

# 流化床气化炉的制气工艺及其在制氢中的应用

王立群, 王同章

(江苏大学能源与动力工程学院, 江苏 镇江 212013)

**摘要:** 提出一种间歇式循环流化床煤制气工艺在我国氢气生产上的应用. 该制气工艺由煤的燃烧和气化两个阶段组成, 即由预热的空气和过热蒸汽分别进入气化炉内, 与煤发生燃烧反应和水煤气化反应. 试验表明, 对于不同煤种的典型水煤气组分,  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $CH_4$  体积分数分别为 58.81% ~ 61.12%, 15.3% ~ 19.5%, 8.4% ~ 10.6%, 6.83% ~ 6.92%. 该水煤气经过变压吸附装置(PSA)及其他系列装置获得最终的产品氢气. 氢气的纯度为 99.998%, 氢气的产率为 0.5 ~ 0.7  $m^3/kg$  (煤), 其成本约为 0.8 元/ $m^3$ . 日产氢气 10 000  $m^3/d$  规模的设备投资约为 900 万元.

**关键词:** 循环流化床; 煤气化; 氢气生产

**中图分类号:** TQ542.4    **文献标识码:** A    **文章编号:** 1671 - 7775(2004)06 - 0532 - 04

## Fluidized bed gasification process and apparatus for hydrogen production

WANG Li-qun, WANG Tong-zhang

(School of Energy and Power Engineering, Jiangsu University, Zhenjiang, Jiangsu 212013, China)

**Abstract:** A circulating fluidized bed powdered coal gasification process and apparatus for hydrogen production is developed. The gasification process consists of coal combustion and vaporization stages. Preheated air and superheated steam are introduced into the gasifier for coal combustion and for vapor-char reaction, respectively. Experiments show that typical compositions of the water gas are (vol %):  $H_2$  58.81 ~ 61.12,  $CO$  15.3 ~ 19.5,  $CO_2$  8.4 ~ 10.6, and  $CH_4$  6.83 ~ 6.92 for different coal types. The water gas passes through a pressured swing adsorption (PSA) unit and purify unit etc. and the final product gas  $H_2$  is obtained. The purity of the  $H_2$  is about 99.998%. The  $H_2$  yield is 0.5 to 0.7  $m^3/kg$  (coal) and its prime cost is about 0.8 yuan/ $m^3$  ( $H_2$ ). The investment for a system to produce 10 000  $m^3$  ( $H_2$ )/d is about 9 million yuan in China.

**Key words:** circulating fluidized bed; coal gasification; hydrogen production

氢能将成为 21 世纪最重要的一种洁净能源,它不仅是最洁净的燃料,而且也是非常重要的化工原料. 特别是燃料电池动力源的工业应用,如燃料电池车、燃料电池家用发电装置、燃氢联合循环等,加速了氢能技术的开发应用. 预计本世纪中叶氢能将与电能并重而成为主要终端能源,为此,许多国家都制定了相应的氢能开发研究计划. 在我国的能源结构

中,化石燃料占 77.8%,在化石能源结构中煤炭占 94.3%,而且煤炭资源种类多,分布区域广泛,根据我国的能源结构,更应重视发展煤制氢技术. 目前,我国通过煤气化生产氢气主要用作化工原料(如合成氨、甲醇),而直接作为产品或燃料的氢气量较少. 根据 1995 年的资料,生产合成氨约消耗氢气量 500 万吨、甲醇生产约消耗氢气量 20 万吨,这些氢气量

收稿日期: 2004 - 03 - 10

基金项目: 科技部重点推广项目(2002EC000198)

作者简介: 王立群(1964 - ),男,河南开封人,高级工程师(thwlq@uj.s.edu.cn),主要从事煤制气技术研究.

