目录

前　言 2
第一篇：设计任务 3
第二篇：设计方案 4
第三篇：浮阀塔结构性能 6
第四篇：工艺流程 7
第五篇：工艺流程计算 8
5.1 设计计算与论证 8
5.1.1 板式塔的基础数据计算 8
5.1.2 汽液平衡数据与图示 9
5.1.3 物料衡算 11
5.1.4 塔板数的确定 11
5.2 板式塔的工艺条件及物料计算 12
5.3 精馏塔的塔体工艺尺寸计算 17
5.3.1 塔径的计算 17
5.3.2 塔板主要工艺尺寸的计算 18
5.4 塔板的流体力学验算 20
5.4.1 气相通过浮阀塔板的压强降 20
5.4.2 淹塔 21
5.4.3 雾沫夹带 22
5.4.4 汽液负荷性能计算 22
5.5 热量衡算 25
5.5.1 塔顶全凝器的热负荷 25
5.5.2 再沸器 25
5.6 附属部件与接管设计 26
5.6.1 各接管尺寸的确定 26
5.6.2 塔的总体结构 27
第六篇　设计结果统计 29
第七篇：符号说明 30
第八篇：参考资料 31
第九篇：心得体会 32

前言

在化学工业和石油工业中广泛应用的诸如吸收、解吸、精馏、萃取等单元操作中，气液传质设备必不可少。塔设备就是使气液成两相通过精密接触达到相际传质和传热目的的气液传质设备之一。塔设备一般分为级间接触式和连续接触式两大类。前者的代表是板式塔，后者的代表则为填料塔，在各种塔型中，当前应用最广泛的是筛板塔与浮阀塔。

精馏是气液两相之间的传质过程，而传质过程是由能提供气液两相充分接触的塔设备完成，并且要求较高的传质效率。根据塔内气液接触部件结构型式分为：板式塔和填料塔两大类。

板式塔内设置一定数量塔板，气体以鼓泡形式或者喷射形式穿过板上上层液体进行质量，热量传递，气液组成呈阶梯变化，属于逐级接触逆流操作过程。填料塔内装有一定高度的填料层，液体自塔顶填料表面下流，气体逆向而上，与液相接触进行质量，热量传递，气液相组成沿塔高连续变化，属于微分接触操作过程。

板式塔大致分为两类：一类是有降液管的塔板，如泡罩，浮阀，筛板．多降液管的塔板；另一类是无降液管的塔板，如穿流式筛板，波纹板等。工业应用最多的有降液管的浮阀．筛板，泡罩塔板等。

工业对塔设备的主要要求：①生产能力大②传质传热效率高③气流的摩擦阻力小④操作稳定，适应性强，操作弹性大⑤结构简单，耗材少⑥制造安装容易，操作维修方便等等。

本次设计采用浮阀塔。

第一篇：设计任务

一、题目：乙醇水连续精馏浮阀塔的设计

二、设计任务及条件：

1. 进料含乙醇 38.2（质量），其余为水（均为质量分率，下同）；

2. 产品乙醇含量不低 93.1%；

3. 釜残液中乙醇含量不高于 0.01%；

4. 生产能力 3400 t/y 乙醇含量,年开工 7200 小时 ；

5. 操作条件：i 间接蒸汽加热；ii.塔顶压强：1.03atm(绝对压强)；
   iii.进料热状况:泡点进料

6. 回流比：R=5；5 单板压降：75mm 液柱；

三、设计内容：

c. 流程的确定与说明；

c. 塔板和塔径计算；

c. 塔盘结构设计：i.浮阀塔盘工艺尺寸及布置简图；ii.流体力学验算；iii.塔板负荷性能图。

c. 其它:i.加热蒸汽消耗量；ii 冷凝器的传热面积及冷却水的消耗量。

四、设计成果：

1) 设计说明书一份；

2) A2 流程图一份，A1 精馏塔工艺条件图。

第二篇：设计方案

1．操作压力

精馏操作通常可在常压，减压，和加压下进行．确定操作压力时，必须根据所处理的物料性质，兼顾技术上的可行性和经济性合理的全面考虑．操作压力常取决冷凝温度，一般热敏物料除外。

