

文章编号:0253-9993(2012)S1-0167-06

# 基于 ASPEN PLUS 的固定床煤气化稳态模拟方法研究

陈世豪,曹志凯,师佳,江青茵,周华

(厦门大学 化学化工学院 福建 厦门 361005)

**摘 要:**用 ASPEN PLUS 软件对固定床煤气化过程进行模拟,采用带 FORTRAN 气化动力学子程序的串联全混流反应器来代替 Gibbs 反应器,能够更好地反映气化炉的真实反应情况。结果表明该模型与实际固定床煤气化的反应结果吻合较好。利用该模型研究了串联釜数对碳转化率及出口温度的影响,研究表明:随着釜数的增加,碳转化率和出口温度更加接近于实际数据;在保证模拟精度的前提下,较少的釜数有利于减少计算量。

**关键词:**ASPEN PLUS; 固定床; 煤气化; 稳态模拟

**中图分类号:**TQ546.8 **文献标志码:**A

## Steady-state simulation of fixed bed for coal gasification using ASPEN PLUS

CHEN Shi-hao, CAO Zhi-kai, SHI Jia, JIANG Qing-yin, ZHOU Hua

(School of Chemistry &amp; Chemical Engineering, Xiamen University, Xiamen 361005, China)

**Abstract:** ASPEN PLUS is used to simulate the fixed bed for coal gasification process. The gasification reaction kinetics is expressed by FORTRAN subroutine in RCSTRs, and then the RCSTRs in series are used to substitute the Gibbs reactor. So the reaction condition of the gasifier can be described more accurate in the simulation and the results of the simulation are in agreement with the actual fixed bed of the coal gasification process. The proposed model was applied to study the effect of the number of RCSTRs on carbon conversion and outlet temperature. The results show that carbon conversion and outlet temperature are closer to the actual data with the number increase of RCSTRs. However, less number of RCSTRs helps to reduce the computation time. With consideration of the accuracy and computation time of the simulation for coal gasification, it is suitable to use 6 RCSTRs in series to describe the fixed bed according to the results of the simulation.

**Key words:** ASPEN PLUS; fixed bed; coal gasification; steady-state simulation

我国是以煤炭为主要能源的国家,发展洁净煤技术具有紧迫性和重要性<sup>[1]</sup>。煤气化技术是实现煤清洁利用最有效的途径之一,其工艺是生产煤基化学品、煤基液体燃料、IGCC 联合循环发电等技术的龙头系统,已成为煤炭高效、清洁、经济利用热点技术。但各类煤气化装置投资均十分巨大,在一个煤化工项目中,煤气化部分的投资一般要占到项目总投资的 60% 以上。煤气化技术研发的时间和巨大的费用消耗,使许多相关科研机构望而却步,严重阻碍了煤气化工艺的研究以及工业化进程<sup>[2]</sup>。而利用 ASPEN

PLUS 可实现煤气化工艺的模拟,并获取实验条件下难以得到的不可测参数,这将有利于煤气化过程的优化,寻找最佳操作点,提高其过程的效率。

目前利用 ASPEN PLUS 进行煤气化模拟时主要利用平衡模型来建模,同时设定大量的假设条件,如认为气化过程一直处于稳态,所有化学反应均达到平衡等;然后通过平衡 Gibbs 自由能最小的原理,结合气化过程的质量及能量平衡等手段,从而对反应器出口的产品气的组成、产率及平衡温度进行预测。林立<sup>[3]</sup>在煤裂解单元引入了由 Fletcher 开发的化学渗

收稿日期:2011-11-21 责任编辑:张晓宁

基金项目:中央高校基本科研业务费专项资金资助项目(2010121047)

作者简介:陈世豪(1986—),男,福建泉州人,硕士研究生。Tel: 0592-2180214, E-mail: cshao10@163.com。通讯作者:周华, Tel: 0592-2180214, E-mail: cezhohu@xmu.edu.cn

