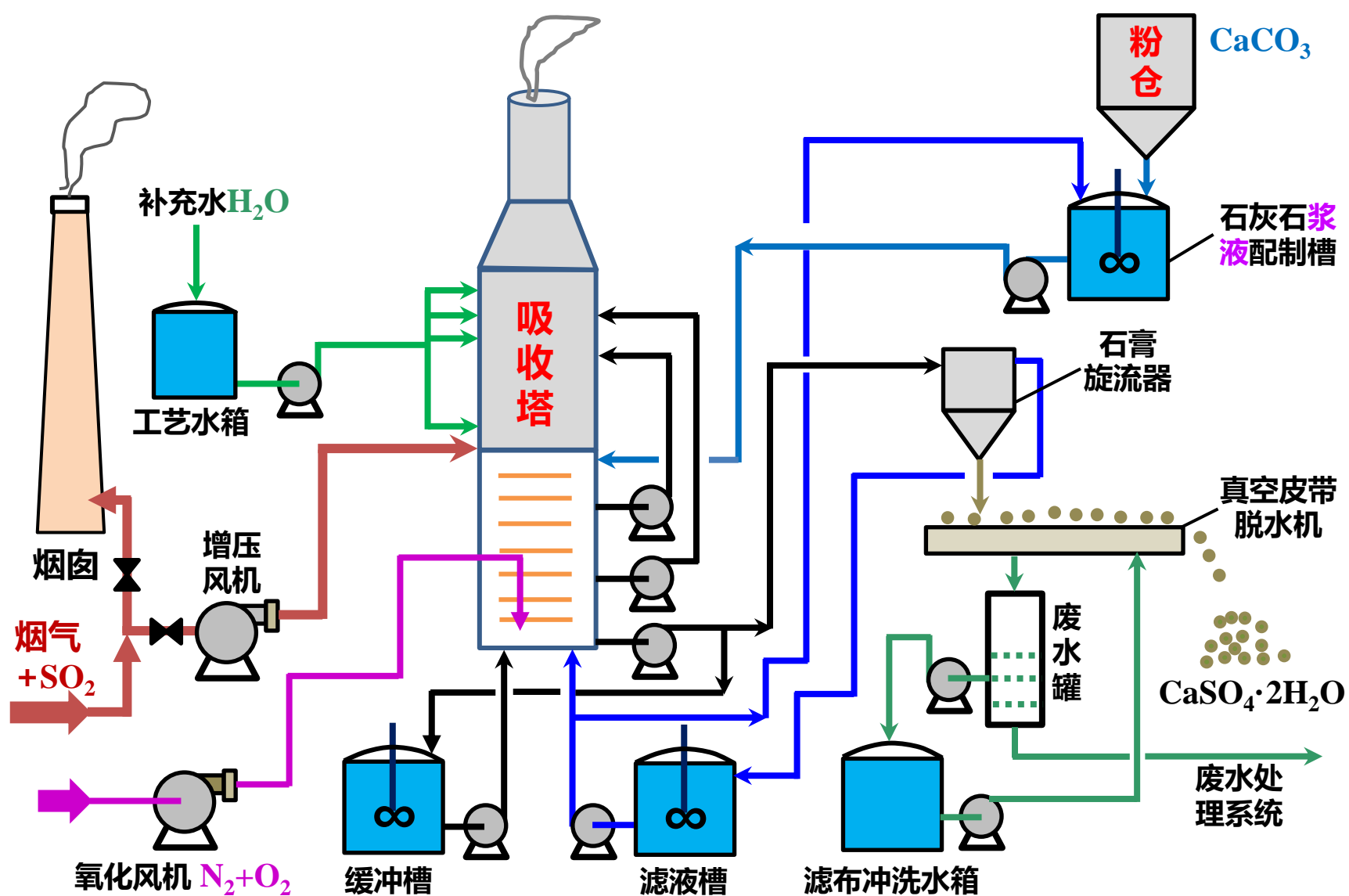
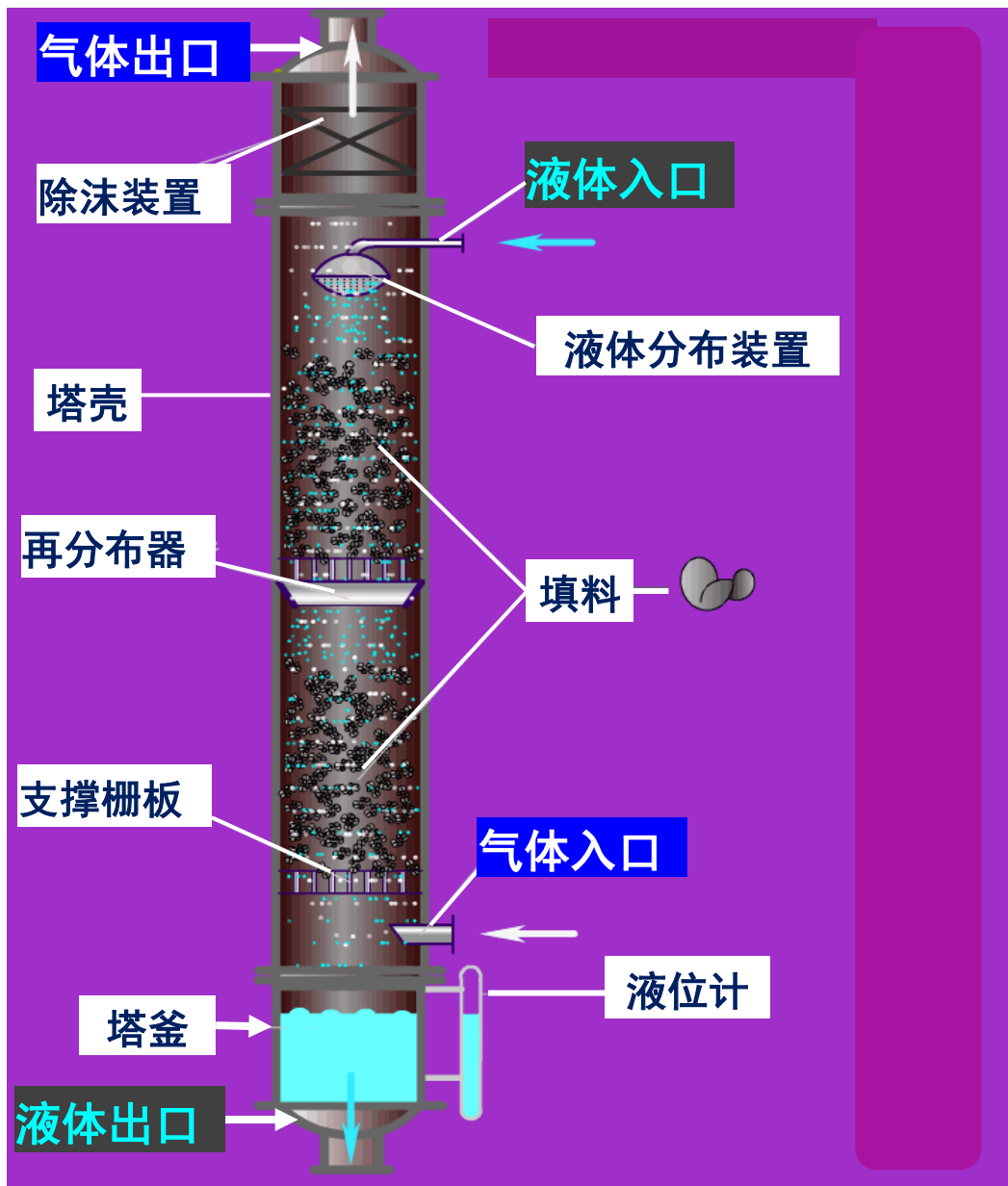


石灰石—石膏法脱硫工艺流程图



(1)吸收 $SO_2+H_2O\rightarrow H_2SO_3$; (2)复分解 $CaCO_3+H_2SO_3\rightarrow CaSO_3+CO_2+H_2O$ (3)氧化 $CaSO_3+1/2O_2\rightarrow CaSO_4$

填料塔结构与气液流动



第六章 气体吸收(Gas Absorption)

6.1 概 述 (Overview)

6.2 气液平衡 (Vapor-liquid equilibrium)

6.3 分子扩散 (Molecular diffusion)

6.4 对流传质 (Convective mass transfer)

6.5 填料塔中低浓度气体吸收过程计算 (Absorption processes of low gas concentration in packed tower)

6.6 气体解吸 (Desorption or stripping)

6.7 高浓度气体吸收 (Absorption from rich gases)

第六章 气体吸收(Gas Absorption)

6.1 概 述

6.1.1 吸收与传质(Absorption and Mass transfer)

6.1.2 物理吸收与化学吸收(Physical Absorption and Chemical Absorption)

6.1.3 吸收与解吸(Absorption and Desorption)

6.1.4 溶剂的选择(Selection of Solvents)

(1)吸收定义

气体溶解于液体的过程。(依据气体中各组分在液体中**溶解度**差异实现分离)

HCl SO₂ SO₃
NO₂ 等溶于水

(2)吸收目的

- ①气体净化：合成气 H₂、CO净化，天然气净化
- ②回收物质：煤气回收**芳烃**，裂解气回收**烯烃**
- ③环境保护：烟气脱硫、脱硝，VOCs

(3)传质过程

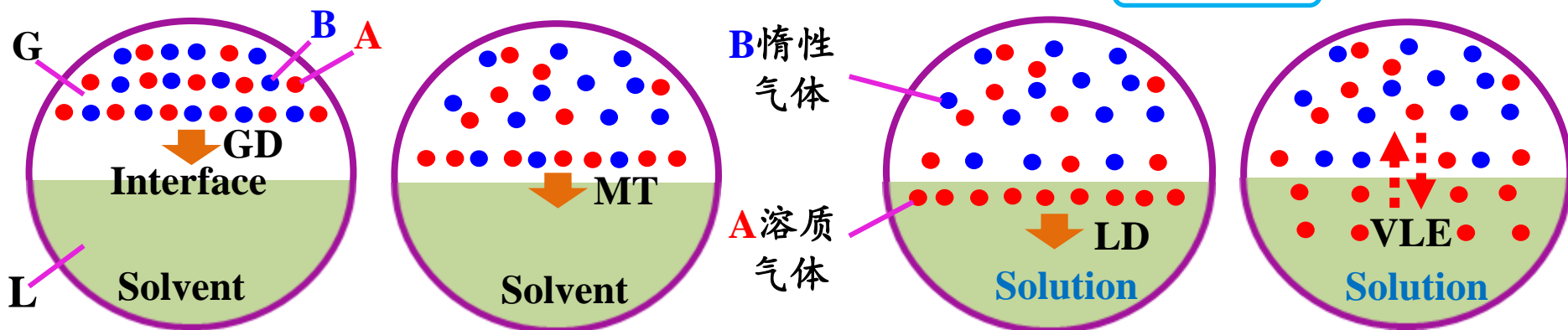
吸收是组分由气相转移至液相的过程

气相扩散

相际**传质**

液相扩散

气液**平衡**



第六章 气体吸收

6.1概述—6.1.2 物理与化学吸收

(1)定义

物理吸收：无化学反应的吸收过程

化学吸收：有化学反应的吸收过程

(2)案例 天然气脱硫脱碳工艺 [4]

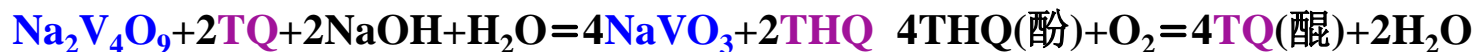
EXAMPLE 6.1. The process of desulphurization(H_2S) and decarbonization(CO_2) from natural gas(CH_4)

① 化学法脱硫脱碳(醇胺为吸收剂)



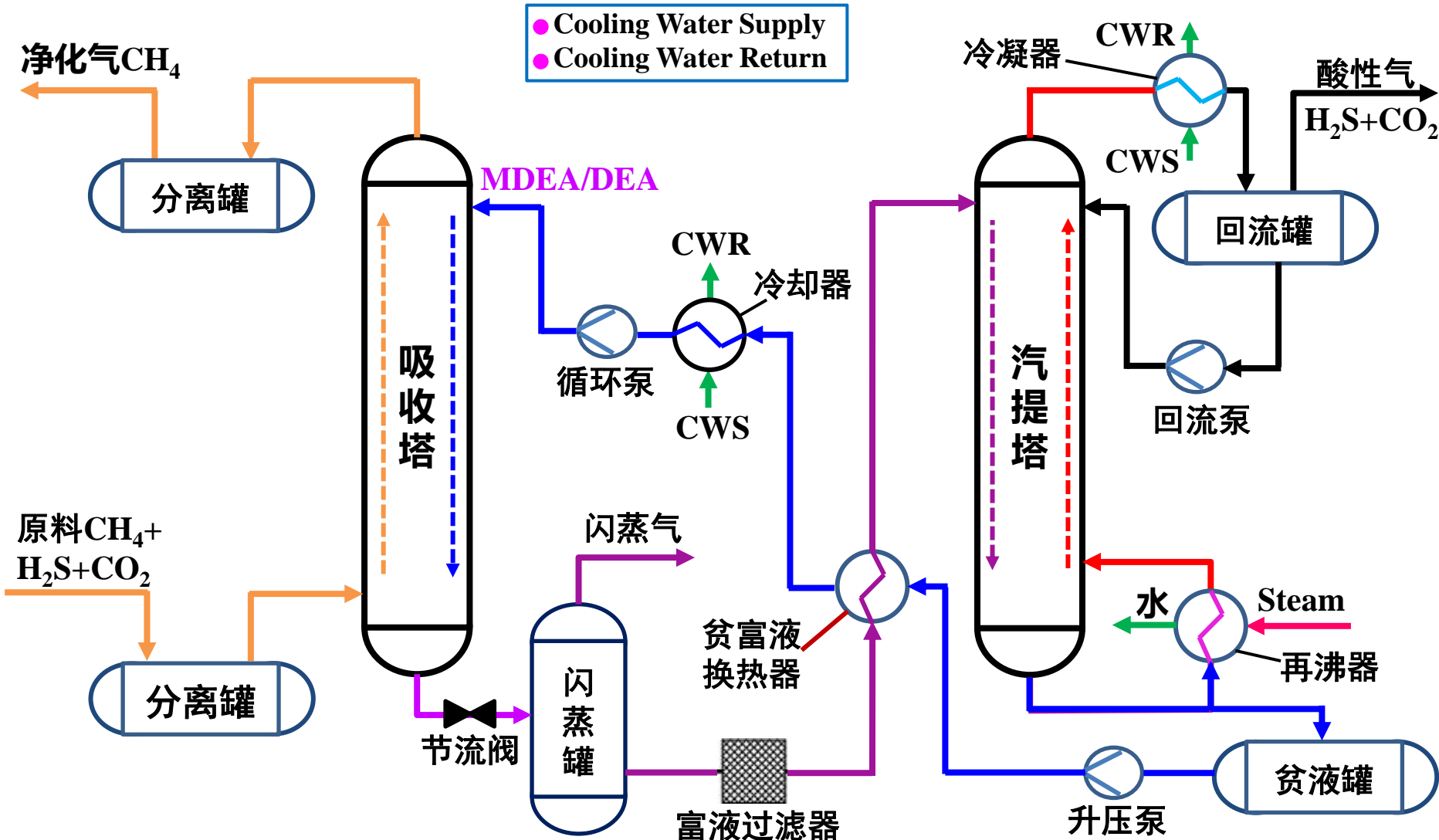
② 物理与化学法脱硫脱碳(组合吸收法)

● 栲胶法化学脱硫



● NHD(聚乙二醇二~八甲醚)吸收物理脱碳

③ 物理法脱硫脱碳(低温甲醇洗)



天然气 MDEA/DEA 脱硫脱碳流程示意图^[5]

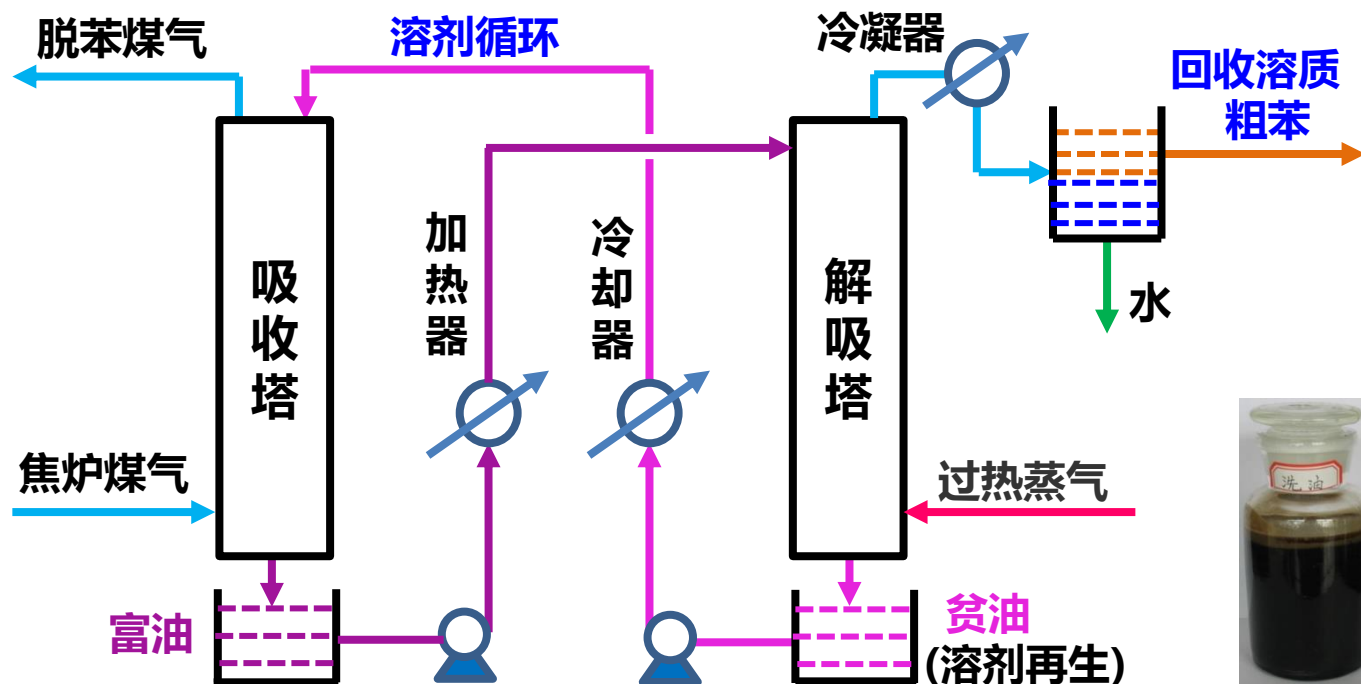
第六章 气体吸收 6.1概述—6.1.3 吸收与解吸

(1)解吸定义 从溶液中释放出溶解的溶质气体的操作过程



(2)联合操作 洗油从焦炉煤气中回粗苯(苯、甲苯、二甲苯)

焦炉煤气(COG), 炼焦工业副产品, 主要成分: H_2 和 CH_4 , 还有少量 CO 、 CO_2 、 O_2 、 N_2 、 C_2 以上不饱和烃。洗油是沸程230~300 $^{\circ}C$ 的萘类化合物



溶剂 选择 原则

- ① **溶解度大**: 对溶质气体溶解度大
- ② **选择性高**: 对目标组分溶解度大而其它组分小
- ③ **温度敏感**: 溶解度随温度变化大, 便于吸收与解吸
- ④ **蒸气压低**: 溶剂挥发性小, 操作损失小
- ⑤ **腐蚀性小**: 对生产设备无腐蚀
- ⑥ **稳定性好**: 高温不易分解
- ⑦ **不易起泡**: 粘度小, 熔点低, 便于操作
- ⑧ **其它要求**: 无毒或低毒、价廉易得等

简化过程: 物理吸收, 单组分吸收, 溶剂不挥发, 惰性气不溶

第六章 气体吸收(Gas Absorption)

6.2 气液相平衡 (Vapor-liquid phase equilibria)

6.2.1 平衡溶解度(Equilibrium solubility)

(1) 溶解度曲线 (Solubility curve)

(2) 亨利定律 (Henry's Law)

(3) 亨利系数 (Henry's Coefficient)

6.2.2 过程方向判断与过程推动力

(The direction of mass transfer process and driving force for mass transfer)

第六章 气体吸收 6.2 气液相平衡—6.2.1 平衡溶解度

体系在一定 T 、 P 下，一定量的溶剂(洗油)能吸收多少溶质(粗苯)? 在一定 T 、 P 下，操作过程执行的是吸收还是解吸?

