制层流($Re \leq 2300$)

$Re \leq 2300$, 流动充分湍流(使用后续修正可以涵盖 $Re \in [2300, 10000]$ 的情形);
 $RePr \frac{d}{l} > 10$; 管径比 $l/d > 60$; $0.6 < Pr < 6700$

$$Nu = 1.86 \left(Re Pr \frac{d}{l} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

修正:

$Gr > 2.5 \times 10^4$ 时, 乘以系数

$$0.8(1 + 0.015Gr^{1/3})$$

传热过程计算

三种常见情况下换热器中的热量平衡

T_1, T_2, t_1, t_2 : 热、冷流体的进、出口温度

q_{m1}, q_{m2} : 热、冷流体的质量流量

c_{p1}, c_{p2} : 热、冷流体的平均比热容

r : 蒸气冷凝相变焓

T_s : 饱和液体或饱和蒸气的温度

换热器中冷热流体均无相变

$$Q = q_{m1}c_{p1}(T_1 - T_2) = q_{m2}c_{p2}(t_1 - t_2)$$

换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

$$Q = q_{m1}r = q_{m2}c_{p2}(t_2 - t_1)$$

蒸气冷凝为饱和液体后继续被冷却, 以过冷液体状态排出

$$Q = q_{m1}[r + c_{p1}(T_s - T_2)] = q_{m2}c_{p2}(t_2 - t_1)$$

几种特殊的传热器的总传热系数 K

α_1, α_2 : 传热壁内外流体对流传热系数

b, λ : 传热壁厚度; 导热速率

d_1, d_2 : 圆管外、内径

A : 特征面积, 使用总传热系数中的公式代入的面积

$d_m = (d_1 - d_2) / \ln(d_1 / d_2)$: 圆管的对数平均直径

圆管换热管(特征面积取管外表面积) K_1 和平面换热面(特征面积为平面面积) K_2

$$\frac{1}{K_1} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{b}{\lambda} \frac{d_1}{d_m} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{d_1}{d_2} \quad \frac{1}{K_2} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{b}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}$$

平均传热温差的计算 ΔT_m

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

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

逆流(两流体方向相反)和**并流**(两流体方向相同)下分别带入如下公式

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2, \Delta T_2 = T_2 - t_1 (\text{逆流}) \quad \Delta T_1 = T_1 - t_1, \Delta T_2 = T_2 - t_2 (\text{并流})$$

折流时先按照逆流计算 ΔT_m , 再查表乘以 φ 修正

外管流体恒温时可使用逆流和并流任意公式计算或者如下公式

$$\Delta T_m = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T - t_1}{T - t_2}}$$

对流情况优势分析

逆流时传热推动力 最佳且在传热面上, 冷、热流体间的温差均匀; **并流**时易于控制出口温度; 若**仅单侧变温**则 ΔT_m 与流型无关

小技巧

$\Delta T_1 / \Delta T_2 < 2$, 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。

传热过程的操作型计算

K' : 由于污垢热阻存在导致的 K 变化

K : 原来的 K

d_2, d_1 : 管内、外径

换热器的总传热速率方程

$$Q = KA\Delta t_m$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)}$$

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

内表面污垢热阻值计算

$$R_s = \left(\frac{1}{K'} - \frac{1}{K} \right) d_2 / d_1$$

使用总传热系数 K

Q ：总导热速度

A ：传热器特征面积

ΔT_m ：平均传热温差，按照上面的算可以得到

总传热系数的倒数是两流体换热过程的总阻力

换热达到定态时

$$Q = KA\Delta T_m$$

辐射传热

物体的辐射能力

$\sigma_0 = 5.669 \times 10^{-8} W / (m^2 \cdot K^4)$ ：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

ε ：黑度，等于物体吸收光的占有所有照射光的百分比

(Stefan-Boltzmann)黑体的辐射能力 E_0 和(Kirchhoff)灰体的辐射能力 E

$$E_0 = \sigma_0 T^4 = C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4 \quad E = \varepsilon \sigma_0 T^4$$

