



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 106244175 B

(45)授权公告日 2019.02.19

(21)申请号 201610695333.X

B01D 53/56(2006.01)

(22)申请日 2016.08.19

审查员 谢聪

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 106244175 A

(43)申请公布日 2016.12.21

(73)专利权人 肖爱国

地址 430080 湖北省武汉市青山区钢都花园126-137-2

(72)发明人 肖爱国

(74)专利代理机构 武汉宇晨专利事务所 42001

代理人 王敏锋

(51)Int.Cl.

C10B 43/00(2006.01)

C10B 39/02(2006.01)

B01D 53/83(2006.01)

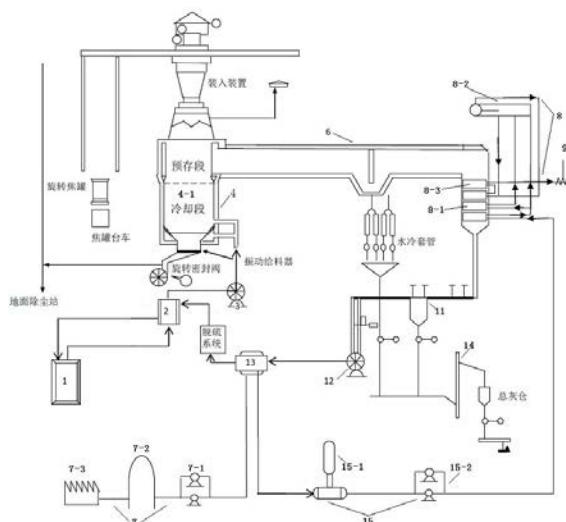
权利要求书1页 说明书6页 附图3页

(54)发明名称

烟气高温碳还原脱硝和热能回收装置

(57)摘要

本发明公开了一种烟气高温碳还原脱硝和热能回收装置,包括大烟道、引风机、气气换热器、还原炉、气水换热器和锅炉系统,在大烟道导出烟气,通过引风机将高温烟气从大烟道引出进入气-气热管换热器将烟气温度的降至130℃进入干熄焦炉下部进风口,通过调节气料比和锅炉产汽量来调节烟气温度的,将烟气温度的控制在出还原炉750-900℃,完成还原反应,后续锅炉等工序不变,高温烟气通过锅炉换热后烟气温度的控制在180-200℃,在气水换热器中换热,烟气温度的降至 $\geq 130^{\circ}\text{C}$ 通过烟囱排入大气;本发明开辟了粉焦利用新途径减少污染,不用催化剂,热能得到充分利用,产汽品质高,运行成本低,效益好。



1. 一种烟气高温碳还原脱硝和热能回收装置,包括大烟道、引风机、还原炉和锅炉系统,其特征在于:还包括气气换热器和气水换热器,所述的大烟道的翻板阀前端与气气换热器的第一入口连接,气气换热器的第一出口经引风机与还原炉下部的烟气入口连通,所述的还原炉的烟气出口与一次除尘器入口连接,一次除尘器的固体颗粒出口与焦粉收集设备连接,一次除尘器的烟气出口与锅炉系统入口连接,锅炉系统烟气出口依次经过二次除尘器和循环引风机与气水换热器的第一入口连通,气水换热器的第二入口连接供水系统,气水换热器的第二出口通过锅炉给水泵连通锅炉,气水换热器的第一出口连通气气换热器的第二入口,气气换热器的第二出口连接大烟道的翻板阀后端,大烟道与烟囱连接,

所述的还原炉为流化床氮氧化物还原炉和还原剂加热炉,所述的还原剂加热炉顶部设置除尘挡板和加料装置,下部设置吹入空气的风帽,还原剂加热炉底部与流化床氮氧化物还原炉底部连接,还原剂加热炉与流化床氮氧化物还原炉之间设置旋转排焦机,流化床氮氧化物还原炉和还原剂加热炉均连接鼓风机,还原剂加热炉烟气出口与一次除尘器连接,所述的一次除尘器为旋风除尘器,

所述的还原炉为干法熄焦炉,干法熄焦炉下部设计有烟气进口及布风系统,上部设计有高温焦炭装入口和加料提升机,炉体分为三个工作段:上段为预存段,中部为冷却段,下部为排焦段,干法熄焦炉的烟气出口与一次除尘器连接,所述的一次除尘器为挡板重力沉降式除尘器。

2. 根据权利要求1所述的一种烟气高温碳还原脱硝和热能回收装置,其特征在于:所述的锅炉系统包括锅炉、二级过热器和锅炉汽化器,所述的锅炉与锅炉汽化器的入口连接,锅炉汽化器的出口与二级过热器连接,二级过热器与消音器和电力发电系统连接。

