



南京工业大学

化工学院

《化工原理》课程设计

设计题目 XX 万吨/年氯苯筛板精馏塔工艺设计

学生姓名 XXX 班级、学号 化工 1707XX

指导教师姓名 武文良 崔群

课程设计时间 2019 年 10 月 08 日-2019 年 11 月 08 日

课程设计成绩

| | 百分制 | 权重 | |
|------------------------------------|-----|----|--|
| 设计说明书、计算书及设计图纸质量，70% | | | |
| 独立工作能力、综合能力、设计过程表现、设计答辩及回答问题情况，30% | | | |
| 设计最终成绩（五级分制） | | | |

指导教师签字_____



南京工业大学

化工学院

《化工原理》课程设计

设计题目 XX 万吨/年氯苯筛板精馏塔工艺设计

学生姓名 XXX 班级、学号 化工 1708XX

指导教师姓名 沈旋 周志伟

课程设计时间 2019 年 10 月 08 日-2019 年 11 月 08 日

课程设计成绩

| | 百分制 | 权重 | |
|-------------------------------------|-----|----|--|
| 设计说明书、计算书及设计图纸质量, 70% | | | |
| 独立工作能力、综合能力、设计过程表现、设计答辩及回答问题情况, 30% | | | |
| 设计最终成绩 (五级分制) | | | |

指导教师签字 _____

设计目录

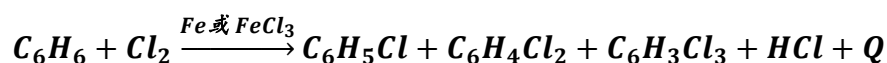
| | |
|------------------------|---|
| 一、设计任务..... | 5 |
| 二、设计条件..... | 5 |
| 三、物性数据..... | 5 |
| 四、工艺说明及流程..... | |
| 五、全塔物料衡算..... | |
| 六、塔板数的确定..... | |
| 七、全塔热量衡算..... | |
| 八、筛板塔设计计算..... | |
| 8.1 筛板塔精馏段设计计算..... | |
| 8.2 筛板塔提馏段设计计算..... | |
| 九、精馏塔的附属设备与接管尺寸计算..... | |
| 十、精馏塔设计工艺条件图..... | |
| 十一、安全与环保..... | |
| 十二、设计汇总与讨论..... | |
| 参考文献..... | |

5 万吨/年氯苯筛板精馏塔工艺设计计算说明书

中国的氯苯行业在国际上占有重要的地位，产量及规模均为世界第一位。作为重要的有机化工基础原料，氯苯类主要用于染料、农药、有机合成工业以及氯乙烯清漆树脂等。一氯苯在国内主要用于合成对、邻硝基氯苯、2,4-二硝基氯苯、二苯醚等，并有少量用作农药合成和溶剂。一氯苯作为氯碱生产企业平衡氯气的耗氯产品之一，国内氯苯装置基本都是在氯碱企业的基础上建立的，并配套建设硝基氯苯装置。国内 60%左右的氯苯产量用于供企业配套硝基氯苯装置自用，40%外销商品量及出口^[1]。

一氯苯深度氯化可得对二氯苯和邻二氯苯，这两种产品都是重要的有机化工原料，主要用于杀虫剂、防霉剂、防臭剂及 2,5-二硝基氯苯以及工程塑料聚苯硫醚、农用化学品、染料化学品等的生产。

一氯苯的工业生产主要采用苯液相氯化法。苯与氯气在铁催化剂作用下连续氯化生成氯化液及氯化氢，氯化氢气体进入回收装置用水吸收得副产盐酸。氯化液经水洗、中和、干燥，再经初馏脱苯、精馏蒸出氯苯。塔釜中残留物为二氯苯及多氯化物。苯氯化反应式为：



氯苯生产工艺流程框图如图 1 所示。

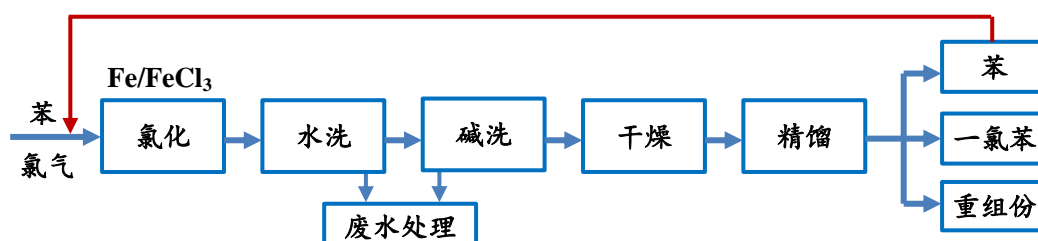


图 1 一氯苯生产流程框图

本设计暂不考虑苯氯化反应液中二氯化苯和三氯化苯的存在，试根据设计条件设计一座筛板塔完成苯-氯苯二元混合液的精馏分离。

一、设计任务

- (1) 年产氯苯 50000t/a;
- (2)原料液中含氯苯为 35%(质量分数);
- (3)塔底氯苯产品纯度为 99.8%(质量分数), 塔顶馏出液中含氯苯不高于 2%(质量分数)。

二、设计条件

- (1)塔顶压力 4 kPa (表压, G);
- (2)进料热状况: 饱和液体进料;
- (3)回流比, 自算(1.5R_{min});
- (4)塔釜加热蒸汽压力 506 kPa(自选, $t_{\text{蒸汽}} - t_{\text{釜液泡点}} = 25 \sim 35^{\circ}\text{C}$);
- (5)单板压降不大于 0.7 kPa;
- (6)年工作时间 8000 小时, 每天 24h 连续运行。

三、物性数据

(1)组分的饱和蒸气压

由《石油化工基础数据手册》^[2]第 306 页查得苯的分子量为 **78.115**, 苯的沸点为 **80.1°C**。苯在 100°C 以下的饱和蒸汽压单位为 mmHg, 按《化工原理》^[3]附录 1mmHg=0.1333kPa 转换单位; 苯在 100°C 以上饱和蒸汽压单位为大气压, 按 1atm=101.33kPa 转换成 kPa。

由第 458 页查得氯苯的分子量为 **112.559**, 沸点 $T_b = 131.7^{\circ}\text{C}$ 。氯苯在 140°C 以下饱和蒸汽压单位为 mmHg, 将其转换成 kPa。苯和氯苯的饱和蒸汽压与温度关系如表 1 所示。

表 1 组分的饱和蒸气压

| 温度/°C | | 10 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 |
|------------------------|------|-------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| p _i /kPa | A 苯 | 6.069 | 10.024 | 15.871 | 24.308 | 36.079 | 52.063 | 73.256 |
| | B 氯苯 | — | — | 2.099 | 3.52 | 5.678 | 8.846 | 13.371 |

续表 1

| 温度/°C | | 80 | 90 | 100 | 110 | 120 | 130 | 140 |
|------------------------|------|---------|--------|---------|---------|---------|---------|---------|
| p _i /kPa | A 苯 | 100.763 | 135.78 | 176.943 | 234.376 | 300.342 | 379.582 | 473.616 |
| | B 氯苯 | 19.654 | 28.173 | 39.478 | 53.393 | 73.008 | 96.684 | 126.042 |

(2)组分的液相密度

由石油化工基础数据手册^[2]第 306 页查得苯、第 458 页氯苯的液相密度单位为 g/cm^3 ，将其转换成 kg/m^3 。两纯组分液相密度与温度关系如表 2 所示。

表 2 组分的液相密度

| 温度/℃ | | 10 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 |
|--------------------------------|------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| ρ /(kg/m^3) | A 苯 | 887.3 | 877.4 | 867.5 | 857.3 | 847.0 | 836.6 | 825.9 |
| | B 氯苯 | 1118 | 1107 | 1097 | 1086 | 1075 | 1064 | 1053 |

续表 2

| 温度/℃ | | 80 | 90 | 100 | 110 | 120 | 130 | 140 |
|--------------------------------|------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| ρ /(kg/m^3) | A 苯 | 815.0 | 803.9 | 792.5 | 780.8 | 768.9 | 756.7 | 744.1 |
| | B 氯苯 | 1042 | 1031 | 1019 | 1008 | 996.4 | 984.7 | 972.9 |

将表 2 的数据关联成下式：

$$\text{A 苯} \quad \rho_A = 912.13 - 1.1886t$$

$$\text{B 氯苯} \quad \rho_B = 1124.4 - 1.0657t$$

式中， t 为温度，℃

(3)组分的表面张力

纯组分的表面张力。由石油化工基础数据手册^[2]查得苯和氯苯的表面张力单位为：达因/厘米，按《化工原理》附录^[3]附录 1 达因/厘米= 1×10^{-3} 牛顿/米= 1mN/m 换算。两纯组分的表面张力随温度变化数据如表 3 所示。

表 3 组分的表面张力

| 温度/℃ | | 10 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 |
|--------------------------------|----|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| σ /(mN/m) | 苯 | 30.09 | 28.80 | 27.52 | 26.25 | 24.99 | 23.74 | 22.50 |
| | 氯苯 | 33.96 | 32.80 | 31.64 | 30.49 | 29.35 | 28.21 | 27.08 |

续表 3

| 温度/℃ | | 80 | 90 | 100 | 110 | 120 | 130 | 140 |
|--------------------------------|----|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| σ /(mN/m) | 苯 | 21.27 | 20.06 | 18.85 | 17.66 | 16.49 | 15.32 | 14.17 |
| | 氯苯 | 25.96 | 24.85 | 23.75 | 22.65 | 21.57 | 20.49 | 19.42 |

混合液的表面张力。两组分混合液体的表面张力 σ_m 可按下式计算：

$$\sigma_m = \frac{\sigma_A \sigma_B}{\sigma_A x_B + \sigma_B x_A} \quad \text{式中, } x_A、x_B \text{ 为 A、B 组分的摩尔分数。}$$

(4)组分的汽化潜热

由石油化工基础数据手册^[2]查得苯和氯苯的汽化潜热单位为：卡/克分子，按 1 卡/克分子 = 4.1868 J/mol = 4.1868 kJ/kmol 换算。两纯组分的汽化潜热随温度变化数据如表 4 所示。

表 4 组分的汽化潜热

| 温度/℃ | | 10 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 |
|----------------------------|----|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| $\gamma/(\text{kJ/kmol})$ | 苯 | 34080.55 | 33678.62 | 33251.57 | 32807.76 | 32334.66 | 31844.80 | 31325.64 |
| | 氯苯 | 41085.07 | 40729.19 | 40352.38 | 39954.63 | 39540.14 | 39100.53 | 38644.16 |

续表 4

| 温度/℃ | | 80 | 90 | 100 | 110 | 120 | 130 | 140 |
|----------------------------|----|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| $\gamma/(\text{kJ/kmol})$ | 苯 | 30785.54 | 30220.32 | 29629.98 | 29014.52 | 28369.76 | 27691.50 | 26988.11 |
| | 氯苯 | 38166.87 | 37668.64 | 37145.29 | 36605.19 | 36044.16 | 35458.00 | 34850.92 |