有65%来自于煤制氢,所用的煤气化技术主要是固定床水煤气炉,这种气化炉技术比较落后,仅能使用无烟块煤,生产过程中的污染物焦油、酚水难以处理,严重制约了我国煤气化制氢的进程。目前我国有4000多台固定床水煤气炉在运行,这些气化设备急需更新。近几年我国又引进了先进的Texaco、Lurgi及U-Gas等煤气化技术,由于技术、经济等方面的原因,并未得到广泛应用。1990年中国自主开发成功一种间歇式循环流化床气化炉,它已用于中小城市民用煤气,并获得良好的效果。目前此技术正向制氢方面发展,将生产民用煤气和制氢两者结合起来。由富氢煤气燃料逐渐向氢燃料过渡,这是一种适合中国氢能发展的技术路线,具有广阔的市场前景。

## 1 气化炉工艺过程及其特点

煤制氢的核心是煤气化技术,其原理是使煤中炭在高温下与水蒸气反应生产水煤气,其反应为:

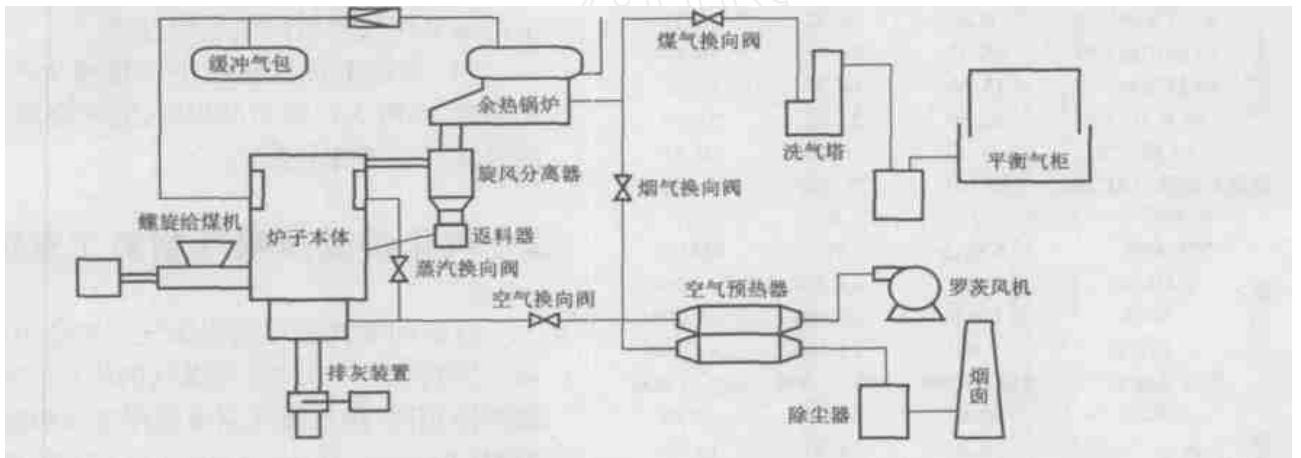
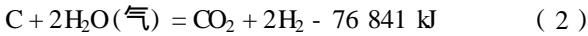
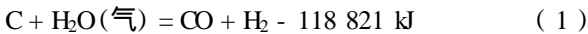


图1 间歇式循环流化床气化炉的工艺流程

Fig. 1 Process flow of an intermittent circulating fluidized bed gasification stove

从煤仓中将粒度为0~10 mm的原料煤,经螺旋给煤机加入气化炉内,加煤量和加煤时间可任意调节,空气和水蒸气交替供应,通过液压控制的空气、蒸汽换向阀来实现。在供空气流化燃烧阶段,罗茨风机启动运行,空气换向阀和烟气换向阀开启,蒸汽换向阀和煤气换向阀关闭,空气经空气预热器被加热到200℃,由风室进入气化炉内,使料层在流化状态下燃烧,床层温度迅速上升,产生的高温烟气进入旋风分离器,分离下的含碳粉尘经返料器返回炉内重新燃烧。进入余热锅炉的烟气温度降到300℃,由烟气换向阀进入空气预热器与空气换热后,烟气温度降到200℃以下,然后经除尘器除尘后通过烟囱排

