

一种确定二元系精馏塔进料板位置的直接计算法

DIRECT COMPUTATION FOR FIXING FEED PLATE OF
BINARY SYSTEM RECTIFYING TOWER

焦淑清 李巨奉

捷算法是利用吉利兰关联图或吉利兰关联式确定精馏理论板数的常用方法。此法虽有一定误差,但因其简便,省时而被用在整个生产过程的优化计算上,特别是对相对挥发度 α 在全塔接近常数的系统,即接近理想溶液的混合液的分离,捷算法的计算结果较为可靠。文献已给出了饱和液体进料时用捷算法确定精馏塔进料板位置的方法,但对其它进料状态没做介绍。本文从吉利兰经验关联式和芬斯克方程式出发,对二元理想物系精馏塔进料板位置的确定作一探讨,提出直接计算确定进料板位置的简便方法。

由文献知,芬斯克方程式

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{x_0}{1-x_0}\right)\left(\frac{1-x_w}{x_w}\right)}{\log\alpha} \quad (1)$$

和吉利兰经验关联式

$$\log \frac{N-N_{\min}}{N+1} = -0.9\left(\frac{R-R_{\min}}{R+1}\right) - 0.17 \quad (2)$$

(式中 N, N_{\min} 均包括再沸器)

均可应用于精馏塔的精馏段和提馏段。又因为对于其它进料状态,精馏段溢流组成的计算上,下界分别为 x_0, x_q ,提馏段溢流组成的计算上,下界分别为 x_q, x_w ,而 x_q 为精馏段和提馏段操作线交点d的横坐标值(如图所示),其表达式为:

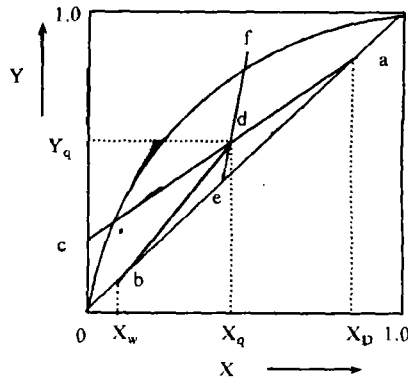
$$x_q = \frac{x_0(q-1) + x_w(R+1)}{q+R} \quad (3)$$

所以,对于精馏段,有

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{x_0}{1-x_0}\right)\left(\frac{1-x_q}{x_q}\right)}{\log\alpha} \quad (4)$$

$$\log \frac{N_1 - N_{\min,1}}{N_1 + 1} = -0.9\left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1}\right) - 0.17 \quad (5)$$

对于提馏段,有



精馏塔两塔段操作线交点图示

$$N_{\min,2} = \frac{\log\left(\frac{x_q}{1-x_q}\right)\left(\frac{1-x_w}{x_w}\right)}{\log\alpha} \quad (6)$$

$$\log \frac{N_2 - N_{\min,2}}{N_2 + 1} = -0.9\left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1}\right) - 0.17 \quad (7)$$

由式(5)、(7)得

$$\frac{N_1 - N_{\min,1}}{N_1 + 1} = \frac{N_2 - N_{\min,2}}{N_2 + 1} \quad (8)$$

(式中 $N_1, N_{\min,1}$ 均包括进料板, $N_2, N_{\min,2}$ 均包括再沸器)。

对式(8)应用分比定律,得到

$$\frac{N_1 + 1}{N_2 + 1} = \frac{N_{\min,1} + 1}{N_{\min,2} + 1} \quad (9)$$

将式(4)、(6)代入式(9)中,整理得

$$\frac{N_1 + 1}{N_2 + 1} = \frac{\log\left(\frac{x_0}{1-x_0}\right)\left(\frac{1-x_q}{x_q}\right)}{\log\left(\frac{x_q}{1-x_q}\right)\left(\frac{1-x_w}{x_w}\right)} \quad (10)$$

令

$$K = \frac{\log\left(\frac{x_0}{1-x_0}\right)\left(\frac{1-x_q}{x_q}\right)}{\log\left(\frac{x_q}{1-x_q}\right)\left(\frac{1-x_w}{x_w}\right)} \quad (11)$$