氯苯常压沸点下的汽化潜热为 $35.3 \times 10^3 \text{ kJ/kmol}$ 。纯组分的汽化潜热与温度的关系也可

用下式表示： $\frac{r_2}{r_1^{0.38}} = \left(\frac{t_c - t_2}{t_c - t_1} \right)^{0.38}$ （氯苯的临界温度： $t_c = 359.2^\circ\text{C}$ ）

(5)组分的比热容

由石油化工基础数据手册^[2]查得苯和氯苯的比热容单位为：卡/(克分子·°C)，按 1 卡/克分子·°C = 4.1868 kJ/(kmol·°C) 换算。两纯组分的汽化潜热随温度变化数据如表 5 所示。

表 5 组分的比热容

| 温度/℃ | | 10 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 |
|----------------------------|----|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| C_p /[kJ/(kmol·°C)] | 苯 | 132.51 | 134.07 | 135.82 | 138.01 | 140.19 | 142.38 | 144.57 |
| | 氯苯 | 149.43 | 150.01 | 150.77 | 152.36 | 153.57 | 154.79 | 157.55 |

续表 5

| 温度/℃ | | 80 | 90 | 100 | 110 | 120 | 130 | 140 |
|----------------------------|----|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| C_p /[kJ/(kmol·°C)] | 苯 | 146.95 | 149.76 | 152.57 | 156.13 | 160.30 | 163.63 | 167.38 |
| | 氯苯 | 160.40 | 163.24 | 166.13 | 169.02 | 171.99 | 174.97 | 177.98 |

(6)组分的粘度数据

由石油化工基础数据手册^[2]第 305 页和第 458 页查得苯和氯苯的粘度单位为：厘泊，按 1 厘泊= 1×10^{-3} Pa s =1 mPa s 换算。两纯组分的粘度随温度变化数据如表 6 所示。

表 6 组分的粘度

| 温度/℃ | | 10 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 |
|----------------------|----|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| $\mu/(\text{mPa s})$ | 苯 | 0.742 | 0.638 | 0.554 | 0.485 | 0.429 | 0.381 | 0.342 |
| | 氯苯 | 0.916 | 0.804 | 0.712 | 0.635 | 0.570 | 0.515 | 0.469 |

续表 6

| 温度/℃ | | 80 | 90 | 100 | 110 | 120 | 130 | 140 |
|----------------------|----|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| $\mu/(\text{mPa s})$ | 苯 | 0.308 | 0.279 | 0.255 | 0.233 | 0.215 | 0.198 | 0.184 |
| | 氯苯 | 0.428 | 0.394 | 0.363 | 0.337 | 0.313 | 0.293 | 0.274 |

(6)其他物性数据 其它物性数据可查石油化工基础数据手册或化工原理附录。

四、工艺说明及流程

工艺说明。含苯和氯苯的常温原料液经列管式预热器 E101 预热至泡点后送入连续筛板精馏塔 T101，塔顶蒸汽经列管式全凝器 E102 冷凝后流入回流罐 V102，冷凝液经泵 P102 输送，一部分作为回流液，其余作为产品经 E105 冷却后送至苯液储罐 V104；塔釜采用虹吸立式再沸器 E103 提供气相流，塔釜产品经卧式列管式冷却器 E104 冷却后送入氯苯储罐 V103。

工艺流程。苯与氯苯精馏分离的工艺流程如图 2 所示。

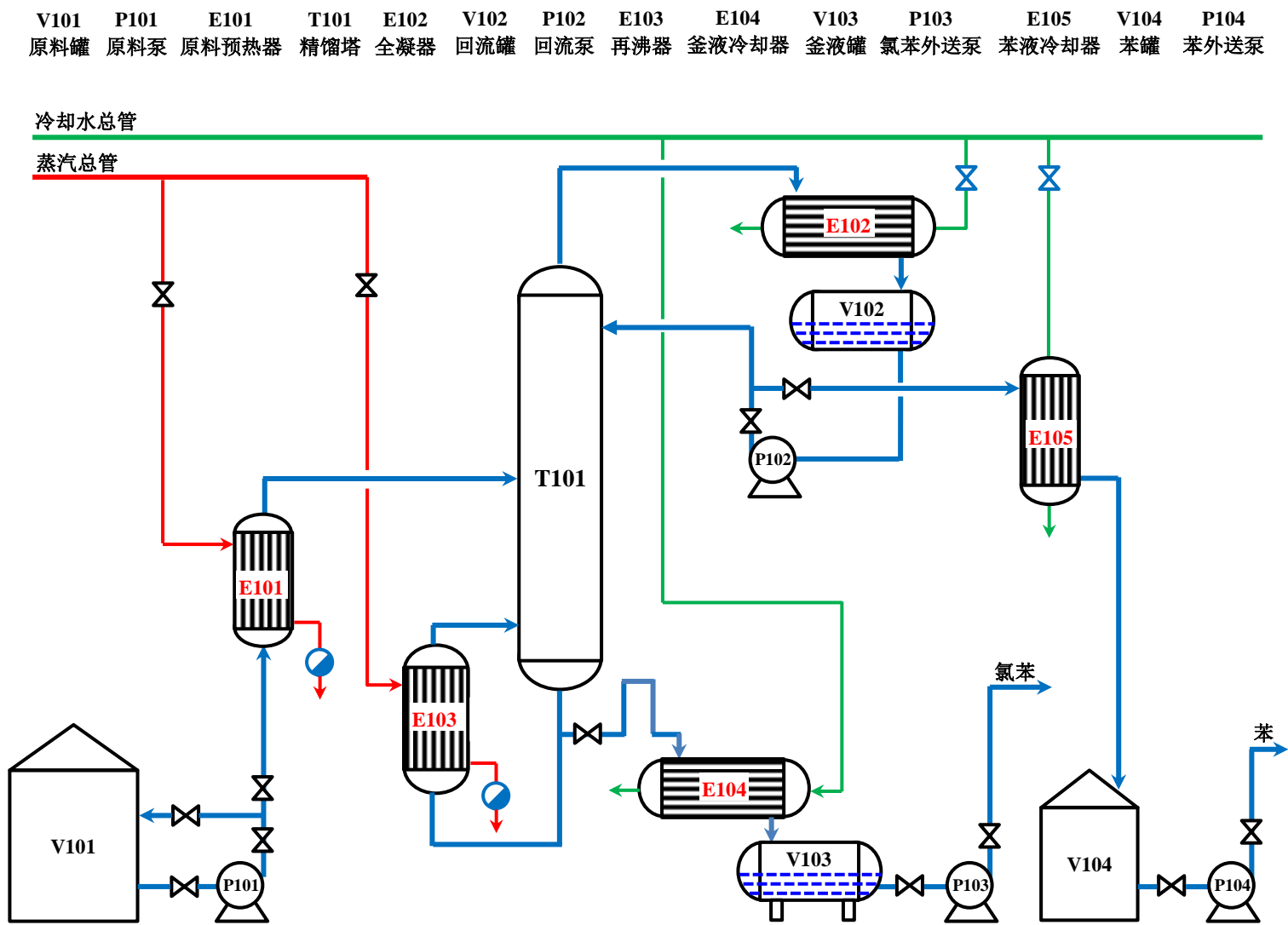


图 2 苯-氯苯精馏分离工艺流程简图

五、全塔物料衡算

5.1 料液及塔顶、塔底产品中苯的摩尔分数

苯和氯苯的摩尔质量分别为 78.11 kg/kmol 和 112.61 kg/kmol。

$$\begin{aligned}x_F &= \frac{65/78.11}{65/78.11 + 35/112.61} = 0.728 \\x_D &= \frac{98/78.11}{98/78.11 + 2/112.61} = 0.986 \\x_W &= \frac{0.2/78.11}{0.2/78.11 + 99.8/112.61} = 0.00288\end{aligned}$$

5.2 平均摩尔质量

$$M_F = 78.11 \times 0.728 + 112.61 \times (1 - 0.728) = 87.49 \text{ kg/kmol}$$

$$M_D = 78.11 \times 0.986 + 112.61 \times (1 - 0.986) = 78.59 \text{ kg/kmol}$$

$$M_W = 78.11 \times 0.00288 + (1 - 0.00288) \times 112.61 = 112.5 \text{ kg/kmol}$$

5.3 料液及塔顶、塔底产品的摩尔流率

依题给条件：一年一 330 天，一天以 24h 计(7920 小时/年)，有 $W' = 50000t/a = 6313 \text{ kg/h}$ 。

全塔物料衡算：

$$\begin{cases} F' = D' + W' \\ 0.35F' = 0.02D' + 0.998W' \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} F' = 18709 \text{ kg/h} & F = 18709/87.49 = 213.84 \text{ kmol/h} \\ D' = 12396 \text{ kg/h} & D = 12396/78.59 = 157.73 \text{ kmol/h} \\ W' = 6313 \text{ kg/h} & W = 6313/112.5 = 56.12 \text{ kmol/h} \end{cases}$$

六、塔板数的确定

6.1 理论塔板数 N_T 的求取

苯-氯苯物系属于理想物系，可采用梯级图解法（M-T 法）求取 N_T ，步骤如下：

(1) 相平衡数据求取

根据苯-氯苯的相平衡数据，利用泡点方程和露点方程求取 x - y 。

依据 $x_A = (P - p_B^0) / (p_A^0 - p_B^0)$ ， $y = p_A^0 \times x_A / P$ ，将所得计算结果列表见表 6

表 6 苯-氯苯的相平衡数据

| 温度/℃ | | 80 | 90 | 100 | 110 | 120 | 130 | 131.8 |
|---------|----|-----|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| p_i^0 | 苯 | 760 | 1025 | 1350 | 1760 | 2250 | 2840 | 2900 |
| | 氯苯 | 148 | 205 | 293 | 400 | 543 | 719 | 760 |
| 两相摩尔分数 | x | 1 | 0.677 | 0.442 | 0.265 | 0.127 | 0.019 | 0 |
| | y | 1 | 0.913 | 0.785 | 0.614 | 0.376 | 0.071 | 0 |

