

《化工原理》

Principles of Chemical Engineering

主讲教师：董缘

下册（第三版）

陈敏恒 丛德滋 方图南 齐鸣斋 编

化学工业出版社



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

第8章 气体吸收

本章学习要求

§ 掌握的内容:

分子扩散、菲克定律的定义及其应用，等分子反向扩散、单向扩散的速率方程；对流传质概念；气体在液体中溶解度概念，亨利定律及各种表达式和相互间的关系，相平衡的应用；双膜理论要点；总传质系数及总传质速率方程；吸收过程物料衡算；操作线方程推导及其物理意义；最小液气比概念及吸收剂用量的计算；填料层高度的计算；传质单元高度与传质单元数的定义及其物理意义；传质单元数的计算（平均推动力法和吸收因数法）；吸收塔的设计型和操作型计算。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

§ 熟悉的内容:

吸收剂的选择; 各种形式的单相传质速率方程; 各种传质系数间的关系; 气膜控制与液膜控制; 传质单元数的图解积分法; 吸收塔的操作型分析; 解吸特点及计算。

§ 了解的内容:

“三传”之间的联系; 分子扩散系数及其影响因素; 填料塔和板式塔的结构及操作原理; 塔高计算基本方程的推导; 高浓气体的填料层高度计算; 其它类型的吸收操作。



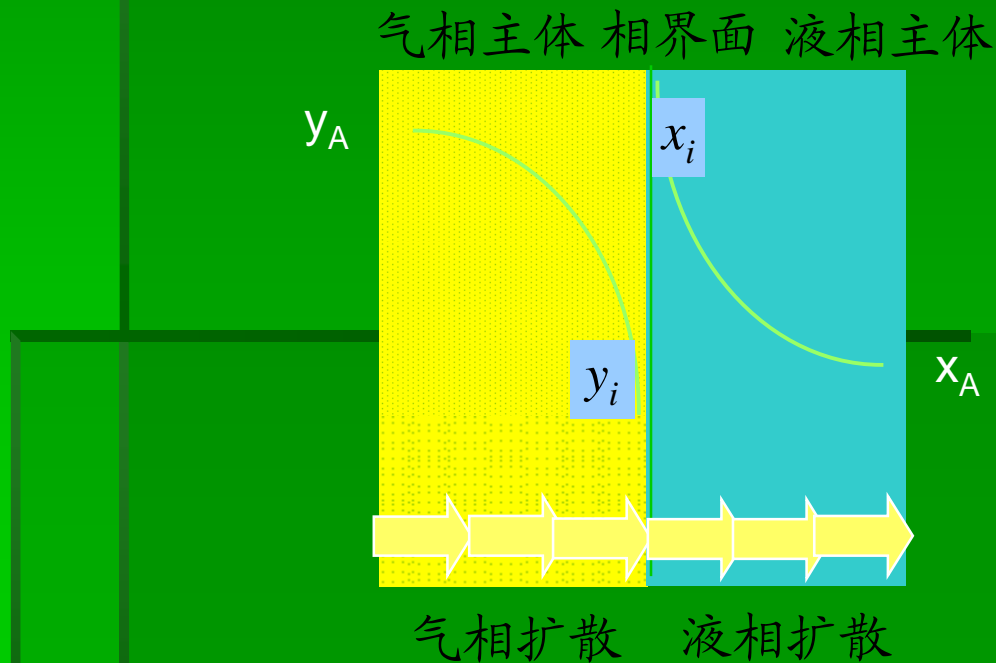
西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.1 概述

8.1.1 吸收分离操作定义:

利用混合气体中各组分在溶剂中溶解度的差异实现混合气体的分离。气体吸收是包括气相内的物质传递、气液相界面上的溶解过程和液相内的物质传递三个步骤的由浓度差推动的实际传质过程。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

吸收过程基本概念:

溶质: 混合气体中的溶解组分, 以A表示。

惰性气体: 不溶或难溶组分, 以B表示。

溶剂: 吸收操作中所用的溶剂, 以S表示。

吸收液: 吸收操作后得到的溶液, 主要成分为溶剂S和溶质A。

吸收尾气: 吸收后排出的气体, 主要成分为惰性气体B和少量的溶质A。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.1.2 吸收操作的用途

- (1) 制取产品 用吸收剂吸收气体中某些组分而获得产品。
如：硫酸吸收 SO_3 制浓硫酸，水吸收甲醛制福尔马林液，氨水溶液吸收 CO_2 制碳酸氢氨等。
- (2) 分离混合气体 吸收剂选择性地吸收气体中某些组分以达到分离目的。如：从焦炉气或城市煤气中分离苯，从乙醇催化裂解气中分离丁二烯，从合成氨厂排放气中回收氨等。
- (3) 气体净化 一类是原料气的净化，即除去混合气体中的杂质，如合成氨原料气脱 H_2S 、脱 CO_2 、脱 CO 等；另一类是尾气处理和废气净化以保护环境，如燃煤锅炉烟气，冶炼废气等脱除 SO_2 ，天然气、石油气和焦炉气的脱除 H_2S 以及硝酸尾气脱除 NO_2 等。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.1.3 吸收过程分类:

物理吸收: 吸收过程溶质与溶剂不发生显著的化学反应。如用水吸收 CO_2 、用水吸收乙醇或丙醇蒸汽、用洗油吸收芳烃等。

化学吸收: 溶质与溶剂有显著的化学反应发生。如用碱类液体 (NaOH 、 Na_2CO_3 、 NH_3 、胺类溶液) 吸收酸性气体 (CO_2 、 H_2S 、 SO_2 等)、用稀硫酸吸收氨以及水吸收 NO_x 制 HNO_3 等。

单组分吸收: 混合气体中只有单一组分被液相吸收, 其余组分因溶解度甚小其吸收量可忽略不计。

多组分吸收: 有两个或两个以上组分被吸收。

非等温吸收: 体系温度发生明显变化的吸收过程。

等温吸收: 体系温度变化不显著的吸收过程。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

- 高浓度吸收：溶质组分的摩尔分数大于0.1
- 低浓度吸收：溶质组分的摩尔分数小于0.1。

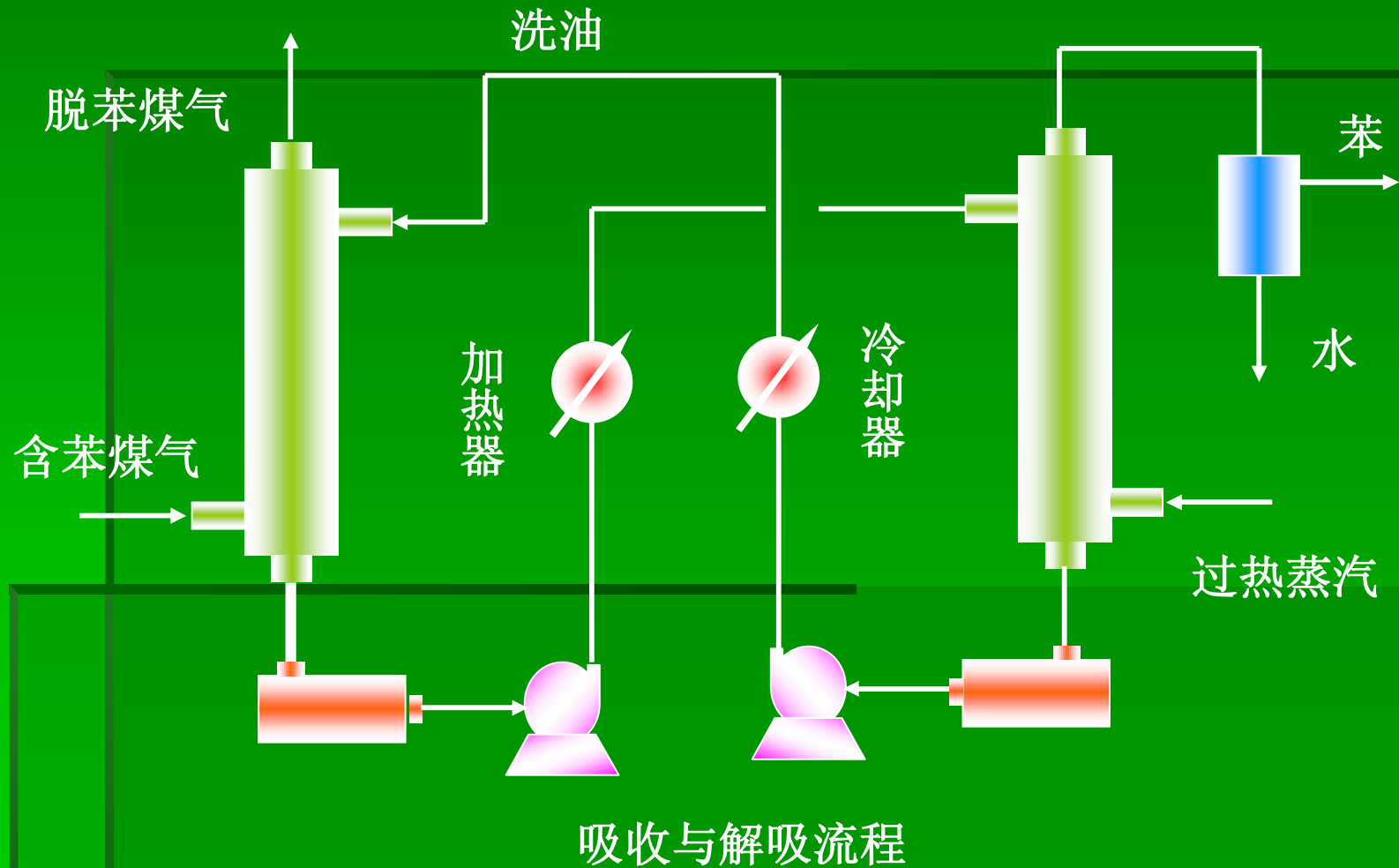
8.1.4 吸收剂的选择依据

- (1) 溶解度大；
- (2) 选择性高；
- (3) 溶解度对操作条件的敏感性；
- (4) 挥发性小；
- (5) 粘度低；
- (6) 化学稳定性高；
- (7) 腐蚀性低；
- (8) 其它：无毒、无害、价廉等。



