

# 气升式环流反应器数值模拟研究进展

刘 敏<sup>1,2,3</sup>

(1. 煤炭科学技术研究院有限公司 煤化工分院,北京 100013; 2. 国家能源煤炭高效利用与节能减排技术装备重点实验室,北京 100013; 3. 煤炭资源高效开采与洁净利用国家重点实验室,北京 100013)

**摘要:**气升式环流反应器是一种结构简单,传质、传热效率高的多相反应器,反应器性能受物性参数和结构参数的影响,由于两相和三相流的复杂性,使得其在工业化设计放大和应用过程中存在困难。论述了气升式环流反应器内相间作用力类别和计算模型,对应用于气升式环流反应器模拟计算的简化模型、两相流模型和  $k-\varepsilon$  湍流模型进行总结,在分析现阶段气液两相流理论的基础上,明确反应器内不同流动形态下相间作用力、气泡的分散机理、气泡对湍流的影响、流动模拟模型的选取标准,能有效提高气升式环流反应器模拟的准确性及模型的普适性,为反应器的设计放大及传质模拟计算提供更加可靠的理论依据。

**关键词:**煤炭直接液化;气升式环流反应器;相间作用力;计算模拟;简化模型计算;两相流模型

**中图分类号:** TQ052.4      **文献标志码:** A      **文章编号:** 1006-6772(2015)03-0088-05

## Numerical simulation research progress on air loop reactor

LIU Min<sup>1,2,3</sup>

(1. Beijing Research Institute of Coal Chemistry, Coal Science and Technology Research Institute, Beijing 100013, China;

2. National Energy Technology and Equipment Laboratory of Coal Utilization and Emission Control, Beijing 100013, China;

3. State Key Laboratory of High Efficient Mining and Clean Utilization of Coal Resources, Beijing 100013, China)

**Abstract:** Air loop reactor was one kind of multiphase reactor which had the characteristics of simple structure, high mass and heat transfer efficiency. The performance of reactor was influenced by physical and structure parameters. Because of the complexity of the two or three phase flow, so for the reactor, there were difficulties in industrial design and application. The type of interphase forces and calculation model, the two-phase-flow mode and  $k-\varepsilon$  turbulence model were introduced. Based on the analysis of two phase flow calculation, the interaction force between phases, dispersing mechanism of bubble, influence of bubble on turbulence, choice of flow simulation model were investigated. The above investigation provide theoretical reference for the industrial design and application of the reactor.

**Key words:** direct coal liquefaction; air loop reactor; interaction force between phases; numerical simulation; simplified model calculation; two-phase-flow mode

## 0 引 言

气升式环流反应器(Air Loop Reactor),是在鼓泡床基础上发展起来的一种多相反应器,通过在反应器内部安置导流筒,能强化流体的扰动并实现反应器内相间传质、传热效率的提高,同时还具有结构简单、能耗低的优点。神华煤直接液化示范工程采

用的是——强制循环悬浮床反应器,通过设置底部循环泵强化反应器内的传质传热。煤炭直接液化工工艺如果采用新型环流反应器,可避免操作条件苛刻和操作费用较大等缺点,但该类型反应器在煤炭直接液化领域没有应用的先例,为降低高温高压反应器的设计,优化和放大风险,必须深入研究大尺寸环流反应器的多相流体力学和传质规律,建立煤炭直

收稿日期:2014-12-28;责任编辑:孙淑君      DOI:10.13226/j.issn.1006-6772.2015.03.023

基金项目:国家国际合作专项资助项目(2013DFA61660);“十二五”国家科技支撑计划资助项目(2012BAA04B04);中煤科工集团面上资助项目(2012MS020)

作者简介:刘 敏(1982—),男,江西萍乡人,助理研究员,硕士,从事洁净煤技术方面的研究工作。E-mail:we.side622@hotmail.com

引用格式:刘 敏.气升式环流反应器数值模拟研究进展[J].洁净煤技术,2015,21(3):88-92.

LIU Min. Numerical simulation research progress on air loop reactor[J]. Clean Coal Technology, 2015, 21(3): 88-92.

