

The background features three large, overlapping blue circles of varying sizes, each with a gradient from light to dark blue. Two thin, light blue lines intersect at the top left, forming a large 'V' shape that frames the central text.

苯-氯苯分离精馏塔设计

苯—氯苯分离精馏塔设计

目录

苯—氯苯分离精馏塔设计

设计任务

1.1 设计题目

1.1.2 设计任务及操作条件

设计工艺计算

2 设计方案确实定

操作压力、进料情

况、23 加热方

式、艺4 冷却方

式、

3 艺5 精馏塔的热能利用、物料衡算

3.1 原料液及塔顶、塔底产品摩尔

分率

3.2 原料及塔顶、塔底产品平均摩尔质量

3.3 物料衡算、

4 塔板数确实定 .

4.1 理论板层数 N_T 求取 . 实际板

层数求取 .

5 精馏塔工艺条件及关于物性数据计算 .

操作压力计算

操作温度计算

5.3 平均摩尔质量计算 .

5.4 平均密度计算

5.4.1 气相平均密度计算 .

5.4.2 液相平均密度计算 .

5.5 液体平均表面张力计算、 5

6 液体平均粘度计算 .

6 精馏塔塔体工艺尺寸计算、

塔径计算 .

6.1.1 精馏段塔径 .

6.1.2 提馏段塔径 .

6.2 精 馏 有 效 高 度 计 算 、

6.3 精馏塔实际高度计算、

7 塔板主要工艺尺寸计算 .

溢流装置计算、

7 . 1 . 1 精馏段溢流装置计算 .

7 . 1 . 2 提馏段溢流装置计算 .

7.2 塔板布置、	17
精馏段塔板布置	17
提馏段塔板布置	18
验算	20

7 . 2 .

7 . 2 . 2

8 筛板流体力学

8 . 1 塔板压降	
h_c	20

1.1	精馏段塔板压降	20
1.2	提馏段塔板压降	21
	液面落差	22
	液沫夹带	22
3.1	精馏段液沫夹带	22
3.2	提馏段液沫夹带	22
	漏液	23
4.1	精馏段漏液	23
4.2	提馏段漏液	23
	液泛	24
5.1	精馏段液泛	24
5.2	提馏段液泛	24
	负荷性能图	25
	精馏段塔板负荷性能图	25
1.1	液沫夹带线	25
1.2	液泛线	25
1.3	漏液线	27
1.4	液相负荷下限线	27
1.5	液相负荷上限线	28
2	提馏段塔板负荷性能图	29
2.1	液沫夹带线	29
2.2	液泛线	29
2.3	漏液线	30
2.4	液相负荷下限线	31
2.5	液相负荷上限线	31
	精馏塔的工艺设计计算结果总表	33
	的选型	34
	顶冷凝器的选择	34
		35
		37

&2 液面落差、

&3 液沫夹带

8.3.2

8.4 漏液.

