化工原理　课程设计

题　　目：乙醇水精馏筛板塔设计

设计时间：　2010　、　12　、　20-2011　、　1　、　6

化工原理课程设计任务书（化工　　1）

一、　设计题目　板式精馏塔的设计

二、设计任务：乙醇　-水二元混合液连续操作常压　筛板 精馏塔的设计

三、工艺条件

生产负荷（按每年　7200 小时计算）：6、7、8、9、10、11、12 万吨 /年

进料热状况：自选

回流比：自选

加热蒸汽：低压蒸汽

单板压降：≤　0.7Kpa

工艺参数

	组成浓度（乙醇　mol% ）
塔顶	78
加料板	28
塔底	0.04

四、设计内容

1. 确定精馏装置流程，绘出流程示意图。

2. 工艺参数的确定

基础数据的查取及估算，　工艺过程的物料衡算及热量衡算，　理论塔板数，　塔板效率，实际塔板数等。

3. 主要设备的工艺尺寸计算

板间距，塔径，塔高，溢流装置，塔盘布置等。

4. 流体力学计算

流体力学验算，操作负荷性能图及操作弹性。

5. 主要附属设备设计计算及选型

塔顶全凝器设计计算：热负荷，载热体用量，选型及流体力学计算。

料液泵设计计算：流程计算及选型。

管径计算。

五、设计结果总汇

六、主要符号说明

七、参考文献

八、图纸要求

1、工艺流程图一张　(A2　图纸）

2、主要设备工艺条件图（　A2　图纸）

目录

前言.....3.....

1 概述.....3.....

1.1 设计目的.....3.....

1.2 塔设备简介.....3
2 设计说明书.....4
2.1 流程简介.....4
2.2 工艺参数选择.....4
3 工艺计算.....5
3.1物料衡算.....5
3.2理论塔板数的计算.....5
3.2.1查找各体系的汽液相平衡数据 5
如表 3-1 5
3.2.2 线方程.....9
3.2.3平衡线.....6
3.2.4回流比.....6
3.2.5操作线方程.....6
3.2.6 理论板数的计算.....7
3.3 实际塔板数的计算.....7
7
3.3.2实际板数 NE 8
4 塔的结构计算.....8
4.1混合组分的平均物性参数的计算 9
9
4.1.2平均密度的计算.....9
4.2塔高的计算.....10
4.3塔径的计算.....10
4.3.1初步计算塔径.....11
4.3.2塔径的圆整.....11
4.4塔板结构参数的确定.....11
11
12
4.4.3筛孔数及排列并计算开孔率 12
4.4.4筛口气速和筛孔数的计算 12
5 精馏塔的流体力学性能验算.....13
5.1 分别核算精馏段、提留段是否能通过流体力学验算 13
13
13
14
5.2.4液体在降液管内停留时间的校核 14
5.2.5漏液限校核.....14
5.2 分别作精馏段、提留段负荷性能图 15
5.3 塔结构数据汇总.....16
6 塔的总体结构.....16
7 辅助设备的选择.....17
7.1塔顶冷凝器的选择.....17
7.2塔底再沸器的选择.....18
7.3管道设计与选择.....19
7.4 泵的选型.....19
7.5 辅助设备总汇.....19

前言

化工生产中所处理的原料中间产品几乎都是由若干组分组成的混合物，其中大部分是均相混合物。生产中为满足要求需将混合物分离成较纯的物质。精馏是分离液体混合物（含可液化的气体混合物）最常用的一种单元操作，在化工、炼油、石油化工等工业中得到广泛应用。精馏过程在能量剂的驱动下（有时加质量剂）液两相多次直接接触和分离，利用液相混合物中各组分挥发度的不同，使易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，实现原料混合液中各组分的分离。该过程是同时进行传质、传热的过程。

