

1003-7713/2003/05-350-7

综 述

# 生物质洁净能源研究中的流化床动力学模型\*

周 密, 阎立峰\*\*, 郭庆祥, 朱清时

(中国科学技术大学生物质洁净能源实验室与选键化学开放实验室, 合肥 230026)

摘 要: 分别对最小流化床、鼓泡流化床和腾涌流化床及相应的全混模型、鼓泡模型、气泡汇集模型等加以综述, 分析其优缺点, 并在此基础上提出动力学模拟研究的新思路. 根据流化床内在本质的不同——流化态的不同, 将流化床分为最小流化床、鼓泡流化床和腾涌流化床三种. 总结了前人针对各种流化床提出的全混模型、鼓泡模型、气泡汇集模型等思想, 建议今后可以在以下几个方面进行深入研究: (1) 使得模型更有普适性. (2) 由于气泡有效直径尚不能在理论上求得, 可以在理想气泡直径变化公式的基础上, 加入非线性化学的计算. (3) 确定不同情况下的参数, 使得工作更有延续性, 也使得模型更加具有生命力. (4) 从高压的角度去进行模型的计算, 并得到相应的试验数据支持.

关键词: 生物质、流化床、动力学模型

中图分类号: O664 文献标识码: A

## An Important Topic in Biomass Clean Energy :

### Dynamic Models of Fluidized Beds\*

Zhou Mi, Yan Lifeng\*\*, Guo Qingxiang, Zhu Qingshi

(Biomass Clean Energy Laboratory and Open Laboratory of Bond Selective, University of Science and Technology of China, Hefei 230026)

**Abstract** There are two kinds of gasifier, the fixed bed and fluidized bed. The latter is paid much attention because of its advantages as a high intensity of gasification, a well-distributed temperature, easy controlling and the capacity for continuous and large-scale productions. So it is a matter of primary importance to simulate the chemical and physics phenomena in the fluidized bed gasifier by the dynamic model. The substance of building kinetic model is to write a set of dynamic equations that fit one kind of fluidized bed gasifier, and to confirm the dynamic parameters in it. Through the kinetic modeling study of gasification in the fluidized bed gasifier, we can not only get some reference data for designing the gasifier, but also predict the trend of some important variables such as the heat value, the quantity of product gas, the components of product gas and the efficiency of energy transformation.

The researchers classify the fluidized bed gasifiers by the fluidized velocity of liquid or gas. For different fluidized bed gasifiers, different researchers have built a lot of dynamic models. Though the kinetic equations and the parameters used in the models are different, the methods to resolve the questions have a common ground. Firstly, by considering the geometrical structure of gasifier and analyzing its symmetrical degree, the dimension of the model can be decided. Then, the phases of materials in the gasifier are also considered and several important hypotheses

\* Project supported by the Chinese Academy of Science and State Ministry of Science and Technology. \*\* Corresponding author.

E-mail: lfyang@ustc.edu.cn Received 19 February 2003; in final form 12 May 2003.

are made. Lastly, as they are difficult to simulate and have less importance the complicated terms are neglected. The governing equations and the hypotheses compose the mathematical model of biomass gasification kinetics. After confirming the boundary conditions and the initial values, one result can be obtained. Then the result is compared with the experimental data and the degree of satisfactory agreement indicates whether the model is right and whether the hypotheses are reasonable.

Currently, many kinetic models, each of which has a distinct standpoint, have been established for different fluid beds. But none of these models has been recognized because there are not enough experimental data to confirm them. Further validation is required. We classify and summarize the kinetic models that exist currently by the types of fluid beds, modeling hypotheses, etc. Although the predicted values of existed models tally with experimental data well, the models have many shortages. Advanced research can be proceeded with in several ways: (1) Model should be adjusted to apply in more gasifiers. (2) Because the virtual diameter of bubble cannot be calculated, calculation of non-linear chemistry can be taken into account based on the formula of diameter transformation of ideal bubble. (3) The values of several parameters in different conditions should be confirmed. (4) The factor of high pressure can be added into the model, and more experimental data to prove the validity of model is needed.