8.4.1

8.4.2

8.5 液泛一

8.5.1

8.5.2

9 塔板负荷性能图、

9.1 精馏段塔板负荷性能图

9.1.1

9.1.2

9.1.3

9.1.4

9.1

. 5 9

9.2.1

9.2.2

9.2.3

9.2.4

9.2.5

10 其余设备选型、

11 攀顶冷凝器选择

总结感想、符号说

明、

w "d

设计任务书

1.1.1 设计题目

苯 一 氯 苯 连 续 精 馏 塔 设 计

1 1 2 设计任务及操作条件

上进精馏塔原料液含苯 40% (质量%)，下塔其余为氯苯，艺产

品含苯不低于 95%，釜液苯含量不高于 2%。

3. 生产能力为万吨 / 年，原料液，每年工作日为 300 天。

4. 操作条件；

(1) 塔顶压强 4kPa (表压)；

o) 进料热状态自选；

°C 3) 回流比自选；

(4) 加热蒸汽低压蒸汽，

巧) 单板压降 $\leq 0.7\text{kPa}$ 。

设计工艺计算

2 设计方案确实定

2.1 操作压力

此次设计为通常物料所以，采取常压操作。

2.2 进料情况

进料状态有五和·过冷液，饱和液，气液混合物，饱和气，过热气：但在实际操作中通常将物料

预热到泡点或近泡点，才送入塔内。这么塔操作比较轻易控制。不受季节气斛影响，另外泡点

进料精馏段与提i留段塔径相同，在设计和制造上也叫方便。此次设计采取泡点进料。

2.3 加热方式

蒸馏釜加热方式通常采取间接加熟方式。

2.4 冷却方式

塔顶冷却方式通常水冷却，应尽可能使用循环水。

2 热能利用

蒸馏过程特征是重复进行气化和冷凝。所以，热效率很低，可采取一些改进方法来提升热效

率。所以，依照上叙设计方案讨论及设计任务书要求，本设计采取常压操作，泡点进料，司接

蒸汽加热以及水冷冷却方式，适当考虑热能利用。

本设计任务为分离苯—氯苯合物。对于二元混合物分离，应采取连续精馏方法，设计中采取泡

点进料，将混合料液经预热器加热至泡点后送入精馏塔内。塔顶上升器采取全凝器冷凝后，部

分回流。其余部分作为塔顶产品经冷却后送入储过。该物系属于易分离物系，最小回流比较

小，散操作回流比取最小回流比 1.4 倍。塔釜部分采取间接蒸汽加热，塔底产品经冷却后送入

储过。工艺流程图见附图。查阅关于资料得知苯和氯苯一些性质以下；苯和氯苯物理性质见下

表 1

表 1 苯和氯苯物型性质

组分	分子式	相对分子质量	沸点	临界温度 $^{\circ}\text{C}$	临界压力
		78.11	80.3	28.5	6833.4
氯苯	$\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$	112.56	131.8	359.2	4520

3 精馏塔物料衡算

3.1 原料液及塔顶、塔底产品摩尔分率

苯摩尔质量 $M_A = 78.1 \text{ kg/kmol}$ 氯苯

摩尔质量 $M_B : 112.6 \text{ kg/kmol}$

$$x_F = \frac{0.4/78.11}{0.4/78.11 + 0.6/112.6} = 0.490$$

$$0.4/78.11 + 0.6/112.6$$

$$0.957781$$

$$= 0.965 \quad 0.95/78.11 + 0.05/112.6$$

$$0.02/78.11$$

$$= 0.000256$$

$$0.02/78.11 + 0.98/112.6$$

3.2 原料及塔顶、塔底产品平均摩尔质量

$$M_f : 0.490 \times 78.11 + (1 - 0.490) \times 11256 : 95.6 : \text{g/mol}$$

$$M : 0.965 \times 78.11 + (1 - 0.965) \times 11256 :$$

$$79.32 \text{kg/kmol } M = 0.029 \times 78.11 + (1 - 0.029) \times$$

$$11256 : 111.5 \text{ g/mol}$$

3.3 物料衡算

4 飞 66、67

$$\text{原料处理量} = \frac{4355}{95.68} = 45.5 \text{ t/h}$$

95.68

$$T = T_c + \Delta T_{\text{总}}$$

物料衡算 4355 : + 呱

W

$$W X_f = q_c + q_w X_w \text{ 苯}$$

物料衡算

$$43.5 \times 0.490 - 0.965 q_c + 0.029 q_w$$

— 2L45kn0 町 h

联立可得

: 22] 0101101/h

4 塔板数确实定

4.1 理论板层数 NT 求取

由手册查得苯—氯苯物系气液平衡数据，绘制 x—y 图，见表 2 表

2 苯—氯苯物系气液平衡数据

T/OC	80	90	100	110	120	¹ ≡ ⁰	131 . 8
P _A /kPa	101 0	13 & 66	180 . 0	234 . 6	003	378 . 65	386 币 5
p _B ^o /kPa	1 生 66	2733	39 . 48	53 33	7 02	95 . 8 6	1013 3
$x = \frac{p_A - p_B^o}{p_A^o - p_B^o}$ <u>P-PB</u>	1 . 0 04	0.677	. 0440	. 026 5	o] 25	. 0019	0
x	1 . 001	住 913	. 0782	. 061 3	036 9	. 0072	0
	5 . 1 37	5 00	. 4559	439 9	4] 13	. 3950	81b

