

# 第八章 气体吸收

## 8.1 吸收过程概述

## 8.2 吸收过程的相平衡关系

## 8.3 吸收过程的速率关系

## 8.4 低组成气体吸收的计算

### 8.4.1 物料衡算与操作线方程

## 一、全塔物料衡算

在工业中，吸收操作多采用塔式设备，既可采用气液两相在塔内逐级接触的**板式塔**，也可采用气液两相在塔内连续接触的**填料塔**。工业中以采用**填料塔为主**，故本节对于吸收过程计算的讨论结合填料塔进行。

# 逆流吸收塔物料衡算

尾气: B(含微量A)

$V$  (kmolB/s)

$Y_2$  (kmolA/kmolB)

$V$ —通过吸收塔的惰性气体流量, kmol/s;

$Y_1, Y_2$ —分别为塔底及塔顶气相中溶质组分的摩尔比, kmol (溶质) /kmol (惰性气);

原料气: A+B

$V$  (kmolB/s)

$Y_1$  (kmolA/kmolB)

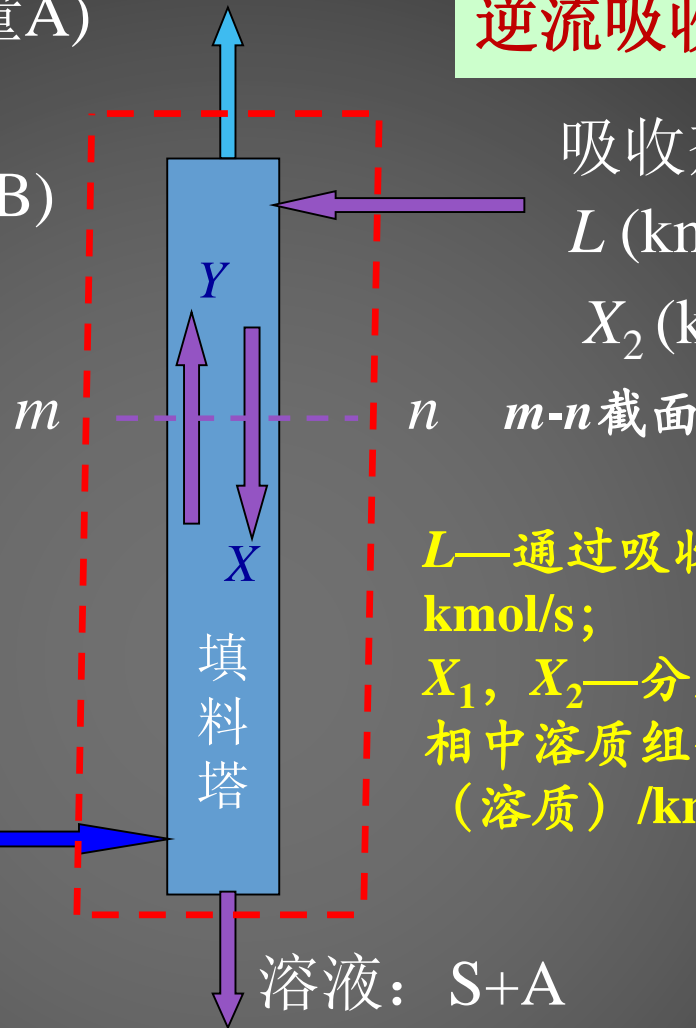
吸收剂: S

$L$  (kmolS/s)

$X_2$  (kmolA/kmolS)

$L$ —通过吸收塔的溶剂流量, kmol/s;

$X_1, X_2$ —分别为塔底及塔顶液相中溶质组分的摩尔比, kmol (溶质) /kmol (溶剂)。



溶液: S+A

$L$ (kmolS/s)

$X_1$ (kmolA/kmolS)

注: 本章中塔底截面一律以下标“1”, 塔顶截面以下标“2”。

## 一、全塔物料衡算

在吸收塔的两端面间，对溶质A作物料衡算

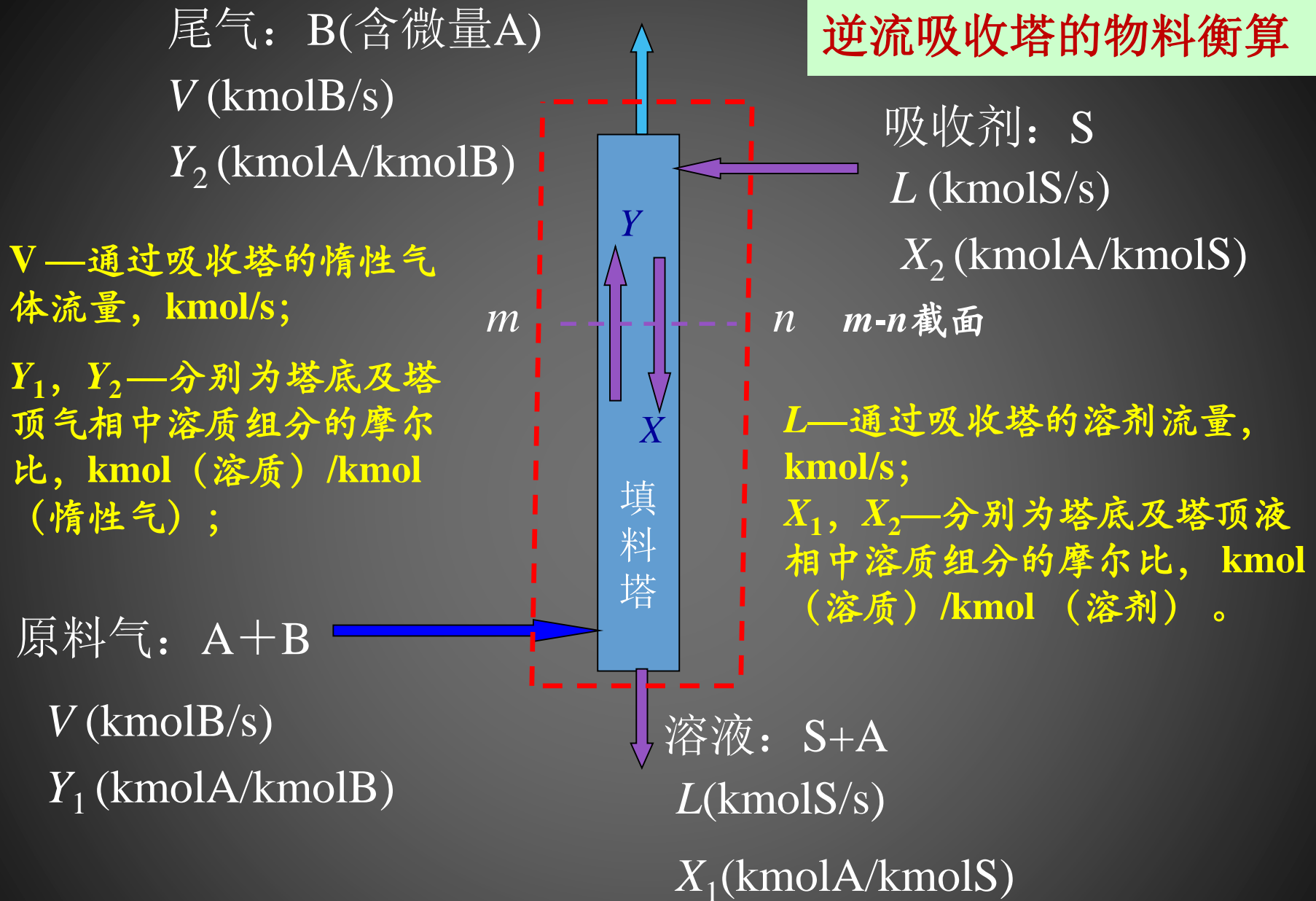
$$q_{n,V} Y_1 + q_{n,L} X_2 = q_{n,V} Y_2 + q_{n,L} X_1$$

