

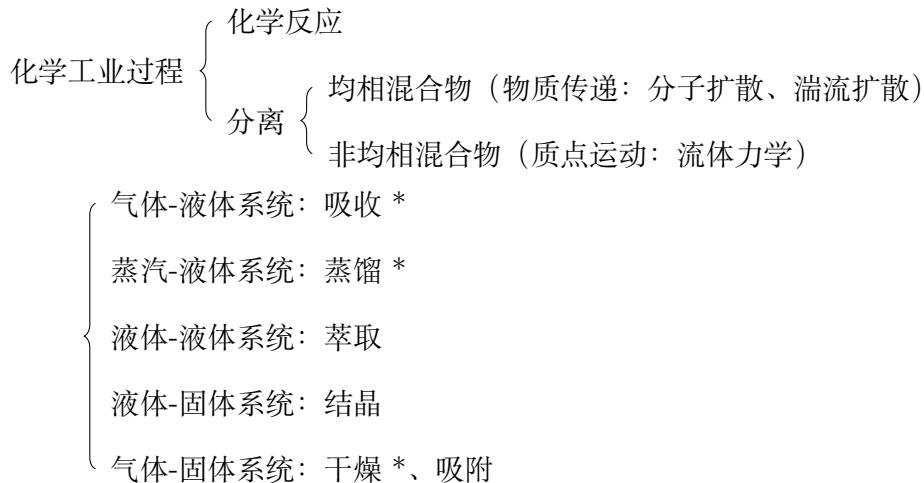
§9 吸收

肖遥 (2021 1414 90279)

2024 年 3 月 15 日

一、传质概述

1.1 传质



【湍流扩散是扩散还是对流?】

可以将 $\tau_s = \mu_s \frac{du}{dy}$ 运用在微小尺度的湍流扩散; 但实际运用计算复杂, 且违背了连续介质假设, 故归为对流更好.

1.2 混合物组成的表示方法

$$\text{质量浓度 } \rho_A = \frac{m_A}{V}$$

$$\text{质量分率 } a_A = \frac{m_A}{m}$$

$$(\text{与惰性组分}) \text{质量比 } \overline{X}_A = \frac{m_A}{m - m_A}$$

$$\text{物质的量浓度 } c_A = \frac{n_A}{V}$$

$$\text{摩尔分率 } \begin{cases} x_A = \frac{n_A}{n} & (l) \\ y_A = \frac{n_A}{n} & (g) \end{cases}$$

$$\text{摩尔比 } X_A = \frac{n_A}{n - n_A} \quad (l)$$

$$\begin{aligned} c_A &= \frac{\rho_A}{M_A} \\ x_A &= \frac{a_A / M_A}{1 / \overline{M}} \\ X_A &= \frac{x_A}{1 - x_A} \end{aligned}$$

1.3 相内传质

总体流动 (只包含扩散方向上的自然对流) 促进传质

原因: (1) Δp (外因); (2) Δc (过程本身)

推导过程: 拆分/传质微分方程

轻相用 y , 重相用 x

1. 宏观方法（一维）

摩尔基准

$$u_M = \sum_A u_A x_A \quad (\text{摩尔平均速度})$$

$$u_A = u_M + u_{Ad} \quad (\text{对流} + \text{扩散})$$

$$\text{传质通量 } N_A = u_A c_A$$

$$\text{扩散通量 } J_A = u_{Ad} c_A$$

$$N = c_M u_M = c_M (u_A x_A + u_B x_B)$$

$$= \frac{c_A}{x_A} u_A x_A + \frac{c_B}{x_B} u_B x_B$$

$$= N_A + N_B$$

$$N_A - J_A = c_A (u_A - u_{Ad})$$

$$N_A = J_A + c_A u_M = J_A + c_M x_A u_M$$

$$= J_A + N x_A$$

$$= J_A + (N_A + N_B) x_A$$

质量基准

$$u = u_A a_A + u_B a_B \quad (\text{质量平均速度})$$

$$u_A = u + u_{Ad}$$

$$\text{传质通量 } n_A = \rho_A u_A$$

$$\text{扩散通量 } j_A = \rho_A u_{Ad}$$

$$n = \rho u = \rho (u_A a_A + u_B a_B)$$

$$= \frac{m_A}{a_A} u_A a_A + \frac{m_B}{a_B} u_B a_B$$

$$= n_A + n_B$$

$$n_A - j_A = \rho_A (u_A - u_{Ad})$$

$$n_A = j_A + m_A u_A$$

$$= j_A + n a_A$$

$$= j_A + (n_A + n_B) a_A$$

两种方法虽然使用相同符号 u_{Ad} ，但由于基准不同，所以数值不一定相同

1. 等摩尔反方向稳定分子扩散（不存在对流）

a) 扩散通量方程：

$$\begin{aligned} N_A &= -D_{AB} \cdot c \frac{dx_A}{dz} \xrightarrow{\delta \rightarrow 0} D_{AB} \cdot c \frac{x_{A0} - x_{A\delta}}{\delta} \\ &= \frac{D_{AB}}{RT\delta} (x_{A0} - x_{A\delta}) \end{aligned}$$

b) 证明 $D_{AB} = D_{BA} = D$ ：

$$c = c_A + c_B \Rightarrow \frac{dc}{dz} = \frac{dc_A}{dz} + \frac{dc_B}{dz} = 0 \Rightarrow \frac{dc_A}{dz} = -\frac{dc_B}{dz}$$

$$\begin{aligned} J_A &= -D_{AB} \frac{dc_A}{dz} = -J_B \\ &= -\left(-D_{BA} \frac{dc_B}{dz}\right) = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz} \end{aligned}$$