(1) 吸收体系自由度

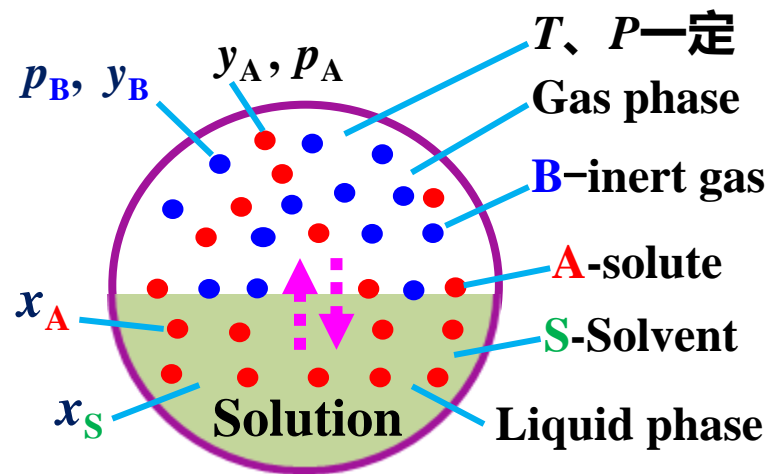
经长时充分接触，气液相浓度无宏观变化

体系自由度 = 组分数 - 相数 + 2 = 3 - 2 + 2 = 3

气相浓度: $y_B + y_A = 1$

分压定律: $y_A = p_A / P$

液相浓度: $x_A + x_S = 1$



对某一体系，只要确定 T 、 P 、 x_A 、 y_A 四个独立变量中的三个，VLE 状态便确定

(2) 平衡溶解度三种表示:

$$\textcircled{1} x_A' = \text{g(溶质)}/1000\text{g溶剂} \quad \textcircled{2} \text{摩尔分率 } x_A = \frac{\frac{x'(\text{溶质克数})}{M_A} \text{【溶质mol数】}}{\frac{x'(\text{溶质克数})}{M_A} + \frac{1000(\text{溶剂克数})}{M_S} \text{【溶剂mol数】}}$$

$$\textcircled{3} \text{体积摩尔浓度 } c_A = \frac{x'(\text{溶质千克数})/M_A \text{【溶质kmol数】}}{[x' + 1000(\text{溶剂千克数})]/\rho(\text{溶液密度}) \text{【溶液体积m}^3\text{】}}, \text{ kmol/m}^3$$

$$\textcircled{4} \text{液相混合浓度 } C_m \quad c_A = \frac{x_A}{\frac{x_A M_A + (1 - x_A) M_S}{\rho}} = \frac{x_A}{\frac{M_m}{\rho}} = x_A \frac{\rho(\text{溶液密度 } \text{kg/m}^3)}{M_m(\text{溶液平均分子量 } \frac{\text{kg}}{\text{kmol}})} = x_A C_m$$

液相混合浓度: $C_m = (\text{溶质} + \text{溶剂}) \text{ kmol 数/m}^3 \text{ 溶液}$, 液相溶质摩尔分率: $x_A = c_A / C_m$

⑤ C_m 近似计算: 当液相为稀溶液 x_A 很小时, C_m 由溶剂密度和分子量近似代替:

$$C_m = \frac{\rho(\text{溶液})}{x_A M_A + (1 - x_A) M_S} \approx \frac{\rho_S}{M_S} \xrightarrow{\text{溶剂为水}} \frac{1000}{18} = 55.56 \text{ kmol/m}^3$$

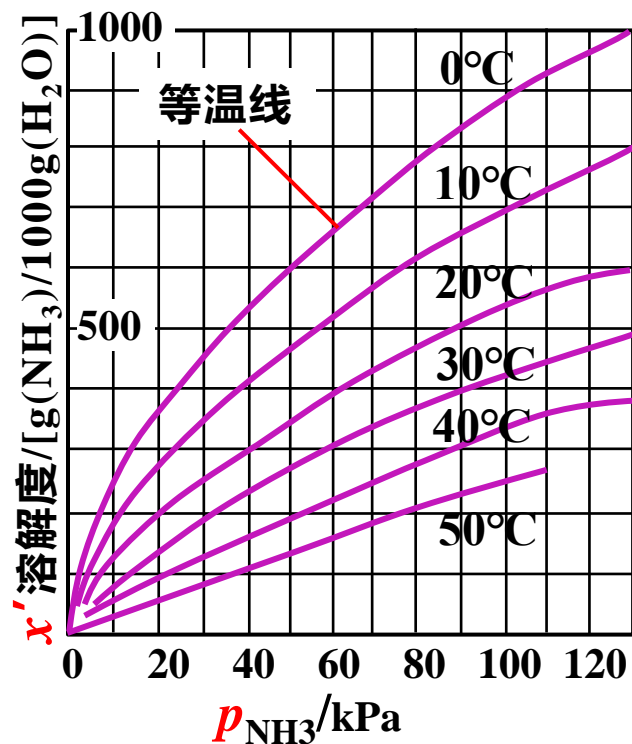
(3) 溶解度曲线 (p_i-x_i' 、 p_i-c_i 、 p_i-x_i 曲线)

图6-3 氨在水中的溶解度

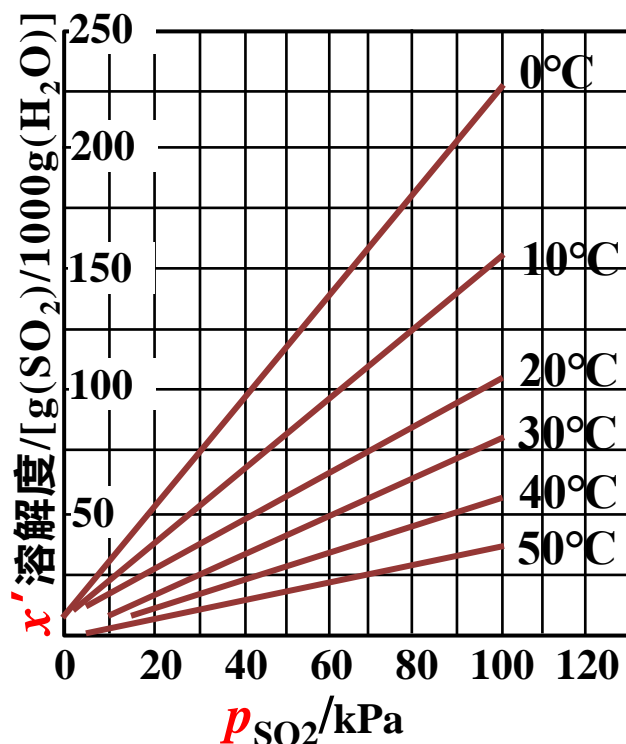
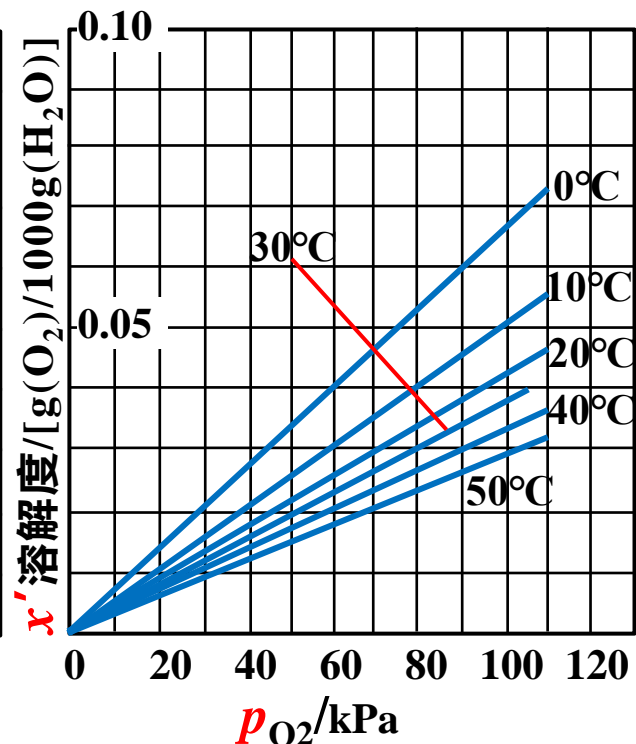
氨 x' 10^2 - 10^3 最大易溶图6-4 SO_2 在水中的溶解度 SO_2 x' 10^1 - 10^2 居中

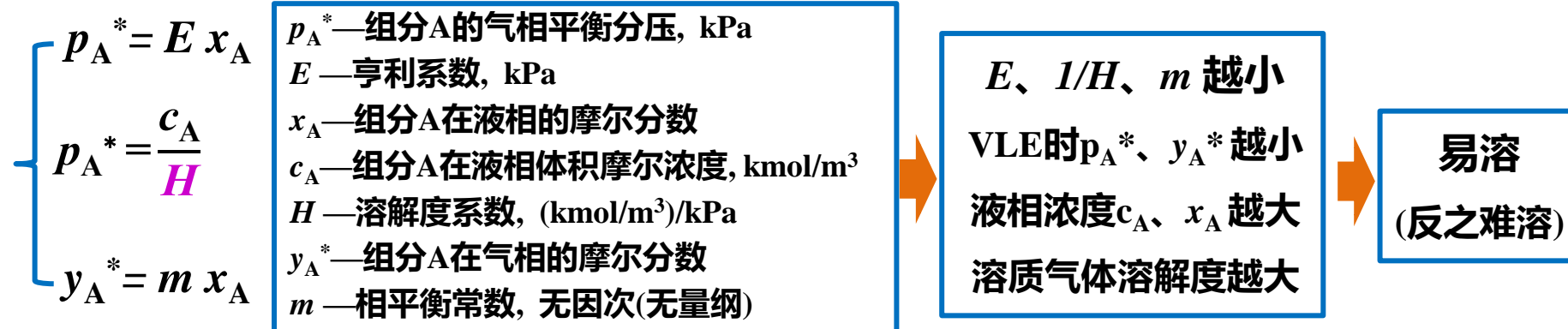
图6-5 氧在水中的溶解度

氧 x' 10^{-2} - 10^{-1} 最小难溶

体系温度 T 降低 \downarrow 、溶质气体分压 p_A 升高 \uparrow ，溶质溶解度 x' 增大 \uparrow

(4) 亨利定律 吸收操作：液相低浓度、稀溶液范围， $p-x'(x、c)$ 等温线近似过原点直线

●稀溶液时VLE时亨利定律三种表达形式：



● $E、H、m$ 之间换算

$$m = \frac{y_A^*}{x_A} = \frac{p_A^*/P}{x_A} = \frac{E x_A / P}{x_A} = \frac{E}{P}$$

$$m = \frac{y_A^*}{x_A} = \frac{p_A^*/P}{c_A / c_m} = \frac{(c_A / H) / P}{c_A / c_m} = \frac{c_m}{H P}$$

$$H = \frac{c_A}{p_A^*} = \frac{C_m x_A}{E x_A} = \frac{C_m}{E} = \frac{\rho_S}{M_S E}$$

$E、1/H、m$ 三者与T、P关系

系数	总压P/atm	温度T/°C
E	P<5atm, 无关	有关, T↑, E↑, 难溶
1/H	P<5atm, 无关	有关, T↑, (1/H)↑, 难溶
m	有关, P↑, m↓, 易溶	有关, T↑, m↑, 难溶

(5)亨利系数 表6-1 不同温度下部分气体溶于水的亨利系数 (1atm=101.3 kPa)

温度/°C 气体	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	60	70	80	90	100
E × 10 ⁻⁴ /atm (难溶)																
O ₂	2.55	2.91	3.27	3.64	4.01	4.38	4.75	5.07	5.35	5.63	5.88	6.29	6.63	6.87	6.99	7.01
E × 10 ⁻³ /atm (居中)																
CO ₂	0.728	0.876	1.04	1.22	1.42	1.64	1.86	2.09	2.33	2.57	2.83	3.41	—	—	—	—
E × 10 ⁻² /atm (易溶)																
SO ₂	0.165	0.200	0.242	0.290	0.350	0.408	0.479	0.560	0.652	0.753	0.86	1.10	1.37	1.68	1.98	—

①计算时表中亨利系数值 ×10^{+4, 3, 2}

②有机蒸汽在水中溶解度关联式

丙酮蒸汽 ($x<0.01$, $t=15\sim45^{\circ}\text{C}$):
甲酵蒸汽 ($x<0.10$, $t=10\sim50^{\circ}\text{C}$):
乙醇蒸汽 ($x<0.01$, $t=20\sim80^{\circ}\text{C}$):

$\lg E = 7.165 - \frac{2040}{T}$
 $\lg E = 5.478 - \frac{1550}{t + 230}$
 $\lg E = 7.580 - \frac{2390}{T}$

E 亨利系数, atm
 T 热力学温度, K
 t 摄氏温度, °C

某体系在温度 T 、总压 P 、相平衡常 m 一定时，溶质 A 在气液相间的传质存在三种可能

(1) 气、液相浓度位于平衡线上: $a(x_1, y_1^*)$

$$Tg(\alpha) = m = y_1^*/x_1, \quad y_1^* = m x_1$$

过程：气液平衡； 推动力：零

(2) 气液相浓度位于平衡线上方: $b(x_1, y_1)$

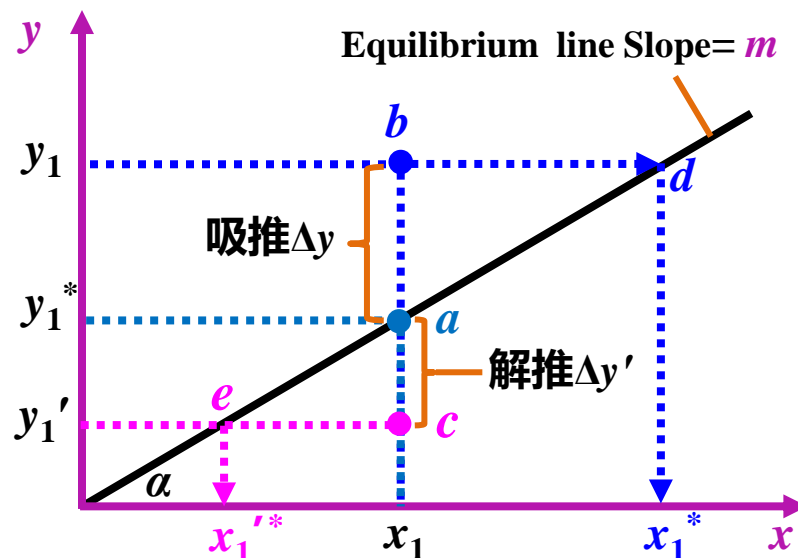
与 y_1 成平衡时的液相浓度为 x_1^*

$y_1 >$ 与 x_1 成平衡时的气相浓度 y_1^*

$x_1 <$ 与 y_1 成平衡时的液相浓度 x_1^* ，有接纳能力

过程：溶质吸收； 推动力： $\Delta y = (y_1 - y_1^*) = ba$,

$$\text{或： } \Delta x = (x_1^* - x_1) = db$$



(3) 气液相浓度位于平衡线下方: $c(x_1, y_1')$

$x_1 >$ 与 y_1' 成平衡时的液相浓度为 $x_1'^*$ ，溶质在液相过多，向气相转移

过程：溶质解吸； 推动力： $\Delta y' = (y_1^* - y_1') = ac$, or $\Delta x' = (x_1 - x_1'^*) = ce$

EXAMPLE 6.2.

- ① 1atm下, NH_3 在**水**中的浓度为 $c_A=5.56\text{kmol/m}^3$, 气相中 NH_3 的平衡浓度为 $y_A^*=0.2$, 则 NH_3 溶于水的相平衡常数 $m=?$
- ② 若其他条件不变, 而总压增为原来的两倍, 则相平衡常数 $m'=?$
- ③ 若总压为 $P'=2\text{atm}$, 则亨利系数 $E'=?$ 溶解度系数 $H'=?$

Solution.

EXAMPLE 6.3. 在常压下某水溶液中溶质A的摩尔浓度为 0.8334 kmol/m^3 , 气相溶质平衡摩尔分率为0.015。

①求相平衡常数。

②若其它条件不变, 总压增加到原来的四倍, 此时相平衡常数、亨利系数、溶解度系数又是多少?

6.4 吸收剂的要求：_____。

6.4 吸收剂的要求：①溶解大；②选择性好；③蒸汽压低(挥发小)；④腐蚀性小。

6.5 _____体系的_____, _____, 将有利于解吸的进行;
吸收温度增加, 气体的溶解度_____, 亨利系数_____。

6.5 **降低** _____体系的 **压力**, **升高温度** _____, 将有利于解吸的进行;
吸收温度增加, 气体的溶解度 **减小**, 亨利系数 **增大**。

CHAPTER 6: Gas Absorption

6.3 分子扩散 (Molecular diffusion)

6.3.1 分子扩散速率 J —菲克定律 (molecular diffusion rate or Diffusion flux—Fick's first law of diffusion)

6.3.2 分子扩散传质速率 N (Mass-transfer flux)

6.3.3 组分在气相中的扩散系数 (Diffusivities in gases)

6.3.4 组分在液相中的扩散系数 (Diffusivities in liquids)

6.2 一定 T 、 P 下, 一定量的溶剂吸收多少溶质? 传质是吸收还是解吸? 溶解度

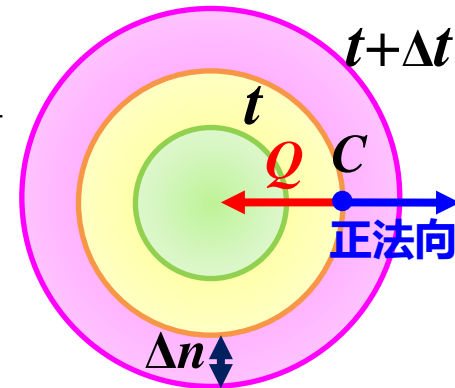
6.3~6.4 溶质气体如何由气相转移到液相? 速率大小如何? 微观扩散过程与机理

6.5~6.7 溶质气体吸收与解吸操作如何在工业设备上实现? 宏观操作过程与计算

◆ 热质扩散原因^{[1]P511}

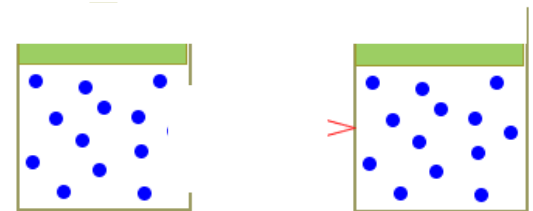
引起传热
传质过程
扩散原因

- ① 温度梯度(Temperature gradient) $(\text{grad } t)_n = \frac{dt}{dn}$
- ② 外力场(External force field)
- ③ 压力梯度(Pressure gradient)
- ④ 浓度梯度(Concentration gradient)倾向于朝均衡浓度的方向 移动某组分, 并毁坏梯度

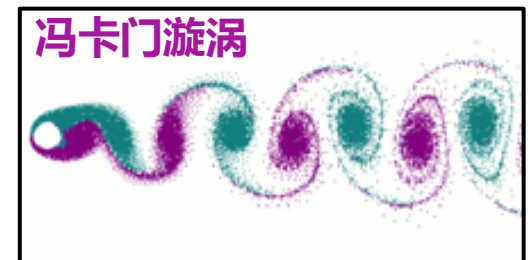


◆ 扩散基本方式

① 分子扩散 → 全由分子热运动引起的组分扩散



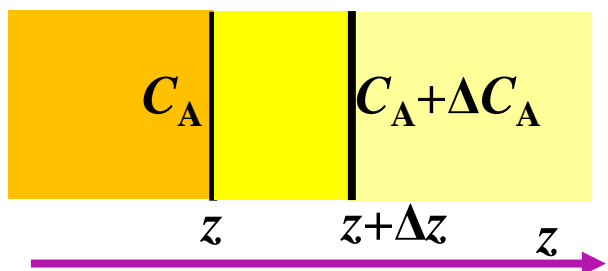
② 涡流扩散 (eddy diffusion) → 湍流流动时, 在传质方向上由流体质点的随机脉动、漩涡、宏观运动引起的组分扩散, 要比分子扩散要显著地加快



Von Karman vortices

菲克定律是阿道夫·菲克 (Adolf Fick) 于1855年提出, 是指在不依靠宏观的混合作用发生的传质现象时, 描述分子扩散过程中传质通量与浓度梯度之间关系的定律。

(1) 菲克第一定律



在单位时间内, 通过垂直于扩散方向的单位截面积的扩散物质流量(扩散通量), 与该截面处的浓度梯度成正比, 浓度梯度越大, 扩散通量越大

$$J_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz}$$

(“-” 扩散与梯度反向)

J_A 为组分A的分子扩散速率, $\text{kmol}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$

D_{AB} 为A组分在AB混合物中的分子扩散系数, m^2/s

(dc_A/dz) 为组分A的浓度梯度, $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{m})$

适用于: 二元系、气相或液相、一维、定态分子扩散

(2) 菲克第二定律 在非稳态扩散过程中, 在距离 z 处, 浓度 c 随时间 τ 的变化率, 等于该处扩散通量 J 随距离 z 变化率的负值

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = -\frac{\partial J}{\partial z} = D \frac{\partial^2 c}{\partial z^2}$$

6.3.2.1等摩尔相向分子扩散(Equimolal diffusion)

(1)密闭容器 分别充有两种气体A、B，
两容器细管连接，阀门隔开

(2)相向扩散 开阀门，细管内两气体相
向扩散，容积大，管细扩散慢，近似定态

(3)传质速率

①以AB混合物为参照系，无宏观运动

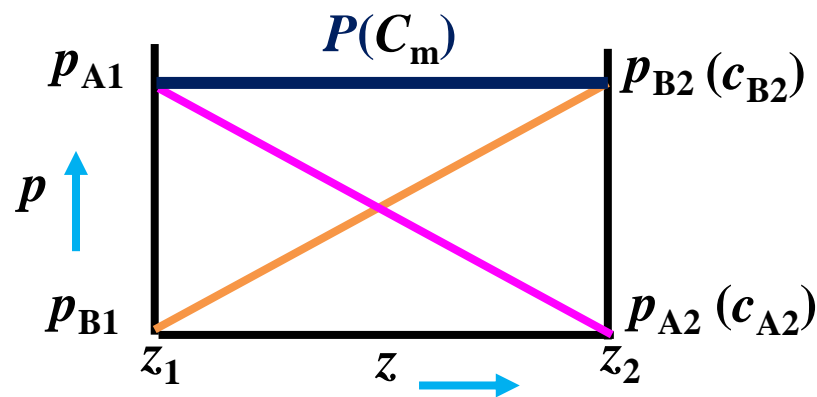
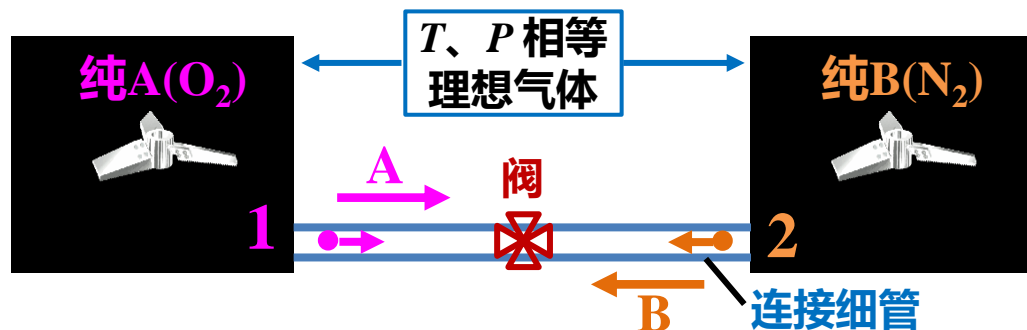
细管内任一横截面处： $P = p_A + p_B = C$

