

循环流化床煤气化平衡模型研究

张荣光, 那永洁, 吕清刚

(中国科学院工程热物理研究所, 北京市海淀区 100080)

EQUILIBRIUM MODEL OF COAL GASIFICATION IN A CIRCULATING FLUIDIZED BED

ZHANG Rong-guang, NA Yong-jie, LU Qing-gang

(Institute of Engineering Thermophysics, Chinese Academy of Sciences, Haidian District, Beijing 100080, China)

ABSTRACT: A kinetic modified equilibrium model of coal gasification in a circulating fluidized bed is proposed in this paper. The model is based on mass balance, heat balance, chemical equilibrium as well as the kinetically empirical correlations of the carbon conversion and the yield of CH_4 obtained from experimental data. Predictions of the model compare reasonably well with the obtained experimental data in the same conditions. The effects of the feed rate of air, steam and coal on bed temperature, gas composition, calorific value, carbon conversion and gasification efficiency are predicted and analyzed with the model.

KEY WORDS: Thermal power engineering; Coal gasification; Circulating fluidized bed; Model

摘要: 该文根据试验结果拟合了碳转化率和甲烷产率动力学经验关系式, 结合物料平衡、能量平衡和化学平衡, 建立了动力学修正的循环流化床煤气化平衡模型。在与试验相同的条件下, 进行了循环流化床煤气化模拟计算, 模拟计算结果和试验结果比较吻合。在此基础上, 还就空气加入量、蒸汽加入量及加煤速率对床温、煤气组成、煤气热值、碳转化率和气化效率的影响做了预测和分析。

关键词: 热能动力工程; 煤气化; 循环流化床; 模型

1 引言

煤炭在我国的经济发展中发挥着举足轻重的作用, 但利用效率较低, 同时也给环境带来了严重的污染, 制约了经济的可持续发展。煤炭气化是洁净、高效利用煤炭的最主要途径之一, 是许多工业过程的关键技术和重要环节。在已经开发成功的煤气化技术中, 流化床以设备结构简单、操作温度适

中、产品气不含焦油和以碎煤为原料等优点而受到关注。我国在“六五”至“九五”期间投入了大量的人力、物力进行流化床煤气化技术的研究, 并取得了一定的成果^[1-2]。与鼓泡流化床相比, 循环流化床具有很多优点, 由于没有悬浮段, 整个反应器温度分布均匀、单位容积生产能力更大、更容易放大。

1980年以来, Ahlström 和 Lurgi 公司^[3]建立了多个以木屑和树皮为原料的气化装置, Lurgi 公司以煤和生物质为原料在循环流化床气化炉上进行了 6000h 的试验研究^[4]; 2001 至 2003 年, Foster Wheeler 公司承担了美国 Vision 21 Program 项目, 以煤或石油焦为原料进行了循环流化床加压空气或富氧空气的气化试验研究^[5-9]; 中国科学院山西煤化所^[10]在电加热循环流化床气化试验装置上进行了煤焦与 CO_2 或 CO_2/O_2 混合气体反应的试验研究, 并提出了一维循环流化床反应器模型。2002 年, 中国科学院工程热物理研究所承担了国家高技术研究发展计划

(863 计划)“循环流化床加压煤气化”的课题, 建成常压循环流化床气化试验台, 并完成了 3 个煤种的 116 个工况的试验^[11-12], 最近在试验基础上进行了模型研究。本文根据试验结果拟合了碳转化率和甲烷产率动力学经验关系式, 结合物料平衡、能量平衡和化学平衡, 提出了动力学修正的循环流化床煤气化平衡模型; 在与试验相同的条件下, 进行了神华煤气化模拟计算, 并将模拟结果和试验结果进行了对比; 模拟了空气加入量、蒸汽加入量和加煤速率对气化指标的影响, 并对此进行了分析。

2 试验及试验结果

循环流化床煤气化试验是在 CFBR100 试验台进行的, 它主要由提升管(内径 100 mm, 高 3000

基金项目: 国家 863 高技术基金项目 (2003AA529220)。

The National High Technology Research and Development of China (863 Program) (2003AA529220).

