

# 对流换热型一段转化炉运行状况分析

吕志敏

(盐城工专化学工程系, 盐城, 224003)

**摘要** 对LCA流程中的转化炉管内外运行过程进行分析及讨论。结果表明,在适宜的条件下,用二段转化气的热量提供给一段转化反应是可行的。

**关键词** 天然气蒸汽转化 对流换热型转化炉

**分类号** TK12 TQ113

80年代以来,国外的工程公司相继推出若干种各具特色的低能耗合成氨流程设计方案,其中ICI公司专门为中型氨厂开发的LCA流程,其吨氨能耗为29.3GJ,已接近80年代日产千吨大型氨厂的能耗水平。这种节能流程为我国以天然气为原料的中小型氨厂的节能改造,提供了可以信服的样板。

LCA流程中最主要的节能措施是用对流换热型转化炉代替传统的一段转化炉,其转化流程如图1所示。在对流换热式转化炉中,原料气通过装有催化剂的管程进行蒸汽转化反应,由二段转化炉来的高温转化气在各壳程中进行强制对流传热向管内供热。本文根据转化系统的热量平衡和对流换热式转化炉的热力学计算,着重对该转化炉管内外的运行过程进行分析和讨论。

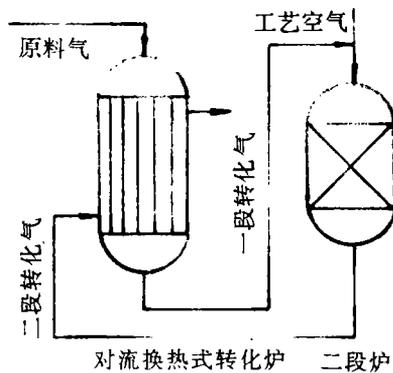


图1 LCA流程转化系统流程图

## 1 转化系统的热量平衡

在CLA流程的转化系统中,一段和二段转化过程是一个统一的整体,对流换热式转化炉的热量平衡与整个转化系统的热量平衡有关。采用文献<sup>[4][5]</sup>介绍的方法,建立该系统热量平衡计算方程组。此方程组包含物料平衡、化学平衡和热量平衡等三种类型的计算方程共21个以及设计变量41个。给定天然气、工艺空气的流量和组成,水碳化,入口温度和压力,二段炉出口甲烷(CH<sub>4</sub>)含量等参数,将热量平衡方程组联立求解,就可求出对流换热型转化炉和二段炉出口物流的流量、组成、温度和压力,一段炉热负荷等参数。本文计算采用的天然气组成列于表1。在不同的入口温度、压力和空气加入等条件下,进行转化系统热平衡计算,结果列于表2。

表1 天然气组成

组分	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	合计
体积%	93.15	3.55	1.51	0.85	0.30	0.64	100.00

• 收稿日期:1995-07-10

表 2 转化系统热量平衡计算结果

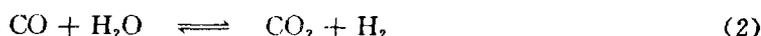
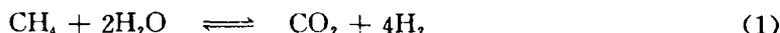
参 数	单 位	第一组	第二组	第三组	第四组
一段炉操作压力	MPa	2.7	3.5	2.7	2.7
一段炉入口温度	℃	450	480	510	500
水碳化		2.5	2.5	2.5	2.5
一段炉出口温度		715	730	690	700
一段炉出口 CH <sub>4</sub> 干基含量	%	26.7	27.7	30.7	29.1
一段炉热负荷	GJ/kmol CH <sub>4</sub> · h	0.122	0.117	0.097	0.104
二段出口 (H <sub>2</sub> +CO)/N <sub>2</sub> tt		2	1.85	1.8	1.85
二段出口温度	℃	960	1003	960	970
二段出口 CH <sub>4</sub> 干基含量	%	0.38	0.28	0.30	0.29
二段气出一段管间温度	℃	471	544	588	560

## 2 对流换热型转化炉的动力学计算

转化系统的热力学计算结果表明,采用降低水碳化、向二段炉添加过量空气等措施后,由二段炉高温转化气供给对流换热型转化炉中转化反应所需的热负荷是可行的。但是,这一过程能否实现还取决于热量传递过程和管内不同部位的化学反应速率。为了分析对流换热型转化炉的运行状况,需要通过动力学计算求得炉内组成、温度等参数沿管长的变化情况。现采用一维拟均相模型对对流换热式转化炉进行模拟计算。

