

其它类型精馏塔理论板数的确定

直接蒸汽加热

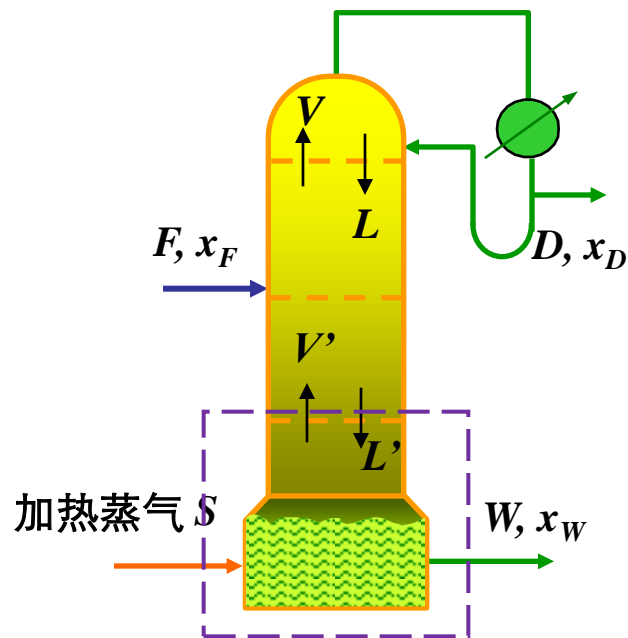
当水是重组分时, 可将加热蒸汽直接通入塔釜加热。

直接蒸汽加热不影响精馏操作线

由于塔底多了一股蒸汽流, 其提馏段的操作线与间接蒸汽加热过程不同。其推导如下:

总物料衡算 $L' + S = V' + W$

轻组分衡算 $L' x_n = V' y_{n+1} + W x_w$



若恒摩尔流假设仍成立, 则 $V' = S$, $L' = W$, 上式可改写为

$$W x_n = S y_{n+1} + W x_w \quad y_{n+1} = \frac{W}{S} x_n - \frac{W}{S} x_w \quad \text{—— 提馏段操作线}$$

直接蒸汽加热的精馏塔

两操作线的交点仍由精馏段操作线与 q 线交点确定；

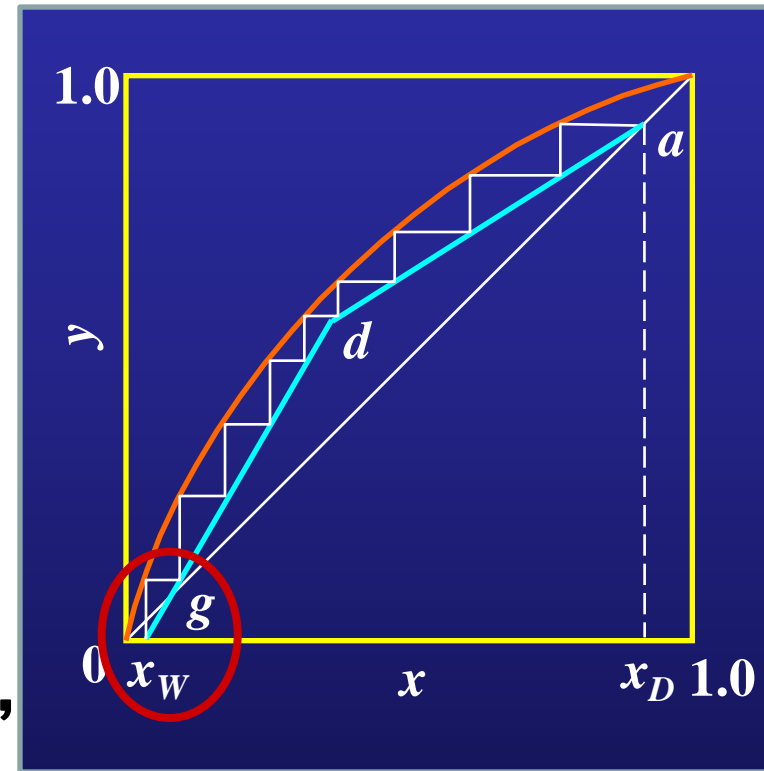
因 $x_n = x_W$ 时 $y_{n+1} = 0$ ，提馏段操作线的终点在 x 轴上 g 点 $(x_W, 0)$ 处。

