



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 103276131 A

(43) 申请公布日 2013.09.04

(21) 申请号 201310194706.1

(22) 申请日 2013.05.23

(71) 申请人 苏亚杰

地址 030001 山西省太原市桃园南路4号3
号楼1单元108号

(72) 发明人 苏亚杰 陈寿林 杜英虎 苏亚达

(74) 专利代理机构 太原华弈知识产权代理事务
所 14108

代理人 李毅

(51) Int. Cl.

C21B 13/02(2006.01)

权利要求书1页 说明书7页

(54) 发明名称

一种高温粗煤气余热余压余气综合利用工艺
方法

(57) 摘要

本发明公开了一种高温粗煤气余热余压余气综合利用工艺方法,是利用煤制气炉产生出口压力 $\leq 5\text{MPa}$ 、温度 $830^{\circ}\text{C}\sim 1150^{\circ}\text{C}$ 、氧化度17%以下的高温粗煤气,高温除尘后输送到装填有铁矿煤球团的还原竖炉内,从铁矿煤球团移动颗粒床层中穿过,经铁矿煤球团移动颗粒床除尘,并加热铁矿煤球团生产直接还原铁,炉顶煤气回收余热,除尘、脱除焦油、脱除杂质气体后成为还原气,还原气经SPA变压吸附分离出 H_2 和CO兑入部分还原气,调整氢碳比到 $2:1\sim 2:2$,还原气增压至不小于 5MPa 压力下生产甲醇,分离出 H_2 和CO后的还原气与生产甲醇的驰放气增压到不小于 1.3MPa 后,用于燃气蒸汽联合循环发电,以实现生产直接还原铁、化工产品、电力产品的多联产工艺。

1. 一种高温粗煤气余热余压余气综合利用工艺方法,该工艺方法包括以下步骤:

a. 选择煤灰软化温度高于直接还原铁还原温度至少 50℃的煤炭为原料,在煤制气炉中生产粗煤气;粗煤气出口压力 $\leq 5\text{MPa}$,温度 830℃~1150℃,氧化度控制在 17% 以下;利用粗煤气自带压力,以旋风除尘器或挡板除尘;

b. 以铁矿煤球团为含铁矿原料,装填在直接还原竖炉中;高温除尘后的 830℃~1150℃高温粗煤气经由设在还原竖炉中部的围管输送到装填有铁矿煤球团的直接还原竖炉内,从铁矿煤球团移动颗粒床层中穿过,经铁矿煤球团移动颗粒床除尘,并加热铁矿煤球团生产直接还原铁;

c. 直接还原铁经还原竖炉底部下锁斗泄气减压后由出料口排出,经密闭热筛分,筛除粉尘后用于电炉、转炉炼钢,或用于炼钢连铸的冷却剂;

d. 炉顶煤气降温到 350℃~800℃排出还原竖炉,经换热器回收余热降至常温后,经电袋复合除尘、电捕焦油脱除微量焦油后,进入低温甲醇洗或氨法脱硫脱碳工序,脱除杂质气体后成为还原气;

e. 还原气经 SPA 变压吸附分离出其中的 H_2 和 CO , 再向 H_2 中兑入一部分带有压力的还原气,将氢碳比调整到 2 : 1 ~ 2 : 2, 还原气增压至不小于 5MPa 用于生产甲醇;或经 PSA 变压吸附从还原气中分离出部分 CO , 将还原气氢碳比调整到 2 : 1 ~ 2 : 2, 增压至不小于 5MPa 用于生产甲醇;

f. 经 SPA 变压吸附分离出 H_2 和 CO 后的还原气与生产甲醇后的弛放气增压到不小于 1.3MPa 后,用于燃气蒸汽联合循环发电。

2. 根据权利要求 1 所述的高温粗煤气余热余压余气综合利用工艺方法,其特征是所述步骤 b 中的含铁矿原料为氧化铁球团。

3. 根据权利要求 1 所述的高温粗煤气余热余压余气综合利用工艺方法,其特征是以所述步骤 d 得到的还原气生产间接液化汽油、乙醇或合成天然气。

一种高温粗煤气余热余压余气综合利用工艺方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种高温粗煤气余热余压余气综合利用工艺方法,具体是涉及一种利用高温粗煤气余热余压炼铁,炼铁余气余压生产化工产品和电力产品的工艺方法,属于一种煤气化多联产工艺方法。

