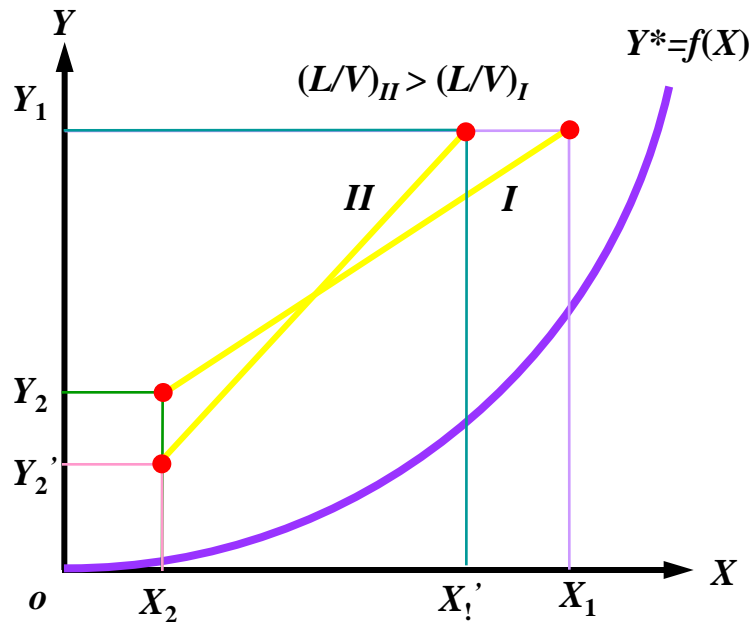


吸收塔的操作与调节

吸收塔的操作和调节一般是为了满足气相工艺要求。如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)。



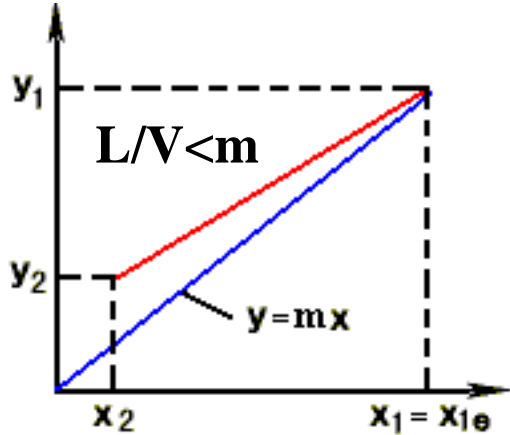
$L \uparrow, L/V \uparrow$ ，操作线斜率和推动力 \uparrow 。
当气、液入塔浓度 Y_1 和 X_2 不变时，出口气体 $Y_2 \downarrow$ ，吸收率增大。由物料衡算，操作线由 I 线变为 II 线，液相出口浓度 $X_1 \downarrow$ 。

