

# Chap9 (气体) 吸收 Gas Absorption

## 本章学习目的 与要求

通过本章学习，应掌握吸收单元的基本概念和传质过程的基本计算方法；掌握亨利定律的含义及应用；掌握吸收塔的计算求解方法；了解其他类型的吸收。



By 黄卫东

2020年

## § 9.1 概述

本小节重难点：

- 吸收定义
- 吸收目的、分类
- 吸收流程、吸收剂





# Chap9 (气体) 吸收 Absorption

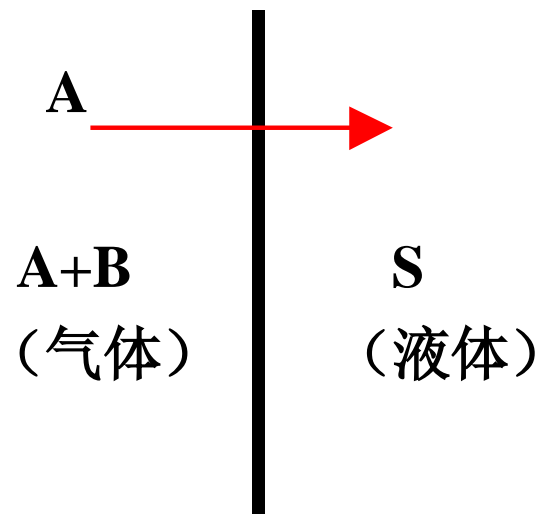
3

## § 9.1 概述

### 一、什么是吸收？

利用**气体混合物**中各组分在液体溶剂中**溶解度的差异**来分离气体混合物的**操作**。

**溶质 A**  
**惰性组分 B**  
**吸收剂 S**



上页

下页

返回



### 二、吸收目的

#### 1. 制取产品

例如，用**98%**的硫酸吸收 $\text{SO}_3$ 气体制取发烟硫酸，  
用水吸收氯化氢制取**31%**的工业盐酸，  
用氨水吸收 $\text{CO}_2$ 生产碳酸氢铵等。

#### 2. 从气体中回收有用的组分

例如，用硫酸从煤气中回收氨生成硫胺；  
用洗油从煤气中回收粗苯等。

#### 3. 除去有害组分以净化气体

主要包括原料气净化和尾气、废气的净化以保护环境。  
例如用水或碱液脱除合成氨原料气中的二氧化碳，  
燃煤锅炉烟气、冶炼废气等脱 $\text{SO}_2$ 等。



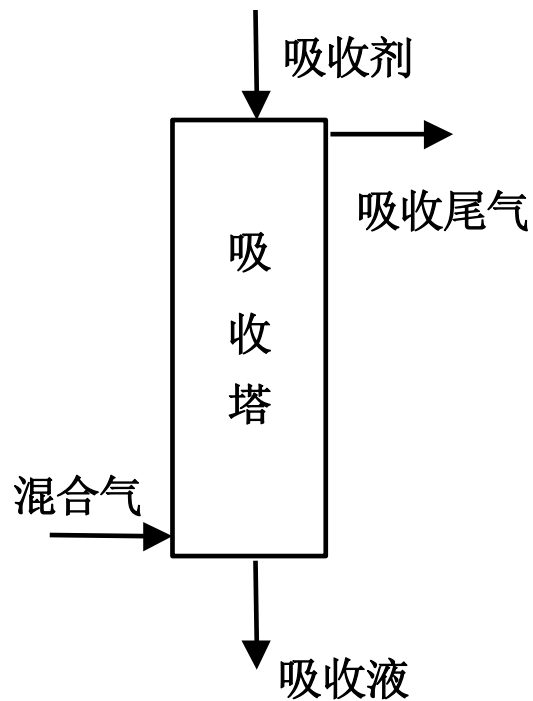
### 三、吸收分类

- { 物理吸收
- { 化学吸收
- { 等温吸收
- { 非等温吸收
- { 单组分吸收
- { 多组分吸收



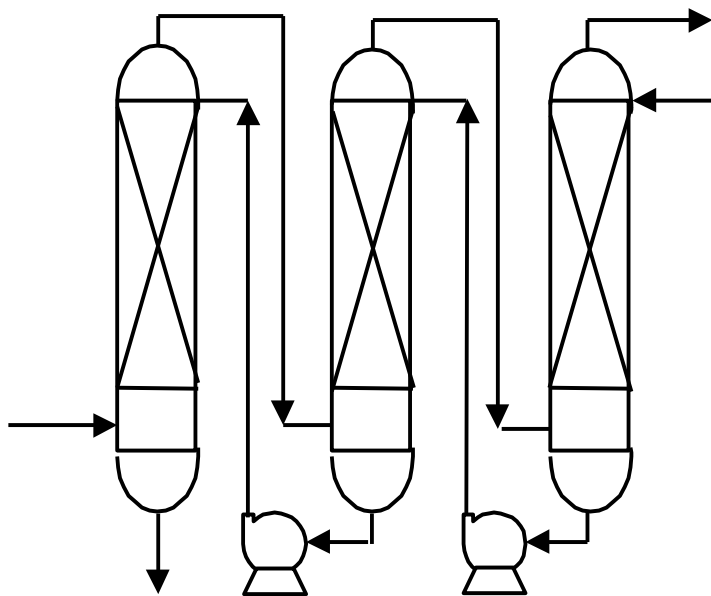
### 四、吸收流程

#### (1) 单一吸收塔流程——**逆流**、并流

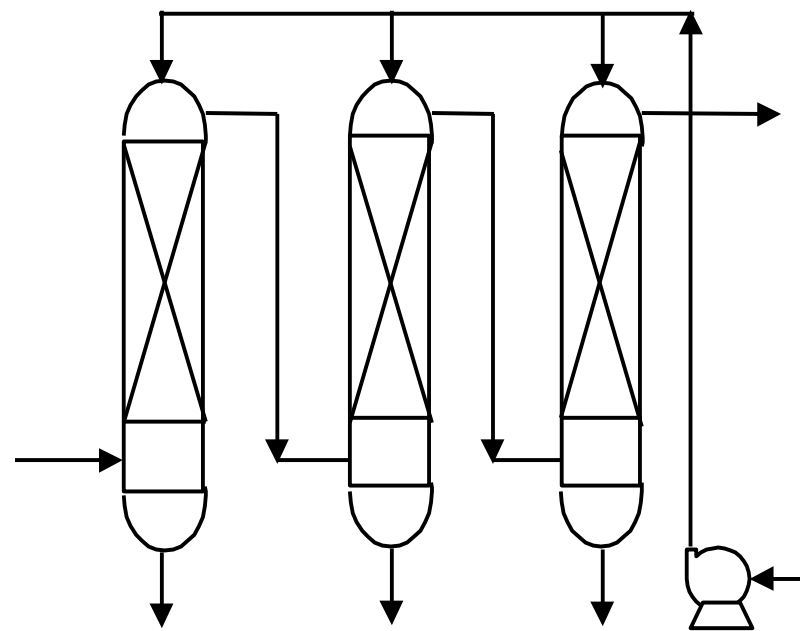


逆流吸收操作示意图

## (2) 多塔吸收流程



(a) 气、液串联（逆流）



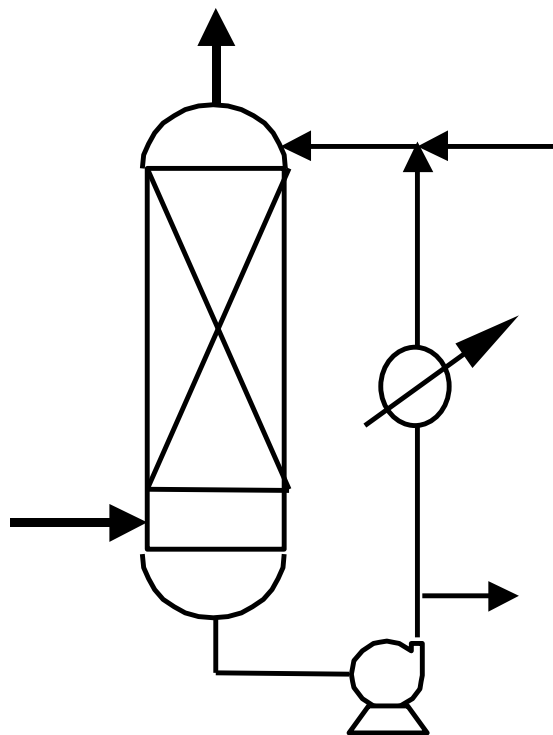
(b) 气体串联、液体并联（逆流）

多塔吸收流程

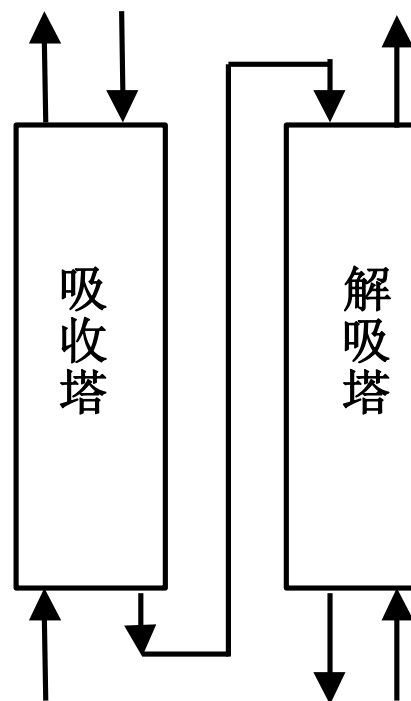


(3) 吸收剂在吸收塔内再循环流程

(4) 吸收-解吸流程



吸收剂再循环流程



吸收-解吸流程

上页

下页

返回



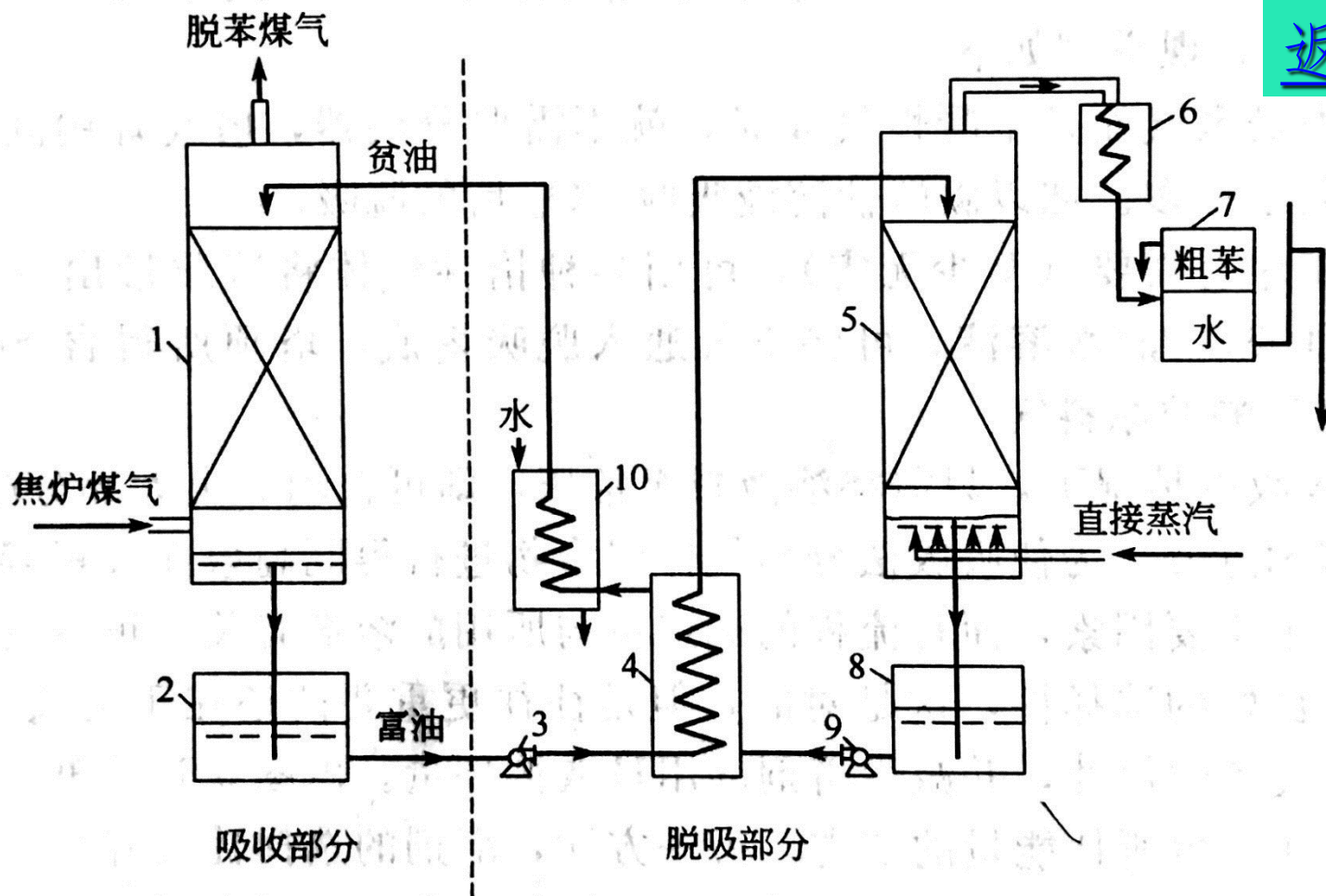


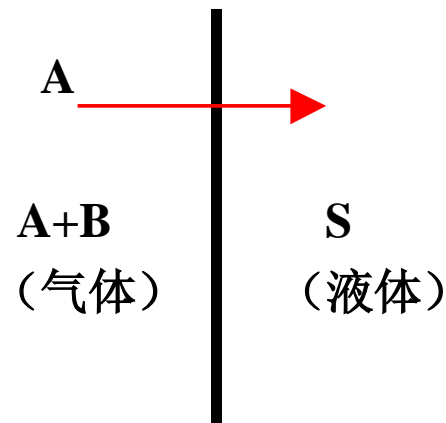
图 9-1 从焦炉煤气中回收粗苯的流程示意

1—吸收塔；2—吸收液贮槽；3,9—泵；4—换热器；5—脱吸塔；6—冷却-冷凝器；  
7—液体分层器；8—脱吸液贮槽；10—冷却器



### 五、吸收剂的选择

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选择性，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。



## § 9.2 吸收的基本理论

本小节重难点:

