



文本复制检测报告单(全文标明引文)

No:ADBD2020R_2020081521164720200815211903101972922619

检测时间: 2020-08-15 21:19:03

检测文献: 201701140105--刘瑛紫--年产30万吨聚酯酯化工段精馏塔设计

作者: 王伟

检测范围: 中国学术期刊网络出版总库
中国博士学位论文全文数据库/中国优秀硕士学位论文全文数据库
中国重要会议论文全文数据库
中国重要报纸全文数据库
中国专利全文数据库
图书资源
优先出版文献库
高职高专院校联合比对库
互联网资源(包含贴吧等论坛资源)
英文数据库(涵盖期刊、博硕、会议的英文数据以及德国Springer、英国Taylor&Francis 期刊数据库等)
港澳台学术文献库
互联网文档资源
源代码库
CNKI大成编客-原创作品库
个人比对库

时间范围: 1900-01-01至2020-08-15

检测结果

去除本人已发表文献复制比: 13.7% 跨语言检测结果: 0%

引 去除引用文献复制比: 13.7% 总 总文字复制比: 13.7%

单 单篇最大文字复制比: 10.6% (乙醇—水体系精馏塔设计)

重复字数: [1020] 总字数: [7437] 单篇最大重复字数: [786]

总段落数: [1] 前部重合字数: [62] 疑似段落最大重合字数: [1020]

疑似段落数: [1] 后部重合字数: [958] 疑似段落最小重合字数: [1020]

指标: 疑似剽窃观点 疑似剽窃文字表述 疑似自我剽窃 疑似整体剽窃 过度引用

表格: 1

公式: 26

疑似文字的图片: 0

脚注与尾注: 0

(注释: 无问题部分 文字复制部分 引用部分)

1. 201701140105--刘瑛紫--年产30万吨聚酯酯化工段精馏塔设计

总字数: 7437

相似文献列表

13.7%(1020)

13.7%(1020)

| 去除本人已发表文献复制比： | 文字复制比： | 疑似剽窃观点(0) |
|--|--------|-------------------------|
| 1 乙醇 水体系精馏塔设计 夏玉锦 - 《大学生论文联合比对库》 - 2013-05-09 | | 10.6% (786) 是否引证：否 |
| 2 2009010805-刘明明-14万吨每年苯-乙苯溶液连续精馏工段工艺设计 刘明明 - 《大学生论文联合比对库》 - 2013-06-21 | | 2.4% (176) 是否引证：否 |
| 3 精馏 姜传坤 - 《大学生论文联合比对库》 - 2017-04-27 | | 1.6% (118) 是否引证：否 |
| 4 龙洪 08012111 每年90000吨苯氯苯分离过程板式精馏塔设计 苏萍 龙洪 - 《大学生论文联合比对库》 - 2012-06-14 | | 1.6% (116) 是否引证：否 |
| 5 985 韩雨晴 年处理5万吨环己醇-苯酚精馏塔的工艺设计 江斯羽 - 《大学生论文联合比对库》 - 2019-04-24 | | 0.6% (42) 是否引证：否 |
| 6 牙哈凝析气田天然气处理装置适应性研究 段行知(导师：蒋洪) - 《西南石油大学硕士论文》 - 2007-04-01 | | 0.5% (40) 是否引证：否 |

原文内容



湖南石油化工职业技术学院

Hunan Petrochemical Vocational Technology College

年产30万吨聚酯酯化工段精馏塔设计

专业名称：

责任领导：

班级名称：

学生姓名：

指导教师：

设计题目：

应用化工技术

应化3171

刘瑛紫

王伟

刘芬

二零二零年五月

学生毕业设计成果

目录

| | |
|----------|---|
| 一、成果简介 | 2 |
| 二、设计思路 | 2 |
| 三、设计过程 | 3 |
| (一) 操作参数 | 3 |
| 1、操作条件 | 3 |
| 2、操作压力 | 3 |
| 3、气液平衡数据 | 4 |
| (二) 计算过程 | 5 |

| | | |
|---------------|----|----|
| 1、物料衡算 | 5 | |
| 2、理论及实际塔板数的确定 | | 5 |
| 3、工艺参数 | 7 | |
| 4、塔径 | 12 | |
| 5、塔高 | 14 | |
| 6、塔板结构尺寸 | | 14 |
| 7、流体力学验算 | | 18 |
| 8、接管尺寸 | | 20 |
| 四、成果特点 | | 22 |
| 五、收获与体会 | | 22 |
| (一) 收获与体会 | | 22 |
| (二) 致谢 | | 22 |
| 参考文献 | | 24 |