c) 浓度分布： $\frac{x_{A0} - x_{Az}}{z} = \frac{x_{A0} - x_{A\delta}}{\delta}$

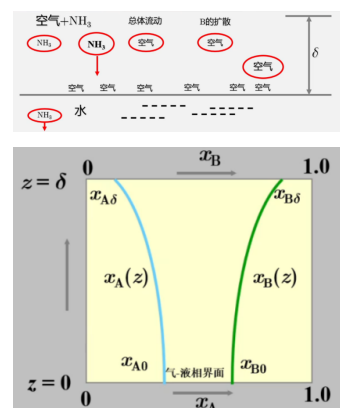
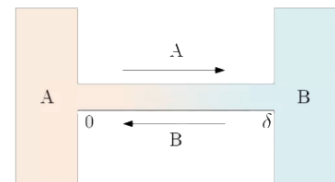
2. 通过静止的组分 B 的组分 A 的分子扩散

a) $N_B = 0$, $N = N_A + N_B = N_A$ ：

$$N_A = J_A + (N_A + N_B) x_A = -D \frac{dc_A}{dz} + N_A x_A$$

$$\int_0^\delta \frac{Dc}{\delta} \ln \frac{1-x_{A\delta}}{1-x_{A0}} = \frac{D}{\delta} \frac{c}{c_{Bm}} (c_{A0} - c_{A\delta})$$

$$N_A \xrightarrow{\text{气相}} \frac{Dc}{RT\delta} \ln \frac{1-x_{A\delta}}{1-x_{A0}} = \frac{D}{\delta} \frac{p}{p_{Bm}} (p_{A0} - p_{A\delta})$$



b) 漂流因子 (drift factor): $\frac{c}{c_{Bm}}, \frac{p}{p_{Bm}} > 1$

c) 浓度分布: $\frac{1-x_{Az}}{1-x_{A0}} = \left(\frac{1-x_{A\delta}}{1-x_{A0}}\right)^{z/\delta}$

2. 微观方法 (三维传质微分方程)

以摩尔浓度为基准的 A 组分传质微分方程:

$$c_A \left(\frac{\partial u_{Mx}}{\partial x} + \frac{\partial u_{My}}{\partial y} + \frac{\partial u_{Mz}}{\partial z} \right) + \left(u_{Mx} \frac{\partial c_A}{\partial x} + u_{My} \frac{\partial c_A}{\partial y} + u_{Mz} \frac{\partial c_A}{\partial z} + \frac{\partial c_A}{\partial t} \right) = D_{AB} \left(\frac{\partial^2 c_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2} \right) + R_A$$

这里的微观方法也是在宏观尺度下的, 满足连续介质假设

写成向量形式有

$$c_A (\nabla \cdot \mathbf{u}_M) + \frac{Dc_A}{Dt} = D_{AB} \nabla^2 c_A + R_A$$

按摩尔平均, 总体流速为

$$\mathbf{u}_M = \frac{\sum c_i \mathbf{u}_i}{\sum c_i} = \frac{\sum c_i \mathbf{u}_i}{c} = \sum x_i \mathbf{u}_i$$

1. 特别地, 对于不可压缩流体, 有

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} + \left(u_{Mx} \frac{\partial c_A}{\partial x} + u_{My} \frac{\partial c_A}{\partial y} + u_{Mz} \frac{\partial c_A}{\partial z} \right) = D_{AB} \left(\frac{\partial^2 c_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2} \right) + R_A$$

写成向量形式, 有

$$\frac{Dc_A}{Dt} = D_{AB} \nabla^2 c_A + R_A$$

适用于总浓度为常数, 有分子扩散并伴有化学反应的非稳态三维对流传质过程.

2. 对于固体或停滞流体的分子扩散过程 ($u_M = 0$) 及无化学反应的传质微分方程, 有

$$\text{Fick 第二扩散定律: } \frac{\partial c_A}{\partial t} = D_{AB} \nabla^2 c_A$$

3. 对于一维、稳态、无化学反应体系, 有

$$u_{Mz} \frac{\partial c_A}{\partial z} = D_{AB} \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2}, \text{ 即 } \frac{d}{dz} \left(u_{Mz} c_A - D_{AB} \frac{dc_A}{dz} \right) = 0$$

由 $u_{Mz} c_A = u_{Mz} c_M x_A = N x_A$, 化简得

$$= \frac{d}{dz} \left(N x_A - D_{AB} \frac{dc_A}{dz} \right) = \frac{dN_A}{dz} = 0$$

此式表明, 在传质方向上 (z 方向) 的传质通量 N_A 为定值.

适用于总浓度为常数, 在固体或停滞流体中进行分子传质的场合

对流项 + 扩散项:
 $N x_A + J_A = N_A$

稳定分子扩散
(一维稳态相内传质机理模型) $\left\{ \begin{array}{l} \text{等摩尔反方向稳定分子扩散 (无对流)} \\ \text{通过静止的组分 B 的组分 A 的分子扩散} \end{array} \right.$

张洪元
陈敏恒
朱家骅
对流 = 总体流动 =
主体流动 = 宏观流动,
区别 总体流动

3. 唯象方程

由唯象方程 通量 = $\frac{\text{推动力}}{\text{阻力}}$, 有

$$N_A = k\Delta$$

where k 是分传质系数 (相内), Δ 是传质推动力. 写成不同的形式, 有

$$N_A = k_x(x_{A0} - x_{A\delta}) = k_c(c_{A0} - c_{A\delta}) = k_g(p_{A0} - p_{A\delta})$$

4. $J_A = -J_B$

等摩尔反方向

$$N = 0$$

$$N_A = J_A$$

$$N_B = J_B$$

$$\Rightarrow J_A = -J_B$$

通过停滞 B 的 A

$$N = N_A$$

$$N_A = Nx_A + J_A$$

$$N_B = Nx_B + J_B = 0$$

$$\Rightarrow N = N_A + N_B = N(x_A + x_B) + J_A + J_B$$

$$0 = J_A + J_B$$

气液分传质系数的关系

$$k_g = Pk_c$$

$$k_Y = \frac{k_y}{(1+Y)(1+Y_i)}$$

$$k_x = c_m k_c$$

$$k_x = \frac{k_x}{(1+X)(1+X_i)}$$

1.4 三传类比

动量、热量与质量三种传递在很多方面存在相似之处: 传递机理、数学模型、计算方法.