任一截面A分子浓度： $c_A = p_A / RT$

B分子浓度： $c_B = p_B / RT$

混合气体浓度： $C_m = c_A + c_B = C$

混合气浓度等式
两边对距离求导： $\frac{dC_m}{dz} = \frac{dc_A}{dz} + \frac{dc_B}{dz} = \frac{dC}{dz} = 0 \Rightarrow \frac{dc_A}{dz} = -\frac{dc_B}{dz}$

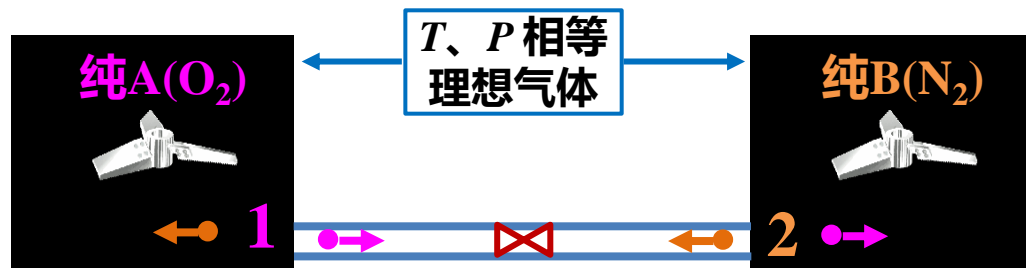


6.3.2.1 等摩尔相向分子扩散

(3) 传质速率

① AB混合物为参照系, 无宏观运动

左侧容器内每1mol的A分子扩散所腾出的空间, 必为同时反向扩散的1molB分子所占有。



一个A分子从左侧容器, 通过1截面扩散至2截面, 进入右侧容器。同时, 一个B分子从右侧容器, 通过2截面扩散至1截面, 进入左侧容器。

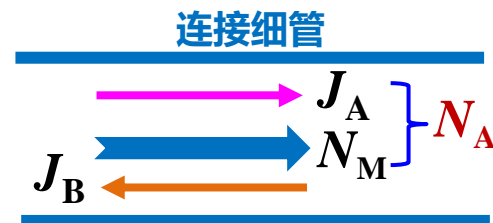
则细管内A、B分子的扩散速率同: $J_A = -J_B$

$$J_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz} = -J_B = -(-D_{BA} \frac{dc_B}{dz}) \Rightarrow D_{AB} \frac{dc_A}{dz} = D_{BA} (-\frac{dc_B}{dz}) \Rightarrow D_{AB} = D_{BA} = D \text{ m}^2/\text{s}$$

② 以地球为参照系, AB混合物有宏观运动

令: N_M —流体主体宏观运动速率, 称**主体流动**, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$

N_A —以地球为参照系时A分子的**传质速率**, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$



A分子传质速率

$$N_A = J_A + N_M \frac{c_A}{C_m}$$

分子扩散对传质的贡献 宏观运动对传质的贡献

B分子传质速率

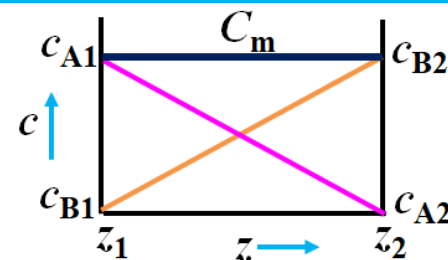
$$N_B = J_B + N_M \frac{c_B}{C_m}$$

第六章 气体吸收 6.3 分子扩散— 6.3.2分子扩散传质速率

6.3.2.1等摩尔相向分子扩散

(3)传质速率

③以地球为参照系, AB混合物无宏观运动



若 $N_M=0$ $\left\{ \begin{array}{l} N_A = J_A = -D \frac{dc_A}{dz} \dots\dots(a) \\ N_B = J_B = -D \frac{dc_B}{dz} \dots\dots(b) \end{array} \right.$

由(a)积分 $\left\{ \begin{array}{l} J_A \int_{z_1}^{z_2} dz = -D \int_{c_{A1}}^{c_{A2}} dc_A \\ J_A(z_2 - z_1) = -D(c_{A2} - c_{A1}) \end{array} \right.$

移项 $N_A = J_A = \frac{D(c_{A1} - c_{A2})}{z_2 - z_1} = D \frac{c_{A1} - c_{A2}}{\delta} \dots(c)$

$\because J_A = -J_B$, 由 (c) = -(d) 得

同理 $N_B = J_B = \frac{D(c_{B1} - c_{B2})}{z_2 - z_1} = D \frac{c_{B1} - c_{B2}}{\delta} \dots(d)$

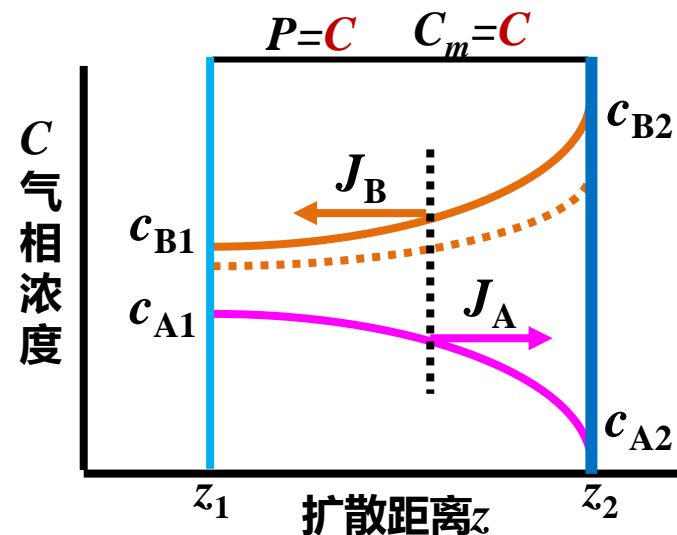
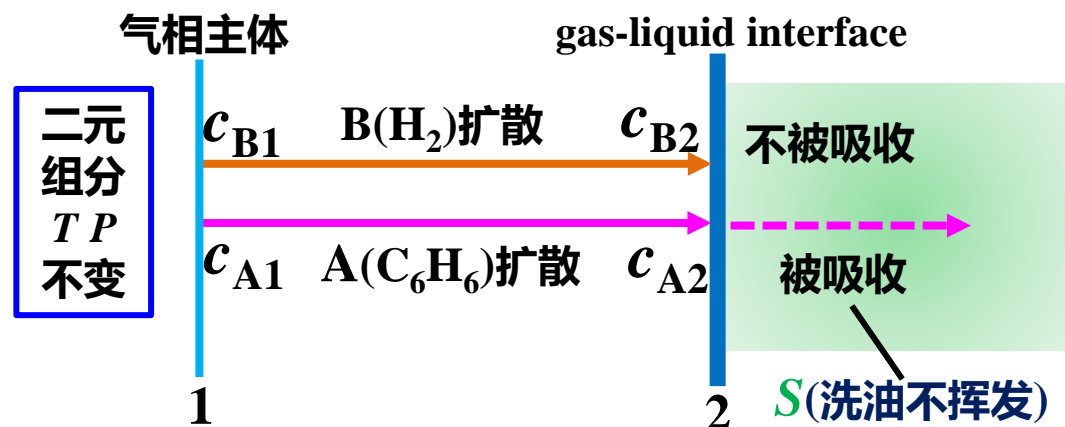
$c_{A1} - c_{A2} = -(c_{B1} - c_{B2}) = c_{B2} - c_{B1}$

$$N_A = J_A = -J_B = -N_B = D \frac{c_{A1} - c_{A2}}{\delta} = \frac{D}{RT} \frac{p_{A1} - p_{A2}}{\delta} \text{ kmol}/(m^2 \cdot s)$$

定态二元组分等摩尔相向分子扩散传质速率积分式(气体混合、精馏分离)

6.3.2.2定态分子单向扩散传质(One-component mass transfer, one-way diffusion)

(1)定态单向分子扩散



(2)单向扩散浓度变化

气体混合浓度 $C_m = P/(RT) = c_A + c_B = \text{常}$ \Rightarrow 求导: $\frac{dC_m}{dz} = \frac{dc_A}{dz} + \frac{dc_B}{dz} = 0 \Rightarrow \frac{dc_A}{dz} = -\frac{dc_B}{dz}$

$\Rightarrow J_A = -J_B \Rightarrow$ 定态单向分子扩散速率, 与等摩尔反向扩散速率相同

对A分子: 从1面扩散至2面, 再被溶剂吸收, 过程定态, $c_A \sim z$ 曲线不随时间变化

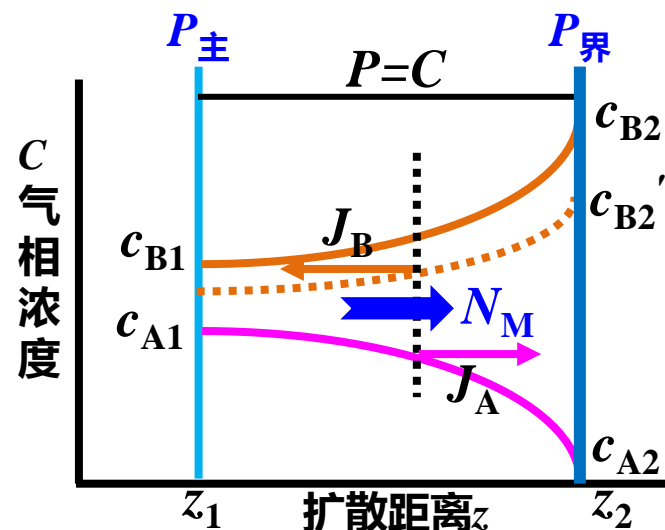
对B分子: 分子扩散后, 气液界面处浓度 $c_{B2} > c_{B1}$ 气相主体浓度, B分子由界面向气相主体扩散, $c_B \sim z$ 曲线应随时间变化, 但实况是 $c_B \sim z$ 不随时间变化, 过程定态, ?

6.3.2.2定态分子单向扩散传质

(3)主体流动(bulk motion)

气相总压 P 不变, $\because c_{B2} > c_{B1}$, 存在 (dc_B/dz) , B分子从气液界面向气相主体**反向扩散**, c_{B2} 下降, 造成界面处气相总压 $P_{\text{界}} \downarrow$ 降低, 在气相主体与气液界面产生了一个压差:

$$P_{\text{主}} - P_{\text{界}} = \Delta p$$



此压差产生了: 由气相主体向界面的“主体流动” N_M , 正好抵消B分子反扩 J_B 带来的浓度变化, B分子的净传质速率 N_B 为零, $N_B = J_B + N_M(c_B/C_m) = 0$, 使 $c_B \sim z$ 曲线保持**不随**时间变化, 且使A分子的传质速率大于扩散速率: $N_A = J_A + N_M(c_A/C_m) > J_A$

(4)分子单向扩散传质速率微分式

B分子传质速率: $N_B = J_B + N_M(c_B/C_m) = -J_A + N_M(c_B/C_m) = 0$, $N_M = J_A (C_m/c_B) \dots (a)$ 代入A分子传质速率式

$$N_A = J_A + J_A (C_m/c_B) (c_A/C_m) = J_A + J_A (c_A/c_B) = J_A (1 + c_A/c_B) = J_A (c_A + c_B) / c_B = J_A C_m / c_B \quad (\text{微分式})$$

6.3.2.2定态分子扩散单向传质

(5)分子单向扩散传质速率积分式

z_1 截面 $\rightarrow z_2$ 截面, A分子单向扩散传质

$$\text{微分 } N_A = J_A \frac{C_m}{c_B} = -D \frac{dc_A}{dz} \frac{C_m}{c_B} = D \frac{dc_B}{dz} \frac{C_m}{c_B}$$

$$\text{移项 } N_A dz = DC_m \frac{dc_B}{c_B} \quad (\text{定态, } P \text{ 不变, } N_A D C_m \text{ 常数})$$

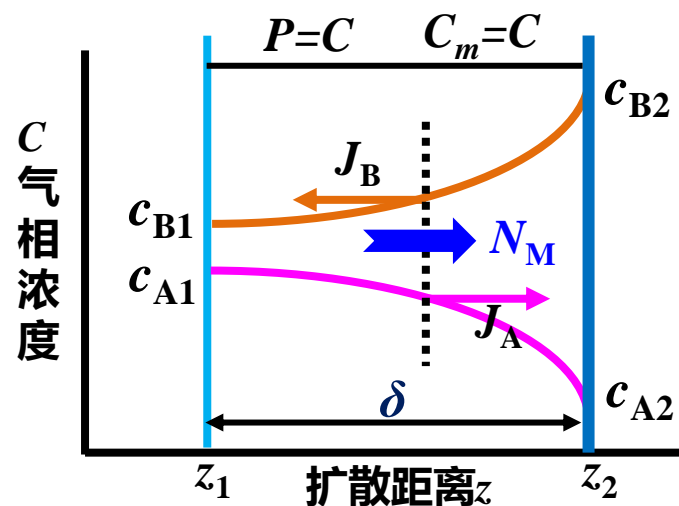
$$\text{积分 } N_A \int_{z_1}^{z_2} dz = DC_m \int_{c_{B1}}^{c_{B2}} \frac{dc_B}{c_B} \Rightarrow N_A (z_2 - z_1) = DC_m \ln \frac{c_{B2}}{c_{B1}} \Rightarrow N_A = \frac{DC_m}{\delta} \frac{(c_{A1} - c_{A2})}{\ln(c_{B2}/c_{B1})}$$

$$\text{令 } c_{Bm} = \frac{c_{B2} - c_{B1}}{\ln(c_{B2}/c_{B1})} \Rightarrow N_A = \frac{D C_m}{\delta c_{Bm}} (c_{A1} - c_{A2}) = \frac{D}{\delta RT} \frac{P}{p_{Bm}} (p_{A1} - p_{A2})$$

定态二元体系分子**单向**扩散传质速率积分式

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

定态二元组分等摩尔**相向**分子扩散传质速率积分式



$$\begin{matrix} C_m/c_{Bm} \\ P/p_{Bm} \\ 1/(1-y)_m \\ 1/(1-x)_m \end{matrix} \Rightarrow \text{漂流因子} > 1$$

单向 N_A 比
相向 N_A 大
why

分子单向扩散
传质速率计算

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

D 没法测量, 如何获得?

6.3.3 气相分子扩散系数

- (a) 实验测定 (如例6-2)
- (b) 查阅手册 (如表6-4)
- (c) 估算方法 (吉利兰)

$$D = \frac{4.36 \times 10^{-5} T^{1.5} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{\frac{1}{2}}}{P \left(V_A^{\frac{1}{3}} + V_B^{\frac{1}{3}} \right)^2}$$

D — m^2/s ; T — K
 M_i —分子量
 P — 总绝压, kPa
 V_i —分体 cm^3/mol

① 吉利兰公式: 分子间无作用力; 总压 $P < 5\text{atm}$, D 与浓度无关, $D \propto (T^{1.5}/P)$

② 分子体积: 每摩尔单质在正常沸点液态时具有的体积, 可由原子体积估算

6.3.4 液相分子扩散系数

非电解质稀溶液液相
分子扩散系数估算式

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

D_{AB} — cm^2/s ; T — K
 α —溶剂缔合因子
 μ —液相粘度 $\text{mPa}\cdot\text{s}$
 V_A —分子体积 cm^3/mol

第六章 气体吸收

6.3 分子扩散

例6.6 分子扩散速率 $J_A = -D_{AB}(d_{CA}/d_z) = -J_B$, $\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$ 仅适用于_____；可同时用于_____。

二元体系(双组分体系)

液相或气相

例6.7 在相同温度、压力下，气体在水中扩散系数比在空气中的扩散系数要_____。

小($D_L < D_G$)

例6.8 传质速率 N_A 与分子扩散速率 J_A 相等的条件是：

_____。混合气体无宏观运动的等摩尔相向扩散

例6.9 双组分气体在进行定态分子扩散时， J_A 为A分子的扩散速率， N_A 为A分子的传质速率。当整个体系为单向分子扩散时：

_____。 $|N_A| > |N_B|, |N_B| = 0, |J_A| = |J_B|, J_A = -J_B$

1. 分子扩散速率

$$J_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz} \text{ kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s})$$


二元系、气相或液相、
一维、定态分子扩散

2. 等摩尔相向扩散

$$J_A = -J_B$$

等摩尔相向分子扩散传质速率积分式

$$N_A = J_A = -J_B = -N_B = \frac{D}{\delta RT} (p_{A1} - p_{A2})$$

飘流因子  主体流动

单向扩散传质速率积分式

$$N_A = \frac{D}{\delta RT} \frac{P}{p_{Bm}} (p_{A1} - p_{A2})$$

3. 分子单向扩散

$$J_A = -J_B$$

$$N_A = J_A + N_M \frac{c_A}{C_m} \quad N_B = J_B + N_M \frac{c_B}{C_m} = -J_A + N_M \frac{c_B}{C_m} = 0$$

4. 气相扩散系数 $D \propto \frac{T^{1.5}}{P}$

6.4 对流传质 (Convective mass transfer)

✓ 6.4.1 气体吸收过程 (Gas absorption process)

6.4.2 吸收机理模型 (Mass-transfer Theories)

6.4.3 对流传质速率 (Rate of mass transfer by convection)

6.4.4 总传质系数 (Overall mass-transfer Coefficient)

■ 自然对流(Natural Convection)

由于流体内部各点处**温度差异**，导致局部**密度差异**而形成的流体流动传热

■ 强制对流(Forced Convection)

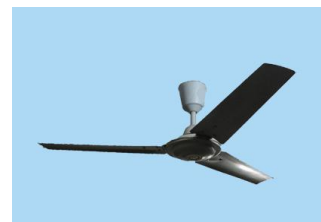
由于**外力**作用而引起的流体**流动**传热
(如泵、风机等)

□ 溶质从气相主体 转移到 气液界面

分子扩散传质(**热运动**)

涡流扩散传质(**湍流流动**)

□ 溶质从气液界面 转移到 液相主体



对流传热
(Heat Transfer
by Convection)

气相对流传质

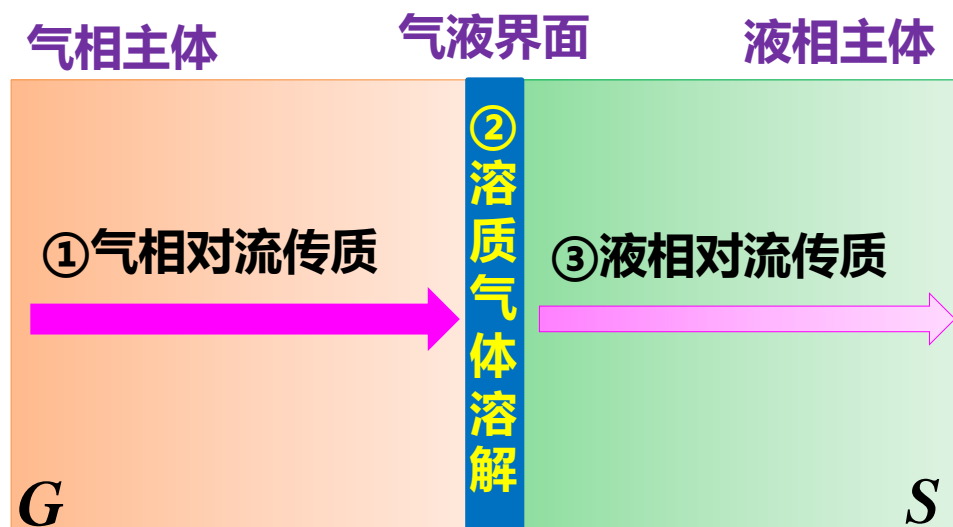
液相对流传质

对流传质
(Convective mass
transfer)

(1) 吸收步骤

与串联传热过程类似，吸收过程分为三个步骤：

- ① 气相对流传质—气相传质有阻力
- ② 溶质气体溶解—溶解无阻力，界面处气液浓度成平衡状态
- ③ 液相对流传质—液相传质有阻力



(2) 吸收速率

吸收过程三个步骤中，气体溶解无阻力，吸收速率由**气、液相阻力**大小决定

气液相流体流动是层流还湍流？气液相如何传质？对流传质阻力的构成？传质阻力如何计算？气液相浓度如何分布？气液相浓度间有何联系？传质过程是定态还是非定态？等等

6.4 对流传质 (Convective mass transfer)

6.4.1 气体吸收过程 (Gas absorption process)

✓ 6.4.2 吸收机理模型 (Mass-transfer Theories)

6.4.2.1 双膜理论 (Two-Film Theory)

6.4.2.2 溶质渗透理论 (Penetration Theory)

6.4.2.3 表面更新理论 (Surface Renewal Theory)

6.4.3 对流传质速率 (Rate of mass transfer by convection)

6.4.4 总传质系数 (Overall mass-transfer Coefficient)

6.4.2.1 双膜理论 (Two-Film Theory proposed by Whitman in 1923)

