

## 单元操作

[首页](#) [任务](#) [统计](#) [资料](#) [通知](#) [作业](#) [考试](#) [案例教学](#) [讨论](#)

精馏板式塔-逐板计算-第3次课

[返回](#)

姓名：张泽群 班级：默认班级

## 一.简答题 (共1题,100.0分)

1

A sieve-plate distillation tower is used to separate benzene-toluene solution.

A total condenser is installed at the top of the tower, and the reboiler is indirectly heated.

The average relative volatility of benzene-toluene is  $\alpha=2.47$ .

The feed is saturated steam with 150kmol/h and 0.4 mole fraction of benzene.

The composition of the top distillate is required to be  $x_D=0.93$ ,

and the composition of the residual liquid in the bottom is required to be  $x_W=0.02$ .

The reflux ratio used is 1.42 times of the minimum reflux ratio.

Try to find:

- (1) Tower top product D and tower bottom product W;
- (2) Equation for operating lines of "Rectifying section" and "Stripping section" ;
- (3) Using the plate-by-plate calculation method, determine which plate to feed on?

用板式精馏塔在常压下分离苯-甲苯溶液，塔顶设全凝器，塔釜间接加热，

苯相对于甲苯的平均相对挥发度为 $\alpha=2.47$ 。

进料为150kmol/h、含苯0.4（摩尔分数，下同）的饱和蒸汽。

要求塔顶馏出液组成 $x_D=0.93$ ,塔釜残液组成 $x_W=0.02$ 。

所用回流比为最小回流比的1.42倍。

试求：

- (1)塔顶产品量D和塔底产品量W;
- (2)精馏段和提馏段操作线方程;
- (3)用逐板计算法，求出在第几块板上进料？

【例 9-4】 精馏塔内的汽液摩尔流量 第 9 章 液体精馏 65

用一常压连续精馏塔分离苯-甲苯混合液。原料液中含苯 0.30（摩尔分数，下同），于 40℃ 加入塔中。塔顶设全凝器，泡点回流，所用回流比为 2。塔顶馏出液含苯 0.98，釜液含苯 0.02。试以 1kmol/s 加料为基准计算塔内汽、液两相的流量。

解：已知  $x_F=0.30$ ， $x_D=0.98$ ， $x_W=0.02$ ， $F=1\text{kmol/s}$ 。

对定态的连续过程作总物料衡算可得 61

$$F=D+W \quad (9-35)$$

作轻组分的物料衡算可得

$$Fx_F=Dx_D+Wx_W \quad (9-36)$$

$$\text{由以上两式可求出} \quad \frac{D}{F}=\frac{x_F-x_W}{x_D-x_W} \quad (9-37)$$

$$\frac{W}{F}=1-\frac{D}{F} \quad (9-38)$$

式中， $D/F$  和  $W/F$  分别为馏出液和釜液的采出率。

由全塔物料衡算得

$$\frac{D}{F}=\frac{x_F-x_W}{x_D-x_W}=\frac{0.30-0.02}{0.98-0.02}=0.292$$

$$D=0.292\text{kmol/s}$$

$$W=F-D=0.708\text{kmol/s}$$

$$\text{精馏段液相流量} \quad L=RD=2 \times 0.292=0.584 \quad (\text{kmol/s})$$

$$\text{精馏段汽相流量} \quad V=(R+1)D=3 \times 0.292=0.876 \quad (\text{kmol/s})$$

由例 9-1 可知，组成  $x_F=0.3$  的苯-甲苯溶液泡点为 98.4℃。在平均温度  $(98.4+40)/2=69.2^\circ\text{C}$  下，查得苯与甲苯的有关物性为

$$\text{苯的比热容} \quad c_{pA}=148\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\text{苯的汽化热} \quad r_A=31380\text{kJ}/\text{kmol}$$

$$\text{甲苯的比热容} \quad c_{pB}=174\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\text{甲苯的汽化热} \quad r_B=34220\text{kJ}/\text{kmol}$$

比较苯与甲苯的摩尔汽化热可知，系统基本满足恒摩尔流的假定。

加料液的平均比热容

$$c_{pm}=c_{pA}x_A+c_{pB}x_B=148 \times 0.3+174 \times 0.7=166.2 \quad [\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})]$$

