

doi:10.3969/j.issn.0253-2417.2016.01.002

层式下吸式气化炉中单颗粒生物质的热解模型



XUE Ai-jun

薛爱军, 潘继红, 田茂诚*, 张冠敏, 冷学礼

(山东大学能源与动力工程学院, 山东 济南 250061)

摘 要: 建立了层式下吸式气化炉中有焰热解区单个生物质颗粒的热解模型,耦合了传热方程和热解化学动力学方程,并利用三对角矩阵算法(TDMA)和四阶龙格库塔法进行了求解;分别针对普通无氧热解环境和层式下吸式气化炉中的有焰热解环境,运用文献中的试验结果对模型进行了验证,表明该模型能够较好地预测2种环境下颗粒内部不同位置的温度和热解速率;利用该模型对有焰热解区的生物质颗粒的热解过程进行了模拟分析。结果表明,层式下吸式气化炉有焰热解环境的传热参数为:对流换热系数(h_s)为 $80.4 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 、炭的发射率(ε)为0.792。有焰热解过程中,颗粒内部的温度变化趋势与外部相反;颗粒的平均热解时间比普通无氧热解环境下缩短了16.52%;颗粒的升温速率为 $182.5 \text{ K}/\text{min}$,属于快速热解;随着有焰热解区火焰温度的升高,完全热解所需要的时间逐渐缩短,炭产量从16.92%逐渐降低到13.97%;随着颗粒直径的增加,热解时间逐渐增大,炭产量增加;有焰热解区的高度在6.59~44.1 mm范围内,相当于1.1~2.2个颗粒直径。

关键词: 层式下吸式气化炉;热解模型;有焰热解区;单颗粒生物质

中图分类号: TQ35;TK6

文献标识码: A

文章编号: 0253-2417(2016)01-0011-09

引文格式: 薛爱军,潘继红,田茂诚,等.层式下吸式气化炉中单颗粒生物质的热解模型[J].林产化学与工业,2016,36(1):11-19.

Pyrolysis Model of Single Biomass Particle in Stratified Downdraft Gasifier

XUE Ai-jun, PAN Ji-hong, TIAN Mao-cheng, ZHANG Guan-min, LENG Xue-li

(School of Energy and Power Engineering, Shandong University, Jinan 250061, China)

Abstract: In the present study, a mathematical model to describe pyrolysis of single biomass particle in flaming pyrolysis zone of downdraft gasifier was developed by heat transfer equation coupled with the chemical kinetics equations. A tridiagonal matrix algorithm(TDMA) method was used for solving the heat transfer equation, and the Runge-Kutta 4th order method for the chemical kinetics equations. The simulated results, which calculated by the present model in oxygen-free atmosphere and flaming pyrolysing zone, were in good agreement with published experimental results. The pyrolysis of biomass particle in the flaming pyrolysing zone was investigated by the model. The results show that in the flaming pyrolysis zone of stratified downdraft gasifier, convective heat transfer coefficient(h_s) and emissivity coefficient(ε) are $80.4 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ and 0.792, respectively. The trend of temperature change inside particles is contrary to that of the particle surface. The average flaming pyrolysis time is 16.52%, which is shorter than that in oxygen-free atmosphere. The heating rate in the particle of the flaming pyrolysis zone was $182.5 \text{ K}/\text{min}$, which was close to fast pyrolysis reaction. With the increase of flaming temperature, flaming pyrolysis time reduced, residue gradually reduced from 16.92% to 13.97%. With the increasing of particle diameter, pyrolysis time and char yield also increased. The depth of flaming pyrolysis zone was 6.59–44.1 mm, which equals to 1.1–2.2 diameters.

Key words: stratified downdraft gasifier; pyrolysis model; flaming pyrolysis zone; single biomass particle

为解决全球能源短缺和环境污染问题,生物质气化作为一种清洁的可再生能源利用技术,在世界范围内得到了广泛的应用^[1-4]。敞口、直筒型结构的层式(也称作开心式)下吸式气化炉由于结构简单、操作加料方便、焦油含量低、炭转换率高、燃气热值高等特点,因此在模拟、放大、制造和操作方面具有独特的优

收稿日期:2015-04-17

基金项目:济南市千层次创业人才计划(201300117)

作者简介:薛爱军(1972—),男,山东济南人,博士生,主要从事生物质能技术研究;E-mail:xuetom163@163.com

* 通讯作者:田茂诚,教授,博士生导师,主要从事强化传热技术研究;E-mail:tianmc65@sdu.edu.cn.

