

1. 一种污泥处理设备,与水泥制造设备相邻设置,其特征在于,具备使污泥气化产生热分解气体的流化床式气化炉、将在所述气化炉产生的热分解气体向所述水泥制造设备的水泥原料预热器或煅烧炉输送的气体输送通道、以及向所述气化炉的流动层提供固体助燃材料,利用其燃烧将流动层温度维持于 600℃ 以上的助燃材料供给装置。
2. 根据权利要求 1 所述的污泥处理设备,其特征在于,所述助燃材料供给装置调整固体助燃材料的供给量,以使流动层温度维持于 600℃ 以上、800℃ 未满足的范围内。
3. 根据权利要求 2 所述的污泥处理设备,其特征在于,还具备检测所述流动层的温度状态的检测装置,所述助燃材料供给装置根据所述检测装置检测出的流动层的温度状态调整固体助燃材料的供给量。
4. 根据权利要求 1 所述的污泥处理设备,其特征在于,还具备利用所述水泥制造设备的废热使向所述气化炉提供的流动化空气升温的升温装置。
5. 根据权利要求 1 所述的污泥处理设备,其特征在于,所述助燃材料供给装置向所述气化炉中的流动层上方的空塔部提供煤粉作为固体助燃材料。
6. 根据权利要求 1 所述的污泥处理设备,其特征在于,所述气化炉的流动层的层高方向上的压差在 6kPa 以下。
7. 根据权利要求 6 所述的污泥处理设备,其特征在于,所述气化炉的空塔部压力在大气压以上。
8. 根据权利要求 1 所述的污泥处理设备,其特征在于,在所述气化炉设置将污泥分散投放于流动层上表面的污泥投入装置。
9. 一种污泥处理方法,其特征在于,包括将使所述污泥气化产生热分解气体的流化床式气化炉设置于水泥制造设备附近,向所述气化炉的流动层提供固体助燃材料,利用其燃烧将流动层温度维持于 600℃ 以上,同时将在所述气化炉产生的热分解气体向所述水泥制造设备的水泥原料预热器或煅烧炉输送。
10. 根据权利要求 9 所述的污泥处理方法,其特征在于,调整固体助燃材料的供给量,以使所述流动层温度维持于 600℃ 以上、800℃ 未满足的范围内。
11. 根据权利要求 10 所述的污泥处理方法,其特征在于,检测所述流动层的温度状态,根据该温度状态调整固体助燃材料的供给量。
12. 根据权利要求 9 所述的污泥处理方法,其特征在于,利用所述水泥制造设备的废热使向所述气化炉提供的流动化空气升温。
13. 根据权利要求 9 所述的污泥处理方法,其特征在于,向所述气化炉中的流动层上方的空塔部提供煤粉作为所述固体助燃材料。
14. 根据权利要求 9 所述的污泥处理方法,其特征在于,使所述气化炉的流动层的层高

方向上的压差在 6kPa 以下。

15. 根据权利要求 14 所述的污泥处理方法,其特征在于,使所述气化炉的空塔部压力在大气压以上。

16. 根据权利要求 9 所述的污泥处理方法,其特征在于,将污泥分散投放于所述气化炉的流动层上表面。

污泥处理设备

技术领域

[0001] 本发明涉及利用水泥制造设备处理污泥的技术。

背景技术

[0002] 近年来,在中国生活垃圾和污水污泥的处理量增大,要求卫生地进行处理,特别是污水污泥的处理越来越成问题。通常是将污水污泥脱水然后掩埋,但是掩埋会让人担心污染地下水、发生恶臭等情况,因此焚烧处理是人们希望的办法。向来就有用已有的垃圾焚烧炉混烧少量脱水污泥的情况,但是焚烧场的建设费用大,焚烧需要大量能量,实际上污水污泥的焚烧处理未取得进展。

[0003] 而着眼于水泥制造设备的废热,试图想要利用上述废热以低成本实现污水污泥的焚烧处理。作为一个例子,专利文献1记载了这样的技术方案,即不使脱水污泥干燥就将其投入水泥窑或煅烧炉进行焚烧的技术方案。又,专利文献2记载了利用水泥窑的废热将脱水污泥干燥后将其混合于水泥窑燃烧室或煅烧炉燃烧室的燃料中使其燃烧的技术方案。

[0004] 此外,专利文献3记载了在流动层燃烧炉中将废车胎等热量大的废弃物与脱水污泥混合使其燃烧的技术方案。又记载了从熟料冷却器(クリンカクーラ)向该燃烧炉的稀相部(フリーボード部)导入高温空气,利用废弃物的燃烧热升温后将其提供给煅烧炉的技术方案。

[0005] 专利文献1:日本特许第3246509号公报;

专利文献2:日本特开2006-35189号公报;

专利文献3:日本特开2005-22195号公报。

[0006] 但是,在像上述专利文献1那样将高含水率的脱水污泥投入旋窑或煅烧炉的情况下,水分蒸发潜热有可能导致局部温度下降,能够处理的污泥量相当有限。又,即使是像专利文献2那样在干燥后与燃料混烧,如果考虑燃烧室的燃烧状态,能够混烧的污泥量还是不太多。

[0007] 另一方面,如果像专利文献3那样混烧废车胎等,以帮助脱水污泥的焚烧,则必须经常准备好与脱水污泥的处理量相当的大量废车胎等,在设备的运用上可以说是不现实的。还有,专利文献3的燃烧炉中,从熟料冷却器对该稀相部提供高温空气,但是不是提供给流动层,因此不得不说辅助脱水污泥焚烧的效果小。

[0008] 而本申请的发明人提出了靠近水泥制造设备设置流化床式气化炉,将生活垃圾等废弃物与脱水污泥混合处理,将热分解气体提供给水泥煅烧炉等的污泥处理系统(中国专利申请201010514609.2)。在这个系统中,通过与来自熟料冷却器的高温排气之间的热交换,使流动化空气升温,然后提供给气化炉的流动层。

[0009] 但是,上述技术方案中的系统,如果考虑到生活垃圾的发热量波动大,则处理大量污泥的情况下,助燃材料是必要的。作为助燃材料,从发热量与成本的平衡考虑,最好是采用煤粉(煤),但是煤粉那样的固体助燃材料存在燃烧效率的问题。也就是说,首先,在生活垃圾中通常含有铝、锌等熔点较低的金属,一旦所述金属熔融,在流动层内结块(称为“集块

“),会附着于流动化空气的分散器,因此为稳定地维持流动层的状态,不能不将其温度控制于比铝等的熔点低的温度(例如 600°C 以下)。

[0010] 但是,如果流动层的温度低,则在该层内滞留期间煤粉难以彻底烧透,其燃烧效率低。因此为了将流动层温度维持于合适的范围内,必须另外提供煤粉,容易增加运行成本。

[0011] 又,上述技术方案的气化炉,着眼于生活垃圾的发热量波动大的情况,为了将流动层温度维持于合适的范围内,对其温度变化进行监视,调整煤粉的供给量,但是如上所述煤粉的燃烧效率低时,即使是调整其供给量,也有流动层的温度不容易变化,或过冲(オーバーシュート)大的控制性问题。

发明内容

[0012] 对于这样的存在问题,本申请的发明人探索像上述提出的技术方案的例子那样用流化床式气化炉对脱水污泥进行处理时,尽可能减少使用的固体助燃材料的方法,结果对节能效果大的流动层的温度范围有新的见解,完成了本发明。

[0013] 本发明以邻近水泥制造设备设置的污泥处理设备为对象,具备使污泥气化产生热分解气体的流化床式气化炉、将在该气化炉产生的热分解气体向所述水泥制造设备的水泥预热器或煅烧炉输送的气体输送通道、以及向所述气化炉的流动层提供固体助燃材料,利用其燃烧将流动层温度维持于 600°C 以上的助燃材料供给装置。

[0014] 这样的结构的污泥处理设备,利用助燃材料供给装置提供适量的固体助燃材料,将气化炉的流动层温度维持于 600°C 以上。投入该流动层的脱水污泥经过气化,产生的热分解气体利用气体输送通道向水泥预热器至煅烧炉输送,在这里卫生地进行处理。脱水污泥不像生活垃圾那样含有铝、铅等低熔点物质,因此即使是将流动层温度维持于 600°C 以上,也不会发生集块等问题。

[0015] 而且,通过将流动层温度维持于 600°C 以上,能够提高固体助燃材料的燃烧效率,减少维持流动层温度用的固体助燃材料的投入量。又,通过调整固体助燃材料的供给量控制流动层温度的控制能力得以提高,这也有利于减少固体助燃材料的投入量。也就是说,能够用气化炉处理大量脱水污泥同时尽可能减少维持流动层温度用的固体助燃材料的投入量,谋求节能。

[0016] 而且通常能够将脱水污泥贮存于容器中,用配管与气化炉连接,利用泵等手段进行压送,不必在气化炉附近设置巨大的生活垃圾坑,邻近水泥制造设备设置时配置自由度高。这对于利用已有的水泥制造设备的污泥处理设备是很重要的。

[0017] 所述助燃材料供给装置也可以调整固体助燃材料的供给量,以使流动层温度维持于 600°C 以上、800°C 未了的范围内。如果使流动层温度高达 600°C 以上,则虽然固体助燃材料的燃烧效率高,但是相对于温度上升的燃烧效率升高程度逐渐减缓。另一方面,流动层温度越高则从气化炉向外部放热越多,因此即使是流动层温度高达 800°C 以上,节能效果也不太高。从这一点考虑,流动层的更理想的温度范围是 650 ~ 700°C。

[0018] 还有,所谓对气化炉的固体助燃材料「供给量」,是每单位时间的供给量,为了能够对其进行适当的调整,也可以具备检测流动层的温度状态的检测装置,所述助燃材料供给装置根据这种检测装置检测出的流动层温度调整固体助燃材料的供给量。

[0019] 又可以还具备利用所述水泥制造设备的废热使向所述气化炉提供的流动化空气

升温的升温装置。如果这样,就能够利用流动化空气直接向流动层提供热量,还能够减少将该温度维持于合适的范围内用的固体助燃材料的供给量。

[0020] 又,作为所述助燃材料供给装置,也考虑将固体助燃材料推入所述气化炉的流动层内部的结构,但是如果考虑成本,也可以采用将煤粉投入到流动层上方的空塔部的结构。在这种情况下,投入的煤粉的粒径如果过小,就会随热分解气流从气化炉排出,因此煤粉的粒径例如也可以采用 0.1mm 以上。

