

气体吸收

5-26. 在 25℃ 下, 用 CO_2 浓度为 0.01kmol/m^3 和 0.05kmol/m^3 的 CO_2 水溶液分别与 CO_2 分压为 50.65kPa 的混合气接触, 操作条件下相平衡关系为 $p_A^*=1.66\times 10^5 x$ (kPa), 试说明上述两种情况下的传质方向, 并用气相分压差和液相摩尔浓度差分别表示两种情况下的传质推动力。

$$\text{解: } x = c_A \frac{M_S}{\rho_S} = 0.01 \times 18 / 1000 = 1.8 \times 10^{-4}$$

$$p_A^* = 1.66 \times 10^5 \times 1.8 \times 10^{-4} = 29.9 \text{ (kPa)}$$

$$p_A = 50.65 \text{ kPa} > p_A^* \text{ 所以传质方向为溶质由气相到液相 (吸收过程)}$$

$$\text{以气相分压差表示的传质推动力为 } \Delta p_A = p_A - p_A^* = 50.65 - 29.9 = 20.8 \text{ kPa}$$

与 CO_2 分压为 50.65kPa 的气相呈相平衡的液相摩尔浓度

$$c_A^* = \frac{\rho_S}{M_S} \frac{p_A}{E} = \frac{1000 \times 50.65}{18 \times 1.66 \times 10^5} = 0.017 \text{ kmol/m}^3$$

以液相摩尔浓度差表示的传质推动力为

$$\Delta c_A = c_A^* - c_A = 0.017 - 0.01 = 0.007 \text{ kmol/m}^3$$

$$x' = c_A' \frac{M_S}{\rho_S} = 0.05 \times 18 / 1000 = 9.0 \times 10^{-4}$$

$$p_A'^* = 1.66 \times 10^5 \times 9.0 \times 10^{-4} = 149.4 \text{ (kPa)}$$

$$p_A = 50.65 \text{ kPa} < p_A'^* \text{ 所以传质方向为溶质由液相到气相 (解吸过程)}$$

$$\text{以气相分压差表示的传质推动力为 } \Delta p_A = p_A'^* - p_A = 149.4 - 50.65 = 98.8 \text{ kPa}$$

以液相摩尔浓度差表示的传质推动力为

$$\Delta c_A = c_A - c_A^* = 0.05 - 0.017 = 0.033 \text{ kmol/m}^3$$

5-27. 在一填料塔内用清水逆流吸收某二元混合气体中的溶质 A。已知进塔气体中溶质的浓度为 0.03 (摩尔比, 下同), 出塔液体浓度为 0.0003, 总压为 101kPa, 温度为 40℃, 问:

(1) 压力不变, 温度降为 20℃ 时, 塔底推动力 ($Y-Y^*$) 变为原来的多少倍?

(2) 温度不变, 压力达到 202 kPa, 塔底推动力 ($Y-Y^*$) 变为原来的多少倍?

已知: 总压为 101kPa, 温度为 40℃ 时, 物系气液相平衡关系为 $Y^*=50X$ 。总压为 101kPa,

温度为 20℃ 时，物系气液相平衡关系为 $Y^*=20X$ 。

解： 总压为 101kPa，温度为 40℃ 时

$$Y^* = mX = 50 \times 3 \times 10^{-4} = 0.015$$

$$\text{所以 } (Y - Y^*)_1 = 0.03 - 0.015 = 0.015$$

(1) 压力不变，温度降为 20℃ 时

$$Y^* = m'X = 20 \times 3 \times 10^{-4} = 0.006$$

$$\text{所以 } (Y - Y^*)_2 = 0.03 - 0.006 = 0.024$$

$$\frac{(Y - Y^*)_2}{(Y - Y^*)_1} = \frac{0.024}{0.015} = 1.6 \text{ 倍}$$

(2) 压力达到 202 kPa，温度为 40℃

$$m'' = \frac{P_1}{P_2} m = \frac{1}{2} \times 50 = 25$$

$$Y^* = m''X = 25 \times 3 \times 10^{-4} = 0.0075$$

$$\text{所以 } (Y - Y^*)_2 = 0.03 - 0.0075 = 0.0225$$

$$\frac{(Y - Y^*)_2}{(Y - Y^*)_1} = \frac{0.0225}{0.015} = 1.5 \text{ 倍}$$

5-28. 在一填料塔中进行吸收操作，原操作条件下， $k_y a = k_x a = 0.026 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$ ，已知液相体积传质系数 $k_x a \propto L^{0.66}$ 。试分别对 $m=0.1$ 及 $m=5.0$ 两种情况，计算当液体流量增加一倍时，总传质阻力减少的百分数。

解：

(1) $m=0.1$ 时

$$\frac{1}{K_x a} = \frac{1}{k_x a} + \frac{1}{m k_y a} = \frac{1}{0.026} + \frac{1}{0.1 \times 0.026} = 423.08 (\text{m}^3 \cdot \text{s})/\text{kmol}$$

$L' = 2L$ 时

$$k'_x a = \left(\frac{L'}{L} \right)^{0.66} k_x a = 2^{0.66} \times 0.026 = 0.0411 \text{ kmol/(m}^3 \cdot \text{s)}$$

$$\frac{1}{K'_x a} = \frac{1}{k'_x a} + \frac{1}{m k_y a} = \frac{1}{0.0411} + \frac{1}{0.1 \times 0.026} = 408.95 (\text{m}^3 \cdot \text{s})/\text{kmol}$$

所以，阻力减少：

$$\frac{\frac{1}{K_X a} - \frac{1}{K_X' a}}{\frac{1}{K_X a}} = \frac{423.08 - 408.95}{423.08} = 3.34\%$$

(2) $m=5$ 时

$$\frac{1}{K_X a} = \frac{1}{k_X a} + \frac{1}{m k_Y a} = \frac{1}{0.026} + \frac{1}{5 \times 0.026} = 46.15 (\text{m}^3 \cdot \text{s}) / \text{kmol}$$

$L' = 2L$ 时

$$k_X' a = \left(\frac{L'}{L} \right)^{0.66} k_X a = 2^{0.66} \times 0.026 = 0.041 \text{ kmol} / (\text{m}^3 \cdot \text{s})$$

$$\frac{1}{K_X' a} = \frac{1}{k_X' a} + \frac{1}{m k_Y a} = \frac{1}{0.0411} + \frac{1}{5 \times 0.026} = 32.02 (\text{m}^3 \cdot \text{s}) / \text{kmol}$$

所以, 阻力减少:

$$\frac{\frac{1}{K_X a} - \frac{1}{K_X' a}}{\frac{1}{K_X a}} = \frac{46.15 - 32.02}{46.15} = 30.6\%$$

5-29. 用清水在填料吸收塔中逆流吸收含有溶质 A 的气体混合物。进塔气体浓度为 0.05 (摩尔分率), 在操作条件下相平衡关系为 $Y^* = 5X$, 试分别计算液气比为 6、5 和 4 时, 出塔气体的极限浓度和液体出口浓度。

解 (1) $\frac{L}{V} = 6 > m$, 当填料层高度为无穷时, 操作线 ab 与平衡线交于塔顶。

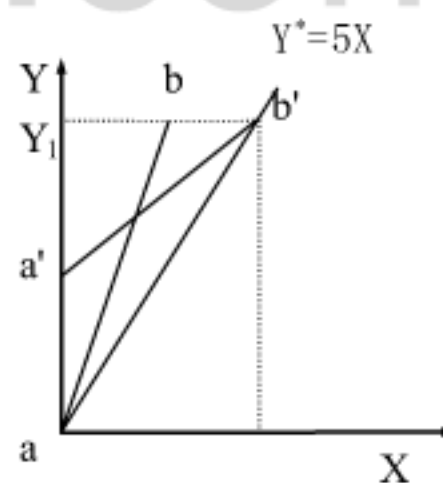
$$\therefore Y_{2,\min} = mX_2 = 0$$

由物料衡算:

$$X_1 = X_2 + \frac{V}{L}(Y_1 - Y_{2,\min})$$

$$\text{其中 } Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.05}{1 - 0.05} = 0.0526$$

$$X_1 = \frac{0.0526}{6} = 0.0088$$



习题 5-29 附图

(2) $\frac{L}{V} = 5 = m$, 操作线 ab 与平衡线重叠

$$\therefore Y_{2,\min} = mX_2 = 0,$$

$$\therefore X_{1,\max} = \frac{Y_1}{m} = \frac{0.0526}{5} = 0.0105$$

(3) $\frac{L}{V} = 4 < m$, 操作线 $a'b'$ 与平衡线交于塔底。

$$\therefore X_{1,\max} = \frac{Y_1}{m} = \frac{0.0526}{5} = 0.0105$$

由物料衡算:

$$Y_{2,\min} = Y_1 - \frac{L}{V}(X_{1,\max} - X_2) = 0.0526 - 4 \times 0.0105 = 0.0106$$

5-30. 在填料塔中用清水吸收混合气体中的溶质, 混合气中溶质的初始组成为 0.05 (摩尔分率), 操作液气比为 3, 在操作条件下, 相平衡关系为 $Y^* = 5X$, 通过计算比较逆流和并流吸收操作时溶质的最大吸收率。

解: (1) 逆流时

$$Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.05}{1-0.05} = 0.0526$$

在塔底达平衡

$$X_1 = \frac{Y_1}{m} = \frac{0.0526}{5} = 0.0105$$

$$Y_2 = Y_1 - \frac{L}{V}(X_1 - X_2) = 0.0526 - 3 \times 0.0105 = 0.0211$$

$$\eta_{\max} = 1 - \frac{Y_2}{Y_1} = 1 - \frac{0.0211}{0.0526} = 60\%$$

(2) 并流时

在塔底达平衡, $Y_1 = 5X_1$

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

$$L \times \frac{Y_1}{5} = V(Y_2 - Y_1)$$

$$\therefore Y_1 = \frac{5}{8} Y_2 = \frac{5}{8} \times 0.0526 = 0.0329$$

$$\eta_{\max} = 1 - \frac{Y_1}{Y_2} = 1 - \frac{0.0329}{0.0526} = 37.5\%$$

逆流时溶质吸收率高

5-31. 在 101.3kPa、35°C 的操作条件下, 在吸收塔中用清水逆流吸收混合气中的溶质 A, 欲将溶质 A 的浓度由 0.02 (摩尔分率, 下同) 降至 0.001, 该系统符合亨利定律, 操作条件下的亨利系数为 5.52×10^4 kPa。若操作时吸收剂用量为最小用量的 1.2 倍,

(1) 试计算操作液气比 L/V 及出塔液相组成 X_1 。

(2) 其它条件不变，操作温度降为 15°C ，此时亨利系数为 $1.2 \times 10^4 \text{ kPa}$ ，定量计算 L/V 及 X_1 如何变化。

解：

(1) 101.3 kPa 、 35°C 下

$$m = \frac{E}{P} = \frac{5.52 \times 10^4}{101.3} = 545$$

$$Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.02}{1-0.02} = 0.0204, \quad Y_2 = \frac{y_2}{1-y_2} = \frac{0.001}{1-0.001} = 0.001$$

$$\therefore \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{\frac{Y_1}{m} - X_2} = \frac{0.0204 - 0.001}{\frac{0.0204}{545}} = 518$$

$$\frac{L}{V} = 1.2 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.2 \times 518 = 622$$

$$\therefore X_1 = X_2 + \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2) = \frac{0.0204 - 0.001}{622} = 3.12 \times 10^{-5}$$

(2) 温度降为 15°C 时

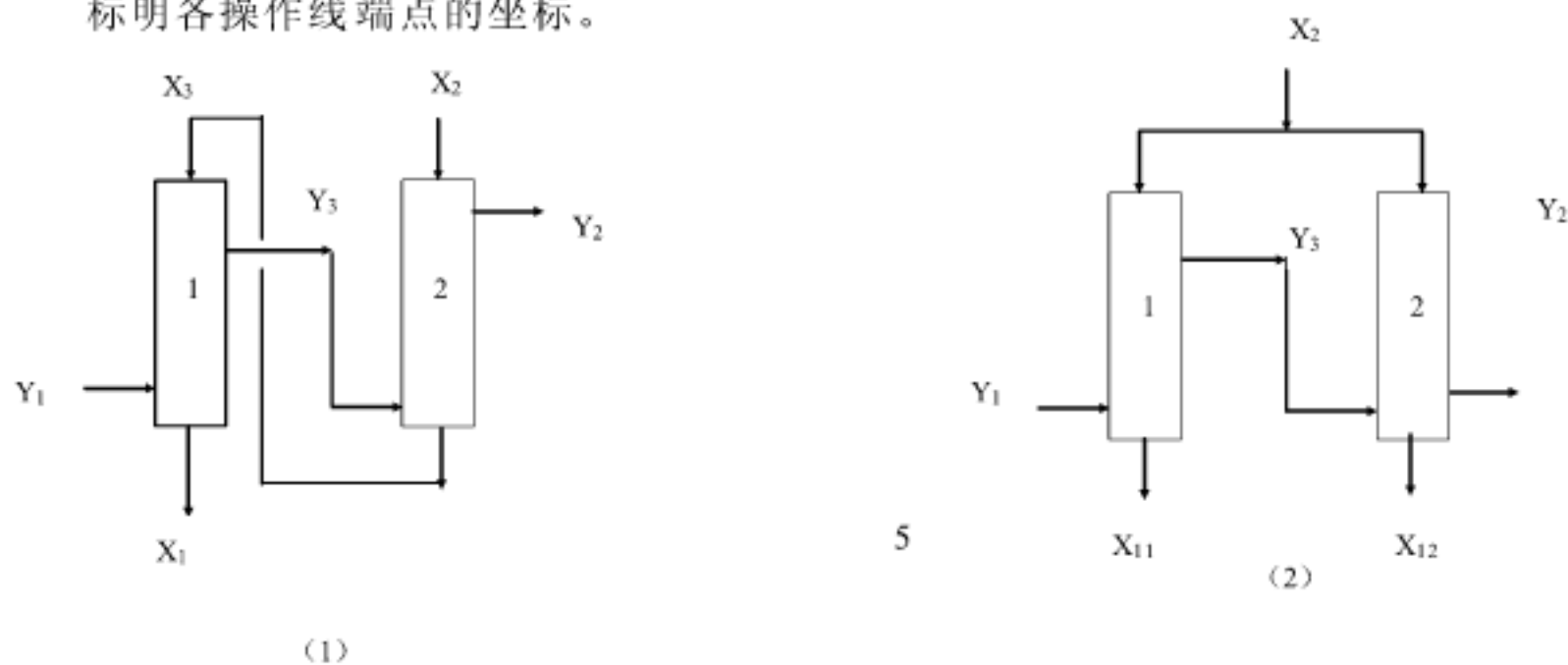
$$m = \frac{E}{P} = \frac{1.2 \times 10^4}{101.3} = 118.5$$

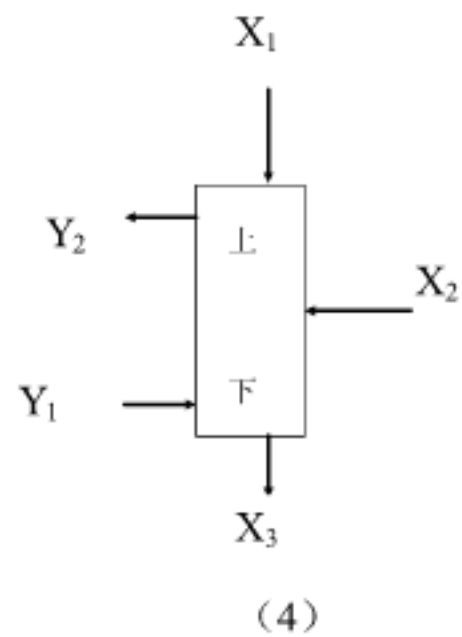
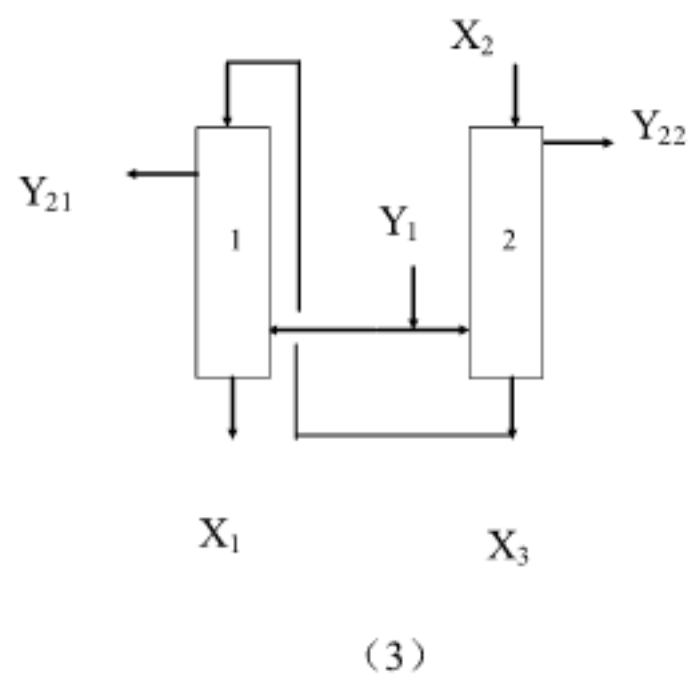
$$\therefore \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{\frac{Y_1}{m} - X_2} = \frac{0.0204 - 0.001}{\frac{0.0204}{118.5}} = 112.7$$

$$\frac{L}{V} = 1.2 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.2 \times 112.7 = 135.2$$

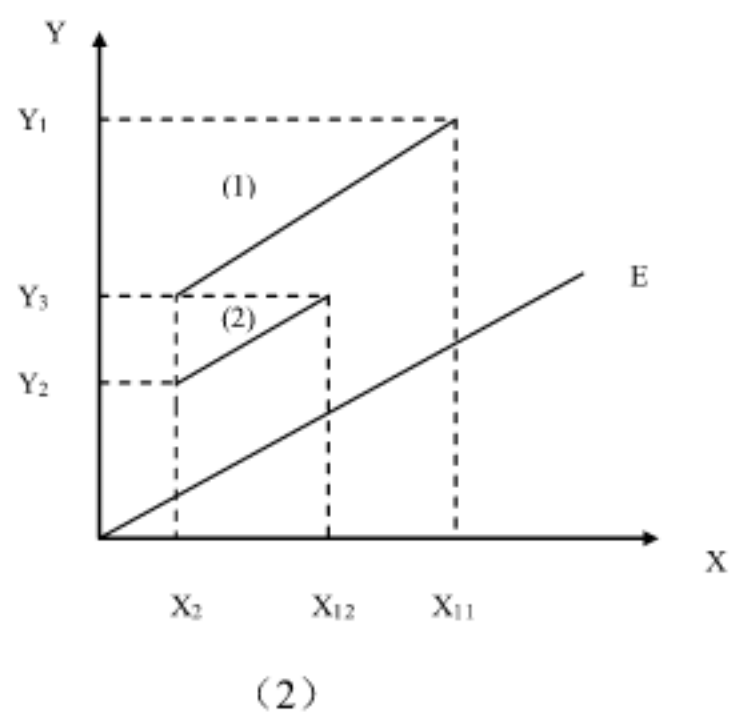
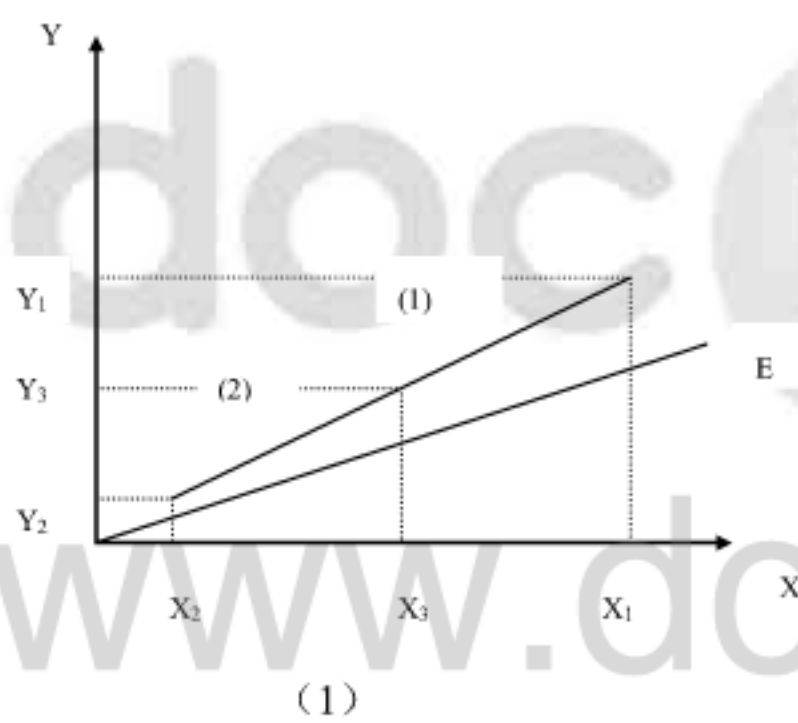
$$\therefore X_1 = X_2 + \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2) = \frac{0.0204 - 0.001}{135.2} = 1.4 \times 10^{-4}$$