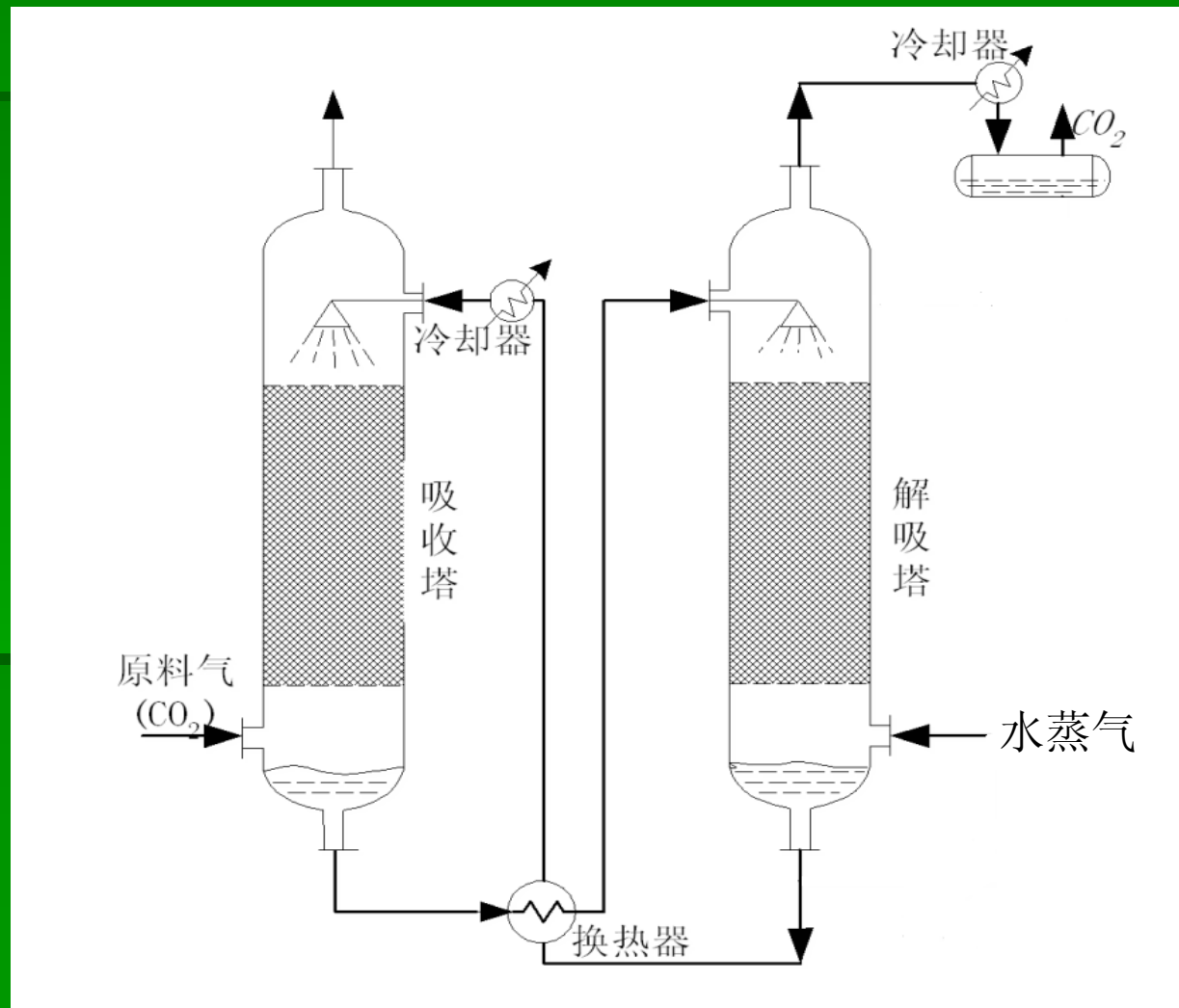
8.1.5 工业吸收过程

1 从焦炉煤气中回收粗苯的流程



西安建筑科技大学
Xi'an University of Architecture and Technology

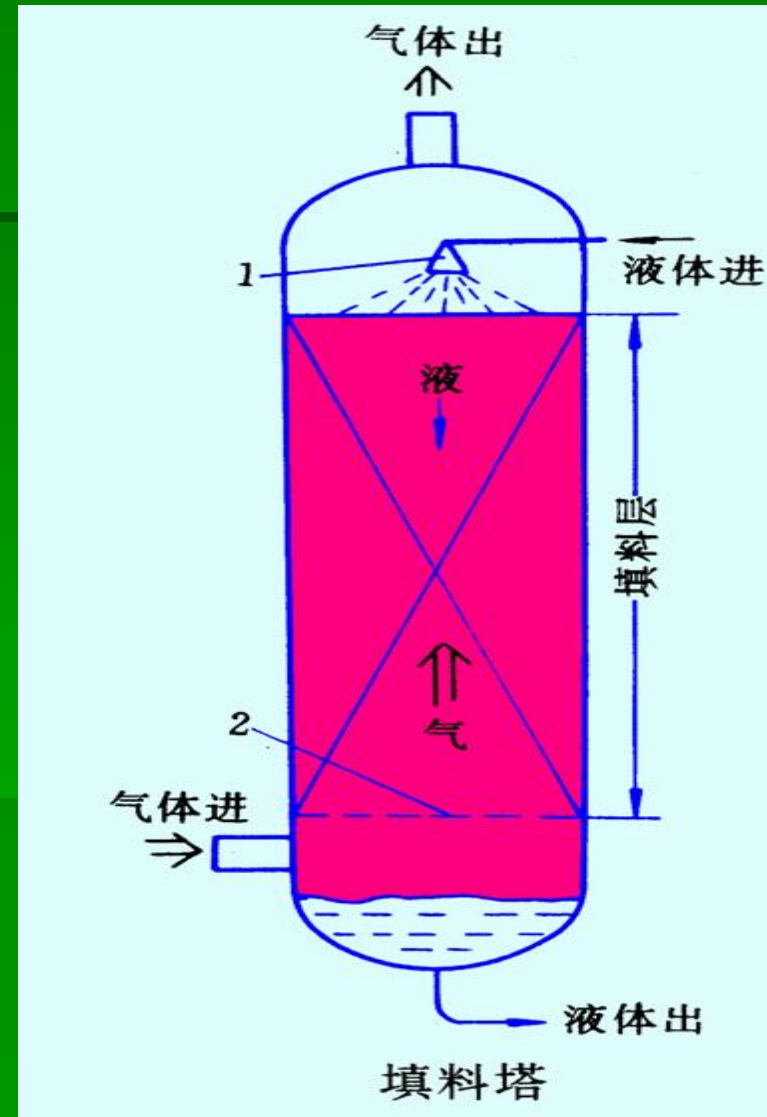
2 乙醇胺水溶液吸收二氧化碳气体



8.1.6 吸收设备简介

1 连续接触(也称微分接触):

气、液两相的浓度呈连续变化，如：填料塔。

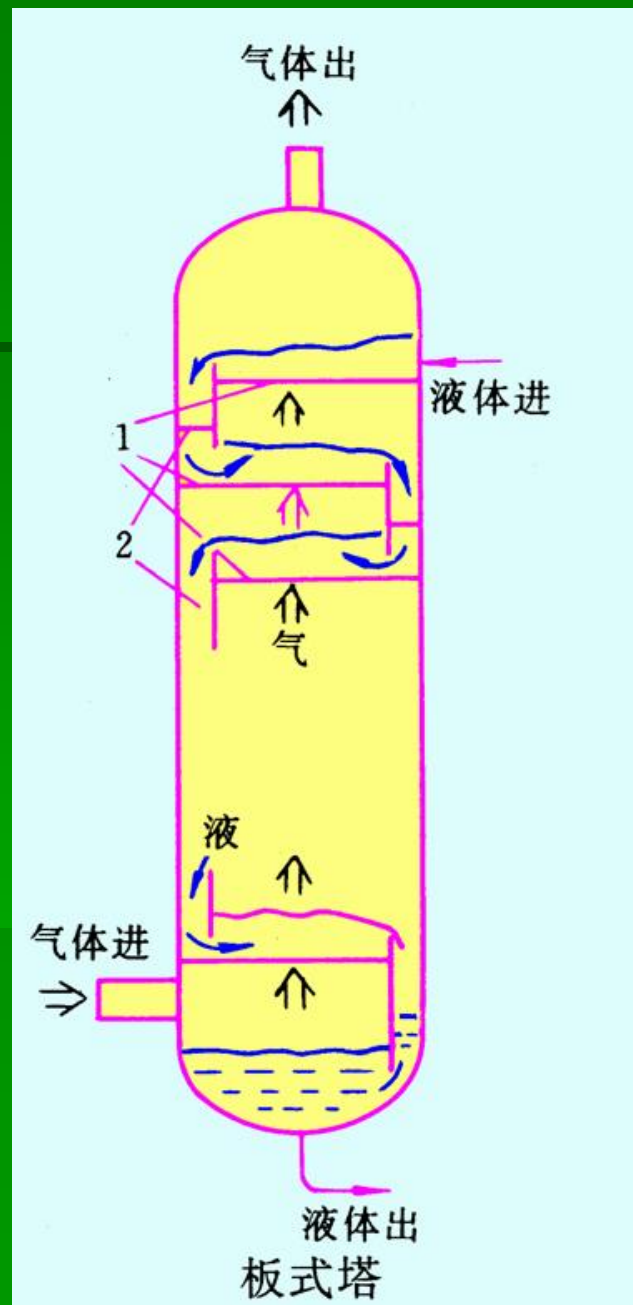


西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

2 级式接触:

气、液两相逐级接触传质，两相的组成呈阶跃变化。如板式塔。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.2 气液相平衡关系

8.2.1 气体在液体中的溶解度：

气体吸收涉及到相际传质过程。

包括：
平衡问题：物质传递的方向和限度
传质速率问题：传质推动力和阻力
相平衡：相间传质已达到动态平衡

对单组分物理吸收：由相律 $f=C-f+2$ 知：自由度 $f = 3$ ，即在温度、压力和气、液相组成四个变量中，有三个独立变量。

在温度和压力一定的条件下，平衡时的气、液相组成具有一一对应关系。

平衡分压(饱和分压)：平衡状态下溶质在气相中的分压。

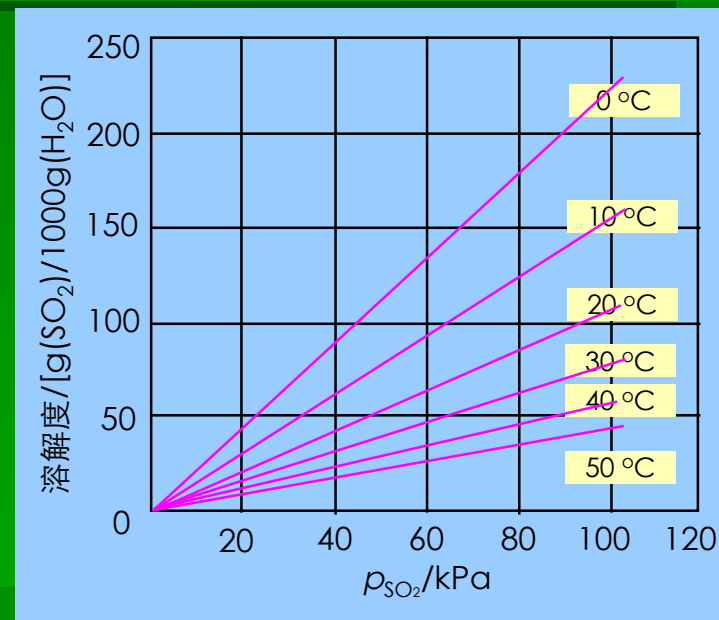
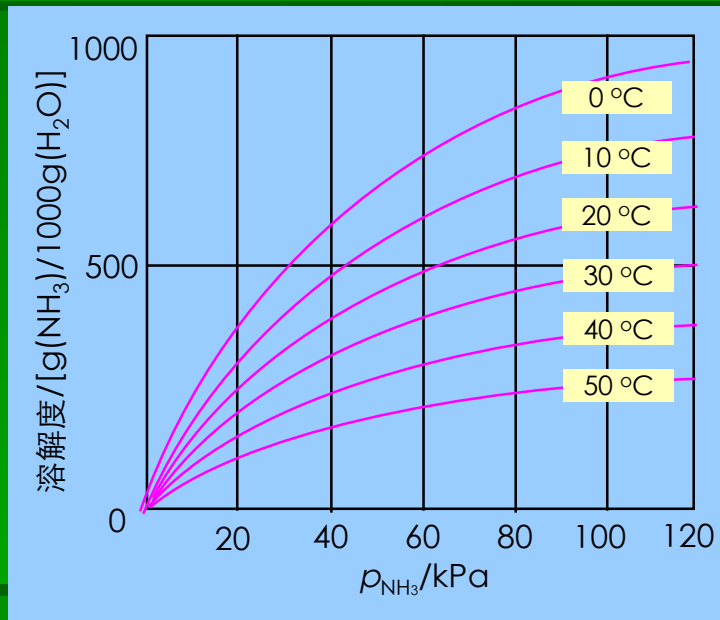
溶解度(饱和浓度)：平衡状态下的液相浓度。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

溶解度曲线：在一定温度、压力下，平衡时溶质在气相和液相中的浓度的关系曲线。如下图：



在相同条件下，NH₃ 在水中的溶解度较 SO₂ 大得多。用水作吸收剂时，称 NH₃ 为**易溶气体**，SO₂ 为**中等溶解气体**，溶解度更小的气体则为**难溶气体** (如 O₂ 在 30°C 和溶质的分压为 40kPa 的条件下，1kg 水中溶解的质量仅为 0.014g)。



西安建筑科技大学
Xi'an University of Architecture and Technology

亨利定律: 当总压不太高(通常 $<0.5\text{MPa}$)时, 一定温度下的稀溶液的溶解度曲线近似为直线, 即溶质在液相中的溶解度与其在气相中的分压成正比。

$$p^* = Ex \quad \text{—— 亨利定律}$$

式中: p^* —— 溶质在气相中的平衡分压, kPa;
 x —— 溶质在液相中的摩尔分数;
 E —— 亨利系数, kPa。

说明: 亨利系数的值随物系的特性及温度而异; 物系一定, E 值一般随温度的上升而增大; 在同一溶剂中, 难溶气体 E 值很大, 易溶气体 E 值很小。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

其它形式的亨利定律有:

$$y^* = mx$$

$$p^* = cH$$

y^* —— 与组成为 x 的液相呈平衡的气相中溶质的摩尔分数;

c —— 溶质在液相中的摩尔浓度, kmol/m^3 ;

m —— 相平衡常数;

H —— 溶解度系数; $\text{kPa} \cdot \text{m}^3/\text{kmol}$;

三个比例系数之间的关系:

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

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

$$c_m = \frac{r}{M_s}$$

式中 c_m 为溶液的总浓度 (kmol/m^3)。

对于稀溶液, $c_m = r_s / M_s$, 其中 r_s 为溶液的密度, M_s 为

溶剂的摩尔质量。

西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

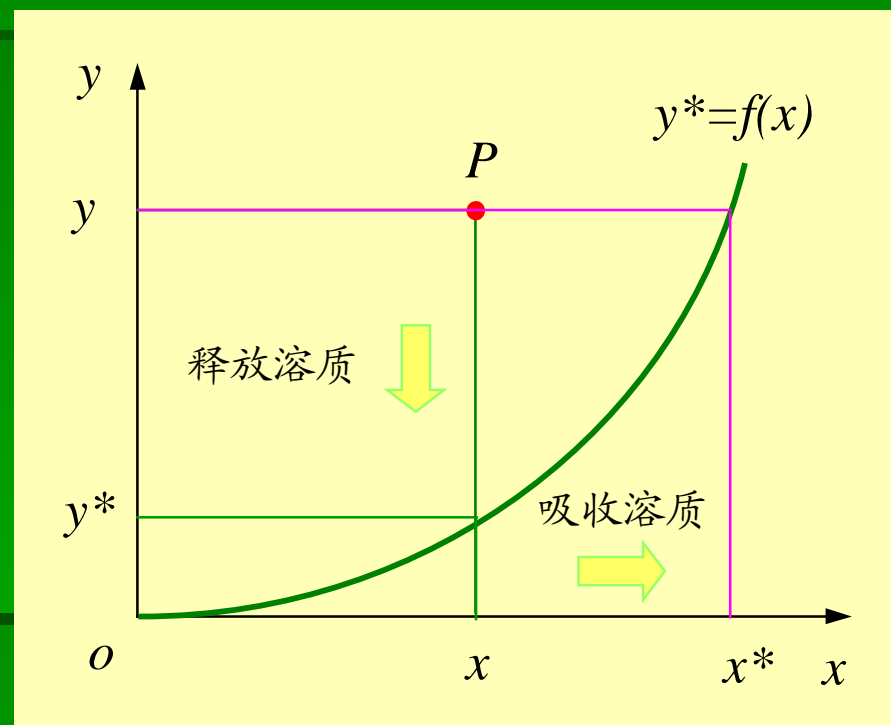
8.2.2 相平衡与吸收过程的关系

(1) 传质过程的方向

气、液相浓度 (y, x) 在平衡线上方 (P 点):

相对于液相浓度 x 而言, 气相浓度为过饱和 ($y > y^*$), 溶质 A 由气相向液相转移。

相对于气相浓度 y 而言, 液相浓度欠饱和 ($x < x^*$), 故液相有吸收溶质 A 的能力。



结论: 若系统气、液相浓度 (y, x) 在平衡线上方, 则体系将发生从气相到液相的传质, 即吸收过程。



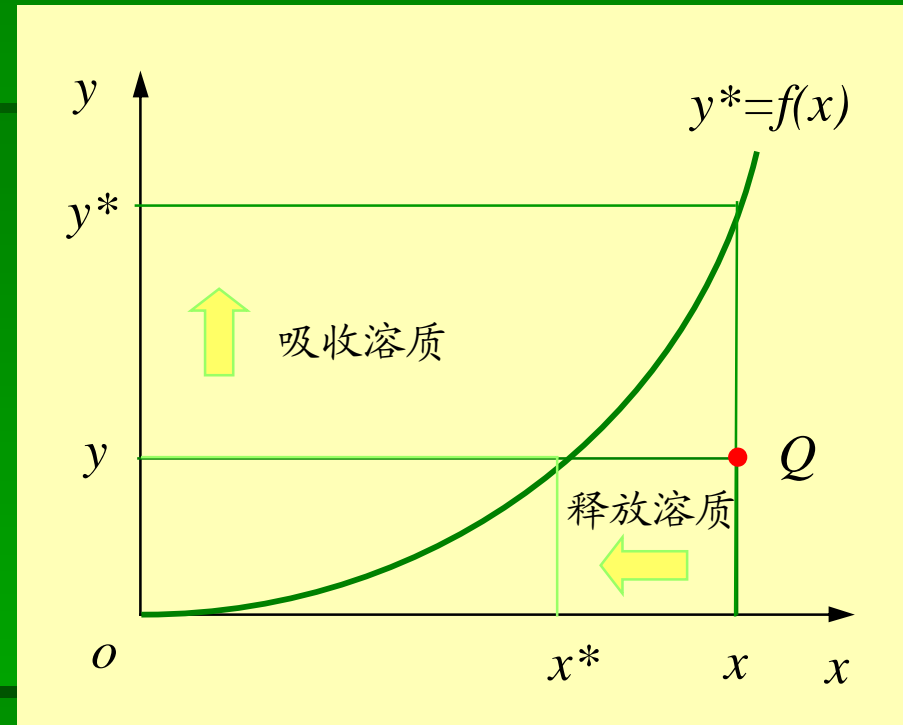
西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

