

文章编号: 0254-0096(2009)08-1111-07

# 固体废弃物气化处理半经验模型研究

高宁博, 李爱民

(大连理工大学环境与生命学院, 工业生态与环境工程教育部重点实验室, 辽宁 116024)

**摘要:** 对固体废弃物的气化处理半经验模型进行了研究。根据固体废弃物气化处理的特点, 提出了以质量方程和能量方程为基础的气化处理模型。运用相似理论和因次分析方法建立了固体废弃物气化产气成分的浓度预测公式, 建立了气化过程的准则数半经验预测模型。对不同实验工况下的固体废弃物的实验数据进行回归分析, 拟合得到了较好的预测效果, 回归误差和预测误差均较小。为建立固体废弃物气化模型进行了积极的探索。

**关键词:** 半经验模型; 固体废弃物; 气化; 因次分析; 参数群

**中图分类号:** X705      **文献标识码:** A

## 0 引言

固体废弃物的气化处理工艺具有比焚烧更显著的无害化、减量化和资源化效果, 具有更低的二恶英排放效果, 是垃圾处理的方向之一。已有很多国内外研究者对固体废弃物的气化处理技术进行了研究。文献[1, 2]提出了一些气化模型, 这些模型大多是建立在热天平实验数据基础上的微观动力学模型, 称为“本征动力学”。它主要研究理想条件下化学反应进行的机理和反应物系组成、温度、压力等参数, 但不包括传递过程及反应器结构等参数对反应速率的影响。文献[3, 4]针对流化床气化, 建立了流化床气化过程的两相流理论模型。建立在流化床基础上的理论模型主要适用于流态化条件下的特定炉型。在微观动力学中, 气化过程受物料的传热传质影响较小, 而主要是受物料的升温速率、气化气氛及反应温度的控制<sup>[5-9]</sup>。另外, 以煤为原料的气化特性研究的比较成熟, 对不同固体废弃物来说, 气化特性差异很大, 而且不同类型的固体废弃物的本征动力学参数相差很大。在工程应用气化处理工艺中, 固体废弃物的气化过程同时受微观动力学和宏观动力学控制, 物料的化学性质和物料在气化过程中的工况组合是影响气化产气的成分和热值的主要因素<sup>[10]</sup>, 由于传热传质的因素, 物料在气化反应中的反应是非稳态过程, 在这种情况下, 微观动力学参

数是不能用来准确描述气化反应过程的。在实际工程中, 人们更关心的是各种气化产气的产率、组成和性质而非气化产气的反应析出过程。基于以上原因, 对固体废弃物的实际气化处理工艺气化生成气的建模是比较复杂的, 过程涉及很多因素。从复杂的机理(机理方程可能可以写出, 但不能求解, 也可能根本写不出来)出发, 采用因次分析法<sup>[4, 11-13]</sup>, 建立相似准则数的关系方程, 通过实验数据确定关系方程的系数, 从而建立反应的宏观动力学模型。

## 1 实验

### 1.1 设备

本实验台主要由气化剂供气装置、气化炉、检测控制系统构成。固定床气化炉的炉膛截面呈矩形, 本次实验的炉膛有效体积为 190mm × 115mm × 600mm, 用厚 8mm 的锅炉用钢板焊接成。气化炉体进行气化实验, 外面环绕碳化硅方形炉膛层, 碳化硅内层用功率为 2kW 镍镉合金的电阻丝缠绕, 可保证加热时径向的均匀受热。为减少热量损失, 碳化硅体与气化炉外壁之间用耐火砖和耐火水泥砌成; 炉体下部设有可旋转的炉栅, 可通过旋转对反应后的炉渣进行倾倒。炉体底部有气化介质入口管道。气化炉体上放置两支 K 型热电偶和温控仪相连接, 以监测炉内温度。气化剂供气装置主要为气化炉提供不同流量大小的空气、氧气和水蒸气。空气和氧气的流量由转子流量计测量。水蒸气的流量大小

收稿日期: 2007-09-11

基金项目: 985 二期工程(1000-872A01)

通讯作者: 李爱民(1968—), 男, 博士, 教授, 主要从事环境与能源工程方面的研究。leeam@dlut.edu.cn

通过和水蒸气发生器相连的调压器来控制,通过控制调压器的输出功率来产生相应大小的流量。气化炉是主反应炉体,在气化炉的上部和下部,分别布置两个 K 型热电偶测量炉内温度,热电偶和温控仪相连接。气化剂(水蒸气、空气、氧气)从气化炉的底部送入,反应后生成的气化气上吸式排出,收集采样并分析气体成分及其含量。

