



湖南石油化工职业技术学院

Hunan Petrochemical Vocational Technology College

学生毕业设计成果

设计题目： 年产 30 万吨聚酯酯化工段精馏塔设计
专业名称： 应用化工技术
班级名称： 应化 3171
学生姓名： 刘璞紫
指导教师： 王伟
责任领导： 刘芬

二〇一九年十月

学生毕业设计成果真实性承诺书

本人郑重承诺：我所递交的毕业设计材料，是本人在指导老师的指导下独立进行完成的；除文中已经注明引用的内容外，不存在有作品（产品）剽窃和抄袭他人成果的行为。对本设计的共同完成人所做出的贡献，在对应位置已以明确方式标明。若被查出有抄袭或剽窃行为，或由此所引起的法律责任，本人愿意承担一切后果。

学生（确认签字）：刘彦崇

签字日期：2019.10.18

指导教师关于学生毕业设计成果真实性审核承诺书

本人郑重承诺：已对该生递交的毕业设计材料中所涉及的内容进行了仔细严格的审核，其成果是本人在的指导下独立进行完成的；对他人成果的引用和共同完成人所做出的贡献在对应位置已以明确方式标明。不存在有作品（产品）剽窃和抄袭他人成果的行为。若查出该生所递交的材料有学术不端的行为，或由此所引起的法律责任，本人愿意承担一切责任。

指导教师（确认签字）：王伟

签字日期：2019.10.22

目 录

一、 成果简介.....	3
二、 设计思路.....	3
三、 设计过程.....	3
(一) 操作参数.....	4
1、 操作条件.....	4
2、 操作压力.....	4
3、 气液平衡数据.....	5
(二) 计算过程.....	5
1、 物料衡算.....	6
2、 理论及实际塔板数的确定.....	6
3、 工艺参数.....	8
4、 塔径.....	13
5、 塔高.....	15
6、 塔板结构尺寸.....	16
7、 流体力学验算.....	19
8、 接管尺寸.....	21
四、 成果特点.....	23
五、 收获与体会.....	23
(一) 收获与体会.....	23
(二) 致谢.....	23
参考文献.....	25

年产 30 万吨聚酯酯化工段精馏塔设计

一、成果简介

根据设计任务和相关的基本参数，查阅参考文献和收集相关资料，本设计确定采用连续精馏塔流程来分离乙二醇-水二元混合物，对其生产过程进行了物料衡算和塔设备计算的计算。具体设计成果如下所示：

(一) 30 万吨/年聚酯酯化工段精馏塔计算结果汇总

表 1 20 万吨/年乙二醇-水连续精馏塔设计汇总表

项目		数值	
塔径/m		1	
全塔高度/m		18.97	
有效高度/m	精馏段	3.6	
	提馏段	5.6	
溢流装置		精馏段	提馏段
	溢流堰长/m	0.6	0.6
	出口堰高/m	0.027	0.031
	降液管宽度/m	0.115	0.115
	降液管截面积/m ²	0.0432	0.0432
	底隙高度/m	0.051	0.117

二、设计思路

(一) 调查和查阅资料：查阅乙二醇-水精馏塔相关温度的物性数据和相关公式及其参考文献，通过本次设计进一步的了解精馏塔。

(二) 确定工艺设备基本参数：在确定所选的设备的前提下，确定乙二醇-水混合物的物理化学性质及其基本参数，掌握精馏塔的设计计算。

(三) 整理设计过程成果，写出毕业设计成果报告。

三、设计过程

(一) 操作参数

1、操作条件

- (1) 原料含乙二醇 58.38%(质量分数, 下同);
- (2) 塔顶产品中水含量为: 不低于 99.5%;
- (3) 塔底残液中含乙二醇为: 不低于 97.5%;
- (4) 该塔的生产能力为: 质量流量=20 万吨/年, 工作日按 300 天计, PET 聚合度为 101, PET/EG=1:1.2 (摩尔比);

(乙二醇的处理量计算:

缩聚反应: $n\text{BHET} \rightarrow \text{PET} + (n-1)\text{EG}$

$$\begin{array}{ccc} 262 & & 192 \end{array}$$

$$W_{\text{BHET}} \quad 41.67\text{kg/h}$$

$$W_{\text{BHET}} = (41.67 \times 262 \times 101) / (192 \times 101) = 56.86\text{kg/h}$$

酯化反应: $2\text{EG} + \text{PTA} \rightarrow \text{BHET} + 2\text{H}_2\text{O}$

$$\begin{array}{ccc} 62 & 166 & 262 \end{array}$$

$$W_{\text{EG(进)}} \quad W_{\text{PTA}} \quad 56.86$$

$$W_{\text{PTA}} = 166 \times 56.86 / 262 = 36.03\text{kg/h}$$

$$W_{\text{EG(进)}} = 1.2 \times (36.03 / 166) \times 62 = 16.15\text{kg/h}$$

乙二醇的年处理量: $16.15 \times 24 \times 300 / 0.5838 \approx 20$ 万吨)

(5) 操作条件:

①采用间接蒸汽进行加热; ②塔顶的压力: 1.03bar (绝对压强); ③进料的状态: 泡点进料; ④回流比: 5; ⑤单塔板的压差: 75mm 液柱。

2、操作压力

精馏操作根据操作压力可分为常压、加压和减压操作。由于压力对净流操作影响很大; 当压力增大时, 混合液的相对挥发度将减小, 对分离不利; 当压力减小时, 相对挥发度将增大, 利于分离; 但若压力太低, 对设备要求会更严格, 导致设备费用增加。乙二醇-水在常压下挥发度相差较大, 较易分离, 故本设计采

用常压精馏。

3、气液平衡数据

气液平衡时， x 、 y 、 t 数据如下表所示。

表 2 乙二醇-水的气液平衡表

温度 $t/^\circ\text{C}$	气相中乙二醇的摩尔分数 y	液相中乙二醇的摩尔分数 x
102.59	0.0842	0.0019
107.24	0.2297	0.0069
108.65	0.2562	0.0081
109.46	0.2813	0.0091
111.32	0.3256	0.0117
114.95	0.3899	0.0182
118.21	0.4610	0.0255
125.29	0.5772	0.0407
137.90	0.7196	0.0921
169.64	0.9193	0.3791