势,受到了世界各国的高度关注^[5-9]。有焰热解区是层式下吸式气化炉有别于其他下吸式气化炉而独有的区域。在该区,占生物质 80 %~90 % 的挥发分将释放燃烧,生物质颗粒被火焰所包围,在有焰的环境中完成热解,生成炭、气体和焦油。有焰热解区的性能将决定整个气化炉的性能优劣,因此对该区的模型研究非常必要。然而,由于复杂的物理和化学特性,对有焰热解区的数值模拟研究很少,已有的研究也是建立在整体热力学平衡的基础上^[10-11]。整个有焰热解过程是多个生物质颗粒热解特性的集中体现,因此建立单个生物质颗粒热解的动力学模型,是研究整个有焰热解区模拟的一种可行的方法。目前,很多研究者建立了大量的无氧热解环境下的单个生物质颗粒的热解模型^[12-14]。然而,生物质在无氧热解环境和有焰热解环境中的热解特性有着很大的区别。Chem^[15]建立了单颗粒生物质在有焰热解区中的模型,但是采用了简单的全局动力学热解模型,且没有对模型结果进行验证。本研究采用半全局动力学模型建立了单个生物质颗粒的热解模型,将传热方程和生物质热解化学反应动力学方程进行了耦合;对无氧热解和有焰热解进行了比较,分析了二者的区别,认为改变传热环境可以实现普通无氧热解转变为有焰热解,为有焰热解的研究奠定了一定的理论基础;分析确定了与有焰热解区相对应的传热参数,并将模拟结果与文献中的试验数据进行了比较验证,应用模型对颗粒的热解过程及有焰热解区的高度进行了分析。

1 模型的建立及求解

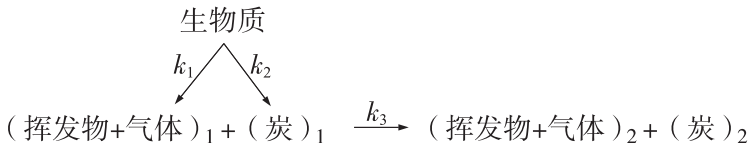
本模型包括 2 部分: 1) 化学动力学模型, 包含多个动力学表达式来确定化学反应速率; 2) 传热模型, 同时包含边界条件来表示传热。

1.1 假设条件

模型建立时假设如下条件: 1) 生物质颗粒进入有焰热解区之前, 水分已经完全蒸发; 2) 热解过程中, 颗粒的体积保持不变; 3) 焦油和气体一旦生成, 即刻离开颗粒; 4) 颗粒内部导热呈现各向同性; 5) 火焰的温度在整个热解区不变; 6) 颗粒与外界的换热包含对流、辐射 2 种传热方式。

1.2 化学动力学模型

采用“半全局动力学模型”, 反应过程如下所示:



生物质热解化学动力学方程如下:

$$\frac{dm_B}{dt} = -(k_1 + k_2) m_B^{n_1} \quad (1)$$

$$\frac{dm_{G_1}}{dt} = k_1 m_B^{n_1} - k_3 m_{G_1}^{n_2} m_{C_1}^{n_3} \quad (2)$$

$$\frac{dm_{C_1}}{dt} = k_2 m_B^{n_1} - k_3 m_{G_1}^{n_2} m_{C_1}^{n_3} \quad (3)$$

$$\frac{dm_{G_2}}{dt} = k_3 m_{G_1}^{n_2} m_{C_1}^{n_3} \quad (4)$$

$$\frac{dm_{C_2}}{dt} = k_3 m_{G_1}^{n_2} m_{C_1}^{n_3} \quad (5)$$

式中: m_B —剩余生物质的质量浓度, kg/m^3 ; m_{C_1} —炭₁ 的质量浓度, kg/m^3 ; m_{C_2} —炭₂ 的质量浓度, kg/m^3 ; m_{G_1} —(挥发物和气体)₁ 的质量浓度, kg/m^3 ; m_{G_2} —(挥发物和气体)₂ 的质量浓度, kg/m^3 ; n_1 、 n_2 、 n_3 —反应级数, $n_1 = 0$, $n_2 = 1.5$, $n_3 = 1.5$; t —时间, s 。

反应速率常数 k_1 、 k_2 和 k_3 按式(6)~(8)计算^[16]:

$$k_1 = A_1 \exp \left(\frac{D_1}{T} + \frac{L_1}{T^2} \right) \quad (6)$$

$$k_2 = A_2 \exp \left(\frac{D_2}{T} + \frac{L_2}{T^2} \right)$$

(7)

$$k_3 = A_3 \exp(-E_3/RT)$$

(8)

式中: A —指前因子, S^{-1} ; E —活化能, J/mol ; D —经验系数, K ; L —经验系数, K^2 ; R —通用气体常数, $8.314 J/(mol \cdot K)$; T —温度, K 。

(6)~(8)式中参数值取自文献[16]: $A_1 = 9.973 \times 10^{-5} s^{-1}$; $A_2 = 1.068 \times 10^{-3} s^{-1}$; $A_3 = 5.7 \times 10^5 s^{-1}$; $D_1 = 17\ 254.4 K$; $D_2 = 10\ 224.4 K$; $L_1 = -9\ 061\ 227 K^2$; $L_2 = -612\ 3081 K^2$; $E_3 = 81\ 000 J/mol$ 。

