第五节　低浓度气体吸收

一、过程的数学描述

基本方法：
- 物料衡算
- 热量衡算
- 相平衡关系
- 吸收过程的速率式

1、低浓度气体吸收的特点

$$y_1 < 5 \sim 10\%$$

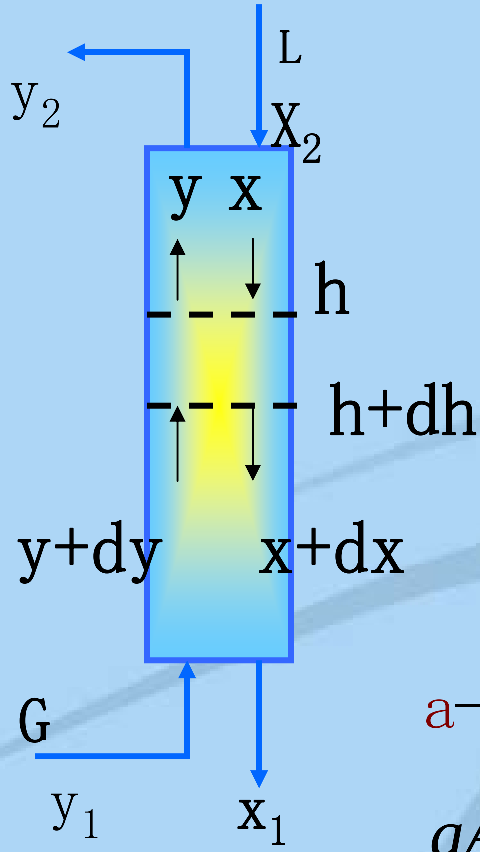
1）G、L为常量；

2）吸收过程是等温的；实际吸收时，溶质在溶解过程中，由于溶解热的存在，液体的温度会升高，但由于溶质浓度低，液温升高并不显著，所以可以认为吸收是在等温条件下进行的，所以对低浓度气体吸收可不作热量衡算；

3)传质系数K为常量，K=f（物性，设备，操作条件），在设备一定的条件下，前面假定了T不变，即物性不变，还假定了G.L不变，即流动状况不变，所以传质分系数k_x，k_y在全塔内可以认为为常数。

2、物料衡算微分方程式

吸收塔



以微元塔段为控制体作物料衡算，忽略控制体两断面轴向的分子扩散，气体中组分A减少的量=被传递到液相中的量，

$$-GdyA = N_A aAdh \Rightarrow -Gdy = N_A adh$$

a—单位容积内具有的有效吸收表面（m^2/m^3）

$aAdh$—微元体内的有效吸收表面

$N_A aAdh$—单位时间内在此微元塔段内容质的传递量

对液相 $$Ldx = N_A a dh$$

对两相 $$Gdy = Ldx$$

3、相际传质速率方程式

$$N_A = K_y(y - y_e) \qquad N_A = K_x(x_e - x)$$

$$\left(-Gdy = N_A a dh\right) \qquad \left(Ldx = N_A a dh\right)$$

$$-Gdy = Kya\left(y - y_e\right)dh \qquad Ldx = Kxa\left(x_e - x\right)dh$$

4、全塔物料衡算式

$$\boxed{G(y_1 - y_2) = L(x_1 - x_2)}$$

对低浓度吸收，L、G以及k_x、k_y都是常数，如果在吸收操作范围之内平衡线斜率m变化不大，则总传质系数K_x、K_y亦沿塔高保持不变，那么，上两式积分可得

$$H=\frac{G}{Kya}\int_{y_2}^{y_1}\frac{dy}{y-y_e}$$

$$H=\frac{L}{Kxa}\int_{x_2}^{x_1}\frac{dx}{x_e-x}$$

上两式为低浓度气体吸收过程的基本方程式

5、传质单元数与传质单元高度

$$N_{OG}=\int_{y_2}^{y_1}\frac{dy}{y-y_e} \qquad or \qquad N_{OL}=\int_{x_2}^{x_1}\frac{dx}{x_e-x}$$

$$H_{OG}=\frac{G}{K_y a} \qquad or \qquad H_{OL}=\frac{L}{K_x a}$$

$$\boxed{H=N_{OG}\cdot H_{OG} \qquad or \qquad H=N_{OL}\cdot H_{OL}}$$

N_{OG}—（$y-y_e$）为推动力的传质单元数

N_{OL}—(x_e-x)为推动力的传质单元数

N_{OG}、N_{OL}都是无因次量

H_{OG}、H_{OL}—传质单元高度，具有长度因次，单位为m

N_{OG}和N_{OL}只与物系的相平衡以及进出口浓度y_1、y_2有关，它反映了分离的难易程度，若N_{OG}或N_{OL}太大，表明难分离（吸收剂性能差，或分离要求太多）若N_{OG}或N_{OL}小，表示容易分离（吸收剂性能好或分离的要求低）。

H_{OG}、H_{OL}与设备的型式及操作状态有关，反映了操作状态及设备的传质速率，表示完成一传质单元所需要的塔高 。$\frac{G}{K_y a}$ $Kya \propto G$ $(Kxa \propto L)$随G的变化不太大，H_{OG}的变化范围为0.15～1.5m，具体的需由实验测定。

由于N_A有不同的表达形式，H塔高由不同的表达形式，见下表：

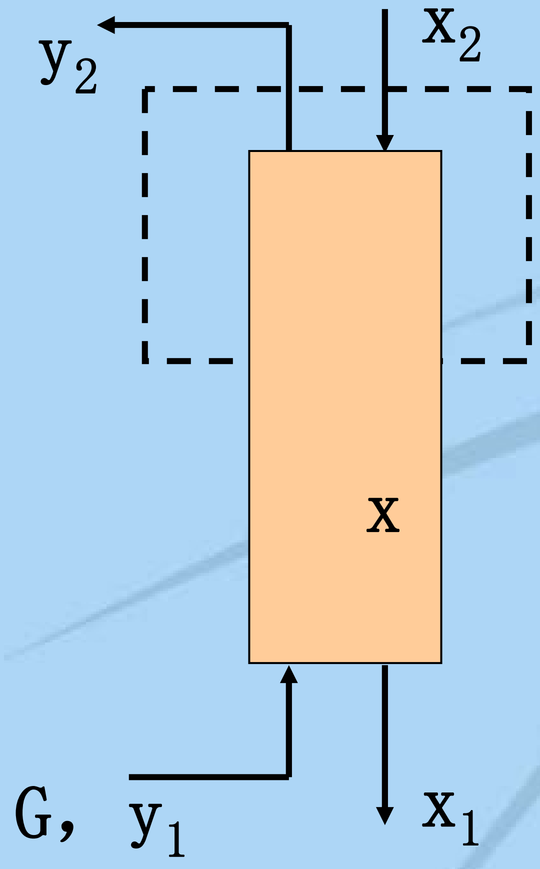
表 8-5　传质单元高度与传质单元数

塔高计算式	传质单元高度	传质单元数	
$H=H_{OG}N_{OG}$	$H_{OG}=\dfrac{G}{K_ya}$	$N_{OG}=\int_{y_2}^{y_1}\dfrac{dy}{y-y_e}$	$H_{OG}=H_G+\dfrac{mG}{L}H_L$
$H=H_{OL}N_{OL}$	$H_{OL}=\dfrac{L}{K_xa}$	$N_{OL}=\int_{x_2}^{x_1}\dfrac{dx}{x_e-x}$	$H_{OL}=\dfrac{L}{mG}H_G+H_L$
$H=H_GN_G$	$H_G=\dfrac{G}{k_ya}$	$N_G=\int_{y_2}^{y_1}\dfrac{dy}{y-y_i}$	$H_{OG}\dfrac{L}{mG}=H_{OL}$
$H=H_LN_L$	$H_L=\dfrac{L}{k_xa}$	$N_L=\int_{x_2}^{x_1}\dfrac{dx}{x_i-x}$	

要积分 $\begin{cases} NOG=\int_{y_2}^{y_1}\dfrac{dy}{y-ye} \\ NOL=\int_{x_2}^{x_1}\dfrac{dx}{xe-x} \end{cases}$ 需要找出 $\begin{cases} (y-y_e)\text{与}y \\ (x_e-x)\text{与}x \end{cases}$

二、传质单元数的计算法

1、操作线与推动力的变化规律



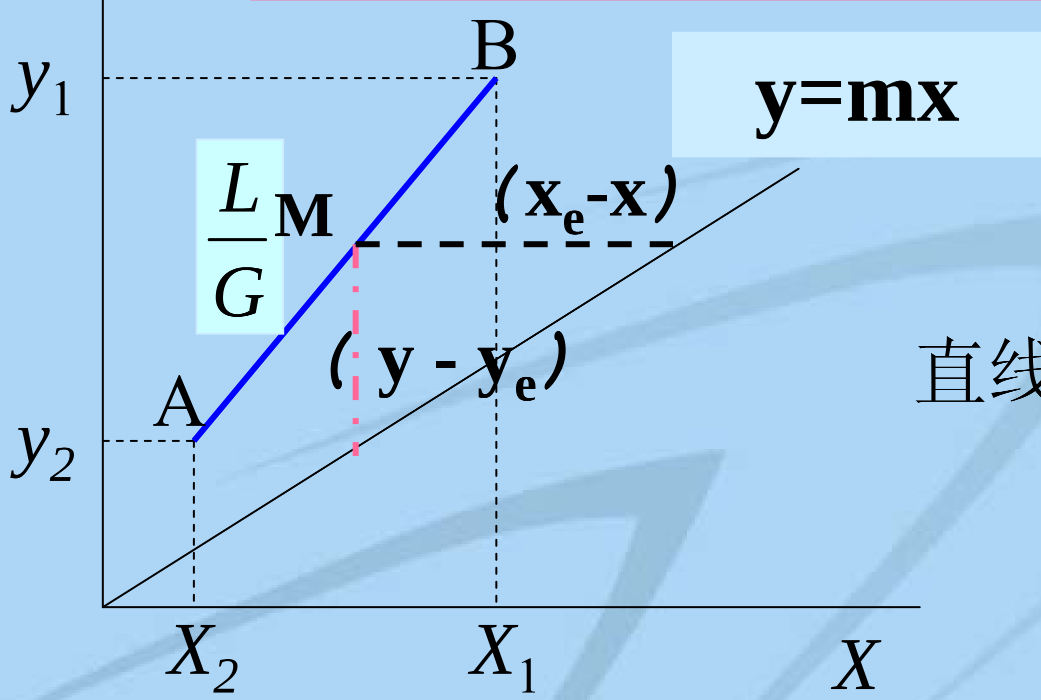
（1）逆流吸收

$$Gy + Lx_2 = Gy_2 + Lx$$

$$y = \frac{L}{G}(x - x_2) + y_2$$

上式在（x, y）坐标图上为一直线，用线段AB表示，称该线为吸收操作线，操作线两端点坐标（y_1, x_1）和(y_2, x_2)

