

## 氨合成工段的模拟( )

张良全 诸爱士 陈昆敬

(杭州应用工程技术学院 生化系 杭州 310012)

**摘 要** 对氨合成工段的部分单元进行了模拟计算,模拟进口和出口之间的关系,重点考察氨合成塔;找出循环次数和循环气中的惰性气体含量的关系,并获得了它们之间的关系曲线图。

**关键词** 氨合成 模拟 反应

**中图分类号** TQ113.26<sup>+</sup>6.5

目前能源短缺是一个世界性的问题,节能的重要性不言而喻。化工、石油化工、冶金工业等行业能耗很大,它们都有很大的节能潜力,工艺过程能量综合技术为化工、炼油等工业领域带来巨大的节能与经济效益<sup>[1]</sup>。本文的目的在于通过模拟在计算机上离线的反映出实际工况,为后续的操作和设计优化打下基础。

### 1 氨合成工段的工艺流程简述

从压缩机六段来的新鲜气,经油分离器后和来自冷交换器出口的循环气混合后进入氨冷却器,冷却分离后气体进入氨分离器,再进入冷交换器的底部,循环机。补充压力后,去掉油污进入塔前热交换器和来自软水加热器的出塔气换热。温度提升到 120 左右时进入合成塔,沿塔间壁而下,冷却塔壁。出塔后经塔后换热器再进入合成塔反应。反应生成氨后的高温合成气体经废热锅炉副产中压蒸气回收部分热量后再到塔后换热器、软水加热器、塔前加热器再经水冷器,最后进入冷交换器进一步冷却。冷却后的气体和新鲜气混合去氨冷。由冷交换器和氨分离器分离的液氨经减压后送液氨贮槽,液氨经氨冷器气化后的气氨送联碱、硝铵使用,或送冰机岗位。塔后、塔前、新鲜气、放空气及油分、氨分、冷交、氨冷排污等气体经放空缓冲器后,送等压吸氨回收利用。水汽车间来的中压软水经加热器提高温度后,部分进废热锅炉副产蒸汽,大部分送回水汽车间使用。

整体氨合成回路简化为图 1 所示。

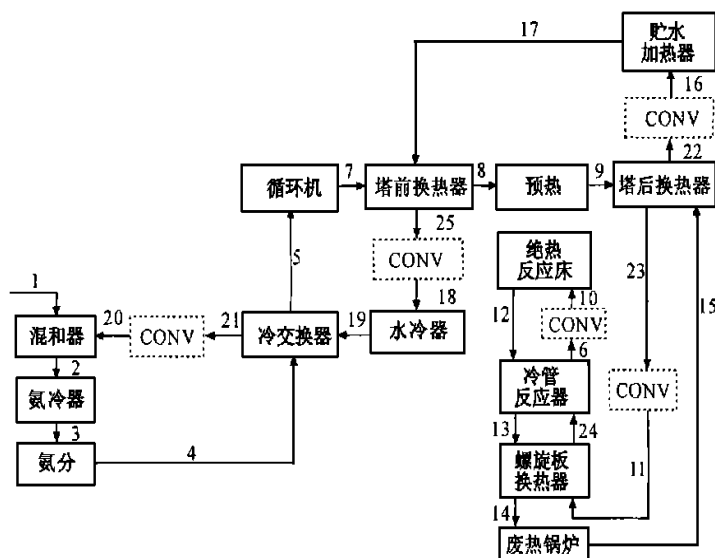


图 1 氨合成工段的信息流程图

## 2 各单元数学模型的建立

### 2.1 合成塔数学模型

#### 2.1.1 催化床层的计算

边界条件:

$$L_0 \text{ 面: } L = L_0 \quad t_B = t_{B0} \quad y_A = y_{A0}$$

$$L_H \text{ 面: } L = L_H \quad t_C = t_{C0} \quad y_C = y_{C0} \quad t_A = t_{C0}$$

$$L_C \text{ 面: } L = L_C \quad t_B = t_{Bend} \quad y_A = y_{Aend} \quad t_A = t_{Aend} \quad t_c = t_{Cend} \quad t_{B0} = t_{Aend}$$