3. 根据权利要求1所述的一种烟气高温碳还原脱硝和热能回收装置,其特征在于:所述的二次除尘器为多管陶瓷除尘器。

4. 根据权利要求1所述的一种烟气高温碳还原脱硝和热能回收装置,其特征在于:所述的供水系统包括依次连接的除盐车站、除盐水罐和除氧给水泵,所述的除氧给水泵与气水换热器的第二入口连接。

5. 根据权利要求1所述的一种烟气高温碳还原脱硝和热能回收装置,其特征在于:所述的气水换热器的第一出口与锅炉给水泵之间设置除氧器。

6. 根据权利要求1所述的一种烟气高温碳还原脱硝和热能回收装置,其特征在于:所述的气气换热器和气水换热器均为热管式换热器。

烟气高温碳还原脱硝和热能回收装置

技术领域

[0001] 本发明属于焦炉烟气高温碳还原脱硝工艺技术领域,尤其涉及一种烟气高温碳还原脱硝和热能回收装置,烟气利用碳(包括生物质碳、低温干馏焦炭、高温干馏焦炭)高温还原脱硝,同时回收高温烟气热能,利用中温中压或高温高压锅炉直接回收利用焦炉烟气显热。

背景技术

[0002] 在焦炉生产中,煤气(高炉煤气、焦炉煤气或混合煤气)在燃烧室燃烧产生高温烟气向炭化室供热,经蓄热室换热后温度达240-290℃的烟气称为焦炉废烟气。烟气中主要成分为: O_2 、 H_2O 、 CO 、 CO_2 、 N_2 及约1200mg/m³的 NO_x 和约500mg/m³的 SO_2 。目前,国内外炼焦炉烟气从蓄热室换热后导出,经烟道由烟囱排入大气,二氧化硫是大气的重要污染源之一, NO_x 是引起光化学雾污染源之一,二者污染危害甚大。

[0003] 2012年6月,环境保护部及国家质量监督检验检疫局联合发布了《炼焦化学工业污染物排放标准》GB16171-2012,明确规定了焦化工业的大气污染物排放标准。根据炼焦环保新标准,烟气中二氧化硫排放不超过50mg/nm³,氮氧化物排放不超过500mg/nm³。

[0004] 焦炉烟气中 SO_2 排放值是由加热燃料种类、含硫量、焦炉炭化室严密程度等因素决定的。由于我国60%以上的焦炉属于独立焦化企业,都是采用自身生产的焦炉煤气加热。目前国内焦炉煤气净化普遍采用HPF脱硫工艺或真空碳酸盐脱硫工艺,煤气脱硫后 H_2S 浓度在20-250mg/m³,有机硫100-280mg/m³,焦炉炉体窜漏率一般为2%,因此烟气中 SO_2 排放浓度一般在100-300mg/m³;

[0005] 焦炉加热过程生成的 NO_x 主要是温度热力型。空气中N被高温氧化成 NO_x ;当温度 $\geq 1500^\circ C$ 时, NO_x 的生成速度按指数规律增加。实际生产中焦炉用混合煤气加热时火焰温度通常在1750-1800℃;用焦炉煤气加热时火焰温度通常在1850-1900℃,因此焦炉烟气中温度热力型 NO_x 含量比较高。由于焦炉煤气中N组分(主要为有机N化合物),这些组分在燃烧过程中转化为 NO_x ,这部分 NO_x 称为原料型 NO_x 。采用高炉煤气掺入少量焦炉煤气(称混合煤气)加热,焦炉烟气中 NO_x 含量一般在300-700mg/m³;采用焦炉煤气加热时焦炉烟气中 NO_x 含量一般在600-1200mg/m³;经中冶焦耐工程技术公司统计表明:大型分段式加热焦炉(如7.63m焦炉) NO_x 可控制在 ≤ 500 mg/m³,其它炉型焦化烟气 NO_x 都严重超标排放。另据统计,炼焦炉能耗中焦炉加热排出的废烟气带出的热能占焦炉总能耗的17%,废烟气带出的热能现已有采用热管式废热锅炉技术加以回收利用取得较好效果。现有焦炉配置干熄焦炉熄焦工艺装置已达160余套,仍在普及之中。

[0006] 焦炉烟气由于温度较低,一般在200-290℃电厂所用的脱硝方法不适用于焦炉烟气脱硝,低温脱硝的方法仍在开发之中,因而焦炉烟气中 NO_x 、 SO_2 到目前仍未有效治理和脱出。现有焦炉烟气脱硫脱硝示范方法存在一次投资高(吨焦投资32-45元)、运行成本高(吨焦运行费12-14元)、有一定二次污染。

[0007] 现状表明焦化烟气严重超标排放。另据统计,炼焦炉能耗中焦炉加热排出的废烟

气带出的热能占焦炉总能耗的17%，废烟气带出的热能现已有采用热管式废热锅炉技术加以回收利用取得较好效果。而焦炉烟气中 NO_x 、 SO_2 到目前仍未有效治理和脱出。现有焦炉烟气脱硫脱硝方法存在一次投资高、运行成本高、有一定二次污染；本发明能有效脱除焦炉烟气中 NO_x 、 SO_2 ，达到或低于国家《炼焦化学工业污染物排放标准》。