平均汽化热

$$r=r_Ax_A+r_Bx_B=31380 \times 0.3+34220 \times 0.7=33368 \quad (\text{kJ}/\text{kmol})$$

$$\text{定义} \quad q=\frac{I-i_F}{I-i}=\frac{\text{原料变成饱和蒸汽所需的热}(\text{kJ}/\text{kmol})}{\text{原料的汽化热}(\text{kJ}/\text{kmol})} \quad (9-56)$$

$$q=1+\frac{c_{pm}}{r}(T-t)=1+\frac{166.2}{33368} \times (98.4-40)=1.291$$

$$\text{提馏段液相流量} \quad \bar{L}=L+qF=0.584+1.291 \times 1=1.875 \quad (\text{kmol/s})$$

$$\text{提馏段汽相流量} \quad \bar{V}=\bar{L}-W=1.875-0.708=1.167 \quad (\text{kmol/s})$$

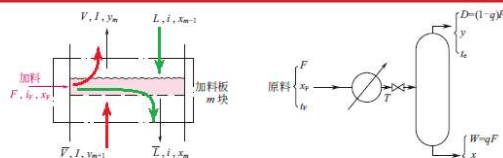


图 9-18 加料板的物料衡算、热量衡算

图 9-13 平衡蒸馏的物料与热量衡算

$$\bar{L}=L+qF \quad (9-57)$$

$$V=\bar{V}+(1-q)F \quad (9-58)$$

$$y=\frac{q}{q-1}x-\frac{x_F}{q-1} \quad (9-28)$$

【例 9-5】 逐板计算法求理论板数

在常压下将例 9-4 中的含苯摩尔分数 0.30 的苯-甲苯混合液连续精馏，要求馏出液中含苯 0.98，釜液中含苯 0.02。操作时所用回流比为 2，加料热状态  $q=1.291$ ，泡点回流，塔顶为全凝器，求所需理论板数。

常压下苯-甲苯混合物可视为理想物系，相对挥发度为 2.47。

解：相平衡方程

$$y_n=\frac{\alpha x_n}{1+(\alpha-1)x_n}$$

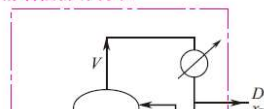
或

$$x_n=\frac{y_n}{\alpha-(\alpha-1)y_n}=\frac{y_n}{2.47-1.47y_n} \quad (a)$$

精馏段操作线

$$y_{n+1}=\frac{R}{R+1}x_n+\frac{x_D}{R+1}=\frac{2}{2+1}x_n+\frac{0.98}{2+1}=0.6667x_n+0.3267 \quad (b)$$

精馏段操作方程



任一塔截面的上升蒸汽组成  $y_{n+1}$  与下降液体组成  $x_n$  的关系

$$Vy_{n+1}=Lx_n+Dx_D \quad (9-67)$$

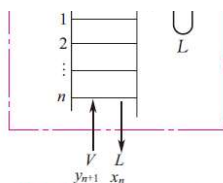


图 9-22 精馏段的物料衡算

$$\text{各项除以 } V \text{ 可得 } y_{n+1} = \frac{L}{V}x_n + \frac{D}{V}x_D \quad (9-68)$$

设塔顶为泡点回流,  $L = RD$ ,  $V = (R+1)D$ , 上式成为

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1} \quad (9-69)$$

式(9-69)表明精馏段任一塔截面(板间)处, 上升蒸汽组成  $y_{n+1}$  与下降液体组成  $x_n$  两者关系受该物料衡算式的约束, 称为精馏段操作方程。

$q=1.291$ , 则提馏段操作线

$$\begin{aligned} y_{n+1} &= \frac{RD+qF}{(R+1)D-(1-q)F}x_n - \frac{W}{(R+1)D-(1-q)F}x_W \\ &= \frac{2 \times 0.292 + 1.291}{3 \times 0.292 + 0.291}x_n - \frac{0.708 \times 0.02}{3 \times 0.292 + 0.291} = 1.607x_n - 0.01213 \end{aligned} \quad (c)$$

提馏段操作方程

第 9 章 液体精馏 66

取塔顶至提馏段某一块板(自塔顶算起第  $n$  板)

