

# 板式精馏塔设计任务书

设计者：      班级      学号： 指导老师：      日期：

## 一、设计题目：苯—甲苯精馏分离板式塔设计

设计一座苯—氯苯连续精馏塔，要求年产纯度为 99.8% 的氯苯 28000 吨，塔顶馏出液中含氯苯不高于 2%，原料液中含氯苯 30%（以上均为质量分数）

## 二、设计任务及操作条件

### 1、设计任务：

生产能力（氯苯）      20000 吨/年

塔顶馏出液含氯苯      ≤2%

塔顶馏出液含苯      □98%

塔底釜残液含氯苯      □99.8%

塔底釜残液含苯      □0.2%

产品纯度      99.8%

操作周期      7200 小时/年

进料组成      50%

塔效率      60%

### 2、操作条件

操作压力      常压（表压）

进料热状态      泡点进料

回流比      2

塔底加热蒸气压力      0.5MP（表压）

单板压降：      ≤0.7kPa

3、塔板类型      筛板

- 4、工作日 每年 300 天 每天 24 小时连续运行
- 5、厂址 \_\_\_\_\_

### 三、设计内容：

- 1、精馏塔物料衡算；
- 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、精馏塔接管尺寸计算；
- 9、绘制生产工艺流程图；
- 10、绘制精馏塔设计条件图；
- 11、绘制塔板施工图（可根据实际情况选作）；
- 12、对设计过程的评述和有关问题的讨论。

### 四、设计基础数据

表 1—1 苯、氯苯纯组分的饱和蒸汽压

| 温度℃                           |    | 80  | 90   | 100  | 110  | 120  | 130  | 131.8 |
|-------------------------------|----|-----|------|------|------|------|------|-------|
| $P_i \cdot 0.133 \text{ kPa}$ | 苯  | 760 | 1025 | 1350 | 1760 | 2250 | 2840 | 2900  |
|                               | 氯苯 | 148 | 205  | 293  | 400  | 543  | 719  | 760   |

其他物性数据可查相关手册

# 目录

|                              |    |
|------------------------------|----|
| 1.精馏塔概述.....                 | 4  |
| 1.1塔设备的类型.....               | 4  |
| 1.2塔设备的性能指标.....             | 4  |
| 1.3板式塔与填料塔的比较.....           | 5  |
| 1.4精馏原理.....                 | 5  |
| 2. 设计标准.....                 | 6  |
| 3.设计方案的分析和拟订.....            | 6  |
| 4.各部分结构尺寸的确定和设计计算.....       | 6  |
| 4.1设计方案的确定.....              | 6  |
| 4.2精馏塔物料衡算.....              | 8  |
| 4.2.1原料液及塔顶、塔底产品的摩尔分数.....   | 9  |
| 4.2.2原料液及塔顶、塔底产品的平均摩尔质量..... | 9  |
| 4.2.3物料衡算.....               | 9  |
| 4.3塔板数的确定.....               | 10 |
| 4.3.1理论板层数 $NT$ 的求解.....     | 10 |
| 4.3.2实际板层数的求取.....           | 12 |
| 4.4精馏段的工艺条件及有关物性数据的计算.....   | 12 |
| 4.4.1精馏段操作压力计算.....          | 12 |
| 4.4.2提馏段操作压力的计算.....         | 12 |
| 4.4.3操作温度计算.....             | 13 |
| 4.4.4平均摩尔质量计算.....           | 13 |
| 4.4.5平均密度的计算.....            | 14 |
| 4.4.6液体平均表面张力计算.....         | 15 |
| 4.4.7液体平均黏度的计算.....          | 16 |
| 4.5精馏塔的塔体工艺尺寸的计算.....        | 16 |
| 4.5.1塔径的计算.....              | 16 |
| 4.5.2精馏塔有效高度的计算.....         | 18 |
| 4.6塔板主要工艺尺寸的计算.....          | 18 |
| 4.6.1溢流装置计算.....             | 18 |
| 4.6.2塔板布置.....               | 19 |
| 4.7筛板的流体力学验算.....            | 21 |
| 4.7.1塔板压降.....               | 21 |
| 4.7.2液面落差.....               | 22 |
| 4.7.3液沫夹带.....               | 22 |
| 4.7.4液漏.....                 | 22 |
| 4.7.5液泛.....                 | 23 |
| 4.8塔板负荷性能图.....              | 23 |
| 4.8.1漏液线.....                | 23 |
| 4.8.2液沫夹带线.....              | 24 |
| 4.8.3液相负荷下限线.....            | 25 |
| 4.8.4液相负荷上限线.....            | 25 |
| 4.8.5液泛线.....                | 25 |

|             |         |
|-------------|---------|
| 五、设计小结..... | 28..... |
| 六、参考资料..... | 29..... |