公式(1) + (3) + (5),得到了生物质密度(ρ)的微分方程:

$$\frac{d\rho}{dt} = \frac{dm_B}{dt} + \frac{dm_{C_1}}{dt} + \frac{dm_{C_2}}{dt} = -k_1 m_B^{n_1}$$

(9)

式中: ρ —生物物质的密度, kg/m^3 。

1.3 传热方程

取单个生物质颗粒内部的一个微元控制体为研究对象,并忽略颗粒内部挥发性物质和固体之间的对流传热;传热方程(能量守恒方程)为:

$$\frac{d(\rho C_p T)}{dt} = k \left(\frac{b-1}{r} \frac{dT}{dr} + \frac{d^2 T}{dr^2} \right) + (-\Delta H) \left(-\frac{d\rho}{dt} \right)$$

(10)

式中: b —形状因子,平面: $b = 1$,圆柱: $b = 2$,球: $b = 3$; k —导热系数, $W/(m \cdot K)$; ΔH —反应热, J/kg ; C_p —气体的比热, $J/(kg \cdot K)$; r —径向距离, m 。

初始条件为:

$$t = 0: T(r, 0) = T_0, \rho(0) = \rho_0$$

(11)

边界条件为:

$$t > 0, r = 0: \left. \frac{dT}{dr} \right|_{r=0} = 0$$

(12)

$$t > 0, r = R_0: -k \left. \frac{dT}{dr} \right|_{r=R_0} = h_s (T_f - T_{R_0}) + \sigma \varepsilon (T_f^4 - T_{R_0}^4)$$

(13)

式中: T_0 —颗粒初始温度, K ; ρ_0 —颗粒初始密度, kg/m^3 ; T_f —颗粒周围的环境温度, K ; T_{R_0} —颗粒表面的温度, K ; R_0 —颗粒的外径, m ; h_s —颗粒与周围环境的对流换热系数, $W/(m^2 \cdot K)$; σ —玻尔兹曼常数, $5.67 \times 10^{-8} W/(m^2 \cdot K^4)$; ε —发射率。

模型中使用的参数值及关系式如表 1 所示。

表 1 模型中使用的参数值及关系式

Table 1 Values and correlations of physical parameters used in the model

参数 parameters	数值或公式 values or equation	参考文献 reference
木材比热 wood specific heat/ $(J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1})$	$C_{ps} = 1112.0 + 4.85(T - 273)$	[16]
炭比热 charcoal specific heat/ $(J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1})$	$C_{pc} = 1003.2 + 2.09(T - 273)$	[16]
生物质导热系数 biomass thermal conductivity/ $(W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1})$	$k_s = 0.13 + 0.0003(T - 273)$	[16]
炭导热系数 charcoal thermal conductivity/ $(W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1})$	$k_c = 0.08 - 0.0001(T - 273)$	[16]
反应热 heat of reaction/ $(J \cdot kg^{-1})$	$\Delta H = -255000$	[16]
颗粒初始密度 initial density of biomass/ $(kg \cdot m^{-3})$	$\rho_0 = 650$	[17]

1.4 动力学方程和传热方程耦合求解

首先将计算区域离散化,沿半径方向将颗粒分为 100 层(经计算比较,100 层与 150 层的计算结果一致),采用纯隐式的有限差分法将传热方程(10)及其边界条件(12)和(13)进行离散,由此得到一组线性方程,然后利用三对角矩阵算法(TDMA)进行求解。化学反应动力学方程组(1)~(5)采用四阶龙格库塔方法求解;传热方程(10)和化学动力学方程组(1)~(5)通过温度和密度进行耦合,最终通过迭代完成求解。当 95% 的生物质热解完成,即认为全部热解完成。本研究采用 C++ 语言在 Microsoft

Visual C++6.0 中进行了编程求解。

2 模型的验证

2.1 无氧热解环境下的模型验证

目前,绝大部分大颗粒生物质热解的实验研究都是以惰性气体为载气进行的,热解过程中挥发分不发生燃烧。无氧热解与有焰热解的主要区别是颗粒周围的传热环境的不同,改变有焰热解模型的边界条件,则模型就能适用于普通无氧热解。因此,为了对所建模型进行验证,首先将模型设定在无氧热解环境下进行模拟,然后将结果与现有文献中的试验数据进行对比。

本研究将模拟的结果与 Pyle 等^[18]的试验数据进行了比较和验证。在无氧热解环境下的颗粒外界传热参数值^[18]: $h_s = 8.4 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, $\varepsilon = 0.95$ 。