本题中，塔内压力接近常压（实际上略高于常压），而表中所给为常压下的相平衡数据，因为操作压力偏离常压很小，所以其对 x - y 平衡关系的影响完全可以忽略。

(2)确定操作的回流比 R

将表 6 中的数据作图得 x - y 曲线（见图 3）及 t - $x(y)$ 曲线（见图 4）。

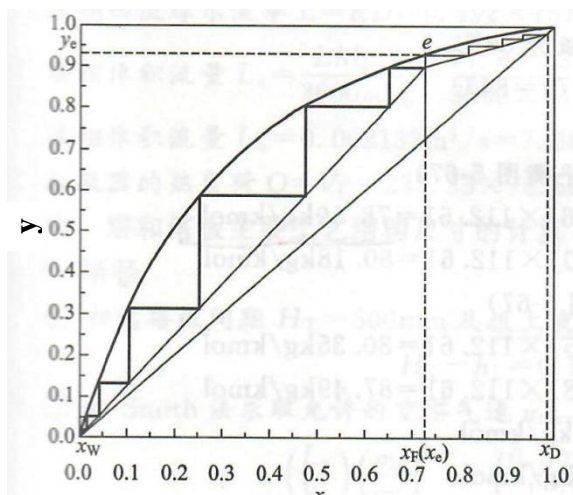


图 3 x - y 曲线

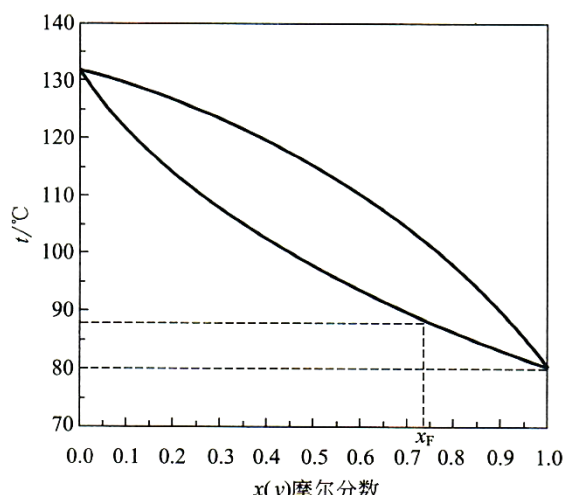


图 4 t - $x(y)$ 曲线

在 x - y 图上，因 $q=1$ ，查的 $y_e=0.935$ ，而 $x_e=x_F=0.728$ ， $x_D=0.986$ 。故有：

$$R_m = \frac{x_D - y_e}{y_e - x_e} = \frac{0.986 - 0.935}{0.935 - 0.728} = 0.246$$

考虑到精馏段操作线离平衡线较近，理论回流比最小，故取回流比为最小回流比的 2 倍，即：

$$R=2R_m=2 \times 0.246=0.492$$

(3)求理论塔板数

精馏段操作线为：

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = 0.33x + 0.66$$

提馏段操作线过（0.00288, 0.00288）和（0.728, 0.900）两点的直线。

图解的 $N_T=11.5-1=10.5$ 块（不含塔釜）。其中，提馏段 $N_{T1}=4$ 块，提馏段 $N_{T2}=6.5$ 块，第 5 块为加料板位置。

6.2 实际塔板数 N_P

(1)全塔效率 E_T

选用 Drickamer 和 Bradford 的全塔效率 E_T 与液体粘度 μ_L 关联式： $E_T=0.17-0.616\lg\mu_m$ 。该式适用于液相黏度 0.07~1.4 mPa s 的烃类物系，式中 μ_m 为全塔平均温度下以进料组成表示的平均黏度。塔的平均温度为 $(80+131.8)/2=106^\circ\text{C}$ （取塔顶底的算术平均值），在此平均温度下得：

$$\mu_A=0.24 \text{ mPa}\cdot\text{s} \quad \mu_B=0.34 \text{ mPa}\cdot\text{s} \quad \mu_M=\mu_A x_F+\mu_A (1-x_F)=0.24\times 0.728+0.34\times(1-0.728)=0.267$$

$$E_T=0.17-0.616\lg\mu_m=0.17-0.616\lg 0.267=0.52$$

(2)实际塔板数 N_P (近似取两段效率相同)

精馏段: $N_{P1}=4/0.52=7.7$,取 $N_{P1}=8$ 块

提馏段: $N_{P2}=6.5/0.52=12.5$,取 $N_{P1}=13$ 块

总塔板数: $N_P=N_{P1}+N_{P2}=21$ 块

七、全塔热量衡算

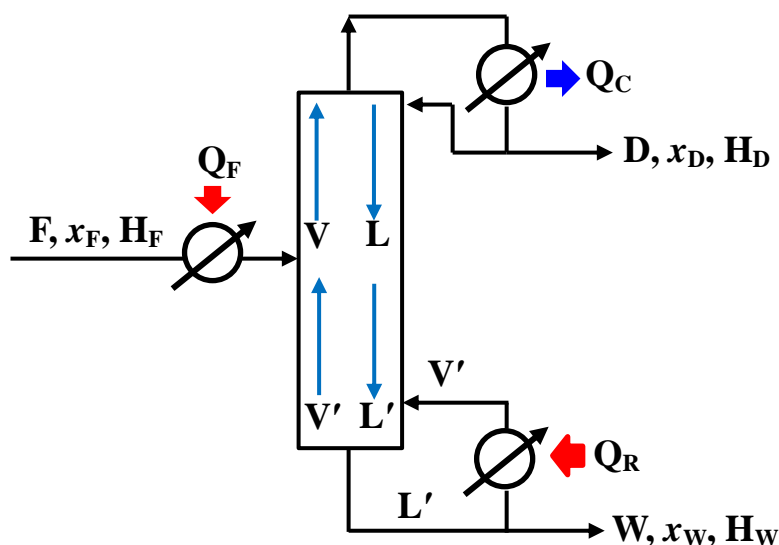


图 5 精馏塔热量衡算示意

精馏塔热量衡如图 5 所示。热量衡算说明:

- ①泡点进料，泡点回流；
- ②以 0°C 常温下液态混合物状态为基准。

$$\text{全塔热量衡算: } H_F + Q_F + Q_R = Q_C + H_D + H_W$$

7.1 进料焓的计算 H_F

设原料罐中混合液体的温度为 20°C ，由进料液体的定性温度 $(20+0)/2=10^\circ\text{C}$ ，查表 5 得定性温度 10°C 下的苯的比热容 $C_{PA}=132.51 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C})$ ，氯苯的比热容 $C_{PB}=149.43 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C})$ ，则进料液体的平均比热:

$$C_{PFm}=C_{PA}\times x_F+C_{PB}\times(1-x_F)=132.51\times 0.728+149.43\times 0.272=137.11 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C})$$

$$\text{进料液体焓: } H_F=F\times C_{PFm}\times\Delta t=213.84 \text{ kmol/h}\times 137.11 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C})\times(20-0)^\circ\text{C}=5.8639\times 10^5 \text{ kJ/h}$$

7.2 预热器供热量计算 Q_F

根据 5.1 部分计算的原料组成 $x_F=0.728$ ，分别由苯和氯苯的 Antoine 方程试差计算出原料的泡点，由原料温度和泡点温度计算出定性温度，再由定性温度查出苯和氯苯在泡点温度下的比热容数据，按摩尔分率加和计算出原料在定性温度下的平均比热容，再计算出预热器的供热量。

进料泡点温度。查石油化工基础数据手册^[1]附录一第 1032 页、第 1036 页，分别得苯(A)和氯苯(B)的 Antoine 常数：

苯 Antoine 方程(280~377K)：

$$\ln p_A(\text{mmHg}) = A - \frac{B}{T+C} = 15.9008 - \frac{2788.51}{T(\text{K})-52.36}$$

氯苯 Antoine 方程(320~420K)：

$$\ln p_B(\text{mmHg}) = A - \frac{B}{T+C} = 16.0676 - \frac{3295.12}{T(\text{K})-55.6}$$

设进料泡点温度为 $t_{bF}=88.23^\circ\text{C}=361.38\text{K}$ ，则

$$\ln p_A = 15.9008 - \frac{2788.51}{361.38-52.36} = 6.8771, p_A = e^{6.8771} = 969.81\text{mmHg}$$

$$\ln p_B = 16.0676 - \frac{3295.12}{361.38-55.60} = 5.2915, p_B = e^{5.2915} = 198.64\text{mmHg}$$

$$x_A = \frac{P - p_B}{p_A - p_B} = \frac{760 - 198.64}{969.81 - 198.64} = 0.7279 \approx 0.728, \text{假设正确}$$

\therefore 进料泡点温度为 $t_{bF}=88.23^\circ\text{C}$ 。

平均比热容。定性温度： $(20+88.23)=54.12^\circ\text{C}$ 。

由表 5 可知，苯在 50°C 时比热容为 $140.19 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C})$ ， 60°C 时的比热容为 $142.38 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C})$ ，通过插值计算得苯在 54.12°C 时的比热容为：

$$C_{PFA} = C_{P50} + \frac{C_{P60} - C_{P50}}{60 - 50} (54.12 - 50) = 140.19 + \frac{142.38 - 140.19}{60 - 50} \times 4.12 = 141.09$$

由表 5 可知，氯苯在 50°C 时比热容为 $153.57 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C})$ ， 60°C 时的比热容为 $154.79 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C})$ ，通过插值计算得氯苯在 54.12°C 时的比热容为：

$$C_{PFB} = C_{P50} + \frac{C_{P60} - C_{P50}}{60 - 50} (54.12 - 50) = 153.57 + \frac{154.79 - 153.57}{60 - 50} \times 4.12 = 154.07$$

原料在 54.12°C 时的平均比热容为：

$$C_{PFm} = x_A C_{PFA} + (1-x_A) C_{PFB} = 0.728 \times 141.09 + 0.272 \times 154.07 = 144.62 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C})$$

预热器供热量。将原料 20°C 加热到 88.23°C 所需的热量：

$$Q_F = F \times C_{PFm} \times (t_{bF} - 20) = 213.84 \text{ kmol/h} \times 144.62 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C}) \times (88.23 - 20)^\circ\text{C} = 2.1101 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

7.3 塔顶产品焓的计算 H_D

塔顶产品泡点温度。塔顶蒸汽经全凝器冷凝至泡点后部分采出作为塔顶产品(塔顶馏出液)。因此,根据 5.1 部分计算的塔顶产品组成 $x_D=0.986$ 及苯和氯苯的 Antoine 方程,试差求出塔顶组成下的泡点温度 t_{bD} 。设塔顶产品泡点温度为: $t_{bD}=80.47^\circ\text{C}=353.62\text{K}$, 则

$$\ln p_A = 15.9008 - \frac{2788.51}{353.62-52.36} = 6.6446, p_A = e^{6.6446} = 768.62 \text{ mmHg}$$

$$\ln p_B = 16.0676 - \frac{3295.12}{353.62-55.60} = 5.0109, p_B = e^{5.0109} = 150.04 \text{ mmHg}$$

$$x_A = \frac{P - p_B}{p_A - p_B} = \frac{760 - 150.04}{768.62 - 150.04} = 0.9861 \approx 0.986, \text{ 假设正确}$$

平均比热容。定性温度 $(80.47 + 0)/2 = 40.24^\circ\text{C}$ 。

由表 5 可知,苯在 40°C 时比热容为 $138.01 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C})$, 50°C 时的比热容为 $140.19 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C})$, 通过插值计算得苯在 44.24°C 时的比热容为:

$$C_{PDA} = C_{P40} + \frac{C_{P50} - C_{P40}}{50 - 40} (40.24 - 40) = 138.01 + \frac{140.19 - 138.01}{50 - 40} \times 0.24 = 138.06$$

由表 5 可知,氯苯在 50°C 时比热容为 $152.36 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C})$, 60°C 时的比热容为 $153.57 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C})$, 通过插值计算得氯苯在 44.24°C 时的比热容为:

$$C_{PDB} = C_{P40} + \frac{C_{P50} - C_{P40}}{50 - 40} (40.24 - 40) = 152.36 + \frac{153.57 - 152.36}{50 - 40} \times 0.24 = 152.39$$