两固体间辐射传热速度 Q_{1-2}

C_{1-2}, φ, A : 总辐射系数; 角系数; 辐射面积

T_1, T_2 : 高、低温物体绝对温度

$$Q_{1-2} = C_{1-2} \varphi A \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

气体吸收概述

相组成表示法

质量分数

混合物中某组分的质量占混合物质量的分数

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

摩尔分数

混合物中某组分的物质的量占总混合物总物质的量的分数。气相和液相分别为

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

摩尔比

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

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

摩尔比和摩尔分数关系为

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

吸收过程的气-液相平衡关系

气体在液体中的溶解度

亨利定律

在温度一定条件下，气体总压不超过 $5 \times 10^5 \text{ Pa}$ 时，稀溶液上方气相中溶质的平衡分压与溶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_A^* : 溶质在气相中的平衡分压, kPa

E : 亨利系数

x : 溶质在液相中的摩尔分数

若用分压和浓度表示,

$$p_A^* = \frac{c_A}{H}$$

c_A : 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_s : 溶剂密度, kg/m³

M_s : 溶剂摩尔质量, kg/mol

若均用溶质浓度表示,

$$y^* = mx$$

若均用摩尔比表示,

$$\frac{Y^*}{1 + Y^*} = \frac{mX}{1 + X}$$

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

在稀溶液下近似有

$$Y^* = mX$$

单相内传质

单相内物质的分子扩散

菲克定律

由两组分A和B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_A/dz , 则任一点处组分A的扩散通量与该处A的浓度梯度成正比。

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

由于物质是均匀的，A扩散必定伴随B的反扩散，容易得到

$$\frac{dc_A}{dz} = -\frac{dc_B}{dz}$$

$$J_A = -J_B$$

$$D_{AB} = D_{BA} = D$$

等摩尔反向扩散

通过连通管内任一截面处两个组分的扩散速率大小相等时，称为等摩尔反向扩散，记单位时间内通过垂直于传递方向的单位面积传递的物质的量为 N 。

等摩尔反向扩散为定态过程，传质速率 N_A 为常数，因此由

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

得

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

对于理想气体，

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

组分A的浓度沿扩散方向呈线性分布。

单向扩散

定态扩散时，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。

$$N_A = \frac{D}{z} \cdot \frac{c}{c_{Bm}}(c_{A1} - c_{A2})$$

其中

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

气相中写作

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

其中

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

分子扩散系数

气体中的扩散系数

$$D = D_0 \left(\frac{p_0}{p} \right) \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2}$$

液体中的扩散系数

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

单相对流传质机理

涡流扩散

因湍流流动的质点运动是复杂的，所以涡流扩散速率很难像分子扩散那样通过理论分析来确定，但可以借用菲克定律的形式来表示，即

$$J_{Ae} = -D_e \frac{dc_A}{dz}$$

将分子扩散和涡流扩散联合考虑，总的传质通量为

$$J_{AT} = -(D + D_e) \frac{dc_A}{dz}$$

单相内对流传质速率方程

气相对流传质速率方程

根据膜模型，将流体对界面的对流传质折合成在有效膜内的分子扩散，代入扩散距离 z_G ， p_{A1} 和 p_{A2} 分别用溶质在气相主体的分压 p_A 和界面处的分压 p_{Ai} 代替，得到气相与界面间对流传质速率方程式

$$N_A = k_G(p_A - p_{Ai})$$

（ $k_G = Dp/RTz_Gp_{Bm}$ ：以分压差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

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

$$N_A = k_Y(Y - Y_i)$$

p_A 、 y 、 Y 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 分别为溶质在

相界面处的分压、摩尔分数和摩尔比。根据道尔顿分压定律, $k_y = pk_G$, 并且低浓度气体吸收时, $k_Y = pk_G$

液相对流传质速率方程

仿照处理气相对流传质的方法, 得到溶质A在液相中的对流传质速率为

$$N_A = k_L(c_{Ai} - c_A)$$

$$N_A = k_x(x_i - x)$$

$$N_A = k_X(X - X_i)$$

$k_L = D'c/z_L c_{Sm}$: 以液相摩尔浓度差为推动力的液相传质系数

$k_x = ck_L$: 以液相摩尔分数差为推动力的液相传质系数

$k_X = ck_L$: 稀溶液中, 以液相摩尔比差为推动力的液相传质系数

c_A 、 x 、 X 分别为溶质在液相主体中的浓度、摩尔分数和摩尔比; c_{Ai} 、 x_i 、 X_i 分别为溶质在界面处的浓度、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质过程描述为溶质以分子扩散形式通过两个串联的有效膜, 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。