根据气液平衡表，绘出 x - y 图和 t - x - y 图。

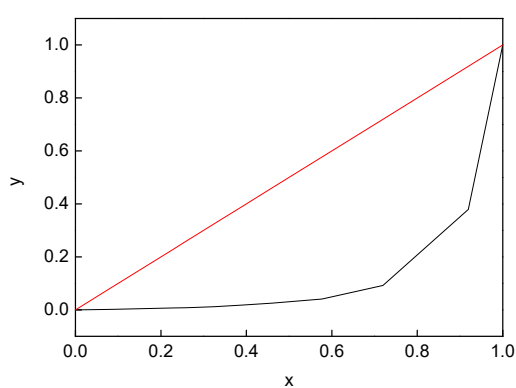


图 1 (a) x - y 图

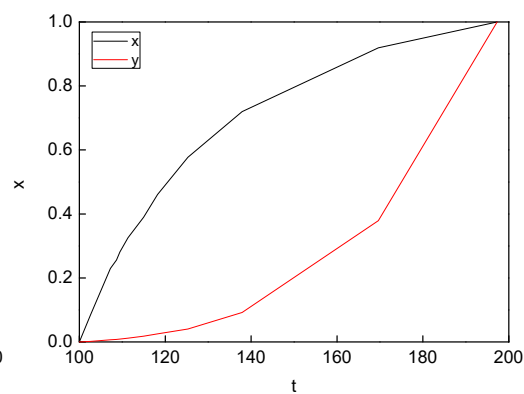


图 1 (b) t - x - y 图

(二) 计算过程

1、物料衡算

乙二醇的质量分数：58.38%， $M_{\text{乙二醇}}=62\text{kg/kmol}$ ， $M_{\text{水}}=18\text{kg/kmol}$

塔顶产品中水含量为：不小于 99.75%；

塔底残液中含乙二醇为：不小于 97.5%。

该塔的生产能力为：3385.31kg/h

$$\text{进料组成: } x_F = \frac{0.5838/62}{0.5838/62 + 0.4162/18} = 0.2894$$

$$\text{塔顶组成: } x_D = \frac{0.005/62}{0.005/62 + 0.995/18} = 0.001457$$

$$\text{塔釜组成: } x_W = \frac{0.975/62}{0.975/62 + 0.025/18} = 0.9188$$

原料液的平均摩尔质量：

$$M_F = 0.2894 \times 62 + (1 - 0.2894) \times 18 = 30.7336 \text{kg/kmol}$$

$$\text{原料液: } F = \frac{3385.31}{30.7336} = 110.15 \text{kmol/h} \quad (1)$$

$$\text{总物料: } F = D + W \quad (2)$$

$$\text{易挥发组分: } F \cdot x_F = D \cdot x_D + W \cdot x_W \quad (3)$$

$$\text{联立 (1) (2) (3) 式, 代入数据求得: } \begin{cases} D = 75.5 \text{kmol/h} \\ W = 34.65 \text{kmol/h} \end{cases}$$

表 3 物料衡算数据表

F	110.15kmol/h	x_F	0.2894
D	75.5kmol/h	x_D	0.001457
W	34.65kmol/h	x_W	0.9188

2、确定乙二醇精馏塔的理论及实际塔板数目

(1) 计算乙二醇精馏塔的理论塔板数目

根据相平衡的方程式 $y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$ ，转化可得相对挥发度是 $\alpha = \frac{y(x-1)}{x(y-1)}$

根据表 2 乙二醇-水体系的气液平衡数据可以查得：

$$Y_1 = X_D = 0.001457, X_1 = 0.0834, \alpha_D = 6.25;$$

$$Y_F = 0.0093, X_F = 0.2894, \alpha_F = 4.35;$$

$Y_w=0.3786$, $X_w=0.9188$, $\alpha_w=1.85$ 。

平均相对挥发度: $\alpha = \sqrt[3]{\alpha_D \alpha_F \alpha_W} = \sqrt[3]{6.25 \times 4.35 \times 1.85} = 3.69$

泡点进料: $R_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{x_D}{x_F} - \frac{\alpha(1-x_D)}{1-x_F} \right] = 1.927$

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{5 - R_{\min}}{6} = 0.5121$$

$$Y = 0.545827 - 0.591422X + 0.002743 / X = 0.248$$

$$Y = \frac{N - N_{\min}}{N + 2}$$

$$N_{\min} = \frac{1}{\ln \alpha} \ln \left[\left(\frac{x_D}{1-x_D} \right) \left(\frac{1-x_W}{x_W} \right) \right] - 1 = 7.860$$

$N=10.21$

∴ 乙二醇精馏塔的理论塔板数目是 $N=11$ 块。

确定乙二醇精馏塔的进料板的位置:

$$N_{\min,1} = \frac{1}{\ln \alpha_1} \ln \left[\left(\frac{x_D}{1-x_D} \right) \left(\frac{1-x_W}{x_W} \right) \right] - 1 = 2.68$$

$$\frac{N_1 - N_{\min,1}}{N_1 + 2} = Y \rightarrow N_1 = 3.84$$

∴ 乙二醇精馏塔的进料板是第 4 层理论板数

(2) 计算乙二醇精馏塔的实际塔板数目

根据表 2 乙二醇-水体系的气液平衡数据可以查得:

塔顶组成: $x_D=0.001457$, $t_D=100.27^\circ\text{C}$

塔釜: $x_W=0.9188$, $t_W=169.44^\circ\text{C}$

塔顶和塔釜的算术平均温度: $t = \frac{t_D + t_W}{2} = \frac{100.27 + 169.44}{2} = 134.855^\circ\text{C}$

查表得, 在 134.855°C 下, $\mu_{\text{乙二醇}}=1.604\text{mpa}\cdot\text{s}$, $\mu_{\text{水}}=9.44\text{mpa}\cdot\text{s}$

根据公式 $\lg \mu_{Lm} = \sum x_i \lg \mu_i$ 得, $\mu_{Lm} = 10^{[0.2894 \times \lg 1.604 + (1-0.2894) \times \lg 9.44]} = 5.65\text{mpa}\cdot\text{s}$

由奥康奈尔关联式: $E_T = 0.49(3.522 \times 5.65)^{-0.245} = 0.435$

塔的实际板数: $N = \frac{N_T - 1}{E_T} = \frac{11 - 1}{0.435} = 22.99 \rightarrow N=23$

3、工艺参数

(1) 操作压力及操作温度

查阅文献得，有关乙二醇与水的安托因方程如下所示：

$$\begin{cases} \text{乙二醇: } \lg(p^s / \text{kPa}) = A - \frac{B}{t+C} = 7.8808 - \frac{1957.0}{t+193.8} \\ \text{水: } \lg(p^s / \text{kPa}) = A - \frac{B}{t+C} = 7.07406 - \frac{1657.46}{t+227.03} \end{cases} \rightarrow \begin{cases} p_A^0 = 10^{\left[7.8808 - \frac{1957.0}{t+193.8}\right]} \\ p_B^0 = 10^{\left[7.07406 - \frac{1657.46}{t+227.03}\right]} \end{cases}$$

把 p_A^0 , p_B^0 代进该式子 $p_A^0 x_A + p_B^0 x_B = P$

进行试差计算，求塔顶、进料板及塔釜的操作压力和操作温度：

①塔顶操作温度： $P_1=1.03\text{atm}=104.339\text{kPa}$, $x_A=x_1=0.0834$ 试差得： $t_1=100.79^\circ\text{C}$