2．进料状态

进料状态与塔板数，塔径，回流比以及塔的热负荷有关．进料热状况有五种。

① q>1.0 时，为低于泡点的温度的冷液进料;

② q=1.0 时，为泡点下的饱和液体;

③ 0＜q<1 时，为介于泡点与露点的气液混合物;

④ q=0 时　，为露点下的饱和蒸汽;

⑤ q＜0 时，高于露点的过热蒸汽进料。

一般都将料液预热到泡点或者接近泡点才送入塔内，这样塔操作容易被控制，不受季节气温的影响．另外，泡点进料时提馏段与精馏段的塔径相同，在设计和制造上很方便。

3．加热方式

蒸馏大多数采用间接加热，设置再沸器．有时也可以用直接蒸汽加热．低浓度下请组分的相对挥发度较大时以采用直接加热，可以利用低压的加热蒸汽以节约操作费用．但是直接加热，对塔釜溶液具有稀释作用，在进料条件和产品纯度，轻组成收率一定的前提下，釜液浓度相应降低，故在提馏段增加塔板以达到要求。

4．回流比的选择

适宜的回流比是指精馏过程中设备费用与操作费用两方面之和最低时回流比．精馏过程的主要设备有精馏塔，再沸器和冷凝器，当回流比最小时塔板数为无穷大，故设备费用最大，当回流比逐渐增大时，塔板数随之减少，而塔径，再沸器等尺寸增加，导致操作费用增加。

一般经验值为：$R = (1.1 \sim 2.0) R_{min}$

5．热能利用

精馏过程中的特性是反复进行部分气化和冷凝，因此，热效率很低．一般进入再沸器能量的95％以上被塔顶冷凝器中的冷气或者空气带走。

第三篇：浮阀塔结构性能

浮阀塔是许多工厂进行蒸馏操作易采用的一种板式塔.其结构特点，是在带有降液管的板塔上开有若干个大孔，每孔装有一个可以上下浮动的阀片，其标准孔径是39mm.有孔上升的气流，经过阀片与塔板的间隙而与塔板上横流的液体接触.

国内最常用的阀片型式为：F1 型，阀片带有三条＂腿＂，插入阀孔后将各腿底脚扭转 90°角，用以限制操作是阀片在板上升起的最大高度（8.5mm），阀片周边又冲出三块略向下弯的定距片，使阀片处于静止位置时仍与塔板间留有一定的缝隙（2.5mm）. 这样，当气量很小时气体仍可以通过缝隙均匀地鼓泡，避免阀片起，闭不稳的脉动现象.

F1 浮阀的结构简单，制造方便，节约材料，广泛用于化工及炼油生产中，已知标准化（JB1118-68）.F1 浮阀又分为轻阀和重阀两种；重阀每个约重 33g,轻阀约重 25g.除了 F1 浮阀外，阀片还有 V-0,V-4,V-6 型 A 型，十字架型等.

