(19)国家知识产权局

(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 107151720 B
(45)授权公告日 2023.12.26

(21)申请号 201710565295.0
(22)申请日 2017.07.12
(65)同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 107151720 A
(43)申请公布日 2017.09.12
(73)专利权人 北京中晋中石冶金化工技术有限公司
地址 102200 北京市昌平区科技园区富康路18号612室
(72)发明人 鲁庆 刘庆敬 张冲 范晋峰
(74)专利代理机构 北京品源专利代理有限公司 11332
专利代理师 巩克栋
(51)Int.Cl.
C21B 13/02(2006.01)

(56)对比文件
CN 207002777 U,2018.02.13
CN 102471810 A,2012.05.23
CN 102994678 A,2013.03.27
CN 103805728 A,2014.05.21
CN 1212728 A,1999.03.31
CN 101643809 A,2010.02.10
US 2002078795 A1,2002.06.27
CN 101100701 A,2008.01.09

审查员 李志鹏

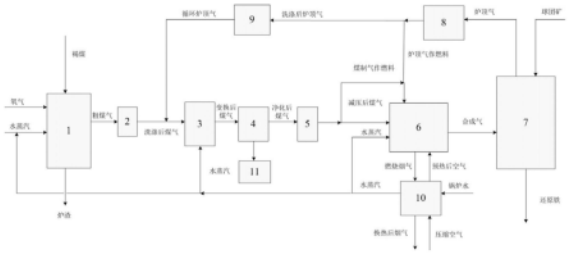
权利要求书2页 说明书11页 附图1页

(54)发明名称

一种Lurgi气化气体经蒸汽转化生产直接还原铁的系统及方法

(57)摘要

本发明提供了一种Lurgi气化气体经蒸汽转化生产直接还原铁的系统及方法，所述系统包括依次连接的Lurgi煤气化单元、除尘洗涤单元、水气变换单元、脱硫脱碳单元、转化单元和气基还原单元。本发明中，由Lurgi气化炉产生的煤制气，经过水气变换、脱硫脱碳、在转化炉中进行转化，得到高温且高还原度合成气，通入气基还原竖炉中对球团矿进行还原，得到还原金属铁。本发明通过以固定床加压气化炉与水气变换单元、转化单元以及气基还原竖炉组合，可以实现煤气化技术、煤气转化技术、煤气净化技术和还原竖炉技术的有效集成，提供了一种具有更高物料和能源利用率的煤制气生产直接还原铁的系统和方法。



CN 107151720 B

1.一种Lurgi气化气体经蒸汽转化生产直接还原铁的系统,其特征在于,所述系统由依次连接的Lurgi煤气化单元(1)、除尘洗涤单元(2)、水气变换单元(3)、脱硫脱碳单元(4)、调压单元(5)、转化单元(6)、气基还原单元(7)、炉顶气洗涤装置(8)和炉顶气压缩装置(9)组成,所述转化单元(6)为低水碳比蒸汽转化炉,其H_2O与CH_4的摩尔比为1.1～1.5;

所述调压单元(5)的出气口与转化单元(6)的原料气入口以及转化单元(6)的燃料入口相连;

所述气基还原单元(7)的炉顶气出口与炉顶气洗涤装置(8)的气体入口相连,炉顶气洗涤装置(8)的气体出口分别与炉顶气压缩装置(9)的气体入口和转化单元(6)的燃料入口相连,炉顶气压缩装置(9)的气体出口与水气变换单元(3)的气体入口相连;

所述转化单元(6)的燃烧烟气出口与烟气换热系统(10)相连,所述烟气换热系统(10)包括废热锅炉和燃烧空气预热器,所述烟气换热系统(10)的水蒸汽出口分别与转化单元(6)的水蒸汽入口、水气变换单元(3)的水蒸汽入口以及Lurgi煤气化单元(1)水蒸汽入口相连;

采用所述系统生产直接还原铁的方法包括以下步骤:

(1)原料煤在Lurgi煤气化单元(1)中与氧气和水蒸汽进行气化反应生成粗煤气,所述气化反应生成的粗煤气中CO的摩尔含量为15%～25%,H_2的摩尔含量为38%～41%,CH_4的摩尔含量为7%～13%,CO_2的摩尔含量为25%～32%;

(2)步骤(1)所述粗煤气经除尘和洗涤后,进行水气变换反应,得到变换后煤气,所述水气变换后煤气中H_2与CO摩尔比为7～8;

(3)步骤(2)所述变换后煤气经脱硫脱碳后,进行低水碳比蒸汽转化反应,所述低水碳比蒸汽转化反应中H_2O与CH_4的摩尔比1.1～1.5,生成合成气;所述合成气中H_2与CO的总摩尔含量＞90%,H_2与CO的摩尔比为5.6～6.5;所述低水碳比蒸汽转化反应产生的燃烧烟气作为热源与烟气换热系统(10)中的废热锅炉和燃烧空气预热器进行换热,废热锅炉经加热产生的水蒸汽返回参与气化反应、水气变换反应和低水碳比蒸汽转化反应,燃烧空气预热器经预热产生的预热空气参与炉顶气燃烧供热;

(4)步骤(3)所述合成气进入气基还原单元(7)中与加入的球团矿逆流接触,进行还原反应,生成还原铁。

2.根据权利要求1所述的系统,其特征在于,所述除尘洗涤单元(2)为洗涤塔。

3.根据权利要求1所述的系统,其特征在于,所述水气变换单元(3)为水气变换装置。

4.根据权利要求3所述的系统,其特征在于,所述水气变换装置采用一段移热变换。

5.根据权利要求4所述的系统,其特征在于,所述水气变换装置中采用的变换催化剂为宽温耐硫变换催化剂,其使用范围为190℃～500℃。

6.根据权利要求1所述的系统,其特征在于,所述脱硫脱碳单元(4)的含硫物料与硫磺回收单元(11)连接。

7.根据权利要求1所述的系统,其特征在于,所述调压单元(5)采用透平机。

8.根据权利要求1所述的系统,其特征在于,所述转化单元(6)包括水蒸汽注入装置。

9.根据权利要求1所述的系统,其特征在于,所述气基还原单元(7)为HyL-III竖炉,其设有球团矿入口、合成气注入口、炉顶气出口和还原铁出口。

10.根据权利要求1-9任一项所述的系统的处理方法,其特征在于,所述方法包括以下

步骤：

(1)原料煤在Lurgi煤气化单元(1)中与氧气和水蒸汽进行气化反应生成粗煤气，所述气化反应生成的粗煤气中CO的摩尔含量为15％～25％，H_2的摩尔含量为38％～41％，CH_4的摩尔含量为7％～13％，CO_2的摩尔含量为25％～32％；