$$Gy_1 + Lx_2 = Gy_2 + Lx_1 \Rightarrow L/G = (y_1 - y_2)/(x_1 - x_2)$$



直线斜率L/G称为液气比

线上任意一点M的坐标代表塔内某一截面上气、液两相的组成。

（x_e-x）—以液相组成表示的吸收推动力
（y-y_e）—以气相组成表示的吸收推动力

结论：在吸收塔内推动力的变化规律是由操作线与平衡线共同决定的。

逆流吸收操作线具有如下特点：

1）定态，L、G、Y_1、X_2恒定，操作线x～Y坐标上为一直线，斜率为L/G 。L/G为吸收操作的液气比；

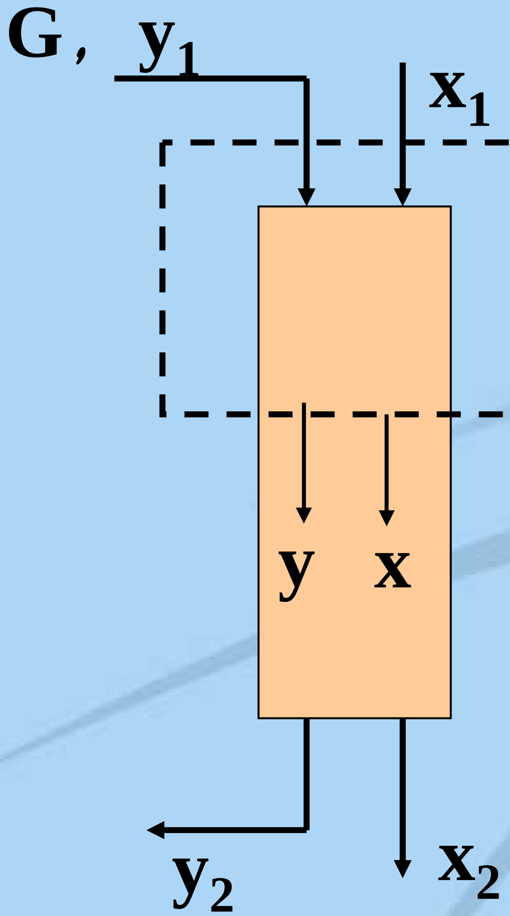
2）操作线通过塔顶（稀端） A （X_2，Y_2）及塔底（浓端）B （X_1， Y_1）；

3）操作线仅与液气比、浓端及稀端组成有关，与系统的平衡关系、塔型及操作条件T 、p无关。

4）吸收操作线在平衡线的上方，解吸操作线在平衡线下方。

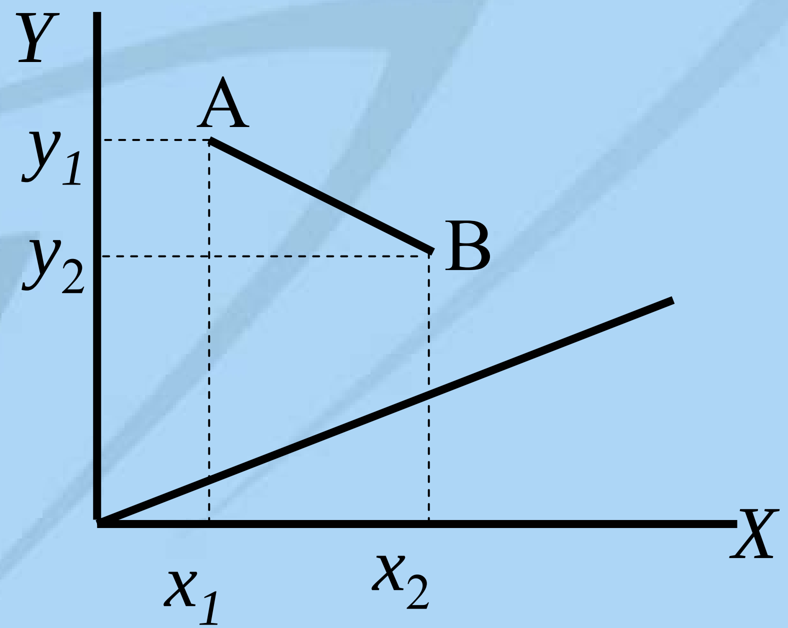
5）平衡线与操作线共同决定吸收推动力。操作线离平衡线愈远吸收的推动力愈大；

（2）并流吸收



$$Gy_1 + Lx_1 = Gy + Lx$$

$$y = y_1 - \frac{L}{G}\left(x - x_1\right)$$



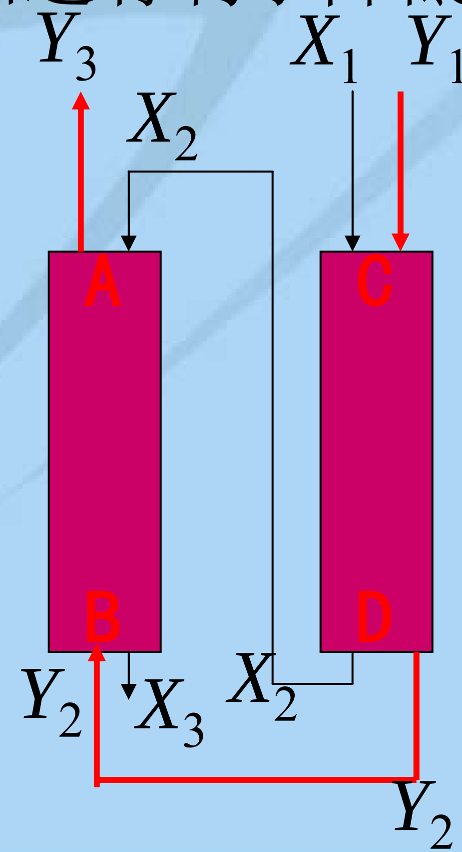
逆流与并流的比较：

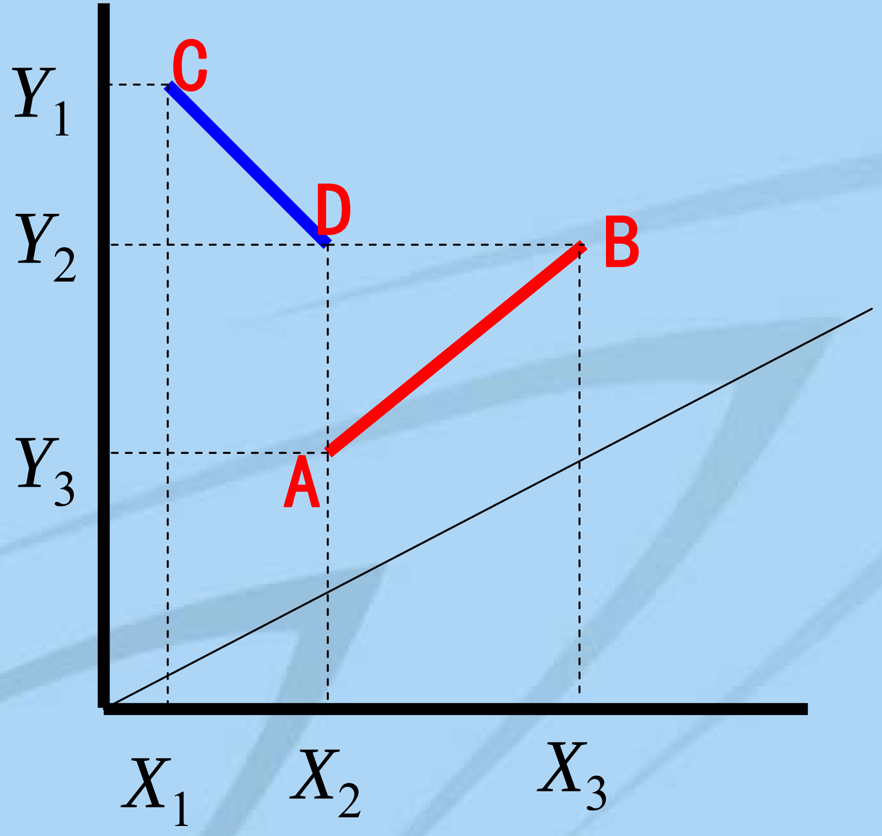
1）逆流推动力均匀，且逆流 ΔY_m >并流ΔY_m

2） Y_1大，逆流时Y_1与X_1在塔底相迂有利于提高X_1

X_2小，逆流时Y_2与X_2在塔顶相迂有利于降低Y_2

逆流与并流操作线练习




C
D
B
A
Y_1
Y_2
Y_3
X_1
X_2
X_3

如果平衡线在塔操作范围内可近似看成直线，那么传质推动力 $\Delta y=(y-y_e)$ 和 $\Delta x=(x_e-x)$

分别随y和x称线性变化。有

$$\frac{d(\Delta y)}{dy}=\text{常数} \qquad \frac{d(\Delta x)}{dx}=\text{常数}$$

（推动力相对于y的变化率）（推动力相对于x的变化率）

可用 Δy和Δx 的两端值表示，

$$\frac{d(\Delta y)}{dy}=\frac{(y-y_e)_1-(y-y_e)_2}{y_1-y_2}=\frac{\Delta y_1-\Delta y_2}{y_1-y_2} \qquad (8-76)$$

$$\frac{d(\Delta x)}{dx}=\frac{(x_e-x)_1-(x_e-x)_2}{x_1-x_2}=\frac{\Delta x_1-\Delta x_2}{x_1-x_2} \qquad (8-77)$$

2、平衡线为直线时的对数平均推动力

$$dy = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_1 - \Delta y_2} d(\Delta y)$$

$$H = \frac{G}{Kya}\int_{y2}^{y1}\frac{dy}{y-ye} = \frac{G}{Kya}\int_{\Delta y2}^{\Delta y1}\frac{y_1 - y_2}{\Delta y_1 - \Delta y_2}\frac{d(\Delta y)}{(y-ye)}$$

$$= \frac{G}{Kya}\frac{y_1 - y_2}{\Delta y_1 - \Delta y_2}\int_{\Delta y2}^{\Delta y1}\frac{d(\Delta y)}{\Delta y}$$

$$= \frac{G}{Kya}\frac{y_1 - y_2}{\Delta y_1 - \Delta y_2}\ln\frac{\Delta y_1}{\Delta y_2} = \frac{G}{Kya}\frac{y_1 - y_2}{\dfrac{\Delta y_1 - \Delta y_2}{\ln\frac{\Delta y1}{\Delta y2}}} = \frac{G}{Kya}\frac{y_1 - y_2}{\Delta y_m}$$

$$\boxed{H = \frac{G}{K_y a}\frac{y_1 - y_2}{\Delta y_m}}$$

$$\boxed{\Delta y_m = \frac{\Delta y_1 - \Delta y_2}{\ln \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2}}}$$