**Key words** Biomass, Gasification, Kinetics, Fluidized bed

## 1 引言

大约 46 亿年前,地球从一团围绕太阳高速转动的星际物质中诞生。地球形成之初,大气层是由  $\text{CO}_2$ 、 $\text{NH}_3$ 、 $\text{H}_2$  和水蒸汽组成。在漫长的时间里,覆盖地球的植物不断吸收  $\text{CO}_2$ ,放出氧气,并将  $\text{NH}_3$  氧化为  $\text{N}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$ 。植物和以它们为食的动物变成化石之时,又把  $\text{CO}_2$  带到化石(煤或石油)里储存起来,才逐渐形成了今天这样适合人类生存的以  $\text{N}_2$  和  $\text{O}_2$  为主,  $\text{CO}_2$  仅占 3.5‰ 的大气圈。

自然界的生态体系是由复杂的封闭食物链构成的。光合作用合成植物生物质(纤维和淀粉等),它们被动物食用后转化为动物生物质,这两种生物质被微生物降解还原成水和二氧化碳。这个体系包含多种生物种群,使各级转化过程中的废料和能量都被利用。从而来自太阳的能量被充分利用后逐渐消耗,而构成生物的各种元素则被循环使用<sup>[1]</sup>。因此,这种生态体系是可以可持续发展的。

科学技术对社会经济的发展产生了巨大的影响。使用化石类的生物质—煤、天然气和石油作能源,引起了产业革命,在造就了当代巨大的物质文明的同时,也产生了大气污染、臭氧层破坏和全球变暖等严重环境问题。事实上,一方面人类大量使用煤和石油等化石燃料,放出它们储存的  $\text{CO}_2$ ;另一方面森林面积又在迅速减少,造成大气中  $\text{CO}_2$  含量增加。1827 年法国数学家傅利叶(Fourier)首先提出温室效应的可能性。19 世纪末瑞典化学家阿仑尼乌斯

(Arrhenius)指出燃烧化石产生的  $\text{CO}_2$  可能使全球变暖。1957 年证明大气层中  $\text{CO}_2$  含量确实在迅速增加<sup>[2]</sup>。今天大气层  $\text{CO}_2$  含量是 40 万年来最高的。若无有效措施,到 2100 年,全球气温将平均上升 1.4~5.8℃<sup>[1]</sup>。此外,地球上以煤和石油为主的化石型资源藏量有限,我国更是如此。因此,人类需要开发和使用不增加温室气体的非化石能源,让地球回归生态平衡。生物质,特别是植物生物质正是地球生态系统为人类准备的能源。

虽然人类利用生物质已有很长历史,但用作能源时,直接燃烧的热值和能量利用率都较低;用作原料时,利用的主要是一些易分离、易转化的纤维素,它们在整个生物质资源中所占比例尚小,而其它大部分则任其流失造成污染。因此,人类要重新依靠生物质作能源和化工原料,绝不能重新使用长期以来使用的粗放型的老方法,而必须采用既充分利用资源,又不污染环境的绿色化学方法。其关键问题是如何廉价洁净地把生物质转化成燃料和化工产品。

最初的内燃机曾用乙醇作燃料,后来才被汽油和柴油取代。20 世纪 70 年代的石油危机重新唤起了国际上对醇类燃料的重视<sup>[3]</sup>。它们不产生污染,不增加大气层中  $\text{CO}_2$  的数量,还可以用可再生的生物质大量生产。2000 年巴西用甘蔗制燃料乙醇总产量达  $7.93 \times 10^9$  kg,约占该国汽油消耗量的 1/3。美国主要以玉米为原料生产燃料乙醇,所耗玉米占全美玉米总产量的 7%~8%。2000 年,全美燃料乙醇销售量已达  $5.59 \times 10^9$  kg,年均增长率为 20%<sup>[4]</sup>。我

