浙江工业大学

化 工 原 理

课程设计说明书

题　目：　甲醇—水二元混合物连续筛板精馏装置的设计

学　院：　生环学院

专　业：　环境科学

年　级：　2006 级

设计人：

指导人：

日　期：

目　录

一、概述.....4

1. 设计原始条件.....4

2. 板式塔类型.....4

3. 工艺流程选定.....4

二、精馏塔的物料衡算.....5

三、经济费用估算.....6

1. 最小回流比 Rmin（图解法）.....6

2. 精馏塔气液相负荷.....7

3. 精馏、提馏段操作方程.....7

4. 理论塔板数 N.....7

5. 总板效率 Et 和实际版数 Nt.....7

6. 塔径估算.....8

7. 年总费用估算.....10

四、精馏塔塔体工艺尺寸计算.....12
五、塔板主要工艺尺寸及流体力学性能计算**错误!未指定书签。**
1. 塔径初选.....13
2. 塔径初步核算.....14
3. 堰及降液管设计.....15
4. 孔布置.....15
5. 漏液计算并验证其稳定性.....16
6. 塔板压降 hp.....16
7. 校该液泛情况.....17
8. 雾沫夹带量.....**错误!未指定书签。**
9. 计算结果整理.....**错误!未指定书签。**
六、塔板相关物性数据的计算 .**错误!未指定书签。**
七、描绘负荷性能图.....**错误!未指定书签。**
八、附属设备的设计.....21
1. 塔高计算.....**错误!未指定书签。**
2. 泵的设计和选型.....**错误!未指定书签。**
3 . 原料预热器.....24
4. 冷却器选用.....25
5. 塔底再沸器选用.....25
6. 冷凝器选用.....25
7. 接管尺寸设计.....26
参考文献.....**错误!未指定书签。**
学习总结.....28

一．概述

1.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）：5 kgf/cm2

年生产时间：8000 小时

冷却水温度：30℃

冷却水温升：5℃

(2)．设计数据：

原料液处理量：1.4 万吨/年

原料液初温：30℃

原料液含甲醇：45%（质量）

馏出液含甲醇：99%（质量）

甲醇回收率：99.9%

2.板式塔类型：

气—液传质设备主要分为板式塔和填料塔两大类。精馏操作既可采用板式塔，也可采用填料塔，板式塔为逐级接触型气—液传质设备，其种类繁多，根据塔板上气—液接触元件的不同，可分为泡罩塔、浮阀塔、筛板塔、穿流多孔板塔、舌形塔、浮动舌形塔和浮动喷射塔等多种。板式塔在工业上最早使用的是泡罩塔(1813 年)、筛板塔(1832 年)，其后，特别是在本世纪五十年代以后，随着石油、化学工业生产的迅速发展，相继出现了大批新型塔板，如S 型板、浮阀塔板、多降液管筛板、舌形塔板、穿流式波纹塔板、浮动喷射塔板及角钢塔板等。目前从国内外实际使用情况看，主要的塔板类型为浮阀塔、筛板塔及泡罩塔，而前两者使用尤为广泛。

筛板塔也是传质过程常用的塔设备，它的主要优点有：

⑴ 结构比浮阀塔更简单，易于加工，造价约为泡罩塔的 60%，为浮阀塔的 80%左右。

⑵ 处理能力大，比同塔径的泡罩塔可增加 10～15%。

⑶ 塔板效率高，比泡罩塔高 15%左右。

⑷ 压降较低，每板压力比泡罩塔约低 30%左右。

筛板塔的缺点是：

⑴ 塔板安装的水平度要求较高，否则气液接触不匀。

⑵ 操作弹性较小(约 2～3)。

⑶ 小孔筛板容易堵塞。

3.工艺流程选定

本设计任务为分甲离醇和水的混合物，设计过程严格按照经济性，先进性，可靠性，稳定性和可行性的原则，通过查阅资料，选用正确的公式以及合理的数据设计该乙醇—水的精馏塔。

