

板式精馏塔设计任务书

一、设计题目：苯—氯苯连续精馏塔的设计

二、设计任务及操作条件：

- 1、连续精馏塔的原料液含苯 38%（质量%，下同），其余为氯苯；
- 2、产品含苯不低于 97%，釜液苯含量不高于 2%；
- 3、生产能力为 96 吨 / day (24h) 原料液；
- 4、操作条件：
 - (1) 塔顶压强 4kPa（表压）；
 - (2) 进料热状况自选；
 - (3) 回流比自选；
 - (4) 塔底加热蒸汽压力：0.5MPa（表压）；
 - (5) 单板压降 ≤ 0.7 kPa。

三、设备形式：筛板塔或浮阀塔

四、有关物性参数

五、设计内容

- (一) 设计方案的确定及流程说明
- (二) 精馏塔的物料衡算
- (三) 塔板数的确定
 - 1、理论塔板数计算
 - 2、实际塔板数计算
- (四) 塔体工艺尺寸计算
 - 1、塔径的计算
 - 2、塔的有效高度计算
- (五) 塔板主要工艺尺寸的计算
 - 1、溢流装置计算（堰长、堰高、底隙高度）
 - 2、塔板布置（边缘区宽度确定、开孔面积确定、筛孔计算及排列）
 - 3、塔板的流体力学验算
 - 4、塔板负荷性能图
- (六) 设计结果概要或设计一览表

- (七) 辅助设备选型与计算
- (八) 绘制生产工艺流程图及精馏塔的工艺条件图
- (九) 对设计过程的评述和有关问题的分析讨论

绪论

精馏是一种利用回流使液体混合物得到高纯度分离的蒸馏方法，是工业上应用最广的液体混合物分离操作，广泛用于石油、化工、轻工、食品、冶金等部门。典型的精馏设备是连续精馏装置，包括精馏塔、再沸器、冷凝器等。精馏塔供汽液两相接触进行相际传质，位于塔顶的冷凝器使蒸气得到部分冷凝，部分凝液作为回流液返回塔顶，其余馏出液是塔顶产品。位于塔底的再沸器使液体部分汽化，蒸气沿塔上升，余下的液体作为塔底产品。进料加在塔的中部，进料中的液体和上塔段来的液体一起沿塔下降，进料中的蒸气和下塔段来的蒸气一起沿塔上升。在整个精馏塔中，汽液两相逆流接触，进行相际传质。液相中的易挥发组分进入汽相，汽相中的难挥发组分转入液相。对不形成恒沸物的物系，只要设计和操作得当，馏出液将是高纯度的易挥发组分，塔底产物将是高纯度的难挥发组分。进料口以上的塔段，把上升蒸气中易挥发组分进一步提浓，称为精馏段；进料口以下的塔段，从下降液体中提取易挥发组分，称为提馏段。两段操作的结合，使液体混合物中的两个组分较完全地分离，生产出所需纯度的两种产品。精馏之所以能使液体混合物得到较完全的分离，关键在于回流的应用。回流包括塔顶高浓度易挥发组分液体和塔底高浓度难挥发组分蒸气两者返回塔中。汽液回流形成了逆流接触的汽液两相，从而在塔的两端分别得到相当纯净的单组分产品。塔顶回流入塔的液体量与塔顶产品量之比，称为回流比，它是精馏操作的一个重要控制参数，它的变化影响精馏操作的分离效果。

一、设计方案的确立及流程说明

1、操作压力

蒸馏操作可在常压、加压、减压下进行。应该根据处理物料的性能和设计总原则来确定操作压力。例如对于热敏感物料，可采用减压操作。本次设计为一般物料因此，采用常压操作。

2、进料状况

进料状态有五种：过冷液，饱和液，气液混合物，饱和气，过热气。但在实际操作中一般将物料预热到泡点或近泡点，才送入塔内。这样塔的操作比较容易控制。不受季节气温的影响，此外泡点进料精馏段与提馏段的塔径相同，在设计和制造上也叫方便。本次设计采用泡点进料即 $q=1$ 。

