



8. 气体吸收

8.1 概述

✧ 吸收在化学工业上的应用：吸收是分离均相的气体混合物的一种单元操作（或化工过程）。气体吸收的目的：

- （1）分离混合气体以获得一定的组分。
- （2）除去有害组分以净化或精制气体。
- （3）制备某种气体的溶液。
- （4）工业废气的治理。

✧ 气体混合物分离的依据和方法

进行气体混合物的分离时，通常根据混合物中各组分间某种物理和化学性质的差异而开发出不同的分离方法，典型的分离方法如下：

- ① 冷冻分离—是利用物质的沸点差分离气体混合物的一种方法，比如空气分离过程，分离 O_2 和 N_2 ，就是利用沸点差来分离，又比如液化气，一般烧 C_3 和 C_4 ，而 C_5 、 C_6 一般在常温下不汽化。（西德的林得公司是世界上提供冷冻设备的著名公司）
- ② 吸附分离—利用吸收剂对各组分吸附性能的差异，如二甲苯有邻、间、对位，三者的沸点质相差 $0.4^\circ C$ ，难以用冷冻分离的方法，若选用适宜的吸附剂，对二甲苯的分离就比较有效。
- ③ 分子筛分离—利用分子直径的大小差异来分离的一种方法。
- ④ 吸收分离—根据混合物中各组分在某种溶剂中溶解度的不同来分离气体混合物的一种方法，本章介绍的方法是物理吸收。

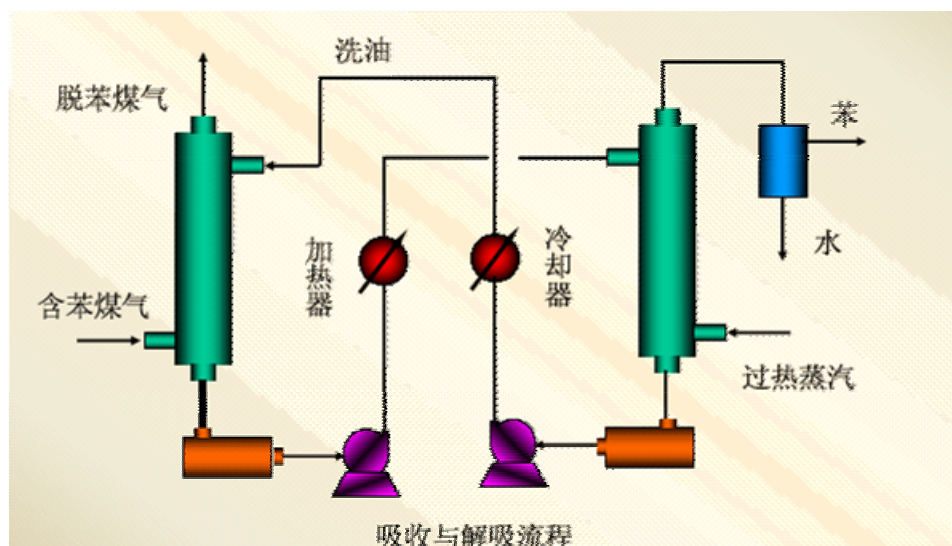
混合物中能被溶解的部分进入液相形成溶液，不被溶解的部分则留在气相，从而使气体混合物得到分离。

把吸收操作中所用的液体称溶剂或吸收剂（C）。

混合气体中能被溶解的组分称溶质（A）。

混合气体不能溶解的组分称为惰性组分或载体（B）。

工业吸收过程 在炼焦及制取城市煤气的生产过程中，焦炉煤气内含有少量的苯，甲苯类低碳氢化合物的蒸汽要进行分离。



从图 8-1 中可看出，一般的吸收塔要用大量的吸收剂，要完成气体混合物的分离，解吸一定伴随着吸收，从此工业吸收过程要解决以下几个问题：

- ① 选择合适的溶剂，比较困难，但目的是使所选择的溶剂能有选择性的溶解某个或某些被分离组分；
- ② 设计传质设备；
- ③ 溶剂的再生，为了循环使用溶剂必须脱除溶解于其中的被分离的组分（解吸）。

溶剂的选择 吸收剂的选择要求

- ① 溶剂应有较好的选择性
- ② 溶剂应对被吸收成分有较大的溶解度
- ③ 改变温度或压力条件时，溶液中被吸收成分（溶质）的平衡分压应有较大的变化
- ④ 溶剂本身应有较好的化学稳定性
- ⑤ 溶剂应有较低的粘度、较低的蒸汽压、较小的表面张力
- ⑥ 溶剂应价廉易得、无毒、不燃

选择原则：经济、合理。

物理吸收和化学吸收

✧ 被吸收成分因在溶剂中的不同的物理溶解度而被分离的操作，被称为物理吸收。由于气体物质一般在溶剂中的溶解度较小，溶质和溶剂的结合力较小，溶剂对气体物质的吸收能力较低；但其解吸则较为容易。



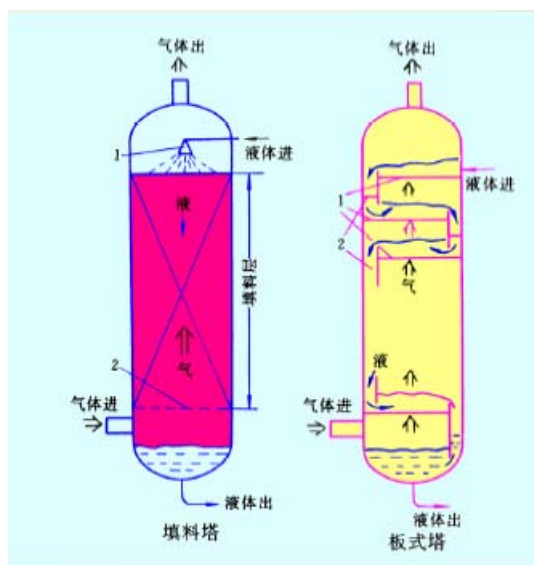
- ✧ 利用化学反应而实现吸收的操作，被称为化学吸收。化学反应大大扩展了吸收操作的应用范围：
- ✧ 不可逆化学反应用于利用特定的气体物质实现特定液体或固体产品的生产，通常将此类操作归于化学反应操作。
- ✧ 可逆化学反应常用于大幅度提高溶剂对气体物质的吸收能力。显然，在吸收操作中适用的化学反应应具有较高的反应速率和较高的选择性。

吸收操作的经济性 评价一个操作的经济性，应综合考虑设备费和操作费两方面。但应注意：设备费主要是一次性投入，而操作费则是经常性的不间断的消耗操作费用：

- ① 流体输送消耗动能；
- ② 吸收剂的损失（挥发、变质）；
- ③ 溶剂的再生费用，即解吸操作费，再生费用不亚于吸收费用，再生费用需所占的比例最大；

设备费用高，操作费用低（除过不会设计）但总费用取最优值。

吸收过程中气、液两相的接触方式 气液两相实在吸收设备中进行接触的，吸收设备有多种形式，但最为常用的是塔式设备，而吸收塔按气、液两相接触方式的不同又分为级式接触（如板式塔）与微分接触（如填料塔、降膜塔或称湿壁塔）两大类。



- ① 板式塔—级式接触设备。叙述略
- ② 填料塔—微分接触式设备（即连续接触设备）叙述略



级式与微分接触两类设备可采用完全不同的两种计算方法,本章只讨论微分接触式吸收过程的数学描述和计算方法,但不是说吸收只能在填料塔中进行。

定态和非定态操作 上述两种不同接触方式的传质设备中所进行的吸收或其它传质过程可以是定态的连续过程,即设备内的过程参数都不随时间而变;也可以是非定态的,即间歇操作或脉冲式的操作。以下除特别说明外,均指连续定态操作。

本章所作的基本假定 只讨论微分接触的计算方法。

- (1) 气体混合物中只有一个组分溶于溶剂,其余组分在溶剂中的溶解度极低而可忽略不计,因而可看作为一个惰性组分。
- (2) 溶剂不挥发,气相中有 A 和 B,液相中 C 和 A。

对本章的学习要求

- ① 吸收的机理
- ② 设计型计算—吸收剂选择—吸收剂用量
- ③ 操作型计算

本章所用到基本理论

- ① 物料平衡
- ② 相平衡关系
- ③ 传递速率

8.2 气液相平衡

湿壁塔吸收与第六章的套管换热器中的传热相比较,可看出异同,传热是冷、热流体之间传递热量、推动力 $=T-t$,极限为 $T=t$ 。

吸收是气—液两相之间物质传递,传递的是物质,但推动力不是浓度差,极限也不是两相浓度相等,因为相平衡和热平衡不同。

在一定温度下,气、液两相长期或充分接触以后,两相趋于平衡,此时溶质在两相中的



溶解度服从某种确定的关系，即相平衡关系，此相平衡可以以不同的方式来表示。

8.2.1 平衡溶解度

溶解度曲线 气、液两相达平衡状态时，溶质在液相中的浓度称为溶解度。气体吸收的平衡关系可以用溶质（气体）在液体中的溶解度表示，比如把氨气和水共同封存在容器里，应用相律来分析。（这里相数 $\phi = 2$ ，组分数 $c=2$ ） $\therefore F=2$

即两个独立变量便可以确定这系统的状态，故规定了温度 T 和液相中摩尔分率 x ，便可确定 NH_3 的平衡分压 P_e ，平衡关系可表示为 $P_e=f(t,x)$ ，描图可得图 8-3

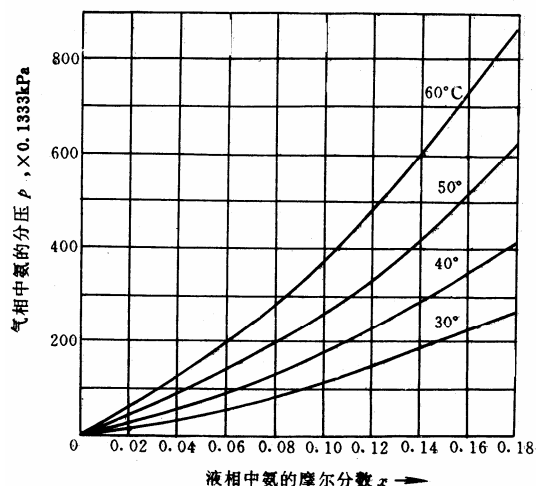


图 8-3 氨在水中的溶解度

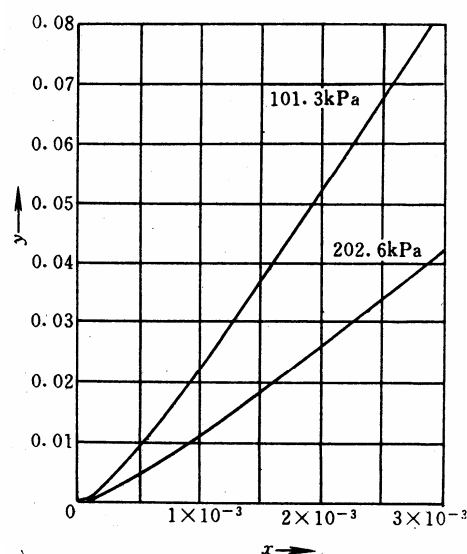


图 8-4 20°C 下 SO_2 在水中的溶解度

此图即为溶解度曲线图，从图上可看出，温度升高，气体的溶解度降低，即温度低有利于吸收。

溶解度及溶质在气液相中的组成也可用其他单位表示： $y-x$ 。但在一般的吸收设备中， $\phi = 2$ ，组分 $c=3$ （溶质、惰性组分、吸收剂）所以 $f=3-2+2=3$ ，系统的状态要有 3 个独立变量确定，这样，除了规定出 t,x 外，还要规定系统的总压 P ，才能确定溶质的平衡分压，平衡关系要表示成 $P_e = \phi(t, x, p)$ ，但通常总压不太高时（ $P < 5\text{atm}$ ）总压对平衡关系的影响可忽略，但是，当保持气相中溶质的特定值， $y = \frac{P_{\text{分}}}{P_{\text{总}}}$ 总压不同，分压就不同，因此，不同总压下 $y-x$ 溶解度曲线的位置不同，即在 $y-x$ 图上一定要注明总压。（如上图 8-4）



