

# 生物质燃烧过程颗粒模型现状分析

何芳， 阚建文， 王丽红， 高振强， 李永军

(山东理工大学农业工程与食品科学学院， 淄博， 255049)

摘要：生物质颗粒燃烧过程计算是生物质能利用、火灾过程分析及城市固体垃圾焚烧技术开发的基础。其计算结果的准确度取决于对所研究物理问题的数学模型是否正确。总结了生物质颗粒燃烧涉及的模型。对比了反应区域模型中面反应模型和体积反应模型，指出面反应模型适合计算传输控制过程，而体积反应模型适合计算动力控制或动力传输共同控制的过程。总结了干燥、热解、炭氧化等物理化学变化以及动量、热量和质量传递主要方程及方程中涉及的参数。结果表明，这些方程和参数差异显著，仍需实验研究辅助模型选取。

## 0引言

目前在生物质的各种应用方式中，直接燃烧占90%以上[1]。由于生物质粉碎困难[1]，且大尺寸应用时颗粒污染物排放少[2]，许多燃烧过程均采用较大尺寸(2mm-150mm，粉煤燃烧时粒径 $<75\mu\text{m}$ )原料。垃圾焚烧中也有大量大颗粒生物质物料，我国城市固体垃圾中与生物质相关的成分(竹木、纸张、布与纤维、动植物垃圾)占20%-50%[3]。同样，大颗粒生物质的燃烧也存在于各种火灾，特别是森林火灾中。因此，大颗粒生物质燃烧过程的理论计算是生物质能利用和城市固体垃圾焚烧设备设计、操作、更新以及火灾分析控制的基础。

大颗粒生物质燃烧过程非常复杂，包括物料内部热化学转化和外部可燃气氧化，涉及生物质干燥、热解、炭气化氧化、挥发分燃烧等物理化学过程和多孔介质内的动量、热量、质量传递等传输过程。另外，还涉及颗粒的收缩、内部裂纹的发展、灰分的融熔和脱离等。数学解析非常困难，模拟是进行理论计算的有效方法。描述上述各过程的数学模型是模拟结果准确性的关键。本文将总结和分析涉及生物质颗粒燃烧的主要数学模型，为该燃烧过程的理论计算和模型发展提供参考。

## 1生物质颗粒燃烧过程计算涉及的模型

工程模拟时如果不是专门研究裂纹或灰分的特征，一般都忽略他们对过程的影响。而且由于过程的复杂性，除少数采用三维、二维模型描述颗粒燃烧，大多数文献均采用一维模型。对于不规则的颗粒，一维模型中计算单元(控制体)的划分方法如下[4]：以颗粒外表面为基面，取厚度为 $dr$ 的壳体作为最外侧的单元。再以这个单元内表面为基面，取厚度为 $dr$ 的壳体做下一个单元，依次进行，直到中心实体尺寸小于等于单元厚度，这个实体是最后一个计算单元。例如圆柱体颗粒控制体划分方法如图1所示。为简化起见，后面讨论的如果涉及空间方面，主要是指一维模型。

