

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl⁷

C02F 9/14

[12] 发明专利说明书

/(C02F9/14,3: 3

0)(C02F9/14,1: 44)

(C02F9/14,3: 02)

[21] ZL 专利号 97193545.9

[45] 授权公告日 2002 年 1 月 30 日

[11] 授权公告号 CN 1078568C

[22] 申请日 1997.4.2 [24] 颁证日 2002.1.30

[21] 申请号 97193545.9

[30] 优先权

[32] 1996.4.3 [33] DE [31] 19613397.1

[86] 国际申请 PCT/DE97/00671 1997.4.2

[87] 国际公布 WO97/37941 德 1997.10.16

[85] 进入国家阶段日期 1998.9.30

[73] 专利权人 弗劳恩霍弗应用技术研究院

地址 联邦德国慕尼黑

[72] 发明人 沃尔特·特勒舍尔

审查员 韩爱朋

[74] 专利代理机构 永新专利商标代理有限公司

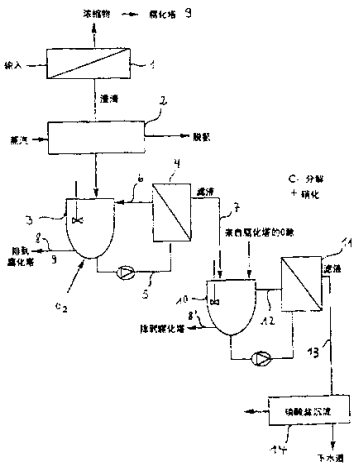
代理人 林晓红

权利要求书 2 页 说明书 6 页 附图页数 1 页

[54] 发明名称 生物净化废水的方法

[57] 摘要

本发明涉及生物净化废水的方法,其中将液体流加入需氧生物净化步骤中,事先借助于膜分离工艺从该液体流中除去未溶解的物质。



ISSN 1008-4274

权 利 要 求 书

1、一种生物净化废水的方法，包括如下步骤：

在第一步需氧生物净化步骤的上游，利用膜分离过程定量分离出未溶解的物质；

将膜分离过程所产生的滤液流进行需氧发酵处理；

将膜分离过程所产生的浓缩物流进行厌氧生物处理。

2、根据权利要求 1 的方法，其特征在于，所说的膜分离过程是单步骤的或多步骤的，其中，单步骤的过程或多步骤过程的最后一步处理选自过滤和反渗透。

3、根据权利要求 2 的方法，其特征在于，所说的过滤选自微滤、纳滤和超滤。

4、根据权利要求 1 的方法，其特征在于，浓缩物流的固体含量是 3~15 重量%。

5、根据权利要求 1 的方法，其中，在需氧发酵之前，从滤液流中除去无机杂质。

6、根据权利要求 5 的方法，其特征在于，通过沉淀或蒸汽汽提进行无机杂质的去除。

7、根据权利要求 3~6 之一的方法，其特征在于，在通气的充分混合的发酵器中进行滤液流的需氧发酵，这里，借助于过滤单元保留住来自发酵器排出的发酵浊液的细胞以用于随后的净化，并且该细胞部分或者全部返回。

8、根据权利要求 7 的方法，其特征在于，在需氧发酵器中通过返回速度以及从反应器中引出生物催化剂的速度来控制生物催化剂的浓度，并将其调节至最佳范围中。

9、根据权利要求 7 的方法，其特征在于，进入过滤单元的发酵浊液的滤液进入下水道。

10、根据权利要求 9 的方法，其特征在于，进入过滤单元的发酵浊液的滤液在硝化和/或脱氮和/或磷酸盐沉淀之后，进入下水道。

11、根据权利要求 7 之一的方法，其特征在于，从需氧发酵反应器中引出的生物催化剂进入厌氧生物反应器中。

12、根据权利要求 11 的方法，其特征在于，在膜分离步骤中产生的浓缩物流和引出的生物催化剂进入同一厌氧生物反应器中。

说明书

生物净化废水的方法

本发明涉及废水净化领域，更确切地说，涉及生活和工业废水的处理领域。

从节约应用能源是未来最高行动准则，并且任何形式的生物量包括有机废料均是碳结合的太阳能形式这种观点出发，应从另外的角度来考察今天的净化技术。

污水处理领域的实际情况是敞开的废水澄清池。因为在敞开的澄清池进行曝气时，不可避免地形成气溶胶，并且会释放挥发性废水组分，所以，由于所产生的臭味负荷，净化厂通常远离居民区。这造成高的下水道敷设成本（物质成本和能量成本）。同时，长的下水道无非是在其中进行非常难控制的有机物质转化的管式生物反应器。因为在下水道网中，不可避免地带入氧气，所以被需氧矿物化，也就是说这里转化的有机物质的 50% 以工业上不能利用的热形式被散失。在这种转化下，兼性厌氧微生物占优势，因为不再保证供给足够的氧气。它们在腐化塔中是不可以分解的，甚至当在预净化中分离它们时，并且因此不能提供能量。它们被不能再利用地堆积起来，并且，这里可能造成后续问题。