#### 2.1.2 数学模型的建立及计算

##### (1) 绝热层微分方程组

$$\frac{dy_{NH_3}}{dl} = \frac{A}{22.4 N_{T0}} \times CORR \times \frac{dy_{NH_3}}{dr_0} \quad (1)$$

$$\frac{dT_B}{dl} = \frac{-H_R}{C_{pb}(1 + y_{NH_3})} \times \frac{dy_{NH_3}}{dl} \quad (2)$$

$$\frac{dP}{dl} = -f_m \times \frac{P_f U^2}{d_s} \left( \frac{1}{3} \right) \times 10^6 \quad (3)$$

式中  $N_{T0}$  ——氨分解基气体混合物的摩尔流量, kmol/h;  $A$  ——催化床横截面积,  $m^2$ ;  $CORR$  ——催化剂活性校正系数.

##### (2) 冷管冷却层微分方程组

$$\frac{dy_{NH_3}}{dl} = \frac{CORR \times k_T \times (1 + y_A) \times 2 \times FA}{W_{oc}}$$

$$\frac{dT_B}{dl} = \frac{-H_R}{C_{pb}(1 + y_{NH_3})} \frac{dy_{NH_3}}{dl} - \frac{K_{BA} \times D_M \times (1 + y_A) \times (t_B - t_A)}{N_{T0} \times C_{PB}}$$

$$- \frac{K_{BA} \times \times 3 \times D_{pass} \times (1 + \gamma_a) \times (t_B - t_A)}{N_{T0} \times C_{PB}} -_{BS}$$

$$\frac{dt_A}{dl} = \frac{K_{BA} \times \times D_M \times (1 + \gamma_{Ain}) \times (t_B - t_A)}{N_{T0} \times C_{PC}}$$

$$\frac{dt_C}{dl} = \frac{K_{BA} \times \times D_{pass} \times 3 \times (1 + \gamma_{Ain}) \times (t_B - t_A)}{N_{T0} \times C_{PC}}$$

$$W_{oc} = \frac{N_{T0}}{F_c} \times \frac{22.4}{3600}$$

$$F_c = (D_B^2 - D_C^2 - 2 \times D_L^2 - M_T \times D_A^2 - 3 \times D_{pass}^2) \times /4$$

式中  $D_M$  ——冷管平均直径, m;  $K_{BC}$  ——触媒床层对上升管的传热总系数,  $\text{kJ} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ;  
 $D_{pass}$  ——上升直径;  $M_T$  ——冷管数;  $F_c$  ——冷管冷却层有效截面积,  $\text{m}^2$ .

触媒床层对冷管的传热总系数  $K_{BA}$  的计算:

$$K_{BA} = \frac{1}{\frac{D_M}{D_{Ai} \times H_A} + \frac{D_M}{D_A \times H_B} + \frac{D_A - D_{Ai}}{2 \times L_{DAS}} + R_c}$$

式中  $H_A$  ——冷管内气体对冷管内壁的给热系数,  $\text{kJ} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ;  $H_B$  ——催化床层对冷管外壁的给系数,  $\text{kJ} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ .

给热系数  $H_B$  的计算:

$$\frac{H_B \times D_T}{L_{DAB}} = 2.17 \times \text{Re}_B^{0.52} \times \left( \frac{D_T}{D_P} \right)^{0.8} \times \left( \frac{1}{1 + 1.3 \frac{D_T}{L_c}} \right)$$

$$\text{Re}_B = \frac{D_P \times G_B}{\mu_B} \quad D_P = \frac{dee}{\sqrt{F_c}} \quad G_B = \frac{N_{TA} \times M_A}{F_c} \quad D_T = \sqrt{\frac{4 \times F_c}{\times M_T}}$$

冷管内气体对内壁的传热系数  $H_A$  由下式求得

$$\frac{H_A \times d_e}{A} = 0.023 \times \text{Re}_A^{0.8} \times P_A^{0.3}$$

$$\text{Re}_A = \frac{G_A \times d_e}{\mu_A} \quad G_A = \frac{N_{TA} \times M_A}{F_A} \quad F_A = \frac{1}{4} \times M_T \times d_{Ai}^2 \quad P_A = \frac{Cp_{m_A} \times \mu_A}{A}$$

式中  $L_C$  ——冷管冷却段催化层床高度, m;  $D_T$  ——催化床当量直径, m;  $dee$  ——颗粒平均直径;  
 $N_{TA}$  ——冷管内气体摩尔流量,  $\text{kmol/h}$ ;  $M_A$  ——冷管内气体平均分子量;  $d_e$  ——冷管的外径;  
 $A$  ——以冷管内平均温度计的混合气体导热系数,  $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$ ;  $G_A$  ——每根冷管内气体质量流量,  
 $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ;  $d_{Ai}$  ——冷管平均直径.

## 2.2 螺旋板式换热器的数学模型

### 2.2.1 热气体传热系数 $\alpha_1$

当  $\text{Re} > 6000$  时, 螺旋板式换热器给热系数的算式为

$$\alpha_1 = 0.023 \left[ 1 + 3.54 \frac{d_e}{D_H} \right] \text{Re}^{0.8} Pr^{0.4} \left( \frac{1}{d_e} \right)$$

$$d_e = \frac{2Hb}{H+b} \quad D_H = \frac{d_0 + D_0}{2}$$

### 2.2.2 冷气体给热系数 $\alpha_2$

$$\alpha_2 = 0.023 \left[ 1 + 3.54 \frac{d_e}{D_H} \right] \text{Re}^{0.8} Pr^{0.3} \left( \frac{1}{d_e} \right)$$

2.2.3 传热系数  $K$ 

$$K = \frac{1}{\frac{1}{1} + \frac{1}{2} + R + \frac{1}{\text{钢}}}$$

## 2.3 水冷器的数学模型

水冷器出口流量与入口相同。

(1) 物料衡算 进口与合成塔出口的气体相同;出口由拉尔逊 - 布列克经验公式计算。

(2) 被蒸发水量  $w_z$  的计算  $w_z = A_0(X_2 - X_1)$

(3) 管内传热系数的计算  $\alpha_1 = 0.023 \frac{1}{d} \left( \frac{du}{\mu} \right)^{0.8} Pr^{0.4}$

(4) 管间传热系数的计算  $\alpha_2 = 40L^{0.4} / d_2^{0.6} L = W / (2 \ln)$

(5) 总传热系数的计算  $K = \frac{1}{\frac{d_m}{1 \times d_1} + \frac{d_m}{2 \times d_2} + R + \frac{1}{\text{钢}}}$

(6) 出口温度的计算

水分蒸发带出的热量  $Q_z = W_z(i - C \times t_1)$

式中  $C$ ——水的热容;  $i$ ——常温水蒸气焓

由此可得:

$$\begin{cases} Q = m_s \times C_{p1} \times (T_1 - T_2) \\ Q = K \times A \times \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln[(T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)]} \\ Q = (W - W_z) \times C_{p2} \times (t_2 - t_1) \end{cases}$$

由上联立方程可求得热气体出口温度  $T_2$ , 冷水出口温度  $t_1$  及热负荷  $Q$ 。

## 2.4 废热锅炉的物料和能量衡算

高温工艺气体在废热锅炉中放热量为  $Q_1 = V \cdot C_m(T_1 - T_2)$  (kJ/h)

