Table of Contents

# 课程设计任务书

## 一、设计题目

甲醇-水混合液连续精馏装置的设计

## 设计原始条件

1. 操作条件：

* 精馏塔操作压力：常压
* 蒸汽压力（绝压）：5kgf/cm2
* 每年生产时间：8000小时
* 冷却水温度：30℃
* 冷却水温升：5℃
* 产品冷却后温度：40℃

1. 设计数据：

* 原料液：甲醇水双组分混合液
* 原料液处理量：4.4304万吨/年
* 原料液初温：30℃
* 原料液含甲醇：0.7% (质量)
* 馏出液含甲醇：0.998% (质量)
* 甲醇回收率: 0.999% (质量)

## 三、设计任务

完成精馏工艺设计，运用最优化方法确定最佳操作参数；选用板式塔进行精馏塔设备工艺设计和有关附属设备设计和选用；编写设计说明书和设计计算书；绘制工艺流程图、塔板结构简图、塔板负荷性能图和其他附图。

## 四、设计完成日期

2023 年 8 月 18 日 星期五

## 五、设计者

## 六、指导老师

## 一、工艺流程的选定

1. 根据生产规模和产品质量要求，选用板式塔连续精馏，操作稳定，可用 于工业的大规模生产。
2. 塔板选用筛板塔。按一定尺寸和一定排列方式开圆形筛孔，作为气相通道，气相穿过筛孔进入塔板上液相，进行接触传质，其结构简单，造价低廉，操作稳定，塔板阻力小，板效率高，但也有缺点，小孔易堵塞。
3. 工艺采用自选泵进料。利用泵将原料打入预热器预热，再从预热器进入 精馏塔。
4. 在塔顶安装全凝器，产品经全凝器后为液体，再冷却方便快速。
5. 精馏液体经过全凝器后温度较高，为减少馏出组分的挥发，在全凝器后安装冷却器，降低液体温度。
6. 塔底采用间接水蒸汽。本工艺是分离甲醇-水二元混合物，混合液中含水，可以采用直接蒸汽加热。直接加热的热利用率高，同时不会存在因换热器换热管结垢而出现传热效果不好的情况。但水汽除了作为夹带剂外还作为加热剂，因此水蒸气消耗量较大，而且能耗高，设备负荷大，传质效率降低，故工艺采用间接蒸汽加热，安装再沸器，分离效率高。
7. 泡点进料，可以使精馏段和提馏段的气液负荷（液气比）一致，从而可以采用等径塔，便于加工设计，且可以节能。
8. 塔顶泡点常压出料。
9. 安装转子流量计与阀门，对进料与回流液进行计量，以便合理控制。

## 二、工艺计算

### 1、物料衡算

#### 进料状态

#### 塔顶馏出液

#### 塔釜馏出液

### 2、塔板数的确定

#### 理论塔板数的求取

1、求最小回流比

1. 相平衡线的求取 绘出x-y图
2. q 的求取 进料处压力为101.3kPa，摩尔组成为,读图得泡点温度为71.76℃，露点温度为82.03℃。设进料温度为71.76℃，q=1，则q线方程为：
3. Rmin的求取 精馏段操作线经过点（xD，xD）以及q 线与平衡线交点即（0.9964, 0.9964）， （0.00128, 0.8119553623188406），因此得精馏段操作线方程为：y=0.4338768115942029x + 0.8114。即可求得Rmin=0.7664。