气、液相浓度 (y, x) 在平衡线下方 (Q 点):

相对于液相浓度 x 而言气相浓度为欠饱和 ($y < y^*$), 溶质 A 由液相向气相转移。

相对于气相浓度而言实际液相浓度过饱和 ($x > x^*$), 故液相有释放溶质 A 的能力。



结论: 若系统气、液相浓度 (y, x) 在平衡线下方, 则体系将发生从液相到气相的传质, 即解吸过程。



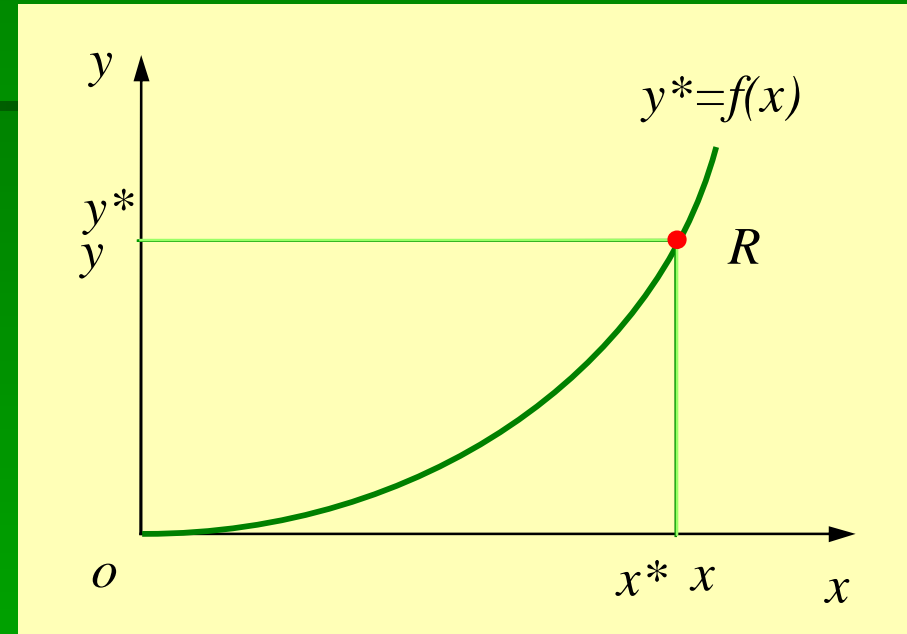
西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

气、液相浓度 (y, x) 处于平衡线上 (R 点):

相对于液相浓度 x 而言气相浓度为平衡浓度 ($y=y^*$), 溶质 A 不发生转移。

相对于气相浓度而言液相浓度为平衡浓度 ($x=x^*$), 故液相不释放或吸收溶质 A。



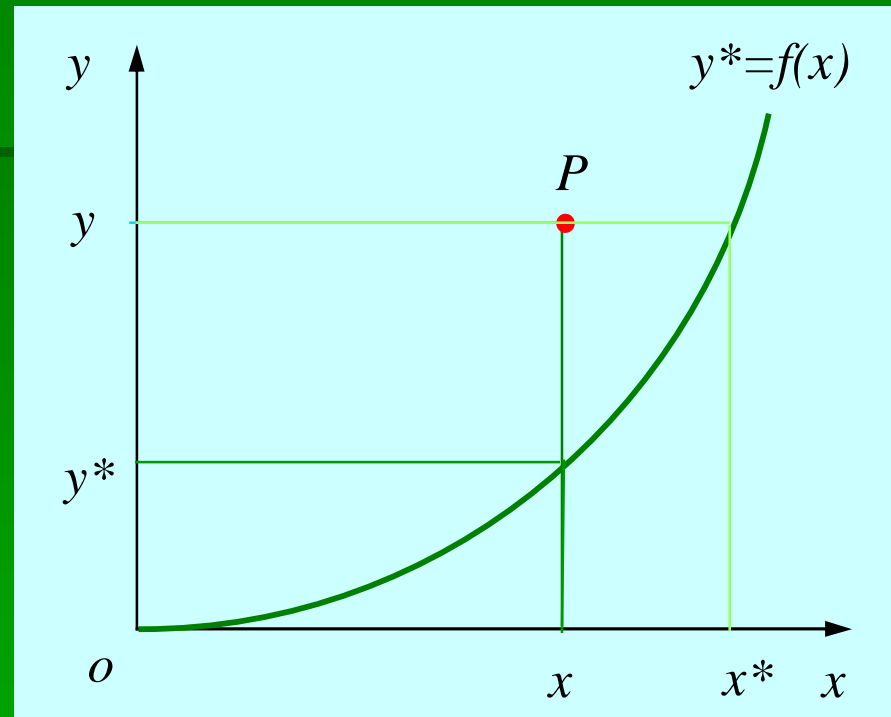
结论: 若系统气、液相浓度 (y, x) 处于平衡线上, 则体系从宏观上讲将不会发生相际间的传质, 即系统处于相平衡状态



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

(2) 传质过程的限度



对吸收而言：

若保持液相浓度 x 不变，气相浓度 y 最低只能降到与之相平衡的浓度 y^* ，即 $y_{min} = y^*$ ；

若保持气相浓度 y 不变，则液相浓度 x 最高也只能升高到与气相浓度 y 相平衡的浓度 x^* ，即 $x_{max} = x^*$ 。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

(3) 传质过程的推动力

未达平衡的两相接触会发生相间传质(吸收或解吸), 离平衡浓度越远, 过程传质推动力越大, 传质过程进行越快。

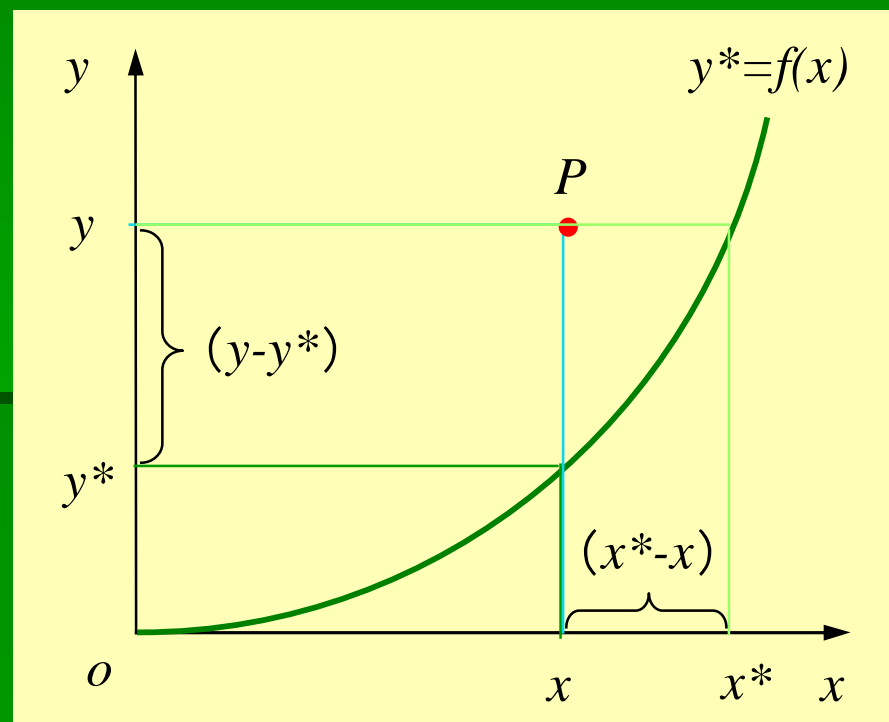
方法: 用气相或液相浓度远离平衡的程度来表征气液相间传质过程的推动力。

对吸收过程:

$(y-y^*)$: 以气相摩尔分数差表示的传质推动力;

(x^*-x) : 以液相摩尔分数差表示的传质推动力。

传质推动力的表示方法可以不同, 但效果一样。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.3 传质理论

8.3.1 传质定义

定义：是指物质在浓度差、温度差、压力差等推动力作用下，从一处转移到另一处的过程，包括相内传质和相际传质两类，前者发生在同一个相内，后者则涉及不同的两相。

传质的相平衡特点：

- ▲ 达到相平衡时，一般两相浓度不相等。
- ▲ 达到相平衡时，传质过程仍在进行，只不过通过相界面的某一组分的净传质量为零，因此属动态平衡。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

化工生产中的传质过程

气—液系统：如吸收、解吸 等单元操作

汽—液系统：如蒸馏、精馏 操作

液—液系统：如液液萃取操 作

液—固系统：如结晶、浸取 操作

气—固系统：如干燥操作



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

相组成的表示方法

摩尔分率 x_A (或 y_A) = $\frac{n_A}{n}$

质量分率 $w_A = \frac{m_A}{m}$

摩尔比 X_A (或 Y_A) = $\frac{n_A}{n_B}$

质量比 $\bar{w}_A = \frac{m_A}{m_B}$

摩尔浓度 $c_A = \frac{n_A}{V}$, kmol/m³

质量浓度 $C_A = \frac{m_A}{V}$, kg/m³

对气体，还可以用 p_A 表示浓度



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.3.2 传质的基本方式

不论溶质在气相还是液相，它在单一相内的传质有两种基本形式，即：**分子扩散**和**对流传质**。

1、**分子扩散**：在层流或滞流的流体中，靠分子运动而进行的传质。分子扩散在气、液、固相中均能发生。

例如：浓度差引起的分子扩散；温度差引起的热扩散；压力差引起的压力扩散（如离心分离液混）；除重力外的其它外力引起的强迫扩散。

2、**对流传质**：在湍流的流体中，靠流体质点的宏观流动而进行的传质。

例如：强制对流传质；自然对流传质；紊流传质；相际传质。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

扩散速度与扩散通量

传质过程中，通常可以近似地用相应的速度来表示通过某一截面的传质速率，为区别分子扩散与混合相总体的宏观流动，需建立两种流速概念。

1、相对流速 (u^*) 和绝对流速 (u)

u^* : 因扩散引起的相对于混合相总体流动的物质流动流速，也叫相对流速。

u : 包括混合相总体宏观流速在内的总的物质迁移速度，也叫绝对流速。

例如：在二元混合相中，绝对流速 $u = x_A u_A + x_B u_B$,

而 $u_A^* = u_A - u$, $u_B^* = u_B - u$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

若 $u_A^* = 0$ ，则 $u_A = u$ ，说明A组分无分子扩散；
若 $u_A^* = u_A$ ，则说明A组分只存在分子扩散，传质过程无宏观流动。

2、扩散速率 (J) 和传递速率 (N)

扩散速率 ($\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$)：单位时间内通过某单位截面积（垂直于扩散方向）的物质的量，称为该组分的扩散速率，其单位为浓度 \times 速度的单位，为矢量，方向同速度的方向。

J \rightarrow 相对流速 u^* N \rightarrow 绝对流速 u

$$\text{即： } J_A = C X_A u_A^* = C X_A (u_A - u) = N_A - C X_A u \quad N_A = C X_A u_A$$

例：在无化学反应的二元混合物系中有：

$$\text{则 } J_A + J_B = C X_A u_A^* + C X_B u_B^* = \dots = 0 \quad \text{即： } J_A = - J_B$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.3.3 分子扩散

菲克定律:

由组分A和B组成的混合物, 在恒定温度、恒定总压的条件下, 则任一点处组分A的扩散速率与该处A的浓度梯度 $\frac{dC_A}{dz}$ 成正比, 其数学表达式为:

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

式中 D_{AB} —A在混合物中的扩散系数, m^2/s

菲克定律的其它表达形式: $J_A = -\frac{D_{AB}}{RT} \frac{dp_A}{dz}$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

注:

* 菲克定律只是描述传质现象的宏观经验公式, 适用于 ρ 均匀的固体、液体以及稀薄气体的稳态扩散传质过程。

* 菲克定律描述的是浓度差引起的分子扩散传质, 其它条件产生的传质过程, 需用专门的关系式来描述。

D的物理意义:

恒定条件下, 组分A在混合物中的浓度梯度为1时的扩散通量, 反映的是物质的扩散能力的大小, 是物质的一种传递性质。

$$\text{且: } D = f(P, T, x)$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

分子扩散的两种基本形式:

1、等分子反向扩散

特点: $N_A = -N_B = J_A = -J_B = \text{常数}$

or $N_z = 0$

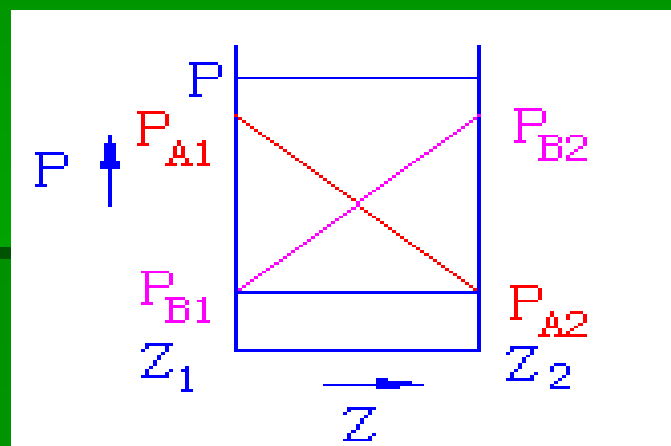
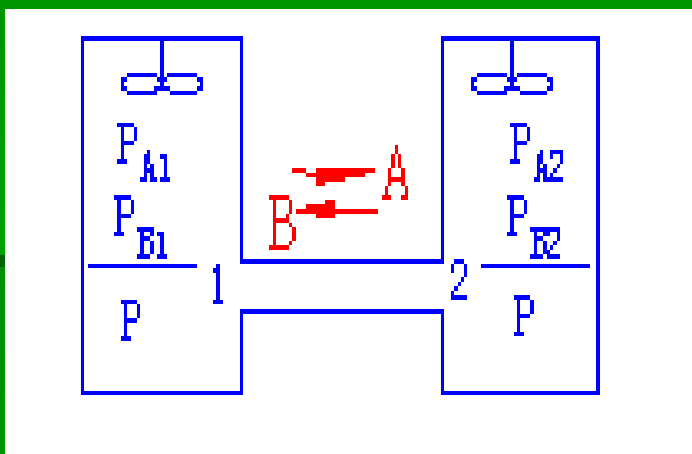