亨利定律 如果气体吸收所形成的溶液是理想溶液，则依据拉乌尔定律有 $Pe = P^\circ x$ ，只有溶质分子与溶解分子的大小，结构，化学性质都很相近时，上式才成立，但这种情况在气体吸收操作理很难遇到，吸收操作最常用于分离低浓度的气体混合物，低浓度气体混合物吸收时液相浓度通常也较低。在稀溶液范围内，有

$$Pe = Ex \quad (8-1)$$

此时表达溶液的浓度低于一定数值时，溶质的平衡压力与它在溶液中的摩尔分率成正比，这就是亨利定律， E 叫亨利常数，不管溶液是否理想，只要浓度足够低，亨利定律都适用，只是对于非理想溶液 $E \neq P^\circ$ 。

$$\text{另外可表示成} \quad P_e = H \cdot C \quad C - \text{kmol/m}^3 \quad H - \text{N} \cdot \text{m/kmol} \quad (8-2)$$

$$y_e = mx \quad \text{—该式用得最多} \quad (8-3)$$

E, H, m 是以不同单位表示的亨利常数， m 又称相平衡常数

E, H, m 是各曲线直线部分的斜率， E, H, m 值越小，表示溶解度越大。(如图 8-4, P6)

$$ye = mx \Rightarrow \frac{P_e}{P} = mx \quad (\text{设气相为理想气体混合物})$$

$$P_e = Ex$$

$$\therefore m = \frac{E}{P}$$

$$\text{又} \quad Pe = Ex \Rightarrow Pe = E \cdot \frac{C}{C_M} \quad (C_M - \text{混合液的总摩尔浓度 kmol/m}^3)$$

$$P_e = H \cdot C$$

$$\therefore E = H C_M$$

而 $C_M = \frac{\rho_m}{M_m} = \frac{\rho_m}{M_x + M_s(1-x)}$ (ρ_m —混合液的密度, M_m —混合液的平均分子量)

$$\text{对稀溶液} \quad C_M \approx \frac{\rho_s}{M_s}$$

$$\text{代入} \quad E = H C_M \text{ 式中} \quad E = H \frac{\rho_s}{M_s}$$

常见物系的气液溶解度数据，亨利常数 E 或 H 可查有关手册。



说明：在较宽浓度范围内 $y_e = f(x)$ 非直线；在有限的浓度范围内，溶解度曲线可近似取为直线。但此直线一般不一定通过原点，与亨利定律有区别。

例 某系统温度为 10°C ，总压 101.3kPa ，试求此条件下在与空气充分接触后的水中，每立方米水溶解了多少克氧气？

解：空气按理想气体处理，由道尔顿分压定律可知，氧气在气相中的分压为：

$$p_A^* = py = 101.3 \times 0.21 = 21.27\text{kPa}$$

氧气为难溶气体，故氧气在水中的液相组成 x 很低，气液相平衡关系服从亨利定律，查表得 10°C 时，氧气在水中的亨利系数 E 为 $3.31 \times 10^6\text{kPa}$ 。

$$\therefore H = \frac{\rho_s}{EM_s}$$

$$c_A^* = Hp_A$$

$$\therefore c_A^* = \frac{\rho_s p_A}{EM_s}$$

故
$$c_A^* = \frac{1000 \times 21.27}{3.31 \times 10^6 \times 18} = 3.57 \times 10^{-4} \text{kmol/m}^3$$

$$m_A = 3.57 \times 10^{-4} \times 32 \times 1000 = 11.42 \text{g/m}^3$$

8.2.2 相平衡与吸收过程的关系

判别过程的方向 过程进行的方向，（吸收还是解吸）用实例来说明。设 101.3kPa ， 20°C 下，稀 NH_3 水的相平衡方程式为 $y_e = 0.94x$ 。让含氨 $y=10\%$ 和 $x=0.05$ 的氨水接触，判断过程进行的方向，与 $x=0.05$ 相平衡的气相浓度， $y_e = 0.94 \times 0.05 = 0.047$ 。实际气相浓度 $y=0.1 > 0.047$ ，所以两相接触时部分氨将会从气相转入液相。实际发生的是吸收过程。

另外，与 $y=0.1$ 相平衡的液相浓度

$$x_e = \frac{y}{m} = \frac{0.1}{0.94} = 0.106$$

而 $x=0.05 < 0.106$ ，所以两相接触发生的是吸收过程。

相反的，若 $y=0.05$ ， $x=0.1$ 气液两相接触。 $y_e = 0.94x$ 此时

$y_e = 0.94 \times 0.1 = 0.094$ ， $y < y_e$ 若过程继续进行，将要使 y 的实际浓度增大，此时部分



氨将由液相转入气相，发生解吸过程或 $x_e = \frac{y}{m} = \frac{0.05}{0.94} = 0.053 < x(x > x_e)$

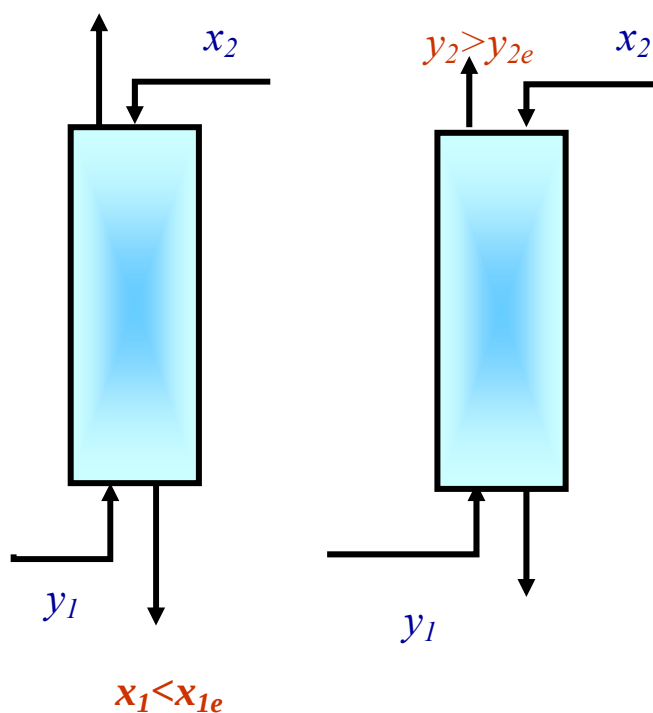
即 $y > ye$ 或 $x < x_e$ 时 发生的是吸收过程

$y < ye$ 或 $x > x_e$ 时 发生的是解吸过程

指明过程的极限 过程进行的极限（终点）

$$G(y_1 - y_2) = L(x_1 - x_2) \Rightarrow x_1 = \frac{G}{L}(y_1 - y_2) + x_2$$

①若减 L ， x_1 即使 H 很高， L 很小时， x_1 也不会无限增大，传质过程进行的终点是 x_1 只能达到与气相浓度 y_1 相平衡的浓度 x_{1e} 即 $x_{1max}=x_{1e}=\frac{y_1}{m}$



②若 G 很小、 L 很大时，即使是 H 很高， y_2 也不会无限制的降低， y_2 的极限浓度为与 x_2 相平衡浓度即 $y_{2max}=y_{2e}=mx_2$

从此可知，相平衡关系限制了吸收剂离塔时的最高浓度 x_1 ， $x_1 < x_{1e}$ 和气体混合物出塔时的最低浓度 $y_2 > y_{2e}$

计算过程的推动力 平衡是过程的极限，只有不平衡的两相接触才会进行传质。在吸收过程中，常以实际浓度与平衡浓度的偏离来表示吸收的推动力。

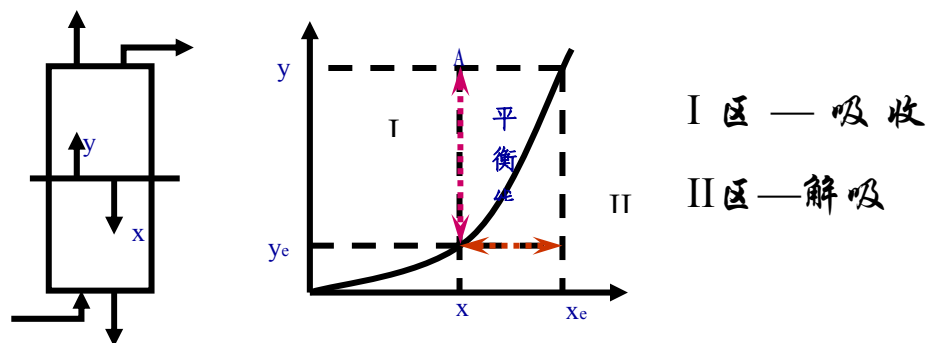


图 8-8 吸收推动力

$(y-y_e)$ — 气相浓度差表示的吸收推动力

(x_e-x) — 以液相浓度差表示的吸收推动力

若塔在任一截面浓度 (x, y) 位于平衡溶解度曲线图上的 A' 点，那么此时发生的将是解吸过程。

(y_e-y) — 以气相浓度差表示的解吸推动力

$(x-x_e)$ — 以液相浓度差表示的解吸推动力

I 区为吸收（溶解区域）；II 区为解吸区域

例 在总压 101.3kPa，温度 30°C 的条件下， SO_2 摩尔分率为 0.3 的混合气体与 SO_2 摩尔分率为 0.01 的水溶液相接触，试问：

- (1) 从液相分析 SO_2 的传质方向；
- (2) 从气相分析，其它条件不变，温度降到 0°C 时 SO_2 的传质方向；
- (3) 其它条件不变，从气相分析，总压提高到 202.6kPa 时 SO_2 的传质方向，并计算以液相摩尔分率差及气相摩尔率差表示的传质推动力。