(1) 双膜论三要点

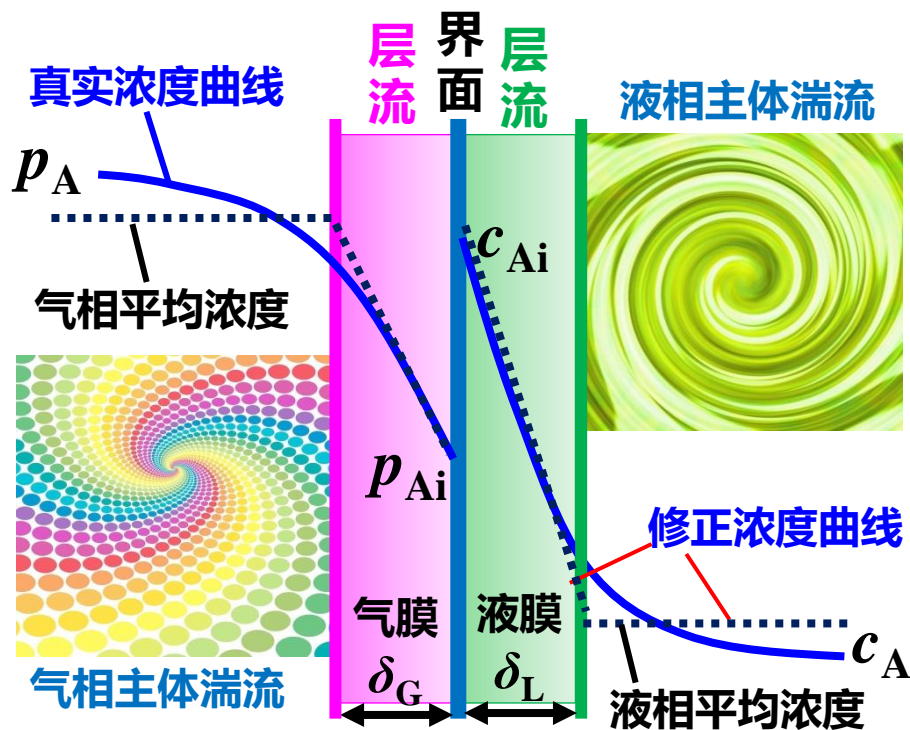
①流型与虚拟膜。a) 流体主体部分流动为湍流，紧邻气液界面两侧的流体流动为层流。b) 气相层流层称**气膜**，厚 δ_G ；液相层流层称**液膜**，厚 δ_L 。

②阻力与气液平衡。a) 气液相界面处无阻力，传质阻力分别集中在气膜与液膜内。b) 在界面处，气液两相成平衡状态， $p_{Ai} = c_{Ai} / H$ 。

③传质过程定态。a) 连续吸收操作条件如气液流量、温度、压力等固定，设备内各截面处气、液相主体浓度分布稳定。b) 膜中的传质是定态分子扩散。

(2) 浓度分布曲线

湍流区曲线**平缓**：涡流扩散，传质能力强；
层流区曲线**较陡**：分子扩散，传质能力弱。



6.4.2.1 双膜理论

(3) 传质速率与阻力

① 传质速率

层流：传质机理为分子扩散，有可靠 N_A 计算方法

湍流：质点运动规律较复杂，**无**可靠 N_A 计算方法

② 传质阻力

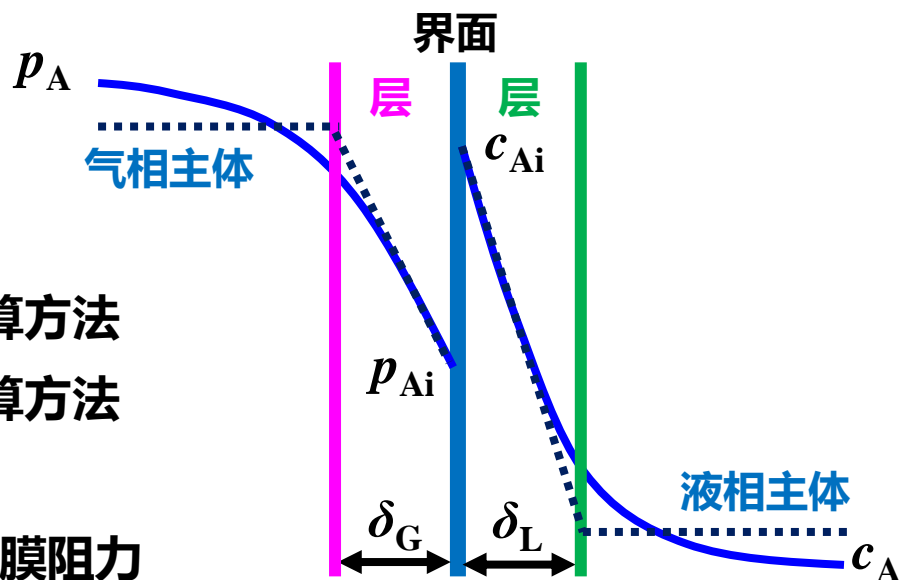
对流传质阻力=(湍流+过渡流+层流)阻力 \approx 膜阻力

$$\text{气膜传质速率 } N_A = \frac{D_G}{\delta_G RT} \frac{P}{p_{Bm}} (p_A - p_{Ai})$$

$$\text{气相传质分系数 } k_G = \frac{D_G^1}{\delta_G RT} \frac{P}{p_{Bm}} \quad \text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$$

$$\text{液膜传质速率 } N_A = \frac{D_L}{\delta_L} \frac{C_m}{c_{Bm}} (c_{Ai} - c_A)$$

$$\text{液相传质分系数 } k_L = \frac{D_L^1}{\delta_L} \frac{C_m}{c_{Bm}} \quad \text{kmol}/[\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kmol}/\text{m}^3)]$$



(4) 贡献与不足

① 双膜理论简明扼要，气液湍流程度不高时准确性较好，广泛采用。

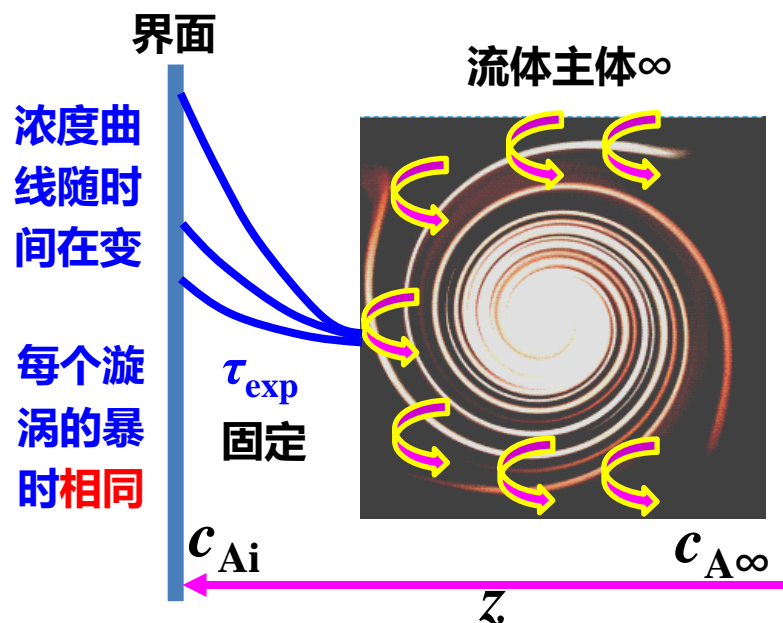
② 在任何吸收操作条件下，紧邻界面两侧的流体未必是稳定的层流膜。

6.4.2.2 溶质渗透理论(Penetration Theory)

(1) 黑格比论点

① **暴露时间**(exposure time)。来自流体主体的漩涡必然到达两相界面，并在界面处停留短暂而**固定**的时间—暴露时间 τ_{exp} ，然后被另一漩涡取代而返回流体主体。

② **非定态扩散**。漩涡把流体主体带至界面后，在界面附近发生**非定态**一维分子扩散。



(2) 传质分系数

传质微分方程 $\frac{\partial c_A}{\partial \tau} = D_{AB} \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2}$ { 起始条件: $\tau=0, 0 \leq z \leq \infty$, 液相主体 $c_A = c_{A\infty}$
边界条件: $\tau > 0, z=0$, 界面 $c_A = c_{Ai} = \text{常量}$; $\tau > 0, z=\infty, c_A = c_{A\infty} = \text{常量}$

求得 $c_A = f(z, \tau)$, 浓度对距离求导, 得 (dc_A/dz) ,

在 τ 瞬时传质速率 $N_A = \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi \tau}} (c_{Ai} - c_{A\infty})$

液相平均传质分系数公式

0~ τ_{exp} 内平均扩散速率 $\overline{N_A} = \frac{1}{\tau_{\text{exp}}} \int_0^{\tau_{\text{exp}}} N_A d\tau = \frac{c_{Ai} - c_{A\infty}}{\tau_{\text{exp}}} \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi}} \int_0^{\tau_{\text{exp}}} \frac{d\tau}{\tau^{0.5}} = 2 \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi \tau_{\text{exp}}}} (c_{Ai} - c_{A\infty}) k_L = \sqrt{\frac{4 D_{AB}}{\pi \tau_{\text{exp}}}}$

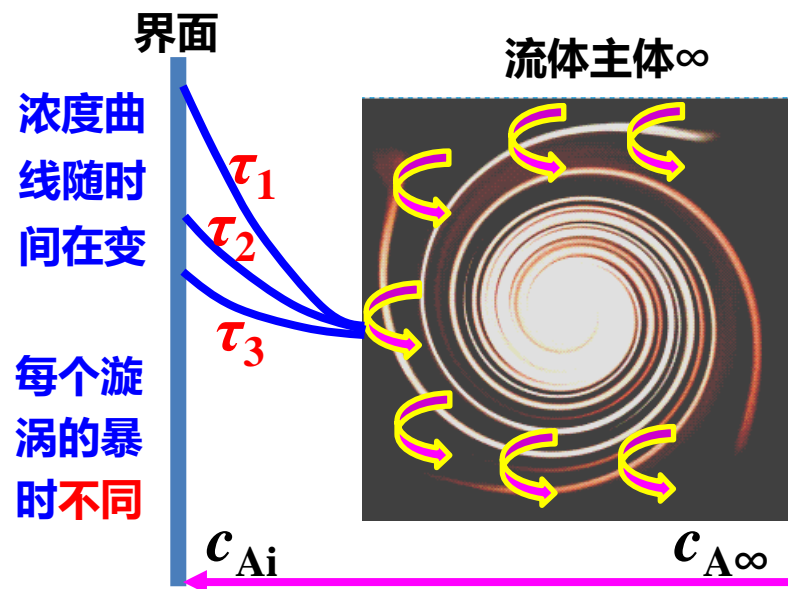
6.4.2.3 表面更新模型(Surface Renewal Theory Developed by Danckwerts in 1951)

(1)对渗透理论修正

流体在界面的暴露时间 τ_{exp} 并非定值, 而有一定概率分布规律, 概率密度为 $\varphi(\tau)=Se^{-S\tau}$, S 为**表面更新部分速率**, 随 Re 而变, $S=f(Re)$, 用 τ 代替 τ_{exp} 。

(2)传质系数

设流体在暴露时间 τ 时传质速率

$$N_{A\tau} = \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi\tau}}(c_{Ai} - c_{A\infty})$$


暴露时间由 τ 至 $\tau+d\tau$ 的概率: $\varphi(\tau)d\tau$ \Rightarrow 暴露时间 τ 从0到 ∞ 的概率 $\Rightarrow \int_0^{\infty} \varphi(\tau)d\tau = \int_0^{\infty} Se^{-S\tau}d\tau = 1$

暴露时间 τ 从0到 ∞ 的传质速率: $N_A = \int_0^{\infty} N_{A\tau}\varphi(\tau)d\tau = \int_0^{\infty} \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi\tau}}(c_{Ai} - c_{A\infty})Se^{S\tau}d\tau$

表面更新模型传质系数

$$k_L = (D_{AB}S)^{\frac{1}{2}}$$

双膜理论

$$k \propto D_{AB}^1$$



表面更新与溶质渗透均

$$k_L \propto (D_{AB})^{0.5}$$



更接实际

例6.10 双膜理论的要点是：

- ① _____；
- ② _____；
- ③ _____。

例6.10 双膜理论的要点是：

- ① 流体主体为湍流，气液界面两侧为层流；
- ② 全部传质阻力集中在气液界面两侧的气相层流层(气膜)和液相层流层(液膜)；
- ③ 膜中的传质是一维定态分子扩散。

6.4 对流传质 (Convective mass transfer)

6.4.1 气体吸收过程 (Gas absorption process)

6.4.2 吸收机理模型 (Mass-transfer Theories)

6.4.2.1 双膜理论 (Two-Film Theory)

6.4.2.2 溶质渗透理论 (Penetration Theory)

6.4.2.3 表面更新理论 (Surface Renewal Theory)

✓ 6.4.3 对流传质速率 (Rate of mass transfer by convection)

6.4.4 总传质系数 (Overall mass-transfer Coefficient)



(1) 以压力或体积摩尔浓度表示的对流传质速率

采用双膜论
导出的对流传质速率计算公式

$$\text{气相} \quad N_A = k_G (p_A - p_{Ai})$$

$$\text{液相} \quad N_A = k_L (c_{Ai} - c_A)$$

$$k_G = \frac{D_G^1}{\delta_G RT} \frac{P}{p_{Bm}} \quad k_L = \frac{D_L^1}{\delta_L} \frac{C_m}{c_{Bm}}$$

k_G —气相传质分系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$

p_A —A组分气相平均分压, kPa

p_{Ai} —A组分在气液界面处气相分压, kPa

k_L —液相传质分系数, $\text{kmol}/[\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kmol}/\text{m}^3)]$

c_{Ai} —A组分在气液界面处液相浓度, kmol/m^3

c_A —A组分在液相平均浓度, kmol/m^3

(2) 双膜论传质分系数的不足

① 扩散系数与实际有偏差。双膜论传质分系数: k_G 和 $k_L \propto D^1$, 而实验测得: $k \propto D^{2/3}$

② 传质系数无法实际应用。双膜论 k_G 、 k_L 中的虚拟层流膜厚度: δ_G 、 δ_L 无法确定, k_G 、 k_L 无法应用, 仍采用经验公式计算气、液相传质分系数。

6.4 对流传质 (Convective mass transfer)

6.4.1 气体吸收过程 (Gas absorption process)

6.4.2 吸收机理模型 (Mass-transfer Theories)

双膜理论, 溶质渗透理论, 表面更新理论

6.4.3 对流传质速率(Rate of mass transfer by convection)

✓6.4.4 总传质系数 (Overall mass-transfer Coefficient)

6.4.4.1 以气相总传质推动力 Δy 表示的总传质系数 K_y

6.4.4.2 以液相总传质推动力 Δx 表示的总传质系数 K_x

6.4.4.3 气相阻力控制与液相阻力控制

以摩尔分率表示的对流传质速率

气相对流传质速率: $N_A = k_G (p_A - p_{Ai}) = k_G P (y - y_i) = k_y (y - y_i)$, $k_y = P k_G$

液相对流传质速率: $N_A = k_L (c_{Ai} - c_A) = k_L C_m (x_i - x) = k_x (x_i - x)$, $k_x = C_m k_L$

串联传热过程

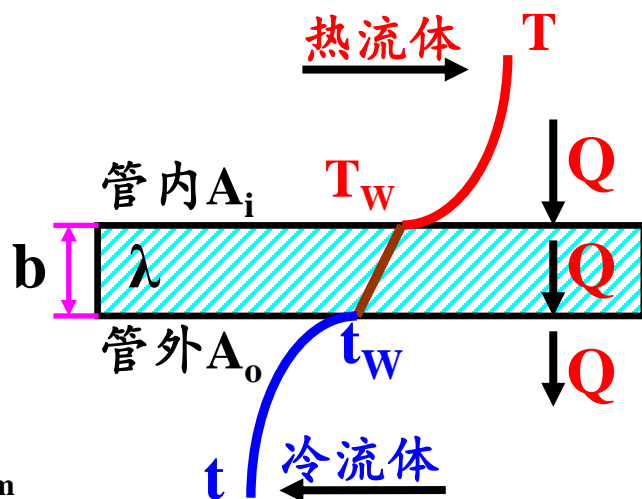
热流体对流给热给内壁 $dQ = \alpha_i dA_i (T - T_w)$

内壁通过热传导到外壁 $dQ = \frac{T_w - t_w}{b / (\lambda A_m)}$

外壁对流给热给冷流体 $dQ = \alpha_o dA_o (t_w - t)$

壁温 T_w 、 t_w 无法测定, 无法计算传热速率 Q , 用 Δt_m 避开壁温

$$Q = K_i A_i \Delta t_m = K_o A_o \Delta t_m$$



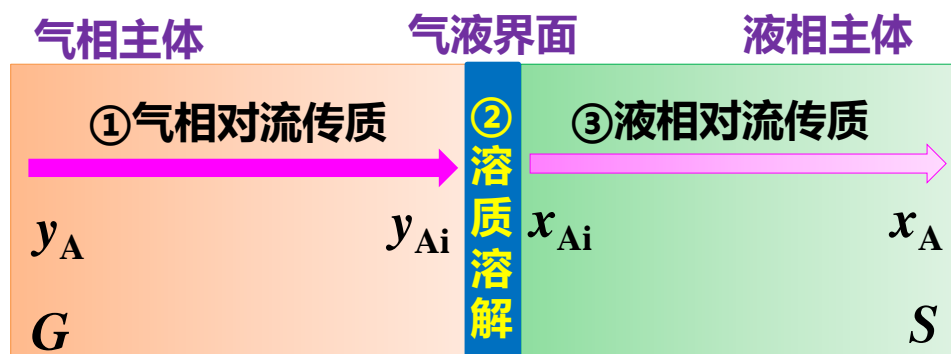
串联传质过程

气相 $N_A = k_y (y_A - y_{Ai})$

界面 $y_{Ai} = m x_{Ai}$

液相 $N_A = k_x (x_{Ai} - x_A)$

界面浓度无法测定, 如何计算传质速率?



为了避开界面浓度，以总传质推动力 $\Delta y(y-y^*)$ 和 $\Delta x(x^*-x)$ 推导传质速率方程

6.4.4.1 以气相总传质推动力 Δy 表示的总传质系数 K_y

(1) 总传质系数 K_y

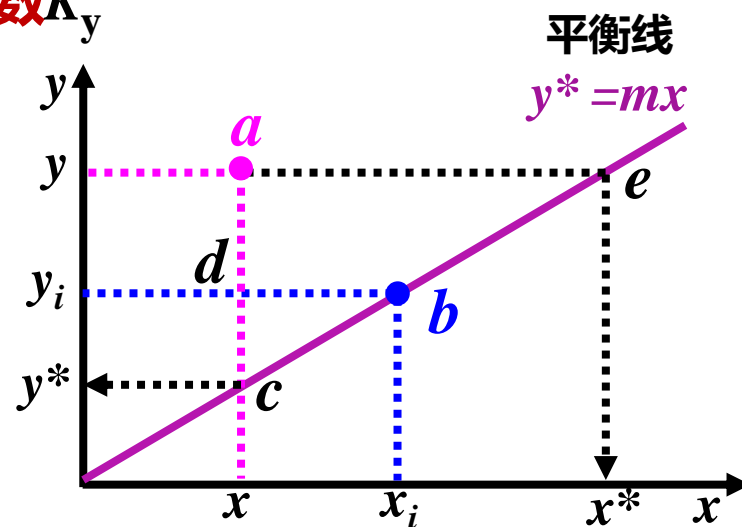
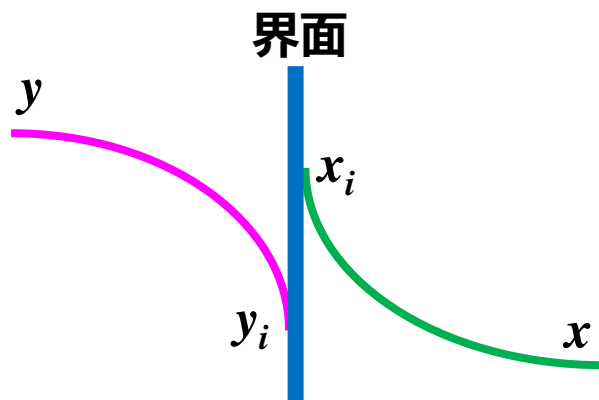
稀液气液平衡关系

$$y^* = mx$$

双膜论点②，界面

处气液浓度成气液

平衡关系 $y_i = mx_i$



界面处气液浓度组成点 $b(x_i, y_i)$

与气相平均浓度 y 成平衡关系的液相浓度: $x^* = y/m$

气液相平均浓度组成点 $a(x, y)$

与液相平均浓度 x 成平衡关系的气相浓度: $y^* = mx$

气相传质速率 $N_A = k_y(y - y_i) = \frac{y - y_i}{\frac{1}{k_y}} = \frac{\text{气相推动力}}{\text{气相传质阻力}} \dots\dots(a)$

液相传质速率 $N_A = k_x(x_i - x) = \frac{x_i - x}{\frac{1}{k_x}} = \frac{\text{液相推动力}}{\text{液相阻力}} \xrightarrow{\frac{\times m}{\times m}} = \frac{m(x_i - x)}{\frac{m}{k_x}} = \frac{y_i - y^*}{\frac{m}{k_x}} (b)$

气相浓度表示的液相推动力



(a)(b)两式左右两边
分子分母分别相加

$$\frac{N_A + N_A}{1 + 1} = N_A = \frac{y - y_i + y_i - y^*}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}} = \frac{y - y^*}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}} \dots\dots(c)$$

令传质速率: $N_A = K_y (y - y^*) = \frac{y - y^*}{\frac{1}{K_y}} \dots(d) \rightarrow$ 以气相浓度表示的总传质推动力/总传质阻力
 $\frac{1}{K_y} \rightarrow$ 以总传质推动力 Δy 表示的总传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$

由(c)=(d)得:

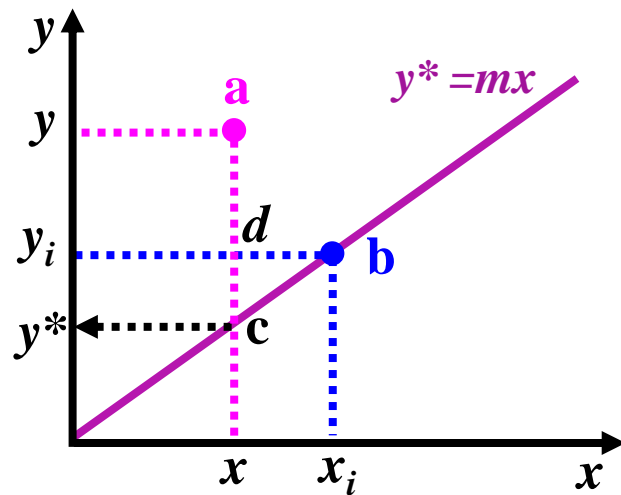
$$\frac{1}{K_y} (\text{总传质阻力}) = \frac{1}{k_y} (\text{气相传质阻力}) + \frac{m}{k_x} (\text{液相传质阻力})$$