国也已开始利用玉米或糖类生产乙醇并且已在全国推广车用乙醇汽油。

然而,用粮食生产乙醇的成本居高不下.美国从 20 世纪 80 年代就开始研究使用非粮食类生物质,如快速生长的树木(即速生林)、草类和废弃的农作物秸秆等,把它们中的纤维素和半纤维素转化为乙醇和甲醇.用它们作原料,可望大幅度降低成本.在非耕地上大量种植速生林,还可以增加植被,改善生态系统.现在美国能源部已计划用非粮食类生物质,通过酶水解法在 2005 年生产  $9 \times 10^7 \text{ m}^3$  乙醇,价格为 0.20 美元/升,在 2030 年生产  $8.5 \times 10^8 \text{ m}^3$  乙醇,价格为 0.14 美元/升,通过气化后合成甲醇,成本为 0.13 美元/升,它将大大低于目前的市场价:0.34 ~ 0.48 美元/升<sup>[5]</sup>,可以预见不久之后,在保护生态的要求和巨大的商业利润趋动下,用非粮食类生物质生产的醇类燃料必将广泛使用.

目前国际上已开发出两类用非粮食类生物质中的木质纤维素制乙醇和甲醇的新工艺,一类是生物技术法(发酵法),它在预处理后利用生物酶催化降解木素、纤维素和半纤维素,再把两者转化为乙醇;另一类是热化学方法,即在一定温度、压力和时间控制条件下将生物质转化成气态或液体燃料(甲醇、乙醇或氢气).

用热化学法加工生物质已有很久的历史.古埃及人曾用木蒸馏技术得到焦油和焦木酸,用于防腐.干馏木柴生产可燃气体和固体碳,这些都是人们熟知的.热化学转化包括高温分解和气化.高温分解的产物为木炭和木焦油.气化得到中等发热值的燃料油和可燃性气体(一氧化碳、氢气、小分子烃类化合物).把热化学裂解得到的气体组分进行重整,即调节这两种气体的比例,使其最适合合成特定物质(例如合成甲醇需要  $\text{CO}:\text{H}_2 = 1:2$ ),再通过催化合成,就可得到液体燃料(甲醇、乙醇、醚、汽油等).

用一氧化碳和氢气合成甲醇是一项成熟的技术,甲醇是一种清洁燃料.在美国,有许多公司都在致力于开发由生物质合成甲醇的技术.夏威夷太平洋高科技研究中心已经建立了一套发电兼制甲醇的气化装置.

生物质气化的本质就是将其储存的太阳能转化为产物的化学能.这些过程与 20 世纪的石油化工有相似之处<sup>[1]</sup>,事实上,石油就是矿化的生物质或生物质的化石,许多石油化工的技术都可以再借用.但是这些过程与石油化工又有一个重要差别,生物质

是碳水化合物,它比石油(碳氢化合物)多含氧元素.因此用生物质可以生产出富氧的洁净燃料,对保护环境十分有利.大力开展用生物质生产燃料的研究,必将推动化学沿这个新方向大发展.

我们实验室是以此为学科方向的研究基地.搞清楚生物质气化反应的动力学过程,对于设计一个好的气化炉,并且达到最理想的能源转化是至关重要的.

气化炉主要可以分为固定床和流化床两大类.它们的构造见图 1 和图 2<sup>[6]</sup>.从图中可以看出:由于流化床具有气化强度大、温度场均匀、易于控制、适用于连续化大规模生产等显著优点,它得到广泛的使用.很多有关流化床的动力学模型已经建立,下面我们将对前人工作进行简单的评述.