称之为气相的对数平均推动力

很显然 $$\boxed{NOG = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_m}}$$

结论：N_{OG}和N_{OL}的导出是以操作线，平衡线直线为条件

同样的推理过程可得 $H=\frac{L}{K_x a}\cdot\frac{x_1-x_2}{\Delta x_m}$

$$\boxed{\Delta x_m=\frac{\Delta x_1-\Delta x_2}{\ln\frac{\Delta x_1}{\Delta x_2}}}\qquad\boxed{N_{OL}=\frac{x_1-x_2}{\Delta x_m}}$$

结论：1）平衡线在吸收塔操作范围内可近似为直线，N_{OG}、N_{OL}的推导式仍然对并流适用。 2）平衡线与操作线平行时，$y-y_e=y_1-y_{1e}=y_2-y_{2e}$

3）当 $\frac{\Delta y_1}{\Delta y}<2$ 或 $\frac{\Delta x_1}{\Delta x}<2$ 时，对数平均推动力可用算术平均推动力代替，

3、吸收因素法 $N_{OG}=\int_{y2}^{y1}\frac{dy}{y-y_e}$

当平衡关系为 $y_e=mx$， $y=\frac{L}{G}(x-x_2)+y_2$

$$N_{OG}=\int_{y2}^{y1}\frac{dy}{y-ye}=\int_{y2}^{y1}\frac{dy}{y-mx}=\int_{y2}^{y1}\frac{dy}{y-m\left(\frac{G}{L}y+x_2-y_2\frac{G}{L}\right)}$$

$$=\int_{y2}^{y1}\frac{dy}{\left(1-\frac{mG}{L}\right)y+\frac{mG}{L}y_2-mx_2}$$

$$=\frac{1}{1-\frac{mG}{L}}\ln\frac{\left(1-\frac{mG}{L}\right)y_1+\frac{mG}{L}y_2-mx_2}{\left(1-\frac{mG}{L}\right)y_2+\frac{mG}{L}y_2-mx_2}$$

令 $\boxed{\frac{1}{A}=\frac{mG}{L}}$ 称为解吸因数，A为吸收因素

$$\frac{1}{A}=\frac{mG}{L}$$

几何意义：操作线与平衡线的斜率比

$$N_{OG}=\frac{1}{1-\frac{1}{A}}\ln\frac{\left(1-\frac{1}{A}\right)y_1+\frac{1}{A}y_2-mx_2}{\left(1-\frac{1}{A}\right)y_2+\frac{1}{A}y_2-mx_2}$$

$$=\frac{1}{1-\frac{1}{A}}\ln\frac{\left(1-\frac{1}{A}\right)y_1+\frac{1}{A}mx_2+\frac{1}{A}y_2-\frac{1}{A}mx_2-mx_2}{y_2-mx_2}$$

$$=\frac{1}{1-\frac{1}{A}}\ln\left[\left(1-\frac{1}{A}\right)\frac{y_1-mx_2}{y_2-mx_2}+\frac{1}{A}\right]\qquad(8-84)$$

$$N_{OG}=\frac{1}{1-\frac{1}{A}}\ln\left[\left(1-\frac{1}{A}\right)\frac{y_1-mx_2}{y_2-mx_2}+\frac{1}{A}\right] \qquad (8-84)$$

此式包含N_{OG}，1/A及 $\frac{y_1-mx_2}{y_2-mx_2}$ 三个数群

$\frac{y_1-mx_2}{y_2-mx_2}$ 的意义：反映了吸收率的高低

1/A的意义：反映了吸收过程推动力的大小，
为平衡线斜率与吸收操作线斜率的比值

三个数群之间的关系如下：

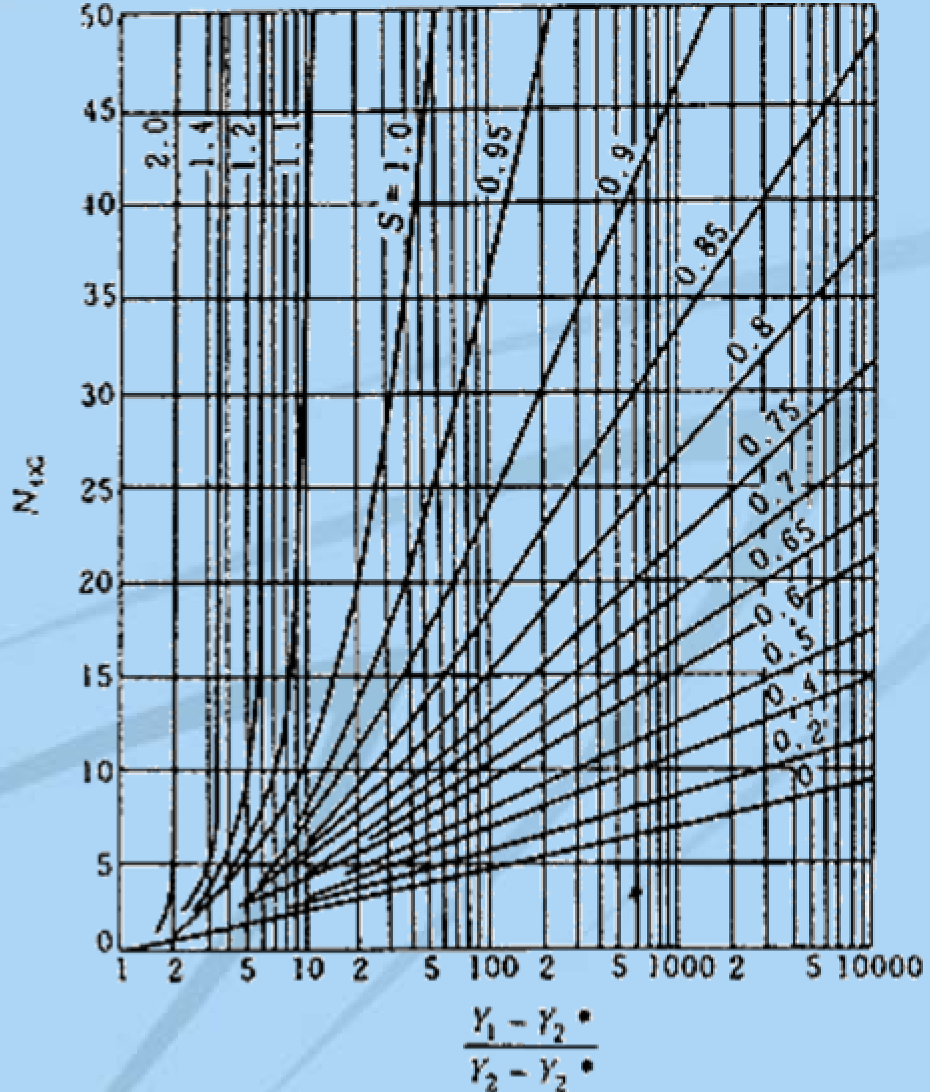


图 2-20 $N_{OG} \sim \dfrac{Y_1 - Y^*_2}{Y_2 - Y^*_2}$ 关系图

①当y_1/y_2一定，$\dfrac{m}{\frac{L}{G}}$ 增大，N_{OG}和H都增大

②当m一定，L/G下降（液体用量减少）H增大

③ $\dfrac{m}{\frac{L}{G}}$ 一定，y_1/y_2增大（分离要求改变）

NOG和H都增大。

同理可以推出液相浓度差为推动力的传质单元数

$$\boxed{N_{OL}=\frac{1}{1-A}\ln\left[(1-A)\frac{y_1-mx_2}{y_1-mx_1}+A\right]}$$

平均推动力法和吸收因素法的区别

平均推动力法：在操作范围内，平衡线为直线（y=mx+a）但该直线不一定通过原点，适合设计型计算。

吸收因素法：在操作范围内操作线为直线，平衡线为（y=mx）通过原点的直线，适用于操作性计算

4、传质单元数的数值积分法

当平衡线y_e=f(x)为一曲线，斜率处处不等，则k_y发生变化，此时用数值积分求解

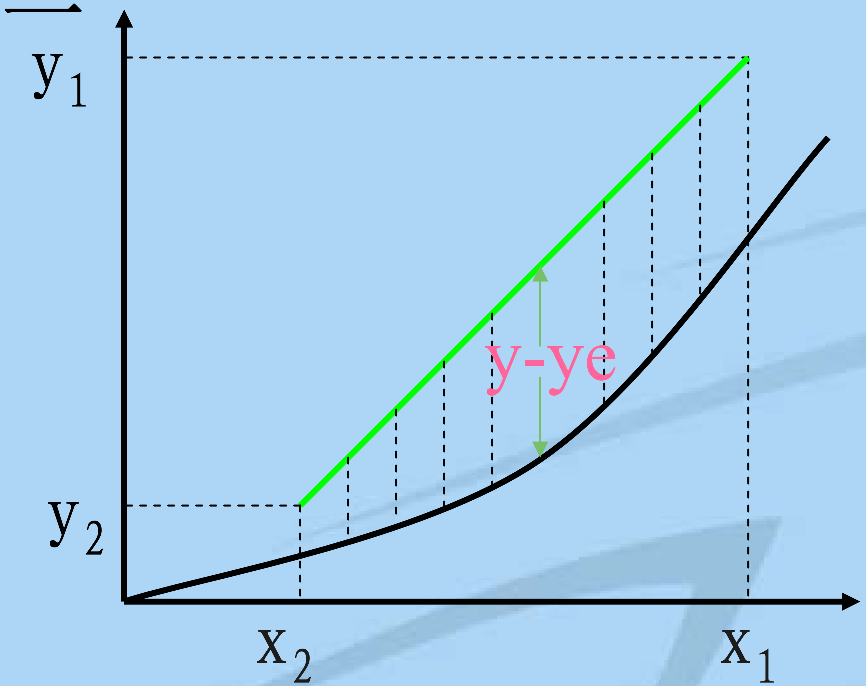
$$H=\int_{y_2}^{y_1}\frac{Gdy}{K_y a\left(y-y_e\right)}$$

