

研究简报

# Ni 载体整体煤气化链式燃烧联合循环性能

向文国<sup>1</sup>, 狄藤藤<sup>2</sup>

<sup>1</sup> 东南大学洁净煤发电及燃烧技术教育部重点实验室, 江苏 南京 210096;

<sup>2</sup> 四川电力职业技术学院, 四川 成都 610072)

关键词: 化学链燃烧; 联合循环; CO<sub>2</sub> 分离

中图分类号: TK 229

文献标识码: A

文章编号: 0438-1157 (2007) 07-1816-06

## Performance investigation of Ni-based CLC gasification combined cycle

XIANG Wenguo<sup>1</sup>, Di Teng Teng<sup>2</sup>

<sup>1</sup> Key Laboratory of Clean Coal Power Generation and Combustion Technology, Ministry of Education,

Southeast University, Nanjing 210096, Jiangsu, China; <sup>2</sup> Sichuan Electric Vocational and

Technical College, Chengdu 610072, Sichuan, China)

**Abstract:** Chemical looping combustion (CLC) offers a possibility of separating the greenhouse gas CO<sub>2</sub>. An integrated gasification combined cycle based on CLC is discussed in this paper. In the system, NiO/NiAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub> is used as the CLC oxygen carrier and Texaco gasification process is selected. The system performance is simulated by using ASPEN software tool. The system efficiency is 39.61% HHV (41.55% LHV) and CO<sub>2</sub> emission is 126 g · kW<sup>-1</sup> · h<sup>-1</sup>, assuming compressor pressure ratio 17, air reactor outlet temperature 1200 °C, turbine inlet temperature (TIT) 1350 °C after supplementary firing, and cooling air fraction 12%. At TIT 1350 °C, CO<sub>2</sub> capture rate increases by about 23% and system efficiency decreases from 40.3% to 39.61% when the air reactor outlet temperature rises from 1000 °C to 1200 °C. With the increase of TIT after supplementary firing from 1200 °C to 1500 °C, system efficiency increases from 37.4% to 40.8% and CO<sub>2</sub> emission rises from 3 g · kW<sup>-1</sup> · h<sup>-1</sup> to 202 g · kW<sup>-1</sup> · h<sup>-1</sup>. At a specific TIT there exists an optimum pressure ratio and the optimum pressure ratio goes up as TIT rises.

**Key words:** chemical looping combustion; combined cycle; CO<sub>2</sub> separation

### 引 言

二氧化碳 (CO<sub>2</sub>) 是最大的温室气体, 燃烧过程中减排 CO<sub>2</sub> 已成为研究热点。火电技术均以空气为氧化剂, 生成的烟气中 CO<sub>2</sub> 只占 10%~20%, CO<sub>2</sub> 的后续处理成本太高, 难以实施。在燃烧过

程中生成高浓度的 CO<sub>2</sub> 或便于 CO<sub>2</sub> 分离的气相混合物 (如 H<sub>2</sub>O+CO<sub>2</sub>), 同时消除其他污染物的生成排放 (如 NO<sub>x</sub>、SO<sub>x</sub> 及 Hg 等), 是一条有效的途径, 选择纯氧作氧化剂, 已经得到普遍认可。但是, 制取纯氧或富氧需消耗大量的能量, 对于发电厂来说, 其消耗的电力可占厂用电的 10% 以上,

2006-11-28 收到初稿, 2007-02-11 收到修改稿。

联系人及第一作者: 向文国 (1964—), 男, 副教授。

基金项目: 国家自然科学基金项目 (50176010, 90410009)。

Received date: 2006-11-28.

Corresponding author: XIANG Wenguo. E-mail: wgxiang@seu.edu.cn

Foundation item: supported by the National Natural Science Foundation of China (50176010, 90410009).