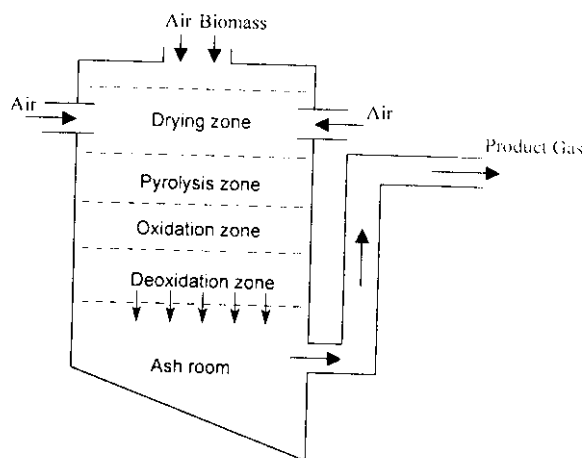


图 1 下吸式固定床气化炉

Fig. 1 Stratified downdraft fixed bed gasifier

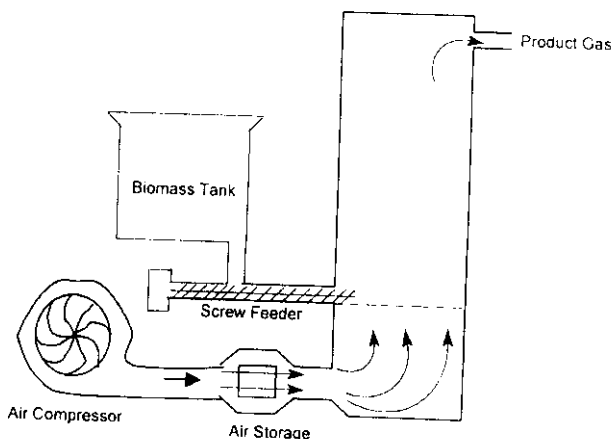
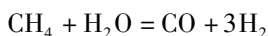
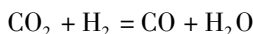
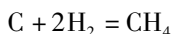
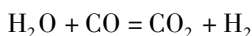
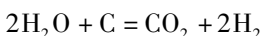
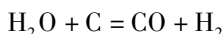
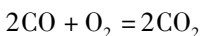
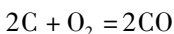
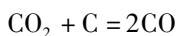
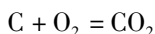


图 2 流化床气化炉

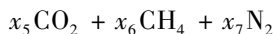
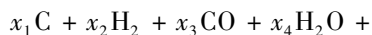
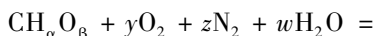
Fig. 2 Fluidized bed gasifier

## 2 流化床生物质气化过程反应

对生物质的流化床气化过程中物理化学现象的研究是进行动力学模拟的基础. 气化过程中反应很复杂, 往往随着工艺流程、反应条件、气化剂的种类、原料的性质和粉碎力度等条件的不同而不同, 但是不同的气化过程基本包括以下反应<sup>[7]</sup>:



由于在实际过程中上述反应中的 C 并非纯碳, Wang 和 Kinoshita 就使用  $CH_\alpha O_\beta$  来表示<sup>[8]</sup>:



其中,  $CH_\alpha O_\beta$  为生物质的化学表达式,  $\alpha$ 、 $\beta$  由原料的最终分解结果确定(例: 木屑的  $\alpha = 1.4$ ,  $\beta = 0.59$ ).

## 3 流化床气化炉中生物质气化动力学模型

动力学模型的实质就是建立一组适合某种流化床的动力学方程, 并确定其中的动力学参数. 通过这样的模型, 可以预测热值、产气量、生成气组分、能量转换效率等指标随着反应温度、床高、通入气流速率等初始参数不同而变化的趋势, 从而可以作为评价气化炉的重要方法, 对最优化气化炉具有重要意义.

不同学者使用的动力学方程及参数差别很大, 但他们所做模型通常都做以下假设: 由于气化炉内生物质的高温热解和二次燃烧相比较氧化剂扩散和气化反应来说极其迅速, 不构成速控步, 所以将之忽略.

