

## 八、筛板塔设计计算

### 8.1 精馏段、提馏段设计计算

#### 8.1.1 平均压力

取每层塔板的压降为0.7kPa。由2.1知，塔顶表压为4kPa，因此绝对压力为 $101.3 + 4 = 105.3\text{kPa}$ 。

对于加料板，压力为 $105.3 + 0.7 \times 8 = 110.9\text{kPa}$ ，因此精馏段平均压力为 $(105.3 + 110.9)/2 = 108.1\text{kPa}$ 。

对于塔底，压力为 $105.3 + 0.7 \times 20 = 119.3\text{kPa}$ ，因此提馏段平均压力为 $(110.9 + 119.3)/2 = 115.1\text{kPa}$ 。

#### 8.1.2 平均温度

由7.2，进料板温度为 $88.23^\circ\text{C}$ ；由7.3，塔顶温度为 $80.29^\circ\text{C}$ ；由7.3，塔底温度为 $131.41^\circ\text{C}$ 。

因此， $t_{m,\text{精}} = \frac{80.29+88.23}{2} = 84.26^\circ\text{C}$ ； $t_{m,\text{提}} = \frac{88.23+131.41}{2} = 109.82^\circ\text{C}$ 。

#### 8.1.3 平均分子量

塔顶 $y_1 = x_D = 0.993, x_1 = y_1 * 101.3/p_a^0 = 0.993 * 101.3/101.9 = 0.968$

进料板 $x_F = 0.728, y_F = p_A^0 * x_A/101.3 = 0.935$

塔底 $x_D = 0.00288, y_D = p_A^0 * x_D/101.3 = 0.0115$

使用如下的代码计算平均分子量：

```
MeanMmass[x_] := (x*78.11 + (1-x)*112.61)
Print@MeanMmass@{(0.968+0.728)/2, (0.993+0.935)/2}
Print@MeanMmass@{(0.728+0.00288)/2, (0.935+0.0115)/2}
```

精馏段液相平均分子量 $M_{V,m} = 83.35\text{kg/kmol}$ ，气相平均分子量 $M_{V,m} = 79.35\text{kg/kmol}$

提馏段液相平均分子量 $M_{V,m} = 100.00\text{kg/kmol}$ ，气相平均分子量 $M_{V,m} = 96.28\text{kg/kmol}$

#### 8.1.4 液相平均密度

苯和氯苯理想混合，可视为理想流体。

塔顶： $t = 80.29^\circ\text{C}, x = 0.987$

进料板： $t = 88.23^\circ\text{C}, x = 0.728$

塔底： $t = 131.41^\circ\text{C}, x = 0.00288$

使用如下的代码进行计算：

```
rhoA[t_]:=912.13-1.186t
rhoB[t_]:=1124.4-1.0657t
rhoMix[t_,x_]:=1/(x/rhoA[t]+(1-x)/rhoB[t])
Print[rhoMix[84.26,(0.993+0.728)/2],rhoMix[109.82,(0.993+0.728)/2]]
```

可以得到，精馏段平均密度 $\rho_{L,m,\text{精}} = 845.95\text{kg/m}^3$ ，提馏段平均密度 $\rho_{L,m,\text{提}} = 815.6\text{kg/m}^3$

## 8.1.5 气相平均密度

压力较低，可以使用理想气体方程计算。

- 平均压力：108.1kPa, 115.1kPa
- 平均分子量：79.35kg/kmol, 96.28kg/kmol
- 平均温度：84.26°C, 109.82°C

\$\$

$$\rho_{V,1} = \frac{p_{m,1} M_{V,1}}{RT_{m,1}}$$

$$\rho_{V,1} = \frac{108.1 \times 79.35}{8.314 \times (273.15 + 84.26)}$$

$$= 2.888 \text{ kg/m}^3 \text{ (精馏段)}$$

$$\rho_{V,2} = \frac{115.1 \times 96.28}{8.314 \times (273.15 + 109.82)}$$

$$= 3.48 \text{ kg/m}^3 \text{ (提馏段)}$$

\$\$

## 8.1.6 平均表面张力

使用如下的代码计算：

```
{A80,B80}={21.23,25.93}
{A88,B88}={20.27,25.05}
{A131,B131}={15.16,20.34}
sigmaMix[A_,B_,x_]:=A*B/(A*(1-x)+B*x)
(sigmaMix[A80,B80,0.993]+sigmaMix[A88,B88,0.728])/2
(sigmaMix[A88,B88,0.728]+sigmaMix[A131,B131,0.00288])/2
```

可得精馏段平均表面张力 $\sigma_{m,1} = 21.32\text{mN/m}$ ，提馏段平均表面张力为 $\sigma_{m,2} = 20.85\text{mN/m}$ 。