解：(1) 查得在总压 101.3kPa，温度 30°C 条件下 SO_2 在水中的亨利系数 $E=4850\text{kPa}$

所以
$$m = \frac{E}{p} = \frac{4850}{101.3} = 47.88$$

从液相分析

$$x^* = \frac{y}{m} = \frac{0.3}{47.88} = 0.00627 < x=0.01$$

故 SO_2 必然从液相转移到气相，进行解吸过程。

(2) 查得在总压 101.3kPa，温度 0°C 的条件下， SO_2 在水中的亨利系数 $E=1670\text{kPa}$



$$m = \frac{E}{p} = \frac{1670}{101.3} = 16.49$$

从气相分析

$$y^* = mx = 16.49 \times 0.01 = 0.16 < y = 0.3$$

故SO₂必然从气相转移到液相，进行吸收过程。

(4) 在总压 202.6kPa，温度 30°C条件下，SO₂在水中的亨利系数E=4850kPa

$$m = \frac{E}{p} = \frac{4850}{202.6} = 23.94$$

从气相分析

$$y^* = mx = 23.94 \times 0.01 = 0.24 < y = 0.3$$

故SO₂必然从气相转移到液相，进行吸收过程。

$$x^* = \frac{y}{m} = \frac{0.3}{23.94} = 0.0125$$

以液相摩尔分数表示的吸收推动力为：

$$\Delta x = x^* - x = 0.0125 - 0.01 = 0.0025$$

以气相摩尔分数表示的吸收推动力为：

$$\Delta y = y - y^* = 0.3 - 0.24 = 0.06$$

结论：降低操作温度，E↓、m↓，溶质在液相中的溶解度增加，有利于吸收；

压力不太高时，P↑，E变化忽略不计；但m↑使溶质在液相中的溶解度增加，有利于吸收。

作业 1, 2, 3

8.3 扩散和单相传质

任何传质过程都涉及到两个基本问题，过程的极限和过程的速率。吸收过程的极限决定于吸收的相平衡关系，前面已作了介绍，这一节主要讨论吸收过程的速率，以后将以速率作为分析吸收操作与计算吸收设备的依据。

吸收过程涉及到两相间的物质传递。其物质传递的步骤与传热相似。

步骤：①可溶组分由气相主体传递到两相界面，即气相内的物质传递；

②溶质在相界面上的溶解，由气相传入液相，即界面上的溶解；

③溶质自界面被传递至液相主体，即物质在液相内的传递。



通常，②的传质阻力小，那么 N_{A_2} 很大，可认为界面上传质迅速达平衡，即气、液两相的平衡溶质浓度满足相平衡关系，总传质过程的阻力主要集中在气相和液相内，总过程速率决定于两个单相，即气相内的传质速率和液相内的传质速率。

传质的方式：

(1) 分子扩散——流体内部某一组分存在着浓度差或分压差，分子微观运动导致该组分从高浓度处传递到低浓度处，这种现象称为分子扩散。

(2) 对流传质——物质宏观运动的结果。(对流传质)

以下针对定态条件下双组分物质来分别介绍传质的这两种方式分为扩散和对流传质。

8.3.1 双组分混合物中的分子扩散

双组分 A(被吸收)+B(惰性组分) 也称单组分吸收

费克定律 传质中的分子扩散类似于传热中的热传导，扩散规律也类似于导热，即与浓度梯度成正比。对于双组分物系，在一维定态条件下，其扩散规律为：

$$J_A = -D_{AB} \frac{d_{cA}}{d_Z} \text{——扩散方向 } Z \text{ 上的浓度梯度 } \text{kmol/m}^3 \quad \text{上式称为费克定律。}$$

式中 C_A ——A组分的浓度 kmol/m^3

J_A ——组分A的扩散通量。亦叫扩散速率 $\text{kmol/s} \cdot \text{m}^2$

D_{AB} ——组分A在组分B中的扩散系数 m^2/s

$$\left. \begin{array}{l} \text{动量传递: } \tau = -\mu \frac{du}{dy} \dots\dots\dots \mu \\ \text{热传递: } q = -\lambda \frac{dT}{dn} \dots\dots\dots \lambda \end{array} \right\} \text{物性参数, } D_{AB} \text{ 也是物性参数, } D_{AB} \text{ 要有实验测定。}$$

我们在此讨论问题的前提：

①双组分、②定态、③总压或总浓度定值，温度一定。

即 $C_M = C_A + C_B = \text{常数}$ (但并不意味 C_A 、 C_B 为定值)

$$\frac{d_{cA}}{d_Z} + \frac{d_{cB}}{d_Z} = 0$$

把费克定律运用于 B 组分： $J_B = -D_{BA} \frac{d_{cB}}{d_Z}$

对双组分混合物 $D_{AB} = D_{BA} \quad \therefore J_A = -J_B$

这说明组分 B 的扩散与组分 A 的扩散同时存在大小相等，方向相反。



分子扩散与主体流动

① 等分子反向扩散

气层内各处总压相等，即 $C_M = C_A + C_B = \text{常数}$ ，因为气相主体与界面间存在浓度差， $C_A > C_{Ai}$ ，所以组分A将以 J_A 的速率由气相主体向界面扩散。由于是定态过程，界面处没有总物质的积累，也就是说组分A必在界面上以同样的速率溶解并传递到液相中去，所以液相A组分浓度升高，而 C_M 不变，所以 C_B 必下降。组分B将以同样的速率 J_B 由界面向气相主体扩散，则通过气层任一截面PQ仅存在着两个扩散流 J_A 和 J_B ，即 $J_A = -J_B$ 或 $J_A + J_B = 0$ 。

也就是说在扩散方向上没有流体的宏观流动，通过断面 PQ 的净物质量为零，这种现象称为等分子反向扩散→下章的精馏。

② 单向扩散

实际过程中，严格等分子反向扩散是不多见的，比如在气体吸收中，液相中不存在组分B，不可能向界面提供组分B，因此吸收过程所发生的是组分A的单向扩散，而不是等分子反向扩散。

对吸收过程： C_A 扩散到相界面上被溶解吸收到液相中去，组分B被滞留在相界面上，则B的浓度 $C_{Bi} > C_A$ 。∴B反向扩散，在界面上A溶解，B扩散。∴ C_{Mi} 下降，即界面上气体总压降低，由于 $P_{\text{主}} - P_{Mi} = \Delta P$ 的存在，必定使混合气体向界面流动，这种流动为主体流动。

③ 扩散流与主体流动的区别

扩散流：分子微观运动的宏观结果，传递的是纯组分A或纯组分B。

主体流动：指宏观运动，同时携带组分A与B流向界面。主体流动所带组分B的量必定恰好等于组分B的反向扩散，这样 C_{Bi} 保持定态。

分子扩散的速率方程

对平面 PQ 做总物料衡算，可的通过平面 PQ 的净物流

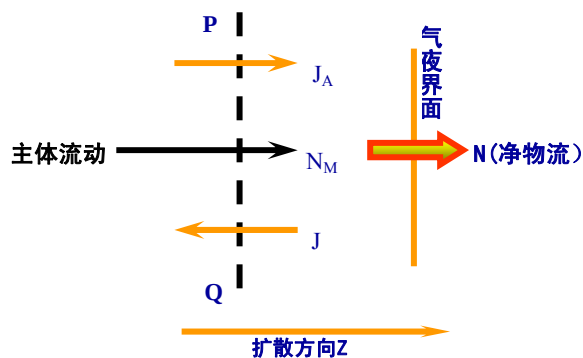
$$N = N_M + J_A + J_B$$

$$\because J_A = -J_B$$

$$\therefore N = N_M$$

即主体流动的速率等于净物流速率，

等分子反向扩散时，无净物流，所以也无主体流动。





再在平面 PQ 处对组分 A 做物料衡算：

$$N_A = J_A + N_M \frac{C_A}{C_M} \quad \left(N_A = J_A + N_M \cdot x_A \right)$$

在扩散方向上组分 A 的传递速率 N_A = 扩散流 J_A 与主体流动在单位时间通过单位面积所携带的

组分 A 量 $N_M \frac{C_A}{C_M}$ 的和

$$\because N_M = N \quad \therefore N_A = J_A + N \frac{C_A}{C_M}$$

双组分物系 $N(\text{净物流}) = N_A + N_B$

$$\text{即} \quad N_A = J_A + (N_A + N_B) \frac{C_A}{C_M} \quad (8-16)$$

上述称为组分 A 的分子扩散速率方程。

分子扩散速率的积分式

① 等分子反向扩散

等分子反向扩散时，没有净物流，即 $N=0 \rightarrow N_A = -N_B$ 由式 (8-16) 得

$$N_A = J_A = -D \frac{dC_A}{dz}$$

定态扩散 $\therefore N_A = \text{常数}$

$$\therefore N_A = \frac{D}{\delta} (C_{A1} - C_{A2}) \quad l, g \text{ 均适应}$$

在扩散方向上组分 A 的浓度分布为一直线

对于理想气体 $P_A V = n_A R T$

$$C_A = \frac{n_A}{V} = \frac{P_A}{RT}$$

$$N_A = \frac{D}{\delta RT} (P_{A1} - P_{A2})$$

P_{A1} 、 P_{A2} —组分 A 在上述两平面处的分压。

② 单向扩散

例如吸收过程，惰性组分 B 的净传递速率 $N_B=0$ (8-16) 可写为

$$N_A = J_A + N_A \frac{C_A}{C_M}$$

$$N_A \left(1 - \frac{C_A}{C_M} \right) = -D \frac{dC_A}{dz} \quad N_A \text{ 为常数 (定态条件)}$$



$$\begin{aligned}
 N_A &= -DC_M / \delta \int_{C_{A1}}^{C_{A2}} \frac{dC_A}{C_M - C_A} \\
 &= \frac{D}{\delta} C_M \int_{C_{A2}}^{C_{A1}} \frac{dC_A}{C_M - C_A} = \frac{D}{\delta} C_M \ln \frac{C_M - C_{A2}}{C_M - C_{A1}} \\
 &= \frac{D}{\delta} C_M \frac{C_{A1} - C_{A2}}{\frac{(C_M - C_{A2}) - (C_M - C_{A1})}{\ln \frac{C_M - C_{A2}}{C_M - C_{A1}}}} \\
 &= \frac{D}{\delta} \frac{C_M}{C_{BM}} (C_{A1} - C_{A2})
 \end{aligned}$$

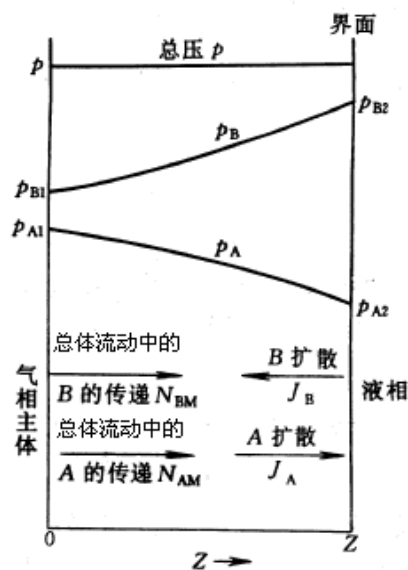
这里

$$C_{BM} = \frac{(C_M - C_{A2}) - (C_M - C_{A1})}{\ln \frac{C_M - C_{A2}}{C_M - C_{A1}}} = \frac{C_{B2} - C_{B1}}{\ln \frac{C_{B2}}{C_{B1}}}$$

上式表明,单向扩散时,组分 A 的浓度分布为一对数曲线,

如图,对气相扩散 $C_M = \frac{P}{RT}$ P—总压, 此时

$$N_A = \frac{D}{PT\delta} \left(\frac{P}{P_{BM}} \right) (P_{A1} - P_{A2})$$



单向扩散

与等分子反向扩散相比较,组分 A 的传递速率增加了 $\frac{P}{P_{BM}}$

倍, $\frac{P}{P_{BM}} \cdot \frac{C_M}{C_{BM}}$ 称为漂流因子, $\frac{P}{P_{BM}} > 1$, 即主体流动强化了扩散运动。