(2)推动力与阻力(N_A 一定, 推动力与阻力成正比)

$$\frac{\text{液阻}}{\text{总阻}} = \frac{m/k_x}{1/K_y} = \frac{\text{液相推动力}}{\text{总推动力}} = \frac{m(x_i - x)}{y - mx} = \frac{y_i - y^*}{y - y^*} = \frac{\overline{dc}}{\overline{ac}}$$

$$\frac{\text{气阻}}{\text{液阻}} = \frac{1/k_y}{m/k_x} = \frac{y - y_i}{y_i - y^*} = \frac{\overline{ad}}{\overline{dc}} = \frac{\text{气相推动力}}{\text{液相推动力}}$$

$$\frac{\text{气阻}}{\text{总阻}} = \frac{1/k_y}{1/K_y} = \frac{y - y_i}{y - y^*} = \frac{\overline{ad}}{\overline{ac}} = \frac{\text{气相推动力}}{\text{总推动力}}$$

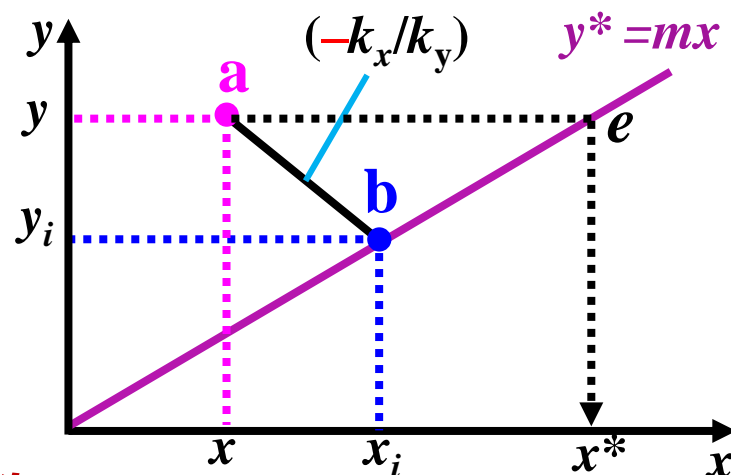


(3) 界面浓度(x_i, y_i)确定

传质速率: $N_A = k_y(y - y_i) = k_x(x_i - x) = -k_x(x - x_i)$

移项整理: $\frac{y - y_i}{x - x_i} = -\frac{k_x}{k_y}$

过点a(x, y), 作斜率为 $(-k_x/k_y)$ 的直线, 与平衡线交于b点, b点气液浓度即为界面浓度(x_i, y_i)

6.4.4.2 以液相总传质推动力 Δx 表示的总传质系数 K_x (1) 总传质系数 K_x

气相传质速率 $N_A = k_y(y - y_i) = \frac{y - y_i}{\frac{1}{k_y}} \xrightarrow[\text{同除 } m]{\text{分子分母}} = \frac{\frac{y}{m} - \frac{y_i}{m}}{\frac{1}{mk_y}} = \frac{x^* - x_i}{\frac{1}{mk_y}} \dots\dots(e)$

液相浓度表示的气相推动力 (orange arrow from x^*)
气相阻力 (blue arrow pointing to $\frac{1}{mk_y}$)

液相传质速率 $N_A = k_x(x_i - x) = \frac{x_i - x}{\frac{1}{k_x}} = \frac{\text{液相传质推动力}}{\text{液相阻力}} \dots\dots(f)$

(e)(f)两式左右两边分子分母分别相加 $\frac{N_A + N_A}{1 + 1} = N_A = \frac{x^* - x_i + x_i - x}{\frac{1}{mk_y} + \frac{1}{k_x}} = \frac{x^* - x}{\frac{1}{mk_y} + \frac{1}{k_x}} \dots\dots(g)$

传质速率: $N_A = K_x(x^* - x) = \frac{x^* - x}{\frac{1}{K_x}} \dots (h)$

- $(x^* - x)$ → 以液相浓度表示的总传质推动力/总传质阻力
- $\frac{1}{K_x}$ → 以总传质推动力 Δx 表示的总传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$

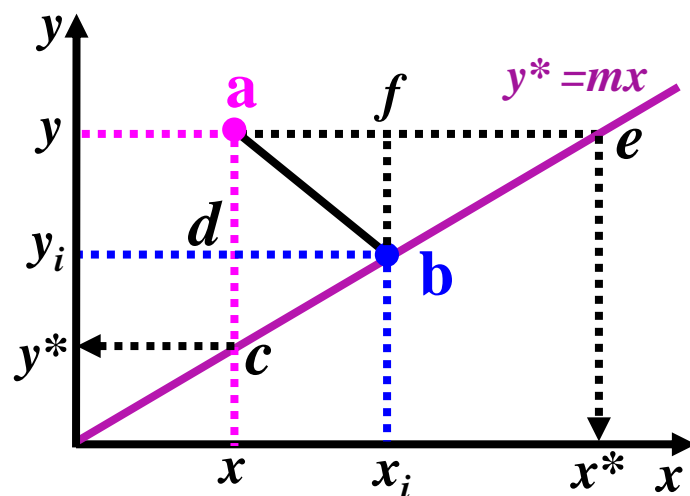
由(g)=(h)得: $\frac{1}{K_x}$ (总传质阻力) = $\frac{1}{mk_y}$ (气相阻力) + $\frac{1}{k_x}$ (液相阻力)

(2) 推动力与阻力

$$\frac{\text{气阻}}{\text{总阻}} = \frac{1/(mk_y)}{1/K_x} = \frac{\text{气相推动力}}{\text{总推动力}} = \frac{\frac{y - y_i}{m}}{y/m - x} = \frac{x^* - x_i}{x^* - x} = \frac{\overline{ef}}{\overline{ea}}$$

$$\frac{\text{液阻}}{\text{总阻}} = \frac{1/k_x}{1/K_x} = \frac{x_i - x}{x^* - x} = \frac{\overline{f_{\text{液}}}}{\overline{e_{\text{总}}}} = \frac{\text{液相推动力}}{\text{总推动力}}$$

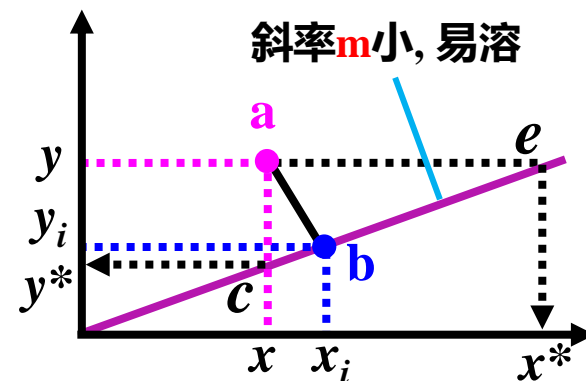
$$\frac{\text{气阻}}{\text{液阻}} = \frac{1/(mk_y)}{1/k_x} = \frac{x^* - x_i}{x_i - x} = \frac{\overline{ef}}{\textcolor{violet}{fa}} = \frac{\text{气相推动力}}{\text{液相推动力}}$$



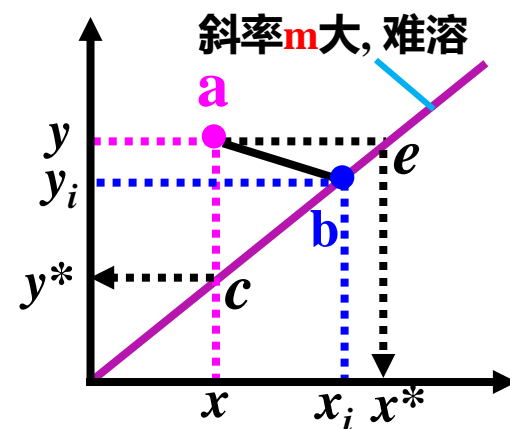
6.4.4.3 气相阻力控制与液相阻力控制

(1) 气相阻力控制(易溶, 如 NH_3 、 HCl 溶于水)总传质推动力 Δy 计算 N_A

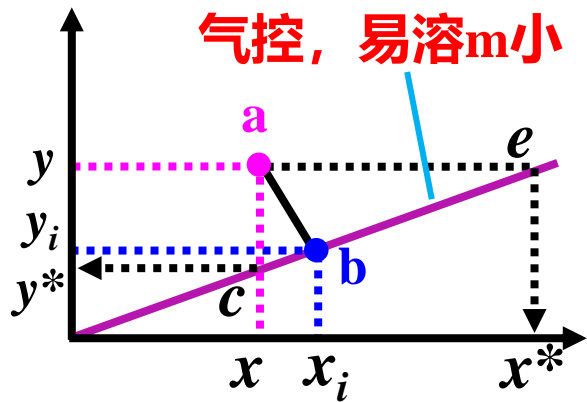
$$\frac{1}{K_y}(\text{总阻}) = \frac{1}{k_y}(\text{气阻}) + \frac{m}{k_x}(\text{液阻})$$

当 $(1/k_y) \gg (m/k_x)$, $(y-y_i) \gg (x_i-x)$, 气阻控制: $K_y \approx k_y$ 气阻控制条件: $k_y \ll k_x$ 或 $|k_x/k_y| \gg 1$, 操作线陡, $x_i \approx x$, $y-y_i \approx y-y^*$, m 小, 溶解度大(2) 液相阻力控制(难溶, 如 CO 、 CO_2 溶于水)总传质推动力 Δx 计算 N_A

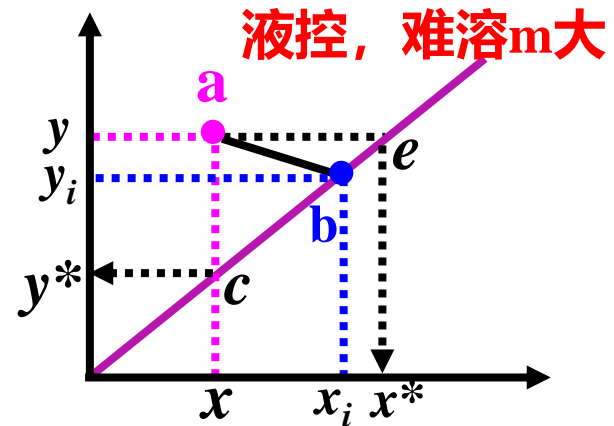
$$\frac{1}{K_x}(\text{总阻}) = \frac{1}{mk_y}(\text{气阻}) + \frac{1}{k_x}(\text{液阻})$$

当 $(1/k_x) \gg 1/(mk_y)$, $(x_i-x) \gg (y-y_i)$, 液阻控制: $K_x \approx k_x$ 液阻控制条件: $k_y \gg k_x$ 或 $|k_x/k_y| \ll 1$, 操作线平, $y_i \approx y$, $x_i - x \approx x^* - x$, m 大, 溶解度小

例6.11 用水吸收空气中的CO，属于液膜控制；气膜中的CO的浓度梯度小于液膜中的浓度梯度；气膜阻力小于液膜阻力；以液相浓度表示的总传质系数 K_x 近似等于液相传质分系数 k_x 。



$$\begin{aligned} y_i &= mx_i \\ y &= mx^* \\ y^* &= mx \end{aligned}$$



例6.12在气体吸收时，若可溶气体的浓度较大，则总体流动对传质的影响大；对极易溶的气体，气相一侧的界面浓度 y_i 接近于 y^* ，而液相一侧的液面浓度 x_i 接近于 x 溶液浓度，液相主体浓度；对难溶气体，气相一侧的界面浓度 y_i 接近于气相主体浓度 y ，而液相一侧的液面浓度 x_i 接近于 x^* 平衡浓度。

第六章 气体吸收

6.4 对流传质

习题：6-6, 6-8, 6-10, 6-11

例6.13 已知常压下用水吸收尾气中的丙酮, $k_G=3.0 \times 10^{-4}$ kmol/(m²·s·kPa), $k_L=2.0 \times 10^{-3}$ kmol/[m²·s·(kmol/m³)], $x=0.1$ 时的气相平衡分压 $p_A^*=10$ kPa, 求 K_y 。

例6.14 已知总压 $P=101.3\text{kN/m}^2$ ， $T=303\text{K}$ ，用水吸收混合气体中的氨，气液平衡关系为 $y=1.2x$ ，已知气相传质分系数 $k_y=5.31\times 10^{-4}\text{ kmol/(s}\cdot\text{m}^2)$ ，液相传质分系数 $k_x=5.33\times 10^{-3}\text{ kmol/(s}\cdot\text{m}^2)$ ，在塔的某一截面上测得氨的气相浓度 $y=0.05$ ，液相浓度 $x=0.012$ ，求：

- (1)该截面上的传质速率；
- (2)气液界面上的两相浓度；
- (3)气相阻力占总阻力的百分率。

第六章 气体吸收(Gas Absorption)

6.1 概 述 (Overview)

6.2 气液平衡 (Vapor-liquid equilibrium)

6.3 分子扩散 (Molecular diffusion)

6.4 对流传质 (Convective mass transfer)

✓ 6.5 填料塔中低浓度气体吸收过程计算(Absorption processes of low gas concentration in packed tower)

6.6 气体解吸 (Desorption or stripping)

6.7 高浓度气体吸收 (Absorption from rich gases)

第六章 气体吸收(Gas Absorption)

6.5 填料塔中低浓度气体吸收过程计算

(Absorption process of low gas concentration in packed tower)

6.5.1 填料塔简介 (Introduction to packed tower)

6.5.2 低浓度气体吸收特点(Assumption of gas absorption at low concentration)

6.5.3 物料衡算—操作线方程(Material balances —Operating-line equation)

6.5.4 填料层高度计算(Calculation of packing height)

6.5.5 传质单元高度计算[Height of a transfer unit (HTU)]

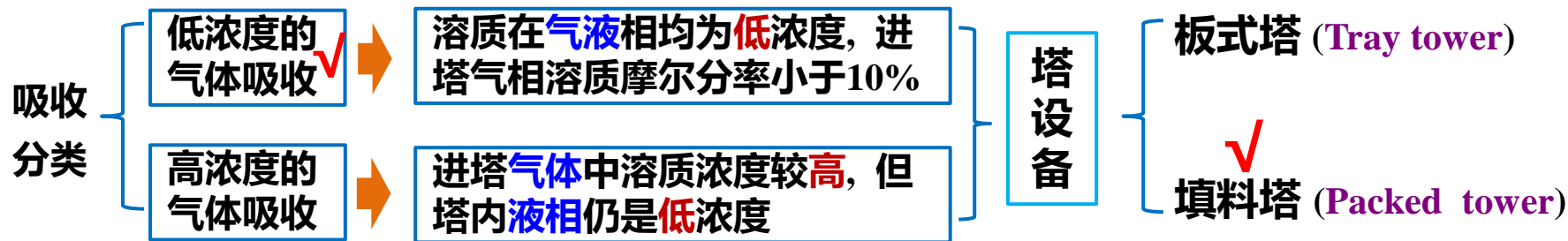
6.5.6 传质单元数计算[Number of transfer units (NTU)]

6.5.7 填料吸收塔设计型计算(Design calculation for packed tower)

6.5.8 填料吸收塔操作型计算(Operational calculation for packed tower)

6.5.9 其它吸收过程(Other forms of absorption process)

气体吸收在工业生产中如何实现？如采用连续还是间歇操作，？在什么设备中进行？



6.5.1 填料塔简介

填料类型(P335)

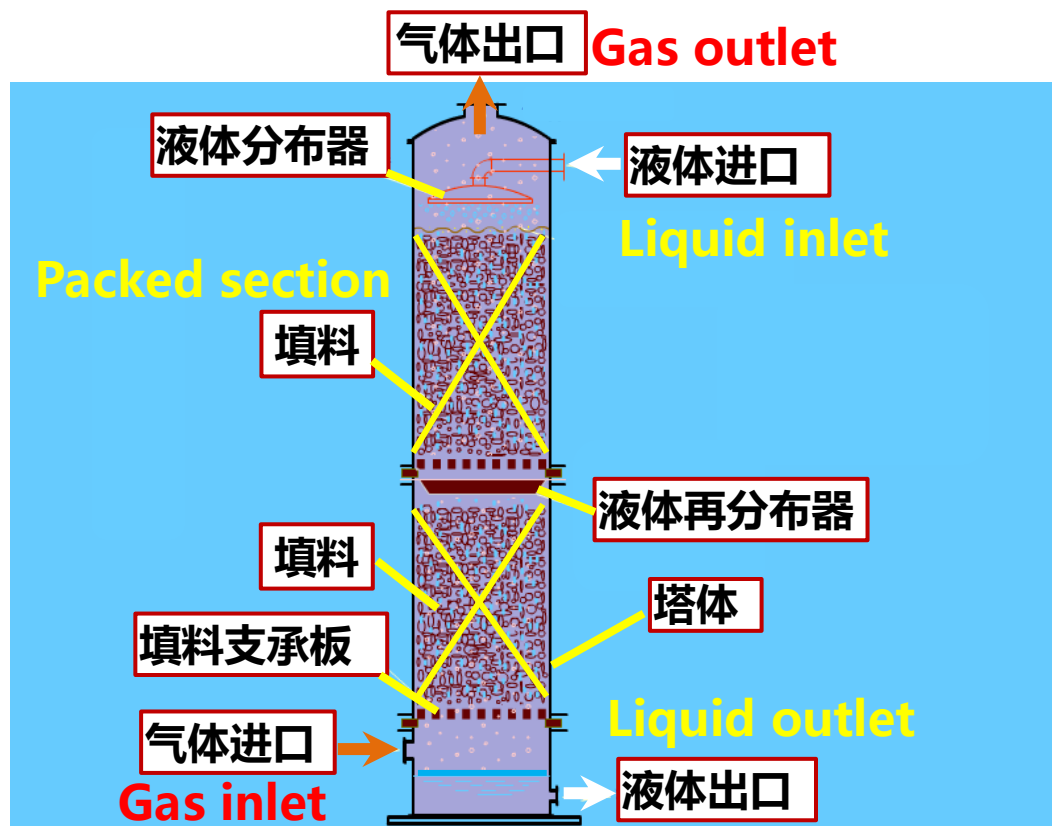
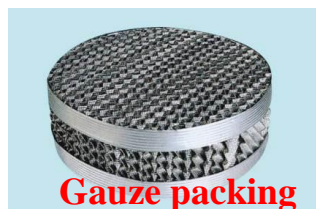
散装填料

Random packings



规整填料

Structured packings



6.5.2 低浓度吸收特点

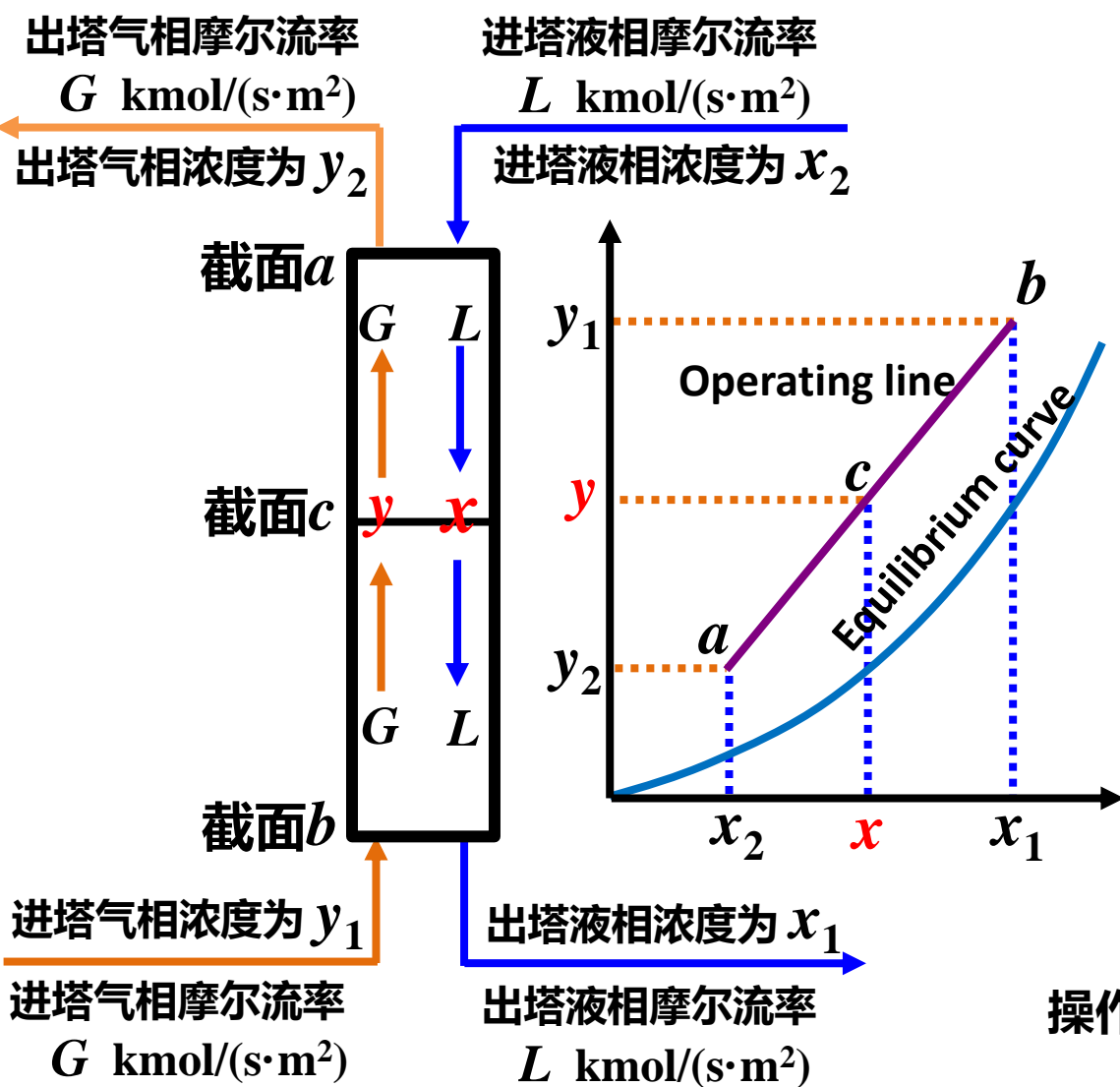
为简化计算，
对低浓度气
体吸收操作
做三点假设



- ①全塔气、液相摩尔流率 G 、 L [kmol/(s·m²)]近似常量(忽略因溶质被吸收带来的气液量变化)
- ②全塔可近似为等温吸收(略去溶解热效应)
- ③气液相传质分系数 k_y 、 k_x 在全塔不同截面处均近似常量(因 G 、 L 近似常量，全塔近似恒温，塔内压强 P 变化不大，流体物性基本不变，不同塔截面处流体的流动状况不变)

$$k_G = \frac{D_G^1}{\delta_G RT} \frac{P}{p_{Bm}} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa}) \quad k_y = P k_G = P \frac{D_G^1}{\delta_G RT} \frac{P}{p_{Bm}} \text{ kmol}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$$

$$k_L = \frac{D_L^1}{\delta_L} \frac{C_m}{c_{Bm}} \text{ kmol}/[\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kmol}/\text{m}^3)] \quad k_x = C_m k_L = C_m \frac{D_L^1}{\delta_L} \frac{C_m}{c_{Bm}} \text{ kmol}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$$



