

流化床 O₂/CO₂ 燃烧(II) - 高氧浓度的中试研究

赵 科, 段翠九, 谭 力, 吕清刚

(中国科学院工程热物理研究所, 北京 100190)

摘 要: 为给大型循环流化床 O₂/CO₂ 燃烧系统在高氧浓度下的燃烧提供参考, 在燃烧室直径 140 mm、高度 6 000 mm 的 0.15 MW 循环流化床燃烧试验系统上, 在 O₂/N₂ 气氛中, 进行了煤在高氧浓度下的燃烧试验。实验结果表明, 在一次风氧气浓度 49.0% ~ 53.3%、二次风氧气浓度 50.8% ~ 56.0% 时仍可以安全、稳定燃烧。煤在燃烧过程中 SO₂ 收率为 92.2% ~ 94.0%, 配风对 SO₂ 收率影响不大。不同风量配比下, NO_x 收率为 6.71% ~ 7.64%, N₂O 收率为 5.13% ~ 7.23%。降低一次风量, 有助于降低 NO_x 收率和 N₂O 收率。推迟二次风加入时间, 有助于降低 N₂O 收率, 但会使 NO_x 收率升高。

关 键 词: 流化床; O₂/CO₂; 燃烧; 高氧浓度

中图分类号: TK16 文献标识码: A

引 言

捕集和储存利用煤 O₂/CO₂ 气氛下燃烧生成的 CO₂ 被认为是近期内减缓 CO₂ 排放较为可行的措施与技术^[1]。循环流化床 O₂/CO₂ 燃烧中, 由于燃烧室内有大量的循环床料, 系统热惯性大, 燃烧室内传热传质强烈, 能避免局部高温, 有利于实现高氧浓度下的稳定燃烧。而采用较高氧浓度燃烧, 有利于加快燃烧速度、提高燃烧效率、增加容积热负荷、减少锅炉尺寸。此外, 提高氧浓度, 再循环烟量减少, 能够降低再循环烟气风机的能耗。鉴于上述两大优点, 诸多研究机构进行了高氧浓度下的燃烧实验。加拿大 Canmet Energy 在 100 kW 燃烧系统中实现了 34% - 45% 的稳定燃烧^[2]。东南大学在热功率 50 kW 的燃烧装置中, 实现氧气浓度从 21% 到 40% 的稳定燃烧^[3]。中国科学院工程热物理研究所在 30 kW 的试验系统上研究了 O₂/N₂ 气氛下燃烧试验, 结果表明, 3 个煤种在氧气浓度 33% ~ 35% 时均可以实现安全、稳定、无结焦燃烧。研究中, 最大局部氧气浓度达到 75.3%, 表明氧气浓度

仍有较大提高空间^[4]。然而, 目前未见氧气浓度 45% 以上的燃烧试验。

为探索更高氧浓度下燃烧的可行性, 研究设计并建设了燃烧室高度 6 000 mm、直径 140 mm、热功率 0.15 MW 的循环流化床燃烧试验系统, 对煤在 45% 以上氧气浓度的燃烧特性进行研究, 为高氧浓度下更大型的循环流化床 O₂/CO₂ 燃烧系统的设计提供参考。

1 试验研究

1.1 试验系统

0.15 MW 循环流化床燃烧试验系统如图 1 所示, 煤通过螺旋给料机在高度 600 mm 处加入燃烧室, 预热后的一次风从燃烧室底部的风帽加入燃烧室, 预热后的二次风从二次风口水平加入燃烧室, 煤在燃烧室内燃烧后进入旋风分离器, 烟气和飞灰从旋风分离器顶部排出, 由烟气冷却器冷却后进入布袋除尘器, 除尘后的烟气排入大气; 旋风分离器分离下的物料经返料器返回燃烧室循环燃烧; 燃烧室底渣由排渣管排出。

1.1.1 循环流化床本体

循环流化床燃烧室高度 6 000 mm。高度段 0 ~ 2 000 mm 在的燃烧室直径为 100 mm, 高度段 2 000 ~ 6 000 mm 在燃烧室的直径为 140 mm, 燃烧室浇注料内布置水冷管。燃烧室设计两个二次风口, 风口距布风板高度分别为 1 500 和 2 000 mm。燃烧室和旋风分离器内侧采用耐火耐磨浇注料浇注而成。返料器为气动 U 型阀结构, 采用风帽布风, 返料器四个侧面均预留水套结构, 侧壁材料为高温合金钢, 可以选择水冷却或绝热, 试验中返料器为绝热。料腿为直径 60 mm 的 Cr25Ni20 钢制成, 料腿外包裹

收稿日期: 2011-08-08; 修订日期: 2011-11-15

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(50906084); 中国科学院知识创新工程重要方向项目(KGCX2-YX-399+3); 中国博士后科学基金资助项目(20090450578)

作者简介: 赵 科(1979-), 男, 陕西宝鸡人, 中科院工程热物理研究所助理研究员。

120 mm 厚保温棉。旋风分离器内布置冷却管, 可以选择水冷却或空气冷却, 本试验中为空气冷却。一次风、二次风采用电炉调节预热温度。

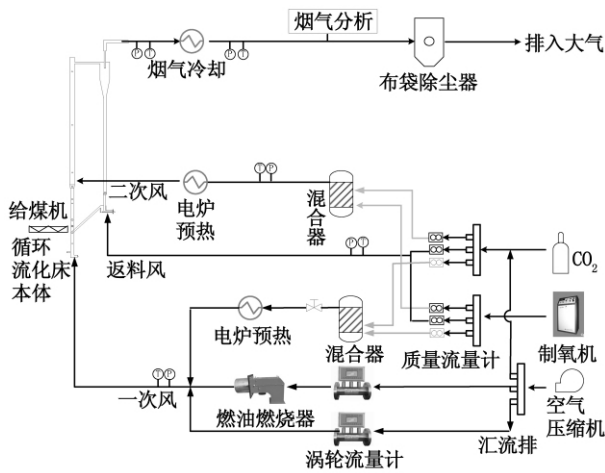


图 1 0.15 MW 循环流化床燃烧试验系统示意图
Fig. 1 Schematic diagram of a 0.15 MW CFB combustion test system

1.1.2 辅助系统

辅助系统包括点火单元、供风单元、冷却水单元、气体除尘单元和给料单元。点火单元为燃油燃烧器, 燃烧生成的烟气通过风帽进入燃烧室, 预热床料到煤的着火温度以上。试验系统配有 O₂、N₂、CO₂ 风源, 根据试验需要选择燃烧气氛为 O₂/N₂, 由制氧机产生的氧气和空气混合而成, 制氧机的氧气纯度 83% 以上(其余为氮气)。返料风为空气, 一次风和二次风依据工况设计调节空气和氧气的流量。冷却水采用闭式强制循环, 冷却水依次流过燃烧室水管、烟气冷却器, 经过冷却塔后返回水箱。气体除尘单元为布袋除尘器。给料单元为密封煤斗和水平螺旋给料机。

1.1.3 测量系统

试验系统共使用 6 个质量流量计, 分别测量一次风、二次风、返料风的空气和氧气流量。循环流化床本体温度、压差测点分布如图 2 所示。燃烧室内布置 6 根 K 型热电偶, 分别位于距布风板以上 250、800、1 600、2 500、4 000 和 5 700 mm 高度处, 旋风分离器出口布置一根 K 型热电偶以测量烟气温度, 返料器底部布置一支 K 型热电偶以测量返料温度。本体内布置压力测点 7 个, 压力测点的高度与温度测点相同, 试验中测量压差 6 组, 用差压变送器测量。试验中用涡轮流量计测量循环水流量, 分别用

6 根 Pt100 热电偶测量燃烧室进口水温、燃烧室出口水温、旋风分离器进口水(或空气)温、旋风分离器出口水(或空气)温、返料器进口水温、返料器出口水温。一次风、二次风、返料风的风管内各布置一根热电偶以测量风温。烟气中氧气浓度用氧化锆分析仪在线分析, 烟气中其余组分用 GASMET DX4000 分析仪测量, 烟气浓度分析数据 1 min 采集一次。燃烧室温度、压力、气体流量、循环水流量的数据 20 s 采集一次, 由 Agilent 数据采集板采集, 计算机保存。

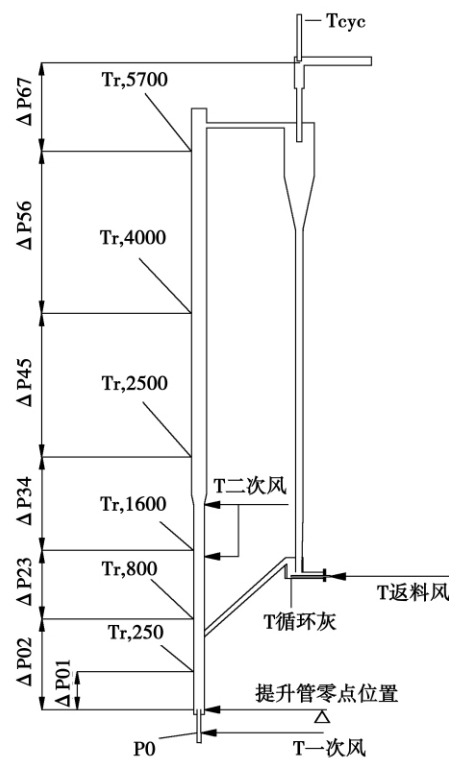


图 2 循环流化床本体温度、压差测点分布图
Fig. 2 Chart showing temperature and pressure measuring point distribution in a CFB proper

1.2 试验样品

试验使用大同煤, 粒径为 0~4 mm, 粒径分布如图 3 所示, 元素分析及工业分析结果如表 1 所示, 低位发热量为 24.8 MJ/kg。选用 0.1~2 mm 的河砂为床料。

表 1 工业分析及元素分析结果(%)

Tab. 1 Results of industrial and elementary analysis

工业分析				元素分析				
M _{ar}	A _{ar}	V _{daf}	FC _{ar}	C _{ar}	H _{ar}	O _{ar}	N _{ar}	S _{ar}
4.06	15.8	24.74	55.38	64.39	3.64	10.24	0.7	1.14

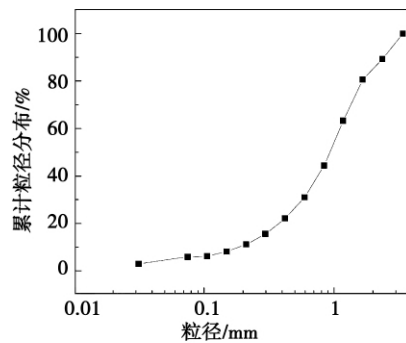


图 3 煤的粒径分布

Fig. 3 Particle size distribution of coal

1.3 试验工况

各工况的试验条件如表 2 所示,表中的一次风氧气浓度、二次风氧气浓度是根据空气流量和氧气流量所得的计算值。各工况的风量配比如表 3 所示。

1.4 试验过程

试验系统启动前,向燃烧室内加入 0.1 ~ 2 mm 的河砂 5.5 kg 做为床料。打开燃油燃烧器预床料。密相区温度达到 500 °C 后,开始间歇加煤,并逐渐增加氧气和空气流量。密相区温度达到 800 °C 后,关燃油燃烧器,开始连续加煤并逐渐增加给煤量,继续增加氧气和空气流量到设定值。燃烧室和旋风分离器的温度、压力、烟气组分均稳定后,进入试验工况。

表 2 各工况的试验条件

Tab. 2 Test conditions under various conditions

工况	一次风氧气浓度/%	一次风温度/°C	二次风氧气浓度/%	二次风温度/°C	返料风氧气浓度/%	二次风口高度/m	给煤量/kg·h ⁻¹
1	49.0	340	50.8	42.4	20.9	1.5	21
2	53.2	340	55.9	42.4	20.9	1.5	21
3	53.3	381	56.0	42.4	20.9	2.0	21

表 3 各工况的风量配比 (m³/h)

Tab. 3 Air flow ratios under various conditions (m³/h)

工况	一次风空气	一次风氧气	二次风空气	二次风氧气	返料风空气	返料风氧气	总风量
1	25.9	20.7	7.19	6.46	3.25	0	63.5
2	13.8	14.3	10.4	12.8	3.25	0	54.6
3	13.8	14.3	10.3	12.8	3.25	0	54.5

2 试验结果与分析

2.1 燃烧特性

试验共进行 3 个工况,各工况下均燃烧良好、物料循环畅通。试验系统本体压差分布如表 4 所示。可见,燃烧室 4 000 ~ 5 700 mm 压差为 0.35 ~ 0.50 kPa,表明试验过程中已建立物料循环。各工况的温度分布如表 5 所示。3 个工况在运行过程中温度稳定、均匀,燃烧室中 250 ~ 5 700 mm 6 个测点的温度差不超过 35 °C。试验系统中,旋风分离器为空气冷却,降低了循环物料的温度,故返料温度低于燃烧室内的温度。3 个工况共稳定运行 10 h,试验中排渣及试验结束后清理炉内床料,均未发现结焦颗粒。表明循环流化床在一次风氧气浓度 49.0% ~ 53.3%、二次风氧气浓度 50.8% ~ 56.0% 时仍可以

安全、稳定燃烧。对比煤粉炉的 O₂/CO₂ 燃烧,国外研究以及国内的中试研究中,氧气浓度均在 21% ~ 30%^[1,5],远低于本试验中的氧气浓度。本研究和其它循环流化床 O₂/CO₂ 燃烧研究试验系统及氧气浓度的对比如表 6 所示。

表 4 试验系统本体压差 (kPa)

Tab. 4 Pressure drop of the test system proper (kPa)

	位置	工况 1	工况 2	工况 3
P01	一次风入口-燃烧室 250 mm	0.87	1.61	2.45
P02	一次风入口-燃烧室 800 mm	1.91	2.28	2.92
P23	燃烧室 800 mm-燃烧室 1600 mm	0.39	0.56	1.61
P34	燃烧室 1600 mm-燃烧室 2500 mm	0.83	0.97	0.56
P45	燃烧室 2500 mm-燃烧室 4000 mm	0.41	0.37	0.27
P56	燃烧室 4000 mm-燃烧室 5700 mm	0.50	0.42	0.35
P67	燃烧室 5700 mm-旋风分离器出口	3.68	3.67	3.68

可以看出,本研究的氧气浓度最高,而提高平均氧气浓度能够提高循环流化床的容积热负荷、燃烧速度和燃烧效率,并降低再循环烟气体量,将会大幅度

降低系统整体的制作成本和运行成本。与煤粉炉 O₂/CO₂燃烧相比,这是循环流化床 O₂/CO₂燃烧的优势。

表5 各工况的温度分布(°C)

Tab. 5 Temperatures distribution under various conditions (°C)

	燃烧室 250 mm	燃烧室 800 mm	燃烧室 1600 mm	燃烧室 2500 mm	燃烧室 4000 mm	燃烧室 5700 mm	返料温度
工况 1	829	850	827	849	834	844	681
工况 2	849	843	825	851	834	839	658
工况 3	865	846	830	850	850	841	619

表6 循环流化床 O₂/CO₂燃烧试验系统的对比

Tab. 6 Contrast of CFB O₂/CO₂ combustion test systems

文献	研究机构	燃烧室尺寸	给煤量/kg·h ⁻¹	热功率	氧气浓度/%
本研究	中科院工程热物理研究所	直径 140 mm、高 6000 mm	20	0.15 MW	49.0 - 56.0
[4]	中科院工程热物理研究所	直径 100 mm、高 3000 mm	3.8	30 kW	34.4
[6]	University of Utah, USA	直径 250 mm、高 6400 mm	40*	0.33 MW	21 - 35
[2]	Canmet Energy, Canada	直径 100 mm、高 5000 mm	6	100 kW	34 - 45
[7]	FW, USA	直径 406 mm、高 6500 mm	96.5	0.8 MW	29
[8]	CUT, Poland	直径 100 mm、高 5000 mm	8	100 kW	35
[9]	DUT, Holland	直径 485 mm、高 6000 mm	220*	1.6 MW	21 - 27
[3]	东南大学	直径 150 mm、高 4200 mm	8	50 kW	40
[10]	浙江大学	直径 77 mm、高 2800 mm	2*	15 kW*	21 - 35

* 根据各文献中其它参数计算出的数值

2.2 烟气成份

各工况下的烟气成份如表 7 所示。本研究计算了各工况下的 N₂O 转化(Y - N₂O)、NO_x 转化(Y - NO_x)和 SO₂ 转化率(Y - SO₂)。Y - N₂O 定义为烟气中 N₂O 的 N 元素质量,所占煤中 N 元素质量的比例,NO_x 转化和 SO₂ 转化的定义与 Y - N₂O 的定义类似。本实验中氧气浓度高于空气,故烟气中 CO₂ 浓度为 42.6% ~ 44.4%,高于空气燃烧时的 CO₂ 浓度(13% ~ 15%)。如果采用 O₂/CO₂ 循环燃烧,用再循环烟气代替本实验中空气中的 N₂,则干烟气中 CO₂ 的体积分数超过 90%。试验中, Y - SO₂ 为 92.2% ~ 94.0%,且一、二次风氧气浓度、二次风口位置对 Y - SO₂ 影响不大,表明煤中硫大部分迁移到烟气中的 SO₂。由表 1 可知,煤中灰分为 15.8%,而硫为 1.14%,煤灰的固硫能力弱,故燃烧过程中硫主要迁移到气相 SO₂ 中。循环流化床的优势是炉内脱硫效率高,能达到 90%,因此,高氧气浓度下燃烧时,如采用炉内脱硫,其排放能达到国家标准。本研究的烟气中 CO 含量较高,为 187 ~ 326 mg/MJ,主要

原因:过量氧系数(实际供氧量与理论需氧量之比)偏低,约 1.08,而空气燃烧时为 1.2;停留时间偏短,停留时间为 1.36 ~ 1.62 s(本研究的停留时间是指气相和旋风分离器无法分离下的细颗粒的停留时间,根据提升管高度和表观风速计算得出),而实际循环流化床的停留时间为 4 ~ 6 s。随着实验系统放大、停留时间增长,CO 浓度可以大幅度降低;烟气中高浓度的 CO₂ 延后了煤灰的燃尽,导致 CO 偏高,如适当提高燃烧温度,可减少 CO 排放量。

氮氧化物排放中, Y - NO_x 仅为 6.71% ~ 7.64%,低于煤粉炉燃烧,如表 8 所示。可见,循环流化床在高氧气浓度下燃烧时,仍保留了 NO_x 排放低的优点。工况 1 和工况 2 相比,工况 1 的 Y - NO_x 和 Y - N₂O 均高于工况 2。对比表 3 的风量配比可知,工况 1 中一次风的氧量最高,密相区还原性气氛最弱,而保证密相区的还原性气氛,有助于降低 N₂O 和 NO_x 的生成,故工况 1 偏高。工况 2 和工况 3 相比,工况 3 的 Y - NO_x 低于工况 2,但工况 3 的 Y - N₂O 高于工况 2。由表 2 和表 3 可知,工况 2 和

工况 3 的风量配比相同,仅二次风口位置不同,工况 2 的二次风口在 1.5 m 高度处,而工况 3 的二次风口在 2 m 处。可见,推迟二次风混入时间,有助于降低 $Y-N_2O$,但会使 $Y-NO_x$ 升高。

表 7 烟气成份

Tab. 7 Compositon of flue gas

工况	CO ₂ /%	O ₂ /%	CO /mg·MJ ⁻¹	N ₂ O /mg·MJ ⁻¹	NO _x /mg·MJ ⁻¹	SO ₂ /mg·MJ ⁻¹
1	42.6	4.8	187	32.0	69.0	847
2	44.4	4.8	251	29.4	62.3	864
3	44.3	5.2	326	22.8	70.1	848

表 8 烟气中 N 和 S 的收率

Tab. 8 N and S ayield rate from flue gas

工况	Y-N ₂ O/%	Y-NO _x /%	Y-SO ₂ /%
1	7.23	7.44	92.3
2	6.62	6.71	94.0
3	5.13	7.64	92.2

3 结 论

在直径 140 mm、高度 6000 mm 的 0.15 MW 循环流化床燃烧试验系统上,进行了煤在高氧浓度下的燃烧试验,得出以下主要结论:

(1) 循环流化床在 O₂/N₂ 气氛下,在一次风氧气浓度 49.0% - 53.3%、二次风氧气浓度 50.8% - 56.0% 时仍可以安全、稳定燃烧。

(2) 高氧气浓度燃烧时,SO₂ 收率为 92.2% ~ 94.0%,一、二次风氧气浓度、二次风口位置对 SO₂ 转化率影响不大。

(3) 不同风量配比下,NO_x 收率为 6.71% ~ 7.64%,N₂O 收率为 5.13% ~ 7.23%。降低一次风氧量,有助于降低 NO_x 转化率和 N₂O 转化率。推迟二次风混入时间,有助于降低 N₂O 转化率,但会使 NO_x 收率升高。

参考文献:

[1] Buhre B J P, Elliott L K, Sheng C D, et al. Oxy-fuel combustion

technology for coal-fired power generation [J]. Progress in Energy and Combustion Science 2005 31 (4): 283 - 307.

[2] Jia L, Tan Y. Emissions of SO₂ and NO_x during oxy-fuel CFB combustion tests in a mini-circulating fluidized bed combustion reactor [J]. Energy & Fuels 2010 24: 910 - 915.

[3] 段伦博,周 鹭,屈成锐,等. 50 kW 循环流化床 O₂/CO₂ 气氛下煤燃烧及污染物排放特性 [J]. 中国电机工程学报, 2011 31 (5): 7 - 12.

DUAN Lun-bo, ZHOU Wu, QU Cheng-rui, et al. Combustion and pollutant emissions characteristics of coal in a 50 kW circulating fluidized bed in the O₂/CO₂ atmosphere [J]. Journal of China Electric Machinery Engineering 2011 31 (5): 7 - 12.

[4] 赵 科,吕清刚,段翠九. 流化床 O₂/CO₂ 燃烧(I)-高氧浓度下的燃烧实验 [J]. 热能动力工程 2011 26(4) 453 - 456.

ZHAO Ke, LU Qing-gang, DUAN Cui-jiu. O₂/CO₂ combustion in a fluidized bed (I)-Combustion test at a high oxygen concentration [J]. Journal of Engineering for Thermal Energy and Power 2011, 26(4) 453 - 456.

[5] 邹 春,黄志军,初 琨,等. 燃煤 O₂/CO₂ 循环燃烧过程中 SO₂ 与 NO_x 协同脱除的中试研究 [J]. 中国电机工程学报, 2009 29 (2): 20 - 24.

ZOU Chun, HUANG Zhi-jun, CHU Kun, et al. A pilot-test study of SO₂ and NO_x synergy removal in O₂/CO₂ circulating combustion of coal [J]. Journal of China Electric Machinery Engineering, 2009 29(2): 20 - 24.

[6] Ahn J, Okerlund R, Fry A, et al. Sulfur trioxide formation during oxy-coal combustion [J]. International Journal of Greenhouse Gas Control 2011 5: 127 - 135.

[7] Jia L, Tan D, Mecalden Y, et al. Commissioning of a 0.8 MW CF-BC for oxy-fuel combustion [J]. International Journal of Greenhouse Gas Control 2012 7: 240 - 243.

[8] Czakiert T, Sztékler K, Karski S, et al. Oxy-fuel circulating fluidized bed combustion in a small pilot-scale test rig [J]. Fuel Processing Technology 2010 91 (11): 1617 - 1623.

[9] Commissaris FACM, Banin VE, Roekaerts DJEM, et al. The rates of production of CO and CO₂ from the combustion of pulverized coal particles in a shock tube [J]. Combustion and Flame, 1998, 112 (1 - 2): 121 - 131.

[10] 毛玉如,方梦祥,骆仲决,等. 富氧气氛下循环流化床煤燃烧试验研究 [J]. 燃烧科学与技术 2005 4(2): 188 - 191.

MAO Yu-ru, FANG Meng-xiang, LUO Zhong-yang, et al. Experimental study of coal combustion test in a CFB in oxygen-enriched atmosphere [J]. Journal of Combustion Science and Technology, 2005 4(2): 188 - 191.

(陈 滨 编辑)

dence time of the pulverized coal particles in the furnace is shortened and the pulverized coal particles enter into the flue gas passage at the tail portion ,which having not yet burned out ,leading to a comparatively high combustible content of the flying ash ,around 10% . In the light of this problem ,an optimization adjustment was made of the combustion system. After the adjustment ,the combustible content of the flying ash went down to about 4% . **Key words:** low NO_x burner , combustible content of flying ash , optimization adjustment

流化床 O_2/CO_2 燃烧(II) —高氧浓度的中试研究 = O_2/CO_2 Combustion in a Fluidized Bed (II) —High Oxygen Concentration Pilot Study [刊 ,汉] ZHAO Ke ,DUAN Cui-jiu ,TAN Li ,LU Qing-gang(Engineering Thermophysics Research Institute ,Chinese Academy of Sciences ,Beijing ,China ,Post Code: 100190) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. - 2012 27(3) . - 350 ~ 354

To offer reference for the combustion in a large-sized circulating fluidized bed of an O_2/CO_2 combustion system at a high oxygen concentration ,a combustion test was performed of coal at a high oxygen concentration in O_2/CO_2 atmosphere in a 0.15 MW circulating fluidized bed combustion test system with a combustion chamber having a diameter of 140 mm and a height of 6000 mm. The test results show that when the oxygen concentration of the primary air ranges from 49.0% to 53.3% and that of the secondary air is in a range from 50.8% to 56.0% ,the above-mentioned combustion system can still undergo a safe and stable combustion. During the combustion process of coal ,the SO_2 yield was in a range from 92.2% to 94.0% and the air provided had little influence on the SO_2 yield. At various air quantities ,the NO_x yield ranged from 6.71% to 7.64% and the N_2O yield from 5.13% to 7.23% . To reduce the oxygen content of the primary air will help reduce both NO_x and N_2O yield. To delay the time of the admission of the secondary air will help reduce the N_2O yield but enhance the NO_x one. **Key words:** fluidized bed , O_2/CO_2 , coal combustion ,

天然焦- H_2O 气化反应 Aspen Plus 模拟研究 = Study of the Simulation of Natural Coke- H_2O Gasification Reaction By Using the Software Aspen Plus [刊 ,汉] LIN Liang-sheng (Suzhou Thermotechnical Research Institute ,Suzhou ,China ,Post Code: 215004) ,ZHAO Chang-sui (College of Energy Source and Environment ,Southeast University ,Nanjing ,China ,Post Code: 210096) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. - 2012 , 27(3) . - 355 ~ 360

By utilizing the Aspen Plus software platform ,a thermodynamic simulation calculation was performed of the natural coke- H_2O gasification reaction and the influence of the share of the reaction carbon ,steam flow rate ,reaction temperature ,reaction pressure and reaction atmosphere on the composition and heating value of the coal gas during the natural coke gasification reaction was studied. The research results show that the RYIELD module can depict very well the natural coke “pyrolytic process” in the whole simulation system. The steam flow rate of 1.16 g/h is the