

第2章 吸收

本章掌握内容：讨论重点为两组分物理吸收过程的计算和分析

- 1、气液平衡关系的表达和应用
- 2、吸收过程的机理和吸收速率方程式
- 3、吸收塔的物料衡算
- 4、操作线关系和液气比的确定
- 5、填料层高度的计算
- 6、影响吸收过程的因素分析等

1. 吸收的定义:

利用组成混合气体的各组分在液体溶剂中溶解度不同，来分离气体混合物的操作称为吸收。

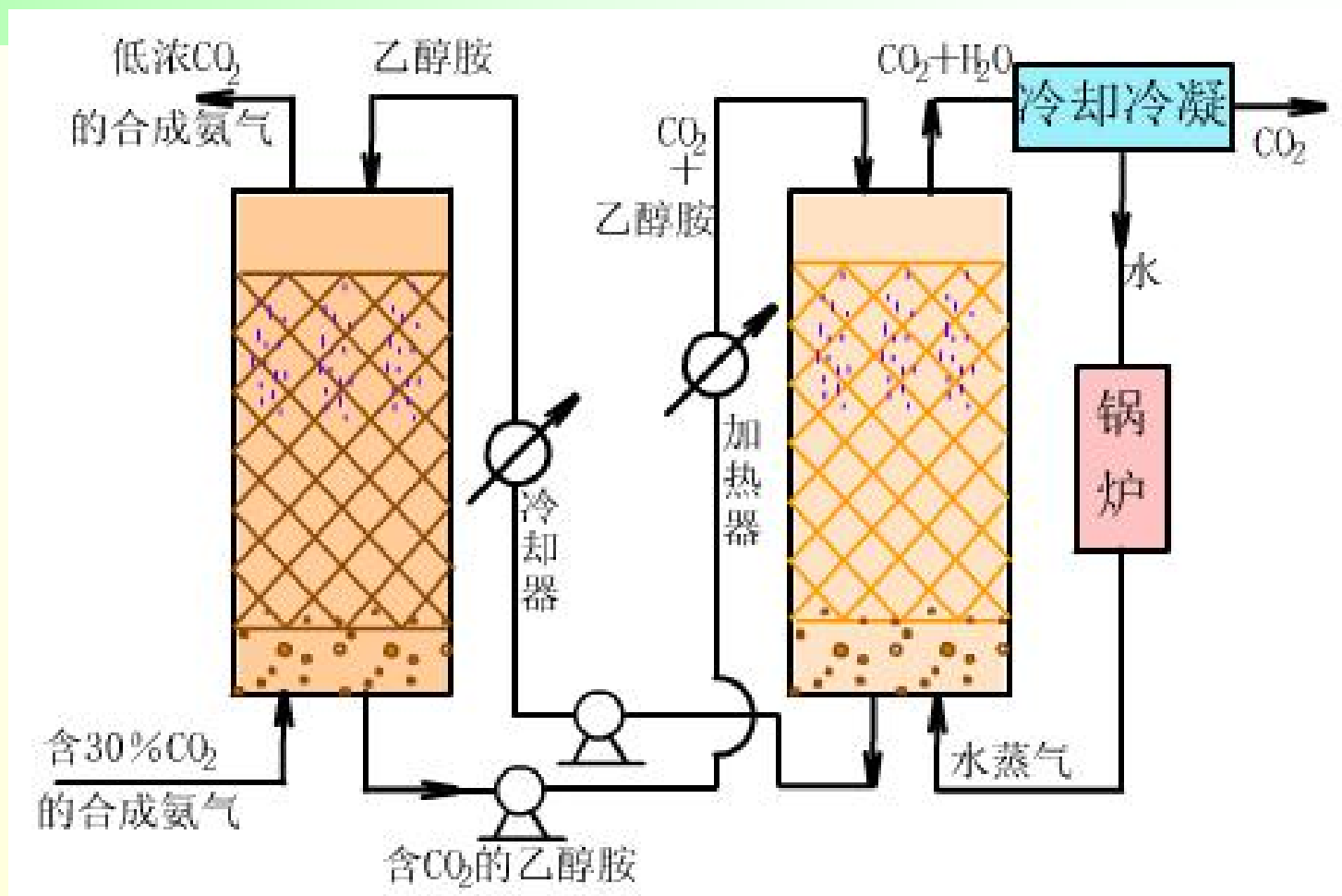
吸收质或溶质：混合气体中的溶解组分，以A表示；

惰性气体或载体：不被溶解的组分，以B表示；

吸收剂：吸收操作中所用的溶剂，以S表示；

吸收液或溶液：吸收操作后所得到的溶液，主要成分为溶剂S和溶质A；

吸收尾气：吸收操作后排出的气体，主要成分为惰性气体B和少量的溶质A。

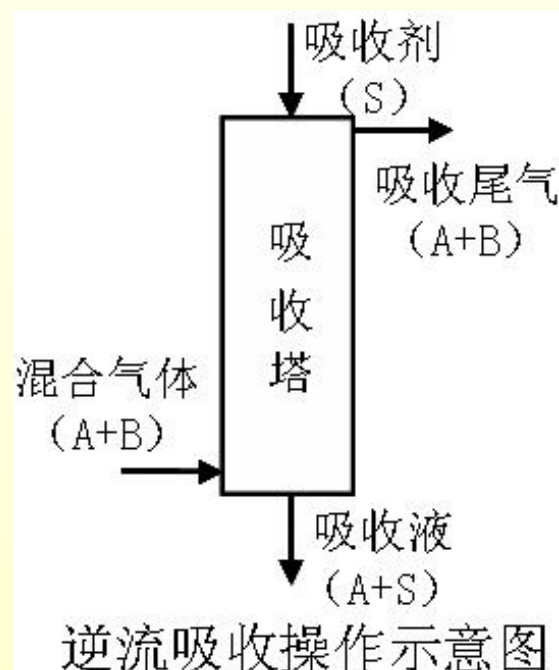
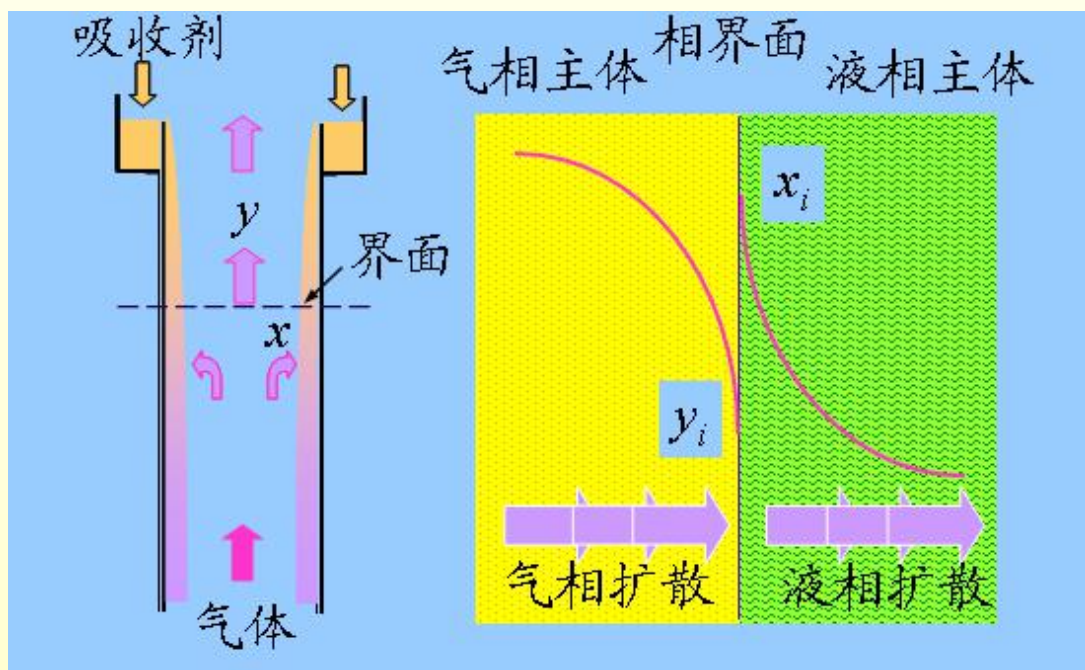


从合成氨原料气中回收CO₂的流程

2. 吸收过程及设备

1) 吸收过程

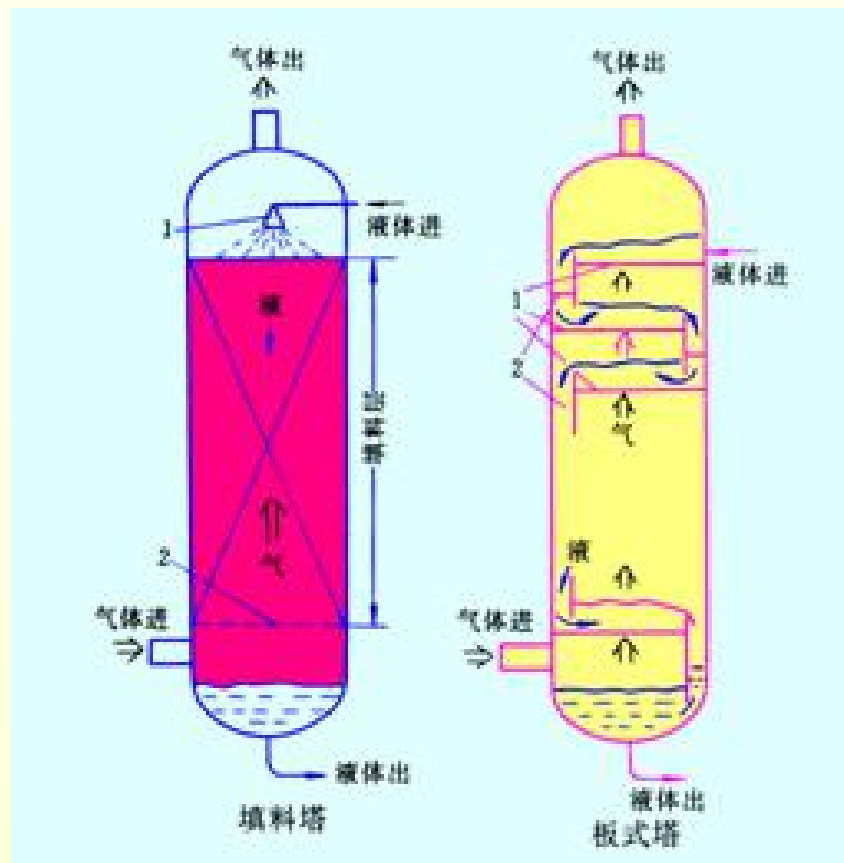
气体吸收是混合气体中某些组分在气液相界面上溶解、在气相和液相内由浓度差推动的**传质过程**。



2) 吸收设备

①连续(微分)接触式设备:

气、液两相密切接触进行传质，两相的浓度呈连续变化。如填料塔。



②逐级接触式设备:

气、液两相逐级接触进行传质，两相的组成呈阶跃变化。如板式塔。

3 .吸收的目的:

- ①分离混合气体以回收所需的组分;
- ②除去有害组分以净化气体 ;
- ③制取某种气体的溶液;

4.吸收分类

1) 物理吸收和化学吸收

物理吸收：吸收过程溶质与溶剂之间不发生显著的化学反应，可以当作是气体单纯地溶解于液相的物理过程。如用水吸收二氧化碳、用水吸收乙醇或丙醇蒸汽、用洗油吸收芳烃等。

化学吸收：溶质与溶剂发生显著的化学反应。如用氢氧化钠或碳酸钠溶液吸收二氧化碳、用稀硫酸吸收氨等过程。化学反应能大大提高单位体积液体所能吸收的气体量并加快吸收速率。但溶液解吸再生较难。

2) 单组分吸收和多组分吸收

单组分吸收：混合气体中只有一个组分被液相吸收，其余组分因溶解度甚小其吸收量可忽略不计。

多组分吸收：混合气体中有两个或两个以上组分被液相吸收。

3) 非等温吸收和等温吸收

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。

4) 高组成吸收和低组成吸收

高组成吸收：溶质在气、液两相中的组成较高的吸收过程。

低组成吸收：溶质在气、液两相中的组成较低的吸收过程。

5. 吸收与相平衡的关系

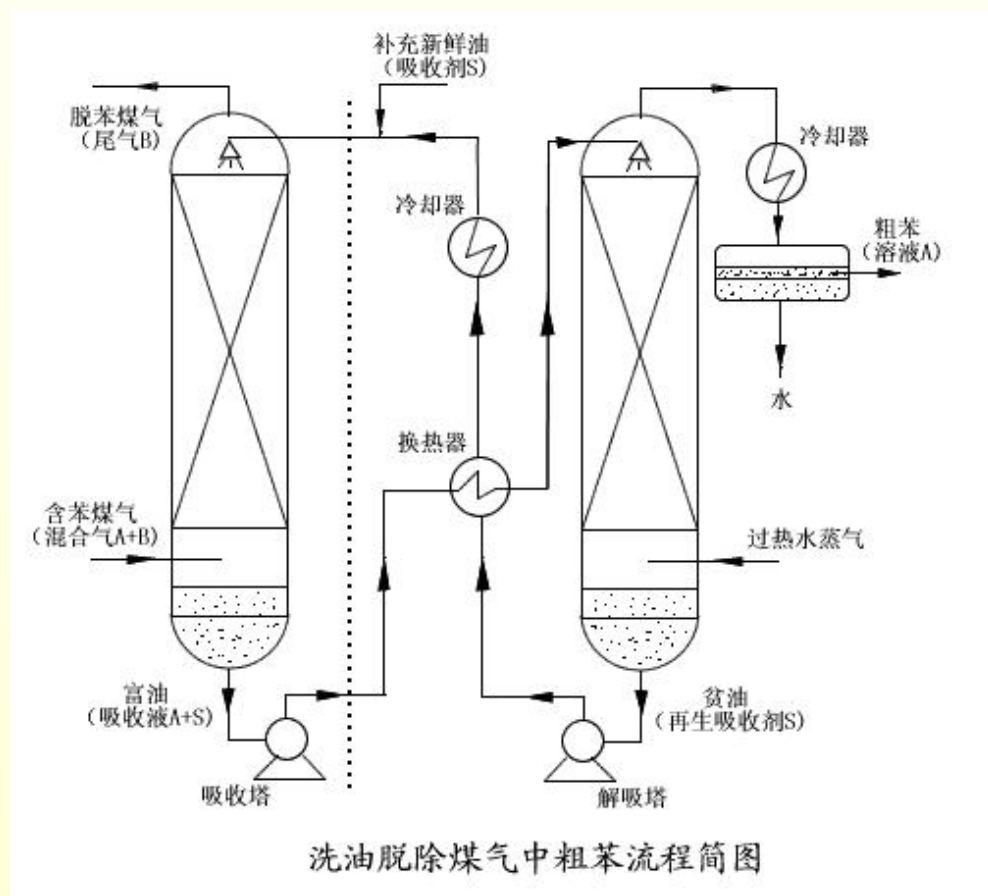
吸收过程进行的方向与限度取决于溶质在气液两相中的平衡关系。

当气相中溶质的实际分压 p 高于与液相成平衡的溶质分压 p^* 时，溶质便由气相向液相转移，即发生吸收过程。

当气相中溶质的实际分压 p 低于与液相成平衡的溶质分压 p^* 时，溶质便由液相向气相转移，即发生吸收的逆过程，这种过程称为脱吸（或解吸）。

6. 吸收流程

图中虚线左侧为吸收部分，在吸收塔中，苯系化合物蒸汽溶解于洗油中，吸收了粗苯的洗油(又称富油)由吸收塔底排出，被吸收后的煤气由吸收塔顶排出。图中虚线右侧为解吸部分，在解吸塔中，粗苯由液相释放出来，并为水蒸汽带出，经冷凝分层后即可获得粗苯产品，解吸出粗苯的洗油(也称为贫油)经冷却后再送回吸收塔循环使用。



