



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102369263 B

(45) 授权公告日 2014. 08. 06

(21) 申请号 201080014303. 9

(51) Int. Cl.

(22) 申请日 2010. 04. 01

C10L 5/44 (2006. 01)

(30) 优先权数据

C10L 9/08 (2006. 01)

102009015257. 1 2009. 04. 01 DE

C10B 53/02 (2006. 01)

102009060542. 8 2009. 12. 23 DE

(56) 对比文件

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

US 3552031 A, 1971. 01. 05, 权利要求 1-4.

2011. 09. 29

US 5354345 A, 1994. 10. 11, 权利要求 1-14.

(86) PCT国际申请的申请数据

DE 102007062809 A1, 2008. 07. 17, 权利要求

PCT/EP2010/002104 2010. 04. 01

1-28.

(87) PCT国际申请的公布数据

EP 1970431 A1, 2008. 09. 17, 权利要求

W02010/112230 DE 2010. 10. 07

1-33.

审查员 林丹丹

(73) 专利权人 森高工业有限公司

地址 德国路德维希斯费尔德

(72) 发明人 B · M · 沃尔夫 T · 威特曼

C · 冯奥尔斯豪森

(74) 专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专

利商标事务所 11038

代理人 柳冀

权利要求书2页 说明书16页 附图5页

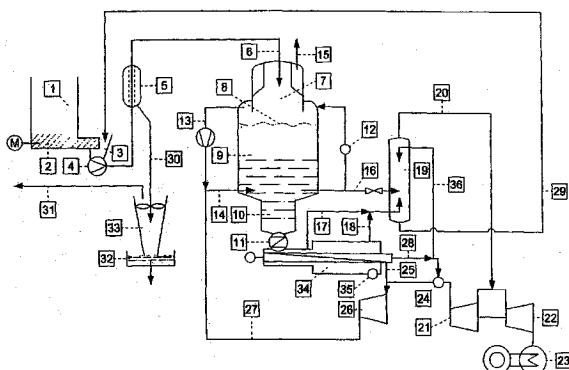
(54) 发明名称

用于再生性原材料和有机余料的水热碳化的  
方法

(57) 摘要

本发明涉及用于再生性原材料和有机余料的  
水热碳化的连续方法，其中在第一工艺阶段中，压  
力基本升高至碳化发生的压力水平，在第二工艺  
阶段中，在至少 5bar 的压力下和至多水的沸腾温  
度下进行碳化，得到的碳化产物至少部分沉积为  
沉淀物，通过排水来设定第二工艺阶段中水的填  
充高度，通过蒸发水来降低从第二工艺阶段中排  
出的沉淀物的温度，将沉淀物引入第三工艺阶段  
中，所述第三工艺阶段为用蒸汽加热的干燥过程，  
其中所述干燥过程在蒸汽气氛下进行，随后将沉  
淀物从该过程中排出。

CN 102369263 B



1. 用于生物质的水热碳化的连续方法,其特征在于,

• 在第一工艺阶段“升高压力”中,原料的压力基本升高到至少 5bar 的后续工艺阶段的压力,

• 在第二工艺阶段“碳化”中,在至少 5bar 的压力下和至多水的沸腾温度下在基本分解出水和二氧化碳的情况下使原料转化为碳化产物,

• 在第二工艺阶段中主要通过重力将原料基本竖直地运输,

• 在第二工艺阶段的上方区域,通过从第二工艺阶段排水或将水部分地再引入第二工艺阶段而循环原料,

• 在第二工艺阶段的下方部分,原料沉积为含水沉淀物,

• 这样选择沉淀物的最小高度,使得固体含量通过沉淀升高至至少 15 质量%,并这样限制沉淀物层的最大高度,使得没有通过静压而形成牢固的底部沉积体,

• 通过在第二工艺阶段中排水和引入水从而调节该工艺阶段中水位的填充高度,

• 第二工艺阶段中产生的永久气体与进入第二工艺阶段的原料逆流地这样离开第二工艺阶段,使得所包含的水蒸汽部分至少部分地冷凝于相对更冷的原料上,永久气体在这之后才离开所述工艺,和

• 从第二工艺阶段排出沉淀物,并通过水的蒸发基本冷却至第三工艺阶段的温度水平,将其引入第三工艺阶段,所述第三工艺阶段为用蒸汽加热的干燥过程,其中在蒸汽气氛下进行干燥,并以水含量小于 30 质量% 的可销售煤的形式作为终产物离开第三工艺阶段。

2. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于,这样选择沉淀物的最小高度,使得固体含量通过沉淀升高至至少 20 质量%。

3. 根据权利要求 2 所述的方法,其特征在于,这样选择沉淀物的最小高度,使得固体含量通过沉淀升高至至少 25 质量%。

4. 根据权利要求 3 所述的方法,其特征在于,这样选择沉淀物的最小高度,使得固体含量通过沉淀升高至至少 30 质量%。

5. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于,可销售煤的形式的所述终产物的水含量小于 20 质量%。

6. 根据权利要求 5 所述的方法,其特征在于,可销售煤的形式的所述终产物的水含量小于 15 质量%。

7. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于,通过与来自后续工艺阶段的比原料温度更热的废水和废蒸汽混合升高第一工艺阶段中原料的温度,并在原料进入第二工艺阶段之前,从原料再次分离至多如之前引入的量的水,并且从该过程中排出的经分离的水至多如在碳化和干燥的后续工艺阶段中从原料分离的量的水,此外,引入至第一工艺阶段的水在工艺中保留作为循环水。

8. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于,在第一工艺阶段中,在液体的存在下升高原料的压力,并紧接在升高压力之前通过用工艺内废水填充至少原料的空隙体积而提供其可输送性,在将原料引入第二工艺阶段之前,再次从原料分离至多如之前引入的量的水。

9. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于,第三工艺阶段的蒸汽加热的干燥过程上游连接机械排水过程,其中仅将在机械排水时产生的浓缩物引入蒸汽加热的干燥过程中。

10. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于,来自不再次引入至第二工艺阶段的水和

含水沉淀物的压力降低的闪蒸汽以及干燥时产生的蒸汽被等温清洗，随后被压缩或在动力过程中在释放技术功的情况下减压，其中由用于加热干燥器和用于加热第二工艺阶段所需的压力确定压缩的压力级。

11. 根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于，来自不再次引入至第二工艺阶段的水和含水沉淀物的压力降低的闪蒸汽以及干燥时产生的蒸汽冷凝以产生新鲜蒸汽，其随后被压缩或在动力过程中在释放技术功的情况下减压，其中由用于加热干燥器和用于加热第二工艺阶段所需的压力确定压缩的压力级。

12. 根据权利要求 10 所述的方法，其特征在于，在等温清洗闪蒸汽和干燥蒸汽中所产生的水在升高压力之前引入第一工艺阶段的原料中，并在向原料释放其一部分显热之后至少部分地在第二工艺阶段之前再次从原料分离，然后投入应用中。

13. 根据权利要求 10 所述的方法，其特征在于，在等温清洗闪蒸汽和干燥蒸汽中所产生的水在升高压力之前引入第一工艺阶段的原料中，并在向原料释放其一部分显热之后至少部分地在第二工艺阶段之前再次从原料分离，然后在通过汽化而浓缩之后投入应用中。

14. 根据权利要求 9 所述的方法，其特征在于，机械排水过程中产生的滤液在升高压力之前引入第一工艺阶段中的原料中，在向原料释放其一部分显热之后至少部分地在第二工艺阶段之前再次排出，然后投入应用中。

15. 根据权利要求 9 所述的方法，其特征在于，机械排水过程中产生的滤液在升高压力之前引入第一工艺阶段中的原料中，在向原料释放其一部分显热之后至少部分地在第二工艺阶段之前再次排出，然后在通过汽化而浓缩之后投入应用中。

16. 根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于，在蒸发器中产生的冷凝物在升高压力之前引入第一工艺阶段的原料中，在释放其一部分显热之后至少部分地在第二工艺阶段之前再次排出，然后投入应用中。

17. 根据权利要求 16 所述的方法，其特征在于，在蒸发器中产生的冷凝物在升高压力之前引入第一工艺阶段的原料中，在释放其一部分显热之后至少部分地在第二工艺阶段之前再次排出，然后在通过汽化浓缩之后投入应用中。

## 用于再生性原材料和有机余料的水热碳化的方法

### 技术领域

[0001] 本发明涉及用于再生性原材料和有机余料的水热碳化的方法。

### 背景技术

[0002] 在本发明的方法中可使用的再生性原材料和有机余料在下文中用术语原料或生物质表示。原料或生物质应被理解为现有的植物和动物生物质以及代谢产物,特别是如下的再生性原材料:木屑、来自景观养护的绿色垃圾、植物、秸秆、青贮饲料和来自农业、林业、食品业和垃圾清运业的有机余料,以及泥煤、未加工的褐煤、纸浆和积淤、果渣等,其在下文中也被称作原料。

[0003] 原料通过水热碳化基本转化为腐殖质、煤、肥料、水和 CO<sub>2</sub>。

[0004] 对于本发明的方法,术语“原料”基本涉及各个工艺阶段或工艺步骤的原料的典型状态,例如相应的转化程度。

[0005] 本发明的应用领域为再生性原材料的能量利用,来自农业、林业和食品生产业的余料和来自废物处理业的有机可回收物质的利用,以及土壤改良剂的制备。

[0006] 在现有技术中,天然循环的碳循环过程的大多数生物质腐烂或有害于环境地堆肥,因此在很大程度上失去了高价值材料利用和能量利用。尽管 Bergius 在 1913 年公开了将这些原料转化为炭的科学根据,通过水热碳化以批量生产将原料转化为腐殖质和煤的工业过程并不是现有技术。

[0007] 对于原料的转化提供如下科学根据:在 180°C 和 300°C 之间的温度下在液体水的存在下通过脱水(分解出水)使原料(如木材、秸秆、草、绿色垃圾、景观养护木材、泥浆、厨余、玉米青贮饲料、全植物青贮饲料和有机废物,以及泥煤和未加工的褐煤)转化为富碳贫氧的固体。因此在反应过程中,压力必须至少相当于在选定的反应温度下的反应混合物的饱和蒸汽压或高于该饱和蒸汽压。根据所使用的原料,需要达到最小温度以开始进行反应。对于富含糖的原料,该最小温度为约 180°C,对于富含纤维素和木质素的原料,该最小温度为至多 220°C。脱水是时间反应,其首先非常快速进行,然后越来越缓慢,直至达到平衡状态。根据期望的产物性能,通常需要 30 分钟至超过 12 小时之间的停留时间。