发明内容

[0008] 本发明的目的在于提供一种烟气高温碳还原脱硝和热能回收装置，焦炉烟气高温碳还原脱除烟气中的 NO_x ，并回收烟气的热能产生中温中压蒸汽或高温高压蒸汽。本发明中的还原剂碳可以是生物质炭、低温干馏炭或高温干馏炭，还原温度在600–1200℃之间，还原炉设备是流化床和/或移动床；干熄焦炉是本工艺方法最佳移动床式还原设备。中温中压蒸汽或高温高压蒸汽锅炉是本工艺方法热能回收装置，本发明装置节能，降耗，降成本增效益。

[0009] 为实现上述目的，本发明解决其技术问题所采用的技术方案是：

[0010] 一种烟气高温碳还原脱硝和热能回收装置，包括大烟道、气气换热器、引风机、还原炉、气水换热器和锅炉系统，所述的大烟道的翻板阀前端与气气换热器的第一入口连接，气气换热器的第一出口经引风机与还原炉下部的烟气入口连通，所述的还原炉的烟气出口与一次除尘器入口连接，一次除尘器的固体颗粒出口与焦粉收集设备连接，一次除尘器的烟气出口与锅炉系统入口连接，锅炉系统烟气出口依次经过二次除尘器和循环引风机与气水换热器的第一入口连通，气水换热器的第二入口连接供水系统，气水换热器的第二出口通过锅炉给水泵连通锅炉，气水换热器的第一出口连通气气换热器的第二入口，气气换热器的第二出口连接大烟道的翻板阀后端，大烟道与烟囱连接。

[0011] 所述的还原炉为流化床氮氧化物还原炉和还原剂加热炉，所述的还原剂加热炉顶部设置除尘挡板和加料装置，下部设置吹入空气的风帽，还原剂加热炉底部与流化床氮氧化物还原炉底部连接，还原剂加热炉与流化床氮氧化物还原炉之间设置旋转排焦机，流化床氮氧化物还原炉和还原剂加热炉均连接鼓风机，还原剂加热炉烟气出口与一次除尘器连接，所述的一次除尘器为旋风除尘器。

[0012] 所述的还原炉为干法熄焦炉，干法熄焦炉下部设计有烟气进口及布风系统，上部设计有高温焦炭装入口和加料提升机，炉体分为三个工作段：上段为预存段，中部为冷却段，下部为排焦段，干法熄焦炉的烟气出口与一次除尘器连接，所述的一次除尘器为档板重力沉降式除尘器。

[0013] 所述的锅炉系统包括锅炉、二级过热器和锅炉汽化器，所述的锅炉与锅炉汽化器的入口连接，锅炉汽化器的出口与二级过热器连接，二级过热器与消音器和电力发电系统连接。

[0014] 所述的二次除尘器为多管陶瓷除尘器。

[0015] 所述的供水系统包括依次连接的除盐车站、除盐水罐和除氧给水泵，所述的除氧给水泵与气水换热器的第二入口连接。

[0016] 所述的气水换热器的第一出口与锅炉给水泵之间设置除氧器。

[0017] 所述的气气换热器和气水换热器均为热管式换热器

[0018] 本发明工艺方法与现有脱硝技术相比，具有以下特点：

[0019] 1. 本发明还原剂利用焦化厂粉焦, 开辟了粉焦利用新途径; 同时杜绝了SCR氨法气溶胶的污染;

[0020] 2. 本发明脱硝不用催化剂, 不存在催化剂中毒失效, 需经常更换问题;

[0021] 3. 本发明热能得到充分利用, 产汽品质高, 中温中压蒸汽3.82MPa/450℃, 高温高压蒸汽10.5MPa/550℃可用于发电;

[0022] 4. 一次投资低, 本发明与焦化厂干熄焦工艺最佳匹配一次投资是其它脱硝技术的1/20—1/10; 运行成本低至0.2元/kgNO(或0.5元/t焦);

[0023] 5. 脱硝效率高, 可达80-95%;

[0024] 6. 综合效益好, 本发明热能得到充分利用, 产汽品质高, 以110万吨/a冶金焦产能计能产中温中压蒸汽3.82MPa/450℃ 60万吨/a;

[0025] 7. 环保效益好, 本发明以110万吨/a冶金焦产能计, 烟气按含NO_x1200mg计, 年减少NO_x排放1440吨; 年减少CO₂排放27.6万吨;

[0026] 因此, 本发明工艺装置及方法有效降低了NO_x的排放浓度, 达到或低于国家排放标准。

[0027] 本发明能有效脱除焦炉烟气中NO_x、SO₂, 达到或低于国家《炼焦化学工业污染物排放标准》GB16171-2012标准。主要利用企业现有工艺设备脱硝, 且投资少(脱硫脱硝综合吨焦投资18元, 其中主要为脱硫装置投资约16元/t焦), 运行成本低(脱硫脱硝总吨焦运行成本4元, 脱硝运行成本仅0.5元/t焦), 无二次污染, 占地面积小。

