

第一章 流体流动与输送机械

1. 流体静力学基本方程: $p_2 = p_0 + \rho gh$

2. 双液位 U 型压差计的指示: $p_1 - p_2 = Rg(\rho_1 - \rho_2)$

3. 伯努力方程: $z_1 g + \frac{1}{2} u_1^2 + \frac{p_1}{\rho} = z_2 g + \frac{1}{2} u_2^2 + \frac{p_2}{\rho}$

4. 实际流体机械能衡算方程: $z_1 g + \frac{1}{2} u_1^2 + \frac{p_1}{\rho} = z_2 g + \frac{1}{2} u_2^2 + \frac{p_2}{\rho} + \sum W_f +$

5. 雷诺数: $Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{64}{\lambda}$

6. 范宁公式: $W_f = \lambda \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{u^2}{2} = \frac{32\mu l u}{\rho d^2} = \frac{\Delta p_f}{\rho}$

7. 哈根-泊谟叶方程: $\Delta p_f = \frac{32\mu l u}{d^2}$

8. 局部阻力计算: 流道突然扩大: $\xi = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2$ 流道突然缩小: $\xi = 0.5 \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)$

9. 混合液体密度的计算: $\frac{1}{\rho_m} = \frac{x_{wA}}{\rho_A} + \frac{x_{wB}}{\rho_B} + \dots + \frac{x_{wn}}{\rho_n}$ ρ 液体混合物中个组分得密度,

$Kg/m^3, x$ --液体混合物中各组分的质量分数。

10.

10. 表压强=绝对压强-大气压强 真空度=大气压强-绝对压强

11. 体积流量和质量流量的关系: $w_s = v_s \rho$ m^3/s kg/s

整个管横截面上的平均流速: $\mu = \frac{V_s}{A}$ A --与流动方向垂直管道的横截面积, m^2

流量与流速的关系: $w_s = v_s \rho = \mu A \rho$

质量流量: $G = \frac{w_s}{A} = \frac{v_s}{A} = \mu \rho$ G 的单位为: $kg/(m^2.s)$

12. 一般圆形管道内径: $d = \sqrt{\frac{4 v_s}{\pi \mu}}$

13. 管内定态流动的连续性方程:

$$W_s = \mu_1 A_1 \rho_1 = \mu_2 A_2 \rho_2 = \dots = \mu A \rho = \text{常数}$$

表示在定态流动系统中，流体流经各截面的质量流量不变，而流速 u 随管道截面积 A 及流体的密度 ρ 而变化。

对于不可压缩流体的连续性方程： $V_s = \mu_1 A_1 = \mu_2 A_2 = \dots = \mu A = \text{常数}$

体积流量一定时流速与管径的平方成反比： $\frac{\mu_1}{\mu_2} = \left(\frac{d_1}{d_2}\right)^2$

14. 牛顿黏性定律表达式： $\tau = \mu \frac{du}{dy}$ μ 为液体的黏度 $1\text{Pa}\cdot\text{s} = 1000\text{cP}$

15 平板上边界层的厚度可用下式进行评估：

$$\text{对于滞留边界层} \quad \frac{\delta}{x} = \frac{4.64}{\text{Re}_x^{0.5}} \quad \text{湍流边界层} \quad \frac{\delta}{x} = \frac{0.376}{\text{Re}_x^{0.2}}$$

式中 Re_x 为以距平板前缘距离 x 作为几何尺寸的雷诺数，即 $\text{Re}_x = \frac{u_s x \rho}{\mu}$ ， u_s 为主流区的流速

16 对于滞留流动，稳定段长度 x 。与圆管直径 d 及雷诺数 Re 的关系： $\frac{x_0}{d} = 0.0575 \text{Re}$

式中 $\text{Re} = \frac{du\rho}{\mu}$ ， u 为管截面的平均流速。

17. 流体在光滑管中做湍流流动，滞留内层厚度可用下式估算，即： $\frac{\delta_b}{d} = \frac{61.5}{\text{Re}^{7/8}}$

式中系数在不同的文献中会有所不同，主要是因公式推导过程中，所假设截面平均流速 u 与管中心最大流速 $u_{\max}$ 的比值不同而引起的。当 $\frac{u}{u_{\max}} = 0.81$ 时，系数为 61.5。

18. 湍流时，在不同的 Re 值 范围内，对不同的管材， λ 的表达式不相同：
光滑管：

A: 柏拉修斯公式： $\lambda = \frac{0.3164}{\text{Re}^{0.25}}$ 适用范围 $\text{Re} = 3000 \sim 100000$

B: 顾毓珍等公式： $\lambda = 0.0056 + \frac{0.500}{\text{Re}^{0.32}}$ 适用范围 $\text{Re} = 3000 \sim 1 \times 10^6$

粗糙管

A: 柯尔布鲁克公式： $\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2\lg \frac{d}{\varepsilon} + 1.14 - 2\lg(1 + 9.35 \frac{d/\varepsilon}{\text{Re}\sqrt{\lambda}})$ 上式适用于

$$\frac{d/\varepsilon}{\text{Re}\sqrt{\lambda}} < 0.005$$

B: 尼库拉则与卡门公式: $\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2 \lg \frac{d}{\varepsilon} + 1.14$ 上式适用于 $\frac{d/\varepsilon}{\text{Re} \sqrt{\lambda}} > 0.005$

19. r_H 水力半径的定义是流体在管道里的流通截面 A 与润湿边长 Π 之比, 即; $r_H = \frac{A}{\Pi}$ 对于圆形管子 $d=4r_H$

20 对于流体流经直径不变的管路时, 如果把局部阻力都按照当量长度的概念来表示, 则管路的总能量损失为: $\Sigma h_f = \lambda \frac{l + \Sigma l_e}{d} \frac{u^2}{2}$ h_f 的单位 J/kg

21. 测速管又称皮托管 $u_r = C\sqrt{2\Delta h}$ u_r --流体在测量点处的局部流速。 Δh --测量点处冲压能与静压能之差 对于标准的测速管, $C=1$: 通常取 $C=0.98\sim 1$

22. 孔板流量计 $u_0 = C_0 \sqrt{\frac{2(p_a - p_b)}{\rho}}$ $V_s = A_0 u_0 = C_0 A_0 \sqrt{\frac{2(p_a - p_b)}{\rho}}$

$w_s = A_0 u_0 \rho = C_0 \sqrt{2\rho(p_a - p_b)}$ 式中的 $(p_a - p_b)$ 可由孔板前后测压口所连接的压力差计测得。 A_1 、 A_2 分别代表管道与孔板小孔的截面积 C_0 查图获得一般在 $0.6\sim 0.7$