乙醇在工业、医药、民用等方面，都有很广泛的应用，是很重要的一种原料。在很多方面，要求乙醇有不同的纯度，有时要求纯度很高，甚至是无水乙醇，这是很有困难的，因为乙醇极具挥发性，也极具溶解性，所以，想要得到高纯度的乙醇很困难。要想把低纯度的乙醇水溶液提升到高纯度，要用连续精馏的方法，因为乙醇和水的挥发度相差不大。精馏是多数分离过程，即同时进行多次部分汽化和部分冷凝的过程，因此可使混合液得到几乎完全的分离。化工厂中精馏操作是在直立圆形的精馏塔内进行的，塔内装有若干层塔板或充填一定高度的填料。为实现精馏分离操作，除精馏塔外，还必须从塔底引入上升蒸汽流和从塔顶引入下降液体，所以仅有精馏塔还不能完成精馏操作，还必须有塔底再沸器和塔顶冷凝器，有时还要配原料液预热器、回流液泵等附属设备，才能实现整个操作。

1 概述

1.1 设计目的

蒸馏是分离均相混合物的单元操作，精馏是最常用的蒸馏方式，是组成化工生产过程的主要单元操作。精馏是典型的化工操作设备之一。进行此次课程设计的目的是为了培养综合运用所学知识，来解决实际化工问题的能力，做到能独立进行化工初步设计；掌握化工设计的基本程序和方法；学会查阅技术资料、选用公式和数据；用简洁文字和图表表达设计结果；CAD 制图以及计算机辅助计算等能力方面得到一次基本训练，为以后从事设计工作打下坚实的基础。

1.2 塔设备简介

塔设备是化工、石油化工和炼油等生产中最重要的设备之一，可以使气（或汽）或液液两相紧密接触，达到相际传质及传热的目的。在化工厂、石油化工厂、炼油厂等中，

塔设备的性能对于整个装置的产品产量、质量、生产能力和消耗定额，以及三废处理和环境保护等各方面都有重大影响。

塔设备中常见的单元操作有：精馏、吸收、解吸和萃取等。此外，工业气体的冷却和回收、气体的湿法净制和干燥，以及兼有气液两相传质和传热的增湿和减湿等。

最常见的塔设备为板式塔和填料塔两大类。作为主要用于传质过程的塔设备，首先必须使气（汽）液两相能充分接触，以获得高的传质效率。此外，为满足工业生产的需要，塔设备还必须满足以下要求：1、生产能力大；2、操作稳定，弹性大；3、流体流动阻力小；4、结构简单、材料耗用量少，制造和安装容易；5、耐腐蚀和不易阻塞，操作方便，调节和检修容易。

在本设计中我使用筛板塔，筛板塔的突出优点是结构简单造价低。合理的设计和适当的操作筛板塔能满足要求的操作弹性，而且效率高采用筛板可解决堵塞问题适当控制漏液。

筛板塔是最早应用于工业生产的设备之一，五十年代之后通过大量的工业实践逐步改进了设计方法和结构，近年来与浮阀塔一起成为化工生中主要的传质设备。为减少对传质的不利影响，可将塔板的液体进入区制成突起的斜台状这样可以降低进口处的速度使塔板上气流分布均匀。筛板塔多用不锈钢板或合金制成，使用碳钢的比率较少。

它的主要优点是：结构简单，易于加工，造价为泡罩塔的 60 左右，为浮阀塔的 80% 左右；在相同条件下，生产能力比泡罩塔大 20% ～40% ；塔板效率较高，比泡罩塔高 15% 左右，但稍低于浮阀塔；气体压力降较小，每板降比泡罩塔约低30% 左右。缺点是：小孔筛板易堵塞，不适宜处理脏的、粘性大的和带固体粒子的料液；操作弹性较小（约 2～3）。