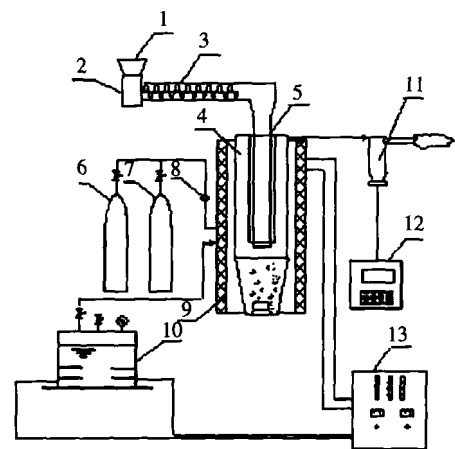
按图 1 将实验装置连接好,加热气化炉,达到设定温度后,物料从气化炉上部的加料口处加入,先进进行约 10min 的反应,使气化炉内部原有的空气反应完。继续加入物料并通入气化剂。在高温下,物料在气化炉中发生热解、气化反应,反应生成的气体从气化炉上部排气口导出,经过输气管道导出。实验时,在气化炉出口处采气口处接上集气袋,收集从气化炉出来的气体,检测气化气成分。

### 1.2 气体分析仪器

气体分析使用岛津公司生产的 GC14B 气相色谱仪。工作条件:热导检测器(TCD),载气为氦气,固定相为碳分子筛,流量为 20mL/min,初温为 130℃,终温 180℃,升温速率 5℃/min,桥电流为 60mA, TCD 温度为 180℃。

### 1.3 物料准备

实验所用物料为锯末和橡胶以及锯末、废橡胶



1.进料口 2.变速箱 3.螺旋进料器 4.气化炉 5.生物质下落管  
6.氧气瓶 7.压缩空气瓶 8.流量计 9.加热元件  
10.水蒸气发生器 11.集气袋 12.烟气分析仪 13.电控箱

图 1 实验台结构图

Fig.1 Schematic of the experiment apparatus

和煤渣,混合物料按质量配比分别为 1:1 和 1:1:1。实验物料加工成 1~3cm 见方的颗粒。废橡胶由于破碎的难度较大,加工为 3~5cm 见方。物料破碎采用人工破碎和机械破碎两种方式,机械破碎使用 RETSCH SM-2000 型粉碎机。实验所用物料的工业分析和元素分析见表 1。

表 1 物料工业分析和元素分析(%)

Table 1 Proximate analysis and ultimate analysis of samples(%)

样品	工业分析					元素分析				
	$M_{ad}$	$A_{ad}$	$V_{ad}$	$FC_{ad}$	$[C]_{ad}$	$[H]_{ad}$	$[O]_{ad}$	$[N]_{ad}$	$[S]_{ad}$	$Q_{gw}^{ad}/MJ \cdot kg^{-1}$
木屑	6.95	9.35	68.37	15.33	41.49	4.2	37.68	0.27	0.06	16.91
橡胶	1.15	29.74	67.03	2.08	53.22	7.09	1.34	7.76	0.50	32.60
煤屑	5.82	22.65	30.30	41.23	55.69	3.88	0.75	0.59	10.63	23.16

## 2 城市垃圾气化处理半经验模型

由于实际气化炉的截面结构为方形结构,为研究问题方便,我们可以将气化炉体转化为当量直径  $d_e = 4A_c/p$  的圆柱体结构。

### 2.1 前提及假设

(1) 由于轴向有效导热系数数值远低于径向有效导热系数,轴向热传导传热可忽略去不计,即只考虑轴向随物料带入及带出的显热;

(2) 忽略温度对热容的影响;

(3) 由于反应物料及反应气体(包括气化气氛

用气和气化产气)在炉体内的流动缓慢,可以认为其流动为平流状态。

### 2.2 能量平衡

本模型是从圆柱形炉体周围环绕电热丝加热,热量主要从径向传入炉内,轴向的温度梯度很小可以忽略,热解产生的气体向上排出。在圆柱形固定床内,取高为  $dl$ 、厚度为  $dr$  并对称于床层轴的微圆环柱体,见图 2。单位时间内,从径向  $r+dr$  面传入的热量为  $Q_1$ ,由  $r$  面传出的热量为  $Q_2$ ;从轴向  $l$  面传入的热量为  $Q_3$ ,由  $l+dl$  面传出的热量为  $Q_4$ ;微圆柱环体反应放热量为  $Q_5$ ;对单位时间反应的物料