(2)步骤(1)所述粗煤气经除尘和洗涤后，进行水气变换反应，得到变换后煤气，所述水气变换后煤气中H_2与CO摩尔比为7～8；

(3)步骤(2)所述变换后煤气经脱硫脱碳后，进行低水碳比蒸汽转化反应，所述低水碳比蒸汽转化反应中H_2O与CH_4的摩尔比1.1～1.5，生成合成气；所述合成气中H_2与CO的总摩尔含量＞90％，H_2与CO的摩尔比为5.6～6.5；所述低水碳比蒸汽转化反应产生的燃烧烟气作为热源与烟气换热系统(10)中的废热锅炉和燃烧空气预热器进行换热，废热锅炉经加热产生的水蒸汽返回参与气化反应、水气变换反应和低水碳比蒸汽转化反应，燃烧空气预热器经预热产生的预热空气参与炉顶气燃烧供热；

(4)步骤(3)所述合成气进入气基还原单元(7)中与加入的球团矿逆流接触，进行还原反应，生成还原铁。

11.根据权利要求10所述的处理方法，其特征在于，步骤(3)所述变换后煤气经脱硫脱碳后，总硫含量＜1mg/m^3，CO_2摩尔含量＜1％。

12.根据权利要求10所述的处理方法，其特征在于，步骤(3)所述变换后煤气经脱硫脱碳后，再经过调压后，进行低水碳比蒸汽转化反应。

13.根据权利要求12所述的处理方法，其特征在于，所述调压为调节压力至0.5MPaG～0.8MPaG。

14.根据权利要求13所述的处理方法，其特征在于，经调节压力后的煤气分为两部分，一部分作为原料气参与低水碳比蒸汽转化反应，另一部分作为低水碳比蒸汽转化反应的燃料。

15.根据权利要求10所述的处理方法，其特征在于，步骤(3)所述合成气温度为850℃～1000℃。

16.根据权利要求10所述的处理方法，其特征在于，步骤(3)所述合成气的压力为0.5MPaG～0.8MPaG。

17.根据权利要求10所述的处理方法，其特征在于，步骤(4)所述还原反应产生的炉顶气经洗涤后分为两部分，一部分经压缩后作为反应原料返回参与水气变换反应，另一部分作为低水碳比蒸汽转化反应的燃料回收其热量。

一种Lurgi气化气体经蒸汽转化生产直接还原铁的系统及方法

技术领域

[0001] 本发明属于直接还原铁生产技术领域，涉及一种Lurgi气化气体经蒸汽转化生产直接还原铁的系统及方法，尤其涉及一种以Lurgi煤气化炉产生的煤制气与HyL-III气基还原竖炉结合生产直接还原铁的系统及其处理方法。

背景技术

[0002] 直接还原铁(DRI)是指在低于熔化温度之下将铁矿石还原成海绵铁的过程。与传统高炉炼铁方法相比，取消了炼焦和烧结等工序，具有流程短、污染小、消耗少以及不受优质炼焦煤短缺影响等优点；同时，直接还原铁中硫、磷和硅等有害杂质含量低，有利于电炉冶炼优质纯净钢种。

[0003] 自1936年Midrex技术开始气基竖炉技术的研究，直接还原铁技术发展已有80多年历史。国外商业化的直接还原铁工艺有Midrex、HyL和PERED等。国外直接还原铁的生产主要以天然气和铁精粉制备的球团矿为原料，基于天然气直接还原铁技术主在竖炉中还原铁矿生产直接还原铁。

[0004] 中国是天然气资源匮乏的国家，从对中国目前及未来天然气的产量和消费量预测分析来看，使用天然气作为气基直接还原铁工艺气主要原料，困难较多，成本较高，从经济性考虑几乎没有可行性。在中国，寻找可以替代天然气的廉价气源用于直接还原铁生产，对攻克气基直接还原铁技术难关具有重要意义。

[0005] 基于中国富煤少气的国情，煤化工在中国发展历史悠久，几乎世界上所有的煤制气工艺在中国均有实践尝试，煤制气工艺相对成熟。采用劣质非焦煤生产煤制气用于直接还原铁，大大降低了气源成本，为气基竖炉技术在中国得到应用提供契机。目前，煤气化技术主要分为固定床、流化床和气流床三种，其中固定床分为常压气化(如UGI炉，该技术由于污染严重已趋于淘汰)和加压气化(如固态排渣的Lurgi炉和液态排渣的BGL炉)。

[0006] 表1列出了Lurgi气化技术的典型煤气组成。与流化床或气流床技术相比，固定床加压技术可以适用于粒度范围5mm～50mm块煤，不需要复杂的磨煤或备煤工艺。

[0007] 表1:固定床煤气化工艺典型气体组成

[0008]

固定床煤气化工艺	典型气体组成					
	CO	H_2	CH_4	N_2	H_2S	CO_2
Lurgi	23.5	39.5	8.5	1.3	0.1	26.6

[0009] US 4205830和US 4225340均公开了一种利用煤制气生产直接还原铁的方法和装置，所述方法将煤、氧气和水蒸汽在煤气化炉中进行反应，还原气通入竖炉，炉顶气一部分用作燃料，一部分循环脱除CO_2后再加热与煤制气混合进入竖炉。煤气化炉中加入石灰(CaO)用于脱除硫化物。所述方法给出的气体成分中CH_4含量在0.3％以下，显然不适用于处

理固定床煤气化产生的高CH_4含量(8%左右)的煤制气;且在煤气化装置加入CaO,并不能达到理想的脱硫效果,难以满足当下气体排放要求。

[0010] CN 203034041U公开了一种利用粉煤气化制气及气基竖炉直接还原冶金的系统,其给出了煤气化、湿洗、水气变换、脱硫脱碳到还原竖炉的基本流程,但是该专利并未给出实施细节,仅具有理论参考价值;且该专利并未考虑还原后炉顶气的循环使用,对于反应后还有大量CO/H_2的炉顶气直接作为烟气处理显然是不合适的。