23. 文丘里流量计 $V_s = C_v A_0 \sqrt{\frac{2(p_a - p_b)}{\rho}}$ C_v --流量系数 实验测定或从仪表手册中查的 A_0 ----喉管的截面积, m^2

24. 转子流量计 $V_s = C_R A_R \sqrt{\frac{2(p_1 - p_2)}{\rho}} = C_R A_R \sqrt{\frac{2gV_f(\rho_f - \rho)}{A_f \rho}}$ A_R --转子与玻璃管的环

形截面积 C_R 转子流量计的流量系数 V_f 、 A_f 、 ρ_f 分别为转子的体积 大部分的截面积 材质密度

25. 离心泵的性能参数: 流量、压头、效率、轴功率。 能量损失: 容积 η_v 、机械 η_m 、水力 η_h 损失 总效率: $\eta = \eta_v \eta_m \eta_h$

轴功率: $N = \frac{N_e}{\eta}$ $N_e = HQ\rho g$ N --轴功率, w N_e ---有效功率, w Q --流量, m^3/s H ---压头, m

若离心泵的轴功率用 kw 来计量: $N = \frac{QH\rho}{102\eta}$

26. 离心泵转速的影响: $\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2}$ $\frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2$ $\frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3$

Q_1 、 H_1 、 N_1 -----转速为 n_1 时泵的性能

Q_2 、 H_2 、 N_2 -----转速为 n_2 时泵的性能

27. 离心泵叶轮直径的影响: $\frac{Q'}{Q} = \frac{D_2'}{D_2}$ $\frac{H'}{H} = \left(\frac{D_2'}{D_2}\right)^2$ $\frac{N'}{N} = \left(\frac{D_2'}{D_2}\right)^3$

Q' 、 H' 、 N' ----=叶轮直径为 D' 时泵的性能

Q 、 H 、 N ----=叶轮直径为 D 时泵的性能

28. 离心泵的气蚀余量, m: $NPSH = \frac{p_1}{\rho g} + \frac{p_v}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g}$ p_v ---操作温度下液体的饱和蒸汽压, pa

29. 临界气蚀余量, m: $(NPSH)_c = \frac{p_{1, \min} - p_v}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} = \frac{u_k^2}{2g} + H_{f, 1-k}$ 1--k 截面

30. 离心泵的允许吸上真空度, m 液柱: $H'_s = \frac{p_a - p_1}{\rho g}$ p_a ---大气压强, pa p_1 ---泵吸入口处

允许的最低绝对压强, pa

测定允许吸上真空度 H'_s 实验是在大气压为 98.1Kpa(10mH₂O)下, 用 20℃清水为介质进行的。其他条件需进行换算, 即

$$H_s = \left[H'_s + (H_a - 10) - \left(\frac{p_v}{9810} - 0.24 \right) \right] \frac{1000}{\rho}$$

H_s ---操作条件下输送液体时的允许吸上真空度, m 液柱

H'_s ---实验条件下输送水时的允许吸上真空度, 即在水泵性能表上查的数值, mH₂O

H_a ---泵安装地区的大气压强, mH₂O, 其值随海拔高度的不同而异

p_v ---操作温度下液体的饱和蒸汽压, Pa

10---实验条件下大气压强, mH₂O

0.24---20℃下水的饱和蒸汽压, mH₂O

1000---实验温度下水的密度, Kg/m³

ρ ---操作温度下液体的密度, kg/m³

31. 离心泵的允许吸上真空度 H'_s 与气蚀余量的关系为:

$$H'_s = \frac{p_a - p_v}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} - (NPSH)$$

32. 离心泵的允许安装(吸上)高度:

$$H_g = \frac{p_0 - p_1}{\rho g} - \frac{u_1^2}{2g} - H_{f, 0-1}$$

H_g ---泵的允许安装高度, m;

$H_{f, 0-1}$ ---液体流经吸入管路的压头损失, m;

p_1 ---泵入口处允许的最低压强, pa

若贮槽上方与大气相通, 则 p_0 即为大气压强 p_a , 上式可表示为:

$$H_g = \frac{p_a - p_v}{\rho g} - \frac{u_1^2}{2g} - H_{f, 0-1}$$

若已知离心泵的必须气蚀余量则: $H_g = \frac{p_a - p_v}{\rho g} - (NPSH)_r - H_{f,0-1}$

若已知离心泵的允许吸上真空度则: $H_g = H'_s - \frac{u_1^2}{2g} - H_{f,0-1}$

离心泵的实际安装高度应比允许安装高度低 0.5~1m

33.离心泵的流量调节方法: A: 改变阀门的开度; B: 改变泵的转速

在同一压头下, 两并联泵的流量等于单台泵的两倍; 而两台泵串联操作的总压头必低于单台泵压头的两倍

第二章 非均相物系分离

1. 恒压过滤

对于一定的悬浮液, 若 μ 、 r' 及 v 皆可视作常数, 则令 $k = \frac{1}{\mu r' v}$ k --表征过滤物料特性的常数, $m^4/(N \cdot s)$

恒压过滤方程 ----- $(V + V_e)^2 = KA^2(\theta + \theta_e)$ $V_e^2 = KA^2\theta_e$ $V^2 + 2VV_e = KA^2\theta$

$K = 2k\Delta p^{1-s}$ θ --过滤时间, s; K --过滤常熟, m^2/s q --介质常数, m^3/m^2

当过滤介质阻力可以忽略时, $V_e=0$, $\theta_e=0$, 则恒压过滤方程可简化为: $V^2 = KA^2\theta$

令 $q = V/A$, $q_e = V_e/A$ 则此方程为: $(q + q_e)^2 = K(\theta + \theta_e)$ $q_e^2 = K\theta_e$
 $q^2 + 2q_e q = k\theta$ $q^2 = K\theta$

2. 非球形颗粒当量直径的计算 $d_e = \sqrt[3]{\frac{6V_p}{\pi}}$ d_e ---体积当量直径, m V_p --非球形颗粒的实际体积, m^3

3. 形状系数又称球形度, 他表征颗粒的形状与球形的差异情况。 $\phi_s = \frac{S}{S_p}$

ϕ_s --颗粒的形状系数或球形度

S --与该颗粒体积相等的圆球的表面积, m^2

S_p --颗粒的表面积, m^2

4.对于非球形颗粒, 通常选用体积当量直径和形状系数来表征颗粒的体积、表面积、比表面

积: $V_p = \frac{\pi}{6} d_e^3$ $S_p = \pi d_e^2 / \phi_s$ $a_p = \frac{6}{\phi_s d_e}$

5.等速阶段中颗粒相对于流体的运动速度 u_t 称为沉降速度。 $u_t = \sqrt{\frac{4gd(\rho_s - \rho)}{3\xi\rho}}$

