

# 设计目录

[toc]

1. 一、设计任务
2. 二、设计条件
3. 三、物性数据
  - 3.1 (1) 简单物性
  - 3.2 (2) 饱和蒸汽压
  - 3.3 (3) 组分的液相密度
  - 3.4 (4) 组分的表面张力
  - 3.5 (5) 组分的气化潜热
  - 3.6 (6) 组分的比热容
  - 3.7 (7) 组分粘度数据
  - 3.8 (8)其它物性数据
4. 四、工艺说明与流程
  - 4.1 工艺说明
  - 4.2 工艺流程
5. 五、全塔物料衡算
  - 5.1 5.1 料液与产品中苯的摩尔分数
  - 5.2 5.2 平均摩尔质量
  - 5.3 5.3 进出物料流量
6. 六 塔板数的确定
  - 6.1 6.1 理论塔板数 $N_T$ 的求取
    - 6.1.1 6.1.1 相平衡数据求取
    - 6.1.2 6.1.2 确定操作回流比
    - 6.1.3 6.1.3 求理论板数
  - 6.2 6.2 实际塔板数 $N_p$ 
    - 6.2.1 6.2.1 全塔效率 $E_T$
    - 6.2.2 6.2.2 实际塔板数 $N_P$
7. 七、全塔热量衡算
  - 7.1 7.1 进料焓  $H_F$  的计算
  - 7.2 7.2 预热器供热 $Q_F$ 的计算
    - 7.2.1 进料泡点温度
    - 7.2.2 平均比热容
  - 7.3 7.3塔顶产品焓的计算
    - 7.3.1 塔顶产品泡点温度
    - 7.3.2 平均比热容
    - 7.3.3 塔顶产品焓
  - 7.4 7.4 全凝器冷凝负荷 $Q_C$ 的计算
    - 7.4.1 7.4.1 塔顶蒸汽平均冷凝潜热
    - 7.4.2 7.4.2 塔顶蒸汽冷凝负荷

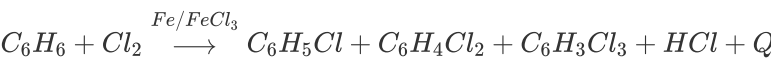
- 7.5 7.5 塔底产品焓 $H_W$ 的计算
  - 7.5.1 7.5.1 塔底产品泡点温度
  - 7.5.2 7.5.2 平均比热容
  - 7.5.3 7.5.3 塔底产品焓
- 7.6 7.6 再沸器热负荷 $Q_R$ 的计算
  - 7.6.1 7.6.1 塔底产品平均气化潜热
  - 7.6.2 7.6.2 再沸器热负荷
- 7.7 7.7 全塔热量衡算
- 8. 八、筛板塔设计计算
  - 8.1 8.1 精馏段、提馏段设计计算
    - 8.1.1 8.1.1 平均压力
    - 8.1.2 8.1.2 平均温度
    - 8.1.3 8.1.3 平均分子量
    - 8.1.4 8.1.4 液相平均密度
    - 8.1.5 8.1.5 气相平均密度
    - 8.1.6 8.1.6 平均表面张力
    - 8.1.7 8.1.7 平均粘度
  - 8.2 8.2 气液负荷
  - 8.3 8.3 塔径
  - 8.4 8.4 塔板工艺结构尺寸的设计与计算
  - 8.5 8.5 塔板上的流体力学验算
    - 8.5.1 8.5.1 气体通过筛板压降的验算

1.5万吨每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<sup>[1]</sup>。

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。

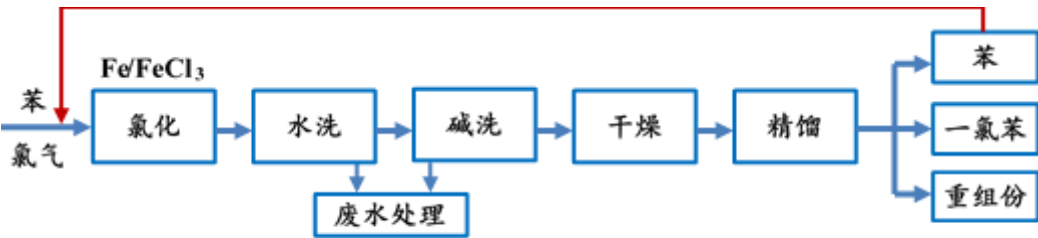


图 1 一氯苯生产流程框图

图1

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

# 一、设计任务

- 1. 年产氯苯 15000t;
- 2. 原料液中含苯 65% (质量分数, 下同) , 即含氯苯 35%;
- 3. 塔底氯苯产品纯度 99.8%, 塔顶馏出液中含氯苯不高于 1%。

# 二、设计条件

- 1. 塔顶压力: 4kPa (表压) ;
- 2. 进料热状态: 饱和液体进料 ( $q = 1$ ) ;
- 3. 塔釜加热蒸汽压力: 506kPa;
- 4. 单板压降: 不大于0.7kPa;
- 5. 工时: 24 小时连续运行, 每年运行时间 8000h;
- 6. 回流比: 自定。

# 三、物性数据

根据[2]获取苯的物性数据, [3]获取氯苯的物性数据。根据[4]进行单位换算工作。以下代表物质的下标中, 使用A代表苯, B代表氯苯

## (1) 简单物性

苯的分子量为78.115, 苯的沸点为80.1°C;[3:1]氯苯的分子量为112.559, 沸点Tb=131.7°C。

## (2) 饱和蒸汽压

数据来源中, 不同温度下, 饱和蒸汽压的单位并不统一, , 按照  $1mmHg = 0.1333kPa$  ,  $1atm = 101.33kPa$  进行换算。

组分的饱和蒸汽压随温度关系如下表所示:

温度/°C	$p_A^\circ/kPa$	$p_B^\circ/kPa$
10	6.069	-
20	10.024	-
30	15.871	2.099
40	24.308	3.52
50	36.079	5.678

温度/℃	$p_A^\circ/\text{kPa}$	$p_B^\circ/\text{kPa}$
60	52.063	8.846
70	73.256	13.371
80	100.763	19.654
90	135.78	28.143
100	176.943	39.748
110	234.376	53.393
120	300.342	73.008
130	379.582	96.684
140	473.616	126.042