[0011] CN 1141402C公开了一种利用水煤浆加压气化生产海绵铁的装置。该专利选用德士古炉,通过气体变换、NHD净化、通过两个并联加热炉加热后连通至竖炉。该方法能够应用于高硫含量煤种,并对硫磺进行回收,然而德士古炉相对于固定床煤气化炉投资高,气化压力高;且直接采用气体经加热炉加热后进竖炉的方式,容易发生CO气化渗碳反应,损伤炉管造成不良后果。

[0012] 由此可见,如何充分利用我国丰富的煤炭资源、发展气基直接还原铁技术,实现中国气基直接还原铁技术的创新与突破,选择合适的煤气化技术、煤气转化技术、煤气净化技术和还原竖炉技术,以及上述技术的集成是亟待解决的问题。

发明内容

[0013] 针对现有煤制气生产直接还原铁的方法和系统中存在的问题,本发明提供了一种Lurgi气化气体经蒸汽转化生产直接还原铁的系统及方法。本发明通过以固定床加压气化炉(Lurgi煤气化炉)与水气变换单元、转化单元以及气基还原单元组合,可以实现煤气化技术、煤气转化技术、煤气净化技术和还原竖炉技术的有效集成,提供了一种具有更高物料和能源利用率的煤制气生产直接还原铁的系统和方法。

[0014] 为达此目的,本发明采用以下技术方案:

[0015] 第一方面,本发明提供了一种Lurgi气化气体经蒸汽转化生产直接还原铁的系统,所述系统包括依次连接的Lurgi煤气化单元、除尘洗涤单元、水气变换单元、脱硫脱碳单元、转化单元和气基还原单元。

[0016] 本发明中,固定床加压气化炉(Lurgi煤气化炉)与粉煤气化炉或水煤浆炉相比,投资较低,操作稳定,不需要复杂的备煤系统,污染较小;且Lurgi煤气化炉产出的粗煤气中CH_4含量较高,一般在8%以上,对生产直接还原铁中增加还原铁产品的碳含量是有利的;并且,经过后续转化单元的转化,可以提高合成气中的H_2与CO含量,从而提高还原铁产量。

[0017] 以下作为本发明优选的技术方案,但不作为本发明提供的技术方案的限制,通过以下技术方案,可以更好的达到和实现本发明的技术目的和有益效果。

[0018] 作为本发明优选的技术方案,所述除尘洗涤单元为洗涤塔;所述除尘洗涤单元的作用在于对Lurgi煤气化炉合成的粗煤气进行除尘和降温,是粗煤气的温度降至水气变换单元的处理温度,以便后续进行水热变换。

[0019] 优选地,所述水气变换单元为水气变换装置。

[0020] 本发明中,水气变换单元采用水气变换技术,与传统绝热变换相比,通过对温度的精确控制避免了反应放热引起的设备超温,提高了变换效率,一段即可满足变换要求,精简变换单元的设备。

[0021] 本发明通过水气变换单元调节煤气中的H_2/CO摩尔比至符合气基还原单元的生产

指标要求。

[0022] 优选地，所述水气变换装置采用一段移热变换。

[0023] 优选地，所述水气变换装置中采用的变换催化剂为宽温耐硫变换催化剂，其使用范围为190℃～500℃，该催化剂对硫含量没有上限要求。

[0024] 作为本发明优选的技术方案，所述脱硫脱碳单元的含硫物料与硫磺回收单元连接，所述硫磺回收单元采用克劳斯法等方法对煤气中的硫进行回收。

[0025] 优选地，所述脱硫脱碳单元和所述转化单元之间设置调压单元。所述调压单元的作用在于将粗煤气的压力降至符合气基还原单元生产所需的范围，并同时进行能量回收。

[0026] 优选地，所述调压单元采用透平机，所述透平机典型但非限制性实例有：汽轮机，但并不仅限于汽轮机。

[0027] 优选地，所述调压单元的出气口与转化单元的原料气入口以及转化单元的燃料入口相连。即将调压单元处理后的减压煤制气分为两部分，一部分作为原料气进入转化单元进行转化反应，另一部分作为燃料与转化单元的烧嘴相连，在开车或炉顶气不可用时作为燃料供应转化单元。

[0028] 作为本发明优选的技术方案，所述转化单元为低水碳比蒸汽转化炉，其H_2O与CH_4的摩尔比为1.1～1.5，例如1.1、1.2、1.3、1.4或1.5等，但并不仅限于所列举的数值，该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0029] 本发明中，所述转化单元采用低水碳比蒸汽转化炉代普通加热炉，能够减少由于CO歧化渗碳造成的金属炉管尘化损坏，可延长炉管寿命，其更适用于CH_4含量高的煤制气；同时，又避免了普通蒸汽重整带来的合成气氧化度升高问题。

[0030] 优选地，所述转化单元包括水蒸汽注入装置。

[0031] 优选地，所述气基还原单元为HyL-III竖炉，其设有球团矿入口、合成气注入口、炉顶气出口和还原铁出口。

[0032] 作为本发明优选的技术方案，所述系统还包括炉顶气洗涤装置和炉顶气压缩装置，所述气基还原单元的炉顶气出口与炉顶气洗涤装置的气体入口相连，炉顶气洗涤装置的气体出口分别与炉顶气压缩装置的气体入口和转化单元的燃料入口相连，炉顶气压缩装置的气体出口与水气变换单元的气体入口相连。

[0033] 即气基还原单元产生的炉顶气经洗涤后分为两部分，一部分作为转化单元的燃料，一部分经压缩装置压缩后与煤制气混合进入水气变换单元，作为原料气参与反应。

[0034] 本发明，将气基还原单元产生的炉顶气回收利用，可以优化调节粗煤气中的H_2和CO含量，提高原料煤气的利用效率。

[0035] 作为本发明优选的技术方案，所述转化单元的燃烧烟气出口与烟气换热系统相连。

[0036] 优选地，所述烟气换热系统包括废热锅炉和燃烧空气预热器，燃烧空气预热器可设于废热锅炉之后，所述烟气换热系统的水蒸汽出口分别与转化单元的水蒸汽入口、水气变换单元的水蒸汽入口以及Lurgi煤气化炉水蒸汽入口相连。即将转化单元的燃烧烟气中的热量进行回收，以加热锅炉水产生热蒸汽，用于Lurgi煤气化炉、水气变换单元以及转化单元；同时，对压缩空气进行加热，为转化单元提供热空气。