限制了此技术的应用。在燃料燃烧之前,进行脱碳处理,可以减少 CO<sub>2</sub> 的排放,如对燃料进行气化、重整,分离出清洁的氢能,燃用氢能可以实现零排放,但是需要开发出高效低成本的 CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub> 分离膜等相关技术。

化学链燃烧(chemical looping combustion, CLC)原理如图 1 所示,气体燃料不直接与空气接触,以金属氧化物为载氧体,在一定的温度下,载氧体在空气中进行氧化反应,结合氧;然后与燃料气进行还原反应,释放氧。气相反应产物只有 CO<sub>2</sub> 和 H<sub>2</sub>O(气),凝结出水,得到高纯 CO<sub>2</sub>。化学链燃烧过程中 CO<sub>2</sub> 不会被空气中的 N<sub>2</sub> 稀释,故可在没有能量损失的前提条件下实现 CO<sub>2</sub> 分离。

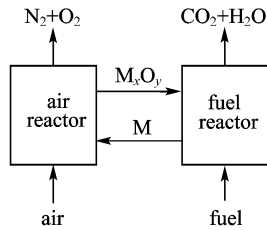


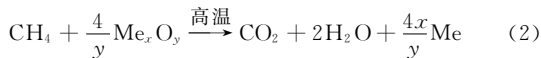
图 1 化学链燃烧原理

Fig. 1 Chemical looping combustion principle

CLC 将传统的燃烧反应分解为两个气固化学反应,其一为金属载氧体的载氧反应



其二为金属氧化物与气体燃料的还原反应。气体燃料(如 CH<sub>4</sub>) 在常温条件下,性能相对稳定,但在高温下,具有相当大的活性,可与金属氧化物 Me<sub>x</sub>O<sub>y</sub> 进行下述反应



此外,CLC 还能够根除 NO<sub>x</sub> 的生成。一方面,空气与燃料不直接接触避免了燃料型 NO<sub>x</sub> 的产生;另一方面,在空气反应器里,由于载氧体颗粒热容较高且分布均匀,使得反应器温度比较均匀,维持反应器温度不高于 1200℃ 时,温度型 NO<sub>x</sub> 也不会产生。

Lyngfelt 等<sup>[1-3]</sup> 以 CH<sub>4</sub> 为气体燃料,以 Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> 和 NiO 为载氧体,对 CLC 锅炉进行概念设计,研究了该金属氧化物的反应特性。Brandvoll 等<sup>[4]</sup> 对采用 CLC 技术的联合循环系统进行热力学性能计算与分析。Anheden 等<sup>[5-6]</sup> 对以煤气化合成气为燃料 CLC 进行初步分析。Jin 等<sup>[7-11]</sup> 研究了多种气体燃料的 CLC 燃烧机理,分析研究了相关联合循环的

热力学性能,同时对基于 CLC 燃烧技术的整体煤气化联合循环作了初步研究。

载氧体在 CLC 中发挥着至关重要的作用,考虑到载氧体对化学反应速率、化学和机械稳定性以及耐高温能力的要求,作者选用 NiO/NiAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub> 作载氧体。能量的梯级利用可有效提高能源利用效率,将化学链燃烧技术与燃气蒸汽联合循环相耦合,构建整体煤气化链式燃烧联合循环系统,实现煤的高效、低污染利用。本文利用 ASPEN 建立该系统各部分模型,搭建系统流程,对影响系统性能的重要参数进行了模拟计算和分析,研究各参数对系统性能的影响。

## 1 煤气化链式燃烧联合循环

### 1.1 系统介绍

整体煤气化链式燃烧联合循环系统是将 IGCC 系统燃气轮机燃烧室用 CLC 燃烧装置取代,实现 CO<sub>2</sub> 分离,系统流程由 3 部分组成(图 2),顶循环部分(包括煤气化、CLC 燃烧装置及燃气轮机)、底循环部分(即蒸汽循环)和 CO<sub>2</sub> 富集部分。