2、当R=1.2Rmin时，理论塔板数的计算

当R=1.2Rmin=0.9196799999999999时，精馏段操作线方程为：

提馏段操作线方程为：

| x | y |
| --- | --- |
| 0.9914 | 0.9964 |
| 0.9858 | 0.994 |
| 0.9793 | 0.9913 |
| 0.9719 | 0.9882 |
| 0.9634 | 0.9846 |
| 0.9538 | 0.9806 |
| 0.9428 | 0.976 |
| 0.9302 | 0.9707 |
| 0.9157 | 0.9646 |
| 0.8993 | 0.9577 |
| 0.8806 | 0.9498 |
| 0.8597 | 0.9409 |
| 0.8364 | 0.9309 |
| 0.8107 | 0.9197 |
| 0.7829 | 0.9074 |
| 0.7533 | 0.8941 |
| 0.7219 | 0.8799 |
| 0.6887 | 0.8649 |
| 0.6533 | 0.849 |
| 0.6155 | 0.832 |
| 0.5756 | 0.8139 |
| 0.534 | 0.7948 |
| 0.4241 | 0.742 |
| 0.2107 | 0.5892 |
| 0.05658 | 0.2925 |
| 0.01087 | 0.07817 |
| 0.001909 | 0.01461 |
| 0.0002816 | 0.002155 |

3、板效率ET的求取

，把 代入 Antonine 公式，可得塔顶温度T 顶，根据塔顶温度可求得塔顶P 水，因此可得塔 顶α 顶，即：

同理，塔釜，，，。则全塔的相对挥发度为：

进料温度为71.76时，水的黏度为1.7921，甲醇的黏度为5.55，则进料液的平均摩尔黏度为：

由于所用为筛板塔，故f=1.1，由0’ connell 塔效经验式可知：

故实际塔板数为，圆整为97块。其中，精馏段理论塔板数为76块，加料板在第77块。

### 3、塔径估算

以塔顶第一块板为计算对象，塔顶压力可认为是一个大气压，y1=0.9964，塔顶温度为（64.87+273.15）=338.02K:

查得t=64.87℃时，，

设板间距为HT=0.35m，液层高度为hL=0.05m，H=HT-hL=0.3m，计算得C20=0.05994。查得t=64.87℃时，，，则平均表面张力为。

一般取，则，

，圆整后。

则塔体费用

### 4、换热器计算

加热器选取总传热系数，冷却器选取

（1）预热器 利用水蒸气潜热加热原料到，水蒸气发生相变，温度不变，水蒸气绝压为，即，由安托因公式，可求得此时水蒸气温度为，； 原料液温度为，平均温度为，此温度下查得, ，则平均比热容，，，，，则，，故

下水蒸气汽化潜热，故水蒸气用量。

（2）冷却器

利用冷却水冷却塔顶产品到，冷却水温升为，则冷却水出口温度为，平均温度为，查得此温度下。产品进口温度为，出口温度，平均温度为，此温度下查得，，平均比热容。，，则。，因此，。冷却水用量为。

（3）全凝器

利用冷却水冷却塔顶馏出液，产品发生相变，温度不变， 压力为，此温度下查得汽化潜热，，平均气话潜热。

冷却水进口温度为 ，出口为，，，，。平均温度为，此温度下。故，冷却水用量。。

（5）再沸器

利用水蒸气潜热加热塔釜产品，冷热物流均发生相变，温度不变，水蒸气绝压为，即，由安托因公式，可求得此时水蒸气温度为。，，，，则。，产品进出温度为，此温度下查得，，则。下水的汽化潜热。故，水蒸气用量为。，