## 8.1.7 平均粘度

使用如下代码计算

```
{A80,B80}={0.307,0.427}
{A88,B88}={0.284,0.400}
```

```
{A131,B131}={0.197,0.291}
muMix[A_,B_,x_]:=A*x+B*(1-x)
(muMix[A80,B80,0.997]+muMix[A88,B88,0.728])/2
(muMix[A88,B88,0.728]+muMix[A131,A131,0.00288])/2
```

可得精馏段平均粘度为 $0.312\text{mPa}\cdot\text{s}$ ，提馏段平均粘度为 $0.256\text{mPa}\cdot\text{s}$

## 8.2 气液负荷

- 精馏段气相摩尔流率： $V = (R + 1)D = 1.492 \times 45.61 = 68.05\text{kmol/h}$
- 精馏段气相体积流率： $V_R = \frac{VM_{V,m}}{\rho_{V,m}} = \frac{68.05 \times 79.35}{2.888} = 1870\text{m}^3/\text{h} = 0.519\text{m}^3/\text{s}$
- 精馏段液相摩尔流率： $L = RD = 0.492 \times 45.61 = 22.44\text{kmol/h}$
- 精馏段液相体积流率： $L_R = \frac{VM_{L,m}}{\rho_{L,m}} = \frac{22.44 \times 83.35}{845.95} = 2.196\text{m}^3/\text{h} = 0.00061\text{m}^3/\text{s}$
- 冷凝器负荷： $2.0974 \times 10^6\text{kJ/h}$
- 提馏段气相摩尔流率： $V = 68.05 + (1 - q)F = 68.05\text{kmol/h}$
- 提馏段气相体积流率： $V_R = \frac{VM_{V,m}}{\rho_{V,m}} = \frac{68.05 \times 79.35}{3.48} = 1780\text{m}^3/\text{h} = 0.494\text{m}^3/\text{s}$
- 提馏段液相摩尔流率： $L = 22.44 + QF = 84.71\text{kmol/h}$
- 提馏段液相体积流率： $L_R = \frac{VM_{L,m}}{\rho_{L,m}} = \frac{84.71 \times 100}{924.0} = 10.394\text{m}^3/\text{h} = 0.00289\text{m}^3/\text{s}$
- 再沸器负荷： $2.59 \times 10^6\text{kJ/h}$

## 8.3 塔径

1. 取塔板间距 $H_T = 500\text{mm}$ ，板上液层高度分别 $H_L = 47, 87\text{mm}$ 。
2. 以Smith法求空塔、泛点气速：

对精馏段：

$$\left(\frac{L_s}{V_s}\right) \left(\frac{\rho_L}{\rho_V}\right)^{0.5} = \left(\frac{0.00061}{0.519}\right) \left(\frac{845.95}{2.888}\right)^{0.5} = 0.0201$$

查表<sup>[1]</sup>可得， $C_{f20} = 0.092$ 。负荷因子表面张力校正： $C_f = C_{f20} \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.5} = 0.0950$

故泛点气速： $u_{\max} = C \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}\right)^{0.5} = 0.0258 \times 17.09 = 1.623\text{m}/2$

对提馏段：

$$\left(\frac{L_s}{V_s}\right) \left(\frac{\rho_L}{\rho_V}\right)^{0.5} = \left(\frac{0.00255}{0.52}\right) \left(\frac{924.0}{3.48}\right)^{0.5} = 0.0894$$

查表<sup>[1:1]</sup>可得,  $C_{f20} = 0.082$ 。负荷因子表面张力校正:  $C_f = C_{f20} \left( \frac{\sigma}{20} \right)^{0.5} = 0.0837$

故泛点气速:  $u_{\max} = C \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5} = 0.0258 \times 16.264 = 1.28 \text{m/s}$

3. 综合考虑, 泛点气速取为更低的泛点气速1.28m/s的75%, 即0.96m/s

4. 精馏段塔径  $D = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}} = 0.83 \text{m}$

取整为1000mm, 此时操作气速分别为  $4 \times 0.519 / (\pi \times 1^2) = 0.661 \text{m/s}$ ,  $4 \times 0.494 / (\pi \times 1^2) = 0.629 \text{m/s}$ 。塔横截面积为  $0.79 \text{m}^2$ 。

## 8.4 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. 出口堰长 $l_w$

取  $l_w = 0.7D = 0.7 \text{m}$ , 此时, 精馏, 提馏段的溢流强度分别为  $E = L_R / l_w = 2.196, 10.394 / 0.7 = 3.13714, 14.8486 \text{m}^2/\text{h}$ , 其中  $L_R$  为液相体积流量。

