



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 103402927 B

(45) 授权公告日 2016.06.08

(21) 申请号 201180059312.4

C02F 1/44(2006.01)

(22) 申请日 2011.12.16

(56) 对比文件

(30) 优先权数据

61/459,597 2010.12.16 US

CN 101857307 A, 2010.10.13,
WO 2008115444 A2, 2008.09.25,

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2013.06.08

CN 101857307 A, 2010.10.13,
CN 101168461 A, 2008.04.30,

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/CN2011/002113 2011.12.16

CN 101168461 A, 2008.04.30,
CN 101519265 A, 2009.09.02,

(87) PCT国际申请的公布数据

W02012/079288 EN 2012.06.21

JP 2001219187 A, 2001.08.14,
US 2007235386 A1, 2007.10.11,

审查员 叶嘉欣

(73) 专利权人 香港科技大学

地址 中国香港九龙清水湾

(72) 发明人 陈光浩 白鹏 徐浩光

(74) 专利代理机构 北京天昊联合知识产权代理

有限公司 11112

代理人 丁业平 金小芳

(51) Int. Cl.

C02F 3/30(2006.01)

权利要求书4页 说明书8页 附图6页

(54) 发明名称

污水处理工艺、污水处理装置及污水处理用膜生物反应器

(57) 摘要

本发明提供了一种污水处理工艺、污水处理设备以及利用膜组件和膜生物反应器的工艺。在所述污水处理工艺中,污水进水首先进入安装有“大孔径”滤膜的膜组件(503)的曝气区(502)中。在曝气池中形成活性污泥,并通过控制所述曝气区(502)的氧气输送速率以维持充足的氧气。污水进水与活性污泥混合成为第一混合液。部分第一混合液经过膜过滤后形成透过液并作为出水排出反应器外,残留部分继续作为未过滤的活性污泥悬浮于曝气区(502)中。第一混合液的第二部分则被运移至厌氧区(515)中,形成第二混合液。第二混合液将会再回流至曝气区(502)中。

1. 一种生物污水处理工艺,其用于通过使用保持在高通量运行条件下的膜组件来处理曝气池内的污水中所包含的有机物及氮,该工艺包括:

设置安装有曝气设备并充满液体的曝气区,其中所述液体包含细菌和进水污水的混合物,从而形成混合液体;

在所述曝气池中设置膜组件,该膜组件包括公称孔径为5微米至55微米的膜;

向所述曝气区提供污水进水;

通过如下方式处理所述曝气区中的所述混合液体:

使所述混合液体的第一部分经过所述膜的过滤而形成透过水,以作为处理完毕的出水,而残留部分作为未过滤的活性污泥继续留在曝气区中,

使所述混合液体的第二部分从所述曝气区转移至厌氧区中,以及

将来自于所述曝气区的所述混合液体的第二部分与所述厌氧区中的液体混合;以及

混合液由所述厌氧区回流至所述曝气区,

所述工艺还包括使用硫化物作为电子供体进行自养反硝化以去除硝酸盐,以及使用硫酸盐作为电子受体以将有机碳氧化为二氧化碳,

其中在曝气池中,硫化物被氧化成硫酸盐,一部分硫酸盐将会进入到厌氧区中,并在其中作为电子受体氧化有机碳,形成二氧化碳和硫化物,该硫化物将随着污泥回流到曝气池中继而又被氧化成硫酸盐。

2. 根据权利要求1所述的工艺,还包括通过加入亚硫酸盐、硫代硫酸盐、硫化物或单质硫以提供硫化物。

3. 根据权利要求1所述的工艺,还包括使用含盐污水或者海水,其中所述污水及海水中的硫酸盐用作硫的来源。

4. 根据权利要求1所述的工艺,还包括曝气设备以维持所述曝气池中溶解氧浓度在2毫克/升,并提供气泡以搅动、冲刷并且/或者清理所述膜。

5. 根据权利要求1所述的工艺,还包括通过自养硝化作用来促进所述曝气池中的硝化。

6. 根据权利要求1所述的工艺,还包括利用有机碳来促进异养反硝化作用,以将硝酸盐还原为氮气。

7. 根据权利要求1所述的工艺,还包括使用由如下材料构成的膜作为所述膜,其中该材料选自无纺布、有机聚合物、金属、陶瓷、纤维玻璃或薄膜复合物。

8. 根据权利要求7所述的工艺,其中所述材料是塑料。

9. 根据权利要求7所述的工艺,其中所述材料是不锈钢。

10. 根据权利要求1所述的工艺,其中所述曝气区还可以接收未经过初沉池的预处理的污水以作为污水进水。

11. 根据权利要求1所述的工艺,还包括在所述曝气区使用高通量膜组件,该膜组件包括嵌于其中的片状非纺织材料膜。

12. 根据权利要求11所述的工艺,还包括使用两片耐腐蚀薄板以固定所述膜,所述板上设置有孔。

13. 根据权利要求12所述的工艺,还包括将所述膜的通量范围 设定为2立方米/平方米/天至16立方米/平方米/天。

14. 一种污水处理设备,包括:

曝气区,其接收污水进水,并充满悬浮细菌的混合液;
膜组件,其使用了公称孔径为5微米至55微米的膜;
曝气装置,其通过控制所述曝气区的氧气输送速率以维持充足的氧气;
厌氧区,其安装有搅拌装置,并含有悬浮细菌的混合物;
分离处理部分,该分离处理部分能够:
使所述曝气区中所述混合液体的第一部分经过所述膜的过滤而形成透过水,以作为处理完毕的出水,而残留部分作为未过滤的活性污泥继续悬浮在所述曝气区中,
将所述曝气区中所述混合液体的第二部分转移至所述厌氧区;以及
将所述厌氧区中部分所述混合液回流至所述曝气区,
以及这样的构造,该构造利用硫化物作为电子供体进行自养反硝化以去除硝酸盐,并使用硫酸盐作为电子受体以将有机碳氧化为二氧化碳,
其中在曝气池中,硫化合物被氧化成硫酸盐,一部分硫酸盐将会进入到厌氧区中,并在其中作为电子受体氧化有机碳,形成二氧化碳和硫化物,该硫化物将随着污泥回流到曝气池中继而又被氧化成硫酸盐。

15. 根据权利要求14所述的设备,其中所述曝气装置还具有膜清洗功能,所述曝气装置利用曝气气泡搅动所述膜,从而维持膜在高通量运行条件下无堵塞运行。

16. 根据权利要求14所述的设备,还包括用于通过添加亚硫酸盐、硫代硫酸盐、硫化物或单质硫来提供硫化合物的构造。

17. 根据权利要求14所述的设备,其中所述污水和海水中的硫酸盐用作硫的来源。

18. 根据权利要求14所述的设备,还包括用于通过自养硝化反应来促进所述曝气区中的硝化的构造。

19. 根据权利要求14所述的设备,还包括通过利用有机碳来促进异养反硝化作用从而将硝酸盐还原为氮气的构造。

20. 根据权利要求14所述的设备,其中所述膜所包含的材料选自无纺布、聚合物、金属、陶瓷、纤维玻璃或薄膜复合物。

21. 根据权利要求20所述的设备,其中所述材料是塑料。

22. 根据权利要求20所述的设备,其中所述材料是不锈钢。

23. 根据权利要求14所述的设备,还包括位于所述曝气池中的高通量膜组件,该膜组件包括嵌于其中的片状非纺织材料膜,其中所述膜被其上具有孔的耐腐蚀薄板固定。

24. 根据权利要求14所述的设备,其中所述膜组件的膜通量确定为2立方米/平方米/天至16立方米/平方米/天。

25. 根据权利要求14至24中任一项所述的设备,其中所述曝气池还可以接收未经过初沉池的预处理的污水以作为污水进水。

26. 一种污水处理设备,包括:

用以提供曝气区的装置,该曝气区用于接收污水进水,并含有悬浮细菌的液体混合物;

用以提供膜组件的装置,该膜组件使用了公称孔径为5微米至55微米的膜;

用以通过控制所述曝气区的氧气输送速率以维持充足的氧气的装置;

用以向厌氧区提供来自于所述曝气区的液体;

用以通过如下方式处理所述曝气区中的所述混合液体的装置:

使所述混合液体的第一部分经过所述膜的过滤而形成透过水,以作为处理完毕的出水,而残留部分作为未过滤的活性污泥继续悬浮在好氧区中;

将所述混合液体的第二部分转移至厌氧区中;

用以将所述混合液体由所述厌氧区回流至所述好氧区的装置,以及

用以提供硫化物作为电子供体进行自养反硝化以去除硝酸盐,并提供硫酸盐作为电子受体以将有机碳氧化为二氧化碳的装置,

其中在曝气池中,硫化合物被氧化成硫酸盐,一部分硫酸盐将会进入到厌氧区中,并在其中作为电子受体氧化有机碳,形成二氧化碳和硫化物,该硫化物将随着污泥回流到曝气池中继而又被氧化成硫酸盐。

27. 根据权利要求26所述的设备,还包括:

用以提供曝气气泡以搅动所述膜,从而维持所述膜在高通量运行条件下无堵塞运行的装置。

28. 根据权利要求26所述的设备,还包括使用含盐污水或者海水并使其进入所述好氧区或所述厌氧区中的至少一者的装置。

29. 根据权利要求26所述的设备,还包括用于通过自养硝化来促进所述曝气区中的硝化的装置。

30. 根据权利要求26所述的设备,还包括通过利用有机碳来促进异养反硝化作用从而将硝酸盐还原为氮气的装置。

31. 根据权利要求26所述的设备,其中所述膜所使用的材料选自无纺布、聚合物、金属、陶瓷、纤维玻璃或薄膜复合物。

32. 根据权利要求31所述的设备,其中所述材料是塑料。

33. 根据权利要求31所述的设备,其中所述材料是不锈钢。

34. 根据权利要求26所述的设备,还包括用以提供膜组件以固定所述膜并为所述膜提供物理支撑的装置,从而保证在运行过程中所述膜不会发生形变。

35. 根据权利要求30所述的设备,其中所述膜组件的膜通量范围确定为2立方米/平方米/天至16立方米/平方米/天。

36. 根据权利要求30所述的设备,其中所述曝气区可以接收未经过初沉池的预处理的污水以作为污水进水。

37. 一种用于处理污水中所包含的有机物和氮的工艺,该工艺利用细菌的悬浮生长和膜组件,该工艺包括:

设置充满液体的曝气区,其中所述液体包含细菌和进水污水的混合物;