[0008] 在脱水反应的同时发生脱羧,这导致分解出大部分 CO<sub>2</sub>。这导致在反应过程中形成(永久)气体。在低温下,脱水占主导地位,在高温下,脱羧占主导地位。选择的温度越高,则越多的碳以 CO<sub>2</sub> 形式脱去并作为气体而损失。同时固体产量下降。然而,通过升高温度可减少停留时间,因为脱水和脱羧都更迅速地进行。此外,通过升高温度可改善在最大停留时间下可达到的产物品质(高碳质量份数和 / 或低氧质量份数)。当在例如约 200°C 的温度下可达到约 70% 的最大碳含量时,在例如约 300°C 的温度下可达到约 80% 的最大碳含量。

[0009] 除脱水和脱羧之外还发生一系列副反应,其特别导致形成水溶性碳氢化合物。这些水溶性碳氢化合物中的某些随后又形成富含碳的固体,它们则是脱水反应的中间产物。一部分水溶性碳氢化合物为有机酸,它的形成导致 pH 值降低。当在低温下进行水热碳化时,大部分液相非常易于生物降解。当在高温下进行水热碳化时,液相中难以生物降解的碳

氢化合物的含量升高,这可导致升高的清理费用。

[0010] 可分别通过加入合适的催化剂促进脱水和脱羧。因此,可在低温和减少的反应时间就达到期望的转化度。有效催化剂的例子特别为有机酸,如柠檬酸。此外,某些金属、其盐和氧化物在水热碳化反应中具有催化活性。一部分催化活性物质已经包含在不同原料中并因此被引入工艺中。其他催化活性物质可在原料进入反应器之前加入原料中或在运行过程中引入反应器以优化反应。在某些情况下,催化剂在转化之后不可回收(例如柠檬酸),或者在反应过程中被破坏(例如甲酸)。因此,不适用术语“催化剂”的严格本意。该辅助材料加速反应并降低开篇提及的需要的起始温度,因此催化剂的基本性能还适用。

[0011] 催化剂的选择为:

[0012] 1) 无机布氏酸 : $\text{HNO}_3$ 、 $\text{HCl}$

[0013] 2) 有机布氏酸 :甲酸、乙酸、柠檬酸、 $\text{NH}_4\text{Cl}$

[0014] 3) 路易斯酸,例如金属卤化物 : $\text{FeCl}_3$ 、 $\text{FeBr}_3$ 、 $\text{AlCl}_3$ 、 $\text{AlBr}_3$

[0015] 4) 通常的金属卤化物和氧化物 : $\text{NaCl}$ 、 $\text{FeO}$ 、 $\text{Fe}_2\text{O}_3$ 、 $\text{LiCl}$ 、 $[\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2] \cdot 6\text{H}_2\text{O}$

[0016] 5) 酸性沸石,例如 H-ZSM-5

[0017] 尽管碳化反应在没有催化剂时也能发生,定向选择匹配的催化剂对于优化工艺过程来说是有利的,以设定反应温度和停留时间与高产量、优化的碳平衡和良好的产物性能之间的合适组合。此外,催化剂的调整可决定性地影响副产物工艺水的品质,其中目的是具有低有害物质含量的导电水。

[0018] 生物质的脱水和脱羧总体上是放热过程,其中必须排出热。

[0019] Friedrich Bergius 于 1921 年描述了由纤维素工业向在压力反应器中于 250°C -300°C 的工业酒糟饲料脱水的首次工业转化 (AT86234)。

[0020] 此外,US 3,552,031 公开了以褐煤为例,在 100°C 和 300°C 之间的温度下,在卧式压力反应器中结合使用液体水从有机材料分解出水的装置,其通过输送装置供料,在压力反应器末端再次排出脱水的碳。所述反应器是隔热的并从外部加热。但是没有关于输入热物流的陈述,热物流的有效输入对于方法的经济性具有重要影响。另一缺点在于输送装置在反应器内部。

[0021] US 3,992,784 也公开了以褐煤为例,在高于 150°C 下结合使用液体水将有机材料脱水的方法。将褐煤与水混合并借助泵输送至压力反应器。水和褐煤的混合物通过传热器 / 换热器预热,所述传热器 / 换热器利用从反应器排出的产物的热。仅通过传热器 / 换热器中的间接传热加热反应物。由于传热性能差和形成结焦的趋势,难以使用间接传热器来预热固体 / 液体混合物。此外,具有不可低估的热需求的干燥器不利于设备的热经济性 / 热平衡。

[0022] WO 2008081409A2 公开了在大于 150°C 的温度下,在压力反应器中结合使用液体水从生物质中脱水的方法和装置,所述压力反应器基本由环式反应器构成,向其中引入起始产品。位于反应器内的反应混合物连续循环,一部分从反应器中排出并随后干燥。还公开了副配件 (Nebenaggregate)。该已知教导的缺点在于反应器内容物的完全循环。由此反应混合物仅达到中等停留时间,一部分生物质在进入之后立即又离开反应器,这不利地影响了产物品质。此外不利的是,从反应器排出具有低干物质含量的反应混合物,因此也排出大量的热反应水,必须通过冷水代替该热反应水以得到水平衡。

[0023] 此外, EP 1970431A1 公开了在大于 100°C 的温度下结合使用液体水从生物质中脱水的方法和装置。在此生物质任选被预热并通过泵或气阀引入卧式压力反应器中, 借助于螺旋输送器使其移动穿过该卧式压力反应器。所述压力反应器在外部加热。通过泵或压力气阀从压力反应器末端排出反应的生物质。该教导的缺点在于使用螺旋输送器使反应器内容物移动穿过管状反应器。高温使螺旋快速磨损, 而高压使得难以针对大气压力进行密封。

[0024] 此外, WO 2008095589A1 公开了将液体水中的生物质脱水的 S 状反应器, 该反应器置于可根据需要冷却和加热的热油浴中。该变型的缺点在于难以控制反应器内部温度。

[0025] WO 2008113309A1 公开了地表之下(例如在煤矿中)生物质的湿化学转换, 其中水的静压允许在位于 200m 以下的层中将其加热至超过 200°C, 并因此使得脱水反应能够进行。此处采用的技术转换方式的缺点涉及到位于地表以下的设备, 因为反应温度不能毫无问题地控制, 并且可能难于进行需要的维修工作。

[0026] 除了迄今仍没有实施需要之外, Bergius 的发明未被广泛使用的原因无疑还在于, 从水热碳化的科学发明向工业可用方法技术的转换以及在与此相关的装置的开发方面的令人不满意的现状。

## 发明内容

[0027] 本发明的目的是通过改善特别是特定大体积有机原料(优选具有高水含量的那些)的转化的现有技术, 其通过水热碳化开发大量可想象的原料, 其中原料通过脱水和脱羧主要转化为煤、腐殖质、肥料、水和 CO<sub>2</sub>, 即转化为具有高使用价值(例如高燃烧热和低水含量)的可标准化的可再利用材料、原料、辅助材料和燃料。

[0028] 本发明的任务是提供生物质的水热碳化的简化的连续方法, 该方法特别是实现工艺的高效节热和节水。

[0029] 对此, 本发明特别建议:

[0030] • 升高压力从而将原料引入压力容器,

[0031] • 在水浴中在工艺温度和压力下升高原料的碳浓度,

[0032] • 机械排水和热干燥碳化产物, 和任选地

[0033] • 回收随原材料引入的植物营养物和水。

[0034] 通过用于生物质的水热碳化的连续方法解决所述任务, 其中

[0035] • 在第一工艺阶段“升高压力”中, 原料的压力基本升高到至少 5bar 的后续工艺阶段的压力,

[0036] • 在第二工艺阶段“碳化”中, 在至少 5bar 的压力下和至多水的沸腾温度下通过基本分解出水和二氧化碳而使原料转化为碳化产物,

[0037] • 在第二工艺阶段中主要通过重力将原料基本竖直地运输,

[0038] • 优选在第二工艺阶段的上方部分 / 区域, 通过从第二工艺阶段排水或者将水部分地再引入至第二工艺阶段, 使原料(转化中)优选以基本垂直于反应物引入和产物输出之间的主流方向循环,

[0039] • 在第二工艺阶段的下方部分 / 区域, 原料(转化中)沉积为含水沉淀物,

[0040] • 选择沉淀物的最小高度, 使得固体含量通过沉淀升高至至少 15%, 优选至少 20%, 更优选至少 25%, 特别优选至少 30%, 例如通过循环和 / 或加入热蒸汽限制沉淀物层

的最大高度，使得没有通过静压而形成牢固的底部沉积体，

[0041] • 通过在第二工艺阶段中排水和引入水而调节该工艺阶段中水位的填充高度，

[0042] • 第二工艺阶段中产生的永久气体与进入第二工艺阶段的原料逆流离开第二工艺阶段，使得包含的水蒸汽部分至少部分地冷凝于相对更冷的原料上，永久气体在这之后才离开所述工艺，和

[0043] 从第二工艺阶段排出沉淀物，通过水的蒸发基本冷却至第三工艺阶段的温度水平，将其引入第三工艺阶段，所述第三工艺阶段是蒸汽加热的干燥过程，其中在蒸汽气氛下进行干燥，并以水含量小于 30，优选小于 20，特别是小于 15 质量% 的可销售煤的形式作为终产物离开第三工艺阶段。

[0044] 本发明的基本作用原理是优化能量平衡的同时的简单的方法技术实施方案，其中通过从第二工艺阶段排出更多的固体产物同时在第二工艺阶段中得到尽可能大量的热水，并避免形成牢固的底部沉积体，同时从沉淀的中间冷却和干燥以水蒸汽的形式得到废热。

[0045] 可有利地实施本发明用于原料的水热碳化的连续方法，其执行至少一个如下措施：

[0046] • 在第一工艺阶段，将原料的压力基本升高到至少 5bar 的后续工艺阶段的压力，并通过与来自后续工艺阶段的比原料温度更热的废水和 / 或废蒸汽混合而升高原料的温度，符合目的是将原料引入第二工艺阶段之前，从原料再次分离至多如之前引入的量的水，并且从该过程中排出的经分离的水至多如在碳化和干燥的后续工艺阶段中从原料分离的量的水，此外，引入至第一工艺阶段的水在工艺中保留作为循环水，

[0047] • 通过冷凝第二工艺阶段中自身所产生的水蒸汽使该工艺阶段中的原料预热并化学分解，并在压力至少 5bar 和至多沸腾条件下运行的水浴中通过分解出化学结合的水和二氧化碳而转化为碳化产物，

