

《化工原理》

# Principles of Chemical Engineering

任课教师：王 水



## 第五章

## 气 体 吸 收

## Gas Absorption





# 吸收塔的计算

化工单元设备的计算，按给定条件、任务和要求的不同，一般可分为设计型计算和操作型（校核型）计算两大类。

**设计型计算：**按给定的生产任务和工艺条件来设计满足任务要求的单元设备。

**操作型计算：**根据已知的设备参数和工艺条件来求算所能完成的任务。

两种计算所遵循的基本原理及所用关系式都相同，只是具体的计算方法和步骤有些不同而已。本章着重讨论吸收塔的设计型计算，而操作型计算则通过习题加以训练。

吸收塔的设计型计算是按给定的生产任务及条件（已知待分离气体的处理量与组成，以及要达到的分离要求），设计出能完成此分离任务所需的吸收塔。



# 吸收塔的计算

## 设计计算的主要内容与步骤

- (1) 吸收剂的选择及用量的计算；
- (2) 设备类型的选择；
- (3) 塔径计算；
- (4) 填料层高度或塔板数的计算；
- (5) 确定塔的高度；
- (6) 塔的流体力学计算及校核；
- (7) 塔的附件设计。

## 计算依据：物系的相平衡关系和传质速率

本教材以吸收为例说明填料塔填料层高度的计算方法，以精馏为例说明板式塔塔板数的计算方法。但在吸收和精馏操作中，填料塔和板式塔均为最常用的塔型。

# 物料衡算与吸收操作线方程

## 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  $X_1$ 。

**以逆流操作的填料塔为例：**

下标“1”代表塔内填料层下底截面，  
下标“2”代表填料层上顶截面。

$V$ —— 惰性气体B的摩尔流率kmol/s；

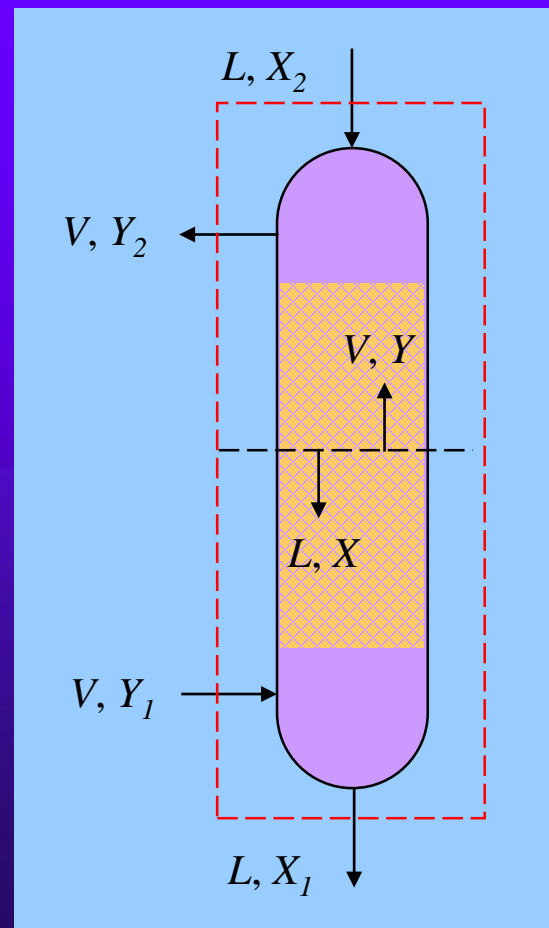
$L$ —— 吸收剂S的摩尔流率kmol/s；

$Y$ —— 溶质A在气相中的比摩尔分数；

$X$ —— 溶质A在液相中的比摩尔分数。

对稳定吸收过程，单位时间内气相在塔内被吸收的溶质A的量必须等于液相吸收的量。全塔物料衡算为：

$$VY_1 + LX_2 = VY_2 + LX_1$$



## 物料衡算

若  $G_A$  为吸收塔的传质负荷，即气体通过填料塔时，单位时间内溶质被吸收剂吸收的量 kmol/s，则

$$G_A = V(Y_1 - Y_2) = L(X_1 - X_2)$$

进塔气量  $V$  和组成  $Y_1$  是吸收任务规定的，进塔吸收剂温度和组成  $X_2$  一般由工艺条件所确定，出塔气体组成  $Y_2$  则由任务给定的吸收率  $\eta$  求出

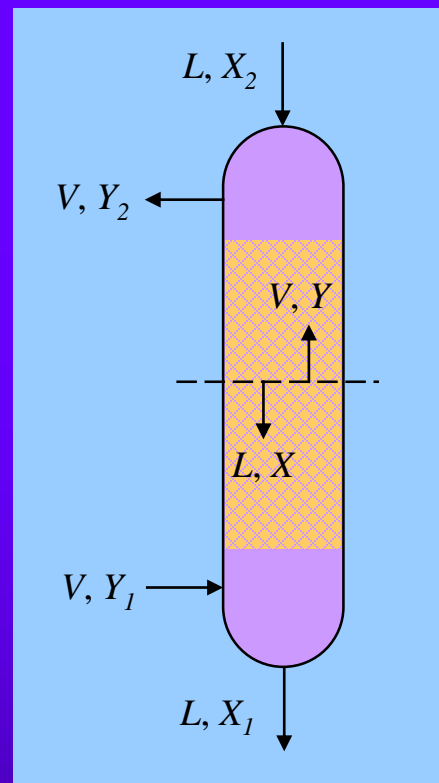
$$\eta = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1}$$

$$Y_2 = Y_1(1 - \eta)$$

在填料塔内，对气体流量与液体流量一定的稳定的吸收操作，气、液组成沿塔高连续变化；

在塔的任一截面接触的气、液两相组成是相互制约的；

全塔物料衡算式就代表  $L$ 、 $V$  一定，塔内具有最高气、液浓度的截面“1”（浓端），或具有最低气、液浓度的截面“2”（稀端）的气、液浓度关系。



## 操作线方程与操作线

若取填料层任一截面与塔的塔底端面之间的填料层为物料衡算的控制体，则所得溶质 A 的物料衡算式为

$$VY + LX_1 = VY_1 + LX$$

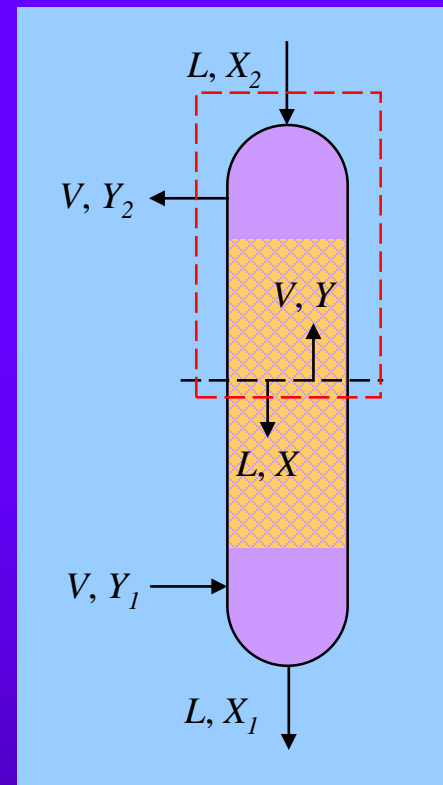
$$Y = \frac{L}{V} X + \left( Y_1 - \frac{L}{V} X_1 \right)$$

同理，若在任一截面与塔顶端面间作溶质 A 的物料衡算，有

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

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

$(L/V)$  称为吸收塔操作的**液气比**。

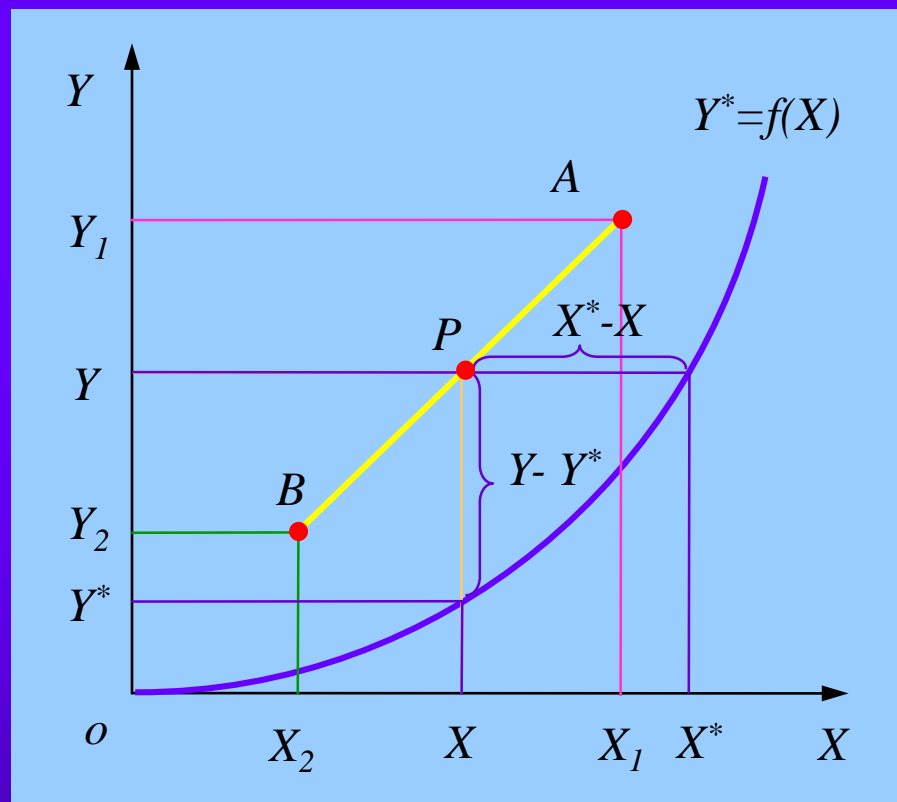




## 操作线方程与操作线

当  $L/V$  一定，操作线方程在  $Y-X$  图上为以液气比  $L/V$  为斜率，过塔进、出口的气、液两相组成点  $(Y_1, X_1)$  和  $(Y_2, X_2)$  的直线，称为**吸收操作线**。

线上任一点的坐标  $(Y, X)$  代表了塔内该截面上气、液两相的组成。



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

两线间垂直距离  $(Y-Y^*)$  或水平距离  $(X^*-X)$  的变化显示了吸收过程推动力沿塔高的变化规律。

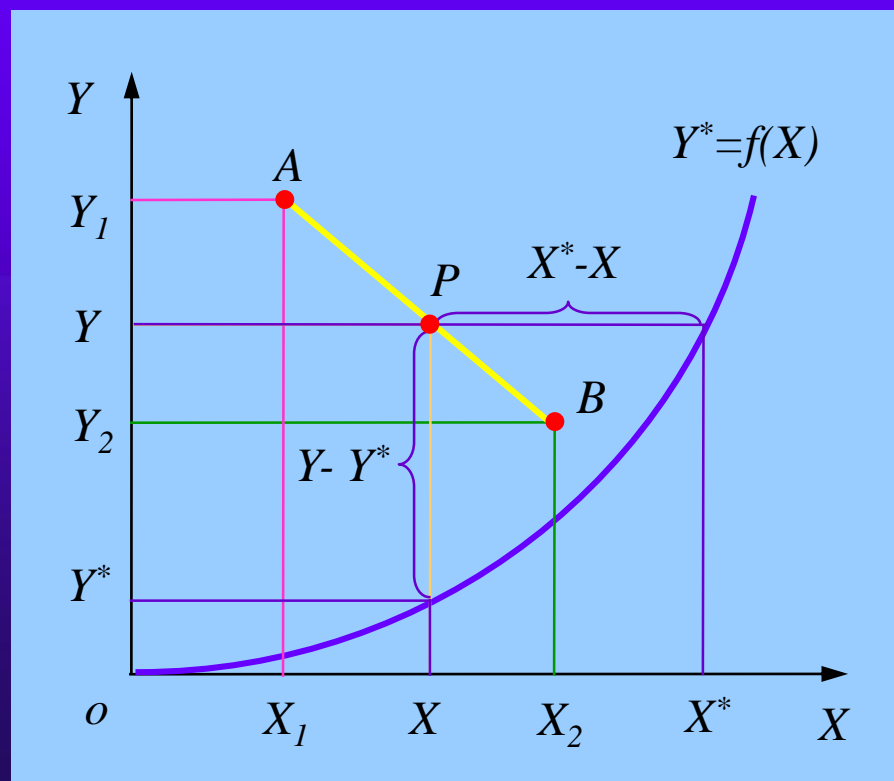
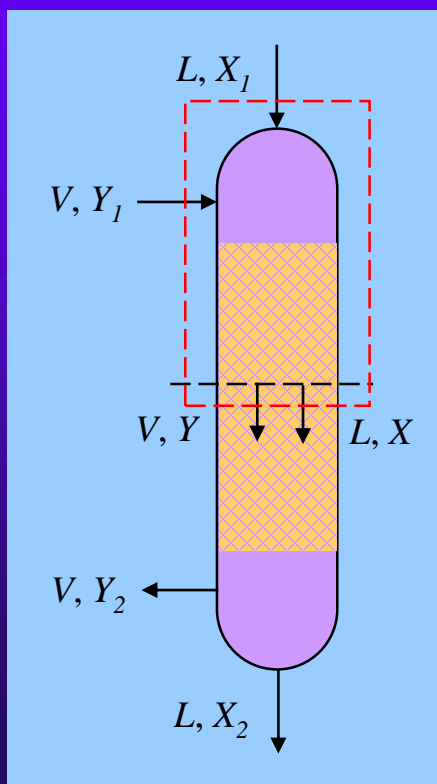