[0021] 又,煤粉的燃烧效率如果高,则流动层的高度不太高也能够借助于其内部的煤粉的燃烧确保所需要的发热量。通常流动层的层高与其压差成正比,因此也可以设定流动层的高度,使得流动层的层高方向上的压差例如在 6kPa 以下。这样减小流动层的高度,降低压力损失,能够减轻提供流动化空气用的送风机的负担,谋求节能。又,所述气化炉的空塔部压力在大气压以上。

[0022] 又,只将脱水污泥与固体助燃材料投入(提供给)气化炉的情况下,各投入装置、供给装置的密封性好,不容易发生热分解气体从气化炉泄漏出的情况,因此气化炉的空塔部的压力也可以是正压。如果这样,则能够提高从气化炉向水泥煅烧炉等的气体输送通道中热分解气体的流速,抑制尘埃的堆积。又,从气化炉到煅烧炉等的距离长的情况也容易使用本发明,因此在水泥制造设备附近设置时配置自由度高。

[0023] 而且也可以在所述气化炉上设置从上方将脱水污泥分散投放到流动层上表面的污泥投入装置。如果这样做,即使是将大量含水率高的脱水污泥投放到流动层的情况下,也能够抑制该投放位置附近的局部性流动层温度下降。

[0024] 如上所述,如果采用本发明的污泥处理设备,则通过在靠近水泥制造设备设置的流化床式的气化炉中将流动层温度维持于 600℃ 以上,能够处理大量脱水污泥,同时固体助燃材料的投入量少,能够谋求节能。

[0025] 脱水污泥,不同于生活垃圾,其中不含熔点低的物质,因此即使是使流动层温度在 600℃ 以上,也不会发生集块等问题。又不需要设置垃圾坑,配置自由度高,因此利于在已有的水泥制造设备附近设置。

附图说明

[0026] 图 1 是本发明第 1 实施形态的污泥处理设备以及水泥制造设备的系统图;

图 2 是表示该污泥处理设备的气化炉及其控制系统的结构的说明图;

图 3 是表示气化炉的炉床面积与流动层温度的标准偏差之间的关系的实验结果曲线图;

图 4 是表示流动层温度与煤粉的燃烧时间之间的关系的实验结果曲线图;

图 5 是表示气化炉的运行方法的一个例子的流程图;

图 6 是表示气化炉运行时的煤粉供给量变化与因此引起的流动层温度变化之间的关系的时序图;

图 7 是冷却器排气流入煅烧炉的第 2 实施形态的与图 1 相当的图;

图 8 是具有旋转煅烧室与混合室的煅烧炉的变形例的与图 1 相当的图;

图 9 是在周壁的中途具有环状的缩径部,且其近旁引入再燃烧用的空气的变形例的与图 1 相当的图;

图 10 是没有煅烧炉的变形例的与图 1 相当的图。

[0027] 符号说明：

- 100 污泥处理设备；
- 1 气化炉；
- 1a 流动层；
- 1b 空塔部；
- 6 气体输送管线(气体输送通道)；
- 7 煤粉供给装置(助燃材料供给装置)；
- 80 污泥投入部(污泥投入装置)；
- 91 流动层温度传感器(检测装置)；
- 200 水泥制造设备；
- 10 悬挂式预热器(预热器)；
- 20, 70, 75 煅烧炉；
- 41 气体空气加热器(升温装置)。

具体实施方式

[0028] 下面参照附图对本发明的优选实施形态进行说明。图 1 是第 1 实施形态的污泥处理设备 100 及其相邻设置的水泥制造设备 200 的总体系统图。图 1 的左侧所示的污泥处理设备 100, 在气化炉 1 中使脱水污泥热分解, 使产生的气体(热分解气体)在水泥的烧成工序中混烧。该热分解气体的量与图示的水泥制造设备 200 的排出气体量相比是少量的, 因此污泥处理设备 100 可以在已有的水泥设备几乎不加修改的情况下与其相邻设置。

[0029] 一污泥处理设备一

污泥处理设备 100 具备贮存脱水污泥用的污泥容器 2、从该污泥容器 2 下部吸入污泥后排出的污泥泵 3、以及从该污泥泵 3 的排出口向气化炉 1 延伸的污泥输送管线 4。脱水污泥是在附图外的污水处理场从污水污泥中分离出的固态成分, 利用陆路运输等方式输送, 贮存于污泥容器 2。可以改变污泥泵 3 的工作速度, 借助于此, 能够调整每单位时间向气化炉 1 投放脱水污泥的投入量。每单位时间投放脱水污泥的投入量也可以根据每一天的预定处理量决定。

[0030] 在本实施形态中气化炉 1 是流化床式气化炉, 下面参照图 2 进行叙述, 气化炉 1 的炉内下部形成流动层 1a, 作为一个例子, 来自电动送风机 5 的空气通过空气供给管线 5a 提供。该流动化空气利用水泥制造设备 200 的废热升温后, 提供至流动层 1a。也就是说, 可以以流动化空气为介质直接向流动层 1a 提供热量。

[0031] 另一方面, 在气化炉 1 的炉内上部, 投入通过污泥输送管线 4 压送来的脱水污泥, 投放到下方的流动层 1a。该脱水污泥的大部分被流动砂(流动介质)所分散, 同时在短时间内失去水分, 发生热分解。脱水污泥的一部燃烧, 帮助维持流动层 1a 的温度。脱水污泥热分解产生的气体上升到空塔部 1b, 由连接于气化炉 1 上部的气体输送管线 6 (气体输送通道) 输送到水泥制造设备 200。

[0032] 作为一个例子, 热分解气体利用下述水泥煅烧炉 20 的负压输送。热分解气体中含有未燃烧成分(炭和尘埃等), 与热分解气体一起被引入煅烧炉 20。本实施形态中, 也可以使

气化炉 1 内为正压,如果这样做,则能够提高气体输送管线 6 中的气体流速,能够抑制炭和尘埃的堆积。还可以在气体输送管线 6 中设置开闭式闸板(ダンパ)(未图示),可在污泥处理设备 100 停止运行时关闭。

[0033] 又,在本实施形态中,在气化炉 1 的空塔部 1b 也设置提供作为固体助燃材料的煤粉的供给装置 7 (助燃材料供给装置)。利用煤粉的燃烧,即使大量投入脱水污泥也能够将流动层 1a 的温度维持于合适的范围内。投放到流动层 1a 的脱水污泥如上所述热分解,另一方面,不燃物沉入流动砂中,与该砂一起从气化炉 1 下端排出。排出的流动砂与不燃物由附图外的分级装置分离,流动砂再度循环到气化炉 1,另一方面,利用分选装置从不燃物中将金属分选出,余留下的不燃物作为水泥原料加以利用。

[0034] 一水泥制造设备一

水泥制造设备 200 在图 1 的例子中具备一般的 NSP 窑。水泥原料经过作为预热器的悬挂式预热器 10 预热后,在煅烧炉 20 中被加热到 900℃左右(煅烧),在作为烧成炉的旋窑 30 中以 1500℃左右的高温进行烧成。通过旋窑 30 的烧成物在空气淬火冷却器 40 (AQC) 急冷,形成颗粒状的水泥熟料,被输送到附图外的精加工工序。

[0035] 上述悬挂式预热器 10 具备在上下方向并排设置的多级旋风分离器 11。旋风分离器 11 分别利用旋转气流一边输送水泥原料一边使其与从下级吹入的高温排气进行热交换。该排气如下所述,来自旋窑 30 的高温排气(以下称为窑排气)通过煅烧炉 20 内吹上来,提供给最下级的旋风分离器 11。窑排气如图中虚线所示通过旋风分离器 11 逐级上升直到最上级的旋风分离器 11,从该处流向排气管线 50。

[0036] 如图所示,在排气管线 50 上,设置引导窑排气将其向烟囱 51 送出用的大容量的诱导通风机 52,在该诱导通风机 52 跟前、即排气流的上游侧,介入设置气体冷却器 53 (例如蒸发器(ボイラ))以及集尘器 54。诱导通风机 52 具有通过悬挂式预热器 10 以及煅烧炉 20 从旋窑 30 引入大量排气,同时在煅烧炉 20 内形成负压,以此从气化炉 1 引入热分解气体的功能。

[0037] 另一方面,悬挂式预热器 10 的各旋风分离器 11 中,如上所述,水泥原料在与高温的窑排气进行热交换后,如图中实线所示向下方落下,向下一级旋风分离器 11 移动。这样从最上级旋风分离器 11 逐级依序通过多个旋风分离器 11 的期间,水泥原料得到充分预热,从最下级的上一级旋风分离器 11 提供至煅烧炉 20。

[0038] 煅烧炉 20 设置于旋窑 30 的窑尾部,在上下方向上延伸设置,在其下端与旋窑 30 之间连接有下部管道 21,另一方面,在煅烧炉 20 的上端与悬挂式预热器 10 的最下级旋风分离器 11 之间连接有上部管道 22。如上所述,由诱导通风机 52 诱导的窑排气从下部管道 21 流入煅烧炉 20 下端,形成喷流向上方吹送。

[0039] 又,虽然未图示,但在煅烧炉 20 下部,分别设置作为助燃材料的煤粉的供给口、来自上述气化炉 1 的热分解气体的气体导入口、以及燃烧用空气的导入口。燃烧用空气采用来自空气淬火冷却器 40 的高温的冷却器排气,该冷却器排气与热分解气体一样利用煅烧炉 20 内的负压吸引。吸引到煅烧炉 20 内的热分解气体以及燃烧用空气一边与高温的窑排气混合一边用充分的时间燃烧。

[0040] 然后,投入至该煅烧炉 20 内的水泥原料,在如上所述被窑排气的喷流吹上来的期间,被加热到 900℃左右,石灰成分的 80 ~ 90% 发生脱羧反应(脱碳酸反应)。其后,从煅烧

炉 20 的最上部通过上部管道 22, 输送到悬挂式预热器 10 的最下级旋风分离器 11, 在这里, 窑排气与水泥原料分离, 向上一级旋风分离器 11 流动, 另一方面, 水泥原料从旋风分离器 11 下端落下, 到达旋窑 30 的入口。

