

基本有机化工工艺及装备

第三篇 合成(一)

(补充教材)

浙 江 大 学

基本有机化工教研组

1975·9

基本有机化工工艺及设备 (合成部分)

(补充教材)

§ 苯乙炔的生产

一、炔化塔的材料衡算与热量衡算

物料与热量衡算是工艺计算的基础。其目的是可以根据它来确定在一定的生产能力下的原料与产品的重量以及必要设备的数目与尺寸。

物料与热量衡算的依据是物质不灭定律与能量守恒定律。衡算时的计算基准。对于连续过程予以单位时间 (每小时) 计, 对于间歇过程予以操作周期计算, 有时还必须进行时间衡算。物料衡算与热量衡算的计算步骤概括如下:

- 1、绘出简单的工艺流程或设备流程图;
- 2、确定物料和热量平衡图;
- 3、写出化学方程式及反应热效应;
- 4、说明计算任务;
- 5、选择计算基准;
- 6、收集並应用物化及工艺数据和必要的计算数据;
- 7、完成衡算;

整理计算结果並列表。

以连续炔化塔为例说明之。

§ 物料衡算

1、炔化塔工艺流程图, 见图 1-5a。

2、炔化塔物料平衡示意图。

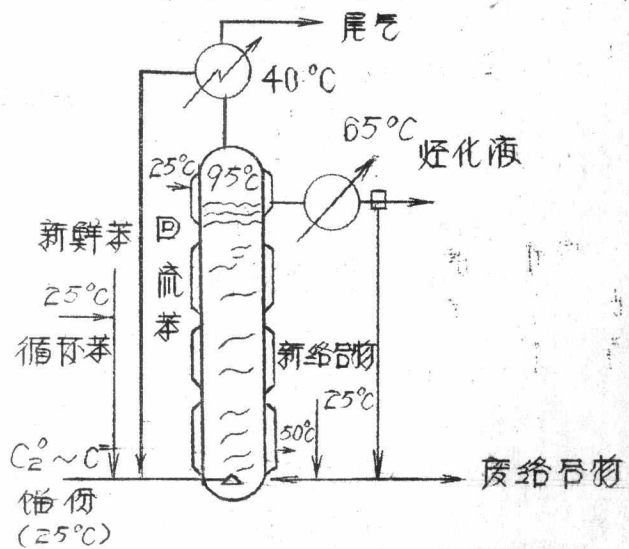
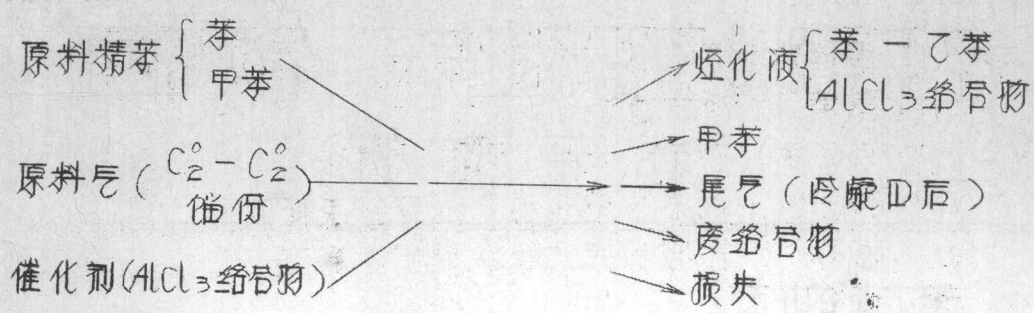
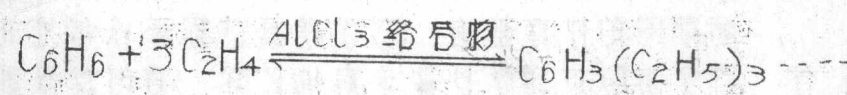
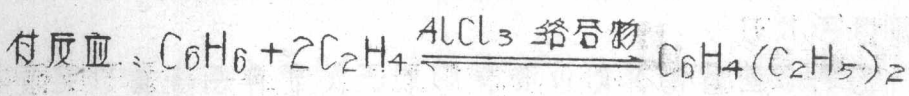
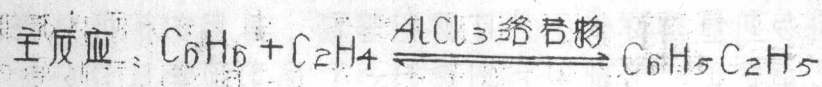


图 1-5a 炔化塔工艺流程



3. 反应式:



4. 计算任务: 以年产乙萘 5000 吨计, 年工作日 330 天, 烃化工段损失按 5% 计。

5. 基本数据:

(1) 萘单耗 0.80 吨萘/吨乙萘

(2) 精萘组成: 萘 99.0% 甲苯 1.0% (重量)