[0048] • 在第二工艺阶段主要通过重力将原料基本竖直地运输，

[0049] • 优选在第二工艺阶段的上方部分 / 区域，通过从第二工艺阶段排水或者将水部分地再引入至第二工艺阶段，使原料（转化中）优选以基本垂直于反应物引入和产物输出之间的主流方向循环，

[0050] • 在第二工艺阶段的下方部分，原料（转化中）沉积为含水沉淀物，

[0051] • 这样选择沉淀物的最小高度，使得固体含量通过沉淀过程升高至至少 15%，优选至少 20%，更优选至少 25%，特别优选至少 30%，例如通过循环和 / 或加入热蒸汽限制沉淀物层的最大高度，使得没有通过静压而形成牢固的底部沉积体，

[0052] • 通过在第二工艺阶段中排水和引入水从而调节该工艺阶段中水位的填充高度，

[0053] • 通过再引入为循环而排出的水（当第二工艺阶段需要热时，可有利地将所述水在第二工艺阶段外部通过加入热蒸汽和 / 或在换热器中加热），如果需要通过排出蒸汽和如果需要通过加入外部热蒸汽（其在该工艺阶段中冷凝）而得到第二工艺阶段的热平衡，

[0054] • 第二工艺阶段中产生的且未冷凝的过量蒸汽从第二工艺阶段排出并再引入至第二工艺阶段，和 / 或出于利用的目的，优选从第二工艺阶段输出到另一工艺阶段，

[0055] • 第二工艺阶段中产生的永久气体与进入第二工艺阶段的原料逆流离开第二工艺阶段，使得所包含的水蒸汽部分至少部分地冷凝于相对更冷的原料上，永久气体在这之后才离开所述工艺，

[0056] 从第二工艺阶段排出沉淀物，通过水的蒸发基本冷却至第三工艺阶段的温度水平，将其引入第三工艺阶段，所述第三工艺阶段为蒸汽加热的干燥过程，其中在蒸汽气氛下进行干燥，并以水含量小于 30，优选小于 20，特别是小于 15 质量% 的可销售煤的形式作为终产物离开第三工艺阶段。

[0057] 下文描述所述三个工艺阶段的优选的实施方案。

[0058] 第一工艺阶段“升高压力”的优选的实施方案为：1. 升高结合使用了液体的原料的压力，和 2. 升高结合使用了气体的原料的压力。

[0059] 在第一工艺阶段的第一个优选的实施方案“升高结合使用液体的原料的压力”中，就为建立压力而使用的技术（优选活塞泵、偏心螺杆泵、旋转气阀、压力气阀或旋转活塞泵），根据本发明通过用来自后续工艺阶段的比原料更热的废水填充至少原料的空隙体积而改善原料的可输送性。通过加入水改善使用的原料的流动性和压缩性或不可压缩性。根据本发明将压力升高至后续工艺阶段的压力（出于技术意义至少为 5bar）之前加入水。这样选择引入的水的量，使得可用所选择的技术保证可输送性。优选引入比技术所需最小量要多的水，从而使磨损最小化。升高压力时的干物质含量 (TS 含量) 优选小于 25% 和大于 2%，更优选小于 15% 和大于 5%。通过使用来自后续工艺阶段的热废水可向原料传递热废水的显热，从而改善能量效率。为了进一步升高温度，可加入来自后续工艺阶段的额外废蒸汽，其冷凝于相对更冷的原料上。通过使用来自后续工艺阶段的热废蒸汽可向原料传递热废蒸汽的显热和潜热，从而进一步改善能量效率。优选在加入废水之前加入废蒸汽。出于技术意义，原料的温度通过加入废水和 / 或废蒸汽仅升高至如下程度，使得不形成过量废气并受沸腾条件限制。加入水和蒸汽之后，原料的温度优选大于 60°C 和小于 100°C，更优选大于 80°C 和小于 100°C，特别优选大于 90°C 和小于 100°C。向以这种方式填充的原料施加压力之后，在紧接着原料进入第二工艺阶段之前，至少部分地从原料再次分离加入的废水和 / 或加入的冷凝的废蒸汽，从而使第二工艺阶段不负载过多量比反应温度更冷的水。符合目的地从该过程中排出的经分离的水，至多如在后续工艺阶段（碳化和干燥）中从原料分离的量的水。因此，在第一和第二工艺阶段之间从工艺中排出的水量合意地至多相当于随原料进入第一工艺阶段的水量和随终产物离开的水量之间的差值。未排出的水通常在工艺中保留作为循环水。

[0060] 在第一工艺阶段的第二个优选的实施方案“升高结合使用了气体的原料的压力”中，根据本发明通过至少包括一个低压气阀和一个高压气阀的周期运转的压力气阀实现。这样设计气阀的周期，使得

[0061] • 在第一周期中，低压气阀（其在减压之前的常规操作下用水蒸汽和永久气体的混合物填充）这样向大气压减压，使得气体蒸汽混合物的水蒸汽部分至少部分地冷凝于（为升高压力而准备的）原料上，剩余的气相可单独获得并可从工艺中排出，

[0062] • 在第二周期中，优选通过重力将预热的原料输送至打开的低压气阀中，然后关闭低压气阀，

[0063] • 在第三周期中，高压气阀（其在减压之前的常规操作下用水蒸汽和永久气体的混合物填充）向低压气阀减压，使得气体蒸汽混合物的水蒸汽部分至少部分地冷凝于位于低压气阀中的原料上，

[0064] • 在第四周期中，优选通过重力将施加压力和进一步预热的原料从打开的低压气

阀输送至打开的高压气阀，然后关闭高压气阀，

[0065] • 在第五周期中，用来自第二工艺阶段的气体蒸汽混合物填充高压气阀，使得气体蒸汽混合物的水蒸汽部分至少部分地冷凝于位于高压气阀中的原料上，并基本上向高压气阀施加第二工艺阶段的压力，和

[0066] • 在第六周期中，优选通过重力将施加了压力和进一步预热的原料从打开的高压气阀输送至第二工艺阶段，然后关闭高压气阀。

[0067] 优选在第四和第五周期之间将热蒸汽这样引入高压气阀中，使其冷凝于原料上并由此基本上将原料的温度升高至第二工艺阶段的温度水平，因此压力也等同于第二工艺阶段的压力水平。通过该措施减少了第五周期中产生的第二工艺阶段中的压力变化。还优选在第二和第三周期之间将来自后续工艺阶段之一的废蒸汽这样引入低压气阀中，使其冷凝于原料上并由此升高原料的温度。通过该措施减少了预热原料所需的热蒸汽量。此外，优选在第一周期之前通过使原料与比原料温度更热的来自后续工艺阶段的废水和 / 或与来自后续工艺阶段的废蒸汽（其冷凝于更冷的原料上）混合从而升高原料的温度。废水和 / 或废蒸汽的加入正如第一工艺阶段的第一个优选实施方案中所述进行。然而，在升高压力之前，引入的废水和冷凝的废蒸汽尽可能再次与原料分离。从该过程中排出的经分离的水至多如在后续工艺阶段（碳化和干燥）中从原料分离的量的水。因此，在第一和第二工艺阶段之间从工艺中排出的水量至多相当于随原料进入第一工艺阶段的水量和随终产物离开的水量之间的差值。未排出的水通常在工艺中保留作为循环水。

[0068] 第二工艺阶段“碳化”（其中在至少 5bar 的压力下和至多沸水温度下，原料通过分解出基本上化学结合的水和二氧化碳而转化为碳化产物）的优选的实施方案根据本发明可基本上被分为三个工艺步骤，其中

[0069] • 在第一工艺步骤“预热”中，通过冷凝第二工艺阶段本身产生的水蒸气和任选加入热蒸汽和 / 或通过加入从第二工艺阶段排出并在第二工艺阶段外部加热并再引入的水，从而将原料预热或加热至所需的反应温度，

[0070] • 在第二工艺步骤“碳化”中，有利地维持在第一工艺步骤中达到的温度，特别是反应温度，且原料在压力为至少 5ba r 和至多沸腾条件下运行的水浴中通过分解出主要为化学结合的水和二氧化碳而反应，和

[0071] • 在第三工艺步骤“沉淀”中，（反应性）原料沉积为或可被沉积为含水沉淀物。

[0072] 有利地主要通过重力进行第二工艺阶段中的材料运输，亦即，在立式反应器中基本竖直进行，由此形成第三工艺阶段“干燥过程”中从反应器的反应物引入到产物输出的主流方向。

[0073] 进入第二工艺阶段的第一工艺步骤中的原料的温度基本上相当于第一工艺阶段中通过预热达到的温度。在第二工艺阶段的第一工艺步骤中通过冷凝从第二工艺阶段的第二工艺步骤中产生的水蒸气，以及如果需要，通过加入热蒸汽和 / 或通过加入从第二工艺阶段排出并在第二工艺阶段外部优选通过直接加入热蒸汽或在热交换器中加热并再引入的水，从而将原料的温度升高至第二工艺阶段的第二工艺步骤的温度。

[0074] 第二工艺阶段的第二工艺步骤中的温度至少相当于为转化选定原料所需的最小温度，该最小温度可取自文献或通过其中描述的实验确定。也可选择更高的温度以加速转化。该温度优选为 150°C 至 250°C 之间，更优选为 180°C 至 230°C 之间。第二工艺阶段的压

力至少相当于第二工艺步骤的温度所对应的饱和蒸汽压或比其更高。在第二工艺步骤中优选接近沸腾条件。

[0075] 在第二工艺步骤中，原料通过分解出基本上化学结合的水和二氧化碳而反应。温度可通过整体放热的碳化反应局部升高至超过沸腾温度，由此产生水蒸汽，水蒸汽上升并优选在第一工艺步骤中再次冷凝。根据本发明的方法被证明在能量上是有利的是，来自第一工艺步骤（预热）的冷凝物再次流入第二工艺阶段的第二工艺步骤（碳化）。

[0076] 根据本发明可通过排水和再引入水（当第二工艺阶段的第二工艺步骤需要热时，所述水可有利地通过加入热蒸汽在第二工艺阶段外部加热或在换热器中加热），如果需要通过排出蒸汽和如果需要通过直接加入外部热蒸汽（其在该工艺阶段中冷凝）而得到第二工艺阶段的第二工艺步骤的热平衡。

[0077] 根据本发明，转化中的原料在第二工艺阶段的第三工艺步骤中沉积为含水沉淀物。通过构建沉淀物层达到固体的聚集，因此保证从第二工艺阶段的固体产物输出提高，同时在第二工艺阶段得到尽可能大量的经加热的水。沉淀物层的高度符合目的地为至少0.5m，优选1m，更优选至少2m，以达到固体的充分聚集。

