

年处理 31096 吨丙酮-水溶液连续精馏塔设计

李强强

应用化学专业 应化 0904 班 学号 090105096

指导老师 刘雪凌讲师

摘 要

精馏是利用液体混合物中各组分挥发性的差异通过多次部分汽化、部分冷凝实现液体混合物的分离并混得高纯的产品的化工单元操作，是物质在两相间的转移过程。本设计的主要内容是年处理 31096 吨丙酮产品的连续精馏塔，以筛板塔为精馏设备分离丙酮和水，塔顶采用的是全凝器，进料方式是泡点进料，液相分率为 99%，通过进行物料衡算与能量衡算，计算出塔中各部位的物料比重。进行一些设备计算时及时对所计算出的数据进行校核，检验计算出的数据是否符合要求，不符合及时修正。根据自己的计算数据，选择符合要求的附属设备。最终设计出合格的塔设备完成生产需要。

关键词：丙酮-水 精馏 筛板塔 工艺设计

Continuous distillation column of acetone-water production equipment design

Abstract

Rectification is using liquid mixture of components volatile differences through multiple parts, part for liquid vaporization condensation of the mixtures of separation and the mix quite high purity of the products chemical unit operation, is in two phases of the material transfer process. The design of the main content of this year processing 31096 tons of acetone-water product continuous distillation, to sieve column tower for the distillation separation equipment acetone and water, the top of the device is whole, feeding way is bubble point feeding, liquid points rate to 99%, and through calculation and the material energy is, calculates the tower of each place material proportion. Some equipment calculation in the calculated data test, the test of whether the calculated data requirements, do not accord with timely fixed. According to the calculation of their data, choose to meet the requirements of ancillary equipment. The final design of qualified tower equipment to finish the production needs.

Keywords: Acetone-water Distillation Sieve column tower
Process design

目 录

前 言	1
第 1 章 精馏概述	2
第 1.1 节 精馏原理	2
第 1.2 节 塔设备	3
第 1.3 节 精馏塔的控制与节能优化	4
第 2 章 塔的工艺计算	5
第 2.1 节 设计任务及要求	5
第 2.2 节 物性参数及理论计算	5
第 2.3 节 精馏塔的工艺条件及有关物性数据的计算	9
第 2.4 节 能量衡算	13
第 3 章 塔板主要工艺尺寸计算	16
第 3.1 节 塔径的计算	16
第 3.2 节 精馏塔有效高度的计算	18
第 3.3 节 全塔实际高度的计算	18
第 3.4 节 塔板的主要尺寸计算	18
第 4 章 筛板的流体力学验算和板负荷性能图	23
第 4.1 节 精馏段	23
第 4.2 节 提留段	25
第 4.3 节 塔板负荷性能图	27

第 5 章 附属设备的计算及选取	36
第 5.1 节 各接管的尺寸确定.....	36
第 5.2 节 换热器计算.....	37
结 论	41
计算结果一览表	42
附 录	43
参考文献	46
致 谢	47

前 言

在化工生产中所处理的原料中间产物和粗产品等几乎都是若干组分组成的混合物而且大部分是均相物系。实现均相混合物的分离，常见的有精馏、吸收、萃取以及干燥等单元操作。精馏（蒸馏）是分离液体混合物的典型单元操作。这种操作是将液体混合物部分汽化利用各组分的挥发度不同的特性以实现分离的目的。这种分离操作是通过液相和气相间的质量传递来实现的^[1]。通常将沸点低的称为易挥发组分，高的称为难挥发组分。精馏过程有很多种分类方法，按压强来分有常压、加压或减压精馏。按操作流程可分为间歇精馏和连续精馏。而塔设备是精馏操作的主要设备，其作用是为气液两相提供充分的接触面积使两相间的传质与传热能充分、有效地进行^[2]。板式塔种类很多，常见的有泡罩塔、筛板塔、浮阀塔等。在本操作分离中采用筛板塔。

丙酮是一个重要的溶剂，既可以溶于有机溶剂又溶于水。它是多种有机工业的原料如有机玻璃及环氧树脂是由它开始合成的^[3]。最常见的用途是用作卸除指甲油的去光水，以及油漆的稀释剂；同时可作为有机溶剂，应用于医药、油漆、塑料、火药、树脂、橡胶、照相软片等行业。在工业上应用于制造双酚 A、甲基丙烯酸甲酯（MMA）、丙酮氰醇、甲基异丁基酮等产品，以及塑胶、纤维、药物及其他化学物质。自然界中亦存在天然的丙酮，人体内也含有少量的丙酮。在建材方面，主要作为脂肪族减水剂的主要原料。

第 1 章 精馏概述

第 1.1 节 精馏原理

双组分混合液的分离是最简单的精馏操作。典型的精馏设备是连续精馏装置(图 1.1)，包括精馏塔、再沸器、冷凝器等。精馏塔供汽液两相接触进行相继传质，位于塔顶的冷凝器使蒸气得到部分冷凝，部分凝液作为回流液返回塔顶，其余馏出液是塔顶产品。位于塔底的再沸器使液体部分汽化，蒸气沿塔上升，余下的液体作为塔底产品。进料加在塔的中部，进料中的液体和上塔段来的液体一起沿塔下降，进料中的蒸气和下塔段来的蒸气一起沿塔上升。在整个精馏塔中，汽液两相逆流接触，进行相继传质。液相中的易挥发组分进入汽相，汽相中的难挥发组分转入液相。对不形成恒沸物的物系，只要设计和操作得当，馏出液将是高纯度的易挥发组分，塔底产物将是高纯度的难挥发组分。进料口以上的塔段，把上升蒸气中易挥发组分进一步提浓，称为精馏段；进料口以下的塔段，从下降液体中提取易挥发组分，称为提馏段。两段操作的结合，使液体混合物中的两个组分较完全地分离，生产出所需纯度的两种产品。易挥发组分液体和塔底高浓度难挥发组分蒸气两者返回塔中。汽液回流形成了逆流接触的汽液两相，从而在塔的两端分别得到相当纯净的单组分产品。精馏操作的主要指标是：①产品的纯度。板式塔中的塔板数或填充塔中填料层高度，以及料液加入的位置和回流比等，对产品纯度均有一定影响。调节回流比是精馏塔操作中用来控制产品纯度的主要手段。②组分回收率。这是产品中组分含量与料液中组分含量之比。③操作总费用。主要包括再沸器的加热费用、冷凝器的冷却费用和精馏设备的折旧费，操作时变动回流比，直接影响前两项费用。此外，即使同样的加热量和冷却量，加热费用和冷却费用还随着沸腾温度和冷凝温度而变化，特别当不使用水蒸气作为加热剂或者不能用空气或冷却水作为冷却剂时，这两项费用将大大增加。选择适当的操作压力，有时可避免使用高温加热剂或低温冷却剂(或冷冻剂)，但却增添加压或抽真空的操作费用。

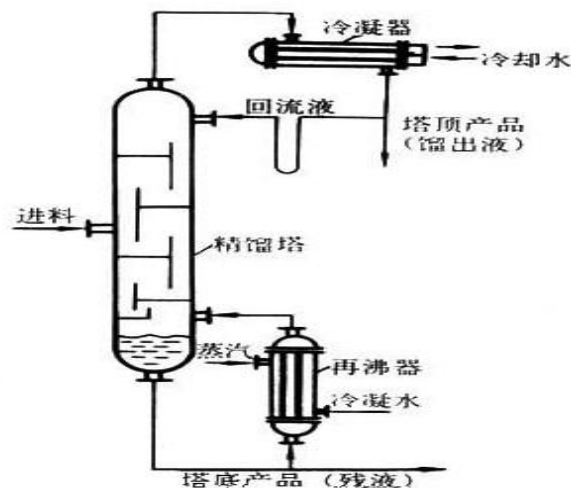


图 1.1 连续精馏装置流程

第 1.2 节 塔设备

精馏是当代化工生产中最为成熟、应用最为广泛的分离技术之一。但精馏过程的能耗巨大，据估计，化工过程中 40%~70% 的能耗用于分离，而精馏能耗又占其中的 95%。精馏过程主要是气液两相之间的传质过程。塔设备是精馏操作的主要设备，其作用是气液两相提供充分的接触面积，使两相的传质与传热过程能够充分、有效地进行。塔设备主要包括两大类：一是逐级接触式的板式塔，内装塔板，气液传质在板上空间进行；二是连续接触式的填料塔，内装填料，气液传质主要在填料湿润表面上进行。本文主要介绍板式塔。根据塔板上气-液接触方式的不同，可分为泡罩塔、筛板塔、浮阀塔和喷射塔等多种。

1.2.1 泡罩塔

泡罩塔是最早的板式塔，它已有近二百年的历史。泡罩塔因其操作弹性大、塔板效率高、生产能力大等优点，广泛应用于蒸馏、吸收等领域。虽然泡罩塔可变负荷较大，但每个泡罩塔都有特定的稳定操作范围，当工艺波动过大或设备改造不当时，就可能导致泡罩塔非正常操作，塔板效率显著下降，达不到分离要求。因此有必要对新设计的塔或改造之后塔，根据塔体结构、塔板水力学数据计算出稳定操作区域。

1.2.2 筛板塔

筛板塔的塔板上开有许多均布的筛孔，孔径一般为 3~8mm，筛孔在塔板上成正三角形排列。塔板上设置有溢流堰，使板上能维持一定的厚度液层。在正常

操作范围内，通过筛孔上升的气流，应能阻止液体经筛孔向下泄漏。液体通过降液管逐板流下。筛板塔的突出优点是结构简单，金属耗量小，造价低廉；气体压降小，板上液面落差也较小，其生产能力及板效率较泡罩塔高。主要缺点是操作弹性范围较窄，小孔筛板容易堵塞。近年来对大孔(直径 10mm 以上)筛板的研究和应用有所进展。大孔径筛板塔采用气、液错流方式，可以提高气速以及生产能力，而且不易堵塞。

1.2.3 浮阀塔

浮阀塔于 20 世纪 50 年代初期开始推广，由于它兼有泡罩塔和筛板塔的优点，已经成为国内应用最广泛的塔型。在吸收、脱吸等操作中也有应用，效果较好。浮阀塔板的结构特点，是在带有降液管的塔板上开有若干大孔(标准孔为 39mm)，每孔装一个可以上下浮动的阀片。由孔上升的气流，经过阀片与塔板的间隙而与板上横流的液体接触。

1.2.4 喷射型塔

在上述的各种塔板上，气体分散于板上流动液层中，在鼓泡或泡沫状态下经行气液接触。为防止严重的雾沫夹带，操作速度不可能很高，故生产能力的进一步提高受到限制，充分利用气体的动能来醋精两相的接触。气体不再通过较深的液层而鼓泡，因而塔板压强降低，雾沫夹带量减少，不仅提高传质效果，而且可采用较大的气速，提高了生产能力。

第 1.3 节 精馏塔的控制与节能优化

精馏塔的控制与优化目标：在保证产品质量的前提下，使回收率最高和能耗最低——即使整个塔的总成本最低，总经济效益最大。精馏塔的节能优化研究方面，人们提出了一系列的方法来降低精馏装置的能耗，这其中包括：采用高效规整填料代替普通板式塔或低效填料，改善再沸器或冷凝器的换热效果，改变精馏塔进料状态或进料位置，增设中间再沸器或冷凝器，应用热泵技术，采用多效精馏和特殊精馏技术，改变多塔精馏过程的流程，降低回流比，改变塔的操作压力等。但在这些方法中，大多是从工艺流程角度出发，需要对现有生产装置进行改造，或改变生产流程，而从操作参数角度出发的节能优化研究较少。

第 2 章 塔的工艺计算

第 2.1 节 设计任务及要求

2.1.1 工艺条件和内容

- 1、生产能力：31096 吨/年（料液）
- 2、年工作日：300 天
- 3、原料组成：75%丙酮，25%水（质量分率，下同）
- 4、产品组成：馏出液 99%丙酮，釜液 2%丙酮
- 5、操作压力：塔顶压强为常压
- 6、进料温度：泡点 进料状况：泡点
- 7、设备型式：筛板塔

第 2.2 节 物性参数及理论计算

2.2.1 查阅文献，整理有关物性参数见表 2.1-2.5

表 2.1 水和丙酮的粘度

温度℃	50	60	70	80	90	100
水粘度 mpa	0.592	0.469	0.40	0.33	0.318	0.248
丙酮粘度 mpa	0.26	0.231	0.209	0.199	0.179	0.160

表 2.2 水和丙酮表面张力

温度℃	50	60	70	80	90	100
水表面张力 mN/m	67.7	66.0	64.3	62.7	60.1	58.4
丙酮表面张力 mN/m	19.5	18.8	17.7	16.3	15.2	14.3

