

目录

1	绪论	4
1.1	设计依据	4
1.2	技术来源	4
1.3	设计内容	4
1.4	工艺流程图	5
1.5	工艺条件	5
1.6	塔型选择	6
2	主要塔设备的工艺计算	6
2.1	精馏塔物料衡算	6
2.1.1	全塔物料衡算	6
2.1.2	塔顶、塔底产品及原料液的平均摩尔质量	7
2.2	精馏塔工艺条件及有关物性数据计算	7
2.2.1	压强	7
2.2.2	温度	7
2.2.3	密度	8
	混合液体外表张力	10
2.2.5	混合物黏度	11
2.2.6	相对挥发度	11
2.3	精馏塔理论塔板及有关数据计算	12
2.3.1	最小回流比确实定	12
2.3.2	理论塔板数的计算(采用简捷法)	12
	实际塔板数确实定	13
	精馏段操作数据计算	14
	提馏段操作数据计算	14
3	塔体主要尺寸的计算及布置	15
3.1	塔径的计算	15
3.1.1	精馏段塔径的计算	15
	提馏段塔径的计算	16
3.2	塔高的计算	17
3.2.1	塔顶空间高度	17
	塔板间距	17
3.2.3	进料段空间高度	17
	塔底空间高度	17
3.2.5	开有手孔的塔板间距	18
3.2.6	塔体总高度	18
4	塔板主要工艺尺寸的计算及布置	18
4.1	溢流装置计算	18
	溢流堰高度的计算	19
	降液管的宽度与降液管的面积	19
	降液管底隙高度	20
4.2	塔板布置	20
	边缘区宽度及安定区宽度	21
	开孔区面积	21

	筛孔数目与开孔率	21
5	塔板的流体力学验算	22
	5.1 塔板压降	22
	5.1.1 干板压降相当的液柱高度	22
	气体通过液层阻力	23
	克服液体外表张力压降相当的液柱高度	24
	塔板压降	24
	5.2 液面落差	24
	5.3 液面夹带	24
	5.4 漏液	25
	5.5 液泛	25
6	塔板负荷性能图	26
	6.1 漏液线	26
	6.1.1 精馏段漏液线方程	26
	6.1.2 提馏段漏液线方程	26
	6.2 液沫夹带线	26
	6.2.1 精馏段液沫夹带方程	26
	6.2.2 提馏段液沫夹带方程	27
	6.3 液相负荷下限线	27
	6.4 液相负荷上限线	27
	6.5 液泛线	28
	精馏段液泛线方程	28
	提馏段液泛线方程	29
	6.6 作图校核	29
	精馏段筛板负荷曲线图	29
	6.6.2 提馏段筛板负荷曲线图	30
7	筛板塔的工艺设计计算结果概览表	31
8	主要附属设备的设计及热量衡算	32
	8.1 再沸器的选择	32
	热量衡算	32
	8.1.2 再沸器的选择	33
	8.2 冷凝器的选择	33
	8.3 馏出液冷却器的选择	34
	8.4 输送泵的选取	34
	料液输送泵的选型	34
	8.4.2 釜液泵的选型	35
	馏液冷却泵的选型	35
9	塔体结构及次要附属设备的设计	35
	9.1 接管的尺寸及选择	35
	进料管	35
	塔顶蒸汽出口管	35
	回流管管径	36
	9.1.4 塔釜出料液管	36
	9.1.5 塔底至再沸器的接管管径	36
	9.1.6 再沸器返塔连接管管径	36
	法兰的选择 ^[5]	36

9.2 筒体与封头	37
筒体	37
9.2.2 封头 ^[5]	37
支座的设计 ^[5]	37
除沫器设计	37
9.2.5 手孔	37
10 设计心得	38
11 参考文献	39

1 绪论

乙醇—

水是工业上最常见的溶剂，也是非常重要的化工原料之一，是无色、无毒、无致癌性、污染性和腐蚀性小的液体混合物。因其良好的理化性能，而被广泛地应用于化工、日化、医药等行业。近些年来，由于燃料价格的上涨，乙醇燃料越来越有取代传统燃料的趋势，且已在郑州、济南等地的公交、出租车行业内被采用。山东业已推出了推广燃料乙醇的法规。

长期以来，乙醇多以蒸馏法生产，但是由于乙醇—水体系有共沸现象，普通的精馏对于得到高纯度的乙醇来说产量不好。但是由于常用的多为其水溶液，因此，研究和改良乙醇—水体系的精馏设备是非常重要的。

塔设备是最常采用的精馏装置，无论是填料塔还是板式塔都在化工生产过程中得到了广泛的应用，在此我们作筛板塔的设计以熟悉单元操作设备的设计流程和应注意的事项是非常必要的。