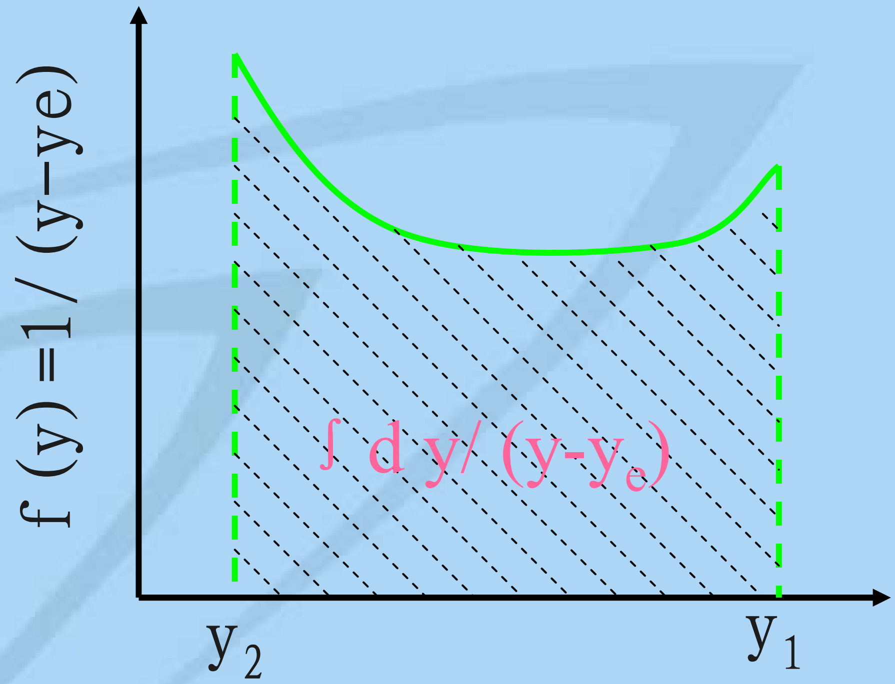
图解积分法步骤如下：

- 操作线上任取一点（x，y），其推动力为$(y-y_e)$。
- 系列$y\sim\dfrac{1}{y-y_e}$ 作图得曲线

•积分计算y_1至y_2范围内的阴影面积得到N_{OG}

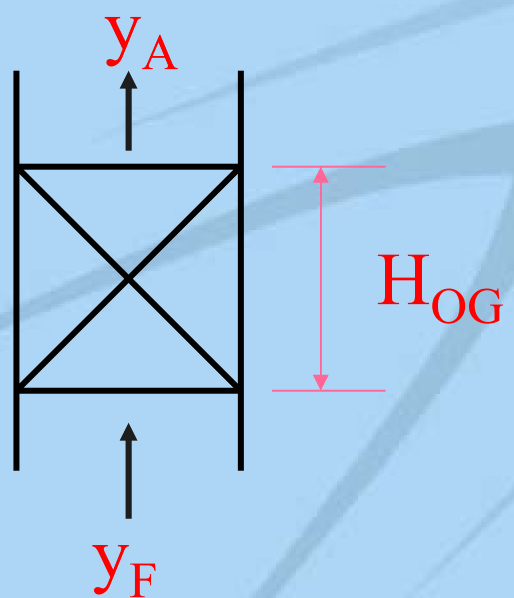
二

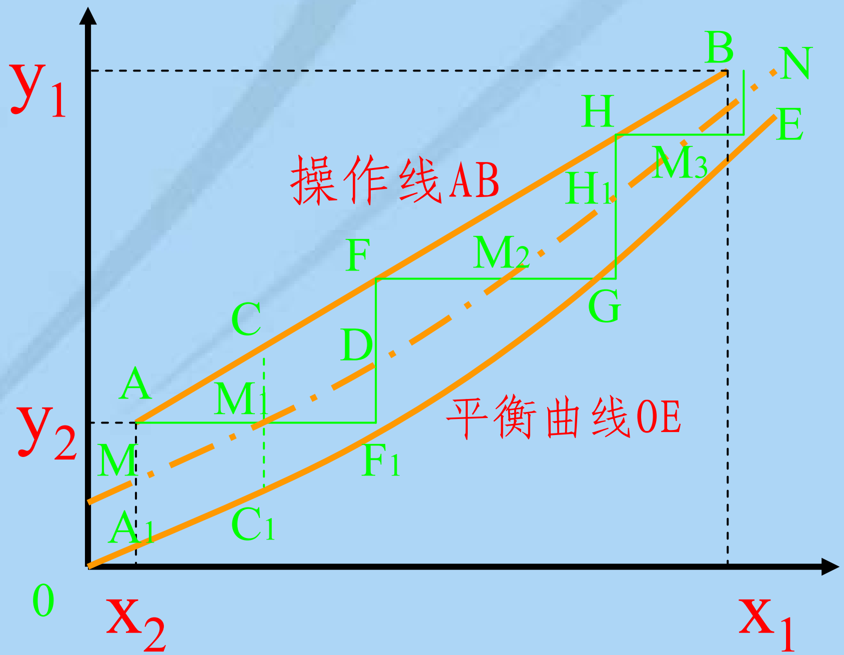




5、图解计算法

以$H=H_{OG}.N_{OG}$计算塔高时，可将全塔看作由N_{OG}个传质单元所组成；而气体流经一个传质单元所产生的浓度变化等于该单元内的平均推动力;而阶梯个数即为传质单元数N_{OG}。





请看下叶的演示:

图解计算法

以H=HOG.NOG计算塔高时，可将全塔看作由NOG个传质单元所组成；而气体流经一个传质单元所产生的浓度变化等于该单元内的平均推动力;而阶梯个数即为传质单元数NOG。

作图法演示，请单击左键

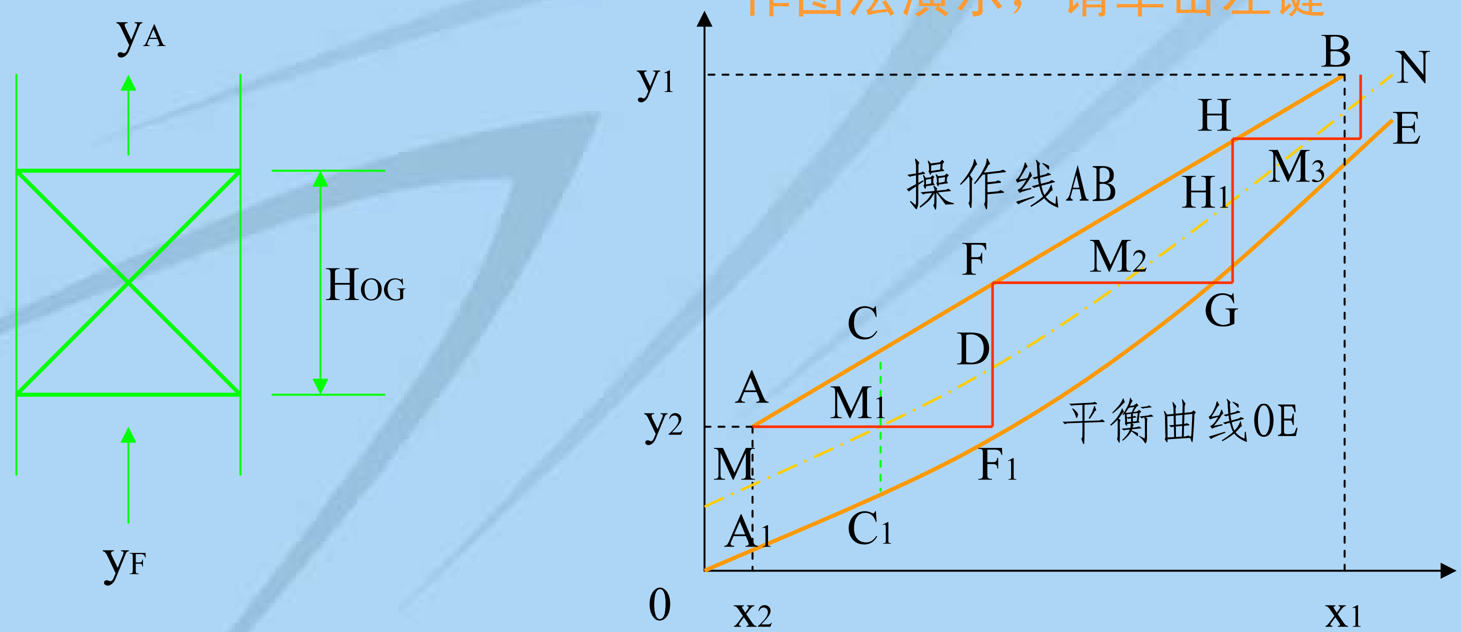


图 传质单元数的图解法

三、吸收塔的设计型计算

计算的依据

全塔物料衡算 $G(y_1 - y_2) = L(x_1 - x_2)$

相平衡方程 $y_e = f(x)$

吸收过程基本方程式

$$H = H_{OG} \cdot N_{OG} = \frac{G}{Kya}\int_{y_2}^{y_1}\frac{dy}{y - y_e}$$

$$H = H_{OL} \cdot N_{OL} = \frac{L}{Kxa}\int_{x_2}^{x_1}\frac{dx}{x_e - x}$$

1、设计型计算命题方式

设计（分离）要求：根据指定的分离要求计算所需塔高

给定条件：y_1、G、y=f（x）及分离要求

分离要求（根据分离的目的）：

①对于脱除有害气体时 规定y_2

②回收气体有用物质时 规定溶质回收率 η

③对于解吸操作，一般是规定液相最终浓度x_2

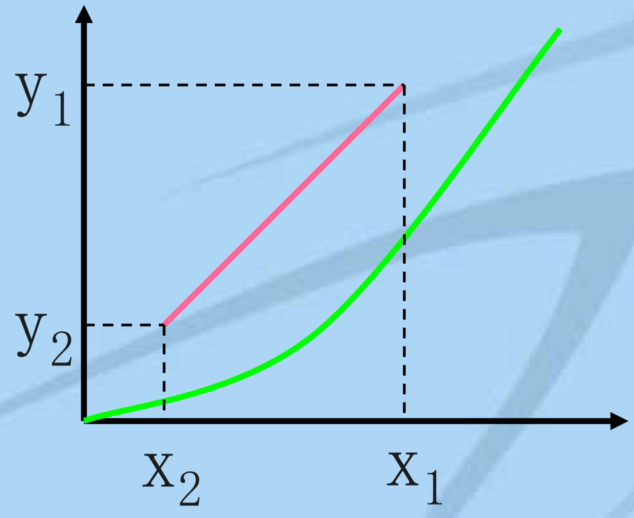
$$\eta=\frac{\text{被吸收的溶质量}}{\text{气体进塔的溶质量}}=\frac{Gy_1-Gy_2}{Gy_1}=1-\frac{y_2}{y_1}$$

$$y_2=(1-\eta)y_1$$

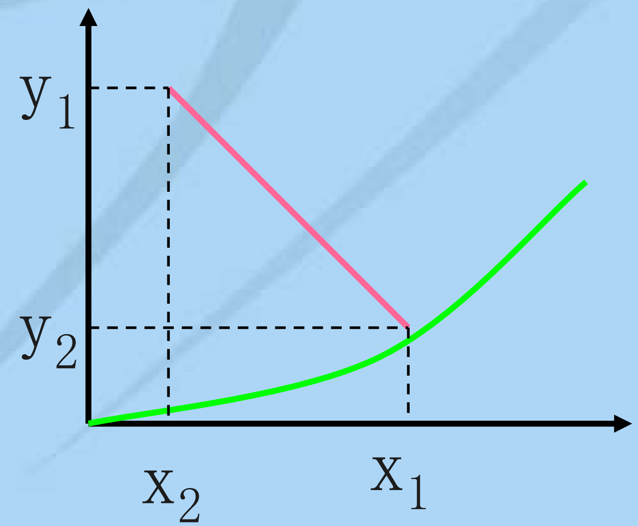
依$H=H_{OG}\cdot N_{OG}$，计算H.

