

化工原理课程设计 ---- 分离苯- 甲苯混合物的精馏塔设计

化工原理课程设计任务书

一、设计任务：

设计题目： 分离苯 - 甲苯混合物的精馏塔设计

给定条件：

原料液：	苯 - 甲苯混合物	组成：	$x_F = 0.32$ （摩尔分率，下同）
		处理量：	$F = 12400 \text{ kg/h}$
		温度：	$29 \text{ } ^\circ\text{C}$
馏出液：		组成：	$x_D = 0.93$
残液：		组成：	$x_W = 0.02$
操作压力：	常压		

二、设计内容：

- 设计说明书一份，其内容包括
 - 目录
 - 题目及数据
 - 工艺流程选择论证及说明、流程图
 - 主要设备的设计（塔板数、塔径、塔板结构元件及尺寸，流体力学交校核）
 - 塔板布置图，负荷性能图
 - 主要辅助设备的选用与计算（塔顶冷凝器）

三、参 考 资 料：

化工原理设计导论，	成都科技大学	《化工原理设
计导论》编写组，成都科技大学出版社，		1994
化工原理，下册，叶世超	夏素兰	易美桂 杨雪
峰等编，科学出版社，	2002	
化工原理（第二版）	，下册，陈敏恒等，化学工	
业出版社，	2000	

化工设备设计基础，化工设备设计基础编写组，
上海科学技术出版社，1987
化学工程师手册，机械工业出版社，1999
PERRY 化学工程手册（第六版），化学工业出版社，1984
化学工程手册（第二版），时钧等，化学工业出版社，1996
化学工程师简明手册，邓忠等，机械工业出版社，1997
化工生产流程图解，化学工业出版社，
精馏设计、操作和控制，吴俊生等，中国石化出版社，1997
塔型设备基础设计，石油化学工业部编，1975
塔设备设计，上海科学技术出版社，1988
塔的工艺计算，石油化学工业部设计院，1977\

目录

第一章 方案选定

1. 1操作条件的确定
1. 1. 1操作压力.....
1. 1. 2进料状态.....
1. 1. 3加热方式.....
1. 1. 4冷却剂与出口温度.....
1. 1. 5回流比的选择.....
1. 2设备的选择

1.2.1	塔设备的选择	
1.2.2	再沸器，冷凝器等附属设备的安排	
1.3	流程的确定	
1.3.1	物料的储和输送	
1.3.2	参数的检测和调控	
1.4	热能的利用	
第二章 总体工艺设计计算		
2.1	物料衡算与操作线方程	
2.1.1	原料及产品组成	(x_F, x_D, x_W, F)
2.1.2	全塔总物料衡算	
2.1.3	操作温度	
2.1.4	使进料达到泡点，预热原料液所需热	
2.1.5	相对挥发度	()
2.1.6	最小回流比	(R_{min})
2.1.7	精馏塔的气、液相负荷及操作线方程	
2.2	塔板数的确定	
2.2.1	理论塔板数	
2.2.2	实际塔板数	
2.3	精馏塔的工艺条件及有关物性数据的计算	
2.3.1	平均摩尔质量	
2.3.2	平均密度	
2.3.3	液相平均表面张力	
2.3.4	液相平均黏度	
2.4	精馏塔的塔体工艺尺寸计算	
2.4.1	塔径的计算	
2.4.2	精馏塔有效高度计算	
2.5	塔板主要工艺尺寸的计算	
2.5.1	溢流装置计算	
2.5.2	塔板布置及浮阀数目与排列	
2.6	塔板流体力学验算	
2.6.1	气相通过浮阀塔板的压降	
2.6.2	淹塔	
2.6.3	雾沫夹带	
2.7	塔板负荷性能图	
2.7.1	雾沫夹带线	

2.7. 液泛线.....

2.7. 液相负荷上限线.....

2.7.4漏液线.....

2.7. 液相负荷下线限.....

第三章 附属设备计算

3.1换热器热量计算

3.1.1塔顶冷却所需热.....

3.1. 原料液加热到泡点所需热量.....