西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

速率方程的推导:

如下图所示，连通管的截面积相对于两容器1和2的截面积很小，此时通过连通管内任一截面处两个组分的扩散速率大小相等，此时的扩散称为等分子反向扩散。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

菲克定律简化为： $N_A = J_A = -D \frac{dC_A}{dz}$

边界条件： $z = z_1, C_A = C_{A_1}$
 $z = z_2, C_A = C_{A_2}$

依边界条件积分得：

$$N_A = J_A = \frac{D}{z} (C_{A_1} - C_{A_2}) \quad N_A = \frac{D}{RTz} (p_{A_1} - p_{A_2})$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

2、单向扩散

单向扩散是指组分 A 通过停滞（或不扩散）组分 B 的分子扩散。

特点： $N_B = 0$

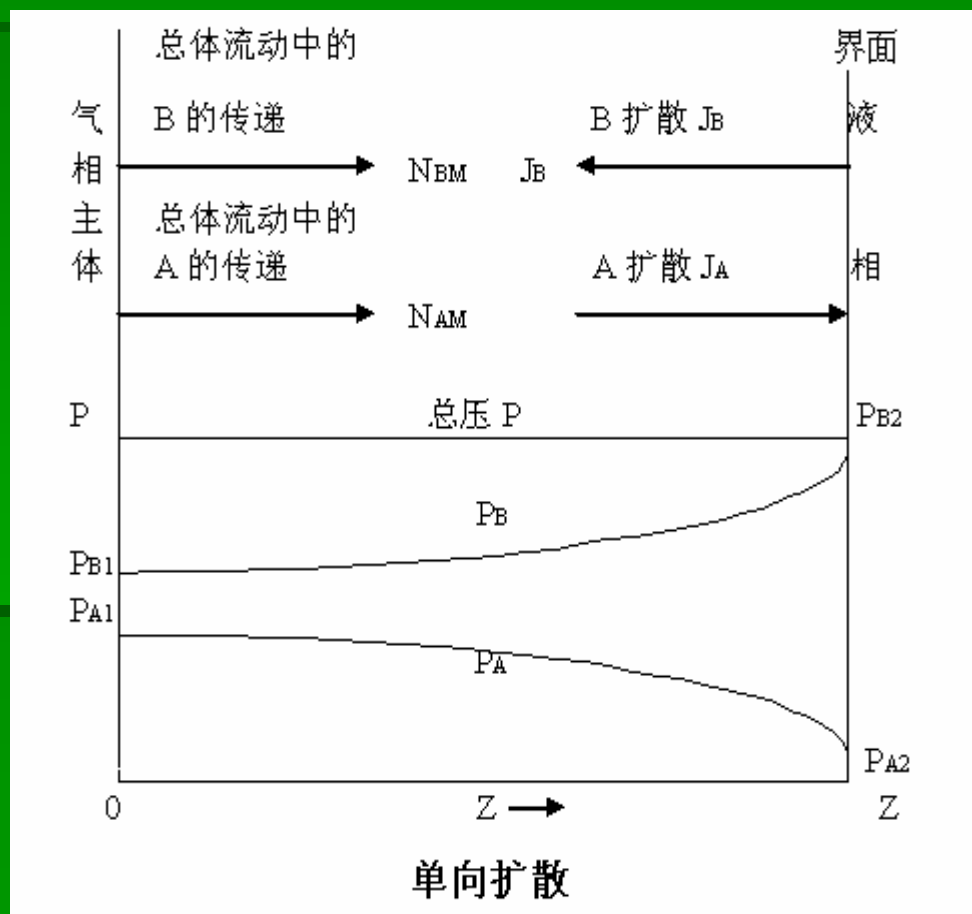
$$J_A = -J_B = \text{常数}$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

如下图所示:



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

吸收过程中，组分A不断地溶解于液体中，而惰性组分B由于不溶于液体，可视为静止不动，扩散量为零，此即为组分A通过“静止”组分B的单向扩散。

总体流动:在单向扩散过程中，因B在液相不溶解，造成气相主体与界面间产生一小压差，促使A、B混合气体产生的宏观流动，此流动称为**总体流动**。它是因分子扩散而不是依靠外力引起的宏观流动。此总体流动使组分A和组分B具有相同的传递方向，且扩散通量的比例同摩尔分数相同。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

速率方程的推导:

设总传递速率为 N_M , 则: $N_{AM}=N_M c_A/c$ $N_{BM}=N_M c_B/c$,

由于总体流动的存在, 所以组分A的传递速率

$$N_A = J_A + N_M c_A/c, \text{ 同理, } N_B = J_B + N_M c_B/c,$$

而组分B不发生传质即 $N_B=0$, 即 $J_B = -N_M c_B/c$ 而 $J_A = -J_B = N_M c_B/c$, 代入 N_A 式, 则得:

$$N_A = N_M c_B/c + N_M c_A/c = N_M (c_A + c_B)/c = N_M$$

$$\text{则 } N_A = J_A + N_M c_A/c = J_A + N_A c_A/c$$

$$\text{即: } N_A = J_A / (1 - c_A/c)$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

故从上式可看出，定态扩散时，总体流动所引起的单位时间传质面积传递的量等于组分A的传质速率。将菲克定律代入 N_A 式，可得：

$$N_A = -\frac{DC}{C - C_A} \left(\frac{dc_A}{dz} \right)$$

在 $(0, C_{A_1})$ ， (z, C_{A_2}) 范围内积分得：

$$N_A \int_0^z dz = -CD \int_{C_{A_1}}^{C_{A_2}} \frac{dc_A}{C - C_A}$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

$$N_A = -\frac{D}{z} \frac{C}{C_{Bm}} (C_{A_1} - C_{A_2})$$

$$N_A = \frac{D}{RTz} \cdot \frac{P}{p_{Bm}} (p_{A_1} - p_{A_2})$$

$$\text{式中 } C_{Bm} = \frac{C_{B_2} - C_{B_1}}{\ln(C_{B_2} / C_{B_1})}, \quad p_{Bm} = \frac{p_{B_2} - p_{B_1}}{\ln(p_{B_2} / p_{B_1})}$$

漂流因数 (C/C_{Bm} 或 P/p_{Bm})：即因单向扩散存在主体流动而使A的传质速率 N_A 比等分子反向扩散增大了的倍数。其值恒大于1，代表总体流动的影响。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

分子扩散系数

分子扩散系数的估算:

对于二元气体扩散系数的估算, 通常用较简单的由富勒 (Fuller) 等提出的公式

$$D = \frac{0.010 T^{1.75} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}}{P \left[(\sum v_A)^{1/3} + (\sum v_B)^{1/3} \right]^2} \quad \Rightarrow \quad D \mu T^{1.75} / P$$

(低压, 室温)

对于很稀的非电解质溶液 (溶质A+溶剂B), 其扩散系数常用Wilke-Chang公式估算:

$$D_{AB} = 7.4 \times 10^{-15} \frac{(f M_B)^{1/2} T}{m V_A^{0.6}} \quad \Rightarrow \quad D \mu T$$

固体中的扩散系数须靠实验确定。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

D (气) ~ 10^{-5} m²/s

D (液) ~ 10^{-9} m²/s

D (固) ~ $<10^{-10}$ m²/s



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.3.4 对流传质

对流传质是指流动着的液体与壁面之间或两个有限互溶的流动流体相界面之间所发生的传质。

① 涡流扩散

传质设备中，流体的流动多为湍流，其特点在于流体质点除沿流动方向运动外，还存在各个方向上的脉动，造成质点间的相互碰撞和混合，溶质在有浓度梯度的情况下会从高浓度向低浓度方向传递，这种现象称为**涡流扩散**，它的质点运动可借用菲克定律的形式来表示，即：



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

$$J_{AE} = -D_E \frac{dC_A}{dz}$$

式中： J_{AE} ——涡流扩散速率 $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$
 D_E ——涡流扩散系数 m^2/s

流体作湍流流动时，对流传质的形式包括分子扩散和涡流扩散两种，即总的传质速率为

$$J_{AT} = -(D + D_E) \frac{dC_A}{dz}$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

② 对流传质的理论

吸收过程是溶质在两流体流动时通过相界面由气相向液相进行的传质过程，此方式为相际对流传质。相际对流传质过程是一复杂过程，因此前人提出了几种不同的简化模型，以便有效确定其传质速率，其中**双膜模型**在传质理论方面影响较大，得到了广泛的认可。



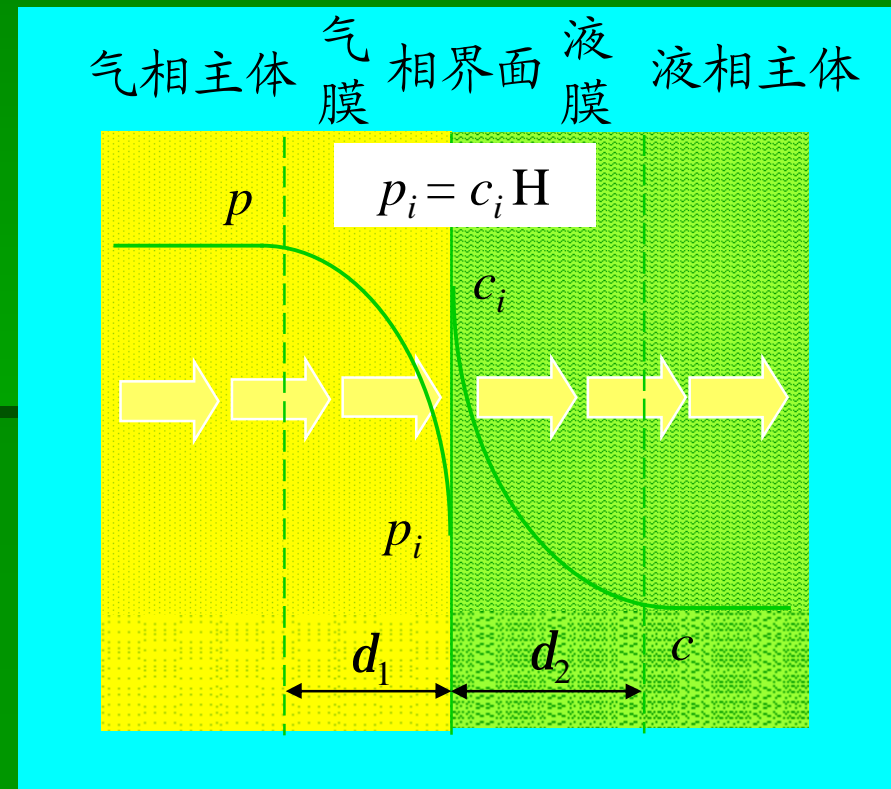
西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

(1) 双膜理论模型

由W.K.Lewis 和 W.G.Whitman 在上世纪二十年代提出，是最早出现的传质理论。双膜理论的基本要点是：

- (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的流体膜层。溶质以分子扩散方式通过此两膜层。
- (2) 相界面没有传质阻力，即溶质在相界面处的浓度处于相平衡状态。
- (3) 在膜层以外的两相主流区传质阻力可以忽略不计，实际的传质阻力集中在两个膜层内。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

双膜模型的说明:

- 按双膜理论, 传质系数与扩散系数成正比, 这与实验所得的关联式的结果相差较大;
- 由此理论所得的传质系数计算式形式简单, 但有效膜层厚度 d_1 和 d_2 以及界面上浓度 p_i 和 c_i 都难以确定;
- 双膜理论存在着很大的局限性, 例如对具有自由相界面或高度湍动的两流体间的相界面不稳定的传质体系, 双膜假设难以成立;



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

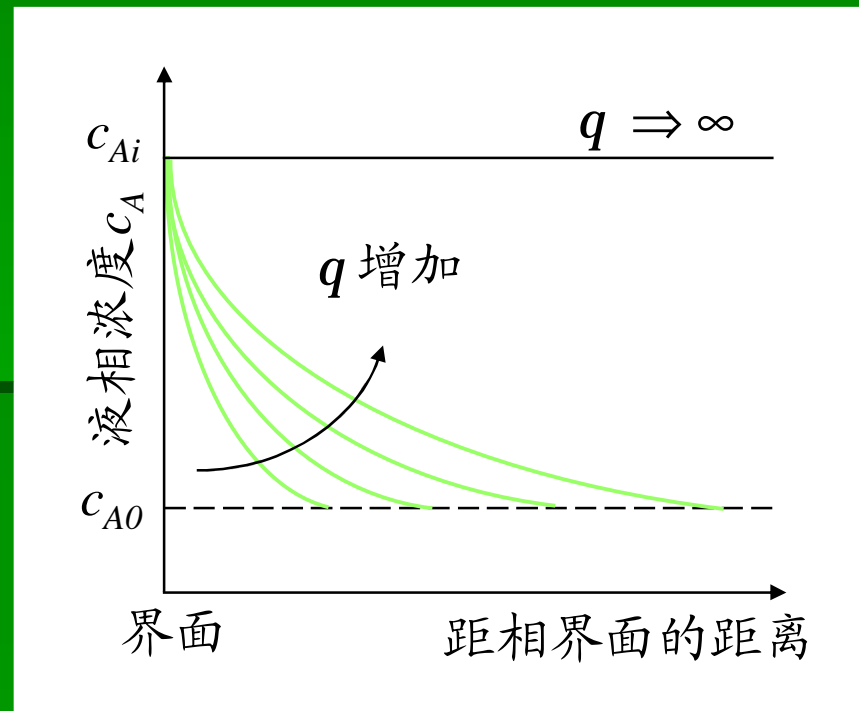
(2) 溶质渗透理论

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， θ_c 称为溶质渗透时间，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。

由该理论解析求得液相传质系数

$$k_L = 2\sqrt{\frac{D}{pq_c}}$$



(3) 表面更新理论

由丹克瓦茨 (Danckwerts) 于1951年提出, 是对溶质渗透模型的修正, 他认为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 (更新频率) 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。