②乙二醇精馏塔的进料板位置： $N_F=4$

计算精馏段实际塔板数目： $N_{\text{精}} = \frac{3}{0.435} = 6.897 \approx 7$

计算每层塔板压差： $\Delta P = 75\text{mmH}_2\text{O} = \frac{101.3}{10.33} \times 0.075\text{kPa} = 0.7355\text{kPa}$

进料板的操作压力： $P_F = 104.339 + 7 \times 0.7355 = 109.4875\text{kPa}$

进料板的操作温度： $P_F = 109.4875\text{kPa}$, $x_A = x_F = 0.2894$ 试差得： $t_F=121.68^\circ\text{C}$

③计算提馏段实际塔板数目： $N_{\text{提}} = \frac{(7-1)}{0.435} = 14.793 \approx 15$

塔釜的操作压力： $P_W = 109.4875 + 0.7355 \times 15 = 120.52\text{kPa}$

塔釜的操作温度： $P_W = 119.049\text{kPa}$, $x_A = x_W = 0.9188$ 试差得： $t_W=143.32^\circ\text{C}$

④计算乙二醇精馏塔的精馏段和提馏段的平均压力和温度：

精馏段平均操作压力和操作温度：

$$t_m = \frac{100.79 + 121.68}{2} = 111.24^\circ\text{C}$$

$$P_m = \frac{104.339 + 109.4875}{2} = 106.913\text{kPa}$$

提馏段平均操作压力和操作温度：

$$t_m = \frac{121.68 + 143.32}{2} = 132.5^\circ\text{C}$$

$$P_m = \frac{109.4875 + 119.049}{2} = 114.268\text{kPa}$$

(2) 计算乙二醇精馏塔的平均摩尔质量

塔顶的平均摩尔质量：

$$M_{VDm} = 0.07123 \times 62 + (1 - 0.07123) \times 18 = 21.1341 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{LDm} = 0.001457 \times 62 + (1 - 0.001457) \times 18 = 18.064 \text{ kg/kmol}$$

进料板的平均摩尔质量：

$$M_{VFm} = 0.8134 \times 62 + (1 - 0.8134) \times 18 = 53.7896 \text{ kg / kmol}$$

$$M_{LFm} = 0.2894 \times 62 + (1 - 0.2894) \times 18 = 30.7366 \text{ kg / kmol}$$

塔釜的平均摩尔质量：

$$M_{VWm} = 0.0019 \times 62 + (1 - 0.0019) \times 18 = 18.0798 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{LWm} = 0.9188 \times 62 + (1 - 0.9188) \times 18 = 58.4272 \text{ kg/kmol}$$

乙二醇精馏塔精馏段平均摩尔质量：

$$M_{Vm} = \frac{M_{VDm} + M_{VFm}}{2} = \frac{21.1341 + 53.7896}{2} = 37.4619 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{Lm} = \frac{M_{LDm} + M_{LFm}}{2} = \frac{18.064 + 30.7336}{2} = 24.3988 \text{ kg/kmol}$$

乙二醇精馏塔提馏段平均摩尔质量：

$$M_{Vm} = \frac{M_{VWm} + M_{VFm}}{2} = \frac{18.0798 + 53.7896}{2} = 35.9347 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{Lm} = \frac{M_{LWm} + M_{LFm}}{2} = \frac{58.4272 + 30.7336}{2} = 44.5804 \text{ kg/kmol}$$

表 2 平均摩尔质量

塔顶	M_{VDm}	21.1341kg/kmol	精馏段	M_{Vm}	37.4619kg/kmol
	M_{LDm}	18.064kg/kmol		M_{Lm}	24.3988kg/kmol
进料板	M_{VFm}	53.7896kg/kmol	提馏段	M_{Vm}	35.9347kg/kmol
	M_{LFm}	30.7336kg/kmol		M_{Lm}	44.5804kg/kmol
塔釜	M_{VWm}	18.0798kg/kmol			
	M_{LWm}	58.4272kg/kmol			

(3) 计算乙二醇精馏塔的平均密度

①计算乙二醇精馏塔的气相平均密度

乙二醇精馏塔精馏段的气相平均密度:

$$\rho_{vm} = \frac{P_m \times M_{vm}}{RT} = \frac{106.913 \times 37.4169}{8.314 \times (273.15 + 111.24)} = 1.25 \text{ kg/m}^3$$

乙二醇精馏塔提馏段的气相平均密度:

$$\rho_{vm} = \frac{114.628 \times 35.9347}{8.314 \times (273.15 + 132.5)} = 1.22 \text{ kg/m}^3$$

②计算乙二醇精馏塔的液相密度

乙二醇精馏塔精馏段的液相平均密度:

$$\frac{1}{\rho_L} = \sum \frac{w_i}{\rho_i}, \rho_A = 1055.76 \text{ kg/m}^3, \rho_B = 958.4 \text{ kg/m}^3$$

塔顶的液相平均密度:

$$w_A = \frac{x_A M_A}{x_A M_A + (1 - x_A) M_B} = \frac{0.001457 \times 62}{0.001457 \times 62 + (1 - 0.001457) \times 18} = 0.005$$

$$\text{得 } \rho_{LDm} = \frac{1}{\frac{w_A}{\rho_A} + \frac{w_B}{\rho_B}} = \frac{1}{\frac{0.005}{1055.76} + \frac{0.995}{958.4}} = 958.84 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_A = 1040.97 \text{ kg/m}^3, \rho_B = 941.71 \text{ kg/m}^3$$

进料板的液相平均密度:

$$w_A = \frac{0.2894 \times 62}{0.2894 \times 62 + (1 - 0.2894) \times 18} = 0.5838$$

$$\text{得 } \rho_{LFm} = \frac{1}{\frac{0.5838}{1040.97} + \frac{0.4162}{941.71}} = 997.22 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_A = 1025.67 \text{ kg/m}^3, \rho_B = 923.079 \text{ kg/m}^3$$

塔釜的液相平均密度:

$$w_A = \frac{0.9188 \times 62}{0.9188 \times 62 + (1 - 0.9188) \times 18} = 0.9750$$

$$\text{得 } \rho_{LWm} = \frac{1}{\frac{0.9750}{1025.67} + \frac{0.025}{923.079}} = 1022.83 \text{ kg/m}^3$$

乙二醇精馏塔精馏段的液相平均密度:

$$\rho_{Lm} = \frac{958.84 + 997.22}{2} = 978.03 \text{ kg/m}^3$$

乙二醇精馏塔提馏段的液相平均密度：

$$\rho_{LWm} = \frac{997.22 + 1022.83}{2} = 1010.03 \text{kg/m}^3$$

表 3 液相平均密度

塔顶	ρ_A	1055.76kg/m ³	塔釜	ρ_A	1025.67kg/m ³
	ρ_B	958.4kg/m ³		ρ_B	923.079kg/m ³
	w_A	0.005		w_A	0.9750
	ρ_{LDm}	958.84kg/m ³		ρ_{LDm}	1022.83kg/m ³
进料板	ρ_A	1040.97kg/m ³	精馏段	ρ_{Lm}	978.03kg/m ³
	ρ_B	941.71kg/m ³			
	w_A	0.5838	提馏段	ρ_{Lm}	1010.03kg/m ³
	ρ_{LDm}	997.22kg/m ³			