3.1. 塔釜加热所需热量.....

3.2塔顶冷凝器

3.2. 物性参数.....

3.2. 传热面积.....

3.2.3工艺尺寸结构.....

3.3进料预热器

3.3. 设计方案的确定.....

3.3.2物性数据.....

3.3. 传热面积估算.....

3.3.4工艺尺寸结构.....

3.4 塔底再沸器

3.4.设计方案的确定.....

3.4.2物性数据.....

3.4. 传热面积的估算.....

3.4.4工艺尺寸结构.....

3.5 接管与法兰

3.5.1塔顶蒸汽出口管径.....

3.5. 回流液管径.....

3.5. 进料管直径.....

3.5. 釜液排出管径.....

3.6筒体与封头

3.6. 筒体

3.6. 封头

3.7人孔

第一章 方案选定

1. 操作条件的确定

1.1.1 操作压力

根据生产要求本设计选择常压下的连续蒸馏操作对设备要求低，操作费用低，适用于苯这类非热敏沸点在常温（工业低温段）物系分离，连续蒸馏集成度高，可控性好，产品质量稳定。

1.1.2 进料状态

本设计采用泡点。在摄氏温度时苯与甲苯的状态均为油状液体，所以采用 t_b 。在进料前将冷液体加热到泡点再进料。

1.1.3 加热方式

由于蒸汽质量不易保证，用间接蒸汽加热。用饱和水蒸汽作为加热剂，选用较高的蒸汽压力，以提高传热温度差，从而提高传热效率。

1.1.4 冷却剂与出口温度

冷却剂选用经济的常温水。

1.1.5 回流比的选择

采用泡点回流。根据实验和生产数据统计，一般最适宜回流比的范围为 $R = (1.1 \sim 2) R_{\min}$ 。该物系属易分离物系，最小回流比较小，所以在设计中把操作回流比取最小回流比的1.5倍。

1.2 设备的选择

1.2.1 塔设备的选择

精馏操作选用的塔设备有很多。在实际的生产操作中，由于浮阀塔具有结构简单、生产能力和操作弹性大、板效率高等优点，因而是一种综合性能较优异的板型，所以本实验采用浮阀塔。

1.2.2 再沸器，冷凝器等附属设备的安排

塔底设置再沸器，塔顶蒸汽完全冷凝后再冷却至回流入塔。冷凝冷却器安装在较低的框架上，通过回流比控制阀分流后，用回流泵打回塔内，馏出产品进入储罐。塔釜产品接近纯水，一部分用来补充加热蒸汽，其余储槽备稀释其他工段污水排放。

1.3 流程的确定

1.3.1 物料的储和输送

在流程中应设置原料槽、产品槽以及离心泵。原料可有泵直接送入塔内，也可以通过高位槽送料，以免受泵操作波动的影响。保证过程连续稳

定地进行，产品还需用泵送入下一个工序。

1.3.2 参数的检测和调控

流量、压力和温度等是生产中的重要参数，必须在流程中的适当位置装设仪表，以测量这些参数。

同时，实际生产过程中，物流的状态（流率、温度、加热剂和冷却剂的状态都不可能避免地会有一些程度的波动，因此必须在流程中设置一定的阀门（手动或自动）进行调节，以适应这种波动，保证产品达到规定的要求。

1.4 热能的利用

精馏过程是组分反复汽化和反复冷凝的过程，耗能较多，如何节约和合理地利用精馏过程本身的热能是十分重要的。

选取适宜的回流比，使过程处于最佳条件下进行，可使能耗降至最低。与此同时，合理利用精馏过程本身的热能也是节约的重要举措。

若不计进料、馏出液和釜液间的焓差，塔顶冷凝器所输出的热量近似等于塔底再沸器所输入的热量，其数量是相当可观的。然而，在大多数情况这部分热量由冷却剂带走而损失掉。如果采用釜液产品去预热原料塔顶蒸汽的冷凝潜热去加热能级低一些的物料，将塔顶蒸汽冷凝潜热及釜液产品的余热充分利用。