### 3.1 最小流化床和特殊流化床

如图 3 所示, 气体通过固体颗粒状物料的空隙往上吹, 当速度达到某一临界点时, 气体对于固体颗粒的浮力等于颗粒所受重力. 这个临界点上的速度

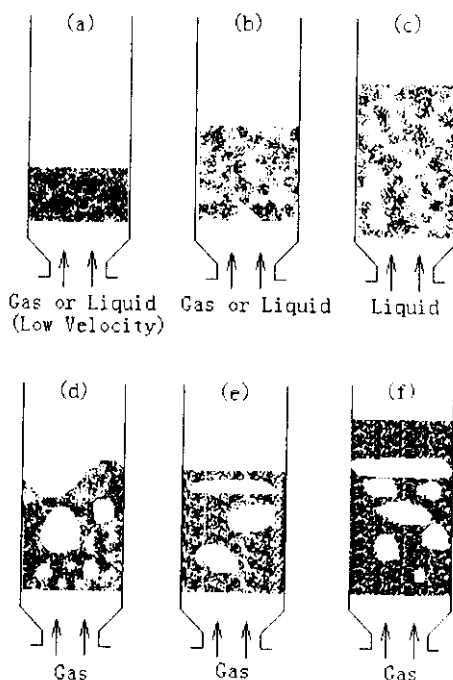


图 3 各类流化床气化炉炉内组成

(a) 准流化床 (b) 最小流化床 (c) 特殊流化床;  
(d) 鼓泡流化床 (e) 腾涌流化床 (f) 层式腾涌流化床.

Fig. 3 Structures of Fluidized Beds

(a) Fixed bed; (b) Minimum fluidized bed;  
(c) Specific fluidized bed (d) Bubble fluidized bed;  
(e) Slugg fluidized bed (f) Layer slugg fluidized bed.

被称为“临界流化速度” $V_{mf}$ . 此时所有物料颗粒刚刚悬浮于上升气化流中, 在流化床中任何一个断面上的压力降都等于流体和固体在该断面上的重量之和, 每个颗粒不再依靠其它颗粒保持它的空间位置, 可以在床层中自由运动. 这时, 称之为最小流化床, 如图 3 (b). 在此之前, 流化床内情况如图 3 (a).

如果用液体代替气体, 便会产生一个平滑流化床, 称之为特殊流化床, 如图 3 (c).

对于这样一个颗粒受力均匀, 温度场分布连续的体系, Purdy 等在 1981 年提出了动态全混模型<sup>[9]</sup>. 他们的基本假设有: ① 气流与生物质颗粒混合均匀; ② 气流速度恒定, 等于起始流化速度 ( $V_{mf}$ ); ③ 通入气体中所有的 O 被认为组成了最终产物  $CO_2$ 、CO.

这种模型将气化炉简单地视为一段或多段全混反应器, 探讨了自由空间反应、瞬态脱挥发份反应、流化床层内的气化反应及瞬态燃烧反应, 还考虑了颗粒的扬析现象和流化炉热损失, 最终表明, 模型预测数据与实验结果简单相符.

实际上气化炉中气体流速很难正好处于临界流化速度,往往大于它,在这种情况下,原来对于“气流与生物质颗粒混合均匀”的假设是不成立的.而且,将气化炉看作全混反应器的考虑显然过于简单,此类动力学模型比较粗糙,可用来对实验数据作初步分析.

### 3.2 鼓泡流化床

当气体速度高于临界流化速度时,便会在床中形成非常不稳定的气泡和气流,并向上运行,至床顶处破裂.此时固体颗粒的运动极不规律,床高比相同情况下最小流化床略高,这种情况下,称之为鼓泡流化床,如图 3(d).

鼓泡流化床模型非常多,因为生物质气化技术刚刚起步,所以一些早期的模型是为了煤的气化而做的.由于它们的思想基本一致,具有借鉴意义,所以一并列举.鼓泡床模型均以流化床两相理论为基础,建立在以下共同基本假设上:①床层中包括两相,即鼓泡相和密集相;②密集相中气速等于起始流化速度( $V_{mf}$ ),超过此速度的气体( $V - V_{mf}$ )均以气泡形式通过床层;③由于鼓泡作用,床层高度将由开始的 $L_{mf}$ 膨胀到实际流化高度 $L$ ;④鼓泡相为活塞流,即沿流动方向无物质和能量交换,内无固体粒子;⑤密集相中含有所有固体粒子,反应只在密集相中进行,密集相流动模式为平推流和全混流;⑥鼓泡相与密集相之间的交换量为穿透量和扩散量之和.