- 溶解度、亨利定律
- 气液平衡关系应用
- 吸收速率方程





## § 9.2 吸收的基本理论

12

### 一、气液相平衡-----相际间传质的最终状态

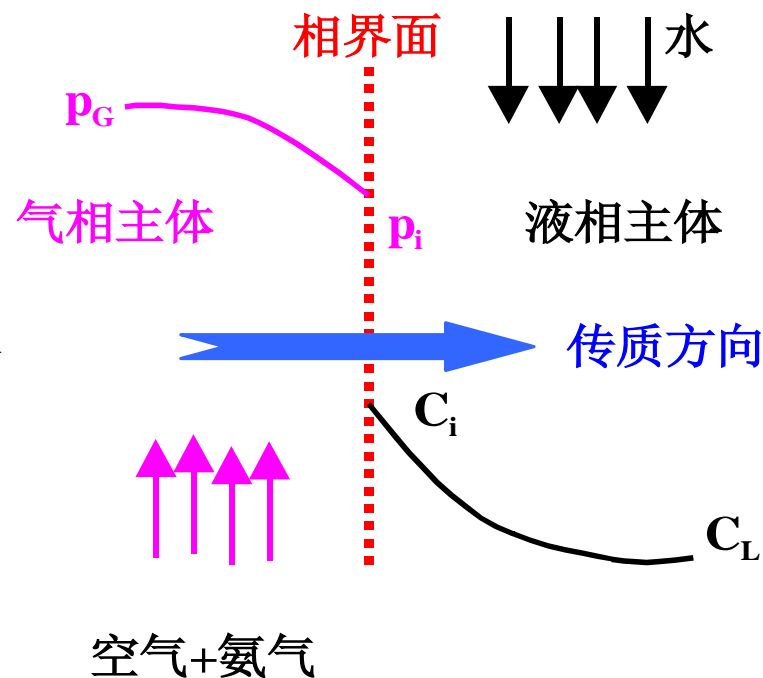
与热平衡不同：

推动力不同

过程的极限不同

相平衡时一般两相浓度不相等。

属动态平衡。



吸收

上页

下页

返回



## § 9.2.1 气液相平衡

### (一) 溶解度

气液达到相平衡时，液相中的溶质浓度称为**溶解度**  $C_A^*$

根据相律可知，相平衡时

$$\text{自由度} F = C - \phi + 2$$

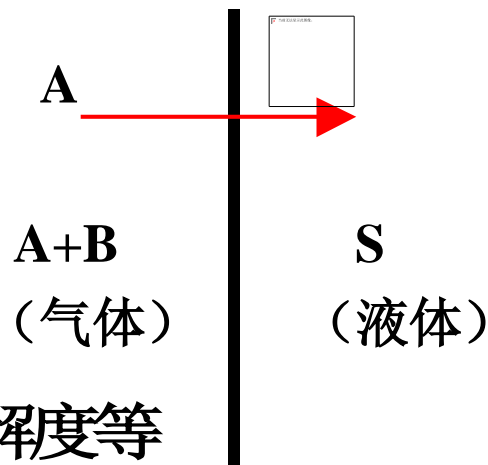
$$= 3 - 2 + 2 = 3$$

所有独立变量：温度、总压、气相组成、溶解度等

$$C_A^* = f(T, P, p_A)$$

在几个大气压以内、温度一定条件下，

$$C_A^* = f(p_A) \quad \text{或} \quad p_A^* = g(C_A)$$





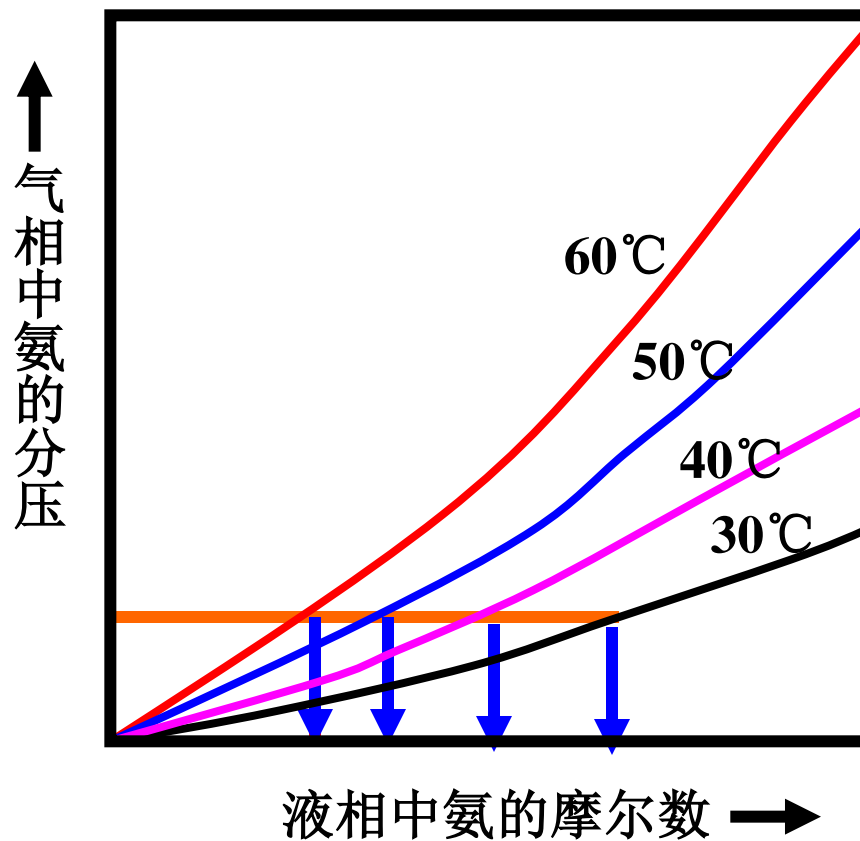
## § 9.2.1 气液相平衡

14

or

$$p_A^* = f_1(c_A)$$
$$p_A^* = f_2(x)$$
$$y^* = f_3(x)$$

(二) 溶解度曲线



氨在水中的溶解度

上页

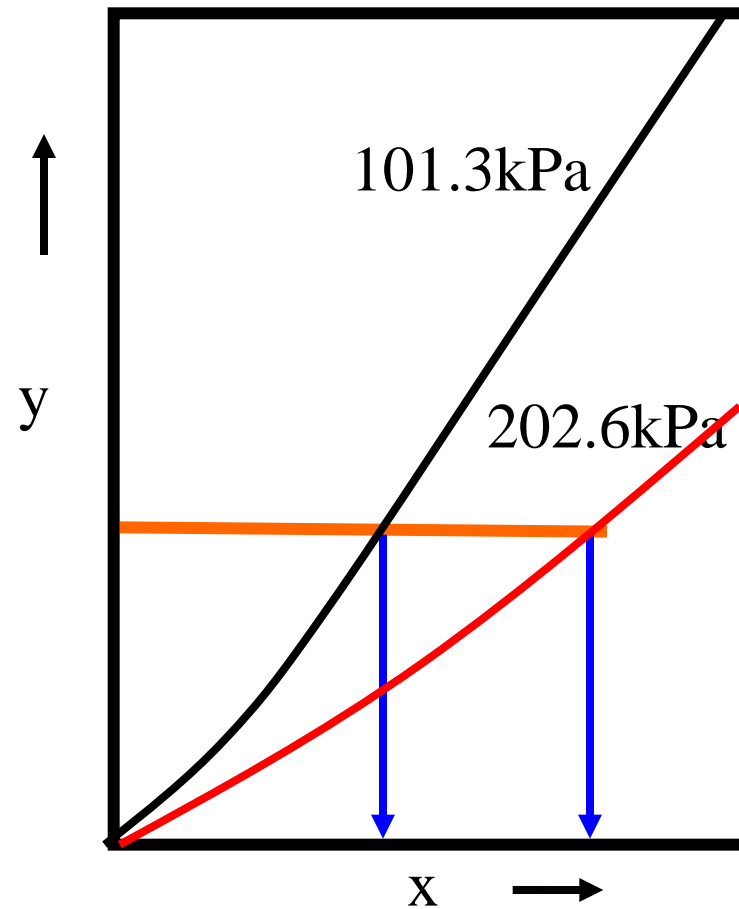
下页

返回



## § 9.2.1 气液相平衡

15

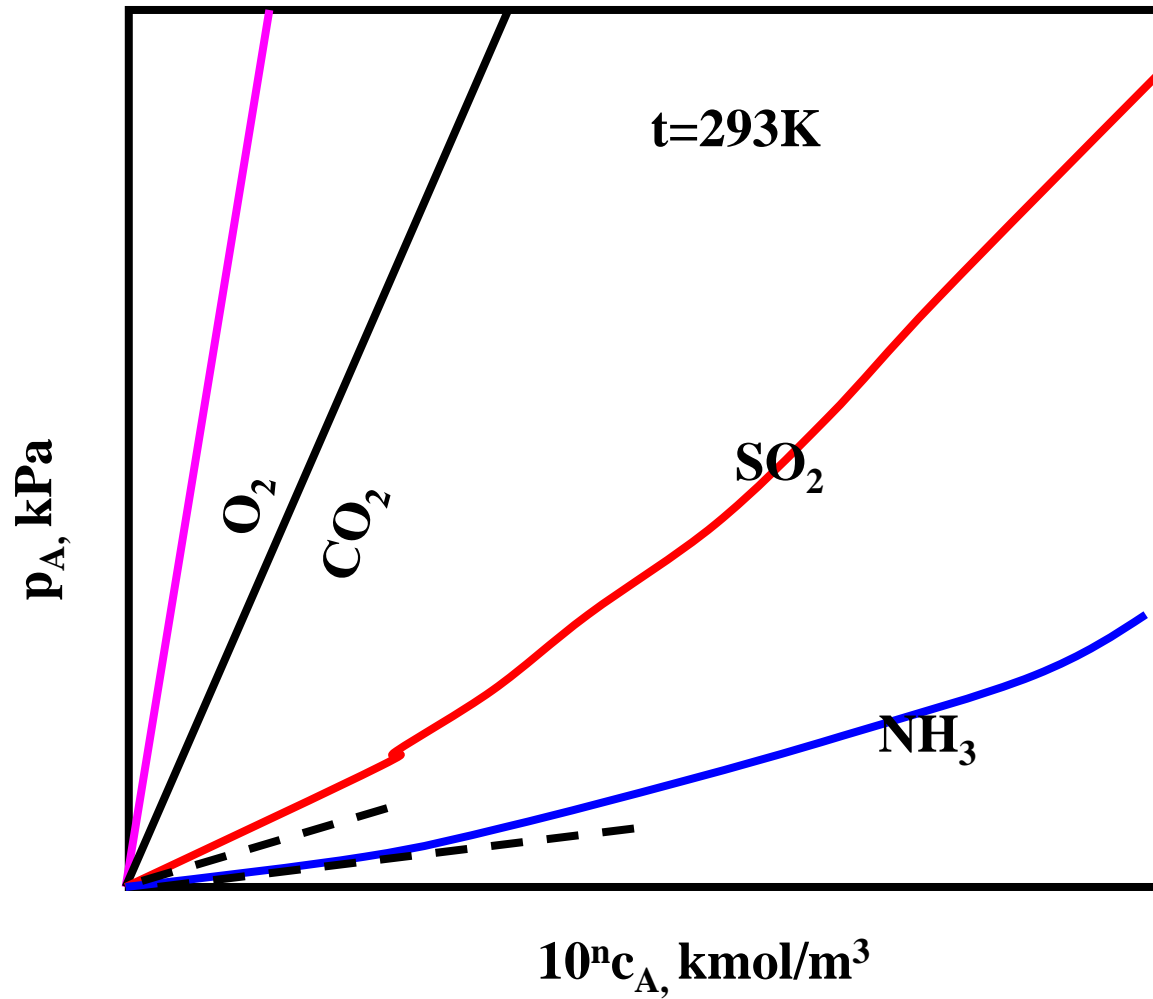


20°C下 $\text{SO}_2$ 在水中的溶解度



## § 9.2.1 气液相平衡

16



几种气体在水中的溶解度曲线





## § 9.2.1 气液相平衡

17

讨论:

(1) 总压、 $y$ 一定, 温度下降, 在同一溶剂中, 溶质的溶解度 $x$ 随之增加, 有利于吸收。

(2) 温度、 $y$ 一定, 总压增加, 在同一溶剂中, 溶质的溶解度 $x$ 随之增加, 有利于吸收。

(3) 相同的温度和分压下, 不同气体的溶解度差异很大

$$c_{\text{O}_2} < c_{\text{CO}_2} < c_{\text{SO}_2} < c_{\text{NH}_3}$$

$\text{O}_2$ 、 $\text{CO}_2$ 等为难溶气体,  $\text{NH}_3$ 为易溶气体

$\text{SO}_2$ 等为溶解度适中的气体



## § 9.2.1 气液相平衡

### (三) 亨利定律 (Henry's Law)

#### (1) 亨利定律内容

总压不高时，在一定温度下，**稀溶液**上方气相中溶质的平衡分压与溶质在液相中的摩尔分率成正比

$$p_A^* = E x_A$$

亨利系数, Pa

讨论:

1) E的影响因素: 溶质、溶剂、 $T$

物系一定,  $T \uparrow \Rightarrow E \uparrow$



## § 9.2.1 气液相平衡

2) **E**大的，溶解度小，**难溶气体**

**E**小的，溶解度大，**易溶气体**

3) **E**的来源：实验测得；查手册，附录等

### (2) 亨利定律其它形式

$$1) \quad p_A^* = \frac{c_A}{H}$$

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

$c_A$ ——摩尔浓度， $\text{kmol}/\text{m}^3$ ；

$H$ 与 $E$ 的关系：

$$p_A^* = \frac{c_A}{H} \cdot \frac{c}{c} = \frac{c}{H} x_A$$

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

上页

下页

返回



## § 9.2.1 气液相平衡

$$c = \frac{\rho}{M_L} = \frac{\rho}{M_S(1-x) + M_A x} \approx \frac{\rho_S}{M_S}$$

$$E = \frac{\rho_S}{HM_S}$$

$H$ 的讨论：1)  $H$ 大，溶解度大，易溶气体

2)  $P$ 对 $H$ 影响小，

$$T \uparrow \Rightarrow H \downarrow$$

3) 温度、压力一定时，液相总浓度 $C$ 增加，  
则 $H$ 不变， $E$ 增大



## § 9.2.1 气液相平衡

$$2) \quad y_A^* = mx_A$$

$m$ ——相平衡常数，无因次。

$m$ 与 $E$ 的关系：

$$p_A^* = py_A^* = Ex_A$$

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

$m$ 的讨论：1)  $m$ 大，溶解度小，难溶气体

$$2) \quad T \uparrow \Rightarrow m \uparrow$$

$$p \uparrow \Rightarrow m \downarrow$$

$m$ 随温度、总压变化而变化

上页

下页

返回



## § 9.2.1 气液相平衡

22

$$3) \quad X_A = \frac{x_A}{1 - x_A} \quad \text{或} \quad x_A = \frac{X_A}{1 + X_A}$$

$$Y_A = \frac{y_A}{1 - y_A} \quad \text{或} \quad y_A = \frac{Y_A}{1 + Y_A}$$

代入:  $y_A^* = mx_A$       得:  $Y_A^* = \frac{mX_A}{1 + (1 - m)X_A}$

对于稀溶液, 有:

$$Y_A^* = mX_A$$

[上页](#)[下页](#)[返回](#)



## § 9.2.1 气液相平衡

23

[返回](#)

### Henry's Law (亨利定律)

- $p_A^* = E x_A$  E: 亨利系数
- $p_A^* = c_A / H$  H: 溶解度系数
- $y_A^* = m x_A$  m: 相平衡常数

### 问题及思考

- 亨利定律的前提: 稀溶液(难溶气体), 一定T范围, 总压不大
- E, H, m之间的相互转换  $E = c/H$   $m = E/P$
- E, H, m的影响因素

上页

下页

返回



## § 9.2.1 气液相平衡

24

### 二、相平衡关系在吸收过程中的应用

#### 1. 判断过程进行的方向

$$\left. \begin{array}{l} p_A > p_A^* \text{ or } y > y^* \\ \text{or } x^* > x \text{ or } c_A^* > c_A \end{array} \right\} \text{A由气相向液相传质, 吸收过程}$$

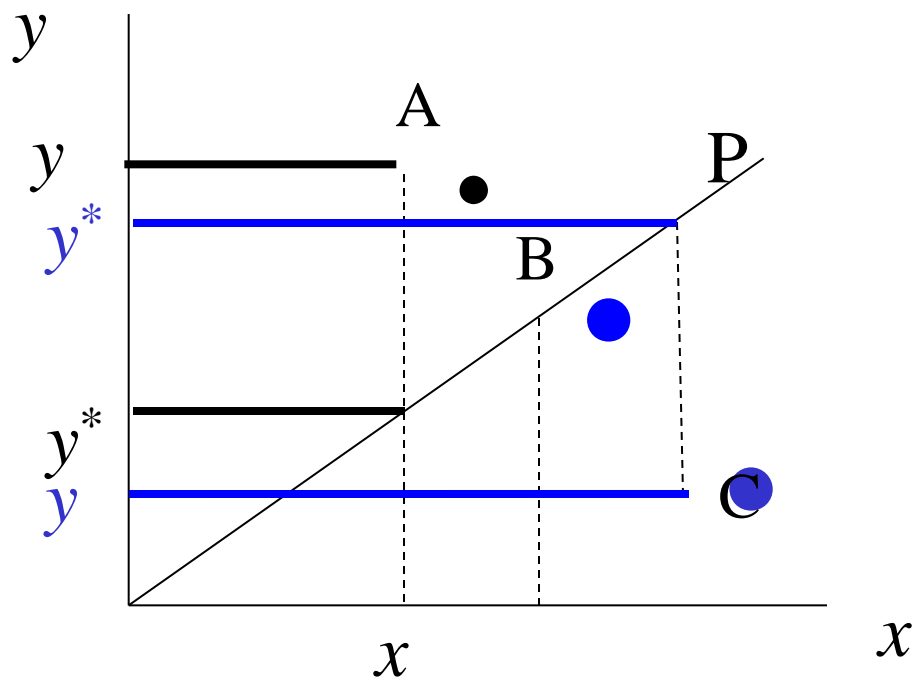
$$\left. \begin{array}{l} p_A = p_A^* \text{ or } y = y^* \\ \text{or } x^* = x \text{ or } c_A^* = c_A \end{array} \right\} \text{平衡状态}$$

$$\left. \begin{array}{l} p_A < p_A^* \text{ or } y < y^* \\ \text{or } x^* < x \text{ or } c_A^* < c_A \end{array} \right\} \text{A由液相向气相传质, 解吸过程}$$





## § 9.2.1 气液相平衡



♣  $x=0.05 \quad y=0.1 \quad y^*=0.94x$

$y^*=0.94 \times 0.05 = 0.047 < y$  吸收

$x^*=0.1/0.94 = 0.106 > x$  吸收



## § 9.2.1 气液相平衡

♣  $x=0.1$   $y=0.05$

$$y^*=0.1 \times 0.94=0.094 > y$$

$$x^*=0.05/0.94=0.053 < x$$

解吸

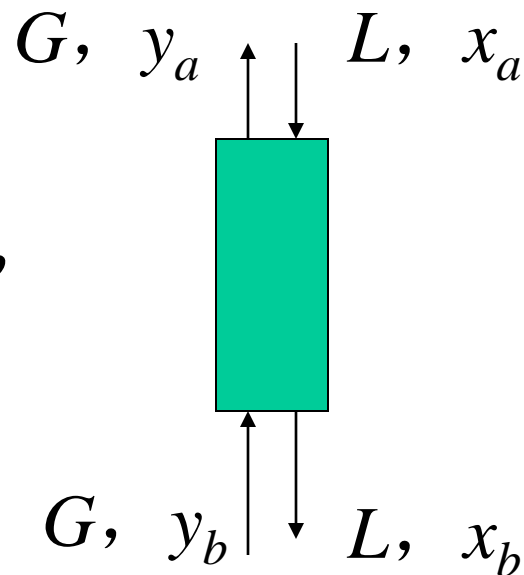
解吸

### 2. 指明过程进行的极限

过程极限：相平衡。

1) 逆流吸收，塔高无限，

$$L \uparrow \Rightarrow y_{a,\min} = y_a^* = mx_a$$



上页

下页

返回



## § 9.2.1 气液相平衡

2) 逆流吸收，塔高无限，

$$L \downarrow \Rightarrow x_{b,max} = \frac{y_b}{m}$$

注意：(x, y) 点应在平衡线的上方

### 3. 确定过程的推动力

1) 吸收过程推动力的表达式  $p_A - p_A^*$

$$y - y^* \text{ 或 } x^* - x \text{ 或 } c_A^* - c_A$$

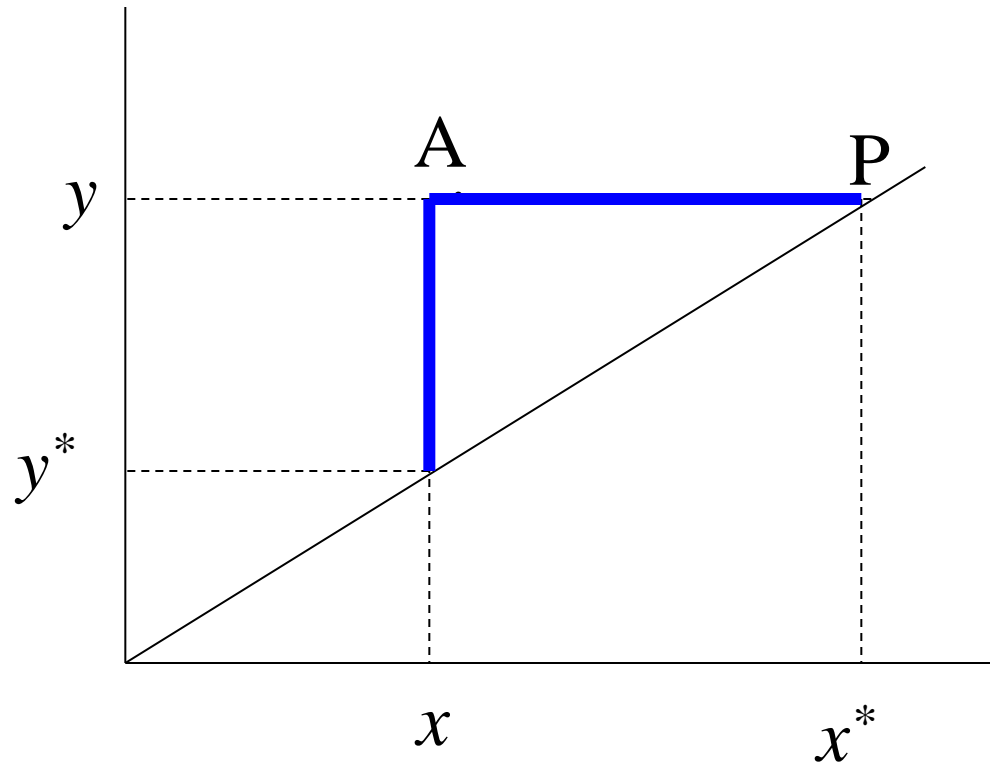


## § 9.2.1 气液相平衡

28

[返回](#)

2) 在 $x \sim y$ 图上





## § 9.2.1 气液相平衡

例1. 总压100kPa，温度25℃的空气与水长时直接触，水中的N<sub>2</sub> 的浓度为多少？分别用摩尔浓度和摩尔分率表示。空气中N<sub>2</sub>的体积百分率为0.79。

解：将空气看作理想气体：  $y=0.79$

$$p_A = yP = 79\text{kPa}$$

查表得

$$E = 8.76 \times 10^5 \text{kPa}$$

$$x^* = p_A / E$$

$$H = \rho_S / (EM_S)$$

$$c^* = p \times H$$



## § 9.2.1 气液相平衡

例2.已知常压、25℃下某体系的平衡关系符合亨利定律，亨利系数E为 $0.15 \times 10^4$  大气压，溶质A的分压为0.054大气压的混合气体分别与三种溶液接触：①溶质A浓度为0.002mol/L 的水溶液；②溶质A浓度为0.001mol/L 的水溶液；③溶质A浓度为0.003mol/L 的水溶液。试求上述三种情况下溶质A在二相间的转移方向。