3、加热方式

蒸馏釜的加热方式一般采用间接加热方式，若塔底产物基本上就是水，而且在浓度极稀时溶液的相对挥发度较大。便可以采用直接加热。直接蒸汽加热的优点是：可以利用压力较低的蒸汽加热，在釜内只需安装鼓泡管，不需安装庞大的传热面，这样，操作费用和设备费用均可节省一些，然而，直接蒸汽加热，由于蒸汽的不断涌入，对塔底溶液起了稀释作用，在塔底易挥发物损失量相同的情况下。塔釜中易于挥发组分的浓度应较低，因而塔板数稍微有增加。但对有些物系。当残液中易挥发组分浓度低时，溶液的相对挥发度大，容易分离故所增加的塔板数并不多，此时采用直接蒸汽加热是合适的。

4、冷却方式

塔顶的冷却方式通常水冷却，应尽量使用循环水。如果要求的冷却温度较低。可考虑使用冷却盐水来冷却。

5、热能利用

蒸馏过程的特性是重复进行气化和冷凝。因此，热效率很低，可采用一些改进措施来提高热效率。因此，根据上叙设计方案的讨论及设计任务书的要求，本设计采用常压操作，泡点进料，间接蒸汽加热以及水冷的冷却方式，适当考虑热能利用。本设计任务为分离苯-氯苯混合物。对于二元混合物的分离，应采用连续精馏方法，设计中采用泡点进料，将混合料液经预热器加热至泡点后送入精馏塔内。塔顶上升器采用全凝器冷凝后，部分回流。其余部分作为塔顶产品经冷却后送入储罐。该物系属于易分离物系，最小回流比较小，故操作回流比取最小回流比的 1.2 倍。塔釜部分采用间接蒸汽加热，塔底产品经冷却后送入储罐。

二、精馏塔的物料衡算

1.原料液及塔顶、塔釜产品的摩尔分率

苯的摩尔质量： $M_A=78.11\text{kg/kmol}$

氯苯的摩尔质量：M_B=112.55kg/kmol

$$x_F = \frac{0.38 \times 78.11}{0.38 \times 78.11 + 0.62 \times 112.55} = 0.469$$

$$x_D = \frac{0.97 \times 78.11}{0.97 \times 78.11 + 0.03 \times 112.55} = 0.979$$

$$x_W = \frac{0.02 \times 78.11}{0.02 \times 78.11 + 0.98 \times 112.55} = 0.029$$

1.物料衡算

$$M_F = 0.469 \times 78.11 + (1 - 0.469) \times 112.55 = 96.320 \text{ kg / kmol}$$

$$F = \frac{96000}{24 \times 96.32} = 41.528 \text{ kmol / h}$$

$$41.528 = D + W$$

$$41.528 \times 0.469 = 0.979 D + 0.029 W$$

$$D = 19.234 \text{ kmol / h } W =$$

$$22.294 \text{ kmol / h}$$

三、塔板数的确定

1.最小回流比及操作回流比的确定

表3.1 苯—氯苯的气液相平衡数据

沸点温度 t ℃	苯的组成		沸点温度 t ℃	苯的组成	
	液相 x _A	气相 y _A		液相 x _A	气相 y _A
80.02	1	1	120	0.129	0.378
90	0.69	0.916	130	0.0195	0.0723
100	0.447	0.785	131.8	0	0
110	0.267	0.61			

- (1) 据苯—氯苯的气液相平衡数据作 x-y图
- (2) 作 q线及其与平衡线的交点坐标:

$$y_q=0.801 \qquad x_q=0.469$$

故最小回流比为：
$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.979 - 0.801}{0.801 - 0.469} = 0.536$$