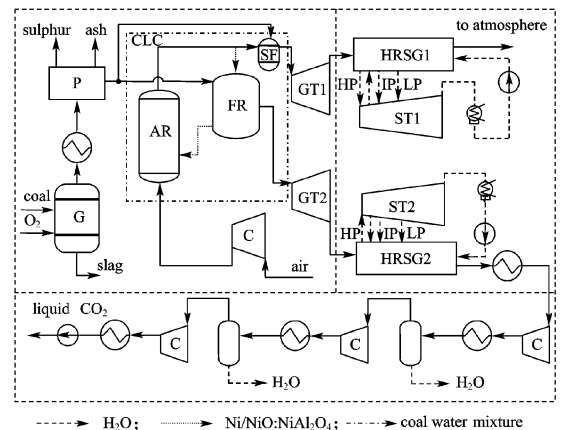


图 2 整体煤气化链式燃烧联合循环系统

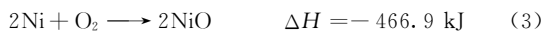
Fig. 2 Schematic diagram of integrated CLC combined cycle system

煤制浆后进入气化炉(G) 气化,气化产物粗煤气经除尘、脱硫等净化(P) 处理作为 CLC 燃料反应器燃料。空气经压气机(C) 压缩后进入空气反应器,被还原态的载氧体消耗掉部分氧气后,变为高温高压的燃气(欠氧空气),经补燃室(SF) 补燃,再进入透平(GT1) 做功,透平出口燃气进入余热锅炉(HRSG1) 加热给水产生蒸汽,最后排入大气。CLC 燃料反应器中燃料气被氧化态的

载氧体氧化后，产生的高温高压烟气（主要是 CO<sub>2</sub> 和 H<sub>2</sub>O）进入膨胀机（GT2）做功，再进入余热锅炉（HRSG2）加热给水产生蒸汽，经冷却压缩，得到较纯净的 CO<sub>2</sub>。

(1) 气化部分。本系统选用目前成熟的德士古气化工艺<sup>[12]</sup>，98%的纯氧作气化剂，水煤浆进料。设定气化温度 1315℃、压力 4.14 MPa、碳转化率 98%、压损 6%、散热损失 0.5%、辐射冷却器出口煤气温度 900℃、除尘温度 250℃、MDEA 法脱硫。

(2) CLC 部分。选用 Ni/NiO 作载氧体，添加 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> 增加其机械特性。空气反应器内反应为



燃料反应器内反应为



由于煤气中 CH<sub>4</sub> 含量少，燃料反应器总的反应会放热。即采用煤气作燃料气，并用 NiO 作载氧体时，CLC 的两个反应器均放热。模拟计算中，压损取 8%，NiO : NiAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub> = 3 : 2（质量比）。

(3) 燃气轮机以及汽水循环。燃气轮机的效率和比功随透平入口温度 TIT 的升高而升高。而 TIT 温度越高，透平冷却空气量越大。对于 GT2，为了保持燃气中 CO<sub>2</sub> 的浓度以利于回收，不采用传统的空气冷却技术，而应用分离出来的低温 CO<sub>2</sub> 冷却；同时由于它的输出净功在系统总功中所占比例不大（15%左右），所需冷却气体量较小，对系统净效率的影响不大，为简化，模拟计算中不考虑 GT2 的冷却问题。对有冷却的透平膨胀功的模拟计算，采用以 ISO 温度为透平入口温度的方法<sup>[13]</sup>，其等熵膨胀效率近似为透平的级等熵效率。燃气轮机以西门子 V94.3A 参数作为模型，压比 17、透平进口温度 TIT1350℃、进口空气流量 634 kg·s<sup>-1</sup>、冷却空气系数 0.12、压气机绝热效率 88%、燃气透平绝热效率 90%、排气压力 0.1047

MPa。透平做功后的燃气进入余热锅炉进行热量回收，产生蒸汽，余热锅炉设计为三压再热型，参数为 12.5 MPa/510℃/2.86 MPa/510℃/0.72 MPa/232℃<sup>[14]</sup>，最小节点温差 5℃、接近点温差 30℃、热量损失 0.7%、排烟温度 80℃，凝汽器压力 4 kPa、汽轮机内效率 90%。