1.1 设计依据

本设计依据于教科书的设计实例，对所提出的题目进行分析并做出理论计算。

1.2 技术来源

目前，精馏塔的设计方法以严格计算为主，也有一些简化的模型，但是严格计算法对于连续精馏塔是最常采用的，我们此次所做的计算也采用严格计算法。

1.3 设计内容

(1) 确定精馏装置流程，绘出流程示意图。

(2) 工艺参数确实定

根底数据的查取及估算，工艺过程的物料衡算及热量衡算，理论塔板数，塔板效率，实际塔板数等。

(3) 主要设备的工艺尺寸计算

板间距，塔径，塔高，溢流装置，塔盘布置等。

(4) 流体力学计算

流体力学验算，操作负荷性能图及操作弹性。

(5) 主要及次要附属设备设计计算及选型

塔顶冷凝器、再沸器及馏出液冷却器的设计计算：热负荷，载热体用量，选型及流体力学计算。

料液泵、釜液泵和馏出液冷却水泵的设计计算：扬程计算及选型。

接管的尺寸及选择和筒体与封头的选择。

1.4 工艺流程图

本设计是乙醇和水混合液加热至泡点后送入精馏塔分离。塔顶上升蒸汽采用全凝器冷凝后，一局部作为回流，其余进入冷却器冷却作为塔顶产品送至贮槽。该物系属于易分离物系，最小回流比拟小，故操作回流比取最小回流比的 2 倍。塔釜采用间接蒸汽加热，釜残液经过再沸器，循环使用蒸汽，具体工艺流程图见图 1.1。

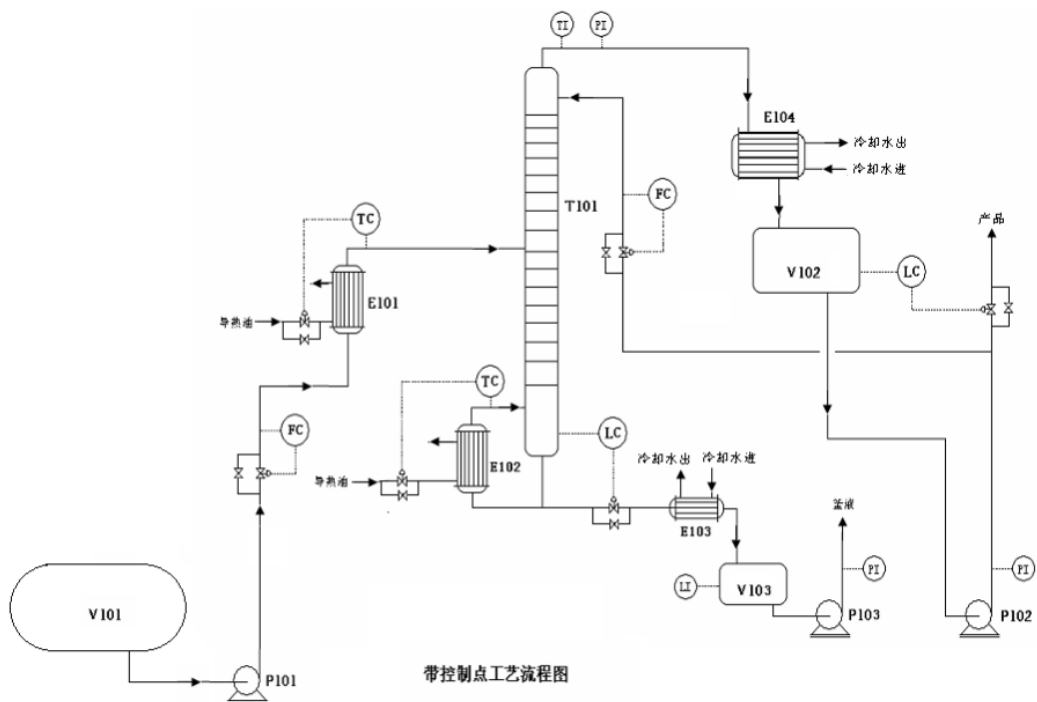


图 1-1 筛板塔精馏工艺流程图

1.5 工艺条件

生产能力：2000t/a（料液：吨/年）

年工作日：365 天

原料组成：35%乙醇，65%水（质量分数，下同）

产品组成：馏出液 93%乙醇

操作压力：常压

进料热状况：饱和液体进料（泡点进料） $q=1$

进料温度：泡点

回流温度：塔顶蒸汽露点

加热方式：直接蒸汽加热

回流比：自选

1.6 塔型选择

根据生产任务，假设按年工作日 365 天，每天开动设备 24 小时计算，由于产品粘度较小，流量较小，为减少造价，降低生产过程中压降和塔板液面落差的影响，提高生产效率，采用筛板塔。筛板塔的突出优点是结构简单造价低。合理的设计和适当的操作能使筛板塔满足要求的操作弹性，而且效率高，并且采用筛板可解决堵塞问题，还能适当控制漏液。