(1) 全塔物料衡算

$$G \cdot y_1 + L \cdot x_2 = G \cdot y_2 + L \cdot x_1$$

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

(2) 从塔顶a截面至塔c截面物衡

$$G \cdot y + L \cdot x_2 = G \cdot y_2 + L \cdot x$$

$$G (y - y_2) = L (x - x_2)$$

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

(3) 从塔底b截面至塔c截面物衡

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

$$G (y_1 - y) = L (x_1 - x)$$

$$bc \text{ 操作线 } y = \frac{L}{G} (x - x_1) + y_1$$

操作线方程定量表达任一截面 y 与 x 关系

第六章 气体吸收(Gas Absorption)

6.5 填料塔中低浓度气体吸收过程计算

(Absorption process of low gas concentration in packed tower)

6.5.1 填料塔简介 (Introduction to packed tower)

6.5.2 低浓度气体吸收特点(Assumption of gas absorption at low concentration)

6.5.3 物料衡算—操作线方程(Material balances —Operating-line equation)

6.5.4✓ 填料层高度计算(Calculation of packing height)

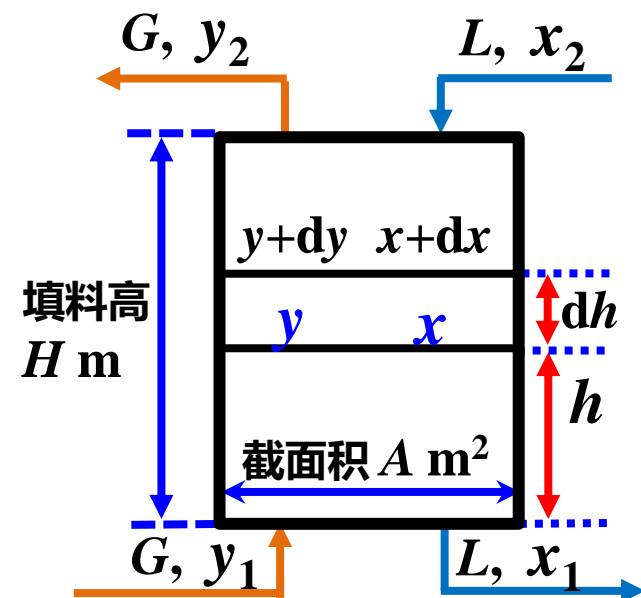
6.5.5 传质单元高度计算[Height of a transfer unit (HTU)]

6.5.6 传质单元数计算[Number of transfer units (NTU)]

6.5.7 填料吸收塔设计型计算(Design calculation for packed tower)

6.5.8 填料吸收塔操作型计算(Operational calculation for packed tower)

6.5.9 其它吸收过程(Other forms of absorption process)



单位体积塔内空间具有的气液传质面积为: $a \text{ m}^2/\text{m}^3$
 气、液相间传质速率为: $N_A \text{ kmol}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$
 填料层高度为 h 截面, 气液相浓度分别为: y 、 x

对截面积 $A \text{ m}^2$ 、高度 dh 的微元塔段:

气相溶质的减少量 $GA [-(y+dy-y)](\text{kmol/s}) = N_A a A dh \dots\dots(a)$

微元段溶质传递量

液相溶质的增加量 $LA [-(x+dx-x)](\text{kmol/s}) = N_A a A dh \dots\dots(b)$

(1) 以气相总推动力 $\Delta y(y-y^*)$ 计算填料层高度 H

$N_A = K_y(y-y^*)$ 代入(a): $-GA dy = K_y(y-y^*) a A dh$

$$dh = -\frac{G}{K_y(y-y^*)a} dy = -\frac{G}{K_y a} \frac{dy}{y-y^*}$$

$$H = \int_0^H dh = -\frac{G}{K_y a} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y-y^*} = \frac{G}{K_y a} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*}$$

令气相总传质单元高度

$$H_{OG} = \frac{G}{K_y a}, \text{ m}$$

气相总传质单元数

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*}$$

则填料层高度

$$H = H_{OG} \times N_{OG}, \text{ m}$$

(2) 以液相总推动力 $\Delta x(x^*-x)$ 计算填料层高度 H

$N_A = K_x(x^*-x)$ 代入(1): $-LA dx = K_x(x^*-x) aAdh$

$$dh = -\frac{L}{K_x(x^*-x)a} dx = -\frac{L}{K_x a} \frac{dx}{x^*-x}$$

$$H = \int_0^H dh = -\frac{L}{K_x a} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dy}{x^*-x} = \frac{L}{K_x a} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x^*-x}$$

令液相总传质单元高度

$$H_{OL} = \frac{L}{K_x a}, \text{ m}$$

液相总传质单元数

$$N_{OL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x^*-x}$$

则填料层高度

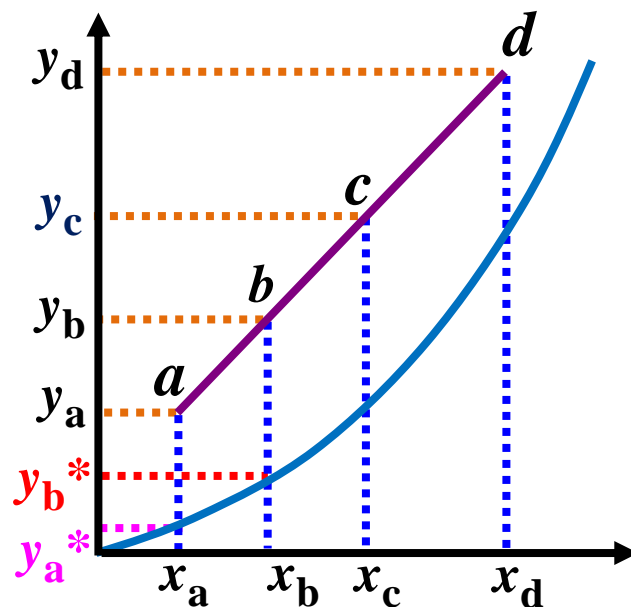
$$H = H_{OL} \times N_{OL}, \text{ m}$$

(3) 传质单元数 N_{OG} 、 N_{OL} 的物理意义

◆ 若从 a~b 截面, $N_{OGab} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y-y^*} = 1$, 平衡线为直线,

可推导: $y_b - y_a = (y - y^*)_{\text{mab}}$, 即 a~b 截面填料层的气相浓度变化等于平均传质推动力, 气体吸收完成了一次平衡过程、经历了一个传质单元(参见 6.5.6)

◆ 若 $N_{OGcd} = 1$, $y_d - y_c = (y - y^*)_{\text{mcd}}$, 气体吸收也经历了一个传质单元, 但 $(y_d - y_c) > (y_b - y_a)$



(4) 传质单元高度 H_{OG} 、 H_{OL} 的物理意义

传质单元高度

气相或液相经历一个传质单元的浓度变化所需的填料层高度

 H_{OG}
 H_{OL} 受 G 、 L 变化影响较小对气相阻力控制 $\frac{1}{k_y} \gg \frac{m}{k_x}, K_y \approx k_y$ P345式(8-5)恩田关联式 $k_y \propto G^{0.7}$

$$H_{OG} = \frac{G}{K_y a} \propto \frac{G}{G^{0.7}} = G^{0.3} \quad G \text{ 对 } H_{OG} \text{ 影响小}$$

传质单元高度 H_{OG} 、 $H_{OL} = (0.2 \sim 1.2) \text{m}$ 对液相阻力控制 $\frac{1}{k_x} \gg \frac{1}{mk_y}, K_x \approx k_x$ P345式(8-4)恩田关联式 $k_x \propto L^{0.67}$

$$H_{OL} = \frac{L}{K_x a} \propto \frac{L}{L^{0.67}} = L^{0.33} \quad L \text{ 对 } H_{OL} \text{ 影响小}$$

$$H = H_{OL} \times N_{OL}, \quad H = H_{OG} \times N_{OG}$$

6.5.5 传质单元高度计算

6.5.5.1 由气液相传质分系数计算总传质单元高度

由工具书和文献
资料查得 k_G, k_L
根据双膜理论:

$$K_y = k_G \cdot P$$

$$K_x = k_L \cdot C_m$$

$$\begin{cases} \frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}, & H_{OG} = \frac{G}{K_y a} \\ \frac{1}{K_x} = \frac{1}{mk_y} + \frac{1}{k_x}, & H_{OL} = \frac{L}{K_x a} \end{cases}$$

6.5.5.2由气液相传质单元高度计算总传质单元高度

对吸收塔内微元段 dh 物料衡算

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

$$H = \frac{G}{k_y a} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_i}$$

$$H = \frac{L}{k_x a} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_i - x}$$

$$H_G = \frac{G}{k_y a} \quad \text{为气相传质单元高度, m}$$

$$H_L = \frac{L}{k_x a} \quad \text{为液相传质单元高度, m}$$

$$N_G = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_i} \quad \text{为气相传质单元数}$$

$$N_L = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_i - x} \quad \text{为液相传质单元数}$$

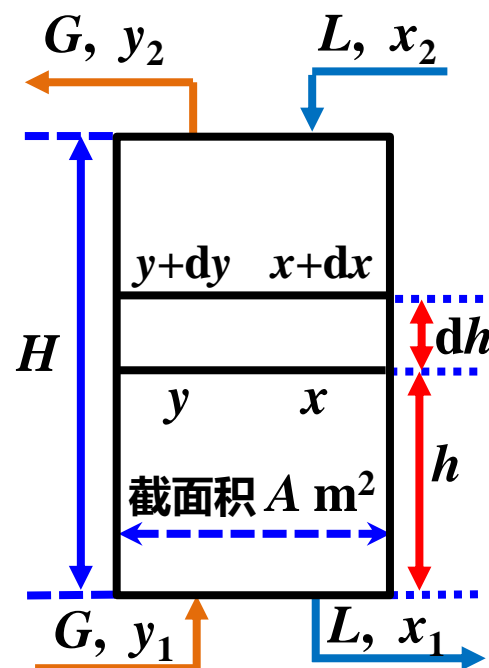
则填料层高度 $H = H_G \times N_G = H_L \times N_L \text{ m}$

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}, \left(\times \frac{G}{a}\right) \rightarrow \frac{G}{K_y a} = \frac{G}{k_y a} + \frac{(mG/L) \times L}{k_x a} \rightarrow$$

$$H_{OG} = H_G + \frac{mG}{L} H_L$$

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{mk_y}, \left(\times \frac{L}{a}\right) \rightarrow \frac{L}{K_x a} = \frac{L}{k_x a} + \frac{L}{mG} \times \frac{G}{k_y a} \rightarrow$$

$$H_{OL} = H_L + \frac{L}{mG} H_G$$



第六章 气体吸收(Gas Absorption)

6.5 填料塔中低浓度气体吸收过程计算

(Absorption process of low gas concentration in packed tower)

6.5.1 填料塔简介 (Introduction to packed tower)

6.5.2 低浓度气体吸收特点(Assumption of gas absorption at low concentration)

6.5.3 物料衡算—操作线方程(Material balances —Operating-line equation)

6.5.4 填料层高度计算(Calculation of packing height)

6.5.5 传质单元高度计算[Height of a transfer unit (HTU)]

6.5.6✓ 传质单元数计算[Number of transfer units (NTU)]

6.5.7 填料吸收塔设计型计算(Design calculation for packed tower)

6.5.8 填料吸收塔操作型计算(Operational calculation for packed tower)

6.5.9 其它吸收过程(Other forms of absorption process)

传质单元数计算方法：对数平均浓差法、吸收因素法、图解法和数值积分法

(1)对数平均浓差法(平衡线、操作线为直线)

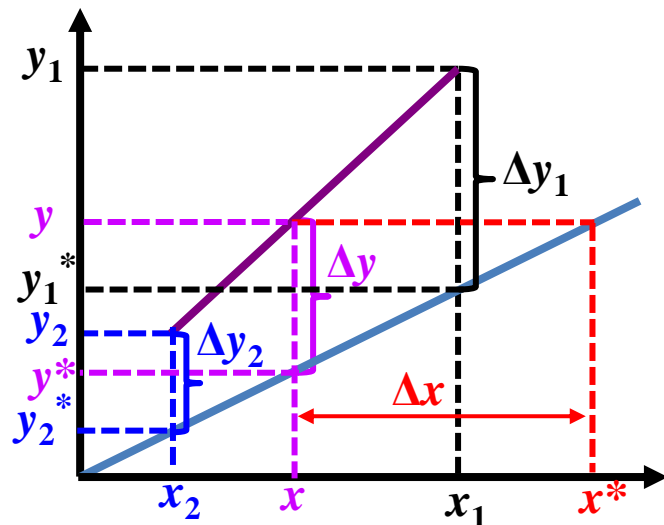
$\Delta y = y - y^*$, Δy 与 y^1 成正比, 成线性关系

$\Delta x = x^* - x$, Δx 与 x^1 成正比, 成线性关系

令 $\Delta y = \alpha y$, $\Delta x = \beta x$, $\alpha \neq 0, \beta \neq 0$

$$\frac{d(\Delta y)}{dy} = \alpha = \text{Const.} = \frac{\Delta y_1 - \Delta y_2}{y_1 - y_2}, dy = \frac{d(\Delta y)}{\alpha}$$

$$\frac{d(\Delta x)}{dx} = \beta = \text{Const.} = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{x_1 - x_2}, dx = \frac{d(\Delta x)}{\beta}$$



若 $N_{OG}=1$, 则 $y_1 - y_2 = \Delta y_m$

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{\Delta y} = \int_{\Delta y_2}^{\Delta y_1} \frac{d(\Delta y)}{\alpha \Delta y} = \frac{1}{\alpha} \ln \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2} = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_1 - \Delta y_2} = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_m} \quad \text{气相平均传质推动力}$$

$$N_{OL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x^* - x} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{\Delta x} = \int_{\Delta x_2}^{\Delta x_1} \frac{d(\Delta x)}{\beta \Delta x} = \frac{1}{\beta} \ln \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2} = \frac{x_1 - x_2}{\Delta x_1 - \Delta x_2} = \frac{x_1 - x_2}{\Delta x_m} \quad \text{液相平均传质推动力}$$

(2) 吸收因素法 (Colburn 公式)

① 操作线与平衡线不平行 ($\alpha \neq 0$) 将 $N_{OG} = \frac{1}{\alpha} \ln \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2}$ 等式中的 α 展开:

$$\frac{1}{\alpha} = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_1 - \Delta y_2} = \frac{y_1 - y_2}{(y_1 - y_1^*) - (y_2 - y_2^*)} = \frac{y_1 - y_2}{(y_1 - y_2) - m(x_1 - x_2)} = \frac{1}{1 - m \frac{x_1 - x_2}{y_1 - y_2}} = \frac{1}{1 - \frac{mG}{L}}$$

$$\Delta y_1 = \alpha(y_1 - y_2) + \Delta y_2 \quad y_1 - y_2 = y_1 - y_2 - mx_2 + mx_2 = (y_1 - mx_2) - (y_2 - mx_2) = (y_1 - mx_2) - \Delta y_2$$

$$\begin{aligned} \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2} &= \frac{\alpha(y_1 - y_2) + \Delta y_2}{\Delta y_2} = \frac{(1 - \frac{mG}{L})[(y_1 - mx_2) - \Delta y_2] + \Delta y_2}{\Delta y_2} = \frac{(1 - \frac{mG}{L})(y_1 - mx_2) - (1 - \frac{mG}{L})\Delta y_2 + \Delta y_2}{\Delta y_2} \\ &= \frac{(1 - \frac{mG}{L})(y_1 - mx_2) + \frac{mG}{L}\Delta y_2}{\Delta y_2} = (1 - \frac{mG}{L}) \frac{y_1 - mx_2}{\Delta y_2} + \frac{mG}{L} = (1 - \frac{1}{A}) \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + \frac{1}{A} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{令 } A = \frac{L}{mG} \quad \text{吸收因素} \\ \frac{1}{A} = \frac{mG}{L} \quad \text{解吸因素} \end{aligned} \quad \left\{ \begin{aligned} N_{OG} &= \frac{1}{\alpha} \ln \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2} = \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A}\right) \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + \frac{1}{A} \right] \\ N_{OL} &= \frac{1}{\beta} \ln \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2} = \frac{1}{1 - A} \ln \left[(1 - A) \frac{y_1 - mx_2}{y_1 - mx_1} + A \right] \end{aligned} \right.$$

有 y_1 、 y_2
有液进 x_2
无液出 x_1

有 x_1 、 x_2
有气进 y_1
无气出 y_2

(2) 吸收因素法

② 平衡线带截距 ($y=mx+b$)
$$N_{OG} = \frac{1}{\alpha} \ln \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2} = \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A}\right) \frac{y_1 - mx_2 - b}{y_2 - mx_2 - b} + \frac{1}{A} \right]$$

③ 操作线与平衡线平行
$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_1} = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_2}$$
 $\Delta y_m = \Delta y_1 = \Delta y_2$
 $\Delta y_1 = \Delta y_2$, $\alpha = 0$, $\Delta y_m = ?$

④ N_{OG} 与 $\frac{1}{A}$ 、 $\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2}$ 的关系

◆ $\frac{1}{A}$ 值大小反映了解吸的难易程度, $\frac{1}{A} = \frac{mG}{L}$ 越大, 越易解吸

$\therefore \frac{1}{A} = \frac{mG}{L} \uparrow$ ($m \cdot G$) \uparrow 或 $L \downarrow$, $\left\{ \begin{array}{l} (m \cdot G) \uparrow : \text{或 } m \uparrow (\text{溶解度小}); \text{或 } G \uparrow (\text{解吸剂量大}) \\ L \downarrow : \text{解吸任务小, 易解吸} \end{array} \right.$

◆ 在 $\frac{1}{A}$ 、 y_1 、 mx_2 一定时, 吸收率 \uparrow , $y_2 \downarrow$, $\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} \uparrow$, $N_{OG} \uparrow$

传质单元数计算方法: (1)对数平均浓差法、(2)吸收因素法、(3)图解法、(4)数值积分法

(3) 图解法(Baker法)

①先作中线MN: 在操作线和平衡线之间作一系列垂直直线, 连结各垂线中点, 得中线MN

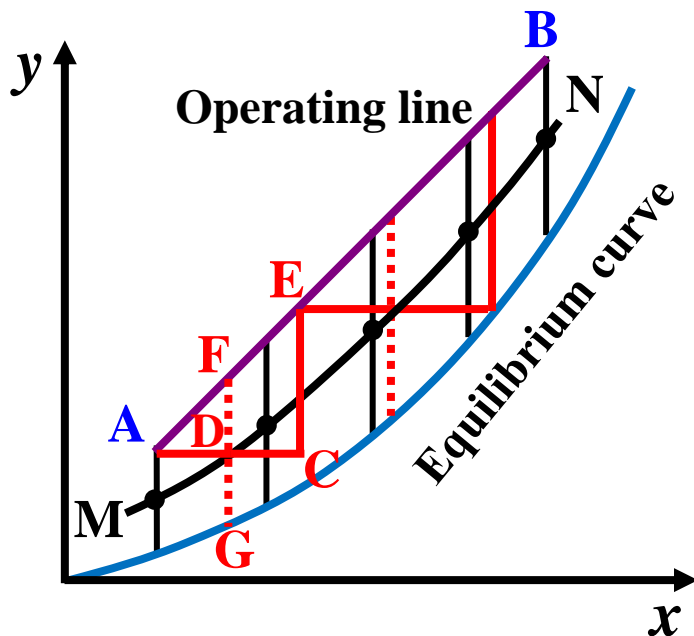
②作水平线AC: 从操作线下端A点开始作水平线AC, 交中线MN于D点, 使 $AD=DC$

③作垂直线FG: 过D点向上作平行于y轴的直线, 交操作线于F点, 交平衡线于G点

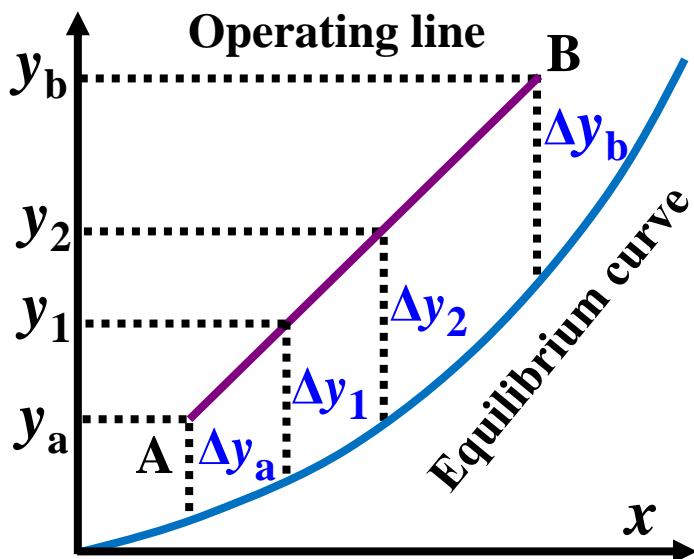
④作垂直线CE: 由C点向上作平行于y轴的直线, 交操作线于E点

⑤传质单元ACE: D点同为AC线、FG线的中点, $EC = y_E - y_A = 2FD = FG = (\Delta y_m)_{EA}$, A到E的浓度变化等于气相传质平均推动力, $\triangle ACE$ 表示气相浓度经历了一个传质单元