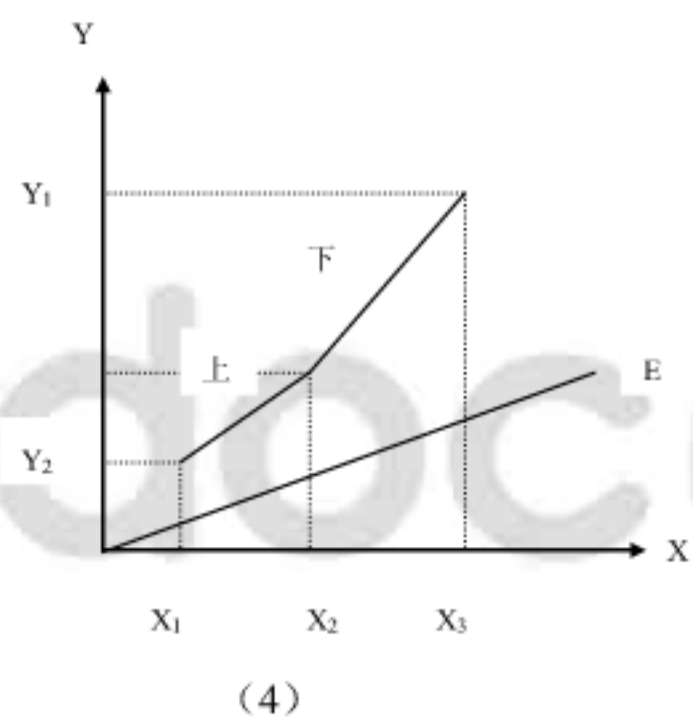
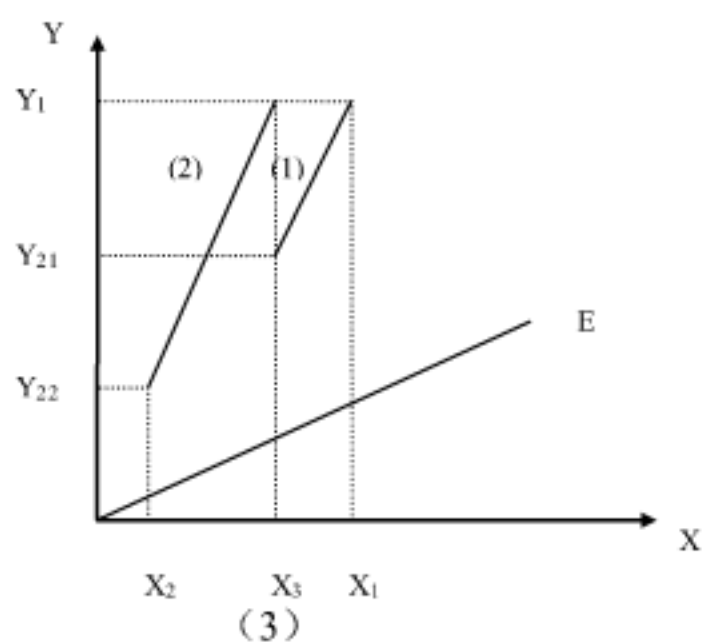
5-32. 下图为低浓度气体吸收的几种流程，气液平衡关系服从亨利定律，试在 $Y-X$ 图上定性画出与各个流程相对应的平衡线和操作线的位置，并用图中表示浓度的符号标明各操作线端点的坐标。





(习题 5-32 附图)





5-33. 用纯溶剂逆流吸收低浓度气体中的溶质，溶质的回收率用 η 表示，操作液气比为最小液气比的 β 倍。相平衡关系为 $Y^*=mX$ ，试以 η 、 β 两个参数表达传质单元数 N_{OG} 。

解：

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

$$\therefore \left(\frac{L}{V}\right) = \beta \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \beta m \eta$$

$$S = \frac{mV}{L} = 1/\beta\eta$$

$$\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} = \frac{Y_1}{Y_2} = \frac{1}{1-\eta}$$

$$\begin{aligned}
 \therefore N_{OG} &= \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right] \\
 &= \frac{1}{1 - \frac{1}{\beta\eta}} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{\beta\eta} \right) \frac{1}{1-\eta} + \frac{1}{\beta\eta} \right] \\
 &= \frac{1}{1 - \frac{1}{\beta\eta}} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{\beta} \right) \frac{1}{1-\eta} \right]
 \end{aligned}$$

5-34. 在逆流操作的填料吸收塔中，用清水吸收某低浓度气体混合物中的可溶组分。

操作条件下，该系统的平衡线与操作线为平行的两条直线。已知气体混合物中惰性组分的摩尔流率为 $90 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{h}$ ，要求回收率达到 90%，气相总体积传质系数 $K_y a$ 为 $0.02 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$ ，求填料层高度。

解： $Y_2 = (1-\eta)Y_1$

$$\therefore \frac{L}{V} = m$$

\therefore 推动力处处相等。

$$\Delta Y_m = \Delta Y_2 = Y_2 - mX_2 = Y_2 = (1-\eta)Y_1$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{Y_1 - (1-\eta)Y_1}{(1-\eta)Y_1} = \frac{\eta}{1-\eta} = \frac{0.9}{1-0.9} = 9$$

$$H_{OG} = \frac{V}{K_y a} = \frac{90/3600}{0.02} = 1.25 \text{ m}$$

$$Z = N_{OG} \times H_{OG} = 9 \times 1.25 = 11.25 \text{ m}$$

5-35. 直径为 800mm 的填料吸收塔内装 6m 高的填料，每小时处理 2000 m^3 (25°C ， 101.3 kPa) 的混合气，混合气中含丙酮 5%，塔顶出口气体中含丙酮 0.263% (均为摩尔分率)。以清水为吸收剂，每千克塔底出口溶液中含丙酮 61.2g。在操作条件下的平衡关系为 $Y^* = 2.0X$ ，试根据以上测得的数据计算气相总体积传质系数 $K_y a$ 。

解：

$$y_1 = 5\%, \quad Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.05}{1-0.05} = 0.0526$$

$$y_2 = 0.263\%, \quad Y_2 = \frac{y_2}{1-y_2} = \frac{0.263 \times 10^{-2}}{1-0.263 \times 10^{-2}} = 2.64 \times 10^{-3}$$

$$X_2 = 0, \quad X_1 = \frac{61.2/58}{1000-61.2} = 0.0202$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - mX_2 = Y_2 = 2.64 \times 10^{-3}$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - mX_1 = 0.0526 - 2 \times 0.0202 = 0.0122$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln\left(\frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}\right)} = \frac{0.0122 - 2.64 \times 10^{-3}}{\ln\left(\frac{0.0122}{2.64 \times 10^{-3}}\right)} = 6.25 \times 10^{-3}$$

$$\therefore N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.0526 - 2.64 \times 10^{-3}}{6.25 \times 10^{-3}} = 7.99$$

$$H_{OG} = \frac{z}{N_{OG}} = \frac{6}{7.99} = 0.75 \text{ m}$$

$$\text{而 } V = \frac{2000 \times 101.3 \times (1 - 0.05)}{8.314 \times 298 \times 0.785 \times 0.8^2} = 154.74 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

$$H_{OG} = \frac{V}{K_y a}$$

$$K_y a = \frac{V}{H_{OG}} = \frac{154.74}{0.751} = 206.05 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$$

5-36. 体积流量为 $200 \text{ m}^3/\text{h}$ (18°C 、 101.3 kPa) 的空气-氨混合物，用清水逆流吸收其中的氨，欲使氨含量由 5% 下降到 0.04% (均为体积百分数)。出塔氨水组成为其最大组成的 80%。今有一填料塔，塔径为 0.3m，填料层高 5m，操作条件下的相平衡关系为 $Y^* = 1.44X$ ，问该塔是否合用？ $K_y a$ 可用下式计算：

$$K_y a = 0.0027 m^{0.35} W^{0.36} \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa})$$

m ——气体质量流速， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；

W ——液体质量流速， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

解：

$$y_1 = 5\%, \quad Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.05}{1 - 0.05} = 0.0526$$

$$y_2 = 0.04\%, \quad Y_2 = 0.04\% = 4 \times 10^{-4}$$

$$X_2 = 0, \quad X_1 = 0.8X_1^* = 0.8 \frac{Y_1}{m} = 0.8 \times \frac{0.0526}{1.44} = 0.0292$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - mX_2 = Y_2 = 4 \times 10^{-4}$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - mX_1 = 0.0526 - 1.44 \times 0.0292 = 0.0106$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln\left(\frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}\right)} = \frac{0.0106 - 4 \times 10^{-4}}{\ln\left(\frac{0.0106}{4 \times 10^{-4}}\right)} = 3.11 \times 10^{-3}$$

$$\therefore N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.0526 - 4 \times 10^{-4}}{3.11 \times 10^{-3}} = 16.78$$

混合气体摩尔流率:

$$G = \frac{200 \times 101.3}{8.314 \times (273 + 18) \times 0.785 \times 0.3^2} = 11862 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

混合气体平均分子量:

$$M = 0.05 \times 17 + 0.95 \times 29 = 28.4 \text{ kg/kmol}$$

混合气体质量流速:

$$m = 11862 \times 28.4 = 33688 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

惰性组分摩尔流率:

$$V = G(1 - y_1) = 11862 \times (1 - 0.05) = 11269 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

又 $L(X_1 - X_2) = V(Y_1 - Y_2)$

$$\therefore L = V \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = 11269 \frac{0.0526 - 4 \times 10^{-4}}{0.0292} = 201.45 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

液体质量流速:

$$w = 201.45 \times 18 = 3626.1 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

$$K_G a = 0.0027 m^{0.35} w^{0.36} = 0.0027 \times 33688^{0.35} 36261^{0.36} = 0.886 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa})$$

$$\therefore K_Y a = K_G a \cdot P = 89.75 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$$

$$H_{OG} = \frac{V}{K_Y a \Omega} = \frac{11269}{89.75} = 1.26 \text{ m}$$

$$\therefore z = H_{OG} N_{OG} = 1.26 \times 16.78 = 21.14 \text{ m}$$

$$z_{需} > z_{实} = 5 \text{ m}$$

所以, 该塔不合适。

5-37. 混合气中含 0.1 (摩尔分率, 下同) CO_2 , 其余为空气, 于 20°C 及 2026 kPa 下在填料塔中用清水逆流吸收, 使 CO_2 的浓度降到 0.5%。已知混合气的处理量为 $2240 \text{ m}^3/\text{h}$ (标准状态下), 溶液出口浓度为 0.0006, 亨利系数 E 为 200 MPa , 液相总体积传质系数 $K_L a$ 为 $50 \text{ m}^3/\text{h}$, 塔径为 1.5 m 。试求每小时的用水量 (kg/h) 及所需填料层的高度。

解:

$$Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.1}{1-0.1} = 0.111, \quad X_1 = \frac{x_1}{1-x_1} = \frac{0.0006}{1-0.0006} = 0.0006$$

$$y_2 = 0.5\%, \quad Y_2 = \frac{0.5\%}{1-0.5\%} = 0.503\% = 5.03 \times 10^{-3}$$

$$\frac{L}{V} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0.111 - 5.03 \times 10^{-3}}{0.0006} = 176.6$$

$$\text{而 } V = \frac{2240(1-0.1)}{0.785 \times 1.5^2 \times 22.4} = 50.96 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

$$L = 176.6 \times 50.96 = 8999.54 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

液体流量

$$L = 8999.54 \times 0.785 \times 1.5^2 = 15895.4 \text{ kmol}/\text{h} = 15895.4 \times 18 = 286117.2 \text{ kg}/\text{h} = 286.117 \text{ t}/\text{h}$$

$$\text{相平衡常数 } m = \frac{E}{p} = \frac{200 \times 10^3}{2026} = 98.7$$

$$\Delta X_1 = X_1^* - X_1 = \frac{Y_1}{m} - X_1 = \frac{0.111}{98.7} - 0.0006 = 5.247 \times 10^{-4}$$

$$\Delta X_2 = X_2^* - X_2 = \frac{Y_2}{m} - X_2 = \frac{5.03 \times 10^{-3}}{98.7} = 5.097 \times 10^{-5}$$

$$\Delta X_m = \frac{\Delta X_1 - \Delta X_2}{\ln\left(\frac{\Delta X_1}{\Delta X_2}\right)} = \frac{5.247 \times 10^{-4} - 5.097 \times 10^{-5}}{\ln\left(\frac{5.247 \times 10^{-4}}{5.097 \times 10^{-5}}\right)} = 2.032 \times 10^{-4}$$

$$N_{OL} = \frac{X_1 - X_2}{\Delta X_m} = \frac{0.0006 - 0}{2.032 \times 10^{-4}} = 2.95$$

$$\text{又 } K_X a = C \cdot K_L a = \frac{\rho_s}{M_s} \cdot K_L a = \frac{1000}{18} \cdot 50 = 2778 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$$

$$H_{OL} = \frac{L}{K_X a \Omega} = \frac{8999.54}{2778} = 3.24 \text{ m}$$

$$\therefore z = H_{OL} N_{OL} = 3.24 \times 2.95 = 9.56 \text{ m}$$

5-38. 有一常压吸收塔, 塔截面为 0.5 m^2 , 填料层高为 3 m , 用清水逆流吸收混合气中的丙酮 (丙酮的分子量为 $58 \text{ kg}/\text{kmol}$)。丙酮含量为 0.05 (摩尔比, 下同), 混合气中惰性气体的流量为 $1120 \text{ m}^3/\text{h}$ (标准状态)。已知在液气比为 3 的条件下, 出塔气体中丙酮含量为 0.005 , 操作条件下的平衡关系为 $Y^* = 2X$ 。试求:

- (1) 出塔液中丙酮的质量分率;
- (2) 气相总体积传质系数 $K_Y a (\text{kmol}/\text{m}^3 \cdot \text{s})$

(3) 若填料塔填料层增高 3m, 其它操作条件不变, 问此吸收塔的吸收率为多大?

解:

$$(1) \quad \frac{L}{V} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1}$$

$$\therefore X_1 = \frac{Y_1 - Y_2}{L/V} = \frac{0.05 - 0.005}{3} = 0.015$$

$$w = \frac{x_1 M_1}{x_1 M_1 + (1 - x_1) M_2} = \frac{0.015 \times 58}{58 \times 0.015 + 0.985 \times 18} = 0.0468$$

$$(2) \quad V = 1120 / (22.4 \times 3600 \times 0.5) = 0.0278 \text{ kmol/m}^2 \text{ s}$$

$$S = m / (L/V) = 2/3 = 0.667$$

$$(Y_1 - mX_2) / (Y_2 - mX_2) = Y_1 / Y_2 = 0.05 / 0.005 = 10$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right] = \frac{1}{0.333} \ln [0.333 \times 10 + 0.667] = 4.16$$

$$H_{OG} = z / N_{OG} = 3 / 4.16 = 0.72 \text{ m}$$

$$K_Y a = V / H_{OG} = 0.0278 / 0.72 = 0.0386 \text{ kmol/(m}^3 \cdot \text{s)}$$

$$(3) \quad z' = 3 + 3 = 6 \text{ m}$$

$$S, H_{OG} \text{ 不变, } \therefore N'_{OG} = \frac{z'}{H_{OG}} = \frac{6}{0.721} = 8.32$$

$$\therefore N'_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1}{Y'_2} + S \right]$$

$$\text{解得: } Y'_2 = 0.00109$$

$$\eta' = \frac{Y_1 - Y'_2}{Y_1} = \frac{0.05 - 0.00109}{0.05} = 0.978$$

5-39. 在逆流操作的填料吸收塔中, 用清水吸收含氨 0.05 (摩尔比) 的空气—氨混合气中的氨。已知混合气中空气的流量为 $2000 \text{ m}^3/\text{h}$ (标准状态), 气体空塔气速为 1 m/s (标准状态), 操作条件下, 平衡关系为 $Y^* = 1.2X$, 气相总体积传质系数 $K_Y a = 180 \text{ kmol/m}^3 \text{ h}$, 采用吸收剂用量为最小用量的 1.5 倍, 要求吸收率为 98%。试求:

(1) 溶液出口浓度 x_1 ;

(2) 气相总传质单元高度 H_{OG} 和气相总传质单元数 N_{OG} ;

(3) 若吸收剂改为含氨 0.0015 (摩尔比) 的水溶液, 问能否达到吸收率 98% 的要求, 为

什么?

