

回流比的影响及其选择

回流比：塔顶回流量与塔顶产品量的比值 $R=L/D$ 。

由全塔物料衡算知：回流比的增加不会使塔顶产品量 D 减少，将导致上升蒸汽量的增加。

$R \uparrow \rightarrow$ 塔顶上升蒸汽量 $\uparrow \rightarrow$ 塔顶冷凝负荷 $\uparrow \rightarrow$ 能耗 \uparrow

$R \uparrow \rightarrow$ 塔底加热速率 $\uparrow \rightarrow$ 上升蒸汽量 $\uparrow \rightarrow$ 能耗 \uparrow

$R \uparrow \rightarrow$ 轻、重组分的分离程度 \uparrow

回流比是精馏过程计算中的**重要参数**，塔所需的理论板数，塔顶冷凝器和塔釜再沸器的热负荷均与回流比有关。

精馏过程的**投资费用**和**操作费用**都取决于回流比的大小。

全回流与最小理论板数

全回流时: $R \rightarrow \infty$ $D=0$ $W=0$ $F=0$

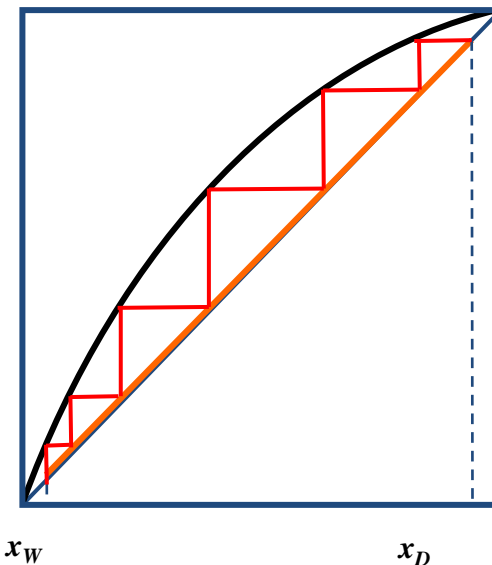
精馏段操作线: $y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$ \rightarrow $y_{n+1} = x_n$

提馏段操作线: $y_{n+1} = \frac{L'}{V'} x_n - \frac{Wx_W}{V'}$ \rightarrow $y_{n+1} = x_n$