# 设计说明书

## 一、精馏塔的概述

### 1.1 塔设备的类型

塔设备是化工、石油化工、生物化工、制药等生产过程中广泛采用的汽液传质设备。根据塔内汽液接触构件的结构形式，可分为板式塔和填料塔两大类。板式塔内设置一定数量的塔板，气体以鼓泡或喷射形式穿过板上的液层，进行汽液与传热。正常操作下，气相为分散相。液相为连续相，气相组成呈阶梯变化，属逐级接触逆流操作过程。填料塔内装有一定高度的填料层，液体自塔顶沿填料表面下流，气体逆流而上（有时也采用并流向下）流动，汽液两相密切接触进行传质与传热。在正常操作下，气相为连续相，液相为分散相，气相组成呈连续变化，属微分接触逆流操作过程。

### 1.2 塔设备的性能指标

为获得最大的传质速率，塔设备应该满足两条基本原则：

①使气、液两相充分接触，适当湍动，以提供尽可能大的传质面积和传质系数，接触后两相又能及时完善分离；

②在塔内使气、液两相具有最大限度地接近逆流，以提供最大的传质推动力。

从工程目的出发，塔设备性能的评价指标如下：

①通量——单位塔截面的生产能力，表征塔设备的处理能力和允许空塔气速；

②分离效率——单位压降塔的分离效果，对板式塔以效率表示，对填料塔以等板高度表示；

③适应能力——操作弹性，表现为对物料的适应性及对负荷波动的适应性。

塔设备在兼顾通量大、效率高、适应性强的前提下，还应满足流动阻力低、结构简单、金属消耗量少、造价低、易于操作控制等要求。

### 1.3 板式塔与填料塔的比较

工业上，评价塔设备的性能指标主要有以下几个方面：①生产能力；②分离效率；③塔压降；④操作弹性；⑤结构、制造及造价。

①生产能力 填料塔内件的开孔率通常在 50% 以上，而填料层的孔隙率则超过 90% ，一般液泛高度较高，故单位塔截面上，填料塔的生产能力一般均高于板式塔。

②分离效率 一般情况下，填料塔具有较高的分离效率。在减压、常压和低压（压力小于 0.3MP）操作下，填料塔的分离效率明显优于板式塔，在高压操作下，板式塔的分离效率略优于填料塔。

③塔压降 填料塔由于空隙率高，故其压降远远小于板式塔。

④操作弹性 一般来说，填料本身对气液变化的适用性很大，故填料塔的操作弹性一般较大，而板式塔的操作弹性较小。

⑤结构、制造及造价 填料塔的结构较板式塔简单，故制造、维修也较为方便，但填料塔的造价通常高于板式塔。

### 1.4 精馏原理

塔分离均相液态混合物的原理：蒸气由塔底进入，与下降液进行逆流接触，两相接触中，下降液中的易挥发(低沸点)组分不断地向蒸气中转移，蒸气中的难挥发(高沸点)组分不断地向下降液中转移，蒸气愈接近塔顶，其易挥发组分浓度愈高，而下降液愈接近塔底，其难挥发组分则愈富集，达到组分分离的目的。由塔顶上升的蒸气进入冷凝器，冷凝的液体的一部分作为回流液返回塔顶进入精馏塔中，其余的部分则作为馏出液取出。塔底流出的液体，其中的一部分送入再沸器，热蒸发后，蒸气返回塔中，另一部分液体作为釜残液取出。

## 二、设计标准

- ①HG/T20569-94《机械搅拌设备》
- ②GB150-1998《钢制压力容器》
- ③TCEDS8-90《压力容器强度计算书统一格式》
- ④CD130A20-86《化工设备设计文件编制规定》
- ⑤《压力容器安全技术监察规程》
- ⑥《压力容器压力管道设计单位资格许可与管理规则》
- ⑦GB150《钢制压力容器》

## 三、设计方案的分析 and 拟订

工业上，塔设备主要用于蒸馏和吸收传质单元操作，根据任务书知，板式塔的生产能力低，要求的分离效率也不高，且填料塔的结构要求高，造价高，而板式塔的结构简单，制造、维修方便，所以选用板式塔。