热量	动量	质量
热量交换通量	动量交换通量	质量交换通量
$q_s = mc_p(T_b - T_s)$	$\tau_s = m(\bar{u} - 0)$	$N_A = \frac{m}{\rho}(c_{Ab} - c_{As})$
牛顿冷却定律	Finning 摩擦因子	唯象方程
$q_s = h(T_s - T_b)$	$\tau_s = \frac{f}{2}\rho\bar{u}^2$	$N_A = k_c(c_{Ab} - c_{As})$

由于各自特性, 需要满足以下条件:

- 1) 物性参数可视为常数或取平均值;
- 2) 无内热源, 体积力;
- 3) 无辐射传热;
- 4) 无边界层分离, 无形体阻力;
- 5) 传质速率很低, 速度场不受传质的影响.

$$\frac{f}{2} = \frac{h(T_b - T_s)}{\rho c_p \bar{u}(T_b - T_s)} = \frac{\text{向壁面的热通量}}{\text{轴向平均热通量}}$$

Stanton 准数

$$St = \frac{h}{\rho c_p \bar{u}} = \frac{hd/k}{(\frac{\rho \bar{u} d}{\mu})(\frac{c_p \mu}{k})} = \frac{Nu}{RePr} = \frac{f}{2}$$

(传热雷诺类比律)

$$\frac{f}{2} = \frac{k_c(c_{Ab} - c_{As})}{\frac{m}{\rho}(c_{Ab} - c_{As})} = \frac{\text{向壁面的物质通量}}{\text{轴向平均物质通量}}$$

Stanton 准数

$$St = \frac{k_c}{\bar{u}} = \frac{k_c d / D_{AB}}{(\frac{\rho \bar{u} d}{\mu})(\frac{\mu}{\rho D_{AB}})} = \frac{Sh}{ReSc} = \frac{f}{2}$$

(传质雷诺类比律)

不严谨的地方: 稳定流动没有径向传质.

2. 雷诺类比 Reynolds Analogy

在湍流条件下, 引入 Boussinesq 假设:

$$\begin{aligned}\tau &= -(\nu + \nu_t) \frac{\partial(\rho v)}{\partial r} \\ q &= -(\alpha + \alpha_t) \frac{\partial(\rho c_p T)}{\partial r} \\ J_A &= -(D_{AB} + D_t) \frac{\partial c_A}{\partial r}\end{aligned}$$

故

$$\frac{q}{q_s} = \frac{J_A}{J_{A_s}} = \frac{\tau}{\tau_s} = \frac{r_0}{r}, \text{ 即 } \frac{q}{\tau} = \frac{q_s}{\tau_s} \quad \text{or} \quad \frac{J_A}{\tau} = \frac{J_{A_s}}{\tau_s}$$

雷诺类比认为, 壁面附近只有湍流层, 故可作以下假设:

$$\text{a) } \nu_t \gg \nu, \alpha_t \gg \alpha, D_t \gg D \quad \text{b) } \nu_t = \alpha_t = D_t$$

于是将 $\frac{q}{\tau} = \frac{\alpha + \alpha_t}{\rho(\nu + \nu_t)} \cdot \frac{d(\rho c_p T)}{dv}$, $\frac{J_A}{\tau} = \frac{D_{AB} + D_t}{\rho(\nu + \nu_t)} \cdot \frac{dc_A}{dv}$ 简化为

$$\frac{q_s}{\tau_s} = \frac{1}{\rho} \cdot \frac{d(\rho c_p T)}{dv} \quad \frac{J_{A_s}}{\tau_s} = \frac{1}{\rho} \cdot \frac{dc_A}{dv}$$

代入边界条件, 从 bulk 向 surface 积分得

$$\frac{q_s}{\tau_s} = \frac{\rho c_p (T_b - T_s)}{\rho v_b} \quad \frac{J_{A_s}}{\tau_s} = \frac{c_{A_b} - c_{A_s}}{\rho v_b}$$

代入牛顿冷却定律、Finning 摩擦因子、传质唯象方程, 有

$$h = \frac{f}{2} \rho c_p v_b \quad k_c = \frac{f}{2} v_b$$

变形为

$$\frac{hd}{k} = \frac{f}{2} \cdot \frac{v_b d}{\nu} \cdot \frac{\rho c_p \nu}{k} \quad \frac{k_c d}{D_{AB}} = \frac{f}{2} \cdot \frac{v_b d}{\nu} \cdot \frac{\nu}{D_{AB}}$$

即

$$Nu = \frac{f}{2} \cdot Re \cdot Pr \quad Sh = \frac{f}{2} \cdot Re \cdot Sc$$

由实验的 Chilton-Colburn 类比, 对雷诺类比进行修正, 有

$$Nu = \frac{f}{2} \cdot Re \cdot Pr^{1/3} \quad Sh = \frac{f}{2} \cdot Re \cdot Sc^{1/3}$$

1.5 相际传质

1. 传质方向?
2. 传质推动力?
3. 传质的极限?
4. 传质的速度?

> 雷诺类比只考虑湍流层, 忽略了速度、温度、质量边界层的不一致, 即 Pr 和 Sc 不一定等于 1

> 应用 Boussinesq 假设后, 可将亚尺度的涡旋带来的广度量输运虚拟成“湍流扩散”, 并应用扩散机理对过程进行分析。但涡旋的物理本质仍是对流故在提及三传类比律时, 最好不要只说扩散定律的类似性

> 相比于经典的雷诺比拟, 本书的“质量迁移”概念, 放在分子动理学也许是对的, 但对于连续介质假设前提的宏观运动, 径向的质量迁移在层流, 乃至稳定的湍流都是不存在的。而“层流底层”中的传递特征, 正是我们将其虚拟拓展到停滞的虚拟膜层的物理基础