[0037] 第二方面，本发明提供了上述系统的处理方法，所述方法包括以下步骤：

[0038] (1)原料煤在Lurgi煤气化单元中与氧气和水蒸汽进行气化反应生成粗煤气；

[0039] (2)步骤(1)所述粗煤气经除尘和洗涤后，进行水气变换反应，得到变换后煤气；

[0040] (3)步骤(2)所述变换后煤气经脱硫脱碳后，进行低水碳比蒸汽转化转换反应，生成合成气；

[0041] (4)步骤(3)所述合成气进入气基还原单元中与加入的球团矿逆流接触，进行还原反应，生成还原铁，所述还原铁为海绵铁。

[0042] 更为具体的，所述方法为：

[0043] (1)原料煤在Lurgi煤气化炉中与氧气和水蒸汽进行气化反应生成粗煤气；

[0044] (2)步骤(1)所述粗煤气进入除尘洗涤单元经除尘和洗涤后，进入水气变换单元进行水气变换反应，得到变换后煤气；

[0045] (3)步骤(2)所述变换后煤气进入脱硫脱碳单元经脱硫脱碳后，进入转化单元进行低水碳比蒸汽转化反应，生成合成气；

[0046] (4)步骤(3)所述合成气进入气基还原单元中与加入的球团矿逆流接触，进行还原反应，生成还原铁。

[0047] 其中，步骤(1)所述气化反应温度为1000℃～1600℃，操作压力为1MPaG～3MPaG，气化反应生成的粗煤气的温度为600℃～700℃，粗煤气经除尘和洗涤后温度降至200℃～350℃；步骤(2)所述水气变换反应的反应温度为200℃～300℃，反应压力为1MPaG～3MPaG。

[0048] 作为本发明优选的技术方案，步骤(1)所述气化反应生成的粗煤气中CO的摩尔含量为15％～25％，H_2的摩尔含量为38％～41％，CH_4的摩尔含量为7％～13％，CO_2的摩尔含量为25％～32％。

[0049] 优选地，步骤(2)所述水气变换后煤气中H_2与CO摩尔比为7～8。由于后续低水碳比蒸汽转化会降低合成气H_2/CO比值，水气变换调节H_2/CO比略高于HyL-III竖炉生产要求，以便经过变化后合成气H_2/CO比能够满足竖炉生产需要。

[0050] 本发明中，所述水气变换反应为：$CO+H_2O \rightarrow CO_2+H_2+Q$；

[0051] 作为本发明优选的技术方案，步骤(3)所述变换后煤气经脱硫脱碳后，总硫含量＜1mg/m^3，CO_2摩尔含量＜1％。

[0052] 优选地，步骤(3)所述变换后煤气经脱硫脱碳后，再经过调压后，进行低水碳比蒸汽转化反应。

[0053] 优选地，所述调压为调节压力至0.5MPaG～0.8MPaG，所述压力以满足气基还原单元的生产需求。

[0054] 优选地，所述经调节压力后的煤气分为两部分，一部分作为原料气参与低水碳比蒸汽转化反应，另一部分作为低水碳比蒸汽转化反应的燃料。

[0055] 优选地，步骤(3)所述低水碳比蒸汽转化反应中H_2O与CH_4的摩尔比1.1～1.5，例如1.1、1.2、1.3、1.4或1.5等，但并不仅限于所列举的数值，该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0056] 本发明中，通过低水碳比蒸汽转化反应，调整合成气中的H_2与CO的摩尔比，因而H_2O与CH_4的摩尔比是本发明的影响反应结果的关键因素之一。

[0057] 优选地，步骤(3)所述合成气中H_2与CO的总摩尔含量＞90％，例如91％、92％、93％、94％或95％等，但并不仅限于所列举的数值，该数值范围内其他未列举的数值同样适

用。

[0058] 优选地，步骤(3)所述合成气中H_2与CO的摩尔比为5.6～6.5，例如5.6、5.7、5.8、5.9、6、6.1、6.2、6.3、6.4或6.5等，但并不仅限于所列举的数值，该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0059] 优选地，步骤(3)所述合成气温度为850℃～1000℃，例如850℃、870℃、900℃、930℃、950℃、970℃或1000℃等，但并不仅限于所列举的数值，该数值范围内其他未列举的数值同样适用。优选地，步骤(3)所述合成气的压力为0.5MPaG～0.8MPaG，例如0.5MPa、0.55MPa、0.6MPa、0.65MPa、0.7MPa、0.75MPa或0.8MPa等，但并不仅限于所列举的数值，该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0060] 作为本发明优选的技术方案，步骤(3)所述低水碳比蒸汽转化反应产生的燃烧烟气作为热源与烟气换热系统中的废热锅炉和燃烧空气预热器进行换热，废热锅炉经加热产生的水蒸汽返回参与气化反应、水气变换反应和低水碳比蒸汽转化反应，燃烧空气预热器经预热产生的预热空气参与炉顶气燃烧供热。

[0061] 优选地，步骤(4)所述还原反应产生的炉顶气经洗涤后分为两部分，一部分经压缩后作为反应原料返回参与水气变换反应，另一部分作为低水碳比蒸汽转化反应的燃料回收其热量。

[0062] 与现有技术相比，本发明具有以下有益效果：

[0063] (1)本发明中采用固定床加压气化炉(Lurgi煤气化炉)，与粉煤气化或水煤浆气化炉相比投资较低，操作稳定，不需要复杂的备煤系统，污染较小；

[0064] (2)本发明中水气变换采用水气变换技术，通过对温度的精确控制避免了反应放热引起的设备超温，提高了变换效率，一段即可满足变换要求，精简变换单元的设备；

[0065] (3)本发明中用低水碳比转化炉替代普通加热炉，能够减少由于CO歧化渗碳造成的金属炉管尘化损坏，可延长炉管寿命；同时，又避免了普通蒸汽重整带来的合成气氧化度升高问题；