解: (1) $Y_1 = 0.05$ $Y_2 = 0.05(1-0.98) = 0.001$

$$X_2 = 0 \quad \therefore \frac{Y_1 - Y_2}{X_1} = 1.5 \frac{Y_1}{m}$$

$$\therefore X_1 = \frac{Y_1}{1.5} = \frac{0.05/1.2}{1.5} = 0.0278, \quad x_1 = \frac{X_1}{1+X_1} = \frac{0.0278}{1+0.0278} = 0.0270$$

$$(2) \quad \Delta Y_1 = Y_1 - mX_1 = 0.05 - 1.2 \times 0.0278 = 0.0166$$

$$\Delta Y_2 = 0.001$$

$$\Delta Y_m = \frac{0.0166 - 0.001}{\ln \frac{0.0166}{0.001}} = 0.0056$$

$$N_{OG} = \frac{0.05 - 0.001}{0.0056} = 8.75$$

$$H_{OG} = \frac{2000/22.4}{180 \times \frac{2000}{3600 \times 1}} = 0.89m$$

$$(3) \quad \frac{L}{V} = \frac{0.05 - 0.001}{0.0278} = 1.76 > m$$

$$\therefore \eta_{\max} = \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_1} = \frac{0.05 - 1.2 \times 0.0015}{0.05} = 96.4\%$$

$\therefore \eta$ 不可能达到 98%

5-40. 在一充有 25mm 阶梯环的填料塔中, 用清水吸收混合气体中的 NH_3 。吸收塔在 20°C 及 101.3kPa (绝压) 的条件下逆流操作, 气液相平衡关系为 $Y^* = 0.752X$ 。已知混合气流率为 $0.045\text{kmol/m}^2 \cdot \text{s}$, NH_3 入塔浓度为 0.05 (摩尔分率), 吸收率为 99%, 操作液气比为最小液气比的 1.5 倍, 填料层高度为 8.75m, 试求:

(1) 气相总体积传质系数 $K_Y a$;

(2) 塔底截面处 NH_3 吸收的体积传质速率 $N_A a$ 。

解:

$$\begin{aligned} (1) \quad \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} &= \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} \\ &= \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1 / m} \\ &= m\eta \\ &= 0.752 \times 0.99 = 0.744 \end{aligned}$$

$$\frac{L}{V} = 1.5 \times 0.744 = 1.116$$

$$S = \frac{m}{L/V} = \frac{0.752}{1.116} = 0.674$$

$$\text{由 } N_{OG} = \frac{1}{1-0.674} \ln[(1-0.674) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S]$$

$$\text{因为 } X_2=0 \text{ 且 } \frac{Y_1}{Y_2} = \frac{1}{1-\eta}$$

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \frac{1}{1-S} \ln[(1-S) \frac{1}{1-\eta} + S] \\ &= \frac{1}{1-0.674} \ln[(1-0.674) \frac{1}{1-0.99} + 0.674] \\ &= 10.75 \end{aligned}$$

$$\text{又因 } Z = H_{OG} N_{OG} = \frac{V}{K_Y a} N_{OG}$$

$$\begin{aligned} \text{得 } K_Y a &= \frac{V}{Z} N_{OG} \\ &= \frac{0.045}{8.75} \times 10.75 = 0.0553 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s} \end{aligned}$$

2) N_{Aa} (全塔衡算, 总传质速率方程)

$$\begin{aligned} \text{由 } \frac{L}{V} &= \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} \\ 1.116 &= \frac{Y_1 - Y_2}{X_1} = \frac{Y_1 \eta}{X_1} = \frac{0.05 \times 0.99}{X_1} \end{aligned}$$

$$\text{得 } X_1 = 0.0444,$$

$$\begin{aligned} N_{Aa} &= K_Y a (Y_1 - Y_1^*) \\ &= 0.0553 (0.05 - 0.752 \times 0.0444) \\ &= 9.19 \times 10^{-4} \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s} \end{aligned}$$

5-41. 在常压逆流连续操作的吸收塔中用清水吸收混合气中的 A 组分。混合气中惰性气体的流率为 30 kmol/h , 入塔时 A 组分的浓度为 0.08 (摩尔比), 要求吸收率为 87.5% , 相平衡关系为 $Y^* = 2X$, 设计液气比为最小液气比的 1.43 倍, 气相总体积传质系数 $K_Y a = 0.0186 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$, 且 $K_Y a \propto V^{0.8}$, 取塔径为 1 m , 试计算:

(1) 所需填料层高度为多少?

(2) 设计成的吸收塔用于实际操作时, 采用 10% 吸收液再循环流程, 即 $L_R = 0.1 L$,

新鲜吸收剂用量及其它入塔条件不变, 问吸收率为多少?

解:

$$(1) \quad V = \frac{30}{3600 \times 0.785 \times 1^2} = 0.0106 \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)}$$

$$H_{OG} = \frac{V}{K_Y a} = \frac{0.0106}{0.0186} = 0.57\text{m}$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1/m} = m\eta = 2 \times 0.875 = 1.75$$

$$\left(\frac{L}{V}\right) = 1.43 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.43 \times 1.75 = 2.50$$

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{2}{2.5} = 0.8$$

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right] \\ &= \frac{1}{1-0.8} \ln \left[(1-0.8) \frac{1}{1-0.875} + 0.8 \right] \\ &= 4.38 \end{aligned}$$

$$\therefore z = H_{OG} N_{OG} = 0.57 \times 4.38 = 2.50\text{m}$$

(2) 吸收液再循环

此时吸收剂入口浓度:

$$X_2' = \frac{LX_2 + L_R X_1'}{L + L_R} = \frac{0.1X_1'}{1.1} = \frac{1}{11} X_1'$$

因为 $K_Y a \propto V^{0.8}$, V 不变, 所以 $K_Y a$ 不变, 即 $H_{OG} = \frac{V}{K_Y a}$ 不变

$$N_{OG} = \frac{z}{H_{OG}} \text{ 不变}$$

$$\text{此时 } S' = \frac{mV}{L'} = \frac{mV}{1.1L} = \frac{0.8}{1.1} = 0.727$$

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

$$4.38 = \frac{1}{1-0.727} \ln \left[(1-0.727) \frac{0.08 - \frac{2}{11} X_1'}{Y_2' - \frac{2}{11} X_1'} + 0.727 \right]$$

$$9.437 = \frac{0.08 - \frac{2}{11} X_1'}{Y_2' - \frac{2}{11} X_1'}$$

$$9.437Y_2' - 1.534X_1' = 0.08 \quad (1)$$

由物料衡算:

$$L(X_1' - X_2) = V(Y_1 - Y_2')$$

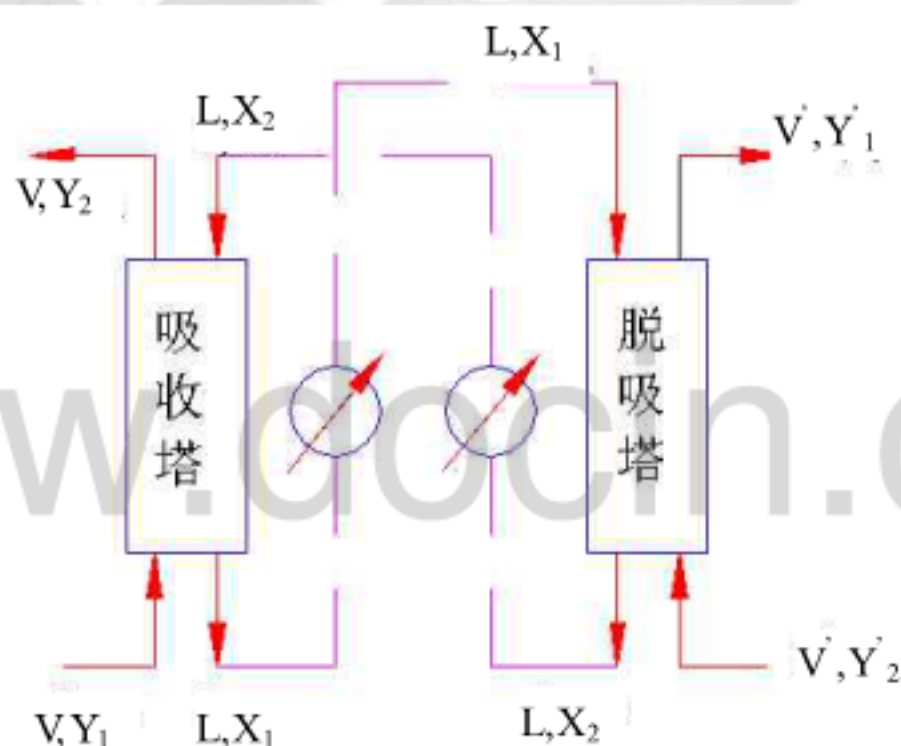
$$X_1' = X_2 + \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2') = \frac{1}{2.5}(0.08 - Y_2')$$

$$X_1' = 0.032 - 0.4Y_2' \quad (2)$$

将式(2)代入式(1)，解之： $X_1' = 0.0269$, $Y_2' = 0.0128$

$$\eta' = \frac{Y_1 - Y_2'}{Y_1} \times 100\% = 1 - \frac{0.0128}{0.08} = 84\%$$

5-42. 含苯 1.96%（体积）的煤气用平均摩尔质量为 260kg/kmol 的洗油在一填料塔中逆流吸收，以回收其中 95%的苯，煤气流率为 1200kmol/h，塔顶进入的洗油中含苯 0.5%（摩尔分率），洗油用量为最小用量的 1.3 倍，吸收塔在 101.3kPa、27℃ 下操作，此时平衡关系为 $Y^* = 0.125X$ 。从吸收塔塔底引出的富油经加热后送入解吸塔顶，塔底通入水蒸汽，使苯从洗油中解吸出来，脱苯后的洗油冷却后送回吸收塔塔顶。水蒸气用量为最小用量的 1.2 倍，解吸塔在 101.3kPa、120℃ 下操作，气液平衡关系为 $Y^* = 3.16X$ 。求洗油的循环用量和水蒸汽用量（kg/h）。



(1) 吸收塔

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.0196}{1 - 0.0196} = 0.02, \quad X_2 = \frac{x_2}{1 - x_2} = \frac{0.005}{1 - 0.005} = 0.005$$

$$Y_2 = (1 - \eta)Y_1 = (1 - 0.95) \times 0.02 = 0.001$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1/m - X_2} = \frac{0.02 - 0.001}{0.02/0.125 - 0.005} = 0.123$$

$$\left(\frac{L}{V}\right) = 1.3 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.3 \times 0.123 = 0.159$$

洗油用量：

$$L = 0.159V = 0.159 \times 1200 = 191.28 \text{ kmol/h} = 191.28 \times 260 = 49732.8 \text{ kg/h}$$

吸收剂（洗油）出塔浓度

$$X_1 = X_2 + \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2) = 0.005 + \frac{1}{0.159}(0.02 - 0.001) = 0.124$$

(2) 解吸塔

$$\left(\frac{V'}{L}\right)_{\min} = \frac{X_1 - X_2}{Y_1^* - Y_2'} = \frac{X_1 - X_2}{mX_1 - Y_2'} = \frac{0.124 - 0.005}{3.16 \times 0.124 - 0} = 0.304$$

$$\left(\frac{V'}{L}\right) = 1.2 \left(\frac{V'}{L}\right)_{\min} = 1.2 \times 0.304 = 0.364$$

水蒸汽用量:

$$V' = 0.364L = 0.364 \times 191.28 = 69.70 \text{ kmol/h} = 69.70 \times 18 = 1254.6 \text{ kg/h}$$

5-43. 用一填料层高度为 3m 的吸收塔, 从含氨 6% (体积分率) 的空气中回收 99% 的氨。

混合气体的质量流率为 $620 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$, 吸收剂为清水, 其质量流率为 $900 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$ 。

在操作压力 101.3 kPa 、温度 20°C 下, 相平衡关系为 $Y^* = 0.9X$ 。体积传质系数 $k_a a$

与气相质量流率的 0.7 次方成正比。吸收过程为气膜控制, 气液逆流流动。试计

算当操作条件分别做下列改变时, 填料层高度应如何改变才能保持原来的吸收率:

(1) 操作压力增大一倍;

(2) 液体流率增大一倍;

(3) 气体流率增大一倍。

解:

原工况:

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.06}{1 - 0.06} = 0.0638$$

$$Y_2 = (1 - \eta)Y_1 = 0.01 \times 0.0638 = 6.38 \times 10^{-4}$$

水的摩尔流率:

$$L = \frac{900}{18} = 50 \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

混合气体平均分子量:

$$M = 0.06 \times 17 + 0.94 \times 29 = 28.28 \text{ kg/kmol}$$

$$V = \frac{620}{28.28} (1 - 0.06) = 20.61 \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{0.9 \times 20.61}{50} = 0.371$$

$$\begin{aligned}
 N_{OG} &= \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right] \\
 &= \frac{1}{1-0.371} \ln [(1-0.371) \times 100 + 0.371] \\
 &= 6.594
 \end{aligned}$$

$$\therefore H_{OG} = \frac{z}{N_{OG}} = \frac{3}{6.594} = 0.455 \text{m}$$

(1) 压力增大一倍

因为 $k_G a \propto D \propto p^{-1}$ ，而 $K_Y a \approx k_Y a = k_G a \cdot p$

所以压力增大一倍， $K_Y a$ 不变， H_{OG} 不变

$$\text{而 } m' = \frac{p}{p'} m = \frac{1}{2} \times 0.9 = 0.45$$

$$S' = \frac{m'V}{L} = \frac{1}{2} S = 0.186$$

$$\begin{aligned}
 N'_{OG} &= \frac{1}{1-S'} \ln \left[(1-S') \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S' \right] \\
 &= \frac{1}{1-0.186} \ln [(1-0.186) \times 100 + 0.186] \\
 &= 5.405
 \end{aligned}$$

$$\therefore z' = H_{OG} N'_{OG} = 0.455 \times 5.405 = 2.46 \text{m}$$

(2) 液体流率增大一倍

$$S' = \frac{mV}{L'} = \frac{1}{2} S = 0.186, \quad N'_{OG} = 5.405$$

气膜控制， $K_Y a$ 不变， H_{OG} 不变

$$\therefore z' = H_{OG} N'_{OG} = 0.455 \times 5.405 = 2.46 \text{m}$$

(3) 气体流率增大一倍

$$S' = \frac{mV'}{L} = 2S = 0.742$$

$$N'_{OG} = \frac{1}{1-0.742} \ln [(1-0.742) \times 100 + 0.742] = 12.708$$

$$\therefore K_G a \approx k_G a \propto V^{0.7}$$

$$\therefore K_Y a = PK_G a \propto V^{0.7}$$

$$H_{OG} = \frac{V}{K_Y a} \propto V^{0.3}$$

$$\therefore H'_{OG} = H_{OG} \left(\frac{V'}{V} \right)^{0.3} = 0.455 \times 2^{0.3} = 0.56 \text{m}$$

$$\therefore Z' = H'_{OG} N'_{OG} = 0.56 \times 12.708 = 7.12 \text{m}$$

5-44. 在填料层高度为 4m 的常压填料塔中, 用清水吸收混合气中的可溶组分。已测得如下数据: 混合气可溶组分入塔组成为 0.02, 排出吸收液的浓度为 0.008 (以上均为摩尔比), 吸收率为 0.8, 并已知此吸收过程为气膜控制, 气液平衡关系为 $Y^* = 1.5X$ 。

(1) 计算该塔的 H_{OG} 和 N_{OG} ;

(2) 操作液气比为最小液气比的倍数;

(3) 若法定的气体排放浓度必须 ≤ 0.002 , 可采取哪些可行的措施? 并任选其中之一进行计算, 求出需改变参数的具体数值;

(4) 定性画出改动前后的平衡线和操作线。

解:

(1)

$$Y_2 = (1 - \eta)Y_1 = (1 - 0.8) \times 0.02 = 0.004$$

$$\frac{L}{V} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0.02 - 0.004}{0.008} = 2$$

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{1.5}{2} = 0.75$$

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right] \\ &= \frac{1}{1-0.75} \ln \left[(1-0.75) \frac{0.02}{0.004} + 0.75 \right] \\ &= 2.773 \end{aligned}$$

$$\therefore H_{OG} = \frac{z}{N_{OG}} = \frac{4}{2.773} = 1.442 \text{m}$$

(2)

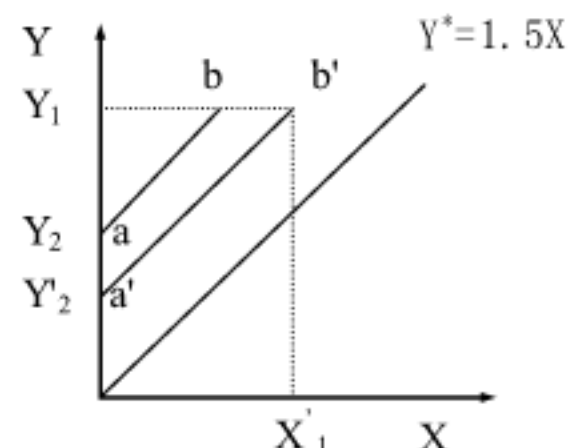
$$\left(\frac{L}{V} \right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1/m - X_2} = 1.5 \times 0.8 = 1.2$$

$$\therefore \frac{L/V}{(L/V)_{\min}} = \frac{2}{1.2} = 1.667$$

(3) 可采取的措施:

a. 增加填料层高度

$$H_{OG} = \frac{V}{K_Y a} \text{ 不变 (} V \text{ 不变, 气膜控制 } K_Y a \text{ 不变)}$$



原操作线 ab

新操作线 a'b'

$$S = \frac{mV}{L} = 0.75 \text{ 不变}$$

$$\begin{aligned} N'_{OG} &= \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y'_2 - mX_2} + S \right] \\ &= \frac{1}{1-0.75} \ln \left[(1-0.75) \frac{0.02}{0.002} + 0.75 \right] \\ &= 4.715 \end{aligned}$$

$$\therefore z' = H_{OG} N'_{OG} = 1.442 \times 4.715 = 6.80 \text{ m}$$

$$\therefore \frac{\Delta z'}{z} = \frac{2.8}{4} = 70\%$$

b. 增大用水量

因为 V 不变, 气膜控制, 所以 $K_Y a$ 不变, H_{OG} 不变

又 z 不变, 所以 N_{OG} 也不变

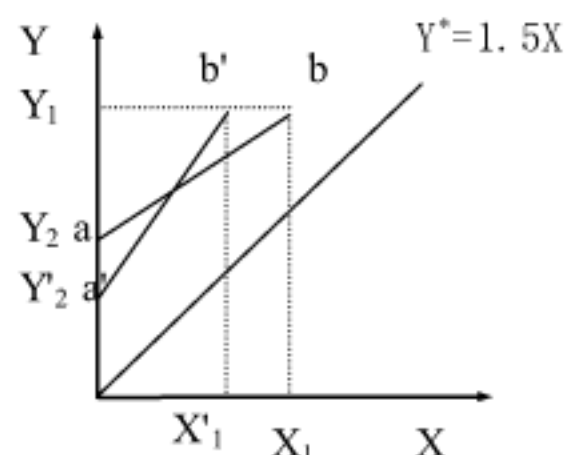
$$\text{即 } N'_{OG} = \frac{1}{1-S'} \ln \left[(1-S') \frac{Y_1 - mX_2}{Y'_2 - mX_2} + S' \right]$$

$$2.773 = \frac{1}{1-S'} \ln \left[(1-S') \frac{0.02}{0.002} + S' \right]$$

试差 $S' = 0.27$

或由 $N_{OG} \sim S \sim \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2}$ 图, 查得 $S' = 0.27$

$$\frac{L'}{L} = \frac{S}{S'} = \frac{0.75}{0.27} = 2.78$$



原操作线 ab

新操作线 a'b'

5-45. 空气和 CCl_4 混合气中含 0.05 (摩尔比, 下同) 的 CCl_4 , 用煤油吸收其中 90% 的 CCl_4 。混合气流率为 $150 \text{ kmol 惰气} / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 吸收剂分两股入塔, 由塔顶加入的一股 CCl_4 组成为 0.004, 另一股在塔中一最佳位置 (溶剂组成与塔内此截面上液相组成相等) 加入, 其组成为 0.014, 两股吸收剂摩尔流率比为 1: 1。在第二股吸收剂入口以上塔内的液气比为 0.5, 气相总传质单元高度为 1m, 在操作条件下相平衡关系为 $Y^* = 0.5X$, 吸收过程可视为气膜控制。试求:

(1) 第二股煤油的最佳入塔位置及填料层总高度;

(2) 若将两股煤油混合后从塔顶加入, 为保持回收率不变, 所需填料层高度为多少?