基本假设包括:

1. 相互接触的气液两相之间存在一个稳定的相界面, 相界面两侧分别存在着稳定的气膜和液膜。膜内流体流动状态为层流, 溶质A以分子扩散方式连续通过气膜和液膜, 由气相主体传递到液相主体。
2. 相界面处, 气液两相达到相平衡, 界面处无扩散阻力。
3. 在气膜和液膜以外的气液主体中, 由于流体的充分湍动, 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

推动力用气相浓度和液相达平衡的气相浓度的差值表示, 有如下表达式

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

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

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

液相总传质速率方程

推动力用气相达平衡的液相浓度与液相浓度的差值表示，有如下表达式

$$N_A = K_L(c_A^* - c_A)$$

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

$$N_A = K_X(X^* - X)$$

总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骤

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

$$c_A = Hp_A^*$$

则易证有

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{Hk_L} + \frac{1}{k_G}, \quad \frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{H}{k_G}$$

$$\frac{1}{K_y} = \frac{m}{k_x} + \frac{1}{k_y}, \quad \frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{mk_y}$$

$$\frac{1}{K_Y} = \frac{m}{k_X} + \frac{1}{k_Y}, \quad \frac{1}{K_X} = \frac{1}{k_X} + \frac{1}{mk_Y}$$

总传质系数间的关系

比较上式，容易得到

$$K_G = HK_L$$

利用相平衡关系式，容易推导出

$$mK_y = K_x, \quad mK_Y = K_X$$

$$pK_G = K_y, \quad pK_G = K_Y$$

$$cK_L = K_x, \quad cK_L = K_X$$

吸收塔的计算

物料衡算和操作线方程

物料衡算

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 : 单位时间内通过任一塔截面惰性气体的量

L : 单位时间内通过任一塔截面纯溶剂的量

Y_1, Y_2 : 进塔气体、出塔气体中溶质的摩尔比

X_1, X_2 : 出塔液体、进塔液体中溶质的摩尔比

故塔底排出液中溶质的浓度为

$$X_1 = X_2 + V(Y_1 - Y_2)/L$$

定义溶质回收率

$$\eta = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1}$$

出塔气中溶质组成

$$Y_2 = Y_1(1 - \eta)$$

吸收操作线方程与操作线

设填料塔内气液两相逆流流动，今在塔内任取一截面，并在截面和塔顶间对溶质A作物料衡算

$$VY + LX_2 = VY_2 + LX$$

在截面和塔底间对溶质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图解法得到最小液-气比。

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

若代入亨利定律，有

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

吸收操作适宜的液-气比为最小液-气比的1.1~2.0倍。

吸收塔填料层高度的计算

塔高计算基本关系式

低浓度下定态吸收，有

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

式中 $K_Y a$ 为气相总体积传质系数，整理得到

$$K_Y a = \frac{dG_A}{(Y - Y^*) \Omega dZ}$$

Ω ：填料塔的塔截面积

传质单元数与传质单元高度

统合上式，分为两部分：

$$Z = H_{OG} N_{OG}$$

气相总传质单元高度，气相总吸收系数 $K_Y a$

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

气相总传质单元数

$$N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*}$$

同理，还有

$$Z = H_{OL} N_{OL} = \frac{L}{K_X a \Omega} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^* - X}$$

$$Z = H_G N_G = \frac{V}{k_Y a \Omega} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y_i}$$

$$Z = H_L N_L = \frac{L}{k_X a \Omega} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X_i - X}$$

传质单元高度间关系

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

$$H_{OG} = \frac{mV}{L} H_{OL}$$

气-液平衡关系符合亨利定律，斜率为 m

解吸因数 $S = mV/L$

吸收因数 $A = 1/S = L/mV$

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

$$N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m}$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln(\Delta Y_1/\Delta Y_2)}, \quad \Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^*, \quad \Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^*$$