此外，通过蒸馏系统的合理设置，也可以取得节能的效果。例如，采用中间再

沸器和中间冷凝器的流程可以提高精馏塔的热力学效率。

因为设置中间再沸器，可以利用温度比塔底低的热源，而中间冷凝器则可回收温度比塔顶高的热量。

第二章 总体工艺设计计算

以下设计计算中A代表苯,B代表甲苯,苯、甲苯可视为理想溶液。

苯的摩尔质量 $M_A=78\text{ kg/kmol}$

甲苯的摩尔质量	MB=92	kg/kmol
进料液平均摩尔质量	M	0.32 78 0.68 92 87.52kg/kmol

2.1 物料衡算与操作线方程

2.1.1原料及产品组成

(x_F, x_D, x_W, F)

x_F = 0.32

x_D = 0.93

x_W = 0.02

F

12400kg/h

141.68

kmol/h

2.1.2全塔总物料衡算

总物料

F

D

W

易挥发组分

Fx_F

Dx_D

Wx_W

解方程

D

W

141.68

141.68

0.32

D

0.93

W

0.02

解得

D

46.71kmol/h

W

94.97kmol/h

2.1.3操作温度

由上述操作条件知，在进料处采用泡点进料，蒸馏塔顶采用泡点回流。所以

根据物料组成，结合苯-甲苯的物系相图中的压强一定下（

P=101.325pa

温度组成图

[t-x(y)]

可以查得：

冷液体进料温度

T₀=29℃

塔顶

x_D=0.93

T_D=81℃

塔板

x_F= 0.32

T_F=98℃

塔底

x_W= 0.02

T_W=109℃

精馏段平均温度

T_{m1}=89.5

提馏段平均温度

T_{m2}=103.6

2.1.4使进料达到泡点，预热原料液所需热

泡点下的饱和液体进料则：

q=1

其中，苯的质量分数为：

a_A

x_F

M_A

1

x_F

M_B

0.32

78

0.68

92

0.285

则甲苯的质量分数为：

a_B

0.715

苯的比热容

C_p

=1.7kJ/kg·℃

甲苯的比热容 $C_p=1.7\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$

进料板 $x_F=0.39$, $T_F=98^\circ\text{C}$ 所以所需热量为

$$Q_m = Q_{mA} + Q_{mB} = F_A C_{mA} (T_F - T_0) + F_B C_{mB} (T_F - T_0) = 1454520\text{KJ}$$

2.1.5 相对挥发度()

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{f_i^L}{P} = \frac{p_i^0}{P} \gamma_i$$

$$\frac{P y_A / x_A}{P y_B / x_B} = \frac{y_A / y_B}{x_A / x_B} = \frac{K_A}{K_B}$$

用安托因方程计算 $\log p^0 = A + \frac{B}{t + C}$

苯的安托因常数为: $A = 6.03055$ $B = 1211.033$ $C = 220$
甲苯的安托因常数为: $A = 6.07954$ $B = 1344.8$ $C = 219$

苯与甲苯的饱和蒸汽压 $\log P_A = 6.03055 - \frac{1211.033}{t + 220}$

$$\log P_B = 6.07954 - \frac{1344.8}{219 + t}$$

塔顶 $T_D=81^\circ\text{C}$ 则代入数值得

$$\log P_{A1} = 2.007 \quad \log P_{B1} = 1.597 \quad D = \frac{P_{A1}}{P_{B1}} = 2.5704$$

进料板 $T_F=98^\circ\text{C}$

$$\log P_{A2} = 2.2223 \quad \log P_{B2} = 1.8373 \quad F = 2.427$$

塔底 $T_W=109^\circ\text{C}$

$$\log P_{A3} = 2.349 \quad \log P_{B3} = 1.97954 \quad W = 2.4029$$

则全塔的平均相对挥发度 $\frac{D + F + W}{3} = 2.47$

2.1.6 最小回流比(R_{min})