$H_{OG}=G/K_ya$在此可作为已知量。一切问题将归纳为N_{OG}的求取，面临一系列的选择。

（1）、流向选择



逆流吸收



并流吸收

逆流特点：

1) 逆流推动力大，传质速率快；

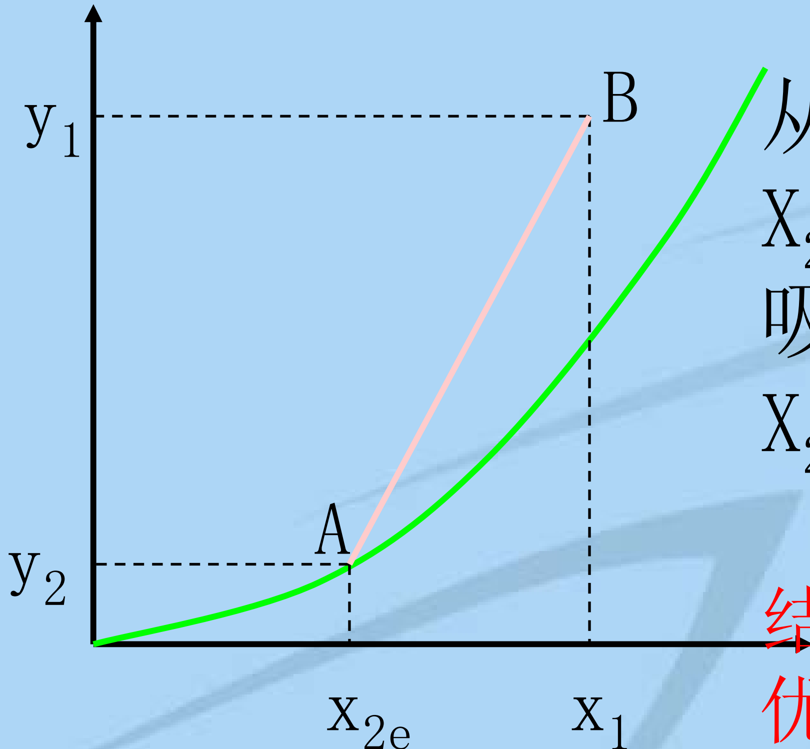
2) 吸收液的浓度高；

3） 溶质的吸收率高；

4） 液体受到上升气体的曳力，限制了液体流量和气体流量。

m很小时，溶解度很大，逆流、并流均可采用

2、吸收剂进口浓度的选择（x_2）及x_2的最高允许值



从经济角度考虑

$X_2\uparrow$，传质推动力$\downarrow$ $H\uparrow$

吸收设备费$\uparrow$

$X_2\downarrow$ 解吸费用$\uparrow$

结论，x_2的选择是一个经济上的优化问题。

图 吸收剂进口浓度的上限

还存在技术方面的限制

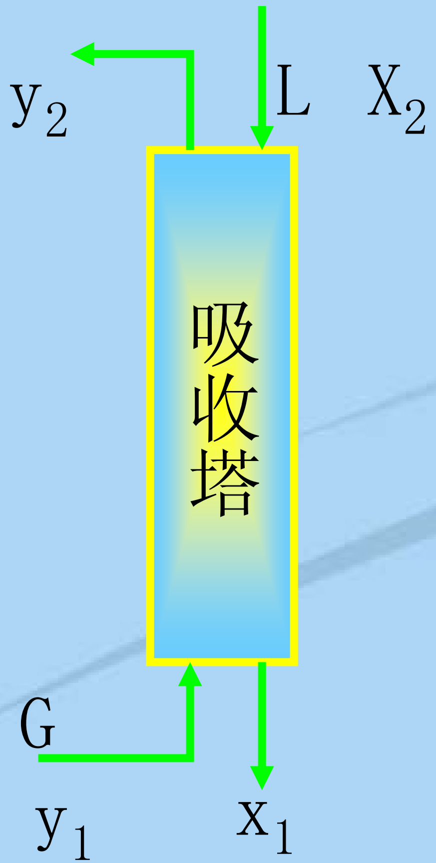
对于逆流操作，吸收剂进口与气相出口处于同一截面，收剂进口浓度x_2受到气体出口浓度y_2（即分离要求）的制约，$x_2 < x_{2e} = y_2/m$，这是其上限的问题。

对于逆流操作，吸收剂进口浓度更应低于$x_{2e}=y_2/m$。 $\boxed{0 < x_2 < x_2e}$

若x2=x2e，塔顶的推动力 $\Delta y_2 = 0$ $H = \infty$

当 $x_2 > x_{2e}$，不可能达到分离要求，

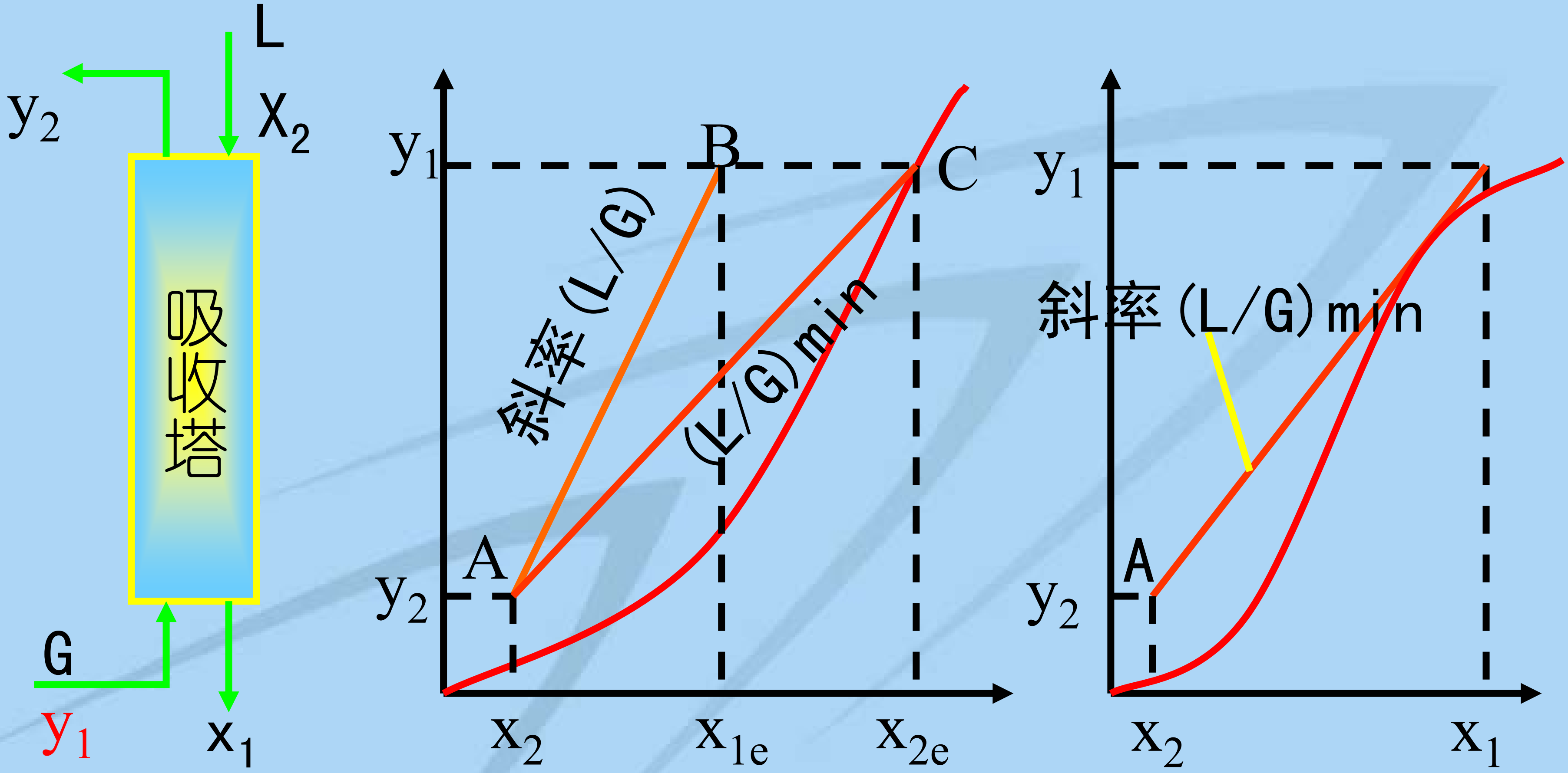
3、吸收剂量的选择和最小液气比



做全塔物料衡算

$$x_1=x_2+G/L(y_1-y_2)$$

液气比越大，x_1愈小


L
y_2
X_2
吸收塔
G
y_1
x_1
y_1
B
C
斜率(L/G)
(L/G)min
A
y_2
x_2
x_{1e}
x_{2e}
y_1
斜率(L/G)min
A
y_2
x_2
x_1

