

[51] Int. Cl⁷

C10L 5/46

C10L 5/48



[12] 发 明 专 利 说 明 书

[21] ZL 专利号 99814537.8

[45] 授权公告日 2005 年 3 月 2 日

[11] 授权公告号 CN 1191337C

[22] 申请日 1999.12.3 [21] 申请号 99814537.8

[30] 优先权

[32] 1998. 12. 17 [33] US [31] 09/213,683

[86] 国际申请 PCT/US1999/028617 1999.12.3

[87] 国际公布 WO2000/036056 英 2000.6.22

[85] 进入国家阶段日期 2001.6.15

[71] 专利权人 德士古发展公司

地址 美国纽约州

[72] 发明人 J·D·温特 G·N·里克特

审查员 黄志洪

[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

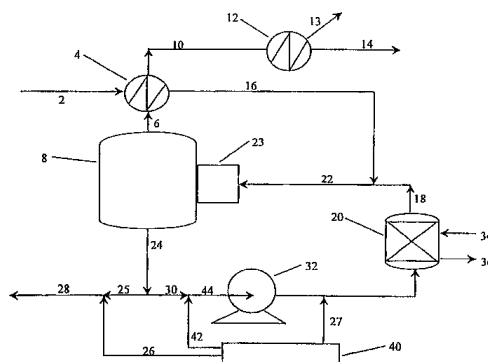
代理人 郭建新

权利要求书 1 页 说明书 7 页 附图 1 页

[54] 发明名称 生物污泥的气化

[57] 摘要

含于脱水的生物污泥细菌细胞细胞壁中的高胞内水含量通过在变性操作中除去胞内水而减少了。该操作包括：在足以弱化细菌细胞壁的温度(4)下将生物污泥(2)加热。然后将弱化的细胞壁暴露于足以在细胞内形成蒸汽的减压(8)中而使弱化的细胞壁破裂，于是释放胞内水。减少了水的浓缩生物污泥(24)就可作为生产合成气的部分氧化反应中的燃料源。



ISSN 1008-4274

1.一种浓缩包含很多细菌细胞的生物污泥的方法,所述细胞具有含胞内水的细胞壁,所述方法包括:

- (a)将生物污泥脱水到至少 3 wt % 的干固含量;
- (b)在足以弱化含胞内水的细胞壁的温度下和在足以使弱化的细胞壁破裂而释放胞内水的减压下加热所述脱水的生物污泥; 以及
- (c)从生物污泥破裂的细胞以热水蒸气形式蒸发释放的胞内水, 于是产生浓缩的生物污泥,

其中, 用于弱化脱水的生物污泥细胞壁的加热温度为 $80^{\circ}\text{C} \sim 350^{\circ}\text{C}$; 破裂压力为 0 psia $\sim$ 60 psia; 用于蒸发释放的胞内水的温度为 $105^{\circ}\text{C} \sim 250^{\circ}\text{C}$ 。

2.权利要求 1 的方法, 其中, 还包括脱水的生物污泥通过与热油直接接触而被加热, 从而形成热油/生物污泥混合物。

3.权利要求 2 的方法, 其中, 所述热油/生物污泥混合物再经历足够的温度和压力而弱化、破裂并从生物污泥释放胞内水, 于是产生热浓缩的生物污泥/油混合物。

4.权利要求 2 的方法, 其中, 在与热油接触之前, 所说的脱水的生物污泥还通过与从生物污泥的破裂细胞释放的热水蒸气间接接触而被预热。

生物污泥的气化

废水处理设施将废水组分分离成粗固体、浮渣粗砂和污泥。污水污泥是悬浮的、胶态的和溶解的有机物和无机物的混合物，它是在处理过程中从废水分离的。

废水通常经受一级处理，其中，通过物理方法(例如筛选和重力沉降)除去悬浮的固体成分。化学沉淀适用于除去轻质悬浮固体和胶态固体。

然后将残余的液体污水进行二级处理，其中，应用微生物(主要是细菌)通过使复合有机物降解和/或杀伤病原体而使废物成分稳定和变性。微生物的混合物通常被称为“生物量”。在废水或污水的生物处理中，废物成分起微生物的营养物作用，随着它们使废物成分稳定和变性，能使它们繁殖和增殖。

所以，废物处理体系中生物量的量在稳定化和变性处理过程中增大了。为了避免过量的微生物聚集(它能“阻塞”处理过程)，必须从处理体系除去或“废弃”一部分微生物。废弃的微生物被称为“生物污泥”。所有基于生物的处理操作的主要费用部分是需要以环境上可接受的方式处置该生物污泥。