表 2.3 水和丙酮密度

温度/°C	50	60	70	80	90	100
相对密度	0.760	0.750	0.735	0.721	0.710	0.699
水 kg/m ³	998.1	983.2	977.8	971.8	965.3	958.4
丙酮 kg/m ³	758.56	737.4	718.68	700.67	685.36	669.92

表 2.4 水和丙酮的物理性质

	分子量 kg/kmol	沸点/°C	临界温度 K	临界压强 kpa
水	18.02	100	647.45	22050
丙酮	58.08	56.2	508.1	4701.50

表 2.5 丙酮—水系统 t-x-y 数据

沸点 t/°C	丙酮摩尔数	
	x	y
100	0	0
92	0.01	0.279
84.2	0.025	0.47
75.6	0.05	0.63
66.9	0.1	0.754
62.4	0.2	0.813
61.1	0.3	0.832
60.3	0.4	0.842
59.8	0.5	0.851
59.2	0.6	0.863
58.8	0.7	0.875
58.2	0.8	0.897
57.4	0.9	0.935
56.9	0.95	0.962
56.7	0.975	0.979
56.5	1	1

绘制 $t-x-y$ 图并用图解法绘制塔板见图 2.1

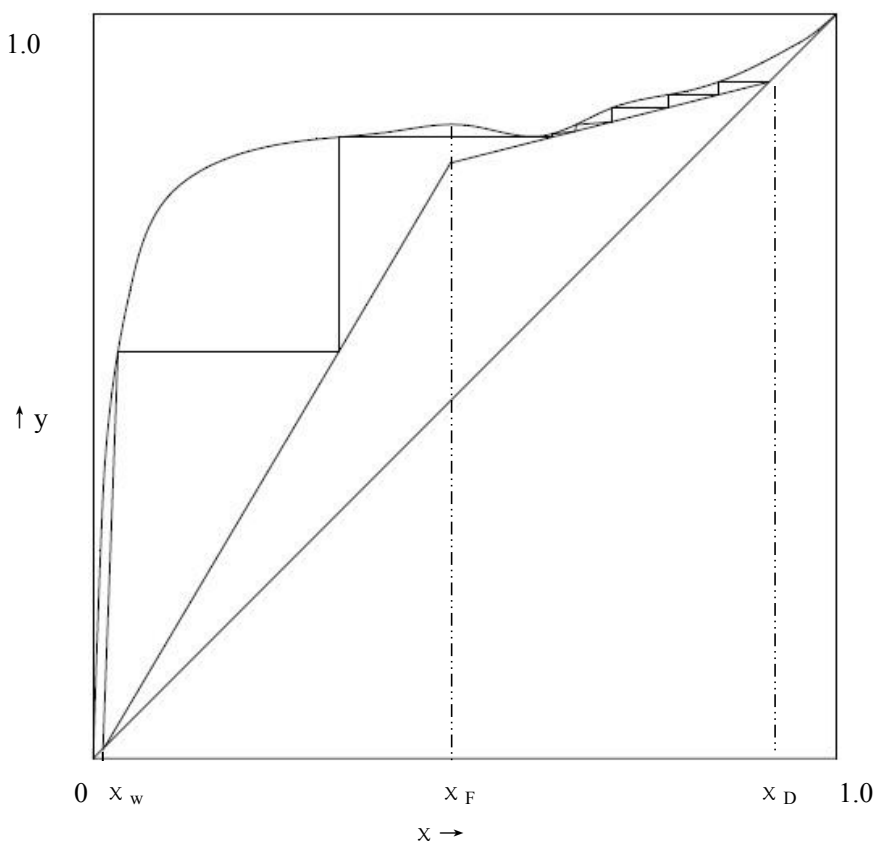


图 2.1 相平衡线

(1) 进料液及塔顶、塔底产品的摩尔分数

酮的摩尔质量 $M_A = 58.08 \text{ Kg/kmol}$

水的摩尔质量 $M_B = 18.02 \text{ Kg/kmol}$

$$x_w = \frac{0.02 / 58.08}{0.02 / 58.08 + 0.95 / 18.02} = 0.016$$

$$x_F = \frac{0.75 / 58.08}{0.75 / 58.08 + 0.25 / 18.02} = 0.482$$

$$x_D = \frac{0.97 / 58.08}{0.97 / 58.08 + 0.03 / 18.02} = 0.909$$

平均摩尔质量:

$$M_F = 0.482 \times 58.08 + 0.518 \times 18.02 = 37.28 \text{ kg/kmol}$$

$$M_D = 0.909 \times 58.08 + 0.091 \times 18.02 = 54.36 \text{ kg/kmol}$$

$$M_w = 0.05 \times 58.08 + 0.95 \times 18.02 = 20.00 \text{ kg/kmol}$$

$$F = \frac{31096000 / (300 \times 24)}{37.28} = 111.02 \text{ kmol/h}$$

由 $F = D + W$;

$F x_F = D x_D + W x_w$ 代入数据得

$$\begin{cases} 111.02 = D + W \\ 111.02 \times 0.75 = D \times 0.909 + W \times 0.016 \end{cases}$$

解得 $D=2948 \text{ kmol/h}$; $W=941 \text{ kmol/h}$

由题设可得泡点进料 $q=1$ 则 $x_F = x_q$, 又附图 2.1 可得 $x_q=0.482$, $y_q=0.847$ 。行距

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.909 - 0.847}{0.847 - 0.482} = 0.1698$$

确定操作回流比:

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

$$\text{令 } R = 2R_{\min} = 0.34$$

2.2.2 精馏塔的气、液相负荷

$$L = RD = 0.34 \times 57.93 = 19.69 \text{ kmol/h}$$

$$V = (R + 1)D = (0.34 + 1) \times 57.93 = 77.63 \text{ kmol/h}$$

$$L' = L + F = 19.69 + 111.02 = 130.71 \text{ kmol/h}$$

$$V' = V = 77.63 \text{ kmol/h}$$

2.2.3 操作线方程

(1) 精馏段操作线方程为:

$$y = \frac{L}{V}x + \frac{D}{V}x_D = \frac{19.69}{77.63}x + \frac{57.93}{77.63} \times 0.909 = 0.254x + 0.678$$

(2) 提馏段操作线方程为:

$$y' = \frac{L'}{V'}x' - \frac{W}{V'}x_w = \frac{130.71}{77.63}x' - \frac{53.09}{77.63} \times 0.016 = 1.684x' - 0.011$$

图解法求理论塔板数

采用图解法求理论塔板数, 求解结果为

总理论塔板数 $N_T=7$

进料板位置 $N_F=6$

2.2.4 取全塔效率 $E_T=50\%$

实际塔板数 N_p （近似取两段效率相同）

精馏段： $N_{p1} = 6/0.5 = 12$ 块，取 $N_{p1} = 12$ 块

提馏段： $N_{p2} = 1/0.5 = 2$ 块，取 $N_{p2} = 2$ 块

总塔板数 $N_p = N_{p1} + N_{p2} = 14$ 块。

第 2.3 节 精馏塔的工艺条件及有关物性数据的计算

2.3.1 操作压力的计算

塔顶操作压力 $P_D = 101.3$

每层塔板压降 $\Delta P = 0.7\text{kPa}$

进料板压力 $P_F = 101.3 + 0.9 \times 12 = 112.1\text{kPa}$

精馏段平均压力 $P_{m1} = (101.3 + 112.1) / 2 = 106.7\text{kPa}$

提馏段平均压力 $P_{m2} = (112.1 + 118.9) / 2 = 115.5\text{kPa}$

塔底操作压力 $P_W = 106.3 + 0.7 \times 18 = 118.9\text{kPa}$

2.3.2 操作温度的计算

依据操作压力，由泡点方程通过试差法，计算出泡点温度，其中丙酮、水的饱和蒸汽压由安托尼方程计算，计算结果如下：

(1)假设塔顶的泡点温度 $t = 66^\circ\text{C}$ ，则纯组分的饱和蒸气压为

$$\lg p_A^\circ = A - \frac{B}{t + C} = 6.35647 - \frac{1277.03}{66 + 273.15}$$

对丙酮

$$p_A^\circ = 139.65\text{kPa} \quad p_B^\circ = 26.146\text{kPa}$$

代入泡点方程和露点方程，得

$$x = \frac{p - p_B^{\circ}}{p_A^{\circ} - p_B^{\circ}} = \frac{101.33 - 26.146}{139.65 - 26.146} = 0.662$$

$$y = \frac{p_A^{\circ}}{p} x = \frac{139.65 \times 0.662}{101.3} = 0.909 = x_D$$

故假设正确，塔顶温度为 $t_D = 66^{\circ}\text{C}$

(2) 假设塔顶的进料板温度 $t = 73.5^{\circ}\text{C}$ ，则纯组分的饱和蒸气压为

$$\begin{aligned} \text{对丙酮} \quad \lg p_A^{\circ} &= A - \frac{B}{t + C} \\ p_A^{\circ} &= 173.81 \text{ kPa} \quad x = 0.48 \end{aligned}$$

代入泡点方程和露点方程，得

$$x = \frac{p - p_B^{\circ}}{p_A^{\circ} - p_B^{\circ}} = 0.482$$

假设正确，故进料板温度为 $t_F = 73.5^{\circ}\text{C}$

(3) 假设塔底的泡点温度 $t = 98.5^{\circ}\text{C}$ ，则纯组分的饱和蒸气压为

$$\begin{aligned} \text{对丙酮} \quad \lg p_A^{\circ} &= 6.06832 - \frac{1236.034}{-48.99 + 130.19} = 2.5801 \\ p_A^{\circ} &= 380.3181 \text{ kPa} \end{aligned}$$

代入泡点方程，得

$$x = \frac{p - p_B^{\circ}}{p_A^{\circ} - p_B^{\circ}} = 0.016$$

假设正确，故塔釜温度为 $t_W = 98.5^{\circ}\text{C}$

$$\text{精馏段平均温度} \quad t_{m1} = (66 + 73.5) / 2 = 69.75^{\circ}\text{C}$$

$$\text{提馏段平均温度} \quad t_{m2} = (98.5 + 73.5) / 2 = 86^{\circ}\text{C}$$

2.3.3 平均摩尔质量的计算

塔顶：由 $y_1 = x_D = 0.909$ ，查平衡曲线得 $x_1 = 0.829$

$$M_{VDm} = 0.909 \times 58 + (1 - 0.909) \times 18 = 54.36 \text{ kg / kmol}$$

$$M_{LDm} = 0.829 \times 58 + (1 - 0.829) \times 18 = 51.16 \text{ kg / kmol}$$

进料板：由图理论板得 $x_F = 0.201$ ，查平衡曲线得 $y_F = 0.835$

$$M_{VFm} = 0.835 \times 58 + (1 - 0.835) \times 18 = 51.4 \text{ kg / kmol}$$

$$M_{LFm} = 0.201 \times 58 + (1 - 0.201) \times 18 = 26.04 \text{ kg / kmol}$$

塔底：由图理论板得 $x_w = y_n = 0.016$ ，查平衡曲线得 $x_n = 0.0215$

$$M_{VWm} = 0.016 \times 58 + (1 - 0.016) \times 18 = 18.48 \text{ kg / kmol}$$

$$M_{LWm} = 0.00074 \times 58 + (1 - 0.00074) \times 18 = 18.02 \text{ kg / kmol}$$

精馏段平均摩尔质量

$$M_{Vm1} = (51.4 + 54.36) / 2 = 52.88 \text{ kg / kmol}$$

$$M_{Lm1} = (26.04 + 51.16) / 2 = 38.6 \text{ kg / kmol}$$

提馏段平均摩尔质量

$$M_{Vm2} = (54.1 + 18.48) / 2 = 34.94 \text{ kg / kmol}$$

$$M_{Lm2} = (26.04 + 18.02) / 2 = 22.03 \text{ kg / kmol}$$

2.3.4 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，得

$$\text{精馏段 } \rho_{Vm1} = \frac{p_{m1} M_{Vm1}}{RT_{m1}} = \frac{106.7 \times 52.88}{8.314 \times (69.75 + 273.15)} = 1.979 \text{ kg / m}^3$$

$$\text{提馏段 } \rho_{Vm2} = \frac{p_{m2} M_{Vm2}}{RT_{m2}} = \frac{115.5 \times 34.94}{8.314 \times (86 + 273.15)} = 1.35 \text{ kg / m}^3$$

