

中置式鍋爐設計

上海化學工業設計院石油化工設備設計建設組

年产一万吨合成氨装置

中置式锅炉设计

——付产蒸汽中置式锅炉联合设计组——



上海化学工业设计院石油化工设备设计建设组

1974.9.

年产一万吨合成氨装置
中置式锅炉设计

75-12-II-6

(内部资料 注意保存)

上海化学工业设计院石油化工设备设计建设组

(上海南京西路 1856 号)

上海商务印刷厂印刷

一九七五年四月

工本费: 1.00 元

前 言

为了合理利用合成氨生产的余热,又不影响氨的生产,根据燃化部、冶金部一九七三年十月于兰州召开的化肥用钢、抗氢氮氨用钢专题会议的要求,决定嘉定、宜兴、湖州、丹阳四个小化肥厂采用上钢一厂提供的草 106 新钢种 (10 MoWVNb) 试验。试验成套合成塔付产蒸汽废热锅炉,以鉴定新钢种,并积累小化肥厂合成塔废热锅炉设计使用经验。

为此,一九七四年一月十五日至十七日,在上海召开了“关于年产一万吨合成氨中置式锅炉及配套内件设计座谈会”,会议对设计方案作出如下规定:

1. 联合设计以配套年产一万吨合成氨规模的合成塔为依据,即适应江苏省燃化局 5000 吨/年合成氨厂的三版定型设计合成塔的外壳尺寸。
2. 设计内容包括:付产蒸汽合成塔内件、底封头改造、下部锻件、付产蒸汽锅炉,管线布置(供参考)和水处理设施。阀门套用上海阀门一厂 P_g320 、 D_g65 (材质:草 106) 的图纸,配套仪表由各使用单位因地制宜选装。
3. 付产蒸汽的型式选定为中置式锅炉。
4. 付产蒸汽合成塔内件的结构型式为单管(圆管)并流触媒筐,双层列管式下部换热器(管子规格 $\phi 8 \times 1.5$)。
5. 付产蒸汽锅炉采用卧式,蒸汽压力 16 kg/cm^2 。
6. 水质处理参照江苏昆山化肥厂合成塔前置式锅炉的给水要求,基本套用上述设计。
7. 合成塔底封头改造:应首先考虑对各厂现有老塔底封头的改造可能性,在上述条件限制情况下再考虑新建合成塔的底封头改造设计。

根据上述座谈会决议及基本设计原则,由嘉定、宜兴、湖州、丹阳化肥厂及浙江化工学院、南京化工学院等六个单位共七人组成联合设计组,于一九七四年二月十五日在上海开始工作。

此设计项目已于一九七四年七月底结束,该套设计的设计图纸现存上海化工设计院。现将合成塔内件与中置式锅炉的工艺及设备计算整理并加以汇编。由于编者水平有限,所以书中难免有错误不妥之处,请读者批评指正。

上海化工设计院石油化工设备设计建设组

1974 年 9 月

目 录

前 言

第一部分 合成塔工艺设计	1
(一) 合成塔工艺设计说明	1
一、工艺流程	1
二、主要工艺参数的确定	1
三、工艺操作条件汇总	1
四、设备结构参数	2
五、主要材料及投资估算	3
(二) 合成塔工艺设计计算	3
一、计算依据	3
二、物料衡算	4
三、热量衡算	5
四、触媒筐计算	7
五、热交换器计算	13
第二部分 合成塔内件设备计算	21
(一) 改造设计说明	21
一、内件	21
二、底封头及底部锻件	25
三、合成塔大盖	25
(二) 机械设计计算	25
一、触媒筐顶盖的强度校核	25
二、触媒筐下部多孔花板的强度校核	26
三、触媒筐上部绝热层托板的强度校核	28
四、换热器管板强度校核	29
(三) 热膨胀量的计算	32
一、冷管和升气管伸长量的计算	32
二、全塔总膨胀量的计算	33
三、中心管伸长量的计算	33
(四) 底部锻件强度校核	33
(五) 底封头、螺栓、连接法兰的强度校核	36
一、底封头的强度校核	37
二、工作时螺栓载荷的计算	38
三、螺栓强度的校核	38
四、连接法兰强度校核	38

