

# 目录

## 第九章 吸收

### 第一节 概述

- 一、什么是吸收
- 二、吸收的目的
- 三、吸收分类
- 四、吸收设备及流程
- 五、吸收剂的选择

# 目录

## 第九章 吸收

### 第二节 气液相平衡

- 一、溶解度及溶解度曲线
- 二、亨利定律

### 第三节 吸收过程模型及吸收速率方程

- 一、双膜模型
- 二、吸收速率方程

### 第四节 二元低浓气体吸收（或脱吸）的计算

- 一、物料衡算和操作线方程
- 二、吸收剂用量的确定
- 三、塔径的计算
- 四、填料层高度的计算

# 目录

## 第九章 吸收

习题课



第四节 二元低浓气体吸收（或脱吸）的计算



五、高浓气体吸收

六、解吸

第五节 其他类型的吸收简介



第九章小结



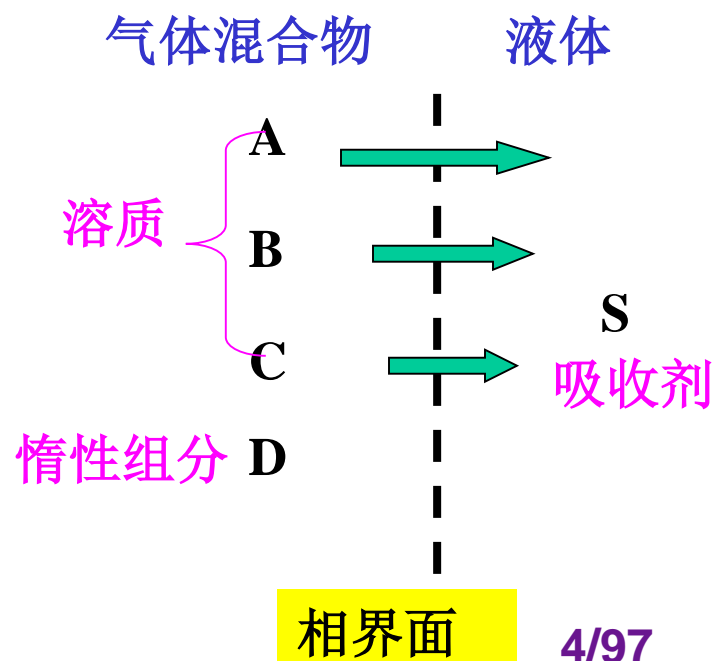
第三版第18次印刷的教材更正

# 第九章 吸收

## 第一节 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称为**吸收**。



# 第一节 概述

## 二、吸收的目的

### 1. 制取产品

例如，用98%的硫酸吸收 $\text{SO}_3$ 气体制取98%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。

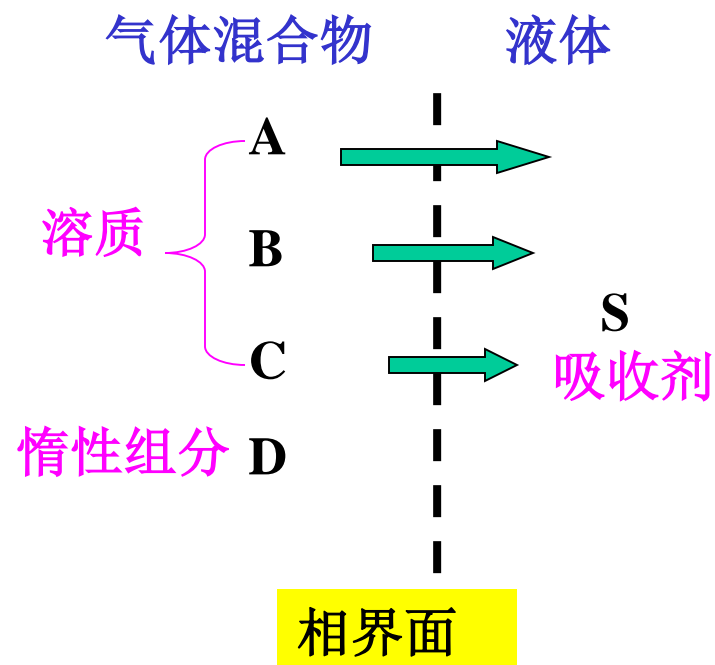


# 第一节 概述

## 三、吸收分类

本章要介绍的

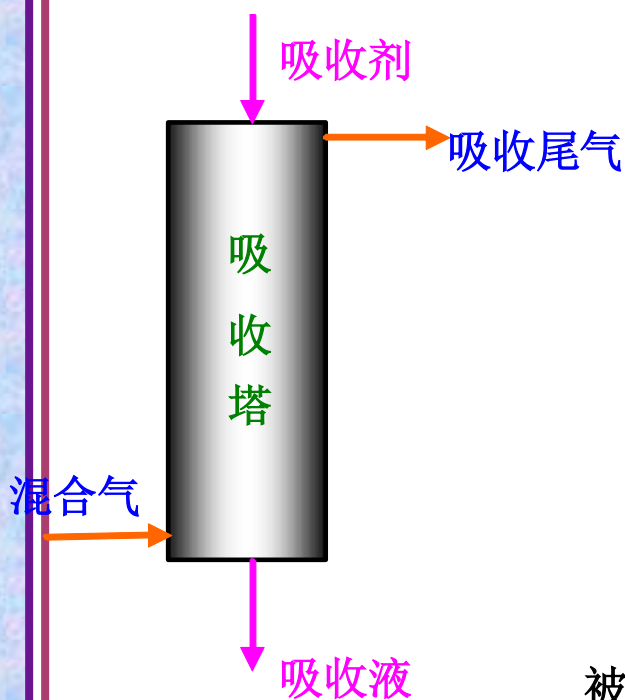
- 物理吸收
- 化学吸收
- 等温吸收
- 非等温吸收
- 单组分吸收
- 多组分吸收



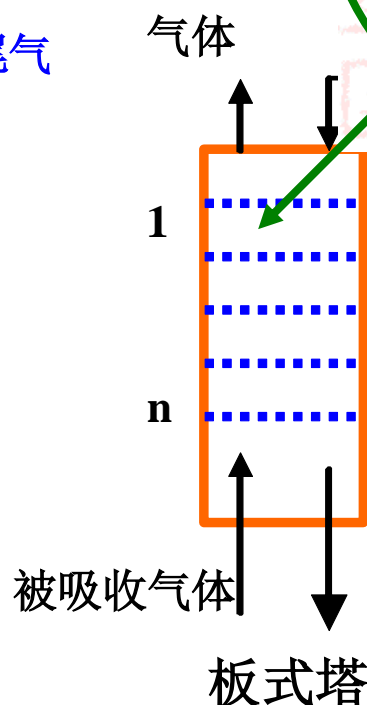
# 第一节 概述

## 四. 吸收设备及流程

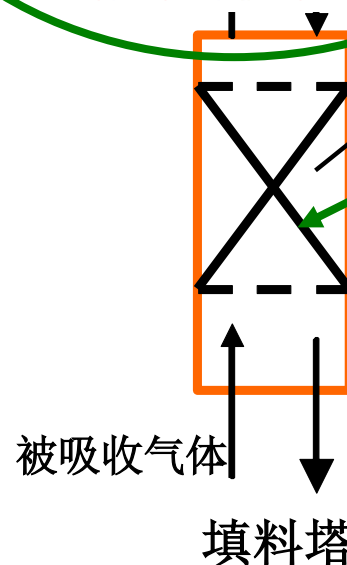
### 1、吸收设备-----塔设备



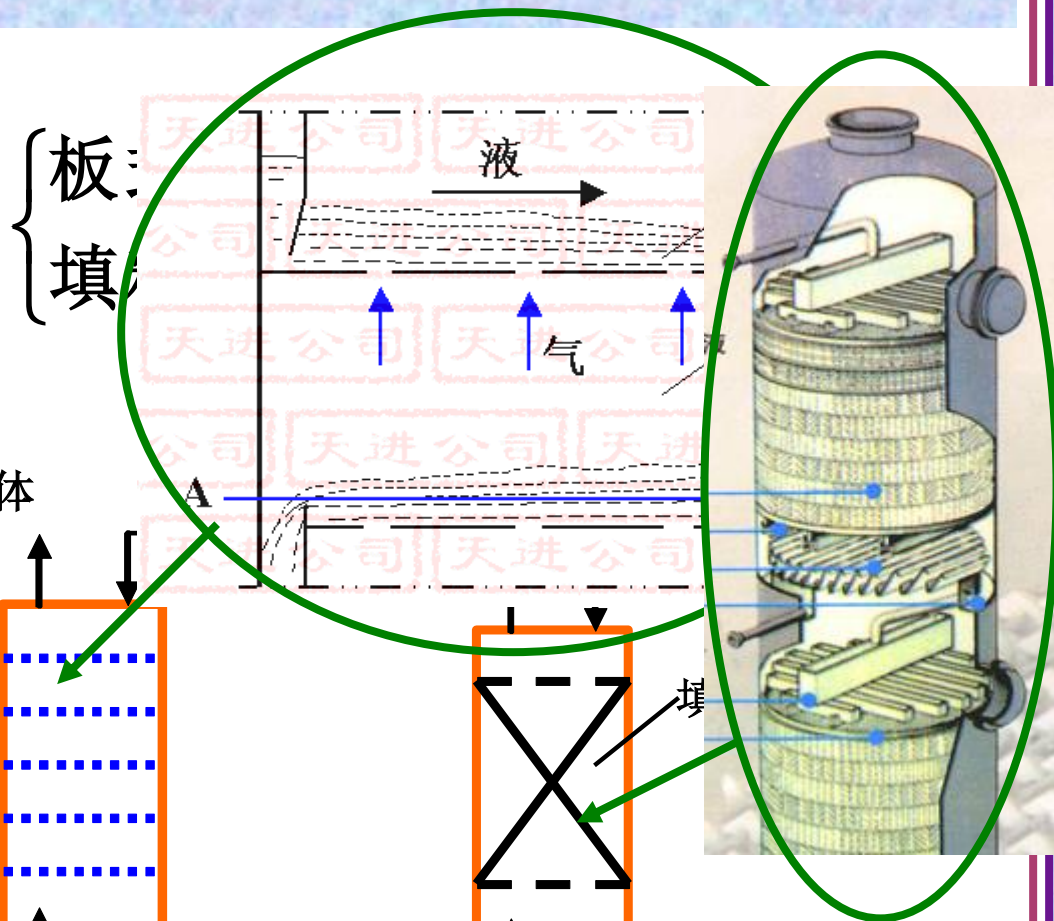
逆流吸收操作示意图



板式塔



填料塔

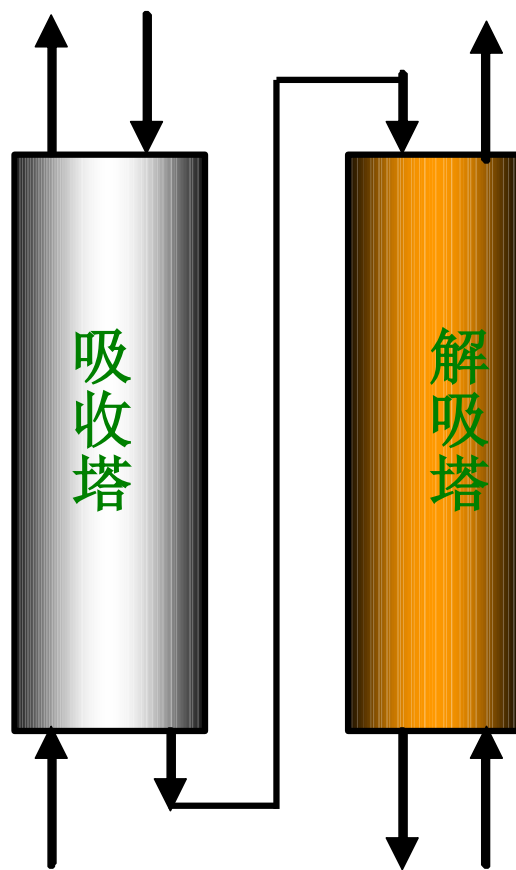


# 第一节 概述

## 2. 吸收流程

单一吸收塔流程：

吸收剂常常需要回收再利用



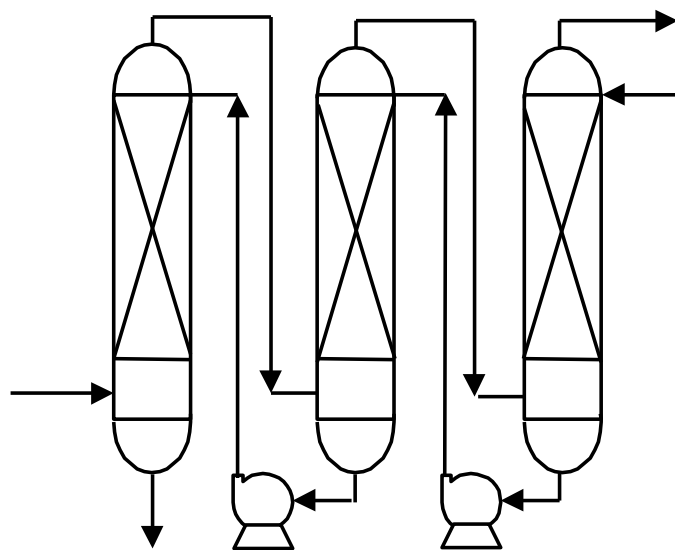
吸收-解吸流程



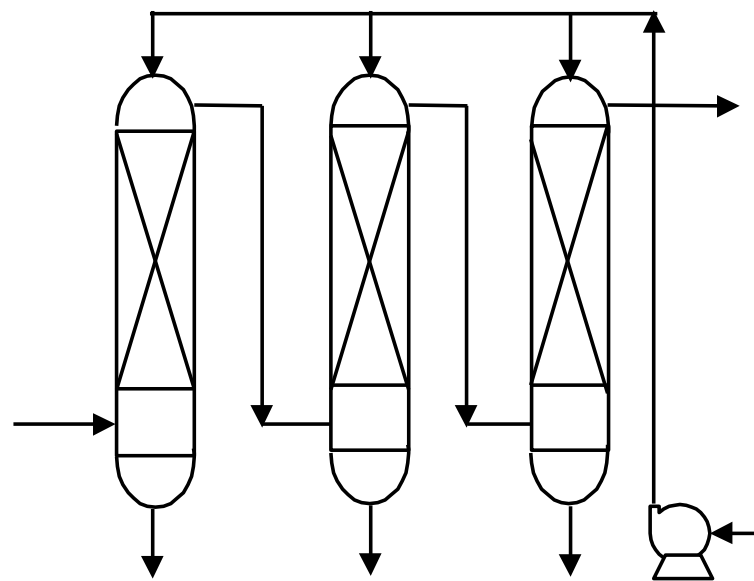
# 第一节 概述

## 2. 吸收流程

### 多塔吸收流程



(a) 气、液串联（逆流）



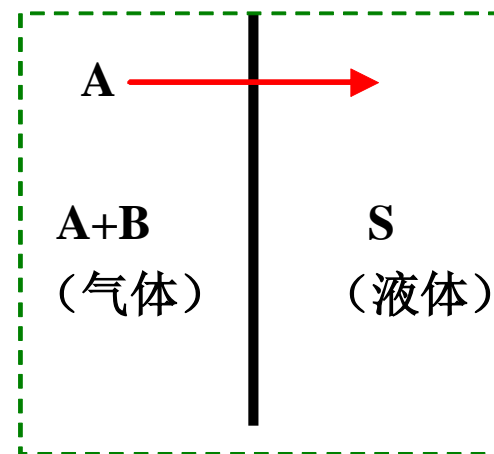
(b) 气体串联、液体并联（逆流）

多塔吸收流程

# 第一节 概述

## 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. 黏性----- 黏度要低
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。



## 第二节 气液相平衡（溶解平衡）

### 一、溶解度及溶解度曲线

气液达到相平衡时，液相中的溶质浓度称为**溶解度**，记作  $c_A^*$

根据相律可知，相平衡时

$$\begin{aligned} \text{自由度数 } F &= \text{组分数 } C - \text{相数 } \phi + 2 \\ &= 3 - 2 + 2 = 3 \quad (\text{对双组分气体}) \end{aligned}$$

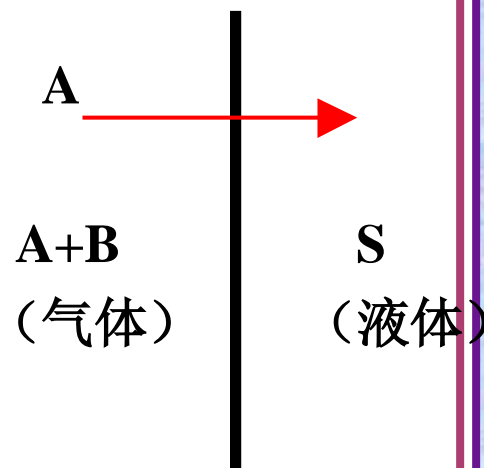
对双组分气体吸收，所有变量共4个：

温度T、总压P、气相组成、溶解度

$$c_A^* = f(T, P, p_A) \text{ ---- 独立变量只有3个, 例如: } T, P, p_A$$

在几个大气压以内、温度T一定条件下，

$$c_A^* = f(p_A) \quad \text{或} \quad p_A^* = F(c_A)$$



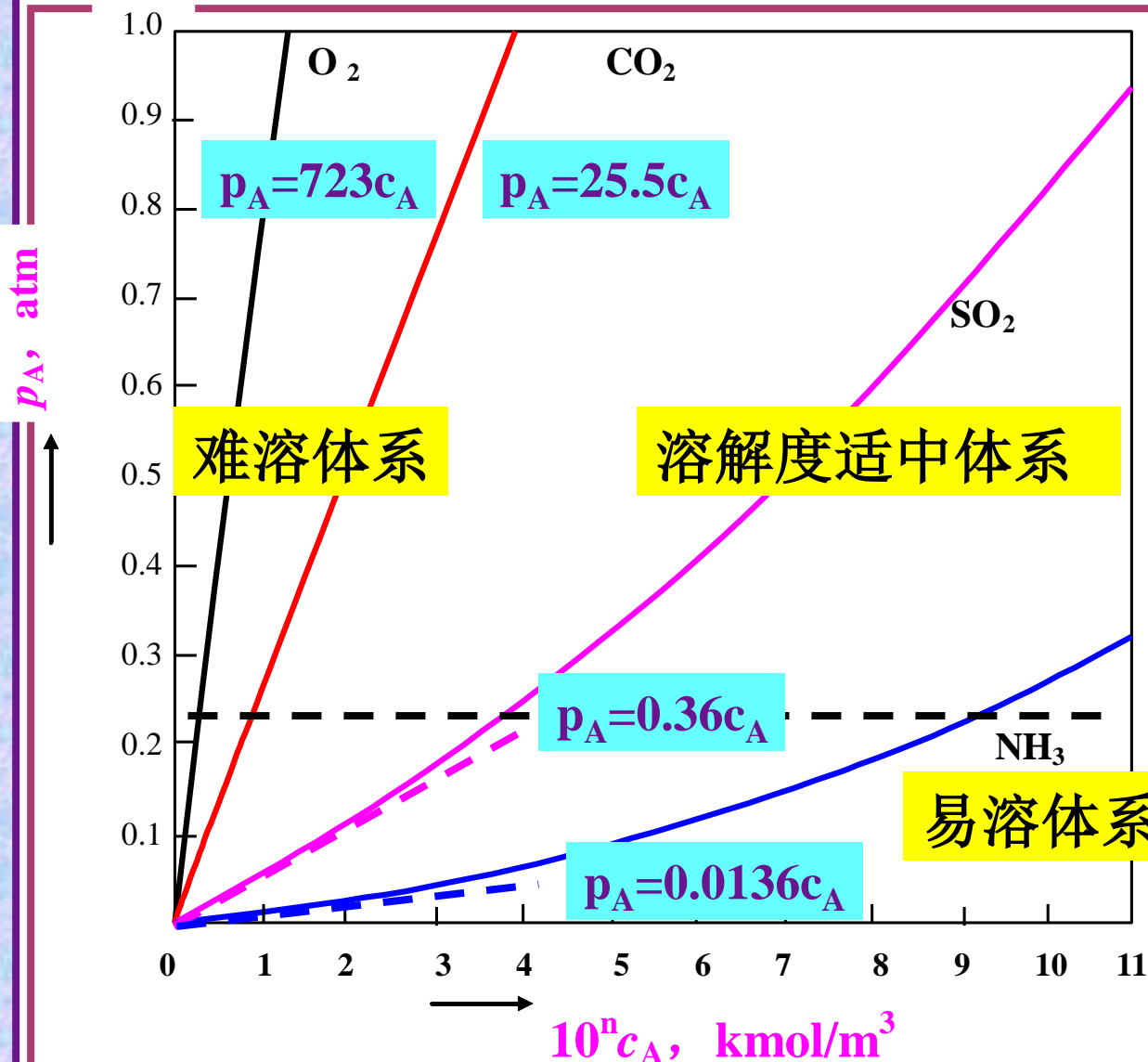
## 第二节 气液相平衡

### 一、溶解度及溶解度曲线

$$c_A^* = f(p_A) \quad \text{或} \quad p_A^* = F(c_A)$$

上述具体函数关系目前尚无法理论推得，需通过实验方法对具体物系进行测定。

如下图所示出了四种气体在20°C下在水中溶解度曲线。



说明:

(1) 不同气体的溶解度差异很大

(2) 对于稀溶液或极稀溶液, 溶解度曲线近似为直线, 即

$$c_A^* = H p_A$$

-----亨利定律

$\text{O}_2$ — $n=3$ ,  $\text{CO}_2$ — $n=2$ ,  $\text{SO}_2$ — $n=1$ ,  $\text{NH}_3$ — $n=0$   
 几种气体在 20°C 水中的溶解度曲线



## 二、亨利定律

$$c_A^* = H p_A \quad \text{-----亨利定律}$$

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

属物性

获取方

法:

影响因素:

通常由实验测定。可从有关手册中查得。

$T \uparrow, H \downarrow$

$P$ 在几个大气压范围内  
对 $H$ 影响可忽略。其他  
情况下, 一般 $P \uparrow, H \uparrow$

**思考:**  $H$ 越大, 表明越易溶还是越难溶?

如图,  $H$ 越大, 表明在相同的 $p_A$ 下  
 $c_A^*$ 越大, 故越易溶。

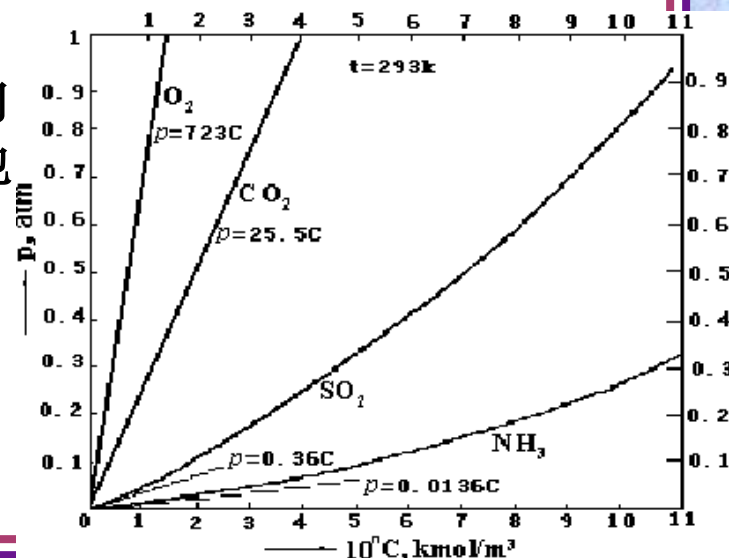


图8-2 几种气体在水中的溶解度曲线

## 二、亨利定律

$$c_A^* = H p_A \text{ -----亨利定律}$$

亨利定律的其他形式:

$$p_A^* = \left( \frac{c}{H} \right) \left( \frac{c_A}{c} \right) = E x_A$$

亨利系数, Pa

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

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

相平衡常数, 无量纲

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

E的影响因素:

T↑, E↑; P对E影响可忽略。

思考: E越大, 表明越易溶还是越难溶?