### (3) 组分的液相密度

数据来源中，液相密度单位为 $g/cm^3$ ，统一化为 $kg/m^3$

组分的液相密度如下表所示：

温度/℃	$\rho_A/\text{kPa}$	$\rho_B/\text{kPa}$
10	887.3	1118
20	877.4	1107
30	867.5	1097
40	857.3	1086
50	847.0	1075
60	836.6	1064
70	825.9	1053
80	815.0	1042
90	803.9	1031
100	792.5	1019
110	780.8	1008
120	768.9	996.4
130	756.7	984.7

温度/°C	$\rho_A/\text{kPa}$	$\rho_B/\text{kPa}$
140	744.1	972.9

进行线性拟合可得：

$$\rho_A = 912.13 - 1.1886t$$
$$\rho_B = 1124.4 - 1.0657t$$

## (4) 组分的表面张力

查找的数据中，表面张力非国际单位制，按照[\[4:1\]](#)1达因/厘米 = 1 × 10<sup>-3</sup>牛顿/米 = 1mN/m换算。

组分的表面张力如下：

温度/°C	$\sigma_A/(mN/m)$	$\rho_B/(mN/m)$
10	30.09	33.96
20	28.8	32.8
30	27.52	31.64
40	26.25	30.49
50	24.99	29.35
60	23.74	28.21
70	22.5	27.08
80	21.27	25.96
90	20.06	24.85
100	18.85	23.75
110	17.66	22.65
120	16.49	21.57
130	15.32	20.49
140	14.17	19.42

对于混合液的表面张力 $\sigma_m$ 按照下式计算：

$$\sigma_m = \frac{\sigma_A \sigma_B}{\sigma_A x_B + \sigma_B x_A},$$

式中 $x_A, x_B$ 为A, B组分的摩尔分数。

## (5) 组分的气化潜热

查找的数据中，表面张力非国际单位制，按照[4:2](#)1卡/克分子=4.1868J/mol=4.1868kJ/kmol换算。

两纯组分的气化潜热如下表所示：

温度/℃	$\gamma_A/(kJ/mol)$	$\gamma_B/(kJ/mol)$
10	34080.55	41085.07
20	33678.62	40729.19
30	33251.57	40352.38
40	32807.76	39954.63
50	32334.66	39540.14
60	31844.8	39100.53
70	31325.64	38644.16
80	30785.54	38166.87
90	30220.32	37668.64
100	29629.98	37145.29
110	29014.52	36605.19
120	28369.76	36044.16
130	27691.5	35458
140	26988.11	34850.92

纯组分的气化潜热与温度关系如下：

$$\frac{r_2}{r_1^{0.38}} = \left( \frac{t_c - t_2}{t_c - t_1} \right)^{0.38}$$

其中， $t_c$ 为临界温度。氯苯的临界温度为359.2℃

## (6) 组分的比热容

数据换算同（5）。

温度/℃	$C_{pA}/[kJ/(kmol \cdot ^\circ C)]$	$C_{pB}/[kJ/(kmol \cdot ^\circ C)]$
------	-------------------------------------	-------------------------------------

温度/℃	$C_{pA}/[kJ/(kmol \cdot ^\circ C)]$	$C_{pB}/[kJ/(kmol \cdot ^\circ C)]$
10	132.51	149.43
20	134.07	150.01
30	135.82	150.77
40	138.01	152.36
50	140.19	153.57
60	142.38	154.79
70	144.57	157.55
80	146.95	160.4
90	149.76	163.24
100	152.57	166.13
110	156.13	169.02
120	160.3	171.99
130	163.63	174.97
140	167.38	177.98

## (7) 组分粘度数据

按 1厘泊 =  $1 \times 10^{-3} Pa \cdot s = 1mPa \cdot s$ 换算。

温度/℃	$\mu_A/(mPa \cdot s)$	$\mu_A/(mPa's)$
10	0.742	0.916
20	0.638	0.804
30	0.554	0.712
40	0.485	0.635
50	0.429	0.57
60	0.381	0.515
70	0.342	0.469
80	0.308	0.428
90	0.279	0.394



温度/℃	$\mu_A/(mPa \cdot s)$	$\mu_A/(mPa's)$
100	0.255	0.363
110	0.233	0.337
120	0.215	0.313
130	0.198	0.293
140	0.184	0.274