2.1 流程简介

图 1-1 精馏过程流程图

2.2 工艺参数选择

(1) 处理能力：5000T/y 年开工 7200 小时

(2) 进料浓度：X_f=0.15（mol% ）

(3) 进料温度：t_f=18 ℃

(4) 塔顶冷凝水采用 12℃深井水，塔釜间接蒸汽加热

(5) 压力： 常压操作 单板压降≤0.7 kPa

(6) 要求： x_D=86 mol %　　x_W= 1mol %

3　工艺计算

3.1 物料衡算

进料浓度为 X_F=0.15（mol% ），

则 MF=46*0.15+18*0.85=22.2Kg/Kmol

F=5000T/y=5000000/(M_F*7200)=31.28Kmol/h

由　F=D+W

$FX_F=DX_D+WX_W$

得：D=5.152　Kmol/h

W=26.128 Kmol/h

3.2 理论塔板数的计算

3.2.1查找各体系的汽液相平衡数据

如表 3-1

表 3-1 乙醇-水汽液平衡组成

温度 ℃	液相组成 x/%	气相组成 y/%	温度 ℃	液相组成 x/%	气相组成 y/%	温度 ℃	液相组成 x/%	气相组成 y/%
100	0	0	82.7	23.37	54.45	79.3	57.32	68.41
95.5	1.90	17.00	82.3	26.08	55.80	78.74	67.63	73.85
89.0	7.21	38.91	81.5	32.73	59.26	78.41	74.72	78.15
86.7	9.66	43.75	80.0	39.65	61.22	78.15	89.43	89.43
85.3	12.38	47.04	79.8	50.97	65.64			
84.1	16.61	50.89	79.7	51.98	65.99			

3.2.2 q

线方程

18℃进料：

查物性数据：易挥发组分比热 c_1= 2.453 kJ/kgK

难挥发组分比热 c_2= 4.184 kJ/kgK

易挥发组分汽化潜热 r_1= 902 kJ/kgK

难挥发组分汽化潜热 r_2= 2458 kJ/kgK

进料温度 t_1= 18 ℃，进料组成对应的泡点温度 t_2= 83 ℃

则平均 $r = z_f r_1 * M$ 轻组分 $+ (1 - z_f) r_2 * M$ 重组分

=0.15*902*46+0.85*2458*18=43831.2 KJ/Kmol

平均 $c_p = z_f c_1 * M$ 轻组分 $+ (1 - z_f) c_2 * M$ 重组分

=0.15*2.453*46+85*4.184*18=80.941KJ/KmolK

得 $q = (c_p * \Delta t + r) / r = [80.941*(83-18)+43831.2]/43831.2 = 1.119$

则 q 线方程： $y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_F}{q-1} = 9.396x - 1.259$