Pyle 等在 623~780 K 范围内,以 N_2 为载气,流速为 3 000 mL/min,研究了直径 0.6~2.2 cm 的圆柱状木材颗粒的热解过程,对热解速率和颗粒内的温度分布进行了测量。图 1 为颗粒环境温度 $T_f = 753 \text{ K}$,颗粒半径 $R = 0.011 \text{ m}$ 时,模型预测的颗粒固体转换率及颗粒中心处温度随时间的变化与 Pyle 等试验结果的对比。颗粒中心处温度由传热方程求出,颗粒固体转换率(η)由公式(14)计算:

$$\eta = \frac{\rho_0 - \rho_t}{\rho_0 - \rho_\infty} \tag{14}$$

式中: ρ_0 —初始密度, kg/m^3 ; ρ_t —热解过程中的颗粒密度, kg/m^3 ; ρ_∞ —热解结束时颗粒密度, kg/m^3 。

从图 1 可以看出,模拟的结果与实验结果能很好的吻合,表明本研究采用的模型和方法是可靠的。

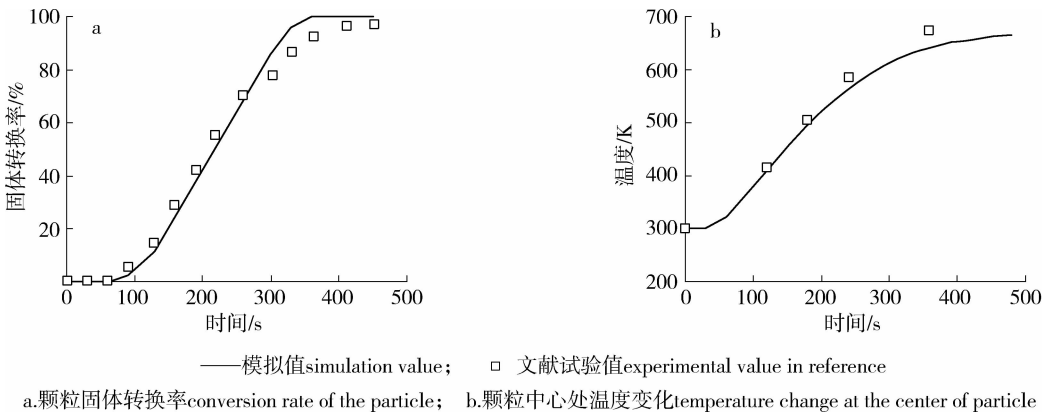


图 1 模型计算结果与 Pyle 等^[18]试验结果的对比
Fig.1 Comparison of predicted and experimental results

2.2 有焰热解环境下颗粒热解条件的估算及验证

2.2.1 有焰热解环境下颗粒热解条件的估算 由于有焰热解环境的传热参数难于测量,因此许多研究者对这些参数进行了估算。Chern^[15]认为在有焰热解区中强制对流情况下,对流传热起主导作用, h_s 为: 65.1~1 708 $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,并取 341.6 $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 进行计算;同时,考虑到火焰很薄,发射率很低,因此估值 $\varepsilon = 0.03$ 。Reed 等^[8]认为颗粒与火焰之间的边界层内可燃气体的导热系数为 0.04 $\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$,边界层的厚度估计为 3.5 mm,除了辐射、对流方式之外,火焰通过边界层向颗粒表面的导热也起到了一定的作用。Evans^[19]认为辐射是有焰热解区主要的传热方式,热解颗粒不断接受周围颗粒的热辐射,直到二者温度相同。

本研究认为颗粒与火焰的对流换热和颗粒之间的辐射换热是主要的传热方式,因此对层式下吸式气化炉有焰热解环境的传热参数 h_s 和 ε 进行了估算。

许多研究者对固定床中的气固传热进行了大量的实验研究,得到了流体与颗粒之间传热系数的经验方程。通常利用雷诺数(Re)和普朗特数(Pr)等无因次数群的函数关系表示 h_s 的估算式^[20]。

$$h_s = \frac{j_h}{(\text{Pr})^{2/3}} G C_p \quad (15)$$

$$j_h = \frac{0.357}{R_e^{0.359} \varepsilon_b} \quad (16)$$

式中: j_h —传热因子; ε_b —床层的孔隙率; G —单位床层截面积气体的表观质量流速, $\text{kg}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$; R_e —雷诺数; Pr —普朗特数。

对于层式下吸式气化炉来说,由于原料、运行参数的不同,有焰热解区的 h_s 有一定的差别,但是相差不大。选取典型的生物质颗粒原料和工况进行了分析,经过估算, h_s 的范围在 $30 \sim 100 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 之间,根据经验选取一些典型值,代入模型进行初步计算,然后选取最合适的数值。经计算,取 $h_s = 80.4 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。Chern^[15] 选取 $h_s = 341.6 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,是在参考其他研究者的强制对流换热系数的基础上得出的,并未针对有焰热解区进行实际估算,因此与本研究数据有一些区别。

由于辐射是有焰热解区主要的传热方式之一,在有焰热解区,热解的颗粒不断接受周围高温颗粒的热辐射,直到二者的温度相同;因此周围颗粒的发射率参数直接影响辐射的强度和传热。参考炭的全辐射率值进行估算, $\varepsilon = 0.792$ 。