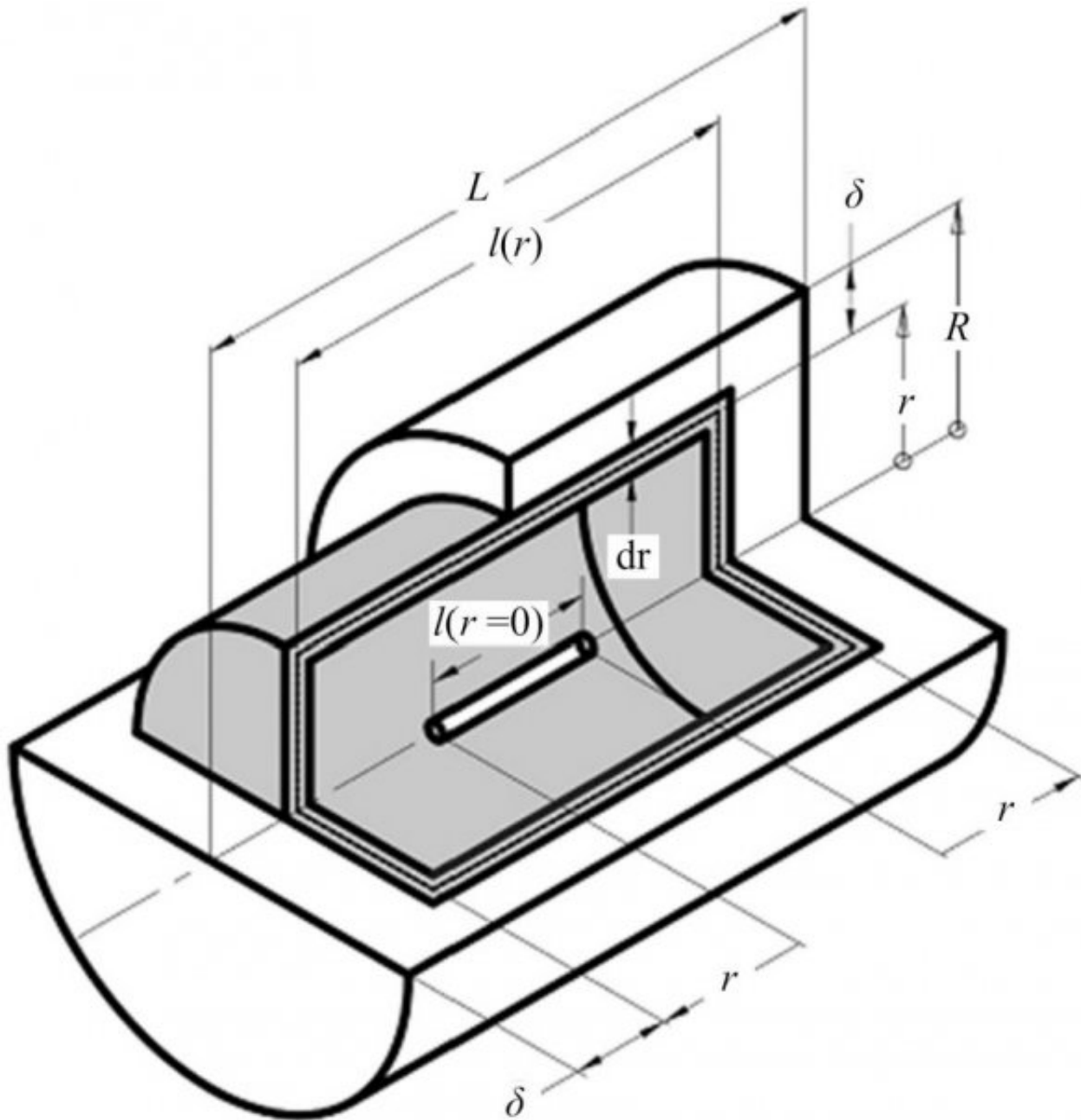


图 1 不规则颗粒作一维计算时单元划分

Fig. 1 Finite cell of an irregular particle in 1D case

### 1.1 反应区域模型

大颗粒生物质燃烧涉及干燥、热解、炭氧化等物理化学过程。研究表明，颗粒中的干燥由传热控制，炭氧化由传质控制，热解/炭气化由动力和传输共同控制。传输控制的过程一般发生在小区域，这是由于热量或物质传递到反应区域快速被消耗，不再继续扩散传递，可以简化为面反应。然而，由动力或是动力和传输共同控制的反应一般发生在较宽的区域，为典型的体积反应。由于这个特点，进行颗粒燃烧计算时常用面反应模型(frontreactionmofel)或体积反应模型(volumereactionmofel)。

#### 1.1.1 面反应模型

面反应模型假设化学反应/物理变化发生在无限薄的反应面上,反应面会随反应进行而移动。这种模型常用于干燥和炭氧化过程的计算,早期Caram[5]等提出的碳燃烧单膜、双膜模型就假设碳的反应仅发生在固体表面,Cano[6]计算污物颗粒燃烧时假设在炭核和灰壳之间有一个燃烧前沿(combustion front)。Gupta[7]假设炭氧化发生在炭颗粒表面。何芳[8]等人在计算堆积炭粉向下自然阴燃(类似于大颗粒内部燃烧)时,也假设氧化反应前沿发生在灰层和炭层之间。也有人用面反应模型模拟整个生物质燃烧过程(干燥、热解和炭氧化)。例如Ouedrago[9]假设热解发生在温度为773K的反应面处,炭氧化发生在木块表面。Thunman[10]假设颗粒燃烧时颗粒分为湿物料区、热解区、残炭区和灰分区,干燥热解和炭氧化产生的源项假设发生在各区的分界面上。Galvano[2]也假设干燥和热解发生在极薄的面上,并应用积分的方法计算干燥和热解面在颗粒中的传播情况。