# 操作线方程与操作线

对气、液两相**并流操作**的吸收塔，取塔内填料层任一截面与塔顶（浓端）构成的控制体作物料衡算，可得并流时的操作线方程，其斜率为  $(-L/V)$ 。

并流操作线方程

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



# 吸收塔内流向的选择

- 在  $Y_1$  至  $Y_2$  范围内，两相逆流时沿塔高均能保持较大的传质推动力，而两相并流时从塔顶到塔底沿塔高传质推动力逐渐减小，进、出塔两截面推动力相差较大。
- 在气、液两相进、出塔浓度相同的情况下，逆流操作的平均推动力大于并流，从提高吸收传质速率出发，逆流优于并流。这与间壁式对流传热的并流与逆流流向选择分析结果是一致的。
- 工业吸收一般多采用逆流，本章后面的讨论中如无特殊说明，均为逆流吸收。
- 与并流相比，逆流操作时上升的气体将对借重力往下流动的液体产生一曳力，阻碍液体向下流动，因而限制了吸收塔所允许的液体流率和气体流率，这是逆流操作不利的一面。

# 吸收剂的选择与用量的确定

## 吸收剂的选择

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

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

## 吸收剂用量的确定

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

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

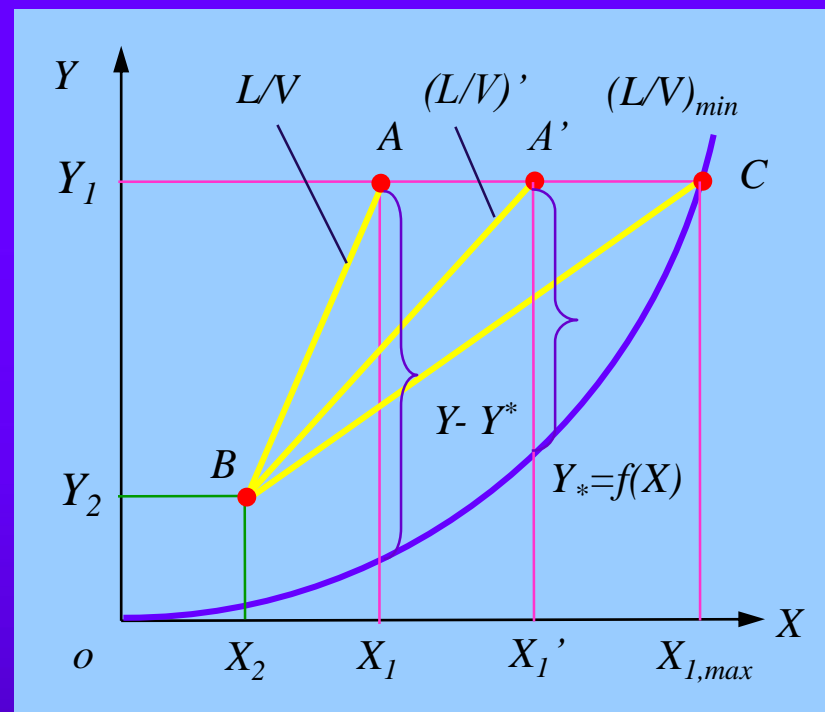
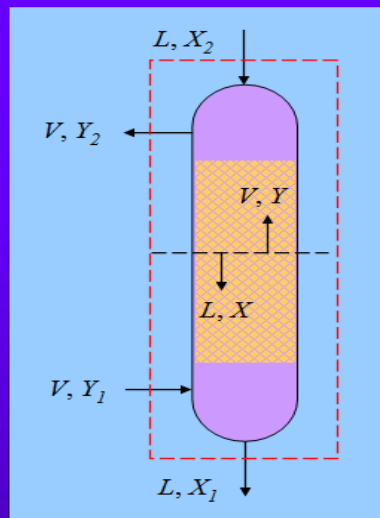
$$X_1 = \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2) + X_2$$

可知吸收剂出塔浓度  $X_1$  与吸收剂用量  $L$  是相互制约的。

- 选取的  $L/V \uparrow$ ，操作线斜率  $\uparrow$ ，操作线与平衡线的距离  $\uparrow$ ，塔内传质推动力  $\uparrow$ ，完成一定分离任务所需塔高  $\downarrow$ ；
- $L/V \uparrow$ ，吸收剂用量  $\uparrow$ ，吸收剂出塔浓度  $X_1 \downarrow$ ，循环和再生费用  $\uparrow$ ；
- 若  $L/V \downarrow$ ，吸收剂出塔浓度  $X_1 \uparrow$ ，塔内传质推动力  $\downarrow$ ，完成相同任务所需塔高  $\uparrow$ ，设备费用  $\uparrow$ 。

## 吸收剂用量的确定

不同液气比  $L/V$  下的操作线图直观反映了这一关系。



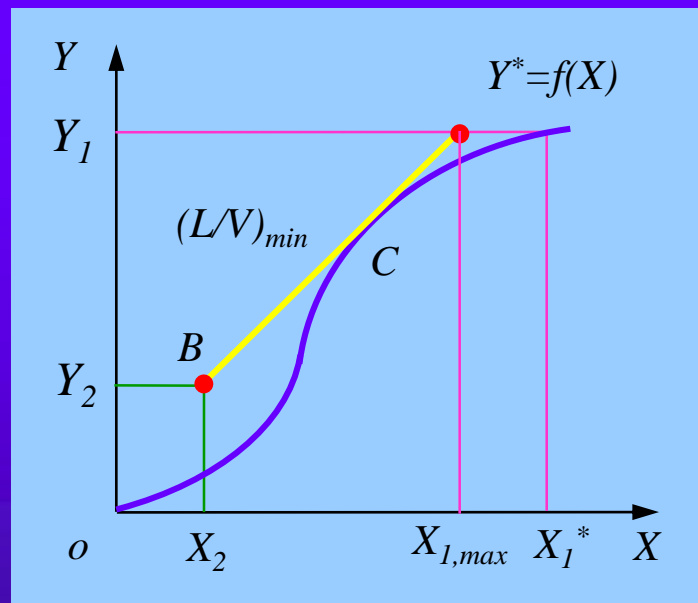
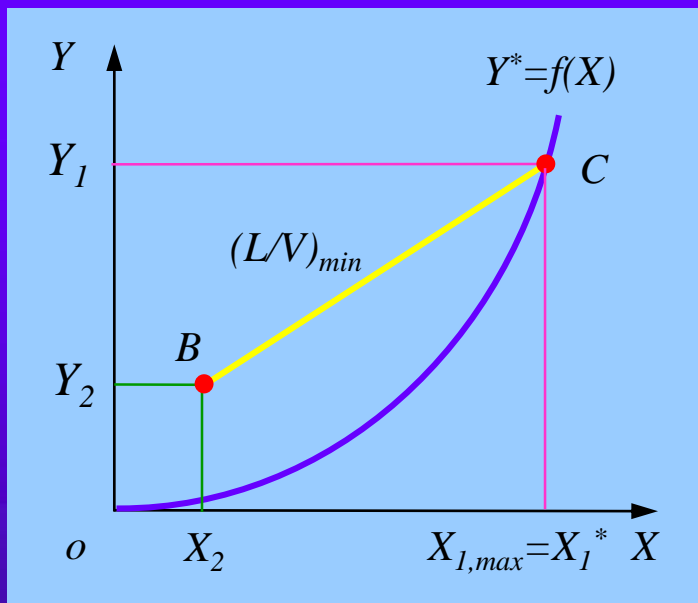
### 最小液气比 $(L/V)_{min}$

要达到规定的分离要求，或完成必需的传质负荷量  $G_A = V(Y_1 - Y_2)$ ， $L/V$  的减小是有限的。

当  $L/V$  下降到某一值时，操作线将与平衡线相交或者相切，此时对应的  $L/V$  称为**最小液气比**，用  $(L/V)_{min}$  表示，而对应的  $X_1$  则用  $X_{1,max}$  表示。

# 最小液气比 $(L/V)_{min}$

随  $L/V$  的减小，操作线与平衡线是相交还是相切取决于平衡线的形状。



两线在  $Y_1$  处相交时， $X_{l,max} = X_1^*$ ；

两线在中间某个浓度处相切时， $X_{l,max} < X_1^*$ 。

最小液气比的计算式：

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_{l,max} - X_2}$$

$$L_{min} = V \frac{Y_1 - Y_2}{X_{l,max} - X_2}$$

## 吸收剂用量的确定

- 在最小液气比下操作时，在塔的某截面上（塔底或塔内）气、液两相达平衡，传质推动力为零，完成规定传质任务所需的塔高为无穷大。对一定高度的塔而言，在最小液气比下操作则不能达到分离要求。
- 实际液气比应在大于最小液气比的基础上，兼顾设备费用和操作费用两方面因素，按总费用最低的原则来选取。
- 根据生产实践经验，一般取

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

**注意：**以上由最小液气比确定吸收剂用量是以热力学平衡为出发点的。从两相流体力学角度出发，还必须使填料表面能被液体充分润湿以保证两相均匀分散并有足够的传质面积，因此所取吸收剂用量  $L$  值还应不小于所选填料的最低润湿率，即单位塔截面上、单位时间内的液体流量不得小于某一最低允许值。



## 吸收剂用量的确定

**例 8** 某矿石焙烧炉排除含SO<sub>2</sub>的混合气体，除SO<sub>2</sub>外其余成分可以看作是惰性气体。冷却后送入填料吸收塔，用清水吸收洗涤除去SO<sub>2</sub>，吸收塔操作温度为20℃，压力为101.3kPa，混合气体流量为1000 m<sup>3</sup>/h，其中含SO<sub>2</sub>体积分数为9%，要求SO<sub>2</sub>的回收率为90%。若吸收剂用量为理论最小量的1.2倍，试计算：

- (1) 吸收剂用量及塔底吸收液的组成X<sub>1</sub>
- (2) 当用含SO<sub>2</sub>为0.0003（摩尔比）的水溶液作吸收剂时，保持SO<sub>2</sub>回收率不变，吸收剂用量比原来增加还是减少？塔底吸收液组成变为多少？

# 吸收剂用量的确定

例 8

SO<sub>2</sub>汽-液平衡表

SO <sub>2</sub> 溶液摩尔比X	气相中SO <sub>2</sub> 平衡摩尔比Y	SO <sub>2</sub> 溶液摩尔比X	气相中SO <sub>2</sub> 平衡摩尔比Y
0.0000562	0.00066	0.00084	0.019
0.00014	0.00158	0.0014	0.035
0.00028	0.0042	0.00197	0.054
0.00042	0.0077	0.0028	0.084
0.00056	0.0133	0.0042	0.138

## 吸收剂用量的确定

### 例 8

解： 进塔气中SO<sub>2</sub>的组成为：
$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.09}{1 - 0.09} = 0.099$$

出塔气中SO<sub>2</sub>的组成为：
$$Y_2 = Y_1(1 - \eta) = 0.099 \times (1 - 0.9) = 0.0099$$

进吸收塔惰性气体的摩尔流量为：

$$V = \frac{1000}{22.4} \times \frac{273}{273 + 20} \times (1 - 0.09) = 37.85 \text{ kmol/h}$$

采用内差法得到与气相进口组成Y<sub>1</sub>相平衡的液相组成

$$X_1^* = 0.0032$$

$$(1) \quad L_{\min} = V \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{37.85(0.099 - 0.0099)}{0.0032 - 0} = 1054 \text{ kmol/h}$$

## 吸收剂用量的确定

### 例 8

$$(1) \quad L_{\min} = V \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{37.85(0.099 - 0.0099)}{0.0032 - 0} = 1054 \text{ kmol/h}$$

实际吸收剂用量为：

$$L = 1.2L_{\min} = 1.2 \times 1054 = 1265 \text{ kmol/h}$$

塔底吸收液组成 $X_1$ 由全塔物料衡算得：

$$X_1 = X_2 + V(Y_1 - Y_2)/L = 0 + \frac{37.85(0.099 - 0.0099)}{1265} = 0.00267$$