在所述曝气池设置至少一个膜组件,该膜组件装有公称孔径范围为5微米至55微米的膜;以及

使所述混合液体的一部分经过所述膜的过滤而形成透过水,以作为处理后的出水,

其中该工艺还包括使用硫化物作为电子供体进行自养反硝化以去除硝酸盐,以及使用硫酸盐作为电子受体以将有机碳氧化为二氧化碳,

其中在曝气池中,硫化合物被氧化成硫酸盐,一部分硫酸盐将会进入到厌氧区中,并在其中作为电子受体氧化有机碳,形成二氧化碳和硫化物,该硫化物将随着污泥回流到曝气池中继而又被氧化成硫酸盐。

38. 根据权利要求37所述的工艺,还包括使用由如下材料构成的膜作为所述膜,其中该材料选自无纺布、聚合物、金属、陶瓷、纤维玻璃或薄膜复合物。

39. 根据权利要求38所述的工艺,其中所述材料是塑料。

40. 根据权利要求38所述的工艺,其中所述材料是不锈钢。

41. 根据权利要求37所述的工艺,还包括在所述曝气池使用膜组件,该膜组件包括嵌于其中的片状膜,并且所述膜被其上具有孔的耐腐蚀板固定。

42. 根据权利要求37所述的工艺,还包括使用曝气设备以为所述曝气池提供溶解氧,并提供气泡以搅动、冲刷并且/或者清理所述膜。

43. 根据权利要求37所述的工艺,还包括将所述膜的通量范围设定为2立方米/平方米/天至16立方米/平方米/天。

44. 根据权利要求37所述的工艺,其中所述曝气池还可以接收未经过初沉池的预处理的污水以作为污水进水。

45. 根据权利要求37所述的工艺,还包括通过自养硝化反应来促进所述曝气池中的硝化。

污水处理工艺、污水处理装置及污水处理用膜生物反应器

技术领域

[0001] 本发明公布了一种通过应用新型膜生物反应器处理富含有机污染物及氮污染物污水的高效污水处理工艺。本发明还公布了一种高通量、无堵塞的膜组件。同时,本发明还公布了一种利用厌氧区内硫酸盐还原原理减少剩余污泥产生的技术。

背景技术

[0002] 如图1所示,膜生物反应器(MBR)是一种成熟的污水生物处理工艺。它利用活性污泥(即悬浮生长的生物絮凝体,也称为污泥——通常包含微生物及原生动物)来氧化污水中的有机碳。但在膜生物反应器中没有沉淀池,取而代之的是依靠微滤膜(孔径范围通常为0.1至1微米)来进行污泥与混合液的分离。而通过该微滤膜的污水通量一般被限制在小于1立方米/平方米/天。

[0003] 为了确保膜的工作效率以及有效预防膜的生物堵塞,近年来许多方法都在被广泛地尝试于膜生物反应器中。这其中主要应用的方法包括:以高于进水量25倍的曝气量来提供气泡冲刷的自助式膜清洗;每30分钟对膜进行一次反冲洗;或者每一至两个月对膜进行一次化学清洗或反应器外的清洗。但上述方法都会大大增加能源消耗以及运行成本,同时也将降低系统的运行时间及效率。而且为了有效的保护膜及膜组件,进水污水必须要先通过初沉池及1毫米孔径的细格栅后才能进入曝气池中。

[0004] 污泥停留时间(SRT)表示活性污泥在系统中的平均停留时间,其计算公式可定义为:

$$[0005] \quad \frac{\text{总活性污泥量}}{\text{剩余污泥排出量,包括出水悬浮固体量}}$$

[0006] 水力停留时间(HRT)有时也称为“水力滞留时间”,表示液体在系统内的平均停留时间,其计算公式可定义为:

$$[0007] \quad \frac{\text{反应器中液体总体积}}{\text{进水流量}}$$

[0008] 传统膜生物反应器的水力停留时间均多于6小时,其溶解性化学需氧量(COD)的去除率亦接近传统活性污泥工艺。

[0009] 近年来,许多污泥减量工艺相继问世,但是这些工艺都会令工程造价及占地上升。而最有效的污泥减量方法是在工艺中减少剩余污泥的产量。从化学需氧量换算,低剩余污泥产量可以通过利用水解及产甲烷发酵,或者利用硫酸盐来代替氧或硝酸盐作为电子受体而得以实现。

[0010] 好氧-沉淀-厌氧工艺(OSA)是一种利用厌氧区或厌氧池的污水处理工艺,该工艺可以通过在污泥回流中加入厌氧污泥池来稳定处理过程及有效减少污泥产量。如图2所示,全套OSA工艺需要两个生物反应器及一个沉淀池,因此需要相当的占地面积。OSA工艺的水力停留时间一般需要超过4小时以完成剩余污泥的减量并去除部分有机污染物。

[0011] 膜强化一级处理工艺(MEPT)是一种与膜生物反应器相似,但不需要初沉池的新污水处理工艺。它可以达到传统膜生物反应器与初沉池有效结合的处理效果。

发明内容

[0012] 使用这样一种污水处理工艺,以在极短的水力停留时间(HRT)内处理污水中所含的有机污染物及氮污染物并进行剩余污泥减量,同时将“大孔径过滤”膜组件维持在高膜通量运行条件下。设置了具有膜组件的曝气区。接收污水进水并在曝气区用活性污泥对其进行处理。通过控制曝气区的氧气输送速率以维持充足的氧气。污水进水在曝气区与活性污泥混合后形成第一混合液。该混合液随之分为两部分。第一混合液中的第一部分通过膜组件过滤并作为出水排出反应系统之外。第二部分由曝气区被运移至厌氧区内混合成第二混合液。而相同体积的第二混合液则从厌氧区运移至曝气区中。