(4) 计算乙二醇精馏塔的液体平均表面张力

液体平均表面张力的计算公式： $\sigma_{Lm} = \sum x_i \sigma_i$

塔顶： $t_1=100.79^\circ\text{C}$ ，查表得： $\sigma_A = 41.24\text{mN/m}$ ， $\sigma_B = 58.65\text{mN/m}$

$$\sigma_{LDm} = x_1 \sigma_A + (1 - x_1) \sigma_B = 0.001457 \times 41.24 + (1 - 0.001457) \times 58.65 = 58.62 \text{mN/m}$$

进料板： $t_F=121.68^\circ\text{C}$ ， $\sigma_A = 39.38\text{mN/m}$ ， $\sigma_B = 54.464\text{mN/m}$

$$\sigma_{LFm} = x_F \sigma_A + (1 - x_F) \sigma_B = 0.2894 \times 39.38 + (1 - 0.2894) \times 54.464 = 50.10 \text{mN/m}$$

塔釜： $t_W=143.32^\circ\text{C}$ ， $\sigma_A = 37.45\text{mN/m}$ ， $\sigma_B = 50.00\text{mN/m}$

$$\sigma_{LWm} = x_W \sigma_A + (1 - x_W) \sigma_B = 0.9188 \times 37.45 + (1 - 0.9188) \times 50.00 = 38.47 \text{mN/m}$$

乙二醇精馏塔精馏段的液体表面平均张力：

$$\sigma_{Lm} = \frac{\sigma_{LDm} + \sigma_{LFm}}{2} = \frac{58.62 + 50.10}{2} = 54.36 \text{mN/m}$$

乙二醇精馏塔提馏段的液体表面平均张力：

$$\sigma_{Lm} = \frac{\sigma_{LWm} + \sigma_{LFm}}{2} = \frac{38.47 + 50.10}{2} = 44.285 \text{mN/m}$$

表 4 乙二醇精馏塔的液体平均表面张力

塔顶	t_1	100.79 $^\circ\text{C}$	塔釜	t_W	143.32 $^\circ\text{C}$
	σ_A	41.24mN/m		σ_A	37.45mN/m

	σ_B	58.65mN/m		σ_B	50.00mN/m
	σ_{LDm}	58.62mN/m		σ_{LWm}	98.47mN/m
进料板	t_F	121.68°C	精馏段	σ_{Lm}	54.36mN/m
	σ_A	39.98mN/m			
	σ_B	54.464mN/m	提馏段	σ_{Lm}	44.285mN/m
	σ_{LFm}	50.10mN/m			

(5) 液体平均粘度

液体平均粘度的计算按下式计算： $\lg\mu_{Lm} = \sum x_i \lg\mu_i$

塔顶： $t_1=100.79^\circ\text{C}$ ，查表得： $\mu_A = 1.95\text{mPa}\cdot\text{s}$ ， $\mu_B = 0.28\text{mPa}\cdot\text{s}$

$$\mu_{LDm} = 10^{\sum x_i \lg\mu_i} = 10^{[0.001457\lg 1.95 + (1-0.001457)\lg 0.28]} = 0.280\text{mPa}\cdot\text{s}$$

进料板： $t_F=121.68^\circ\text{C}$ ， $\mu_A = 1.36\text{mPa}\cdot\text{s}$ ， $\mu_B = 0.23\text{mPa}\cdot\text{s}$

$$\mu_{LDm} = 10^{\sum x_i \lg\mu_i} = 10^{[0.2894\lg 1.36 + (1-0.2894)\lg 0.23]} = 0.385\text{mPa}\cdot\text{s}$$

塔釜： $t_F=143.32^\circ\text{C}$ ， $\mu_A = 1.00\text{mPa}\cdot\text{s}$ ， $\mu_B = 0.19\text{mPa}\cdot\text{s}$

$$\mu_{LDm} = 10^{\sum x_i \lg\mu_i} = 10^{[0.9188\lg 1 + (1-0.9188)\lg 0.19]} = 0.8738\text{mPa}\cdot\text{s}$$

乙二醇精馏塔精馏段的液体平均粘度：

$$\mu_{Lm} = \frac{\mu_{LDm} + \mu_{LFm}}{2} = \frac{0.28 + 0.385}{2} = 0.333\text{mPa}\cdot\text{s}$$

乙二醇精馏塔提馏段的液体平均粘度：

$$\mu_{Lm} = \frac{\mu_{LWm} + \mu_{LFm}}{2} = \frac{0.8738 + 0.385}{2} = 0.629\text{mPa}\cdot\text{s}$$

表 5 乙二醇精馏塔的液体平均粘度

塔顶	t_1	100.79°C	塔釜	t_w	143.32°C
	μ_A	1.95mPa·s		μ_A	1.00mPa·s
	μ_B	0.28mPa·s		μ_B	0.19mPa·s
	μ_{LDm}	0.280mPa·s		μ_{LWm}	0.8738mPa·s
进料板	t_F	121.68°C	精馏段	μ_{Lm}	0.333mPa·s
	μ_A	1.36mPa·s			
	μ_B	0.23mPa·s	提馏段	μ_{Lm}	0.629mPa·s

	μ_{LFm}	0.385mPa·s			
--	-------------	------------	--	--	--

(6) 计算乙二醇精馏塔的气液相体积流量

①乙二醇精馏塔的精馏段

$$V = (R+1)D = 6 \times 15.1 = 90.63 \text{ kmol/h}$$

计算其气相体积流量:
$$V_s = \frac{VM_{vm}}{3600\rho_{vm}} = \frac{90.63 \times 37.4619}{3600 \times 1.25} = 0.755 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$L = RD = 5 \times 15.1 = 75.5 \text{ kmol/h}$$

计算其液相体积流量:
$$L_s = \frac{LM_{Lm}}{3600\rho_{Lm}} = \frac{75.5 \times 24.3988}{3600 \times 978.03} = 2.148 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

②乙二醇精馏塔的提馏段

$$L' = L + qF = 75.5 + 1 \times 110.15 = 185.65 \text{ kmol/h}$$

计算其液相体积流量:
$$L'_s = \frac{L'M'_{Lm}}{3600\rho_{Lm}} = \frac{185.65 \times 44.5804}{3600 \times 1010.03} = 4.909 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V' = L' - W = 185.65 - 34.65 = 151 \text{ kmol/h}$$

