

第七章 吸收

§ 1 吸收过程概述

7-1 吸收定义与工业背景

在合成氨工厂，合成氨的原料气中含有30% CO_2 ，如何将 CO_2 从原料气中分离？

在焦化厂，焦炉气中含有多种气体，如 CO ， H_2 ， NH_3 ，苯类等，如何将 NH_3 从焦炉气中分离？

在硫酸厂，硫铁矿经焙烧氧化，可以得到 SO_3 ，如何由 SO_3 制造硫酸？

为了解决上述问题，化学工程师提出了一种化工单元操作——吸收。

什么叫吸收操作？——利用组成混合气体各组分在溶剂中溶解度不同，来分离气体混合物的操作，称为吸收操作。

如图 7-1 所示，这就是从合成氨原料气中回收 CO_2 的工业流程。乙醇胺对 CO_2 有较大溶解度，选乙醇胺做溶剂。溶剂要回收循环使用，又有了 CO_2 解吸塔。吸收塔、解吸塔、锅炉就构成了 CO_2 回收的工段或车间。如红线框所示，进工段的是合成氨原料气，出工段的是 CO_2 和低浓 CO_2 的合成氨气。

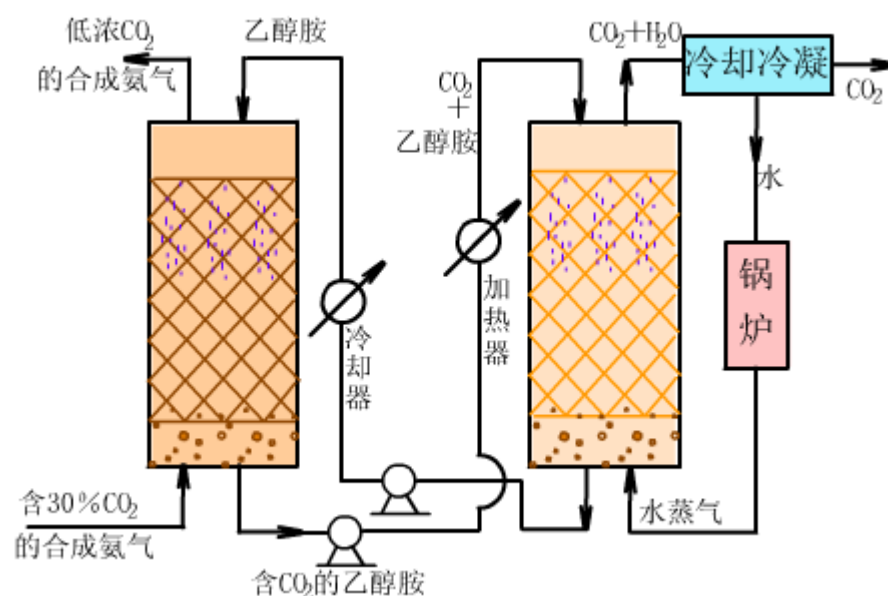


图 7-1 从合成氨原料气中回收 CO_2 的流程

7-2 吸收的用途与分类

一、吸收的工业应用分三类：

(1) 分离混合气体，是最主要的应用。

(2) 气体净化。例如某厂放空气中含有有毒有害气体 A，不符合环境保护的排放标

准，则选用合适溶剂将有害气体吸收，使该厂放空气体达到排放标准。

(3) 制备液体产品。例如用水吸收氯化氢气体制备盐酸，用 93% 硫酸吸收 SO_3 制备硫酸等等。

二、吸收操作工业分类。

按有无化学反应，分物理吸收和化学吸收。例如用 NaOH 吸收 CO_2 就是化学吸收。

按溶质气体的数目，分单组分吸收和多组分吸收。

按有无明显热效应，分等温吸收与非等温吸收。

本章重点讨论的是单组分等温的物理吸收。

7-3 吸收计算引论

如图 7-2 所示，填料层高度 Z 与什么有关？

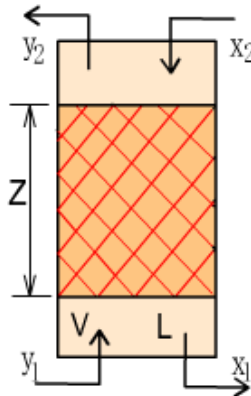


图 7-2 吸收塔示意图

一、首先想到 Z 与分离的物系性质有关。某溶剂对某溶质的溶解度越大，越易吸收， Z 会越小。这与分子间的力有关，即物系的相平衡关系。

二、与传质相界面的面积有关。单位体积填料提供的有效传质面积越大，达到相同分离要求的 Z 会越小。此即与填料的形状有关。衡量填料形状的因素，可用传质速率与传质系数表达。

三、若物系相同，填料形状亦相同，但处理的原料气量 (V) 和原料气的进出口组成 (y_1 和 y_2) 不同，所以 Z 又与 V, L, y_1, y_2, x_1 有关，此即与物料衡算有关。下面将分相平衡关系、传质速率、物料衡算等三个方面来展开吸收过程。

§ 2 吸收相平衡关系

7-4 气体的溶解度曲线

1. 何谓溶解度？——在一定温度与压力下，溶质气体最大限度溶解于溶剂中的量，即溶

解度。如图 7-3 所示， NH_3 溶于水的速率等于 NH_3 逸出水的速率，此时达到动平衡。动平衡时，水中溶解的氨的量，称为在该温度、压力下的氨在水中的溶解度。

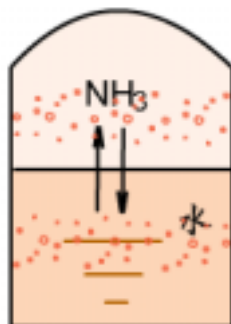


图 7-3 气体溶解示意图

2. 溶解度曲线——平衡曲线。

若固定温度、压力不变，测得某动平衡下，溶液上方氨的分压为 p_1 ，此时溶于水的氨的浓度为 x_1 ；再改变浓度为 x_2 ，测得上方氨分压为 p_2 ；……依次类推，改变氨的浓度为 x_n ，测得溶液上方氨的分压为 p_n ，如图 7-4 所示。将这 n 个点，标绘在图上，即得在一定温度、压力下的溶解度曲线。