[0066] (4)本发明中采用炉顶气洗涤后循环参与反应的方式，提高了原料煤气的利用效率，对转化炉设置废热锅炉和燃烧空气预热器，回收了烟气显热，副产蒸汽可供煤气化炉和转化炉使用，提高了物料和能源利用效率；

[0067] (5)本发明中，采用Lurgi煤气化炉结合煤气化技术、煤气转化技术、煤气净化技术和气基还原单元技术，可以克服气基直接还原法中天然气的局限性，提高生产直接还原铁的产率，能够降低生产成本。

附图说明

[0068] 图1是本发明实施例1所述Lurgi气化气体经蒸汽转化生产直接还原铁的系统的结构示意图；

[0069] 其中，1-Lurgi煤气化单元，2-除尘洗涤单元，3-水气变换单元，4-脱硫脱碳单元，5-调压单元，6-转化单元，7-气基还原单元，8-炉顶气洗涤装置，9-炉顶气压缩装置，10-烟气换热系统，11-硫磺回收单元。

具体实施方式

[0070] 为更好地说明本发明，便于理解本发明的技术方案，下面对本发明进一步详细说明。但下述的实施例仅仅是本发明的简易例子，并不代表或限制本发明的权利保护范围，本发明保护范围以权利要求书为准。

[0071] 本发明具体实施例方式部分提供了一种Lurgi气化气体经蒸汽转化生产直接还原铁的系统及其处理方法，所述系统包括依次连接的Lurgi煤气化单元1、除尘洗涤单元2、水气变换单元3、脱硫脱碳单元4、转化单元6和气基还原单元7。

[0072] 其处理方法包括以下步骤：

[0073] (1)原料煤在Lurgi煤气化单元1中与氧气和水蒸汽进行气化反应生成粗煤气；

[0074] (2)步骤(1)所述粗煤气经除尘和洗涤后，进行水气变换反应，得到变换后煤气；

[0075] (3)步骤(2)所述变换后煤气经脱硫脱碳后，进行低水碳比蒸汽转化反应，生成合成气；

[0076] (4)步骤(3)所述合成气进入气基还原单元7中与加入的球团矿逆流接触，进行还原反应，生成还原铁。

[0077] 以下为本发明典型但非限制性实施例：

[0078] 实施例1：

[0079] 本实施例提供了一种Lurgi气化气体经蒸汽转化生产直接还原铁的系统及其处理方法，如图1所示，所述系统包括依次连接的Lurgi煤气化单元1、除尘洗涤单元2、水气变换单元3、脱硫脱碳单元4、调压单元5、转化单元6和气基还原单元7；其还包括炉顶气洗涤装置8和炉顶气压缩装置9。

[0080] 其中，所述Lurgi煤气化单元1设有块煤加料装置、蒸汽入口和氧气入口；

[0081] 除尘洗涤单元2为洗涤塔；

[0082] 水气变换单元3为水气变换装置，其采用一段移热变换，其采用的变换催化剂为宽温耐硫变换催化剂，其使用范围为190℃～500℃；

[0083] 脱硫脱碳单元4的含硫物料与硫磺回收单元11连接；

[0084] 调压单元5采用透平机，其出气口与转化单元6的原料气入口以及转化单元6的燃料入口相连；

[0085] 转化单元6为低水碳比蒸汽转化炉，其包括水蒸汽注入装置；转化单元6的燃烧烟气出口与烟气换热系统10相连；烟气换热系统10包括废热锅炉和燃烧空气预热器，烟气换热系统10的水蒸汽出口分别与转化单元6的水蒸汽入口、水气变换单元3的水蒸汽入口以及Lurgi煤气化单元1水蒸汽入口相连。

[0086] 气基还原单元7为HyL-III竖炉，其设有球团矿入口、合成气注入口、炉顶气出口和还原铁出口。

[0087] 气基还原单元7的炉顶气出口与炉顶气洗涤装置8的气体入口相连，炉顶气洗涤装置8的气体出口分别与炉顶气压缩装置9的气体入口和转化单元6的燃料入口相连，炉顶气压缩装置9的气体出口与水气变换单元3的气体入口相连。

[0088] 以生产100万吨/年直接还原铁为例，采用上述系统进行处理的方法包括以下步骤：

[0089] (1)将褐煤63t/h投Lurgi煤气化单元1中，向Lurgi煤气化单元1供入79t/h蒸汽和

11381Nm^3/h氧气，褐煤与氧气和水蒸汽在煤气化炉内进行气化反应生成粗煤气，粗煤气的产率为106266Nm^3/h；

[0090] (2)步骤(1)所述粗煤气进入除尘洗涤单元2中进行除尘和洗涤，并降温至250℃，然后进入水气变换单元3，在250℃和2MPaG的条件下，通入20191Nm^3/h水蒸汽进行水气变换，并调节H_2与CO摩尔比为7.4，得到变换后煤气126456Nm^3/h；

[0091] (3)步骤(2)所述变换后煤气进入脱硫脱碳单元4进行脱硫脱碳处理，使总硫含量降至1mg/m^{3}以下，并完全脱除CO_2，脱除的硫进入硫磺回收单元11用克劳斯法回收硫磺，对硫含量2%的褐煤，年硫磺回收量1.3万吨；

[0092] 经过脱硫脱碳后的煤气为77362Nm^3/h，其经调压单元5调节压力至0.6MPaG后，将其中12378Nm^3/h的煤制气作燃料，为转化单元6提供热能，并将合成气自低温加热到950℃，其余的煤制气64984Nm^3/h进入转化单元6进行低水碳比蒸汽转化，将合成气中CH_4转化为H_2和CO，水蒸汽与CH_4摩尔比1.1，生成83000Nm^3/h合成气，其中H_2与CO摩尔比为5.7，H_2+CO摩尔含量92%，符合HyL-III生产指标；

[0093] (4)步骤(3)所述合成气从气基还原单元7中部进入，与从气基还原单元7上部加入的188t/h球团矿逆流接触，进行还原反应，生成还原金属铁，气基还原单元7直接还原铁生产速率为125t/h；