$$q_{n,V} (Y_1 - Y_2) = q_{n,L} (X_1 - X_2)$$

溶质A的吸收率  $\varphi_A = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1}$

气体出塔时的组成  $Y_2 = Y_1 (1 - \varphi_A)$

# 逆流吸收塔物料衡算



注: 本章中塔底截面一律以下标“1”, 塔顶截面以下标“2”。

## 二、操作线方程与操作线

吸收塔内任一横截面上，气液组成 $Y$ 与 $X$ 之间的关系称为操作关系，描述该关系的方程即为操作线方程。

在 **m-n** 截面与塔底端面之间对组分 A 进行衡算，可得

$$q_{n,V} Y + q_{n,L} X_1 = q_{n,V} Y_1 + q_{n,L} X$$

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

逆流吸收塔  
操作线方程

## 二、操作线方程与操作线

同理，在 **m-n** 截面与塔顶端面之间作组分 A 的衡算，得

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

逆流吸收塔  
操作线方程

操作线方程为直线

斜率

过点

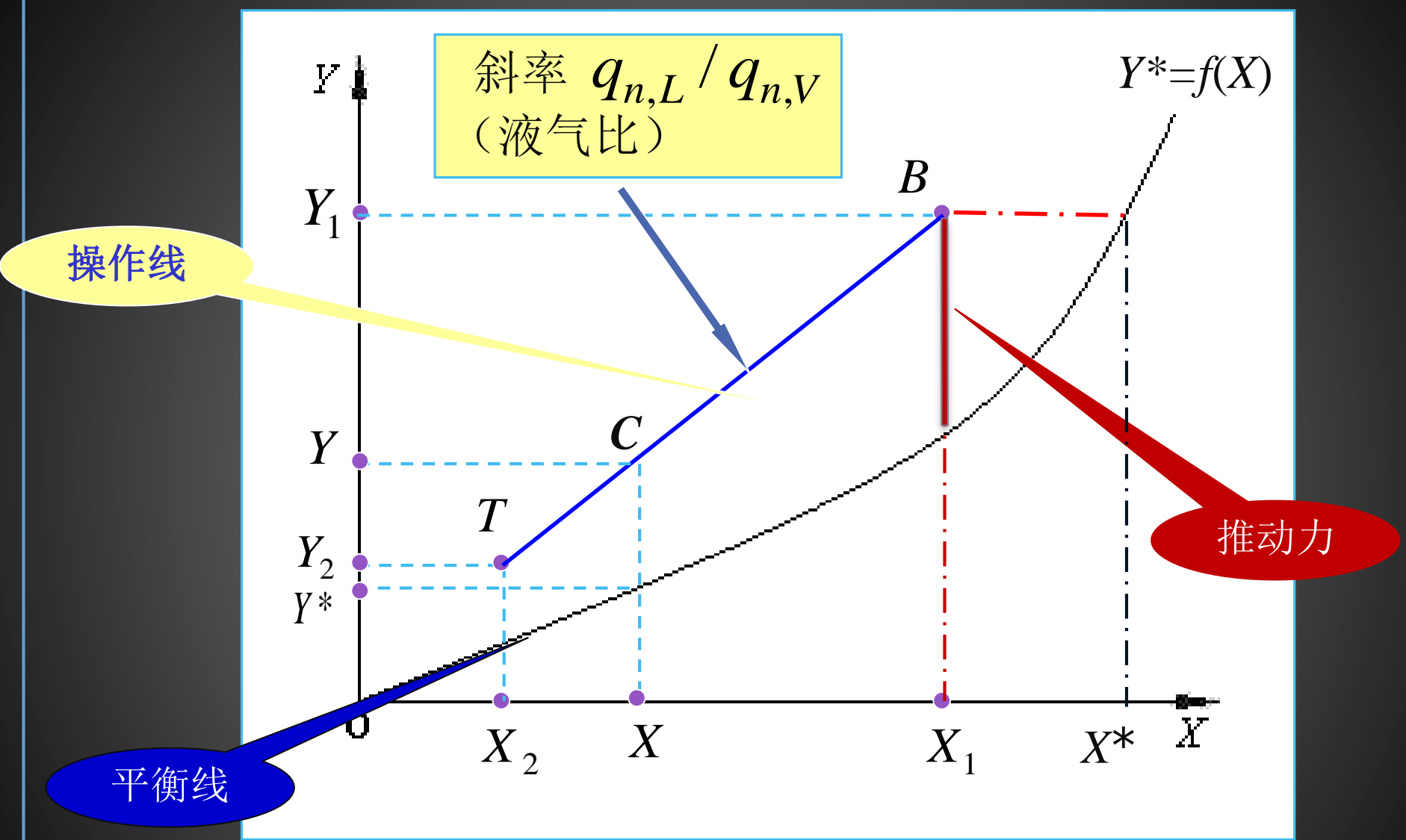
$$\frac{q_{n,L}}{q_{n,V}}$$

B ( $X_1, Y_1$ )

T ( $X_2, Y_2$ )

塔底

塔顶



逆流吸收塔中的操作线



# 第八章 气体吸收

## 8.4 低组成气体吸收的计算

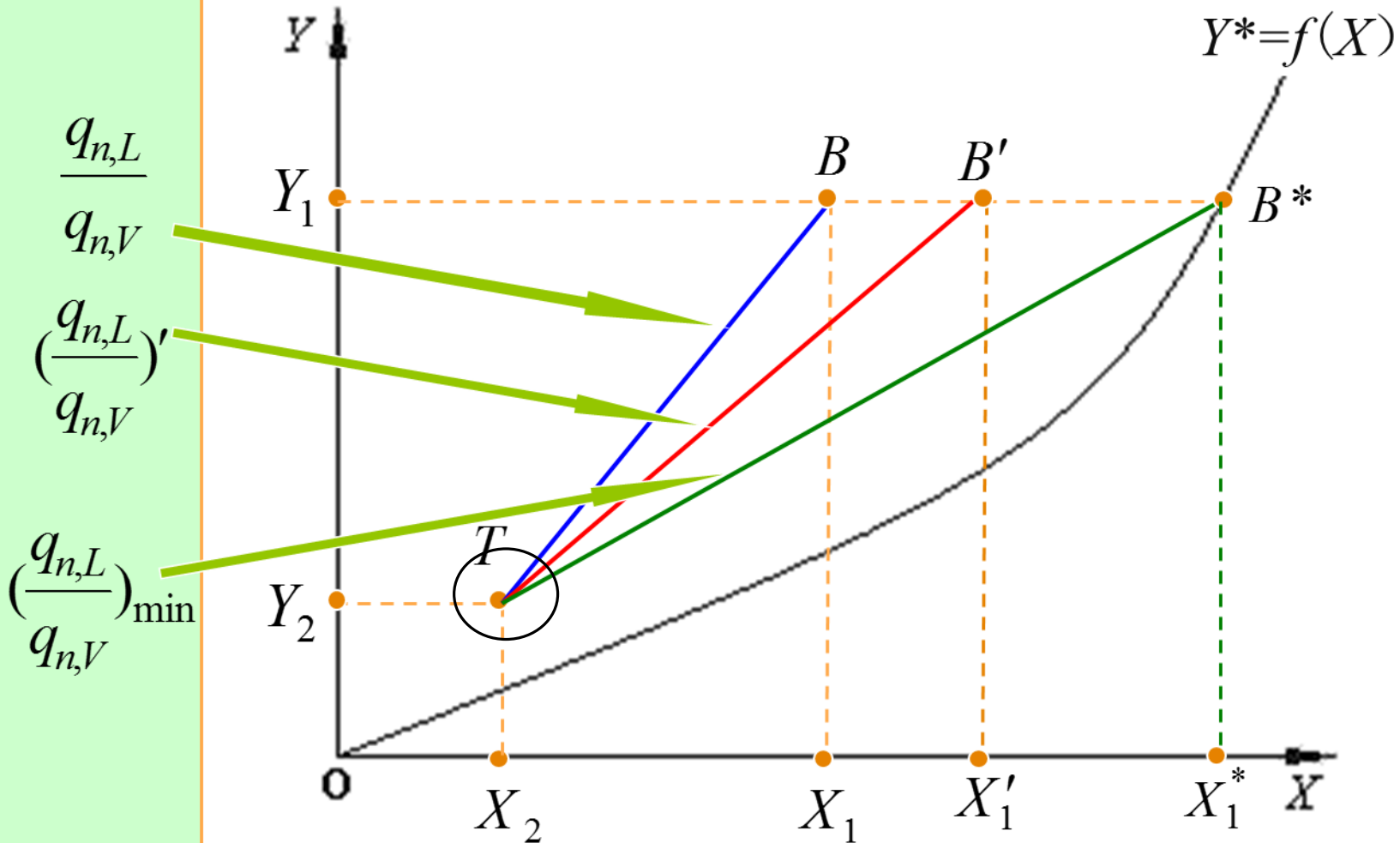
### 8.4.1 物料衡算与操作线方程

### 8.4.2 吸收剂用量的确定

## 一、最小液气比

在吸收塔的计算中，通常气体处理量是已知的，而吸收剂的用量需通过工艺计算来确定。在气量一定的情况下，确定吸收剂的用量也即确定液气比  $q_{n,L} / q_{n,V}$ 。

液气比  $q_{n,L} / q_{n,V}$  的确定方法是，先求出吸收过程的最小液气比  $(q_{n,L} / q_{n,V})_{\min}$ ，然后再根据工程经验，确定适宜（操作）液气比。



吸收塔的最小液气比

## 一、最小液气比

最小液气比可用图解法求得：

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

最小液气比

$$q_{n,L,\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} q_{n,V}$$

最小溶剂用量

纯溶剂  
吸收

# 逆流吸收塔物料衡算

尾气: B(含微量A)

$V$  (kmolB/s)

$Y_2$  (kmolA/kmolB)

$V$ —通过吸收塔的惰性气体流量, kmol/s;