ξ ---阻力系数

u_t --颗粒的自由沉降速度, m/s

d ---颗粒直径, m

ρ, ρ_s ---分别为流体和颗粒的密度, kg/m^3

6.滞流区或斯托克斯定律区 ($10^{-4} < \text{Re}_t < 1$) 其中 $\text{Re}_t = \frac{du_t \rho}{\mu}$ μ ---流体的黏度, pa.s

$$\xi = \frac{24}{\text{Re}_t}$$

过渡区或艾伦定律区 ($1 < \text{Re}_t < 10^3$) $\xi = \frac{18.5}{\text{Re}_t^{0.6}}$

湍流区或牛顿定律区 ($10^3 < \text{Re}_t < 2 \cdot 10^5$) $\xi = 0.44$

7.重力沉降速度 u_t : 滞流区 $u_t = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu}$

$$\text{过渡区: } u_t = 0.27 \sqrt{\frac{d(\rho_s - \rho)g}{\rho} \text{Re}_t^{0.6}}$$

$$\text{湍流区: } u_t = 1.74 \sqrt{\frac{d(\rho_s - \rho)g}{\rho}}$$

8.由于器壁效应对沉降速度的修正:

$$u'_t = \frac{u_t}{1 + 2.1(\frac{d}{D})}$$

u_t ---理论沉降速度, m/s u'_t ---颗粒的实际沉降速度, m/s D ---容器直径, m

9.降尘室最高点的颗粒沉降室底需要的时间为: $\theta = \frac{H}{u_t}$

气体通过降尘室的时间为: $\theta = \frac{l}{u}$

为了满足除尘要求, 气体在降尘室内的停留时间至少需要等于颗粒的沉降时间, 即:

$$\theta \geq \theta \text{ 或 } \frac{l}{u} = \frac{H}{u_t}$$

$$u = \frac{V_s}{Hb}$$

气体在降尘室内的水平通过速度为:

为了满足要求: $V_s \leq blu_t$

l ---降尘室的长度, m ; H ---降尘室的高度, m ; b ---降尘室的宽度, m ;

u ---气体在降尘室的水平通过速度, m/s ; V_s ---降尘室的生产能力, m^3/s

若降尘室内设置 n 层水平隔板, 则多层降尘室的生产能力为: $V_s \leq (n+1)blu_t$

需要指出, 沉降速度 u_t 应根据需要完全分离下来的最小颗粒尺寸计算。

10.离心沉降速度: $u_r = \sqrt{\frac{4d(\rho_s - \rho)}{3\rho\xi} \frac{u_t^2}{R}}$

在与转轴距离为 R 、切向速度为 u_t 的位置上

11.过滤

床层空隙率: $\varepsilon = \frac{\text{床层体积} - \text{颗粒体积}}{\text{床层体积}} \quad \text{m}^3/\text{m}^3$

对于空隙率为 ε 的床层、床层的比表面积 a_b (m^2/m^3) 与颗粒物料的比表面积 a 具体如下关系:

$$a_b = a(1 - \varepsilon) \quad a_b = \frac{6\rho_b}{\rho_s d} = \frac{6(1 - \varepsilon)}{d} \quad \rho_b \text{--颗粒的堆积密度, kg/m}^3 \quad \rho_s \text{--颗粒的真实密度, kg/m}^3$$

12. 为了滤液流动现象加以数字化描述, 常将复杂的实际流动过程加以简化。

简化模型是将床层中不规则的通道假设成长度为 L , 当量直径为 d_e 的一组平行细管, 并且规定:

A: 细管的全部流动空间等于颗粒床层的空隙体积;

B: 细管的内表面积等于颗粒床层的全部表面积。

在上述简化条件下, 以 1m^3 床层体积为基准, 细管的当量直径可表示为床层空隙率 ε

及比表面积 a_b 的函数, 即: $d_e = \frac{4 \times \text{床层流动空间}}{\text{细管的全部内表面积}} = \frac{4\varepsilon}{a_b} = \frac{4\varepsilon}{(1 - \varepsilon)a}$

$$u = \frac{\varepsilon^3}{5a^2(1 - \varepsilon)^2} \left(\frac{\Delta p_c}{\mu L} \right)$$

13. 对于颗粒床层内的滞留流动, 滤液平均流速 u 为:

L --床层厚度, m ; Δp_c --滤液通过滤饼层的压强降, Pa ; μ --黏度

14. 任一瞬间的过滤速度为: $\frac{dV}{d\theta} = \frac{\varepsilon^3}{5a^2(1 - \varepsilon)^2} \left(\frac{A\Delta p_c}{\mu L} \right)$

V --滤液量, m^3 ; θ --过滤时间, s ; A --过滤面积, m^2

15. 滤饼阻力: $R = \frac{5a^2(1 - \varepsilon)^2 L}{\varepsilon^3} = rL \quad r = \frac{5a^2(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \quad r$ --滤饼的比阻, $1/\text{m}^2$

16. 过滤基本方程;

若每获得 1m^3 滤液所形成的滤饼体积为 $v\text{m}^3$, 则任一瞬间的滤饼厚度与当时已获得的滤液

体积之间的关系为: $LA = vV$ 则 $L = \frac{vV}{A}$ v --滤饼体积与相应滤液体积之比, 无量纲, 或 m^3/m^3

如果我们知道悬浮液中固相的体积分率 X_v 和滤饼的孔隙率, 可通过物料衡算求得 L 与 V

之间的关系, 即: $V_F = V + LA \quad V_F X_V = LA(1 - \varepsilon)$ 解得: $L = \frac{V}{A} \frac{X_V}{(1 - \varepsilon - X_V)}$

显然 $v = \frac{LA}{V} = \frac{X_V}{1 - X_V - \varepsilon}$

V_F --料浆的体积, m^3 ; X_v --悬浮液中固相的体积分数

17. 不可压缩滤饼的过滤基本方程式;

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{A^2 \Delta p}{\mu r v (V + V_e)} \quad \text{若令 } q = V/A, \quad q_e = V_e/A \quad \text{则} \quad \frac{dq}{d\theta} = \frac{\Delta p}{\mu r v (q + q_e)}$$

q --单位过滤面积所得滤液体积, m^3/m^2 ; q_e --单位过滤面积所得当量滤液体积, m^3/m^2

18.可压缩滤饼的过滤基本方程式: $\frac{dV}{d\theta} = \frac{A^2 \Delta p^{1-s}}{\mu r' v (V + V_e)}$ 或 $\frac{dq}{d\theta} = \frac{\Delta p^{1-s}}{\mu r' v (q + q_e)}$

r' --单位压力差下滤饼的比阻, $1/m^2$; Δp --过滤压强差, pa ;

s --滤饼的压缩性指数, 无量纲。一般 $s=0 \sim 1$. 对于不可压缩滤饼 $s=0$

19. 恒速过滤速度: $\frac{dV}{Ad\theta} = \frac{V}{A\theta} = \frac{q}{\theta} = u_R = \text{常数}$