(4) CO<sub>2</sub> 的分离和压缩。对 CO<sub>2</sub> 进行了分离和压缩，以期实现 CO<sub>2</sub> 富集。CO<sub>2</sub> 的分离和压缩分 4 级进行，每一级都经过压缩、冷却、气液分离 3 个流程。压缩采用离心式压气机，最大压比 3.5，效率 82%。最终 CO<sub>2</sub> 压缩冷却至 11.5 MPa/30℃，呈液态。

### 1.2 系统计算分析方法

本文研究以煤为燃料的链式燃烧联合循环发电系统的性能，不涉及对反应器内反应的化学动力学特性、传热过程、流体力学特性及反应器的结构设计。利用 ASPEN 软件模拟热力过程，计算过程遵循热量守恒和质量守恒。其中空气反应器和燃料反应器采用 RGibbs 模型，利用最小 Gibbs 自由能计算反应器中各化学反应进行的程度。对系统做如下假设：空气反应器和燃料反应器均绝热，温度均不高于 1200℃；载氧体循环质量只要大于最小载氧体质量，即可满足载氧要求；模拟计算中，选择一定量的氧过剩系数；环境温度为 15℃，相对湿度 60%；选取 Illinois 6 号烟煤作为系统燃料，其成分如表 1 所示，其高位热值为 26.14 MJ·kg<sup>-1</sup>，低位热值为 24.83 MJ·kg<sup>-1</sup>。

表 1 Illinois 6 号烟煤分析数据

Table 1 Ultimate analysis of Illinois 6# coal

Proximate analysis /(% (mass, air dry))				Ultimate analysis /(% (mass, daf))				
M	A	V	FC	C	H	O	N	S
12.0	8.8	36.35	42.85	61.2	4.7	8.8	1.1	3.4

考虑到制备及压缩 O<sub>2</sub> 的耗功，系统净效率 η<sub>net</sub> 和比功 ω 可定义为

$$\eta_{\text{net}} = \frac{(W_{\text{GT1}} + W_{\text{GT2}} + W_{\text{ST1}} + W_{\text{ST2}} - W_{\text{comp}}) \eta_{\text{m+g+aux}} - W_{\text{CO}_2\text{-comp}} - W_{\text{O}_2}}{\dot{m}_{\text{coal}} \text{HHV}} \quad (7)$$

$$\omega = \frac{(W_{\text{GT1}} + W_{\text{GT2}} + W_{\text{ST1}} + W_{\text{ST2}} - W_{\text{comp}}) \eta_{\text{m+g+aux}} - W_{\text{CO}_2\text{-comp}} - W_{\text{O}_2}}{m_{\text{air}}} \quad (8)$$

式中 W<sub>GT1</sub> 为透平 1 的输出功，W<sub>GT2</sub> 为透平 2 的输出功，W<sub>ST1</sub> 为汽轮机 1 的输出功，W<sub>ST2</sub> 为汽轮机

2 的输出功，W<sub>comp</sub> 为压气机耗功，W<sub>CO<sub>2</sub>-comp</sub> 为 CO<sub>2</sub> 分离压缩耗功，W<sub>O<sub>2</sub></sub> 为氧气制备及压缩耗功，

$\eta_{m+g+aux}$  为机械电机效率， $\dot{m}_{air}$  为空气质量流量， $\dot{m}_{coal}$  为入煤质量流量，HHV 为煤高位热值。

定义补燃率为气化产生的气体燃料中用于补燃的份额，如式 (9) 所示

$$\text{补燃率} = \frac{\text{用于补燃的煤气量}}{\text{总的煤气量}} \quad (9)$$

CO<sub>2</sub> 回收率即 CO<sub>2</sub> 的分离效率，为

$$\text{CO}_2 \text{ 回收率} = \frac{\text{经压缩分离收集到的 CO}_2}{\text{HRS G1 出口烟气中 CO}_2 + \text{HRS G2 出口烟气中 CO}_2} \quad (10)$$

系统 CO<sub>2</sub> 的排放量如式 (11) 所示

$$\text{CO}_2 \text{ 排放量} = \frac{\text{排入大气的 CO}_2 (\text{g} \cdot \text{h}^{-1})}{\text{系统净功} (\text{kW})} \quad (11)$$