$Y_1, Y_2$ —分别为塔底及塔顶气相中溶质组分的摩尔比, kmol (溶质) /kmol (惰性气) ;

原料气: A+B

$V$  (kmolB/s)

$Y_1$  (kmolA/kmolB)

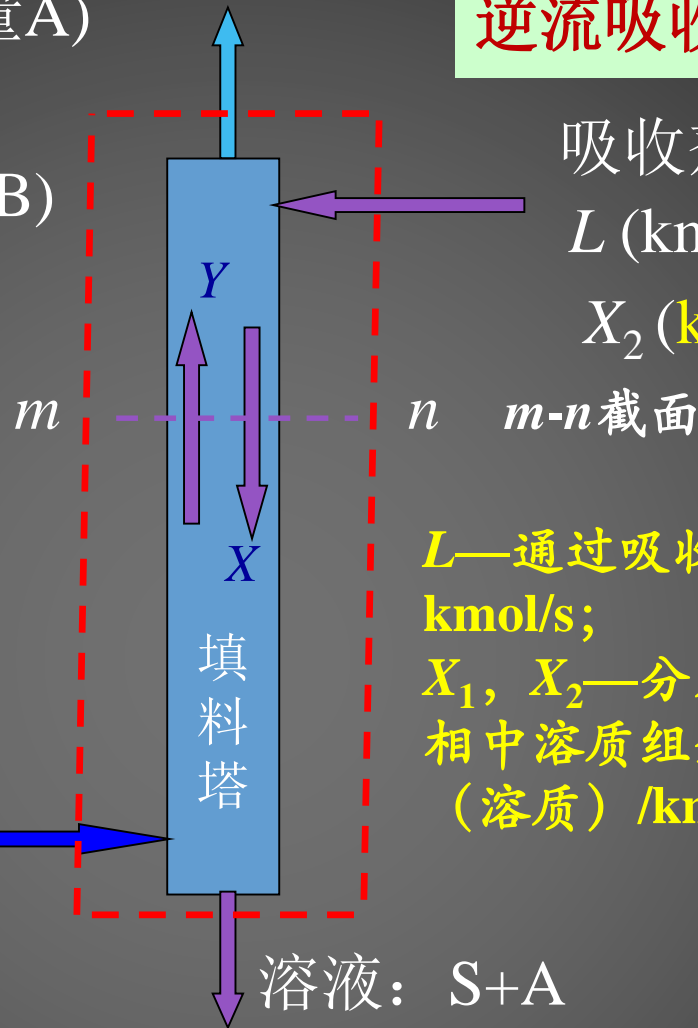
吸收剂: S

$L$  (kmolS/s)

$X_2$  (kmolA/kmolS)

$L$ —通过吸收塔的溶剂流量, kmol/s;

$X_1, X_2$ —分别为塔底及塔顶液相中溶质组分的摩尔比, kmol (溶质) /kmol (溶剂) 。



溶液: S+A

$L$ (kmolS/s)

$X_1$ (kmolA/kmolS)

