

## 第六章 吸收

【例 6-1】 总压为 101.325kPa、温度为 20℃时，1000kg 水中溶解 15kg NH<sub>3</sub>，此时溶液上方气相中 NH<sub>3</sub> 的平衡分压为 2.266kPa。试求此时之溶解度系数  $H$ 、亨利系数  $E$ 、相平衡常数  $m$ 。

解：首先将此气液相组成换算为  $y$  与  $x$ 。

NH<sub>3</sub> 的摩尔质量为 17kg/kmol，溶液的量 15kg NH<sub>3</sub> 与 1000kg 水之和。故

$$x = \frac{n_A}{n} = \frac{n_A}{n_A + n_B} = \frac{15/17}{15/17 + 1000/18} = 0.0156$$

$$y^* = \frac{p_A^*}{P} = \frac{2.266}{101.325} = 0.0224$$

$$m = \frac{y^*}{x} = \frac{0.0224}{0.0156} = 1.436$$

由式 (6-11)  $E = P \cdot m = 101.325 \times 1.436 = 145.5 \text{ kPa}$

或者由式 (6-1)  $E = \frac{p_A^*}{x} = \frac{2.266}{0.0156} = 145.3 \text{ kPa}$

溶剂水的密度  $\rho_s = 1000 \text{ kg/m}^3$ ，摩尔质量  $M_s = 18 \text{ kg/kmol}$ ，由式 (6-10) 计算  $H$

$$H \approx \frac{\rho_s}{EM_s} = \frac{1000}{145.3 \times 18} = 0.382 \text{ kmol/ (m}^3 \cdot \text{kPa)}$$

$H$  值也可直接由式 6-2 算出，溶液中 NH<sub>3</sub> 的浓度为

$$c_A = \frac{n_A}{V} = \frac{m_A / M_A}{(m_A + m_s) / \rho_s} = \frac{15/17}{(15 + 1000)/1000} = 0.869 \text{ kmol/m}^3$$

所以  $H = \frac{c_A}{p_A^*} = \frac{0.869}{2.266} = 0.383 \text{ kmol/ (m}^3 \cdot \text{kPa)}$

【例 6-2】 在 20℃ 及 101.325kPa 下 CO<sub>2</sub> 与空气的混合物缓慢地沿 Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 溶液液面流过，空气不溶于 Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 溶液。CO<sub>2</sub> 透过厚 1mm 的静止空气层扩散到 Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 溶液中。气体中 CO<sub>2</sub> 的摩尔分数为 0.2。在 Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 溶液面上，CO<sub>2</sub> 被迅速吸收，故相界面上 CO<sub>2</sub> 的浓度极小，可忽略不计。CO<sub>2</sub> 在空气中 20℃ 时的扩散系数  $D$  为 0.18cm<sup>2</sup>/s。问 CO<sub>2</sub> 的扩散速率是多少？

解：此题属单方向扩散，可用式 6-17 计算。

扩散系数  $D = 0.18 \text{ cm}^2/\text{s} = 1.8 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$

扩散距离  $Z = 1 \text{ mm} = 0.001 \text{ m}$ ，气相总压力  $P = 101.325 \text{ kPa}$

气相主体中 CO<sub>2</sub> 的分压力  $p_{A1} = P y_{A1} = 101.325 \times 0.2 = 20.27 \text{ kPa}$

气液界面上  $\text{CO}_2$  的分压力  $p_{A2}=0$

气相主体中空气（惰性气体）的分压力  $p_{B1}$  为

$$p_{B1} = P - p_{A1} = 101.325 - 20.27 = 81.06 \text{ kPa}$$

气液界面上空气的分压力  $p_{B2}=101.325\text{kPa}$

空气在气相主体和界面上分压力的对数平均值为

$$p_{Bm} = \frac{p_{B2} - p_{B1}}{\ln \frac{p_{B2}}{p_{B1}}} = \frac{101.325 - 81.06}{\ln \frac{101.325}{81.06}} = 90.8 \text{ kPa}$$