#### 2. 出口堰高 $h_W$

由  $l_w / D = 0.7$ ,  $L_R / l_w^{2.5} = 2.196, 10.394 / 0.7^{2.5} = 5.357, 25.35$ , 查表<sup>[2]</sup>可得液流收缩系数  $E = 1.01, 1.03$ 。

于是堰上溢流高度

$$h_{ow} = 0.00284 \times E \left( \frac{L_R}{l_w} \right)^{\frac{2}{3}} = 0.00284 \times 1.01, 1.03 \times (2.196, 10.394 / 0.7)^{\frac{2}{3}} = 0.00615, 0.01767 \text{m} \geq 0.006 \text{m}$$

因此出口堰高  $h_W = H_L - h_{ow} = 0.047, 0.087 - 0.00615, 0.01767 = 0.04085, 0.06933 \text{m}$ , 实际分别取0.05, 0.07m

#### 3. 降液管宽度与面积

由  $l_w / D = 0.7$ , 查表<sup>[3]</sup>可得  $W_d / D = 0.14$ ,  $A_f / A_T = 0.087$ , 其中  $A_T = 0.785 \text{m}^2$  为塔内空间的横截面积。

即: 宽度  $W_d = 0.14D = 0.14 \text{m}$ , 面积  $A_f = 0.785 \times 0.09 = 0.0707 \text{m}^2$

此时, 液体在降液管内停留的时间  $\tau = A_f H_T / L_R = 0.0707 \times 0.5 / 0.00061, 0.00296 = 57.95, 11.94 \text{s} \geq 5 \text{s}$ , 符合条件。

#### 4. 降液管底隙高度

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  $u_{0,L} = 0.04, 0.11 \text{m/s}$ , 则

$$h_0 = \frac{L_{R,s}}{L_W u_{0,L}} = \frac{0.00061, 0.00289}{0.7 \times 0.04, 0.11} = 0.0218, 0.0375 \text{m} > 0.02 \text{m}$$

满足要求。

### 2. 塔板布置

#### 1. 塔板分布

由塔径为1000mm，因此塔板宜作3块安装。

## 2. 边缘区、安定区宽度

本设计取边缘区宽度 $W_C = 60\text{mm}$ ，安定区宽度 $W_S = 75\text{mm}$ 。

## 3. 开孔区面积

$$r = D/2 - W_C = 0.8 - 0.060 = 0.740\text{m}$$
$$x = D/2 - W_d - W_S = 0.8 - 0.224 - 0.100 = 0.675\text{mm}$$

因此开孔区面积 $A_a = 2 \left[ x \sqrt{r^2 - x^2} + \frac{\pi}{180} \arcsin \left( \frac{x}{r} \right) \right]$

$$= 2 \left[ 0.226 + \frac{\pi}{180} 0.44^2 \arcsin \left( \frac{0.285}{0.44} \right) \right]$$
$$= 0.46\text{m}^2$$

## 4. 开孔数与开孔率

取筛孔半径为 $d_0 = 5\text{mm}$ ，正三角形排列；筛板使用碳钢，厚度 $\delta = 3\text{mm}$ ，孔的距径比分别为 $t/d_0 = 3.3, 2.7$ ，即 $t = 5 * 3.3, 2.7 = 9.9, 8.1\text{mm}$ 。

$$\text{每层塔板的开孔数 } n = \left( \frac{1158 \times 10^3}{t^2} \right) A_a = \left( \frac{1158 \times 10^3}{9.9^2, 8.1^2} \right) 1.304 = 5435, 8119(\text{个})$$

$$\text{塔板开孔率 } \varphi = \frac{0.907}{(t/d_0)^2} = \frac{0.907}{3.3^2, 2.7^2} = 0.0813, 0.124 \in [5\%, 15\%], \text{ 满足条件。}$$

$$\text{每层塔板的开孔面积 } A_0 = \varphi A_s = 0.0813, 0.124 \times 0.46 = 0.0374, 0.057\text{m}^2$$

$$\text{气体通过筛孔的气速 } u_{0,V} = V_{R,s}/A_0 = 0.519, 0.494/0.0374, 0.057 = 13.877, 8.67\text{m/s}$$

## 3. 塔高

- 精馏段： $Z_1 = (N_{p1} - 1)H_T = 7 \times 0.5 = 3.5\text{m}$
- 提馏段： $Z_2 = (N_{p2} - 1)H_T = 11 \times 0.5 = 5.5\text{m}$
- 总高： $Z = Z_1 + Z_2 = 9\text{m}$