## 四. 各部分结构尺寸的确定和设计计算

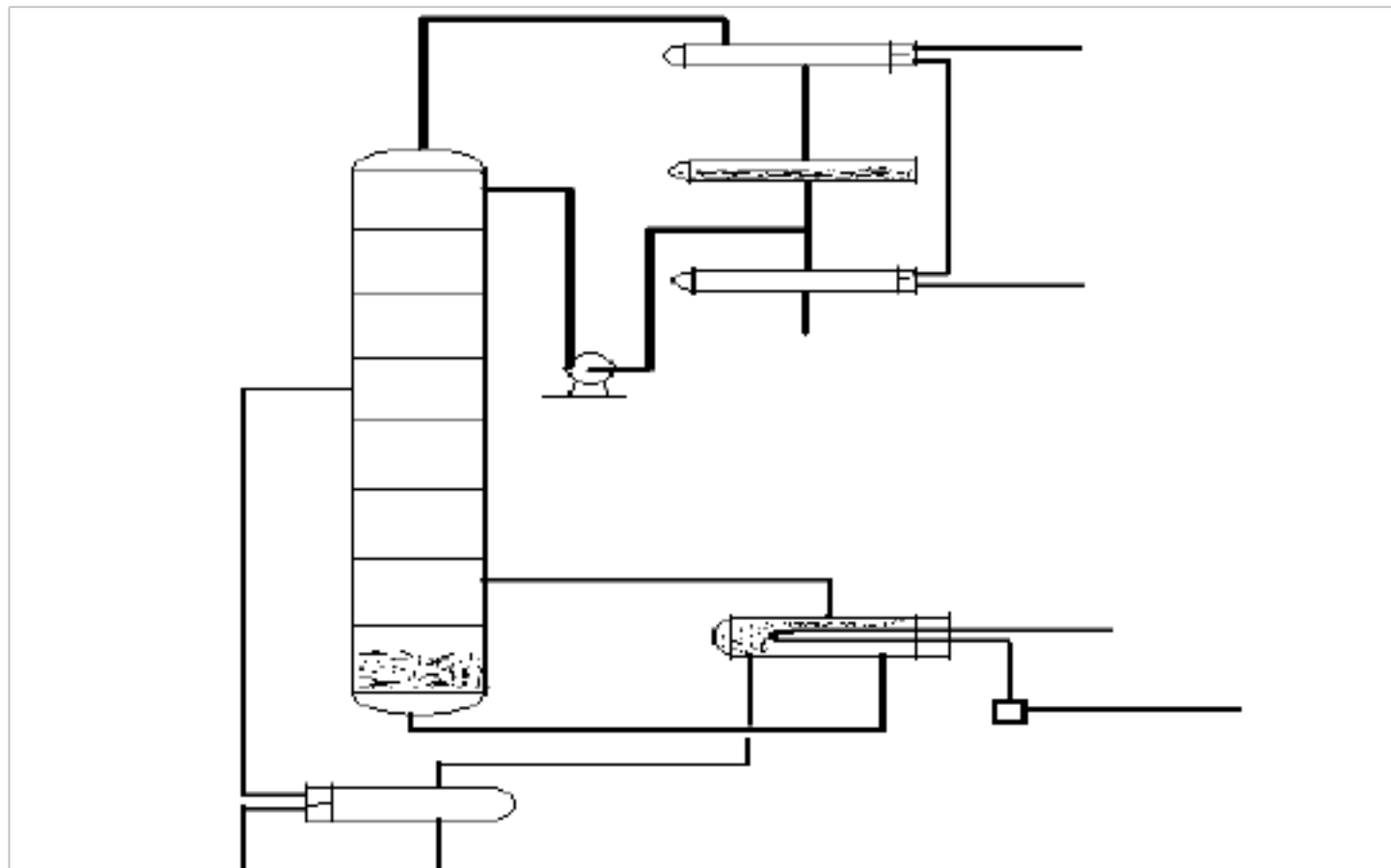
### 4.1. 设计方案的确定

精馏装置有精馏塔、原料预热器、再沸器、冷凝器、釜液冷却器和产品冷却器等设备。热量自塔釜输入，物料在塔内经多次部分气化与部分冷凝进行精馏分离，由冷凝器和冷却器中的冷却介质将余热带走。

苯-氯苯混合液原料经预热器加热到露点温度后送入精馏塔进料板，在进料板上与自塔上部下降的回流液体汇合后，逐板溢流，最后流入塔底。在每层板上，回流液体与上升蒸汽互相接触，进行热和质的传递过程。操作时，连续的从再沸器取出部分液体作为塔底产品，部分液体气化，产生上升蒸汽，一起通过各层塔板。塔顶蒸汽进入冷凝器中被冷凝，并将部分冷凝液用泵送回塔顶作为回流液，其余部分经冷凝器冷凝后送出作为塔