### 1.1.2 体积反应模型

体积反应(volumereaction)模型假设反应发生在整个物料内,某点反应速率由该处温度、气固成分等决定。常用于热解过程的计算。例如Groni[11],Janse[12]和余春江[13]在整个生物质颗粒内部应用质量、动量、能量守恒、化学反应方程和热质传输方程,对热解过程进行了模拟。也有许多研究者直接用体积反应模型计算整个生物质颗粒的燃烧过程,例如,Porteiro[4]也是对整个木块使用守恒和动力方程。

假设干燥仅发生在一个计算单元内,干燥速率由热传输到这个单元的速率确定;炭氧化速率采用Arrhenius方程描述,方程中加入了代表吸附和脱附面积的参数(innersurface)。Yang[14]采用了一个更为详细的数学模型描述木块的燃烧,不但考虑了各守恒、传输和动力方程,还考虑了焦油裂解、挥发分的燃烧等。Lautenberger[15]也是采用体积反应模型分析木块的氧化热解过程,干燥过程采用Arrhenius方程描述。

### 1.1.3 两种模型的对比

由于仅需在反应面计算复杂的化学反应,面反应模型可大大缩短程序计算时间。然而该方法只适用于传输控制过程,不能对体积反应进行准确定量计算。同样,体积反应模型对于传输控制过程计算也非常困难,方程在反应区域的严重奇异极易导致计算不收敛,即使采用优化方法也需用很小的空间、时间步长,计算非常耗时,10mm生物颗粒燃烧采用体积反应方法计算需数十小时。

Peters[16]研究了8-17毫米颗粒在900℃炉温下的热解过程,得出结论,在这种条件下,干燥由热传输控制,而热解由传输和动力共同控制。何芳[8]计算自然堆积状态炭粉的向下阴燃,得出结论,炭氧化主要由质传输控制。大颗粒生物质燃烧时传输控制和动力传输共同控制的反应同时存在,目前需要研究两种模型相结合的计算方法,何芳[17]等人已在这方面进行了初步探索。

## 1.2 物理化学过程

目前,有大量描述干燥、热解、炭氧化、挥发分燃烧等物理化学过程的方程,复杂程度差异很大。以热解为例,从简单的由一个一级Arrhenius方程到涉及各种类型反应的数十个方程。复杂方程有利于对过程的深入理解,但从工程应用的角度,方程过于复杂容易导致问题难以求解,因此工程计算一般不采用特别复杂的方程。下面总结几篇典型文献中描述物理化学过程的方程。

### 1.2.1 干燥

生物质燃烧条件下的干燥过程发生在极高的温度(500℃)下,和普通干燥(<200℃)差别较大,这方面的专门的理论和实验较少。目前,干燥速率的方程主要有两类:一是假设干燥速率由热传输决定[4, 14, 16],按其物理意义,蒸发速率为传到干燥前沿净热量除以水分蒸发潜热,即:

$$\dot{w}_{H_2O} = - |q_{f+} - q_{f-}| / \Delta H_{\text{evap}} \quad (1)$$

第二种常用方法是在一个单元内采用一级 Arrhenius 方程描述干燥速率,干燥速率和水的摩尔浓度有关,即:

$$\dot{w}_{H_2O} = - k c_{H_2O} \quad (2)$$

关于方程(2)中的动力学参数,不同文献中有所差别,例如 Lu<sup>[18]</sup> 和 Thunman<sup>[10]</sup> 分别用方程(3)中的前后两个不同表达式,

$$k = 5.16 \times 10^6 e^{-12000/T}; k = 10^{27} e^{-25000/T} \quad (3)$$

传输控制理论概念清晰,认为反应发生在极薄的面上,和一些研究结果一致[2, 16]。动力学方程描述的干燥过程易于数值计算,但所涉及一些高温干燥动力学参数目前尚缺乏实验依据。