(2) 液相平均密度计算

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

塔顶 $t_D = 66^\circ \text{C}$ 时，

$$\rho_A = 737.27 \text{ kg / m}^3$$

$$\rho_B = 980.59 \text{ kg / m}^3$$

$$\rho_{LDm} = \frac{1}{0.9698 / 737.27 + (1 - 0.9698) / 1034.88} = 742.84 \text{ kg / m}^3$$

进料板 $t_F = 73.5^\circ \text{C}$ 时，

$$\rho_A = 728.17 \text{kg/m}^3$$

$$\rho_B = 979.2 \text{kg/m}^3$$

$$\rho_{LFm} = \frac{1}{0.4477/728 + (1-0.4477)/979.2} = 848.60 \text{kg/m}^3$$

塔底 $t_W = 98.5^\circ \text{C}$ 时,

$$\rho_A = 698.69 \text{kg/m}^3$$

$$\rho_B = 963.63 \text{kg/m}^3$$

$$\rho_{LWm} = \frac{1}{0.05/698.69 + (1-0.05)/963.63} = 945.6 \text{kg/m}^3$$

精馏段液相平均密度为

$$\rho_{Lm1} = (848.60 + 742.8) / 2 = 795.72 \text{kg/m}^3$$

提馏段液相平均密度为

$$\rho_{Lm2} = (848.60 + 945.6) / 2 = 897.14 \text{kg/m}^3$$

2.3.5 液体表面张力的计算

双组份混合液的表面张力可如下计算:

液相平均表面张力的计算

$$\sigma_{Lm} = \sum x_i \sigma_i$$

塔顶 $t_D = 66^\circ \text{C}$ 时, 查得 $\sigma_A = 18.35 \text{mN/m}$ $\sigma_B = 65.044 \text{mN/m}$

$$\sigma_{LDm} = 0.909 \times 18.35 + (1-0.909) \times 65.044 = 20.839 \text{mN/m}$$

进料板 $t_F = 73.5^\circ \text{C}$ 时, 查得 $\sigma_A = 17.357 \text{mN/m}$ $\sigma_B = 63.7755 \text{mN/m}$

$$\sigma_{LFm} = 0.201 \times 17.357 + (1-0.201) \times 63.7755 = 54.46 \text{mN/m}$$

塔底 $t_W = 98.5^\circ \text{C}$ 时, 查得 $\sigma_A = 14.236 \text{mN/m}$ $\sigma_B = 59.004 \text{mN/m}$

$$\sigma_{LWm} = 0.016 \times 14.236 + (1-0.016) \times 59.004 = 58.29 \text{mN/m}$$

精馏段液相平均表面张力为

$$\sigma_m = (22.59 + 54.46) / 2 = 38.535 \text{mN/m}$$

提馏段液相平均表面张力为

$$\sigma_{m2} = (54.64 + 58.29) / 2 = 56.37 \text{mN/m}$$

2.3.6 液体平均粘度计算

液相平均粘度依下式计算，即

$$\lg\mu_{Lm} = \sum x_i \lg\mu_i$$

塔顶液相平均粘度的计算

由 $t_D=66^\circ\text{C}$ ，查手册得

$$\mu_A=0.2214\text{mPa}\cdot\text{s} \quad \mu_B=0.4293\text{mPa}\cdot\text{s}$$

$$\lg\mu_{LDm}=0.909\lg(0.2214) + (1-0.909)\lg(0.4293)$$

$$\text{解出 } \mu_{LDm}=0.235\text{mPa}\cdot\text{s}$$

进料板液相平均粘度的计算

由 $t_F=73.5^\circ\text{C}$ ，查手册得

$$\mu_A=0.2102\text{mPa}\cdot\text{s} \quad \mu_B=0.38745\text{mPa}\cdot\text{s}$$

$$\lg\mu_{LFm}=0.201 \times \lg(0.2102) + (1-0.201) \times \lg(0.468)$$

$$\text{解出 } \mu_{LFm}=0.346\text{mPa}\cdot\text{s}$$

在塔底温度下查粘度表： $\mu_A = 0.1774\text{mPa}\cdot\text{s}$ $\mu_B = 0.28835\text{mPa}\cdot\text{s}$

$$\lg\mu_{mw} = 0.016 \times \lg 0.1774 + (1-0.016) \times \lg 0.28835$$

$$\mu_{mw} = 0.2861\text{mPa}\cdot\text{s}$$

精馏段液相平均粘度为

$$\mu_{Lm} = (0.235 + 0.346) / 2 = 0.2905\text{mPa}\cdot\text{s}$$

提馏段液相平均粘度

$$\mu_{Lm2} = (0.2861 + 0.346) / 2 = 0.3160\text{mPa}\cdot\text{s}$$

第 2.4 节 能量衡算

表 2.6 水的热熔与焓值

	C_p kJ / kg	γ kJ / kg
$t_D=66^\circ\text{C}$	$C_{p\text{水}}=4.185$	$\gamma_{\text{水}}=276.55$
	$C_{p\text{丙酮}}=135.18$	$\gamma_{\text{丙酮}}=509.05$

$t_w=98.5^\circ\text{C}$	$C_{p\text{水}}=4.210$ $C_{p\text{丙酮}}=141.75$	$\gamma_{\text{水}}=412.23$ $\gamma_{\text{丙酮}}=437.68$
$t_f=73.5^\circ\text{C}$	$C_{p\text{水}}=4.189$ $C_{p\text{丙酮}}=136.28$	$\gamma_{\text{水}}=307.59$ $\gamma_{\text{丙酮}}=501.45$

2.4.1 汽化潜热 γ :

塔顶温度 $t_D=73.5^\circ\text{C}$ ，质量分数 $x_D=0.969$

$$\gamma_{\text{顶}}=\gamma_{\text{丙酮}}\times x_D+\gamma_{\text{水}}(1-x_D)=509.05\times 0.969+(1-0.969)\times 276.5=501.84\text{ kJ/kg}$$

塔釜温度 98.5°C ，质量分数 $x_w=0.145$

$$\gamma_{\text{釜}}=\gamma_{\text{丙酮}}\times x_w+\gamma_{\text{水}}(1-x_w)=421.14\text{ kJ/kg}$$

比热 C_p ：塔顶温度 $t_D=66^\circ\text{C}$ ，则塔顶液的平均比热为

$$C_{p\text{顶}}=x_D\times C_{p\text{丙酮}}+(1-x_D)C_{p\text{水}}=131.12\text{ kJ/kg}$$

塔釜温度 $t_w=98.5^\circ\text{C}$ ，则塔釜液的平均比热为

$$C_{p\text{釜}}=x_w C_{p\text{丙酮}}+(1-x_w)C_{p\text{水}}=24.15\text{ kJ/kg}$$

进料温度 $t_F=73.5^\circ\text{C}$ ， $x_f=0.749$ 则原料液的平均比热为

$$C_{p\text{进}}=x_F C_{p\text{丙酮}}+(1-x_F)C_{p\text{水}}=103.12\text{ kJ/kg}$$

2.4.2 焓 h

$$t_D=66^\circ\text{C}, h_{\text{顶}}=C_p t=131.12\times 66=865.39\text{ kJ/kg}$$

$$t_w=98.5^\circ\text{C}, h_{\text{釜}}=C_p t=24.15\times 98.5=2378.77\text{ kJ/kg}$$

$$t_F=73.5^\circ\text{C}, h_{\text{进}}=C_p t=103.12\times 73.5=7579.32\text{ kJ/kg}$$

2.4.3 塔底再沸器热负荷

(1)原料液带入热量 Q_F :

$$Q_F=Fh_{\text{进料}}=4.3389\times 1000\times 7579.32=32734325.15\text{ kJ/h}$$

(2) 回流液带入热量 Q_L :

$$Q_L = Lh = 19.6 \times 26.048653.9 = 4437093.4 \text{ kJ/h}$$

(3) 塔顶蒸汽的热焓近似的取纯丙酮蒸汽的焓 H_V :

$$H_V = \gamma_{\text{顶}} + C_{p\text{顶}}t = 501.84 + 131.12 = 10139 \text{ kJ/kg}$$

(4) 塔顶蒸汽带出的热量 Q_V :

$$Q_V = V \times h_{\text{顶}} = 7664.8 \times 178.58 = 1368958.57 \text{ kcal/h}$$

(5) 塔底产品带出的热量 Q_W :

$$Q_W = Wh_{\text{釜}} = 53.09 \times 18.02 \times 2378.77 = 225725.965 \text{ kJ/h}$$

能量衡算公式为 $Q_B + Q_F + Q_L = Q_V + Q_W$ ，所以

$$Q_B = Q_V + Q_W - Q_F - Q_L = 629292.8 \text{ kJ/h}$$

(6) 101.3Kpa

水蒸气汽化潜热为 $\gamma = 2258 \text{ kJ/kg}$

$$\text{塔底水蒸气的用量: } m_{sB} = \frac{Q_B}{\gamma} = \frac{629292.8}{2258} = 278.69 \text{ kg/h}$$

2.4.4 塔顶冷凝器的热负荷

(1) 塔顶馏出液的焓等于回流液的焓 h_D : $h_D = 8653.92 \text{ kJ/h}$

(2) 塔顶产品带出去的热量 Q_D :

$$Q_D = Dh_D = 57.93 \times 54.36 \times 8653.92 = 27251841.4 \text{ kJ/h}$$

(3) 冷凝器带出的热量 Q_C :

$$Q_C = Q_V - Q_L - Q_D = 3836050.65 \text{ kJ/h}$$

水的比热容为 $c_p = 4.187 \text{ kJ/(kg} \cdot \text{°C)}$

(4) 塔顶冷却水的用量:

$$m_{sC} = \frac{Q_C}{C_p(t_2 - t_1)} = \frac{3836050.65}{4.187 \times (40 - 20)} = 45809.1 \text{ kg/h}$$

第 3 章 塔板主要工艺尺寸计算

第 3.1 节 塔径的计算

3.1.1 精馏段的气、液相体积流率的计算

$$V_S = \frac{VM_{V_m}}{3600\rho_{V_m}} = \frac{77.63 \times 52.88}{3600 \times 1.979} = 0.5672 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$L_S = \frac{LM_{L_m}}{3600\rho_{L_m}} = \frac{19.69 \times 38.6}{3600 \times 795.72} = 0.00027 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{由 } u_{\max} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

式中 C 由公式 $C = C_{20} \left(\frac{\sigma_L}{20} \right)^{0.2}$ 计算，其中 C_{20} 可由史密斯关联图查出，图的横坐标为

$$\frac{L_h}{V_h} \left(\frac{\rho_L}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} = \frac{0.00027 \times 3600}{0.5762 \times 3600} \times \left(\frac{975.72}{1.979} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.0094$$

取板间距 $H_T = 0.35\text{m}$ ，板上液层高度 $h_L = 0.05\text{m}$ ，则

$$H_T - h_L = 0.35 - 0.05 = 0.3\text{m}$$

由史密斯关系图得 $C_{20} = 0.058$

$$C = C_{20} \left(\frac{\sigma_L}{20} \right)^{0.2} = 0.058 \times \left(\frac{38.525}{20} \right)^{0.2} = 0.066$$

$$u_{\max} = 0.066 \times \sqrt{\frac{795.72 - 1.979}{1.979}} = 1.32 \text{ m/s}$$

取安全系数为 0.7，则空塔气速为

$$u = 0.7u_{\max} = 0.925 \text{ m/s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4V_S}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.5762}{3.14 \times 0.925}} = 0.89 \text{ m}$$

按标准塔径圆整后取 $D=1.0\text{m}$ 。

$$\text{塔截面积为: } A_T = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{3.14}{4} \times 1.0^2 = 0.785 \text{m}^2$$

$$\text{实际空塔气速 } u = \frac{0.5762}{0.785} = 0.89 \text{m/s}$$

3.1.2 提馏段的气、液相体积流率的计算

$$V_S = \frac{VM_{V_m}}{3600\rho_{V_m}} = \frac{77.63 \times 34.94}{3600 \times 1.35} = 0.558 \text{m}^3/\text{s}$$

$$L_S = \frac{LM_{L_m}}{3600\rho_{L_m}} = \frac{19.69 \times 22.03}{3600 \times 897.14} = 0.00013 \text{m}^3/\text{s}$$

$$\text{由 } u_{\max} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

式中 C 由公式 $C = C_{20} \left(\frac{\sigma_L}{20} \right)^{0.2}$ 计算，其中 C_{20} 可由史密斯关联图查出，图的横坐标为

$$\frac{L_h}{V_h} \left(\frac{\rho_L}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} = \frac{0.00013 \times 3600}{0.558 \times 3600} \times \left(\frac{897.14}{1.35} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.006$$