顶产品，经冷凝器冷却后送入贮槽。塔釜采用间接蒸汽和再沸器共热。塔底产品经冷却后送入贮槽。

流程图如下图



高径比很大的设备称为塔器。用于蒸馏（精馏）和吸收的塔器分别称为蒸馏塔和吸收塔。塔器在石化工艺过程中的作用主要是分馏、吸收、汽提、萃取、洗涤、回收、再生、脱水及气体净化和冷却等。常用的有板式塔和填料塔，国外塔器主要是在塔盘和填料技术上不断改进。我国近 20 年开发了许多性能优良的板式塔和填料塔，已在石化、炼油装置中得到了广泛应用，性能处于国际先进水平。其中具有代表性的主要有适宜于处理高液体通量的 DT 塔盘、适宜于处理高气体通量的旋流塔盘、具有高操作弹性及高效率的立体传质塔盘以及筛板—填料复合塔等。为洛阳和大庆 500 万吨 / 年的润滑油型炼油厂分别配置的大型板式塔型和大型填料塔型的减压塔直径达~ $\phi 8400\text{mm}$  由国内研制的 ' $\phi 10000\text{mm}$ 大型精馏塔即将投入使用。根据塔内气、液接触构件的结构形式，塔设备可分为板式塔和填料塔两大类。板式塔大致可分为两类：一类是有降液管的塔板，如泡罩、浮阀、筛板、导向筛板、新型垂直筛板、舌形、S 型、多降液管塔板等；另一类是无降液管的塔板，如穿流式筛板（栅板）、穿流式波纹板等。工业应用较多的是有降液管的塔板，如筛板、浮阀、泡罩塔板等。

## 4.2.精馏塔物料衡算

已知参数：苯、氯苯混合液处理量， $F=2800\text{t/年}$ ； $2$ ； $x_D \square 0.986$ ；  
 $x_W \square 0.0029$ ；回流比  $R$  (自选)；进料热状况：饱和蒸汽进料即  $q=0$ ；塔顶压强，  
 $P_{\text{塔顶}} \square 4\text{kPa}$ ；单板压降不大于  $0.7\text{kPa}$ 。由《化学化工物性数据手册》P174可知：

表 5-1 苯和氯苯的物理性质

| 项目   | 分子式                             | 分子量 $M$ | 沸点 (K) | 临界温度 $t_c$ ( $^{\circ}\text{C}$ ) | 临界压强 $P_c$ (atm) |
|------|---------------------------------|---------|--------|-----------------------------------|------------------|
| 苯 A  | $\text{C}_6\text{H}_6$          | 78.11   | 353.3  | 562.1                             | 48.3             |
| 氯苯 B | $\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$ | 112.6   | 404.9  | 632.4                             | 44.6             |

由《石油化工基础数据手册》P457 及内插计算可知：

表 5-2 液体的表面张力

| 温度       | 60    | 80    | 100   | 120   | 140   |
|----------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 苯, mN/m  | 23.74 | 21.27 | 18.85 | 16.49 | 14.17 |
| 氯苯, mN/m | 25.96 | 23.75 | 21.57 | 19.42 | 17.32 |

由《化学化工物性数据手册》P299、P300 可知：

表 5-3 苯与氯苯的液相密度

| 温度 ( $^{\circ}\text{C}$ ) | 60     | 80     | 100    | 120   | 140   |
|---------------------------|--------|--------|--------|-------|-------|
| 苯, $\text{kg/ m}_3$       | 836.6  | 815.0  | 792.5  | 768.9 | 744.1 |
| 氯苯, $\text{kg/ m}_3$      | 1064.0 | 1042.0 | 1019.0 | 996.4 | 972.9 |

由《化学化工物性数据手册》P303、P304 可知：

表 5-4 液体粘度  $\square_L$

| 温度 ( $^{\circ}\text{C}$ )                      | 60    | 80    | 100   | 120   | 140   |
|--|-------|-------|-------|-------|-------|
| 苯 ( $\text{mP} \cdot \text{s}$ ) <sub>a</sub>  | 0.381 | 0.308 | 0.255 | 0.215 | 0.184 |
| 氯苯 ( $\text{mP} \cdot \text{s}$ ) <sub>a</sub> | 0.515 | 0.428 | 0.363 | 0.313 | 0.274 |

苯的摩尔质量  $M_A=78.11\text{kg/kmol}$

氯苯的摩尔质量  $M_B=112.561\text{kg/kmol}$

$$x = \frac{\frac{0.62}{78.11}}{\frac{0.62}{78.11} + \frac{0.38}{112.56}} = 0.702$$

$$x_D = \frac{\frac{0.98}{78.11}}{\frac{0.98}{78.11} + \frac{0.02}{112.56}} = 0.986$$

$$x_w = \frac{\frac{0.002}{78.11}}{\frac{0.002}{78.11} + \frac{0.998}{112.56}} = 0.0029$$