### 1.2.2 热解

文献中涉及的热解动力学方程无论从形式上还是参数上都有明显差异,从方程形式上,主要分为以下三种。第一种假设生物质直接热解生成挥发分和炭,用一级 Arrhenius 方程描述反应速度,如 Yang[14] 采用的公式为:

$$\dot{w}_b = -1.63 \times 10^5 e^{-90400/RT} \rho_b \quad (4)$$

第二种采用三个平行反应描述热解过程,如图2左侧图中所示,方程为:

$$\dot{w}_b = -(k_1 + k_2 + k_3) \rho_b \quad (5)$$

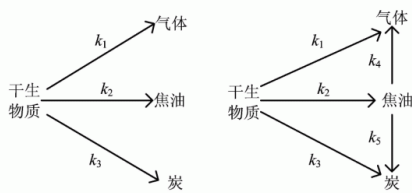


图2 常用热解反应机理

Fig.2 Popular pyrolysis mechanism

Thuman<sup>[10]</sup>和Porteiro<sup>[4]</sup>采用的动力学参数是:

$$k_1 = 1.3 \times 10^8 e^{-16875/T}; k_2 = 2.2 \times 10^8 e^{-16009/T};$$

$$k_3 = 1.1 \times 10^7 e^{-14602/T} \quad (6)$$

Peters<sup>[16]</sup>采用的动力学参数是:

$$k_1 = 1.435 \times 10^4 e^{-88600/RT}; k_2 = 4.12 \times 10^6 e^{-112700/RT}$$

$$k_3 = 7.38 \times 10^5 e^{-106500/RT} \quad (7)$$

第三种采用三个平行反应,加上焦油的二次裂解描述热解过程,如图2右侧图中所示,Lu<sup>[18]</sup>对于不同生物质的热解过程采用了不同的动力学参数。对于硬木,反应速率采用的计算公式为:

$$k_1 = 1.52 \times 10^7 e^{-139200/RT}; k_2 = 5.85 \times 10^6 e^{-119000/RT}$$

$$k_3 = 2.98 \times 10^3 e^{-73100/RT} \quad (8)$$

对于白桦树等软木,反应速率采用的计算公式为:

$$k_1 = 1.11 \times 10^{11} e^{-177000/RT}; k_2 = 9.28 \times 10^9 e^{-149000/RT}$$

$$k_3 = 3.05 \times 10^7 e^{-125000/RT} \quad (9)$$

两种木种焦油的二次热解所采用的动力学参数是相同的:

$$\dot{w}_t = -(k_4 + k_5) e^{-90400/RT} \rho_t$$

$$k_4 = 4.28 \times 10^6 e^{-107500/RT};$$

$$k_5 = 1.0 \times 10^5 e^{-107500/RT} \quad (10)$$

### 1.2.3 炭消耗

炭消耗最简单的计算方法是只考虑炭的氧化。如Yang<sup>[14]</sup>和Porteiro<sup>[4]</sup>计算木块燃烧时只考虑炭氧化成CO和CO<sub>2</sub>,反应速率与氧气浓度和反应面积S有关,反应方程和动力学方程如下:

$$\gamma C + O_2 = 2(\gamma - 1)CO + (2 - \gamma)CO_2$$

$$w = -k_c \rho_G Y_{O_2} \frac{M_c}{M_{O_2}} S \quad (11)$$

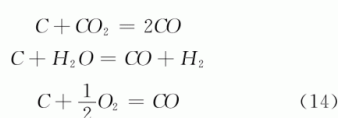
然而,他们采用的反应产物与温度的关系式以及动力学参数不同。炭氧化产物特性将在1.2.5中讨论,这里先讨论化学反应速率的计算。Yang<sup>[14]</sup>对柳木块采用的动力学参数和反应比表面积为:

$$k_c = 10.3 T e^{-74900/RT}; S = 6.3 m^2/g \quad (12)$$

Porteiro<sup>[4]</sup>研究的是挤压成型燃料,采用的动力学参数和物料中气孔的比表面积为:

$$k_c = 3.01 \times 10^2 e^{-149380/RT}; S = 6\delta_G^2/\delta^3 \quad (13)$$

Peters<sup>[16]</sup>和Lu<sup>[18]</sup>主要考虑炭生成一氧化碳反应:



Peters<sup>[16]</sup>采用的炭消耗代表反应速度,用一级Arrhenius方程描述,

$$\dot{w}_c = -(k_1 + k_2 + k_3) \rho_c$$

$$k_1 = 1.5 \times 10^4 e^{-30000/RT}; k_2 = 7.5 \times 10^6 e^{-30000/RT}$$

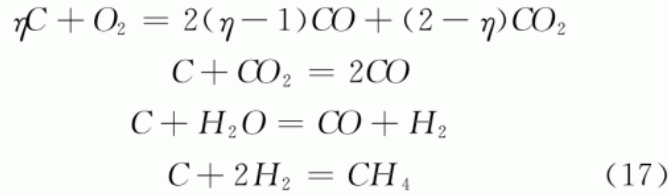
$$k_3 = 3.01 \times 10^5 e^{-14900/RT} \quad (15)$$