接液化反应器放大的物理和数学模型<sup>[1]</sup>。影响流体在气升式环流反应器内流动的因素很多,如结构(反应器及导流筒的高度和直径、分布板的形式、导流筒底部净空区域面积、反应器气液分离区结构等),流动体系的理化性质(气液的密度、黏度、表面张力、相间反应速度等)以及反应器操作参数(气液表观速度、压力、温度等)。诸多的因素综合起来使得气升式环流反应器的计算与模拟比较困难。从已有文献来看,有不少经验、半经验关系式来计算反应器内的流体力学参数(气含率,循环液速),但是模型大都针对通过特定反应器结构和操作条件所获取的实验数据进行拟合,建立的模型也采用不同程度的简化,与从机理研究分析出发进行的建模相比缺乏普适性和通用性,应用到反应器结构,流体性质及操作条件不同的情况下会出现较大偏差。

随着对于反应器内流体各项参数的测量技术及流体力学理论不断发展,对于气升式环流反应器的研究也更加深入,不同学者对于反应器的数值计算与模拟提供了很多经验和半经验的公式,但彼此间存在差异,大都只适应于论文研究中所搭建的环流反应器试验平台,不同操作压力条件下的模拟以及放大到工业应用规模中的较少见。

## 1 相间作用力

在气液两相流中,作为分散相的气相与连续相液相之间存在动量交换,而动量交换是通过相间作用力实现的。常见的相间作用力包括阻碍气泡上升的曳力、由于惯性作用下气泡加速受到周围流体影响而产生的附加质量力以及气泡受到不对称的压力分部而产生的升力等。

### 1.1 曳力(Drag Force)

一个物体在流体(气体或液体)中有相对运动时,物体会受到流体的阻力,这种阻力称为流体曳力。在环流反应器中体现为上升管中曳力阻碍气泡的快速上升,而在下降环隙区,液相会阻碍气泡浮升而拉拽气泡向下运动,完成气泡在环流反应器内的循环。

曳力的大小与气泡和液相之间的相对速度成正比

$$F_D = \frac{3}{4} \rho_l \alpha_g \frac{C_D}{d} |u_g - u_l| (u_g - u_l) \quad (1)$$

式中, $\rho_l$ 为液相密度, $\text{kg/m}^3$ ;  $\alpha_g$ 为气相含率; $d$ 为气泡直径, $\text{m}$ ;  $u_g$ 和  $u_l$ 分别为气相速度和液相速

度, $\text{m/s}$ ;  $C_D$ 为曳力系数,其取值与气泡性质以及反应器内的流场形态直接相关,文献[2-3]给出了不同情况下曳力系数的求取,具体如下

$$C_D = \frac{24}{Re} \left[ \frac{3}{2} (1 - \alpha_g^{0.33}) \right]^{-2} \quad (2)$$

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687})$$

$$(Re < 1000) \text{ or } 0.44 (Re \geq 1000) \quad (3)$$

式中, $Re$ 为雷诺数,流体不同流态情况下曳力系数的计算差别较大,根据雷诺数来确定曳力系数的关系式是研究中常见的方法。

Felice<sup>[4]</sup>提出了通用曳力孔隙率修正方程,通过改变指数的值,来分析不同曳力对流态的影响。该曳力模型表述成动量交换系数的形式

$$P = \frac{3}{4} C_D \frac{\varepsilon(1 - \varepsilon)}{d_p} (u_l - u_g) \varepsilon^{-\alpha+2} \quad (4)$$

式中, $d_p$ 为分散相直径, $\text{m}$ ;  $\varepsilon$ 为湍流耗散率, $\text{W/kg}$ 。

Huang等<sup>[5]</sup>通过两相流模型模拟计算气升式内环流反应器发现,曳力系数的选择对模拟结果的影响较大,实际模拟计算过程中需要对反应器内的流态有大致判断,以便选择合适的曳力系数计算方式。

### 1.2 附加质量力(Added mass force)

当颗粒在流体中作加速运动时,会引起周围流体做加速运动。由于流体有惯性,表现为对颗粒有一个反作用力。这时,推动颗粒运动的力将大于颗粒本身的惯性力,这部分大于颗粒本身惯性力的力叫附加质量力。

当分散相的密度与连续相的密度差别较大时,附加质量力可忽略不计。附加质量力可以采用如下公式计算

$$F_A = C_A \alpha_g \rho_l \frac{D(u_g - u_l)}{Dt} \quad (5)$$

式中, $t$ 为时间, $\text{s}$ ;  $C_A$ 为附加质量力系数,大多数情况取值为  $C_A = 0.5$ 。Lancel<sup>[6]</sup>在研究中指明, $C_A$ 与体系中的平均气含率有关,关联式为

$$C_A = \frac{1}{2} \frac{1 + 2\alpha_g}{1 - \alpha_g} (0 \leq \alpha_g \leq 0.5) \text{ or } \frac{1}{2} \frac{3 - 2\alpha_g}{1 - \alpha_g} (0.5 \leq \alpha_g \leq 1) \quad (6)$$

