

## § 1 设计任务书

### § 1.1 设计条件

工艺条件：饱和液体进料，进料量丙烯含量  $x_f = 65\%$ （摩尔百分数）

塔顶丙烯含量  $x_D = 98\%$ ，釜液丙烯含量  $x_w \leq 2\%$ ，总板效率为 0.6。

操作条件：建议塔顶压力 1.62MPa（表压）

安装地点：大连

设计方案：

塔板设计位置	塔板形式	处理量 (kmol/h)	回流比系数 $R/R_{\min}$
塔底	筛板	70	1.4

## § 2 概述

蒸馏是分离液体混合物（含可液化的气体混合物）常用的一种单元操作，在化工、炼油、石油化工等工业中得到广泛的应用。其中，简单蒸馏与平衡蒸馏只能将混合物进行初步的分离。为了获得较高纯度的产品，应使得混合物的气、液两相经过多次混合接触和分离，使之得到更高分度的分离，这一目标可采用精馏的方法予以实现。

精馏过程在能量剂驱动下，使气、液两相多次直接接触和分离，利用液相混合物中各组分由液相向气相转移，难挥发组分由气相向液相转移，实现原料中各组分的分离。该过程是同时进行的传质、传热的过程。为实现精馏过程，必须为该过程提供物流的存储、输送、传热、分离、控制等的设备、仪表。由这些设备、仪表等构成精馏过程的生产系统，即所要设计的精馏装置。

### § 2.1 塔型选择

一个精馏塔的分离能力或分离出的产品纯度如何，与原料体系的性质、操作条件以及塔的性能有关。实现精馏过程的气、液传质设备，主要有两大类，板式塔和填料塔。

本设计选取的是板式塔，相比较而言，在塔效率上，板式塔效率稳定；在液气比方面，板式塔适应范围较大，而填料塔则对液体喷淋量有一定要求；在安装维修方面，板式塔相对比较容易进行；由于所设计的塔径较大，所以在造价上，板式塔比填料塔更经济一些；而且，板式塔的重量较轻，所以，在本次设计中，设计者选择了板式塔。

在众多类型的板式塔中，设计者选择了溢流型筛板塔，相比较其它类

---

型的板式塔，溢流型筛板塔价格低廉，装卸方便，而且金属消耗量少，非常适合板间距小、效率较高而且塔单位体积生产能力大的分离要求，同时其操作弹性大、阻力降小、液沫夹带量少以及板上滞液量少的优点也为其提供了广阔的应用市场，这些都是设计者选择其作为分离设备的原因。

## § 2.2 精馏塔操作条件的选择

### § 2.2.1 操作压力

精馏操作可以在常压、加压或减压下进行，操作压力的大小应根据经济上的合理性和物料的性质来决定。提压操作可以减少气相体积流量，增加塔的生产能力，但也使物系的相对挥发度降低，不利分离，回流比增加或塔高增加，同时还使再沸器所用的热源品位增加，导致操作费用与设备费用的增加。对于我们所要处理的丙烯—丙烷物系来说，加压操作是有利的。因为本次设计中，塔顶蒸汽要作为热源，所以当我们在 1.6MPa 的绝对压力下进行操作时，精馏塔内塔顶温度为 42.99℃，塔底温度为 52.5℃，这使得我们在冷凝器中可以用品位较低的冷剂，再沸器可以使用品位较低廉价的热源，这样反而降低了能耗，也就降低了操作费用。

### § 2.2.2 进料状态

进料可以是过冷液体、饱和液体、饱和蒸汽、气液混合物或过热蒸汽。不同的进料状态对塔的热流量、塔径和所需的塔板数都有一定的影响，通常进料的热状态由前一工序的原料的热状态决定。从设计的角度来看，如果来的原料为过冷液体，则可以考虑加原料预热器，将原料预热至泡点，以饱和液态进料。这样，进料为饱和液体，汽化每摩尔进料所需热量等于  $r$ 。这时，精馏段和提馏段的气相流率接近，两段的塔径可以相同，便于设计和制造，另外，操作上也易于控制。对冷进料的预热器，可采用比再沸器热源温位低的其他热源或工艺物流作为热源，从而减少过冷液体进料时再沸器热流量，节省高品位的热能，降低系统的有效能损失，使系统的用能趋于合理。但是，预热进料导致提馏段气、液流量同时减少，从而引起提馏段液气比的增加，为此削弱了提馏段各板的分离能力，使其所需的塔板数增加。

