

工艺与设备

新型流化床粉煤多元气化制合成气 技术及应用

张红潮

(陕西秦晋煤气化工程设备有限公司, 陕西 西安 710075)

摘要:介绍了灰粘聚循环流化床粉煤气化的原理、工艺流程及工艺特点。该流化床底部设置了灰粘聚分离装置,在炉内形成中心高温区,使炉渣在中心高温区内粘聚成灰球,借助密度差异,有选择地使煤粉与灰球分离,从而降低灰渣的含碳量,提高了煤中碳的转化率。将该技术应用于合成氨生产中,每吨氨可增加综合经济效益 295.14 元。

关键词:流化床;煤气化;合成气;应用

中图分类号:TQ546

文献标识码:A

文章编号:0253-4320(2005)01-0045-03

A polybasic coal powder gasification technology for syngas preparation with an ash agglomeration fluidized bed and its application

ZHANG Hong-chao

(Shanxi Qin-jin Coal Gasification Engineering Devices Co.Ltd, Xi'an 710075, China)

Abstract: The principle, process and the characteristics of coal powder gasification by the ash agglomeration circulating fluidized bed are introduced. An ash agglomeration separation unit is installed in the fluidized bed, the central high temperature zone is formed in the gasification furnace, in which the ash balls are made from the slag. The coal powder is selectively separated from the ash balls in virtue of the difference between their density, thus the carbon content in the slag is decreased, and the percent conversion of carbon is increased. The technology was applied in the production of syngas, and can save general expenses by 295.14 yuan per ton syngas.

Key words: fluidized bed; coal gasification; syngas; application

灰粘聚循环流化床粉煤多元气化制合成气工业化装置是以陕西秦晋煤气化工程设备有限公司为主体开发的新型粉煤气化技术,具有我国自主知识产权。它是在结合国内外先进的粉煤气化技术的基础上,以陕西秦晋煤气化工程设备有限公司为主体,陕西城化股份有限公司、陕西联合煤气化工程技术有限公司、中国华陆工程公司等单位经过几年开发取得的成果,并已成功建成了该技术的工业化成套装置。工业化示范装置建在陕西城化股份有限公司,用于生产合成氨、甲醇原料气和其他需以 CO 和 H₂ 为原料的化工产品。

1 气化工原理及工艺流程

1.1 气化工原理

床层中的粉煤在气化炉内借助吹入的气化剂(氧气、蒸汽、二氧化碳)沸腾流化,在高温条件下,气

化剂与固体煤两相充分混合接触,发生煤的热解和氧化还原反应,最终使煤完全气化。煤灰在气化炉内中心高温区粘聚,形成灰球,借助煤和灰的密度差异,使灰球和煤粉分离。灰球靠自身质量落到炉底灰斗并排出炉外。随煤气带出的煤粉尘经第一级旋风除尘分离器分离回收,再返回气化炉内与新加入的煤粉一起进行气化反应。形成的粉煤和煤灰混合物在炉内不断循环,从而提高了煤中碳的转化率。

灰粘聚循环流化床与一般流化床的不同之处在于灰粘聚循环流化床底部设置了灰粘聚分离装置,在炉内形成了中心高温区,从而使炉渣在中心高温区内粘聚成灰球,借助密度差异,有选择地使煤粉与灰球分离,从而降低了灰渣的含碳量。

1.2 工艺特点

灰粘聚循环流化床粉煤多元气化技术具有以下特点:①气化炉为单级流化床,结构简单,炉内无转

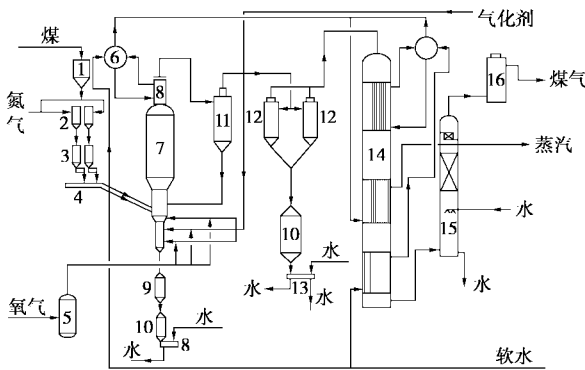
收稿日期:2004-10-27

作者简介:张红潮(1945-),男,大学,高级工程师,副总经理,从事化肥企业生产技术管理工作,029-83151558-8806, zhanghongchao12@21cn.com。

动部件,容易制造和维修;②气化炉内中心高温区使灰渣粘聚成灰球,从而使煤粉和灰球有效分离,提高了碳的转化率,降低了灰渣的含碳量;③气化炉内分布板处于相对的低温区,可使床层物料充分流化,有效地防止炉内结疤,保证了气化炉的稳定运行;④煤气中夹带的细煤粉尘经第一级旋风除尘器分离回收并返回炉内再进行气化,进一步提高了碳的利用率;⑤高温煤气经余热回收系统充分回收了显热,提高了煤气化过程的总热效率,同时产生的水蒸气自给有余;⑥煤气中不含焦油,酚含量低,污水容易处理,若炉内加 CaO,还可起脱硫作用,水处理后可循环使用;⑦煤种适应性宽,入炉煤粒度小于 6 mm,充分使用了廉价的粉煤资源,从而降低煤气成本。

1.3 工艺流程

灰粘聚循环流化床粉煤多元气化装置由加压进煤、气化炉、旋风除尘、余热回收、煤气冷却净化及排渣等系统组成,其工艺流程如图 1。



1—料仓;2—中间仓;3—煤锁;4—螺旋进料;5—氧气缓冲器;
6—汽包;7—气化炉;8—气体冷却器;9—上灰锁;10—下灰锁;
11—一级旋风除尘器;12—二级旋风除尘器;13—冷灰机;
14—废热回收器;15—洗气塔;16—静电除尘器

图 1 灰粘聚循环流化床粉煤多元气化装置流程

原料煤经破碎、筛分、干燥合格后送入煤斗,经煤锁计量,由螺旋给煤机连续加入到气化炉底部。气化剂(氧气、二氧化碳)与过热蒸汽按不同比例混合后从气化炉底部分 3 路进入气化炉内,与加入炉内的粉煤进行气化反应,产生的煤气由气化炉顶部排出,灰渣从炉底排渣管进入灰锁,喷水降温后定时排出系统。气化炉顶部出来的煤气经气体冷却器降温后依次经过一级、二级旋风除尘器进行除尘。一级旋风除尘器分离下来的细粉经回料管返回气化炉进一步气化,二级旋风除尘器分离下来的细灰进入灰锁,冷却后经螺旋增湿排灰机排出。由二级旋风除尘器出来的煤气依次经过废热回收器的废热锅炉、蒸汽过热器、软水预热器等回收煤气余热,同时

将产生的 0.6 ~ 4.0 MPa 蒸汽送入压力相同的蒸汽管网。从废热回收器出来的煤气经洗气塔进一步降温后,再经静电除尘器,达到洁净要求的成品煤气进入气柜,供后工序使用。

2 工业化运行情况

CAGG2.4 气化炉工业示范装置于 2001 年 3 月在陕西城化股份有限公司建成,6 月开始投煤试生产。2002 年 3 月进行了考核测定并通过鉴定验收,至 2003 年 12 月累计运行时间超过 10 000 h。其中,2003 年 1 ~ 6 月连续运行 3 700 h 以上。先后对陕西彬县烟煤、华亭烟煤、山西大同烟煤、山西唐安无烟煤、平顶山烟煤等煤种进行了大样试烧,均取得了良好的工业化效果。具体情况见表 1 至表 3。

表 1 CAGG2.4 气化炉工业示范装置的主要指标

	设计指标	考核期平均值	考核期最佳值
进煤量/kg·h ⁻¹	4200	4300	4500
进氧量/m ³ ·h ⁻¹	2000	1700	1800
进蒸汽量/kg·h ⁻¹	4200	3860	4100
(CO + H ₂) 体积分数/%	> 68.00	68.56	72.96
碳转化率/%	> 85.0	90.6	93.1
灰渣质量分数/%	< 10.00	7.81	4.73
煤气产量/m ³ ·h ⁻¹	9000	8851	9570
蒸汽产量/kg·h ⁻¹	4200	4500	4650

注:进煤量曾达到 5 000 kg/h;O₂ 体积分数为 92%。

表 2 原料煤分析数据

	彬县 烟煤	华亭 烟煤	大同 烟煤	山西唐安 无烟煤
质量分数(工业分析)/%				
M _{ad}	7.83	9.26	3.50	1.83
A _{ad}	13.43	8.57	12.84	14.83
V _{ad}	28.54	30.98	26.08	7.76
质量分数(元素分析)/%				
C _{ad}	69.40	65.35	69.86	75.22
H _{ad}	3.85	4.08	4.00	3.45
O _{ad}	12.73	10.98	8.56	2.35
N _{ad}	0.31	0.72	0.65	1.02
S _{t,ad}	0.50	0.54	0.59	0.31
灰熔点/°C				
D _T	1320	1280	1380	1420
S _T	1380	1380	1480	> 1500
F _T	1430	1440	> 1500	
焦渣特性	2	1	2	1
热值(VAD)/kJ·kg ⁻¹	25100	25280	27030	28300
粒度为 1 ~ 6 mm 煤质量分数/%	63.1	60.3	58.5	85.6
粒度 < 1 mm 煤质量分数/%	35.4	38.5	39.6	12.6

注:M_{ad}、A_{ad}、V_{ad}分别指水分、灰分和挥发分。

表3 CAGG2.4 气化炉运行数据

	彬县	华亭	大同	唐安
	烟煤	烟煤	烟煤	无烟煤
进煤量/ $t \cdot h^{-1}$	4.30	4.20	4.36	4.08
O_2 用量 ^① / $m^3 \cdot h^{-1}$	1700	1750	1830	1797
蒸汽用量/ $kg \cdot h^{-1}$	3860	3780	3846	3521
副产蒸汽量/ $kg \cdot h^{-1}$	4650	4510	5280	5208
气化温度/ $^{\circ}C$	1050	1040	1034	1072
气化压力/MPa	0.03	0.03	0.03	0.03
灰渣含碳质量分数/%	7.81	8.20	9.13	10.28
碳转化率/%	93.1	90.6	92.1	92.2
煤气各组分体积分数/%				
CO ₂	22.40	22.70	23.82	23.52
CO	32.20	31.80	31.76	33.49
H ₂	38.60	38.50	36.43	34.82
N ₂	3.79	4.30	5.27	6.06
CH ₄	2.01	2.30	2.30	1.71
O ₂	0.40	0.40	0.40	0.40
H ₂ S 密度/ $mg \cdot m^{-3}$	519	516	513	290
煤气低热值/ $kJ \cdot m^{-3}$	9077.9	9120.0	9347.6	9269.2

注:① O_2 体积分数为 93%。

3 环保效益和经济效益

3.1 环保效益

灰粘聚循环流化床粉煤多元气化是在 1 000 $^{\circ}C$ 以上的高温下进行的,煤焦油、挥发分等有机物被裂解气化,因此制得的煤气中不含焦油、酚等,煤气洗涤水容易处理并可回收利用,做到闭路循环不排放。测定的洗气塔排水水质情况见表 4。

表4 洗气塔排水水质测定数据 mg/L

	彬县	大同	唐安	氨厂排水
	烟煤	烟煤	无烟煤	国家标准
质量浓度				
粉尘	12.0	123.5	111.5	100.0
氰化物	0.14	0.17	0.32	1.00
挥发分		0.006	0.001	0.200
氨氮	180.2	18.7	85.0	100.0
化学耗氧量(COD)	283	188	133	150
硫化物	4.56	31.20	13.45	1.00
石油类	2.1	4.3		10.0

3.2 经济效益

(1) 原料煤差价

以陕西城化股份有限公司 2004 年上半年无烟煤到站价 550 元/t、入炉煤价 565 元/t、每吨氨耗无烟煤 1.3 t 计,固定床气化装置生产 1 t 氨的原料煤费用为 734.5 元;以烟煤到站价 240 元/t、入炉煤价 250 元/t、每吨氨耗烟煤 1.6 t 计,新装置生产 1 t 氨的原料煤费用为 400 元。二者相差 334.5 元。

(2) 电耗差价

因该公司循环流化床粉煤气化配套空分制氧装

置增加了电耗,使每吨氨耗电增加 375 $kW \cdot h$,综合电价为 0.27 元/($kW \cdot h$),生产 1 t 氨的电费为 101.25 元;固定床气化炉每吨氨耗电 79.1 $kW \cdot h$,生产 1 t 氨的电费为 21.39 元。二者相差 79.86 元。

(3) 热能回收可利用价值

固定床无烟煤气化副产蒸汽按自给考虑,循环流化床粉煤气化副产蒸汽自给有余,每生产 1 t 压力为 1.6 MPa 的氨可副产 0.78 t 蒸汽,折价 45 元(蒸汽按 60 元/t 计)。气化炉出口气体可回收热量 250.2 kJ/h ,折合每吨氨可节煤 33.2 kg,折价 8.3 元。软水预热器回收热量每吨氨可节煤 8.9 元。上述 3 项热量回收可使每吨氨节省 62.2 元。

(4) 干煤粉回收利用

一级、二级旋风分离器每吨氨可回收干煤粉 96 kg,折价 24 元。

(5) 大修折旧费

新装置比固定床气化装置投资大(主要有制氧装置),折旧大修费用每吨氨增加 37.5 元。

粗煤气中 CO_2 体积分数比固定床气化制得的粗煤气高 12% 左右,脱碳部分增加费用 8.2 元。以上每吨氨综合经济效益为 295.14 元。每吨尿素氨耗按 600 kg 计,则每吨尿素成本降低 177.08 元,经济效益显著。

4 灰粘聚循环流化床粉煤气化装置的开发

GAGG2.6 及 GAGG3.0 气化炉装置主要技术参数见表 5。

表5 CAGG2.6 和 CAGG3.0 气化炉主要技术参数

	CAGG 2.6' 气化炉	CAGG 3.0' 气化炉
直径/m	2.6	3.0
高度/m	18.30	18.60
入炉煤量/ $kg \cdot h^{-1}$	6000	7650
氧/气流量/ $m^3 \cdot h^{-1}$	2600	3600
蒸汽量/ $kg \cdot h^{-1}$	5700	9000
设计压力/MPa	0.05	0.05
气化温度/ $^{\circ}C$	1000 ~ 1100	1020 ~ 1150
产气量/ $m^3 \cdot h^{-1}$	20000	25000
(CO + H ₂) 体积分数/%	> 70	> 70
灰中含碳质量分数/%	< 10	< 10

继工业示范装置 CAGG 2.4 气化炉试运成功之后,该公司又开发出几种灰粘聚粉煤气化装置。从压力等级可分为 0.05、0.5、1.0 MPa 3 种类型;从炉子直径分为 $\Phi 2.6$ m 和 $\Phi 3.0$ m 2 种炉型。0.05 MPa 压力等级装置型号有 CAGG 2.6 和 CAGG 3.0 两种,1 台套 0.05 MPa 的 CAGG 2.6、CAGG 3.0 装置投资约 1 700 万元,不包括制氧部分的投资。■