（1） 对于二元混合物的分离，根据生产规模和产品质量要求，

图一数据见附录一《化工原理》附录四，附录六

选用板式塔连续精馏流程。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。

（2） 设计中采用泡点进料，此时分离效率最好，所需塔板数最少。可通过进料泵直接进料，将原料液通过预热器加热至泡点后送入精馏塔内。

（3） 塔顶上升蒸气采用分凝器冷凝，其中一部分冷凝液采用自然回流方式回流至塔内，为减少馏出液组分的挥发，其余部分经产品冷却器冷却后送至贮罐。

（4） 塔底采用再沸器对釜液进行间接蒸气加热，此法相对直接水蒸气加热法，分离效率较高，传质效率高，且设备符合相对较低。不过再沸器造价昂贵。

（5） 该物系属于易分离物系，最小回流比比较小，通过估算不同回流比式的总费用。故操作回流比取最小回流比的 1.1 倍时。运行费用那最为经济核算。

二．精馏塔物料衡算

甲醇的摩尔质量为：32.04kg/kmol

水的摩尔质量为： 18.01kg/kmol

所以，原料的摩尔分率为：

馏出液的摩尔分率为：

原料液平均摩尔质量为：

馏出液平均摩尔质量：

原料液处理量为：

根据甲醇回收率： $\eta = \frac{Dx_D}{Fx_F} = 99.9\%$

塔顶流量为：

由总物料平衡方程，塔底流量为：

塔底摩尔分率为：

$x_W = (78.02 \times 0.315 - 25 \times 0.982) \div 53.02 = 0.00046$

三．经济费用估算

1.最小回流比 Rmin 计算（图解法）

由图一查得，x_F=0.315 时，泡点进料t_b=77.6℃ 此时进料状况参数 q=1，

所以q线方程为： $x = x_f$

用图解法，在图二上做 q 线，与相平衡线交与 e 点(0.315,0.676)，

所以，最小回流比为：

取操作回流比为：

1. 精馏塔气、液相负荷：

精馏段： $L = R \times D = 1.19 \times 25 = 29.7(kmol/h)$

提馏段： $L' = L + qF = 30.75 + 78.02 = 107.72(kmol/h)$

2. 精馏、提馏段操作方程：

精馏段操作方程为：

提馏段操作方程为：

精馏线与提馏线相交于点 $d(0.315 \quad ,0.620)$

3. 理论塔板数 N

采用逐板计算法，运用拟合的相平衡方程和精馏段、提馏段操作线方程，交替计算。相平衡方程为：

求得结果为， $N = 16.5$块，从第 10 块板进料。

4. 总板效率 E_T 和实际板数 N_T

由图一查得， $x_D = 0.982$ 时， $t_D = 66$ ℃， $x_W = 0.0005$ 时，

$t_W = 100$℃

精馏段平均温度 $t_1 = (66 + 77.6) \div 2 = 71.8$ ℃

提馏段平均温度 $t_2 = (77.6 + 100) \div 2 = 88.8$℃

所以，全塔平均温度 $\bar{t} = (71.8 + 88.8) \div 2 = 80.3$ ℃，对应 $\bar{\alpha}$ =3.81

77.6℃时 $\mu_{水} = 0.365cp$ $\mu_{甲醇} = 0.285cp$

总板效率为： $E_T = f \cdot 0.49(\bar{\alpha} \cdot \bar{\mu})^{-0.245}$

$= 1.1 \times 0.49 \times (3.81 \times 0.3398)^{-0.245} = 0.506$

加料板 $N_{T1} = \frac{N_1}{E_T} = \frac{10}{0.506} = 19.8 = 20$

5. 塔径估算

以塔顶第一块板为计算对象。

5.1 计算气体、液体密度 ρ_V 、 ρ_L

塔顶的压力通常可认为是一个大气压，常压下甲醇沸点为64.5℃

气相摩尔质量为： $M_V = M_D = 31.79(kg/kmol)$

由相平衡方程 $x=2.2589y-1.263$，$0.5<x<1$，

计算得：$x_1=2.2589\times0.982-1.263=0.956$

换算成质量分数：

液相摩尔质量：

气体密度为：

查甲醇溶液沸点为 64.5℃，由 t=64.5℃，