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

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




西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.3.6 “三传”之间的联系和类比（自学）

动量传递、热量传递、质量传递的类似性：

<p>牛顿粘性定律: $t = m \frac{du}{dy}$</p> <p>傅立叶定律: $q = -k \frac{dT}{dy}$</p> <p>费克定律: $J_{A,z} = -D_{AB} \frac{dC_A}{dz}$</p>		<p>$t_{yx} = \eta \frac{d(u_x)}{dy}$</p> <p>$q_y = -a \frac{d(T)}{dy}$</p> <p>$J_{A,y} = -D_{AB} \frac{dC_A}{dy}$</p>
---	---	--



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

几种类比关系:

雷诺类比 $\frac{l}{\delta} = St = St \zeta$ 或 $\frac{l}{\delta} = \frac{a}{rc_p u_{\infty}} = \frac{k}{u_{\infty}}$
($Pr \gg 1, Sc \gg 1$)

柯尔本类比 $\frac{l}{\delta} = j_H = j_D$

$$j_H = St Pr^{2/3}$$

$$j_D = St \zeta Sc^{2/3}$$

j_H 、 j_D 分别为传热、传质因子

普兰特类比:



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.4 吸收的传质速率方程

对于稳定吸收过程，可根据双膜理论建立相际传质速率方程(总传质速率方程)。

由于相组成可用多种方式表示，对应于每一种表达法都有与之相应的传质速率方程。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.4.1 单相内传质速率方程：

气相传质速率方程常用的表达形式有三种：

$$N_A = k_G(p - p_i) \quad N_A = k_y(y - y_i) \quad N_A = k_Y(Y - Y_i)$$

k_G — 推动力为分压差的气相传质分系数， $\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^2\cdot\text{kPa})$ ；

k_y — 推动力为摩尔分数差的气相传质分系数， $\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$ ；

k_Y — 推动力为比摩尔分数差的气相传质分系数， $\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$ ；

对 y 值较小的低浓度吸收：

$$k_y \approx k_Y$$

$$k_Y \approx Pk_G$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

液相传质速率方程常用的表达式也有三种：

$$N_A = k_L(c_i - c) \quad N_A = k_x(x_i - x) \quad N_A = k_X(X_i - X)$$

k_L — 推动力为摩尔浓度差的液相传质分系数，m/s；

k_x — 推动力为摩尔分数差的液相传质分系数，kmol/(s·m²)；

k_X — 推动力为比摩尔分数差的液相传质分系数，kmol/(s·m²)；

液相浓度很低时：

$$k_X \approx k_x$$

$$k_x = c_m k_L$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.4.2 总传质速率方程（相际传质速率方程）

根据双膜理论，传递过程的阻力具有加和性。则吸收过程的传质总阻力是气相传质阻力与液相传质阻力之和。

对稀溶液，物系的相平衡关系服从亨利定律，则有：

$$N_A = \frac{y - y^*}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}} = K_y (y - y^*) \quad \longrightarrow \text{气相总传质速率方程}$$

其中：
$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}$$
$$K_y - \text{气相总传质系数, kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

同理有：

$$N_A = \frac{x^* - x}{\frac{1}{k_x} + \frac{1}{mk_y}} = K_x (x^* - x)$$

→ 液相总传质速率方程

其中：

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{mk_y}$$

K_x -液相总传质系数, $\text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.4.3 总传质阻力分析:

(1) 对易溶气体, 平衡常数 m 值小, 平衡线很平, 这时:

$$\frac{1}{k_y} \gg \frac{m}{k_x} \quad \Rightarrow \quad \frac{1}{K_y} \approx \frac{1}{k_y} \quad \Rightarrow \quad K_y \approx k_y$$

传质阻力主要集中在气相, 此类传质过程称为气相阻力控制过程, 或称气膜控制过程。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

(2) 对难溶气体，平衡常数 m 值大，平衡线很陡，这时：

$$\frac{1}{k_x} \gg \frac{1}{mk_y} \quad \Rightarrow \quad \frac{1}{K_x} \approx \frac{1}{k_x} \quad \Rightarrow \quad K_x \approx k_x$$

传质阻力主要集中在液相，此类过程称为液相阻力控制过程，或液膜控制过程。

分析气、液两相中传质阻力所占的比例，对于强化传质过程，提高传质速率有重要的指导意义。例如，以气相阻力为主的吸收操作，增加气体流速，可减小界面处气膜层的厚度，从而降低气相传质阻力，有效地提高吸收速率；而增加液体流速吸收速率则不会有明显改变。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

吸收传质速率方程汇总表

相平衡方程	$y = mx + a$	$Y = mX + b$	$p = Hc + b$
吸收传质速率方程	$N_A = k_y(y - y_i)$ $= k_x(x_i - x)$ $= K_y(y - y^*)$ $= K_x(x^* - x)$	$N_A = k_Y(Y - Y_i)$ $= k_X(X_i - X)$ $= K_Y(Y - Y^*)$ $= K_X(X^* - X)$	$N_A = k_G(p - p_i)$ $= k_L(c_i - c)$ $= K_G(p - p^*)$ $= K_L(c^* - c)$
总传质系数	$K_y = 1/(1/k_y + m/k_x)$ $K_x = 1/(1/(k_y m) + 1/k_x)$	$K_Y = 1/(1/k_Y + m/k_X)$ $K_X = 1/(1/(k_Y m) + 1/k_X)$	$K_L = 1/(1/Hk_G + 1/k_L)$ $K_G = 1/(1/k_G + H/k_L)$
相内或同基准的传质系数换算		相际或不同基准传质系数换算	
$k_y = Pk_G$ $k_x = c_m k_L$ $K_y = PK_G$ $K_x = c_m K_L$		$k_Y = k_y / [(1+Y)(1+Y_i)]$ $k_X = k_x / [(1+X)(1+X_i)]$ $K_Y = K_y / [(1+Y)(1+Y^*)]$ $K_X = K_x / [(1+X)(1+X^*)]$	
		$Hk_G = k_L$ $k_y = k_x / m$ $k_Y = k_X / m$	
		$HK_G = K_L$ $K_y = K_x / m$ $K_Y = K_X / m$	



8.5 低含量气体吸收的计算

8.5.1 低浓度气体吸收的 ($y < 10\%$) 特点:

G 、 L 为常量；吸收过程可视为等温过程；传质系数为常量。

吸收过程计算，按给定条件、任务和要求的不同，一般可分为设计型计算和操作型（校核型）计算两大类。

设计型计算：按给定的生产任务和工艺条件来设计满足任务要求的单元设备。

操作型计算：根据已知的设备参数和工艺条件来求算所能完成的任务。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

设计计算的主要内容与步骤

- (1) 吸收剂的选择及用量的计算;
- (3) 塔径计算;
- (4) 填料层高度或塔板数的计算;

完成设计型计算尚需解决以下几方面的问题:

- (1) 确定传质系数;
- (2) 气、液流向的选择;
- (3) 吸收剂入塔浓度的确定;

计算依据: 全塔物料衡算式、填料层高度计算式及物系的相平衡关系式



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.5.2 物料衡算与吸收操作线方程

物料衡算：计算给定吸收任务下所需的吸收剂用量 L 或吸收剂出口浓度 x_1 。

以逆流操作的填料塔为例：

下标“1”代表塔底，
下标“2”代表塔顶。

G —— 混合气体的摩尔流率 kmol/s ；

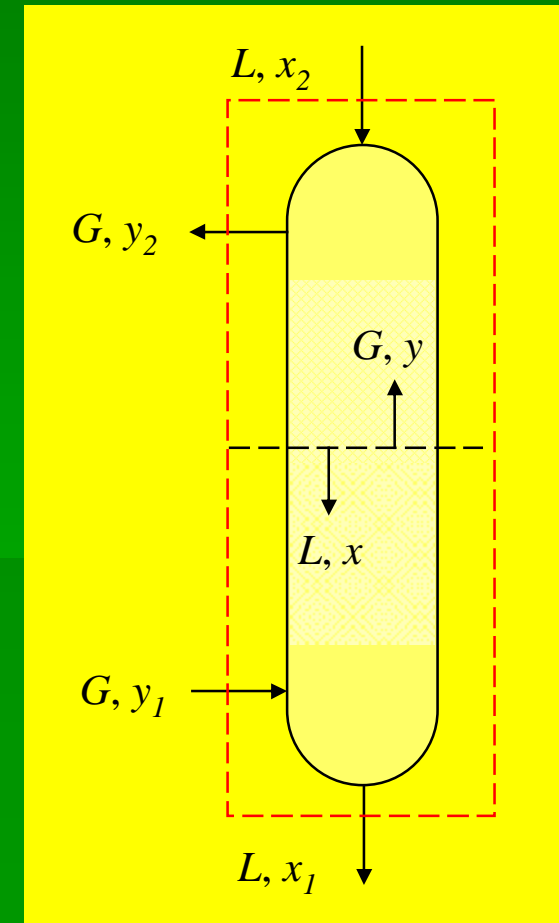
L —— 液体的摩尔流率 kmol/s ；

y —— 溶质A在气相中的摩尔分数；

x —— 溶质A在液相中的摩尔分数。

对稳定吸收过程，全塔物料衡算为：

$$Gy_1 + Lx_2 = Gy_2 + Lx_1$$



西安建筑科技大学

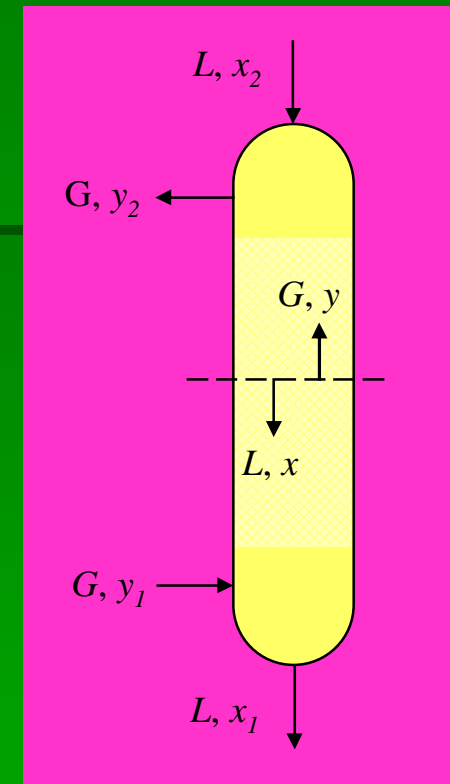
Xi'an University of Architecture and Technology

若 G_A 为吸收塔的传质负荷，即单位时间内溶质被吸收剂吸收的量 kmol/s，则

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

吸收任务（进塔气量 G 和组成 y_1 ）一定时，进塔吸收剂温度和组成 x_2 一般由工艺条件所确定，出塔气体组成 y_2 吸收率 h 求出：

$$\text{吸收率 } h = 1 - \frac{y_2}{y_1}$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

操作线方程与操作线

若取填料层任一截面与塔的塔底端面之间的填料层为进行溶质A的物料衡算，则

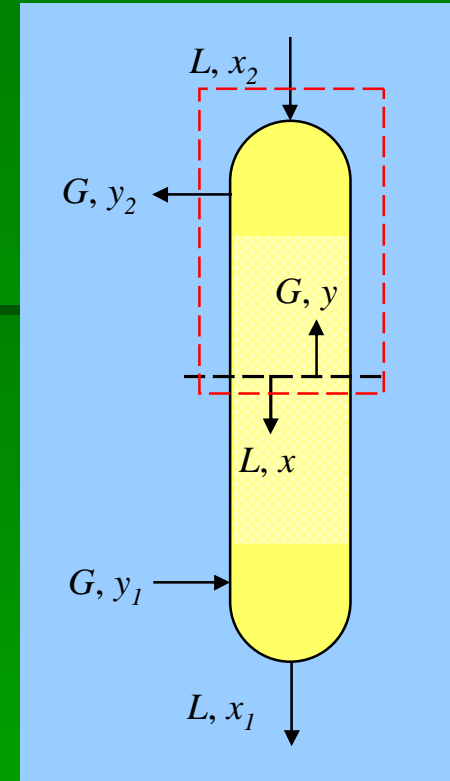
$$Gy + Lx_1 = Gy_1 + Lx \rightarrow y = \frac{L}{G}x + \left(y_1 - \frac{L}{G}x_1 \right)$$

同理，若在任一截面与塔顶端面间作溶质A的物料衡算，有

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

上两式均称为吸收操作线方程，代表逆流操作时塔内任一截面上的气、液两相组成 y 和 x 之间的关系。

(L/G) 称为吸收塔操作的液气比。

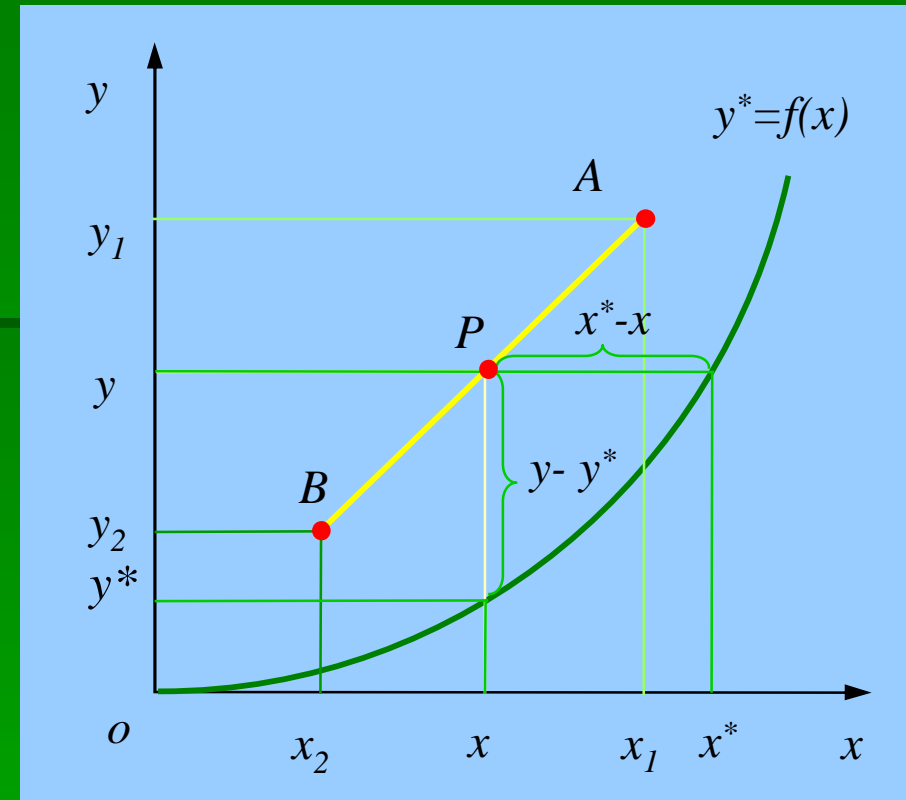


西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

当 L/G 一定，操作线方程在 $y-x$ 图上为以液气比 L/G 为斜率，过塔进、出口的气、液两相组成点 (y_1, x_1) 和 (y_2, x_2) 的直线。