二、吸收

2.1 概念

混合气体 $\xrightarrow{\text{溶解度差异}}$ 分离 \rightarrow 回收、脱除

物理吸收

化学吸收

单组分吸收

多组分吸收

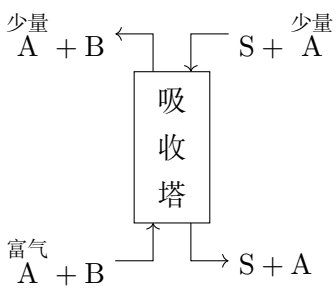
等温吸收

非等温吸收

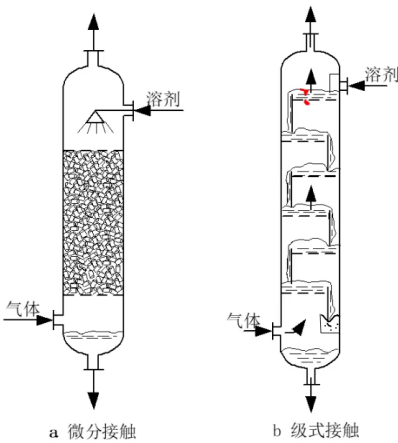
低浓度吸收

高浓度吸收

操作费用：(1) 流动能耗；(2) 溶剂损耗；(3) 解吸操作费用
解吸方法：升温、减压、吹气



2.2 气液两相接触方式



三、汽液相平衡

过程	传递对象	推动力	极限
传热	热量	温差	温度相等
吸收	物质	不是浓度差	不是浓度相等

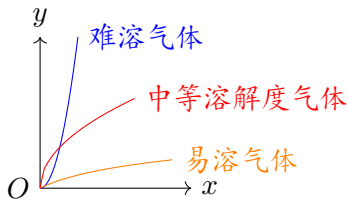
原因：气液两相浓度的标准不同

3.1 气体在液体中的溶解度

单组分物理吸收：相数 $N = 2$ ，组分数 $\phi = 3$ ，故由相律，得自由度

$$F = \phi - N + 2 = 3$$

从而，在温度、压力一定时，溶质在气相与液相中的浓度一一对应。



3.2 亨利定律 (Henry's Law)

当溶液温度高于溶质气体的临界温度时，若液相为理想溶液，气相为理想气体，则气液平衡关系服从亨利定律：

$$p^* = Ex \quad E \text{ 为亨利系数[kPa]}$$

“*” 代表达到平衡时的虚拟状态

写成其他形式，可以有

$$y^* = mx \quad m \text{ 是分配系数/相平衡常数}$$

$$p^* = \frac{c}{H} \quad H \text{ 是溶解度系数}[\text{mol} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{Pa}^{-1}]$$

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

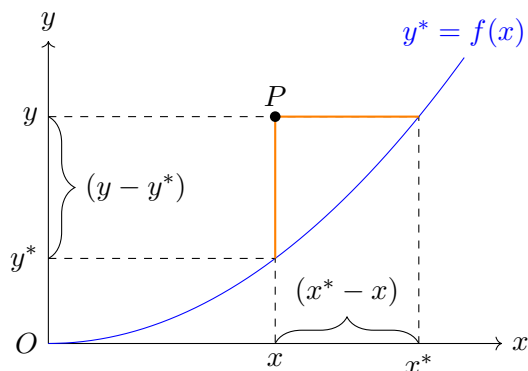
$$H = \frac{c_m}{E}$$

代入 $\begin{cases} Y^* = \frac{y^*}{1-y^*} \\ X = \frac{x}{1-x} \end{cases}$ ，得 $Y^* = \frac{mX}{1 + (1-m)X}$ 。低浓度吸收时， $X \rightarrow 0$ ，有

$$Y^* = mX$$

3.3 相际传质的方向、限度、推动力

简而言之，向平衡方向移动。



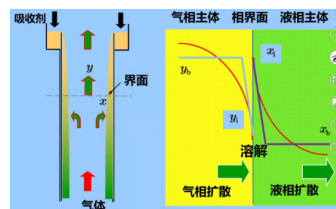
即使塔高无限，也不可能气液浓度同时最大

四、吸收传质理论与吸收速度方程

4.1 吸收传质理论

吸收过程可分为三个步骤：

- (1) 溶质由气相主体扩散至气、液两相界面的气相一侧，即气相内传质；
- (2) 溶质在界面上溶解，即通过界面的传质；
- (3) 溶质由相界面的液相一侧扩散至液相主体，即液相内传质。



1. 双膜理论 (W.K.Lewis & W.G.Whitman)

最早的传质理论，其认为：

- (1) 相互接触的两流体间存在着稳定的相界面，界面两侧各存在着一个很薄（等效厚度分别为 δ_G 和 δ_L ）的流体膜层。溶质以分子扩散方式通过此两膜层。
- (2) 相界面传质阻力零，即 $y_i = f_e(x_i)$ （满足相平衡）。
- (3) 相际的传质阻力集中在两个膜层内。

$$k_g = \frac{D_G}{RT\delta_G} \frac{p}{p_{Bm}} \quad k_c = \frac{D_L}{\delta_L} \frac{c}{c_{Bm}}$$

缺点：（无病呻吟）

1. $k \propto D$ ，不符实验；
2. 难以形成稳定膜层；
3. 等效膜厚度难确定；

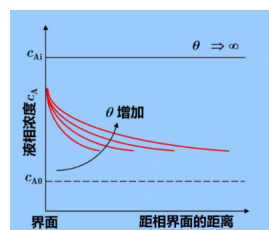
先进性：

提出双阻力概念

2. 溶质渗透理论 (Higbie)

溶质通过分子扩散由表面不断地向主体渗透，每一瞬时均有不同的瞬时浓度分布和与之对应的界面瞬时扩散速率（与界面上的浓度梯度成正比）直到时间为 θ_c 时，膜内流体与主流发生一次完全混合而使浓度重新均匀后发生下一轮的表面暴露和膜内扩散。 θ_c 称为汽、液接触时间或溶质渗透时间，是溶质渗透理论的模型参数，气、液界面上的传质速率应是该时段内的平均值。

$$k_c = 2\sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi\theta_c}}$$



3. 表面更新理论 (Danckwerts)