吸收剂用量调节的限度

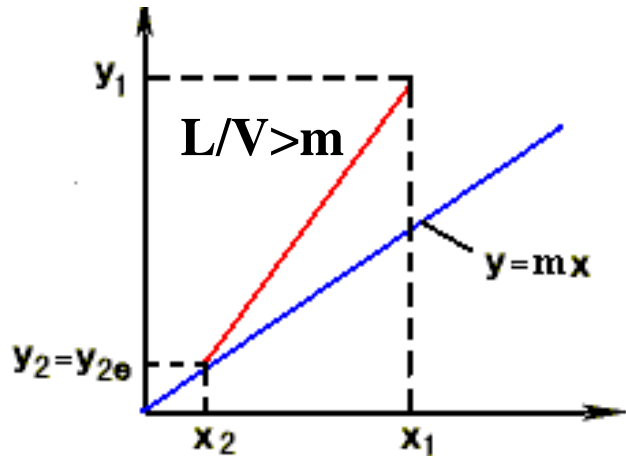
塔无限高: $z \rightarrow \infty$

气液两相在塔底平衡: $x_{1\max} = y_1/m$

$$y_{2\min} = y_1 - L/V(x_{1\max} - x_2)$$



气液两相在塔底平衡: $y_{2\min} = mx_2$

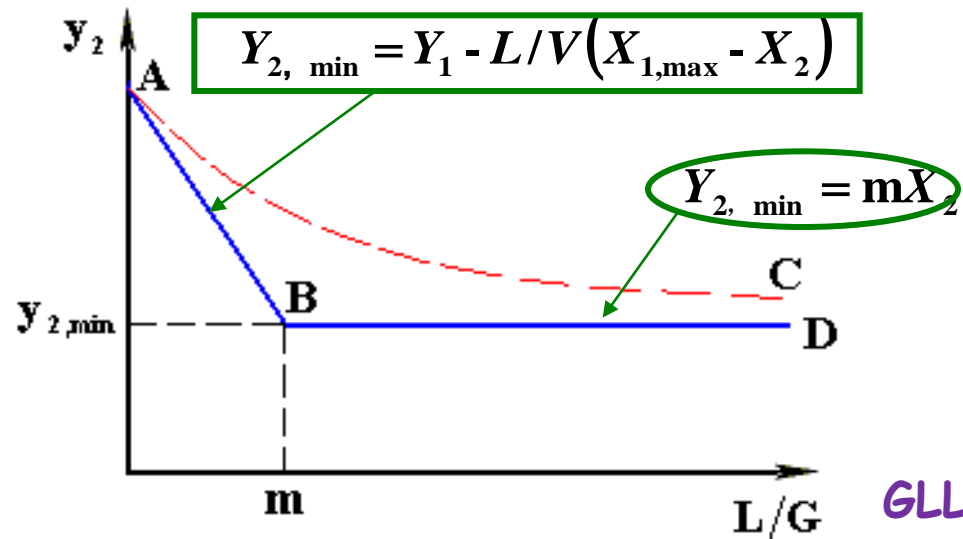


有限塔高

$L/V < m, L \uparrow, y_2 \downarrow$;

$L/V > m, L \uparrow, y_2$ 下降不明显,

此时操作调节应改变 x_2 或 t 。



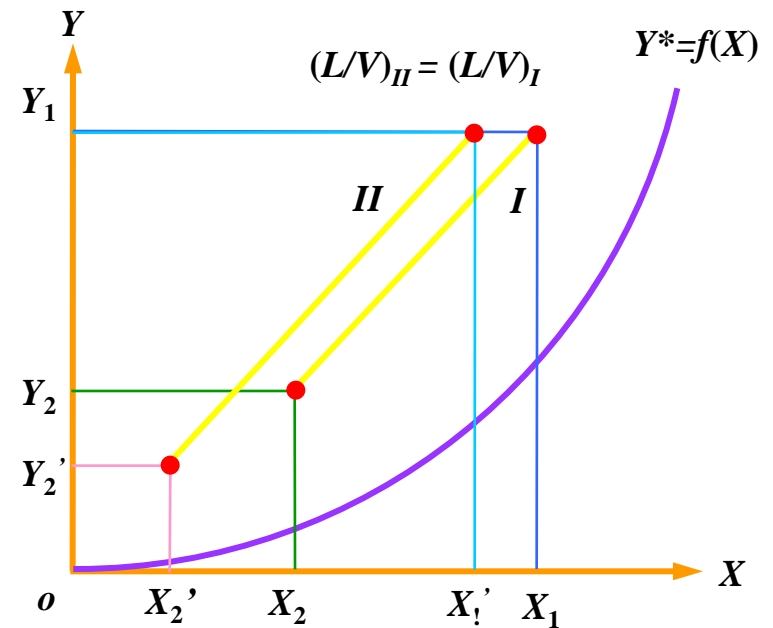
增大吸收剂用量

- 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，从而冲抵了吸收剂用量增大的作用。

降低吸收剂入塔浓度

若 Y_1 和 L/V 不变，降低吸收剂入塔浓度，操作线向左平移，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。