背景技术

[0002] 201010124542.1 发明专利公开了利用粗煤气显热生产直接还原铁的方法,该方法是利用煤制气产生的高温粗煤气显热冶炼直接还原铁,是余热炼铁。

[0003] 201110112050.5 发明专利公开了焦炉煤气干熄焦联产直接还原铁的方法,是以焦炉煤气代替 N_2 作为冷却红焦的传热介质,利用红焦加热焦炉煤气,再利用加热后的焦炉煤气用于生产直接还原铁,其实质是利用红焦干熄焦余热冶炼直接还原铁,仍然是余热炼铁。

[0004] 目前还没有检索到利用余热余压炼铁、炼铁余气余压生产化工产品联产电力的多联产连续工艺流程。

发明内容

[0005] 本发明的目的是提供一种高温粗煤气余热余压余气综合利用工艺方法,以实现生产直接还原铁、化工产品、电力产品的多联产工艺。

[0006] 本发明的高温粗煤气余热余压余气综合利用工艺方法是将煤制气炉产生的高温粗煤气输送到装填有铁矿煤球团或氧化铁球团的还原竖炉内,利用高温粗煤气余热余压生产直接还原铁,将直接还原铁炉顶煤气调整氢碳比为 2 : 1 ~ 2 : 2 用于生产甲醇,生产甲醇后以 CO 为主要气体的弛放气再用于燃气蒸汽联合循环发电,以实现生产直接还原铁、化工产品、电力产品的多联产工艺。

[0007] 本发明的高温粗煤气余热余压余气综合利用工艺方法具体包括以下步骤:

a. 选择煤灰软化温度高于直接还原铁还原温度至少 50°C 的煤炭为原料,在煤制气炉中生产粗煤气;粗煤气出口压力 $\leq 5\text{MPa}$,温度 $830^{\circ}\text{C} \sim 1150^{\circ}\text{C}$,氧化度 $\leq 17\%$;利用粗煤气自带压力,以旋风除尘器或挡板除尘;

b. 以铁矿煤球团为含铁矿原料,装填在还原竖炉中;高温除尘后的 $830^{\circ}\text{C} \sim 1150^{\circ}\text{C}$ 高温粗煤气经由设在还原竖炉中部的围管输送到装填有铁矿煤球团的还原竖炉内,从铁矿煤球团移动颗粒床层中穿过,经铁矿煤球团移动颗粒床除尘,并加热铁矿煤球团生产直接还原铁;或以氧化铁球团矿为原料,装填在还原竖炉中;高温除尘后的 $830^{\circ}\text{C} \sim 950^{\circ}\text{C}$ 高温粗煤气经由设在还原竖炉中部的围管输送到装填有氧化铁球团矿的还原竖炉内,从氧化铁球团矿移动颗粒床层中穿过,经氧化铁球团矿移动颗粒床除尘,并加热氧化铁球团矿生产直接还原铁;

c. 直接还原铁经还原竖炉底部下锁斗排气减压后由出料口排出,经密闭热筛分,筛除粉尘后用于电炉、转炉炼钢,或用于炼钢连铸的冷却剂;

d. 炉顶煤气降温到 $350^{\circ}\text{C} \sim 800^{\circ}\text{C}$ 排出还原竖炉,经换热器回收余热,电捕焦油降至

常温后,经电袋复合除尘,进入低温甲醇洗或氨法脱硫脱碳工序,脱除杂质气体后成为还原气;