2.2.2 模型与其他研究者的结果对比验证 Saravanakumar 等^[21] 给出了有焰热解时间 (t_{tp}) 的经验公式:

$$t_{\text{tp}} = \frac{0.207 \rho F_s (1 + 1.76 F_m) D (1 + 0.61 D) e^{\frac{4.369}{RT}}}{1 + 3.46 F_{O_2}} \quad (17)$$

式中: ρ —颗粒的密度, g/cm^3 ; D —颗粒的直径, cm ; F_s —圆球度; F_m —含水量; F_{O_2} —周围环境初始状态的 O_2 含量; T —周围火焰温度, K 。

Groeneveld^[22] 对颗粒的热解时间进行了计算,给出了经验公式:

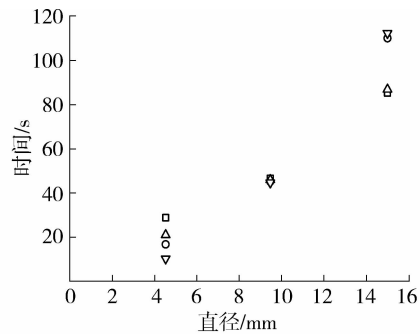
$$t = \frac{F_o D^2}{\alpha} \quad (18)$$

式中: t —热解时间, s ; α —热扩散率,取 $2 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$; D —颗粒的直径, m ; F_o —傅里叶数,假设对于所有直径的颗粒 $F_o = 0.1$ 。

Evans^[19] 在试验中测得有焰热解区的平均温度为 834.7 K (气化炉无保温层) 和 983.6 K (气化炉有保温层),并对完全热解时间进行了测量。因此,本研究采用 834.7 K 作为有焰热解区的平均火焰温度。

图2为模型在 834.7 K 时的计算结果与 Evans^[19] 的试验结果及文献^[21-22] 模拟结果的对比。

从图2可以发现,本模型的预测结果与 Evans 的试验结果能很好的吻合,优于 Saravanakumar 和 Groeneveld 的预测结果。因此本研究选取的传热参数值适合层式下吸式气化炉有焰热解区的数值模拟计算。



- Evans 试验值 Evans' s experimental results;
- Saravanakumar 模型计算值 calculated values by Saravanakumar' model;
- ▽— Groeneveld 模型计算值 calculated values by Groeneveld' model;
- △— 本模型计算值 calculated values by the present model

图2 模型计算结果与文献^[19,21-22] 的对比

Fig.2 Comparison of predicted and experimental^[19,21-22] results

3 结果与讨论

3.1 无氧热解环境与有焰热解环境下热解时间的对比

对于常用粒径范围 $6 \sim 20 \text{ mm}$ 的木质生物质圆球状颗粒,分别在无氧热解环境和有焰热解环境下,以 Evans^[19] 在试验中测得的有焰热解区的平均温度为 834.7 K 为热解温度 T_f ,利用前面建立的有焰热

解模型计算颗粒热解时间,结果对比如表 2 所示。其中,无氧热解环境的参数按 2.1 节中 $h_s = 8.4 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,发射率 $\varepsilon = 0.95$ 来计算。

表 2 无氧热解和有焰热解时间的对比

Table 2 Comparison of oxygen-free pyrolysis time with flaming pyrolysis time

直径/mm diameter	无氧热解时间/s oxygen-free pyrolysis time	有焰热解时间/s flaming pyrolysis time	相对差值/% relative difference
6	35	27	22.9
8	47	38	19.1
10	61	50	18.0
12	76	63	17.1
14	93	78	16.1
16	112	96	14.3
18	131	114	13.0
20	154	136	11.7

由表 2 可知,在粒径 6~20 mm 范围内,有焰环境与无氧环境下的完全热解时间平均相差 16.52%。从表中还发现,随着颗粒粒径的增加,无氧热解环境与有焰热解环境下完全热解时间的差值逐渐减小,这表明随着颗粒粒径的增加,颗粒周边的有焰环境对颗粒热解的影响越来越小。

3.2 有焰热解区颗粒热解的分析

对层式下吸式气化炉有焰热解区内粒径 15 mm 的木质生物质圆球状颗粒的热解模型进行求解,得到了热解过程中的温度变化、剩余质量的分布、热解时间和炭产量,并进行分析。为便于计算分析,将颗粒由内而外分为 10 层,每一层的半径为 r ,颗粒的半径为 R_0 , $\zeta = r/R_0$ 。

3.2.1 热解过程中颗粒内部温度的变化 图 3 为颗粒每一层在热解过程中的温度变化。由图 3 可知,随着颗粒热解的进行,颗粒径向每个位置的温度都在增加。热解开始时,越接近颗粒表面的位置,温度升高的速度越快,表现为曲线比较陡;随着时间的增加,升温速率逐渐变慢,表现为曲线变得平直。而颗粒内部的温度变化趋势与外部恰恰相反,热解开始时升温速率慢,随着时间的增加,升温速率逐渐加快。由图可知,颗粒内部升温速率的变化为先慢后快再慢的过程,表现为曲线平—陡—平的变化趋势。经计算,整个颗粒的平均升温速率为 $182.5 \text{ K}/\text{min}$,属于快速热解。因此,对于有焰热解区颗粒热解过程的试验研究必须以快速升温的方式来进行。