废热锅炉在运行时散失的热量为  $Q_2 = a_T \cdot A_2 \cdot (t_1 - t_2)$  (kJ/h)

废热锅炉的回收热量为  $Q = Q_1 - Q_2$  (kJ/h)

废热锅炉的产汽量为  $D = \frac{Q}{(i_3 - i_1) + (i_2 - i_1)}$  (kg/h)

## 3 基础数据

## 3.1 捷姆金动力学方程

$$\frac{d y_{\text{NH}_3}}{dl} = k_T (1 + y_{\text{NH}_3})^2 \left[ \frac{K_p p^2 y_{\text{N}_2} y_{\text{H}_2}^{1.5}}{y_{\text{NH}_3}} - \frac{y_{\text{NH}_3}}{y_{\text{H}_2}^{1.5}} \right] \left( \frac{3}{4} \right)^{1.5} P^{0.5}, [h^{-1}]$$

本文采用 A110 催化剂

$$\begin{aligned} k_T &= 8.2133 \exp \left[ \frac{40000}{1.987} \left( \frac{1}{723.15} - \frac{1}{T} \right) \right] \times (0.101325)^{0.5} \\ H_R &= -23840.27 + \left( \frac{P}{0.101325} - 300 \right) \left[ 1.08 + \frac{P}{0.101325} - 300 \right] \times \\ &\quad \left[ 0.1305 + \left( \frac{P}{0.101325} - 300 \right) \left[ 0.83502 + \left( \frac{P}{0.101325} - 300 \right) \times 0.65934 \times 10^{-7} \right] \right] + \\ &\quad 4.5(1391.0 - T \times 1.8) \times \left( \frac{1}{1.8} \right) \times 4.184 \end{aligned}$$

$$RT\ln i = \left[ (B_{oi} - A_{oi} - C_i/T3) + (A_{oi}^{0.5} - Sum)2 \times \frac{1}{0.0826 T} \right] \frac{P}{0.0101325}$$

3.2 氨混合气体的热容、粘度与导热系数混合气体的热容

$$C_{pm}: C_{pm} = y_i C_{pi}(P_i, T)$$

$$m:m = \frac{y_i \sqrt{M_i} C_{i,i}}{y_i \sqrt{M_i}}$$

$$\log K_f = -2.691122 \log T - 5.519265 \times 10^{-5} T + 1.848863 \times 10^{-7} T^2 + (2001.6/T + 2.6899$$

$$m:m = r_{c,m} \times 3.6 \times 10^{-3}$$

4 模拟计算及结果分析<sup>[2]</sup>

4.1 合成塔模型计算

某厂年产5万t单管并流式氨合成塔操作条件为压力27 MPa,进塔温度460 ,进塔气组成NH<sub>3</sub> 0.028 ,N<sub>2</sub> 0.1962 ,H<sub>2</sub> 0.51 ,CH<sub>4</sub> 0.0242 ,Ar 0.0238;进塔气体流量为3824.3 kmol/h;进塔压力:26.5 MPa;进塔温度:695 K;污垢系数 Rc = 0.0043 m<sup>2</sup>·s·k/kJ;触媒平均颗粒直径 ds = 0.008 m;绝热层触媒活性系数 CRRA1 = 0.605;冷管层触媒活性系数 CRRA2 = 0.45.

4.1.1 合成塔计算结果

合成塔计算结果见表 1.

