

四、工艺计算及主体设备设计

(一)精馏塔的物料衡算与操作线方程

1) 原料液及塔顶、塔底产品的摩尔分率

苯和氯苯的相对摩尔质量分别为 78.11 和 112.56kg/kmol。

$$x_F = \frac{0.65/78.11}{0.65/78.11 + 0.35/112.56} = 0.728 \quad x_D = \frac{0.98/78.11}{0.98/78.11 + 0.2/112.56} = 0.986$$

$$x_W = \frac{0.002/78.11}{0.002/78.11 + 0.998/112.56} = 0.00288$$

2) 原料液及塔顶、塔底产品的平均摩尔质量

$$M_F = 78.11 \times 0.728 + (1 - 0.728) \times 112.56 = 87.4804 \text{ kg/kmol}$$

$$M_D = 78.11 \times 0.986 + (1 - 0.986) \times 112.56 = 78.592 \text{ kg/kmol}$$

$$M_W = 78.11 \times 0.00288 + (1 - 0.00288) \times 112.56 = 112.46 \text{ kg/kmol}$$

3) 原料液及塔顶、塔底产品的摩尔流率

依题给条件：一年以 330 天，一天以 24 小时计，有：

$$F = \frac{5 \times 10^3}{87.4804} = 57.16 \text{ kmol/h} , \text{ 全塔物料衡算:}$$

$$F = 57.16 \text{ kmol/h}$$

$$F = D + W$$

$$0.728F = 0.986D + 0.00288W$$

$$\Rightarrow D = 42.16 \text{ kmol/h}$$

$$W = 15.00 \text{ kmol/h}$$

4. 求操作线方程

精馏段操作线: $y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = 0.362x + 0.629$

q 线方程为: $x = 0.728$

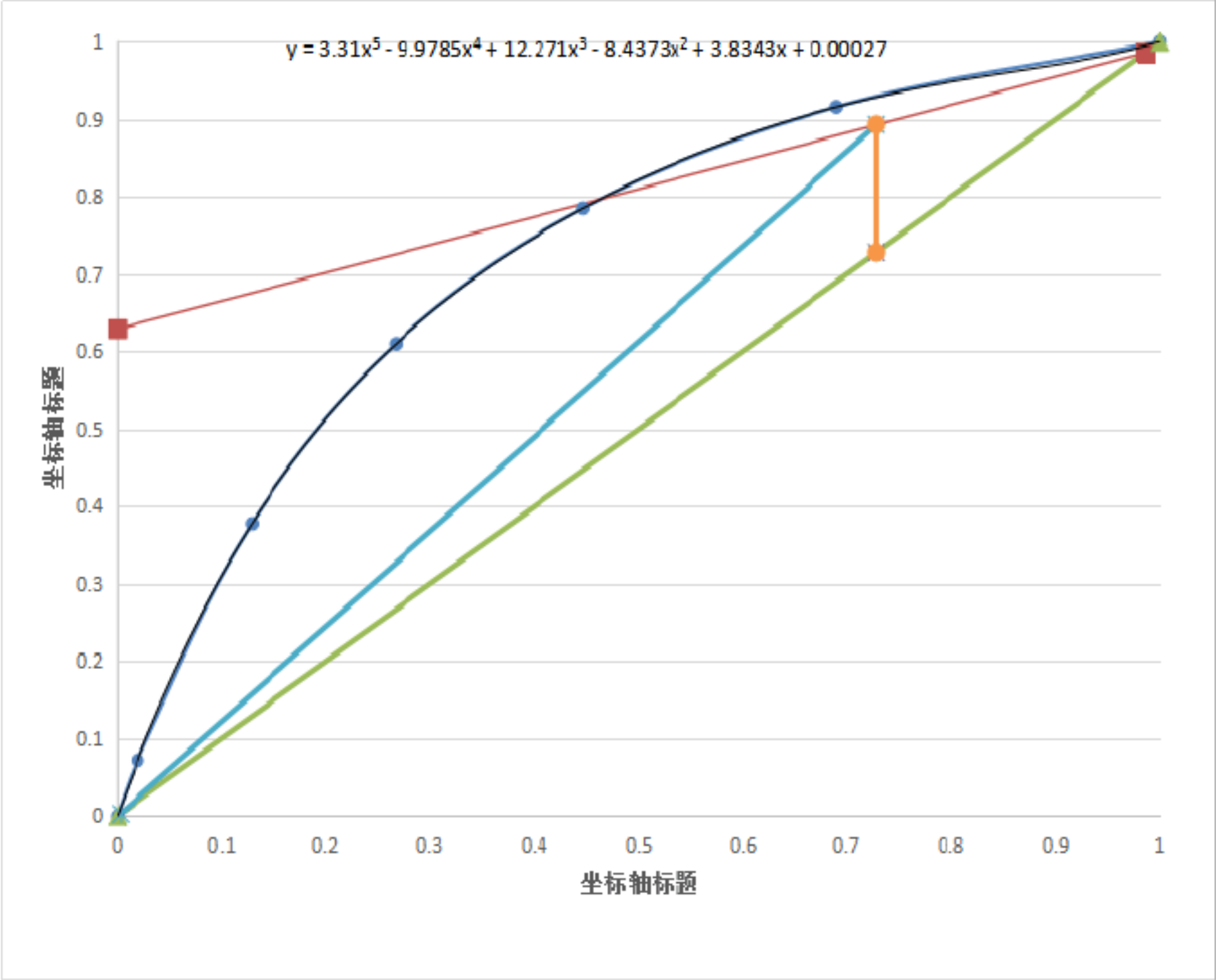
提馏段操作线为过 (0.00288, 0.00288) 和 (0.728, 0.893) 两点的直线。