在曝气池中，氧气的加入不同于 CSB 的加入，在浅平底池中，基于所产生的功率，空气的利用是非常低的。与已知的现有技术相比，耗散大量的能量。此外，生物催化剂的浓度，特别是活性有机物的浓度是非常低的，这样在曝气设备中反应速度格外小。因为，在曝气设

备中，其它的物质同样可以作为生物催化剂，所以不可能特别地提高生物催化剂的浓度。

前置脱氮和在曝气的硝化之后废水分流返回厌氧硝化中促进了二次淤泥中兼性厌氧微生物的产生。已建议通过串联过滤器来促进淤泥的老化。这种工作方式涉及到淤泥费用的提高，因为，由于通过坏死生物量的重复预呼吸所造成有机物质的减少，能量转化为不能利用的热能。

优选产生的兼性厌氧微生物再次抵抗住腐烂（见上）。因此它不再提供物质/能量再循环。附加地，通过高的液压反馈，生物反应器的体积显著提高。

腐化塔用于在农业上堆积或作为垃圾堆积之前稳定淤泥。从其停留时间和其电网集中方面来看，它不能作为净能量产生设备。净化设备在空间上远离热量用户，所以不允许经热电厂有效地使动力-热量配合。这样在有利的情况下，腐化气体流出，并且只是有利于净化厂中所需能量的降低。经常是放出腐化气体并烧掉。在腐化塔中高的停留时间不仅导致催化腐烂过程的细菌死亡，而且有时，由于在冬天不利的单位体积能量产生和热辐射的比例，导致在发酵物恒温时需要额外的能量。

这里，由于操作经济性的原因，已经发现解决工业废水净化问题好的征兆——当然工业上的可行性主要在最近 10~15 年进行的。这里可以提及的是 Bayer AG 和 Hoechst AG 公司的塔/高生物学和 Gist-Brocadesz 在工业流化床反应器中的尝试。同样，首先在工业上表现出经济上的优点，与需氧净化相比，该优点是厌氧废水净化所具有的，并且，特别地，在食品工业领域中使用生物气体反应器进行废水净化。

本发明的目的是，改善生物废水净化，特别是生活或工业废水的生物净化，这样可以使用节省占地面积的成套设备，该成套设备可以安装在废水产生源的附近，同时尽可能产生有利的总工艺的能量平衡。

本发明的目的是这样实现的，在各种可能的有机发酵反应之前，特别地，在需氧分解之前，借助于薄膜式两水污水分流系统定量地分离未溶解的物质。例如，借助于微滤膜、纳滤膜、超滤膜或者最后使用反渗透从而使这样的分离成为可能，并且如果需要，将反渗透作为单独的分离步骤也是可行的。如果需要，可以以合适的顺序连接多个分离步骤（从粗至细），例如在超过滤之前进行微过滤。同样可以串联连接无压力步骤如粗过滤。最近以来主要使用的陶瓷微滤膜或超滤膜作为分离物质（Trennmittel）使用可以提供高的传递膜流出量、好的再生能力和稳定性。

在现有技术中不能以沉积形式预澄清的有机物质和其它未溶解物质的定量分离导致形成两股物流，即浓缩物和滤液（不包括反渗透情况，在反渗透中，除浓缩物外，水作为“稀释物（Diluat）”）。调节浓缩物的固体含量是3~15重量%，优选5~12重量%，特别优选约10重量%。在这样的浓度下，浓缩物流特别适合于直接在生物反应器例如腐化塔中进行厌氧发酵。在优选的浓度范围中，有机物质的甲烷化证明是特别合适的。根据本发明的措施，在最大降解因子（Abbaugrad）下可以得到高的空间负荷（小的反应器），并且因此可以与最大的能量产率相配合。

来自膜分离步骤的滤液仅仅包含溶解的可以通过相应薄膜的有机化合物。因此，可以避免有机物质的富集，该有机物质是非活性滋生的生物量。因此，仅仅使优选力求进行的活化（应该在分离步骤之