[0041] 旋窑 30 由例如横向长度达 70 ~ 100m 的圆筒状回转窑构成, 将该回转窑配置为从入口向出口稍微向下倾斜。回转窑绕其轴芯缓慢旋转, 以此将水泥原料向出口侧输送。在该出口侧配设燃烧装置 31, 将煤粉、天然气、重油等燃烧产生的高温燃烧气体向入口侧喷出。被燃烧气体包围的水泥原料发生化学反应(水泥烧成反应), 其一部分被烧成为半熔融状态。

[0042] 这种水泥烧成物在空气淬火冷却器 40 受到冷风急冷, 成为颗粒状的水泥熟料。然后, 虽然省略了图示及说明, 将水泥熟料贮存于熟料筒仓后, 加入石膏等, 进行成分调整, 然后利用研磨机将其粉碎为微粉(精加工工序)。另一方面, 从烧成物中夺去热量升温到 800°C 左右的冷却器排气, 如上所述作为燃烧用空气提供给煅烧炉 20。也就是说, 回收废热使煅烧炉 20 的燃烧用空气升温, 以此谋求提高热效率。

[0043] 又, 该冷却器排气的一部分被引入作为热交换器的气体空气加热器(ガスエアヒータ)41 (GAH), 使从送风机 5 送来的流动化空气升温。通过以高温的冷却器排气进行热交换, 能够将流动化空气升温到 300°C 左右, 通过调整流过旁通流路的空气的流量, 能够将其调整到大概 100°C ~ 300°C 左右的范围。旁通流过气体空气加热器 41 的空气的流量如下所述根据旁通阀 42 的开度调整。还有, 与流动化空气进行热交换后温度降低的冷却器排气流过蒸发器 43 和集尘器 44 后, 从烟囱排出。

[0044] 本实施形态的水泥制造设备 200 中, 为了防止在通过悬挂式预热器 10 和煅烧炉 20 循环期间气体中的含氯成分和含碱成分浓缩而设置旁通管线 60。也就是说, 像本实施形态这样在水泥制造设备中混烧脱水污泥的热分解气体时, 在原来包含于脱水污泥中的含氯成分和含碱成分的影响下, 水泥熟料中的含氯成分和含碱成分的浓度有变高的倾向, 也有可能发生附着的麻烦。

[0045] 因此, 在图示的水泥制造设备 200 中, 利用连接于煅烧炉 20 下部(或下部管道 21)的旁通管线 60 抽出气体的一部分用冷却器 60 进行冷却后输送到旋风分离器 62 (分级器)将尘埃分级。利用风扇 63 向冷却器 61 送冷风, 将抽出的气体急冷到氯化物等的熔点以下, 以此将抽出的气体中的含氯成分或含碱成分作为固体(尘埃)分离。

[0046] 然后, 在旋风分离器 62 中, 抽出的气体中的尘埃被分级为粗粉和微粉, 几乎不含氯和碱成分的粗粉从旋风分离器 62 下端落下, 利用一部分省略未表示出的返回管线 60a 返回煅烧炉 20。另一方面, 含氯成分和含碱成分浓度高的微粉跟着被旋风分离器 62 吸出的抽取气体向旁通管线 60 的下游侧管线 60b 排出, 被收集于集尘器 54 中。

[0047] 还有, 在图 1 中, 表示出将旁通管线 60 的下游侧管线 60b 连接于排气管线 50 的中途, 共用将窑排气向烟囱 51 送出用的诱导通风机 52、气体冷却器 53、以及集尘器 54 的情况, 但是在实际设备中, 在旁通管线 60 上也设置专用的诱导通风机、气体冷却器、以及集尘器。又可以省略旁通管线 60、冷却器 61、旋风分离器 62 等。

[0048] 一气化炉及其控制系统一

下面参照图 2 对气化炉 1 及其控制系统进行说明。作为一个例子, 在本实施形态中, 在气化炉 1 的下部充填流动砂, 使空气供给管线 5a 提供的流动化空气从散气管 1c 吹出实

现流动化。流动砂以浮游状态回旋运动,通过该流动砂的间隙,空气向上方流动。在本实施形态中,如下所述,流动层温度高,煤粉的燃烧效率高,因此将流动层 1a 的层高设置的比较低,减轻提供流动化空气用的送风机 5 的负担。

[0049] 在上述气化炉 1 的空塔部 1b 的上部,设置将通过污泥输送管线 4 压送过来的脱水污泥向下方的流动层 1a 分散投入的投入部 80 (污泥投入装置),未详细图示的投入部 80 具备与污泥输送管线 4 连接的环状或格子状的分叉管 81、以及在该分叉管 81 上保持规定间隔设置的多个投入口 82,脱水污泥从各投入口 82 向下方落下。

[0050] 也就是说,在本实施形态中,将脱水污泥分散投入于流动层 1a 的上表面,以避免由于将含水率高的脱水污泥投入气化炉 1,因而在该投入位置附近流动层 1a 的温度过低的情况发生。将脱水污泥投入流动层 1a 时可能产生的局部温度降低很大程度上受向一个地方投入的脱水污泥量以及其在流动层 1a 上扩散的速度的影响。因此,实际上将脱水污泥投入气化炉的流动层,在多个地方对流动层的温度进行测量,根据这些测量结果的标准偏差确认脱水污泥投入造成的影响以及范围。

[0051] 图 3 是表示流动层温度的平均值为一定的条件下炉床面积与流动层温度的标准偏差之间的关系的曲线图。从该图 3 可知,即使是流动层温度的平均值相同,随着炉床面积增大,流动层温度的标准偏差变大。也就是说,可以知道向一个地方投入的脱水污泥影响流动层温度的范围。具体地说,将脱水污泥投向一个地方的情况下,炉床面积必须是 5m^2 以下,可以说 3m^2 以下是理想的。

[0052] 换句话说,在炉床面积超过 $3 \sim 5\text{m}^2$ 的气化炉中,以至少每 5m^2 作为一个分散投入脱水污泥的地方为宜,可以说每 3m^2 作为一个地方更理想。考虑这一点,在本实施形态中,如上所述,在气化炉 1 的上部保持间隔设置多个投入口 82,在流动层 1a 的上表面每 $3 \sim 5\text{m}^2$ 作为一个地方将脱水污泥分散投入。

[0053] 但是,在脱水污泥中,虽然由于含有污水中的有机物质,因此有足够大的潜在发热量,但是含水率达到 80% 左右的相当高的程度,低位发热量低。因此如果想要大量处理脱水污泥,就有维持流动层 1a 的温度的问题。由于这个问题,在本实施形态的气化炉 1 中,设置向流动层 1a 提供煤粉的供给装置 7。作为一个例子,在气化炉 1 的周壁设置煤粉吹入口 1d,利用压缩空气等输送的煤粉被向斜下方吹入空塔部 1b 内。所提供的煤粉向着吹入方向圆锥状扩散,分散于流动层 1a 的上表面。

[0054] 这样向气化炉 1 内吹入从上方向流动层 1a 提供的煤粉的平均粒径例如也可以采用 0.1mm 以上。煤粉的粒径如果是 0.1mm,经过计算,其最终速度约 0.9m/s,使通过空塔部 1b 上升的热分解气体或空气的流速(气体基准的空塔流速)下降,因此,其大部分分散开来,对流动层 1a 内的燃烧不容易作出贡献。

[0055] 另一方面,如果煤粉的粒径比 3mm 大,则在提供给流动层 1a 后,立即经过层内沉降落下,在这种情况下,也是不容易对流动层 1a 内的燃烧作出贡献。粒径 3.0mm 的煤粉的最小流动化速度经过计算约为 1.8m/s,与流动层 1a 的气体基准的空塔流速相等,因此如果使煤粉的平均粒径为 3mm 以下,则就不用多担心其通过流动层 1a 落下。还有,助燃材料不限于煤粉,如上所述,最好是能够确保在流动层 1a 中滞留的时间,为了能够对层内的燃烧有贡献,最好将固体助燃材料粉碎到比较细的程度。

[0056] 为了使这样提供给流动层 1a 的煤粉充分燃烧,对层温度的维持作出有效贡献,希

望煤粉滞留于流动层 1a 内的期间能够使其充分燃烧,为此,或使燃烧所需要的时间缩短,或延长在流动层 1a 内滞留的时间即可。但是,为了确保煤粉在层内滞留的时间,将流动层 1a 高度加大时,流动化空气的压力损失变大,送风机 5 的负担加大。

[0057] 本发明的发明人将平均粒径 1mm 的煤粉与实际机器一样提供给流动层 1a,调查其温度(流动层 1a 的温度),即煤粉的燃烧温度与煤粉燃烧完所需要的层内滞留时间的关系。结果示于图 4 的曲线图,在例如流动层 1a 的温度为 530℃时(图中的 A 点)和 700℃时(图中的 B 点),燃烧完的时间大约有 100 倍的巨大差异。还有,实验时流动层 1a 内的氧浓度约 3%。

[0058] 图 4 的曲线的纵轴为对数标度,而流动层 1a 的温度从 500℃左右升高时,随着该温度的上升,煤粉燃烧完所需要的时间大幅度缩短。从其结果可知,流动层 1a 中的煤粉的燃烧效率急剧提高。即使是将层温度维持于高温的情况下,所需要的煤粉的量也少,节能效果好。

[0059] 但是,像以往那样将脱水污泥与生活垃圾等一起混烧的情况下,该生活垃圾中包含的铝、锌等熔点较低的金属发生熔化、集块等问题,因此流动层的温度不能够太高。在本实施形态中,只将脱水污泥投入气化炉 1,其中几乎不含铝那样的低熔点物质,因此流动层 1a 的温度至少维持在 600℃以上,如果可能,最好是维持在 650℃以上。

[0060] 又,如上述图 4 所示,煤粉的燃烧温度、即流动层 1a 的温度越高,则其燃烧完所需要时间越短,但是随着燃烧温度上升而缩短时间的程度慢慢减缓。另一方面,流动层 1a 的温度越高,则从气化炉 1 向外部散热也越多,因此使流动层 1a 的温度高到某一程度以上后,即使温度再高,节能效果也不太高。从而,在本实施形态中,将流动层 1a 的温度维持于至少 600 ~ 800℃范围内,更理想的是维持于 650 ~ 700℃范围内。

[0061] 这样将流动层 1a 的温度维持于高温,能够缩短煤粉燃烧完的时间,因此能够相应降低流动层 1a 的高度。通常流动层的层高与流动层的压差(空塔部与散气部的压差)成正比,因此在本实施形态中,作为一个例子,将层高设定得使流动层 1a 的高度方向上的压差为 6kPa 以下。这样使流动层 1a 的压力损失减小,能够减轻用于提供流动化空气的送风机 5 的负担,能够谋求节能。