同理，液相总传质单元数的计算式为

$$N_{OL} = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^* - X} = \frac{X_1 - X_2}{\Delta X_m}$$

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

吸收因数法

若气液平衡关系在吸收过程所涉及的组成范围内服从亨利定律，设平衡关系式 $Y^* = mX$ ，

逆流吸收操作线方程 $X = \frac{V}{L}(Y - Y_2) + X_2$ ，代入并积分，得到

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

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

同样的，可以导出液相总传质单元数的计算式

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

吸收塔塔径的计算

仿照圆形管路的直径的计算公式

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

q_V ：混合气体通过塔的实际流量

u ：空塔气速

解吸及其计算

解吸操作线方程

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

特点是操作线在平衡线的下方。因此最小气液比

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

解吸塔填料层高度计算

与吸收塔类似，有

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

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

平均推动力法

平衡线和解吸操作线均为直线时

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

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

吸收因数法

解吸时液相总传质单元数

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

蒸馏是一种常见的分离方法。蒸馏分离的**依据**是**各组分挥发性不同**

理想溶液的气-液平衡

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 : 混合液组分 A 和 B 的摩尔分数

y_A, y_B : 气体中A和B的摩尔分数

拉乌尔定律, 露点和泡点

两种溶剂溶液的拉乌尔定律(气液平衡状态的定律)

$$p_A = p_A^\circ x_A \quad p_B = p_B^\circ x_B = p_B^\circ (1 - x_A)$$

两种溶剂溶液的泡点方程 x_A 和露点方程 y_A (描述平衡时的液相组成与温度的关系)

使用道尔顿分压公式得到

$$p = p_A + p_B = p_A^\circ x_A + p_B^\circ x_B = p_A^\circ x_A + p_B^\circ (1 - x_A)$$
$$x_A = \frac{p - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ} = f(p, t) \quad y_A = \frac{p_A}{p} = \frac{p_A^\circ}{p} \frac{p - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ} = g(p, t)$$

泡点温度物理意义: 描述某一特定组成比例 x_A 下液体混合物被加热到产生第一个气泡时 (此时达到平衡状态) 对应的温度; **露点温度物理意义**: 描述一定压力和某一特定比例 y_A 下混合蒸气开始冷凝出现第一滴液滴时的温度

挥发度 ν (描述物质挥发难易程度)与相对挥发度

液体体系中物质A挥发度 ν_A (描述A的挥发能力)

$$\nu_A = \frac{p_A}{x_A}$$

若该液体体系为纯A组成, 则计算可知挥发度等于A的饱和蒸气压

A相对B挥发度(描述溶液中两组分挥发度差别)