气液接触表面是在连续不断地更新，而不是每隔一定的周期 θ_c 才发生一次。处于表面的流体单元随时都有可能被更新，无论其在表面停留时间（龄期）的长短，被更新的机率相等。引入一个模型参数 S 来表达任何龄期的流体表面单元在单位时间内被更新的机率（更新频率）。由于不同龄期的流体单元其表面瞬时传质速率不一样，将龄期为 $0 \rightarrow \infty$ 的全部单元的瞬时传质速率进行加权平均，解析求得传质系数为

$$k_c = \sqrt{SD_{AB}}$$

由 Colburn 类比，得

$$k_c \propto D_{AB}^{2/3}$$

传统观念认为，看上去溶质渗透与表面更新的传质系数与扩散系数的比例关系似乎与实验更符合。

但双膜理论的膜内传质只是被虚拟为分子扩散，该观点与传热时虚拟膜的概念一脉相承。

4.2 传质速度方程

1. 相界面浓度

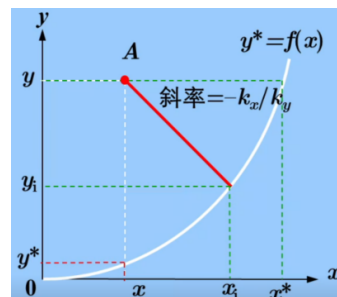
对稳定的吸收过程，气、液两相内传质速度应相等，即 $N_A = k_y(y - y_i) = k_x(x_i - x)$ 。变形得

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

又根据双膜理论，界面处应满足相平衡关系，即

$$y_i = f_e(x_i)$$

联立即可解得对应气/液相摩尔分数 y_i 和 x_i 。



2. 总传质阻力与串联阻力公式

总传质速度方程：

$$N_A = K \Delta \overset{\text{气相}}{=} K_y(y - y^*) \overset{\text{液相}}{=} K_x(x^* - x)$$

而对于稀溶液，相平衡关系服从 Henry 定律 $y^* = mx$ ，于是有分传质速度方程

$$N_A \overset{\text{气相}}{=} \frac{y - y_i}{1/k_y} \overset{\text{液相}}{=} \frac{y_i - y^*}{m/k_x}$$

$$\overset{\text{分式相加}}{=} \frac{(y - y_i) + (y_i - y^*)}{1/k_y + m/k_x} = \frac{y - y^*}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}}$$

对比可知

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \quad \text{同理, } \frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{mk_y}$$

这才是双膜理论的实际内涵

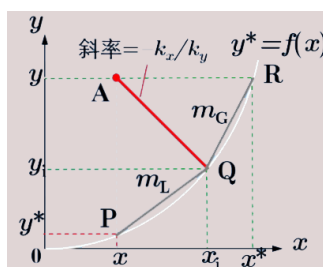
对于易溶气体， m 很小；对于难溶气体， m 很大。于是分别有

$$\frac{1}{K_y} \overset{\text{易溶}}{=} \frac{1}{k_y} \quad (\text{气膜控制}) \quad \frac{1}{K_x} \overset{\text{难溶}}{=} \frac{1}{k_x} \quad (\text{液膜控制})$$

同理，可以推出其他基准的相际传质速度。这些传质系数有如下换算关系：

$$K_g = HK_c \quad K_y = \frac{K_x}{m} \quad K_Y \overset{\text{低浓度}}{=} \frac{K_X}{M}$$

3. 如果相平衡关系是曲线

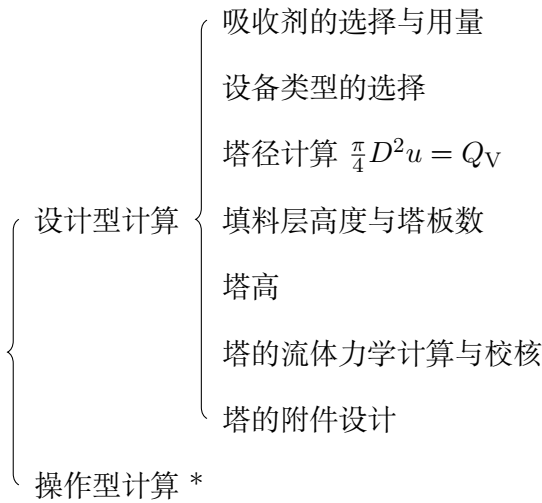


分析气、液两相中传质阻力所占的比例，对于强化传质过程，提高传质速度有重要的指导意义。例如，气膜控制的吸收操作，增加气体流速，可减薄界面处气膜层的厚度，从而降低气相传质阻力。

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

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{m_G k_y}$$

五、吸收塔



5.1 物料衡算与操作线方程

以逆流操作的填料塔为例, $V[\text{kmol} \cdot \text{s}^{-1}]$ 是惰性气体 B 的摩尔流率, $L[\text{kmol} \cdot \text{s}^{-1}]$ 是纯吸收剂 S 的摩尔流率, 全塔物料衡算为

$$VY_1 + LX_2 = VY_2 + LX_1$$

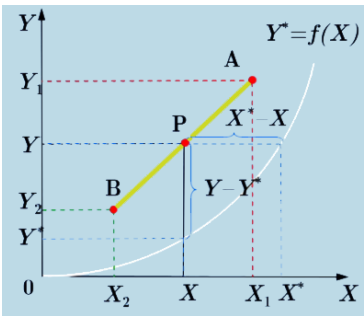
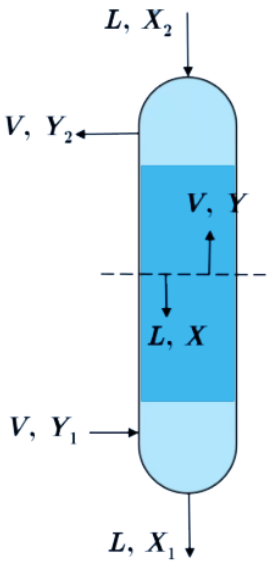
生产能力 (吸收能力) $G_A[\text{kmol} \cdot \text{s}^{-1}]$ 表示单位时间溶质被吸收的量, 则