## (8)其它物性数据

数据来源为[\[2:1\]](#)[\[3:2\]](#)[\[4:3\]](#)。

# 四、工艺说明与流程

## 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。

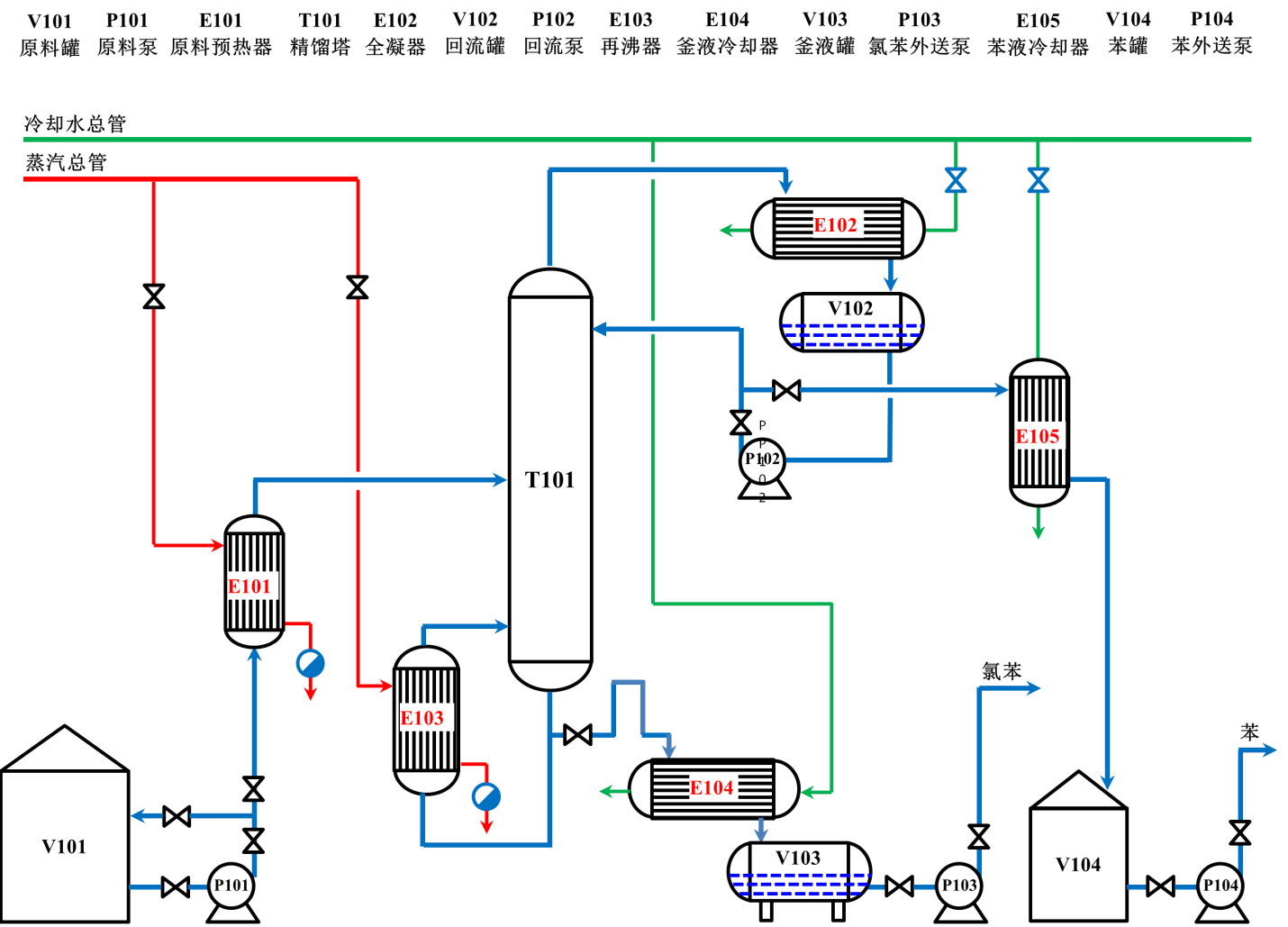


图2 苯-氯苯精馏分离工艺流程简图

图2

## 五、全塔物料衡算

### 5.1 料液与产品中苯的摩尔分数

苯和氯苯的摩尔质量分别为 $78.11\text{kg/kmol}$ 和 $112.61\text{kg/kmol}$ 。

1. 进料液，含苯65%， $x_F = \frac{65/78.11}{65/78.11+53/112.61} = 0.728$
2. 塔顶产物，含苯99%， $x_D = \frac{99/78.11}{99/78.11+1/112.61} = 0.993$
3. 塔底产物，含苯0.2%， $x_W = \frac{0.2/78.11}{0.2/78.11+99.8/112.61} = 0.00288$

### 5.2 平均摩尔质量

1. 进料液， $M_F = 78.11 \times 0.728 + 112.61 \times (1 - 0.728) = 87.49\text{kg/kmol}$
2. 塔顶产物， $M_D = 78.11 \times 0.993 + 112.61 \times (1 - 0.993) = 78.35\text{kg/kmol}$
3. 塔底产物， $M_W = 78.11 \times 0.00288 + 112.61 \times (1 - 0.00288) = 112.5\text{kg/kmol}$

### 5.3 进出物料流量

按照条件，年产量为 $15000\text{t/a}$ ；年工作时间 $8000\text{h}$ ，因此塔底产物质量流量 $W' = 1875\text{kg/h}$ 。

- 全塔物料衡算： $F' = D' + W'$
- 轻组分物料衡算： $0.65F' = 0.99D' + 0.002W'$

解得：

- 进料质量流量 $F' = 5448\text{kg/h}$ ，合摩尔流量 $5448/87.49 = 62.27\text{kmol/h}$
- 塔顶质量流量 $D' = 3574\text{kg/h}$ ，合摩尔流量 $3574/78.35 = 45.61\text{kmol/h}$
- 塔底质量流量 $W' = 1875\text{kg/h}$ ，合摩尔流量 $1875/112.5 = 16.67\text{kmol/h}$

# 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，可以采用梯级图解法（M-T）法求取，步骤如下：

### 6.1.1 相平衡数据求取

利用相平衡数据，可以x-y之间的关系可根据泡点、露点方程求取。

$$x_A = \frac{P - p_B^0}{p_A^0 - p_B^0}$$
$$y_A = \frac{p_A^0}{P} \times x_A$$

温度	$p_A^0$	$p_B^0$	x	y
80	760	148	1	1
90	1025	205	0.677	0.913
100	1350	293	0.442	0.785
110	1760	400	0.265	0.614
120	2250	543	0.127	0.376
130	2840	719	0.019	0.071
131.8	2900	760	0	0

由于塔内压力仅略高于常压，相差较小，因此所给出的常压下的平衡数据可直接使用。

### 6.1.2 确定操作回流比

对 x-y 线与t-x,y线作图，可得如下的曲线：

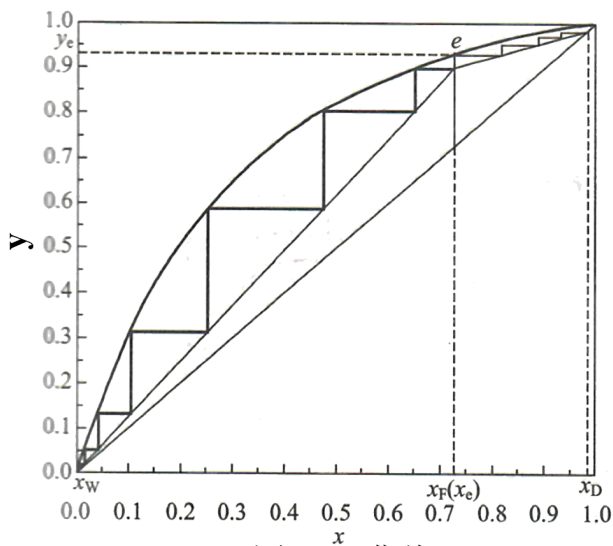


图3  $x \sim y$  曲线

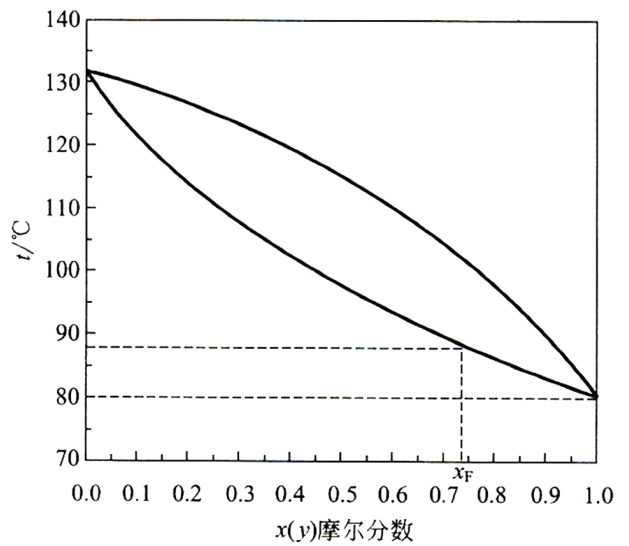


图4  $t \sim x(y)$  曲线

$x-y$ 图,  $t-x,y$ 图

进料 $q$ 值为1, 因此 $y_e = 0.935, x_e = x_F = 0.728, x_D = 0.9860$ , 故最小回流比为:

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

因精馏线距平衡线较近, 理论回流比小, 可取实际回流比为最小回流比的2倍, 即

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

### 6.1.3 求理论板数

已知精馏操作线为:  $y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = 0.33x + 0.66$ ; 提馏操作线为过(0.00288,0.00288)与(0.728,0.900)两点的直线。

由图解可知, 不含塔釜, 需要的理论板数为10.5块, 其中精馏段4块, 提馏段6.5块, 加料板位置为第5块。

## 6.2 实际塔板数 $N_p$

### 6.2.1 全塔效率 $E_T$

选用Drickamer 和Bradford的全塔效率 $E_T$ 与液体粘度 $\mu_L$ 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 $\mu_m$ 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

$(80.36+131.41)/2=105.94^\circ\text{C}$  (取塔顶、塔底温度的算术平均值), 此平均温度下:

$$\mu_A = 0.246 \text{ mPa} \cdot \text{s} \quad \mu_B = 0.352 \text{ mPa} \cdot \text{s}$$

因此有:

$$\mu_{mix} = \mu_A x_F + \mu_B (1 - x_F) = 0.246 * 0.728 + 0.352 * (1 - 0.728) = 0.245$$

$$E_T = 0.17 - 0.016 \ln \mu_{mix} = 0.546$$

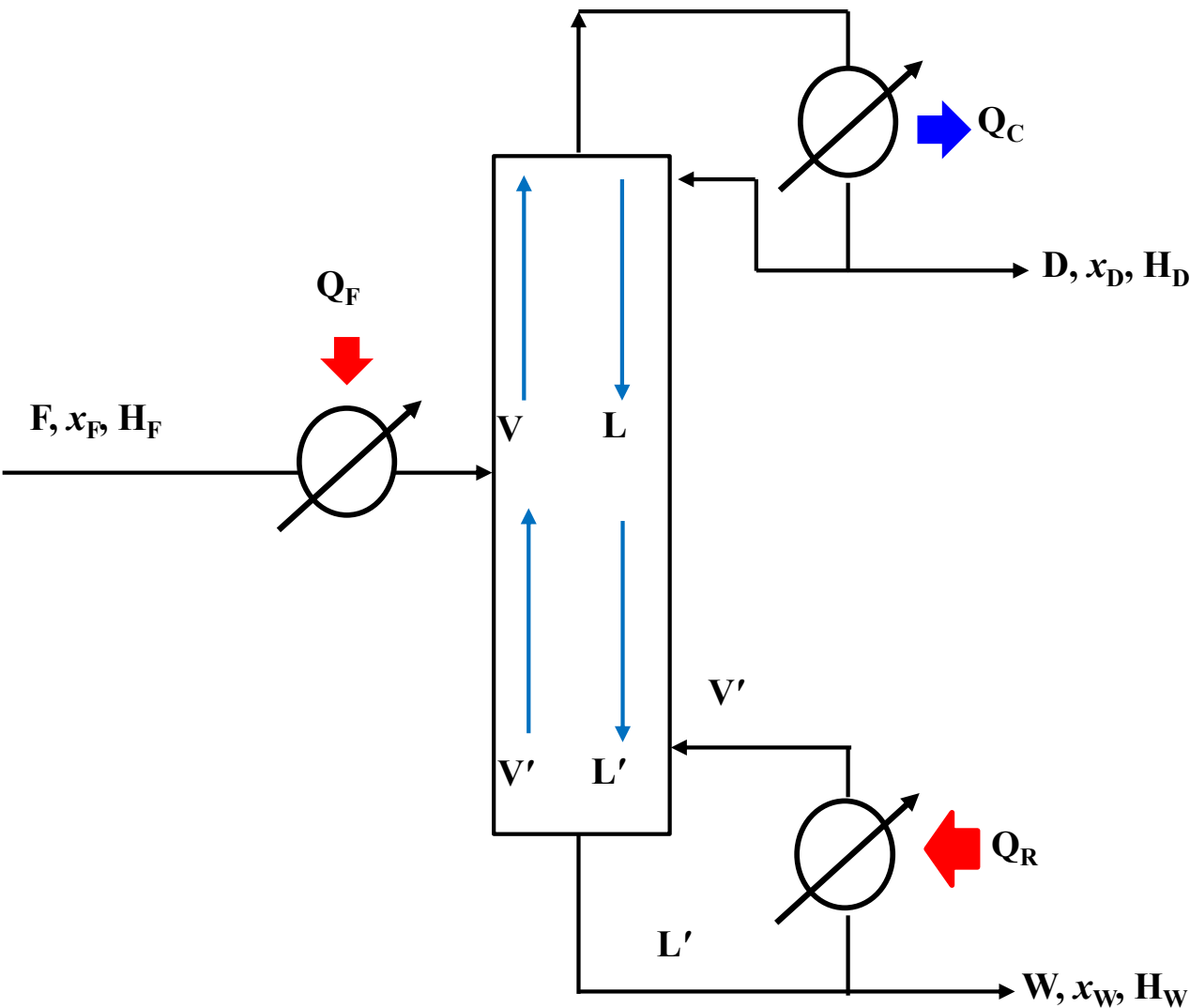
### 6.2.2 实际塔板数 $N_P$

精馏段：4/0.546=7.32，可取8；

提馏段：6.5/0.546=11.9，可取12；

总塔板数：8+12=20块。

# 七、全塔热量衡算



图片5

热量衡算如上图所示。条件如下：

- 1. 泡点进料，泡点回流
- 2. 以0°C时常温下的液态混合物状态作为基准态

全塔热量衡算如下：

$$H_F + Q_F + Q_R = Q_C + H_D + H_W$$

## 7.1 进料焓 $H_F$ 的计算

设进料温度为室温20°C，则定性温度为  $(20 + 0) / 2 = 10^\circ\text{C}$ ，查3.7节表可知，苯与氯苯的比热容分别为132.51, 149.43kJ/(kmol·°C)。