污泥的一般性处理或管理包括生物可降解有机物的稳定化、浓缩和脱水，以及稳定、脱水后的残渣的最后处置。

产生的污泥通常是稀释的，数量级为约 1 ~ 2 wt% 固体物。为了减少对其它操作的容量负荷，污泥处理中的第一步通常是浓缩(通过诸如重力增浓和浮选这样的方法)。

来自一级处理的有机污泥通常可被浓缩到约 5 ~ 8 wt% 固体物。来自二级处理的污泥通常可被重力增浓到约 2 ~ 4 wt% 固体物。

脱水与浓缩不同，因为浓缩仍余下具有液体性质的污泥。脱水则应用机械操作(例如离心、真空和/或加压过滤)和砂床产生基本上是易碎固体的产品。当污泥的水含量通过脱水被减少到约 65 ~ 80 % 时，它形成被

称为“污泥饼”的多孔性固体。污泥饼中没有游离水，因为水与固体物化学结合或被紧密吸附在内孔中或被保持在微生物的细胞内。

生物污泥是生物废水处理残余的有机生物量。通常必须将生物污泥机械脱水而减少水含量低于约 96 wt %。生物污泥中主要的水源含于生物污泥中存在的生物区系的细胞内，被称为“胞内水”。不含游离液体的脱水的生物污泥滤饼可能仍具有 80 wt % 以上的水含量(主要是由于含于脱水的生物污泥细胞中的胞内水的量)。

“干固体”是样品在 105 °C 的氮气中被干燥直至未观察到进一步的重量降低后留下的无水残渣。术语“游离液体”是未被物理吸附的或阻塞的或化学结合的液体，而且可通过常规过滤操作释放。

目前可获得的减少生物污泥的水含量和利用生物污泥的技术费用大而且需要过多的能量。尤其，发现它们都是对于将生物污泥和污水污泥转化为部分氧化气化反应适用的原料来说不经济和不实际的方法。

含于脱水的生物污泥细菌细胞细胞壁内的高胞内水含量通过变性操作中除去胞内水而降低了。该操作包括，在足以弱化细菌细胞壁的温度下加热生物污泥。然后使弱化的细胞壁暴露于足以在细胞内形成蒸汽的减压中而使弱化的细胞壁破裂，于是作为游离水或呈热的水蒸气形式释放胞内水。然后，减少了水的浓缩生物污泥就可作为用来生产合成气的部分氧化反应中的燃料源。

图 1 是表示生物污泥浓缩处理的简化示意图。

按本发明，含于生物污泥中的热值可被用作生产合成气的部分氧化法中简单而有效的燃料源。通常将生物污泥与附加的烃类燃料(例如煤或油)结合，在部分氧化反应中经历共同气化而产生合成气。

部分氧化气化反应是在足以将所需量的燃料或原料转化为合成气的反应条件下进行的。反应温度一般在约 900 °C ~ 约 2,000 °C、优选约 1,200 °C ~ 约 1,500 °C 的范围内。压力一般在约 1 ~ 约 250 大气压、优选约

10 ~ 约 200 大气压、最优选约 20 ~ 80 大气压的范围内。反应区中的平均停留时间一般在约 0.5 ~ 约 20 秒、优选约 1 ~ 约 10 秒的范围内。

离开部分氧化反应器的合成气反应产物通常包含 CO、H₂、蒸汽、CO₂、H₂S、COS、CH₄、NH₃、N₂、挥发性金属和惰性气体(例如氩气)。具体产物组成将随原料的组成和反应条件而变。非气态副产物包括特定的物质,通常是碳和无机灰。

生物污泥共同气化法的效率和经济生存性要求:在与附加的烃类燃料结合并导入用来生产合成气的部分氧化反应器之前,生物污泥中的固含量增大到尽可能高的水平。重要的是使生物污泥与附加的燃料的比率达到最大值。否则,可能因生物污泥的高水含量和/或差成浆性妨碍燃料填充量。所以,生物污泥的气化效率随着生物污泥的水含量降低和固含量增大而增大。生物污泥与烃类燃料基于无水重量基准的合适比率分别是约 1:50 ~ 约 1:1,优选约 1:25 ~ 约 1:2。