计算其气相体积流量:
$$V'_s = \frac{V'M'_{Vm}}{3600\rho'_{Vm}} = \frac{151 \times 35.9347}{3600 \times 1.22} = 0.9444 \text{ m}^3/\text{s}$$

4、塔径

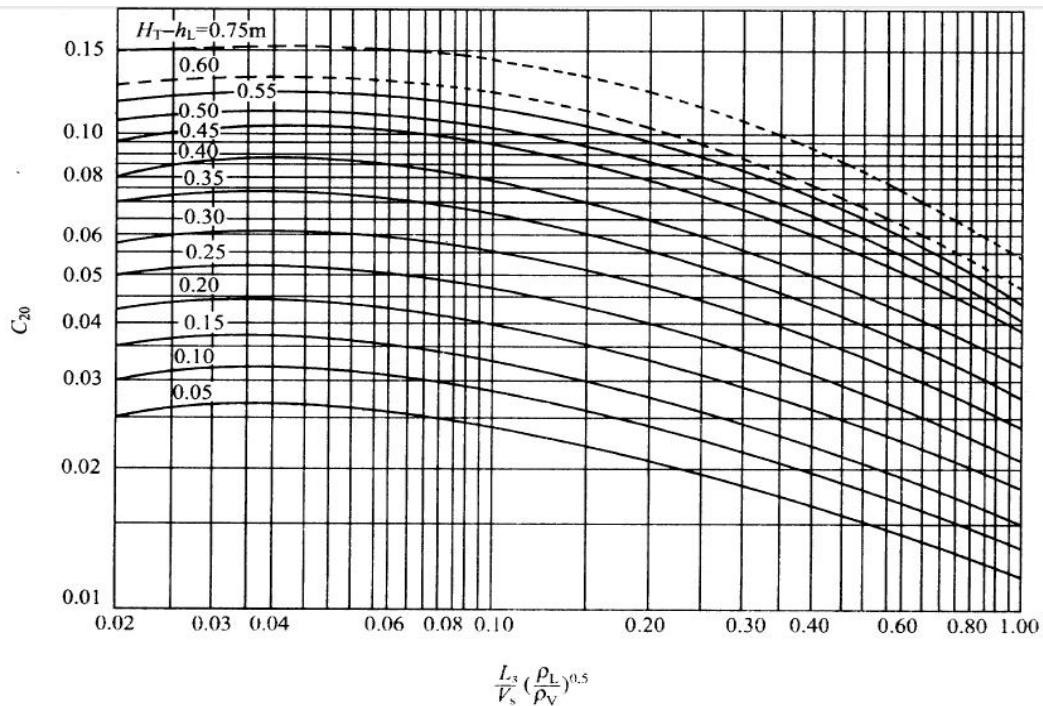


图 2 史密斯关联图

取板间距 $H_T=350\text{mm}$ 及板上液层高度 $h_L=50\text{mm}$ ，则 $H_T - h_L=0.35 - 0.05=0.30\text{m}$ 。

(1) 精馏段：

①按史密斯关联图法求允许的空塔气速 u_{\max} (即泛点气速 u_F)

$$\frac{L_s}{V_s} \left(\frac{\rho_L}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} = \frac{2.148 \times 10^{-3}}{0.755} \times \left(\frac{978.03}{1.25} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.020$$

查史密斯通用关联图，得 $C_{20}=0.057$

$$\text{负荷因子 } C = C_{20} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} = 0.057 \times \left(\frac{54.36}{20} \right)^{0.2} = 0.0696$$

$$\text{最大空塔气速: } u_{\max} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} = 0.0696 \times \sqrt{\frac{978.03 - 1.25}{1.25}} = 1.946 \text{ m/s}$$

②取安全系数为 0.7

$$\text{空塔气速: } u = 0.7u_{\max} = 0.7 \times 1.946 = 1.3622 \text{ m/s}$$

$$\text{③塔径: } D = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.755}{3.14 \times 1.3622}} = 0.84 \text{ m}$$

(2) 提馏段

①按史密斯关联图法求允许的空塔气速 u_{\max} (即泛点气速 u_F)

$$\frac{L'_s}{V'_s} \left(\frac{\rho'_L}{\rho'_V} \right)^{\frac{1}{2}} = \frac{4.909 \times 10^{-3}}{0.9444} \times \left(\frac{1010.03}{1.22} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.150$$

查史密斯通用关联图，得 $C_{20}=0.049$

$$\text{负荷因子 } C = C_{20} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} = 0.049 \times \left(\frac{44.285}{20} \right)^{0.2} = 0.0574$$

$$\text{最大空塔气速: } u_{\max} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} = 0.0574 \times \sqrt{\frac{1010.03 - 1.22}{1.22}} = 1.651 \text{ m/s}$$

②取 0.7 为安全系数

$$\text{空塔气速: } u = 0.7u_{\max} = 0.7 \times 1.651 = 1.156 \text{ m/s}$$

$$\textcircled{3} \text{塔径: } D = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.944}{3.14 \times 1.651}} = 0.853\text{m}$$

(3) 塔径元整后, $D=1\text{m}$

$$\text{乙二醇精馏塔的塔截面积: } A_T = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{\pi}{4} \times 1^2 = 0.785\text{m}^2$$

$$\text{乙二醇精馏塔精馏段的实际空塔气速: } u = \frac{4V_s}{\pi D^2} = \frac{4 \times 0.755}{3.14 \times 1^2} = 0.962\text{m/s}$$

$$\text{乙二醇精馏塔提馏段的实际空塔气速: } u = \frac{4V'_s}{\pi D^2} = \frac{4 \times 0.9444}{3.14 \times 1^2} = 1.203\text{m/s}$$

5、塔高

塔的高度可以由下式计算:

$$Z = H_p + (N_p - 2 - S)H_T + SH_T + H_F + (H_w - H_1) + H_2$$

已知实际塔板数为 $N_p=23$ 块, 板间距 $H_T=0.4\text{m}$ 由于料液较清洁, 无需经常清洗, 可取每隔 4 块板设一个人孔, 则人孔的数目 S 为: $S=23/4+1=6$

塔底空间是指塔内最下层塔板到塔底间距。塔底储液空间是依储存液量停留 10~15min 而定的, 塔底液面至最下层塔板之间保持 1~2m 的距离。以保证塔底料液不致流空。塔的底部空间高度 H_w (指塔底最末一层塔盘到塔底下封头切线的距离):

取釜液停留时间为 10min, 塔底液面至最下一层塔板之间的距离为 1.5m。

$$H_w = \frac{tL'_s \times 60 - V}{A_T} + 1.5 = 4.56\text{m}$$

取人孔两板之间的间距 $H_p=0.8\text{m}$, 则塔顶空间 $H_D=1.2\text{m}$, 塔底空间 $H_w=0.29\text{m}$, 进料板空间高度 $H_F=0.5\text{m}$, 封头高度 $H_1=0.29\text{m}$, 裙座高度 $H_2=5\text{m}$, 那么, 全塔高度:

$$Z = 0.8 + (23 - 2 - 4) \times 0.4 + 4 \times 0.4 + 0.5 + (4.56 - 0.29) + 5 = 18.97\text{m}$$

