

吸收

相平衡方程 $y^* = mx$

双膜模型的主要论点如下

①气、液两相间存在着稳定的相界面。

②界面两侧分别存在着气膜和液膜，其外侧是湍流区；两相的传质阻力完全在于通过两层膜的分子扩散，湍流区中的阻力予以忽略。

③溶质穿过相界面的阻力极小，即认为所需的推动力为零；因此，界面上保持两相平衡。

全塔物料衡算 $y^* = mxG_B(Y_b - Y_a) = L_S(X_b - X_a)$

操作线方程 $Y_b = \frac{L_S}{G_B}(X_b - X_a) + Y_a$

最小气液比 $\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{y_b - y_a}{x_b^* - x_a}$

传质单元高度 $H_{OG} = \frac{G}{K_y a}$

$h_0 = H_{OG} \cdot N_{OG}$

吸收因数法 $N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{y_b - y_a^*}{y_a - y_a^*} + S \right]$

对数平均推动力法 $N_{OG} = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_m}$, $\Delta y_m = \frac{\Delta y_b - \Delta y_a}{\ln \frac{\Delta y_b}{\Delta y_a}}$

$N_{OL} = \frac{X_b - X_a}{\Delta X_m}$, $S = \frac{mG}{L}$

回收率 η 为: $\eta = \frac{Y_b - Y_a}{Y_b} = 1 - \frac{Y_a}{Y_b} \approx 1 - \frac{y_a}{y_b}$ (低浓)

精馏

相平衡方程 $y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$

全塔物料衡算 $F = D + W$

$F x_F = D x_D + W x_W$

易挥发组分回收率: $\eta_1 = \frac{D x_D}{F x_F} \times 100\%$

精馏段操作线方程 $y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{D}{V} x_D = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$

$$\text{回流比 } R = \frac{L}{D}。 L = RD。 V = (R + 1)D。 R_{\min} = \frac{x_D - y_e}{y_e - x_e}$$

$$\text{提馏段的操作线方程 } y_{m+1} = \frac{L'}{V'} x_m - \frac{W x_W}{V'}$$

$$L' = V' + W$$

$$L' x_m = V' y_{m+1} + W x_W$$

$$q = \frac{L' - L}{F} = \frac{i_V - i_F}{i_V - i_L}$$

五种进料热状况

过冷液体: $q > 1$ 饱和液体: $q = 1$ 饱和液、汽混合物: $0 < q < 1$ 饱和蒸汽: $q = 0$ 过热蒸汽: $q < 0$

$$q \text{ 线方程 过点 } f(x_F, x_F) \text{ 的直线: } y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_F}{q-1}$$

$$E_{mV} = \frac{\text{汽相实际增浓程度}}{\text{汽相理论增浓程度}} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$$

$$E_{mL} = \frac{\text{液相实际减浓程度}}{\text{液相理论减浓程度}} = \frac{X_{n-1} - X_n}{X_{n-1} - X_n^*}$$

1、漏液 2、液沫夹带 3、液泛 4、气泡夹带 5、塔板上的液面落差 6、塔板上液体的返混 7、气体通过塔板的压降 8、液体停留时间

漏液：一定存在，不可避免。 严重漏液：不允许，是塔的不良操作现象之一。

不良后果：降低板效，严重时使板上不能积液。/产生的原因：气速过小，或液体分布严重不均

液沫夹带：降低板效，严重时使板上不能积液。过量液沫夹带-不允许，是塔的不良操作现象之一。

不良后果 1 降低板效 2 将不挥发性物质逐板送至塔顶造成产品污染 3 严重时造成液泛
产生的原因： 气体输送夹带、飞溅夹带。

液泛（淹塔）----不允许，是塔的不良操作现象之一

不良后果:塔压力降急剧增大、板效急剧减小降液管被液体充满产生的原因:

(1)气体流量过大，产生了过量的液沫夹带

(2)液体负荷过大，降液管的截面积不够，

干燥

湿空气中水蒸气含量的表示方法 $H = 0.622 \frac{p_w}{P-p_w} = 0.622 \frac{\varphi p_s}{P-\varphi p_s}$

φ 值愈大，表示空气的吸湿能力越小； $\varphi=1$ 时，饱和： $\varphi = \frac{p_w}{p_s} \times 100\%$

湿比热容 $c_H = c_a + c_w H = 1.01 + 1.88H$

c_a 干空气的比热。 c_w 水气的比热

湿比容 $v_H = (0.773 + 1.244H) \times \frac{273 + t}{273}$

湿空气的焓 $I = (c_{\{a\}} + c_{\{w\}H})t + r_0 H \approx (1.01 + 1.88 H)t + 2492 H$

湿物料性质

湿基含水率 $\omega = \frac{\text{水分质量}}{\text{湿物料的总质量}} \times 100\%$

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

$$\omega = \frac{X}{1+X} \quad X = \frac{\omega}{1-\omega}$$

物料衡算

蒸发的水分量 $W = G_1 - G_2 = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_2} = G_c (X_1 - X_2)$

绝干空气用量 $L = \frac{W}{H_2 - H_1}$

热效率

热效率 $\eta = \frac{\text{蒸发水分所需的热量 } Q_{\text{气化}}}{\text{输入干燥设备的总热量 } Q} \times 100\%$

$$\eta = \frac{W[(2492 + 1.88t_2) - c_l t_{M_1}]}{Q_P + Q_d} \times 100\%$$

$$\eta_{\text{理想}} = \frac{t_1 - t_2}{t_1 - t_0} \times 100\% \quad (\text{等焓干燥过程})$$