则，其平均比热容 $C_{PFm}$ 为：  $132.51 \times 0.728 + 149.43 \times (1 - 0.728) = 137.71\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$

因此，进料液焓 $H_F = 62.27\text{kmol/h} \times 137.11\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C}) \times (20 - 0)^\circ\text{C} = 1.7 \times 10^5\text{kJ/h}$

## 7.2 预热器供热 $Q_F$ 的计算

### 进料泡点温度

首先计算进料温度。泡点进料，故此即进料泡点。查[5]得苯(A)和氯苯(B)的Antoine常数，有：

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

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

使用如下的 Mathematica 代码求解进料泡点温度：

```
pA:=Exp[15.9008-2788.51/(T-52.36)];
pB:=Exp[16.0676-3295.12/(T-55.6)];
xA=0.728;xB=1-xA;atm=760;
root=FindRoot[xA pA+xB pB==atm,{T,273.15}];
Print[T-273.15/.root]
```

可以得到， $t_{bF} = 88.23^\circ\text{C}$ 。

### 平均比热容

初温： $20^\circ\text{C}$ ，末温： $88.23^\circ\text{C}$ ；故定性温度： $(20 + 88.23)/2 = 54.12^\circ\text{C}$

由表[^chart\_5]知：

苯在 $50^\circ\text{C}$ 时比热容为 $140.19\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$ ； $60^\circ\text{C}$ 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 $53.29^\circ\text{C}$ 时的比热容为：

$$\begin{aligned} C_{PFA} &= C_{P50} + \frac{C_{P60} - C_{P50}}{60 - 50}(54.12 - 50) \\ &= 140.19 + \frac{142.38 - 140.19}{60 - 50} \times 4.12 \\ &= 141.52(\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})) \end{aligned}$$

氯苯在 $50^\circ\text{C}$ 时比热容为 $153.57\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$ ； $60^\circ\text{C}$ 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 $53.29^\circ\text{C}$ 时的比热容为：



$$\begin{aligned}
 C_{PFB} &= C_{P50} + \frac{C_{P60} - C_{P50}}{60 - 50}(54.12 - 50) \\
 &= 153.57 + \frac{154.79 - 153.57}{60 - 50} \times 4.12 \\
 &= 154.07(kJ/(kmol \cdot ^\circ C))
 \end{aligned}$$

故，混合物原料的比热容为：

$$\begin{aligned}
 C_{PFm} &= x_A C_{PFA} + x_B C_{PFB} \\
 &= 0.728 \times 141.52 + (1 - 0.7280) \times 154.07 \\
 &= 144.93(kJ/(kmol \cdot ^\circ C))
 \end{aligned}$$

因此，预热器供热量  $Q_F = F \times C_{PFm} \times \Delta T$

$$\begin{aligned}
 &= 62.27 kmol/h \times 144.93(kJ/(kmol \cdot ^\circ C)) \times 68.23^\circ C \\
 &= 615761 kJ/h \\
 &= 6.1576 \times 10^5 kJ/h
 \end{aligned}$$

## 7.3 塔顶产品焓的计算

### 塔顶产品泡点温度

塔顶出料为泡点出料，苯的摩尔分数为 0.993，氯苯为 0.007。

使用如下的 Mathematica 代码计算：

```

bubblePoint[xA_] := FindRoot[xA pA + (1 - xA) pB == atm, {T, 273.15}];
(T - 273.15) /. bubblePoint[0.993]

```

解得  $t_b D = 80.29^\circ C$ 。

### 平均比热容

定性温度为  $(80.29 + 0)/2 = 40.14^\circ C$ 。

使用如下的代码计算，其中 CpA 和 CpB 为 3.6 节中各组分比热容与温度的关系：

```

CpA={{10,132.51},{20,134.07},{30,135.82},{40,138.01},
{50,140.19},{60,142.38},{70,144.57},{80,146.95},
{90,149.76},{100,152.57},{110,156.13},{120,160.30},
{130,163.63},{140,167.38}};
CpB={{10,149.43},{20,150.01},{30,150.77},{40,152.36},
{50,153.57},{60,154.79},{70,157.55},{80,160.4},
{90,163.24},{100,166.13},{110,169.02},{120,171.99},

```

```
{130,174.97},{140,177.98}}};
fCpA=Interpolation[CpA,InterpolationOrder->1];
fCpB=Interpolation[CpB,InterpolationOrder->1];
xA=0.993;xB=1-xA;
fCpm[T_]:=xA*fCpA[T]+xB*fCpB[T];
fCpm[40.14]
```

可得,  $C_{PDm} = 138.14 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

## 塔顶产品焓

$$\begin{aligned} H_D &= D \times C_{PDm} \times \Delta t_{bd} \\ &= 45.61 \text{ kmol/h} \times 138.14 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C}) \times 80.29^\circ\text{C} \\ &= 505872 \text{ kJ/h} \\ &= 5.059 \times 10^5 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

## 7.4 全凝器冷凝负荷 $Q_C$ 的计算

### 7.4.1 塔顶蒸汽平均冷凝潜热

塔顶产品为泡点出料, 其温度为 $80.29^\circ\text{C}$ 。使用如下的代码来计算其汽化潜热:

```
qianreA={{10,34080.6},{20,33678.6},{30,33251.6},{40,32807.8},{50,32334.7},{60,31844.8},{70,
qianreB={{10,41085.1},{20,40729.2},{30,40352.4},{40,39954.6},{50,39540.1},{60,39100.5},{70,
fqrA=Interpolation[qianreA,InterpolationOrder->1];
fqrB=Interpolation[qianreB,InterpolationOrder->1];
xA=0.993;xB=1-xA;
fqrm[T_]:=xA*fqrA[T]+xB*fqrB[T];
fqrm[80.29]
```

解得平均汽化潜热:  $\gamma_{V_m} = 30820.80 \text{ kJ}/\text{kmol}$ 。

### 7.4.2 塔顶蒸汽冷凝负荷

由前所述, 塔顶产品流量为 $45.61 \text{ kmol/h}$ , 回流比为 $0.492$ , 因此:

$$\begin{aligned} Q_c &= V \times \gamma_{V_m} = (R+1)D \times \gamma_{V_m} \\ &= (0.492+1) \times 45.61 \text{ kmol/h} \times 30820.80 \text{ kJ}/\text{kmol} \\ &= 2.0974 \times 10^6 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