先恒速后恒压的过滤恒压阶段的过滤方程: $(V^2 - V_R^2) + 2V_e(V - V_R) = KA^2(\theta - \theta_R)$
20. 滤饼的洗涤

$$\theta_w = \frac{V_w}{(\frac{dV}{d\theta})_w}$$

所需洗涤时间: V_w --洗水用量, m^3 ; θ_w --洗涤时间, s

叶滤机等所采用的是置换洗涤法, 洗水与过滤终了时的滤液流过的路径基本相同, 故:

$$(L + L_e)_w = (L + L_e)_E$$

(式中下标 E 表示过滤终了时刻)而且洗涤面积与过滤面积也相同, 故洗涤速率大致等于过

滤终了时的过滤速率, 即: $(\frac{dV}{d\theta})_w = (\frac{dV}{d\theta})_E = \frac{KA^2}{2(V + V_e)}$ V --过滤终了时所得滤液体积, m^3

板框压滤机采用的是横穿洗涤法, 洗水横穿两层滤布及整个厚度的滤饼, 流经长度约过滤终了时滤液流动路径的两倍, 而供洗水流通的面积又仅为过滤面积的一半, 即:

$$(L + L_e)_w = 2(L + L_e)_E \quad A_w = \frac{1}{2} A \quad \text{则}$$

$$(\frac{dV}{d\theta})_w = \frac{1}{4} (\frac{dV}{d\theta})_E = \frac{KA^2}{8(V + V_e)} \quad \text{即板框压滤机上的洗涤速率约为过滤终了时滤液流率的 } 1/4$$

当洗水黏度与滤液黏度、洗水表压与过滤压强有明显差异时, 所需的洗涤条件可按下式进行修正, 即

$$\theta'_w = \theta_w \left(\frac{\mu_w}{\mu} \right) \left(\frac{\Delta p}{\Delta p_w} \right) \quad \theta'_w \text{--校正后的洗涤时间, } s; \quad \theta_w \text{--未校正的洗涤时间, } s;$$

M_w --洗水黏度, $pa \cdot s$; Δp --过滤终了时刻的推动力, pa ; Δp_w --洗涤推动力, pa

21.过滤机的生产能力

操作周期 $T = \theta + \theta_w + \theta_D$

T --操作周期, s ; θ --一个操作循环内的过滤时间, s ; θ_w --一个操作循环内的洗涤时间, s ;

θ_D --一个操作循环内的卸渣、清理、装合等辅助操作所需时间, s ;

生产能力计算式:

$$Q = \frac{3600V}{T} = \frac{3600V}{\theta + \theta_w + \theta_D} \quad V \text{--一个操作循环内所获得的滤液体积, } m^3$$

Q --生产能力, m^3/h

22.连续过滤机的生产能力（转筒真空过滤机）

转筒表面浸入滤浆中的分数称为浸没度，以 ψ 表示，即

$$\psi = \frac{\text{浸没角度}}{360^\circ}$$

因转筒以匀速运转，故浸没度 ψ 就是转筒表面任何一小块过滤面积每次浸入滤浆中的时间

（即过滤时间） θ 与转筒回转一周所用时间 T 的比值。若转筒转速为 n r/min，则 $T = \frac{60}{n}$

在此时间内，整个转筒表面上任何一小块过滤面积所经历的过滤面积均为 $\theta = \psi T = \frac{60\psi}{n}$

转筒每转一周所得的滤液体积为：
$$V = \sqrt{KA^2(\theta + \theta_e)} - V_e = \sqrt{KA^2\left(\frac{60\psi}{n} + \theta_e\right)} - V_e$$

则每小时所得滤液体积，即生产能力：
$$Q = 60nV = 60\left[\sqrt{KA^2(60n\psi + \theta_en^2)} - V_en\right]$$

当滤布阻力可以忽略时， $\theta_e=0$ 、 $V_e=0$ ，则上式简化为：
$$Q = 60n\sqrt{KA^2\frac{60\psi}{n}} = 465A\sqrt{Kn\psi}$$

第三章 传热

1. 傅立叶定律：
$$dQ = -\lambda dA \frac{dt}{dn}, \quad Q = -\lambda A \frac{dt}{dx}$$
 A:等温表面的面积， m^2 t:温度

λ :传热系数， $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$

2. 热导率与温度的线性关系： $\lambda = \lambda_0(1 + \alpha t)$

λ -固体在温度为 $t^\circ C$ 时的导热系数， $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$

λ_0 -固体在温度为 $0^\circ C$ 时的导热系数， $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$ α -温度系数

3. 单层壁的定态热导率：
$$Q = \lambda A \frac{t_1 - t_2}{b}, \quad \text{或} \quad Q = \frac{\Delta t}{\frac{b}{\lambda A_m}}$$
 b--平壁厚度，m

对于 n 层平壁，热传导速率方程式为：
$$Q = \frac{t_1 - t_{n+1}}{\sum_{i=1}^n \frac{b_i}{\lambda_{is}}}$$

4. 单层圆筒壁的定态热传导方程：
$$Q = \frac{2\pi l(t_1 - t_2)}{\frac{1}{\lambda} \ln \frac{r_2}{r_1}} \quad \text{或} \quad Q = \frac{t_1 - t_2}{\frac{b}{\lambda A_m}}$$
 r_1 、 r_2 --分别为内外径

$$A_m = \frac{2\pi l(r_2 - r_1)}{\ln \frac{2\pi r_2}{2\pi r_1}} = \frac{A_2 - A_1}{\ln \frac{A_2}{A_1}} \quad \text{对数平均面积, m}^2$$

对 n 层圆筒壁, 其热传导速率方程为:

$$Q = \frac{t_1 - t_{n+1}}{\sum_{i=1}^n \frac{b_i}{\lambda_i A_{mi}}} \quad \text{或} \quad Q = \frac{t_1 - t_{n+1}}{\sum_{i=1}^n \frac{1}{2\pi l \lambda_i \ln \frac{r_{i+1}}{r_i}}}$$

5. 单层内的温度分布方程: $t = -\frac{Q}{2\pi l \lambda} \ln r + C$ (由公式 4 推导)

6. 三层圆筒壁定态热传导方程: $Q = \frac{2\pi l(t_1 - t_4)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2} + \frac{1}{\lambda_3} \ln \frac{r_4}{r_3}}$

7. 牛顿冷却定律: $Q = \alpha A(t_w - t)$, $Q = \alpha A(T_w - T)$

Q --局部对流传热速率, W; A ---传热面积, m^2 ; α ---比例系数, 局部对流传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$
 T 、 T_w ---换热器的任一截面上热流体的平均温度及与热流体相接触一侧的壁面温度, $^\circ\text{C}$