[0062] 而且由于煤粉的供给装置 7、脱水污泥投入部 80、以及污泥输送管线 4 的密封性能很好,所以也可以提高空塔部 1b 的压力。也就是说,即使是例如气体输送管线 6 的长度和面积等的原因而造成气体输送管线 6 的压力损失增大,气化炉 1 内变成正压,也不会发生热分解气体泄漏的情况。

[0063] 而且由于脱水污泥中不大含有不燃物,因此从气化炉 1 的下端排出的残渣中所含的金属片等不燃物非常少。因此在本实施形态中,也可以将排出的流动砂和不燃物利用空气输送到附图外的分级装置中。也可以在例如气化炉 1 的下部配设 L 形阀等,每经过规定时间使压缩空气喷出以输送流动砂等。如果这样做,能够将用于使流动砂循环的输送机构部分简化,降低设备成本。也可以使流动砂循环量比以往大大减小,这样也能够降低设备成本。

[0064] 为了如上所述将流动层 1a 的温度维持于合适的范围,在本实施形态的气化炉 1 中,如图 2 所示,在流动层 1a 配设温度传感器 91(例如热电偶),根据其传送来的信号,利用控制器 90 对煤粉的供给装置 7 的动作进行控制。也就是说,如下所述,根据流动层 1a 的温

度的测量值增减煤粉的供给量,以此将流动层 1a 的温度维持于上述合适的范围。

[0065] 控制器 90 可以控制污泥泵 3 的动作,调整每单位时间向气化炉 1 投入脱水污泥的投入量。又,在本实施形态中,从送风机 5 经过气体空气加热器 41 到达气化炉 1 的空气供给管线 5a 的中途,设置开度可以调整的闸板 55,控制器 90 通过控制该闸板 55 的开度和送风机 5 的转速,可以调整流动化空气的流量。同时控制器 90 通过控制气体空气加热器 41 的旁通管线上配设的旁通阀 42 的开度,可以调整流动化空气的温度。

[0066] 一 气化炉的运行一

下面对控制器 90 控制气化炉 1 的具体运行进行说明。如图 2 所示,控制器 90 至少输入来自测量流动层 1a 的温度的温度传感器 91 的信号和操作人员从操作盘 92 送来的信号,根据信号控制污泥泵 3 的动作,调整每单位时间的脱水污泥投入量(作为一个例子,该投入量基于运行计划基本不变)。

[0067] 又,控制系统 90 按照使脱水污泥中加入煤粉后的混合物的低位发热量在规定值(例如 1000kcal/kg)以上的要求,计算煤粉每单位时间的基本供给量,基于该供给量使供给装置 7 工作。然后,使来自温度传感器 91 的信号反馈,根据流动层 1a 的温度状态,使煤粉供给量增减。

[0068] 还有,控制器 90 对气体空气加热器 41 的旁通阀 42 的开度进行控制,调整流动化空气的温度,控制送风机 5 的转速和空气供给管线 5a 的闸板 55 的开度,调整流动化空气的流量。但是在气化炉 1 的运行中,流动化空气的温度和流量基本不变。其温度尽可能调整到较高温度,流量调整为使流动层 1a 具有理想的流动化状态。

[0069] 下面参照图 5 的流程图对气化炉 1 的具体运行步骤进行说明。例如在本实施形态的污泥处理设备 100 中,首先根据工厂的运行计划计算与脱水污泥的预定投入量对应的煤粉的基本供给量(步骤 S1)。如上所述,脱水污泥贮存于污泥容器 2,其组成、特性比较一致,因此脱水污泥的低位发热量通过预先进行的成分分析和燃烧试验等求出存储于控制器 90 的存储器中即可。

[0070] 然后根据该脱水污泥的低位发热量,计算能够使提供煤粉情况下的总体的低位发热量达到规定值(例如 1000kcal/kg)以上的,与每单位时间脱水污泥的投入量对应的煤粉每单位时间的供给量。也就是求不仅包括所处理的脱水污泥,而且加上所提供的煤粉,作为整体达到足够的低位发热量,能够将气化炉 1 的流动层温度维持于合适的温度范围的,对应于每单位时间的脱水污泥投入量的,煤粉的基本上每单位时间的供给量。

[0071] 然后,根据求出的煤粉的基本供给量,控制器 90 使供给装置 7 工作,最初不投入脱水污泥只向流动层 1a 提供煤粉(步骤 S2:运行开始)。在此之前,控制器 90 使送风机 5 工作,向流动层 1a 提供流动化空气,但是在该流动化空气的温度下,煤粉不着火,因此利用以石油类辅助燃料工作的燃烧器等使流动层 1a 的温度升高到煤粉的着火温度(500 ~ 600°C)。

[0072] 如上所述,利用所提供的煤粉及其燃烧,使图 6 的时刻 $t_0 \sim t_1$ 所示的流动层 1a 的温度上升,然后,如果温度传感器 91 得到的温度测量值达到高于控制目标值的规定值以上(步骤 S3 判定为是),控制器 90 就使污泥泵 3 工作,开始向流动层 1a 投放脱水污泥(步骤 S4)。如图 6 的时刻 $t_1 \sim t_2$ 所示,如果使脱水污泥投入量增大,稍后流动层 1a 的温度就慢慢下降。

[0073] 然后,脱水污泥每单位时间的投入量达到预定值(时刻 t_2),稍后流动层 1a 的温度

就稳定下来(时刻 t_3), 迄今为止的时间大致都可以预测, 因此只要预先设定并记录于控制器 90 的存储器中即可。如果经过该时间(步骤 S5 判定为是), 控制器 90 开始进行反馈控制使流动层 1a 的温度达到目标值。还有, 流动层 1a 的温度的合适范围如上所述为 $650 \sim 700^\circ\text{C}$, 只要不低于 600°C 即可, 但是考虑到脱水污泥投放位置上会发生局部温度下降的情况, 上述目标值也可以设定在例如 670°C 左右。

[0074] 控制器 90 将温度传感器 91 得到的温度测量值(也可以用例如移动平均)与上述目标值进行比较(步骤 S6), 如果温度测量值比目标值高(判定为是), 就根据该温度偏差减少煤粉的供给量(步骤 S7)。另一方面, 如果温度测量值低于目标值(步骤 S6 判定为否), 就增加煤粉的供给量(步骤 S8)。还有, 温度测量值处在包含目标值的规定范围内时, 也可以维持煤粉的供给量。

[0075] 在本实施形态中, 将流动层 1a 的温度控制在比通常高的合适的范围内, 因此煤粉的燃烧效率高, 通过增减其供给量使层温度迅速变化, 几乎都能够维持在目标值附近(图 6 的时刻 t_3 以后)。还有, 也可以不仅调整煤粉的供给量, 还对污泥投入量进行若干调整, 但是如上所述, 煤粉供给量变化有更好的温度调整效果, 因此可以使污泥投入量为一定值可靠地处理预定处理量的污泥。

[0076] 如上所述, 一边进行对气化炉 1 的运行控制, 控制器 90 一边从污泥泵 3 的工作状态求每单位时间的污泥投入量, 将其累计逐步计算出脱水污泥的处理量。然后, 对脱水污泥处理量是否达到预定处理量进行判断(步骤 S9), 若达到预定处理量(是), 就结束运行(结束)。还有, 气化炉 1 运行结束后, 计算煤粉的消耗量, 若该消耗量不同于预定消耗量, 如上所述, 也可以改变从脱水污泥的低位发热量计算出的煤粉的基本供给量。煤粉的消耗量只要从供给装置 7 的工作状态求每单位时间的供给量, 将其累计即可。

[0077] 特别是在煤粉的消耗量高于预定量的情况下, 也可以使流动化空气的温度稍微偏高或使其流量稍有增加。流动化空气的流量一旦增加, 在流动层 1a 燃烧的脱水污泥的比例增加, 有提高流动层 1a 的温度的效果。但是以保持流动层 1a 的流动化状态良好为优先。

[0078] 如上所述, 本实施形态的污泥处理设备 100 中, 在靠近已有的水泥制造设备 200 设置的流化床式气化炉 1 中, 能够处理大量的脱水污泥。脱水污泥热分解所产生的气体被送到水泥煅烧炉 20 卫生地进行处理。为了在气化炉 1 中处理大量脱水污泥, 向其提供煤粉, 将流动层 1a 的温度维持于 600°C 以上, 这样能够提高该煤粉的燃烧效率, 减少其投入量。

[0079] 又, 预先调查所投入的脱水污泥的发热量, 决定与该投入量对应的煤粉的基本供给量, 同时还在气化炉 1 的运行过程中测量流动层 1a 的温度, 根据该温度测量值调整煤粉的供给量, 因此能够有很好的降低煤粉消耗量的效果。

[0080] 利用水泥制造设备 200 的废热提高向流动层 1a 提供的流动化空气的温度这一技术也对层温度的维持有贡献, 有减少煤粉消耗量的效果。但是是流动化空气升温所使用的热量与气化炉 1 产生的热分解气体一起返回水泥制造设备 200, 因此效率非常高。

[0081] 也就是说, 如果采用本实施形态的气化炉 1, 能够尽量抑制处理大量脱水污泥所需要的煤粉消耗, 谋求节能化。如果流动层 1a 的温度高, 煤粉的燃烧效率高, 由于利用其供应量的调整对流动层温度进行控制非常有效, 因此不容易发生过冲等情况, 这对节能也很有贡献。

[0082] 又, 由于煤粉的燃烧效率高, 将流动层 1a 的高度设定得低, 也可以减小其压力损

失,通过减轻提供流动化空气用的送风机 5 的负担,也能够谋求节能。

[0083] 而且,由于在脱水污泥中不像生活垃圾那样含有铝、锌等低熔点物质,因此即使是如上所述将流动层温度维持于 600℃ 以上也不会发生集块等问题。又,脱水污泥中含有的不燃物比生活垃圾中不燃物含量要少得多,因此可以简化气化炉 1 中使流动砂循环的设备,有利于降低成本。