e. 还原气经 SPA 变压吸附分离出其中的 H_2 和 CO, 再向 H_2 中兑入一部分带有压力的还原气,将氢碳比调整到 2 : 1 ~ 2 : 2, 还原气增压至不小于 5MPa 用于生产甲醇;或经 PSA 变压吸附从还原气中分离出部分 CO, 将还原气氢碳比调整到 2 : 1 ~ 2 : 2, 增压至不小于 5MPa 用于生产甲醇;

f. 经 SPA 变压吸附分离出 H_2 和 CO 后的还原气与生产甲醇后的驰放气增压到不小于 1.3MPa 后,用于燃气蒸汽联合循环发电。

[0008] 其中,所述的还原气也可以用于生产诸如间接液化汽油、乙醇、合成天然气等其它化工产品。

[0009] 一般认为,煤炭气化-余热炼铁-化工产品-余气发电是不能连续生产的。

[0010] 然而,本发明研究发现,采用压力 ≤ 5 MPa 的煤制气炉和 ≤ 5 MPa 气体压力的还原竖炉,可以在降压 0.05 ~ 0.2MPa 的情况下,使直接还原铁炉顶煤气保持在 3.8 ~ 3.9MPa;炉顶气余热换热器利用 $\geq 350^\circ\text{C}$ 余热,在气体降到常温、炉顶气降压 0.05 ~ 0.2MPa 下,仍可保持压力在 3.7 ~ 3.8MPa;炉顶气余热换热后的气体,经电捕焦油和布袋除尘在降压 0.05 ~ 0.2MPa 情况下,煤气仍可保持 3.6 ~ 3.7MPa 的压力;可以满足低温甲醇洗脱除 CO_2 、 H_2S 、COS 等杂质气体的压力要求 2.5 ~ 5.5MPa,低温甲醇洗之后的还原气仍然可以保持压力在 3.3 ~ 3.5MPa 之间;煤气经 PSA 变压吸附分离 H_2 和 CO, 降压仅 0.05 ~ 0.1MPa, 还原气仍然可以保持压力在 ≥ 3.25 MPa;再将还原气的氢碳比调整到 2 : 1 ~ 2 : 2 后,经压缩机增压至 ≥ 5.0 MPa,就可以用于生产甲醇;生产甲醇的驰放气主要气体 CO、 N_2 和 PSA 变压吸附分离出来的解析气 CO、 N_2 , 解析气仅 0.02MPa, 与其它可燃气体、空气经多级泵加压至 ≥ 1.3 MPa 可以用于燃气蒸汽联合循环发电。

[0011] 本发明工艺方法可以实现的理由还在于以下几个方面。

[0012] 1、由于在铁矿煤球团矿中配有煤粉做还原剂,因此,进入炉顶气中的在直接还原铁过程中升温至 900°C 以前产生的干馏煤气中的 H_2 量,与还原铁后期消耗的粗煤气中的 H_2 量大体相等,相当于还原铁过程利用的是煤中的碳元素,而将氢元素留下用于生产甲醇或其它化工产品。

[0013] 2、生产甲醇后的驰放气不是常规的 H_2 , 而是以 CO、 N_2 为主的驰放气,可以用于燃气蒸汽联合循环发电。

[0014] 3、直接还原铁还原竖炉生产采用的粗煤气压力 ≤ 5 MPa,还原竖炉设置上锁斗用于装入铁矿煤球团、下锁斗用于将还原气卸气减压后,直接还原铁卸载出炉。

[0015] 4、直接还原铁炉顶煤气 $350^\circ\text{C} \sim 800^\circ\text{C}$, 用换热器回收余热;炉顶煤气低温甲醇洗脱除 CO_2 、 H_2S 、COS 和其它杂质气体;PSA 变压吸附分离 H_2 和 CO, 以调整还原气中氢碳比;利用煤气化炉产生的气体压力驱动全流程气体,并在气体压力达不到工艺要求时采用增压泵。具体是,在生产甲醇前配气氢碳比达到 2 : 1 ~ 2 : 2 后,还原气压力达不到 5.0MPa 压力时,设置压缩机将配好的还原气升压到 5.0MPa 用于生产甲醇;在驰放气和 PSA 分离出的 CO 进入燃气轮机前经多级泵增压到 ≥ 1.3 MPa。

[0016] 本发明高温粗煤气余热余压余气综合利用工艺方法中压力温度工艺参数如下表所示。

工序	进口压力 Mpa	压力损失 Mpa	出口压力 Mpa	进口温度℃	出口温度℃	工作温度℃
煤制气炉			≤5		830~1150	1200~1550
DRI 竖炉	≤5	0.2	3.8~3.9	830~1150	350~800	830~1100
换热器	3.8~3.9	0.1~0.2	3.7~3.8	≥350	<150	150~500
电袋除尘	3.7~3.8	<0.2	3.6~3.7	<150	<150	<150
低温甲醇洗	3.6~3.7	<0.25	3.3~3.5	<150	-17~-70	-17~-70
PSA	3.3~3.5	0.05~0.1	3.2~3.25	<-17	≤40	≤40
合成粗甲醇	≥5	0.3~0.4	2.9~5	230~250	40	240~300
燃气轮机	1.3~3.1		0.10~1.8	340~360	560~620	679~1600
余热锅炉	0.10~1.8		<0.18	560~600	<130	130~620

[0017] 从粗煤气出口压力经 DRI 竖炉、换热器、电袋除尘、低温甲醇洗、PSA 分离后的还原气合计降压 1.15Mpa, 若 DRI 竖炉粗煤气进口压力 ≥ 4 Mpa, 在 4Mpa ~ 5Mpa 之间, 合计降压 1.15Mpa。

[0018] a). 直接还原铁还原竖炉采用的还原气压力 ≤ 5 MPa, 温度 830℃ ~ 1150℃, 还原竖炉的装料出料必须采用上锁斗装料和下锁斗出料。上下锁斗的泄压气体经净化增压可以用于甲醇等化工产品生产流程, 也可以用于燃气蒸汽联合发电。

[0019] b). 采用 4MPa 压力, 830℃ ~ 1150℃ 温度的粗煤气还原气, 直接还原铁竖炉炉顶煤气出口温度可以降至 350℃ ~ 800℃, 压力可以保持在 3.8MPa ~ 3.9MPa。

[0020] c). 从直接还原铁竖炉产生的 3.8MPa ~ 3.9MPa, 350℃ ~ 800℃ 温度的炉顶煤气经废热锅炉回收余热后, 煤气温度可以降至常温, 压力降到 3.7MPa ~ 3.8MPa。

[0021] d). 经废热锅炉回收余热后的炉顶煤气, 经电捕焦油进入电袋复合除尘工序, 除尘后保持常温, 压力降到 3.6MPa ~ 3.7MPa。

[0022] e). 电袋复合除尘后的炉顶煤气进入低温甲醇洗工序, 在脱除 CO₂、H₂S、COS 等杂质气体后成为还原煤气, 此时的气体压力降到 3.3MPa ~ 3.5MPa, 还原气体成分为 H₂ 占 20% ~ 30%, CO 占 70% ~ 80%。低温甲醇洗工序降压 ≤ 0.25 MPa。

[0023] f). 经低温甲醇洗产生的还原气氢碳比例达不到生产甲醇或其它化工产品甲烷、间接合成汽油等产品的要求, 需要调整。采用 PSA 变压吸附法, 将 H₂ 分离出来, 并与低温甲醇洗产生的还原气配合, 经配气调整氢碳比例用于生产甲醇或其它化工产品。生产甲醇的氢碳比为 2 : 1, 调整范围 2 : 1 ~ 2 : 2, 用量为 H₂ 1400m³, CO 700m³, 合计 2100m³/t. 甲醇。由于流程中按比例碳多氢少, 驰放气以 CO 为主要气体。PSA 工序降压 0.05 ~ 0.1Mpa, 经 PSA 变压吸附后的还原气体温度降到常温, 压力降到 ≥ 3.25 MPa。PSA 变压吸附可以吸附 H₂ 和 CO 用作还原气, 也可以吸附 CO, 以分离出的 H₂ 和 CO 做还原气。

[0024] g). 从低温甲醇洗产生的还原气与 PSA 分离出的 H₂ 和 CO 经配气工序, 温度达到常温, 压力降到 2.9MPa ~ 3.5MPa, 再经气体压缩机增压, 将压力升到 ≥ 5.0 MPa, 送入甲醇生产工序, 温度提高到 240℃ ~ 300℃, 用于生产甲醇。

[0025] h). 生产甲醇后的驰放气由于氢碳比碳大于氢, 所以驰放气主要是 CO, 而不是常规甲醇生产工艺的 H₂。由 PSA 分离产生的 CO 和甲醇驰放气 CO 合并, 经压缩机增压到

$\geq 1.3\text{MPa}$,用于气轮机燃气透平发电。透平发电尾气温度 $550 \sim 609^{\circ}\text{C}$,用于废热锅炉余热发电。

[0026] i). 若要提高化工产品产量,减少发电量,可以将一部分还原气经 H_2O 变换 H_2 ,用增加的这一部分 H_2 调整还原气氢碳比例,以增加化工产品产量,减少发电量。

[0027] 本发明是通过余热炼铁工艺将已有的甲醇或化工产品、燃气蒸汽联合循环发电工艺串连起来。各工序余热余压余气利用如下表。

工序	余热利用	余压利用	余气利用
DRI 竖炉	粗煤气余热炼铁	利用粗煤气压力炼铁	DRI 炉顶气生产化工产品
炉顶气换热器	炉顶气余热利用	利用炉顶气余压	
电袋除尘		利用炉顶气余压	
低温甲醇洗		利用炉顶气余压	
PSA		利用低温甲醇洗余压	
合成甲醇	合成甲醇余热利用	利用低温甲醇洗还原气余压和 PSA 余压;	利用 DRI 炉顶煤气
发电工序	发电废气余热回收	利用 PSA 分离出的 CO 压力,合成甲醇弛放气压力	弛放气和分离的 CO

[0028] 本发明的特征之一,余热炼铁能耗低。按常压还原试验数据计算,炉顶煤气温度设计为 350°C 时,还原剂用煤量为 218kg ,利用余热折合热能 85cekg ,合计能耗 303kg/t . DRI,比 MIDREX 直接还原铁工艺 364kg/t . DRI 低 43kg/t . DRI,主要原因是 MIDREX 还原气一次还原率只有 30% ,还原气要净化、加热反复循环 3 次,要燃烧部分炉顶气加热还原气,而余热炼铁取消了这部分能源消耗。余热炼铁 303kg/t . DRI 加 DRI 热装电炉熔分电耗 350kwh/t . Fe,能耗为 346kg/t . Fe,比高炉炼铁(含炼焦、烧结、炼铁)能耗 529kg/t . Fe 低。

[0029] 本发明的特征之二,联产甲醇比煤制甲醇能耗低。由于余热炼铁采用粗煤气 $\leq 5.0\text{MPa}$ 气体压力,之后的废锅、除尘、低温甲醇洗、PSA 各工序都要消耗并降低气体压力,但在还原气进入生产甲醇工序前压力仍可达到 $3.0\text{MPa} \sim 3.6\text{MPa}$ 。与煤制甲醇单一产品国家规范能耗 1.684t 比较,由于利用了还原气压力 $3.0\text{MPa} \sim 3.6\text{MPa}$,可以大幅度降低驱动还原气能耗,节电 $400 \sim 500\text{ kwh/t}$. 甲醇,使得多联产甲醇比煤制甲醇单一产品能耗下降,从煤制甲醇单一产品国家规范能耗 1.684t (煤制甲醇,甲醇再制烯烃的甲醇煤耗),降到多联产甲醇能耗 $1.0\text{t} \sim 1.3\text{t}$ 。

[0030] 本发明的特征之三,燃气蒸汽联合循环发电比常规燃煤发电能耗低。采用甲醇弛放气 CO 和 PSA 分离气体 CO 合并,用于燃气蒸汽联合循环发电。华能天津 IGCC 电厂发电煤耗为 255g/kwh ,全国 2011 年燃煤供电煤耗 330g/kwh ,本发明燃气蒸汽联合循环发电比常规燃煤电厂煤耗低,可以达到 255g/kwh ,比常规燃煤发电能耗低。

[0031] 本发明的特征之四,多联产能耗低于单一产品能耗。由于多联产余热炼铁加电炉熔分能耗低于高炉炼铁能耗;多联产甲醇能耗低于煤制甲醇单一产品能耗;燃气蒸汽联合循环发电能耗低于常规燃煤发电能耗;使得多联产流程能耗低于单一产品能耗。

	单一产品能耗	多联产能耗	多联产降低单耗	备注
铁水	529kg/t.Fe	(303+43) kg/t.Fe	148~183kg/t.Fe	与熔分到铁水比
甲醇	1.684t/t	1.0~1.3t/t	0.684~0.384t/t	单一产品按甲醇制烯烃煤耗算 多联产利用了余压余热
发电	330g/kwh	265g/kwh	75g/kwh	煤电与华能 IGCC 比

[0032] 本发明的特征之五,减少了产生的废气。余热炼铁只比煤炭气化增加了 540m^3 废气,比高炉炼铁排放高炉煤气 $1500\text{m}^3 \sim 1800\text{m}^3$ 少 $960\text{m}^3 \sim 1260\text{m}^3$ 。且余热炼铁增加的 540m^3 废气,融入了炉顶煤气中,大大降低了炼铁和甲醇生产用煤气的除尘、脱硫、脱碳的煤气处理量,增加了硫化工产品 and CO_2 捕集量,同时也取消了单一发电用煤气脱硫、除尘工序,减少了 CO_2 的排放量。

[0033] 本发明的特征之六,甲醇弛放气以 CO 为主。常规的甲醇生产弛放气以 H_2 为主要成分,多联产甲醇弛放气以 CO 、 N_2 为主要成分,和 PSA 分离出的 CO 、 N_2 合并用于燃气蒸汽联合发电,由于采用了低温甲醇洗煤气净化工艺,使得煤气净化程度较高,还原气中总硫含量 $\leq 0.1 \times 10^6$,尾气中总硫体积分数 $\leq 10 \times 10^6$,使得燃气蒸汽联合循环发电硫排放大幅度降低,加上之前工序电袋符合除尘,实现了发电工序清洁生产。当然也可以采用氨法、PSA 等脱硫、脱碳工艺。

[0034] 本发明的特征之七,多联产可以实现清洁生产。由于余热炼铁、生产甲醇或其它化工产品、燃气蒸汽联合循环发电各个产品都可以实现清洁生产,所以,煤气余热炼铁、化工、电力多联产可以实现清洁生产。

[0035] 本发明的特征之八,多联产可以降低单位产品投资。本发明直接还原铁、甲醇或化工产品、发电三个产品使用一个煤制气气源,共同使用流程中的环保设施,与单一产品比节省了投资。

[0036] 本发明的特征之九,多联产降低了温室气体的捕集成本。一是多联产减少了产生的废气,降低了温室气体的捕集成本;二是 COS 、 H_2S 、 N_xO 等有害气体在生产甲醇之前的炉顶煤气净化过程中捕集回收; CO_2 在生产甲醇之前的炉顶煤气净化过程中捕集回收一部分;在以 CO 为主的弛放气和 PSA 分离的 CO 用于燃气蒸汽联合发电燃烧后,废气中的 CO_2 可以达到 $20 \sim 30\%$ 的较高浓度,且没有硫化物、粉尘,可以 PSA、氨法、离子液体溶剂法等方法低成本捕集回收 CO_2 。

[0037] 本发明的特征之十,多联产降低了环保设施运营成本。本发明直接还原铁、甲醇或化工产品、发电三个产品使用一个煤制气气源,共同使用流程中的环保设施,与单一产品比节省了环保设施的运营成本。

具体实施方式

[0038] 实施例 1

日处理 1000t 煤的两段式干粉煤加压气化炉,使用烟煤做气化用煤,使用氧气 $608\text{m}^3/\text{t}$ 煤,输送煤粉气体为 CO_2 ,粗煤气从煤气化炉出炉温度达到 $1000 \sim 1100^\circ\text{C}$,煤灰软化温度 $> 1300^\circ\text{C}$,粗煤气氧化度 $\leq 15\%$,压力 4MPa 。经过第一段挡板、陶瓷旋风除尘器除尘,输入装有铁矿煤球团用于生产直接还原铁的竖炉中。铁矿煤球团经直接还原竖炉上锁斗装入直接

还原竖炉中,关闭上锁斗下阀门,将上锁斗煤气卸气解压,再装入下一批含铁原料,如此反复装料。还原铁后的炉顶煤气温度降至 $\geq 350^{\circ}\text{C}$,经换热器回收热量,经电捕煤焦油,炉顶煤气降至常温并脱除 H_2O 。炉顶煤气再经电袋复合除尘,经低温甲醇洗脱除 H_2S 、 COS 、 CO_2 等有毒有害气体后成为还原气体。将一部分还原气经PSA分离出CO后,剩余的 H_2+CO 加入还原气中,将还原气氢碳比调整至2:1至2:2,经气体压缩机增压至 $\geq 5.0\text{MPa}$ 送入甲醇生产工序,温度达到 $240^{\circ}\text{C}\sim 300^{\circ}\text{C}$ 用于生产甲醇。生产甲醇后的驰放气主要成分是CO、 N_2 ,兑入PSA分离出的CO、 N_2 中,用于燃气蒸汽联合循环发电。

[0039] 煤制气炉、直接还原铁竖炉、甲醇装置、燃气蒸汽联合循环发电全部满负荷生产,粗煤气流量 $82500\text{m}^3/\text{h}$,利用余热可以生产直接还原铁 $30\sim 43\text{t}/\text{h}$;有效气流量($\text{CO}+\text{H}_2$) $71500\text{Nm}^3/\text{h}$,有效气体中 H_2 含量20%,利用 H_2+CO 最多可以生产甲醇 $10.1\text{t}/\text{h}$;利用生产甲醇后的驰放气和PSA分离出的CO,有效气流量(CO) $50050\text{Nm}^3/\text{h}$,用于燃气蒸汽联合循环发电,CO低位发热值为 $12.783\text{mj}/\text{m}^3$,可以发电 $85624\text{Kwh}/\text{h}$ 。

[0040] 实施例 2

日处理 2000t 煤的两段式干粉煤加压气化炉,使用烟煤做气化用煤,使用氧气 $608\text{m}^3/\text{t}$ 煤,输送煤粉气体为 CO_2 ,粗煤气从煤气化炉出炉温度达到 $1000\sim 1100^{\circ}\text{C}$,煤灰软化温度 $> 1200^{\circ}\text{C}$,粗煤气氧化度 $\leq 15\%$,压力 3.0MPa 。经过第一段挡板、陶瓷旋风除尘器除尘,输入装有铁矿煤球团用于生产直接还原铁的竖炉中,还原铁后的炉顶煤气温度降至 $\geq 350^{\circ}\text{C}$ 。经换热器回收热量,经电捕煤焦油,炉顶煤气降至常温并脱除 H_2O 。炉顶煤气再经电袋复合除尘,经低温甲醇洗脱除 H_2S 、 COS 、 CO_2 等有毒有害气体后成为还原气体。将一部分还原气经PSA分离出CO后,剩余的 H_2+CO 加入还原气中,将还原气氢碳比调整至2:1至2:2,经气体压缩机增压至 $\geq 5\text{MPa}$,送入甲醇生产工序,温度达到 $240^{\circ}\text{C}\sim 300^{\circ}\text{C}$ 用于生产甲醇。生产甲醇后的驰放气主要成分是CO、 N_2 ,兑入PSA分离出的CO中,用于燃气蒸汽联合循环发电。

[0041] 煤制气炉、直接还原铁竖炉、甲醇装置、燃气蒸汽联合循环发电全部满负荷生产,粗煤气流量 $165000\text{m}^3/\text{h}$,利用余热可以生产直接还原铁 $60\sim 87\text{t}/\text{h}$;有效气流量($\text{CO}+\text{H}_2$) $135000\text{Nm}^3/\text{h}$,有效气体中 H_2 含量20%,利用 H_2+CO 可以生产甲醇 $19.2\text{t}/\text{h}$;利用生产甲醇后的驰放气和PSA分离出的CO有效气体 $161667\text{Nm}^3/\text{h}$,主要成分是CO、 N_2 ,用于燃气蒸汽联合循环发电,CO低位发热值为 $12.783\text{mj}/\text{m}^3$,可以发电 $161667\text{Kwh}/\text{h}$ 。

[0042] 实施例 3

日处理 1000t 煤的两段式干粉煤加压气化炉,使用烟煤做气化用煤,使用氧气 $608\text{m}^3/\text{t}$ 煤,输送煤粉气体为 CO_2 ,粗煤气从煤气化炉出炉温度达到 $830\sim 950^{\circ}\text{C}$,煤灰软化温度 $> 1000^{\circ}\text{C}$,粗煤气氧化度 $\leq 15\%$,压力 4MPa 。经过第一段挡板、陶瓷旋风除尘器除尘,输入装有氧化铁球团矿用于生产直接还原铁的竖炉中,还原铁后的炉顶煤气温度降至 $150\sim 400^{\circ}\text{C}$ 。经换热器回收热量,经电捕煤焦油,炉顶煤气降至常温并脱除 H_2O 。炉顶煤气再经电袋复合除尘,经低温甲醇洗脱除 H_2S 、 COS 、 CO_2 等有毒有害气体后成为还原气体。将一部分还原气经CO变换工序成为 H_2 ,与另一部分剩余还原气合并,将还原气氢碳比调整至2:1至2:2,经气体压缩机增压至 $\geq 5.0\text{MPa}$ 送入甲醇生产工序,温度达到 $240^{\circ}\text{C}\sim 300^{\circ}\text{C}$ 用于生产甲醇。生产甲醇后的驰放气主要成分是CO、 N_2 ,用于燃气蒸汽联合循环发电。

[0043] 实施例 4

日处理 2000t 煤的两段式干粉煤加压气化炉,使用烟煤做气化用煤,使用氧气 $608\text{m}^3/\text{t}$

t. 煤, 输送煤粉气体为 CO_2 , 粗煤气从煤气化炉出炉温度达到 $1000 \sim 1100^\circ\text{C}$, 煤灰软化温度 $> 1200^\circ\text{C}$, 粗煤气氧化度 $\leq 15\%$, 压力 3.0MPa 。经过第一段挡板、陶瓷旋风除尘器除尘, 输入装有铁矿煤球团用于生产直接还原铁的竖炉中, 还原铁后的炉顶煤气温度降至 $\geq 350^\circ\text{C}$ 。经换热器回收热量, 经电捕煤焦油, 炉顶煤气降至常温并脱除 H_2O 。炉顶煤气再经电袋复合除尘, 经低温甲醇洗脱除 H_2S 、 COS 、 CO_2 等有毒有害气体后成为还原气体。将一部分还原气经 CO 变换工序成为 H_2 , 与另一部分剩余还原气合并, 将还原气氢碳比调整至 $2 : 1$ 至 $2 : 2$, 经气体压缩机增压至 $\geq 5\text{MPa}$, 送入甲醇生产工序, 温度达到 $240^\circ\text{C} \sim 300^\circ\text{C}$ 用于生产甲醇。生产甲醇后的弛放气主要成分是 CO 、 N_2 , 兑入 PSA 分离出的 CO 中, 用于燃气蒸汽联合循环发电。