## 一、最小液气比

最小液气比可用图解法求得：

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

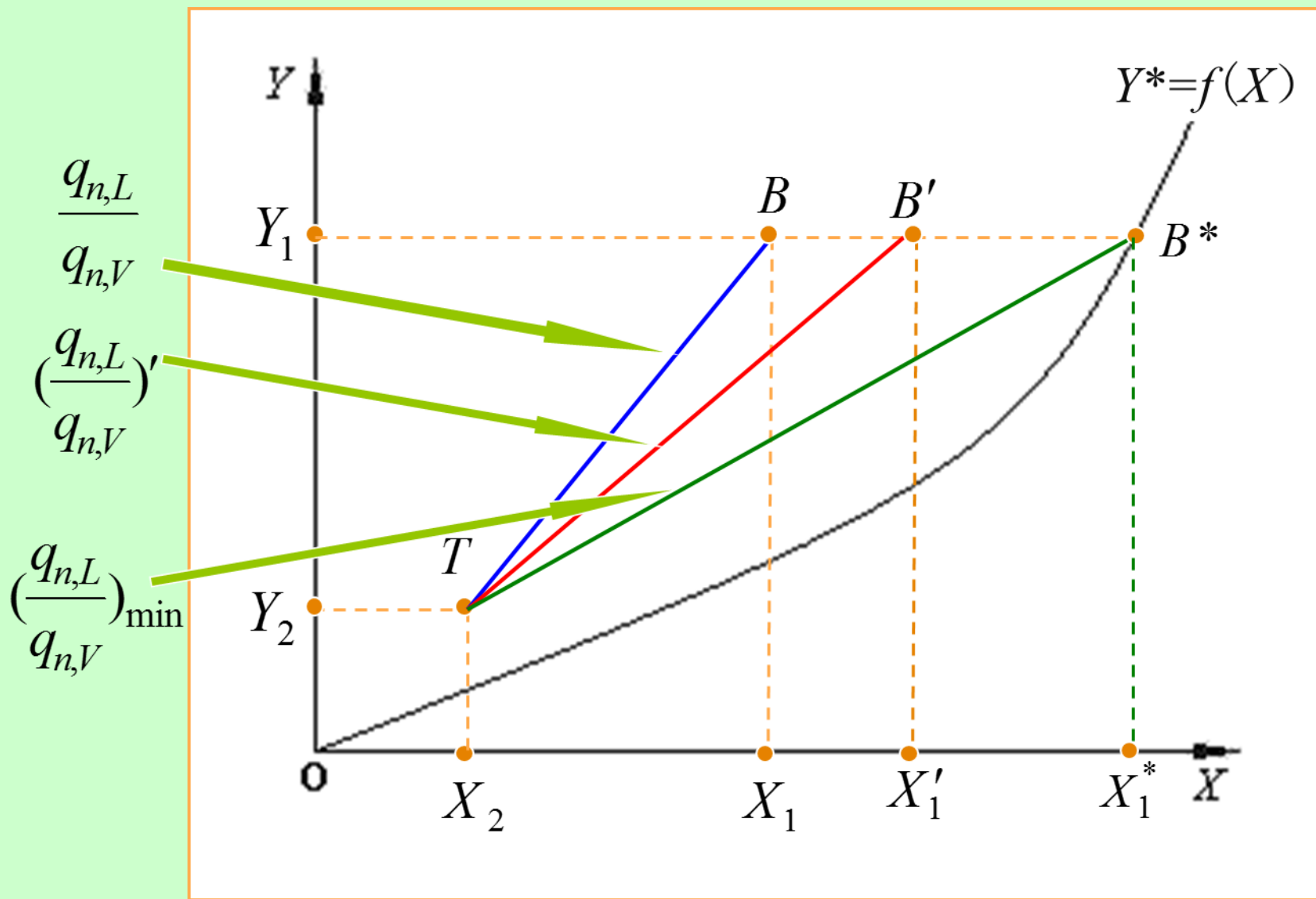
最小液气比

$$q_{n,L,\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} q_{n,V}$$

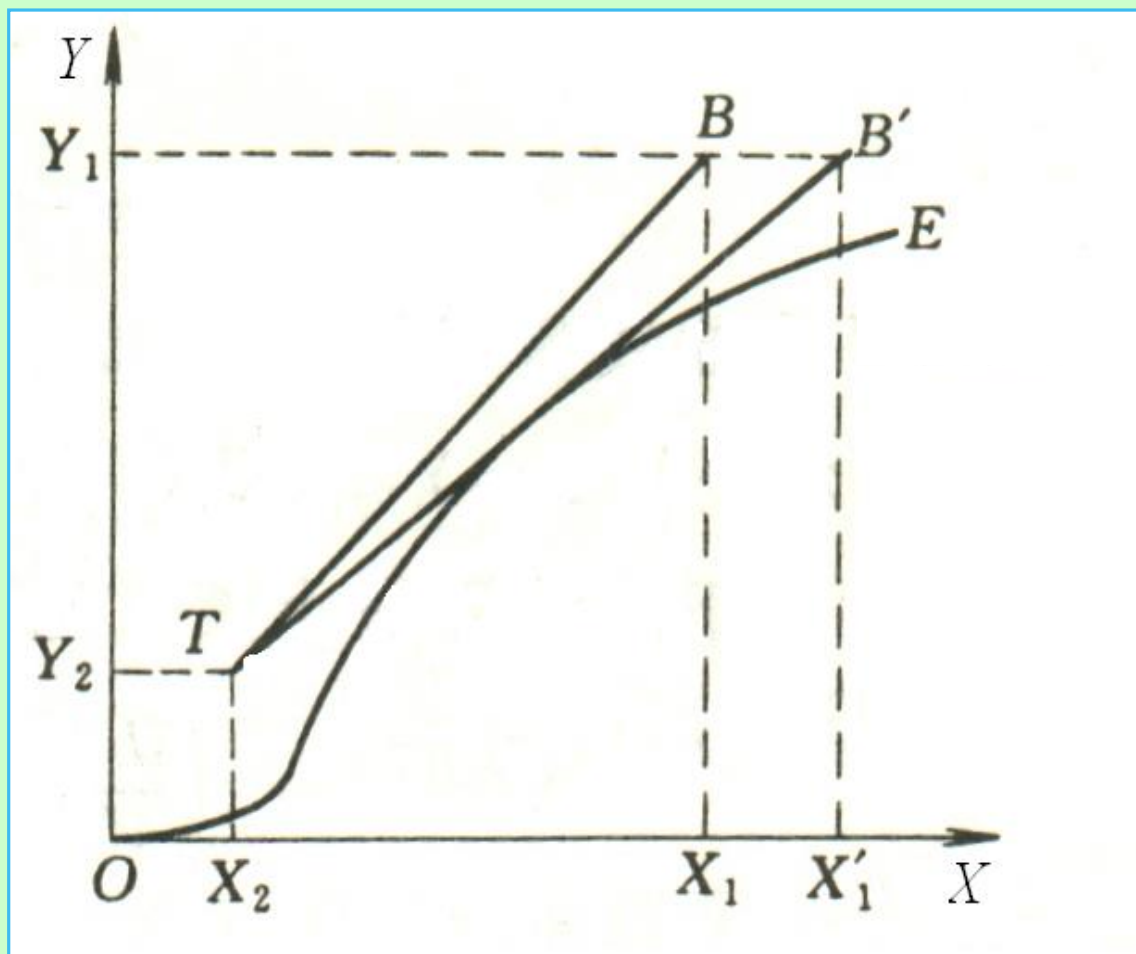
最小溶剂用量

$$\left( \frac{q_{n,L}}{q_{n,V}} \right)_{\min} = \frac{m(Y_1 - Y_2)}{Y_1} = m \varphi_A$$

纯溶剂  
吸收



吸收塔的最小液气比

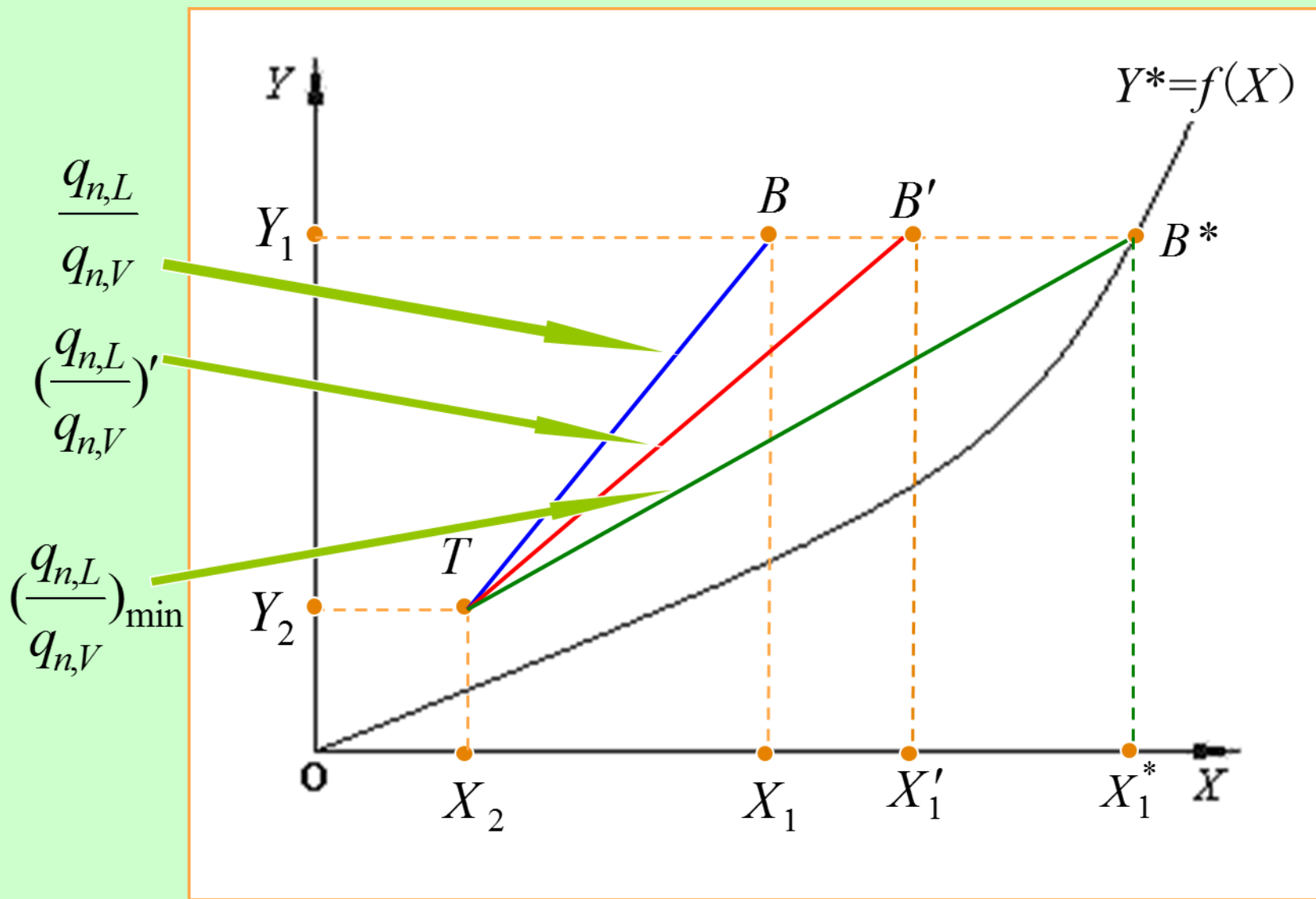


$$\left( \frac{q_{n,L}}{q_{n,V}} \right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X'_1 - X_2}$$

吸收塔的最小液气比  
(非正常曲线)

$$q_{n,L,\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X'_1 - X_2} q_{n,V}$$

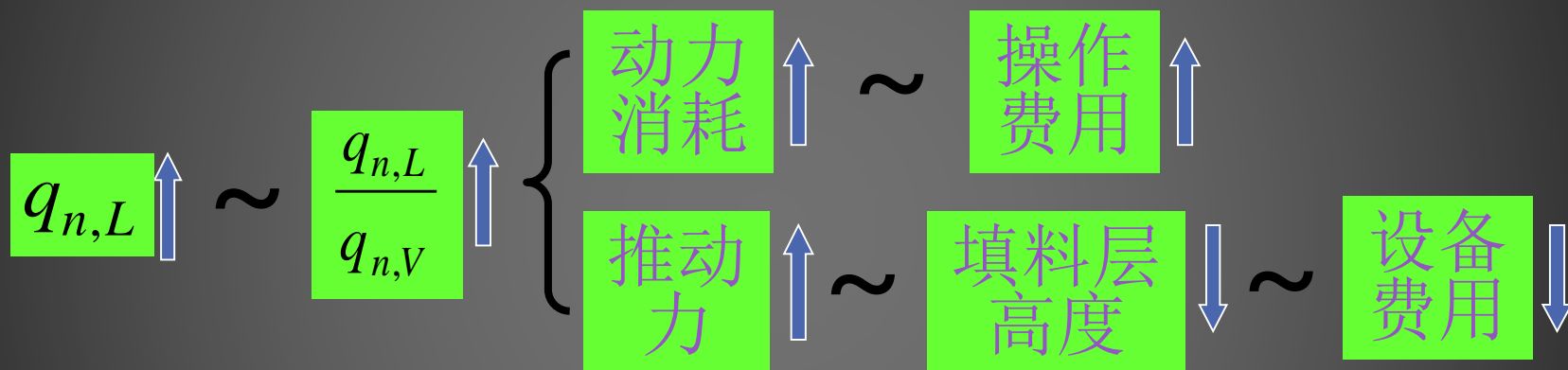




吸收塔的最小液气比

## 二、适宜的液气比

处理量  $q_{n,V}$  一定



根据生产实践经验，取

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

$$q_{n,L} = (1.1 \sim 2.0) q_{n,L,\min}$$

适宜液气比

适宜溶剂用量

计算：填料吸收塔从空气-丙酮的混合气中回收丙酮，用水作吸收剂。已知混合气入塔时丙酮蒸气体积分率为6%，所处理的混合气中的空气量为1400 m<sup>3</sup>/h，操作在293K和101.3kPa下进行，要求丙酮的回收率达98%。若吸收剂用量为154 kmol/h，试问吸收塔溶液出口组成为？