表 1 绝热层段的计算结果

触媒床层 高度 L / m	NH <sub>3</sub> 浓度	N <sub>2</sub> 浓度	H <sub>2</sub> 浓度	CH <sub>4</sub> 浓度	Ar 浓度	床层压力 降/MPa	触媒层 温度/ K
0.00	0.0280	0.1962	0.5100	0.2420	0.0238	26.50	697.00
0.10	0.334	0.1946	0.5048	0.2433	0.239	26.50	704.45
0.20	0.0385	0.1931	0.4999	0.2445	0.0240	26.50	711.34
0.30	0.0433	0.1917	0.4952	0.2456	0.0242	26.50	717.83
0.40	0.0480	0.1903	0.4908	0.2467	0.0243	26.50	724.00
0.50	0.0525	0.1890	0.4864	0.2478	0.0244	26.50	729.92
0.60	0.0568	0.1877	0.4822	0.2488	0.0245	26.50	735.60
0.70	0.0610	0.1864	0.4782	0.2498	0.0246	26.49	741.06
0.80	0.0651	0.1852	0.4743	0.2507	0.0247	26.49	746.29
0.90	0.0690	0.1841	0.4705	0.2517	0.0248	26.49	751.27
1.00	0.0728	0.1830	0.4669	0.2525	0.0248	26.49	755.99

4.1.2 结果分析

(1) H/N 对出口氨浓度的影响见图 2.

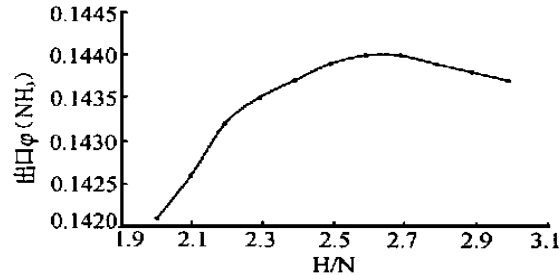


图 2 H/N 对出口氨浓度的影响

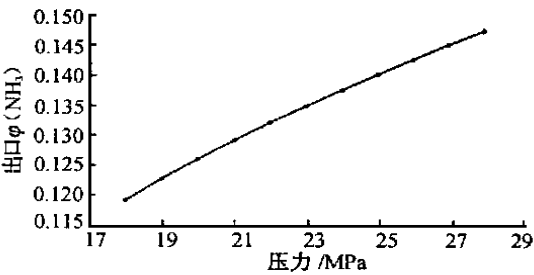


图 3 入口压力对出口氨浓度的影响

表 2 冷管冷却层段的计算结果

触媒床层 高度 $L/\text{m}$	$\text{NH}_3$ 浓度	$\text{N}_2$ 浓度	$\text{H}_2$ 浓度	$\text{CH}_4$ 浓度	Ar 浓度	床层压力 降/MPa	触媒层 温度/ K	冷管 温度/ K	升气管 温度/ K
0.00	0.0728	0.1830	0.4669	0.2525	0.0248	26.49	755.9	615.0	615.0
0.60	0.0893	0.1781	0.4510	0.2564	0.0252	26.49	768.6	622.5	614.8
1.20	0.0996	0.1750	0.4410	0.2589	0.0255	26.48	772.8	630.1	614.7
1.80	0.1061	0.1731	0.4348	0.2604	0.0256	26.47	772.3	637.4	614.5
2.40	0.1106	0.1718	0.4305	0.2614	0.0257	26.47	769.7	644.1	614.4
3.00	0.1142	0.1707	0.4270	0.2623	0.0258	26.46	766.4	650.4	614.3
3.60	0.1174	0.1698	0.4239	0.2630	0.0259	26.45	763.0	656.1	614.2
4.20	0.1202	0.1689	0.4212	0.2637	0.0259	26.45	759.7	661.4	614.1
4.80	0.1229	0.1682	0.4186	0.2643	0.0260	26.44	756.5	666.2	613.9
5.40	0.1254	0.1674	0.4162	0.2649	0.0261	26.44	753.6	670.7	613.8
6.00	0.1278	0.1667	0.4139	0.2655	0.0261	26.43	750.8	67.78	613.7
6.60	0.1301	0.1660	0.4117	0.2660	0.0262	26.42	748.2	678.5	613.7
7.20	0.1323	0.1654	0.4096	0.2666	0.0262	26.42	745.8	681.9	613.6
7.80	0.1344	0.1648	0.4076	0.2670	0.0263	26.41	743.5	685.0	613.5
8.40	0.1363	0.1642	0.4057	0.2675	0.0263	26.41	741.4	687.9	613.5
9.00	0.1382	0.1636	0.4038	0.2680	0.0264	26.40	739.4	690.5	613.4
9.60	0.1401	0.1631	0.4021	0.2684	0.0264	26.39	737.6	692.8	613.4
10.20	0.1418	0.1626	0.4004	0.2688	0.0264	26.39	735.8	695.0	613.3
10.80	0.1435	0.1621	0.3988	0.2692	0.0265	26.38	734.2	697.0	613.3
11.00	0.1440	0.1619	0.3983	0.2693	0.0265	26.38	733.6	697.6	613.3