平衡方程 $y = \frac{x}{1 - (1 - \alpha)x} = \frac{2.47x}{1 - 1.47x}$ ———— A 式

$q=1$ 则 q 线方程为 $x = x_F = 0.32$ ———— B 式

联立、B 两式的 $x_d = 0.32 \quad y_d = 0.5375$

由此可得最小回流比为 $R_{min} = \frac{x_D}{y_d - x_d} = \frac{0.93}{0.5375 - 0.32} = 1.8046$

操作过程中去回流比为最小回流比的

$$R = R_{min} \times 1.5 = 1.8046 \times 1.5 = 2.7069$$

2.1.7 精馏塔的气、液相负荷及操作线方程

$$L = R \times D = 2.7069 \times 4671 = 1294393 \text{ kmol/h}$$

$$V = R \times D + D = 2.7069 \times 4671 + 4671 = 1731493 \text{ kmol/h}$$

由于泡点进料

$$\text{所以 } L' = L = F = 1294393 \text{ kmol/h}$$

$$V' = V = 1731493 \text{ kmol/h}$$

精馏段操作线方程 $y = \frac{D}{V} x_D$

$$\text{带入数值的 } y = 0.7476x + 0.2698$$

提馏段操作线方程 $y' = \frac{W}{V'} x_W$

$$\text{带入数值得 } y' = 1.5658x' + 0.0109$$

2.2 塔板数的确定

2.2.1 理论塔板数

苯—甲苯属于理想体系，可采用逐板计算法来计算理论和提馏段的操作线方程联立

$$y = 0.7476x + 0.2698$$

$$y' = 1.5658x' + 0.0109$$

得交点为 $x_q = 0.3431 \quad y_q = 0.5263$

$$\text{相平衡方程式 } \frac{2.47x_n}{1 - 2.47x_n} \quad \text{即 } x_n = \frac{y_n}{2.47 - 1.47y_n}$$

第 1 块板上升的蒸汽组成 $y_1 = x_D = 0.93$

第 1 块板下降的液体组成 $x_1 = \frac{0.93}{2.47 + 1.47 + 0.93} = 0.8432$

第 2 块板上升的气相组成 $y_2 = 0.7476$ 0.8432 0.2698 0.9002

第 2 块板下降的液体组成 $x_2 = 0.785$

如此反复计算 $y_3 = 0.8567$ $x_3 = 0.7076$

$y_4 = 0.7979$ $x_4 = 0.6151$

$y_5 = 0.7296$ $x_5 = 0.5221$

$y_6 = 0.6606$ $x_6 = 0.4407$

$y_7 = 0.5593$ $x_7 = 0.3519$

$y_8 = 0.5329$ $x_8 = 0.3159$

因为 $x_8 < x_q$ 所以第 8 块板为加料板

第 9 块板上升的蒸汽组成 $y_9 = 1.5658$ 0.3159 0.0109 0.4837

第 9 块板下降的液体组成 $x_9 = 0.2749$

如此反复计算得 $y_{10} = 0.4195$ $x_{10} = 0.2263$

$y_{11} = 0.3434$ $x_{11} = 0.1747$

$y_{12} = 0.2626$ $x_{12} = 0.1260$

$y_{13} = 0.1864$ $x_{13} = 0.0849$

$y_{14} = 0.1220$ $x_{14} = 0.0533$

$y_{15} = 0.0726$ $x_{15} = 0.0307$

$y_{16} = 0.0371$ $x_{16} = 0.0154$

因为 $x_{16} < x_W$, 所以总理论板数为 16, 精馏段 8 块, 第 8 块板为进料板。

2.2.2 实际塔板数

对精馏塔, 采用相对挥发度与液相黏度的乘积为参数来表示全塔效率 , 相

对挥发度与黏度取塔顶塔底平均温度下的值，对苯——甲苯双组份，由上述的计算可得相对挥发度，黏度为液相平均黏度。则根据上面所述并查相关手册得：

$$T_D = 81^{\circ}\text{C} \qquad \qquad \qquad \text{mPa} \cdot \text{s} \qquad \qquad \qquad \text{mPa} \cdot \text{s}$$