取板间距 $H_T = 0.35 \text{m}$ ，板上液层高度 $h_L = 0.05 \text{m}$ ，则

$$H_T - h_L = 0.35 - 0.05 = 0.3 \text{m}$$

由史密斯关系图得 $C_{20} = 0.05$

$$C = C_{20} \left(\frac{\sigma_L}{20} \right)^{0.2} = 0.05 \times \left(\frac{56.37}{20} \right)^{0.2} = 0.06$$

$$u_{\max} = 0.06 \times \sqrt{\frac{897.14 - 1.35}{1.35}} = 1.54 \text{m/s}$$

取安全系数为 0.7，则空塔气速为

$$u = 0.7u_{\max} = 0.7 \times 1.54 = 1.08 \text{m/s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4V_S}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.558}{3.14 \times 1.08}} = 0.811 \text{m}$$

按标准塔径圆整后取 $D=1.0 \text{m}$ 。

$$\text{塔截面积为: } A_T = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{3.14}{4} \times 1.0^2 = 0.785 \text{m}^2$$

$$\text{实际空塔气速 } u = \frac{0.558}{0.785} = 0.711 \text{m/s}$$

第 3.2 节 精馏塔有效高度的计算

精馏段的有效高度： $Z = (N - 1)H_T = (12 - 1) \times 0.35 = 3.85\text{m}$

提馏段的有效高度： $Z = (N - 1)H_T = (2 - 1) \times 0.35 = 0.35\text{m}$

在进料板上方开两个人孔，提馏段中开两个人孔，其高度为 0.8m，则精馏塔的有效高度为： $Z = Z + Z + 0.8 \times 2 = 5.8\text{m}$

第 3.3 节 全塔实际高度的计算

取进料板板间距为 0.8m，人孔处的板间距为 0.8m，塔底空间高度为 2.0m，塔顶空间高度为 0.7m，封头高度为 0.6m，裙座高度为 2.0m，则全塔高度为：

$$\begin{aligned} H &= (n - n_F - nH_p - 1)H_T + n_F H_F + n_p H_p + H_D + H_B + H_1 + H_2 \\ &= (14 - 1 - 2 - 1) \times 0.35 + 0.8 + 2 \times 0.8 + 0.7 + 2 + 0.6 + 2 \\ &= 11.2\text{m} \end{aligned}$$

第 3.4 节 塔板主要工艺尺寸计算

3.4.1 精馏段溢流装置的计算

因塔径 $D=1.0\text{m}$ ，可选用单溢流弓形降液管，才用凹形受液盘。各项计算如下：

①堰长 l_w

$$\text{取 } l_w = 0.66D = 0.66 \times 1.0 = 0.66\text{m}$$

②溢流堰高度 h_w

由 $h_w = h_L - h_{ow}$ ，选用平直堰，堰上液层高度由弗兰西斯公式求得

$$h_{ow} = \frac{2.84}{1000} E \left(\frac{L_{hl}}{l_w} \right)^{\frac{2}{3}} = \frac{2.84}{1000} \left(\frac{0.00027 \times 3600}{0.66} \right)^{\frac{2}{3}} = 0.0037 \text{m}$$

其中 E 近似取 1

取板上清液层高度 $h_L = 0.05 \text{m}$ ，则

$$h_w = h_L - h_{ow} = 0.05 - 0.0037 = 0.0463 \text{m}$$

③弓形降液管宽度 W_d 和降液管面积

由 $\frac{l_w}{D} = 0.66$ 时，查表得

$$\frac{W_d}{D} = 0.124 \quad W_d = 0.0722 \text{m}$$

$$\frac{A_f}{A_T} = 0.0722 \quad A_f = 0.0567 \text{m}^2$$

液体在降液管里停留的时间

$$\theta = \frac{3600 A_f H_T}{L_h} = \frac{3600 \times 0.0567 \times 0.35}{3600 \times 0.00027} = 73.5 \text{s} > 5 \text{s}$$

∴ 降液管设计合理

④降液管底隙高度 h_0

$$h_0 = \frac{L_h}{3600 l_w u'_0} \quad (\text{取 } u'_0 = 0.08 \text{m/s})$$

$$h_0 = \frac{L_h}{3600 l_w u'_0} = \frac{3600 \times 0.0016}{3600 \times 0.66 \times 0.08} = 0.0051 \text{m}$$

$$h_w - h_0 = 0.0463 - 0.005 = 0.0413 \text{m} > 0.0088 \text{m}$$

故 降液管底隙高度设计合理。

选用凹形受液盘，深度 $h'_w = 50 \text{mm}$

3.4.2 塔板布置的计算

塔板布置的计算：

(1) 塔板的分块

因 $D > 800\text{mm}$ ，所以塔板采用分块式。查表得，塔板分为 3 块。

(2) 边缘区宽度的确定

$$\text{取 } W_s = W'_s = 0.07\text{m}, W_c = 0.05\text{m}$$

(3) 开孔区面积计算

开孔区面积 A_a

$$\begin{aligned} A_a &= 2 \left[x\sqrt{R^2 - x^2} + \frac{\pi}{180} R^2 \sin^{-1} \frac{x}{R} \right] \\ &= 2 \left[0.31\sqrt{0.45^2 - 0.31^2} + \frac{\pi}{180} \times 0.45^2 \sin^{-1} \frac{0.31}{0.45} \right] \\ &= 0.531\text{m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{式中: } x = D/2 - (W_d + W_s) = 0.5 - (0.124 + 0.07) = 0.31\text{m}$$

$$R = D/2 - W_c = 0.5 - 0.05 = 0.45\text{m}$$

(4) 筛孔计算及其排列

取筛孔的孔径 $d_o = 5\text{mm}$ ，正三角形排列，筛板采用碳钢，其厚度 $\delta = 3\text{mm}$ ，

故孔心距 $t = 3 \times 5 = 15\text{mm}$ 。

$$\text{每层塔板的开孔数 } n = \frac{1.155}{t^2} A_0 = \frac{1.155}{0.015} \times 0.531 = 2726 \text{ (个)}$$

$$\text{每层塔板的开孔率 } \phi = \frac{0.907}{(t/d_o)^2} = \frac{0.907}{3^2} = 10.1\%$$

$$\text{气体通过筛孔的气速为: } u_o = V_s / A_o = 0576 / (0.101 \times 0.531) = 10.7\text{m/s}$$

3.4.3 提馏段溢流装置的计算

因塔径 $D = 1.0\text{m}$ ，可选用单溢流弓形降液管，才用凹形受液盘。各项计算如下：

①堰长 l_w

$$\text{取 } l_w = 0.66D = 0.66 \times 1.0 = 0.66\text{m}$$

②溢流堰高度 h_w

由 $h_w = h_L - h_{ow}$ ，选用平直堰，堰上液层高度由弗兰西斯公式求得

$$h_{ow} = \frac{2.84}{1000} E \left(\frac{L_{hl}}{l_w} \right)^{\frac{2}{3}} = \frac{2.84}{1000} \left(\frac{0.00013 \times 3600}{0.66} \right)^{\frac{2}{3}} = 0.0023\text{m}$$

其中 E 近似取 1

取板上清液层高度 $h_L = 0.05\text{m}$ ，则

$$h_w = h_L - h_{ow} = 0.05 - 0.0023 = 0.0477\text{m}$$

③弓形降液管宽度 W_d 和降液管面积

由 $\frac{l_w}{D} = 0.66$ 时，查表得

$$\frac{W_d}{D} = 0.124, \quad W_d = 0.124 \times 1.0 = 0.124\text{m}$$

$$\frac{A_f}{A_T} = 0.0722, \quad A_f = 0.0722 \times 0.785 = 0.0567\text{m}^2$$

液体在降液管里停留的时间

$$\theta = \frac{3600 A_f H_T}{L_h} = \frac{3600 \times 0.0567 \times 0.35}{3600 \times 0.00013} = 150.76\text{s} > 5\text{s}$$

∴ 降液管设计合理

④降液管底隙高度 h_0

$$h_0 = \frac{L_h}{3600 l_w u'_0} \quad (\text{取 } u'_0 = 0.08\text{m/s})$$

$$h_0 = \frac{L_h}{3600 l_w u'_0} = \frac{3600 \times 0.00013}{3600 \times 0.66 \times 0.08} = 0.00246\text{m}$$

$$h_w - h_0 = 0.0477 - 0.00246 = 0.0452\text{m} > 0.0088\text{m}$$

故 降液管底隙高度设计合理。

选用凹形受液盘，深度 $h'_w = 50\text{mm}$

3.4.4 塔板布置的计算

提馏段塔板布置的计算：

(1) 塔板的分块

因 $D > 800\text{mm}$ ，所以塔板采用分块式。查表得，塔板分为 3 块。

(2) 边缘区宽度的确定

$$\text{取 } W_s = W'_s = 0.07\text{m}, W_c = 0.05\text{m}$$

(3) 开孔区面积计算

开孔区面积 A_a

$$\begin{aligned} A_a &= 2 \left[x\sqrt{R^2 - x^2} + \frac{\pi}{180} R^2 \sin^{-1} \frac{x}{R} \right] \\ &= 2 \left[0.31\sqrt{0.45^2 - 0.31^2} + \frac{\pi}{180} \times 0.45^2 \sin^{-1} \frac{0.31}{0.45} \right] \\ &= 0.531\text{m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{式中: } x = D/2 - (W_d + W_s) = 0.5 - (0.124 + 0.07) = 0.31\text{m}$$

$$R = D/2 - W_c = 0.5 - 0.05 = 0.45\text{m}$$

(4) 筛孔计算及其排列

取筛孔的孔径 $d_o = 5\text{mm}$ ，正三角形排列，筛板采用碳钢，其厚度 $\delta = 3\text{mm}$ ，

故孔心距 $t = 3 \times 5 = 15\text{mm}$ 。

$$\text{每层塔板的开孔数 } n = \frac{1.155}{t^2} A_0 = \frac{1.155}{0.015} \times 0.531 = 2726 \text{ (个)}$$

$$\text{每层塔板的开孔率 } \phi = \frac{0.907}{(t/d_o)^2} = \frac{0.907}{3^2} = 10.1\%$$

$$\text{气体通过筛孔的气速为: } u_o = V_s / A_o = 0.558 / (0.101 \times 0.531) = 10.5\text{m/s}$$

第 4 章 筛板的流体力学验算和板负荷性能图

第 4.1 节 精馏段

4.1.1 塔板压降

(1) 干板阻力 h_c 的计算

由 $d_0/\delta = 5/3 = 1.67$ 查图 5-10 得 $C_0 = 0.772$

$$h_c = 0.051 \left(\frac{u_o}{C_0} \right)^2 \frac{\rho_V}{\rho_L} = 0.051 \left(\frac{10.7}{0.772} \right)^2 \frac{1.979}{795.72} = 0.0551 \text{ m}$$

(2) 气体通过液层的阻力 h_l 计算

$$h_l = \beta h_L$$

$$u_a = \frac{V_s}{A_T - A_f} = \frac{0.5762}{0.785 - 0.0567} = 0.79 \text{ m/s}$$

$$F_0 = u_a \sqrt{\rho_V} = 0.79 \sqrt{1.979} = 1.1 \text{ kg}^{1/2} / (\text{s} \cdot \text{m}^{1/2})$$

查表，取 $\beta = 0.64$ 。故

$$h_l = \beta h_L = \beta(h_w + h_{ow}) = 0.64(0.0463 + 0.0037) = 0.053 \text{ m}$$

(3) 液体表面张力的阻力 h_σ 计算

液体表面张力所产生的阻力 h_σ 由下式计算

$$h_\sigma = \frac{4\sigma_L}{\rho_L g d_0} = \frac{4 \times 38.525 \times 10^{-3}}{795.72 \times 9.81 \times 0.005} = 0.0039 \text{ m}$$

气体通过每层塔板的液柱高度为

$$h_p = h_c + h_l + h_\sigma = 0.0248 + 0.053 + 0.0039 = 0.0817 \text{ m}$$

气体通过每层塔板的压降为

$$\Delta p_p = \rho_L g h_p = 795.72 \times 9.81 \times 0.0817 = 637.7 \text{ Pa} < 0.7 \text{ kPa} \quad (\text{满足工艺要求})$$

4.1.2 液面落差

对于筛板塔，液面落差很小，且计算得到的塔径和液流量均不大，故可以忽略液面落差的影响。

4.1.2 液沫夹带

精馏段：

$$e_V = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{\sigma_L} \left[\frac{u_a}{H_T - h_f} \right]^{3.2}$$

$$\text{式中： } h_f = 2.5h_L = 2.5 \times 0.05 = 0.125$$

$$\begin{aligned} e_V &= \frac{5.7 \times 10^{-6}}{\sigma} \left[\frac{u_a}{H_T - h_f} \right]^{3.2} = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{38.52 \times 10^{-3}} \left[\frac{0.79}{0.35 - 0.125} \right]^{3.2} \\ &= 0.00823 \text{ kg / kg} < 0.1 \text{ kg / kg} \end{aligned}$$

