

基于赤铁矿载氧体的 串行流化床煤化学链燃烧试验

顾海明, 吴家桦, 郝建刚, 沈来宏, 肖军
(东南大学热能工程研究所, 江苏省南京市 210096)

Experiments on Chemical Looping Combustion of Coal in Interconnected Fluidized Bed Using Hematite as Oxygen Carrier

GU Hai-ming, WU Jia-hua, HAO Jian-gang, SHEN Lai-hong, XIAO Jun
(Institute of Thermal Engineering, Southeast University, Nanjing 210096, Jiangsu Province, China)

ABSTRACT: A 1 kW interconnected fluidized bed reactor was built and the experiments on chemical looping combustion of coal was performed with hematite as oxygen carrier. The durability of the oxygen carrier was investigated and the effects of fuel reactor temperature on the gas compositions and CO₂ capture efficiency were discussed. The oxygen carrier exhibited an excellent stability and reactivity in a continuous test of 10 h. CO₂ and CO concentration in fuel reactor increased remarkably with increasing temperature from 900°C to 985°C, whereas CO₂ concentration in air reactor dropped linearly. A higher fuel reactor temperature would contribute to improving CO₂ capture efficiency. Brunauer Emmett Teller (BET), scanning electron microscope (SEM) and X-ray diffraction (XRD) were used to characterize both fresh and used oxygen carrier particles. The results indicated decreased specific surface area and pore volume due to slight sinter on particles surface of used oxygen carrier. However, the particles kept a porous structure facilitating reactions between reactant gases and oxygen carrier particles. No agglomeration was found between oxygen carrier particles because of high speed jet in spout fluidized bed. This hematite is a relatively ideal oxygen carrier for chemical looping combustion of coal.

KEY WORDS: chemical looping combustion; interconnected fluidized bed; coal; oxygen carrier; hematite

摘要: 建立 1 kW 级串行流化床反应器系统, 以赤铁矿为载氧体进行了煤化学链燃烧试验。验证载氧体的持续循环能力, 讨论燃料反应器温度对气体产物组成及 CO₂ 捕集效率的影响。在连续 10h 的试验中, 载氧体展现出良好的稳定性

和反应活性; 随着温度由 900°C 升到 985°C, 燃料反应器中 CO 和 CO₂ 浓度迅速增加, 空气反应器中 CO₂ 浓度则呈线性下降; 较高的温度有利于提高 CO₂ 捕集效率。用 BET 比表面积、扫描电子显微镜和 X-射线衍射对使用前后的载氧体进行表征, 结果表明: 表面轻微的烧结导致使用过的载氧体比表面积和空隙容积都有所下降; 载氧体仍保持多孔结构, 这有利于其与气体之间的反应。由于喷动床高速射流的存在, 载氧体颗粒之间没有团聚现象。该种赤铁矿是实现煤化学链燃烧比较理想的载氧体。

关键词: 化学链燃烧; 串行流化床; 煤; 载氧体; 赤铁矿

0 引言

化学链燃烧 (chemical looping combustion, CLC)^[1] 是一种绿色的、高效的燃烧方式。燃料不直接与空气接触, 而是通过载氧体在两个反应器之间交替循环反应以实现氧的传递。载氧体先在空气反应器中发生氧化反应, 然后在燃料反应器中进行还原反应, 燃料反应器中的气体产物为 CO₂ 和 H₂O(汽), 冷凝干燥后得到高纯的 CO₂。

载氧体充当氧和热的载体, 是实现化学链燃烧的关键。载氧体应具备以下性质: 高氧化还原速率、抗磨损性、持续循环能力, 另外还要考虑经济和环保等因素。目前, 主流的载氧体有 Fe、Co、Ni、Cu、Mn 等的氧化物。自 1983 年 Richter 提出化学链燃烧概念以来, 国内外学者对各类型载氧体进行了大量的研究^[2-8]。这些载氧体大多是人工制备的, 成本较高, 并且实际运行中存在载氧体颗粒磨损、失活等问题, 使载氧体耗费增加, 不利于工业化发展。相比之下, 天然的铁矿石储量丰富, 价格低廉, 有更好的应用前景。Nicolas Berguer 等和 Henrik Leion 等

基金项目: 国家自然科学基金项目(20590367, 90610016)。

Project Supported by National Natural Science Foundation of China (20590367, 90610016).