mm)、旋风炉、立管及 U 型返料器构成, 这些部件的材料为高温合金, 外部包裹纤维棉。煤由可调转速的螺旋给料机送入提升管底部, 气化介质(预热空气及蒸汽)通过布风板进入到提升管底部, 返料风为常温空气。经过旋风炉后的煤气被水间接冷却, 经过布袋除尘器净化后排放。煤气成分由在线分析仪实时分析记录, 煤气取样点设在布袋除尘器后。

在试验开始前, 将 3 kg 粒径小于 1 mm 的石英砂作为床料加入提升管内, 然后点燃液化石油气预热气化试验台; 当床温超过 400℃后, 开始加煤并逐步关闭液化石油气; 当床温达到 800℃左右时, 通入蒸汽, 逐步调整到试验状态。试验过程及试验结果的详细描述见文献[11-12]。

3 平衡模型

3.1 循环流化床煤气化平衡模型

尽管动力学模型可以提供反应机理和速度的基本信息, 但由于平衡模型可以预测反应的限度、指导过程设计、评价及优化, 因而也是有价值的^[13]。

建立在化学平衡、质量平衡和热量平衡基础上的平衡模型模拟煤气化过程已经有文献报导^[14-19], 但通常情况下由于实际加入的碳并没有完全转化, 因而模拟效果受到影响。于是, Li^[13]和 Ruprecht^[20]提出用碳转化率作为唯一的动力学参数来修正平衡模型(称动力学修正的平衡模型), 模拟效果得到了明显改善, 但没有解决甲烷浓度预测不准的问题。为提高模拟准确程度, 本模型采用碳转化率和甲烷产率两个动力学参数对平衡模型进行修正。

对试验数据回归分析后发现: 碳转化率与空气煤比和煤种相关密切, 但与蒸汽煤比无关, 与 Li^[13]和 Ruprecht^[20]提出的碳转化率经验关系式不完全一致。对神华煤而言, 碳转化率 $C_c(\%)$ 经验关系式为

$$C_c = -3.8673 (F_a/F_c)^2 + 40.131 (F_a/F_c) - 18.843 \quad (1)$$

$(F_a/F_c = 1.9 \sim 4.3, F_c = 3.0 \sim 8.4)$

式中 F_a/F_c 为空气煤比(kg/kg), F_c 为加煤速率(kg/h)。

彭万旺等^[1]的流化床煤气化试验结果表明, 甲烷来自煤热解, 而非气相合成反应。这可能是已报道的平衡模型不能准确预测甲烷浓度的主要原因。在本平衡模型中使用了另一个动力学修正参数, 即甲烷产率 Y_{CH_4} (m^3/kg 煤)。Lee^[21]和 Ocampo^[22]在小型流化床上进行的煤气化试验结果表明, 随着温度的升高甲烷浓度下降, 与本试验结果一致, 说明温

度是主要的影响因素。因为试验是在 800℃以上的温度进行的, 全部挥发分即释放, 进一步提高温度会加剧甲烷裂解反应, 导致甲烷浓度下降。依据以上分析, 并结合神华煤循环流化床煤气化试验数据, 将甲烷产率与温度进行了统计分析, 得到甲烷产率经验关系式为

$$Y_{CH_4} = -0.0076t + 8.303$$

$$(t = 790 \sim 941^\circ C, F_a/F_c = 1.9 \sim 4.33, F_c = 3.0 \sim 8.4) \quad (2)$$

变换反应的平衡常数受温度影响显著。仿照文献[16-19], 在本平衡模型中采用如下经验式计算变换反应的平衡常数

$$k = 0.0265 \exp\left(\frac{3550}{t + 273}\right) \quad (3)$$

此外, 在本平衡模型中还增加了如下假设:

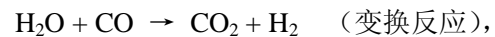
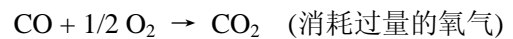
(1) 煤中有机质除了碳元素以外的其它所有元素都完全转化成煤气成分。煤中硫全部转化为 H_2S ;

(2) 煤气中的甲烷来源于煤热解反应, 且煤气中不含有焦油;

(3) 变换反应迅速达到平衡状态;

(4) 灰分在气化过程为惰性;