#### 4.2.2 原料液及塔顶、塔底产品的平均摩尔质量

$$M_F = 0.702 \times 78.11 + (1 - 0.702) \times 112.56 = 88.38 \text{ Kg /Kmol}$$

$$M_D = 0.986 \times 78.11 + (1 - 0.986) \times 112.56 = 78.60 \text{ Kg /Kmol}$$

$$M_w = 0.0029 \times 78.11 + (1 - 0.0029) \times 112.56 = 112.46 \text{ Kg /Kmol}$$

#### 4.2.3 物料衡算

$$\text{原料处理量 } F = \frac{28000000}{\frac{300 \times 24}{88.38}} = 44.00 \text{ Kmole/h}$$

$$\text{总物料衡算 } F = D + W$$

$$44.00 = D + W \quad \text{代入}$$

$$\text{苯物料衡算 } 44.00 \times 0.702 = 0.986D + 0.0029W$$

$$\text{联立得 } 30.76 = 0.9831D$$

$$\text{得 } D = 31.29 \text{ Kmole/h}$$

$$W = 12.71 \text{ Kmole/h}$$

## NT 的求解

苯—氯苯为理想物系可采用图解法求理论板层数。

①由任务书给定的苯、氯苯组分的饱和蒸气压数据(表 1-1), 可得苯—氯苯物系的气液平衡数据, 如下表所示:

表 1-2 苯—氯苯气液平衡数据

|                    |       |       |       |       |       |       |
|--------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| $t/^\circ\text{C}$ | 80    | 90    | 100   | 120   | 130   | 131.8 |
| $x$                | 1.003 | 0.679 | 0.444 | 0.128 | 0.020 | 0.001 |
| $y$                | 1.001 | 0.914 | 0.786 | 0.379 | 0.075 | 0.003 |

根据气液平衡数据, 可绘出  $x$ — $y$  图, 如下图 (1—1)