3.2.2 热解过程中颗粒内部剩余质量的分布 图 4 为球型颗粒每一层在热解过程中的剩余固体质量分布。由图 4 可以看出,热解是从颗粒外部逐渐向内一层一层推进的,颗粒的每一层从纯生物质热解成为炭的时间相当短,从图上表现为每一层的热解曲线相当陡。从图 4 还可以看出,热解曲线由外向内,相隔的间距越来越窄,说明热解从颗粒外部向内部推进的速度越来越快。

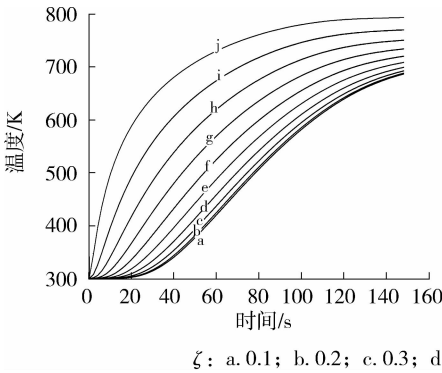


图 3 有焰热解过程颗粒内部的温度变化

Fig.3 Temperature profile in flaming pyrolysis

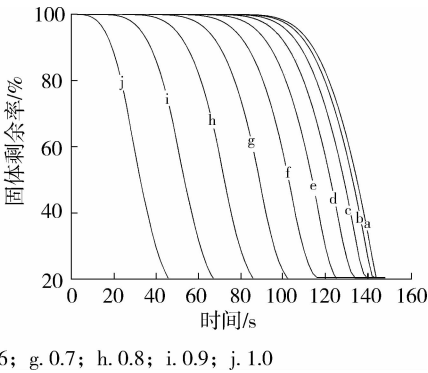


图 4 有焰热解过程颗粒内部的固体剩余率分布

Fig.4 Residual mass fraction profile in flaming pyrolysis

3.2.3 火焰温度对热解时间和炭产量的影响 图 5 为火焰温度对完全有焰热解时间和炭产量的影响。由图 5 可知,随着有焰热解区火焰温度的升高,完全热解的时间逐渐缩短。当热解温度从 773K 升高到 1273K 时,炭产量从 16.92% 逐渐降低到 13.97%。这是因为炭产量与加热速率有密切的关系,加热速率增加,炭产量降低。有焰热解区温度的升高使颗粒的加热速率增加,从而炭产量降低。

3.2.4 颗粒粒径对有焰热解的影响

3.2.4.1 对热解时间的影响 图 6(a)为不同火焰温度下颗粒粒径对完全热解时间的影响。由图 6(a)可以看出,随着颗粒粒径的增加,热解时间逐渐增加,对于常用的颗粒尺寸(6~20 mm),完全热解时间小于 160 s。从图还发现,随着热解火焰温度的升高,颗粒粒径对完全热解时间的影响越来越小,表现为曲线越来越平缓。

3.2.4.2 对炭产量的影响 图 6(b)为不同火焰温度时颗粒粒径对炭产量的影响。由图 6(b)可知,在相同有焰热解温度下,随着颗粒粒径的增加,炭产量增加。这是因为颗粒粒径增加,热解产物扩散到颗粒表面的时间和路径延长,炽热的炭对焦油的二次热解起到了催化作用,将挥发性的焦油转化为炭、二次焦油和气体,因此炭产量增加,永久性气体的产量增加,而焦油的产量下降。从图 6(b)还发现,随着热解区温度的增加,相同粒径颗粒的炭产量逐渐降低,并且降低速度变慢。

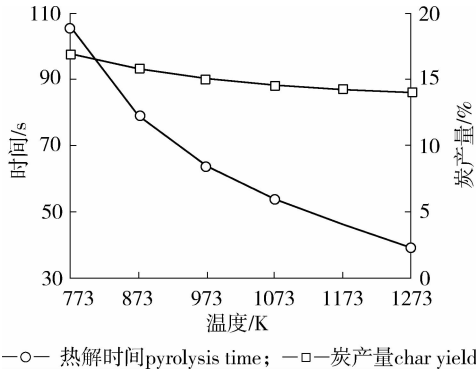


图 5 火焰温度对颗粒热解时间和炭产量的影响
Fig. 5 Effect of flaming temperature on pyrolysis time and char yield