## 吸收剂用量的确定

### 例 8

(2) 吸收率不变, 即出塔气体中SO<sub>2</sub>的组成Y<sub>2</sub>不变, Y<sub>2</sub>=0.0099, 而X<sub>2</sub>=0.0003:

$$L_{\min} = V \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{37.85(0.099 - 0.0099)}{0.0032 - 0.0003} = 1163 \text{ kmol/h}$$

实际吸收剂用量:

$$L = 1.2L_{\min} = 1.2 \times 1163 = 1395 \text{ kmol/h}$$

塔底吸收液组成X<sub>1</sub>由全塔物料衡算得:

$$X_1 = X_2 + V(Y_1 - Y_2) / L = 0.0003 + \frac{37.85(0.099 - 0.0099)}{1395} = 0.0027$$

# 填料层高度的基本计算式

在填料塔内，气、液两相传质面积由填充的填料表面提供。

**传质面积：**若塔的截面积为  $\Omega$  ( $\text{m}^2$ )，填料层高度为  $Z$  ( $\text{m}$ )，单位体积的填料所提供的表面积为  $a$  ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ )，则该塔所能提供的传质面积  $F$  ( $\text{m}^2$ ) 为

$$F = \Omega Z a$$

$a$  为填料的有效比表面积，是填料的一个重要特性数据，填料及填料填充方式一定即为定值。

**塔截面积或塔径：**主要由与填料的流体力学特性相关的空塔气速决定。塔截面积确定后，求传质面积就转化为求所需的填料层高度。

完成一定吸收任务所需的传质面积，不仅与传质量和分离程度等由任务规定的指标有关，还与塔内气液两相流动状况、相平衡关系、填料类型以及填充方式等影响相际传质速率的诸多因素紧密相关。物料衡算方程和传质速率方程是计算填料层高度的基本方程。

# 填料层高度的基本计算式

填料塔内气、液组成  $Y$ 、 $X$  和传质推动力  $\Delta Y$  (或  $\Delta X$ ) 均随塔高变化, 故塔内各截面上的吸收速率也不相同。

对填

算可

液相

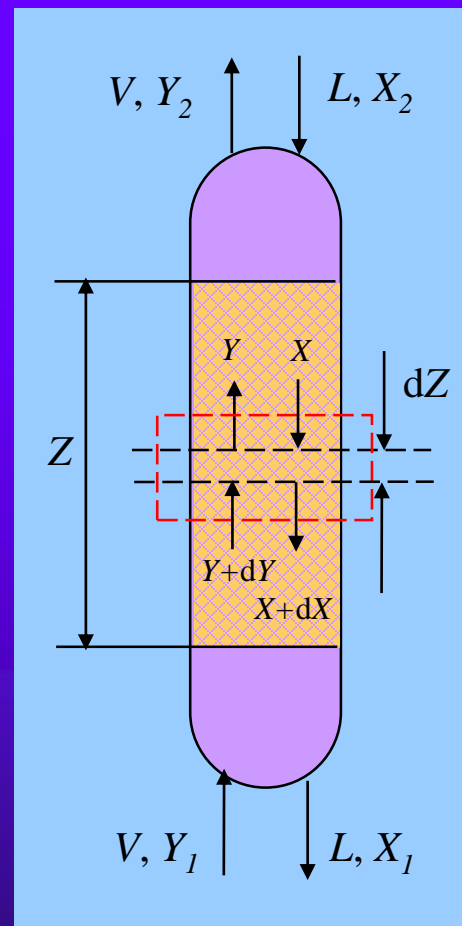
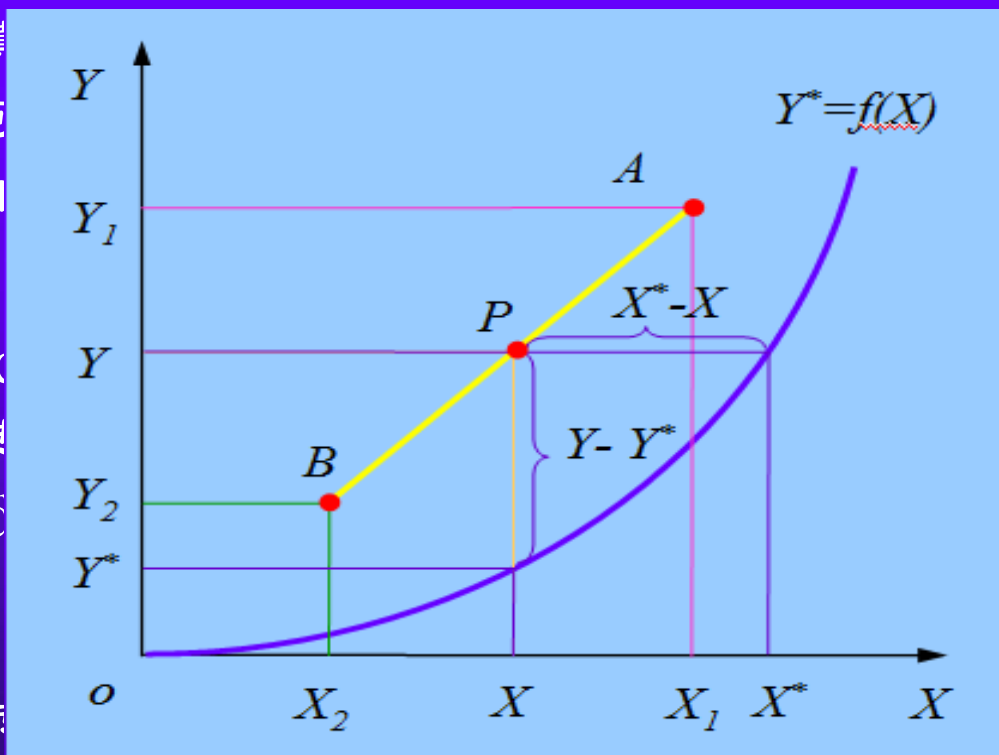
若

的传

积

此

转入液相的量。因此



$$dG_A = VdY = N_A a \Omega dZ$$

$$dG_A = LdX = N_A a \Omega dZ$$



## 填料层高度的基本计算式

$$dG_A = VdY = N_A a \Omega dZ$$

将以比摩尔分数表示的总的传质速率方程代入，则有

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

$$LdX = K_X (X^* - X) a \Omega dZ$$

对上两式沿塔高积分得

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

$$Z = \int_{X_2}^{X_1} \frac{L}{K_X a \Omega} \frac{dX}{X^* - X}$$

在上述推导中，用相内传质速率方程替代总的传质速率方程可得形式完全相同的填料层高度  $Z$  的计算式。

若采用  $N_A = k_Y (Y - Y_i)$  和  $N_A = k_X (X_i - X)$  可得：

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

$$Z = \int_{X_2}^{X_1} \frac{L}{k_X a \Omega} \frac{dX}{X_i - X}$$

用其它组成表示法的传质速率方程，可推得以相应相组成表示的填料层高度  $Z$  的计算式。

## 低浓度气体吸收填料层高度的计算

**特点：**低浓度气体吸收 ( $y_1 < 10\%$ ) 因吸收量小，由此引起的塔内温度和流动状况的改变相应也小，吸收过程可视为等温过程，传质系数  $k_Y$ 、 $k_X$ 、 $K_Y$ 、 $K_X$  沿塔高变化小，可取塔顶和塔底条件下的平均值。填料层高度  $Z$  的计算式：

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

$$Z = \frac{L}{K_X a \Omega} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^* - X}$$

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

$$Z = \int_{X_2}^{X_1} \frac{L}{k_X a \Omega} \frac{dX}{X_i - X}$$

$$K_Y = 1 / (1/k_Y + M/k_X)$$

$$K_X = 1 / (1/(k_Y M) + 1/k_X)$$

$$k_G = \frac{Dp}{RT z_G p_{Bm}}$$

## 低浓度气体吸收填料层高度的计算

**特点：**低浓度气体吸收 ( $y_1 < 10\%$ ) 因吸收量小，由此引起的塔内温度和流动状况的改变相应也小，吸收过程可视为等温过程，传质系数  $k_Y$ 、 $k_X$ 、 $K_Y$ 、 $K_X$  沿塔高变化小，可取塔顶和塔底条件下的平均值。填料层高度  $Z$  的计算式：

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

$$Z = \frac{L}{K_X a \Omega} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^* - X}$$

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

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

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

# 传质单元数与传质单元高度

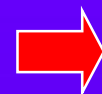
对气相总传质系数和推动力：

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

若令

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

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



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

$H_{OG}$  —— 气相总传质单元高度，m；

$N_{OG}$  —— 气相总传质单元数，无因次。

对液相总传质系数和推动力：

$$Z = \frac{L}{K_X a \Omega} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^* - X}$$

若令

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

$$N_{OL} = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^* - X}$$



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

$H_{OL}$  —— 液相总传质单元高度，m；

$N_{OL}$  —— 液相总传质单元数，无因次。

## 传质单元数与传质单元高度

定义传质单元高度和传质单元数来表达填料层高度  $Z$ ，从计算角度而言，并无简便之利，但却有利于对  $Z$  的计算式进行分析和理解。下面以  $N_{OG}$  和  $H_{OG}$  为例给予说明。

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

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

如果用  $(Y - Y^*)_m$  表示在某一高度填料层内的传质平均推动力，且气体通过该段填料层的浓度变化  $(Y_a - Y_b)$  恰好等于  $(Y - Y^*)_m$ ，即有

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

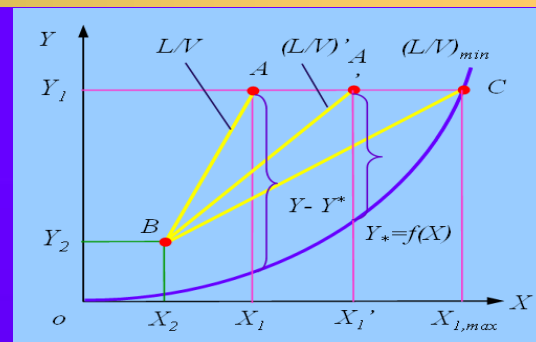
由  $Z = H_{OG} N_{OG}$  可知，这段填料层的高度就等于一个气相总传质单元高度  $H_{OG}$ 。

因此，可将  $N_{OG}$  看作所需填料层高度  $Z$  相当于多少个传质单元高度  $H_{OG}$ 。

## 传质单元数与传质单元高度

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

$$N_{OL} = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X - X^*}$$



传质单元数  $N_{OG}$  或  $N_{OL}$  反映吸收过程的难易程度，其大小取决于分离任务和整个填料层平均推动力大小两个方面。

$N_{OG}$  与气相或液相进、出塔的浓度，液气比以及物系的平衡关系有关，而与设备形式和设备中气、液两相的流动状况等因素无关。

在设备选型前可先计算出过程所需的  $N_{OG}$  或  $N_{OL}$ 。  $N_{OG}$  或  $N_{OL}$  值大，分离任务艰巨，为避免塔过高应选用传质性能优良的填料。若  $N_{OG}$  或  $N_{OL}$  值过大，就应重新考虑所选溶剂或液气比  $L/V$  是否合理。

## 传质单元数与传质单元高度

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

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

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

$H_{OG}$  或  $H_{OL}$  值小，表示设备的性能高，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  $H_{OG}$ 、 $H_{OL}$  或传质系数  $K_Y a$ 、 $K_X a$  表征设备的传质性能其实质是相同的。但随气、液流率改变  $K_Y a$  或  $K_X a$  的值变化较大，一般流率增加， $K_Y a$ （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。

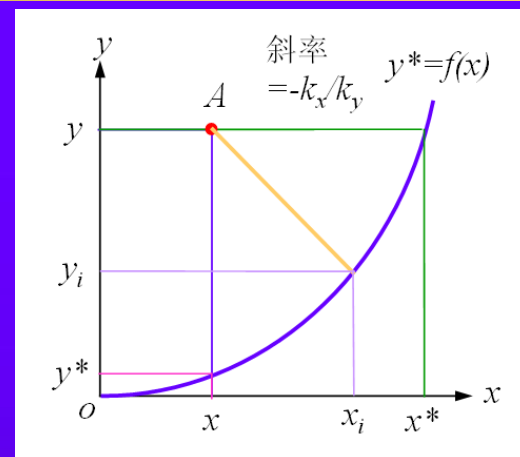
一般吸收设备的传质单元高度在 0.15~1.5m 范围内。



# 传质单元数与传质单元高度

$$Z = \int_{X_2}^{X_1} \frac{L}{k_X a \Omega} \frac{dX}{X_i - X}$$

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



类似地

气相传质单元高度

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

气相传质单元数

$$N_G = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y_i}$$

}

$$Z = H_G N_G$$

液相传质单元高度

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

液相传质单元数

$$N_L = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X_i - X}$$

}

$$Z = H_L N_L$$

## 传质单元数与传质单元高度

当相平衡关系可用  $Y^*=MX$  或  $Y=MX+B$  表示时, 利用不同基准的总传质系数之间的换算关系, 以及总传质系数与相内传质系数之间的关系, 可导出如下关系式