Lu<sup>[18]</sup> 采用参与反应的不同气体的消耗速率来代表反应速度, 反应动力学参数为:

$$k_1 = 0.658 e^{-74800/RT}; k_2 = 3.42 e^{-130000/RT};$$

$$k_3 = 3.42 e^{-130000/RT} \quad (16)$$

Thunman<sup>[10]</sup> 采用了更为复杂的反应方程:



反应速率也以气体消耗速率表示, 动力参数为:

$$k_1 = 1.715 T e^{-9000/T}; k_2 = k_3 = 3.42 T e^{-15600/T};$$

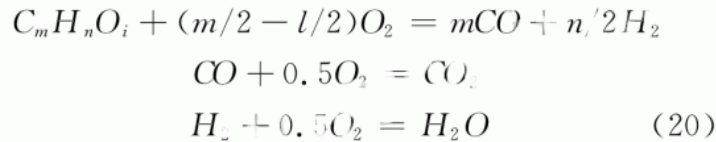
$$k_4 = 3.42 T \times 10^{-4} e^{-15600/T} \quad (18)$$

#### 1.2.4 挥发分的燃烧

Peter<sup>[16]</sup> 和 Porteiro<sup>[4]</sup> 没有考虑挥发分的燃烧, Thunman<sup>[10]</sup> 考虑了氢气氧化并假设该反应无限快。



Yang<sup>[14]</sup> 和 Lu<sup>[18]</sup> 考虑了热解挥发份, 一氧化碳和二氧化碳的燃烧,



虽然他们都认为挥发分浓度决定燃烧速率, 但所采用方程参数有明显不同, Yang<sup>[14]</sup> 采用的公式为:

$$R_{C_m H_n O_l} = -59.8 T_g P^{0.3} e^{-12200/T_g} C_{C_m H_n O_l}^{0.5} C_{O_2}$$

$$R_{CO} = -1.3 \times 10^{-11} e^{-62700/T_g} C_{CO} C_{H_2 O}^{0.5} C_{O_2}^{0.5}$$

$$R_{H_2} = -3.9 \times 10^{17} e^{-20500/T_g} C_{H_2}^{0.85} C_{C_m H_n O_l}^{-0.56} C_{O_2}^{1.42} \quad (21)$$

Lu<sup>[18]</sup> 采用的公式为:

$$R_{C_m H_n O_l} = -104.3 T_g P^{0.3} e^{-80200/RT_g} C_{C_m H_n O_l}^{0.5} C_{O_2}$$

$$R_{CO} = -1012.35 e^{-16700/RT_g} C_{CO} C_{H_2 O}^{0.5} C_{O_2}^{0.25}$$

$$R_{H_2} = -1012.71 e^{-171300/T_g} C_{H_2} C_{O_2}^{1.42} \quad (22)$$

### 1.2.5 炭的氧化

需要指出的是，炭的氧化在生物质燃烧过程中非常重要，决定着燃尽时间、一次、二次风配比等重要参数。炭氧化的研究已有近百年的历史，典型的模型主要有单膜模型和双膜模型，单膜模型假设碳在固体表面直接氧化生成二氧化碳。双膜模型假设碳在表面氧化为一氧化碳，CO向外扩散，并且在极薄的火焰面上快速氧化为CO<sub>2</sub>。后来，Amundson等人提出连续膜模型，认为CO的氧化可发生在整个边界层内。连续膜模型非常复杂，难以在计算中使用，章明川[19]等人提出用移动火焰前沿模型来处理CO在边界层内的燃烧。

