

精馏塔的调节与操作型计算

回流比的影响：

$R \uparrow$ ，精馏段操作线斜率 \uparrow ；提馏段操作线斜率 \downarrow ，两操作线与平衡线距离 \uparrow ，传质推动力 \uparrow ，塔板分离能力 \uparrow 。当操作达到稳定时 x_D 必有所提高， x_W 必将降低。

定量方法：试差

先假定一个 x_W \rightarrow 物料衡算 $\rightarrow x_D$ \rightarrow 逐板计算或图解法 \rightarrow
 $x_{W计}$ $\xrightarrow{\quad}$ \downarrow 比较两者

注意： 馏出液流率 D/F 一定时， $R \uparrow$ ， x_D 虽有所提高，但

- (1) 受全塔物料衡算的限制： $x_D = Fx_F/D$ ；
- (2) 受塔板数的限制，提高程度有限；
- (3) 受到塔釜及冷凝器负荷的限制。

进料浓度的影响：当 x_F 降至 x'_F ，若 R 和 D/F 不变，精馏段操作线斜率不变。但 x_F 下降使塔板上 y, x 均减小， x_D 和 x_W 也随之下降，精馏段操作线将平行下移。

要维持原 x_D 不变，可采取增大 R 或减少 D/F 的调节方法

- (1) $R \uparrow$ ，两操作线与平衡线距离 \uparrow ，塔板分离能力 \uparrow 。若 x'_F 下降不大，可在 D/F 不变的情况下维持 x_D 不变，但塔顶冷凝器和塔釜再沸器的负荷增加，即能耗增加。**
- (2) 若冷凝器负荷量 V 不变，减少 D/F ，精馏段 $L/V \uparrow$ （等同于 R 增加），精馏段塔板的分离能力变大，故 x'_F 下降不大时，适当减少采出量 D/F 也可维持 x_D 不变。**
- (3) 若 x_F 变化较大而要维持 x_D 不变时，应适当下调进料位置，使精馏段的板数增加，并同时辅以加大 R 或减少 D/F 的调节手段。**

一般精馏塔常设有几个进料位置，以保证进料状态变化时仍能在适宜位置进料。

进料热状态的影响：

R 相同， $q \uparrow$ ，进料带入的热量 \downarrow ，相同分离程度(x_D-x_W)所需理论板数 \downarrow 。因 R 相同，为保持冷凝负荷 V 不变，进料热 \downarrow ，塔底供热 \uparrow ，塔釜上升蒸汽量 \uparrow ，提馏线斜率 \downarrow ，并向对角线移动，提馏段每一塔板的分离能力 \uparrow 。

若提馏段上升汽量不变，进料带入的热量 \uparrow ($q \downarrow$)，精馏段上升汽量 $V \uparrow$ ，冷凝负荷 \uparrow ， $R \uparrow$ ，对一定的 x_D 所需 $N \downarrow$ ，或对一定 N ， $x_D \uparrow$ 。

注意： $N \downarrow$ 或 $x_D \uparrow$ 都是以增加能耗为代价的。 q 变化时，应根据冷凝器和再沸器的负荷能力来调节塔顶的回流液量与塔釜的汽化量，以满足分离的要求。

已知全塔理论板数，进料位置或精馏段 N_D 和提馏段 N_W 的理论板数，进料组成 x_F 和进料热状态参数 q ，回流比 R 及物系平衡数据或相对挥发度 α ，求可能达到的 x_D 和 x_W 。

其图解试差法的步骤为：

- ① 在 x - y 图上作平衡线和对角线；
- ② 作 q 线；
- ③ 计算精馏段操作线斜率 $R/(R+1)$ ；
- ④ 求 x_D 。先假设一个 x'_D ，并作出精馏段的操作线，在其和平衡线间作阶梯得到精馏段所需的理论板数 N'_D ，若 $N'_D=N_D$ ，则假设合理，即 $x_D=x'_D$ ；若 $N'_D \neq N_D$ ，则重新假设并重复上述步骤，直到 $N'_D=N_D$ 为止。
- ⑤ 求 x_W 。先假设一个 x'_W ，并作出提馏段的操作线，在其和平衡线间作阶梯得到提馏段所需的理论板数 N'_W ，若 $N'_W=N_W$ ，则假设合理，即 $x'_W=x_W$ ；若 $N'_W \neq N_W$ ，则重新假设并重复上述步骤，直到 $N'_W=N_W$ 为止。

已知进料组成 x_F 和进料热状态参数 q ，物系平衡数据或相对挥发度 α ，全塔理论板数 N_T 及 x_D 和 x_W ，求 R 及进料位置。

步骤为：

- ① 在 x - y 图上作平衡线和对角线；
- ② 作 q 线；
- ③ 假设一个 R' ，根据 x_D 和 x_W 作出精馏段和提馏段操作线；
- ④ 在操作线与平衡线间作阶梯求理论塔板数 N'_T ，若 $N'_T=N_T$ ，则假设合理， R' 即为所求的回流比；若 $N'_T \neq N_T$ ，则重新假设并重复上述步骤，直到 $N'_T=N_T$ 为止。
- ⑤ 由两操作线的交点求进料板位置。