全塔的有效高度:

$$Z = N_p \cdot H_T = 23 \times 0.4 = 9.2\text{m}$$

$$\text{其中: } \begin{cases} Z_{(\text{精馏段})} = 9 \times 0.4 = 3.6\text{m} \\ Z_{(\text{提馏段})} = 14 \times 0.4 = 5.6\text{m} \end{cases}$$

6、确定乙二醇精馏塔的塔板结构尺寸

(1) 溢流装置确定

因塔的直径 $D=1\text{m}$ ，本设计选用单溢流弓形降液管

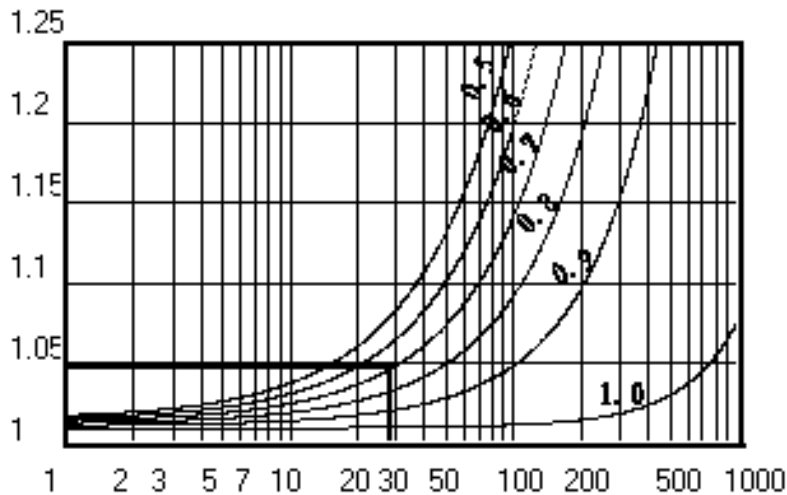
①堰长 l_w

单溢流： $l_w = (0.6 \sim 0.8)D$ ，取 $l_w = 0.6 \times 1 = 0.6\text{m}$

②计算乙二醇精馏塔的溢流堰高度 h_w

因为 $h_1 = h_w + h_{ow}$ ，选用平直堰，可用 Francis 公式计算堰上液层高度 h_{ow} ，

$$\text{即 } h_{ow} = \frac{2.84}{1000} E \left(\frac{L_h}{l_w} \right)^{2/3}$$



精馏段： $L_h = 2.148 \times 10^{-3} \times 3600 = 7.73\text{m}^3/\text{h}$ ， $\frac{L_h}{l_w^{2.5}} = \frac{7.73}{0.6^{2.5}} = 27.72$ ， $\frac{l_w}{D} = 0.6$

查上图得： $E=1.05$ ，则 $h_{ow} = \left(\frac{2.84}{1000} \right) \times 1.05 \times \left(\frac{7.73}{0.6^{2.5}} \right)^{2/3} = 0.027\text{m}$

取板上清液层高度 $h_1=0.05\text{m}$ ，故 $h_w = 0.05 - 0.027 = 0.023\text{m}$

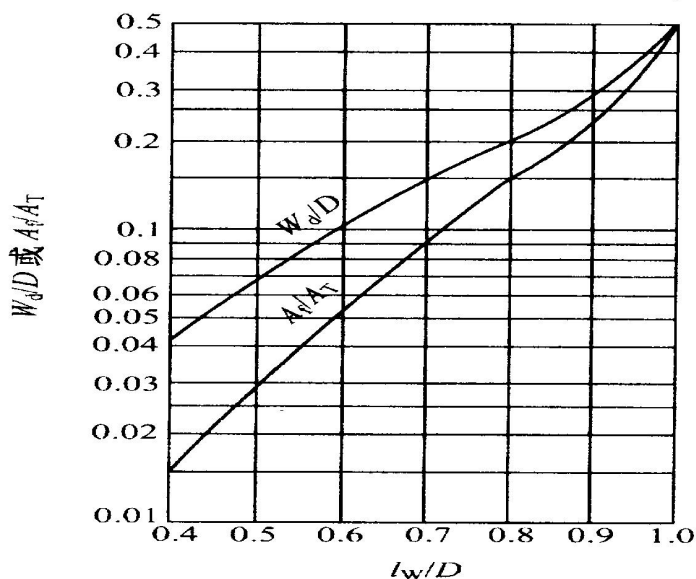
提馏段： $L'_h = 4.909 \times 10^{-3} \times 3600 = 17.67\text{m}^3/\text{h}$ ， $\frac{L'_h}{l_w^{2.5}} = \frac{17.67}{0.6^{2.5}} = 63.37$

查得 $E=1.040$ ，则 $h_{ow} = \left(\frac{2.84}{1000} \right) \times 1.040 \times \left(\frac{17.67}{0.6^{2.5}} \right)^{2/3} = 0.0469\text{m}$ ，板上清

液层高度 $h_1=0.05\text{m}$ ，故 $h'_w = 0.05 - 0.0469 = 0.0031\text{m}$

(2) 确定降液管的尺寸

①计算降液管高度和截面积



因为 $l_w/D = 0.6$ ，查上面的图可知： $\frac{A_f}{A_T} = 0.055$ ， $\frac{W_d}{D} = 0.115w$ ，所以

$$A_f = 0.055 \times 0.785 = 0.0432 \text{m}^2, \quad W_d = 0.115 \times 1 = 0.115 \text{m}$$

液体在降液管中停留时间的公式： $\theta = \frac{3600 A_f H_T}{L_h} \geq 3 \sim 5 \text{s}$

$$\text{精馏段的停留时间: } \theta = \frac{3600 \times 0.0432 \times 0.35}{7.73} = 7.042 \text{s} \geq 3 \text{s}$$

$$\text{提馏段的停留时间: } \theta = \frac{3600 \times 0.0432 \times 0.35}{17.67} = 3.08 \text{s} \geq 3 \text{s}$$

故降液管设计符合要求。

②计算降液管底隙高度

降液管底隙高度计算公式： $h_0 = \frac{L_h}{3600 l_w u_0}$ ，取 $u_0 = 0.07 \text{m/s}$ ，则

$$\text{精馏段: } h_0 = \frac{7.73}{3600 \times 0.6 \times 0.07} = 0.051 \text{m}, \text{ 即 } h_0 \geq 20 \text{mm}$$

$$\text{提馏段: } h'_0 = \frac{17.67}{3600 \times 0.6 \times 0.07} = 0.117 \text{m}, \text{ 即 } h_0 \geq 20 \text{mm}$$