2 主要塔设备的工艺计算

2.1 精馏塔物料衡算

2.1.1 全塔物料衡算

原料乙醇组成: $x_F = \frac{35/46}{35/46 + 65/18} = 0.174$

塔顶组成: $x_D = \frac{93/46}{93/46 + 7/18} = 0.839$

: $M_Z = 46\text{kg/kmol}$, $M_{\text{水}} = 18\text{kg/kmol}$;

那么原料平均摩尔质量:

$$M_F = x_F \cdot M_Z + (1 - x_F) \cdot M_{\text{水}} = 0.174 \times 46 + (1 - 0.174) \times 18 = 22.872\text{kg/kmol}$$

原料液流量: $F = \frac{2000 \times 10^3}{365 \times 24 \times 22.872} = 9.982\text{kmol/h}$

又由回收率: $\eta_A = \frac{D \cdot x_D}{F \cdot x_F} = 99.5\%$ 可得:

塔顶产品流量: $D = 2.026\text{kmol/h}$

总物料衡算: $F = D + W$

$$D \cdot x_D + W \cdot x_W = F \cdot x_F$$

联立代入求解, 得: 塔底产品流量: $W = 7.922\text{kmol/h}$

塔底组成: $x_W = 0.00108$

2.1.2 塔顶、塔底产品及原料液的平均摩尔质量

原料平均摩尔质量: $M_F = 22.872\text{kg/kmol}$

塔顶产品平均摩尔质量: $M_D = x_D \cdot M_Z + (1 - x_D) \cdot M_{\text{水}} = 41.492 \text{ kg / kmol}$

塔底产品平均摩尔质量: $M_W = x_W \cdot M_Z + (1 - x_W) \cdot M_{\text{水}} = 18.03 \text{ kg / kmol}$

2.2 精馏塔工艺条件及有关物性数据计算

2.2.1 压强

常压操作: $P = 101.325 \text{ kPa}$

2.2.2 温度

表 2-1 常压下乙醇-水汽液平衡组成 (摩尔组成) 与温度关系^[1]

温度/°C	液相组成 x/%	汽相组成 y/%	温度/°C	液相组成 x/%	汽相组成 y/%
100	0	0	81.5	32.73	59.26
95.5	1.90	17.00	80.7	39.65	61.22
89.0	7.21	38.91	79.8	50.97	65.64
86.7	9.66	43.75	79.7	51.98	65.99
85.3	12.38	47.04	79.3	57.32	68.41
84.1	16.61	50.89	78.74	67.63	73.85
82.7	23.37	54.45	78.41	74.72	78.15
82.3	26.08	55.80	78.15	89.43	89.43

;
 $x_F = 0.174$
 ,
 $x_D = 0.839$
 ,
 $x_W = 0.00108$
 ;利
 用表
 中数
 据用
 内插

法求得:

$$\text{进料温度 } t_F: \frac{84.1 - 82.7}{16.61 - 23.37} = \frac{t_F - 84.1}{17.4 - 16.61} \Rightarrow t_F = 83.94 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{塔顶温度 } t_D: \frac{78.41 - 78.15}{74.72 - 89.43} = \frac{t_D - 78.15}{83.9 - 89.43} \Rightarrow t_D = 78.25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{塔底温度 } t_W: \frac{100 - 95.5}{0 - 1.90} = \frac{t_W - 100}{0.108 - 0} \Rightarrow t_W = 99.74 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{精馏段平均温度: } t_1 = \frac{t_F + t_D}{2} = 81.10 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{提馏段平均温度: } t_2 = \frac{t_F + t_W}{2} = 91.84 \text{ } ^\circ\text{C}$$

2.2.3 密度

(1) 精馏段汽、液组成及平均摩尔质量 ($t_1 = 81.10 \text{ } ^\circ\text{C}$)

$$\text{液相组成: } \frac{81.5-80.7}{32.73-39.65} = \frac{81.10-80.7}{x_1-39.65} \Rightarrow x_1 = 0.3619$$

$$\text{汽相组成: } \frac{81.5-80.7}{59.26-61.22} = \frac{81.10-80.7}{y_1-61.22} \Rightarrow y_1 = 0.6024$$

$$\text{液相平均摩尔质量: } M_{L1} = 46 \times 0.3619 + 18 \times (1 - 0.3619) = 28.1332 \text{ kg / kmol}$$

$$\text{汽相平均摩尔质量: } M_{V1} = 46 \times 0.6024 + 18 \times (1 - 0.6024) = 34.87 \text{ kg / kmol}$$

(2) 提馏段汽、液组成及平均摩尔质量 ($t_2 = 91.84^\circ\text{C}$)

$$\text{液相组成: } \frac{95.5-89.0}{1.90-7.21} = \frac{91.84-89.0}{x_2-7.21} \Rightarrow x_2 = 0.0489$$

$$\text{汽相组成: } \frac{95.5-89.0}{17.00-38.91} = \frac{91.84-89.0}{y_2-38.91} \Rightarrow y_2 = 0.2934$$

$$\text{液相平均摩尔质量: } M_{L2} = 46 \times 0.0489 + 18 \times (1 - 0.0489) = 19.3692 \text{ kg / kmol}$$

$$\text{汽相平均摩尔质量: } M_{V2} = 46 \times 0.2934 + 18 \times (1 - 0.2934) = 26.2152 \text{ kg / kmol}$$