塔顶产品在 40.24°C 时的平均比热容为:

$$C_{PDm} = x_D C_{PDA} + (1 - x_D) C_{PDB} = 0.986 \times 138.06 + 0.014 \times 152.39 = 138.26 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C})$$

塔顶产品焓。塔顶产品焓由塔顶产品摩尔流率、平均比热容和温差计算而得:

$$H_D = D \times C_{PDm} \times (t_{bD} - 0) = 157.73 \text{ kmol/h} \times 138.26 \text{ kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C}) \times 80.47^\circ\text{C} = 1.7549 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

7.4 全凝器冷凝负荷的计算 Q_C



塔顶蒸汽平均冷凝潜热。在 6.4 部分计算出塔顶产品泡点温度 $t_{bD}=80.47^\circ\text{C}$ 。

由表 4 查得苯在 80°C 下的汽化潜热为 30785.54 kJ/kmol , 在 90°C 下的汽化潜热为 30220.32 kJ/kmol 。经插值得苯在 80.47°C 的汽化潜热: $\gamma_{DA} = 30758.97 \text{ kJ/kmol}$ 。

由表 4 查得氯苯 80°C 下的汽化潜热为 38166.87 kJ/kmol , 在 90°C 下的汽化潜热为 37668.64 kJ/kmol 。经插值得氯苯在 80.47°C 的汽化潜热: $\gamma_{DB} = 38143.45 \text{ kJ/kmol}$ 。

在 80.47°C 下塔顶蒸汽平均冷凝潜热:

$$\gamma_{vm}=x_D \times \gamma_{DA} + (1-x_D) \gamma_{DB} = 0.986 \times 30758.97 + 0.014 \times 38143.45 = 30862.35 \text{ kJ/kmol}$$

塔顶蒸汽冷凝负荷。由 5.3 部分得塔顶产品量 $D=157.73 \text{ kmol/h}$ ，由 6.1 部分得操作回流比 $R=0.492$ ，全凝器冷凝负荷：

$$Q_C = V \times \gamma_{vm} = (R+1)D \times \gamma_{vm} = (0.492+1) \times 157.73 \text{ kmol/h} \times 30862.35 \text{ kJ/kmol} = 7.2629 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

7.5 塔底产品焓的计算 H_W

塔底产品泡点温度。流至塔底液体一部分经再沸器汽化回流进塔，另一部分采出作为塔底产品。因此，根据 5.1 部分计算的塔底产品组成 $x_W=0.00288$ 及苯和氯苯的 Antoine 方程，试差求出塔底组成下的泡点温度 t_{bW} 。设塔底产品泡点温度为： $t_{bW}=131.41^\circ\text{C}=404.56\text{K}$ (已超出苯的 Antoine 方程最高温度)，则

$$\ln p_A = 15.9008 - \frac{2788.51}{404.56-52.36} = 7.9834, p_A = e^{7.9834} = 2931.88 \text{ mmHg}$$

$$\ln p_B = 16.0676 - \frac{3295.12}{404.56-55.60} = 6.6249, p_B = e^{6.6249} = 753.63 \text{ mmHg}$$

$$x_A = \frac{P - p_B}{p_A - p_B} = \frac{760 - 753.63}{2931.88 - 753.63} = 0.00292 \approx 0.00288, \text{ 假设正确}$$

平均比热容。定性温度 $(131.41 + 0)/2 = 65.71^\circ\text{C}$ 。

由表 5 可知，苯在 60°C 时比热容为 $142.38 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$ ， 70°C 时的比热容为 $144.57 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$ ，通过插值计算得苯在 65.71°C 时的比热容为：

$$C_{PWA} = C_{P60} + \frac{C_{P70} - C_{P60}}{70 - 60} (65.71 - 60) = 142.38 + \frac{144.57 - 142.38}{70 - 60} \times 5.71 = 143.63$$

由表 5 可知，氯苯在 60°C 时比热容为 $154.79 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$ ， 70°C 时的比热容为 $157.55 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$ ，通过插值计算得氯苯在 65.71°C 时的比热容为：

$$C_{PWB} = C_{P60} + \frac{C_{P70} - C_{P60}}{70 - 60} (65.71 - 60) = 154.79 + \frac{157.55 - 154.79}{70 - 60} \times 5.71 = 154.09$$

塔顶产品在 65.71°C 时的平均比热容为：

$$C_{PWm} = x_W C_{PWA} + (1-x_W) C_{PWB} = 0.00288 \times 143.63 + 0.99712 \times 154.09 = 154.06 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$$

塔底产品焓。塔底产品焓由塔底产品摩尔流率、平均比热容和温差计算而得：

$$H_W = W \times C_{PWm} \times (t_{bW} - 0) = 56.12 \text{ kmol/h} \times 154.06 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C}) \times (131.41 - 0)^\circ\text{C} = 1.1362 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

7.6 再沸器热负荷的计算 Q_R

塔底产品平均汽化潜热。在 7.5 部分计算出塔底产品泡点温度 $t_{bW}=131.41^\circ\text{C}$ 。

由表 4 查得苯在 130°C 下的汽化潜热为 27691.50 kJ/kmol ，在 140°C 下的汽化潜热为 26988.11 kJ/kmol 。经插值得苯在 131.41°C 的汽化潜热： $\gamma_{WA}=27592.32 \text{ kJ/kmol}$ 。

由表 4 查得氯苯 130℃下的汽化潜热为 35458.0 kJ/kmol, 在 140℃下的汽化潜热为 34850.92 kJ/kmol。经插值得氯苯在 131.41℃的汽化潜热： $\gamma_{WB}=35372.4$ kJ/kmol。

在 131.41℃下塔底产品平均汽化潜热：

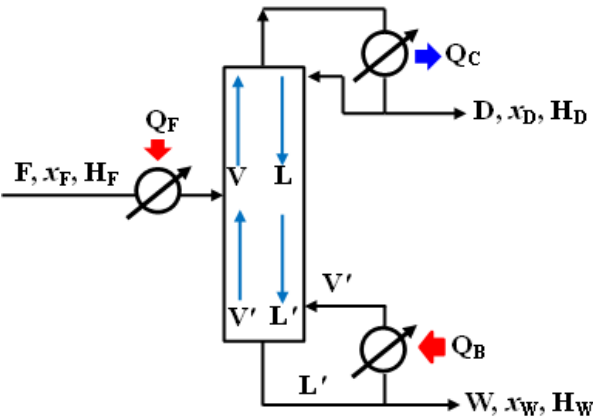
$$\gamma_{Wm}=x_W \times \gamma_{WA} + (1-x_W) \gamma_{WB} = 0.00288 \times 27592.32 + 0.99712 \times 35372.4 = 35350 \text{ kJ/kmol}$$

再沸器供热负荷。泡点进料 $q=1$,

再沸器汽化量： $V'=V-(1-q)F=V=(R+1)D=(0.492+1) \times 157.73 = 235.33316$ kmol/h

再沸器热负荷： $Q_R = V' \times \gamma_{Vm} = 235.33316 \text{ kmol/h} \times 35350 \text{ kJ/kmol} = 8.319 \times 10^6 \text{ kJ/h}$

7.7 全塔热量衡算



$$Q_F + Q_B = Q_C + H_D + H_W$$

| 全塔输入热量/(kJ/h) | | 全塔输出热量(kJ/h) | |
|---------------|-----------------------|--------------|----------------------|
| 原料焓 H_F | 0.58369×10^6 | 全凝器冷却量 | 7.2629×10^6 |
| 原料预热量 Q_F | 2.1101×10^6 | 塔顶产品焓 | 1.7549×10^6 |
| 再沸器供热量 Q_B | 8.3190×10^6 | 塔底产品焓 | 1.1362×10^6 |
| 总输入 | 11.013×10^6 | 总输出 | 10.154×10^6 |

(注：讨论热量不平衡的原因)

八、筛板塔设计计算

8.1 筛板塔精馏段设计计算

8.1.1 精馏段操作工艺及相关物性数据的计算

(1) 精馏段平均压力 p_m

取每层塔板压降为 0.7 kPa 计算

塔顶: $p_D = 101.3 + 4 = 105.3 \text{ kPa(A)}$

加料板: $p_F = 105.3 + 0.7 \times 8 = 110.9 \text{ kPa}$

平均压力: $p_{Rm} = (105.3 + 110.9) / 2 = 108.1 \text{ kPa}$

(2) 精馏段平均温度 t_m

由 7.2、7.3 计算可知, 塔顶温度为 80 °C, 加料板为 88 °C, $t_m = (80 + 88) / 2 = 84 \text{ °C}$ 。

(3) 平均分子量 M_m

塔顶: $y_1 = x_D = 0.986$, $x_1 = 0.940$ (查相平衡图 3) ($x_1 = y_1 \cdot 101.3 / p_A^0 = 0.986 \cdot 101.3 / 102.46 = 0.975$)

$M_{VD,m} = 0.986 \times 78.11 + (1 - 0.986) \times 112.61 = 78.59 \text{ kg/kmol}$

$M_{LD,m} = 0.940 \times 78.11 + (1 - 0.940) \times 112.61 = 80.18 \text{ kg/kmol}$

塔顶: $y_F = 0.935$, $x_F = 0.728$ (查相平衡图 3) ($y_F = p_A^0 \cdot x_A / 101.3 = 129.27 \cdot 0.728 / 101.3 = 0.929$)

$M_{VF,m} = 0.935 \times 78.11 + (1 - 0.935) \times 112.61 = 80.35 \text{ kg/kmol}$

$M_{LD,m} = 0.728 \times 78.11 + (1 - 0.728) \times 112.61 = 87.49 \text{ kg/kmol}$

精馏段: $M_{V,m} = (78.59 + 80.35) / 2 = 79.47 \text{ kg/kmol}$

$M_{L,m} = (80.18 + 87.49) / 2 = 83.84 \text{ kg/kmol}$

(4) 平均密度 ρ_m

① 液相的平均密度 $\rho_{L,m}$

塔顶: $\rho_{LD,A} = 912.13 - 1.1886t = 912.13 - 1.1886 \times 80 = 817.0 \text{ kg/m}^3$

$\rho_{LD,B} = 1124.4 - 1.0657t = 1124.4 - 1.0657 \times 80 = 1039.1 \text{ kg/m}^3$

$$\frac{1}{\rho_{LD,m}} = \frac{\alpha_A (\text{质量分率})}{\rho_{LD,A}} + \frac{\alpha_B}{\rho_{LD,B}} = \frac{0.98}{817.0} + \frac{0.02}{1039.1} \rightarrow \rho_{LD,m} = 820.5 \text{ kg/m}^3$$

进料板: $\rho_{LF,A} = 912.13 - 1.1886t = 912.13 - 1.1886 \times 88 = 807.5 \text{ kg/m}^3$

$$\rho_{LF,B}=1124.4-1.0657t=1124.4-1.0657\times 88=1030.6 \text{ kg/m}^3$$

$$\frac{1}{\rho_{LF,m}} = \frac{\alpha_A}{\rho_{LF,A}} + \frac{\alpha_B}{\rho_{LF,B}} = \frac{0.65}{807.5} + \frac{0.35}{1030.6} \rightarrow \rho_{LF,m} = 873.7 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{精馏段: } \rho_{L,m} = (820.5 + 873.7) / 2 = 847.1 \text{ kg/m}^3$$