(5) 为简化计算^[20], 将所有的气化反应简化成如下形式



即认为碳与氧首先直接反应生成 CO , CO_2 一方面由 CO 与多余的氧发生燃烧反应而得到, 另一方面通过变换反应而获得。忽略碳与水蒸气的气化反应。于是, 可以写出如下质量平衡方程和热平衡方程:

$$(N_{H_2O})_R = (N_{H_2O})_{COAL} + (N_{H_2O})_{Feed} - W_D \quad (4)$$

$$(N_{H_2S})_R = (N_S)_{COAL} \quad (5)$$

$$(N_{N_2})_R = 0.5[(N_N)_{COAL} + (N_N)_{AIR}] \quad (6)$$

$$(N_{CO_2})_R - (N_{CH_4})_R = (N_O)_{COAL} + (N_O)_{AIR} - 0.01C_c \times (N_C)_{COAL} + W_D \quad (7)$$

$$(N_{CO})_R - (N_{CO_2})_R + (N_{CH_4})_R = 0.01C_c \times (N_C)_{COAL} \quad (8)$$

$$(N_{H_2})_{Re} + 2(N_{CH_4})_R + (N_{H_2S})_R = 0.5(N_H)_{COAL} + W_D \quad (9)$$

$$k = [(N_{CO_2})_R \cdot (N_{H_2})_R] / [(N_{CO})_R \cdot (N_{H_2O})_R] \quad (10)$$

以上质量平衡方程式中 $(N_{H_2})_R$ 、 $(N_{H_2O})_R$ 、 $(N_{CH_4})_R$ 、 $(N_{H_2S})_R$ 、 $(N_{CO})_R$ 、 $(N_{CO_2})_R$ 、 $(N_{N_2})_R$ 分

别为煤气中 H_2 、 H_2O 、 CH_4 、 H_2S 、 CO 、 CO_2 、 N_2 的摩尔流率(kmol/h); $(N_H)_{COAL}$ 、 $(N_C)_{COAL}$ 、 $(N_O)_{COAL}$ 、 $(N_N)_{COAL}$ 、 $(N_S)_{COAL}$ 和 $(N_{H_2O})_{COAL}$ 分别为给煤中 H、C、O、N、S 和水的摩尔流率; $(N_{H_2O})_F$ 为水蒸汽中水的摩尔流率; $(N_O)_{AIR}$ 和 $(N_N)_{AIR}$ 分别为加入的空气中 O 和 N 的摩尔流率; W_D 为水的分解速率(kmol/h)。

$$\sum_l m_l \Delta H_{f,feed,298}^0 + \sum_l m_l H_{feed}(T_{feed,l}) = \sum_i m_i \Delta H_{f,prod,298}^0 + \sum_i m_i H_{prod}(T) + \Delta H$$

($l = \text{煤, 水, 空气}; i = CO, CO_2, H_2, N_2, CH_4, \text{灰}$) (11)

式中 m_l 和 m_i 分别为原料和产物中某物质的质量流率(kg/h); $\Delta H_{f,feed,298}^0$ 和 $\Delta H_{f,prod,298}^0$ 分别为原料和产物中某物质的标准生成热(kJ/kg); $H_{feed}(T_{feed,l})$ 和 $H_{prod}(T)$ 分别为原料中某物质在输入温度下的焓和产物中某物质在平衡温度下的焓(kJ/kg); ΔH 为散热损失(kJ/h)。

试验所用的循环流化床煤气化炉的散热量由试验数据回归得到

$$\Delta H = 18.043 t + 15729, (t = 750 \sim 950^\circ C) \quad (12)$$

平衡模型计算过程如下:

- (1) 输入水蒸气、煤和空气的加入速率及温度;
- (2) 根据碳转化率经验关系式计算实际参加反应的碳量;
- (3) 给定反应温度 t , 一般设在 $700^\circ C$;
- (4) 计算变换反应的平衡常数;
- (5) 根据甲烷产率经验关系式计算甲烷产率;
- (6) 根据质量平衡方程计算出各组分的摩尔流率;

(7) 将步骤(5)得到的结果代入热量平衡方程, 检验是否成立。如果输入的热量(热量平衡方程左侧) $>$ 输出的热量(热量平衡方程右侧), 则 $t=t+1$, 返回步骤(4), 重新计算; 否则, 输出计算结果(包括平衡温度、气体浓度、热值、碳转化率、冷煤气效率等)。