附图说明

[0028] 图1一种烟气高温碳还原脱硝同时热能回收装置及方法流化床流程示意图。

[0029] 图2一种烟气高温碳还原脱硝同时热能回收装置及方法干熄焦炉流程示意图。

[0030] 图3为大烟道的开孔结构示意图。

[0031] 其中: 1-大烟道, 1-1-翻板阀, 1-2-烟囱, 2-气气换热器, 3-引风机, 4-还原炉, 4-1-流化床氮氧化物还原炉, 4-2-还原剂加热炉, 4-3-干法熄焦炉, 5-鼓风机, 6-一次除尘器, 7-供水系统, 7-1-除氧给电站, 7-2-除盐水罐, 7-3-除盐电站, 8-锅炉系统, 8-1-锅炉, 8-2-锅炉汽化器, 8-3-二级过热器, 9-消音器, 10-烟气管网系统, 10-1-还原炉烟气入口, 10-2-锅炉烟气出口, 11-二次除尘器, 12-循环风机, 13-气-水换热器, 14-焦粉收集设备, 15-补水系统, 15-1-除氧器, 15-2-锅炉给水泵。

具体实施方式

[0032] 下面结合附图对本发明工艺装置进一步说明:

[0033] 如图1、3所示, 一种烟气高温碳还原脱硝和热能回收装置, 包括大烟道1、气气换热器2、引风机3、还原炉4、气水换热器13和锅炉系统8, 在大烟道翻板前端烟道和后端的烟道上分别开孔并安装法兰, 阀门, 大烟道1翻板前端钢制导烟管与气-气热管换热器2第一入口连接, 气气换热器2的第一出口经引风机3与还原炉4下部的烟气入口连通, 所述的还原炉4的烟气出口与一次除尘器6入口连接, 一次除尘器6的固体颗粒出口与焦粉收集设备14连接, 一次除尘器6的烟气出口与锅炉系统8入口连接, 锅炉系统8烟气出口依次经过二次除尘器11和循环引风机12与气水换热器13的第一入口连通, 所述的二次除尘器11为多管陶瓷除

尘器,气水换热器13的第二入口连接供水系统7的除氧给水泵1-3,气水换热器13的第二出口通过锅炉给水泵15-2连通锅炉8-1,气水换热器13的第一出口与锅炉给水泵15-2之间设置除氧器15-1,气水换热器13的第一出口连通气气换热器2的第二入口,气气换热器2的第二出口连接大烟道1的翻板阀后端,大烟道1与烟囱1-2连接。

[0034] 如图1所示,所述的还原炉4为流化床氮氧化物还原炉4-1和还原剂加热炉4-2,所述的还原剂加热炉4-2钢制外壁圆形容容器,还原剂加热炉4-2内壁衬有耐温耐磨的耐火材料,顶部设计有除尘挡板和加料装置,流化床带出的焦粉被除尘挡板挡入还原剂加热炉4-2,补充焦粉由加料装置从顶部加入,下部设置吹入空气的风帽,还原剂加热炉底部与流化床氮氧化物还原炉底部连接,还原剂加热炉与流化床氮氧化物还原炉之间设置旋转排焦机,流化床氮氧化物还原炉和还原剂加热炉均连接鼓风机,空气由下部风帽吹入,高温焦粉自落入流化床氮氧化物还原炉4-1,加热烟气经管道混入焦炉烟气送入流化床氮氧化物还原炉4-1底部,焦粉循环使用,停留时间0.5-1h,还原剂加热炉4-2的结构尺寸依各焦炉的型号和加热煤气种类确定;还原剂加热炉4-2烟气出口与一次除尘器6连接;所述的一次除尘器6为旋风除尘器。

[0035] 旋风除尘器为钢制外壁圆形容容器,内壁衬有耐温耐磨的耐火材料,下部设计有出料口,上部侧面设计有进烟口,上部中心设计有出烟口,烟气由上部侧面进烟口切线进入经向下旋转除尘后由中心出口管导出进入锅炉,一次除尘器6的结构尺寸依各焦炉的型号和加热煤气种类确定。

[0036] 如图2所示,所述的还原炉4为干法熄焦炉4-3,干法熄焦炉4-3为圆形钢结构外壳容器,内衬耐温耐磨材料,下部设计有烟气进口及布风系统,上部设计有高温焦炭装入口和加料提升机,炉体分为三个工作段:上段为预存段,中部为冷却段,下部为排焦段,焦炭在下行时与高速进入流化床的烟气相遇进行传质传热,烟气被加热,烟气中的 NO_x 与烟气中CO和高温焦炭反应, NO_x 被还原为 N_2 ,干法熄焦炉4-3的烟气出口与一次除尘器6连接,高温烟气携带着粉尘和焦粉进入一次除尘器6,除尘后烟气进入锅炉8-1,下行焦炭温度降至180-200℃由排焦机排出,干法熄焦炉4-3的结构尺寸依焦炉产能确定,焦炉烟气量与干熄焦炉循环气体量基本吻合焦气比约 $1400\text{m}^3/\text{t}$ 焦;所述的一次除尘器6为挡板重力沉降式除尘器。