②气相平均密度 $\rho_{V,m}$

$$\rho_{V,m} = \frac{p_m M_{V,m}}{RT_m} = \frac{108.1 \times 79.47}{8.314 \times (273 + 84)} = 2.894 \text{ kg/m}^3$$

(5)液体的平均表面张力 σ_m

$$\text{塔顶: } \sigma_{D,A}=21.08 \text{ mN/m; } \sigma_{D,B}=26.02 \text{ mN/m (80}^\circ\text{C)}$$

$$\sigma_{D,m} = \left(\frac{\sigma_A \sigma_B}{\sigma_A x_B + \sigma_B x_A} \right)_D = \left(\frac{21.08 \times 26.02}{21.08 \times 0.014 + 26.02 \times 0.986} \right) = 21.14 \text{ mN/m}$$

$$\text{进料板: } \sigma_{F,A}=20.20 \text{ mN/m; } \sigma_{D,B}=25.34 \text{ mN/m (88}^\circ\text{C)}$$

$$\sigma_{D,m} = \left(\frac{\sigma_A \sigma_B}{\sigma_A x_B + \sigma_B x_A} \right)_D = \left(\frac{20.20 \times 25.34}{20.20 \times 0.272 + 25.34 \times 0.728} \right) = 21.38 \text{ mN/m}$$

(6)液体的平均黏度 $\mu_{L,m}$

塔顶: 石油化工基础数据手册^[2], 在 80°C 下有:

$$\mu_{LD,m} = (\mu_A x_A)_D + (\mu_B x_B)_D = 0.315 \times 0.986 + 0.445 \times 0.014 = 0.317 \text{ mPa s}$$

$$\text{加料板: } \mu_{LF,m} = 0.28 \times 0.728 + 0.41 \times 0.272 = 0.315 \text{ mPa s}$$

$$\text{精馏段: } \mu_{LF,m} = (0.317 + 0.315) / 2 = 0.316 \text{ mPa s}$$

8.1.2 精馏段的气液负荷计算

$$\text{气相摩尔流率 } V = (R+1) D = 1.492 \times 157.73 = 235.33 \text{ kmol/h}$$

$$\text{气相体积流率 } V_S = \frac{VM_{V,m}}{3600\rho_{V,m}} = \frac{235.33 \times 79.47}{3600 \times 2.894} = 1.795 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{气相体积流率 } V_h = 1.795 \text{ m}^3/\text{s} = 6462 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{液相回流摩尔流率 } L = RD = 0.492 \times 157.73 = 77.60 \text{ kmol/h}$$

$$\text{液相体积流量 } L_S = \frac{LM_{L,m}}{3600\rho_{L,m}} = \frac{77.6 \times 83.84}{3600 \times 847.1} = 0.002133 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{液相体积流量 } L_h = 0.002133 \text{ m}^3/\text{s} \times 3600 = 7.680 \text{ m}^3/\text{h}$$

8.1.3 精馏塔段和塔板主要工艺结构尺寸的计算

8.1.3.1 精馏段塔径

①初选塔板间距 $H_T=500\text{ mm}$ 及板上液层高度 $H_L=60\text{ mm}$ ，则

$$H_T - H_L = 0.5 - 0.06 = 0.44\text{ m}$$

②按 Smith 法求取允许的空塔气速 u_{\max} （及泛点气速 u_F ）费尔关联图横坐标：

$$\left(\frac{L_S}{V_S}\right) \left(\frac{\rho_L}{\rho_V}\right)^{0.5} = \left(\frac{0.00213}{1.795}\right) \left(\frac{847.1}{2.894}\right)^{0.5} = 0.0203$$

查《化工原理》^[3]教材第四版费尔液泛气相负荷因子关联图 8-25，得 $C_{f20}=0.0925$

负荷因子表面张力校正： $C = C_{20} \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.2} = 0.0925 \times \left(\frac{21.26}{20}\right)^{0.2} = 0.0936$

泛点气速： $u_f = C \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}\right)^{0.5} = 0.0936 \sqrt{(847.1 - 2.894/2.894)} = 1.599\text{ m/s}$

③操作气速，取 $u = (0.6 \sim 0.8)u_f = 0.7u_f = 1.12\text{ m/s}$ （精馏段取 0.65，提馏段取 0.8，塔径要一致）

④精馏段塔径

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 1.795}{3.14 \times 1.12}} = 1.429\text{ m}$$

圆整取 $D=1600\text{ mm}$ ，此时操作气速 $u=0.893\text{ m/s}$ ，塔横截面积 $A_T=0.785D^2=2.01\text{ m}^2$ 。

8.1.3.2 精馏段塔板工艺结构尺寸的设计与计算

(1) 溢流装置

采用单溢流型的平顶弓形溢流堰、弓形降液管、平行受液盘，且不设进口内堰。

①溢流堰长(出口堰长) L_W

通常 $L_W/D=0.6 \sim 0.8$ ，本设计取 $L_W=0.7D=0.7 \times 1.6=1.12\text{ m}$ ，堰上溢流强度 $L_h/L_W=7.680/1.12=6.857\text{ m}^3/(\text{m h})$ [不超过 $100 \sim 130\text{ m}^3/(\text{m h})$]，满足筛板塔的堰上溢流强度要求。

②出口堰高 h_w $h_w = H_L - h_{ow}$

对平直堰，堰上液层高度 $h_{ow} = 0.00284E(L_h/L_W)^{2/3}$

由 $L_W/D=0.7$ 及 $L_h/L_W^{2.5} = 7.680/1.12^{2.5} = 5.785$ ，查《化工原理》^[3]教材第四版液流收缩系数图 8-19 得 $E=1.02$ ，于是：

$$h_{ow} = 0.00284 \times 1.02 \times (7.680/1.12)^{2/3} = 0.0104\text{ m} > 0.006\text{ m} \text{ (满足要求)}$$

$$h_w = H_L - h_{ow} = 0.06 - 0.0104 = 0.0496\text{ m}, \text{ 取 } h_w=0.05\text{ m}$$

③降液管的宽度 W_d 和降液管的面积 A_f

由 $L_w/D=0.7$, 查《化工原理》^[3]教材第四版图 8-17 弓形降液管的几何关系得: $W_d/D=0.14$, $A_f/A_T=0.09$, 即 $W_d=0.14 \times 1.6=0.224$ m, 降液管面积 $A_f=0.09 \times 2.01=0.181$ m², 液体在降液管内停留时间为: $\tau=A_f H_T/L_s=0.181 \times 0.5/0.00213=42.49$ s>5s(满足要求)

④降液管的底隙高度 h_o

液体通过降液管底隙的流速一般为 0.07~0.25 m/s, 取液体通过降液管底隙的流速 $u_o'=0.08$ m/s(可取 0.075m/s), 则

$$h_o = \frac{L_s}{L_w u_o'} = \frac{0.00213}{1.12 \times 0.08} = 0.0238 \text{ m} (h_o \text{ 不宜小于 } 0.02 \sim 0.025, \text{ 本结果满足要求})$$

(2)塔板布置

表 7 塔板分块数与塔径关系

| 塔径/mm | 800~1200 | 1400~1600 | 1800~2000 | 2200~2400 |
|-------|----------|-----------|-----------|-----------|
| 塔板分块数 | 3 | 4 | 5 | 6 |

①塔板分布, 因 $D=1600$ mm, 根据表 7 将塔板分作 4 块安装。

②边缘区宽度 W_c 与安定区宽度 W_s

边缘区宽度 W_c : 一般为 50~75 mm, $D>2$ m, W_c 可达 100 mm

安定区宽度 W_s : 规定 $D<1.5$ m 时 $W_s=75$ mm; $D>1.5$ m 时, $W_s=100$ mm

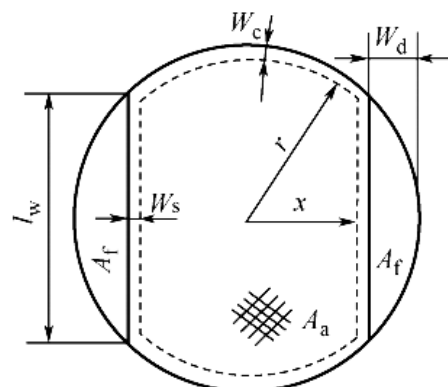
本设计取 $W_c=60$ mm, $W_s=100$ mm

③开孔区面积 A_a

$$r=D/2-W_c=0.8-0.06=0.74\text{m},$$

$$x=D/2-W_d-W_s=0.8-0.224-0.1=0.476\text{m}$$

$$\begin{aligned} A_a &= 2 \left[x \sqrt{r^2 - x^2} + \frac{\pi}{180} r^2 \sin^{-1} \left(\frac{x}{r} \right) \right] \\ &= 2 \left[0.476 \sqrt{0.74^2 - 0.476^2} \right. \\ &\quad \left. + \frac{\pi}{180} 0.74^2 \sin^{-1} \left(\frac{0.476}{0.740} \right) \right] \\ &= 1.304 \text{ m}^2 \end{aligned}$$



(3)开孔数 n 和开孔率 ϕ

取筛孔的孔径 $d_o=5$ mm, 正三角形排列, 筛板采用碳钢, 其厚度 $\delta=3$ mm, 且取 $t/d_o=3.0$,

故孔心距 $t=3\times 5=15\text{ mm}$ 。

$$\text{每层塔板的开孔数 } n = \left(\frac{1158 \times 10^3}{t^2} \right) A_a = \left(\frac{1158 \times 10^3}{15^2} \right) \times 1.304 = 6711 \text{ (个)}$$

$$\text{每层塔板的开孔率 } \varphi = \frac{0.907}{(t/d_0)^2} = \frac{0.907}{3^2} = 0.101 \text{ (} \varphi \text{ 应 } 5\% \sim 15\%, \text{ 一般在 } 10\% \text{ 左右)}$$

$$\text{每层塔板的开孔面积 } A_o = \varphi A_a = 0.101 \times 1.304 = 0.132 \text{ m}^2$$

$$\text{气体通过筛孔的孔速 } u_o = V_s / A_o = 1.765 / 0.132 = 13.60 \text{ m/s}$$

(4)精馏段的塔高 Z_1

$$Z_1 = (N_{p1} - 1) H_T = (8 - 1) \times 0.5 = 3.5 \text{ m}$$

8.1.4 精馏段塔板上的流体力学验算

(1)气体通过筛板压降 h_f 和 Δp_f 的验算

$$h_f = h_d + h_L$$

①气体通过干板的压降 h_d

$$h_d = 0.051 \left(\frac{u_o}{C_0} \right)^2 \frac{\rho_V}{\rho_L} = 0.051 \times \left(\frac{13.60}{0.8} \right)^2 \times \frac{2.894}{847.1} = 0.0504 \text{ m}$$

式中，孔流系数 C_0 由 $\delta/d_0=3/5=0.6$ 和开孔率 $\varphi=0.101$ 查《化工原理》^[3]图 8-21 得出， $C_0=0.8$ (实际查得 0.745)。