8.3.2 扩散系数

扩散系数是物质的一种传递性质,它的作用类似于传热中的 λ , 但比导热系数更复杂,至少要涉及两种物质,因而有多种多样的配合方式,同时随温度的变化较大,还与总压(气体)或浓度(对液体)有关,文献中扩散系数的数据难以齐全,应用时可根据经验公式进行粗略的估计。

组分在气体中的扩散系数 在某些简化条件下,得到计算气体扩散系数的半经验式



$$D = \frac{1.517T^{1.81}(1/M_A + 1/M_B)^{0.5}}{P(T_{CA}T_{CB})^{0.1405}(V_{CA}^{0.4} + V_{CB}^{0.4})^2} \quad (8-23)$$

M_A 、 M_B —组分A、B的分子量

T_{CA} 、 T_{CB} —组分A、B的临界温度K

V_{CA} 、 V_{CB} —组分A、B的临界容积 cm^3/gmol

应用(8-23)式可以用来从某一温度于压力下的扩散系数来推算其它温度于压力下的扩散系数。即

$$D = D_0 \left(\frac{P_0}{P} \right) \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1.81}$$

D_0 为 T_0 、 P_0 状态下的扩散系数， T 升高，分子动能较大，碰撞加剧， D 升高， P 下降，分子间距扩大， D 升高。

P15 表 8-1 列出了几种物在空气中的扩散系数

组分在液体中的扩散系数 组分在气相中的扩散速率约为液相中的 100 倍，液相组分浓度对扩散系数影响显著。当扩散组分为低分子量的非电解质时，它在稀溶液中的扩散系数为半经验公式如下：

$$D_{AB} = \frac{7.4 \times 10^{-8} (\alpha M_B)^{0.5} T}{\mu V_A^{0.6}} \quad (8-25)$$

式中： D_{AB} — cm^2/s T —K μ —cP M_B —溶剂B的分子量

V_B —组分A在常沸点下的摩尔体积 (cm^3/mol)

α —溶剂的缔合因子

由于对液体结构的了解还不够充分，因此液体中扩散系数的估计不如气体中的可靠，另外，液体中的扩散系数又随溶液的浓度不同而变化很小，因为浓度提高， μ 上升，溶液的理想性也改变，因此上式仅适用于浓度很低的溶液。

从(8-25)可知，液体的扩散系数与温度、粘度的关系为

$$D = D_0 \frac{\mu_0}{\mu} \frac{T}{T_0}$$

8.3.3 对流传质



对流对传质的贡献 上面讨论静止流体的分子扩散，在实际吸收设备中，流体总是流动的，下面分析流体流动对物质传递有什么影响。

$$Q = -\lambda \frac{dt}{dn}$$

$$Q = \frac{\Delta t}{\frac{1}{\alpha A}} = \alpha A \Delta t$$

与对流传热过程类似，在流体空间取一流体微元体来分析。

(1) 当流体做滞流（层流）流动时

对微元体做物料衡算可知，沿传质方向由于流体的层流流动时浓度梯度增大，若忽略漂流因子，这时气相浓度分布由静止的直线 1 变为曲线 2，界面处的浓度梯度 $\left(\frac{dc}{dz}\right)_w$ 因流体流动而增大了，在气液界面上，气相与界面之间的传质速率为

$$N_A = -D \left(\frac{dC_A}{dz} \right)_w$$

由上式知，流动强化了传质。

(2) 流体做湍流流动

液体使界面处的浓度梯度进一步变大，在主体与界面浓度差相等的情况下，由于界面浓度梯度变大，传质速率进一步提高。

对流传质速率 依据传递过程的一般规律，速率=推动力/阻力，可得流体与界面之间组分 A 的传质速率 N_A 如下：

$$\text{气相与界面之间的传质} \quad N_A = k_g(p - p_i) \quad p_i, p \text{—KN/m}^2 \quad (8-28)$$

$$\text{液相与界面之间的传质} \quad NA = k_l(c_i - c) \quad c_i, c \text{—kmol/m}^3 \quad (8-30)$$

由于流动截面（MN）上各点流体中溶质浓度不同，上式液相（或气相）主体浓度均指截面上的平均浓度。

$$K_g \text{—气相传质系数} \quad \text{kmol/s.m}^2(\text{KN/m}^2)$$

$$K_l \text{—液相传质系数} \quad \text{kmol/s.m}^2(\text{kmol/m}^3) \quad \text{或 m/s}$$

(8-28)、(8-30) 形势很简单，问题并未简化，只是把传质的各复杂因素都归并到传质分系数 k_g 、 k_l 中去，而 k_g 、 k_l 与给热系数 α 一样，都需要实验来测定。

传质分系数的无因次关联式 通过实验得，影响 k 的因素有物性参数 ρ, μ, D ，设备定性尺



寸 l 及操作条件 u ，各参数单位为：

$$\rho \text{—kg/m}^3$$

$$\mu \text{—kg/m s}$$

$$u \text{—m/s}$$

$$d \text{—m}$$

$$D \text{—m}^2/\text{s}$$

$$k \text{—(以摩尔浓度为推动力)m/s}$$

$$\text{函数 } k = f(\rho, \mu, u, d, D)$$

用无因次分析法，将变量无因次化，得出如下无因次数群。

$$\text{传热} \quad N_u = \frac{\alpha d}{\lambda}$$

$$\text{Re} = \frac{du\rho}{\mu}$$

$$\text{Pr} = \frac{Cp\mu}{\lambda}$$

$$Nu = f(\text{Re}, \text{Pr})$$

$$Nu = 0.023 \text{Re}^{0.8} \text{Pr}^{0.3 \text{ or } 0.4}$$

传质

$$\text{Sherwood} \quad sh = \frac{Rd}{D}$$

$$\text{Reynolds} \quad \text{Re} = \frac{du\rho}{\mu}$$

$$\text{Schmidt} \quad Sc = \frac{\mu}{\rho D}$$

$$sh = f(\text{Re}, Sc)$$

$$sh = 0.023 \text{Re}^{0.83} Sc^{0.33}$$

适用条件：(1)、 $\text{Re} > 2100$ (2)、 $Sc = 0.6 \sim 3000$

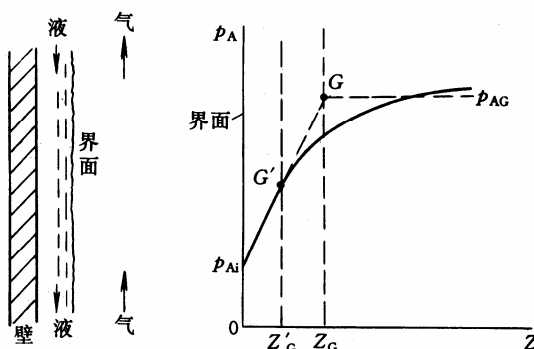
注意：对流传质分系数的一般准数关联式远不如传热完善和可靠。

8.3.5 对流传质理论

前面介绍了对流传质速率问题的一种解决办法，但为了揭示对流传质分系数的物理本质，不少研究者用数学模型法进行讨论，典型的有以下几个传质模型。

有效膜理论

简化：气液界面两侧各存在一层静止的气膜和液膜，其厚度为 δ_g 和 δ_L ，全部



对流传质浓度分布图



传质阻力集中于该两层静止膜中，膜中的传质是定态的分子扩散，得得传质分系数 k_g 和 k_l 。

溶质渗透理论

简化：（液相中的对流传质）液体在往下流动的过程中每隔一定时间 τ_0 发生一次完全混合，通过混合，液体的浓度均匀。在 τ_0 时间内，液相中发生的不再是定态扩散过程，而是非定态的扩散过程。

表面更新理论（Danckwerts）

简化：界面为非定态的随机更新，即流体在下流过程中表面不断更新，不断的有液体从主体转为界面而暴露于气相中，界面的不断更新使传质过程大为强化。

这些理论虽与实际过程有一定偏差，但它揭示了过程的物理实质，指明了传质强化途径

8.4 相际传质

8.4.1 相际传质速率

相际传质速率方程

若吸收塔某界面气液两相浓度分别为 y 和 x ，则

$$\text{气相传质速率式} \quad N_A = k_g(P - P_i) = k_y(y - y_i)$$

$$\text{液相传质速率式} \quad N_A = k_L(C_i - C) = k_x(x_i - x)$$

$$k_y = k_g \cdot p$$

$$k_x = k_L \cdot C_M$$

如果传质为解吸过程，则上述速率式的推动力应惯以“负”号

$$N_A = \frac{y - y_i}{\frac{1}{k_y}} = \frac{x_i - x}{\frac{1}{k_x}} = \frac{m(x_i - x)}{\frac{m}{k_x}}$$

$$(y - y_i) = N_A \frac{1}{k_y}$$

$$m(x_i - x) = N_A \cdot \frac{m}{k_x}$$

$$\text{两式相加} \quad (y - y_i) + m(x_i - x) = N_A \left(\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \right)$$



$$N_A = \frac{(y - y_i) + m(x_i - x)}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}}$$

界面浓度用b点表示，与x相平衡的 y_e ，与y相平衡的是 x_e 。如果在我们所讨论的范围内，平衡线可近似看成斜率为m的直线，

$$\text{一定有 } (y_i - y_e) = m(x_i - x)$$

$$\text{或 } (y - y_i) = m(x_e - x_i) \Rightarrow (y - y_i)/m = x_e - x_i$$

$$\text{得 } N_A = \frac{(y - y_i) + (y_i - y_e)}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}} = \frac{y - y_e}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}}$$

记

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

则

$$N_A = K_y(y - y_e)$$

K_y —气相浓度差 $(y - y_e)$ 为推动力的总传质系数， $\text{kmol/s} \cdot \text{m}^2$ 。

$$\text{若 } N_A = \frac{(y - y_i)/m}{\frac{1}{k_y m}} = \frac{x_i - x}{\frac{1}{k_x}}$$

$$N_A = \frac{(y - y_i)/m + (x_i - x)}{\frac{1}{k_y m} + \frac{1}{k_x}} = \frac{(x_e - x_i) + (x_i - x)}{\frac{1}{k_y m} + \frac{1}{k_x}} = \frac{(x_e - x)}{\frac{1}{k_y m} + \frac{1}{k_x}}$$

$$\text{记 } K_x = \frac{1}{\frac{1}{k_y m} + \frac{1}{k_x}}, \text{ 则 } \frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_y m} + \frac{1}{k_x}$$

$$N_A = K_x(x_e - x)$$

K_x 称以液相浓度差 $(x_e - x)$ 为推动力的总传质系数， $\text{kmol/s} \cdot \text{m}^2$

$$\text{比较 } K_x \text{ 和 } K_y \text{ 两式 } \frac{m}{K_x} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} = \frac{1}{K_y}$$