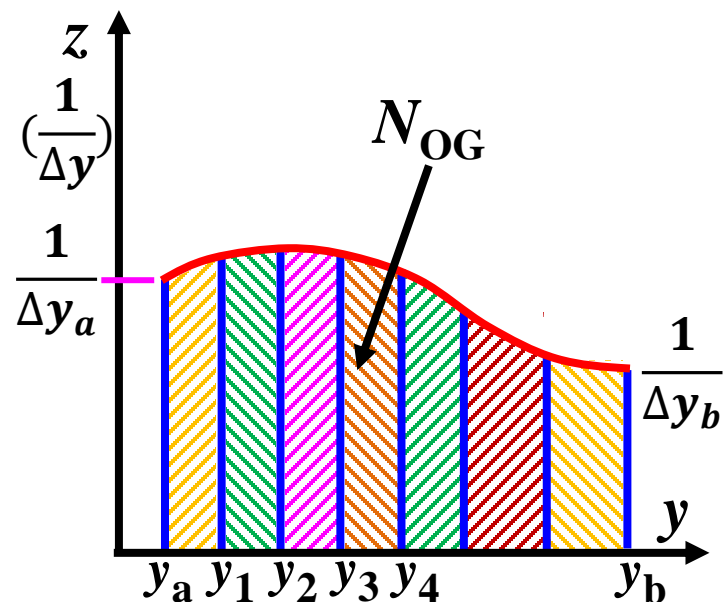
⑥总传质单元数: 按步骤①~④继续作阶梯至B点, 得总阶梯数即 N_{OG} 值, 可带小数点



(4) 图解积分法或数值积分法(Simpson法)



① 读取 $(y, \Delta y)_i$ 值。取若干气相组成点 $(y_a, y_1, y_2, \dots, y_b)$, 在操作线与平衡线间, 读取对应的气相总推动力值 $(\Delta y_a, \Delta y_1, \Delta y_2, \dots, \Delta y_b)$, 获得系列 $(y, \Delta y)_i$ 值



② 图解积分法求 N_{OG} 。以 y 为横坐标, 以 $(1/\Delta y)$ 纵坐标作图, 连成光滑曲线, 由 y_a 、曲线、 y_b 和 y 轴围成的面积即为 N_{OG}

③ 辛普生积分法求 N_{OG} 。将 y_a 至 y_b 区间等分为 $2n$ 个小区间, 从 y_a 起, 每相邻两个小区间划为一组, 对每组三套 $(y, 1/\Delta y)_i$ 数据, 用拉格朗日法构建为一连续函数, 并用 z 替代 $(1/\Delta y)$, 计算公式:

$$N_{OG} = \frac{y_a - y_b}{6n} (z_0 + 4z_1 + 2z_2 + 4z_3 + \dots + 2z_{2n-2} + 4z_{2n-1} + z_{2n})$$

第六章 气体吸收(Gas Absorption)

6.5 填料塔中低浓度气体吸收过程计算

(Absorption process of low gas concentration in packed tower)

6.5.1 填料塔简介 (Introduction to packed tower)

6.5.2 低浓度气体吸收特点(Assumption of gas absorption at low concentration)

6.5.3 物料衡算—操作线方程(Material balances —Operating-line equation)

6.5.4 填料层高度计算(Calculation of packing height)

6.5.5 传质单元高度计算[Height of a transfer unit (HTU)]

6.5.6 传质单元数计算[Number of transfer units (NTU)]

6.5.7✓ 填料吸收塔设计型计算(Design calculation for packed tower)

6.5.8 填料吸收塔操作型计算(Operational calculation for packed tower)

6.5.9 其它吸收过程(Other forms of absorption process)

吸收计算 { **设计型**—由工厂给定的吸收任务通过设计计算求出 H 和 D_T 等
操作型—已知 H 和 D_T , 考察改变某一操作条件对吸收的影响

(1) 明确设计任务

① 气体混合物的种类

② 气体处理总量 G , $\text{kmol}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$

③ 进塔气相浓度 y_1

④ 离塔气相浓度 y_2 , 或溶质回收率 η

$$\eta = \frac{G(y_1 - y_2)}{Gy_1} = 1 - \frac{y_2}{y_1} \left(\frac{\text{被吸收的溶质量}}{\text{进塔溶质气体量}} \right)$$

(2) 明确吸收剂种类及操作条件

吸收剂种类不同, 操作条件如温度、压力等差异较大

吸收剂种类	吸收温度/ $^{\circ}\text{C}$	吸收压力/ MPa	文献来源
低温甲醇洗	-60	5.0	[6]
活化MDEA	60~70	10.4	[7]
低压醇胺工艺	40	0.1013	[8]

例天然气
脱硫脱碳

(3) 明确吸收剂进塔浓度 x_2 ① 吸收剂进塔浓度 x_2 的选择

(a) 吸收剂进塔浓度 $x_2=0$ ，即纯溶剂，吸收效果好，通常为化学吸收，吸收剂无需再生

(b) $x_2 \uparrow$ ，总推动力 $(x_2^*-x_2) \downarrow$ ，填料层高度 $H = \frac{L}{K_x a} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x^* - x} \uparrow$

(c) 对吸收与解吸联合操作， x_2 过低，对再生要求高，解吸再生塔 $H \uparrow$

② 吸收剂进塔允许最高浓度 x_2^*

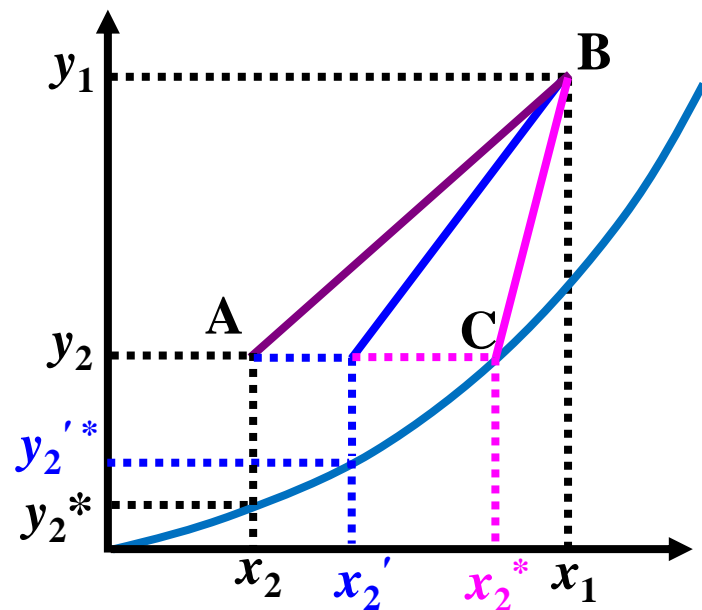
y_2 不变，吸收剂进塔浓度 $x_2' \uparrow$ $\left\{ \begin{array}{l} x_2' \rightarrow x_2^* \text{ 靠拢} \\ y_2'^* \rightarrow y_2 \text{ 靠拢} \end{array} \right\}$ 操作线的下端A 向平衡线C靠拢

当 $x_2 \uparrow = x_2^*$ ，操作线交平衡线， $y_2 = mx_2 = m x_2^* = y_2^*$ ，塔

顶气液浓度平衡，气液相推动力均为： $\Delta x_2 = \Delta y_2 = 0$

塔内气液浓度不再变化， $H = \frac{G}{K_y a} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} \rightarrow \infty$

x_2^* 是吸收剂进塔浓度上限，正常吸收操作： $x_2 < x_2^*$

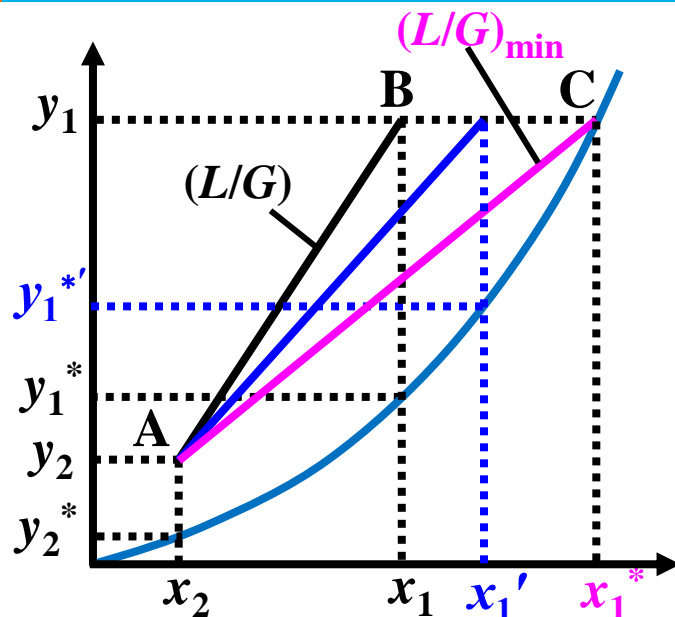


(4) 吸收剂用量 L 的选择及最小液气比① 吸收剂用量 L 对操作的影响

如 y_1, y_2, x_2 确定, 全塔物衡: $x_1 = \frac{G}{L}(y_1 - y_2) + x_2$

当 $L \uparrow$, $(G/L) \downarrow$, $x_1 \downarrow$, $\Delta y_1 \uparrow$, $\Delta y_m \uparrow$, $N_{OG} \downarrow$, $H_{\text{吸}} \downarrow$

当 $L \downarrow$, $(G/L) \uparrow$, $x_1 \uparrow$, $\Delta y_1 \downarrow$, $\Delta y_m \downarrow$, $N_{OG} \uparrow$, $H_{\text{吸}} \uparrow$

② 最小液气比 $(\frac{L}{G})_{\min}$ (平衡线上凹)

当 $(L/G) \downarrow$, 操作线上端B点向平衡线C点靠拢, $x_1 \rightarrow x_1' \rightarrow x_1^*$, $y_1^* \rightarrow y_1^{*'} \rightarrow y_1$

当 (L/G) 增大到操作线上端交平衡线

$$y_1^* = y_1, x_1 = x_1^*, \Delta x_1 = \Delta y_1 = 0, H = \frac{G}{K_y a} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} \rightarrow \infty$$

塔底浓度达到平衡

最小液气比

Limiting gas-liquid ratio

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{y_1 - y_2}{x_1^* - x_2} = \frac{y_1 - y_2}{\frac{y_1}{m} - x_2}$$

实际操作液气比 $\frac{L}{G} > \left(\frac{L}{G}\right)_{\min}$ 最小液气比 L_{\min} 为最小吸收剂用量

(4) 吸收剂用量 L 的选择及最小液气比

③ 特殊情况(平衡线下凹)

如平衡线不规则, 当降低液气比导致:

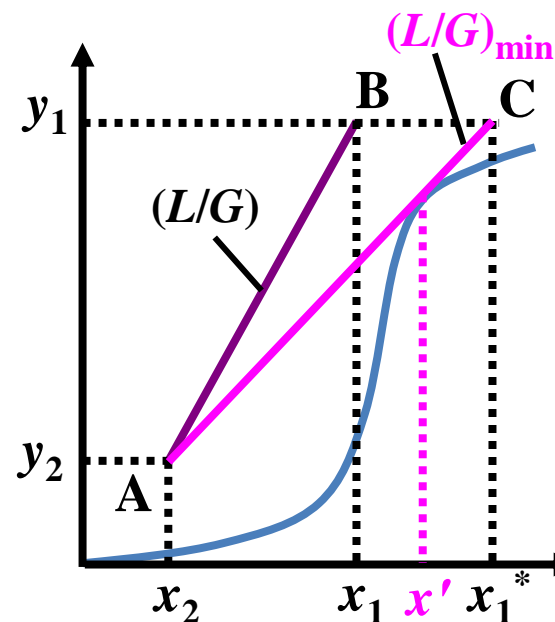
操作线与平衡线发生相切时的斜率, 即为最小液气比状态

④ 适宜液气比

(L/G) 小, $Q_{耗}$ 小, 传质推动力小, $H_{吸}$ 大, 设备投资大

(L/G) 大, $Q_{耗}$ 大, 传质推动力大, $H_{吸}$ 小, x_1 小再生困难, $H_{再}$ 大

综合技术与经济, 适宜液气比为: $\frac{L}{G} = (1.1 \sim 2.0) \left(\frac{L}{G}\right)_{min}$



(5) 填料选择: 特性数据查取及装填方式

(6) 吸收塔塔径计算: 包括泛点速度、空塔速度、填料压降等

(7) 填料层高层计算: 包括传质分系数、总传质系数、传质单元数及单元高度等

(8) 附属设备的选取与计算: 包括除沫、液体喷淋、液体再分布、填料支承等

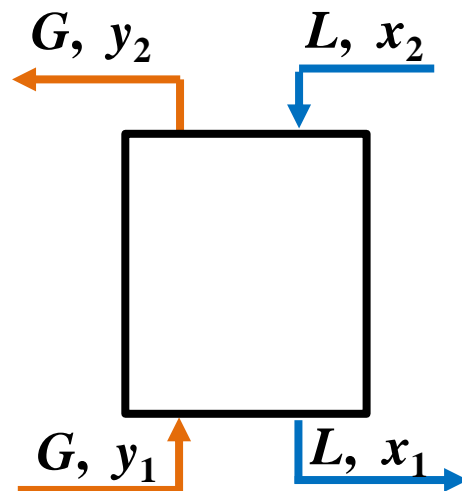
第六章 气体吸收

6.5 填料塔计算—6.5.7 设计型计算

P264~266, **例6-4**: 液阻控制, 对数平均浓差法; **例6-5**, 气阻控制, 吸收因素法

例6.15 某一填料塔逆流操作, 吸收因数 $A < 1$ 且填料为无穷高时, 气液两项将在

达到平衡。(塔顶, 塔底)



第六章 气体吸收

6.5填料塔计算—6.5.7设计型计算

例6.16 吸收因数 A 表示为 $\frac{L}{mG}$, 当 $A \gg 1$, 增加塔高 H , 回收率 。

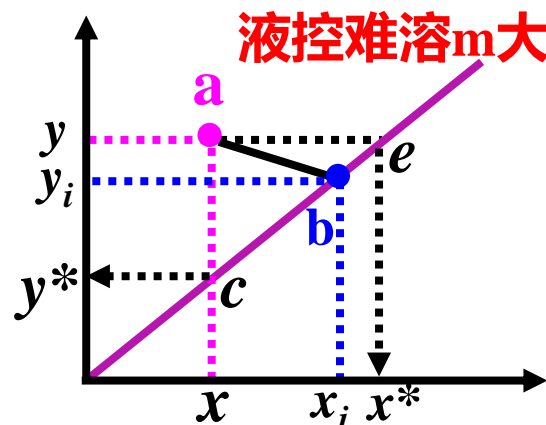
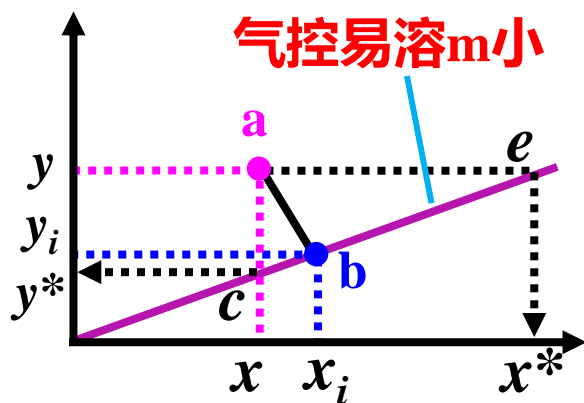
(增大, 减小)

第六章 气体吸收

6.5 填料塔计算—6.5.7 设计型计算

17. 某一低浓度逆流吸收塔，属液膜控制，在其他条件不变的情况下，气相量与液相量同时成比例增加，则：气相出口组成 y_2 将____，液相出口组成 x_1 将____，回收率 η 将____。

(液膜控制, 难溶解, y_2 将 \uparrow ; 汽膜控制, 难扩散, y_2 将 \downarrow)



18. 用水吸收空气中的CO，属于____；气膜中的CO的浓度梯度____液膜中的浓度梯度；气膜阻力____液膜阻力；以液相浓度表示的总传质系数 K_x ____ 液相传质分系数 k_x 。

第六章 气体吸收

6.5填料塔计算—6.5.7设计型计算

19. 某逆流吸收塔，当解吸因数增大，而气液进口组成不变，则溶质回收率将____；而液体出塔浓度将____。

20. 某填料逆流吸收塔，属液膜控制，如在其他条件不变的情况下，增大气相进塔流量 G ，则：

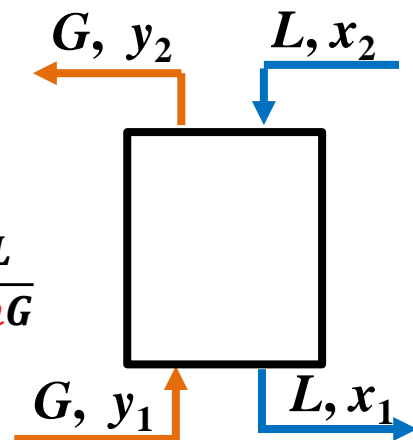
- ①操作线的斜率 L/G 将____；
- ②气相总传质单元高度 H_{OG} ____；
- ③液相总传质单元数 N_{OL} ____；
- ④液相总传质单元高度 H_{OL} ____；

习题：6-13, 6-16, 6-18, 6-20

EXAMPLE 21. 某填料塔在常压下用清水吸收尾气中的丙酮，进塔气体中的丙酮含量为5%，气体流率为 $746.36 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，液相流率为 $40 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，此时液体流率为最小流率的1.5倍，回收率 $\eta=95\%$ ，体系服从亨利定律，吸收温度为 30°C ，液相传质单元高度 $H_L=0.52\text{m}$ ，气相传质分系数为 $k_{ya}=0.05 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。
求：①吸收塔出塔液相浓度 x_1 ；②塔料层高度 H 。

Solution $G(y_1 - y_2) = L(x_1 - x_2)$ $H = H_{OG} \times N_{OG}$ $H_{OG} = H_G + \frac{mG}{L} H_L$

$$N_{OG} = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_m} \quad N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A}\right) \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + \frac{1}{A} \right] \quad A = \frac{L}{mG}$$



第六章 气体吸收(Gas Absorption)

6.5 填料塔中低浓度气体吸收过程计算

(Absorption process of low gas concentration in packed tower)

6.5.1 填料塔简介 (Introduction to packed tower)

6.5.2 低浓度气体吸收特点(Assumption of gas absorption at low concentration)

6.5.3 物料衡算—操作线方程(Material balances —Operating-line equation)

6.5.4 填料层高度计算(Calculation of packing height)

6.5.5 传质单元高度计算[Height of a transfer unit (HTU)]

6.5.6 传质单元数计算[Number of transfer units (NTU)]

6.5.7 填料吸收塔设计型计算(Design calculation for packed tower)

6.5.8✓ 填料吸收塔操作型计算(Operational calculation for packed tower)

6.5.9 其它吸收过程(Other forms of absorption process)

操作型—已知 H 和 D_T ，改变某一操作条件，而其它条件不变时对吸收的影响

6.5.8.1操作型计算的命题

(1)计算条件

- | | |
|---|---|
| ①塔高塔径数据： H 、 D_T , m | ④两总传质系数： K_{ya} 、 K_{xa} , kmol/(s·m ²) |
| ②气液流量数据： G 、 L , kmol/(s·m ²) | ⑤气液平衡关系： $y^*=f(x)$ |
| ③气液组成数据： y_1 、 y_2 、 x_1 、 x_2 | ⑥气液流动方式：逆流，并流 |

(2)主要方程

全塔物料衡算： $G(y_1 - y_2) = L(x_1 - x_2) \dots\dots (a)$ 相平衡方程： $y^*=f(x) \dots\dots (b)$

$$\text{吸收过程基本方程} \left\{ \begin{array}{l} H = N_{OG} \times H_{OG} = \frac{G}{K_y a} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} \\ H = N_{OL} \times H_{OL} = \frac{L}{K_x a} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x^* - x} \end{array} \right\} \dots\dots (c)$$

(3) 计算方法

① 非线性方程。相平衡方程(b)和吸收过程基本方程(c)一般非线性, 须**试差**

② 线性方程。若平衡线 $y^*=mx$ 为直接线, 则吸收过程方程可化为:

$$H = \frac{G}{K_y a} \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_m}, H = \frac{L}{K_{xa}} \frac{x_1 - x_2}{\Delta x_m} \quad \dots\dots(d)$$

第I类命题, 已知: H 、 D_T 、 G 、 L 、 y_1 、 x_2 、 K_{ya} 、 K_{xa} 、 m 、并逆流, 求: x_1 、 y_2

➡ 可将(c)线性化, 消元后求 x_1 、 y_2

第II类命题, 已知: H 、 D_T 、 G 、 y_1 、 y_2 、 x_2 、 K_{ya} 、 K_{xa} 、 m 、并逆流, 求: L 、 x_1

➡ 无法将(c)线性化, 须**试差**(习29)

当相平衡方程为直线时, 对**I、II类命题**采用**吸收因素法**求解操作型计算较方便

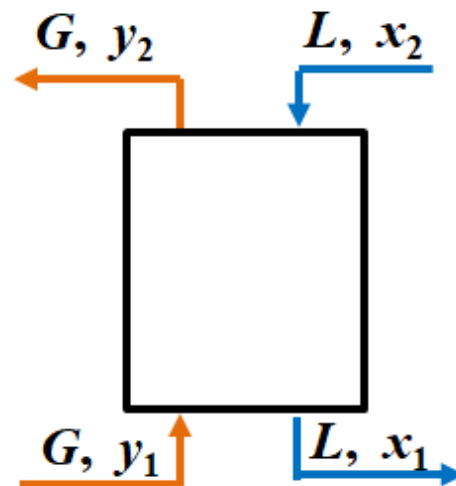
➡ 对第**I类**命题, 例6-6, H 增加求 y_2'
对第**II类**命题, 仍须**试差**, 例6-7, H 增高求 L'

例22. 某填料吸收塔用含溶质 $x_2=0.0002$ 的溶剂逆流吸收混合气体中的可溶组分, 采用液气比 $(L/G)=3$, 气体入口浓度 $y_1=0.01$, 回收率 η 可达0.90。今因解吸不良, 吸收剂进塔浓度上升至 $x_2'=0.00035$, 已知平衡关系为 $y=2x$ 。试求:

①可溶组分的回收率 η 下降多少?