本文对空分装置流程不进行模拟，用到纯氧时将空分制氧压缩所耗的功按经验数据<sup>[15]</sup> (0.4 kW·h·kg<sup>-1</sup>) 折算为系统耗电的一部分，不再单独计算各部分制冷能耗。

## 2 结果及讨论

水煤浆浓度 66.5%，气化炉出口粗煤气经除尘脱硫后得到洁净煤气，脱硫效率取 98%，脱硫的同时会脱去 25%CO<sub>2</sub>，模拟结果见表 2。气化参数确定后，根据燃料反应器的能量平衡，最小载氧体的循环质量  $\dot{m}_{ZYT-min}$  为 8.55 kg·(kg coal)<sup>-1</sup>。为保证燃烧充分，取载氧体的循环质量流率为 15 kg·(kg coal)<sup>-1</sup>。表 3、表 4 是空气反应器 (AR) 和燃料反应器 (FR) 出口气体主要成分。燃烧过程产生的烟气分成两股：一股是 AR 出口高温欠氧空气，经过能量利用最终将排入大气；另一股是 FR 出口主要由二氧化碳和水组成的烟气，经余热利用、压缩冷却，最终液化为高纯 CO<sub>2</sub>。

表 2 洁净煤气成分/%(vol)

Table 2 Components of clean syngas/%(vol)

CO	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	Other
42.75	29.69	19.47	7.13	0.79	0.20

表 3 空气反应器出口气体成分/%(vol)

Table 3 Components of AR outlet gas/%(vol)

N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	Ar	Other
81.73	16.10	1.07	0.97	0.14

表 4 燃料反应器出口气体成分/%(vol)

Table 4 Components of FR outlet gas/%(vol)

CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	Other
49.43	48.98	0.79	0.44	0.20	0.15

### 2.1 透平 GT1 冷却空气率的影响

如图 3 所示，TIT 1350℃、空气反应器 1200℃，随着冷却空气量的增加，系统的效率 (HHV) 呈下降的趋势，CO<sub>2</sub> 排放量增加。冷却空气率每增加 2%，系统净效率约降低 0.3%，比功约减少 17 kJ·kg<sup>-1</sup>，CO<sub>2</sub> 排放量增加 0.4 g·kW<sup>-1</sup>·h<sup>-1</sup>，影响较小。透平冷却后相当于降低了透平进口的 ISO 温度，透平出口、余热锅炉进口温度也降低，余热锅炉产汽量减少，汽轮机做功量也随之减少。

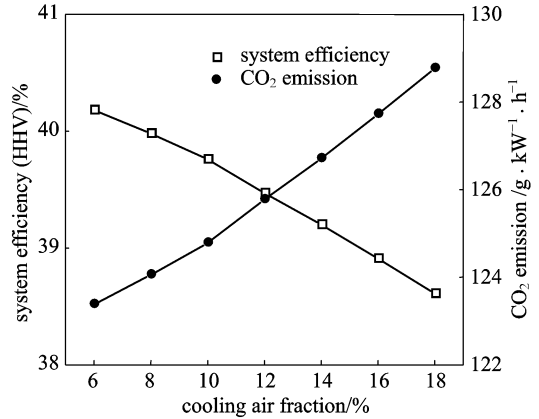


图 3 透平冷却空气份额对系统性能的影响

Fig. 3 Effect of cooling air rate on system performance

### 2.2 空气反应器温度 T<sub>AR</sub> 的影响

补燃后 TIT 温度 1350℃、冷却空气率 12%，空气反应器温度对系统性能的影响如图 4 所示。AR 出口温度升高，补燃减少，燃料反应器的燃料量增加；由于燃料反应器出口不补燃，GT2 入口温度相对较低，燃料反应器出口流量的增加，将会导致循环最高平均温度降低，系统效率随之降低。AR 出口温度从 1000℃ 升高到 1200℃，系统效率将从 40.3% 降低到 39.61%，补燃率降低 23%，CO<sub>2</sub> 排放量减少了 158 g·kW<sup>-1</sup>·h<sup>-1</sup>，CO<sub>2</sub> 回收率提高 23%。