$$y_L = y = \frac{V}{V+W} X - \frac{W}{V+W} X = 1.228X - 0.00098$$

(二)理论塔板层数 N_T 的确定

苯-氯苯物系属于理想物系，可采用梯级图解法求取 N_T ，步骤如下：

1. 由手册查得苯-氯苯的气液平衡数据，绘出 $x \sim y$ 图，如下图一；
- 图解得 $N_T = 11$ 块（不含釜）。其中，精馏段 $N_{T1} = 4$ 块，提馏段 8 块，第 5 块为加料板位置。



(三) 塔效率的估算

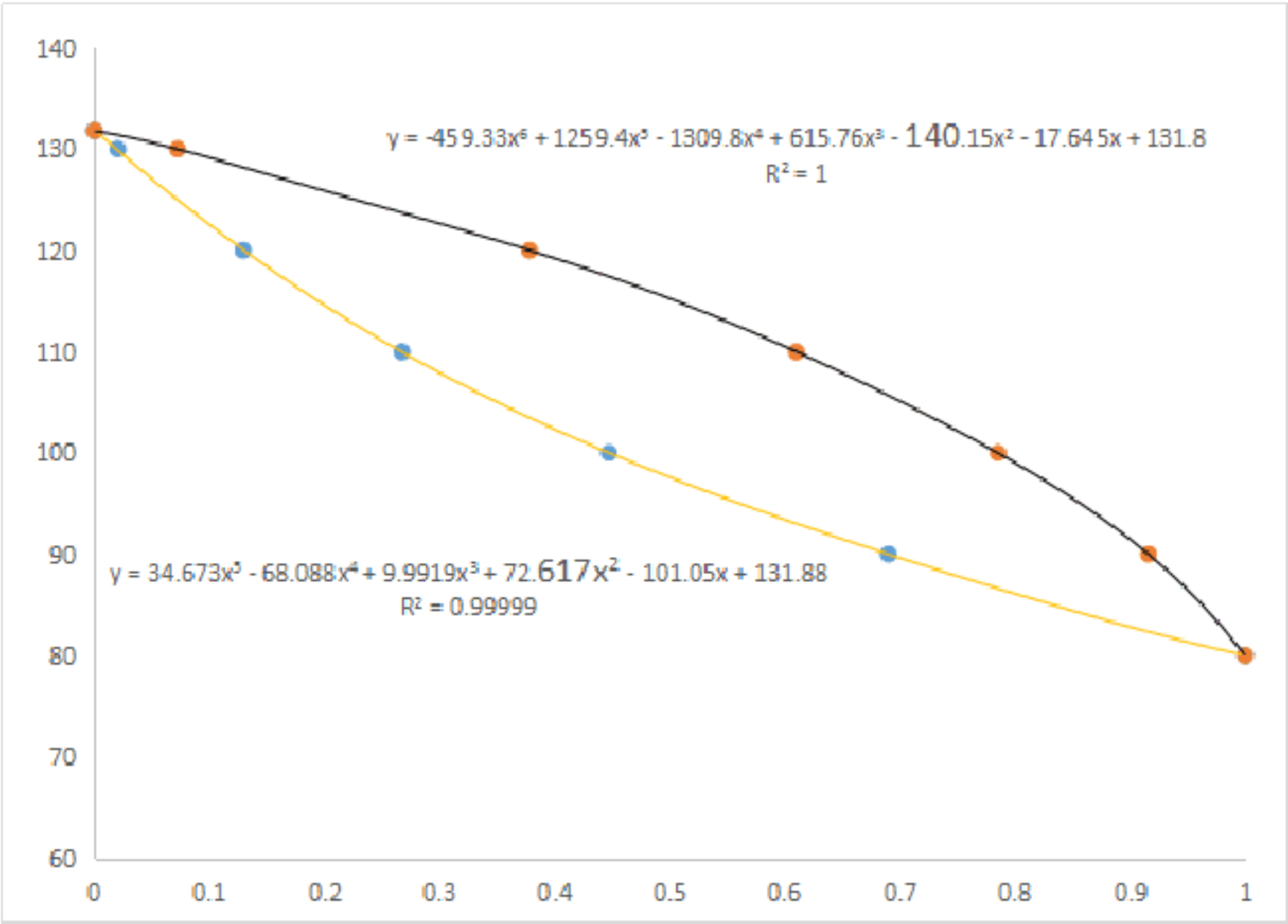
1

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

把 $x_D=0.986$ 、 $x_F=0.728$ 、 $R_{min}=0.284$ 代入上式中得 $\alpha=4.88$

1. 由泡点和露点线求得塔顶和塔釜的温度分别为 82 和 131.6，平均温度为 106.8，内插法求得该温度下两者的饱和蒸汽压为 216.6（苯）和 28.6（氯苯），所以 $\alpha=4.46$

由两种方法平均求得 $\alpha=4.67$



3 由内插法求得 82 和 131.6℃ 下塔釜和塔顶的粘度分别为 0.304 和 0.290, 平均得 0.297

由全塔效率公式 $E_T = 0.49(\alpha\mu_L)^{-0.245}$
得 $E_T=0.452$

2) 实际塔板数 N_p

精馏段实际板层数

$$N_{精} = 4 / 0.452 = 8.85 \approx 9$$

提留段实际板层数:

$$N_{提} = 8 / 0.452 = 17.69 \approx 18$$

(三) 精馏塔的工艺条件及有关物性数据的计算

1).操作压力的计算

对精馏段进行计算

塔顶操作压力:
$$P_D = 4 + 101.33 = 105.33 \text{KPa}$$

每层塔板压降（操作要求）:
$$\Delta P = 0.7 \text{Kpa}$$

进料板压力:
$$P_F = 105.33 + 9(\text{精馏段板数}) * 0.7 = 111.63 \text{Kpa}$$

精馏段平均压力:

$$P_m = (81.406 + 87.706) / 2 = 108.48 \text{Kpa}$$
 对提馏段进行

计算

塔釜压力:
$$P_W = 105.33 + 26 * 0.7 = 123.53 \text{Kpa}$$

提馏段平均压力
$$P_m = (111.63 + 123.53) / 2 = 117.58 \text{Kpa}$$

2). 操作温度的计算

依据操作压力，由泡点方程通过内插算出泡点温度，其中苯和氯苯的饱和蒸汽压，由安托尼方程计算，计算结果如下：

通过图二（温度组成图）易读取塔顶温度:  °C

通过内插得加料板温度为 88.8 °C

塔顶和塔釜温度 82, 131.6

精馏段平均温度:
$$t_m = (82 + 88.8) / 2 = 85.4 \text{ °C}$$

提馏段平均温度:
$$t_m = (131.6 + 88.8) / 2 = 110.2 \text{ °C}$$

由化工热力学书本查的本与氯苯的 Antoine 方程参数如下表

物质	A	B	C	温度范围 K
苯	6.060395	1225.188	222.155	277-356
	6.927418	2037.582	340.2042	379-562
氯苯	6.07963	1419.045	216.633	329-405

验证塔顶压力：

由 Antoine 得，苯的饱和蒸汽压为 107kpa,氯苯为

27kpa

$$P=X_aP_a+X_bP_b=0.986*107+0.014*27=105.88kp$$

a

计算结果与实际操作压了相符合

验证进料板压力：

由 Antoine 得，苯的饱和蒸汽压为 141.24kpa,氯苯为

20.14kpa

$$P=X_aP_a+X_bP_b=0.728*141.24+0.272*20.14=110.20kpa$$

由此校正精馏段板层压降为（110.20-105.33）/9=0.5411kpa

所以塔釜压力为： $P_w=105.33+26*0.5411=119.40Kpa$

故精馏段平均压力： $P_m=(105.33+110.20)/2=107.765Kpa$

故提留段平均压力： $P_m=(119.40+110.20)/2=114.8Kpa$

3).平均摩尔质量计算

塔顶平均摩尔质量计算：

由 $x_D=y_1=0.986$ （看书观察精馏段操作线方程下角标和平衡线的下角标），查平衡曲线（见图 1），得

共享知识 分享快乐