吸收

相平衡方程 $y^* = mx$

双膜模型的主要论点如下

①气、液两相间存在着稳定的相界面。

②界面两侧分别存在着气膜和液膜，其外侧是湍流区；两相的传质阻力完全在于通过两层膜的分子扩散，湍流区中的阻力予以忽略。

③溶质穿过相界面的阻力极小，即认为所需的推动力为零；因此，界面上保持两相平衡。

全塔物料衡算 $y^* = mxG_B(Y_b - Y_a) = L_S(X_b - X_a)$

操作线方程 $Y_b = \frac{L_S}{G_B}(X_b - X_a) + Y_a$

最小气液比 $\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{y_b - y_a}{x_b^* - x_a}$

传质单元高度 $H_{OG} = \frac{G}{K_y a}$

$h_0 = H_{OG} \cdot N_{OG}$

吸收因数法 $N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{y_b - y_a^*}{y_a - y_a^*} + S \right]$

对数平均推动力法 $N_{OG} = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_m}$, $\Delta y_m = \frac{\Delta y_b - \Delta y_a}{\ln \frac{\Delta y_b}{\Delta y_a}}$

$N_{OL} = \frac{X_b - X_a}{\Delta X_m}$, $S = \frac{mG}{L}$

回收率 η 为: $\eta = \frac{Y_b - Y_a}{Y_b} = 1 - \frac{Y_a}{Y_b} \approx 1 - \frac{y_a}{y_b}$ (低浓)

精馏

相平衡方程 $y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$

全塔物料衡算 $F = D + W$

$F x_F = D x_D + W x_W$

易挥发组分回收率: $\eta_1 = \frac{D x_D}{F x_F} \times 100\%$

精馏段操作线方程 $y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{D}{V} x_D = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$

$$\text{回流比 } R = \frac{L}{D}。 L = RD。 V = (R + 1)D。 R_{\min} = \frac{x_D - y_e}{y_e - x_e}$$

$$\text{提馏段的操作线方程 } y_{m+1} = \frac{L'}{V'} x_m - \frac{W x_W}{V'}$$

$$L' = V' + W$$

$$L' x_m = V' y_{m+1} + W x_W$$

$$q = \frac{L' - L}{F} = \frac{i_V - i_F}{i_V - i_L}$$

五种进料热状况

过冷液体: $q > 1$ 饱和液体: $q = 1$ 饱和液、汽混合物: $0 < q < 1$ 饱和蒸汽: $q = 0$ 过热蒸汽: $q < 0$

$$q \text{ 线方程 过点 } f(x_F, x_F) \text{ 的直线: } y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_F}{q-1}$$

$$E_{mV} = \frac{\text{汽相实际增浓程度}}{\text{汽相理论增浓程度}} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$$

$$E_{mL} = \frac{\text{液相实际减浓程度}}{\text{液相理论减浓程度}} = \frac{X_{n-1} - X_n}{X_{n-1} - X_n^*}$$

2、漏液 2、液沫夹带 3、液泛 4、气泡夹带 5、塔板上的液面落差 6、塔板上液体的返混 7、气体通过塔板的压降 8、液体停留时间

漏液：一定存在，不可避免。 严重漏液：不允许，是塔的不良操作现象之一。

不良后果：降低板效，严重时使板上不能积液。/产生的原因：气速过小，或液体分布严重不均

液沫夹带：降低板效，严重时使板上不能积液。过量液沫夹带-不允许，是塔的不良操作现象之一。

不良后果 1 降低板效 2 将不挥发性物质逐板送至塔顶造成产品污染 3 严重时造成液泛
产生的原因： 气体输送夹带、飞溅夹带。

液泛（淹塔）----不允许，是塔的不良操作现象之一

不良后果:塔压力降急剧增大、板效急剧减小降液管被液体充满产生的原因:

(1)气体流量过大，产生了过量的液沫夹带

(2)液体负荷过大，降液管的截面积不够，

干燥

湿空气中水蒸气含量的表示方法 $H = 0.622 \frac{p_w}{P-p_w} = 0.622 \frac{\varphi p_s}{P-\varphi p_s}$

φ 值愈大，表示空气的吸湿能力越小； $\varphi=1$ 时，饱和： $\varphi = \frac{p_w}{p_s} \times 100\%$

湿比热容 $c_H = c_a + c_w H = 1.01 + 1.88H$

c_a 干空气的比热。 c_w 水气的比热

湿比容 $v_H = (0.773 + 1.244H) \times \frac{273 + t}{273}$

湿空气的焓 $I = (c_{\{a\}} + c_{\{w\}H})t + r_0 H \approx (1.01 + 1.88H)t + 2492H$

湿物料性质

湿基含水率 $\omega = \frac{\text{水分质量}}{\text{湿物料的总质量}} \times 100\%$

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

$$\omega = \frac{X}{1+X} \quad X = \frac{\omega}{1-\omega}$$

物料衡算

蒸发的水分量 $W = G_1 - G_2 = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_2} = G_c (X_1 - X_2)$

绝干空气用量 $L = \frac{W}{H_2 - H_1}$

热效率

热效率 $\eta = \frac{\text{蒸发水分所需的热量 } Q_{\text{气化}}}{\text{输入干燥设备的总热量 } Q} \times 100\%$

$$\eta = \frac{W[(2492 + 1.88t_2) - c_l t_{M_1}]}{Q_P + Q_d} \times 100\%$$

$$\eta_{\text{理想}} = \frac{t_1 - t_2}{t_1 - t_0} \times 100\% \quad (\text{等焓干燥过程})$$