### 5、总费用计算

（1）换热器费用：

（2）蒸汽费用：

（3）冷却水费用：

（4）塔体费用：

年总费用：

| R | 总费用C |
| --- | --- |
| 0.7672 | 1647.6 |
| 0.7687 | 1615.72 |
| 0.7702 | 1582.12 |
| 0.7718 | 1560.86 |
| 0.7733 | 1544.9 |
| 0.7748 | 1534.28 |
| 0.7764 | 1518.32 |
| 0.7779 | 1510.33 |
| 0.7794 | 1505.99 |
| 0.781 | 1514.7 |
| 0.7825 | 1509.39 |
| 0.7841 | 1504.07 |
| 0.7856 | 1498.74 |
| 0.7871 | 1490.75 |
| 0.7887 | 1489.06 |
| 0.7902 | 1489.07 |
| 0.7918 | 1486.42 |
| 0.7933 | 1483.76 |
| 0.7948 | 1489.8 |
| 0.7964 | 1487.14 |
| 0.7979 | 1485.44 |
| 0.7994 | 1482.78 |
| 0.801 | 1480.14 |
| 0.8025 | 1480.14 |
| 0.804 | 1477.47 |
| 0.8056 | 1474.8 |
| 0.8071 | 1475.78 |
| 0.8086 | 1473.11 |
| 0.8102 | 1473.13 |
| 0.8117 | 1470.46 |
| 0.8133 | 1470.47 |
| 0.8148 | 1476.5 |
| 0.8163 | 1477.47 |
| 0.8179 | 1474.81 |
| 0.8194 | 1474.81 |
| 0.8209 | 1472.14 |
| 0.8225 | 1472.16 |
| 0.824 | 1472.15 |
| 0.8256 | 1470.45 |
| 0.8271 | 1470.46 |
| 0.8286 | 1476.49 |
| 0.8302 | 1485.14 |
| 0.8317 | 1485.14 |
| 0.8332 | 1473.83 |
| 0.8348 | 1474.78 |
| 0.8363 | 1472.12 |
| 0.8378 | 1483.44 |
| 0.8394 | 1480.78 |
| 0.8409 | 1469.46 |
| 0.8425 | 1469.47 |
| 0.844 | 1479.07 |
| 0.8455 | 1487.76 |
| 0.8471 | 1485.09 |
| 0.8486 | 1485.1 |
| 0.8501 | 1485.09 |
| 0.8517 | 1485.1 |
| 0.8532 | 1483.4 |
| 0.8548 | 1483.4 |
| 0.8563 | 1483.4 |
| 0.8578 | 1483.42 |
| 0.8594 | 1483.41 |
| 0.8609 | 1489.44 |
| 0.8624 | 1490.4 |
| 0.864 | 1490.4 |
| 0.8655 | 1490.41 |
| 0.867 | 1490.42 |
| 0.8686 | 1487.75 |
| 0.8701 | 1487.74 |
| 0.8716 | 1488.71 |
| 0.8732 | 1488.71 |
| 0.8747 | 1488.71 |
| 0.8763 | 1486.04 |
| 0.8778 | 1488.72 |
| 0.8793 | 1494.75 |
| 0.8809 | 1495.71 |
| 0.8824 | 1495.72 |
| 0.884 | 1495.72 |
| 0.8855 | 1493.05 |
| 0.887 | 1493.04 |
| 0.8886 | 1493.05 |
| 0.8901 | 1494.02 |
| 0.8916 | 1494.02 |
| 0.8932 | 1494.03 |
| 0.8947 | 1502.73 |
| 0.8962 | 1500.06 |
| 0.8978 | 1500.05 |
| 0.8993 | 1501.02 |
| 0.9008 | 1501.02 |
| 0.9024 | 1501.02 |
| 0.9039 | 1501.03 |
| 0.9055 | 1501.03 |
| 0.907 | 1501.03 |
| 0.9085 | 1502.0 |
| 0.9101 | 1499.32 |
| 0.9116 | 1508.02 |
| 0.9131 | 1508.02 |
| 0.9147 | 1508.03 |
| 0.9162 | 1508.03 |