工程计算和工程模拟中常认为炭氧化的初级产物为一氧化碳和二氧化碳的混合物。在条件允许的情况下，初级产物中的一氧化碳会在大空间以气相火焰的方式二次氧化燃烧。初级氧化反应及产物中CO/CO<sub>2</sub>摩尔比 $x$ 应用方程表示即为：

$$\eta C + O_2 = 2(\eta - 1)CO + (2 - \eta)CO_2;$$

$$x = \frac{2(\eta - 1)}{2 - \eta} = f(T, C_{O_2}) \quad (23)$$

方程中的  $x$  与反应条件有关, 主要由实验确定, 例如 Arthur<sup>[20]</sup> 用 7-18 目石墨颗粒物填充柱实验, 采用  $POCl_3$  蒸气抑制 CO 的氧化, 测得结果转化为标准单位的方程<sup>[7]</sup> 如下所示,

$$x = 2512e^{-6240/T} \quad (24)$$

Evans<sup>[21]</sup> 用木炭柱实验, 测得 CO 和  $CO_2$  的摩尔比例远小于 Arthur 的实验结果, 他们认为如果 CO 发生了二次氧化, 也在离固体表面极近的地方发生。他们的结果如公式(25)所示:

$$x = 4.3e^{-3390/T} \quad (25)$$

后来的文献中还出现过其他几种关联式<sup>[22-24]</sup>, 用这些关联式在常见燃烧温度下的计算结果如图 3 所示。需要注意的是, 叉号代表的曲线是用原公式计算缩小 10 倍的结果, 由图可见, 不同公式的计算结果差异显著。

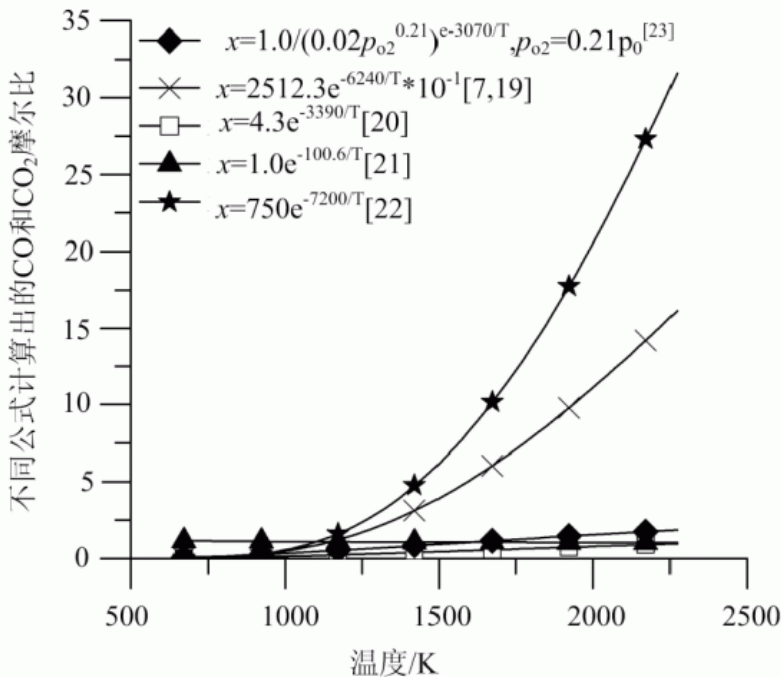


图 3 几种关系式计算结果比较

Fig. 3 Comparison of calculation using different correlations



### 1.3 传输过程

多孔介质中动量、质量和热量的传输模型众多，计算颗粒燃烧过程的文献中对传输过程的主要假设、计算方法、计算方程和系数如表1所示。

表 1 传输过程的计算特点  
Table 1 Calculation characteristics of transport process

	Peters <sup>[16]</sup>	Thunman <sup>[10]</sup>	Porteiro <sup>[4]</sup>	Yang <sup>[14]</sup>	Lu <sup>[18]</sup>
动量传输	迅速出流假设	迅速出流假设	迅速出流假设	Darcy 定理；	Darcy 定理；
热量传输	相间热力平衡假设； 传热方式：导热、对流； 局部有效导热系数； 固相导热。	相间热力平衡假设； 传热方式：导热、对流； 局部有效导热系数； 推导出有效导热系数的计算式，式中考虑了固、液、气相的导热，平行纤维和垂直纤维方向的不同导热系数以及收缩的影响等。	相间热力平衡假设； 传热方式：导热、对流、辐射； 局部有效导热系数计算时只考虑固相导热，气相导热和辐射换热。	传热方式：导热、对流、辐射、相间传热。 局部有效导热系数计算时只考虑固相导热，气相导热和辐射换热	同 Porteiro
质量传输	扩散，对流	氧气扩散，对流	氧气扩散，对流	扩散，对流	扩散，对流