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

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

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

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

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

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

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

$$\frac{MV}{L} H_{OL} = \frac{MV}{L} \frac{L}{K_X a \Omega} = \frac{M}{K_X} \frac{V}{a \Omega} = \frac{V}{K_Y a \Omega} = H_{OG}$$

$$\frac{1}{K_Y} = \frac{1}{k_Y} + \frac{M}{k_X}$$

$$\frac{V}{a \Omega} \frac{1}{K_Y} = \frac{V}{a \Omega} \frac{1}{k_Y} + \frac{V}{a \Omega} \frac{M}{k_X}$$

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

$$\frac{1}{K_X} = \frac{1}{k_X} + \frac{1}{M k_Y}$$

$$\frac{L}{a \Omega} \frac{1}{K_X} = \frac{L}{a \Omega} \frac{1}{k_X} + \frac{L}{a \Omega} \frac{1}{M k_Y}$$

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

## 平衡线为直线时传质单元数的计算

对于低浓度的气体吸收，用总传质单元数计算填料层高度  $Z$  时，可避开界面组成  $y_i$  和  $x_i$ 。

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

### 对数平均推动力法

设平衡线段方程为

$$Y^* = MX + B$$

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

逆流吸收操作线方程为

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

上两式相减得

$$Y - Y^* = \left( \frac{L}{V} - M \right) X - \left[ \left( \frac{L}{V} X_2 - Y_2 \right) + B \right]$$

取微分

$$dY = \frac{L}{V} dX$$

$$d(Y - Y^*) = \left( \frac{L}{V} - M \right) dX$$

$$dY = \frac{1}{(1 - VM/L)} d(Y - Y^*)$$

# 对数平均推动力法

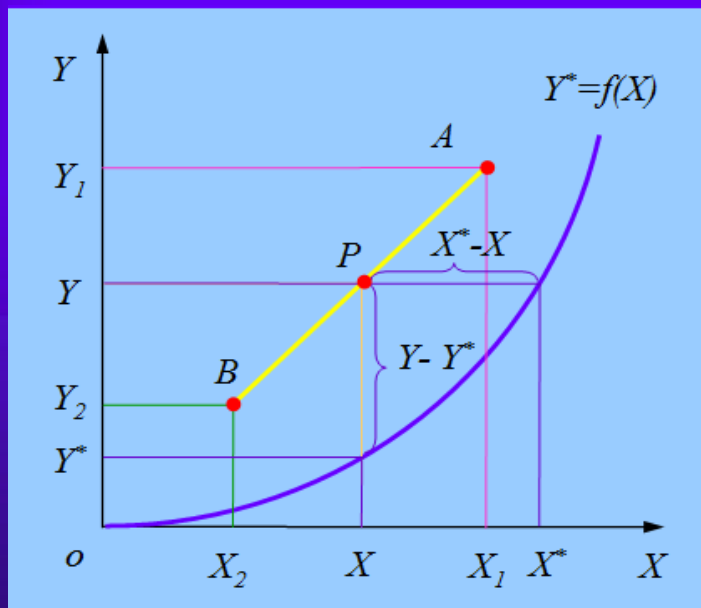
$$dY = \frac{1}{(1-VM/L)} d(Y-Y^*)$$

$$N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y-Y^*} = \frac{1}{(1-VM/L)} \int_{Y_2-Y_2^*}^{Y_1-Y_1^*} \frac{d(Y-Y^*)}{Y-Y^*} = \frac{1}{1-VM/L} \ln \frac{Y_1-Y_1^*}{Y_2-Y_2^*}$$

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

$$M = \frac{Y_1^* - Y_2^*}{X_1 - X_2}$$

$$1 - \frac{VM}{L} = 1 - \frac{Y_1^* - Y_2^*}{Y_1 - Y_2} = \frac{(Y_1 - Y_1^*) - (Y_2 - Y_2^*)}{Y_1 - Y_2}$$



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

$$\frac{(Y_1 - Y_1^*) - (Y_2 - Y_2^*)}{Y_1 - Y_2}$$

以气相为基准的全塔的对数平均传质推动力

对低浓度气体吸收是以全塔的对数平均推动力  $\Delta Y_m$  作为度量单位，量衡完成分离任务  $(Y_1 - Y_2)$  所需的传质单元高度的数目。若分离程度  $(Y_1 - Y_2)$  大或平均推动力  $\Delta Y_m$  小， $N_{OG}$  值就大，所需的填料层就高。

# 吸收因子法

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

将操作线方程写为

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

代入相平衡  
方程

$$Y^* = M \left[ \frac{V}{L}(Y - Y_2) + X_2 \right] + B = \frac{MV}{L}Y - \frac{MV}{L}Y_2 + Y_2^*$$

代入  $N_{OG}$  定  
义式并积分

$$N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{\left(1 - \frac{MV}{L}\right)Y + \frac{MV}{L}Y_2 - Y_2^*}$$

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

令  $A = L/(MV)$ ,  
即吸收因子

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

## 吸收因子法

$$\int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{\left(1 - \frac{MV}{L}\right)Y + \frac{MV}{L}Y_2 - Y_2^*} = \frac{1}{\left(1 - \frac{MV}{L}\right)} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{\left(1 - \frac{MV}{L}\right)dY}{\left(1 - \frac{MV}{L}\right)Y + \frac{MV}{L}Y_2 - Y_2^*}$$

$$= \frac{1}{\left(1 - \frac{MV}{L}\right)} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{d\left[\left(1 - \frac{MV}{L}\right)Y + \frac{MV}{L}Y_2 - Y_2^*\right]}{\left(1 - \frac{MV}{L}\right)Y + \frac{MV}{L}Y_2 - Y_2^*} = \frac{1}{\left(1 - \frac{MV}{L}\right)} \ln \left[ \frac{\left(1 - \frac{MV}{L}\right)Y_1 + \frac{MV}{L}Y_2 - Y_2^*}{\left(1 - \frac{MV}{L}\right)Y_2 + \frac{MV}{L}Y_2 - Y_2^*} \right]$$

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

## 吸收因子法

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

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

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



# 吸收因子法

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

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

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

# 吸收因子法

将  $N_{OG}$  表示为两个  
无因次数群

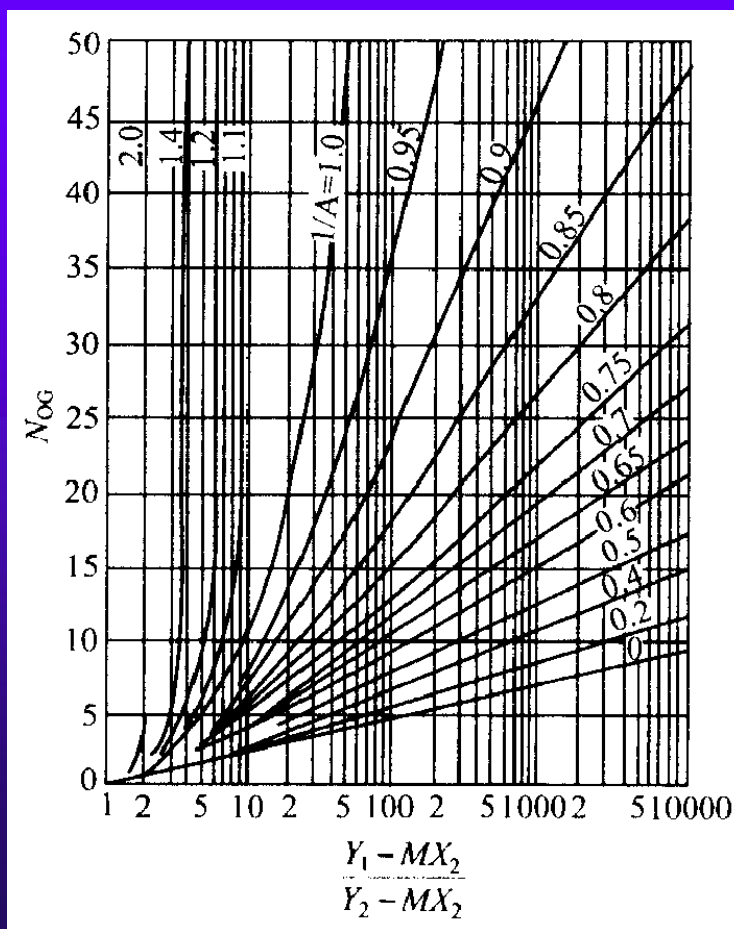
$$A = L/(MV)$$

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

为了计算方便，将此式绘制  
成以  $1/A$  为参数的曲线图

吸收因子  $L/(MV)$  是操作线斜  
率与平衡线斜率的比值。 $A$  值  
越大，两线相距越远，传质  
推动力越大，越有利于吸收  
过程， $N_{OG}$  越小。

$A$  的倒数  $(MV)/L$  称为**解吸因  
子**，其值越大，对吸收越不  
利，由图可知， $N_{OG}$  越大。



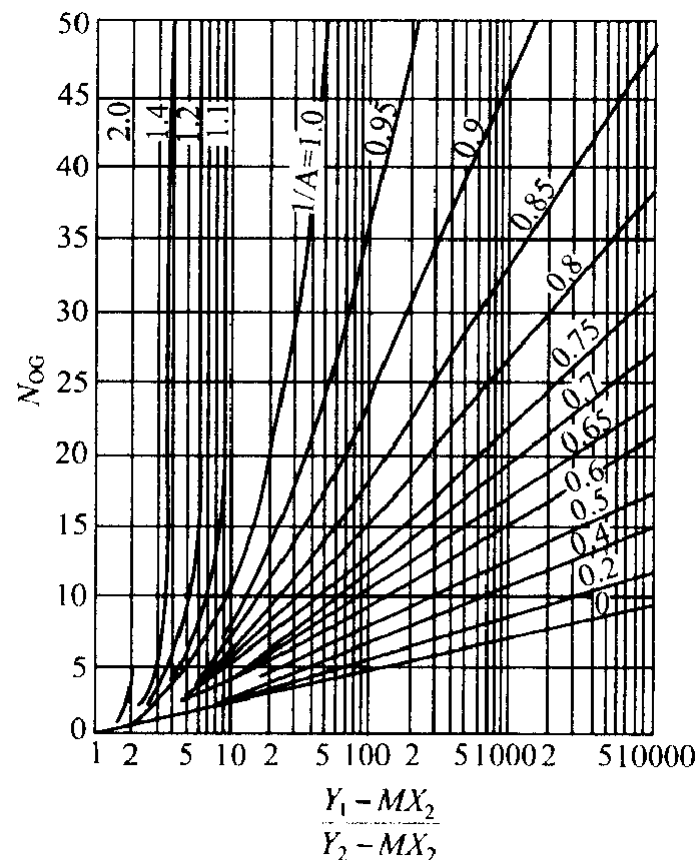
## 吸收因子法

若令  $\eta_r = (Y_1 - Y_2) / (Y_1 - Y_2^*)$ ， $\eta_r$  称为**相对吸收率**，为塔内实际达到的浓度变化  $(Y_1 - Y_2)$  与可能达到的最大浓度变化  $(Y_1 - Y_2^*)$  之比值。这样

$$\frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} = \frac{1}{1 - \eta_r}$$

当  $1/A$  一定时， $\eta_r$  值越大，则  $(Y_1 - Y_2^*) / (Y_2 - Y_2^*)$  数值越大， $N_{OG}$  值越大。

与对数平均推动力法相比，吸收因子法用于解决吸收操作型问题的计算较为方便。



## 平衡线为直线时传质单元数的计算

当用  $(X^*-X)$  作传质推动力时，对平衡线为直线的情况，用完全类似的方法可导出与  $N_{OG}$  计算式并列的  $N_{OL}$  计算式

$$N_{OL} = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^* - X} = \frac{1}{1 - L/(MV)} \ln \frac{X_2^* - X_2}{X_1^* - X_1}$$

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

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

$$\begin{aligned} N_{OL} &= \frac{1}{1 - L/MV} \ln \left[ \left( 1 - \frac{L}{MV} \right) \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_1 - Y_1^*} + \frac{L}{MV} \right] \\ &= \frac{1}{1 - A} \ln \left[ (1 - A) \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_1 - Y_1^*} + A \right] \end{aligned}$$

## 平衡线为直线时传质单元数的计算

**例 9** 在一塔径为0.8m的填料塔内，用清水逆流吸收空气中的氨，要求氨的吸收率为99.5%，已知空气和氨的混合气质量流率为1400kg/h，气体总压为101.3kPa，其中氨的分压为1.333kPa。若实际吸收剂用量为最小用量的1.4倍，操作温度（293K）下的汽-液平衡关系为 $Y^*=0.75X$ ，气相总体积吸收系数为 $0.088\text{kmol}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ ，试求：

