



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 1805XX

指导教师姓名 武文良 崔群

课程设计时间 2020 年 10 月 09 日-2020 年 11 月 09 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 1806XX

指导教师姓名 沈旋 周志伟

课程设计时间 2020 年 10 月 09 日-2020 年 11 月 09 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

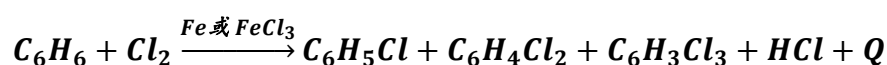
一、设计任务.....	5
二、设计条件.....	5
三、物性数据.....	5
四、工艺说明及流程.....	
五、全塔物料衡算.....	
六、全塔热量衡算.....	
七、塔板数的确定.....	
八、筛板塔设计计算.....	
九、精馏塔的附属设备与接管尺寸计算.....	
十、精馏塔设计工艺条件图.....	
十一、安全与环保.....	
十二、设计汇总与讨论.....	
参考文献.....	

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。

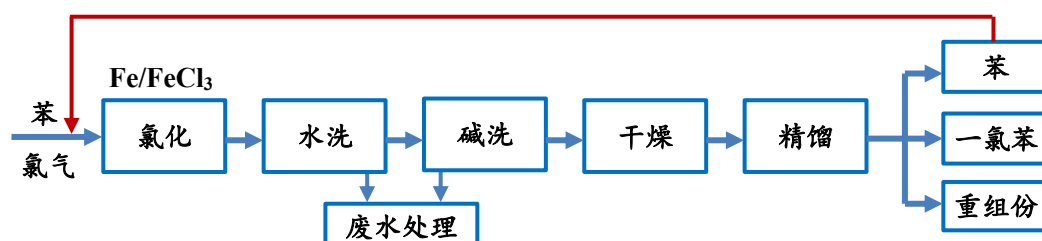


图 1 一氯苯生产流程框图

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)原料液中苯的质量分数为(wt)_F= 65%。
- (3)塔顶馏出液苯的质量分数(wt)_D 不低于 98%。
- (4)塔底氯苯产品中，苯的质量分数(wt)_w 不高于 0.2%，即塔底氯苯纯度为 99.8%。

二、设计条件

- (1)塔顶压力 4 kPa（表压, G）; (塔顶绝压: $P_1=p_{A1}^0 x_{A1} + p_{B1}^0 x_{B1}$)
- (2)进料热状况：饱和液体进料;
- (3)回流比, 自定(1.5R_{min});
- (4)塔釜加热蒸汽压力 506 kPa(自选, $t_{\text{蒸汽}}-t_{\text{釜液泡点}}=25\sim35^{\circ}\text{C}$);
- (5)单板压降不大于 0.7 kPa;
- (6)年工作时间 7920 小时(或 8000h, 自定), 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℃。苯在 100℃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℃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℃。氯苯在 140℃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/℃		10	20	30	40	50	60	70
p ^o _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/℃		80	90	100	110	120	130	140
p ^o _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/cm³，将其转换成 kg/m³。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：

A 苯

$\rho_A=912.13 - 1.1886t$ ，式中 t 为温度，℃；

B 氯苯

$\rho_B=1124.4 - 1.0657t$ ，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 可按下列式计算：

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

(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=4.1868J/mol=4.1868kJ/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

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

(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·℃)，按 1 卡/克分子·℃=4.1868kJ/(kmol·℃)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·℃)]	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·℃)]	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
μ/(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
μ/(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。

