

化工原理课程设计

2012 年 5 月 30 日

目 录

苯-氯苯分离过程板式精馏塔设计	1
设计内容及要求	2
引 言	3
一、设计方案的确定	4
二 、精馏塔的物料衡算	7
三、塔板数的确定	7
四、精馏塔的工艺条件及有关物性数据的计算	9
五、精馏塔的工艺尺寸计算.....	13
六、精馏塔的工艺尺寸计算	14
七、塔板主要工艺尺寸的计算	16

八、筛板的流体力学验算	19
九、塔板负荷性能图	21
十、各接管尺寸的确定	25
十一、塔体设计总表	27
十二、苯—氯苯精馏生产工艺流程图	29
十三、对设计过程的评述和有关问题的讨论	30
结 论	31

苯-氯苯分离过程板式精馏塔设计

摘要：本设计对苯—氯苯分离过程筛板精馏塔装置进行了设计，主要进行了以下工作：1、对主要生产工艺流程和方案进行了选择和确定。2、对生产的主要设备—筛板塔进行了工艺计算设计,其中包括：①精馏塔的物料衡算；②塔板数的确定；③精馏塔的工艺条件及有关物性数据的计算；④精馏塔的塔体工艺尺寸计算；⑤精馏塔塔板的主要工艺尺寸的计算。3、绘制了生产工艺流程图和精馏塔设计条件图。4、对设计过程中的有关问题进行了讨论和评述。本设计简明、合理，能满足初步生产工艺的需要，有一定的实践指导作用。

关键词：苯—氯苯；分离过程；精馏塔

**The Design of sieve plate-distillation Tower about
the Separating Process of Benzene-chlorobenzene**

Abstract: A suit of equipment of sieve distillation column devices which make Benzene separate from chlorobenzene has been designed. The main work comprising:

1. The main processes and programmes of the production have been selected and determined. 2. The main container filler tower has been designed, including ①the balance reckon of the sieve plate tower ②the number of the tower plank has been determined ③the calculation of properties of matter data ④the size of the Distillation tower has been computed ⑤The main tray size of the distillation tower has been reckoned 3. Production craftwork flow chart and design condition chart of the distillation tower have been drawn.
4. The questions of the design process have been discussed and reviewed. The design is simple and reasonable, and can meet the needs of the initial production process, a certain role in guiding the practice.

设计内容及要求

一、设计任务：

设计一座苯-氯苯连续精馏塔，要求年产纯度为 99.8%的氯苯 9.36 万吨，塔顶溜出液中含氯苯不得高于 2%，原料液中含氯苯 38%（以上均为质量分数）。每年 300 天，每天 24 小时连续运行。

二、操作条件：

- (1) 塔顶压强 4kPa（表压）；
- (2) 进料热状况：自选
- (3) 回流比：自选
- (4) 塔底加热蒸汽压力 0.5MPa（表压）；
- (5) 单板压降 0.7kPa。

三、设计内容

- (1) 精馏塔的物料衡算；
- (2) 塔板数的确定；
- (3) 精馏塔的工艺条件及有关物性数据的计算；
- (4) 精馏塔的塔体工艺尺寸计算；
- (5) 塔板主要工艺尺寸的计算；
- (6) 塔板的流体力学验算；
- (7) 塔板负荷性能图；
- (8) 精馏塔接管尺寸的计算；
- (9) 电脑绘制生产工艺流程图；
- (10) 手工绘制精馏塔设计条件图；
- (11) 对设计过程的评述和有关问题的讨论。

四、设计要求

- (1) 设计计算说明书撰写规范、严谨，条理清晰；
- (2) 数据可靠，论证合理，有设计价值；
- (3) 图纸绘制应符合化工制图的标准。

引 言

1、塔设备设计概述

塔设备是化工、石油化工和炼油等生产中最重要的设备之一,他可以使气(或汽)或液液两相紧密接触,达到相际传质及传热的目的。在化工厂、石油化工厂、炼油厂等中,塔设备的性能对于整个装置的产品产量、质量、生产能力和消耗定额,以及三废处理和环境保护等各方面都有重大影响。