由图 2 可知,随着  $H/N$  的变化,出口  $y_{\text{NH}_3}$  浓度有一个最大值.在  $H/N = 2.7$  左右时,  $y_{\text{NH}_3}$  最大.图 2 是在气体流量为  $3842.5 \text{ kmol/h}$ ,  $T = 615 \text{ K}$ ;入塔气体中  $y_{\text{NH}_3} = 0.028$ ,  $y_{\text{CH}_4} = 0.242$ ,  $y_{\text{Ar}} = 0.0238$ ;进塔压力为  $26.5 \text{ MPa}$  下进行的.

(2) 入口压力对出口氨浓度的影响见图 3.

由图 3 可知,随着入口压力的升高,出口  $\text{NH}_3$  升高.说明压力升高有利于  $\text{NH}_3$  的转化.图 3 是在气体流量为  $3842.5 \text{ kmol/h}$ ,  $T = 615 \text{ K}$ ;入塔气体中  $\text{NH}_3 = 0.028$ ,  $\text{H}_2 = 0.1962$ ,  $\text{N}_2 = 0.51$ ,  $\text{CH}_4 = 0.242$ ,  $\text{Ar} = 0.0238$  下进行的.

(3) 进塔气量对出口氨浓度的影响见图 4.

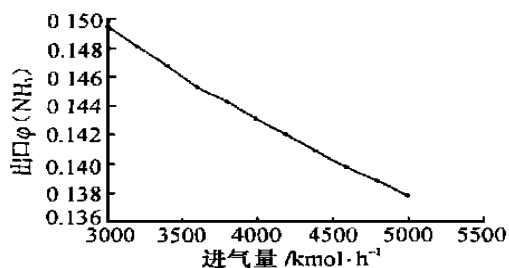


图 4 进塔气量对出口氨浓度的影响

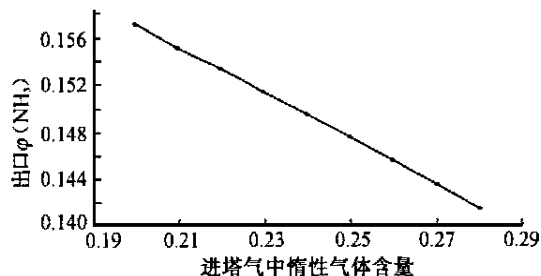


图 5 惰性气体含量对出口氨浓度的影响

由图 4 可知,随着进塔气量的升高,出口  $y_{\text{NH}_3}$  降低.图 4 是在  $P = 26.5 \text{ MPa}$ ,  $T = 615 \text{ K}$ ;入塔气体中  $y_{\text{NH}_3} = 0.028$ ,  $y_{\text{H}_2} = 0.1962$ ,  $y_{\text{N}_2} = 0.51$ ,  $y_{\text{CH}_4} = 0.242$ ,  $y_{\text{Ar}} = 0.0238$  下进行的.

(4) 惰性气体含量对出口氨的影响见图 5.