故在本设计中液沫夹带量在允许范围中。

4.1.3 漏液的验算

对于筛板塔，漏液点的气速 $u_{0,\min}$ 计算如下：

$$\begin{aligned} u_{0,\min} &= 4.4 C_o \sqrt{(0.0056 + 0.13h_L - h_\sigma) \rho_L / \rho_V} \\ &= 4.4 \times 0.772 \sqrt{(0.0056 + 0.13 \times 0.05 - 0.0039) 795.72 / 1.979} \\ &= 6.16 \text{ m/s} \end{aligned}$$

实际孔速 $u_0 = 10.7 \text{ m/s} > u_{0,\min}$

$$\text{筛板的稳定性系数 } K = \frac{u_0}{u_{0,\min}} = \frac{10.7}{6.16} = 1.73 > 1.5$$

故本设计中无明显漏液。

4.1.4 液泛

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

丙酮—水物系属于一般物系，取 $\Phi=0.5$ ，则：

$$\Phi(H_T + h_w) = 0.5(0.35 + 0.0463) = 0.198 \text{ m}$$

而 $H_d = h_p + h_L + h_d$

板上不设进口堰，则

$$h_d = 0.153 \left(\frac{L_s}{l_w h_0} \right)^3 = 0.153 \left(\frac{0.00027}{0.66 \times 0.0051} \right)^3 = 8.4 \times 10^{-5} \text{ m 液柱}$$

$$H_d = 0.0817 + 0.05 + 8.4 \times 10^{-5} = 0.132 \text{ m 液柱}$$

$$H_d \leq \Phi(H_T + h_w) \text{ 成立}$$

故在本设计中不会产生液泛现象。

第 4.2 节 提馏段

4.2.1 塔板压降

(1) 干板阻力 h_c 的计算

由 $d_0/\delta = 5/3 = 1.67$ 查图 5-10 得 $c_0 = 0.772$

$$h_c = 0.051 \left(\frac{u_o}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 0.051 \left(\frac{10.5}{0.772} \right)^2 \frac{1.35}{897.14} = 0.0141 \text{ m}$$

(2) 气体通过液层的阻力 h_l 计算

$$h_l = \beta h_L$$

$$u_a = \frac{V_s}{A_T - A_f} = \frac{0.558}{0.785 - 0.0567} = 0.766 \text{ m/s}$$

$$F_0 = u_a \sqrt{\rho_v} = 0.766 \sqrt{1.35} = 0.89 \text{ kg}^{1/2} / (\text{s} \cdot \text{m}^{1/2})$$

查表，取 $\beta = 0.67$ 。故

$$h_l = \beta h_L = \beta(h_w + h_{ow}) = 0.67(0.0477 + 0.0023) = 0.0335 \text{ m}$$

(3) 液体表面张力的阻力 h_σ 计算

液体表面张力所产生的阻力 h_σ 由下式计算

$$h_{\sigma} = \frac{4\sigma_L}{\rho_L g d_0} = \frac{4 \times 56.37 \times 10^{-3}}{897.14 \times 9.81 \times 0.005} = 0.00512m$$

气体通过每层塔板的液柱高度为

$$h_p = h_c + h_l + h_{\sigma} = 0.014 + 0.0335 + 0.00512 = 0.0527m$$

气体通过每层塔板的压降为

$$\Delta p_p = \rho_L g h_p = 897.14 \times 9.81 \times 0.0527 = 463.98Pa < 0.7kPa \quad (\text{满足工艺要求})$$

4.2.2 液面落差

对于筛板塔，液面落差很小，且计算得到的塔径和液流量均不大，故可以忽略液面落差的影响。

4.2.3 液沫夹带

精馏段：

$$e_V = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{\sigma_L} \left[\frac{u_a}{H_T - h_f} \right]^{3.2}$$

式中： $h_f = 2.5h_L = 2.5 \times 0.05 = 0.125$

$$\begin{aligned} e_V &= \frac{5.7 \times 10^{-6}}{\sigma} \left[\frac{u_a}{H_T - h_f} \right]^{3.2} = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{56.37 \times 10^{-3}} \left[\frac{0.766}{0.35 - 0.125} \right]^{3.2} \\ &= 0.00509 \text{kg /kg} < 0.1 \text{kg /kg} \end{aligned}$$

故在本设计中液沫夹带量在允许范围中。

4.2.4 漏液的验算

对于筛板塔，漏液点的气速 $u_{0,\min}$ 计算如下：

$$\begin{aligned} u_{om} &= 4.4C_o \sqrt{(0.0056 + 0.13h_L - h_{\sigma})\rho_L / \rho_V} \\ &= 4.4 \times 0.772 \sqrt{(0.0056 + 0.13 \times 0.05 - 0.00512)897.14 / 1.35} \\ &= 7.31 \text{m/s} \end{aligned}$$

实际孔速 $u_0 = 10.5 \text{m/s} > u_{0,\min}$

$$\text{筛板的稳定性系数 } K = \frac{u_0}{u_{0,\min}} = \frac{10.5}{7.31} = 1.97 > 1.5$$

故本设计中无明显漏液。

4.2.5 液泛

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

丙酮—水系属于一般物系，取 $\phi=0.5$ ，则：

$$\Phi(H_T + h_w) = 0.5(0.35 + 0.0477) = 0.198\text{m}$$

而 $H_d = h_p + h_L + h_d$

板上不设进口堰，则

$$h_d = 0.153 \left(\frac{L_h}{l_w h_0} \right)^2 = 0.153 \left(\frac{0.00013}{0.66 \times 0.000821} \right)^2 = 0.00211\text{m 液柱}$$

$$H_d = 0.0527 + 0.05 + 0.00211 = 0.104\text{m 液柱}$$

$$H_d \leq \Phi(H_T + h_w) \text{ 成立}$$

故在本设计中不会产生液泛现象。

第 4.3 节 塔板负荷性能图

4.3.1 精馏段塔板负荷性能图

(1) 漏液线（气相负荷下限线）

$$h_L = h_w + h_{ow}$$

$$h_{ow} = 0.00284E(L_h / l_w)^{2/3}$$

漏液点气速

$$u_{o,\min} = 4.4C_o \sqrt{(0.0056 + 0.13h_L - h_\sigma)\rho_L / \rho_V}$$

$$V_{s,\min} = 4.4C_o A_o \sqrt{\left\{ 0.0056 + 0.13 \left[h_w + 0.00284E \left(\frac{l_h}{l_w} \right)^{2/3} \right] - h_\sigma \right\} \rho_L / \rho_V}$$

$$= 4.4 \times 0.772 \times 0.101 \times 0.531 \sqrt{\left\{ 0.0056 + 0.13 \left[0.0463 + 0.0028 \times 1 \times \left(\frac{3600 L_s}{0.66} \right)^{\frac{2}{3}} \right] - 0.0039 \right\} 795.72 / 1.979}$$

整理得：

$$V_s = 3.65 \sqrt{0.007719 + 0.114 L_s^{2/3}}$$

在操作范围内，任取几个 L_s 值，以上式计算出 V_s 值，计算结果列于下表 4.1：

4.1 漏液数据

$L_s, \text{m}^3/\text{s}$	0.00042	0.0015	0.003	0.0045	0.006	0.0068
$V_s, \text{m}^3/\text{s}$	0.308	0.322	0.335	0.345	0.354	0.359

依据表中数据作出漏液线 1

(2) 液沫夹带线（气相负荷上限线）

以 $e_v = 0.1 \text{kg液/kg气}$ 为限，求 $V_s - L_s$ 关系如下

$$e_v = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{\sigma} \left[\frac{u_a}{H_T - h_f} \right]^{3.2}$$

$$\text{式中： } u_a = \frac{V_s}{A_T - A_f} = \frac{V_s}{0.785 - 0.0567} = 1.373 V_s$$

$$\begin{aligned} h_f &= 2.5 h_L = 2.5 (h_w + h_{ow}) \\ &= 2.5 \left[0.0463 + 0.00284 E \left(\frac{3600 L_s}{l_w} \right)^{2/3} \right] \\ &= 2.5 \left[0.0462 + 0.00284 \times 1 \left(\frac{3600 L_s}{0.66} \right)^{2/3} \right] \\ &= 0.1157 + 2.2 L_s^{2/3} \end{aligned}$$

将已知数据代入式

$$\frac{5.7 \times 10^{-6}}{38.535 \times 10^{-3}} \left[\frac{1.373 V_s}{0.35 - 0.1157 - 2.2 L_s^{2/3}} \right]^{3.2} = 0.1$$

$$V_s = 1.307 - 12.28 L_s^{2/3}$$

在操作范围内，任取几个 L_s 值，以上式计算出 V_s 值，计算结果列于下表：

4.2 液沫夹带数据

$L_s, m^3/s$	0.00042	0.0015	0.003	0.0045	0.006	0.0068
$V_s, m^3/s$	1.02	0.95	0.87	0.80	0.74	0.72

依据表中数据作出液沫夹带线 2

(3) 液相负荷下限线

对于平直堰，取平堰堰上液层高度 $h_{ow} = 0.006 m$ 。

取 $E=1$ ，则：

$$L_{s,\min} = \left(\frac{0.006 \times 1000}{2.84} \right)^{3/2} \times \frac{0.66}{3600} = 0.00056 m^3/s$$

据此可作出与气相流量无关的垂直液相负荷下限线 3。

(4) 液相负荷上限线

以 $\theta=4s$ 作为浆液管中停留时间的下限

$$\text{由 } \theta = \frac{A_f H_t}{L_s} = 4$$

$$\text{故： } L_{s,\max} = \frac{H_t A_f}{\theta} = \frac{0.35 \times 0.0567}{4} = 0.00496 m^3/s$$

据此可作出与气相流量无关的垂直液相负荷上限线 4。

(5) 液泛线

$$\text{令 } H_d = \Phi(H_T + h_w)$$

$$H_d = h_p + h_l + h_d \quad h_p = h_c + h_o + h_l$$

$$h_l = \beta h_L \quad h_L = h_w + h_{ow}$$

联立得：

$$\Phi H_T + (\Phi - \beta - 1)h_w = (\beta + 1)h_{ow} + h_d + h_\sigma + h_c$$

忽略 h_σ ，将 h_{ow} 与 L_s ， h_d 与 L_s ， h_c 与 V_s 的关系式代入上式：

$$a'V_s^2 = b' - c'L_s^2 - d'L_s^{2/3}$$

式中：

$$a' = \frac{0.051 \rho_v}{(A_0 c_0)^2 \rho_L}$$

$$b' = \Phi H_T + (\Phi - \beta - 1)h_w$$

$$c' = \frac{0.153}{(l_w h_0)^2}$$

$$d' = 2.84 \times 10^{-3} \times E \times (1 + \beta) \left(\frac{3600}{l_w} \right)^{2/3}$$

代入有关数据得：

$$a' = \frac{0.051}{(0.101 \times 0.531 \times 0.772)^2} \frac{2.904}{857.12} = 0.101$$

$$b' = 0.5 \times 0.45 + (0.5 - 0.5 - 1) \times 0.0462 = 0.1788$$

$$c' = \frac{0.153}{(0.66 \times 0.02165)^2} = 749.3$$

$$d' = 2.84 \times 10^{-3} \times 1 \times (1 + 0.5) \left(\frac{3600}{0.66} \right)^{2/3} = 1.32$$

$$a' = \frac{0.051}{(0.101 \times 0.531 \times 0.772)^2} \frac{1.979}{795.72} = 0.074$$

$$b' = 0.5 \times 0.35 + (0.5 - 0.64 - 1) \times 0.0463 = 0.1222$$

$$c' = \frac{0.153}{(0.66 \times 0.0051)^2} = 13504.02$$

$$d' = 2.84 \times 10^{-3} \times 1 \times (1 + 0.64) \left(\frac{3600}{0.66} \right)^{2/3} = 1.443$$

$$\text{故： } 0.074V_s^2 = 0.1222 - 13540.2L_s^2 - 1.443L_s^{2/3}$$

$$\text{整理得： } V_s^2 = 1.65 - 182486.7L_s^2 - 19.5L_s^{2/3}$$

在操作范围内，任意取几个 L_s 值，以上式计算出 V_s 值，计算结果列表如下：

4.3 液泛数据

$L_s, \text{m}^3/\text{s}$	0.00042	0.0015	0.003	0.0045	0.006	0.0068
$V_s, \text{m}^3/\text{s}$	1.09	1.04	0.97	0.87	0.76	0.68