后) 承担微小的负荷, 因为大部分有机物质进入厌氧步骤(最大的能量再循环)。因此, 与现有技术相比, 降低了需氧生物步骤中氧气的需求(降低能量需求)。所有 CSB 分解所需细菌一直存在, 仅仅是其活性显著升高。

优选选择具有高生物活性的催化剂浓度的充分混合的密闭生物反应器作为活化步骤。 O_2 调节的生物反应器是优选的, 它类似于具有经济的 O_2 供应技术的细长的高的反应器中的活性和以较高浓度存在的细菌的实践降解, 因为借此显著地节约由化石来源所产生的能量, 同时可以降低废水净化所需的面积。为了得到高的催化剂浓度和因此高的生产率, 值得推荐的是, 配备具有细胞滞留体系的生物反应器(发酵器)。这导致生产率明显提高。为了返回细胞, 从发酵器中取出一股分流, 并且经细胞滞留体系进入循环。同样这由膜滤器组成, 或者包括一个这样的过滤器。从细胞滞留体系中取出无细胞的渗透流。滞留物返回发酵器中。

此外, 可以看见生物催化剂材料的射出(所谓的“渗出流(Bleedstrom)”)。在这样的情况下, 通过返回速度、渗出流、生物催化剂出反应器的速度控制生物催化剂的浓度, 并且将该浓度调节至最佳范围(以流入的水量和 CSB 负荷计)中。高的生物量浓度可以使保留时间降至最低, 并且与目前大量使用的反应器中的生物膜相比, 在发酵器中沉入的生物量可以保证高的净化效率, 因为在生物膜中产生扩散极限。

在发酵器中可得到的生物催化剂的浓度最低可达 40 克/升。甚至更高的浓度也是可能的, 即使氧气的供给是不利的。实现这样高的浓度将造成已通过的渗出流的生物量含量是 40 克/升。该值比使用常规反应器的值高一倍。

同样排出的渗出流可以直接进入厌氧的发酵器，例如来自第一膜滤步骤的浓缩物流入的这样的腐化塔。

与迄今为止的实践相反，在非常短的停留时间下，淤泥可以被分解为非常高的污泥处理等级，对此它同样可以被自动稳定。在产生高容量气体下，小的反应器导致辐射损失的减少和净能量的提高。如果产生净能量的反应器如要求的净化反应器布置在工业集中区附近，那么通过有效的动力-热量配合可以使所产生的净能量增加三倍。其它的改进可以通过提高生物反应器中有机物质的进入浓度而实现，借此可以进一步提高能量效率。

上述工艺步骤的配合还可以得到进一步的补充：例如，在进行需氧发酵之前，首先可以从前接的薄膜分离工艺的滤液中除去所存在的溶解的无机物质。例如这样的分离可以通过采用碱进行沉淀（例如为了分离钙和磷酸盐）或者通过蒸汽汽提（为了分离氨和类似物）来进行。

离开需氧发酵过程的、无细胞的渗透流在卫生学上是可接受的，并且可以直接进入排水沟。不必使用沉淀助剂和沉积助剂。如果需要，随后以常规方式进行硝化和/或脱氮。

下面借助于图 1 进一步详细地描述本发明以及尽可能补充的工艺步骤。

在图 1 中，废水进入模块 1 中，在该模块 1 中，根据权利要求 1 借助于薄膜式分离方法进行未溶解物质的定量分离。浓缩物进入腐化塔 9。在 2 中处理仅包含溶解化合物的澄清流以分离蒸汽汽提中的无机杂质。以这种方式进一步净化的澄清流进入发酵器 3 中，该发酵器作为非常紧凑的、密闭的、 O_2 调节的反应器其特征在于图示的管道和 O_2 的加入。经管道 5 可以从发酵器中提取分流，并且将该分流引入细

胞滞留体系 4 中，滞留流返回发酵器中，同时在滤液 7 进入下水道之前，将其加入其它的预处理步骤中。此外，经管道 8 从发酵器 3 中引出渗出流，在腐化塔 9 中进一步厌氧处理该渗出流。

来自细胞滞留体系 4 的滤液 7 可以进入硝化/脱氮步骤，硝化/脱氮如需氧发酵可以在非常紧凑的反应器 10 和细胞返回 11 中进行。这里，同样可以这样控制和调节进入腐化塔 9 的渗出流 8' 以及返回速度（以这样的速度滞留物经 12 返回发酵器 10 中），即反应器 10 在最佳的范围中运转。在滤液 13 进入下水道之前，可以进一步分离无机污染物；在附图中代表性地标出磷酸盐沉淀 14。然后，如常规一样，排出该步骤中的上清液或滤液。