### 2.3 补燃温度 T<sub>sf</sub> 的影响

冷却空气量随 TIT 的升高而增加，空气反应器温度 1200℃、冷却空气率 12%，补燃后，TIT 在 1200~1500℃ 变化，温度每升高 100℃，冷却空

气率提高 4%。模拟结果见图 5，补燃温度由 1200℃ 提高到 1500℃，系统净效率由 37.4% 增加到 40.8%，CO<sub>2</sub> 的排放量达到 202 g · kW<sup>-1</sup> · h<sup>-1</sup>。TIT 升高，则所需补燃量增多，TIT 每增加 50℃，补燃率约增加约 6%，相应地燃料反应器内通过的燃料气份额减少。补燃温度升高，系统比功增加，效率升高。但是，CO<sub>2</sub> 回收率降低，CO<sub>2</sub> 的排放量由 2.98 g · kW<sup>-1</sup> · h<sup>-1</sup> 升高到 204.02 g · kW<sup>-1</sup> · h<sup>-1</sup>。尽管如此，其排放量远远低于超临界煤粉电厂 733 g CO<sub>2</sub> · kW<sup>-1</sup> · h<sup>-1</sup> 的排放量<sup>[16]</sup>。

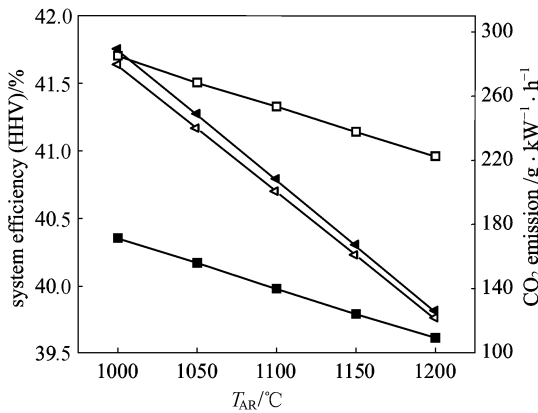


图 4 T<sub>AR</sub>对系统性能的影响

Fig. 4 Effect of T<sub>AR</sub> on system performance

■ system efficiency (cooling); ▲ CO<sub>2</sub> emission (cooling);  
□ system efficiency (un-cooling); ◁ CO<sub>2</sub> emission (un-cooling)

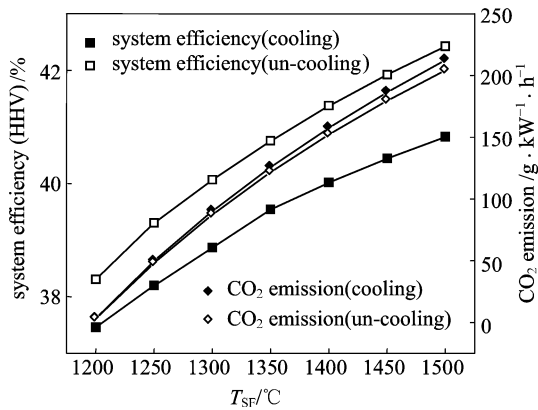


图 5 T<sub>SF</sub>对系统性能的影响

Fig. 5 Effect of T<sub>SF</sub> on system efficiency

### 2.4 载氧体循环质量的影响

其他参数保持不变，在满足载氧要求的前提下，改变载氧体循环质量，系统净效率变化较小，1.2~3 倍循环倍率下，效率变化仅 0.04%。载氧体循环质量的变化只是改变了空气反应器与燃料反应器之间的热量分配，载氧体循环质量越大，由空

气反应器带入燃料反应器的热量越多，燃料反应器出口温度越高。由于两个反应器中反应均为放热反应，两反应器出口温度相差不多，故载氧体因物理显热变化而传递的热量并不多，对系统影响不大。