E越大, 越难溶;

m的影响因素:

T↑, m↑; P↑, m↓

思考: m越大, 表明越易溶还是越难溶?

m越大, 越难溶;

15/97

## 第三节 吸收过程模型及吸收速率方程

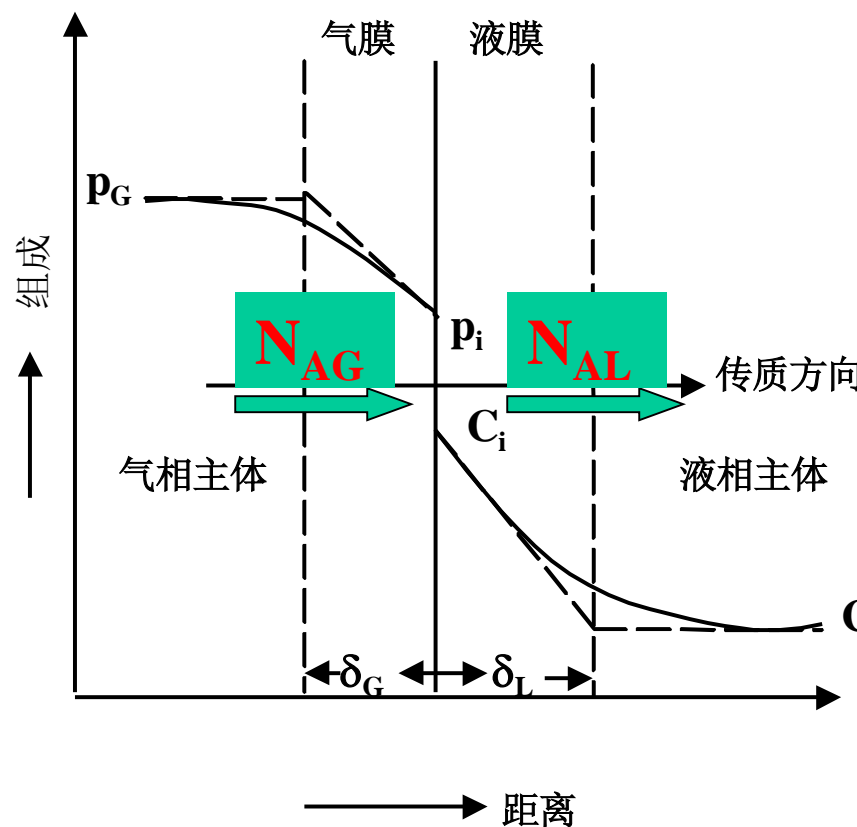
### 一、吸收过程模型----双膜模型(Whitman)

三个串联传质环节：

气体侧的对流传质

界面溶解

液体侧的对流传质



双膜模型

## 二、吸收速率方程

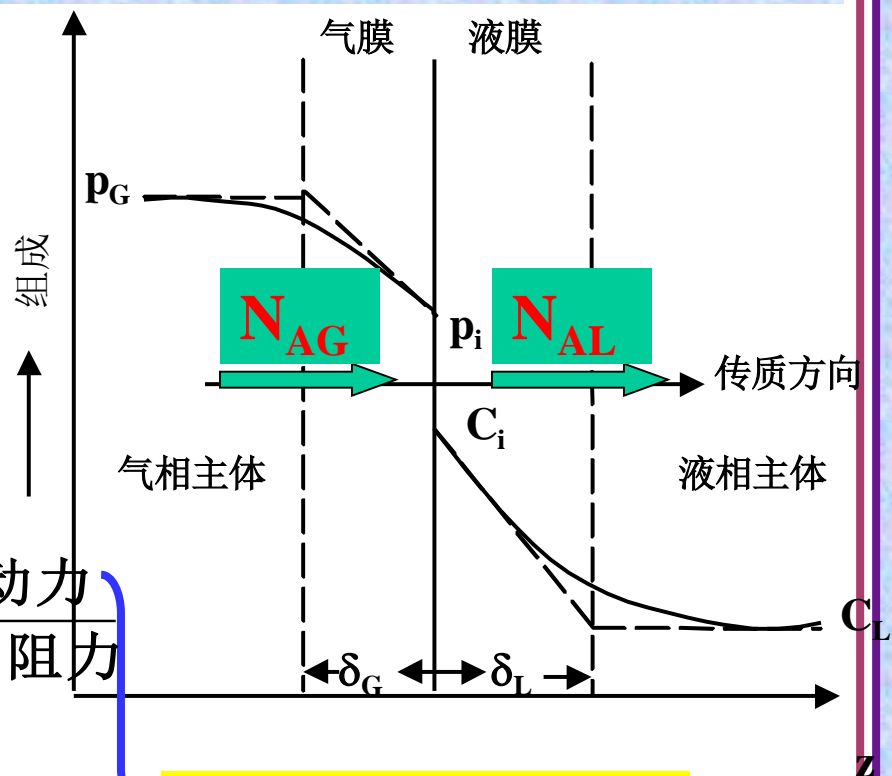
$$N_{AG} = k_G (p_G - p_i) = \frac{p_G - p_i}{\frac{1}{k_G}}$$

$$N_{AL} = k_L (c_i - c_L) = \frac{c_i - c_L}{\frac{1}{k_L}}$$

$$N_{AG} = N_{AL} \rightarrow N_A = \frac{p_G - p_i}{\frac{1}{k_G}} = \frac{c_i - c_L}{\frac{1}{k_L}} = \frac{\text{分推动力}}{\text{分传质阻力}}$$

类似地:

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



---分吸收速率方程

双膜模型

对流传质方程:  $N_A = k_L (C_1 - C_2) = k_G (p_1 - p_2) = k_x (x_1 - x_2) = k_y (y_1 - y_2)$

## 二、吸收速率方程

假设气液相平衡关系满足亨利定律，则

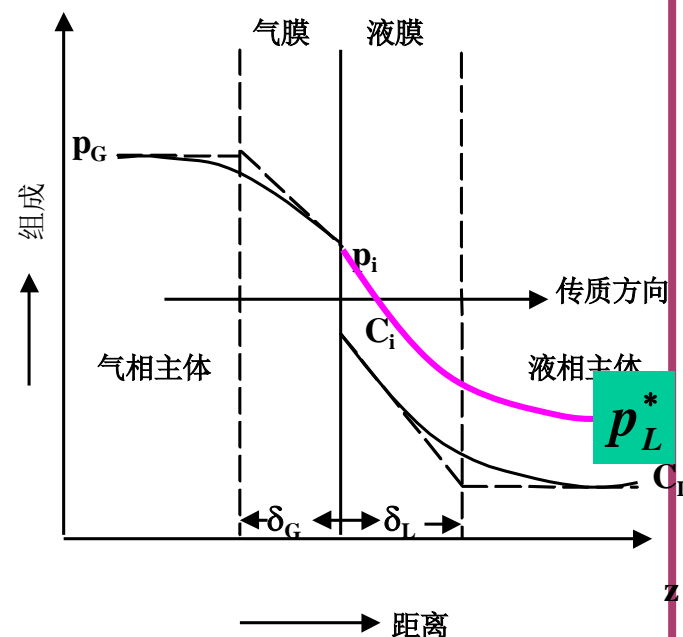
$$c_L = Hp_L^*$$

又根据双膜模型的假定，可知  $c_i = Hp_i$

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

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

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





## 二、吸收速率方程

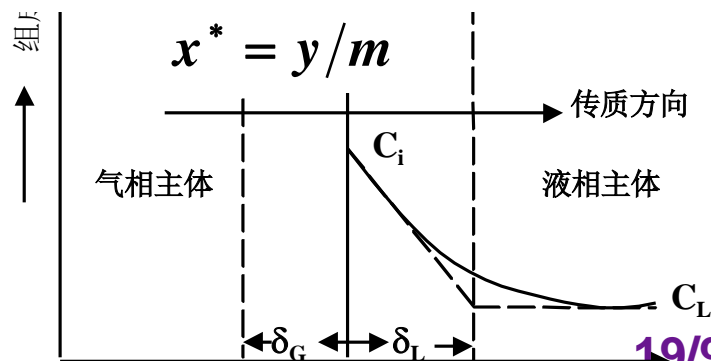
类似地, 
$$N_A = \frac{c_G^* - c_L}{\frac{H}{k_G} + \frac{1}{k_L}} = \frac{c_G^* - c_L}{\frac{1}{K_L}}$$
 ----- 以摩尔浓度差为推动力的  
气相总吸收速率方程

$$c_G^* = H p_G$$

$$N_A = \frac{y - y^*}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}} = \frac{y - y^*}{\frac{1}{K_y}}$$
 ----- 以摩尔分率差为推动力的  
气相总吸收速率方程
$$y^* = m x$$

↑                      气膜      液膜

$$N_A = \frac{x^* - x}{\frac{1}{m k_y} + \frac{1}{k_x}} = \frac{x^* - x}{\frac{1}{K_x}}$$
 ----- 以摩尔分率差为推动力的  
液相总吸收速率方程



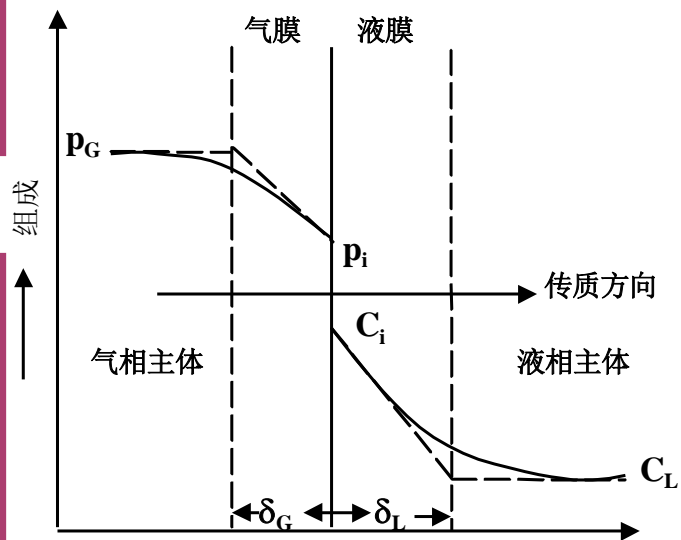
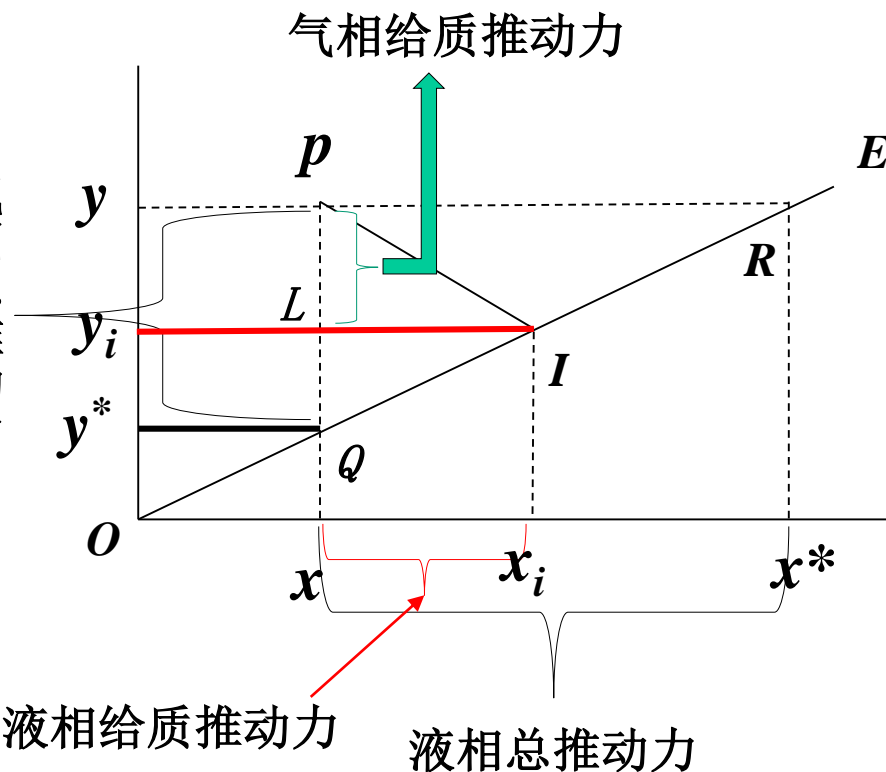
## 二、吸收速率方程

### 吸收速率方程的分析：

#### 1. 关于传质推动力

操作点P离平衡线越近，  
则总推动力就越小

气相总推动力



$$N_A = \frac{p_G - p_i}{\frac{1}{k_G}} = \frac{C_i - C_L}{\frac{1}{k_L}} = \frac{p_G - p_i^*}{\frac{1}{K_G}} = \frac{C_G^* - C_L}{\frac{1}{K_L}}$$

## 二、吸收速率方程

### 2、关于传质阻力

**气膜控制** ----如图，气膜较厚，液膜较薄，即阻力主要由气膜决定。

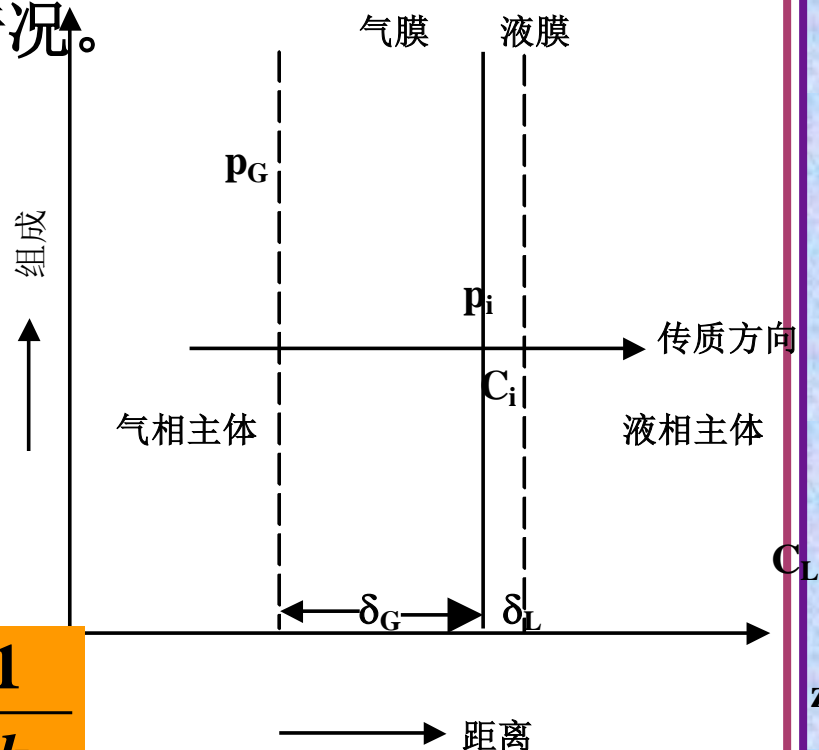
易溶体系属于这种情况。

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

故  $K_y \approx k_y$   
 $K_G \approx k_G$

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

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



21/97

## 二、吸收速率方程

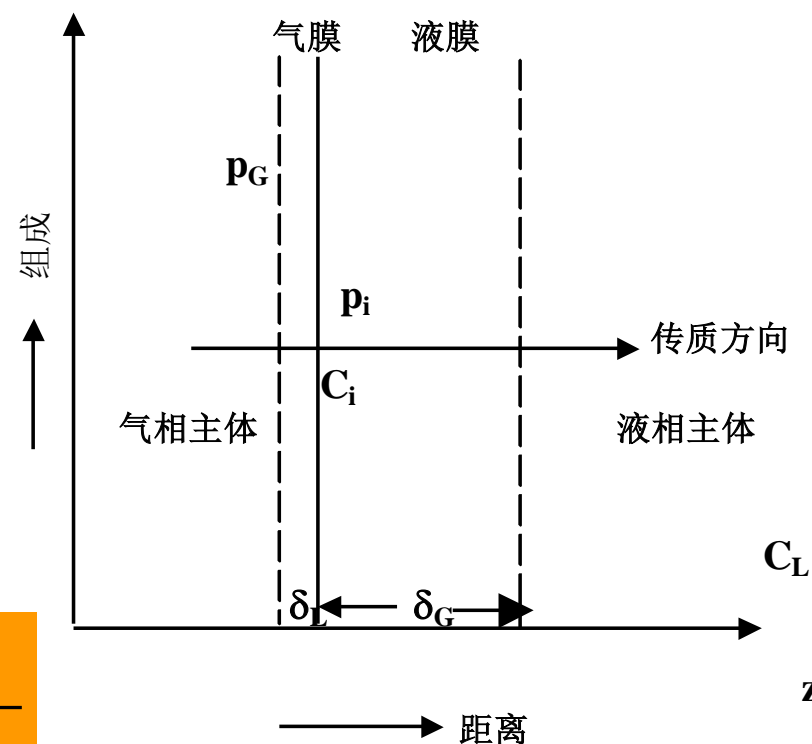
**液膜控制** ----如图，液膜较厚，气膜较薄，即阻力主要由液膜决定。

难溶体系属于这种情况。

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

故  $K_x \approx k_x$

$$K_L \approx k_L$$



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

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

## 二、吸收速率方程

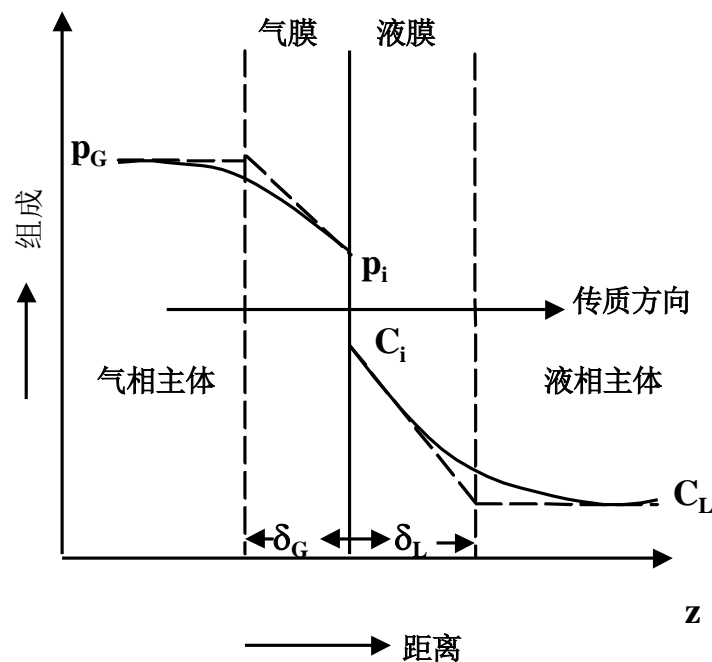
**双膜控制** ----如图，液膜、气膜厚度相当，气膜阻力和液膜阻力均不可忽略。  
溶解度适中的体系属于这种情况。