解：  $E = 0.15 \times 10^4 \text{ atm}$ ,  $p = 0.054 \text{ atm}$ ,  $P = 1 \text{ atm}$ ,  $y = p/P = 0.054$

$$\textcircled{1} \quad m = \frac{E}{P} = 0.15 \times 10^4$$

$$x_1 = 0.002 / (10^3 / 18)$$

$$y_1^* = mx_1 = 0.054 \quad \Delta y = y - y_1^* = 0 \quad \therefore \text{平衡}$$

[上页](#)[下页](#)[返回](#)



## § 9.2.1 气液相平衡

31

$$\textcircled{2} \quad x_2 = \frac{0.001}{1 \times 10^3 / 18} = 1.8 \times 10^{-5}$$

$$y_2^* = mx_2 = 0.027$$

$y - y^* > 0 \quad \therefore$  气相转移至液相

$$\textcircled{3} \quad x_3 = \frac{0.003}{1 \times 10^3 / 18} = 5.4 \times 10^{-5}$$

$$y_3^* = mx_3 = 0.081$$

$y - y^* < 0 \quad \therefore$  液相转移至气相



## § 9.2.1 气液相平衡

例3.某气、液逆流的吸收塔，以清水吸收空气～硫化氢混合气中的硫化氢。总压为1大气压。已知塔底气相中含 $\text{H}_2\text{S}$  1.5%（摩尔分率），水中含 $\text{H}_2\text{S}$  的浓度为 $1.8 \times 10^{-5}$ （摩尔分率）。试求塔底温度为 $5^\circ\text{C}$ 时的吸收过程推动力。

解：查表得（ $5^\circ\text{C}$ ）  $E=3.19 \times 10^4 \text{kPa}$   $m=E/P=315$

$$p^*=Ex=3.19 \times 10^4 \times 1.8 \times 10^{-5}=0.5724 \text{kPa}$$

$$y^*=p^*/P=0.5724/101.33=0.0057$$

$$y=0.015$$

$$\text{气相推动力: } \Delta y=y-y^*=0.0093$$

$$\text{液相推动力: } \Delta x=x^*-x=y/m-x=2.96 \times 10^{-5}$$

[上页](#)[下页](#)[返回](#)





## § 9.2.2 吸收传质速率

33

### 三、吸收传质速率

吸收过程包括三个步骤：

#### ① 气相内的物质传递

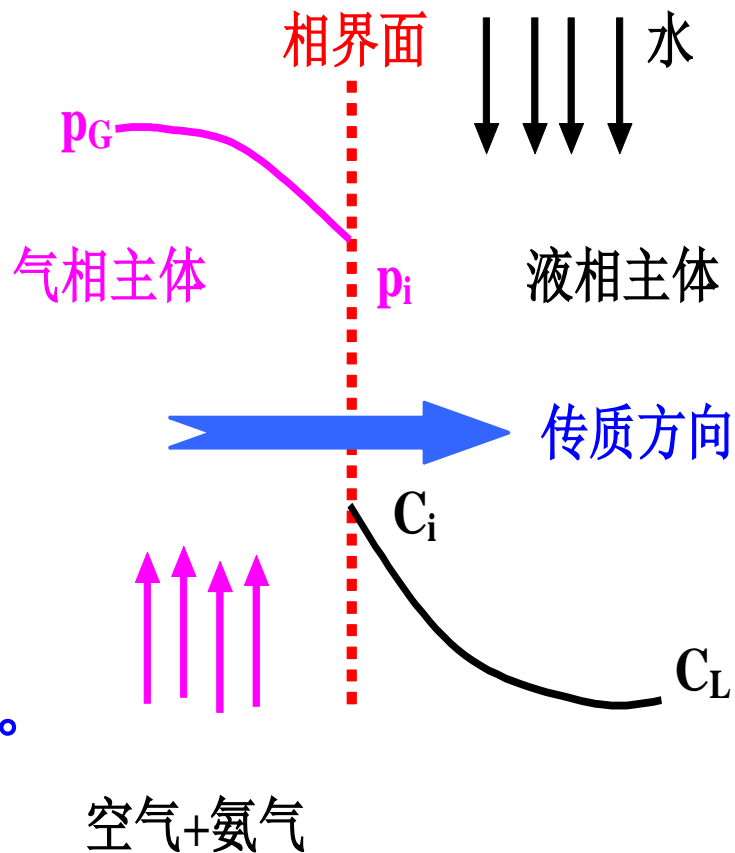
气相主体 对流和扩散 两相界面；

#### ② 界面上的溶解过程

气相  $\longrightarrow$  液相；

#### ③ 液相内的物质传递

两相界面 对流和扩散 液相主体。



上页

下页

返回



## § 9.2.2 吸收传质速率

34

[返回](#)

### (一) 双膜理论 (Leis-Whitman 20世纪20年代)

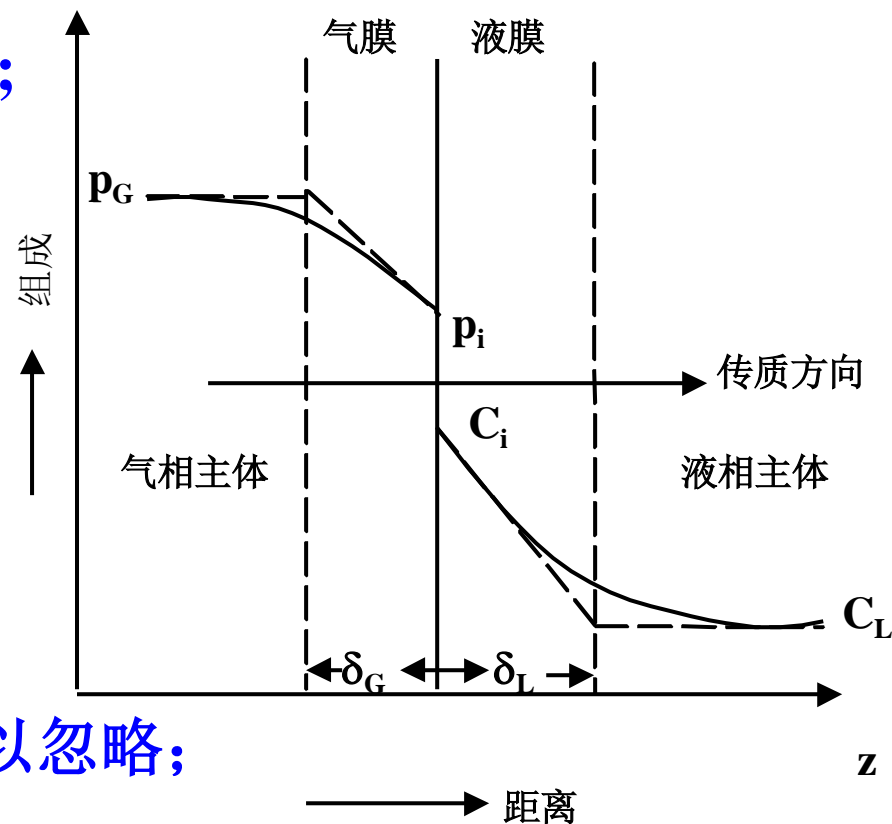
1. 气液两相间存在固定相界面;
2. 界面两侧各有一层有效膜, 所有阻力集中在这两层膜中, 膜中传质为定态的分子扩散,

气相推动力:  $p_G - p_i$

液相推动力:  $c_i - c_L$

3. 气液主体湍流区的阻力可以忽略;
4. 在相界面处, 气液两相达到平衡。

$$p_i = c_i / H$$



双膜模型

[上页](#)[下页](#)[返回](#)



## § 9.2.2 吸收传质速率

### (二) 相际传质速率方程

$$N_A = k_G (p_G - p_i) = \frac{p_G - p_i}{\frac{1}{k_G}}$$

$$N_A = k_L (C_i - C_L) = \frac{C_i - C_L}{\frac{1}{k_L}}$$



$$N_A = \frac{p_G - p_i}{\frac{1}{k_G}} = \frac{C_i - C_L}{\frac{1}{k_L}} = \frac{\text{分推动力}}{\text{分传质阻力}}$$

类似地:

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

-----分传质速率方程



## § 9.2.2 吸收传质速率

由亨利定律

$$C_L = Hp_L^*$$

又:

$$C_i = Hp_i$$

∴

$$N_A = \frac{p_G - p_i}{\frac{1}{k_G}} = \frac{C_i - C_L}{\frac{1}{k_L}} = \frac{p_i - p_L^*}{\frac{1}{Hk_L}} = \frac{p_G - p_L^*}{\frac{1}{k_G} + \frac{1}{Hk_L}}$$

$$= \frac{p_G - p_L^*}{\frac{1}{K_G}} = \frac{\text{总推动力}}{\text{总传质阻力}} \text{----以分压差为推动力的气相总传质速率方程}$$

$K_G$ ---以分压差为推动力的气相总传质系数



## § 9.2.2 吸收传质速率

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{Hk_L}$$

总阻力

气相阻力

液相阻力

同理:  $p_G = C_G^* / H$



$$N_A = \frac{C_G^* - C_L}{\frac{H}{k_G} + \frac{1}{k_L}} = \frac{C_G^* - C_L}{\frac{1}{K_L}}$$

-----以摩尔浓度差为推动力的液相总传质速率方程

$K_L$ ---以摩尔浓度差为推动力的液相总传质系数

上页

下页

返回



## § 9.2.2 吸收传质速率

由 
$$N_A = \frac{y - y_i}{\frac{1}{k_y}} = \frac{x_i - x}{\frac{1}{k_x}}$$

$x = y^* / m$

$$N_A = \frac{y - y^*}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}} = \frac{y - y^*}{\frac{1}{K_y}}$$

-----以摩尔分率差为推动力的气相总传质速率方程

$K_y$ ---以摩尔分率差为推动力的气相总传质系数

同理:

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

-----以摩尔分率差为推动力的  
液相总传质速率方程

$K_x$ ---以摩尔分率差为推动力的液相总传质系数

上页

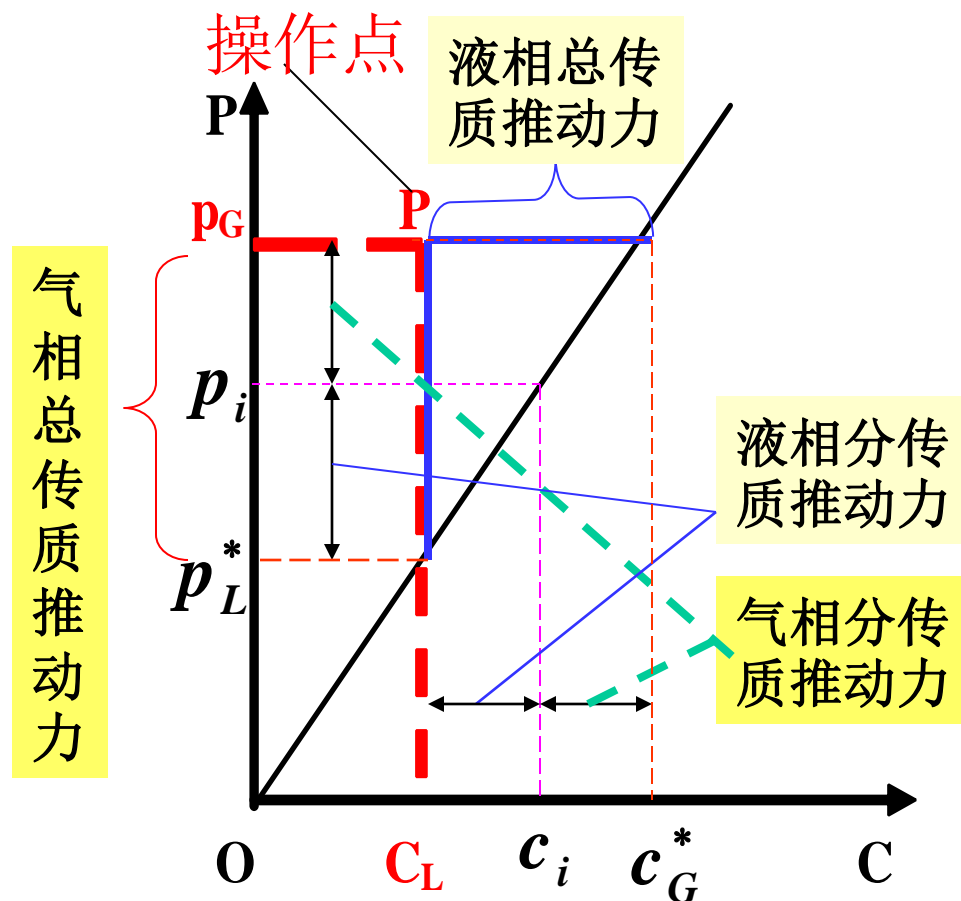
下页

返回



## 1. 关于传质推动力

$$N_A = \frac{p_G - p_L^*}{\frac{1}{K_G}} = \frac{C_G^* - C_L}{\frac{1}{K_L}}$$

$$= \frac{p_G - p_i}{\frac{1}{k_G}} = \frac{C_i - C_L}{\frac{1}{k_L}}$$


## 传质推动力的图示



## § 9.2.2 吸收传质速率

40

### 2. 关于传质阻力

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{Hk_L} + \frac{1}{k_G}$$

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

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

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

相间传质总阻力 = 液相(膜)阻力 + 气相(膜)阻力

$$K_G = HK_L$$

$$K_x = mK_y$$

$$k_y = Pk_G$$

$$k_x = ck_L$$

$$m = E/P = c/HP$$

$$K_y = PK_G$$

$$K_x = cK_L$$





## § 9.2.2 吸收传质速率

### (1) 气膜控制

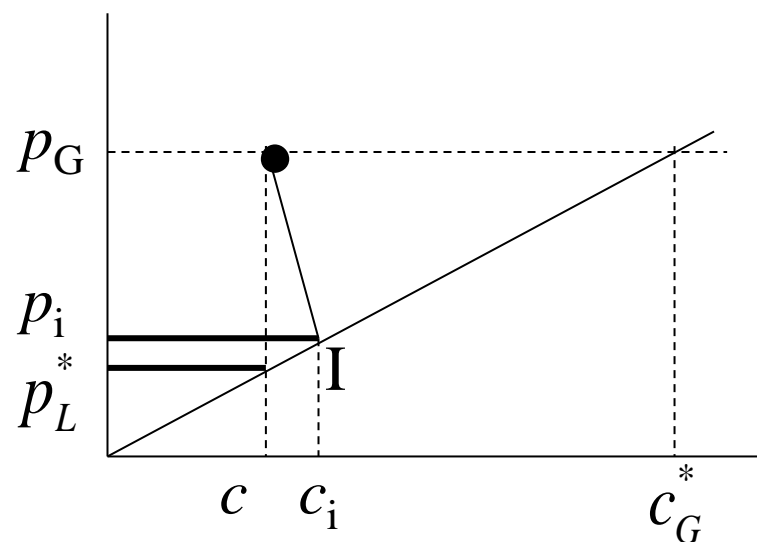
气膜控制：传质阻力主要集中在气相，吸收过程  
为气相阻力控制

气膜控制的特点：

$$\frac{1}{k_y} \gg \frac{m}{k_x} \quad \frac{1}{k_G} \gg \frac{1}{Hk_L}$$

故  $\frac{1}{K_y} \approx \frac{1}{k_y} \quad \frac{1}{K_G} \approx \frac{1}{k_G}$

$H$  较大,  $m$  较小, 易溶气体



$$p_G - p_L^* \approx p_G - p_i$$

$$\begin{aligned} N_A &= k_G (p_G - p_L^*) \\ &= k_y (y - y^*) \end{aligned}$$

[上页](#)[下页](#)[返回](#)



## § 9.2.2 吸收传质速率

提高传质速率的措施：提高气体流速；  
加强气相湍流程度。

### (2) 液膜控制

液膜控制：传质阻力主要集中在液相

液膜控制的特点：

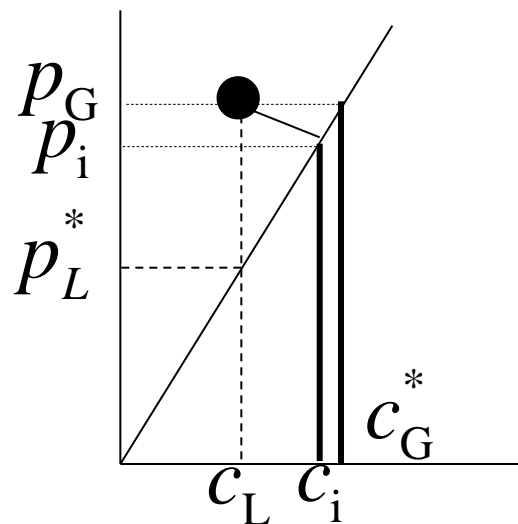
$$\frac{1}{k_x} \gg \frac{1}{mk_y} \quad \frac{1}{k_L} \gg \frac{H}{k_G}$$

故

$$\frac{1}{K_L} \approx \frac{1}{k_L} \quad \frac{1}{K_x} \approx \frac{1}{k_x}$$

$H$ 较小,  $m$  较大, 难溶气体

$$c_G^* - c_L \approx c_i - c_L$$

[上页](#)[下页](#)[返回](#)



## § 9.2.2 吸收传质速率

$$N_A = k_L (c_G^* - c_L) = k_x (x^* - x)$$

提高传质速率的措施：提高液体流速；  
加强液相湍流程度。

### (3) 双膜控制：

气膜阻力和液膜阻力均不可忽略

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \quad \frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{Hk_L}$$

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{k_y m} \quad \frac{1}{K_L} = \frac{H}{k_G} + \frac{1}{k_L}$$