由图 5 可知,随着惰性气体含量的升高,出口  $\text{NH}_3$  浓度降低. 说明惰性气体的存在不利于  $\text{NH}_3$  的转化. 图 5 是在:气体流量为  $T = 615 \text{ K}$ ;入塔气体中  $\text{NH}_3 = 0.028$ ,  $\text{H}_2 = 0.1962$ ,  $\text{N}_2 = 0.51$ ,压力为  $26.5 \text{ MPa}$  下进行的.

4.2 螺旋板换热器的模型计算

应用 -NTU 法算得热流体出口温度  $645.114 \text{ K}$ ,冷流体出口温度  $582.98 \text{ K}$ . 这与实际情况一致.

4.3 塔后换热器的模型计算

应用 -NTU 法算得热流体出口温度  $446.31 \text{ K}$ ,冷流体出口温度  $486.6885 \text{ K}$ . 这与实际情况一致.

4.4 塔前换热器的模型计算

应用 -NTU 法算得热流体出口温度  $329.99 \text{ K}$ ,冷流体出口温度  $388.56 \text{ K}$ . 这与实际情况一致.

4.5 软水加热器的模型计算

应用 -NTU 法算得热流体出口温度  $415.199 \text{ K}$ ,水出口温度  $395.6 \text{ K}$ . 这与实际情况一致.

4.6 水冷器的模型计算

解联立方程组可得热流体出口温度  $288 \text{ K}$ ,水的出口温度  $291.9 \text{ K}$ ,换热量为  $6.55564 \times 10^6 \text{ kJ/h}$ . 这与实际情况相符合.

4.7 合成工段稳定状态下模拟计算结果

合成工段稳定状态下模拟计算结果见表 3.

表 3 全工段模拟计算结果

各状态点	$y_{\text{NH}_3}$	$y_{\text{N}_2}$	$y_{\text{H}_2}$	$y_{\text{CH}_4}$	$y_{\text{Ar}}$	流量/ $\text{kmol h}^{-1}$	温度/ $\text{K}$	压力/ $\text{MPa}$
1	0.0000	0.2600	0.7150	0.0200	0.0050	793.9	300.7	25.3000
2	0.1176	0.1800	0.4568	0.2232	0.0225	4282.7	279.9	24.8500
3	0.1176	0.1800	0.4568	0.2232	0.0225	4282.7	269.1	24.8500
4	0.0273	0.1984	0.5035	0.2460	0.0248	3885.5	269.1	24.8500
5	0.0273	0.1984	0.5035	0.2460	0.0248	3885.5	284.1	24.8500
6	0.0273	0.1984	0.5035	0.2460	0.0248	3885.5	969.5	27.1500
7	0.0273	0.1984	0.5035	0.2460	0.0248	3885.5	292.1	27.1500
8	0.0273	0.1984	0.5035	0.2460	0.0248	3885.5	381.5	27.1500
9	0.0273	0.1984	0.5035	0.2460	0.0248	3885.5	406.5	27.1500
10	0.0273	0.1984	0.5035	0.2460	0.0248	3885.5	497.1	27.1500
11	0.0273	0.1984	0.5035	0.2460	0.0248	3885.5	696.5	27.1500
12	0.0739	0.1847	0.4583	0.2571	0.0259	3717.2	757.3	27.0561
13	0.1314	0.1679	0.4026	0.2709	0.0273	3528.3	747.8	25.8310
14	0.1314	0.1679	0.4026	0.2709	0.0273	3528.3	579.7	25.8310
15	0.1314	0.1679	0.4026	0.2709	0.0273	3528.3	499.1	25.8310
16	0.1314	0.1679	0.4026	0.2709	0.0273	3528.3	414.9	25.8310
17	0.1314	0.1679	0.4026	0.2709	0.0273	3528.3	388.3	25.8320
18	0.1314	0.1679	0.4026	0.2709	0.0273	3528.3	311.5	27.1500
19	0.1314	0.1679	0.4026	0.2709	0.0273	3528.3	287.4	27.1500
20	0.1314	0.1679	0.4026	0.2709	0.0273	3528.3	275.4	27.1500
21	0.1314	0.1679	0.4026	0.2709	0.0273	3528.3	275.4	27.1500
22	0.1314	0.1679	0.4026	0.2709	0.0273	3528.3	414.9	25.8310
23	0.0273	0.1984	0.5035	0.2460	0.0248	3885.5	497.1	27.1500
24	0.0273	0.1984	0.5035	0.2460	0.0248	3885.5	666.4	27.1500
25	0.1314	0.1679	0.4026	0.2709	0.0273	3528.3	311.5	27.1500