$$D \quad A \quad 0.93 \quad B \quad 0.07 \quad 0.2914 \text{mPa} \cdot \text{s}$$

$$T_W = 109^{\circ}\text{C} \qquad A \quad 0.236 \text{mPa} \cdot \text{s} \qquad B \quad 0.25 \text{mPa} \cdot \text{s}$$

$$W \quad A \quad 0.02 \quad B \quad 0.98 \quad 0.25 \text{mPa} \cdot \text{s}$$

$$L \quad \frac{D+W}{2} \quad 0.2707 \text{mPa} \cdot \text{s}$$

已知 2.47

$$E_T \quad 0.49 \quad L \quad 0.245 \quad 0.49 \quad 2.47 \quad 0.2707 \quad 0.245 \quad 0.5408$$

由 $E_T \quad \frac{N}{N_T}$ 得： $N_{P\text{精}} \quad \frac{N_{\text{精}}}{E_T} \quad \frac{8}{0.5408} \quad 14.79 \quad 15$

$$N_{P\text{提}} \quad \frac{N_{\text{提}}}{E_T} \quad \frac{7}{0.5408} \quad 12.94 \quad 13$$

所以塔板的实际数为 $N_{P\text{精}} \quad N_{P\text{提}} \quad 13 \quad 15 \quad 28$

2.3 精馏塔的工艺条件及有关物性数据的计算

2.3.1 平均摩尔质量

已知：苯的摩尔质量 $M_A=78 \text{ kg/kmol}$

甲苯的摩尔质量 $M_B=92 \text{ kg/kmol}$

塔顶处： $y_1 \quad y_D \quad 0.93 \quad x_1 \quad 0.8432$

$$M_{VD_m} \quad 0.93 \quad 78 \quad 0.07 \quad 92 \quad 78.98 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{LD_m} \quad 0.8432 \quad 78 \quad 0.1568 \quad 92 \quad 80.1952 \text{ kg/kmol}$$

进料板处： $y_q \quad 0.5263 \quad x_q \quad 0.3431$

$$M_{VF_m} \quad 0.5263 \quad 78 \quad 0.4737 \quad 92 \quad 84.6318 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{LF_m} \quad 0.3431 \quad 78 \quad 0.6569 \quad 92 \quad 87.1966 \text{ kg/kmol}$$

塔底处： $x_{16} \quad 0.0154 \quad y_{16} \quad 1.5658 \quad 0.0154 \quad 0.0109 \quad 0.0132$

$$M_{VW_m} = \frac{0.0132 \times 78 + 0.9868 \times 92}{1} = 91.8152 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{LW_m} = \frac{0.0154 \times 78 + 0.9846 \times 92}{1} = 91.7844 \text{ kg/kmol}$$

精馏段气、液混合物的平均摩尔质量：

$$M_{V_{m1}} = \frac{78.98 + 84.6318}{2} = 81.8059 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{L_{m1}} = \frac{80.1952 + 87.1966}{2} = 83.6959 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{V_{m2}} = \frac{84.6318 + 91.8152}{2} = 88.2235 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{L_{m2}} = \frac{87.1966 + 91.7844}{2} = 89.4905 \text{ kg/kmol}$$

提馏段气、液混合物的平均摩尔质量：

$$M_{V_m} = \frac{81.8059 + 88.2235}{2} = 85.0147 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{L_m} = \frac{83.6959 + 89.4905}{2} = 86.5932 \text{ kg/kmol}$$

总体塔的气、液混合物的平均摩尔质量：

2.3.2 平均密度

A 气相平均密度，由理想气态方程计算：

塔顶

$$\rho_{VD_m} = \frac{P_m M_{VDm}}{RT_D} = \frac{101.325 \times 78.98}{8.314 \times 273.15} = 2.7179 \text{ kg/m}^3$$

进料板

$$\rho_{VF_m} = \frac{P_m M_{VF_m}}{RT_F} = \frac{101.325 \times 84.6318}{8.314 \times 273.15} = 2.7790 \text{ kg/m}^3$$