[0084] 而且在本实施形态中,由于不需要投入气化炉 1 的生活垃圾等的坑,配置自由度高,适合与已有的水泥制造设备组合。

[0085] 一第 2 实施形态一

下面参照图 7 对本发明第 2 实施形态的污泥处理设备和水泥制造设备进行说明。该图相当于上述第 1 实施形态的图 1。还有,在本实施形态中,水泥制造设备 200 的悬挂式预热器 10 和煅烧炉 20 的结构不同于第 1 实施形态,但是对于煅烧炉 20 来说,除了没有空气导入口以外,与第 1 实施形态是相同的,因此标以相同的符号 20。此外,相同的结构的构件也标以相同的符号并省略其说明。又,在该图中,为了方便,图示中省略旁通管线 60,但是具备与第 1 实施形态相同的旁通管线 60、冷却器 61、以及旋风分离器 62 等。

[0086] 而且在该第 2 实施形态的水泥制造设备 200 中,悬挂式预热器 10 被分为两个系统,每一系统具备例如五级的旋风分离器 11。图左侧的系统中,从下级吹入窑排气,除了不设置煅烧炉 20 外,与第 1 实施形态相同。另一方面,图右侧的系统中设置煅烧炉 20,但是这里流入的不是窑排气,而是来自空气淬火冷却器 40 的高温的冷却器排气。

[0087] 冷却器排气与第 1 实施形态中的窑排气一样,流向煅烧炉 20 的下端,形成喷流后吹向上方(图中用点划线表示)。该冷却器排气与引入煅烧炉 20 内的热分解气体混合,一边使其燃烧一边将水泥原料向上吹,从上部管道 22 到达最下级的旋风分离器 11。然后通过旋风分离器 11 逐级上升,从最上级的旋风分离器 11 流向排气管线 50。

[0088] 对煅烧炉 20 的下部,与第 1 实施形态一样,由旋风分离器 11 提供水泥原料,又,设置从气化炉 1 引入热分解气体的气体导入口(详细图示省略),但是没有设置使其燃烧用的空气的导入口。如上所述,因为通过煅烧炉 20 内向上吹的冷却器排气不同于窑排气,含有大量氧气。

[0089] 除了这点外,煅烧炉 20 的结构与第 1 实施形态相同,引入煅烧炉 20 内的热分解气体与向上吹的冷却器排气混合充分燃烧。由于该燃烧,冷却器排气的温度上升到 900℃ 以上,促进这样被吹上来的水泥原料的煅烧(脱羧反应)。

[0090] 然后,在这第 2 实施形态中,也利用来自空气淬火冷却器 40 的废热使向污泥处理设备 100 的气化炉 1 提供的流动化空气升温,对处理大量脱水污泥的情况下的流动层 1a 的温度的维持作出贡献。也就是说,即使像本第 2 实施形态这样,在使冷却器排气流入煅烧炉 20 的水泥制造设备 200 附近设置污泥处理设备 100 的情况下,也能够取得与上述第 1 实施形态相同的效果。

[0091] 一变形例一

图 8 和图 9 分别表示水泥制造设备 200 的煅烧炉的结构不同于第 1 实施形态的变形例。又,在图 10 中,表示出没有煅烧炉的情况。这些变形例中的任何一个除了关于煅烧炉的结构外,与上述第 1 实施形态相同,因此对相同结构标以相同符号并省略其说明。

[0092] 首先,图 8 所示的变形例的煅烧炉 70,具有与第 1 实施形态的煅烧炉一样配设于旋

窑 30 的窑尾部的混合室 71, 和与其下部连通的旋转煅烧室 72, 在该旋转煅烧室 72 配设燃烧装置 73, 喷出由煤粉、天然气、重油等燃烧加热的高温燃烧气体。如图所示, 向旋转煅烧室 72 导入来自空气淬火冷却器 40 的高温的冷却器排气(空气)作为旋转气流, 同时从最下级的上一级旋风分离器 11 对其提供预热的水泥原料。

[0093] 该水泥原料一边受到来自燃烧装置 73 的燃烧气体的煅烧, 一边向混合室 71 移动, 在这里, 被来自下方的窑排气的喷流向上吹。也就是说, 在混合室 71 中, 含有水泥原料的燃料气体流与窑排气流合流, 两者一边混合一边上升。在随着该上升气流向上吹的期间, 水泥原料得到充分煅烧, 然后从混合室 71 的最上部的出口通过管道被输送到最下级的旋风分离器 11。还有, 将来自气化炉 1 的热分解气体导入旋窑 30 的入口到混合室 71 的出口之间、或旋转煅烧室 72 与混合室 71 之间即可。

[0094] 另一方面, 图 9 所示的变形例的煅烧炉 75, 与第 1 实施形态的煅烧炉在结构上几乎完全相同, 在旋窑 30 的窑尾部向上下方向延伸着设置, 而在其上下方向大致中央部位形成环状的缩颈部 75a, 在该缩颈部 75a 也形成能够向煅烧炉 75 内引入空气的结构。

[0095] 也就是说, 与上述第 1 实施形态一样, 能够向煅烧炉 75 下部引入来自空气淬火冷却器 40 的高温的冷却器排气作为旋转气流, 但是借助于从该冷却器排气的供给通路分叉出的分叉路, 将冷却器排气的一部分引向上述缩颈部 75a, 从形成于该处的导入口被引向煅烧炉 75 内。这样导入的冷却器排气的一部分作为再燃烧用的空气提供给通过煅烧炉 75 内向上吹的窑排气的喷流。在该变形例中也是, 只要将来自气化炉 1 的热分解气体引入旋窑 30 的入口到煅烧炉 75 的出口之间即可。

[0096] 而且在图 10 所示的变形例中不设煅烧炉, 旋窑 30 的入口上连接的下部管道 21 与悬挂式预热器 10 的最下级的旋风分离器 11 上连接的上部管道 22 之间利用竖立管 29 连接。对该竖立管 29 分别提供水泥原料和来自气化炉 1 的热分解气体, 利用窑排气的喷流将其向上吹, 热分解气体与窑排气中的氧发生反应, 在竖立管 29 和悬挂式预热器 10 中燃烧。

[0097] 一其他实施形态一

还有, 上述第 1、第 2 实施形态及其变形例的说明只不过是例示, 并非意图对本发明、其适用物、或其用途进行限制。例如上述各实施形态中, 处理脱水污泥的气化炉 1 的流动层 1a 的温度维持于 $600 \sim 800^{\circ}\text{C}$ 范围, 但是流动层 1a 的温度也可以是 800°C 以上。

[0098] 又, 在上述各实施形态中, 气化炉 1 的流动层 1a 的温度利用温度传感器 91 进行测量, 根据该温度测量值增减煤粉的供应量, 但是也可以根据空塔部 1b 的温度等推定流动层 1a 的温度。脱水污泥的热量波动比较小, 因此也可以提供对于气化炉 1 的运行中的脱水污泥的投入量合适的通常是一定量的煤粉。

[0099] 又, 在上述各实施形态等中, 从设置于气化炉 1 的空塔部 1b 的上部的投入部 80 向下方的流动层 1a 分散投入脱水污泥, 同时从气化炉 1 的周壁的吹入口 1d 向空塔部 1b 吹入煤粉, 但是这些结构也只是一个例子, 例如也可以将煤粉推入流动层 1a 的下部。而且也不必像上述各实施形态等那样降低流动层 1a 的高度进行设定。

[0100] 而且上述各实施形态等的水泥制造设备 200 中, 向气体空气加热器 41 引入来自空气淬火冷却器 40 的排气, 但是并不限于此, 也可以例如在排气管线 50 上, 在气体冷却器 53 的上游侧介入设置气体空气加热器 41, 只要能够利用水泥制造设备 200 的废热即可。

[0101] 又, 并不一定要利用水泥制造设备 200 的废热使流动化空气升温, 例如也可以利

用废热在投入气化炉 1 之前将脱水污泥干燥。如果将脱水污泥干燥,则其低位发热量会升高,能够抑制煤粉的消耗。而且由于脱水污泥含水率降低,将其投入时流动层 1a 的局部温度下降也能够得到抑制。

[0102] 但是,利用于脱水污泥的干燥的热量与水蒸汽一起排出到系统外,没有返回水泥制造设备 200。从这点考虑,干燥脱水污泥用的热源最好是采用比气体空气加热器 41 等温度低的热源,例如也可以设置于通过气体空气加热器 41 的冷却器排气流通的蒸发器 43 的下游侧。

[0103] 而且,污泥处理设备 100 的气化炉 1 和水泥制造设备 200 的窑(烧成炉)等的结构也不限定于上述各实施形态等。例如水泥的烧成炉不限定于旋窑 30,也可以是流动层窑。