} 对角线

全回流操作只适用于精馏塔的开工、调试及实验研究。

全回流时操作线和平衡线的距离最远，达到相同的分离程度所需的理论板数最少，以 N_{min} 表示。计算方法见7.5.3

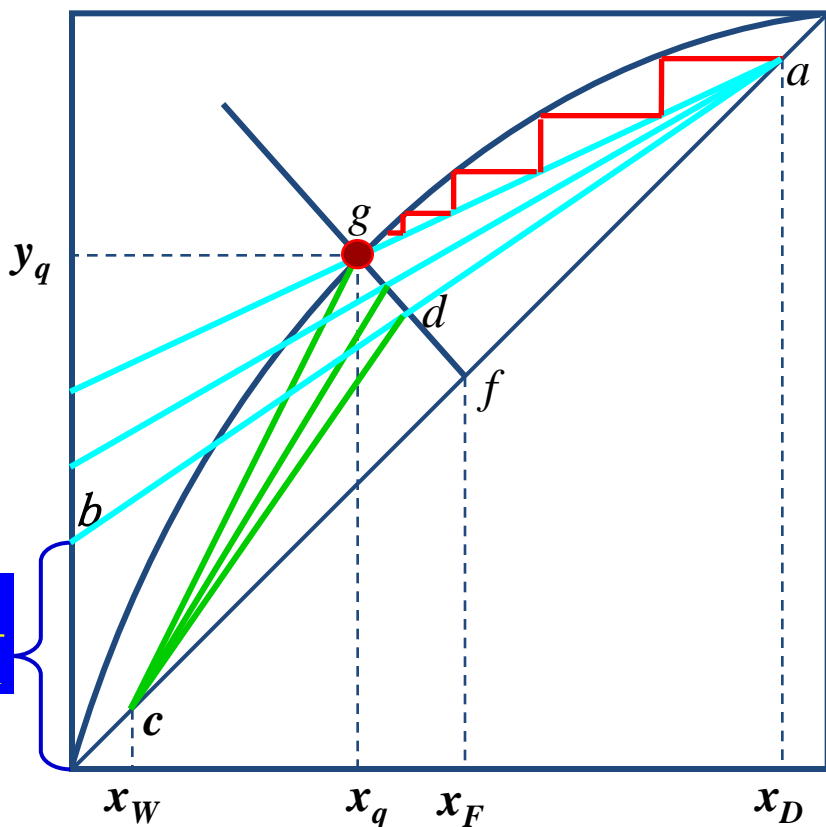


最小回流比

对于一定的进料和分离要求：

- $R \downarrow$ ，精馏段操作线截距增大，操作线向平衡线移动；
- 进料不变则 q 线不变。操作线交点 d 将向平衡线靠近。
- $R \downarrow$ ，提馏段操作线也向平衡线移动。

结论： $R \downarrow$ ，达到指定分离程度所需理论板数将增多。



最小回流比 (R_{min}): $R \downarrow$ 至两操作线交点 d 落在平衡线上，所需理论板数为无穷多。 g 点称为**挟点**，其区域称为**恒浓区**。

$$\frac{R_{min}}{R_{min} + 1} = \frac{x_D - y_q}{x_D - x_q} \quad R_{min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q}$$

解析法计算 R_{min}

理想溶液相平衡方程

$$y_q = \frac{\alpha x_q}{1 + (\alpha - 1)x_q} \rightarrow R_{min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q}$$



饱和蒸汽进料: $y_q = x_F$

$$R_{min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{x_D}{x_q} - \frac{\alpha(1 - x_D)}{1 - x_q} \right]$$

$$R_{min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{\alpha x_D}{x_F} - \frac{1 - x_D}{1 - x_F} \right] - 1$$

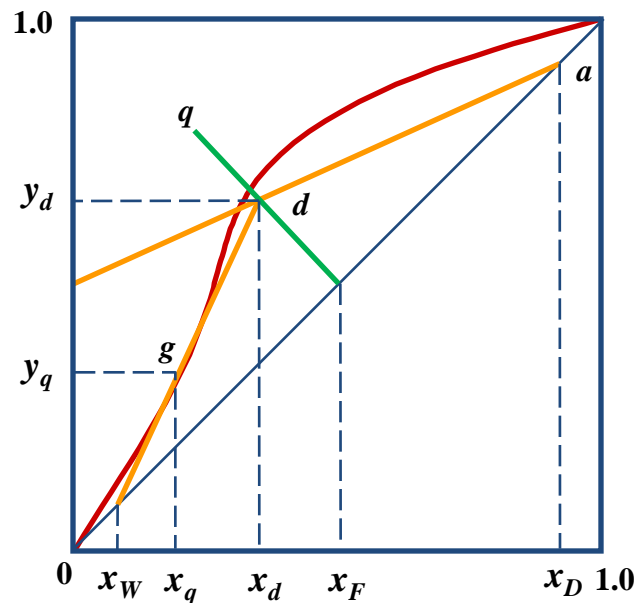
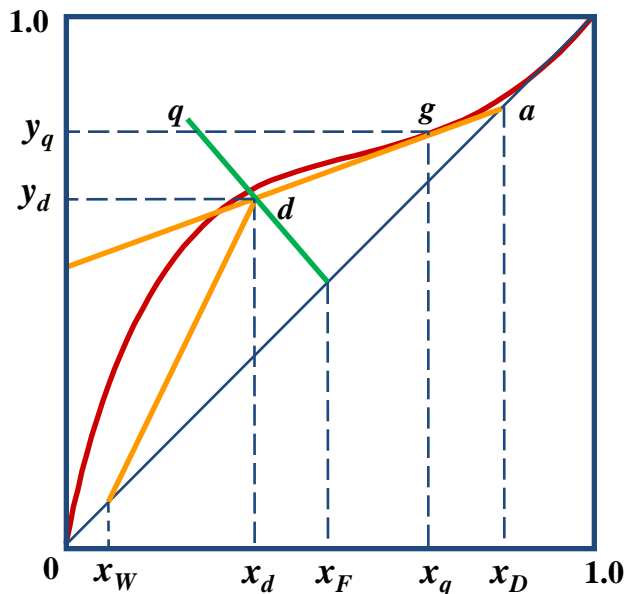
饱和液体进料: $x_q = x_F$

$$R_{min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{x_D}{x_F} - \frac{\alpha(1 - x_D)}{1 - x_F} \right]$$