②气体通过板上液层的压降 h_L

$$h_L = \beta(h_w + h_{ow}) = \beta H_L \text{ (板上液层高度)}$$

式中，充气系数 β 的求取如下：气体通过有效流通截面的气速 u_a ，对单流型塔有：

$$u_a = \frac{V_s}{A_T - 2A_f} = \frac{1.795}{2.01 - 2 \times 0.181} = 1.089 \text{ m/s}$$

$$\text{动能因子 } F_a = u_a \sqrt{\rho_V} = 1.089 \sqrt{2.894} = 1.853$$

查《化工原理》^[2]图 8-23 可得，液层充气系数 $\beta=0.57$ （一般可近似取 $\beta=0.5 \sim 0.6$ ）

$$h_L = \beta(h_w + h_{ow}) = \beta H_L = 0.57 \times 0.06 = 0.0342 \text{ m}$$

③气体通过筛板的压降（单板压降） h_f 和 Δp_f

$$h_f = h_d + h_L = 0.0504 + 0.0342 = 0.0846$$

$$\Delta p_f = \rho_L g h_f = 847.1 \times 9.81 \times 0.0846 = 703 \text{ Pa} = 0.703 \text{ kPa}$$

$> 0.7 \text{ kPa}$ (与设计要求相近)

单板压降稍大，此处不做调整。若要调整，应增大开孔率 ϕ 和减小板上液层厚度 H_L 后重复上述计算，直到 $\Delta p_f < 0.7 \text{ kPa}$ 为止

(2) 雾沫夹带量 e_v 的验算

$$\text{气体实际通过塔截面的速度: } u_n = \frac{V_s}{A_T - A_f} = \frac{1.795}{2.01 - 0.181} = 0.981 \text{ m/s}$$

$$e_v = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{\sigma} \left(\frac{u_n}{H_T - H_f} \right)^{3.2} = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{21.26 \times 10^{-3}} \times \left(\frac{0.981}{0.5 - 2.5 \times 0.06} \right)^{3.2}$$

$$= 0.00725 \text{ kg 液/kg 气} < 0.1 \text{ kg 液/kg 气 (满足要求)}$$

式中，取板上泡沫层高度 $H_f = 2.5 H_L$ 板上液层高度，验算结果表明不会产生过量液沫夹带。

(3) 漏液的计算

漏液点气速 u_{om} 。按如下经验公式计算漏液点气速：

$$u_{om} = 4.4 C_0 \sqrt{(0.0056 + 0.13 H_L - h_\sigma) \rho_L / \rho_V}$$

$$\text{克服筛孔处界面张力所产生的压降: } h_\sigma = \frac{4 \times 10^{-3} \sigma}{\rho_L g d_0} = \frac{4 \times 10^{-3} \times 21.26}{847.1 \times 9.81 \times 0.005} = 0.002 \text{ (清液柱)}$$

$$u_{om} = 4.4 C_0 \sqrt{(0.0056 + 0.13 H_L - h_\sigma) \rho_L / \rho_V}$$

$$= 4.4 \times 0.8 \sqrt{(0.0056 + 0.13 \times 0.06 - 0.002) \times 847.1 / 2.894} = 6.430 \text{ m/s}$$

$$\text{筛板的稳定系数 } K = \frac{u_o}{u_{om}} = \frac{13.60}{6.430} = 2.1 > 1.5 \sim 2.0 \text{ (不会产生过量液漏)}$$

(4) 液泛的计算

为防止降液管发生液泛，应使降液管中的清液层高度： $H_d \leq \Phi(H_T + h_w)$

$$H_d = h_f(\text{板压降}) + H_L(\text{板上液层高度}) + \Sigma H_f(\text{降液管阻力})$$

$$\text{降液管阻力: } \Sigma H_f = 0.153 \left(\frac{L_s}{L_w h_0} \right)^2 = 0.153 \times \left(\frac{0.00213}{1.12 \times 0.0238} \right)^2 = 0.00098 \text{ m}$$

$$\text{降液管清液层高度: } H_d = 0.0846 + 0.06 + 0.00098 = 0.146 \text{ m}$$

降液管内泡沫密度与清液密度之比即相对泡沫密度 Φ 取 0.5，则有溢流液泛限：

$$\Phi(H_T + h_w) = 0.5 \times (0.5 + 0.0496) = 0.275 \text{ m}$$

$$H_d \leq \Phi(H_T + h_w) \text{ 成立，故不会产生液泛。}$$

通过流体力学验算，可认为精馏塔塔径及塔板工艺结构尺寸合适，若要做出更合理的设计，还需要重选 H_T 及 h_L ，重复上述计算步骤进行优化设计。

8.1.5 精馏段塔板负荷性能图

负荷性能图的绘制步骤，按如下的方式进行。

(1) 雾沫夹带线

$$\text{液沫夹带量按经验公式(a)计算: } e_v = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{\sigma} \left[\frac{u_n}{H_T - H_f(\text{板上泡沫层高度})} \right]^{3.2} \quad (a)$$

$$u_n = \frac{V_S}{A_T - A_f} = \frac{V_S}{2.01 - 0.181} = 0.5467V_S$$

取塔板上泡沫层高度 H_f 为板上液层高度 H_L 的 2.5 倍，则：

$$\begin{aligned} H_f &= 2.5H_L = 2.5(h_w + h_{ow}) = 2.5 \times \left[0.0496 + 0.00284 \left(\frac{3600L_S}{L_w} \right)^{2/3} \right] \\ &= 2.5 \left[0.0496 + 0.00284 \left(\frac{3600L_S}{1.12} \right)^{2/3} \right] = 0.124 + 1.546L_S^{2/3} \end{aligned}$$

$$\text{将已知数据代入(a)式: } \frac{5.7 \times 10^{-6}}{21.26 \times 10^{-3}} \times \left(\frac{0.546V_S}{0.5 - 0.124 - 1.546L_S^{2/3}} \right)^{3.2} = 0.1$$

$$\left(\frac{0.546V_S}{0.5 - 0.124 - 1.546L_S^{2/3}} \right)^{3.2} = \frac{0.1 \times 21.26 \times 10^{-3}}{5.7 \times 10^{-6}} = 372.9825$$

$$\frac{0.546V_S}{0.5 - 0.124 - 1.546L_S^{2/3}} = \sqrt[3.2]{372.9825} = 6.3629$$

$$\text{化简得雾沫夹带线方程: } V_S = 4.376 - 17.99L_S^{2/3} \quad (b)$$

在操作范围内，任取几个 L_S 值，依式(b)算出对应的 V_S 值，列于表 8。

表 8 式(b)中 V_S - L_S 关系数据

| $L_S / (\text{m}^3/\text{s})$ | 0.000955 | 0.001 | 0.005 | 0.010 | 0.015 | 0.0181 |
|-------------------------------|----------|-------|-------|-------|-------|--------|
| $V_S / (\text{m}^3/\text{s})$ | 4.202 | 4.196 | 3.850 | 3.541 | 3.282 | 3.136 |

依据表中数据在图 6 中做出雾沫夹带线 1。

(2) 液泛线（气相负荷上限线）

$$\Phi(H_T + h_w) = h_f + h_w + h_{ow} + \Sigma H_f \quad (c)$$

$$h_{ow} = 0.00284E \left(\frac{3600L_S}{L_w} \right)^{2/3} = 0.00284 \times 1 \times \left(\frac{3600L_S}{1.12} \right)^{2/3} = 0.6185L_S^{2/3}$$

$$h_d = 0.051 \left(\frac{u_0}{C_0} \right)^2 \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right) = 0.051 \left(\frac{V_s}{C_0 A_0} \right)^2 \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right) = 0.051 \left(\frac{V_s}{0.8 \times 0.132} \right)^2 \left(\frac{2.894}{847.1} \right)$$

$$= 0.01562 V_s^2$$

$$h_L = \beta(h_w + h_{ow}) = 0.6 \times (0.050 + 0.6185 L_s^{2/3}) = 0.030 + 0.3711 L_s^{2/3}$$

$$\text{板压降: } h_f = h_d + h_L = 0.01562 V_s^2 + 0.030 + 0.3711 L_s^{2/3}$$

$$\Sigma H_f = 0.153 \left(\frac{L_s}{L_w h_0} \right)^2 = 0.153 \left(\frac{L_s}{1.12 \times 0.0238} \right)^2 = 215.3 L_s^2$$

把以上各式代入(c)式:

$$0.5 \times (0.5 + 0.050)$$

$$= (0.01562 V_s^2 + 0.030 + 0.3711 L_s^{2/3}) + 0.050 + 0.6185 L_s^{2/3} + 215.3 L_s^2$$

$$0.275 = 0.01562 V_s^2 + 0.08 + 0.9896 L_s^{2/3} + 215.3 L_s^2$$

$$\text{整理得液泛线方程: } V_s^2 = 12.48 - 63.35 L_s^{2/3} - 13783.6 L_s^2 \quad (d)$$

在操作范围内, 任取几个 L_s 值, 依式(d)算出对应的 V_s 值, 列于表 9。

表 9 式(d)中 V_s - L_s 关系数据

| | | | | | | |
|-------------------------------|----------|-------|-------|-------|-------|--------|
| $L_s / (\text{m}^3/\text{s})$ | 0.000955 | 0.001 | 0.005 | 0.010 | 0.015 | 0.0181 |
| $V_s / (\text{m}^3/\text{s})$ | 3.443 | 3.440 | 3.207 | 2.857 | 2.351 | 1.898 |

依据表中数据在图 6 中做出雾沫夹带线 2。

(3)液相负荷下限线

取平堰堰上液层高度 $h_{ow}=0.006 \text{ m}$, 根据 8.1.3.2 部分计算结果, 取液流收缩系数 $E \approx 1.0$

$$h_{ow} = 0.00284 E \left(\frac{3600 L_{s,\min}}{L_w} \right)^{2/3} = 0.00284 \times 1 \times \left(\frac{3600 L_{s,\min}}{1.12} \right)^{2/3} = 0.006$$

$$L_{s,\min} = 9.55 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s} \quad (e)$$

依据式(e)在图 6 中做出液相负荷下限线 3。

(4)漏液线 (液相负荷下限线)

$$h_L = h_w + h_{ow} = 0.050 + 0.618 L_s^{2/3}$$

$$\text{漏液点气速 } u_{om} = 4.4 \times 0.8 \times \sqrt{[0.0056 + 0.13(0.050 + 0.618 L_s^{2/3})] \times 847.1 / 2.894}$$

$V_{s,min}=A_o u_{om}$ ，整理得漏液线方程： $V_{s,min}^2 = 5.08L_s^{2/3} + 0.635$ (f)

在操作范围内，任取几个 L_s 值，依式(f)算出对应的 V_s 值，列于表 10。

表 10 式(f)中 V_s - L_s 关系数据

| | | | | | | |
|----------------|----------|-------|-------|-------|-------|--------|
| $L_s/ (m^3/s)$ | 0.000955 | 0.001 | 0.005 | 0.010 | 0.015 | 0.0181 |
| $V_s/ (m^3/s)$ | 0.827 | 0.828 | 0.885 | 0.933 | 0.972 | 0.993 |