第三部分 锅炉工艺计算	42
(一) 锅炉工艺设计说明	42
(二) 锅炉工艺设计计算	44
一、中置式锅炉换热面积计算	44
二、锅炉水位线之确定	46
三、锅炉附件的计算	47
(三) 管道配置热膨胀粗算	48
(四) 中置式锅炉与合成塔操作的一些说明	50
第四部分 给水处理工艺计算	51
(一) 水处理工艺设计说明	51
(二) 水处理工艺设计计算	53
一、设备选型	53
二、计算依据	54
三、计算	56
第五部分 中置式锅炉设备计算	59
(一) 结构说明	59
(二) 机械设计计算	60
一、多孔封头的强度校核	60
二、联箱的强度校核	61
三、高压U形换热管的强度校核	66
四、筒体及封头的强度校核	68
第六部分 设备材料明细表	74
(一) 合成塔与锅炉系统工艺材料(估算)明细表	74
(二) 水处理材料(估算)明细表	75
(三) 仪表明细表	76
(四) 设备一览表	77

第一部分 合成塔工艺设计

(一) 合成塔工艺设计说明

一、工艺流程

来自冷交换器的合成循环气,在 305 kg/cm^2 (表压)、 30°C 下进入合成塔上部。气体经塔内外环隙进入下部热交换器管外与出触媒筐的反应后的 480°C 的热气体换热,温度升至 286°C ,然后经分气盒升气管进入冷管部分的上集气环管,气体自上而下经过冷管被加热,在下集气环管汇集,再进入中心管。在 400°C 下进入触媒筐,经反应后的气体在 480°C 下进入上段热交换器管内,被冷却至 375°C ,引至塔外蒸汽锅炉使之产生 16 kg/cm^2 (表压) 蒸汽,温度降至 254°C ,仍返回合成塔下段热交换器管内,进一步被冷却。在 90°C 、 295 kg/cm^2 (表压) 下出塔,进入水冷却器。经水冷、氨分离、循环机后补入新鲜气,进油分离、冷交换及氨冷器冷却至 $-5\sim-10^\circ\text{C}$,再回冷交换器经分离液氨后,气体温度达 30°C ,进入合成塔,如此反复循环。

二、主要工艺参数的确定

1. 本设计按会议决议,年产量定为一万吨合成氨,在原有 5000 吨外壳的基础上进行改造。由于蒸汽锅炉取走了一部分热量,下段热交换器温度较低,换热面相应增大,因此在触媒装填量及换热面积上,都感到比较紧张,富裕度较小。特别是在触媒筐高度受到限制的情况下,绝热层及冷管层的高度都感到紧张。

2. 关于一段热交换器引出温度选择问题:

一般引出温度高低,不仅与钢材质量有关,更重要的是在所产生的蒸汽压力、温度确定的条件下,选择一最适宜引出温度,能使上、下段热交换器及锅炉换热面积之和最小,可以更有效地利用高压容积,节约昂贵钢材。

根据革 106 新钢种的性能并参考兴平化肥厂一段引出温度,我们选定一段引出温度为 375°C 。

三、工艺操作条件汇总

进塔气量	$16350\text{ NM}^3/\text{时}$;
出塔气量	$14550\text{ NM}^3/\text{时}$;
进塔氨浓度	3.76% ;
出塔氨浓度	16.5% ;
氨净值	12.74% ;
循环气中惰性气体浓度	$15\% (\text{CH}_4 + \text{Ar})$;
操作压力: 进塔	305 kg/cm^2 ;
出塔	295 kg/cm^2 ;
平均压力	300 kg/cm^2 ;
进合成塔气体温度	30°C ;

进冷管温度	286°C;
进触媒筐温度	400°C;
出触媒筐温度	480°C;
热点温度	505°C;
锅炉进口温度	375°C;
锅炉出口温度	254°C;
出合成塔温度	90°C;
合成塔空速	26100 时 ⁻¹ ;
合成塔生产能力	1344 kg/时, 32.25 T/天;
锅炉蒸汽产量	16 kg/cm ² (表压);
	1.13 T/时, 27.1 T/天;
年产量	10000 T 合成氨/年(以 310 天计);
触媒利用系数	$\psi = \frac{32.25}{0.6262} = 52.0 \text{ TNH}_3/\text{昼夜} \cdot \text{米}^3 \text{触媒}。$

四、设备结构参数

1. 触媒筐:

筒体内径	$\phi 444 \text{ mm};$
冷管规格	$\phi 22 \times 2$, 42 根, $l = 3400$;
中心管	$\phi 108 \times 6$;
热电偶外套管	$\phi 30 \times 2$, 2 根;
上、下环管	$\phi 76 \times 4$;
冷管布置	内冷管 $\phi 180$, 8 根;
	中冷管 $\phi 270$, 16 根;
	外冷管 $\phi 380$, 18 根;
上升管	$\phi 30 \times 2$, 4 根;
保温层厚度	10 mm;
触媒层总高	4.778 m;
上部绝热层高度	1.248 m;
触媒装填量	0.6262 m ³ ;
冷管面积	8.96 m ² , 环管不计入; 按中径计);
比冷管面积	14.3 m ² /m ³ 。