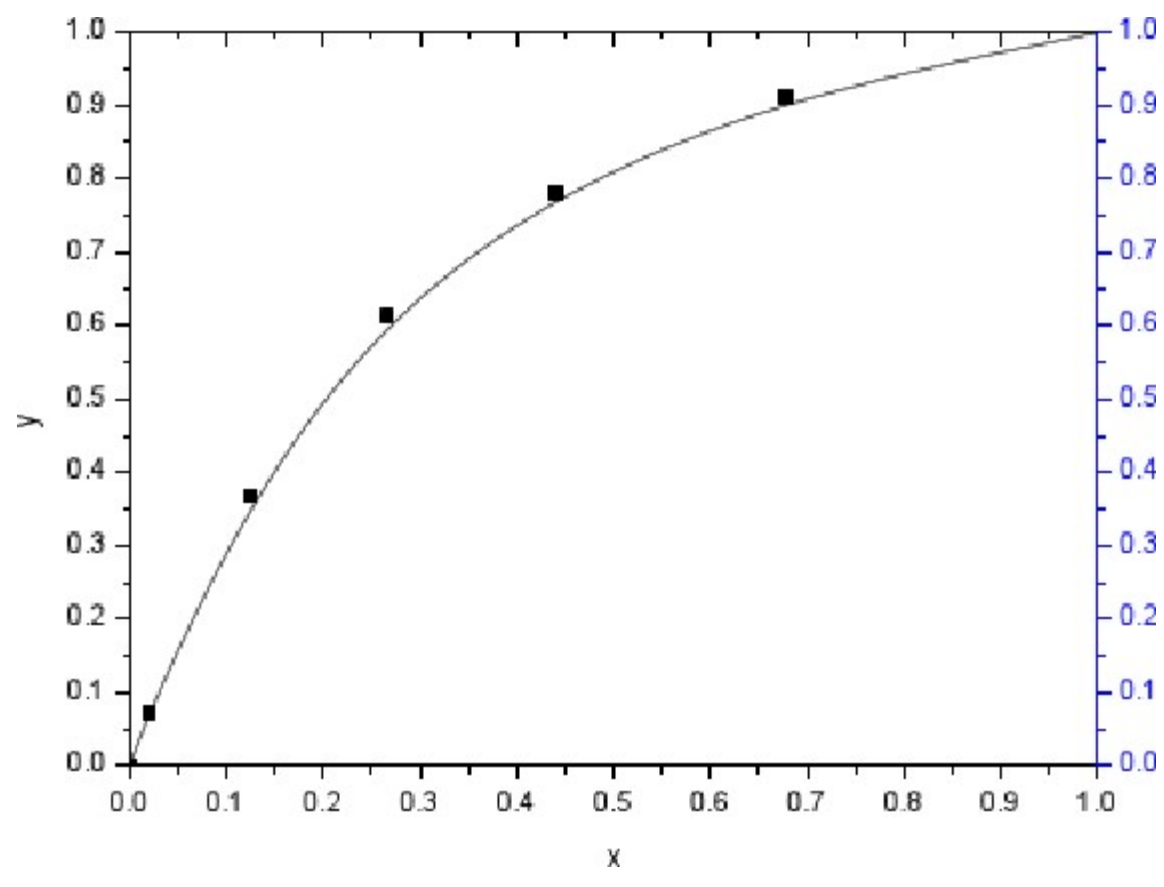


图 1 苯—氯相平衡曲线图

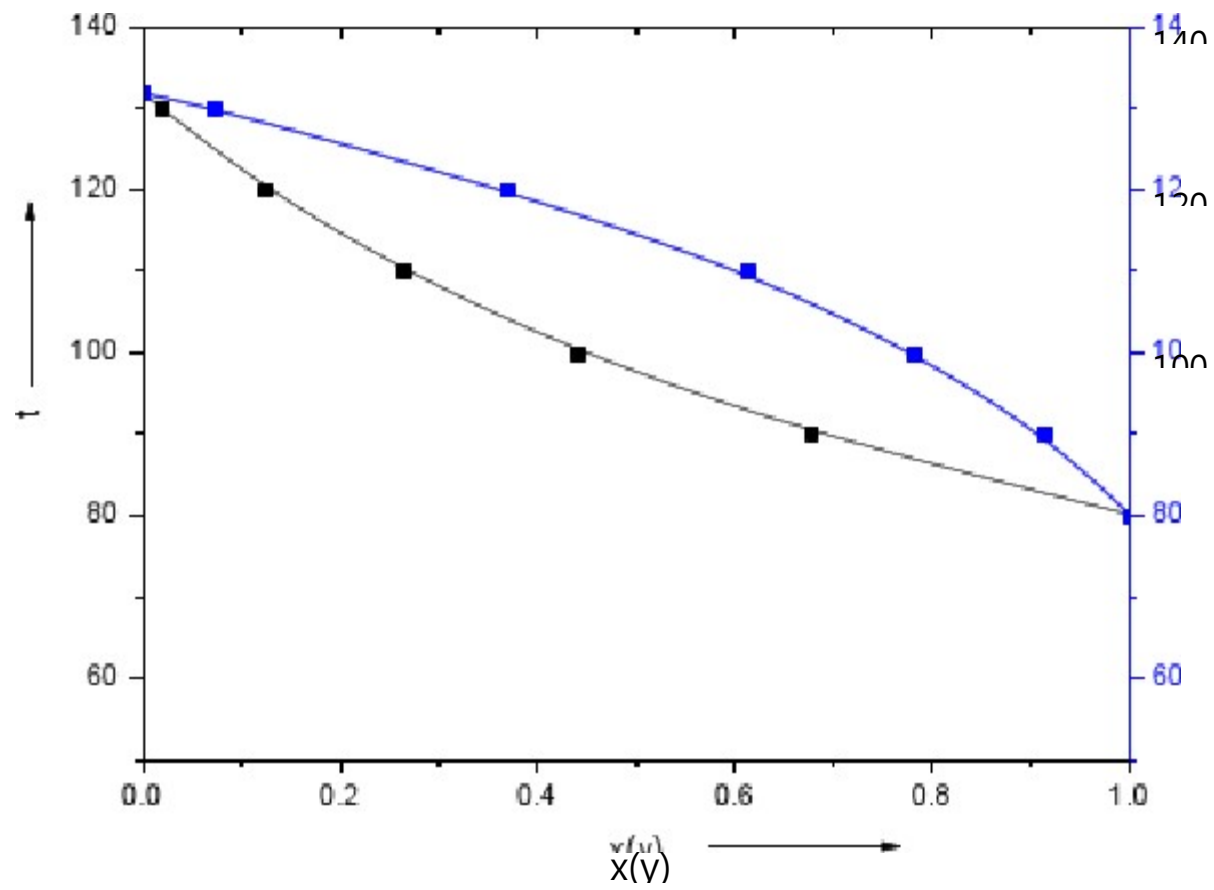


图 2 苯-氯双组分溶液温度-组成图

该物系平均和对挥发度为;

$$\alpha = 5.137 \times 5 \times 4.559 \times 4399 \times 4113 \times 3.950 \times 3,$$

$$816 = 4, 4)$$

求最小回流比及操作回流比

$$x_e = x_f, y_e = \frac{\bar{\alpha} x_f}{1 + (\bar{\alpha} - 1)x_f}$$

因为泡点进料(=)得 $1 + (\bar{\alpha} - 1)x_f = 0.809$

由 $\frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{x_d - y_e}{x_d - x_e}$ 可得

$$R_{\min} = \frac{x_d - y_e}{y_e - x_e} = \frac{0.965 - 0.809}{0.809 - 0.490} = 0.489$$

取操作回流比为 $R = 14 = 1.4 \times 0.489 = 0.685$

求精馏塔气、液相负荷;

$$q = 0.685 \times 2L45 = 14.69 \text{ kmol/h} \quad (Inv =$$

$$(R + 1)q = (685 + 1) \times 14.69 = 36.14 \text{ kmol/h}$$

$$h_{q\text{æ}} = q_{nL} + q_{rF} = 14.69 + 43.55 =$$

$$58.24 \text{ kmol/h} \quad q_{nv} = (Inv + 1)q = 36.14 \text{ kmol/h}$$

求操作线方程

word

编辑

精馏段操作线方程为

(IAL_{n-1})

$$y = x + \frac{q_{nL}}{q_{nv}} x_a = 0.407x +$$

$$0.573 \frac{q_{nv}}{q_{nv}}$$

提馏段操作线方程为

$$y' = \frac{q'_{nL}}{q_{nv}} x' - \frac{q_{nL}}{q_{nv}} \frac{1}{Claw_{x,v}} \cdot -61' - 0.018$$

(Inv q_{nv} 求相)