[0104] 工业应用性

如果采用本发明,在与已有的水泥制造设备相邻设置的污泥处理设备的气化炉中,可以使大量脱水污泥热分解,卫生地进行处理,因此有很好的工业应用性。

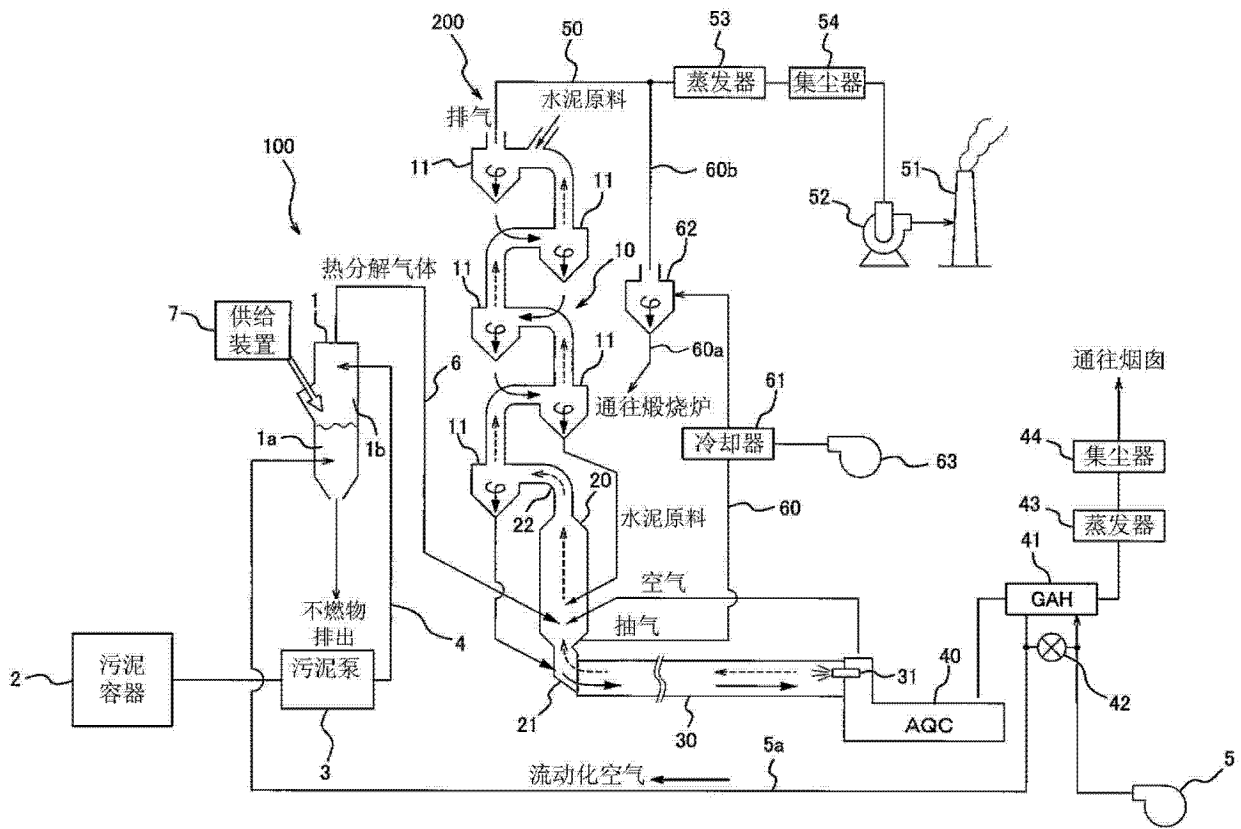


图 1

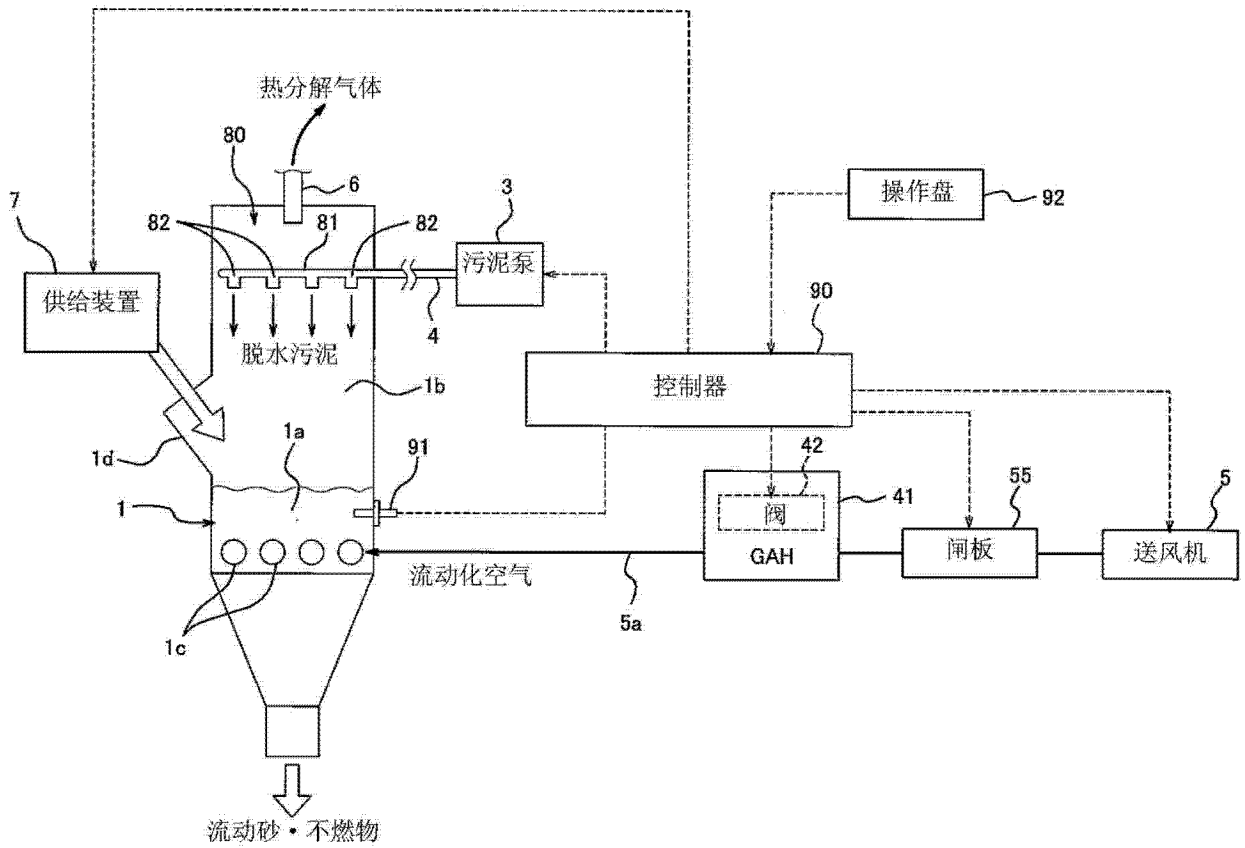


图 2