由图中 a 点出发绘梯级至 g 点可得所需的理论板数。

注意：为了减少塔底轻组分的损失，加热蒸汽应不夹带液体水。

当加料热状态与塔顶产物 D 一定的条件下，加热蒸汽量取决于回流比。

直接加热精馏所需的理论板数较间接精馏稍有增加。因为直接加热蒸汽的稀释作用，使得塔内物料分离任务增加，当达到相同的馏出液组成及回收率时就需更多的塔板。



$$y_{n+1} = \frac{W}{S} x_n - \frac{W}{S} x_W$$

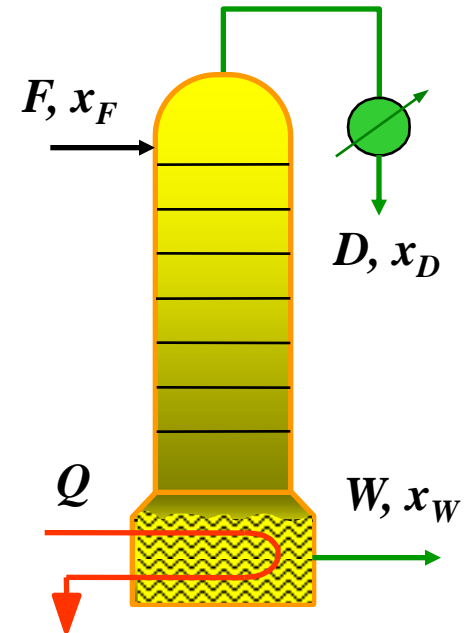
提馏塔（回收塔）

只有提馏段的精馏塔。

主要用于回收稀溶液中的轻组分而对馏出液浓度要求不高的场合，其着眼点是将原料液浓度 x_F 降至尽可能小的排液浓度 x_W ，而不是取得高纯度的塔顶产品。

料液自塔顶加入，与塔釜上升的蒸汽进行两相逆流传质，塔顶蒸汽冷凝后全部作为产品。塔釜可得高纯度的难挥发组分产品。

理论板数的确定：符合恒摩尔流假设情况下，由操作线方程和相平衡方程逐板计算或作图求解。



无回流的回收塔

其操作线方程与一般精馏塔的提馏段操作线方程相同。

$$y_{m+1} = \frac{L'}{V'} x_m - \frac{W}{V'} x_W$$

冷液进料时 $D=V$, $V'=D-(1-q)F$, $L'=qF$

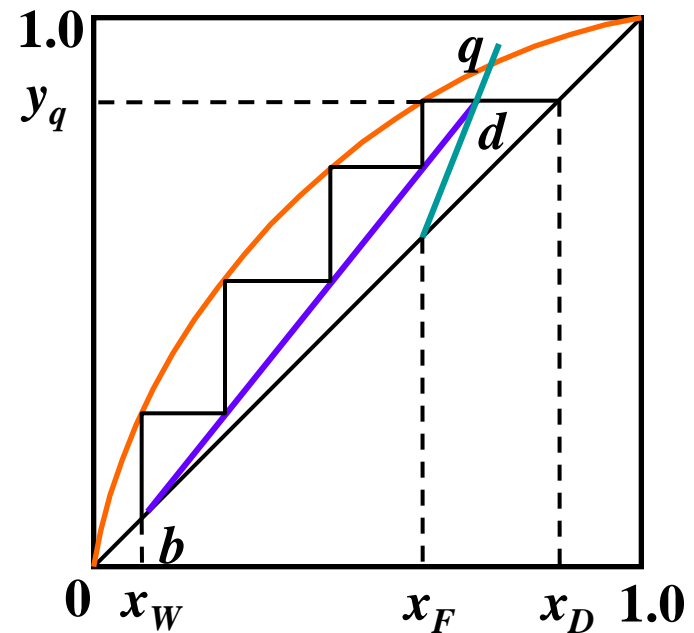
提馏段操作线方程为 $y_{m+1} = \frac{qF}{D-(1-q)F} x_m - \frac{Wx_W}{D-(1-q)F}$