(3) 萘转化率 (对乙萘) 35%

(4) $C_2^=$ 转化率: 96% (生成 EB 为 91.5%, DEB 为 3%, TEB 反树脂物等为 1.5%), $C_2^=$ 机械损失 (包括尾气中损失 1%) 为 4%。

(5) 原料气组成: C_2H_4 98.2, C_2H_6 1.1, CH_4 0.3, N_2 0.4% (重)

原料气流量 1.244 公斤/标米³。

(6) $AlCl_3$ 络合物组成: DEB 51.7% TEB 等 23.3% $AlCl_3$ 25.0% (重)

(7) $AlCl_3$ 添加量 按 0.03 吨/吨乙萘

(8) 循环络合物量 0.35 吨/吨乙萘

(9) 烃化塔操作温度 95°C, 操作压力 1.20 大气压, 塔顶冷凝器操作温度 40°C。

为简化计算, 按:

- (1) 即催化剂而不计；
 (2) 甲苯不参加反应；
 (3) 三乙苯 (TEB) 以上以三乙苯计；
 (4) 新 ALC (3) 系各物与循环系各物组成相同。

6. 计算 计算基准以每小时处理量计。

$$\text{炼化三乙苯时产量} = \frac{5000 \times 1000}{330 \times 24 \times 0.95} = 665 \text{ 公斤/时}$$

§ 进料

(1) $C_2^= \sim C_2^=$ 催化

$$C_2^= \text{ 的理论消耗量} = \frac{665 \times 28}{106} = 175 \text{ 公斤/时}$$

式中： C_2H_4 分子量为 28，乙苯为 106

按 $C_2^=$ 对 EB 的转化率为 91.5%

$$C_2^= \text{ 的实际消耗量} = \frac{175}{0.915} = 191.4 \text{ 公斤/时}$$

乙烯在生成物中分配：

① 用于 EB	$191.4 \times 0.915 = 175.0$	公斤/时
② 用于 DEB	$191.4 \times 0.03 = 5.8$	"
③ 用于 TEB 等	$191.4 \times 0.015 = 2.9$	"
④ 损失	$191.4 \times 0.04 = 7.7$	"
	总计 191.4	"

$$\text{原料气流量} = \frac{191.4}{0.982} = 195.0 \text{ 公斤/时}$$

其中： C_2H_4	$195.0 \times 0.982 = 191.4$	公斤/时
C_2H_6	$195.0 \times 0.011 = 2.2$	"
CH_4	$195.0 \times 0.003 = 0.6$	"
N_2	$195.0 \times 0.004 = 0.8$	"
	总计 195.0	"

(2) 抽苯 按苯单耗 0.80 吨/吨乙苯

$$\text{新鲜苯消耗量} = 665 \times 0.80 = 532.0 \text{ 公斤/时}$$

$$\text{精苯耗量} = \frac{532.0}{0.99} = 537.4 \text{ 公斤/时}$$

$$\text{甲苯量} = 537.4 - 532.0 = 5.4 \text{ "}$$

苯的分配：

$$① \text{ 用于 EB} = 665 \times \frac{78}{106} = 489.6 \text{ 公斤/时}$$

$$② \text{ 用于 DEB} = 5.8 \times \frac{78}{28 \times 2} = 8.1 \text{ 公斤/时}$$

$$③ \text{ 用于 TEB 等} = 2.9 \times \frac{78}{28 \times 3} = 2.7 \text{ 公斤/时}$$

总计 500.4 \approx 500 公斤/时

产物：生成 EB 665.0 公斤/时

$$\text{生成 DEB} = 5.76 \times \frac{134}{28 \times 2} = 13.7 \text{ 公斤/时}$$

$$\text{生成 TEB} = 2.89 \times \frac{162}{28 \times 3} = 5.5 \text{ 公斤/时}$$

总计 684.2 公斤/时

$$\text{苯损失量 (包括尾气中的损失)} = 532.0 - 500.4 = 31.6 \text{ 公斤/时}$$

$$\text{被苯的转化率为 } 35\% \text{, 所以进入转化塔的苯量} = \frac{500}{0.35} = 1430 \text{ 公斤/时}$$

$$\text{循环苯} = 1430 - 532 = 898 \text{ 公斤/时}$$

(3) $AlCl_3$ 络合物 新 $AlCl_3$ 用量按 0.03 吨/吨苯计

$$\text{新 } AlCl_3 \text{ 用量} = 0.03 \times 665 = 21.0 \text{ 公斤/时}$$

$$\text{新 } AlCl_3 \text{ 络合物加入量} = \frac{21.0}{0.25} = 84.2 \text{ 公斤/时}$$

按 $AlCl_3$ 络合物组成： $AlCl_3$ 25.0%，DEB 51.7%，TEB 等 23.3%。可求得新络合物中：DEB 43.6 公斤/时，TEB 等 19.6 公斤/时。