该物系属于易分离物系，最小回流比较小，故操作回流比取最小回流比的

1.2 倍，故回流比为： $R=1.2R_{\min}=0.643$

2.操作线方程的确定

精馏塔的气液相负荷：

$$L = RD = 0.643 \times 19.234 = 12.371 \text{ kmol/h}$$

$$V = (R + 1)D = (0.643 + 1) \times 19.234 = 31.605 \text{ kmol/h}$$

$$+ F = 12.371 + 41.528 = 52.899 \text{ kmol/h}$$

$$V' = V = 31.605 \text{ kmol/h}$$

精馏段操作线方程为：

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{1}{R+1}x_D = \frac{0.643}{0.643+1}x + \frac{1}{0.643+1} \times 0.979 = 0.391x + 0.596$$

提馏段操作线方程为：

$$y' = \frac{L'}{V'}x' - \frac{W}{V'}x_W = \frac{53.899}{31.605}x' - \frac{22.294}{31.605} \times 0.029 = 1.705x' - 0.020$$

3.由图解法求的理论板层数：

总理论板层数 $N_T=11$

进料板位置 $N_F=6$

4.实际塔板数的计算

(1) 由相平衡方程式： $y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$ 可得， $\alpha = \frac{y(x-1)}{x(y-1)}$

根据苯—氯苯体系的相平衡数据可以查得：

$$y_1=x_D=0.979, \quad x_1=0.891(\text{塔顶第一块板})$$

$$y_F=0.801, \quad x_F=0.469$$

$$y_W=0.112, \quad x_W=0.029$$

$$\alpha_1 = \frac{0.979(0.891-1)}{0.891(0.979-1)} = 5.705$$

因此可以求得： $\alpha_2 = \frac{0.801(0.469-1)}{0.469(0.801-1)} = 4.557$

$$\alpha_3 = \frac{0.112(0.029-1)}{0.029(0.112-1)} = 4.223$$

平均相对挥发度： $\alpha = \sqrt[3]{\alpha_1 \alpha_2 \alpha_3} = 4.788$

根据苯—氯苯体系的相平衡数据可以查得：

塔顶： $x_D=0.979, \quad t_D=80.7^\circ\text{C}$

进料： $x_F=0.469, \quad t_F=99.07^\circ\text{C}$

塔釜： $x_W=0.029$, $t_W=129.13^\circ\text{C}$

塔顶和塔釜的算术平均温度：

$$t = \frac{t_D + t_W}{2} = \frac{80.7 + 129.13}{2} = 104.92^\circ\text{C}$$

在 104.92°C 下，经查表知乙醇和水的粘度分别为：

$$\mu_A = 0.2353 \text{ mPa}\cdot\text{s} \quad \mu_B = 0.3384 \text{ mPa}\cdot\text{s}$$

$$\text{由公式 } t = \frac{t_D + t_W}{2} = \frac{80.7 + 129.13}{2} = 104.92^\circ\text{C} \quad \text{得:}$$

$$\mu_L = 10^{[0.469 \times \lg 0.2353 + (1-0.469) \times \lg 0.3384]} = 0.2857 \text{ mPa}\cdot\text{s}$$

$$\text{由奥康奈尔关联式 } E_r = 0.49(\alpha\mu_L)^{-0.245} = 0.49(4.788 \times 0.1449)^{-0.245} = 0.454$$

