

：
【关键字】精品

中山火炬职业技术学院
大型作业报告
(2023/2023 学年其次学期)

课程名称 化工原理课程设计

学生学号 04

院〔系〕 生物医药系

专 业 精细化学品生产技术

班 级 精化 091

时 间 1 月 08 日—1 月 15 日

学 生 陈茂阳

指导教师: _李晓璐_

中山火炬职业技术学院 生物医药系

前 言

:

化工生产中所处理的原料，中间产物，粗产品几乎都是由假设干组分组成的混合物，而且其中大局部都是均相物质。生产中为了满足储存，运输，加工和使用的需求，时常需要将这些混合物分别为较纯洁或几乎纯态的物质。芳香族化合物是化工生产中的重要原材料，而苯和甲苯是各有其重要作用。苯是化工工业和医药工业的重要根本原料，可用来制备染料，树脂，农药，合成药物，合成橡胶，合成纤维和洗涤剂等等；甲苯不仅是有机化工合成的优良溶剂，而且可以合成异氰酸酯，甲酚等化工产品，同时也可以用来制造三硝基甲苯，苯甲酸，对苯二甲酸，防腐剂，染料，泡沫塑料，合成纤维等。

精馏是分别液体混合物最常用的一种单元操作，在化工，炼油，石油化工等工业得到广泛应用。精馏过程在能量计的驱动下，使气，液两相屡次直接接触和分别，利用液相混合物中各相分挥发度的不同，使挥发组分由液相向气相转移，难挥发组分由气相向液相转移。实现原料混合物中各组成分别该过程是同时进展传质传热的过程。本次设计任务为设计肯定处理量的精馏塔，实现苯——甲苯的分别。苯——甲苯体系比较简洁分别，待处理料液纯洁。因此用筛板塔。

筛板塔也是很早消灭的一种板式塔，20 世纪 50 年月起对筛板塔进展了大量工业规模的争论，逐步把握了筛板塔的性能，并形成了较完善的设计方法。与泡罩塔相比，筛板塔具有以下优点：生产力量〔20%——40%〕塔板效率〔10%——50%〕而且构造简洁，塔盘造价削减 40%左右，安装，修理都较简洁。

本课程设计的主要内容是过程的物料衡算，热量衡算，工艺计算，构造设计和校核。

名目

:

第一节：标题 丙烯—丙烷板式精馏塔设计

其次节：丙烯—丙烷板式精馏塔设计任务书

第三节：精馏方案简介

第四节：精馏工艺流程草图及说明

第五节：精馏工艺计算及主体设备设计

第六节：关心设备的计算及选型

第七节：设计结果一览表

第八节：对本设计的评述

第九节：工艺流程简图

第十节：参考文献

第一节 设计题目

丙烯—丙烷板式精馏塔设计

其次节 任务书

处理量：64kmol/h

产品质量：进料 65%

塔顶产品 98%

塔底产品 <2%

.....
1、工艺条件：丙烯—丙烷

饱和液体进料

进料丙烯含量 65% (摩尔百分数)

：

塔顶丙烯含量 98%

釜液丙烯含量 <2%

总板效率为 0.6

2、操作条件：

塔顶操作压力 1.62MPa(表压)

加热剂及加热方法：

 加热剂——热水

 加热方法——间壁换热

冷却剂：循环冷却水

回流比系数： 1.2 1.4 1.6

3、塔板形式：浮阀

4、处理量：F=64kml/h

5、安装地点：广东中山火炬开发区

6、塔板设计位置：塔顶

.....

第三节 精馏方案简介

- (1) 精馏塔的物料衡算；
- (2) 塔板数确实定；
- (3) 精馏塔的工艺条件及有关物件数据的计算；
- (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) 精馏塔接收尺寸计算；
 - (9) 绘制生产工艺流程图；
 - (10) 绘制精馏塔设计条件图；
 - (11) 对设计过程的评述和有关问题的争论。

设计方案确实定及工艺流程的说明

原料液由泵从原料储罐中引出，在预热器中预热至 84℃后送入连续板式精馏塔（筛板塔），塔顶上升蒸汽流承受强制循环式列管全凝器冷凝后一局部作为回流液，其余作为产品经冷却至25℃后送至产品槽；塔釜承受热虹吸立式再沸器供给气相流，塔釜残液送至废热锅炉。