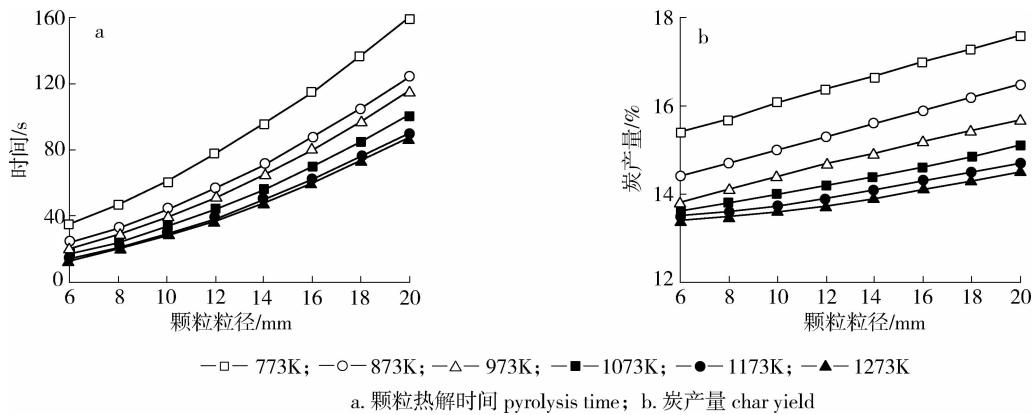


图 6 不同火焰温度时粒径对热解的影响
Fig. 6 Effects of particle diameter on pyrolysis at different flaming temperature

3.3 有焰热解区高度的分析

有焰热解区的高度是层式下吸式气化炉重要的设计参数,在模型计算出单联颗粒热解时间的基础上,可以进一步计算有焰热解区的高度,计算公式如下:

$$l_{fp} = \frac{P}{\rho_d(1 - \varepsilon_b)} \times t_{fp} \tag{19}$$

式中: l_{fp} —有焰热解区的高度, m; P —气化强度, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$, 文献[7]认为,层式下吸式气化炉的气化强度可以达到 $400 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 本研究分别以 300 和 $400 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 进行估算; ρ_d —生物物质颗粒的密度, kg/m^3 , 按 $650 \text{ kg}/\text{m}^3$ 计算; ε_b —床层的孔隙率, 按球型颗粒计算, 为 0.477 ; t_{fp} —颗粒完全热解的时间, s。

表 3 为气化强度分别为 300 和 $400 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时层式下吸式气化炉有焰热解区的高度。由表 3 可以发现,有焰热解区的高度在 $6.59 \sim 44.1 \text{ mm}$ 范围内,相当于 $1.1 \sim 2.2$ 个颗粒直径。从表 3 还发现,随着颗粒直径和气化强度的增加,有焰热解区的高度也相应增加。

表 3 有焰热解区高度分析
Table 3 The depth of flaming pyrolysis zone

颗粒直径/mm diameter	热解时间/s pyrolysis time	不同气化强度下有焰热解区高度/mm depth of flaming pyrolysis zone at different gasification intensity	
		300 kg/(m ² ·h)	400 kg/(m ² ·h)
6	27	6.59	8.74
8	38	9.27	12.3
10	50	12.2	16.2
12	63	15.4	20.4
14	78	19.0	25.3
16	96	23.4	31.1
18	114	27.8	36.9
20	136	33.2	44.1

4 结 论

- 4.1 建立了层式下吸式气化炉有焰热解区生物质颗粒的热解模型,讨论了颗粒内部热解的过程,分析了火焰温度和颗粒大小对热解完成时间及炭产量的影响,计算了有焰热解区的高度。结果表明,模型的传热参数:对流换热系数(h_s)为 80.4 W/(m²·K),炭的发射率(ε)为 0.792,经验证该模型传热参数适合层式下吸式气化炉有焰热解区的数值模拟计算。该模型为整个层式下吸式气化炉有焰热解区的动力学模拟提供了理论基础。
- 4.2 颗粒在有焰热解环境下完全热解的时间比无氧热解气氛下的时间平均减少 16.52%,并且随着颗粒粒径的增加,有焰环境对颗粒热解的影响越来越小。
- 4.3 有焰热解过程中,颗粒内部的温度变化趋势与外部相反,开始时升温速率慢,后来升温速率加快;热解是从颗粒外部逐渐向内一层一层推进的,颗粒的每一层从纯生物质热解成为炭的时间相当短,并且从颗粒外部向内部热解推进的速度越来越快。在有焰热解区,颗粒的平均升温速率为 182.5 K/min,属于快速热解。
- 4.4 随着有焰热解区火焰温度的升高,完全热解的时间逐渐缩短,炭产量从 16.92% 逐渐降低到 13.97%。随着粒径的增大,热解时间逐渐增加,炭产量增加;并且随着热解火焰温度的升高,颗粒粒径对热解时间的影响越来越小。
- 4.5 粒径 6~20 mm 的生物质颗粒,在气化强度分别为 300 和 400 kg/(m²·h)时,层式下吸式气化炉有焰热解区的高度在 6.59~44.1 mm 范围内,相当于 1.1~2.2 个颗粒直径。

参考文献:

[1]ZHANG Kai,CHANG Jian,GUAN Yan-jun, et al. Lignocellulosic biomass gasification technology in China[J]. Renewable Energy,2013,49 (1):175-184.