其它进料热状态下，可由相平衡方程和 q 线方程联立求解得到交点坐标： x_q, y_q

非理想物系的 R_{min}

一般情况下， x_q 与 y_q 互成平衡（交点 g 在平衡线上）。平衡线有凹凸时，随 $R \downarrow$ ，交点 d 未落到平衡线上之前，操作线已与平衡线相切（ g 点）。此时恒浓区出现在 g 点附近，对应的回流比为最小回流比。



计算 R_{min} 时，式中 x_q 与 y_q 分别为 x_d 与 y_d 。

$$\frac{R_{min}}{R_{min} + 1} = \frac{x_D - y_d}{x_D - x_d}$$

关于 R_{min} 必须强调的两点

- R_{min} 与物系的相平衡性质有关
- R_{min} 与分离要求有关

对于指定的物系， R_{min} 是对一定的分离要求而言的，即分离要求改变， R_{min} 也会改变，所以，不考虑分离要求，讨论 R_{min} 将是无意义的。

另一方面，若实际操作采用的回流比小于最小回流比，操作仍能进行，只是不能达到规定的分离要求。

适宜回流比的选择

实际操作回流比：介于全回流与最小回流比之间

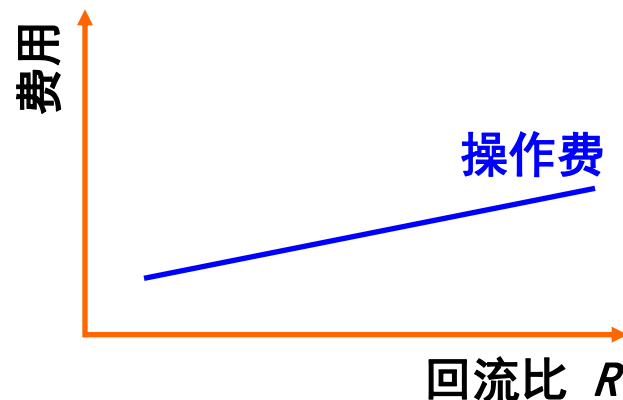
根据经济核算来确定适宜的回流比，即在操作费和设备费之和为最低时所对应的回流比。

操作费用：主要取决于再沸器加热介质用量、冷凝器中冷却介质用量和动力消耗等。塔内蒸汽量与回流比的关系：

$$V = L + D = (R + 1)D$$

$$V' = V - (1 - q)F$$

可见，当 F 、 q 、 D 一定时， R 增大，塔内上升蒸汽量增加，加热和冷却介质的消耗量亦随之增多，操作费用相应增加。



设备费用：

$R=R_{min}$ 时， $N \rightarrow \infty$ ，故设备费 $\rightarrow \infty$ 。
只要 R 稍大于 R_{min} ，所需理论板数急剧减少，设备费用随之骤减。
随 R 的增大， N 减小的趋势渐缓。