加热所需热量为  $Q_6$ 。

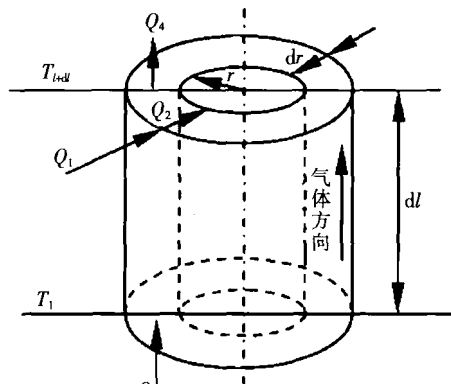


图2 气化炉当量模型单元

Fig.2 Equivalent unit model of gasifier

根据上述假定, 由于床层被加热,  $Q_1$ 、 $Q_2$ 、 $Q_3$ 、 $Q_4$ 、 $Q_5$ 、 $Q_6$  可分别表示如下: 仿照傅里叶导热基本定律  $Q = -\lambda A \frac{\partial T}{\partial n} n$ , 有:

进入微元体的能量:

$$Q_1 = -K_{er} |_{r=r+dr} \cdot 2\pi(r+dr) \cdot dl \cdot \frac{\partial T(t)}{\partial r} |_{r=r+dr} \quad (1)$$

出微元体的能量:

$$Q_2 = -K_{er} |_{r=r} \cdot 2\pi r \cdot dl \cdot \frac{\partial T(t)}{\partial r} |_{r=r} \quad (2)$$

事实上:

$$Q_3 = G \cdot c_{pg} \cdot 2\pi r dr \cdot T_l \quad (3)$$

$$Q_4 = G \cdot c_{pg} \cdot 2\pi r dr \cdot T_{l+dl} \quad (4)$$

反应过程放热量:

$$Q_5 = \sum_{i=1}^n \sum_j^m 2\pi r dl \cdot dr \cdot \frac{\partial [\rho_g(t)]}{\partial t} \cdot (-\Delta H_j) \cdot y_i \quad (5)$$

加热物料所需热量:

$$Q_6 = 2\pi r dl \cdot dr (1 - \epsilon_b) \cdot c_{ps} \cdot \rho_B(t) \frac{\partial T(t)}{\partial t} \quad (6)$$

由:  $Q_1 + Q_3 + Q_5 + Q_6 = Q_2 + Q_4$ , 得:

$$\begin{aligned} & -K_{er} |_{r=r+dr} \cdot 2\pi(r+dr) \cdot dl \cdot \frac{\partial T(t)}{\partial r} |_{r=r+dr} + G \cdot c_{pg} \cdot \\ & 2\pi r dr \cdot T_l + \sum_{i=1}^n \sum_j^m 2\pi r dl \cdot dr \cdot \frac{\partial [\rho_g(t)]}{\partial t} \cdot \\ & (-\Delta H_j) \cdot y_i + 2\pi r dl \cdot dr (1 - \epsilon_b) \cdot c_{ps} \cdot \rho_B(t) \frac{\partial T(t)}{\partial t} \\ & = -K_{er} |_{r=r} \cdot 2\pi r \cdot dl \cdot \frac{\partial T(t)}{\partial r} |_{r=r} + G \cdot c_{pg} \cdot 2\pi r dr \cdot \\ & T_{l+dl} \end{aligned} \quad (7)$$

$$\text{上式中, } \frac{\partial T(t)}{\partial r} \Big|_{r+dr} = \frac{\partial T(t)}{\partial r} \Big|_r + \frac{\partial^2 T(t)}{\partial r^2} \Big|_r \cdot dr$$

$$T |_{l+dl} = T_l + \frac{\partial T(t)}{\partial l} \Big|_l \cdot dl, K_{er,r+dr} = K_{er,r} + \frac{\partial K}{\partial r} \Big|_r \cdot dr$$

### 2.3 物料平衡

微元体产气速率:

$$\frac{dM_1}{dt} = A 2\pi r \cdot dl \cdot \frac{\partial \rho_g(t)}{\partial t} \exp\left(-\frac{E}{RT(t)}\right) dr \quad (8)$$

微元体固体减少速率:

$$\frac{dM_2}{dt} = 2\pi r \cdot dl (1 - \epsilon_b) \frac{\partial [\rho_B(t)]}{\partial t} dr \quad (9)$$

由微元体产气率 = 微元体固体减少速率, 得:

$$\begin{aligned} & A 2\pi r \cdot dl \cdot \frac{\partial \rho_g(t)}{\partial t} \exp\left(-\frac{E}{RT(t)}\right) dr \\ & = 2\pi r \cdot dl (1 - \epsilon_b) \cdot dr \cdot \frac{\partial [\rho_B(t)]}{\partial t} \end{aligned} \quad (10)$$