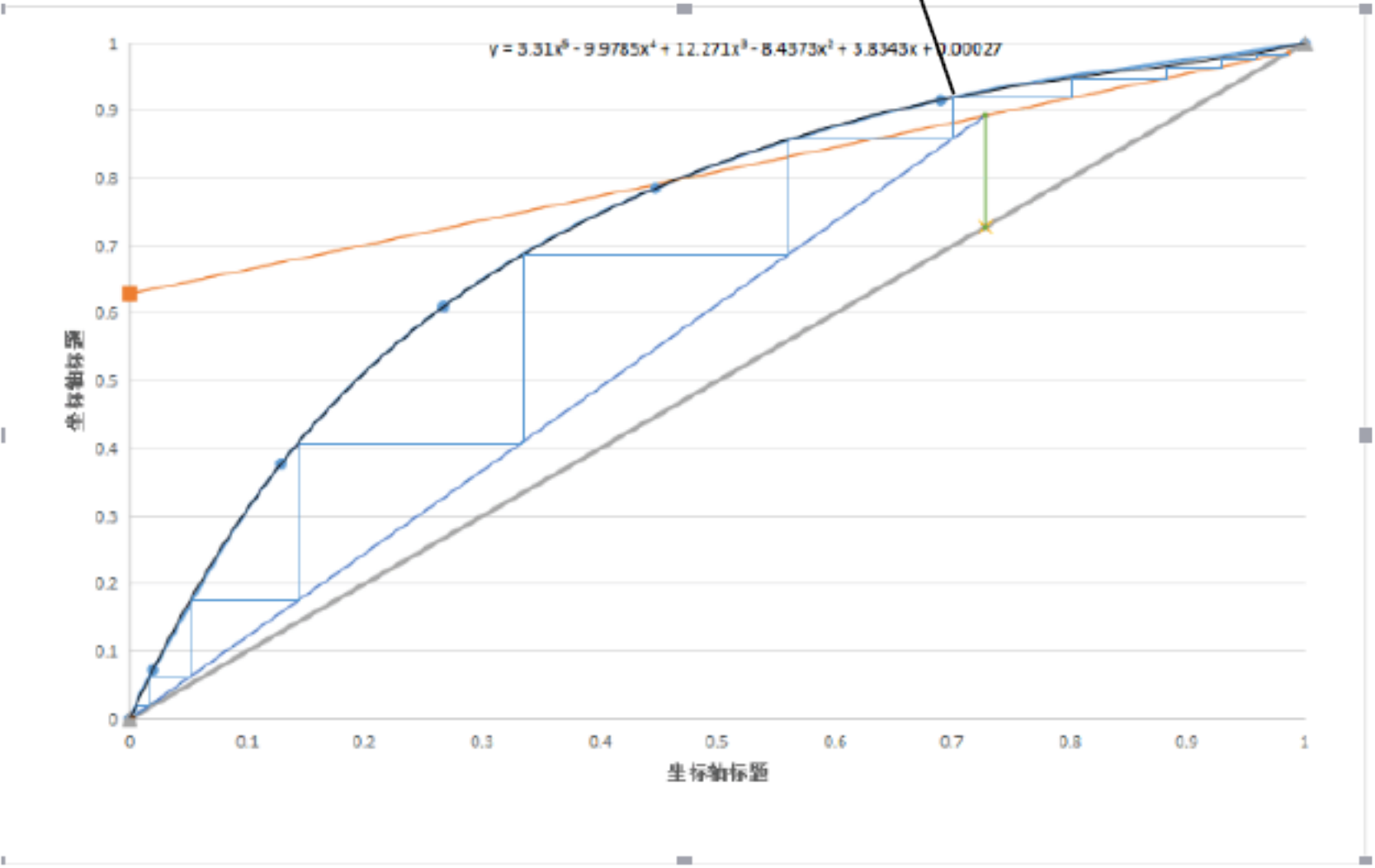
$$x_1 = 0.940$$

$$M_{VDm} = 0.986 \times 78.11 + (1 - 0.986) \times 112.56 = 78.59 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{LDm}=0.940\times 78.11+(1-0.940)\times 112.56=80.177\text{ kg kmol}$$

进料板平均摩尔质量计算：

由图解理论板（此处的下角标 f 所代表并不是原进料组成见图 x-y 进料板代表的阶梯角上边的顶点即所求的交点坐标，可用逐板计算法，）



，得 $y_F=0.921$

查平衡曲线（见图 1），得 $x_F=0.723$

$$M_{VFm}=0.921\times 78.11+(1-0.921)\times 112.56=80.83\text{ kg kmol}$$

$$M_{LFm}=0.723\times 78.11+(1-0.723)\times 112.56=87.65\text{ kg kmol}$$

精馏段平均摩尔质量计算：

$$M_{Vm}=(78.59+80.83)/2=79.71\text{ kg kmol}$$

$$M_{Lm}=(80.177+87.65)/2=83.9135\text{ kg kmol}$$

塔釜平均摩尔质量计算

$$X_w=0.00288, \text{ 所以（带入平衡线方程） } Y_n=0.0127$$

$$M_{VDm}=0.0127\times 78.11+(1-0.0127)\times 112.56=112.12Kg$$

$$M_{LFm}=0.00288\times 78.11+(1-0.00288)\times 112.56=112.46kg/kmol$$

提馏段平均摩尔质量计算：

$$M_{Vm}=(112.12+80.83)/2=96.475kg/kmol$$

$$M_{Lm}=(112.46+87.65)/2=100.055kg/kmol$$

4) .平均密度计算

1. 气相平均密度计算

由理想气体状态方程计算，即

精馏段
$$\rho_{Vm}=\frac{PM_{Vm}}{RT_m}=\frac{107.765\times 79.71}{8.314\times (85.4+273.15)}=2.88kg/m^3$$