3.2 模型计算结果与试验值的比较

一些典型的神华煤气化试验的煤气成分浓度的试验值和平衡模型计算值分别示于图 1~图 5。采用 3 种方法进行了模拟计算, 模拟计算条件与试验条件完全相同。方法 1: 用 FactsageTM 商用计算软件计算, 除碳外的所有元素的加入量以实际加入量代入, 而碳则以实际参加反应的量(由实际碳转化率

计算得到)代入, 对该计算方法进行碳转化率动力学修正, 计算结果在图 1 至图 5 中以符号 Δ 表示; 方法 2: 用本平衡模型计算, 但直接用文献^[16-19]的经验式计算变换反应平衡常数, 计算结果在图 1~图 5 中以符号 \square 表示; 方法 3: 用本模型计算, 结果在图 1~图 5 中以符号 \circ 表示。表 1 显示了 3 种模拟方法计算结果的平均相对偏差($s = (\sum_1^N |(\text{计算值} - \text{试验值})| / \text{试验值}) / N$)。可以看出: 尽管进行了碳转化率动力学参数修正, FactsageTM 商用计算软件在 CH_4 的预测上仍存在较大偏差, 说明仅由碳转化率修正的平衡模型不能准确计算 CH_4 浓度, 与 Li^[13] 得到的结论一致; 从平均相对偏差的大小看, 本平衡模型的模拟效果优于方法 2, 说明平衡常数计算式与试验条件有关。

综上, 本平衡模型中引入碳转化率和甲烷产率两个动力学参数, 平衡模型的计算结果能够真实地反映试验结果, 说明建立平衡模型的方法是正确的。假如可以进一步获得碳转化率和甲烷产率的通用关系式, 即随操作参数(如: 停留时间)、燃料性质及反应器参数等的变化规律, 则平衡模型的实用性将得到提高。

为了加深对循环流化床煤气化特性的认识, 利用本文中提出的平衡模型, 以神华煤为原料模拟分析空气加入量、蒸汽加入量和加煤速率对循环流化床煤气化的主要指标的影响情况。

为了加深对循环流化床煤气化特性的认识, 利用本文中提出的平衡模型, 以神华煤为原料模拟分析空气加入量、蒸汽加入量和加煤速率对循环流化床煤气化的主要指标的影响情况。