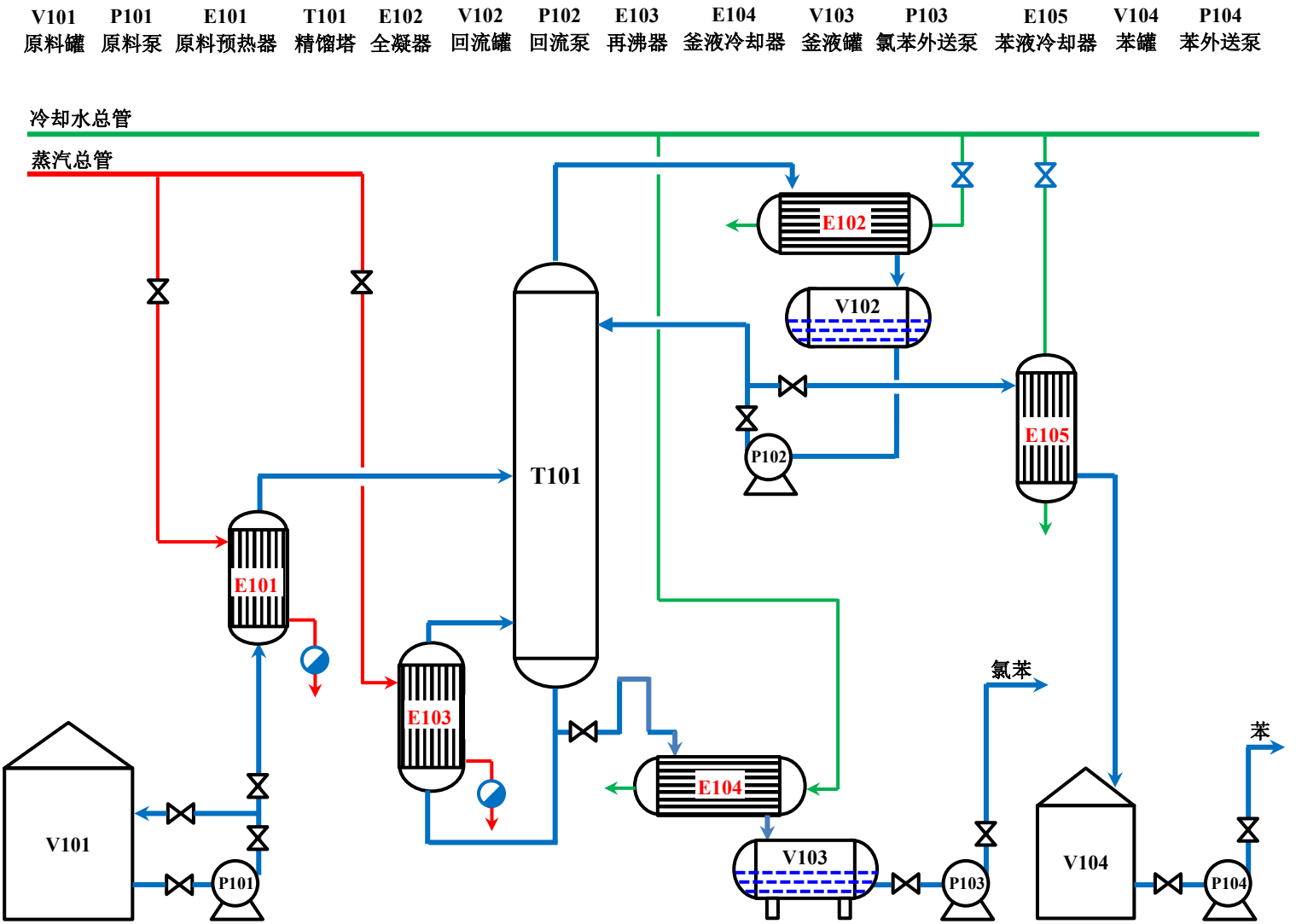


图 2 苯-氯苯精馏分离工艺流程简图

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。

$$x_F = \frac{65/78.11}{65/78.11 + 35/112.61} = 0.728$$

$$x_D = \frac{98/78.11}{98/78.11 + 2/112.61} = 0.986$$

$$x_W = \frac{0.2/78.11}{0.2/78.11 + 99.8/112.61} = 0.00288$$

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：一年运行连续 330 天、7920 小时(改为：连续运行 8000 小时计算)，有
 $W' = 50000 \text{ t/a} = 6313 \text{ kg/h}$ 。物料衡算如下：

全塔物料质量衡算： $F' = D' + W'$

对轻组分苯质量衡算： $0.65F' = 0.98D' + 0.002W'$

→ { 进料质量流量 $F' = 18709 \text{ kg/h}$ ，进料摩尔流量 $F = 18709/87.49 = 213.84 \text{ kmol/h}$
塔顶质量流量 $D' = 12396 \text{ kg/h}$ ，塔顶摩尔流量 $D = 12396/78.59 = 157.73 \text{ kmol/h}$
塔底质量流量 $W' = 6313 \text{ kg/h}$ ，塔底摩尔流量 $W = 6313/112.5 = 56.12 \text{ kmol/h}$