8. 努塞尔数 (表示对流传热系数的准数) $Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}$ 普朗克数 (表示物性影响的准数)

$$Pr = \frac{C_p \mu}{\lambda} \quad ; \quad \text{格拉晓夫数 (表示自然对流影响的准数)} \quad Gr = \frac{\beta g \Delta t l^3 \rho^2}{\mu^2}$$

α --对流传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$; l --传热面的特征尺寸, 可以是管内径或外径, 或平板高度等, m ; λ --流体的导热系数, $\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$; μ --流体的黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$; c_p --流体的定压比热容, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$

9. 流体在圆形管内做强制湍流:

A: 低黏度 (大约低于 2 倍常温下水的黏度) 流体, 可用迪特斯和贝尔特关联式

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^n, \quad \text{或} \quad \alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{d_i u \rho}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^n, \quad \text{其中当加热时, } n=0.4, \text{ 冷却}$$

时 $n=0.3$

应用范围 $Re > 10000, 0.7 < Pr < 120$; 管长与管径比 $L/d_i > 60$ 。若小于 60, 可将算得的 α 乘以 $(1 + (d_i/L)^{0.7})$ 进行校正

特征尺寸 Nu 、 Re 数中的 l 取为管内径 d_i

定性温度 取为流体进、出口温度的算术平均值

B: 高黏度液体, 可应用西德尔和塔特关系式, 即: $Nu = 0.027 Re^{0.8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$

令 $\varphi_\mu = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$ (考虑热流方向的校正项) 则 $Nu = 0.027 Re^{0.8} Pr^{1/3} \varphi_\mu$

应用范围 $Re > 10000, 0.7 < Pr < 1700, L/d_i > 60$

特征尺寸 取为管内径 d_i

定性温度 除 μ_w 取壁温外,均取为流体进、出口温度的算术平均值。

流体在圆形直管内作强制滞留

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

应用范围 $Re < 2300, 0.6 < Pr < 6700, (Re Pr \frac{d_i}{L}) > 10$

特征尺寸 管内径 d_i

定性温度 除 μ_w 取壁温外,均取为流体进、出口温度的算术平均值。

流体在圆形直管中作过渡流:

当 $Re = 2300 \sim 10000$ 时,对流传热系数可先用湍流时的公式计算,然后把算得的结果乘以校正系数 ϕ ,即得到过渡流下的对流传热系数。 $\phi = 1 - \frac{6 \times 10^5}{Re^{1.8}}$

流体在弯管内作强制对流: $\alpha' = \alpha \left(1 + 1.77 \frac{d_i}{R}\right)$

α' --弯管中的对流传热系数, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$

α ---直管中的对流传热系数, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$ R --弯管轴的弯曲半径, m

流体在非圆形管中作强制对流:

此时,仍可采用上述各关联式,只要将管内径改为当量直径即可。例如,在套管换热器环

形截面内传热当量直径为: $d_e = \frac{d_1^2 - d_2^2}{d_2^2}$ d_1 、 d_2 --套管换热器外、内径, m

套管环隙,用水和空气进行实验,可得 α 关联式为: $\alpha = 0.02 \frac{\lambda}{d_e} \left(\frac{d_1}{d_2}\right)^{0.53} Re^{0.8} Pr^{\frac{1}{3}}$

应用范围 $Re = 12000 \sim 220000, \frac{d_1}{d_2} = 1.65 \sim 17$

特征尺寸 流动当量直径 d_e

定性温度 流体进、出温度的算术平均值。

10. 热平衡方程: $Q = W_h[r + c_{ph}(T_s - T_2)] = W_c c_{pc}(t_2 - t_1)$

无相变时: $Q = W_h c_{ph}(T_1 - T_2) = W_c c_{pc}(t_2 - t_1)$, 若为饱和蒸气冷凝:

$$Q = W_h r = W_c c_{pc}(t_2 - t_1)$$

Q -- 换热器的热负荷, kJ/h 或 W ; W -- 流体的质量流量, kg/h c_p -- 流体的平均比热容, $kJ/(kg \cdot ^\circ C)$; t 、 T -- 冷热流体的温度, $^\circ C$; T_s -- 冷凝液的饱和温度, $^\circ C$

c, h 分别表示冷流体和热流体,下标 1、2 表示换热器的进口和出口

11. 总传热系数:

$$K_o = \frac{1}{\frac{d_o}{\alpha_i d_i} + \frac{b d_o}{\lambda d_m} + \frac{1}{\alpha_o}} \quad (\text{常用}) \quad K_i = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_i} + \frac{b d_i}{\lambda d_m} + \frac{d_i}{\alpha_o d_o}} \quad K_m = \frac{1}{\frac{d_m}{\alpha_i d_i} + \frac{b}{\lambda} + \frac{d_m}{\alpha_o d_o}}$$

K_i 、 K_o 、 K_m -- 基于管内表面积、外表面积和内、外表面平均面积地总传热系数, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$

b -- 管壁的厚度, m ; λ -- 管壁材料的导热系数, $W/(m \cdot ^\circ C)$; d_m -- 平均直径, m

α_i 、 α_o 、 α_m --换热器内侧、外侧流体及平均对流传热系数, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$

12. 考虑热阻的总传热系数方程:
$$\frac{1}{K_o} = \frac{1}{\alpha_o} + \frac{b}{\lambda} \cdot \frac{d_o}{d_m} + \frac{1}{\alpha_i} \cdot \frac{d_o}{d_i} + R_{so} + R_{si} \cdot \frac{d_o}{d_i}$$

R_{so} 、 R_{si} --管壁外内侧表面上的污垢热阻

13. 恒温传热时的平均温度差总传热速率方程: $Q = KS\Delta t$

变温传热时的平均温度差总传热速率方程: $Q = KS \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = KS\Delta t_m$

14. 两流体在换热器中**逆流**不发生相变的计算方程:
$$\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} = \frac{KA}{q_{m1}c_{p1}} \left(1 - \frac{q_{m1}c_{p1}}{q_{m2}c_{p2}} \right)$$

15. 两流体在换热器中**并流**不发生相变的计算方程:
$$\ln \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2} = \frac{KA}{q_{m1}c_{p1}} \left(1 + \frac{q_{m1}c_{p1}}{q_{m2}c_{p2}} \right)$$

16. 两流体在换热器中以**饱和蒸气加热冷流体**的计算方程:
$$\ln \frac{T - t_1}{T - t_2} = \frac{KA}{q_{m2}c_{p2}}$$