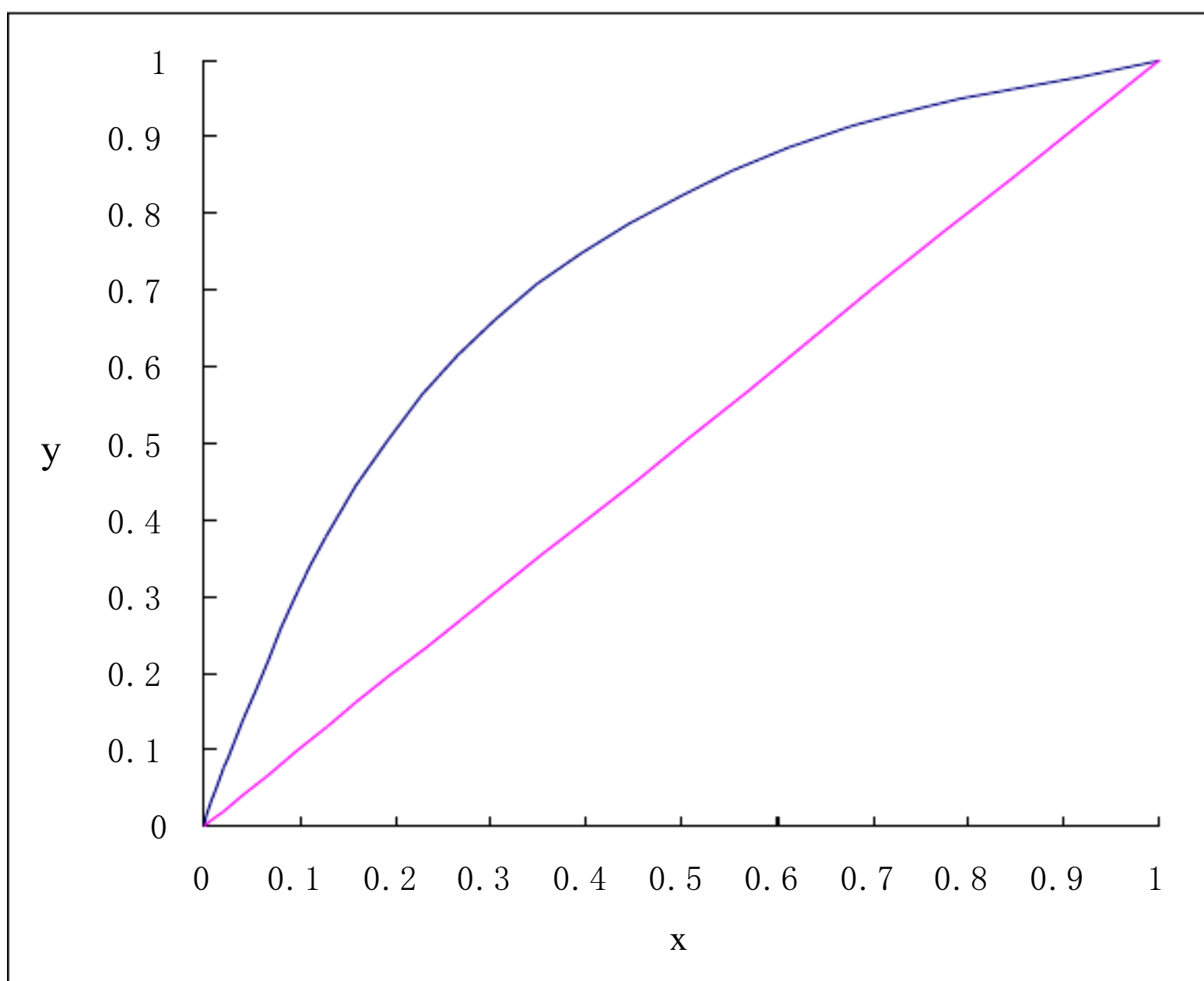


图 1—1 苯—氯苯的平衡曲线

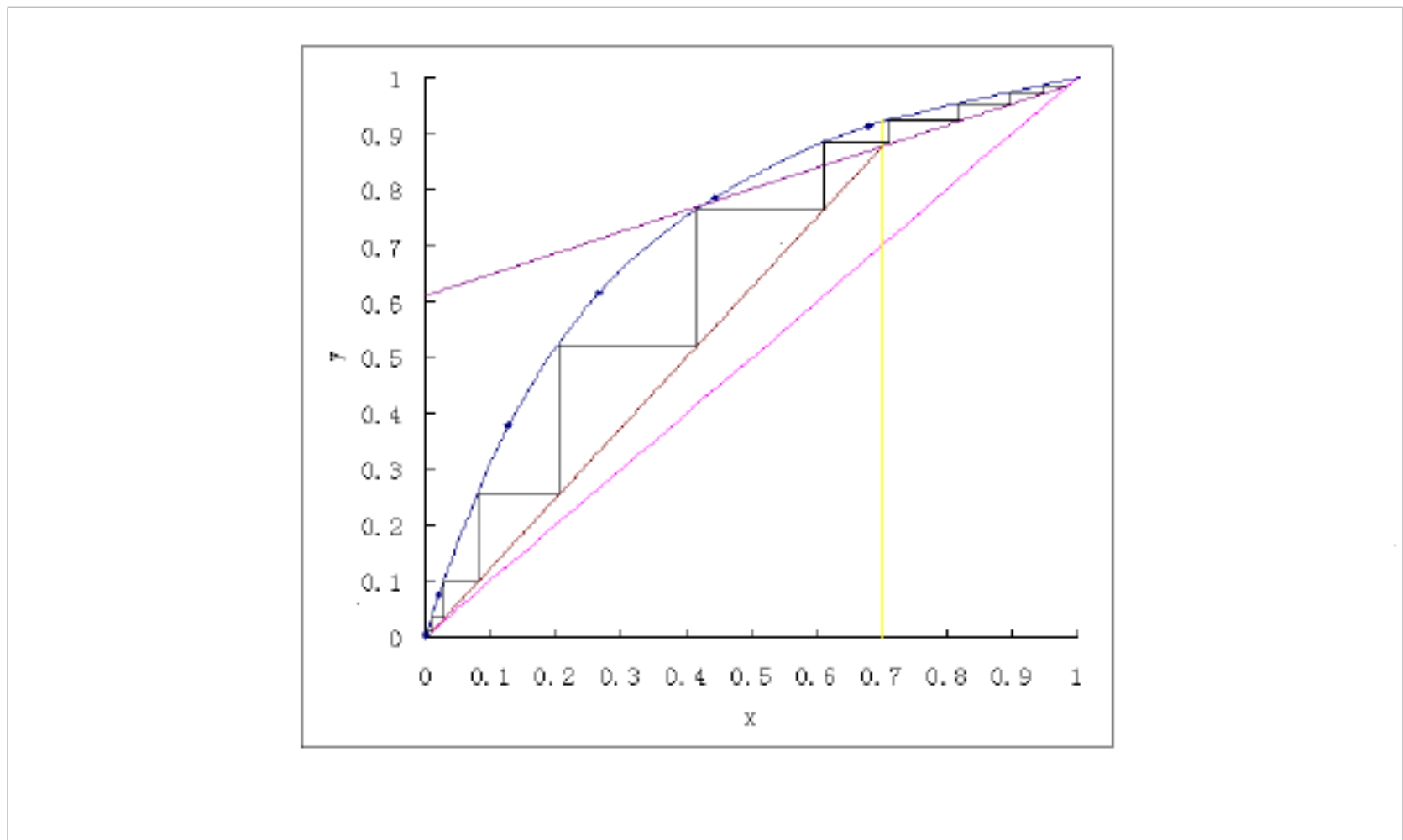


图 一2 图解法求理论板数

②求最小回流比及操作回流比。

采用作图法求最小回流比。在图 1-1 中对角线上，自点  $e(0.702,0.702)$  作垂线 ( $q$  线)，该线与平衡线的交点坐标为：

$$y = 0.919 \quad x_q = 0.702$$

故最小回流比为

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.986 - 0.919}{0.919 - 0.702} = 0.309$$

取操作回流比为

$$R = 2R_{\min} = 0.618$$

③求精馏塔的气、液负荷

$$L = RD = 0.618 \times 31.29 = 19.34 \text{Kmol/h}$$

$$V = (R + 1)D = (0.618 + 1) \times 31.29 = 50.63 \text{Kmol/h}$$

$$L' = L + F = 19.34 + 44.00 = 63.34 \text{Kmol/h}$$

$$V' = V = 50.63 \text{Kmol/h}$$

④求操作线方程

$$y = \frac{L}{V} x + \frac{D}{V} x_D = \frac{19.34}{50.63} x + \frac{31.29}{50.63} = 0.382x + 0.618$$

提馏段操作线方程为

$$y' = \frac{L'}{V'} x' + \frac{W}{V'} x_w = \frac{63.34}{50.63} x' + \frac{12.71}{50.63} = 1.251x' + 0.000728$$

⑤图解法求理论板层数

采用图解法求理论板层数，如图 1—2 所示。求解结果为  
 总理论板层数  $N_T = 10$  (包括再沸器)