# 8.5 塔板上的流体力学验算

## 8.5.1 气体通过筛板压降的验算

### 1. 气体通过干板的压降

由 $\delta/d_0 = 0.6$ ，开孔率 $\varphi = 0.0813, 0.124$ ，查表<sup>[4]</sup>可知，精馏段，提馏段孔流系数分别为 $C_0 = 0.75, 0.72$ 。

$$h_d = 0.051 \left( \frac{u_{0,V}}{C_0} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$
$$h_{d,1} = 0.051 \left( \frac{13.877}{0.78} \right)^2 \frac{2.888}{845.95} = 0.0551\text{m}(\text{精馏段})$$
$$h_{d,2} = 0.051 \left( \frac{8.67}{0.72} \right)^2 \frac{3.48}{815.6} = 0.316\text{m}(\text{提馏段})$$

### 2. 气体通过板上液层的压降

$h_L = \beta(h_w + h_{ow}) = \beta H_L$ ，其中 $H_L$ 为板上的液层高度。

对于单流型塔，有效截面的空气速 $u_a = \frac{V_{R,s}}{A_T - 2A_f} = \frac{0.539}{0.785 - 2 \times 0.707} = 0.806, 0.768 \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$

因此，动能因子

$F_a = u_a \sqrt{\rho_V}$

$$F_{a,1} = 0.806 \times \sqrt{2.89} = 1.37$$
$$F_{a,2} = 0.768 \times \sqrt{3.48} = 1.43$$

查表求液层充气系数 $\beta$ ， $\beta = 0.6$ 。

因此，通过板上液层的压降，式中 $H_L$ 为板上液层厚度，如下：

$$h_f = \beta H_L$$
$$h_{f,1} = 0.0282 \text{m}$$
$$h_{f,2} = 0.0522 \text{m}$$

3. 单板压降

$$h_f = h_d + h_L$$
$$h_{f,1} = 0.0551 + 0.0282 = 0.0833 \text{m}$$
$$h_{f,2} = 0.0316 + 0.0522 = 0.838 \text{m}$$

因此压降 $\Delta P_f = \rho_L g h_f$ ，也即：

$$\Delta P_{f,1} = 845.95 \cdot g \cdot 0.0833 = 691.3 \text{Pa}$$
$$\Delta P_{f,2} = 815.6 \cdot g \cdot 0.0838 = 670.5 \text{Pa}$$

单板压降偏高，此处暂时不做调整，若要调整，应增大开孔率 $\varphi$ 和减小板上液层厚度,重复以上计算。

8.5.2 雾沫夹带量的验算

塔内气速 $u_n = \frac{V_{R,s}}{A_T - A_f} = \frac{0.519, 0.494}{0.785 - 0.0707} = 0.727, 0.691 \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$

取板上泡沫层厚度为液层的2.5倍。

则雾沫夹带量 $e_V = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{\sigma_m} \cdot \left( \frac{u_n}{H_T - H_f} \right)$ ，故有：

$$e_{v,1} = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{21.32 \times 10^{-3}} \cdot \left( \frac{0.727}{6.65 - 0.047} \right)^{3.2} = 0.00208 \text{kg(Liquid)} \cdot \text{kg}^{-1}(\text{Gas})$$
$$e_{v,2} = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{20.85 \times 10^{-3}} \cdot \left( \frac{0.691}{6.33 - 0.087} \right)^{3.2}$$

$$\begin{aligned} & \text{\right)^{3.2}\text{\}} \\ & = 0.00479 \text{\{kg(Liquid)\cdot kg^{-1}\{Gas)\}} \\ & \text{\$} \end{aligned}$$

计算结果不大于  $0.1 \text{kg(Liquid)} \cdot \text{kg}^{-1}(\text{Gas})$ ，满足要求，不发生过量液沫夹带。

### 8.5.3 漏液限计算

按如下经验公式计算漏液点气速：

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

其中， $h_\sigma$ 为克服筛孔处界面张力产生的压降（以清液柱高度计算），计算公式为： $h_\sigma = \frac{4 \times 10^{-3} \sigma_m}{\rho_L d_0}$ ：

$$\begin{aligned} & \text{\$} \\ h_{\{\sigma,1\}} &= \frac{4 \times 10^{-3} \times 21.32}{845.95 \times 9.81 \times 0.004} = 0.00206 \text{\mathrm{m}\} \\ h_{\{\sigma,2\}} &= \frac{4 \times 10^{-3} \times 20.85}{815.6 \times 9.81 \times 0.004} = 0.00208 \text{\mathrm{m}\} \\ & \text{\$} \end{aligned}$$