(3) 示意绘出上述两种情况下的操作线, 并说明由此可得出什么结论?

解:

(1)

$$Y_1 = 0.05$$

$$Y_2 = (1-\eta)Y_1 = 0.05 \times 0.1 = 0.005$$

在上半段进行物料衡算：

$$V(Y_1 - Y_2) = L_1(X_1 - X_{21})$$

因为最佳位置进入，所以 $X_1 = X_{22} = 0.014$

$$\therefore Y_i = Y_2 + \frac{L_1}{V}(X_1 - X_{21}) = 0.005 + 0.5(0.014 - 0.004) = 0.01$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - mX_{21} = 0.005 - 0.5 \times 0.004 = 0.003$$

$$\frac{L_1}{V} = 0.5 = m$$

$$\Delta Y_m = \Delta Y_2 = 0.003$$

$$\therefore N_{OG\uparrow} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.01 - 0.005}{0.003} = 1.667$$

$$H_{OG\uparrow} = 1\text{m}$$

$$\therefore z_{\uparrow} = H_{OG\uparrow} N_{OG\uparrow} = 1.667\text{m}$$

在下半段进行物料衡算：

$$V(Y_1 - Y_i) = L(X_1 - X_{22})$$

$$X_1 = \frac{V}{L}(Y_1 - Y_i) + X_{22} = \frac{1}{0.5 \times 2}(0.05 - 0.01) + 0.014 = 0.054$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - mX_1 = 0.05 - 0.5 \times 0.054 = 0.023$$

$$\Delta Y_i = 0.003$$

$$\Delta Y_{m\downarrow} = \frac{0.023 - 0.003}{\ln(0.023/0.003)} = 0.00982$$

$$\therefore N_{OG\downarrow} = \frac{Y_1 - Y_i}{\Delta Y_{m\downarrow}} = \frac{0.05 - 0.01}{0.00982} = 4.073$$

\therefore 气膜控制， V 不变， $K_Y a$ 不变，所以 H_{OG} 不变

$$\therefore z_{\downarrow} = 1 \times 4.073 = 4.073\text{m}$$

$$\therefore z = z_{\uparrow} + z_{\downarrow} = 1.667 + 4.073 = 5.74\text{m}$$

(2) 当两股吸收剂混合进料时

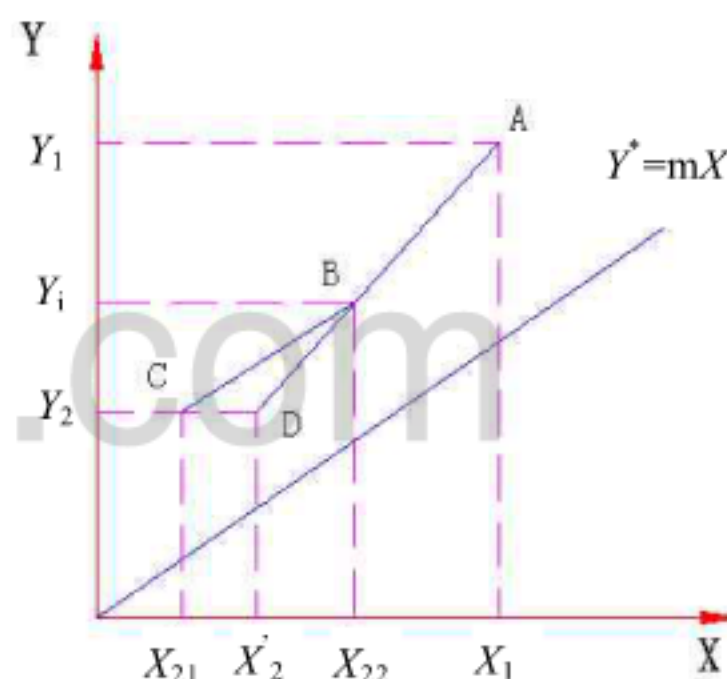
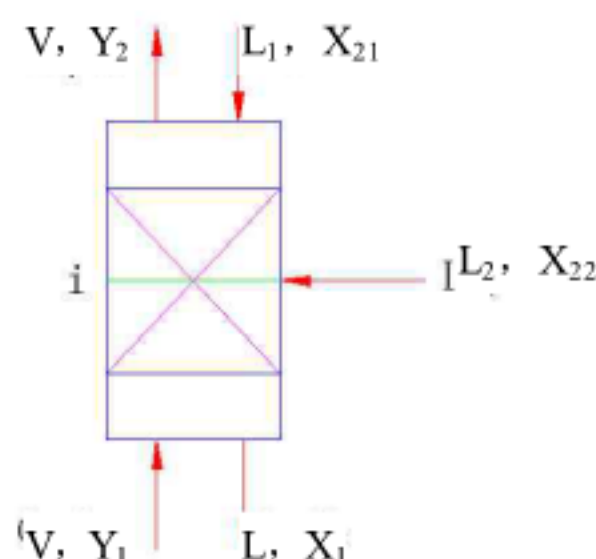
$$X'_2 = \frac{0.014 + 0.004}{2} = 0.009$$

$$\text{出口: } X'_1 = \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2) + X'_2 = \frac{1}{2 \times 0.5}(0.05 - 0.005) + 0.009 = 0.054$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - mX'_2 = 0.005 - 0.5 \times 0.009 = 0.0005$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - mX'_1 = 0.023$$

$$\Delta Y_m = \frac{0.023 - 0.0005}{\ln(0.023/0.0005)} = 0.00588$$



$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.05 - 0.005}{0.00588} = 7.653$$

$$\therefore z = H_{OG} N_{OG} = 7.653m$$

(3) 见图。由此可见，吸收剂混合后进塔，操作线靠近平衡线，传质推动力下降，故所需填料层高度较高。不同浓度的两股吸收剂之间混合与分离的目的是背道而驰的，混合过程降低了吸收过程的推动力，对吸收分离是不利的，增加吸收塔高。

5-46. 逆流吸收-解吸系统，两塔的填料层高度相同。已知吸收塔入塔的气体组成为 0.0196，要求回收率为 95%，入塔液体组成为 0.006（均为摩尔分率）。操作条件下吸收系统的气液平衡关系为 $Y^* = 0.125X$ ，液气比为最小液气比的 1.4 倍，气相总传质单元高度为 0.5m；解吸系统用过热蒸汽吹脱吸收液中的溶质，其气液平衡关系为 $Y^* = 2.5X$ ，汽液比为 0.4，试求：

(1) 吸收塔出塔液体组成；

(2) 吸收塔的填料层高度；

(3) 解吸塔的气相总传质单元高度；

(4) 欲将吸收塔的回收率提高到 96%，应采取哪些措施？（定性分析）

解：

(1)

$$Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.0196}{1-0.0196} = 0.02, X_2 = \frac{x_2}{1-x_2} = \frac{0.006}{1-0.006} = 0.006$$

$$Y_2 = (1-\eta)Y_1 = (1-0.95) \times 0.02 = 0.001$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{0.02 - 0.001}{\frac{0.02}{0.125} - 0.006} = 0.1234$$

$$\left(\frac{L}{V}\right) = 1.4 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.4 \times 0.1234 = 0.1728$$

由全塔物料衡算： $L(X_1 - X_2) = V(Y_1 - Y_2)$

$$X_1 = X_2 + \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2) = 0.006 + \frac{1}{0.1728}(0.02 - 0.001) = 0.116$$

(2) 计算 z

$$\Delta Y_2 = Y_2 - mX_2 = 0.001 - 0.125 \times 0.006 = 0.0003$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - mX_1 = 0.02 - 0.125 \times 0.116 = 0.0055$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln\left(\frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}\right)} = \frac{0.0055 - 0.0003}{\ln\left(\frac{0.0055}{0.0003}\right)} = 1.788 \times 10^{-3}$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.02 - 0.001}{1.788 \times 10^{-3}} = 10.63$$

填料层高度: $z = H_{OG} N_{OG} = 0.5 \times 10.63 = 5.3 \text{ m}$

(3) 解吸塔

物料衡算: $L(X_1 - X_2) = V'(Y_1' - Y_2')$

$$\therefore Y_1' = Y_2' + \frac{L}{V'}(X_1 - X_2) = \frac{1}{0.4}(0.116 - 0.006) = 0.275$$

$$\Delta Y_2' = m'X_2 - Y_2' = 2.5 \times 0.006 = 0.015$$

$$\Delta Y_1' = m'X_1 - Y_1' = 2.5 \times 0.116 - 0.275 = 0.015$$

$$\Delta Y_m' = 0.015$$

$$N_{OG}' = \frac{Y_1' - Y_2'}{\Delta Y_m'} = \frac{0.275}{0.015} = 18.33$$

\therefore 吸收塔与解吸塔填料层高度相同。

$$\therefore H_{OG}' = \frac{z}{N_{OG}'} = \frac{5.31}{18.33} = 0.29 \text{ m}$$

(4) 1) 增大吸收塔内的液气比, 2) 降低吸收剂浓度。

docin 豆丁
www.docin.com

蒸馏

6-31 某二元混合物蒸汽，其中轻、重组分的摩尔分数分别为 0.75 和 0.25，在总压为 300kPa 条件下被冷凝至 40℃，所得的汽、液两相达到平衡。求其汽相摩尔数和液相摩尔数之比。已知轻、重组分在 40℃时的蒸汽压分别为 370kPa 和 120kPa。

解：两相中， $x = \frac{p - p_B^0}{p_A^0 - p_B^0} = \frac{300 - 120}{370 - 120} = 0.720$ $y = \frac{p_A}{p} = \frac{p_A^0}{p} x = \frac{370 \times 0.720}{300} = 0.888$

设汽相摩尔量为 V ，液相摩尔量为 L ，总量为 F ，则

$$F = V + L \quad Fx_F = Vy + Lx$$

由以上两式可得： $\frac{V}{L} = \frac{x_F - x}{y - x_F} = \frac{0.75 - 0.72}{0.888 - 0.75} = 0.217$

事实上，汽液平衡体系中，两相的摩尔量比值服从杠杆定律。

6-32 苯和甲苯组成的理想溶液送入精馏塔中进行分离，进料状态为汽液共存，其两相组成分别如下： $x_F = 0.5077$ ， $y_F = 0.7201$ 。用于计算苯和甲苯的蒸汽压方程如下：

$$\lg p_A^0 = 6.031 - \frac{1211}{t + 220.8} \quad \lg p_B^0 = 6.080 - \frac{1345}{t + 219.5}$$

其中压强的单位为 Pa，温度的单位为℃。试求：（1）该进料中两组份的相对挥发度为多少？

（2）进料的压强和温度各是多少？（提示：设进料温度为 92℃）

解：（1）混合物中两组份的相对挥发度： $\alpha = \frac{y_F}{1 - y_F} \bigg/ \frac{x_F}{1 - x_F} = \frac{0.7201}{1 - 0.7201} \bigg/ \frac{0.5077}{1 - 0.5077} = 2.49$

（2）设进料温度为 92℃，则

$$\lg p_A^0 = 6.031 - \frac{1211}{92 + 220.8} = 2.16 \quad p_A^0 = 144.38 \text{ kPa}$$

$$\lg p_B^0 = 6.080 - \frac{1345}{92 + 219.5} = 1.762 \quad p_B^0 = 57.83 \text{ kPa}$$

由此求得体系的相对挥发度为： $\alpha' = \frac{p_A^0}{p_B^0} = \frac{144.38}{57.83} = 2.496$

其值与（1）中所求相对挥发度足够接近，故可认为进料温度为 92℃。

体系总压为： $p = p_A^0 x_F + p_B^0 (1 - x_F) = 144.38 \times 0.5077 + 57.83 \times (1 - 0.5077) = 101.77 \text{ kPa}$

6-33 一连续精馏塔分离二元理想混合溶液，已知某层塔板上的气、液相组成分别为 0.83 和 0.70，与之相邻的上层塔板的液相组成为 0.77，而与之相邻的下层塔板的气相组成为 0.78（以

上均为轻组分 A 的摩尔分数，下同)。塔顶为泡点回流。进料为饱和液体，其组成为 0.46，塔顶与塔底产量之比为 2/3。试求：(1) 精馏段操作线方程；(2) 提馏段操作线方程。

解：(1) 精馏段操作线方程： $y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1}$

将该板和上层板的汽液相组成代入有： $0.83 = \frac{R}{R+1}0.77 + \frac{x_D}{R+1}$ (a)

再将该板和下层板的汽液相组成代入有： $0.78 = \frac{R}{R+1}0.70 + \frac{x_D}{R+1}$ (b)

联解 (a)、(b) 两式可得： $R=2.5$ ， $x_D=0.98$

则精馏段的操作线方程为： $y=0.714x+0.28$

(2) 提馏段操作线方程： $y_{m+1} = \frac{L'}{L'-W}x_m - \frac{Wx_W}{L'-W}$

$L'=L+qF$ ， $F=D+W$ ， $q=1$ (泡点进料)，代入上式可得：

$$y_{m+1} = \frac{L+D+W}{L+D}x_m - \frac{Wx_W}{L+D}$$

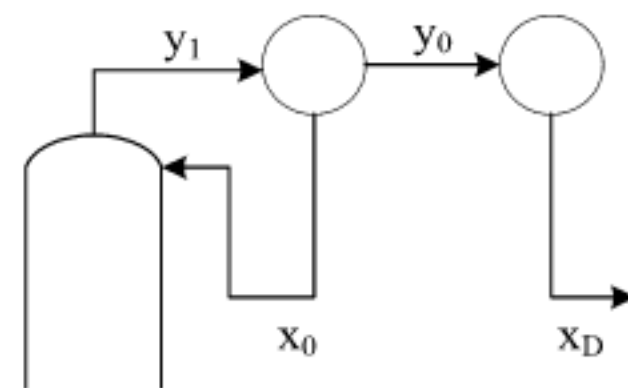
$$y_{m+1} = \frac{R+1+W/D}{R+1}x_m - \frac{W/D}{R+1}x_W \quad (c)$$

$$\frac{D}{W} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_F} \quad \frac{2}{3} = \frac{0.46 - x_W}{0.98 - 0.46}$$

可得 $x_W=0.113$ 。

将有关数据代入式(c)可得提馏段操作线方程为： $y=1.429x-0.048$

6-34 如图所示，用精馏塔分离二元混合物，塔顶有一分凝器和一个全凝器。分凝器引出的液相作为回流液，引出的气相进入全凝器，全凝器引出的饱和液相作为塔顶产品。泡点进料，进料量为 180kmol/h，其组成为 0.48(轻组分的摩尔分数，下同)。两组分的相对挥发度为 2.5，回流比为 2.0。要求塔顶产品浓度为 0.95，塔底产品浓度为 0.06，求 (1) 分凝器和全凝器的热负荷分别是多少？(2) 再沸器的热负荷是多少？(3) 理论上再沸器的最低热负荷是多少？已知塔顶蒸汽冷凝相变焓为 22100kJ/kmol，塔底液体汽化相变焓为



习题 6-34 附图

解：求冷凝器和再沸器的热负荷，首先求出两者中的冷凝量和汽化量。

(1) 全凝器冷凝量 $D = F \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} = 180 \times \frac{0.48 - 0.06}{0.95 - 0.06} = 84.94 \text{ kmol/h}$

全凝器热负荷： $Q_D = Dr = 84.94 \times 22100 = 1.88 \times 10^6 \text{ kJ/h}$

分凝器冷凝量: $L = RD = 2.0 \times 84.94 = 169.9 \text{ kmol/h}$

分凝器热负荷: $Q_L = Lr = 169.9 \times 22100 = 3.75 \times 10^6 \text{ kJ/kmol}$

(认为分凝器中的蒸汽和全凝器中的蒸汽冷凝潜热近似相等)

(2) 再沸器蒸发量: $V' = V - (1-q)F = V = (R+1)D = 3.0 \times 84.94 = 254.82 \text{ kmol/h}$

再沸器热负荷: $Q_B = V'r' = 254.82 \times 24200 = 6.17 \times 10^6 \text{ kJ/h}$

(3) 在产品产量和纯度要求一定的情况下, 再沸器的热负荷取决于回流比 R 。 R 越小则热负荷越小。所以, 再沸器的最小热负荷与最小回流比对应。饱和液体进料, 最小回流比可计算如下:

$$R_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{x_D}{x_F} - \frac{\alpha(1-x_D)}{1-x_F} \right] = \frac{1}{2.5-1} \left[\frac{0.95}{0.48} - \frac{2.5 \times (1-0.95)}{1-0.48} \right] = 1.16$$

$$V'_{\min} = (R_{\min} + 1)D = 2.16 \times 84.94 = 183.47 \text{ kmol/h}$$

$$Q_{B,\min} = V'_{\min} r' = 183.47 \times 24200 = 4.44 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

6-35 某二元连续精馏塔, 操作回流比为 2.8, 操作条件下体系平均相对挥发度为 2.45。原料液泡点进料, 塔顶采用全凝器, 泡点回流, 塔釜采用间接蒸汽加热。原料液、塔顶馏出液、塔釜采出液浓度分别为 0.5、0.95、0.05 (均为易挥发组分的摩尔分数) 试求: (1) 精馏段操作线方程; (2) 由塔顶向下数第二板和第三板之间的汽、液相组成; (3) 提馏段操作方程; (4) 由塔底向上数第二和第三块板之间的汽、液相组成。

解: (1) 精馏段操作线方程: $y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{2.8}{2.8+1}x + \frac{0.95}{2.8+1} \quad y = 0.737x + 0.25$

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

$$y_1 = x_D = 0.95 \quad x_1 = \frac{y_1}{2.45 - (2.45 - 1)y_1} = 0.886$$

$$y_2 = 0.737x_1 + 0.25 = 0.903 \quad x_2 = \frac{y_2}{2.45 - (2.45 - 1)y_2} = 0.792 \quad y_3 = 0.737x_2 + 0.25 = 0.834$$

(3) 提馏段操作线方程推导: $L' = L + qF = L + F = RD + F \quad V' = V - (1-q)F = V = (R+1)D$

$$y = \frac{L'}{V'}x - \frac{Wx_W}{V'} = \frac{RD+F}{(R+1)D}x - \frac{(F-D)x_W}{(R+1)D} = \frac{RD/F+1}{(R+1)D/F}x - \frac{(1-D/F)}{(R+1)D/F}x_W$$

$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} = \frac{0.5 - 0.05}{0.95 - 0.05} = 0.5$$

所以 $y = \frac{2.8 \times 0.5 + 1}{(2.8+1) \times 0.5}x - \frac{(1-0.5)}{(2.8+1) \times 0.5} \times 0.05 = 1.263x - 0.0132 \quad y = 1.263x - 0.0132$

(4) 由提馏段操作线方程可得: $x = \frac{(y+0.0132)}{1.263}$

$$x_{-1} = x_W = 0.05 \quad y_{-1} = \frac{2.45x_{-1}}{1+(2.45-1)x_{-1}} = 0.114$$

$$x_{-2} = \frac{y_{-1}+0.0132}{1.263} = 0.101 \quad y_{-2} = \frac{2.45x_{-2}}{1+(2.45-1)x_{-2}} = 0.216 \quad x_{-3} = \frac{y_{-2}+0.0132}{1.263} = 0.181$$