循环的 $AlCl_3$ 络合物量按 0.35 吨/吨苯计：

$$\text{循环的 } AlCl_3 \text{ 络合物量} = 665 \times 0.35 = 232 \text{ 公斤/时}$$

$$\text{其中：DEB} = 232 \times 0.517 = 120.0 \text{ 公斤/时}$$

$$\text{TEB 等} = 232 \times 0.233 = 54.0 \text{ 公斤/时}$$

$$AlCl_3 = 232 \times 0.25 = 58.0 \text{ 公斤/时}$$

总计 232.0 公斤/时

(4) 烃化液

$$\begin{aligned} \text{总量} &= \text{苯} + \text{EB} + \text{DEB} + \text{TEB等} + \text{AlCl}_3 \\ &= 898 + 665 + (120.0 + 43.6 + 13.9) + (54.0 + 19.6 + 5.6) \\ &\quad + (58.0 + 21.0) \\ &= 898 + 665 + 177.5 + 79.2 + 79.0 = 1900 \text{ 公斤/时} \end{aligned}$$

烃化液组成：

$$\text{苯} = \frac{898}{1900} \times 100 = 47.3\%$$

$$\text{EB} = \frac{665}{1900} \times 100 = 35.0\%$$

$$\text{DEB, TEB, AlCl}_3 \text{等} = \frac{337}{1900} \times 100 = 17.7\%$$

§ 原料

(1) 烃化液

① 未反应苯	898 公斤/时
② EB	665 公斤/时
③ DEB	177.5 公斤/时
④ TEB等	79.2 公斤/时
⑤ AlCl ₃	79.0 公斤/时
	<hr/>
	总计 1500 公斤/时

烃化液经过沉降分离后，分离出 AlCl₃ 络合物和苯 — EB 馏份。

AlCl ₃ 络合物中：	DEB	163.6 公斤/时
	TEB等	73.6 "
	AlCl ₃	79.0 "
		<hr/>
		总计 316.0 "

从中抽出 84.2 公斤/时 作为废络合物处理，循环络合物为 232 公斤/时。

苯 — EB 馏份中：	苯	898 公斤/时
	EB	665 "
	DEB	13.7 "
	TEB等	5.5 "

(2) 甲苯 (未参加反应)

5.4 公斤/时

(3) 尾气

① 烃化塔应维持的压力 尾气组成与烃化塔和冷凝D的操作压力有关, 此压力系根据烃化液组成由拉乌尔定律求得各组分分压, 由分压和求取总压。现将计算结果列表如下。

组份	重量 公斤	分子量	公斤 分子吨	分子%	纯组份蒸汽 压 mm.Hg*	分压 mm.Hg
苯	898	78	11.5	58.7	1170	687
EB	665	106	6.26	32.0	253	81
DEB	177.5	134	1.33	6.8	45	3.1
TEB等	79.2	162	0.49	2.5	18	0.5
总计			19.58	100.0		771.6

* 注: 苯的饱和蒸汽压按 Antoine 方程求得。

DEB 蒸汽压按 O-DEB 计, TEB等蒸汽压系依此计。

计算举例: 苯的分压 = $1170 \times 0.587 = 687$ 毫米汞柱

∴ 烃化塔操作压力应稍大于 $\frac{771.6}{735.6} = 1.05$ 大气压

② 未反应气体的组成与流量

未反应的 $C_2^=$ 为 $C_2^=$ 的 1%, 等于 $191.4 \times 0.01 = 1.91$ 公斤/时, 其他 $C_2^=$, CH_4 , N_2 不参加反应, 尾气分子吨列表如下。

组份 项目	C_2H_6	CH_4	N_2	C_2H_4	总计
流量 公斤/时	2.20	0.6	0.8	1.91	5.5
分子量	30	16	28	28	/
公斤分子吨	0.074	0.04	0.029	0.068	0.211

③ 尾气中带出的苯和 EB 量 尾气在 $40^\circ C$ 下冷凝。苯和 EB 的饱和蒸汽压分别为 180 及 18 毫米汞柱, 或 0.245 及 0.025 大气压。

按 $\frac{P_i}{P_{总}} = \frac{x_i}{x_{总}}$, 式中 $P_{总}$, P_i 分别为未反应气体总压, 组份 (苯或 EB) 的分压; $x_{总}$, x_i 为分子吨, 取烃化塔冷凝 D 操作压力为 1.20 大气压。

$$\text{尾气带走苯量} = \frac{P_{\text{苯}}^{\circ} \times \bar{y}_{\text{苯}} M_{\text{苯}}}{P_{\text{气}}} = \frac{0.245 \times 0.211 \times 78}{(1.20 - (0.245 + 0.025))} = 4.33 \text{ (kg)}$$

$$\text{尾气带走EB量} = \frac{P_{\text{EB}}^{\circ} \times \bar{y}_{\text{EB}} M_{\text{EB}}}{P_{\text{气}}} = \frac{0.025 \times 0.211 \times 106}{(1.20 - (0.245 + 0.025))} = 0.60 \text{ (kg)}$$