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

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

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

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



双膜模型

23/97



## 二、吸收速率方程

影响传质阻力的因素：即影响传质系数  $k$  的因素（第八章）

### ◆流动状况

如降膜湿壁塔、圆盘塔等：  $k_G \propto G^{0.75}$ ，  $k_L \propto L^{0.7}$ ，

填料塔：  $k_L \propto L^{0.75 \sim 0.95}$

### ◆物性

### ◆操作温度和压力

### ◆传质面几何特性等。

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

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

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

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

返回目录

24/97

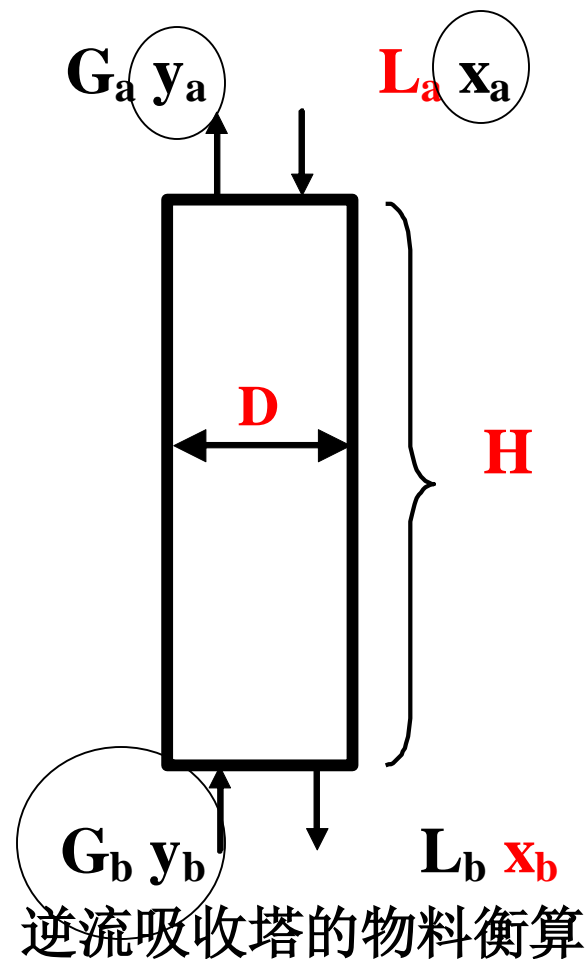
## 第四节 二元低浓气体吸收（或脱吸）的计算

计算项目主要有：

◆吸收剂用量 $L_a$ 、液相出塔浓度 $x_b$

◆塔的主要工艺尺寸：

塔径 $D$ 、填料层高度 $H$ 或塔板数 $N$



# 一、物料衡算和操作线方程

全塔物料衡算 -----可求解液相出塔浓度 $x_b$

对溶质 A, 有

气相的减少速率 = 液相的增加速率

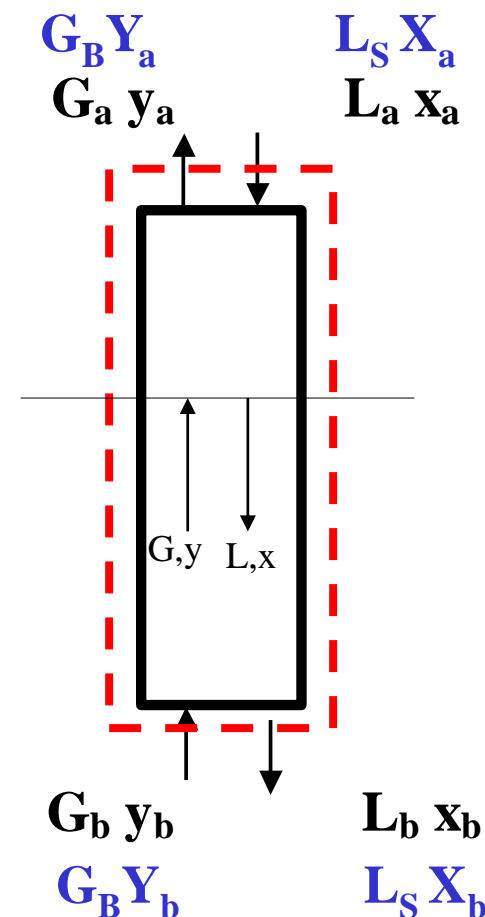
$$G_b y_b - G_a y_a = L_b x_b - L_a x_a$$

-----此式使用不方便, 因为摩尔分率 $x$ 、 $y$ 的定义基准从塔底到塔顶均在变化。将 $x$ 、 $y$ 换成摩尔比 $X$ 、 $Y$ 可解决这个问题。

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

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

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



逆流吸收塔的物料衡算

$G_B$  -----kmolB/s or kmolB/(m<sup>2</sup>s) ;

$L_S$  -----kmolS/s or kmolS/(m<sup>2</sup>s) ;

$Y$  (或 $X$ ) -----摩尔比;

# 一、物料衡算和操作线方程

对塔上部任一段作质量衡算（A组分）

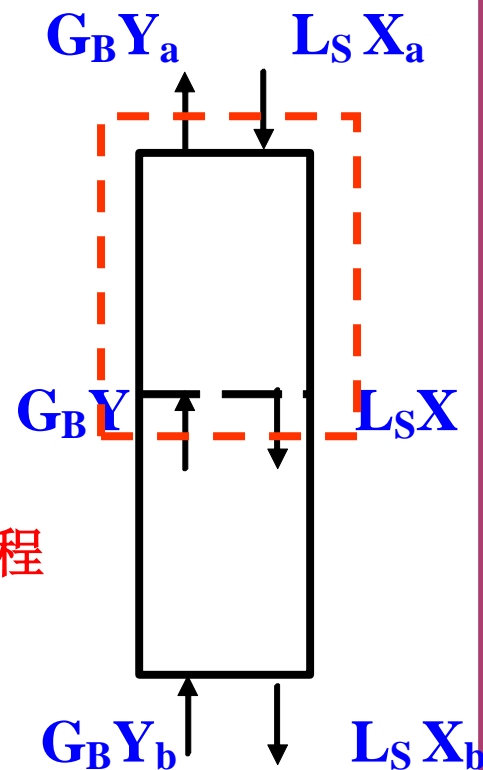
-----可求解全塔浓度分布

气相量的减少速率=液相量的增加速率

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

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

-----操作线方程



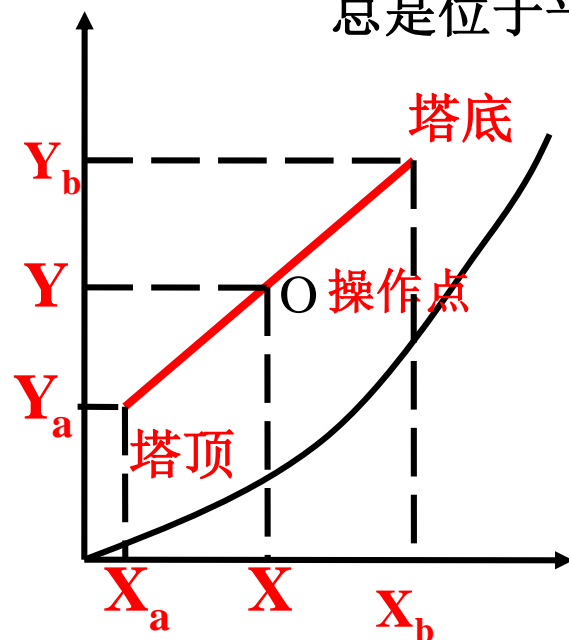
逆流吸收塔物料衡算

# 一、物料衡算和操作线方程

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

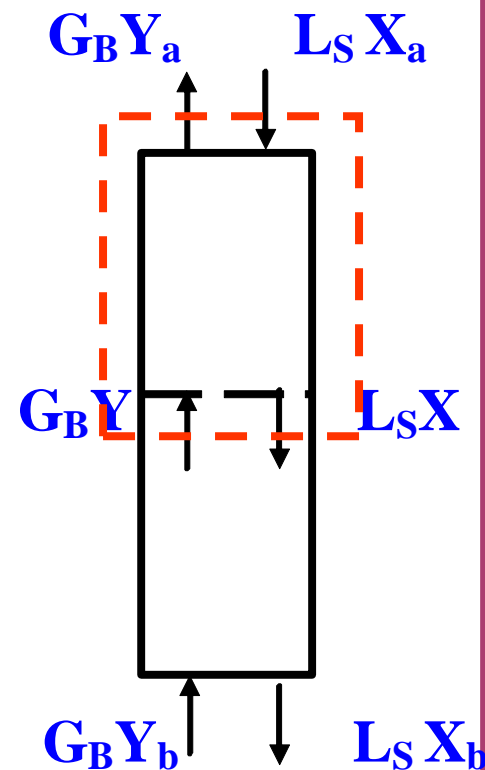
操作线方程：直线，  
斜率为  $\frac{L_S}{G_B}$  ---- 液气比

过塔顶点A( $X_a, Y_a$ ), 塔底 B ( $X_b, Y_b$ )  
总是位于平衡线的上方；



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。

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



逆流吸收塔的物料衡算



# 一、物料衡算和操作线方程

对于低浓气体（通常 $y_b < 10\%$ ），

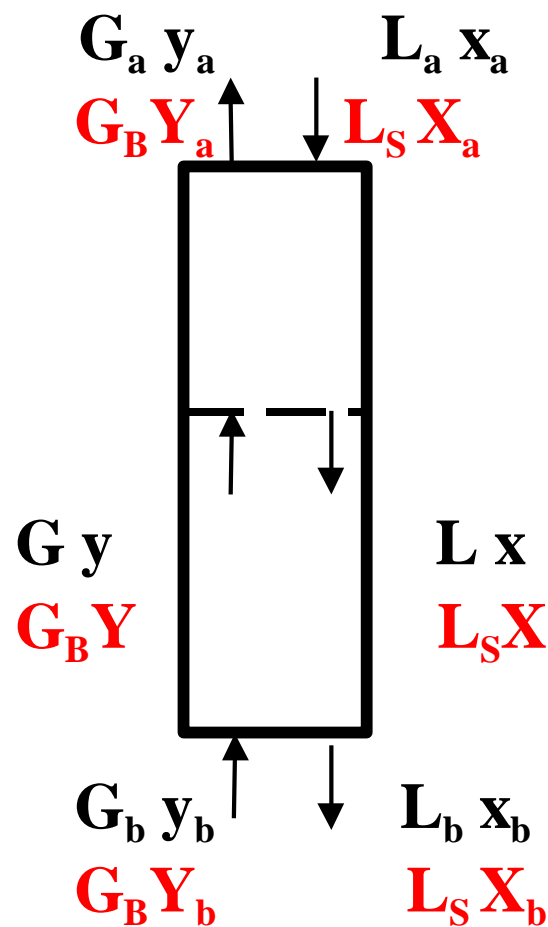
$$G \approx G_a \approx G_b \approx G_B, \quad L \approx L_a \approx L_b \approx L_S, \\ Y \approx y, \quad X \approx x, \quad \text{于是,}$$

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

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

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

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



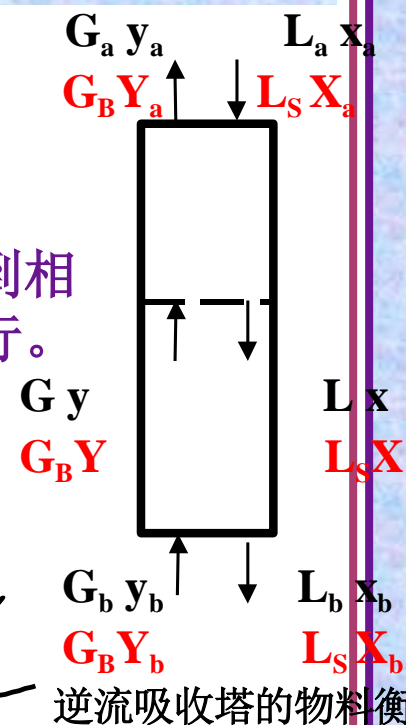
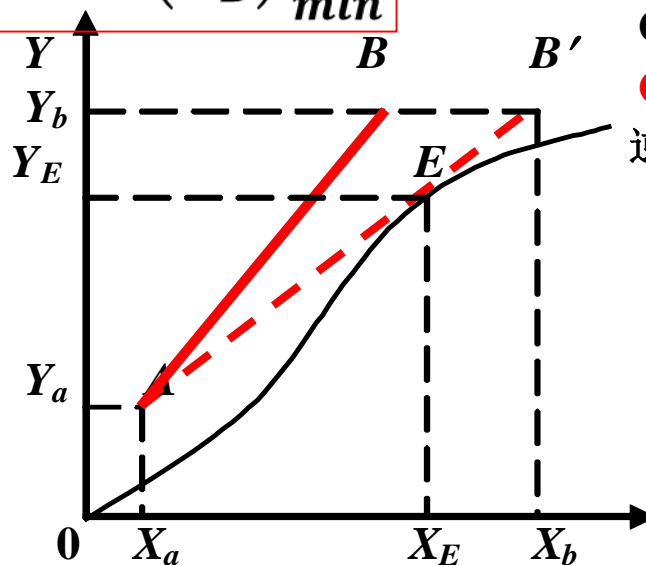
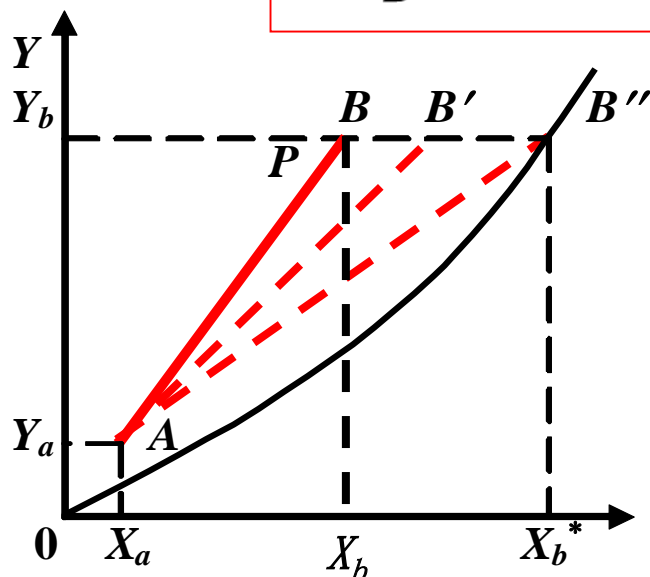
逆流吸收塔的物料衡算

## 二、吸收剂用量的确定

仅从能耗上看，希望吸收剂用量越小越好，但是

$L_S \downarrow \Rightarrow \frac{L_S}{G_B} \downarrow \Rightarrow \left( \frac{L_S}{G_B} \right)_{\min}$  —— 最小液气比  
 此时，塔内必有一处达到相平衡，塔高需无穷高才行。

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



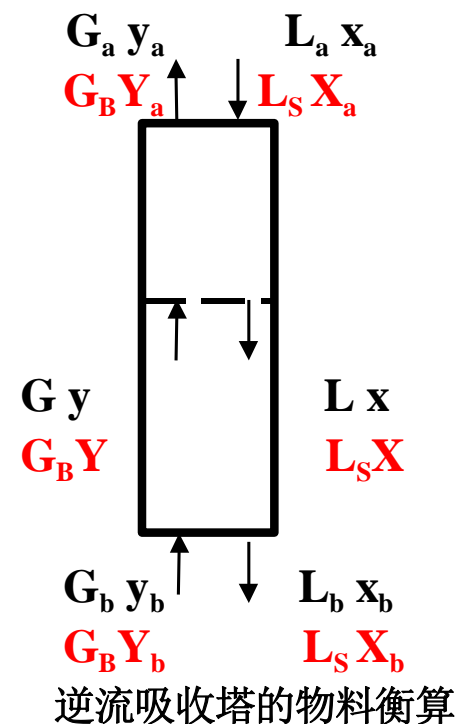
逆流吸收塔物料衡算

## 二、吸收剂用量的确定

**思考：**实际操作时的液气比可否小于或等于最小液气比？此时吸收塔是否能操作？将会发生什么现象？

可以，  
能，  
但达不到指定的吸收要求

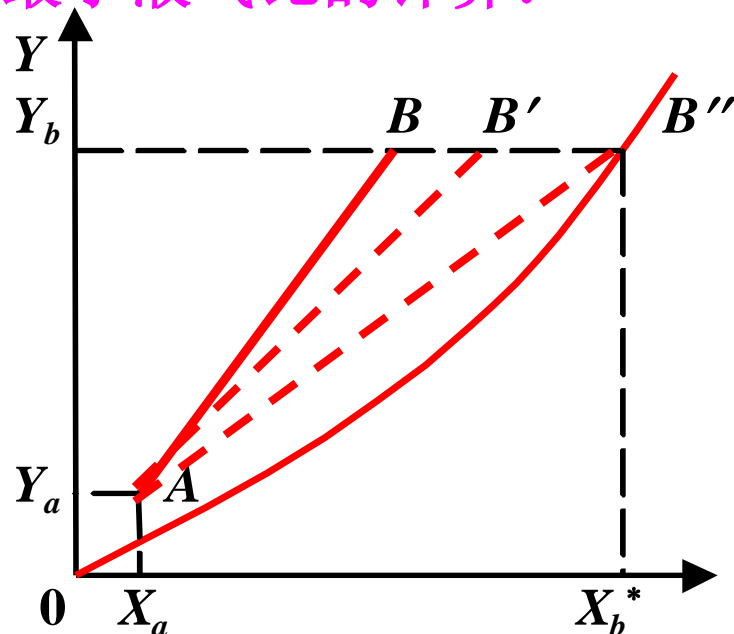
最小液气比只对设计型问题有意义。



## 二、吸收剂用量的确定

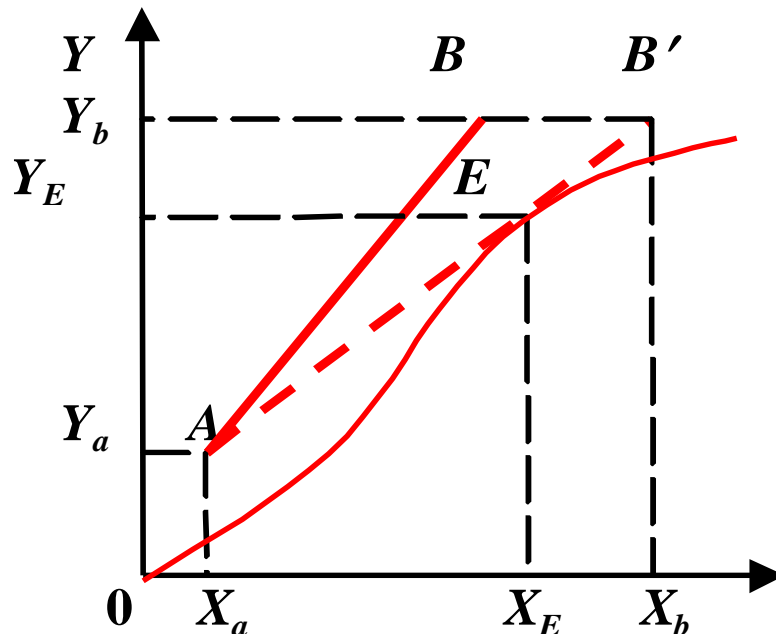
$$\frac{L_S}{G_B} = (1.2 \sim 2.0) \left( \frac{L_S}{G_B} \right)_{\min}$$

最小液气比的计算:



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

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



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

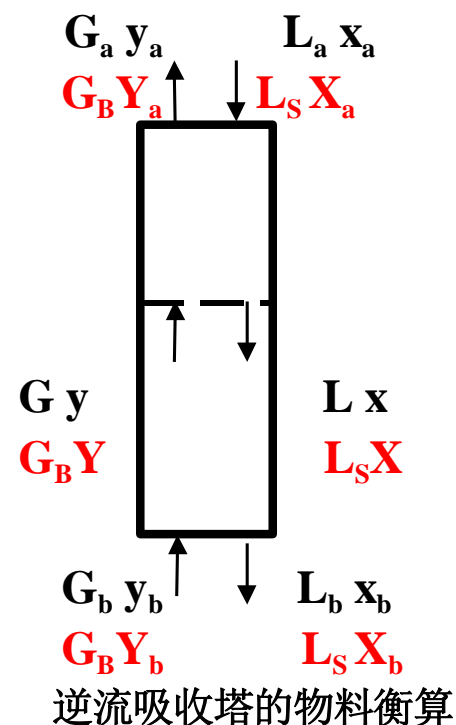
低浓时:  $\left( \frac{L}{G} \right)_{\min} = \frac{y_b - y_E}{X_b - X_E}$

### 三、塔径的计算

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

$u$ 为空塔气速，m/s，

$V_s$ 为混合气体的体积流量，m<sup>3</sup>/s。



## 四、填料层高度的计算

### 1、填料层高度的一般计算式

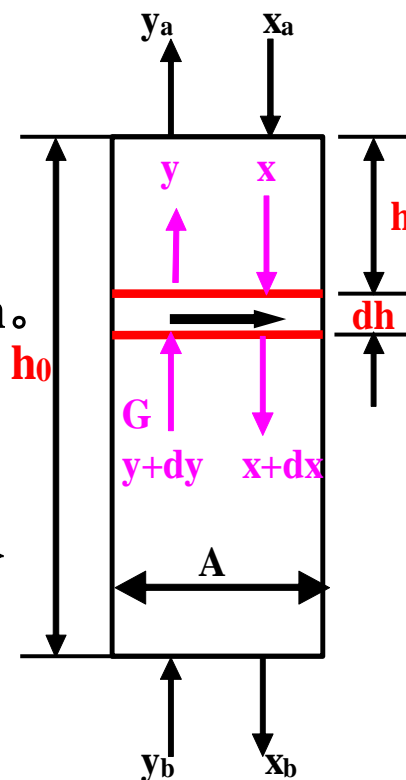
$$\text{气液接触面积 } A = aV = a\Omega h = a \left( \frac{\pi D^2}{4} \right) h$$

式中：a为单位体积填料层中的有效传质面积， $\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ ；  
h为填料层高度，m； $\Omega$ 为塔截面积， $\text{m}^2$ ；D为塔直径，m。

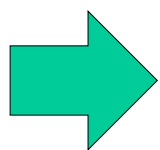
对微元段填料 $dh$ 作物料衡算：如图9-9所示

微元体积为 $\Omega dh$ ，相界面积为 $a\Omega dh$ ，则单位时间内由气相传入液相的溶质A的量为 $N_A a\Omega dh$ 。列物料衡算为：

从气相到液相的传质速率=气相中溶质A的减少速率=液相中溶质A的增加速率（注：对低浓度气体来说，在 $dh$ 内的微分物料衡算可由式9-39微分而得 $Gdy=Ldx$ ）



微元填料段的物料衡算



$$N_A a \, dh = G \, dy = L \, dx \quad (\text{单位塔截面积})$$



## 四、填料层高度的计算

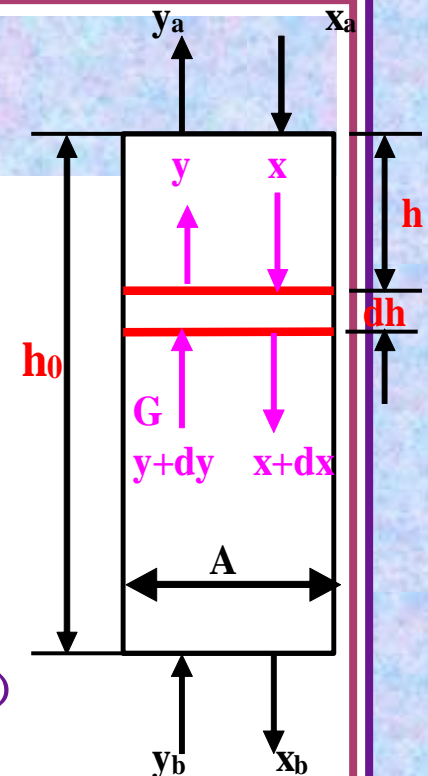
气相总传质方程  $N_A = K_y(y - y^*)$

代入到  $N_A a \, dh = G \, dy$

$$\rightarrow K_y a (y - y^*) dh = G dy$$

$$\rightarrow \int_h^{h_0} dh = \int_{y_a}^{y_b} \frac{G}{K_y a} \frac{dy}{y - y^*} \left\{ \begin{array}{l} h=0, y=y_a \\ h=h_0, y=y_b \end{array} \right. \quad (\text{积分限})$$