7. 气体吸收与液体蒸馏的异同点

1) 相同点

都为分离均相物系的气—液传质操作。

2) 不同点

①第二物相的产生方式不同；

②组分的传递方式不同；

③原均相物系的相态不同；

④利用的物性差异不同。

2.1 气体吸收的相平衡关系

2.1.1 气体的溶解度

1.基本概念

平衡：在恒定的温度与压强下，使一定量的吸收剂与混合气体接触，溶质便向液相转移，直至液相中溶质达到**饱和**，组成不再增加为止，这种状态称为相际动平衡，简称相平衡或平衡。

平衡分压：平衡状态下气相中的溶质分压，又称饱和分压。

平衡组成：平衡状态下液相中的溶质组成，又称饱和组成。

溶解度 C_A^* : 气体在液体中的饱和组成。

2.溶解度的意义

- 1) 表明一定条件下，吸收过程可能达到的极限程度；
- 2) 可以判断设备内任何位置上实际浓度与平衡浓度的差距，从而计算过程进行的速率。



3.变量的关系

对单组分物理吸收：相数 = 2，独立组分数 = 3

由相律 $F=C-P+2$ ，得自由度数为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，即溶质在液相中的溶解度决定于它在气相中的组成。

4.溶解度曲线

溶解度曲线：在一定温度、压力下，平衡时溶质在液相中的组成与其在气相中的分压之间的关系曲线。

用水作吸收剂时，在相同条件下， NH_3 在水中的溶解度较 SO_2 及 O_2 大得多。因此称 NH_3 为**易溶**气体， SO_2 为**中等溶解**气体，溶解度更小的 O_2 为**难溶**气体。

对于同样组成的溶液，易溶气体上方的分压小，而难溶气体上方的分压大。

加压和降温对吸收操作有利，而升温 and 减压则有利于脱吸操作。

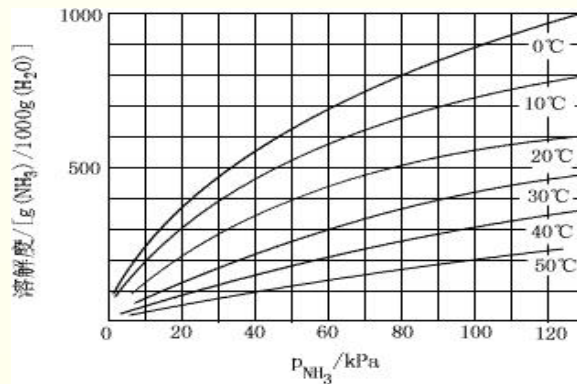


图2-2 氨在水中的溶解度

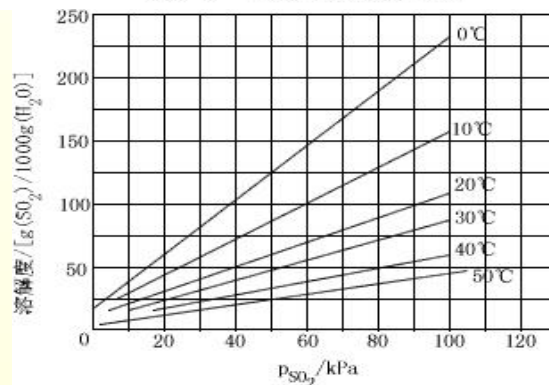


图2-3 二氧化硫在水中的溶解度

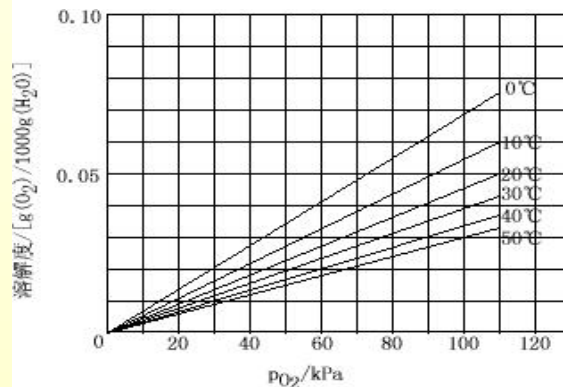


图2-4 氧在水中的溶解度

2.1.2 亨利定律

亨利定律说明的是当总压不高时，在恒定的温度下，稀溶液上方的气体溶质平衡分压与该溶质在液相中的组成之间的关系。

1. p_i - x_i 关系

$$p_i^* = Ex_i$$

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

E 的讨论:

- ①理想物系时, $E = p^0$;
- ②非理想溶液时, $E \neq p^0$, 且只有在液相中溶质组成很低的情况下才是常数;
- ③在同一种溶剂中, 不同气体维持其 E 恒定的组成范围不同;
- ④ E 的来源: 实验测得、查手册;
- ⑤物系一定时, $T \uparrow$ 则 $E \uparrow$;
- ⑥在同一种溶剂中, 难溶气体的 E 值大, 溶解度小, 易溶气体的 E 值小, 溶解度大。

2. p_i - c_i 关系

$$p_i^* = \frac{c_i}{H}$$

式中

c_i ——摩尔浓度， kmol/m^3 ；

p_i^* ——溶质在气相中的平衡分压， kPa ；

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

H 与 E 的关系

因
$$x_i = \frac{c_i}{c_i + \frac{\rho - c_i M_A}{M_S}} = \frac{c_i M_S}{\rho + c_i (M_S - M_A)}$$

得
$$p_i^* = \frac{E c_i M_S}{\rho + c_i (M_S - M_A)}$$

$$\frac{1}{H} = \frac{E M_S}{\rho + c_i (M_S - M_A)}$$

简化得
$$H = \frac{\rho}{E M_S}$$

讨论：①对于一定的物系， $T \uparrow$ 则 $H \downarrow$ ；

②易溶气体， H 值大，难溶气体， H 值小。

3. x_i - y_i 关系

$$y_i^* = mx_i$$

式中

x_i —— 液相中溶质的摩尔分数；

y_i^* ——与液相成平衡的气相中溶质的
摩尔分数；

m —— 相平衡常数，或称为分配系数。

m 与 E 的关系：

因 $p_i = Py_i$

同理 $p_i^* = Py_i^*$

得 $Py_i^* = Ex_i$ $y_i^* = \frac{E}{P}x_i$

得 $m = \frac{E}{P}$

讨论：

①对于一定的物系， $m = f(T, P)$ ， $T \uparrow$ 则 $m \uparrow$ ， $P \uparrow$ 则 $m \downarrow$ 。

② m 大，表明该气体溶解度小，为难溶气体。

4. X_i - Y_i 关系

$$X_i = \frac{\text{液相中溶质的摩尔数}}{\text{液相中溶剂的摩尔数}} = \frac{x_i}{1 - x_i}$$

得

$$x_i = \frac{X_i}{1 + X_i}$$

$$Y_i = \frac{\text{气相中溶质的摩尔数}}{\text{气相中惰性组分的摩尔数}} = \frac{y_i}{1 - y_i}$$

得

$$y_i = \frac{Y_i}{1 + Y_i}$$

得

$$\frac{Y_i^*}{1 + Y_i^*} = m \frac{X_i}{1 + X_i}$$

得

$$Y_i^* = \frac{mX_i}{1 + (1 - m)X_i}$$

当溶液组成很低时，简化得 $Y_i^* = mX_i$

根据气相组成计算平衡的液相组成：

$$x_i^* = \frac{p_i}{E}$$

$$c_i^* = Hp_i$$

$$x_i^* = \frac{y_i}{m}$$

$$X_i^* = \frac{Y_i}{m}$$

2.1.3 吸收剂的选择

选择时应注意考虑的问题：

- 1) **溶解度** 对溶质组分有较大的溶解度。
- 2) **选择性** 对溶质组分有良好的吸收能力，
即对其它组分基本不吸收或吸收甚微。
- 3) **挥发性** 应不易挥发。
- 4) **粘性** 粘度要低。
- 5) **其它** 无毒、无腐蚀性、不易燃烧、不发泡、
价廉易得，并具有化学稳定性等要求。

选择原则：经济、合理。

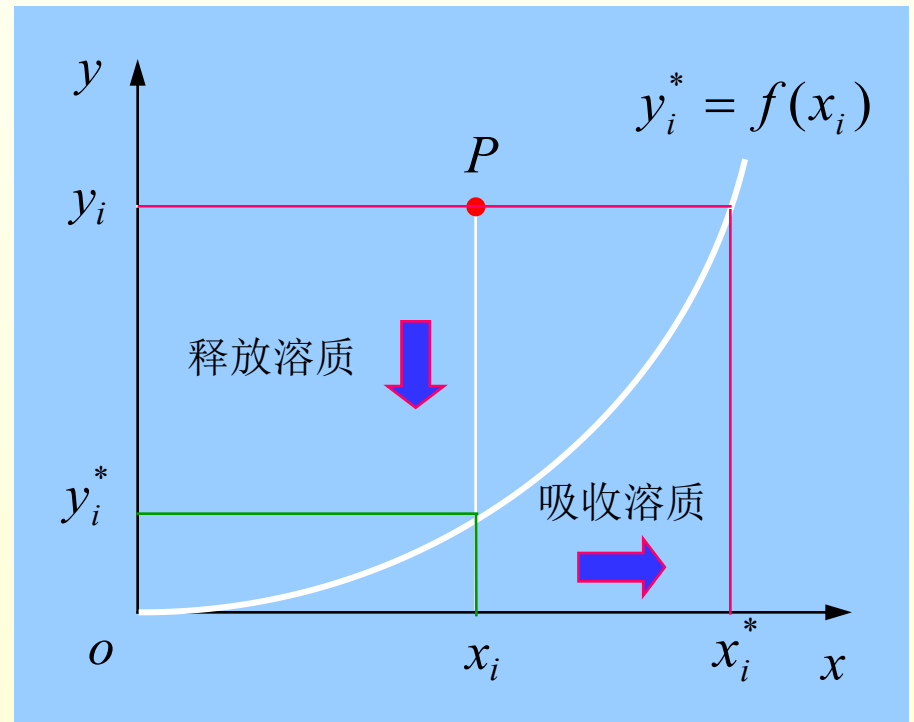
2.1.4 相平衡关系在吸收过程中的应用

1. 判断传质进行的方向

①气、液相组成(y_i, x_i)在平衡线上方(P点):

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

相对于气相组成 y_i 而言,
液相浓度欠饱和
($x_i < x_i^*$), 故液相有吸
收溶质 A 的能力。

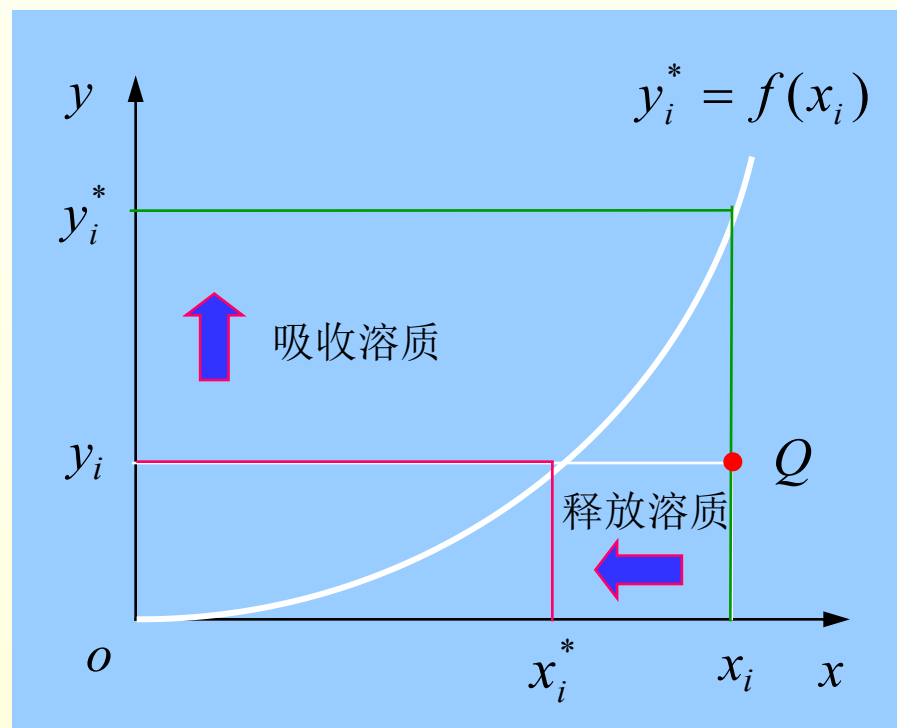


结论: 若系统气、液相组成(y_i, x_i)在平衡线上方, 则体系
将发生从气相到液相的传质, 即吸收过程。

②气、液相组成(y_i, x_i)在平衡线下方(Q点):

相对于液相组成 x_i 而言
气相浓度为欠饱和
($y_i < y_i^*$), 溶质 A 由液
相向气相转移。

相对于气相组成 y_i 而言实
际液相浓度过饱和
($x_i > x_i^*$), 故液相有释放
溶质 A 的能力。

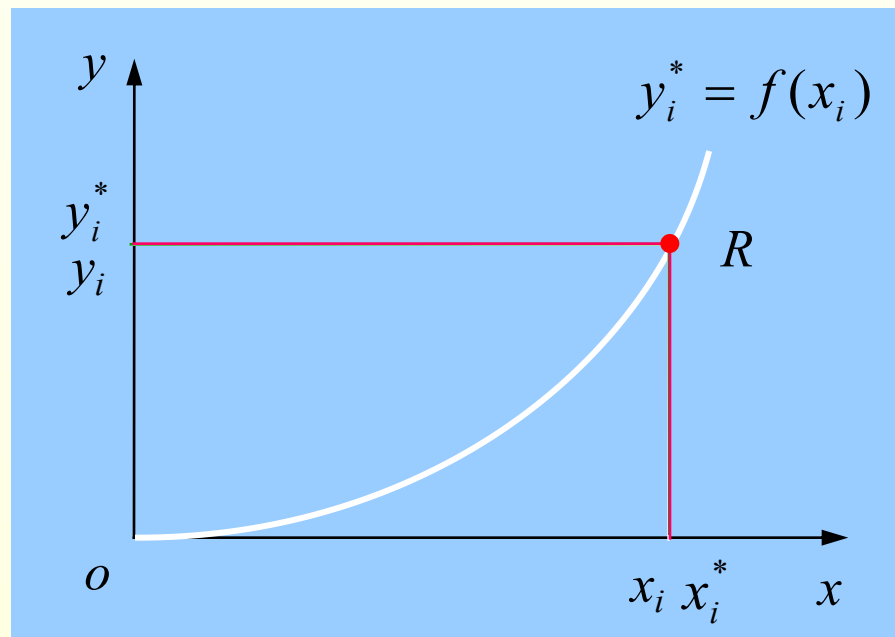


结论: 若系统气、液相组成(y_i, x_i)在平衡线下方, 则体系
将发生从液相到气相的传质, 即解吸过程。

③气、液相组成(y_i, x_i)处于平衡线上(R 点):

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

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



结论: 若系统气、液相组成(y_i, x_i)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, 即系统处于平衡状态。