黄社华等<sup>[6]</sup>从分析低颗粒雷诺数下刚性小球体的非恒定运动出发,从理论上探讨了任意雷诺数下非恒定运动的附加质量力,Sokolichin等<sup>[2]</sup>指出附加质量力对模拟结果无太大影响。在实际的数值模

拟中,考虑该质量力会加大模拟收敛的难度。

### 1.3 升力(Lift force)

颗粒在有速度梯度的流场中做相对运动时,会受到一个与运动方向垂直的力的作用。影响升力的因素主要有液速梯度、滑移速度、气泡大小及形状等。大多数反应器模拟的文献中关于升力计算都采用假设球形粒子周围为势流的情况下推演出来<sup>[7]</sup>

$$F_L = -C_L \alpha \rho_l (u_g - u_l) \nabla u_l \quad (7)$$

式中, $C_L$ 为升力系数,影响升力系数的因素较多,实际研究表明,在流体绕球形气泡的情况下,升力系数为0.01~0.5。

### 1.4 湍动扩散力(Turbulent diffusion force)

湍动扩散力是由于液相湍动和气含率分布不均匀引起的,其作用效果是使气含率径向分布趋于平均。对于湍动扩散力,常用的表达式为<sup>[8]</sup>

$$F_{TD} = -C_{TD} \rho_l k_l \nabla \alpha_l \quad (8)$$

式中, $k_l$ 为液相湍动能, $m^2/s^2$ , $C_{TD}$ 为湍动扩散力系数, $C_{TD}$ 为0.1~1.0。

### 1.5 壁面润滑力(Wall lubrication force)

靠近壁面的气泡周围流场具有不对称性,气泡受壁面润滑力的作用,使近壁面区域的气泡远离壁面运动。Tomiyama<sup>[9]</sup>对 Antal 等<sup>[10]</sup>的关联式进行了改进,其结果为

$$F_w = -C_w \alpha_g \frac{d}{2} \left[ \frac{1}{(R-r)^2} - \frac{1}{(R+r)^2} \right] \rho_l (u_g - u_l)^2 \quad (9)$$

式中, $R$ 为圆管半径,m; $r$ 为径向距离,m; $C_w$ 为壁面润滑力系数,在空气-水的湍流鼓泡体系中,取值为0.1。

### 1.6 Basset力(Basset force)

Basset力是瞬时流动阻力,是两相流中颗粒与流体存在相对加速度时产生的一种非恒定气动力。

Reeks 等<sup>[11]</sup>在研究湍流中 Basset 力对颗粒弥散的影响时发现,初始时刻颗粒与流体速度差别对长远的颗粒在湍流中的扩散具有一定的贡献,因此对 Stokes 提出的计算 Basset 力公式进行了完善,其结果为

$$F_B = \frac{3}{2} d^2 \sqrt{\rho \pi \mu} \int_0^t \frac{d(u - u_p)}{\sqrt{t - \tau}} d\tau + \frac{(u - u_p)}{\sqrt{\tau}} \quad (10)$$

式中, $\mu$ 为黏度, $kg/m \cdot s$ ; $\tau$ 为剪切应力, $kg/m \cdot s^2$ ; $u$ 和 $u_p$ 为连续相和分散相运动速度,m/s。Dode-

mand 等<sup>[12]</sup>通过分析振荡流体内颗粒的运动发现,在颗粒质量密度与流体质量密度比非常小的情况下,Basset力非常重要,当振荡频率很小或很大时,气泡所受 Basset 力可以忽略。

## 2 环流反应器计算模型

对环流反应器进行模拟计算主要有2种方法,一种是简化模型计算方法,从动量或者能量守恒出发,结合假定条件下相间作用力、流动阻力等参数的关联式,对环流反应器内流动参数进行计算求解;另外一种数值模拟方法,从基本的流体力学方程出发,考虑反应器内的结构参数、物性参数和操作参数,建立通用的计算模型,然后借助计算机对方程组进行求解。

### 2.1 环流反应器简化模型计算方法

通过分析气升式环流反应器流场特性,从动量方程或能量方程出发,对反应器内进行分段计算(上升段、拐弯段、下降段),同时依据实验所获得的数据,对流动参数进行经验关联,最后在初始设定的方程内进行求解。