依据表中数据作出液泛线 5

作出负荷性能图如下图 4.1:

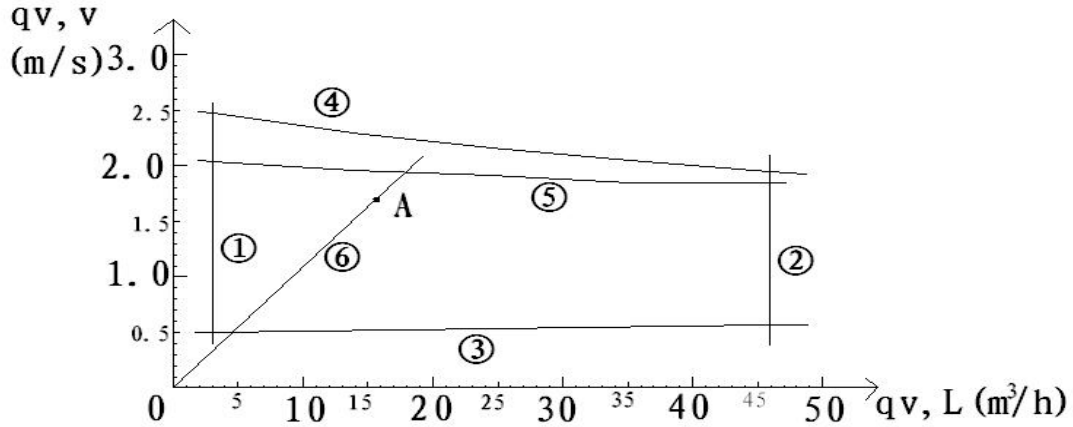


图 4.1 精馏段塔板负荷性能图

- ①液相负荷下限线；②液相负荷上限线；③漏液线；
④过量液沫夹带线；⑤溢流液泛线；⑥操作线；A 为操作点

在负荷性能图上，作出操作点 A，连接 OA，即作出操作线。由图可看出，该筛板的操作上线为液泛控制，下限为漏液控制。由上图查得

$$V_{s,\max}=1.06\text{m}^3/\text{s}$$

$$V_{s,\min}=0.36\text{m}^3/\text{s}$$

故操作弹性为：
$$\frac{V_{s,\max}}{V_{s,\min}} = \frac{1.06}{0.36} = 2.94$$

4.3.2 提馏段塔板负荷性能图

(1) 漏液线（气相负荷下限线）

$$h_L = h_w + h_{ow}$$

$$h_{ow} = 0.00284E(L_h / l_w)^{2/3}$$

漏液点气速

$$u_{o,\min} = 4.4C_o \sqrt{(0.0056 + 0.13h_L - h_\sigma)\rho_L / \rho_V}$$

$$V_{s,\min} = 4.4C_o A_0 \sqrt{\left\{ 0.0056 + 0.13 \left[h_w + 0.00284E \left(\frac{l_h}{l_w} \right)^{2/3} \right] - h_\sigma \right\} \rho_L / \rho_V}$$

$$= 4.4 \times 0.772 \times 0.101 \times 0.56 \sqrt{\left\{ 0.0056 + 0.13 \left[0.032 + 0.00284 \times 1 \times \left(\frac{3600 L_s}{0.66} \right)^{\frac{2}{3}} \right] - 0.00512 \right\} 897.14 / 1.35}$$

整理得： $V_s = 4.69 \sqrt{0.00668 + 0.114 L_s^{2/3}}$

在操作范围内，任取几个 L_s 值，以上式计算出 V_s 值，计算结果列于下表：

4.4 漏液数据

$L_s, \text{m}^3/\text{s}$	0.0003	0.0015	0.003	0.0045	0.006	0.0068
$V_s, \text{m}^3/\text{s}$	0.29	0.31	0.32	0.33	0.34	0.35

依据表中数据作出漏液线 1

(2) 液沫夹带线（气相负荷上限线）

以 $e_v = 0.1 \text{kg液} / \text{kg气}$ 为限，求 $V_s - L_s$ 关系如下

$$e_v = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{\sigma} \left[\frac{u_a}{H_T - h_f} \right]^{3.2}$$

式中： $u_a = \frac{V_s}{A_T - A_f} = \frac{V_s}{0.785 - 0.0567} = 1.373 V_s$

$$\begin{aligned} h_f &= 2.5 h_L = 2.5 (h_w + h_{ow}) \\ &= 2.5 \left[0.0477 + 0.00284 E \left(\frac{3600 L_s}{l_w} \right)^{2/3} \right] \\ &= 2.5 \left[0.0477 + 0.00284 \times 1 \left(\frac{3600 L_s}{0.66} \right)^{2/3} \right] \\ &= 0.1192 + 2.2 L_s^{2/3} \end{aligned}$$

将已知数据代入式

$$\frac{5.7 \times 10^{-6}}{19.643 \times 10^{-3}} \left[\frac{1.373 V_s}{0.27 - 2.2 L_s^{2/3}} \right]^{3.2} = 0.1$$

$$V_s = 1.21 - 9.95 L_s^{2/3}$$

在操作范围内，任取几个 L_s 值，以上式计算出 V_s 值，计算结果列于下表：

4.5 液沫夹带数据

$L_s, m^3/s$	0.00042	0.0015	0.003	0.0045	0.006	0.0068
$V_s, m^3/s$	1.15	1.08	1.00	0.94	0.88	0.8531

依据表中数据作出液沫夹带线 2

(3) 液相负荷下限线

对于平直堰，取平堰堰上液层高度 $h_{ow} = 0.006 m$ 。

取 $E=1$ ，则：

$$L_{s,\min} = \left(\frac{0.006 \times 1000}{2.84} \right)^{3/2} \times \frac{0.66}{3600} = 0.00056 m^3/s$$

据此可作出与气相流量无关的垂直液相负荷下限线 3。

(4) 液相负荷上限线

以 $\theta=4s$ 作为浆液管中停留时间的下限

$$\text{由 } \theta = \frac{A_f H_t}{L_s} = 4$$

$$\text{故： } L_{s,\max} = \frac{H_t A_f}{\theta} = \frac{0.35 \times 0.0567}{4} = 0.00496 m^3/s$$

据此可作出与气相流量无关的垂直液相负荷上限线 4。

(5) 液泛线

$$\text{令 } H_d = \Phi(H_T + h_w)$$

$$H_d = h_p + h_l + h_d \quad h_p = h_c + h_o + h_l$$

$$h_l = \beta h_L \quad h_L = h_w + h_{ow}$$

联立得：

$$\Phi H_T + (\Phi - \beta - 1)h_w = (\beta + 1)h_{ow} + h_d + h_\sigma + h_c$$

忽略 h_σ ，将 h_{ow} 与 L_s ， h_d 与 L_s ， h_c 与 V_s 的关系式代入上式：

$$a'V_s^2 = b' - c'L_s^2 - d'L_s^{2/3}$$

式中：

$$a' = \frac{0.051 \rho_v}{(A_0 c_0)^2 \rho_L}$$

$$b' = \Phi H_T + (\Phi - \beta - 1)h_w$$

$$c' = \frac{0.153}{(l_w h_0)^2}$$

$$d' = 2.84 \times 10^{-3} \times E \times (1 + \beta) \left(\frac{3600}{l_w} \right)^{2/3}$$

代入有关数据得：

$$a' = \frac{0.051}{(0.101 \times 0.531 \times 0.772)^2} \frac{1.35}{897.14} = 0.044$$

$$b' = 0.5 \times 0.35 + (0.5 - 0.67 - 1) \times 0.0477 = 0.1191$$

$$c' = \frac{0.153}{(0.66 \times 0.0024)^2} = 58040.79$$

$$d' = 2.84 \times 10^{-3} \times 1 \times (1 + 0.67) \left(\frac{3600}{0.66} \right)^{2/3} = 1.469$$

$$\text{故： } 0.044 V_s^2 = 0.1191 - 58040 L_s^2 - 1.469 L_s^{2/3}$$

$$\text{整理得： } V_s^2 = 2.707 - 1319108.8 L_s^2 - 33.386 L_s^{2/3}$$

在操作范围内，任意取几个 L_s 值，以上式计算出 V_s 值，计算结果列表如下：

4.6 液泛数据

$L_s, \text{m}^3/\text{s}$	0.00042	0.0015	0.003	0.0045	0.006	0.0068
$V_s, \text{m}^3/\text{s}$	1.2	1.15	1.08	1.00	0.91	0.85

依据表中数据作出液泛线 5

作出负荷性能图如下图 4.2:

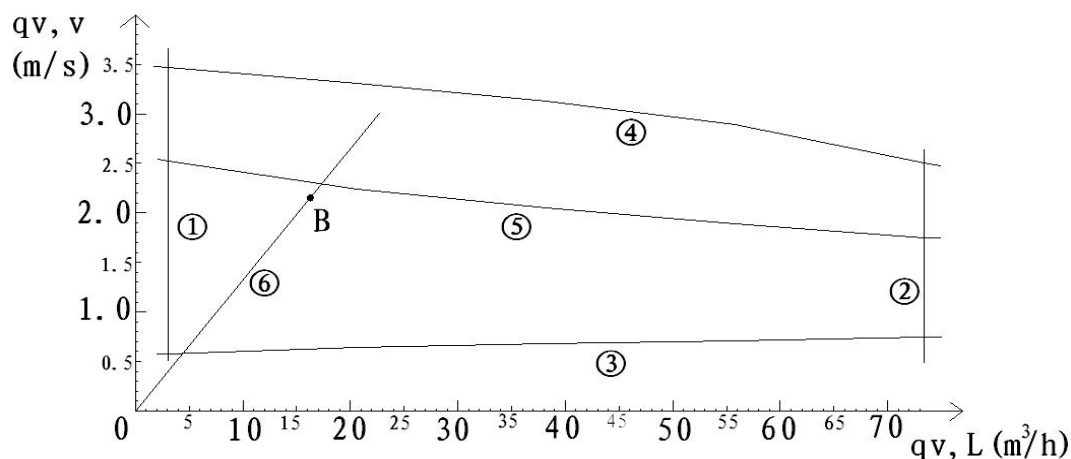


图 4.2 提馏段塔板负荷性能图

- ①液相负荷下限线；②液相负荷上限线；③漏液线；
④过量液沫夹带线；⑤溢流液泛线；⑥操作线；B 为操作点

在负荷性能图上，作出操作点 B，连接 OB，即作出操作线。由图可看出，该筛板的操作上线为液泛控制，下限为漏液控制。由上图查得

$$V_{s,\max}=1.16\text{m}^3/\text{s}$$

$$V_{s,\min}=0.31\text{m}^3/\text{s}$$

故操作弹性为：
$$\frac{V_{s,\max}}{V_{s,\min}} = \frac{1.16}{0.31} = 3.74$$

第 5 章 附属设备的计算及选取

第 5.1 节 各接管的尺寸确定

5.1.1 进料管

$$\text{进料体积流量 } V_{sf} = \frac{FM_f}{\rho_f} = \frac{115.55 \times 36.8}{781.3} = 5.44 \text{ m}^3 / \text{h} = 1.5 \times 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{s}$$

取适宜的输送速度 $u_f=2.0\text{m/s}$, (1.5-2.5m/s) 故

$$d_{if} = \left(\frac{4V_{sf}}{\pi u_f} \right)^{1/2} = \left(\frac{4 \times 1.5 \times 10^{-3}}{2 \times 3.14} \right)^{1/2} = 0.031 \text{ m}$$

经圆整为: $\phi 32 \times 2.5 \text{ mm}$

$$\text{实际管内流速: } u_f = \frac{4V_{sf}}{\pi d^2} = \frac{4 \times 1.5 \times 10^{-3}}{3.14 \times 0.0295^2} = 2.2 \text{ m/s}$$

5.1.2 釜残液出料管径

$$\text{釜残液的体积流量为: } V_{sw} = \frac{WM_w}{\rho_w} = \frac{55.25 \times 18.1}{956.8} = 1.045 \text{ m}^3 / \text{h} = 2.9 \times 10^{-4} \text{ m}^3 / \text{s}$$

取适宜的输送速度 $u_w=0.50\text{m/s}$

$$d_{釜} = \left(\frac{4V_{sw}}{\pi u_w} \right)^{1/2} = \left(\frac{4 \times 2.9 \times 10^{-4}}{3.14 \times 0.50} \right)^{1/2} = 0.0272 \text{ m}$$