### 2.4 能量方程和质量方程的定解条件

初始条件:

$$T |_{t=0} = T(r); V |_{t=0} = 0; M |_{t=0} = M_0 \quad (11)$$

边界条件:

$$r = 0: \frac{\partial T}{\partial r} = 0; \rho_B(0, t) = \rho_0; \rho_g(0, t) = 0 \quad (12)$$

$$r = R: -K_{er} |_{r=R} \frac{\partial T}{\partial r} = h_0 (T_0 - T); \quad (13)$$

$$\rho_B(R, t) = 0; \rho_g(R, t) = \sum y_i \rho_i$$

### 2.5 径向导热系数的计算

气化炉体中, 气化介质从炉膛底部输入, 炉体开口朝上, 气化生成的可燃气体向上顺着炉膛排出系统。根据假设条件, 对流换热热量微小, 忽略对流传热引起的热量传递。由于气化温度较高(一般都维持在 1000℃ 以上), 辐射传热起到很重要的作用, 在炉体内部, 物料颗粒之间的传热机理主要考虑导热和辐射两项<sup>[14, 15]</sup>

$$K_{er} = (K_{er}^0)_{\text{导热}} + (K_{er}^0)_{\text{辐射-导热}} \quad (13)$$

其中:  $(K_{er}^0)_{\text{导热}} = K_e^0 + 0.1(Pr)(Re) \cdot K_F$ ;

$$(K_{er}^0)_{\text{辐射-导热}} = 0.707 Nu 0.96 (K_S/K_F)^{1.11}, \quad (14)$$

$Nu = \frac{h_r \cdot D_p}{K_s}$ ,  $h_r = 4\sigma PT^3$ , 故:

$$Nu = \frac{4\sigma PT^3 \cdot D_p}{K_s}; \quad (15)$$

综上:  $K_{er} = K_e^0 + 0.1(Pr)(Re) \cdot K_F +$

$$0.707 \cdot \left(\frac{4\sigma PT^3 D_p}{K_s}\right)^{0.96} \left(\frac{K_S}{K_F}\right)^{1.11} \quad (16)$$

### 3 模型的无量纲化

通过实验求取气化反应过程中的各参量的实用关联式,仍然是固体废弃物热化学研究的一个重要而可靠的手段。然而,对于存在这许多影响因素的复杂现象,要找出众多变量之间的函数关系式,实验的次数十分庞大,往往达到  $10^6$  数量级。为了减少实验次数,又可得到具有一定通用型的结果,必须在相似原理的指导下进行实验。相似原理分析的结果是形成了一系列的以无量纲量为变量的方程组,为获得与所研究现象有关的无量纲量,可采用量纲分析的方法。

#### 3.1 物料平衡方程的无因次化

质量方程,气化成分以及气化生成气浓度是随物料、时间、温度、活化能等因素的改变而变化的,可认为产气密度是其他变量的函数,  $\rho = f(r, l, t, A, E, T)$ , 其中,密度  $\rho$  量纲为  $ML^{-3}$ , 半径  $r$  和高度  $l$  的为  $L$ , 时间  $t$  的为  $T$ , 频率因子  $A$  的为  $T^{-1}$ , 活化能  $E$  的为  $L^2 T^{-2}$ , 温度  $T$  的为  $\Theta$ , 质量流率  $G$  的为  $ML^{-2} T^{-1}$ , 焓  $\Delta H$  的为  $L^2 T^{-2}$ , 导热系数  $K_{er}$  的为  $LM T^{-3} \Theta^{-1}$ , 比热  $c_p$  的为  $L^2 T^{-2} \Theta^{-1}$ 。质量方程的量纲矩阵为:

	$\rho$	$r$	$l$	$t$	$A$	$E$	$T$
$\dot{M}$	1	0	0	0	0	0	0
$\dot{T}$	0	0	0	1	-1	-2	0
$\dot{L}$	-3	1	1	0	0	2	0
$\Theta$	0	0	0	0	0	0	1

量纲矩阵的秩为 4, 即  $r_a = 4$ , 因此应组成的无量纲参数的个数为:  $i = 7 - 4 = 3$ 。

质量平衡方程共有 7 个物理量, 它们的量纲均由 4 个基本量纲—时间的量纲  $T$ 、长度的量纲  $L$ 、质量的量纲  $M$  及温度的量纲  $\Theta$  组成。选定  $A, r, T, \rho$  为基本物理量; 选取  $l, t, E$  为主变量, 基本物理量的量纲包括了上述 4 个基本量纲。