式中：M_苯，M_{EB} 分别为苯及EB的分子量

$$\text{随尾气损失的苯量} = 4.33 + 0.60 \times \frac{78}{106} = 4.77 \text{ 公斤/时}$$

$$\text{随尾气中EB损失的 } C_2^= = 0.60 \times \frac{28}{106} = 0.16 \text{ 公斤/时}$$

$$\text{尾气总量} = 5.50 + 4.33 + 0.60 = 10.43 \text{ 公斤/时}$$

(4) 机械损失

$$C_2^= \text{损失量} = 7.7 - 1.91 - 0.16 = 5.6 \text{ 公斤/时}$$

$$\text{苯损失量} = 31.6 - 4.33 - 0.44 = 26.8 \text{ 公斤/时}$$

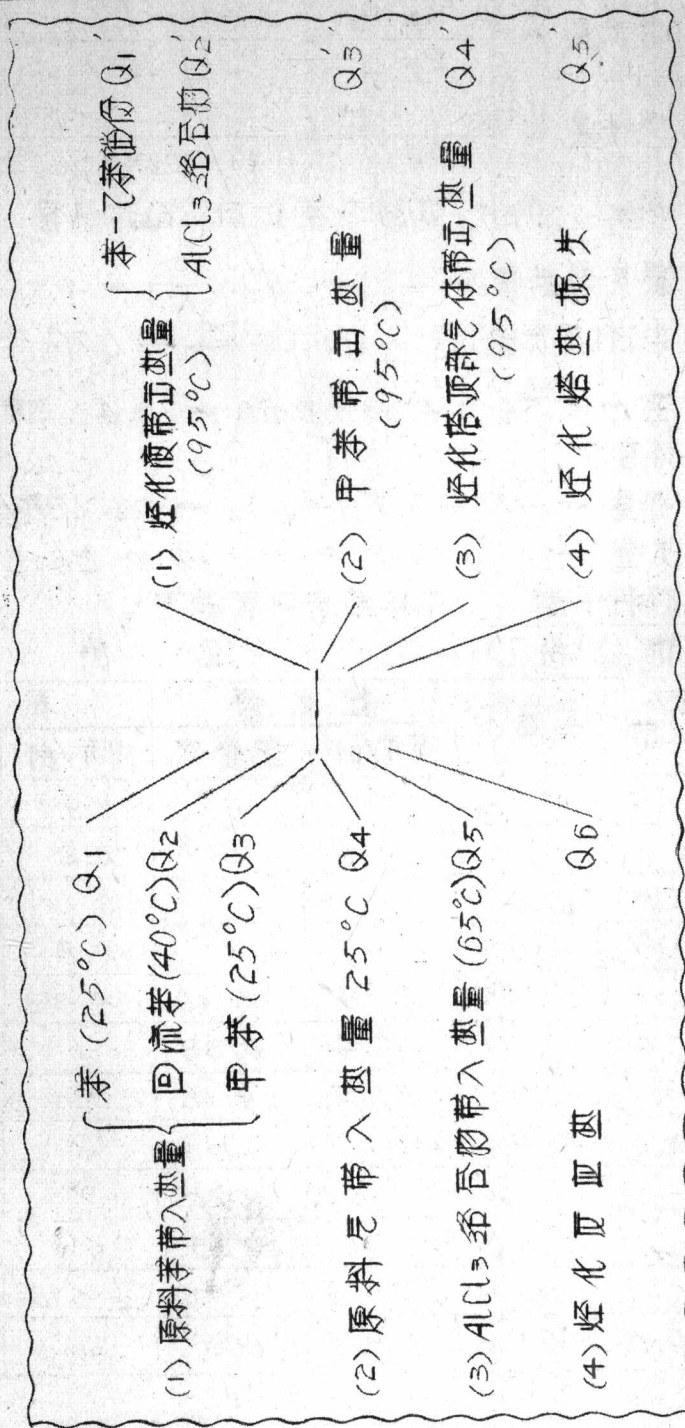
7. 总物料平衡 计算结果列表如下：

项目	进 料		出 料			
	公斤/时	重量%	烃化液		尾 气	
			公斤/时	重量%	公斤/时	重量%
C ₂ ⁼	191.4	11.12	/	/	1.91	11.92
C ₂ ^o	2.2	0.13	/	/	2.2	13.72
CH ₄	0.6	0.04	/	/	0.6	3.74
N ₂	0.8	0.05	/	/	0.8	4.98
苯	1430	83.45	898	52.90	4.33	27.05
甲苯	5.4	0.31	5.4	0.32	/	/
EB	/	/	665	39.18	0.6	3.74
DEB	43.6	2.54	43.6+13.7	3.37	/	/
TEB等	19.6	1.14	19.6+5.5	1.42	/	/
AlCl ₃	21.0	1.22	21.0	1.23	/	/
损失	/	/	苯26.8	1.58	C ₂ ⁼ 5.6	34.85
	1714.6	100.0	1698.6	100.0	16.0	100.0