代入式 (6-17), 得

$$\begin{aligned} N_A &= \frac{D}{RTZ} \cdot \frac{p}{p_{Bm}} \cdot (p_{A1} - p_{A2}) \\ &= \frac{1.8 \times 10^{-5}}{8.314 \times 293 \times 0.001} \cdot \frac{101.325}{90.8} \cdot (20.27 - 0) \\ &= 1.67 \times 10^{-4} \text{ kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s}) \end{aligned}$$

**【例 6-3】** 含氨极少的空气于 101.33kPa, 20℃被水吸收。已知气膜传质系数  $k_G=3.15 \times 10^{-6}\text{kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ , 液膜传质系数  $k_L=1.81 \times 10^{-4}\text{kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kmol}/\text{m}^3)$ , 溶解度系数  $H=1.5\text{kmol} / (\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$ 。气液平衡关系服从亨利定律。求: 气相总传质系数  $K_G$ 、 $K_Y$ ; 液相总传质系数  $K_L$ 、 $K_X$ 。

解: 因为物系的气液平衡关系服从亨利定律, 故可由式 (6-37) 求  $K_G$

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{Hk_L} = \frac{1}{3.15 \times 10^{-6}} + \frac{1}{1.5 \times 1.81 \times 10^{-4}} = 3.24 \times 10^5$$

$$K_G=3.089 \times 10^{-6}\text{kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$$

由计算结果可见

$$K_G \approx k_G$$

此物系中氨极易溶于水, 溶解度甚大, 属“气膜控制”系统, 吸收总阻力几乎全部集中于气膜, 所以吸收总系数与气膜吸收分系数极为接近。

依题意此系统为低浓度气体的吸收,  $K_Y$ 可按式 (6-36) 来计算。

$$K_Y = PK_G = 101.33 \times 3.089 \times 10^{-6} = 3.13 \times 10^{-4} \frac{\text{kmol}}{(\text{m} \cdot \text{s})}$$

根据式 (6-37) 求  $K_L$

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{H}{k_G} = \frac{1}{1.81 \times 10^{-4}} + \frac{1.5}{3.15 \times 10^{-6}} = 4.815 \times 10^5$$

$$K_L = 2.08 \times 10^{-6} \text{ kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3})$$

同理，对于低浓度气体的吸收，可用式 (6-36) 求  $K_X$

$$K_X = K_L \cdot c$$

由于溶液浓度极稀， $c$  可按纯溶剂——水来计算。

$$c = \frac{\rho_s}{M_s} = \frac{1000}{18} = 55.6 \text{ kmol/m}^3$$

$$K_X = K_L \cdot c = 2.08 \times 10^{-6} \times 55.6 = 1.16 \times 10^{-4} \text{ kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

**【例 6-4】** 由矿石焙烧炉出来的气体进入填料吸收塔中用水洗涤以除去其中的  $\text{SO}_2$ 。炉气量为  $1000 \text{ m}^3/\text{h}$ ，炉气温度为  $20^\circ\text{C}$ 。炉气中含 9% (体积分数)  $\text{SO}_2$ ，其余可视为惰性气体 (其性质认为与空气相同)。要求  $\text{SO}_2$  的回收率为 90%。吸收剂用量为最小用量的 1.3 倍。已知操作压力为  $101.33 \text{ kPa}$ ，温度为  $20^\circ\text{C}$ 。在此条件下  $\text{SO}_2$  在水中的溶解度如附图所示。试求：

(1) 当吸收剂入塔组成  $X_2 = 0.0003$  时，吸收剂的用量 ( $\text{kg/h}$ ) 及离塔溶液组成  $X_1$ 。

(2) 吸收剂若为清水，即  $X_2 = 0$ ，回收率不变。出塔溶液组成  $X_1$  为多少？此时吸收剂用量比 (1) 项中的用量大还是小？

解：将气体入塔组成 (体积分数) 9% 换算为摩尔比

$$Y_1 = \frac{y}{1-y} = \frac{0.09}{1-0.09}$$

$$= 0.099 \text{ kmol (二氧化硫) / kmol (惰性}$$

气体)

根据回收率计算出塔气体浓度  $Y_2$

$$\text{回收率 } \eta = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1} = 90\%$$