带入可得：

$$\begin{aligned} & \text{\$} \\ u_{\{om,1\}} &= 4.4 \times 0.78 \sqrt{(0.0056 + 0.13 \times 0.047 - 0.00206)845.95/2.89} = 5.77 \text{\mathrm{m}\cdot \text{s}^{-1}\} \\ u_{\{om,1\}} &= 4.4 \times 0.78 \sqrt{(0.0056 + 0.13 \times 0.087 - 0.00208)815.6/3.48} = 5.91 \text{\mathrm{m}\cdot \text{s}^{-1}\} \\ & \text{\$} \end{aligned}$$

此时  $u_0 = 13.877, 8.67 \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ，基本符合条件，提馏段孔速偏低。此处不再调整，如要调整，应减小开孔率和降低板上液层厚度，再行计算。

### 8.5.4 液泛的计算

为防止液泛，应该使得降液管清液高度  $H_d \leq (H_T + h_W)$ ，而  $H_d = h_f + H_L + \Sigma h_f$ 。

降液管阻力： $\Sigma h_f = 0.153 \left( \frac{L_{R,s}}{L_W h_0} \right)^2$ ，故：

$$\begin{aligned} & \text{\$} \\ \Sigma H_{\{f,1\}} &= 0.153 \left( \frac{0.00061}{0.7 \times 0.0218} \right)^2 \\ &= 0.00616 \text{\mathrm{m}\} \\ \Sigma H_{\{f,1\}} &= 0.153 \left( \frac{0.00289}{0.7 \times 0.0375} \right)^2 \\ &= 0.0168 \text{\mathrm{m}\} \\ & \text{\$} \end{aligned}$$

因此，管内清液层高度  $H_d = h_f + H_L + \Sigma h_f$ ，有：

$$\begin{aligned} H_{d,1} &= 0.0282 + 0.087 + 0.00616 = 0.121 \text{m} \\ H_{d,2} &= 0.0522 + 0.047 + 0.0168 = 0.116 \text{m} \end{aligned}$$

取泡沫相对密度  $\Phi = 0.5$ ，故允许的最大清液层高度  $\Phi(H_T + h_W) = 0.270, 0.284 \text{m}$

因此  $H_d \leq \Phi(H_T + h_W)$  成立，故，不会发生液泛。

经过以上的流体力学验算，可以认为，精馏塔塔径与塔板工艺尺寸合适。

## 8.6 精馏、提馏段塔板负荷性能图

负荷性能图的绘制过程如下：

### 8.6.1 雾沫夹带线

液沫夹带量按照如下的经验公式计算：

$$e_V = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{\sigma_m} \cdot \left( \frac{u_n}{H_T - H_f} \right)^{3.2}$$

其中， $u_n = \frac{V_{R,s}}{A_T - A_F} = 0.621V_{R,s}$ 。

取塔上泡沫层厚度 $H_f$ 为板上液层厚度的2.5倍，则：

$$\begin{aligned} H_f &= 2.5H_L = 2.5(h_w + h_{ow}) \\ &= 2.5 \times \left[ 0.04085, 0.06933 + 0.00284 \left( \frac{3600L_{R,s}}{0.7} \right)^{\frac{2}{3}} \right] \\ &= 0.2043 + 0.4231L_1^{\frac{2}{3}} \text{ m} \\ &= 0.3467 + 0.4231L_2^{\frac{2}{3}} \text{ m} \end{aligned}$$

取 $e = 0.1$ ：

$$\left( \frac{0.621V}{0.2957, 0.3467 - 0.4231L^{\frac{2}{3}}} \right)^{3.2} = \frac{21.32, 20.85 \times 10^2}{5.7} = 373.947, 365.741$$

$$\frac{0.621V}{0.2957, 0.3467 - 0.4231L^{\frac{2}{3}}} = 6.368, 6.324$$

$$\frac{V}{0.4762, 0.5583 - 0.6813L^{\frac{2}{3}}} = 10.255, 10.184$$

最终可得：

$$\begin{aligned} V_1 &= 4.883 - 6.987L_1^{\frac{2}{3}} \\ V_2 &= 5.686 - 6.939L_2^{\frac{2}{3}} \end{aligned}$$

### 8.6.2 液泛线（气相负荷上限线）

液泛条件： $\Phi(H_T + h_w) = h_f + h_w + h_{ow} + \Sigma H_f$ ，其中泡沫相对密度 $\Phi = 0.5$



板压降 $h_f = h_d + h_L$ ，其中 $h_d = 0.051\left(\frac{u_{0,V}}{C_0}\right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 0.051\left(\frac{V}{C_0 A_0}\right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$ ：

$$h_{d1} = 0.051\left(\frac{V_1}{0.75 \times 0.0374}\right)^2 \frac{2.89}{845.95} = 0.0221V_1^2$$

$$h_{d2} = 0.051\left(\frac{V_2}{0.72 \times 0.057}\right)^2 \frac{3.48}{815.6} = 0.0129V_2^2$$