§ 热量衡算

1. 烃化塔工艺流程及温度制度见图 5-1a。

2. 热量平衡示意图



- 3、计算任务 列出热平衡数据并求烷化塔顶部乏体的苯量和乙苯量。
- 4、计算基准 取 0°C 为计算的基准温度
- 5、基准数据

(1) 进料温度 捕苯反原料气约为 25°C ，回流苯为 40°C ，新 AlCl_3 经台物为 65°C 。

(2) 烃化塔温度为 95°C ，烃化液 95°C 。

(3) 烃化反应热，取为 237 仟卡/公斤 苯或多苯。

(4) 汽体和液体比热反苯和 乙苯蒸发热数据取自《化工设计》化工设计基础数据 (1967) 增刊。

(5) 烃化塔顶部蒸出的芳烃中苯佔 90% ，EB 佔 10% 。

(至) 。

(6) 烃化塔热损失取为输入热量的 10% 。

物料衡算中的假说仍旧采用，以简化计算。烃化塔外壁设置冷却夹套以调节操作温度。计算中暂不考虑散热问题。

6. 计算

物料显热： $Q_s = G C_p t$ 仟卡/时

式中： G —— 物料流量 公斤/时，

C_p —— 平均比热 仟卡/公斤 $^{\circ}\text{C}$

t —— 温度 $^{\circ}\text{C}$ (基准温度为 0°C)

物料潜热： $Q_L = G r_L$ 仟卡/时

r_L —— 蒸发潜热 仟卡/公斤

反应热： $Q_r = G \Delta H$ 仟卡/时

ΔH —— 烃化反应热 仟卡/公斤

§ 输入热量

(1) 原料苯 设烃化塔顶部凝后回流的苯和乙苯量为 X 公斤/时 则：

① 新鲜苯及循环苯的量为 1430 公斤/时

$$Q_1 = (1430 \times 0.41 \times 25) = 14630 \text{ 仟卡/时}$$

式中： 0.41 为苯在 $0 \sim 25^{\circ}\text{C}$ 的平均比热 仟卡/公斤 $^{\circ}\text{C}$ 。

② 回流苯 (佔 10% EB)

$$Q_2 = [(0.90X - 4.33)0.42 + (0.10X - 0.60)0.44]40 \\ = (16.86X - 74.0) \text{ 仟卡/时}$$

式中： 0.42 及 0.44 分别为苯及 EB 在 $0 \sim 40^{\circ}\text{C}$ 时的平均比热 仟卡/公斤 $^{\circ}\text{C}$ 。

③ 甲苯

$$Q_3 = 5.4 \times 0.43 \times 25 = 58.2 \text{ 仟卡/时}$$

式中，0.43 为甲苯在 $0 \sim 25^\circ\text{C}$ 的平均比热 仟卡/公斤 $^\circ\text{C}$

(2) 原料气 ($\text{C}_2^0 \sim \text{C}_2^5$ 馏份)

求原料气的平均比热：

组份：	C_2H_4	C_2H_6	CH_4	N_2
重量%：	98.2	1.1	0.3	0.4
$C_p(25^\circ\text{C})$ 仟卡/公斤 $^\circ\text{C}$	0.385	0.44	0.55	0.25
$C_{pm} = \frac{98.2 \times 0.385 + 1.1 \times 0.44 + 0.3 \times 0.55 + 0.4 \times 0.25}{100} = 0.386$				

仟卡/公斤 $^\circ\text{C}$

$$Q_4 = 195 \times 0.386 \times 25 = 1886 \text{ 仟卡/时}$$

(3) AlCl_3 络合物

按有机液体官能团比热求得多了苯平均比热 ($0 \sim 20^\circ\text{C}$) 为 0.442 仟卡/公斤 $^\circ\text{C}$ 。 AlCl_3 比热为 0.80 仟卡/公斤 $^\circ\text{C}$

$$\text{DEB} = 43.6 + 120 = 163.6 \text{ 公斤/时}$$

$$\text{TEB等} = 19.6 + 54.0 = 73.6 \text{ 公斤/时}$$

$$\text{AlCl}_3 = 21.0 + 58.0 = 79.0 \text{ 公斤/时}$$

$$Q_5 = [(163.6 + 73.6) \times 0.442 + 79.0 \times 0.80] \times 40 = 6725 \text{ 仟卡/时}$$