[0078] 此外，通过构建沉淀物层保证了从第二工艺阶段排出的产物具有最低品质，因为原料在其经过第三工艺步骤的时间内经受工艺相关温度和压力并因此进行碳化，并且在其进入第二工艺阶段之后不可能立即从该工艺阶段再次排出。因此，根据本发明可通过沉淀物层的高度设定最小停留时间，从而达到最低产品质。原料在第三工艺步骤中的最小停留时间优选为30和180分钟之间，更优选为40和120分钟之间，特别优选为50和90分钟之间。

[0079] 由于不能通过加入热蒸汽或经加热的循环水向第三工艺步骤中直接引入热（因为这会破坏沉淀物层），沉淀物层由于热流失至更冷的环境而缓慢冷却。因此，在一个优选的实施方案中，这样选择第二工艺阶段的温度，使得在第三工艺阶段中仍然主要是工艺相关温度并发生碳化。在另一个优选的实施方案中，从外部通过热交换器间接加热第三工艺阶段。

[0080] 为了避免由沉淀物形成牢固的底部沉积体（其可阻碍从第二工艺阶段到第三工艺阶段的产物输出），通过从第二工艺步骤排水和至少部分向第二工艺步骤再引入水来限定沉淀物层的高度和第二与第三工艺步骤之间的界限（其无干扰地随重力增长）。优选这样选择排水的位置和方式，使得保证较小的固体负荷。在理想的卧式旋转圆筒的情况下为圆筒的中央。可优选通过使用孔筛进行固体截留。水的再引入优选基本垂直于第二工艺阶段的主流方向（亦即，从反应物引入到产物输出）进行，从而最小化碳化原料的垂直混合以及第三工艺步骤中期望的沉淀物层的干扰。在立式反应器的情况下，进行基本水平的循环。

[0081] 根据本发明，为了实现第二工艺阶段的第二工艺步骤，通过在第二工艺阶段中排水或任选通过引入水（优选来自另一工艺阶段的废水）调节第二工艺阶段中的水位。所述排水或引入水使得能够特别简单地调节或控制水位。在一个优选的实施方案中，从第二工艺阶段排出且不再引入的水的压力通过闪蒸或在换热器中降低至大约环境压力，所述水随后符合目的地引入第一工艺阶段或从工艺排出。当向第二工艺阶段引入水时，优选使用来自第一或第三工艺阶段的热废水（其优选通过加入废蒸汽预热），从而改善能量效率。

[0082] 第二工艺阶段中产生的永久气体与进入第二工艺阶段的原料这样逆流离开第二

工艺阶段,使得包含的水蒸汽部分至少部分地冷凝于相对更冷的原料上。根据本发明的方法被证明在能量上是有利的是,气相的水蒸汽部分的潜热并不从第二工艺阶段排出,而是至少部分可通过冷凝回收。

[0083] 在第二工艺阶段的所述优选实施方案与第一工艺阶段的第一个优选的实施方案(在液体存在下升高压力)的组合中,优选这样设计永久气体的流动,使其水蒸汽部分在第二工艺阶段的第一工艺步骤中冷凝,且永久气体在第二工艺阶段的第一工艺步骤和第一工艺阶段之间从工艺排出。

[0084] 在第二工艺阶段的所述优选实施方案与第一工艺阶段的第二个优选的实施方案(在气体存在下升高压力)的组合中,优选这样设计永久气体的流动,使其水蒸汽部分部分地在高压气阀中冷凝,部分地在低压气阀中冷凝,部分地在原料进入低压气阀之前在原料上冷凝,并仅在该处从工艺排出。

[0085] 根据本发明,通过减压将从第二工艺阶段排出的沉淀物的压力水平基本上降低至第三工艺阶段的压力水平,通过水的蒸发将从第二工艺阶段排出的沉淀物的温度水平基本上降低至第三工艺阶段的温度水平,所述第三工艺阶段为用蒸汽加热的干燥过程,其中在蒸汽气氛下进行干燥(优选常压蒸汽流化床干燥、增压蒸汽流化床干燥、流化床干燥装置或蒸汽流体干燥),将所述沉淀物引入第三工艺阶段,并以水含量小于30,优选小于20,特别优选小于15质量%的可销售煤的形式作为终产物离开第三工艺阶段。

[0086] 根据本发明在蒸汽气氛下的干燥使得可以从干燥得到基本饱和的蒸汽(永久气体含量通常低于5质量%,优选低于1质量%),所述蒸汽可被冷凝同时释放热。在此,冷凝可直接进行或优选在压缩或减压之后进行。

[0087] 在压力降低和温度降低的一个优选的实施方案中,通过闪蒸一部分随沉淀物从第二工艺阶段排出的水(优选通过在节流阀或周期运转的减压气阀中),同时进行压力降低和温度降低。所述优选的方法被证明在能量上有利的是,由于通过使用换热器不产生损失,因此产生的蒸汽的量最大化。

[0088] 在压力降低和温度降低的另一个优选的实施方案中,在紧接压力降低之前,首先通过在逆流式换热器中加热和蒸发水(特别优选来自干燥的热蒸汽冷凝物)进行温度降低,压力降低优选在减压气阀、旋转气阀或节流阀中实现。所述优选的方法被证明在能量上有利的是,在换热器中可得到蒸汽和(当为关闭第二工艺阶段的水平衡所需要时)热水,然后(当为关闭水平衡所需要时)蒸汽和热水可被引入第二工艺阶段。

[0089] 在降低从第二工艺阶段排出的沉淀物的压力水平的一个优选的实施方案中,在两个压力水平下得到在降低从第二工艺阶段排出的沉淀物的温度水平时所产生的蒸汽,其中第一个压力水平基本相当于加热干燥器所需的热蒸汽的压力水平,而第二个压力水平基本相当于干燥器的压力水平。基本上在用于干燥器的热蒸汽的压力水平下得到的蒸汽随后可用于加热干燥器。如果基本上在用于干燥器的热蒸汽的压力水平下得到的蒸汽通过闪蒸得到,那么其要么用来自干燥的热蒸汽冷凝物等温清洗并随后仅用于加热干燥器,要么在换热器中冷凝产生新鲜蒸汽并且所得到的新鲜蒸汽用于加热干燥器。使用换热器时应注意闪蒸汽的压力水平略高于用于干燥器的热蒸汽的压力水平,以减少所需的换热器面积。如果由于例如在减压气阀中进行压力降低和温度降低使得在降低从第二工艺阶段排出的沉淀物的温度时产生的蒸汽不连续产生而是周期性产生,则通过合宜的蒸汽储存器(优选罗茨

流量积算仪 (Rootsspeicher)) 保证蒸汽质量流量的均衡。

[0090] 根据第三工艺阶段的一个优选的实施方案，第三工艺阶段包含在蒸汽气氛下用蒸汽加热的干燥过程以及上游的机械排水装置，优选离心机、压带机、压滤机或活塞压力机。在一个优选的实施方案中，机械排水装置基本上在干燥过程的压力水平下运行，由此在机械排水之前进行从第二工艺阶段排出的沉淀物的压力降低和温度降低，并且机械排水装置必须仅承受低的压力和温度需求。在此，仅将在机械排水时产生的浓缩物引入在蒸汽气氛下用蒸汽加热的干燥过程中，并优选使用滤液以关闭第二工艺阶段的水平衡，此外，优选在升高压力之前将其引入第一工艺阶段，释放其一部分显热之后，在第二工艺阶段之前将其再次排出和 / 或优选引入处理中（优选生物处理）（任选由上游湿式氧化构成）或在需要的情况下任选在通过汽化或蒸发浓缩之后直接投入应用中。在第二个优选的实施方案中，机械排水装置基本上在第二工艺阶段的压力下运行，其中从第二工艺阶段排出的沉淀物首先分离成浓缩物和滤液，这两个流分别继续流动。通过蒸发残余水使浓缩物基本上具有用蒸汽加热的干燥过程（其中干燥在蒸汽气氛下进行）的压力水平和温度水平（如上文对于沉淀物所描述）并进行干燥。可优选使用在高压和高温下产生的滤液以关闭第二工艺阶段的水平衡，并且不需要的那部分在其中间冷却之前优选引入热处理中，优选湿式氧化中，然后通过水的蒸发（例如通过闪蒸或在换热器中）中间冷却并减压至大气压力，并优选引入处理中，优选生物处理，或在需要的情况下任选地在通过汽化或蒸发浓缩之后直接投入应用中。

[0091] 根据一个优选的实施方案，在蒸汽气氛下用蒸汽加热的干燥过程基本上在环境压力下进行，因此可有利地使用方法技术上简单的干燥技术。根据另一个优选的实施方案，在蒸汽气氛下蒸汽加热的干燥过程在超压下进行，其中有利地这样选择干燥过程的压力水平，使得为加热第二工艺阶段所使用的热蒸汽的压力水平基本上相当于为加热干燥器所需的热蒸汽的压力水平，其中加热干燥器所使用的蒸汽的热蒸汽温度和干燥温度之间的温差优选为 20K 和 70K 之间，更优选 30K 和 60K 之间。根据本发明的三个工艺阶段（压力升高、碳化、干燥）的方法使得来自第二和第三工艺阶段和工艺废热主要以饱和蒸汽的形式得到，这对使用工艺废热的可能性特别有利。应理解工艺废热特别包含：

- [0092] • 在降低从第二工艺阶段排出且不再次引入的水的温度时得到的蒸汽，
- [0093] • 当没有机械排水或者在环境压力下进行机械排水时，在降低从第二工艺阶段排出的含水沉淀物的温度时得到的蒸汽，
- [0094] • 当在第二工艺阶段的压力水平下进行机械排水时，从第二工艺阶段排出的沉淀物的机械排水时得到的滤液和浓缩物被分别降低温度时得到的蒸汽，和
- [0095] • 在蒸汽气氛下干燥时获得的蒸汽。

[0096] 在一个优选的实施方案中，所述蒸汽在进一步使用之前用来自干燥过程的热蒸汽冷凝物等温清洗，由此可分离挥发性有机化合物和粉尘。优选调节清洗液的 pH 值使得适合进行基本的纯化。

[0097] 在另一个优选的实施方案中，所述蒸汽在换热器中冷凝并因此产生新鲜蒸汽。在使用换热器时应注意，待冷凝的蒸汽的温度和压力必须高于待产生的蒸汽的温度和压力，以保证有效传热。当本文提及“基本上”相同的压力水平时，也意味着对于传热所需的压差。