$$\alpha_{AB} = \frac{\nu_A}{\nu_B} = \frac{\frac{p_A}{x_A}}{\frac{p_B}{x_B}}$$

双组分液体的相平衡方程

带入道尔顿公式, 双组分摩尔分数的关系可得

$$y_A = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A}$$

压力对相平衡关系的影响

当系统总压上升时，泡点线和露点线同时向上移动，气液两相区变窄，相对挥发度变小，分离变得困难。反而总压降低时，物系变得易于分离

非理想溶液不一定都具有恒沸点。如甲醇水溶液，属正偏差系统

精馏操作

精馏过程概述

利用混合液中各组分间挥发度差异，通过多次部分汽化、部分冷凝实现液体混合物的分离，获得高纯度产品

缺点：收率低；设备重复量大，设备投资大；能耗大，过程有相变

连续精馏装置

名词解释和原理叙述

进料板：原料液进入的那层塔板；**精馏段**：进料板以上的塔段；**提馏段**：进料板以下（包括进料板）的塔段；**理论板**：离开塔板的蒸汽和液体呈平衡的塔板

恒摩尔汽化：精馏段，每层塔板上升的蒸汽摩尔流量相等，提馏段也一样

恒摩尔溢流：精馏段内，每层塔板下降的液体摩尔流量都相等，提馏段也一样

回流的作用：提供不平衡的气液两相，是构成气液两相传质的必要条件

精馏的主要特点就是有回流

全塔物料衡算

F, D, W ：单位时间内原料液流量；塔顶产品流量；塔底产品流量

x_F, x_D, x_W ：某种易挥发物质在原料液；塔顶产品；塔底产品组成中的摩尔分数

基本物料衡算

$$F = D + W \quad Fx_F = Dx_D + Wx_W$$

重要数据计算

塔顶易挥发组分回收率：

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

馏出液采出率 D/F 和釜液采出率 W/F

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

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 塔板下降的液体流量

y_{n+1}, x_n : 精馏段第 $n+1$ 板上升的蒸气中; 第 n 板下降的液体中易挥发组分的摩尔分数

$R = L/D$: 回流比

$$V = L + D \quad Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D \quad y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{1}{R+1}x_D$$

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)

$L'; V'$: 提馏段单位时间内 m 塔板下降的液体; $m+1$ 塔板上升的蒸气流量

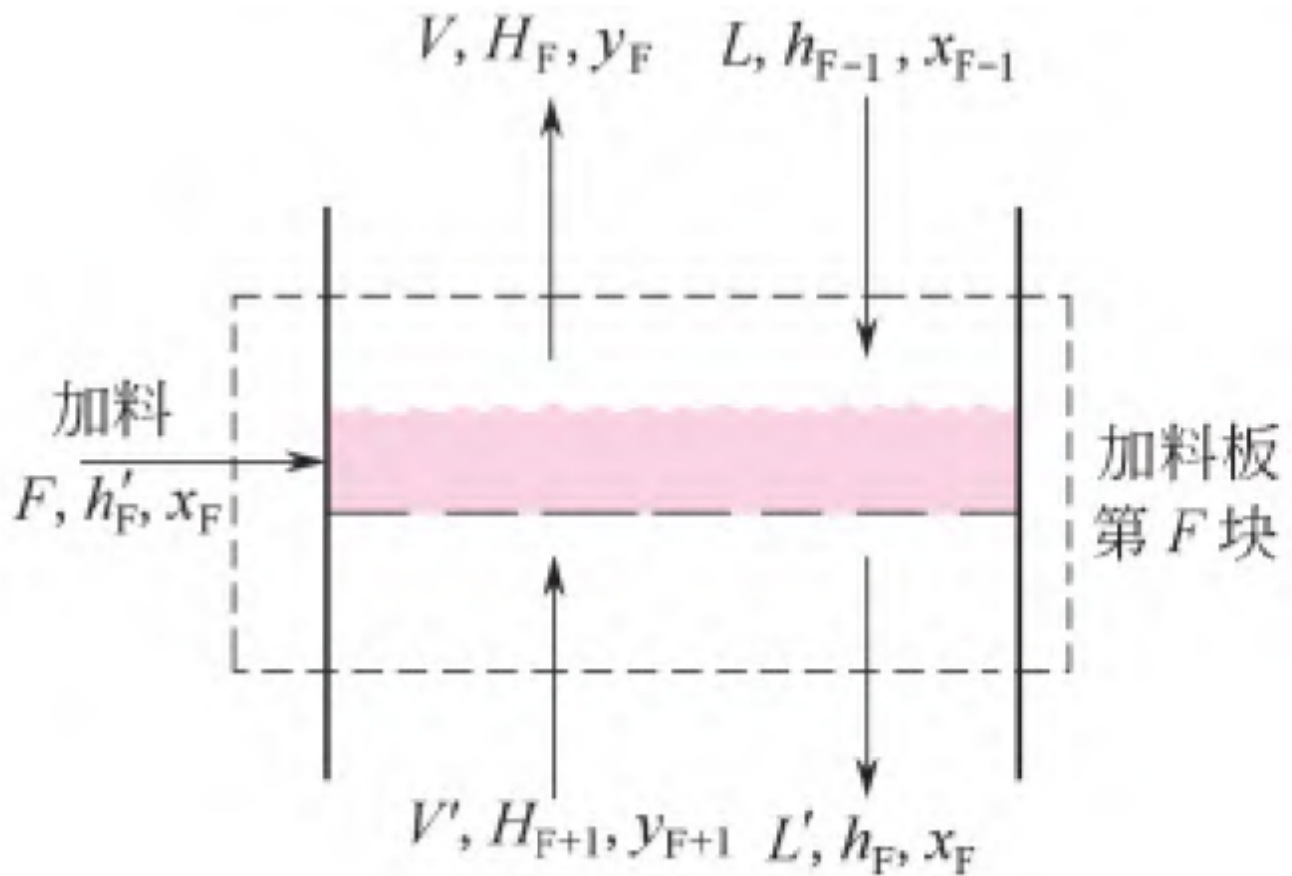
x_m, y_{m+1} : 提馏段第 m 块塔板下降液体中; 第 $m+1$ 块塔板上升蒸气中易挥发组分的摩尔分数