提馏段
$$\rho_{Vm}=\frac{PM_{Vm}}{RT_m}=\frac{114.8\times 96.475}{8.314\times (110.2+273.15)}=3.475kg/m^3$$

2. 液相平均密度计算

液相平均密度依计算，即
$$1/\rho_{Lm}=\sum a_i/\rho_i$$

塔顶液相密度

由 $t_D=82\text{ }^{\circ}\text{C}$ （内插 $t-\rho$ ）查得： $\rho_A=814.666\text{ kg/m}^3$

$$\rho_B=1035.898\text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{LDm}=\frac{1}{0.98/816.6+0.02/1037.7}=818.16kg/m^3$$

由 $t_F=88.8\text{ }^{\circ}\text{C}$ 查得： $\rho_A=806.5944\text{ kg/m}^3$ $\rho_B=1028.3432\text{ kg/m}^3$

进料板液相密度

$$\rho_{LFm}=\frac{1}{0.65/806.5944+0.35/1028.3432}=872.44kg/m^3$$

精馏段液相平均密度为

$$\rho_{Lm}=(818.16+872.44)/2=845.3kg/m^3$$

由 $t = 131.6^{\circ}\text{C}$ 查得: $\rho_W = 755.7908 \text{ kg/m}^3$ $\rho_A = 980.7924 \text{ kg/m}^3$

塔釜液相密度

$$\rho_{LDm} = \frac{1}{0.0027557908 + 0.9989807924} = 980.21 \text{ kg/m}^3$$

提馏段液相平均密度为

$$\rho_{Lm} = (980.21 + 872.44) / 2 = 926.325 \text{ kg/m}^3$$

5). 液相平均表面张力

塔顶液相的平均表面张力: (82°C)

$$\sigma_A = 20.96 \text{ mN/m};$$

$$\sigma_B = 25.94 \text{ mN/m}$$

看老师发的纸上有方程, 按照方程计算下式

$$\sigma_{LDm} = 20.96 * 25.94 / (0.986 * 20.96 + 0.014 * 25.94) = 25.85 \text{ mN/m}$$

进料板液相的平均表面张力: (88.8°C)

$$\sigma_A = 20.144 \text{ mN/m}; \quad \sigma_B = 25.396 \text{ mN/m}$$

$$\sigma_{LFm} = 20.144 * 25.396 / (0.728 * 20.144 + 0.272 * 25.396) = 23.71 \text{ mN/m}$$

精馏段液相的平均表面张力:

$$\sigma_m = (25.85 + 23.71) / 2 = 24.78 \text{ mN/m}$$

塔釜液相的平均表面张力: (131.6°C)

$$\sigma_A = 15.008 \text{ mN/m} \quad \sigma_B = 21.972 \text{ mN/m}$$

$$\sigma_{Lwm} = 15.008 * 21.972 / (0.00288 * 15.008 + 0.99712 * 21.972) = 15.02 \text{ mN/m}$$