故降液管底隙高度设计合理。

①进行塔板分块

塔板确定选用分块式设计，精馏塔直径为 1.0m，查下表可知，塔板可以分

为 3 块。

表 6 塔板分块数

塔径/mm	800~1200	1400~1600	1800~2000	2200~2400
塔板分块数	3	4	5	6

②边缘区宽度的确定

溢流堰前的安定区宽度： $W_s=0.07\text{m}$ ，边缘区宽度： $W_c=0.035\text{m}$

③计算开孔区面积

$$\text{开孔区面积的计算公式： } A_\alpha = 2 \left(x\sqrt{r^2 - x^2} + \frac{\pi^2}{180} \sin^{-1} \frac{x}{r} \right)$$

$$x = \frac{D}{2} - (W_d + W_s) = \frac{1}{2} - (0.115 + 0.07) = 0.315\text{m}$$

$$r = \frac{D}{2} - W_c = \frac{1}{2} - 0.035 = 0.465\text{m}$$

$$\text{故 } A_\alpha = 2 \times \left(0.315 \times \sqrt{0.465^2 - 0.315^2} + \frac{\pi \times 0.465^2}{180} \sin^{-1} \frac{0.315}{0.465} \right) = 0.537\text{m}^2$$

(4) 精馏塔浮阀的计算及浮阀的排列

确定采用 F1 型重阀，其质量为 33g，其孔的直径为 39mm

①计算乙二醇精馏塔的浮阀数目

$$\text{计算浮阀数目的公式： } N = \frac{4V_s}{\pi d_0^2 u_0}$$

气体通过阀孔的速度： $u_0 = \frac{F}{\sqrt{\rho_v}}$ ，取动能因数 $F=11$ ，则

$$\text{精馏段： } u_0 = \frac{11}{\sqrt{1.32}} = 9.57\text{m/s}, N = \frac{4 \times 0.755}{\pi \times 0.039^2 \times 9.57} = 66.07 \approx 66 \text{ 个}$$

$$\text{提馏段： } u_0' = \frac{11}{\sqrt{0.933}} = 11.39\text{m/s}, N = \frac{4 \times 0.9444}{\pi \times 0.039^2 \times 11.39} = 69.41 \approx 70 \text{ 个}$$

②排列

之所以采用等边三角形叉排，是因为采用了分块式塔板。设相近的阀孔中心与阀孔中心距离是 $t=75\text{mm}$ ，则可根据下面的式子来估算排间距 t' ，即

$$t' = \frac{A_a}{N_t} = \frac{0.537}{70 \times 0.075} = 0.102\text{m} = 102\text{mm}$$

③校核

1) 精馏段:

$$\text{计算气体通过阀孔的实际速度: } u_0 = \frac{4V_s}{\pi d_0^2 N} = \frac{4 \times 0.755}{\pi \times 0.039^2 \times 70} = 9.033\text{m/s}$$

$$\text{计算实际动能因素: } F_0 = u_0 \sqrt{\rho_v} = 9.033 \times \sqrt{1.32} = 10.39\text{m/s}$$

2) 提馏段:

$$\text{计算气体通过阀孔的实际速度: } u'_0 = \frac{4V'_s}{\pi d_0^2 N} = \frac{4 \times 0.9444}{\pi \times 0.039^2 \times 70} = 11.30\text{m/s}$$

$$\text{计算实际动能因素: } F'_0 = u'_0 \sqrt{\rho'_v} = 11.30 \times \sqrt{0.9444} = 10.98\text{m/s}$$

3) 开孔率

$$\phi = \frac{N \pi d_0^2}{4A_T} \times 100\% = \frac{70 \times 3.14 \times 0.039^2}{4 \times 0.785} = 10.65\%, \text{ 开孔率在 } 10\% \sim 14\% \text{ 的范围}$$

内, 而且实际动能因素也在 F_0 在 8~11 范围内, 符合设计要求

7、流体力学验算

(1) 气体通过筛板压降 h_f 和 Δp_f 的验算

精馏段:

①气体通过干板的压降 h_f

$$h_c = 0.051 \left(\frac{u_0}{c_0} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 0.051 \times \left(\frac{9.033}{0.8} \right)^2 \times \frac{1.25}{978.03} = 0.0083\text{m}$$

式中, 孔流系数 c_0 由 $\frac{d_0}{\delta} = \frac{5}{3} = 1.67$, 查图得出: $c_0 = 0.8$ 。

②计算气体通过板上液层的压查 h_e

对于单流型塔板来说, 计算气体通过有效流通截面积的气速 u_a :

$$u_a = \frac{V_s}{A_T - 2A_f} = \frac{0.755}{0.785 - 2 \times 0.04396} = 1.083\text{m/s}$$

$$\text{动能因子: } F_a = u_a \sqrt{\rho_v} = 1.083 \times \sqrt{1.001} = 1.084$$

查图得, $\beta = 0.6$

$$\text{所以 } h_e = \beta(h_w + h_{ow}) = \beta h_L = 0.6 \times 0.05 = 0.03\text{m}$$

气体通过筛板塔的压降 (单板压降) h_f 和 Δp_f

$$h_f = h_c + h_e = 0.0083 + 0.03 = 0.0383\text{m}$$

$$\Delta p_f = \rho_L g h_f = 978.03 \times 9.81 \times 0.0383 = 367.47\text{Pa} < 0.7\text{kPa} \text{ (符合要求)}$$

提馏段:

① 气体通过干板的压降 h'_f

$$h'_c = 0.051 \left(\frac{u'_0}{c'_0} \right)^2 \frac{\rho'_v}{\rho'_L} = 0.051 \times \left(\frac{11.30}{0.8} \right)^2 \times \frac{1.22}{1010.03} = 0.0123\text{m}$$

式中, 孔流系数 c'_0 由 $\frac{d_0}{\delta} = \frac{5}{3} = 1.67$, 查图得出: $c'_0 = 0.8$ 。

② 计算气体通过板上液层的压差 h'_e

对于单流型塔板来说, 计算气体通过有效流通截面积的气速 u'_a :

$$u'_a = \frac{V'_s}{A'_T - 2A'_f} = \frac{0.944}{0.785 - 2 \times 0.1099} = 1.670\text{m/s}$$

$$\text{动能因子: } F'_a = u'_a \sqrt{\rho'_v} = 1.670 \times \sqrt{1.22} = 1.845$$

查图得, $\beta' = 0.6$

$$\text{所以 } h'_e = \beta'(h'_w + h'_{ow}) = \beta' h'_L = 0.6 \times 0.05 = 0.03\text{m}$$

气体通过筛板塔的压降 (单板压降) h'_f 和 $\Delta p'_f$

$$h'_f = h'_c + h'_e = 0.0123 + 0.03 = 0.0153\text{m}$$

$$\Delta p'_f = \rho'_L g h'_f = 1010.03 \times 9.81 \times 0.0153 = 151.60\text{Pa} < 0.7\text{kPa} \text{ (符合要求)}$$