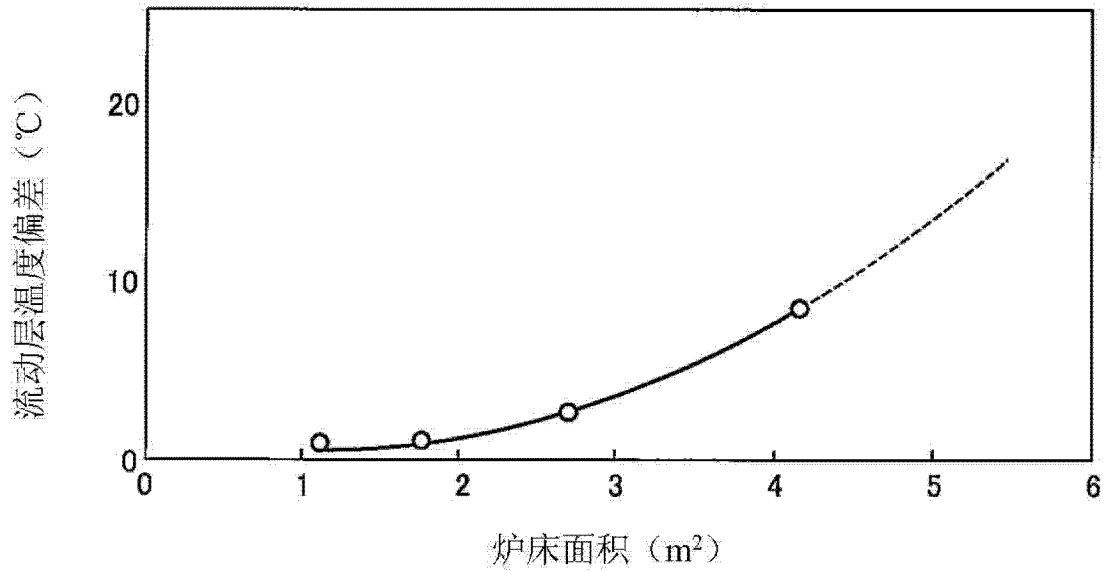


图 3

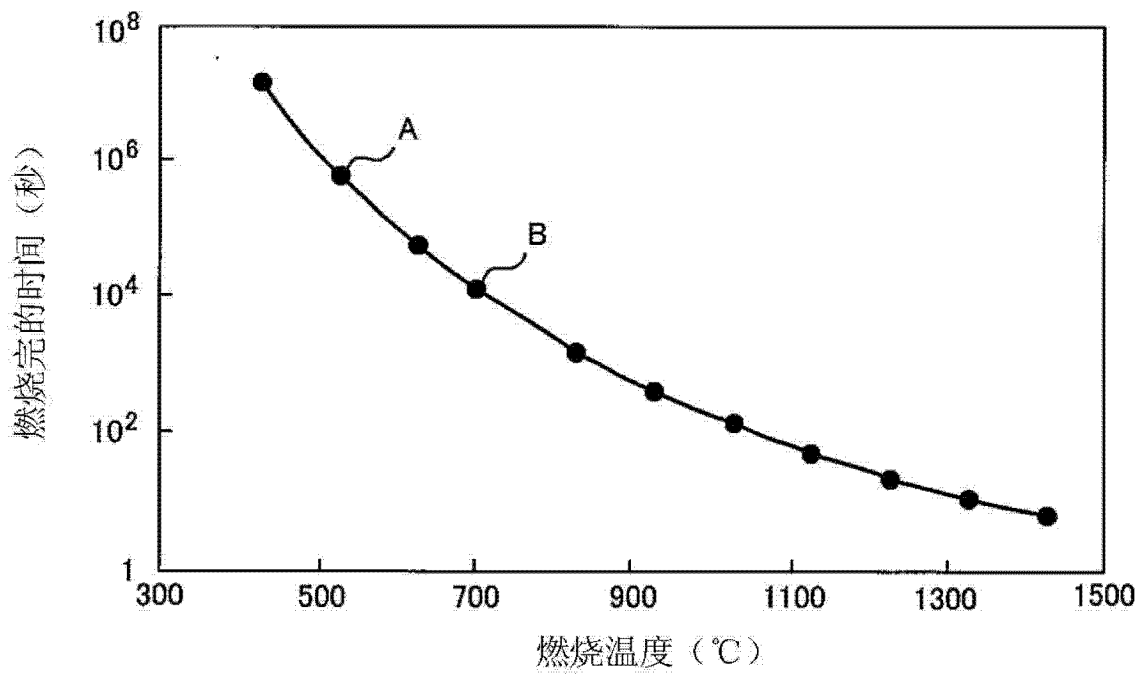


图 4

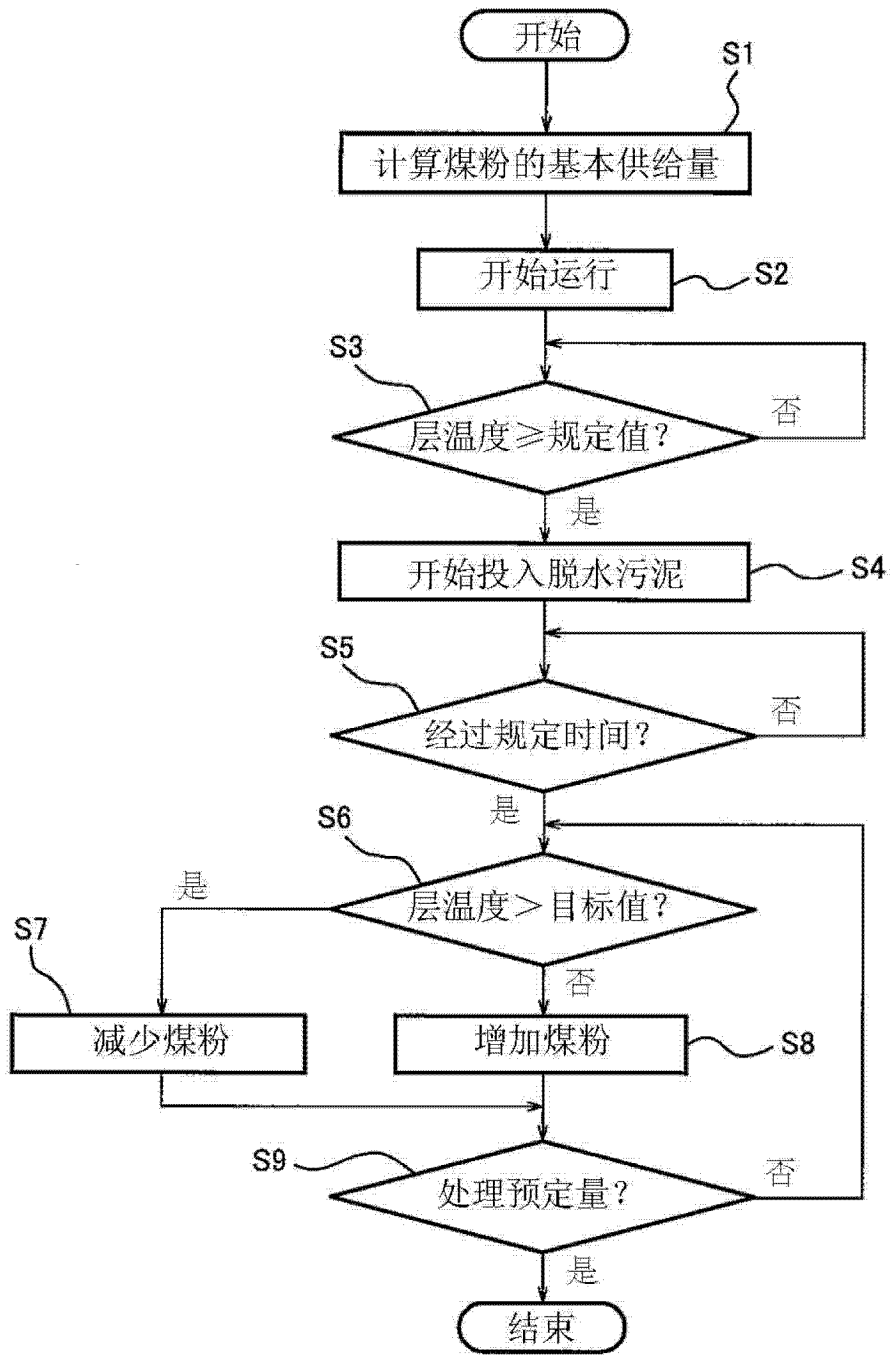


图 5

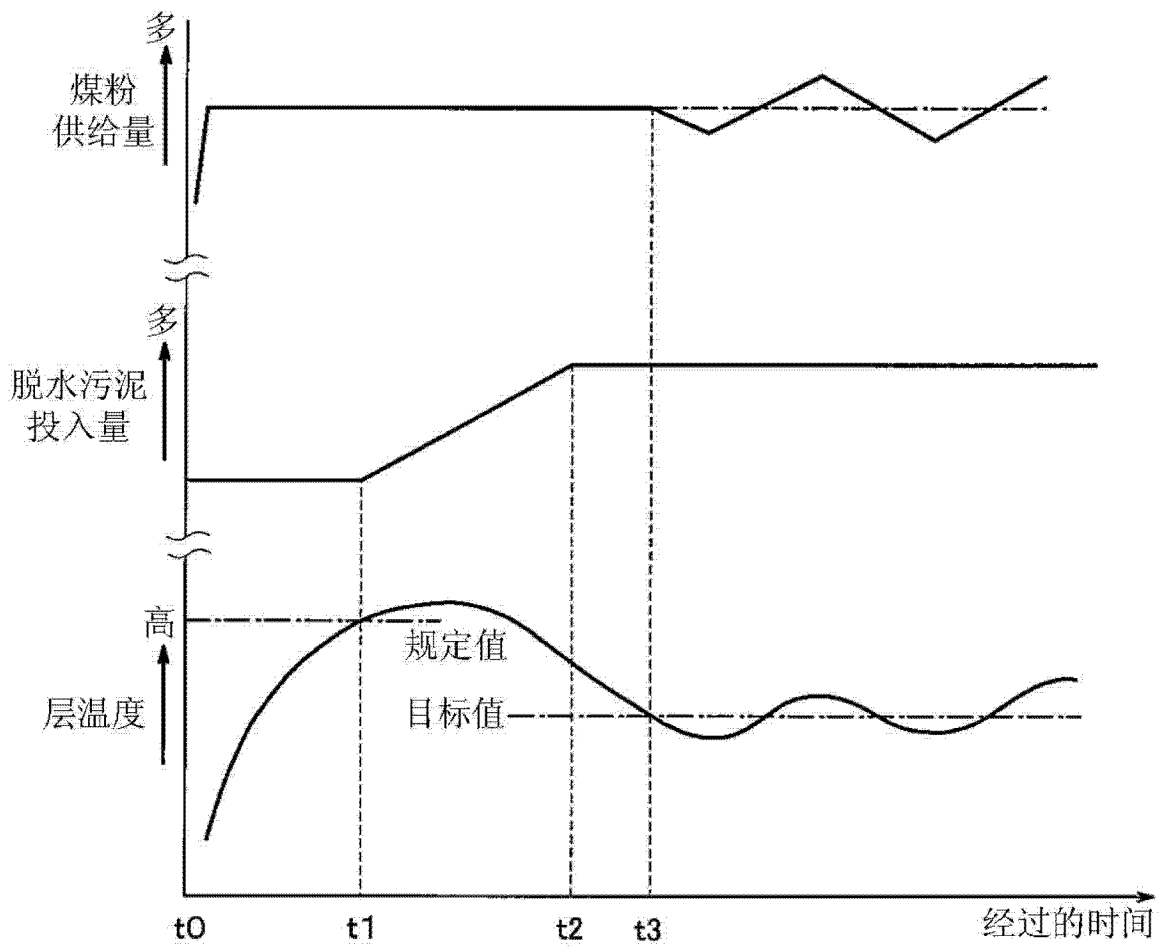


图 6