17. 有机化合物水溶液的导热系数的估算式: $\lambda_m = 0.9 \sum a_i \lambda_i$ a ---组分的质量分数

有机化合物的互溶混合液的导热系数估算式: $\lambda_m = \sum a_i \lambda_i$

常压下气体混合物的导热系数可用下式估算:

$$\lambda_m = \frac{\sum \lambda_i y_i M^{1/3}}{\sum y_i M_i^{1/3}} \quad y\text{--气体混合物中组分的摩尔分数} \quad M\text{--组分的质量, kg/kmol}$$

18. 保温层的最大临界直径: $d_c = \frac{2\lambda}{\alpha}$ α --对流传热系数, $w/(m^2 \cdot ^\circ C)$ λ --保温材料的导热系数, $w/(m \cdot ^\circ C)$

19. 若传热面为平壁或薄管壁时, d_i 、 d_o 、 d_m 相等或近似相等, 则 $\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_i} + R_{si} + \frac{b}{\lambda} + R_{so} + \frac{1}{\alpha_o}$

在忽略管壁热阻和污垢热阻, 则
$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_i} + \frac{1}{\alpha_o}$$

20. 总传热系数 K 不为常数时的传热计算:

21. 若 K 随温度呈线性变化时, 使用下式计算:
$$Q = S \frac{K_1 \Delta t_2 - K_2 \Delta t_1}{\ln \frac{K_1 \Delta t_2}{K_2 \Delta t_1}}$$

K_1 、 K_2 --分别为换热器两端处局部总传热系数, $w/(m^2 \cdot ^\circ C)$;

Δt_1 、 Δt_2 --分别为换热器两端处的两流体的温度差, $^\circ C$;

若 K 随温度不呈线性变化时, 换热器可分段计算, 将每段的 K 视为常量, 则对每一段的总

传热速率方程可写为: $\Delta Q = K_j(\Delta t_m)_j \Delta S_j$ $Q = \sum_{j=1}^n \Delta Q_j$ 或
$$Q = \sum_{j=1}^n \frac{\Delta Q_j}{K_j(\Delta t_m)_j}$$

式中 n 为分段数, 下标 j 为任一段的序号。

若 K 随温度变化较大时, 应采用图解积分法或数值积分法。由传热速率方程和热量衡算的微分形式可得:

$$Q = -W_h C_{ph} \int_{T_1}^{T_2} \frac{dT}{K(T-t)} \quad \text{或} \quad Q = W_c C_{pc} \int_{t_1}^{t_2} \frac{dt}{K(T-t)}$$

22. 流体在管束外强制垂直流动

管子的排列方式分为正三角形、转角正三角形、正方形及转角正方形。

流体在管束外流过时, 平均对流传热系数可用下式计算:

$$Nu = 0.33 Re^{0.6} Pr^{0.33} \quad (\text{正三角形、转角正方形})$$

$$Nu = 0.26 Re^{0.6} Pr^{0.33} \quad (\text{转角正三角形、正方形})$$

应用范围 $Re > 3000$

特征尺寸 管外径 d_o , 流速取流体通过每排管子中最狭窄通道处的速度

定性温度 流体进、出口温度的算术平均值

23. 换热器内装有圆形挡板 (缺口面积为 25% 的壳体内截面积) 时, 壳方流体的对流传热系数的关联式:

$$A: \text{多诺呼法} \quad Nu = 0.23 Re^{0.8} Pr^{1/3} \varphi_\mu \quad \text{或} \quad \alpha = 0.23 \frac{\lambda}{d_o} \left(\frac{d_o u \rho}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

应用范围 $Re = 3 \sim 20000$

特征尺寸 管外径 d_o , 流速取流体通过每排管子中最狭窄通道处的速度

定性温度 除 μ_w 取壁温外, 均取为流体进、出口温度的算术平均值。

$$B: \text{凯恩法} \quad Nu = 0.36 Re^{0.55} Pr^{1/3} \varphi_\mu \quad \text{或} \quad \alpha = 0.36 \frac{\lambda}{d_e} \left(\frac{d_e u_o \rho}{\mu} \right)^{0.55} \left(\frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

应用范围 $Re = 2000 \sim 1000000$

特征尺寸 当量直径 d_e

定性温度 除 μ_w 取壁温外, 均取为流体进、出口温度的算术平均值。

u_o 是根据流体流过管间最大截面积 A 计算的, 即 $A = hD \left(1 - \frac{d_o}{t} \right)$

h --两挡板间的距离, m; D --换热器外壳内径, m

$$\text{若管子为正方形排列, 则} \quad d_e = \frac{4 \left(t^2 - \frac{\pi}{4} d_o^2 \right)}{\pi d_o}$$

$$\text{若管子为正三角排列, 则} \quad d_e = \frac{4 \left(\frac{\sqrt{3}}{2} t^2 - \frac{\pi}{4} d_o^2 \right)}{\pi d_o}$$

t --相邻两管之中心距, m; d_o --管外径, m

24. 自然对流 $Nu = c(GrPr)^n$ c 、 n 由实验测出, 见课本上 p247

25. 计算蒸汽在垂直管外或平板测冷凝时 α 的努塞尔特理论公式:

$\alpha = 0.943 \left(\frac{r \rho^2 g \lambda^3}{\mu L \Delta t} \right)^{1/4}$ 修正后 $\alpha = 1.13 \left(\frac{r \rho^2 g \lambda^3}{\mu L \Delta t} \right)^{1/4}$ 特征尺寸 取垂直管或板的高度。

定性温度 蒸汽冷凝热 r 取饱和温度 t_s 下的值, 其余物性取液膜平均温度 $t_m = \frac{(t_w + t_s)}{2}$ 下的值。

L --垂直管或板的高度, m; λ --冷凝液的导热系数, W/(m·°C)

P --冷凝液的密度, kg/m³ μ --冷凝液的黏度, kg/(m.s)

r --饱和蒸汽的冷凝热, kJ/Kg Δt --饱和蒸汽的温度 t_s 和壁面温度 t_w 之差, °C

若为斜壁; $\alpha = 0.943 \left(\frac{r \rho^2 g \lambda^3 \sin \varphi}{\mu L \Delta t} \right)^{1/4}$ φ --斜壁和水平面之夹角

若蒸汽在单根水平管上冷凝, 可视为由各种角度的斜壁所组成, 经推导的:

$\alpha = 0.725 \left(\frac{r \rho^2 g \lambda^3}{\mu d_o \Delta t} \right)^{1/4}$ 定性尺寸 管外径 d_o

应指出, 努塞尔特理论公式适用于液膜为滞流的情况, 从滞留到湍流的临界 Re 值一般可取 1800

若膜层为湍流 ($Re > 1800$) 时, 可用巴杰尔关联式计算, 即 $\alpha = 0.0077 \left(\frac{\rho^2 g \lambda^3}{\mu^2} \right)^{1/3} Re^{0.4}$