滤脱挥发分模型(CFD)进行计算裂解产物分布;徐越等<sup>[4]</sup>建立的全过程气化模型用Ryield模块模拟煤裂解单元,可根据用户设定的反应动力学来进行裂解产物计算;张斌等<sup>[5]</sup>用FORTRAN语言编写了基于能量平衡与质量平衡的气流床气化模型;Aspen Tech公司的IGCC模型<sup>[6]</sup>也是基于平衡模型建立的。但由于平衡模型假设条件较理想,在实际应用中受各种条件限制,模型计算结果的准确性与气化炉型关联度较大。根据目前的研究结果分析来看,气流床模型最接近于实际值,流化床次之,而固定床由于反应温度相对较低,反应产物复杂,难以利用平衡Gibbs自由能最小原理进行准确计算,致使结果最差<sup>[2]</sup>。

固定床气化炉由于其技术成熟、高热效率和高碳转化率等优点得到了广泛的应用。目前,在我国的气化炉中,固定床气化炉占80%~90%<sup>[7]</sup>。对于固定床气化炉数学模拟的研究工作始于20世纪70年代,国内外许多学者提出了相应的数学模型。Wen等<sup>[8]</sup>建立了固定床的一维稳态模型,并用3种不同的煤质验证了该数学模型的准确性;Hobbs等<sup>[9]</sup>提出的固定床一维稳态模型中,产物由函数群模型得到,焦油量根据实验数据进行修正;项友谦<sup>[10]</sup>建立了煤气化过程的机理模型并利用该模型对气化炉的操作条件进行优化;Sudiro等<sup>[11]</sup>提出了交替燃烧和气化的新型固定床气化技术,并对该气化技术进行了模拟和操作条件的优化分析。而基于ASPEN PLUS对固定床煤气化过程的模拟则相对较少,朱有健等<sup>[12]</sup>建立了固定床煤气化炉的ASPEN PLUS模型并利用该模型研究了空气和蒸汽通量、空气和蒸汽的预热温度对评价指标的影响。但该模型也是基于平衡模型,并未涉及气化炉的气化燃烧反应动力学。对于化学反应过程而言,反应动力学能较好地反映过程的进行,对于提高反应收率方面的优化起到至关重要的作用。为此本文以ASPEN PLUS为模拟平台,结合煤气化过程的动力学模型,对固定床煤气化工艺进行稳态模拟方面的探索研究。

利用ASPEN PLUS对固定床煤气化炉建立模型时,流程分成3个部分:干燥区、裂解区和气化燃烧区。用Ryield模块模拟煤的干燥和裂解,其中裂解产物的分布采用实验数据结果进行设定;用Rstoic模块将半焦转化成单质,利于后续气化反应动力学的计算;用带FORTRAN动力学子程序的多个RCSTR串联来模拟逆流的管式气化炉,而RCSTR个数的选取则由碳转化率和出口温度共同决定,此种模拟方法将能更好地反映气化炉内的实际情况。

## 1 固定床煤气化炉

固定床煤气化炉为垂直逆流反应炉:煤和氧气、水蒸气接触后反应生成包含CO、H<sub>2</sub>、CO<sub>2</sub>、CH<sub>4</sub>和其他烃类的气体。图1为固定床煤气化炉的原理,煤从气化炉顶部加入,在重力作用下向下移动。预热的氧气和水蒸气混合物在气化炉底部加入,与灰渣层换热后向上流动与煤接触并进行反应。随着煤的缓慢下降,干燥、裂解、气化、燃烧4个过程按顺序发生。灰和未反应的碳在底部由旋转炉篦排除,产物气体由顶部排出。

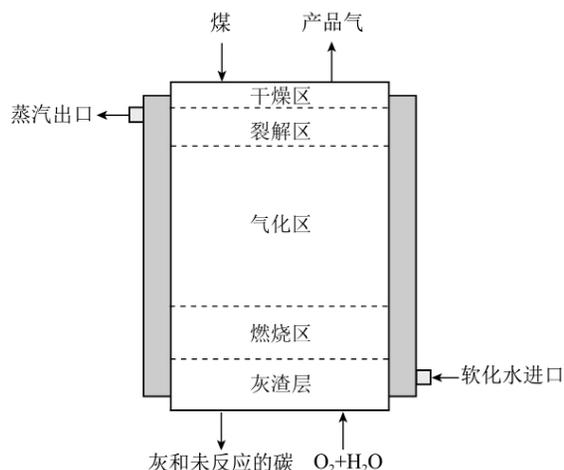


图1 固定床煤气化炉原理

Fig. 1 Fixed bed coal gasifier

根据上述的工艺和原理,考虑以下假设<sup>[13]</sup>:

- (1) 模型为稳态模型,且包含碳气化和燃烧动力学;
- (2) 模型包含气化炉发生的所有过程:煤干燥、煤热解、碳气化和燃烧,且干燥和热解在气化炉顶部迅速发生;
- (3) 假定固气相流动分别为平推流;
- (4) 考虑了床层空隙率,忽略了气化炉压力降。

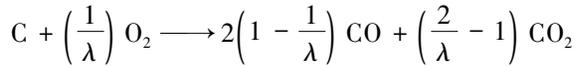
以上假设使本文建立的固定床煤气化模型相对于Gibbs自由能最小化的平衡模型更能准确地反映出固定床气化炉内部的真实反应情况。

## 2 煤气化反应动力学

对煤炭气化反应进行精确的定量描述是过程设计与控制最优化的先决条件,而对气化过程进行描述最常用的方法是建立机理模型<sup>[7]</sup>。文献[8,11]列出了固定床煤气化的主要4个固-气非均相反应和2个气相均相反应,用来表示煤的气化反应,同时忽略了NH<sub>3</sub>和酚类等微量物质,使复杂问题简单化<sup>[14]</sup>。

## 2.1 固-气相非均相反应

### 2.1.1 碳燃烧反应<sup>[8]</sup>



$$\lambda = \frac{2Z + 2}{Z + 2} \quad Z = \frac{C(CO)}{C(CO_2)} = 2500e^{-\frac{6249}{T}}$$

$$R_1 = \frac{p(O_2)}{\frac{1}{k_{\text{film}}} + \frac{1}{k_{\text{ash}}}}$$

$$k_{\text{film}} = 126.04 \times \frac{(T/1800)^{1.75}}{d_p T}$$

$$k_{\text{ash}} = k_{\text{film}} \varepsilon_p^{2.5} \frac{Y}{1 - Y} \quad Y = \frac{r_{\text{core}}}{r_{\text{particle}}}$$

式中  $Z$  为 CO 与 CO<sub>2</sub> 物质的量浓度之比;  $R_1$  为反应速率, mol/(cm<sup>3</sup>·s);  $k_{\text{film}}$  为气膜扩散系数, mol/(cm<sup>3</sup>·kPa·s);  $k_{\text{ash}}$  为灰分扩散系数, mol/(cm<sup>3</sup>·kPa·s);  $p(O_2)$  为 O<sub>2</sub> 分压, kPa;  $T$  为反应温度, K;  $d_p$  为煤颗粒直径, cm;  $\varepsilon_p$  为灰层孔隙率, 在本模型中可认为  $\varepsilon_p = 0.75$ ;  $r_{\text{core}}$  为未反应煤颗粒半径, cm;  $r_{\text{particle}}$  为进料煤颗粒半径, cm。

### 2.1.2 水蒸气气化反应<sup>[8]</sup>

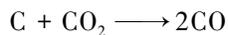


$$R_2 = 9.178e^{-\frac{45000}{1.9877T}} C_c (p(H_2O) - p^*(H_2O))$$

$$p^*(H_2O) = \frac{p(H_2)p(CO)}{e^{21.908 - \frac{16330}{T}}}$$

式中  $R_2$  为反应速率, mol/(cm<sup>3</sup>·s);  $C_c$  为碳的浓度, mol/cm<sup>3</sup>;  $p(H_2O)$ ,  $p(H_2)$ ,  $p(CO)$  分别为 H<sub>2</sub>O, H<sub>2</sub>, CO 的分压, kPa;  $p^*(H_2O)$  为对 H<sub>2</sub>O 分压的修正。

### 2.1.3 歧化反应<sup>[8]</sup>

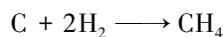


$$R_3 = 9.178e^{-\frac{45000}{1.9877T}} C_c (p(CO_2) - p^*(CO_2))$$

$$p^*(CO_2) = \frac{p^2(CO)}{e^{25.538 - \frac{20280}{T}}}$$

式中  $R_3$  为反应速率, mol/(cm<sup>3</sup>·s);  $p(CO_2)$ ,  $p(CO)$  分别为 CO<sub>2</sub>, CO 的分压, kPa;  $p^*(CO_2)$  为对 CO<sub>2</sub> 分压的修正。