2.确定传质的推动力

传质过程的推动力通常用一相的实际组成与另一相的平衡组成的偏离程度表示。

传质过程推动力的表达式：

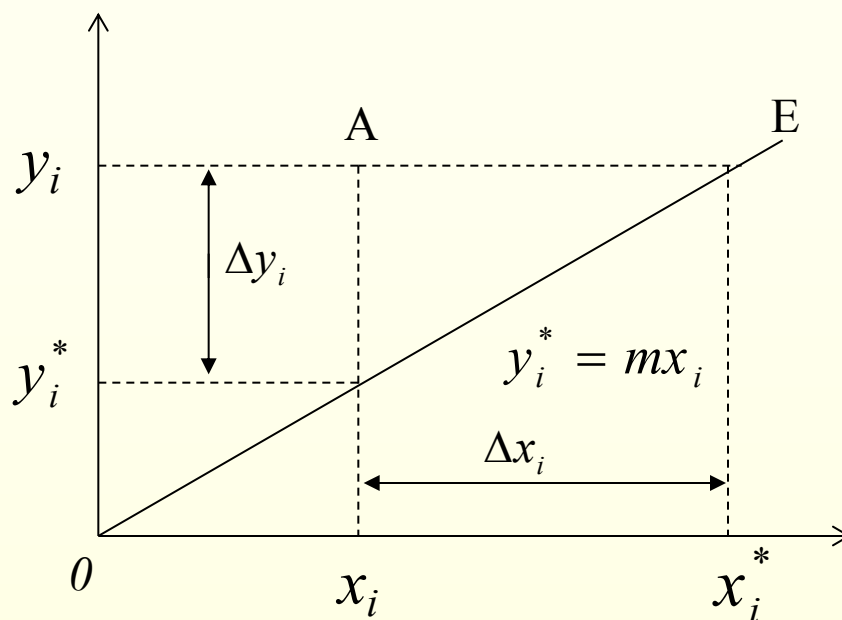
$$\Delta y_i = y_i - y_i^*$$

$$\Delta c_i = c_i^* - c_i$$

$$\Delta x_i = x_i^* - x_i$$

$$\Delta p_i = p_i - p_i^*$$

实际组成偏离平衡组成的程度越大，过程的推动力就越大，其传质速率也将越大。



3.指明传质过程进行的极限

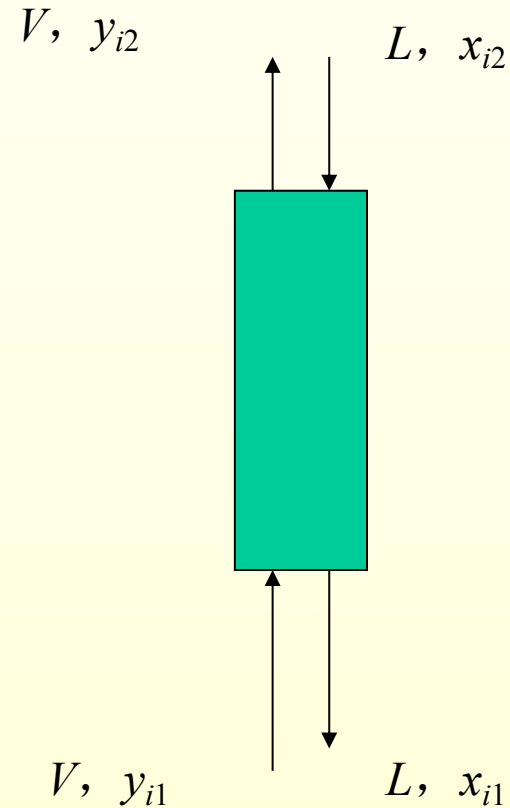
过程极限：相平衡状态。

1) 逆流吸收，塔高无限，

$$y_{i2,\min} \geq y_{i2}^* = mx_{i2}$$

2) 逆流吸收，塔高无限，

$$x_{i1,\min} \leq x_{i1}^* = \frac{y_{i1}}{m}$$



【例】

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

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

解：(1)查得在总压101.3kPa，温度30°C条件下SO₂在水中的亨利系数 $E=4850\text{kPa}$

$$\text{所以 } \frac{p}{p} = \frac{4850}{101.3} =$$

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

从液相分析

$$< x = 0.01$$

故SO₂必然从液相转移到气相，进行解吸过程。

(2) 查得在总压101.3kPa，温度0°C的条件下，SO₂在水中的亨利系数 $E=1670\text{kPa}$

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

从气相分析

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

故SO₂必然从气相转移到液相，进行吸收过程。

(3) 在总压202.6kPa，温度30℃条件下，SO₂在水中的亨利系数 $E=4850\text{kPa}$

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

从气相分析

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

故SO₂必然从气相转移到液相，进行吸收过程。

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

以液相摩尔分数表示的吸收推动力为:

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

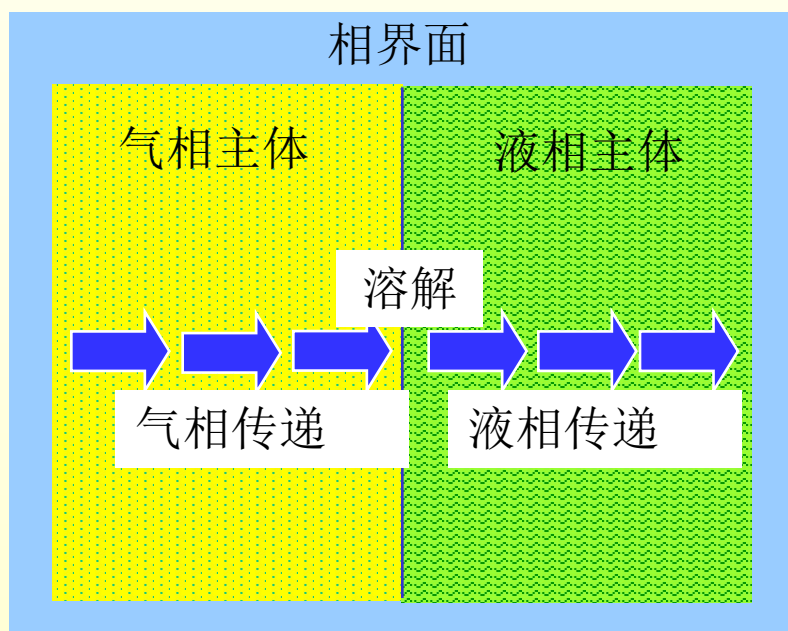
以气相摩尔分数表示的吸收推动力为:

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

2.2 传质机理与吸收速率

吸收过程：

- (1) 溶质由气相主体到相界面， **气相内传质过程**；
- (2) 溶质在相界面上溶解， **溶解过程**；
- (3) 溶质自相界面到液相主体， **液相内传质过程**。



传质过程的阻力一般产生在气相传质过程和液相传质过程中，在相界面上的溶解过程阻力极小，通常都可认为相界面上气、液两相的溶质浓度满足相平衡关系。

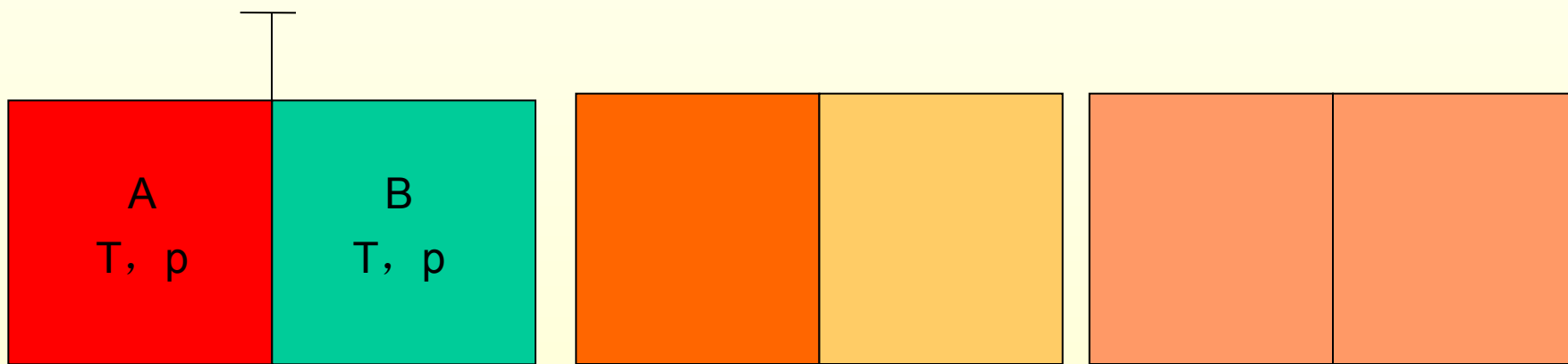
$$y_i^* = mx_i$$

单相内传递方式：分子扩散；涡流扩散。

2.2.1 分子扩散与菲克定律

分子扩散：在一相内部有**组成差异**的条件下，由于**分子的无规则热运动**而造成的物质传递现象，简称扩散。

分子扩散现象：



扩散通量：单位面积上单位时间内扩散传递的物质质量，以 J 表示， $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

菲克定律： 温度、总压一定，组分A在扩散方向上任一点处的扩散通量与该处A的浓度梯度成正比。

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

$$J_B = -D_{BA} \frac{dc_B}{dz}$$

J_A 、 J_B ——物质A、B扩散通量（扩散速率）， $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；

$\frac{dc_A}{dz}$ 、 $\frac{dc_B}{dz}$ ——物质A、B在扩散方向z上的浓度梯度（ kmol/m^4 ）；

D_{AB} 、 D_{BA} ——物质A在介质B、物质B在介质A中的分子扩散系数， m^2/s 。

负号：表示扩散方向与浓度梯度方向相反，扩散沿着浓度降低的方向进行。

对于理想气体，在恒温、恒压下，总摩尔浓度

$$c = \frac{p}{RT} = \text{常数}$$

即 $c = c_A + c_B = \text{常数}$

得 $\frac{dc_A}{dz} = -\frac{dc_B}{dz}$

又两组分扩散时

$$J_A = -J_B$$

由菲克定律

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

$$J_B = -D_{BA} \frac{dc_B}{dz}$$

得

$$D_{AB} = D_{BA}$$

在由A、B两种气体所构成的混合物中，A与B的扩散系数相等。

对于理想气体: $c_A = \frac{p_A}{RT}$

$$\frac{dc_A}{dz} = \frac{1}{RT} \frac{dp_A}{dz}$$

$$J_A = -\frac{D_{AB}}{RT} \frac{dp_A}{dz} = -\frac{D}{RT} \frac{dp_A}{dz}$$

对于任一点处传递通量也可以表示为

$$J_A = c_A u_{DA}$$

式中

c_A — 该点处物质A的浓度, kmol/m³;

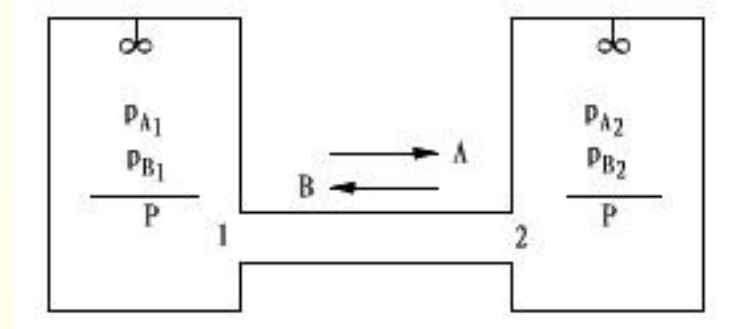
u_{DA} — 该点处物质A沿z方向的扩散速度, m/s。

2.2.2 气相中的稳态分子扩散

稳态分子扩散的理解

$$p_{A1} > p_{A2}, \quad p_{B1} < p_{B2}$$

$$T_1 = T_2, \quad p_1 = p_2$$



由于容器很大，而连通管较细，故在有限时间内扩散作用不会使两容器内的气体组成发生明显的变化，可以认为1、2两截面上的A、B分压都维持不变，因此连通管中发生的分子扩散过程是稳定的。

稳态分子扩散两种形式：

①等分子反向扩散；

②一组分通过另一停滞组分的扩散（单向扩散）。

1.等分子反向扩散

1)等分子反向扩散

等分子反向扩散：任一截面处两个组分的扩散速率大小相等，方向相反。

$$J_A = -J_B$$

2)等分子反向扩散传质速率方程

传质速率：是指在任一固定的空间位置上，单位时间内通过单位面积的质量，又称传质通量，以 N 表示， $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

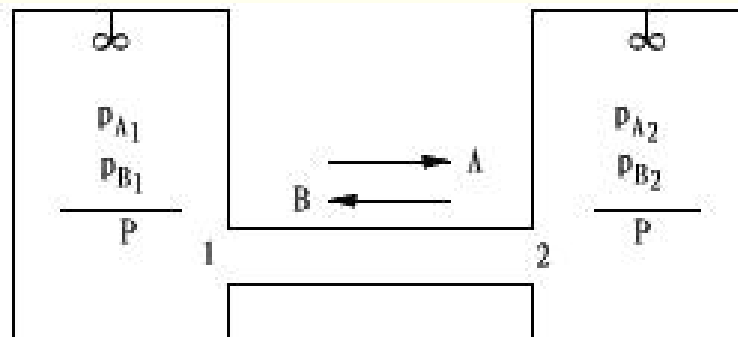
气相：

$$N_A = J_A = -D \frac{dc_A}{dz} = -\frac{D}{RT} \frac{dp_A}{dz}$$

分离变量后积分

$$N_A \int_0^z dz = -\frac{D}{RT} \int_{p_{A1}}^{p_{A2}} dp_A$$

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



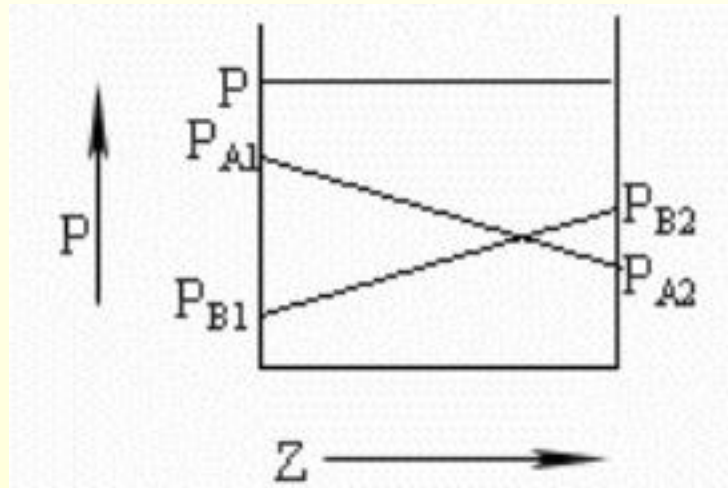
得气相中等分子反向扩散传质速率为：

$$N_A = \frac{D}{RTz} (p_{A1} - p_{A2})$$

3)讨论

(1) $N_A \propto p_{A1} - p_{A2}$

(2) 组分的分压与扩散距离 z 成直线关系。



等分子反方向扩散

(3) 等分子反方向扩散体现在蒸馏过程中。

2. 一组分通过另一停滞组分的扩散（单向扩散）

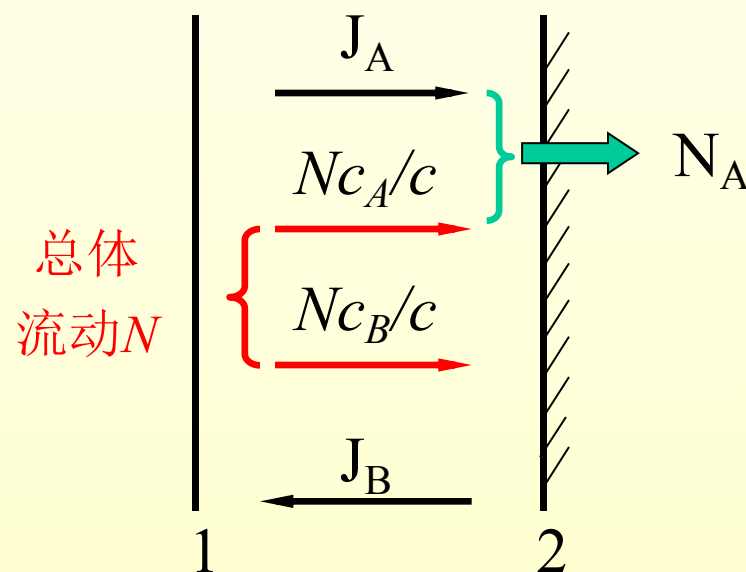
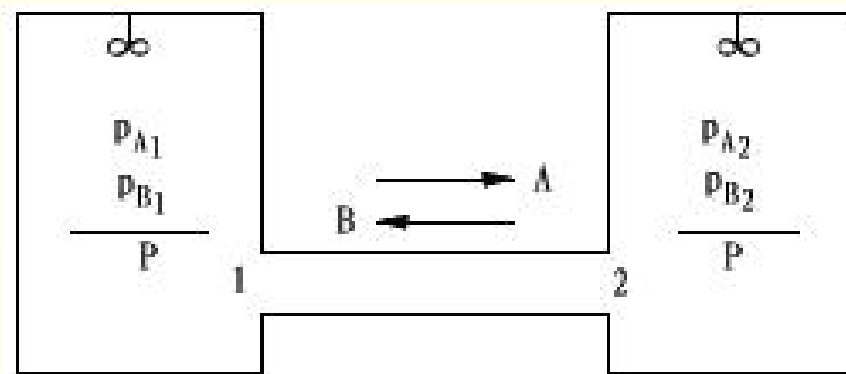
1) 总体流动