(4) 烃化反应热

烃化反应热均按了苯计，取 237 仟卡/公斤了苯

$$Q_6 = (665 + 13.7 + 5.5) \times 237 = 162,000 \text{ 仟卡/时}$$

$$\begin{aligned} \therefore \text{翻入总热量} \Sigma Q &= Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 \\ &= 14630 + (16.86 \times -74.0) + 58.2 \\ &\quad + 1886 + 6725 + 162,000 \\ &= 16.68 \times + 185,225 \end{aligned}$$

§ 输送热量

(1) 烃化液

① 苯—了苯及烃化付反应生成的 DEB, TEB等 带出热量

$$\begin{aligned} Q_1 &= [(898 \times 0.48) + (665 - 0.00 + 13.7 + 5.5) \times 0.51] \times 95 \\ &= (431 + 349) \times 95 = 74100 \text{ 仟卡/时} \end{aligned}$$

式中：0.48 及 0.51 分别为苯及乙苯多乙苯比热 什卡/公斤℃

② $AlCl_3$ 络合物

$$Q_2' = [(163.6 + 73.6) \times 0.51 + 79.0 \times 0.80] 95$$

$$= 17500 \text{ 什卡/时}$$

式中：0.51 为多乙苯在 $0 \sim 95^\circ C$ 的平均比热 什卡/公斤℃

(2) 甲苯

$$Q_3' = 5.4 \times 0.48 \times 95 = 246 \text{ 什卡/时}$$

式中：0.48 为甲苯在 $0 \sim 95^\circ C$ 的平均比热 什卡/公斤℃

(3) 烃化塔顶部的气体

未反应气体带走了苯和乙苯，苯和乙苯蒸汽含有大量潜热。苯和 EB 的沸点下蒸发潜热分别为 95 及 81 什卡/公斤。未反应气体的流量及比热 ($0 \sim 95^\circ C$) 如下：

组分	C_2H_4	C_2H_6	CH_4	N_2
流量 公斤/时	1.91	2.20	0.6	0.8
C_p 什卡/公斤℃	0.44	0.50	0.60	0.26

$$Q_4' = 0.90x \{95 + 0.48 \times 95\} + 0.10x \{81 + 95 \times 0.51\}$$

$$+ 5.5 \left(\frac{1.91 \times 0.44 + 2.2 \times 0.50 + 0.6 \times 0.60 + 0.8 \times 0.26}{5.5} \right) 95$$

$$= 139.2x + 238 \text{ 什卡/时}$$

(4) 烃化塔热损失 取为输入热量的 10%

$$Q_5' = (Q_1' + Q_2' + Q_3' + Q_4') 0.10$$

$$= (74100 + 17500 + 246 + 139.2x + 238) 0.10$$

$$= 9208 + 13.9x$$

$$\text{输入总热量 } \Sigma Q' = Q_1' + Q_2' + Q_3' + Q_4' + Q_5'$$

$$= (74100 + 17500 + 246 + 139.2x + 238) 1.10$$

$$= 101,292 + 153.1x$$

烃化塔热量平衡时， $\Sigma Q = \Sigma Q'$

$$16.68x + 185,225 = 153.1x + 101,292$$

$$x = \frac{83,933}{136.4} = 614 \text{ 公斤/时}$$

前塔顶蒸汽的芳烃中，苯量 = $0.90x = 553$ 公斤/时

$$EB \text{ 量} = 0.10x = 61 \text{ 公斤/时}$$

$$Q_1 = 14630 \quad \text{仟卡/时}$$

$$Q_2 = (16.86 \times 614 - 74.0) = 10256 \quad \text{,,}$$

$$Q_4 = 139.2 \times 614 + 238 = 85838 \quad \text{,,}$$

$$Q_5' = 8988 + 13.92 \times 614 = 17548 \quad \text{,,}$$

7. 总热量平衡 计算结果列表如下:

入 方			出 方		
项 目	热量 仟卡/时	%	项 目	热量 仟卡/时	%
新鲜苯及循环苯 Q_1	14630	7.50	苯印及生成的多苯 Q_2	74100	37.90
回流苯 Q_2	10256	5.20	$AlCl_3$ 混合物 Q_3	17500	8.94
甲 苯 Q_3	58	0.03	甲 苯 Q_3	246	0.13
原料气 Q_4	1886	0.97	烃化塔顶部气 Q_4	85838	43.90
$AlCl_3$ 混合物 Q_5	6725	3.40	热损失	17548	8.97
烃化反应热 Q_6	162000	82.90	计算误差	323	0.16
	195555	100.0		195555	100.0