液泛条件可改写如下： $\Phi(H_T + h_w) = h_d + (\beta + 1)(h_w + h_{ow}) + \Sigma H_f$

而 $h_L = \beta(h_w + h_{ow}) = \beta H_L$ ，有：

$h_w = 0.0264\text{m}$ ， $\beta$ 可取0.6。

$h_{ow} = 0.00284E\left(\frac{3600L}{L_W}\right)^{\frac{2}{3}}$ ，其中液流收缩系数 $E$ 不妨取1，有： $h_{ow} = 0.846L^{\frac{2}{3}}$

$$\Sigma H_f = 0.153\left(\frac{L}{L_W h_0}\right)^2 = 0.153\left(\frac{L}{0.7 \times 0.0218, 0.0375}\right)^2 = 657, 222L^2$$

综上，有：

$$\begin{aligned} 0.5 \times (0.5 + 0.00615) &= 0.0221V_1^2 + 1.6(0.00615 + 0.846L_1^{\frac{2}{3}}) + 657L_1^2 \\ 0.5 \times (0.5 + 0.01767) &= 0.0129V_2^2 + 1.6(0.01767 + 0.846L_2^{\frac{2}{3}}) + 222L_2^2 \end{aligned}$$

化简，得：

$$\begin{aligned} &0.04171 + 0.9772L_1^{\frac{2}{3}} + 150.6L_1^2 + 0.0547V_1 = 0.2632 \\ &0.04171 + 0.9772L_2^{\frac{2}{3}} + 150.6L_2^2 + 0.0566V_2 = 0.2632 \\ &V_1 = 4.049 - 17.87L_1^{\frac{2}{3}} - 2753L_1^2 \\ &V_2 = 3.913 - 17.27L_2^{\frac{2}{3}} - 2660L_2^2 \end{aligned}$$

### 8.6.3 漏液线

漏液点气速为： $= 4.4C_0\sqrt{(0.0056 + 0.13h_L)\frac{\rho_L}{\rho_V}}$  (筛孔界面张力忽略不计)

其中， $h_L = h_W + h_{ow} = 0.0264 + 0.6185L^{\frac{2}{3}}$

化简可得：

$$\begin{aligned} V_1^2 &= 0.0511 + 0.6204L_1^{\frac{2}{3}} \\ V_2^2 &= 0.114 + 0.827L_2^{\frac{2}{3}} \end{aligned}$$

### 8.6.4 液相负荷下限线

取液流收缩系数 $E = 1.0$ ，堰上液流高度 $h_{0w} = 0.006\text{m}$ ，即有：

$$0.61855L^{\frac{2}{3}} = 0.06, \text{ 解之可得： } L = 9.55 \times 10^{-4} \text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

## 8.6.5 液相负荷上限线

取 $\tau_{\min} = 5\text{s}$ , 则

$$L_{s,\max} = \frac{H_T A_f}{\tau} = \frac{0.5 \times 0.0707}{5} = 0.00707 \text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