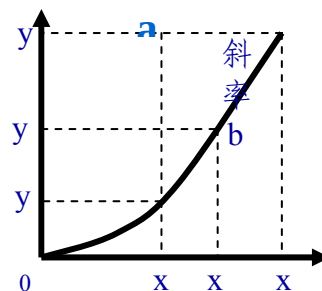
$$K_y m = K_x$$

可以导出解吸速率方程

$$\begin{aligned} N_A &= K_x(x - x_e) \\ N_A &= K_y(y_e - y) \end{aligned}$$

注意：吸收与解吸的推动力刚好相反

传质速率方程的各种表达形式 略





8.4.2 传质阻力的控制步骤与界面含量

$$\begin{aligned} N_A &= k_x(x_i - x) \\ N_A &= k_y(y - y_i) \end{aligned}$$

$$\text{相比得 } \frac{y - y_i}{x - x_i} = -\frac{k_x}{k_y}$$

确定 x_i, y_i 的方法有两种。

(1) 若已知溶解度曲线图, 过点 a, 以 $-\frac{k_x}{k_y}$ 为

斜率作一直线, 该直线与平衡线交一点 b, b

点的坐标即为所求的界面浓度。

(2) 若一直平衡线的函数形式 $y=f(x)$, 联立
$$\begin{cases} y = f(x) \\ \frac{y - y_i}{x - x_i} = -\frac{k_x}{k_y} \end{cases}$$

可得界面浓度 x_i, y_i 。

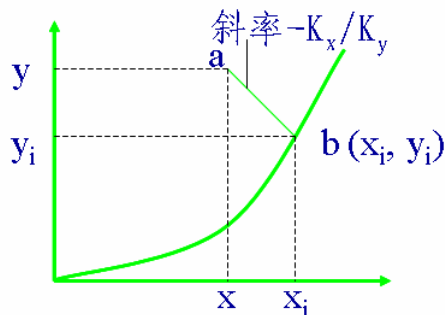


图 界面浓度的求取

气相阻力控制和液相阻力控制

$$\frac{1}{Ky} = \frac{1}{ky} + \frac{m}{kx}$$

总传质阻力 $\frac{1}{Ky}$ 为气相阻力 $\frac{1}{ky}$ 与液相阻力 $\frac{m}{kx}$ 的和。

当 $\frac{1}{ky} \gg \frac{m}{kx}$ 时, $Ky \approx ky$

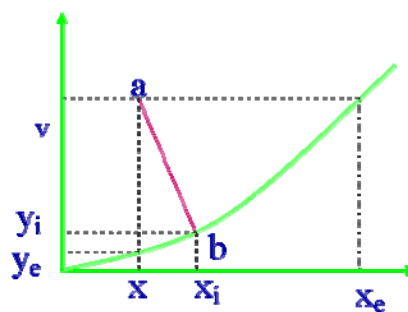


图 气相阻力控制

这时传质阻力主要集中在气相, 称为气相阻力控制。

气相阻力控制的条件:

(1) $ky \ll kx$ 或 $\left| \frac{kx}{ky} \right| \gg 1$, 即 ab 线很陡。($y - y_i$) 较大, $N_A = ky(y - y_i)$ N_A 一定时,

ky 较小。

(2) 溶质在吸收剂中的溶解度很大, 即平衡线斜率很小, 即平衡线较平, y_i 较接近 y_e , 即

$$(y - y_i) \approx (y - y_e)$$



$$\left. \begin{aligned} N_A &= ky(y - y_i) \\ N_A &= Ky(y - y_e) \end{aligned} \right\} \Rightarrow ky \approx Ky \dots \dots \dots \frac{1}{ky} = \frac{1}{Ky}$$

氨气溶于水的过程属气相阻力控制。

又由 $\frac{1}{Kx} = \frac{1}{kym} + \frac{1}{kx}$ 知当 $\frac{1}{mky} \ll \frac{1}{kx}$ 时 $Kx \approx kx$ 称为液相阻力控制，其条件为

(1) $ky \gg kx$ 或 $\left| \frac{kx}{ky} \right| \ll 1$, ab 线较平坦。

(2) 溶质在吸收剂中的溶解度很小，m 很大，从图可知。

$x_i \approx x_e$ 即 $(x_i - x) \approx (x_e - x)$ 液相传质推动力接近于总推动力。

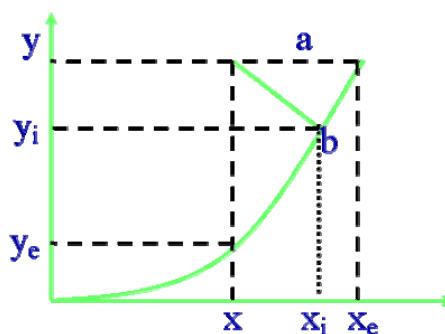


图 液相阻力控制

$$\left. \begin{aligned} N_A &= kx(x_i - x) \\ N_A &= Kx(x_e - x) \end{aligned} \right\} \Rightarrow kx \approx Kx$$

CO₂溶于水的过程属于此类过程（液相阻力控制）。

从此可知，传质总推动力在各传递步骤中的分配情况与传热过程很相似，所不同的是，吸收过程的气液相平衡关系对各传递步骤阻力的大小及总传质推动力的分配有着极大的影响。比如 m 很小时……

8.5 低浓度气体吸收

8.5.1 吸收过程的数学描述

基本方法: $\left\{ \begin{array}{l} \text{物料衡算} \\ \text{热量衡算} \\ \text{相平衡关系} \\ \text{吸收过程的速率式} \end{array} \right.$

为了使问题简化，做一些简化假定：

低浓度气体吸收的特点

($y_1 < 5 \sim 10\%$) 对低浓度气体吸收作如下简化，而不会引起很大误差。

(1) G、L 为常量（摩尔流率 kmol/s·m² 塔截面）

(2) 吸收过程是等温的，实际吸收时，溶质在溶解过程中，由于溶解热的存在，液体的



温度会升高，但由于溶质浓度低，液温升高并不显著，所以可以认为吸收是在等温条件下进行的，所以对低浓度气体吸收可不作热量衡算。

- (3) 传质系数 k 为常量， $k=f$ （物性，设备，操作条件），在设备一定的条件下，前面假定了 T 不变，即物性不变，还假定了 G 、 L 不变，即流动状况不变，所以传质分系数 k_x 、 k_y 在全塔内可以认为为常数。

另外，即使入塔混合气中溶质的浓度较高，但在塔内被吸收的数量不大，这一类的吸收也按上面的假定进行，设计或操作计算，因此，我们这一节所讲的低浓度气体吸收应理解为一种简化的处理方式，而不再局限于低浓度范围。

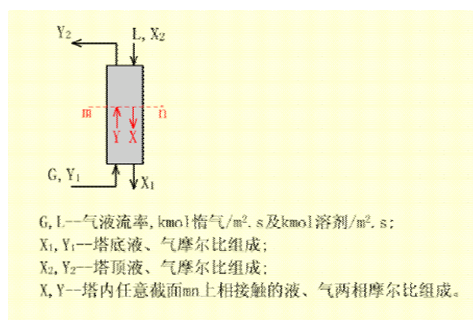
物料衡算微分表达式

以微元塔段为控制体作物料衡算，忽略控制体两断面轴向的分子扩散，

对气体组分 A 减少的量=被传递到液相中的量，

$$-GdyA = N_A a A dh \Rightarrow -Gdy = N_A a dh$$

a —单位容积内具有的有效吸收表面（ m^2/m^3 ）微元体内的有效吸收表面为 $aA dh$ ，单位时间内在此微元塔段内溶质的传递量为 $N_A a A dh$



对液相: $Ldx = N_A a dh$

相际传质速率方程式 前面讲过和传热过程相类似，传质过程也分为三步，即气相与界面对流传质，界面上溶质组分的溶解，液相与界面的对流传质，若吸收塔某界面气液两相浓度为 y, x ，那么

$$\text{气相传质速率式} \quad N_A = kg(P - P_i) = k_y(y - y_i)$$

$$\text{液相传质速率式} \quad N_A = k_L(C - C_i) = k_x(x - x_i)$$

$$\text{即} \quad k_y = k_g \cdot p$$

$$k_x = k_L \cdot C_M$$

如果传质为解吸过程，则上述速率式的推动力应惯以“负”号，和传热中的壁温相似，界面参数难以得到，为了避开界面浓度，可以这样做：把传质速率写成推动力与阻力之比，则：



$$N_A = \frac{y - y_i}{\frac{1}{ky}} = \frac{x_i - x}{\frac{1}{kx}} = \frac{m(x_i - x)}{\frac{m}{kx}} \quad (\text{分子分母同乘以 } m \text{—斜率})$$

$$\text{则} \quad (y - y_i) = N_A \frac{1}{ky}$$

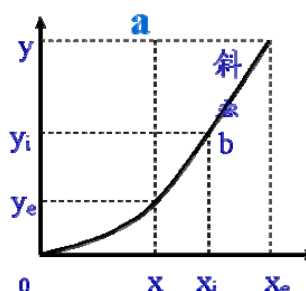
$$m(x_i - x) = N_B \cdot \frac{m}{kx}$$

$$\text{两式相加} \quad (y - y_i) + m(x_i - x) = N_A \left(\frac{1}{ky} + \frac{m}{kx} \right)$$

$$N_A = \frac{(y - y_i) + m(x_i - x)}{\frac{1}{ky} + \frac{m}{kx}}$$

$(y - y_i) + m(x_i - x)$ 如何处理, 做这样分析, a点表示 (y, x)

一般来讲, 界面上发生的溶解过程很易进行, 阻力很小, 因此可以认为界面上气、液两相的溶质浓度满足相平衡关系, 界面浓度用b点表示, 与x相平衡的 y_e , 与y相平衡的是 x_e 。



如果在我们所讨论的范围内, 平衡线可近似看成斜率为 m 的直线, 那就一定有

$$(y_i - y_e) = m(x_i - x) \text{ 或 } (y - y_i) = m(x_e - x_i) \Rightarrow (y - y_i)/m = x_e - x_i$$

把 $m(x_i - x) = y_i - y_e$ 代入上式有

$$N_A = \frac{(y - y_i) + (y_i - y_e)}{\frac{1}{ky} + \frac{m}{kx}} = \frac{y - y_e}{\frac{1}{ky} + \frac{m}{kx}}$$

$$\text{记} \quad \frac{1}{Ky} = \frac{1}{ky} + \frac{m}{kx} \quad \text{则} \quad N_A = Ky(y - y_e)$$

Ky 称以气相浓度差 $(y - y_e)$ 为推动力的总传质系数, kmol/s.m^2

$$\text{若} \quad N_A = \frac{(y - y_i)/m}{\frac{1}{kym}} = \frac{x_i - x}{\frac{1}{kx}} \quad (\text{前一项分子、分母同除 } m)$$

$$N_A = \frac{(y - y_i)/m + (x_i - x)}{\frac{1}{kym} + \frac{1}{kx}} = \frac{(x_e - x_i) + (x_e - x)}{\frac{1}{kym} + \frac{1}{kx}} = \frac{(x_e - x)}{\frac{1}{kym} + \frac{1}{kx}}$$

$$\text{记} \quad Kx = \frac{1}{\frac{1}{kym} + \frac{1}{kx}} \quad \frac{1}{Kx} = \frac{1}{kym} + \frac{1}{kx}$$



$$\text{则 } N_A = kx(x_e - x)$$

K_x 称为以液相浓度差 $(x_e - x)$ 为推动力的总传质系数, kmol/s.m^2 , 比较 K_x 和 K_y 两式

$$\frac{1}{Kx} = \frac{1}{ky} + \frac{m}{kx} = \frac{1}{Ky} \quad \text{即} \quad K_y m = Kx$$