[0098] 在一个优选的实施方案中，清洗的蒸汽或新鲜蒸汽被压缩或在动力过程

(Kraftprozess) 中在释放技术功的情况下减压, 其中通过加热干燥器和加热第二工艺阶段所需的压力水平符合目的地确定压缩的压力级。在另一个优选的实施方案中, 蒸汽冷凝以释放热, 所述热优先用于加热目的。在另一个优选的实施方案中, 用于加热干燥器的热蒸汽和任选的用于加热第二工艺阶段所需的热蒸汽从蒸汽动力工艺的背压式涡轮机分离, 其中分离的压力水平基本上相当于加热干燥器所需的热蒸汽的压力水平, 并任选地相当于加热第二工艺阶段所需的压力水平, 第二和第三工艺阶段中得到的废蒸汽冷凝以释放热, 并优选被并入蒸汽动力工艺以预热给水。

[0099] 为了进一步改善该方法的热平衡和水平衡, 任选在上游净化杂质(例如粉尘)之后, 有利地将等温清洗闪蒸汽和干燥蒸汽时可能产生的水、机械排水时可能分离的工艺水和形成新鲜蒸汽时可能产生的冷凝物在升高压力之前引入第一工艺阶段, 在第二工艺阶段之前释放一部分其显热之后再次排出, 然后进行处理或者任选通过蒸发浓缩之后在期望的情况下直接使用, 且任选分离的杂质从工艺排出。

[0100] 本发明的经济优势在于由本发明的方法导致的水热碳化的优化的能量平衡和最小化的水平衡, 该方法除了达到代替矿物煤所需的极高的终产品品质之外, 还能够优先在内部使用产生的废热以干燥产物和任选地根据热泵原理借助蒸汽压缩从而加热原料, 或者优先在外部通过蒸汽膨胀至环境温度水平例如以从工艺废蒸汽得到电能, 或优先在外部通过冷凝以供热。

[0101] 根据本发明的方法的终产物可例如以水含量小于 30, 优选小于 20 质量%, 优选小于 15 质量% 的可销售煤的形式存在。

[0102] 若不互相矛盾, 本发明还涉及优选的实施方案的组合。

[0103] 根据如下实施例解释本发明, 然而并不限于特定描述的实施方案。

## 具体实施方式

[0104] 实施例

[0105] 借助图 1 的实施例如下描述本发明:

[0106] 原料应为干物质含量为 50 质量% 且边长至多为 30x20x20mm 的木片。

[0107] 在环境温度下, 通过输送装置 2 从散料仓 1 取出 2000kg/h 木片(相当于 5155kW 能效)并引入第一工艺阶段(由加料漏斗 3、浆料泵 4 和水分离器 5 构成)。

[0108] 通过使用 2000kg/h 从等温蒸汽清洗 19 排出的工艺内废水 29 在加料漏斗 3 中填充原料的空隙体积而产生原料的可泵送性。因此原料的固体含量在泵 4 之前降低至 25 质量%。例如原料被预热至高于 50°C 的温度。

[0109] 浆料泵 4 将原料水混合物的压力升高至 25bar 并通过水分离器 5 将其输送至第二工艺阶段的第一工艺步骤 7, 在所述水分离器中分离约 1300kg/h 的工艺水 30 并从该工艺排出, 例如通过排出废气 31 而实现增浓 33 从而得到溶解在工艺中的原料的营养物作为肥料 32。

[0110] 通过散料输送 6 固体含量为 37 质量% 的预热的原料到达第二工艺阶段的第一工艺步骤 7, 其在 20bar 的压力下工作且其中固体排出释放所携带的水, 所述水流入第二工艺阶段的第二工艺步骤 9, 其中通过从第二工艺阶段的第二工艺步骤 9 产生并冷凝的饱和蒸汽将原料加热至水热碳化所需的温度, 在该实施例中为 210°C。

[0111] 在第二工艺阶段的第一工艺步骤 7 中预热的原料形成散料层 8, 其通过重力下沉到第二工艺阶段的第二工艺步骤 9 的水浴中, 其中在 20bar 的压力下和水的沸腾温度碳化, 同时分离最大部分化学结合的水并形成永久气体如二氧化碳 (其通过 15 从该工艺排出) 并放热。

[0112] 碳化产物在第三工艺步骤 10 中沉积为沉淀物, 并通过 11 从该处机械地和控制地输送至干燥器 34, 同时闪蒸一部分沉淀物水。

[0113] 通过从第二工艺步骤排出工艺水 16, 通过循环 13, 和通过经蒸汽引入 14 加入蒸汽 27 和循环沸腾温度的工艺水 12, 从而将第二工艺阶段的热量收支维持在第二工艺步骤中的近似等温反应条件下。

[0114] 通过 11 从第二工艺阶段输送至第三工艺阶段的干燥过程 34 的沉淀物在该处间接借助蒸汽加热的表面在低过压和蒸汽气氛下干燥, 形成热蒸汽冷凝物 28。在沉淀物输出 11 时和在干燥过程 34 时产生的饱和蒸汽 17 和 18 以及从第二工艺阶段通过 16 排出的水的闪蒸汽在蒸汽清洗 19 中在低过压下用干燥过程中产生的热蒸汽冷凝物 36 或工艺水 16 等温清洗。

[0115] 在略大于环境压力的压力下产生的清洗的蒸汽 20 在 21 中压缩到实现第三工艺阶段所需的热蒸汽压力, 通过在 24 中喷入热蒸汽冷凝物基本上中间冷却至饱和蒸汽条件, 然后通过 25 供至干燥过程的加热表面。

[0116] 根据本发明, 对于实现第三工艺阶段不需要的闪蒸汽可在膨胀 22 中降低至环境温度水平同时释放技术功 (technischer Arbeit), 并在冷凝 23 中液化, 然后要么再次引入工艺中, 要么从工艺排出, 其中此处排出的水相应减少了经由 30 的排水。

[0117] 根据本发明, 如果第二工艺阶段中需要热, 可在于 24 中中间冷却之后将 21 中压缩的蒸汽引入至第二压缩阶段 26 并在此压缩至通过 14 引入第二工艺阶段所需的压力。

[0118] 在实施例中, 终产物是与褐煤燃料粉末相似的产物, 其通过 35 从工艺排出, 具有约 700kg/h 的质量流量, 约 15 质量% 的水含量和 4.925kW 的热值。

[0119] 在实施例中, 化学转换的能效大于 95%。

[0120] 借助图 2 的第二个实施例如下描述本发明:

[0121] 原料为来自景观养护的干物质含量为 40 质量% 且长度至多为 20mm 的草和叶的混合物。

[0122] 在环境温度下, 将 1t/h 原料 37 (0.4t/h 干物质和 0.6t/h 水) 连续引入第一工艺阶段, 所述第一工艺阶段由升高压力的装置构成, 在该实施例中为二级压力气阀 38, 其由原料接收器、低压气阀、高压气阀和三个气阀阀门构成。

[0123] 压力气阀 38 周期性运转并将原料的压力升高至 18bar, 其中原料 37 通过重力从接收器输送至第一低压气阀, 从低压气阀输送至高压气阀, 并从该处直接输送至第二工艺阶段, 所述第二工艺阶段包含直立式反应容器。

[0124] 将原料从上方引入在 18bar 的压力下工作的第二工艺阶段, 并释放出固体携带的水, 在该处通过由 27 加入 0.3t/h 的热蒸汽而预热至水热碳化所需的温度, 在该实施例中为 190°C。

[0125] 原料通过重力下沉到水浴 39 中, 在那里在 18bar 的压力和最高水的沸腾温度碳化, 同时分离 0.04t/h 化学结合的水并形成 0.04t/h 永久气体如二氧化碳 (其通过 15 从工

艺排出)并放热,并沉积为沉淀物 40。

[0126] 通过 11 机械地和控制地从第二工艺阶段排出固体含量为 30% (0.32t/h 固体和 0.75t/h 水) 的沉淀物 40, 同时闪蒸一部分沉淀物水 17 (0.17t/h), 由此将固体含量升高至约 36%, 并引入第三工艺阶段的干燥器 34 中。

[0127] 通过具有固体截留 41、其循环 12 和再次引入的去除装置排出工艺水, 通过加入热蒸汽 27 和由 16 排水从而维持第二工艺阶段的热平衡。

[0128] 引入热蒸汽 27 和循环水 12 无关联地进行, 使得第二工艺阶段的上方部分 / 区域基本水平地循环, 因此限定沉淀物 40 的高度, 使得无牢固的底部沉积体形成。同时通过本发明允许的沉淀将沉淀物输出 11 的固体含量升高至约 30 质量 %, 使得在第二工艺阶段中保留大量热水, 所述热水形成水浴 39, 其中发生碳化, 并且仅仅不随沉淀物排出而是随原料或作为热蒸汽引入第二工艺阶段的水以及在第二工艺阶段从原料分解出的化学结合的水 (总共约 0.19t/h) 通过 16 从第二工艺阶段排出并控制地减压同时释放闪蒸汽 42, 并作为减压的工艺水 (43) 用于进一步利用。在该实施例中, 水浴在沉淀物层上方具有低于 10 质量 % 的固体含量, 这确保良好的循环性能。该实施例清楚显示, 根据本发明允许构建沉淀物层导致沉淀物输出处固体的明显聚集, 因此可将大部分工艺水保持在第二工艺阶段中。沉淀物的构建还导致原料在第二工艺阶段中停留的最长时间 (在该实施例中为 60 分钟), 使得可发生最小转化并保证最低产物品质, 在该情况下为大于 55 质量 % 的碳含量。

[0129] 通过 11 从第二工艺阶段输送至第三工艺阶段的干燥器 34 的沉淀物在该处间接借助于蒸汽加热的表面 44 在低过压在蒸汽气氛下干燥, 同时形成热蒸汽冷凝物 28, 并以 10 质量 % 的水含量 (0.32t/h 固体和 0.04t/h 水) 经由 35 从工艺排出。在此产生约 0.54t/h 饱和蒸汽 18。在沉淀物减压 11 和工艺水减压时产生的闪蒸汽 17 和 42 以及在干燥过程 34 时产生的蒸汽 18 作为饱和蒸汽得到, 使得其潜热可直接使用或在压缩或通过冷凝减压之后使用并可再次并入工艺中。

[0130] 此外, 借助图 3 的第三个实施例如下描述本发明:

[0131] 原料为干物质含量为约 50 质量 % 且边长为至多 60x60x60mm 的木片。

[0132] 在环境温度下, 通过输送装置 2 从散料仓 1 取出 2000kg/h 木片 37 (相当于 5556kW 能效) 并引入第一工艺阶段 (由制浆容器 3、升高压力的装置 61 (在该实施例中为高压泵和旋转气阀) 以及水分离器 5 构成)。