所以

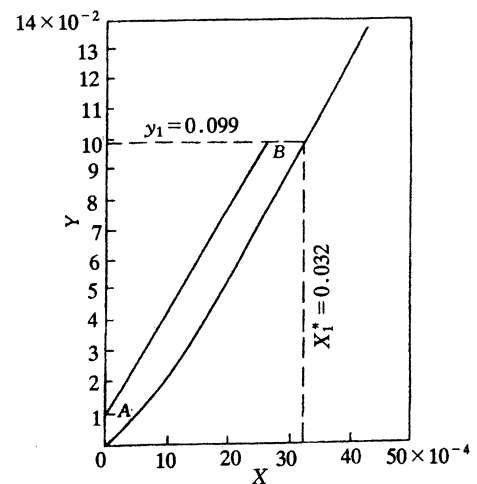
$$Y_2 = Y_1 (1 - \eta) = 0.099 (1 - 0.9)$$

$$= 0.0099 \text{ kmol (二氧化硫) / kmol (惰}$$

性气体)

惰性气体流量  $V$

$$V = \frac{1000}{22.4} \frac{273}{273+20} (1-0.09) = 37.85 \text{ kmol (惰性气体) / h}$$



例 6-4 附图

$$=0.0105\text{kmol (惰性气体) /s}$$

从例 6-4 附图查得与  $Y_1$  相平衡的液体组成

$$X_1^*=0.0032\text{kmol (SO}_2\text{) /kmol (H}_2\text{O)}$$

(1)  $X_2=0.0003$  时, 吸收剂用量  $L$

根据式 (6-44) 可求得  $\left(\frac{L}{V}\right)_{\min}$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{0.099 - 0.0099}{0.0032 - 0.0003} = 30.7$$

$$\frac{L}{V} = 1.3 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.3 \times 30.7 = 39.91$$

$$L = V \times 1.3 \times \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 37.85 \times 39.91 \times 18 = 27155 \text{ kg/h}$$

因为  $\frac{L}{V} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2}$

所以  $X_1 = \frac{Y_1 - Y_2}{L/V} + X_2 = \frac{0.099 - 0.0099}{39.91} + 0.0003$

$$=0.00253\text{kmol (二氧化硫) /kmol (水)}$$

(2)  $X_2=0$ , 回收率  $\eta$  不变时

回收率不变, 即出塔炉气中二氧化硫的组成  $Y_2$  不变, 仍为

$$Y_2=0.0099\text{kmol (二氧化硫) /kmol (惰性气体)}$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - 0} = \frac{0.099 - 0.0099}{0.0032} = 27.84$$

吸收剂用量  $L$

$$L = 1.3 \times V \times \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.3 \times 37.85 \times 27.84 \times 18 = 24630 \text{ kg/h}$$

出塔溶液组成  $X_1$

$$X_1 = \frac{Y_1 - Y_2}{L/V} + X_2 = \frac{0.099 - 0.0099}{36.2} + 0$$

$$=0.00246\text{kmol (SO}_2\text{) /kmol (H}_2\text{O)}$$

由 (1)、(2) 计算结果可以看到, 在维持相同回收率的情况下, 吸收剂所含溶质浓度降低, 溶剂用量减少, 出口溶液浓度降低。所以吸收剂再生时应尽可能完善, 但还应兼顾解吸过程的经济性。

**【例 6-5】** 用  $\text{SO}_2$  含量为  $0.4\text{g}/100\text{gH}_2\text{O}$  的水吸收混合气中的  $\text{SO}_2$ 。进塔吸收剂流量为  $37800\text{kgH}_2\text{O}/\text{h}$ , 混合气流量为  $100\text{kmol}/\text{h}$ , 其中  $\text{SO}_2$  的摩尔分率为  $0.09$ ,

要求 SO<sub>2</sub> 的吸收率为 85%。在该吸收塔操作条件下 SO<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>O 系统的平衡数据如下:

$x$	$5.62 \times 10^{-5}$	$1.41 \times 10^{-4}$	$2.81 \times 10^{-4}$	$4.22 \times 10^{-4}$	$5.62 \times 10^{-4}$	
$y^*$	$3.31 \times 10^{-4}$	$7.89 \times 10^{-4}$	$2.11 \times 10^{-3}$	$3.81 \times 10^{-3}$	$5.57 \times 10^{-3}$	
$x$	$8.43 \times 10^{-4}$	$1.40 \times 10^{-3}$	$1.96 \times 10^{-3}$	$2.80 \times 10^{-3}$	$4.20 \times 10^{-3}$	$6.98 \times 10^{-3}$
	4	3	3	3	3	3
$y^*$	$9.28 \times 10^{-3}$	$1.71 \times 10^{-2}$	$2.57 \times 10^{-2}$	$3.88 \times 10^{-2}$	$6.07 \times 10^{-2}$	$1.06 \times 10^{-1}$
	3	2	2	2	2	1

求气相总传质单元数  $N_{OG}$ 。

解: 吸收剂进塔组成  $X_2 = \frac{0.4/64}{100/18} = 1.13 \times 10^{-3}$

吸收剂进塔流量  $L \approx 37800/18 = 2100 \text{ kmol/h}$

气相进塔组成  $Y_1 = \frac{0.09}{1-0.09} = 9.89 \times 10^{-2}$

气相出塔组成  $Y_2 = 9.89 \times 10^{-2} \times (1-0.85) = 1.48 \times 10^{-2}$

进塔惰气流量  $V = 100 \times (1-0.09) = 91 \text{ kmol/h}$

出塔液相组成  $X_1 = \frac{V(Y_1 - Y_2)}{L} + X_2$   
 $= \frac{91(9.89 - 1.48) \times 10^{-2}}{2100} + 1.13 \times 10^{-3} = 4.77 \times 10^{-3}$

由  $X_2$  与  $X_1$  的数值得知, 在此吸收过程所涉及的浓度范围内, 平衡关系可用后六组平衡数据回归而得的直线方程表达。回归方程为

$$Y^* = 17.80X - 0.008 \quad \text{即 } m = 17.80, b = -0.008$$

与此式相应的平衡线见本例附图中的直线  $ef$ 。

操作线斜率为  $\frac{L}{V} = \frac{2100}{91} = 23.08$

与此相应的操作线见附图中的直线  $ab$ 。

脱吸因数  $S = \frac{mV}{L} = \frac{17.80}{23.08} = 0.77$

依式 6-61 计算  $N_{OG}$ :

$$Y_1^* = mX_1 + b = 17.80 \times 0.00477 - 0.008 = 0.0769$$

$$Y_2^* = mX_2 + b = 17.80 \times 0.00113 - 0.008 = 0.0121$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 0.0989 - 0.0769 = 0.0220$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 0.0148 - 0.0121 = 0.0027$$

$$\Delta Y_m = \frac{0.0020 - 0.0027}{\ln \frac{0.0220}{0.0027}} = 0.0092$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.0989 - 0.0148}{0.0092} = 9.1$$

或依式 6-59 计算  $N_{OG}$ :

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} + S \right] \\ &= \frac{1}{1-0.77} \ln \left[ (1-0.77) \frac{0.0989 - 0.0121}{0.0027} + 0.77 \right] = 9.1 \end{aligned}$$

**【例 6-6】** 含  $\text{NH}_3$  1.5% (体积) 的气体通过填料塔用清水吸收其中的  $\text{NH}_3$ , 气液逆流流动。平衡关系为  $Y=0.8X$ , 用水量为最小用水量的 1.2 倍。单位塔截面的气体流量为  $0.024 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ , 体积总传质系数  $K_y a = 0.06 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ , 填料层高为 6m, 试求:

(1) 出塔气体  $\text{NH}_3$  的组成;

(2) 拟用加大溶剂量以使吸收率达到 99.5%, 此时液气比应为多少?

