化工原理课程设计任务书

1.设计题目：分离乙醇—水二元物系浮阀式精馏塔的设计

2.原始数据及条件：

生产能力：年处理乙醇—水混合液 7.92 千吨(开工率为 3000/天)

原料：来自原料罐，温度 20℃，乙醇含量为 48%（质量分率,下同）

分离要求：塔顶乙醇含量不低于 92%

塔底乙醇含量不高于 0.03%

塔顶压力 P=105KPa

进料状态为泡点进料

塔釜为饱和蒸汽直接加

3.设计任务：

1. 完成该精馏塔的各工艺设计，包括设备设计及辅助设备选型。
2. 画出带控制点的工艺流程图、塔板版面布置图、精馏塔设计条件图。
3. 写出该精馏塔的设计说明书，包括设计结果汇总和设计评价。

摘要

本次设计针对二元物系的精馏问题进行分析、计算、核算、绘图，是较完整的精馏设计过程。精馏设计包括设计方案的选取，主要设备的工艺设计计算、辅助设备的选型、工艺流程图的制作、主要设备的工艺条件图等内容。通过对精馏塔的核算，以保证精馏过程的顺利进行并使效率尽可能的提高。

本次设计结果为：理论板数为 20 块，塔效率为 42.2% ，精馏段实际板数为 40 块，提馏段实际板数为 5 块，实际板数 45 块。进料位置为第 17 块板，在板式塔主要工艺尺寸的设计计算中得出塔径为 0.8 米，设置了四个人孔，塔高 22.19 米，通过浮阀板的流体力学验算，证明各指标数据均符合标准。

关键词 ：二元精馏、浮阀精馏塔、物料衡算、流体力学验算。

第一章　绪论.....1
第二章　塔板的工艺设计.....3
2.1 精馏塔全塔物料衡算.....3
2.2 乙醇和水的物性参数计算.....3
2.2.1 温度.....3
2.2.2密度.....4
2.2理论塔板的计算.....7
第三章 塔体的工艺尺寸计算.....8
3.1塔径的初步计算.....8
3.2溢流装置.....10
3.3塔板分布、浮阀数目与排列.....11
第四章 筛板的流体力学验算.....12
4.1气相通过浮阀塔板的压降.....12
4.2淹塔.....13
4.3物沫夹带.....14
第五章塔板负荷性能曲线.....15
5.1物沫夹带线.....15
5.2液泛线.....15
5.3液相负荷上限.....16
5.4漏液线.....16
5.5液相负荷下限.....16
第六章 塔附件的设计.....17
6.1接管.....17
6.2 筒体与封头.....19
6.3 除沫器.....19
6.4 裙座.....20
6.5 人孔.....20
第七章塔总体高度的设计.....20
7.1 塔的顶部空间高度.....20
7.3 塔总体高度.....20
第八章　附属设备的计算.....20
8.1 热量衡算.....20
8.1.1 0℃的塔顶气体上升的焓 Q_V.....20
8.1.2 回流液的焓 Q_R.....21
8.1.3 塔顶馏出液的焓 Q_D.....21
8.1.4 冷凝器消耗的焓 Q_C.....21
8.1.5 进料口的焓 Q_F.....21
8.1.6 塔釜残液的焓 Q_W.....22
8.1.7 再沸器 Q_B.....22
8.2 冷凝器的设计.....22
8.3 冷凝器的核算.....23
8.4 泵的选择.....23
浮阀塔工艺设计计算结果列表.....24
主要符号说明.....25

参考文献.....27.....
致　　谢.....27.....