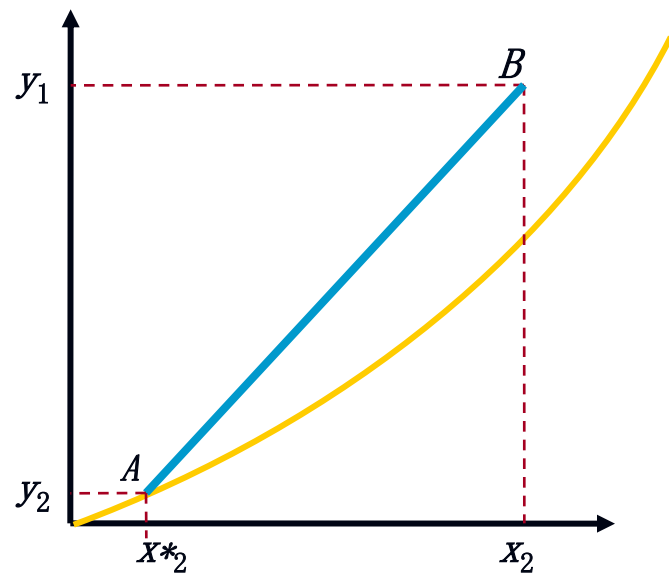


气、液出塔的实际浓度可由全塔物料衡算和传质单元数计算式联立求解。

*吸收剂入塔浓度 X_2 的调节主要受解吸过程的限制。

吸收剂进口含量的选择及其最高允许含量

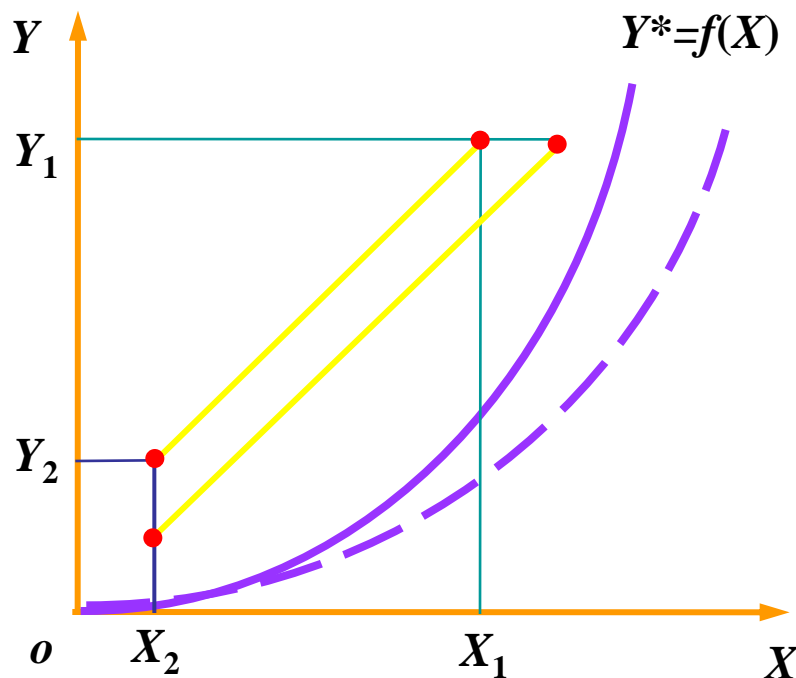
- $x_2 \uparrow$, 推动力 \downarrow , 塔高 \uparrow ; x_2 过低, 再生费用 \uparrow ; 所以, x_2 的选择是一个经济上的优化问题。
- 逆流操作时, 塔顶气相 y_2 已定, 与之成平衡的液相含量为 x_2^* 。故所选吸收剂进口含量 x_2 不得高于 x_2^* , 否则达不到规定的分离要求。即 x_2^* 是吸收剂入口含量的上限。所以, x_2 的选择还存在一个技术上限的问题。



降低吸收剂入塔温度

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，出塔液体浓度 X_1 增大，吸收率增加。

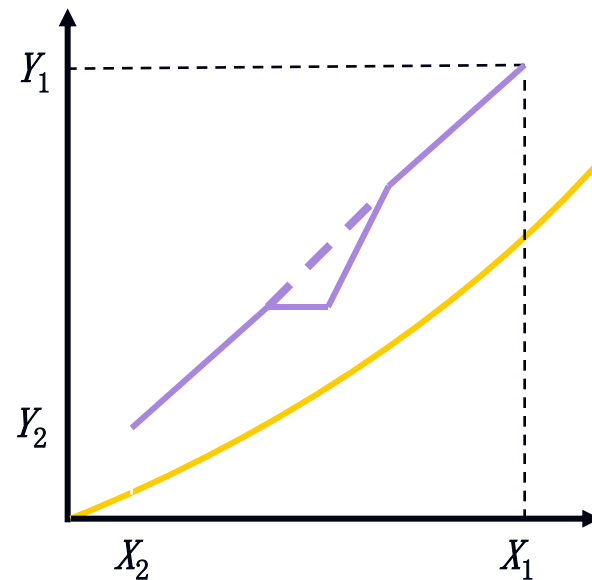
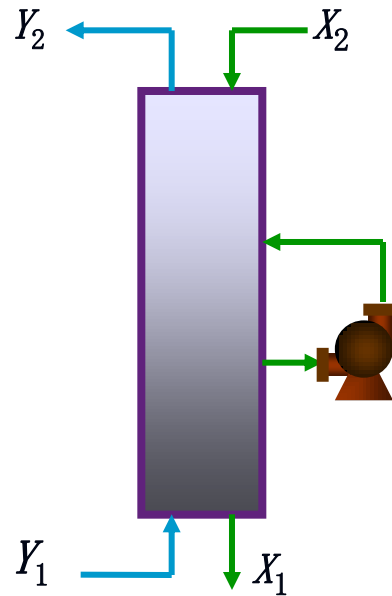