$$L' = V' + W \quad L'x_m = V'y_{m+1} + Wx_W \quad y_{m+1} = \frac{L'}{L' - W}x_m - \frac{W}{L' - W}x_W$$

进料物料和热衡算(对进料板做物料衡算和热量衡算)

H, h, h'_F : 蒸气摩尔焓; 液体摩尔焓; 原料摩尔焓

$$F + V' + L = V + L' \quad Fh'_F + Lh_{F-1} + V'H_{F+1} = VH_F + L'h_F$$



近似有：

$$h_{F-1} = h_F = h = \text{原料在饱和液体状态下的摩尔焓}$$

$$H_F = H_{F+1} = H = \text{原料在饱和蒸气状态下的摩尔焓}$$

整理并联立：

$$\frac{H - h'_F}{H - h} = \frac{L' - L}{F} = q$$

q 是进料热状况参数

进一步联立得：

$$L' = L + qF$$

$$V' = V - (1 - q)F$$

各种进料热状况下的 q 值

冷液进料： $q > 1$

饱和液体进料： $q = 1$

气液混合物进料： $0 < q < 1$

饱和蒸气进料： $q = 0$

过热蒸气进料： $q < 0$

Q 线方程

定义：精馏段操作线方程与提馏段操作线方程的交点轨迹
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：从全凝器开始计算，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 y_2 和 x_1 的关系

依此类推...

直到计算到 $x_n \leq x_q$ (精馏段与提馏段交点)

改为使用相平衡方程和提馏段操作线方程一直计算到 $x'_W \leq x_W$

每使用一次相平衡方程表示需要一块理论板，**再沸器也相当于一块板**
提馏段所需理论板数为提馏段使用相平衡方程次数-1

$$N = N_{\text{精}} + N_{\text{提}}$$

回流比的影响与选择

回流比增大，精馏段操作线与提馏段操作线均远离平衡线，每一梯级的水平线段与垂直线段都增长，说明每层理论板的分离程度都加大导致理论板数减少，设备费用减少，但会导致冷凝器和再沸器负荷加大

回流比的两个极限：**全回流时的回流比**和**最小回流比**

全回流特点：

$$D = F = W = 0$$

精馏段与提馏段操作线方程合二为一：

$$y_{n+1} = x_n$$

理论塔板数： N_{\min} 不包括再沸器

$$N_{\min} + 1 = \lg \left(\frac{x_D}{1-x_D} \times \frac{1-x_W}{x_W} \right) / \lg \alpha_m$$

α_m ：塔顶与塔底相对挥发度的几何平均值 $\sqrt{\alpha_1 \alpha_W}$

最小回流比：两操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：

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{x_D - x_q}$$

x_q, y_q : 两操作线交点坐标

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: $R = (1.1 \sim 2.0) R_{min}$

湿空气的性质

n_v, n_a : 水分子物质的量; 干物质的量

p, p_v, p_s : 总压强; 水分子的分压强; 水分子的饱和分压强

I_a, I_v : 单位质量干空气; 水汽的焓

t : 温度

湿度 H , 饱和湿度 H_s , 相对湿度 φ

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

$$H_s = 0.622 \frac{p_s}{p - p_s}$$

$$\varphi = p_v / p_s$$

湿比热容 c_H 与焓 I

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**将含有一千克干空气的湿气体升温一度所消耗的能量**

$$c_H = (1.01 + 1.88H) \quad \text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ \text{C})$$

$$I = I_a + H I_v$$

湿比体积 v_H

湿比体积是指含有一千克干空气的湿空气的体积 (立方米)。

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

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; 空气到湿纱对流传热系数

r_{as}, c_H, H_{as} : t_{as} 下水的相变焓; H 下空气的比热容, t_{as} 下湿空气的饱和湿度

用湿球裹着温度计测出来的温度是**湿球温度**, 一般比干球温度 (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查水的饱和蒸汽压表即可得到**露点温度**