第一章　绪论

精馏的基本原理是根据各液体在混合液中的挥发度不同，采用多次部分汽化和多次部分冷凝的原理来实现连续的高纯度分离。在现代的工业生产中已经广泛地应用于物系的分离、提纯、制备等领域，并取得了良好的效益。其中主要包括板式塔和填料塔，而板式塔的塔板类型主要有泡罩塔板、浮阀塔板、筛板塔板、舌形塔板、网孔塔板、垂直塔板等。本次课程设计是浮阀塔。

精馏过程与其他蒸馏过程最大的区别，是在塔两端同时提供纯度较高的液相和气相回流，为精馏过程提供了传质的必要条件。即提供高纯度的回流液，使在相同理论板的条件下，为精馏实现高纯度的分离时，始终能保证一定的传质推动力。所以，只要理论板足够多，回流足够大时，在塔顶可能得到高纯度的轻组分产品，而在塔底获得高纯度的重组分产品。精馏广泛应用于石油、化工、轻工等工业生产中，是液体混合物分离中首选分离方法

本次课程设计是分离乙醇——水二元物系，我选用连续精馏浮阀塔，有以下特点：

(1)处理能力大，比同塔径的泡罩塔可增大10%～40%，而接近于筛板塔。

(2)操作弹性大，一般约为5～9，比筛板、泡罩、舌形塔板的操作弹性要大得多。

(3)塔板效率高，比泡罩塔高15%左右。

(4)压强小，在常压塔中每块板的压强降一般为400～660N/m2。

(5)液面梯度小。

(6)使用周期长。粘度稍大以及有一般聚合现象的系统也能正常操作。

(7) 结构简单安装容易，制造费为泡罩塔板的60～80%，为筛板塔的120～130%。

本次设计针对二元物系的精馏问题进行分析、计算、核算、绘图，是较完整的精馏设计过程。精馏设计包括设计方案的选取，主要设备的工艺设计计算——物料衡算、工艺参数的选定、设备的结构设计和工艺尺寸的设计计算、辅助设备的选型、工艺流程图的制作、主要设备的工艺条件图等内容。通过对精馏塔的运算，以得出精馏塔的各种设计如塔的工艺流程、操作条件、物性参数及接管尺寸是合理的，保证精馏过程的顺利进行并使效率尽可能的提高。

工科大学生应具有较高的综合能力，解决实际生产问题的能力，课程设计是一次让我们接触实际生产的良好机会，我们应充分利用这样的时机认真去对待每一项任务，为将来打下一个稳固的基础，先进的设计思想，科学的设计方法和优秀的设计作品是我们所应坚持的设计方向和追求的目标。

第二章　塔板的工艺设计

2.1 精馏塔全塔物料衡算

F:进料量(Kmol/s)　　X_F:原料组成

D:塔顶产品流量(Kmol/s)　X_D:塔顶组成

W: 塔底残液流量(Kmol/s)　X_W:塔底组成

原料乙醇组成：$X_F=\dfrac{\frac{48}{46}}{\frac{48}{46}+\frac{52}{18}}=26.54\%$

塔顶组成：$X_D=\dfrac{\frac{92}{46}}{\frac{92}{46}+\frac{8}{18}}=81.82\%$

塔底组成：$X_W=\dfrac{\frac{0.03}{46}}{\frac{0.03}{46}+\frac{99.97}{18}}=0.012\%$

进料量：F=7.924千吨/年$=\dfrac{7.92*1000*1000*(\frac{0.03}{46}+\frac{0.97}{18})}{300*24*3600}=0.0167$ Kmol/s

物料衡算式:F=D+W

$F\ X_F=D\ X_D+W\ X_W$

联立代入求解:D=0.0054 Kmol/s W=0.0113 Kmol/s

2.2 乙醇和水的物性参数计算

2.2.1 温度

常压下乙醇—水气液平衡组成与温度的关系

温度 T℃	液相中乙醇的摩尔分率%	气相中乙醇的摩尔分率%
100	0.00	0.00
95.5	0.0190	0.1700
89.0	0.0721	0.3891
86.7	0.0966	0.4375
85.3	0.1238	0.4704
84.1	0.1661	0.5089
82.7	0.2337	0.5445
82.3	0.2608	0.5580
81.6	0.3273	0.5826
80.7	0.3965	0.6122
79.8	0.5079	0.06564
79.7	0.5198	0.6599

79.3	0.5732	0.6841
78.74	0.6763	0.7385
78.41	0.7472	0.7815
78.15	0.8943	0.8943

利用表中数据由内差可求得 t_F t_D t_W

① t_F: $\frac{89.0 - 86.7}{7.21 - 9.66} = \frac{t_f - 89.0}{26.54 - 7.21}$ t_F=70.85℃