2. 热交换器:

筒体内径	$\phi 444 \text{ mm};$
管子规格	$\phi 8 \times 1.5$;
管间距	11 mm;
管子数目	上段 996 根;
	下段 1010 根;
有效长度	上段 0.330 m;
	下段 1.210 m;

换热面积

上段 6.72 m^2 ;

下段 24.6 m^2 ;

$50 \text{ m}^2/\text{米}^3$

比传热面积

3. 锅炉:

筒体

$\phi 1136 \times 18$;

椭圆形管板封头

$D_0 700 \times 18$;

U形换热管规格

$\phi 24 \times 6$;

管子有效长度

7.4 m ;

联箱规格

$\phi 180 \phi 120$;

传热面积

$F = 10 \text{ m}^2$;

正常蒸发空间

0.386 m^3 。

五、主要材料及投资估算

设备名称	主要材料	总重	投 资
1. 合成塔内件	06 WNb	2 T	18000 元
2. 锅 炉	10 MoWVNb	1 T	15000 元
3. 仪表、自控			16500 元
4. 水处理	普通碳钢		40000 元
(包括阀门、管线)			
5. 高压阀门管线	10 MoWVNb		8000 元
6. 不可预见费			2500 元
合 计			100,000 元。

(二) 合成塔工艺设计计算

一、计算依据

1. 生产能力 $10000 \text{ T NH}_3/\text{年}$, 1344 kg/时 。
2. 合成塔进口压力 305 kg/cm^2 ;
合成塔出口压力 295 kg/cm^2 ;
计算均以平均压力 300 kg/cm^2 计算。
3. 循环气中惰性气体含量 $\text{CH}_4 + \text{Ar} = 15\%$ 计, $\frac{\text{H}_2}{\text{N}_2} = 3$ 。
4. 合成塔空速 26100 时^{-1} 。
5. 合成塔进口气体温度 $t = 30^\circ\text{C}$ 。
6. 合成塔出口气体温度 $t = 90^\circ\text{C}$ 。
7. 水冷器出口温度 $t = 35^\circ\text{C}$ 。
8. 氨冷器出口温度 $t = 5^\circ\text{C}$ 。
9. 触媒筐热点温度 $t = 505^\circ\text{C}$ 。
10. 触媒筐出口温度 $t = 480^\circ\text{C}$ 。
11. 锅炉所产蒸汽压力 16 kg/cm^2 。

12. 锅炉软水进口温度 $t = 100^{\circ}\text{C}$ 。

13. 气体在液氨中的溶解损失忽略不计。

二、物料衡算

物料衡算以每小时为基准。

本设计为年产一万吨合成氨, 以 310 天计。

$$\text{每日产氨 } \frac{10000}{310} = 32.25 \text{ T/天} = 1344 \text{ kg/时} = 79.2 \text{ 公斤分子液氨/时}。$$

1. 放空气量及补充气量之计算:

(1) 水冷器出口氨含量计算:

根据拉尔逊-布列克公式,

$$\lg \text{NH}_3\% = 4.1856 + \frac{5.9879}{\sqrt{P}} - \frac{1099.5}{T}。$$

式中: P ——混合气在水冷器出口之压力 kg/cm^2 ;

T ——混合气在水冷器出口之温度 $^{\circ}\text{K}$ 。

将 $P = 295 \text{ kg/cm}^2$, $T = 273 + 35 = 308^{\circ}\text{K}$ 代入上式,

$$\text{得 } \lg \text{NH}_3\% = 4.1856 + \frac{5.9879}{\sqrt{295}} - \frac{1099.5}{308} = 0.9636,$$

$$\text{NH}_3 = 9.196\%。$$

水冷器出口之氨浓度为 9.196%。

(2) 设补充之气量为 x 公斤分子, 反应气量为 y 公斤分子。

由合成系统惰性气体平衡得:

$$0.8x = 15y,$$

式中: 0.8——补充气中惰性气体含量, 0.8%;

又由合成系统氢氮气体平衡得:

$$x = 2 \times 79.2 + (1 + 0.09196)y。$$

解以上联立方程式得:

$$x = 168.28 \text{ 公斤分子/时},$$

$$y = 9.0 \text{ 公斤分子/时}。$$

反应气中氨含量为:

$$9 \times 0.09196 = 0.827 \text{ 公斤分子/时},$$

合成塔实际生产之氨量为:

$$79.2 + 0.827 = 80.027 \text{ 公斤分子/时}。$$

2. 合成塔进出口物料衡算:

(1) 合成塔进口氨含量

由进口压力 305 kg/cm^2 , 进口温度 5°C , 用拉尔逊公式求出:

$$\lg x_{\text{进}} = 4.1856 + \frac{5.9879}{\sqrt{305}} - \frac{1099.5}{278} = 0.5756$$

$$x_{\text{进}} = 3.76\%。$$

合成塔进口气体氨含量为 3.76%。

(2) 合成塔物料衡算

假设合成塔进口气量为 $N_{\text{进}}$ 公斤分子/时,

合成塔出口气量为 $N_{\text{出}}$ 公斤分子/时。

则:

$$\begin{cases} N_{\text{出}} \times x_{\text{出}} - N_{\text{进}} \times x_{\text{进}} = N_{\text{生}} \\ N_{\text{进}} - N_{\text{出}} = N_{\text{生}} \end{cases}$$

将合成塔进口氨含量 $x_{\text{进}} = 3.76\%$, 出口氨含量 $x_{\text{出}} = 16.5\%$ 及实际生成之氨量 $N_{\text{生}} = 80.027$ 公斤分子/时 代入上式。

$$\begin{cases} 0.165N_{\text{出}} - 0.0376N_{\text{进}} = 80.027 \\ N_{\text{进}} - N_{\text{出}} = 80.027 \end{cases}$$

解以上联立方程式得:

$$N_{\text{进}} = 731 \text{ 公斤分子/时} = 16350 \text{ NM}^3/\text{时},$$

$$N_{\text{出}} = 650.07 \text{ 公斤分子/时} = 14550 \text{ NM}^3/\text{时}.$$

进口气体成分表

		H ₂	N ₂	CH ₄ +Ar	NH ₃	合 计
气体百分数	%	60.93	20.31	15	3.76	100
气体体积	m ³ /hr	9956	33.25	245.5	614	16350
气体公斤分子数	kg-mol/hr	446	147.3	109.1	285	731

出口气体成分表

		H ₂	N ₂	CH ₄ +Ar	NH ₃	合 计
气体百分数	%	50.04	16.68	16.78	16.5	100
气体体积	m ³ /hr	7280	2425	2440	2415	14550
气体公斤分子数	kg-mol/hr	326	108.4	109.1	107.2	650.07

三、热量衡算

热量衡算以 0°C 为基准。

1. 合成塔进口气体带入热:

$$Q_{\text{进}} = C_p \cdot N_{\text{进}} \cdot t_{\text{进}}.$$

式中: $Q_{\text{进}}$ ——合成塔进口气体带入热量 千卡/小时;

C_p ——在 300 kg/cm²、NH₃ 3.76%、CH₄+Ar=15% 条件下, 查表: $C_p = 7.55$ 千卡/公斤分子·°C;

$N_{\text{进}}$ ——合成塔进口气体量 公斤分子/时, $N_{\text{进}} = 731$ 公斤分子/时;

$t_{\text{进}}$ ——合成塔进口气体温度 °C $t_{\text{进}} = 30^\circ\text{C}$ 。

将以上数值代入上式:

$$Q_{\text{进}} = 7.55 \times 731 \times 30 = 165500 \text{ 千卡/时}.$$

2. 合成塔反应热量计算:

已知: $Q_{\text{R}}^* = 13250$ 千卡/公斤分子氨。

由物料衡算知: 合成塔反应生成之氨量 $N_{\text{生}} = 80.027$ 公斤分子/时

则

$$\text{反应热 } Q_{\text{R}} = 80.027 \times 13250 = 1060000 \text{ 千卡/时}.$$

3. 合成塔出口气体带出热量计算:

合成塔出口气体温度为 90°C 。

在出口温度为 90°C 、含氮 16.5%、惰性气体 15% 时, 出口气体之 $C_p = 8.58$ 千卡/公斤分子 $\cdot^{\circ}\text{C}$ 。

则出口气体带出热量

$$Q_{\text{出塔}} = C_p \cdot N_{\text{出}} \cdot t_{\text{出}} = 8.58 \times 650.07 \times 90 = 503000 \text{ 千卡/时。}$$

式中: $N_{\text{出}}$ ——合成塔出口气体量 公斤分子/时, $N_{\text{出}} = 650.07$ 公斤分子/时。

4. 锅炉蒸汽带走之热量计算:

在本设计中, 取合成塔热损失为总收入热量的 5%, 锅炉的热损失为进入锅炉的热量之 3%。

则蒸汽带走热量为:

$$\begin{aligned} Q_{\text{蒸汽}} &= [(Q_{\text{进}} + Q_{\text{反}})(1 - 5\%) - Q_{\text{出}}](1 - 3\%) \\ &= [(165500 + 1060000) \times 0.95 - 503000] \times 0.97 \\ &= (1225500 \times 0.95 - 503000) \times 0.97 \\ &= 661000 \times 0.97 = 643000 \text{ 千卡/时。} \end{aligned}$$

5. 产生 16 kg/cm^2 (表压) 饱和水蒸汽量的计算:

16 kg/cm^2 (表压) 之饱和水蒸汽热焓为: 667.5 千卡/千克蒸汽。

进锅炉的软水温度为 100°C , 热焓为 100 千卡/千克, 则产生 1 公斤蒸汽所需要热量 q :

$$q = 667.5 - 100 = 567.5 \text{ 千卡/千克蒸汽;}$$

产生之饱和水蒸汽量:

$$G_{\text{蒸汽}} = \frac{643000}{567.5} = 1.13 \text{ T 蒸汽/时。}$$

6. 锅炉进出口温度的计算:

(1) 锅炉进口热量计算

一段引出温度取 375°C 。

在 375°C 、含氮 16.5%、300 大气压及惰性气体 15% 时, 查表 $C_p = 8.1$ 。

故锅炉进口热量:

$$Q_{\text{锅炉进口}} = C_p \cdot N_{\text{出}} \cdot t = 8.1 \times 650.07 \times 375 = 1975000 \text{ 千卡/时。}$$

(2) 锅炉出口热量计算

锅炉出口热量根据锅炉热平衡:

$$Q_{\text{锅炉出口}} = Q_{\text{锅炉进口}} - Q_{\text{蒸汽}} = 1975000 - 661000 = 1314000 \text{ 千卡/时,}$$

假设锅炉出口温度为 254°C , $C_p = 7.91$,

则
$$t_{\text{锅炉出口}} = \frac{1314000}{650.07 \times 7.91} = 254^{\circ}\text{C},$$

因此锅炉出口温度假设为 254°C 是正确的。

7. 冷管进口之冷气体温度:

根据触媒筐热平衡

$$Q_{\text{入冷}} + Q_{\text{反}} = Q_{\text{触媒}}。$$

反应后气体出触媒筐时所带出之热量为:

$$Q_{\text{触出}} = C_p \cdot N_{\text{出}} \cdot t = 8.38 \times 650.07 \times 480 = 2610000 \text{ 千卡/时。}$$

式中: C_p ——在 300 kg/cm^2 、 $\text{NH}_3 = 16.5\%$ 、 $\text{CH}_4 + \text{Ar} = 15\%$ 时查表所得该气体之热容,

$$C_p = 8.38 \text{ 千卡/公斤分子} \cdot ^\circ\text{C};$$

$N_{\text{出}}$ ——合成塔出口气量 公斤分子/时, $N_{\text{出}} = 650.07 \text{ 公斤分子/时};$

t ——气体出触媒筐温度 $^\circ\text{C}$, $t = 480^\circ\text{C}$; $Q_{\text{反}} = 1060000 \text{ 千卡/时},$

$$\therefore Q_{\text{入冷}} = Q_{\text{触出}} - Q_{\text{反}} = 2610000 - 1060000 = 1550000 \text{ 千卡/时。}$$

假设入冷管气体温度为 286°C , $C_p = 7.42$; 合成塔进口气体量为 $731 \text{ 公斤分子/时}。$

则

$$t_{\text{入冷}} = \frac{1550000}{7.42 \times 731} = 286^\circ\text{C},$$

设, 入冷管温度 286°C 是正确的。

热量平衡表 (以每小时为基准)

项 目	入 热(千卡/时)	项 目	出 热(千卡/时)	百 分 数
30°C 气体带入热	165500	90°C 气体带出热	503000	
		产生蒸汽热	643000	
反 应 生 成 热	1060000	合成塔热损失	61400	5%
		锅炉热损失	18000	3%
合 计	1225500	合 计	1225400	

产生蒸汽量

蒸 汽 压 力	产 生 蒸 汽 量
16 kg/cm ² (表压)	1.13 T/时, 0.842 T/T·NH ₃

四、触媒筐计算

根据本塔年产一万 T 合成氨的规模为依据, 每小时产量为 $1344 \text{ kg/小时}。$

1. 计算依据:

(1) 触媒筐结构尺寸

筒体内径	$\phi 444;$
中心管	$\phi 108 \times 6;$
上升管	$\phi 30 \times 2, 4 \text{ 根};$
热电偶外套管	$\phi 30 \times 2, 2 \text{ 根};$
上、下环管	$\phi 76 \times 4。$