实际液气比演示

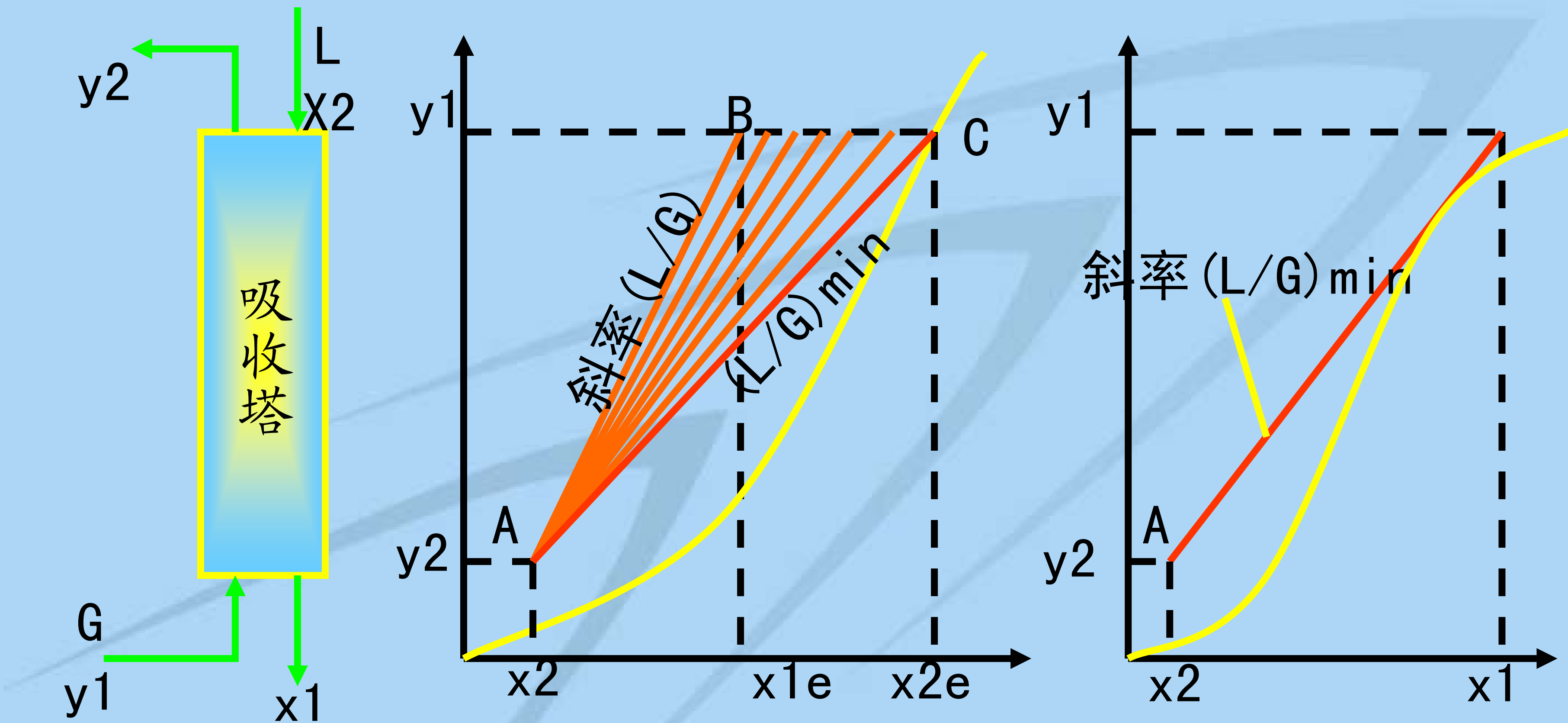


图 最小液气比

最小液气比演示

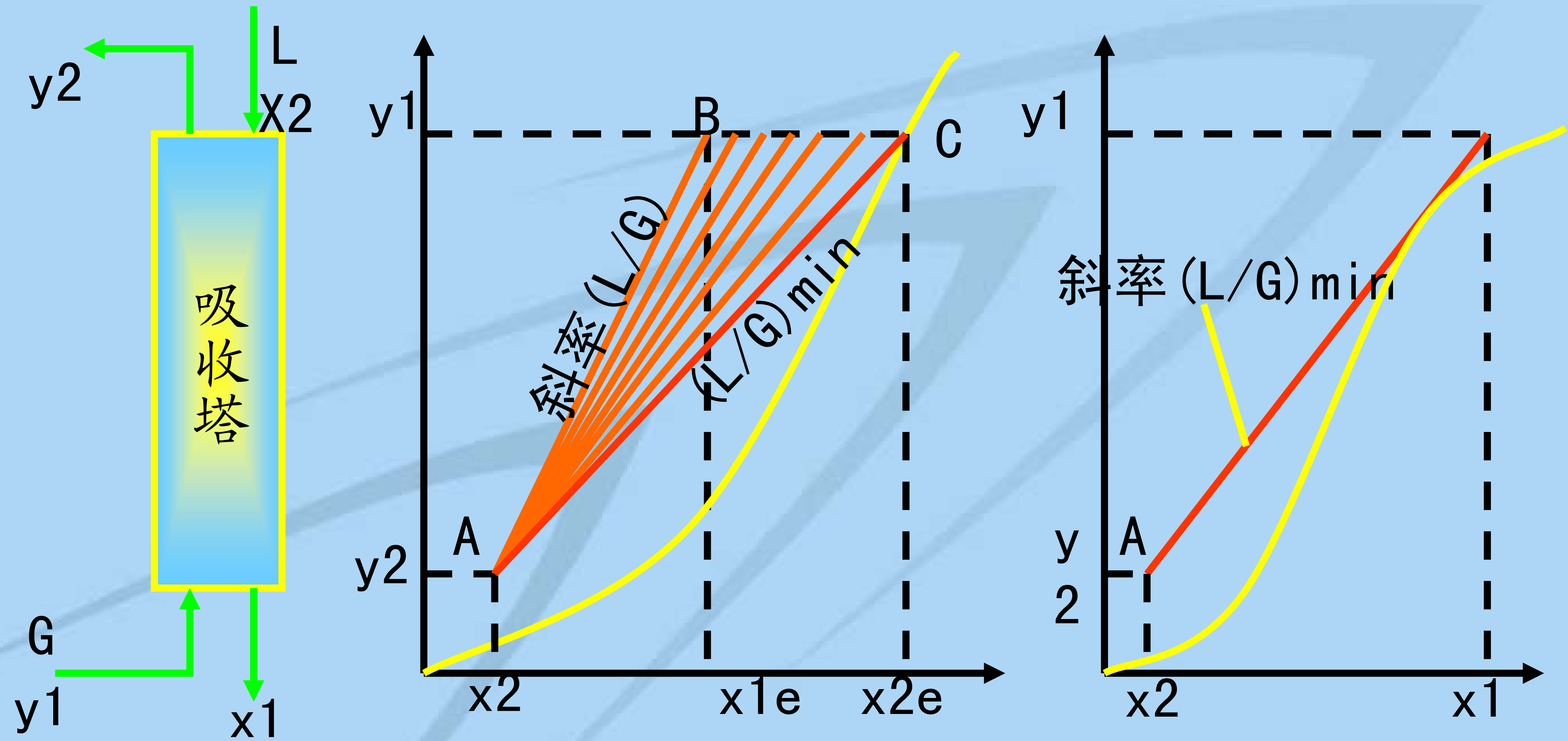


图 最小液气比

当y_1, y_2, x_2一定时，L/G增大，x_1下降，操作线斜率增大，操作线远离平衡线，Δy增大，而N_{OG}下降，H下降吸收设备费下降，但吸收液量大，对解吸要求高，则再生费用增加。

结论：L/G的选择是个经济上优化的问题

L/G的最小用量也受到技术上的限制，当L/G减小时，操作线斜率减小，当L/G小到某一值时，在同一y_1的情况下，操作线与平衡线相交，即意味着在吸收塔底气、液两相浓度达平衡，此时

$$\Delta y_1 = 0$$

要完成分离任务所需塔高为无穷大，此时对应的液气比称为最小液气比，相应的吸收剂用量为最小吸收剂用量Lmin。

$$\boxed{(L/G)\min = \frac{y_1 - y_2}{x_{1e} - x_2}}$$

注意：

$(L/G)\min$ 是对一定的分离要求而言的，

当 $L/G < (L/G)\min$ 时，将达不到分离要求

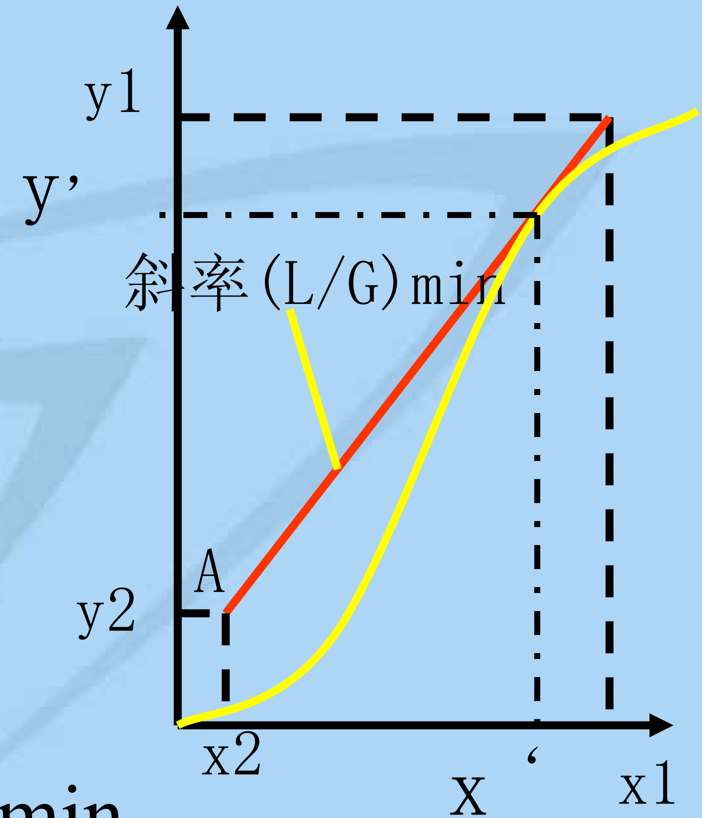
当平衡线形状如右图时，

$$\left(L/G\right)\min$$

应决定于从A点所作的平衡线切线的斜率

$$\left(L/G\right)\min=\frac{y'-y_2}{x'-x_2}$$

实际当中 $L/G\approx\left(1.1\sim2\right)\left(L/G\right)\min$



【例题】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量为1400kg/h，气体总压为101.3kPa，其中氨的分压为1.333 kPa。若实际吸收剂用量为最小用量的1.4倍，操作温度（293K）下的气液相平衡关系为$y_e=0.75x$，气相总体积吸收系数为$0.088 kmol/m^3 \cdot s$，试求