Weimer 和 Clough 认为气化炉内气固反应遵循界面反应模型<sup>[10]</sup>,也就是未反应核缩减模型.他们建立的模型处在常压下,模型预测的温度曲线(尤其是靠近气体分布板处)和整个碳转化率,对密集相与鼓泡相之间交换系数的值很敏感.他们认为焦燃烧反应发生在可忽略厚度的区域内.他们使用一级速度表达式处理非均相反应,二级速度表达式用于均相燃烧反应,但是并没有解释因反应引起的摩尔数变化.但是这个模型是针对煤的气化炉而提出的,生物质与之比较,具有未烧结、颗粒均匀的特点,所以我们认为可能微粒模型更加适合一点.

Saffer 等发现模型预测的碳转化率与试验数据基本吻合<sup>[11]</sup>,通过敏感性分析,他们认为模型预测对动力学参数比流体力学参数敏感,并提出如果考虑颗粒的停留时间分布和气固温度差别,模型预测精度将提高.目前已有一些报道<sup>[12]</sup>涉及停留时间分布在模型中的影响,但是普遍还认为气固混合均匀,

温度相等,没有热交换.

如上所述,动力学参数在模型中占有的地位非常之高,造成其后大部分模型都致力于更好地确定动力学参数的值,以及其它的一些修补性工作.但是由于各参数的确定往往仅对特定的气化炉是正确的,或者是经过了比较特殊的近似,彼此之间不能认可.我们不再介绍纯计算方面的文献,仅将一部分在理论上有新见解的工作列举于下:

Kobayashi 对鼓泡流化床中的鼓泡和固体微粒的行为做了一些研究<sup>[13]</sup>.他提出了一个鼓泡模型,试图不仅对鼓泡在流化床中的行为进行计算,而且对固体微粒是如何混合和循环的能够预测.模型中微粒满足 Navier-Stokes 等式.他们通过一个探针粒子完成了对炉内的观测.

Matsui 等认为模型模拟结果对气泡直径很敏感<sup>[14]</sup>.Matsui 模拟流化床条件下氮气流热解从而估计煤热解组成,并修正了鼓泡床模型中气泡体积积分率以得到气固化学计量一致的质量平衡,动力学数据由热重法求得,由此得到的结果较好地解释了煤中 C 和 CO<sub>2</sub> 转化率.他们还发现,当使用床层中间处所测定的气泡尺寸时,模型预测结果和试验数据相符程度最好.之前的模型一般认为气泡的体积是恒定的,事实上,流化床内气泡体积在不断变化,总体趋势为随着上升过程中的会合而长大.可以想见, Matsui 的模型之所以使用床层中间处气泡尺寸结果更好,是因为该处气泡尺寸最接近平均值.

Daniele Fiaschi 与 Marco Michellini 提出一个改进后的鼓泡流化床的生物质气化模型<sup>[15]</sup>.该模型是一维的,能够计算出沿反应器轴向的温度和浓度梯度.他们的模型与一般模型类同,考虑了密集相和鼓泡相,认为反应在鼓泡相中进行,但加入了对两相间物质交换的考虑.在这个模型中,应该说,床高、气流速度和气泡直径是关键的基本参数.值得一提的是,该模型在当流化床表面气流速度 $V$ 等于 $V_{mf}$ 时,自动转化为一相的模型,与前面所述的全混模型在某些方面具有共同点.

### 3.3 腾涌流化床

当鼓泡流化床所通气流速度继续加大时,鼓泡愈来愈激烈,尺寸也愈来愈大.当气泡直径增加至与流化床内径相等时,称之为“腾涌流化床”.如图 3(e),为固体颗粒较小的情况,图 3(f)为固体颗粒较大的情况,则成为“层式腾涌流化床”.

