



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 110330988 A

(43)申请公布日 2019.10.15

(21)申请号 201910677890.2

B01D 3/00(2006.01)

(22)申请日 2019.07.25

(71)申请人 内蒙古万众炜业科技环保股份公司

地址 021000 内蒙古自治区鄂尔多斯市东胜区乌审东街南、兴胜路东山水文园10号楼-3层-301

(72)发明人 王进平 刘卫星 刘明锐

(74)专利代理机构 北京久维律师事务所 11582

代理人 邢江峰

(51)Int.Cl.

C10B 39/02(2006.01)

C10B 47/30(2006.01)

C10B 53/00(2006.01)

C10B 57/00(2006.01)

C10L 5/02(2006.01)

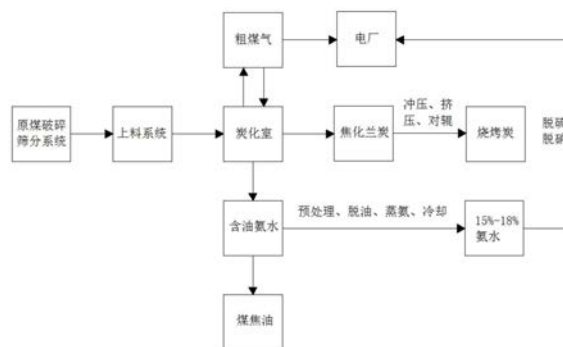
权利要求书2页 说明书6页 附图2页

(54)发明名称

一种全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺

(57)摘要

本发明提供一种全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺。所述全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺包括：S1、原煤破碎筛分系统：将原煤经过粉碎筛分处理系统，将原煤制成煤炭颗粒，煤炭颗粒分为大粒径煤炭和小粒径煤炭。本发明提供的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺，利于减少炭化系统的负担，提高焦炭品质，从而避免了炭化阶段因水蒸气存在而导致的不利影响，实现了热量高效利用，同时降低了企业生产成本，提高热量利用率；而且通过文氏塔快速的进行粉尘处理，通过调整炭化炉中烟气比例来控制热裂解温度、速率，保证生产出的焦化兰炭符合型煤制备要求，而且分离出的氨水则进入电厂的脱硫脱硝系统，得到循环利用。



1. 一种全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺,其特征在於,包括:

S1、原煤破碎筛分系统:将原煤经过粉碎筛分处理系统,将原煤制成煤炭颗粒,煤炭颗粒分为大粒径煤炭和小粒径煤炭;

S2、将S1中粉碎筛分的煤炭颗粒通过上料系统送入焦化炉干燥室,通过焦化炉干燥室对煤炭颗粒进行焦化处理,上料系统分为大粒径煤炭上料系统和小粒径煤炭上料系统;

S3、将S2中经过干燥和预热的煤炭颗粒,紧接着通过干燥段和炭化室之间的连通管输送进入炭化室,大粒径煤炭输送至炭化室中的立式回转炉,小粒径煤炭输送至卧式回转炉,然后进行裂解,生成热裂解气、焦化兰炭、含油氨水;

S4、将S3中所生成的热裂解气、焦化兰炭、焦油、含油氨水通过气液固分离装置分离,再将得到的焦化兰炭经干法熄焦工艺冷却得到焦化兰炭产品,后进行冲压、挤压、对辊处理,形成烧烤炭,再输送至自备型煤厂,并且再将得到的裂解气通过文氏塔进行粉尘处理,一部分循环至焦化炉,进入燃烧室燃烧,得到的煤焦油产品净化冷却后输送至焦油罐;

S5、再将S3中焦化过程产生的含油氨水经过蒸氨工艺进行处理,分离出的氨水则进入电厂的脱硫脱硝系统进行处理,最后排至到电厂。

2. 根据权利要求1所述的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺,其特征在於,所述S1中粉碎筛分的煤炭颗粒的粒径范围为3-8cm。

3. 根据权利要求1所述的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺,其特征在於,所述S2中的焦化炉干燥室主要包括干燥段燃烧室、集气室及通风道,煤炭颗粒进入焦化炉上段,并且在110℃-150℃下进行预热和干燥,所述干燥时间60-90min。