解: (1) 求  $Y_2$  应用式 (6-64) 求解。

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

(6-64)

已知  $V/\Omega = 0.024 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ,  $K_y a = 0.06 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ ,  $Z = 6 \text{ m}$ ,

求得  $H_{OG} = \frac{V}{K_y a \Omega} = \frac{0.024}{0.06} = 0.4 \text{ m}$

$$N_{OG} = \frac{Z}{H_{OG}} = \frac{6}{0.4} = 15$$

(a)

已知  $Y_1 = 0.015$ ,  $m = 0.8$ ,  $X_2 = 0$ ,  $\frac{L}{V} = 1.2 \left( \frac{L}{V} \right)_{\min}$

求得  $\left( \frac{L}{V} \right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{Y_1 - Y_2}{\frac{Y_1}{m} - X_2} = \frac{0.015 - Y_2}{\frac{0.015}{0.8} - 0} = \frac{0.8(0.015 - Y_2)}{0.015}$

$$\frac{mV}{L} = \frac{m}{L/V} = \frac{m}{1.2(L/V)_{\min}} = \frac{0.8}{1.2 \times \frac{0.8(0.015 - Y_2)}{0.015}} = \frac{0.0125}{0.015 - Y_2}$$

(b)

$$\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} = \frac{0.015 - 0}{Y_2 - 0} = \frac{0.015}{Y_2}$$

(c)

式 (a)、(b) 及 (c) 代入式 (5-65), 得

$$15 = \frac{1}{1 - \frac{0.0125}{0.015 - Y_2}} \ln \left[ \left( 1 - \frac{0.0125}{0.015 - Y_2} \right) \left( \frac{0.015}{Y_2} \right) + \frac{0.0125}{0.015 - Y_2} \right]$$

用试差法求解  $Y_2$ , 可直接先假设  $Y_2$ , 也可先假设回收率 (吸收率)  $\eta$ , 由吸收率定义式  $\eta = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1}$  求出  $Y_2$ , 代入上式, 看符号右侧是否等于左侧的 15, 即

$N_{OG}=15$ 。若等于 15, 则此假定值即为出塔气体的浓度, 计算见本题附表。

例 6-6 附表

$\eta$	$Y_2$	$Y_1/Y_2$	$mV/L$	$N_{OG}$
0.9	0.0015	10	0.926	6.9
0.95	0.00075	20	0.877	9.8
0.99	0.00015	100	0.842	17.8
0.983	0.000255	58.8	0.848	15

(2) 吸收率提高到 99.5%, 应增大液气比。原来液气比由

$$\frac{mV}{L} = \frac{0.8}{\frac{L}{V}} = 0.848$$

可得  $\frac{L}{V} = \frac{0.8}{0.848} = 0.943$

当  $\eta=99.5\%$  时

$$Y_2 = Y_1 (1 - \eta) = 0.015 \times (1 - 0.995) = 7.5 \times 10^{-5}$$

$$\frac{Y_2 - mX_2}{Y_1 - mX_2} = \frac{7.5 \times 10^{-5} - 0}{0.015 - 0} = 0.005, N_{OG}=15$$

从图 6-23 查得  $L/mV=13.5$ , 则  $L/V=13.5 \times m=13.5 \times 0.8=1.08$

即吸收率提高到 99.5% 时, 液气比应由 0.943 增大到 1.08。

**【例 6-7】** 用洗油吸收焦炉气中的芳烃，含芳烃的洗油经解吸后循环使用。已知洗油流量为 7kmol/h，入解吸塔的组成为 0.12kmol（芳烃）/kmol（洗油），解吸后的组成不高于 0.005kmol（芳烃）/kmol（洗油）。解吸塔的操作压力为 101.325kPa，温度为 120℃。解吸塔底通入过热水蒸气进行解吸，水蒸气消耗量  $V/L=1.5 (V/L)_{\min}$ 。平衡关系为  $Y^*=3.16X$ ，液相体积传质系数  $K_x a=30\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 。求解吸塔每小时需要多少水蒸气？若填料解吸塔的塔径为 0.7m，求填料层高度。

解：水蒸气不含芳烃，故  $Y_2=0$ ； $X_1=0.12$

$$\left(\frac{V}{L}\right)_{\min} = \frac{X_1 - X_2}{Y_1^* - Y_2} = \frac{0.12 - 0.005}{3.16 \times 0.12 - 0} = 0.303$$

$$\frac{V}{L} = 1.5 \left(\frac{V}{L}\right)_{\min} = 1.5 \times 0.303 = 0.455$$

水蒸气消耗量为

$$V=0.455L=0.455 \times 7=3.185\text{kmol/h}=3.185 \times 18=57.3\text{kg/h}$$

$$\frac{X_1 - Y_2/m}{X_2 - Y_2/m} = \frac{X_1}{X_2} = \frac{0.12}{0.005} = 24$$

$$\frac{L}{mV} = \frac{1}{3.16 \times 0.455} = 0.696, \quad 1 - \frac{L}{mV} = 1 - 0.696 = 0.304$$