### 2.1.4 甲烷化反应<sup>[8]</sup>



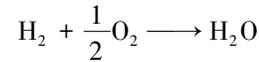
$$R_4 = e^{-11.705 - \frac{8078}{T}} C_c (p(H_2) - p^*(H_2))$$

$$p^*(H_2) = \left( \frac{p(CH_4)}{e^{-18.048 + \frac{10100}{T}}} \right)^{0.5}$$

式中  $R_4$  为反应速率, mol/(cm<sup>3</sup>·s);  $p(H_2)$ ,  $p(CH_4)$  分别为 H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> 的分压, kPa;  $p^*(H_2)$  为对 H<sub>2</sub> 分压的修正。

## 2.2 气相均相反应

### 2.2.1 氢气燃烧反应<sup>[11]</sup>



$$R_5 = 8.83 \times 10^5 e^{-\frac{9.976 \times 10^4}{RT}} C(H_2) C(O_2)$$

式中  $R_5$  为反应速率, mol/(m<sup>3</sup>·s);  $R$  为气体常数, 8.314 J/(mol·K);  $C(H_2)$ ,  $C(O_2)$  分别为 H<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> 的浓度, mol/m<sup>3</sup>。

### 2.2.2 水煤气变换反应<sup>[11]</sup>



$$R_6 = 1.35 \times 10^9 e^{-\frac{6.609 \times 10^7}{RT}} \left( C(CO) C(H_2O) - \frac{C(CO_2) C(H_2)}{K_{\text{WGS}}} \right)$$

式中  $R_6$  为反应速率, kmol/(m<sup>3</sup>·s);  $C(CO)$ ,  $C(H_2O)$ ,  $C(CO_2)$  分别为 CO, H<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub> 的浓度, kmol/m<sup>3</sup>;  $K_{\text{WGS}}$  为平衡常数。

## 3 ASPEN PLUS 模拟

### 3.1 模型的建立

基于 ASPEN PLUS 平台建立固定床气化炉模型时, 气化过程中考虑的反应物、中间产物及最终产物有: C, CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, S, 煤, 干煤, 半焦, 灰分以及焦油等, 其中煤, 干煤, 半焦和灰分为非常规组分, C, S 为常规固体组分, CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S 和焦油为常规气体组分。要说明的是, 焦油本来是混合物, 在不影响模拟结果的前提下, 为简化计算假设焦油化学组分近似用 C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> 表示<sup>[13]</sup>。

用 ASPEN PLUS 软件进行模拟时, 对于常规组分, 用 RK-Soave 方程计算物质的热力学性质<sup>[12]</sup>。另外 ASPEN PLUS 对非常规固体组分作了简化处理, 认为它不参与化学平衡和相平衡, 只计算其密度和焓。

ASPEN PLUS 中建模的流程如图 2 所示, 模拟中所用的单元操作模型及用途见表 1。由于模型考虑煤的气化和燃烧动力学, 因此在气化燃烧模块中加入动力学子程序, 并在此模块中考虑碳的不完全转化。而流程中气化燃烧模块以 6 个 RCSTR 全混流反应器串联来近似模拟逆流平推流管式反应炉, 该方法的思想来源于文献<sup>[15]</sup>。