4. 根据权利要求1所述的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺,其特征在於,所述S3中的炭化室的内部温度为500-850℃,所述热裂解时间60-90min。

5. 根据权利要求1所述的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺,其特征在於,所述S5中的蒸氨工艺包括预处理工序、蒸氨工序和冷却工序;

S51、将含油氨水排至集水灌的内部,再向集水灌的内部添加APAM、CAPM、石灰浆以及碱液;

S52、将S51中的混合物通过过滤器进行过滤,并且将过滤后的液体排至氨水换热器的内部,进行换热处理,再进入到蒸氨塔的内部,除油后的废水和蒸氨塔底水换热后进入负压汽提脱氨塔;

S53、将S52中经脱氨塔汽提出的氨气经气液分离器,冷却器进行处理。

6. 根据权利要求5所述的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺,其特征在於,所述S53中冷却器后得到浓度范围为15%-18%的浓氨水。

7. 根据权利要求1所述的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺,其特征在於,所述S2中煤炭颗粒干燥前的含水量 $\leq 15\%$ 。

8. 根据权利要求5所述的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺,其特征在於,所述S51中的预处理工序指的是焦化过程产生的含油氨水经过APAM、CAPM、石灰浆及碱液对废水中的机械杂质、酸性物质进行处理。

9. 根据权利要求5所述的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺,其特征在於,所述S52和所述S53中的除油工序是指经过预处理的废水通过多介质过滤器去除残留焦油,除油后的废水和蒸氨塔底水换热后进入负压汽提脱氨塔,经脱氨塔汽提出的氨气经气液分离器、冷

却器后得到浓度范围为15%-18%的浓氨水,进入氨回收塔回收利用。

10.根据权利要求1所述的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺,其特征在于,所述S5中的焦化过程产生的含油氨水经过蒸氨脱酚工艺,形成酚类物质,脱酸脱氨后的含酚水,经过焦炭过滤器,通过冷却塔后与来自溶剂循环泵萃取剂在萃取塔中逆流接触,萃取塔中的萃取相进入酚塔蒸馏塔中,塔底的萃取相则循环至蒸氨塔中,进入酚塔蒸馏塔的萃取相经蒸馏过程后,产生的油作为循环溶剂返回酚塔回流罐中,产生的粗酚产品依次经过酚塔换热器、粗酚冷却器后通过粗酚产品泵加压后送出装置。

一种全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺

技术领域

[0001] 本发明涉及煤炭领域,尤其涉及一种全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺。

背景技术

[0002] 煤主要由碳、氢、氧、氮、硫和磷等元素组成,碳、氢、氧三者总和约占有机质的95%以上,是非常重要的能源,也是冶金、化学工业的重要原料,煤中含有较为丰富的矿物质,有机质,用途广泛,如取暖,发电,制备化工原料,如何深加工煤炭,实现煤炭的高利用价值,一直是一个值得探讨的问题。

[0003] 目前比较常见的方法就是将煤炭破碎筛分,使用焦化炉裂解得到焦油,兰炭,裂解产生的煤气用于自备电厂发电或者液化后直接销售,产生的兰炭直接外售,此外裂解过程产生的废水不能得到高效处理,排放不达标,容易造成停产。

[0004] 因此,有必要提供一种全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺解决上述技术问题。

发明内容

[0005] 本发明提供一种全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺,解决了裂解过程产生的废水不能得到高效处理,排放不达标,容易造成停产的问题。

[0006] 为解决上述技术问题,本发明提供的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺包括:

S1、原煤破碎筛分系统:将原煤经过粉碎筛分处理系统,将原煤制成煤炭颗粒,煤炭颗粒分为大粒径煤炭和小粒径煤炭;

S2、将S1中粉碎筛分的煤炭颗粒通过上料系统送入焦化炉干燥室,通过焦化炉干燥室对煤炭颗粒进行焦化处理,上料系统分为大粒径煤炭上料系统和小粒径煤炭上料系统;

S3、将S2中经过干燥和预热的煤炭颗粒,紧接着通过干燥段和炭化室之间的连通管输送进入炭化室,大粒径煤炭输送至炭化室中的立式回转炉,小粒径煤炭输送至卧式回转炉,然后进行裂解,生成热裂解气、焦化兰炭、含油氨水;