六、全塔热量衡算

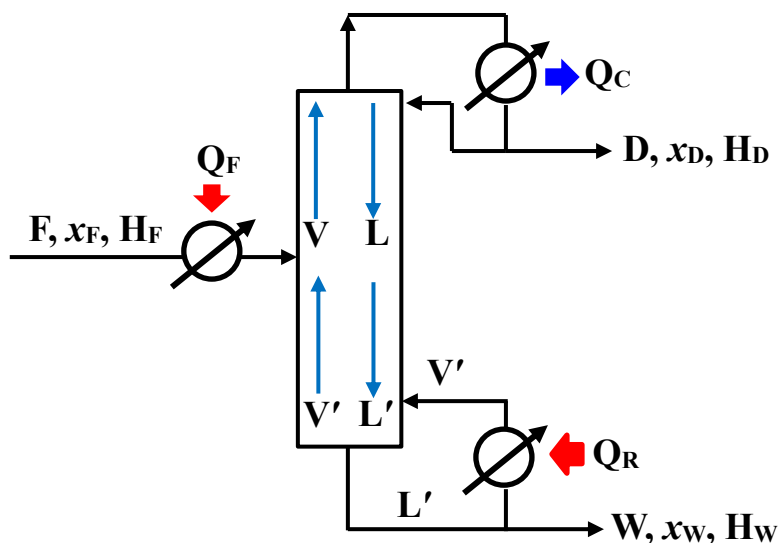


图 5 精馏塔热量衡算示意

精馏塔热量衡算如图 5 所示。热量衡算说明：

- ①泡点进料，泡点回流；
- ②以 0℃ 常温下液态混合物状态为基准。

全塔热量衡算： $H_F + Q_F + Q_R = Q_C + H_D + H_W$

6.1 进料焓的计算 H_F

设原料罐中混合液体的温度为 20℃，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℃ 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：

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

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

6.2 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:

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

6.3 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:

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

6.4 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:

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

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:

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

6.5 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：

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

6.6 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°C 下的汽化潜热为 35458.0 kJ/kmol ，在 140°C 下的汽化潜热为 34850.92 kJ/kmol 。经插值得氯苯在 131.41°C 的汽化潜热： $\gamma_{WB}=35372.4 \text{ kJ/kmol}$ 。

在 131.41°C 下塔底产品平均汽化潜热：

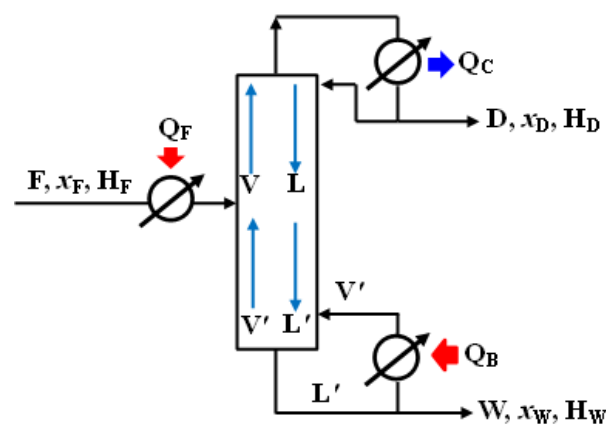
$$\gamma_{wm} = x_w \gamma_{WA} + (1-x_w) \gamma_{WB} = 0.00288 \times 27592.32 + 0.99712 \times 35372.4 = 35350 \text{ kJ/kmol}$$

再沸器供热负荷。泡点进料 $q=1$ ，

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

再沸器热负荷： $Q_R=V'\times\gamma_{Vm}=235.33316\text{ kmol/h}\times35350\text{kJ/kmol}=8.319\times10^6\text{ kJ/h}$

6.7 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)

七、塔板数的确定

7.1 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 $x_A = (P - p^0_B) / (p^0_A - p^0_B)$, $y = p^0_A \times x_A / P$ ，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^0_i	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）。

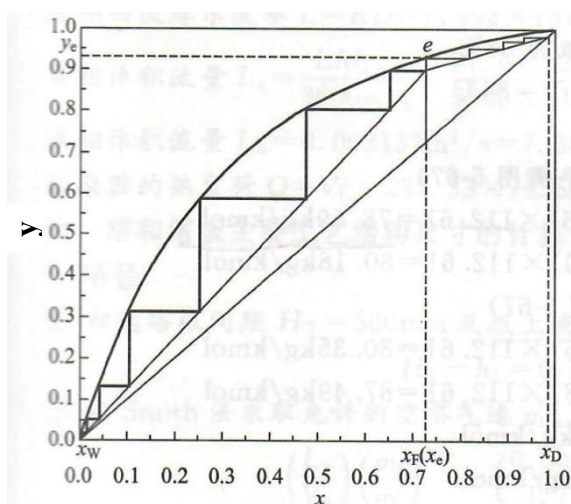


图 3 x - y 曲线

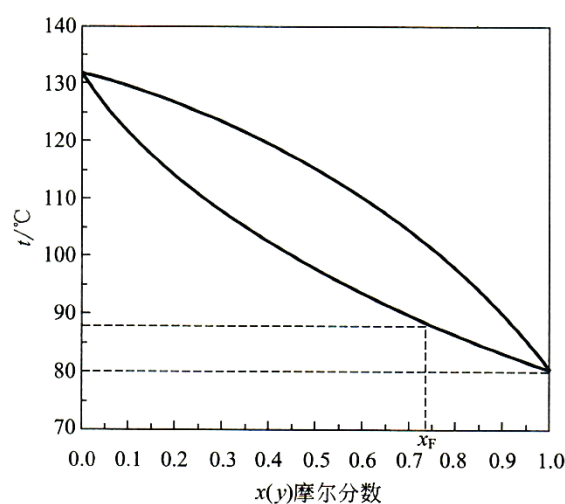


图 4 t - $x(y)$ 曲线

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。

7.2 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 $(80.47+131.41)/2=105.94^\circ\text{C}$ （取塔顶、塔底温度的算术平均值），此平均温度下：