### 3.2 裂解产物产率的选择

本文模拟采用匹兹堡 8 号烟煤<sup>[8]</sup>, 其工业分析和元素分析见表 2。

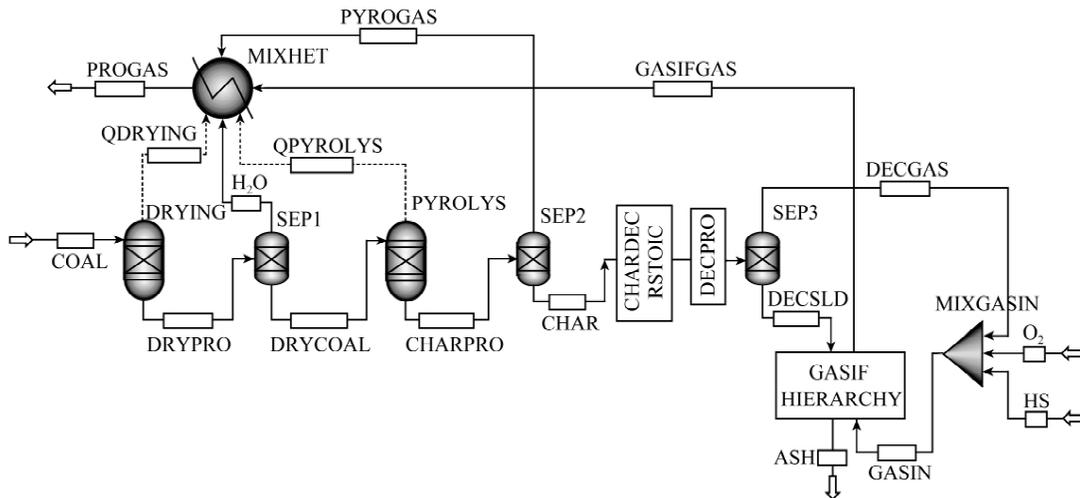


图 2 固定床气化流程模型

Fig. 2 Fixed bed gasification process model

表 1 模拟中 ASPEN PLUS 单元操作模型及用途

Table 1 Representative unit operations models used in simulation

操作单元	ASPEN PLUS 模型	用途
DRYING	RYIELD	煤干燥
SEP1 ~ 3	SEP2	气固分离
PYROLYS	RYIELD	煤裂解
CHARDEC	RSTOIC	半焦的分解
MXGAIN	MIXER	O <sub>2</sub> 和 H <sub>2</sub> O 的混合
MIXET	HEATER	产品气的混合
GASIF1 ~ 6	RCSTR	气化燃烧

表 2 煤的工业分析与元素分析

Table 2 Proximate and ultimate analysis of coal %

$M_{ad}$	$V_{ad}$	$FC_{ad}$	$A_{ad}$	$C_d$	$H_d$	$O_d$	$N_d$	$S_d$
4.58	37.37	50.30	7.75	77.83	5.24	4.72	1.47	2.62

裂解产物的分布是基于实验结果和原料煤的性质<sup>[13]</sup>,见表 3。

表 3 裂解产物最终产率

Table 3 Yield of pyrolysis products %

裂解产物	半焦	CO	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub>	焦油	H <sub>2</sub> S	N <sub>2</sub>
产率	71.79	1.90	2.25	0.65	13.95	0.54	5.79	2.78	0.35

### 3.3 动力学子程序编写

ASPEN PLUS 提供了用户功能扩展接口,用户可利用它将自定义的过程单元模型添加到 ASPEN PLUS 系统中,在它的系统框架中使用。ASPEN PLUS 功能模块由 FORTRAN 语言编写, FORTRAN 语言是一种计算能力很强的高级语言,适用于对计算要

求较高的软件的编写,而 ASPEN PLUS 的用户模型也以用 FORTRAN 语言编写为主<sup>[16]</sup>。

用户模型的编译和链接通过 ASPEN PLUS 提供的编译指令 ASPCOMP 和 ASPLINK 来完成,最终生成一个目标模块文件或动态链接库<sup>[17]</sup>。

### 3.4 模拟结果

表 4 为固定床气化炉的参数<sup>[8]</sup>,模拟结果与实验结果<sup>[8]</sup>的比较见表 5。由表 5 可以看出模拟结果与实验结果比较吻合,能较好地反映固定床气化炉的气化过程。

表 4 气化炉参数

Table 4 Parameters of gasifier

参数	值	参数	值
给煤速率/(kg·s <sup>-1</sup> )	1.015	炉壁温度/K	644.26
蒸汽速率/(kg·s <sup>-1</sup> )	3.294	压力/MPa	2.514
氧气速率/(kg·s <sup>-1</sup> )	0.631	床层直径/m	3.048
氧含量(物质的量比)	0.94	床层高度/m	3.048
煤温度/K	298.15	初始煤颗粒大小/cm	2.00
蒸汽温度/K	644.26	传热系数	170.351
空气温度/K	644.26	床层空隙率	0.4~0.7