低浓度气体  
 $G$ 、 $K_y a$  为常数  $\rightarrow h_0 = \frac{G}{K_y a} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y^*}$



微元填料段的物料衡算

气相给质方程

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

液相总传质方程

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

液相给质方程

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

## 2、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：a与填料形状、尺寸及填充状况有关

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

## 2、低浓气体吸收时

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

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

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

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

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

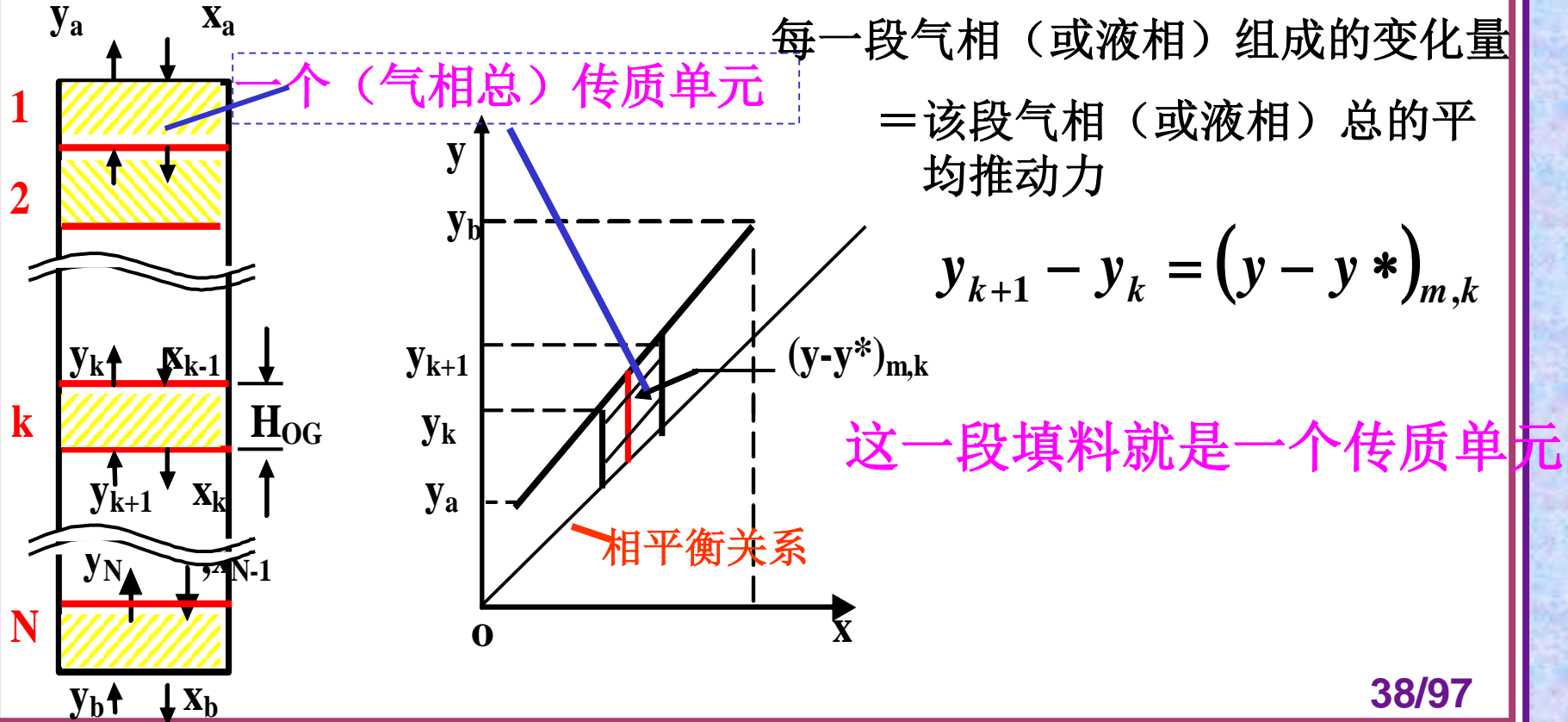
**思考：**影响传质单元高度HTU的因素？

流动状况、物系、填料特性和操作条件

## 2、低浓气体吸收时

### 什么是传质单元？

如图，将填料层分成若干段，1、2、.....、N段。每一段填料均需满足以下条件：



## 2、低浓气体吸收时

传质单元高度？

-----每个传质单元对应的填料层高度，m

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

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

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

常用吸收设备的HTU约为  
0.2~1.5m

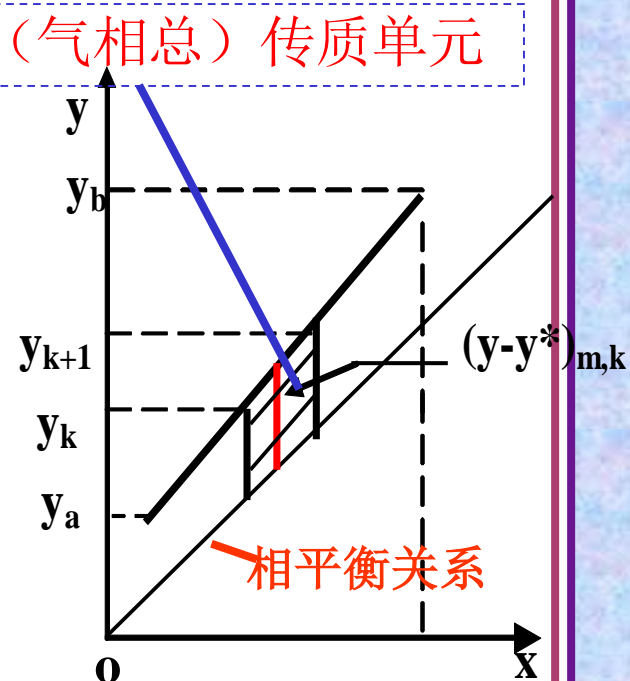
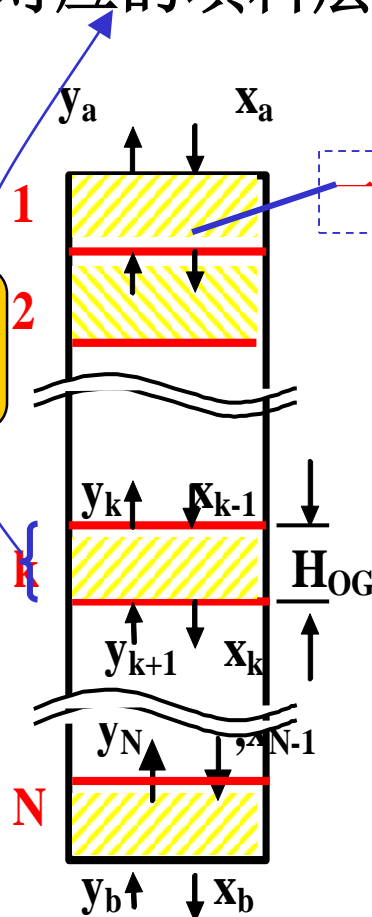
思考：HTU越大越好，还是  
越小越好？

HTU越小越好

传质单元数？

-----传质单元的个数，

如图，为N个。



气相总传质单元

39/97

## 2、低浓气体吸收时

为什么 $N_{OG}$ 就是传质单元数 $N$ ?

每个传质单元具有:  $y_{k+1} - y_k = (y - y^*)_{m,k}$

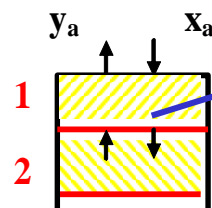
$$\rightarrow N_{OG,k} = \int_{y_k}^{y_{k+1}} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{y_{k+1} - y_k}{(y - y^*)_{m,k}} = 1$$

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

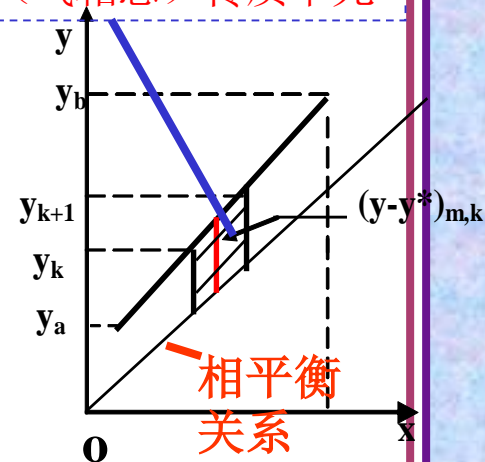
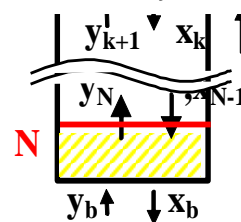
$$= \int_{y_a}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} + \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y - y^*} + \dots + \int_{y_k}^{y_{k+1}} \frac{dy}{y - y^*} + \dots + \int_{y_N}^{y_b} \frac{dy}{y - y^*}$$

$$= 1 + 1 + \dots + 1 + \dots$$

$$= N(\text{个})$$



一个(气相总)传质单元



气相总传质单元

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

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

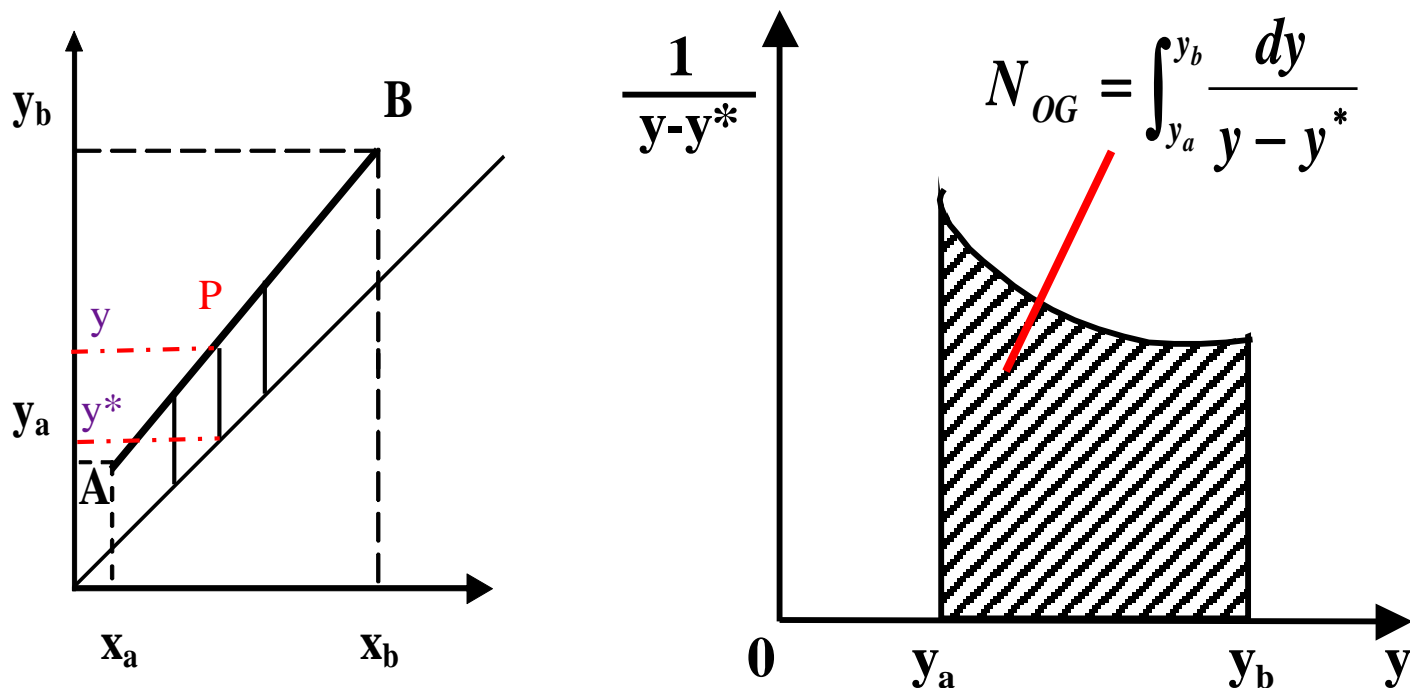
$$h_0 = H_{OG} \cdot N_{OG}$$



## 2、低浓气体吸收时

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

传质单元数 $N_{OG}$ 的几何意义？——阴影部分面积



思考： $N_{OG}$ 越大越好，还是越小越好？

越小越好

思考：如何使 $N_{OG}$ 变小？

如图所示，要使阴影面积变小，可以将传质推动力变大，或将分离要求降低，即 $y_a$ 变大。

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

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

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

## 2、低浓气体吸收时

传质单元数 $N_{OG}$ 的两种计算方法：

(1) 平衡线为直线时

{ 吸收因数法  
对数平均推动力法

(2) 平衡线非直线时

{ 图解（或数值）积分法  
近似梯级法

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

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

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

## 2、低浓气体吸收时

传质单元数 $N_{OG}$ 的两种计算方法：

(1) 平衡线为直线时 { 吸收因数法  
对数平均推动力法

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

$$y^* = mx = m \frac{G}{L}(y - y_a) + mx_a = S(y - y_a) + y_a^*$$

$$S = \frac{mG}{L} \quad \text{——脱吸因数，无因次}$$


$$A = \frac{L}{mG} \quad \text{——吸收因数，无因次}$$

代入 $N_{OG} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y^*}$  中积分得：

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

$$= \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1 - S)y + (Sy_a - y_a^*)}$$

## 2、低浓气体吸收时


$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{y_b - y_a^*}{y_a - y_a^*} + S \right] \quad \text{-----吸收因数法}$$

类似可推得：  $N_{OL} = SN_{OG}$

横坐标  $\frac{y_b - y_a^*}{y_a - y_a^*}$  值的大小反映溶质吸收率的高低；

由图 9-11 可见，在相同  $S$  下，横坐标越大， $N_{OG}$  越大；

而在相同的  $\frac{y_b - y_a^*}{y_a - y_a^*}$  下， $S$  越大， $N_{OG}$  越大。

回收率 $\eta$ 为：

$$\eta = \frac{Y_b - Y_a}{Y_b} = 1 - \frac{Y_a}{Y_b} \approx 1 - \frac{y_a}{y_b} \quad (\text{低浓})$$

## 2、低浓气体吸收时

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

思考：当 $S=1$ 时， $N_{OG}=?$

根据洛毕达法则可得

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

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

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

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

## 2、低浓气体吸收时

传质单元数 $N_{OG}$ 的两种计算方法：

(1) 平衡线为直线时  $\left\{ \begin{array}{l} \text{吸收因数法} \\ \text{对数平均推动力法} \end{array} \right.$

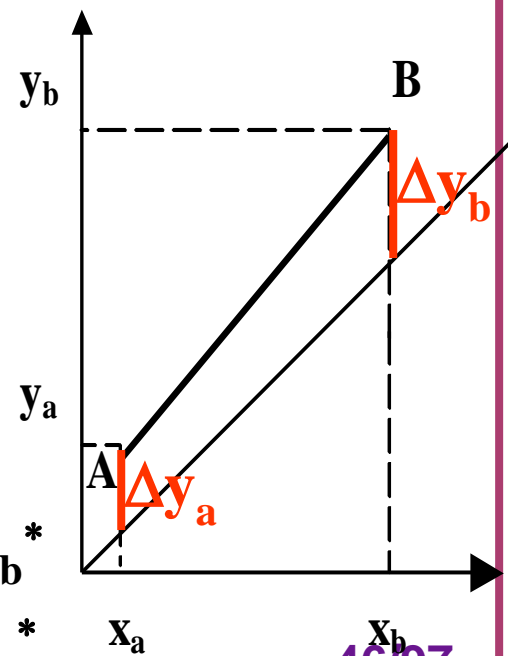
$$\left. \begin{array}{l} y^* = mx + b \\ y = \frac{L}{G}(x - x_a) + y_a \end{array} \right\} \rightarrow \Delta y = y - y^* \text{ 与 } y \text{ 关系也为直线函数关系}$$

$$\rightarrow \frac{d\Delta y}{dy} = \frac{\Delta y_b - \Delta y_a}{y_b - y_a} = \text{常数}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow N_{OG} &= \int_{\Delta y_a}^{\Delta y_b} \frac{1}{\Delta y} \frac{y_b - y_a}{\Delta y_b - \Delta y_a} d\Delta y \\ &= \frac{y_b - y_a}{\Delta y_b - \Delta y_a} \ln \frac{\Delta y_b}{\Delta y_a} \end{aligned}$$

$$\Delta y_b = y_b - y_b^*$$

$$\Delta y_a = y_a - y_a^*$$





## 2、低浓气体吸收时

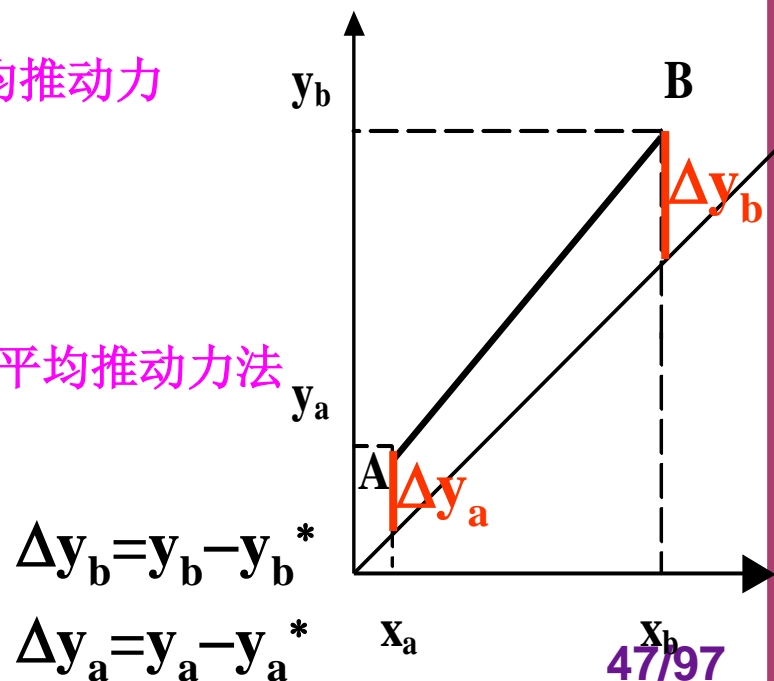
$$H_{OG} = \frac{G}{K_y a}$$

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

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \int_{\Delta y_a}^{\Delta y_b} \frac{1}{\Delta y} \frac{y_b - y_a}{\Delta y_b - \Delta y_a} d\Delta y \\ &= \frac{y_b - y_a}{\Delta y_b - \Delta y_a} \ln \frac{\Delta y_b}{\Delta y_a} \end{aligned}$$

$$\therefore \Delta y_m = \frac{\Delta y_b - \Delta y_a}{\ln \frac{\Delta y_b}{\Delta y_a}} \text{-----对数平均推动力}$$

$$\therefore N_{OG} = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_m} \text{-----对数平均推动力法}$$



## 2、低浓气体吸收时

同理，得：

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

式中：

$$\Delta x_m = \frac{\Delta x_b - \Delta x_a}{\ln \frac{\Delta x_b}{\Delta x_a}}$$

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

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

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

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

## 2、低浓气体吸收时

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。

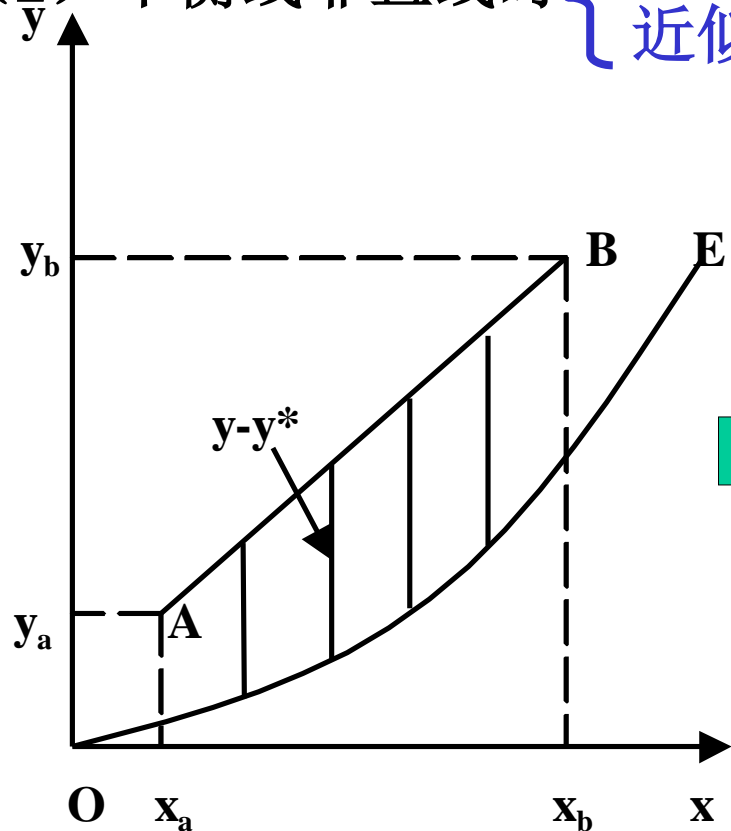
$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{y_b - y_a^*}{y_a - y_a^*} + S \right]$$