② t_D: $\frac{78.15 - 78.41}{89.43 - 74.42} = \frac{t_d - 78.15}{81.82 - 89.43}$ t_D=78.28℃

③ t_W: $\frac{100 - 95.5}{0 - 1.90} = \frac{t_w - 100}{0.012 - 0}$ t_W=99.97℃

④ 精馏段平均温度：$\bar{t}_1 = \frac{t_f + t_d}{2} = \frac{70.85 + 78.28}{2}$ =74.57℃

⑤ 提留段平均温度：$\bar{t}_2 = \frac{t_f + t_w}{2} = \frac{70.85 + 99.97}{2}$ =85.41℃

2.2.2 密度

已知：混合液密度：$\frac{1}{l} \quad \frac{a_A}{A} \quad \frac{a_B}{B}$

混合气密度： $V \quad \frac{T_0 P \bar{M}}{22.4 T P_0}$

塔顶温度： t_D=78.28℃

气相组成 y_D: $\frac{78.41 - 78.15}{78.15 - 89.43} \quad \frac{78.28 - 78.15}{100 - y_D - 89.43}$ y_D=83.79%

进料温度： t_F=70.85℃

气相组成 y_F: $\frac{89.0 - 86.7}{38.91 - 43.75} \quad \frac{89.0 - 70.85}{38.91 - 100 - y_F}$ y_F=77.1%

塔底组成： t_W=99.97℃

气相组成 y_w: $\frac{100 - 95.5}{0 - 17.0} \quad \frac{100 - 99.97}{0 - 100 - y_W}$ y_W=0.11%

(1)精馏段

液相组成 x_l: $x_1 \quad \frac{x_D + x_F}{2} \quad \frac{81.82\% + 26.54\%}{2}$ 54.18%

气相组成 y_l: $y_1 \quad \frac{y_D + y_F}{2} \quad \frac{83.79\% + 26.54\%}{2}$ 80.44%

所以 $\bar{M}_{L1}$ 46*0.5418 18*(1 0.5418) 33.71kg/mol

$\overline{M}_{V1}$ 46*0.8044 18*(1 0.8044) 40.52kg/mol

(2)提留段

液相组成 x_2: x_2 $\frac{x_W \quad x_F}{2}$ $\frac{0.012\% \quad 26.54\%}{2}$ 13.28%

气相组成 y_2: y_2 $\frac{y_W \quad y_F}{2}$ $\frac{0.11\% \quad 77.1\%}{2}$ 38.60%

所以 $\overline{M}_{L2}$ 46*0.1328 18*(1 0.1328) 21.72kg/mol

$\overline{M}_{V2}$ 46*0.3860 18*(1 0.3868) 38.60kg/mol

由不同温度下乙醇和水的密度,内差法求 t_F t_D t_W下的乙醇和水的密度

温度 T,℃	70	80	90	100	110
,KG/M3	754.2	742.3	730.1	717.4	704.3
B,KG/M3	977.8	971.8	965.3	958.4	951.6

t_F=70.85℃ CF 746.98 wF 952.66

$\frac{1}{F}$ $\frac{0.48}{946.98}$ $\frac{1 \quad 0.48}{952.66}$ F 841.45

t_D=78.28℃ CD 738.06 WD 973.04

$\frac{1}{D}$ $\frac{0.92}{738.06}$ $\frac{1 \quad 0.92}{973.04}$ D 752.60

t_W=99.97℃ CW 712.04 wW 958.72

$\frac{1}{W}$ $\frac{0.003}{712.04}$ $\frac{1 \quad 0.003}{958.72}$ W 958.62

所以 L1 $\frac{F \quad D}{2}$ $\frac{841.45 \quad 752.60}{2}$ 797.02

L2 $\frac{F \quad W}{2}$ $\frac{841.45 \quad 958.62}{2}$ 900.04

$\overline{M}_{LD}$ x_D*46 (1 x_D)*18 40.91kg/mol

$\overline{M}_{LF}$ x_F*46 (1 x_F)*18 25.43kg/mol

$\overline{M}_{LW}$ x_W*46 (1 x_W)*18 18.00kg/mol

$\overline{M}_{L1}$ $\frac{\overline{M}_{LD}+\overline{M}_{LF}}{2}$ $\frac{40.91+25.43}{2}$ 33.17kg/mol