### § 2.2.3 加热剂及加热方法

再沸器的热源一般采用饱和水蒸气，因为其相对容易生产、输送、控制，并且具有较高的冷凝潜热和较大的表面传热系数。所以，设计者在本次设计中采用的是 100℃ 下的饱和水蒸气（1 个标准大气压）。

我们所要分离的物系为丙烯—丙烷，加热剂——热水不能与塔内物料混合，故采用间壁式换热器。

### § 2.2.4 回流比

回流比是精馏塔的重要参数，它不仅影响塔的设备费还影响到其操作

费。对总成本的不利和有利影响同时存在，只是看哪种影响占主导。根据物系的相对挥发度与进料状态及组成我们可以算出达到分离要求所需的最小回流比为  $R_{\min}=7.49$ 。由经验操作，回流比为最小回流比的 1.1~2.0 倍，根据任务书要求，取回流比系数为 1.4，所以计算时所用的回流比为  $R=10.49$ 。

### § 2.3 再沸器选择

再沸器是精馏装置的重要附属设备，其作用是使塔釜液部分汽化，从而实现精馏塔内的气液两相间的热量及动量传递。其形式主要有立式热虹吸再沸器、卧式热虹吸再沸器、强制循环式、釜式再沸器和内置式再沸器。其中，设计者采用的是立式热虹吸式再沸器，该再沸器是利用塔底单相釜液与换热管内气液混合物的密度差形成循环推动力，构成工艺物流在精馏塔底与再沸器间的流动循环。这种再沸器具有传热系数高，结构紧凑，安装方便，釜液在加热段停留时间短，不易结垢，调节方便，占地面积小，设备及运行费用低等显著优点。但由于结构上的原因，壳程不易清洗，因此不适宜用于高粘度的液体或较脏的加热介质。同时由于是立式安装，因而，增加了塔的裙座高度。

### § 2.4 工艺流程（见丙烯——丙烷工艺流程图）

由 P-101A/B 泵将要分离的丙烯——丙烷混合物从原料罐 V-101 引出，送入塔 T-101 中。T-101 塔所需的热量由再沸器 E-102 加入，驱动精馏过程后，其热量由冷凝器 E-102 从塔顶移出，使塔顶蒸汽全部冷凝。凝液一部分经回流泵 P-103A/B 一部分送至 T-101 塔顶作为回流，余下部分作为产品送入丙烯产品罐 V-104 中。T-101 塔排出的釜液，由泵 P-102A/B 送入丙烷产品罐 V-103 中。

### § 2.5 处理能力及产品质量

此套装置的设计处理量：70kmol/h

产品质量：塔顶丙烯含量大于 98%，釜液丙烯含量小于 2%

## § 3 工艺设计

### § 3.1 系统物料衡算 热量衡算

根据所给设计条件，编写 C 语言程序，计算得出下述各变量数值：

塔底操作压力 P	泡点温度 $T_b$	相对挥发度 $\alpha_n$	回流比 R	理论塔板数 $N_T$
1.778MPa	52.5℃	1.192	10.49	111（块）
实际塔板数	精馏段塔	塔顶流量	塔底流量	液相摩尔流

$N_p$	板数 $N_F$	$Q_{nD}$	$Q_{nW}$	量 $Q_{nL}$
126 (块)	57 (块)	46.01 kmol/h	23.99 kmol/h	482.53 kmol/h
气相摩尔流 量 $Q_{nV}$	液相质量 流量 $Q_{mL}$	气相质量流 量 $Q_{mV}$	液相体积流 量 $V_{hL}$	气相体积流 量 $V_{hV}$
528.55 kmol/h	5.9kg/s	6.46kg/s	46.06 $m^3/h$	853.8 $m^3/h$