[0094] 气基还原单元7的炉顶气一部分循环作为反应原料参与低水碳比蒸汽转化，避免了煤制气在气基还原单元7中一次反应无法达到较高转化率产生的物料浪费；一部分作为燃料为反应供热，燃烧烟气作为热源与烟气换热系统10中的废热锅炉和燃烧空气预热器进行换热，废热锅炉经加热产生的水蒸汽返回参与煤气化反应、水气变换反应和低水碳比蒸汽转化反应，经燃烧空气预热器预热的空气参与燃烧反应。

[0095] 本实施例中，各个反应阶段产生的粗煤气、水气变换后煤气、脱硫脱碳净化后煤气以及低水碳比蒸汽转化反应合成气的温度、压力和气体组成示例如表2所示。

[0096] 表2:Lurgi固定床煤气化工艺典型气体组成

[0097]

Lurgi 煤气化制还原铁	温度 ℃	表压 MPaG	典型气体组成（摩尔分率 /%）						
			CO	H_2	CH_4	N_2	H_2S	CO_2	H_2O

[0098]

Lurgi 粗煤气	250	2	23.5	39.5	8.5	1.3	0.1	26.6	0.5
变换后煤气	250	2	6.3	46.6	7.1	1.1	0.1	35.8	3.0
净化后煤气	60	2	10.3	76.2	11.7	1.8	0.0	0.0	0.0
转化后合成气	950	0.6	13.9	78.5	3.0	1.4	0.0	0.3	2.9

[0099] 经脱硫脱碳后煤制气成分中CO+H_2含量仅占86.5%，而经过低水碳比转化后，合成气中有效成分CO+H_2可达92.3%。

[0100] 与仅采用普通加热炉相比，净化后的气体经过低水碳比蒸汽转换，提高了CH_4利用率，增加了合成气还原度；通过CH_4与H_2O反应生成CO+H_2，有效气产量提高36.4%，可增加还原铁产量45.5t/h。

[0101] 生产100万吨/年直接还原铁日投褐煤量约1526吨，1台日投煤量1800吨的Lurgi气化炉可满足需求，实际生产时可采用一开一备。

[0102] 实施例2：

[0103] 本实施例提供了一种Lurgi气化气体经蒸汽转化生产直接还原铁的系统及其处理方法，所述系统结构与实施例1中相同。

[0104] 以生产30万吨/年直接还原铁为例，采用上述系统进行处理的方法包括以下步骤：

[0105] (1)将无烟煤14t/h投入Lurgi煤气化单元1中，向Lurgi煤气化单元1供入27t/h蒸汽和6025Nm^3/h氧气，无烟煤与氧气和水蒸汽在煤气化炉中进行气化反应生成粗煤气，粗煤气的产率为31880Nm^3/h；

[0106] (2)步骤(1)所述粗煤气进入除尘洗涤单元2中进行除尘和洗涤，并降温至250℃，然后进入水气变换单元3，在250℃和2MPaG的条件下，通入6057Nm^3/h水蒸汽进行水气变换，并调节H_2与CO摩尔比为7.4，得到变换后煤气37937Nm^3/h；

[0107] (3)步骤(2)所述变换后煤气进入脱硫脱碳单元4进行脱硫脱碳处理，使总硫含量降至1mg/m^3以下，并完全脱除CO_2；

[0108] 经过脱硫脱碳后的煤气为23208Nm^3/h，其经调压单元5调节压力至0.6MPaG，将其中3713Nm^3/h的煤制气作燃料，为转化单元6提供热能，并将合成气自低温加热到950℃，其余的煤制气19495Nm^3/h进入转化单元6进行低水碳比蒸汽转化反应，将合成气中CH_4转化为H_2和CO，水蒸汽与CH_4摩尔比1.1，生成24900Nm^3/h合成气，其中H_2与CO摩尔比为5.7，H_2+CO摩尔含量92％，符合HyL-III生产指标；

[0109] (4)步骤(3)所述合成气从气基还原单元7中部进入，与从气基还原单元7上部加入的56.4t/h球团矿逆流接触，进行还原反应，生成还原金属铁，气基还原单元7直接还原铁生产速率为37.5t/h。

[0110] 本实施例中，各个反应阶段产生的粗煤气、水气变换后煤气、脱硫脱碳净化后煤气以及低水碳比蒸汽转化反应合成气的温度、压力和气体组成示例与实施例1中相同。

[0111] 与仅采用普通加热炉相比，净化后的气体经过低水碳比蒸汽转换，提高了CH_4利用率，增加了合成气还原度；通过CH_4与H_2O反应生成CO+H_2，有效气产量提高36.4％，可增加还原铁产量13.7t/h。

[0112] 生产30万吨/年直接还原铁日投无烟煤量约336吨，1台日投煤量400吨的Lurgi气化炉可满足需求，实际生产时可采用一开一备。

[0113] 实施例3：

[0114] 本实施例提供了一种Lurgi气化气体经蒸汽转化生产直接还原铁的系统及其处理方法，所述系统结构与实施例1中相同。

[0115] 以生产150万吨/年直接还原铁为例，采用上述系统进行处理的方法包括以下步骤：

[0116] (1)将褐煤92t/h投Lurgi煤气化单元1中，向Lurgi煤气化单元1供入113t/h蒸汽和16300Nm^3/h氧气，褐煤与氧气和水蒸汽在煤气化炉内进行气化反应生成粗煤气，粗煤气的产率为152190Nm^3/h；

[0117] (2)步骤(1)所述粗煤气进入除尘洗涤单元2中进行除尘和洗涤，并降温至250℃，然后进入水气变换单元3，在250℃和2MPaG的条件下，通入30286Nm^3/h水蒸汽进行水气变

换，并调节H_2与CO摩尔比为8.0，得到变换后煤气182476Nm^3/h；

[0118] (3)步骤(2)所述变换后煤气进入脱硫脱碳单元4进行脱硫脱碳处理，使总硫含量降至1mg/m^3以下，并完全脱除CO_2，脱除的硫进入硫磺回收单元11用克劳斯法回收硫磺，对硫含量2%的褐煤，年硫磺回收量1.5万吨；

[0119] 经过脱硫脱碳后的煤气为110794Nm^3/h，其经调压单元5调节压力至0.8MPaG后，将其中19943Nm^3/h的煤制气作燃料，为转化单元6提供热能，并将合成气自低温加热到1000℃，其余的煤制气90851Nm^3/h进入转化单元6进行低水碳比蒸汽转化，将合成气中CH_4转化为H_2和CO，水蒸汽与CH_4摩尔比1.5，生成125000Nm^3/h合成气，其中H_2与CO摩尔比为5.7，H_2+CO摩尔含量92%，符合HyL-III生产指标；