平衡方程

X Y Y

4.400 —

± 400y 仅一(a-I)y

逐板法求理论板层数，结果见表雪

表 3 理论板计算结果

	o . 9b5		m780		0· 139
	o . 8b2		0.446		0· 035
	o . 924		m700	Yao	0· 039
	o . 734		0347		0· 009
	o . 872		0 40	YII	
	o . 607		o 卫 11		
	o . 820		0322	Y	
	o . 5D9		m097	X	

解得所要总理论板层数 NT : 10 块 (含塔釜) 进料板位置 Nf = 5

4.2 实际板层数求取

山图 1 温度一组成图查出 (可依据操作压力, 山泡点方程, 安托因方程过试差计算。

本设计直接查温度一组成图, 其结果误差不人。)

$$= 81.230C$$

t

= 7.00] 8.

C

。

C

t — 13090

$$\frac{81.23 + 13090}{2}$$

山上可知塔顶、塔底平均斜度 $t_m = 106.0 \text{ TC}$

2

且对应 $x = 0.330$

查《化学化工物性数据手册》得

$$= 0.24 \text{ nPa} \cdot \text{s} : 0.348 \text{ nPa} \cdot \text{s}$$

w "d

所以： $0.330 \times 0.243 + 0 - 0.330 \times 0.348 = 0.31 \text{ nPa} \cdot \text{s}$

由：0河9掩尸245求得

$$E_o : 0.49 \times \quad = \text{住} 45 = 459b$$

(4.400x031 匀

再由 $N = \quad i$ 得

4

精馏段实际板层数 $N \quad \quad \quad$

0.5

提馏段实际板层数 N : 11.12 块
(不含塔釜)
0.45

5 精馏塔工艺条件及关于物性数据计算

5.1 操作压力计算

塔顶操作压力 $P = 101.3 + 0.4 = 101.7 \text{ kPa}$

每层塔板压降 : 0.7 kPa

进料板压力 $P_E : 101.7 + 0.7 \times 9 = 111.6 \text{ kPa}$

塔底压力 $P_W = 101.7 + 0.7 \times 12 = 109.5 \text{ kPa}$

$105.3 + 111.6$ 精馏段

平均压力 $P = 108.45 \text{ kPa}$

$$111.6 + 120.0$$

提馏段平均压力 $P = 15.8 \text{ kPa}$

2

5.2 操作温度计算

由图 1 斜度一栏查出

$$t = 82.3$$

$$C_{tf} = 100$$

$$\approx 8.0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 130.90 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$82.3 + 100 \approx 8$$

精馏段平均温度 $t_{\text{精}} = \text{—————} - 90, 71 \text{ } ^\circ\text{C}$

2

$$100 \cdot 18 + 130 \cdot 90$$

提馏段平均温度 $t_{m提} = \frac{\quad}{2} = 115.4 \text{ } ^\circ\text{C}$

2

5.3 平均摩尔质量计

算

塔顶平均摩尔质量计算—0.96六代入平衡曲

线方程，得

$$y : 0.862$$

$$M_{v差} : 0.965 \times 78.11 + 0.035 \times 11256 : 79.3 \text{ g /}$$

lanol

$$M_{翻血} : 862 \times 78.11 + (1 - 0.86) \times 11256 : 82.8 \text{ g}$$

/ lanol

进料板平均摩尔质量计算山逐板法

计算结果〔见表们可知

$$x_r : 0.446$$

=

0

.