提留段液相的平均表面张力:

$$\sigma_m = (15.02 + 23.71) / 2 = 19.365 \text{ mN/m}$$

6). 液相平均粘度计算

塔顶液相平均粘度计算（**内插法**）：（82℃）

$$\mu_A = 0.3027 \text{ mPa}\cdot\text{s} \quad \mu_B = 0.4215 \text{ mPa}\cdot\text{s}$$

$$\mu_m = \sum X_i \mu_i = 0.304$$

进料板液相平均粘度计算（88.8℃）

$$\mu_A = 0.28468 \quad \mu_B = 0.3994 \text{ mPa}\cdot\text{s}$$

$$\mu_m = 0.316$$

精馏段液相平均粘度计算

$$\mu_{Lm} = (0.304 + 0.316) / 2 = 0.31 \text{ mPa}\cdot\text{s}$$

塔釜液相平均粘度计算：（131.6℃）

$$\mu_A = 0.19702 \text{ mPa}\cdot\text{s} \quad \mu_B = 0.29038 \text{ mPa}\cdot\text{s}$$

$$\mu = 0.290$$

提馏段液相平均粘度计算

$$\mu_{Lm} = (0.290 + 0.316) / 2 = 0.303 \text{ mPa}\cdot\text{s}$$

(六) 求精馏塔的气液相负荷

$$L=RD=0.568 \times 42.16=23.95 \text{ kmol/h} ;$$

$$V=(R+1)D=(0.568+1) \times 42.16=66.11 \text{ kmol/h} ;$$

$$L'=L+F=81.11 \text{ kmol/h}$$

$$V'=V=66.11 \text{ kmol/h}$$

四、精馏塔的塔体工艺尺寸计算

(一) .塔径的计算（**注意是精馏段，看下角标，往前找数据**）

精馏段的气、液相体积流率为

$$V_s = \frac{VM_{V_m}}{3600\rho_{V_m}} = \frac{66.11 \times 79.71}{3600 \times 2.88} = 0.5083 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$L_s = \frac{LM_{Lm}}{3600\rho_{Lm}} = \frac{23.95 \times 83.9135}{3600 \times 845.3} = 0.00066 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{计算 } \frac{L(\rho_L)^{1/2}}{\rho_v} = \frac{0.00066 \times 3600}{0.5083 \times 3600} \left(\frac{845.3}{2.9} \right)^{1/2} = 0.02225$$

(一般取值都一样) 取板间距 $H_T = 0.40\text{m}$, 板上液层高度 $h_L = 0.06\text{m}$,

(此处 h_L 不宜过大, 否则会影响液泛计算, 当设计要求体积流率较大 h_L 可相应取大) 则

$$H_T - h_L = 0.40 - 0.06 = 0.34\text{m}$$

故查 (别用书上的见发的本子 108 页) 表可得: $C_{20} = 0.07$

$$C = C_{20} \left(\frac{\sigma_L}{20} \right)^{0.2} = 0.07 \left(\frac{24.78}{20} \right)^{0.2} = 0.07307$$

$$u_{\max} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} = 0.07307 \sqrt{\frac{845.3 - 2.88}{2.88}} = 1.25 \text{ m/s}$$

取安全系数为 0.7 (一般都这么取), 则空塔气速为

$$u = 0.7u_{\max} = 0.7 \times 1.245 = 0.875 \text{ m/s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.5083}{\pi \times 0.875}} = 0.860\text{m}$$

按标准塔径圆 (见册子 108 页标准系列取值, 小数取上整数, 例

[0.3]=1) 算后为

塔截面积为

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi \times 1.0^2}{4} = 0.7854\text{m}^2$$

实际空塔气速为

$$u = \frac{V_s}{A} = \frac{0.5083}{0.7854} = 0.647 \text{ m/s}$$

(方法同上) 提馏段的气、液相体积流率为

$$V_s = \frac{V M_{Vm}}{3600\rho_{Vm}} = \frac{66.11 \times 96.475}{3600 \times 3.475} = 0.5098 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$L_s = \frac{LM_{Lm}}{3600\rho_{Lm}} = \frac{81.11 \times 100.055}{3600 \times 926.325} = 0.00243 \text{ m}^3/\text{s}$$

共享知识 分享快乐
以上内容仅为本文档
的试下载部分，为可
阅读页数的一半内容
。如要下载或阅读全
文，请访问：
[https://d.book118.
com/52807514105400
6056](https://d.book118.com/528075141054006056)