R 进一步增大，上升蒸汽量增大，塔径、塔板面积、再沸器及冷凝器换热面积增大，设备费用又开始上升。

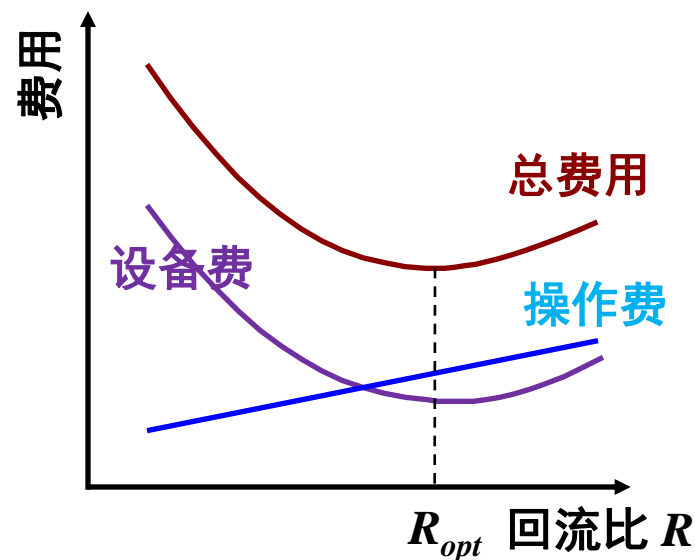
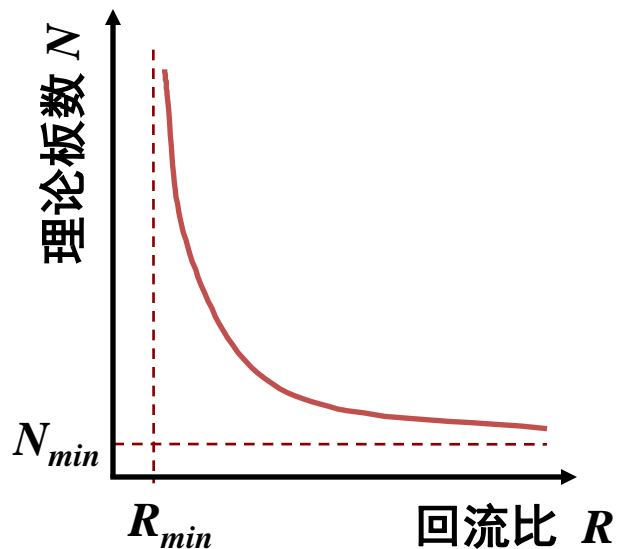
最适宜回流比：

精馏过程总费用最低时的回流比

根据实验和生产数据统计

$$R_{opt} = (1.1 - 2)R_{min}$$

为减少加热蒸气耗量，可选较小 R ；对难分离物系选较大 R 。



【例8-6】用常压连续精馏塔分离某理想混合液，已知 $x_F=0.4$ （摩尔分数，下同） $x_D=0.97$ ， $x_W=0.03$ ，相对挥发度 $\alpha=2.47$ 。试分别计算在以下三种情况下的 R_{min} 和全回流下的 N_{min} ①冷液进料 $q=1.387$ ；②泡点进料；③饱和蒸汽进料。

冷液进料，由题意知， q 线方程为
$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} = \frac{1.387}{1.387-1}x - \frac{0.4}{1.387-1} = 3.584x - 1.034$$

相平衡方程
$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} = \frac{2.47x}{1+1.47x} \longrightarrow x_q = 0.483, y_q = 0.698 \longleftarrow$$

$$R_{min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.97 - 0.698}{0.698 - 0.483} = 1.265$$

泡点进料， $q=1$ ，则 $x_q=x_F=0.4$

$$y_q = \frac{\alpha x_q}{1+(\alpha-1)x_q} = \frac{2.47 \times 0.4}{1+1.47 \times 0.4} = 0.622$$

$$R_{min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.97 - 0.622}{0.622 - 0.4} = 1.568$$

饱和蒸汽进料， $q=0$ ，则 $y_q=x_F=0.4$

$$x_q = \frac{y_q}{\alpha - (\alpha-1)y_q} = \frac{0.4}{2.47 - 1.47 \times 0.4} = 0.213$$

$$R_{min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.97 - 0.4}{0.4 - 0.213} = 3.048$$

全回流时的 N_{min}

$$N_{min} = \frac{\lg \left[\left(\frac{x_D}{1-x_D} \right) \left(\frac{1-x_W}{x_W} \right) \right]}{\lg \alpha} - 1 = \frac{\lg \left[\left(\frac{0.97}{0.03} \right) \left(\frac{0.98}{0.02} \right) \right]}{\lg 2.47} - 1 = 7.15 \quad (\text{不含再沸器})$$

在同样的分离要求下， R_{min} 与 q 值有关，且 R_{min} 随着 q 值的增大而减小。