查得 甲醇密度$763.62kg/m^3$　水的密度$980.77kg/m^3$

所以液体密度为：

5.2 液体的平均表面张力计算

查表，t＝64.5℃时

查得甲醇$\sigma=16.81mN/m$　　水$\sigma=65.36mN/m$

5.3 塔内气速和液速计算及C_{20}的确定

气速计算：$V_S=\dfrac{VM_V}{3600\rho_v}=\dfrac{54.69\times31.79}{3600\times1.147}=0.421(m^3/s)$

液速计算：$L_S=\dfrac{LM_L}{3600\rho_L}=\dfrac{29.7\times31.41}{3600\times764.64}=0.00034(m^3/s)$

设板间距 $H_T=350mm$，$h_L=50mm$，则 $H_T-h_L=0.3m$。

查图得$C_{20}=0.058$

最大气速为：

取安全系数为 0.7，则气速为：

$u=0.78u=0.78\times1.47=1.147(m/s)$

计算塔径为：

圆整后为 $D=0.7m$

塔截面积 $A_t=3.14\times(0.7/2)^2=0.385(m^2)$

实际气速$u_{实}=V_s/A_t=0.421/0.385=1.109(m/s)$

（安全系数在充许的范围内，符全设计要求）

7. 年总费用估算

7.1 塔体费用C_D

$C_D=13290D^{1.2}N=13290\times0.7^{1.2}\times33=285862$ 元

7.2 换热器设备费用

(1) 预热器

采用绝对压力为 5 kgf/cm2（约为 490kPa）的水蒸气逆流加热，蒸气温度为 150.9℃，利用蒸汽潜热将原料从 30℃加热至 77.6℃，水蒸气只发生相变，温度不变。

质量流量$m_F = \frac{14000000}{8000*3600} = 0.486(kg/s)$

查得 $C_{p,c,甲醇}$=2.48 kj/(kg·K)　　$C_{p,c,水}$=4.183 kj/(kg·K)

$x_F = 0.45$

求得$Q_1 = mC_{pc}(t_{c2} - t_{c1}) = 0.486 \times 3.42 \times (77.6 - 30) = 79.06kw$

$t_h = 150.9$℃　　$t_{c1} = 30$℃　　$t_{c2} = 77.6$℃

由于逆流操作，$\Delta t_1 = t_h - t_{c2} = 73.3$℃　　$\Delta t_2 = t_h - t_{c1} = 120.9$℃

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{120.9 - 73.3}{\ln\frac{120.9}{73.3}} = 95.12℃$$

选择传热系数 K≈400 w/(m2·K)

传热面积为 $A_1 = Q_1/(K\Delta t_m) = \frac{79.06 \times 1000}{400 \times 95.12} = 2.08m^2$

(2) 冷凝器

甲醇蒸馏出来进入冷凝器，只发生气相到液相的变化，温度不变。

塔顶质量流量$m_V = \frac{VM_V}{3600} = \frac{54.69 \times 31.79}{3600} = 0.483(kg/s)$

$t = 64.5$℃时，查得甲醇的汽化潜热$r_{甲} = 1101kj/kg$

水的汽化潜热$r_{水} = 2344.6kj/kg$

冷凝水进水温度$t_{c1} = 30$℃　　出水温度$t_{c2} = 35$℃

由于逆流操作，

$\Delta t_1 = 64.5 - 35 = 29.5$℃　　$\Delta t_2 = 64.5 - 30 = 34.5$℃

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{34.5 - 29.5}{\ln\frac{34.5}{29.5}} = 31.93℃$$

冷凝器选择传热系数 K≈600 w/(m2·K)

冷凝器传热面积 $A_2 = Q_2/(K\Delta t_m) = \frac{537.77 \times 1000}{600 \times 31.93} = 28.07m^2$