## § 9.2.2 吸收传质速率

### 速率方程小结

气膜吸收速率方程

$$N_A = k_G (p - p_i)$$

$$N_A = k_y (y - y_i)$$

$$k_y = P k_G$$

总吸收速率方程

$$N_A = K_G (p_G - p_L^*)$$

$$N_A = K_y (y - y^*)$$

$$N_A = K_L (c_G^* - c_L)$$

$$N_A = K_x (x^* - x)$$

$$K_G = H K_L \quad K_x = m K_y$$

$$K_y = P K_G \quad K_x = C K_L$$

液膜吸收速率方程

$$N_A = k_L (c_i - c)$$

$$N_A = k_x (x_i - x)$$

$$k_x = C k_L$$

总系数与分系数关系

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

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

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

上页

下页

返回

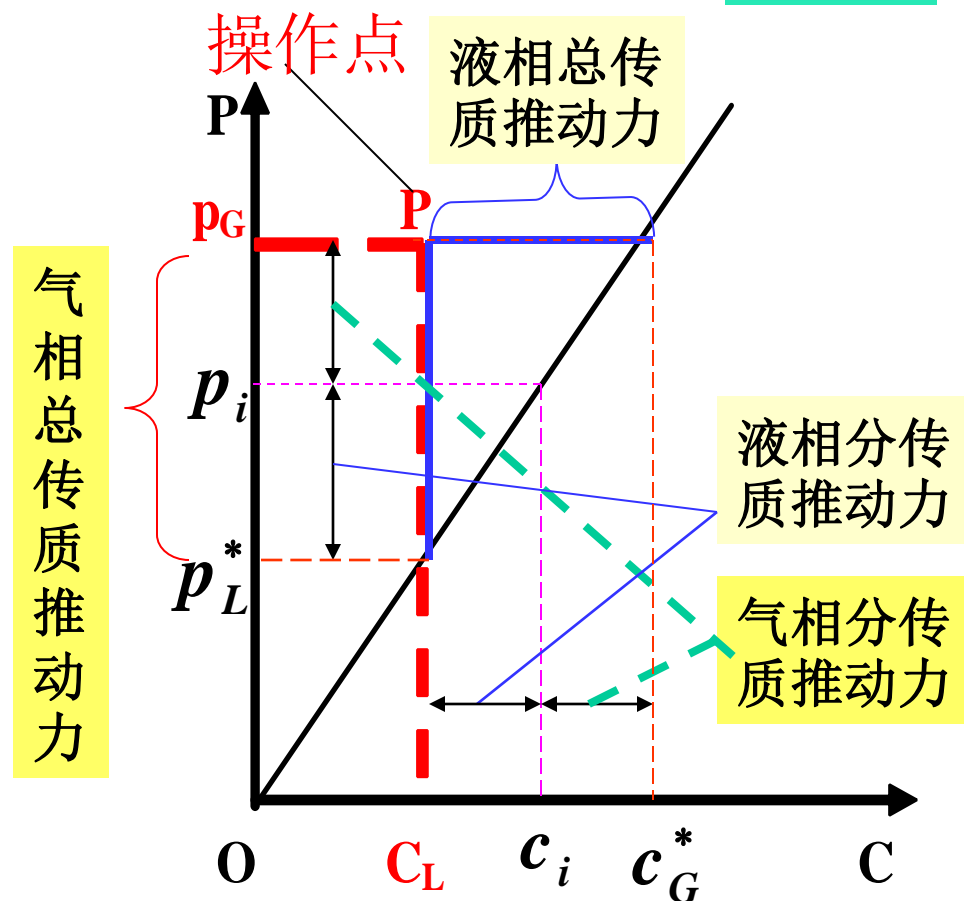


## § 9.2.2 吸收传质速率

45

[返回](#)

### 速率方程小结



传质推动力的图示

[上页](#)[下页](#)[返回](#)



## § 9.2.2 吸收传质速率

应用吸收速率方程应注意：

- (1) 各种形式的吸收速率方程是等效的，采用任何吸收速率方程均可计算吸收过程的速率；
- (2) 各种形式的吸收速率方程式都是以气液组成不变为前提的，因此只适合描述稳态操作的吸收塔内任一截面上的速率关系，而不能直接用来描述全塔的吸收速率；
- (3) 任何吸收系数的单位均为 $\text{kmol}/(\text{m}^2 \text{ s} \cdot \text{推动力})$   
当推动力为摩尔分数时，吸收系数的单位与吸收速率单位相同；
- (4) 必须注意吸收系数与吸收推动力的正确搭配



## § 9.2.2 吸收传质速率

例:某传质过程的总压为300KPa , 吸收过程传质系数分别为 $k_y=1.07\text{kmol}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 、 $k_x=22\text{kmol}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$  , 气液相平衡关系符合亨利定律, 亨利系数E为 $10.67\times 10^3\text{KPa}$ , 试求: ①吸收过程传质总系数 $K_y$ 和 $K_x$ ; ②液相中的传质阻力为气相的多少倍。

解:  $E = 10.67 \times 10^3\text{kPa}$ ,  $P = 300\text{kPa}$ ,  $m = \frac{E}{P} = 35.57$

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} = \frac{1}{1.07} + \frac{35.57}{22} \quad \therefore K_y = 0.3919$$

$$K_x = mK_y = 13.94$$

$$\frac{\cancel{m}/\cancel{k_x}}{\cancel{1}/k_y} = \frac{\cancel{1}/\cancel{k_x}}{\cancel{1}/mk_y} 1.73$$



## § 9.2.2 吸收传质速率

### (三) 界面上的浓度

#### 1. 一般情况

定态传质

$$\left. \begin{aligned} N_A &= k_G(p_{AG} - p_{Ai}) = k_L(c_{Ai} - c_{AL}) \\ p_{Ai} &= f(c_{Ai}) \end{aligned} \right\} p_{Ai}、c_{Ai}$$

#### 2. 平衡关系满足亨利定律

$$\left. \begin{aligned} N_A &= k_G(p_{AG} - p_{Ai}) = k_L(c_{Ai} - c_{AL}) \\ c_{Ai} &= Hp_{Ai} \end{aligned} \right\} p_{Ai}、c_{Ai}$$





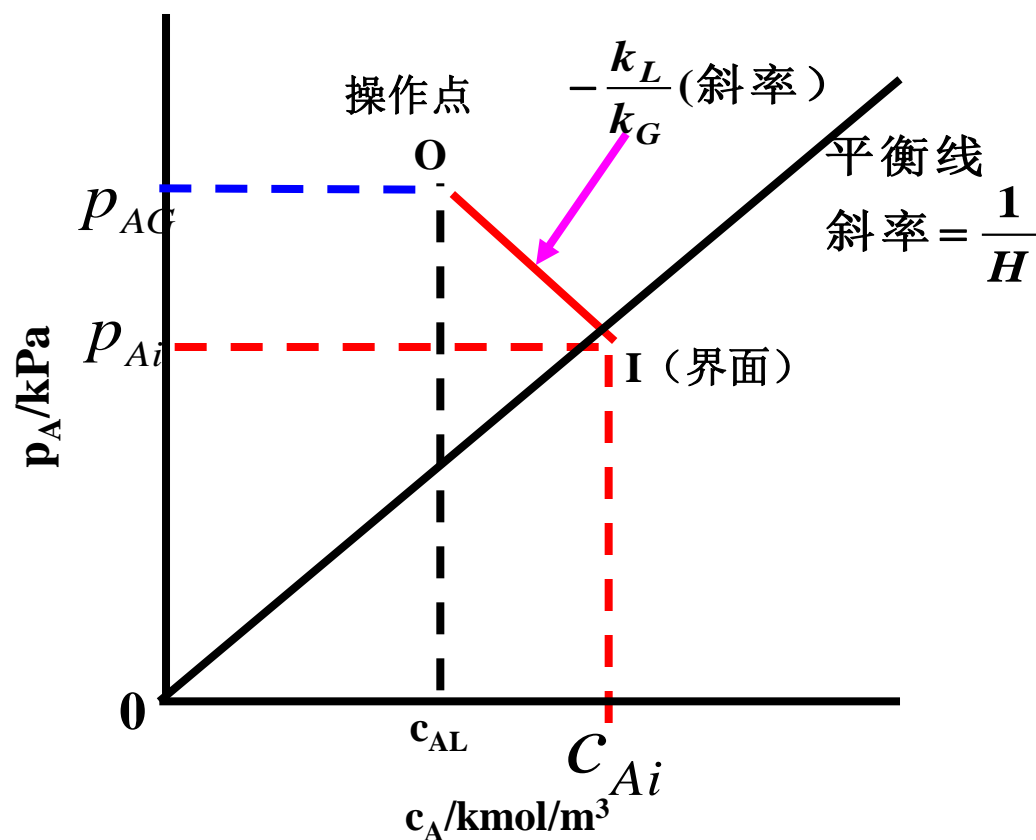
## § 9.2.2 吸收传质速率

### 3. 图解

$$N_A = k_G(p_{AG} - p_{Ai}) = k_L(c_{Ai} - c_{AL})$$

$$\frac{p_{AG} - p_{Ai}}{c_{AL} - c_{Ai}} = -\frac{k_L}{k_G}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} -\frac{k_L}{k_G} \\ \text{I} (p_{Ai}, c_{Ai}) \end{array} \right.$$

[上页](#)[下页](#)[返回](#)

## § 9.3 吸收（或脱吸）塔的计算

### 本小节重难点：

- 操作线方程、最小液气比
- 吸收填料层高度：传质单元数（对数平均推动力法、吸收因素法）

[上页](#)[下页](#)[返回](#)

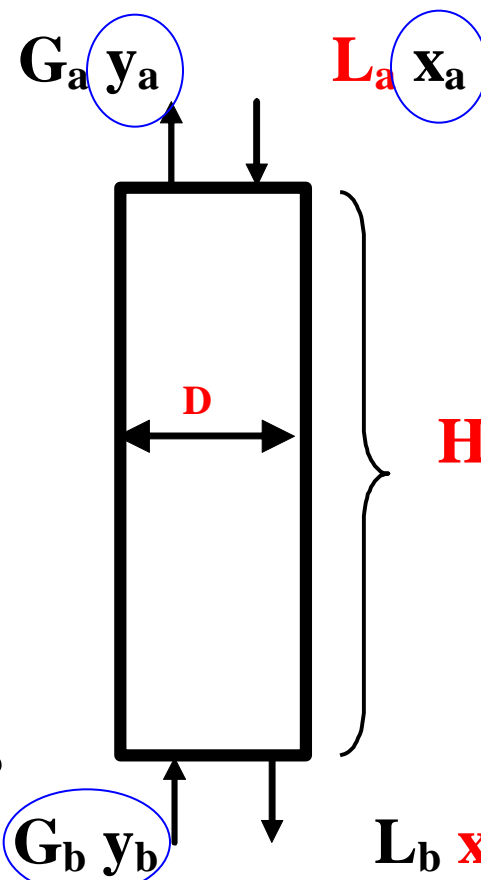


## § 9.3 吸收（或脱吸）塔的计算

51

计算项目主要有：

- (1) 吸收剂用量；
- (2) 塔的主要工艺尺寸：  
包括塔径 $D$ 、填料层高度 $H$   
或塔板数 $N$ ；
- (3) 操作条件与吸收结果的关系。



逆流吸收塔物料衡算

$G$ 、 $L$ ----- $\text{kmol}/(\text{m}^2\text{s})$ ；

$y$ （或 $x$ ）-----摩尔分率

上页

下页

返回



# 一、物料衡算和操作线方程

## 全塔物料衡算:

对溶质 A, 有

气相的减少速率= 液相的增加速率

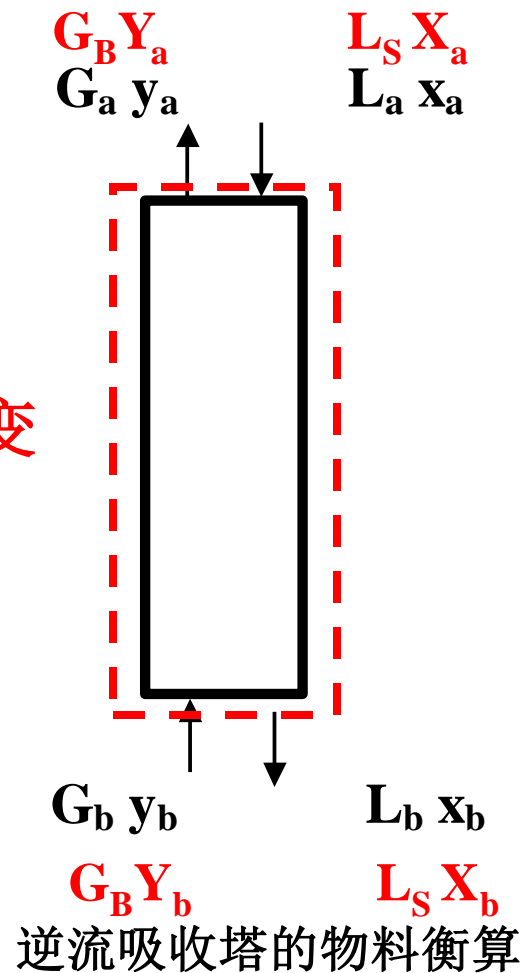
$$G_b y_b - G_a y_a = L_b x_b - L_a x_a$$

吸收过程中惰性气体B与吸收剂S的量不变

$$G_B = G(1 - y) \quad L_S = L(1 - x)$$

$$\therefore \frac{G_B y_b}{(1 - y_b)} - \frac{G_B y_a}{(1 - y_a)} = \frac{L_S x_b}{(1 - x_b)} - \frac{L_S x_a}{(1 - x_a)}$$

$$G_B (Y_b - Y_a) = L_S (X_b - X_a)$$



上页

下页

返回



# 一、物料衡算和操作线方程

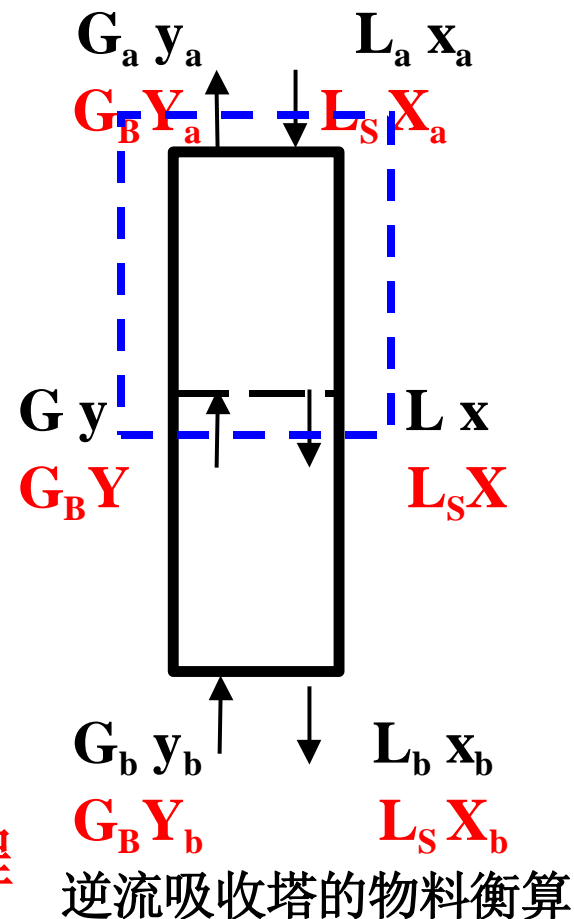
$$Y_b = \frac{L_S}{G_B} (X_b - X_a) + Y_a$$

回收率 $\eta$ 为:  $\eta = \frac{Y_b - Y_a}{Y_b} = 1 - \frac{Y_a}{Y_b}$

对塔上部任一段的A组分作质量衡算:

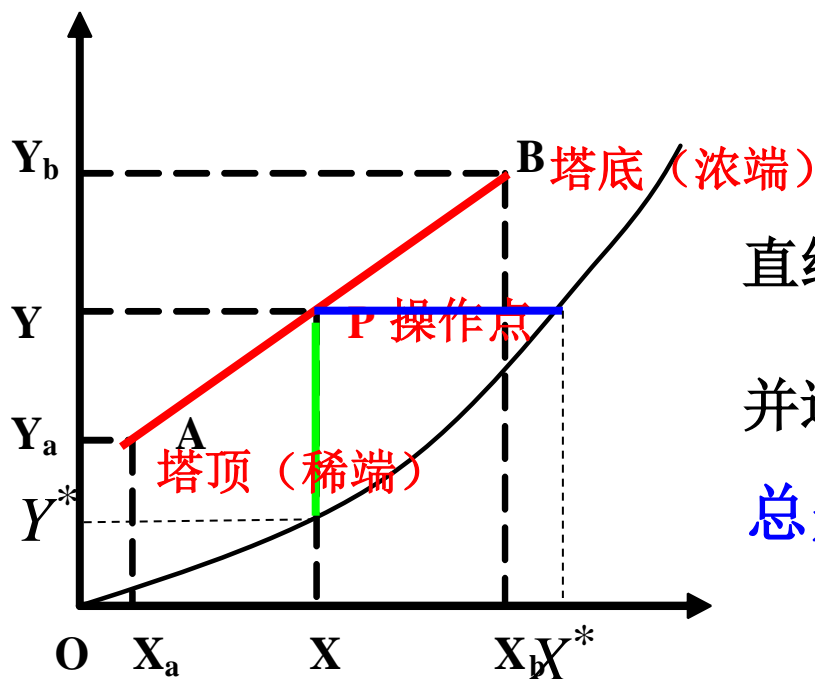
$$G_B (Y - Y_a) = L_S (X - X_a)$$

$$Y = \frac{L_S}{G_B} (X - X_a) + Y_a \text{ ----- 操作线方程}$$





# 一、物料衡算和操作线方程



$$Y = \frac{L_S}{G_B} (X - X_a) + Y_a$$

直线, 斜率为  $\frac{L_S}{G_B}$  (称为液气比),  
并通过点  $A(X_a, Y_a)$ ,  $B(X_b, Y_b)$   
总是位于平衡线的上方

逆流吸收塔操作线

操作线斜率**越小**, 越靠近平衡线, 传质推动力越小,  
对传质越**不利**。

**思考:** 并流操作的操作线? ? ?

上页

下页

返回



# 一、物料衡算和操作线方程

55

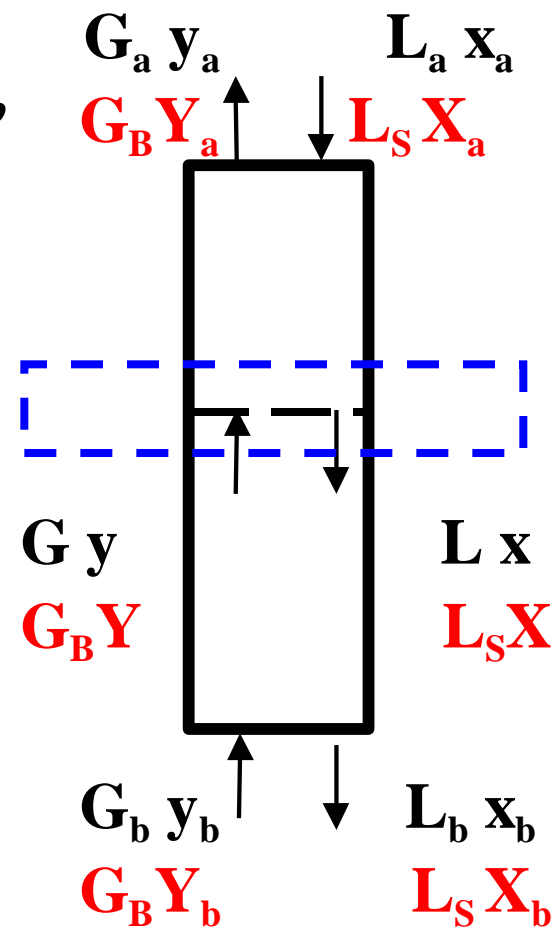
[返回](#)