线上任一点的坐标 (y, x) 代表了塔内该截面上气、液两相的组成，称为操作点。



操作线上任一点 P 与平衡线间的垂直距离 $(y-y^*)$ 为塔内该截面上以气相为基准的吸收传质推动力；与平衡线的水平距离 (x^*-x) 为该截面上以液相为基准的吸收传质推动力。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

吸收塔内流向的选择

- * 在 y_1 至 y_2 范围内，两相逆流时沿塔高均能保持较大的传质推动力，而两相并流时从塔顶到塔底沿塔高传质推动力逐渐减小，进、出塔两截面推动力相差较大。
- * 在气、液两相进、出塔浓度相同的情况下，逆流操作的平均推动力大于并流，工业吸收一般多采用逆流。

本章后面的讨论中如无特殊说明，均为逆流吸收。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.5.3 吸收剂的选择与用量的确定

吸收剂的选择： 选择良好的吸收剂对吸收过程至关重要。受多种因素制约，工业吸收过程吸收剂的选择范围有限，一般视具体情况按下列原则选择。

- (1) 对溶质有较大的溶解度，溶解度 \uparrow ，溶剂用量 \downarrow ，溶剂再生费用 \downarrow ；对一定的液气比，吸收推动力 \uparrow ，传质速率 \uparrow ，完成一定的传质任务所需设备尺寸 \downarrow ；
- (2) 良好的选择性，即对待吸收组分的溶解度大，其余组分溶解度小；
- (3) 稳定不易挥发，以减少溶剂损失；
- (4) 粘度低，有利于气液接触与分散，提高吸收速率；
- (5) 无毒、腐蚀性小、不易燃、价廉等。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

吸收剂用量的确定

吸收剂用量 L 或液气比 L/G 在吸收塔的设计计算和塔的操作调节中是一个很重要的参数。

由全塔物料衡算式

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

可知吸收剂出塔浓度 x_1 与吸收剂用量 L 是相互制约的。

选取的 $L/G \uparrow$ ，操作线与平衡线的距离 \uparrow ，塔内传质推动力 \uparrow ，完成一定分离任务所需塔高 \downarrow ；吸收剂出塔浓度 $x_1 \downarrow$ ，循环和再生费用 \uparrow ；

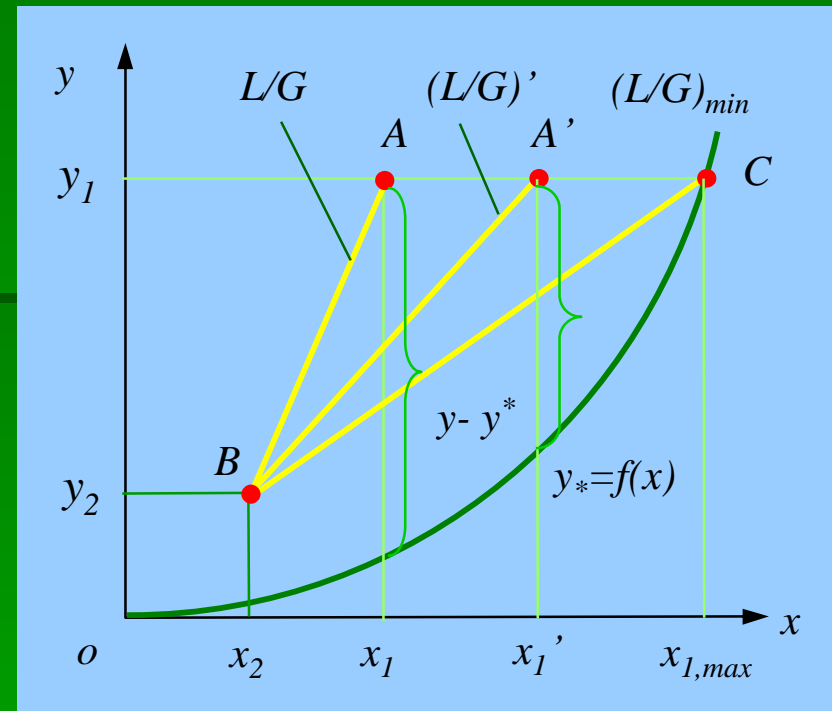
若 $L/G \downarrow$ ，吸收剂出塔浓度 $x_1 \uparrow$ ，塔内传质推动力 \downarrow ，完成相同任务所需塔高 \uparrow ，设备费用 \uparrow 。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

不同液气比 L/G 下的操作线图直观反映了这一关系。



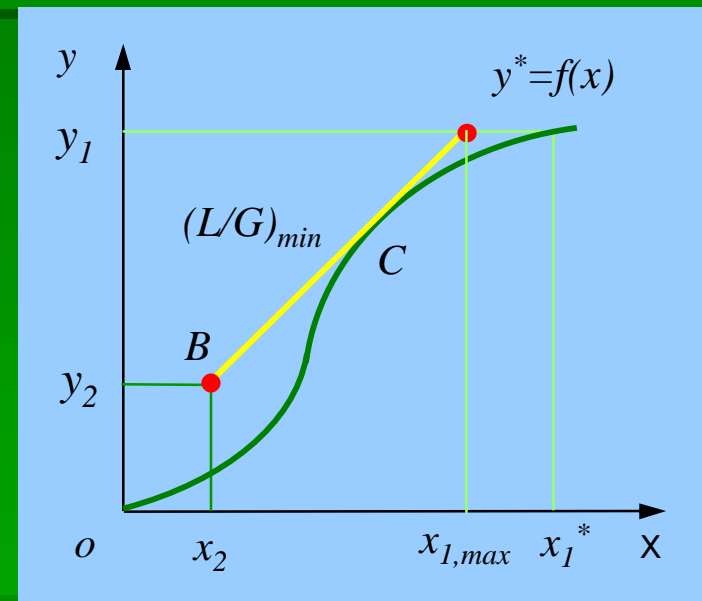
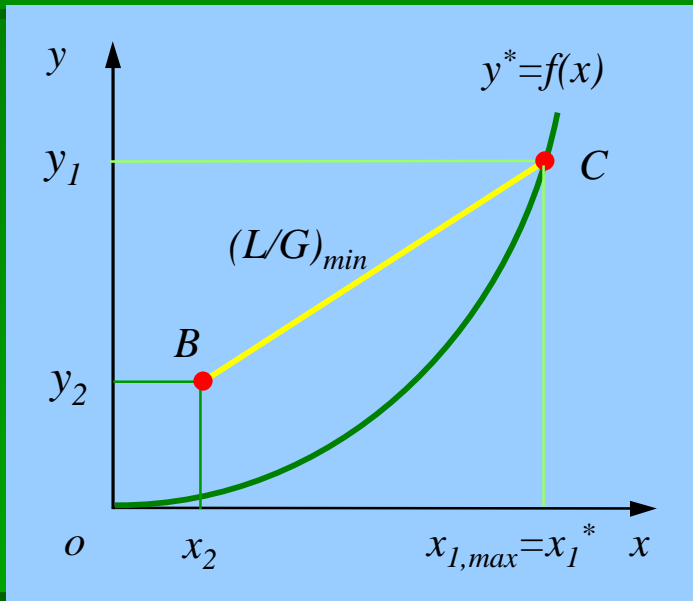
最小液气比 $(L/G)_{min}$:

当 L/G 下降到某一值时，操作线将与平衡线相交或者相切，此时对应的 L/G 称为**最小液气比**，用 $(L/G)_{min}$ 表示，而对应的 x_1 则用 $x_{1,max}$ 表示。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology



两线在 y_1 处相交时， $x_{1,max} = x_1^*$ ；
 两线在中间某个浓度处相切时， $x_{1,max} < x_1^*$ 。

最小液气比的计算式：

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{min} = \frac{y_1 - y_2}{x_{1,max} - x_2}$$

$$L_{min} = G \frac{y_1 - y_2}{x_{1,max} - x_2}$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

实际液气比应在大于最小液气比的基础上，兼顾设备费用和操作费用两方面因素，按总费用最低的原则来选取。
根据生产实践经验，一般取

$$\frac{L}{G} = (1.1 \sim 2.0) \left(\frac{L}{G} \right)_{\min}$$

注意：以上由最小液气比确定吸收剂用量是以热力学平衡为出发点的。从两相流体力学角度出发，还必须使单位塔截面上、单位时间内的液体流量大于等于某一最低允许值。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.5.4 填料层高度的基本计算式

传质面积：若塔的截面积为 Ω (m^2)，填料层高度为 H (m)，单位体积的填料所提供的有效比表面积为 a (m^2/m^3)，则该塔所能提供的传质面积 F (m^2) 为

$$F = \Omega H a$$

塔截面积或塔径：主要由与填料的流体力学特性相关的空塔气速决定。完成一定吸收任务所需的传质面积，不仅与传质量和分离程度等由任务规定的指标有关，还与塔内气液两相流动状况、相平衡关系、填料类型以及填充方式等影响相际传质速率的诸多因素紧密相关。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

填料层高度的基本计算式的推导

塔内各截面上的吸收速率不相同。

对填料层中高度为 dh 的微分段作物料衡算可得，溶质 A 在单位时间内由气相转入液相的量 dG_A

$$dG_A = Gdy = Ldx$$

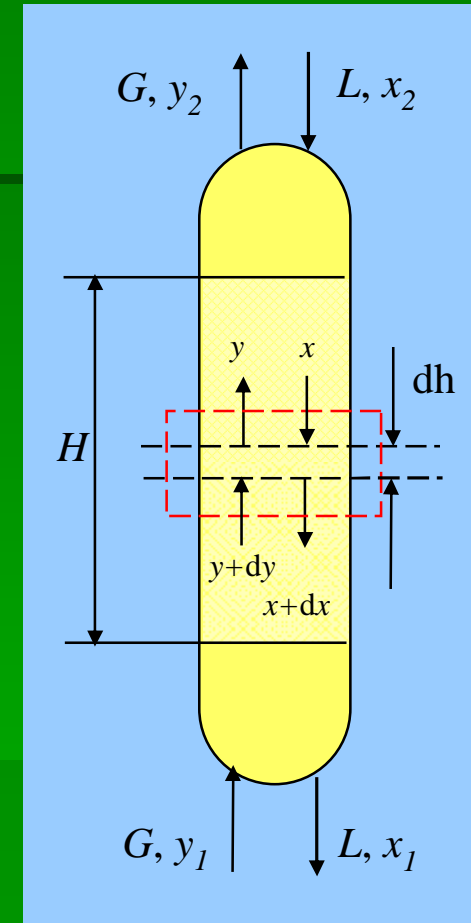
若 dh 微元段内传质速率为 N_A ，填料提供的传质面积为 $dF = a\Omega dh$ ，则通过传质面积 dF 溶质 A 的传递量为

$$N_A dF = N_A a\Omega dh$$

此传质量也就是在 dh 段内溶质 A 由气相转入液相的量。因此

$$dG_A = Gdy = N_A a\Omega dh$$

$$dG_A = Ldx = N_A a\Omega dh$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

将以摩尔分数表示的总传质速率方程代入，则有

$$Gdy = K_y(y - y^*)a\Omega dh$$

$$Ldx = K_x(x^* - x)a\Omega dh$$

对上两式沿塔高积分得

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

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

填料层高度 H 的计算式的其它形式：

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

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



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

对低浓度气体吸收则有：

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

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

对高浓度难溶气体吸收，因在塔内吸收的量并不大，吸收过程具有低浓度气体吸收的特点，故也可按低浓度吸收处理。

体积传质系数：实际应用中，常将传质系数与比表面积 a 的乘积 ($K_y a$ 及 $K_x a$) 作为一个完整的物理量看待，称为体积传质系数或体积吸收系数，单位为 $\text{kmol}/(\text{s} \cdot \text{m}^3)$ 。

体积传质系数的物理意义：传质推动力为一个单位时，单位时间单位体积填料层内吸收的溶质摩尔量。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.5.5 传质单元数与传质单元高度

对由气相总传质系数和推动力表示的H计算式中：

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

若令

$$H_{OG} = \frac{G}{K_y a \Omega}$$

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



$$H = H_{OG} \cdot N_{OG}$$

H_{OG} —— 气相总传质单元高度，m；

N_{OG} —— 气相总传质单元数，无因次。

对液相总传质系数和推动力：

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

若令

$$H_{OL} = \frac{L}{K_x a \Omega}$$

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



$$H = H_{OL} \cdot N_{OL}$$

H_{OL} —— 液相总传质单元高度，m；

N_{OL} —— 液相总传质单元数，无因次。



N_{OG} 中的 dy 表示气体通过一微分填料段的气相浓度变化, $(y-y^*)$ 为该微分段的实际传质推动力。

H_{OG} 的物理意义: 如果用 $(y-y^*)_m$ 表示在某一高度填料层内的传质平均推动力, 且气体通过该段填料层的浓度变化 (y_a-y_b) 恰好等于 $(y-y^*)_m$, 即有

$$N_{OG} = \int_{y_b}^{y_a} \frac{dy}{(y-y^*)} = \frac{y_a - y_b}{(y-y^*)_m} = 1$$

这段填料层的高度就等于一个气相总传质单元高度 H_{OG} 。

N_{OG} 的物理意义: N_{OG} 看作所需填料层高度 H 相当于传质单元高度 H_{OG} 的数目。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

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

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

传质单元数 N_{OG} （或 N_{OL} ）反映吸收过程的难易程度，其大小取决于分离任务和整个填料层平均推动力大小两个方面。与设备形式和设备中气、液两相的流动状况等因素无关。

N_{OG} 或 N_{OL} 值大，说明分离要求过高或吸收剂效果不好。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

$$H_{OG} = \frac{G}{K_Y a \Omega}$$

$$H_{OL} = \frac{L}{K_X a \Omega}$$

总传质单元高度 H_{OG} 或 H_{OL} 则表示完成一个传质单元分离任务所需的填料层高度，代表了吸收塔传质性能的高低，主要与填料的性能和塔中气、液两相的流动状况有关。