S4、将S3中所生成的热裂解气、焦化兰炭、焦油、含油氨水通过气液固分离装置分离,再将得到的焦化兰炭经干法熄焦工艺冷却得到焦化兰炭产品,后进行冲压、挤压、对辊处理,形成烧烤炭,再输送至自备型煤厂,并且再将得到的裂解气通过文氏塔进行粉尘处理,一部分循环至焦化炉,进入燃烧室燃烧,得到的煤焦油产品净化冷却后输送至焦油罐;

S5、再将S3中焦化过程产生的含油氨水经过蒸氨工艺进行处理,分离出的氨水则进入电厂的脱硫脱硝系统进行处理,最后排至到电厂。

[0007] 优选的,所述S1中粉碎筛分的煤炭颗粒的粒径范围为3-8cm。

[0008] 优选的,所述S2中的焦化炉干燥室主要包括干燥段燃烧室、集气室及通道,煤炭颗粒进入焦化炉上段,并且在110℃-150℃下进行预热和干燥,所述干燥时间60-90min。

[0009] 优选的,所述S3中的炭化室的内部温度为500-850℃,所述热裂解时间60-90min。

[0010] 优选的,所述S5中的蒸氨工艺包括预处理工序、蒸氨工序和冷却工序;

S51、将含油氨水排至集水灌的内部,再向集水灌的内部添加APAM、CAPM、石灰浆以及碱

液；

S52、将S51中的混合物通过过滤器进行过滤，并且将过滤后的液体排至氨水换热器的内部，进行换热处理，再进入到蒸氨塔的内部，除油后的废水和蒸氨塔底水换热后进入负压汽提脱氨塔；

S53、将S52中经脱氨塔汽提出的氨气经气液分离器，冷却器进行处理。

[0011] 优选的，所述S53中冷却器后得到浓度范围为15%–18%的浓氨水。

[0012] 优选的，所述S2中煤炭颗粒干燥前的含水量 $\leq 15\%$ 。

[0013] 优选的，所述S51中的预处理工序指的是焦化过程产生的含油氨水经过APAM、CAPM、石灰浆及碱液对废水中的机械杂质、酸性物质进行处理。

[0014] 优选的，所述S52和所述S53中的除油工序是指经过预处理的废水通过多介质过滤器去除残留焦油，除油后的废水和蒸氨塔底水换热后进入负压汽提脱氨塔，经脱氨塔汽提出的氨气经气液分离器、冷却器后得到浓度范围为15%–18%的浓氨水，进入氨回收塔回收利用。

[0015] 优选的，所述S5中的焦化过程产生的含油氨水经过蒸氨脱酚工艺，形成酚类物质，脱酸脱氨后的含酚水，经过焦炭过滤器，通过冷却塔后与来自溶剂循环泵萃取剂在萃取塔中逆流接触，萃取塔中的萃取相进入酚塔蒸馏塔中，塔底的萃取相则循环至蒸氨塔中，进入酚塔蒸馏塔的萃取相经蒸馏过程后，产生的油作为循环溶剂返回酚塔回流罐中，产生的粗酚产品依次经过酚塔换热器、粗酚冷却器后通过粗酚产品泵加压后送出装置。

[0016] 与相关技术相比较，本发明提供的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺具有如下有益效果：

本发明提供一种全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺：

(1) 通过将热解过程中产生的粗煤气进行净化除尘处理后进行燃烧，再将燃烧产生的热烟气用于干燥煤炭颗粒以及炭化煤炭颗粒的热量来源，从而实现了热量的高效利用，在干燥室，通过将燃烧过程中产生的热烟气与煤炭颗粒逆向接触，不仅可以将煤炭颗粒的水分带走，同时为炭化起始阶段营造少氧环境，这有利于减少炭化系统的负担，提高焦炭品质，从而避免了炭化阶段因水蒸气存在而导致的不利影响。