【例8-10】某精馏塔有10层理论板，加料位置在第8层，分离原料组成为摩尔分数0.25的苯-甲苯混合液，物系相对挥发度为2.47。已知回流比为5，泡点进料时塔顶组成为0.98，塔釜组成为0.085。现调节回流比为8，塔顶采出率及物料热状态均不变，求塔顶、塔釜的组成有何变化？并求塔内各板的两相组成。

当回流比 $R=5$ 时

$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} = \frac{0.25 - 0.085}{0.98 - 0.085} = 0.1844 \quad \frac{F}{D} = 5.424$$

当回流比 $R=8$ 时，假设此时的 $x'_w=0.0821$ ，由物料衡算式得

$$x'_D = \frac{x_F - x'_W(1 - \frac{D}{F})}{\frac{D}{F}} = \frac{0.25 - 0.0821(1 - 0.1844)}{0.1844} = 0.9928$$

精馏段操作线方程为

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1} = 0.8889x_n + 0.1103$$

提馏段操作线方程为

$$y_{n+1} = \frac{R + \frac{F}{D}}{R+1} x_n - \frac{\frac{F}{D} - 1}{R+1} x_W = 1.4916x_n - 0.0404$$

相平衡方程为

$$x_n = \frac{y_n}{2.47 - 1.47y_n}$$

由 $x'_D = 0.9928$ 开始，用精馏段操作线方程求出 $y_1 = 0.9928$ ，将 y_1 代入相平衡方程，求出 $x_1 = 0.9825$ ；将 x_1 代入精馏段的操作线方程，求出 $y_2 = 0.9836$ ；将 y_2 代入相平衡方程，求出 $x_2 = 0.9605$ ；如此反复计算，用精馏段操作线方程计算8次，求出 $y_1 \sim y_8$ ，用相平衡方程8次，求出 $x_1 \sim x_8$

用精馏段操作线方程	用相平衡方程	用精馏段操作线方程	用相平衡方程
$y_1 = 0.9928$	$x_1 = 0.9825$	$y_7 = 0.5736$	$x_7 = 0.3526$
$y_2 = 0.9836$	$x_2 = 0.9605$	$y_8 = 0.4238$	$x_8 = 0.2294$
$y_3 = 0.9641$	$x_3 = 0.9158$		
$y_4 = 0.9243$	$x_4 = 0.8318$	用提馏段操作线方程	用相平衡方程
$y_5 = 0.8497$	$x_5 = 0.6959$	$y_9 = 0.3018$	$x_9 = 0.1490$
$y_6 = 0.7289$	$x_6 = 0.5212$	$y_{10} = 0.1818$	$x_{10} = 0.0825$

然后用提馏段操作线方程和相平衡方程交替使用各2次，所得全塔的气、液组成列于附表。

$x_{10} = 0.0825$ 与初始假设值 $x'_w = 0.0821$ 基本相近，计算有效。

回流比增加， x_D 增大而 x_w 减小，即塔顶和塔釜产品的纯度皆提高

精馏过程的操作与调节

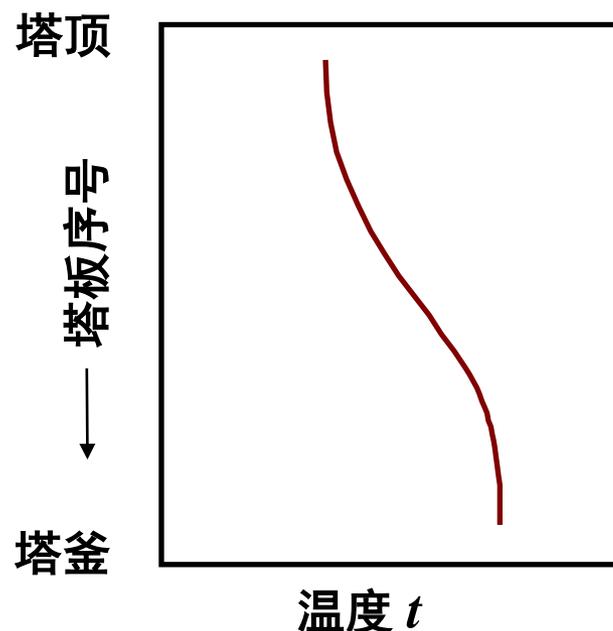
正常操作时，能够保证 x_D 和 x_W 维持规定值。若生产中某一因素的波动（如 R 、 x_F 、 q 和传热量）将会影响产品的质量，因此应及时予以调节控制。

在一定总压下，塔顶温度是馏出液组成的直接反映。

温度分布：由塔底至塔顶逐渐降低

原因：

各塔板上物料组成不同；
汽相的压强不同（压降）。



温度在塔顶（或塔底）相当一段高度内变化极小。操作中常通过监测塔顶和塔底温度来反映馏出液组成和釜残液组成。

精馏塔的灵敏板

操作条件 (F, q, R , 再沸器与冷凝器的热负荷等) 改变必然引起分离效果的变化, 但每一块板改变的程度不等。

高纯度分离时, 塔顶(或塔底)若干块塔板间的温度差都很小若通过塔顶和塔釜温度来监控产品质量将发生严重的滞后。

对高纯度分离, 一般不能用简单的测量塔顶温度来控制馏出液组成。

灵敏板: 温度改变最显著的塔板。
以该塔板上的温度监控全塔的操作状态, 有利于对精馏塔进行预见性调节。**灵敏板通常靠近进料口。**