塔底

$$\rho_{V_{m1}} = \frac{P_m M_{VW_m}}{RT_W} = \frac{101.325 \times 91.8152}{8.314 \times 273.15} = 2.9281 \text{ kg/m}^3$$

精馏段

$$\rho_{V_{m1}} = \frac{P_m M_{V_{m1}}}{RT_{m1}} = \frac{101.325 \times 81.8059}{8.314 \times 237.15} = 2.7492 \text{ kg/m}^3$$

提馏段

$$\rho_{V_{m2}} = \frac{P_m M_{V_{m2}}}{RT_{m2}} = \frac{101.325 \times 88.2235}{8.314 \times 273.15} = 2.8547 \text{ kg/m}^3$$

气相平均密度

$$\rho_{V_m} = \frac{2.7492 + 2.8574}{2} = 2.8033 \text{ kg/m}^3$$

B 液相平均密度，计算公式 $\frac{1}{\rho} = \sum \frac{W_i}{\rho_i}$

塔顶 $T_D=81^{\circ}\text{C}$ A 814.237kg/m^3 B 808.88kg/m^3

$$\rho_{Dm} = \frac{1}{0.93/814.237 + 0.07/808.88} = 813.8597\text{kg/m}^3$$

进料板 $T_F=98^{\circ}\text{C}$ A 796.616kg/m^3 B 791.98kg/m^3

液相的质量分数: $1 = \frac{0.2852}{92}$

$$\rho_{Fm} = \frac{1}{0.2852/796.616 + 0.7148/791.98} = 793.2967\text{kg/m}^3$$

塔底 $T_W=109^{\circ}\text{C}$ A 782.186kg/m^3 B 781.998kg/m^3

液相的质量分数: $A_2 = \frac{0.0278}{0.0278 + 0.9892} = 0.017$

$$\rho_{Wm} = \frac{1}{0.017/782.186 + 0.983/781.995} = 781.998\text{kg/m}^3$$

精馏段液相平均密度:

$$\rho_{m1} = \frac{\rho_{Fm} + \rho_{Dm}}{2} = \frac{793.2967 + 813.8597}{2} = 803.5782\text{kg/m}^3$$

提馏段液相平均密度:

$$\rho_{m2} = \frac{\rho_{Fm} + \rho_{Wm}}{2} = \frac{793.2967 + 781.998}{2} = 787.6474\text{kg/m}^3$$

全塔液相平均密度:

$$\rho_m = \frac{\rho_{m1} + \rho_{m2}}{2} = \frac{803.5782 + 787.6474}{2} = 795.6128\text{kg/m}^3$$

2.3.3液相平均表面张力

液相平均表面张力计算公式 $\sigma_m = \sum X_i \sigma_i$

塔顶液相平均表面张力 $T_D=81^{\circ}\text{C}$

查图得 A $21.12 \times 10^{-3}\text{N/m}$ B $21.86 \times 10^{-3}\text{N/m}$

$$\sigma_{Dm} = 0.93 \times 21.12 + 0.07 \times 21.86 = 21.1718 \times 10^{-3}\text{N/m}$$

进料板液相平均表面张力 $T_{F=98\text{ }^{\circ}\text{C}}$

$A\ 18.73\ 10^{-3}\text{N/m}\quad B\ 20.57\ 10^{-3}\text{N/m}$

$LF_m\ 0.32\ 18.73\ 0.68\ 20.57\ 10^{-3}\ 19.9812\ 10^{-3}\text{N/m}$

塔底液相平均表面张力 $T_{W=109\text{ }^{\circ}\text{C}}$

$A\ 16.97\ 10^{-3}\text{N/m}\quad B\ 19.79\ 10^{-3}\text{N/m}$

$LW_m\ 0.02\ 16.97\ 0.98\ 19.79\ 10^{-3}\ 19.9336\ 10^{-3}\text{N/m}$

精馏段液相平均表面张力:

$L_{m1}\ \frac{LD_m\ LF_m}{2}\ 20.5765\ 10^{-3}\text{N/m}$

提馏段液相平均表面张力:

$L_{m2}\ \frac{LF_m\ LW_m}{2}\ 19.5974\ 10^{-3}\text{N/m}$

全塔平均表面张力:

$L_m\ \frac{L_{m1}\ L_{m2}}{2}\ 20.26695\ 10^{-3}\text{N/m}$

2.3.4 液相平均黏度

液相平均黏度计算公式 $\log L_m\ =\sum X_i\log$

塔顶液相平均黏度 $T_{D=81\text{ }^{\circ}\text{C}}$

$A\ 0.29\text{mPa}\cdot\text{s}\quad B\ 0.31\text{mPa}\cdot\text{s}$

$LD_m\ 0.29\ 0.93\ 0.31\ 0.07\ 0.2941\text{mPa}\cdot\text{s}$

进料板液相平均黏度 $T_{F=98\text{ }^{\circ}\text{C}}$

$A\ 0.26\text{mPa}\cdot\text{s}\quad B\ 0.28\text{mPa}\cdot\text{s}$

$LF_m\ 0.26\ 0.32\ 0.68\ 0.28\ 0.2736\text{mPa}\cdot\text{s}$

塔底液相平均黏度 $T_{W=109\text{ }^{\circ}\text{C}}$

$A\ 0.235\text{mPa}\cdot\text{s}\quad 0.255\text{mPa}\cdot\text{s}$

$LW_m\ 0.02\ 0.235\ 0.98\ 0.255\ 0.2546\text{mPa}\cdot\text{s}$

精馏段液相平均黏度:

$$L_{m1} = \frac{L_{Dm} + L_{Fm}}{2} = 0.28385 \text{ mPa} \cdot \text{s}$$

提馏段液相平均黏度：

$$L_{m2} = \frac{L_{Fm} + L_{Wm}}{2} = 0.2641 \text{ mPa} \cdot \text{s}$$

全塔液相平均黏度

$$L_m = \frac{L_{m1} + L_{m2}}{2} = 0.274 \text{ mPa} \cdot \text{s}$$

2.4 精馏塔的塔体工艺尺寸计算

2.4. 塔径的计算

气、液相体积流率：

$$q_{V,V} = \frac{V_M + V_m}{V_m} = \frac{173.1493 + 85.0147}{2.8033} = 5251.038 \text{ m}^3/\text{h} = 1.4586 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$q_{V,L} = \frac{L_M + L_m}{L_m} = \frac{129.4393 + 86.5932}{795.6128} = 14.088 \text{ m}^3/\text{h} = 0.003913 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$C = C_{20} \times \frac{0.2}{\dots}$$
 C 表示气体负荷系数m/s)

根据 $\frac{q_{V,L}}{q_{V,V}} \times \frac{L_m}{V_m}^{0.5} = \frac{0.003913}{1.4586} \times \frac{795.6128}{2.8033}^{0.5} = 0.0452$

取板间距T = 0.45m 板上液层高度L = 0.05

则有 $H_T = h_L = 0.4 \text{ m}$

查图可知 $C_{20} = 0.085$

$$C = C_{20} \times \frac{L_m}{0.02}^{0.2} = 0.085 \times \frac{0.0206695}{0.02}^{0.2} = 0.08556$$

$$u_{\max} = C \times \sqrt{\frac{L_m + V_m}{V_m}} = 0.08556 \times \sqrt{\frac{795.6128 + 2.8033}{2.8033}} = 1.4405 \text{ m/s}$$

取安全系数为.7 则 $0.7 \times u_{\max} = 0.7 \times 1.4405 = 1.00835 \text{ m/s}$

塔径 $D = \sqrt{\frac{4 \times q_{V,V}}{1.00835}} = \sqrt{\frac{4 \times 1.4586}{1.00835}} = 1.357 \text{ m} \approx 1.4 \text{ m}$