对于低浓气体（通常 $y_b < 0.1$ ），

$G \approx G_a \approx G_b \approx G_B$ ,  $L \approx L_a \approx L_b \approx L_S$ ,  
 $Y \approx y$ ,  $X \approx x$ , 于是,

$$y_b = \frac{L}{G} (x_b - x_a) + y_a$$

$$y = \frac{L}{G} (x - x_a) + y_a$$



逆流吸收塔的物料衡算

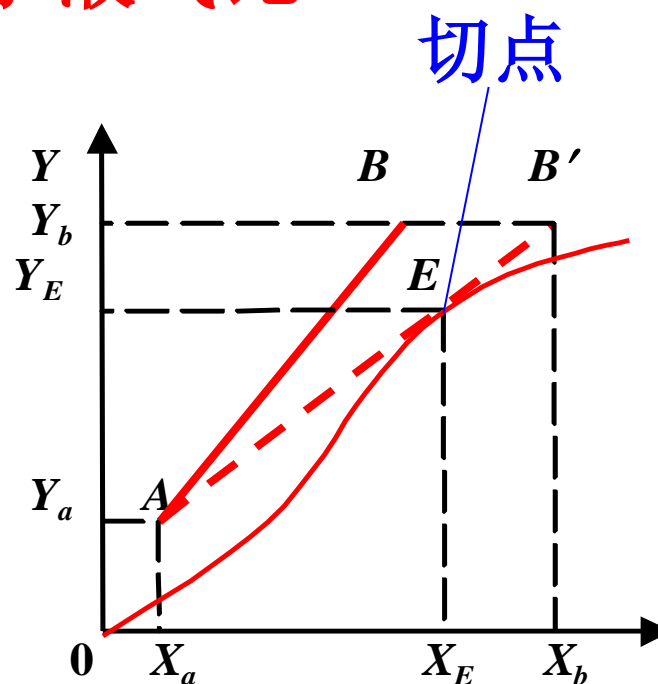
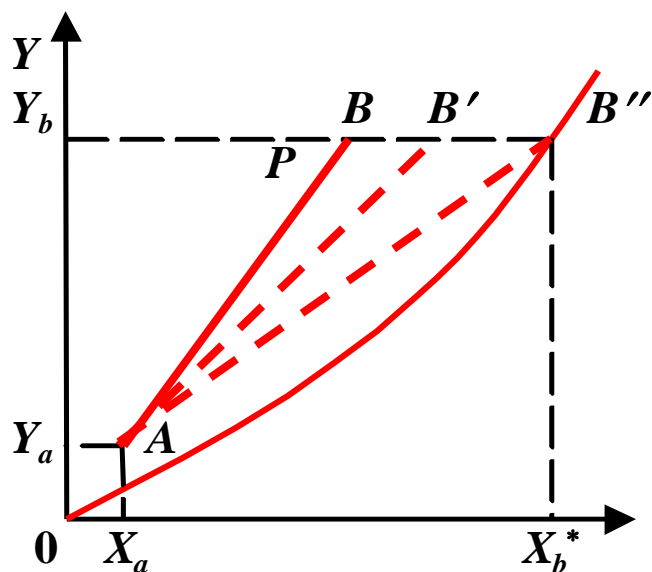
[上页](#)[下页](#)[返回](#)



## 二、吸收剂用量的确定

吸收塔设计中，吸收剂用量改变对吸收过程的影响：  
当 $G_B$ 、 $Y_b$ 、 $Y_a$ 及 $X_a$ 不变时，

$$L_S \downarrow \frac{L_S}{G_B} \downarrow \longrightarrow \left( \frac{L_S}{G_B} \right)_{\min} \quad \text{最小液气比}$$







## 二、吸收剂用量的确定

$$\frac{L_S}{G_B} \uparrow \Rightarrow \Delta Y \uparrow, h_0 \downarrow, \text{设备费} \downarrow$$
$$\Rightarrow L_S \uparrow, \text{操作费} \uparrow$$

$$\frac{L_S}{G_B} = (1.1 \sim 2.0) \left( \frac{L_S}{G_B} \right)_{\min}$$

思考:

若实际操作时，液气比小于或等于最小液气比，吸收塔是否能操作？将会发生什么现象？

能，但达不到指定的吸收要求

最小液气比只对设计型问题有意义。



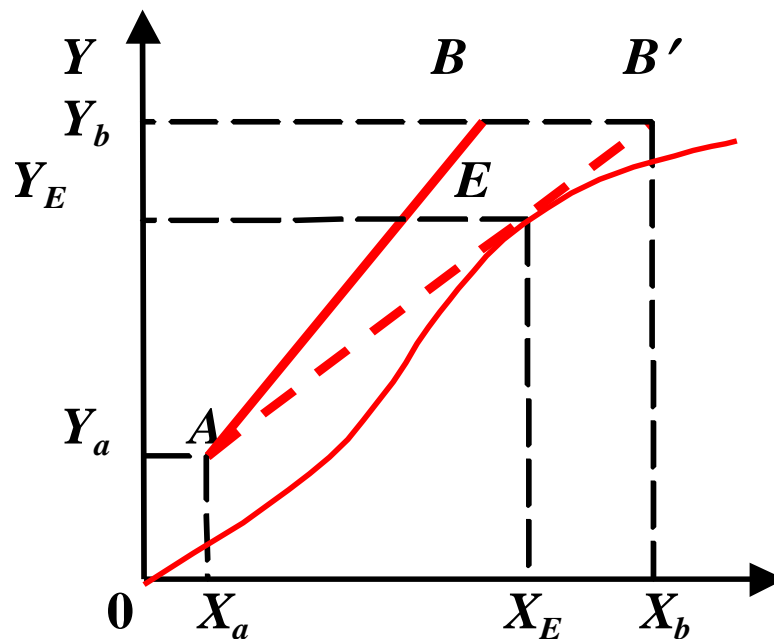
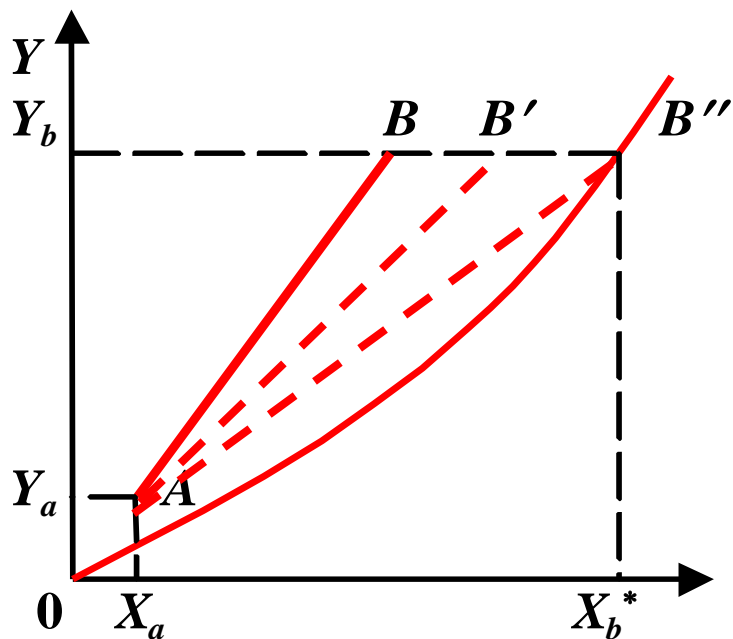
## 二、吸收剂用量的确定

58

最小液气比的计算:

$$\left( \frac{L_S}{G_B} \right)_{\min} = \frac{Y_b - Y_a}{X_b^* - X_a}$$

$$\left( \frac{L_S}{G_B} \right)_{\min} = \frac{Y_E - Y_a}{X_E - X_a}$$





## 二、吸收剂用量的确定

59

[返回](#)

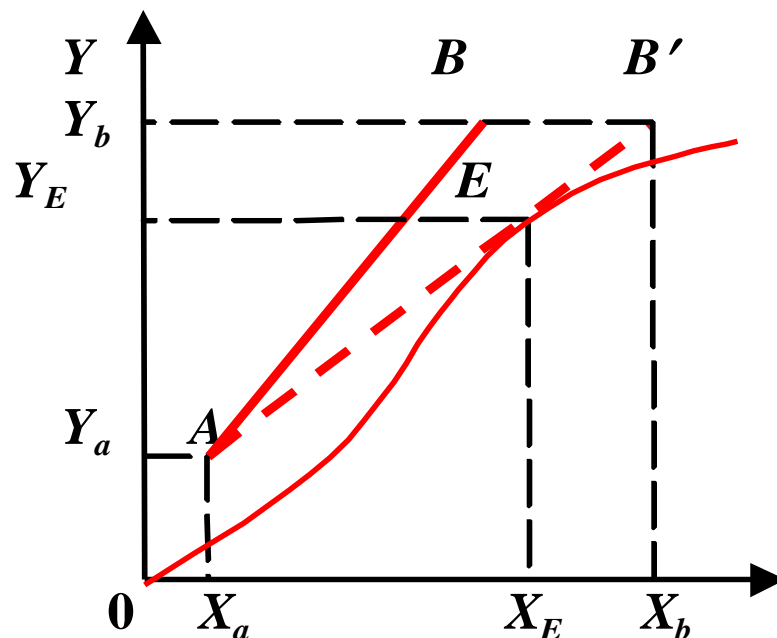
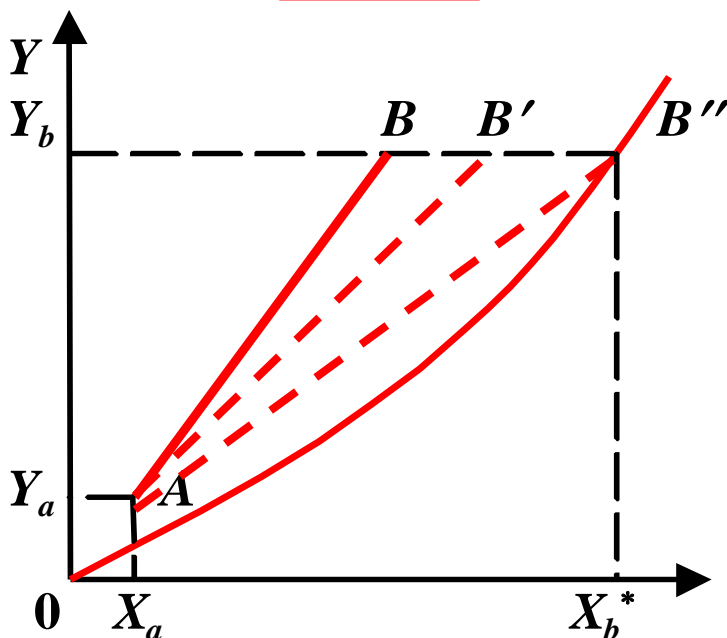
低浓时:

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{y_b - y_a}{x_b^* - x_a} = \frac{y_b - y_a}{y_b/m - x_a}$$

纯溶剂

$$= m\eta$$

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{y_E - y_a}{x_E - x_a}$$

[上页](#)[下页](#)[返回](#)



### 三、塔径的计算

60

$$D = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}}$$

$u$ 为空塔气速，m/s，

即按空塔截面计算的混合气体的速度

$V_s$ 为混合气体的体积流量， $\text{m}^3/\text{s}$ 。

注意：

- (1) 吸收过程中混合气体的流量由塔底至塔顶逐渐减小，  
在计算塔径时，一般以塔底的气量为依据。
- (2) 计算出塔径后应按塔径系列标准圆整，  
工业上常用的标准塔径为400、500、600、700、800、  
1000、1200、1400、1600、2000mm等。

上页

下页

返回



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

### (一) 传质单元数法

气相中溶质 A 的减少速率  
= 液相中溶质 A 的增加速率  
= 从气相到液相的传质速率

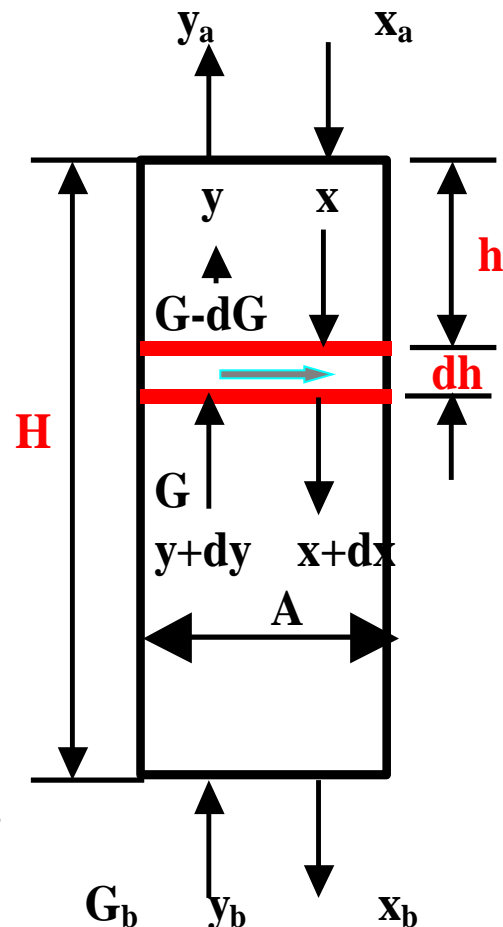
在微元高度  $dh$  内

$$\Omega G dy = \Omega L dx = N_A a \Omega dh$$

$\Omega$ ——塔截面积,  $\text{m}^2$

引入  $a = \frac{\text{填料层所具有的有效传质面积}}{\text{填料体积}}$

$a$  与填料形状、尺寸及填充状况有关



微元填料段的物料衡算

上页

下页

返回



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

$$dh = \frac{Gdy}{N_A a} = \frac{Ldx}{N_A a}$$

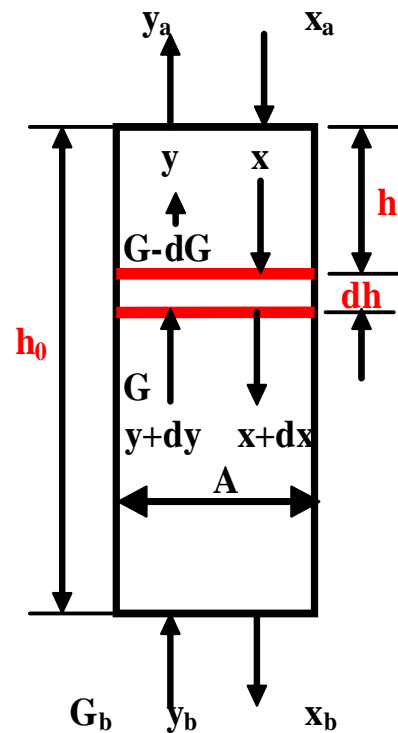
$$h_0 = \int_0^{h_0} dh = \int_{\text{顶}}^{\text{底}} \frac{Gdy}{N_A a} = \int_{\text{顶}}^{\text{底}} \frac{Ldx}{N_A a}$$

$$\text{又 } N_A = K_y(y - y^*) = K_x(x^* - x)$$

$$\rightarrow h_0 = \int_{\text{顶}}^{\text{底}} \frac{d(Gy)}{K_y a (y - y^*)} = \int_{\text{顶}}^{\text{底}} \frac{d(Lx)}{K_x a (x^* - x)}$$

气相、液相总体积传质系数

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



上页

下页

返回



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

### 低浓气体吸收时

- ❖ G、L为常数
- ❖  $K_y$ 、 $K_x$ 可视为常数
- ❖  $a$ 也可视为常数

气相总传质单元高度 **HTU** , **m**  
(Height of Transfer Unit)

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

$$h_0 = \frac{G}{K_y a} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y^*} = H_{OG} \cdot N_{OG}$$

气相总传质单元数, 无因次

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

上页

下页

返回



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

液相总传质单元高度, m

$$h_0 = \frac{L}{K_x a} \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{x^* - x} = H_{OL} \cdot N_{OL}$$

液相总传质单元数, 无因次

气相分传质单元高度, m

$$h_0 = \frac{G}{k_y a} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y_i} = H_G \cdot N_G$$

气相分传质单元数, 无因次

液相分传质单元高度, m

$$h_0 = \frac{L}{k_x a} \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{x_i - x} = H_L \cdot N_L$$

液相分传质单元数, 无因次





## 四、低浓气体吸收时填料层高度

[返回](#)

$$h_0 = \text{传质单元高度} \times \text{传质单元数}$$

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

$$= N_G \cdot H_G = N_L \cdot H_L$$

影响传质单元高度**HTU**的因素？

流动状况、气液物性、填料特性和操作条件

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

$$\frac{G}{K_y a} = \frac{G}{k_y a} + \frac{mG}{L} \frac{L}{k_x a} \quad \longrightarrow \quad H_{OG} = H_G + SH_L$$

[上页](#)[下页](#)[返回](#)



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

$$S = \frac{mG}{L}$$

——脱吸因数，无因次

平衡线斜率与操作线斜率之比

$$A = \frac{L}{mG}$$

——吸收因数，无因次

$$H_{OG} = H_G + SH_L$$

同理

$$H_{OL} = H_L + AH_G$$

$$H_{OL} = AH_{OG} \quad H_{OG} = SH_{OL}$$

$$\therefore N_{OL} = S N_{OG} \quad N_{OG} = AN_{OL}$$



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

67

[返回](#)

对填料塔：

$$k_y a \propto G^{0.7} \quad k_x a \propto L^{0.7}$$



$$H_G \propto G^{0.3}$$

$$H_L \propto L^{0.3}$$

气膜控制：  $K_y a \approx k_y a \propto G^{0.7}$   $H_{OG} \propto G^{0.3}$  与  $L$  无关

液膜控制：  $K_x a \approx k_x a \propto L^{0.7}$   $H_{OL} \propto L^{0.3}$  与  $G$  无关

常在定性分析中用到

[上页](#)[下页](#)[返回](#)



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

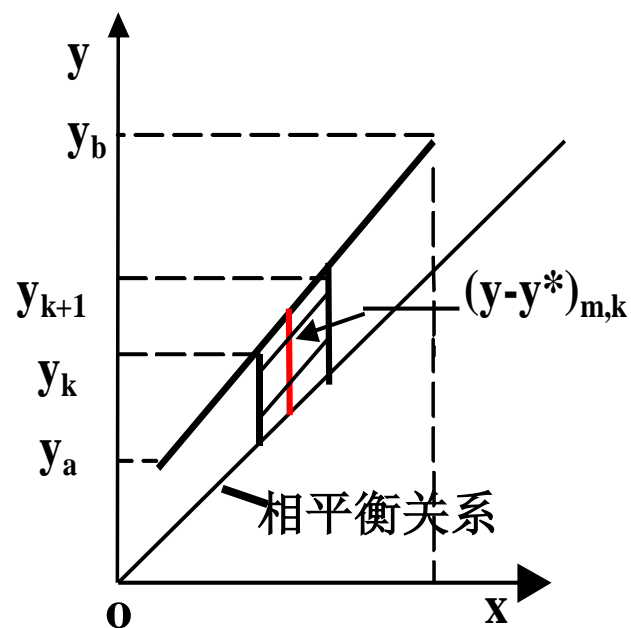
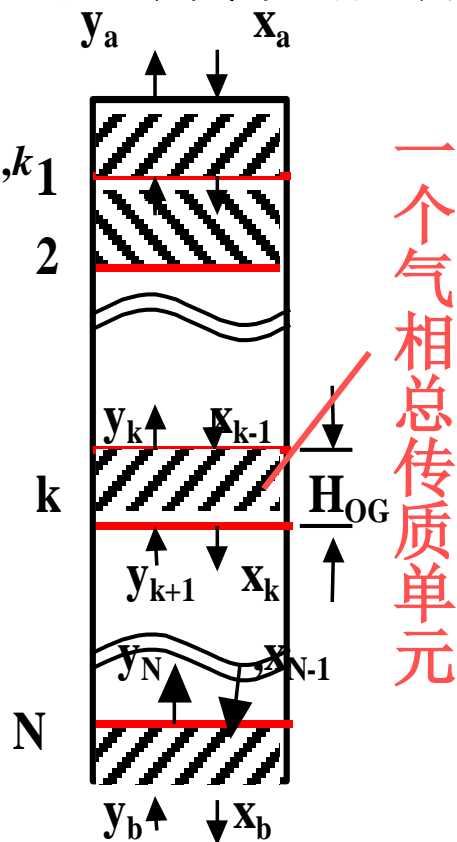
什么是传质单元？