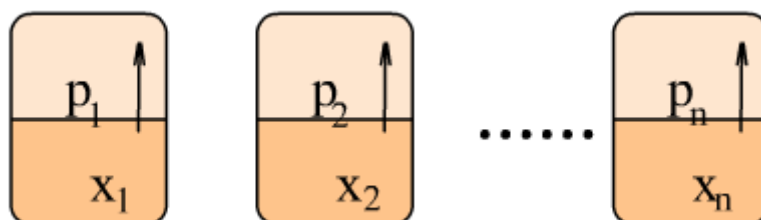


图 7-4 实测 p-x 曲线示意图

【例 7-1】已知 20 时，在一个大气压下氨气溶解于水的溶解度数据如下表所示，据此画出的溶解度曲线，横坐标用 x （摩尔分率），纵坐标用 p^* （kPa）。

| | | | | | | | | |
|------------------------------------|----|-----|------|------|------|-----|------|-----|
| 氨水浓度 $\text{kgNH}_3/100\text{kg水}$ | 2 | 2.5 | 3 | 4 | 5 | 7.5 | 10 | 15 |
| NH_3 的平衡分压 mmHg | 12 | 15 | 18.2 | 24.9 | 31.7 | 50 | 69.6 | 114 |

解：以第六组数据为例计算如下

$$x = \frac{7.5/17}{7.5/17 + 100/18} = 0.0736 \quad p^* = \frac{50}{760} \times 101.3 = 6.66 \text{ kPa}$$

将计算结果列在下表中

| | | | | | | | | |
|-----------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|-------|
| 氨水浓度 x （摩尔分率） | 0.0207 | 0.0258 | 0.0308 | 0.0407 | 0.0503 | 0.0736 | 0.0958 | 0.137 |
|-----------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|-------|

| | | | | | | | | |
|--------------------|-----|---|------|------|------|------|------|------|
| NH_3 的平衡分压 kPa | 1.6 | 2 | 2.42 | 3.32 | 4.22 | 6.66 | 9.28 | 15.2 |
|--------------------|-----|---|------|------|------|------|------|------|

画出溶解度曲线 $p^* - x$, 如图 7-5 所示。

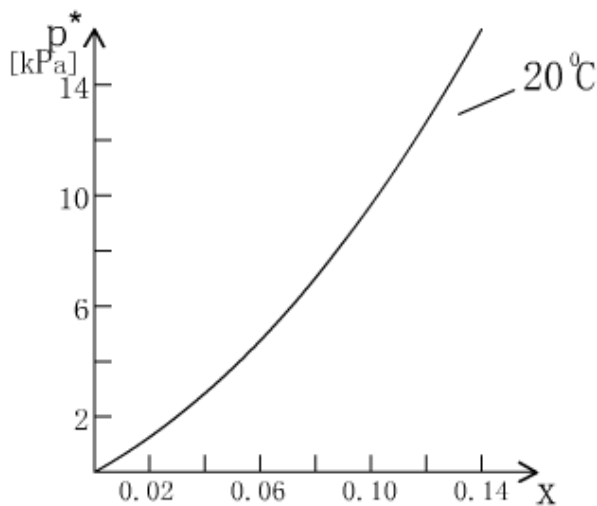


图 7-5 【例 7-1】附图

7-5 亨利定律

上节中,通过实验的方法,可以得到平衡曲线,平衡线能否用一简单的解析式表达呢?

对于理想溶液,溶质在溶液中浓度(x)与溶液上方溶质的平衡分压(p^*)服从拉乌尔定律。

$$p_A^* = p_A^0 \cdot x$$

对于非理想溶液,在低浓度下,服从亨利定律。

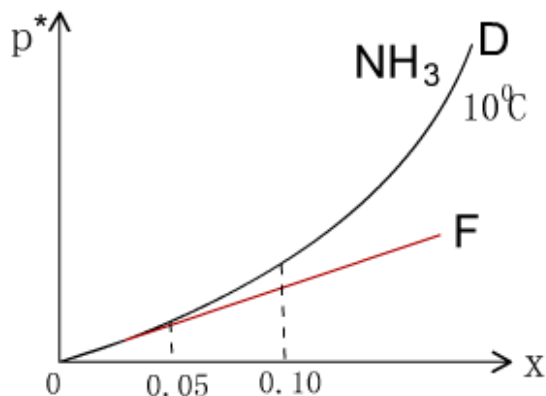


图 7-6 亨利定律示意图

由图 7-6 看出, OD 是平衡曲线,但在 $x = 0 \sim 0.10$ 的这一段,可以写成亨利定律的表达式。

$$p^* = E \cdot x$$

E 称为亨利系数, x 为溶质在溶液中所占的摩尔分率。

亨利定律还可写成:

$$p^* = \frac{C}{H}$$

比例系数 H 愈大, 表明同样分压下 p^* 的溶解度愈大。 H 可称为溶解度系数, C 为单位体积溶液中溶质气体的千摩尔数 $\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$

亨利定律最常用的是下列形式:

$$\underline{y^* = mx} \quad \dots\dots\dots ()$$

式中, y^* ——气相中溶质的摩尔分率; x ——液相中溶质的摩尔分率
 m ——相平衡常数 (亦称亨利常数)

7-6 亨利系数之间的关系

单位: $E = \frac{p^*}{x} \Rightarrow \text{Pa}$ $H = \frac{C}{p^*} \Rightarrow \frac{\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}}{\text{Pa}}$

$$m = \frac{y^*}{x} \Rightarrow /$$

1. E 与 m 的换算

$$\left. \begin{array}{l} p^* = Ex \\ y^* = mx \end{array} \right\} \Rightarrow \underline{\frac{p^*}{y^*} = \frac{E}{m}} \quad \dots\dots\dots (a)$$

$\therefore p^* = P \cdot y^*$ 代入式(a)

$$\therefore \frac{P \cdot y^*}{y^*} = \frac{E}{m} \Rightarrow \underline{m = \frac{E}{P}}$$