| 0.9178 | 1508.97 |
| 0.9193 | 1508.98 |
| 0.9208 | 1508.98 |
| 0.9224 | 1508.98 |
| 0.9239 | 1506.3 |
| 0.9254 | 1506.3 |
| 0.927 | 1515.97 |
| 0.9285 | 1515.96 |
| 0.93 | 1515.98 |
| 0.9316 | 1515.98 |
| 0.9331 | 1515.98 |
| 0.9347 | 1515.99 |
| 0.9362 | 1516.95 |
| 0.9377 | 1514.26 |
| 0.9393 | 1514.27 |
| 0.9408 | 1516.95 |
| 0.9423 | 1514.26 |
| 0.9439 | 1522.97 |
| 0.9454 | 1523.93 |
| 0.947 | 1523.94 |
| 0.9485 | 1523.94 |
| 0.95 | 1523.94 |
| 0.9516 | 1523.95 |
| 0.9531 | 1523.95 |
| 0.9546 | 1524.91 |
| 0.9562 | 1524.91 |
| 0.9577 | 1524.91 |
| 0.9592 | 1530.92 |
| 0.9608 | 1530.92 |
| 0.9623 | 1530.93 |
| 0.9638 | 1531.9 |
| 0.9654 | 1531.9 |
| 0.9669 | 1531.9 |
| 0.9685 | 1531.91 |
| 0.97 | 1531.91 |
| 0.9715 | 1531.92 |
| 0.9731 | 1532.88 |
| 0.9746 | 1532.88 |
| 0.9762 | 1532.88 |
| 0.9777 | 1547.53 |
| 0.9792 | 1547.53 |
| 0.9808 | 1547.55 |
| 0.9823 | 1548.51 |
| 0.9838 | 1548.51 |
| 0.9854 | 1548.5 |
| 0.9869 | 1548.51 |
| 0.9884 | 1548.51 |
| 0.99 | 1548.51 |
| 0.9915 | 1549.46 |
| 0.993 | 1558.17 |
| 0.9946 | 1558.16 |
| 0.9961 | 1558.17 |
| 0.9977 | 1558.17 |
| 0.9992 | 1558.17 |
| 1.0007 | 1556.43 |
| 1.0023 | 1556.44 |
| 1.0038 | 1556.44 |
| 1.0053 | 1556.45 |
| 1.0069 | 1556.45 |
| 1.0084 | 1556.45 |
| 1.01 | 1566.12 |
| 1.0115 | 1566.12 |
| 1.013 | 1566.12 |
| 1.0146 | 1566.12 |
| 1.0161 | 1566.12 |
| 1.0176 | 1566.13 |
| 1.0192 | 1567.09 |
| 1.0207 | 1567.09 |
| 1.0222 | 1567.09 |
| 1.0238 | 1567.09 |
| 1.0253 | 1575.8 |
| 1.0269 | 1573.1 |
| 1.0284 | 1574.06 |
| 1.0299 | 1574.07 |
| 1.0315 | 1582.95 |
| 1.033 | 1582.95 |
| 1.0345 | 1582.95 |
| 1.0361 | 1582.94 |
| 1.0376 | 1583.92 |
| 1.0392 | 1583.92 |
| 1.0407 | 1583.91 |
| 1.0422 | 1592.62 |
| 1.0438 | 1592.62 |
| 1.0453 | 1592.62 |
| 1.0468 | 1593.59 |
| 1.0484 | 1593.6 |
| 1.0499 | 1593.59 |
| 1.0514 | 1593.6 |
| 1.053 | 1593.6 |
| 1.0545 | 1593.6 |
| 1.056 | 1594.56 |
| 1.0576 | 1594.56 |
| 1.0591 | 1603.26 |
| 1.0607 | 1600.16 |
| 1.0622 | 1603.26 |
| 1.0637 | 1600.17 |
| 1.0653 | 1601.14 |
| 1.0668 | 1601.13 |
| 1.0684 | 1601.14 |
| 1.0699 | 1601.14 |
| 1.0714 | 1601.14 |
| 1.073 | 1601.14 |