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

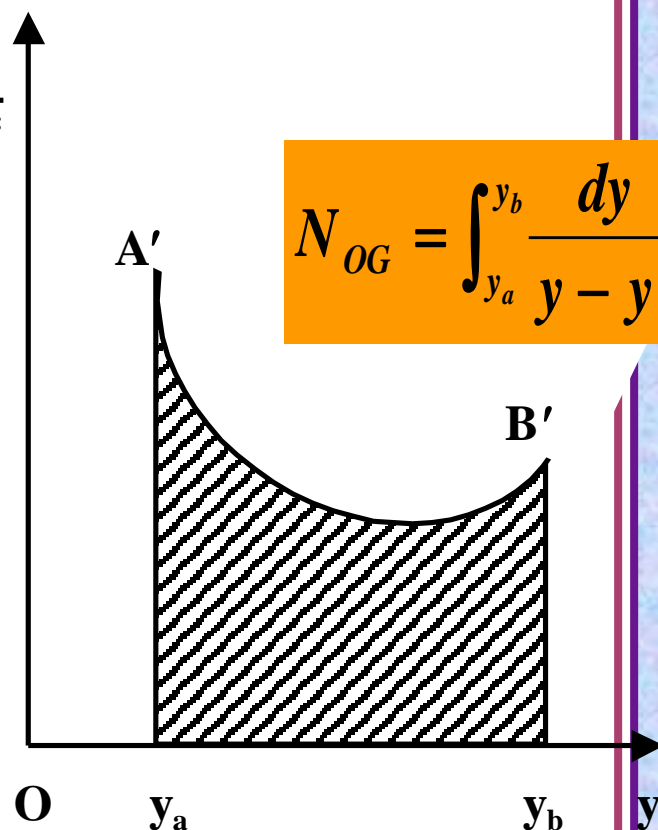
## 2、低浓气体吸收时

传质单元数 $N_{OG}$ 的两种计算方法：

(2) 平衡线非直线时 { 图解（或数值）积分法  
近似梯级法



$\frac{1}{y-y^*}$



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

图解法求  $N_{OG}$

50/97

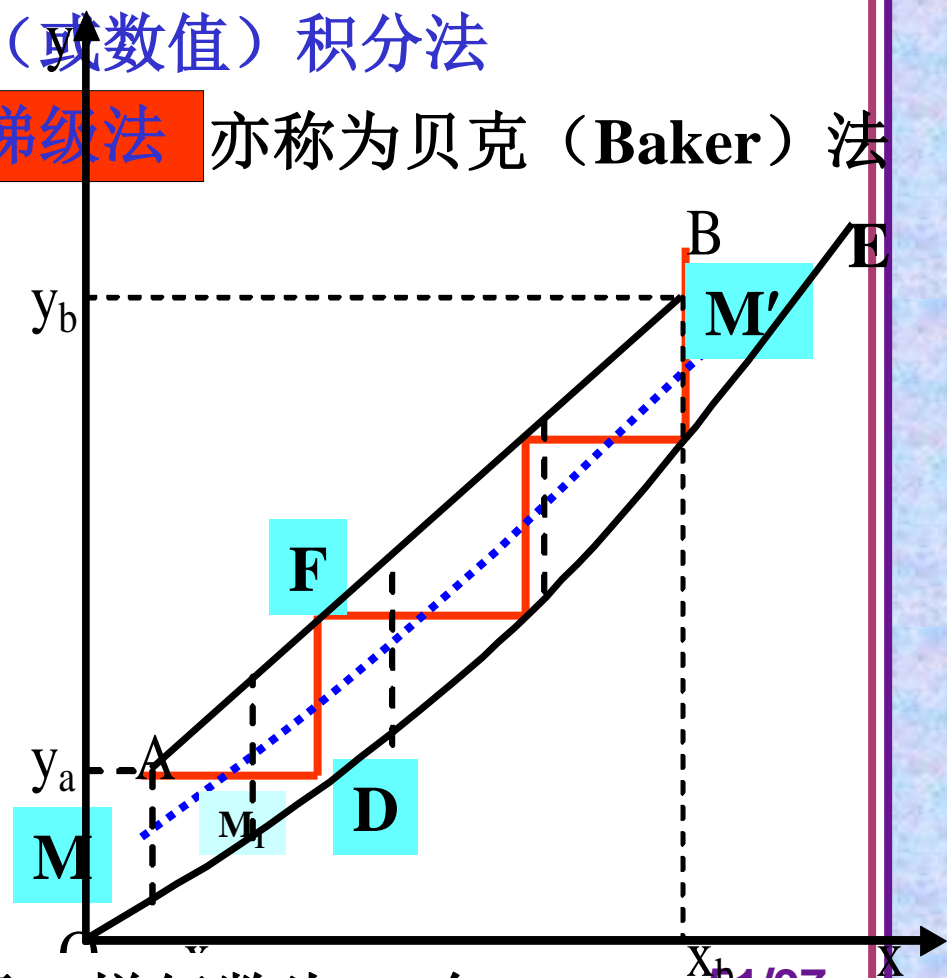
## 2、低浓气体吸收时

传质单元数 $N_{OG}$ 的两种计算方法：

(2) 平衡线非直线时 { 图解（或数值）积分法  
近似梯级法 亦称为贝克（Baker）法

作图步骤如下：

- ①在操作线AB和平衡线OE之间作曲线MM'，使该线恰好等分AB与OE两线之间的垂直距离。
- ②自A点起作一水平线，交MM'于M<sub>1</sub>，并延长至D，使AM<sub>1</sub>=M<sub>1</sub>D。
- ③过点D作垂线交AB于点F。至此完成一个梯级法ADF。
- ④如此类推，可继续作出第二个梯级，直至越过点B的横坐标 $x_b$ 为止。



梯级总数 =  $N_{OG}$

如图所示，梯级数为2.8个。

51/97

## 2、低浓气体吸收时

## 近似梯级法 亦称为贝克（Baker）法

**证明：**为什么梯级数就是气相总传质单元数 $N_{OG}$ ？

## 梯级内的平均推动力

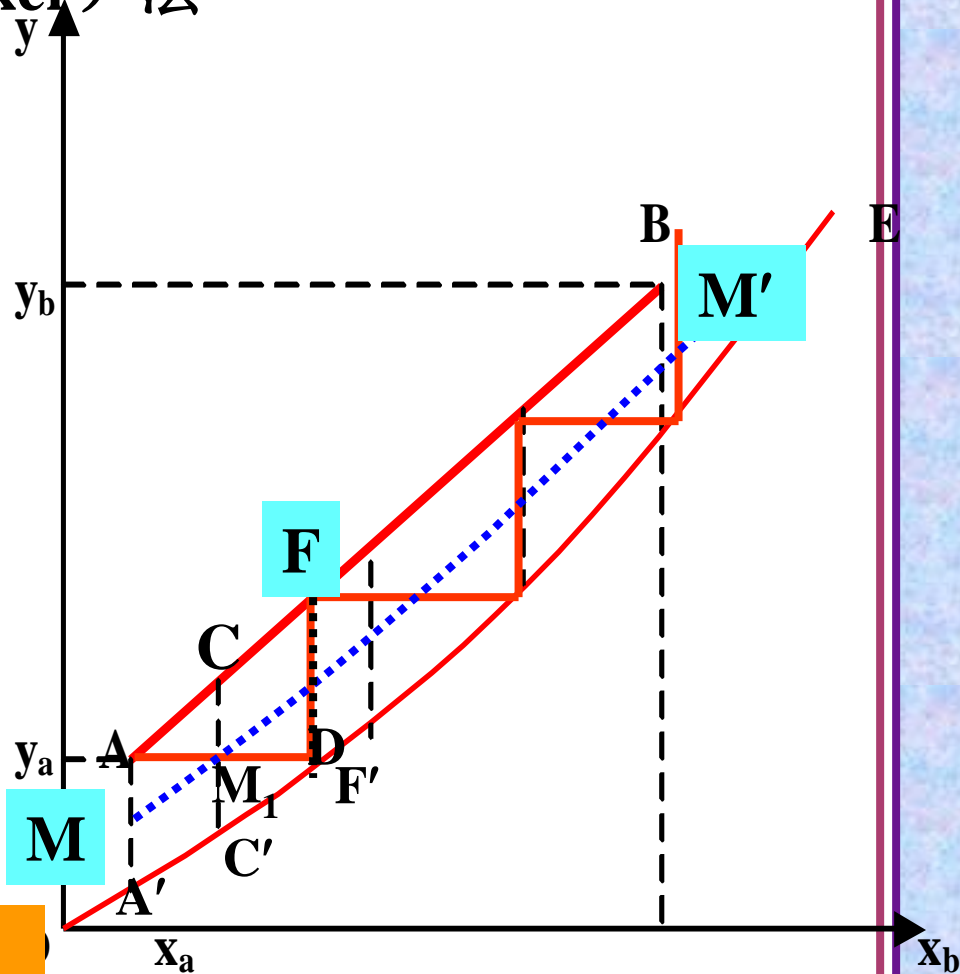
$$\uparrow CC' = \frac{1}{2}(AA' + FF')$$

$$FD = 2CM_1 = CC'$$

## 梯级内的气相浓度变化

可见，每一个梯级都满足：

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

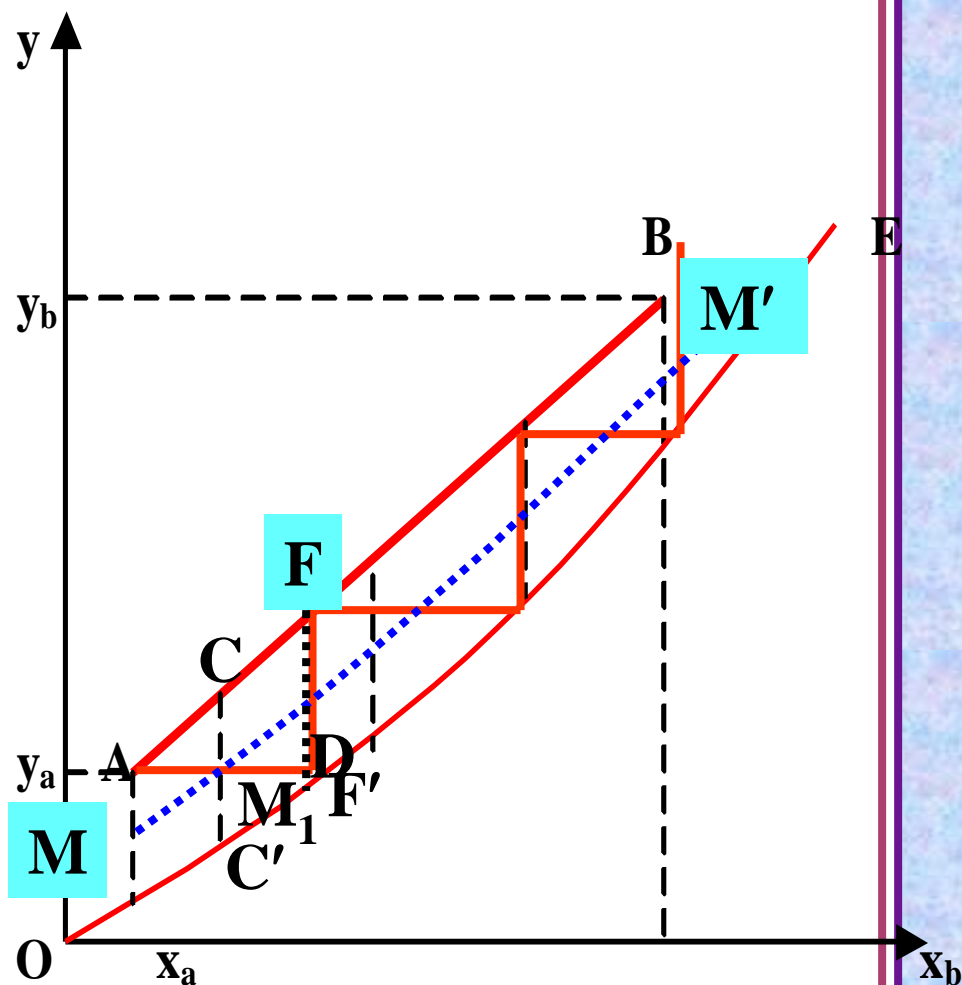




## 2、低浓气体吸收时

**思考：**根据近似梯级法判断操作线距平衡线越近，则 $N_{OG}$ 如何变化？

操作线越靠近平衡线，梯级数越多，故 $N_{OG}$ 越大。



## 习题课

汇总:

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

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

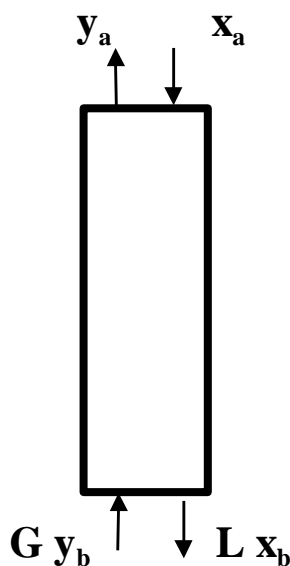
$$h_0 = H_{OG} \cdot N_{OG}$$

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

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

# 习题课

{ 设计型 → 指吸收任务给定，求塔径、塔高等。  
{ 操作型 → 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

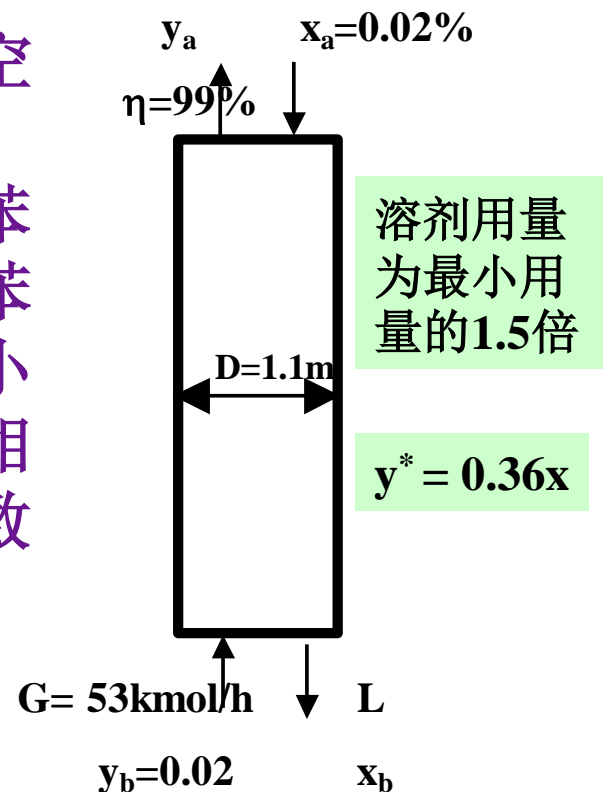


操作条件：

- ◆ 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。



## 设计型举例

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

【解】 属于低浓气体吸收

$$H_{OG} = \frac{G / \left( \frac{1}{4} \pi D^2 \times 3600 \right)}{K_y a} = \frac{53 / \left( \frac{1}{4} \pi \times 1.1^2 \times 3600 \right)}{0.015} = 1.03m$$

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

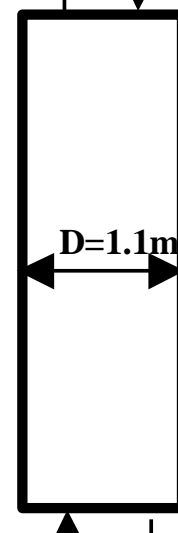
$$\left( \frac{L}{G} \right)_{\min} = \frac{y_b - y_a}{\frac{y_b}{m} - x_a} = \frac{0.02 - 0.0002}{\frac{0.02}{0.36} - 0.0002} = 0.358 \rightarrow$$

$$\frac{L}{G} = 1.5 \left( \frac{L}{G} \right)_{\min} = 1.5 \times 0.358 = 0.537 \rightarrow S = \frac{m}{L/G} = \frac{0.36}{0.537} = 0.67$$

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

$$= \frac{1}{1-0.67} \ln \left[ (1-0.67) \frac{0.02 - 0.36 \times 0.0002}{0.0002 - 0.36 \times 0.0002} + 0.67 \right] = 11.98$$

$y_a$   $x_a=0.02\%$   
 $\eta=99\%$



溶剂用量  
为最小用  
量的1.5倍

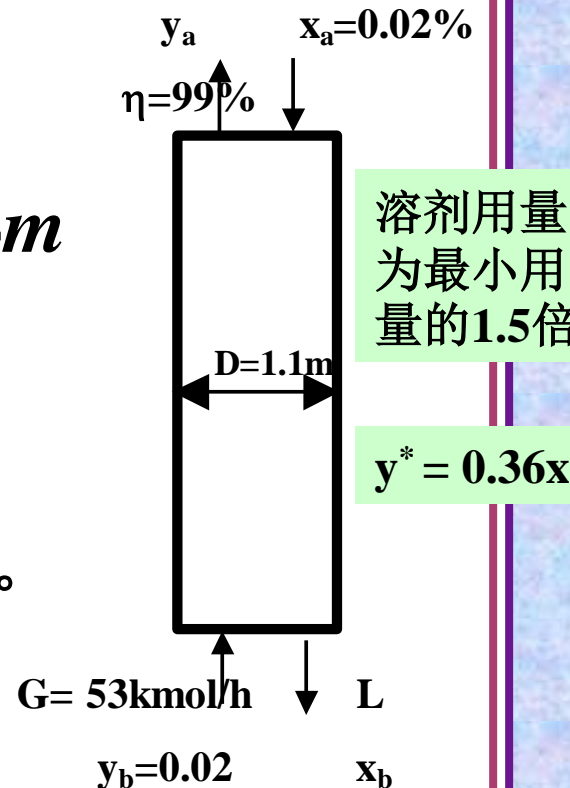
$y^* = 0.36x$

$L$   
 $x_b$

## 设计型举例

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

至于用“平均推动力法”请课下自行解算。





## 操作型定性分析举例

快速分析法  
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

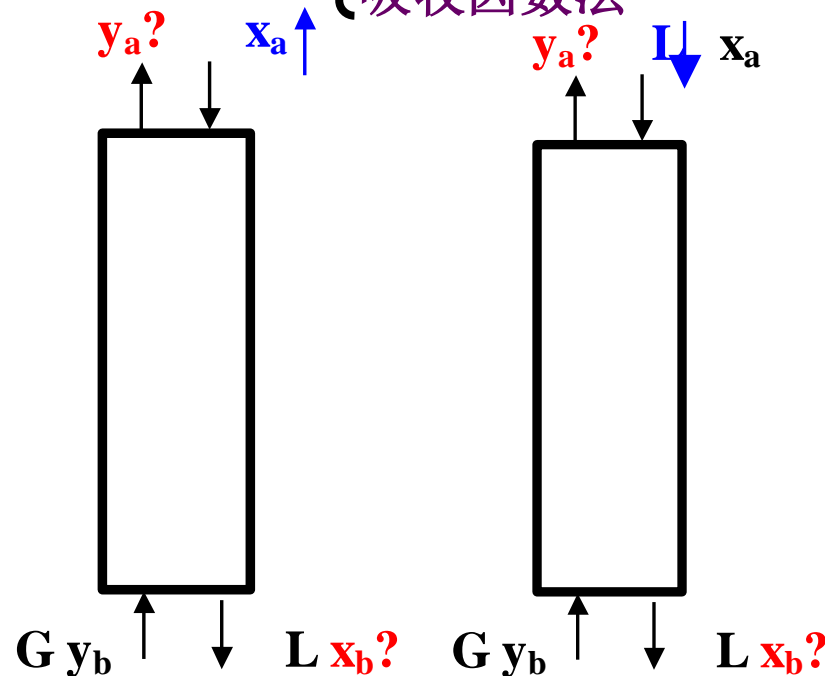
- (1) 吸收剂入塔浓度变大；
- (2) 吸收剂用量变小；

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？

【解】 (1) 吸收剂入塔浓度变大

快速分析法：

$x_a$  变大，将使全塔浓度均变大，因此  $x_b$  也将变大。而且全塔传质推动力将变小，故不利于吸收，因此， $y_a$  变大。



# 操作型定性分析举例

快速分析  
作图+排除法  
吸收因数法

【解】 (1) 吸收剂入塔浓度变大

作图+排除法

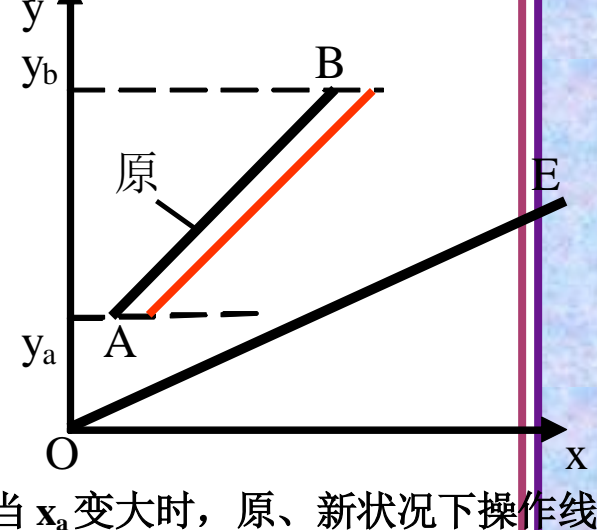
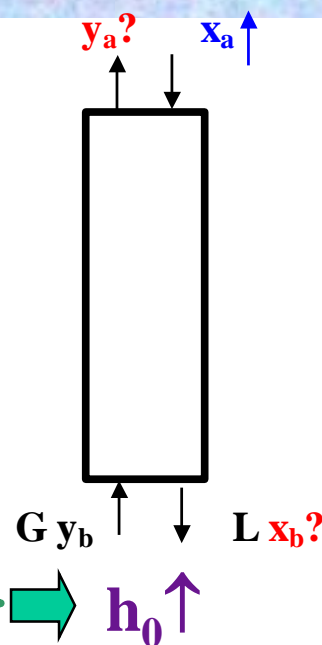
a. 假设  $y_a$  不变

$L/G$  不变

$y_b$  不变、 $x_a$  变大

作图知此时操作线为红线，可见  $N_{OG} \uparrow$

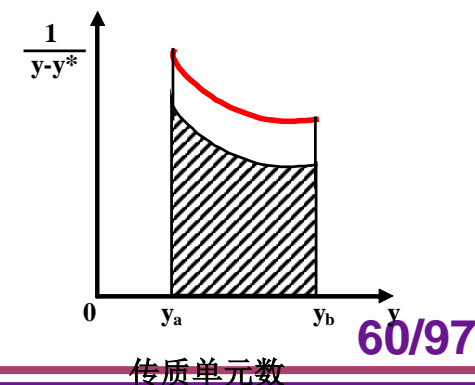
$K_y a$  不变， $H_{OG} = \frac{G}{K_y a}$  不变。