温度调节技术上受冷却器能力的限制；经济上受能耗的优化约束。

塔内返混

返混：少量流体自身由下游返回至上游。

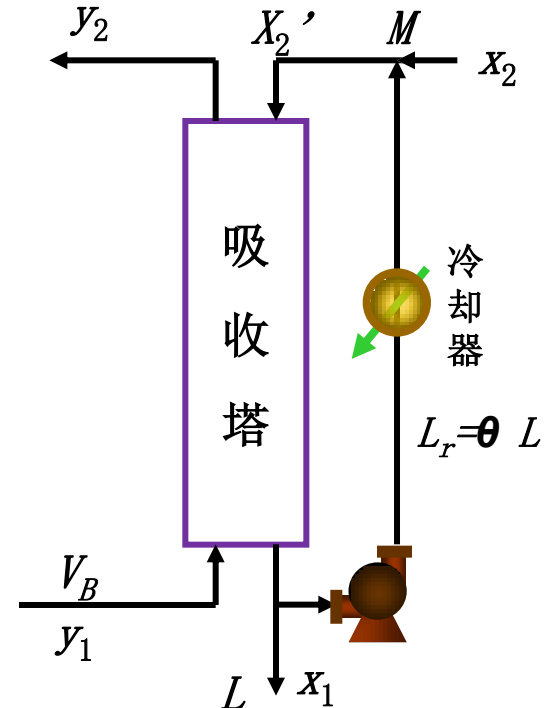
返混破坏逆流操作条件，使推动力下降，对传质不利。



吸收剂再循环

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 θ ，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

$$X'_2 = \frac{\theta X_1 + X_2}{1 + \theta}$$

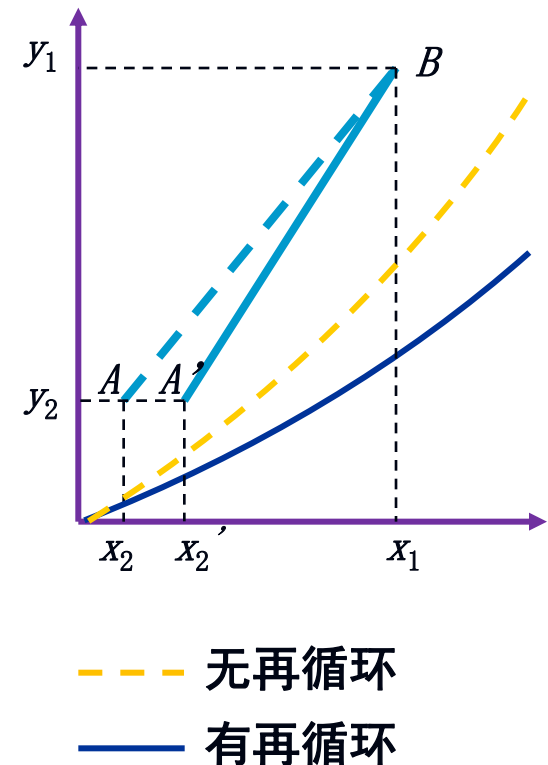


吸收剂再循环

➤若 θ 增加，吸收剂入塔浓度增大，传质推动力下降，塔的吸收能力下降。

➤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调节吸收剂在塔内的温度，促使平衡线下移，增大传质推动力，有利于吸收。

➤吸收目的在于获得 X_1 较高的液相产物（ $X_1 \uparrow \rightarrow L \downarrow \rightarrow$ 循环量 \uparrow 作为补偿）



传质系数

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) 经验公式
- (3) 准数关联式