## 三、塔板和塔体主要工艺尺寸的设计计算

### 1、优化后塔径求取

由回流比-总费用关系图可知：当R=0.8418250381270902时，总费用处于最低范围内，可认为是最佳回流比。

取板间距为，液层高度为，，计算得，查得时，，，则平均表面张力，，，一般取，则，，圆整后。

### 2、塔板的主要工艺尺寸计算

由逐板计算得每块塔板组成如下：

| 板编号 | x | y |
| --- | --- | --- |
| 1 | 0.9914 | 0.9964 |
| 2 | 0.9862 | 0.9942 |
| 3 | 0.9805 | 0.9918 |
| 4 | 0.9743 | 0.9892 |
| 5 | 0.9676 | 0.9864 |
| 6 | 0.9603 | 0.9833 |
| 7 | 0.9524 | 0.98 |
| 8 | 0.9436 | 0.9763 |
| 9 | 0.934 | 0.9723 |
| 10 | 0.9235 | 0.9679 |
| 11 | 0.9121 | 0.9631 |
| 12 | 0.8998 | 0.9579 |
| 13 | 0.8865 | 0.9523 |
| 14 | 0.8721 | 0.9462 |
| 15 | 0.8566 | 0.9396 |
| 16 | 0.8403 | 0.9326 |
| 17 | 0.823 | 0.9251 |
| 18 | 0.805 | 0.9172 |
| 19 | 0.7865 | 0.909 |
| 20 | 0.7675 | 0.9005 |
| 21 | 0.7482 | 0.8918 |
| 22 | 0.7287 | 0.883 |
| 23 | 0.7091 | 0.8741 |
| 24 | 0.6891 | 0.8651 |
| 25 | 0.6689 | 0.856 |
| 26 | 0.6484 | 0.8468 |
| 27 | 0.6275 | 0.8374 |
| 28 | 0.6062 | 0.8278 |
| 29 | 0.5848 | 0.8181 |
| 30 | 0.5633 | 0.8083 |
| 31 | 0.5279 | 0.792 |
| 32 | 0.4245 | 0.7422 |
| 33 | 0.2183 | 0.5968 |
| 34 | 0.06079 | 0.3066 |
| 35 | 0.01192 | 0.08501 |
| 36 | 0.002123 | 0.01625 |
| 37 | 0.0003222 | 0.002466 |

1、精馏段第一块板：

（1）已知条件：

\_V=1.15kg/m^3，\_L=812.52kg/m3，L\_S=0.001119m3/s， V\_S=1.734m^3/s，=19.1808dyn/cm，=3.4117cP

（2）塔径初步核算： a. 雾沫夹带 取，，，，，

1. 停留时间

自以上两项初步认为塔径应取。

（3）塔板结构形式选取

采用单流型。

（4）堰及降液管设计

1. 堰的确定：取
2. 堰上清液层how 的计算：

选取平堰，取E=1：

1. 液面梯度

，，，

1. 板上清液层高度的计算

设，，取为，则

1. 降液管底部距下一板的间距

，圆整为。

（5）孔布置

1. 筛孔选择取，则，
2. 边缘区确定取，，，，，计算得，则。
3. 孔数n

（6）干板压降

取板厚，查图得，

（7）稳定性

，，

（8）塔板压降

，读图得，。

（9）液泛情况

，，，故不会产生液泛现象。

，

（10）雾沫夹带

| 序号 | 项目 | 值 |
| --- | --- | --- |
| 1 | 塔径 | 1.6 |
| 2 | 塔板间距 | 0.45 |
| 3 | 塔板型式 | 单流型 |
| 4 | 空塔速度 | 0.93 |
| 5 | 堰长 | 1.056 |
| 6 | 外堰高 | 0.05 |
| 7 | 板上清液层高度 | 0.09997 |
| 8 | 降液管底与板距离 | 0.04 |
| 9 | 孔径 | 5.0 |
| 10 | 孔间距 | 20.0 |
| 11 | 开孔区边缘与塔壁距离 | 0.05 |
| 12 | 开孔区边缘与堰距离 | 0.08 |
| 13 | 孔数 | 4128.6个 |
| 14 | 开孔面积 | 0.08084 |
| 15 | 塔板压降 | 0.0928 |
| 16 | 液体在降液管中的停留时间 | 59.3182 |
| 17 | 降液管内清夜层高度 | 0.1429 |
| 18 | 雾沫夹带 | 0.008523 |