塔设备中常见的单元操作有:精馏、吸收、解吸和萃取等。此外,工业气体的冷却和回收、气体的湿法净制和干燥,以及兼有气液两相传质和传热的增湿和减湿等。

最常见的塔设备为板式塔和填料塔两大类。作为主要用于传质过程的塔设备,首先必须使气(汽)液两相能充分接触,以获得高的传质效率。此外,为满足工业生产的需要,塔设备还必须满足以下要求: 1、生产能力大; 2、操作稳定, 弹性大; 3、流体流动阻力小; 4、结构简单、材料耗用量少,制造和安装容易; 5、耐腐蚀和不易阻塞,操作方便,调节和检修容易。

2、板式精馏塔设备选型及设计

因为板式塔处理量大、效率高、清洗检修方便且造价低,故工业上多采用板式塔。因而本课程设计要求设计板式塔。

(1)、工业上常见的几种的板式塔及其优缺点

I、浮阀塔。在塔板开孔上方,安装可浮动的阀片,浮阀可随气体流量的变化自动调节开度,可避免漏液,操作弹性大,造价低,且安装检修方便,但对材料的抗腐蚀性能要求高。

II、筛孔塔。结构简单、造价低廉、筛板塔压降小、液面落差也较小、生产能力及塔板效率都较泡罩塔高,故应用广泛。

III、泡罩塔。其气体通道是升气管和泡罩,由于升气管高出塔板,即使在气体负荷很低时也不会发生严重漏液,操作弹性大,升气管为气液两相提供了大量的传质界面。但泡罩塔板结构复杂,成本高,安装检修不便,生产能力小。综合考虑最终选择筛孔式精馏塔。

(2)、设计板式塔的要求及简易流程

首先应根据已给定的操作条件，由图解法或解析法求得理论塔板数、选定或估算塔板效率，从而测得实际塔板数，然后对以下内容进行设计或计算：

I、塔高的计算。包括塔的主体高度、顶部与底部空间的高度，以及裙座的高度。

II、塔径的计算。

III、塔内件的设计。主要是塔盘的工艺和结构设计，此外还包括，塔的进出口、防冲挡板、防涡器、除沫器等的设计计算。

设计流程简略图流程：装置的有关操作条件→给定的塔板设计条件→确定塔径→溢流区的设计→气液接触区的设计→各项核对计算。

一、设计方案的确定

1、操作压力

蒸馏操作可在常压，加压，减压下进行。应该根据处理物料的性能和设计总原则来确定操作压力。例如对于热敏感物料，可采用减压操作。本次设计为一般物料因此，采用常压操作。

2、进料状况

进料状态有五种：过冷液，饱和液，气液混合物，饱和气，过热气。但在实际操作中一般将物料预热到泡点或近泡点，才送入塔内。这样塔的操作比较容易控制。不受季节气温的影响，此外泡点进料精馏段与提馏段的塔径相同，在设计和制造上也叫方便。本次设计采用泡点进料即 $q=1$ 。

3、加热方式

蒸馏釜的加热方式一般采用间接加热方式，若塔底产物基本上就是水，而且在浓度极稀时溶液的相对挥发度较大。便可以直接采用直接加热。直接蒸汽加热的优点是：可以利用压力较低的蒸汽加热，在釜内只需安装鼓泡管，不需安装庞大的传热面，这样，操作费用和设备费用均可节省一些，然而，直接蒸汽加热，由于蒸汽的不断涌入，对塔底溶液起了稀释作用，在塔底易挥发物损失量相同的情况下。塔釜中易于挥发组分的浓度应较低，因而塔板数稍微有增加。但对有些

物系。当残液中易挥发组分浓度低时，溶液的相对挥发度大，容易分离故所增加的塔板数并不多，此时采用直接蒸汽加热是合适的。

4、冷却方式

塔顶的冷却方式通常水冷却，应尽量使用循环水。如果要求的冷却温度较低。可考虑使用冷却盐水来冷却。

5、热能利用

蒸馏过程的特性是重复进行气化和冷凝。因此，热效率很低，可采用一些改进措施来提高热效率。因此，根据上叙设计方案的讨论及设计任务书的要求，本设计采用常压操作，泡点进料，间接蒸汽加热以及水冷的冷却方式，适当考虑热能利用。

本设计任务为分离苯-氯苯混合物。对于二元混合物的分离，应采用连续精馏方法，设计中采用泡点进料，将混合料液经预热器加热至泡点后送入精馏塔内。塔顶上升器采用全凝器冷凝后，部分回流。其余部分作为塔顶产品经冷却后送入储罐。该物系属于易分离物系，最小回流比较小，故操作回流比取最小回流比的 2 倍。塔釜部分采用间接蒸汽加热，塔底产品经冷却后送入储罐。工艺流程图见附图。查阅得知苯和氯苯的一些性质如下：