假设绝热容器内水只吸收空气热量持续蒸发到饱和, 这时容器内温度为**绝热饱和温度**。空气的绝热饱和温度与湿球温度近似相等

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

湿物体与湿空气的水分平衡

表示湿物体的水分含量

湿基含水量 w 和干基含水量 X

$$w = \frac{\text{水分质量}}{\text{总质量}}$$

$$X = \frac{\text{水分质量}}{\text{干物质质量}}$$

平衡水分, 自由水分, 结合水分, 非结合水分

给定空气湿度条件下, 平衡水分是指平衡时物料所含有的水分, 自由水分是指实际水分中多余平衡水分的部分, 结合水分是指在空气湿度百分之百的条件下物料平衡水分含有的水分量的部分, 而非结合水分就是指超过这一水份量的部分

干燥过程中的计算

L : 进入湿空气和废弃中含有的干燥空气量

H_1, H_2, X_1, X_2 : 进入, 废弃的湿度; 湿物料, 产品的干基含水量

G_C, v_H : 物料中干燥物质的含量; 湿空气的比体积

物料衡算

水分汽化量 W 和使用的湿润空气中含有的干燥空气量 L

$$W = L(H_2 - H_1) = G_C(X_2 - X_1)$$

实际所用的空气用量 V :

$$V = Lv_H$$

热量衡算

请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

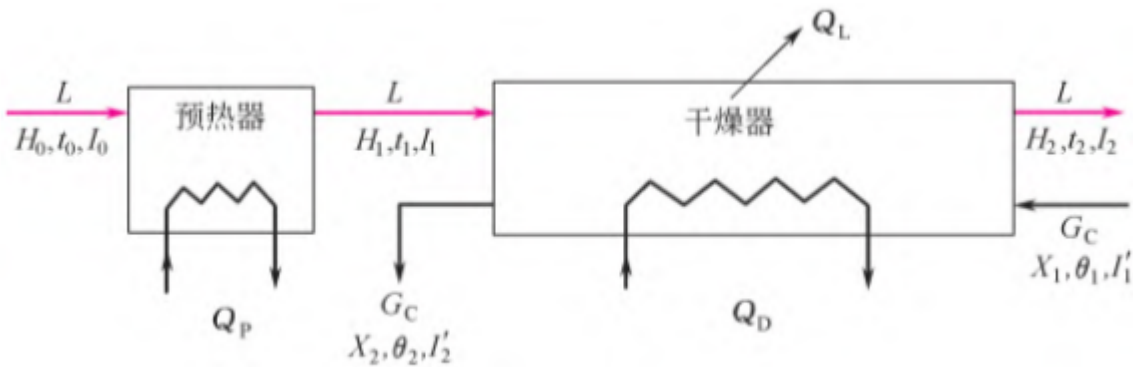


图 7-12 连续干燥过程的热量衡算示意

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 η

W, Q, t_2, θ_1 : 水分汽化量；加热所用热量；废气温度；湿原物料温度

$$\eta = \frac{\text{汽化水分的热量}}{\text{加入干燥系统的总热量}} = \frac{W(2492 + 1.88t_2 - 4.187\theta_1)}{Q}$$

干燥速率和干燥时间

W, A, τ : 水汽质量；干燥面面积；时间

U_C : 恒速阶段的干燥速率

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；水的汽化相变焓，物料温度，水汽温度

干燥速率

干燥速率 U

单位时间单位面积上汽化量

$$U = \frac{dW}{Ad\tau}$$

干燥过程中的速率概览

物料水分含量较高时称作**恒速干燥阶段**，水分含量较低时被称作**降速干燥阶段**，两阶段连接点的水份含量被称作**临界含水量**

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