(2) 操作参数

进触媒层气量	731 公斤分子/时;
出触媒层气量	650.07 公斤分子/时;
进触媒层氨浓度	3.76%;
出触媒层氨浓度	16.5%;
冷气体进冷管温度	$286^\circ\text{C};$
气体出触媒层温度	$480^\circ\text{C};$
热点温度	$505^\circ\text{C}。$

(3) 触媒活性数据

采用南京化肥厂 A6 型触媒, 由上海化工学院在 300 kg/cm^2 , $y_{I_0}=0.1463$, $\text{H}_2/\text{N}_2=3$, $T=400\sim 520^\circ\text{C}$, $1.0\sim 1.4 \text{ m/m}$ 颗粒的情况下所测的活性数据为本设计依据。

在本计算中, 考虑到实际触媒颗粒较大, 故 r 值以 $80\sim 90\%$ 计入。

2. 计算公式:

(1) 动力学方程式——捷姆金公式

$$\Delta W = V^* \cdot \frac{1}{r} \cdot (Z_{\text{出}} - Z_{\text{进}}) / k_{\text{cht}}$$

式中: ΔW ——每段触媒装填量 米³;

V^* ——零氨流量 米³/时;

$$V^* = V(1 - x_{\text{ao}}) \left(1 + \frac{Z_1}{1 - x_{\text{ao}}} \right)$$

其中: V ——进触媒层气量 米³/时;

Z_1 ——进触媒层实际氨含量 %;

x_{ao} ——进触媒层惰性气体含量 %;

$\frac{1}{r}$ ——表征触媒活性的系数

r 为反应速度 $\text{m}^3 \text{ 氨} / \text{m}^3 \text{ 触媒} \cdot \text{秒}$ 。

k_{cht} ——实际活性对触媒活性的修正系数。

(2) 热平衡方程式

$$Q_{\text{NH}_3} + n_{\text{cn}} \cdot C_{\text{pcn}} \cdot t_{\text{cn}} - n_{\text{cn}+1} \cdot C_{\text{pcn}+1} \cdot t_{\text{cn}+1} = n_i \cdot C_{\text{pi}} (t_{\text{in}+1} - t_{\text{in}})$$

式中: Q_{NH_3} ——各段氨的反应热 千卡;

$n_{\text{cn}}, n_{\text{cn}+1}$ ——各段出触媒层气量 公斤分子/时;

n_i ——冷管内气量 公斤分子/时;

$t_{\text{cn}}, t_{\text{cn}+1}$ ——各段触媒层出口温度 $^\circ\text{C}$;

$t_{\text{in}}, t_{\text{in}+1}$ ——各段冷管出口温度 $^\circ\text{C}$;

$C_{\text{pcn}}, C_{\text{pcn}+1}$ ——各段触媒层出口气体热容 千卡/公斤分子 $\cdot^\circ\text{C}$;

C_{pi} ——各段冷管内气体平均热容 千卡/公斤分子 $\cdot^\circ\text{C}$ 。

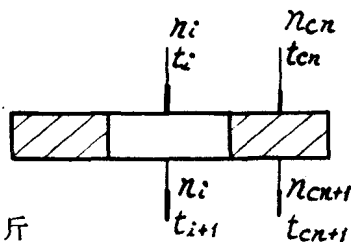


图 1

(3) 传热方程式

$$n_i \cdot C_{\text{pi}} \cdot (t_{\text{in}+1} - t_i) = KF \frac{(t_{\text{cn}} - t_{\text{in}}) + (t_{\text{cn}+1} - t_{\text{in}+1})}{2}$$

式中: K ——冷管与触媒层的传热系数 千卡/米²·时 $\cdot^\circ\text{C}$;

F ——各段冷管传热面积 m^2 ; 其余符号含义参见“热平衡方程式”。

(4) 给热系数公式

(i) 触媒层给热系数 α_0

$$\alpha_0 = 7.78 \cdot q_k \cdot C_{\text{po}} \cdot e^{-4.6 \frac{D_p}{D_t}} \cdot \left(\frac{D_p}{D_t} \right) \cdot \left(\frac{D_p q_k}{\mu_0} \right)^{-0.3} \quad [\text{注}],$$

[注] Jfrgen Kjaer: Measurement Calculation of Temperature and Conversion in Fixed Bed Catalytic Reaction

式中: q_k ——气体的重量流量 公斤/米²·时;

$$q_k = \frac{G_0}{F_0}$$

其中: G_0 ——无氨基流量 公斤/时,

F_0 ——冷管层触媒有效截面积 M²;

C_{po} ——比热 千卡/公斤·°C;