[9-11]证实了铁矿石载氧体具有实现化学链燃烧的可行性。

目前,化学链燃烧主要的研究对象是 CH_4 、 H_2 、 CO 等气体燃料,然而,气体燃料很难满足国家电力的长远供给,相比之下,煤、生物质等固体燃料资源丰富,具有诱人的前景。由于技术的原因,固体燃料化学链燃烧技术尚处于初步研究阶段^[11-15]。此外,目前的研究工作多在热重分析仪、小型固定床和流化床上进行,这只能在一定程度上模拟化学链燃烧过程。因此,有必要建立串行流化床化学链燃烧反应器系统,一方面对固体燃料化学链燃烧技术的工业可行性进行验证;另一方面,对长时间连续运行条件下载氧体的各种物理性能和化学性能进行研究。

本文建立 1 kW 级串行流化床化学链燃烧反应器系统,以赤铁矿作载氧体进行了煤化学链燃烧试验,考察赤铁矿载氧体的持续循环能力,就燃料反应器温度对煤化学链燃烧过程的影响进行讨论和分析,用 BET 比表面积、扫描电子显微镜(scanning electron microscope, SEM)和 X-射线衍射(X-ray diffraction, XRD)对反应前后氧载体分别进行表征。

1 Fe 基载氧体的煤化学链燃烧技术

基于 Fe 基载氧体的煤化学链燃烧分离 CO_2 原理如图 1 所示。载氧体在空气反应器中进行氧化反应:

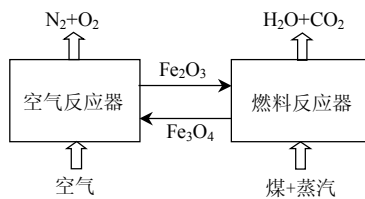
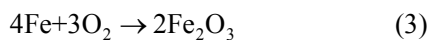
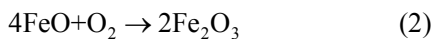
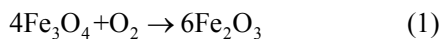
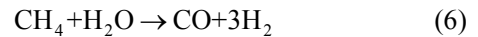
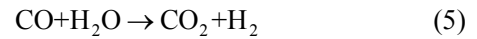
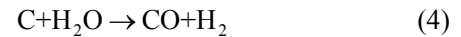


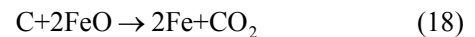
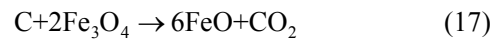
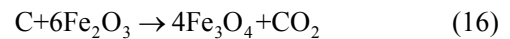
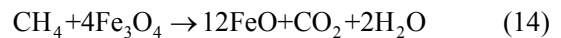
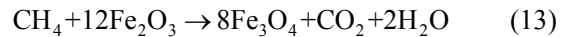
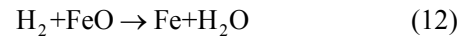
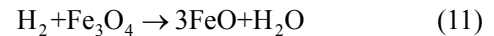
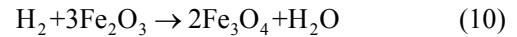
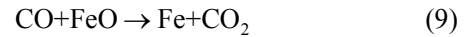
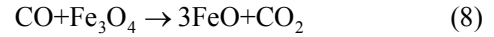
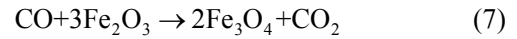
图 1 赤铁矿载氧体煤化学链燃烧原理图

Fig. 1 Schematic picture of Chemical looping combustion of coal with hematite as oxygen carriers

反应同时释放热量,高温载氧体颗粒被气流携带进入旋风分离器,经过分离器分离进入燃料反应器,既为煤气化反应提供热量,又为煤气化产物的氧化反应提供氧。从燃料反应器底部加入床内的煤和水蒸气与高温载氧体颗粒剧烈混合,发生强烈的热量交换,使得刚进入床内的煤粒瞬间加热到床内温度,发生热解反应、析出挥发分,进行水煤气反应及 CO 和 CH_4 的变换反应:



与此同时,反应器内的载氧体颗粒与煤气化产物(H_2 、 CO 、 CH_4)以及煤焦颗粒进行反应:



气相产物为 CO_2 和 H_2O (汽),经过冷凝、干燥得到高纯的 CO_2 (由于热力学的限制,载氧体被还原为 FeO 和 Fe 的部分十分有限,本文中涉及机制解释的部分只考虑 Fe_2O_3 转化为 Fe_3O_4)。另外,与铁基载氧体相比,煤中的灰分很轻,漂浮在床层上面,直接被气流携带出反应器;载氧体则经返料管返回空气反应器并完成再生反应,以此循环。