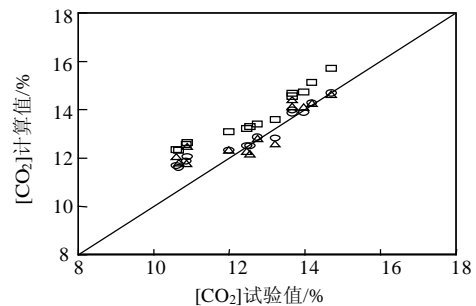


图 1 CO_2 浓度计算值与试验值对比图

Fig. 1 Predicted vs. measured CO_2 concentration

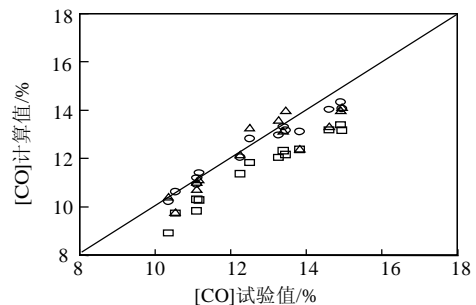


图 2 CO 浓度计算值与试验值对比图

Fig. 2 Predicted vs. measured CO concentration

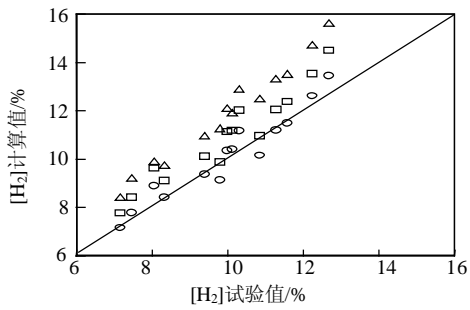


图 3 H₂ 浓度计算值与试验值对比图
Fig. 3 Predicted vs. measured H₂ concentration

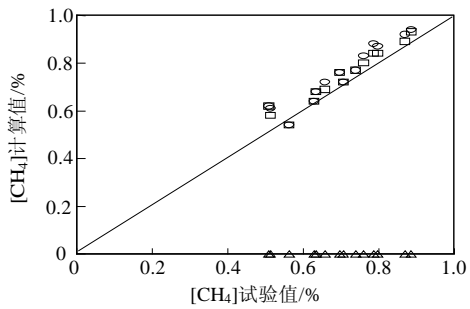


图 4 CH₄ 浓度计算值与试验值对比图
Fig. 4 Predicted vs. measured CH₄ concentration

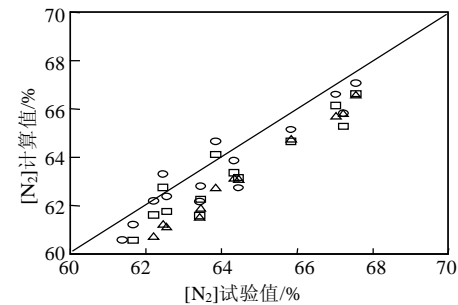


图 5 N₂ 浓度计算值与试验值对比图
Fig. 5 Predicted vs. measured N₂ concentration

表 1 三种模拟方法的平均相对偏差(%)

组分	CO	CO ₂	H ₂	CH ₄	N ₂
方法 1	4.36	5.04	20.07	99.95	2.30
方法 2	9.95	8.71	11.33	6.88	1.99
方法 3	4.52	4.17	5.21	8.81	1.40

4 气化过程的预测

4.1 空气加入量对气化过程的影响

给定加煤速率(7kg/h)、蒸汽量(1kg/h)和气化剂温度(400℃)时,空气量的变化(10~19m³/h,即 $F_a/F_c = 1.69 \sim 3.22$)对床温(即提升管平均温度)、煤气组成和热值、碳转化率及气化效率的影响情况分别示于图 6~图 9。可以看出:随着空气量的增加,床温和碳转化率均有提高;当空气给入量小于 16m³/h 时,煤气组成随空气量变化显著,煤气热值和气化效率随空气量的增加而增加,此后继续增加空气量,煤气组成和气化效率变化较小,煤气热值下降。因

为当加入的空气量较小时,随空气量增加床温增高,使燃烧和气化反应速率迅速增大,所以碳转化率、煤气热值和气化效率增高;当空气量较大时,随空气量增加燃烧反应逐渐占优势,尽管碳转化率增加,但燃烧反应消耗了更多的碳,导致气化反应速率增加不显著。

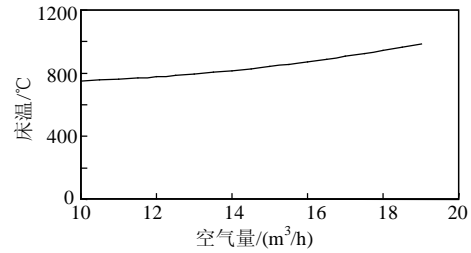


图 6 空气量的变化对床温的影响
Fig. 6 Effect of air feed rate on bed temperature

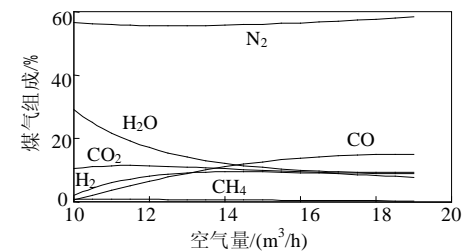


图 7 空气量的变化对煤气组成的影响
Fig. 7 Effect of air feed rate on product gas composition

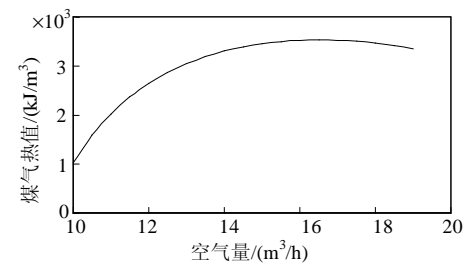


图 8 空气量的变化对煤气热值的影响
Fig. 8 Effect of air feed rate on product gas calorific value

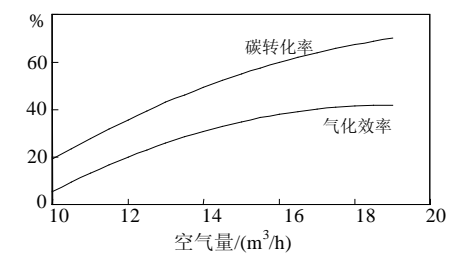


图 9 空气量的变化对碳转化率和气化效率的影响
Fig. 9 Effects of air feed rate on carbon conversion and gasification efficiency