但是载氧体循环质量变化造成压损变化（取 4%~12%），随着压损的增大，系统净效率减少，CO<sub>2</sub> 排放量增加。压损每增加 2%，系统净效率减少约 0.13%，CO<sub>2</sub> 排放量增加约 0.35 g · kW<sup>-1</sup> · h<sup>-1</sup>。压损增大，透平膨胀比减小，输出功减少，效率降低。

### 2.5 压比 (PR) 的影响

图 6 显示了补燃温度 T<sub>SF</sub> 一定（取 1200、1300、1350℃）的情况下，改变压气机压比对系统性能的影响。由图可知，随着压比的升高，系统比功减小，CO<sub>2</sub> 排放量增加，系统净效率先增大后减小，存在最佳压比，即每一个 T<sub>SF</sub> 温度对应一个最佳压比，且随着 T<sub>SF</sub> 温度的升高，最佳压比增大。T<sub>SF</sub> 为 1200℃ 时，最佳压比约为 13，1300℃ 时约为 16，1350℃ 时约为 17。

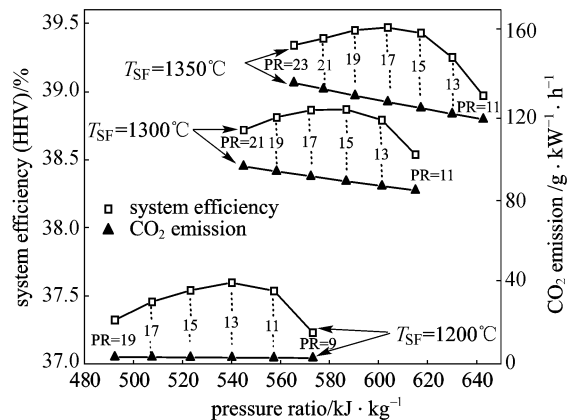


图 6 不同补燃温度下压气机压比对系统性能的影响

Fig. 6 Effect of different pressure rate on system performance at different supplementary combustion temperature

### 2.6 与常规 IGCC 系统比较

对整体煤气化联合循环系统进行计算，其煤气化、燃气轮机、余热锅炉及汽水系统的参数选取与本系统均一致，在未对烟气中的 CO<sub>2</sub> 进行分离和压缩时，系统净效率为 43.12% HHV (45.39% LHV)，CO<sub>2</sub> 排放量为 652 g CO<sub>2</sub> · kW<sup>-1</sup> · h<sup>-1</sup>。若考虑对 CO<sub>2</sub> 进行深冷分离，则系统效率将降低约 6 个百分点<sup>[16]</sup>，再考虑 CO<sub>2</sub> 回收（压缩耗功），则系统效率仅为 34.2% HHV (36.4% LHV)，

CO<sub>2</sub> 排放量为 149 g CO<sub>2</sub> · kW<sup>-1</sup> · h<sup>-1</sup>。

对于整体煤气化链式燃烧联合循环系统, 燃气轮机压比为 17、透平进口温度 1350℃, 系统净效率可达 39.61% HHV(41.55% LHV), CO<sub>2</sub> 排放量为 126 g CO<sub>2</sub> · kW<sup>-1</sup> · h<sup>-1</sup>。与常规 IGCC 系统相比, 其效率更高, CO<sub>2</sub> 排放量更小, 有很大技术优势, 具有发展前途。

### 3 结 论

对整体煤气化链式燃烧联合循环系统进行了概念性设计, 并利用 ASPEN 软件对系统性能做了模拟计算与分析, 计算结果表明:

(1) 采用德士古气化工艺、V94.3A 型燃气轮机、三压再热型余热锅炉, 压比为 17、燃气透平(GT1) 进口温度 1350℃, 系统净效率可达到 39.61% HHV (41.55% LHV), CO<sub>2</sub> 排放量为 126 g · kW<sup>-1</sup> · h<sup>-1</sup>;

(2) TIT 为 1350℃, 空气反应器温度由 1000℃ 升高到 1200℃, 系统 CO<sub>2</sub> 的回收率升高约 23%, 系统净效率由 40.3% 降低到 39.61%;

(3) 补燃温度升高, 系统净效率增加, 但是 CO<sub>2</sub> 排放量也随之增加。空气反应器温度 1200℃, 补燃温度由 1200℃ 提高到 1500℃, 系统净效率由 37.4% 增加到 40.8%, CO<sub>2</sub> 的排放量为 202 g · kW<sup>-1</sup> · h<sup>-1</sup>;

(4) 补燃后 TIT 一定, 压比增大, 系统比功减小, CO<sub>2</sub> 排放量增加, 效率先增大后降低, 有一最佳值, 补燃温度 1350℃ 时, 系统的最佳压比为 17。

### References

[1] Mattisson T, Lyngfelt A. Applications of chemical-looping combustion with capture of CO<sub>2</sub>//Second Nordic Minisymposium on Carbon Dioxide Capture and Storage. Göteborg, 2001

[2] Mattisson T, Lyngfelt A, Cho P. The use of iron oxide as an oxygen carrier in chemical-looping combustion of methane with inherent separation of CO<sub>2</sub>. *Fuel*, 2001, **80**: 1953-1962

[3] Lyngfelt A, Leckner B, Mattisson T. A fluidized-bed combustion process with inherent CO<sub>2</sub> separation: application of chemical-looping combustion. *Chemical Engineering Science*, 2001, **56**: 3101-3113

[4] Brandvoll Ø, Bolland O. Inherent CO<sub>2</sub> capture using chemical-looping combustion in a natural gas fired power cycle//Proceedings of ASME TURBO EXPO 2002. The Netherlands, Amsterdam, 2002

[5] Anheden M. Analysis of gas turbine systems for sustainable energy conversion [D]. Stockholm: Royal Institute of Technology, 2000

[6] Anheden M, Svedberg G. Exergy analysis of chemical-looping combustion systems. *Energy Convers. Mgmt.*, 1998, **39** (16/17/18): 1967-1980

[7] Jin H, Okamoto T, Ishida M. Development of a novel chemical-looping combustion: synthesis of a looping material with a double metal oxide of CoO-NiO. *Energy & Fuels*, 1998, **12**: 1272-1277

[8] Jin H, Okamoto T, Ishida M. Development of a novel chemical-looping combustion: synthesis of a solid looping material of NiO/NiAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub>. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 1999, **3**: 126-132

[9] Jin H, Ishida M. Reactivity study on a novel hydrogen fueled chemical-looping combustion. *Hydrogen Energy*, 2001, **26**: 889-894

[10] Ishida M, Jin H. A new advanced power-generation system using chemical-looping combustion. *Energy*, 1994 (4): 415-422

[11] Jin H, Ishida M. A new advanced IGCC power plant with chemical-looping combustion//Proc. Inter. Symposium on Thermodynamics Analysis and Improvement of Energy System. Beijing: Beijing World Publishing Corporation, 1997: 548-553

[12] Jiao Shujian (焦树建). Choice of gasifier's pattern for IGCC power plant. *Gas Turbine Technology* (燃气轮机技术), 2002, **15** (2): 5-14

[13] Wang Dehui (王德慧), Li Zheng (李政), Ma Linwei (麻林巍), Ni Weidou (倪维斗). Study on cooling air allocation and expander power calculation of large scale gas turbine. *Proceedings of the CSEE* (中国电机工程学报), 2004 (1): 180-185

[14] Jiao Shujian (焦树建). Fundamental of Gas Turbine Combined Cycle (燃气-蒸汽联合循环的理论基础). Beijing: Tsinghua University Press, 2003

[15] Luca De Lorenzo, Thomas G Kreutz, Paolo Chiesa, Robert H Williams. Carbon-free hydrogen and electricity from coal: options for syngas cooling in systems using a hydrogen separation membrane reactor//Proceedings of GT2005, ASME Turbo Expo 2005: Power for Land, Sea and Air. Reno-Tahoe, Nevada, USA, 2005

[16] Ni Weidou (倪维斗), Zhang Bin (张斌), Li Zheng (李政). Hydrogen economy · CO<sub>2</sub> mitigation IGCC. *Coal Conversion*, 2003, **26** (3): 1-10