2 试验部分

2.1 载氧体和燃料

采用澳洲进口的天然赤铁矿作为试验载氧体,在马弗炉内于 950°C 下煅烧 3 h 以提高其机械强度。经 X 射线荧光光谱仪 ARL-9800 检测,煅烧后赤铁矿的主要质量成分为 78% 的 Fe_2O_3 和 16.1% 的 SiO_2 ,其中 Fe_2O_3 为活性成分, SiO_2 为惰性载体,不具备载氧能力,提高了载氧体的机械强度及反应活性,表 1 给出煅烧后赤铁矿的元素分析。载氧体筛分粒径范围为 0.1~0.3 mm,堆积密度为 $1967\text{kg}/\text{m}^3$,常压下的临界流化风速 0.145 m/s。采用神华烟煤作为燃料,粒径范围 0.2~0.45 mm,煤质分析如表 2 所示。

表 1 赤铁矿的化学质量组成分析

Tab. 1 Chemical composition of hematite

| Tab. 1 Chemical composition of hematite | | | | | | | | | | | | | % |
|---|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|-------|---|
| Fe | Si | Al | Ca | K | P | Mg | S | Mn | Ti | Zn | Cr | O | |
| 54.62 | 7.53 | 2.22 | 0.44 | 0.21 | 0.08 | 0.22 | 0.06 | 0.05 | 0.04 | 0.01 | 0.01 | 34.52 | |

表 2 神华烟煤的工业分析和元素分析

Tab. 2 Proximate and ultimate analysis of coal

| 工业分析/% | | | | | 元素分析/% | | | | | $Q_{\text{net,ad}}$ |
|-----------------|-----------------|-------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|--|---------------------|
| M_{ad} | V_{ad} | FC_{ad} | A_{ad} | C_{ad} | H_{ad} | O_{ad} | N_{ad} | S_{ad} | | (MJ/kg) |
| 6.01 | 35.10 | 54.13 | 4.76 | 69.57 | 4.30 | 13.81 | 1.03 | 0.52 | | 27.05 |

2.2 实验装置

根据循环流化床技术^[16-19], 本文建立了 1 kW 级串行流化床反应器系统, 如图 2 所示, 该系统由循环流化床(空气反应器)、旋风分离器、喷动床(燃料反应器)、隔离器串联组成。采用喷动床作为燃料反应器能加强煤与载氧体颗粒之间的混合, 并增加煤颗粒在床内的停留时间, 从而有利于煤的气化反应以及载氧体的还原反应的充分进行; 另外, 结块是 Fe 基载氧体常见的问题, 喷动床底部高速射流的存在能有效避免载氧体颗粒结块问题。喷动床和循环流化床之间用隔离器连接, 以水蒸气作流化介质, 能阻止循环流化床和喷动床内气体互相串混, 从而有效地避免了燃料反应器内的气体被空气反应器中 N₂ 稀释。

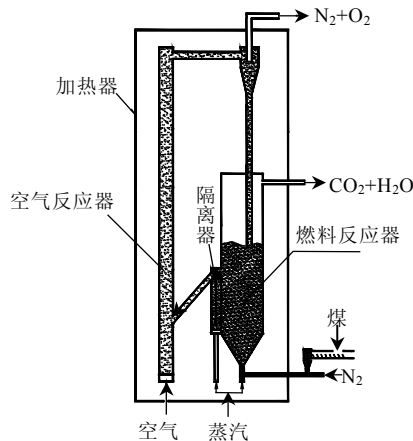


图 2 1 kW 级串行流化床煤化学链燃烧系统示意图

Fig. 2 Configuration for chemical looping combustion of coal in interconnected fluidized beds

循环流化床内径 $\phi 18$ mm, 高 1 600 mm, 底部是一多孔布风板; 喷动床横截面 50 mm \times 30 mm, 高 1 000 mm, 底部为 60° 夹角; 隔离器截面 34 mm \times 30 mm, 高 370 mm。沿循环流化床床高方向装了 4 个测温、测压点, 沿喷动床床高方向装了 3 个测温、测压点, 通过计算机在线监测床内温度、压力的变化, 以调控系统内的流化状态。循环流化床和喷动床均采用外置电加热器加热控温, 用以启动系统及补偿系统运行过程中的热损失。

循环流化和喷动床分别采用未加热的空气和压缩 N₂(煤粒的输送介质)作为流化介质, 其中, N₂ 流量已知, 可据此算出喷动床各气体组分流量; 煤装在密封的料仓里, 由螺旋传动器连续地传送(给煤量可通过变速器调节), 由 N₂ 输送到喷动床内; 由微型水泵输送的纯净水, 进入蒸汽发生器, 所产生的蒸汽作为气化剂进入喷动床内, 蒸汽温度为 170℃,