4.2 蒸汽加入量对气化过程的影响

试验发现蒸汽加入量对碳转化率几乎没有影响^[12],这一结论与 Kim^[23](内循环流化床)和 Kikuchi^[24](灰熔聚喷射床)煤气化试验研究结果一致,因为碳与水的反应在低于 930℃ 时反应速率非

常慢^[25], 所以碳与水蒸气的气化反应可以忽略。当给定加煤速率(6kg/h)、空气量(15m³/h, 即 $F_a/F_c = 2.97$)和气化剂温度(400℃)时, 蒸汽量的变化(0.2~4.0 kg/h)对床温、煤气组成和热值的影响情况分别示于图 10~图 12。可以看出: 随着蒸汽加入量的增加, 床温和煤气热值下降; 煤气中氮气、一氧化碳浓度下降, 而水蒸气、二氧化碳和氢气浓度增加。上述变化是由于随着蒸汽加入量的增加, 煤气中水蒸气浓度增加及发生了变换反应。

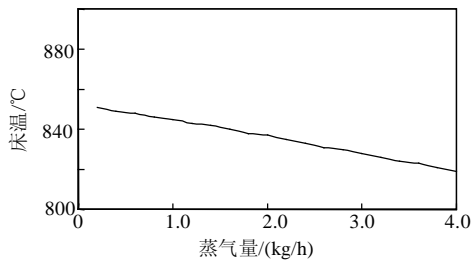


图 10 蒸汽加入量对床温的影响

Fig. 10 Effect of steam feed rate on bed temperature

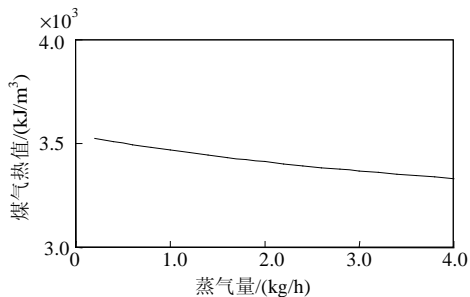


图 11 蒸汽加入量对煤气热值的影响

Fig. 11 Effect of steam feed rate on product gas calorific value

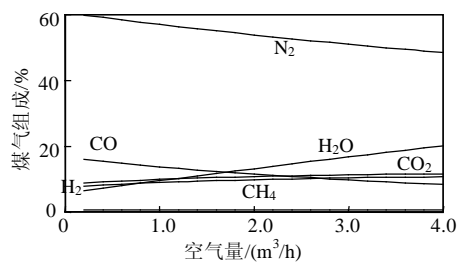


图 12 蒸汽加入量对煤气组成的影响

Fig. 12 Effect of steam feed rate on product gas composition

4.3 加煤速率对气化过程的影响

给定空气量(14m³/h)、蒸汽量(1kg/h)和气化剂温度(400℃)时, 加煤速率的变化(3.5~6.5 kg/h)对床温、煤气组成和热值、碳转化率及气化效率的影响情况分别示于图 13~图 16。($F_a/F_c = 2.25 \sim 4.74$)可以看出随着加煤速率的增加, 床温下降而煤气热值增加; 当加煤速率较大时煤气热值和组成变化幅度减小; 碳转化率和气化效率先增后减, 所以对碳转化率与气化效率而言, 存在一个最佳的给煤速率, 即气化