与  $h_0$  不变相矛盾，故假设不成立。

影响因素：流动状况、物系、填料特性和操作条件

b. 假设  $y_a$  变小



60/97

# 操作型定性分析举例

快速分析  
作图+排除法  
吸收因数法

【解】 (1) 吸收剂入塔浓度变大

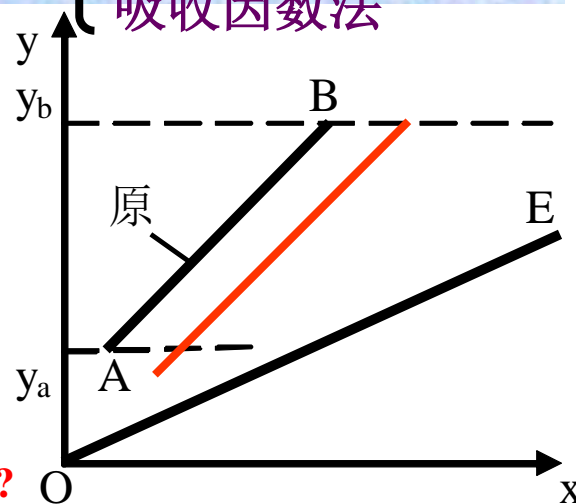
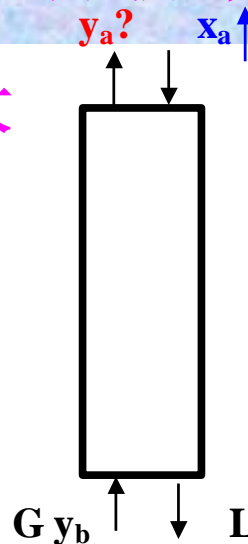
作图+排除法

b. 假设  $y_a$  变小

作图知此时操作线为红线，可见  $N_{OG} \uparrow$

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

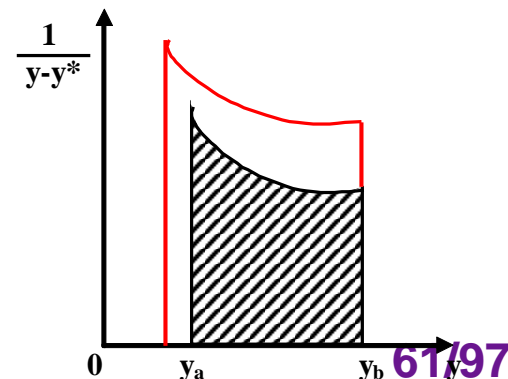
因此,  $y_a$  只能  $\uparrow$



当  $x_a$  变大时, 原、新状况下操作

$h_0 \uparrow$

与  $h_0$  不变相矛盾, 故假设不成立。



# 操作型定性分析举例

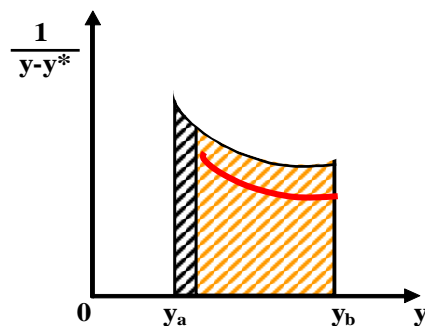
快速分析  
作图+排除法  
吸收因数法

【解】 (1) 吸收剂入塔浓度变大

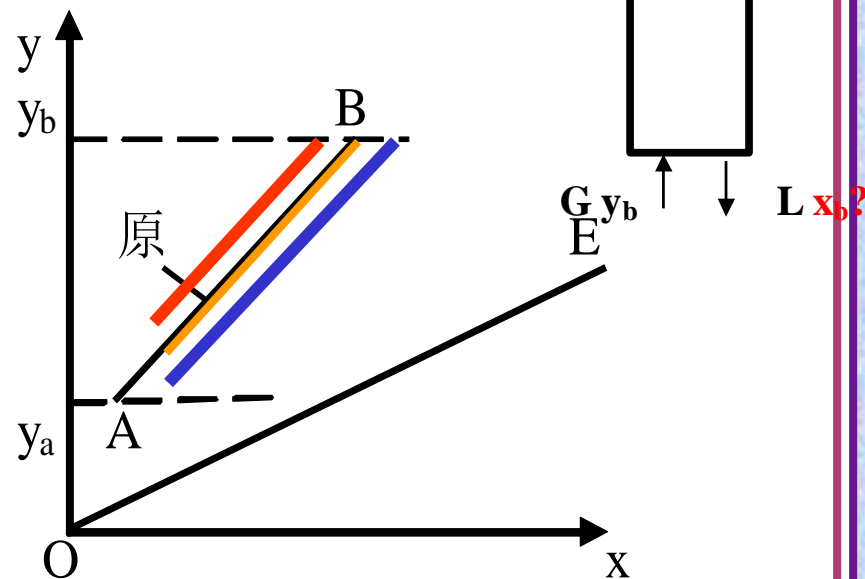
## 作图+排除法

关于  $x_b$ : 与  $y_a$  的分析类似

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,  $x_b \uparrow$



传质单元数



当  $x_a$  变大时, 原、新状况下操作线

62/97

# 操作型定性分析举例

快速分析  
作图+排除法  
吸收因数法

【解】 (1) 吸收剂入塔浓度变大

吸收因数法:

由题意可知:  $S = \frac{mG}{L}$  不变

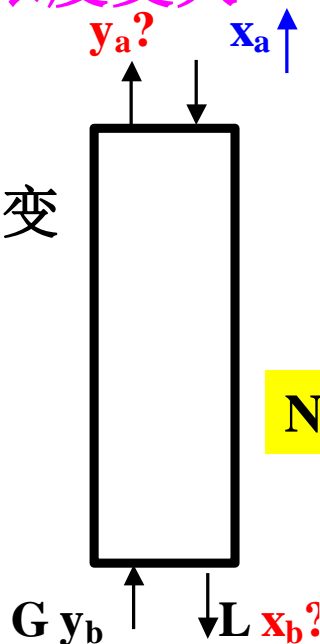
$$H_{OG} = \frac{G}{K_y a} \text{ 不变} \rightarrow$$

$$N_{OG} = h_0 / H_{OG} \text{ 不变}$$

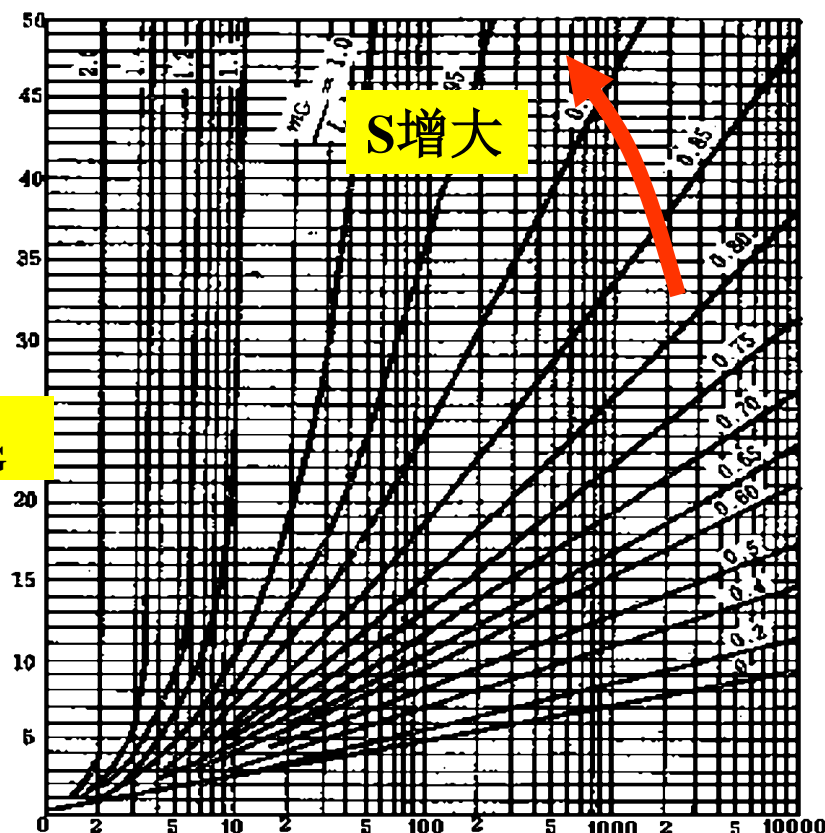
由右图可知,

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

又  $x_a$  变大, 故  $y_a$  变大



$N_{OG}$



$$(y_b - mx_a) / (y_a - mx_a)$$

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



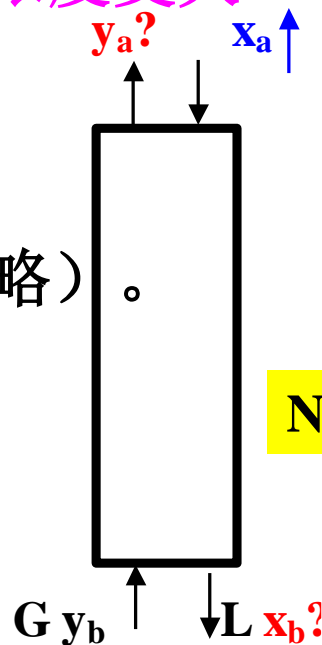
# 操作型定性分析举例

快速分析  
作图+排除法  
吸收因数法

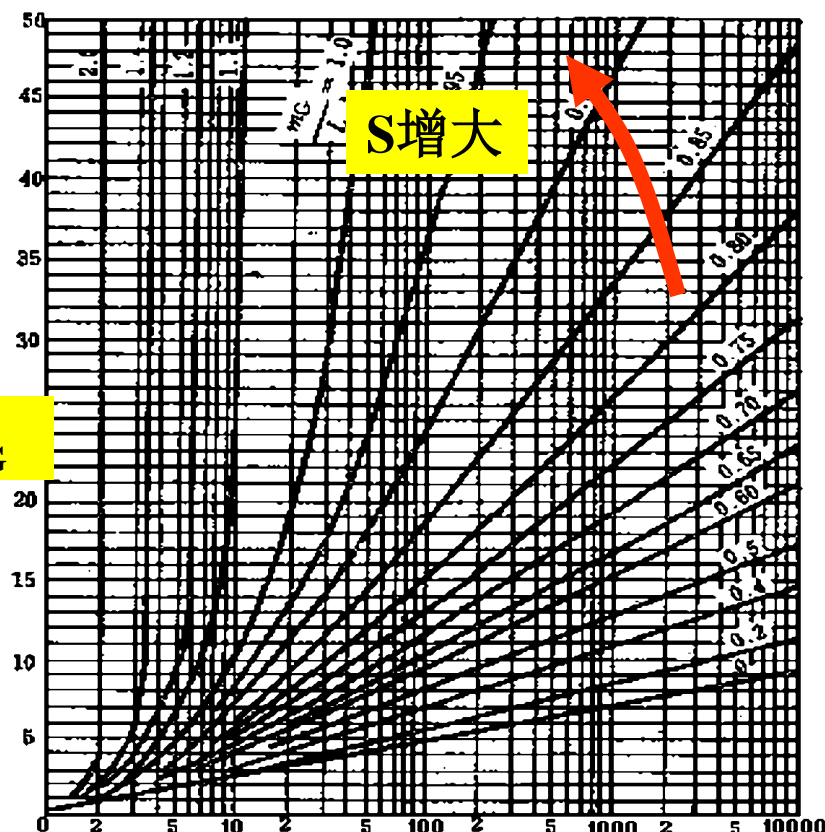
【解】 (1) 吸收剂入塔浓度变大

至于  $x_b$ :

仍需用排除法判定 (略)



$N_{OG}$



$$(y_b - mx_a) / (y_a - mx_a)$$

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

64/97



## 操作型定性分析举例

{ 快速分析  
作图+排除法  
吸收因数法

**建议：**上述三种方法中，首先推荐使用“快速分析法”；如果此法不行，建议使用“吸收因数法”；如果还不行，再使用“作图+排除法”。

## 操作型定性分析举例

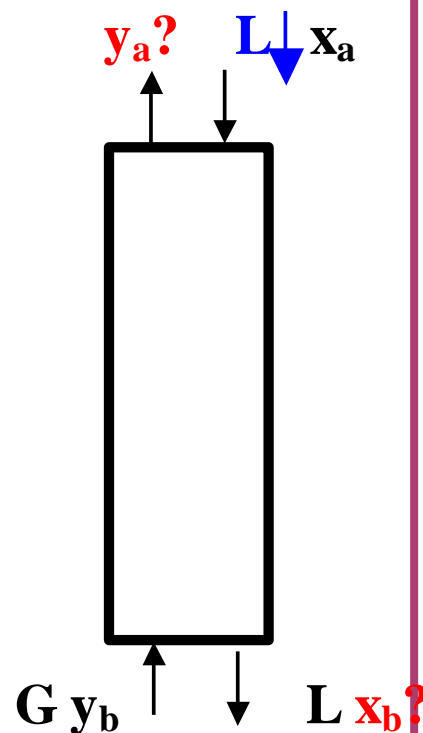
快速分析  
作图+排除法  
吸收因数法

【解】 (2)当吸收剂用量变小时

快速分析法:

吸收剂用量变小时, 不利于吸收, 因此,  
 $y_a$  变大。

至于 $x_b$ 的变化, 可以这样理解:  $L \downarrow$ , 将  
导致全塔液相浓度变大, 故 $x_b \uparrow$ 。



# 操作型定性分析举例

快速分析  
作图+排除法  
吸收因数法

【解】 (2)当吸收剂用量变小时

吸收因数法:

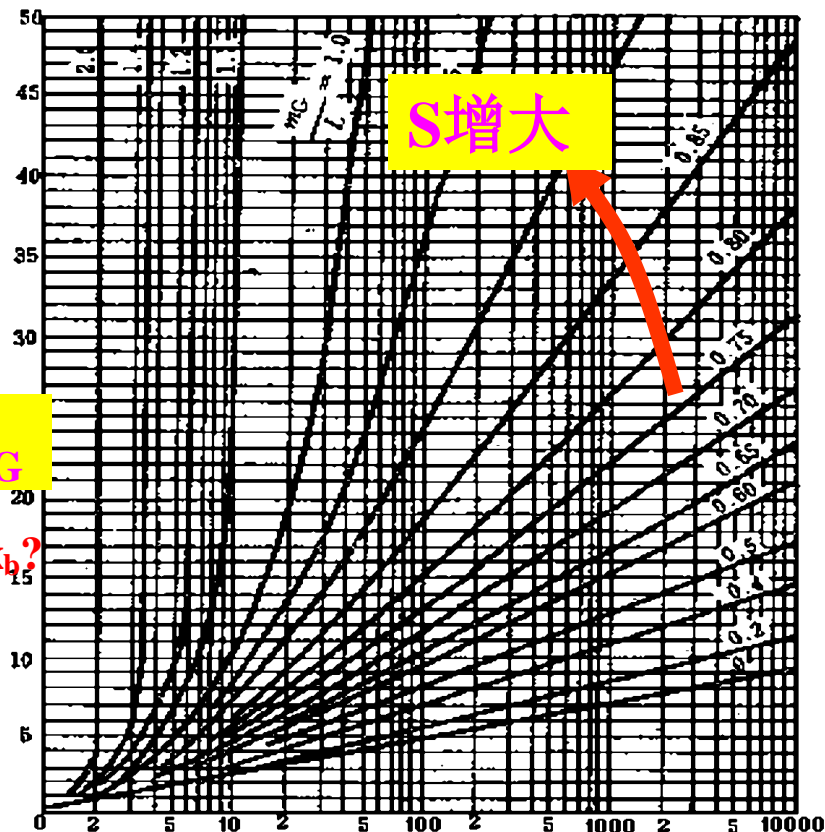
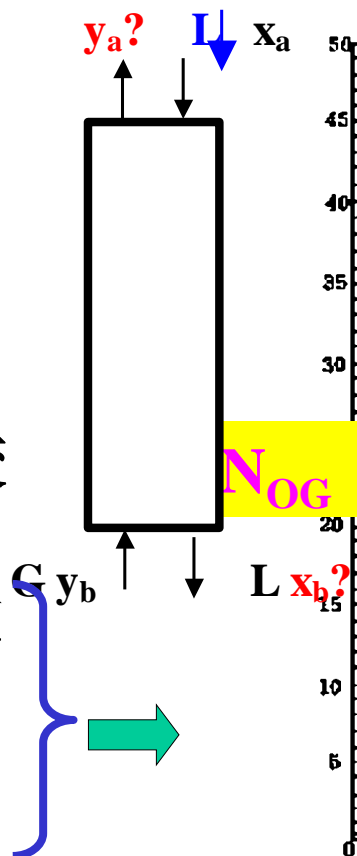
由题意可知:

$K_y a$  变小或不变

→  $H_{OG} = \frac{G}{K_y a}$  变大或不变

→  $N_{OG} = h_0 / H_{OG}$  变小或不变

$S = \frac{mG}{L}$  变大



由右图可知,  $\frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a}$  变小 →  $y_a \uparrow$

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

【解】 (2)当吸收剂用量变小时  
至于 $x_b$ : 仍需用排除法判定

a. 假设 $x_b$ 不变

作图知,  
 $N_{OG} \downarrow$ ,  $N_{OL} \downarrow$   
 $L$  变小,  $H_{OL} = \frac{L}{K_x a} \propto L^m \downarrow$  ( $0 < m < 1$ )

→  $h_0 = H_{OL} \cdot N_{OL} \downarrow$

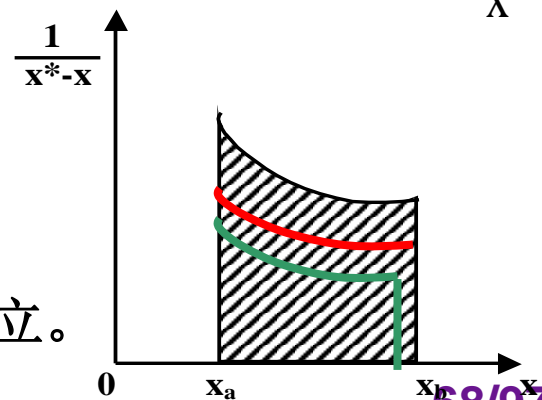
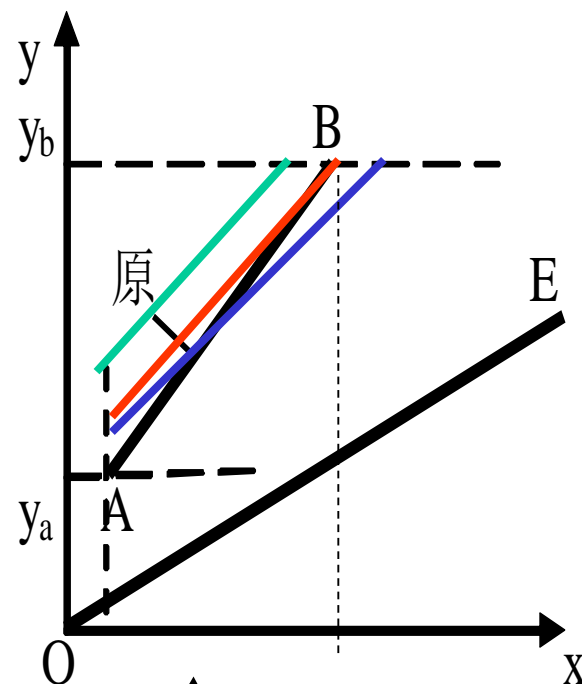
与 $h_0$ 不变相矛盾, 故假设不成立。

b. 假设 $x_b$ 变小

作图知,  $N_{OG} \downarrow$ ,  $N_{OL} \downarrow$  →  $h_0 = H_{OL} \cdot N_{OL} \downarrow$

与 $h_0$ 不变相矛盾, 故假设不成立。

∴  $x_b \uparrow$



68/97

## 操作型定性分析举例

快速分析  
作图+排除法  
吸收因数法

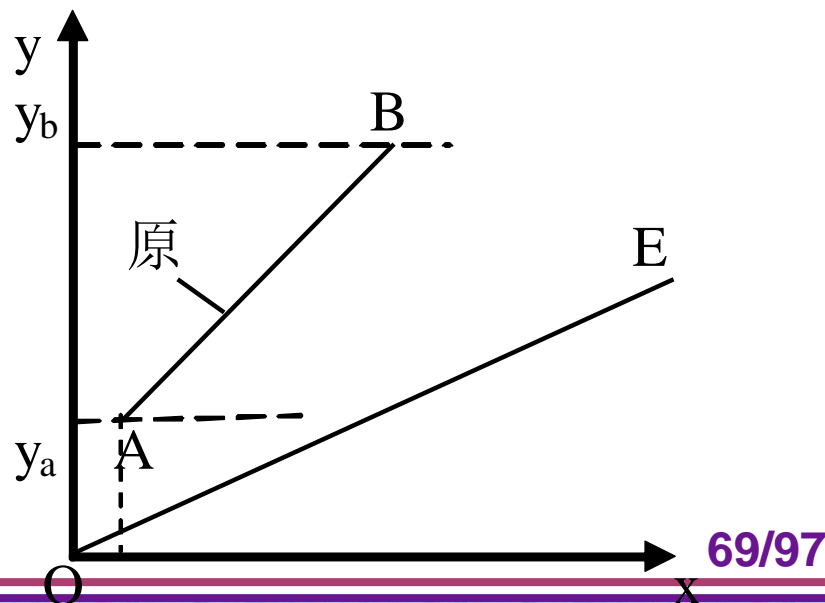
### 【练习】

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 $y_b$ 变小，

(2)  $G$ 变小，

而其它操作条件均不变，试分析出塔气体浓度 $y_a$ 、液体浓度 $x_b$ 如何变化？



## 操作型问题计算

【例3】某吸收塔在101.3kPa、293K下用清水逆流吸收丙酮—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 $K_y a \propto G^{0.8}$ 。今气体流量增加20%，而液量及气液进口浓度不变，试求：