（ <http://wenku.baidu.com/view/7aae7929915f804d2b16c16b.html?from=related&hasrec=1> ）

1. 苯和氯苯的物理性质

表 1.1 苯和氯苯的物理性质

项目	分子式	相对分子质量	沸点	临界温度/°c	临界压力/kpa
苯 （A）	C_6H_6	78. 11	80. 1	288. 5	6833. 4
氯苯（B）	C_6H_5Cl	112.5	131.8	359.2	4520

2. 苯—氯苯的气液相平衡数据

表 1.2 苯—氯苯的气液相平衡数据

t ℃	液相 x_A	气相 y_A	t ℃	液相 x_A	气相 y_A
80.02	1	1	120	0.129	0.378
90	0.69	0.916	130	0.0195	0.0723
100	0.447	0.785	131.8	0	0
110	0.267	0.61			

3. 组成饱和蒸气压 p_i^0

表 1.3 苯—氯苯的组成饱和蒸气压

温度℃	80	90	100	110	120	130	131.8
p_i^0 mmhg 苯	760	1025	1350	1760	2250	2840	2900
p_i^0 mmng 氯苯	148	205	293	400	543	719	760

4. 液相密度ρ

表 1.4 苯—氯苯的液相密度ρ

温度℃	80	90	100	110	120	130
苯 kg / m^3	817	805	793	782	770	757

5. 液相粘度 μ_L

表 1.5 苯—氯苯液体粘度 μ_L

温度(℃)	60	80	100	120	140
苯 (MP _a .S)	0.381	0.308	0.255	0.215	0.184
氯苯 (MP _a .S)	0.515	0.428	0.363	0.313	0.274

二 、精馏塔的物料衡算

1、 原料液及塔顶、塔底产品的摩尔分率

苯的摩尔质量 $M_{\text{苯}} = 78.11 \text{ kg / kmol}$

氯苯的摩尔质量 $M_{\text{氯苯}} = 112.61 \text{ kg / kmol}$

$X_F = \frac{0.62/78.11}{0.62/78.11 + 0.38/112.61} = 0.701$

$X_D = \frac{0.98/78.11}{0.98/78.11 + 0.02/112.61} = 0.986$

$X_W = \frac{0.002/78.11}{0.002/78.11 + 0.998/112.61} = 0.003$

2、 原料液及塔顶、塔底产品的平均摩尔质量

$M_F = 0.701 \times 78.11 + (1 - 0.701) \times 112.61 = 88.426 \text{ kg / mol}$

$M_D = 0.986 \times 78.11 + (1 - 0.986) \times 112.61 = 78.593 \text{ kg / mol}$

$M_W = 0.003 \times 78.11 + (1 - 0.003) \times 112.61 = 112.507 \text{ kg / mol}$

3、 物料衡算

原料处理量 $W = \frac{1.3 \times 10^4}{M_W} = \frac{1.3 \times 10^4}{112.507} = 115.548 \text{ kg / mol}$