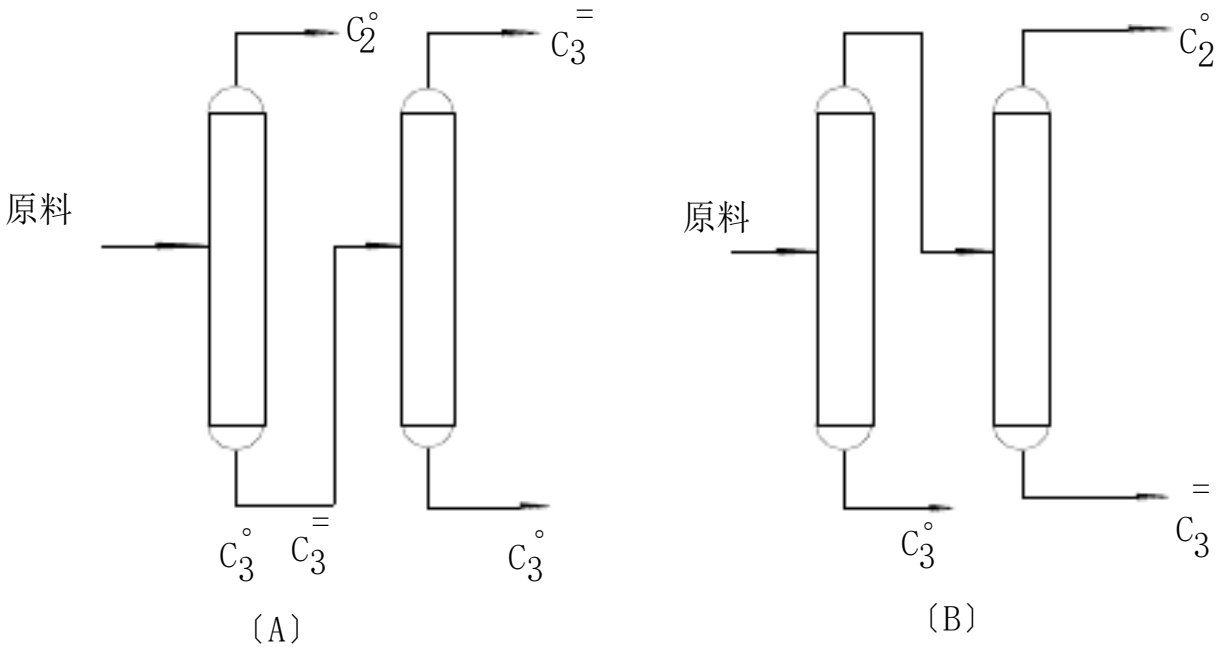
第四节：精馏工艺流程草图及说明

一 、 流程方案的选择

1. 生产流程方案确实定：

原料主要有三个组分：C2°、C3=、C3°，生产方案有两种：〔见以下图 A，B〕如任务书规定：

	C2°	C3=	C3°	iC4°	iC4=	Σ
W%	5.00	73.20	20.80	0.52	0.48	100



图（A）

:

为按挥发度递减挨次采出，图（B）为按挥发度递增挨次采出。在根本有机化工生产过程中，按挥发度递减的挨次依次采出馏分的流程较常见。因各组分采出之前只需一次汽化和冷凝，即可得到产品。而图（B）所示方法中，除最难挥发组格外。其它组分在采出前需经过屡次汽化和冷凝才能得到产品，能量〔热量和冷量〕消耗大。并且，由于物料的内循环增多，使物料处理量加大，塔径也相应加大，再沸器、冷凝器的传热面积相应加大，设备投资费用大，公用工程消耗增多，故应选用图（A）所示的是生产方案。

2.工艺流程分别法的选择：

在工艺流程方面，主要有深冷分别和常温加压分别法。脱乙烷塔，丙烯精制塔承受常温加压分别法。由于C2，C3在常压下沸点较低呈气态承受加压精馏沸点可提高，这样就无须冷冻设备，可使用一般水为冷却介质，操作比较便利工艺简洁，而且就精馏过程而言，获得高压比获得低温在设备和能量消耗方面更为经济一些，但高压会使釜温增加，引起重组分的聚合，使烃的相对挥发度降低，分别难度加大。可是深冷分别法需承受制冷剂来得到低温，承受闭式热泵流程，将精馏塔和制冷循环结合起来，工艺流程简单。综合考虑应选用常温加压分别法流程。