$\overline{M}_{L2}$ $\frac{\overline{M}_{Lw}+\overline{M}_{LF}}{2}$ $\frac{18.00+25.43}{2}$ 21.72kg/mol

$\overline{M}_{vD}$ $y_D*46+(1-y_D)*18$ 41.46kg/mol

$\overline{M}_{vF}$ $y_F*46+(1-y_F)*18$ 39.59kg/mol

$\overline{M}_{vW}$ $y_W*46+(1-y_W)*18$ 18.03kg/mol

$\overline{M}_{v1}$ $\frac{\overline{M}_{vD}+\overline{M}_{vF}}{2}$ $\frac{41.46+39.59}{2}$ 40.53kg/mol

$\overline{M}_{v2}$ $\frac{\overline{M}_{vw}+\overline{M}_{vF}}{2}$ $\frac{18.03+39.59}{2}$ 28.81kg/mol

2.2.3混合液体表面张力

V_{CD} $\frac{m_C}{\rho_{CD}}$ $\frac{46}{738.06}$ 62.33ml V_{CW} $\frac{m_C}{\rho_{CW}}$ $\frac{46}{712.04}$ 64.60ml

V_{CF} $\frac{m_C}{\rho_{CF}}$ $\frac{46}{746.98}$ 61.58ml V_{WF} $\frac{m_W}{\rho_{WF}}$ $\frac{18}{952.66}$ 18.89ml

V_{WD} $\frac{m_W}{\rho_{WD}}$ $\frac{18}{973.04}$ 18.50ml V_{WW} $\frac{m_W}{\rho_{WW}}$ $\frac{18}{958.72}$ 18.78ml

由内差法求得在t_F t_D t_W下的乙醇和水的表面张力

乙醇表面张力 $\sigma_{C\bar{F}}$=18.02mN/m $\sigma_{C\bar{D}}$=17.30mN/m $\sigma_{C\bar{W}}$=15.20mN/m

水表面张力 $\sigma_{w\bar{F}}$=64.34mN/m $\sigma_{w\bar{D}}$=62.89mN/m $\sigma_{w\bar{W}}$=58.81mN/m

塔顶表面张力 $\sqrt[4]{\sigma_D}$ $0.1818*\sqrt[4]{62.89}+0.8182*\sqrt[4]{17.30}$ σ_D=22.61mN/m

原料表面张力 $\sqrt[4]{\sigma_F}$ $0.7346*\sqrt[4]{63.34}+0.2654*\sqrt[4]{18.02}$ σ_F=47.06mN/m

塔底表面张力 $\sqrt[4]{\sigma_w}$ $0.9998*\sqrt[4]{58.81}+0.00012*\sqrt[4]{15.20}$ σ_w=58.80mN/m

(1)精馏段的平均表面张力 σ_1=(22.61+47.06)/2=34.84mN/m

(2)提馏段的平均表面张力： σ_2=（58.80+47.06）/2=52.93mN/m

2.2.4相对挥发度

由 x_F=26.54%　y_F=77.1%　得 a_F $\frac{\frac{0.771}{0.2654}}{\frac{1\quad 0.771}{1\quad 0.2654}}$ 9.32

由 x_D=81.82%　y_D=83.79%　得 a_F $\frac{\frac{0.8379}{0.8182}}{\frac{1\quad 0.8379}{1\quad 0.8182}}$ 1.15

由 x_W=0.012%　y_w=0.11%　得 a_F $\frac{\frac{0.0011}{0.00012}}{\frac{1\quad 0.0011}{1\quad 0.00012}}$ 9.18

(1)精馏段的平均相对挥发度

提留段的平均相对挥发度

2.2.5混合物的粘度

$\bar{t}_1$=74.57℃　查表，得 $\mu_{水}$=0.382mpa·s，　$\mu_{醇}$=0.493mpa·s

$\bar{t}_2$=85.41℃　查表，得 $\mu_{水}$=0.334mpa·s，　$\mu_{醇}$=0.429mpa·s

(1)精馏段粘度：

$\mu_1=\mu_{醇}x_1+\mu_{水}(1-x_1)$=0.493*0.5418+0.382*(1-0.5418)=0.4421 mpa·s

(1)提留段粘度:

$\mu_2=\mu_{醇}x_2+\mu_{水}(1-x_2)$=0.429*0.1328+0.334*(1-0.1328)=0.3466 mpa·s

2.2理论塔板的计算

绘出乙醇—水的气液平衡组成，即X-Y曲线图，作进料线，与平衡线的交点坐标为 x_q=0.2654　y_q=0.54

最小回流比为 R_{min} $\frac{x_D\quad y_q}{y_q\quad x_q}$ $\frac{0.8182\quad 0.54}{0.54\quad 0.2654}$ 1.013

取操作回流比 R=1.7Rmin=1.722

精馏段　L=RD=1.722*0.0054=0.0093kmol/s

V=(R+1)D=2.722*0.0054=0.0147kmol/s

提留段　因本设计为饱和液体进料，所以 q=1

L　L　qF　0.0093　0.0167　0.026kmol/s

V　V　(q　1)F　V　0.0093kmol/s

则精馏段操作线方程为 $y=\frac{R}{R\quad 1}x\quad\frac{xD}{R\quad 1}$=0.63X+30.06

提馏段操作线方程为 $y \quad \frac{L}{V}x \quad \frac{W}{V}x_w \quad 1.76x \quad 0.00009$

采用图解法求得理论板层数N_T=20,加料板为第 17 块理论板

（1） 精馏段　已知 a=5.23　$\mu L1=0.4421$ mpa·s

所以 $E_T \quad 0.49 0.245 \quad L \quad 0.49*0.245.23*0.4421 \quad 0.40$

$N_{P精} \quad \frac{N_T}{E_T} \quad \frac{16}{0.4} \quad 40$块

（2） 提留段　已知 a=9.25　$\mu L2=0.3466$ mpa·s

所以 $E_T \quad 0.49 0.245 \quad L \quad 0.49*0.245.25*0.3466 \quad 0.37$

$N_{P提} \quad \frac{N_T}{E_T} \quad \frac{3 \quad 1}{0.37} \quad 5$块

全塔所需实际塔板数：$N_P \quad N_{P精} \quad N_{P提} \quad 40 \quad 5 \quad 45$块

全塔效率：$E_T \quad \frac{N_T}{N_P}*100\% \quad \frac{20 \quad 1}{45}*100\% \quad 42.2\%$

第三章　塔体的工艺尺寸计算

3.1塔径的初步计算

3.1.1气液相体积流量计算

（1）精馏段　质量流量：$L_1 \quad \overline{M}_{L1}L \quad 33.17*0.0093 \quad 0.308$kg/s

$V_1 \quad \overline{M}_{V1}L \quad 40.53*0.0147 \quad 0.596$kg/s

体积流量：$L_{S1} \quad \frac{L_1}{L1} \quad \frac{0.308}{797.02} \quad 0.000387$m 3/s

$V_{S1} \quad \frac{V_1}{V1} \quad \frac{0.596}{1.421} \quad 0.419$m 3/s

（2）提留段　质量流量：$L_2 \quad \overline{M}_{L2}L \quad 21.72*0.026 \quad 0.56$kg/s

$V_2 \quad \overline{M}_{V2}V \quad 28.81*0.0093 \quad 0.268$kg/s

体积流量：$L_{S2} \quad \frac{L_2}{L2} \quad \frac{0.56}{900.04} \quad 0.000622$m 3/s

$u_1 \quad 0.7u_{max} \quad 0.7*1.87 \quad 1.31$m /s

V_{S2} $\frac{V_2}{V2}$ $\frac{0.268}{0.996}$ 0.2669m 3/s

3.1.2精馏段塔径计算

由 u=(安全系数)*Umax,安全系数=0.6—0.8，Umax= c$\sqrt{\frac{L \quad V}{V}}$

横坐标数值： $\frac{L_{S1}}{V_{S1}}*\sqrt{\frac{L1}{V1}}$ $\frac{0.000387}{0.419}*\sqrt{\frac{797.02}{1.421}}$ 0.0219