式(1)、(2)水煤气反应是吸热反应,为了维持一定的反应温度,提供水蒸气分解所需的热量,需要向制气过程提供热量。工业上常采用两种方法:一是以氧和水蒸气为气化剂的连续气化法,流化床气化炉、汽流床气化炉均采用这种方法;二是以空气和水蒸气为气化剂的间歇气化法,中国的固定床水煤气炉大都采用这种方法。该法不需制氧设备、投资及运行费用比较低,但是由于在供热过程中,带入大量氮气,为排除氮气,必须使制气过程和吹风燃烧过程分开进行,这两个过程构成了水煤气间歇气化法的基本组成。将这一原理用于流化床气化炉上,作者已研制成功了间歇式循环流化床气化炉,该炉以空气和水蒸气为气化剂,使用0~10 mm煤屑生产水煤气。间歇式循环流化床气化炉的工艺流程由流化床气化炉、飞灰再循环系统、余热回收系统、煤气净化系统、烟气净化系统及两组换向阀组成(见图1),其中流化床气化炉由气化炉本体、螺旋给煤机、排灰装置组成,飞灰再循环系统由旋风分离器、返料器组成,余热回收系统由余热锅炉和空气预热器组成。

到大气中,当床层温度上升到1000℃时,停止供风,空气换向阀和烟气换向阀依次关闭。蒸汽换向阀和煤气换向阀相继开启,气化炉处于供蒸汽流化气化阶段,余热锅炉产生的蒸汽经缓冲气包及蒸汽换向阀,再由风室进入气化炉内,使高温料层在流化状态下进行水煤气反应,床层温度开始下降,这时产生的粗水煤气经旋风分离器后,分离下的含碳粉尘经返料器返回炉内重新气化,初除尘的煤气经余热锅炉、煤气换向阀,进入煤气净化系统,净化后的煤气进入气柜,然后送往用户。当床层温度下降至900℃时,停止供水蒸气,气化阶段结束。换向阀又转向到供空气的位置,气化炉又进入空气流化燃烧阶段,这样两

个阶段交替往复生产水煤气。

因整个过程都是在流化状态下进行,混合均匀,反应迅速,床层温度也非常均匀,所有操作都在电脑控制下自动完成。由于燃烧和气化是同方向进行的,空气和煤气没有混合的可能,设备运行安全可靠。

利用该技术开发的 FM-16 型间歇式循环流化床气化炉主要技术参数如下。

炉膛直径 1 600 mm,炉膛截面积 2.00 m<sup>2</sup>,原料煤种为次烟煤、贫煤、褐煤,粒度 0~10 mm,煤气产量 1 200~1 900 m<sup>3</sup>/h,煤耗量 1.0~1.6 t/h,蒸汽产量 2.0~3.0 t/h,蒸汽耗量 1.5~2.0 t/h,煤气出口压力 5.0 kPa,炉体尺寸  $\phi 2\ 774\ \text{mm} \times 10\ 400\ \text{mm}$ ,炉体重量 56 t。

该炉投入运行后,已试烧了次烟煤、贫煤、褐煤、无烟煤等煤种,取得了很好的运行结果,表 1 为贫煤、瘦焦煤和次烟煤的试烧结果。

表 1 典型煤种的运行记录  
Tab.1 Operation record of the typical coal

煤种	贫煤	瘦焦煤	次烟煤
工业分析			
w(金水分)/%	8.11	7.86	3.37
w(内水分)/%	0.80	0.42	0.77
w(固定碳)/%	65.37	53.94	56.42
w(挥发分)/%	13.66	14.53	18.62
w(灰分)/%	12.86	23.67	21.24
w(硫)/%	0.32	0.30	0.35
煤的发热量/(kJ/kg)	25 103	23 268	23 040
焦渣特性	3	6	4
罗加指数	不粘结	75	弱粘结
灰熔点			
DT/	1 470	>1 400	>1 200
ST/	1 500	>1 400	>1 200
FT/	1 560	>1 400	>1 200
操作温度	850~1 000	850~1 000	850~1 000
煤气组分体积分数			
(CO <sub>2</sub> )/%	10.60	8.40	9.40
(CO)/%	15.30	19.50	19.40
(H <sub>2</sub> )/%	61.12	59.50	58.81
(CH <sub>4</sub> )/%	6.83	6.90	6.92
(O <sub>2</sub> )/%	0.30	0.10	0.14
(N <sub>2</sub> )/%		5.70	5.63
(H <sub>2</sub> S)/(mg/m <sup>3</sup> )	120	120	120
煤气热值/(kJ/m <sup>3</sup> )	11 021	11 453	11 227
气化效率/%			58
热效率/%			75.07