2. E 与 H 的换算

$$\left. \begin{array}{l} p^* = Ex \\ p^* = \frac{C}{H} \end{array} \right\} \Rightarrow Ex = \frac{C}{H} \quad \dots\dots\dots (b)$$

$$C = \frac{\text{溶质的kmol数}}{\text{溶液的体积 } \text{m}^3} = \frac{\text{溶质的kmol}}{(\text{溶质的kmol} + \text{溶剂的kmol}) \times M_m \text{ kg} \cdot \text{kmol}^{-1}} \cdot \rho_L \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$$

$$\therefore C = \frac{x}{M_m / \rho_L}$$

$$\therefore M_m = M_s(1-x) + Mx \approx M_s \quad (\text{低浓度时, } x \text{ 较小, } x \rightarrow 0)$$

$$\text{而 } \rho_L = \rho_s \quad \therefore C = \frac{x \cdot \rho_s}{M_s}, \text{ 代入式 (b) 得}$$

$$Ex = \frac{C}{H} = \frac{x \cdot \rho_s}{H \cdot M_s} \quad \Rightarrow \quad H = \frac{\rho_s}{E \cdot M_s}$$

式中, M_m, M_s ——分别为溶液和溶剂的分子量, $\text{kg} \cdot \text{kmol}^{-1}$;

ρ_L, ρ_s ——分别为溶液和溶剂的密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 。

7-7 相平衡计算举例

【例 7-2】在【例 7-1】中, 分别计算前五个数据的亨利系数 E 、 m 、 H 。能否说明在此浓度下, 可用亨利定律表达。

解: 第一组数据如例子, 计算如下

$$x = \frac{2/17}{2/17 + 100/18} = 0.0207 \quad p^* = \frac{12}{760} \times 101.3 = 1.6 \text{ kPa}$$

$$E = \frac{p^*}{x} = \frac{1.6}{0.0207} = 77.3 \text{ kPa} \quad m = \frac{E}{P} = \frac{77.3}{101.3} = 0.763$$

$$H = \frac{\rho_s}{E \cdot M_s} = \frac{1000 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}}{77.3 \text{ kPa} \times 18 \text{ kg} \cdot \text{kmol}^{-1}} = 0.719 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{kPa}^{-1}$$

| 氨水浓度 [$\text{kg NH}_3/100\text{kg 水}$] | 2 | 2.5 | 3 | 4 | 5 | 平均值 |
|---|--------|--------|--------|--------|--------|-------|
| NH_3 的平衡分压 [mmHg] | 12 | 15 | 18.2 | 24.9 | 31.7 | |
| 氨水浓度 x (摩尔分率) | 0.0207 | 0.0258 | 0.0308 | 0.0407 | 0.0503 | |
| NH_3 的分压 p^* (kPa) | 1.6 | 2 | 2.42 | 3.32 | 4.22 | |
| E (kPa) | 77.3 | 77.5 | 78.6 | 81.6 | 83.9 | 79.8 |
| m (kPa) | 0.763 | 0.765 | 0.776 | 0.806 | 0.828 | 0.788 |
| H ($\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{kPa}^{-1}$) | 0.719 | 0.717 | 0.707 | 0.681 | 0.662 | 0.697 |

计算说明, 在 5% 以内时 E 、 m 、 H 均趋于常数。

§ 3 传质系数与速率方程

7-8 分子扩散与费克定律

(1) 分子扩散——流体内某一组分存在浓度差时，则由于分子运动使组分从浓度高处传递至浓度低处，这种现象称为分子扩散。

(2) 费克定律——单位时间通过单位面积物质的扩散量与浓度梯度成正比。

$$J_A \propto \frac{dC_A}{dZ}, \quad \text{写成等式: } J_A = -D_{AB} \frac{dC_A}{dZ}$$

式中， J_A ——质量通量 $\text{kmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$

$$\frac{dC_A}{dZ} \text{——浓度梯度 } \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} / \text{m} \Rightarrow \text{kmol} \cdot \text{m}^{-4}$$

D_{AB} ——A在B中的扩散系数 $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$

对于气体扩散：

$$N_A = J_A = -D \frac{dC_A}{dZ} \quad \left(\because C_A = \frac{n_A}{V} = \frac{p_A}{RT} \right)$$

$$\therefore N_A = -\frac{D}{RT} \frac{dp_A}{dZ}$$

$$N_A \int_0^Z dZ = -\frac{D}{RT} \int_{p_A}^{p_i} dp_A \quad \Rightarrow N_A \cdot Z = \frac{D}{RT} (p_A - p_i)$$

$$\therefore N_A = \frac{D}{RTZ} (p_A - p_i), \quad \text{令 } \frac{D}{RTZ} = k_G \text{ —— } k_G \text{ 称为传质系数}$$

$$\therefore N_A = k_G (p_A - p_i)$$

同理，对于液相扩散有：

$$N_A = k_L (C_i - C_A), \quad \left(k_L = \frac{D}{Z} \right)$$

(3) 单相传质的滞流“膜模型”

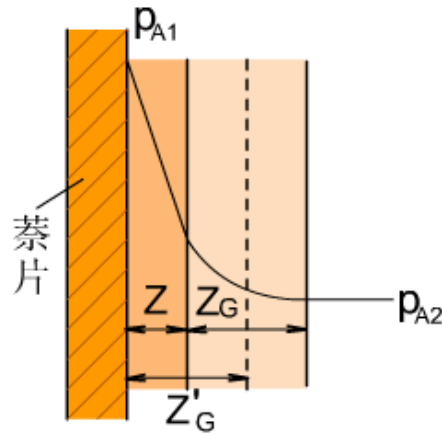


图 7-7 单相传质示意图

如图 7-7 所示，萘片的扩散传质，即气相传质，可写成：

$$N_A = k_G(p_{A1} - p_{A2}) = \frac{p_{A1} - p_{A2}}{1/k_G} \begin{matrix} \text{(传质推动力)} \\ \text{(传质阻力)} \end{matrix}$$