D_p ——触媒层颗粒的当量直径 米,

$$D_p = \sqrt{\frac{(\text{颗粒直径})^2}{0.63}};$$

D_t ——气体通道的当量直径 米,

$$D_t = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot \frac{F_0}{n}}$$

式中: n ——冷管数。

(ii) 冷管给热系数 α_t

$$\alpha_t = 0.023 \frac{\lambda}{d_0} \text{Re}^{0.8} \text{Pr}^{0.4} \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C},$$

式中: λ ——气体的导热系数 千卡/米·时·°C;

d_0 ——冷管内径 米;

Re ——雷诺准数 $\text{Re} = d_0 G / \mu g$;

Pr ——普朗特准数 $\text{Pr} = C_p \mu g / \lambda_0$ 。

3. 计算举例:

(1) 触媒层给热系数计算

$$G_0 = \frac{16350(1+0.0376) \times 9.928}{22.4} = 7500 \text{ 公斤/时}$$

式中: 9.928——气体平均分子量 公斤/公斤分子;

$$F_0 = 0.785(0.444^2 - 0.108^2 - 42 \times 0.022^2 - 6 \times 0.03^2) = 0.1268 \text{ M}^2;$$

$$q_k = G_0 / F_0 = 7500 / 0.126 = 59500 \text{ 公斤/米}^2 \cdot \text{时};$$

$$\mu_0 = 313 \times 10^{-7} \text{ 公斤/米} \cdot \text{秒} \times 3600 \text{ 秒} = 0.1126 \text{ 公斤/米} \cdot \text{时};$$

$$C_{po} = 7.74 \text{ 千卡/公斤分子} \cdot ^\circ\text{C} = 7.74 / 9.928 = 0.78 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C};$$

$$D_t = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot \frac{0.126}{42}} = \sqrt{0.00383} = 0.0617;$$

触媒颗粒以 3.3 m/m 计,

$$\text{则} \quad D_p = \sqrt{\frac{(3.3)^2}{0.63}} = \sqrt{\frac{10.89}{0.63}} = \sqrt{17.3} = 4.16 \text{ m/m} = 0.00416 \text{ M};$$

$$e^{-4.6 \frac{D_p}{D_t}} = e^{-4.6 \times \frac{0.00416}{0.0617}} = e^{-0.31} = \frac{1}{1.364} = 0.732;$$

$$\frac{D_p}{D_t} = \frac{0.00416}{0.0617} = 0.0675;$$

$$\left(\frac{D_p \cdot q_k}{\mu_0} \right)^{-0.3} = \left(\frac{0.00416 \times 59500}{0.1126} \right)^{-0.3} = 2190^{-0.3} = 0.098.$$

$$\begin{aligned}\therefore \alpha_c &= 7.78 q_k C_{pce}^{-4.6} \frac{D_p}{D_i} \left(\frac{D_p}{D_i} \right) \left(\frac{D_p q_k}{\mu_c} \right)^{-0.3} \\ &= 7.78 \times 59500 \times 0.78 \times 0.732 \times 0.0675 \times 0.098 \\ &= 1745 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}\end{aligned}$$

(2) 冷管给热系数 α_i

$$\alpha_i = 0.023 \frac{\lambda}{d_0} \text{Re}^{0.8} \text{Pr}^{0.4}$$

设冷管出口温度 399°C , 则

冷管平均温度:

$$\frac{t_{\text{进}} + t_{\text{出}}}{2} = \frac{286 + 399}{2} = 342.5^\circ\text{C}.$$

根据平均温度 342.5°C 、 $\text{NH}_3 = 3.76\%$, 在 300 kg/cm^2 及惰性体 15% 条件下查表得出如下物性数据:

$$\mu = \frac{0.0276 \times 10^{-4}}{1.02 \times 10^{-4}} = 0.0272 \text{ 厘泊},$$

$$\lambda = 0.133 \text{ 千卡/米} \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C},$$

$$C_p = 7.53/9.928 = 0.76 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}.$$

$$\text{Re}^{0.8} = \left(\frac{d_0 G}{\mu g} \right)^{0.8},$$

式中: G ——气体的重量流量 公斤/米²·时,

$$F = 42 \times 0.785 \times (0.018)^2 = 0.0107 \text{ M}^2 \text{——冷管截面积},$$

$$G = \frac{V_{\text{进}} \cdot M_{\text{平}}}{22.4 \times F} = \frac{16350 \times 9.928}{22.4 \times 0.0107} = 678000 \text{ 公斤/米}^2 \cdot \text{时},$$

$$\text{Re} = \left(\frac{0.018 \times 678000}{\frac{0.0272 \times 9.81}{9810} \times 3600} \right)^{0.8} = (126000)^{0.8} = 12000;$$

$$\begin{aligned}\text{Pr}^{0.4} &= \left(\frac{C_p \cdot \mu g}{\lambda} \right)^{0.4} = \left(\frac{0.76 \times \frac{0.0272 \times 9.81 \times 3600}{9810}}{0.133} \right)^{0.4} \\ &= (0.558)^{0.4} = 0.792.\end{aligned}$$