刘梦溪等<sup>[13]</sup>从反应器内整体能量平衡理论出发,结合漂流量模型,分别推导出了间歇操作和连续操作模式下拟均相流体的环流速度模型,通过计算发现环流速度随内环表观气速的增加而增加,外循环液体量的加入会显著增加环流速度。

林文才等<sup>[14]</sup>从基本的一维两流体模型出发,全面考虑了反应器中气体膨胀、气液两相流间相互作用和滑移建立了反应器的一维模型。通过数值方法求解整个反应器的流体力学方程组,计算出了平均气含率、循环液速等参数。

刘敏等<sup>[15]</sup>根据反应器内能量平衡,结合湍流破碎理论和流体流动阻力系数与反应器底部净空区域面积的关系,对0~2.0 MPa操作压力下的环流反应器进行了模拟,推导出了加压环流反应器内中心导流筒气含率与环隙液相循环速度的关系,实验结果表明,加压条件下当气速大于0.02 m/s时,循环液速不再随气速明显增大,而基本保持不变。

上述分析方法所推演出的关联式只能对气含率、循环液速等参数的平均值进行测算,无法对环流反应器内结构参数、气液体系物理性质等参数的变化有合理的体现,并且由于计算的过程中引入了不少的简化模型,局限于特定范围内的反应器结构与操作条件,适用范围很窄,不具备通用性。

## 2.2 两相流模型的研究

对于气液两相流的模拟主要有欧拉-拉格朗日法及欧拉-欧拉法。

欧拉-拉格朗日模型将流体视为连续相,将连续相中的另外一相视为离散相。采用欧拉方法处理连续相,而在拉格朗日方法坐标体系下对分散相颗粒进行研究计算,连续相和分散相之间的相互作用可通上述的曳力、附加质量力、升力等的方法进行计算。然而由于计算量的限制,欧拉-拉格朗日方法仅限于表观气速和气含率较低(低于5%)且气泡数少于100000个的情况<sup>[16]</sup>。所需计算量不仅与网格数相关,也与追踪气泡数密切相关。当气含率较大、气泡数较多时,对所有气泡进行跟踪变得不现实,需采用其他数学模型。

欧拉-欧拉模型将流体及流体中的另外一相均视为连续介质,2种流体共存且互相渗透,两相在欧拉坐标体系下进行计算研究,该模型中分散相和连续相具有相同形式的控制方程,目前对于环流反应器的模拟主要采用这个方法。

建立两相流方程的基本方法是,首先建立一个局部的质量、动量和能量的守恒方程,然后用体积平均、时间平均或系综平均的方法得到两相流方程和相间作用力的表达式。

### 1) 质量守恒方程

$$\frac{\partial(\rho_i \alpha_i)}{\partial t} + \nabla(\rho_i \alpha_i \mathbf{u}_i) = 0 \quad (11)$$

式中, $\rho$ 为相密度, $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  $\alpha$ 为相含率。对于气液体系,两相气含率之和必须为1,即

$$\alpha_i + \alpha_g = 1 \quad (12)$$

### 2) 动量守恒方程

$$\frac{\partial(\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i)}{\partial t} + \nabla[\rho_i \alpha_i \mathbf{u}_i \mathbf{u}_j] =$$

$$\alpha_i - \alpha_i \nabla P + \nabla \tau_{\text{eff}} + R_i + F_i + \alpha_i \rho_i g \quad (13)$$

式中, $\tau_{\text{eff}}$ 是在平均速度梯度下的雷诺应力, $\text{N}$ ;  $F_i$ 为曳力、升力、附加质量力等, $\text{N}$ ;  $P$ 为作用于两相的压力, $\text{Pa}$ ,对于湍流体系,采用修正压力代替

$$P' = P + \frac{2}{3} \mu_{\text{eff}} \nabla \mathbf{u}_i + \frac{2}{3} \rho_i k_i \quad (14)$$

式中, $\mu_{\text{eff}}$ 为液相黏度, $\text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}$ ,通常采用 $k-\varepsilon$ 湍流模型计算连续相湍流黏度。根据 Boussinesq 假设,其表达式为

$$\tau_{\text{eff}} = \alpha_i (u + u_i) \nabla \mathbf{u}_i^T - \frac{2}{3} \alpha_i [\rho_i k_i +$$

$$(u + u_i) \nabla \mathbf{u}_i] \mathbf{I} \quad (15)$$

式中, $\mathbf{I}$ 为单位法向量。

马秀清等<sup>[17]</sup>选用欧拉两流体模型和 $k-\varepsilon$ 湍流模型,模拟了不同表观气速条件下不同区域气含率的分布情况。数值模拟计算结果表明,上升室气含率随表观气速的增大近似呈线性增长;各上升室气含率受自身表观气速的影响较大,而受另外一上升室表观气速的影响较小。