取板间距：Ht=0.40m ，h_L=0.06m .则 Ht- h_L=0.34m

查图可知

C_{20}=0.071 ，C C 20$(\frac{1}{20})$0.2 0.071*$(\frac{34.84}{20})$0.5 0.079

u_{max} 0.079*$\sqrt{\frac{797.02 \ 1.421}{1.421}}$ 1.87m /s

取安全系数为 0.7 ，则空塔气速u_1 0.7u_{max} 0.7*1.87 1.31m /s

D_1 $\sqrt{\frac{4V_{S1}}{u_1}}$ $\sqrt{\frac{4 \ 0.419}{1.31}}$ 0.64m

按标准塔径圆整后为D_2=0.8m

塔截面积为A_T $\frac{}{4}D^2$ 0.785*0.8^2 0.502m 2

实际空塔气速为u $\frac{V_{s1}}{A_T}$ $\frac{0.419}{0.502}$ 0.83m/s

3.1.3提留段塔径计算

横坐标数值： $\frac{L_{S2}}{V_{S2}}\frac{L2}{V2}^{1/2}$ $\frac{0.000622}{0.269}\frac{900.04}{0.996}^{1/2}$ 0.070

取板间距：Ht=0.40m ，h_L=0.06m .则 Ht- h_L=0.34m

查图可知

C_{20}=0.072 ，C C 20$(\frac{2}{20})$0.2 0.072*$(\frac{52.93}{20})$0.2 0.087

u_{max} 0.087*$\sqrt{\frac{900.04 \ 0.996}{0.996}}$ 1.83m /s

$$D_2=\sqrt{\frac{4V_{S2}}{u_2}}=\sqrt{\frac{4\quad 0.269}{1.83}}\quad 0.43$$

按标准塔径圆整后为 $D_2=0.8m$

塔截面积为 $A_T=\frac{}{4}D_2\quad 0.502\quad m^2$

实际空塔气速为 $u=\frac{0.269}{0.502}\quad 0.53\quad m/s$

3.2溢流装置

3.2.1 堰长 l_W 取 $l_W=0.65D=0.52m$

3.2.2 溢流堰高度 h_W h_W h_L h_{OW} 选择平直堰

堰上层高度 $h_{OW}=\frac{2.84}{1000}E(L_h/l_W)^{2/3}$

（1）精馏段 $h_{OW}=\frac{2.84}{1000}*1*(\frac{0.000387*3600}{0.52})^{2/3}\quad 0.005\quad m$

h_W h_L h_{ow} 0.06 0.005 0.055 m

（2）提留段 $h_{OW}=\frac{2.84}{1000}*1*(\frac{0.000622*3600}{0.52})^{2/3}\quad 0.0075\quad m$

h_W h_L h_{ow} 0.06 0.0075 0.053 m

3.2.3 弓形降液管宽度 W_d 和截面积 A_f

由 $\frac{l_W}{D}$ 0.65 查得 $\frac{A_f}{A_f}$ 0.0721 ， $\frac{W_d}{D}$ 0.124

则 A_F 0.0721 A_T 0.0721*0.502 0.036 m^2

验算降液管内停留时间

精馏段： $\frac{A_FH_T}{L_{S1}}=\frac{0.036*0.4}{0.000387}\quad 37.41\quad s$

提留段： $\frac{A_FH_T}{L_{S2}}=\frac{0.036*0.4}{0.000622}\quad 23.28\quad s$

停留时间 >5s ，故降液管可使用

3.2.4 降液管底隙高度 h_0

（1）精馏段

取降液管底隙的流速u_0=0.08m/s

则h_0= $\frac{Ls_1}{l_w u_0}$ $\frac{0.000387}{0.52*0.08}$ 0.009m

（2）提留段

取u_0' =0.08m/s 则$h_0=\frac{Ls_2}{l_w u_0}$ $\frac{0.000622}{0.52*0.08}$ 0.015m

故降液管设计合理

选用凹形受液盘：深度h_W 55mm

3.3塔板分布、浮阀数目与排列

3.3.1 塔板分布

本设计塔径D=0.8m 采用整块式塔板

3.3.2 浮阀数目与排列

(1)精馏段

取阀孔动能因子F_0=12. 则孔速u_{01} $\frac{F_0}{\sqrt{V1}}$ $\frac{12}{\sqrt{1.421}}$ 10.07m /s