[0133] 在该实施例中, 通过加入 200kg/h 废蒸汽 45 (部分在沉淀物 40 的闪蒸膨胀时得到) 将原料的温度升高至超过 90 °C。通过在制浆容器 3 中使原料与一部分工艺内废水 46 (1040kg/h) (从机械排水 47 排出) 和一部分循环水 48 (7800kg/h) (在旋转气阀中升高压力之前基本上从原料再次分离并用工艺内废水 30 替换) 混合, 从而产生原料的可输送性。

[0134] 在旋转气阀之前原料的固体含量降低至低于 10 质量 %。过量的水 (380kg/h) 经由 49 从工艺排出并例如投入处理或利用中。通过引入 (通过旋转气阀的高压泵引入) 来自水分离器 5 的工艺内废水 30 促成旋转气阀中压力的升高。

[0135] 在压力升高 61 中, 原料水混合物的压力升高至 25bar, 并基本上通过循环流动的工艺内废水 30 将其输送至水分离器 5, 在该处水基本再次与原料分离并且脱水原料从该处引入第二工艺阶段。如果有利或者需要达到所需压力, 也可在高压泵和旋转气阀的两个串联组合中升高压力。

[0136] 固体含量超过 30 质量% 的原料从上方引入第二工艺阶段, 所述第二工艺阶段在 20bar 的压力下工作且其中排出固体携带的水, 在该处通过 (通过冷凝约 420kg/h 热蒸汽 27) 加热的循环水 12 预热至水热碳化所需的温度, 在该实施例中为 220°C。

[0137] 原料通过重力下沉到水浴 39 中, 其中在 20bar 的压力和最高水的沸腾温度碳化, 同时分离 100kg/h 化学结合的水并形成 100kg/h 永久气体如二氧化碳 (其通过 15 从工艺排出) 并放热, 并沉积为沉淀物 40。在该实施例中, 水浴在沉淀物层上方具有低于 5 质量% 的固体含量, 这确保良好的循环性能。该实施例清楚显示, 根据本发明允许构建沉淀物层导致沉淀物输出处固体的明显聚集, 因此将大部分工艺水保持在第二工艺阶段中。

[0138] 沉淀物 40 通过 11 以两阶段、机械地和控制地从第二工艺阶段排出, 同时闪蒸一部分沉淀物水 50,51, 其中闪蒸以两阶段进行, 在该实施例中闪蒸汽在约 6bar 下作为中压蒸汽得到 (50 ;360kg/h), 在约 1bar 下作为低压蒸汽得到 (51 ;270kg/h), 并引入第三工艺阶段, 所述第三工艺阶段由机械排水 (47) 和在蒸汽气氛下蒸汽加热的干燥过程 (34) 组成。

[0139] 通过具有固体截留 41、其循环 12, 除蒸汽 13 和排水 16 的去除装置排出工艺水从而维持第二工艺阶段的热平衡, 其中所述工艺水在换热器中通过冷凝热蒸汽 27 而加热。

[0140] 通过由 16 排出 80kg/h 的工艺水达到第二工艺阶段的水平衡, 所述工艺水被闪蒸膨胀并作为水 43 (60kg/h) (要么作为额外的水引入制浆容器 (3), 要么从工艺排出) 和饱和蒸汽 42 (20kg/h) (用于进一步能量利用)。

[0141] 通过 11 从第二工艺阶段输送至机械排水装置 (47) 的沉淀物在该处机械脱水至超过 50 质量% 的干物质含量, 滤液 46 (1060kg/h) 作为工艺内废水部分地引入制浆容器 3, 浓缩物 (机械脱水的碳化原料 52) (1600kg/h) 引入干燥过程 34 中, 在那里在低过压下在蒸汽气氛中间接借助蒸汽加热的表面 44 干燥, 同时形成热蒸汽冷凝物 28 和约 730kg/h 的饱和蒸汽 18, 并以 8 质量% (800kg/h 固体和 70kg/h 水) 的水含量通过 35 从工艺排出。

[0142] 在沉淀物减压 11 的第二阶段中产生的闪蒸汽 51, 干燥过程 34 时产生的蒸汽 18 以及通过 16 从第二工艺阶段排出的水的闪蒸汽 42 作为饱和蒸汽得到, 可汇流并在排出蒸汽流之后在制浆容器 3 中作为低压蒸汽 53 (约 1bar) 通过直接冷凝或在压缩或减压之后冷凝以预热原料 45, 从而用于进一步的能量利用。

[0143] 此外, 在沉淀物减压 11 的第一阶段产生的闪蒸汽 50 作为中压蒸汽 (约 6bar) 通过直接冷凝或在压缩或减压之后冷凝从而用于进一步利用。

[0144] 在实施例中, 终产物是与褐煤燃料粉末相似的产物, 其通过 35 从工艺排出, 具有约 870kg/h 的质量流量, 约 8 质量% 的水含量和 5376kW 的燃烧值。

[0145] 在实施例中, 化学转换的能效大于 95%。

[0146] 与第二个实施例相比, 在工艺的节能和节水方面, 第三个实施例显示出比第二个实施例进一步改善的方法, 因为原料温度可通过回输来自闪蒸膨胀的废蒸汽形式的废热和来自机械排水的废水形式的废热而升高, 从而降低第二工艺阶段对于热蒸汽 27 的特定需求, 同时通过上游的机械排水降低了干燥过程中的热蒸汽需求 25。有利地利用机械排水中分离的水以产生原料的可泵送性, 并提供实现第二工艺阶段所需的水, 不同于第一个实施例, 所述水与比第一个实施例干燥的原料一起引入工艺。

[0147] 在该实施例中, 流 49 和 43 以及流 50 和 53 的总和在直接浓缩之后或在压缩或减压浓缩之后形成从装置排出的水量。

[0148] 下文借助图 4 的第四个实施例（与实施例 2(图 2) 结合考虑）描述根据本发明的废蒸汽流的利用：

[0149] 沉淀物减压 11 时和通过 16 从第二工艺阶段排出的水减压时产生的闪蒸汽 17 和 42 以及干燥过程 34 时产生的蒸汽 18 在蒸汽清洗 19 中用干燥时产生的热蒸汽冷凝物 28 等温清洗。

[0150] 清洗的蒸汽 20 在压缩机 21 中压缩至实现第三工艺阶段所需的热蒸汽压力，通过喷入热蒸汽冷凝物 24 冷却到饱和温度，亦即，基本达到饱和蒸汽温度，然后通过 25 引至干燥过程的加热表面。

[0151] 当第二工艺阶段中需要热时，根据本发明，在 21 中压缩的蒸汽可在 24 中中间冷却之后引入第二压缩阶段 26，并在该处压缩至通过 27 输入第二工艺阶段所需的压力。

[0152] 根据本发明，对于加热第二和第三工艺阶段不需要的蒸汽可在膨胀 22 中降至环境温度水平同时释放技术功，并在冷凝 23 中液化。或者也可简单冷凝过量蒸汽同时释放热。

[0153] 在 55 处产生的蒸汽冷凝物和在 29 处通过等温蒸汽清洗产生的工艺内废水要么在工艺内需要时用作循环水，要么任选地在处理之后从工艺排出。

[0154] 下文借助图 5 的第五个实施例（与实施例 3(图 3) 结合考虑）描述根据本发明的废蒸汽流的使用：

[0155] 在低压蒸发器 56 中冷凝对于原料的重新预热不需要的低压蒸汽 53(约 1bar)。在其逆流方向上，在干燥过程中产生的热蒸汽冷凝物 28 在其闪蒸膨胀并且所形成的闪蒸汽在液体蒸汽分离器 57 中分离之后与来自膨胀 22 的蒸汽冷凝物 55 一起蒸发，并与来自 57 的闪蒸汽一起形成低压蒸汽 20。应注意，低压蒸汽 20 通过换热器中所需的温差在约 0.9bar 的压力下产生。

[0156] 低压蒸汽 20(约 0.8bar) 在压缩机 21 中压缩至实现第三工艺阶段所需的热蒸汽压力，通过向 24 中喷入热蒸汽冷凝物冷却到饱和温度，亦即，基本达到饱和蒸汽温度，然后与来自冷凝物 54 的减压的闪蒸汽以及在 58 中产生且在 57 中分离的额外蒸汽一起通过 25 引至干燥过程的加热表面。

[0157] 当第二工艺阶段中需要热时，根据本发明，在 21 中压缩的蒸汽可在 24 中中间冷却之后引入第二压缩阶段 26，并在该处压缩至通过 27 并入第二工艺阶段所需的压力。热蒸汽 27 的冷凝物 54 闪蒸膨胀并在中压蒸发器 58 中通过中压闪蒸汽 50(约 6bar) 的冷凝而部分蒸发。通过换热器中所需的温差在约 5bar 的压力下得到的蒸汽在液体蒸汽分离器 57 中与液相分离并作为热蒸汽与在 21 中压缩并在 24 中冷却到饱和温度的蒸汽一起通过 28 引至干燥过程。液相与来自干燥过程 28 的热蒸汽冷凝物一起混合并部分用于在 24 中中间冷却蒸汽和部分用于产生低压蒸汽。

[0158] 根据本发明，对于加热第二和第三工艺阶段不需要的蒸汽可在膨胀 22 中降至环境温度水平同时释放技术功，并在冷凝 23 中液化。或者也可简单冷凝过量蒸汽同时释放热。

[0159] 在 59 处产生的低压蒸汽冷凝物和在 60 处产生的中压蒸汽冷凝物要么在工艺内需要时作为循环水，要么任选地在处理之后从工艺排出。

[0160] 附图标记：

- [0161] 1 散料仓
- [0162] 2 输送装置
- [0163] 3 加料漏斗 / 制浆容器
- [0164] 4 浆料泵
- [0165] 5 水分离器
- [0166] 6 散料输送
- [0167] 7 第一工艺步骤, 第二工艺阶段
- [0168] 8 原料的散料层
- [0169] 9 第二工艺步骤, 第二工艺阶段
- [0170] 10 第三工艺步骤, 第二工艺阶段
- [0171] 11 具有闪蒸膨胀的沉淀物出口
- [0172] 12 来自第二工艺阶段的循环工艺水
- [0173] 13 从第二工艺阶段去除的蒸汽
- [0174] 14 加入蒸汽
- [0175] 15 永久气体排出
- [0176] 16 来自第二工艺阶段的工艺水
- [0177] 17 来自沉淀物减压的闪蒸汽
- [0178] 18 来自干燥过程的蒸汽
- [0179] 19 闪蒸汽等温清洗
- [0180] 20 压缩机 I 之前的低压蒸汽
- [0181] 21 压缩机 I
- [0182] 22 膨胀
- [0183] 23 冷凝
- [0184] 24 中间冷却的蒸汽
- [0185] 25 热蒸汽干燥过程
- [0186] 26 压缩机 II
- [0187] 27 用于加热第二工艺阶段的热蒸汽
- [0188] 28 来自干燥过程的热蒸汽冷凝物
- [0189] 29 来自蒸汽清洗的工艺内废水
- [0190] 30 来自水分离器的工艺内废水
- [0191] 31 来自增浓的废气
- [0192] 32 肥料
- [0193] 33 工艺水增浓
- [0194] 34 蒸汽气氛下的干燥器
- [0195] 35 产物排出
- [0196] 36 用于等温清洗的热蒸汽冷凝物
- [0197] 37 第一工艺阶段之前的原料
- [0198] 38 压力气阀
- [0199] 39 第二工艺阶段中的水浴