（1）每小时用水量；

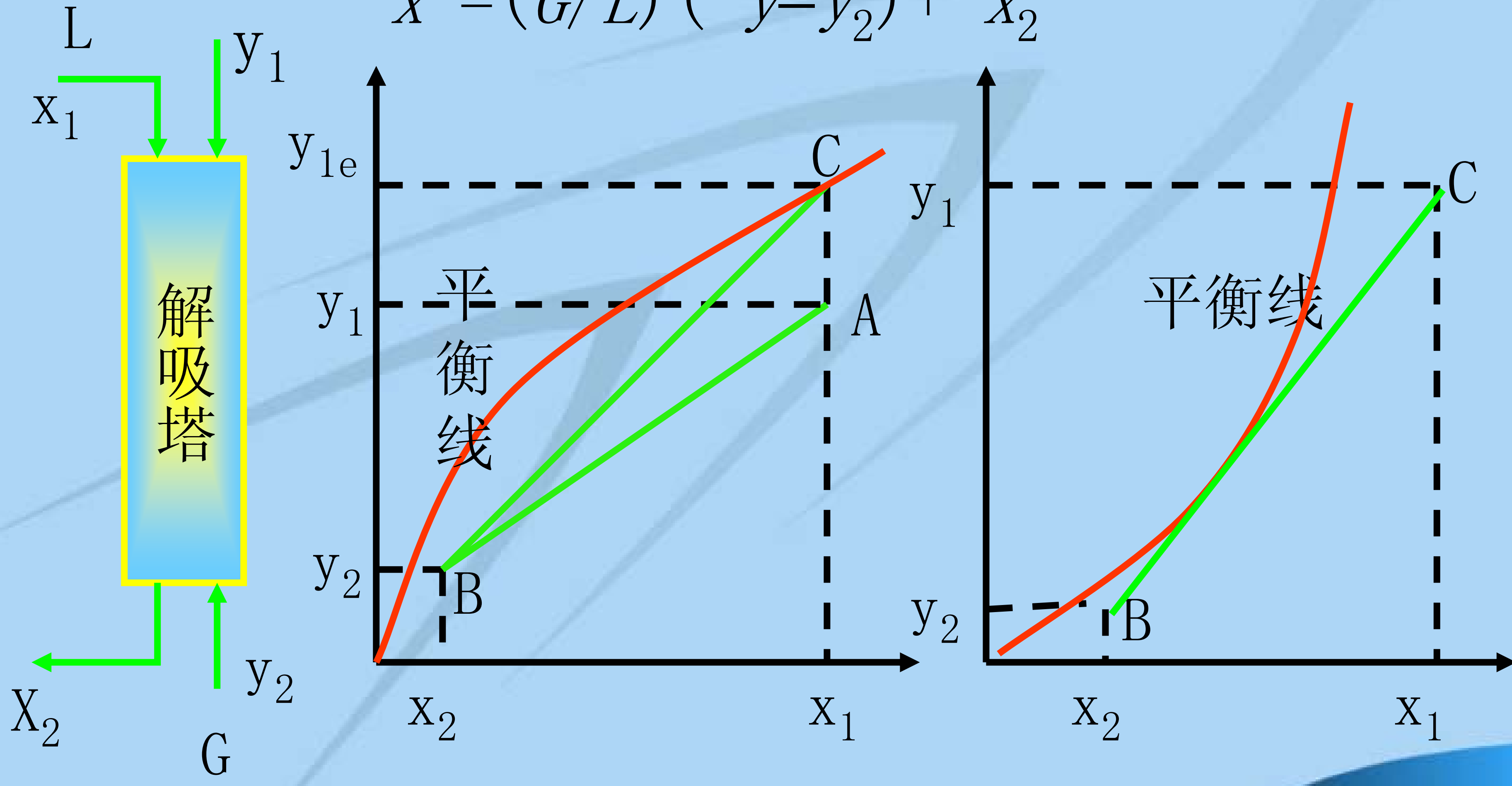
（2）用平均推动力法求出所需填料层高度。

【例5-7】空气中含丙酮2%（体积百分数）的混合气以0.024kmol/m^2·s的流率进入一填料塔，今用流率为0.065kmol/m^2·s的清水逆流吸收混合气中的丙酮，要求丙酮的回收率为98.8%。已知操作压力为100 kPa，操作温度下的亨利系数为177 kPa，气相总体积吸收系数为0.0231 kmol/m^3·s，试用解吸因数法求填料层高度。

4、解吸塔的最小液气比

解吸操作线在平衡线的下方。操作线方程变为：

$$x=(G/L)(y-y_2)+x_2$$



做全塔的物料衡算有 $Lx_1 + Gy_2 = Lx_2 + Gy_1$

$$y_1 = L/G(x_1 - x_2) + y_2$$

解吸用气量G减小 $\longrightarrow$ y_1增加，在x_1一定，减小G，y_1增大到与平衡线相交一点，此时解吸气出口浓度y_1与x_1成平衡，解吸操作线斜率L/G最大而气液比G/L为最小。

$$\boxed{(G/L)\min = \frac{x_1 - x_2}{y_{1e} - y_2}}$$

当平衡线为如上图的凹形曲线时，过B点做平衡线的切线，求最小气液比。

解吸操作的实际气液比也应大与最小气液比。

四、吸收塔的操作型计算

1、操作型计算的命题

第一类命题

给定条件：H(及有关的设备尺寸)、G、L、y_1、x_2平衡关系及流动方式 、K_ya 或K_xa

计算目的：y_2，x_2（气液两相出口浓度）

第二类命题

给定条件：H(及有关的设备尺寸)、G、y_1、y_2、x_2平衡关系及流动方式、Kya 或Kxa

计算目的：L，x1

2、操作型问题的计算方法

$$\begin{cases} \text{物料衡算}\ldots\ldots\ldots\ldots G(y_1-y_2)=L(x_1-x_2) \\ \text{相平衡关系}\ldots\ldots\ldots\ldots y_e=f(x) \\ \text{吸收过程基本方程}\ldots\ldots H=\dfrac{G}{K_ya}\displaystyle\int_{y_2}^{y_1}\dfrac{dy}{y-y_e} \\ \qquad\qquad\text{或}\ldots H=\dfrac{L}{K_xa}\displaystyle\int_{x_2}^{x_1}\dfrac{dx}{x_e-x} \end{cases}$$

在一般情况下，相平衡方程式和吸收过程方程式都是非线性的，求解时必须试差或迭代

如果平衡线在操作范围内可近似为直线

$$H=\frac{G}{K_y a}\cdot\frac{y_1-y_2}{\Delta y_m} \qquad \Delta y_m=\frac{\Delta y_1-\Delta y_2}{\ln\frac{\Delta y_1}{\Delta y_2}}$$

$$G(y_1-y_2)=L(x_1-x_2)$$

y_e=mx+b

无论对于某一类还是第二类命题均有

$$N_{OG}=\frac{Kya}{G}\cdot H=常数$$

$$N_{OG}=\frac{y_1-y_2}{\dfrac{(y_1-mx_1)-(y_2-mx_2)}{\ln\frac{y_1-mx_1-b}{y_2-mx_2-b}}}=\frac{y_1-y_2}{y_1-y_2-m(x_1-x_2)}\ln\frac{y_1-mx_1-b}{y_2-mx_2-b}$$

$$=\frac{1}{1-m\left(\dfrac{x_1-x_2}{y_1-y_2}\right)}\ln\frac{y_1-mx_1-b}{y_2-mx_2-b}$$

$$=\frac{1}{1-m\frac{G}{L}}\ln\frac{y_1-mx_1-b}{y_2-mx_2-b}\qquad\therefore\quad N_{OG}\cdot\left(1-\frac{mG}{L}\right)=\ln\frac{y_1-mx_1-b}{y_2-mx_2-b}$$

$$\exp\left[NOG\cdot\left(1-\frac{mG}{L}\right)\right]=\frac{y_1-mx_1-b}{y_2-mx_2-b}$$

$$\begin{cases}(y_2-mx_2-b)\exp\left[NOG\cdot\left(1-\frac{mG}{L}\right)\right]=y_1-mx_1-b\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots(1)\\ G(y_1-y_2)=L(x_1-x_2)\end{cases}$$

便可解出y_2，x_1 → 第一类命题

只能通过试差 → 第二类命题

当平衡关系为$y_e=m\ x$

$$\frac{Kya}{G}\cdot H=NOG=\frac{1}{1-\frac{1}{A}}\ln\left[\left(1-\frac{1}{A}\right)\frac{y_1-mx_2}{y_2-mx_2}+\frac{1}{A}\right]$$

3、吸收塔的操作和调节

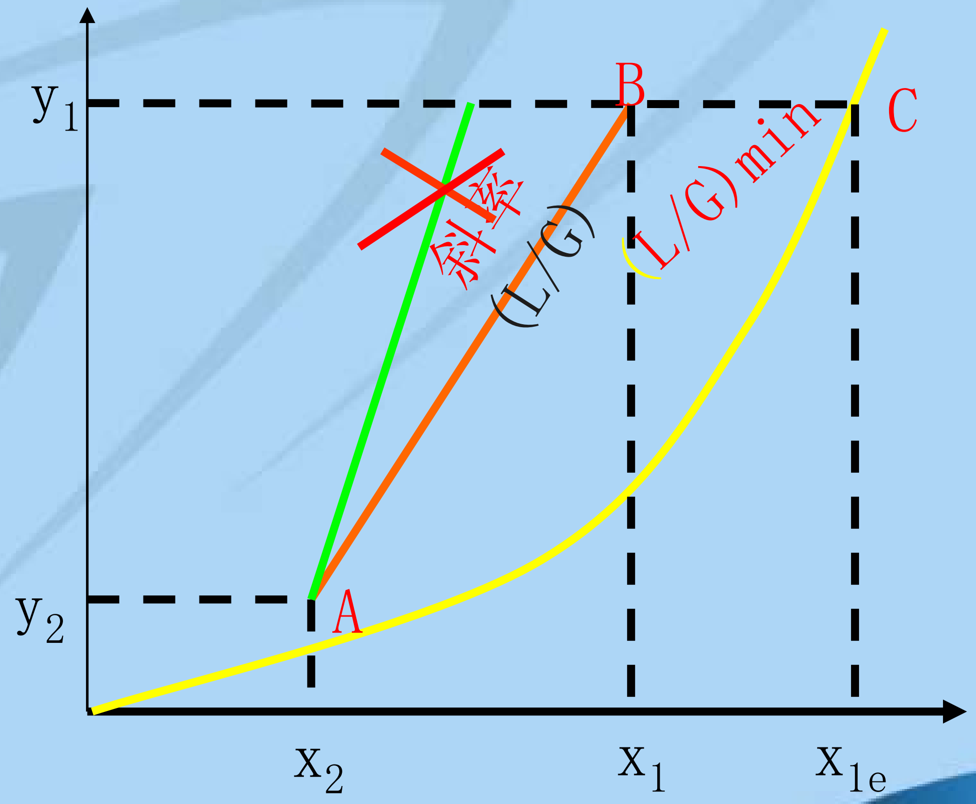
吸收塔的气相入口条件通常由上一操作（工序）决定，不能变动。而吸收剂入口条件的改变，则对吸收操作会产生大的影响，