## 8.6.6 操作线 with 操作弹性

由8.2可知, 精馏段操作气液比 $V_R/L_R = 851.5$ , 提馏段 $V_R/L_R = 171.3$ 。

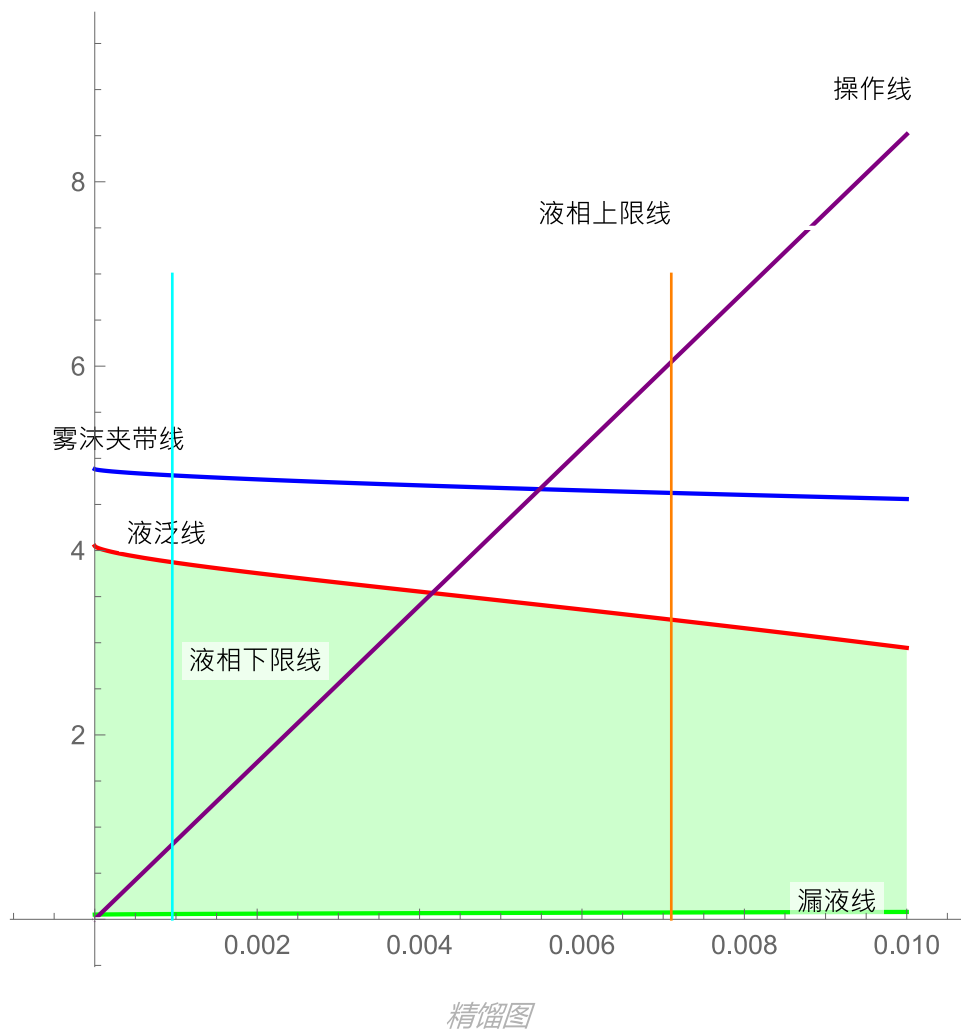
绘图代码如下:

```
wm := 4.883 - 6.987 L^(2/3)
wm2 := 5.686 - 9.939 L^(2/3)
yf := 4.049 - 17.87 L^(2/3) - 2753 L^2
yf2 := 3.913 - 17.27 L^(2/3) - 2660 L^2
ly := 0.0511 + 0.620 L^(2/3)
ly2 := 0.114 + 0.827 L^(2/3)
op := 851.5 L
op2 := 171.3 L
yx := Line[{{9.55*10^(-4), 0}, {9.55*10^(-4), 7}}]
ys := Line[{{0.0071, 0}, {0.0071, 7}}]

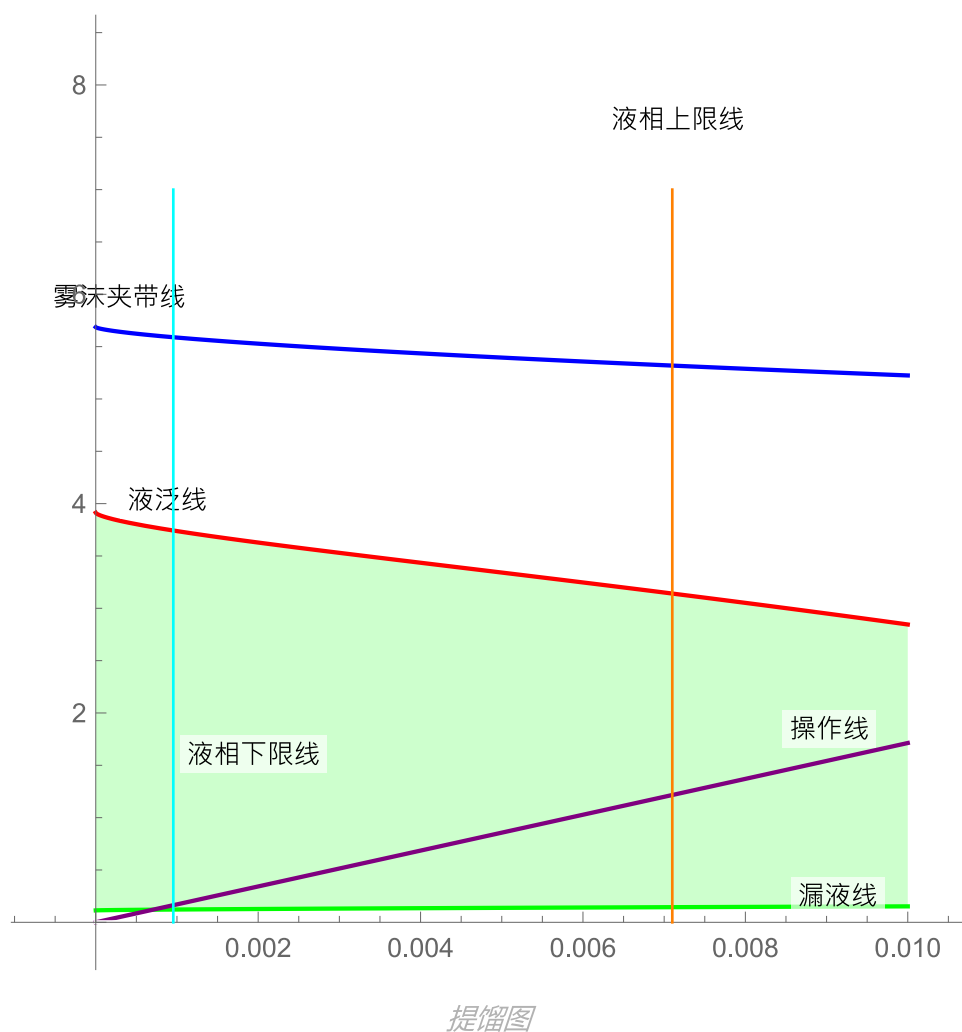
Legends =
  Placed[{"雾沫夹带线", "液泛线", "漏液线", "操作线",
styleColor = {Blue, Red, Green, Purple, White, White};

Plot[{wm, yf, ly, op, 0, 7.5}, {L, 0, 0.01}, PlotLabels -> Legends,
PlotStyle -> styleColor, PlotRange -> Full, Filling -> {3 -> {2}},
AspectRatio -> 1, Epilog -> {{{Cyan, yx}, {Orange, ys}}}]

Plot[{wm2, yf2, ly2, op2, 0, 7.5}, {L, 0, 0.01},
PlotLabels -> Legends, PlotStyle -> styleColor, PlotRange -> Full,
Filling -> {3 -> {2}}, AspectRatio -> 1,
Epilog -> {{{Cyan, yx}, {Orange, ys}}}]
```