②液相出塔浓度 x_1 升高至多少?

SOLUTION.



第六章 气体吸收(Gas Absorption)

6.5 填料塔中低浓度气体吸收过程计算

(Absorption process of low gas concentration in packed tower)

6.5.1 填料塔简介 (Introduction to packed tower)

6.5.2 低浓度气体吸收特点(Assumption of gas absorption at low concentration)

6.5.3 物料衡算—操作线方程(Material balances —Operating-line equation)

6.5.4 填料层高度计算(Calculation of packing height)

6.5.5 传质单元高度计算[Height of a transfer unit (HTU)]

6.5.6 传质单元数计算[Number of transfer units (NTU)]

6.5.7 填料吸收塔设计型计算(Design calculation for packed tower)

6.5.8 填料吸收塔操作型计算(Operational calculation for packed tower)

6.5.9✓ 其它吸收过程(Other forms of absorption process)

(介绍气液并流、两塔联合、液体再循环)

(1) 并流吸收

全塔物衡: $G(y_1 - y_2) = L(x_2 - x_1)$

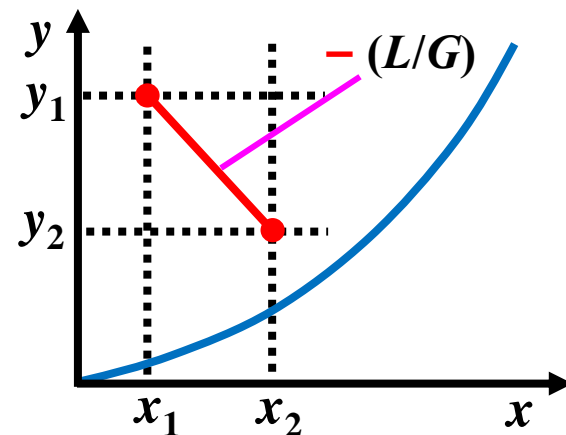
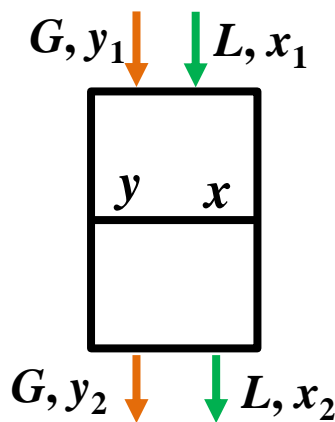
$$\frac{y_1 - y_2}{x_2 - x_1} = \frac{L}{G}, \quad \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2} = -\frac{L}{G}$$

并流时填料层高度: $H = H_{OG} \times N_{OG}$

$$H_{OG} = \frac{G}{K_y a} \quad N_{OG} = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_m} \quad N_{OG} = \frac{-1}{1 + \frac{1}{A}} \ln \left[\left(1 + \frac{1}{A}\right) \frac{y_2 - mx_1}{y_1 - mx_1} - \frac{1}{A} \right]$$

并流吸收特点:

- ① 从塔顶至塔底, $y \downarrow$, $x \uparrow$, 塔顶推动力(Δy_1)大, 塔底推动力(Δy_2)小。 $-(L/G)$
- ② 全塔平均推动力 Δy_m 取决于 Δy 小的一侧, 并流时($\Delta y_{m\text{并}}$)小, 一般不用并流吸收操作。
- ③ 溶质溶解度大, m 小, ($\Delta y_{m\text{逆}}$)与($\Delta y_{m\text{并}}$)相当时, 可用并流。
- ④ 并流优点: a) 气液流速变化范围大, 不易液泛。
b) 气相浓度降低 $y \downarrow$, 或液相浓度升高 $x \uparrow$ 有一定限制时, 采用并流较适宜。



(2) 两塔联合操作

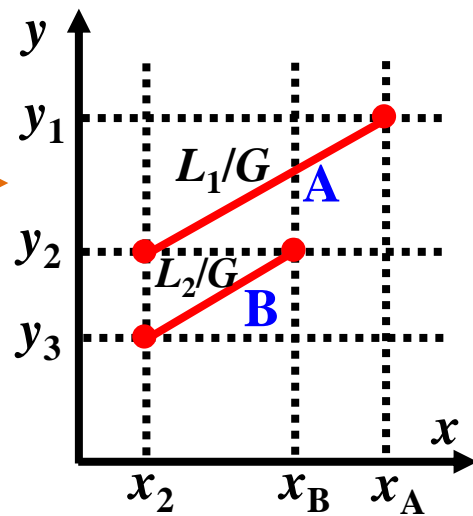
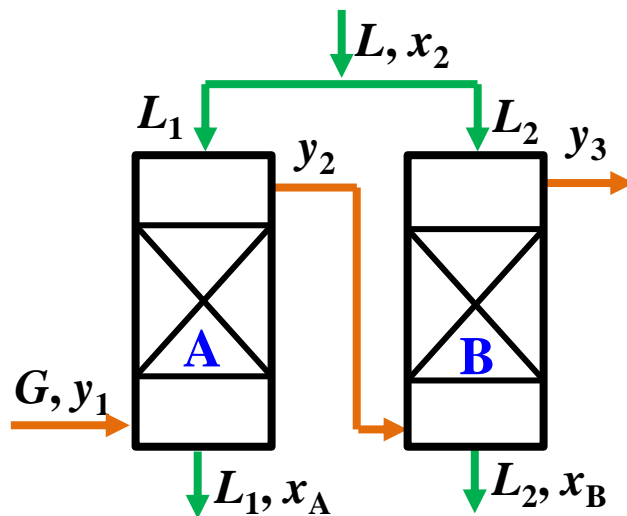
① 气相串联, 液相并联

两塔流程可知: $y_1 > y_2 > y_3$, $x_2 < x_B < x_A$

A塔: $G(y_1 - y_2) = L_1(x_A - x_2)$, 斜率 $\frac{L_1}{G}$

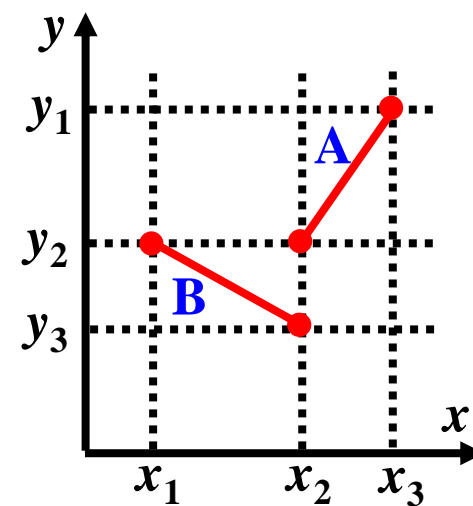
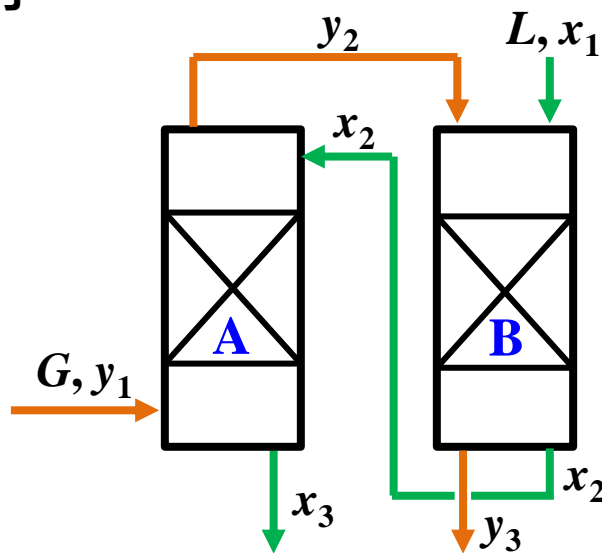
B塔: $G(y_2 - y_3) = L_2(x_B - x_2)$, 斜率 $\frac{L_2}{G}$

若 $L_1 = L_2$, 则 $\frac{L_1}{G} = \frac{L_2}{G} \rightarrow$ 两操作线平行



② 气液相分别同时串联

由两塔流程可知: $\begin{cases} y_1 > y_2 > y_3 \\ x_1 < x_2 < x_3 \end{cases}$



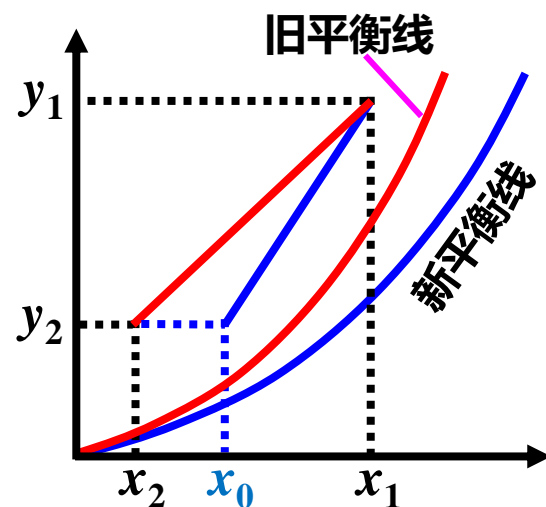
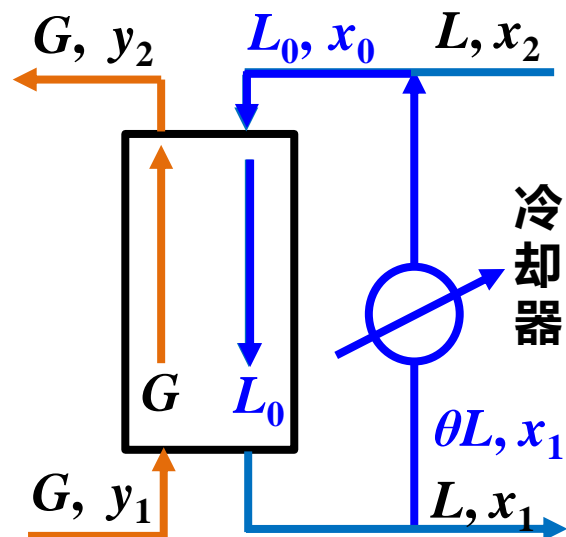
(3) 吸收剂再循环

- ① 对特定塔, 为 $Q_{耗}$ 小, 当 G 、 y_1 、 y_2 、 x_2 一定, $L \downarrow$, $x_1 \uparrow$
而 L 小, 填料表面的润湿率 \downarrow , 有效传质面积 \downarrow
- ② 解决上述问题的方法是: 采用吸收剂再循环
把塔底流出的部分液体 θL , 与新鲜吸收剂 L 汇合进入塔内,
吸收剂在塔内真正流率为 L_0 :

$$L_0 = L + \theta L = (1 + \theta)L, \quad L_0 x_0 = L x_2 + \theta L x_1 = L(x_2 + \theta x_1)$$

吸收剂真正进塔浓度为 $x_0 = \frac{L(x_2 + \theta x_1)}{L_0} = \frac{L(x_2 + \theta x_1)}{(1 + \theta)L} = \frac{x_2 + \theta x_1}{1 + \theta}$

- ③ 吸收剂浓度由 x_2 增大至 x_0 , 操作线向旧平衡线靠拢,
传质推动力下降, N_{OG} 、 $N_{OL} \uparrow$, $H \uparrow$
- ④ 采取的措施是: 用冷却器对部分循环液体冷却降温,
使新平衡线右移, 溶解度增大 $m \downarrow$, 提高吸收推动力



第六章 气体吸收(Gas Absorption)

- 6.1 概 述 (Overview)
- 6.2 气液平衡 (Vapor-liquid equilibrium)
- 6.3 分子扩散 (Molecular diffusion)
- 6.4 对流传质 (Convective mass transfer)
- 6.5 填料塔中低浓度气体吸收过程计算
(Absorption processes of low gas concentration in packed tower)
- 6.6✓ 气体解吸 (Desorption or stripping)
- 6.7 高浓度气体吸收 (Absorption from rich gases)

6.6 气体解吸(Desorption or stripping)

6.6.1 解吸特点与方法(Features and manners of desorption)

6.6.2 逆流解吸计算

(Calculation of desorption with countercurrent flow of liquid and gas)

(1) 解吸特点

解吸是吸收的逆过程，有如下特点：

- ① 逆流解吸时，操作线位于平衡线下方
- ② 推动力为：(p^*-p)，(y^*-y)，($x-x^*$)，($c-c^*$)
- ③ 溶质由液相向气相转移

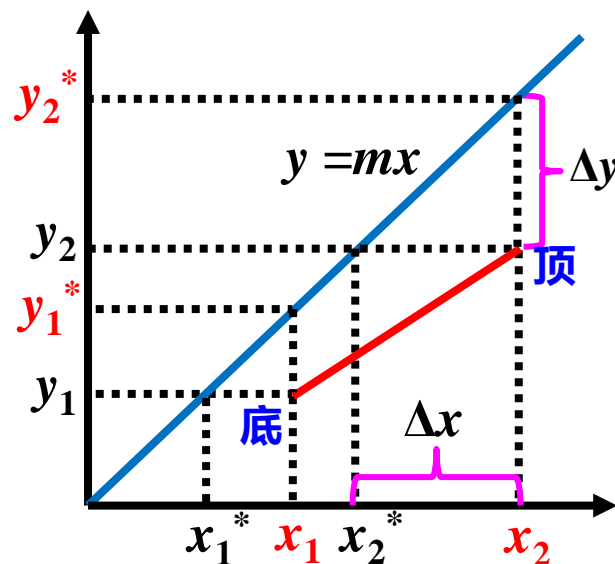
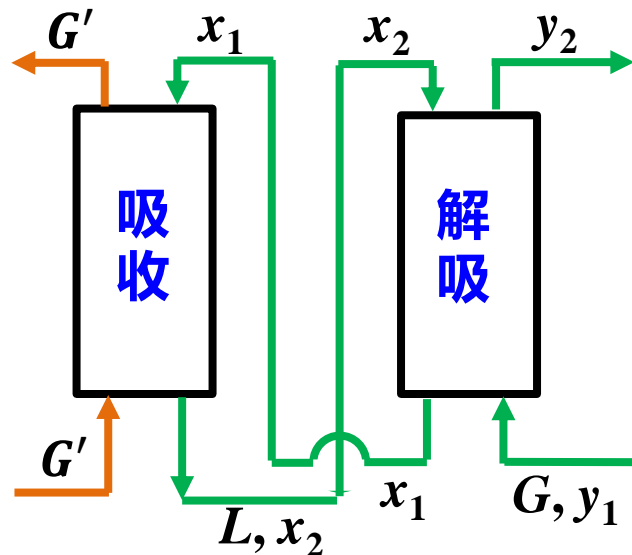
(2) 解吸方法

由 $m = \frac{E}{P}$ $\left\{ \begin{array}{l} P \downarrow, m \uparrow, \text{ 降压有利于解吸} \\ T \uparrow, m \uparrow, \text{ 升温有利于解吸} \end{array} \right.$

□ 通惰性气体——从塔底引入惰气，溶质从液相转移至惰气

□ 通过热蒸汽——从塔底引入水蒸气进行汽提，使溶质由液相传递至气相。

当溶质气体可冷凝，且溶质冷凝后与水不互溶，则溶质气体与水蒸汽一道从塔顶蒸出冷凝后分层，获得溶质产品



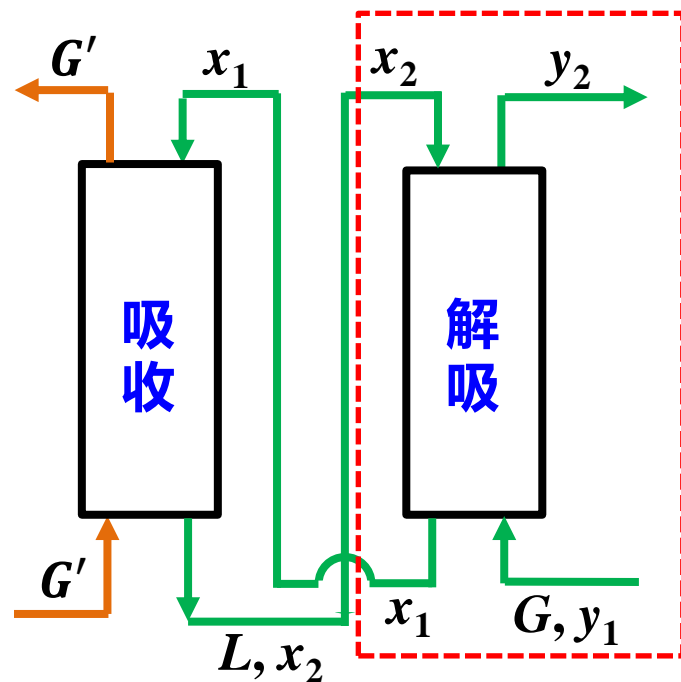
第六章 气体吸收

6.6 气体解吸-6.6.2 逆流解吸计算

- 气液逆流解吸塔计算与逆流吸收塔的计算方法相同，但过程推动力不同
- 填料层高度计算仍为： $H=H_{OL} \times N_{OL}$ ，或 $H=H_{OG} \times N_{OG}$
- 平衡关系： $y^*=f(x)$
- 解吸传质单元数(1—表示塔底，2—表示塔顶):

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A} \right) \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + \frac{1}{A} \right]$$

$$N_{OL} = \frac{1}{1 - A} \ln \left[(1 - A) \frac{x_2 - \frac{y_1}{m}}{x_1 - \frac{y_1}{m}} + A \right]$$



24. 某填料**解吸塔**解吸低浓度溶质体系，若其他条件不变而液体进料浓度 x_2 增加，此时：液相总传质单元数将____；液相出口浓度 x_1 将____；解吸气体出口浓度 y_2 将____。(不变，增加，减小)

25. **气膜控制**系统的**逆流解吸**操作中，如气相量与液相量同比例减少，则气相出口组成____，而液相出口组成____。(不变，增加，减小)

第六章 气体吸收

6.5 填料塔计算—6.5.1 填料塔简介

$$=0.566130072\text{m/h}$$

因为 $\psi = 1.45$

$$K_G \alpha = K_G \alpha_w \varphi^{1.1} = 0.15215 \times 0.3740 \times 1.451.1 \times 100 \quad (3-12)$$

$$=8.565021\text{kmol}/(\text{m}^3 \text{ h kpa})$$

$$K_L \alpha = K_L \alpha_w \varphi^{0.4} = 0.56613 \times 100 \times 0.37404 \times 1.450.4 \quad (3-13)$$

$$=24.56912/\text{h}$$

因为: $u/u_f = 0.8346$

所以需要用以下式进行校正:

$$k'_G \cdot \alpha = \left[1 + 9.5 \left(\frac{u}{u_f} - 0.5 \right)^{1.4} \right] k_G \cdot \alpha \quad (3-14)$$

$$= [1 + 9.5 (0.69999 - 0.5)^{1.4}] 8.56502 = 17.113580 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \text{ h kpa})$$

$$k'_L \cdot \alpha = \left[1 + 2.6 \left(\frac{u}{u_f} - 0.5 \right)^{2.2} \right] k_L \cdot \alpha \quad (3-15)$$

$$= [1 + 2.6 (0.69999 - 0.5)^{2.2}] 24.569123 = 26.42106/\text{h}$$

$$K_G \alpha = \frac{1}{\frac{1}{K'_G \alpha} + \frac{1}{HK'_L \alpha}} \quad (3-16)$$

$$= 1 \div (1 \div 17.1358 + 1 \div 0.725 \div 26.4210)$$

$$= 9.038478 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \text{ h kpa})$$

$$H_{OG} = \frac{V}{K_y \alpha \Omega} = \frac{V}{K_G \alpha P \Omega} \quad (3-17)$$

$$= 234.599 \div 9.03847 \div 101.3 \div 0.785 \div 0.64$$

$$= 0.491182 \text{ m}$$

$$Z = H_{OG} N_{OG} \quad (3-18)$$

$$= 0.491182 \times 9.160434 = 4.501360\text{m, 得}$$

$$Z' = 1.4 \times 4.501 = 6.30\text{m}$$

参考文献

- [1] Warren L.McCabe, Julian C.Smith, Peter Harriott. **Unit Operations of Chemical Engineering** [M]. The McGraw-Hill Companies, Inc., Sixth Edition, 2001
- [2] 天大化原教材
- [3] 华理化原教材
- [4] 周新. 天然气脱硫脱碳工艺综述[J]. **煤化工与甲醇**, 2017, 43(4): 31-32
- [5] 覃园圆, 李耀锋, 何庆华等. 天然气脱硫脱碳工艺[J]. **中国石油和化工标准与质量**, 2013, 22: 265
- [6] 刘健, 张述伟, 孙道青. 低温甲醇法净化天然气工艺流程的研究[J]. **天然气化工**, 2007, 32(5): 47-50
- [7] 陈赓良. 醇胺法脱硫脱碳工艺的回顾与展望[J]. **石油与天然气化工**, 2003, 32(3): 134-142
- [8] 白昊, 张波, 王刚军, 等. 醇胺法脱碳工艺分析[J]. **一重技术**, 2015, (2): 28-32