#### 1.3.1 动量传输

生物质燃烧涉及多种气体在多孔介质中的运动，特别是由干燥过程产生的水蒸气、热解过程产生的挥发分在颗粒中的强迫流动。气体在颗粒内的流动速度常用两种方法计算：一是假设气体迅速出流(immediate outflow)[4, 10, 16]。另一种是假设流动符合Darcy定理。

$$u = \frac{K}{\mu} \frac{\partial p}{\partial r} \quad (26)$$

关于渗透系数  $K$ , Yang<sup>[14]</sup> 采用与孔隙尺寸  $l_{\text{pore}}$  和孔隙率  $\phi$  相关的计算式:

$$K = \frac{l_{\text{pore}}^2 \phi^3}{150(1 - \phi)^2} \quad (27)$$

和 Lu<sup>[18]</sup> 的渗透系数由生物质和炭渗透系数线性组合而成, 计算式为:

$$K = \frac{\rho_b}{\rho_{b,0}} K_b + (1 - \frac{\rho_b}{\rho_{b,0}}) K_c;$$
$$K_c = 1; K_b = 100 \quad (28)$$

### 1.3.2 热量传输

多数文献都假设气固相间热力平衡, 考虑颗粒内部的导热和由内部气体流动产生的对流。有效导热系数最简单的只考虑固体导热, 如 Peters<sup>[16]</sup> 采用的有效导热系数为:

$$k_{\text{eff}} = k_s (1 - \phi), k_s = 0.3 \quad (29)$$

一些文献考虑了颗粒内部的辐射换热, 以简化热流的形式计算辐射换热(等效辐射换热系数)。再加上气体的导热, 有效导热系数为:

$$k_{\text{eff}} = \phi \cdot k_g + (1 - \phi) k_s + 13.5 \phi T_s^3 l_{\text{pore}} / \epsilon \quad (30)$$

另外, 可能是由于研究不同的生物质, 各种传热方式计算式系数有明显差异。

### 1.3.3 质量传输

氧气在颗粒内的传输决定着炭消耗速度，因此，在计算质量传输时，一般考虑氧气的扩散和由气体流动引起的对流，也有些文献考虑了其他多种成分的扩散。扩散系数多用有效值(扩散系数和孔隙率的积)表示：

$$D_{i,eff} = D_i \varphi \quad (31)$$

Thunman<sup>[10]</sup> 认为扩散系数受温度影响的关系是：

$$D_{O_2} = 2.03 \times 10^{-10} T^2 \quad (32)$$

Porteiro<sup>[4]</sup> 采用的式子为：

$$D_{O_2} = 2.593 \times 10^{-6} T^{1/2} \quad (33)$$

当然，文献中其余气体的扩散系数值或计算方法也有许多差别，这里不做详细介绍。

## 2 结论

1) 反应区域模型中，面反应模型适合计算传输控制的反应，如干燥、炭氧化等。体积反应模型适合计算动力控制或动力和传输共同控制的反应，如热解反应等。

2) 描述物理化学过程的模型中，干燥通常有两种—热量传输控制模型和一级Arrhenius公式模型；热解反应有三种—单反应模型，三平行反应模型和考虑焦油裂解的三平行反应模型(共五个反应)；碳消耗有简单炭的氧化到考虑炭和水蒸气等的反应等；部分文献假设挥发分在气相中的燃烧对颗粒燃烧不影响，部分考虑了碳氢挥发份、一氧化碳和氢气的燃烧。不同文献中的反应机理和反应动力学参数差异明显。

3) 传输过程的模型中，动量传输的计算有两种模型—迅速流出模型和达西定理传输模型；热量传输多采用气固相热平衡假设，一般考虑导热和对流，少数考虑辐射(热流辐射法)；质量传输主要考虑对流和氧气的扩散，少数考虑所有气体的扩散。热质传输系数差异明显。

## 参考文献

[1] Loo SV, Koppejan J. The handbook of biomass combustion and co-firing[M]. London, Earthscan: 2008.

[2] Galgano A, Di Blasi C, Horvat A, et al. Experimental Validation of a Coupled Solid-and Gas-Phase model for Combustion and Gasification of Wood Logs[J]. Energy & Fuels, 2006, 20 (5) : 2223-2232.

[3] 陈鲁言, 钟姗姗, 潘智生, 等. 香港、广州、佛山和北京市政垃圾的成分比较及处理策略[J]. 环境科学, 1997, 17 (02) : 58-61.

[4] Porteiro J, Granada E, Collazo J, et al. A model for the Combustion of Large Particles of Densified Wood[J]. Energy & Fuels, 2007, 21 (6) : 3151-3159.