液相传质可写成：
$$N_A = k_L(C_{A1} - C_{A2}) = \frac{C_{A1} - C_{A2}}{1/k_L}$$

7-9 两相间传质的“双膜”模型

为了解决多相传质问题，路易斯—惠特曼（Lewis-Whitman）将固体溶解理论引入传质过程，二十年代提出了双膜模型，其要点如下。

1. 两相间有物质传递时，相界面两侧各有一层极薄的静止膜，传递阻力都集中在这里。这实际上是继承了“滞流膜”模型的观点。例如气—液相间的传质，如图 7-8 所示，气相侧和液相侧的传质通量分别为：

$$N_{AG} = k_G(p_A - p_i) = \frac{p_A - p_i}{1/k_G} \dots\dots\dots (a)$$

$$N_{AL} = k_L(C_i - C_A) = \frac{C_i - C_A}{1/k_L} \dots\dots\dots (b)$$

式中， k_G ——以分压差为推动力表示的气相传质分系数， $kmol \cdot s^{-1} \cdot m^{-2} \cdot kPa^{-1}$ ；

k_L ——以浓度差为推动力表示的液相传质分系数， $m \cdot s^{-1}$ ；

p_A 、 p_i ——分别为气相湍流主体和气—液界面上的溶质气体分压， kPa ；

C_A 、 C_i ——分别为液相湍流主体和气—液界面上溶质的液相浓度， $kmol \cdot m^{-3}$ 。

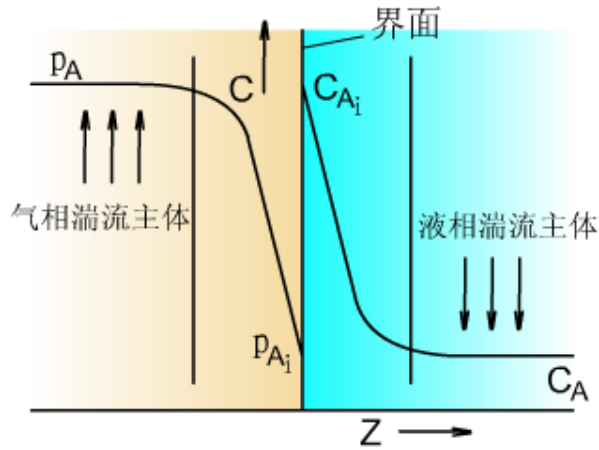


图 7-8 双膜模型示意图

2. 物质通过双膜的传递过程为稳态过程，没有物质的积累。即 $N_{AG} = N_{AL}$ ，写作，

$$N_A = k_G(p_A - p_i) = k_L(C_i - C_A) \quad \dots\dots\dots (c)$$

3. 假定气—液界面处无传质阻力，且界面处的气—液组成达于平衡。即 p_i 和 C_i 在气—液相平衡线上，写作，

$$p_i = f(C_i) \quad \dots\dots\dots (d)$$

若气—液相平衡关系服从亨利 (Henry) 定律，则式 (d) 可写作，

$$p_i = \frac{C_i}{H} \quad \text{或} \quad y = mx$$

原则上讲，若已知气、液相传质分系数 k_G 和 k_L ，我们便可通过双膜模型导出式 (c) 和式 (d)，联立求解得到未知的气、液界面组成 p_i 和 C_i ，再利用式 (a) 或式 (b) 求得传质通量 N_A 。

7-10 双膜模型计算举例

【例 7-3】用水吸收空气中的甲醇蒸汽，温度为 300K 时的 $H = 2 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{kPa}^{-1}$ ，气相传质分系数 $k_G = 0.056 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{kPa}^{-1}$ ，液相传质分系数 $k_L = 0.075 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ 。在吸收设备的某截面上，气相主体分压 $p_A = 2.026 \text{ kPa}$ ，液相主体浓度

$C_A = 1.2 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3}$ ，求此时该截面上的传质通量。

解： $N_A = k_G(p_A - p_i) = k_L(C_i - C_A)$

$$\therefore N_A = \frac{p_A - p_i}{1/k_G} = \frac{C_i - C_A}{1/k_L} \quad \text{而 } p_i = \frac{C_i}{H}$$

$$\therefore N_A = \frac{H \cdot p_A - H \cdot p_i}{\frac{H}{k_G}} = \frac{H \cdot p_i - C_A}{\frac{1}{k_L}}$$

由合比定律得：

$$N_A = \frac{H \cdot p_A - C_A}{\frac{H}{k_G} + \frac{1}{k_L}} = \frac{2 \times 2.026 - 1.2}{\frac{2}{0.056} + \frac{1}{0.075}} = 0.1274 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

7-11 传质速率方程

根据双膜理论，两膜内的传质为稳态过程，则有

$$N_A = k_G(p_A - p_i) = k_L(C_i - C_A)$$

$$\therefore p_i = -\frac{k_L}{k_G} C_i + \frac{k_L}{k_G} C_A + p_A \quad \dots\dots\dots (a)$$

由于假定在相界上，气液达到平衡得：

$$p_i = f(C_i) \quad \dots\dots\dots (b)$$

可用图解法，由式(a)、(b)求得 p_i 和 C_i ，如图 7-9 所示。

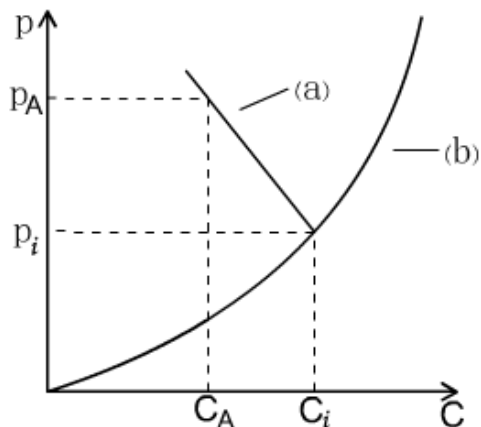


图 7-9 双膜理论求界面浓度

若求出与气相主体浓度 p_A 达于平衡的液相浓度 C_A^* ,再求出与液相主体浓度 C_A 达于平衡的气相分压 p_A^* , 如图 7-10 所示。则可写出以气相总推动力和液相总推动力的传质速率方程分别为 :