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/ | | 1 | |
| 全塔高度/ | | 18.97 | |
| 有效高度/ | 精馏段 | 3.6 | |
| | 提馏段 | 5.6 | |
| 溢流装置 | | 精馏段 | 提馏段 |
| | 溢流堰长/ | 0.6 | 0.6 |
| | 出口堰高/ | 0.027 | 0.031 |
| | 降液管宽度/ | 0.115 | 0.115 |
| | 降液管截面积/ | 20.0432 | 0.0432 |
| | 底隙高度/ | 0.051 | 0.117 |

项目数值

塔径/ 1

全塔高度/ 18.97

有效高度/ 精馏段 3.6

提馏段 5.6

溢流装置精馏段提馏段

溢流堰长/ 0.6 0.6

出口堰高/ 0.027 0.031

降液管宽度/ 0.115 0.115

降液管截面积/ 20.0432 0.0432

底隙高度/ 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， T 聚合度为101， $T/$ 1:1.2 (摩尔比)；

(乙二醇的处理量计算：

缩聚反应： $n \quad T \quad T (n-1)$

262 192

T 41.67 g/

$T (41.67 \quad 262 \quad 101)/(192 \quad 101) \quad 56.86 \quad g/$

酯化反应： $2 \quad T \quad T \quad 2 \quad 2$

62 166 262

(进) $T \quad 56.86$

$T \quad 166 \quad 56.86/262 \quad 36.03 \quad g/$

(进) $1.2 \quad (36.03/166) \quad 62 \quad 16.15 \quad g/$

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

(5) 操作条件：

①采用间接蒸汽进行加热；②塔顶的压力：1.03 ar (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：75 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 、数据如下表所示。

表2 乙二醇-水的气液平衡表

| 温度 / C | 气相中乙二醇的摩尔分数 | 液相中乙二醇的摩尔分数 |
|--------|-------------|-------------|
| 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 |

温度 / C 气相中乙二醇的摩尔分数y 液相中乙二醇的摩尔分数

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 $y-x$ 图和 $t-x$ 图。

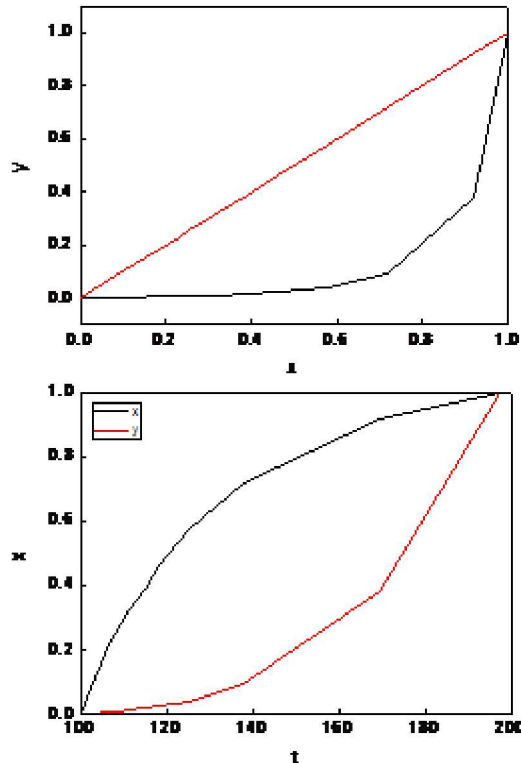


图1 (a) $y-x$ 图图1 () $t-x$ 图

(二) 计算过程

1、物料衡算

乙二醇的质量分数: 58.38%, M乙二醇 62 g/ ol, M水 18 g/ ol

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: 3385.31 g/

$$\text{进料组成: } x_F = \frac{0.5838 / 2}{0.5838 / 2 + 0.41 \cdot 2 / 18} = 0.2894$$

$$\text{塔顶组成: } x_D = \frac{0.005 / 2}{0.005 / 2 + 0.995 / 18} = 0.001457$$

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

原料液的平均摩尔质量:

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

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

$$\text{总物料: } F = D + W \quad (2)$$

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

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

表3 物料衡算数据表

| | | | |
|---|---------------|----------------|----------|
| F | 110.15 kmol/h | x _F | 0.2894 |
| D | 75.5 kmol/h | x _D | 0.001457 |
| W | 34.65 kmol/h | x _W | 0.9188 |

F 110.15 kmol/h x_F 0.2894

D 75.5 kmol/h x_D 0.001457

W 34.65 kmol/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:

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

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

$$Y_W = 0.3786, X_W = 0.9188, \alpha_W = 1.85.$$

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

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

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

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

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

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

$$N = 10.21$$

∴ 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:

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

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

∴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： $x_D=0.001457$ ， $D=100.27^\circ\text{C}$

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

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，乙二醇= 1.604m ，水= 9.44m

根据公式 $\lg \mu_{Lm} = x_i \lg \mu_i$ 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： $N = \frac{N_T - 1}{E_T} = \frac{11 - 1}{0.435} = 22.99$ $N=23$

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：

$$\begin{cases} \text{乙 二 醇} : \lg(p^s/kpa) = A - \frac{B}{t+C} = 7.8808 - \frac{1957.0}{t+193.8} \\ \text{水} : \lg(p^s/kpa) = A - \frac{B}{t+C} = 7.07406 - \frac{1657.46}{t+227.03} \end{cases} \begin{cases} p_A^0 = 10^{\left[7.8808 - \frac{1957.0}{t+193.8} \right]} \\ p_B^0 = 10^{\left[7.07406 - \frac{1657.46}{t+227.03} \right]} \end{cases}$$

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： $\gamma=1.03$ $m=104.339\text{k}$ ， $x = x_1=0.0834$ 试差得： $t=100.79^\circ\text{C}$

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： $N_{精} = \frac{3}{0.435} = 6.897 \approx 7$

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

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： $F=121.68^\circ\text{C}$

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

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： $W=143.32^\circ\text{C}$

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：

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

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

提馏段平均操作压力和操作温度：

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

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

(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 Dm | 21.1341kg/kmol | 精馏段 | M m | 37.4619kg/kmol |
| | M Dm | 18.064kg/kmol | | M m | 24.3988kg/kmol |
| 进料板 | M Fm | 53.7896kg/kmol | 提馏段 | M m | 35.9347kg/kmol |
| | M Fm | 30.7336kg/kmol | | M m | 44.5804kg/kmol |
| 塔釜 | M Wm | 18.0798kg/kmol | | | |
| | M Wm | 58.4272kg/kmol | | | |

塔顶 M Dm 21.1341kg/kmol 精馏段 M m 37.4619kg/kmol

M Dm 18.064kg/kmol M m 24.3988kg/kmol

进料板 M Fm 53.7896kg/kmol 提馏段 M m 35.9347kg/kmol

M Fm 30.7336kg/kmol M m 44.5804kg/kmol

塔釜 M Wm 18.0798kg/kmol

M Wm 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:

$$\frac{1}{\rho_L} = \frac{w_i}{\rho_i}$$

$$\rho_A = 1055.76 \text{kg/m}^3 \quad \rho_B = 958.4 \text{kg/m}^3$$

塔顶的液相平均密度:

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

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

$\rho_A = 1040.97 \text{kg/m}^3 \quad \rho_B = 941.71 \text{kg/m}^3$ 进料板的液相平均密度:

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

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

$\rho_A = 1025.67 \text{kg/m}^3 \quad \rho_B = 923.079 \text{kg/m}^3$ 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 | | 1055.76kg/m3 | 塔釜 | | 1025.67kg/m3 |
| | | 958.4kg/m3 | | | 923.079kg/m3 |
| | | 0.005 | | | 0.9750 |
| | Dm | 958.84kg/m3 | | Dm | 1022.83kg/m3 |
| 进料板 | | 1040.97kg/m3 | 精馏段 | m | 978.03kg/m3 |
| | | 941.71kg/m3 | | | |
| | | 0.5838 | 提馏段 | m | 1010.03kg/m3 |
| | Dm | 997.22kg/m3 | | | |

塔顶 1055.76kg/m3 塔釜 1025.67kg/m3

958.4kg/m3 923.079kg/m3

0.005 0.9750

Dm 958.84kg/m3 Dm 1022.83kg/m3

进料板 1040.97kg/m3 精馏段 m 978.03kg/m3

941.71kg/m3

0.5838 提馏段 m 1010.03kg/m3

Dm 997.22kg/m3

(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： $\sigma_{Lm} = x_1 \sigma_A + (1 - x_1) \sigma_B$

塔顶： $T=100.79^\circ\text{C}$ ，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： $T=121.68^\circ\text{C}$ ， $\sigma_A = 39.38 \text{mN/m}$ ， $\sigma_B = 54.464 \text{mN/m}$

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

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

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

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 | 1 | 100.79°C | 塔釜 | W | 143.32°C |
| | | | | | |

| | | | | | |
|-----|------|------------|-----|------|------------|
| | σA | 41.24mN/m | | σA | 37.45mN/m |
| | σB | 58.65mN/m | | σB | 50.00mN/m |
| | σLDm | 58.62mN/m | | σLWm | 98.47mN/m |
| 进料板 | tF | 121.68°C | 精馏段 | σLm | 54.36mN/m |
| | σA | 39.98mN/m | | | |
| | σB | 54.464mN/m | 提馏段 | σLm | 44.285mN/m |
| | σLFm | 50.10mN/m | | | |

塔顶 t1 100.79°C 塔釜 tW 143.32°C

σA 41.24mN/m σA 37.45mN/m

σB 58.65mN/m σB 50.00mN/m

σLDm 58.62mN/m σLWm 98.47mN/m

进料板 tF 121.68°C 精馏段 σLm 54.36mN/m

σA 39.98mN/m

σB 54.464mN/m 提馏段 σLm 44.285mN/m

σLFm 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：t1=100.79°C，查表得： $\mu_A = 1.95mPa \cdot s$ ， $\mu_B = 0.28mPa \cdot s$

$$\mu_{LDm} = 10^{\sum x_i lg\mu_i} = 10^{[0.001457lg1.95 + (1-0.001457)]lg0.28} = 0.280mPa \cdot s$$

进料板：tF=121.68°C， $\mu_A = 1.36mPa \cdot s$ ， $\mu_B = 0.23mPa \cdot s$

$$\mu_{LDm} = 10^{\sum x_i lg\mu_i} = 10^{[0.2894lg1.36 + (1-0.2894)lg0.23]} = 0.385mPa \cdot s$$

塔釜：tF=143.32°C， $\mu_A = 1.00mPa \cdot s$ ， $\mu_B = 0.19mPa \cdot s$

$$\mu_{LDm} = 10^{\sum x_i lg\mu_i} = 10^{[0.9188lg1 + (1-0.9188)lg0.19]} = 0.8738mPa \cdot s$$

乙二醇精馏塔精馏段的液体平均粘度：

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

乙二醇精馏塔提馏段的液体平均粘度：

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

表5 乙二醇精馏塔的液体平均粘度

| | | | | | |
|-----|------|------------|-----|------|-------------|
| 塔顶 | t1 | 100.79°C | 塔釜 | tW | 143.32°C |
| | μA | 1.95mPa·s | | μA | 1.00mPa·s |
| | μB | 0.28mPa·s | | μB | 0.19mPa·s |
| | μLDm | 0.280mPa·s | | μLWm | 0.8738mPa·s |
| 进料板 | tF | 121.68°C | 精馏段 | μLm | 0.333mPa·s |
| | μA | 1.36mPa·s | | | |
| | μB | 0.23mPa·s | 提馏段 | μLm | 0.629mPa·s |