根据泡点温度  $T_b = 52.5^\circ\text{C}$ ，塔底操作压力  $P = 1.778\text{MPa}$ ，通过《化工物性算图手册》查取得到下列物性数据：

气相密度 $\rho_V$	液相密度 $\rho_L$	液面表面张力 $\delta$	丙烷摩尔质量
26kg/ $m^3$	440kg/ $m^3$	2.2mN/m	44kg/kmol

### § 3.2 单元设备计算

#### § 3.2.1 精馏塔设计

##### § 3.2.1.1 塔高设计

塔高包括塔的有效高度，顶部空间和底部空间高度以及塔裙座高度

$$h = N_p H_T + \Delta h = 126 \times 0.6 + 2 + 0.4 + 0.4 = 78.4\text{m}$$

##### § 3.2.1.2 初估塔径

$$\text{两相流动参数 } F_{LV} = \frac{q_{VLs}}{q_{VV_s}} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_V}} = \frac{V_{hL}}{V_{hV}} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_V}} = \frac{46.06}{853.8} \times \sqrt{\frac{440}{26}} = 0.222$$

初选塔板间距为 0.6m，由《化工原理》图 6.10.19 查得  $C_{20} = 0.078$

$$\text{气体负荷因子 } C = C_{20} \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.2} = 0.078 \times \left(\frac{2.2}{20}\right)^{0.2} = 0.05$$

$$\text{液位气速 } u_f = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} = 0.05 \times \sqrt{\frac{440 - 26}{26}} = 0.2\text{m/s}$$

取泛点率 0.8，操作气速  $u$  和所需的气体流道截面积  $A$  为：

---

$$u=0.8 u_f = 0.8 \times 0.2 = 0.16 \text{ m/s}$$

$$A = \frac{q_{VV_s}}{u} = \frac{V_{hV}}{3600u} = \frac{853.8}{3600 \times 0.16} = 1.482 \text{ m}^2$$

选取单流型、弓形降液管塔板，并取  $\frac{A_d}{A_T} = 0.07$

$$\text{则 } \frac{A}{A_T} = 1 - \frac{A_d}{A_T} = 1 - 0.07 = 0.93$$

$$\text{故 } A_T = \frac{A}{0.93} = \frac{1.482}{0.93} = 1.594 \text{ m}^2$$

$$\text{塔径 } D = \sqrt{\frac{4A_T}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 1.594}{\pi}} = 1.412 \text{ m}$$

按塔设备系列标准圆整之，取实际塔径  $D=1.4 \text{ m}$

根据《化工原理》表 6.10.1 和表 6.10.2，所取塔径及液流型式合适。

相应地，塔板有关尺寸为：

$$\text{塔板截面积 } A_T = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{\pi}{4} \times 1.4^2 = 1.54 \text{ m}^2$$

$$\text{降液管截面积 } A_d = 0.07 A_T = 0.07 \times 1.54 = 0.11 \text{ m}^2$$

$$\text{气体流道截面积 } A = 0.93 A_T = 0.93 \times 1.54 = 1.43 \text{ m}^2$$

并可求得：

$$\text{实际操作气速 } u = \frac{q_{VV_s}}{A} = \frac{V_{hV}}{3600A} = \frac{853.8}{3600 \times 1.43} = 0.166 \text{ m/s}$$

$$\text{泛点率} = \frac{u}{u_f} = \frac{0.166}{0.2} = 0.83$$

### § 3.2.1.3 塔板布置和其他结构尺寸的选取

取进、出口安定区宽度  $b_s = b_s' = 0.07 \text{ m}$ ；边缘宽度  $b_c = 0.05 \text{ m}$

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/568015002117006045>