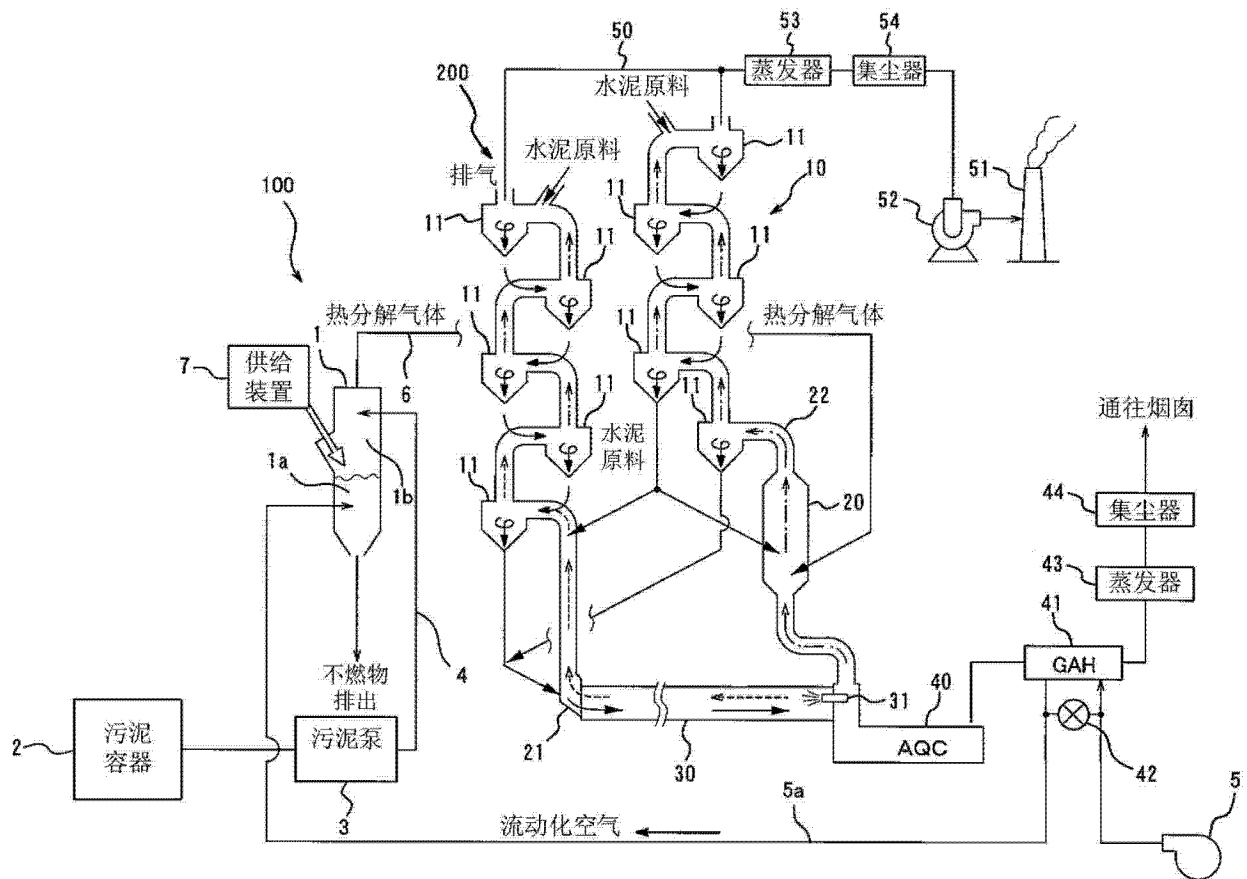


图 7

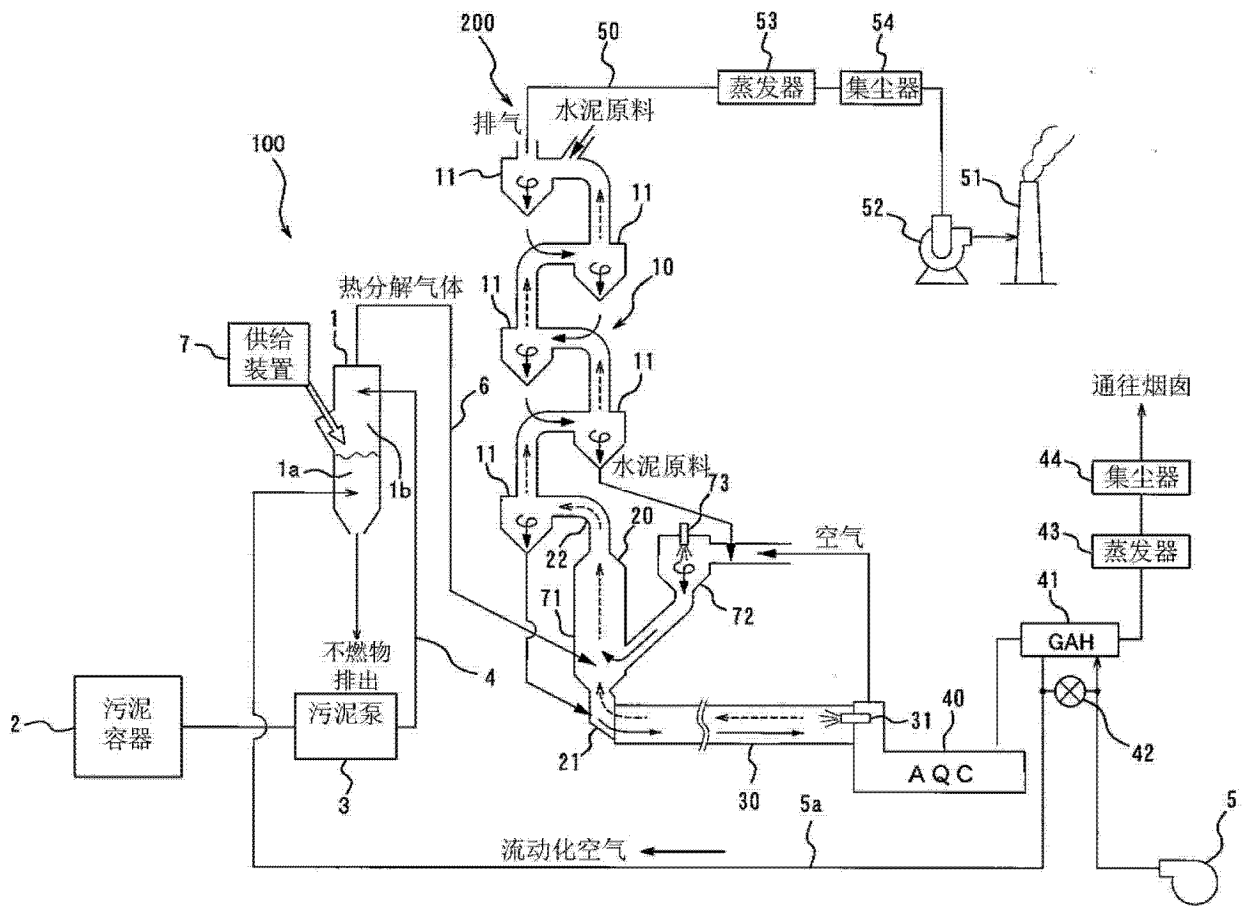


图 8

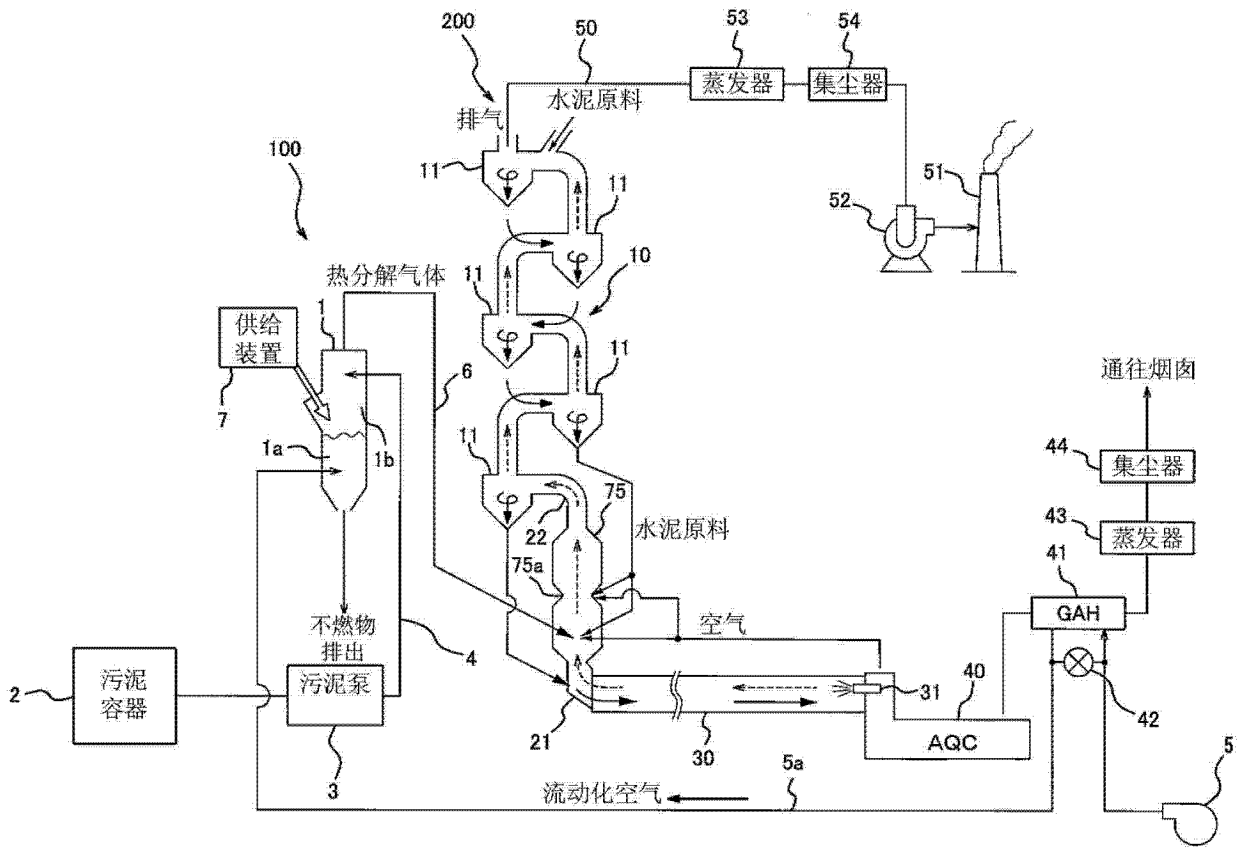


图 9

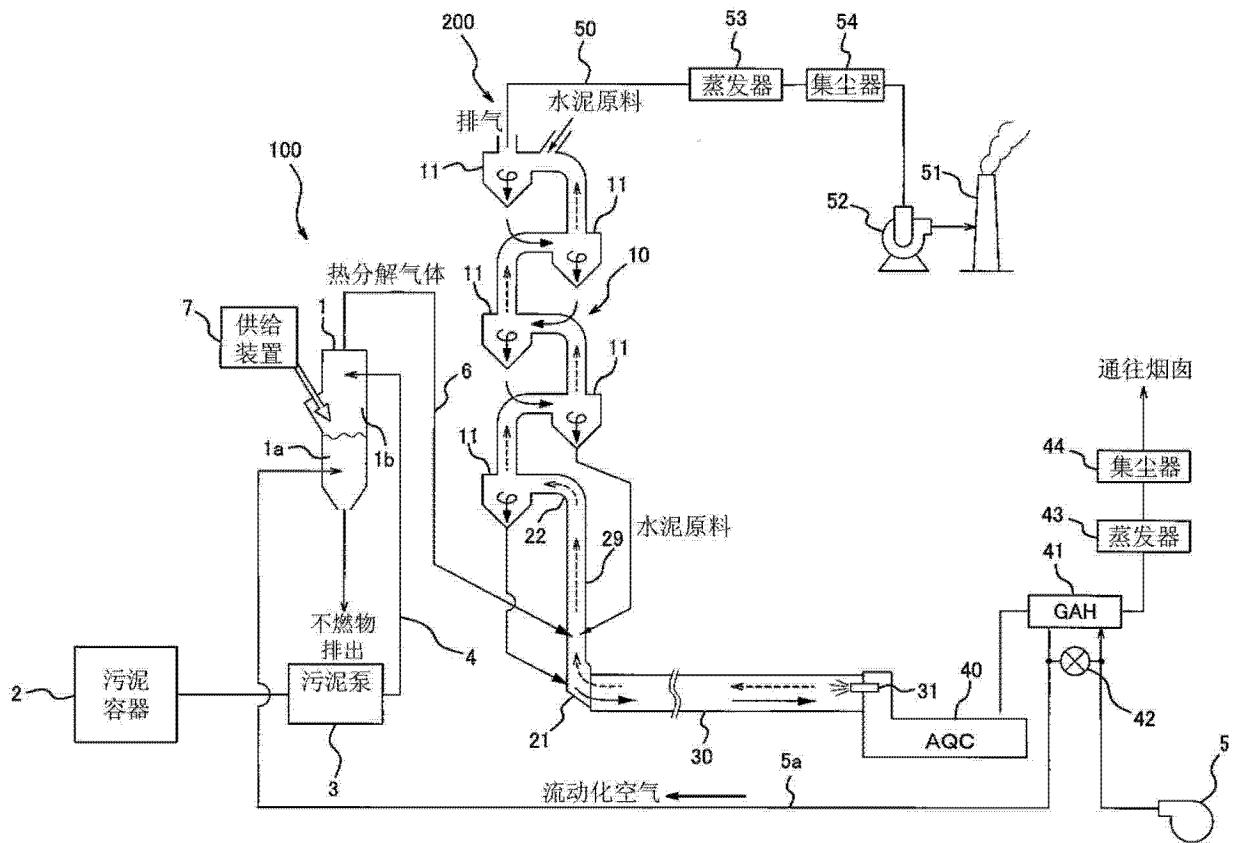


图 10