2、提馏段第一块板，即第31块板

， ， ， 查得此温度下，，， ，， ，， ，， ，, $

| 序号 | 项目 | 值 |
| --- | --- | --- |
| 1 | 塔径 | 1.6 |
| 2 | 塔板间距 | 0.45 |
| 3 | 塔板型式 | 单流型 |
| 4 | 空塔速度 | 0.93 |
| 5 | 堰长 | 1.056 |
| 6 | 外堰高 | 0.05 |
| 7 | 板上清液层高度 | 0.09997 |
| 8 | 降液管底与板距离 | 0.04 |
| 9 | 孔径 | 5.0 |
| 10 | 孔间距 | 20.0 |
| 11 | 开孔区边缘与塔壁距离 | 0.05 |
| 12 | 开孔区边缘与堰距离 | 0.08 |
| 13 | 孔数 | 4128.6个 |
| 14 | 开孔面积 | 0.08084 |
| 15 | 塔板压降 | 0.09831 |
| 16 | 液体在降液管中的停留时间 | 59.3182 |
| 17 | 降液管内清夜层高度 | 0.1484 |
| 18 | 雾沫夹带 | 0.004247 |

3、精馏段最后一块板，即第30块板

， ， ， 查得此温度下，，， ，， ，， ，， ，, $

| 序号 | 项目 | 值 |
| --- | --- | --- |
| 1 | 塔径 | 1.6 |
| 2 | 塔板间距 | 0.45 |
| 3 | 塔板型式 | 单流型 |
| 4 | 空塔速度 | 0.93 |
| 5 | 堰长 | 1.056 |
| 6 | 外堰高 | 0.05 |
| 7 | 板上清液层高度 | 0.09997 |
| 8 | 降液管底与板距离 | 0.04 |
| 9 | 孔径 | 5.0 |
| 10 | 孔间距 | 20.0 |
| 11 | 开孔区边缘与塔壁距离 | 0.05 |
| 12 | 开孔区边缘与堰距离 | 0.08 |
| 13 | 孔数 | 4128.6个 |
| 14 | 开孔面积 | 0.08084 |
| 15 | 塔板压降 | 0.09831 |
| 16 | 液体在降液管中的停留时间 | 59.3182 |
| 17 | 降液管内清夜层高度 | 0.1484 |
| 18 | 雾沫夹带 | 0.004406 |

4、提馏段最后一块板，即第37块板

， ， ， 查得此温度下，，， ，， ，， ，， ，, $

| 序号 | 项目 | 值 |
| --- | --- | --- |
| 1 | 塔径 | 1.6 |
| 2 | 塔板间距 | 0.45 |
| 3 | 塔板型式 | 单流型 |
| 4 | 空塔速度 | 0.93 |
| 5 | 堰长 | 1.056 |
| 6 | 外堰高 | 0.05 |
| 7 | 板上清液层高度 | 0.09997 |
| 8 | 降液管底与板距离 | 0.04 |
| 9 | 孔径 | 5.0 |
| 10 | 孔间距 | 20.0 |
| 11 | 开孔区边缘与塔壁距离 | 0.05 |
| 12 | 开孔区边缘与堰距离 | 0.08 |
| 13 | 孔数 | 4128.6个 |
| 14 | 开孔面积 | 0.08084 |
| 15 | 塔板压降 | 0.0726 |
| 16 | 液体在降液管中的停留时间 | 59.3182 |
| 17 | 降液管内清夜层高度 | 0.1227 |
| 18 | 雾沫夹带 | 0.003202 |

### 3、描绘负荷性能图（精馏段第一块板）

1. 漏液线

根据式，，，

1. 过量雾沫夹带线

，，

1. 液相下限线
2. 液相上限线
3. 液泛线

，，

根据以上五条已知条件通过线性插值法，得到五条Vs-Ls 关系线，再将原点与操作点连线，即得到精馏段第一块板的负荷性能图，如下：

计算精馏段第一块板操作弹性：，

同理，可得其他三块板的操作弹性：

| 板 |  | L\_{max}/L\_{min} |
| --- | --- | --- |
| 精馏段第一块 | 1.74 | 35.22 |
| 精馏段最后一块 | 1.65 | 35.22 |
| 提馏段第一块 | 1.65 | 35.22 |
| 提馏段最后一块 | 2.21 | 35.22 |