[5] Caram HS, Amundson NR. Diffusion and reaction in a Stagnant Boundary Layer about a Carbon Particle[J]. Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals, 1977, 16 (2) : 171-181.

[6] Cano G, Salatino P, Scala F. A single particle model of the fluidized bed combustion of a char particle with a coherent ash skeleton: Application to granulated sewage sludge[J]. Fuel Processing Technology, 2007, 88 (6) : 577-584.

- [7]Gupta P , Sadhukhan AK , Saha RK.Analysis of the combustion reaction of carbon and lignite char with ignition and extinction phenomena : Shrinking sphere model [J].International Journal of Chemical Kinetics , 2007 , 39 ( 6 ) : 307-319.
- [8]He F , Zobel N , Zha W , et al.Effects of physical properties on one-dimensional downward smoldering of char : Numerical analysis[J].Biomass and Bioenergy , 2009 , 33 ( 8 ) : 1019-1029.
- [9]Ouedraogo A , Mulligan JC , Cleland JG.A Quasi-steady Shrinking Core Analysis of Wood Combustion[J].Combustion and Flame , 1998 , 114 ( 1-2 ) : 1-12.
- [10]Thunman H , Leckner B , Niklasson F , et al.Combustion of wood particles-- a particle model for eulerian calculations[J].Combustion and Flame , 2002 , 129 ( 1-2 ) : 30-46.
- [11]Gronli MG , Melaaen MC.Mathematical model for Wood Pyrolysis Comparison of Experimental Measurements with model Predictions[J].Energy & Fuels , 2000 , 14 ( 4 ) : 791-800.
- [12]Janse AMC , Westerhout RWJ , Prins W.modeling of flash pyrolysis of a single wood particle[J].Chemical Engineering and Processing , 2000 , 39 ( 3 ) : 239-252.
- [13]余春江 , 周劲松 , 廖艳芬 , 等 . 硬木热解过程中颗粒内部二次反应的数值研究 . 单颗粒热解模型的构建[J].燃料化学学报 , 2002 , 30 ( 04 ) : 336-341.
- [14]Yang YB , Sharifi VN , Swithenbank J , et al.Combustion of a Single Particle of Biomass[J].Energy & Fuels , 2007 , 22 ( 1 ) : 306-316.
- [15]Lautenberger C , Fernandez-Pello C.A model for the oxidative pyrolysis of wood[J]. Combustion and Flame , 2009 , 156 ( 8 ) : 1503-1513.
- [16]Peters B , Bruch C.drying and pyrolysis of wood particles : experiments and simulation[J].Journal of Analytical and Applied Pyrolysis , 2003 , 70 ( 2 ) : 233-250.
- [17]He F , Behrendt F.A new method for simulating the combustion of a large biomass particle-- A combination of a volume reaction model and front reaction approximation[J].Combustion and Flame , In Press , Corrected Proof.
- [18]Lu H , Robert W , Peirce G , et al.Comprehensive Study of Biomass Particle Combustion[J].Energy & Fuels , 2008 , 22 ( 4 ) : 2826-2839.
- [19]Zhang M , Yu J , Xu X.A new flame sheet model to reflect the influence of the oxidation of CO on the combustion of a carbon particle[J].Combustion and Flame , 2005 , 143 ( 3 ) : 150-158.
- [20]Arthur JR.reactions between carbon and oxygen[J].Transactions of the Faraday Society , 1951 , 47 , 164-178.
- [21]Evans DD , Emmons H.Combustion of wood charcoal[J].Fire Safety Journal , 1977 , 1 ( 1 ) : 57-66.
- [22]Saidi MS , Hajaligol MR , Mhaisekar A , et al.A 3D modeling of static and forward smoldering combustion in a packed bed of materials[J].Applied Mathematical modeling , 2007 , 31 ( 9 ) : 1970-1996.
- [23]Zhou H , Flamant G , Gauthier D.DEM-LES simulation of coal combustion in a bubbling fluidized bed Part II : coal combustion at the particle level[J].Chemical Engineering Science , 2004 , 59 ( 20 ) : 4205-4215.
- [24]Tognotti L , Longwell JP , Sarofim AF.The products of the high temperature oxidation of a single char particle in an electrodynamic balance[J].Symposium ( International ) on Combustion , 1991 , 23 ( 1 ) : 1207-1213.

原文地址 : <http://www.china-nengyuan.com/tech/119686.html>