- (1) 每个小时用水量
- (2) 用平均推动力法求所需填料层高度

解： (1)

$$y_1 = \frac{1.333}{101.3} = 0.0132$$

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.0132}{1 - 0.0132} = 0.0134$$

$$Y_2 = Y_1(1 - \eta) = 0.0134(1 - 0.995) = 0.0000669$$

$$X_2 = 0$$

## 平衡线为直线时传质单元数的计算

解： (1)

因混合气中混合氨很少，所以近似认为  $M \approx 29 \text{ kg/kmol}$

$$V = \frac{1400}{29} (1 - 0.0132) = 47.7 \text{ kmol/h}$$

$$\Omega = 0.785 \times 0.8^2 = 0.5 \text{ m}^2$$

$$L_{\min} = V \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{47.7 (0.0134 - 0.0000669)}{\frac{0.0134}{0.75} - 0} = 35.6 \text{ kmol/h}$$

实际吸收剂的用量为：

$$L = 1.4 L_{\min} = 1.4 \times 35.6 = 49.8 \text{ kmol/h}$$

## 平衡线为直线时传质单元数的计算

解： (2)

$$X_1 = X_2 + V(Y_1 - Y_2)/L = 0 + \frac{47.7(0.0134 - 0.0000669)}{49.8} = 0.0128$$

$$Y_1^* = 0.75X_1 = 0.75 \times 0.0128 = 0.00958$$

$$Y_2^* = 0$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 0.0134 - 0.00958 = 0.00382$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 0.0000669 - 0 = 0.0000669$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{0.00382 - 0.0000669}{\ln \frac{0.00382}{0.0000669}} = 0.0000928$$

## 平衡线为直线时传质单元数的计算

解： (2)

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{0.00382 - 0.0000669}{\ln \frac{0.00382}{0.0000669}} = 0.0000928$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.0134 - 0.0000669}{0.0000928} = 14.36$$

$$H_{OG} = \frac{V}{K_y a \Omega} = \frac{47.7 / 3600}{0.088 \times 0.5} = 0.30 \text{ m}$$

$$Z = N_{OG} H_{OG} = 14.36 \times 0.30 = 4.32 \text{ m}$$



## 平衡线为直线时传质单元数的计算

**例 10** 用清水逆流吸收混合气体中的CO<sub>2</sub>，已知混合气体的流量（标准状况下）为300m<sup>3</sup>/h，进塔气体中CO<sub>2</sub>含量为0.06（摩尔分率），操作液-气比为最小液气比的1.6倍，传质单元高度为0.8m，操作条件下物系的平衡关系为 $Y^*=1200X$ ，要求CO<sub>2</sub>吸收率为95%，试求：

- (1) 吸收液组成及吸收剂流量
- (2) 写出操作线方程
- (3) 填料层高度

解： (1) 惰性气体流量为：  $V = \frac{300}{22.4} (1 - 0.06) = 12.59 \text{ kmol/h}$

$$X_2 = 0, \quad \eta = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1}$$

## 平衡线为直线时传质单元数的计算

(1)

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

$$Y = m X$$

$$\left(\frac{L}{V}\right) = 1.6 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.6 m \eta = 1.6 \times 1200 \times 0.95 = 1824$$

$$L = \left(\frac{L}{V}\right) V = 1824 \times 12.59 = 22964 \text{ kmol/h}$$

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.06}{1 - 0.06} = 0.064$$

$$\eta = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1}$$

$$\begin{aligned} X_1 &= X_2 + \frac{V}{L} (Y_1 - Y_2) = X_2 + \frac{V}{L} Y_1 \eta \\ &= X_2 + \frac{Y_1 \eta}{\frac{L}{V}} = 0 + \frac{0.064 \times 0.95}{1824} = 3.33 \times 10^{-5} \end{aligned}$$

## 平衡线为直线时传质单元数的计算

(2) 操作线方程：

$$Y = \frac{L}{V} X + \left( Y_1 - \frac{L}{V} X_2 \right) = 1824X + (0.064 - 1824 \times 3.33 \times 10^{-5})$$

$$Y = 1824X + 3.26 \times 10^{-3}$$

(3) 脱吸因数：

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{1200}{1824} = 0.658$$

$$\eta = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1}$$

$$\frac{1}{1 - \eta} = \frac{1}{1 - \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1}} = \frac{1}{\frac{Y_1 - Y_1 + Y_2}{Y_1}} = \frac{Y_1}{Y_2}$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - S} \ln \left[ (1 - S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right] = \frac{1}{1 - 0.658} \ln \left[ (1 - 0.658) \frac{1}{1 - 0.95} + 0.658 \right] = 5.89$$

$$Z = N_{OG} H_{OG} = 5.89 \times 0.8 = 4.71 \text{ m}$$

## 平衡线为曲线时传质单元数的计算

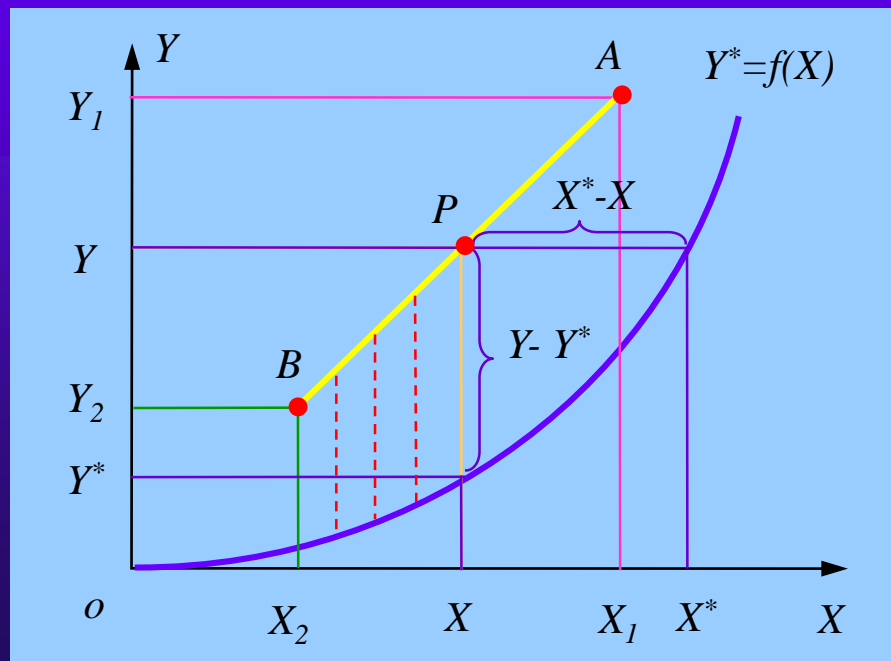
当平衡线为曲线不能用较简单确切的函数式表达时，通常可采用图解积分法或数值积分法求解传质单元数。

### 图解积分法

图解积分法的关键在于找到若干点与积分变量  $Y$  相对应的被积函数的值。其步骤为

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

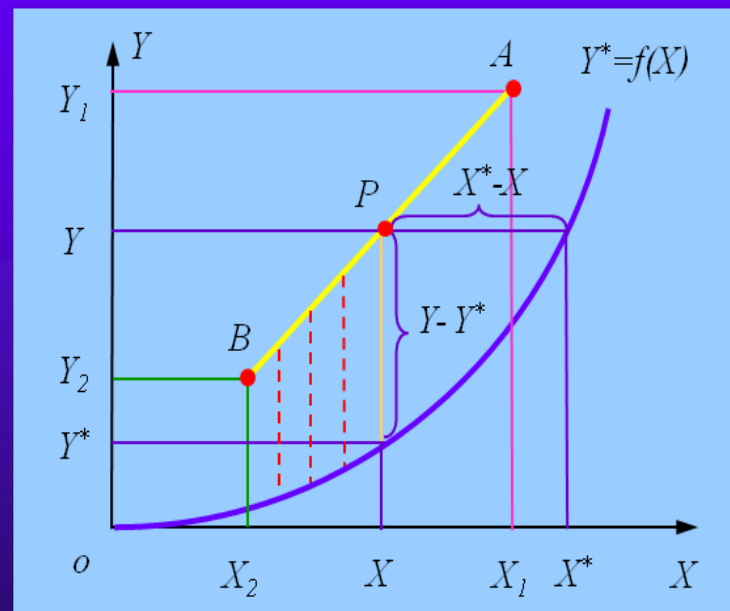
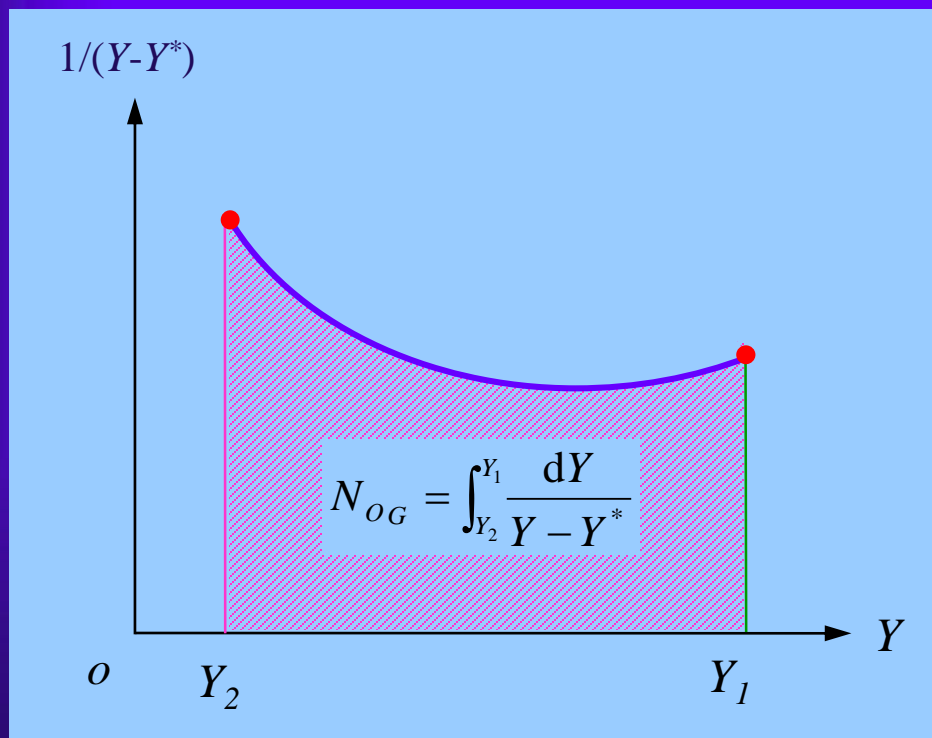
$$N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*}$$



## 图解积分法

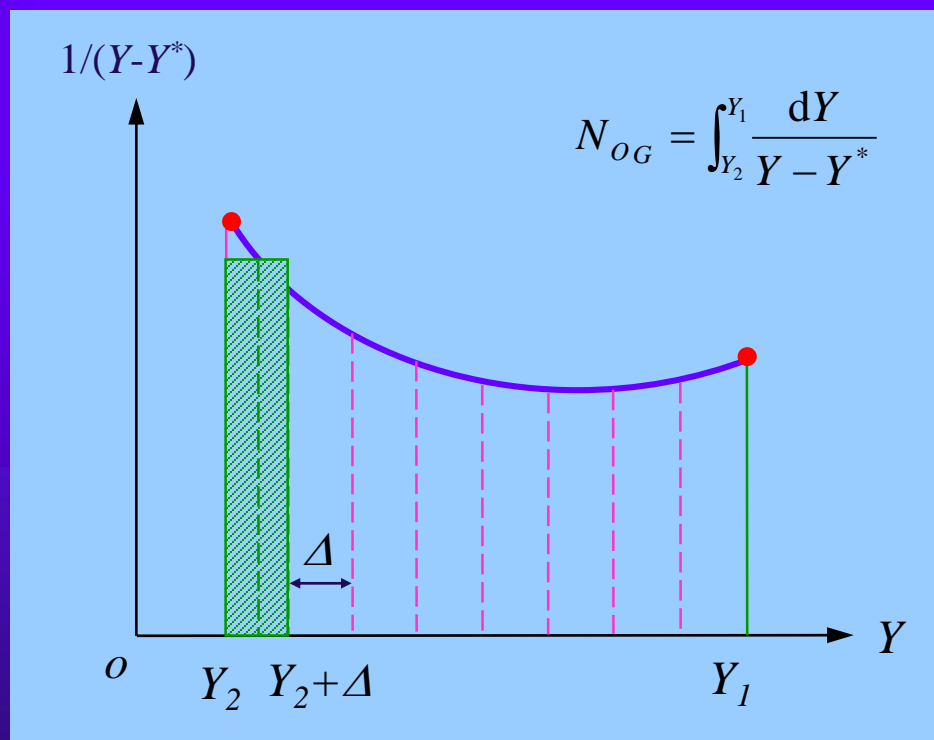
(2) 在  $Y_1$  到  $Y_2$  的范围内作  $Y \sim f(Y)$  曲线；