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

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

由于 p_A , p_A^* , C_A , C_A^* 均为已知 , 用此求 N_A 时就避开了求界面浓度 C_i 和 p_i 。

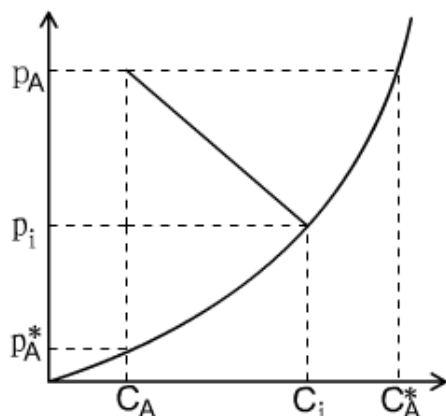


图 7-10 双膜理论的 $p - C$ 图

若在图 7-10 中 , 液相浓度用 x (摩尔分率) 表示 , 气相浓度用 y (摩尔分率) 表示。重新表达的双膜模型的 $y - x$ 图 , 如图 7-11 所示。重新写出的传质速率方程为 :

$$N_A = k_y(y - y_i) \quad N_A = k_x(x_i - x)$$

$$\underline{N_A = K_y(y - y^*)} \quad \underline{N_A = K_x(x^* - x)}$$

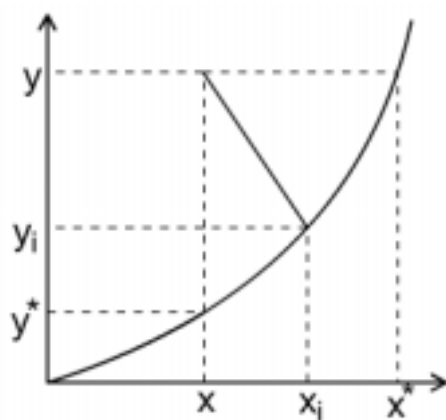


图 7-11 双膜理论的 $y - x$ 图

式中 , k_y ——以 y 表达的气相传质分系数 , $kmol \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$;

k_x ——以 x 表达的液相传质分系数, $\text{kmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$;

K_y ——以 y 表达的气相总传质系数, $\text{kmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$;

K_x ——以 x 表达的液相总传质系数, $\text{kmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ 。

下面先解决总传质系数与分传质系数的关系。

7-12 传质系数之间的换算

一、 K_y 、 K_x 与 k_y 、 k_x 的关系。

由图 7-11 看出,

$$y - y^* = (y - y_i) + (y_i - y^*) = (y - y_i) + \frac{(y_i - y^*)}{x_i - x}(x_i - x)$$

$$\therefore y - y^* = (y - y_i) + m_1(x_i - x)$$

$$\frac{N_A}{K_y} = \frac{N_A}{k_y} + \frac{m_1 \cdot N_A}{k_x} \quad \Rightarrow \quad \frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m_1}{k_x}$$

同理, $x^* - x = (x^* - x_i) + (x_i - x) = \frac{x^* - x_i}{y - y_i}(y - y_i) + (x_i - x)$

$$\therefore x^* - x = \frac{1}{m_2}(y - y_i) + (x_i - x)$$

$$\frac{N_A}{K_x} = \frac{1}{m_2} \cdot \frac{N_A}{k_y} + \frac{N_A}{k_x} \quad \Rightarrow \quad \frac{1}{K_x} = \frac{1}{m_2 \cdot k_y} + \frac{1}{k_x}$$

二、 K_y 、 K_x 与 K_G 、 K_L 的关系。

$$N_A = K_G(p - p^*) = K_G \cdot P \cdot (y - y^*) = K_y(y - y^*)$$

$$\therefore K_y = K_G \cdot P$$

$$N_A = K_L(C^* - C) = K_L \cdot C_{\text{总}} \cdot (x^* - x) = K_x(x^* - x)$$

$$\therefore K_x = K_L \cdot C_{\text{总}}$$

P 为总压, kPa ; $C_{\text{总}}$ 为液相总浓度, $\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$ 。

§ 4 Calculations of height of Packed Tower 吸收 填料层高度计算

7-13 Mass Balance 吸收塔物料衡算

如图 7-12 所示，对吸收塔作物料衡算。从塔顶画衡算范围得：

$$L \cdot x + V \cdot y_2 = L \cdot x_2 + V \cdot y \quad \dots\dots\dots (I)$$

$$\therefore y = \frac{L}{V}x + \left(y_2 - \frac{L}{V}x_2 \right) \quad \dots\dots\dots (II)$$

从塔底画衡算范围得：

$$L \cdot x + V \cdot y_1 = L \cdot x_1 + V \cdot y$$

$$\therefore y = \frac{L}{V}x + \left(y_1 - \frac{L}{V}x_1 \right) \quad \dots\dots\dots (IIa)$$

对全塔画衡算范围得：

$$\frac{L}{V} = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2} \quad \dots\dots\dots (IIb)$$

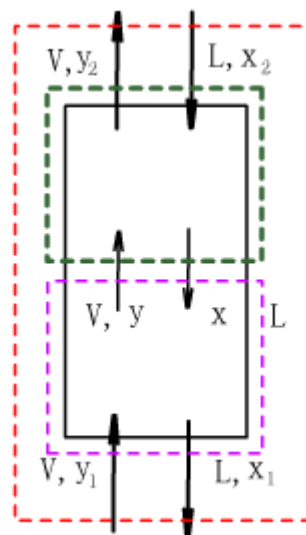


图 7-12 逆流吸收衡算图

式中， y_2, x_2 ——分别为塔顶的气相与液相组成，摩尔分率；

y_1, x_1 ——分别为塔底的气相与液相组成，摩尔分率；

y, x ——分别为塔任一截面处的气、液相组成，摩尔分率；

V, L ——分别为气相与液相的摩尔流率, $kmol \cdot s^{-1}$ 。

实际上, 在吸收过程中, V, L 是变化的, 由于此处讨论的是低浓度吸收, 为了简化计算, 此处假定 V, L 不变。

式 (II)、(IIa)、(IIb) 均可看作吸收塔物料衡算方程, 或称为吸收塔操作线方程。

7-14 Minimum Ratio of Liquid to Gases 最小液气比

在一般的吸收计算中, y_1, y_2, x_2, V 是给定的。我们分析式 (IIb), $\frac{L}{V} = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2}$,

当 L 下降, $\left(\frac{L}{V}\right)$ 亦下降, 表示塔底出口浓度 x_1 上升。如图 7-13 所示, 当 $\left(\frac{L}{V}\right)$ 下降至塔底

出口浓度 x_1 与塔底进气组成 y_1 相平衡时, 塔底气相不能被吸收时, $\left(\frac{L}{V}\right)$ 不能再下降了, 此

时的液气比称为最小液气比 $\left(\frac{L}{V}\right)_{\min}$ 。由式 (IIb) 得, 最小液气比的表达式为:

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{y_1 - y_2}{x_1^* - x_2} \quad \dots\dots\dots (III)$$

若平衡线是直线, 则 $x_1^* = y_1/m$ $\therefore \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{y_1 - y_2}{y_1/m - x_2}$