经圆整为: $\phi 32 \times 2.5 \text{ mm}$

$$\text{实际管内流速: } u_w = \frac{4V_{sw}}{\pi d^2} = \frac{4 \times 2.9 \times 10^{-4}}{3.14 \times 0.0295^2} = 0.425 \text{ m/s}$$

5.1.3 回流液管径

$$\text{回流液体积流量: } V_{sl} = \frac{LM_L}{\rho_L} = \frac{24.12 \times 51.6}{742.8} = 1.675 \text{ m}^3 / \text{h} = 4.65 \times 10^{-4} \text{ m}^3 / \text{s}$$

利用液体的重力进行回流, 取适宜的回流速度 $u_L=0.5\text{m/s}$, 那么

$$d_L = \left(\frac{4V_{SL}}{\pi u_L} \right)^{1/2} = \left(\frac{4 \times 4.65 \times 10^{-4}}{0.5 \times 3.14} \right)^{1/2} = 0.034m$$

经圆整为：φ38×2.5mm

$$\text{实际管内流速：} u_L = \frac{4V_{SL}}{\pi d^2} = \frac{4 \times 4.65 \times 10^{-4}}{3.14 \times 0.0355^2} = 0.47m/s$$

5.1.4 塔顶上升蒸汽管径

塔顶上升蒸汽的体积流量：

$$V_{SV} = \frac{LM_L}{\rho_{Vm}} = \frac{24.12 \times 54.36}{1.946} = 673.77m^3/h = 0.187m^3/s$$

取适宜速度 $u_V = 20m/s$ ，那么

$$d_{SV} = \left(\frac{4V_{SV}}{\pi u_V} \right)^{1/2} = \left(\frac{4 \times 0.187}{3.14 \times 20} \right)^{1/2} = 0.109m$$

经圆整为：φ114×4mm

$$\text{实际管内流速：} u_V = \frac{4V_{SV}}{\pi d^2} = \frac{4 \times 0.187}{3.14 \times 0.11^2} = 19.68m/s$$

第 5.2 节 换热器计算

5.2.1 原料预热器的计算

原料加热：采用压强为 0.4MPa 的水蒸汽加热，温度为 $t_{\text{进}} = t_{\text{出}} = 100^\circ\text{C}$ ，采用逆流加热，

$$Q_{mh} = F = 115.55 \text{Kmol}/h = 115.55 \times 36.8 = 4252.24 \text{kg}/h$$

$$C_{p\text{进}} = 103.19 \text{KJ}/(\text{Kg} \cdot \text{K})$$

取加热原料温度由 $t_{\text{进}} = 20^\circ\text{C}$ 到 $t_{\text{出}} = 72.5^\circ\text{C}$ 则

$$Q = Q_{mh} \cdot C_{p\text{进}} \cdot \Delta T = 4252.24 \text{kg}/h \times 103.19 \text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K}) \times (72.5 - 20)^\circ\text{C} = 2.3 \times 10^7 \text{kJ}/h$$

取传热系数 $K = 350 \text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$

则传热面积由下列公式计算： $A = \frac{\varphi}{K \cdot \Delta T_m}$

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left[\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}\right]} = \frac{72.5 - 20}{\ln\left[\frac{(100 - 20)}{(100 - 72.5)}\right]} = 49.16^\circ\text{C}$$

故有： $A = \frac{\varphi}{K \cdot \Delta T_m} = \frac{2.3 \times 10^7}{350 \times 49.16} = 1336.7 \text{m}^2$

取安全系数为 0.8，则：

$$A_{\text{实}} = \frac{A}{0.8} = \frac{1336.7}{0.8} = 1670.9 \text{m}^2$$

5.2.2 塔顶全凝器的计算

塔顶冷凝气热负荷 Q_C （冷凝器带出热量）：

$Q_C = 6.8 \times 10^6 \text{kJ/h}$ ，冷凝塔顶产品温度不变， $T_1 = T_2 = 66^\circ\text{C}$ ，由气态转变为液态，

采用冷却水，温度由 $t_1 = 20^\circ\text{C}$ 升至 $t_2 = 35^\circ\text{C}$ ，得：

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} = \frac{(66 - 35) - (66 - 20)}{\ln\left[\frac{(66 - 35)}{(66 - 20)}\right]} = 38^\circ\text{C}$$

取 $K = 350 \text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ，则：

$$A = \frac{Q_C}{K \cdot \Delta T_m} = \frac{6.8 \times 10^6}{350 \times 38} = 511 \text{m}^2$$

取安全系数为 0.8，则实际面积

$$A_{\text{实}} = \frac{A}{0.8} = \frac{511}{0.8} = 638.75 \text{m}^2$$

5.2.3 塔釜再沸器

加热蒸气带入热量 Q_B ： $Q_B = 3.89 \times 10^6 \text{kJ/h}$ ，塔釜产品温度不变， $T_1 = T_2 = 98.8^\circ\text{C}$ ，由液态转变为气态；蒸汽温度也不变，为 150°C ，由气态转变为液态

$$\Delta T_1 = 150 - 98.8 = 51.2^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 150 - 98.8 = 51.2^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_m = \Delta T_1 = \Delta T_2 = 51.2^\circ\text{C}$$

取 $K = 500\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ，则：

$$A = \frac{Q_B}{K \cdot \Delta T_m} = \frac{3.89 \times 10^6}{500 \times 51.2} = 151.9\text{m}^2$$

取安全系数为 0.8，则：

$$A_{\text{实}} = \frac{A}{0.8} = \frac{151.9}{0.8} = 189.9\text{m}^2$$

5.2.4 塔顶产品冷却器

产品从 $T_1 = 66^\circ\text{C}$ 冷却到 $T_2 = 35^\circ\text{C}$ ，冷却水从温度 $t_1 = 20^\circ\text{C}$ 升到 $t_2 = 30^\circ\text{C}$

$$C_{p\text{顶}} = 131.213\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{k})$$

$$\varphi = Q_{mc} \cdot C_{p\text{顶}} \cdot \Delta T = 60.3 \times 51.6 \times 131.213 \times (66 - 35)^\circ\text{C} = 1.26 \times 10^7 \text{kJ}/\text{h}$$

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln[(T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)]} = \frac{(66 - 30) - (35 - 20)}{\ln[(66 - 30)/(35 - 20)]} = 24^\circ\text{C}$$

取 $K = 500\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ，则：

$$A = \frac{\varphi}{K \cdot \Delta T_m} = \frac{1.26 \times 10^7}{500 \times 24} = 1050\text{m}^2$$

取安全系数为 0.8，则：

$$A_{\text{实}} = \frac{A}{0.8} = \frac{1050}{0.8} = 1312.5\text{m}^2$$

5.2.5 塔釜产品冷却器

塔釜产品从 $T_1 = 98.8^\circ\text{C}$ 冷却到 $T_1 = 35^\circ\text{C}$ ，冷却水从温度 $t_1 = 20^\circ\text{C}$ 升到

$$t_2 = 30^\circ\text{C}$$

$$C_{p\text{釜}} = 11.09\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{k})$$

$$\varphi = Q_{mc} \cdot C_{p\text{釜}} \cdot \Delta T = 55.25 \times 18.1 \times 11.09 \times (98.8 - 35)^\circ\text{C} = 7.07 \times 10^5 \text{kJ}/\text{h}$$

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln[(T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)]} = \frac{(98.8 - 30) - (35 - 20)}{\ln[(98.8 - 30)/(35 - 20)]} = 35.3^\circ\text{C}$$

取 $K = 350W/(m^2 \cdot K)$ ，则：

$$A = \frac{\varphi}{K \cdot \Delta T_m} = \frac{7.07 \times 10^5}{350 \times 35.3} = 57.27m^2$$

取安全系数为 0.8，则：

$$A_{\text{实}} = \frac{A}{0.8} = \frac{57.27}{0.8} = 71.58m^2$$

结 论

塔设备是化工、石油等工业中广泛使用的重要生产设备。经过长期发展，形成了型式繁多的结构，以满足各方面的需要。为了便于研究和比较，人们从不同的角度对塔设备进行分类。按单元操作分为精馏塔、吸收塔、解吸塔、萃取塔、反应塔和干燥塔。用以实现蒸馏和吸收两种分离操作的塔设备分别称为蒸馏塔和吸收塔。这类塔设备的基本功能在于提供气、液两相以充分接触的机会，使质、热两种传递过程能够迅速有效地进行，还要能够使接触之后的气、液两相及时分开，互不夹带。也有按形成相际接触面的方式和按塔釜型式分类的；但是，最常用的分类是按塔的内件结构分为板式塔和填料塔两大类，人们又按板式塔的塔盘结构和填料塔所用的填料，细分为多种塔型。

板式塔内沿塔高装有若干层塔板(或称塔盘)，液体靠重力作用由顶部逐板流向塔底，并在各块板面上形成流动的液层；气体则靠压强差推动，由塔底向上依次穿过各塔板上的液层而流向塔顶。气、液两相在塔内逐级接触，两相的组成沿塔高呈阶梯式变化。

填料塔内装有各种形式的固体填充物，即填料。液相由塔顶喷淋装置分布于填料层上，靠重力作用沿填料表面流下；气相则在压强差推动下穿过填料的间隙，由塔的一端流向另一端。气液在填料的湿润表面上进行接触，其组成沿塔高连续地变化。

筛板塔是在塔板上开有许多均匀分布的筛孔，上升气流通过筛孔分散成细小的流股，在板上液层中鼓泡而出，与液体密切接触。筛孔在塔板上作正三角形排列，其直径宜为 3~8mm，孔心距与孔径之比在 2.5~4.0 范围内。塔板上设置溢流堰以使板上维持一定厚度的液层。在正常操作范围内，通过筛孔上升的气流，应能阻止液体经筛孔向下泄漏。液体通过降液管逐板流下。

筛板塔的突出优点是结构简单，金属耗量小，造价低廉；气体压降小，板上液面落差也较小，其生产能力及板效率较泡罩塔高。主要缺点是操作弹性范围较窄，小孔筛板容易堵塞。近年来对大孔(直径 10mm 以上)筛板的研究和应用有所进展。大孔径筛板塔采用气、液错流方式，可以提高气速以及生产能力，而且不易堵塞。

通过给定的生产操作条件设计丙酮-水物系的筛板精馏塔，初步掌握了精馏

塔设计的一般过程，深化了精馏原理的理解。通过查资料对塔设备的内外结构都有了进一步的认识。本文对精馏塔的设计主要包括：生产工艺的确定、塔体的物料衡算、能量衡算、塔板数的确定、塔的塔径塔高及塔板结构的计算和附属设备的选取。在计算过程中进行了相关的各项校核和验算，使本设计能安全使用，有一定的工作效益。此塔为分离效率较高、塔板结构简单、加工方便的单溢流方式，并采用了弓形降液管。

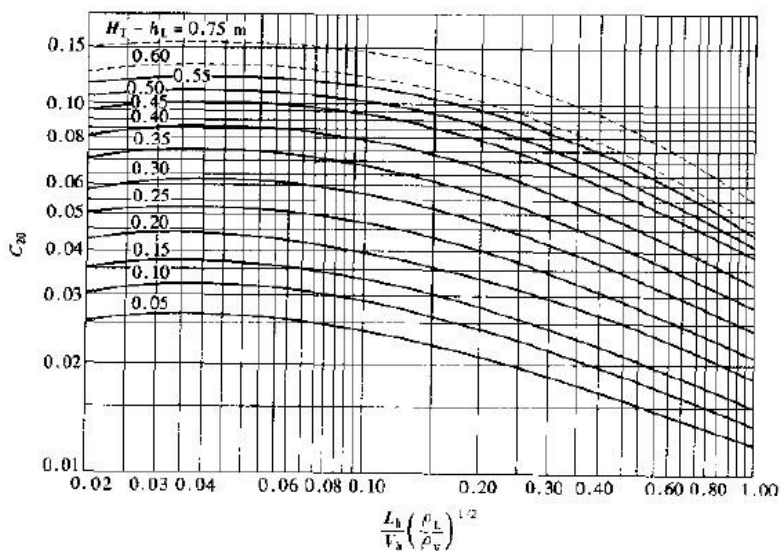
精馏塔在工艺计算时，主要是在计算液沫夹带和塔径的初估时应多注意，在假设板间距和塔高时，应该多假设一些值，取最优解。在设备计算时，主要是在负荷性能图，操作点比较靠近液相下限线，应该调整板间距使其达到最佳。对于因夹带不能正常操作的情况，一般宜先调整板间距，后调塔径，其中塔径的调整尤为灵敏。对于因液泛不能正常操作的情况，板间距是灵敏因素，一般应判断液泛是由降液管阻力过大引起还是由塔板阻力过大引起的，然后分别采取不同的措施调整降液管底隙或开孔率。若二者的调整不灵敏或已调至上限，则应该加大板间距。对于因液漏不能正常操作的情况，一般只能减小开孔率。