(2) 液泛的验算

① 精馏段:

为了防止降液管发生液泛, 应使降液管中的清液层高度。

$$H_d \leq \phi(H_T + h_w)$$

$$H_d = h_f + h_L + h_d$$

$$h_d = 0.153 \times \left(\frac{L_s}{l_w h_0} \right)^2 = 0.153 \times \left(\frac{0.002148}{0.6 \times 0.017} \right)^2 = 0.0068\text{m}$$

$$H_d = 0.0847 + 0.05 + 0.0068 = 0.1415\text{m}$$

乙二醇和水属于一般物系，取 $\phi = 0.5$ ，则有

$$\phi(H_T + h_w) = 0.5 \times (0.4 + 0.023) = 0.212\text{m}$$

$H_d \leq \phi(H_T + h_w)$ 成立，故不会产生液泛。

②提馏段：

为了避免降液管发生液泛的现象，应让降液管中保持一定的清液层高度。

$$H'_d \leq \phi'(H'_T + h'_w)$$

$$H'_d = h'_f + h'_L + h'_d$$

$$h'_d = 0.153 \times \left(\frac{L'_s}{l'_w h'_0} \right)^2 = 0.153 \times \left(\frac{0.004909}{0.8 \times 0.0223} \right)^2 = 0.0116\text{m}$$

$$H'_d = 0.0725 + 0.05 + 0.0116 = 0.1341\text{m}$$

乙二醇和水属于一般物系，取 $\phi' = 0.5$ ，则有

$$\phi'(H'_T + h'_w) = 0.5 \times (0.4 + 0.0031) = 0.202\text{m}$$

$H'_d \leq \phi'(H'_T + h'_w)$ 成立，故不会产生液泛。

8、接管尺寸

(1) 计算进料管的尺寸

进料体积流量

$$\rho_f = \rho_A x_f + (1 - x_f) \rho_B = 1040.97 \times 0.2894 + (1 - 0.2894) \times 941.7 = 970.43\text{kg/m}^3$$

$$V_{sf} = \frac{FM_f}{\rho_f} = \frac{110.15 \times 30.7336}{970.43} = 3.4885\text{m}^3/\text{h} = 0.000969\text{m}^3/\text{s}$$

取适宜的输送速度， $u_f = 2.0\text{m/s}$ 故

$$d_m = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.000969}{3.14 \times 2.0}} = 0.0248\text{m} = 25\text{mm}$$

经圆整选取热轧无缝钢管(GB8163-87)，规格： $\phi 25 \times 5\text{mm}$

$$\text{实际管内流速： } u_f = \frac{4V_s}{\pi d^2} = \frac{4 \times 0.000969}{3.14 \times 0.025^2} = 1.98\text{m/s}$$

(2) 计算出料管的尺寸

釜残液的体积流量：

$$t_w=143.32^\circ\text{C时}, \rho_A=1025.67\text{kg/m}^3, \rho_B=923.079\text{kg/m}^3$$

$$\therefore \rho_w = \rho_A x_w + (1 - x_w) \rho_B = 1025.67 \times 0.9188 + (1 - 0.9188) \times 923.079 = 1022.83\text{kg/m}^3$$

$$V_{sw} = \frac{FM_w}{\rho_w} = \frac{34.65 \times 58.4272}{1022.83} = 1.979\text{m}^3/\text{h} = 0.00055\text{m}^3/\text{s}$$

取适宜的输送速度， $u_w = 1.5\text{m/s}$ 故

$$d_{out} = \sqrt{\frac{4V_{sw}}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.00055}{3.14 \times 1.5}} = 0.022\text{m} = 25\text{mm}$$

经圆整选取热轧无缝钢管(GB8163-87)，规格： $\varphi 25 \times 5\text{mm}$

$$\text{实际管内流速: } u_w = \frac{4V_s}{\pi d^2} = \frac{4 \times 0.00055}{3.14 \times 0.025^2} = 1.12\text{m/s}$$

四、成果特点

1、本设计流程达到通过常压精馏塔的分离作用，达到了塔顶水含量不低于99.75%，塔底不高于2.5%的目标。

2、从塔底流出的乙二醇产品的热量通过换热器对进料液进行预加热，也达到了节约能源的作用，即整个流程基本达到了预期的目的。

3、筛板塔优点：结构简单、造价低；气流压降小、板上液面落差小；板效率高。缺点：操作弹性小、筛孔小易堵塞。

五、收获与体会

（一）收获与体会

我面对这次专业性较强的设计，在刚开始的时候，我还一脸懵逼，后来经过与我的同学进行交流，再开始进行精馏塔的计算，再到结果论证，我切实地体会到了实践与理论相结合的难点。我们也从这次的工业设计中认识到，我们所学的知识结构还不完善，对设计对象的理解还停留在课本上，学无止境，我们必须通过不断地学习，完善自己的知识结构，也要学会实际与理论的结合，将实际当中事物的方方面面包括经济成本方面和生产安全性，考虑进实际的工业设计中。

通过本次的设计，让我认识到进行一个化工结构单元的设计并非像课程上学的那么简单，而是十分复杂的，它包含了对处理物料的物性分析、精馏塔塔板数的确定、进料板位置的确定、最佳回流比的确定和精馏塔的设计等方方面面的知识，是对我们课本所学内容的综合考察。同时，在进行设计的过程中，我也遇到了一些问题，通过与同学交流，询问老师，查阅相关文献得到了一一解决，增强了我解决困难和查阅文献的能力，总之，通过这次的设计感觉收获很大，在以后的学习中会更加努力地学习化工专业知识，学到更多的内容。

（二）致谢

本设计的完成首先要感谢指导老师对我的悉心指导和同学的帮助！在设计过程中，每当遇到问题时，都是老师不辞辛苦的讲解，才能顺利完成设计；从设计选题到找寻资料、收集资料直至设计的修改，都离不开老师和同学的帮助。

在设计期间，老师投入了大量的时间与精力，尽心尽力地指导我以及对设计提出相关修改建议。“春蚕到死丝方尽，蜡炬成灰泪始干”，老师为我们的付出艰辛，我看在眼里，学在行动上，秉承吃苦耐劳，奋发向上，激流勇进的原则，在设计中，我学会自主思考，理论与实践得到了锻炼。老师严谨的治学精神深深影响我，以及对我谆谆教诲铭记于心，在此我由衷地感谢老师对我的设计及学习上的帮助与指导！

参考文献

- [1] 夏清.化工原理下册,2版.天津:天津大学出版社,2005
- [2] 贾绍义,柴诚敬.化工原理课程设计,1版.天津:天津大学出版社,2013
- [3] 王瑶,匡国柱.化工单元过程及设备课程设计,1版.北京:化学工业出版社,2002
- [4] 李功祥.常用化工单元设备设计,1版.广州:华南理工大学出版社,2013