[0017] (2) 现有技术方案通常采用负压、通惰性气体的方式实现少氧环境，虽然实现了限氧环境，但给生产安全上带来一定隐患，同时也给企业带来额外的生产成本，炉体处于负压状态时，对炉体的气密性要求很高，一旦炉体有漏气现象出现，大气中的氧气就会进入炭化室，带来焦炭品质下降甚至引起炭化室燃烧；向炉体通入惰性气体，带来企业生产成本的提高，而本发明将热烟气与煤炭颗粒逆向接触，实现热交换和限氧环境，很好地解决了上述问题，不仅实现了热量高效利用，同时降低了企业生产成本。

[0018] (3) 本发明提供的煤炭热裂解分质利用工艺，通过将热烟气气流方向与煤炭颗粒运输方向相反设定，能够更好实现对煤炭颗粒的干燥和预热，并带走更多的水蒸气，置换干燥室内的空气；通过对已在干燥室中释放了热量的烟气进行热量二次回收，能够实现低品位热量的回收再利用，提高热量利用率；通过调整炭化炉中烟气比例来控制热裂解温度、速率，从而保证生产出的焦化兰炭符合型煤制备要求。

[0019] (4) 本发明提供的煤炭热裂解分质利用工艺，通过对热解过程中产生的粗煤气分开利用，一部分作为焦化炉干燥、炭化煤炭颗粒的热源，剩余则用于自备电厂发电，实现粗

煤气的高效利用;通过对热解过程中产生的焦化兰炭进行冲压、挤压、对辊工艺处理得到型煤,实现了焦化兰炭的高附加值利用;通过对热裂解过程中产生的含油氨水进行蒸氨脱酚工艺,不仅脱除了水中的酸性气、焦油,并对氨、酚类物质进行了回收,分离出的氨水则进入电厂的脱硫脱硝系统,得到循环利用。

附图说明

[0020] 图1为本发明提供的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺的一种较佳实施例的结构示意图;

图2为图1所示的蒸氨工艺的示意图;

图3为图1所示的脱酚工艺的示意图。

具体实施方式

[0021] 下面结合附图和实施方式对本发明作进一步说明。

[0022] 请结合参阅图1、图2和图3,其中,图1为本发明提供的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺的一种较佳实施例的结构示意图;图2为图1所示的蒸氨工艺的示意图;图3为图1所示的脱酚工艺的示意图。全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺包括:

S1、原煤破碎筛分系统:将原煤经过粉碎筛分处理系统,将原煤制成煤炭颗粒,煤炭颗粒分为大粒径煤炭和小粒径煤炭;

S2、将S1中粉碎筛分的煤炭颗粒通过上料系统送入焦化炉干燥室,通过焦化炉干燥室对煤炭颗粒进行焦化处理,上料系统分为大粒径煤炭上料系统和小粒径煤炭上料系统;

S3、将S2中经过干燥和预热的煤炭颗粒,紧接着通过干燥段和炭化室之间的连通管输送进入炭化室,大粒径煤炭输送至炭化室中的立式回转炉,小粒径煤炭输送至卧式回转炉,然后进行裂解,生成热裂解气、焦化兰炭、含油氨水;

S4、将S3中所生成的热裂解气、焦化兰炭、焦油、含油氨水通过气液固分离装置分离,再将得到的焦化兰炭经干法熄焦工艺冷却得到焦化兰炭产品,后进行冲压、挤压、对辊处理,形成烧焦炭,再输送至自备型煤厂,并且再将得到的裂解气通过文氏塔进行粉尘处理,一部分循环至焦化炉,进入燃烧室燃烧,得到的煤焦油产品净化冷却后输送至焦油罐;

S5、再将S3中焦化过程产生的含油氨水经过蒸氨工艺进行处理,分离出的氨水则进入电厂的脱硫脱硝系统进行处理,最后排至到电厂,小粒径的煤,平均粒径小于10mm;大粒径煤,平均粒径30-80m。