通过此次设计了解到筛板塔在一定程度的漏液状态下，使其操作板效率明显下降，但设计良好的塔其操作弹性仍可达到满意的程度。

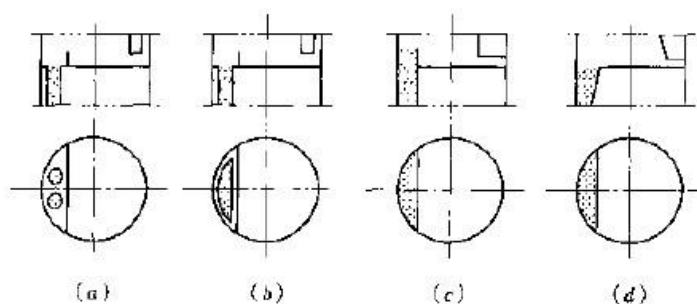
计算结果一览表

项目	符号	单位	计算数据		
			精馏段	提留段	
各段平均温度	t_m	℃	69.75	86	
平均流量	气相	V_S	m^3/s	0.5672	0.558
	液相	L_S	m^3/s	0.00027	0.00013
实际塔板数	N	块	12	2	
板间距	H_T	m	0.35	0.35	
塔的有效高度	Z	m	3.85	0.35	
塔径	D	m	1.0	1.0	
空塔气速	u	m/s	0.925	0.711	
塔板液流形式			单流型	单流型	
溢流装置	溢流管型式		弓形	弓形	
	堰长	l_w	m	0.66	0.66
	堰高	h_w	m	0.0463	0.0477
	溢流堰宽度	W_d	m	0.0722	0.124
	底与受液盘距离	h_o	m	0.0051	0.00246
板上清液层高度	h_L	m	0.05	0.05	
孔径	d_o	mm	5.0	5.0	
孔中心距	t	mm	15.0	15.0	
开孔率 %			10.1	10.1	
孔数	n	孔	2726	2726	
开孔面积	A_0	m^2	0.531	0.531	
筛孔气速	u_o	m/s	10.7	10.7	
稳定系数			1.73	1.97	
塔板压降	h_P	kPa	0.6377	0.4639	
液体在降液管中停留时间	τ	s	31	5.25	
降液管内清液层高度	H_d	m	0.132	0.104	
雾沫夹带	ev	kg 液/kg 气	0.00823	0.00509	
负荷上限			液沫夹带控制	液沫夹带控制	
负荷下限			液相负荷下线控制	液相负荷下线控制	
气相最大负荷	V_{S-max}	m^3/s	1.06	0.116	
气相最小负荷	V_{S-min}	m^3/s	0.36	0.31	
操作弹性			2.94	3.74	
	管长	mm	4500		
	换热面积	m^2	638.75		

附录

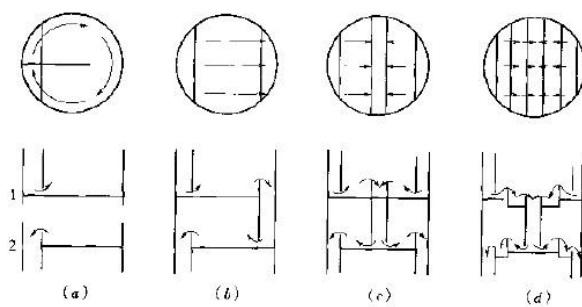


附图 1 史密斯关联图



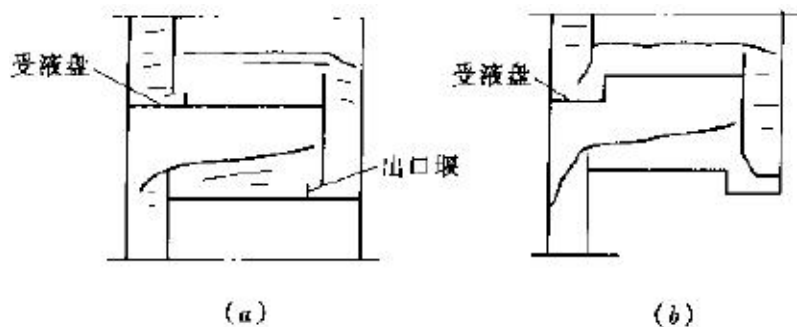
附图 2 降液管的类型

(a) 圆形降液管 (b) 内弓形降液管 (c) 弓形降液管 (d) 倾斜式降液管



附图 3 塔板溢流类型

(a) U 型流 (b) 单溢流 (c) 双溢流 (d) 阶梯式溢流



附图 4 受液盘示意图

(a) 平受液盘 (b) 凹形受液盘

附表 1 水的粘度

温度 ℃	粘度 mPa·s	温度 ℃	粘度 mPa·s	温度 ℃	粘度 mPa·s	温度 ℃	粘度 mPa·s	温度 ℃	粘度 mPa·s	温度 ℃	粘度 mPa·s
-10	2.632	9	1.3462	28	0.8360	47	0.5782	66	0.4293	84	0.3395
-9	2.520	10	1.3077	29	0.8180	48	0.5683	67	0.4233	85	0.3355
-8	2.418	11	1.2713	30	0.8007	49	0.5588	68	0.4174	86	0.3315
-7	2.322	12	1.2363	31	0.7840	50	0.5494	69	0.4117	87	0.3276
-6	2.232	13	1.2028	32	0.7679	51	0.5404	70	0.4061	88	0.3239
-5	2.148	14	1.1709	33	0.7523	52	0.5315	71	0.4006	89	0.3202
-4	2.069	15	1.1404	34	0.7371	53	0.5229	72	0.3952	90	0.3165
-3	1.994	16	1.1111	35	0.7225	54	0.5146	73	0.3900	91	0.3130
-2	1.922	17	1.0828	36	0.7085	55	0.5064	74	0.3849	92	0.3095
-1	1.858	18	1.0559	37	0.6947	56	0.4985	75	0.3799	93	0.3060
0	1.7921	19	1.0299	38	0.6814	57	0.4907	76	0.3750	94	0.3027
1	1.7313	20	1.0050	39	0.6685	58	0.4832	77	0.3702	95	0.2994
2	1.6728	21	0.9810	40	0.6560	59	0.4759	78	0.3655	96	0.2962
3	1.6191	22	0.9579	41	0.6439	60	0.4688	79	0.3610	97	0.2930
4	1.5674	23	0.9359	42	0.6321	61	0.4618	80	0.3565	98	0.2899
5	1.5188	24	0.9142	43	0.6207	62	0.4550	81	0.3521	99	0.2868
6	1.4728	25	0.8937	44	0.6097	63	0.4483	82	0.3478	100	0.2838
7	1.4284	26	0.8737	45	0.5988	64	0.4418	83	0.3436		
8	1.3860	27	0.8545	46	0.5883	65	0.4355				

附表 2 水的密度和比容

温度 ℃	密度 g/cm ³	比容 cm ³ /g	温度 ℃	密度 g/cm ³	比容 cm ³ /g	温度 ℃	密度 g/cm ³	比容 cm ³ /g
10	0.99815	1.00186	22	0.99780	1.00220	90	0.96534	1.03590
-9	0.99843	1.00157	23	0.99757	1.00244	95	0.96192	1.03959
-8	0.99869	1.00131	24	0.99733	1.00268	100	0.95838	1.04343
-7	0.99892	1.00108	25	0.99708	1.00293	110	0.9510	1.0515
-6	0.99912	1.00088	26	0.99682	1.00320	120	0.9434	1.0601
-5	0.99930	1.00070	27	0.99655	1.00347	130	0.9352	1.0693

附表 3 水的比热容

温 度 ℃	压 强, MPa					
	常 压	1	10	20	30	40
0	4.216	4.210	4.166	4.256	3.836	5.404
10	4.191	4.188	4.158	4.251	3.833	5.398
20	4.183	4.179	4.154	4.251	3.833	5.396
30	4.178	4.176	4.154	4.251	3.837	5.404
40	4.178	4.176	4.154	4.255	3.846	5.416
50	4.178	4.177	4.158	4.259	3.854	5.426
60	4.183	4.181	4.162	4.264	3.857	5.431
70	4.187	4.184	4.166	4.272	3.862	5.435
80	4.195	4.194	4.175	4.277	3.869	5.448
90	4.204	4.202	4.183	4.285	3.873	5.454
100	4.212	4.210	4.191	4.294	3.885	5.466
110	4.237	4.234	4.208	4.307	3.892	5.484
120	4.245	4.243	4.221	4.324	3.908	5.500
130	4.258	4.258	4.242	4.342	3.924	5.520
140	4.275	4.275	4.262	4.363	3.939	5.542

附表 4 丙酮的液体粘度, mPa·s

名称	温度, °C									
	-80	-60	-40	-20	0	20	40	60	80	100
丙酮	1.51	0.990	0.700	0.522	0.407	0.328	0.272	0.231	0.199	0.175

附表 5 丙酮液体的表面张力, mN/m

名称	温度, °C									
	-80	-60	-40	-20	0	20	40	60	80	100
丙酮	38.73	35.80	32.91	30.06	27.25	24.49	21.78	19.13	16.53	14.05

附表 6 丙酮液体的比热容, J/(mol·K)

名称	温度, °C									
	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200
丙酮	210.9	218.6	226.5	234.5	242.5	147.5	154.0	162.7	175.8	185.9

参考文献

- [1]刘光启, 马连湘, 刘杰. 化学化工属性数据手册-有机卷[M]. 化学工业出版社, 2002.
- [2]刘光启, 马连湘, 刘杰. 化学化工属性数据手册-无机卷[M]. 化学工业出版社, 2002.
- [3]刘光启. 化工物性算图手册[M]. 化学工业出版社, 2002.
- [4]杨祖荣. 化工原理[M]. 化学工业出版社, 2004.
- [5]贾少义, 柴诚敬. 化工原理课程设计[M]. 天津大学出版社.
- [6]姚玉英, 黄凤廉, 陈长贵等. 化工原理[M]. 天津科学技术出版社, 2005.
- [7]Berg. Dehydration of acetic acid by extractive distillation[P]. US: 1988, 3 (34): 59-64.
- [8]贺宗昌. 国内外丙酮生产现状及市场分析[J]. 现代化工, 2005, 25(11): 61-64.
- [9]申迎华, 郝晓刚. 化工原理课程设计[M]. 北京: 化学工业出版社.
- [10]曹晓玲. 浅谈塔设备的分类及性能[J]. 2010, 3(36): 53-57.
- [12]BARATTI R, CORTI S. A Feedforward Control Strategy for Distillation Columns[J]. Artificial Intelligence in Engineering, 1997, 11(4): 405-412.
- [13]汪镇安. 化工工艺设计手册(第三版)[M]. 化学工业出版社. 2003.
- [14]GONZALEZ-TREJO J, RAMIREZ J A, FERNANDEZ G. Robust Control with Uncertainty Estimation for Feedback Linearizable Systems: Application to Control of Distillation Columns[J]. Journal of Process Control, 1999, 9(3): 221-231.
- [15]Loekett M. J. and Safekourdi A. the Chemical Eng. J: 1976, 11: 111-121.
- [16]徐秀娟. 化工制图[M]. 北京理工大学出版社, 2010.
- [17]王国胜. 化工原理课程设计[M]. 大连理工大学出版社, 2006.
- [18]GLANZ S, STICHLMARI J. Energetic Optimization of Distillations in Hybrid Processes [J]. Comp Chem Eng, 1995, 19(Supp): 51-56.
- [19]涂伟萍等. 化工过程及设备设计[J]. 化学工业出版社, 2008.
- [20]刘爱科, 陈亚军. AutoCAD图解法求精馏塔理论塔板数[J]. 西华师范大学学报(自然科学版). 2008, 3(29): 11-56.

致 谢

紧张、充实而又难忘的大学学习生涯即将结束，在大学四年和撰写论文期间得到了许多人的帮助，使我终身难以忘怀。轻风系不住流云，流云却带走了岁月，打开尘封的记忆，往事如风却又历历在目，大学的学习生活即将结束。在这里我首先要感谢这四年来为我授课的各位老师，真心地说一句：你们辛苦了！感谢刘雪凌老师在我的论文选题、定稿以及中期检查等方面都给了我精心的指导。您提出的宝贵意见使我在论文选题、撰写以及修改的过程中，不再像当初那样茫然无措，而是知道自己论文的不足和修改的方向。您正直、严谨的治学态度对我影响颇深，受益匪浅，无论在今后的学习还是工作当中，我都铭记于心。