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

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

(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 $N_{P2}=13$ 块

总塔板数： $N_P=N_{P1}+N_{P2}=21$ 块

7.3 Aspen plus 计算理论塔板数

八、筛板塔设计计算

8.1 操作工艺及相关物性数据的计算

8.1.1 精馏段(Rectifying section)

8.1.1.1 精馏段平均压力 p_m

取每层塔板压降为 0.7 kPa 计算

塔顶: $p_D=101.3+4=105.3$ kPa(A)

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

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

8.1.1.2 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, $t_m=(80+88)/2=84$ °C。

8.1.1.3 精馏段平均分子量 M_m

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

塔顶汽相平均分子量: $M_{VD,m}=0.986\times 78.11+(1-0.986)\times 112.61=78.59$ kg/kmol

塔顶液相平均分子量: $M_{LD,m}=0.940\times 78.11+(1-0.940)\times 112.61=80.18$ kg/kmol

进料: $y_F=0.935$, $x_F=0.728$ (查相平衡图 3)(或 $y_F=p_A^0*x_A/101.3=129.27*0.728/101.3=0.929$)

进料汽相平均分子量: $M_{VF,m}=0.935\times 78.11+(1-0.935)\times 112.61=80.35$ kg/kmol

进料液相平均分子量: $M_{LF,m}=0.728\times 78.11+(1-0.728)\times 112.61=87.49$ kg/kmol

精馏段汽相平均分子量: $M_{V,m}=(78.59+80.35)/2=79.47$ kg/kmol

精馏段液相平均分子量: $M_{L,m}=(80.18+87.49)/2=83.84$ kg/kmol

8.1.1.4 精馏段平均密度 ρ_m

(1) 精馏段液相的平均密度 $\rho_{L,m}$

塔顶: $\rho_{LD,A}=912.13-1.1886t=912.13-1.1886\times 80=817.0$ kg/m³

$\rho_{LD,B}=1124.4-1.0657t=1124.4-1.0657\times 80=1039.1$ kg/m³

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

进料板: $\rho_{LF,A}=912.13-1.1886t=912.13-1.1886\times 88=807.5$ kg/m³

$\rho_{LF,B}=1124.4-1.0657t=1124.4-1.0657\times 88=1030.6$ kg/m³

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

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

(2) 精馏段气相平均密度 $\rho_{V,m}$

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

8.1.1.5 精馏段液体的平均表面张力 σ_m

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

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

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

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

精馏段液体平均表面张力: $\sigma_{R,m} = (21.14 + 21.38) / 2 = 21.26 \text{ mN/m}$;

8.1.1.6 精馏段液体的平均黏度 $\mu_{L,m}$

塔顶: 石油化工基础数据手册^[2], 在 80°C 下有:

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

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

$$\text{精馏段: } \mu_{LR,m} = (0.317 + 0.315) / 2 = 0.316 \text{ mPa}\cdot\text{s} \quad \text{提馏段 } \mu_{LS,m}$$

8.1.2 提馏段(Stripping section)

8.1.2.1 提馏段平均压力 p_m

8.1.2.2 提馏段平均温度 t_m

8.1.2.3 提馏段平均分子量 M_m

8.1.2.4 提馏段平均密度 ρ_m

(1) 液相的平均密度 $\rho_{L,m}$

(2) 气相平均密度 $\rho_{V,m}$

8.1.2.5 提馏段液体的平均表面张力 σ_m

8.1.2.6 提馏段液体的平均黏度 $\mu_{L,m}$

8.2 塔内气液负荷计算

8.2.1 精馏段

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

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

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

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

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

每小时液相体积流量 $L_{Rh} = 0.002133 \text{ m}^3/\text{s} \times 3600 = 7.680 \text{ m}^3/\text{h}$

8.2.2 提馏段

气相摩尔流率 $V' = \quad \text{kmol/h}$

气相体积流率 $V_{SS} = \quad \text{m}^3/\text{s}$

气相体积流率 $V_{Sh} = \quad \text{m}^3/\text{h}$

液相摩尔流率 $L' = \quad \text{kmol/h}$

每秒液相体积流量 $L_{SS} = \quad \text{m}^3/\text{s}$

每小时液相体积流量 $L_{Sh} = \quad \text{m}^3/\text{h}$

8.3 精馏塔及塔板主要工艺结构尺寸的计算

8.3.1 精馏段与提馏段塔径

8.3.1.1 精馏段塔径计算

(1) 精馏段板间距。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) 精馏段泛点气速。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:

$$\left(\frac{L_{RS}}{V_{RS}} \right) \left(\frac{\rho_{Lm}}{\rho_{Vm}} \right)^{0.5} = \left(\frac{0.00213}{1.795} \right) \left(\frac{847.1}{2.894} \right)^{0.5} = 0.0203$$