(3) 在平均温度下乙醇和水的密度

表 2-2 不同温度下乙醇和水的密度^[1]

温度 $t/^\circ\text{C}$	80	85	90	95	100
$\rho_Z / (\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$	735	730	724	720	716
$\rho_{\text{水}} / (\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$	971.8	968.6	965.3	961.85	958.4

精
馏
段:

$$t_1 = 81.10^\circ\text{C}$$

$$\frac{85-80}{730-735} = \frac{81.10-80}{\rho_{Z1}-735} \Rightarrow \rho_{Z1} = 733.9 \text{ kg / m}^3$$

$$\frac{85-80}{968.6-971.8} = \frac{81.10-80}{\rho_{\text{水}1}-971.8} \Rightarrow \rho_{\text{水}1} = 971.10 \text{ kg / m}^3$$

提馏段: $t_2 = 91.84^\circ\text{C}$

$$\frac{95-90}{720-724} = \frac{91.84-90}{\rho_{Z2}-724} \Rightarrow \rho_{Z2} = 722.53 \text{ kg / m}^3$$

$$\frac{95-90}{961.85-965.3} = \frac{91.84-90}{\rho_{\text{水}2}-965.3} \Rightarrow \rho_{\text{水}2} = 964.03 \text{ kg / m}^3$$

(4) 精馏段和提馏段的汽液相密度

$$\text{根据公式: } \frac{1}{\rho_L} = \frac{a_A}{\rho_A} + \frac{a_B}{\rho_B} \quad (a \text{ 为质量分数}),$$

$$\rho_V = \frac{P \cdot M}{R \cdot T}, P = 101.325 \text{ kPa}, R = 8.314 \text{ J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1} \text{ 可得:}$$

$$\text{精馏段: } a_{A1} = \frac{a_F + a_D}{2} = \frac{0.35 + 0.93}{2} = 0.64, a_{B1} = 1 - a_{A1} = 0.36$$

$$\text{液相密度: } \rho_{L1} = \frac{1}{\frac{a_{A1}}{\rho_{Z1}} + \frac{a_{B1}}{\rho_{水1}}} = \frac{1}{\frac{0.64}{733.9} + \frac{0.36}{971.10}} = 804.66 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{汽相密度: } \rho_{V1} = \frac{P \cdot M_{V1}}{R \cdot t_1} = \frac{101.325 \times 34.87}{8.314 \times (81.10 + 273.15)} = 1.20 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{提馏段: } a_W = \frac{x_W \cdot M_Z}{x_W \cdot M_Z + (1 - x_W) \cdot M_{水}} = \frac{0.00108 \times 46}{0.00108 \times 46 + 0.99892 \times 18} = 0.00276$$

$$a_{A2} = \frac{a_F + a_W}{2} = \frac{0.35 + 0.00276}{2} = 0.1764, a_{B2} = 1 - a_{A2} = 0.8236$$

$$\text{液相密度: } \rho_{L2} = \frac{1}{\frac{a_{A2}}{\rho_{Z2}} + \frac{a_{B2}}{\rho_{水2}}} = 910.36 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{汽相密度: } \rho_{V2} = \frac{P \cdot M_{V2}}{R \cdot t_2} = 0.875 \text{ kg/m}^3$$

混合液体外表张力

表 2-3 乙醇-水不同温度下的外表张力^[2]

温度/°C	70	80	90	100
乙醇 (mN/m)	18.2	17.4	16.5	15.5
水 (mN/m)	64.35	62.59	60.72	58.86

(1)
塔
顶

混合液体外表张力

$$: t_D = 78.25 \text{ }^\circ\text{C}, x_D = 0.839$$

$$\text{乙醇外表张力: } \frac{80 - 70}{17.4 - 18.2} = \frac{78.25 - 70}{\sigma_{Z1} - 18.2} \Rightarrow \sigma_{Z1} = 17.54 \text{ mN/m}$$

$$\text{水外表张力: } \frac{80 - 70}{62.59 - 64.35} = \frac{78.25 - 70}{\sigma_{水1} - 64.35} \Rightarrow \sigma_{水1} = 62.898 \text{ mN/m}$$

$$\text{塔顶混合液体外表张力: } \sigma_{LD} = 0.839 \times 17.54 + (1 - 0.839) \times 62.898 = 24.84 \text{ mN/m}$$