总体流动：

因溶质 A 扩散到界面并溶解于溶剂中，造成界面与主体的微小压差，使得混合物向界面处的流动。

总体流动的通量：

单位面积上单位时间内向右递补的A和B的总物质质量，以 N 表示。



2) 总体流动的特点:

(1) 因分子本身扩散引起的宏观流动。

(2) A、B在总体流动中方向相同，传递通量正比于摩尔分率。

$$N_{MA} = N \frac{c_A}{c} \qquad N_{MB} = N \frac{c_B}{c}$$

3) 单向扩散传质的速率方程

对组分A

$$N_A = J_A + N \frac{c_A}{c}$$

因

$$N = uc$$

得

$$u_A c_A = J_A + uc \frac{c_A}{c}$$

则

$$J_A = c_A (u_A - u)$$

组分A的扩散速度是相对于总体流动测量的。

对组分B

$$N_B = J_B + N \frac{c_B}{c}$$

因 $N_B = 0$ 得 $J_B = -N \frac{c_B}{c}$

又因 $J_A = -J_B$ 即 $J_A = N \frac{c_B}{c}$

所以 $N_A = N \frac{c_B}{c} + N \frac{c_A}{c} = N \frac{c_A + c_B}{c} = N$

在稳定情况下，总体流动通量等于组分A的传质通量。

可得 $N_A = -D \frac{dc_A}{dz} + N_A \frac{c_A}{c}$

得单向扩散的传质速率为 $N_A = -\frac{Dc}{c - c_A} \frac{dc_A}{dz}$

若在气相中扩散，则 $c_A = \frac{p_A}{RT}$ 及 $c = \frac{p}{RT}$

所以 $N_A = -\frac{D}{RT} \frac{p}{(p - p_A)} \frac{dp_A}{dz}$ 或 $N_A = \frac{Dp}{RT} \frac{dp_B}{p_B dz}$

积分 $N_A \int_0^z dz = \frac{Dp}{RT} \int_{p_{B1}}^{p_{B2}} \frac{dp_B}{p_B}$

得 $N_A = \frac{Dp}{RTz} \ln \frac{p_{B2}}{p_{B1}}$

因 $p = p_{A1} + p_{B1} = p_{A2} + p_{B2}$

所以 $p_{A1} - p_{A2} = p_{B2} - p_{B1}$

$$\text{则 } N_A = \frac{Dp}{RTz} \ln \frac{p_{B2}}{p_{B1}} \times \left(\frac{p_{A1} - p_{A2}}{p_{B2} - p_{B1}} \right) = \frac{Dp}{RTz} \frac{p_{A1} - p_{A2}}{\frac{p_{B2} - p_{B1}}{\ln(p_{B2}/p_{B1})}}$$

令

$$p_{Bm} = \frac{p_{B2} - p_{B1}}{\ln \frac{p_{B2}}{p_{B1}}}$$

则

$$N_A = \frac{D}{RTz} \frac{p}{p_{Bm}} (p_{A1} - p_{A2})$$

式中 p_{Bm} ——1、2两截面物质B分压的对数平均值，kPa；

$\frac{p}{p_{Bm}}$ ——漂流因数，无因次。

4)讨论

(1) 组分的分压与扩散距离 z 为对数曲线关系

(2) 漂流因数

漂流因数意义:

其大小反映了总体流动对传质速率的影响程度, 其值为总体流动使传质速率较单纯分子扩散增大的倍数。

漂流因数的影响因素:

浓度高, 漂流因数大, 总体流动的影响大。

低浓度时, 漂流因数近似等于1, 总体流动的影响小。

(3) 单向扩散体现在吸收过程中。

2.2.3 液相中的稳态分子扩散

组分A在液相中的传质速率关系式

$$N'_A = \frac{D'c}{zC_{Sm}}(c_{A1} - c_{A2})$$

$$C_{Sm} = \frac{c_{S2} - c_{S1}}{\ln \frac{c_{S2}}{c_{S1}}}$$

N'_A —— 溶质A在液相中的传质速率， $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；

D' —— 溶质A在溶剂中的扩散系数， m^2/s ；

c —— 溶液的总浓度， $c=c_A+c_S$ ， kmol/m^3 ；

z —— 1、2截面的距离， m ；

c_{A1} 、 c_{A2} —— 1、2截面上的溶质浓度， kmol/m^3 ；

c_{Sm} —— 1、2截面上溶剂S浓度的对数平均值， kmol/m^3 ；

2.2.4 扩散系数

扩散系数的意义：

单位浓度梯度下的扩散通量，反映某组分在一定介质中的扩散能力，是物质特性常数之一； D ， m^2/s 。

D 的影响因素： A 、 B 、 T 、 p 、组成

D 的来源：实验测定；查手册；经验或半经验公式

2.2.5 对流传质

1. 涡流扩散

涡流扩散：流体作湍流运动时，若流体内部存在浓度梯度，流体质点便会靠**质点的无规则运动**，相互碰撞和混合，组分从高浓度向低浓度方向传递，这种现象称为涡流扩散。

湍流流体中，**分子扩散**与**涡流扩散**同时发挥着传质作用。

$$J_A = -(D + D_E) \frac{dc_A}{dz}$$

D —— 分子扩散系数, m^2/s ;

D_E —— 涡流扩散系数, m^2/s ;

$\frac{dc_A}{dz}$ ——沿 z 方向的浓度梯度, kmol/m^4 ;

J_A —— 扩散通量, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

注意:

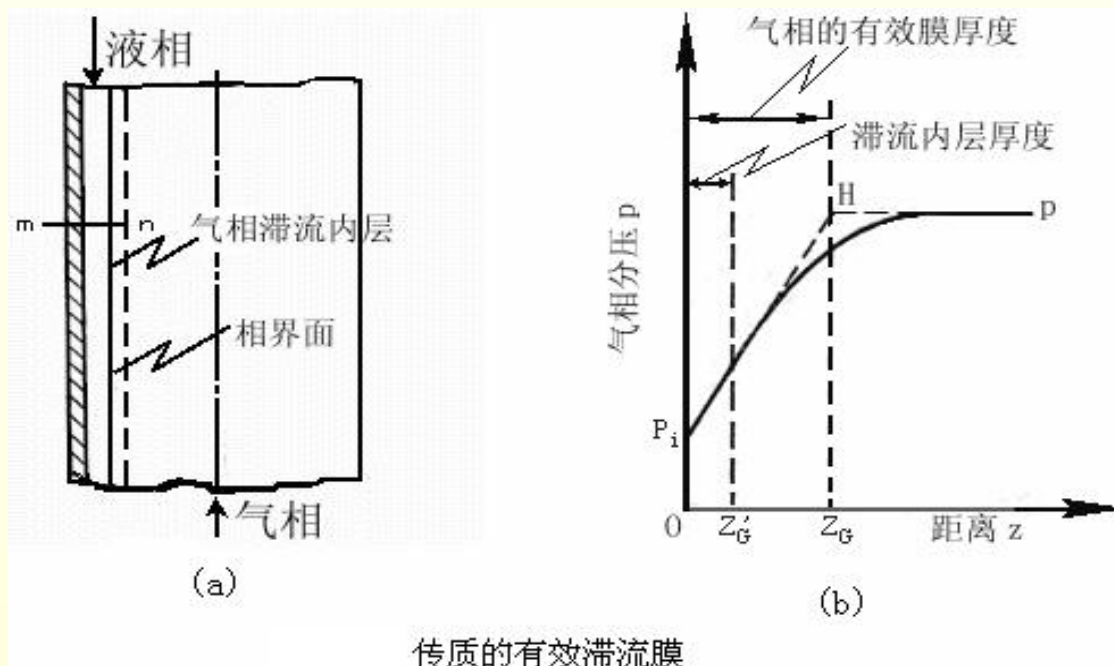
涡流扩散系数与分子扩散系数不同, 不是物性常数, 其值与流体湍动程度及所处的位置有关。

2.对流传质

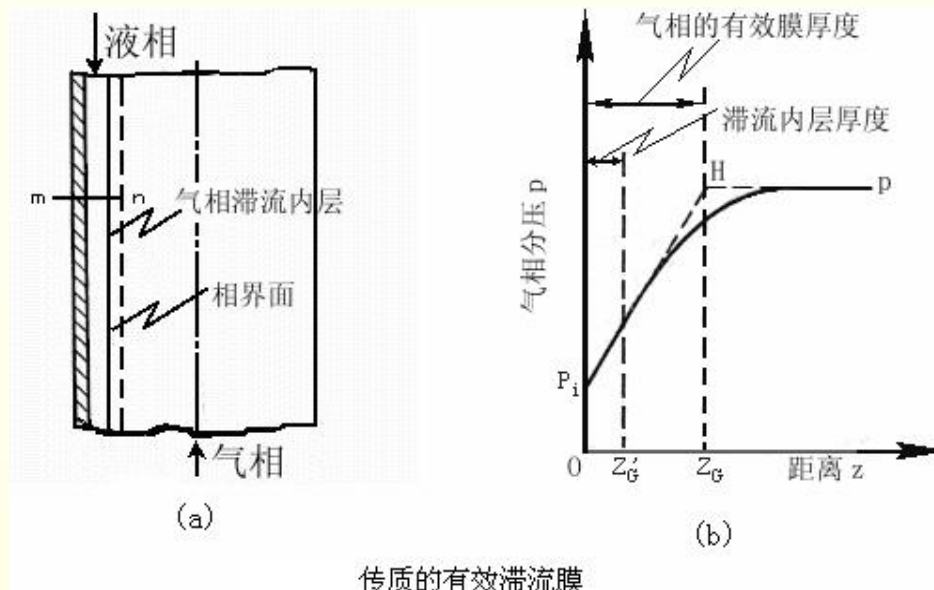
对流传质：发生在运动着的流体与相界面之间的传质过程。

对流传质就是涡流主体与相界面之间的涡流扩散与分子扩散两种传质作用的总和。

1) 单相内对流传质过程



在稳定状况下， m — n 截面上不同 z 值各点处的传质速率应相同。



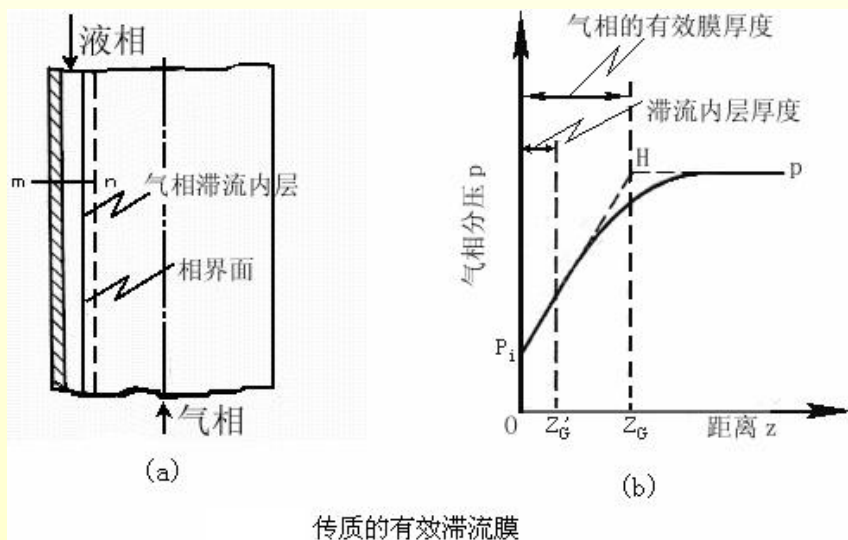
- ① **靠近相界面处层流内层**：传质机理仅为分子扩散，溶质A的分压梯度较大， p 随 z 的变化较陡。
- ② **过渡区**：分子扩散+涡流扩散， p 随 z 的变化逐渐平缓。
- ③ **湍流主体**：涡流扩散远远大于分子扩散，溶质A的分压浓度趋于一致， p 随 z 的变化近似为水平线。

2) 有效膜模型

单相对流传质的传质阻力全部集中在一层虚拟的有效层流膜层内，膜层内的流动纯属层流，物质传递形式仅为分子扩散。

有效层流膜厚 Z_G

延长层流内层分压线，与气相主体的水平分压线相交于一点 H ，则 H 到相界面的垂直距离为有效层流膜厚度 Z_G 。



整个有效层流膜层的传质推动力为气相主体与相界面处的分压之差。

3) 单相对流传质速率方程

(1) 气相对流传质速率方程

$$N_A = \frac{Dp}{RTz_G p_{Bm}} (p_A - p_{Ai})$$

(2) 液相对流传质速率方程

$$N_A = \frac{D'c}{z_L c_{Sm}} (c_{Ai} - c_A)$$

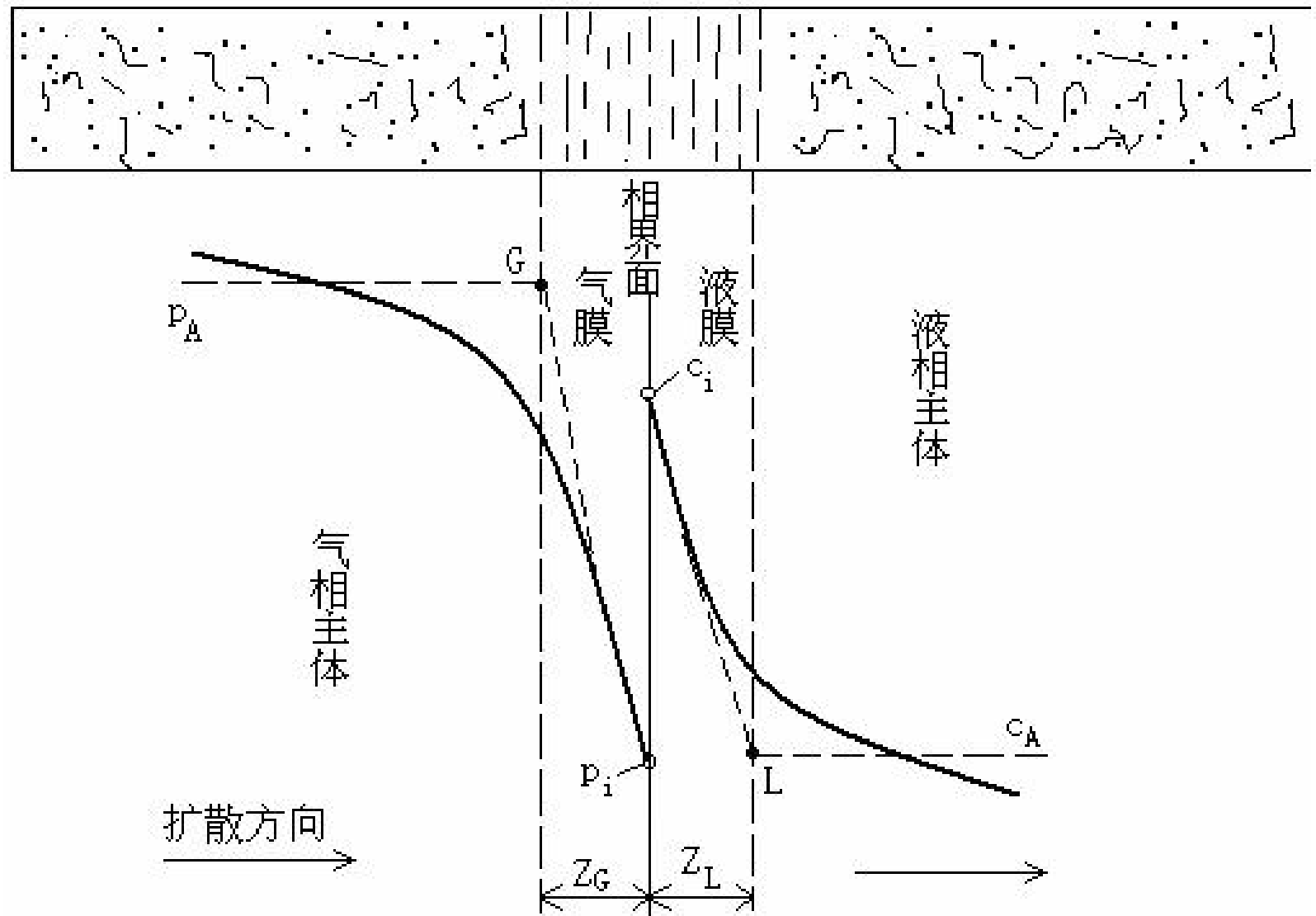
2-2-6 吸收过程的机理

相际对流传质三大模型：

- ①双膜理论
- ②溶质渗透理论
- ③表面更新理论

1.双膜理论(停滞膜模型)