多种煤试烧结果表明,间歇式流化床气化炉无论对于弱粘结煤或强粘结性煤都能保持长期稳定运行,这主要是煤粒在 850 以上,在空气和水蒸气的交替作用下燃烧与气化,粘结性煤的胶质层迅速被破坏,使得强粘结性煤也能稳定运行。从煤气组分中可以看出煤气中 H<sub>2</sub> 体积分数明显提高(见表 2),非常有利于 H<sub>2</sub> 的制取。

表 2 间歇式流化床气化炉与加压鲁奇气化炉的性能比较  
Tab.2 Performance comparison of intermittent fluidized bed gasification stove and Lurgi gasification stove

	加压鲁奇气化炉	间歇式流化床气化炉
煤种	烟煤	次烟煤
w(灰分)/%	36.6	23.67
w(水分)/%	5.4	8.24
w(挥发分)/%	19.9	14.53
w(固定碳)/%	38.3	53.94
w(硫)/%	0.7	0.32
粘结性	非粘结性	强粘结性
(H <sub>2</sub> )/%	39.0	59.5
(CO)/%	20.0	19.5
(CO <sub>2</sub> )/%	30.0	8.4
(CH <sub>4</sub> )/%	10.0	6.9
(CmHm)/%	0.7	
(H <sub>2</sub> /CO)/%	2	3

从表 2 比较可以看出,间歇式循环流化床气化炉具有以下技术优势:

- (1) 由于不用制氧设备,投资省、运行成本低。
- (2) 煤种适应性广,特别适用于年轻煤种如次烟煤、褐煤等,可使用粉煤,原料来源丰富。
- (3) 煤气组分中氢的体积分数在 50% 以上,便于由富氢煤气燃料向氢燃料过渡;
- (4) 该技术特别适用中小规模生产。目前已用于供应 20 万人口城市的煤气,对于今后分散型的氢能经济具有特殊的意义。

## 2 气化炉变压吸附制氢工艺流程

目前间歇式循环流化床气化炉已用于生产合成氨的原料气——氢气。其煤气的生产工艺与图 1 的流程图相同。用水煤气制氢采用变压吸附工艺,变压吸附(Pressure Swing Adsorption)简称 PSA。它是利用固体吸附剂对多组分气体选择性吸附及吸附容量随压力变化而改变的特性来达到分离氢气的一种工艺。整个生产工艺,如图 2 所示,它由 6 个系统组成。



图 2 水煤气变压吸附制氢工艺流程  
Fig.2 Technological process of water gas pressure swing adsorption for hydrogen

### (1) 缓冲加压系统

将水煤气经压缩机加压到 PSA 所需压力。压缩

机的排汽量为  $1\ 200\ \text{m}^3/\text{h}$ , 考虑到流程中的阻力, 压缩机的排汽压力为  $1.8\ \text{MPa}$ 。

### (2) 预处理系统

该系统由一台除油机、两台预处理器及相应的加热冷却设备组成。主要除去水煤气经压缩机后所携带的机油, 以及水煤气中能使 PSA 吸附剂中毒的有害组分, 如焦油、苯、重烃等。除油器中及预处理器内装填的吸附剂为焦炭和活性炭, 再生采用 PSA 的解吸气, 再生后的解吸气经冷却后输入煤气管网。

### (3) PSA 系统

该系统是整个工艺的核心部分。主要由 4 个 PSA 塔、1 个氢气缓冲罐和一系列程控阀组成。吸附压力为  $1.6\ \text{MPa}$ , 循环时间  $10\sim 20\ \text{min}$ 。净化后的水煤气主要成分是  $\text{H}_2$ , 其余为  $\text{CO}_2$ 、 $\text{O}_2$ 、 $\text{CO}$ 、 $\text{CH}_4$ 、 $\text{N}_2$ 。利用汽体混合物组分的沸点不同, 即易挥发的不易被吸附, 不易挥发的易被吸附的性质, 将净化后的水煤气通过吸附剂床层,  $\text{H}_2$  和少量  $\text{O}_2$  以外的其余组分均被吸附剂选择性地吸附, 而沸点低的  $\text{H}_2$  基本上不被吸附, 以  $99.5\%$  以上的纯度离开吸附器, 从而使氢和杂质分离。