K称为对数比,式(10)可写为

$$\frac{N_1+1}{N_2+1}=K \quad (12)$$

$$\text{又知} \quad N_1-1+N_2=N \quad (13)$$

式(12)、(13)联立求解,得

$$N_1 = \frac{K(N+2)-1}{K+1} \quad (14)$$

$$N_2 = \frac{N+2-K}{K+1} \quad (15)$$

由式(14)、(15)知,只要根据已知条件(x_0 、 x_w 、 x_F 、 q 、 α 、 R),由式(1)、(2)、(11)求出 N 、 K 后,便可由此二式直接计算得到 N_1 、 N_2 值,从而确定进料板位置为从塔顶向下数第 N_1 板,精馏段理论塔板数为 (N_1-1) ,提馏段理论塔板数为 (N_2-1) (不包括再沸器)。

$$\begin{aligned} x_e &= \frac{(\alpha-1)x_F + \alpha(q-1) - q + \sqrt{[q - (\alpha-1)x_F - \alpha(q-1)]^2 + 4qx_F(\alpha-1)}}{2q(\alpha-1)} \\ &= \frac{1.5 \times 0.45 + 2.5 \times 0.215 - 1.215 + \sqrt{[1.215 - 1.5 \times 0.45 - 2.5 \times 0.215]^2 + 4 \times 1.215 \times 0.45 \times 1.5}}{2 \times 1.215 \times 1.5} \\ &= 0.49632 \\ y_e &= \frac{-(\alpha-1)x_F + \alpha(q-1) - q + \sqrt{[q - (\alpha-1)x_F - \alpha(q-1)]^2 + 4qx_F(\alpha-1)}}{2(\alpha-1)(q-1)} \\ &= \frac{-1.5 \times 0.45 + 2.5 \times 0.215 - 1.215 + \sqrt{[1.215 - 1.5 \times 0.45 - 2.5 \times 0.215]^2 + 4 \times 1.215 \times 0.45 \times 1.5}}{2 \times 1.5 \times 0.215} \\ &= 0.71178 \end{aligned}$$

$$R_{\min} = \frac{0.92 - 0.7118}{0.7118 - 0.49632} = 0.96639$$

(2) 最少理论板数 N_{\min}

由式(1)

$$\begin{aligned} N_{\min} &= \frac{\log\left[\left(\frac{x_D}{1-x_D}\right)\left(\frac{1-x_w}{x_w}\right)\right]}{\log \alpha} \\ &= \frac{\log\left[\left(\frac{0.92}{1-0.92}\right)\left(\frac{1-0.15}{0.15}\right)\right]}{\log 2.5} \\ &= 4.55854 \end{aligned}$$

(3) 全塔理论板数 N

由式(2)

$$\begin{aligned} \log \frac{N-N_{\min}}{N+1} &= -0.9\left(\frac{R-R_{\min}}{R+1}\right) - 0.17 \\ \log \frac{N-4.55854}{N+1} &= -0.9\left(\frac{4.0-0.96639}{4.0+1}\right) - 0.17 \\ N &= 5.88182 \end{aligned}$$

(4) 对数比 K

应用实例

由 45%(摩尔分率,下同)的苯及 55% 的甲苯组成的二元混合液,在常压精馏塔内进行连续精馏。要求塔顶产品含苯 92%,塔釜产品含甲苯 85%。取回流比为 4.0,塔顶采用全凝器,苯对甲苯的相对挥发度取 2.5,求进料热状态参数为 1.215 时所需理论板数及进料板位置。

解 $x_F=45\%$, $x_D=92\%$, $x_w=15\%$, $R=4.0$, $\alpha=2.5$, $q=1.215$

(1) 最小回流比 R_{\min}

对于理想溶液,可用平衡曲线与进料线的交点坐标值(x_e , y_e)计算 R_{\min} 。

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_e}{y_e - x_e}$$

由式(11)

$$K = \frac{\log\left[\alpha\left(\frac{x_D}{1-x_D}\right)\left(\frac{1-x_q}{x_q}\right)\right]}{\log\left[\alpha\left(\frac{x_q}{1-x_q}\right)\left(\frac{1-x_w}{x_w}\right)\right]}$$

式中 x_q 由式(3)求得 $x_q=0.46938$ $K=1.37695$

(5) 确定进料板位置

由式(14)

$$\begin{aligned} N_1 &= \frac{K(N+2)-1}{K+1} = \frac{1.37695(5.88182+2)-1}{1.37695+1} \\ &= 4.14517 \end{aligned}$$

由式(15)

$$\begin{aligned} N_2 &= \frac{N+2-K}{K+1} = \frac{5.88182+2-1.37695}{1.37695+1} \\ &= 2.73665 \end{aligned}$$

由上述计算可知,此精馏过程共需 5.88182 块理论板(包括釜),加料板为自塔顶数起第 4.14517 块板。此题计算结果与文献的结果非常接近。