



文本复制检测报告单 (全文标明引文)

№: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

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、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

(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。

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

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

$$, 1 \quad \frac{1}{1} \quad \frac{1}{1-} \quad \frac{1-}{-1}$$

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

$$\frac{104.339+109.4875}{2} = 106.913$$

提馏段平均操作压力和操作温度：

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

$$\frac{109.4875+119.049}{2} = 114.268$$

(0) 计算乙二醇精馏塔的平均摩尔质量

塔顶的平均摩尔质量：

$$0.07123 \times 62 + (1 - 0.07123) \times 18 = 21.1341 /$$

$$0.001457 \times 62 + (1 - 0.001457) \times 18 = 18.064 /$$

进料板的平均摩尔质量：

$$0.8134 \times 62 + (1 - 0.8134) \times 18 = 53.7896 /$$

$$0.2894 \times 62 + (1 - 0.2894) \times 18 = 30.7366 /$$

塔釜的平均摩尔质量：

$$0.0019 \times 62 + (1 - 0.0019) \times 18 = 18.0798 /$$

$$0.9188 \times 62 + (1 - 0.9188) \times 18 = 58.4272 /$$

乙二醇精馏塔精馏段平均摩尔质量：

$$\frac{21.1341+53.7896}{2} = 37.4619 /$$

$$\frac{18.064+30.7336}{2} = 24.3988 /$$

乙二醇精馏塔提馏段平均摩尔质量：

$$\frac{18.0798+53.7896}{2} = 35.9347 /$$

$$\frac{58.4272+30.7336}{2} = 44.5804 /$$

表0 平均摩尔质量

塔顶		0/ /12/ -	精馏段	15 24/7 -
		/6. 42 -		02 1766 -
进料板	D	31 5674 -	提馏段	13 7125 -
	D	1. 5114 -		22 36. 2 -
塔釜		/6. 576 -		
		36 2050 -		

塔顶 0/ /12/ - 精馏段 15 24/7 -
 /6. 42 - 02 1766 -
 进料板 D 31 5674 - 提馏段 13 7125 -

D	1. 5114	-	22 36.2	-
塔釜	/6. 576	-		
	36 2050	-		

(1)

	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

	t1	100.79°C		tW	143.32°C

	μLFm	$0.385\text{mPa}\cdot\text{s}$			
--	-----------------	--------------------------------	--	--	--

塔顶 t_1 100.79°C 塔釜 t_W 143.32°C

μ_A $1.95\text{mPa}\cdot\text{s}$ μ_A $1.00\text{mPa}\cdot\text{s}$

μ_B $0.28\text{mPa}\cdot\text{s}$ μ_B $0.19\text{mPa}\cdot\text{s}$

μ_{LDm} $0.280\text{mPa}\cdot\text{s}$ μ_{LWm} $0.8738\text{mPa}\cdot\text{s}$

进料板 t_F 121.68

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

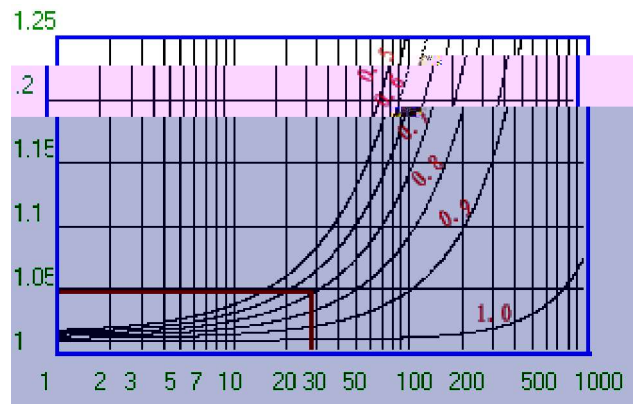
因塔的直径 $D=1m$, 本设计选用单溢流弓形降液管

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 $h_w = 0.05 - 0.027 = 0.023m$

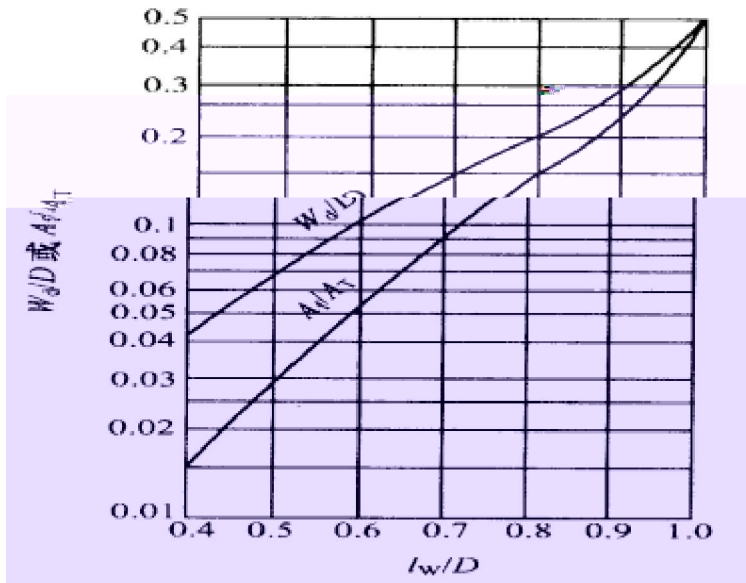
提馏段: $L_h = 4.909 \times 10^{-3} \times 3600 \times 17.67 \text{ m}^3/\text{h}$, $\frac{L_h}{l_w^{2.5}} = \frac{17.67}{0.6^{2.5}} = 63.37$

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 $= 0.05 \text{ m}$, 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: $\theta = \frac{3600 A_f H_T}{L_h} = 3.5 \text{ s}$

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

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

$$e \quad \left(- \right) - \quad \left(- - \right) - -$$

$$\left(e \right)$$

$$a \left(e \right)$$

成立，故不会产生液泛。

8、接管尺寸

(1) 计算进料管的尺寸

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

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

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

相似表格 :

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-《学术论文联合比对库》-2017-04-08