78D

$$M = 0.80 \times 78.11 + (1 - 0.780) \times 112.56 =$$

$$85.69 \text{ kg/kmol} \quad M = 0.446 \times 78.11 + 0.554 \times$$

$$\times 112.56 = 96.20 \text{ kg / mol}$$

塔底平均摩尔质量计算山逐板法计

算结果〔见表可知

$$x =$$

$$0.009$$

$$y :$$

$$0.039$$

$$M = 0.39 \times 78.11 + 0.61 \times 112.56 =$$

$$111.22 \text{ kg / mol} \quad M = 0.09 \times 78.11 + 0.91 \times$$

$$112.56 = 112.2, \text{ kg / kmol}$$

精馏段平均摩尔质量

$$79.32 + 85.69$$

$$M_{V_{m(\text{精})}} = \frac{79.32 + 85.69}{2} = 82.505 \text{ g / mol}$$

$$82.86 + 96.20$$

MI-ntCFi5) = _____ : 895 馱 g / lanol 2

提馏段平均厚尔质量

$$85.69 + 111.22$$

M_____ : 9 &46kg/[a]] 01

2

$$\underline{96.20 + 111.22}$$

M : 104.2 : 馱 g / kmol

2

5.4 平均密度计算

5.4.1 气相平均密度计算山

理想气体状态方程计算，

即

$$\rho_{V_{m(精)}} = \frac{P_{m(精)} M_{V_{m(精)}}}{RT_{m(精)}} = \frac{108.45 \times 82.51}{8.314 \times (273.15 + 90.71)} = \text{—}$$

$$\rho_{V_{m(提)}} = \frac{P_{m(提)} M_{V_{m(提)}}}{RT_{m(提)}} = \frac{115.8 \times 98.46}{8.314 \times (273.15 + 115.54)} = 2.96 \text{ kg}$$

/ m 三

: 3.5 g / m

5.4.2 液相平均密度计算

液相平均密度依下式计

算, 即

$$1/\rho_{Lm} = \sum \alpha_i / \rho_i$$

塔顶液和平均密度计算

由 t = 82.3°C, 查《化学化工物性数据手册》得

$\rho_A = 816 \text{ g / m}^3$ $\rho_B = 1040 \text{ g / m}^3$, 所以

1

$\rho_{Lm} = 8226 \text{ kg / m}^3$

$$(0.95 / 816 + 0.05 / 1040)$$

进料板液相平均密度计算

由 t = 100.18°C, 查《化学化工物性数据手册》得

3

$\rho_A = 7924 \text{ kg / m}^3$ $\rho_B = 10187 \text{ kg / m}^3$

进 料 板 液 相 质 量 分 率

0.446 风 7 & 11

$$\frac{\quad}{\quad} = 035$$

$$0.446 \times 78.11 + 0.144 \times$$

11 之 56

1

3

$$\rho_{\text{塔底}} = 0.358/792.4 + 0.144/10187$$

$$= 0.358/792.4 + 0.144/10187$$

塔底液和平均密度计算

由 $t = 130.9^\circ\text{C}$ ，查《化学化工物性数据手册》得

3

$$\rho_{\text{精}} = 755.4 \text{ kg/m}^3, \rho_{\text{B}} = 983.6 \text{ kg/m}^3$$