强度。

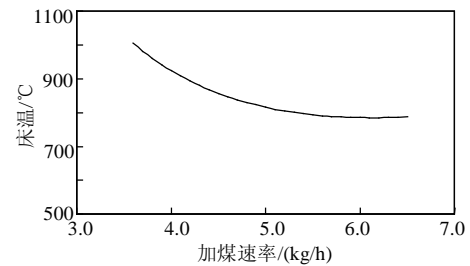


图 13 加煤速率对床温的影响

Fig. 13 Effect of coal feed rate on bed temperature

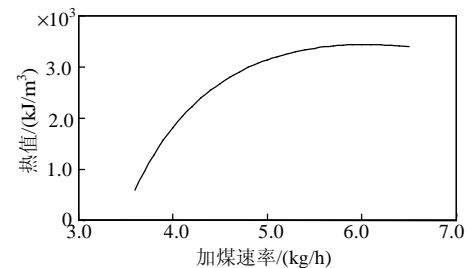


图 14 加煤速率对煤气热值的影响

Fig. 14 Effect of coal feed rate on product gas calorific value

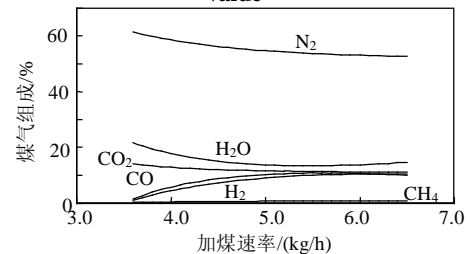


图 15 加煤速率对煤气组成的影响

Fig. 15 Effect of coal feed rate on product gas composition

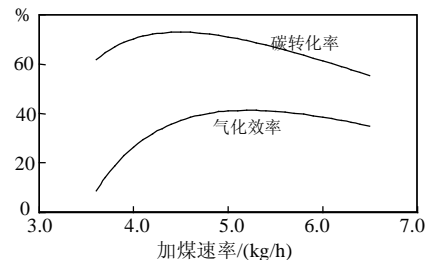


图 16 加煤速率对碳转化和气化效率的影响

Fig. 16 Effects of coal feed rate on carbon conversion and gasification efficiency

5 结论

本文在试验的基础上, 建立了由碳转化率和甲烷产率进行动力学修正的循环流化床煤气化平衡模型, 计算结果与试验结果吻合。在此基础上, 模拟并分析了空气加入量、蒸汽加入量及加煤速率对床温、煤气组成和热值、碳转化率和气化效率的影响情况, 结果表明: 随着空气加入量的增加, 床温和碳转化率增高, 煤气热值存在一个最大值; 蒸汽加入量的增加将导致床温下降, 一氧化碳浓度降低而