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: $c = C_{20} \left(\frac{\sigma_{Rm}}{20} \right)^{0.2} = 0.0925 \times \left(\frac{21.26}{20} \right)^{0.2} = 0.0936$

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

(3)精馏段操作气速。取 $u=(0.6\sim0.8)u_f=0.7u_f=1.12 \text{ m/s}$ (精段取 0.65, 提段取可 0.75 等, 两段塔径要一致)

(4)精馏段塔径。

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

圆整取 $D=1600 \text{ mm}$, 此时操作气速 $u=4 \times 1.795/(3.14 \times 1.6^2)=0.893 \text{ m/s}$, 塔横截面积 $A_T=0.785D^2=2.01 \text{ m}^2$ 。

8.3.1.2 提馏段塔径计算

(一般情况下, 精馏段与提馏段塔径要相同, 便于加工、安装、维修等)

(1)提馏段板间距。

(2)提馏段泛点气速。

(3)提馏段操作气速。

(4)提馏段塔径。

8.3.2 精馏塔板工艺结构尺寸的设计与计算

8.3.2.1 精馏段部分

(1)精馏段溢流装置

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 $L_w/D=0.6\sim0.8$, 本设计取 $L_w=0.7D=0.7 \times 1.6=1.12 \text{ m}$, 堰上溢流强度 $L_{Rh}/L_w=7.680/1.12=6.857 \text{ m}^3/(\text{m} \cdot \text{h})$ [不超过 $100\sim130 \text{ m}^3/(\text{m} \cdot \text{h})$], 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 $L_{Rh}/L_w^{2.5} = 7.680/1.12^{2.5} = 5.785$, 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:

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

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

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 >5 s(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

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

(2) 精馏段塔板布置

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

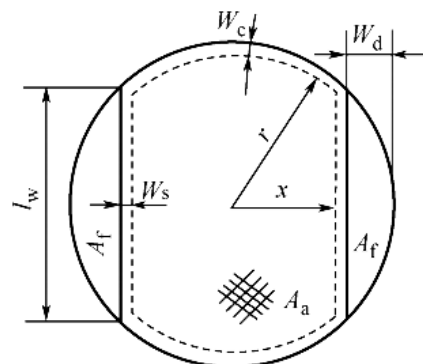
③开孔区面积 A_a

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

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

$$A_a = 2 \left[x \sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \times \arcsin \left(\frac{x}{r} \right) \right]$$

$$= 2 \left[0.476 \sqrt{0.74^2 - 0.476^2} + 0.74^2 \times \arcsin \left(\frac{0.476}{0.740} \right) \right] = 1.304 \text{ m}^2$$



(3) 精馏段开孔数 n_R 和开孔率 ϕ_R

取筛孔的孔径 $d_o=5$ mm(一般 3~8mm), 正三角形排列, 筛板采用碳钢, 其厚度 $\delta=3$ mm, 且取 $t/d_o=3.0$ (通常 2.5~5, t/d_o 取小, 开孔率高, 孔速 u_0 小, 干板压降 h_d 小), 故孔心距 $t=3 \times 5=15$ mm。

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

每层塔板的开孔率 $\varphi_R = \frac{0.907}{(t/d_o)^2} = \frac{0.907}{3^2} = 0.101$ (φ 应 5%~15%，一般在 10%左右)

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

气体通过筛孔的孔速 $u_o = V_{RS}/A_o = 1.795/0.132 = 13.60 \text{ m/s}$

(4)精馏段的塔高 Z_1

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

8.3.2.2 提馏段部分

(1)提馏段溢流装置

(2)提馏段塔板布置

(3)提馏段开孔数 n_s 和开孔率 φ_s

(4)提馏段的塔高 Z_2

8.4 塔板流体力学验算

8.4.1 精馏段塔板

8.4.1.1 精馏段气体通过筛板压降 h_f 和 Δp_f 验算

$$h_f = h_d + h_L$$

①气体通过干板的压降 h_d

$$h_d = 0.051 \left(\frac{u_o}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_{Vm}}{\rho_{Lm}} = 0.051 \times \left(\frac{13.60}{0.8} \right)^2 \times \frac{2.894}{847.1} = 0.0504 \text{ m}$$