参照 P24 页图 8-19 (b) 可以导出解吸速率方程

$$\begin{aligned} N_A &= Kx(x - x_e) \\ N_A &= Ky(y_e - y) \end{aligned}$$

吸收与解吸的推动力刚好相反。

传质速率积分式 在吸收操作进行的过程中, 吸收塔各截面的传质速率是变化的, 根据前面各式有

$$\begin{aligned} (-Gdy &= N_A dh) & -Gdy &= Ky a(y - y_e) dh \\ (Ldx &= N_A dh) & Ldx &= Kxa(x_e - x) dh \end{aligned}$$

对低浓度吸收, L 、 G 以及 k_x 、 k_y 都是常数, 如果在吸收操作范围之内平衡线斜率 m 变化不大, 则总传质系数 K_x 、 K_y 亦沿塔高保持不变, 那么, 上两式积分可得

$$H = \frac{G}{Kya} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_e} \quad (8-67)$$

$$H = \frac{L}{Kxa} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_e - x} \quad (8-68)$$

上两式为低浓度气体吸收过程的基本方程式

传质单元数与传质单元高度

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_e} & \text{or} & & N_{OL} &= \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_e - x} \\ \text{若令} & & & & & \\ H_{OG} &= \frac{G}{Kya} & \text{or} & & H_{OL} &= \frac{L}{Kxa} \end{aligned}$$

$$\text{那么 } H = N_{OG} \cdot H_{OG} \quad \text{or} \quad H = N_{OL} \cdot H_{OL}$$

N_{OG} 称为以 $(y - y_e)$ 为推动力的传质单元数。 N_{OL} 称为以 $(x_e - x)$ 为推动力的传质单元数, N_{OG} 、 N_{OL} 都是无因次量, H_{OG} 、 H_{OL} 称为传质单元高度, 都具有长度因次, 单位为 m 。

从 N_{OG} 和 N_{OL} 的定义可以看出, N_{OG} 和 N_{OL} 只与物系的相平衡以及进出口浓度 y_1 、 y_2 有关,



它反映了分离的难易程度，若 N_{OG} 或 N_{OL} 太大，表明难分离（吸收剂性能差，或分离要求太高） N_{OG} 或 N_{OL} 小，表示容易分离（吸收剂性能好或分离的要求低）

H_{OG} 、 H_{OL} 与设备的型式及操作状态有关，反映了操作状态及设备的传质速率，表示完成一个质单元所需要的塔高。

$$K_y a \propto G \quad (K_x a \propto L) \therefore \frac{G}{K_y a} \text{ 随 } G \text{ 的变化不太大, } H_{OG} \text{ 的变化范围为 } 0.15 \sim 1.5\text{m, 具体}$$

需由实验测定。

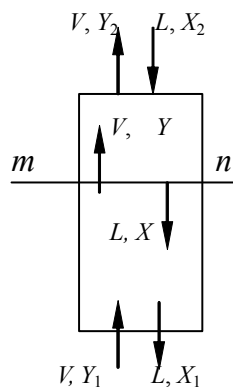
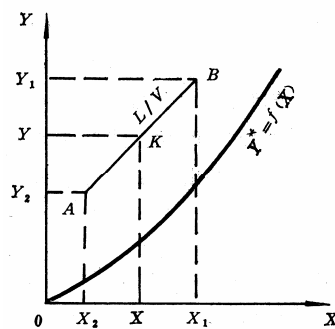
由于 NA 有不同的表达形式， H 塔高不同的表达形式，P30 (8-5)。

8.5.2 传质单元数的计算法

操作线与推动力的变化规律

吸收过程的基本方程

$$\text{要积分} \begin{cases} NOG = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_e} \\ NOL = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_e - x} \end{cases} \quad \text{需找出} \begin{cases} (y - y_e) \text{ 与 } y \\ (x_e - x) \text{ 与 } x \end{cases} \text{ 的关系}$$



逆流吸收的操作线

$$Gy + Lx_2 = Gy_2 + Lx$$

$$y = \frac{L}{G}(x - x_2) + y_2$$

上式在 (x, y) 坐标图上为一直线，用线段 AB 表示，称该线为吸收操作线，操作线两端点坐标 (y_1, x_1) 和 (y_2, x_2) 分别为气液两相在塔进、出口组成，直线斜率 L/G 称为液气比， $Gy_1 + Lx_2 = Gy_2 + Lx_1 \Rightarrow L/G = (y_1 - y_2)/(x_1 - x_2)$ 线上任意一点 M 的坐标代表塔内某一截面上气、液两相的组成。 $(x_e - x)$ 是以液相组成表示的吸收推动力， $(y - y_e)$ 是以气相组成



表示的吸收推动力，因此，在吸收塔内推动力的变化规律是由操作线与平衡线共同决定的。

如果平衡线在塔操作范围内可近似看成直线，那么传质推动力 $\Delta y = (y - y_e)$ 和

$\Delta x = (x_e - x)$ 分别随 y 和 x 称线性变化。此时有：

$$\frac{d(\Delta y)}{dy} = \text{常数} \qquad \frac{d(\Delta x)}{dx} = \text{常数}$$

(推动力相对于 y 的变化率) (推动力相对于 x 的变化率)

而且可用 Δy 和 Δx 的两端值表示，即：

$$\frac{d(\Delta y)}{dy} = \frac{(y - y_e)_1 - (y - y_e)_2}{y_1 - y_2} = \frac{\Delta y_1 - \Delta y_2}{y_1 - y_2} \quad (8-76)$$

$$\frac{d(\Delta x)}{dx} = \frac{(x_e - x)_1 - (x_e - x)_2}{x_1 - x_2} = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{x_1 - x_2} \quad (8-77)$$

平衡线为直线的对数平均推动力法

$$dy = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_1 - \Delta y_2} d(\Delta y)$$

代入

$$\begin{aligned} H &= \frac{G}{Kya} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_e} = \frac{G}{Kya} \int_{\Delta y_2}^{\Delta y_1} \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_1 - \Delta y_2} \frac{d(\Delta y)}{(y - y_e)} \\ &= \frac{G}{Kya} \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_1 - \Delta y_2} \int_{\Delta y_2}^{\Delta y_1} \frac{d(\Delta y)}{\Delta y} \\ &= \frac{G}{Kya} \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_1 - \Delta y_2} \ln \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2} = \frac{G}{Kya} \frac{y_1 - y_2}{\frac{\Delta y_1 - \Delta y_2}{\ln \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2}}} \\ &= \frac{G}{Kya} \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_m} \end{aligned}$$

其中 $\Delta y_m = \frac{\Delta y_1 - \Delta y_2}{\ln \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2}}$ 称之为气相的对数平均推动力

很显然
$$N_{OG} = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_m}$$

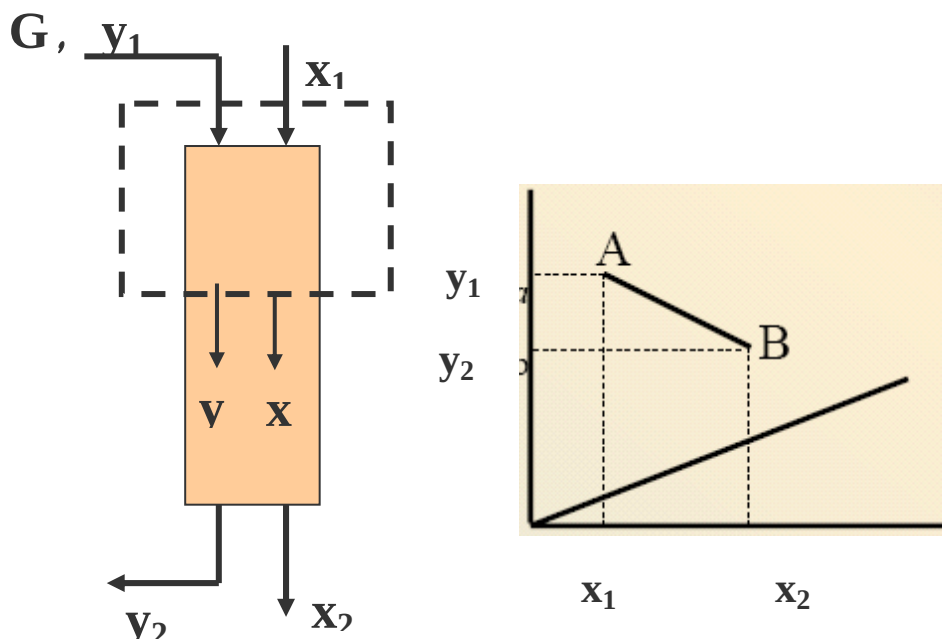
同样的推理过程可得：
$$H = \frac{L}{Kxa} \cdot \frac{x_1 - x_2}{\Delta x_m}$$



上式中 $\Delta x_m = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{\ln \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2}}$ 称为液相对数平均推动力

$$N_{OL} = \frac{x_1 - x_2}{\Delta x_m}$$

可见， N_{OG} 和 N_{OL} 的导出只是以操作线，平衡线且直线为前提的，如果气液两相作并流流动，情况如何呢？



$$Gy_1 + Lx_1 = Gy_2 = Lx_2$$

$$y = y_1 - \frac{L}{G}(x - x_1) \quad \text{此即为斜率为以负值的操作线}$$

全塔作物衡算 $Gy_1 + Lx_1 = Gy_2 + Lx_2$

$$-L/G = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2}$$

因此，只要平衡线在吸收塔操作范围内可近似为直线，那么 N_{OG} 、 N_{OL} 的推导式仍然对并流适用。

吸收剂再循环与返混 再循环对混合点作物料衡算

$$(L + Lr)x_2' = Lx_2 + Lrx_1$$

$$(L + \theta L)x_2' = Lx_2 + \theta Lx_1$$

$$x_2' = \frac{x_1 + x_2}{1 + \theta}$$



$$\left(x_2' - x_2 = \frac{\theta(x_1 - x_2)}{1 + \theta} > 0 \right)$$

显然 $x_2' > x_2$ ，即吸收剂的循环使用使液相入塔浓度增加，如果分离要求 y_2 不变，那么操作线变化情况用下图表示。从图上可以看出，当吸收过程没有显著的热效应时，吸收推动力降低了，因此，一般情况下，吸收剂再循环对吸收过程不利。但是，在以下两种特殊情况常采用循环剂的再循环是有利的。

① 吸收过程由显著的热效应， L_r 的加入可降低吸收剂除塔温度，平衡线向下移动。如上图虚线，平均推动力反而有所提高。

② 目的产物为较高浓度得液相产物 (x_1 较大) 做全塔物料衡算 $x_1 = \frac{G}{L}(y_1 - y_2) + x_2$ 。 X_1 增大需 L 减小，若 L 太小，不能是塔中填料表面得到良好的润湿，此时采用吸收剂再循环，而推动力要降低，但 $K_y a$ 要增加。($\because K_x a \propto L$)

操作线位置由虚线部分变成实线，显然局部推动力要减小，因此要完成同一分离任务需要的塔高就要增加。实际操作中有可能发生流体从下游返回上游的反混现象。

吸收因数法 将相平衡关系与操作线方程代入 $\int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_e}$ 中，然后积分可求取传质单元数