(2) 进料板混合液体的外表张力

$$: t_F = 83.94, x_F = 0.174$$

$$\text{乙醇外表张力: } \frac{90-80}{16.5-17.4} = \frac{83.94-80}{\sigma_{Z2}-17.4} \Rightarrow \sigma_{Z1} = 17.05 \text{ mN/m}$$

$$\text{水外表张力: } \frac{90-80}{60.72-62.59} = \frac{83.94-80}{\sigma_{水2}-62.59} \Rightarrow \sigma_{水2} = 61.85 \text{ mN/m}$$

$$\text{进料混合液体外表张力: } \sigma_{LF} = 0.174 \times 17.05 + (1-0.174) \times 61.85 = 54.05 \text{ mN/m}$$

$$\text{精馏段的外表张力: } \sigma_{L1} = \frac{\sigma_{LD} + \sigma_{LF}}{2} = 39.45 \text{ mN/m}$$

(3) 塔底混合液体外表张力

$$t_W = 99.47 \text{ }^\circ\text{C}, \quad x_W = 0.00108$$

$$\text{乙醇外表张力: } \frac{100-90}{15.5-16.5} = \frac{99.74-90}{\sigma_{Z3}-16.5} \Rightarrow \sigma_{Z3} = 15.53 \text{ mN/m}$$

$$\text{水外表张力: } \frac{100-90}{58.86-60.72} = \frac{99.74-90}{\sigma_{水3}-60.72} \Rightarrow \sigma_{水3} = 58.91 \text{ mN/m}$$

塔底混合液体外表张力:

$$\sigma_{LW} = 0.00108 \times 15.53 + (1-0.00108) \times 58.91 = 58.86 \text{ mN/m}$$

$$\text{提馏段的外表张力: } \sigma_{L2} = \frac{\sigma_{LW} + \sigma_{LF}}{2} = 56.455 \text{ mN/m}$$

2.2.5 混合物黏度

表 2-3 乙醇-水不同温度下的黏度^[2]

温度/ $^\circ\text{C}$	80	85	90	95	100
乙醇/ $\text{mPa}\cdot\text{s}$	0.41	0.38	0.35	0.325	0.30
水/ $\text{mPa}\cdot\text{s}$	0.3565	0.3355	0.3165	0.2994	0.2838

(1) 精馏段混合黏度

$$: t_1 = 81.10 \text{ }^\circ\text{C}, \quad x_1 = 0.3619, \quad \text{用内差法可得:}$$

$$\text{该温度下 } \mu_{Z1} = 0.4034 \text{ mPa}\cdot\text{s}, \quad \mu_{水1} = 0.3519 \text{ mPa}\cdot\text{s}$$

$$\text{精馏段混合黏度: } \mu_1 = 0.3619 \times 0.4034 + (1-0.3619) \times 0.3519 = 0.3705 \text{ mPa}\cdot\text{s}$$

(2) 提馏段混合黏度

$$: t_2 = 91.84 \text{ }^\circ\text{C}, \quad x_2 = 0.0489$$

$$\text{该温度下 } \mu_{Z2} = 0.3408 \text{ mPa}\cdot\text{s}, \quad \mu_{水2} = 0.3102 \text{ mPa}\cdot\text{s}$$

$$\text{提馏段混合黏度: } \mu_2 = 0.0489 \times 0.3408 + (1-0.0489) \times 0.3102 = 0.3134 \text{ mPa}\cdot\text{s}$$

2.2.6 相对挥发度

可根据公式 $\alpha = \frac{y_1 \cdot x_1'}{x_1 \cdot y_1'}$ 求解精馏段和提馏段的相对挥发度

精馏段: $x_1 = 0.3619$, $x_1' = 1 - x_1$, $y_1 = 0.6024$, $y_1' = 1 - y_1$

$$\text{解得: } \alpha_1 = \frac{0.6024 \times (1 - 0.3619)}{(1 - 0.6024) \times 0.3619} = 2.671$$

提馏段: $x_2 = 0.0489$, $y_2 = 0.2934$

$$\text{解得: } \alpha_2 = \frac{0.2934 \times (1 - 0.0489)}{(1 - 0.2934) \times 0.0489} = 8.076$$

全塔平均相对挥发度: 可取精馏段和提馏段的相对挥发度的平均值, 即

$$\alpha_m = \frac{\alpha_1 + \alpha_2}{2} = 5.3735$$

2.3 精馏塔理论塔板及有关数据计算

2.3.1 最小回流比确实定

由于泡点进料 $q=1$, 那么 q 线方程为: $x = x_F = 0.174$;

因 $\alpha_m = 5.3735$, 那么相平衡方程为: $y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{5.3735x}{1 + 4.3735x}$;

联立上述方程, 解得: $x_p = 0.174$, $y_p = 0.531$

$$\text{那么 } R_{\min} = \frac{x_D - y_p}{y_p - x_p} = \frac{0.839 - 0.531}{0.531 - 0.174} = 0.8627$$

取 $R = 2.0R_{\min} = 1.7254$, 回流比取整, 便于工业上生产控制, 故取 $R = 1.7$

2.3.2 理论塔板数的计算(采用简捷法)