根据 Buckingham 方法, 用  $\Pi_1 - \Pi_n$  来表示无量纲参数。有以下表达式:

$$\Pi_1 = l \cdot A^{a_1} r^{b_1} \rho^{c_1} T^{d_1} \quad (17)$$

$$\Pi_2 = t \cdot A^{a_2} r^{b_2} \rho^{c_2} T^{d_2} \quad (18)$$

$$\Pi_3 = E \cdot A^{a_3} r^{b_3} \rho^{c_3} T^{d_3} \quad (19)$$

为使这些  $\Pi$  参数均无量纲, 就必须给这些参数加以适当的指数, 并确定这些指数。根据量纲和谐

原理求出上述指定数  $a_1 \sim a_4$  等。单独考虑每一个  $\Pi$  参数, 如  $\Pi_1 = l \cdot A^{a_1} r^{b_1} \rho^{c_1} T^{d_1}$  写成量纲形式为  $\dot{M}^0 \dot{L}^0 \dot{T}^0 \Theta^0 = \dot{M}^{c_1} \dot{L}^{1+b_1-3c_1} \dot{T}^{-a_1} \Theta^{d_1}$ , 因为方程两边  $M, L, T, \Theta$  的指数应该相等, 从而可得以下线性方程组<sup>[16-18]</sup>:

$$\begin{cases} c_1 = 0 \\ 1 + b_1 - 3c_1 = 0; \\ -a_1 = 0 \\ d_1 = 0 \end{cases} \quad \text{解方程组得:} \quad \begin{cases} a_1 = 0 \\ b_1 = -1 \\ c_1 = 0 \\ d_1 = 0 \end{cases}$$

$$\text{所以,} \quad \Pi_1 = \frac{l}{r} \quad (20)$$

$$\text{同理可得:} \quad \Pi_2 = t \cdot A; \quad \Pi_3 = \frac{E}{r^2 \cdot A^2} \quad (21)$$

#### 3.2 能量平衡方程的无因次化

同样地, 在能量平衡方程中, 径向导热系数  $K_{er}$  可认为是其他变量的函数,  $K_{er} = f(r, l, t, \rho, G, T, \Delta H, c_p)$ , 其量纲矩阵的秩为 4, 即  $r_a = 4$ , 因此应组成的无量纲参数的个数为:  $i = 9 - 4 = 5$ 。类似于质量平衡的方法, 能量平衡方程可得到以下 5 个  $\Pi$  参数。

$$\Pi_4 = K_{er} \cdot r^{a_4} T^{b_4} t^{c_4} \rho^{d_4} \quad (22)$$

$$\Pi_5 = l \cdot r^{a_5} T^{b_5} t^{c_5} \rho^{d_5} \quad (23)$$

$$\Pi_6 = \Delta H \cdot r^{a_6} T^{b_6} t^{c_6} \rho^{d_6} \quad (24)$$

$$\Pi_7 = G \cdot r^{a_7} T^{b_7} t^{c_7} \rho^{d_7} \quad (25)$$

$$\Pi_8 = c_p \cdot r^{a_8} T^{b_8} t^{c_8} \rho^{d_8} \quad (26)$$

通过解以上 5 组无量纲量构成的线性方程组, 可得到以下无量纲方程组:

$$\Pi_4 = \frac{K_{er} \cdot T \cdot t^3}{r^4 \cdot \rho}; \quad \Pi_5 = \frac{1}{r}; \quad \Pi_6 = \frac{\Delta H \cdot t^2}{r^2}$$

$$\Pi_7 = \frac{G \cdot t}{r \cdot \rho}; \quad \Pi_8 = \frac{c_p \cdot T \cdot t^2}{r^2}$$

其中,  $\Pi_1 = \Pi_5$ , 取  $\Pi_1$  为计算变量, 综合质量平衡和能量平衡的无量纲参数, 共得出 7 个无因次量的参数群以及它们的物理意义如下(以  $\pi_i$  表示):

$$\pi_1 = \frac{l}{r}, \text{无量纲长度}$$

$$\pi_2 = t \cdot A, \text{无量纲时间}$$

$$\pi_3 = \frac{E}{r^2 A^2}, \text{无量纲活化能}$$

$$\pi_4 = \frac{K_{er} \cdot T \cdot t^3}{r^4 \cdot \rho}, \text{无量纲径向导热系数}$$

$$\pi_6 = \frac{\Delta H \cdot t^2}{r^2}, \text{无量纲反应热}$$

$$\pi_7 = \frac{G \cdot t}{r \cdot \rho}, \text{无量纲质量流率}$$

$$\pi_8 = \frac{c_p \cdot T \cdot t^2}{r^2}, \text{热量扩散厚度与径向尺度之比}$$

由此可以得到气化参数预测模型:

$$\phi = k\pi_1^a \pi_2^b \pi_3^c \pi_4^d \pi_6^e \pi_7^f \pi_8^g \quad (27)$$

式中  $\phi$ ——要预测的物理量;  $k, a, b, c, d, e, f, g$ ——分别为系数, 通过对实验数据多元线性回归求得。

### 4 气化产气成分析出模型

由式(27)可得:

$$y_i = k\pi_1^a \pi_2^b \pi_3^c \pi_4^d \pi_6^e \pi_7^f \pi_8^g \quad (28)$$

式中,  $y_i$ ——气化过程中某种气体析出所占的浓度。

对式(28)两边取对数, 得到:

$$\ln(y_i) = \ln k + a \ln \pi_1 + b \ln \pi_2 + c \ln \pi_3 + d \ln \pi_4 + e \ln \pi_6 + f \ln \pi_7 + g \ln \pi_8 \quad (29)$$

通过实验数据对式(29)进行回归, 得到 CO 的预测方程:

$$y_i = 27.66\pi_1^{5.53} \pi_2^{-4.78} \pi_3^{3.23} \pi_4^{2.51} \pi_6^{1.15} \pi_7^{-7.84} \pi_8^{9.61} \quad (30)$$

图 3 是采用式(30)通过对实验工况为锯末和橡胶的混合物料(1:1)在以气化剂为空气, 流量为  $9\text{m}^3/\text{h}$ , 反应温度在  $950^\circ\text{C}$  时的气化处理 CO 产气浓度比较图, CO 预测误差为 9.85%。图 4 是以锯末、废橡胶和煤渣的混合物(1:1:1)为实验物料, 在以空气为气化剂, 流量为  $3\text{m}^3/\text{h}$ , 反应温度在  $950^\circ\text{C}$  时的 CO 体积浓度比较图。CO 预测误差为 15.43%。

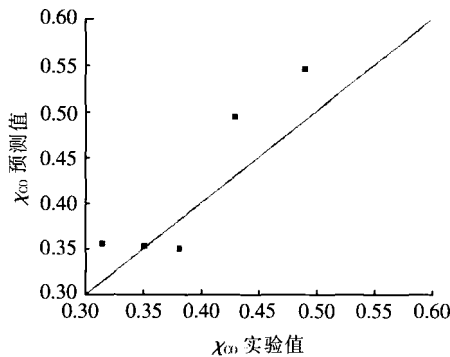


图 3 空气流量为  $9\text{m}^3/\text{h}$  时 CO 的浓度预测与实验比较图

Fig.3 Forecast effect of CO concentration at  $9\text{m}^3/\text{h}$  air flux

对  $\text{C}_x\text{H}_y$  的预测方程为:

$$y_i = 10.53\pi_1^{4.61} \pi_2^{-7.61} \pi_3^{-3.51} \pi_4^{8.12} \pi_6^{7.33} \pi_7^{4.89} \pi_8^{-9.94} \quad (31)$$

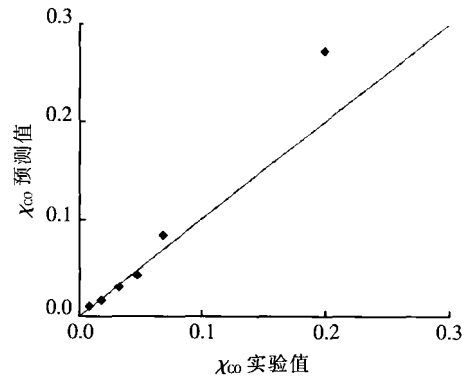


图 4 空气流量为  $3\text{m}^3/\text{h}$  时 CO 的浓度预测与实验比较图

Fig.4 Forecast effect of CO concentration at  $3\text{m}^3/\text{h}$  air flux

图 5 是以 PVC 在以氧气为气化剂, 氧流量为  $2.5\text{m}^3/\text{h}$ , 反应温度在  $1000^\circ\text{C}$  时  $\text{C}_x\text{H}_y$  生成预测曲线, 误差为 3.81%。图 6 是以锯末、废橡胶和煤渣的混合物为实验物料, 在以空气为气化剂, 流量为  $3\text{m}^3/\text{h}$ , 反应温度在  $950^\circ\text{C}$  时的  $\text{C}_x\text{H}_y$  体积浓度比较图。 $\text{C}_x\text{H}_y$  预测误差为 8.30%。从图中可以看出实验值