### (4) 净化系统

该系统主要由脱氧器、干燥器及加热、冷却设备组成。除去氢气中尚残留的微量氧, 使氢气中的氧气体积分数降至  $0.000\ 2\%$  以下, 然后经干燥脱湿, 氢气纯度达  $99.998\%$  以上, 露点低于  $-65\ ^\circ\text{C}$ 。

### (5) 储存系统

该系统由  $2\ 000\ \text{m}^3$  球罐组成, 以储存多余产品氢气, 平衡管网输配, 事故状态下可提供  $1\ 600\ \text{m}^3$  的氢气。

### (6) 调压系统

该系统由两台过滤器及相关阀门、安全放散设施组成。氢气压力从  $1.6\ \text{MPa}$  调至  $0.85\ \text{MPa}$ , 经管道输送到用户。

根据间歇式循环流化床气化炉的运行资料表明, 在煤价每吨  $180$  元时, 煤气成本为  $0.3\ \text{元}/\text{m}^3$ , 考虑到变压吸附分离  $\text{H}_2$  的成本, 预计氢的成本  $0.67\ \text{元}/\text{m}^3$ , 而目前电解氢的价格约为  $2.0\sim 3.0\ \text{元}/\text{m}^3$ , 其经济效益非常好, 一台日产氢气  $10\ 000\ \text{m}^3$  规模的设备投资约为  $900$  万元。

## 3 结 论

间歇式循环流化床气化炉已在生产民用煤气和

化工原料气方面开始应用。特别是在生产民用煤气方面已成功运行多年, 现在已开发成功单台产气量  $7\ 000\ \text{m}^3/\text{h}$  的气化炉用于化工原料气的生产。我国是发展中国家, 适应中国国情的应为投资省、运行成本低的适用技术, 特别是我国广大中小城市和地区的气源都使用传统的固定床气化炉, 需要更新。使用该技术改造传统产业与提升燃料供应模式相结合, 以中小城市为中心, 建立区域性的能源供应中心, 逐步向氢能网络经济过渡, 是一条适合发展中国家需求的经济方便、安全可靠的技术路线。

### 参考文献 (References)

- [1] 朱起明. 中国氢气的生产和应用现状与前景[A]. 见: 全国清洁能源技术研讨会暨成果展示会文集[C]. 北京: 煤炭工业出版社, 1999.
- [2] 王立群, 王同章, 王旭冰, 王跃琪, 王明德. 流化床水煤气炉运行分析[J]. 洁净煤技术, 1999, 5(2): 42 - 45.  
WANG Li-qun, WANG Tong-zhang, WANG Xu-bing, WANG Yue-qi, WANG Ming-de. Analysis of the fluidized bed gasified operation result[J]. *Clean Coal Technology*, 1999, 5(2): 42 - 45. (in Chinese)
- [3] 王 岩. 焦炉煤气变压吸附制氢工业的应用[J]. 鞍钢技术, 2000(2): 42 - 45.  
WANG Yan. Application of variable-pressure absorption hydrogen generation on coke gas[J]. *Technology of Anshan Iron and Steel Plant*, 2000(2): 42 - 45. (in Chinese)
- [4] Ragmond L V, Gerland P M. Ethylene recovery from low grade gas stream by adsorption on zeolites and controlled adsorption[J]. *Can J Chem Eng*, 1998, 66(8): 686 - 690.
- [5] Baraskara N A, Woldman L S, Davydow A A, et al. Ethylene recovery from the gas product of methane oxidative coupling by temperature swing adsorption[J]. *Gas Separation Purification*, 1996, 10(11): 85 - 89.
- [6] Lin S Y, Suzuki Y, Hatano H, et al. Innovative hydrogen production by reaction integrated novel gasification process [A]. In: *Proceeding of ECOS '99*[C]. 1999.

(责任编辑 陈持平)