一般来讲, $\left(\frac{L}{V}\right) = (1.1 \sim 2.0) \left(\frac{L}{V}\right)_{\min}$

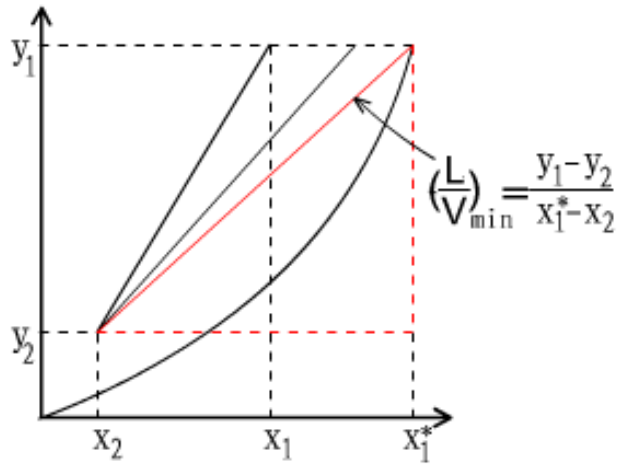


图 7-13 最小液气比示意图

7-15 Examples of Mass Balance 物料衡算计算举例

【例 7-4】用清水吸收氨-空气混合气中的氨，混合气 NH_3 的浓度为 $y_1 = 0.05$ （摩尔分率，下同），要求出塔的 NH_3 的浓度下降至 $y_2 = 0.01$ 。物系的平衡关系如【例 7-2】所示， $y^* = 0.788x$ 。求此种分离要求的最小液气比。若取实际液气比是最小液气比的 1.6 倍，此时出塔溶液的浓度为多少？

$$\text{解：} \quad \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{y_1 - y_2}{y_1/m - x_2} = \frac{0.05 - 0.01}{0.05/0.788 - 0} = 0.63$$

$$\text{而} \quad \left(\frac{L}{V}\right) = 1.6 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2}$$

$$\therefore x_1 = \frac{y_1 - y_2}{1.6 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min}} + x_2 = \frac{0.05 - 0.01}{1.6 \times 0.63} + 0 = 0.0397$$

7-16 The Basic Formula for Calculating the Packed Tower Height

填料层高度基本计算式

如图 7-14 所示，对截面积为 Ω ，高为 dZ 的微元填料层作物料衡算得：

$$L \cdot x + V(y + dy) = V \cdot y + L(x + dx) \quad \Rightarrow \quad V \cdot dy = L \cdot dx$$

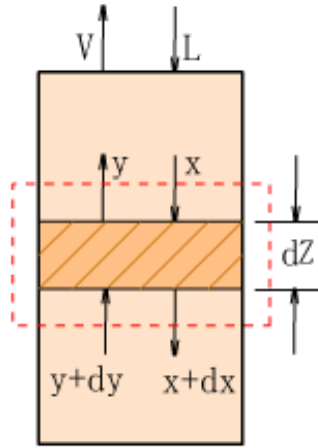


图 7-14 计算填料层高度推导图

从传质速率考虑，

$$\begin{array}{c} \text{单位时间传质量} = N_A (\Omega \cdot dZ \cdot a) \\ \left| \begin{array}{l} \text{kmol} \cdot \text{s}^{-1} \quad \text{kmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \quad \text{m}^2 \cdot \text{m} (\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}) \end{array} \right. \end{array}$$

从气体浓度变化，气体中 A 的传质量

$$\text{单位时间传质量} = V \cdot dy \quad (\text{kmol} \cdot \text{s}^{-1})$$

从两方面考虑的单位时间传质量应相等。

$$\therefore N_A \cdot (\Omega \cdot dZ \cdot a) = V \cdot dy$$

$$\therefore dZ = \frac{V}{N_A \cdot \Omega \cdot a} dy$$

$$\because N_A = k_y (y - y_i) \quad \Rightarrow \quad dZ = \frac{V}{k_y \cdot a \cdot \Omega} \cdot \frac{dy}{y - y_i}$$

$$\therefore Z = \frac{V}{k_y \cdot a \cdot \Omega} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_i} \quad \dots\dots\dots (IV)$$

$$\because N_A = K_y (y - y^*) \quad \Rightarrow \quad dZ = \frac{V}{K_y \cdot a \cdot \Omega} \cdot \frac{dy}{y - y^*}$$

$$\therefore Z = \frac{V}{K_y \cdot a \cdot \Omega} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} \quad \dots\dots\dots (V)$$

同理， $N_A \cdot (\Omega \cdot dZ \cdot a) = L \cdot dx$ ，(从物料衡算得到)

$$\therefore dZ = \frac{L}{N_A \cdot \Omega \cdot a} dx$$

$$\because N_A = k_x(x_i - x) \Rightarrow dZ = \frac{L}{k_x \cdot a \cdot \Omega} \cdot \frac{dx}{x_i - x}$$

$$\therefore Z = \frac{L}{k_x \cdot a \cdot \Omega} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_i - x} \dots\dots\dots(c)$$

$$\because N_A = K_x(x^* - x) \Rightarrow dZ = \frac{L}{K_x \cdot a \cdot \Omega} \cdot \frac{dx}{x^* - x}$$

$$\therefore Z = \frac{L}{K_x \cdot a \cdot \Omega} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x^* - x} \dots\dots\dots(d)$$

7-17 Unit Height and Number of Mass Transfer Units 传质单元

高度与单元数

分析式(IV)、(V)、(c)、(d)

例如式(V), $Z = \frac{V}{K_y \cdot a \cdot \Omega} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*}$

其中 $\frac{V}{K_y \cdot a \cdot \Omega}$ 的单位是 $\left[\frac{\text{kmol} \cdot \text{s}^{-1}}{\text{kmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{m}^2} \right] \Rightarrow [m]$

称为传质单元高度, 用 H_{OG} 表示。

$\int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*}$ 的单位是无因数的纯数, 称为传质单元数, 用 N_{OG} 表示。

所以, 式(V)可写成 $Z = H_{OG} \cdot N_{OG}$

式(IV)可写成 $Z = H_G \cdot N_G$

式(c)可写成 $Z = H_L \cdot N_L$

式(d)可写成 $Z = H_{OL} \cdot N_{OL}$

下标 O , 表示“总”传质单元数, 下标 G , 表示气相, 下标 L 表示液相, 于是写成通式为:

$$\text{填料层高度} = \text{传质单元高度} \times \text{传质单元数}$$

传质单元高度 H_{OG} 、 H_G 、 H_{OL} 、 H_L 之间的关系如何呢?