二氧化碳和氢气浓度增加, 而碳转化率和气化效率基本维持不变; 随着加煤速率的增加, 床温下降而煤气热值增加, 对碳转化率与气化效率而言存在一个最佳的给煤速率。

参考文献

- [1] 彭万旺, 步学朋, 王乃计, 等. 加压粉煤流化床气化技术试验研究[J]. 煤炭转化, 1998, 4(21): 67-74.
Peng Wanwang, Bu Xuepeng, Wang Naiji *et al.* Pilot test of pressurized fluidized bed gasification [J]. Coal Conversion, 1998, 4(21): 67-74.
- [2] 王洋. 加压灰熔聚流化床粉煤煤气化技术的研究与开发[J]. 山西化工, 2002, 3(22): 4-7.
Wang Yang. Research and development of ash agglomerating fluidized bed coal gasification technology[J]. Shanxi Chemical Industry, 2002, 3(22): 4-7.
- [3] Reh L. New and efficient high-temperature process with circulating fluid bed reactors[J]. Chem. Eng. Tech., 1995, 18(1): 75-79.
- [4] Hirschfelder H, Vierrath H. Electricity and syngas from biomass and wastes applying CFB gasification [C]. Proceedings of 6th International Conference on Circulating Fluidized Beds, Wurzburg, Germany, 1999: 459-467.
- [5] Robertson A, Froehlich R, Fan Z *et al.* Partial gasification tests with Pittsburgh No 8 coal[C]. The 28th Inter. Tech. Conf. on Coal Utilization & Fuel Systems, Florida, USA, 2003: 719-729.
- [6] Foster Wheeler Development Corporation. Technical progress report DOE report[R]. 40972R01 for Quarter: April 1-June 30, 2001, USA.
- [7] Robertson A. development of foster wheeler's vision 21 partial gasification module[C]. Vision 21 Program Review Meeting, Morgantown, West Virginia, USA, 2001.
- [8] Foster Wheeler Development Corporation. Technical progress report DOE report[R]. 40972R05 for Quarter 4: January 1-March 31, 2002, USA.
- [9] Robertson A. Vision 21 partial gasification module pilot plant testing [C]. The 27th International Technology Conference on Coal Utilization & Fuel Systems, Florida, USA, 2002: 31-40.
- [10] Yitian Fang, Jiejie Huang, Yang Wang *et al.* Experiment and mathematical modeling of a bench-scale circulating fluidized bed gasifier [J]. Fuel Processing Technology, 2001, 69(1): 29-44.
- [11] 那永洁, 张荣光, 吕清刚, 等. 循环流化床常压煤气化的初步试验研究[J]. 煤炭学报, 2004, 29 (5): 598-601.
Na Yongjie, Zhang Rongguang, Lü Qinggang *et al.* Preliminary experiments on gasification in an atmospheric circulating fluidized bed [J]. Journal of China Coal Society, 2004, 29 (5): 598-601.
- [12] 张荣光, 那永洁, 吕清刚. 循环流化床煤气化试验研究[J]. 中国电机工程学报, 2005, 25(9): 103-107.
Zhang Rongguang, Na Yongjie, Lü Qinggang. Experimental study on coal gasification in a circulating fluidized bed[J]. Proceedings of the CSEE, 2005, 25(9): 103-107.
- [13] Li X, Grace J R, Watkinson A P *et al.* Equilibrium modeling of gasification: a free energy minimization approach and its application to a circulating fluidized bed coal gasifier [J]. Fuel, 2001, 80(2): 195-207.
- [14] 陈培荣, 金昆, 项友谦. 煤气化过程的理论计算[J]. 北京建筑工程学院学报, 1996, 12(3): 26-36.
Chen Peirong, Jin Kun, Xiang Youqian. Theoretical calculation of coal gasification process[J]. Journal of Beijing Institute of Civil Engineering and Architecture, 1996, 12 (3): 26-36 .
- [15] 项友谦, 彭万旺, 步学朋, 等. 粉煤加压流化床气化试验与模拟的比较[J]. 城市煤气, 1995, 19(1): 13-17.
Xiang Youqian, Peng Wanwang, Bu Xuepeng *et al.* Comparison of prediction with experiment in fluidized bed[J]. Civil Gas, 1995, 19(1): 13-17.
- [16] 邓世敏, 危师让, 林万超. IGCC 系统专用单元模型研究[J]. 中国电机工程学报, 2001, 21(3): 34-36.
Deng Shiming, Wei Shirang, Lin Wanchao. Study on modeling typical parts of IGCC [J]. Proceedings of the CSEE, 2001, 21(3): 34-36.
- [17] Watkinson AP, Lucas JP, Lim CJ. A prediction of performance of commercial coal gasifiers [J]. Fuel, 1991, 70(4): 519-527.
- [18] 张晋, 段远源, 李政. 气化剂配比对气化炉性能的影响, 化工学报, 2003, 54 (12): 1740-1744.
Zhang Jin, Duan Yuanyuan, Li Zheng. Effect of gasifying agent mixing ratio on polygeneration system gasifier performance[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering (China), 2003, 54 (12): 1740-1744.
- [19] 余廷芳, 蔡宁生. 部分煤气化炉的热力学数学模型[J]. 动力工程, 2004, 24(4): 560-566.
Yu Tingfang, Cai Ningsheng. Thermodynamic mathematical model of coal partial gasifier[J]. Power Engineering, 2004, 24 (4): 560-566.
- [20] Ruprecht P, Schafer W, Wallace P. A computer model of entrained coal [J]. Fuel, 1988, 67(6): 739-742.
- [21] Lee J M, Kim YJ, Lee W J *et al.* Coal-gasification kinetics from pyrolysis in a fluidized-bed reactor[J]. Energy, 1998, 23 (6): 475-488.
- [22] Ocampo A, Arenas E, Chejne F *et al.* An experimental study on gasification of Colombian coal in fluidized bed[J]. Fuel, 2003, 82(2): 161-164.
- [23] Jim Y J, Lee J M, Kim S D. Modeling of coal gasification in an internally circulating fluidized bed reactor with draught tube[J]. Fuel, 2000, 79(1): 67-77.
- [24] Kikuchi K, Suzuki A, Mochizuki T *et al.* Ash-agglomerating gasification of coal in a spouted bed reactor [J]. Fuel, 1985, 64(3): 368-372.
- [25] Alice Kristiansen. Understanding coal gasification [M]. IEACR/86, IEA Coal Research, London, 1996: 17.

收稿日期: 2005-04-19.

作者简介:

张荣光(1964-), 男, 中国科学院研究生院博士研究生, 副教授, 研究方向为循环流化床煤气化;

那永洁(1961-), 男, 博士生导师, 现从事循环流化床燃烧气化及污染物排放控制的试验研究;

吕清刚(1963-), 男, 博士生导师, 现从事多种燃料与废弃物的循环流化床的燃烧技术的研究。