# 第八章 气体吸收

## 8.4 低组成气体吸收的计算

### 8.4.1 物料衡算与操作线方程

### 8.4.2 吸收剂用量的确定

### 8.4.3 塔径的计算

## 塔径的计算

工业上的吸收塔通常为圆柱形，故吸收塔的直径可根据圆形管道内的流量公式计算：

$$D = \sqrt{\frac{4q_{V,v}}{\pi u}}$$

吸收塔直径计算式

式中：

$D$  ---塔径， m

$q_{v,v}$  ---在操作条件下混合气体的体积流量，  $\text{m}^3/\text{s}$

$u$  ---- 混合气体的空塔速度，  $\text{m/s}$

# 塔径的计算

## 注意

- ❖ 计算塔径时，一般应以塔底的气量为依据。
- ❖ 计算塔径时， $q_{V,V}$  采用操作状态下的数据。
- ❖ 计算塔径的关键在于确定适宜的空塔气速  $u$  。

$$D = \sqrt{\frac{4q_{V,V}}{\pi u}}$$

# 第八章 气体吸收

## 8.4 低组成气体吸收的计算

### 8.4.1 物料衡算与操作线方程

### 8.4.2 吸收剂用量的确定

### 8.4.3 塔径的计算

### 8.4.4 吸收塔有效高度的计算

# 第八章 气体吸收

## 8.4 低组成气体吸收的计算

### 8.4.1 物料衡算与操作线方程

### 8.4.2 吸收剂用量的确定

### 8.4.3 塔径的计算

### 8.4.4 吸收塔有效高度的计算

一、传质单元数法

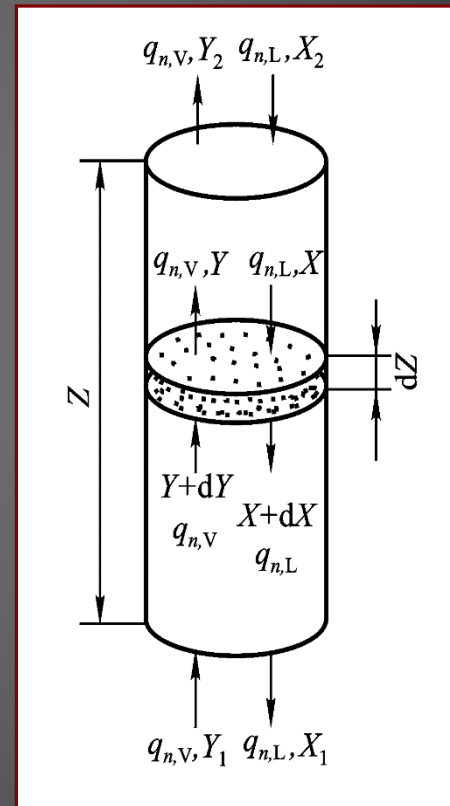
二、等板高度法



# 一、传质单元数法

## 1. 基本计算公式

填料塔为连续接触式设备，随着吸收的进行，沿填料层高度气液两相的组成均不断变化，塔内各截面上的吸收速率并不相同。为解决填料层高度的计算问题，需要对微元填料层进行物料衡算。

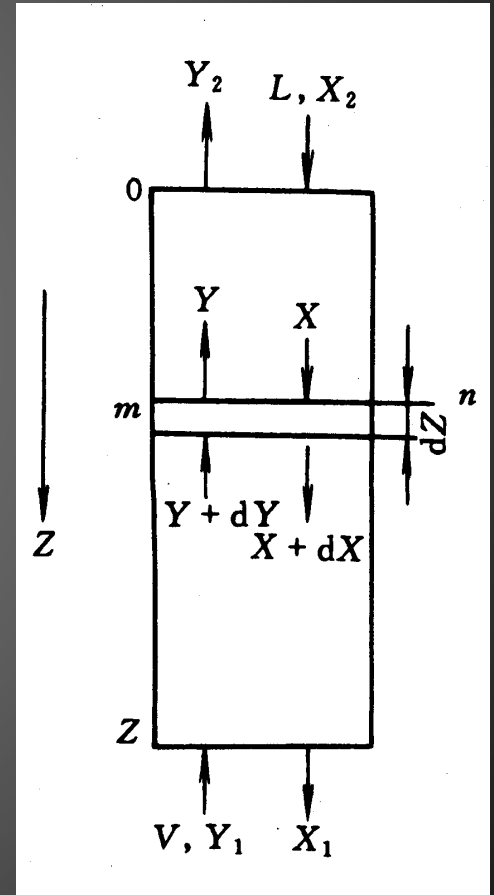


微元填料层的物料衡算

# 一、传质单元数法

在图示的填料层内，厚度为 $dZ$ 微元的传质面积 $dA=a\Omega dZ$ ，其中 $a$ 为单位体积填料所具有的有效比表面积， $m^2/m^3$ ； $\Omega$ 为填料塔的塔截面积， $m^2$ 。定态吸收时，由物料衡算可知，气相中溶质减少的量等于液相中溶质增加的量，即单位时间由气相转移到液相溶质A的量可用下式表达：

$$dq_{n,G_A} = -q_{n,V} dY = -q_{n,L} dX$$



## 一、传质单元数法

根据吸收速率定义， $dZ$ 填料段内吸收溶质的量为：

$$dq_{n,G_A} = N_A dA = N_A (a \Omega dZ)$$

式中  $dq_{n,G_A}$  ——单位时间吸收溶质的量， $\text{kmol/s}$ ；

$N_A$  ——为微元填料层内溶质的传质速率， $\text{mol/m}^2 \cdot \text{s}$ ；

$a$  ——单位体积填料所具有的有效比表面积， $\text{m}^2/\text{m}^3$ ；

$\Omega$  ——填料塔的塔截面积， $\text{m}^2$ 。

# 一、传质单元数法

由吸收速率方程式

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

代入可得

$$d q_{n,G_A} = K_Y (Y - Y^*) (a \Omega d Z) = - q_{n,V} d Y$$

$$d q_{n,G_A} = K_X (X^* - X) (a \Omega d Z) = - q_{n,L} d X$$

## 一、传质单元数法

整理可得

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

在全塔范围内积分

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

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

填料层高度基本计算公式

# 一、传质单元数法

分析

$$\left[ \frac{V}{K_Y a \Omega} \right] = \left[ \frac{(\text{kmol/s})}{(\text{kmol/m}^2 \text{s})(\text{m}^2/\text{m}^3)(\text{m}^2)} \right] = [\text{m}]$$

令

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

气相总传质  
单元高度

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

气相总传  
质单元数

$$\left. \begin{array}{l} H_{OG} \\ N_{OG} \end{array} \right\} Z = H_{OG} N_{OG}$$

## 一、传质单元数法

$$\begin{aligned} \text{令 } H_{OL} &= \frac{q_{n,L}}{K_X a \Omega} && \text{液相总传质单元高度} \\ N_{OL} &= \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^* - X} && \text{液相总传质单元数} \end{aligned} \quad \left. \vphantom{\begin{aligned} H_{OL} \\ N_{OL} \end{aligned}} \right\} Z = H_{OL} N_{OL}$$

填料的有效比表面积  $a$  很难确定，通常将  $K_Y a$  及  $K_X a$  作为一体，称为体积传质系数。

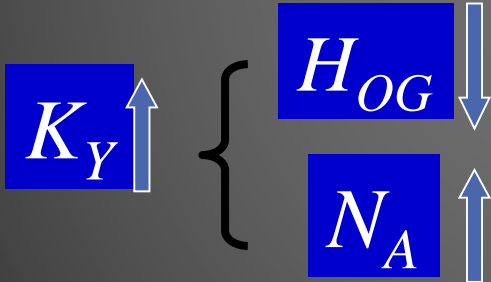
$K_Y a$  — 气相总体积吸收系数

$K_X a$  — 液相总体积吸收系数

$\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$

# 一、传质单元数法

## $H_{OG}$ 的物理意义

$$H_{OG} \propto \frac{1}{K_Y a} \quad N_A = K_Y (Y - Y^*)$$


The diagram illustrates the relationship between the overall mass transfer coefficient  $K_Y$ , the height of a transfer unit  $H_{OG}$ , and the number of transfer units  $N_A$ . A bracket groups  $H_{OG}$  and  $N_A$ , indicating they are inversely proportional. An upward arrow is next to  $K_Y$ , and a downward arrow is next to  $H_{OG}$ .