[0037] 挡板重力沉降式除尘器为钢制外壁矩形容器,内壁衬有耐温耐磨的耐火材料,下部设计有出料口,上部一端设计有进烟口,中部设计有阻挡板,上部另一端设计有出烟口,烟气由上部正面进烟口进入,气流撞向阻挡板后经向下行从阻挡板下部绕过从另一端出口进入锅炉8-1,一次除尘器6的结构尺寸依各干熄焦炉规格确定。

[0038] 所述的锅炉系统8包括锅炉8-1、二级过热器8-3和锅炉汽化器8-2,所述的锅炉与锅炉汽化器的入口连接,锅炉汽化器的出口与二级过热器连接,二级过热器与消音器和电力发电系统连接。

[0039] 本发明装置在两个大烟道上开孔时在两个大烟道上设有切换阀门,可根据实际排烟温度情况选择排入的大烟道。当干熄焦炉或锅炉出现故障停机或需维修时,可以关闭干熄焦炉前后电动阀门。打开大烟道翻板阀使烟气由原烟道经烟囱排出,确保焦化工艺正常生产。

[0040] 所述的供水系统7包括依次连接的除盐水箱7-3、除盐水箱7-2和除氧给水泵7-1,所述的除氧给水泵7-1与气水换热器13的第二入口连接。

[0041] 本发明的烟气高温炭还原脱硝工艺系统,还包括烟气管网系统、上料装置、蒸汽发电系统、烟气管网系统10、空气管网系统、蒸汽管网系统和公辅系统(供水系统、电气动力系统、仪器仪表控制系统等)。

[0042] 本发明的烟气高温炭还原脱硝工艺过程依次为烟气导出工艺和烟气高温炭还原脱硝工艺及高温烟气热能利用工艺。

[0043] 1、烟气导出工艺流程

[0044] 在地下主烟道翻板阀1-1前开孔,将主烟道热烟气从地下主烟道引出,240-290℃烟气经引风机3直接送入还原炉烟气入口10-1,经还原炉升温至600-1200℃,经一次除尘后进入锅炉系统换热降温将热烟气降至约130℃左右,锅炉烟气出口10-2经循环引风机12再排入主烟道翻板阀1-1后的地下烟道,经烟囱1-2排空。

[0045] 2.还原炉高温脱硝工艺:

[0046] 还原剂为红焦炭:冶金焦、大块焦(粒径大于25mm)、小块焦(粒径10-25mm)、粉焦(粒径小于10mm)。

[0047] 大烟道1中的240-290℃高温烟气经引风机送入还原炉4底部进风口,还原炉4有两种形式:流化床和移动床;

[0048] 所述的流化床是将大量固体颗粒悬浮于运动的流体之中,从而使颗粒具有流体的某些表观特征,这种流固接触状态称为固体流态化,让粉焦呈沸腾状态。流化床还原炉还原剂采用焦化厂自产的粉焦;粉焦从还原剂加热炉4-2顶部投料,加热至

[0049] 粉焦通过还原剂加热炉4-2加热至1000-1200℃进入流化床与上升烟气沸腾接触进行传质传热,在脱硝的同时烟气温度升到750-900℃。

[0050] 还原剂加热炉4-2下来的650-1200℃炽热粉焦在流化床氮氧化物还原炉4-1下部与进入流化床下部的烟气相遇而沸腾流化,进行传质传热,烟气被加热,烟气中的 NO_x 与烟气中CO和高温焦炭反应, NO_x 被还原为 N_2 ,高温烟气携带着粉尘和焦粉通过还原剂加热炉4-2顶部,还原剂加热炉4-2顶部设计有挡板将流化床带出的焦粒阻挡回收下来进入还原剂加热炉4-2,通过通入空气再加热至650-1200℃返回流化床循环使用;烟气进入一次除尘器6,除尘后的高温烟气进入锅炉经锅炉汽化器产生饱和蒸汽,饱和蒸汽经二级过热后成高品质中温中压或高温高压蒸汽供下工序。烟气温度降至180-200℃进入二次除尘器11除尘后进入气水换热器与锅炉进水换热,烟气温度降到130℃以上由引风机出口送入大烟道1翻板阀后经烟囱排入大气。

[0051] 所述的移动床为在反应器顶部连续加入颗粒状或块状固体反应物或催化剂,随着反应的进行,固体物料逐渐下移,最后自底部连续卸出的反应器。移动床还原炉还原剂采用焦化厂自产的小块焦;焦炭通过移动床上部炉加热至1000-1200℃进入移动床中部与上升烟气接触进行传质传热。