注:传热系数的单位为 W/(m<sup>2</sup>·K)。

为考察反应器数量对模拟过程的影响,选用不同数量的反应釜来模拟固定床反应器。通过不同数目反应釜的模拟结果对比来选取合适的反应釜数,气化燃烧模块中不同釜数对碳转化率和出口温度的影响如图 3 所示。

从图 3 可看出,当釜数从 1 增加到 3 时,碳转化率从 81.9% 迅速增长到 98.9%,釜数从 3 增加到 6 时,碳转化率维持在 98.9% 左右;而釜数从 1 变化到 6 时,出口温度从 1 045.8 K 降至 930.0 K。随着釜数

表 5 模拟结果与实验结果比较

Table 5 Comparison of simulation results and experimental results

项 目	干煤气组成 / %						出口温度 / K	碳转化率 / %
	CO	H <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S		
实验结果	16.8	39.2	31.3	10.3	1.6	0.7	919.8	98.9
模拟结果	17.0	41.9	29.5	8.5	1.6	0.8	927.3	98.9

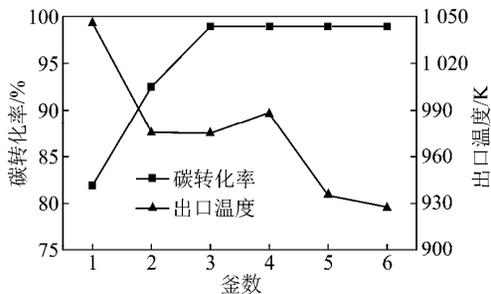


图 3 釜数对碳转化率和出口温度的影响

Fig. 3 Effect of number of RCSTRs in series on carbon conversion and outlet temperature

的增加,模拟越接近实际的逆流平推流反应,碳转化率和出口温度也越接近于实际情况。出口温度与出口煤气组成和碳转化率有关。表 6 为釜数对出口气体组成的影响。当碳转化率增加时,出口温度是下降的,因为水蒸气气化反应和歧化反应均是吸热反应;而在碳转化率不变的情况下,出口温度先上升后下降。因为焓变先正后负,在等压条件下,焓变即是反应热,即反应热先正后负,所以出口温度先上升后下降。

当串联的釜数为 6 时,碳转化率和出口温度均接

表 6 釜数对出口气体组成的影响

Table 6 Effect of number of RCSTRs in series on composition of product gas

釜 数	煤气组成 / %								焓 / (kJ · mol <sup>-1</sup> )	焓变 / (kJ · mol <sup>-1</sup> )
	CO	H <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>		
1	5.5	11.9	10.5	67.2	3.6	0.7	0.3	0.3		
2	6.7	15.4	11.5	61.6	3.6	0.7	0.3	0.3		
3	7.9	16.9	11.6	58.8	3.5	0.7	0.3	0.3	-173.9	
4	8.2	16.7	11.3	59.1	3.5	0.7	0.3	0.3	-173.1	0.8
5	7.3	17.4	12.2	58.3	3.6	0.7	0.3	0.3	-176.0	-2.9
6	7.1	17.5	12.4	58.2	3.6	0.7	0.3	0.3	-176.4	-0.4

近于实际值。故选择串联的釜数为 6 是比较合适的,因为随着釜数的增加,计算量是呈几何级数增加的;在保证模拟精度的前提下,选择较少的釜数有利于减少计算量,加快收敛速度。

## 4 结 论

本文建立的基于 ASPEN PLUS 的逆流固定床气化炉稳态模型能够很好地预测和模拟固定床气化炉的性能。该模型包含多种单元操作模块及气化燃烧动力学 FORTRAN 子程序。模拟结果表明该模型具有较好的预测效果。文中建立的模型做了一定程度的简化,比如目前考虑的裂解产物分布只是基于实验结果和原料煤元素分析的预估结果,同时没有考虑 NH<sub>3</sub>, HCN 和酚类等微量物质的影响。

### 参考文献:

[1] 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. Primary experiments on gasification on an atmospheric circulating fluidized bed [J]. Journal of China Coal Society 2004, 29(5): 598-601.