从图中可以看出，操作线的上限由液泛控制，下限由液相下限线控制。其操作弹性为： $\frac{3.54}{851.5 \times 0.00096} = 4.33$ 。



从图中可以看出，操作线的上限由液相上限控制，下限由液相下限控制，其操作弹性为： $\frac{0.0071}{0.00096} = 7.39$

### 8.6.7 精馏段，提馏段设计计算结果一览表

项目	符号	单位	精馏段	提馏段
平均压力	$p_m$	$\mathrm{kPa}$	108.1	115.1
平均温度	$t_m$	$\mathrm{^{\circ}C}$		
平均气相流量	$V_s$	$\mathrm{m^3/s}$		
平均液相流量	$L_s$	$\mathrm{m^3/s}$		
实际塔板数	$N_P$	块		
板间距	$H_T$	$\mathrm{m}$		
塔段有效高度	$Z$	$\mathrm{m}$		
塔径	$D$	$\mathrm{m}$		
空塔气速	$u$	$\mathrm{m/s}$		

项目	符号	单位	精馏段	提馏段
塔板液流形式				
溢流管形式				
溢流堰长	$L_W$	$\mathrm{m}$		
溢流堰高	$h_W$	$\mathrm{m}$		
溢流堰宽	$W_d$	$\mathrm{m}$		
降液管底隙高度	$H_0$	$\mathrm{m}$		
板上清液层高度	$H_L$	$\mathrm{m}$		
孔径	$d_0$	$\mathrm{mm}$		
孔间距	$t$	$\mathrm{mm}$		
孔数	$n$	$\mathrm{个}$		
开孔面积	$A_0$	$\mathrm{m}^2$		
筛孔气速	$u_0$	$\mathrm{m/s}$		
塔板压降	$h_f$	$\mathrm{kPa}$		
降液管停留时间	$\tau$	$\mathrm{s}$		
降液管清液高度	$H_d$	$\mathrm{0.176}$		
雾沫夹带	$e_V$	$\mathrm{kg/kg}$		
负荷上限				
符合下限				
气相最大负荷	$V_{R,s,\max}$	$\mathrm{m}^3/\mathrm{s}$		
气相最小负荷	$V_{R,s,\min}$	$\mathrm{m}^3/\mathrm{s}$		
操作弹性				

## 参考文献

1. 管国锋等.化工原理（第四版）[M].化学工业出版社，2015:360，图8-25↩↩
2. 管国锋等.化工原理（第四版）[M].化学工业出版社，2015.356：图8-19↩
3. 管国锋等.化工原理（第四版）[M].化学工业出版社，2015.354：图8-17↩
4. 管国锋等.化工原理（第四版）[M].化学工业出版社，2015.357：图8-21↩

5. 管国锋等.化工原理（第四版）[M].化学工业出版社,  
2015.358: 图8-23 [↩](#)