[0052] 所述的干法熄焦炉是移动床的特殊形式,还原剂采用焦化厂自产的待熄冶金焦;待熄焦炭通过干法熄焦炉上部加料入口进入干法熄焦炉预存段,预存段红焦温度950-1050℃,通过排焦机控制焦炭下行移动速度,130-180℃的烟气由干法熄炉底部进风口进入与下行的冶金焦接触进行传质传热,烟气被加热,待熄焦炭在斜道口与环形烟道的对氮氧化物进行还原(反应温度刚好是800-900℃),烟气中的 NO_x 与烟气中CO和高温焦炭反应, NO_x 被还原为 N_2 ,在脱硝的同时烟气温度升到750-900℃。

[0053] 本发明通过调节气料比(冷却一吨1050℃焦至200℃所需气体量)和锅炉产汽量来调节烟气温度,将烟气温度控制在出干法熄焦炉750-900℃,完成还原反应,后续锅炉等工序没有改变,设备无需增减,对于干熄焦炉的操作无影响,对焦炭质量无影响,同时降低了干熄焦的粉焦产率。

[0054] 年产以110万吨的焦化厂,粉焦的产量约2.1万吨,利用本发明的流化床工艺,每年消耗的粉焦的量约为2.1万吨,刚好利用完该下脚料,同时还能每小时产生75吨高温高压水蒸气(450℃、3.82兆帕)进行供电系统发电,即年产高温高压水蒸气60万吨,市场价格为150元/吨,年产9000万元,粉焦的市场价格约为1000元/吨,2.1万吨约2100万元,创造了6900万元的价值。

[0055] 以上脱硝反应在还原气氛中进行,主要反应如下

[0056] $\text{NO} + \text{C} = 1/2\text{N}_2 + \text{CO}$

[0057] $\text{NO} + \text{CO} = 1/2\text{N}_2 + \text{CO}_2$

[0058] 3. 热能利用工艺:

[0059] 所述热能利用工艺装备是锅炉系统,锅炉可为中温中压蒸汽或高温高压蒸汽锅炉,是本工艺热能回收装置。工艺配备有:一次除尘器6、锅炉系统8(8-1-锅炉(压力为1.0-2.0兆帕的中压锅炉、或压力大于等于2.0兆帕高压锅炉),8-2-锅炉汽化器,8-3-二级过热器)、供水系统8、补水系统15和消音器9。

[0060] 750-900℃高温烟气进入锅炉8-1与补水系统15来的脱氧水换热,在锅炉汽化器8-3生产饱和蒸汽,通过二级过热器8-2产中温中压蒸汽或高温高压蒸汽,中温中压蒸汽或高温高压蒸汽进入电力发电系统。

[0061] 换热后烟气温度控制在180-200℃与气水换热器的供水换热,然后进入脱硫系统,此时气温度降低至130℃以下,接着烟气与气气换热器中的高温烟气换热,将脱硫后烟气升温至 $\geq 130^\circ\text{C}$ 通过气气换热器2出口送入大烟道1,通过烟囱1-2排入大气。两个大烟道上设有切换阀门。可根据实际排烟温度情况选择排入的大烟道。当锅炉出现故障停机时,可以关闭锅炉前后电动阀门,打开如图3中的旁通阀将烟气排入相应烟道通过烟囱排入大气,确保焦化工艺正常生产。