与 q 线方程联立求解可得提馏段操作线与 q 线交点坐标

$$x_q = \frac{q-1}{q} x_D + x_F, \quad y_q = x_D$$

图解求理论板数：

$y=x_D$ 与 q 线的交点即为提馏段操作线的起点，联结点 d 与点 b (x_W, x_W) 得提馏段操作线，由点 d 开始在两线间作梯级至 b 点得所需理论板数。



提馏塔

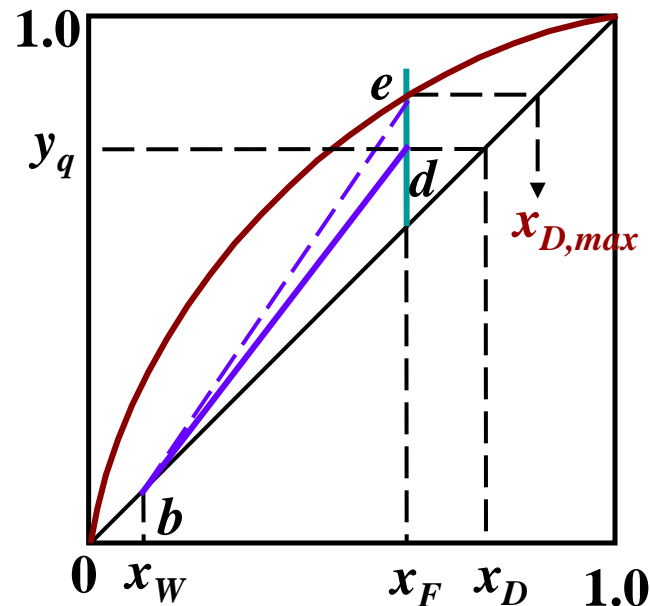
当泡点进料时 $q=1$ ，交点为 $x_q = x_F, y_q = x_D$