附图说明

[0013] 图1为示出了传统膜生物反应器(MBR)的流程图。

[0014] 图2为示出了传统活性污泥-OSA工艺的流程图。

[0015] 图3示出了不同孔径(0.5微米、5微米、55微米和100微米)的膜以亚临界/临界通量值下运行时相应的过膜压差值(TMP)。

[0016] 图4a至4f示出了通过激光共聚焦显微镜(CLSM)拍摄微生物在公称孔径为0.5微米至220微米的膜表面上的累积情况。图4a为0.5微米孔径膜;图4b为5微米孔径膜;图4c为55微米孔径膜;图4d为100微米孔径膜;图4e为150微米孔径膜;图4f为220微米孔径膜。

[0017] 图5为示出了完整的MEPT-OSA反应器的工艺图解。

[0018] 图6为示出了膜组件的一个实施方案的侧视图。

[0019] 图7示出了膜组件的构造细节。

[0020] 图8示出了曝气区(MEPT池)的俯视图,并示出了曝气扩散器的分布位置图及进水、进气以及回流位置图。

[0021] 图9示出了好氧区和厌氧区中以硫作为电子载体所进行的相关反应的反应机理图。

[0022] 发明详述

[0023] 概述

[0024] 本发明中提到的术语“曝气区”及“有充足且连续的氧气的池”即表示维持有充分且连续的氧气供应的区域,例如通过控制曝气速率来提供所需的氧气,使得氧气的提供速率等于池内微生物的氧气消耗速率。

[0025] 本发明公布了一种通过使用新型的膜(膜组件)进行固液分离以处理含有机污染物的污水处理工艺。该工艺包括使污水进入一个富含氧气的曝气区域,该区域中包含有活性污泥及一块或多块膜组件。污水进水在该曝气区域内与活性污泥充分混合形成混合液。经过膜过滤处理后的污水出水通过真空泵被抽出反应器外。

[0026] 在传统膜生物反应器中,一般应用孔径范围在0.1微米至1微米甚至更小的微滤膜或者超滤膜。与此相反,本发明中所应用的膜材料的孔径为5微米至150微米,我们称之为“大孔径滤膜”。尽管这些大孔径滤膜可以允许单个细菌通过,但粒径更大的生物絮凝体则

无法通过该大孔径滤膜。因此活性污泥可以被截留在曝气池中。该大孔径滤膜中的大孔径将膜的生物堵塞程度降至最低,过膜压差(TMP)可以被控制在一个很低的值,这表明即使使用高膜通量运行也不会出现膜堵塞的情况。

[0027] 为了避免滤膜的生物堵塞现象出现以及维持曝气池中的溶解氧浓度在一个适当的值,该系统中设置有两种不同的空气扩散器:大气泡扩散器与微气泡扩散器。其中,大气泡扩散器主要用来不间断地提供大气泡来冲刷膜及膜组件以避免膜堵塞,而微气泡扩散器则主要用以提供溶解氧。

[0028] 根据用以构建大孔径滤膜的材料特性,可能需要构建一种多蜂巢状的膜组件以将膜固定并安装于曝气池中,从而有利于使膜更有效地进行正常的运行及反冲洗。

[0029] 为了最大程度地减少污泥产量,可在该工艺中加入厌氧区。这是通过将一部分混合液由曝气区转移至无氧的厌氧区而实现的。此外,该工艺还包括将厌氧区的混合液再次循环至曝气区。设置于曝气区中的膜组件被连续不断地用于分离混合液中的固体,以形成经过处理的出水。

[0030] 该工艺还可利用硫化物作为载体以将污泥产量降至最低。硫化物包括硫酸盐、亚硫酸盐、硫代硫酸盐、硫化物以及硫单质,这些硫化物都可以被加入到反应系统中。硫元素的可能来源可以为海水中的硫酸盐、由海水冲刷而带来的含有硫酸盐的含盐废水,或其它工业污水如酸性矿山废水或发电厂所用的脱硫设备中产生的污水。

[0031] 在曝气池中,硫化物会被氧化成硫酸盐。其中一部分硫酸盐将会进入到厌氧区中,并在其中作为电子受体氧化有机碳,形成二氧化碳和硫化物。该硫化物将随着污泥回流到曝气池中继而又被氧化成硫酸盐。部分硫酸盐将随着出水透过膜而被排出反应系统之外。

[0032] 由于污泥停留时间(SRT)与水力停留时间(HRT)的共同作用,来自污水中的氨会在曝气池中通过硝化作用转化为硝酸盐。其中一部分硝酸盐将会随着混合液运移到厌氧区中,并通过反硝化作用还原为氮气。因此在该系统中,反硝化作用和硫还原作用均发生在厌氧区中,而约有50%-70%的有机碳将在此转化为二氧化碳。

[0033] 但是,在曝气池中含有高溶解氧浓度的混合液会通过污泥回流将溶解氧带入到厌氧区中,从而影响厌氧区的工作效率。因此,曝气池中的溶解氧的浓度应该被控制在约2毫克/升的较低水平。

[0034] 相比较于传统污水处理技术,本发明所提供的工艺具有更小的占地需求、更高的营养物去除效率以及更低的膜堵塞频率。因此本工艺可以更适用于用地紧张的国家 and 地区,比如香港和新加坡等地。