(3) 计算曲线下阴影面积，此面积的值即为传质单元数  $N_{OG^\circ}$



## 数值积分法

将积分区间  $(Y_1, Y_2)$  等分为  $n$  个子区间  $\Delta = (Y_1 - Y_2)/n$ ，采用直观易行的复化梯形公式对函数曲线  $f(Y) = 1/(Y - Y^*)$  求积分值



该式具有  $n+1$  次代数精度，因此  $n$  的取值大些，计算精度会更高。一般情况下取  $n=10\sim 12$  已经可以满足工程计算的精度要求。

$$N_{OG} = \frac{\Delta}{2} \left[ f(Y_2) + 2 \sum_{i=1}^{n-1} f(Y_2 + \Delta \cdot i) + f(Y_1) \right]$$

# 高浓度气体吸收填料层高度的计算

## 高浓度气体吸收过程分析

低浓度与高浓度气体吸收的主要差异在于浓度沿着塔高变化的大小。

高浓度吸收浓度变化大，溶质溶解量大，从塔底至塔顶气体流率变化也大，这使得高浓度吸收过程有以下特点：

- 通常为**非等温吸收**。由于溶质A的溶解量大，产生的溶解热能使吸收剂温度显著升高，相平衡关系也将沿塔高变化。温度升高，溶质的溶解度下降，对吸收不利。对液气比较大，而溶解热又不大，或吸收塔的散热效果好，能及时将溶解热移出的情况，也可作等温吸收考虑。
- 传质系数沿塔高变化大。

## 非等温吸收时 $Z$ 的计算

非等温气体吸收填料层高度的计算与等温过程相比，需考虑温度变化对传质系数和体系相平衡关系的影响。

若忽略两相温度升高对传质系数的影响，（一般温度升高，传质系数将增大），除必须考虑气、液两相温度所引起的相平衡关系或溶解度的变化这一因素外，其计算公式和计算方法与高浓度等温吸收过程的计算完全相同。

只要求得了非等温吸收的实际相平衡关系，按上述填料层高度的计算公式与求解步骤，就可求得  $Z$  值。

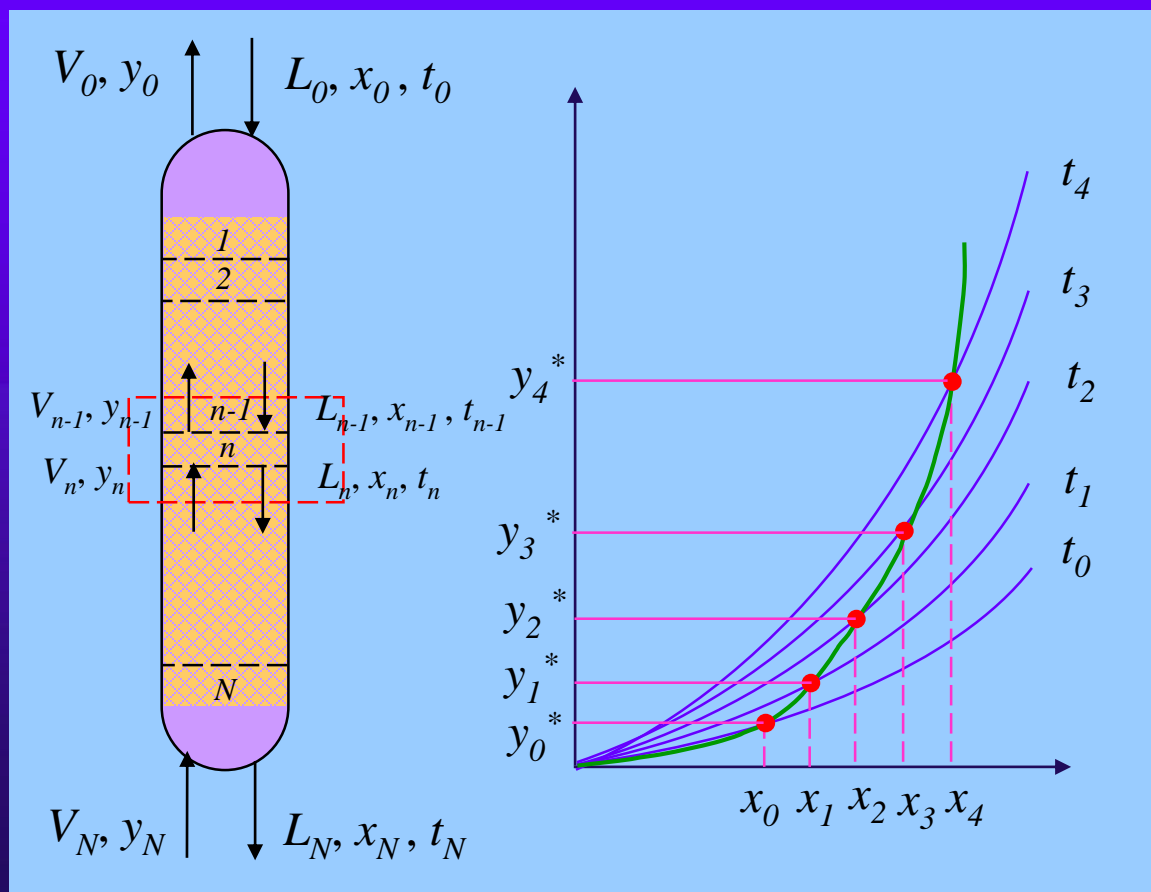
溶质溶解时释放出的溶解热不仅使液体升温，也会使气体升温和部分溶剂汽化，设备的散热也将耗去部分溶解热。同时进行的传热传质使过程的热量衡算变得较为复杂。



## 非等温吸收时 $Z$ 的计算

由进塔的液相浓度  $x_0$  和温度  $t_0$  为初始条件，可逐段算出不同组成  $x$  下的液相温度  $t$ ，然后根据每一组  $x, t$  值，由热力学数据确定与之平衡的气相浓度  $y$ ，从而确定出塔内两相的实际平衡关系。

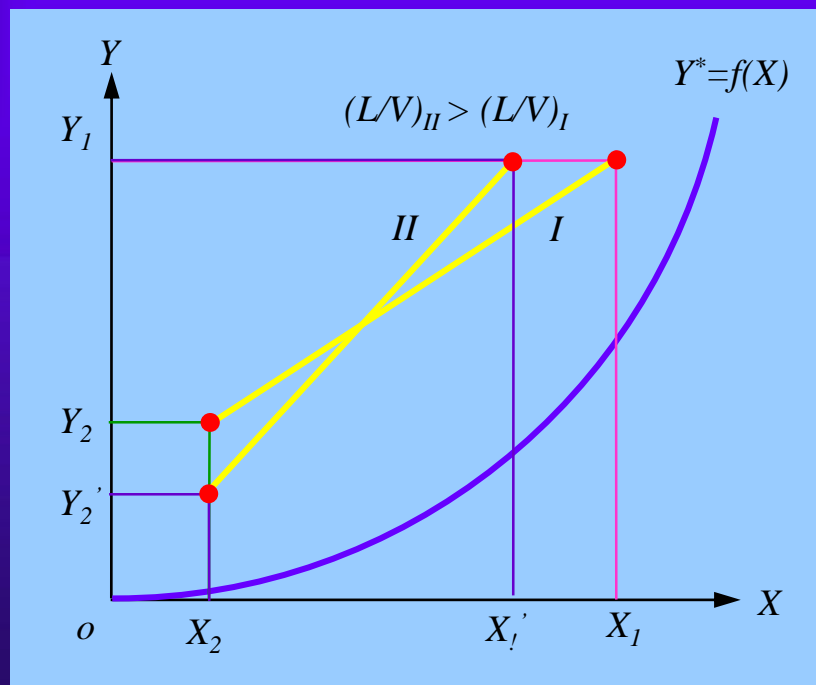
若已知溶质在不同温度下的溶解度曲线，可由每一组  $t, x$  数据直接从图上读出与之对应的  $y$  值，连接交点所得的曲线称为**绝热吸收平衡线**。



## 吸收塔的调节与操作型计算

吸收塔的操作和调节一般是为了满足气相工艺要求。如来自前一工序的气体入塔条件发生改变或后一工序对气体出塔浓度等参数有新的要求时，吸收塔操作必须进行相应的调节。

**调节手段：**通常采取改变吸收剂入塔参数( $L, X_2, t_2$ )。



$L \uparrow, L/V \uparrow$ ，操作线斜率和推动力 $\uparrow$ 。

当气、液入塔浓度  $Y_1$  和  $X_2$  不变时，出口气体  $Y_2 \downarrow$ ，吸收率增大。由物料衡算，操作线由 I 线变为 II 线，液相出口浓度  $X_1 \downarrow$ 。

## 吸收塔的调节与操作型计算

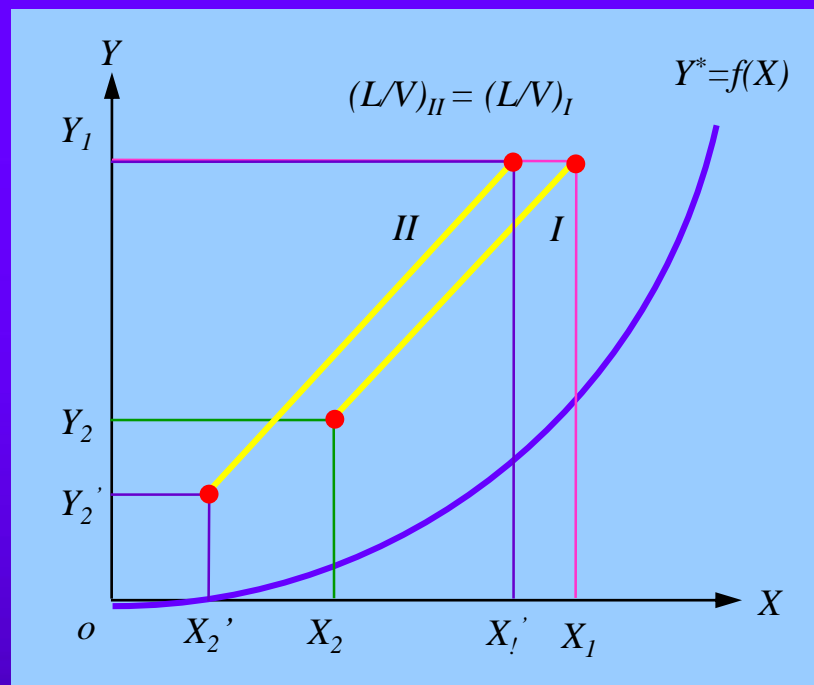
吸收剂  $L$  增大，除受液泛条件限制外，还要考虑吸收剂再生设备的能力。

如果吸收剂用量增大过多，使再生不良或冷却不够，吸收剂进塔浓度  $X_2$  和温度  $t_2$  都可能升高，这两者都会造成传质推动力下降，冲抵了吸收剂用量增大的作用。

## 吸收塔的调节与操作型计算

降低吸收剂入塔浓度，若  $Y_1$  和  $L/V$  不变，操作线向上平移，传质推动力增大。

当吸收剂入塔浓度由  $X_2$  降至  $X_2'$  时，液相出塔浓度将由  $X_1$  降至  $X_1'$ ，气体出塔浓度降至  $Y_2'$ ，分离程度增大。



气、液出塔的实际浓度和可由全塔物料衡算式和传质单元数计算式联解求得。

降低吸收剂入塔温度  $t_2$ ，改变了物系的平衡关系，气体溶解度增大，平衡线下移，传质推动力也增大。

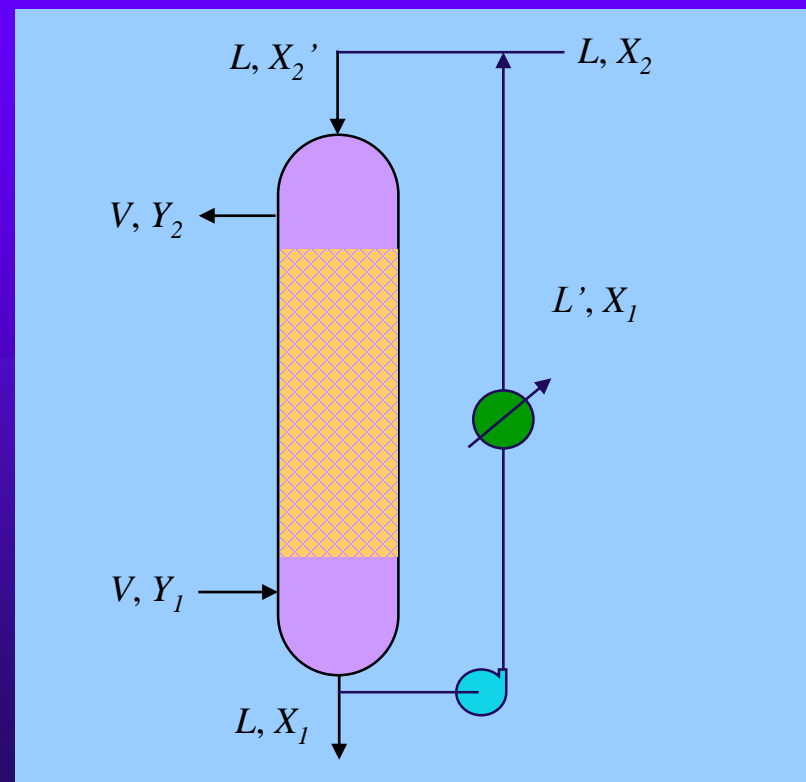
当气、液进塔浓度  $Y_1$ 、 $X_2$  以及液气比不变时，气体出塔浓度  $Y_2$  降低，分离程度增加。