3.2.3平衡线

根据表3.1作出平衡线图，并画出理论塔板数，如图3-2。

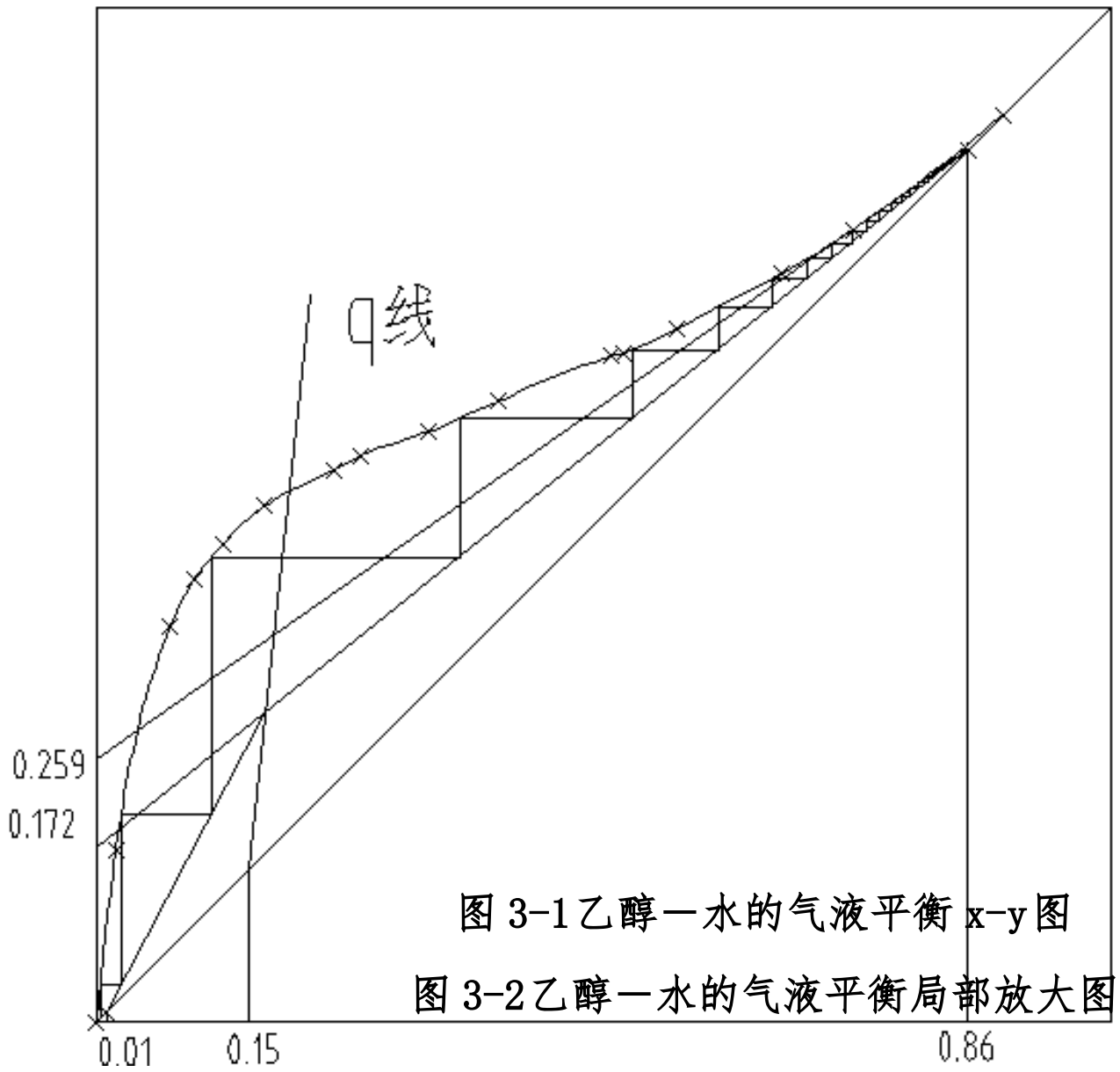


图 3-1乙醇—水的气液平衡 x-y图

图 3-2乙醇—水的气液平衡局部放大图

3.2.4回流比

由 $0.259 = x_D / (R_{min} + 1)$

得最小回流比 R_{min} = 2.32

又 R= （1.1-1.8） R_{min}

取回流比 R=4

3.2.5操作线方程

精馏段操作线方程为： $y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{1}{R+1} x_D$

$= 0.8x_n + 0.2x_D$

提馏段操作线方程为 $y'_{m1} = \frac{L + qF}{L + qF - W} x'_m - \frac{W}{L + qF - W} x_W$

$= 1.887 x_m - 0.00887$

3.2.6理论板数的计算

用作图法（如图3-1），总塔板数 $= 20 + (0.0241-0.0)/(0.0241-0.0036) = 20.69$ 块

第19块板与q线相交，为进料板。

精馏段理论板数 18，第 19 块为进料板

提馏段 2.69

总理论板数 N_T = 20.69

3.3 实际塔板数的计算

3.3.1全塔效率ET

塔顶 x_D=0.86 查表得平衡温度=78.2℃

塔底 x_W=0.01 查表得平衡温度=97.6℃

平均粘度的计算：

塔顶塔底平均温度=87.9℃，查得乙醇粘度 μ_1=0.39mPa/s，

图3-20’connel关联图

水的粘度 μ_2=0.3242mPa/s

则 $\mu_{av} = \mu_1 x_F + \mu_2 (1 - x_F) = 0.39*0.15 + 0.3242*0.85 = 0.334$

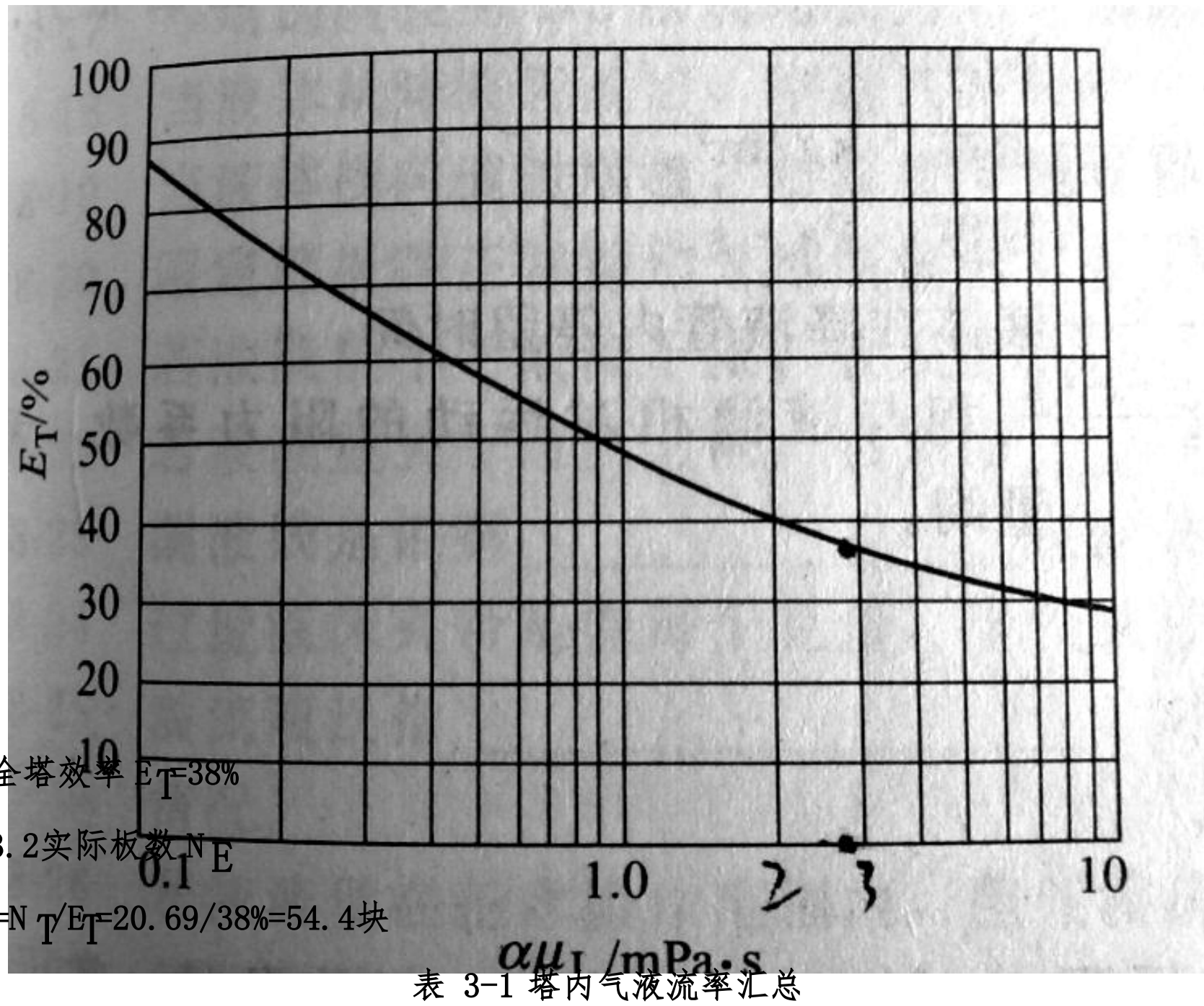
查得平均温度下的平衡组分 x=0.0937 y=0.0433

又：$y = \alpha x / [1 + (\alpha - 1) x]$

得：$\alpha = 7.388$

由 α_{av}=2.47

查0’connel关联图（图3-2）



得全塔效率 E_T=38%

3.3.2实际板数 N_E

$N_E=N_T/E_T=20.69/38\%=54.4$块

表 3-1 塔内气液流率汇总