若蒸汽在水平管束外冷凝, 凯恩推荐用下式计算: $\alpha = 0.725 \left(\frac{r \rho^2 g \lambda^3}{n^{2/3} \mu d_o \Delta t} \right)^{1/4}$

n --水平管束在垂直列上的管束

对于管壳式换热器, 各列管子在垂直方向的排数为 n_1 、 n_2 、 n_3 n_Z , 则平均的管排数可按

下式估算, 即: $n_m = \frac{n + n_2 + \dots + n_Z}{n_1^{0.75} + n_2^{0.75} + \dots + n_Z^{0.75}}$

25. 壁温的估算:

首先在 t_i 和 t_o 之间假设壁温 t_w 值, 用以计算两流体的对流传热系数 α_i 和 α_o ; 然后核算所设 t_w 是否正确。核算的方法是: 根据算出的 α_i 、 α_o 及污垢热阻, 用下列近似关系核算:

$$\frac{|t_o - t_w|}{\frac{1}{\alpha_o} + R_{so}} = \frac{|t_w - t_i|}{\frac{1}{\alpha_i} + R_{si}}$$

由此算出 t_w 值应与原来假设的 t_w 值相符, 否则应重设壁温, 直到相符。

第四章 蒸发

1. 单效蒸发计算

蒸发水量的计算: $F x_0 = (F - W) x_1 = L x_1$ 水的蒸发量: $W = F \left(1 - \frac{x_0}{x_1} \right)$

W --单位时间内蒸出的水分质量, 即蒸发量, kg/h

F--原料液流量, kg/h

x_0 、 x_1 --分别为原料液及完成液中溶质的质量分数

2. 完成时的溶液浓度: $x = \frac{F_0}{F - W}$

3. 单位蒸气消耗量: $e = \frac{W}{D} = \frac{r'}{r}$, 此时原料液由预热器加热至沸点后进料, 且不计热损失, r 为加热时的蒸气汽化潜热 r' 为二次蒸气的汽化潜热。

e --蒸发 1kg 水分时, 加热蒸气的消耗量, 称为单位蒸汽耗量, kg/kg

4. 传热面积: $S_o = \frac{Q}{K_o \Delta t_m}$,

S_o --蒸发器的传热外表面积, m^2 ; K_o --基于外表面积的总传热系数, $kW/(m^2 \cdot ^\circ C)$

Δt_m --平均温度差, $^\circ C$

若加热蒸气的冷凝水在饱和温度下排出, 且忽略热损失, 则蒸发器的热负荷为:
 $Q = D(H - h_w) = Dr$, $\Delta t_m = T - t$, T 为加热蒸气的温度, $^\circ C$; t_1 为操作条件下的溶液沸点, $^\circ C$ 。

5. 蒸发器的生产能力: $Q = KA(T - t_1)$

6. 蒸发器的生产强度 (蒸发强度): $E = \frac{W}{Q}$

7. 有时蒸发操作在加压或减压下进行, 因此必须求出各种浓度的溶液在不同压强下的沸点。当缺乏实验数据时, 可以用下式估算: $\Delta'_a = f \Delta'_a$

Δ'_a --常压下由于溶液蒸汽压下降而引起的沸点升高 (即温度差损失), $^\circ C$

Δ' --操作压强下由于溶液蒸汽压下降而引起的温度差损失, $^\circ C$

f --校正系数, 无量纲。其经验计算式为: $f = \frac{0.0162(T' + 273)^2}{r'}$

T' --操作压强下二次蒸汽的温度, $^\circ C$;

r' --操作压强下二次蒸汽的汽化热, kJ/kg

9. 因加热管内液柱静压强而引起的温度差损失 Δ''

计算式往往以液层中部的平均压强 p_m 及相应的沸点 t_{pm} 为准, 中部压强为: $p_m = p' + \frac{\rho g l}{2}$

P_m --液层中部的平均压强, pa ; p' --液面压强, 即二次蒸汽的压强, pa ;

ρ --液体密度, kg/m^3 ; l --液层深度, m

温差损失为: $\Delta'' = t_{pm} - T'$

t_{pm} --与平均压强 p_m 相对应的纯水的沸点, $^\circ C$

T' --与二次蒸汽压强 p' 相对应的纯水的沸点, 即二次蒸汽温度, $^\circ C$

10. 由于管路中流动阻力而引起的温度差损失 Δ'''

11. 一般根据实践经验取效间 (指多效) 的 Δ'''_{m-n} 为 $1^\circ C$, 多效系统中末效或单效蒸发器至

冷凝器的 Δ'''_{n-k} 为 $1\sim 1.5^{\circ}\text{C}$

12.溶液的总温差损失为各种温差损失之和;

$$\sum \Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta''' \quad \text{溶液的沸点为: } t = T' + \Delta' + \Delta''$$

$$\text{有效温差为: } \Delta t = T - t \quad \text{或 } \Delta t = T - (T_k + \sum \Delta)$$

t --溶液的沸点, $^{\circ}\text{C}$ T --加热蒸汽的温度, $^{\circ}\text{C}$ Δt --有效温差, $^{\circ}\text{C}$

T' --二次蒸汽的温度, $^{\circ}\text{C}$ T_k --冷凝器中二次蒸汽的温度, $^{\circ}\text{C}$

13.加热蒸汽消耗量

$$\text{A:溶液浓缩热不可忽略时: } D = \frac{WH' + (F - W)h_1 - Fh_0 + Q_L}{H - h_w}$$

D --加热蒸汽的消耗量, kg/h H --加热蒸汽的焓, kJ/kg

h_0 --原料液的焓, kJ/kg H' --二次蒸汽的焓, kJ/kg

h_1 --完成液的焓, kJ/kg h_w --冷凝水的焓, kJ/kg

Q_L --热损失, kJ/h

$$\text{若加热蒸汽的冷凝液在蒸汽的饱和温度下排除, 则 } D = \frac{WH' + (F - W)h_1 - Fh_0 + Q_L}{r}$$

$H - h_w = r$ r --加热蒸汽的汽化热, kJ/kg

B:溶液的浓缩热可以忽略时:

$$\text{计算溶液的比热容的经验式: } c_p = c_{pw}(1 - x) + c_{pB}x$$

c_p --溶液的比热容, $\text{kJ}/(\text{kg}^{\circ}\text{C})$; c_{pw} --纯水的比热容, $\text{kJ}/(\text{kg}^{\circ}\text{C})$

c_{pB} --溶质的比热容, $\text{kJ}/(\text{kg}^{\circ}\text{C})$

$$D = \frac{Wr' + Fc_{p0}(t_1 - t_0) + Q_L}{r} \quad r \text{--加热蒸汽的汽化热, } \text{kJ/kg}$$

r' --二次蒸汽的汽化热, kJ/kg

$$\text{若原料液预热至沸点在进入蒸发器, 且忽略热损失, 上式可简化为: } D = \frac{Wr'}{r}$$

14.基于传热外表面积的总传热系数 K_o

$$K_o = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_i} \frac{d_o}{d_i} + R_{si} \frac{d_o}{d_i} + \frac{b}{\lambda} \frac{d_o}{d_m} + R_{so} + \frac{1}{\alpha_o}}$$