浮阀塔的特点

① 生产能力大

② 操作弹性大

③ 塔板效率高

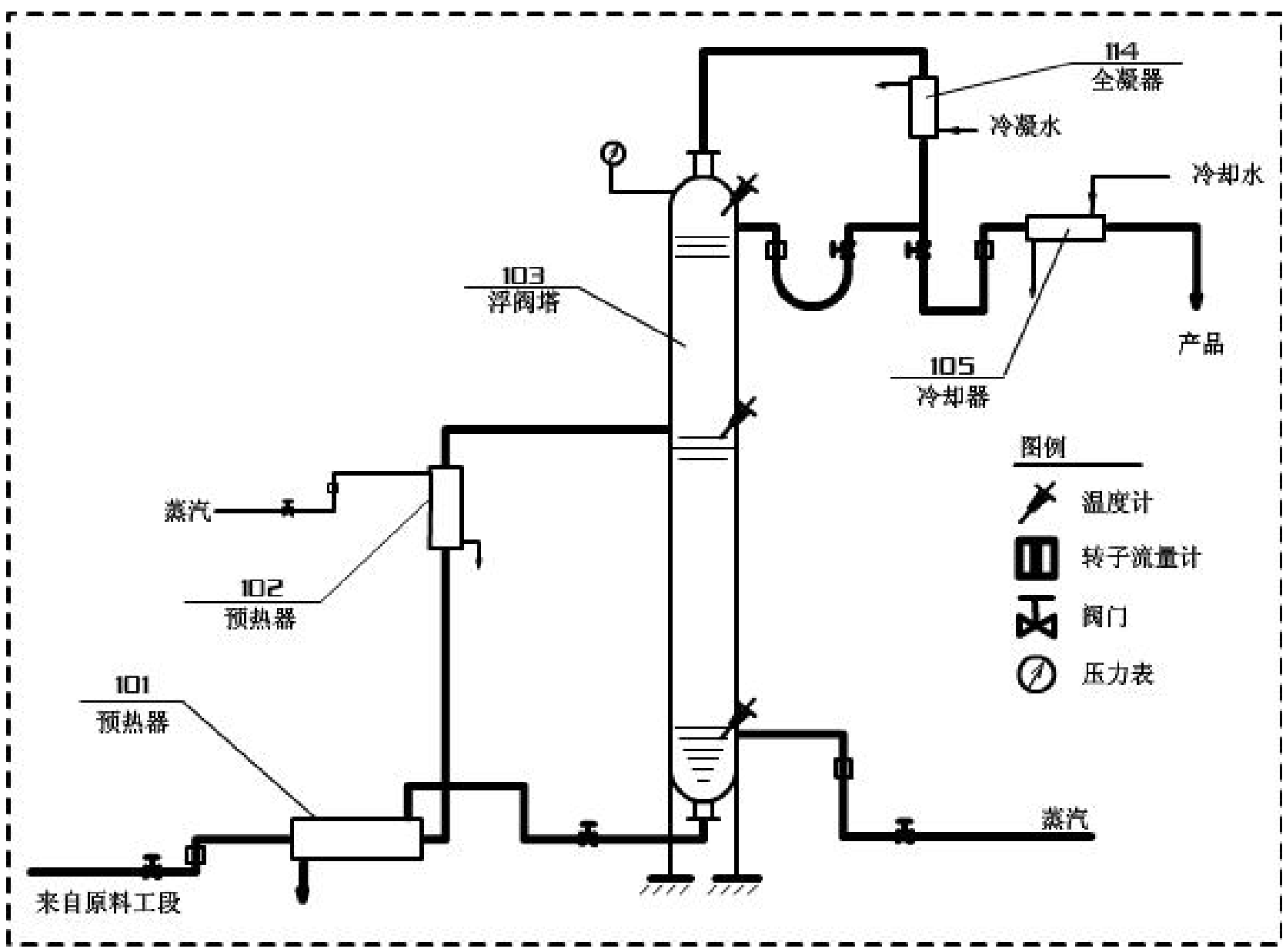
④ 气体压强降及页面落差较小

⑤ 塔的造价不高

第四篇：工艺流程

流程概要：

乙醇—水混合原料经预热器加热到泡点后，送进精馏塔，塔顶上升的蒸汽采用全凝器冷凝后，一部分采用回流，其余为塔顶产物，塔釜采用间接蒸汽加热供热，塔底产物冷却后送入贮槽。



第五篇：工艺流程计算

5.1 设计计算与论证

5.1.1 板式塔的基础数据计算

由于精馏过程的计算均以摩尔分数为准，　　需先把设计要求中的质量分数转化为摩尔分数。

(1) 进料组成由质量分数转换成摩尔分数：

$$x_F \quad \frac{\frac{0.382}{46.068}}{\frac{0.382}{46.068}+\frac{0.618}{18.015}} \quad 0.195$$