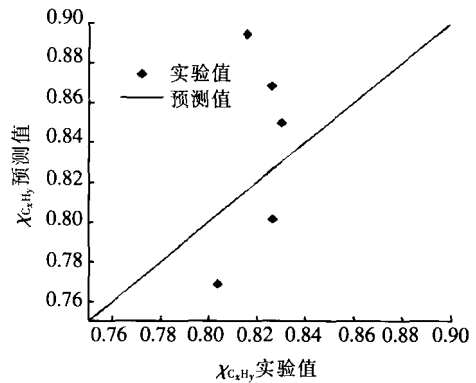


图 5 氧气流量为  $2.5\text{m}^3/\text{h}$  时  $\text{CH}_4$  的浓度预测与实验比较图

Fig.5 Forecast effect of  $\text{CH}_4$  concentration at  $2.5\text{m}^3/\text{h}$  oxygen flux

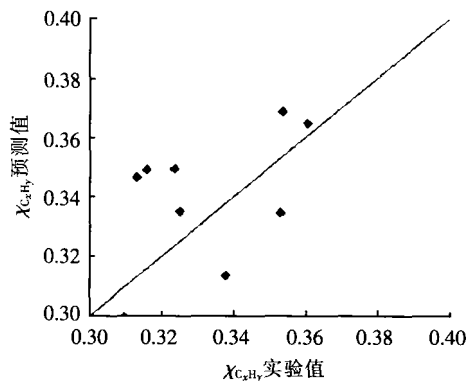


图 6 空气流量为  $3\text{m}^3/\text{h}$  时  $\text{C}_x\text{H}_y$  的浓度预测与实验比较图

Fig.6 Forecast effect of  $\text{C}_x\text{H}_y$  concentration at  $3\text{m}^3/\text{h}$  air flux

和预测值之间误差较小,预测效果良好。

## 5 结 论

根据固体废弃物气化处理的特点,建立了以质量平衡和能量平衡为基础的气化处理半经验模型方程,给出了模型中的径向导热系数的算法。应用相似理论和因次分析方法获得了固定床固体废弃物气化处理无量纲准则数群,建立了参数群气化产气的浓度预测模型,对不同实验工况下的固体废弃物气化产气浓度的实验数据采用多元线性回归方法,进行回归分析,确定预测方程中的系数,回归误差和预测误差均较小,预测效果较好。为建立固体废弃物气化模型进行了积极的探索。

### 符号表

$k, a, b, c, d, e, f, g$	系数
$\Pi_i, \pi_i (i = 1, 2, 3 \dots)$	无量纲量
$c_{pg}, c_{ps}$	气、固定压比热容, $J/(kg \cdot K)$
$d_e$	当量直径, $m$
$E$	活化能, $kJ/mol$
$h_0$	炉体外壁面对流换热系数, $W/(m^2 \cdot K)$
$h_r$	辐射换热系数, $W/(m^2 \cdot K)$
$K_e^0$	气体滞止时床层有效导热系数(颗粒直径大于 $1mm$ 时可通过查表查出,但必须知道 $K_F, K_S$ 的大小), $W/(m \cdot K)$
$i$	$CO_2, CO, O_2, N_2, H_2O, H_2, C_xH_y$ 等
$K_r$	径向导热系数, $W/(m \cdot K)$
$K_F$	气体导热系数, $W/(m \cdot K)$
$K_S$	固体导热, $W/(m \cdot K)$
$P$	灰体表面辐射能力, $W/m^2$
$Pr$	普朗特数
$r$	当量半径, $m$
$Re$	雷诺数
$T$	温度, $K$
$\delta$	司蒂芬-波尔兹曼常数, $\delta = 5.67 \times 10^{-8} W/(m^2 \cdot K^4)$
$\lambda$	导热系数, $W/(m \cdot K)$
$\epsilon_b$	空隙率
$\rho_B, \rho_g$	固体、气体密度, $kg/m^3$
$M$	质量量纲
$L$	长度量纲
$A$	频率因子, $s^{-1}$
$A_c$	流动截面积, $m^2$
$D_p$	颗粒直径, $m$
$G$	质量流率, $kg/(m^2 \cdot s)$
$\Delta H$	反应焓, $kJ/kg$
$j$	反应数

$n$	方向矢量
$Nu$	努塞尔数
$l$	反应器高度, $m$
$p$	气体浸润周长, $m$
$Q$	功率, $W$
$R$	气体常数, $J/(kg \cdot K)$
$t$	时间, $s$
$T_0$	外部环境温度
$y_i$	气体浓度
$\rho_0$	垃圾密度, $kg/m^3$
$\tau$	时间量纲
$\Theta$	温度量