1

3

$$\frac{\quad}{\quad} : 977 \text{ kg}$$

/ m

$$= 0.02/755.4 + 0.98/983.6$$

精 馏 段 液 相 平 均 密 度 为

蟹

$$\rho_{Lm(\text{精})} = \frac{82}{1.6 + 924.22}$$

提

馏段液相平均密度为

$$\frac{24.2 + 977.7}{3}$$

$$= 873.41 \text{ kg/m}^3$$

3

: 873.41 kg/m³

: 95.0 地/ ms

2.5.5 液体平

均表面张力计算

液相平均表面张力依下式，即

塔顶液和平均表面张力计算

Itid : 82.3 °C , 查《化学化工物数据手册》得

o : 21.12 mN/m, ÜB : 23.6 力 / m

$$\sigma = 0.096 \times 21.32 + 0.035 \times 2.62 = 21.21 \text{ mN/m}$$

m

进料板液相平均表面张力计算

由

$t = 100.180^\circ\text{C}$ ，查《化学化工物性数据手册》得

$$\sigma = 18.84 \text{ mN/m} \quad \sigma_0 = 21.56 \text{ mN/m}$$

$$\sigma = 0.446 \times 18.84 + 0.440 \times 21.56 =$$

$$20.35 \text{ mN/m}$$

塔底液和平均表面张力计算

由

$t = 130.9^\circ\text{C}$ ，查《化学化工物性数据手册》得

$$\sigma : 15.2 \text{ mN/m} \quad \sigma_0 : 18.2 \text{ mN/m}$$

$$\sigma = 0.09 \times 15.23 + 0.991 \times 18.28 = 18.25 \text{ mN}$$

/ m

精馏段液相平均表面张力为

$$\frac{\quad}{\quad} = 2L21 + 20.3,$$

$$= 20.78 \text{ n 英寸/m}$$

2 提馏段

液相平均表面张力为

$$20.35 + 18.25$$

$$\frac{\quad}{\quad} = 19.30 \text{ n}$$

寸 1m 2 5 . 6 液体平均粘度计算

液相平均粘度依下式计算，即

塔顶液和平均粘度计算

Ititd : 8L23 °C , 查《化学化工物数据手》得

$$J : 030 \text{ nPa 飞} , : 0.42 , \text{ nPa} \cdot \text{s}$$

$$J \text{ m} = 0.965 \text{ 风} 0.305 + 0 \text{ °C} 35 \times 0.425 = 0$$

$$310 \text{]IPa} \cdot \text{s}$$

进料板液相平均粘度计算

由 t=IOOICC , 查《化学化工物性数据手册》得

$\mu = 0.25 \text{ nPa} \cdot \text{s}, \tau = 0.36 \text{ s}$

声、: $m446 \times 0.254 + 0.554 \times 0.362 : 0.31 \text{ nPa} \cdot \text{s}$

塔底液和平均粘度计算由 $t = 13090^\circ\text{C}$, 查《化学化

工物性数据手册》得

$$\mu_A = 0.198 \text{ nPa} \cdot \text{s}, \mu_B = 0.292 \text{ nPa} \cdot \text{s}$$

$$\mu_{\text{Lwm}} = 0.009 \times 0.198 + 0.991 \times 0.292 = 0.282 \text{ nPa} \cdot \text{s}$$

精馏段液相平均表面张力为

$$0.310 + 0.314$$

$$\frac{\quad}{\quad} = 0.32 \text{ n}$$

a . S

2 提 馏 段

液相平均表面张力为

$$0.314 + 0.291$$

$$\frac{\quad}{\quad} = 0.303 \text{ n}$$

a · s

2

6 精馏塔塔体工艺尺寸计算

6.1 塔径计算

6.1.1 精馏段塔径精馏段气、液

相体积流率为

$$q_{V_s(\text{精})} = \frac{q_{L_s(\text{精})} M_{L_m(\text{精})}}{3600 \rho_{V_m(\text{精})}} = \frac{14.69 \times 89.53}{3600 \times 2.96} = q_{V_s(\text{精})} \text{ (湖 36 过 4x8 51 一伍 28)}$$

$$q_{L_s(\text{精})} = \frac{q_{L_s(\text{精})} M_{L_m(\text{精})}}{3600} = \frac{14.69 \times 89.53}{3600} = 0.37 \text{ (湖 37 s)}$$

: 0 °C 004 山/ s

3600pu !!! C 精]

$$u = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}, \text{ 式中 } C \text{ 由 } C_{20} \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.2} \text{ 计算, 其}$$

中 c 川山图 3

筛板塔泛点关联图查

$\frac{q_{L_s(\text{精})}}{q_{V_s(\text{精})}$	P	0.00042
	(精)	873.4

图横坐标 FLV

住 280 2、96

= 0 . 0257

喜馴-0 000 过

o 酢 l"丽 i-0 0 过生 i 欵 i i 0 龍訛 III 就 i 到 0 《祉

即河到狝榭鼎 000i 踝

》 III 《黼 《口 0

谿糰

伍襪

0 . 和卜 0 《

图 3 筛板塔泛点关联冬

初选板间距 HT : 0.40m 取板上液层高度 hL : 0.06m 故

$$HT - hL = 0.40 - 0.06 = 0.34 \text{m}$$

查关联图得, $C_m = 0.073$

$$C : C_T = 0.073 \left(\frac{20.78}{20} \right)^{0.2} \text{ } ^\circ\text{C}^{-0.2} \text{ } 736$$

20

$$u_{\max} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} = 0.073 \sqrt{\frac{873.4 - 2.96}{2.96}} = 1.261 \text{ m/s}$$

61m / s

取安全系数为 0.7, 则空塔气速为

$$u = 0.7 u_{\max} = 0.7 \times 1.261 = 0.883 \text{ m/s}$$

$$\text{所以, } D^{(精)} = \sqrt{\frac{4q_{V,s(精)}}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.280}{\pi \times 0.883}} = 0.63 \text{m}$$