## 7.5 塔底产品焓 $H_W$ 的计算

### 7.5.1 塔底产品泡点温度

流至塔底的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，已知塔底产品组成 $x_W = 0.00288$ 。根据苯和氯苯的Antoine方程，可求出塔底组成下的泡点温度 $t_{bW}$ 。

使用如下的代码进行求解：

```
(T - 273.15) /. bubblePoint[0.00288]
```

解得塔底温度为131.41°C。

### 7.5.2 平均比热容

定性温度为 $131.41/2 = 65.71^\circ\text{C}$

使用如下的代码计算：

```
xA=0.00288;xB=1-xA;  
fCpm[T_]:=xA*fCpA[T]+xB*fCpB[T];  
Print[fCpm[65.71]]
```

可得平均比热容为 $156.4\text{kJ} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$ 。

### 7.5.3 塔底产品焓

摩尔流量： $16.67\text{kmol}/h$

平均比热容： $156.4\text{kJ} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$

温差： $131.41^\circ\text{C}$

塔底产品焓 $H_W = 16.67 \times 156.4 \times 131.41 = 3.43 \times 10^5\text{kJ}/h$

## 7.6 再沸器热负荷 $Q_R$ 的计算

### 7.6.1 塔底产品平均气化潜热

由7.5知，塔底产品的泡点温度为 $131.41^\circ\text{C}$ 。

使用如下的代码计算汽化潜热：

```

xA=0.00288;xB=1-xA;
fqrm[T_]:=xA*fqrA[T]+xB*fqrB[T];
Print[fqrm[131.41]]

```

计算得到，汽化潜热 $\gamma_{V_m} = 35350 \text{ kJ/mol}$ 。

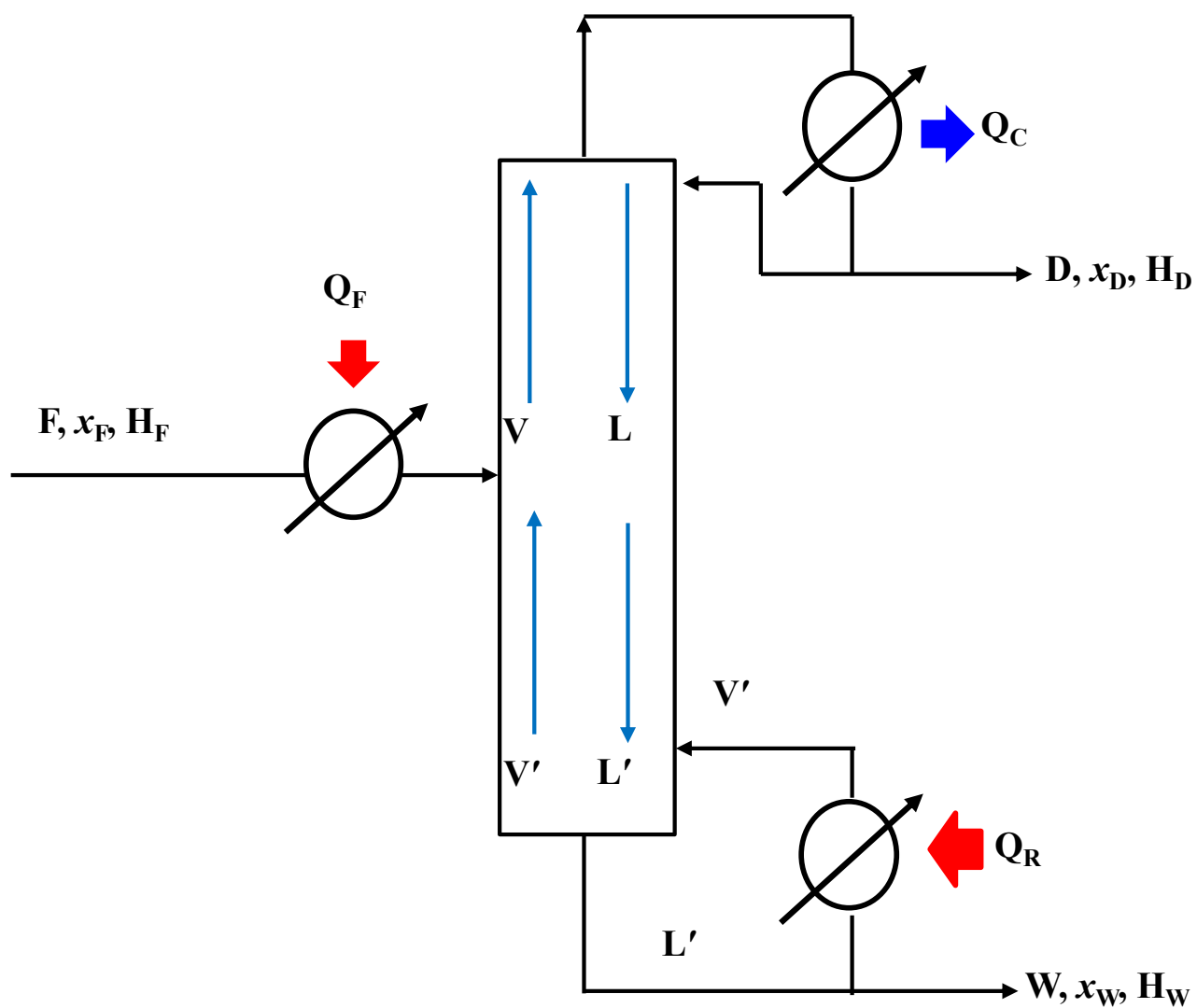
## 7.6.2 再沸器热负荷

如前述，泡点进料，因此 $q = 1$ 。

再沸器气化量 $V' = V - (1 - q)F = V = (R + 1)D = 1.604 \times 45.61 = 73.16 \text{ kmol/h}$

再沸器热负荷 $Q_R = \gamma_{V_m} V' = 2.59 \times 10^6 \text{ kJ/h}$

## 7.7 全塔热量衡算



图片5

热量输入：

- 原料焓:  $1.7 \times 10^5 \text{ kmol/h}$
- 原料预热:  $6.15 \times 10^5 \text{ kmol/h}$
- 再沸器:  $25.9 \times 10^5 \text{ kmol/h}$
- 合计:  $33.8 \times 10^5 \text{ kmol/h}$

热量输出:

- 全凝器冷却:  $20.97 \times 10^5 \text{ kmol/h}$
- 塔顶产品焓:  $5.06 \times 10^5 \text{ kmol/h}$
- 塔底产品焓:  $3.43 \times 10^5 \text{ kmol/h}$
- 合计:  $29.46 \times 10^5 \text{ kmol/h}$