二、 工艺特点：

- 1、 脱乙烷塔：依据原料组成及计算：精馏段只设四块浮伐塔板，塔顶承受分凝器、全回流操作
- 2、 丙烯精制塔：混合物借精馏法进展分别时它的难易程度取决于混合物的沸点差即取决于他们的相对挥发度丙烷—丙烯的沸点仅相差 5—6℃所以他们的分别很困难，在实际分别中为了能够用冷却水来冷凝丙烯的蒸气常常把 C3 馏分加压到 20 大气压下操作，丙烷—丙烯相对挥发度几乎接近于 1 在这种状况下，至少需要 120 块塔板才能到达分别目的。建筑这样多板数的塔，高度在 45 米以上是很不简洁的，因而通常多以两塔串连应用，以降低塔的高度。

三、 操作特点：

- 1、 压力：承受不凝气外排来调整塔内压力，在其他条件不变的状况下，不凝气排放量越大、塔压越低：不凝气排放量越小、塔压越高。正常状况下压力调整主要靠调整伐自动调整。
- 2、 塔低温度：恒压下，塔低温度是调整产品质量的主要手段，釜温是釜压和物料组成打算的，塔低温度主要靠重沸器加热汽来掌握。当塔低温度低于规定值时，应加大蒸汽用量以提高釜液的汽化率塔低温度高于规定值时，操作亦反。

:

四、改革措施:

丙烯精制塔顶冷却器由四台串联改为两台并联, 且每台冷却器设计时承受的材质较好, 管束较多, 传热效果好。

五、设想:

假设本装置承受 DCS 掌握操作系统, 这样可以使操作者一目了然, 可以到达集中治理, 分散掌握的目的。能够使信息反响准时, 使装置平稳操作, 提高工作效率。为了降低能耗丙烯塔可以承受空冷。

第五节: 精馏工艺计算及主体设备设计

精馏塔的工艺设计计算, 包括塔高、塔径、塔板各局部尺寸的设计计算, 塔板的布置, 塔板流体力学性能的校核及绘出塔板的性能负荷图。

1 物料衡算与操作线方程

通过全塔物料衡算, 可以求出精馏产品的流量、组成和进料流量、组成之间的关系。物料衡算主要解决以下问题:

(1) 依据设计任务所给定的处理原料量、原料浓度及分别要求〔塔顶、塔底产品的浓度〕计算出每小时塔顶、塔底的产量;

(2) 在加料热状态 q 和回流比 R 选定后, 分别算出精馏段和提馏段的上升蒸汽量和下降液体量;

(3) 写出精馏段和提馏段的操作线方程, 通过物料衡算可以确定精馏塔中各股物料的流量和组成状况, 塔内各段的上升蒸汽量和下降液体量, 为计算理论板数以及塔径和塔板构造参数供给依据。

通常, 原料量和产量都以 kg/h 或吨/年来表示, 但在抱负板计算时均须转换为 kmol/h 。在设计时, 汽液流量又须用 m^3/s 来表示。因此要留意不同的场合应使用不同的流量单位。

2、塔物料衡算

$$F=D+W$$

$$FX_f=DX_D+WX_w$$

则代入数据为 $64=D+W$

$$64*65\%=D*98\%+W*2\%$$

:

解得 $D=42.09375\text{kmol/h}$, $W=21.90625\text{kmol/h}$

塔内气、液相流量

精馏段: $L=RD, V=L+D$

提留段: $L'=L+F, V'=V$

3.热量衡算

再沸器热流量: $q_r=V'rv$

再沸器加热蒸汽质量流量: $Gr=Qr/rR$

冷凝器热流量: $Qc=Vrv$

冷凝器冷却剂的质量流量: $Gc=Qc/Cv(t1-t2)$

塔板数的计算

相对挥发度

利用试差法求相对挥发度

1. 塔顶挥发度 α_{AB}

利用 Antoine 方程 $\ln p_A^\circ =A-\frac{B}{T+C}$ 计算丙烯和丙烷的饱和蒸汽压

表 3-1 Antoine 常数

物质	A	B	C
丙烯	15. 7027	1807. 53	-26. 15
丙烷	15. 7260	1872. 46	-25. 16

表压 $P=1620\text{kpa}$,则塔顶绝压 $P_{top}=1.62+0.101325=1.721325\text{kpa}$

:

$$\ln P_A' = 15.7027 - 1807.53 / (316.1 - 26.15)$$

$$P_A' = 12948.48 \text{ mmHg} = 1726.373 \text{ kPa}$$

$$\text{同理得 } P_B' = 10830.29 \text{ mmHg} = 1443.921 \text{ kPa}$$

$$Y_A = (P - P_B') / (P_A' - P_B') = 0.982$$

$$K_A = P_A' / P = 1.002933$$

$$X_A = y_A / K_A = 0.982 / 1.002933 = 0.977$$

$$\text{同理得 } y_B = 0.02, K_B = 0.838842, X_B = y_B / K_B = 0.024$$

$$\sum X = y_A / K_A + y_B / K_B = 1.000977$$

$$\sum y - 1 = 1.000977 - 1 = 0.000977 < 0.001, \text{符合要求}$$

$$\text{故塔顶温度 } T_{\text{top}} = 316.1 \text{ K}$$

$$\text{塔顶挥发度阿 } a_{AB} = K_A / K_B = 1.002933 / 0.838842 = 1.1956$$

1. 塔底挥发度 a'_{AB}

$$\text{由 } x_n = y_n / [a - (a - 1)y_n] \text{ 得, } x_n = 0.97618$$

查资料得表如下:

:

表 3-1 丙烯丙烷气液相密度表（1721. 325KPa）

	40℃(<i>kg / m³</i>)	60℃ (<i>kg / m³</i>)	43℃ (<i>kg / m³</i>)
丙烯 (L)	478	435	471. 55
丙烷 (L)	466. 8	427. 6	460. 92
丙烯 (V)	——	——	28. 0
丙烷 (V)	——	——	29. 5

用下式对液体混合物的密度进行估算，

$$\frac{1}{\rho_L} = \frac{w_A}{\rho_A} + \frac{w_B}{\rho_B}$$

液相组分质量分数为 WA=0.97507，WB=0.02493

塔顶液相密度为 471.2535kg/m3

气相密度为 28.03kg/m3

设理论塔板数位NT=150，设每块塔板上的压降为 100mm 液柱。

经计算得latm=21.94mm 液柱

塔底压力P=Ptop+NT*100mm=1790.599kpa

设塔底温度为 326.0K

由 lnPA’=A-B/(T+C)得， lnPA’=15.7027-1807.53/(326.0-26.15)

PA’=15908,14mmHg=2120.91kpa

同理得PB’=13385.06mmHg=1784.527kpa

所以 XA=P-PB’/PA’-PB’=0.996609， y B=0.976677

所以，塔底温度为 326.0K

a AB=KA/KB=1.18447/0.996609=1.1885

:

$$\bar{a} = atop + a / 2 = 1.192057$$

2. 计算回流比 R

由相平衡方程 $y_e = a x_e / [1 + (a-1)x_e]$ 和 q 线方程 $q=1$,

计算得 $x_e=0.65$ 时, $y_e=0.6888$

$$R_{min} = X_D - y_e / y_e - x_e = 7.496$$

则 $R=1.2$, $R_{min}=8.99$

3. 计算精馏段操作方程

精馏段操作线方程 $y_{n+1} = R/R+1 * x_n + X_D/R+1$

代入数据得该精馏操作方程为 $y_{n+1} = 0.9000x_n + 0.0981$

4. 计算塔板数

经过模拟计算得

所需理论板数为 $N_T=95$

理论进料板位置 $N_f=44$

总办效率为 $E_T=0.6$ 进料

板位置 $N_f/0.6=73$

所以实际塔板数为 $N_p = (N_T - 1) / E_T = (95 - 1) / 0.6 = 155$

:

实际塔板数和初设塔板数 150 比较接近，故所设值比较合理。

5. 塔径计算

两相流淌参数 $=L_s/V_s \cdot \sqrt{(p_l/p_v)}=0.2195$

设间距 $H_t=0.45\text{m}$ ，查图知 $C_{20}=0.062$

气体负荷因子 $C=C_{20} \left\{ \frac{\rho_l}{20} \right\}^{0.2} = 0.0465$

液泛气速 $U_f=C \sqrt{(p_l - p_v/p_v)}=0.1850/\text{s}$

$u/U_f=0.64$ ，则 $u=0.1184\text{m/s}$

则流道截面积 $A=V_s/u=1.3849 \text{ m}^2$

孔隙率 $A_d/A_t=0.10$ ， $A/A_t=1-A_d/A_t=0.90$

则 $A_t=1.4096/0.90=1.5632$

塔径 $D=\sqrt{(4A_t/\pi)}=1.4\text{m}$

查表知 $D=1.4$ ， $H_t=0.45$ ，与设的吻合，则合理。

6. 塔高计算

实际板数为 155，塔有效高度 $Z=0.45 \cdot 155=69.75\text{m}$

釜液流出量 $W=21.90625\text{kom/h}=1072.08\text{kg/h}=0.2978\text{kg/s}$

则釜液高度

:

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/817066140012006122>