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

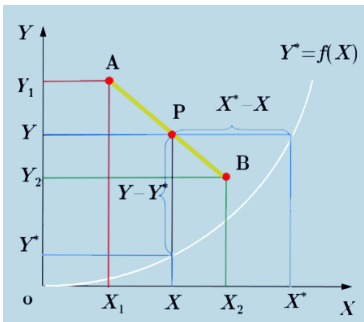
类似地, 从塔中部构建物料衡算方程, 有 $VY + LX_2 = VY_2 + LX$, 即

$$Y = \frac{L}{V}X + \left(Y_2 - \frac{L}{V}X_2\right) \quad \text{或} \quad Y = \frac{L}{V}X + \left(Y_1 - \frac{L}{V}X_1\right)$$

称为吸收操作线方程, 其中 $\frac{L}{V}$ 称为吸收塔操作的液气比.



逆流



并流

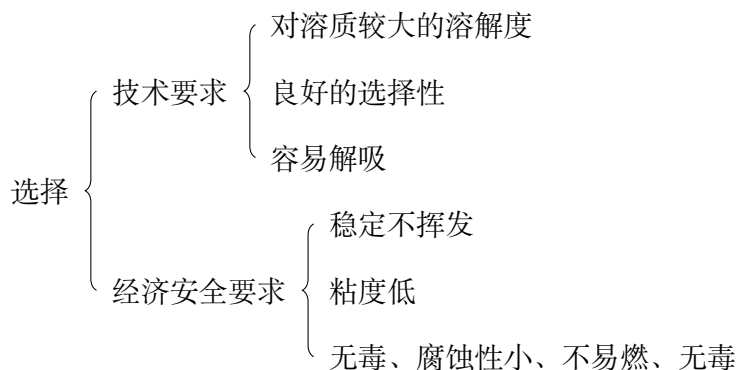
并流操作线方程

$$Y = -\frac{L}{V}X + \left(Y_1 + \frac{L}{V}X_1\right)$$

低浓度吸收时, V, L 不变, 浓度变化小 \Rightarrow $\begin{cases} \text{温度不变} \\ \text{物性不变——} Sc \\ \text{流速不变——} Re \end{cases}$

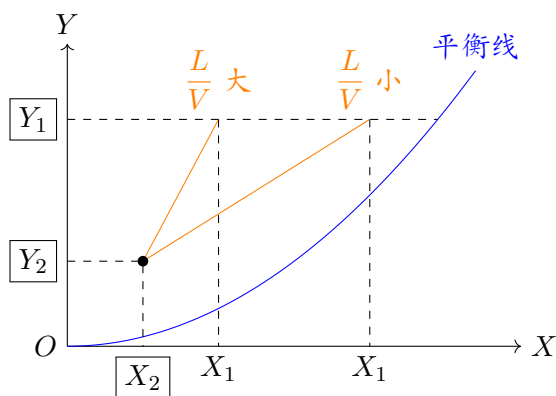
5.2 吸收剂的选择与用量

1. 选择



2. 用量

全塔物料衡算式 $X_1 = \frac{V}{L} (Y_1 - Y_2) + X_2$, Y_1, Y_2 由设计任务给定, X_2 由工艺条件给定. 于是 X_1 与 L 相互制约:

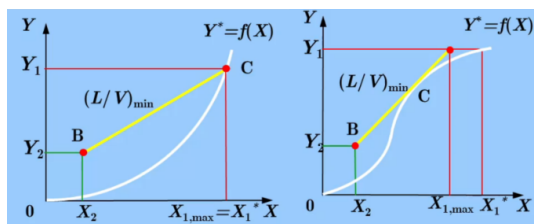


$\frac{L}{V} \uparrow$:
斜率 \uparrow , $\Delta \uparrow$,
塔高 \downarrow , $X_1 \downarrow$,
循环再生费用 \uparrow

$\frac{L}{V} \downarrow$:
塔高 \uparrow , 设备费用 \uparrow

3. 最小液气比 $(L/V)_{\min}$

具体情况具体分析:



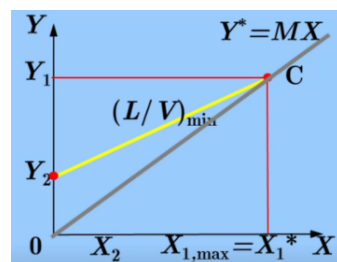
特别地，平衡线为直线，吸收剂为纯溶剂时，有

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_{1,\max} - X_2} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^*} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1} \frac{Y_1}{X_1^*} = \eta \cdot M$$

于是有

$$L_{\min} = VM\eta$$

按总费用最低的原则来取根据生产实践经验，一般取 $\frac{L}{V} = (1.1 \sim 2.0) \left(\frac{L}{V}\right)_{\min}$ 。除此之外，还应满足使填料表面能被液体充分润湿以保证两相均匀分散并有足够的传质面积。



5.3 填料层高度

1. 填料塔

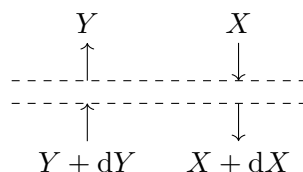
传质面积 设塔的截面积 $\Omega[\text{m}^2]$ ，填料层高度 $Z[\text{m}]$ ，单位体积的填料所提供的表面积为 $a[\text{m}^2/\text{m}^3]$ ，则该塔能够提供的传质面积 $F = \Omega Z a$ 。

塔径 $Q_V = \frac{\pi}{4} D^2 u$ 主要由与填料的流体力学特性相关的空塔气速决定，如何求解见十一章，本章讨论求 Z 。

a 为填料的有效比表面积，与填料及填料填充方式有关，是填料的一个重要特性数据。

对于 dZ 微分段，由物料衡算有 $dG_A = V dY = L dX$ 。传质面积 $dF = a \Omega dZ$ ，于是传质速率 $N_A dF = N_A a \Omega dZ$ 。联立速率与负荷方程得

$$V dY = K_Y (Y - Y^*) a \Omega dZ \quad L dX = K_X (X - X^*) a \Omega dZ$$



沿塔高积分得

$$Z = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{V}{K_Y a \Omega} \frac{dY}{Y - Y^*} \quad Z = \int_{X_2}^{X_1} \frac{L}{K_X a \Omega} \frac{dX}{X - X^*}$$