送入脱水操作的生物污泥或生物固体可以呈任意水含量。所以,生物污泥可源自一级处理设施中通过简单沉降产生的物料,或者来自机械脱水的原料等。初始水含量将影响相对于产生的“干”固体量和热交换器的尺寸来说除去的水量。优选在脱水操作中应用含大于 3 wt% 干固体的生物污泥物料。

在本发明的一个实施方案中,在蒸发步骤之前通过热交换用热源对生物污泥物料预热。通常热交换可从合成气冷却系统(包括合成气调温冷却器、合成气冷却器、气体闪蒸冷凝器或骤冷水冷却器)获得大量低级过剩热。对于预热步骤来说一种特别希望的热源是从生物污泥蒸发器离开的水蒸气。

将生物污泥物料(通过与从生物污泥蒸发器出来的水蒸气进行热交换而预热了或未预热)与从生物污泥蒸发器的再沸器出来的热油流合并。生物污泥蒸发器通常是闪蒸器。通向生物污泥蒸发器的合并的物料流中基于进料时基准(as-fed basis)的热油与生物污泥的相对量重量比分别是约 1:1 ~ 约 20:1,优选约 5:1 ~ 约 15:1。

调节接触步骤中的温度和压力以致在进入生物污泥蒸发器之前合并

的生物污泥/油流中不出现水的沸腾。重要的是在此时不出现水的沸腾，因为一旦开始沸腾，体积就会迅速地、大幅度地膨胀。例如，一磅水蒸气的体积大约是一磅水的体积的 1,000 倍。所以，速度和压力降根本上增大，除非在蒸发器中提供足够的空间将蒸汽与生物污泥/油混合物的其余部分隔离。压力降的急剧性加速了细胞破裂。

热油和生物污泥通过减压装置进入蒸发器。在蒸发器中，从生物污泥的胞内水含量释放水蒸气。所述减压装置通常是一个位于蒸发器的外部入口的阀。由于热油与生物污泥接触和迅速的压力降低，容纳胞内水的细胞结构被减弱了。容纳胞内水的弱化的细胞壁就在蒸发器中破裂，释放胞内水。于是，一些或全部胞内水蒸发，因为进入蒸发器的生物污泥/油混合物的温度高于闪蒸器压力下的水饱和温度。

蒸发器中合适的压力为约 0 ~ 约 60 psia，优选为约 0.5 ~ 约 20 psia。减压步骤之前的生物污泥/油混合物的合适温度为约 80°C ~ 约 350 °C，优选为约 90 °C ~ 约 250 °C。随着水的蒸发，总的温度将下降。这被本领域技术人员称为“绝热闪蒸”。蒸发器中的和蒸发的那部分水的温度将是这样的，即，进入的物料流的焓将等于离开蒸发器的物料流的焓，只是容器壁有较少的焓损耗或热量损耗。

水蒸气从蒸发器顶部逸出。热油和浓缩的生物污泥混合物从蒸发器底部流出。一部分浓缩的生物污泥/油混合物被通入气化器。残余物在再沸器中被加热而提供能量使蒸发步骤中释放的胞内水转化为蒸汽。分离的热油流可被用来加热通过再沸器的浓缩的生物污泥混合物。需要的话，可往浓缩的生物污泥混合物中添加另外的油，优选在再沸器的燃料油入口处添加。

然后，在再沸器中被加热的热油和浓缩的生物污泥混合物直接与生物污泥物料接触而形成合并的物流。热油和浓缩的生物污泥混合物对合并的物流提供足够的热量而从蒸发器中的生物污泥物料蒸发胞内水。

来自蒸发器的塔顶馏出蒸汽可通过与进入的生物污泥或油热交换被冷却。然后，塔顶馏出蒸汽就可在分离的冷凝器中或在气体闪蒸冷凝器被进一步冷却。从蒸汽冷凝的水可被用作部分氧化气化反应中的缓和剂。

过剩的水可被通到废水处理厂，在按环境法规排放水之前除去悬浮的和溶解的有机物。

可应用外部蒸汽或燃料对再沸器加热，或者再沸器可应用一些或全部可得自部分氧化气化系统的热源(取决于可获得的能量)。部分氧化气化系统包括合成气调温冷却器、合成气冷却器、气体闪蒸冷凝器或骤冷水冷却器。应用的热量和热源将取决于所要求的生物污泥与油的比率和应用的生物污泥或污水的水含量。