α --对流传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2^{\circ}\text{C})$; d --管径, m ; R_s --垢层热阻, $\text{m}^2^{\circ}\text{C}/\text{W}$

b --管壁厚度, m ; λ --管材的导热系数, $\text{W}/(\text{m}^{\circ}\text{C})$

下标 i 表示管内侧、 o 表示外侧、 m 表示平均、 s 表示垢层

15.多效蒸发

$$\text{物料衡算: } Fx_0 = (F - W)x_n \quad \text{而 } W = W_1 + W_2 + \dots + W_n$$

$$\text{对于任一效 } i \text{ 作溶质的衡算 } Fx_0 - (F - W_1 - W_2 - \dots - W_i)x_i \quad i \geq 2$$

对并联加料的多效蒸发, 可按下列式估算:

$$\text{双效 } W_1:W_2=1:1.1$$

$$\text{三效 } W_1:W_2:W_3=1:1.1:1.2$$

第五章 蒸馏

1. 相律: $F = C - \phi + 2$ F --自由度 C --独立组分数; ϕ --相数 2--只考虑温度和压强

2. 质量分数和摩尔分数间的换算关系为: $x_A = \frac{a_A/M_A}{a_A/M_A + a_B/M_B}$ 或 $a_A = \frac{x_A M_A}{x_A M_A + x_B M_B}$

3. 乌拉尔定律: $p_A = p_A^0 x_A$, $p_A = p_B^0 (1 - x_A)$

P --溶液上方组分的平衡分压, pa; p^0 --在溶液温度下纯组分的饱和蒸汽压, pa

4. $p = p_A + p_B$ 道尔顿分定律: 双组分理想体系气液平衡时, 系统总压、组分分压与组成关系: $p_A = p y_A = p_A^0 x_A$, $p_B = p y_B = p_B^0 x_B$

5. 泡点方程: $x_A = \frac{p - p_B^0}{p_A^0 - p_B^0}$, 露点方程: $y_A = \frac{p_A^0}{p} \cdot \frac{p - p_B^0}{p_A^0 - p_B^0}$

6. 纯组分的饱和蒸汽压 p_0 和温度 t 的关系 安托因方程: $\lg p_0 = A - \frac{B}{t + C}$

7. 挥发度: $v_A = \frac{p_A}{x_A}$, $v_B = \frac{p_B}{x_B}$ 对于理想溶液, 因符合拉乌尔定律, 则有

$$v_A = p_A^0 \quad v_B = p_B^0$$

8. 习惯上将溶液中易挥发组分的挥发度对难挥发组分的挥发度之比, 称为相对挥发度, 以

$$\alpha \text{表示: } \alpha = \frac{v_A}{v_B} = \frac{\frac{p_A}{x_A}}{\frac{p_B}{x_B}}, \text{ 或 } \alpha = \frac{y_A \cdot x_B}{y_B \cdot x_A} \quad \alpha = \frac{p_A^0}{p_B^0} (\text{理想溶液})$$

9. 气液平衡方程: $y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$

10. 非理想溶液的平衡分压可用修正的拉乌尔定律表示, 即:

$$p_A = p_A^0 x_A \gamma_A \quad p_B = p_B^0 x_B \gamma_B \quad \gamma \text{--组分的活性系数}$$

当总压不高时, 气相为理想气体, 则平衡气相组成为: $y_A = \frac{p_A^0 x_A \gamma_A}{P}$

11. 全塔物料衡算: $F = D + W$, (易挥发组分) $F x_F = D y + W x$

F 、 D 、 W --分别为原料液、气相与液相产品流量, kmol/h

x_F 、 y 、 x --分别为原料液、气相与液相产品组成, 摩尔分数

若令 $W/F=q$, 则 $D/F=1-q$, 那么 $y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_F}{q-1}$ (平衡蒸馏中气液相组成的关系式)

q --液化分率

热量衡算，若加热器的热损失可忽略，则 $Q = Fc_p(T - t_F)$

Q--加热器的热负荷，kJ/h 或 kW； F--原料液流量，kmol/h 或 kmol/s

c_p --原料液平均比热容，kJ/(kmol.°C)； t_F --原料液的温度，°C

T--通过加热器后原料液的温度，°C

原料液节流减压后进入分离器，此时物料放出的显热等于部分汽化所需的汽化热，即

$$Fc_p(T - T_e) = (1 - q)Fr \quad T_e \text{--分离器的平衡温度，} ^\circ\text{C} \quad r \text{--平均摩尔汽化热，kJ/kmol}$$

则原料液离开加热器的温度为 $T = T_e + (1 - q) \frac{r}{c_p}$

12. 全塔物料衡算 $F = D + W \quad Fx_F = Dx_D + Wx_W$

塔顶易挥发组分回收率 $= \frac{Dx_D}{Fx_F} \times 100\%$

塔底难挥发组分的回收率 $= \frac{W(1 - x_W)}{F(1 - x_F)} \times 100\%$

13. 馏出液采出率： $\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W}$

14. 釜液采出率： $\frac{W}{F} = \frac{x_D - x_F}{x_D - x_W}$

15. 精馏段操作线方程： $V = L + D, \quad Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D, \quad y_{n+1} = \frac{L}{V}x_n + \frac{D}{V}x_D$

令 $R = \frac{L}{D}$ (回流比)，则 $y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{1}{R+1}x_D$

16. 提馏段操作线方程： 总物料衡算： $L' = V' + W$ ，易挥发组分的物料衡算：

$$L'x'_m = V'y'_{m+1} + Wx_w$$

即 $y'_{m+1} = \frac{L'}{L' - W}x'_m - \frac{W}{L' - W}x_w$

$$x'_m$$

--提馏段第 m 层板下降液体中易挥发组分的摩尔分数

$$y'_{m+1}$$

--提馏段第 m+1 层板上升蒸汽中易挥发组分的摩尔分数

$$q = \frac{H - h'_F}{H - h} = \frac{\text{饱和蒸气的焓} - \text{原料的焓}}{\text{饱和蒸气的焓} - \text{饱和流体的焓}} = \frac{\text{每摩尔原料汽化为饱和蒸气所需的热量}}{\text{原料的摩尔汽化潜热}}$$

q--进料热状况参数

$$L' = L + qF \quad V' = V + (q - 1)F$$

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要下载或阅读全文，请访问：<https://d.book118.com/23503032400011333>