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

塔顶 t_1 100.79°C 塔釜 t_W 143.32°C

μ_A 1.95mPa·s μ_B 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

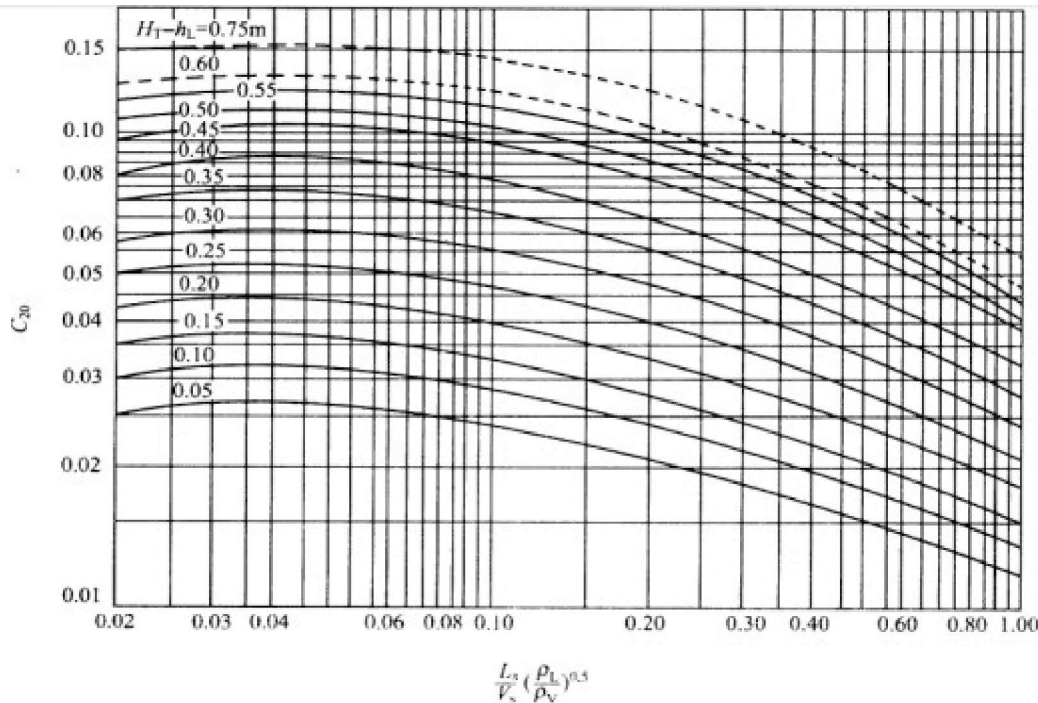


图2 史密斯关联图

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

(1) 精馏段:

①按史密斯关联图法求允许的空塔气速 ma (即泛点气速 F)

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

查史密斯通用关联图, 得 $20=0.057$

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

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

②取安全系数为0.7

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

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

(2) 提馏段

①按史密斯关联图法求允许的空塔气速 ma (即泛点气速 F)

$$\frac{L_s}{V_s} \left(\frac{\rho_L}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} = \frac{4.909 \cdot 10^{-3}}{0.9444} \left(\frac{1010.03}{1.22} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.150$$

查史密斯通用关联图, 得 $20=0.049$

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

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

②取0.7为安全系数

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

$$\text{③塔径: } D = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.944}{3.14 \cdot 1.156}} = 0.853 \text{ m}$$

(3) 塔径元整后, $D=1\text{m}$

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

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

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

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 $NP=23$ 块, 板间距 $=0.4m$ 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 为: $=23/4 \quad 1=6$