	气相流率（kmol/h）	液相流率（kmol/h）
精馏段	25.76	20.608
提馏段	29.48	55.6

4 塔的结构计算

板式塔主要尺寸的设计计算，包括塔高、塔径的设计计算，板上液流形式的选择、溢流装置的设计，塔板布置、气体通道的设计等工艺计算。

板式塔为逐级接触式的气液传质设备，沿塔方向，每层板的组成、温度、压力都不同。设计时，分别计算精馏段、提馏段平均条件下的参数作为设计依据，以此确定塔的

尺寸，然后再作适当调整，但应尽量保持塔径相同，以便于加工制造。

4.1　　混合组分的平均物性参数的计算

4.1.1平均分子量的计算

（1） 塔顶的平均分子量　　（x_1 为与 $y_1=X_D$ 平衡 的液相组成）

$$M_{VDM} = X_D \times M_{轻组分} + (1-X_D) \times M_{重组分}$$

$$M_{LDM} = x_1 \times M_{轻组分} + (1-x_1) \times M_{重组分}$$

（2）进料板的平均分子量

进料板对应的组成 X_n 和 y_n

$$M_{VFM} = yn \times M_{轻组分} + (1-y_n) \times M_{重组分}$$

$$M_{LFM} = X_n \times M_{轻组分} + (1-X_n) \times M_{重组分}$$

（3）塔底的平均分子量（y_w 为与 x_w 平衡的气相组成）

$$M_{VWM} = y_w \times M_{轻组分} + (1-y_w) \times M_{重组分}$$

$$M_{LWM} = x_w \times M_{轻组分} + (1-x_w) \times M_{重组分}$$

（4）精馏段、提馏段的平均分子量

精馏段平均分子量

提馏段平均分子量

4.1.2平均密度的计算

（1）液相平均密度

查物性数据：　易挥发组分密度 $\rho_1=$ 790 Kg/m³

难挥发组分密度 $\rho_2=$ 998.595 Kg/ m³

塔顶易挥发组分质量百分比 $a_1=94.11\%$

进料易挥发组分质量百分比 $a_2=24.598\%$

塔底易挥发组分质量百分比 $a_3=2.516\%$

塔顶液相密度：$\rho_{LD}=1/[a_1/\rho_1+(1-a_1)/\rho_2]=$ 800.008Kg/ m

进料液相密度：$\rho_{LF}=1/[a_2/\rho_1+(1-a_2)/\rho_2]=$ 937.69Kg/ m