总物料衡算 $F = D + W \tag{1}$

易挥发组分物料衡算 $0.701F = 0.986D + 0.003W \tag{2}$ 联立上式 (1)、

(2) 得: $D = 283.069 \text{ kmol/h}$ $F = 398.617 \text{ kmol/h}$

三、塔板数的确定

1、理论板层数 N_T 的求取

苯—氯苯属理想物系，可采用图解法求理论板层数根据苯—氯苯物系的气液平衡数据，绘出 x - y ， t - x - y 图

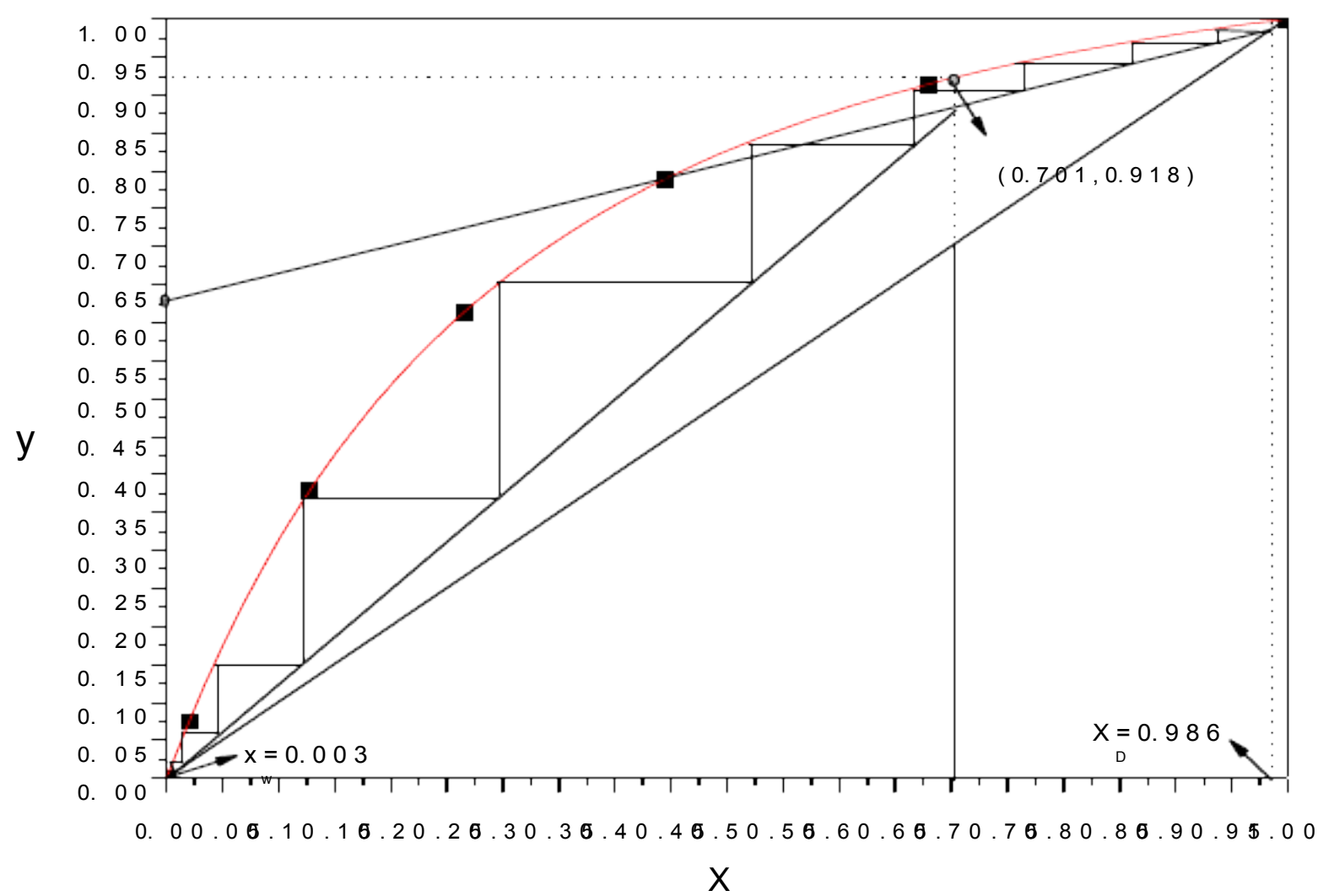


图 3.1 苯—氯苯的气液平衡 x - y 图

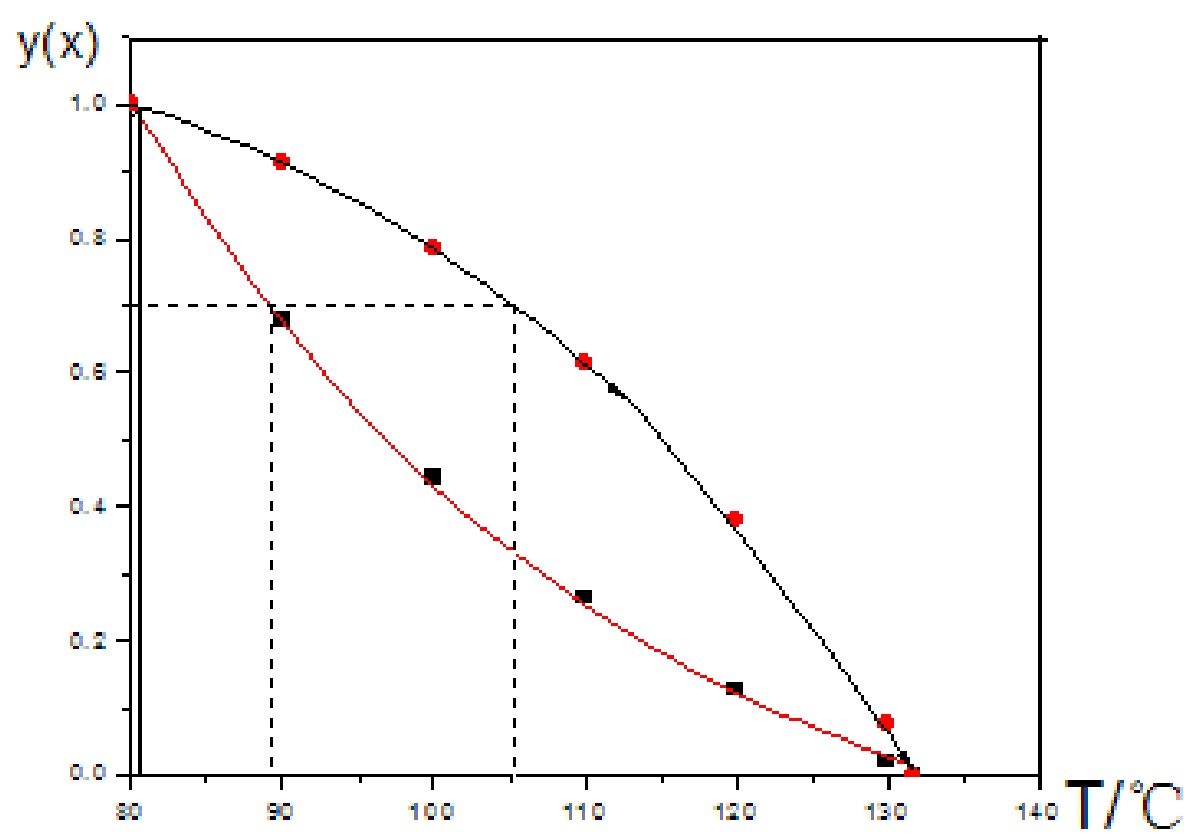


图 3.2 苯—氯苯的气液平衡 t - x - y 图

⑧、根据苯—氯苯的气液平衡数据作 x - y 图及 t - x - y 图

通过气液平衡关系在 t - x - y 图直角坐标系中做出平衡曲线，并在苯—氯苯的气液平衡 x - y 图标出 c 点 (x_w 、 x_w)、e 点 (x_F 、 x_F)、a 点 (x_D 、 x_D) 三点；

⑨、求最小回流比 $R_{\min}$ 及操作回流比 R

因饱和液体进料，在图中对角线上自点 e (0.701,0.701) 作垂线 (q 线) 该线与平衡线的交点坐标为 ($y_q=0.925, x_q=0.701$)，此即最小回流比时操作线与平衡线的交点坐标。 $R_{\min}=(x_D-y_d)/(y_q-x_q)=(0.986-0.925)/(0.925-0.701)=0.272$ 取操作回流比: $R=1.4R_{\min}=1.2\times 0.272=0.381$

⑩、求操作线方程