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 $10 \sim 15m$ 而定的, 塔底液面至最下层塔板之间保持 $1 \sim 2m$ 的距离。以保证塔底部料液不致流空。**塔的底部空间高度 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 $10m$, 塔底液面至最下一层塔板之间的距离为 $1.5m$ 。

$$H_W = \frac{tL_s}{A_T} \cdot 60 - V + 1.5 = 4.56m$$

取人孔两板之间的间距 $P=0.8m$, 则塔顶空间 $D=1.2m$, 塔底空间 $=0.29m$, 进料板空间高度 $F=0.5m$, 封头高度 $1=0.29m$, 裙座高度 $2=5m$, 那么, 全塔高度:

$$Z = 0.8 + (23 - 2 - 4) \cdot 0.4 + 4 \cdot 0.4 + 0.5 + (4.56 - 0.29) + 5 = 18.97m$$

全塔的有效高度:

$$Z = N_P \cdot H_T = 23 \cdot 0.4 = 9.2m$$

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

6、确定乙二醇精馏塔的塔板结构尺寸

(1) 溢流装置确定

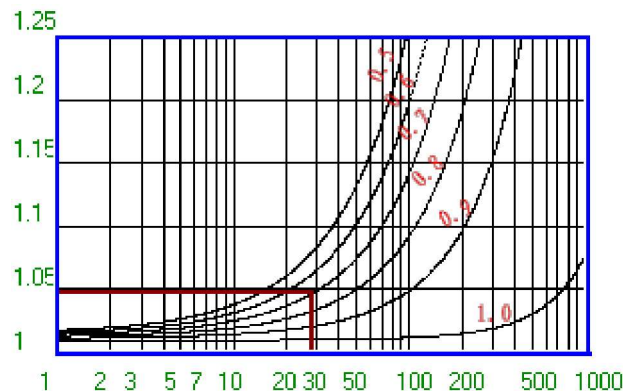
因塔的直径 $D=1m$, 本设计选用单溢流弓形降液管

①堰长

单溢流: $l_w = (0.6 \sim 0.8)D$, 取 $l_w = 0.6 \cdot 1 = 0.6m$

②计算乙二醇精馏塔的溢流堰高度

因为 $h_l = h_w + h_{ow}$, 选用平直堰, 可用Fraiss公式计算堰上液层高度, 即 $h_{ow} = \frac{2.84}{1000} E \left(\frac{L_h}{l_w} \right)^{\frac{2}{3}}$



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

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

取板上清液层高度 $=0.05m$, 故 $h_w = 0.05 - 0.027 = 0.023m$

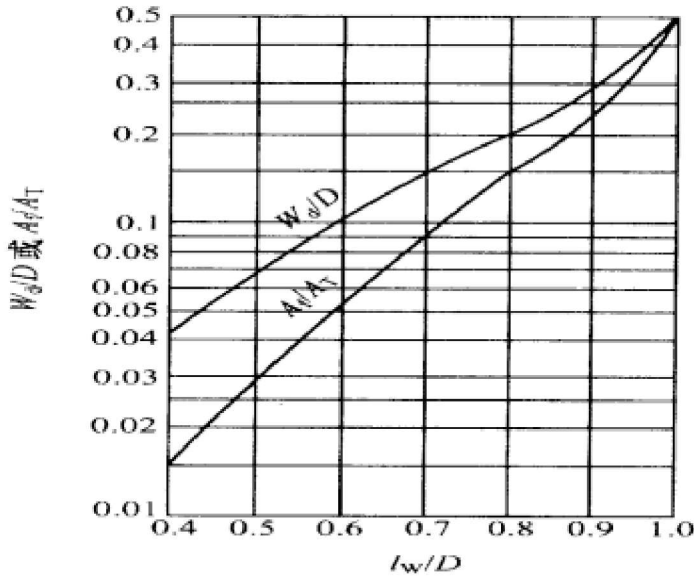
提馏段： $L_h = 4.909 \times 10^{-3} \times 3600 \times 17.67 \text{m}^3/\text{h}$ ， $\frac{L_h}{l_w^{2.5}} = \frac{17.67}{0.6^{2.5}} = 63.37$

查得 $\lambda = 1.040$ ，则 $h_{ow} = \left(\frac{2.84}{1000}\right) \times 1.040 \times \left(\frac{17.67}{0.6^{2.5}}\right)^{\frac{2}{3}} = 0.0469\text{m}$ ，板上清液层高度 $h_w = 0.05\text{m}$ ，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 $\frac{l_w}{D} = 0.6$ ，查上面的图可知： $\frac{A_f}{A_T} = 0.055$ ， $\frac{W_d}{D} = 0.115w$ ，所以 $A_f = 0.055 \times 0.785 \times 0.0432\text{m}^2$