塔底液相密度：$\rho_{LW}=1/[a_3/\rho_1+(1-a_3)/\rho_2]=$ 922.005Kg/ m

精馏段的平均液相密度：$\rho_{LM}=(\rho_{LD}+\rho_{LF})/2=868.849$Kg/ m

提馏段的平均液相密度：$\rho_{LM}=(\rho_{LF}+\rho_{LW})/2=964.85$Kg/ m

（2）汽相平均密度

根据塔顶组成查平衡数据计算 塔顶温度 $T_D=$78.21℃

根据进料板组成查平衡数据计算 进料板温度 T_F=85.85℃

根据塔底组成查平衡数据计算 塔底温度 T_W=97.63℃

精馏段：T_M=（T_F+T_D）/2=82.03℃

ρ_{VM}=PM $_V$/RT_M=1.456Kg/ m^3

提馏段：T'_M=（T_F+T_W）/2=91.74℃

ρ'_{VM}=PM $'_V$/RT'_M=1.16K4g/ m^3

表 4-1 塔内气液流率汇总

	气相流率（m^3/h）	液相流率（m^3/h）
精馏段	750.624	0.7475
提馏段	882.49	1.1055

4.2 塔高的计算

①板式塔的有效高度是指安装塔板部分的高度，按下式计算：

式中 Z——塔的有效高度，m；

E_T——全塔总板效率；

N_T——塔内所需的理论板层数；

H_T——塔板间距，m。

① H_T的初选

选取时应考虑塔高、塔径、物系性质、分离效率、操作弹性及塔的安装检修等因素。

表 4-2 塔板间距与塔径的关系

塔 径D，m	0.3～0.5	0.5～0.8	0.8～1.6	1.6～2.4	2.4～4.0
板间距H_T，mm	200～300	250～350	300～450	350～600	400～600

化工生产中常用板间距为：200，250，300，350，400，450，500，600，700，800mm 。在决定板间距时还应考虑安装、检修的需要。

此设计中我取 H_T=300mm

4.3 塔径的计算

计算塔径的方法有两类：一类是根据适宜的空塔气速，求出塔截面积，即可求出塔径。另一类计算方法则是先确定适宜的孔流气速，算出一个孔（阀孔或筛孔）允许通过的气量，定出每块塔板所需孔数，再根据孔的排列及塔板各区域的相互比例，最后算出塔的横截面积和塔径。本次数据采用第一种方法。

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/735342240232012031