提馏段操作线方程为

$$y_{n+1} = \frac{F}{D} x_n - \frac{Wx_W}{D}$$

欲提高馏出液组成，必须减少蒸发量，增大操作线斜率 F/D ，所需理论板数将增加。

当操作线上端移至 e 点，与之成平衡的汽相组成为 $x_{D,max}$



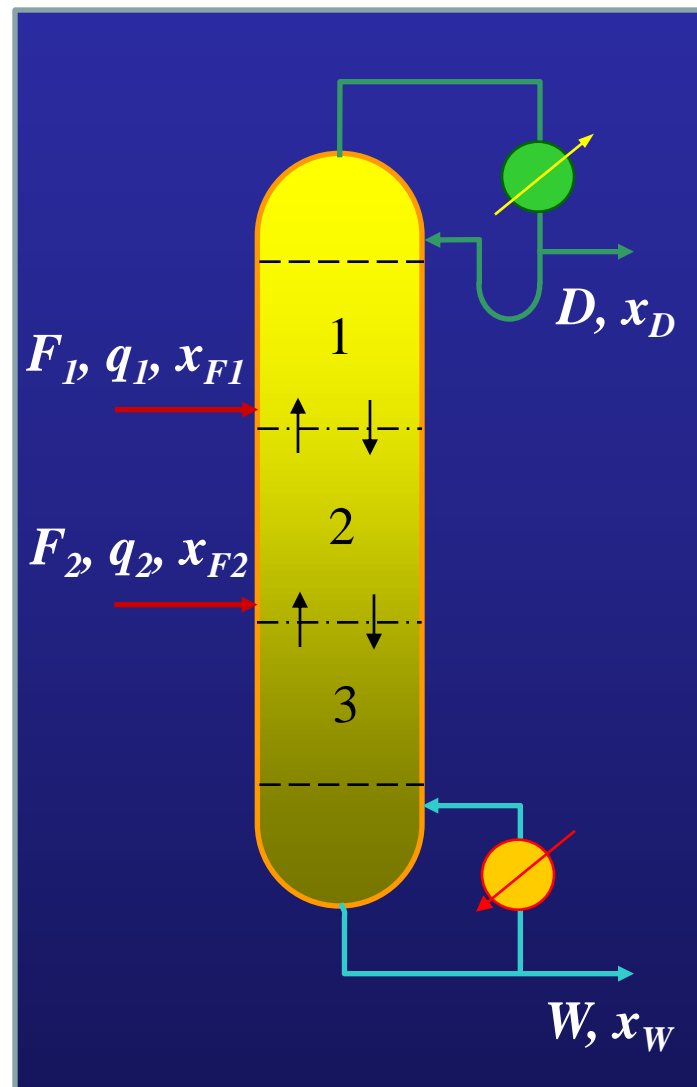
多股加料的精馏塔

对不同浓度的料液要在同一塔内同时进行分离的情况，一般不将料液混为一股后加入塔内，而是按各股料液的浓度及热状态分别在适当的加料位置引入。

原因：任何混合后的再分离都将引入不必要的能量消耗。

以有两股进料的精馏塔为例：

精馏塔以两进料板为界分为上、中、下三段，各段内上升与下降的汽、液相摩尔流率互不相同，相应有三条操作线，两条 q 线。

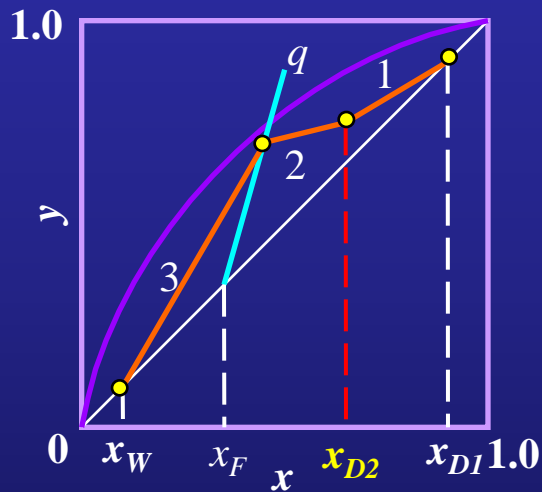


侧线出料

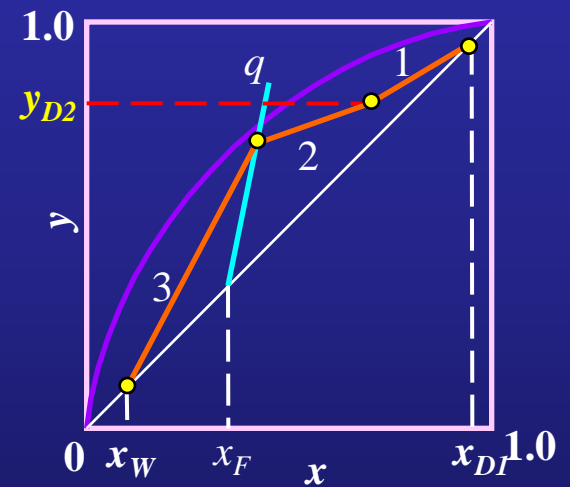
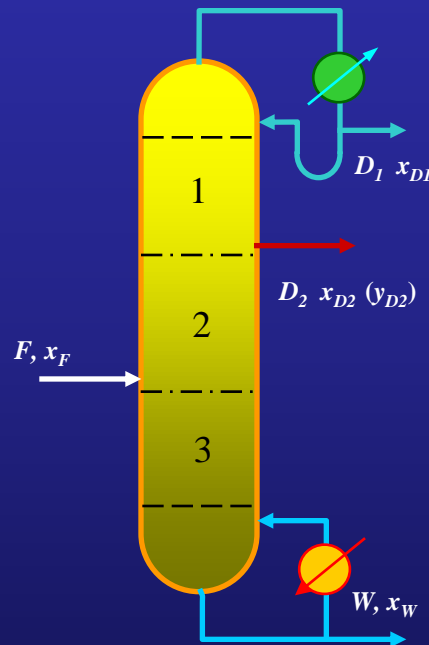
为了获得不同组成的两种或多种产品时，可在塔内相应组成的塔板上安装侧线以抽出产品。侧线产品可以是板上的液体或板间的蒸汽。