产品组成由质量分数转换成摩尔分数：

$$x_D \quad \frac{\frac{0.931}{46.068}}{\frac{0.931}{46.068}+\frac{0.069}{18.015}} \quad 0.841$$

塔釜残液组成由质量分数转换成摩尔分数：

$$x_W \quad \frac{\frac{0.01}{46.068}}{\frac{0.01}{46.068}+\frac{0.99}{18.015}} \quad 0.00393$$

(2) 进料平均分子量：

$\overline{M_F}$ =46.068　0.195+(1-0.195)　18.015=23.485Kg/mol

塔顶产品平均分子量：

$\overline{M_D}$ =46.068　0.841+(1-0.841)　18.015=41.60 Kg/mol

产品平均分子量：

M_W =46.068　0.00391+(1-0.00391)　18.015=18.12 Kg/mol

(3) 分离要求：　x_D　0.841　　x_W　0.00393

(4) 进料状态：泡点进料　　加热方式：间接蒸汽加热

进料温度 ： t_F 83.5 ℃　　塔顶温度 ： t_D 99.2 ℃

塔釜温度 t_W 78.7 ℃

(5) 冷却介质及加热介质：

冷却介质为水，加热介质为水蒸气。

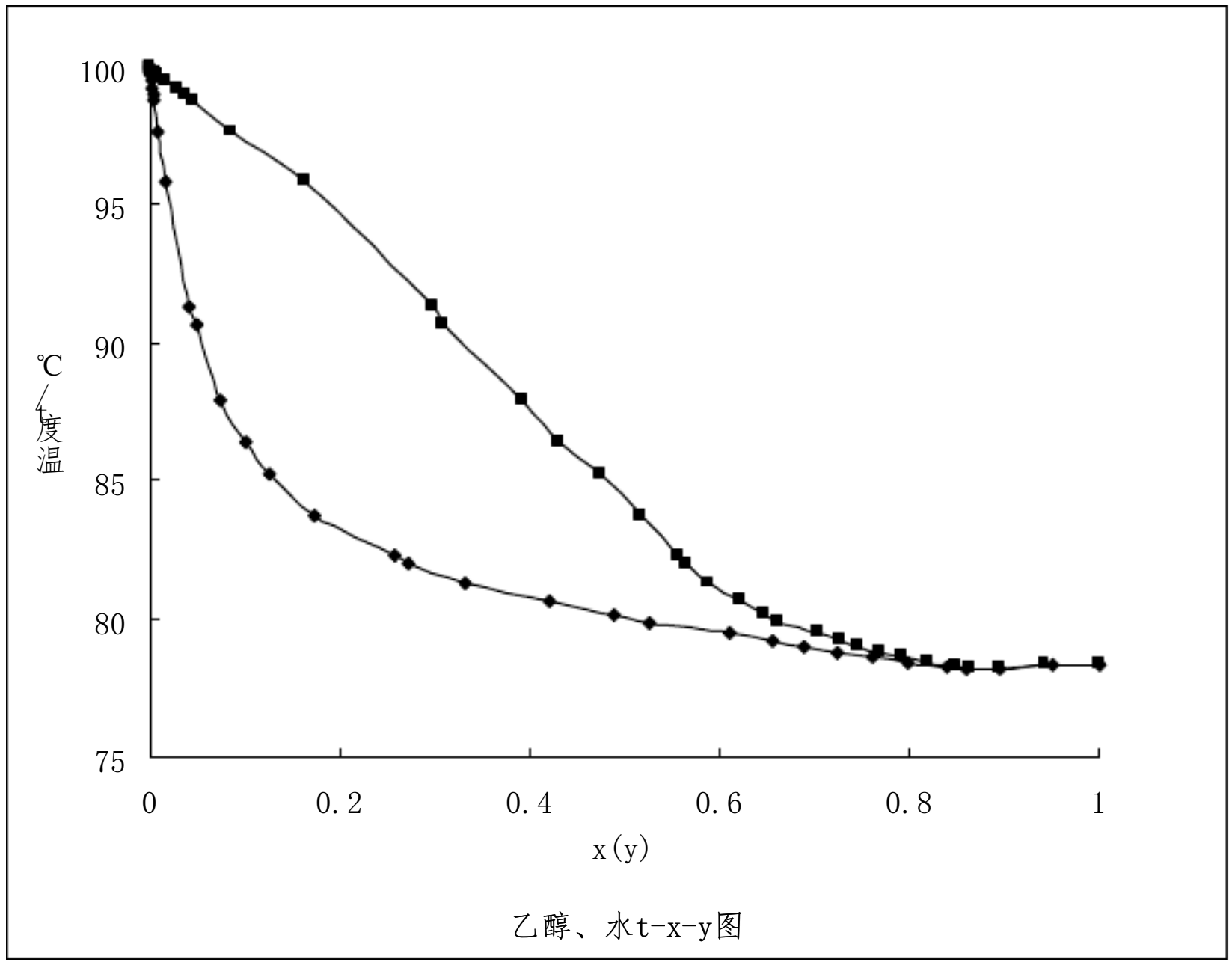
(6) 产品流量：