依据表中数据在图 6 中做出雾沫夹带线 4。

(5)液相负荷上限线

$$L_{s,max} = \frac{H_T A_f}{\tau} = \frac{0.5 \times 0.181}{5} = 0.0181 \text{ m}^3/\text{s}$$
 (g)

依式(g)在图 6 中做出液相负荷上限线 5。

(6)操作线与操作弹性

由 8.1.2 汽相流量与液相流量计算操作气液比： $V_s/L_s = 1.795/0.002133 = 841.5$

过 (0,0) 和 (0.002133, 1.795) 两点，在图 6 中做出操作线 6。

从图中可以看出，操作线的上限由液泛所控制，下线由漏液所控制(看清楚图，操作线到底跟哪两根负荷线相交)，其操作弹性为：

$$\text{操作弹性} = \frac{V_{s,max}}{V_{s,min}} = \frac{3.26}{0.80} = 4.1$$

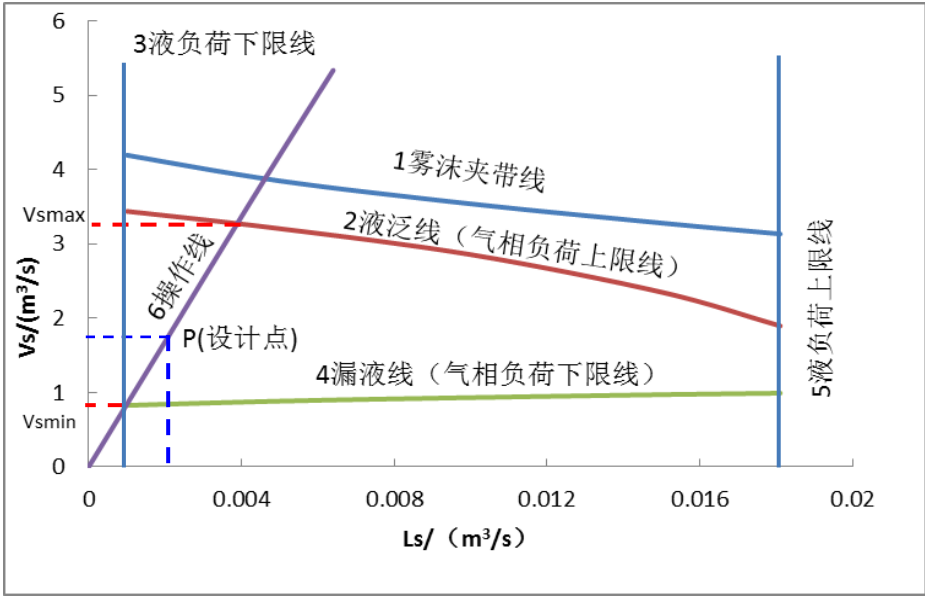


图 6 精馏段塔板负荷性能

筛板塔精馏段工艺与结构设计计算结果如表 11 所示。

8.1.6 筛板塔精馏段的设计计算结果一览表（见表 11）

表 11 筛板塔精馏段的设计计算结果一览表

| 项目 | | 符号 | 单位 | 精馏段计算结果 |
|--------------|---------|-------------|-------------------|----------|
| 平均压力 | | p_m | kPa | 108.1 |
| 平均温度 | | t_m | ℃ | 84 |
| 平均流量 | 气相 | V_S | m ³ /s | 1.795 |
| | 液相 | L_S | m ³ /s | 0.002133 |
| 实际塔板数 | | N_P | 块 | 8 |
| 板间距 | | H_T | m | 0.5 |
| 塔段的有效高度 | | Z | m | 3.5 |
| 塔径 | | D | m | 1.6 |
| 空塔气速 | | u | m/s | 0.893 |
| 塔板液流型式 | | | | 单流型 |
| 溢流装置 | 溢流管型式 | | | 弓形 |
| | 堰长 | L_W | m | 1.12 |
| | 堰高 | h_W | m | 0.050 |
| | 溢流堰宽度 | W_d | m | 0.224 |
| | 降液管低隙高度 | H_o | m | 0.024 |
| 板上清液层高度 | | H_L | m | 0.060 |
| 孔径 | | d_o | mm | 5 |
| 孔间距 | | t | mm | 15 |
| 孔数 | | n | 个 | 6711 |
| 开孔面积 | | A_O | m ² | 0.132 |
| 筛孔气速 | | u_O | m/s | 13.60 |
| 塔板压降 | | h_f | kPa | 0.70 |
| 液体在降液管中的停留时间 | | τ | s | 42.46 |
| 降液管内清液高度 | | H_d | m | 0.146 |
| 雾沫夹带 | | e_v | kg 液/kg 气 | 0.00725 |
| 负荷上限 | | | | 液泛控制 |
| 负荷下限 | | | | 漏液控制 |
| 气相最大负荷 | | $V_{s,max}$ | m ³ /s | 3.40 |
| 气相最小负荷 | | $V_{s,min}$ | m ³ /s | 0.80 |
| 操作弹性 | | | | 4.25 |

8.2 筛板塔提馏段设计计算

提馏段的工艺计算与精馏段相同，此处略。

8.2.1 提馏段操作工艺及相关物性数据的计算

(1)提馏段平均压力 p_m

(2)提馏段平均温度 t_m

(3)平均分子量 M_m

(4)平均密度 ρ_m

①液相的平均密度 $\rho_{L,m}$

②气相平均密度 $\rho_{V,m}$

(5)液体的平均表面张力 σ_m

(6)液体的平均黏度 $\mu_{L,m}$

8.2.2 提馏段的气液负荷计算

8.2.3 提馏塔段和塔板主要工艺结构尺寸的计算

8.2.3.1 提馏段塔径

8.2.3.2 提馏段塔板工艺结构尺寸的设计与计算

(1)溢流装置

(2)塔板布置

(3)开孔数 n 和开孔率 ϕ

(4)提馏段的塔高 Z_1

8.2.4 提馏段塔板上的流体力学验算

(1)气体通过筛板压降 h_f 和 Δp_f 的验算

(2)雾沫夹带量 e_v 的验算

(3)漏液的计算

(4)液泛的计算

8.2.5 提馏段塔板负荷性能图

(1)雾沫夹带线

(2)液泛线（气相负荷上限线）

(3)液相负荷上限线

(4)漏液线（液相负荷下限线）

(5)液相负荷下限线

(6)操作线与操作弹性

8.2.6 提馏段的设计计算结果一览表

表 XX 提馏段的设计计算结果一览表

| 项目 | | 符号 | 单位 | 提馏段计算结果 |
|---------|-------|-------|-------------------|---------|
| 平均压力 | | p_m | kPa | 115.45 |
| 平均温度 | | t_m | ℃ | 109.9 |
| 平均流量 | 气相 | V_S | m ³ /s | 1.802 |
| | 液相 | L_S | m ³ /s | 0.00867 |
| 实际塔板数 | | N_P | 块 | 13 |
| 板间距 | | H_T | m | 0.5 |
| 塔段的有效高度 | | Z | m | 6.0 |
| 塔径 | | D | m | 1.6 |
| 空塔气速 | | u | m/s | 0.897 |
| 塔板液流型式 | | | | 单流型 |
| 溢流装置 | 溢流管型式 | | | 弓形 |
| | 堰长 | L_W | m | 1.12 |
| | 堰高 | h_W | m | 0.033 |
| | 溢流堰宽度 | W_d | m | 0.224 |

| | | | | |
|--|--------------|-------------|-----------|---------|
| | 降液管低隙高度 | H_o | m | 0.098 |
| | 板上清液层高度 | H_L | m | 0.060 |
| | 孔径 | d_o | mm | 5 |
| | 孔间距 | t | mm | 14 |
| | 孔数 | n | 个 | 7704 |
| | 开孔面积 | A_O | m^2 | 0.151 |
| | 筛孔气速 | u_O | m/s | 11.93 |
| | 塔板压降 | h_f | kPa | 0.68 |
| | 液体在降液管中的停留时间 | τ | s | 10.33 |
| | 降液管内清液高度 | H_d | m | 0.146 |
| | 雾沫夹带 | e_v | kg 液/kg 气 | 0.00725 |
| | 负荷上限 | | | 液泛控制 |
| | 负荷下限 | | | 漏液控制 |
| | 气相最大负荷 | $V_{s,max}$ | m^3/s | 3.40 |
| | 气相最小负荷 | $V_{s,min}$ | m^3/s | 0.80 |
| | 操作弹性 | | | 4.25 |

九、精馏塔的附属设备与接管尺寸计算

9.1 进料预热器

由 7.2 部分计算得到原料从 20℃预热至泡点 88.23℃所需的热量为： $Q_F=2.11 \times 10^6$ kJ/h，温度为 130℃、压力为 270.25kPa 水蒸汽走壳程，原料走管程。根据水蒸汽冷凝加热轻有机物时换热器的传热系数经验值范围为：580~1190 W/($m^2 \cdot ^\circ C$)，取 $K=600$ W/($m^2 \cdot ^\circ C$)。由传热速率方程 $Q_F=KA_F \Delta t_m$ ，估算出预热器的换热面积 A_F 。

9.2 塔顶全凝器

由 7.3 部分计算塔顶蒸汽温度为 80.47℃，由 7.4 部分算得塔顶全凝器的热负荷 $Q_C=7.263 \times 10^6$ kJ/h，苯蒸汽走壳程被冷凝。管程走冷却水，进口水温为 35℃，出口水温为 45℃。也可用原料液作冷凝介质，原料同时被预热。为避免冷却水在管壁上严重结垢，冷却水出口温度不应超过 50℃。根据水为介质冷凝轻有机化合物蒸汽时的传热系数经验值范围为：580~1160 W/($m^2 \cdot ^\circ C$)，取 $K=600$ W/($m^2 \cdot ^\circ C$)。由传热速率方程 $Q_C=KA_C \Delta t_m$ ，估算出预热器的换热面积 A_C 。

9.3 塔釜再沸器

因为饱和液体进料，故 $V' = V - (1-q)F = V$ 。在满足恒摩尔流假设的热损失的前提下，再沸器的热负荷与塔顶的全凝器应完全相同。实际上，塔顶和塔底的汽化摩尔潜热并不完全一致，且存在塔的热损失（一般情况下约为提供总热量的 5%~10%），塔底再沸器的热负荷一般都大于塔顶冷凝器。

由 7.4 部分计算塔底泡点温度为 131.41°C，由 7.5 部分算得塔底再沸器的热负荷 $Q_R = 8.319 \times 10^6 \text{ kJ/h}$ 。温度为 160°C、压力 618.28 kPa 的水蒸汽走壳程冷凝放热，氯苯走管程被加热沸腾汽化。根据水蒸汽冷凝加热轻有机物时换热器的传热系数经验值范围为：580~1190 W/(m²·°C)，取 $K = 600 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{°C)}$ 。由传热速率方程 $Q_R = KA_R \Delta t_m$ ，估算出预热器的换热面积 A_R 。

9.4 精馏塔的管口直径

根据

$$V = \frac{\pi}{4} d^2 u, \quad d = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} \quad (\text{计算管径数值要圆整到标准管径})$$