进料板位置  $N_F = 4$

### 实际板层数的求取

精馏段实际板层数  $N_{精} = 4 / 0.7 = 5.7 \approx 6$

提馏段实际板层数  $N_{提} = 7 / 0.52 = 13.46 \approx 14$

#### 4.4.1 精馏段操作压力计算

塔顶操作压力  $P_D = 101.33 \text{ kPa} \approx 105.33 \text{ kPa}$

每层塔板压降  $\Delta P = 0.7 \text{ kPa}$

进料板压力  $P_F = 105.33 + 0.7 \times 6 = 109.53 \text{ kPa}$

精馏段平均压力  $P_m = \frac{105.33 + 109.93}{2} = 107.63 \text{ kPa}$

#### 4.4.2 提馏段操作压力的计算

塔底操作压力  $P_w = 105.33 + 0.7 \times 5 = 115.83 \text{ kPa}$

提馏段平均压力  $P'_m = \frac{115.83 + 109.53}{2} = 112.68 \text{ kPa}$

根据苯—氯苯在不同温度下的饱和蒸汽压数据,可知在不同温度下的气液平衡数据,可绘得苯—氯苯的  $x-y$  图,见下图

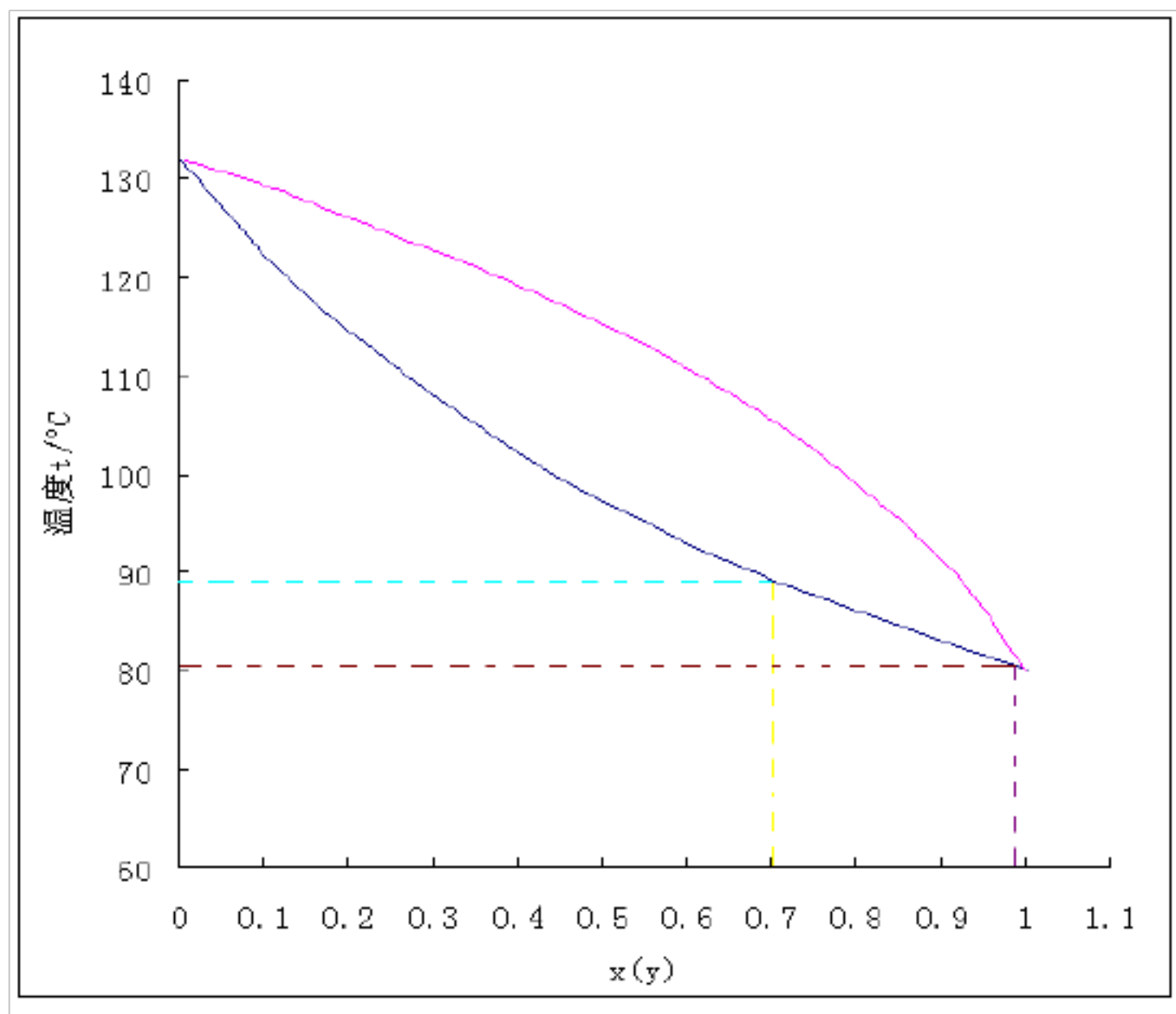


图 1—3 苯-氯苯的气液平衡相图

由图可知:

塔顶温度:  $t=80.4^{\circ}\text{C}$

进料板温度:  $t=89.1^{\circ}\text{C}$

精馏段平均温度:  $t = \frac{89.1 + 80.4}{2} = 84.75^{\circ}\text{C}$

塔底温度:  $t=130^{\circ}\text{C}$

提馏段平均温度:  $t = \frac{89.1 + 130}{2} = 109.55^{\circ}\text{C}$

#### 4.4.4 平均摩尔质量计算

塔顶平均摩尔质量计算

由  $x_D = y_1 = 0.986$ , 查得平衡曲线 (见图 1—2), 得

$$x_1 = 0.945$$

$$M_{VDm} = 0.986 \times 78.11 + (1 - 0.986) \times 12.6 = 78.59 \text{ Kg /Kmol}$$

$$M_{LDm} = 0.945 \times 78.1 + (1 - 0.945) \times 12.6 = 80.00 \text{ Kg /Kmol}$$

进料板平均摩尔质量计算

由图解理论板（见图 1—2），得

$$x_F = 0.678$$

查平衡曲线（见图 1—2）得

$$y_F = 0.912$$

$$M_{VFm} = 0.912 \times 78.1 + (1 - 0.912) \times 12.6 = 81.14 \text{ Kg /Kmol}$$

$$M_{LFm} = 0.678 \times 78.1 + (1 - 0.678) \times 12.6 = 89.21 \text{ Kg /Kmol}$$

精馏段平均摩尔质量

$$M_{Vm(\text{精})} = \frac{78.59 + 81.14}{2} = 79.87 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{Lm(\text{精})} = \frac{80.00 + 89.21}{2} = 84.59 \text{ kg/kmol}$$

## 平均密度的计算

### ①气相平均密度计算

由理想气体状态方程计算

$$\rho_{Vm(\text{精})} = \frac{P M_{Vm(\text{精})}}{RT} = \frac{107.05 \times 79.87}{8.314 \times 84.75 \times 273.15} = 2.873 \text{ Kg /m}^3$$

### ②液相平均密度的计算

液相平均密度依下式计算

$$\frac{1}{\rho_{Lm}} = \sum \frac{a_i}{\rho_i}$$

塔顶液相平均密度的计算

$$\rho_A = 815.0 \text{ Kg /m}^3, \quad \rho_B = 1064.0 \text{ Kg /m}^3$$

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/098061123054006035>