以有一个侧线出料的精馏塔为例：

精馏塔分为三段，各段操作线可通过相应的物料衡算导出。



饱和液体侧线出料



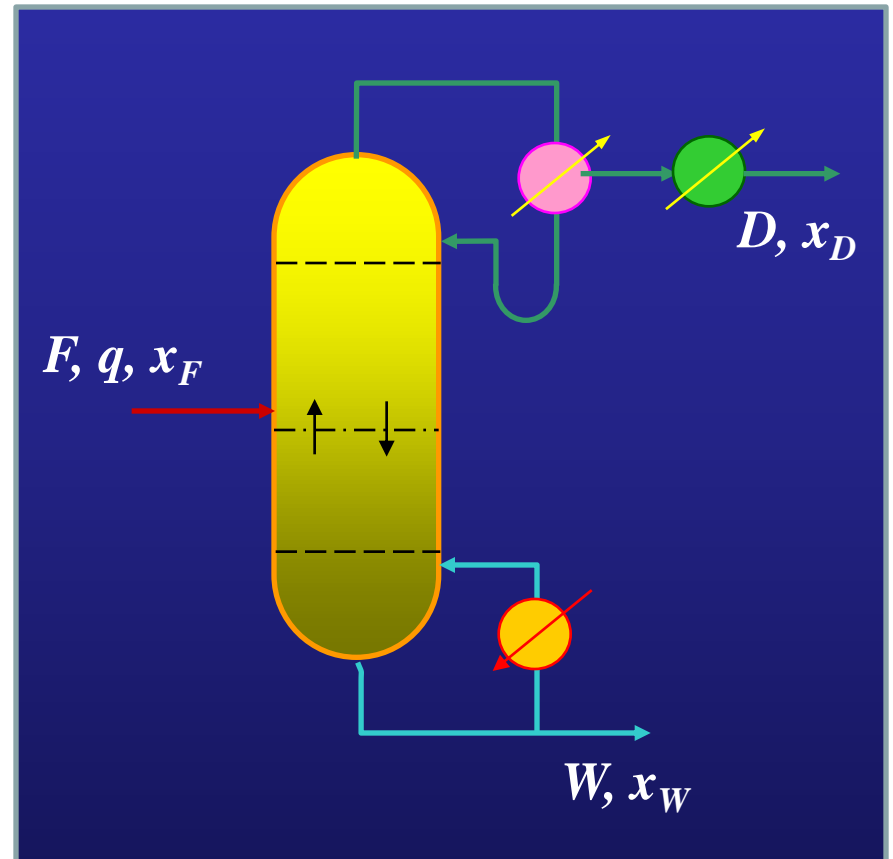
饱和蒸汽侧线出料

分凝器

有时精馏塔顶引出的蒸汽先经一个分凝器部分冷凝，其冷凝液作为回流，未冷凝的蒸汽进入全凝器，经冷凝作为塔顶产品。

通过控制分凝器的冷却剂用量和温度，控制回流比

分凝器相当于一块理论板
在求理论板数时，与全凝器不同的是：第1个阶梯表示分凝器，第2个阶梯才表示第1块理论板。



【例8-8】 有两股原料，一股为： $F_1=10\text{kmol/h}$ ， $x_{F1}=0.5$ (摩尔分数,下同)， $q_1=1$ 的饱和液体;另一股为： $F_2=5\text{kmol/h}$ ， $x_{F2}=0.4$ ， $q_2=0$ 的饱和蒸气，现采用精馏分离。若要求馏出液组分为0.9，釜液组分为0.05。塔顶为全凝器，泡点回流，塔釜间接蒸汽加热，若两股原料分别在其泡点、露点下由最佳加料板进入，求：（1）塔顶塔底的产品量 D 和 W ；（2） $R=1$ 时各段操作线方程。