$W_d = 0.115 \times 1 \times 0.115\text{m}$

液体在降液管中停留时间的公式： $\theta = \frac{3600A_f H_T}{L_h} = 3.5\text{s}$

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

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

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

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

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

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 | |

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: $W_s=0.07m$, 边缘区宽度: $W_c=0.035m$

③计算开孔区面积

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

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

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

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

(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

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

$$\text{提馏段: } u'_0 = \frac{11}{\sqrt{0.933}} = 11.39m/s, \quad N = \frac{4 \times 0.9444}{\pi \times 0.039^2 \times 11.39} = 69.41 \approx 70 \text{ 个}$$

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 $t=75mm$, 则可

根据下面的式子来估算排间距 t' , 即 $t' = \frac{A_a}{N_t} = \frac{0.537}{70 \times 0.075} = 0.102m = 102mm$

③校核

1) 精馏段:

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

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

2) 提馏段:

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

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

3) 开孔率

$$\varphi = \frac{N \pi d_0^2}{4A_T} \times 100\% = \frac{70 \times 3.14 \times 0.039^2}{4 \times 0.785} = 10.65\%$$

开孔率在10%~14%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 和 的验算

精馏段：

①气体通过干板的压降

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

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

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 ：

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

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

查图得， $\beta = 0.6$

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

气体通过筛板塔的压降（单板压降）和

$$h_f = h_c + h_e = 0.0083 + 0.03 = 0.0383m$$

$$p_f = \rho_L g h_f = 978.03 \times 9.81 \times 0.0383 = 367.47Pa = 0.7kPa$$

符合要求

提馏段：

①气体通过干板的压降 h'_c

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

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 ：

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

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

查图得， $\beta' = 0.6$

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

气体通过筛板塔的压降 (单板压降) h'_f 和 p'_f

$$h'_f = h'_c + h'_e = 0.0123 + 0.03 = 0.0153m$$

$$p'_f = \rho'_L g h'_f = 1010.03 \times 9.81 \times 0.0153 = 151.60Pa = 0.7kPa$$

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。

$$H_d = \varphi(H_T + h_w)$$

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

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

$$H_d = 0.0847 + 0.05 + 0.0068 = 0.1415m$$

乙二醇和水属于一般物系, 取 $\varphi = 0.5$, 则有

$$\varphi(H_T + h_w) = 0.5 \times (0.4 + 0.023) = 0.212m$$

$$H_d = \varphi(H_T + h_w)$$

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。

$$H'_d = \varphi'(H'_T + h'_w)$$

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

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

$$H'_d = 0.0725 + 0.05 + 0.0116 = 0.1341m$$

乙二醇和水属于一般物系, 取 $\varphi' = 0.5$, 则有

$$\varphi' \left(H_T' + h_w' \right) = 0.5 \times (0.4 + 0.0031) = 0.202m$$

$$H_d' = \varphi' \left(H_T' + h_w' \right)$$

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

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

经圆整选取热轧无缝钢管 8163 87, 规格: 25 5mm

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

(2) 计算出料管的尺寸

釜残液的体积流量:

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

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

$$V_{sw} = \frac{FM_w}{\rho_w} = \frac{34.65 \times 58.4272}{1022.83} = 1.979 \text{ m}^3/\text{h} = 0.00055 \text{ m}^3/\text{s} \text{ 取适宜的输送速度, } u_w = 1.5 \text{ m/s} \text{ 故}$$

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

经圆整选取热轧无缝钢管 8163 87, 规格: 25 5mm

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

四、成果特点

1、本设计流程达到通过常压精馏塔的分选作用, 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地解决,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,尽心尽力的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

指 标

疑似剽窃文字表述

1. ②计算降液管底隙高度 降液管底隙高度计算公式: , 取 精馏段: 提馏段: 故降液管底隙

表格检测详细结果

原文表格1: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 |

相似表格1:

相似度: 100.00%

来源: 30464458166398804 刘玲 苯与甲苯物系多股进料连续分离的工艺设计 刘玲 《学术论文联合比对库》 2017 04 08

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

相似表格2:

相似度: 100.00%

来源：数据挖掘在矿山生产管理领域中的应用-《学术论文联合比对库》-2017-05-29

| | | | | |
|--------|----------|----------|-----------|-----------|
| 塔径, mm | 800~1200 | 140~1600 | 1800~2000 | 2200~2400 |
| 塔板分块 | 3 | 4 | 5 | 6 |

相似表格3：

相似度：90.00%

来源：4173170_王新宇_6万吨年裂解气深冷分离的脱乙烷工艺设计_毕业设计101413143-王新宇-《学术论文联合比对库》-2017-05-17

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

相似表格4：表7 塔板分块数与塔径的关系

相似度：90.00%

来源：80101022123205670_王兵兵_苯与氯苯多股进料板式塔连续精馏的工艺设计-王兵兵-《学术论文联合比对库》-2016-03-25

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

相似表格5：

相似度：90.00%

来源：王新宇_6万吨年裂解气深冷分离的脱乙烷工艺设计-《学术论文联合比对库》-2017-05-17

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

相似表格6：

相似度：90.00%

来源：王新宇_6万吨年裂解气深冷分离的脱乙烷工艺设计-《学术论文联合比对库》-2017-05-17

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

相似表格7：

相似度：90.00%

来源：王新宇_6万吨年裂解气深冷分离的脱乙烷工艺设计-《学术论文联合比对库》-2017-05-17

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

相似表格8：表 3-5 塔板分块数

相似度：90.00%

来源：化学工程学院_化学工程_201006164_郭昆-1129-化学工程-《学术论文联合比对库》-2013-11-29

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

相似表格9：表4-3 塔板分块图

相似度：90.00%

来源：1055715711110936_201505190639473425_吕品_年产40万吨尿素生产解吸工段工艺设计-吕品-《学术论文联合比对库》-2015-05-19

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

相似表格10：表7 塔板分块数与塔径的关系

相似度：90.00%

来源：80101022123205670_王兵兵_苯与氯苯多股进料板式塔连续精馏的工艺设计-王兵兵-《学术论文联合比对库》-2016-03-25

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

相似表格11 :

相似度 : 90.00%

来源 : 30464458166398804_刘玲_苯与甲苯物系多股进料连续分离的工艺设计-刘玲-《学术论文联合比
库》-2017-04-08

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

相似表格1 :

相似度 : 100.00%

来源 : 王新宇_6万吨年裂解气深冷分离的脱乙烷工艺设计-《学术论文联合比
库》-2017-05-17

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

相似表格13 :

相似度 : 100.00%

来源 : 数据挖掘在矿山生产管理领域中的应用-《学术论文联合比
库》-2017-05-29

| | | | | |
|--------|------------|----------|-----------|-----------|
| 塔径, mm | 800 ~ 1200 | 140~1600 | 1800~2000 | 2200~2400 |
| 塔板分块 | 3 | 4 | 5 | 6 |

相似表格14 : 8 m r r 表8 塔板分块数

相似度 : 60.00%

来源 : 21161032239349315_储昭松_甲醇和水混合液的常压连续精馏工艺设计-储昭松-《学术论文联合比
库》-2018-04-12

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



相似表格15 : 8 m r r 表8 塔板分块数

相似度 : 60.00%

来源 : 21161032239349315_储昭松_甲醇和水混合液的常压连续精馏工艺设计-储昭松-《学术论文联合比
库》-2018-04-12

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

- 说明 :**
- 1.指标是由系统根据《学术论文不端行为的界定标准》自动生成的
 - 2.红色文字表示文字复制部分 绿色文字表示引用部分 棕灰色文字表示作者本人已发表文献部分
 - 3.本报告单仅对您所选择比对资源范围内检测结果负责

4. m : m  // . . m/ /3194559873  // . . m/
 // . . /