[0120] (4)步骤(3)所述合成气从气基还原单元7中部进入，与从气基还原单元7上部加入的281t/h球团矿逆流接触，进行还原反应，生成还原金属铁，气基还原单元7直接还原铁生产速率为187.5t/h；

[0121] 本实施例中，各个反应阶段产生的粗煤气、水气变换后煤气、脱硫脱碳净化后煤气以及低水碳比蒸汽转化反应合成气的温度、压力和气体组成示例如表3所示。

[0122] 表3：实施例3各阶段气体成分

[0123]

Lurgi煤气化制还原铁	温度 ℃	表压 MPaG	典型气体组成（摩尔分率/%）						
			CO	H_2	CH_4	N_2	H_2S	CO_2	H_2O
Lurgi粗煤气	250	2	23.5	39.5	8.5	1.3	0.1	26.6	0.5
变换后煤气	250	2	5.8	46.7	7.1	1.1	0.1	36.0	3.2
净化后煤气	60	2	9.6	76.9	11.7	1.8	0.0	0.0	0.0
转化后合成气	1000	0.8	13.8	78.3	1.2	1.3	0.0	0.5	4.9

[0124] 经脱硫脱碳后煤制气成分中CO+H_2含量仅占86.5%，而经过低水碳比转化后，合成气中有效成分CO+H_2可达92.1%。

[0125] 与仅采用普通加热炉相比，净化后的气体经过低水碳比蒸汽转换，提高了CH_4利用率，增加了合成气还原度；通过CH_4与H_2O反应生成CO+H_2，有效气产量提高46.4%，可增加还原铁产量87.1t/h。

[0126] 生产150万吨/年直接还原铁日投褐煤量约2190吨，2台日投煤量1200吨的Lurgi气化炉可满足需求，实际生产时可采用两开一备。

[0127] 实施例4：

[0128] 本实施例提供了一种Lurgi气化气体经蒸汽转化生产直接还原铁的系统及其处理方法，所述系统结构与实施例1中相同。

[0129] 以生产80万吨/年直接还原铁为例，采用上述系统进行处理的方法包括以下步骤：

[0130] (1)将褐煤50t/h投Lurgi煤气化单元1中，向Lurgi煤气化单元1供入62t/h蒸汽和9005Nm^3/h氧气，褐煤与氧气和水蒸汽在煤气化炉内进行气化反应生成粗煤气，粗煤气的产率为84081Nm^3/h；

[0131] (2)步骤(1)所述粗煤气进入除尘洗涤单元2中进行除尘和洗涤，并降温至250℃，然后进入水气变换单元3，在250℃和2MPaG的条件下，通入16732Nm^3/h水蒸汽进行水气变换，并调节H_2与CO摩尔比为8.0，得到变换后煤气100813Nm^3/h；

[0132] (3)步骤(2)所述变换后煤气进入脱硫脱碳单元4进行脱硫脱碳处理，使总硫含量降至1mg/m^{3}以下，并完全脱除CO_2，脱除的硫进入硫磺回收单元11用克劳斯法回收硫磺，对硫含量2％的褐煤，年硫磺回收量0.8万吨；

[0133] 经过脱硫脱碳后的煤气为61211Nm^3/h，其经调压单元5调节压力至0.5MPaG后，将其中8570Nm^3/h的煤制气作燃料，为转化单元6提供热能，并将合成气自低温加热到850℃，其余的煤制气52641Nm^3/h进入转化单元6进行低水碳比蒸汽转化，将合成气中CH_4转化为H_2和CO，水蒸汽与CH_4摩尔比1.1，生成667000Nm^3/h合成气，其中H_2与CO摩尔比为6.3，H_2+CO摩尔含量90％，符合HyL-III生产指标；

[0134] (4)步骤(3)所述合成气从气基还原单元7中部进入，与从气基还原单元7上部加入的150t/h球团矿逆流接触，进行还原反应，生成还原金属铁，气基还原单元7直接还原铁生产速率为100t/h；

[0135] 本实施例中，各个反应阶段产生的粗煤气、水气变换后煤气、脱硫脱碳净化后煤气以及低水碳比蒸汽转化反应合成气的温度、压力和气体组成示例如表4所示。

[0136] 表4:实施例4各阶段气体成分

[0137]

Lurgi煤气化	温度	表压	典型气体组成（摩尔分率/％）						
制还原铁	℃	MPaG	CO	H_2	CH_4	N_2	H_2S	CO_2	H_2O
Lurgi粗煤气	250	2	23.5	39.5	8.5	1.3	0.1	26.6	0.5
变换后煤气	250	2	5.8	46.7	7.1	1.1	0.1	36.0	3.2
净化后煤气	60	2	9.6	76.9	11.7	1.8	0.0	0.0	0.0
转化后合成气	850	0.5	12.4	77.5	3.8	1.4	0.0	0.6	4.3

[0139] 生产80万吨/年直接还原铁日投褐煤量约1210吨，1台日投煤量1400吨的Lurgi气化炉可满足需求，实际生产时可采用一开一备。

[0140] 与仅采用普通加热炉相比，净化后的气体经过低水碳比蒸汽转换，提高了CH_4利用率，增加了合成气还原度，同时减少了炉内积碳风险，增加炉管寿命；通过CH_4与H_2O反应生成CO+H_2，有效气产量提高31.7％，可增加还原铁产量31.7t/h。

[0141] 实施例5：

[0142] 本实施例提供了一种Lurgi气化气体经蒸汽转化生产直接还原铁的系统及其处理方法，所述系统结构与实施例1中相同。

[0143] 以生产70万吨/年直接还原铁为例，采用上述系统进行处理的方法包括以下步骤：

[0144] (1)将褐煤44t/h投Lurgi煤气化单元1中，向Lurgi煤气化单元1供入54t/h蒸汽和7780Nm^3/h氧气，褐煤与氧气和水蒸汽在煤气化炉内进行气化反应生成粗煤气，粗煤气的产率为72646Nm^3/h；