双膜理论基于这样的认识，即当液体湍流流过固体溶质表面时，固液间传质阻力全部集中在液体内部紧靠两相界面的一层停滞膜内，此膜的厚度大于层流内层厚度，而它提供的分子扩散传质阻力恰等于上述过程中实际存在的对流传质阻力。



双膜理论示意图

• 双膜理论要点

流动部分：

- 1) 相互接触的气液两相存在一固定的相界面。
- 2) 界面两侧分别存在气膜和液膜，膜内流体呈滞流流动，膜外流体呈湍流流动。膜层厚度取决于流动状态。

传质部分：

- 1) 传质过程为定态过程，传质方向上的溶质传递速率为常量
 - 2) 气液相界面上无传质阻力，界面上气液两相呈平衡关系
 - 3) 界面两侧的膜层内，物质传递以分子扩散方式进行；膜外湍流主体内传质阻力忽略。
- 气液两相间的传质阻力取决于界面两侧的膜层传质阻力
- 因此，双膜理论也称**双阻力**理论。

2.溶质渗透理论（希格比 Higbie, 1935年）

希格比认为液体在流动过程中每隔一定时间发生一次完全的混合，使液体的浓度均匀化，在 θ_s 时间内，液相中发生的不再是定态的扩散过程，而是非定态的扩散过程

3.表面更新理论（丹克沃茨 Danckwerts，1951年）

丹克沃茨认为液体在流动过程中表面不断更新，即不断地有液体从主体转为界面而暴露于气相中，这种界面不断更新传质过程大大强化，其原因在于原来需要通过缓慢的扩散过程才能将溶质传至液体深处，现通过表面更新，深处的液体就有机会直接与气体接触以接受传质。

综上所述，溶质渗透理论和表面更新理论比有效膜理论更接近实际情况，但 θ_s 或 s 难以测定，将它们用于传质过程的设计仍有一段距离，故目前用于传质设备设计主要还是**有效膜理论**。

2.2.7 吸收速率方程式

吸收速率为单位相际传质面积上单位时间内吸收的溶质量。

表明吸收速率与吸收推动力之间关系的数学式即为吸收速率方程式。

$$\text{速率} = \frac{\text{推动力}}{\text{阻力}}$$

推动力为组成差，吸收阻力的倒数为吸收系数。

$$\text{吸收速率} = \text{吸收系数} \times \text{推动力}$$

1.气膜吸收速率方程式

$$N_A = \frac{Dp}{RTz_G p_{Bm}} (p_A - p_{Ai})$$

在一定的条件下，令 $k_G = \frac{Dp}{RTz_G p_{Bm}}$

k_G —以分压差表示推动力的气膜吸收系数， $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$

则

$$N_A = k_G (p_A - p_{Ai})$$

或

$$N_A = \frac{(p_A - p_{Ai})}{\frac{1}{k_G}}$$

当气相组成以摩尔分数表示时，相应的气膜吸收速率方程式为：

$$N_A = k_y(y_A - y_{Ai})$$

k_y —以气相摩尔分数表示推动力的气膜吸收系数， $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$

各气膜吸收系数之间的关系：

当气相总压不很高时

$$\text{因 } p_A = py_A \quad \text{及} \quad p_{Ai} = py_{Ai}$$

代入 $N_A = k_G(p_A - p_{Ai})$ 与 $N_A = k_y(y_A - y_{Ai})$ 比较，得

$$k_y = pk_G$$

2.液膜吸收速率方程式

$$N_A = \frac{D'c}{z_L c_{Sm}} (c_{Ai} - c_A)$$

令
$$k_L = \frac{D'c}{z_L c_{Sm}}$$

k_L —以液相组成摩尔浓度表示推动力的液膜吸收系数，
kmol/(m²·s·kmol/m³)或m/s。

则

$$N_A = k_L (c_{Ai} - c_A)$$

当液相组成以摩尔分数表示时，相应的液膜吸收速率方程式为：

$$N_A = k_x (x_{Ai} - x_A)$$

k_x ——以液相组成摩尔分数表示推动力的液膜吸收系数，
kmol/（m²·s）；

各液相传质分系数之间的关系：

$$\text{因 } c_{Ai} = cx_{Ai} \quad \text{及} \quad c_A = cx_A$$

$$\text{得 } k_x = ck_L$$

注意：对流吸收系数= f (操作条件、流动状态、物性)

3.界面组成

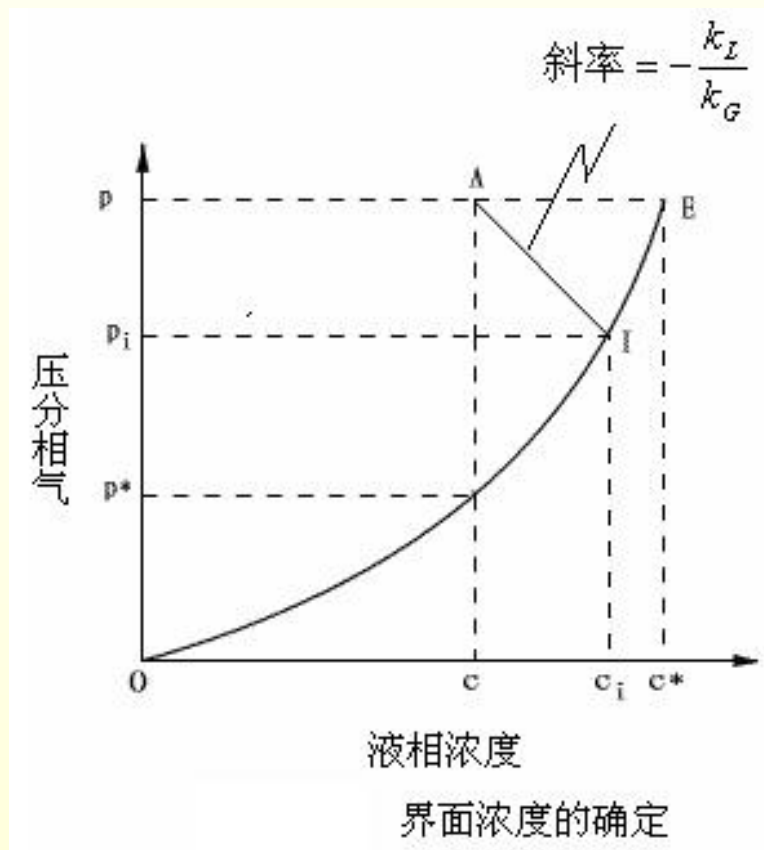
根据双膜理论，界面处的气液组成符合平衡关系。同时，在稳定状况下，气液两膜中的传质速率相等。由此可得

$$N_A = k_G(p_A - p_{Ai}) = k_L(c_{Ai} - c_A)$$

得
$$\frac{p_A - p_{Ai}}{c_A - c_{Ai}} = -\frac{k_L}{k_G}$$

(1) 图解法

(2) 解析法 $p_{Ai} = f(c_{Ai})$ 与上式联立求解



4.总吸收系数及其相应的吸收速率方程式

总系数以 K 表示，总阻力为两膜传质阻力之和。

吸收过程的总推动力可用任何一相的主体浓度与另一相相应的平衡浓度的差值来表示。

1) 以 $p_A - p_A^*$ 表示总推动力的吸收速率方程式

吸收系统服从亨利定律或平衡关系在计算范围为直线

$$p_A^* = \frac{c_A}{H}, \text{ 则 } c_A = Hp_A^*$$

根据双膜理论

$$p_{Ai} = \frac{c_{Ai}}{H}, \text{ 则 } c_{Ai} = Hp_{Ai}$$

代入

$$N_A = k_L(c_{Ai} - c_A)$$

$$\text{得 } N_A = k_L H (p_{Ai} - p_A^*) \text{ 或 } \frac{N_A}{Hk_L} = p_{Ai} - p_A^*$$

$$\text{又因 } \frac{N_A}{k_G} = p_A - p_{Ai} \quad \text{得} \quad N_A \left(\frac{1}{Hk_L} + \frac{1}{k_G} \right) = p_A - p_A^*$$

$$\text{令} \quad \frac{1}{K_G} = \frac{1}{Hk_L} + \frac{1}{k_G}$$

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

K_G ——以气相分压差表示推动力的气相总吸收系数，
 $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ ；

p_A ——吸收质在气相主体中的分压；

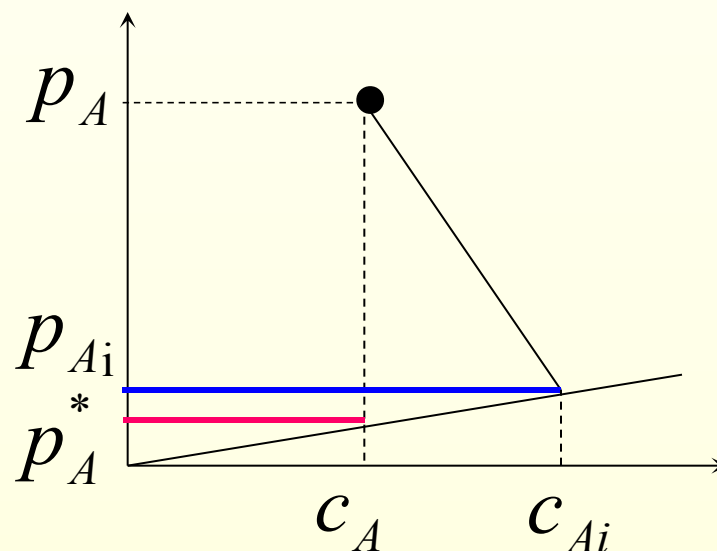
p_A^* ——与液相主体组成 c_A 成平衡的气相分压； kPa 。

对于**易溶气体**， H 值很大，在 k_G 与 k_L 数量级相同或接近的情况下存在如下的关系，即

$$\frac{1}{Hk_L} \ll \frac{1}{k_G}$$

$$\text{得 } \frac{1}{K_G} \approx \frac{1}{k_G} \text{ 或 } K_G \approx k_G$$

$$p_A - p_A^* \approx p_A - p_{Ai}$$



气膜控制：传质阻力主要集中在气相，此吸收过程为气相阻力控制（气膜控制）。

提高传质速率的措施：提高气体流速；
加强气相湍流程度。

2) 以 $c_A^* - c_A$ 表示总推动力的吸收速率方程式
若系统服从亨利定律或平衡关系在计算范围为直线

$$p_A = \frac{c_A^*}{H} \quad p_A^* = \frac{c_A}{H}$$

代入式2-41, 得
$$N_A \left(\frac{H}{k_G} + \frac{1}{k_L} \right) = c_A^* - c_A$$

令
$$\frac{1}{K_L} = \frac{H}{k_G} + \frac{1}{k_L}$$

则
$$N_A = K_L (c_A^* - c_A)$$

K_L ——以液相浓度差表示推动力的液相总传质系数,
kmol/(m²·s·kmol/m³)即m/s;

c_A^* ——与气相分压 p 成平衡的液相摩尔浓度, kmol/m³;

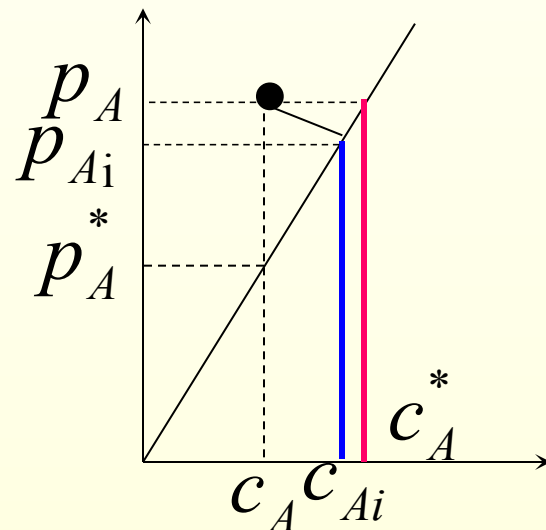
c_A ——吸收质在液相主体的摩尔浓度, kmol/m³。

对于**难溶气体**， H 值很小，在 k_G 与 k_L 数量级相同或接近的情况下存在如下的关系，即

$$\frac{H}{k_G} \ll \frac{1}{k_L}$$

$$\text{则 } \frac{1}{K_L} \approx \frac{1}{k_L}, \text{ 或 } K_L \approx k_L$$

$$c_A^* - c_A \approx c_{Ai} - c_A$$



液膜控制：传质阻力主要集中在液相，此吸收过程为液相阻力控制（液膜控制）。

提高传质速率的措施：提高液体流速；
加强液相湍流程度。

3) 以 $Y_A - Y_A^*$ 表示总推动力的吸收速率方程式

当溶质组成较低时，通常以摩尔比表示浓度进行吸收计算。

若操作总压强为 p ，根据分压定律可知吸收质在气相中的分压为：

$$p_A = py_A$$

$$\text{又知 } y_A = \frac{Y_A}{1 + Y_A}$$

$$\text{故 } p_A = p \frac{Y_A}{1 + Y_A} \quad \text{同理 } p_A^* = p \frac{Y_A^*}{1 + Y_A^*}$$

代入式2-42，得
$$N_A = K_G \left(p \frac{Y_A}{1 + Y_A} - p \frac{Y_A^*}{1 + Y_A^*} \right)$$

化简得
$$N_A = \frac{K_G p}{(1 + Y_A)(1 + Y_A^*)} (Y_A - Y_A^*)$$

令
$$K_Y = \frac{K_G p}{(1 + Y_A)(1 + Y_A^*)}$$

则
$$N_A = K_Y (Y_A - Y_A^*)$$

K_Y ——气相总吸收系数， $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；

Y_A^* ——与液相组成 X_A 成平衡的气相组成。

当吸收质在气相中的组成很小时

$$K_Y \approx K_G p$$

4) 以 $X_A^* - X_A$ 表示总推动力的吸收速率方程式

同理

$$N_A = K_X (X_A^* - X_A)$$

$$K_X = \frac{K_L c}{(1 + X_A)(1 + X_A^*)}$$


K_X ——液相总吸收系数， $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

X^* ——与气相组成成平衡的液相组成。

当吸收质在液相中的组成很小时

$$K_X \approx K_L c$$

5.小结

- ①吸收速率方程式可以分为两类：一类是与膜系数相对应的速率式；另一类是与总系数相对应的速率式。 
- ②任何吸收系数的单位都是 $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{单位推动力})$ 。
- ③必须注意各吸收速率方程式中的吸收系数与吸收推动力的正确搭配及其单位的一致性。
- ④上述各吸收速率方程式，都是以气液组成保持不变为前提的，因此只适合于描述稳态操作的吸收塔内任一横截面上的速率关系，而不能直接用来描述全塔的吸收速率。
- ⑤在使用与总吸收系数相对应的吸收速率方程式时，在整个过程所涉及的组成范围内，平衡关系须为直线。