对于腾涌流化床,一般认同的动力学模型是气

泡汇集模型。Sadaka 提出了该模型的理论基础<sup>[16-18]</sup>,它是建立在几个基本假设上的:① 腾涌流化床由几个间隔串连而成,每个间隔高度与相应床高处的气泡直径大小相等;② 每个间隔均由鼓泡相和密集相组成;③ 鼓泡相中不含固体粒子,处于活塞流状态;④ 密集相中气速等于起始流化速度,被认为是稳定的;⑤ 床层的增高由于鼓泡作用引起;⑥ 在气泡未达到最大稳定尺寸之前,即:未达到床层直径而通过床层时,认为气泡直径是连续增大的。当上升流速达到颗粒的极限速度时,则气泡直径达到最大稳定气泡直径  $D_{bmax}$ ,由下式计算:

$$D_{bmax} = \frac{U_t}{0.71} \frac{1}{g}$$

其中,  $D_{bmax}$  为最大稳定气泡直径;  $U_t$  为终端速度;  $g$  为重力加速度。

Mori 等发现把试验确定的动力学数据代入气泡汇集模型中<sup>[19]</sup>,预测结果与气化炉试验数据基本吻合。对 0.3 m 直径的气化炉,气泡汇集模型与全混模型预测结果相互一致;而对 4 m 直径的气化炉,两个模型则给出显著不同的结果。这个原因是很容易解释的,对小直径气化炉,气泡直径不大,影响比大直径气化炉自然要小得多;同样的,我们可以做出预测,对于小直径的腾涌床,使用两相鼓泡床模型和气泡汇集模型之间计算结果差异一定会比大直径腾涌床的结果差异小。

Alexandre 等的模型在本质上将气泡汇集模型简化为气泡直径随床高变化的两相模型<sup>[20]</sup>。但他们只得到模型预测和试验数据间定性的一致,并归结原因为采用了不准确的动力学数据。

## 4 小 结

流化床根据构造可以分为单流化床、循环流化床、双流化床和携带床几种;本工作根据流化床内在的本质——流化态的不同,将流化床分为最小流化床、鼓泡流化床和腾涌流化床三种。针对各种流化床,研究者们提出了全混模型、鼓泡模型、气泡汇集模型等思想。全混模型未考虑床层内复杂的流体力学特性,相比来说过于简单,但是可以用来做为初步的定性分析之用。鼓泡模型将床层分为两相,比较符合实际,但是模型中对动力学参数和流体力学参数非常依赖,造成往往不同气化炉之间不能通用,目前生物质气化技术刚刚起步,很多模型尚需大量的数据来验证,前期的鼓泡模型一直将气泡直径假设为

固定值,这是模型不符合实际的一部分原因,但是近年来,已有研究者将气泡直径做为变量考虑在模型之中,这是一个比较好的发展方向。对于气泡汇集模型,我们可以发现它的基本假设与鼓泡模型大致相同,而且考虑了气泡连续增大的因素,但是它只给出了最大稳定气泡直径的计算公式,所以具有局限性,通常用于腾涌流化床。

尽管前人建立的模型大部分预测结果与试验较为吻合,但是也有很多不足之处。今后可以在以下方面进行深入研究:

1. 使得模型更有普适性。我们发现,从最小流化床→鼓泡流化床→腾涌流化床,气泡从无到有,到最后直径与气化炉内径相同,气泡直径是区分它们的关键参数之一。那么完全可以对鼓泡床模型进行改进,考虑入气泡直径随温度、压力、床高、气流速度等因素的变化效应,使得最小流化床和腾涌流化床分别成为气泡直径  $D_b$  分别等于 0 和  $D_{bmax}$  时的极限情况。

2. 由于气泡有效直径尚不能在理论上求得,实际中又由于影响因素过多而只能估计,因此它通常只是被用来做与试验数据相拟合时使用的可调参数,一直未被重视。但是笔者认为,可以在理想气泡直径变化公式的基础上,加入非线性化学的计算,以气泡直径做为遵循一定变化规律的随机变量,给它加一个微扰,对之做傅立叶变换,叠代后选取积极的结果。