塔顶的产品 D $\frac{(2000 \quad 1000) \quad 10^{3}}{7200 \quad 41.60}$ 10.01 Kg /h

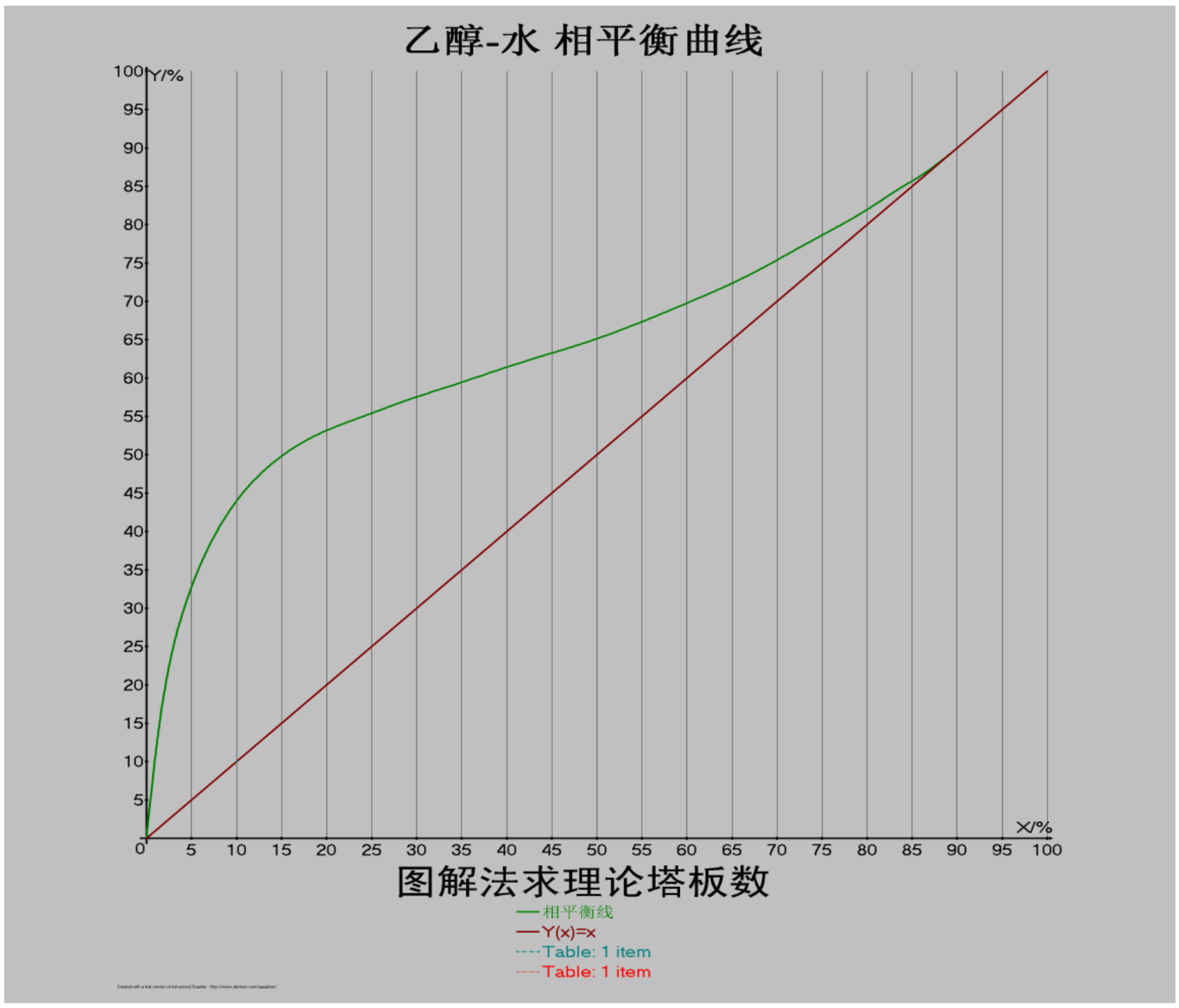
5.1.2 汽液平衡数据与图示 （760mm Hg ）

乙醇%	乙醇%	温度
液相 x	气相 y	℃
0.004	0.053	99.9
0.04	0.51	99.8
0.05	0.77	99.7
0.12	1.57	99.5
0.23	2.9	99.2
0.31	3.725	99
0.39	4.5	98.75
0.79	8.76	97.65
1.61	16.34	95.8
4.16	29.92	91.3
7.41	39.16	87.9
12.64	47.49	85.2
17.41	51.67	83.75
25.5	55.74	82.3

乙醇%	乙醇%	温度
液相 x	气相 y	℃
27.3	56.44	82
33.24	58.78	81.3
42.09	62.22	80.6
48.92	64.7	80.1
52.68	66.28	79.85
61.02	70.29	79.5
65.64	72.71	79.2
68.92	74.69	78.95
72.36	76.93	78.75
75.99	79.26	78.6
79.82	81.83	78.4
83.87	84.91	78.27
85.97	86.4	78.2
89.41	89.41	78.15


100
95
90
85
80
75
℃/度温
0
0.2
0.4
0.6
0.8
1
x(y)

乙醇、水t-x-y图


乙醇-水 相平衡曲线
Y/%
X/%
图解法求理论塔板数
相平衡线
Y(x)=x
Table: 1 item
Table: 1 item

5.1.3　　物料衡算

$$\begin{cases} Fx = Dx + Wx \\ F = D + W \end{cases}$$

$$\begin{cases} W = 33.84\ \text{Kmol/h} \\ F = 43.85\ \text{Kmol/h} \end{cases}$$

5.1.4　　塔板数的确定

(1)　操作回流比　　R=5

(2)　理论塔板数的求取：

a.　操作线方程

精馏段方程　　：

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0.841}{5+1} + 0.140 \qquad \frac{R}{R+1} = \frac{5}{5+1} + 0.833$$

y=0.833x+0.140

提馏段方程　　：

因为提馏段操作线过点　　(x_W, x_W),(x_F, y_F)，所以提馏段操作线方程为

y=1.560x-0.00220

q=1

在 y ~ x 相图中分别画出上述直线，利用图解法可以求出 11 块（不含塔釜）其中，精馏段 10.3 块，提馏段 0.7 块（不包括塔釜），第 11 层为加料板。