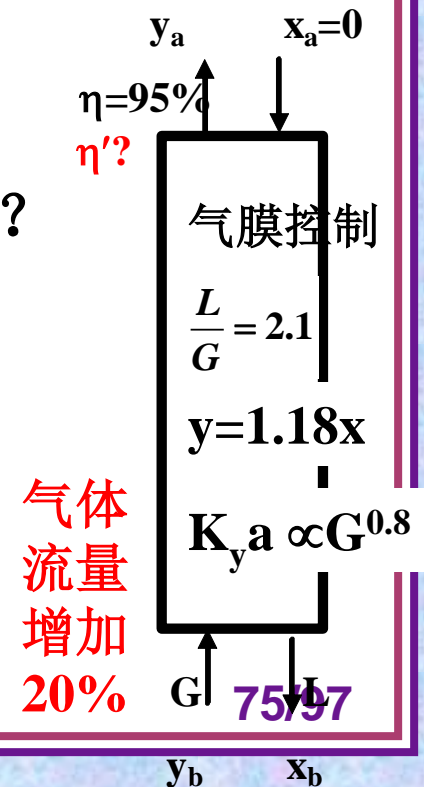
(1) 回收率变为多少？

(2) 单位时间内被吸收的丙酮量增加多少倍？

【解】(1) 回收率变为多少？

分析：

气体流量增加，则导致被吸收的丙酮量增加， $y_a \uparrow$ ，故回收率将变小。





# 操作型问题计算

原工况下:  $S = \frac{m}{L/G} = \frac{1.18}{2.1} = 0.56$

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

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

$$= 5.1$$

新工况下:

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

$$N'_{OG} = \frac{1}{1-S'} \ln \left[ (1-S') \frac{1}{1-\eta'} + S' \right] = 4.9$$

$$\eta' = 1 - \frac{y'_a}{y_b} = 92.4\%$$

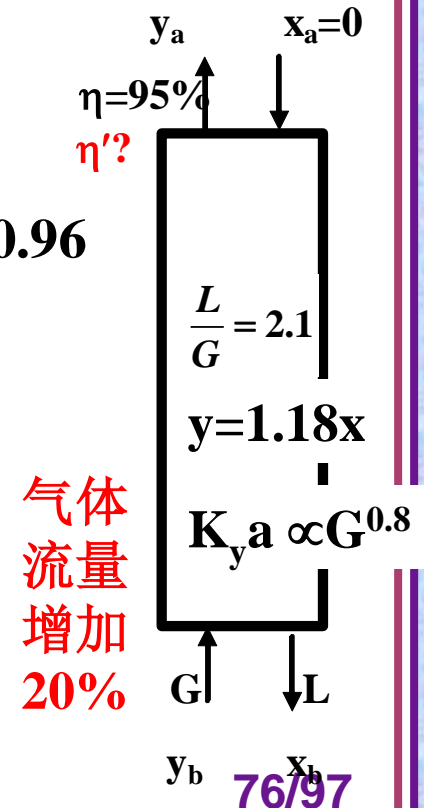
气膜控制

$$\frac{H'_{OG}}{H_{OG}} = \left( \frac{G'}{G} \right)^{0.2} = 1.2^{0.2} = 1.04$$

$$\frac{N'_{OG}}{N_{OG}} = \frac{H_{OG}}{H'_{OG}}$$

$$= \frac{1}{1.04} = 0.96$$

$$\therefore N'_{OG} = 4.9$$

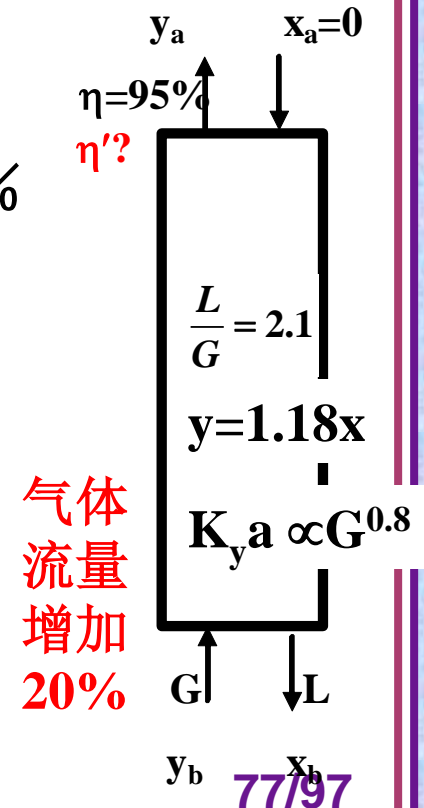


## 操作型问题计算

(2) 单位时间内被吸收的丙酮量增加多少倍？

$$\frac{G'(y_b - y'_a)}{G(y_b - y_a)} = \frac{1.2\eta'}{\eta} = 1.2 \times \frac{0.924}{0.95} = 1.17(\text{倍})$$

可见，单位时间内被吸收的丙酮量增加了17%  
<20%，即被吸收的丙酮量增大幅度小于气体流量增大幅度。



[返回目录](#)

## 第四节 二元低浓气体吸收（或脱吸）的计算

### 六、解吸（脱吸）

#### 1、解吸方法

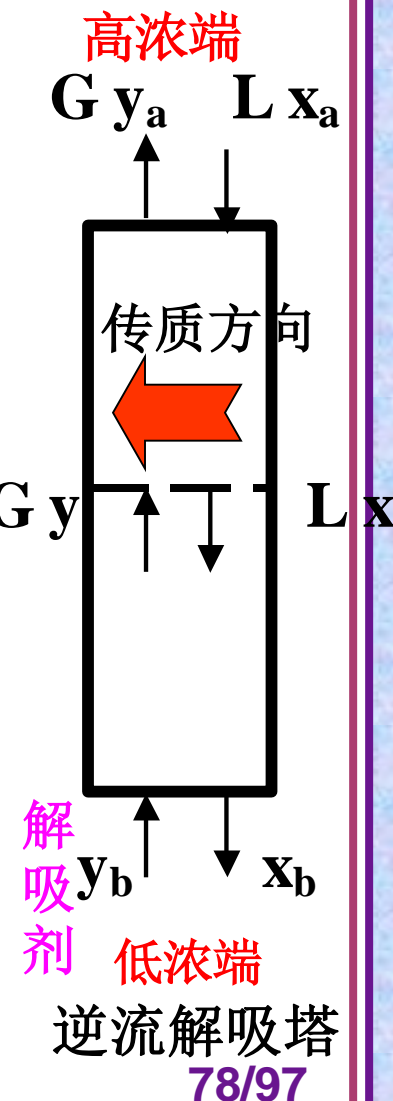
◆减压解吸——闪蒸（在第十章中介绍）

◆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  $G y$   $L x$

(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



## 六、解吸（脱吸）

### 2. 低浓气体解吸时

特点（与吸收对比）：

❖ 全塔物料衡算、操作线方程、填料层高度计算式与吸收时的完全相同。

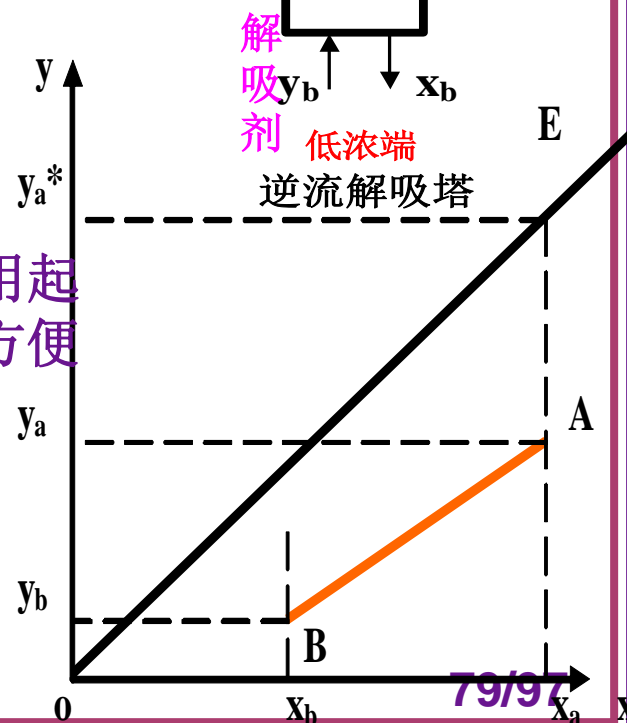
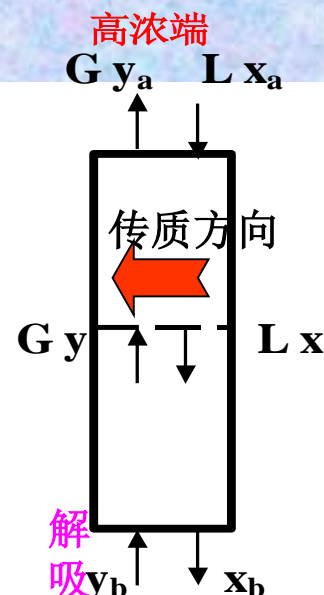
$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{y_b - y_a^*}{y_a - y_a^*} + S \right]$$

$$N_{OL} = \frac{1}{1-A} \ln \left[ (1-A) \frac{x_a - x_b^*}{x_b - x_b^*} + A \right] \quad \text{---此式用起来更方便}$$

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

**思考：**为什么解吸时操作线在平衡线下方？

因为解吸时气相浓度 $y$ 小于液相平衡浓度 $y^*$



## 六、解吸（脱吸）

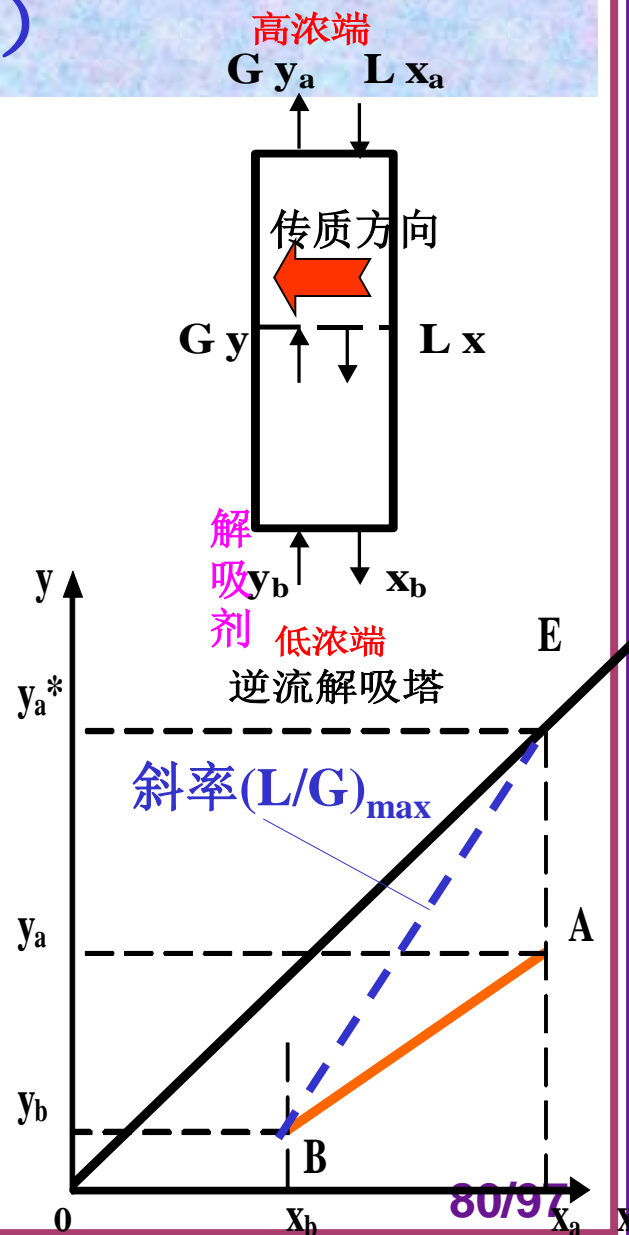
### 2. 低浓气体解吸时

特点（与吸收对比）：

❖ 最小气液比

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

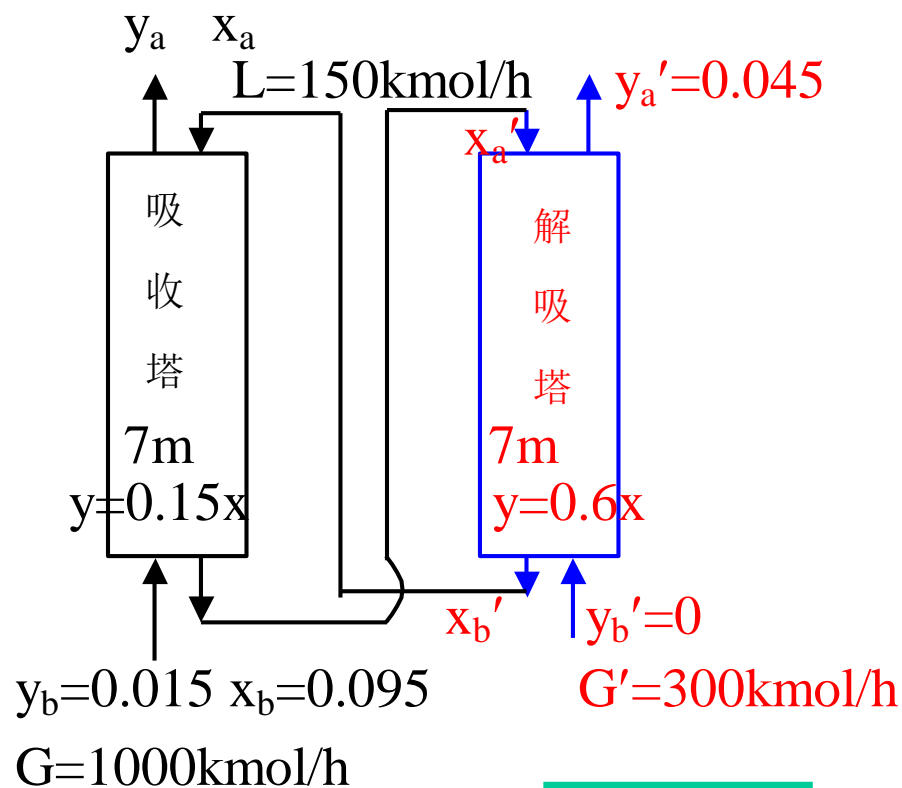
$$\frac{G}{L} = (1.2 \sim 2.0) \left(\frac{G}{L}\right)_{\min}$$



# 解吸（脱吸）举例

【例4】吸收—解吸联合操作系统如图所示。两塔填料层高度均为7m， $G=1000\text{kmol/h}$ ， $L=150\text{kmol/h}$ ，解吸气量 $G'=300\text{kmol/h}$ ，组分浓度为： $y_b=0.015$ ， $y'_a=0.045$ ， $y'_b=0$ ， $x_b=0.095$ （均为摩尔分率），且知：吸收系统相平衡关系为 $y = 0.15x$ ，解吸系统相平衡关系为 $y = 0.6x$ 。试求：

- (1) 吸收塔气体出口浓度 $y_a$ ，  
传质单元数 $N_{OG}$ ；
- (2) 解吸塔传质单元数 $N'_{OG}$ ；
- (3) 若解吸气体流量减少为  
 $250\text{kmol/h}$ ，则吸收塔气体  
出口浓度 $y_a$ 又为多少？（其  
余操作条件均不变，且气体  
流量变化时，解吸塔 $H'_{OG}$ 基本不变）





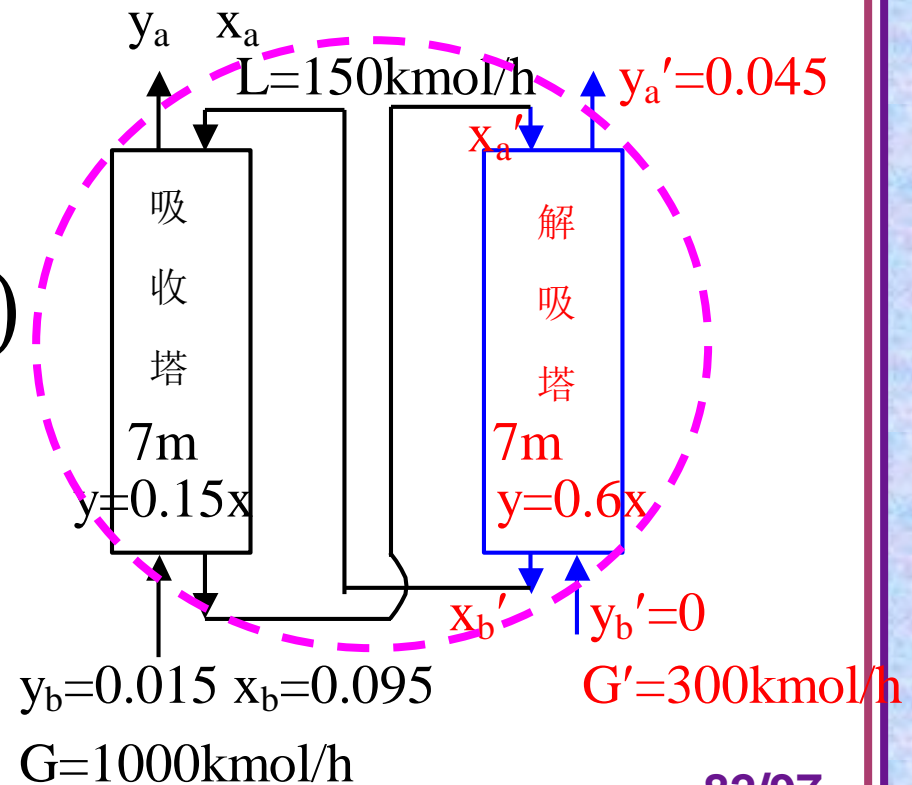
## 解吸（脱吸）举例

【解】（1）求吸收塔气体出口浓度 $y_a$ ，传质单元数 $N_{OG}$

对整个流程（包括两塔）作物料衡算，可得：

$$\begin{aligned}
 G(y_b - y_a) &= G'(y'_a - y'_b) \\
 \therefore y_a &= y_b - \frac{G'}{G}(y'_a - y'_b) \\
 &= 0.015 - \frac{300}{1000}(0.045 - 0) \\
 &= 0.0015
 \end{aligned}$$

说明：当然，本题也可以分别对吸收塔、解吸塔作物料衡算而求解，但不如上面的解法简便。



# 解吸（脱吸）举例

对吸收塔：

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

$$= 0.095 - \frac{0.015 - 0.0015}{150/1000}$$

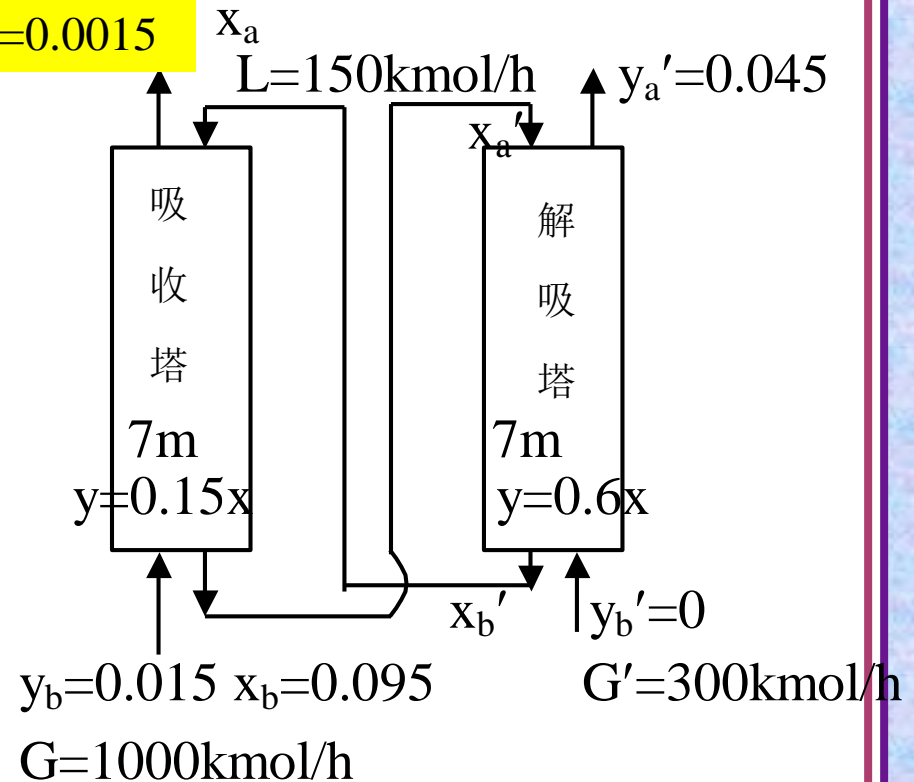
$$= 0.005$$

$$S = \frac{mG}{L} = \frac{0.15 \times 1000}{150} = 1$$

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

$$= \frac{0.015 - 0.15 \times 0.005}{0.0015 - 0.15 \times 0.005} - 1$$

$$= 18$$



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

# 解吸（脱吸）举例

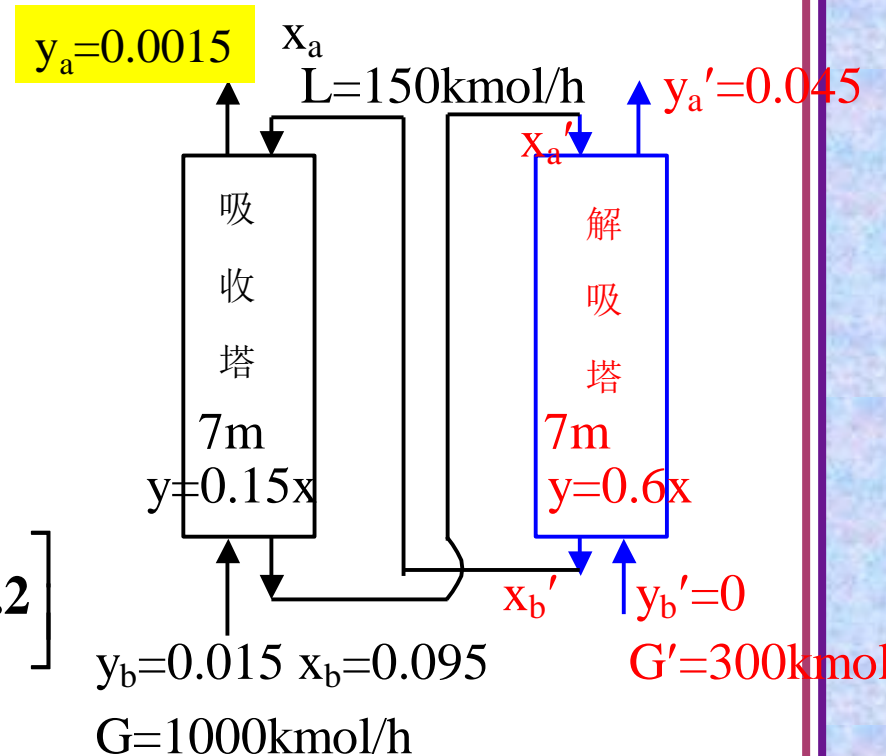
(2) 求解吸塔传质单元数 $N'_{OG}$

$$S' = \frac{m'G'}{L'} = \frac{0.6 \times 300}{150} = 1.2$$

$$N'_{OG} = \frac{1}{1-S'} \ln \left[ (1-S') \frac{y'_b - mx'_a}{y'_a - mx'_a} + S' \right]$$

$$= \frac{1}{1-1.2} \ln \left[ (1-1.2) \frac{0 - 0.6 \times 0.095}{0.045 - 0.6 \times 0.095} + 1.2 \right]$$

$$= 6.93$$

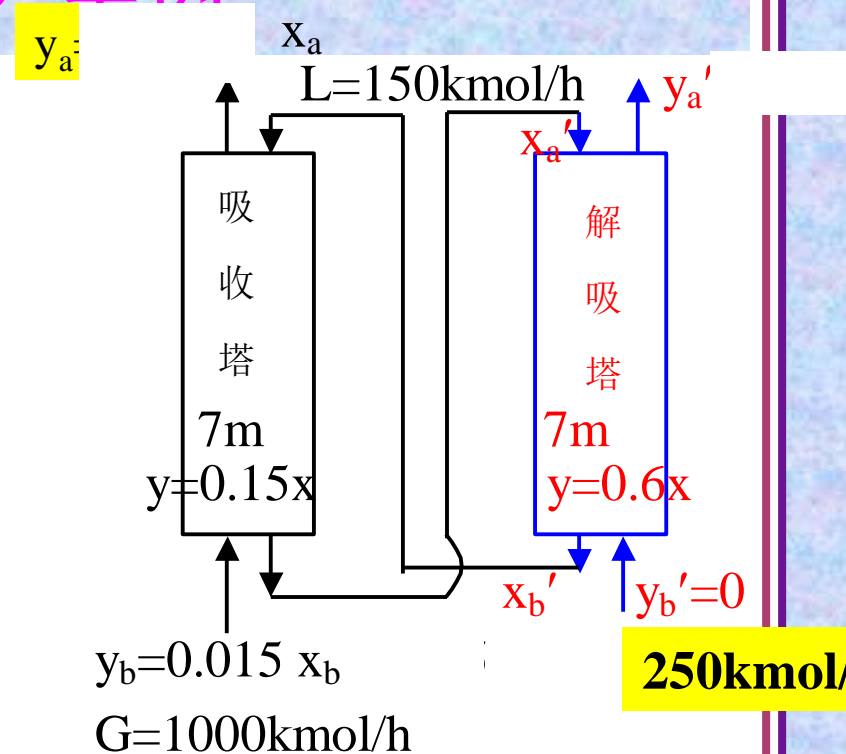


返回第82页

## 解吸（脱吸）举例

(3) 若解吸气体流量减少为  $250\text{kmol/h}$ ，则吸收塔气体出口浓度  $y_a$  又为多少？（其余操作条件均不变，且气体流量变化时，解吸塔  $H'_{OG}$  基本不变）