$$\text{故精馏段实际塔板数: } N = \frac{5}{0.454} = 11.01 \quad \text{取 } N=12$$

$$\text{提馏段实际塔板数: } N = \frac{6}{0.454} = 13.22 \quad \text{取 } N=14$$

四、精馏塔的工艺条件及有关物性数据的计算

1、操作压力计算

$$\text{塔顶操作压力} \quad P_D = 4 + 101.3 = 105.3 \text{ kPa}$$

$$\text{每层塔板压降} \quad \Delta P = 0.7 \text{ kPa}$$

$$\text{进料板压力} \quad P_F = 105.3 + 0.7 \times 12 = 113.7 \text{ kPa}$$

$$\text{塔底压强为} \quad P_W = P_F + 14 \times 0.7 = 123.5 \text{ kPa}$$

$$\text{精馏段平均压力} \quad P_m = (113.7 + 105.3) / 2 = 109.5 \text{ kPa}$$

$$\text{提馏段平均压力} \quad P'_m = (113.7 + 123.5) / 2 = 118.6 \text{ kPa}$$

2、操作温度计算

根据苯—氯苯体系的相平衡数据可以查得：

$$\text{塔顶: } x_D=0.979, \quad t_D=80.7^\circ\text{C}$$

$$\text{进料: } x_F=0.469, \quad t_F=99.07^\circ\text{C}$$

$$\text{塔釜: } x_W=0.029, \quad t_W=129.13^\circ\text{C}$$

$$t_m = \frac{99.07 + 80.7}{2} = 89.9^\circ\text{C}$$

$$t'_m = \frac{99.07 + 129.13}{2} = 114.1^\circ\text{C}$$

3、平均摩尔质量计算

塔顶平均摩尔质量计算

由 $x_D=y_1=0.979$ 查平衡曲线图 3.1 可得 $x_1=0.891$

$$M_{VD}=0.979 \times 78.11 + 0.021 \times 112.55 = 81.83 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{LD}=0.891 \times 78.11 + 0.109 \times 112.55 = 82.27 \text{ kg/kmol}$$

进料板平均摩尔质量计算

由图解理论板 $y_F=0.801$ 查平衡曲线图 3.1 可得 $x_F=0.469$

$$M_{VF}=0.801 \times 78.11 + 0.199 \times 112.55 = 84.97 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{LF}=0.469 \times 78.11 + 0.531 \times 112.55 = 96.39 \text{ kg/kmol}$$

塔底平均摩尔质量计算

由 $y_w=0.112$ 查平衡曲线图 3.1 可得 $x_w=0.029$

$$M_{VW}=0.112 \times 78.11 + 0.888 \times 112.55 = 108.69$$

$$M_{LW}=0.029 \times 78.11 + 0.971 \times 112.55 = 111.56$$

精馏段平均摩尔质量 $M_{Vm} = (81.83 + 84.97$

$$)/2 = 83.4 \text{ kg/kmol}$$

$M_{Lm} = (82.27 + 96.39)/2 = 89.33 \text{ kg/kmol}$ 提馏段平均

摩尔质量

$$M_{Vm}' = (84.97 + 108.69)/2 = 96.83 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{Lm}' = (96.39 + 111.56)/2 = 103.98 \text{ kg/kmol}$$

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

$$\text{精馏段气体密度: } \rho_{Vm} = \frac{P M_{Vm}}{RT_m} = \frac{109.5 \times 83.4}{8.314 \times (89.9 + 273.15)} = 3.02$$

$$\text{精馏段气体密度: } \rho_{Vm}' = \frac{P M_{Vm}'}{RT_m'} = \frac{118.6 \times 96.83}{8.314 \times (114.1 + 273.15)} = 3.51$$

(2) 液相平均密度计算

$$\text{依式 } \frac{1}{\rho_L} = \frac{a}{\rho_A} + \frac{a}{\rho_B} \quad (a \text{ 为质量分数})$$

表 4.1 苯—氯苯的液相密度ρ

温度℃	80	90	100	110	120	130
ρ 苯 kg / m ³	817	805	793	782	770	757
ρ 氯苯 kg / m ³	1039	1028	1018	1008	997	985

以不同温度下苯和氯苯的密度利用内插法求得：

t_D =80.7℃

t_F =99.07℃

t_W =129.13℃

ρ_{AD} =816kg/m³

ρ_{AF} =794kg/m³

ρ_{AW} =758kg/m³

ρ_{BD} =1038kg/m³

ρ_{BF} =1019kg/m³

ρ_{BW} =986kg/m³

$\frac{1}{\rho_D} = \frac{0.97}{816} + \frac{1-0.97}{1038}$

ρ_D =821.27kg/m³

$\frac{1}{\rho_F} = \frac{0.38}{794} + \frac{1-0.38}{1019}$

ρ_F =919.93kg/m³

$\frac{1}{\rho_W} = \frac{0.02}{758} + \frac{1-0.02}{986}$

ρ_W =980.02kg/m³

精馏段液相平均密度

$\rho_L = \frac{\rho_F + \rho_D}{2} = \frac{919.93 + 821.27}{2} = 870.6 \text{ kg / m}^3$