6-36 用常压连续操作的精馏塔分离苯和甲苯混合液, 已知进料含苯 0.6 (摩尔分数), 进料状态是汽液各占一半 (摩尔数), 从塔顶全凝器中送出的馏出液组成为含苯 0.98 (摩尔分数), 已知苯-甲苯系统在常压下的相对挥发度为 2.5。试求: (1) 进料的气、液相组成; (2) 最小回流比。

解: (1) $x_F = 0.6$, 进料状态为汽液各占一半 (摩尔数)

作易挥发组分的质量衡算: $0.6F = \frac{F}{2}x + \frac{F}{2}y$

又有相平衡方程: $y = \frac{2.5x}{1+1.5x}$

联立求解, 得 $x = 0.49$, $y = 0.71$ 。所以, 进料的液相组成为 0.49, 汽相组成为 0.71。

(2) $q = 0.5$, q 线方程为: $y = \frac{q}{q-1}x - \frac{1}{q-1}x_F$, $y = -x + 1.2$

联立求解 $y = \frac{2.5x}{1+1.5x}$ 和 $y = -x + 1.2$, 可得交点坐标为 $x_q = 0.49$, $y_q = 0.71$

所以: $R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.98 - 0.71}{0.71 - 0.49} = 1.227$

6-37 在常压连续精馏塔中分离二元理想混合物。塔顶蒸汽通过分凝器后, 3/5 的蒸汽冷凝成液体作为回流液, 其浓度为 0.86。其余未凝的蒸汽经全凝器后全部冷凝, 并作为塔顶产品送出, 其浓度为 0.9 (以上均为轻组分的摩尔分数)。若已知操作回流比为最小回流比的 1.2 倍, 泡点进料, 试求: (1) 第一块板下降的液体组成; (2) 原料液的组成。

解 (1) 回流比: $R = \frac{L}{D} = \frac{\frac{3}{5}V}{\frac{2}{5}V} = 1.5$

由相平衡关系 $y_0 = \frac{\alpha x_0}{1+(\alpha-1)x_0} = \frac{0.86\alpha}{1+(\alpha-1)\times 0.86} = 0.9 \quad \alpha = 1.465$

由精馏段操作线方程得: $y_1 = \frac{R}{R+1}x_0 + \frac{1}{R+1}x_D = \frac{1.5}{1.5+1}\times 0.86 + \frac{0.9}{1.5+1} = 0.876$

由相平衡方程 $y_1 = \frac{\alpha x_1}{1 + (\alpha - 1)x_1}$ 可求得 $x_1 = 0.828$

(2) 原料液的组成

因为 $R = 1.2R_{\min}$ ，所以 $R_{\min} = 1.25$

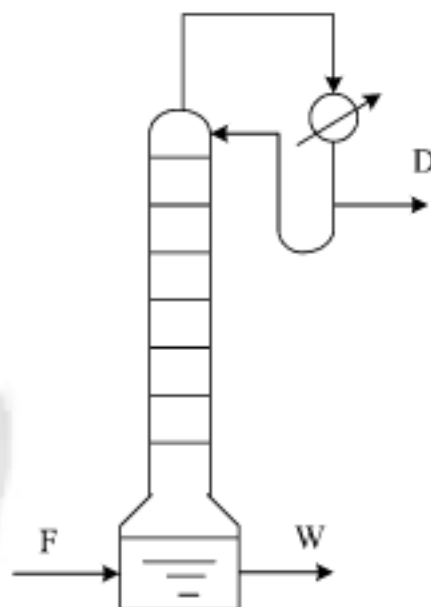
当采用泡点进料时， $q = 1$ ，即 $x_q = x_F$

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = 1.25 \quad (a) \quad y_q = \frac{\alpha x_q}{1 + (\alpha - 1)x_q} \quad (b)$$

联立求解(a)、(b)式，可得 $x_q = 0.758$ $y_q = 0.821$

所以 $x_F = x_q = 0.758$

6-38 某二元混合物含易挥发组分为 0.15（摩尔分数，下同），以饱和蒸汽状态加入精馏塔的底部（如附图所示），加料量为 100kmol/h，塔顶产品组成为 0.95，塔底产品组成为 0.05。已知操作条件下体系平均相对挥发度为 2.5。试求：



习题 6-38 附图

(1) 该塔的操作回流比；(2) 由塔顶向下数第二层理论板上的液相浓度

解：(1) 全塔质量衡算： $\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} = \frac{0.15 - 0.05}{0.95 - 0.05} = 0.111$ $D = 0.111F = 11.1 \text{ kmol/h}$

根据恒摩尔流假定，塔内上升蒸汽量应等于进料量，即 $V = F = 100 \text{ kmol/h}$ 。由 $V = (R + 1)D$ 可

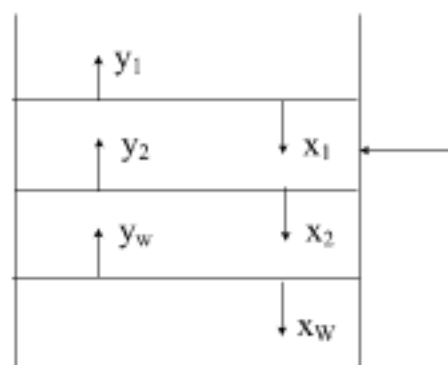
得： $R = \frac{V}{D} - 1 = \frac{100}{11.1} - 1 = 8.0$

(2) 操作线方程为： $y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{8}{8+1}x + \frac{0.95}{8+1} = 0.889x + 0.106$

$y_1 = x_D = 0.95$ $x_1 = \frac{y_1}{\alpha - (\alpha - 1)y_1} = \frac{0.95}{2.5 - 1.5 \times 0.95} = 0.884$

$y_2 = 0.889x_1 + 0.106 = 0.892$ $x_2 = \frac{y_2}{\alpha - (\alpha - 1)y_2} = \frac{0.892}{2.5 - 1.5 \times 0.892} = 0.768$

6-39 1kmol/s 的饱和蒸汽态的氨-水混合物进入一个精馏段和提馏段各有 1 块理论塔板（不包括塔釜）的精馏塔，进料中氨的组成为 0.001（摩尔分数）。塔顶回流为饱和液体，回流量为 1.3kmol/s。塔底再沸器产生的汽相量为 0.6kmol/s。若操作范围内氨-水溶液的汽液平衡关系可表示为 $y = 1.26x$ ，求塔顶、塔底的产品组成。



习题 6-39 附图

解：参见本题附图，该塔共有包括塔釜在内的三块理论板。

$$F = 1 \text{ kmol/s} \quad V' = 0.6 \text{ kmol/s}$$

饱和蒸汽进料，则 $V = V' + F = 1.6 \text{ kmol/s}$

$$L = L' = 1.3 \text{ kmol/s} \quad D = V - L = 0.3 \text{ kmol/s} \quad W = F - D = 0.7 \text{ kmol/s}$$

$$y_1 = x_D \quad \text{由相平衡方程: } x_1 = \frac{y_1}{1.26} = \frac{x_D}{1.26}$$

$$\text{由精馏段操作线方程: } y_2 = \frac{13}{16}x_1 + \frac{3}{16}x_D = \frac{13}{16} \frac{x_D}{1.26} + \frac{3}{16}x_D = 0.8323x_D$$

$$\text{由相平衡方程: } x_2 = \frac{y_2}{1.26} = 0.661x_D$$

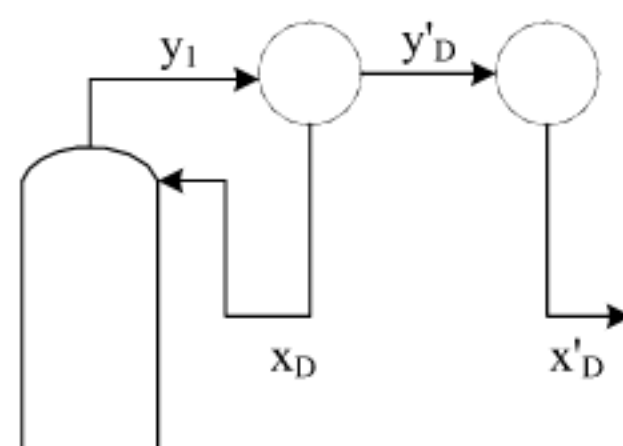
$$\text{由提馏段操作线方程: } y_W = \frac{13}{6}x_2 - \frac{7}{6}x_W = \frac{13}{6} \times 0.661x_D - \frac{7}{6}x_W$$

$$\text{由相平衡方程: } y_W = 1.26x_W \quad \text{所以} \quad 2.427x_W = 1.4322x_D$$

$$\text{全塔物料衡算: } 0.001 = 0.3x_D + 0.7x_W = 0.3x_D + 0.7 \times \frac{1.4322}{2.427}x_D$$

$$\text{解得: } x_D = 1.402 \times 10^{-3}, \quad x_W = 8.276 \times 10^{-4}$$

6-40 常压下在一连续操作的精馏塔中分离苯和甲苯混合物。已知原料液中含苯 0.45（摩尔分数，下同），汽液混合物进料，汽、液相各占一半。要求塔顶产品含苯不低于 0.92，塔釜残液中含苯不高于 0.03。操作条件下平均相对挥发度可取为 2.4。操作回流比 $R=1.4R_{\min}$ 。塔顶蒸汽进入分凝器后，冷凝的液体作为回流流入塔内，未冷凝的蒸汽进入全凝器冷凝后作为塔顶产品，如图所示。试求：(1) q 线方程式；(2) 精馏段操作线方程式。(3) 回流液组成和第一块塔板的上升蒸汽组成



习题 6-40 附图

$$(1) x_D = 0.92, \quad x_F = 0.45, \quad x_W = 0.03, \quad q = 0.5$$

$$q\text{线方程: } y_q = \frac{q}{q-1}x_q - \frac{x_F}{q-1} = \frac{0.5}{0.5-1}x_q - \frac{0.45}{0.5-1} = -x_q + 0.9$$

(2) 求 q 线与精馏段操作线交点坐标

$$\begin{cases} y_q = -x_q + 0.9 \\ y_q = \frac{2.4x_q}{1+1.4x_q} \end{cases} \quad \text{解出} \begin{cases} x_q = 0.343 \\ y_q = 0.557 \end{cases}$$

$$R_{\min} = \frac{x'_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.92 - 0.557}{0.557 - 0.343} = 1.696$$

$$R = 1.4 \times 1.696 = 2.37$$

$$y_{n+1} = \frac{2.37}{2.37+1} x_n + \frac{0.92}{2.37+1} = 0.703x_n + 0.273$$

$$(3) \quad y'_D = x'_D = 0.92$$

$$y'_D = \frac{\alpha x_D}{1 + (\alpha - 1)x_D} = \frac{2.4x_D}{1 + (2.4 - 1)x_D} = 0.92$$

$$x_D = 0.827$$

$$y_1 = \frac{R}{R+1} x_D + \frac{x'_D}{R+1} = \frac{2.37}{2.37+1} \times 0.827 + \frac{0.92}{2.37+1} = 0.855$$

6-41 某二元理想溶液，其组成为 $x_F=0.3$ (易挥发组分摩尔分数，下同)，流量为 $F=100\text{kmol/h}$ ，以泡点状态进入连续精馏塔，回流比为 2.7。要求塔顶产品纯度 $x_D=0.9$ 、塔釜产品浓度为 $x_W=0.1$ 。操作条件下体系的平均相对挥发度为 2.47，塔顶全凝器，泡点回流。用逐板计算法确定完成分离任务所需的理论板数。

解：相平衡方程 $y = \frac{2.47x}{1+1.47x}$ ①

精馏段操作线方程： $y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{2.7}{1+2.7} x + \frac{0.9}{1+2.7} = 0.73x + 0.243$ ②

全塔质量衡算： $\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} = \frac{0.3 - 0.1}{0.9 - 0.1} = 0.25$

提馏段操作线方程： $y = \frac{L'}{V'} x - \frac{Wx_W}{V'} = \frac{RD+F}{(R+1)D} x - \frac{(F-D)x_W}{(R+1)D} = \frac{RD/F+1}{(R+1)D/F} x - \frac{(1-D/F)}{(R+1)D/F} x_W$
 $y = 1.81x - 0.081$ ③

逐板计算中间结果如下：

$$y_1 \xrightarrow{(1)} x_1 = 0.785 \quad x_1 \xrightarrow{(2)} y_2 = 0.816 \quad y_2 \xrightarrow{(1)} x_2 = 0.642 \quad x_2 \xrightarrow{(2)} y_3 = 0.712$$

$$y_3 \xrightarrow{(1)} x_3 = 0.500 \quad x_3 \xrightarrow{(2)} y_4 = 0.608 \quad y_4 \xrightarrow{(1)} x_4 = 0.386 \quad x_4 \xrightarrow{(2)} y_5 = 0.525$$

$$y_5 \xrightarrow{(1)} x_5 = 0.309 \quad x_5 \xrightarrow{(2)} y_6 = 0.469 \quad y_6 \xrightarrow{(1)} x_6 = 0.263 < x_d = x_F = 0.3$$

$$x_6 \xrightarrow{(3)} y_7 = 0.395 \quad y_7 \xrightarrow{(1)} x_7 = 0.210 \quad x_7 \xrightarrow{(3)} y_8 = 0.299 \quad y_8 \xrightarrow{(1)} x_8 = 0.147$$

$$x_8 \xrightarrow{(3)} y_9 = 0.185 \quad y_9 \xrightarrow{(1)} x_9 = 0.084 < x_W = 0.1$$

从计算结果来看，达到分离要求需要 9 块理论板（包括塔釜一块），其中精馏段 5 块，第 6 块板进料。

6-42 设计一分离苯-甲苯溶液的连续精馏塔，料液含苯 0.5，要求馏出液中含苯 0.97，釜残液中含苯低于 0.04（均为摩尔分数），泡点加料，回流比取最小回流比的 1.5 倍，苯与甲苯的相对挥发度平均值取为 2.5，试用逐板计算法求所需理论板数和加料位置。

解：求回流比

$$\text{泡点加料} \quad R_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{x_D}{x_F} - \frac{\alpha(1 - x_D)}{1 - x_F} \right] = \frac{1}{2.5 - 1} \left[\frac{0.97}{0.5} - \frac{2.5(1 - 0.97)}{1 - 0.5} \right] = 1.19$$

$$\text{所以} \quad R = 1.5R_{\min} = 1.5 \times 1.19 = 1.785$$

$$\text{精馏段操作线方程: } y = \frac{R}{R+1}x + \frac{1}{R+1}x_D = \frac{1.785}{1.785+1}x + \frac{1}{1.785+1} \times 0.97 \quad y = 0.64x + 0.348$$

上式与 q 线方程 $x = x_F = 0.5$ 联立求解，可得 $x_q = 0.5$, $y_q = 0.668$

由点 (0.5, 0.668) 与点 (0.04, 0.04) 可得提馏段操作线方程：

$$\frac{y - 0.668}{x - 0.5} = \frac{0.668 - 0.04}{0.5 - 0.04} \quad y = 1.365x - 0.015$$

$$\text{汽液平衡方程为} \quad y = \frac{2.5x}{1 + 1.5x} \quad x = \frac{y}{2.5 - 1.5y}$$

$$\text{从塔顶开始计算: } y_1 = x_D = 0.97 \quad x_1 = \frac{y_1}{2.5 - 1.5y_1} = \frac{0.97}{2.5 - 1.5 \times 0.97} = 0.928$$

$$\text{代入精馏段操作线方程可得: } y_2 = 0.64x_1 + 0.348 = 0.64 \times 0.928 + 0.348 = 0.942$$

精馏段逐板计算结果如下

塔板序号	液相组成 y	气相组成 x
01	0.9282	0.9700
02	0.8669	0.9421
03	0.7879	0.9028
04	0.6977	0.8523
05	0.6073	0.7945
06	0.5281	0.7367
07	0.4663	0.6860

其中 $x_7 = 0.465 < x_F = 0.5$ ，所以精馏段需要 6 块理论板，加料板为第 7 板理论板。

提馏段逐板计算结果如下：

塔板序号	液相组成	气相组成
07	0.4663	0.6860

08	0.3965	0.6216
09	0.3077	0.5263
10	0.2140	0.4050
11	0.1329	0.2771
12	0.0740	0.1665
13	0.0363	0.0860

$x_{13} = 0.0363 < x_W = 0.04$ ，提馏段需要 7 块理论板。

全塔共需 13 块理论板，第 7 块为加料板。

6-43 用图解法求解第 6-42 题

6-44 苯和甲苯的混合物组成为 50%，送入精馏塔内分离，要求塔顶苯的含量不低于 96%，塔底甲苯含量不低于 98%（以上均为质量百分数）。苯对甲苯的相对挥发度可取为 2.5，操作回流比取为最小回流比的 1.5 倍。（1）若处理 20kmol/h 的原料，求塔顶馏出液和塔底采出液各为多少 kg/h；（2）分别求泡点进料和饱和蒸汽进料情况下的最小回流比；（3）求饱和蒸汽进料时进料板上一层塔板上升蒸汽的组成（假定进料组成与进料板上升的蒸汽组成相同）；（4）若泡点进料，假定料液加到塔板上后，液体完全混合，组成为 50%（质量分数），求上升到加料板的蒸汽组成。

解：（1）将已知的质量分数都转化为摩尔分数： $x_F = 0.541$ ， $x_D = 0.966$ ， $x_W = 0.0235$

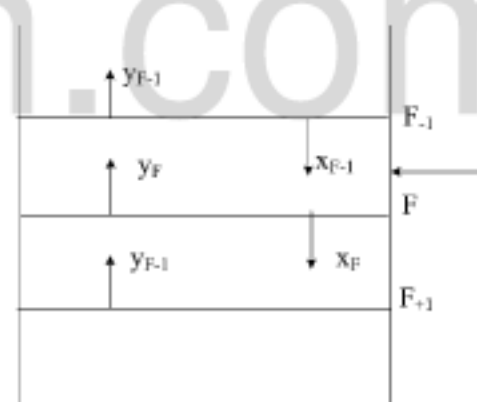
据此可求塔顶馏出液的平均分子量：78.5kg/kmol；塔釜采出液的平均分子量：91.7kg/kmol。

由全塔质量衡算可求塔顶馏出液量：

$$D = F \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} = 20 \times \frac{0.541 - 0.0235}{0.966 - 0.0235} = 10.98 \text{ kmol/h} = 862 \text{ kg/h}$$

则塔釜采出液量：

$$W = F - D = 20 - 10.98 = 9.02 \text{ kmol/h} = 827 \text{ kg/h}$$



习题 6-44 附图

（2）泡点进料，最小回流比为：

$$R_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{x_D}{x_F} - \frac{\alpha(1 - x_D)}{1 - x_F} \right] = \frac{1}{2.5 - 1} \left[\frac{0.966}{0.541} - \frac{2.5(1 - 0.966)}{1 - 0.541} \right] = 1.067$$

饱和蒸汽进料： $R_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{\alpha x_D}{x_F} - \frac{(1 - x_D)}{1 - x_F} \right] - 1 = \frac{1}{2.5 - 1} \left[\frac{2.5 \times 0.966}{0.541} - \frac{(1 - 0.966)}{1 - 0.541} \right] - 1 = 1.927$

（3）操作回流比： $R = 1.5 R_{\min} = 1.5 \times 1.927 = 2.89$

$$\text{精馏段操作线方程: } y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{2.91}{1+2.91}x + \frac{0.966}{2.91} = 0.744x + 0.247$$