[0145] (2)步骤(1)所述粗煤气进入除尘洗涤单元2中进行除尘和洗涤，并降温至250℃，然后进入水气变换单元3，在250℃和2MPaG的条件下，通入13440Nm^3/h水蒸汽进行水气变换，并调节H_2与CO摩尔比为7.0，得到变换后煤气86086Nm^3/h；

[0146] (3)步骤(2)所述变换后煤气进入脱硫脱碳单元4进行脱硫脱碳处理，使总硫含量降至1mg/m^3以下，并完全脱除CO_2；

[0147] 经过脱硫脱碳后的煤气为52886Nm^3/h，其经调压单元5调节压力至0.5MPaG后，将其中8462Nm^3/h的煤制气作燃料，为转化单元6提供热能，并将合成气自低温加热到900℃，其余的煤制气44424Nm^3/h进入转化单元6进行低水碳比蒸汽转化，将合成气中CH_4转化为H_2和CO，水蒸汽与CH_4摩尔比1.3，生成58000Nm^3/h合成气，其中H_2与CO摩尔比为5.7，H_2+CO摩尔含量90％，符合HyL-III生产指标；

[0148] (4)步骤(3)所述合成气从气基还原单元7中部进入，与从气基还原单元7上部加入的131t/h球团矿逆流接触，进行还原反应，生成还原金属铁，气基还原单元7直接还原铁生产速率为87.5t/h；

[0149] 本实施例中，各个反应阶段产生的粗煤气、水气变换后煤气、脱硫脱碳净化后煤气以及低水碳比蒸汽转化反应合成气的温度、压力和气体组成示例如表5所示。

[0150] 表5:实施例5各阶段气体成分

[0151]

Lurgi煤气化制还原铁	温度 ℃	表压 MPaG	典型气体组成（摩尔分率/%）						
			CO	H_2	CH_4	N_2	H_2S	CO_2	H_2O
Lurgi粗煤气	250	2	23.5	39.5	8.5	1.3	0.1	26.6	0.5
变换后煤气	250	2	6.6	46.5	7.2	1.1	0.1	35.7	2.8
净化后煤气	60	2	10.8	75.8	11.7	1.8	0.0	0.0	0.0
转化后合成气	900	0.5	13.5	76.5	3.0	1.4	0.0	0.7	4.9

[0152] 生产70万吨/年直接还原铁日投褐煤量约1045吨，1台日投煤量1200吨的Lurgi气化炉可满足需求，实际生产时可采用一开一备。

[0153] 与仅采用普通加热炉相比，净化后的气体经过低水碳比蒸汽转换，提高了CH_4利用率，增加了合成气还原度，同时减少了炉内积碳风险，增加炉管寿命；通过CH_4与H_2O反应生成CO+H_2，有效气产量提高35.7％，可增加还原铁产量31.2t/h。

[0154] 综合上述实施例可以看出，本发明中，采用BGL煤气化结合煤气化技术、水气变换技术、煤气净化技术、低水碳比蒸汽转化技术和气基还原技术，可以克服气基直接还原法中天然气的局限性，降低生产成本。

[0155] 申请人声明，本发明通过上述实施例来说明本发明的详细工艺设备和工艺流程，但本发明并不局限于上述详细工艺设备和工艺流程，即不意味着本发明必须依赖上述详细工艺设备和工艺流程才能实施。所属技术领域的技术人员应该明了，对本发明的任何改进，对本发明产品各原料的等效替换及辅助成分的添加、具体方式的选择等，均落在本发明的保护范围和公开范围之内。

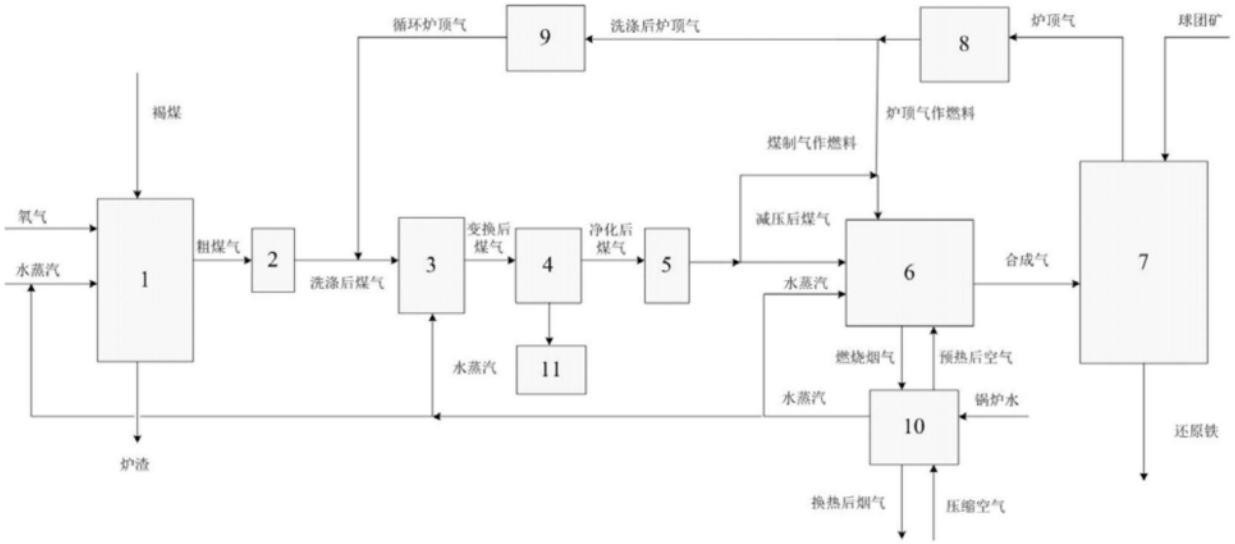

循环炉顶气
9
洗涤后炉顶气
8
炉顶气
球团矿
褐煤
炉顶气作燃料
煤制气作燃料
氧气
减压后煤气
水蒸汽
1
粗煤气
2
洗涤后煤气
3
变换后煤气
4
净化后煤气
5
6
合成气
7
水蒸汽
燃烧烟气
预热后空气
水蒸汽
11
水蒸汽
锅炉水
10
还原铁
炉渣
换热后烟气
压缩空气

图1