由表格中数据可以看出, 全塔的热量不守恒。可能的原因有:

1. 流体在输送过程中与管道及管道外空气存在热交换, 造成一定量的热损失;
2. 流体在塔内与蒸汽时存在热交换, 同时有相变产生, 过程中存在热损失;
3. 在冷凝过程中由于相变而存在一定的热损失。

## 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 $y_1 = x_D = 0.993, x_1 = y_1 * 101.3/p_a^0 = 0.993 * 101.3/101.9 = 0.987$

进料板 $x_F = 0.728, y_F = p_A^0 * x_A/101.3 = 0.929$

塔底 $x_D = 0.00288, y_D = p_A^0 * x_D/101.3 = 0.0111$

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@{(0.987+0.728)/2,(0.993+0.929)/2}
Print@MeanMmass@{(0.728+0.00288)/2,(0.929+0.0111)/2}
```

精馏段液相平均分子量 $M_{V,m} = 83.03\text{kg/kmol}$ ，气相平均分子量 $M_{V,m} = 79.46\text{kg/kmol}$

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 $M_{V,m} = 96.39\text{kg/kmol}$

#### 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_]:= (x*rhoA[t]+(1-x)*rhoB[t])
Print[rhoMix[84.26,(0.987+0.728)/2],rhoMix[109.82,(0.987+0.728)/2]]
```

可以得到，精馏段平均密度 $\rho_{L,m,\text{精}} = 843.9\text{kg/m}^3$ ，提馏段平均密度 $\rho_{L,m,\text{提}} = 924.0\text{kg/m}^3$

## 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：82.94kg/kmol, 96.39kg/kmol
- 平均温度：84.26°C, 109.82°C

$$\begin{aligned}\rho_V &= \frac{p_m M_{V,m}}{RT_m} \rho_{V,1} = \frac{108.1 \times 82.74}{8.314 \times (273.15 + 84.26)} \\ &= 3.01\text{kg/m}^3 (\text{精馏段}) \\ \rho_{V,2} &= \frac{115.1 \times 96.39}{8.314 \times (273.15 + 109.82)} \\ &= 3.48\text{kg/m}^3 (\text{提馏段})\end{aligned}$$

## 8.1.6 平均表面张力

使用如下的代码计算：

```
{A80,B80}={21.08,26.02}
{A88,B88}={20.20,25.34}
{A131,B131}={15.40,20.38}
sigmaMix[A_,B_,x_]:=A*B/(A*(1-x)+B*x)
(sigmaMix[A80,B80,0.987]+sigmaMix[A88,B88,0.728])/2
(sigmaMix[A88,B88,0.0728]+sigmaMix[A131,B131,0.00288])/2
```

可得精馏段平均表面张力 $\sigma_{m,1} = 21.26\text{mN/m}$ ，提馏段平均表面张力为 $\sigma_{m,2} = 22.85\text{mN/m}$ 。