b.　全塔效率的估算　　E_T

$$\lg m = x_1 \lg 1 + x_2 \lg 2$$

其中 x_1=0.195，1=0.365；x_2=0.805，2=0.285；

$\lg$ $_{m}$ =-0.5242

E_T =0.17-0.616 $\lg$ $_{m}$ =0.4929

c. 实际塔板数 $N_{实}$

$N_{精}$ =10.3/0.4929=20.90 21 层

$N_{实}$ =0.7/0.4929=1.42 2 层

第 21 块进料

5.2 板式塔的工艺条件及物料计算 （全塔主题尺寸的计算）

(1) 操作压强计算

因为常压下乙醇一水是液态混合物，其沸点较低小于 100 ℃，故采用常压精馏就可以分离，故：

塔顶压强： P_D =1.03 101.3Kpa=104.3 Kpa;

取每层压强降为 P =0.74 Kpa

进料板压强： P_F = 104.3+21 0.74=119.84 Kpa

塔底压强： P_W = P_F +2 0.74=121.32 Kpa

精馏段平均压强 P_M =(104.3+119.84)/2=112.07 Kpa

提馏段平均压强 P_m =(119.84+121.32)/2=120.58 Kpa

全塔平均压强 ：$P_{平}$ =(112.07+120.58)/2= 1116.325Kpa

(2) 平均温度计算

塔顶： t_W 78.7 ℃ ，进料： t_F 83.5 ℃，塔釜： t_D 99.2 ℃

精馏段平均温度 ： $t_{M，精}$ $\frac{78.7 \quad 83.5}{2}$ 81.1 C

提馏段平均温度： $t_{M，提}$ $\frac{83.5 \quad 99.2}{2}$ 91.35 C

全塔平均温度： $t_{M,平} = \frac{81.1 + 91.35}{2} = 86.225\ C$

(3) 平均分子量计算

a. 塔顶： $X_D = 0.841$ $Y_D = 0.828$

气相 0.841 × 46.068 ＋（ 1－0.841 ）× 18.015 ＝41.67kg/kmol

液相 0.828 × 46.068 ＋（ 1－0.828 ）× 18.015 ＝41.24 kg/kmol

b. 进料： $X_F = 0.195$ $Y_F = 0.517$

气相 0.517 × 46.068 ＋（ 1－0.517 ）× 18.015 ＝32.52 kg/kmol

液相 0.000393 × 46.068 ＋（ 1－0.000393 ）× 18.015 ＝23.49 kg/kmol

c. 塔釜： $X_W = 0.000393$ ， $Y_W = 0.045$

气相 0.045 × 46.068 ＋（ 1－0.045 ）× 18.015 ＝19.28 kg/kmol

液相 0.00393 × 46.068+(1 －0.00393 ）× 18.015 ＝18.12 kg/kmol

d. 精馏段平均分子量

M_{VM} (41.67+32.52)/2=37.065 kg/kmol

M_{LM} (41.24+23.49)/2=32.365 kg/kmol

e. 提馏段平均分子量

M_{VM} （32.52+19.28 ）/2 ＝26.00 kg/kmol

M_{LM} (23.49+18.12)/2=20.805 kg/kmol

(4) 平均密度计算

a. 气相平均密度计算

由理想气体状态方程计算，精馏段的平均气相密度 ：

$$_{v,m} \frac{P_m M_{v,m}}{RT_m} \frac{119.84 \quad 37.065}{8.314 \quad (273.15 \quad 81.1)} 1.50 \ kg/m^3$$

提馏段的平均气相密度　：

$$\rho'_{v,m}=\frac{P_m M_{v,m}}{RT_m}=\frac{120.58\quad 26.00}{8.314\quad (273.15\quad 91.35)}=1.03\ kg/m^3$$