$$N_{OL} = \frac{1}{1 - \frac{L}{mV}} \ln \left[ \left(1 - \frac{L}{mV}\right) \frac{X_1 - Y_2/m}{X_2 - Y_2/m} + \frac{L}{mV} \right]$$

$$= \frac{1}{0.304} \ln [0.304 \times 24 + 0.696] = 6.84$$

用  $(X_2 - Y_2/m) / (X_1 - Y_2/m) = 0.0417$ 、 $mV/L=1.44$ ，从图 6-23 查得  $N_{OL}=6.9$ ，与计算值接近。

$$H_{OL} = \frac{1}{K_x a \Omega} = \frac{7}{30 \times \frac{\pi}{4} \times (0.7)^2} = 0.303\text{m}$$

$$\text{填料层高度 } Z=H_{OL} \cdot N_{OL}=0.303 \times 6.84=2.07\text{m}$$

**【例 6-8】** 在一填料层高度为 5m 的填料塔内，用纯溶剂吸收混合气中溶质组分。当液气比为 1.0 时，溶质回收率可达 90%。在操作条件下气液平衡关系为  $Y=0.5X$ 。现改用另一种性能较好的填料，在相同的操作条件下，溶质回收率可提高到 95%，试问此填料的体积吸收总系数为原填料的多少倍？

解：本题为操作型计算， $N_{OG}$  宜用脱吸因数法求算。



原工况下:

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

其中  $S = \frac{mV}{L} = 0.5$

因  $X_2=0$  则:  $\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} = \frac{Y_1}{Y_2} = \frac{1}{1-\phi} = \frac{1}{1-0.9} = 10$

故  $N_{OG} = \frac{1}{1-0.5} \ln[(1-0.5) \times 10 + 0.5] = 3.41$

气相总传质单元高度为:

$$H_{OG} = \frac{V}{K_y a \Omega} = \frac{Z}{N_{OG}} = \frac{5}{3.41} = 1.466$$

新工况 (即新型填料) 下:

$$N'_{OG} = \frac{1}{0.5} \ln \left[ 0.5 \times \frac{1}{1-0.95} + 0.5 \right] = 4.703$$

$$H'_{OG} = \frac{V}{K_y a' \Omega} = \frac{Z}{N'_{OG}} = \frac{5}{4.703} = 1.063$$

则  $\frac{K_y a'}{K_y a} = \frac{H_{OG}}{H'_{OG}} = \frac{1.466}{1.063} = 1.38$

即新型填料的体积传质系数为原填料的 1.38 倍。

讨论: 对一定高度的填料塔, 在其它条件不变下, 采用新型填料, 即可提高  $K_y a$ , 减小传质阻力, 从而提高分离效果。

**【例 6-9】** 在一逆流操作的填料塔中, 用循环溶剂吸收气体混合物中溶质。气体入塔组成为 0.025 (摩尔比, 下同), 液气比为 1.6, 操作条件下气液平衡关系为  $Y=1.2X$ 。若循环溶剂组成为 0.001, 则出塔气体组成为 0.0025, 现因脱吸不良, 循环溶剂组成变为 0.01, 试求此时出塔气体组成。

解: 两种工况下, 仅吸收剂初始组成不同, 但因填料层高度一定,  $H_{OG}$  不变, 故  $N_{OG}$  也相同。由原工况下求得  $N_{OG}$  后, 即可计算出新工况下出塔气体组成。

原工况 (即脱吸塔正常操作) 下:

吸收液出口组成由物料衡算求得:

$$X_1 = \frac{V}{L} (Y_1 - Y_2) + X_2 = \frac{0.025 - 0.0025}{1.6} + 0.001 = 0.0151$$

吸收过程平均推动力和  $N_{OG}$  为:

$$\Delta Y_1 = Y_1 - mX_1 = 0.025 - 1.2 \times 0.0151 = 0.00688$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - mX_2 = 0.0025 - 1.2 \times 0.001 = 0.0013$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{0.00688 - 0.0013}{\ln \frac{0.00688}{0.0013}} = 0.00335$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.025 - 0.0025}{0.00335} = 6.72$$