沈春荣等<sup>[18]</sup>使用欧拉两流体模型研究气体分布器结构对气升式环流反应器内气液两相流动的影响,预测了环己烷氧化反应器内不同结构气体分布器时反应器内液相速度分布、气含率分布、液相循环速度以及液相微观混合特性。模拟结果表明,气体分布器环数增加,液相推动力增加,从而使得液相循环速度增加,液相的宏观混合效果增强。

练以诚等<sup>[19]</sup>使用欧拉两流体模型对内循环反应器进行数值模拟,考察了表观气速、导流筒结构对反应器内上升区、下降区流体力学参数的影响。结果显示,表观气速、导流筒内径、底隙高度对反应器气含率、液体速度有很大影响,随表观气速增加,反应器上升区、下降区气含率都增加,导流筒内径比为0.58时更易实现气液循环,底隙高度为30 mm时反应器内下降区气含率、气液速度都最小;气液分离器角度越大,进入下降区的气体越多,当气液分离器角度为45°时,能更好地实现气液循环。

## 3 结 论

1) 针对气升式环流反应器的模拟和研究大都采用气液两相流模型,准确分析相间作用力,选取与之匹配的计算方法,是对反应器内各项参数进行准确预测的前提。

2) 气升式环流反应器结构参数、气液相物化性质和操作工况是影响流体流动的因素。结合流体力学计算理论和计算手段的不断发展,进一步加深对于反应器内流体流动及混合规律的研究,揭示各项参数间相互关系,明确反应器内不同流动形态下相间作用力、气泡的分散机理、气泡对湍流的影响、流动模拟模型的选取标准,能有效提高气升式环流反应器模拟的准确性及模型的普适性,为反应器的设计放大及传质模拟计算提供更加可靠的理论依据。

### 参考文献:

[1] 史士东,郭治,李文博,等. 煤加氢液化工程学基础[M]. 北

- 京:化学工业出版社,2012:291-294.
- [2] Sokolichin A, Eigenberger G, Lapin A. Simulation of buoyancy driven bubbly flow: established simplifications and open questions [J]. American Institute of Chemical Engineers Journal, 2004, 50(1):24-45.
- [3] Talvy S, Cockx A, Liné A. Modeling hydrodynamics of gas-liquid airlift reactor [J]. American Institute of Chemical Engineers Journal, 2007, 53(2):335-353.
- [4] Felice R D. The voidage function for fluid-particle interaction systems [J]. International Journal of Multiphase Flow, 1994, 20(1):153-161.
- [5] Huang Q S, Yang C. Sensitivity study on modeling an internal airlift loop reactor using a steady 2D two-fluid model [J]. Chemical Engineering and Technology, 2008, 31(12):1790-1798.
- [6] 黄社华, 李 炜. 粘性流中刚性颗粒非恒定运动的附加质量力 [J]. 武汉大学学报:工学版, 2002, 35(4):13-17.
- [7] Drew D A, Lahey R T. The virtual mass and lift force on a sphere in rotating and straining inviscid flow [J]. International Journal of Multiphase Flow, 1987, 13(1):113-121.
- [8] Lahey R T, Lopez De Bertodano M, Jones O C. Phase distribution in complex geometry conduits [J]. Nuclear Engineering and Design, 1993, 141(1/2):177-201.
- [9] Tomiyama A. Struggle with computational bubble dynamics [J]. Multiphase Science Technology, 1998, 10(4):369-405.
- [10] Antal S P, Lahey R T, Flaherty J E. Analysis of phase distribution in fully developed laminar bubbly two-phase flow [J]. Internal Journal of Multiphase Flow, 1991, 17(5):635-652.
- [11] Reeks M W, McKee S. The dispersive effects of Basset history forces on particle motion in a turbulent flow [J]. Phys of Fluids, 1984, 27(7):1573-1582.
- [12] Dodemand E, Prud homme R, Kuentzmann P. Influence of unsteady forces acting on a particle in a suspension application to the sound propagation [J]. Internal Journal of Multiphase Flow, 1995, 21(1):27-51.
- [13] 刘梦溪, 卢春喜, 储 凌, 等. 中心气升式三相强化环流反应器内气含率分部的理论分析 [J]. 高校化学工程学报, 2005, 3(19):332-337.
- [14] 林文才, 毛在砂, 陈家镛. 气升式环流反应器中的流体动力学研究(II):一维两流体模型 [J]. 化工学报, 1995, 46(3):282-289.
- [15] 刘 敏, 郭 志, 史士东, 等. 加压气升式环流反应器流动特性 [J]. 化工学报, 2010, 61(6):1437-1442.
- [16] 张立英, 黄青山. 气升式环流反应器的理论研究进展 [J]. 过程工程学报, 2011, 11(1):162-172.
- [17] 马秀清, 刘永民, 李 祺. 多室环流反应器气含率的三维数值模拟与分析 [J]. 化学工业与工程技术, 2012, 33(1):1-3.
- [18] 沈荣春, 束忠明, 黄发瑞. 气体分布器结构对气升式环流反应器内气液两相流动的影响 [J]. 化学反应工程与工艺, 2007, 23(5):422-429.
- [19] 练以诚, 靳海波. 气升式环流反应器的数值模拟和结构参数 [J]. 过程工程学报, 2012, 12(4):541-548.