2.3 吸收塔的计算

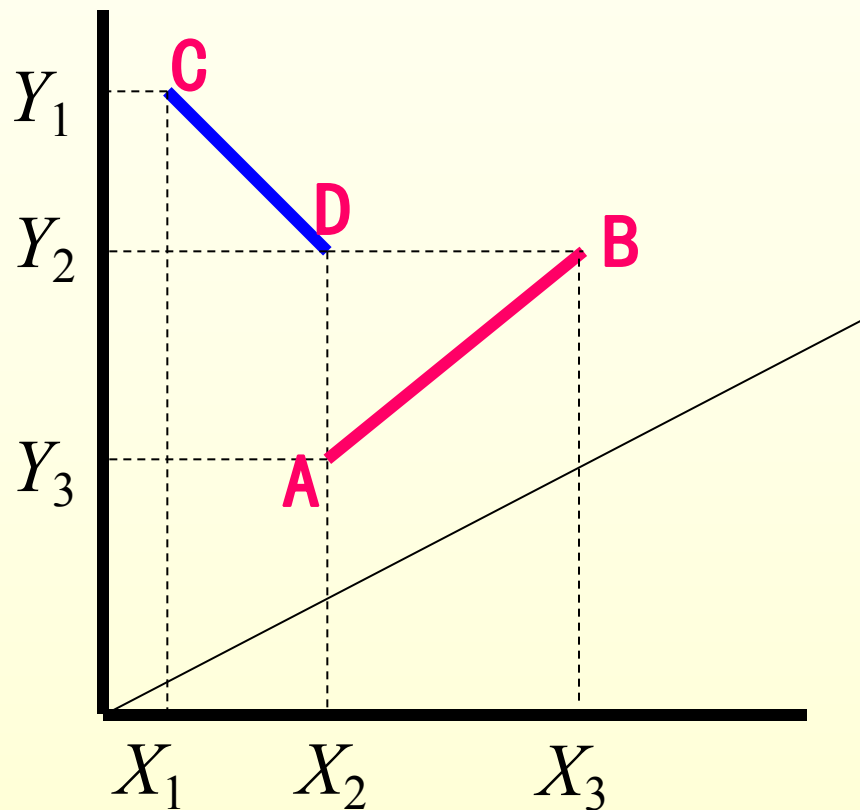
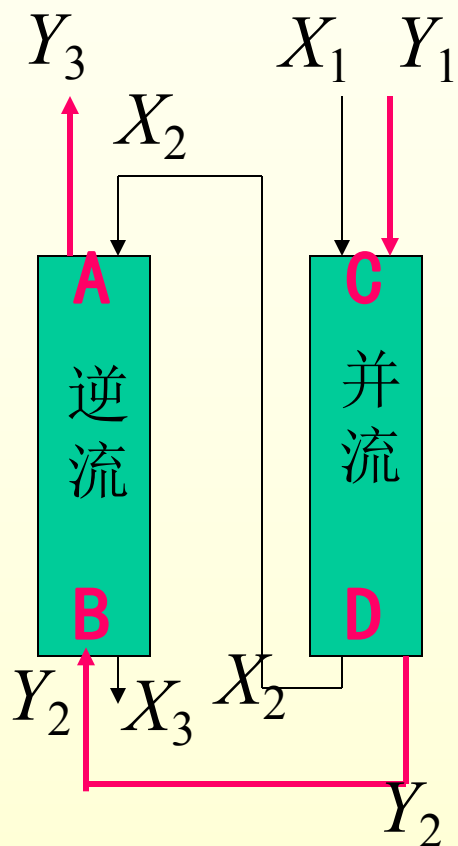
气液传质设备有：{ 板式塔：逐级接触
填料塔：连续接触

气液流动方式分逆流与并流。

逆流与并流的比较：

- 1) 逆流推动力均匀，且 $\Delta Y_{m\text{逆流}} > \Delta Y_{m\text{并流}}$
- 2) Y_1 大，逆流时 Y_1 与 X_1 在塔底相遇有利于提高 X_1 ；
 X_2 小，逆流时 Y_2 与 X_2 在塔顶相遇有利于降低 Y_2 。

逆流与并流操作线



2.3.1 吸收塔的物料衡算与操作线方程

1. 物料衡算

目的：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 。

图中各个符号的意义

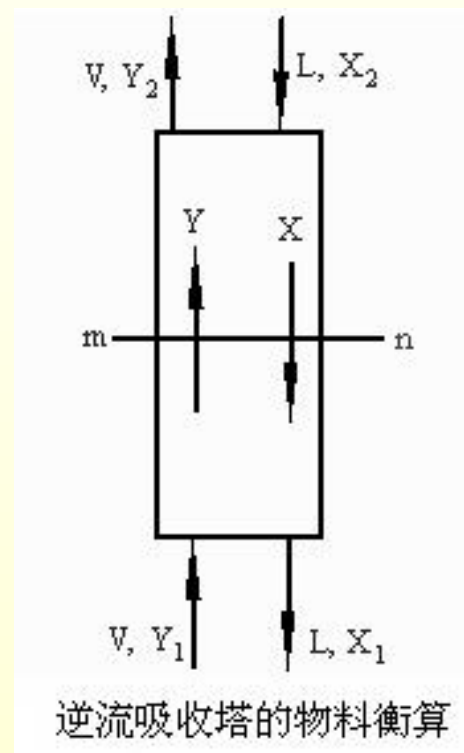
V ——单位时间内通过吸收塔的惰性气体量，
 $\text{kmol(B)}/\text{s}$ ；

L ——单位时间内通过吸收塔的溶剂量，
 $\text{kmol(S)}/\text{s}$ ；

Y_1, Y_2 ——分别为进塔及出塔气体中溶质组分的摩尔比， $\text{kmol(A)}/\text{kmol(B)}$ ；

X_1, X_2 ——分别为出塔及进塔液体中溶质组分的摩尔比， $\text{kmol(A)}/\text{kmol(S)}$

注意：本章中塔底截面一律以下标“1”代表，塔顶截面一律以下标“2”代表



对单位时间内进出吸收塔的A物质质量作衡算，可得

$$VY_1 + LX_2 = VY_2 + LX_1$$

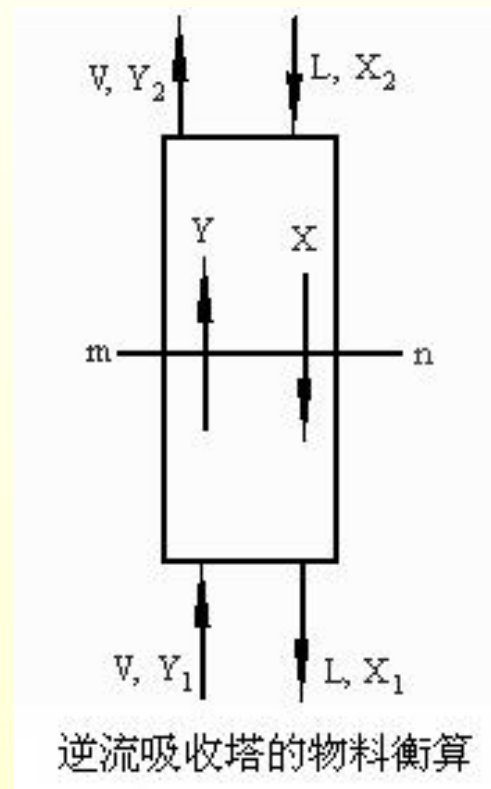
或
$$V(Y_1 - Y_2) = L(X_1 - X_2)$$

又因
$$Y_2 = Y_1(1 - \varphi_A)$$

φ_A ——混合气中溶质 A 被吸收的百分数，
称为吸收率或回收率。

得

$$X_1 = \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2) + X_2$$



2.吸收塔的操作线方程式与操作线

在m—n截面与塔底端面之间
作组分 A 的衡算，可得：

$$VY + LX_1 = VY_1 + LX$$

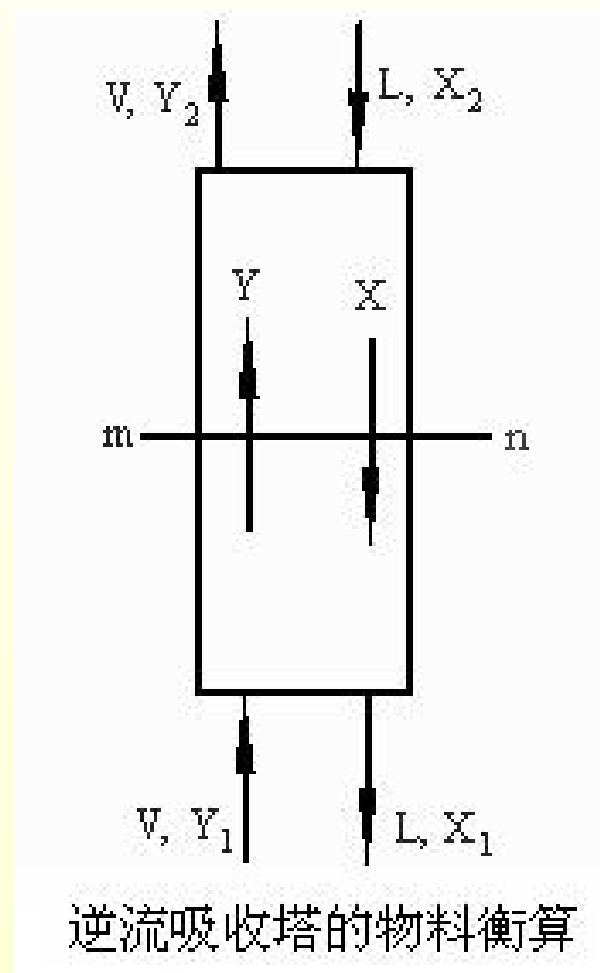
或

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

在m—n截面与塔顶端面之间
作组分 A 的衡算，可得：

$$Y = \frac{L}{V} X + (Y_2 - \frac{L}{V} X_2)$$

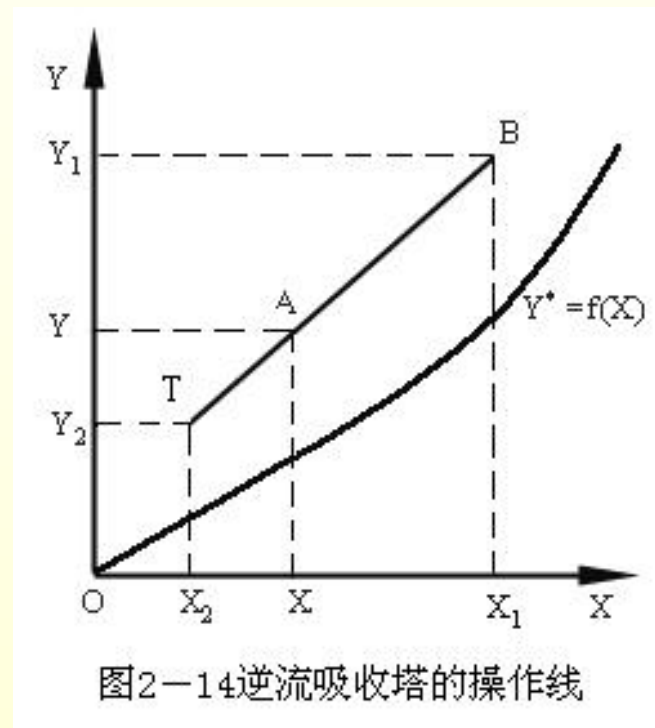
操作线的斜率 L/V ，称为**液气比**。



逆流吸收操作线具有如下特点：

①稳态， L 、 V 、 Y_1 、 X_2 恒定，操作线在 $X \sim Y$ 坐标图上为一直线，斜率为 L/V 。 L/V 为吸收操作的
液气比；

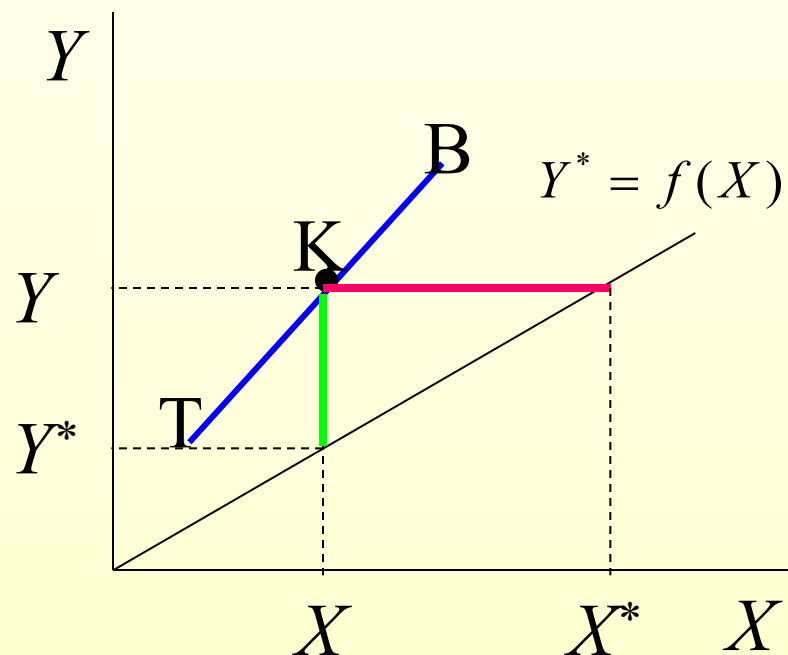
②操作线通过塔顶（稀端） $T(X_2, Y_2)$ 及塔底（浓端） $B(X_1, Y_1)$ ；



③吸收操作线在平衡线的上方，解吸操作线在平衡线下方；

④操作线仅与液气比、浓端及稀端组成有关，与系统的平衡关系、操作条件(T 、 P)及设备结构无关；

⑤平衡线与操作线共同决定吸收推动力，操作线离平衡线愈远吸收的推动力愈大。



2.3.2 吸收剂用量的决定

1. 最小液气比

吸收塔的设计计算中，气体处理量 V ，以及进、出塔组成 Y_1 、 Y_2 由设计任务给定，吸收剂入塔组成 X_2 则是由工艺条件决定或设计人员选定。

由全塔物料衡算式
$$X_1 = \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2) + X_2$$