$$L=RD=0.626\times 283.069=177.201 \quad \text{kmol/h}$$

$$V=L+D=177.201+283.069=460.270 \text{ kmol/h}$$

$$L'=L+F=177.201+398.617=575.818 \quad \text{kmol/h}$$

$$V'=V=460.270 \text{ kmol/h}$$

精馏段操作线方程

$$y = \frac{L}{V}x + \frac{D}{V}X_D = \frac{177.201}{460.27}x + \frac{283.069}{460.27} \times 0.986$$

$$y = 0.385x + 0.606$$

提馏段操作线方程

$$y' = \frac{L'}{V'}x' - \frac{W}{V'}x_w = \frac{575.818}{460.27}x' - \frac{115.548}{460.270} \times 0.003$$

$$y' = 1.25x' - 7.53 \times 10^{-4}$$

⑪、图解法求理论板层数

采用图解法求理论板层数，如图 3.1 所示。求解结果为

总理论板层数 $N_T = 9.5$ (包括再沸器)

进料板位置 $N_F = 4$

2、实际板层数的求取

取全塔效率为 45%

$$\begin{aligned} \text{精馏段} \quad N_{\text{精}} &= \frac{3}{0.45} = 6.6 \approx 7 \text{块} \\ \text{提馏段} \quad N_{\text{提}} &= \frac{6.5}{0.45} = 14.44 \approx 15 \text{块} \end{aligned}$$