[2] 刘永,蒋云峰,邓蜀平,等.基于 Aspen Plus 软件的煤气化过程模拟评述[J].河南化工,2010,27(7):25-28.

Liu Yong, Jiang Yunfeng, Deng Shuping, et al. Simulation review of coal gasification process using Aspen Plus software [J]. Henan Chemical Industry 2010, 27(7): 25-28.

[3] 林立. Aspen Plus 软件应用于煤气化的模拟[J].上海化工,2006,31(8):10-13.

Lin Li. Coal gasification simulation using Aspen Plus software [J]. Shanghai Chemical Industry 2006, 31(8): 10-13.

[4] 徐越,吴一宁,危师让.基于 Aspen Plus 平台的干煤粉加压气流床气化性能模拟[J].西安交通大学学报,2003,37(7):692-694.

Xu Yue, Wu Yining, Wei Shirang. Simulation of the performance based on Aspen Plus for dry feed entrained flow coal gasification of entrained-bed gasifier [J]. Journal of Xi'an Jiaotong University, 2003, 37(7): 692-694.

- [5] 张斌,李政,江宁,等.基于 Aspen Plus 建立喷流床煤气化炉模型[J].化工学报,2003,27(8):1179-1182.  
Zhang Bin, Li Zheng, Jiang Ning, et al. Modeling of entrained bed coal gasifiers with Aspen Plus[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2003, 27(8): 1179-1182.
- [6] Aspen Plus. Aspen Plus IGCC model[M]. Aspen Technology, Inc., Burlington, MA, 2008.
- [7] 田红,蔡九菊,王爱华,等.固定床煤气化过程机理模型综述[J].工业加热,2005,34(2):1-4.  
Tian Hong, Cai Jiuju, Wang Aihua, et al. Summarization on mechanism models of fixed bed coal gasification[J]. Industrial Heating, 2005, 34(2): 1-4.
- [8] Wen C Y, Chen H, Onozaki M. User's manual for computer simulation and design of the moving bed coal gasifier[M]. Department of Chemical Engineering West Virginia University, 1982.
- [9] Hobbs M L, Radulovic P T, Smoot L D. Moving fixed-bed coal gasifiers[J]. AIChE J, 1992, 37(8): 681-702.
- [10] 项友谦.煤气化过程的模型和模拟与优化操作[J].煤炭转化,2002,25(2):60-63.  
Xiang Youqian. The simulation and optimization of the process of coal gasification[J]. Coal Conversion, 2002, 25(2): 60-63.
- [11] Sudiro M, Pellizzaro M, Bezzo F, et al. Simulated moving bed technology applied to coal gasification[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2010, 88: 465-475.
- [12] 朱有健,王定标,周俊杰.固定床煤气化炉的模拟和优化[J].化工学报,2011,62(6):1606-1611.  
Zhu Youjian, Wang Dingbiao, Zhou Junjie. Simulation and optimization of fixed bed gasifier[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2011, 62(6): 1606-1611.
- [13] Aspen Plus. Aspen plus model for moving bed coal gasifier[M]. Aspen Technology, Inc., Cambridge, MA, 2010.
- [14] 申曙光,庞先勇,鲍卫仁,等.气化参数对空气等离子体煤气化过程的影响[J].煤炭学报,2004,29(6):721-725.  
Shen Shuguang, Pang Xianyong, Bao Weiren, et al. Effect of gasification parameter on coal gasification in thermal plasma[J]. Journal of China Coal Society, 2004, 29(6): 721-725.
- [15] 李绍芬.反应工程[M].北京:化学工业出版社,2000.  
Li Shaofen. Reaction engineering[M]. Beijing: Chemical Industry Press, 2000.
- [16] 原璐,吕海霞,项曙光. Aspen Plus 功能扩展方法探讨[J].青岛科技大学学报,2005,26(2):128-131.  
Yuan Lu, Lü Haixia, Xiang Shuguang. Discussions on method of function development for Aspen Plus[J]. Journal of Qingdao University of Science and Technology, 2005, 26(2): 128-131.
- [17] Aspen Plus. Aspen plus getting started customizing unit operation models[M]. Aspen Technology, Inc., Cambridge, MA, 2001.