压力为 0.1 MPa, 通过改变微型水泵的转子频率, 可精确调节蒸汽流量的大小; 隔离器采用水蒸汽作流化介质, 温度为 170℃, 压力为 0.2 MPa。

喷动床和循环流化床出口的气体进入过滤器进行飞灰捕集, 经冷凝器和干燥剂除水后用集气袋收集, 再通过美国 Emerson(NGA2000)气体分析仪对气体体积百分数进行检测。

采用美国康塔的 NOVA1000e 对反应前后的载氧体进行比表面积和空隙容积检测; 采用荷兰 FEI 公司的场发射扫描电子显微镜(Sirion200)对反应前后的载氧体进行微观形貌分析; 采用日本理学公司的转靶 X 射线衍射仪(D/MAX-2550-18kW)对反应前后的载氧体进行物相组成分析。表 3 给出了主要仪器的精度和试验数据的不确定度。

表 3 测量仪器精度和试验数据不确定度
Tab. 3 Precision of measurement devices and uncertainty of direct measured parameters

| 测量项目 | 测试仪器 | 满量程 | 精度 | 不确定度 |
|--------------------|----------------------|-----------|-----------------------|-----------------------|
| 空气流量 | 玻璃转子流量计 | 30 L/min | $\pm 2.5\%$ | ± 0.75 L/min |
| N ₂ 流量 | 玻璃转子流量计 | 15 L/min | $\pm 2.5\%$ | ± 0.375 L/min |
| 蒸汽流量 | 恒流泵 TBP-50A | 50 ml/min | $< \pm 1\%$ | $< \pm 0.5$ ml/min |
| 控制温度 | Pt/Rh 热电偶 | 1 600℃ | $\pm 1^\circ\text{C}$ | $\pm 1^\circ\text{C}$ |
| 测量温度 | K 型热电偶 | 1 100℃ | $\pm 1^\circ\text{C}$ | $\pm 1^\circ\text{C}$ |
| 压力 | CYR-2D 差压变送器 | 16 kPa | $\pm 0.5\%$ | ± 0.08 kPa |
| CO ₂ | Rosemount NGA 2000 | 100 | < 1 | ± 1 |
| 体积 CO | Rosemount NGA 2000 | 100 | < 1 | ± 1 |
| 百分 CH ₄ | Rosemount NGA 2000 | 100 | < 1 | ± 1 |
| 数/% O ₂ | Rosemount NGA 2000 | 25 | < 1 | ± 0.25 |
| H ₂ | Rosemount Hydros 100 | 50 | < 2 | ± 1 |

3 结果分析与讨论

3.1 连续性试验

为验证赤铁矿载氧体的可持续循环能力, 在 1 kW 级串行流化床化学链燃烧反应器系统上进行了连续 10 h 的试验。保持下列参数不变: 给煤量 0.1 kg/h, 空气反应器流化风量 0.84 m³/h(标准状态), 隔离蒸汽量 0.21 kg/h, 喷动蒸汽量 0.12 kg/h, 送料风(N₂)量 0.27 m³/h, 空气反应器温度 1000℃, 燃料反应器温度 960℃, 床料量 1.5 kg。

燃料反应器中气体被送料风(N₂)所稀释, 为了消除这种稀释效应带来的影响, 对 CO₂ 的体积份额作如下定义:

$$f_{\text{CO}_2} = \frac{W_{\text{CO}_2, \text{FR}}}{W_{\text{CO}_2, \text{FR}} + W_{\text{CO}, \text{FR}} + W_{\text{CH}_4, \text{FR}}} \times 100\% \quad (19)$$

式中: $W_{\text{CO}_2, \text{FR}}$ 、 $W_{\text{CO}, \text{FR}}$ 、 $W_{\text{CH}_4, \text{FR}}$ 分别为燃料反应器出口 CO₂、CO、CH₄ 的体积百分数。

图 3 给出了 CO₂ 的体积份额随时间的变化情况。

在连续 10 h 的试验过程中, CO_2 的体积份额一直保持在 86%~87%, 这说明该赤铁矿载氧保持着较高的反应活性, 煤气化产物基本被转化为 CO_2 和 H_2O 。