现在参照图 1，生物污泥流 2 进入热交换器 4，它在这里与从生物污泥蒸发器 8 的顶部出来的热水蒸汽流 6 间接接触。热水蒸汽流 6 将生物污泥 2 间接预热到约 35°C ~ 约 250°C 的温度。冷却的水蒸汽流 10(它也可能是液体和蒸汽的混合物)离开热交换器 4(此时它的温度是约 25°C ~ 约 120°C)，进入冷凝器 12，它在那里被分为水流 13 和水流 14，所述水流 13 可起部分氧化气化反应的缓和剂的作用(未示出)，水流 14 可被再循环到废水处理厂(未示出)。

受热的生物污泥流 16 离开热交换器 4(此时它的温度是约 30°C ~ 约 240°C)，与从再沸器 20 出来的热油流 18(它的温度是约 80°C ~ 约 350°C) 直接接触而形成合并的油/污泥流 22(温度为约 105°C ~ 250°C)。热油流 18 还包含从蒸发器 8 引出的管道 24 中的浓缩生物污泥的一部分 30。合并的油/污泥流 22 通过减压装置 23(它通常是一个阀)，使物流 22 进入生物污泥蒸发器 8 时压力降低。压力通常低于物流 22 的温度下水的饱和压力，例如约 0.01 大气压(.147 psia) ~ 约 2 大气压(29.4 psia)。生物污泥流 16 与热油流 18 在超过物流 22 的温度下水饱和压力的压力下接触。这就防止水的蒸发直到物流 22 通过减压装置 23。压力可以是约 0.1 大气压(1.47 psia) ~ 约 40 大气压(587.8 psia)。

热油流 18 可以是热值高于约 8,000 BTU/磅的任何油。合适的油的典型实例包括：重质原油、燃料油、常压渣油、减压渣油、减粘裂化炉焦油、溶剂脱沥青渣油或这些油的组合。

生物污泥蒸发器 8 在设计成使物流 22 中的生物污泥的含胞内水的细菌细胞破裂的条件下操作。热油的化学性质和温度(数量级为约 80°C ~ 约

350 °C)起作用而减弱或破裂容纳胞内水的生物污泥的细胞壁。

压力从高于物流 18 和 16 混合时水饱和压力降低到低于蒸发器 8 中的水饱和压力, 这引起一部分胞内水蒸发, 导致由于热油对细胞膜的作用而预先减弱了的生物污泥的大部分细菌细胞壁破裂。以物流 6 中的蒸汽形式释放胞内水(它从蒸发器 8 的顶部逃出)。

热油和浓缩的生物污泥流 24(它是在释放胞内水后剩下的)离开蒸发器 8, 温度为约 105 °C ~ 约 250 °C。

从生物污泥蒸发器 8 的底部出来的浓缩的生物污泥/油物流 24 被分成油/污泥流 25 和 30。可以根据需要将来自储罐 40 的附加的油原料 26 与油/污泥流 25 合并而形成共同气化物流 28, 将它通入部分氧化气化系统(未示出), 用作生产合成气的部分氧化反应的燃料。

最后, 必须在操作中添加油而补偿物流 25 中的油损耗。可以在泵 32 上游的物流 42 中或者在泵 32 下游的物流 27 中添加这种油, 根据设计优选性和可利用的油的温度和压力进行选择。

来自油原料储罐 40 的另外的油原料流 42 可与油/污泥流 30 合并而形成合并的物流 44, 使它通过泵 32 进入再沸器 20。如果储罐 40 中的油是以足够高的压力获得的, 就可在泵 32 的下游物流 27 中而不是在上游物流 42 中添加它。

含于物流 24 中的生物污泥干固体与物流 27 和 42 中的油的比率为约 0.01:1 ~ 约 1:1, 优选约 0.1:1 ~ 约 0.99:1。

可以作为物流 34 被引入的蒸汽、闪蒸气体或热水或热合成气对再沸器 20 加热, 从而为再沸器 20 提供热源, 它作为冷凝液、水或冷却的合成气流 36 离开。

应用的热源将取决于所需的生物污泥与油的比率和应用的生物污泥的水含量。

油/污泥流 25 与浓缩的油/污泥原料 30 的比率分别可在约 1:1 ~ 约 1:100、优选约 1:2 ~ 约 1:50 的范围内变化。

除非另外说明, 本申请中给出的所有的份数和百分数都以重量表示。

实施例

在图 1 的操作系统中处理 300 磅含 4 wt % 干固体的生物污泥。预热后, 将生物污泥与 3100 磅混合物(包含 2743.4 磅油、329.2 磅干固体和 27.4 磅水)合并。然后将加热的合并生物污泥/油混合物进行减压处理和 在 1.4 大气压(20.58 psia)下蒸发, 这样导致生物污泥的细菌细胞壁破裂而释放 287 磅呈热的水蒸气形式的胞内水并产生 3113 磅浓缩的生物污泥/油混合物(它从蒸发器排出)。浓缩的生物污泥/油混合物被分为 113 磅生物污泥/油的第一物流, 为部分氧化反应提供共气化燃料流。