- (1)塔顶蒸汽出口管径 依据流速选取，但塔顶蒸汽出口流速与塔内操作压力有关，常压可取 12~20 m/s。
- (2)回流液管径 根据回流液量，因采用泵输送回流液，流速可取 1.5~2.5 m/s，依此计算回流管管径。
- (3)加料管径 料液由高位槽自流，流速可取 0.4~0.8 m/s；泵输送时流速可取 1.5~2.5 m/s，本设计采用的是泵送。
- (4)料液排出管径 塔釜液出塔的流速可取 0.5~1.0 m/s。
- (5)饱和蒸汽管径 蒸汽流速：<295 kPa, 20~40 m/s；<785 kPa, 40~60 m/s；>2950 kPa, 80 m/s。其他附件略。

十、精馏塔设计工艺条件图

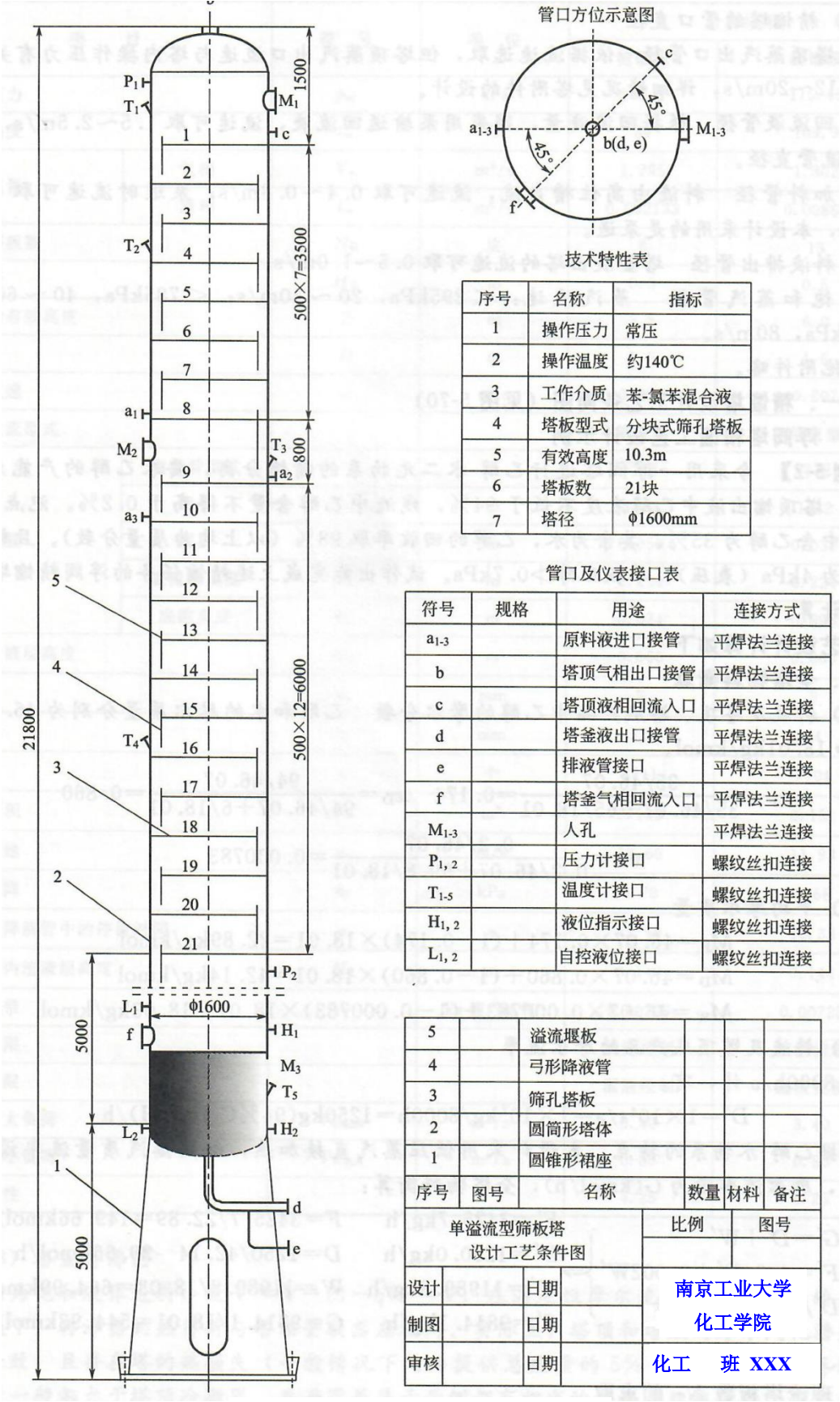


图 7 精馏塔设计工艺条件简图

十一、安全与环保

11.1 安全因素

苯的闪点为-11℃，其蒸汽在空气中的爆炸极限为 1.2%~8%(V)；氯苯的闪点为 28℃，在空气中的爆炸极限为 1.83%~9.23%，都属于甲类火灾危险物品，易燃，遇明火、高热或氧化剂接触，有引起燃烧爆炸的危险。苯是致癌物质，氯苯对人体中枢神经系统有抑制和麻醉作用。因此，在精馏分离生产中要严格采取防火、防爆、防毒等安全卫生预防措施。

(1)防火防爆措施

燃烧原理是：可燃物+助燃物+火种=火。

①**严禁明火产生**。根据燃烧原理，精馏分离装置区严格禁止有明火产生，包括焊接火、吸烟火、撞击、摩擦打火、机动车辆排气管火星、飞火等。

②**严格动火审批**。在精馏装置区域进行焊接与切割作业，必须严格动火程序，包括：拆卸拿离、隔离遮盖、清理现场、清洗置换、检查审批、安全测爆、规范作业、熄火清场等。

③**采用防爆电器**。装置内所有照明、动力等设备设施，均采用防爆类型，避免电器火花产生。

④**安装避雷设施**。为防止精馏塔、原料罐、中间罐、产品罐等设配遭遇雷击，应在精馏装置区内独立设置避雷设施，并定期检查维护。

⑤**消除静电积聚**。塔、罐、管道等所有金属部件均应可靠接地，接地电阻值应小于规范要求，彻底消除静电积聚、静电感应和雷电感应引起的火花放电。

⑥**完善消防设施**。按规定配齐灭火设施，并定期检查维护更换。对苯和氯苯两种非水溶性物质，应采用干粉、泡沫以及二氧化碳等灭火。

(2)卫生健康措施

①**防止蒸汽吸入**。生产操作人员进入精馏装置时，应戴有褐色色标滤毒罐的防毒面具，防止苯和氯苯蒸汽吸入体内而中毒。

②**配戴眼镜手套**。产操作人员进入精馏装置时，脸部应配戴化学防溅镜或面罩，保护眼睛。接触管道设备时，须穿戴防护手套。

③**配备冲洗设施**。装置区域内应备有安全沐浴处和眼睛冲洗器具。

11.2 三废处理

(1)废气处理

装置区域内的废气来源主要是贮罐、换热器的尾气，这些尾气应通过管道统一收集，经过活性炭或其它吸附剂吸附后才能放空，或将尾气送入焚烧工段处理。吸附剂应定期检查、更换或再生，或送给有固废处理资质的单位进行处理。

(2)废水处理

精馏装置的生产废水主要有雨前水、维修清洗废水。

①雨前水。对雨前 15 分钟的废水，会含有少量的苯和氯苯，由雨水管道收集后送入工厂雨水收集池，经过处理合格后送入园区污水处理厂进一步处理。

②清洗水。对管道设备维修前进行清洗产生的含苯和氯苯的废水，由管道收集送入工厂的废水收集池，经处理合格送入园区污水处理厂进一步处理。

十二、设计结果汇总与讨论

12.1 结果汇总

表 XX 精馏塔的设计计算结果汇总一览表

| 项目 | | 符号 | 单位 | 计算结果 | |
|--------------|---------|-------------|-------------------|----------|---------|
| | | | | 精馏段 | 提馏段 |
| 平均压力 | | p_m | kPa | 108.1 | 115.45 |
| 平均温度 | | t_m | ℃ | 84 | 109.9 |
| 平均流量 | 气相 | V_S | m ³ /s | 1.795 | 1.802 |
| | 液相 | L_S | m ³ /s | 0.002133 | 0.00867 |
| 实际塔板数 | | N_P | 块 | 8 | 13 |
| 板间距 | | H_T | m | 0.5 | 0.5 |
| 塔段的有效高度 | | Z | m | 3.5 | 6.0 |
| 塔径 | | D | m | 1.6 | 1.6 |
| 空塔气速 | | u | m/s | 0.893 | 0.897 |
| 塔板液流型式 | | | | 单流型 | 单流型 |
| 溢流装置 | 溢流管型式 | | | 弓形 | 弓形 |
| | 堰长 | L_W | m | 1.12 | 1.12 |
| | 堰高 | h_W | m | 0.050 | 0.033 |
| | 溢流堰宽度 | W_d | m | 0.224 | 0.224 |
| | 降液管低隙高度 | H_0 | m | 0.024 | 0.098 |
| 板上清液层高度 | | H_L | m | 0.060 | 0.060 |
| 孔径 | | d_o | mm | 5 | 5 |
| 孔间距 | | t | mm | 15 | 14 |
| 孔数 | | n | 个 | 6711 | 7704 |
| 开孔面积 | | A_O | m ² | 0.132 | 0.151 |
| 筛孔气速 | | u_O | m/s | 13.60 | 11.93 |
| 塔板压降 | | h_f | kPa | 0.70 | 0.68 |
| 液体在降液管中的停留时间 | | τ | s | 42.46 | 10.33 |
| 降液管内清液高度 | | H_d | m | 0.146 | 0.146 |
| 雾沫夹带 | | e_v | kg 液/kg 气 | 0.00725 | 0.00725 |
| 负荷上限 | | | | 液泛控制 | 液泛控制 |
| 负荷下限 | | | | 漏液控制 | 漏液控制 |
| 气相最大负荷 | | $V_{s,max}$ | m ³ /s | 3.40 | 3.40 |
| 气相最小负荷 | | $V_{s,min}$ | m ³ /s | 0.80 | 0.80 |
| 操作弹性 | | | | 4.25 | 4.25 |

12.2 设计讨论

参考资料

- [1] 任志远, 陈楠. 氯苯行业生产现状及二恶英类污染物管理分析[J]. 中国氯碱, 2013, (12): 26~29
- [2] 卢焕章等. 石油化工基础数据手册[M]. 化学工业出版社, 1982
- [3] 管国锋等. 化工原理(第四版)[M]. 化学工业出版社, 2015
- [4] 中石化上海工程有限公司编. 化工工艺设计手册(上下册, 第 5 版)[M]. 化学工业出版社, 2018
- [5] 刘仁桓, 徐书根, 蒋文春编. 化工设备设计基础[M]. 中国石化出版社, 2015
- [6] 化工设备设计手册编写组. 化工设备设计手册(上下册)[M]. 化学工业出版社, 2005
- [7] 时钧等编. 化学工程手册第 13 篇《汽液传质设备》[M]. 化学工业出版社, 1979