**分析：** 解吸气量减小，则对解吸不利，因而  $x_b'$  ( $=x_a$ ) 将变大，对吸收不利，所以  $y_a$  将变大。



# 解吸（脱吸）举例

吸收塔：

$L$ 、 $G$ 不变，所以 $H_{OG}$ 不变，故  
 $N_{OG}$ 也不变，

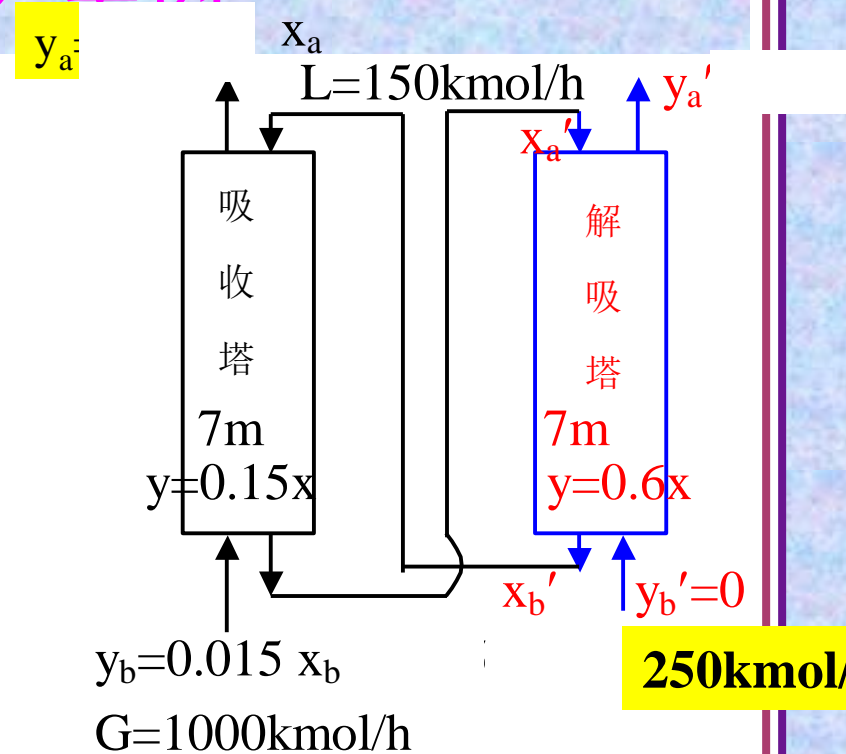
又 $S=1$ 不变，

$$N_{OG} = 18 = \frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} - 1$$

$$\text{即 } 18 = \frac{0.015 - 0.15x_a}{y_a - 0.15x_a} - 1$$

解之得：

$$19y_a = 0.015 + 2.7x_a \quad (1)$$



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

## 解吸（脱吸）举例

解吸塔：因 $H'_{OG}$ 不变，故 $N'_{OG}$ 不变

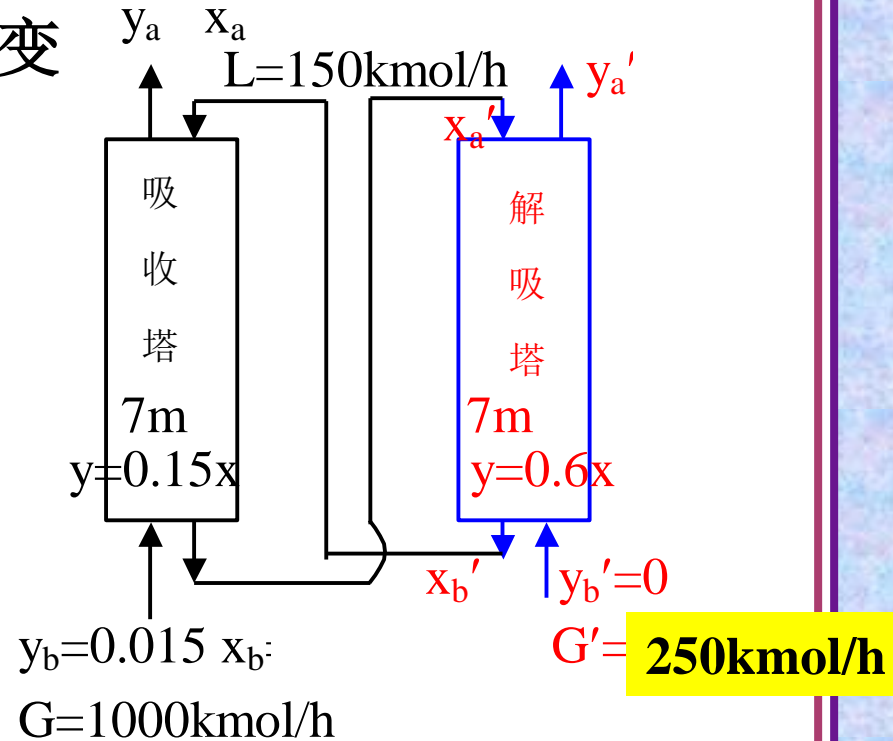
$$S' = \frac{m'G'}{L'} = \frac{0.6 \times 250}{150} = 1$$

$$\therefore N'_{OG} = 6.93 = \frac{y'_b - mx_b}{y'_a - mx_b} - 1$$

$$\text{即 } 6.93 = \frac{0 - 0.6x_b}{y'_a - 0.6x_b} - 1$$

$$\text{解之得： } y'_a = 0.524x_b \quad (2)$$

$$19y_a = 0.015 + 2.7x_a \quad (1)$$



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



## 解吸（脱吸）举例

再对解吸塔作物料衡算得：

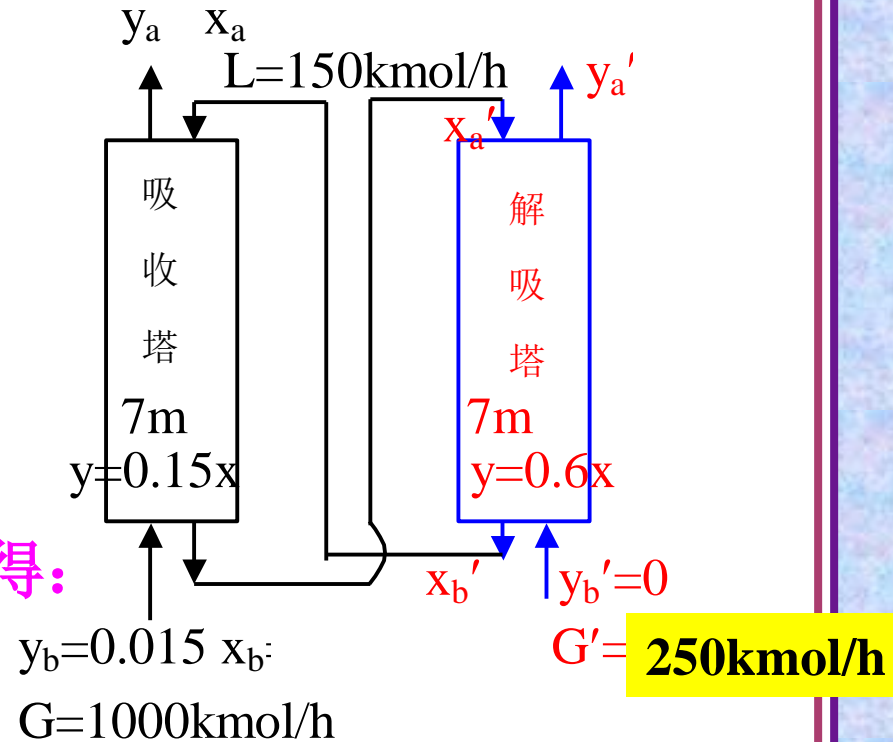
$$\begin{aligned} x_b &= x_a + \frac{y'_a - y'_b}{L/G'} \\ &= x_a + \frac{y'_a - 0}{150/250} \\ &= x_a + 1.667y'_a \quad (3) \end{aligned}$$

再对全流程或吸收塔作物料衡算得：

$$\begin{aligned} y_a &= y_b - \frac{G'}{G}(y'_a - y'_b) \\ &= 0.015 - \frac{250}{1000}(y'_a - 0) = 0.015 - 0.25y'_a \quad (4) \end{aligned}$$

$$y'_a = 0.524x_b \quad (2)$$

$$19y_a = 0.015 + 2.7x_a \quad (1)$$



# 解吸（脱吸）举例

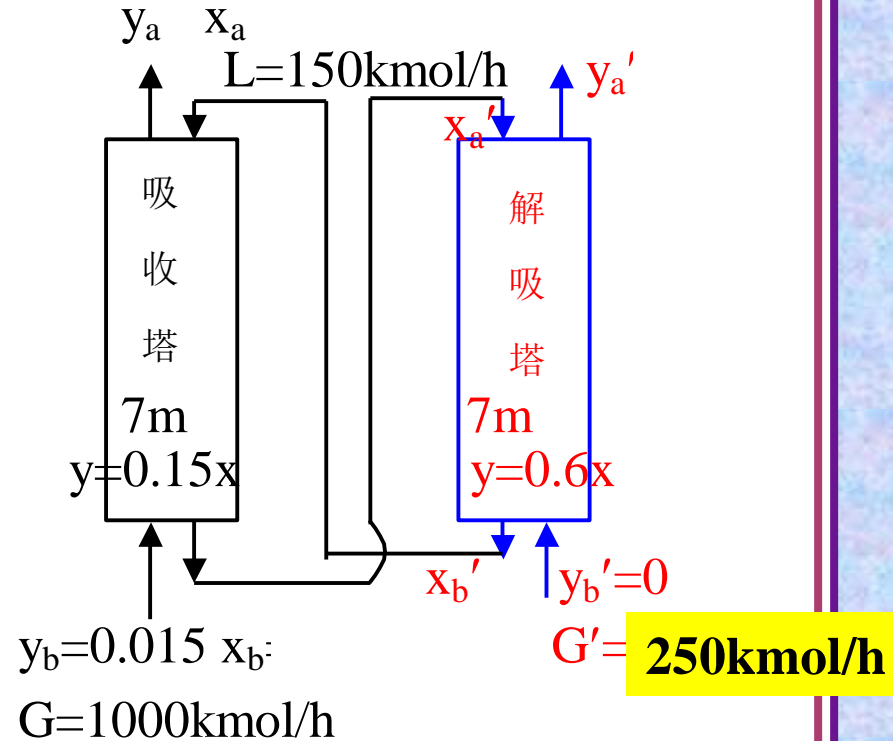
联立求解式 (1) ~ (4)

$$\begin{cases} y'_a = 0.524x_b \\ x_b = x_a + 1.667y'_a \\ 19y_a = 0.015 + 2.7x_a \\ y_a = 0.015 - 0.25y'_a \end{cases}$$

解得:  $y_a = 0.0025$

$y'_a = 0.05$

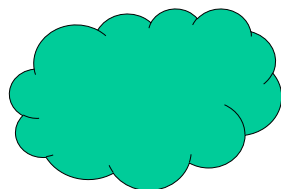
对照:  $G'=300\text{kmol/h}$  时,  $y_a=0.0015$



## 第四节 二元低浓气体吸收（或脱吸）的计算

### 七、塔板数（教材P50）

大家先自行预习一下，该部分将在第十章中再做详细介绍



[返回目录](#)

90/97

## 第五节 其他类型的吸收简介

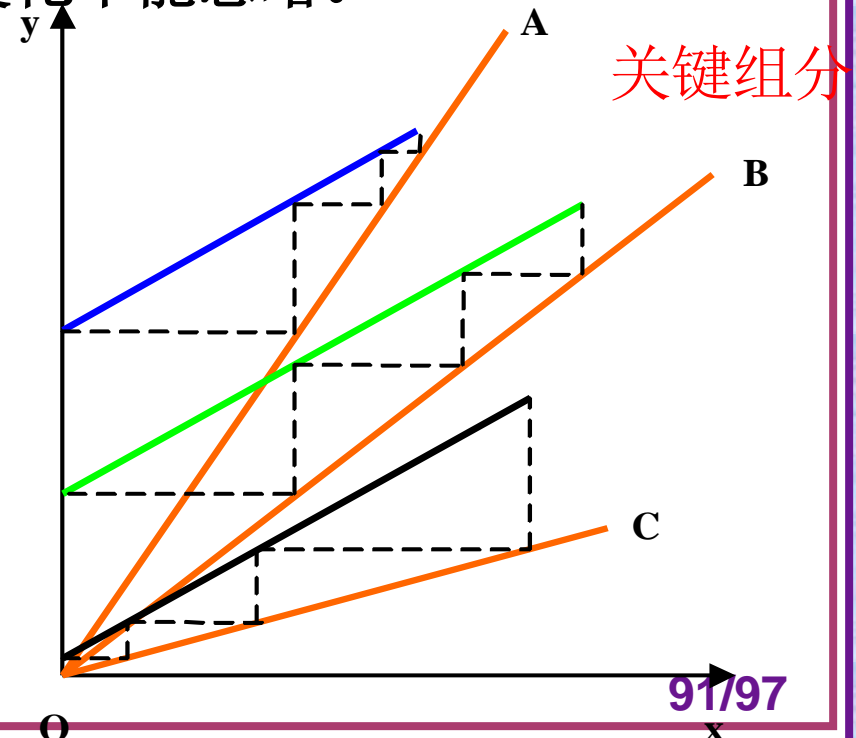
### 一、多组分吸收

复杂之处：

各组分的溶解平衡关系相互影响；  
塔内气液两相流率不能看作一成不变；  
气体溶解热所引起的温度变化不能忽略。

计算原则：

先根据关键组分（某指定组分）计算填料高度，再由此计算其他组分的吸收率。



## 第五节 其他类型的吸收简介

### 二、化学吸收

化学吸收有很高的选择性  
及较高的吸收速率

### 三、非等温吸收

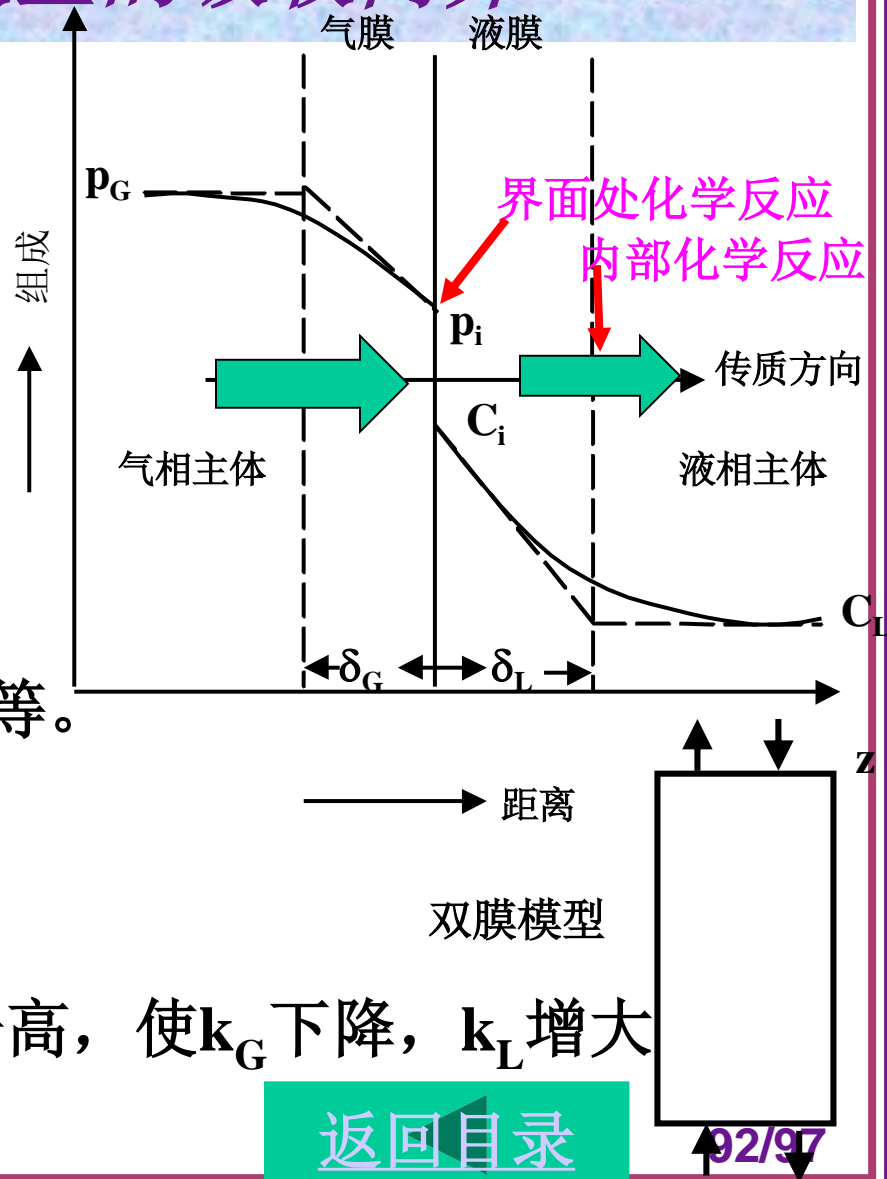
热效应产生的原因：

溶解热、反应热、冷凝热等。

热效应对吸收过程的影响：

----改变平衡线斜率

----改变吸收速率：温度升高，使 $k_G$ 下降， $k_L$ 增大



[返回目录](#)

92/97

## 第九章 小结

### 一. 概念

吸收推动力（总的、气相侧、液相侧）、

吸收阻力（气相侧、液相侧、总的）

影响吸收阻力的因素、

传质单元、传质单元高度、传质单元数、影响HTU的因素、

回收率、

近似梯级法

### 二. 相平衡关系

亨利定律的三种形式

$$\begin{cases} C_A^* = Hp_A \\ p_A^* = Ex_A \\ y_A^* = mx_A \end{cases}$$

$H$  --- 溶解度系数,  $T \uparrow$ ,  $H \downarrow$

$E$  --- 亨利系数,  $T \uparrow$ ,  $E \uparrow$

$m$  --- 相平衡常数,  $T \uparrow$ ,  $m \uparrow$ ;  $P \uparrow$ ,  $m \downarrow$  93/97



### 三. 吸收塔计算（低浓时）

全塔物料衡算式:  $y_b = \frac{L}{G}(x_b - x_a) + y_a$

操作线方程:  $y = \frac{L}{G}(x - x_a) + y_a$

$$\frac{L}{G} = (1.2 \sim 2.0) \left( \frac{L}{G} \right)_{\min} \quad \left( \frac{L}{G} \right)_{\min} = \frac{y_b - y_a}{x_b^* - x_a}$$

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

填料层高度计算式:  $h_0 = H_{OG} \cdot N_{OG} = H_{OL} \cdot N_{OL}$

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

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

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

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

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

#### 四. 解吸塔计算（低浓时）

全塔物料衡算式:  $y_b = \frac{L}{G}(x_b - x_a) + y_a$

操作线方程:  $y = \frac{L}{G}(x - x_a) + y_a$

$$\frac{G}{L} = (1.2 \sim 2.0) \left( \frac{G}{L} \right)_{\min} \quad \left( \frac{G}{L} \right)_{\min} = \frac{x_a - x_b}{y_a^* - y_b}$$

填料层高度计算式:  $H = H_{OG} \cdot N_{OG} = H_{OL} \cdot N_{OL}$

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

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