可知吸收剂出塔浓度 X_1 与吸收剂用量 L 是相互制约的。

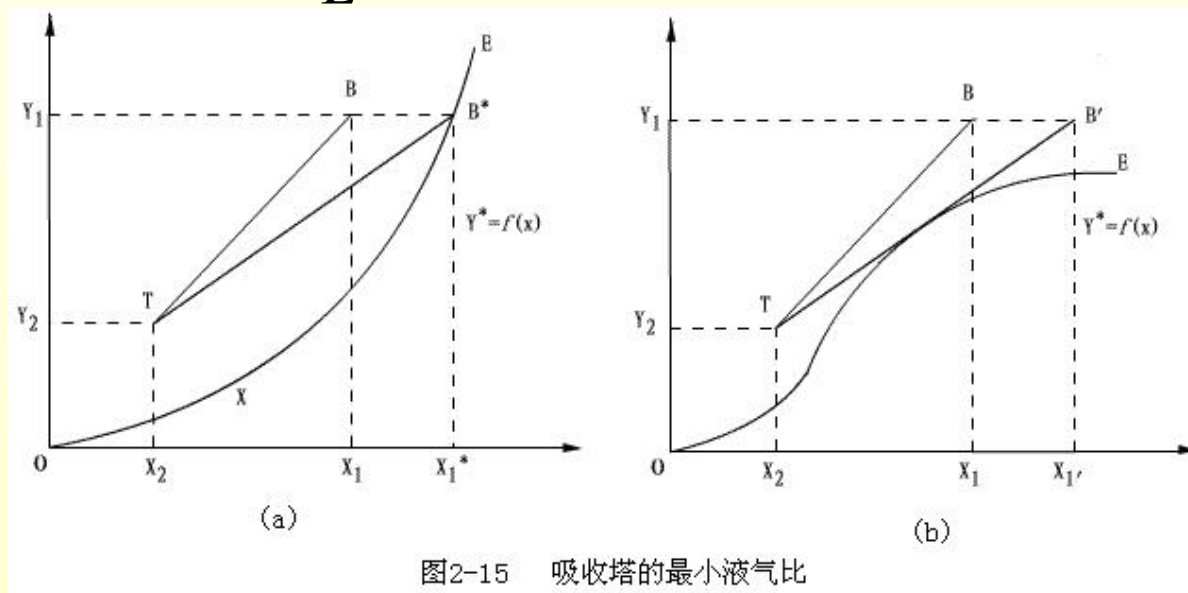
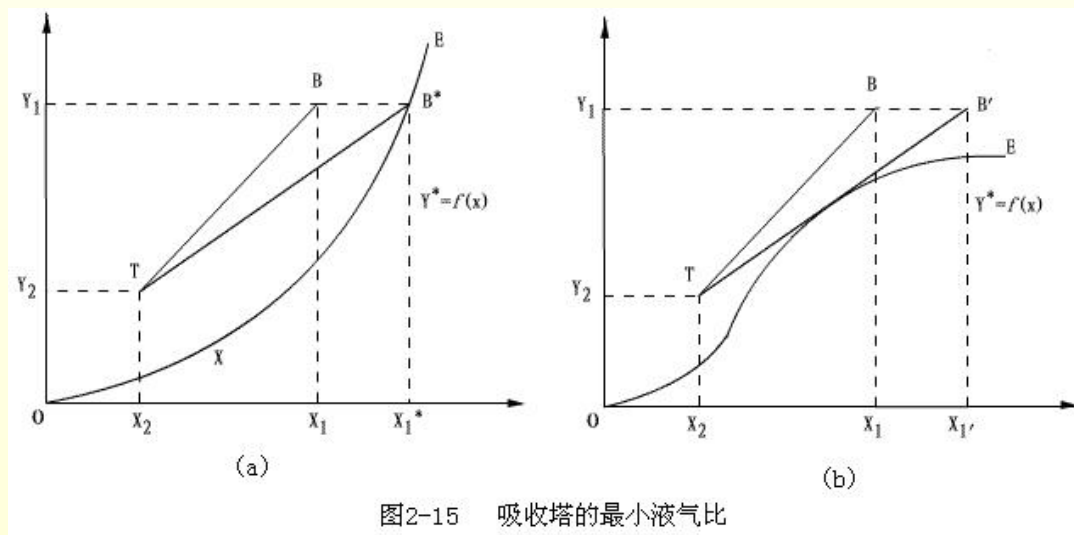


图2-15 吸收塔的最小液气比

最小液气比定义：

针对一定的分离任务，操作条件和吸收物系一定，塔内某截面吸收推动力为零，达到分离程度所需塔高无穷大时的液气比。

以 $\left(\frac{L}{V}\right)_{\min}$ 表示。



相应的吸收剂用量即为最小吸收剂用量，以 L_{\min} 表示。

2.适宜（操作）液气比

$$\begin{cases} \frac{L}{V} \downarrow \Rightarrow \Delta Y \downarrow, \text{塔高} \uparrow, \text{设备费} \uparrow \\ \frac{L}{V} \uparrow \Rightarrow \Delta Y \uparrow, \text{塔高} \downarrow, \text{设备费} \downarrow, \text{并不总有效} \\ \quad \Rightarrow L \uparrow, \text{操作费} \uparrow \end{cases}$$

根据生产实际经验

$$\frac{L}{V} = (1.1 \sim 2.0) \left(\frac{L}{V} \right)_{\min} \quad \text{或} \quad L = (1.1 \sim 2.0) L_{\min}$$

注意： L 值必须保证操作条件时，填料表面被液体充分润湿，即保证单位塔截面上单位时间内流下的液体量不得小于某一最低允许值。

3.最小液气比的计算

(1) 平衡曲线一般情况

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2}$$

$$\text{或 } L_{\min} = V \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2}$$

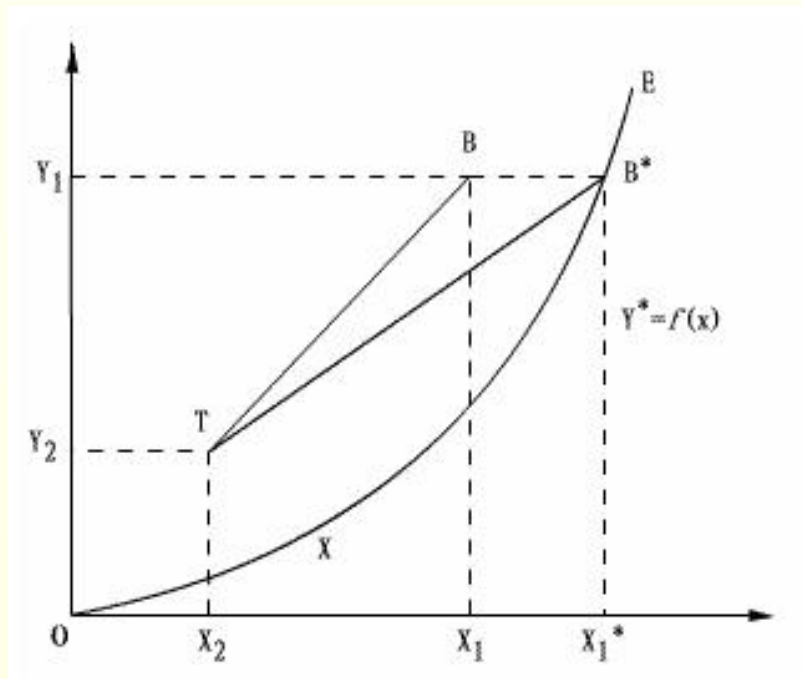
X_1^* ——与 Y_1 相平衡的液相组成。

平衡关系符合亨利定律时：

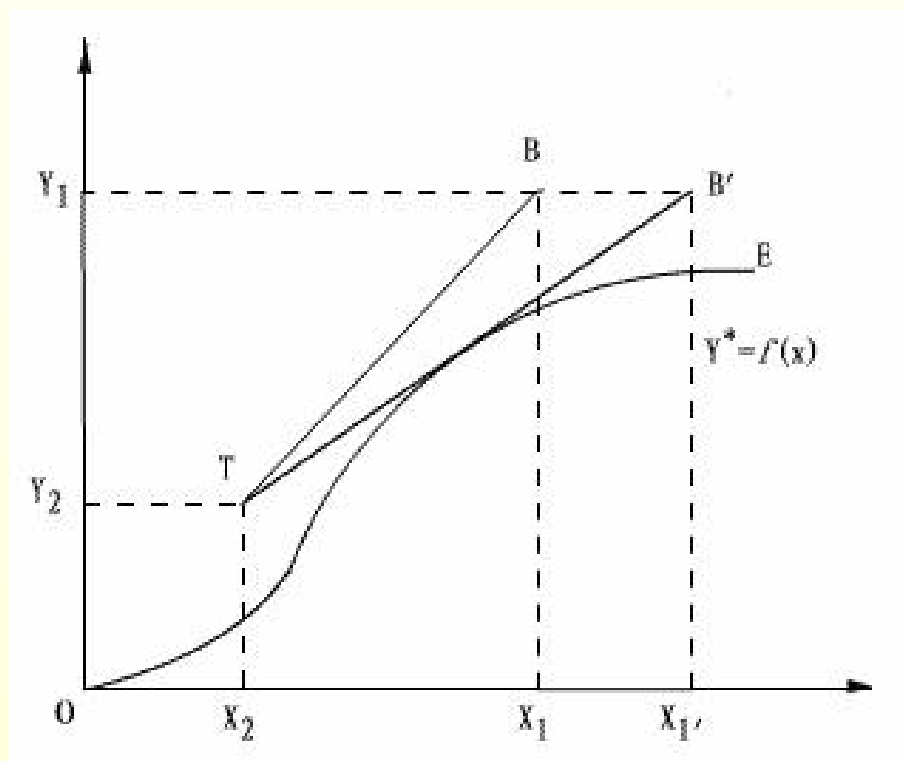
$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{\frac{Y_1}{m} - X_2}$$

或

$$L_{\min} = V \frac{Y_1 - Y_2}{\frac{Y_1}{m} - X_2}$$



(2) 平衡曲线为图2-15 (b)所示凸形曲线情况



$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1' - X_2} \quad \text{或} \quad L_{\min} = V \frac{Y_1 - Y_2}{X_1' - X_2}$$

2.3.3 塔径的计算

吸收塔的直径可根据圆形管道内的流量公式计算，即

$$\frac{\pi}{4} D^2 u = V_s \quad \text{或} \quad D = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}}$$

式中

D ——吸收塔的直径，m；

V_s ——操作条件下混合气体的体积流量，m³/s；

u ——空塔气速，即按空塔截面计算的混合气体的线速度，m/s。

2.3.4 填料层高度的计算

1. 填料层高度的基本计算式

填料层高度计算涉及的关系式

物料衡算关系式:
$$Y = \frac{L}{V} X + (Y_2 - \frac{L}{V} X_2)$$

传质速率关系式:
$$N_A = K_Y (Y - Y^*)$$

$$N_A = K_X (X^* - X)$$

相平衡关系式:
$$Y^* = mX$$

对此微元填料层作组分 A 衡算可知，单位时间内由气相转入液相的 A 物质质量为：

$$dG_A = VdY = LdX$$

在此微元填料层内，因气液浓度变化极小，故可认为吸收速率 N_A 为定值，则：

$$dG_A = N_A dA = N_A (a\Omega dZ)$$

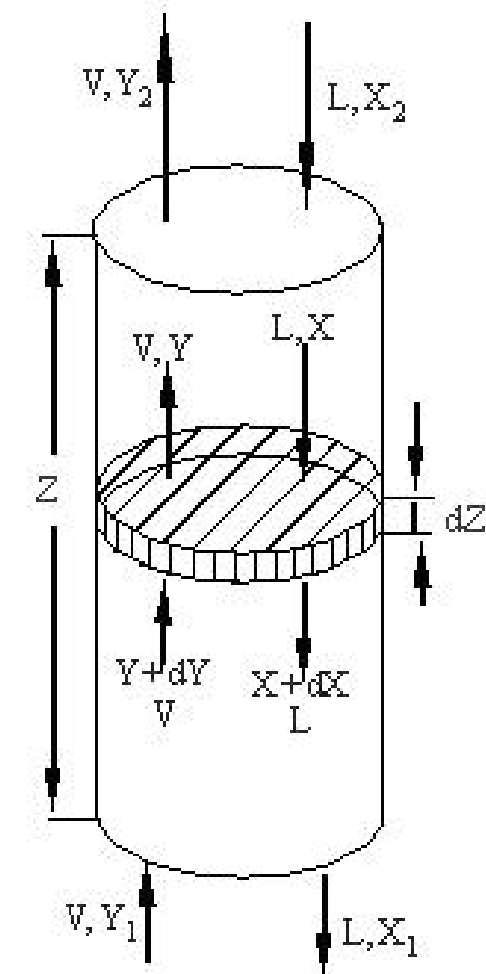


图2-16 微元填料层的物料衡算

$$dG_A = N_A dA = N_A (a\Omega dZ)$$

式中

dA —微元填料层内的传质面积， m^2 ；

a — 单位体积填料层所提供的有效接触面积， m^2/m^3 ；

Ω — 塔截面积， m^2 。

微元填料层中的吸收速率方程式可写为：

$$N_A = K_Y(Y - Y^*) \quad \text{及} \quad N_A = K_X(X^* - X)$$

$$\text{则} \quad dG_A = K_Y(Y - Y^*) a\Omega dZ \quad \text{及} \quad dG_A = K_X(X^* - X) a\Omega dZ$$

$$\text{可得} \quad VdY = K_Y(Y - Y^*) a\Omega dZ$$

$$\text{及} \quad LdX = K_X(X^* - X) a\Omega dZ$$

整理得

$$\frac{dY}{Y - Y^*} = \frac{K_Y a \Omega}{V} dZ \quad \text{及} \quad \frac{dX}{X^* - X} = \frac{K_X a \Omega}{L} dZ$$

在**一定条件**下，在全塔范围内积分如下：

$$\int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*} = \frac{K_Y a \Omega}{V} \int_0^Z dZ \quad \text{及} \quad \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^* - X} = \frac{K_X a \Omega}{L} \int_0^Z dZ$$

由此得到低组成气体吸收时计算填料层高度的基本关系式，即：

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

体积吸收系数=有效比表面积×吸收系数

$K_Y a$ ——气相总体积吸收系数, kmol/ (m³·s)

$K_X a$ ——液相总体积吸收系数, kmol/ (m³·s)

体积吸收系数的物理意义:

在单位推动力下, 单位时间, 单位体积填料层内吸收的溶质量。

$$dG_A = K_Y a (Y - Y^*) \Omega dZ$$

2.传质单元高度与传质单元数

$$Z = \frac{V}{K_Y a \Omega} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*}$$

$$\frac{V}{K_Y a \Omega} \text{ 的单位为 } \frac{[kmol / s]}{[kmol / m^3 \cdot s][m^2]} = [m]$$

气相总传质单元高度

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

气相总传质单元数

$$N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*}$$

$$Z = H_{OG} N_{OG}$$

同理

$$Z = H_{OL} N_{OL}$$

$$H_{OL} = \frac{L}{K_X a \Omega} \quad N_{OL} = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^* - X}$$