### 2.1 数学模型

为简化计算,将原料气中烃类全折换成甲烷,并设转化管内化学反应可由以下二式表示。



取长度为  $dz$  的转化管微分段,建立物料平衡,热量平衡及压力降低计算方程

$$F \frac{dx_1}{dz} = (1 - \epsilon)nA_r r_1 \quad (3)$$

$$F \frac{dx_2}{dz} = (1 - \epsilon)nA_r r_2 \quad (4)$$

$$\frac{dT_i}{dz} = - \frac{(1 - \epsilon)(\Delta H_1 r_1 + \Delta H_2 r_2)}{G_i C_{pi}} + \frac{\alpha_i \pi d_i (T_{iw} - T_i)}{A_i G_i C_{pi}} \quad (5)$$

$$\frac{dT_o}{dz} = \frac{\alpha_o n \pi d_o (T_o - T_{ow}) + g_L}{G_o C_{po}} \quad (6)$$

$$P \frac{dp}{dz} = - 1.09 \times 10^{-13} \left( \frac{1 - \epsilon}{\epsilon} \right) \frac{G_i^2 T_i}{D_p M} \quad (7)$$

反应(1)、(2)的速率方程为

$$r_1 = k_1 \exp\left(-\frac{E_1}{RT_i}\right) \left( p_{\text{CH}_4} - \frac{P_{\text{CO}_2} P_{\text{H}_2}^4}{p_{\text{H}_2\text{O}}^2 K_{p1} k_{p2}} \right) \quad (8)$$

$$r_2 = k_2 \exp\left(-\frac{E_2}{RT_i}\right) \left( p_{\text{CO}} - \frac{P_{\text{CO}_2} P_{\text{H}_2}}{p_{\text{H}_2\text{O}} K_{p2}} \right) \quad (9)$$

热量平衡式(5)、(6)中,  $T_{iw}$ 、 $T_{ow}$  是转化管内、外壁温度,可由径向热量传递方程确定。当过程达到稳定操作时可导出

$$\alpha_o d_o (T_o - T_{ow}) = \begin{cases} 2\lambda \frac{T_{ow} - T_{iw}}{\ln \frac{\alpha_o}{d_i}} & (10) \\ \alpha_i d_i (T_{iw} - T_i) & (11) \end{cases}$$

由(10)、(11)两式,可解出  $T_{iw}$ 、 $T_{ow}$ 。

有关物性参数、传热系数的关联计算详见参考文献<sup>[6]</sup>。

### 2.2 计算框图

将上述方程联立,采用四阶定步长龙格——库塔法求解,可以求得炉内气体组成、温度、压力等参数沿管长的分布。取基本步长为 0.1 米,每隔 0.5 米打印一次结果。原料气的组成、温度和压力以得出对流换热式转化炉的二段转化气温度、组成作为初值,以进入对流换热式转化炉的二段转化气温度作为计算终点的判据。转化管壁温、反应热、传热系数以及物性数据的计算编入子程序 N,由主程序调用。计算框图如图 2 所示。

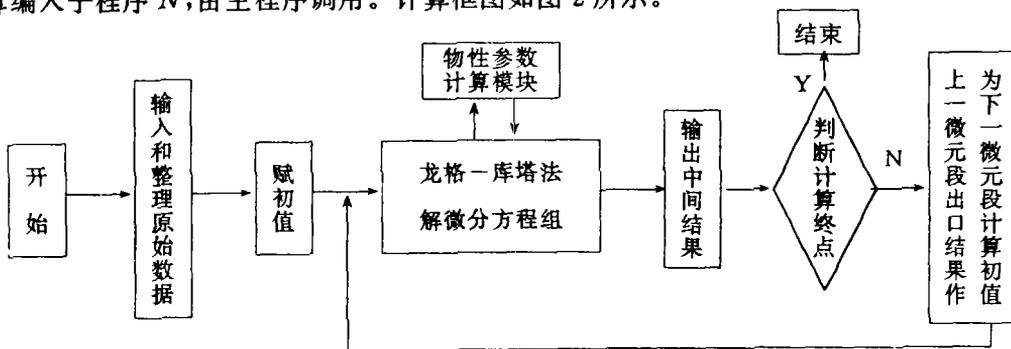


图 2 计算流程框图

### 2.3 计算结果

以表 1 中第四组工艺条件为例进行计算,结果如下:

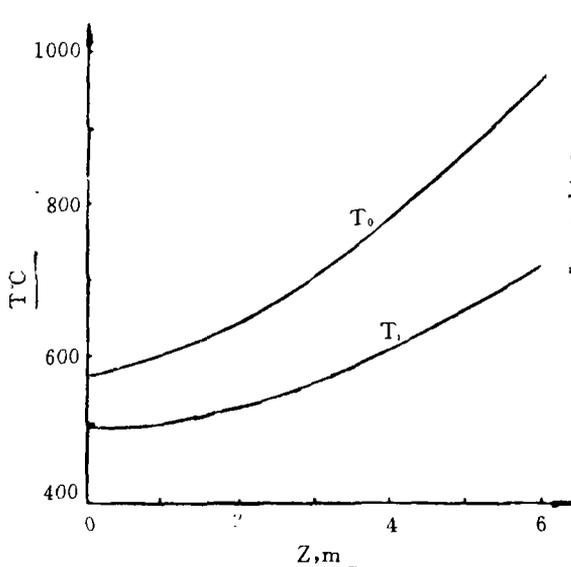


图 3 管道及壳程温度分布

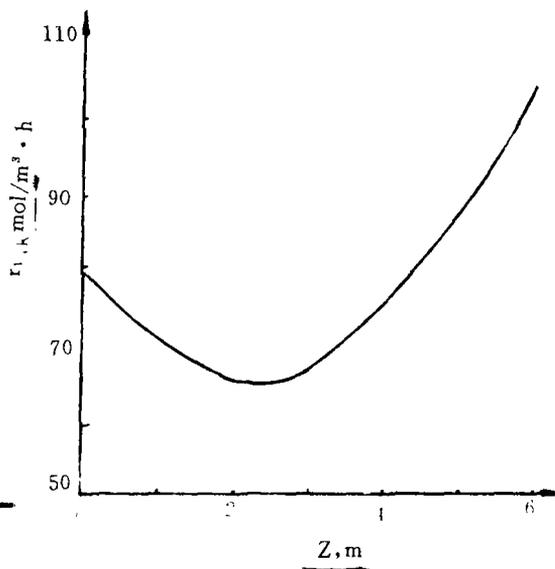


图 4 转化反应速率沿管长的变化曲线

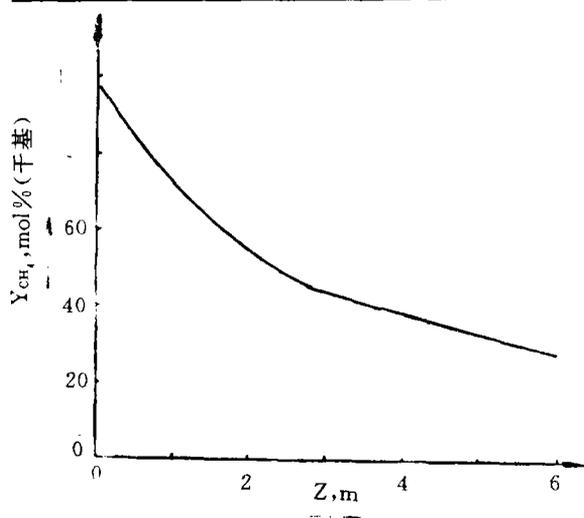


图 5 转化管内 CH<sub>4</sub> 浓度分布

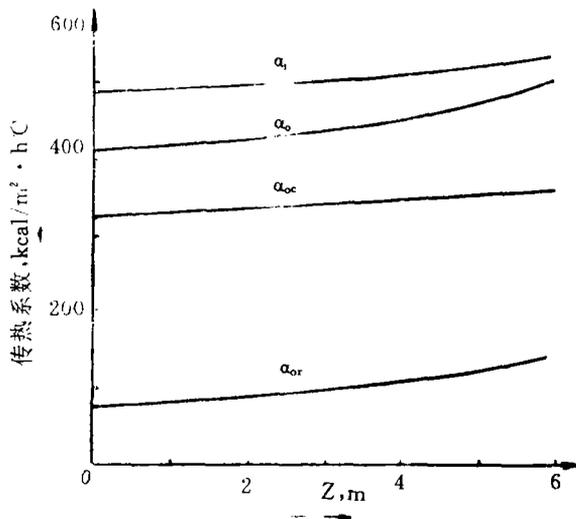


图 6 传热系数沿管长的变化

### 3 对流换热式转化炉运行状况分析

#### 3.1 转化系统的自热平衡

以天然气为原料的中、小型合成氨厂,合成气等压缩机一般不用蒸汽透平驱动,而是以电为动力,不存在全厂蒸汽动力平衡问题。因此,二段炉出口高温转化气的余热没有必要用于产生高压蒸汽,完全可以用于一段炉供给蒸汽转化反应热。但是,单独用二段转化气的余热向一段转化炉供热还不够,为了达到转化系统的热量平衡,需要改变操作条件。表 2 列出了四种不同操作条件下转化系统热量平衡计算的结果,由表可见,当水碳化为 2.5,加入二段炉的工艺空气过量 50% 以上时,就能实现转化系统的自然平衡。