塔截面积 $A_T = \frac{\pi D^2}{4} = 1.5394\text{m}^2$

实际空塔气速为 $u = \frac{qV,V}{A_T} = 0.9475\text{m/s}$

2. 4. 2精馏塔有效高度计算

精馏段有效高度：

$$Z_{精} = N_{精} \cdot H_T = 15 - 1 \cdot 0.45 = 6.3\text{m}$$

提馏段有效高度：

$$Z_{提} = N_{提} \cdot H_T = 13 \cdot 3 \cdot 0.45 = 4.5\text{m}$$

在精馏段、提馏段各设一人孔，其高度均为 0. 8m。所以精馏塔的有效高度为 $Z = Z_{提} + Z_{精} + 6.3 + 4.5 + 0.8 \cdot 2 = 12.4\text{m}$

2. 5 塔板主要工艺尺寸的计算

2. 5. 1溢流装置计算

因塔径 D=1. 4m 可选用单溢流弓形降液管，采用凹形受液盘。各项计算如下：

(1) 堰长 l_W

由液体负荷及溢流形式可知，单溢流堰长满足 $l_W = 0.6 \sim 0.8 D$,本设计采用 $l_W = 0.7D = 0.7 \cdot 1.4 = 0.98\text{m}$

(2) 溢流堰高度 h_W

溢流堰高度计算公式： $h_W = h_L + h_{OW}$

选用平直堰，堰上液层高度 h_{OW} 依下列计算公式

$$h_{OW} = 2.84 \cdot 10^{-3} E \cdot \frac{qV,L^{\frac{2}{3}}}{l_W} = 2.84 \cdot 10^{-3} \cdot 1 \cdot \frac{14.088^{\frac{2}{3}}}{0.98} = 0.01679\text{m}$$

取上层液高度 $h_L = 0.05\text{m}$

得 $h_W = h_L + h_{OW} = 0.05 + 0.01679 = 0.03321\text{m}$

(3) 弓形降液管宽度 W_d 以及截面积 A_f

$$\text{由 } \frac{h_w}{D} = 0.7, \text{ 得 } \frac{A_f}{A_T} = 0.077 \quad \frac{W_d}{D} = 0.148$$

$$\text{所以 } A_f = 0.077 A_T = 0.077 \times 1.5394 = 0.1185 \text{ m}^2$$

$$W_d = 0.148 D = 0.148 \times 1.4 = 0.2072 \text{ m}$$

液体在降液管中停留的时间 θ ，一般不小于 3~5s，以保证溢流液中的泡沫有足够的时间在降液管中得到分离。在求的降液管截面积之后，应按照下列

$$\text{验算降液管内液体的停留时间，即：} \quad \frac{3600 S_T H_T}{qV, L}$$

$$\text{带入数据得：} \quad \frac{3600 \times 0.1185 \times 0.45}{0.003913 \times 3600} = 13.6277 \text{ s} > 5 \text{ s}$$

故降液管设计合理。

(4 降液管底隙高度 h_0)

$$\text{计算公式 } h_0 = \frac{qV, L}{3600 l_w u_0'} \quad \text{取 } u_0' = 0.2 \text{ m/s}$$

$$\text{则：} \quad h_0 = \frac{3600 \times 0.003913}{3600 \times 0.2 \times 0.98} = 0.01996 \text{ m}$$

$$h_w = h_0 + 0.03221 = 0.01996 + 0.03221 = 0.05217 \text{ m} \approx 0.052 \text{ m}$$

故降液管底隙高度设计合理

2.5.2 塔板布置及浮阀数目与排列

取阀孔动能因数 $F_0=10$ ，孔速为 u_0

$$u_0 = \frac{F_0}{\sqrt{V_m}} = \frac{10}{\sqrt{2.8033}} = 5.9726 \text{ m/s}$$

每层塔板上的浮阀数：

$$N = \frac{qV, V}{\frac{\pi}{4} d_0^2 u_0} = \frac{1.4586}{\frac{\pi}{4} \times 0.039^2 \times 5.9726} = 204$$

其中 d_0 为阀孔直径，取值为 $d_0 = 0.039 \text{ m}$

取边缘区宽度 $W_c=0.06 \text{ m}$ ，破沫区宽度 $W_s=0.07 \text{ m}$ ，鼓泡区面积为 A_a ，即：

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/888142014103007020>