二. 烃化塔主要尺寸计算

图 1-5 (见原教材) 为烃化塔, 系一种气—液式反应。苯与丁烯在 $AlCl_3$ 复合物的催化作用下生成苯反多丁烯。对此型反应器的设计要求是: ① 气、液和催化剂接触要好, 可采用气液鼓泡并流强化接触过程; ② 保证足够的非均相接触时间, 因而要控制气体初速为 $0.10 \sim 0.19$ 米/秒, 使烃化反应时间最好达半小时。通常反应区高度达 $8 \sim 10$ 米; ③ 烃化反应放热约 811 仟卡/公斤丁烯的热量, 须及时撤出此热量, 以保证稳定的温度制度; ④ 设备防腐。图中烃化塔分四节, 丁烯进料管采用石墨加工制成。丁烯进料分佈器上有径向小支管, 均有 $\phi 3$ 、 $\phi 4$ 、 $\phi 5$ 毫米小孔, 孔口朝下, 以防堵塞。

烃化塔的主要尺寸——直径与高度系根据经验数据由小放大进行设计, 可用下述两法:

1. 单位反应容积生产率法 最早国外比较保守的经验数据约 100 公斤丁烯/米³ 反应区容积·时, 这是在常压下 $80^\circ C$ 时, 在 $\phi 1.4$ 米高 10 米的烃化塔中, 每小时时通入 300 米³ 浓丁烯, 3 米³ 苯反 0.4 米³ 二丁烯取得的。我国近期概

率为 140 ~ 167 公斤乙苯/米³·时 (常压下操作, 温度为 95 °C 左右)。在加压下容积生产率可达 200 公斤/米³·时。

当乙苯时产量 $E B$ 公斤/时为已知时, 烃化塔反应容积

$$V = \frac{E B}{v} \quad \text{米}^3$$

式中: v —— 烃化塔容积生产率: 公斤/米³·时。

通常烃化塔反应区实际高度仅 4—5 米, 气体和复合体所佔区域未超过反应容积的 40%, 但是考虑到反应时生成烷基苯反应时温升会造成体积膨胀等因素, 塔总高常取为 10 ~ 12.5 米, 烃化液出口约在 $H = 8 \sim 10$ 米处。

因此, 塔截面 $A = \frac{V}{H} \quad \text{米}^2$

塔径 $D = \sqrt{\frac{4}{\pi} A} \quad \text{米}$

2. 塔截面生产率法

(1) 按乙烯流量计算 当乙烯纯度较高时

塔截面 $A = \frac{M}{\alpha} \quad \text{米}^2$

M —— 乙烯流量 公斤分子/时

α —— 烃化塔截面生产率 公斤分子乙烯/米²·塔截面·时
实验数据为 23 公斤分子 $C_2 =$ /米²·时。

此时塔进口气速应为 0.10 ~ 0.19 米/秒。气速是烃化塔操作的主要影响因素, 塔截面一定时, 如气速过大, 则设备生产能力可以提高。但人们发现, 当气体入口速度大于 0.06 米/秒时, 就开始产生夹带结垢物的现象, 气速再大后, 夹带增多, 因此, 在烃化塔后设置沉降分离器以分离烷基苯和结垢物, 结垢物循环送回塔中使用。再者, 气速过大时, 反应激烈, 放热过快, 撤热不易, 会破坏塔的温度制度。故气速应该加以控制, 不得过大。求出塔截面 A 后按下式计算气体初速,

$$w = \frac{G_{\text{乙烯}}}{A} \quad \text{米/秒}$$

式中: $G_{\text{乙烯}}$ —— 乙烯体积流量 米³/秒。

(2) 按苯和烷基混合液计

$$A = \frac{M}{(R_{OB} - R_{MEB})b} \text{ 米}^2$$

其中：M —— 乙烯流量 公斤分子/时

R_{OB} —— 烯苯比约为 0.5 (分子比)

R_{MEB} —— 多乙苯在烃化液中所含烷基相当于烯苯比的数值约为 0.13

b —— 塔截面生产速度约为 62 ~ 70
公斤分子苯及烷基混合液/米²时

$$a = (R_{OB} - R_{MEB})b$$

求得 A 后可计算塔径，在选取塔高后，核算塔容积生产速度。举例计算如下：

计算年产 5000 吨乙苯的烃化塔，年工作日 330 天，烃化工损失按 5% 计。设计裕量取 5%。基本数据可参见前面物料衡算。

$$\text{解：烃化塔乙苯时产量} = \frac{5000 \times 1000}{330 \times 24 \times 0.95} \times 1.05 = 698 \text{ 公斤/时}$$

$$\text{乙烯流量} = 191.4 \times 1.05 = 201 \text{ 公斤/时 或 } 7.18 \text{ 公斤分子/时}$$

$$\text{原料苯} = 1430 \times 1.05 = 1502 \text{ 公斤/时 或 } 19.3 \text{ 公斤分子/时}$$

$$\text{原料气体积流量} = \frac{195.0 \times 1.05}{1.244 \times 3600} = 0.0457 \text{ 标米}^3/\text{秒}$$