则

$$\begin{aligned}\alpha_i &= 0.023 \frac{\lambda}{d_0} \text{Re}^{0.8} \text{Pr}^{0.4} = 0.023 \times \frac{0.133}{0.018} \times 12000 \times 0.792 \\ &= 1630 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}.\end{aligned}$$

(3) 冷管与触媒层总传热系数 K 计算

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_c} + \frac{1}{\alpha_i \cdot \frac{d_{pi}}{d_{\text{外}}}} + \frac{1}{\frac{\lambda}{\delta} \cdot \frac{d_{\text{外}}}{d_{\text{中}}}} + 0.0007$$

式中: d_{pi} ——冷管内径 米 $d_{pi} = 0.018$ 米;

$d_{\text{外}}$ ——冷管外径 米 $d_{\text{外}} = 0.022$ 米;

$d_{\text{平}}$ ——冷管平均直径 米 $d_{\text{平}} = 0.020$ 米;

λ ——管材之导热系数 $\lambda = 30$;

0.0007——污垢阻力。

将以上之值代入上式

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{1745} + \frac{1}{1630 \times \frac{0.018}{0.022}} + \frac{1}{\frac{30}{0.002} \times \frac{0.020}{0.022}} + 0.0007$$

$$= 0.000575 + 0.00075 + 0.0000734 + 0.0007 = 0.00209$$

$$K = 480 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}。$$

(4) 触媒筐计算

计算采用分段试差法, 将触媒层共分四段, 第一段为绝热层, 第二、三、四段为冷管层。

(i) 绝热层高度计算(第一段)

a. 零氨热量 $V_H = 16350 \text{ NM}^3/\text{时}$,

$$V^* = V(1 - 0.15) \left(1 + \frac{0.0376}{1 - 0.15} \right) = 16350 \times 0.85 \times 1.04425$$

$$= 14500 \text{ M}^3/\text{时} = 4.03 \text{ M}^3/\text{秒}。$$

b. 绝热层高度计算

已知: 进塔氨浓度 $Z_1 = 3.76\%$ 。

假设 进触媒筐气温 $t_{\text{进}} = 400^\circ\text{C}$ $1/r_1 = \frac{1}{2.54 \times 0.9} = 0.438$,

出触媒筐氨浓度 $Z_2 = 10.6\%$ $1/r_2 = \frac{1}{2.94 \times 0.9} = 0.384$,

则

$$\frac{1}{r} = \frac{0.438 + 0.384}{2} = 0.411。$$

取

$$k_{ch} = 0.7。$$

绝热层截面积

$$F = 0.785(0.444^2 - 0.108^2 - 2 \times 0.03^2) = 0.144 \text{ M}^2,$$

$$\Delta W = \frac{V^*}{k_{ch}} \cdot \frac{1}{r} (Z_2 - Z_1) = \frac{4.03}{0.7} \times 0.411 \times (10.6\% - 3.76\%) = 0.1615 \text{ M}^3。$$

绝热层高度 H 为:

$$H = \frac{\Delta W}{F} = \frac{0.1615}{0.144} = 1.12 \text{ 米},$$

实际装填高度

$$H_{\text{实}} = 1.248 \text{ 米}。$$

c. 出口温度校验

气体从 $400^\circ\text{C} \rightarrow 505^\circ\text{C}$ 之反应热

$$Q_{\text{NH}_3} = 731 \times 7.86 \times (505 - 400) = 731 \times 7.86 \times 105 = 603000 \text{ 千卡},$$

式中: $C_p = 7.86$ 为 $\frac{400+505}{2} = 452.5^\circ\text{C}$ 下之气体热容。

氨产量:

$$731 \times \frac{0.106 - 0.0376}{1 + 0.106} = 731 \times \frac{0.0684}{1.106} = 45.4 \text{ 公斤分子/时}。$$

气体入口带入热:

$$Q_0 = n_0 C_{p0} t_0 = 731 \times 7.63 \times 400 = 2230000 \text{ 千卡/时}。$$

出口气量:

$$n_1 = 731 - 45.4 = 685.6 \text{ 公斤分子/时}。$$