H_{OG} 或 H_{OL} 值小，表示设备的性能高，

一般吸收设备的传质单元高度在 0.15~1.5m 范围内。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

类似地

气相传质单元高度

$$H_G = \frac{G}{k_Y a \Omega}$$

气相传质单元数

$$N_G = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_i}$$

液相传质单元高度

$$H_L = \frac{L}{k_X a \Omega}$$

液相传质单元数

$$N_L = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_i - x}$$

$$H = H_G N_G$$

$$H = H_L N_L$$

当相平衡关系为直线时，可导出如下关系式：

$$H_{OG} = \frac{mG}{L} H_{OL}$$

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

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



8.5.6 传质单元数的计算

平衡线为直线时传质单元数的计算

若平衡线为直线或在所涉及的浓度范围内为直线段，直接积分就可得 N_{OG} 或 N_{OL} ，其求解方式主要有对数平均推动力法和吸收因子法。下面以求解 N_{OG} 为例。

对数平均推动力法

设平衡线段方程为

$$y^* = mx + b$$

逆流吸收操作线方程为

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

上两式相减得

$$y - y^* = \left(\frac{L}{G} - m \right)x - \left[\left(\frac{L}{G}x_2 - y_2 \right) + b \right]$$

取微分

$$dy = \frac{L}{G}dx$$

$$d(y - y^*) = \left(\frac{L}{G} - m \right)dx$$

$$dy = \frac{1}{(1 - Gm/L)} d(y - y^*)$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

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

式中：

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

以气相为基准的全塔的对数平均传质推动力

N_{OG} 的含意：以全塔的对数平均推动力 Dy_m 作为度量单位，量衡完成分离任务 $(y_1 - y_2)$ 所需的传质单元高度的数目。



吸收因数法

操作线方程：

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

代入相平衡方程

$$y^* = m \left[\frac{G}{L}(y - y_2) + x_2 \right] + b = \frac{mG}{L}y - \frac{mG}{L}y_2 + y_2^*$$

代入 N_{OG} 定义式并积分得：

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A} \right) \frac{y_1 - y_2^*}{y_2 - y_2^*} + \frac{1}{A} \right]$$

其中 $A=L/(mG)$ ，即吸收因数

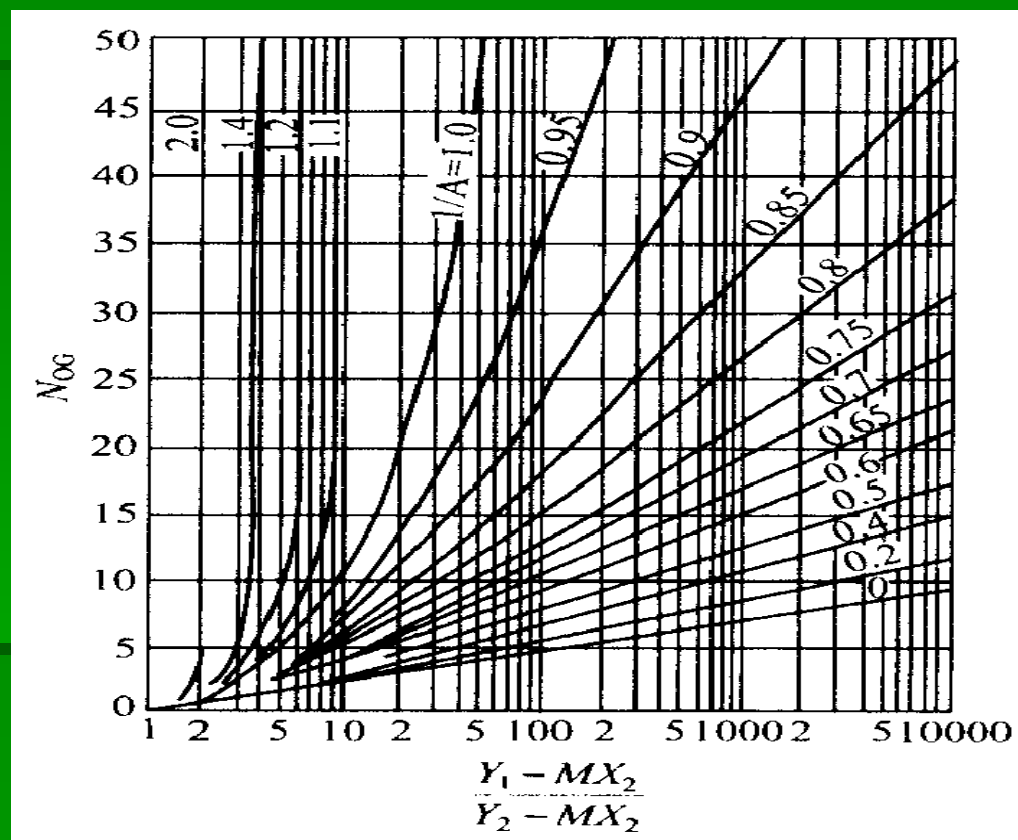


西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

吸收因数关联图

将 N_{OG} 表示为两个无因次数群并绘制成以 $1/A$ 为参数的曲线图如吸收因数关联图。



与对数平均推动力法相比，吸收因数法用于解决吸收操作型问题的计算较为方便。



同理有 N_{OL} 计算式

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

$$\Delta x_m = \frac{(x_1^* - x_1) - (x_2^* - x_2)}{\ln \frac{x_1^* - x_1}{x_2^* - x_2}}$$

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



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

平衡线为曲线时传质单元数的计算

当平衡线为曲线，通常可采用图解积分法或数值积分法求解传质单元数。

图解积分法

图解积分法的步骤为

(1) 在操作线和平衡线上得若干组与 y 相应的值 $1/(y-y^*)$ ；

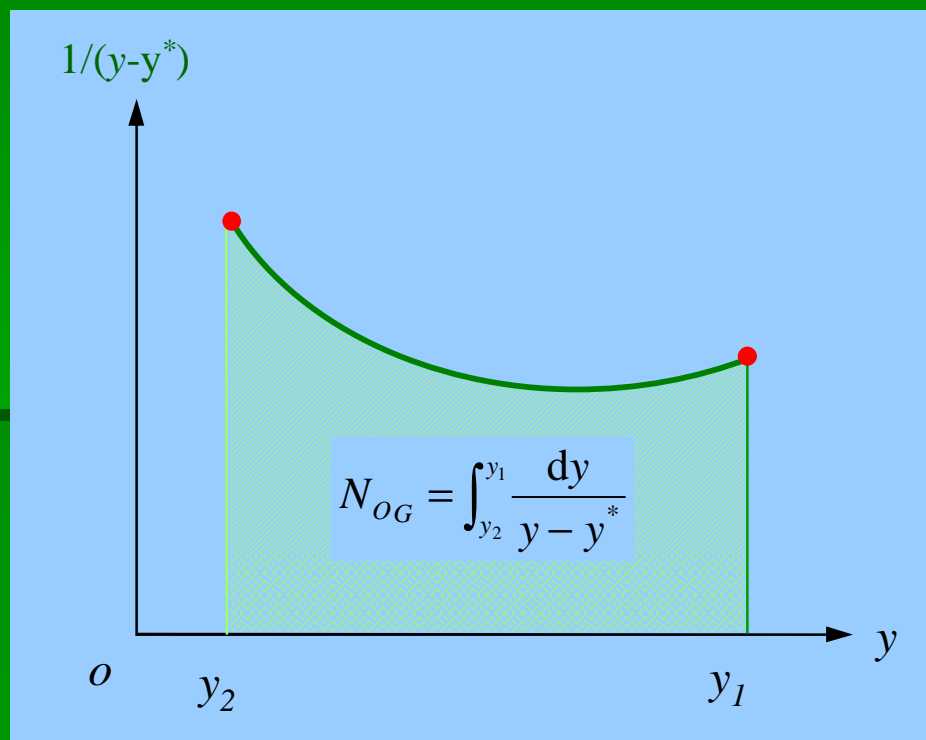
(2) 在 y_1 到 y_2 的范围内作 $y \sim f(y)$ 曲线；

(3) 计算曲线下阴影面积，此面积的值即为传质单元数 N_{OG} 。



西安建筑科技大学

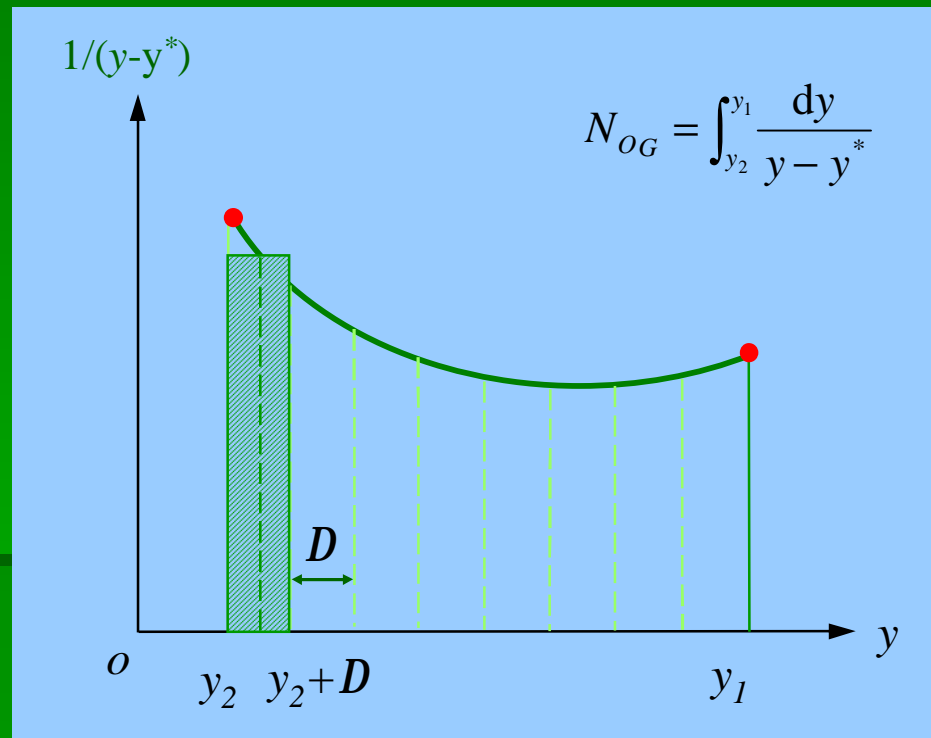
Xi'an University of Architecture and Technology



西安建筑科技大学
Xi'an University of Architecture and Technology

数值积分法

将积分区间 (y_1, y_2) 等分为 n 个子区间 $\Delta = (y_1 - y_2)/n$ ，采用复化梯形公式对函数曲线 $f(y) = 1/(y - y^*)$ 求积分值



该式一般情况下取 $n=10\sim 12$ 即可满足工程计算的精度要求。

$$N_{OG} = \frac{\Delta}{2} \left[f(y_2) + 2 \sum_{i=1}^{n-1} f(y_2 + \Delta \cdot i) + f(y_1) \right]$$



设计型计算举例

例1 常压下，用煤油从苯蒸汽和空气混合物中吸收苯，吸收率为99%，混合气量为53kmol/h。入塔气中含苯2%（体积%），入塔煤油中含苯0.02%（摩尔分率）。溶剂用量为最小用量的1.5倍，在操作温度50℃下，相平衡关系为 $y^* = 0.36x$ ，总传质系数 $K_y a = 0.015 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ ，塔径为1.1米。试求所需填料层高度。

解 属于低浓气体吸收

$$H_{OG} = \frac{G}{K_y a} = \frac{G \cdot \frac{1}{c} \cdot \frac{1}{4} \pi D^2 \cdot 3600}{K_y a}$$

$$= \frac{53 / \frac{1}{c} \cdot \frac{1}{4} \pi \cdot 1.1^2 \cdot 3600}{0.015} = 1.03 \text{ m}$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

设计型举例

$$h = 1 - \frac{y_2}{y_1} \Rightarrow y_2 = y_1(1-h) = 0.02 \times (1-99\%) = 0.0002$$

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{y_1 - y_2}{\frac{y_1 - x_2}{m}} = \frac{0.02 - 0.0002}{\frac{0.02}{0.36} - 0.0002} = 0.358$$

$$\Rightarrow \frac{L}{G} = 1.5 \left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = 1.5 \times 0.358 = 0.537$$

$$\Rightarrow \frac{1}{A} = \frac{m}{L/G} = \frac{0.36}{0.537} = 0.67$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A}\right) \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + \frac{1}{A} \right]$$
$$= \frac{1}{1 - 0.67} \ln \left[(1 - 0.67) \frac{0.02 - 0.36 \times 0.0002}{0.0002 - 0.36 \times 0.0002} + 0.67 \right] = 11.98$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

设计型举例

$$H = H_{OG} \cdot N_{OG} = 1.03 \times 11.98 = 12.4m$$



8.5.7 吸收塔的调节与操作型计算

填料塔的操作型计算特点是：塔设备（对填料塔，则填料层高度 H 已知）和流程已给定，计算的基本类型有：

(1) 校核现有的塔设备对制定的生产任务是否适用。如已知 T 、 P 、 H 、 G 、 L 、 x_1 、 x_2 ，校核 y_2 是否满足要求；

(2) 考察某一操作条件(气液流量、气液进口浓度、操作温度、压力等)改变时，吸收结果的变化情况或为达到制定的生产任务应采取的调节措施。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

吸收塔的操作和调节：如来自前一工序的气体入塔条件发生改变或后一工序对气体出塔浓度等参数有新的要求时，吸收塔操作必须进行相应的调节。

调节手段：通常采取改变吸收剂入塔参数(L, x_2, t_2)。

(1) : $L \uparrow, L/G \uparrow$ ，操作线斜率和推动力 \uparrow 。

当气、液入塔浓度 y_1 和 x_2 不变时，出口气体 $y_2 \downarrow$ ，吸收率增大。

但吸收剂 L 增大过多，使再生不良或冷却不够，吸收剂进塔浓度 x_2 和温度 t_2 都可能升高，这两者都会造成传质推动力下降，冲抵了吸收剂用量增大的作用。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