每一段气相或液相组成的变化量  
= 该段气相或液相总平均传质推动力

$$y_{k+1} - y_k = (y - y^*)_{m,k}$$

$$N_{OG,k} = \int_{y_k}^{y_{k+1}} \frac{dy}{y - y^*}$$

$$= \frac{y_{k+1} - y_k}{(y - y^*)_{m,k}} = 1$$



气相总传质单元

上页

下页

返回



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

传质单元高度HTU的物理意义？

$$H_{OG} = \frac{h_0}{N_{OG}}$$

-----每个传质单元对应的填料层高度

常用吸收设备的HTU约为**0.15~ 1.5m**,

反映**吸收设备效能**高低。



传质阻力的大小、  
填料性能的优劣、  
润湿情况的好坏

**HTU**越小，达到同样吸收要求所需的**填料层高度**越低，  
**传质效果**越好。

上页

下页

返回



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

70

[返回](#)

**传质单元数**的物理意义？

无单位。

它与气相进出口浓度及平衡关系有关。

反映**吸收过程进行的难易程度**，

与吸收塔的结构以及气液流动状况无关。

$N_{OG}$  值大，吸收进行困难。

为使  $h_0$  减小，应选高效填料使  $H_{OG}$  小，或改吸收剂使  $Y-Y^*$  增大， $N_{OG}$  减小。

[上页](#)

[下页](#)

[返回](#)



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

### 传质单元数的计算

#### 1. 对数平均推动力法

气液平衡线为直线  $y^* = mx + b$

(包括平衡线虽为曲线，但在吸收过程涉及的浓度范围内可作为直线)

操作线也为直线  $y = \frac{L}{G}x + (y_b - \frac{L}{G}x_b)$

$$\Delta y = y - y^* = Ay + B$$

$$\frac{d(\Delta y)}{dy} = A = \frac{\Delta y_b - \Delta y_a}{y_b - y_a}$$



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

72

$$\therefore dy = \frac{d\Delta y}{\frac{\Delta y_b - \Delta y_a}{y_b - y_a}}$$

$$N_{OG} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y^*} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{\Delta y}$$

$$= \int_{\Delta y_a}^{\Delta y_b} \frac{y_b - y_a}{\Delta y_b - \Delta y_a} \frac{d\Delta y}{\Delta y}$$

$$= \frac{y_b - y_a}{\Delta y_b - \Delta y_a} \ln \frac{\Delta y_b}{\Delta y_a}$$





## 四、低浓气体吸收时填料层高度

$$= \frac{y_b - y_a}{\frac{\Delta y_b - \Delta y_a}{\ln \frac{\Delta y_b}{\Delta y_a}}}$$

$$\therefore N_{OG} = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_m} \quad \leftarrow \quad \Delta y_m = \frac{\Delta y_b - \Delta y_a}{\ln \frac{\Delta y_b}{\Delta y_a}}$$

**适用范围：**

平衡线为直线，或在吸收操作范围内近似为直线

$$\begin{aligned} \Delta y_b &= y_b - y_b^* \\ \Delta y_a &= y_a - y_a^* \end{aligned}$$

上页

下页

返回



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

同理，得：

$$N_{OL} = \frac{x_b - x_a}{\Delta x_m}$$

$$N_G = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_{im}}$$

$$N_L = \frac{x_b - x_a}{\Delta x_{im}}$$

式中：

$$\Delta x_m = \frac{\Delta x_b - \Delta x_a}{\ln \frac{\Delta x_b}{\Delta x_a}} \quad \leftarrow \begin{cases} \Delta x_b = x_b^* - x_b \\ \Delta x_a = x_a^* - x_a \end{cases}$$



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

[返回](#)

$$\Delta y_{im} = \frac{\Delta y_{ib} - \Delta y_{ia}}{\ln \frac{\Delta y_{ib}}{\Delta y_{ia}}} \leftarrow \begin{cases} \Delta y_{ib} = y_b - y_{ib} \\ \Delta y_{ia} = y_a - y_{ia} \end{cases}$$

$$\Delta x_{im} = \frac{\Delta x_{ib} - \Delta x_{ia}}{\ln \frac{\Delta x_{ib}}{\Delta x_{ia}}} \leftarrow \begin{cases} \Delta x_{ib} = x_{ib} - x_b \\ \Delta x_{ia} = x_{ia} - x_a \end{cases}$$

**Note:** 推动力为塔顶与塔底两截面上吸收推动力的对数平均值  
与传热过程的对数平均温差类似

[上页](#)[下页](#)[返回](#)



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

### 2. 吸收因数法

$$A = \frac{L}{mG}$$

——吸收因数，无因次

$$S = \frac{mG}{L}$$

——脱吸因数，无因次

适用范围：平衡线为直线  $y^* = mx + b$

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

$$y = \frac{L}{G}(x - x_a) + y_a \quad \rightarrow \quad x = \frac{G}{L}(y - y_a) + x_a$$

$$\begin{aligned} \rightarrow y^* &= mx + b = m \frac{G}{L}(y - y_a) + mx_a + b \\ &= S(y - y_a) + y_a^* \end{aligned}$$

上页

下页

返回



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

77

$$\begin{aligned} \therefore N_{OG} &= \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y^*} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-S)y + (Sy_a - y_a^*)} \\ &= \frac{1}{1-S} \ln \left[ \frac{(1-S)y_b + (Sy_a - y_a^*)}{(1-S)y_a + (Sy_a - y_a^*)} \right] \end{aligned}$$



$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{y_b - y_a^*}{y_a - y_a^*} + S \right]$$

若平衡线为通过原点的直线，服从亨利定律

则

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} + S \right]$$

[上页](#)[下页](#)[返回](#)



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

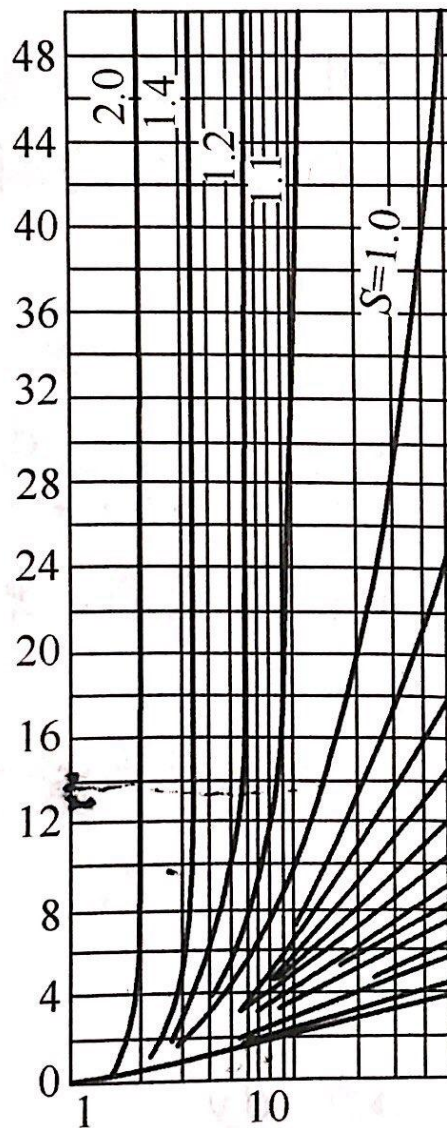


图 9-11 式(9-53) 的图示

$$\frac{Y_2 - Y_2^*}{Y_1 - Y_2^*} \quad \text{或} \quad \frac{Y_2 - mX_2}{Y_1 - mX_2}$$

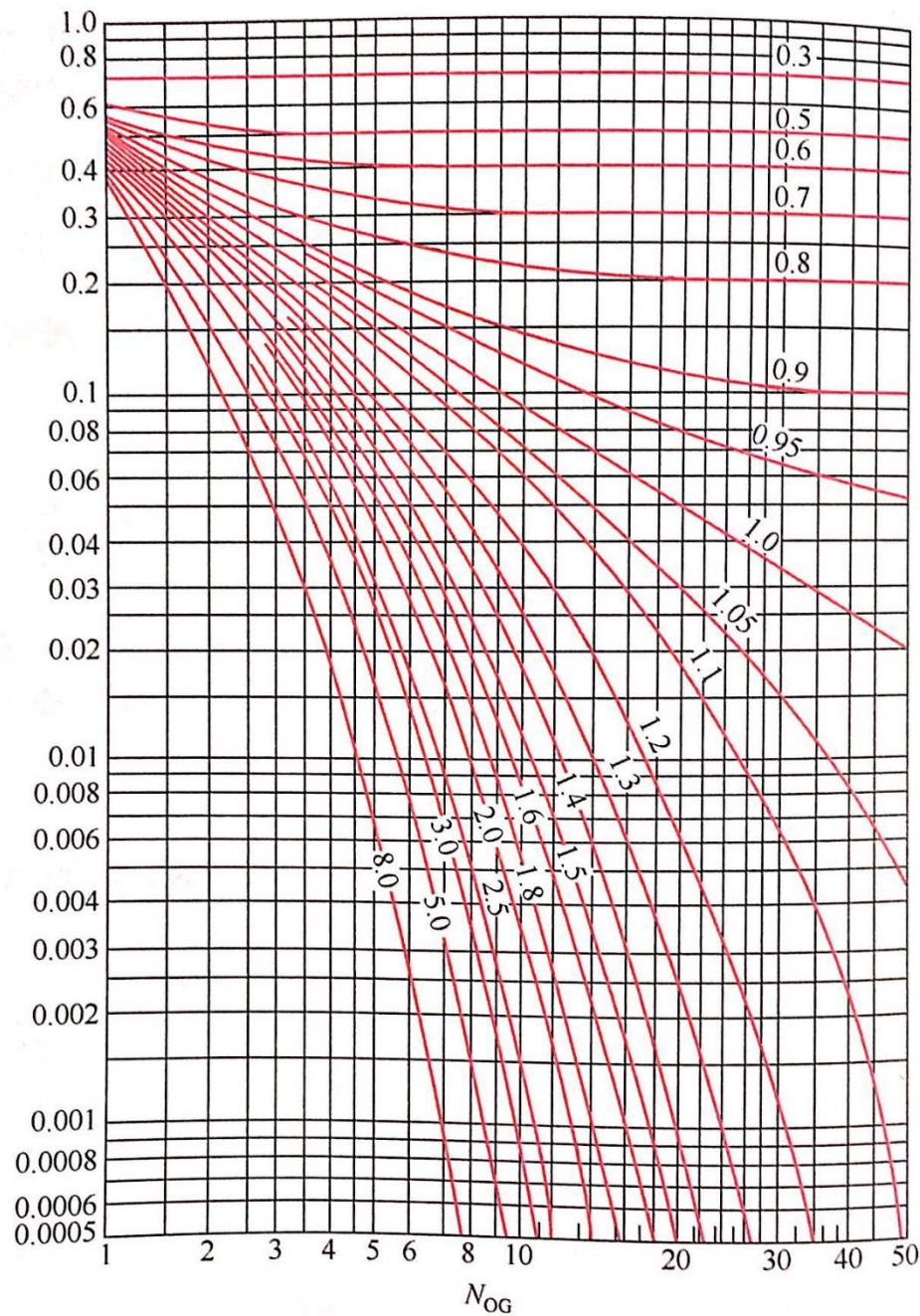


图 5-23 传质单元数 [式(5-76) 的图] (图中参数  $L/mG$ )





## 四、低浓气体吸收时填料层高度

讨论:

- $\frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a}$  的意义: 反映了回收率的高低。

回收率  $\eta$ :  $\eta = \frac{Y_b - Y_a}{Y_b} = 1 - \frac{Y_a}{Y_b} \approx 1 - \frac{y_a}{y_b}$  (低浓)

$m$ 、 $y_b$ 、 $x_a$ 、 $S$ 一定时:

$$\eta \uparrow \Rightarrow y_a \downarrow \Rightarrow \frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} \uparrow \Rightarrow N_{OG} \uparrow$$

$$\frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} \text{一定, } S \downarrow, \text{推动力} \uparrow, N_{OG} \downarrow$$



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

S范围: **0.7~0.8**

若吸收剂不含溶质  $x_a = 0$

则

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{y_b}{y_a} + S \right]$$

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

$$N_{OL} = S \cdot N_{OG}$$

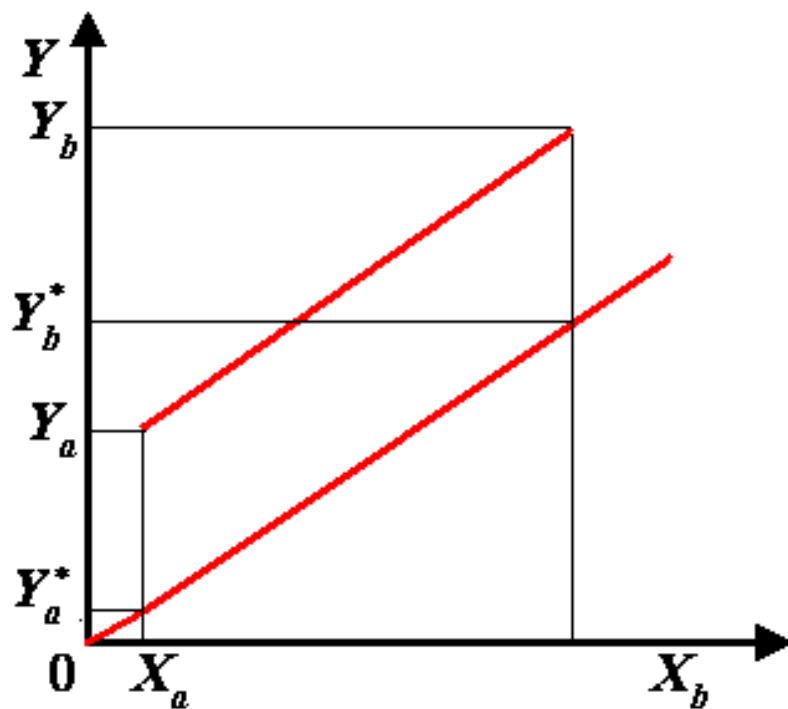
$$= \frac{S}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} + S \right]$$





## 四、低浓气体吸收时填料层高度

当 $S=1$ 时



$$y_b - y_b^* = y_a - y_a^*$$

$$\therefore \Delta y_m = \Delta y_a = \Delta y_b$$



## 四、低浓气体吸收时填料层高度

[返回](#)

$$N_{OG} = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_b} = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_a}$$

若  $x_a = 0$

$$\Delta y_a = y_a - mx_a = y_a$$

$\therefore$

$$N_{OG} = \frac{y_b - y_a}{y_a} = \frac{\eta}{1 - \eta}$$

对数平均推动力法与吸收因数法的对比：

相同点：都适用于低浓、平衡线为直线的情况

不同点：前者涉及四个浓度，后者涉及三个浓度，

故后者特别适用于操作型问题的求解。

[上页](#)[下页](#)[返回](#)



## § 9.3 吸收（或脱吸）塔的计算

83

吸收塔的计算举例：

公式：

$$y = \frac{L}{G} (X - X_a) + y_a$$

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{y_b - y_a}{x_b^* - x_a}$$

$$\frac{L}{G} = (1.2 \sim 2.0) \left(\frac{L}{G}\right)_{\min}$$

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



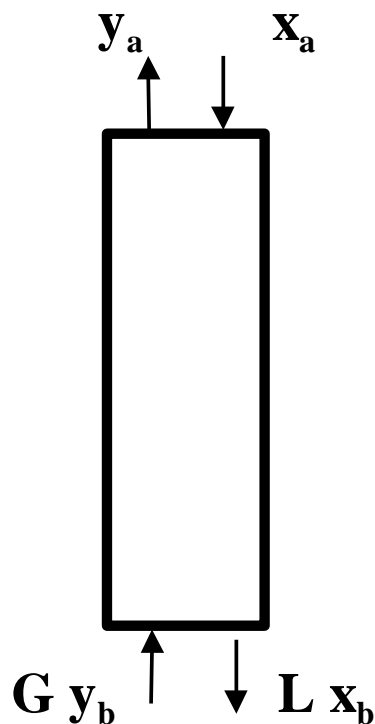
$$H_{OG} = \frac{G}{K_y a}$$

$$N_{OG} = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_m}$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{y_b - y_a^*}{y_a - y_a^*} + S \right]$$

[上页](#)[下页](#)[返回](#)

{ 设计型  $\rightarrow$  指吸收任务给定, 求塔径、塔高等。  
 { 操作型  $\rightarrow$  指吸收设备和流程已给定, 考察操作条件的变化对吸收效果的影响

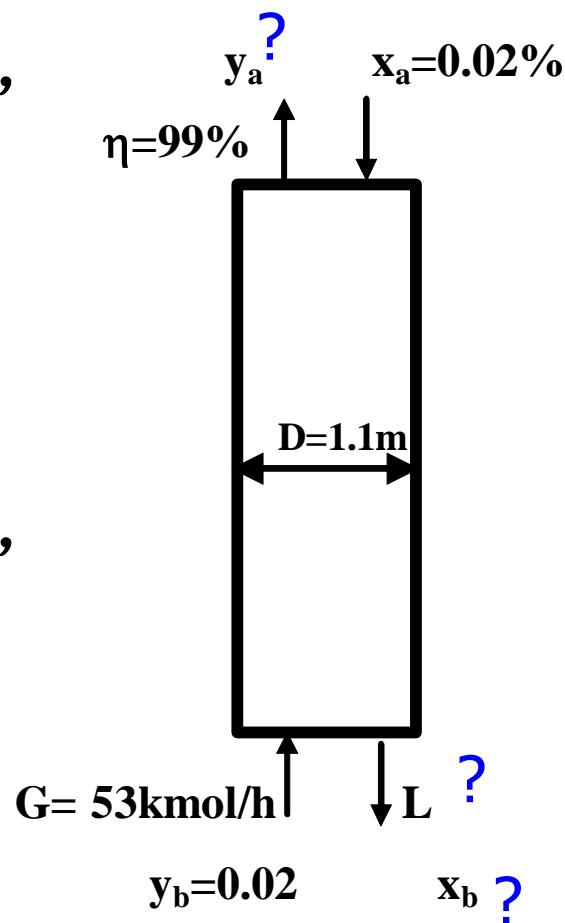


气液流量、  
 气液进口浓度、  
 操作温度、压力等



## 设计型举例

**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。

[上页](#)[下页](#)[返回](#)