饱和蒸汽进料, 因进料组成与进料板上升蒸汽组成相同 (如附图所示), 因此 $y_F = 0.541$ 。 x_{F-1}

与 y_F 满足精馏段操作线方程: $y_F = 0.744x_{F-1} + 0.247$ 代入数据解得: $x_{F-1} = 0.395$

$$x_{F-1} \text{ 与 } y_{F-1} \text{ 满足相平衡关系: } y_{F-1} = \frac{\alpha x_{F-1}}{1 + (\alpha - 1)x_{F-1}} = \frac{2.5 \times 0.394}{1 + (2.5 - 1) \times 0.394} = 0.619$$

$$(4) \text{ 操作回流比: } R = 1.5R_{\min} = 1.5 \times 1.067 = 1.60$$

饱和液体进料, $V' = V = (R+1)D = 2.60 \times 10.98 = 28.55 \text{ kmol/h}$,

$$L' = RD + F = 1.60 \times 10.98 + 20 = 37.57 \text{ kmol/h}$$

$$\text{提馏段操作线方程: } y = \frac{L'}{V'}x - \frac{Wx_W}{V'} = \frac{37.57}{28.55}x - \frac{9.02}{28.55} \times 0.0235 = 1.316x - 0.0074$$

由题意, 由加料板下降的液体浓度与进料浓度相同, $x_F = 0.541$, 该浓度与下一板上升蒸汽的浓度满足提馏段操作线方程,

$$y_{F+1} = 1.316x_F - 0.0073 = 0.705$$

此即为由进料板的下一层板上升的蒸汽 (进入进料板) 的浓度。

6-45 某一连续精馏塔分离一种二元理想溶液, 饱和蒸汽进料, 进料量 $F = 10 \text{ kmol/s}$, 进料浓度 $x_F = 0.5$ (轻组分摩尔分数, 下同), 塔顶产品纯度 $x_D = 0.95$, 塔底产品纯度 $x_W = 0.1$ 。系统的平均相对挥发度 $\alpha = 2$ 。塔顶为全凝器, 泡点回流, 塔釜间接蒸汽加热, 且知塔釜的汽化量为最小汽化量的 1.5 倍。试求: (1) 塔顶易挥发组分的回收率; (2) 塔釜的汽化量; (3) 流出第二块理论板的液体组成 (塔序由塔顶算起)

$$\begin{aligned} \text{解 (1) 全塔质量衡算} \quad F &= D + W & Fx_F &= Dx_D + Wx_W \\ 10 &= D + W & 10 \times 0.5 &= D \times 0.95 + W \times 0.1 \end{aligned}$$

解以上方程组得 $D = 4.71 \text{ kmol/s}$, $W = 5.29 \text{ kmol/s}$

$$\text{塔顶易挥发组分的回收率 } \eta = \frac{Dx_D}{Fx_F} \times 100\% = \frac{4.71 \times 0.95}{10 \times 0.5} \times 100\% = 89.5\%$$

$$(2) \quad V = (R+1)D, \quad V = V' + (1-q)F$$

$$\text{因为 } q = 0, \text{ 所以 } V = V' + F, \quad V' + F = (R+1)D, \text{ 则 } R = \frac{V' + W}{D}$$

由上式可知, 塔釜的最小汽化量 V'_{\min} 对应着最小回流比 R_{\min} , 即

$$R_{\min} = \frac{V'_{\min} + W}{D}$$

而

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

点 (x_q, y_q) 为 q 线与平衡线的共同交点。

由平衡线方程 $y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$ 可得 $y = \frac{2x}{1+x}$

因为 $x_F = 0.5$ ，所以 $y_q = 0.5$ ，将此数据代入上式可解得 $x_q = 0.333$

所以 $R_{\min} = \frac{0.95 - 0.5}{0.5 - 0.333} = 2.69$

$V'_{\min} = DR_{\min} - W = 4.71 \times 2.69 - 5.29 = 7.38 \text{ kmol/s}$ $V' = 1.5V'_{\min} = 1.5 \times 7.38 = 11.07 \text{ kmol/s}$

(3) 由汽液平衡方程 $y = \frac{2x}{1+x}$ 可得 $y_1 = \frac{2x_1}{1+x_1}$

将 $y_1 = x_D = 0.95$ 代入上式解得： $x_1 = 0.905$

因为 $R = \frac{V' + W}{D} = \frac{11.07 + 5.29}{4.71} = 3.47$

精馏段的操作线方程为： $y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{1}{R+1}x_D$

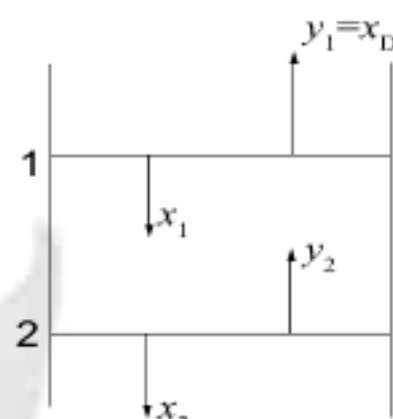
将 $x_D = 0.95$ 和 $R = 3.47$ 代入上式可得：

$$y_{n+1} = 0.776x_n + 0.213$$

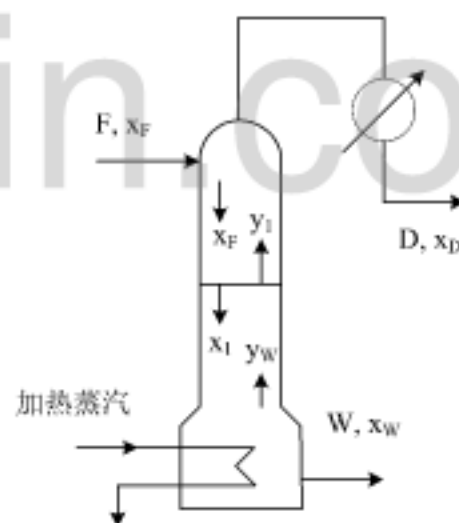
所以 $y_2 = 0.776x_1 + 0.213 = 0.776 \times 0.905 + 0.213 = 0.915$

由汽液相平衡方程可得 $y_2 = \frac{2x_2}{1+x_2}$

将 $y_2 = 0.915$ 代入上式可解得： $x_2 = 0.843$ ，此即为流出第二块理论板的液体组成。



6-46 如图所示，用一个蒸馏釜和一层实际板组成的精馏塔分离二元理想溶液。组成为 0.25（轻组分摩尔分数，下同）的料液在泡点温度下由塔顶加入，两组分的相对挥发度为 3.4。若塔顶轻组分的回收率达到 85%，并且塔顶产品组成为 0.35，试求该层塔板的液相默弗里板效率。



习题 6-46 附图

解：由全塔质量衡算及回收率定义可得：

$$\eta = 0.85 = \frac{Dx_D}{Fx_F} = \left(\frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} \right) \frac{x_D}{x_F} = \left(\frac{0.25 - x_W}{0.35 - x_W} \right) \frac{0.35}{0.25}$$

由该式可解得 $x_W = 0.0955$

因为全塔为提馏段，且为泡点进料，所以 $L' = F$ ， $D = V'$

$$\frac{L'}{V'} = \frac{F}{D} = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W} = \frac{0.35 - 0.0955}{0.25 - 0.0955} = 1.647 \quad \frac{W}{V'} = \frac{F - D}{D} = \frac{F}{D} - 1 = 1.647 - 1 = 0.647$$

所以提馏段操作线方程为 $y_{n+1} = \frac{L'}{V'} x_n - \frac{W}{V'} x_W = 1.647x_n - 0.0618$

已知 $y_1 = x_D = 0.35$ ，则与 y_1 在理论上成平衡的液相组成为：

$$x_1^* = \frac{y_1}{\alpha - (\alpha - 1)y_1} = \frac{0.35}{3.4 - 2.4 \times 0.35} = 0.137$$

该板的实际液相组成与自塔釜上升的蒸汽组成 y_W 满足操作线方程，而 y_W 与塔釜液相组成

成相平衡关系：
$$y_W = \frac{\alpha x_W}{1 + (\alpha - 1)x_W} = \frac{3.4 \times 0.0955}{1 + 2.4 \times 0.0955} = 0.26$$

将此结果代入操作线方程，可得 $x_1 = \frac{y_W + 0.0618}{1.647} = 0.198$

该板的默弗里板效率为：
$$E_{ML} = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1} - x_n^*} = \frac{x_F - x_1}{x_F - x_1^*} = \frac{0.25 - 0.198}{0.25 - 0.137} = 46.0\%$$

6-47 有一 20%（轻组分摩尔百分数，下同）甲醇-水溶液，用一连续精馏塔加以分离，希望从塔顶和中间某板上分别得到 96% 及 50% 的甲醇溶液各半，釜液浓度不高于 2%。操作回流比为 2.2，泡点进料，塔釜采用直接蒸汽加热，试求：（1）三段的操作线方程；（2）所需理论板数及加料口、侧线采出口的位置；（3）若只于塔顶取出 96% 的甲醇溶液，问所需理论板数较（1）多还是少？（甲醇-水体系的汽液平衡数据见教材 P371）

解：（1）第一段操作线方程 $y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_{D1}}{R+1}$

$R=2.2$ ， $x_{D1}=0.96$ ，代入上式可得该段操作线方程为： $y_{n+1} = 0.6875x_n + 0.3$

第二段操作线方程 $y_{s+1} = \frac{L''}{V''} x_s + \frac{D_1 x_{D1} + D_2 x_{D2}}{V''}$

其中 $L = L'' + D_2$ $V'' = L'' + D_1 + D_2$ $V'' y_{s+1} = L'' x_s + D_1 x_{D1} + D_2 x_{D2}$

所以 $y_{s+1} = \frac{L - D_2}{L + D_1} x_s + \frac{D_1 x_{D1} + D_2 x_{D2}}{L + D_1}$ ，整理得 $y_{s+1} = \frac{R - D_2 / D_1}{R + 1} x_s + \frac{x_{D1} + (D_2 / D_1) x_{D2}}{R + 1}$

考虑到 $D_2 / D_1 = 1$ ，并代入有关数据，得第二段操作线方程： $y_{s+1} = 0.375x_s + 0.456$

第一段与第二段操作线相交于点 $d_1(0.5, 0.6435)$

第二段操作线与 q 线 $x = x_F = 0.2$ 相交于点 $d_2(0.2, 0.531)$

连结点 $d_2(0.2, 0.531)$ 和点 $e(0.02, 0)$ ，得 $\frac{y_{m+1} - 0}{0.531 - 0} = \frac{x_m - 0.02}{0.2 - 0.02}$

则第三操作线方程： $y_{m+1} = 2.95x_m - 0.059$

（2）图解法得所需理论板数 $N=14$ ，第 8 块为侧线采出，第 10 块为进料板。

（3）图解法得所需理论板数 $N=12$ ，比无侧线采出所需理论板数少。

6-48 将流率为 100kmol/h 、组成为 $x_F = 0.4$ （轻组分摩尔分率，下同）的二元混合物送入一精馏塔塔顶进行回收，要求塔顶回收率为 0.955 ，塔釜液组成为 $x_W = 0.05$ 。泡点进料，系统的平均相对挥发度 $\alpha = 3.0$ 。试求（1）馏出液组成，塔顶、塔底产量；（2）操作线方程；（3）在加料流率及塔釜蒸发量不变时，可能获得的最高馏出液浓度。

解：（1）因为 $\eta = \frac{Dx_D}{Fx_F}$ ，所以 $Dx_D = \eta Fx_F$

由全塔质量衡算可得： $F = D + W$ $100 = D + W$

$Fx_F = Dx_D + Wx_W$ $100 \times 0.4 = 0.955 \times 100 \times 0.4 + 0.05W$

解得： $D = 64\text{kmol/h}$ ， $W = 36\text{kmol/h}$ ， $x_D = 0.597$

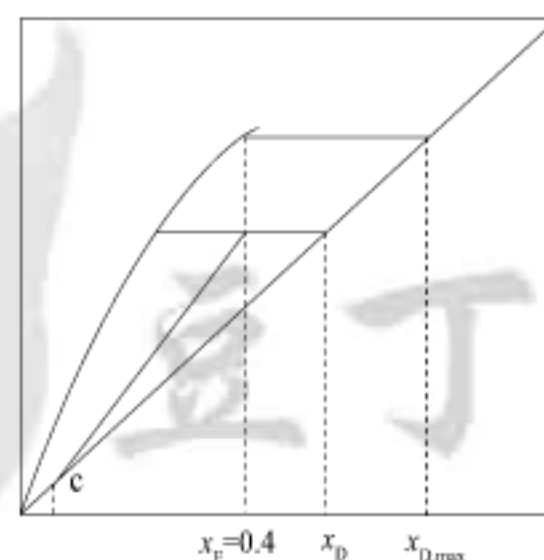
（2）因为料液从塔顶加入，所以该塔只有提馏段

操作线方程为： $y = \frac{L'}{V'}x - \frac{W}{V'}x_W$ 。

因为 $L' = F$ ， $V' = D$

所以 $y = \frac{100}{64}x - \frac{36}{64} \times 0.05$ ，即操作线方程为：

$$y = 1.563x - 0.028$$



（3）在 F 、 D 、 W 一定的情况下，最大馏出液浓度对应着

理论板数为无穷多。

习题 6-48 附图

此时，可能是操作线上端点落在平衡线上，即 x_D (y_1) 与 x_F 满足相平衡方程（如图所示）

$$x_{D,\max} = y = \frac{\alpha x_F}{1 + (\alpha - 1)x_F} = \frac{3 \times 0.4}{1 + 2 \times 0.4} = 0.667$$

据此结果求得： $x_W = \frac{Fx_F - Dx_{D,\max}}{W} = \frac{100 \times 0.4 - 64 \times 0.667}{36} = -0.0747 < 0$ ，不可能！

由于塔顶、塔底采出率的制约，即使板数为无穷多，也不可能使 x_D 达到 0.667

与 $N = \infty$ 对应的另一种可能现象是：操作线下端点落在平衡线上，即 $x_W = 0$ ，则此时

$$x_{D,\max} = \frac{F}{D} x_F = 0.625$$

6-49 用仅有两块理论塔板（不包括塔釜）的精馏塔提取水溶液中易挥发组分。流率为 50kmol/h 的水蒸汽由塔釜加入；温度为 20°C 、轻组分摩尔分数为 0.2 、流率为 100kmol/h 的原料液由塔顶加入，汽液两相均无回流。已知原料液泡点为 80°C ，平均定压比热为 $100\text{kJ/kmol}\cdot^\circ\text{C}$ ，相变焓为 40000kJ/kmol 。若汽液平衡关系为 $y = 3x$ ，试求轻组分的回收率。

解：此塔的特殊性在于它是个既无汽相回流也无液相回流的提馏塔。先确定加料热状况：

$$q = \frac{r + c_p(t_b - t)}{r} = \frac{40000 + 100 \times (80 - 20)}{40000} = 1.15$$

塔内液相流量 $L' = qF = 1.15 \times 100 = 115 \text{ kmol/h}$ 。这说明进料在塔顶将上升蒸汽中的 15 kmol/h 冷凝，则进入塔顶冷凝器的蒸汽量为 35 kmol/h ，此即为塔顶馏出液量 D 。

由于无回流，所以 $L' = W$

由某截面至塔底的质量衡算可导出操作线方程

$$V'y = Lx - Wx_W, \text{ 或 } y = \frac{L'}{V'}x - \frac{W}{V'}x_W = \frac{115}{50}x - \frac{115}{50}x_W = 2.3x - 2.3x_W$$

（其中 V' 为塔内上升蒸汽流量，它等于塔釜通入的水蒸汽量 50 kmol/h ）

塔釜的上升蒸汽应与 x_W 成平衡，即 $y_W = 3x_W$

而塔釜的上升蒸汽与第二块板的液相满足操作线方程，即 $y_W = 2.3x_2 - 2.3x_W$

所以 $3x_W = 2.3x_2 - 2.3x_W$ ，即 $x_2 = 2.304x_W$ 。

因为 $y_2 = 3x_2 = 6.912x_W$

所以由操作线方程 $y_2 = 2.3x_1 - 2.3x_W$ 可得 $6.912x_W = 2.3x_1 - 2.3x_W$

解得 $x_1 = 4.005x_W$ 。

又 $y_1 = 3x_1 = 12.015x_W$ ，得 $x_D = 12.015x_W$ 。将这些结果代入轻组分的质量衡算式

$Fx_F = Dx_D + Wx_W$ ， $100 \times 0.2 = 35 \times 12.015x_W + 115x_W$ ，由此可以解得：

$$x_W = 0.037, \quad x_D = 0.445$$

$$\text{轻组分的回收率 } \eta = \frac{Dx_D}{Fx_F} \times 100\% = \frac{35 \times 0.445}{100 \times 0.2} \times 100\% = 77.88\%$$

6-50 在一连续精馏塔中分离苯—甲苯溶液。塔釜为间接蒸汽加热，塔顶采用全凝器，泡点回流。进料中含苯 35%（摩尔百分数，下同），进料量为 100 kmol/h ，以饱和蒸汽状态进入塔中部。塔顶馏出液量为 40 kmol/h ，要求塔釜液含苯量不高于 5%，采用的回流比 $R = 1.54R_{\min}$ ，系统的相对挥发度为 2.5。试求：（1）分别写出此塔精馏段及提馏段的操作线方程。（2）已知塔顶第一块板以液相组成表示的默弗里板效率为 0.54，求：离开塔顶第二块板升入第一块板的气相组成。（3）当塔釜停止供应蒸汽，保持前面计算所用的回流比不变，若塔板数为无限多，问釜残液的浓度为多大？

解：（1）作全塔质量衡算 $W = F - D = 100 - 40 = 60 \text{ kmol/h}$

$$x_D = \frac{Fx_F - Wx_W}{D} = \frac{100 \times 0.35 - 60 \times 0.05}{40} = 0.8$$

饱和蒸汽进料 $q=0$, $y_q=y_F=0.35$ $x_q = \frac{y_q}{\alpha - (\alpha - 1)y_q} = \frac{0.35}{2.5 - 1.5 \times 0.35} = 0.177$

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.8 - 0.35}{0.35 - 0.1772} = 2.6 \quad R = 1.54 \times 2.6 = 4$$

精馏段操作线方程: $y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1} = 0.8x_n + 0.16$

$$L' = L = RD = 4 \times 40 = 160 \text{ kmol/h} \quad V' = V - F = (R+1)D - F = 5 \times 40 - 100 = 100 \text{ kmol/h}$$

提馏段操作线方程: $y_{m+1} = \frac{L'}{V'}x_m - \frac{W}{V'}x_W \quad y_{m+1} = \frac{160}{100}x_m - \frac{60}{100} \times 0.05 = 1.6x_m - 0.03$

$$(2) \quad E_{ML,1} = \frac{x_0 - x_1}{x_0 - x_1^*} \quad x_0 = x_D = 0.8 \quad y_1 = x_D = 0.8 \quad x_1^* = \frac{y_1}{\alpha - (\alpha - 1)y_1} = \frac{0.8}{2.5 - 1.5 \times 0.8} = 0.615$$

$$x_1 = x_0 - E_{ML,1}(x_0 - x_1^*) = 0.8 - 0.54(0.8 - 0.615) = 0.7 \quad y_2 = 0.8x_1 + 0.16 = 0.8 \times 0.7 + 0.16 = 0.72$$