1. 单位反应容积生产速度依

$$\text{取单位反应容积生产速度 } v = 110 \text{ 公斤乙苯/米}^3\text{时}$$

$$\text{反应容积 } V = \frac{EB}{v} = \frac{698}{110} = 6.34 \text{ 米}^3$$

取烃化液出口高度 $H = 9.0$ 米，塔总高为 12.0 米

$$\text{塔截面 } A = \frac{6.34}{9.0} = 0.705 \text{ 米}^2$$

$$\text{塔径 } D = \sqrt{\frac{4}{\pi} \times 0.705} = 0.945 \text{ 米}$$

$$\text{气体进口初速 } w_0 = \frac{0.0457}{0.705} = 0.065 \text{ 米/秒}$$

2. 塔截面生产速度依

取塔截面生产强度 $a = 23$ 公斤分子乙炔/米²时

$$\text{塔截面} \quad A = \frac{M}{a} = \frac{7.18}{23} = 0.312 \text{米}^2$$

$$\text{塔径} \quad D = \sqrt{\frac{4}{\pi} \times 0.312} = \sqrt{0.398} = 0.63 \text{米}$$

$$\text{气体进口初速 } \omega_0 = \frac{0.0457}{0.312} = 0.146 \text{米/秒}$$

如取烃化液高度 $H = 9.0$ 米，塔总高为 12.0 米
则按此液设计的烃化塔反应容积和生产强度

$$V = \frac{698}{0.312 \times 9.0} = 247 \text{ 公斤乙炔/米}^3 \text{时}$$

显然，用后体系实际室数据 a 加大到生产设计中，与实际生产数据有较大的差距。这是由于实际生产中原料原料组成、配比、流体力学、传热和反应动力学条件与实验室小就有所不同所致。

上题中烃化塔可按如下规格：

直径（包括衬里）	1100 毫米（内径取 1000 毫米）
总高	12000 毫米（圆筒部分高 11000 毫米）
液液高度	9000 毫米
容积	≥ 7.0 米 ³
材料	碳钢，内衬四氟石墨
台数	一台

三、脱氢反应器的计算

乙炔脱氢反应是一种气固系统的非均相反应。无论在多管式和列管式的有热交换的脱氢反应中，还是在绝热型脱氢反应中，催化剂或触媒的体积是决定反应尺寸的主要数据。催化剂的体积可以由空速（Space velocity）或催化反应基本方程求得。这样求得的体积能满足催化反应动力学的要求，对于等温反应，还应该进行热工核算，看它是否能满足传热方面的要求。

1. 空速法

(1) 空速（空间速度） 空速是工业上流动系统中衡量加料速率的量度。是一个与反应器总容积无关的数值，它相当

于单位反应容积的生产能力，通常用 标升原料/升催化剂·时 表示。例如乙苯脱氢小试中得到空速为 427 标升原料/升·时。则反应器的加料量（包括乙苯反水蒸汽），对于 10 升的反应器为 4270 升/时；对于 1000 升（1 米³）的反应器为 427 米³/时。然而，当加料量为已知时，可利用空速求催化剂体积或反应器的容积。

在均相反应的流动系统中，空速 = 反应混合物体积 / 反应器容积·反应时间（米³/米³·时） 体积均以标准状态计。

$$\text{就液相反应而言，空速 } S_e = \frac{F_0}{V_R} V_F^\circ \text{ 或 } \frac{V_R}{F_0} = \frac{V_F^\circ}{S_e}$$

式中， V_F° 为进料（反应混合物）的比体积，以 15°C 时 米³/公斤分子 或 米³/公斤 表示之。

F_0 —— 进料流量 公斤分子/时 或 公斤/时

V_R —— 反应器体积 米³

$$\text{就气相反应而言，空速 } S_v = \frac{F_0}{V_R} 22.4 \text{ 或 } \frac{V_R}{F_0} = \frac{22.4}{S_v}$$

式中： $V_F^\circ = 22.4$ 标米³/公斤分子

F_0 —— 标准状态下混合气体进料 标米³/时。

对于非均相反应的流动系统，空速定义同上述相同，不过 V_R 为催化剂体积。

空速的因次为时⁻¹·体积·时，空速（VHSV）单位为 米³/米³·时；重量·时，空速（WHSV）单位为 公斤/公斤·时。

对于乙苯脱氢反应生产负荷不同时，空速也不同。 S_e 为 0.3 ~ 0.6 米³液体EB/米³催化剂·时； S_v 为 43.5 ~ 110 标米³EB/米³催化剂·时。

(2) 空速与接触时间

空速的倒数可以表示出反应的接触时间，由于空速是用标准状态下的加料速率表示之，因此，它表示的接触时间有两种方式：

① 假想反应时间或停留时间

$$\tau = \frac{1}{S_v} \text{ 时 或 } \frac{3600}{S_v} \text{ 秒}$$

② 实际接触时间 可分为两种情况。