解:  $y_b = 0.02 < 0.1$  属于低浓气体吸收

$$\begin{aligned} h_0 &= H_{OG} N_{OG} \\ H_{OG} &= \frac{G}{K_y a} = \frac{G'}{K_y a \Omega} = \frac{G' / \left( \frac{1}{4} \pi D^2 \times 3600 \right)}{K_y a} \\ &= \frac{53 / \left( \frac{1}{4} \pi \times 1.1^2 \times 3600 \right)}{0.015} = 1.03m \end{aligned}$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \textcircled{S}} \ln \left[ (1 - S) \frac{y_b - mx_a}{\textcircled{y_a} - mx_a} + S \right]$$

or 
$$N_{OG} = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_m}$$

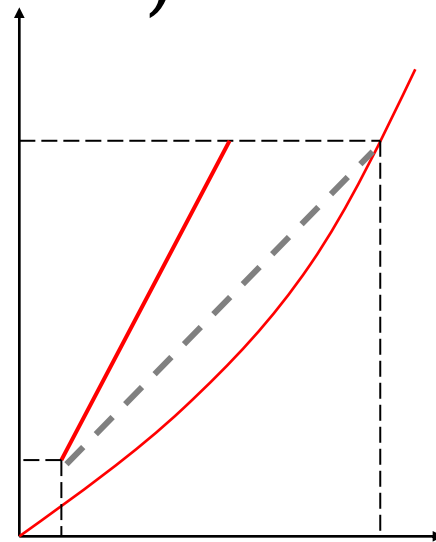


$$= \frac{y_b - y_a}{\Delta y_b - \Delta y_a} = \frac{y_b - y_a}{(y_b - mx_b) - (y_a - mx_a)}$$
$$\ln \frac{\Delta y_b}{\Delta y_a} \quad \ln \frac{y_b - mx_b}{y_a - mx_a}$$

$$\eta = 1 - \frac{y_a}{y_b} \Rightarrow y_a = y_b (1 - \eta) = 0.02 \times (1 - 99\%) = 0.0002$$

$$\left( \frac{L}{G} \right)_{\min} = \frac{y_b - y_a}{x_b^* - x_a} = \frac{y_b - y_a}{\frac{y_b}{m} - x_a}$$

$$= \frac{0.02 - 0.0002}{\frac{0.02}{0.36} - 0.0002} = 0.358$$





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

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

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} + S \right]$$
$$= \frac{1}{1-0.67} \ln \left[ (1-0.67) \frac{0.02 - 0.36 \times 0.0002}{0.0002 - 0.36 \times 0.0002} + 0.67 \right] = 11.98$$





or

$$\frac{y_b - y_a}{x_b - x_a} = \frac{L}{G} \longrightarrow x_b$$

$$\left. \begin{array}{l} \Delta y_b = y_b - mx_b \\ \Delta y_a = y_a - mx_a \end{array} \right\} \longrightarrow \Delta y_m = \frac{\Delta y_b - \Delta y_a}{\ln \frac{\Delta y_b}{\Delta y_a}}$$

$$N_{OG} = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_m}$$

$$h_0 = H_{OG} \cdot N_{OG} = 1.03 \times 11.98 = 12.4m$$



常用方法：

(1) 快速分析法

适用于填空、选择，需要知识牢固

(2) 作图+排除法

过程繁琐，其它方法不能解决的情况下采用该方法

(3) 吸收因数法

过程相对简单，使用最多

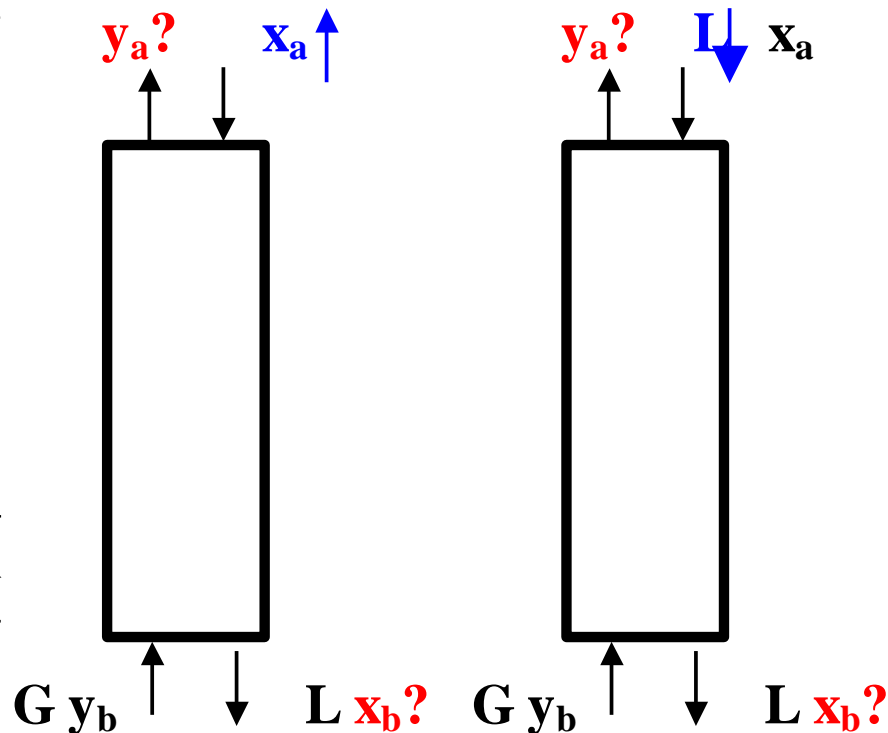


**例2** 在逆流操作的填料吸收塔中，对某一低浓气体中的溶质组分进行吸收，现因故

(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？





## (1) 吸收剂入塔浓度变大

解法一：快速分析

$x_a$  变大时，传质推动力变小，不利于吸收， $y_a$  变大

解法二：作图+排除法

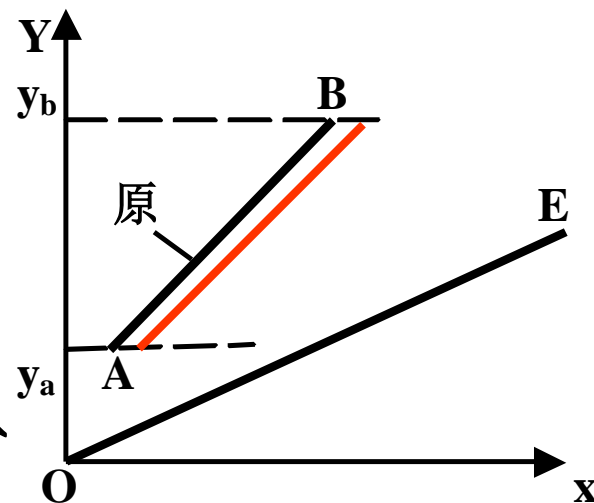
a. 假设  $y_a$  不变

$L/G$  不变  $y_b$  不变、 $x_a$  变大

作图知， $N_{OG} \uparrow$

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

与  $h_0$  不变矛盾



当  $x_a$  变大时，原、新状况下操作线



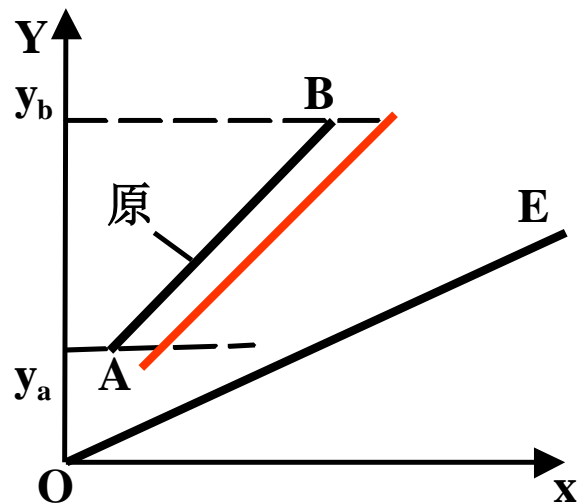
b. 假设  $y_a \downarrow$

作图知,  $N_{OG} \uparrow$

$K_y a$  不变,  $H_{OG} = \frac{G}{K_y a}$  不变。 }  $\Rightarrow h_0 \uparrow$

与  $h_0$  不变相矛盾, 故假设不成立

因此,  $y_a$  只能  $\uparrow$



当  $x_a$  变大时, 原、新状况下操作线

上页

下页

返回



## 解法三：吸收因数法

由题意可知：

$$S = \frac{mG}{L} \text{ 不变}$$

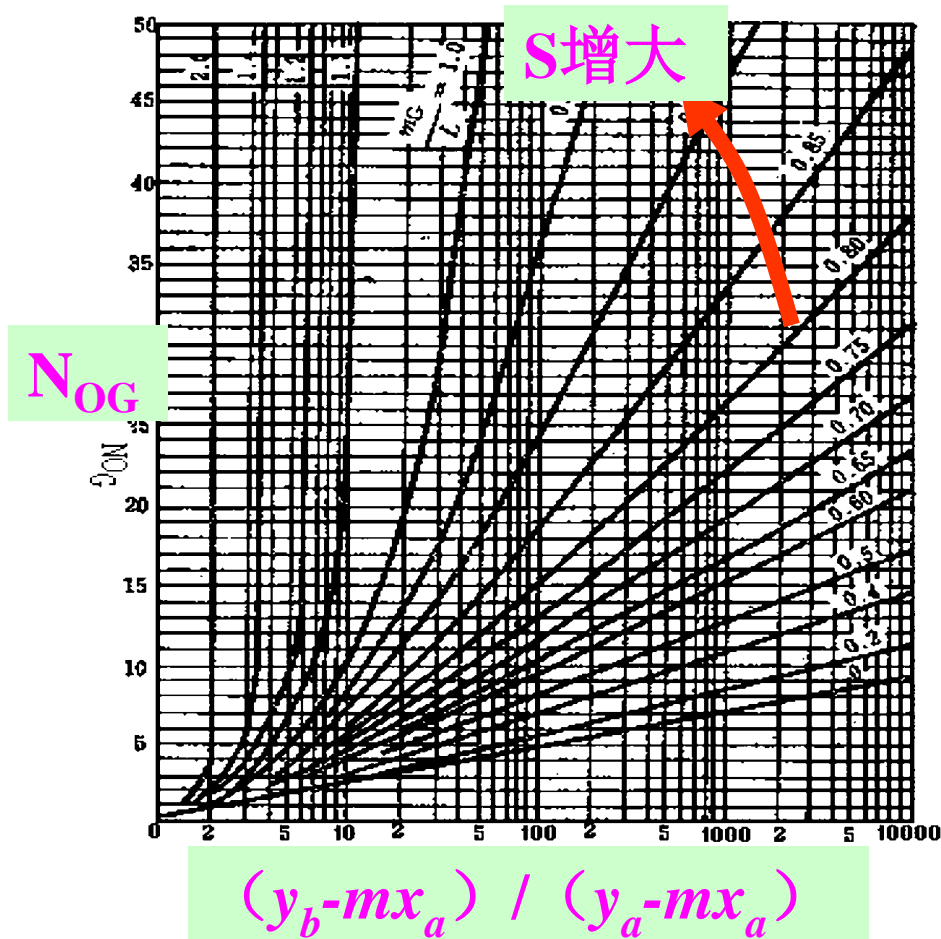
$$H_{OG} = \frac{G}{K_y a} \text{ 不变}$$

→  $N_{OG} = h_0 / H_{OG}$  不变

由右图可知，

$$\frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} \text{ 不变}$$

又  $x_a$  变大，故  $y_a$  变大



$N_{OG}$  与  $(y_b - mx_a) / (y_a - mx_a)$  关系曲线

上页

下页

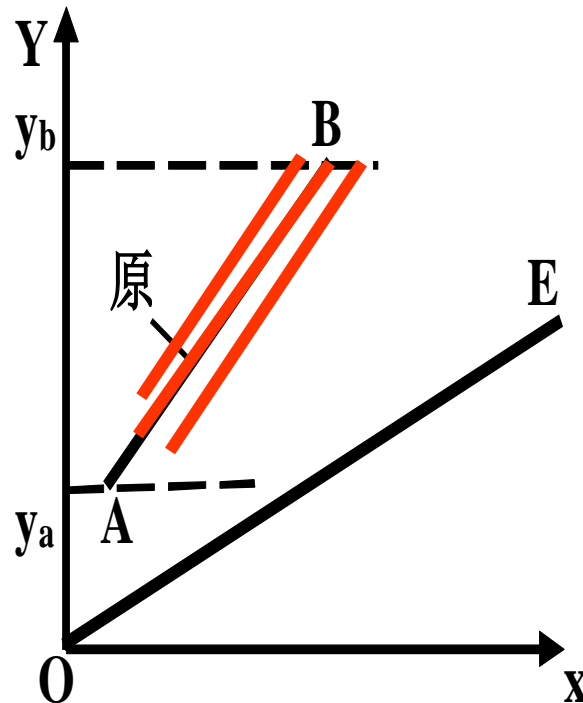
返回



关于 $x_b$ ：排除法

$x_a \uparrow$   
 $y_a \uparrow$   
 $y_b$  不变  
 $\frac{L}{G}$  不变  
 $h_0$  不变

假设 $x_b$ 不变、变小，  
作图可知 $N_{OG}$ 将变小，  
故 $h_0$ 将变小，与 $h_0$ 一定  
相矛盾，因此 $x_b$ 将 $\uparrow$



当 $x_a$ 变大时，原、新状况下操作线

上页

下页

返回



## (2) 当吸收剂用量变小时

解法一：快速分析

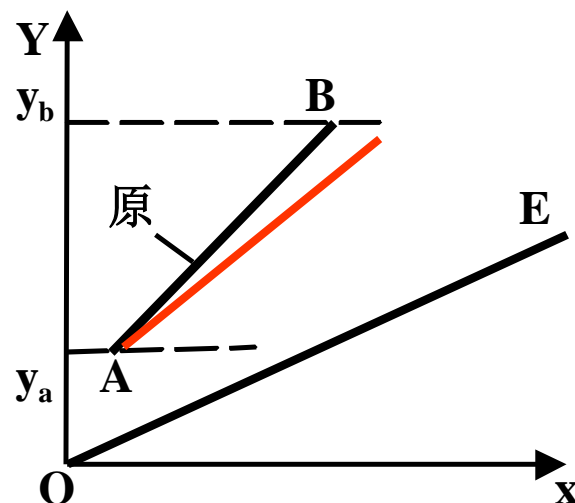
吸收剂用量变小时，不利于吸收，因此， $y_a$  变大。

解法二：作图+排除法

$L/G \downarrow$   $G$ 、 $y_b$ 、 $x_a$  不变

a. 假设  $y_a$  不变

作图知， $N_{OG} \uparrow$



$L$  变小， $Re_L$  变小，液膜变厚或不变（气膜控制），

故  $\frac{1}{K_y a}$  变大或不变， $H_{OG} = \frac{G}{K_y a} \uparrow$  或不变





→  $h_0 \uparrow$  与  $h_0$  不变相矛盾，故假设不成立

b. 假设  $y_a$  变小

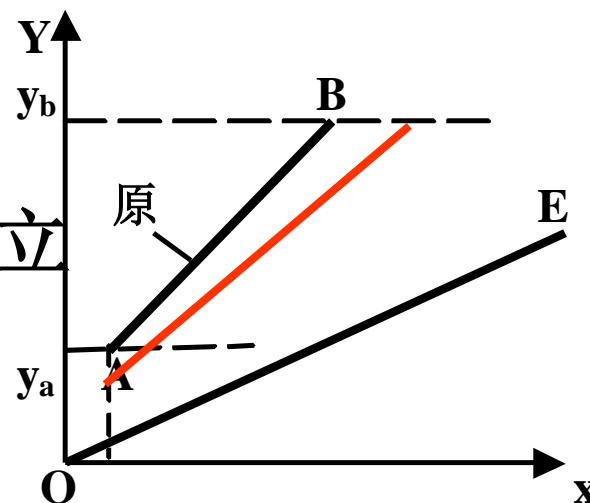
作图知， $N_{OG} \uparrow$

$\frac{1}{K_y a}$  变大或不变， $H_{OG} = \frac{G}{K_y a} \uparrow$  或不变

→  $h_0 \uparrow$

与  $h_0$  不变相矛盾，故假设不成立

因此， $y_a$  只能变大。





解法三：吸收因数法

由题意可知： $S = \frac{mG}{L}$  变大

$H_{OG} = \frac{G}{K_y a}$  变大或不变

→  $N_{OG} = H/H_{OG}$  变小或不变

∴  $\frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a}$  变小

故  $y_a$  变大

关于  $x_b$ ：排除法

→  $x_b$  只能变大



## 五、高浓度气体的吸收

### 五、高浓度气体的吸收

(一) 特点:

(1) 气、液流率 $G$ 、 $L$ 沿塔高变化, 需将其作为变量

物料衡算应以惰性气体及流率的流率为基准

操作线方程:

$$Y = \frac{L_S}{G_B} X + \left( Y_a - \frac{L_S}{G_B} X_a \right)$$

or

$$\frac{y}{1-y} = \frac{L_S}{G_B} \left( \frac{x}{1-x} \right) + \left( Y_a - \frac{L_S}{G_B} X_a \right)$$

在 $x$ - $y$ 图中为双曲线, 端点为  $(x_a, y_a)$ 、 $(x_b, y_b)$



## 五、高浓度气体的吸收

100

(2) 热效应对相平衡关系的影响不可忽略。

平衡线可能不为直线。

溶解热导致液相温度升高，相平衡常数增大，不利于吸收。

(3) 气相传质系数在全塔范围内不再为一常数，

传质系数与含量有关

$$k_y = \frac{D_G p}{RT \delta_G} \times \frac{1}{(1-y)_m} \text{——任一塔截面上气相主体与界面处的平均值}$$

$$h_0 = \int_{y_a}^{y_b} \frac{d(Gy)}{k_y a(y - y_i)} \quad h_0 = \int_{x_a}^{x_b} \frac{d(Lx)}{k_x a(x_i - x)}$$