$$\therefore \frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}$$

同乘 $V/(a \cdot \Omega)$ 得：
$$\frac{V}{K_y \cdot a \cdot \Omega} = \frac{V}{k_y \cdot a \cdot \Omega} + \frac{mV}{L} \cdot \frac{L}{k_x \cdot a \cdot \Omega}$$

$$\therefore H_{OG} = H_G + \frac{mV}{L} H_L \quad \dots\dots\dots (e)$$

同理， $\therefore \frac{1}{K_x} = \frac{1}{m \cdot k_y} + \frac{1}{k_x}$

同乘 $L/(a \cdot \Omega)$ 得：
$$\frac{L}{K_x \cdot a \cdot \Omega} = \frac{L}{mV} \cdot \frac{L}{k_x \cdot a \cdot \Omega} + \frac{L}{k_x \cdot a \cdot \Omega}$$

$$\therefore H_{OL} = \frac{L}{mV} H_G + H_L \quad \dots\dots\dots (f)$$

将式 (f) 同乘 mV/L 得， $\frac{mV}{L} H_{OL} = H_G + \frac{mV}{L} H_L$

代入式 (e) 得：
$$H_{OG} = \frac{mV}{L} H_{OL}$$

由于， $Z = H_{OG} \cdot N_{OG} = H_{OL} \cdot N_{OL}$

$$\therefore N_{OG} = H_{OL} \cdot N_{OL} / H_{OG} = \frac{L}{mV} \cdot N_{OL}$$

下面的关键是求传质单元数 (N_{OG} 、 N_G 、 N_L 、 N_{OL})

7-18 Logarithmic Mean Driving Force Method for Calculating the Units of Mass Transfer 平均推动力法计算传质单元数

由物料衡算方程得

$$y = \frac{L}{V} x + \left(y_2 - \frac{L}{V} x_2 \right) \quad \dots\dots\dots (a)$$

平衡线若为不通过原点的直线，即

$$y^* = mx + b \quad \dots\dots\dots (b)$$

变换式 (a) 得

$x = \frac{V}{L}(y - y_2) + x_2$, 代入式 (b) 得 :

$$y^* = \frac{mV}{L}(y - y_2) + mx_2 + b$$

$$\therefore y - y^* = y - \frac{mV}{L}(y - y_2) - mx_2 - b$$

$$\therefore y - y^* = \left(1 - \frac{mV}{L}\right)y + \frac{mV}{L}y_2 - mx_2 - b \quad \dots\dots\dots (c)$$

以 $y - y^*$ 为变量 , 微分上式得 $\frac{d(y - y^*)}{dy} = 1 - \frac{mV}{L} \quad \dots\dots\dots (d)$

如图 7-15 所示 , 由式 (c) 在边界点 1 及边界点 2 处分别得 :

$$y_1 - y_1^* = \left(1 - \frac{mV}{L}\right)y_1 + \frac{mV}{L}y_2 - mx_2 - b$$

$$y_2 - y_2^* = \left(1 - \frac{mV}{L}\right)y_2 + \frac{mV}{L}y_2 - mx_2 - b$$

相减得 : $(y_1 - y_1^*) - (y_2 - y_2^*) = \left(1 - \frac{mV}{L}\right)(y_1 - y_2)$

$$\therefore \frac{(y_1 - y_1^*) - (y_2 - y_2^*)}{y_1 - y_2} = 1 - \frac{mV}{L} \quad \dots\dots\dots (c-1)$$

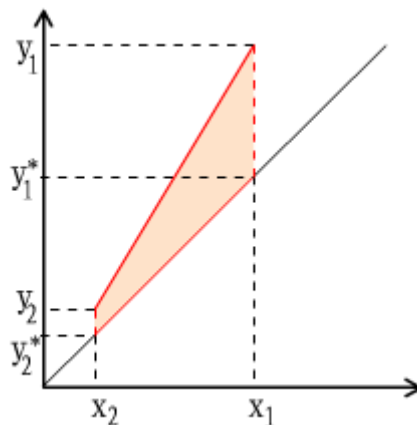


图 4-15 传质推动力示意图

比较式 (d) 与式 (c-1) 得 :

$$\frac{d(y - y^*)}{dy} = \frac{(y_1 - y_1^*) - (y_2 - y_2^*)}{y_1 - y_2} \quad \Rightarrow \therefore dy = \frac{(y_1 - y_2) \cdot d(y - y^*)}{(y_1 - y_1^*) - (y_2 - y_2^*)}$$

$$\int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{(y_1 - y_2)}{(y_1 - y_1^*) - (y_2 - y_2^*)} \int_{y_2 - y_2^*}^{y_1 - y_1^*} \frac{d(y - y^*)}{y - y^*}$$

$$= \frac{y_1 - y_2}{(y_1 - y_1^*) - (y_2 - y_2^*)} \ln \frac{y_1 - y_1^*}{y_2 - y_2^*}$$

$$\text{令 } \Delta y_m = \frac{(y_1 - y_1^*) - (y_2 - y_2^*)}{\ln \frac{y_1 - y_1^*}{y_2 - y_2^*}}$$

$$\therefore \underline{N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_m}} \dots\dots\dots (VI)$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{\left(1 - \frac{mV}{L}\right)(y_1 - mx_2 - b) + \frac{mV}{L}(y_2 - mx_2 - b)}{y_2 - mx_2 - b} \\
&= \left(1 - \frac{mV}{L}\right) \left(\frac{y_1 - mx_2 - b}{y_2 - mx_2 - b}\right) + \frac{mV}{L} \\
\therefore N_{OG} &= \frac{1}{1 - \frac{mV}{L}} \ln \left[\left(1 - \frac{mV}{L}\right) \left(\frac{y_1 - mx_2 - b}{y_2 - mx_2 - b}\right) + \frac{mV}{L} \right] \quad \dots\dots\dots (VII)
\end{aligned}$$

$$\text{同理得： } N_{OG} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x^* - x} = \frac{1}{\frac{L}{mV} - 1} \ln \left[\left(1 - \frac{L}{mV}\right) \left(\frac{x_1 - \frac{y_2}{m} - b}{x_2 - \frac{y_2}{m} - b}\right) + \frac{L}{mV} \right]$$