[0035] 在运行示范工程时,该工艺中所应用的膜组件为香港科技大学(HKUST)自行生产。膜安装在由HKUST设计的蜂巢状组件上,其中膜被固定在该膜组件中的两片蜂巢状耐腐蚀薄板之间。该蜂巢状耐腐蚀板可以保证膜在其中始终保持平直状态,这也就保证了膜组件的工作效率和反冲洗的效率维持在一个很高的程度。蜂巢状耐腐蚀板与膜通过螺丝、螺母、垫片等扣件固定于框架之上,以能够牢固地安装膜。该设备形成为完整的香港科技大学膜组件,然后将该膜组件安装于曝气区内。

[0036] 为了验证本工艺中适合实际应用的膜孔径范围,我们对孔径从0.5微米至220微米的膜的临界通量进行了测试,同时利用显微镜观测膜表面微生物的积累情况。

[0037] 在膜生物反应器中,临界通量是膜的一个重要指标,以确定膜的最大工作效率和透过率。所有膜生物反应器都必须在膜的临界通量之下(即,在亚临界通量下)运行以避免膜堵塞。如果一个膜具有较大的临界通量,那也就说明处理同样多的污水所需要的膜面积就更小。如果膜生物反应器长时间连续在临界通量之上运行,则过膜压差(TMP)会增长很快,这也就意味着膜更容易堵塞。临界通量的大小是通过测量在不同通量下运行的膜的稳态过膜压差而确定的。图3示出了运行条件下过膜压差在膜的亚临界通量和临界通量下的变化情况。图3示出了公称孔径为0.5微米、5微米、55微米及100微米的膜的临界通量测量结果。从图中我们可以看出:临界通量随着膜孔径的变大而变大,当膜孔径大于5微米时,临界通量值可以被用在大规模的试验中,而当膜孔径大于55微米时最佳,其临界通量值高达约16立方米/平方米/天。而所述的膜孔径一般来说是指公称孔径,因为单个孔径变化很大。公称孔径为生产商所制得的孔径的平均值。

[0038] 图4a至4f为激光共聚焦显微镜(CLSM)下微生物在孔径为0.5微米至220微米的膜表面积累的情况。图4a描述的是膜孔径为0.5微米的情况;图4b描述的为膜孔径为5微米的情况;图4c描述的是膜孔径为55微米的情况;图4d描述的是膜孔径为100微米的情况;图4e描述的是膜孔径为150微米的情况;图4f描述的是膜孔径为220微米的情况。膜表面生物量积累的越厚,膜过滤生物质的过滤效果就越好。从图4中我们可以看到,当膜孔径大于220微米时,生物量将很难积累在膜表面。这也就印证了我们之前观测到的结果:当膜孔径大于220微米时,出水的水质会变差。基于以上的两组实验分析,我们可以选定适合应用的膜孔径范围为5至150微米,效果最佳的膜孔径为55微米。由于膜生产方面的问题,膜的孔径无法做到大小一致,因此所述孔径为公称孔径。因此,公称孔径可以是5至150微米,或者10至100微米。也就是说,一块膜中不同孔的孔径可能会有差别,但平均起来看,都在一个变化很小的范围内。

[0039] 膜强化一级处理(MEPT)设备的结构

[0040] 图5示出的是一个改进了的污水处理系统的原理示意图。主要示出的是进水管道501,曝气区/曝气池(MEPT池)502,具有膜组件出水管507的膜组件503,曝气区至厌氧区连接管509以及好氧-沉淀-厌氧(OSA)池515。厌氧区515在OSA池中。

[0041] 图5所示为一个充分混合型的污水处理系统,用以处理含有有机污染物及氮污染物的污水。污水在进入系统之前应首先经过3毫米的格栅去除大颗粒物质及防止尖利物体对膜造成破坏,但不需要去除悬浮固体。通过格栅之后,污水由进水管道501进入到MEPT池502中以接受持续的氧气供应。

[0042] 在曝气区中,氧气充足是指氧气的提供速率等于池中微生物的氧气消耗速率。这使得整个池中的溶解氧浓度为约2毫克/升。

[0043] 曝气设备或者曝气搅拌设备的主要作用是为反应器提供所需的氧气,并使得混合液保持悬浮。通过利用由曝气池中的曝气设备或搅拌设备所补充的氧气,异养微生物可以将有机碳氧化为二氧化碳,而自养微生物则可以将氨氧化为硝酸盐,而从OSA池515回流来的硫化氢同样会被氧化成为硫酸盐。MEPT池502的水力停留时间(HRT)通常为(但不限于)1.5至2小时。MEPT池502中混合液的悬浮固体浓度为约(但不局限于)3000毫克/升。

[0044] 图6为所述为膜组件503的一个实施方案的侧视图。主要示出了具有膜组件出水口507和蜂巢状耐腐蚀板605的膜组件503。蜂巢状板605上面有蜂巢状孔606,该孔的孔径为10

毫米。孔606的孔径选择主要取决于蜂巢状板605以及安装在膜组件503内的膜(717,图7)对于整个膜组件503结构完整性的需求。一块或者多块膜组件503被安装于MEPT池502中,出水由安装于膜组件503中的膜过滤后获得,同时固态的微生物被滤膜分离并截留于MEPT池502之中。膜组件503需要大量的气泡,这些气泡不仅仅是为微生物提供氧,更重要的是为膜表面提供有效的冲刷作用以避免膜堵塞。