(1)对全塔作物料衡算

$$\begin{array}{l}
 F_1+F_2=D+W \\
 F_1x_{F1}+F_2x_{F2}=Dx_D+Wx_W
 \end{array}
 \begin{array}{l}
 \text{---} \\
 \text{---} \\
 \text{---}
 \end{array}
 \begin{array}{l}
 F_1=10\text{kmol/h}, x_{F1}=0.5 \\
 F_2=5\text{kmol/h}, x_{F2}=0.4 \\
 x_D=0.9, x_W=0.05
 \end{array}
 \begin{array}{l}
 \text{---} \\
 \text{---} \\
 \text{---}
 \end{array}
 \begin{array}{l}
 D=7.35\text{kmol/h} \\
 W=7.65\text{kmol/h}
 \end{array}$$

(2)各段操作线方程：精馏塔被分成三段。

第一段：第一个进料口以上。与一般精馏段相同，操作线为

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1} = 0.5x_n + 0.45$$

第二段:两股进料之间，其下降液量和上升气量与第一段进料热状态有关

$$L=RD=1 \times 7.35=7.35\text{kmol/h}; V=(R+1)D=2 \times 7.35=14.7\text{kmol/h}$$

饱和液体进料, $q_1=1$ 。则第二段进料口以上的上升气量和下降液量为

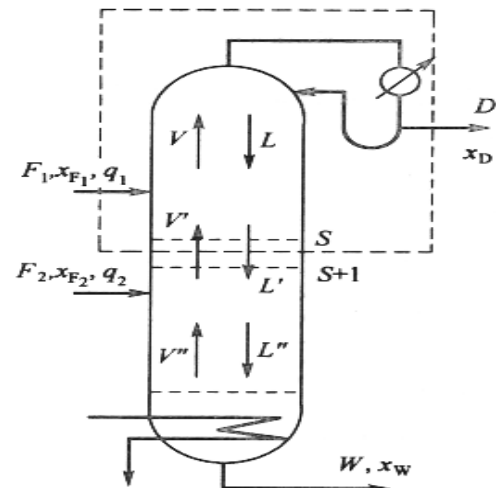
$$L'=L+q_1F_1=7.35+10=17.35\text{kmol/h}; V'=V-(1-q_1)F_1=V=14.7\text{kmol/h}$$

对第二股进料口以上作物料衡算

$$F_1 x_{F_1} + V' y_{s+1} = L' x_s + D x_D$$

得到第二段操作线方程为

$$y_{s+1} = \frac{L'}{V'} x_s + \frac{D x_D - F_1 x_{F_1}}{V'} = \frac{17.35}{14.7} x_s + \frac{7.35 \times 0.9 - 10 \times 0.5}{14.7} = 1.18 x_s + 0.11$$



第二股进料口以下塔段的操作线与一般提馏段相同，该段上升汽量和下降液量与第二段进料热状态有关。

第二段饱和蒸汽进料， $q_2=0$ ，则第三段上升气量和下降液量为

$$L'' = L' + q_2 F_2 = L + q_1 F_1 + q_2 F_2 = 17.35 \text{ kmol/h}$$

$$V'' = V' - (1 - q_2) F_2 = V - (1 - q_1) F_1 - (1 - q_2) F_2 = 14.7 - 5 = 9.7 \text{ kmol/h}$$

故第三段操作线为

$$y_{m+1} = \frac{L''}{V''} x_m - \frac{W x_w}{V''} = \frac{17.35}{9.7} x_m - \frac{7.65 \times 0.05}{9.7} = 1.789 x_m - 0.039$$