四、精馏塔的工艺条件及有关物性数据的计算

1、操作压力计算

$$\begin{aligned} \text{塔顶操作压力} \quad P &= 4 + 101.3 = 105.3 \text{ kpa} \\ \text{每层塔板压降} \quad \Delta P &= 0.7 \text{ kpa} \\ \text{进料板压力} \quad P_F &= 105.3 + 0.7 \times 7 = 110.2 \text{ kpa} \\ \text{精馏段平均压力} \quad P &= (105.3 + 110.2) / 2 = 107.75 \text{ kpa} \end{aligned}$$

2、操作温度计算

根据图可得： $x_D = 0.986$, $x_W = 0.0072$, $x_F = 0.684$ 查图可得：

塔顶温度 $t_D = 80.2^\circ\text{C}$

进料板温度： $t_F = 89.26^\circ\text{C}$

$$t_m = (t_D + t_F) / 2 = 84.73$$

3、平均摩尔质量计算

塔顶平均摩尔质量计算

由 $x_D = y_1 = 0.986$ 查平衡曲线图 3.1 可得 $x_1 = 0.86$ $M_{VDm} = 0.986 \times 78.11 + 0.004 \times 112.55 = 78.59 \text{ kg/kmol}$ $M_{LDm} = 0.86 \times 78.11 + 0.14 \times 112.55 = 82.93 \text{ kg/kmol}$

进料板平均摩尔质量计算

由图解理论板 $y_F = 0.88$ 查平衡曲线图 3.1 可得 $x_F = 0.60$

$M_{VF} = 0.88 \times 78.11 + 0.12 \times 112.55 = 82.24 \text{ kg/kmol}$ $M_{LF} = 0.60 \times 78.11 +$

$0.40 \times 112.55 = 91.89 \text{ kg/kmol}$

塔底平均摩尔质量计算

精馏段平均摩尔质量

$M_{V\text{精}} = (78.59 + 82.24) / 2 = 80.42 \text{ kg/kmol}$

$M_{L\text{精}}=(82.93+91.89)/2=87.41\text{kg/kmol}$

4 平均密度计算

1、气相平均密度计算

由理想气体状态方程计算，即

精馏段气体密度: $\rho_{V_m} = \frac{P M}{R T_m} = \frac{107.05 \times 80.59}{8.314 \times (85.05 + 273.15)} = 2.9 \text{ kg/m}^3$

2、液相平均密度计算

液相平均密度依下式计算，即 $\frac{1}{\rho_{Lm}} = \sum \frac{a_i}{\rho_i}$

查化学化工物性数据手册_有机卷 P307-P308 可得表 4.1

由 苯 - 氯 苯 温 度 密 度 关 系 表 （ 如 下 ） ， 可 做 出 其 液 相 密 度 图 。

表 4.1 苯-氯苯温度密度关系表

温度℃	80	90	100	110	120	130
苯 $\rho \text{ kg/m}^3$	817	805	773	782	770	757
氯苯 $\rho \text{ kg/m}^3$	1039	1028	1018	1008	997	985

做出其液相密度图如下:

图 4.1 苯-氯苯温度密度关系图

由上图可查得；

$$t_D = 80.1^\circ\text{C} \quad \text{时}$$

$$\rho_A = 817 \text{ kg/m}^3, \rho_B = 1039 \text{ kg/m}^3$$

$$t_F = 89.25^\circ\text{C}, \rho_A = 802 \text{ kg/m}^3, \rho_B = 1028 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{塔顶} \quad \rho_{LDm} = \frac{0.98}{817} + \frac{0.02}{1039} = 833 \text{ kg/m}^3$$

进料板液相平均密度的计算：

$$\alpha_A = \frac{0.60 \times 78.11}{0.60 \times 78.11 + 0.40 \times 112.55} = 0.51$$

$$\rho_{LFm} = \frac{1}{0.51/802 + 0.49/1028} = 898.82 \text{ kg/m}^3$$

所以精馏段液相的平均密度：

$$\rho_{Lm} = (833.3 + 898.82) / 2 = 866.06 \text{ kg/m}^3$$

5、液体平均比表面张力计算

$$\sigma_m = \sum_{i=1}^n x_i \sigma_i$$

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要下载或阅读全文，请访问：
<https://d.book118.com/186234050013010204>