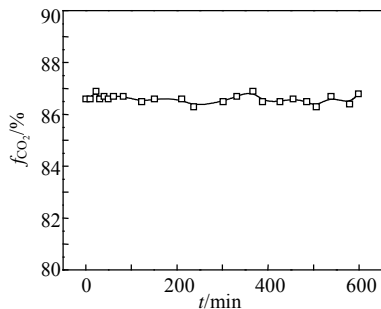


图3 CO_2 体积份额随时间的变化

Fig. 3 CO_2 fraction as a function of time

图4给出了空气反应器出口气体百分数随时间的变化情况。 CO_2 体积百分数保持在 1.98%~2.25%, O_2 体积百分数约 5.5%, 其中 CO_2 是燃料反应器中未完全转化的煤焦被载氧体循环携带进入空气反应器与空气反应产生的。

在连续 10 h 的试验过程中, 赤铁矿载氧体展现出良好的反应活性和稳定性, 具有持续循环能力, 是实现煤化学链燃烧的一种比较理想的载氧体。

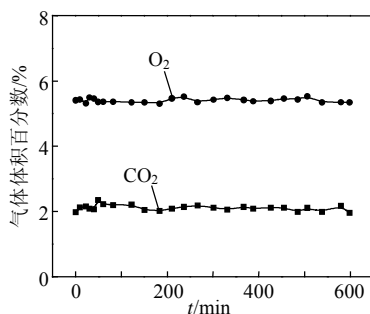


图4 空气反应器气体产物体积百分数随时间的变化

Fig. 4 Variation of gas composition from air reactor as a function of time

3.2 燃料反应器温度的影响

保持给煤量 0.1 kg/h, 空气反应器流化风量 $0.84 \text{ m}^3/\text{h}$, 隔离蒸汽量 0.21 kg/h, 喷动蒸汽量 $0.12 \text{ kg}/\text{h}$, 送料风(N_2)量 $0.27 \text{ m}^3/\text{h}$, 赤铁矿载氧体 1.5 kg, 改变燃料反应器的温度, 考察其对试验结果的影响。

图5(a)反映了燃料反应器温度对燃料反应器气体百分数的影响。温度由 900°C 升高到 985°C 的过程中, CH_4 体积百分数略有下降; CO_2 和 CO 体积百分数都迅速提高, CO 体积百分数由 1.94% 提高到 3.78%; CO_2 体积百分数从 21.23% 提高到 23.68%, 当温度高于 950°C 时, CO_2 体积百分数增加幅度变小。分析其原因: 由于蒸汽重整反应(6)及还

原反应(13)均为吸热反应, 温度升高有利于两反应向正方向进行, 故随温度升高, CH_4 体积百分数下降; 温度的升高促进煤气化反应进行, 而 Fe 基载氧体 ($\text{Fe}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4$) 载氧能力差, 无法提供足够的氧, 且 Fe_3O_4 与 CO 的反应平衡常数较小^[20-21], 从而使得 CO 无法被充分氧化, CO 体积百分数迅速提高; 温度及 CO 体积百分数的提高都使还原反应(7)速率迅速提高, 从而 CO_2 体积百分数迅速提高。

图5(b)反映了空气反应器气体体积百分数随燃料反应器温度变化的情况。温度由 900°C 升高到 985°C 的过程中, O_2 体积百分数变化不大; CO_2 体积百分数呈线性下降, 由 4.31% 下降到 1.43%。空气反应器中的 CO_2 是由燃料反应器内未完全气化的煤焦被载氧体携带进入空气反应器与空气反应所产生, 燃料反应器温度的升高促进煤气化反应进行, 由载氧体携带进入空气反应器的煤焦就相应地减少, 从而导致空气反应器中 CO_2 体积百分数呈线性下降。

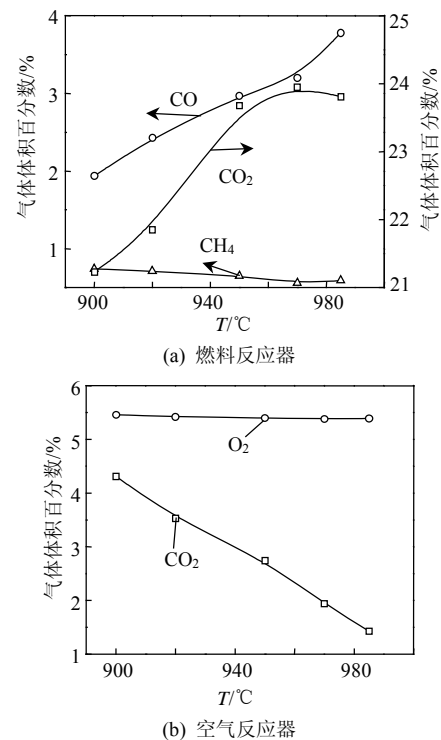


图5 燃料反应器温度对气体产物组分的影响

Fig. 5 Effect of fuel reactor temperature on the gas composition

在串行流化床的煤化学链燃烧过程中, 原煤中的碳除了被飞灰带出外, 其余均转入燃料反应器和空气反应器, 被转化成气体。对 CO_2 捕集效率作如下定义:

$$\eta_{\text{CO}_2, \text{cap}} = \frac{F_{\text{CO}_2, \text{FR}}}{F_{\text{C}, \text{AR}} + F_{\text{C}, \text{FR}}} \quad (10)$$

$$F_{CO_2,FR} = F_{N_2,FR} \cdot \frac{W_{CO_2,FR}}{1 - (W_{CO_2,FR} + W_{CO,FR} + W_{CH_4,FR})} \quad (11)$$

$$F_{C,FR} = F_{N_2,FR} \cdot \frac{W_{CO_2,FR} + W_{CO,FR} + W_{CH_4,FR}}{1 - (W_{CO_2,FR} + W_{CO,FR} + W_{CH_4,FR})} \quad (12)$$

$$F_{C,AR} = F_{air,AR} \times 0.79 \frac{W_{CO_2,AR}}{1 - (W_{CO_2,AR} + W_{O_2,AR})} \quad (13)$$

式中： $F_{CO_2,FR}$ 为燃料反应器出口 CO_2 的流量； $F_{C,FR}$ 为燃料反应器出口含 C 的气体(假设干气体只有 CO_2 , CO , CH_4 , N_2)总流量； $F_{C,AR}$ 为空气反应器出口含 C 的气体(假设干气体只有 CO_2 , O_2)流量； $W_{CO_2,FR}$ 、 $W_{CO,FR}$ 、 $W_{CH_4,FR}$ 分别为燃料反应器出口 CO_2 、 CO 、 CH_4 体积百分数； $W_{CO_2,AR}$ 、 $W_{O_2,AR}$ 分别为空气反应器出口 CO_2 、 O_2 体积百分数， $F_{air,AR}$ 、 $F_{N_2,FR}$ 分别为空气反应器和燃料反应器的流化风量。

图 6 反映了燃料反应器温度对 CO_2 捕集效率的影响。随燃料反应器温度升高， CO_2 捕集效率呈线性增加，从 $900^\circ C$ 的 65.3% 提高到 $985^\circ C$ 的 78.7%。在串行流化床的煤化学链燃烧过程中，有一部分煤焦被载氧体携带进入空气反应器反应生成 CO_2 ，使 CO_2 捕集效率受到限制，不可能达到 100%；另外，燃料反应器中煤气化产物得不到充分转化，也使得 CO_2 捕集效率受到影响。由图 5(a)可知，随着燃料反应器温度的升高，一方面，空气反应器中 CO_2 的含量降低；另一方面，燃料反应器中生成更多的 CO_2 ，因此， CO_2 捕集效率得到提高。

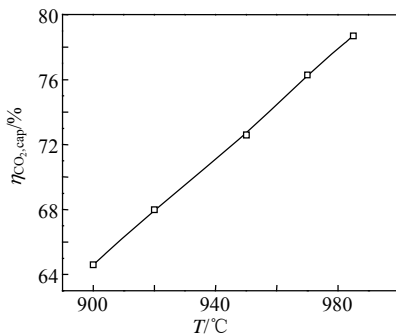


图 6 燃料反应器温度对 CO_2 捕集效率的影响
Fig.6 Effect of fuel reactor temperature on CO_2 capture efficiency

3.3 载氧体的性能分析

本文对新鲜载氧体及变温试验之后(最后一个工况：燃料反应器温度 $985^\circ C$)空气反应器的载氧体样品分别进行了 BET 比表面积、SEM 微观形貌和 XRD 物相组成分析。

与新鲜的载氧体相比，反应后载氧体的比表面积和孔隙容积都有所下降。反应前后载氧体的比表

面积分别为 $1.89 m^2/g$ 和 $1.34 m^2/g$ ；反应前后载氧体的孔隙容积分别为 15 和 $10.2 mm^3/g$ ，这主要是由载氧体颗粒表面轻微的烧结所引起的。

图 7 给出了反应前后载氧体的微观形貌分析。新鲜载氧体表面的颗粒较大($2\sim 4 \mu m$)，载氧体为多孔结构，这种多孔结构增加了气体与固体间的接触面积，有利于煤气化产物与载氧体的反应。在反应热应力的作用下，载氧体表面的颗粒发生裂解，转变为小颗粒($0.5\sim 1 \mu m$)。载氧体表面有轻微的烧结现象，但仍保持着多孔结构。