: $x_D = 0.839$, $x_W = 0.00108$, $\alpha_m = 5.3735$, 那么

全回流时所需最小理论板数 (不包括再沸器):

$$N_{\min} = \frac{\lg \left[\left(\frac{x_D}{1 - x_D} \right) \left(\frac{1 - x_W}{x_W} \right) \right]}{\lg \alpha_m} - 1 = \frac{\lg \left[\left(\frac{0.839}{1 - 0.839} \right) \left(\frac{1 - 0.00108}{0.00108} \right) \right]}{\lg 5.3735} - 1 = 4.04$$

因 $\frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{1.7 - 0.8627}{1.7 + 1} = 0.31$, 根据吉利兰关联图得出 $\frac{N - N_{\min}}{N + 1}$

，关联图中的曲线可近似用下式表示：
$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0.75 - 0.75 \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right)^{0.5668}$$

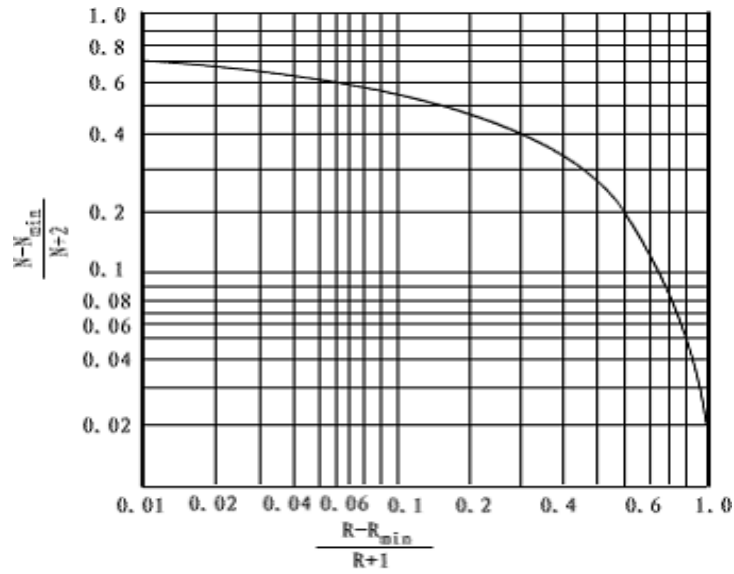


图 2-1 吉利兰关联图^[3]

那么
$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0.75 - 0.75 \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right)^{0.5668} = 0.75 - 0.75 \times 0.31^{0.5668} = 0.364$$

$N = 6.92$ 块

： $x_D = 0.839$ ， $x_F = 0.174$ ， $\alpha_1 = 2.671$

精馏段：
$$N_{\min} = \frac{\lg \left[\left(\frac{x_D}{1 - x_D} \right) \left(\frac{1 - x_F}{x_F} \right) \right]}{\lg \alpha_1} - 1 = 2.27$$

$$\frac{N_1 - N_{\min}}{N_1 + 1} = 0.364 \Rightarrow N_1 = 4.14$$
 块

实际塔板数确实定

(1) 精馏段实际塔板数

： $\alpha_1 = 2.671$ ， $\mu_{L1} = 0.3705 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ ， 那么

$$\alpha_1 \cdot \mu_{L1} = 2.671 \times 0.3705 = 0.9896 \text{ mPa} \cdot \text{s}$$

利用精馏塔全塔板效率关联图得奥康内尔关联式：
$$E_T = 0.49(\alpha \mu_L)^{-0.245}$$

求得：精馏段塔板效率：
$$E_{T1} = 0.49(0.9896)^{-0.245} = 0.49$$

精馏段实际塔板数：
$$N_{P1} = \frac{N_1}{E_{T1}} = \frac{4.14}{0.49} = 8.45 \text{ 块} \approx 9 \text{ 块}$$

(2) 提馏段实际塔板数

: $\alpha_2 = 8.076$, $\mu_{L2} = 0.3134 \text{ mPa} \cdot \text{s}$, 那么

$$\alpha_2 \cdot \mu_{L2} = 8.076 \times 0.3134 = 2.531 \text{ mPa} \cdot \text{s}$$

提馏段塔板效率: $E_{T2} = 0.49(2.531)^{-0.245} = 0.39$

$$\text{提馏段实际塔板数: } N_{P2} = \frac{N - N_{T1}}{E_{T2}} = \frac{6.92 - 4.14}{0.39} = 7.13 \text{ 块} \approx 8 \text{ 块}$$