新工况（即脱吸塔不正常）下；

设此时出塔气相组成为  $Y_2'$ ，出塔液相组成为  $X_1'$ ，入塔液相组成为  $X_2'$ ，

则吸收塔物料衡算可得：

$$X_1' = \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2') + X_2' = \frac{0.025 - Y_2'}{1.6} + 0.01 \quad (\text{a})$$

$N_{OG}$  由下式求得

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{mV}{L}} \ln \frac{Y_1 - mX_1'}{Y_2' - mX_2'} = \frac{1}{1 - \frac{1.2}{1.6}} \ln \frac{0.025 - 1.2X_1'}{Y_2' - 1.2 \times 0.01}$$

即 
$$4 \ln \frac{0.025 - 1.2X_1'}{Y_2' - 0.012} = 6.72$$

$$0.025 - 1.2X_1' = 5.366 (Y_2' - 0.012) \quad (\text{b})$$

联立式 (a) 和式 (b)，解得：

$$Y_2' = 0.0127$$

$$X_1' = 0.0177$$

吸收平均推动力为：

$$\Delta Y_m = \frac{Y_1 - Y_2'}{N_{OG}} = \frac{0.025 - 0.0127}{6.72} = 0.00183$$

讨论：计算结果表明，当吸收—脱吸联合操作时，脱吸操作不正常，使吸收剂初始浓度升高，导致吸收塔平均推动力下降，分离效果变差，出塔气体浓度升高。

## 习 题

1. 已知在 25℃ 时，100g 水中含 1g  $\text{NH}_3$ ，则此溶液上方氨的平衡蒸气压为 986Pa，在此浓度以内亨利定律适用。试求在  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ （绝对压力）下，下

列公式中的常数  $H$  和  $m$

$$(1) p^* = c/H; \quad (2) y^* = mx$$

2.  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 、 $10^\circ\text{C}$  时，氧气在水中的溶解度可用下式表示：

$$p = 3.27 \times 10^4 x$$

式中  $p$ ——氧在气相中的分压，Pa；

$x$ ——氧在液相中的摩尔分率。

试求在此温度和压强下与空气充分接触后的水中，每立方米溶有多少克氧。

3. 某混合气体中含 2% (体积)  $\text{CO}_2$ ，其余为空气。混合气体的温度为  $30^\circ\text{C}$ ，总压强为  $5 \times 1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 。从手册中查得  $30^\circ\text{C}$  时  $\text{CO}_2$  在水中的亨利系数  $E = 1.41 \times 10^6 \text{mmHg}$ 。试求溶解度系数  $H$ ， $\text{kmol} (\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$  及相平衡常数  $m$ ，并计算 100g 与该气体相平衡的水中溶有多少克  $\text{CO}_2$ 。

4. 在  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 、 $0^\circ\text{C}$  下的  $\text{O}_2$  与  $\text{CO}$  混合气体中发生稳定扩散过程。已知相距 0.2cm 的两截面上  $\text{O}_2$  的分压分别为 100 和 50Pa，又知扩散系数为  $0.18 \text{cm}^2/\text{s}$ ，试计算下列两种情形下  $\text{O}_2$  的传递速率  $\text{kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ：

(1)  $\text{O}_2$  与  $\text{CO}$  两种气体作等分子反向扩散；

(2)  $\text{CO}$  气体为停滞组分。

5. 一浅盘内存有 2mm 厚的水层，在  $20^\circ\text{C}$  的恒定温度下靠分子扩散逐渐蒸发到大气中。假定扩散始终是通过一层厚度为 5mm 的静止空气膜层，此空气膜层以外的水蒸气分压为零。扩散系数为  $2.60 \times 10^{-5} \text{m}^2/\text{s}$ ，大气压强为  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 。求蒸干水层所需时间。