[0045] MEPT池502中的一部分混合液体会通过连接管509流至OSA池515中。在OSA池515中,来自于MEPT池502的混合液中富含硝酸盐与硫酸盐,它们将作为电子受体被有机碳还原为氮气和硫化物,与此同时有机碳则会被氧化为二氧化碳。同时,一部分硝酸根也会作为电子受体通过自养反硝化过程氧化硫化物。随后,而相同体积的OSA池515中的混合液也会回流至MEPT池502。OSA池515中的水力停留时间通常为(但不局限于)1.5至2小时。OSA池515中混合液悬浮固体浓度为约(但不局限于)3000毫克/升。

[0046] 膜强化一级处理(MEPT)反应器

[0047] 膜生物反应器(MBR)系统的工作原理是结合了涉及微生物(称之为活性污泥)的生物处理与膜分离技术来处理污水的。污水会首先通过沉砂池、格栅和初沉池,然后进入到曝气池中,该曝气池充满活性污泥并安装有空气扩散器,该空气扩散器用于为活性污泥提供所需的氧气及冲刷膜。当反应器中的混合液通过膜时,活性污泥会被膜分离而留在反应器中,而水的部分则会透过膜作为出水排出系统之外。一般的MBR工艺所应用的膜组件是浸没在曝气池中,其形态为中空纤维膜或平板膜。

[0048] 污水处理系统中的MEPT池502可以被看作为一个省略了初沉池的MBR反应器。应用于MEPT的膜对公称孔径为55微米,我们把它叫做大孔径滤膜。经过格栅处理过的污水经泵及管道直接进入曝气池中。而出水则是通过真空泵在膜组件内形成一定的真空状态,以使得液体可以被抽入膜组件内并通过膜被排出系统之外。安装在膜组件下的曝气设备也会为膜组件提供大气泡,这种大气泡快速的通过膜组件的表面,冲刷附着于其上的可能造成膜堵塞的物质。

[0049] 在该系统中,曝气设备也同样会提供小气泡,这种小气泡主要用来为反应器内微生物的生长提供氧气。因此,曝气设备同时有降解有机物质和防止膜堵塞两种功效。这种防止膜堵塞的曝气机制与大孔径膜配合使用,可以使系统保持稳定的出水流量,并且只要是膜通量控制在16立方米/平方米/天之下就可以在获得该稳定的出水流量同时保证过膜压差没有明显的增长。因此膜组件的膜通量可以控制在2至16立方米/平方米/天内运行。

[0050] MEPT工艺不仅可以用来有效处理生活污水,也可以用来处理工业污水。其出水效果可以达至二级生物处理及进行硝化。这种浸没式膜工艺的膜组件都是浸没在曝气池内的。这种MEPT工艺可以将一级处理、生物处理以及污泥的物理分离作用融合在同一个反应阶段中,因此该膜生物反应器具有占地省、效率高、低成本、用途广等优点。

[0051] 膜组件

[0052] 在本工艺中所应用的膜组件503为香港科技大学生产。参考图6,本工艺中所选用的膜组件形态为平板膜,长宽厚比例为7:4.3:0.25。对称具有多个10毫米直径孔606的蜂巢状耐腐蚀板605被固定在膜组件503表面,每两个孔606圆心间隔为20毫米。膜组件503的出水的出水口507安装在膜组件503的上端。

[0053] 图7示出了膜组件503的结构示意图。由图可见,两片膜717中的每一片都被两片蜂

巢状耐腐蚀板605a与605b通过扣件731,732(如螺丝、螺母)等固定。本示范工程中所应用的膜717为无纺布材料的平板膜,膜的公称孔径的范围从5微米至150微米,而最佳的膜孔径大小为55微米。所有膜孔径在该范围的膜都可以应用于MEPT工艺中。

[0054] 蜂巢状耐腐蚀板605a与605b主要的作用是固定膜717,以保证在运行阶段膜717不会发生形变从而维持膜组件503的高度稳定性。在MEPT系统中,膜通量为传统膜生物反应器的10倍以上,而反冲洗通量甚至要大于出水通量。因此,膜717必须要紧密的固定在蜂巢状耐腐蚀板605a与605b之间以防止膜717发生形变。在该系统中应用的蜂巢状耐腐蚀板605a与605b的厚度均为1毫米,使气泡可有效率地冲刷膜表面的生物层,并控制膜表面的生物滤饼生长。螺丝731与螺母732从正面穿过膜组件503至其背面(或从背面穿过至正面)并将膜组件503固定。每两个螺丝之间的间隔为50毫米,这样可以保证膜717更紧密的固定在膜组件503之中。

[0055] 膜生物反应器都需要有有效的膜清洗方法。一般来说,物理清洗的方法主要包括出水反冲洗与混合液中大气泡冲刷。在以下的示范工程中,无需化学清洗或者反应器外清洗。该示范工程中的反冲洗为每天2次使用1%的出水进行反冲洗。每次反冲洗1分钟之后,过膜压差通常都会低于0.09巴。

[0056] 曝气区

[0057] 图8所示为曝气区(MEPT池502)的俯视图,并且示出了曝气扩散器的位置分布图以及进水管、进气管和回流管的位置图。图8同时示出了MEPT池502,膜组件503,曝气孔808,空气扩散器809,进水孔813,回流混合液孔815以及阀门821至825。曝气孔808的直径为5毫米,主要是为膜组件503提供大气泡冲刷以预防膜堵塞。曝气孔808安装在MEPT池502底部,分布于膜组件503两侧,这样更有利于对膜组件503的冲刷。空气扩散器809则均匀地分布在MEPT池502之中,这样可以对称地为反应器提供溶解氧。进水以及来自于OSA池515回流混合液体由MEPT池502底部进入,这样可以尽量保证水力停留时间。进水孔813的直径为8毫米,回流混合液孔815的直径为10毫米。阀门821至825安装于MEPT池503的外部,并由可编程逻辑控制器(PLC)面板控制。