3. 目前的模型多数没有充足的数据来验证,而且它们在动力学参数值上对试验的依赖性太强,不同的模型往往参数稍微改变就不能通用。模型的完善可以走向“单机理,多参数”,也就是认同鼓泡床模型的机理,在模型中为趋于完善而设置比较多的合理参数。通过大量的数据测量,我们可以确定不同情况下的参数,使得工作更有延续性,也使得模型更加具有生命力。

4. 前人的工作往往在常压下进行,我们课题组将准备在 1 MPa 下运行气化炉(最大可以达到 3 MPa),这在国内尚属首创。从高压的角度去进行模型的计算,并得到相应的试验数据支持,将是很好的一个发展方向。

致谢:本工作受国家科技部重大基础研究预研项目和中国科学院知识创新工程项目资助。

## 参 考 文 献

- [ 1 ] Zhu Qingshi ( 朱清时 ), Yan Lifeng ( 阎立峰 ), Guo Qingxiang ( 郭庆祥 ). Biomass Clean Energy ( 生物质洁净能源 ), Beijing ( 北京 ): Chemical Industrial Press ( 化学工业出版社 ), 2002.
- [ 2 ] Zhang Kunmin ( 张坤民 ), He Xueyang ( 何雪扬 ), *et al.* Translate. Climate Protection Protocol ( 气候保护倡议 ), International Resource Academe ( 世界资源研究所著 ), Beijing ( 北京 ): Chinese Environment Science Press ( 中国环境科学出版社 ), 2000. 12
- [ 3 ] <http://www.eia.doe.gov/oiaf/1605/ggprt/pdf/appendixd.pdf>, 2003.
- [ 4 ] <http://www.eia.doe.gov/oiaf/aeo/pdf/overview.pdf>, 2003.
- [ 5 ] [http://www.ott.doe.gov/biofuels/pdfs/thermochemical\\_conversion.pdf](http://www.ott.doe.gov/biofuels/pdfs/thermochemical_conversion.pdf), 2003.
- [ 6 ] Liu Guoxi ( 刘国喜 ), *et al.* Country Energy Source ( 农村能源 ), 1999, **6** : 17
- [ 7 ] Jianmin Ding, Dinitri Gidaspow. *AICHE Journal*, 1990, **36**( 4 ): 523
- [ 8 ] Wang Y, Kinoshita C M. *Solar Energy*, 1993, **51**( 1 ): 19
- [ 9 ] Mark J Purdy, Riched M Felder, James K Ferrell. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 1981, **20** : 675
- [ 10 ] Weimer A W, Clough D E. *Chem. Eng. Sci.*, 1981, **36** : 549
- [ 11 ] Saffer M, Ocampo A, Laguerie C. *International Chemical Engineering*, 1988, **28** : 46
- [ 12 ] Robert C Brown, Scott P Overmann. *Powder Technology*, 1998, **98** : 13
- [ 13 ] Kobayashi N, Yamazaki R, Mori S. *Powder Technology*, 2000, **113** : 327
- [ 14 ] Witt P J, Perry J H, Schwarz M P. *Applied Mathematical Modelling*, 1998, **22** : 1071
- [ 15 ] Daniele Fiaschi, Marco Michelini. *Biomass and Bioenergy*, 2001, **21** : 121
- [ 16 ] Sadaka Samy S, Ghaly A E, Sabbah M A. *Biomass and Bioenergy*, 2002, **22** : 439
- [ 17 ] Sadaka Samy S, Ghaly A E, Sabbah M A. *Biomass and Bioenergy*, 2002, **22** : 463
- [ 18 ] Sadaka Samy S, Ghaly A E, Sabbah M A. *Biomass and Bioenergy*, 2002, **22** : 479
- [ 19 ] Mori S, Nomura S, Kurita M, *et al.* In : Proc. Fourth Int Conf on Fluidization, Ed. by Kunii D, Toei R. Engineering Foundation. New York, 1983. 639
- [ 20 ] Alexandre M S Costa, Marcio L. de Souza-Santos. *Power Technology*, 1999, **103** : 110