式中 H_{OL} ——液相总传质单元高度，m；
 N_{OL} ——液相总传质单元数，量纲为1。

填料层高度可用下面的通式计算：

$$Z = \text{传质单元高度} \times \text{传质单元数}$$

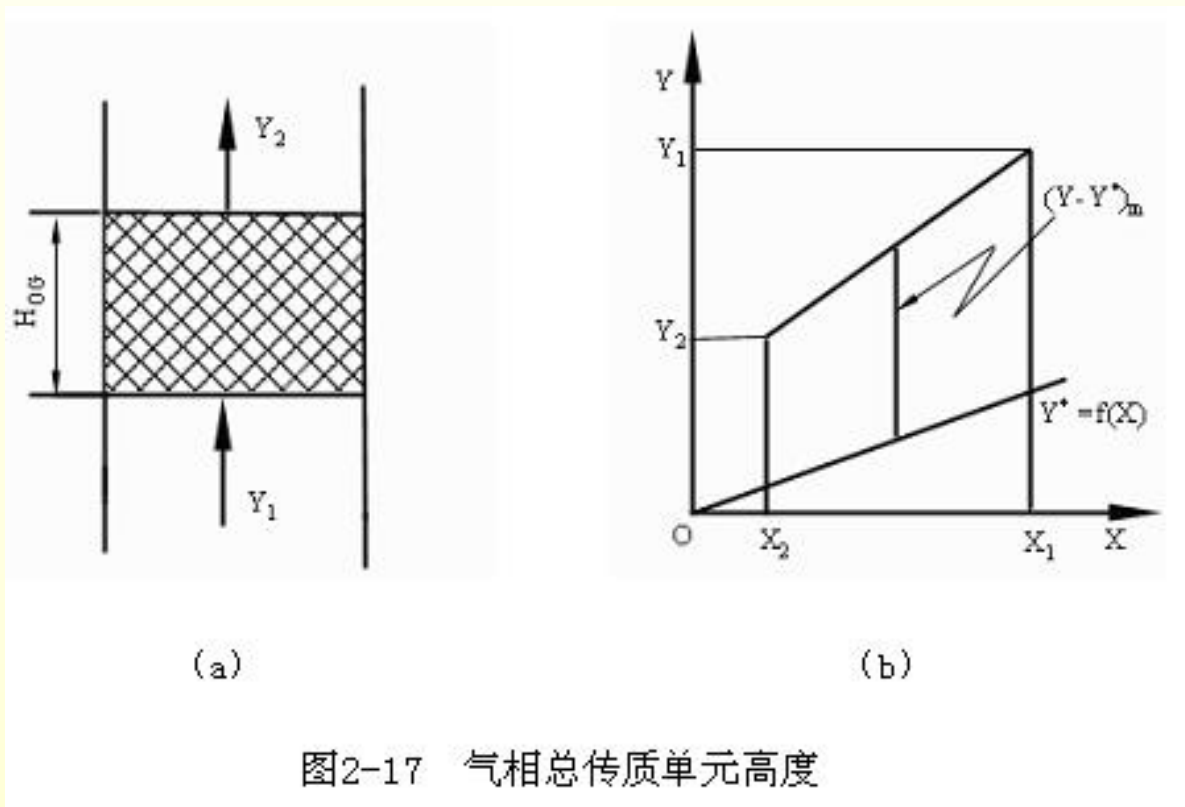
以膜系数及其相应的推动力表示时

$$Z = H_G N_G \text{ 及 } Z = H_L N_L$$

式中 H_G 、 H_L ——分别为气相传质单元高度及液相传质单元高度，m；
 N_G 、 N_L ——分别为气相传质单元数及液相传质单元数，无因次。

传质单元高度与传质单元数的意义

以 H_{OG} 、 N_{OG} 为例



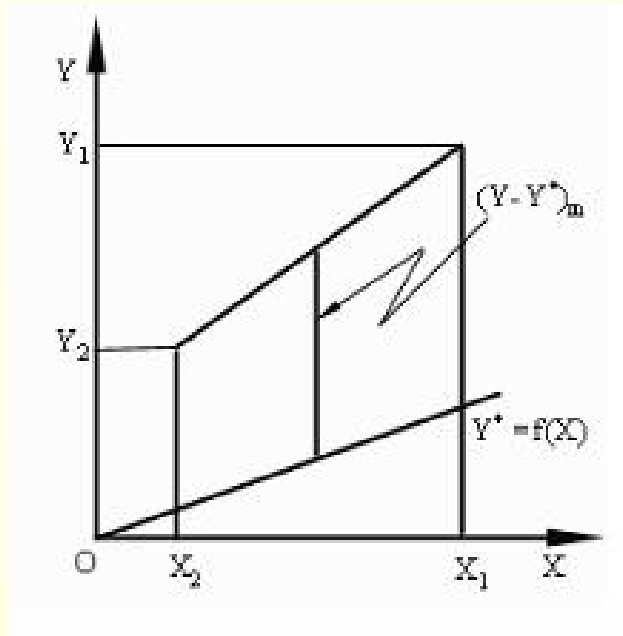
$$Z = H_{OG}$$

$$N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*} = 1$$

$$N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{(Y - Y^*)_m} = 1$$

$$N_{OG} = \frac{1}{(Y - Y^*)_m} \int_{Y_2}^{Y_1} dY = \frac{Y_1 - Y_2}{(Y - Y^*)_m} = 1$$

即 $(Y - Y^*)_m = Y_1 - Y_2$



气体流经一段填料层前后的浓度变化 $(Y_1 - Y_2)$ 恰好等于此段填料层内以气相浓度差表示的总推动力的**平均值** $(Y - Y^*)_m$ ，那末，这段填料层的高度就是一个气相总传质单元高度。

传质单元高度的大小是由过程条件所决定的。

$$H_{OG} = \frac{V / \Omega}{K_Y a}$$

传质单元高度的意义：

总传质单元高度 H_{OG} 或 H_{OL} 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，完成相同传质单元数的吸收任务所需塔的高度小。

用传质单元高度 H_{OG} 、 H_{OL} 或总体积吸收系数 $K_Y a$ 、 $K_X a$ 表征设备的传质性能其实质是相同的。但随气、液流速的改变 $K_Y a$ 或 $K_X a$ 的值变化较大，一般流速增加， $K_Y a$ （或 $K_X a$ ）增大。

H_{OG} 或 H_{OL} 因分子分母同向变化的缘故，其变化幅度就较小。

$$H_{OG} = \frac{V / \Omega}{K_Y a}$$

一般吸收设备的传质单元高度在 0.15~1.5m 范围内。

$$N_{\text{OG}} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*} = \frac{Y_1 - Y_2}{(Y - Y^*)_{\text{m}}} = \frac{\text{浓度变化}}{\text{平均推动力}}$$

传质单元数的意义：

反映了取得**一定吸收效果的难易程度**。任务所要求的气体浓度变化越大，过程的平均推动力越小，则意味着过程难度越大，此时所需的传质单元数也就越大。

$N_{\text{OG}} = 1$ 的意义：

气体流经一段填料，溶质浓度的变化($Y_1 - Y_2$)等于该段填料平均吸收推动力 $(Y - Y^*)_{\text{m}}$ 时，则该段填料为一个传质单元。

3.传质单元数的求法

1) 解析法

(1) 脱吸因数法

平衡关系可用直线方程 $Y^*=mX+b$ 表示时

以气相总传质单元数 N_{OG} 为例：

$$N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - (mX + b)}$$

由逆流吸收塔的操作线方程式2—53可知：

$$X = X_2 + \frac{V}{L}(Y - Y_2)$$

$$\begin{aligned}
 N_{OG} &= \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - m \left[\frac{V}{L} (Y - Y_2) + X_2 \right] - b} \\
 &= \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{\left(1 - \frac{mV}{L}\right)Y + \left[\frac{mV}{L}Y_2 - (mX_2 + b)\right]}
 \end{aligned}$$

令 $S = \frac{mV}{L}$, 则 $N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{(1-S)Y + (SY_2 - Y_2^*)}$

得
$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} + S \right] \quad (S \neq 1)$$

$S = \frac{mV}{L}$ 称为脱吸因数, 量纲为1。

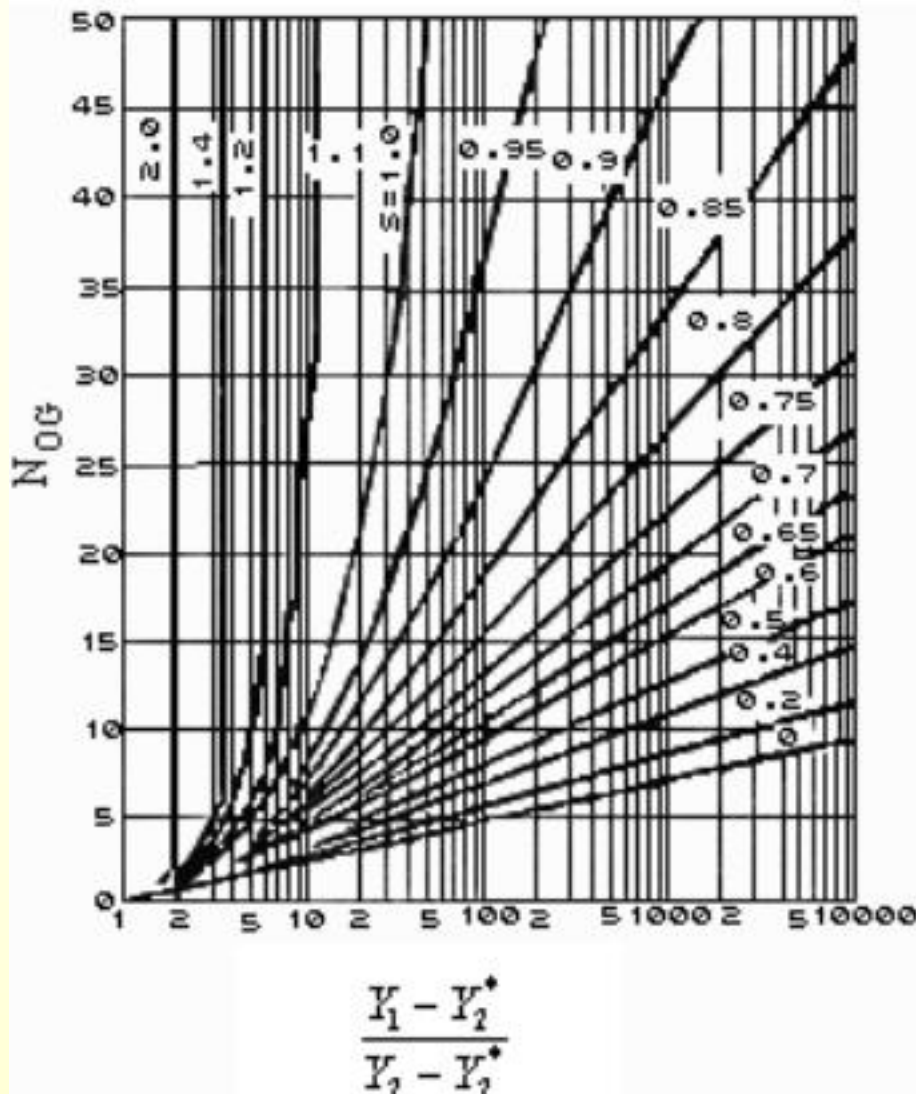


图2-18 $N_{OG} - \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*}$ 关系图

注意:

图的适用范围为

$$\frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} > 20$$

$$S \leq 0.75$$

定量计算不用该图（查阅不准确），但定性分析该图很有用。

讨论:

① $\frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*}$ 的意义: 反映了A吸收率的高低。

V 、 L 、 Y_1 、 X_2 及 m 一定时:

$$\varphi_A \uparrow \Rightarrow Y_2 \downarrow \Rightarrow \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} \uparrow \Rightarrow N_{OG} \uparrow$$

②参数 S 的意义: 反映了吸收过程推动力的大小,
其值为平衡线斜率与吸收操作线斜率的比值。

$$\frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} \text{一定, } S \uparrow, \text{推动力} \downarrow, N_{OG} \uparrow$$

这说明 S 值大时对吸收不利, 故称 S 为脱吸因素

S 范围在 $0.7 \sim 0.8$

同理，当 $Y^*=mX+b$ 时，可得液相总传质单元数：

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

$A = \frac{L}{mV}$ 称为吸收因数，量纲为1。

(2) 对数平均推动力法

根据吸收塔塔顶及塔底断面上的吸收推动力计算

$$\Delta Y_m = \frac{(Y_1 - Y_1^*) - (Y_2 - Y_2^*)}{\ln \frac{Y_1 - Y_1^*}{Y_2 - Y_2^*}} = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}}$$

故

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}}} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m}$$

ΔY_m 是塔顶与塔底两界面上吸收推动力 ΔY_2 与 ΔY_1 的对数平均值，称为对数平均推动力。

同理

$$N_{OL} = \frac{X_1 - X_2}{\Delta X_m}$$

式中

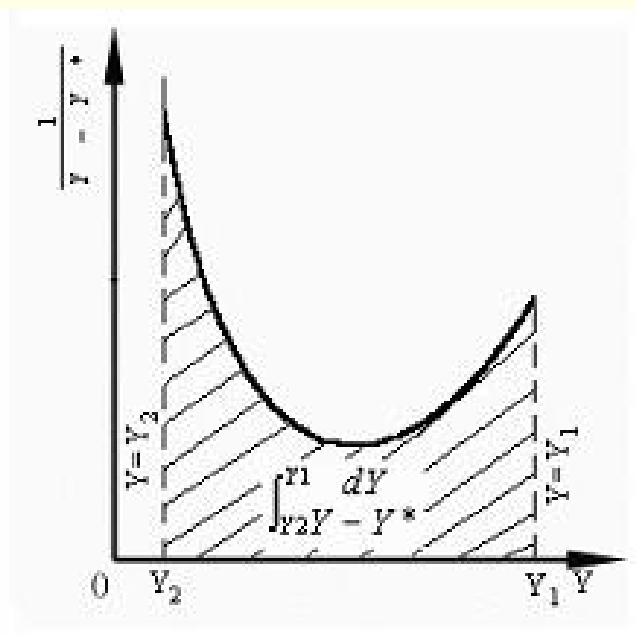
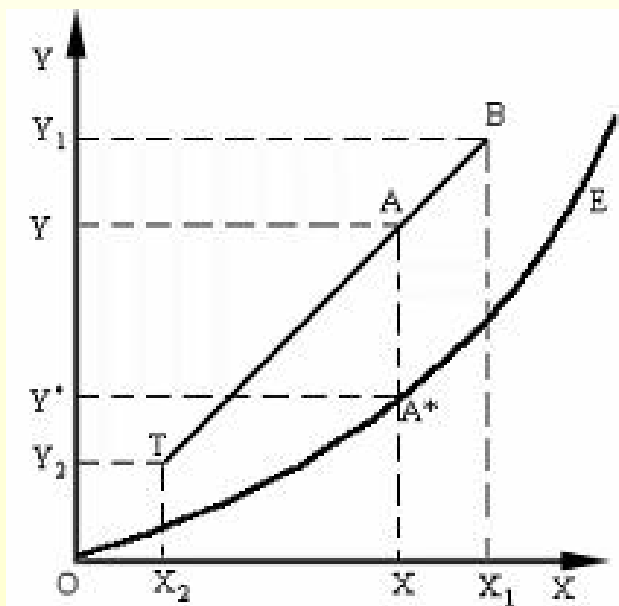
$$\Delta X_m = \frac{\Delta X_1 - \Delta X_2}{\ln \frac{\Delta X_1}{\Delta X_2}} = \frac{(X_1^* - X_1) - (X_2^* - X_2)}{\ln \frac{X_1^* - X_1}{X_2^* - X_2}}$$

当 $\frac{1}{2} < \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2} < 2$ 、 $\frac{1}{2} < \frac{\Delta X_1}{\Delta X_2} < 2$ 时，对数平均推动力可用算术平均推动力代替。

2) 图解积分法和数值积分法

$$N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*}$$

当平衡线为曲线不能用较简单确切的函数式表达时，通常可采用图解积分法或数值积分法求解传质单元数。



小结

- ①对于低组成气体吸收操作，只要在过程所涉及的组成范围内平衡线为直线，便可用解析法求传质单元数；
- ②当平衡线弯曲不甚显著时，可用梯级图解法简捷估算总传质单元数的近似值；
- ③当平衡线为曲线时，则宜采用数值积分法。

2.4 吸收系数

获取吸收系数的途径有三条：一是实验测定；二是选用适当的经验公式进行计算，三是选用适当的准数关联式进行计算。

例1：吸收塔高（填料层高）的计算

在一逆流操作的吸收塔中用清水吸收氨—空气混合气中的氨，混合惰性气流量为0.025kmol/s，混合气入塔气相摩尔比为0.02，出塔气相摩尔比为0.001。吸收塔操作时的总压为101.3kPa，温度为293k，在操作浓度范围内，氨水系统的平衡方程为 $Y=1.2X$ ，总传质系数 $K_y a=0.0522\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^3)$ 。若塔径为1m，实际液气比是最小液气比的1.2倍，求所需塔高为多少？

解：

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1/m - X_2} = \frac{0.02 - 0.001}{0.02/1.2 - 0} = 1.14$$

$$\frac{L}{V} = 1.2 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.2 \times 1.14 = 1.37$$

$$X_1 = X_2 + \frac{V(Y_1 - Y_2)}{L} = \frac{Y_1 - Y_2}{L/V} = \frac{0.02 - 0.001}{1.37} = 0.0139$$

填料层高度的计算：

$$H = H_{OG} \cdot N_{OG} \quad H_{OG} = \frac{\frac{V}{\pi/4 \times D^2}}{K_y a} = \frac{\frac{0.025}{\pi/4 \times 1^2}}{0.0522} = 0.609m$$

$$\text{方法1: } \Delta Y_m = \frac{(Y_1 - mX_1) - (Y_2 - mX_2)}{\ln \frac{Y_1 - mX_1}{Y_2 - mX_2}} = \frac{(0.02 - 1.2 \times 0.0139) - 0.001}{\ln \frac{0.02 - 1.2 \times 0.0139}{0.001}} = 1.93 \times 10^{-3}$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.02 - 0.001}{1.93 \times 10^{-3}} = 9.84$$

$$\text{方法2: } N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right] \quad S = m \left(\frac{V}{L} \right) = \frac{1.2}{1.37}$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{1.2}{1.37}} \ln \left[\left(1 - \frac{1.2}{1.37} \right) \frac{0.02}{0.001} + \frac{1.2}{1.37} \right] = 9.76$$

$$H = H_{OG} \cdot N_{OG} = 0.609 \times 9.84 = 6.0m$$