[0023] 在热解过程中产生的煤气一部分循环至焦化炉,并与一定比例空气混合燃烧为热解过程提供热量,另外一部分煤气则输送至自备电厂用于发电,热解过程中产生的兰炭输送至型煤厂用于型煤制备,用作煤炭热裂解热源的粗煤气、用作自备电厂发电的粗煤气和用作煤炭颗粒干燥热源的烟气完成热量释放后,还进行热量回收和进一步净化,而后排入大气,煤炭颗粒干燥前含水量 $\leq 15\%$,并且干燥和所述热解是在内热式直立炉中实现的,所述内热式直立炉主要包括炭化室、燃烧室、蓄热室,所述粗煤气一部分与空气以一定比例混合通入所述燃烧器实现热量释放,为炭化过程提供热量来源,燃烧后产生的烟气通入干燥室,实现对煤炭颗粒的干燥;剩余粗煤气输送至自备电厂,用于发电,而且烟气通入干燥室,气流方向与煤炭颗粒运输方向相反,以实现对空气的置换。

[0024] 所述S1中粉碎筛分的煤炭颗粒的粒径范围为3-8cm。

[0025] 所述S2中的焦化炉干燥室主要包括干燥段燃烧室、集气室及通风道，煤炭颗粒进入焦化炉上段，并且在110℃-150℃下进行预热和干燥，所述干燥时间60-90min。

[0026] 所述S3中的炭化室的内部温度为500-850℃，所述热裂解时间60-90min。

[0027] 所述S5中的蒸氨工艺包括预处理工序、蒸氨工序和冷却工序，S51、将含油氨水排至集水灌的内部，再向集水灌的内部添加APAM、CAPM、石灰浆以及碱液；S52、将S51中的混合物通过过滤器进行过滤，并且将过滤后的液体排至氨水换热器的内部，进行换热处理，再进入到蒸氨塔的内部，除油后的废水和蒸氨塔底水换热后进入负压汽提脱氨塔；S53、将S52中经脱氨塔汽提出的氨气经气液分离器，冷却器进行处理。

[0028] 所述S53中冷却器后得到浓度范围为15%-18%的浓氨水。

[0029] 所述S2中煤炭颗粒干燥前的含水量≤15%。

[0030] 所述S51中的预处理工序指的是焦化过程产生的含油氨水经过APAM、CAPM、石灰浆及碱液对废水中的机械杂质、酸性物质进行处理。

[0031] 所述S52和所述S53中的除油工序是指经过预处理的废水通过多介质过滤器去除残留焦油，除油后的废水和蒸氨塔底水换热后进入负压汽提脱氨塔，经脱氨塔汽提出的氨气经气液分离器、冷却器后得到浓度范围为15%-18%的浓氨水，进入氨回收塔回收利用。

[0032] 所述S5中的焦化过程产生的含油氨水经过蒸氨脱酚工艺，形成酚类物质，脱酸脱氨后的含酚水，经过焦炭过滤器，通过冷却塔后与来自溶剂循环泵萃取剂在萃取塔中逆流接触，萃取塔中的萃取相进入酚塔蒸馏塔中，塔底的萃取相（主要是酚类物质和油）则循环至蒸氨塔中，进入酚塔蒸馏塔的萃取相（主要是水）经蒸馏过程后，产生的油作为循环溶剂返回酚塔回流罐中，产生的粗酚产品依次经过酚塔换热器、粗酚冷却器后通过粗酚产品泵加压后送出装置，采用成熟的处理工艺（以厌氧水解、生物接触氧化法、MBR 膜分离为主相结合的处理工艺的方法）来处理经过蒸氨脱酚后的污水，出水水质符合污水排放标准。