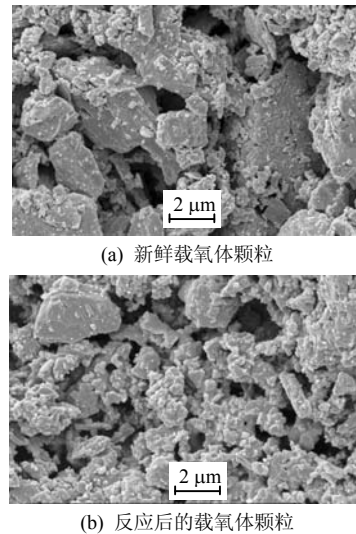


图 7 载氧体的 SEM 照片
Fig. 7 SEM image of oxygen carrier

图 8 给出了反应前后载氧体的 XRD 分析结果。新鲜载氧体由 Fe_2O_3 和 SiO_2 2 种物相组成；经过反应，除了这 2 种物相外，再生后的载氧体中还存在一些 Fe_3O_4 ，被还原的载氧体中存在 Fe_3O_4 和少量的 FeO 物相。被还原的载氧体中检测到少量的 FeO 物相，说明燃料反应器中载氧体($Fe_2O_3 \rightarrow Fe_3O_4$)不能提供足够的氧来氧化煤气化产物，使得 Fe_3O_4 被进一步还原为 FeO ，但此过程的反应速率较慢，这将导致

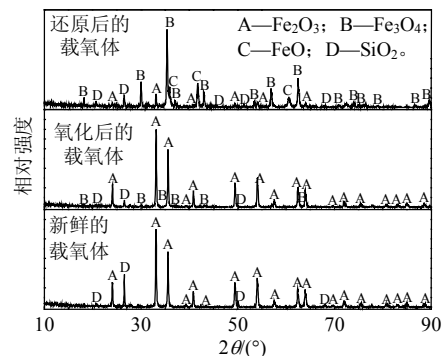


图 8 载氧体的 XRD 分析
Fig. 8 XRD of oxygen carrier

煤气化产物还没有充分转化就被带出反应器,使得CO体积百分数提高,这一结果与图5(a)的结果一致。

4 结论

本文通过分析,得到如下结论:

1) 在连续性试验过程中,赤铁矿载氧体展现出良好的反应活性和持续循环能力,是实现煤化学链燃烧较为适宜的一种载氧体。

2) 随着燃料反应器温度的升高,燃料反应器中CO、CO₂体积百分数逐渐增加;空气反应器中CO₂体积百分数呈线性下降;较高的温度有助于提高CO₂捕集效率。

3) 反应后赤铁矿载氧体的比表面积和空隙容积稍有下降,由颗粒表面轻微的烧结现象引起,但载氧体颗粒仍保持着多孔结构。

参考文献

- [1] Richter H, Knoche K. Reversibility of combustion process[J]. Symposium Series, 1983, 235(1): 71-86.
- [2] Cho P, Mattisson T, Lyngfelt A. Comparison of iron-, nickel-, copper- and manganese-based oxygen carriers for chemical looping combustion[J]. Fuel, 2004, 83(9): 1215-1225.
- [3] Diego L F, Labiano F G, Adánez J, et al. Development of Cu-based oxygen carriers for chemical-looping combustion[J]. Fuel, 2004, 83(13): 1749-1757.
- [4] Abad A, Mattisson T, Lyngfelt A, et al. The use of iron oxide as oxygen carrier in a chemical-looping reactor[J]. Fuel, 2007, 86(7/8): 1021-1035.
- [5] 高正平,沈来宏,肖军.基于NiO载氧体的煤化学链燃烧实验[J].化工学报, 2008, 59(5): 1242-1250.
Gao Zhengping, Shen Laihong, Xiao Jun. Chemical looping combustion of coal based on NiO oxygen carrier[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2008, 59(5): 1242-1250(in Chinese).
- [6] 沈来宏.基于硫酸钙的煤置换燃烧二氧化碳分离装置及分离方法:中国, 200510040519[P]. 2005-11-30.
Shen Laihong. Chemical looping combustion of coal based on CaSO₄ oxygen carrier with inherent separation of CO₂: China, 200510040519 [P]. 2005-11-30(in Chinese).
- [7] 沈来宏,肖军,肖睿,等.基于CaSO₄载氧体的煤化学链燃烧分离CO₂研究[J].中国电机工程学报, 2007, 27(2): 69-74.
Shen Laihong, Xiao Jun, Xiao Rui, et al. Chemical looping combustion of coal in interconnected fluidized beds of CaSO₄ oxygen carrier[J]. Proceedings of the CSEE, 2007, 27(2): 69-74(in Chinese).
- [8] 秦翠娟,沈来宏,郑敏,等.基于CaSO₄载氧体的煤化学链燃烧还原反应实验研究[J].中国电机工程学报, 2009, 29(17): 43-50.
Qin Cuijuan, Shen Laihong, Zheng Min, et al. Experiments on reducing reaction for chemical looping combustion of coal with CaSO₄ oxygen carrier[J]. Proceedings of the CSEE, 2009, 29(17): 43-50(in Chinese).
- [9] Berguer N, Lyngfelt A. Design and operation of a 10 kW_{th} chemical-looping combustor for solid fuels-Testing with south African coal[J]. Fuel, 2008, 87(12): 2731-2726.
- [10] Leion H, Lyngfelt A, Johansson M, et al. The use of ilmenite as an oxygen carrier in chemical-looping combustion[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2008, 86(9): 1017-1026.
- [11] Berguer N, Lyngfelt A. The use of petroleum coke as fuel in a 10kW_{th} chemical-looping combustor[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2008, 2(2): 169-179.
- [12] Cao Y, Pan W P. Investigation of chemical looping combustion by solid fuels(I): process analysis[J]. Energy & Fuels, 2006, 20(5): 1836-1844.
- [13] Leion H, Mattisson T, Lyngfelt A. Solid fuels in chemical-looping combustion[J]. Greenhouse Gas Control, 2008, 2(2): 180-193.
- [14] Shen Laihong, Wu Jiahua, Xiao Jun. Experiment on chemical looping combustion of coal with NiO based oxygen carrier[J]. Combustion and Flame, 2009, 156(3): 721-728.
- [15] 吴家桦,沈来宏,肖军,等.10 kW_{th}级串行流化床中木屑化学链燃烧试验[J].化工学报, 2009, 60(8): 2080-2088.
Wu Jiahua, Shen Laihong, Xiao Jun, et al. Experiments on chemical looping combustion of sawdust in a 10 kW_{th} interconnected fluidized bed[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2009, 60(8): 2080-2088(in Chinese).
- [16] 刘武标,刘德昌,米铁,等.流化床水煤气炉飞灰反应性的试验研究[J].中国电机工程学报, 2003, 23(9): 89-92.
Liu Wubiao, Liu Dechang, Mi Tie, et al. Experimental research on reactivity of fly ash from a fluidized bed water-gas gasifier [J]. Proceedings of the CSEE, 2003, 23(9): 89-92(in Chinese).
- [17] 向文国,狄藤藤,肖军,等.新型煤气化间接燃烧联合循环研究[J].中国电机工程学报, 2004, 24(8): 170-174.
Xiang Wenguo, Di Tengfeng, Xiao Jun, et al. Investigation of a novel gasification chemical looping combustion combined cycle[J]. Proceedings of the CSEE, 2004, 24(8): 170-174(in Chinese).
- [18] 刘向军,徐旭常.循环流化床内稠密气固两相流动的数值模拟[J].中国电机工程学报, 2003, 23(5): 161-165.
Liu Xiangjun, Xu Xuchang. Numerical simulation of the dense two-phase flow in a gas-particle circulating fluidized bed[J]. Proceedings of the CSEE, 2003, 23(5): 161-165(in Chinese).
- [19] 贡小银,林伟刚,吴少华,等.双级料腿循环流化床中颗粒停留时间分布的研究[J].中国电机工程学报, 2003, 23(5): 156-160.
Yun Xiaoyin, Lin Weigang, Wu Shaohua, et al. A study on residence time distribution of particles in double-dip leg circulating fluidized bed[J]. Proceedings of the CSEE, 2003, 23(5): 156-160(in Chinese).
- [20] Mattisson T, Lyngfelt A. Capture of CO₂ using chemical-looping combustion[C]. First Biennial Meeting of the Scandinavian-Nordic Section of the Combustion Institute, Goteborg, Sweden, 2001.
- [21] Scott S A, Dennis J S, Hayhurst A N, et al. In situ gasification of a solid fuel and CO₂ separation using chemical looping[J]. AIChE Journal, 2006, 52(9): 3325-3328.



顾海明

收稿日期: 2009-10-16。

作者简介:

顾海明(1986—),男,硕士研究生,从事化学链燃烧分离二氧化碳研究, guhaiming2010@126.com;

沈来宏(1965—),男,博士,教授,从事洁净煤燃烧、新能源研究,本文通讯作者, lshen@seu.edu.cn。

(责任编辑 王庆霞)