将余下的 3000 磅浓缩的生物污泥/油混合物与 100 磅油合并后泵入再沸器, 合并物在这里被加热到 350 °C 并且与进入的生物污泥混合。

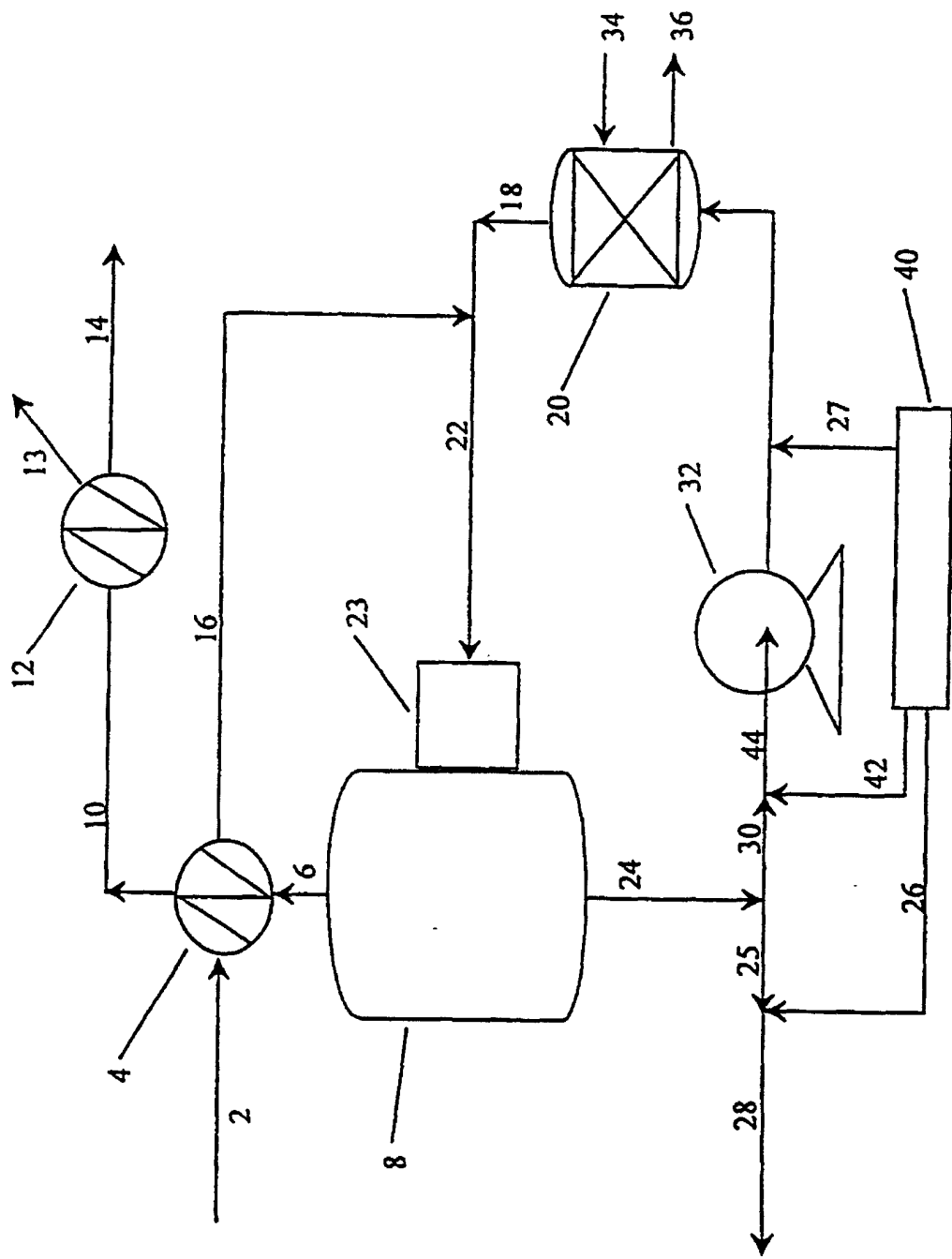


图 1