提馏段液相平均密度

$\rho'_L = \frac{\rho_F + \rho_W}{2} = \frac{919.93 + 980.02}{2} = 949.98 \text{ kg / m}^3$

5、液体平均比表面张力计算

$$\sigma_o = \sum_{i=1}^n x_i \sigma_i$$

表 4.2 苯-氯苯温度表面张力关系表

温度℃	0	20	40	60	80	100	120	140
氯苯表面张力 mN/m	32.8	30.49	28.21	25.96	23.75	21.57	19.42	17.32
苯表面张力 mN/m	31.60	28.80	26.25	23.74	21.27	18.85	16.49	14.17

塔顶：t_D =80.7℃

σ_A = 23.67 mN / m

σ_B = 21.18 mN / m

进料：t_F =99.07℃

σ_A = 21.67 mN / m

σ_B = 18.96 mN / m

塔釜：t_W =129.13℃

σ_A = 18.46 mN / m

σ_B = 15.43 mN / m

$$\sigma_{LDm} = x_A \sigma_A + (1 - x_A) \sigma_B = 0.891 \times 23.67 + (1 - 0.891) \times 21.18 = 23.40 \text{ mN/m}$$

$$\sigma_{LFm} = x_F \sigma_F + (1 - x_F) \sigma_B = 0.469 \times 21.67 + (1 - 0.469) \times 18.96 = 20.23 \text{ mN/m}$$

$$\sigma_{LWm} = x_W \sigma_W + (1 - x_W) \sigma_B = 0.029 \times 18.46 + (1 - 0.029) \times 15.43 = 15.52 \text{ mN/m}$$

$$\text{精馏段液体表面平均张力: } \sigma_{Lm} = \frac{\sigma_{LDm} + \sigma_{LFm}}{2} = \frac{23.40 + 20.23}{2} = 21.82 \text{ mN/m}$$

$$\text{提馏段液体表面平均张力: } \sigma_{Lm}' = \frac{\sigma_{LFm} + \sigma_{LWm}}{2} = \frac{20.23 + 15.52}{2} = 17.88 \text{ mN/m}$$

五、塔体工艺尺寸计算

1、塔径的计算

(1) 精馏段塔径的确定

$$\frac{Ls}{Vs} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\rho_v} \right)^{\frac{1}{2}} = \frac{0.00035}{0.24} \times \left(\frac{870.6}{3.02} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.025$$

取板间距 $H_T=0.35\text{m}$, 板上液层高度 $h_1=0.05\text{m}$, 则 $H_T-h_1=0.30\text{m}$

查 Smith 图, 得: $C_{20}=0.061$

$$C = C_{20} \left(\frac{\sigma_{Lm}}{\sigma_{Lm}'} \right)^{0.2} = 0.061 \times \left(\frac{21.82}{17.88} \right)^{0.2} = 0.062$$

$$u_{\max} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} = 0.062 \times \sqrt{\frac{870.6 - 3.02}{3.02}} = 1.051 \text{ m/s}$$

取安全系数为 0.7, 则空塔气速为: $u = 0.7 \times 1.051 = 0.736 \text{ m/s}$

$$\text{则精馏塔塔径为: } D = \sqrt{\frac{4Vs}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.24}{3.14 \times 0.736}} = 0.644 \text{ m}$$

(2) 提馏段塔径的确定

$$\frac{Ls'}{Vs'} \cdot \left(\frac{\rho_L'}{\rho_v'} \right)^{\frac{1}{2}} = \frac{0.0016}{0.24} \times \left(\frac{949.98}{3.51} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.11$$

查 Smith 图,

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/547116002062006064>