7-20 吸收塔设计计算举例

【例 7-5】今有连续逆流操作的填料吸收塔，用清水吸收原料气中的甲醇。已知处理气量为 $1000 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ （操作状态），原料中含甲醇 $100 \text{ g} \cdot \text{m}^{-3}$ ，吸收后水中含甲醇量等于与进料气体中相平衡时浓度的 67%。设在常压、25℃ 下操作，吸收的平衡关系取为 $Y = 1.15X$ ，甲醇回收率要求为 98%， $k_y = 0.5 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ ，塔内填料的比表面积为 $a = 200 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ 塔内气体的空塔气速为 $0.5 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 。试求：(1) 水的用量为多少 $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$ ？(2) 塔径；(3) 传质单元高度 H_{OG} ；(4) 传质单元数 N_{OG} ；(5) 填料层高度。

$$\text{解：(1) } y_1 = \frac{100 \times 10^{-3} / 32}{100 \times 10^{-3} / 32 + 1 / 22.4} = 0.0654$$

$$y_2 = y_1(1 - \Phi) = 0.0654 \times (1 - 0.98) = 0.00131$$

$$x_1 = 0.67 \times \frac{y_1}{m} = 0.67 \times \frac{0.0654}{1.15} = 0.0381$$

$$V = \frac{1000}{22.4} \times \frac{273}{(273 + 25)} = 40.9 = 40.9 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$L = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2} \times V = \frac{0.0654 - 0.00131}{0.0381} \times 40.9 = 68.8 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1} = 1238 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

当 $N_A = K_y(y - y^*)$ 时, 得 $dZ = \frac{V}{K_y \cdot a \cdot \Omega(y - y^*)} dy$

由于平衡线为曲线, $K_y a$ 也不是常数, 所以

$$Z = \int_{y_2}^{y_1} \frac{V}{K_y \cdot a \cdot \Omega(y - y^*)} dy \quad \dots\dots\dots (a)$$

考虑到平衡线的弯曲情况, 我们总可以找出一个合适的 n 次多项式来拟合该曲线。拟合后的平衡线方程可表达为,

$$y^* = a_n x^n + a_{n-1} x^{n-1} + \dots + a_1 x + a_0 \quad \dots\dots\dots (b)$$

操作线方程仍为:

$$y = \frac{L}{V} x + \left(y_2 - \frac{L}{V} x_2 \right) \quad \dots\dots\dots (c)$$

微分式(c)得: $dy = \frac{L}{V} dx \quad \dots\dots\dots (d)$

相平衡常数 m 可视为平衡线的斜率。即

$$m = \frac{dy^*}{dx} = na_n x^{n-1} + (n-1)a_{n-1} x^{n-2} + \dots + 2a_2 x + a_1 \quad \dots\dots\dots (e)$$

在传质速率方程一节中。有

$$\frac{1}{K_y a} = \frac{1}{k_y a} + \frac{m}{k_x a} \quad \dots\dots\dots (f)$$

将式 (b) (c) (d) (e) (f) 代入式 (a) 得:

$$Z = \int_{x_2}^{x_1} \left[\frac{V}{k_y \cdot a \cdot \Omega} + \frac{V}{k_x \cdot a \cdot \Omega} \left(\frac{dy^*}{dx} \right) \right] \frac{\frac{L}{V} dx}{\frac{L}{V} x + \left(y_2 - \frac{L}{V} x_2 \right) - y^*}$$

$$\therefore Z = \int_{x_2}^{x_1} \left[\frac{\frac{L}{k_y \cdot a \cdot \Omega} + \frac{V}{k_x \cdot a \cdot \Omega} (na_n x^{n-1} + \dots + 2a_2 x + a_1)}{\frac{L}{V} x + y_2 - \frac{L}{V} x_2 - (a_n x^n + a_{n-1} x^{n-1} + \dots + a_0)} \right] dx \quad \dots\dots\dots (VIII)$$

式(VIII)中, a_i —— n 次多项式系数, 式(VIII)即为曲线拟合法导出的 Z 的计算式。

若用二次多项式拟合平衡曲线, $n = 2$, 代入式(VIII)得:

$$Z = \int_{x_2}^{x_1} \left[\frac{\frac{L}{k_y \cdot a \cdot \Omega} + \frac{(2a_2x + a_1) \cdot L}{k_x \cdot a \cdot \Omega}}{\frac{L}{V}x + y_2 - \frac{L}{V}x_2 - a_2x^2 - a_1x - a_0} \right] dx$$

即 $Z = \int_{x_2}^{x_1} \frac{Mx + N}{x^2 + px + q} dx$ (h)

其中： $M = -\frac{2L}{k_x \cdot a \cdot \Omega}$, $N = -\frac{1}{a_2} \left(\frac{La_1}{k_x \cdot a \cdot \Omega} + \frac{L}{k_y \cdot a \cdot \Omega} \right)$

$P = -\frac{1}{a_2} \left(\frac{L}{V} - a_1 \right)$, $q = -\frac{1}{a_2} \left(y_2 - \frac{L}{V}x_2 - a_0 \right)$

其解析积分得：

(1) $p^2 - 4q > 0$ 时：

$$Z = \frac{M}{2} \ln \left| \frac{x_1^2 + px_1 + q}{x_2^2 + px_2 + q} \right| + \frac{N - \frac{MP}{2}}{\sqrt{p^2 - 4q}} \left(\ln \left| \frac{2x_1 + p - \sqrt{p^2 - 4q}}{2x_2 + p - \sqrt{p^2 - 4q}} \right| - \ln \left| \frac{2x_1 + p + \sqrt{p^2 - 4q}}{2x_2 + p + \sqrt{p^2 - 4q}} \right| \right)$$

..... (h-1)

(2) $p^2 - 4q < 0$ 时：

$$Z = \frac{M}{2} \ln \left| \frac{x_1^2 + px_1 + q}{x_2^2 + px_2 + q} \right| + \frac{2N - MP}{\sqrt{4q - p^2}} \left(\arctg \frac{2x_1 + p}{\sqrt{4q - p^2}} - \arctg \frac{2x_2 + p}{\sqrt{4q - p^2}} \right)$$

..... (h-2)