$H_{OG}$  是反映吸收速率大小因数， $H_{OG}$  越小，吸收速率越大。



# 一、传质单元数法

## $N_{OG}$ 的物理意义

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

$H_{OG}$  一定

$$N_{OG} \uparrow \sim Z \uparrow \sim \text{吸收分离的难度} \uparrow$$

$N_{OG}$  是反映吸收分离难易程度的因数， $N_{OG}$  越大，吸收分离的难度越大。

# 一、传质单元数法

## 3. 传质单元数的求法

### (1) 解析法

#### ① 脱吸因数法

设平衡关系为

$$Y^* = mX + b$$

直线  
关系

由操作线方程，可得

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

## 一、传质单元数法

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

代入得

$$N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - m \left[ \frac{q_{n,V}}{q_{n,L}} (Y - Y_2) + X_2 \right] - b}$$

## 一、传质单元数法

令

$$S = \frac{mq_{n,V}}{q_{n,L}}$$

脱吸  
因数

脱吸因数为平衡线斜率与操作线斜率的比值。

则

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

# 一、传质单元数法

积分并化简，可得

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

$$S = m \left( \frac{q_{n,V}}{q_{n,L}} \right)$$

脱吸因数

脱吸因数为平衡线斜率  
与操作线斜率的比值。

适用条件

平衡关系  
为直线

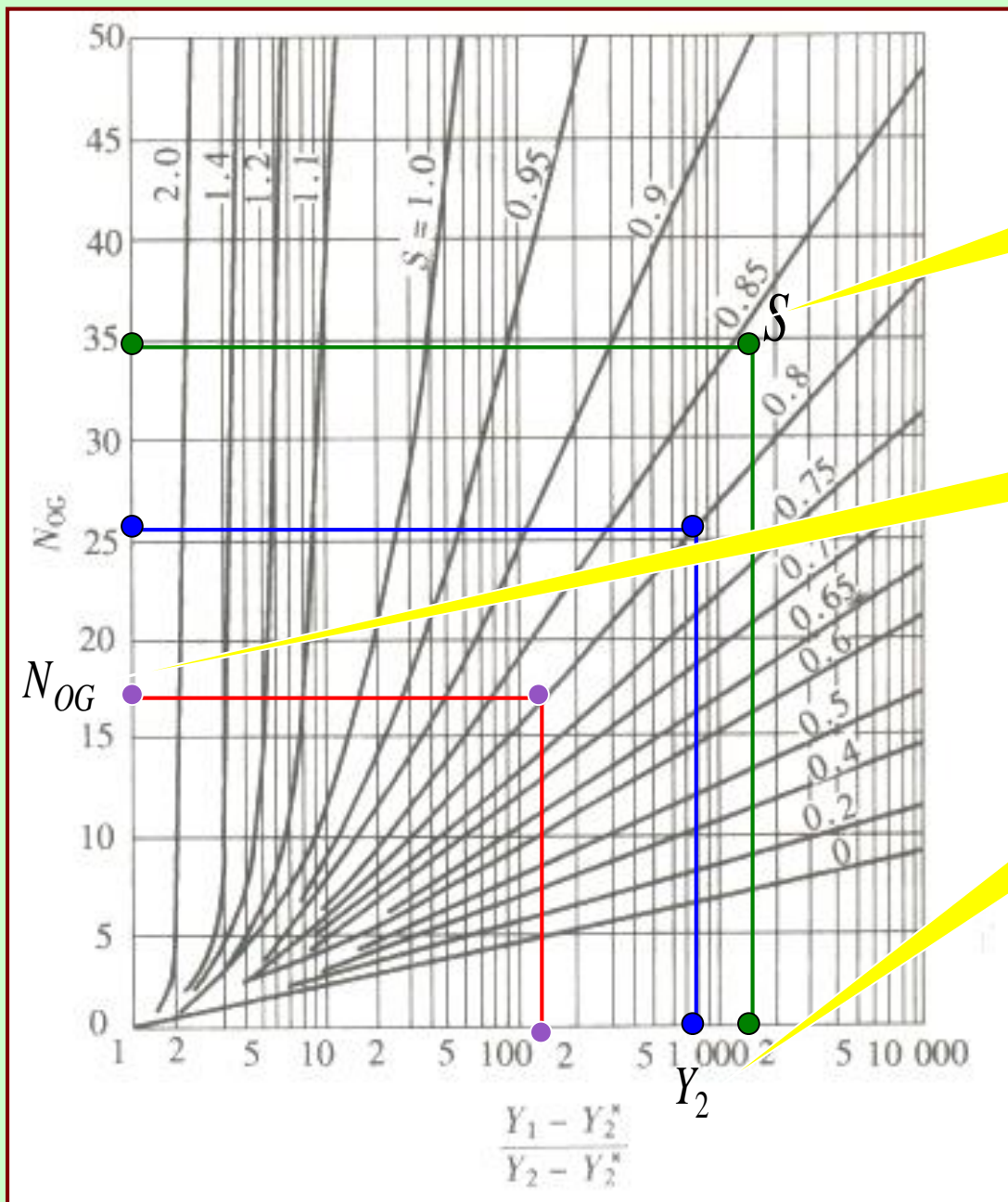
同理，可导出

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

吸收  
因数

$$A = \frac{q_{n,L}}{mq_{n,V}}$$

吸收因数为操作线斜率  
与平衡线斜率的比值。



计算吸收  
剂用量

计算填料  
层高度

计算尾  
气浓度

$$N_{OG} \sim \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*}$$

关系曲线图

# 一、传质单元数法

## ② 对数平均推动力法

由于

$$S = m \left( \frac{q_{n,V}}{q_{n,L}} \right) = \frac{Y_1^* - Y_2^*}{X_1 - X_2} \left( \frac{X_1 - X_2}{Y_1 - Y_2} \right) = \frac{Y_1^* - Y_2^*}{Y_1 - Y_2}$$

平衡线

$$Y^* = mX$$

操作线

$$q_{n,V}Y_1 + q_{n,L}X_2 = q_{n,V}Y_2 + q_{n,L}X_1$$

$$q_{n,V}(Y_1 - Y_2) = q_{n,L}(X_1 - X_2)$$

# 一、传质单元数法

## ② 对数平均推动力法

$$S = m \left( \frac{q_{n,V}}{q_{n,L}} \right) = \frac{Y_1^* - Y_2^*}{X_1 - X_2} \left( \frac{X_1 - X_2}{Y_1 - Y_2} \right) = \frac{Y_1^* - Y_2^*}{Y_1 - Y_2}$$

所以

$$1 - S = \frac{(Y_1 - Y_1^*) - (Y_2 - Y_2^*)}{Y_1 - Y_2} = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{Y_1 - Y_2}$$

$Y_1^*$  ——与 $X_1$ 相平衡的气相组成；

$Y_2^*$  ——与 $X_2$ 相平衡的气相组成。



## 一、传质单元数法

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

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

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

**$\Delta Y_m$**  ——塔顶与塔底两截面上吸收推动力的对数平均值，称为对数平均推动力。

## 一、传质单元数法

同理，可导出

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

其中

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

适用条件

平衡关系为直线

## 一、传质单元数法

若  $\frac{1}{2} < \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2} < 2$

或  $\frac{1}{2} < \frac{\Delta X_1}{\Delta X_2} < 2$

则  $\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 + \Delta Y_2}{2}$

或  $\Delta X_m = \frac{\Delta X_1 + \Delta X_2}{2}$

可用算术平均值  
代替对数平均值

**计算：**在常压填料吸收塔中，用清水吸收废气中氨气，废气流量为 $2500 \text{ m}^3/\text{h}$ （标准状态下），其中氨气浓度为0.02（摩尔分率），要求回收率不低于98%，若水用量为 $3.6 \text{ m}^3/\text{h}$ ，操作条件下平衡关系为 $Y^* = 1.2X$ （式中 $X, Y$ 为摩尔比），气相总传质单元高度为 $0.7 \text{ m}$ ，试求：（1）塔低、塔顶推动力；全塔对数平均推动力 （2）气相总传质单元数 （3）填料层高度。