[0033] 本发明提供的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺的工作原理如下：

S1：原煤经过粉碎筛分处理系统，制成粒径范围为3-8cm煤炭颗粒。

[0034] S2：煤炭颗粒通过上料系统送入焦化炉干燥室，该干燥室主要包括干燥段燃烧室、集气室及通风道，煤炭颗粒进入焦化炉上段，在150℃下进行预热和干燥。

[0035] S3：经过干燥和预热的煤炭颗粒接着通过干燥段和炭化室之间的连通管输送进入炭化室，在500-850℃下发生裂解，生成热裂解气、焦化兰炭、含油氨水。

[0036] S4：生成的热裂解气、焦化兰炭、焦油、含油氨水通过气液固分离装置分离，得到的焦化兰炭经干法熄焦工艺冷却得到焦化兰炭产品，后输送至自备型煤厂，用于烧烤炭制备，得到的裂解气通过文氏塔进行粉尘处理，一部分循环至焦化炉，进入燃烧室燃烧，产生的热量作为炭化过程热源，产生的高温烟气用于干燥煤炭颗粒，剩余部分裂解气净化出后输送至自备电厂用于发电。得到的煤焦油产品净化冷却后输送至焦油罐，文氏塔将裂解气冷却到40℃左右，再进入横管冷却器充分降温，冷却后的煤气进入电捕焦油器，捕集焦油雾滴后的煤气送煤气鼓风机进行加压，加压后一部分回炉燃烧，剩余的送至发电车间，所述文氏塔前的冷凝液直接进入热循环池，电捕焦油器的冷凝液进热循环池，分离的焦油氨水，经澄清后分离，分离的氨水进入氨水中间槽，然后用循环氨水泵送至裂解车间冷却荒煤气及文氏塔和电捕焦油器间断吹扫喷淋使用，多余的氨水去剩余氨水槽，剩余氨水用泵送至蒸

氨塔,经蒸氨后冷凝气进入脱硫塔,冷凝液回流至蒸氨塔,蒸氨废水去废水综合处理站净化处理,分离的焦油至焦油中间槽经过脱水,当达到一定液位时,用焦油泵将其送至油品库区焦油罐。

[0037] S5:将所产生的高温烟气经通气管输送入焦化炉干燥室,为煤炭颗粒的干燥提供热源。烟气经输气管道同时进入炭化室。在焦化炉干燥室和炭化室之间设置有一个煤炭颗粒的紧密堆积区,该区域能够很好的将干燥室和炭化室的气氛隔开,使得煤炭颗粒在少氧气氛和干燥的状态进入炭化室。

[0038] S6:焦化过程产生的含油氨水经过蒸氨脱酚工艺,不仅脱除了水中的酸性气、焦油,并对氨、酚类物质进行了回收。分离出的氨水则进入电厂的脱硫脱硝系统,得到循环利用。

[0039] S7:焦化过程产生的含油氨水经过预处理工序、除油工序、蒸氨工序、冷却工序后得到浓度范围为15%-18%的氨水用于后续电厂脱硫脱硝。预处理工序指的是焦化过程产生的含油氨水经过APAM、CAPM、石灰浆及碱液对废水中的机械杂质、酸性物质进行处理。除油工序是指经过预处理的废水通过多介质过滤器去除残留焦油,除油后的废水和蒸氨塔底水换热后进入负压汽提脱氨塔,经脱氨塔汽提出的氨气经气液分离器、冷却器后得到浓度范围为15%-18%的浓氨水,进入氨回收塔回收利用。

[0040] S8:针对脱氨脱油处理后的含酚水,本工艺采用溶剂萃取法处理。其原理在于利用难溶于水的萃取剂与含酚废水接触,使废水中的酚类化合物从水相转移至溶剂相中,从而达到酚类物质与水分离的目的。具体来说,脱酸脱氨后的含酚水,经过焦炭过滤器,通过冷却塔后与来自溶剂循环泵萃取剂在萃取塔中逆流接触,萃取塔中的萃取相进入酚塔蒸馏塔中,塔底的萃余相则循环至蒸氨塔中,进入酚塔蒸馏塔的萃取相经蒸馏过程后,产生的油作为循环溶剂返回酚塔回流罐中,产生的粗酚产品依次经过酚塔换热器、粗酚冷却器后通过粗酚产品泵加压后送出装置。

[0041] S9:采用成熟的处理工艺来处理经过蒸氨脱酚后的污水,出水水质符合污水排放标准。

[0042] 与相关技术相比较,本发明提供的全粒径煤炭裂解分质利用生产工艺具有如下有益效果:

(1)通过将热解过程中产生的粗煤气进行净化除尘处理后进行燃烧,再将燃烧产生的热烟气用于干燥煤炭颗粒以及炭化煤炭颗粒的热量来源,从而实现了热量的高效利用,在干燥室,通过将燃烧过程中产生的热烟气与煤炭颗粒逆向接触,不仅可以将煤炭颗粒的水分带走,同时为炭化起始阶段营造少氧环境,这有利于减少炭化系统的负担,提高焦炭品质,从而避免了炭化阶段因水蒸气存在而导致的不利影响。