## 8.1.7 平均粘度

使用如下代码计算

```
{A80,B80}={0.306,0.426}
{A88,B88}={0.279,0.394}
```

```
{A131,B131}={0.197,0.291}
muMix[A_,B_,x_]:=A*x+B*(1-x)
(muMix[A80,B80,0.987]+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 $0.309\text{mPa}\cdot\text{s}$ ，提馏段平均粘度为 $0.254\text{mPa}\cdot\text{s}$

## 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： $V_R = \frac{VM_{V,m}}{\rho_{V,m}} = \frac{68.05 \times 82.49}{3.01} = 1875\text{m}^3/\text{h} = 0.52\text{m}^3/\text{s}$
- 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： $L_R = \frac{VM_{L,m}}{\rho_{L,m}} = \frac{22.44 \times 79.56}{843.0} = 2.196\text{m}^3/\text{h} = 0.0006100\text{m}^3/\text{s}$
- 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： $V_R = 1875\text{m}^3/\text{h} = 0.52\text{m}^3/\text{s}$
- 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： $L_R = \frac{VM_{L,m}}{\rho_{L,m}} = \frac{84.71 \times 100}{924.0} = 9.17\text{m}^3/\text{h} = 0.00255\text{m}^3/\text{s}$

## 8.3 塔径

1. 取塔板间距 $H_T = 500\text{mm}$ ，板上液层高度 $H_L = 60\text{mm}$ ，则板上空间为 $440\text{mm}$ 。
2. 以Smith法求空塔、泛点气速：

对精馏段：

$$\left(\frac{L_s}{V_s}\right) \left(\frac{\rho_L}{\rho_V}\right)^{0.5} = \left(\frac{0.00061}{0.52}\right) \left(\frac{843.0}{3.001}\right)^{0.5} = 0.0191$$

查表<sup>[6]</sup>可得， $C_{f20} = 0.065$ 。负荷因子表面张力校正： $C_f = C_{f20} \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.5} = 0.0670$

对提馏段：

$$\left(\frac{L_s}{V_s}\right) \left(\frac{\rho_L}{\rho_V}\right)^{0.5} = \left(\frac{0.00255}{0.52}\right) \left(\frac{924.0}{3.48}\right)^{0.5} = 0.0797$$

查表<sup>[6:1]</sup>可得， $C_{f20} = 0.025$ 。负荷因子表面张力校正： $C_f = C_{f20} \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.5} = 0.0258$

综合两段，取更低值 $C = 0.0258$ 。

故泛点气速： $u_{\max} = C \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}\right)^{0.5} = 0.0258 \times 16.264 = 0.420\text{m/s}$

3. 取操作气速为泛点气速的75%，即 $0.315\text{m/s}$



$$4. \text{ 精馏段塔径 } D = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}} = 1.45\text{m}$$

取整为1600mm，此时操作气速为  $4 \times 0.52 / (\pi \times 1.6^2) = 0.259\text{m/s}$ ，塔横截面积为  $8.042\text{m}^2$ 。

## 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  $l_w = 0.7D = 1.12\text{m}$ ，此时，溢流强度  $E = L_R/l_w = 9.17/1.12 = 8.19\text{m}^2/\text{h}$ ，其中  $L_R$  为液相体积流量(提馏段)。

#### 2. 出口堰高 $h_W$

由  $l_w/D = 0.7$ ， $L_R/l_w^{2.5} = 2.196/1.12^{2.5} = 1.65$ ，查表<sup>[7]</sup>可得液流收缩系数  $E = 1.01$ 。

于是堰上溢流高度  $h_{ow} = 8.19 \times 10^{-3} \times 1.01 \left( \frac{L_R}{l_w} \right)^{\frac{2}{3}} = 8.27 \times 10^{-3} \times 8.19^{\frac{2}{3}} = 0.0336\text{m} \geq 0.006\text{m}$

因此出口堰高  $h_W = H_L - h_{ow} = 0.06 - 0.0336 = 0.0264\text{m} = 26.4\text{mm}$

#### 3. 降液管宽度与面积

由  $l_w/D = 0.7$ ，查表<sup>[8]</sup>可得  $W_d/D = 0.14$ ， $A_f/A_T = 0.087$ ，其中  $A_T = 2.01\text{m}^2$  为塔内空间的横截面积。

即：宽度  $W_d = 0.14D = 0.125\text{m}$ ，面积  $A_f = 2.01 \times 0.087 = 0.175\text{m}^2$

此时，液体在降液管内停留的时间  $\tau = A_f H_T / L_R = 0.175 \times 0.5 / 0.00255 = 34.3\text{s} \geq 5\text{s}$ ，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  $0.07 \sim 0.25 \text{ m/s}$ ，取液体通过降液管底隙的流速  $u_{0,L} = 0.08\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ，则

$$h_0 = \frac{L_{r,s}}{L_W u_{0,L}} = \frac{0.00255}{1.12 \times 0.08} = 0.02846\text{m} = 28.5\text{mm} > 25\text{mm}$$

### 2. 塔板布置

#### 1. 塔板分布

由塔径为1600mm，因此塔板宜作4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  $W_S = 100\text{mm}$ 。

#### 3. 开孔区面积

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

$$\begin{aligned}
 \text{因此开孔区面积 } A_a &= 2 \left[ x \sqrt{r^2 - x^2} + \frac{\pi}{180} \arcsin \left( \frac{\pi r}{x} \right) \right] \\
 &= 2 \left[ 0.476 + \frac{\pi}{180} 0.74^2 \arcsin \left( \frac{0.476}{0.74} \right) \right] \\
 &= 1.304 \text{m}^2
 \end{aligned}$$

#### 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  $t/d_0 = 2.5$ ，即  $t = 5 * 2.5 = 12.5\text{mm}$ 。

$$\text{每层塔板的开孔数 } n = \left( \frac{1158 \times 10^3}{t^2} \right) A_a = \left( \frac{1158 \times 10^3}{12.5^2} \right) 1.304 = 9644 (\text{个})$$

$$\text{塔板开孔率 } \varphi = \frac{0.907}{(t/d_0)^2} = \frac{0.907}{2.5^2} = 0.145 \in [5\%, 15\%], \text{ 满足条件。}$$

$$\text{每层塔板的开孔面积 } A_0 = \varphi A_s = 0.145 \times 1.304 = 0.189 \text{mm}^2$$

$$\text{气体通过筛孔的气速 } u_{0,V} = V_{R,s}/A_0 = 0.52/0.189 = 2.75 \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

#### 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  $\varphi = 0.145$ ，查表<sup>[9]</sup>可知，孔流系数  $C_0 = 0.78$ 。

$$\begin{aligned}
 h_d &= 0.051 \left( \frac{u_{0,V}}{C_0} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \\
 h_{d,1} &= 0.051 \left( \frac{2.75}{0.78} \right)^2 \frac{3.01}{843.9} = 0.00226 \text{m} (\text{精馏段}) \\
 h_{d,2} &= 0.051 \left( \frac{2.75}{0.78} \right)^2 \frac{3.48}{943.0} = 0.00234 \text{m} (\text{提馏段})
 \end{aligned}$$

#### 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。

$$\text{对于单流型塔，有效截面的空气速 } u_a = \frac{V_{R,s}}{A_T - 2A_f} = \frac{0.52}{2.01 - 2 \times 0.175} = 0.313 \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

因此，动能因子

$$\begin{aligned}
 F_a &= u_a \sqrt{\rho V} \\
 F_{a,1} &= 0.313 \times \sqrt{3.01} = 0.543 \\
 F_{1,2} &= 0.313 \times \sqrt{3.48} = 0.584
 \end{aligned}$$

查表<sup>[10]</sup>求液层充气系数 $\beta$ , 如下:  $\beta_1 = 0.68, \beta_2 = 0.66$ 。

因此, 通过板上液层的压降

$$\begin{aligned} h_f &= \beta H_L \\ h_{f,1} &= 0.0326\text{m} \\ h_{f,2} &= 0.0351\text{m} \end{aligned}$$

3. 单板压降

$$\begin{aligned} h_f &= h_d + h_L \\ h_{f,1} &= 0.0349\text{m} \\ h_{f,2} &= 0.0374\text{m} \end{aligned}$$

因此压降 $\Delta P_f = \rho_L g h_f$ , 也即:

$$\begin{aligned} \Delta P_{f,1} &= 843.9 \cdot g \cdot 0.0349 = 289\text{Pa} \\ \Delta P_{f,2} &= 924.0 \cdot g \cdot 0.0374 = 339\text{Pa} \end{aligned}$$

$\Delta P_f$

---

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 <a href="#">↩</a>	6. 管国锋等.化工原理（第四版）[M].化学工业出版社, 2015:360, 图8-25vv <a href="#">↩</a> <a href="#">↩</a>
2. 卢焕章等. 石油化工基础数据手册[M]. 化学工业出版社, 1982:306 <a href="#">↩</a> <a href="#">↩</a>	7. 管国锋等.化工原理（第四版）[M].化学工业出版社, 2015.356: 图8-19 <a href="#">↩</a>
3. 卢焕章等. 石油化工基础数据手册[M]. 化学工业出版社, 1982:458 <a href="#">↩</a> <a href="#">↩</a> <a href="#">↩</a>	8. 管国锋等.化工原理（第四版）[M].化学工业出版社, 2015.354: 图8-17 <a href="#">↩</a>
4. 管国锋等.化工原理（第四版）[M]. 化学工业出版社, 2015: 附录 1 <a href="#">↩</a> <a href="#">↩</a> <a href="#">↩</a> <a href="#">↩</a>	9. 管国锋等.化工原理（第四版）[M].化学工业出版社, 2015.357: 图8-21 <a href="#">↩</a>
5. 卢焕章等. 石油化工基础数据手册[M]. 化学工业出版社:1032,1036 <a href="#">↩</a>	10. 管国锋等.化工原理（第四版）[M].化学工业出版社, 2015.357: 图8-23 <a href="#">↩</a>