[0058] 好氧-沉淀-厌氧(OSA)池

[0059] 污水处理系统中的厌氧池(OSA池)515主要作为污泥减量池使用。因为一般的利用氧气或者硝酸盐进行异养菌氧化反应的污泥产率为0.4克VSS/克COD,这个数值大大高于厌氧产甲烷反应的产率0.1克VSS/克COD。因此,将混合液或污泥从曝气池中回流至厌氧池中进行厌氧产甲烷反应将大大降低总污泥产量。但是由于产甲烷反应的反应速率大大低于异养菌氧化反应,所以这反应需要更长的水力停留时间与污泥停留时间以降低产泥率。由于膜生物反应器的污泥停留时间比传统活性污泥工艺长很多,因此将MBR工艺与OSA工艺同时使用将大大提高运行的效率而无需使用二级沉淀池。

[0060] 另一方面,由于曝气池中的一部分硝酸盐会进入到厌氧区中,因此在其中也会发生异养反硝化作用。但是,由于这种异养反硝化作用的污泥产率很高,因此会造成OSA反应器的污泥减量效果降低。

[0061] 香港的污水中一般含有500毫克硫酸根/升(167毫克硫/升)及400毫克COD/升,这也就为硫酸盐还原作用提供了潜在的条件。由于硫酸盐还原反应的污泥产率低至0.2毫克VSS/克硫酸根,因此,我们可以应用硫循环原理进行污泥减量。而且,由于硫还原菌(SRB)较

之产甲烷菌(MPB)拥有更高的比增长率和更低莫诺饱和系数,因此SRB可以击败MPB获得更多的有机物基质,从而更适于在OSA系统中生长。除此之外,由硫化物支撑的自养反硝化作用也拥有相当低的污泥产率,因此系统中的污泥减量作用的效率不会受硝酸盐浓度的影响。

[0062] 将硫酸盐还原为硫化物其本质是将强酸转变为弱酸,这也会使得pH值增加。在一个密闭的厌氧环境中,伴随着pH值的增加,由硫酸盐还原作用产生的硫化物将会溶解于混合液中并形成相当多的溶解性硫化物。而这些硫化物可以随着混合液体回流至曝气池中,从而通过自养硫化物氧化过程被氧气氧化为硫酸盐。由于这反应同样具有很低的污泥产率,因此,这种硫酸盐—硫化物—硫酸盐循环可以有效的将系统的污泥产量最小化。

[0063] 图9示出了好氧区(MEPT池502)与厌氧区(OSA池515)的硫反应机理。具体示出了碳循环“异养硫还原作用”913,硫循环“自养反硝化作用”914,氮循环“自养硝化作用”915,以及另一个硫循环“自养硫化物氧化作用”916。全部反应工艺包括三种元素:碳、氮和硫。在MEPT池502中未被消耗掉的有机碳、微生物中含有的有机碳、通过自养硝化作用915由氨氧化成的硝酸盐以及污水中含有的硫酸盐都会通过泵运移至OSA池515中。这是三种元素的主要来源。

[0064] 在OSA池515中,有机碳为硫酸盐还原反应提供电子,同时自身被氧化为二氧化碳,而硫酸盐则在异养硫酸盐还原作用913中通过硫酸盐还原菌被还原为硫化物。硝酸盐被还原为氮气,该还原过程为两个相互竞争的反应,其一是自养反硝化反应914将硫化物氧化为硫酸盐;其二是异养反硝化反应将有机碳氧化为二氧化碳。

[0065] 回流至MEPT池502的混合液中含有溶解性硫化物,在MEPT池502中,它们将通过自养硫化物氧化过程916被氧气再次氧化回硫酸盐。而另一部分有机碳则在MEPT池502中直接被氧气氧化成二氧化碳。

[0066] 本工艺可以达到明显的减少剩余污泥产生的效果,其主要原因为工艺中存在的三种低产率的细菌菌种——硫酸盐还原菌、自养反硝化菌与自养硝化菌。生长产率是描述微生物生长的指标,低生长产率意味着在消耗掉单位基质(例如碳源)的条件下会产生更少的细菌。因此,低生长产率对于污水生物处理工艺来说是减少污泥产量的最好的方法。

[0067] MEPT-OSA工艺示范

[0068] 我们运行了一个日处理量为2.7立方米的MEPT-OSA反应器4个月的时间,该工艺所应用的进水为未经过初沉处理的含盐污水。在污水进入系统之前先经过格栅进行简单的筛选。本工艺中应用的膜材料为公称孔径55微米的无纺布膜。膜组件的规格为长0.7米、宽0.43米、厚0.025米,孔隙率为0.42。曝气池的尺寸为长0.38米、宽0.54米、高0.97米,厌氧池的尺寸为长0.4米、宽0.4米、高1.25米。系统的总体积为400升,每个反应器各大约200升。总水力停留时间为3.5小时,污泥停留时间为36天。进水首先进入曝气池中,曝气池中的部分混合液将回流进入厌氧池,该回流流量等于进水流量。曝气池中气、水体积比为20至25(立方米/立方米)。利用机械搅拌器混合厌氧池中的混合液,其搅拌角速度为40至60转/分钟。在曝气池与厌氧池中的平均污泥浓度均为3000至3500毫克/升。本示范工艺的膜通量维持为10.8至11立方米/平方米/天。膜的反冲洗频率为每12小时一次。在上述运行条件下可以实现稳定而优质的出水水质。其中,浊度低于10NTU,悬浮固体(SS)浓度低于20毫克/升,化学需氧量(COD)浓度低于50毫克/升,氨浓度低于5毫克/升。在整个运行期间没有发生膜堵