[0043] (2)现有技术通常采用负压、通惰性气体的方式实现少氧环境,虽然实现了限氧环境,但给生产安全上带来一定隐患,同时也给企业带来额外的生产成本,炉体处于负压状态时,对炉体的气密性要求很高,一旦炉体有漏气现象出现,大气中的氧气就会进入炭化室,带来焦炭品质下降甚至引起炭化室燃烧;向炉体通入惰性气体,带来企业生产成本的提高,而本发明将热烟气与煤炭颗粒逆向接触,实现热交换和限氧环境,很好地解决了上述问题,不仅实现了热量高效利用,同时降低了企业生产成本。

[0044] (3)本发明提供的煤炭热裂解分质利用工艺,通过将热烟气流方向与煤炭颗粒

运输方向相反设定，能够更好实现对煤炭颗粒的干燥和预热，并带走更多的水蒸气，置换干燥室内的空气；通过对已在干燥室中释放了热量的烟气进行热量二次回收，能够实现低品位热量的回收再利用，提高热量利用率；通过调整炭化炉中烟气比例来控制热裂解温度、速率，从而保证生产出的焦化兰炭符合型煤制备要求。

[0045] (4) 本发明提供的煤炭热裂解分质利用工艺，通过对热解过程中产生的粗煤气分开利用，一部分作为焦化炉干燥、炭化煤炭颗粒的热源，剩余则用于自备电厂发电，实现粗煤气的高效利用；通过对热解过程中产生的焦化兰炭进行冲压、挤压、对辊工艺处理得到型煤，实现了焦化兰炭的高附加值利用；通过对热裂解过程中产生的含油氨水进行蒸氨脱酚工艺，不仅脱除了水中的酸性气、焦油，并对氨、酚类物质进行了回收，分离出的氨水则进入电厂的脱硫脱硝系统，得到循环利用。

[0046] 以上所述仅为本发明的实施例，并非因此限制本发明的专利范围，凡是利用本发明说明书及附图内容所作的等效结构或等效流程变换，或直接或间接运用在其它相关的技术领域，均同理包括在本发明的专利保护范围内。