式中，孔流系数 C_o 由 $\delta/d_o = 3/5 = 0.6$ 和开孔率 $\varphi = 0.101$ 查《化工原理》^[3]图 8-21 得出， $C_o = 0.8$ (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：

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

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

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 $\beta = 0.5 \sim 0.6$)

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

③气体通过筛板的压降（单板压降） h_f 和 Δp_f

$$h_f = h_d + h_L = 0.0504 + 0.0342 = 0.0846 \text{ m}$$

$$\Delta P_f = \rho_L g h_f = 847.1 \times 9.81 \times 0.0846 = 703 \text{ Pa} = 0.703 \text{ kPa} > 0.7 \text{ kPa} (\text{与设计要求相近})$$

单板压降稍大，此处不做调整。若要调整，应增大塔径 D ，或提高开孔率 ϕ ，或减小板上液层厚度 H_L （降低堰高 h_w 和减小堰上液层高度 h_{ow} ）后重复上述计算，直到 $\Delta p_f < 0.7 \text{ kPa}$ 为止。

8.4.1.2 精馏段雾沫夹带量 e_v 验算

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

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

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

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。

8.4.1.3 精馏段漏液计算

漏液点气速 u_{ow} 。按如下经验公式计算漏液点气速：

$$u_{ow} = 4.4 C_0 \sqrt{(0.0056 + 0.13 H_L - h_\sigma) \rho_{Lm} / \rho_{Vm}}$$

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

$$u_{ow} = 4.4 C_0 \sqrt{(0.0056 + 0.13 H_L - h_\sigma) \rho_{Lm} / \rho_{Vm}}$$

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

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

8.4.1.4 精馏段液泛计算

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

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

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

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

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。

8.4.2 提馏段塔板

8.4.2.1 提馏段气体通过筛板压降 h_f 和 Δp_f 验算

8.4.2.2 提馏段雾沫夹带量 e_v 验算

8.4.2.3 提馏段漏液的计算

8.4.2.4 提馏段液泛的计算

8.5 塔板负荷性能图

8.5.1 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。

8.5.1.1 精馏段雾沫夹带线(气相负荷上限线)

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

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

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：

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

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

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

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

化简得**雾沫夹带线方程**: $V_s = 4.376 - 17.99L_s^{2/3}$ (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

$L_s/$ (m^3/s)	0.000955	0.001	0.005	0.010	0.015	0.0181
$V_s/$ (m^3/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。

8.5.1.2 精馏段液泛线(降液管通过能力限)

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

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

$$h_d = 0.051 \left(\frac{u_0}{C_0} \right)^2 \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right) = 0.051 \left(\frac{V_s}{C_0 A_0} \right)^2 \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right) = 0.051 \left(\frac{V_s}{0.8 \times 0.132} \right)^2 \left(\frac{2.894}{847.1} \right) = 0.01562V_s^2$$

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

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

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

把以上各式代入**(c)**式:

$$0.5 \times (0.5 + 0.050) = (0.01562V_s^2 + 0.030 + 0.3711L_s^{2/3}) + 0.050 + 0.6185L_s^{2/3} + 215.3L_s^2$$

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

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

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

$L_S/$ (m^3/s)	0.000955	0.001	0.005	0.010	0.015	0.0181
$V_S/$ (m^3/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。

8.5.1.3 精馏段液相负荷下限线

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

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

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

依据式(e)在图 6 中做出液相负荷下限线 3。

8.5.1.4 精馏段漏液线(气相负荷下限线)

$$h_L = h_W + h_{ow} = 0.050 + 0.618L_S^{2/3}$$

$$\text{漏液点气速 } u_{ow} = 4.4 \times 0.8 \times \sqrt{[0.0056 + 0.13(0.050 + 0.618L_S^{2/3}) - 0.002] \times 847.1/2.894}$$

$$V_{S,min} = A_o u_{ow}, \text{ 整理得漏液线方程: } V_{S,min}^2 = 5.08L_S^{2/3} + 0.635 \quad (f)$$

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。

8.5.1.5 精馏段液相负荷上限线

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

依式(g)在图 6 中做出液相负荷上限线 5。

8.5.1.6 精馏段操作线与操作弹性

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线所控制, 下线由漏液线所控制, 其操作弹性为:

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

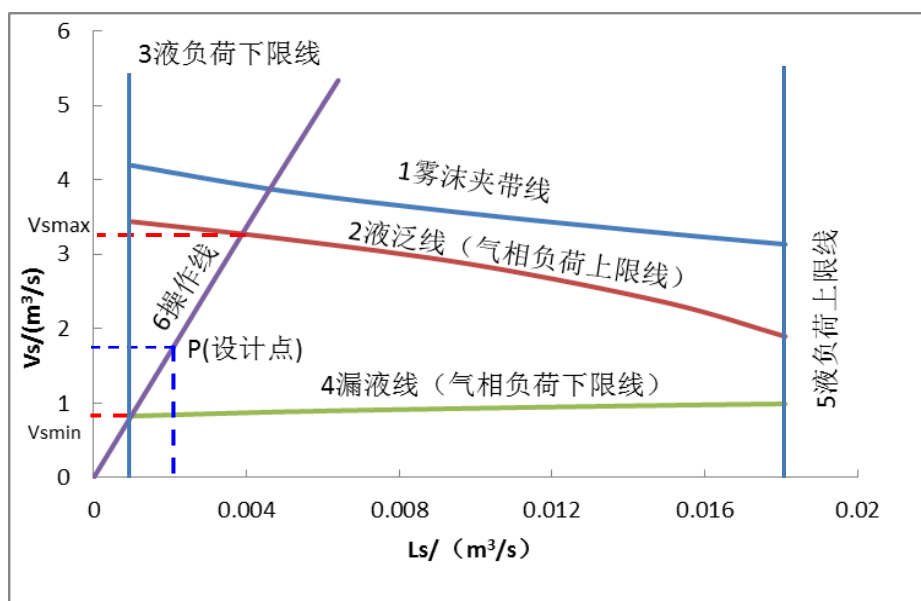


图 6 精馏段塔板负荷性能图

8.5.2 提馏段塔板负荷性能图

8.5.2.1 提馏段雾沫夹带线(气相负荷上限线)

8.5.2.2 提馏段液泛线(降液管通过能力限)

8.5.2.3 提馏段液相负荷上限线

8.5.2.4 提馏段漏液线(气相负荷下限线)

8.5.2.5 提馏段液相负荷下限线

8.5.2.6 提馏段操作线与操作弹性

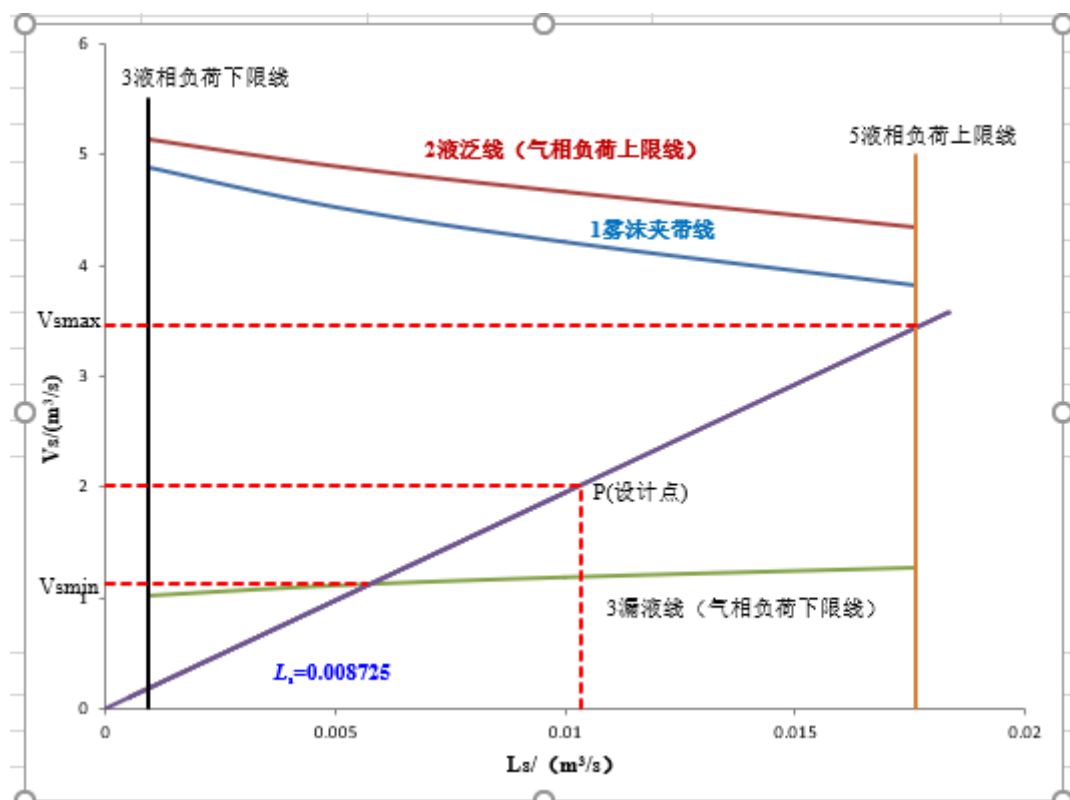


图 7 提馏段塔板负荷性能示意图

从图 7 可以看出，操作线的上限由液相负荷上限所控制，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)

8.6 筛板塔精馏塔设计计算结果汇总表（见表 11）

表 11 筛板塔精馏塔的设计计算结果汇总表

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_o	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