每层塔板上浮阀数目为N $\frac{V_{S1}}{/4d_0{}^2u_{01}}$ $\frac{0.419}{0.785*0.039^2*0.07}$ 34个

取边缘区宽度Wc 0.035m 破沫区宽度W_S 0.065m

计算塔板上的鼓泡区面积，即A_a 2 $x\sqrt{R^2 x^2}$ $\frac{}{180}R^2\sin^1(\frac{x}{R})$

其中R $\frac{D}{2}$ W_C $\frac{2}{2}$ 0.06 0.94m

t 90mm x $\frac{D}{2}$ (W_d W_S) $\frac{0.8}{2}$ (0.099 0.065) 0.236m

所以A_a 2 $0.236\sqrt{0.365^2 0.236^2}$ $\frac{}{180}0.365^2\sin^1(\frac{0.236}{0.94})$ 0.010m 2

浮阀排列方式采用等腰三角形叉排，取同一个横排的孔心距t=75mm

则排间距： t $\frac{A_S}{A_T}$ $\frac{0.01}{34*0.075}$ 39mm

按 t=75mm ,t 90mm 以等腰三角形叉排方式作图，排得阀数39 个

按 N=39 重新核算孔速及阀孔动能因子

u_{01} $\frac{0.419}{0.785*0.039*39}$ 8.998m /s

F_{01} $8.998*\sqrt{1.421}$ 10.73

阀孔动能因子变化不大，仍在 9—13 范围内

塔板开孔率= $\frac{u}{u_{01}}$ $\frac{0.83}{8.998}$ 9.22%

(2)提留段

取阀孔动能因子 F_0=12. 则孔速 u_{02} $\frac{F_0}{\sqrt{V_2}}$ $\frac{12}{\sqrt{0.996}}$ 12.02m /s

每层塔板上浮阀数目为 N $\frac{V_{S2}}{/4d_0^2u_{02}}$ $\frac{0.268}{0.785*0.039^2*12.02}$ 18个

按 t=75mm ， 估算排间距 t $\frac{A_s}{A_T}$ $\frac{0.01}{18*0.075}$ 7mm

取 t=90mm ，t 120mm 以等腰三角形叉排方式作图，排得阀数 39 个

按 N=23 重新核算孔速及阀孔动能因子

u_{02} $\frac{0.268}{0.785*0.039*23}$ 9.76m /s

F_{02} $9.76*\sqrt{0.996}$ 9.74

阀孔动能因子变化不大，仍在 9—13 范围内

塔板开孔率= $\frac{u}{u_{02}}$ $\frac{0.53}{9.76}$ 5.43%

第四章 筛板的流体力学验算

4.1 气相通过浮阀塔板的压降

气体通过塔板时，需克服塔板本身的干板阻力、板上充气液层的阻力及液体表面张力造成的阻力，这些阻力即形成了塔板的压降。气体通过塔板的压降△Pp 可由

h_p h_c h_l h 和 p_p h_p g 计算

式中 hc——与气体通过塔板的干板压降相当的液柱高度，m 液柱；

hl——与气体通过△板上液层的压降相当的液柱高度，m 液柱；

hσ——与克服液体表面张力的压降相当的液柱高度，m 液柱。

4.1.1 精馏段

(1)干板阻力 u_{0c1} $1.825\sqrt{\frac{73.1}{V_1}}$ $1.825\sqrt{\frac{73.1}{1.421}}$ 8.66m /s

因 $u_{01}>u_{0c1}$ 故 h_{c1} $5.34\frac{V_1u_{01}^2}{2L_1g}$ $5.34\frac{1.421\ 10.07^2}{2\ 797.02\ 9.8}$ 0.049m

(2)板上充气液层阻力

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/845343001232012031