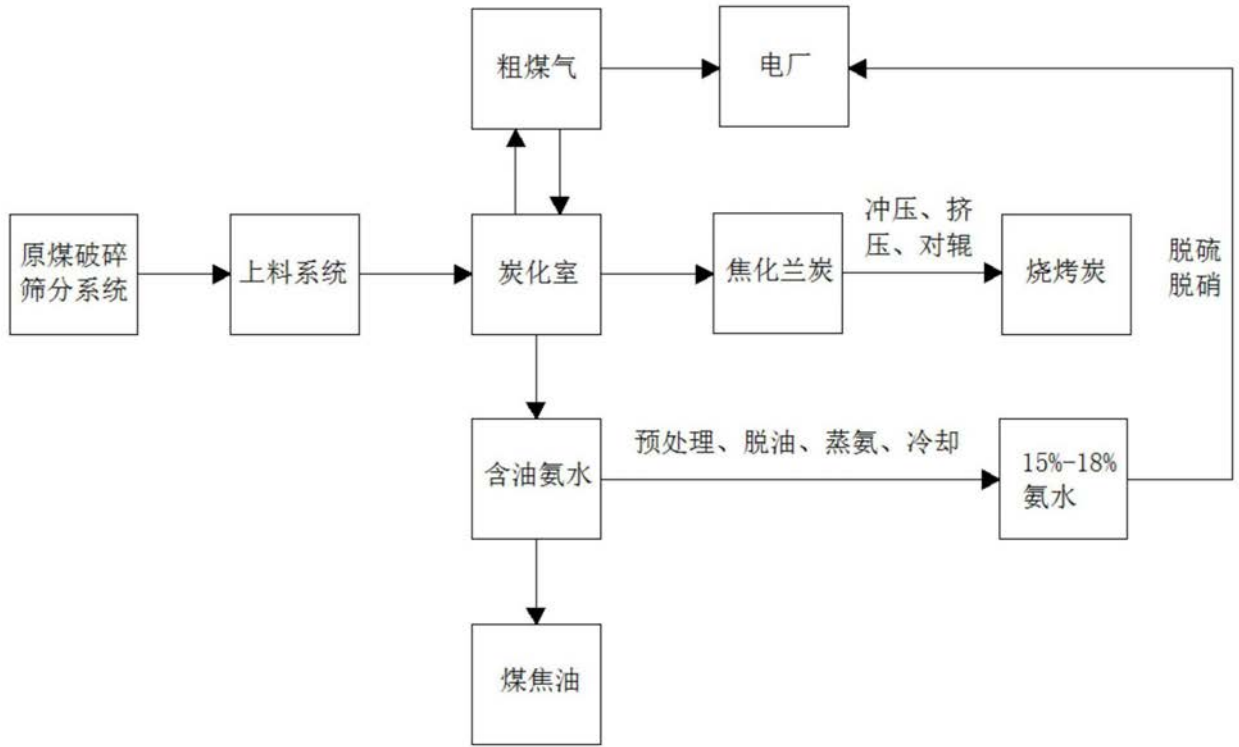


图1

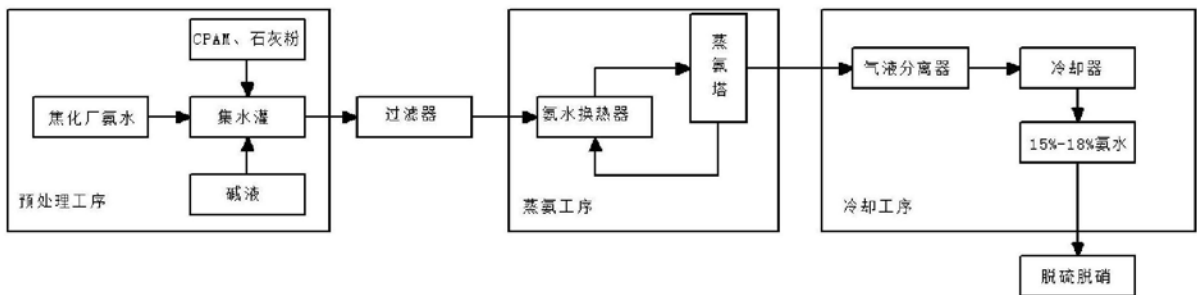


图2

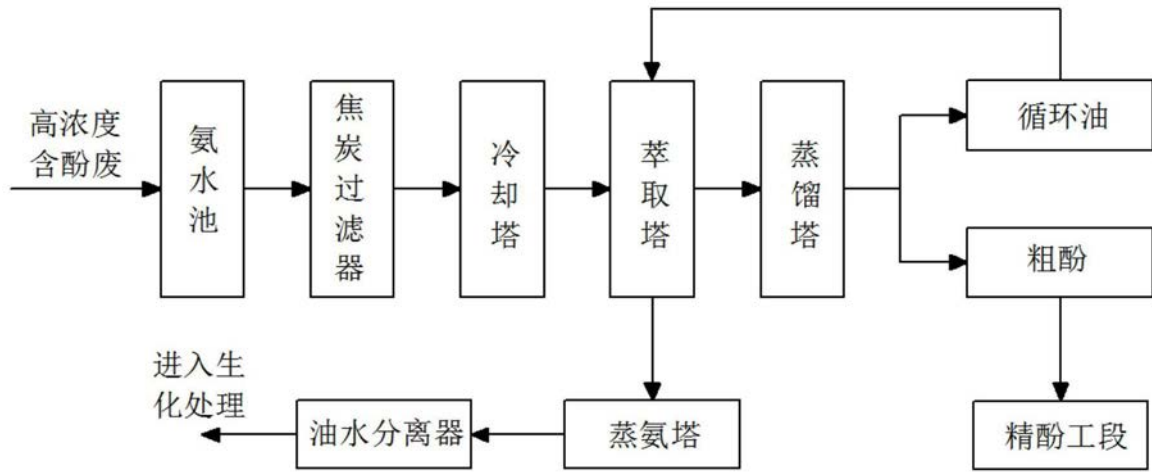


图3