N_{OG} ，当平衡关系为 $y_e = m x$ ，即服从亨利定律，为一通过原点的直线时：

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_e} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - mx} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - m\left(\frac{G}{L}y = x_2 - y_2 \frac{G}{L}\right)} \\ &= \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{\left(1 - \frac{mG}{L}\right)y + \frac{mG}{L}y_2 - mx_2} \\ &= \frac{1}{1 - \frac{mG}{L}} \ln \frac{\left(1 - \frac{mG}{L}\right)y_1 + \frac{mG}{L}y_2 - mx_2}{\left(1 - \frac{mG}{L}\right)y_2 + \frac{mG}{L}y_2 - mx_2} \end{aligned}$$

令 $\frac{1}{A} = \frac{mG}{L}$ 称为解吸因数， A 为吸收因素，几何意义是 $\frac{L/G}{m}$ ，(量直线斜率之比)

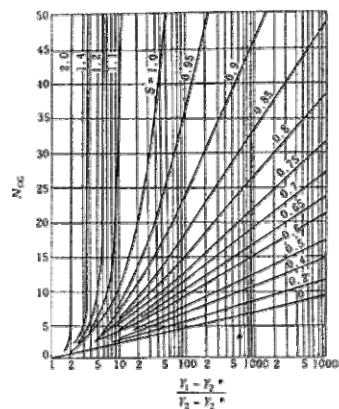
$$\begin{aligned} N_{OG} &= \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln \frac{\left(1 - \frac{1}{A}\right)y_1 + \frac{1}{A}y_2 - mx_2}{\left(1 - \frac{1}{A}\right)y_2 + \frac{1}{A}y_2 - mx_2} \\ &= \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln \frac{\left(1 - \frac{1}{A}\right)y_1 + \frac{1}{A}mx_2 + \frac{1}{A}y_2 - \frac{1}{A}mx_2 - mx_2}{y_2 - mx_2} \\ &= \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A}\right) \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + \frac{1}{A} \right] \quad (8-84) \end{aligned}$$



此式包含 N_{OG} , $1/A$ 及 $\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2}$ 三个数群, 见P32 页的图 8-22。

从图上可看出:

- ①当 y_1/y_2 一定, $\frac{m}{L/G}$ 增大, N_{OG} 和 H 都增大。
- ②当 m 一定, L/G 下降 (液体用量减少) H 增大。
- ③ $\frac{m}{L/G}$ 一定, y_1/y_2 增大 (分离要求改变), N_{OG} 和 H 都增大。



同理可以推出液相浓度差为推动力的传质单元数。

$$N_{OL} = \frac{1}{1-A} \ln \left[(1-A) \frac{y_1 - mx_2}{y_1 - mx_1} + A \right]$$

上式中, N_{OL} , A 及 $\frac{y_1 - mx_2}{y_1 - mx_1}$ 三者关系液服从曲线。

平均推动力法和吸收因素法的区别:

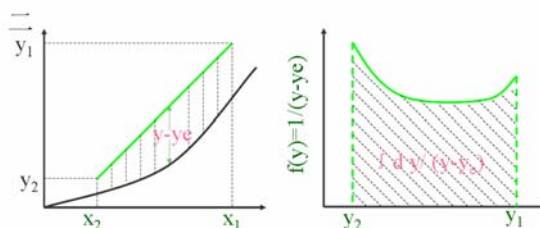
平均推动力法: 在操作范围内, 平衡线为直线 ($y=mx+a$) 但该直线不一定通过原点, 适合设计型计算。

吸收因素法: 在操作范围内操作线为直线, 平衡线为 ($y=mx$) 一通过原点的直线, 适用于操作性计算。

传质单元数的数值积分法 当平衡线 $y_e=f(x)$ 为一曲线, 斜率处处不等, 则 Ky 发生变化, 此时用数值积分求解。

$$H = \int_{y_2}^{y_1} \frac{G dy}{K_y a (y - y_e)}$$

详见 P33。



8.5.3 吸收塔的设计型计算

吸收塔的计算分为设计型计算和操作性计算两大类, 计算的依据:

$$\text{全塔物料衡算} \quad G(y_1 - y_2) = L(x_1 - x_2)$$

$$\text{相平衡方程} \quad y_e = f(x)$$



$$H = H_{OG} \cdot N_{OG} = \frac{G}{K_y a} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_e}$$

吸收过程基本方程式

$$\text{或 } H = H_{OL} \cdot N_{OL} = \frac{L}{K_x a} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_e - x}$$

设计型计算命题

设计（分离）要求：根据指定的分离要求计算所需塔高

目的：①有害气体 则定 y_2

②有用物质 则规定溶质回收率 η

$$\eta = \frac{\text{被吸收的溶质量}}{\text{气体进塔的溶质量}} = \frac{Gy_1 - Gy_2}{Gy_1} = 1 - \frac{y_2}{y_1}$$

or. $y_2 = (1 - \eta)y_1$

给定条件：相平衡关系，操作的温度、压力、 G 、 y_1 及分离要求。

依 $H = H_{OG} \cdot N_{OG}$ ，计算 H 。

$H_{OG} = G/K_y a$ 在此可作为已知量。 $K_y a$ 涉及到吸收塔的类型及其在操作条件下的传质性能。第十章将要详细讨论，一切问题将归纳为 N_{OG} 的求取，面临一系列的选择。

流向选择 关系到推动力大小的问题，在两相进、出口浓度相同的情况下，逆流时的平均推动力必大于并流时的平均推动力，即逆流优越于并流。

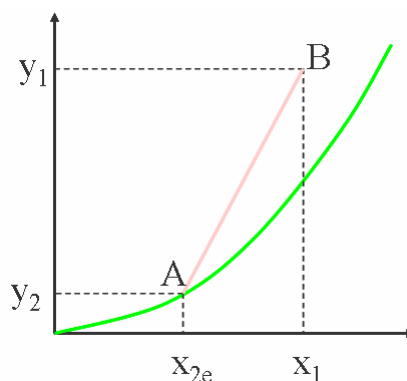
但若采用逆流，气流率太大，液相可能流不下来，因而限制了吸收塔所允许的液体流率和气体流率。这是它的缺点。

m 很小时，溶解度很大，逆流、并流均可采用。

吸收剂进口浓度的选择及其最高允含量 从经济角度考虑： x_2 越大，传质推动力越小，那么要完成指定的分离任务 H 要高吸收。设备费上升，提出了过高的要求，即对解吸造成一定的困难。解吸费用上升，因此， x_2 的选择是一个经济上的优化问题。

还存在技术的限制， x_2 得上限，该上限即为与 y_2 相平衡的 x_{2e} ，若 $x_2 = x_{2e}$ ，塔顶的推动力 $\Delta y_2 = 0$ $H = \infty$ 。

当 $x_2 > x_{2e}$ ，不可能达到分离要求，因此 $0 < x_2 < x_{2e}$ 。

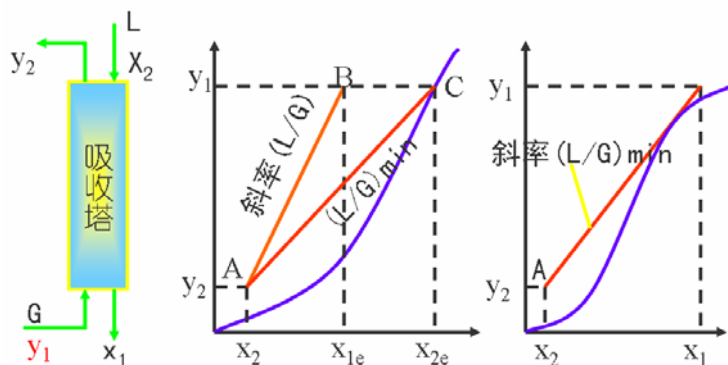




吸收剂用量的选择和最小液气比 要计算 N_{OG} ，须知两端点的浓度 y_1, y_2, x_1 及 x_2 。做全塔物料衡算

$$x_1 = x_2 + G/L(y_1 - y_2)$$

x_1 与 G/L 受物料衡算的约束，即液气比越大， x_1 愈小，用图来说明如何选择 L/G 比。



当 y_1, y_2, x_2 一定时， L/G 增大， x_1 下降，操作线斜率增大，操作线由 2 变为 1，可见， Δy_m 增大，而 N_{OG} 下降，因而 H 下降，吸收设备费下降，但吸收液量大，对解吸要求高，则再生费用增加。因此 L/G 的选择是个经济上优化的问题。

同样 L/G 的最小用量也受到技术上的限制，当 L/G 减小时，操作线斜率减小，当 L/G 小到某一值时，在同一 y_1 的情况下，操作线与平衡线相交，即意味着在吸收塔底气、液两相浓度达平衡，此时 $\Delta y_1 = 0$ ，要完成分离任务所需塔高为无穷大，此时对应的液气比称为最小液气比，相应的吸收剂用量为最小吸收剂用量 L_{min} 。

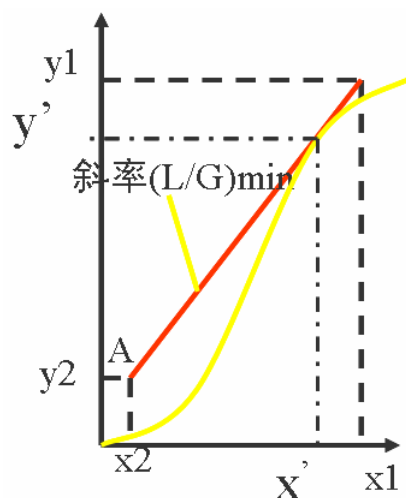
$$(L/G)_{min} = \frac{y_1 - y_2}{x_{1e} - x_2}$$

注意： $(L/G)_{min}$ 时对一定的分离要求而言的，当

$L/G < (L/G)_{min}$ 时，将达不到分离要求。

当平衡线形状如下图时， $(L/G)_{min}$ 用另外的方法求取。

此时的最小液气比 $(L/G)_{min}$ ，应决定于从 A 点所作的平衡线切线的斜率。

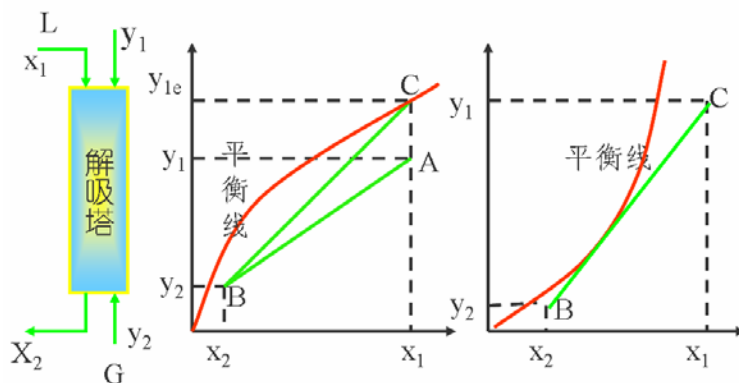




$$(L/G)_{\min} = \frac{y'_1 - y_2}{x'_1 - x_2}$$

实际当中 $L/G \approx (1.1 \sim 2)(L/G)_{\min}$

解吸塔的最小液气比 以逆流解吸塔为例分析，



当 L , x_1 , x_2 及 y_2 一定，做全塔物料衡算有

$$Lx_1 + Gy_2 = Lx_2 + Gy_1$$

$$y_1 = L/G(x_1 - x_2) + y_2$$

解吸气量 G 减少， y_1 增加，在 x_1 一定，减小 G ， y_1 增大到与平衡线相交一点，此时解吸气出口浓度 y_1 与 x_1 成平衡，解吸操作线斜率 L/G 最大而气液比 G/L 为最小。

$$(G/L)_{\min} = \frac{x_1 - x_2}{y_{1e} - y_2}$$

当平衡线为如上图的凹形曲线时，过 B 点做平衡线的切线，求最小气液比。

8.5.4 吸收塔的操作型计算

操作型计算的命题

1) 第一类命题

给定条件：H(及有关的设备尺寸)、 G 、 L 、 y_1 、 x_2 平衡关系及流动方式、 $K_y a$ 或 $K_x a$

计算目的： y_2 , x_2 (气液两相出口浓度)