- [0200] 40 第二工艺阶段中的沉淀物
- [0201] 41 具有固体截留的去除装置
- [0202] 42 来自工艺水减压的闪蒸汽
- [0203] 43 减压的工艺水
- [0204] 44 蒸汽加热的表面
- [0205] 45 用于预热的废蒸汽
- [0206] 46 来自机械排水的工艺内废水
- [0207] 47 机械排水
- [0208] 48 用于输送原料的循环水
- [0209] 49 排出的工艺水
- [0210] 50 来自沉淀物减压的中压闪蒸汽
- [0211] 51 来自沉淀物减压的低压闪蒸汽
- [0212] 52 机械排水后的碳化的原料
- [0213] 53 低压蒸汽
- [0214] 54 来自第二工艺阶段的热蒸汽冷凝物
- [0215] 55 蒸汽冷凝物膨胀
- [0216] 56 换热器 / 低压蒸发器
- [0217] 57 液体蒸汽分离器
- [0218] 58 换热器 / 中压蒸发器
- [0219] 59 低压蒸汽冷凝物
- [0220] 60 中压蒸汽冷凝物
- [0221] 61 高压泵和旋转气阀

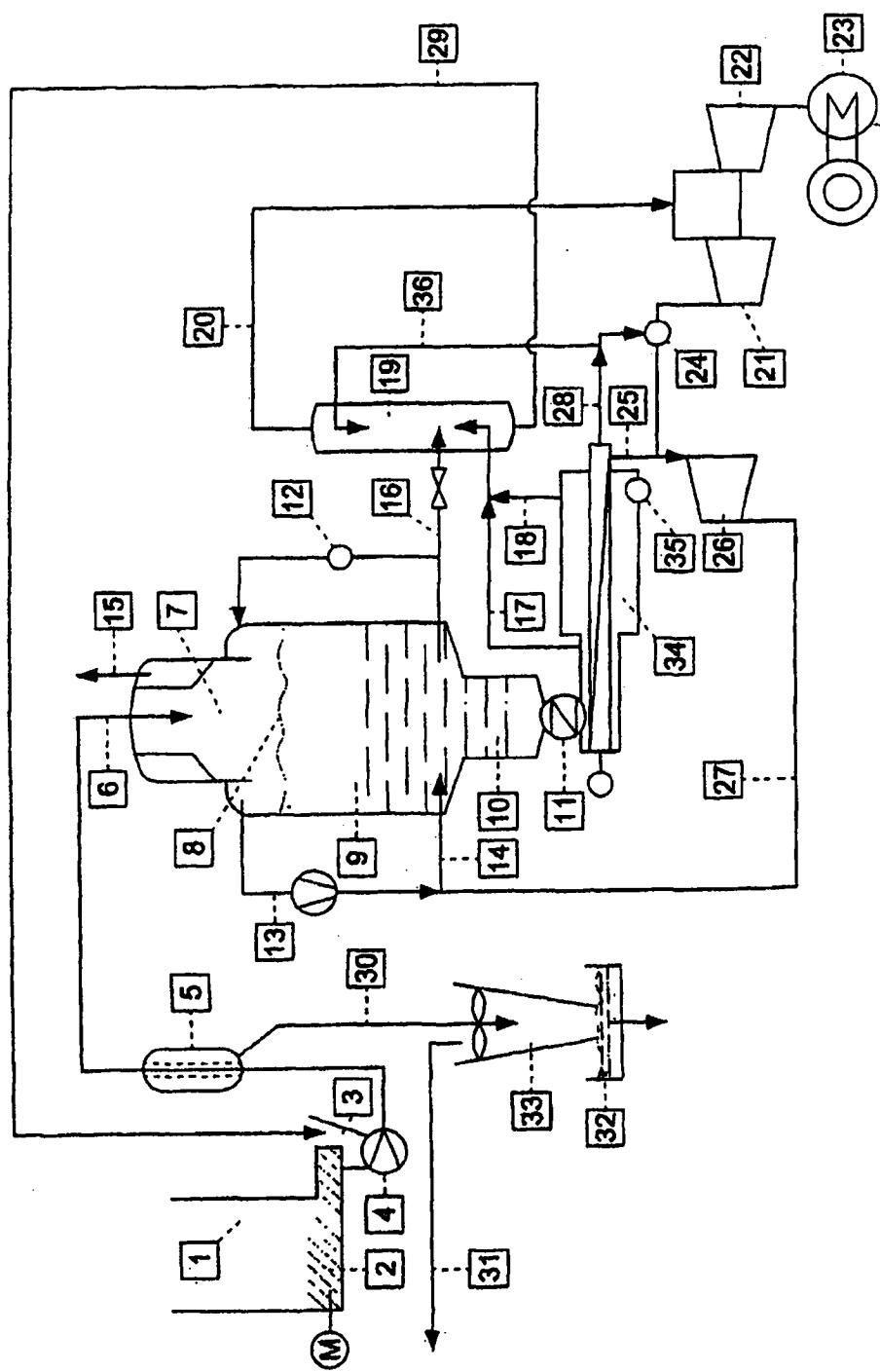


图 1

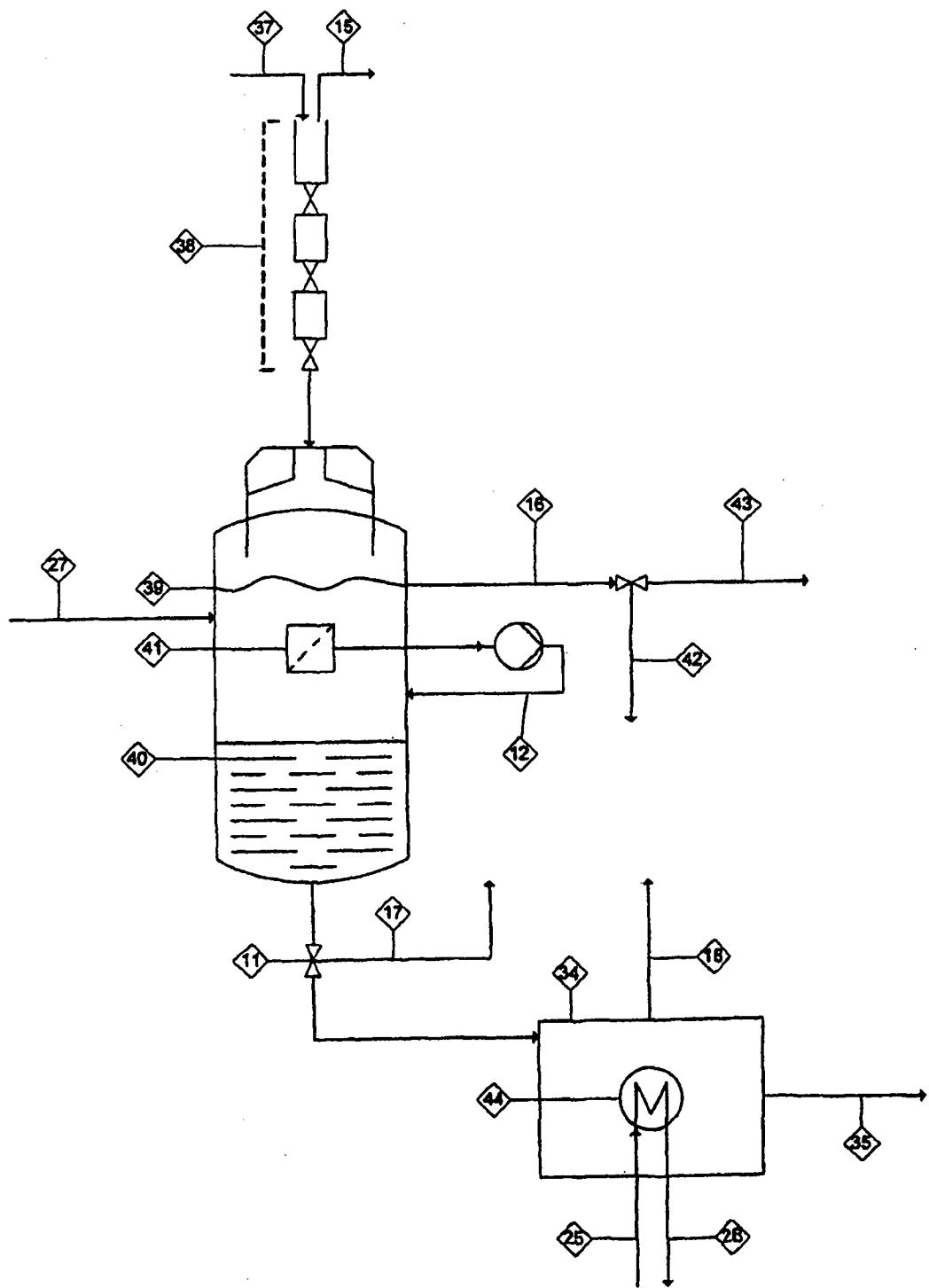


图 2

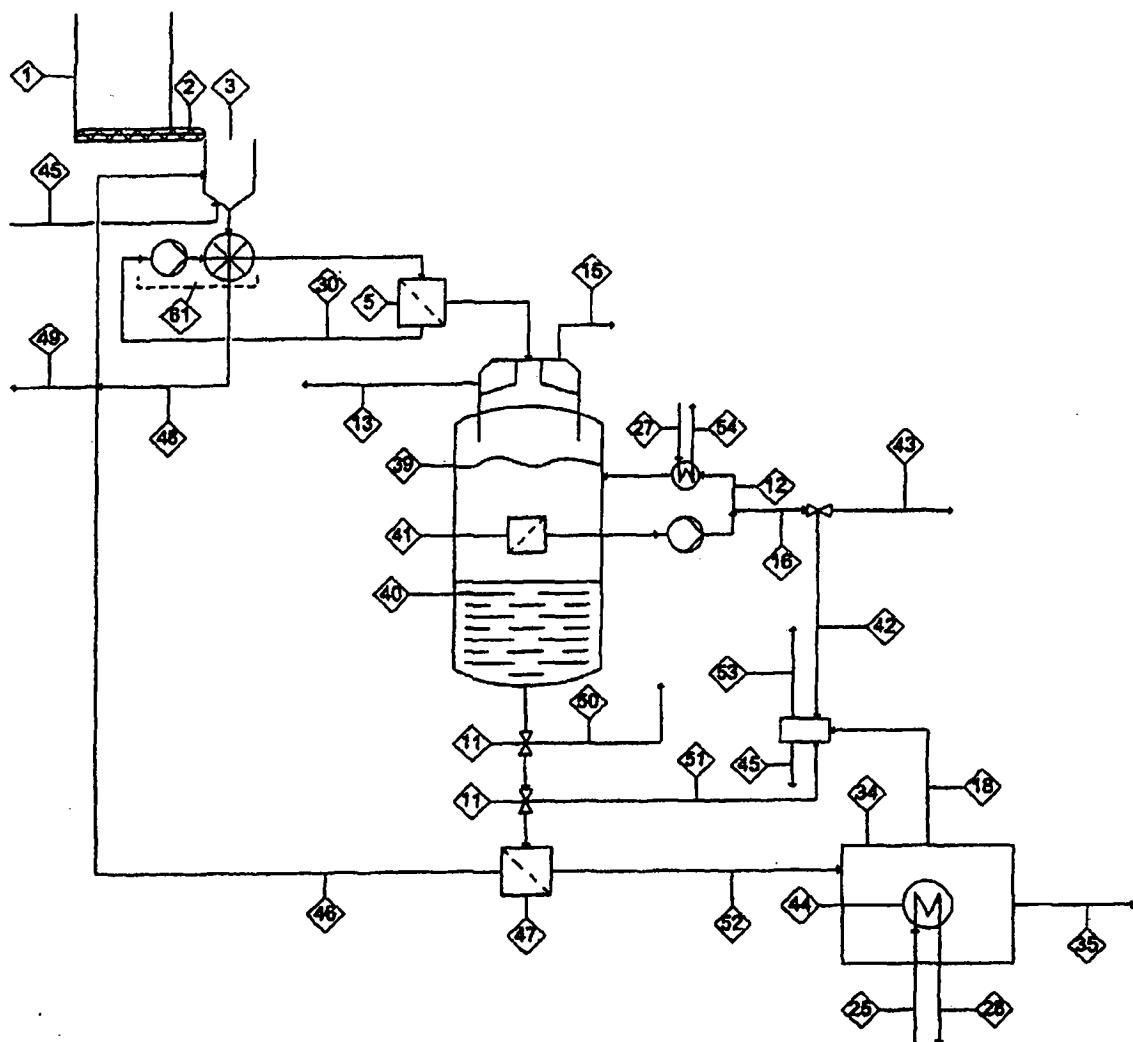


图 3

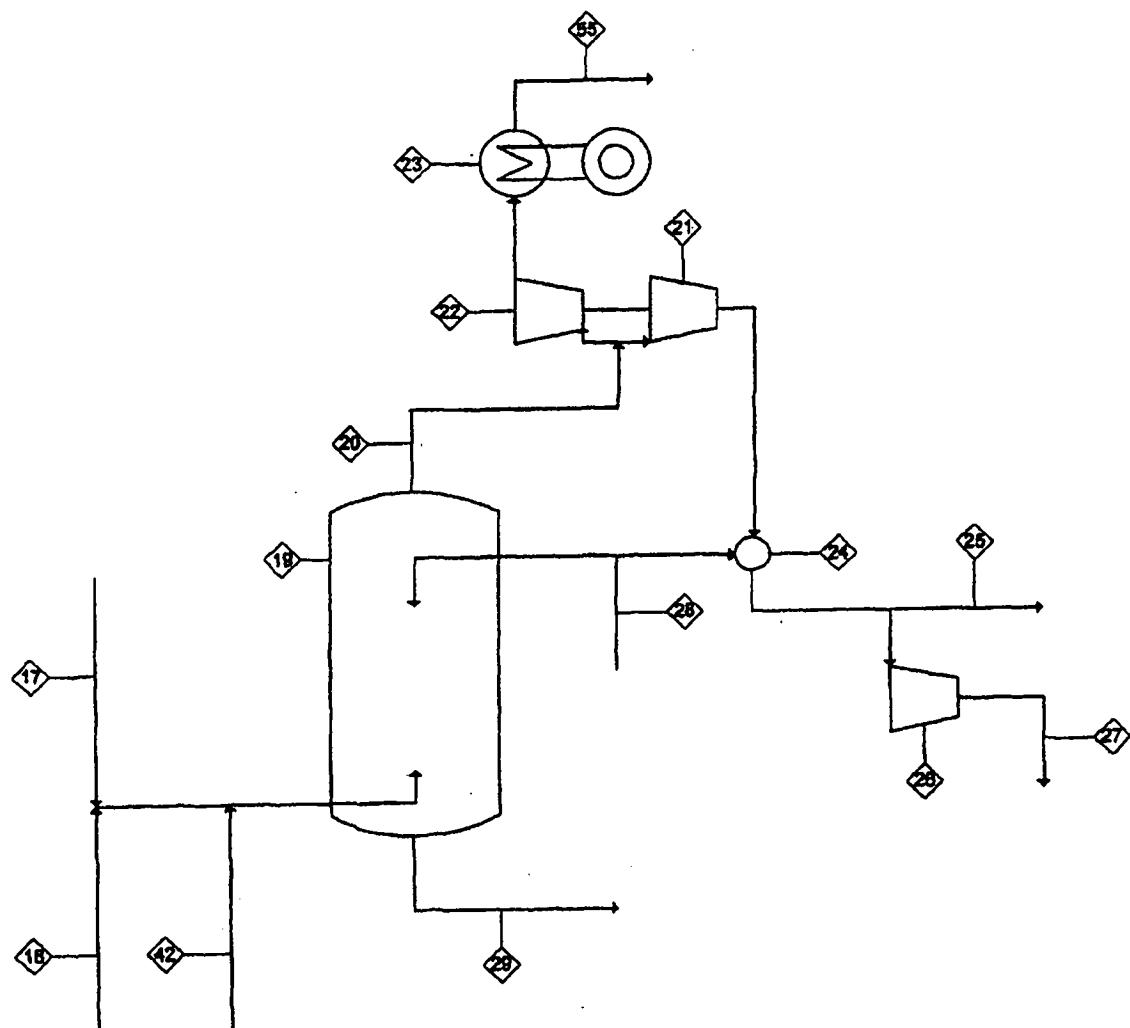


图 4

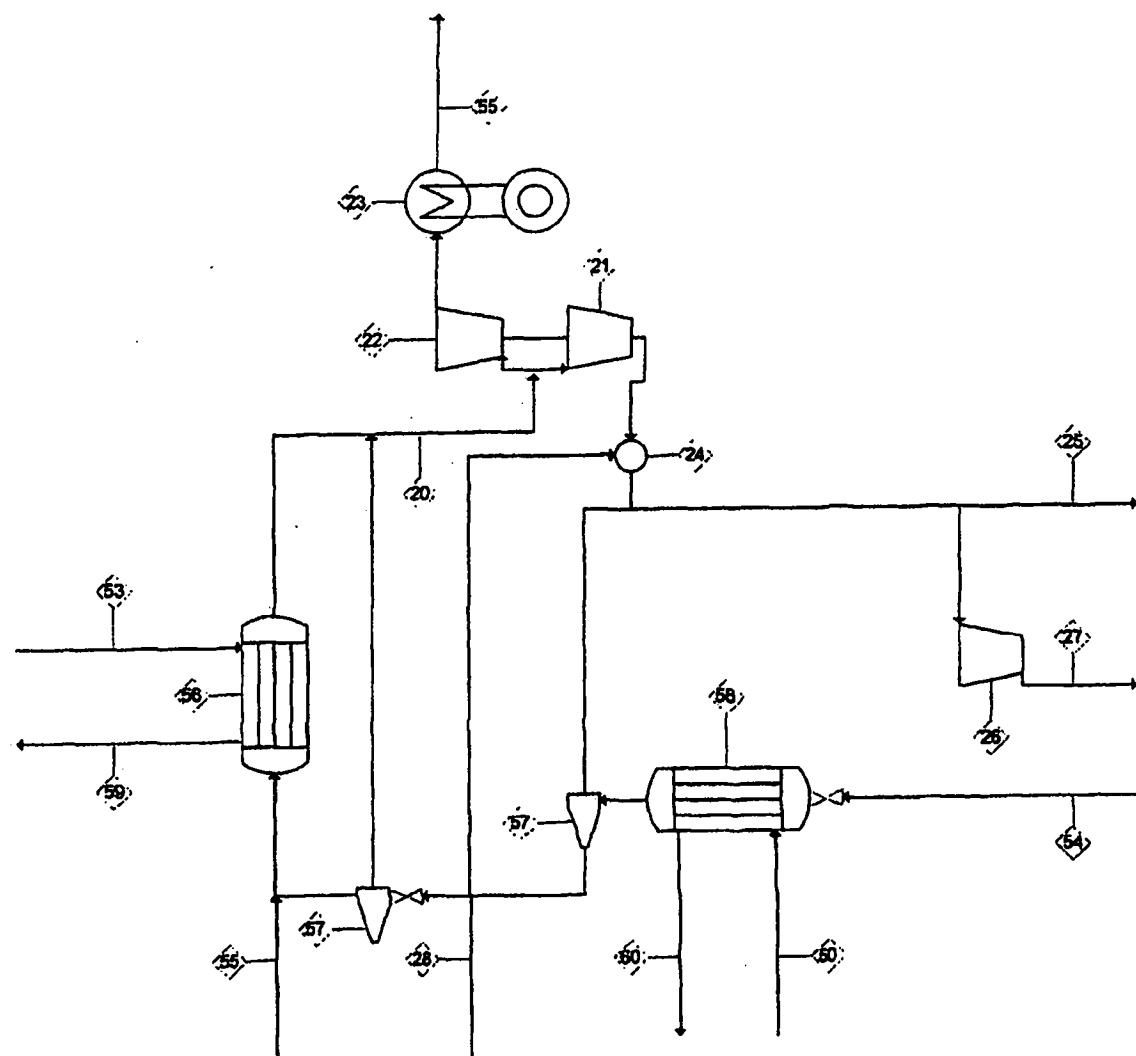


图 5