可见四块板气液相操作弹性均大于1.5，说明设计合理。

## 四、辅助设备的设计

### 1、塔高的设计

整个精馏塔所需的总理论板数为37块（不含塔釜再沸器），其中精馏段的理论塔板数为30块。实际塔板数128块，精馏段理论塔板数为104块，加料板在第105块板，板间距为0.45m；进料处取板间距，在第4-5，14-15，24-25，34-35，44-45，54-55，64-65，74-75，84-85，94-95，104-105，114-115，124-125，127-128块板之间开人孔，取，开人孔处板间距；第一块塔板到塔顶的距离，最后一块塔板到塔底的距离；间接蒸气加热裙座高度。综上求得全塔高度为，进料处高度为。

### 2、换热器的设计及选型

甲醇-水体系为一般体系，换热器材料选择碳钢。

冷却器选用

根据前面计算得到冷却器的面积 ，一般选用换热器的实际传热面积比计算所需传热面积大10%~25%，此处取20%，故。选取换热器：换热管直径Φ=25×2mm（管心距32mm），公称直径为，公称压力为，管程数，管子根数，中心排管数为，管程流通面积为，换热管长度为，换热面积为。

预热器选用

根据前面计算得到冷却器的面积 ，一般选用换热器的实际传热面积比计算所需传热面积大10%~25%，此处取20%，故。选取换热器：换热管直径Φ=25×2mm（管心距32mm），公称直径为，公称压力为，管程数，管子根数，中心排管数为，管程流通面积为，换热管长度为，换热面积为。

再沸器选用

根据前面计算得到冷却器的面积 ，一般选用换热器的实际传热面积比计算所需传热面积大10%~25%，此处取20%，故。选取换热器：换热管直径Φ=25×2mm（管心距32mm），公称直径为，公称压力为，管程数，管子根数，中心排管数为，管程流通面积为，换热管长度为，换热面积为。

冷凝器选用

1. 选型：

冷却水走管程，塔顶馏出液走壳程，取间壁外侧污垢热阻，间壁外侧污垢热阻。

计算换热面积：

压力为，此温度下查得汽化潜热，，平均气话潜热。

冷却水进口温度为 ，出口为，，，，。平均温度为，此温度下。故，冷却水用量。。

确定管长、管程数：设管程管内流速u=1.5m/s，管径Φ=25×2mm。公称直径为，公称压力为，管程数，管子根数，中心排管数为，管程流通面积为，换热管长度为，换热面积为。

1. 校核

ⅰ 管程冷却水的对流传热系数：查得时水的导热系数为，，$\c\_p=4.18kJ/(kg\cdot ℃)$，$\c\_p=4.18kJ/(kg\cdot ℃)$，，$u=\frac{m\_c}{\rho\cdot \A}=3.28m/s$，则，，。

ⅱ 壳程蒸汽冷凝的对流传热系数：，假设壁温为63，则平均温度为，此温度下，，，。。

校核壁温：，所以合理。

ⅲ 求K：

ⅳ重新计算换热面积：

ⅴ富裕度计算：

### 3、泵的设计及选型

进料泵（2 个，一个备用泵）： 采用离心泵强制进料。进料处高度为15.7m，原料液高度为0.35m，设总管长12m。根据进料管选择结果，液体流速

### 4、接管尺寸的设计

1. 进料管：直接进料。查得时，。设流速，,则，圆整后 选择冷拔无缝钢管，尺寸为
2. 回流管：设流速，,则，圆整后选择冷拔无缝钢管，尺寸为
3. 釜液出口管：查得时，。设流速，,则，圆整后选择冷拔无缝钢管，尺寸为
4. 塔顶蒸汽管：设流速，,则，圆整后选择冷拔无缝钢管，尺寸为
5. 塔釜蒸汽管：设流速，,则，圆整后选择冷拔无缝钢管，尺寸为

### 5、贮槽的设计

a.原料槽（1 个，上个车间进入原料槽）：体积V=；

b.产品槽（1 个，产品进入下一车间）：体积V=；

c.回流槽（1 个）：体积V=。

高度设计：利用回流槽自然回流，设管长为1.5m，根据伯努利方程：，选取回流槽液面与回流管出口截面进行计算，其中无缝钢管

### 6、重新计算总费用

（1）换热器费用：

（3）蒸汽费用：

（4）塔体费用：