主要有以下几种情况：

- 增大吸收剂的用量L
- 降低吸收剂入口浓度x_1
- 降低吸收操作的温度t

1）增大吸收剂用量

增大吸收剂用量，必然使吸收操作线斜率增大，平均推动力增大，传质单元数减小。请看下面的简单演示

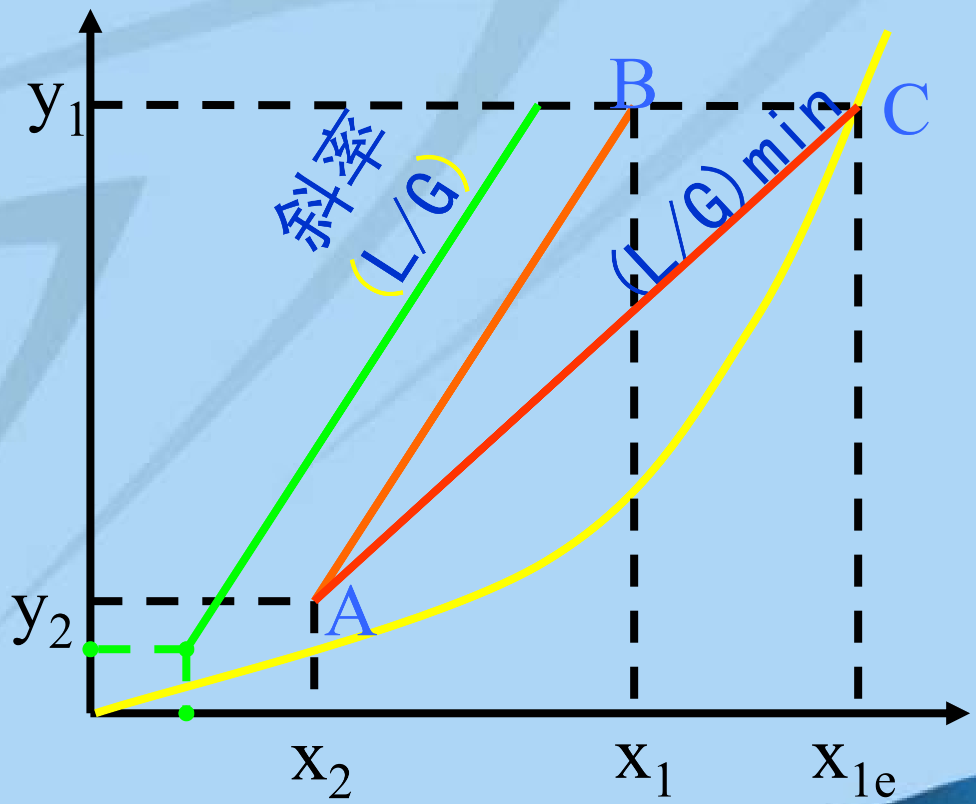


L ↑，操作线斜率L/G ↑，平均推动力Δy_m ↑，传质单元数N_{OG} ↓ 但塔的总高H不定，传质单元高度H_{OG}不变，传质单元数就不能减小，故必造成操作线位置的改变来保证传质单元数不变，因而致使气相出口浓度降低。这种效果，在吸收操作在塔底更接近平衡（$L/G < m$）时，才有效，当吸收操作在塔底更接近平衡（$L/G > m$）时，增大吸收剂用量不能有效地降低气相出口浓度降低。

单从吸收过程讲，增大吸收剂用量显然是有利的。但考虑到解吸操作，解吸液体量的增大，必使解吸的气液比减小，解吸操作是否还能满足要求应是考虑的重点。

2）降低吸收剂入口浓度

降低吸收剂入口浓度，必然使吸收操作线左移，同样使平均推动力增大，传质单元数减小仍是以解吸操作是否还能满足要求为考虑的重点。



3）降低吸收操作的温度

降低吸收操作的温度：必然使平衡线斜率m减小，Δy_m增大，传质单元数减小，有利于吸收操作。此时应考虑降温的设备和操作费用是否值得。在某些溶解热较大的吸收操作中，采用中间冷却装置，甚至于采用管程为单程的冷却器为吸收塔，都是可取的。

【例5-9】某填料吸收塔在101.3 kPa，293K下用清水逆流吸收丙酮—空气混合气中的丙酮，操作液气比为2.0，丙酮的回收率为95%。已知该吸收为低浓度吸收，操作条件下气液平衡关系为y_e =1.18x，吸收过程为气膜控制，气相总体积吸收系数K_ya与气体流率的0.8次方成正比。（塔截面积为1m²）（1）若气体流量增加15%，而液体流量及气、液进口组成不变，试求丙酮的回收率有何变化？（2）若丙酮回收率由95%提高到98%，而气体流量，气、液进口组成，吸收塔的操作温度和压力皆不变，试求吸收剂用量提高到原来的多少倍。

【例5-10】在一填料吸收塔内，用含溶质为0.0099（摩尔分率）的吸收剂逆流吸收混合气中溶质的85%，进塔气体中溶质浓度为0.091（摩尔分率），操作液气比为0.9，已知操作条件下系统的平衡关系为，

$y_e = 0.86x$

试求：（1）逆流操作改为并流操作后所得吸收液的浓度；（2）逆流操作与并流操作平均吸收推动力的比。假设体积传质系数与流动方式无关。

第四节　高浓度气体的吸收和化学吸收简介

- 高浓度气体
  - 当混合气的入塔浓度较高，被吸溶质量较多时，低浓度气体吸收的简化处理便不在适用；这时需要采用高浓度气体吸收的特点来分析计算。
- 化学吸收
  - 化学吸收的计算，简而言之，须考虑化学反应对吸收过程的增强效应。在传质总系数的计算式中引入增强因子β：

$$1/K_y = 1/k_y + m/\beta k_x$$

高浓度气体吸收的特点

- 吸收过程中，气体流率G和液体流率L都不再是常量，但惰性气体流率G_B和纯溶剂流率L_S却可认为是常量。
- 吸收过程是非等温的
- 传质膜系数与浓度相关

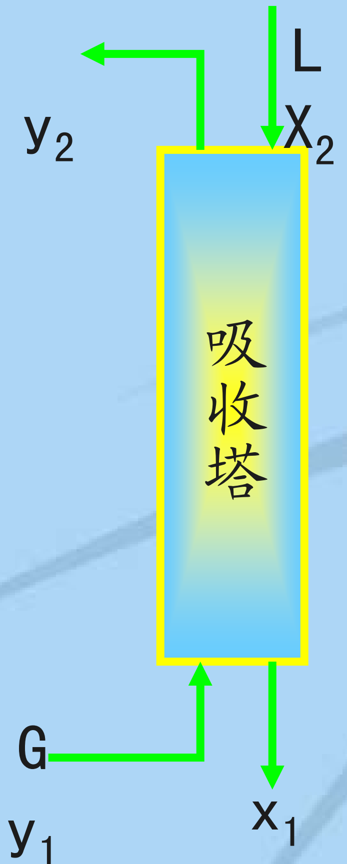
下面就这三条予以详细介绍

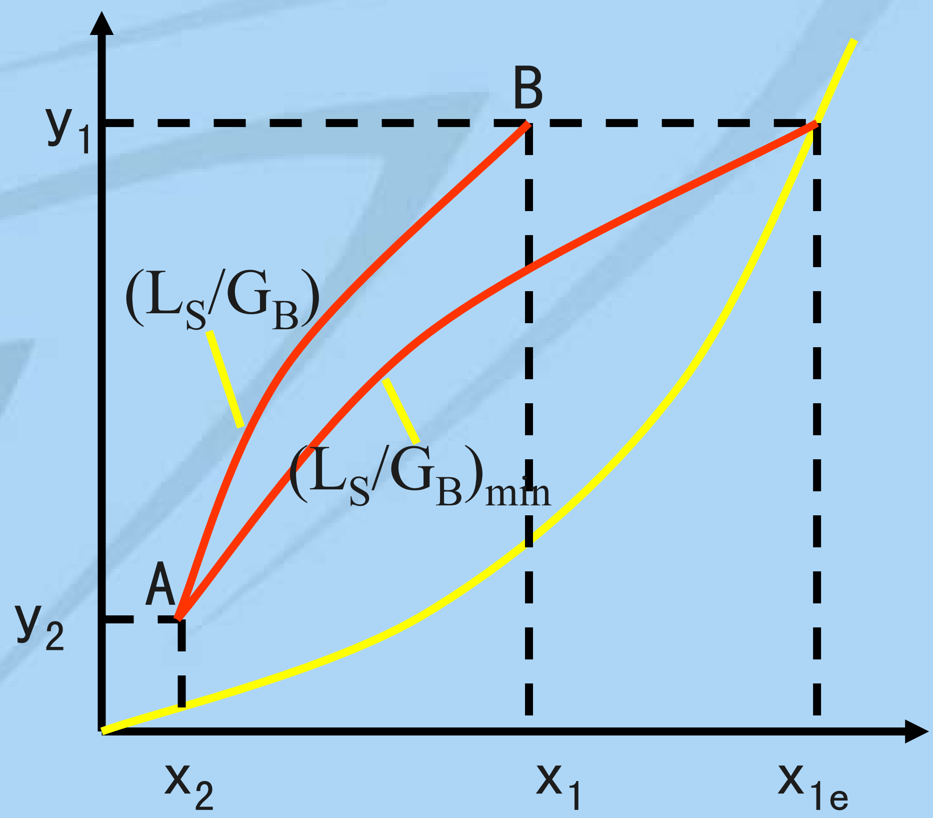
- 吸收过程中，气体流率G和液体流率L都不再是常量，但惰性气体流率G_B和纯溶剂流率L_S却可认为是常量。
  - 作物料衡算可得高浓度气体吸收的操作线方程：
  - $y/(1-y)=(L_S/G_B)(x/(1-x)-x_2/(1-x_2))+y_2/(1-y_2)$
  - 若令$Y=y/(1-y)$、$X=x/(1-x)$，则$Y=(L_S/G_B)(X-X_2)+Y_2$为直线方程。
  - 但若将平衡线方程改写为Y=mX/(1+(1−m)X)，则可在作标图上进行图解作业。

$Y=y/(1-y)=mx/(1-mx)\qquad X=x/(1-x)\qquad x=X/(1+X)$

由是，仍可用前述公式进行吸收计算，如：最小液气比为$(L_S/G_B)_{\min}=(Y_1-Y_2)/(X_{e1}-X_2)$，唯应用$m/(1+(1-m)X)$替换式中的相平衡常数$m$。

图 高浓度气体吸收操作线





- 吸收过程是非等温的

　　由于高浓度气体的吸收操作中，溶解热不能忽略，必使液相温度发生改变，进而也使气相温度改变，因此吸收全过程中相平衡常数不再是常量。而且，对吸收过程的计算必须联解热量衡算式。

- 传质膜系数与浓度相关

$$k_y = (DP/(RT\delta))(P/p_{Bm}) = (DP/(RT\delta))(1/(1-y)_m)$$

$$k_x = (DC_m/(RT\delta))(C_m/C_{Bm}) = (DC_m/(RT\delta))(1/(1-x)_m)$$

$$C_m/C_{Bm}=1/((((C_m-C_A)_1 (C_m-C_A)_2)/C_m)/\ln(((C_m-C_A)_1/C_m)/((C_m-C_A)_1/C_m))))$$

$$=1/(((1-x)_1 -(1-x)_2)/\ln((1-x)_1/(1-x)_2))=1/(1-x)_m$$

高浓度气体吸收过程的计算特点是将全塔分为若干段，逐段计算，在每一段中认为吸收温度不变。