- 1) 特别地，对于低浓度气体吸收 ($y_1 < 10\%$)， Sc, Re, M 变化不大，故可认为 Sh 变化不大，进一步认为 K_Y, K_X 基本不变。此时填料层高度

$$Z = \frac{V}{K_Y a \Omega} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*} \quad Z = \frac{L}{K_X a \Omega} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X - X^*}$$

高浓度难溶气体吸收同样适用

实际运用中，常常将 $K_Y a$ 或 $K_X a$ 看成整体，称为体积传质系数 $[\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1}]$ ，表示单位时间、单位体积填料层内，吸收的溶质物质的量。

定义气相总传质单元数和气相总传质单元高度

$$H_{OG} = \frac{V}{K_Y a \Omega} \quad N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*}$$

液相同理

于是有 $Z = H_{OG} N_{OG}$. 注意到存在 a, b s.t. $N_{OG}|_a^b = \frac{Y_a - Y_b}{(Y - Y^*)_m} = 1$, 故这段填料层的高度就等于一个气相总传质单元高度 H_{OG} , 同时可将 N_{OG} 看作所需填料层高度 Z 相当于多少个传质单元高度 H_{OG} .

N_{OG} : 反映吸收过程难易程度

影响因素:

- 操作线 (斜率、定点)、平衡线 (物性)
- 与设备、两相流动无关

H_{OG} : 反映填料性能高低

影响因素:

- 平衡关系
- 与设备、两相流动也有关

若 N_{OG} 过大, 需要重新考虑改变溶剂选择和液气比是否合理

$$\text{令 } \Delta Y_m = \frac{Y_1 - Y_2}{\int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*}}, \text{ 于是 } N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m}.$$

- 2) 更特别地, 在 1) 的基础上, 平衡线为直线时: 设平衡线方程 $Y^* = MX + B$, 联立逆流吸收操作线方程 $Y = \frac{L}{V}X - (\frac{L}{V}X_2 - Y_2)$, 得

$$dY = \frac{L}{V}dX \quad d(Y - Y^*) = (\frac{L}{V} - M)dX$$

于是有 $dY = \frac{1}{1 - \frac{VM}{L}}d(Y - Y^*)$, 代入 N_{OG} , 有

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{VM}{L}} \int_{Y_2 - Y_2^*}^{Y_1 - Y_1^*} \frac{d(Y - Y^*)}{Y - Y^*} = \frac{1}{1 - \frac{VM}{L}} \ln \frac{Y_1 - Y_1^*}{Y_2 - Y_2^*}$$

又因为 $\frac{L}{V} = \frac{X_1 - X_2}{Y_1 - Y_2}$, $M = \frac{Y_1^* - Y_2^*}{X_1 - X_2}$, 代入得

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m}, \quad \text{其中 } \Delta Y_m = \frac{(Y_1 - Y_1^*) - (Y_2 - Y_2^*)}{\ln \frac{Y_1 - Y_1^*}{Y_2 - Y_2^*}}$$

对数平均推动力法

- 3) 在 2) 的基础上, 把 $Y^* = M[\frac{L}{V}(Y - Y_2) + X_2] + B$ 代入, 得

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \frac{1}{1 - \frac{MV}{L}} \ln \left[\left(1 - \frac{MV}{L}\right) \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} + \frac{MV}{L} \right] \\ &= \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A}\right) \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} + \frac{1}{A} \right] \end{aligned}$$

吸收因子法

其中 $A = \frac{L}{VM}$ 即操作线斜率与平衡线斜率之比, 称为吸收因子. (也有人称 $S = \frac{1}{A} = \frac{VM}{L}$ 为解吸因子)

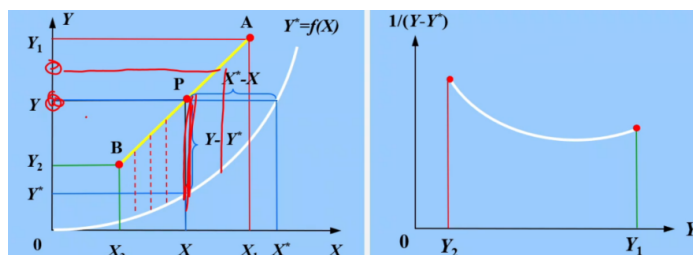
引入相对吸收率 $\eta_r = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1 - Y_2^*}$ 表示实际浓度变化/可能最大浓度变化, 则

$$\frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} = \frac{1}{1 - \eta_r}$$

特别地, 若纯溶剂吸收 $X_2 = 0$, 则 $\eta_r = \eta$

N_{OL} 同理, 换算关系为: $N_{OG} = AN_{OL}$ (用 $K_X = MK_Y$ 算).

4) 一般地, 溶解度平衡线为曲线时, 用图解积分法.

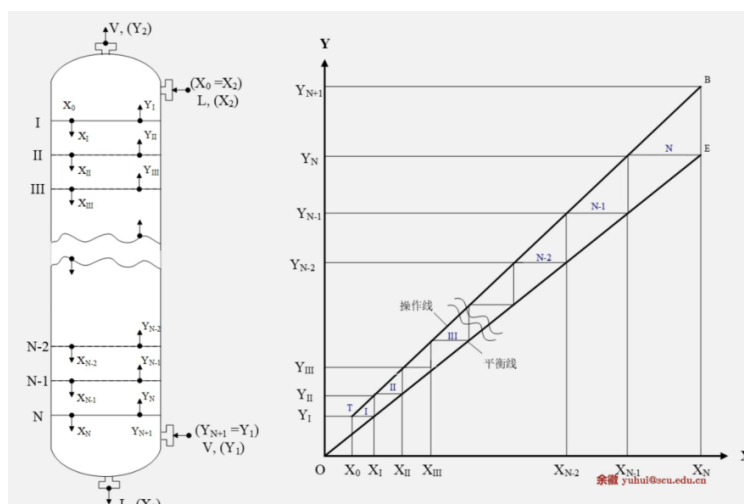


5) 更一般地, 对于高浓度吸收, 溶解量大, 温度变化大, 流率也变化大, 故 Sc, Re 都变化大, 于是 K 变化大. 积分不能提出常数.