## 吸收塔的调节与操作型计算

适当调节上述三个参数均可强化吸收传质过程，提高分离程度。但实际生产过程的影响因素较多，对具体问题要作具体分析。

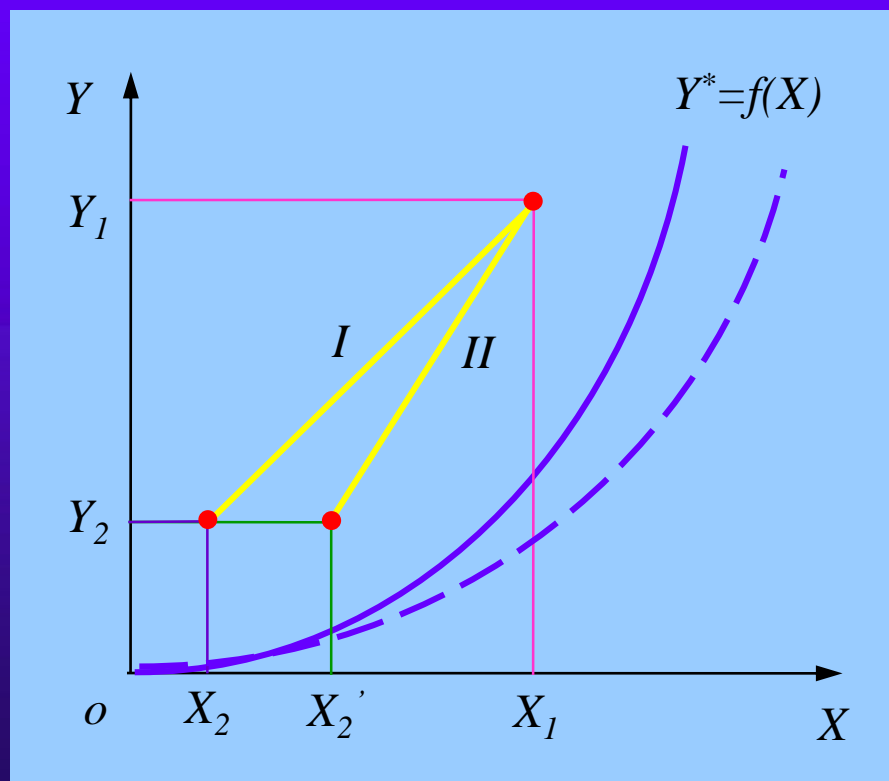
例如对吸收剂再循环流程，设吸收剂再循环量与新鲜吸收剂加入量  $L$  的比值为  $\beta$ ，两股吸收剂混合后浓度为  $X_2'$ ，由吸收剂混合前后的物料衡算可得

$$X_2' = \frac{\beta X_1 + X_2}{1 + \beta}$$



## 吸收塔的调节与操作型计算

若  $\beta$  增加，吸收剂入塔浓度增大，传质推动力下降，塔的吸收能力要下降。但对于有显著的热效应的吸收过程，大量的吸收剂再循环可减小吸收剂在塔内的温升，因而平衡线可以下移，传质推动力增大，有利于吸收。



# 吸收塔的调节与操作型计算

例 11 在一填料塔中用清水吸收氨-空气，若清水量适当加大，其他操作条件不变，则  $Y_2$ ， $X_1$ ，如何变？（已知体积传质系数随气量变化关系为  $k_{Ya} \propto V^{0.8}$ ）

解：由于是气膜控制所以有：  $K_{Ya} \approx k_{Ya}$

因为气体流量  $V$  不变，所以  $K_{Ya}$ 、 $k_{Ya}$  不变

因为塔高  $Z$  不变，所以  $N_{OG}$  也不变

清水量加大，所以有：

$$S = \frac{m}{L/V}$$

$S \downarrow$

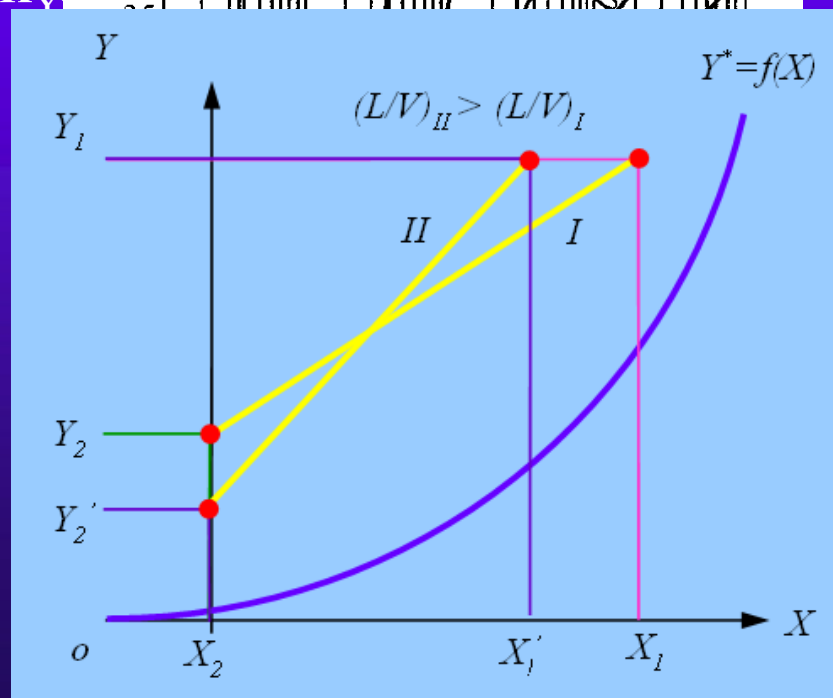
$$\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} \uparrow$$

$Y_2 \downarrow$

物料衡算

$$L(X_1 - X_2) = V(Y_1 - Y_2) \approx VY_1$$

$X_1 \downarrow$



## 吸收塔的调节与操作型计算

**例 13** 某逆流吸收塔，入塔混合气体含溶质浓度为0.05（摩尔比 下同），吸收剂进口浓度为0.001，实际气液比为4，此时出口气体中溶质为0.005，操作条件下汽-液平衡关系为 $Y^*=2.0X$ 。若实际气液比下降为2.5，其他条件不变，计算时忽略传质单元高度的变化，试求此时出塔气体中溶质浓度及出塔液体溶质的浓度各多少？

解：原工况

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{2}{4} = 0.5$$

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right] \\ &= \frac{1}{1-0.5} \ln \left[ (1-0.5) \frac{0.05 - 2 \times 0.001}{0.005 - 2 \times 0.001} + 0.5 \right] = 4.280 \end{aligned}$$



## 吸收塔的调节与操作型计算

### 例 13

解：新工况

$$S' = \frac{mV'}{L'} = \frac{2}{2.5} = 0.8$$

传质单元高度不变，即：  $H'_{OG} = H_{OG}$        $Z' = Z$

所以传质单元数不变，即：

$$N'_{OG} = N_{OG} = \frac{1}{1-0.8} \ln \left[ (1-0.8) \frac{0.05 - 2 \times 0.001}{Y'_2 - 2 \times 0.001} + 0.8 \right] = 4.280$$

$$Y'_2 = 8.179 \times 10^{-3}$$

$$X'_1 = X_2 + \left( \frac{V}{L} \right)' (Y_1 - Y'_2) = 0.001 + \frac{1}{2.5} (0.05 - 8.179 \times 10^{-3}) = 0.01773$$

## 解吸塔的计算

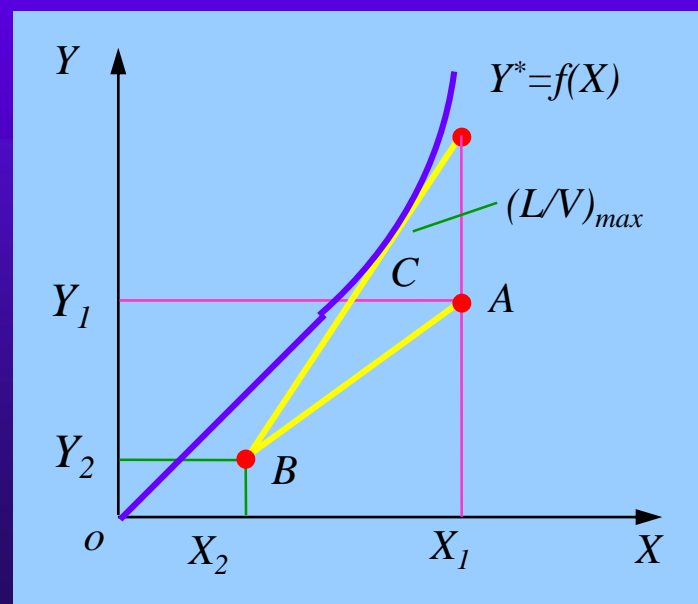
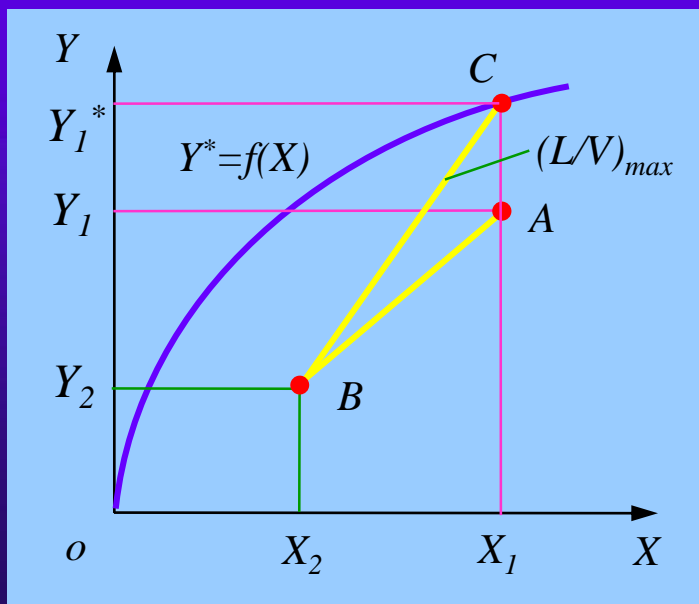
- 使溶解于液相中的气体释放出来的操作称为解吸(desorption)或脱吸;
- 解吸是吸收的逆过程, 相际传质推动力为  $(y^*-y)$  或  $(x-x^*)$ ;
- 降低气体溶解度(如减压、加温)和降低气相主体的溶质分压(如气提或汽提)都有利于解吸过程的进行;
- 工业解吸过程通常是将溶液由塔顶引入, 惰性气体或蒸汽由塔底引入, 使两相在塔内逆流接触传质。此过程也称为气提或汽提(stripping);
- 解吸操作过程和设备的计算方法及气液传质理论和吸收过程相同, 相对应的计算式形式也类似;
- 下面仅就容易与吸收操作计算相混淆的解吸塔的最小气液比和填料层高度计算式两个方面给予讨论。

## 解吸塔的最小气液比

因待解吸的液相相对于气相而言是过饱和的，即  $X > X^*$ ，所以解吸操作线位于平衡线下方。

对逆流解吸塔，其操作线方程与吸收操作线方程在形式完全相同，只是解吸塔的稀端 ( $X_2$ ,  $Y_2$ ) 在塔底。

当溶液的处理量  $L$ 、进出塔浓度  $X_1$ ,  $X_2$  以及解吸气进塔组成  $Y_2$  确定后，气体用量  $V$  与气体出塔浓度  $Y_1$  直接相关。