上述薄膜式分离方法的优点是，基于本发明方法的总的废水净化方法在空间需求小的完全密闭的体系中进行，这样废水处理可以安装在城市中（在铺设排水网时这又导致节约成本），卫生学上是可接受的，这样下水道不或仅仅负担最低的细菌量，此外，是有弹性的，并且可以被尺寸化，这样适合于各种不同的需求量。此外，从能量节约的角度考虑，该方法是特别有利的，因为大量的输入的有机物可以进入生物气体反应器中直接使用。

说明书附图

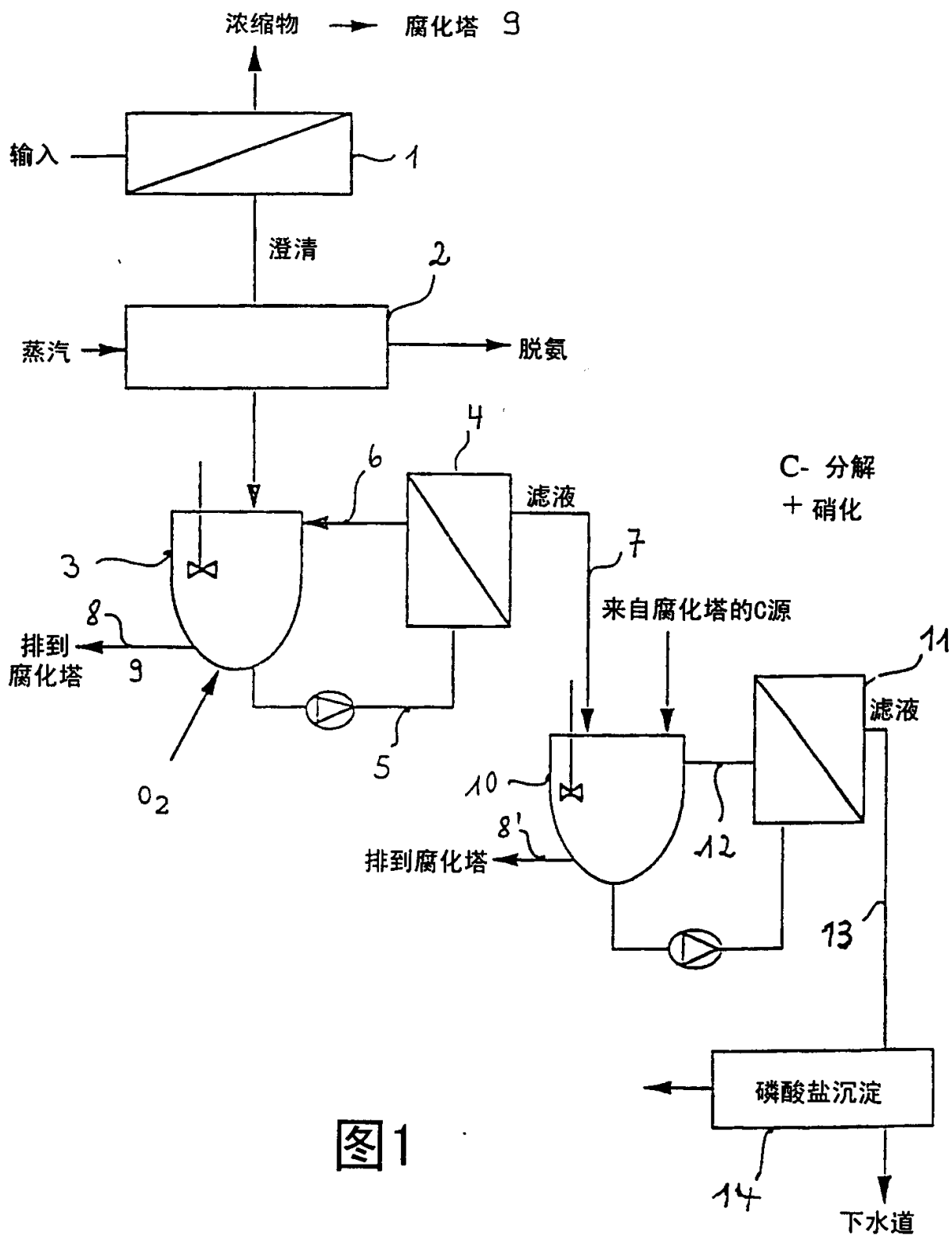


图 1