6. 于  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 、 $27^\circ\text{C}$  下用水吸收混于空气中的甲醇蒸气。甲醇在气、液两相中的浓度很低，平衡关系服从亨利定律。已知  $H = 1.955 \text{kmol} / (\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$ ，气膜吸收分系数  $k_G = 1.55 \times 10^{-5} \text{kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ ，液膜吸收分系数  $k_L = 2.08 \times 10^{-5} \text{kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kmol} \cdot \text{m}^{-3})$ 。试求吸收总系数  $K_G$  并算出气膜阻力在总阻力中所占的百分数。

7. 在吸收塔内用水吸收混于空气中的低浓度甲醇，操作温度  $27^\circ\text{C}$ ，压强为  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 。稳定操作状况下塔内某截面上的气相中甲醇分压为  $37.5 \text{mmHg}$ ，液相中甲醇浓度为  $2.11 \text{kmol}/\text{m}^3$ 。试根据上题中的有关数据计算出该截面的吸收速率。

8. 在逆流操作的吸收塔内，于  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 、 $24^\circ\text{C}$  下用清水吸收混合气中的  $\text{H}_2\text{S}$ ，将其浓度由 2% 降至 0.1%（体积百分数）。该系统符合亨利定律，亨利系数  $E=545 \times 1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 。若取吸收剂用量为理论最小用量的 1.2 倍，试计算操作液气比  $q_{\text{mL}}/q_{\text{mV}}$  及出口液相组成  $X_1$ 。

若操作压强改为  $10 \times 1.013 \times 10^5 \text{Pa}$  而其它已知条件不变，再求  $L/V$  及  $X_1$ 。

9. 一吸收塔于常压下操作，用清水吸收焦炉气中的氨。焦炉气处理量为 5000 标准  $\text{m}^3/\text{h}$ ，氨的浓度为  $10\text{g}/\text{标准 m}^3$ ，要求氨的回收率不低于 99%。水的用量为最小用量的 1.5 倍，焦炉气入塔温度为  $30^\circ\text{C}$ ，空塔气速为  $1.1\text{m/s}$ 。操作条件下的平衡关系为  $Y^*=1.2X$ ，气相体积吸收总系数为  $K_{\text{Ya}}=0.0611\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。试分别用对数平均推动力法及数学分析法求气相总传质单元数，再求所需的填料层高度。

10.  $600\text{m}^3/\text{h}$  ( $28^\circ\text{C}$  及  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ ) 的空气-氨的混合物，用水吸收其中的氨，使其含量由 5%（体积）降低到 0.04%。

今有一填料塔，塔径  $D=0.5\text{m}$ ，填料层高  $Z=5\text{m}$ ，总传质系数  $K_{\text{Ya}}=300\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ，溶剂用量为最小用量的 1.2 倍。在此操作条件下，平衡关系  $Y^*=1.44X$ ，问这个塔是否适用？

11. 有一直径为  $880\text{mm}$  的填料吸收塔，所用填料为  $50\text{mm}$  拉西环，处理  $3000\text{m}^3/\text{h}$  混合气（气体体积按  $25^\circ\text{C}$  与  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$  计算）其中含丙酮 5%，用水作溶剂。塔顶送出的废气含 0.263% 丙酮。塔底送出的溶液含丙酮  $61.2\text{g}/\text{kg}$ ，测得气相总体积传质系数  $K_{\text{Ya}}=211\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ，操作条件下的平衡关系  $Y^*=2.0X$ 。求所需填料层高度。

在上述情况下每小时可回收多少丙酮？若把填料层加高  $3\text{m}$ ，则可多回收多少丙酮？

（提示：填料层加高后，传质单元高度  $H_{\text{OG}}$  不变。）

12. 一吸收塔，用清水吸收某易溶气体，已知其填料层高度为  $6\text{m}$ ，平衡关系  $Y^*=0.75X$ ，气体流速  $G=50\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，清水流速  $L=40\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ， $y_1=0.10$ ，吸收率为 98%。求（1）传质单元高度  $H_{\text{OG}}$ ；（2）若生产情况有变化，新的气体流速为  $60\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，新的清水流速为  $58.6\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，塔仍能维持正常操作。欲使其他参数  $y_1$ ， $y_2$ ， $x_2$  保持不变，试求新情况下填料层高度应为多少？

假设  $K_Y a = AG^{0.7}L^{0.8}$ 。