[0062] 所述的二次除尘器11为多管陶瓷除尘器。余热锅炉7、锅炉汽化器9、二级过热器10、省煤器或换热器12根据烟气量和烟气温度选用。

[0063] 以上高温炭还原脱硝工艺后续都可选配各种脱硫工艺。

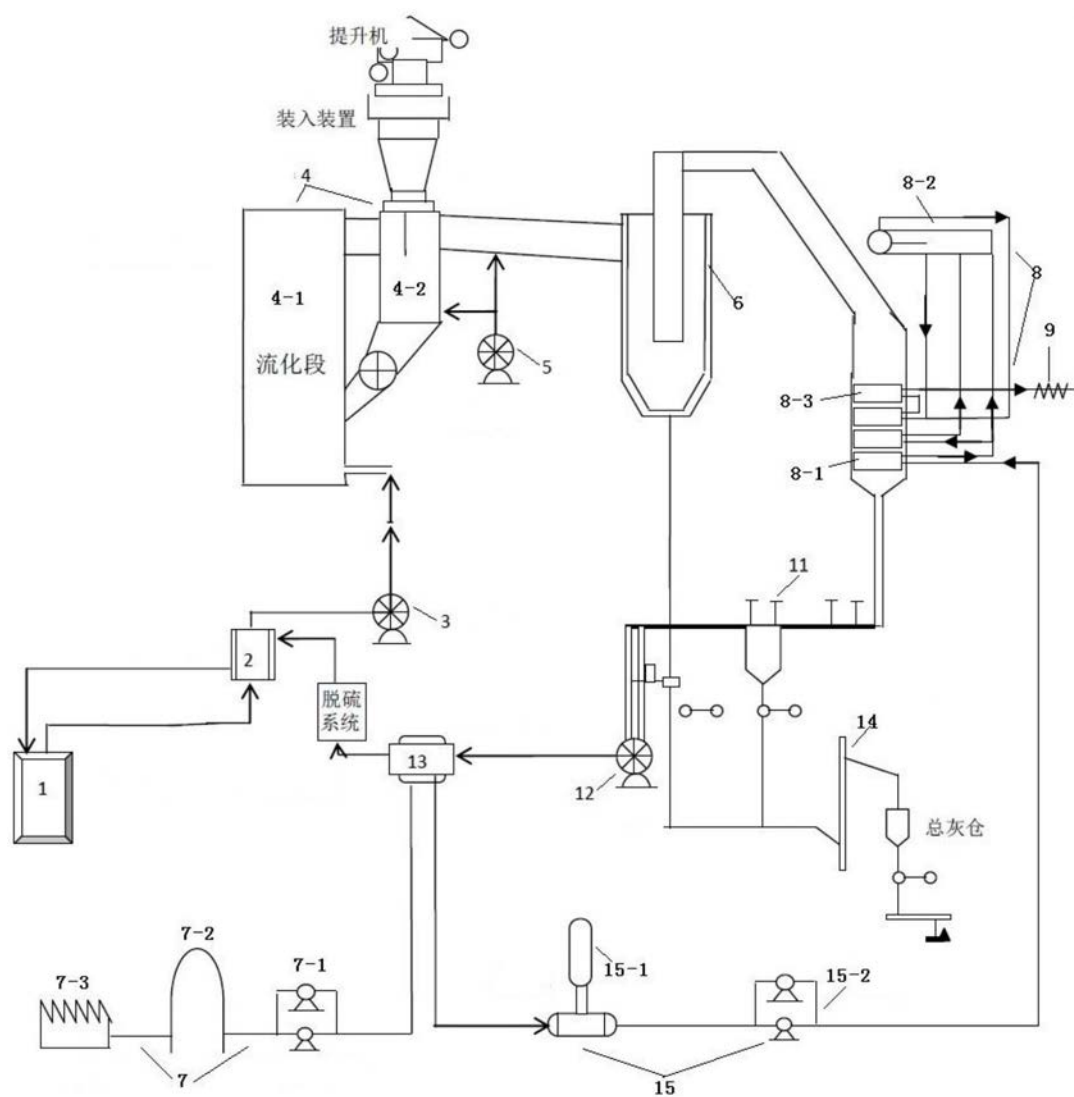


图1

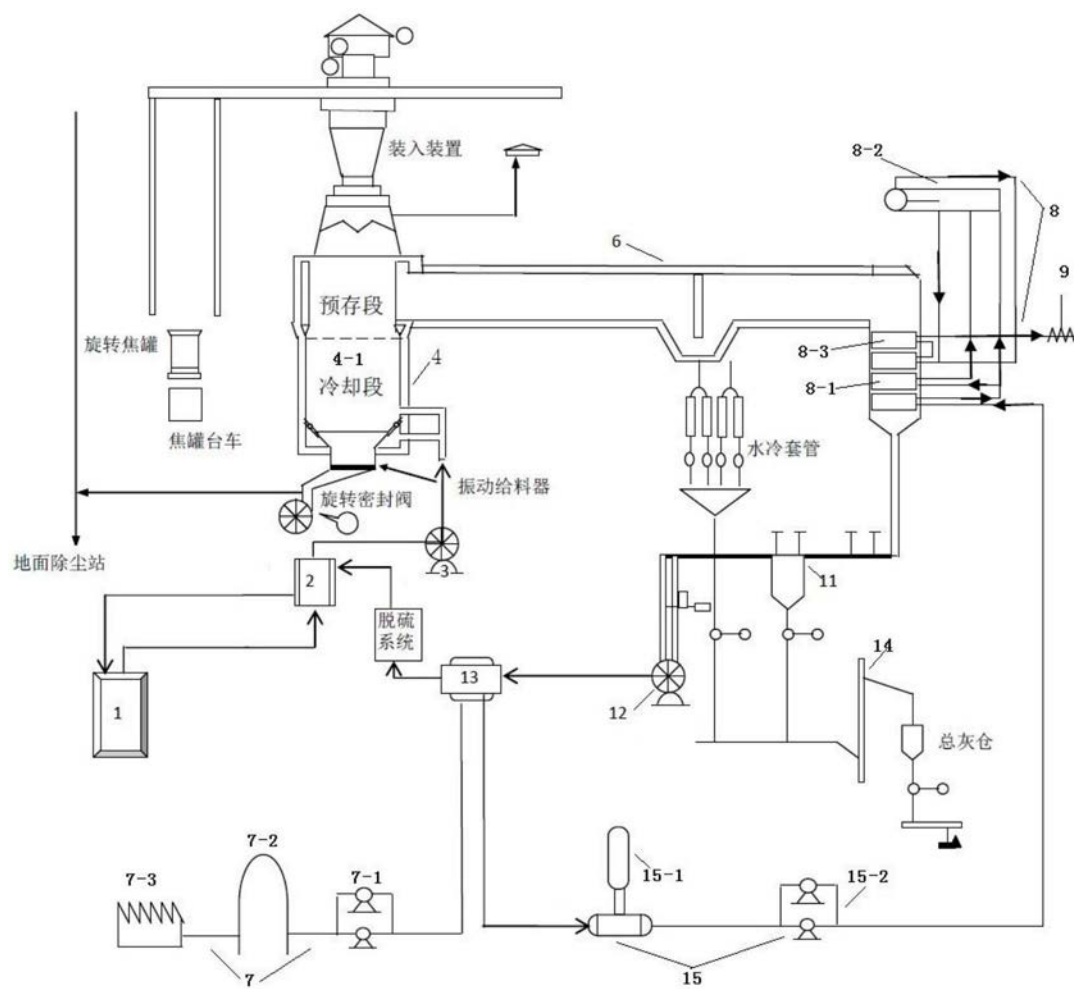


图2

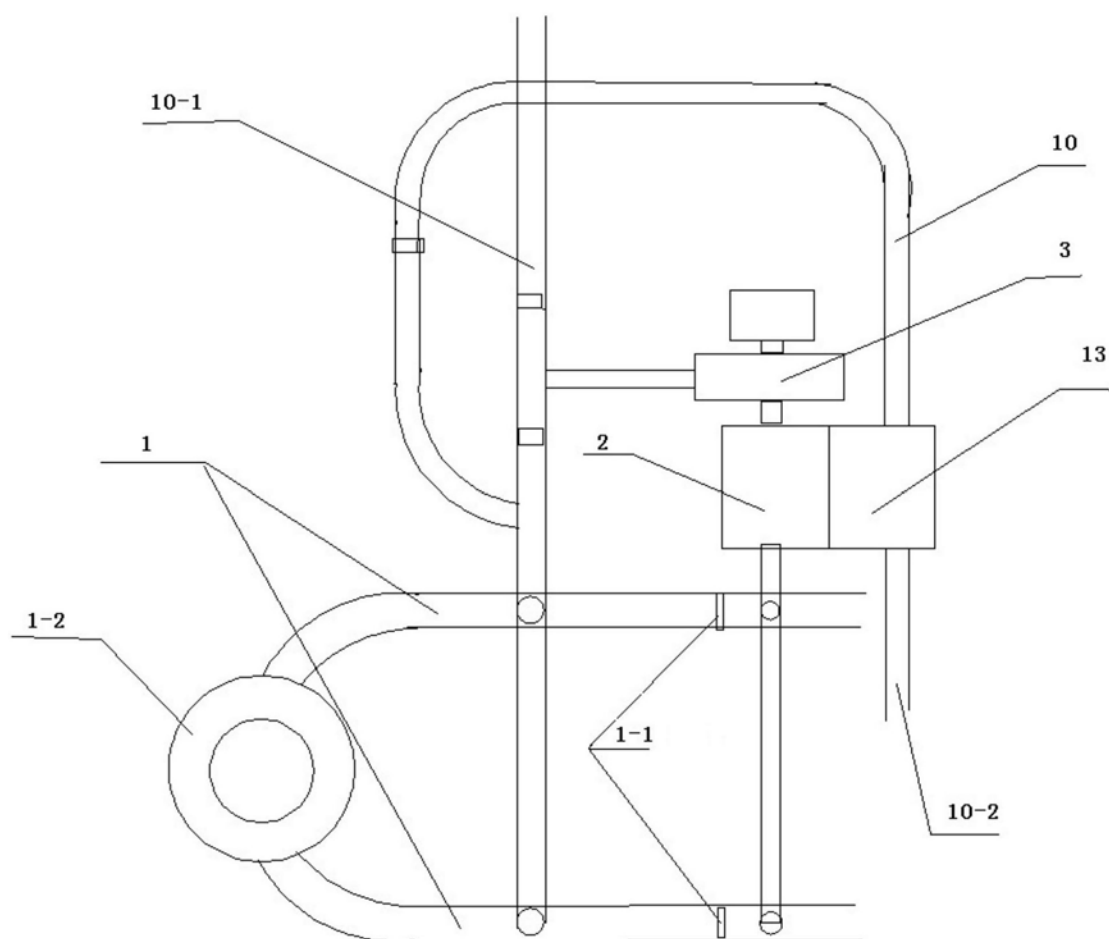


图3