书上说“漂流因子 $\frac{p}{p_{Bm}}$ 有影响”其实并不好, 因为此时并不是简单的通过停滞 B 的 A 扩散.

2. 板式塔 *

平衡级的分析: 每一级离开时都达到平衡, $V(Y_{N+1} - Y_N) = L(X_N - X_{N-1})$ 逐级递归.



而对于最下面一层板, 有相平衡关系 $Y_N^* = MX_N$. 联立递归式, 有克列姆塞尔方程

$$N_T = \frac{1}{\ln A} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A} \right) \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} + \frac{1}{A} \right]$$

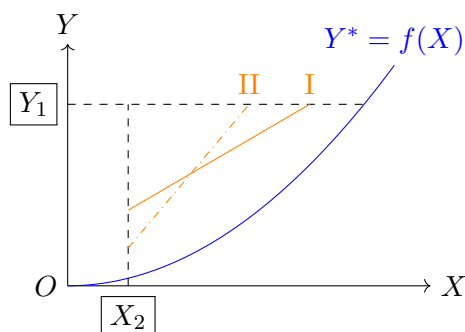
其中, 理论板数 N_T 与传质单元数 N_{OG} 的关系为 $\frac{N_{OG}}{N_T} = \frac{A \ln A}{A - 1}$.

5.4 操作型问题

两条不变线 (Y_1, X_2), 一个限制性条件 (Z)

可能的变化: 变流量 (L, V); 变浓度 (Y_1, X_2); 变平衡 ($m \Leftarrow T, p$)

例如，当 $L \uparrow$ 时，操作线如下图变化：



为什么只能绕中间某点旋转，不能是端点？

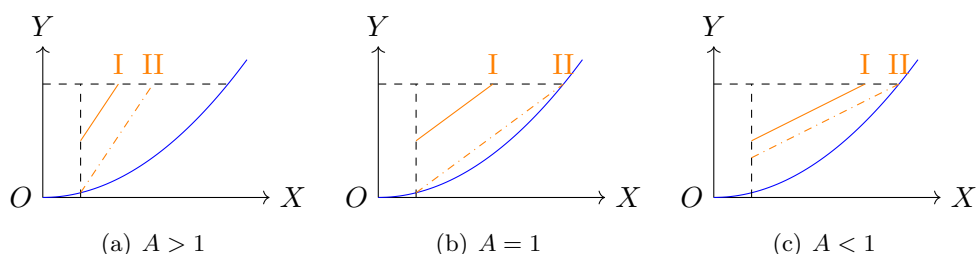
限制性条件：[Z] 不变

如果绕 (X_2, Y_2) ：
推动力 \uparrow , $N_{OG} \downarrow$;
 $L \uparrow$, $K_Y a \uparrow$, $H_{OG} \downarrow$

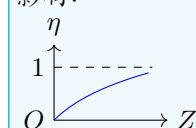
如果绕 (X_1, Y_1) ：
推动力 \downarrow , $N_{OL} \uparrow$;
 $L \propto Re$, $k_X \propto Sh \propto Re^\alpha$ ($\alpha < 1$), $H_{OL} \uparrow$

注意，在操作型问题中， L/V 与推动力的关系必须根据具体条件一步步分析，没有确定的关系。

若塔高无限，操作线向下平移，分 3 种情况：



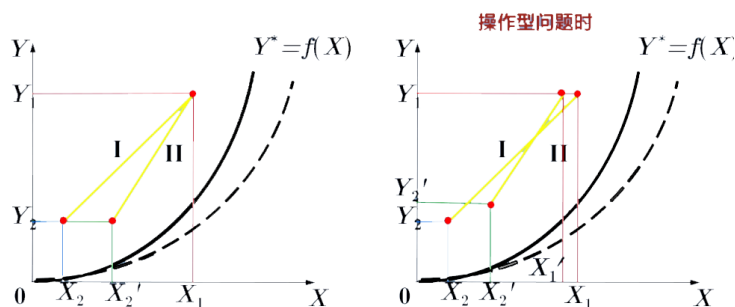
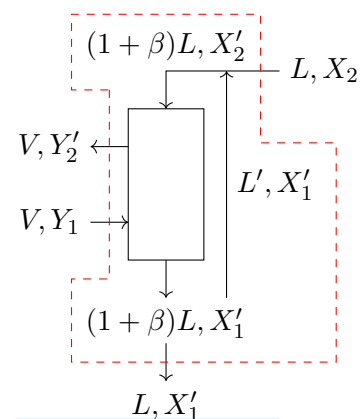
填料层高度对吸收率的影响：



返混 对吸收剂再循环流程，设吸收剂再循环量 L' 与新鲜吸收剂加入量 L 工的比值为 β ，两股吸收剂混合后浓度 $X'_2 = \frac{\beta X_1 + X_2}{1 + \beta}$ ，由吸收剂混合前后的物料衡算可得

$$(1 + \beta)LX'_2 = \beta LX_1 + LX_2$$

有两种衡算方法：一、还是按原来的塔计算；二、把虚线红框部分整体看成一个新的塔。两种方法得到的操作线是（左边其实是画的设计型问题，右边才是操作型问题的图）



如何判断 Y_2 增大？
推动力减小，吸收速率下降， $\frac{1}{Y-Y^*}$ 变大，若温度不变，则 N_{OG} 不变，则 H_{OG} 不变，所以要使积分区间变小，则 (X_2, Y_2) 上移

如何判断 X_1 减小？
视为内循环，传质下降， X_1 也减小