(3) 因理论板数为无穷多, 可能是精馏线与 q 线交点 (x_q, y_q) 落于平衡线上, 于是:

$$\frac{R}{R+1} = 0.8 = \frac{x_D - y_q}{x_D - x_q}$$

其中 $y_q = y_F = 0.35$ $x_q = \frac{y_q}{\alpha - (\alpha - 1)y_q} = \frac{0.35}{2.5 - 1.5 \times 0.35} = 0.177$

$$x_D = \frac{y_q - 0.8x_q}{0.2} = \frac{0.35 - 0.8 \times 0.1772}{0.2} = 1.04 > 1$$

上述计算结果显然不合理。现假设 $x_D = 1.0$

因塔釜停加热蒸汽, 所以 $V' = 0$, $V = F = 100 \text{ kmol/h}$

$$D = \frac{V}{R+1} = \frac{100}{4+1} = 20 \text{ kmol/h} \quad W = 100 - 20 = 80 \text{ kmol/h}$$

$$x_W = \frac{Fx_F - Dx_D}{W} = \frac{100 \times 0.35 - 20 \times 1}{80} = 0.1875$$

上述假定合理, 计算结果有效。

干燥

7-25 已知湿空气的温度为 20℃，水汽分压为 2.335kPa，总压为 101.3kPa。试求：

- (1) 相对湿度；
- (2) 将此空气分别加热至 50℃和 120℃时的相对湿度；
- (3) 由以上计算结果可得出什么结论？

解：(1) 查表得 20℃时水的饱和蒸汽压 $p_s=2.335\text{kPa}$ ，故相对湿度

$$\varphi = \frac{p_v}{p_s} \times 100\% = \frac{2.335}{2.335} \times 100\% = 100\%$$

即空气已被水蒸汽饱和，不能作为载湿体。

(2) 查表得 50℃时水的饱和蒸汽压 $p_s=12.34\text{kPa}$ ，故相对湿度

$$\varphi = \frac{p_v}{p_s} \times 100\% = \frac{2.335}{12.34} \times 100\% = 18.9\%$$

即温度升高后， φ 值减小，又可作为载湿体。

当总压为 101.3kPa 时，温度升高到 100℃水开始沸腾，此时它的最大蒸汽压为 101.3kPa（等于外界压力）。当温度为 120℃时，蒸汽处于过热状态，饱和水蒸汽压仍为 101.3kPa，故相对湿度

$$\varphi = \frac{p_v}{p_s} \times 100\% = \frac{2.335}{101.3} \times 100\% = 2.3\%$$

(3) 湿空气的温度升高后，其中的水汽分压不变，但水的饱和蒸汽压随温度的升高而增加，因此， φ 值减小，载湿能力增强，即升温对干燥有利。

7-26 已知在总压 101.3kPa 下，湿空气的干球温度为 30℃，相对湿度为 50%，试求：(1) 湿度；(2) 露点；(3) 焓；(4) 将此状态空气加热至 120℃所需的热量，已知空气的质量流量为 400kg 绝干气/h；(5) 每小时送入预热器的湿空气体积。

解：(1) 查得 30℃时水的饱和蒸汽压 $p_s=4.247\text{kPa}$ ，

水汽分压： $p_v = \varphi p_s = 0.5 \times 4.247 = 2.124\text{kPa}$

湿度 $H = 0.622 \frac{p_v}{p - p_v} = 0.622 \times \frac{2.124}{101.3 - 2.124} = 0.0133\text{kg水汽/kg干气}$

(2) 露点

由 $p_v = 2.124\text{kPa}$ ，可查得对应的饱和温度为 18℃，即为露点。

(3) 焓

$$I = (1.01 + 1.88H)t + 2492H \\ = (1.01 + 1.88 \times 0.0133) \times 30 + 2492 \times 0.0133 = 64.2 \text{ kJ/kg干气}$$

(4) 所需热量

$$Q = Lc_H(t_1 - t_0) \\ = 400 \times (1.01 + 1.88 \times 0.0133) \times (120 - 30) = 3.726 \times 10^4 \text{ kJ/h} = 10.35 \text{ kW}$$

(5) 湿空气体积

$$V = 400v_H = 400 \times (0.773 + 1.244H) \frac{273+t}{273} \\ = 400 \times (0.773 + 1.244 \times 0.0133) \frac{273+30}{273} \\ = 350.5 \text{ m}^3/\text{h}$$

7-27 常压下某湿空气的温度为 25℃，湿度为 0.01kg 水汽/kg 干气。试求：

- (1) 该湿空气的相对湿度及饱和湿度；
- (2) 若保持温度不变，加入绝干空气使总压上升至 220kPa，则此湿空气的相对湿度及饱和湿度变为多少？
- (3) 若保持温度不变而将空气压缩至 220kPa，则在压缩过程中每 kg 干气析出多少水分？

解：(1) 水汽分压

$$p_v = \frac{pH}{0.622 + H} = \frac{101.3 \times 0.01}{0.622 + 0.01} = 1.60 \text{ kPa}$$

查表得 25℃ 时水的饱和蒸汽压 $p_s = 3.168 \text{ kPa}$ ，故相对湿度

$$\varphi = \frac{p_v}{p_s} \times 100\% = \frac{1.60}{3.168} \times 100\% = 50.5\%$$

$$\text{饱和湿度: } H_s = 0.622 \frac{p_s}{p - p_s} = 0.622 \times \frac{3.168}{101.3 - 3.168} = 0.020 \text{ kg水汽/kg干气}$$

(2) 当加入绝干空气时，水汽分压及饱和蒸汽压均不变，故相对湿度仍为 50.5%，但饱和湿度

$$H_s = 0.622 \frac{p_s}{p - p_s} = 0.622 \times \frac{3.168}{220 - 3.168} = 0.009 \text{ kg水汽/kg干气}$$

(3) 若保持温度不变而将空气压缩至 220kPa 时，其饱和湿度为 0.0091kg 水汽/kg 干气，故必有水析出。

$$H - H_s = 0.01 - 0.0091 = 0.0009 \text{ kg/kg干气}$$

7-28 已知在常压、25℃ 下，水分在某物料与空气间的平衡关系为

相对湿度为 $\phi=100\%$ ，平衡含水量 $X^*=0.185\text{kg 水/kg 干料}$

相对湿度为 $\phi=50\%$ ，平衡含水量 $X^*=0.095\text{kg 水/kg 干料}$

现该物料的含水量为 0.35 kg 水 / kg 干料 ，令其与 25°C ， $\phi=50\%$ 的空气接触，问物料的自由含水量，结合水分含量与非结合水分含量各为多少？

解： $\phi=50\%$ ，

平衡含水量 $X^*=0.095\text{kg/kg干料}$

则自由含水量 $X - X^* = 0.35 - 0.095 = 0.255\text{kg/kg干料}$

$\phi=100\%$ ，

平衡含水量 $X^*=0.185\text{kg/kg干料}$

即结合水分含量 $X_{\phi=100\%}^* = 0.185\text{kg/kg干料}$

则非结合水分含量 $X - X_{\phi=100\%}^* = 0.35 - 0.185 = 0.165\text{kg/kg干料}$

7-29 常压下用热空气干燥某种湿物料。新鲜空气的温度为 20°C 、湿度为 $0.012\text{kg 水汽 / kg 干气}$ ，经预热器加热至 60°C 后进入干燥器，离开干燥器的废气湿度为 $0.028\text{kg 水汽 / kg 干气}$ 。湿物料的初始含水量为 10% ，干燥后产品的含水量为 0.5% （均为湿基），干燥产品量为 4000kg/h 。试求：

(1) 水分汽化量， kg/h ；

(2) 新鲜空气的用量，分别用质量及体积表示；

(3) 分析说明当干燥任务及出口废气湿度一定时，是用夏季还是冬季条件选用风机比较合适。

解：(1) 水分汽化量

$$W = \frac{1-w_2}{1-w_1} G_2 - G_2 = \frac{w_1-w_2}{1-w_1} G_2 = \frac{0.1-0.005}{1-0.1} \times 4000 = 422\text{kg/h}$$

或 干基含水量 $X_1 = \frac{w_1}{1-w_1} = \frac{0.1}{1-0.1} = 0.111\text{kg水/kg干料}$

$$X_2 = \frac{w_2}{1-w_2} = \frac{0.005}{1-0.005} = 0.005\text{kg水/kg干料}$$

$$G_C = G_2(1-w_2) = 4000 \times (1-0.005) = 3980\text{kg/h}$$

$$W = G_C(X_1 - X_2) = 3980 \times (0.111 - 0.005) = 422\text{kg/h}$$

(2) 绝干空气用量

$$L = \frac{W}{H_2 - H_1} = \frac{422}{0.028 - 0.012} = 2.64 \times 10^4 \text{ kg/h}$$

湿空气用量

$$L' = L(1 + H_0) = 2.64 \times 10^4 \times (1 + 0.012) = 2.67 \times 10^4 \text{ kg/h}$$

湿空气比容

$$\begin{aligned} v_H &= (0.773 + 1.244H) \times \frac{273 + t}{273} \\ &= (0.773 + 1.244 \times 0.012) \times \frac{273 + 20}{273} = 0.846 \text{ m}^3 / \text{kg干气} \end{aligned}$$

湿空气体积量

$$V_h = Lv_H = 2.64 \times 10^4 \times 0.846 = 2.23 \times 10^4 \text{ m}^3 / \text{h}$$

(3) 夏季的气温高，且湿度大，故在产品、W、 H_2 一定的情况下，湿空气的消耗量 L 增加，同时其湿比容又增大，共同导致体积流量增大，故用夏季条件选择风机比较合适。

7-30 在某干燥器中常压干燥砂糖晶体，处理量为 450kg/h，要求将湿基含水量由 42% 减至 4%。干燥介质为温度 20℃，相对湿度 30% 的空气，经预热器加热至一定温度后送至干燥器中，空气离开干燥器时温度为 50℃，相对湿度为 60%。若空气在干燥器内为等焓变化过程，试求：

(1) 水分汽化量，kg/h；

(2) 湿空气的用量，kg/h；

(3) 预热器向空气提供的热量，kW。

解：(1) 水分汽化量

$$W = G_1 - G_2 = G_1 - \frac{1 - w_1}{1 - w_2} G_1 = \frac{w_1 - w_2}{1 - w_2} G_1 = \frac{0.42 - 0.04}{1 - 0.04} \times 450 = 178 \text{ kg/h}$$

或 $X_1 = \frac{w_1}{1 - w_1} = \frac{0.42}{1 - 0.42} = 0.724 \text{ kg水/kg干料}$

$$X_2 = \frac{w_2}{1 - w_2} = \frac{0.04}{1 - 0.04} = 0.0417 \text{ kg水/kg干料}$$

$$G_C = G_1(1 - w_1) = 450 \times (1 - 0.42) = 261 \text{ kg/h}$$

$$W = G_C(X_1 - X_2) = 261 \times (0.724 - 0.0417) = 178 \text{ kg/h}$$

(2) 查得 20℃、50℃ 下的水饱和蒸汽压分别为 2.335kPa、12.34 kPa，

$$H_0 = 0.622 \frac{p_{v0}}{p - p_{v0}} = 0.622 \frac{\varphi_0 p_{s0}}{p - \varphi_0 p_{s0}} = 0.622 \frac{0.3 \times 2.335}{101.3 - 0.3 \times 2.335} = 0.0043 \text{ kg水汽/kg干气}$$

$$H_2 = 0.622 \frac{p_{v2}}{p - p_{v2}} = 0.622 \frac{\phi_2 p_{s2}}{p - \phi_2 p_{s2}} = 0.622 \frac{0.6 \times 12.34}{101.3 - 0.6 \times 12.34} = 0.049 \text{ kg水汽/kg干气}$$

$$L = \frac{W}{H_2 - H_1} = \frac{178}{0.049 - 0.0043} = 3982 \text{ kg/h}$$

湿空气用量

$$L' = L(1 + H_0) = 3982 \times (1 + 0.0043) = 3999 \text{ kg/h}$$

(3) 新鲜空气焓:

$$I_0 = (1.01 + 1.88H_0)t_0 + 2492H_0$$

$$= (1.01 + 1.88 \times 0.0043) \times 20 + 2492 \times 0.0043 = 31.1 \text{ kJ/kg干气}$$

出口空气焓:

$$I_2 = (1.01 + 1.88H_2)t_2 + 2492H_2$$

$$= (1.01 + 1.88 \times 0.049) \times 50 + 2492 \times 0.049 = 177.2 \text{ kJ/kg干气}$$

因为干燥为等焓过程, 故 $I_1 = I_2$

预热器中的加热量:

$$Q_p = L(I_1 - I_0) = \frac{3982}{3600} \times (177.2 - 31.1) = 162 \text{ kW}$$

7-31 试在 I-H 图中定性绘出下列干燥过程中湿空气的状态变化过程。

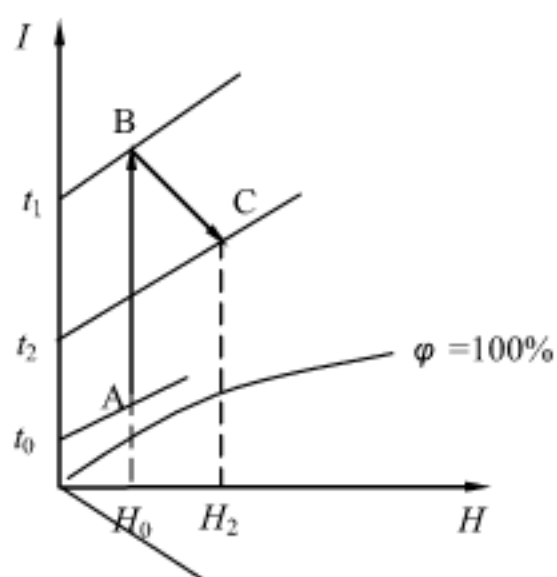
(1) 温度为 t_0 、湿度为 H_0 的湿空气, 经预热器温度升高到 t_1 后送入理想干燥器, 废气出口温度为 t_2 ;

(2) 温度为 t_0 、湿度为 H_0 的湿空气, 经预热器温度升高到 t_1 后送入理想干燥器, 废气出口温度为 t_2 , 此废气再经冷却冷凝器析出水分后, 恢复到 t_0 、 H_0 的状态;

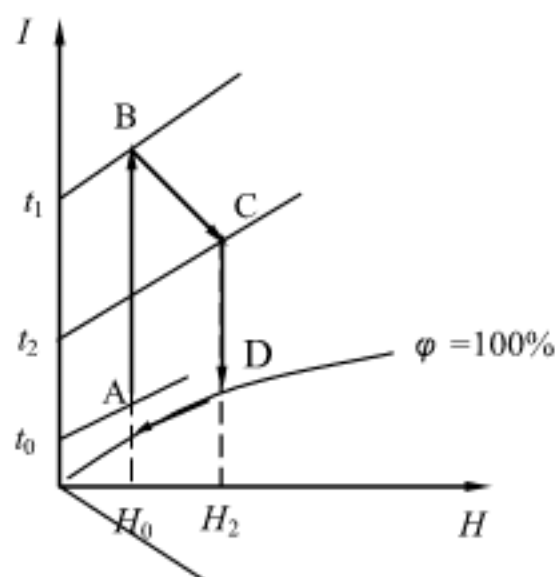
(3) 部分废气循环流程: 温度为 t_0 、湿度为 H_0 的新鲜空气, 与温度为 t_2 、湿度为 H_2 的出口废气混合 (设循环废气中绝干空气质量与混合气中绝干空气质量之比为 $m:n$), 送入预热器加热到一定的温度 t_1 后再进入干燥器, 离开干燥器时的废气状态为温度 t_2 、湿度 H_2 ;

(4) 中间加热流程: 温度为 t_0 、湿度为 H_0 的湿空气, 经预热器温度升高到 t_1 后送入干燥器进行等焓干燥, 温度降为 t_2 时, 再用中间加热器加热至 t_1 , 再进行等焓干燥, 废气最后出口温度仍为 t_2 。

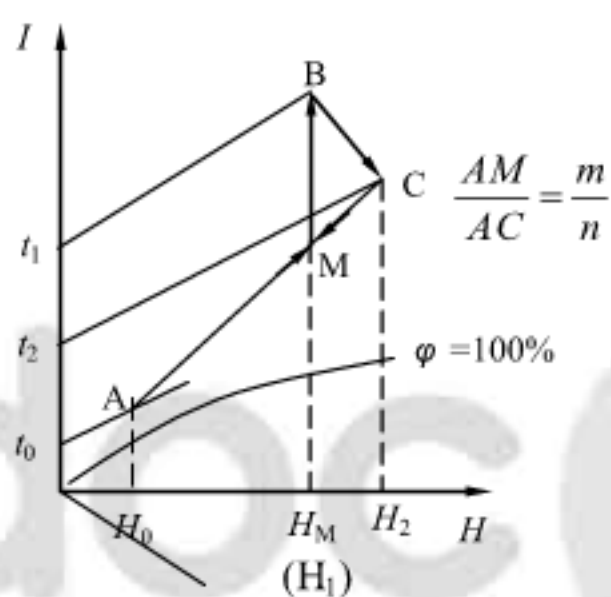
图示如下:



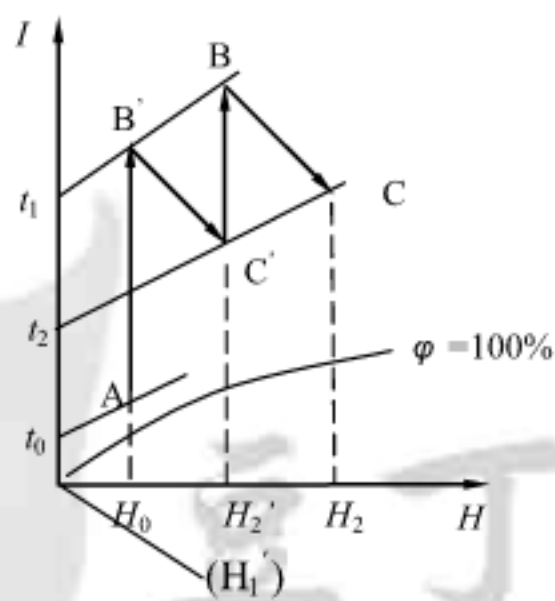
附图 (1)



附图 (2)



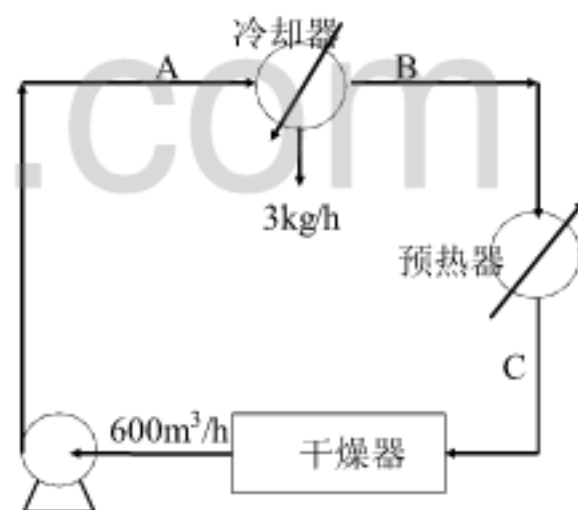
附图 (3)



附图 (4)