# 第八章 气体吸收

## 8.4 低组成气体吸收的计算

### 8.4.1 物料衡算与操作线方程

### 8.4.2 吸收剂用量的确定

### 8.4.3 塔径的计算

### 8.4.4 吸收塔有效高度的计算

一、传质单元数法

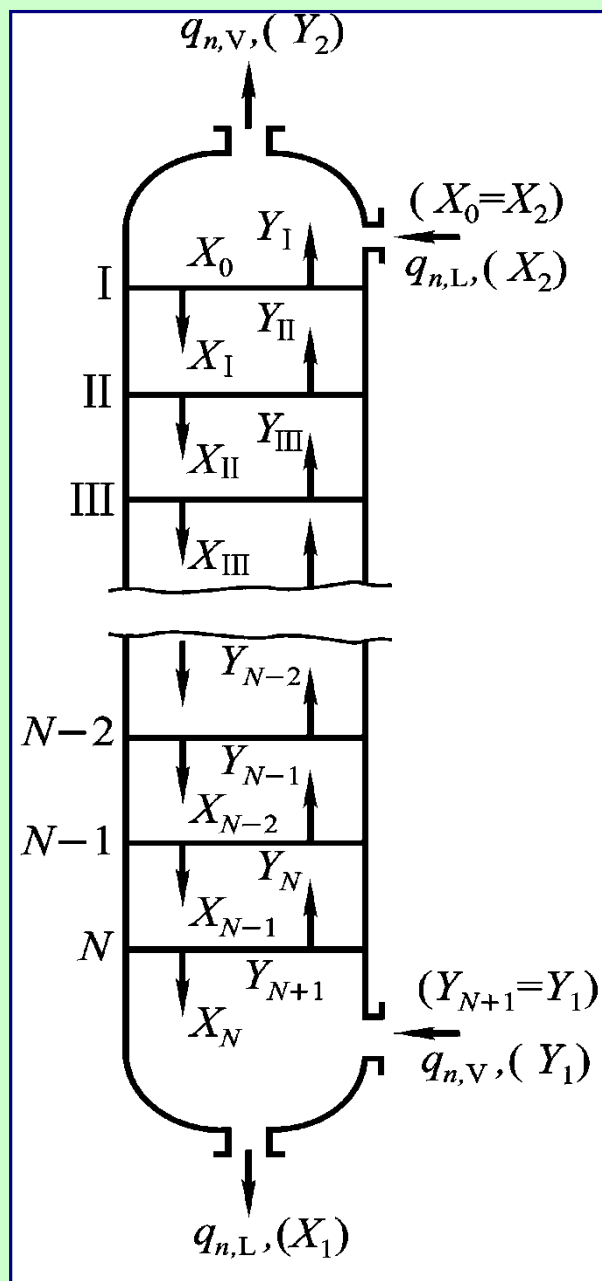
二、等板高度法

## 二、等板高度法

### 1. 基本计算式

等板高度法是依据理论级的概念来计算填料层高度，故又称为理论级模型法。

设填料层由 $N$ 级组成，在每一级上气液两相密切接触，溶质组分由气相向液相转移。若离开某一级时，气液两相的组成达到平衡，则称该级为一个理论级。



$$Y_m \sim X_m \quad \text{平衡关系}$$

$$Y_{m+1} \sim X_m \quad \text{操作关系}$$

吸收塔的理论级模型

## 二、等板高度法

设完成指定分离任务所需理论级为 $N_T$ ，则所需的填料层高度可按下式计算：

$$Z = N_T \cdot HETP$$

理论  
级数

等板  
高度

填料层等板高度的意义：分离效果与一个理论级的作用相当的填料层高度。



## 二、等板高度法

### 2. 理论级数的确定

#### (1) 逐级计算法

设 平衡关系

$$Y^* = m X$$

(a)

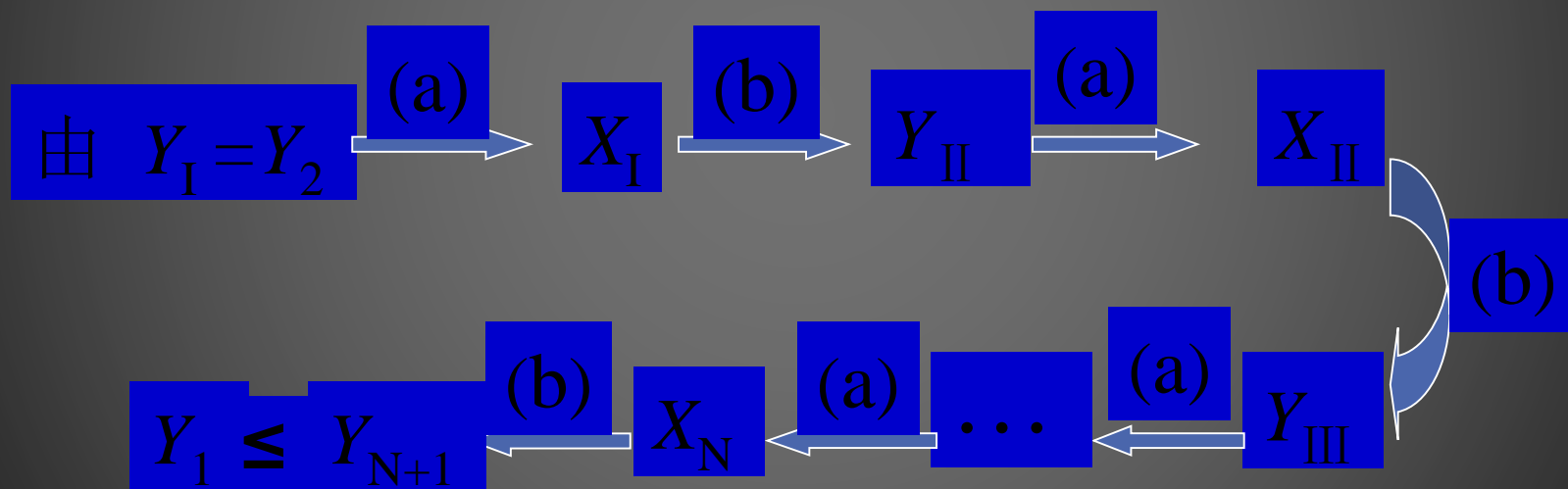
操作关系

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

(b)

## 二、等板高度法

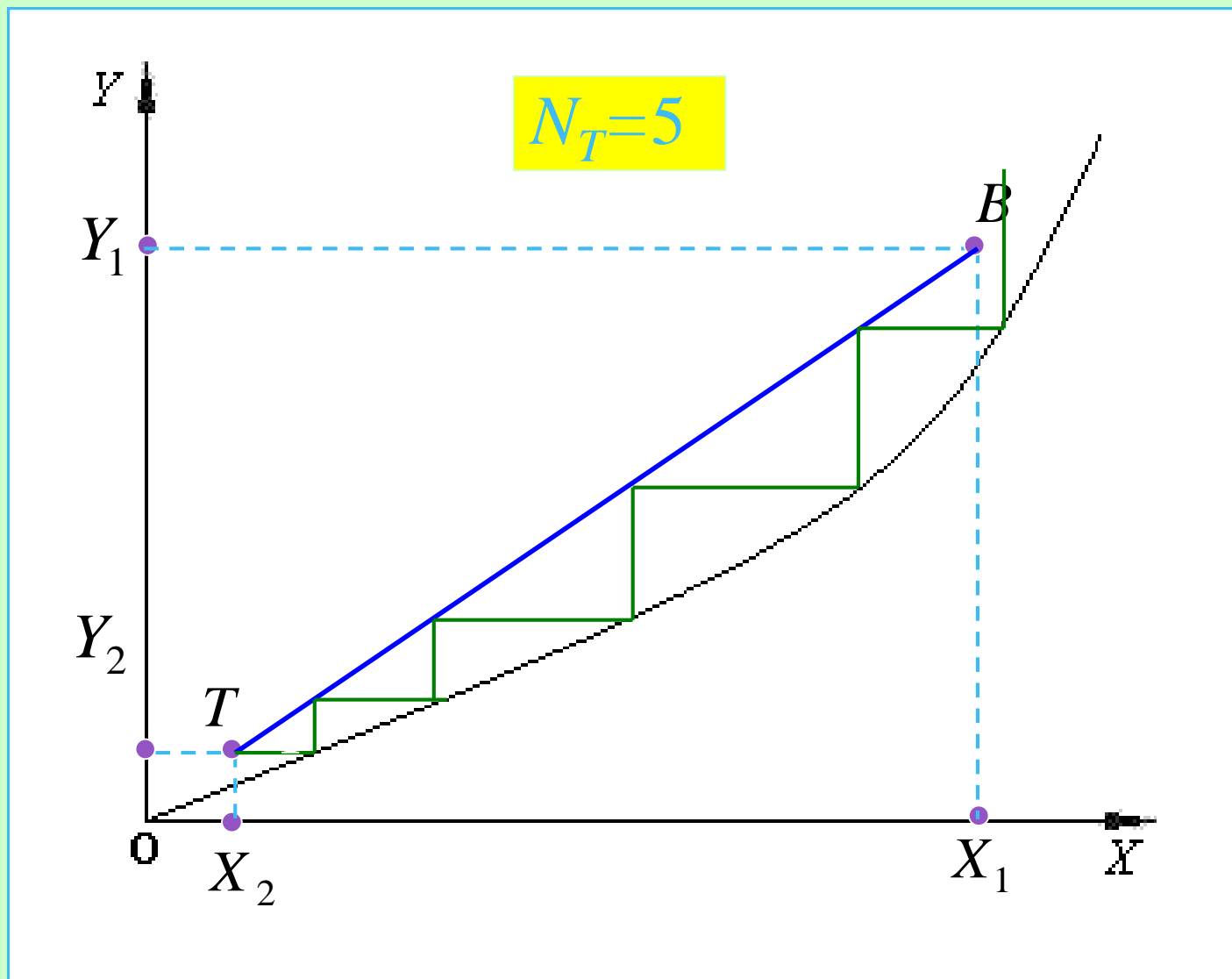
逐级计算过程如下



## 二、等板高度法

### (2) 梯级图解法

梯级图解法求理论级数的具体步骤是：首先在直角坐标系中标绘出操作线及平衡关系曲线，然后，在操作线与平衡线之间，从塔顶(或塔底)开始逐次画阶梯直至与塔底(或塔顶)的组成相等或超过此组成为止。如此所画出的阶梯数，就是吸收塔所需的理论级数。