(3) 冷却器

本工艺设定产品从 64.5℃冷却到 40℃时

冷却水从进口温度 30℃到 35℃时

由 于 逆 流 操 作 ， $\Delta t_1 = 64.5 - 35 = 29.5$ ℃

$\Delta t_2 = 40 - 30 = 10$ ℃

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{29.5 - 10}{\ln \frac{29.5}{10}} = 18.02\text{℃}$$

冷却器传热系数取 K≈600 w/(m2 • K)

冷却器传热面积 $A_3 = Q_3 / (K\Delta t_m) = \frac{13.41 \times 1000}{400 \times 18.02} = 1.86 m^2$

(4) 塔底再沸器

最后一块板的 $x_N = 0.0005$ ，查图一，塔底温度接近 100℃，再沸加热只发生相变，从液相到气相。蒸气从气相到液相，温度为 150.9℃

$\Delta t = 150.9 - 100 = 50.9$ ℃

100℃时，水的汽化潜热 $r_{100} = 2258.4 kj / kg$

再沸器传热系数取 K≈800 w/(m2 • K)

(5) 换热器总费用

总传热面积 $A = A_1 + A_2 + A_3 + A_4 = 48.52 m^2$

换热器费用 $C_F = 2000A = 2000 \times = 97046$ 元

7.3 冷却水费用

30℃时， $C_{pc,水} = 4.174 kj /(kg \cdot K)$ $\Delta t = 5$ ℃

$Cw = 26.41 \times 3600 \times 8000 \times 0.5 / 1000 = 380312$ 元/年

7.4 蒸气费用

150.9℃时，水的潜热 $r_{150.9} = 2115.4 kj / kg$

$Cs = 0.3553 \times 3600 \times 8000 \times 70 / 1000 = 716372$ 元/年

7.5 年总费用

$$C = 0.33 \times (C_D + C_F) + 1.05 C_s + C_w = 1258862 \text{ 元/年}$$

四．精馏塔塔体工艺尺寸计算

1. 最适回流比 Ropt 的求取

通过对 R/Rmin 与费用关系的优化计算，选取 Ropt=1.1Rmin

总费用与 R/Rmin 的关系如图所示。

2.精馏塔气、液相实际负荷：

精馏段： $L = R \times D = 0.93 \times 25 = 23.33(kmol/h)$

提馏段： $L' = L + qF = 23.33 + 1 \times 78.02 = 101.35(kmol/h)$

3.精馏、提馏段操作方程：

精馏段操作方程为：

提馏段操作方程为：

精馏线与提馏线相交于点 $d(0.315 \quad ,0.656)$

4.理论塔板数 N

采用逐板计算法，用拟合的相平衡方程及精馏段、提馏段操作线方程交替计算。运用 Excel 求得结果为： $N = 22.1$块，从第 16 块板进料。Excel 计算过程如图。

五、塔板主要工艺尺寸及流体力学性能计算

1.塔径初选

以第一块板气液相组成为例，

设板间距 $H_T = 350mm$， $h_L = 50mm$，则 $H_T - h_L = 0.3m$。

查图得 $C_{20} = 0.0575$

最大气速为：

取安全系数为 0.78，则气速为：

计算塔径为：

塔径应该圆整为 $D = 0.7m$

2. 塔径初步核算

因塔径 D=0.7m，所以可选取单溢流弓形降液管，查表，D=700mm 时，

得塔截面积 $A_T = 0.7854m^2$ 塔板间距 $H_T = 350mm$

堰长 $l_w = 466mm$ 管宽 $W_d = 87mm$

降液管面积 $A_f = 0.0248m^2$ $A_f / A_T = 6.9\%$ $l_w / D = 0.666$

a. 雾沫夹带

b. 停留时间

自以上两项初步认为塔径取 0.7m 合理

3.堰及降液管设计

a. 堰长 $l_w = 650mm$

b. 上清液层 h_{ow} 的计算

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/286133150132010105