2) 第二类命题

给定条件：H(及有关的设备尺寸)、 G 、 y_1 、 y_2 、 x_2 平衡关系及流动方式、 $K_y a$ 或 $K_x a$

计算目的： L , x_1



操作型问题的计算方法

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{物料衡算} \quad G(y_1 - y_2) = L(x_1 - x_2) \\ \text{相平衡关系} \quad y_e = f(x) \\ \text{吸收过程基本方程} \quad H = \frac{G}{Kya} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_e} \quad \text{或} \quad H = \frac{L}{Kxa} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_e - x} \end{array} \right.$$

在一般情况下，相平衡方程式和吸收过程方程式都是非线性的，求解时必须试差或迭代。

如果平衡线在操作范围内可近似为直线，则吸收过程基本方程式为：

$$H = \frac{G}{Kya} \cdot \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_m}$$

其中 $\Delta y_m = \frac{\Delta y_1 - \Delta y_2}{\ln \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2}}$

物料衡算： $G(y_1 - y_2) = L(x_1 - x_2)$

平衡关系： $y_e = mx + b$

吸收过程基本方程式： $H = \frac{G}{Kya} \cdot \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_m}$

无论对于某一类还是第二类命题均有：

$$N_{OG} = \frac{Kya}{G} \cdot H = \text{常数}$$

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \frac{y_1 - y_2}{\frac{(y_1 - mx_1) - (y_2 - mx_2)}{\ln \frac{y_1 - mx_1 - b}{y_2 - mx_2 - b}}} = \frac{y_1 - y_2}{y_1 - y_2 - m(x_1 - x_2)} \ln \frac{y_1 - mx_1 - b}{y_2 - mx_2 - b} \\ &= \frac{1}{1 - m \left(\frac{x_1 - x_2}{y_1 - y_2} \right)} \ln \frac{y_1 - mx_1 - b}{y_2 - mx_2 - b} \\ &= \frac{1}{1 - m \frac{G}{L}} \ln \frac{y_1 - mx_1 - b}{y_2 - mx_2 - b} \end{aligned}$$

$$\therefore N_{OG} \cdot \left(1 - \frac{mG}{L} \right) = \ln \frac{y_1 - mx_1 - b}{y_2 - mx_2 - b}$$



$$\exp\left[N_{OG} \cdot \left(1 - \frac{mG}{L}\right)\right] = \frac{y_1 - mx_1 - b}{y_2 - mx_2 - b}$$

$$(y_2 - mx_2 - b) \exp\left[N_{OG} \cdot \left(1 - \frac{mG}{L}\right)\right] = y_1 - mx_1 - b$$

对于第一类命题，未知量为 y_2, x_1 ，则基本方程化为上面的线性方程与 $G(y_1 - y_2) = L(x_1 - x_2)$ ，联立，便可解出 y_2, x_1 对第二类命题，因未知量为 L, x_1 ，显然，此时方程(1)为非线性方程，所以求解只能通过试差。当平衡关系为 $y_e = m x$

$$\frac{Kya}{G} \cdot H = NOG = \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A}\right) \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + \frac{1}{A} \right]$$

对于第一类问题，上式只有一个未知量 y_2 ，故可直接求出 y_2 ，然后代入物料衡算式可求出 x_1 ，但对于第二类命题，因 $\frac{1}{A} = \frac{mG}{L}$ 中的 L 为未知量，上式不能线性化，因此求解仍需试差。

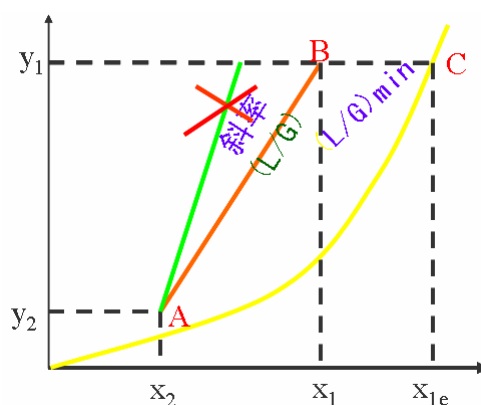
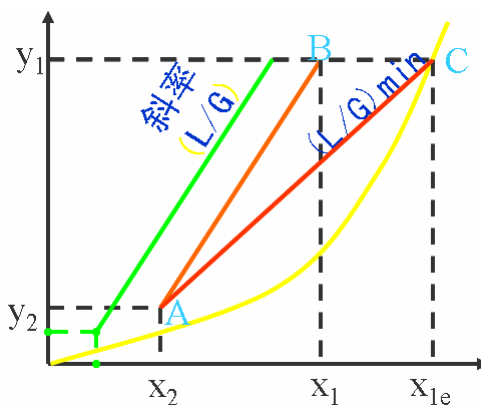
吸收塔的操作和调节

吸收塔在操作时的调节手段只能是改变吸收剂的入口条件（因为气体入口条件 y_1 由前一工序决定，不能随意改变）即改变 L ，温度 t 及 x_2 三大要素。

L 升高， (L/G) 斜率增大，由 2 变到 1， Δy_m 增大， N_{OG} 减小， H 减小，吸收剂 t 减小，气体溶解度增大， m 减小，平衡线由 1 变成 2， Δy_m 增大。

x_2 下降，操作线上 1 变成 1'，液相入口推动力增大，全塔平均推动力增大。否则反之。

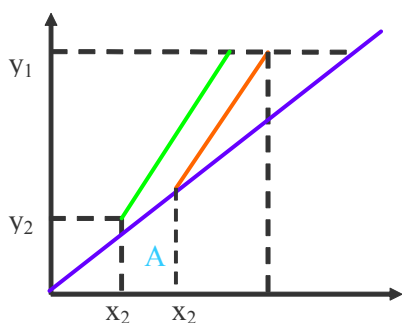
总之，适当调节 L, x_2, t 这三个变量都可使 Δy_m 增大，提高吸收效果，前面已经讲过，吸收和再生同时进行。而 L, x_2, t 的调节往往受再生（解吸）操作的制约。 L, x_2, t 调节的幅度应从经济、技术各方面综合考虑。





上面是从吸收设备的角度来考虑调节 L, x_2, t ，另外，对一定的设备调节 L, x_2, t 都能改变 y_2 ，但 y_2 的改变是有一定限度的。

设有一个无限高的塔，即意味着在塔顶或塔底达平衡。



当 $\frac{1}{A} = \frac{mG}{L} < 1$ 时，气、液两相在塔底达平衡，此时，增大 L ，可降低 y_2

当 $\frac{1}{A} = \frac{mG}{L} > 1$ 时，气、液两相在塔顶达平衡，此时，增大 L ，不能改变 y_2 ，只有降低 x_2 ，或 t 时，才能使 y_2 降低。

8.6 高浓度气体的吸收和化学吸收

高浓度气体 当混合气的入塔浓度较高，被吸溶质量较多时，低浓度气体吸收的简化处理便不在适用；这时需要采用高浓度气体吸收的特点来分析计算。

化学吸收 化学吸收的计算，简而言之，须考虑化学反应对吸收过程的增强效应。在传质总系数的计算式中引入增强因子 β ：

$$1/K_y = 1/k_y + m/\beta k_x$$

高浓度气体吸收的特点

- 吸收过程中，气体流率 G 和液体流率 L 都不再是常量，但惰性气体流率 G_B 和纯溶剂流率 L_S 却可认为是常量。
- 吸收过程是非等温的
- 传质膜系数与浓度相关

下面就这三条予以详细介绍

吸收过程中，气体流率 G 和液体流率 L 都不再是常量，但惰性气体流率 G_B 和纯溶剂流率 L_S 却可认为是常量。

作物料衡算可得高浓度气体吸收的操作线方程：

$$y/(1-y) = (L_S/G_B)(x/(1-x) - x_2/(1-x_2)) + y_2/(1-y_2)$$

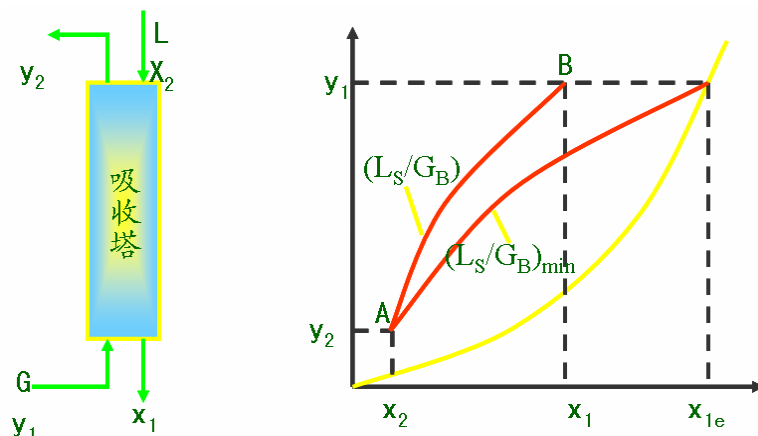
若令 $Y = y/(1-y)$ 、 $X = x/(1-x)$ ，则 $Y = (L_S/G_B)(X - X_2) + Y_2$ 为直线方程。

但若将平衡线方程改写为 $Y = mX/(1+(1-m)X)$ ，则可在作标图上进行图解作业。



$$Y = y/(1-y) = mx/(1-mx) \quad X = x/(1-x) \quad x = X/(1+X)$$

于是，仍可用前述公式进行吸收计算，如：最小液气比为 $(L_S/G_B)_{\min} = (Y_1 - Y_2)/(X_{e1} - X_2)$ ，唯应用 $m/(1+(1-m)X)$ 替换式中的相平衡常数 m 。



高浓度气体吸收操作线

吸收过程是非等温的，由于高浓度气体的吸收操作中，溶解热不能忽略，必使液相温度发生改变，进而也使气相温度改变，因此吸收全过程中相平衡常数不再是常量。而且，对吸收过程的计算必须联解热量衡算式。

传质膜系数与浓度相关

$$k_y = (DP/(RT\delta))(P/p_{Bm}) = (DP/(RT\delta))(1/(1-y)_m)$$

$$k_x = (DC_m/(RT\delta))(C_m/C_{Bm}) = (DC_m/(RT\delta))(1/(1-x)_m)$$

$$C_m/C_{Bm} = 1/((C_m - C_A)_1 - (C_m - C_A)_2)/C_m / \ln(((C_m - C_A)_1/C_m)/((C_m - C_A)_2/C_m)))$$

$$= 1/((1-x)_1 - (1-x)_2)/\ln((1-x)_1/(1-x)_2) = 1/(1-x)_m$$

高浓度气体吸收过程的计算特点是将全塔分为若干段，逐段计算，在每一段中认为吸收温度不变。