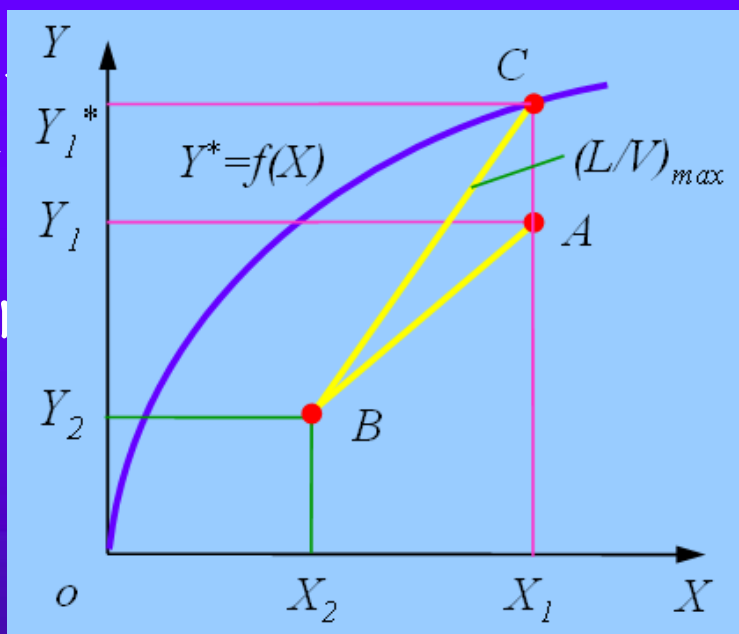
## 解吸塔的最小气液比

当解吸用气量  $V$  减小时，气体出塔浓度  $Y_1$  增大，操作线的 A 点向平衡线靠拢，传质推动力下降。

当操作线与平衡线相交或相切（液气比）最大，即气液比最小操作的最低极限值。

对操作线与平衡线相交的情况

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



（液气  
比）最大，即气液比最小

，有

对操作线与平衡线相切（平衡线呈上凹形状），**最小气液比**由过 B 点所作的操作线与平衡线的切线斜率确定。实际气液比应大于最小气液比。

## 填料层高度计算式

可采用与吸收塔相同的方法，但需注意式中涉及到的推动力(浓度差)的前后项要调换。

用传质单元高度与传质单元数计算填料层高度  $Z$ ，传质单元高度的计算方法不变，但传质单元数定义中有传质推动力项，应加以注意。

若平衡关系为  $Y^* = MX$ ：

$$N_{OL} = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X - X^*} = \frac{1}{1-A} \ln \frac{X_1 - X_1^*}{X_2 - X_2^*}$$

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

$$N_{OL} = \frac{1}{1-A} \ln \left[ (1-A) \frac{X_1 - X_2^*}{X_2 - X_2^*} + A \right]$$

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

式中  $A=L/(MV)$  为吸收因子。

## 解吸过程

**例 14** 在一吸收-解吸联合流程中，吸收塔内用洗油逆流吸收煤气中含苯蒸汽，入塔气体中苯的浓度为0.03（摩尔分数，下同），吸收操作条件下，平衡关系为 $Y^*=0.125X$ ，吸收操作液-气比为0.2444，进塔洗油中苯的浓度为0.007，出塔煤气中苯的浓度降至0.0015，气相总传质高度为0.6m，从吸收塔排出的液体升温后在解吸塔内用过热蒸汽逆流解吸，解吸塔内操作气-液比为0.4，解吸条件下相平衡为 $Y^*=3.16X$ ，气相总传质高度为1.3m，试求：

- (1) 吸收塔填料层高度
- (2) 解吸塔填料层高度

## 解吸过程

### (1) 吸收塔

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.03}{1 - 0.03} = 0.031$$

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2} = \frac{0.0015}{1 - 0.0015} = 0.0015$$

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{0.125}{0.2444} = 0.5115$$

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \frac{1}{1 - S} \ln \left[ (1 - S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right] \\ &= \frac{1}{1 - 0.5115} \ln \left[ (1 - 0.5115) \frac{0.031 - 0.125 \times 0.007}{0.0015_2 - 0.125 \times 0.007} + 0.5115 \right] = 6.51 \end{aligned}$$

$$Z = N_{OG} H_{OG} = 6.51 \times 0.6 = 3.9 \text{ m}$$

## 解吸过程

(2) 对于吸收塔有：

$$X_1 = X_2 + \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2) = 0.007 + \frac{1}{0.2444}(0.031 - 0.0015) = 0.1277$$

对于解吸塔：

溶液进口浓度：  $X_2' = X_1 = 0.1277$

溶液出口浓度：  $X_1' = X_2 = 0.007$

$$Y_1' = 0 \quad A = \frac{L}{V'm'} = \frac{1}{0.4 \times 3.16} = 0.791$$

$$N_{OL} = \frac{1}{1-A} \ln \left[ (1-A) \frac{X_2' - (X_1^*)'}{X_1' - (X_1^*)'} + A \right] = \frac{1}{1-0.791} \ln \left[ (1-0.791) \frac{0.1277-0}{0.007-0} + 0.791 \right] = 7.30$$

$$H_{OL} = AH_{OG} = 0.791 \times 1.3 = 1.028 \text{ m}$$

$$Z = N_{OL} H_{OL} = 7.30 \times 1.028 = 7.504 \text{ m}$$





## 传质系数

过程速率是决定单元设备大小的关键因素。

对气、液传质过程，可将  
各传质速率表达式概括为

$$N_A = \frac{\Delta c}{1/K} = K\Delta c$$

填料层高度计算式中的传质系数( $k_y$ ,  $K_Y$ 等)体现了与吸收速率的正比关系，在吸收计算中具有十分重要的意义。

传质系数包含了传质过程速率计算中一切复杂的、不易确定的影响因素，其数值的大小主要取决于物系的性质、操作条件及设备的性能(填料特性)三个方面。由于影响因素十分复杂，传质系数的计算难以通过理论模型解决，迄今为止也尚无通用的计算方法可循。

**传质系数的获取途径：**(1) 实验测定；(2) 针对特定体系的经验公式；(3) 适用范围更广的准数关联式。

## 传质系数的实验测定

对实际操作的物系，若相平衡关系为直线，则填料层高度计算式为

$$Z = \frac{V}{K_Y a \Omega} \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m}$$

上式也可写为高度为  $Z$  的填料段的平均传质速率方程

$$G_A = V(Y_1 - Y_2) = K_Y F \Delta Y_m$$

$$G_A = V(Y_1 - Y_2) = K_Y a V_p \Delta Y_m$$

式中  $F = \Omega Z a$  为传质面积， $V_p = \Omega Z$  为填料装填体积。

当填料和填料装填方式一定，测量稳定操作时进、出塔气、液流量和测量段  $Z$  两端气、液浓度，由物料衡算及平衡关系可得出  $G_A$  和  $\Delta Y_m$ ，进而得出  $K_Y$  或  $K_Y a$ 。

**注意：**实验测定的传质系数用于吸收或解吸塔设计计算时，设计体系的物性、操作条件及设备性能应与实验测定时的情况相同或相近。



## 传质系数的经验公式

实际上很难对每一具体设计条件下的传质系数都直接进行实验测定。为此，不少研究者针对某些典型的系统和条件进行研究，在所测定的大量数据基础上提出了对一定的物系在一定条件范围内的传质系数经验公式。

### 用水吸收二氧化硫

用水吸收  $\text{SO}_2$  属中等溶解度的气体吸收。计算气、液相体积传质系数的经验公式分别为

$$k_g a = 9.81 \times 10^{-4} G^{0.7} W^{0.25}$$

$$k_c a = \alpha W^{0.82}$$

### 适用条件：

- (1) 气体的空塔质量流速  $G$  为  $320 \sim 4150 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，液体的空塔质量流速  $W$  为  $4400 \sim 58500 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；
- (2) 直径为  $25 \text{ mm}$  的环形填料。

# 传质系数的经验公式

## 用水吸收氨

用水吸收氨属易溶气体的吸收，吸收阻力主要在气膜侧。  
用填充 12.5mm 陶瓷环形填料塔实测数据得出的计算气相传质系数经验公式为

$$k_g a = 6.07 \times 10^{-4} G^{0.9} W^{0.39}$$

式中： $k_g a$  —— 气相传质系数， $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa})$ ；  
 $k_c a$  —— 液相传质系数， $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot \text{kmol}/\text{m}^3)$ ；  
 $G$  —— 气相空塔质量流速， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；  
 $W$  —— 液相空塔质量流速， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；  
 $\alpha$  —— 与温度有关的常数，其值列于下表。

$t \text{ } ^\circ\text{C}$	10	15	20	25	30
$\alpha$	0.0093	0.0102	0.0116	0.0128	0.0143

# 传质系数的经验公式

## 常压下用水吸收二氧化碳

用水吸收二氧化碳属难溶气体吸收，吸收阻力主要在液膜侧。计算液相体积传质系数的经验公式为

$$k_c a = 2.57 U^{0.96}$$

$U$  — 液相喷淋密度， $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。单位时间喷淋在单位塔截面上的液相体积，

### 适用条件：

- (1) 直径为10~32mm 陶瓷环填料塔；
- (2) 喷淋密度  $U$  为 3~20  $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；
- (3) 气体的空塔质量速度  $G$  为 130~580  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；
- (4) 操作温度为21~27℃。

$k_c a$  的大小主要取决于液相的喷淋密度，而气体的质量流速  $G$  基本无影响。

## 传质系数的准数关联式

根据传递现象动力学相似基本原则推导出来并通过实验确定模型参数的准数方程有更宽的适用范围。

**常用准数：**修伍德数 Sh、雷诺数 Re 及施密特数 Sc 等。

### 计算气相传质系数的准数关联式

$$\text{Sh}_G = \alpha (\text{Re}_G)^\beta (\text{Sc}_G)^\gamma$$

气相修伍德准数

$$k_g = \alpha \frac{PD}{RTp_{Bm}} (\text{Re}_G)^B (\text{Sc}_G)^\gamma$$

$$\text{Sh}_G = k_g \frac{RTp_{Bm}}{P} \frac{l}{D}$$

气体通过填料层的雷诺数

$$\text{Re}_G = \frac{d_e u_0 \rho}{\mu_G} = \frac{4G}{a\mu_G}$$

气相施密特准数

$$\text{Sc}_G = \frac{\mu_G}{\rho_G D}$$

## 计算气相传质系数的准数关联式

上式是由湿壁塔中汽液传质的实验数据关联得到，除了用于湿壁塔（ $l$  为湿壁塔塔径）外，也可用于拉西环填料塔（ $l$  为拉西环填料的外径）。

适用范围：

$$Re_G = 2 \times 10^3 \sim 3.5 \times 10^4$$

$$Sc_G = 0.6 \sim 2.5$$

$$P = 101 \sim 303 \text{ kPa (绝压)}$$

模型参数：

应用场合	$\alpha$	$\beta$	$\gamma$
湿壁塔	0.023	0.83	0.44
填料塔	0.066	0.8	0.33

# 计算气相传质系数的准数关联式

## 上述准数中：

$D$  — 溶质在气相中的分子扩散系数  $\text{m}^2/\text{s}$ ；

$P/p_m$  — 气相漂流因子；

$k_g$  — 气相传质系数  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ ；

$R$  — 通用气体常数  $\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$ ；

$l$  — 特征尺寸  $\text{m}$ ；

$\rho_G$  — 混合气体的密度  $\text{kg}/\text{m}^3$ ；

$T$  — 温度  $\text{K}$ ；

$\mu_G$  — 混合气体的粘度  $\text{N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$ ；

$G$  — 气体的空塔质量速度；

$d_e$  — 填料层中流体通道的当量直径， $d_e = 4a/\varepsilon$ ，（ $a$  为填料的比表面  $\text{m}^2/\text{m}^3$ ， $\varepsilon$  为填料层的空隙率  $\text{m}^3/\text{m}^3$ ）；

$u_0$  — 气体在填料空隙中的实际流速， $u_0 = u/\varepsilon$ （ $u$  为空塔气速  $\text{m/s}$ ）；



## 计算液相传质系数的准数关联式

$$\text{Sh}_L = 0.000595(\text{Re}_L)^{0.67}(\text{Sc}_L)^{0.33}(\text{Ga})^{0.33}$$

液相修伍  
德准数

$$\text{Sh}_L = k_c \frac{c_{Sm}}{c} \frac{l}{D'}$$

液相施密  
特准数

$$\text{Sc}_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D'}$$

液体通过填料  
层的雷诺数

$$\text{Re}_L = \frac{4W}{a\mu_L}$$

液相的伽利略  
(Callilio)准数

$$\text{Ga} = \frac{gl^3 \rho_L^3}{\mu_L^2}$$

上述准数中：

- $a$  — 填料比表面积  $\text{m}^2/\text{m}^3$  ;  $k_c$  — 液膜传质系数,  $\text{m/s}$  ;  
 $c_{Sm}/c$  — 液相漂流因子;  $l$  — 特征尺寸, 取填料直径  $\text{m}$  ;  
 $G$  — 重力加速度,  $\text{m/s}^2$  ;  $\mu_L$  — 液体的粘度,  $\text{N}\cdot\text{s}/\text{m}^2$  ;  
 $\rho_L$  — 液体的密度  $\text{kg}/\text{m}^3$  ;  
 $D'$  — 溶质在液相中的分子扩散系数  $\text{m}^2/\text{s}$  ;  
 $W$  — 液体的空塔质量速度,  $\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$  。