下方的塔段为控制体直接作物料衡算

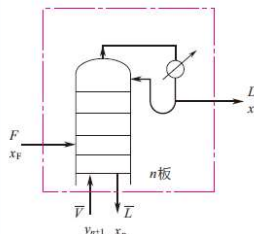


图 9-23 提馏段的物料衡算

$$\begin{aligned} Fx_F + \bar{V}y_{n+1} &= Dx_D + \bar{L}x_n \\ \bar{V}y_{n+1} - \bar{L}x_n &= Dx_D - Fx_F \end{aligned} \quad (9-70)$$

$$\text{或 } y_{n+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}}x_n + \frac{Dx_D - Fx_F}{\bar{V}} \quad (9-71)$$

将式  $\bar{L} = RD + qF$ ,  $\bar{V} = (R+1)D - (1-q)F$  代入上式, 则

$$y_{n+1} = \frac{RD+qF}{(R+1)D-(1-q)F}x_n + \frac{Dx_D - Fx_F}{(R+1)D-(1-q)F} \quad (9-72)$$

因  $Dx_D - Fx_F = -Wx_W = -(F-D)x_W$ , 上式可写成

$$y_{n+1} = \frac{RD+qF}{(R+1)D-(1-q)F}x_n - \frac{F-D}{(R+1)D-(1-q)F}x_W \quad (9-73)$$

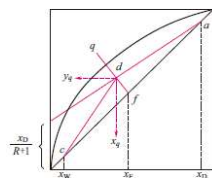
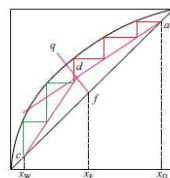


图 9-28 操作线的实际作法

$$\begin{aligned} y_{n+1} &= \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1} \quad (b) \\ y &= \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} \quad (9-28) \\ \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1} &= \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} \\ \left(\frac{R}{R+1} - \frac{q}{q-1}\right)x &= -\frac{x_D}{R+1} - \frac{x_F}{q-1} \end{aligned}$$



$$x_q = \frac{(R+1)x_F + (q-1)x_D}{R+q} = \frac{3 \times 0.3 + 0.291 \times 0.98}{2 + 1.291} = 0.360$$

第一块塔板上上升的气相组成

$$y_1 = x_D = 0.98$$

从第一块板下降的液体组成由式(a)求取

$$x_1 = \frac{y_1}{2.47 - 1.47y_1} = \frac{0.98}{2.47 - 1.47 \times 0.98} = 0.9520$$

由第二块上升的汽相组成用式(b)求取

$$y_2 = 0.6667x_1 + 0.3267 = 0.6667 \times 0.952 + 0.3267 = 0.9613$$

第二块下降的液体组成

$$x_2 = \frac{0.9613}{2.47 - 1.47 \times 0.9613} = 0.9097$$

如此反复计算

$$\begin{aligned} y_3 &= 0.9331, x_3 = 0.8496; y_4 = 0.8930, x_4 = 0.7717; y_5 = 0.8411, x_5 = 0.6819; \\ y_6 &= 0.7813, x_6 = 0.5912; y_7 = 0.7208, x_7 = 0.5110; y_8 = 0.6673, x_8 = 0.4482; \\ y_9 &= 0.6255, x_9 = 0.4034; y_{10} = 0.5956, x_{10} = 0.3735; y_{11} = 0.5757, x_{11} = 0.3545 < 0.36 \end{aligned}$$

因  $x_{11} < x_q$ , 第 12 块板上升的汽相组成由提馏段操作方程(c)计算

$$y_{12} = 1.607x_{11} - 0.01213 = 1.607 \times 0.3545 - 0.01213 = 0.5578$$

第 12 块下降的液体组成

$$x_{12} = \frac{0.5578}{2.47 - 1.47 \times 0.5578} = 0.3380$$

$$\begin{aligned} y_{13} &= 0.5312, x_{13} = 0.3145; y_{14} = 0.4934, x_{14} = 0.2828; y_{15} = 0.4425, x_{15} = 0.2432; \\ y_{16} &= 0.3787, x_{16} = 0.1979; y_{17} = 0.3060, x_{17} = 0.1515; y_{18} = 0.2314, x_{18} = 0.1086; \\ y_{19} &= 0.1625, x_{19} = 0.0728; y_{20} = 0.1049, x_{20} = 0.0453; y_{21} = 0.0607, x_{21} = 0.0255; \\ y_{22} &= 0.0288, x_{22} = 0.0119 < x_W = 0.02 \end{aligned}$$

所需总理论板数为 22 块, 第 11 块加料, 精馏段需 10 块板。

金老师专用

我的答案:

[illegible]