全塔实际塔板数: $N_p = N_{p1} + N_{p2} = 9 + 8 = 17 \text{ 块}$, 加料板为第九块。

精馏段操作数据计算

$$L = R \times D = 1.7 \times 2.060 = 3.502 \text{ kmol/h}$$

$$V = (R + 1)D = 2.7 \times 2.060 = 5.562 \text{ kmol/h}$$

$$\text{精馏段操作线方程: } y = \frac{L}{V}x + \frac{D}{V}x_D = 0.630x + 0.311$$

$$\text{汽、液相质量流量: } L_{m1} = M_{L1} \times L = \frac{28.1332 \times 3.502}{3600} = 0.02737 \text{ kg/s}$$

$$V_{m1} = M_{v1} \times V = \frac{34.87 \times 5.562}{3600} = 0.05387 \text{ kg/s}$$

$$\text{汽、液相体积流量: } L_{V1} = \frac{L_{m1}}{\rho_{L1}} = \frac{0.02737}{804.66} = 3.4 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_{V1} = \frac{V_{m1}}{\rho_{V1}} = \frac{0.05387}{1.20} = 0.04489 \text{ m}^3/\text{s}$$

提馏段操作数据计算

$$L' = L + F = 3.502 + 9.982 = 13.484 \text{ kmol/h}$$

$$V' = V = 5.562 \text{ kmol/h}$$

$$\text{提馏段操作线方程: } y' = \frac{L'}{V'}x' - \frac{W}{V'}x_W = 2.424x' - 0.00154$$

$$\text{汽、液相质量流量: } L_{m2} = M_{L2} \times L' = \frac{19.3692 \times 13.484}{3600} = 0.07255 \text{ kg/s}$$

$$V_{m2} = M_{v2} \times V' = \frac{26.2152 \times 5.562}{3600} = 0.0405 \text{ kg/s}$$

$$\text{汽、液相体积流量: } L_{V2} = \frac{L_{m2}}{\rho_{L2}} = \frac{0.07255}{910.36} = 7.97 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_{V2} = \frac{V_{m2}}{\rho_{V2}} = \frac{0.0405}{0.875} = 0.0463 \text{ m}^3/\text{s}$$

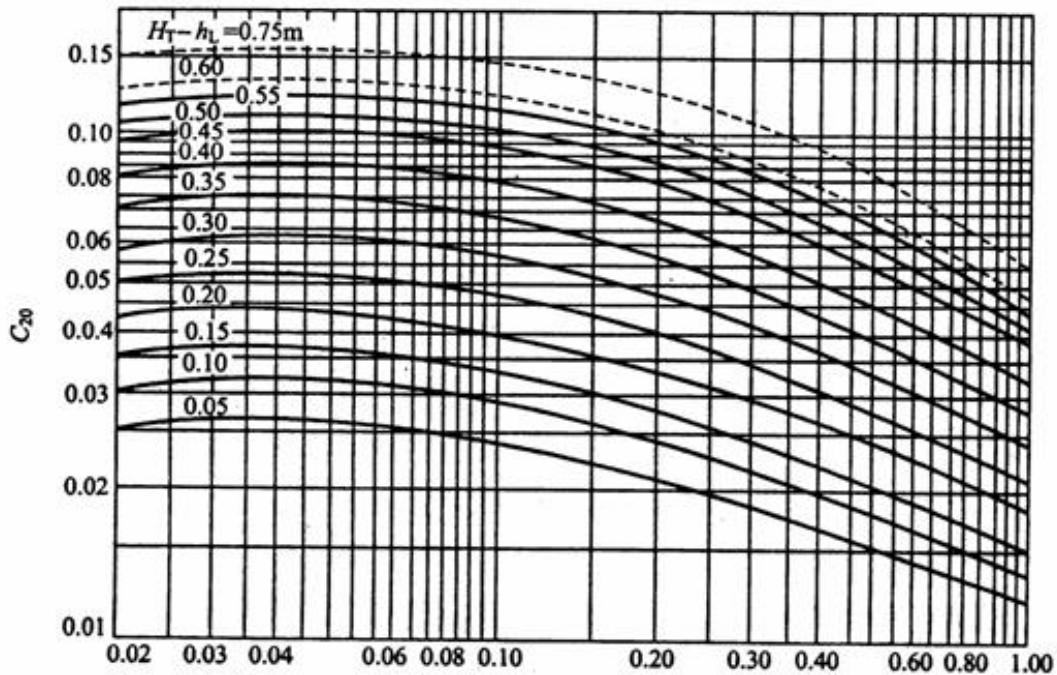
3 塔体主要尺寸的计算及布置

3.1 塔径的计算

3.1.1 精馏段塔径的计算

由 $u = (\text{安全系数}) \times u_{\max}$, 安全系数 = 0.6 ~ 0.8, $u_{\max} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$, 式中 C 可由史密斯

关联图查出:



$$\frac{L_s}{V_s} \times \left(\frac{\rho_L}{\rho_V}\right)^{1/2}$$

图 3-1 史密斯关联图^[3]

横坐标数值: $\frac{L_{m1}}{V_{m1}} \times \left(\frac{\rho_{L1}}{\rho_{V1}}\right)^{1/2} = \frac{3.4 \times 10^{-5}}{0.0489} \times \left(\frac{804.66}{1.20}\right)^{1/2} = 0.0196$