(2) : 降低吸收剂入塔浓度, 若 y_1 和 L/G 不变, 操作线向上平移, 传质推动力增大。液相出塔浓度将下降, 气体出塔浓度也将下降, 分离程度增大。

(3) : 降低吸收剂入塔温度 t_2 , 即改变了物系的平衡关系, 气体溶解度增大, 平衡线下移, 传质推动力也增大。当气、液进塔浓度 y_1 、 x_2 以及液气比不变时, 气体出塔浓度 y_2 将降低, 分离程度增大。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

操作型定性分析举例

快速分析

作图+排除法

吸收因数法

例2 在逆流操作的填料吸收塔中，对某一低浓气体中的溶质组分进行吸收，现因故

(1)吸收剂入塔浓度变大，

(2)吸收剂用量变小，

而其它操作条件均不变，试分析出塔气体、液体浓度如何变化？



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

操作型定性分析举例

快速分析

作图+排除法

吸收因数法

(1)吸收剂入塔浓度变大

解法一：快速分析

x_2 变大时，将使传质推动力变小，故不利于吸收，因此， y_2 变大，



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

操作型定性分析举例

快速分析

作图+排除法

吸收因数法

(1)当吸收剂入塔浓度变大时

解法二：作图+排除法

a. 假设 y_2 不变

L/G 不变 y_1 不变、 x_2 变大

作图知, N_{OG} 不变。
 $K_y a$ 不变, $H_{OG} = \frac{G}{K_y a}$ 不变。 \rightarrow H

与 H 不变相矛盾, 故假设不成立



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

操作型定性分析举例

快速分析
作图+排除法
吸收因数法

b. 假设 y_2^-

作图知, N_{OG}^-

$$K_y a \text{ 不变, } H_{OG} = \frac{G}{K_y a} \text{ 不变。} \quad \Rightarrow \quad H^-$$

与 H 不变相矛盾, 故假设不成立 因此, y_2 只能-



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

操作型定性分析举例

快速分析
作图+排除法
吸收因数法

关于 x_1 : 排除法

假设 x_1 不变、变小，作图可知 N_{OG} 将变小，故 H 将变小，与 H 一定相矛盾，因此 x_1 将-



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

操作型定性分析举例

快速分析
作图+排除法
吸收因数法

(1)当吸收剂入塔浓度 x_2 变大时

解法三：吸收因数法

由题意可知：

$$\frac{1}{A} = \frac{mG}{L} \text{ 不变}$$

$$H_{OG} = \frac{G}{K_y a} \text{ 不变} \rightarrow$$

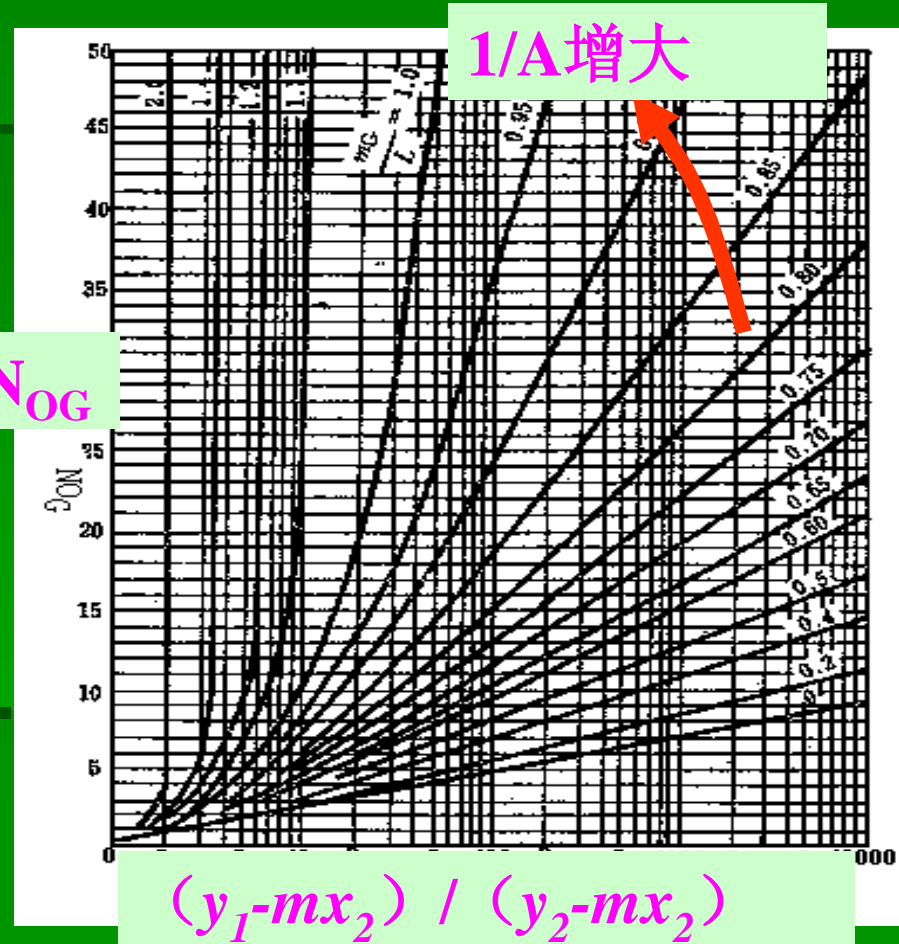
$$N_{OG} = H/H_{OG} \text{ 不变}$$

由右图可知， $\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2}$ 不变

又 x_2 变大，故 y_2 变大

西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology



N_{OG} 与 $(y_1 - mx_2) / (y_2 - mx_2)$ 关系曲线



操作型定性分析举例

快速分析
作图+排除法
吸收因数法

至于 x_1 :

仍需用排除法判定，下略。



西安建筑科技大学
Xi'an University of Architecture and Technology

操作型定性分析举例

快速分析
作图+排除法
吸收因数法

(2)当吸收剂用量变小时

解法一：快速分析

吸收剂用量变小时，不利于吸收，因此， y_2 变大。



西安建筑科技大学
Xi'an University of Architecture and Technology

操作型定性分析举例

快速分析
作图+排除法
吸收因数法

(2) 当吸收剂用量变小时

解法二：作图+排除法

L/G^- G 、 y_1 、 x_2 不变

a. 假设 y_2 不变

作图知, N_{OG}^-

→ H^-

L 变小, 故 $H_{OG} = \frac{G}{K_y a}$ 不变

→ 与 H 不变相矛盾, 故假设不成立



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

操作型定性分析举例

快速分析
作图+排除法
吸收因数法

b. 假设 y_2 变小

作图知, N_{OG^-}

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



H-



与 H 不变相矛盾, 故假设不成立

因此, y_2 只能变大。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

操作型定性分析举例

快速分析
作图+排除法
吸收因数法

a. 假设 x_1 不变

作图知, N_{OG}^- , $N_{OL} \downarrow$

$$L \text{ 变小, } H_{OL} = \frac{L}{K_x a} \mu L^m \quad (0 < m < 1)$$

$$\rightarrow H = H_{OL} \cdot N_{OL} \downarrow$$

\rightarrow 与 H 不变相矛盾, 故假设不成立

b. 假设 x_1 变小

$$\text{作图知, } N_{OG}^-, N_{OL}^- \rightarrow H = H_{OL} \cdot N_{OL} \downarrow$$

\rightarrow 与 H 不变相矛盾, 故假设不成立

因此, x_1 只能变大。

西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology



操作型定性分析举例

快速分析
作图+排除法
吸收因数法

(2)当吸收剂用量变小时

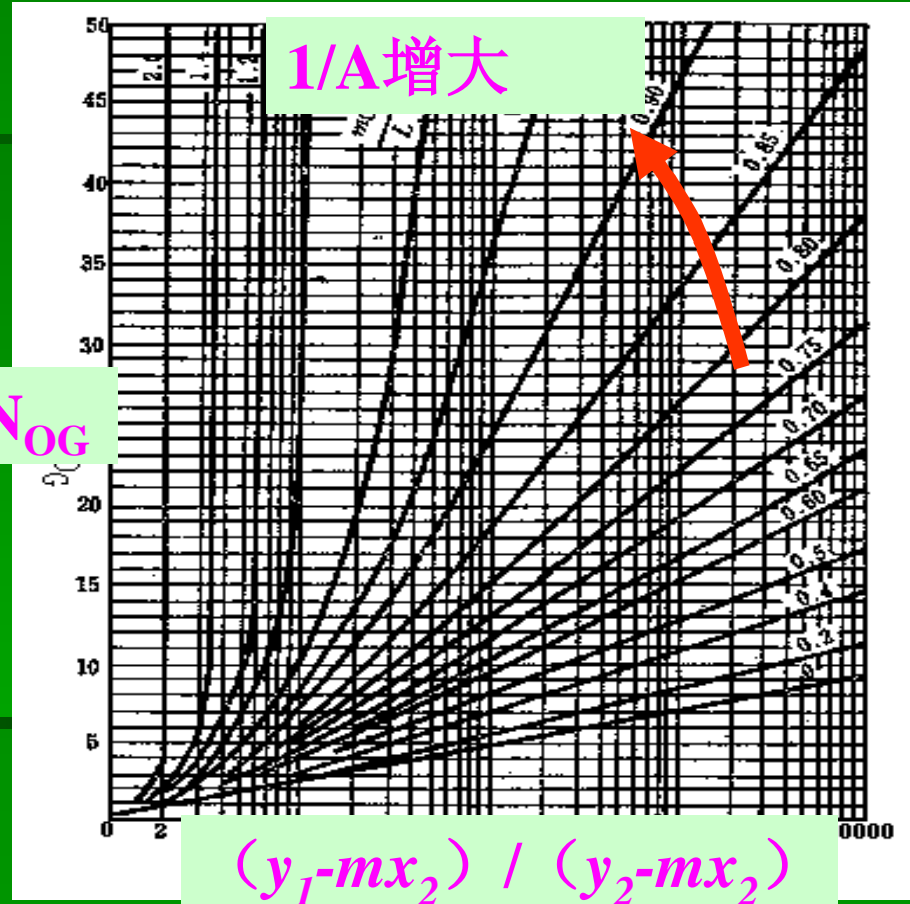
解法三：吸收因数法

由题意可知： $\frac{1}{A} = \frac{mG}{L}$ 变大

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

→ $N_{OG} = H/H_{OG}$ 不变

由右图可知，
 $\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2}$ 变小
 故 y_2 变大



N_{OG} 与 $(y_1 - mx_2) / (y_2 - mx_2)$ 关系曲线



西安建筑科技大学
Xi'an University of Architecture and Technology

操作型定性分析举例

快速分析
作图+排除法
吸收因数法

至于 x_1 :

仍需用排除法判定，下略。



西安建筑科技大学
Xi'an University of Architecture and Technology

操作型定性分析练习

思考题：

在逆流操作的填料吸收塔中，对某一低浓气体中的溶质组分进行吸收，现因故

(1) 气体入塔浓度 y_1 变小，

(2) G 变小，

而其它操作条件均不变，试分析出塔气体、液体浓度如何变化？



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

操作型计算举例

例3 某吸收塔在101.3kPa、293K下用清水逆流吸收丙酮 $\frac{3}{4}$ 空气混合气体（可视为低浓气体）中的丙酮。当操作液气比为2.1时，丙酮回收率可达95%。已知物系平衡关系为 $y=1.18x$ ，吸收过程大致为气膜控制，气相总传质系数 $K_y a = \mu G^{0.8}$ 。今气体流量增加20%，而液量及气液进口浓度不变，试求：

(1)回收率变为多少？

(2)单位时间内被吸收的丙酮量增加多少倍？



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

操作型计算举例

解：(1)回收率变为多少？

原工况下：

$$\frac{1}{A} = \frac{m}{L/G} = \frac{1.18}{2.1} = 0.56$$

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

$$= \frac{1}{1 - 0.56} \ln \left[(1 - 0.56) \frac{1}{1 - 0.95} + 0.56 \right]$$

$$= 5.1$$

$$\frac{1}{A'} = \frac{m}{L/G'} = \frac{1.2m}{L/G} = 1.2 \times 0.56 = 0.672$$

新工况下：

$$\frac{H_{OG}'}{H_{OG}} = \frac{\alpha G_{\delta}'}{\alpha G_{\delta}} \frac{\zeta_{\delta}'}{\zeta_{\delta}} = 1.2^{0.2} = 1.04$$

$$\frac{N_{OG}'}{N_{OG}} = \frac{H_{OG}}{H_{OG}'} = \frac{1}{1.04} = 0.96$$

$$\setminus N_{OG}' = 4.9$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

操作型计算举例

解： (1)回收率变为多少？

$$N'_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{1}{A'}} \ln \left\{ \left[1 - \frac{1}{A'} \right] \frac{1}{1 - h'} + \frac{1}{A'} \right\} = 4.9$$

$$\setminus h' = 92.4\%$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

操作型计算举例

(2)单位时间内被吸收的丙酮量增加多少倍?

$$\frac{G'(y_1 - y_2')}{G(y_1 - y_2)} = \frac{1.2h'}{h} = 1.2 \times \frac{0.924}{0.95} = 1.17(\text{倍})$$



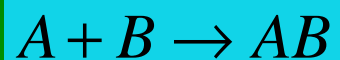
西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

8.6 化学吸收

定义：溶质与吸收剂之间的化学反应对吸收过程具有显著影响。

例如：溶质 A 与吸收剂中的化学组分 B 发生如下反应



化学反应的结果降低了液相中溶质的浓度，加大了相际传质推动力，同时还改变了溶质在液膜中的浓度分布，更加有利于液相传质。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

分析化学吸收速率：

(1) 慢反应

反应主要在液相主体中进行，等效膜内浓度分布与物理吸收接近。

(2) 中等反应速率

虽然反应并不快，但由于液相主体持液量大，反应消耗溶质的能力强，因而主体浓度 $c_{A\delta} = 0$ 。

(3) 快反应

溶质在等效膜内全部反应掉，不进入液相主体。



化学吸收增强因子:

$$b = \frac{N_{AR}}{N_A}$$

→ 化学吸收增强因子

$$N_{AR} = bN_A$$

增强因子的物理意义: 可以理解为化学吸收的液相传质系数是在 $c_{A\delta} = 0$ 条件下物理吸收液相传质系数的 b 倍。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

强化化学吸收的途径：

根据化学反应速率的大小而有所不同。

- (1) 当化学反应速率很小，吸收主要为化学反应速率控制时，应采取降低主体浓度以增强吸收速率的方法，例如鼓泡塔吸收。
- (2) 当化学反应速率很大，反应速率很快甚至瞬间即完成，此时过程为气膜控制，应采取增大气液接触表面和强化气膜传质的措施，如填料塔吸收。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology