



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102352268 B

(45) 授权公告日 2013. 07. 31

(21) 申请号 201110264937. 6

(22) 申请日 2011. 09. 08

(73) 专利权人 西北化工研究院

地址 710600 陕西省西安市临潼区火车站街
1 号

(72) 发明人 贺根良 韦孙昌 徐宏伟 朱春鹏
葛宁 罗进成 郑亚兰 门长贵

(74) 专利代理机构 北京君智知识产权代理事务
所 11305

代理人 邢绍华

(56) 对比文件

CN 1746270 A, 2006. 03. 15, 全文.

CN 101982528 A, 2011. 03. 02, 全文.

WO 2009020442 A1, 2009. 02. 12, 全文.

US 2011173885 A1, 2011. 07. 21, 全文.

CN 1721511 A, 2006. 01. 18, 全文.

审查员 邓生富

(51) Int. Cl.

C10J 3/46 (2006. 01)

C10J 3/50 (2006. 01)

C10J 3/84 (2006. 01)

C10J 3/72 (2006. 01)

C02F 9/10 (2006. 01)

权利要求书3页 说明书21页 附图10页

(54) 发明名称

一种以煤粉为原料生产合成气的方法

(57) 摘要

本发明公开了一种干燥煤粉的加压高温气化方法,该方法包括干燥煤粉的制备、干燥煤粉加压输送,干燥煤粉加压高温气化,高温粗合成气、熔融灰渣冷却及粗合成气洗涤净化和含细灰水处理五个部分。该方法不仅适用于当前煤气化常用的低灰、低灰熔点烟煤,同时还适用于国内外广泛存在其它不同变质程度、不同质量的煤,包括低灰含量、高灰熔点煤,高灰含量、低灰熔点煤,高灰含量、高灰熔点的无烟煤、烟煤、褐煤等。本方法气化指标优良,装置简单,工艺配置灵活,投资少,操作方便,易于大型化,具有原料适应范围广、环境友好等优势效果。

1. 一种以煤粉为原料生产合成气的方法,其特征在于该方法包括下述步骤:

A、干燥煤粉的制备:煤质原料经除铁器(2)除去其中的铁质类杂质,由皮带秤重给料机(3)称重计量,进入破碎机(4)破碎成煤粒,所述的煤粒经斗提机(5)提升至料仓(6),再由给料机(7)定量送入磨机(8)研磨成煤粉,在研磨的同时,让热风炉(1)的热风与所述的煤粉进行充分换热,使其煤粉干燥至含水量以重量计 $\leq 2.0\%$;所述的煤粉在热风带动下进入选粉器(9),其中粒度 $< 0.10\text{mm}$ 的100%煤粉在热风带动下进入集粉器(10),而其余较大粒度的煤粉依靠自身重力返回磨机(8)进行再研磨;所述的集粉器(10)与引风机(12)连接,在引风机(12)的作用下除去集粉器(10)中的干燥热气及煤释放的水的蒸汽;所述的集粉器(10)在顶部设有除尘器(11),以降低从集粉器(10)排出气体中的粉尘含量;从集粉器(10)底部排出的干燥煤粉送入后续工段处理;

B、干燥煤粉加压输送:由上述步骤A制备的干燥煤粉通过管道输送到煤粉储仓(14)内,然后通过阀门(15)输送到粉煤加压输送装置(16);所述煤粉储仓(14)与所述粉煤加压输送装置(16)两者的高度差是所述煤粉储仓(14)高度的10-30%,以保证粉煤加压输送装置(16)的进口压力为至少0.10MPa;然后通过电动机(M)驱动粉煤加压输送装置(16),将干燥煤粉压力提高到0.5~7.0MPa,再通过管道输送到料斗(17);所述的煤粉通过电子秤(18)计量后,通过料斗出口阀(19)输送到气化炉(33);从煤粉储仓(14)排出的含尘气体通过旋风分离器(13)分离的气体从旋风分离器(13)顶部排往大气,而固体返回煤粉储仓循环利用;

或者由上述步骤A)制备的干燥煤粉送入常压粉仓(21),当常压粉仓(21)的压力与锁气料斗(22)的压力达到平衡时,干燥煤粉经过常压粉仓(21)底部阀门(25)进入锁气料斗(22);当锁气料斗(22)的料位达到预定料位值时,关闭常压粉仓(21)底部阀门(25),然后往锁气料斗(22)充高压惰性气体,当锁气料斗(22)的压力与加料器(23)的压力达到平衡时,打开锁气料斗(22)底部阀门(26),干燥煤粉通过该阀门(26)进入加料器(23),由加料器(23)底部输入的载气使进入加料器(23)的干燥煤粉流化,流化干燥煤粉从加料器(23)上部排出,通过管道送到气化炉(33);当锁气料斗(22)料位低于预定料位值时,锁气料斗(22)底部阀门(26)关闭,通过管道将锁气料斗(22)的压力卸载到旋风分离器(20),锁气料斗(22)的压力降至常压时,打开常压粉仓(21)底部阀门(25),让常压粉仓(21)内的干燥煤粉进入锁气料斗(22),继续循环进料程序;由常压粉仓(21)、锁气料斗(22)排出的含尘气体通过旋风分离器(20)进行气体与固体的分离,分离的气体从旋风分离器(20)顶部排往大气,而分离的固体通过返回阀(24)返回常压粉仓循环利用;

C、干燥煤粉的加压高温气化:把上述步骤B得到的干燥煤粉送到位于干燥煤粉加压气化炉(33)顶部的多流道喷射燃烧器(32)入口并通过它,在多流道喷射燃烧器(32)出口,通过多流道喷射燃烧器(32)的气化剂将干燥煤粉喷到干燥煤粉加压气化炉(33)的反应室(34)中,并使其气化剂与干燥煤粉在温度 1350°C - 1600°C 与压力0.1~6.0MPa的条件下进行燃烧反应,生成含有 CO 、 H_2 和 CO_2 为主要组分的高温粗合成气与熔融灰渣的混合物;

所述的多流道喷射燃烧器(32)是一种多管同轴相套结构组合设备,它由中心管道(63)、降温介质通道(64)、气化剂介质通道(66)和干燥煤粉通道(65)组成;该多流道喷射燃烧器(32)设置一个冷却降温系统,该冷却降温系统由冷却水槽(28)、冷却管(29)与泵(30)组成;装在冷却水槽(28)中的水经冷却管(29)冷却后,再通过泵(30)加压流经多流

道喷射燃烧器(32),使多流道喷射燃烧器(32)的温度保持稳定,从多流道喷射燃烧器(32)流出的水再返回冷却水槽(28),经过冷却水槽(28)内的冷却水管(29)冷却后循环使用;

所述的干燥煤粉加压气化炉(33)是一个圆柱形筒体,该气化炉的上部为反应室(34),下部为骤冷降温室(35);反应室(34)包括炉顶入口(36)、炉膛(37)、环绕炉膛的水冷盘管(38)、保护水冷盘管的耐火材料层(39)与气化炉外壳(40);炉顶入口(36)与所述多流道喷射燃烧器(32)连接;所述的骤冷降温室(35)设置布水器(41)、降气管(42)和升气管(43),降气管(42)上端与布水器(41)连接固定,升气管(43)被支撑在骤冷降温室(35)壳体上,降气管(42)与升气管(43)同心布置,两者之间有一个环隙,并用定位块(44)固定在一起;

D、高温粗合成气、熔融灰渣冷却及粗合成气洗涤净化:在骤冷降温室(35)中,让步骤C得到的高温粗合成气和熔融灰渣混合物与由所述布水器(41)进入的经降气管(42)进入鼓泡冷却水浴(45)的冷却水进行混合与冷却,粗灰渣因猝冷固化而沉降在骤冷降温室(35)底部,含少量细灰和水的粗合成气沿降气管(42)与升气管(43)之间的环隙上升,在环隙上端,所述粗合成气含有的一部分水和细灰沿着降气管(42)内壁返回到鼓泡冷却水浴(45)中,而余下的粗合成气通过管道排出气化炉(33);在骤冷降温室(35)底部的粗灰渣通过锁渣阀门(46)进入锁斗(47),通过排放阀门(48)排出,粗灰渣夹带的含细灰的水送到水处理部分的负压蒸发器(69);

从气化炉(33)排出的含细灰水的粗合成气或者进入气水分离器(51),合成气夹带的水通过分离后,并通过挡板(52)进一步除去粗煤气中夹带的含细灰水,这些含细灰水经减压后通过管道送去进行细灰水处理,除去含细灰水的粗合成气通过管道送到浸润洗涤器(53);或者从气化炉(33)排出的含细灰水的粗合成气直接通过管道送到浸润洗涤器(53);在浸润洗涤器(53)内,让含细灰水的粗合成气与来自气体洗涤塔(54)的灰水充分混合,然后通过管道进入气体洗涤塔(54),再沿着下降管(58)到达鼓泡式水浴储槽(60)进行洗涤,所述粗合成气再沿着在下降管(58)与上升管(59)之间形成的环隙上升,并通过折流板(57)、塔盘(56)、旋流板(55)进行多级洗涤,通过除沫器(27)后从气体洗涤塔(54)顶部沿管道排出,得到一种合成气;鼓泡式水浴储槽(60)中的灰水通过管道进入灰水循环泵(49),经灰水循环泵(49)提压后分成两部分,一部分沿管道送入浸润洗涤器(53),另一部分通过管道送入干燥煤粉加压气化炉(33)渣口下方的布水器(41)用作冷却水;

E、含细灰水处理:气体洗涤塔(54)鼓泡式水浴储槽(60)底部含细灰水通过液位调节阀(61)减压、骤冷降温室排出的含细灰水通过液位调节阀(50)减压,与减压后气水分离器(51)分离的含细灰水进入高温热水器(67)进行降压降温,从高温热水器(67)顶部逸出的气体进入灰水升温器(83)回收热量;从高温热水器(67)底部排出的含细灰水进入次级降压器(68)回收热量,从次级降压器(68)顶部逸出的蒸汽进入除气水罐(75)回收热量,从次级降压器(68)底部排出的含细灰水进入负压蒸发器(69)降压降温;从负压蒸发器(69)顶部逸出的气体经负压冷凝器(77)降温冷却后进入负压分离器(78),气体经挡板(79)分离水分后进入抽气泵(80),再经抽气泵分离器(81)气液分离,气体经挡板(82)分离水分后排空,抽气泵分离器(81)分离的水与负压分离器(78)分离的水流入储水槽(73),从负压蒸发器(69)底部排出的含细灰水经澄清分离池给料泵(70)提压后进入澄清分离池(71);在澄清分离池(71)中加入水处理有机高分子絮凝剂使细灰悬浮物絮凝,澄清分离池(71)的上部溢流水流入储水槽(73),储水槽(73)的灰水经灰水泵(74)提压后一部分送入除气水罐

(75),一部分作为冲洗水,少部分外排;除气水罐(75)中的灰水通过加热除去其中所夹带的气体并排掉,同时在除气水罐(75)出口或者在除气水罐(75)内加入分散剂,以减轻换热器和灰水管道的结垢;除气灰水经除气水泵(76)提压后进入灰水升温器(83),再与从高温热水器(67)顶部逸出的气体换热升温,然后送到气体洗涤塔(54)的鼓泡式水浴储槽(60)循环使用;澄清分离池(71)底部含灰量较高的细灰水经过滤机给料泵(87)增压后进入真空带式过滤机(72)进行细灰与水的分离,所述的细灰收集后排出,分离的水再返回到澄清分离池(71)内。

2. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于所述的煤质原料选自无烟煤、烟煤、褐煤或发热量 $Q_{b,ad} > 17000 \text{ kJ/kg}$ 的其它碳质固体原料。

3. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于所述的气化剂选自空气、富氧空气、纯氧、 CO_2 或过热蒸汽。

4. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于所述的干燥煤粉加压气化反应炉(33)是一个圆柱形筒体,其反应室(34)主要由水冷盘管和耐压耐热高强度钢板组成,反应室(34)高度与平均直径之比为4-5,反应室(34)与下部骤冷降温室(35)的高度之比是1:1-3。

5. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于在气化反应炉(33)内,环绕炉膛的水冷盘管(38)由1根至6根钢管绕制而成,水冷盘管的冷却水是经过脱盐处理的锅炉水。

6. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于所述干燥煤粉加压气化反应炉(33)包括一个热回收装置,该装置是包括多根水冷盘管(38)、高温水和蒸汽混合物上升管(89)、高温水下降管(88)、蒸汽收集器(31)的自然对流热回收装置;或者该装置也是包括单根水冷盘管(38)、工艺冷却软水入水管(90)、高温水或高压蒸汽或两者混合物的出口管(91)、高压工艺软水泵(62)的强制循环热回收装置。

7. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于所述煤粉储仓(14)与所述粉煤加压输送装置(16)两者的高度差是所述煤粉储仓(14)高度的15-25%。

8. 根据权利要求2所述的方法,其特征在于所述的惰性气选自氮气、氩气或它们的混合物;所述的载气是氮气或空气。

9. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于所气体洗涤塔(54)除尘洗涤措施包括洗涤水浴(60)、折流板(57)、塔盘(56)、旋流板(55)、除沫器(27)。

一种以煤粉为原料生产合成气的方法

【技术领域】

[0001] 本发明属于煤炭高效洁净利用的技术领域,更具体地,本发明涉及一种干燥煤粉加压高温气化制备合成气的方法。

【背景技术】

[0002] 众所周知,世界矿物能源储量中,石油、天然气和煤等含碳氢物质占相当大的比例,而煤炭碳源又占碳氢资源的绝大比例。实现煤炭的清洁、高效利用具有重大的现实和战略意义。用煤气化方式实现资源清洁高效利用,近几年来发展迅速,避免了煤直接燃烧的热能利用率不高,并产生大量的温室气体和固体尘埃等问题,遏制了地球业已危机的生态环境进一步遭受污染和破坏。本发明主要针对干燥煤粉的加压高温气化,清洁高效利用煤炭资源。

[0003] 气化技术经过不断的发展完善,气流床气化技术由于其气化指标优良、节能高效、环保效益明显而受到众多生产厂家的青睐。目前气流床气化技术有干法加压气化技术和湿法加压气化技术。湿法气化对煤的灰熔点、灰分含量等要求较高,而且由于入炉原料中带有大量的液态水,影响了气化过程的效率,降低了气化指标,损失了部分原料和氧气。干法气化指标较好,冷煤气效率较高,但由于技术难度较大,国内大部分干法气化装置均处于摸索阶段。

[0004] 本发明针对国内外能源及气化技术现状,根据能源化工领域急需一种高效、先进、稳定的干燥煤粉加压高温气化技术的发展趋势,在进行大量研究工作和长期煤气化技术研究开发的基础上作出了本发明。以干燥煤粉为原料,通过煤粉制备、加压输送、高温高压气化,生成以 CO 、 H_2 和 CO_2 为主要组分的合成气、还原气或燃料气,从而实现各种煤炭资源(含高灰、高灰熔点煤等劣质煤)的有效利用。由于是干燥煤粉直接喷入气化炉,气化剂采用空气、富氧空气、纯氧、 CO_2 或过热蒸汽;气化炉操作温度较高,因此可实现气化剂耗量较低,冷煤气效率较高,原料转化率高,气化指标比较优良。

【发明内容】

[0005] [要解决的技术问题]

[0006] 本发明的目的是提供一种以干燥煤粉为原料生产合成气的方法。

[0007] [技术方案]

[0008] 本发明的目的是这样实现的:该方法包括干燥煤粉制备,干燥煤粉加压输送,干燥煤粉高温加压气化,高温粗合成气冷却与鼓泡冷却水浴降温除灰渣,粗合成气降温除尘与洗涤净化和含细灰水处理六个部分。

[0009] 本发明涉及一种以煤粉为原料生产合成气的方法。

[0010] 以煤粉为原料生产合成气的方法包括下述步骤:

[0011] A、干燥煤粉的制备:煤质原料经除铁器 2 除去其中的铁质类杂质,由皮带秤重给料机 3 称重计量,进入破碎机 4 破碎成煤粒,所述的煤粒经斗提机 5 提升至料仓 6,再由给

料机 7 定量送入磨机 8 研磨成煤粉,在研磨的同时,让热风炉 1 的热风与所述的煤粉进行充分换热,使其煤粉干燥至含水量以重量计 $\leq 2.0\%$;所述的煤粉在热风带动下进入选粉器 9,其中粒度 $< 0.10\text{mm}$ 的 100% 煤粉在热风带动下进入集粉器 10,而其余较大粒度的煤粉依靠自身重力返回磨机 8 进行再研磨;所述的集粉器 10 与引风机 12 连接,在引风机 12 的作用下除去集粉器 10 中的干燥热气及煤释放的水的蒸汽;所述的集粉器 10 在顶部设有除尘器 11,以降低从集粉器 10 排出气体中的粉尘含量;从集粉器 10 底部排出的干燥煤粉送入后续工段处理;

[0012] B、干燥煤粉加压输送:由上述步骤 A 制备的干燥煤粉通过管道输送到煤粉储仓 14 内,然后通过阀门 15 输送到粉煤加压输送装置 16;所述煤粉储仓 14 与所述粉煤加压输送装置 16 两者的高度差是所述煤粉储仓 14 高度的 10-30%,以保证粉煤加压输送装置 16 的进口压力为至少 0.10MPa;然后通过电动机 M 驱动粉煤加压输送装置 16 将干燥煤粉压力提高到 0.5-7.0MPa,再通过管道输送到料斗 17;所述的煤粉通过电子秤 18 计量后,通过料斗出口阀 19 输送到气化炉 33;从煤粉储仓 14 排出的含尘气体通过旋风分离器 13 分离的气体从旋风分离器 13 顶部排往大气,而固体返回煤粉储仓循环利用。

[0013] 或者由上述步骤 A 制备的干燥煤粉送入常压粉仓 21,当常压粉仓 21 的压力与锁气料斗 22 的压力达到平衡时,干燥煤粉经过常压粉仓 21 底部阀门 25 进入锁气料斗 22;当锁气料斗 22 的料位达到预定料位值时,关闭常压粉仓 21 底部阀门 25,然后往锁气料斗 22 充高压惰性气体,当锁气料斗 22 的压力与加料器 23 的压力达到平衡时,打开锁气料斗 22 底部阀门 26,干燥煤粉通过该阀门 26 进入加料器 23,由加料器 23 底部输入的载气使进入加料器 23 的干燥煤粉流化,流化干燥煤粉从加料器 23 上部排出,通过管道送到气化炉 33;当锁气料斗 22 料位低于预定料位值时,锁气料斗 22 底部阀门 26 关闭,通过管道将锁气料斗 22 的压力卸载到旋风分离器 20,锁气料斗 22 的压力降至常压时,打开常压粉仓 21 底部阀门 25,让常压粉仓 21 内的干燥煤粉进入锁气料斗 22,继续循环进料程序;由常压粉仓 21、锁气料斗 22 排出的含尘气体通过旋风分离器 20 进行气体与固体的分离,分离的气体从旋风分离器 20 顶部排往大气,而分离的固体通过返回阀 24 返回常压粉仓循环利用;

[0014] C、干燥煤粉的加压高温气化:把上述步骤 B 得到的干燥煤粉送到位于干燥煤粉加压气化炉 33 顶部的多流道喷射燃烧器 32 入口并通过它,在多流道喷射燃烧器 32 出口,通过多流道喷射燃烧器 32 的气化剂将干燥煤粉喷到干燥煤粉加压气化炉 33 的反应室 34 中,并使其气化剂与干燥煤粉在温度 $1350^{\circ}\text{C} - 1600^{\circ}\text{C}$ 与压力 0.1 ~ 6.0MPa 的条件下进行燃烧反应,生成含有 CO 、 H_2 和 CO_2 为主要组分的高温粗合成气与熔融灰渣的混合物;

[0015] 所述的多流道喷射燃烧器 32 是一种多管同轴相套结构组合设备,它由中心管道 63、降温介质通道 64、气化剂介质通道 66 和干燥煤粉通道 65 组成;该多流道喷射燃烧器 32 设置一个冷却降温系统,该冷却降温系统由冷却水槽 28、冷却管 29 与泵 30 组成;装在冷却水槽 28 中的水经冷却管 29 冷却后,再通过泵 30 加压流经多流道喷射燃烧器 32,使多流道喷射燃烧器 32 的温度保持稳定,从多流道喷射燃烧器 32 流出的水再返回冷却水槽 28,经过冷却水槽 28 内的冷却水管 29 冷却后循环使用;

[0016] 所述的干燥煤粉加压气化炉 33 是一个圆柱形筒体,该气化炉的上部为反应室 34,下部为骤冷降温室 35;反应室 34 包括炉顶入口 36、炉膛 37、环绕炉膛的水冷盘管 38、保护水冷盘管的耐火材料层 39 与气化炉外壳 40;炉顶入口 36 与所述多流道喷射燃烧器 32 连

接；所述的骤冷降温室 35 设置布水器 41、降气管 42 和升气管 43，降气管 42 上端与布水器 41 连接固定，升气管 43 被支撑在骤冷降温室 35 壳体上，降气管 42 与升气管 43 同心布置，两者之间有一个环隙，并用定位块 44 固定在一起；

[0017] D、高温粗合成气、熔融灰渣冷却及粗合成气洗涤净化：在骤冷降温室 35 中，让步骤 C 得到的高温粗合成气和熔融灰渣混合物与由所述布水器 41 进入的经降气管 42 进入鼓泡冷却水浴 45 的冷却水进行混合与冷却，粗灰渣因猝冷固化而沉降在骤冷降温室 35 底部，含少量细灰和水的粗合成气沿降气管 42 与升气管 43 之间的环隙上升，在环隙上端，所述粗合成气含有的一部分水和细灰沿着降气管 42 内壁返回到鼓泡冷却水浴 45 中，而余下的粗合成气通过管道排出气化炉 33；在骤冷降温室 35 底部的粗灰渣通过锁渣阀门 46 进入锁斗 47，通过排放阀门 48 排出，粗灰渣夹带的含细灰的水送到水处理部分的负压蒸发器 69；

[0018] 从气化炉 33 排出的含细灰水的粗合成气或者进入气水分离器 51，合成气夹带的水通过分离后，并通过挡板 52 进一步除去粗煤气中夹带的含细灰水，这些含细灰水经减压后通过管道送去进行细灰水处理，除去含细灰水的粗合成气通过管道送到浸润洗涤器 53；或者从气化炉 33 排出的含细灰水的粗合成气直接通过管道送到浸润洗涤器 53；在浸润洗涤器 53 内，让含细灰水的粗合成气与来自气体洗涤塔 54 的灰水充分混合，然后通过管道进入气体洗涤塔 54，再沿着下降管 58 到达鼓泡式水浴储槽 60 进行洗涤，所述粗合成气再沿着在下降管 58 与上升管 59 之间形成的环隙上升，并通过折流板 57、塔盘 56、旋流板 55 进行多级洗涤，通过除沫器 27 后从气体洗涤塔 54 顶部沿管道排出，得到一种合成气；鼓泡式水浴储槽 60 中的灰水通过管道进入灰水循环泵 49，经灰水循环泵 49 提压后分成两部分，一部分沿管道送入浸润洗涤器 53，另一部分通过管道送入干燥粉加压气化炉 33 渣口下方的布水器 41 用作冷却水；

[0019] E、含细灰水处理：气体洗涤塔 54 鼓泡式水浴储槽 60 底部含细灰水通过液位调节阀 61 减压、骤冷降温室排出的含细灰水通过液位调节阀 50 减压，与减压后气水分离器 51 分离的含细灰水进入高温热水器 67 进行降压降温，从高温热水器 67 顶部逸出的气体进入灰水升温器 83 回收热量；从高温热水器 67 底部排出的含细灰水进入次级降压器 68 回收热量，从次级降压器 68 顶部逸出的蒸汽进入除气水罐 75 回收热量，从次级降压器 68 底部排出的含细灰水进入负压蒸发器 69 降压降温；从负压蒸发器 69 顶部逸出的气体经负压冷凝器 77 降温冷却后进入负压分离器 78，气体经挡板 79 分离水分后进入抽气泵 80，再经抽气泵分离器 81 气液分离，气体经挡板 82 分离水分后排空，抽气泵分离器 81 分离的水与负压分离器 78 分离的水流入储水槽 73，从负压蒸发器 69 底部排出的含细灰水经澄清分离池给料泵 70 提压后进入澄清分离池 71；在澄清分离池 71 中加入水处理有机高分子絮凝剂使细灰悬浮物絮凝，澄清分离池 71 的上部溢流水流入储水槽 73，储水槽 73 的灰水经灰水泵 74 提压后一部分送入除气水罐 75，一部分作为冲洗水，少部分外排；除气水罐 75 中的灰水通过加热除去其中所夹带的气体并排掉，同时在除气水罐 75 出口或者在除气水罐 75 内加入分散剂，以减轻换热器和灰水管道的结垢；除气灰水经除气水泵 76 提压后进入灰水升温器 83，再与从高温热水器 67 顶部逸出的气体换热升温，然后送到气体洗涤塔 54 的鼓泡式水浴储槽 60 循环使用；澄清分离池 71 底部含灰量较高的细灰水经过滤机给料泵 87 增压后进入真空带式过滤机 72 进行细灰与水的分离，所述的细灰收集后排出，分离的水再返回到澄清分离池 71 内。

[0020] 根据本发明的一种优选实施方式,所述的煤质原料选自无烟煤、烟煤、褐煤或发热量 $Q_{b,ad} > 17000 \text{ kJ/kg}$ 的其它碳质固体原料。

[0021] 根据本发明的另一种优选实施方式,所述的气化剂选自空气、富氧空气、纯氧、 CO_2 或过热蒸汽。

[0022] 根据本发明的另一种优选实施方式,所述的气化剂与干燥煤粉在温度 $1350^\circ\text{C} - 1600^\circ\text{C}$ 与压力 $0.1 \sim 6.0 \text{ MPa}$ 的条件下进行燃烧反应。

[0023] 根据本发明的另一种优选实施方式,所述的干燥煤粉加压气化反应炉 33 是一个圆柱形筒体,其反应室 34 主要由水冷盘管和耐压耐热高强度钢板组成,反应室 34 高度与平均直径之比为 4-5,上部反应室 34 与下部骤冷降温室 35 的高度之比是 1:1-3。

[0024] 根据本发明的另一种优选实施方式,所述气化反应炉 33 内,环绕炉膛的水冷盘管 38 是由一根或多根钢管绕制而成的,优选地 1 根至 6 根。当盘管内的水采取强制循环方式时,盘管为一根。当盘管内的水采取自然循环方式时,盘管为多根;水冷盘管的冷却水采用不结垢的、经过脱盐处理的锅炉水。

[0025] 根据本发明的另一种优选实施方式,所述干燥煤粉加压气化反应炉 33 包括一个热回收装置,该装置可以是包括多根水冷盘管 38、高温水和蒸汽混合物上升管 89、高温水下降管 88、蒸汽收集器 31 的自然对流热回收装置;或者该装置也可以是包括单根水冷盘管 38、工艺冷却软水入水管 90、高温水或高压蒸汽或两者混合物的出口管 91、高压工艺软水泵 62 的强制循环热回收装置。

[0026] 根据本发明的另一种优选实施方式,所述煤粉储仓 14 与所述粉煤加压输送装置 16 两者的高度差是所述煤粉储仓 14 高度的 15-25%。

[0027] 根据本发明的另一种优选实施方式,所述的惰性选自氮气、氩气或它们的混合物;所述的载气是氮气或空气。

[0028] 根据本发明的另一种优选实施方式,所述气体洗涤塔 54 除尘洗涤措施包括洗涤水浴 60 洗涤、折流板 57 分离、塔盘 56 洗涤、旋流板 55 分离、除沫器 27 分离所组成的多级洗涤、多级分离步骤,保证了出洗涤塔的气体含尘量极少。

[0029] 下面将更详细地描述本发明。

[0030] 本发明涉及一种以煤粉为原料生产合成气的方法。

[0031] 附图 1、2、3、4-1、4-2、5、6-1、6-2、7、8 表示本发明以煤粉为原料生产合成气的说明书附图。

[0032] 以煤粉为原料生产合成气的方法包括下述步骤:

[0033] 附图 1 是干燥煤粉的制备流程图。

[0034] A、干燥煤粉的制备。

[0035] 煤质原料经除铁器 2 除去其中的铁质类杂质,由皮带秤重给料机 3 称重计量,进入破碎机 4 破碎成煤粒,所述的煤粒经斗提机 5 提升至料仓 6,再由给料机 7 定量送入磨机 8 研磨成煤粉,在研磨的同时,让热风炉 1 的热风与所述的煤粉进行充分换热,使其煤粉干燥至含水量以重量计 $\leq 2.0\%$;所述的煤粉在热风带动下进入选粉器 9,其中粒度 $< 0.10 \text{ mm}$ 的 100% 煤粉在热风带动下进入集粉器 10,而其余较大粒度的煤粉依靠自身重力返回磨机 8 进行再研磨;所述的集粉器 10 与引风机 12 连接,在引风机 12 的作用下除去集粉器 10 中的干燥热气及煤释放的水的蒸汽;所述的集粉器 10 在顶部设有除尘器 11,以降低从集粉器 10

排出气体中的粉尘含量；从集粉器 10 底部排出的干燥煤粉送入后续工段处理。

[0036] 根据本发明，所述的煤质原料选自无烟煤、烟煤、褐煤或发热量 $Q_{b,ad} > 17000 \text{ kJ/kg}$ 的其它碳质固体原料。所述的原料煤例如可以是低变质程度的褐煤、长焰煤、贫煤、瘦煤，高变质程度的无烟煤；可以是粘结性煤、弱粘结或不粘结性煤；可以是中灰、低灰煤，中灰熔点、低灰熔点煤，是高灰含量、高灰熔点的煤，以及焦粉等物质。所述的其它碳质固体原料例如是轮胎、橡胶、石油炼制残留焦粒、高分子有机化合物、或城市有机垃圾、生物质燃料等。所述的干燥煤粉是由原料煤经干燥、研磨处理得到的具有易输送、易流化的干燥粉状煤。

[0037] 本发明破碎时使用的破碎机是本技术领域通常使用的破碎机，例如上海远华机械制造有限公司以反击式破碎机商品名、上海世邦机器制造有限公司或鸿森集团矿冶公司销售的破碎机；所述磨机是本技术领域通常使用的磨机，例如江苏江阴市亚特机械制造有限公司、沈阳重型机械集团有限责任公司或沈阳有色冶金机械总厂公司销售的磨机。

[0038] 所述的给料机是一种本技术领域通常使用的给料机，这种给料机具有对固体粉状物料进行计量的功能，例如江苏启东市恒达电力石化设备厂生产的 GF 型叶轮给粉机、圆盘给料机或河南鹤壁市亿通通用机械有限公司生产的 DB、DK 型圆盘给料机。

[0039] 在本发明中，所述的选粉器是一种本技术领域通常使用的选粉器，它具有对固体粉状物料进行筛分的功能，例如盐城市吉腾达建材设备有限公司生产的 JS 选粉机、河北省高碑店市华欣水泥机械厂生产的 GXF 型选粉机或徐州市科达水泥机械制造有限公司生产的 KD 型选粉机产品。

[0040] 所述的集粉器是一种本技术领域通常使用的集粉器，该集粉器结构为上部圆筒形、下部锥形，需具有耐压（设计压力 $> 7 \text{ MPa}$ ）、耐热（设计温度 $> 200^\circ\text{C}$ ）、耐磨并且防爆的特征。

[0041] B、干燥煤粉加压输送。

[0042] 干燥煤粉加压输送可以采用两种方式，即机械输送方式与气流输送方式实现。

[0043] 机械输送方式是如附图 2 所表示的使用粉煤加压输送装置 16 输送干燥煤粉的方式。由上述步骤 A 制备的干燥煤粉通过管道输送到煤粉储仓 14 内，然后通过阀门 15 输送到粉煤加压输送装置 16；所述煤粉储仓 14 与所述粉煤加压输送装置 16 两者的高度差是所述煤粉储仓 14 高度的 10-30%，以保证粉煤加压输送装置 16 的进口压力为至少 0.10MPa。优选地，所述煤粉储仓 14 与所述粉煤加压输送装置 16 两者的高度差是所述煤粉储仓 14 高度的 15-25%。

[0044] 所述粉煤加压输送装置 16 是一种具有活塞压缩结构的装置，该装置通过电动机 M 驱动活塞，由活塞往复运动使具有弹性的泵腔体容积发生变化，腔体容积变化能够使粉体吸入和挤出腔体，从而形成粉体的流动，粉煤加压输送装置 16 可根据需要将干燥煤粉压力提高到 0.5-7.0MPa，再通过管道输送到料斗 17。当粉煤加压输送装置 16 正常运行后，料斗 17 的压力始终处于高压状态，所述的煤粉通过电子秤 18 计量后，通过料斗出口阀 19 输送到气化炉 33；从煤粉储仓 14 排出的含尘气体通过旋风分离器 13 分离的气体从旋风分离器 13 顶部排往大气，而固体返回煤粉储仓循环利用。

[0045] 本发明使用的旋风分离器是目前市场上销售的产品，例如杭州南方环境净化设备有限公司生产的 CLT/A 型旋风分离器。

[0046] 或者气流输送方式是如附图 3 所表示的干燥煤粉气流输送方式。上述步骤 A 制备

的干燥煤粉送入常压粉仓 21,当常压粉仓 21 的压力与锁气料斗 22 的压力达到平衡时,干燥煤粉经过常压粉仓 21 底部阀门 25 进入锁气料斗 22;当锁气料斗 22 的料位达到预定料位值时,关闭常压粉仓 21 底部阀门 25,然后往锁气料斗 22 充高压惰性气体,当锁气料斗 22 的压力与加料器 23 的压力达到平衡时,打开锁气料斗 22 底部阀门 26,干燥煤粉通过该阀门 26 进入加料器 23,由加料器 23 底部输入的载气使进入加料器 23 的干燥煤粉流化,流化干燥煤粉从加料器 23 上部排出,通过管道送到气化炉 33;

[0047] 在本发明中,使用的常压粉仓 21 是一种常压、常温、防尘、防爆普通钢制容器,正常使用时仅承受容器内煤粉的静压,是一种具有上部为圆筒形、下部为圆锥形结构的设备。

[0048] 所述的锁气料斗 22 是一种能够交替承受常压、高压(最高可达 7.0MPa)及短时变压(0-7.0MPa 或 7.0-0MPa)的交变压力容器设备,由于容器内压力负荷高且又不断变化,所以对设备强度的要求很高,对材质及加工、制造工艺也有非常苛刻的要求。它的具体结构是上部为椭圆型封头、中间圆筒形、下部圆锥形,该产品为特殊压力容器,其设计、加工、制造需要有相应资质的单位完成,例如哈尔滨锅炉厂有限责任公司、西安核设备有限公司。

[0049] 所述的加料器 23 是一种始终承受高压,同时还要承受气流输送煤粉对容器壁冲刷、磨蚀的压力容器设备。它的结构是上部椭圆封头、中部圆筒形、下部圆锥形,是目前市场上销售的产品,例如西安核设备有限公司生产的加料器。

[0050] 所述常压粉仓 21 的阀门 25 是一种需要承受与锁气料斗一样常压、高压差及短时变压的球阀,其结构与通常化工领域中使用的球阀相同。由于切断介质为非均相的干燥煤粉,所以对阀门的密封形式要求很高,至少要求泄漏标准不低于于 ANSI Class IV。该阀门 25 还要经受干燥煤粉的冲刷磨蚀,因固体颗粒的冲刷磨蚀相对较为严重,因此在阀门本体材质基础上,与煤粉接触的阀门表面材质均需进行耐磨或耐冲处理,比如在阀门表面喷涂耐磨蚀的碳化钨合金,或者在阀门表面堆焊耐磨蚀的斯太莱合金。所述的锁气料斗 22 的阀门 26,与阀门 25 一样需要承受高压、短时变压与耐磨耐蚀,只是该阀门 26 不处于常压下,因此其强度比阀门 25 更高。

[0051] 在本发明中,使用的惰性选自氮气、氩气或它们的混合物。使用的载气是氮气或空气。

[0052] 当锁气料斗 22 料位低于预定料位值时,锁气料斗 22 底部阀门 26 关闭,通过管道将锁气料斗 22 的压力卸载到旋风分离器 20,锁气料斗 22 的压力降至常压时,打开常压粉仓 21 底部阀门 25,让常压粉仓 21 内的干燥煤粉进入锁气料斗 22,继续循环进料程序;由常压粉仓 21、锁气料斗 22 排出的含尘气体通过旋风分离器 20 进行气体与固体的分离,分离的气体从旋风分离器 20 顶部排往大气,而分离的固体通过返回阀 24 返回常压粉仓循环利用。

[0053] C、干燥煤粉的加压高温气化

[0054] 附图 4-1 和附图 4-2 表示干燥煤粉加压高温气化、粗煤气冷却与除渣流程图。

[0055] 把上述步骤 B 得到的干燥煤粉送到位于干燥煤粉加压气化炉 33 顶部的多流道喷射燃烧器 32 入口并通过它,在多流道喷射燃烧器 32 出口,通过多流道喷射燃烧器 32 的气化剂将干燥煤粉喷到干燥煤粉加压气化炉 33 的反应室 34 中,并使其气化剂与干燥煤粉在温度 1350℃-1600℃与压力 0.1~6.0MPa 的条件下进行燃烧反应,生成含有 CO、H₂ 和 CO₂ 为主要组分的高温粗合成气与熔融灰渣的混合物。

[0056] 所述的多流道喷射燃烧器 32 是一种多管同轴相套结构组合设备。附图 5 是多流

道喷射燃烧器结构图。它由中心管道 63、降温介质通道 64、气化剂介质通道 66 和干燥煤粉通道 65 组成。所述的干燥煤粉通过干燥煤粉通道 65 与通过气化剂介质通道 66 的气化剂同时喷入干燥煤粉加压气化炉 33 内进行气化反应。所述的中心管道 63 用于输送燃料,该燃料在喷射燃烧器 32 出口起点火源的作用,保证干燥煤粉与气化剂喷入干燥煤粉气化炉 33 内后能够燃烧。所述的降温介质通道 64 用于输送降温介质,以保证喷射燃烧器 32 在正常工作状态下避免承受过高的温度。

[0057] 在附图 5 中, a 为燃料中心管道进口,燃料由此进入多流道喷射燃烧器 32。b 和 f 为喷射燃烧器降温介质的进口、c 和 g 为喷射燃烧器降温介质的出口,该介质通常是冷却水,冷却水用于保护整个多流道喷射燃烧器 32,防止这些金属管材受到高温烧蚀;d 为气化剂通道 66 的进口。在本发明中,所述的气化剂在气化反应中起到其助燃剂和温度调节剂的作用,同时由于气化原料干燥煤粉中含碳物质较多,而含氢物质相对较少,因此,所述的气化剂在气化反应中还起到提供氢元素的作用。e 为干燥煤粉输送通道 65 的进口,干燥煤粉通过该输送通道在喷射燃烧器头部被气化剂吹散,并被引燃,从而释放出大量热量,为气化反应提供反应动力和反应介质。

[0058] 在本发明中,所述的燃料可以是以 CH_4 成分为主的天然气,也可以是液化天然汽、柴油,或者来自工厂生产中产生的具有一定热值的可燃性尾气。

[0059] 所述的气化剂选自空气、富氧空气、纯氧、 CO_2 或过热蒸汽、富氧气体与过热蒸汽或 CO_2 、空气与水蒸汽或 CO_2 的混合物。所述的富氧气体是氧气与一种或多种选自氮气、氩气、二氧化碳的气体的混合物,其中氧气含量占该气体混合物总体积计的 60% 以上。所述的气化剂优选地是纯氧或富氧气体与过热蒸汽或 CO_2 的混合物,更优选地是纯氧与过热蒸汽或 CO_2 的混合物。所述的纯氧是纯度 $\geq 99.5\%$ 的氧气。对于本发明而言,所述水蒸汽的压力与加入气化炉内的纯氧、富氧或空气压力相近,其温度高于在其相应压力下的饱和蒸汽温度,并且该水蒸汽与纯氧、富氧或空气混合得到的混合物在其温度降低时不会析出液态水。所述气化剂的压力要高于煤粉压力。

[0060] 优选地,所述的气化剂与干燥煤粉在温度 1450°C - 1520°C 与压力 2.0-4.0MPa 的条件下进行燃烧反应。

[0061] 该多流道喷射燃烧器 32 设置一个冷却降温系统,该冷却降温系统由冷却水槽 28、冷却管 29 与泵 30 组成;装在冷却水槽 28 中的水经冷却管 29 冷却后,再通过泵 30 加压流经多流道喷射燃烧器 32,使多流道喷射燃烧器的温度保持稳定,从多流道喷射燃烧器 32 流出的水再返回冷却水槽 28,经过冷却水槽 28 内的冷却水管 29 冷却后循环使用。

[0062] 所述的干燥煤粉加压气化炉 33 是一个带椭圆形封头的圆柱形筒体。图 6-1、6-2 是该气化炉 33 反应室的结构简图。该气化炉 33 筒体高度与平均直径的比是 4-5,其上部反应室 34 与下部骤冷降温室 35 的高度之比是 1:1-3。该气化炉的上部为反应室 34,下部为骤冷降温室 35。反应室 34 包括炉顶入口 36、炉膛 37、环绕炉膛的水冷盘管 38、保护水冷盘管的耐火材料层 39 与气化炉外壳 40;炉顶入口 36 与所述多流道喷射燃烧器 32 连接。

[0063] 炉膛 37 作为气化反应的核心区域,提供干燥煤粉氧化、还原气化所需的反应空间,该空间需能承受高温、高压,并能经受熔融热渣的物理、化学侵蚀及无规则的热震,同时保证干燥煤粉在此条件下能够高效地转化为合成气。

[0064] 水冷盘管 38 由一根或多根不同长度的环绕炉膛 37 的耐高温、耐腐蚀钢管绕制而

成,用于将反应室产生的大量热量转移,以避免因其反应室温度过高而发生事故。水冷盘管 38 内的冷却水是经软化处理的脱盐工艺软水。这种工艺软水吸收反应室内的热量,变成高压蒸汽,以维持气化炉炉膛 37 与气化炉壳体 40 的热平衡。水冷盘管 38 内的水能够以自然对流方式进行循环,或以强制循环方式进行循环。

[0065] 所述的骤冷降温室 35 设置布水器 41、降气管 42 和升气管 43,降气管 42 上端与布水器 41 连接固定,升气管 43 被支撑在骤冷降温室 35 壳体上,降气管 42 与升气管 43 同心布置,彼此间有一个环隙,并用定位块 44 固定在一起。

[0066] 附图 4-1 为采用自然对流方式循环的流程图。图中气化炉的水冷盘管由多根钢管以多层方式环绕炉膛 37,从而降低了水冷盘管内水受热后产生的热阻力。冷却水在水冷盘管 38 内的位置不同而吸收热量也不相同,因此会产生一种重力差,热水通过上升管进入锅筒 31,锅筒 31 内相对较凉、密度较大的水通过下降管进入水冷盘管,吸收气化炉膛产生的部分热量,从而形成一个自然循环的过程。

[0067] 附图 4-2 为采用强制循环方式进行循环的流程图。图中水冷盘管 38 由一根钢管绕制而成,水冷盘管结构简单,但是由于水冷盘管总长度较长,水冷盘管内的水流经气化炉膛外围吸收大量热,会产生很高的汽阻,所以水冷盘管水的流动依靠高压工艺软水泵 62 强制加压,从而实现工艺软水在水冷盘管内的强制流动,采用以强制循环方式进行流动时,根据气化炉 33 工况及工艺软水流量大小,从水冷盘管排出的水可以是高压热水、高压热水与水蒸汽的混合物、高压饱和蒸汽或高压过热蒸汽。

[0068] 附图 6-1 是采用自然对流循环方式的气化炉简图。附图中 a 为气化炉上部法兰接口,该接口与喷射燃烧器 32 的法兰相连接,b 为气化炉反应室气体及熔渣出口,该出口与下部骤冷降温室 35 相连,用于将反应室产生的高温煤气和液态熔渣进行骤冷降温。该渣口大小决定气化炉膛 37 气体流场分布,影响气体效率,同时对液态熔渣的排出也会产生一定的影响。一般该渣口与气化炉直筒部倒角为 40-60 度,优选的渣口倒角为 45 度。 $c_{1,2}$ 、 $c_{3,4}$ 为气化炉水冷盘管 38 的四个冷却水进口,该口通过下降管与锅筒 31 相连,用于将锅筒 31 内的水导入水冷盘管 38。 $d_{1,2}$ 、 $d_{3,4}$ 口为高温水汽混合物出口。冷却水流经炉膛,吸收炉膛内部分热量,自身温度提高变为汽水混合物,通过该口进入锅筒 31。 e_1 、 e_2 、 e_3 、 e_4 为气化炉的热电偶接口,该接口用于安装检测气化炉 33 操作温度的热电偶。四个热电偶接口垂直方向开口分为两个平面,水平方向同一平面的采取对称分布方式,不同平面的相邻两热电偶互成 90 度均匀分布。 f 为气化炉 33 的测压口,该口用于安装压力传感器,用于检测气化炉 33 内的操作压力,并向控制系统输出压力信号。 g_1 、 g_2 为气化炉水冷盘管 38 热电偶接口,该接口用于安装检测水冷盘管 38 温度的热电偶。 h 为高压气体密封接口,用于平衡空间 v_1 与 v_2 的压力,保证水冷盘管 38 在高温条件下处于压力平衡状态,从而延长其使用寿命。

[0069] 附图 6-2 是采用单根水冷盘管冷却水强制循环时的气化炉简图。附图中 a 为气化炉上部法兰接口,该接口与喷射燃烧器 32 的法兰相连接,b 为气化炉反应室气体及熔渣出口,该出口与下部骤冷降温室 35 相连,用于将反应室产生的高温煤气和液态熔渣进行骤冷降温。该渣口大小决定气化炉膛 37 气体流场分布,影响气体效率,同时对液态熔渣的排出也会产生一定的影响。一般该渣口与气化炉直筒部倒角为 40-60 度,优选的渣口倒角为 45 度。 c 为气化炉水冷盘管 38 的冷却水进口,该口与冷却水循环泵 62 出口相连,用于将冷却水导入水冷盘管 38。 d 口为受热的冷却水出口,冷却水流经炉膛,吸收炉膛内部分热量,自

身温度提高。e 为气化炉 33 的测压口,该口用于安装压力传感器,用于检测气化炉 33 内的操作压力,并向控制系统输出压力信号。f1、f2、f3、f4 为气化炉的热电偶接口,该接口用于安装检测气化炉 33 操作温度的热电偶。四个热电偶接口垂直方向开口分为两个平面,水平方向同一平面的采取对称分布方式,不同平面的相邻两热电偶互成 90 度均匀分布。g1、g2 为气化炉水冷盘管 38 热电偶接口,该接口用于安装检测水冷盘管 38 温度的热电偶。h 为高压气体密封接口,用于平衡空间 v1 与 v2 的压力,保证水冷盘管 38 在高温条件下处于压力平衡状态,从而延长其使用寿命。

[0070] 图 6-1、6-2 中,保护水冷盘管的耐火材料层 39 是用能经受熔融热渣冲刷侵蚀的材料制成的,这样的材料例如是碳化硅,是目前市场上销售的耐腐蚀耐火材料。在煤气化反应过程中,在其耐火材料层表面上形成一层熔融渣膜,这种膜因导热系数低而能够起到一种保护水冷盘管 38 的作用。

[0071] 气化炉外壳 40 为一圆筒形钢制壳体,制成该壳体的钢材需能经受高温、高压、对应温度压力下的露点腐蚀,并对加工制造有严格的要求。该壳体承受气化炉炉膛 37 操作压力与外界大气压 0.01MPa 之间很高的压差 0.1-6.0MPa,同时承受水冷盘管 38 背火面高温。

[0072] 所述干燥煤粉加压气化反应炉 33 还包括一个热回收装置,它包括水冷盘管 38、高温水上升管、高温热水下降管、蒸汽收集器 31 或高压工艺软水泵 62。

[0073] D、高温粗合成气、熔融灰渣冷却及粗合成气洗涤净化。

[0074] 在骤冷降温室 35 中,让步骤 C 得到的高温粗合成气和熔融灰渣混合物与由所述布水器 41 进入的经降气管 42 进入鼓泡冷却水浴 45 的冷却水进行混合与冷却,粗灰渣因猝冷固化而沉降在骤冷降温室 35 底部。含少量细灰和水的粗合成气沿降气管 42 与升气管 43 之间的环隙上升,在环隙上端,由于所述粗合成气流入的空间突然增大,气流速度急剧降低,所述粗合成气含有的一部分水和细灰会沿着降气管 42 内壁返回到鼓泡冷却水浴 45 中,而余下的粗合成气通过管道排出气化炉 33。

[0075] 所述降气管 42 与升气管 43 之间的环隙是两者直径不同的结果,该环隙具有一定的厚度,即两者直径之差,该厚度是降气管 42 直径的 5-15%。如果该厚度小于 5%,则会引起环隙内气体流速过快,并导致气体夹带液体量增加,增大系统的不稳定性;如果该厚度大于 15%,则会导致自下降管下来的气体直接从环隙流出,不与水浴 45 进行充分换热,导致气体温度过高。因此,该厚度优选地是降气管 42 直径的 8-12%。

[0076] 根据本发明,所述的布水器是一种具有均匀分布出水小孔的空心圆环形结构的设备,它的主要作用是自小孔内喷出冷却水,对出气化炉渣口的高温气体、液体熔渣进行冷却,同时小孔流出的水在下降管 42 内形成一层水膜,保护下降管 42 免受高温侵袭。

[0077] 所述的鼓泡冷却水浴 45 是一种具有储水功能、耐高温、耐高压筒体结构的设备,它的主要作用是对出下降管 42 的合成气进行进一步冷却,对渣进行降温,同时对出下降管 42 的合成气进行初步洗涤,除去其中的部分灰粒。

[0078] 另外,在干燥煤粉加压气化炉 33 下面设置所述粗灰渣排放设备。在骤冷降温室 35 底部的粗灰渣通过锁渣阀门 46 进入锁斗 47,通过排放阀门 48 排出,粗灰渣夹带的含细灰的水送到附图 8 水处理部分的负压蒸发器 69。所述粗灰渣排放是将气化反应中未转化的碳氢物质和产生的废渣(称之粗灰渣)从干燥煤粉加压气化炉 33 下部经锁斗 47 排出。在该气化炉 33 的反应室生成的高温合成气与熔融热渣离开该反应室进入气化炉 33 的骤冷降温

室 35,在该骤冷降温室 35,冷却水在所述布水器 41 作用下均匀分布后与高温合成气、熔融热渣并流通过降气管 42 进入骤冷降温室 35 下部的鼓泡冷却水浴 45 中,所述粗灰渣被冷却水冷却后,进入底部粗灰渣排放设备排掉。该粗灰渣排放设备包括锁渣阀门 46、锁斗 47 与排放阀门 48。

[0079] 在粗灰渣收集时,首先对锁斗 47 进行冲压,使锁斗 47 的压力与气化炉 33 的压力基本相同,然后打开锁渣阀门 46,所述粗灰渣依靠自身重力和循环水流的作用从鼓泡冷却水浴 45 进入锁斗 47,粗灰渣收集完成后关闭锁渣阀门 46;在粗灰渣排放时,先对锁斗 47 进行卸压,卸至常压后打开粗灰渣排放阀门 48,粗灰渣依靠冲洗水压力排出锁斗 47,为了促使粗灰渣顺利排放并防止粗灰渣排放阀门 48 内部夹渣,对锁斗 47 在排渣过程中用冲洗水进行冲洗,冲洗水来自附图 8 灰水泵 74 出口,冲洗结束后关闭粗灰渣排放阀门 48。

[0080] 所述的锁渣阀门 46 是一种具有执行机构、电磁阀、上下限开关、阀芯和阀座为球形结构的设备,是目前市场上销售的产品,例如美卓自动化上海有限公司以商品名锁斗阀销售的产品。它的主要作用是切断或连通骤冷降温室 35 与锁斗 47 的水渣流,当锁斗 47 收渣时,该阀门打开,当锁斗排渣时,该阀门关闭。

[0081] 所述的锁斗是一种具有带椭圆封头的上部为圆筒形下部位圆锥形结构的设备,是目前市场上销售的产品,例如哈尔滨锅炉厂有限责任公司以商品名锁斗销售的产品,它的主要作用是收集骤冷降温室 35 排出的渣水,并不断承受高压、常压、高压向常压变换、常压向高压变换的作用力。

[0082] 自骤冷降温室 35 出来的粗合成气进入高温粗合成气洗涤净化部分。从气化炉 33 排出的含细灰水的粗合成气或者进入气水分离器 51,除去其中夹带的含细灰水,这些含细灰水经减压后通过管道送去进行细灰水处理。除去含细灰水的粗合成气通过管道送到浸润洗涤器 53。或者从气化炉 33 排出的含细灰水的粗合成气直接通过管道送到浸润洗涤器 53。

[0083] 在本发明中,所述的气水分离器是一种具有带封头和圆锥体的圆筒形结构的设备,是目前市场上销售的产品,例如上海首地阀门有限公司以商品名 AS 气液分离器销售的产品,它的主要作用是对进入该设备的气体 and 液体进行有效分离。

[0084] 所述浸润洗涤器 53 是由不等径外管与中间管组成的,其中中间管是其两端部分的直径为中间部分直径的 1.2-2.0 倍,而中间部分的长度是整个中间管长度的 70-85%;外管直径是中间管直径的 1.1-1.4 倍。粗合成气从外管进入,中间喉管通道走灰水,在喉管出口处由气体洗涤塔 54 下部鼓泡式水浴储槽 60 通过灰水循环泵 49 提压到达浸润洗涤器 53 的灰水与粗合成气充分混合均匀,使粗合成气中的细灰完全浸润。

[0085] 在浸润洗涤器 53 内,让含细灰水的粗合成气与来自气体洗涤塔 54 的灰水充分混合,然后通过管道进入气体洗涤塔 54,再沿着下降管 58 到达鼓泡式水浴储槽 60 进行洗涤,所述粗合成气再沿着下降管 58 与上升管 59 之间形成的环隙上升,并通过折流板 57、塔盘 56 与旋流板 55 进行多级洗涤,通过除沫器 27 后从气体洗涤塔 54 顶部沿管道排出,得到一种合成气。经过气体洗涤塔 63 多级洗涤后,该合成气中灰分含量可降至 $0.8\text{mg}/\text{Nm}^3$ 以下,可以用作后续原料气。

[0086] 在本发明中,附图 7 为洗涤塔的结构简图。所述的气体洗涤塔 54 为圆筒形压力容器,在气体洗涤塔 54 内设置有下降管 58、上升管 59、鼓泡式水浴储槽 60、折流板 57、塔盘 56、旋流板 55 多级洗涤装置,上部同时设置有除沫器 27,它们是按照下述方式构成的:下降

管 58 上部与进口管 g 相连,上升管 59 被固定在塔体上,下降管 58 与上升管 59 的下部插入鼓泡式水浴储槽 60 中,在鼓泡式水浴储槽 60 上部从下而上依次设置折流板 57、塔盘 56 和旋流板 55,在旋流板 55 上方设置除沫器 27。图中 a 为经清洗后的合成气出口,b 为塔盘 56 冷凝液进口管,用于向塔盘输送较为清洁的冷凝液对合成气进行洗涤,c 为塔盘 56 灰水进口,用于向塔盘输送洗涤灰水,对合成气进行洗涤。d 为测压口,用于测量洗涤塔压力。e 为洗涤塔水浴 60 上部相对洁净的灰水出口,通过灰水循环泵 49 相连接用于向浸润洗涤器 53、布水器 41 供水。f 为洗涤塔水浴 60 补水口,用于将循环使用的后系统的灰水导入洗涤塔水浴。h 为洗涤塔下部含灰量相对较多的黑水出口,用于将黑水导入后续细灰水处理系统。

[0087] 所述的塔盘可以是筛板式、泡罩式或浮阀式塔盘,是在化工技术领域中通常使用的设备,例如烟台国邦化工机械科技有限公司销售的产品,它们的主要作用分别是对气体和液体进行逆流均匀分布接触,除去粗合成气中的灰尘。

[0088] 所述的旋流板、折流板是在化工技术领域中通常使用的设备,例如宜兴市正本除尘脱硫环保设备有限公司销售的产品,它们的主要作用分别是对气体中夹带的液体进行分离。

[0089] 所述的除沫器是一种具有网状结构的设备,是目前市场上销售的产品,例如南京搏陵泰金属制品有限公司销售的产品,它的主要作用是除去气体中夹带的液体雾沫。

[0090] 洗涤粗合成气得到的含细灰水汇集在气体洗涤塔 54 下部的鼓泡式水浴储槽 60 内。该鼓泡式水浴储槽 60 上部的灰水经管道被灰水循环泵 49 提压后一部分沿管道送到干燥煤粉加压气化炉 33 冷却水进口,另一部分沿管道送入浸润洗涤器 53 与粗合成气充分混合浸润其中的细灰,该鼓泡式水浴储槽 60 下部含灰量较多的含细灰水经减压后由管道送去含细灰水处理系统。气体洗涤塔 54 洗涤用水一部分来自含细灰水处理后的循环灰水,从气体洗涤塔 54 中下部进口进入鼓泡式水浴储槽 60,另一部分来自下游工段冷凝液或者外供补充水,它们在塔盘 56 与旋流板 55 之间进入气体洗涤塔 54 中。

[0091] 从鼓泡式水浴储槽 60 排出的灰水通过灰水循环泵 49 提压后分成两部分,一部分沿管道送入浸润洗涤器 53,另一部分通过管道送入干燥煤粉加压气化炉 33 渣口下方的布水器 41 用作冷却水。

[0092] 附图 8 是含细灰水处理系统流程图。气体洗涤塔 54 的鼓泡式水浴储槽 60 底部含细灰水、气水分离器 51 分离的含细灰水与从骤冷降温室排出的含细灰水分别减压后进入高温热水器 67 进行降压降温。在该高温热水器 67 中一方面可以回收高温冷凝液的热量,另一方面可以补充气化系统水的损失。从高温热水器 67 顶部逸出的气体主要是蒸汽进入灰水升温器 83 回收热量。在灰水升温器 83 内,逸出气体与由除气水泵 76 送来的循环灰水换热,然后送到气体洗涤塔 54 的鼓泡式水浴储槽 60;逸出气体在换热后大部分冷凝为液体,再进入气液混合分离罐 84,分离的气体经挡液板 85 从其顶部排空或送往后续工段进行回收,分离的水返回到除气水罐 75。所述的灰水升温器 83 是本技术领域的技术人员已知的浮头式列管结构,其换热面积的大小和材质可以依据换热介质的特性、温度、数量进行确定。所述的气液混合分离罐 84 是上下带有封头的圆柱形耐压筒体,可以是空筒体或者在上部设置挡液板的筒体。

[0093] 从高温热水器 67 底部排出的含细灰水进入次级降压器 68 回收热量,从次级降压器 68 顶部逸出的蒸汽通过气体冷凝器 86 进行温度调整后或者不经过气体冷凝器 86 而直

接进入除气水罐 75 回收热量,从次级降压器 68 底部排出的含细灰水进入负压蒸发器 69 降压降温;从负压蒸发器 69 顶部逸出的气体经负压冷凝器 77 降温冷却后进入负压分离器 78,分离水分后气体经过挡液板 79 进入抽气泵 80,再经抽气泵分离器 81 分离水分后排空,抽气泵分离器 81 分离的水与负压分离器 78 分离的水流入储水槽 73,从负压蒸发器 69 底部排出的含细灰水经澄清分离池给料泵 70 提压后进入澄清分离池 71;在澄清分离池 71 中加入水处理有机高分子絮凝剂使细灰悬浮物絮凝。所述的有机高分子絮凝剂是一种能够促使悬浮细灰微粒聚集联结成粗大絮状团粒或团块而达到快速沉降的有机高分子聚合物,它是聚合硫酸亚铁、聚合氯化铝和分子量 1200-1500 万的聚丙烯酰胺,例如天津化工研究设计院以商品名高分子沉降絮凝剂销售的产品。本技术领域的人员可以根据含细灰水量通过试验很容易确定加入絮凝剂的量。澄清分离池 71 的上部溢流流入储水槽 73,储水槽 73 的灰水经灰水泵 74 提压后一部分送入除气水罐 75,一部分作为冲洗水,少部分外排,外排的主要目的是为了维持灰水中可溶性盐类的平衡,减轻设备及管道的腐蚀。

[0094] 除气水罐 75 中的灰水通过换热器加热除去其中所夹带的气体并排掉,同时在除气水罐 75 出口或者在除气水罐 75 内加入分散剂,以减轻换热器和灰水管道的结垢。所述的分散剂应该理解是一种促进水中溶解的气体快速溢出、延缓结垢的剂;所述的分散剂例如是以重量计 4-10% 水解马来酸酐。例如天津化工研究设计院以商品名高温阻垢分散剂销售的产品、山东泰和水处理公司以商品名 TH-504 销售的产品。所述分散剂用量是以待处理细灰水量总重量计 50 ~ 80PPm,优选的为 60 ~ 75PPm,更优选的为 65 ~ 70PPm。

[0095] 除气灰水经除气水泵 76 提压后进入灰水升温器 83,再与从高温热水器 67 顶部逸出的气体换热升温,然后送到气体洗涤塔 54 的鼓泡式水浴储槽 60 循环使用;澄清分离池 71 底部含灰量较高的浓含细灰水经过滤机给料泵 87 增压后进入真空带式过滤机 72 进行细灰与水的分离,所述的细灰收集后排出,分离的水再返回到澄清分离池 71 内。所述的真空带式过滤机 72 是例如核工业烟台同兴实业有限公司以商品名真空带式过滤机销售的产品、湖州核丰过滤机械有限公司以商品名真空带式过滤机销售的产品、石家庄天合机械设备有限公司以商品名真空带式过滤机销售的产品。

[0096] 在本发明中,所述的高温热水器是一种具有上椭圆封头、下圆锥体的圆筒形结构的设备,是目前市场上销售的产品,例如南京化学工业有限公司化工机械厂以商品名闪蒸器销售的产品,它的主要作用是对突然减压后的含灰量较高的水汽混合物进行气液分离,产生蒸汽回收热量,同时对含灰水进行含灰量的浓缩,便于后续方便处理。

[0097] 所述的次级降压器的结构是上椭圆封头、下圆锥体的圆筒形结构,是目前市场上销售的产品,例如南京化学工业有限公司化工机械厂以商品名闪蒸器销售的产品,它的主要作用是对突然减压后的含灰量较高的水汽混合物进行气液分离,产生蒸汽回收热量,同时对已经浓缩的灰水进行含灰量的进一步浓缩,便于后续方便处理。

[0098] 所述的负压蒸发器是一种具有上椭圆封头、下圆锥体的圆筒形结构,是目前市场上销售的产品,例如南京化学工业有限公司化工机械厂以商品名闪蒸器销售的产品,它的主要作用是对突然减压后的含灰量较高的水汽混合物进行气液分离,使水中酸性气体自水中解析出来,同时对已经浓缩的灰水进行含灰量的进一步浓缩,便于后续方便处理。

[0099] 所述的抽气泵分离器的结构是带上下封头的圆筒形设备,其内部为空,也可设挡液板,是目前市场上销售的产品,例如南京化学工业有限公司化工机械厂以商品名分离器

销售的产品,它的主要作用是对汽液混合物进行分离。

[0100] 所述的灰水升温器是本技术领域技术人员已知的浮头式列管结构,其换热面积的大小和材质需依据介质的特性、温度、量进行确定。

[0101] 本发明还涉及采用本发明方法生产的产品,该产品是含有 CO、H₂ 和 CO₂ 为主要组分的合成气,其中 CO 的含量可以达到以无水合成气总体积计 63% 以上, H₂ 含量可以达到 27% 以上, CO₂ 含量可以达到 10% 以下。

[0102] 本发明产品中 CO、H₂ 和 CO₂ 的含量是采用 GB/T17132—1997 分析的。

[0103] 采用本发明方法生产的产品,即含有 CO、H₂ 和 CO₂ 为主要组分的合成气可以用于合成甲醇、氨、二甲醚、烯烃、羰基化法生产醋酸、醋酐等,也可以用于发电、热、化学品等的原料气,同时还可用于 IGCC 联合循环发电项目提供原料气和燃料气。采用其它方法对其产品进行纯化所得到的 H₂ 可以作为煤液化所需的原料气、氢能电池的原料气、冶金项目的还原气等。

[0104] [有益效果]

[0105] 本发明具有下述的积极效果。

[0106] 1、由于本发明方法采用了与现有技术完全不同的干燥煤粉加压气化炉 33,所以本发明的方法大大扩展了原料适应范围,例如本发明的方法可以使用各种变质程度、各种灰含量、不同灰熔融特性的煤,而现有技术只是以优质的烟煤作原料。

[0107] 2、气化剂选择余地较大,根据后续工段对原料气成份的要求不同,本发明的气化剂可以选择纯氧与水蒸汽或 CO₂、富氧空气与水蒸汽或 CO₂、空气与水蒸汽或 CO₂ 的混合物,根据不同的使用途径生产化工合成气、燃料气等。

[0108] 3、本发明气化采用高温气化,气化温度可达 1600℃,此高温下燃料完全分解为气体,不会产生酚、萘等任何有机物,生成的合成气有效成分可高达 90% 以上,燃料碳转化率超过 98%。而目前常用的湿法气化方法其合成气有效成分仅能达到 80% 左右,碳转化最高为 97%。因此本发明能源利用效率非常高。合成气采用水激冷后,灰水采用常规热量回收、液固分离后即可实现大部分循环利用,少部分外排用于平衡系统中可溶性盐离子,外排水处理方式也较为简单。

[0109] 4、由于本发明采用了与现有技术完全不同的粗合成气洗涤与净化技术,即洗涤、汽液分离、再洗涤、清洁冷凝液洗涤、汽液旋风分离、除沫,所以采用本发明方法生产合成气的细灰含量低于 0.8mg/Nm³,而现有技术一般达 1.5mg/Nm³,因此,本发明生产合成气的细灰含量明显低于现有技术。

[0110] 5、由于可采用机械形式的干燥煤粉输送方式,大大提高了输送效率,降低送入气化炉系统的氮气用量。与现有干燥煤粉气化技术相比,本发明的气化效率可以达到 80% 以上,而现有技术一般达到 75% 左右。同时采用干燥煤粉输送装置可以降低投资、运行费用,减小由于粉煤输送系统故障而引起的频繁停车,大大提高了装置的运行周期。

[0111] 6、本发明气化炉可采用强制循环方式的水冷盘管保护金属外壳,因而气化炉受热面盘管的布置较灵活,盘管受热均匀水循环好,气化炉起停炉快,盘管可使用小管径管材,同时还节省部分钢材。

[0112] 7、本发明采用了含细灰水经处理后循环利用技术,使整个干燥煤粉加压高温气化系统废水、废气排放量很小,与现有技术相比,废水、废气排放量减少 30% 以上。因此,本发

明的方法是环境友好型的。

[0113] 总之,本发明的方法利用矿物原料,采用创新性加工步骤,以较低成本且环境友好地生产出具有高价值的能源与工业产品所需原料气,实现资源的高附加值转化。同时,采取高温气化、闪蒸热量回收、固液沉降分离等操作方式,实现了废水、废气、废渣的循环利用,为我国减排任务作出重要贡献。

【附图说明】

[0114] 图 1 是干燥煤粉制备流程图;

[0115] 图 2 是干燥煤粉粉煤加压输送装置输送流程图;

[0116] 图 3 是干燥煤粉气流输送流程图;

[0117] 图 4-1 是自然循环式干燥煤粉加压高温气化、粗煤气冷却洗涤及除渣流程图;

[0118] 图 4-2 是强制循环式干燥煤粉加压高温气化、粗煤气冷却洗涤及除渣流程图;

[0119] 图 5 是多流道喷射燃烧器简图;

[0120] 图 6-1 自然循环式干燥煤粉加压气化炉;

[0121] 图 6-2 强制循环式干燥煤粉加压气化炉;

[0122] 图 7 是洗涤塔简图;

[0123] 图 8 是含细灰水处理系统流程图;

[0124] 其中,1、热风炉;2、除铁器;3、皮带秤重给料机;4、破碎机;5、斗提机;6、料仓;7、给料机;8、磨机;9、选粉器;10、集粉器;11、除尘器;12、引风机;13、旋风分离器;14、煤粉储仓;15、阀门;16、粉煤加压输送装置;17、料斗;18、电子秤;19、出口阀;20、旋风分离器;21、常压粉仓;22、锁气料斗;23、加料器;24、返回阀;25、阀门;26、阀门;27、除沫;28、冷却水槽;29、冷却管;30、泵;31、蒸汽收集器;32、多流道喷射燃烧器;33、气化炉;34、反应室;35、骤冷降温室;36、炉顶入口;37、炉膛;38、水冷盘管;39、耐火材料层;40、气化炉外壳;41、布水器;42、降气管;43、升气管;44、定位块;45、鼓泡冷却水浴;46、锁渣阀门;47、锁斗;48、排放阀门;49、灰水循环泵;50、液位调节阀;51、气水分离器;52、挡板;53、浸润洗涤器;54、气体洗涤塔;55、旋流板;56、塔盘;57、折流板;58、下降管;59、上升管;60、水浴储槽;61、液位调节阀;62、高压工艺软水泵;63、中心管道;64、降温介质通道;65、干燥煤粉通道;66、气化剂介质通道;67、高温热水器;68、次级降压器;69、负压蒸发器;70、给料泵;71、澄清分离池;72、真空带式过滤机;73、储水槽;74、灰水泵;75、除气水罐;76、除气水泵;77、负压冷凝器;78、负压分离器;79、气体经挡板;80、抽气泵;81、抽气泵分离器;82、气体经挡板;83、灰水升温器;84、气液混合分离罐;85、挡液板;86、气体冷凝器;87、滤机给料泵;88、高温水下降管;89、蒸汽混合物上升管;90、工艺冷却软水入水管;91、出口管。

【具体实施方式】

[0125] 实施例 1:根据本发明方法以煤粉为原料生产合成气

[0126] 使用陕西神府煤作为原料实施本发明的方法。所述原料发热量:27070J/g,主要元素分析结果列于下表 1 中;

[0127] 表 1:陕西神府煤的主要元素分析结果

[0128]

分析项目	含量, % (重量)
水分	5.66
灰分	8.79
碳	70.18
氢	3.84
氮	0.69
硫	0.77
氧	10.07

[0129] 实施步骤如下:

[0130] A、干燥煤粉的制备:将陕西神府煤用磁铁除去其中可能存在的铁后,再使用上海远华机械制造有限公司生产反击式破碎机破碎至粒度小于 30mm 的煤粒,然后让这种煤粒经斗提机 5 提升至料仓 6。料仓内的煤粒由给料机 7 定量送入磨机 8,磨机对煤粒进行研磨成煤粉,同时让所述的煤粉与热风炉 1 送来的热风充分换热,对煤进行干燥,使其中含水量以重量计 $\leq 2.0\%$ 。所述的煤粉在热风夹带下进入选粉器 9,其中粒度 $< 0.10\text{mm}$ 的 100% 煤粉在热风带动下进入集粉器 10,而其余较大粒度的煤粉依靠自身重力返回磨机 8 进行再研磨。集粉器 10 与引风机 12 连接,在引风机 12 的作用下除去集粉器 10 中干燥热气及煤释放的水的蒸汽。集粉器 10 顶部有除尘器 11,以降低从集粉器 10 排出气体中的粉尘含量。从集粉器 10 底部排出的干燥煤粉送入后续工段使用。

[0131] B、干燥煤粉加压输送:由上述步骤 A 制备的干燥煤粉送到煤粉储仓 14 内,煤粉储仓 14 内的干燥煤粉通过阀门 15 和管道送到粉煤加压输送装置 16 进口,干燥煤粉通过粉煤加压输送装置将煤粉压力提高到 5.0MPa,再通过管道输送到料斗 17;所述的煤粉通过电子秤 18 计量后,通过料斗出口阀 19 输送到气化炉 33;从煤粉储仓 14 排出的含尘气体通过旋风分离器 13 分离的气体从旋风分离器 13 顶部排往大气,而固体返回煤粉储仓循环利用。

[0132] C、干燥煤粉的加压高温气化:通过多流道喷射燃烧器 32 通入纯度以体积计 99.6% 氧气与温度 380°C 的过热蒸汽,在多流道喷射燃烧器 32 出口处将这些干燥煤粉喷散,并使它们与干燥煤粉在温度 $1350^{\circ}\text{C} \sim 1600^{\circ}\text{C}$ 、压力 4.0MPa 的条件下进行剧烈的不完全燃烧反应,生成含有 CO 、 H_2 和 CO_2 主要组份的高温粗合成气,得到熔融渣混合物。在本实施例中,送入气化炉 33 的干燥煤粉流量为 500t/d ,氧气流量为 $12347.67\text{Nm}^3/\text{h}$,蒸汽流量为 4983.72kg/h 。

[0133] D、高温粗合成气、熔融灰渣冷却及粗合成气洗涤净化:生成的高温粗合成气、熔融渣混合物、未转化碳和通过布水器 41 的流量 78417kg/h 的冷却水一起通过降气管 42 并流入下部鼓泡冷却水浴 45,经鼓泡冷却水浴 45 降温洗灰后,所述粗合成气沿降气管 42 与升气管 43 之间的环隙上端离开干燥煤粉加压气化炉 33,该粗合成气的温度 223°C ,压力 3.74MPa,该粗合成气的气体成分及其流量是根据 GB/T17132—1997 分析测定的,该粗合成气的细灰含量是根据 GB/T1574—1995 分析测定的,这些分析结果列于下表 2 中。从锁斗 47 排出的粗渣温度是 76°C ,流量是以干基计 1333kg/h 。

[0134] 表 2:粗合成气的气体成分及其流量与粗渣流量

[0135]

序号	成分	Nm ³ /h	以含水的粗合成气体 积计, %	以无水的粗合成气体 积计, %
1	H ₂	11072.41	25.85	28.60
2	CO	25263.90	58.98	65.25
3	CO ₂	2100.37	4.90	5.42
4	H ₂ S	102.56	2.39E-01	2.65E-01
5	COS	11.40	2.66E-02	2.94E-02
6	CH ₄	0.60	1.40E-03	1.55E-03
7	N ₂	116.71	2.72E-01	3.01E-01
8	Ar	49.04	1.14E-01	1.27E-01
9	H ₂ O	4120.17	9.62	/
10	气体总计	42837.15	100.00	
11	灰 kg/h	1858.00	91.26	91.26
12	残碳 kg/h	178.01	8.74	8.74
总流量 kg/h		2036.02	100.00	100.00

[0136] 来自干燥煤粉加压气化炉 33 的粗合成气与来自气体洗涤塔 54 的通过灰水循环泵 49 提压后的流量为 41504kg/h 的灰水进入浸润洗涤器 53, 经浸润洗涤器 53 混合, 通过气体洗涤塔 54 除灰后送入后续系统作为原料气, 该洗涤合成气中的灰含量是根据 GB/T1574-1995 进行分析的, 其灰含量降低到小于 0.8mg/Nm³, 温度 216.88℃, 压力 3.74MPa, 该洗涤合成气的气体成分和流量是根据 GB/T17132—1997 进行分析的, 其分析结果列于表 3 中:

[0137] 表 3 :该洗涤合成气的气体成分及其流量

[0138]

序号	成分	Nm ³ /h	以含水的粗合成气体 积计, %	以无水的粗合成气体 积计, %
1	H ₂	11063.29	12.00	28.28
2	CO	25247.52	27.39	64.54
3	CO ₂	2091.77	2.27	6.45
4	H ₂ S	100.85	1.09E-01	2.62E-01
5	COS	11.38	1.23E-02	2.95E-02
6	CH ₄	0.60	6.49E-04	1.84E-03
7	N ₂	116.46	1.26E-01	3.02E-01
8	Ar	49.02	5.32E-02	1.30E-01
9	H ₂ O	53482.28	58.03	
10	气体总计 Nm ³ /h	92163.16	100.00	100.00

[0139] E、含细灰水处理:从干燥煤粉加压气化炉 33 骤冷降温室排出的含细灰水,从气体洗涤塔 54 排出的含细灰水经降压后送入含细灰水处理部分的高温热水器 67 内,与此同时

下游工序的冷凝液也送到高温热水器 67 中,其中从干燥煤粉加压气化炉 33 骤冷降温室排出的含细灰水的温度是 223℃,流量 46532kg/h,细灰含量以重量计 1.83%;从气体洗涤塔 54 排出的含细灰水的温度是 218℃,流量 22090kg/h,细灰含量以重量计 1.79%;该冷凝液的温度是 95℃,流量 14500kg/h。所述含细灰水与所述冷凝液通过高温热水器 67 进行降压降温,将压力控制为 0.9MPa,溶解在水中的气体溢出进入灰水升温器 83,逸出气体总流量 10669.04Nm³/h,其中蒸汽含量以体积计 99.2%,温度 179℃,气体成分和流量是根据 GB/T17132—1997 进行分析,其分析结果列于表 4 中。

[0140] 表 4:合成气的气体组分及其流量

[0141]

序号	组分	Nm ³ /h	以含水的粗合成气体体积计, %	以无水的粗合成气体体积计, %
1	H ₂	17.9	1.68E-01	24.46
2	CO	32.18	3.02E-01	43.97
3	CO ₂	19.14	1.79E-01	26.15
4	H ₂ S	3.39E+00	3.18E-02	4.63
5	COS	3.99E-02	3.74E-04	5.45E-02
6	CH ₄	1.37E-04	1.28E-06	1.87E-04
7	N ₂	5.00E-01	4.69E-03	6.83E-01
8	Ar	3.99E-02	3.74E-04	5.45E-02
9	H ₂ O	10595.85	99.2	
10	气体总计 Nm ³ /h	10669.04	100	100

[0142] 从高温热水器 67 出来的混合气体在灰水升温器 83 内对除气水罐底水泵 75 送来的循环灰水加热升温,其循环灰水流量是 68929.51kg/h,温度 109℃,升温后的循环灰水流量 68929.51kg/h、温度 148.6℃,通过气体洗涤塔 54 中下部进口到达下部鼓泡式水浴储槽 60;从灰水升温器 83 排出的气水混合物以气体流量为 1072Nm³/h,液态水流量 7838kg/h 送到气液混合分离罐 84,通过气液混合分离罐 84 后气体从顶部排出,而分离的灰水以流量 7838kg/h、温度 105℃再回到除气水罐 75;高温热水器 67 所浓缩的含细灰水以流量 75489.23kg/h、细灰含量 1.58% (重量) 送到次级降压器 68,在 0.15MPa (G)、128℃条件下进行快速蒸发,蒸发的气体经过换热器 86 降温或经旁路直接送入除气水罐 75。次级降压器 68 出来的浓缩细灰水进入负压蒸发器 69 中,与此同时粗灰渣排放部分的渣水以流量 41061kg/h、细灰含量 1.2% 重量送到负压蒸发器 69,将负压蒸发器控制在压力 -0.07MPa、温度 68.7℃,由负压蒸发器 69 顶部逸出的气体以流量 8662.53Nm³/h,经负压冷凝器 77 后送到负压分离器 78,在分离水分后气体送到抽气泵 80,负压分离器 78 分离液以流量 7547kg/h 进入储水槽 73,负压蒸发器 69 底部浓缩液以流量 144458.50kg/h、细灰含量 1.6% (重量) 通过澄清分离池给料泵 70 送到澄清分离池 71。所述浓缩液中的细灰在以所述浓缩液重量计 0.001%、分子量在 1200~1500 万聚丙烯酰胺絮凝剂的作用下进行自然沉降,然后通过过滤机给料泵 87 加压后送入真空带式过滤机 72,过滤得到浓度 50% (重量)、流量 1406.68kg/h 的细灰,其滤液以流量 6523.93kg/h 返回到澄清分离池 71。澄清分离池 71 溢流水以流量

143052kg/h 送到储水槽 73,同时抽气泵分离器 81 分离的灰水以灰水总流量 4977kg/h 流到该储水槽 73。所有流入储水槽 73 的水经灰水泵 74 提压后小部分以流量 17795kg/h 外排处理,一部分以流量 42569kg/h 送到除气水罐 75,一部分以流量 95212kg/h 返回用作冲洗水及冷渣水,除气水罐 75 同时还需以总流量 26360.51kg/h 补充一部分水,其中包括后续系统的冷凝液和原水,在除气水罐 75 内加入天津化工研究设计院以商品名高温阻垢分散剂销售的产品分散剂,加入量是以除气水罐 75 内灰水重量计 65ppm,让水中溶解的不凝气体放空后,灰水以流量 68929.51kg/h、温度 109℃经除气水泵 76 提压后送到灰水升温器 83,被来自高温热水器 67 顶部降压逸出汽加热后温度升高到 148.6℃,再通过气体洗涤塔 54 中下部进口送到鼓泡式水浴储槽 60。

[0143] 实施例 2

[0144] 实施例 1 使用陕西神府煤作为原料实施本发明的方法,该煤为变质程度较浅的低灰份、低灰熔点的长焰煤。本实施例使用高灰份、高灰熔点、变质程度深的淮南贫煤为原料。所述原料发热量:22590J/g,主要元素分析结果如下:

[0145]	煤 质 成 分 分 析	水分	Mad	% (重量)	1.67
		灰分	Aad	% (重量)	30.05
		碳	Cad	% (重量)	55.26
		氢	Had	% (重量)	3.88
		氮	Nad	% (重量)	0.96
		硫	Sad	% (重量)	0.50
		氧	Oad	% (重量)	7.68

[0146] 实施步骤如下:

[0147] A、干燥煤粉的制备:将淮南煤用磁铁除去其中可能存在的铁后,使用反击式破碎机破碎至粒度小于 30mm,然后让这种煤粒经斗提机 5 提升至料仓 6。料仓内的煤粒由给料机 7 定量送入磨机 8,磨机对煤粒进行研磨,同时与热风炉 1 送来的热风充分换热,对煤进行干燥,使其中含水量 $\leq 2.0\%$ (重量)。煤粉在热风夹带下进入选粉器 9,其中的相对较大颗粒的煤依靠自身重力返回磨机 8 进行进一步研磨,剩下粒度 $100\% < 0.10\text{mm}$ 的煤粉在气力作用下进入集粉器 10。集粉器 10 与引风机 12 连接,在引风机的作用下除去集粉器中干燥热气及从煤中析出的水蒸汽。集粉器 10 顶部有除尘器 11,用于保证出集粉器 10 气体的洁净。从集粉器 10 下来的干燥煤粉送入后续工段使用。

[0148] B、干燥煤粉加压输送:由上述步骤 A 制备好的煤粉送入到煤粉储仓 14 内,煤粉储仓 14 内的干燥煤粉通过底部的阀门 15 和管道进入到粉煤加压输送装置 16 进口,干燥煤粉通过粉煤加压输送装置将煤粉压力提高到 5.0MPa (G),再通过管道输送到料斗 17;所述的煤粉通过电子秤 18 计量后,通过料斗出口阀 19 输送到气化炉 33;从煤粉储仓 14 排出的含尘气体通过旋风分离器 13 分离的气体从旋风分离器 13 顶部排往大气,而固体返回煤粉储仓循环利用。

[0149] C、干燥煤粉的加压高温气化:通过多流道喷射燃烧器 32 通入纯度以体积计 99.6% 氧气与温度 380℃的过热蒸汽,在多流道喷射燃烧器 32 出口处将这些干燥煤粉喷散,并使

它们与干燥煤粉在温度 $1350^{\circ}\text{C} \sim 1600^{\circ}\text{C}$ 、压力 $\sim 4.0\text{MPa}$ 的条件下进行剧烈的不完全燃烧反应,生成含有 CO 、 H_2 和 CO_2 主要组分的高温粗合成气与熔融热渣的混合物。进入气化炉 33 的干燥煤粉量为 500t/d ,氧气量为 $10842.46\text{Nm}^3/\text{h}$,蒸汽量为 3477.41kg/h 。

[0150] D、高温粗合成气、熔融灰渣冷却及粗合成气洗涤净化:生成的高温粗合成气、熔融热渣、未转化碳和进入布水器 41 的流量 78417kg/h 的冷却水通过降气管 42 并流入下部鼓泡冷却水浴 45,经鼓泡冷却水浴 45 降温洗灰后沿降气管 42 与升气管 43 之间的环隙离开干燥煤粉加压气化炉 33,其温度 226°C ,压力 3.74MPa ,气体成分及其流量是根据 GB/T17132—1997 进行分析的,细灰含量是根据 GB/T1574—1995 进行分析的,这些分析结果列于下表 1,未转化的碳和原料中的灰分以粗渣形式通过锁斗 47 排出,该粗渣温度是 76°C ,流量是以干基计 4275.90kg/h 。

[0151] 表 1

[0152]

序号	组分	分子量	Nm^3/h	Vol% 湿基体积	Vol% 干基体积
1	H_2	2	9711.10	27.69	30.99
2	CO	28	18233.05	51.99	58.18
3	CO_2	44	3112.15	8.87	9.93
4	H_2S	34	66.58	1.90E-01	2.12E-01
5	COS	60	7.40	2.11E-02	2.36E-02
6	CH_4	16	0.89	2.53E-03	2.83E-03
7	N_2	28	162.34	4.63E-01	5.18E-01
8	Ar	39.9	43.39	1.24E-01	1.38E-01
9	H_2O	18	3733.59	10.65	/
10	气体总计		35070.49	100.00	
11	水 kg/h				
12	灰 kg/h		6597.18	96.28	96.28
13	残碳 kg/h		245.29	3.72	3.72
总流量 kg/h			6351.88	100.00	100.00

[0153] 来自干燥煤粉加压气化炉 33 的粗合成气与来自气体洗涤塔 54 的通过灰水循环泵 49 提压后的流量为 41000kg/h 的灰水进入浸润洗涤器 53,经浸润洗涤器 53 混合,通过气体洗涤塔 54 除灰后送入后续系统作为原料气,洗涤后原料气中的灰含量是根据 GB/T1574—1995 进行分析的,其灰含量降低到小于 $1\text{mg}/\text{Nm}^3$,温度 216.88°C ,压力 3.74MPa ,气体成分和流量是根据 GB/T17132—1997 进行分析的,其分析结果列于表 2:

[0154] 表 2

[0155]

序号	组分分子量	Nm ³ /h	Vol% 湿基体积	Vol% 干基体积
1	H ₂ 2	9703.10	13.01	31.00
2	CO 28	18221.23	24.43	58.21
3	CO ₂ 44	3099.41	4.16	9.90
4	H ₂ S 34	65.47	8.78E-02	2.09E-01
5	COS 60	7.38	9.90E-03	2.36E-02
6	CH ₄ 16	0.89	1.19E-03	2.83E-03
7	N ₂ 28	161.99	2.17E-01	5.18E-01
8	Ar 39.9	43.37	5.81E-02	1.39E-01
9	H ₂ O 18	43281.02	58.03	
10	气体总计 Nm ³ /h	74583.87	100.00	100.00

[0156] E、含细灰水处理：从干燥煤粉加压气化炉 33 骤冷降温室排出的含细灰水，从气体洗涤塔 54 排出的含细灰水经降压后送入含细灰水处理部分的高温热水器 67 内，与此同时下游工序的冷凝液也送到高温热水器 67 中，其中从干燥煤粉气加压气化炉 33 骤冷降温室排出的含细灰水的温度是 221℃，流量 45500kg/h，细灰含量 2.1%（重量）；气体洗涤塔 17 排出的含细灰水的温度是 217℃，流量 23000kg/h，细灰含量 1.85%（重量）；该冷凝液的温度是 95℃，流量 14500kg/h。所述含细灰水与所述冷凝液通过高温热水器 67 进行降压降温，将压力控制为 0.5MPa，溶解在水中的气体溢出进入灰水升温器 83，逸出气体总流量 10338.78Nm³/h，其中蒸汽含量 99.4%（体积），温度 179℃，气体成分和流量是根据 GB/T17132—1997 进行分析，其分析结果列于表 3。

[0157] 表 3

[0158]

序号	组分分子量	Nm ³ /h	Vol% 湿基体积	Vol% 干基体积
1	H ₂ 2	12.4	1.20E-01	20.02
2	CO 28	30.25	2.93E-01	48.84
3	CO ₂ 44	16.74	1.62E-01	27.03
4	H ₂ S 34	2.01E+00	1.94E-02	3.25
5	COS 60	3.61E-02	3.49E-04	5.83E-02
6	CH ₄ 16	1.20E-04	1.16E-06	1.94E-04
7	N ₂ 28	4.60E-01	4.45E-03	7.43E-01
8	Ar 39.9	3.55E-02	3.43E-04	5.73E-02
9	H ₂ O 18	10276.85	99.40	
10	气体总计 Nm ³ /h	10338.78	100	100

[0159] 从高温热水器 67 出来的混合气体在灰水升温器 83 内对除气水泵 76 送来的循环灰水加热升温，其循环灰水流量是 69000kg/h，温度 109℃，升温后的循环灰水以灰水流量 69000kg/h 温度 162.5℃通过气体洗涤塔 54 中下部进口到达下部鼓泡式水浴储槽 60；出灰水升温器 83 的气水混合物以气体流量为 1025Nm³/h，液态水流量 7484.29kg/h 送到气液混

合分离罐 84,通过气液混合分离罐 84 后气体从顶部排出,而分离的灰水以流量 7484.29kg/h、温度 105℃再回到除气水罐 75;高温热水器 67 所浓缩的含细灰水以流量 74965.64kg/h、细灰含量 2.21% (重量) 送到次级降压器 68,在 0.15MPaG、128℃条件下进行快速蒸发,蒸发的气体经过换热器 86 降温或经旁路直接送入除气水罐 75。次级降压器 68 出来的浓缩细灰水进入负压蒸发器 69 中,与此同时,粗灰渣排放部分的渣水以流量 47173kg/h、细灰含量 1.8% (重量) 送到负压蒸发器 69,将负压蒸发器控制在压力 -0.07MPa、温度 68.7℃,由负压蒸发器 69 顶部逸出的气体以流量 8554.53Nm³/h,经负压冷凝器 77 后送到负压分离器 78,在分离水分后气体送到抽气泵 80,负压分离器 78 分离液以流量 7465kg/h 进入储水槽 73,负压蒸发器 69 底部浓缩液以流量 120566.50kg/h、细灰含量 2.3% 重量通过澄清分离池给料泵 70 送到澄清分离池 71。所述浓缩液中的细灰在以所述浓缩液重量计 0.001%、分子量在 1200 ~ 1500 万聚丙烯酰胺絮凝剂的作用下进行自然沉降,然后通过过滤机给料泵 87 加压后送入真空带式过滤机 72,过滤得到浓度 50% (重量)、流量 4642.55kg/h 的细灰,其滤液以流量 1989.67kg/h 返回到澄清分离池 71。澄清分离池 71 溢流水以流量 115923.95kg/h 送到储水槽 73,同时抽气泵分离器 81 分离的灰水以灰水总流量 4977kg/h 流到该储水槽 73。所有流入储水槽 73 的水经灰水泵 74 提压后小部分以流量 22000kg/h 外排处理,一部分以流量 11065.95kg/h 送到除气水罐 75,一部分以流量 95300kg/h 返回用作冲洗水及冷渣水,除气水罐 75 同时还需以总流量 57934.05kg/h 补充一部分水,其中包括后续系统的冷凝液和原水,在除气水罐 75 内加入天津化工研究设计院以商品名高温阻垢分散剂销售的产品分散剂,加入量是以除气水罐 75 内灰水重量计 65ppm,让水中溶解的不凝气体放空后,灰水以流量 69000kg/h、温度 109℃经除气水泵 76 提压后送到灰水升温器 83,被来自高温热水器 67 顶部降压逸出汽加热后温度升高到 162.5℃,再通过气体洗涤塔 54 中下部进口送到鼓泡式水浴储槽 60。

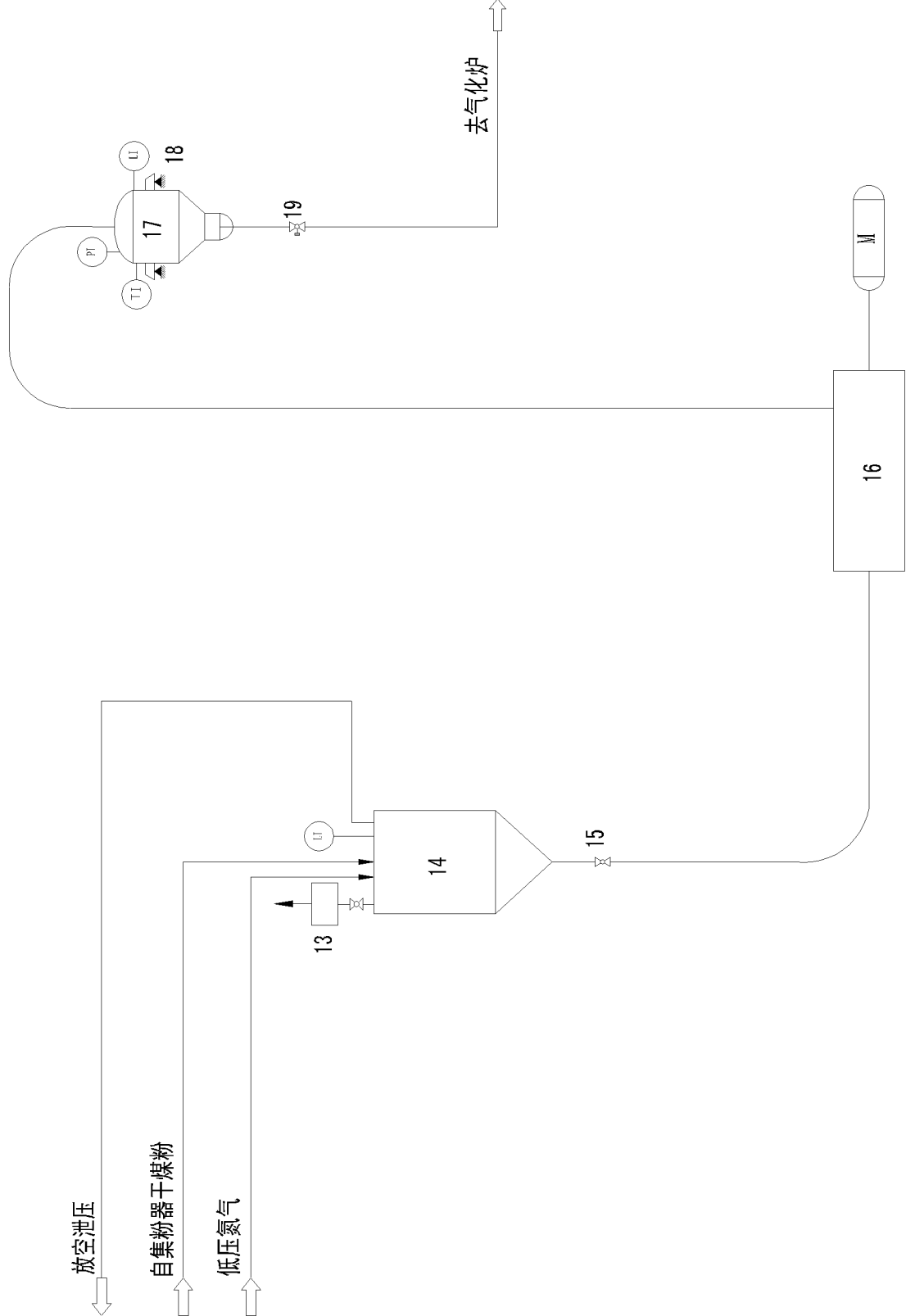


图 2

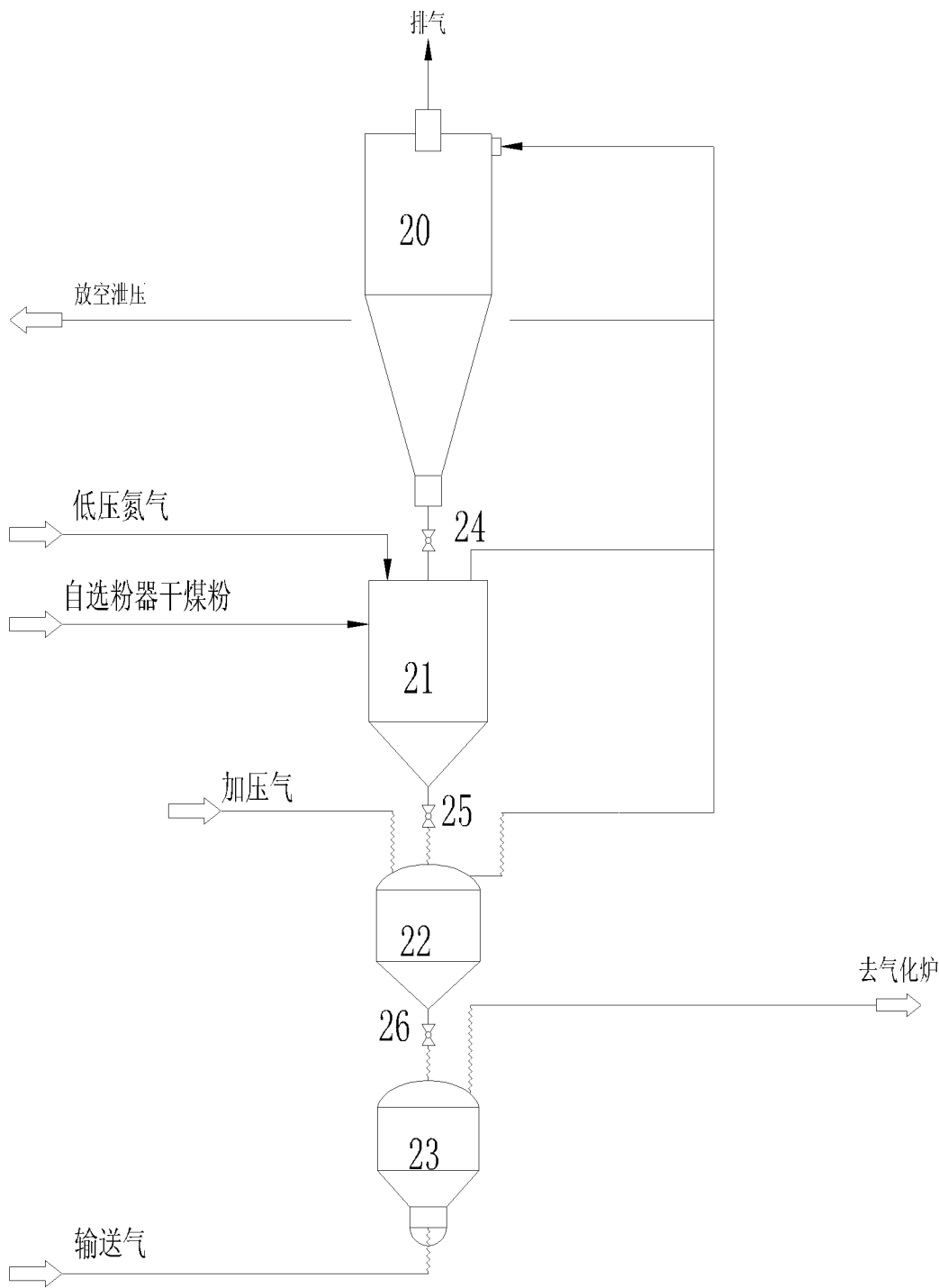


图 3

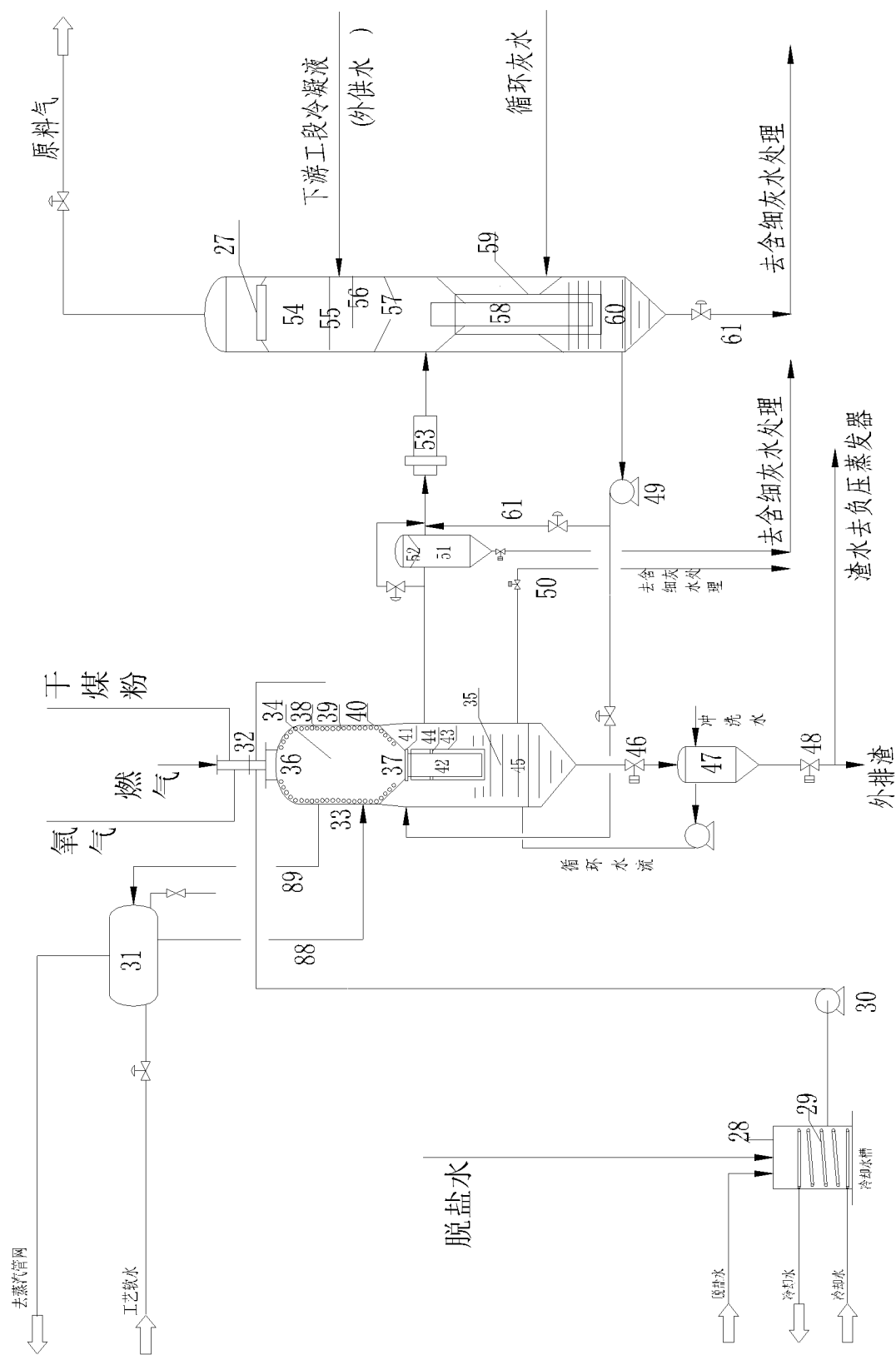


图 4-1

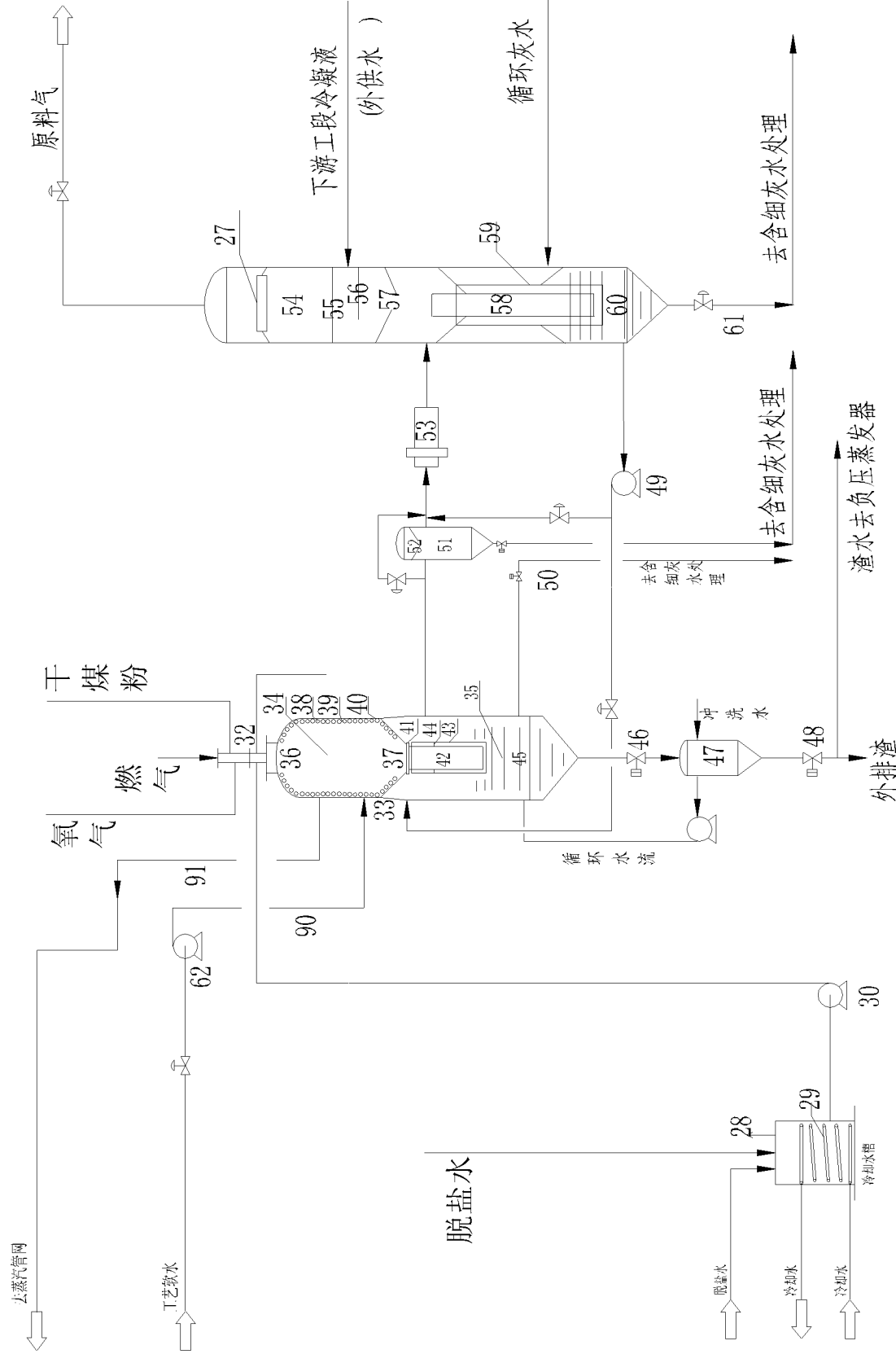


图 4-2

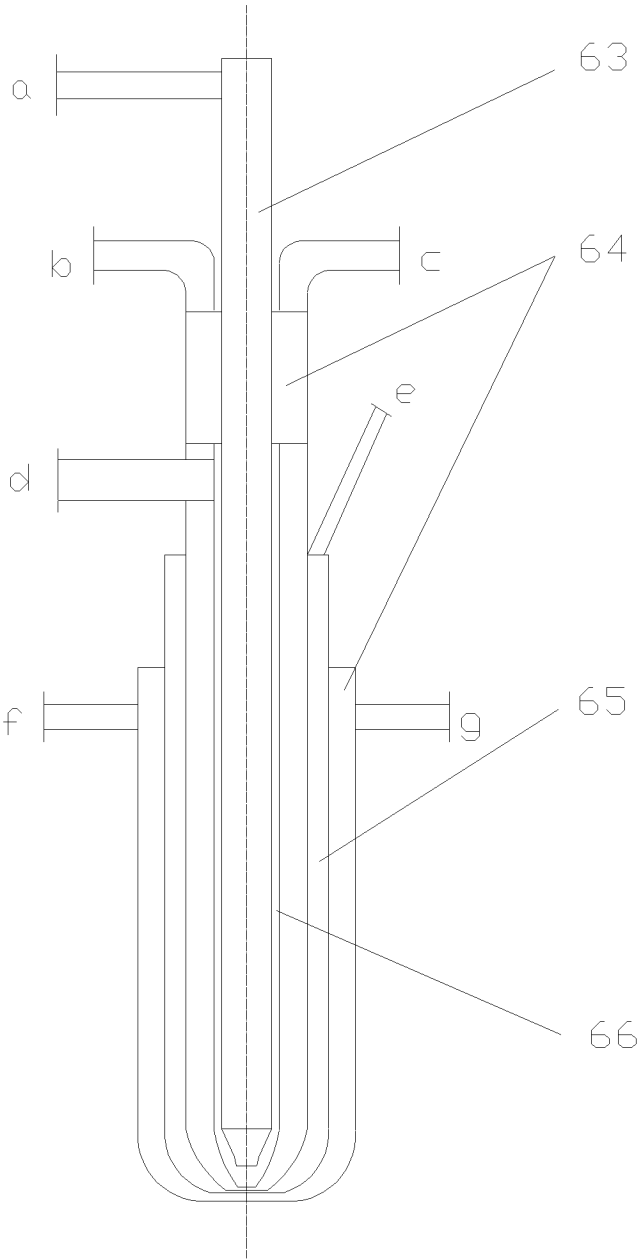


图 5

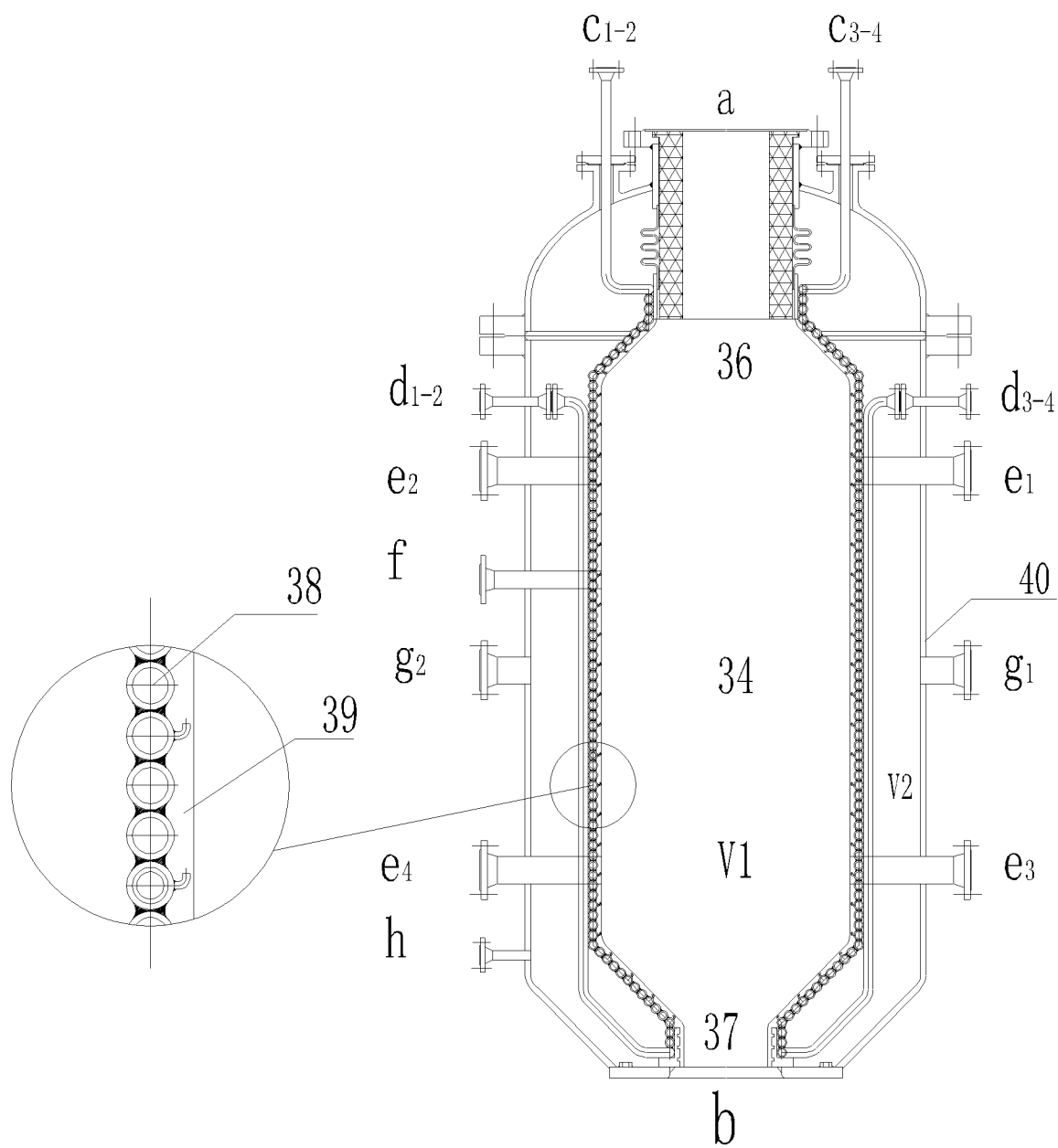


图 6-1

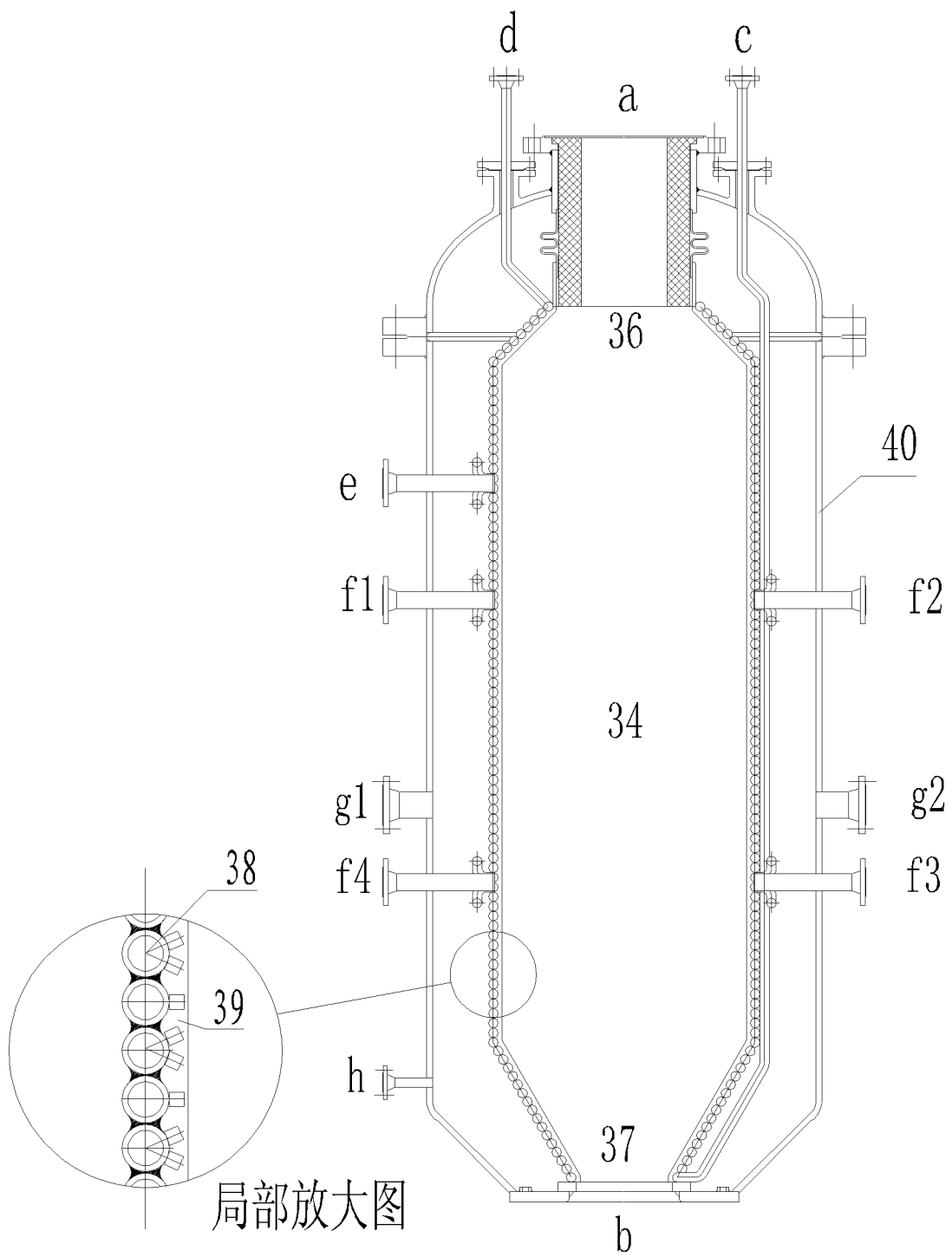


图 6-2

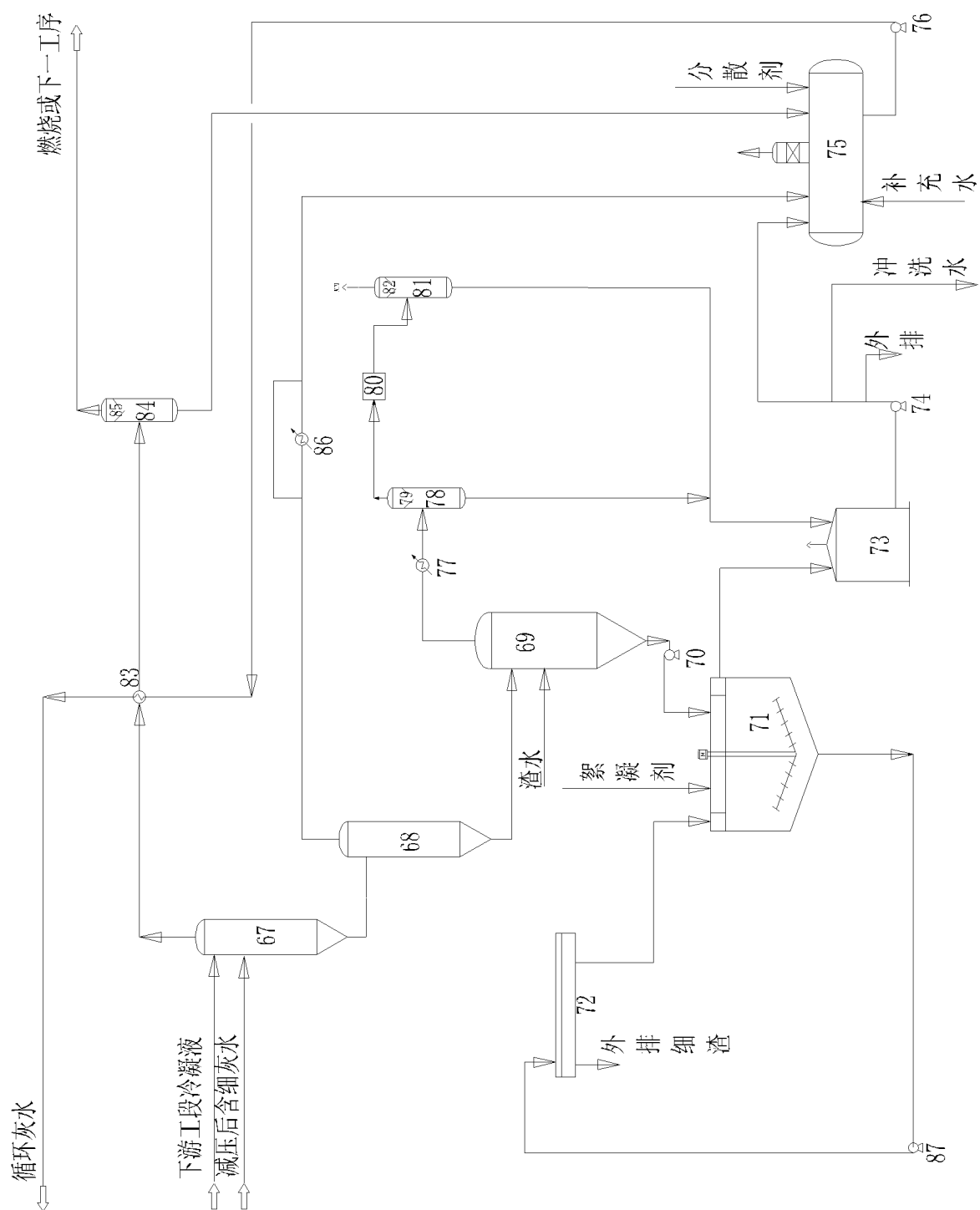


图 8