取板间距 $H_T = 0.30m$, 板上液层高度 $h_L = 0.05m$, 那么 $H_T - h_L = 0.25m$

查史密斯关联图可知: $C_{20} = 0.05m$

$$\text{汽相负荷因子: } C_1 = C_{20} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} = 0.05 \times \left(\frac{39.45}{20} \right)^{0.2} = 0.0573$$

$$\text{最大允许空塔气速: } u_{\max 1} = C \sqrt{\frac{\rho_{L1} - \rho_{V1}}{\rho_{V1}}} = 0.0573 \times \sqrt{\frac{804.66 - 1.20}{1.20}} = 1.473 \text{ m/s}$$

$$\text{取 } u_1 = 0.7 u_{\max 1} = 1.0311 \text{ m/s}$$

$$\text{故 } D_{T1} = \sqrt{\frac{4V_{V1}}{\pi u_1}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.04489}{3.14 \times 1.03}} = 0.235 \text{ m}$$

按标准，塔径圆整为： $D_{T1} = 0.3 \text{ m}$

$$\text{横截面积: } A_T = \frac{1}{4} \pi D_{T1}^2 = 0.25 \times 3.14 \times 0.3^2 = 0.07065 \text{ m}^2$$

$$\text{实际空塔气速: } u_1' = \frac{V_{V1}}{A_T} = \frac{0.04489}{0.07065} = 0.6354 \text{ m/s}$$

提馏段塔径的计算

取板间距： $H_T = 0.30 \text{ m}$ ， $h_L = 0.05 \text{ m}$ ， 那么 $H_T - h_L = 0.25 \text{ m}$

$$\text{横坐标数值: } \frac{L_{V2}}{V_{V2}} \times \left(\frac{\rho_{L2}}{\rho_{V2}} \right)^{1/2} = \frac{7.97 \times 10^{-5}}{0.0463} \times \left(\frac{910.36}{0.875} \right)^{1/2} = 0.0555$$

查史密斯关联图可知： $C_{20} = 0.052$

$$\text{汽相负荷因子 } C_2 = C_{20} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} = 0.052 \times \left(\frac{56.455}{20} \right)^{0.2} = 0.0640$$

$$\text{最大允许空塔气速 } u_{\max 2} = 0.0640 \times \sqrt{\frac{910.36 - 0.875}{0.875}} = 2.063 \text{ m/s}$$

$$\text{取 } u_2 = 0.7 u_{\max 2} = 1.444 \text{ m/s}$$

$$D_{T2} = \sqrt{\frac{4V_{s2}}{\pi u_2}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.0463}{3.14 \times 1.444}} = 0.202 \text{ m}$$

按标准，塔径圆整为： $D_{T2} = 0.3 \text{ m}$

$$\text{横截面积: } A_T = \frac{\pi}{4} \times 0.3^2 = 0.07065 \text{ m}^2$$

$$\text{实际空塔气速: } u_2' = \frac{0.0463}{0.07065} = 0.655 \text{ m/s}$$

3.2 塔高的计算

3.2.1 塔顶空间高度

塔顶空间高度的作用是安装塔板和安装人孔的需要，也使气体的液滴自由沉降，减少塔顶出口气体的液滴夹带，必要时可节省破沫装置。

塔顶空间高度 H_D 一般取 1.0—1.5m，因此塔直径小，取 1.0m。

塔板间距

在初估塔径的计算过程中，已初选塔板间距 $H_T = 0.30m$ 。

3.2.3 进料段空间高度

进料段空间高度 H_F 取决于进料口结构型式和物料状态，一般 H_F 要比 H_T 大，有时要大一倍，为了防止进料直冲塔板，常在进料口处考虑安装防冲设施。如防冲板、入口堰、缓冲管等， H_F 应保证这些设施的安装在设计中 H_F 取 $1.5H_T = 0.45m$ 。

塔底空间高度

塔底空间高度具有中间贮槽的作用，塔釜液最好能在塔底有 10~15min 的储量，以保证塔底料液不致排完。塔底产量 $W = 7.922kmol/h$ ，取 10min 的储量；

那么塔底空间体积：

$$V_B = \frac{7.922 \times \frac{10}{60} \times (46 \times 0.00108 + 18 \times 0.99892)}{\frac{1}{\frac{0.0028}{716} + \frac{0.9972}{958.4}}} = 0.025m^3$$

$$\text{即塔底空间高度：} H_B = \frac{V_B}{A_T} = \frac{0.025}{0.07065} = 0.352m$$

取 $H_B = 0.40m$

3.2.5 开有手孔的塔板间距

由于 $D_T = 300mm$ 较小，采用手孔，在处理清洁物料时每隔 3-5 块板设置一个手孔，取手孔数 $S = 3$ ，开有手孔的塔板间距： $H_T^* = 0.45m$ 。

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/835322101233011304>