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/(m²·℃)，取 $K=600$ W/(m²·℃)。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/(m²·℃)，取 $K=600$ W/(m²·℃)。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℃，由 7.5 部分算得塔底再沸器的热负荷 $Q_R=8.319 \times 10^6$ kJ/h。温度为 160℃、压力 618.28kPa 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·℃)，取 $K=600$ W/(m²·℃)。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)塔顶蒸汽出口管径计算。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)回流液管径计算。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)进料管径计算。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)料液排出管径计算。塔釜液出塔的流速可取 0.5~1.0 m/s。

(5)塔釜再沸器饱和蒸汽管径计算。不同蒸汽压力蒸汽流速取值范围：压力<295 kPa，流速 20~40 m/s；压力<785 kPa，流速 40~60 m/s；压力 >2950 kPa，流速 80 m/s。

其他附件略。

十、精馏塔设计工艺条件图

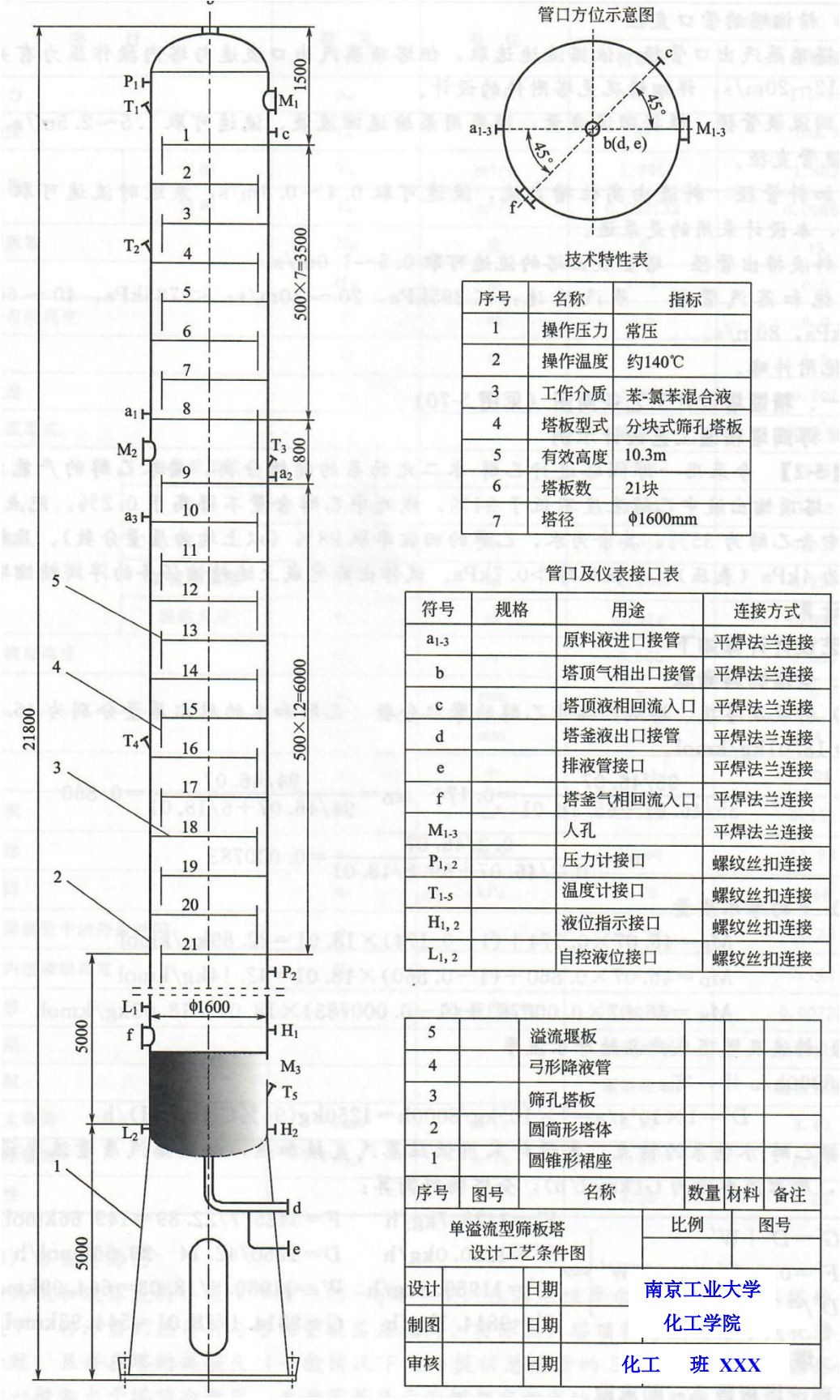


图 7 精馏塔设计工艺条件简图

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