全塔的汽相平均密度　：

$$\rho_v=\frac{\rho_{vj}+\rho_{vt}}{2}=\frac{1.50+1.03}{2}=1.27\ kg/kmol$$

b.　液相平均密度计算

液相平均密度依下式计算，即

$$1/\rho_{Lm}=a_A/\rho_{LA}+a_B/\rho_{LB}$$

塔顶液相平均密度的计算　：

由 t_D =78.7 ℃，查手册得

ρ_A 743.82 kg/m 3，ρ_B 972.6 kg/m 3

$1/\rho_{L,Dm}$ 0.931/ 743.82　0.069/ 972.6，$\rho_{L,Dm}$ 757.00 kg/kmol

进料板液相平均密度的计算　：

由 t_F ＝83.5 ℃，查手册得

ρ_A 737.94 kg/m 3，ρ_B 969.52 kg/m 3

进料板液相的质量分率　：

$$A=\frac{0.195\quad 46.068}{0.195\quad 46.068\quad (1\quad 0.195)\quad 18.015}=0.383$$

$1/\rho_{L,Fm}$ 0.383 /798　(1　0.383) /969.52，$\rho_{L,Fm}$ 865.49 kg/kmol

塔底液相平均密度的计算　　：

由 t_W =92.2 ℃，查手册得

$_A$ 718.4 kg/m 3, $_B$ 959.0 kg/m 3

塔底液相的质量分率　　：

1/ $_{L,wm}$ 0.01/ 718.4 (1 0.01)/959.0, $_{L,wm}$ 952.3 kg/kmol

精馏段液相平均密度为　　：

$$_{L,m} \quad \frac{757.00 \quad 865.49}{2} \quad 811.245 \quad kg/kmol$$

提馏段液相平均密度为　　：

$$'_{L,m} \quad \frac{865.49 \quad 952.38}{2} \quad 908.94 \quad kg/kmol$$

全塔的液相平均密度　　：

$$l \quad \frac{vj \quad vt}{2} \quad \frac{908.94 \ 811.24}{2} \quad 860.09kg/kmol$$

(5) 液体平均表面张力计算

液相平均表面张力依下式计算，即

$$\sigma_{Lm} = \sum_{i=1}^{n} x_i \sigma_i$$

塔顶液相平均表面张力的计算　　：

由 t_D =78.7 ℃，查手册得

σ A= 18.41m N/m　　σ B=62.8m N/m

σ LDm=(1-0.841) ×62.8+0.841 ×18.41=25.47 mN/m

进料板液相平均表面张力的计算：

由 t_F ＝83.5 ℃，查手册得

σ A=61.94 m N/m　　σ B=17.93 m N/m

σ LFm=0.195 ×17.93+(1-0.195) ×61.94=51.32 mN/m

塔底液相平均表面张力的计算

由 t_W=92.2 ℃查手册得

σ A=16.37 m N/m　　σ B=58.95 m N/m

σ Lwm=0.00393 ×16.37+(1-0.00393) ×58.95=19.87mN/m　精馏段液相平均表面张力为

σ Lm= （25.47+51.32 ）/2=38.395 mN/m

提馏段液相平均表面张力为

σ ' Lm= （53.36+58.78 ）/2=56.07mN/ m

(6) 液体平均表面粘度的计算

$$lm \quad \prod_{i\,1}^{n} x_i^{\,i}$$

l,顶 =0.841 ×0.502+(1-0.841) ×0.362=0.480mpa.s

l,进 =0.195 ×0.341+(1-0.195) ×0.472=0.246 mpa.s

l,釜 =0.00393 ×0.361+(1-0.00393) ×0.286=0.286 mpa.s

l,精 =（0.480+0.246 ）/2=0.363 mpa.s

l,提 =（0.286+0.446 ）/2=0.336 mpa.s

(7) 气液负荷计算

精馏段： V R 1 D (5 1) 10.01 60.06Kmol /h

$$V_S \quad \frac{V \quad M_{Vm}}{3600 \quad {}_{vm}} \quad \frac{60.06 \quad 37.065}{3600 \quad 1.50} \quad 0.41m^3/s$$

L RD 5 10.01 50.05Kmol /h

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/768141114103007020