表 3 中的上述数据是在状态点 1 中(即新鲜气)入口组成为  $y_{\text{NH}_3} = 0.0$ ,  $y_{\text{H}_2} = 0.715$ ,  $y_{\text{CH}_4} = 0.02$ ,  $y_{\text{Ar}} = 0.005$ ; 气体流量为 793.884 kmol/h; 温度为 300.7 K, 压力为 25.3 MPa 下进行的. 通过反复迭代使得计算出的 21 状态点和假设的状态点 20, 状态点 25 和状态点 18, 状态点 22 和状态点 16, 状态点 23 和状态点 10, 状态点 6 和状态点 11 同时相等即得出上表的各状态点的数据. 比较计算的结果和实际情况基本符合.

#### 4.8 氨合成工段中惰性气体在循环物流累积情况的分析

惰性气体体积分数的增加, 不利于氨合成反应. 如果惰性气体积累到一定程度不及时排放, 会严重影响正常的反应. 图 6 描绘了惰性气体体积分数随循环次数的关系图.

从图 6 中可以看出随着循环次数的增加, 惰性气体体积分数不断的升高. 当循环气中惰性气体体积分数超过 25 % 时, 就应该及时的放空. 从图中可看出当循环次数超过 40 次时, 惰性气体体积分数超过 25 %. 图 6 是模拟开车情况.

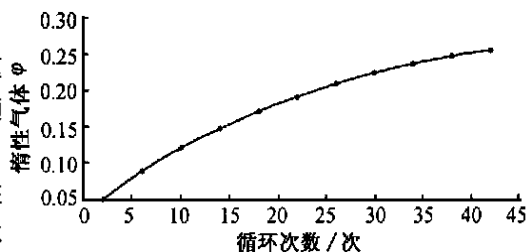


图 6 惰性气体体积分数与循环次数的关系图

### 参 考 文 献

- 1 于遵宏, 沈大才, 朱炳辰. 大型合成氨厂工艺过程分析. 北京: 中国石化出版社, 1993. 278 ~ 283
- 2 房德中, 朱建业. 化工过程分析与模拟. 北京: 化工工业出版社, 1991. 138 ~ 154
- 3 朱炳辰. 化学反应工程. 北京: 化学工业出版社, 1993. 98 ~ 105
- 4 Tjoe T N., Linnhoff B. Using ping technology for process retrofit. Chem Eng, 1986, 93, 47 ~ 60
- 5 Ciric A R, Floudas C A. A mixed integer nonlinear programming model for retrofitting heat exchanger network. Ind Eng Chem Res, 1990, 29, 239
- 6 Tedder D W, Shoaib M. The separation network design space. AIChE J, 1990, 36(6): 943 ~ 947

## Simulation of part of unit equipment of ammonia synthesis

Zhang Liangquang Zhu Aishi Chen Kunjin

(Department of Biochemical Engineering, Hangzhou Institute of Applied Engineering, Hangzhou 310012)

**Abstract** Part of unit equipment of ammonia synthesis is simulated with simplification of the process. The simulation results present the relationship between input and output. The ammonia synthesis reactor was mainly studied in the paper. The relationship between number of cycle and content of inactive gas was found. The relationship between work and temperature was obtained.

**Key words** ammonia synthesis simulation reaction