[2]PEREIRA E G,SILVA J N,OLIVEIRA J L, et al. Sustainable energy: A review of gasification technologies [J]. Renewable and Sustainable Energy Reviews,2012,16(7):4753-4762.

[3]KIRKELS A F,VERBONG G P J. Biomass gasification:Still promising? A 30-year global overview [J]. Renewable and Sustainable Energy Reviews,2011,15(1):471-481.

[4]张齐生,马中青,周建斌. 生物质气化技术的再认识[J]. 南京林业大学学报:自然科学版,2013,37(1):1-10.
ZHANG Qi-sheng,MA Zhong-qing,ZHOU Jian-bin. History, challenge and solution of biomass gasification: A review[J]. Journal of Nanjing Forestry Univesity; Natural Science Edition,2013,37(1):1-10.

[5]马中青,张齐生,周建斌,等. 下吸式生物质固定床气化炉研究进展[J]. 南京林业大学学报:自然科学版,2013,37(5):139-145.
MA Zhong-qing,ZHANG Qi-sheng,ZHOU Jian-bin, et al. Research progress of downdraft biomass fixed-bed gasifier[J]. Journal of Nanjing Forestry University; Natural Sciences Edition,2013,37(5):139-145.

[6]MARTÍNEZ J D,MAHKAMOV K,ANDRADE R V, et al. Syngas production in downdraft biomass gasifiers and its application using internal

- combustion engines [J]. *Renewable Energy*, 2012, 38(1):1-9.
- [7] 徐冰燕, 罗曾凡, 徐志刚, 等. 层式下吸式气化炉内反应过程及其性能研究[C]//中国生物质能技术开发中心. 中国生物质能技术研究与开发论文集. 北京: 中国科学技术出版社, 1992:137-142.
- XU Bing-yan, LUO Zeng-fan, Xu Zhi-gang, et al. Research on the reaction process and performance of downdraft gasifier[C]//Biomass energy technology development center of China. China biomass energy technology research and development. Beijing: China science and technology press, 1992:137-142.
- [8] REED T B, LEVIE B, GRABOSKI M S. Fundamentals, Development and Scaleup of the Air-oxygen Stratified Downdraft Gasifier[M]. Golden: The Biomass Energy Foundation Press, 1988.
- [9] PANWAR N L. Performance of open core down draft gasifier with densified agro-residue fuel [J]. *International Journal of Sustainable Energy*, 2011, 30(5):302-310.
- [10] CHERN Shyh-ming, WALAWENDER W P, FAN L T. Equilibrium modelling of a downdraft gasifier II: Flaming pyrolysis zone [J]. *Chemical Engineering Communications*, 1991, 108(1):267-287.
- [11] REED T B, MARKSON M. A predictive model for stratified downdraft gasification of biomass[C]//Proceeding of 15th Biomass Conversion Contractors Meeting. Berlin: Springer, 1983:219-254.
- [12] WON Chan-park, ATREYA A, BAUM H R. Experimental and theoretical investigation of heat and mass transfer processes during wood pyrolysis[J]. *Combustion and Flame*, 2010, 157(3):481-494.
- [13] GRIECO E, BALDI G. Analysis and modelling of wood pyrolysis[J]. *Chemical Engineering Science*, 2011, 66(4):650-660.
- [14] WHITE J E, CATALLO W J, LEGENDRE B L. Biomass pyrolysis kinetics: A comparative critical review with relevant agricultural residue case studies[J]. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 2011, 91(1):1-33.
- [15] CHERN Shyh-ming. Equilibrium and kinetic model of co-current (downdraft) moving-bed gasifiers[D]. Manhattan: Doctoral Dissertation of Kansas State University, 1989.
- [16] KOUFOPANOS C, PAPAYANNAKOS N, MASCHIO G, et al. Modelling of the pyrolysis of biomass particles: Studies on kinetics, thermal and heat transfer effects[J]. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 1991, 69(4):907-915.
- [17] BABU B V, CHAURASIA A S. Modeling for pyrolysis of solid particle: Kinetics and heat transfer effects [J]. *Energy Conversion and Management*, 2003, 44(14):2251-2275.
- [18] PYLE D, ZAROR C. Heat transfer and kinetics in the low temperature pyrolysis of solids[J]. *Chemical Engineering Science*, 1984, 39(1):147-158.
- [19] EVANS G D. Development and operation of an open-core downdraft gasifier system[D]. Birmingham: Doctoral Dissertation of the University of Aston in Birmingham, 1992.
- [20] CHEN Jin-shi. Kinetic engineering modeling of co-current moving bed gasification reactors carbonaceous materials [D]. Ithaca: Doctoral Dissertation of Cornell University, 1986.
- [21] SARAVANAKUMAR A, HARIDASAN T M, REED T B. Flaming pyrolysis model of the fixed bed cross draft long-stick wood gasifier[J]. *Fuel Processing Technology*, 2010, 6(6):669-675.
- [22] GROENEVELD M J. The co-current of moving bed gasifier[D]. Enschede: Doctoral Dissertation of Twente University of Technology, 1980.