### [参考文献]

- [1] Ollero P, Serrera A, Arjona R. The  $CO_2$  gasification kinetics of olive [J]. Residue Biomass and Bio-energy, 2003, 24 (2): 151—161.
- [2] Gázquez-Barea A, Ollero P, Arjona R. Reaction-diffusion model of TGA gasification experiments for estimating diffusional effects[J]. Fuel, 2005, 84(12-13): 1695—1704.
- [3] Petersen I, Werther J. Experimental investigation and modeling of gasification of sewage sludge in the circulating fluidized bed[J]. Chemical Engineering & Processing Volume, 2005, 44(7): 717—736.
- [4] Chejne F, Hernandez J P. Modelling and simulation of coal gasification process in fluidised bed[J]. Fuel, 2002, 81 (13): 1687—1702.
- [5] Guo Bing, Shen Youting, Li Dingkai, et al. Modeling coal gasification with a hybrid neural network[J]. Fuel, 1997, 76 (12): 1159—1164.
- [6] Hamel Stefan, Krumm Wolfgang. Mathematical modelling and simulation of bubbling fluidised bed gasifiers[J]. Powder Technology, 2001, 120(1-2): 105—112.
- [7] Liu G S, Rezaei H R, Lucas J A, et al. Modelling of a pressurised entrained flow coal gasifier: the effect of reaction kinetics and char structure[J]. Fuel, 2000, 79: 1767—1779.
- [8] Gao Ningbo, Li Aimin. Parameter group of neural network anticipating model of solid waste pyrolysis[J]. Acta Energetica Solaris Sinica, 2003, 124(14): 523—526.
- [9] Kurkela E, Stahlberg P. Air gasification of peat, wood and brown coal in a pressurized fluidized-bed reactor (I). Carbon conversion, gas yields and tar formation[J]. Fuel Processing Technology, 1992, 31: 1—21.
- [10] Gianni Astarita. Dimensional analysis, scaling, and orders of magnitude[J]. Chemical Engineering Science, 1997, 52 (24): 4681—4698.

- [11] Sadaka Samy S, Ghaly A E, Sabbah M A. Two phase bio-mass air-steam gasification model for fluidized bed reactors: (Part I)-Model development [J]. *Biomass and Bioenergy*, 2002, 22(6): 439—462.
- [12] Madrid C N, Alhama F. Discriminated dimensional analysis of the energy equation: Application to laminar forced convection along a flat plate [J]. *International Journal of Thermal Sciences*, 2005, 44(4): 333—341.
- [13] Shie Je-Lueng, Chang Ching-Yuan, Lin Jyh-Ping, et al. Resources recovery of oil sludge by pyrolysis: Kinetics study [J]. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 2000, 75: 443—450.
- [14] Wakao N, Kaguei S. Heat and mass transfer in packed beds [J]. Beijing: Chemical Engineering Press, 1986.
- [15] Jong W De, Ünal Ö, Andries J, et al. Spliethoff, Thermo-chemical conversion of brown coal and biomass in a pressurised fluidised bed gasifier with hot gas filtration using ceramic channel filters: measurements and gasifier modeling [J]. *Applied Energy*, 2003, 74(3-4): 425—437.
- [16] Cheng Shuxia. The concise course of engineering experimental theory [M]. Hefei: University of Science & Technology of China Press, 2000.
- [17] Yuan Weikang, Zhu Kaihong. Engineering Analysis of Chemical Reaction [M]. Shanghai: East China University of Science and Technology Press, 1995.
- [18] Yang Shiming, Tao Wenquan. Heat transfer [M]. Beijing: High Education Press, 1998.

## THE STUDY OF SEMI-EMPIRICAL MODEL OF SOLID WASTE GASIFICATION

Gao Ningbo, Li Aimin

(*School of Environmental & Biological Science & Technology, Dalian University of Technology, Key Laboratory of Industrial Ecology and Environmental Engineering, MOE, Dalian 116024, China*)

**Abstract:** This paper mainly researches on the semi-empirical model of municipal solid waste treatment. The concentration forecast formula for the gasification gaseous products is established by applying the similarity theory and dimensional analysis. And the semi-empirical forecasting model for parameter groups during the gasification process is also proposed. The parameter groups can well reflect characteristics of materials, running status, and working conditions during the gasification process working on the gasification gaseous products. The experiment data obtained from different working conditions are analyzed and regressed in this paper. Better-forecast results by means of fitting were obtained. The error of regress and forecast is relative small. The results show that the forecast values are in good agreement with the experiment data.

**Keywords:** semi-empirical model; solid waste; gasification; dimensional analysis; parameter groups