液相传质系数因液相流率变化不显著 仍可作为常数。

上页

下页

返回



## 六、塔板数的计算（了解）

101

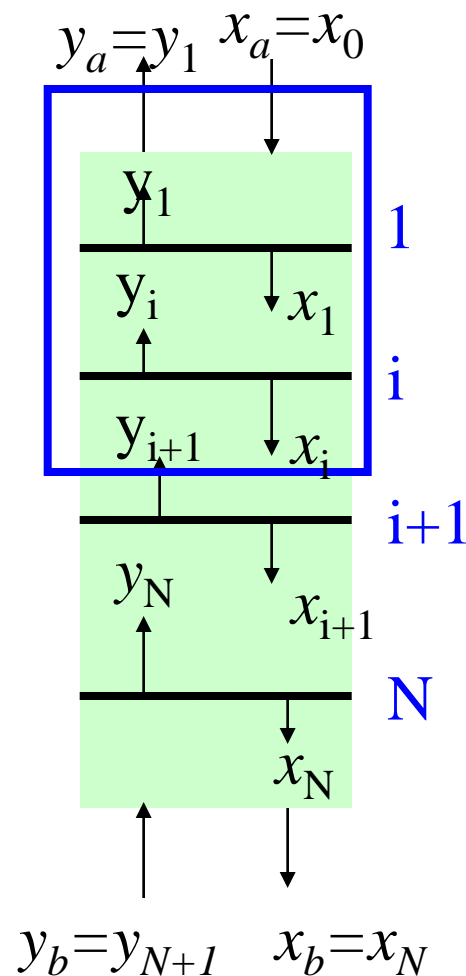
### 塔板数的计算

理论板：气液两相充分接触，  
达到平衡的板。

平衡线上的点： $y_i \sim x_i$

因操作线的点代表塔内任一截面  
上的气、液组成

操作线上的点： $y_{i+1} \sim x_i$



上页

下页

返回



## 六、塔板数的计算（了解）

102

操作线方程

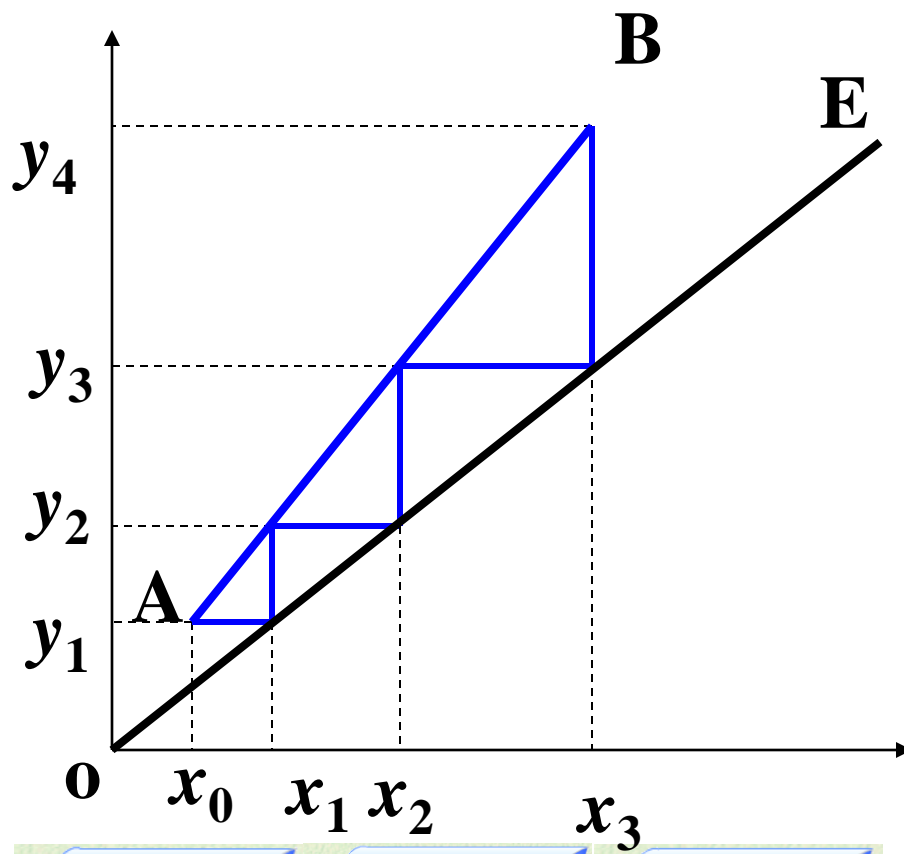
$$y_{i+1} = \frac{L}{G} x_i + (y_a - \frac{L}{G} x_a)$$

$$h_0 = \text{HETP} \times N_T$$

1. 图解法求  $N_T$

步骤：

- 1) 画平衡线OE，  
操作线AB；
- 2) 从A点出发画梯级，  
直到越过B点。
- 3) 梯级数为理论板数。



上页

下页

返回



## 六、塔板数的计算

103

实质：

交替应用物料衡算和汽液平衡关系

### 2. 解析法

平衡线为直线： $y_i^* = mx_i$

逆流吸收操作线： $y_{i+1} = \frac{L}{G}x_i + (y_a - \frac{L}{G}x_a)$

$$y_1 = y_a \rightarrow x_1 = \frac{y_a}{m}$$

$$\rightarrow y_2 = \frac{L}{G}x_1 + (y_a - \frac{L}{G}x_a)$$

$$= \frac{L}{G} \frac{y_a}{m} + (y_a - \frac{L}{G}x_a)$$



## 六、塔板数的计算

104

$$= (A+1)y_a - Amx_a$$

$$x_2 = \frac{y_2}{m}$$

$$\rightarrow y_3 = \frac{L}{G} x_2 + (y_a - \frac{L}{G} x_a)$$

$$= \frac{L}{G} \frac{y_2}{m} + (y_a - \frac{L}{G} x_a)$$

$$= A \left[ (A+1) y_a - Amx_a \right] + (y_a - \frac{L}{G} x_a)$$

$$= (A^2 + A + 1) y_a - (A^2 + A) mx_a$$





## 六、塔板数的计算

105

┆

$$y_{N+1} = y_b$$

$$= (A^N + A^{N-1} + \cdots + A + 1) y_a - (A^N + A^{N-1} + \cdots + A) mx_a$$

$$= \frac{A^{N+1} - 1}{A - 1} y_a - \frac{A^{N+1} - 1}{A - 1} mx_a + mx_a$$

$$= \frac{A^{N+1} - 1}{A - 1} (y_a - mx_a) + mx_a$$

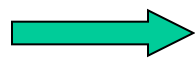
∴

$$\frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} = \frac{A^{N+1} - 1}{A - 1}$$



## 六、塔板数的计算

106



$$N_T = \frac{1}{\ln A} \ln \left[ (1-S) \frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} + S \right]$$

——克列姆塞尔方程

又

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} + S \right]$$

∴

$$\frac{N_T}{N_{OG}} = \frac{1-S}{\ln A} = \frac{A-1}{A \ln A}$$



## 七、解吸（脱吸）

解吸过程：溶质从吸收液中分离出的操作

解吸目的：获得所需较纯的溶质；  
溶剂再生循环使用。

解吸条件：

$$p_A < p_A^* \text{ 或 } y < y^* \text{ 或 } x > x^*$$



## 七、解吸（脱吸）

推动力： $p_A^* - p_A$  或  $y^* - y$  或  $x - x^*$

传质方向：溶质由液相向气相传递。

解吸方法：

### 1. 应用解吸剂进行解吸 ---- 吸收的逆操作

常用的解吸剂有惰性气体、水蒸气或贫气等

(1) 气提-----解吸剂用惰性气体或贫气

(2) 汽提或提馏-----解吸剂用水蒸汽

### 2. 减压解吸： $p \downarrow \Rightarrow p_A < p_A^*$ ----- 闪蒸

### 3. 加热解吸： $t \uparrow \Rightarrow p_A^* \uparrow \Rightarrow p_A < p_A^*$

解吸能耗大，整个吸收过程的能耗主要在解吸。

上页

下页

返回



## 七、解吸（脱吸）

解吸计算：

### 1. 物料衡算与操作线方程

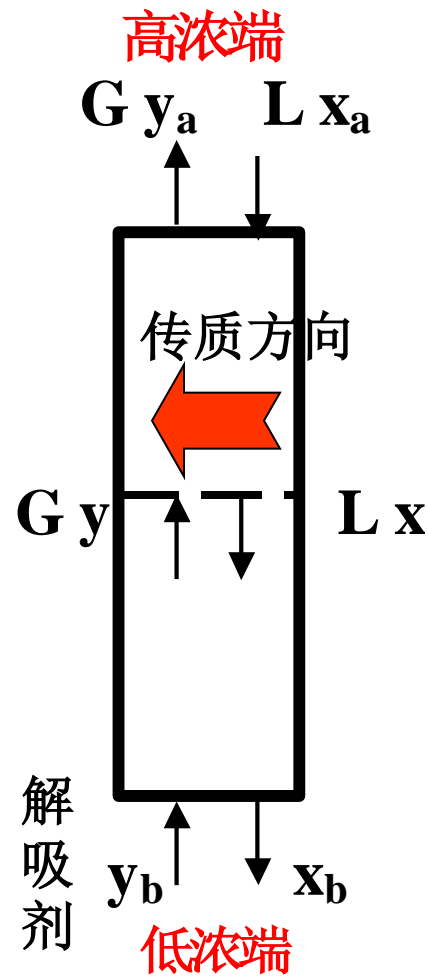
全塔物料衡算：

$$G (y_a - y_b) = L (x_a - x_b)$$

操作线：  $y = \frac{L}{G} x + (y_b - \frac{L}{G} x_b)$

$L$ —吸收液流量， $\text{kmol/m}^2 \text{ s}$ ；

$G$ —载气流量， $\text{kmol/m}^2 \text{ s}$ ；



逆流解吸塔

上页

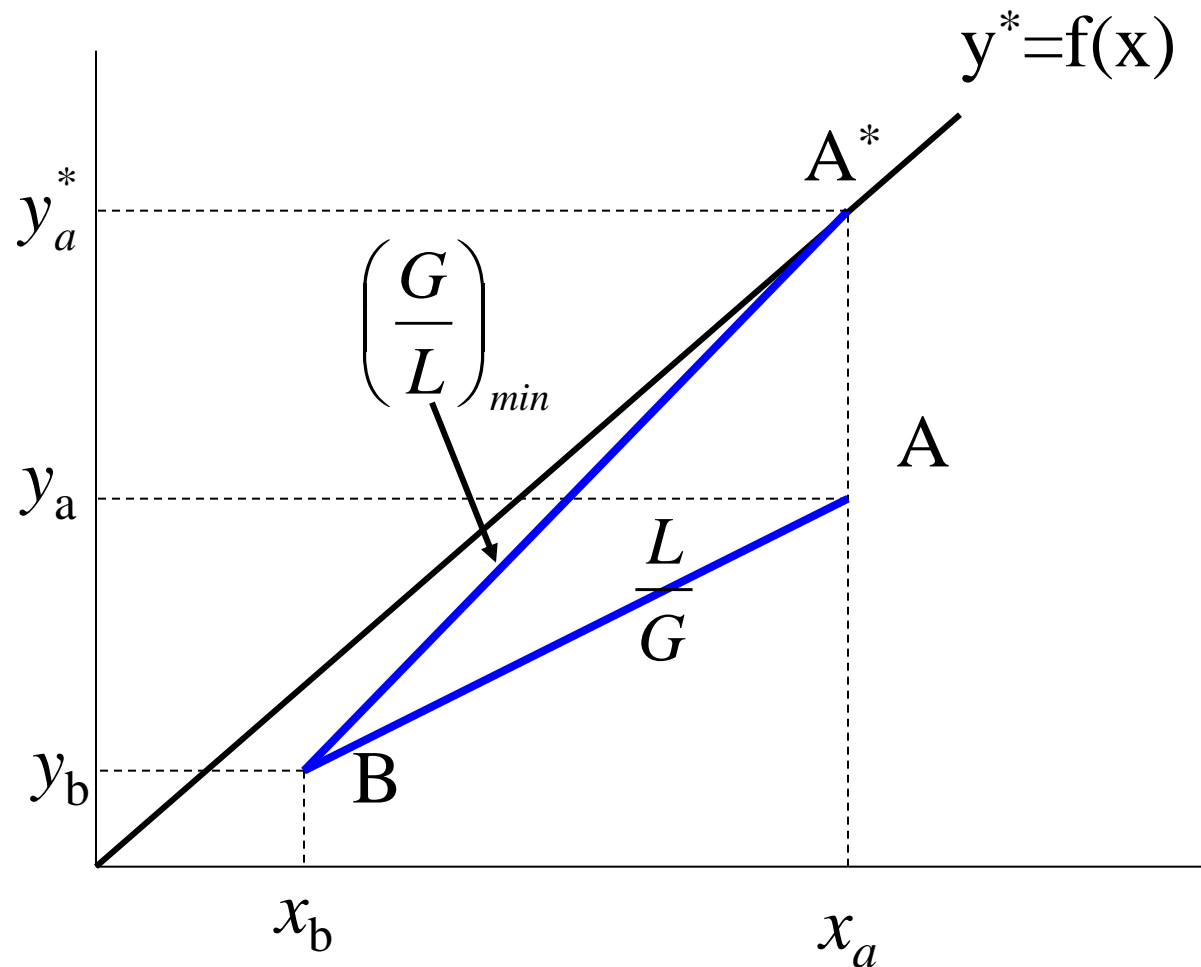
下页

返回



## 七、解吸（脱吸）

### 2. 最小气液比





## 七、解吸（脱吸）

$$\left(\frac{G}{L}\right)_{\min} = \frac{x_a - x_b}{y_a^* - y_b} = \frac{x_a - x_b}{mx_a - y_b}$$

$$\frac{G}{L} = (1.2 \sim 2.0) \left(\frac{G}{L}\right)_{\min}$$

### 3. 传质单元数法计算解吸填料层高度

$$h_0 = N_{\text{OL}} \cdot H_{\text{OL}}$$

$$H_{\text{OL}} = \frac{L}{K_X a} \quad N_{\text{OL}} = \int_{x_b}^{x_a} \frac{dx}{x - x^*}$$



## 七、解吸（脱吸）

### （1）平均推动力法

$$N_{\text{OL}} = \frac{x_a - x_b}{\Delta x_m} \quad \Delta x_m = \frac{\Delta x_a - \Delta x_b}{\ln \frac{\Delta x_a}{\Delta x_b}}$$

$$\Delta x_a = x_a - x_a^* \quad \Delta x_b = x_b - x_b^*$$

### （2）吸收因数法

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

$$N_{\text{OG}} = AN_{\text{OL}}$$



## § 9.4其它类型的吸收

本小节重难点:

- 多组分吸收
- 化学吸收



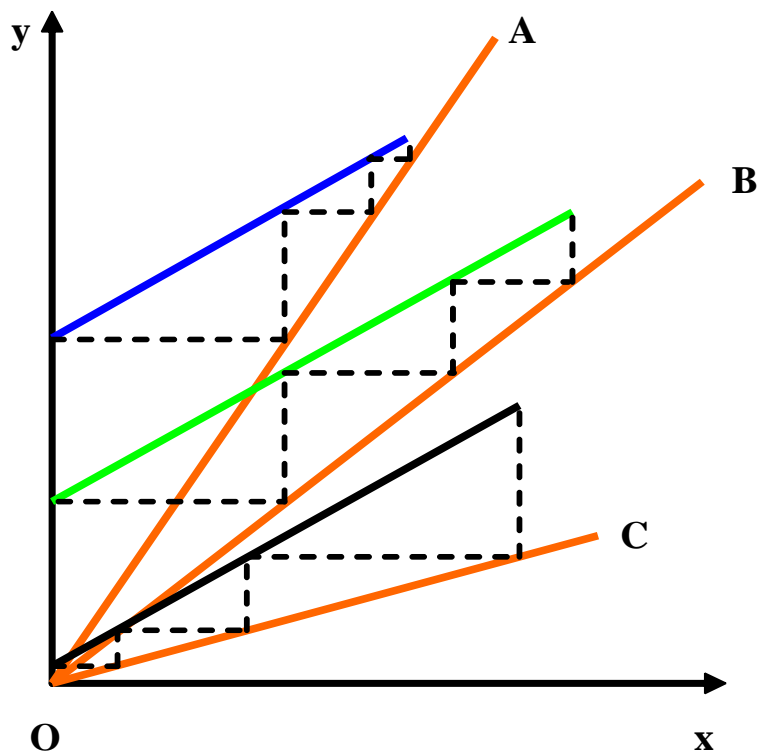


## § 9.4 其它类型的吸收

114

### 一、多组分吸收

复杂之处：各组分的溶解平衡关系相互影响，  
气体溶解热所引起的温度变化不能忽略。



关键组分

三组分吸收中平衡线 and 操作线



## § 9.4 其它类型的吸收

115

### 1. 特点:

- (1) 对低浓气体吸收各组分互不影响，都符合亨利定律。如 $y_j^* = mx_j$
- (2) 每一组分操作线斜率相同。即各操作线互相平行。

2. 计算原则: 据工艺要求使其某一**关键组分达到吸收要求**，定出液气比和理论板数，据其板数算出其它组分的吸收率及出塔气体组成。



## § 9.4 其它类型的吸收

116

### 二、化学吸收

指溶质气体A溶于溶剂S后，即与其中不挥发性的反应剂C进行化学反应的过程。

复杂性：传质 / 反应 / 传热同时发生。

\*化学吸收时溶质从气相主体到气液界面的传质机理和传质系数并未受到影响，与物理吸收相同。

\*当物理吸收为液膜控制时，

采用化学吸收可显著减小液膜阻力，使总阻力减小，吸收更易。



## § 9.4 其它类型的吸收

117

\*当物理吸收为气膜控制时，采用化学吸收益处不大。

增强因素（反应因素）

$$E = \frac{k'_L}{k_L} > 1$$

$$\therefore N'_A = k'_L (c_i - c_L) = Ek_L (c_i - c_L) \approx Ek_L c_i$$

### 三、非等温吸收

热效应产生的原因：溶解热、反应热等。

热效应对吸收过程的影响：

1. 改变平衡线的位置，平衡线上移
2. 改变吸收速率

## § 9.5 传质系数和传质理论

本小节重难点:

- 吸收传质系数获得途径
- 传质三大模型





## § 9.5 传质系数和传质理论

119

获取吸收系数的途径

- 实验测定
- 经验公式

—— 注意适用条件

- 准数关联式

涉及到哪些准数、表达式、意义。

上页

下页

返回



## § 9.5 传质系数和传质理论

相际对流传质三大模型：  
双膜模型  
溶质渗透模型  
表面更新模型

### 溶质渗透理论

液面由无数微元流体组成，液面上的每个微元都在与气相接触某一相同时间后渗透进入液相主体。

$$N_A = \sqrt{\frac{4D'_{AB}}{\pi\theta_c}} (c_{Ai} - c_{A0})$$





## § 9.5 传质系数和传质理论

121

### 表面更新理论

液面由无数微元流体组成，但液面上每个微元与气相接触的时间不同，服从某个分布函数，

各种年龄的微元被置换下去的机率相等（与年龄无关）。

$$N_A = \sqrt{D'_{AB} S} (c_{Ai} - c_{A0})$$

$S$ ——表面更新率

单位时间内表面被置换的分率

The background of the slide features a large, faint, circular logo of Hubei Polytechnic University. The logo contains the university's name in Chinese characters '湖北理工大學' at the top and 'HUBEI POLYTECHNIC UNIVERSITY' at the bottom, surrounding a central stylized emblem.

回顾:

# 1 吸收塔的计算

设计型  
操作型

本节

回顾:

1 S、A

2 传质单元的含义

3 传质单元数的计算

对数平均推动力法

吸收因数法

本节

The background of the slide features a large, faint, light-red circular logo of Hubei Polytechnic University. The logo contains the university's name in Chinese characters '湖北理工學院' at the top and 'HUBEI POLYTECHNIC UNIVERSITY' at the bottom, surrounding a central stylized white emblem.

回顾:

1 吸收操作线方程

2 最小液气比

3 HTU

本节



回顾:

- 1 相平衡关系在吸收过程中应用
- 2 双膜理论要点
- 3 相际传质速率方程

本节

The background of the slide features a large, faint watermark of the Hubei Polytechnic University logo. It is a circular emblem with the university's name in Chinese characters '湖北理工學院' at the top and 'HUBEI POLYTECHNIC UNIVERSITY' at the bottom. In the center of the circle is a stylized white graphic that resembles a cross or a four-pointed star.

回顾:

1 吸收流程

2 吸收剂的选择

3 亨利定律

本节



The background of the slide features a large, faint, light-red circular logo of Hubei Polytechnic University. The logo contains the university's name in Chinese characters '湖北理工學院' at the top and 'HUBEI POLYTECHNIC UNIVERSITY' at the bottom, surrounding a central stylized white emblem.

回顾：

**1** 吸收及目的

**2** 吸收分类

**3** 吸收

本章完

The background of the slide features a large, faint, circular logo of Hubei Polytechnic University. The logo contains the university's name in Chinese characters '湖北理工學院' at the top and 'HUBEI POLYTECHNIC UNIVERSITY' at the bottom, surrounding a central stylized emblem.

回顾:

# 1 吸收塔的计算

设计型  
操作型

本章完