塔径圆整为 0.7m

塔截面积为

$$A_T = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{\pi}{4} \times 0.7^2$$

$$= 0.385 \text{m}^2$$

实际空塔气

速为

$$u_{(精)} = \frac{q_{V,s(精)}}{A_T} = \frac{0.280}{0.385} = 0.727 \text{ m/s}$$

6.1.2 提馏段塔径提馏段气液

$$q_{V,s(提)} = \frac{q'_{mV} M_{Vm(提)}}{3600 \rho_{Vm(提)}} = \frac{36.14 \times 98.46}{3600 \times 3.53} = 0.28 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$q_{L,s(提)} = \frac{q'_{mL} M_{Lm(提)}}{3600 \rho_{Lm(提)}} = \frac{58.24 \times 104.23}{3600 \times 951} = 0.0017 \text{ m}^3/\text{s}$$

率为

$$= 0.28 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$0.0017 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$u = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}, \text{ 式中 } C \text{ 由 } C = C_{20} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \text{ 计算,}$$

其中 GO 由图

3 筛板塔泛点关联图查

$$F'' = \frac{q_{L,s(提)}}{q_{V,s(提)}} = \frac{0.0017}{0.28} = 0.0061$$

图横坐标

m (提) 0.1039

初选板间距 $HT = 0.40\text{m}$ 取板上液层高度 $= 0.06\text{m}$ 故

净空： $0.40 - 0.06 = 0.34\text{m}$

查关联图，得 $c = 0.066$

$$C_{20} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} = \frac{1930}{20}$$

$$C = 0.066 \times \frac{1930}{20} = 0.635$$

20

$$u_{\max} = C \sqrt{\frac{P_L - P_V}{3.53}} = 0.635 \sqrt{\frac{951 - 3.53}{3.53}} = 1.074\text{m/s}$$

取安全系数为 7，则空塔气速为

$$u = 0.7 \times 1.074 = 0.75\text{m/s}$$

$$\text{所以, } D = \sqrt{\frac{4q_{V,s(\text{提})}}{\pi u}} = \sqrt{\frac{0.2}{0.75}} = 0.6011$$

塔径圆整为 0.7m 塔截面积为 0.38m^2

$$D^2 = \pi \times 0.7^2 = 0.38, \text{m}^2$$

4 4

实际空塔气

速为

$$u_{(提)} = \frac{q_{V,5(提)}}{A_T} = \frac{0.280}{0.385} =$$

$$0.7271 \text{ m/s}$$

6.2 精馏塔有效高度计算

精馏段有效高度为

$$z_{精} = (N - 1) HT = (9 - 1) \times 0.4 = 3.2 \text{ m}$$

提馏段有效高度为

$$Z : (N - 1) HT : (12 - 1) \times 0.4 : 4.4 \text{ m}$$

在进料板上方、塔下部各开一人孔，其高度为 7 英尺

则，有效塔高

$$= Z + Z + 0.7 \times 2 = 9 \text{ m}$$

6.3 精馏塔实际高度计算

塔底空间

取储存液量停留停留 5 min

$$q_{mW} : 2210 \text{ kmol/h}, \rho : 10187 \text{ kg/m}^3$$

$q_{\text{液}} \times 100 \text{ 似 M甘22、} 10 \times 11256$

$$\times t - \text{—————} \times 5 = 0.53 \text{ m}$$

$$PB \times 60 \times 10187 \times 60 \times 住 385$$

1--1B—1—2m,故 411--1B—1m

塔顶空间

塔顶空间指塔内最上层塔板与塔顶间距。为利于出塔气体夹带液滴沉降，其高度应大于板间

距，设计中通常取塔顶间距为 (上1 "2.0) Hr。故取 HD—1m

取进料板板间距为 0.6m，人孔处板间距为 0.7m，塔底空间高度为 1.0m,塔顶空间高度为

1.0m, 封头高度为住 6m，裙座高度为 2.0m，则全塔高为

$$Z (N - NF - NP - I)HT + NF HF + NpH p + HD + HB + HI + H_2$$

$$:(21-1-2-1) \times 住 4 + 0.6 + 2 \times 00 + 1 + 1 + 0.6 + 2 : 1 \text{ 力 n}$$

7 塔板主要工艺尺寸计算

7.1 溢流装置计算

依照塔径 $D=0.7\text{m}$ 和液体流量，可选取单溢流弓形降液管、平行受液盘及平顶溢流堰。各项计

算 以 下 :

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/235134040221011213>