## (上接第87页)

- [2] 马治邦, 戴和武. 煤炭直接液化先进工艺的经济性 [J]. 煤化工, 1995, 73(4):13-18.
- [3] 沈 凯, 秦志宏, 王永志. 煤液化过程中溶剂的作用 [J]. 煤炭转化, 1997, 20(3):25-29.
- [4] 薛永兵, 凌开成, 邹纲明. 煤直接液化中溶剂的作用和种类 [J]. 煤炭转化, 1999, 22(4):62-66.
- [5] 舒歌平, 史士东, 李克建. 煤炭液化技术 [M]. 北京:煤炭工业出版社, 2003:105-107.
- [6] 邹纲明, 凌开成, 李香兰. 烟煤和低温煤焦油共处理反应及机理的研究 [J]. 燃料化学学报, 1996, 24(5):447-451.
- [7] 郭树才. 煤化工工艺学 [M]. 北京:化学工业出版社, 2006:287-288.
- [8] 王 雷, 李会鹏. 炼油工艺学 [M]. 北京:中国石化出版社, 2011:137-143.
- [9] 商思玉, 凌开成, 王建平, 等. 神府煤与胜利减压渣油共处理反应特性的研究 [J]. 燃料化学学报, 2005, 33(1):47-52.
- [10] 闫瑞萍, 朱继升, 杨建丽, 等. 催化裂化油浆与兖州煤共处理的研究 I:反应条件对煤转化及产物分布的影响 [J]. 石油学报:石油加工, 2001, 17(4):1-2.
- [11] McMillen D F, Malhotra R, Hum G P, et al. Hydrogen-transfer-promoted bond scission initiated by coal fragments [J]. Energy and Fuels, 1987, 1(2):193-198.
- [12] McMillen D F, Malhotra R, Chang S J, et al. Mechanisms of hydrogen transfer and bond scission of strongly bonded coal structures in donor-solvent systems [J]. Fuel, 1987, 66(12):1611-1620.
- [13] Malhotra R, McMillen D F. Relevance of cleavage of strong bonds in coal liquefaction [J]. Energy and Fuels, 1993, 7(2):227-233.
- [14] Zhang Yan, Kidena K, Muratani T, et al. Solubilization of meso-carbon microbeads by potassium or dibutylzinc-promoted butylation and structural analysis of the butylated products [J]. Energy and Fuels, 1997, 11(2):433-438.
- [15] Paul E Hajdu, John W Tierney, Irving Wender. Effect of catalytic hydropretreatment of petroleum vacuum resid on coprocessing with coal [J]. Energy and Fuels, 1996, 10(2):493-503.
- [16] Inukai Y. Hydroliquefaction of Illinois No. 6 coal with petroleum atmospheric residue using oil-soluble molybdenum catalyst [J]. Fuel Processing Technology, 1995, 43(2):157-167.
- [17] 张晓静, 吴 艳, 杜淑凤. 煤直接液化溶剂油的平均结构 [J]. 洁净煤技术, 2009, 15(1):35-38.
- [18] 谢克昌. 煤的结构与反应特性 [M]. 北京:科学出版社, 2002:133-136.
- [19] 廖克俭, 戴跃玲, 丛玉凤. 石油化工分析 [M]. 北京:化学工业出版社, 2005:348-353.
- [20] 史士东. 煤加氢液化工程学基础 [M]. 北京:化学工业出版社, 2012:49-53.