7-32 常压下，用空气干燥某湿物料的循环流程如附图所示。温度为 30°C 、露点为 20°C 的湿空气，以 $600\text{m}^3/\text{h}$ 的流量从风机中送出，经冷却器后，析出 $3\text{kg}/\text{h}$ 的水分，再经预热器加热至 60°C 后送入干燥器。设在干燥器中为等焓干燥过程，试求：

- (1) 循环干空气质量流量；
- (2) 冷却器出口空气的温度及湿度；
- (3) 预热器出口空气的相对湿度。



习题 7-32 附图

解：(1) 查得 20°C 下水的饱和蒸汽压为 2.335kPa ，即为风机输送湿空气中的水汽分压，故湿度为

$$H_A = 0.622 \frac{p_s}{p - p_s} = 0.622 \frac{2.335}{101.3 - 2.335} = 0.0147 \text{kg 水汽/kg 干气}$$

湿比容

$$v_{HA} = (0.773 + 1.244H) \times \frac{273+t}{273}$$

$$= (0.773 + 1.244 \times 0.0147) \times \frac{273+30}{273} = 0.878 \text{ m}^3 / \text{kg 干气}$$

绝干空气质量流量

$$L = V / v_H = \frac{600}{0.878} = 683 \text{ kg} / \text{h}$$

$$(2) \quad L = \frac{W}{H_A - H_B}$$

$$H_B = H_A - W / L = 0.0146 - 3 / 683 = 0.010 \text{ kg} / \text{kg 干气}$$

其中水汽分压 $p_v = \frac{p H_B}{0.622 + H} = \frac{101.3 \times 0.010}{0.622 + 0.010} = 1.60 \text{ kPa}$

因此空气为饱和湿空气，故由 $p_v = 1.60 \text{ kPa}$ 查其饱和温度为 $t_B = 13.4^\circ \text{C}$ 。

(3) 湿空气加热时，其水汽分压及湿度不变，故经预热器后湿空气的水汽分压仍为 1.60 kPa ，查得 60°C 下水的饱和蒸汽压为 19.92 kPa ，故相对湿度

$$\varphi = \frac{p_v}{p_s} \times 100\% = \frac{1.60}{19.92} \times 100\% = 8.03\%$$

7-33 常压下用热空气在一理想干燥器内将每小时 1000 kg 湿物料自含水量 50% 降低到 6% （均为湿基）。已知新鲜空气的温度为 25°C 、湿度为 0.005 kg 水汽 / kg 干气，干燥器出口废气温度为 38°C ，湿度为 0.034 kg 水汽 / kg 干气。现采用以下两种方案：

(1) 在预热器内将空气一次预热至指定温度后送入干燥器与物料接触；

(2) 空气预热至 74°C 后送入干燥器与物料接触，当温度降至 38°C 时，再用中间加热器加热到一定温度后继续与物料接触。

试求：(1) 在同一 $I-H$ 图中定性绘出两种方案中湿空气经历的过程与状态；

(2) 计算各状态点参数以及两种方案所需的新鲜空气量和加热量。

解：(1) 一次预热时：如图，湿空气的状态变化为 $A \rightarrow B \rightarrow C$

水分汽化量

$$W = G_1 - G_2 = G_1 - \frac{1-w_1}{1-w_2} G_1 = \frac{w_1-w_2}{1-w_2} G_1 = \frac{0.50-0.06}{1-0.06} \times 1000 = 468 \text{ kg} / \text{h}$$

绝干空气用量 $L = \frac{W}{H_C - H_A} = \frac{468}{0.034 - 0.005} = 1.614 \times 10^4 \text{ kg} / \text{h}$

新鲜空气用量

$$L' = L(1 + H_A) = 1.614 \times 10^4 \times (1 + 0.005) = 1.62 \times 10^4 \text{ kg} / \text{h}$$

预热后： $H_B = H_A = 0.005 \text{ kg} / \text{kg}$ 干气

又

$$I_B = I_C$$

故

$$(1.01+1.88H_B) t_B + 2492H_B = (1.01+1.88H_C) t_C + 2492H_C$$

$$(1.01+1.88 \times 0.005) t_B + 2492 \times 0.005 = (1.01+1.88 \times 0.034) \times 38 + 2492 \times 0.034$$

得

$$t_B = 111^\circ \text{C}$$

所需热量

$$\begin{aligned} Q &= L(I_B - I_A) = L(1.01+1.88H_A)(t_B - t_A) \\ &= 1.614 \times 10^4 \times (1.01+1.88 \times 0.005) \times (111-25) = 1.415 \times 10^6 \text{ kJ/h} = 393 \text{ kW} \end{aligned}$$

(2) 中间加热时: 空气状态变化过程 $A \rightarrow B_1 \rightarrow C_1 \rightarrow B_2 \rightarrow C_2$

因为两种情况下空气的初终态相同, 故汽化水分量及新鲜空气的用量均不变。

所需热量:

$$Q = Q_1 + Q_2 = L(I_{B_1} - I_A) + L(I_{B_2} - I_{C_1})$$

因为

$$I_{B_1} = I_{C_1}, \quad I_{B_2} = I_C = I_B$$

所以

$$Q = L(I_B - I_A)$$

故加热量也未发生变化。

或进行下述计算:

$$A: t_A = 25^\circ \text{C}, \quad H_A = 0.005 \text{ kg水汽/kg干气}$$

$$\text{由 } I_{B_1} = I_{C_1}$$

$$(1.01+1.88 \times 0.005) \times 74 + 2492 \times 0.005 = (1.01+1.88H_{C_1}) \times 38 + 2492H_{C_1}$$

$$\text{得 } H_{C_1} = 0.0193 \text{ kg水汽/kg干气}$$

$$\text{也即 } H_{B_2} = 0.0193 \text{ kg水汽/kg干气}$$

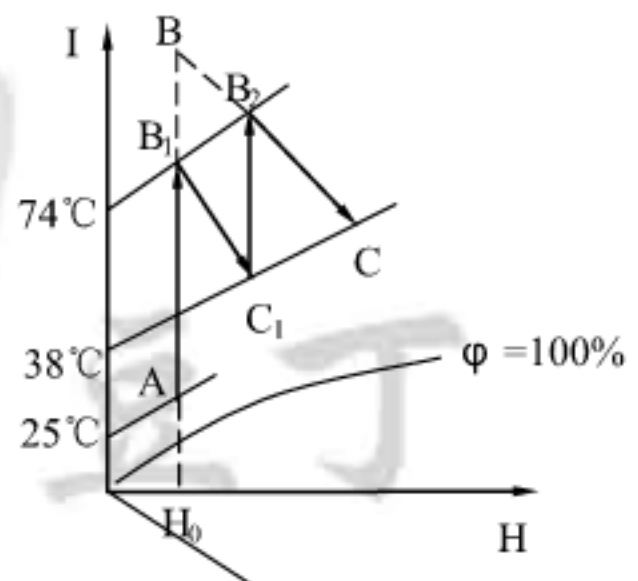
$$\text{又 } I_{B_2} = I_C$$

$$(1.01+1.88 \times 0.0193) t_{B_2} + 2492 \times 0.0193 = (1.01+1.88 \times 0.034) \times 38 + 2492 \times 0.034$$

$$\text{得 } t_{B_2} = 74^\circ \text{C}$$

$$\begin{aligned} Q &= Q_1 + Q_2 = L(I_{B_1} - I_A) + L(I_{B_2} - I_{C_1}) \\ &= Lc_{H1}(t_{B_1} - t_A) + Lc_{H2}(t_{B_2} - t_{C_1}) \\ &= 1.613 \times 10^4 \times [(1.01+1.88 \times 0.005) \times (74-25) + (1.01+1.88 \times 0.0193) \times (74-38)] \\ &= 1.394 \times 10^6 \text{ kJ/h} = 387 \text{ kW} \end{aligned}$$

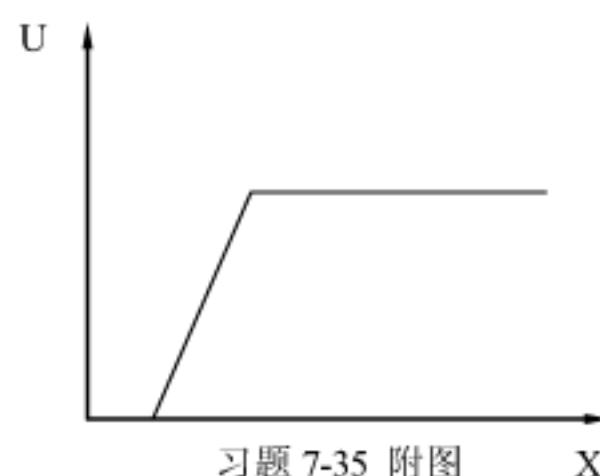
由以上计算可知, 当空气的初、终态相同时, 有无中间加热对新鲜空气的用量及加热量没有影响。为达到相同的终态, 一次预热的温度过高, 对热敏性物料有破坏, 故对不耐高温



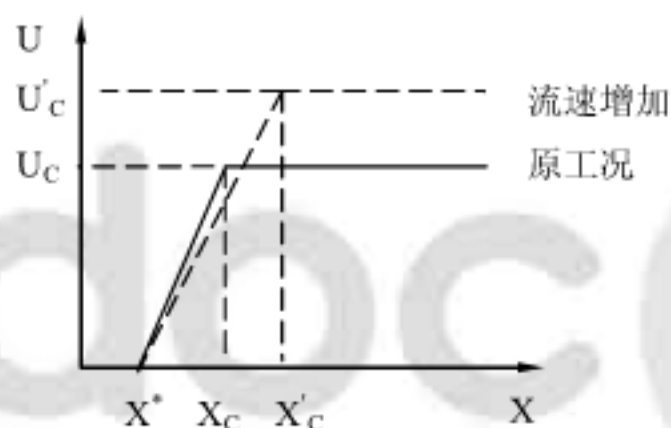
$$t_1 = \frac{I_1 - 2492H_1}{(1.01 + 1.88H_1)} = \frac{2922 - 2492 \times 0.06}{1.01 + 1.88 \times 0.06} = 127^\circ \text{C}$$

7-35 温度为 t 、湿度为 H 的空气以一定的流速在湿物料表面掠过，测得其干燥速率曲线如附图所示，试定性绘出改动下列条件后的干燥速率曲线。

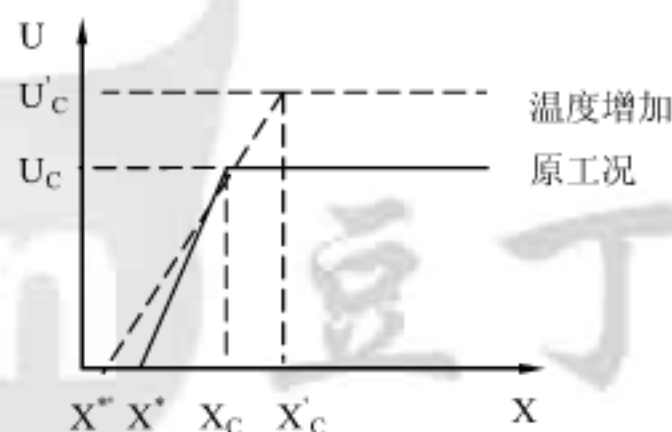
- (1) 空气的温度与湿度不变，流速增加；
- (2) 空气的湿度与流速不变，温度增加；
- (3) 空气的温度、湿度与流速不变，被干燥的物料换为另一种更吸水的物料。



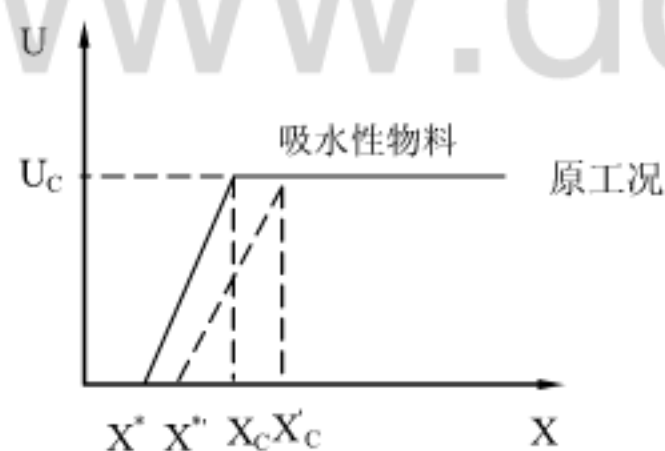
习题 7-35 附图



附图(1)



附图(2)



附图(3)

7-36 有两种湿物料，第一种物料的含水量为 0.4 kg 水/kg 干料 ，某干燥条件下的临界含水量为 0.02 kg 水/kg 干料 ，平衡含水量为 0.005 kg 水/kg 干料 ；第二种物料的含水量为 0.4 kg 水/kg 干料 ，某干燥条件下的临界含水量为 0.24 kg 水/kg 干料 ，平衡含水量为 0.01 kg 水/kg 干料 。问提高干燥器内空气的流速，对上述两种物料中哪一种更能缩短干燥时间？为什么？

答：对第一种物料更为有效。因为该物料的临界含水量较小，干燥过程主要为恒速阶段，该阶段去除的为表面非结合水分，提高空气的流速，可提高干燥速率，进而缩短干燥时间。而对于第二种物料，临界含水量较大，干燥过程主要为降速阶段，该阶段干燥速率主要受物料内部水分扩散控制，提高空气的流速对其基本没有影响。

7-37 一批湿物料置于盘架式干燥器中，在恒定干燥条件下干燥。盘中物料的厚度为 25.4mm，空气从物料表面平行掠过，可认为盘子的侧面与底面是绝热的。已知单位干燥面积的绝干物料量 $G_c/A=23.5\text{kg/m}^2$ ，物料的临界含水量 $X_c=0.18\text{kg 水/kg 干料}$ 。将物料含水量从 $X_1=0.45\text{ kg 水/kg 干料}$ 下降到 $X_2=0.24\text{ kg 水/kg 干料}$ 所需的干燥时间为 1.2h。问在相同的干燥条件下，将厚度为 20mm 的同种物料由含水量 $X'_1=0.5\text{ kg 水/kg 干料}$ 下降到 $X'_2=0.22\text{ kg 水/kg 干料}$ 所需的干燥时间为多少？

解：因 $X_2 > X_c$ ，故由 $X_1=0.45\text{ kg/kg 干料}$ 下降到 $X_2=0.24\text{ kg/kg 干料}$ 仅为恒速干燥阶段，干燥时间为：

$$\tau_1 = \frac{G_c}{AU_c} (X_1 - X_2)$$

则恒速干燥阶段的干燥速率为

$$U_c = \frac{G_c}{A\tau_1} (X_1 - X_2) = \frac{23.5}{1.2} (0.45 - 0.24) = 4.11\text{ kg / (m}^2 \cdot \text{h)}$$

干燥厚度为 20mm 的物料时，因为干燥条件没有变化，故恒速阶段干燥速率不变。

因 $\frac{G_c}{A} = \frac{V\rho}{A} = h\rho$

故此时的 $\frac{G'_c}{A} = \frac{h'}{h} \frac{G_c}{A} = \frac{20}{25.4} \times 23.5 = 18.5\text{ kg/m}^2$

物料减薄后，临界含水量减小，故物料含水量由 $X'_1=0.5\text{ kg/kg 干料}$ 下降到 $X'_2=0.22\text{ kg/kg 干料}$ 的过程仍处在恒速阶段，此时干燥时间

$$\tau'_1 = \frac{G'_c}{AU_c} (X'_1 - X'_2) = \frac{18.5}{4.11} \times (0.5 - 0.22) = 1.26\text{h}$$

7-38 某湿物料 5kg，均匀地平摊在长 0.4m、宽 0.5m 的平底浅盘内，并在恒定的空气条件下进行干燥，物料初始含水量为 20%（湿基，下同），干燥 2.5 小时后含水量降为 7%，已知在此条件下物料的平衡含水量为 1%，临界含水量为 5%，并假定降速阶段的干燥速率与物料的自由含水量（干基）成直线关系，试求：

(1) 将物料继续干燥至含水量为 3%，所需要总干燥时间为多少？

(2) 现将物料均匀地平摊在两个相同的浅盘内, 并在同样的空气条件下进行干燥, 只需 1.6 小时即可将物料的水分降至 3%, 问物料的临界含水量有何变化? 恒速干燥阶段的时间为多长?

解: (1) 绝干物料量

$$G_c = G(1 - w) = 5 \times (1 - 0.2) = 4 \text{ kg}$$

物料初始干基含水量

$$X_1 = \frac{w_1}{1 - w_1} = \frac{0.2}{1 - 0.2} = 0.25 \text{ kg 水/kg 干料}$$

临界干基含水量

$$X_c = \frac{w_c}{1 - w_c} = \frac{0.05}{1 - 0.05} = 0.0526 \text{ kg 水/kg 干料}$$

平衡干基含水量

$$X^* = \frac{w^*}{1 - w^*} = \frac{0.01}{1 - 0.01} = 0.0101 \text{ kg 水/kg 干料}$$

物料干燥 2.5 小时时干基含水量

$$X_2 = \frac{w_2}{1 - w_2} = \frac{0.07}{1 - 0.07} = 0.0753 \text{ kg 水/kg 干料}$$

因 $X_2 > X_c$, 故干燥 2.5 小时全部为恒速阶段, 其干燥速率

$$U_c = \frac{G_c}{A\tau_1}(X_1 - X_2) = \frac{4}{0.4 \times 0.5 \times 2.5}(0.25 - 0.0753) = 1.40 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

干燥终了时的干基含水量

$$X_3 = \frac{w_3}{1 - w_3} = \frac{0.03}{1 - 0.03} = 0.0309 \text{ kg 水/kg 干料}$$

将物料干燥至此所需的总时间

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{G_c}{AU_c}(X_1 - X_c) + \frac{G_c(X_c - X^*)}{AU_c} \ln \frac{X_c - X^*}{X_3 - X^*} \\ &= \frac{4}{0.4 \times 0.5 \times 1.4}(0.25 - 0.0526) + \frac{4 \times (0.0526 - 0.0101)}{0.4 \times 0.5 \times 1.4} \ln \frac{0.0526 - 0.0101}{0.0309 - 0.0101} \\ &= 3.25 \text{ h} \end{aligned}$$

(2) 物料平铺在 2 个盘里时, 厚度减薄, 面积 A 加倍, 由于空气条件不变, 故恒速 U_c 不变。

设此时临界含水量为 X'_c , 由总干燥时间 1.6h 可得:

$$\begin{aligned} \tau' &= \frac{G_c}{A'U_c}(X_1 - X'_c) + \frac{G_c(X'_c - X^*)}{A'U_c} \ln \frac{X'_c - X^*}{X_3 - X^*} \\ 1.6 &= \frac{4}{0.4 \times 0.5 \times 2 \times 1.4}(0.25 - X'_c) + \frac{4 \times (X'_c - 0.0101)}{0.4 \times 0.5 \times 2 \times 1.4} \ln \frac{X'_c - 0.0101}{0.0309 - 0.0101} \end{aligned}$$

试差得 $X'_c = 0.05 \text{ kg 水/kg 干料}$

恒速阶段的干燥时间:

$$\tau'_1 = \frac{G_c}{A'U_c}(X_1 - X'_c) = \frac{4}{0.4 \times 0.5 \times 2 \times 1.4}(0.25 - 0.05) = 1.43 \text{ h}$$