梯级图解法求 $N_T$

## 二、等板高度法

### (3) 解析法 (克列姆塞尔法)

平衡关系  $Y^* = mX + b$

操作关系  $Y = \frac{q_{n,L}}{q_{n,V}} X + (Y_2 - \frac{q_{n,L}}{q_{n,V}} X_2)$

依次使用操作线方程和平衡方程，经推导可得

$$\frac{Y_1 - Y_2}{Y_1 - Y_2^*} = \frac{A^{N_T+1} - A}{A^{N_T+1} - 1}$$

克列姆塞尔方程

## 二、等板高度法

溶质的吸收率

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

溶质的最大吸收率

$$\varphi_{A,\max} = \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_1}$$

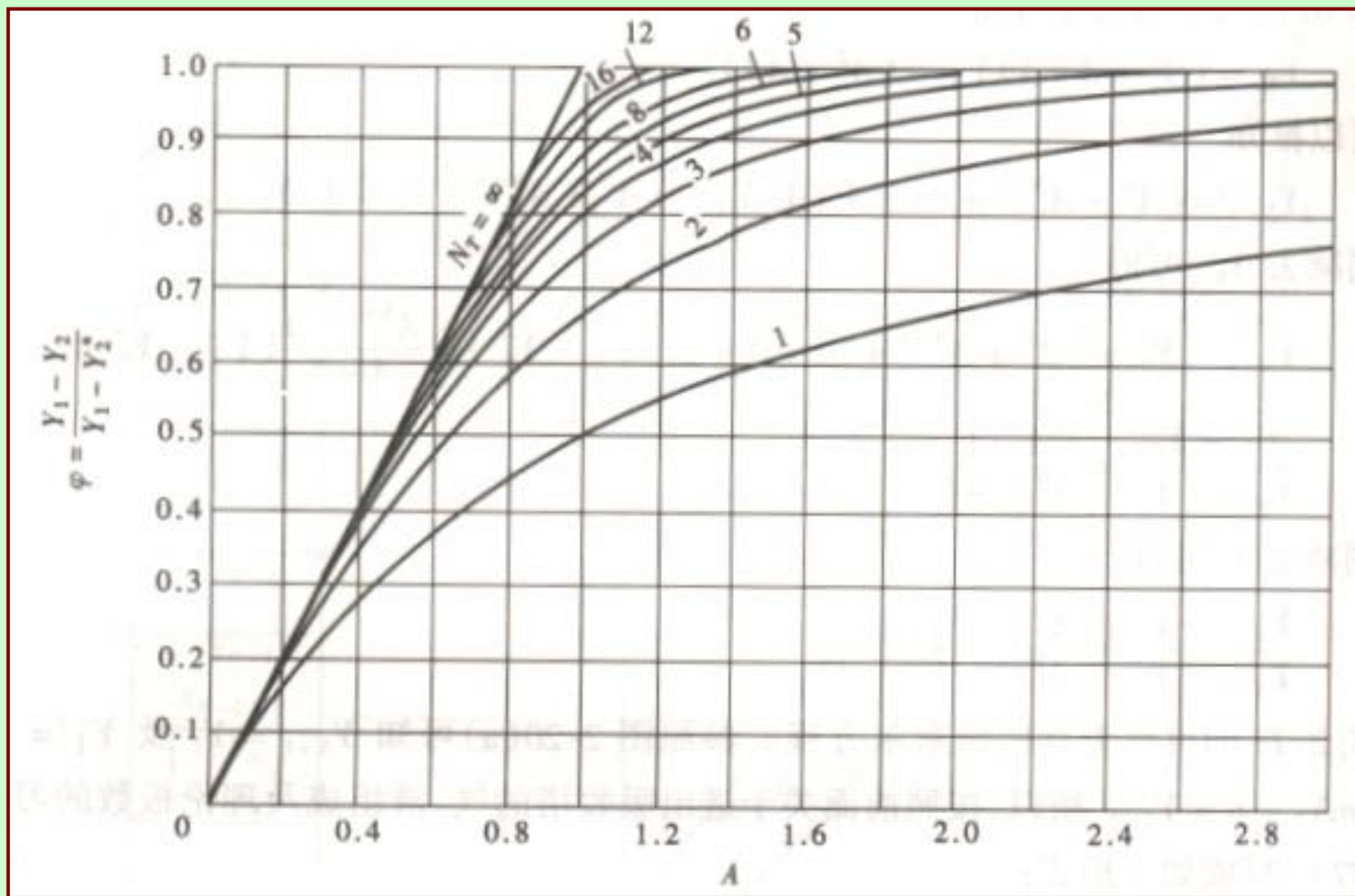
溶质的相对吸收率

$$\varphi = \frac{\varphi_A}{\varphi_{A,\max}} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1 - Y_2^*}$$

代入整理得

$$N_T = \frac{\ln \frac{A - \varphi}{1 - \varphi}}{\ln A} - 1$$

克列姆塞尔方程



克列姆塞尔算图

## 二、等板高度法

进一步整理得

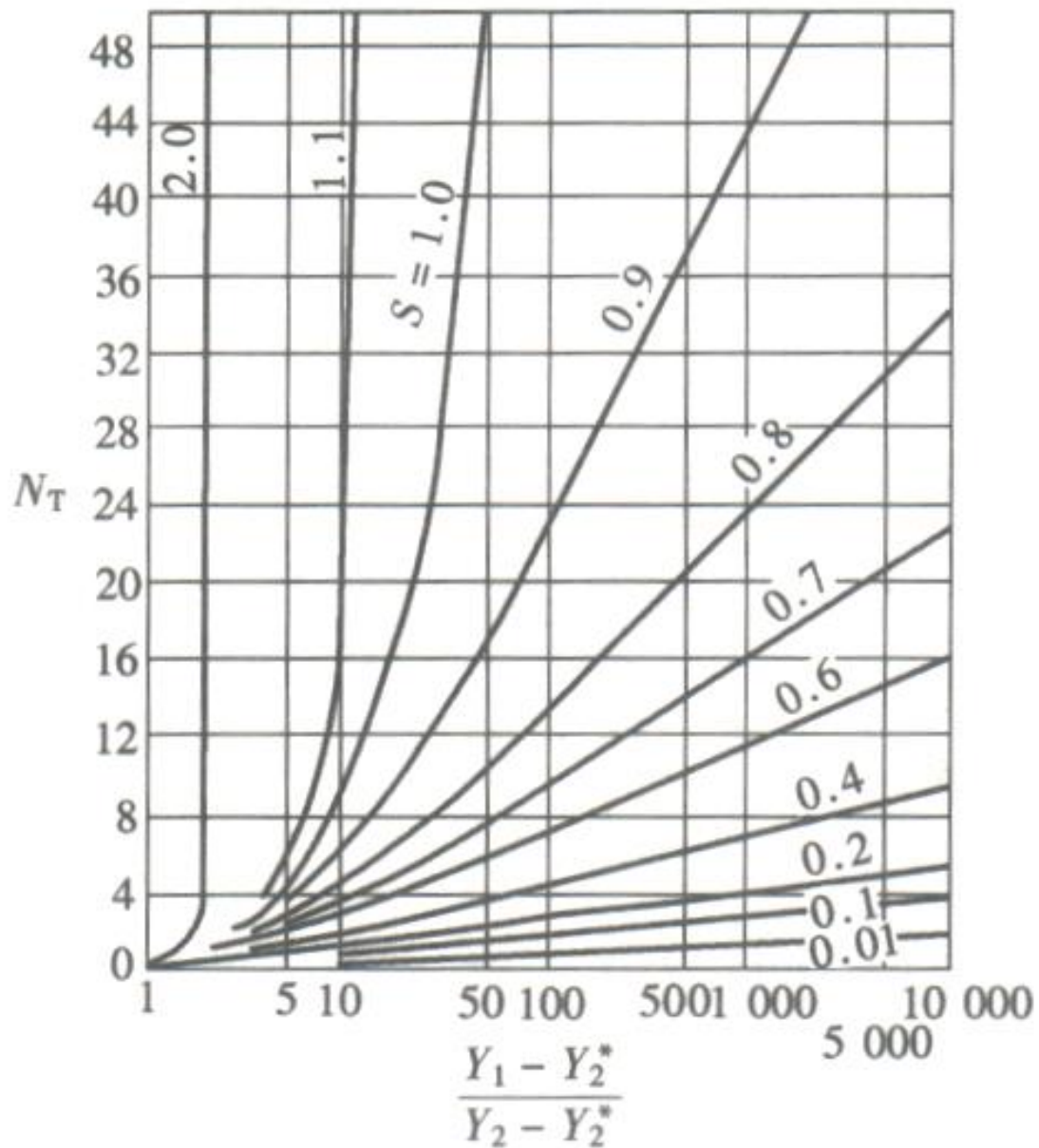
$$N_T = \frac{1}{\ln A} \ln \left[ \left( 1 - \frac{1}{A} \right) \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} + \frac{1}{A} \right]$$

克列姆塞  
尔方程

整理可得

$$\frac{N_{OG}}{N_T} = \frac{\ln S}{S - 1} \quad \text{或} \quad \frac{N_{OL}}{N_T} = \frac{\ln A}{A - 1}$$





$$N_T \sim \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*}$$

关系曲线图