需要指出的是,由于在二段炉内加入过量空气,制得的合成气氢氮比只有 1.8~2.0,不满足氢氮比等于 3.0 的要求,因此,净化工序需增加深净化装置脱除过量的氮气。

#### 3.2 烃类蒸汽转化反应速率

烃类蒸汽转化反应是一个可逆的吸热反应,反应速率与物料组成、温度,催化剂活性和管外供热强度等条件有关。由图 3 可见,转化反应速率沿管长变化有一最小值,这是因为在转化管入口附近,气体中反应物浓度高,即使反应温度稍低,仍具有较高的反应速度。由于反应需吸收大量热量,而入口段供热强度低,使反应物组成及温度同时降低,管内所需反应热减少,而传热强度是沿管长增大的,在距入口 2.5m 处附近,反应速率降到最小。此后,因管外供热量大于管内所需反应热,管内反应温度升高很快,尽管反应物浓度降低,但反应速率仍是增大的。由此可见,对流换热式转化炉内沿炉管方向的供热趋势和管内气体对热量的需要不相适应,总的结果对转化反应不利。

#### 3.3 转化炉管内外的传热速率

转化炉管内外的传热速率主要取决于管内外空气的温度差和对流给热系数。从图 2 中管内外气体温度分布来看,管入口段温差小而出口段较大,这与传统的顶烧炉型一段炉正好相反。虽然这种温度分布不利于转化反应,但从最大限度地利用二段炉转化气余热来考虑,采用逆流换热方式是合理的。因此,强化传热应从提高传热系数着手。由图 5 可见,管内对流给热

系数  $\alpha_i$  大于管外对流给热系数  $\alpha_o$ 。这是因为管内气体流过催化剂颗粒时湍流程度较大。管外对流给热系数由气体辐射传热系数  $\alpha_{or}$  和对流传热系数  $\alpha_{oc}$  组成, 其中  $\alpha_{or}$  比  $\alpha_{oc}$  大得多。所以, 只有采取措施提高  $\alpha_{oc}$ , 才能有效地提高总传热系数。

#### 4 结论

在适宜的操作条件下, 利用二段转化气的余热供给一段转化反应热负荷, 实现转化系统的自然平衡是可行的。在对流换热式转化炉中, 转化反应主要受传热控制。强化传热的关键是提高管外对流给热系数  $\alpha_{oc}$ 。

#### 参考文献

- 1 G. Pagani et al. proceedings of The British Sulphur Corporation's 4th International Conference On Fertilizer Technology. 1981, 195~216
- 2 张翊人. 现代化工. 1987, 5: 13~18
- 3 王文善. 大氮肥. 1985, 1: 8~18
- 4 陈亚平. 无机化工工艺学(一). 化学工业出版社. 1981
- 5 唐洪青. 天然气化工. 1980, 5: 1~2
- 6 吕志敏. 大连理工大学研究生论文集. 1988

附录: 符号说明

$A_i$  转化管截面积,  $m^2$

$C_p$  等压热容,  $kJ/kmol \cdot k$

$d$  管径,  $m$

$E$  活化能,  $kJ/kmol$

$F$  气体流量,  $kmol/h$

$k$  反应速率常数,  $kmol/m^3 \cdot h \cdot \frac{N}{m^2}$

$n$  转化管根数,

$P$  压力,  $N/m^2$

$q_L$  单位长度反应器壁的热损,  $kJ/m \cdot h$

$r$  反应速率,  $kmol/m^3 \cdot h$

$T$  温度,  $K$

$x$  已反应的组分摩尔数与原料氮总量之比

$Z$  管长,  $m$

$\alpha$  给热系数,  $kJ/m^2 \cdot h \cdot k$

$\epsilon$  催化剂床层空隙率,  $m^3/m^3$

$\lambda$  转化管道导热系数,  $kJ/m \cdot b \cdot k$

下标:

1  $CH_4$  蒸汽转化反应

2 CO 变换反应

$i$  管内

$o$  管外

$w$  管壁

(上接第11页)

(3) 设计螺距变化最好选择均匀变化, 但这可能给制造增加难度。选择分段变化, 相邻段的变化不宜太大, 否则会出现出口处达不到预压力, 而局部螺旋片磨损仍然很大, 功耗上升。

(4) 由于叶片与管道之间有间隙存在, 而且粉体在管道中有随叶片的旋转运动, 粉体的运行较理论状态略有滞后, 压力也稍低, 须考虑适当的修正系数。

#### 参考文献

- 1 许林发. 连续运输机. 机械工业出版社. 1983
- 2 洪致育, 林良明. 建筑材料机械与设备. 建筑工业出版社. 1982