塞现象,过膜压差(TMP)在反冲洗之前始终低于0.2巴,而在反冲洗之后,过膜压差则降低至0.09巴。示范过程中并无进行化学清洗或反应器外清洗。

[0069] 结论

[0070] 用来表示成分数量、反应条件、以及所有用在说明书与权利要求中的数字仅仅是作为例子给出,并且在所有情况下均应理解为被“约”修饰。相应的,除非有指出截然相反的情况,否则,在说明书与随附权利要求书中列出的所有数值参数均为近似值,并可根据本发明所要获得的所需性质而改变。

[0071] 可以理解的是,在本发明的原则和如随附权利要求书所限定的范围内,本领域技术人员可对细节、材料、步骤和布置另做改动,本文中所描述并示出的这些细节、材料、步骤和布置被用以说明主题的本质。

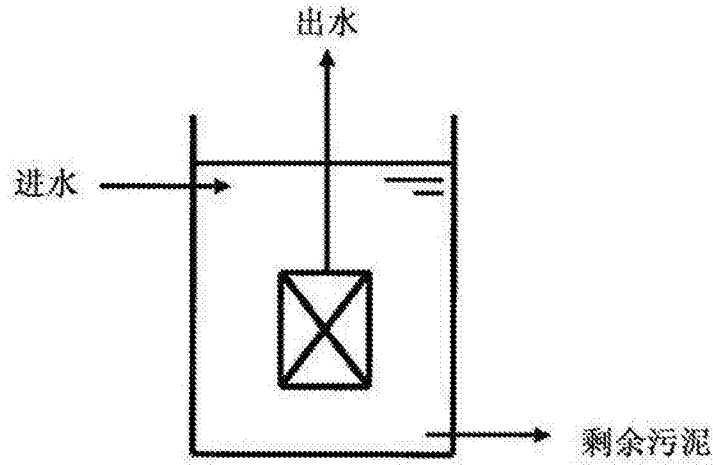


图1

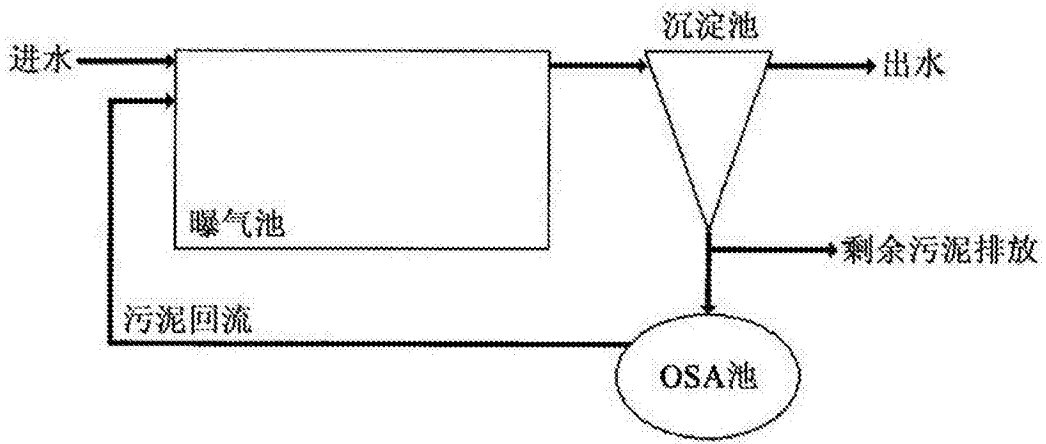


图2

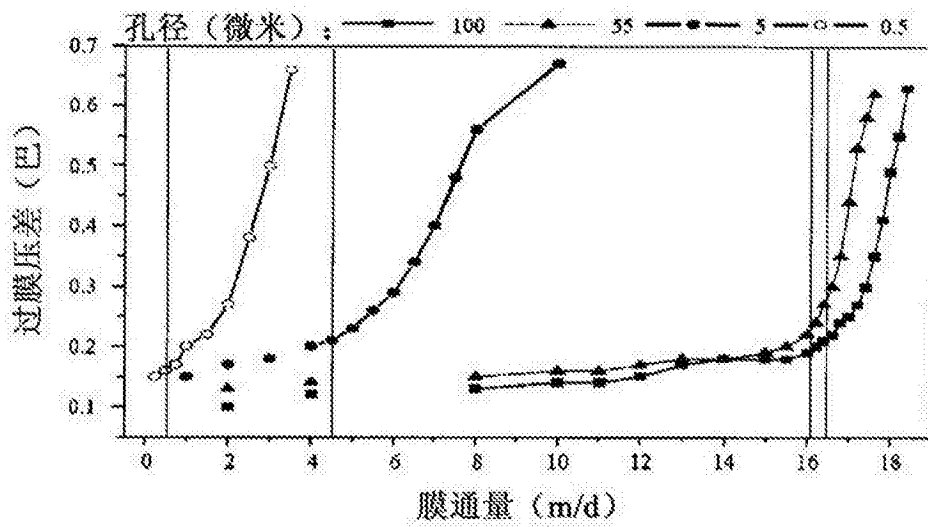


图3

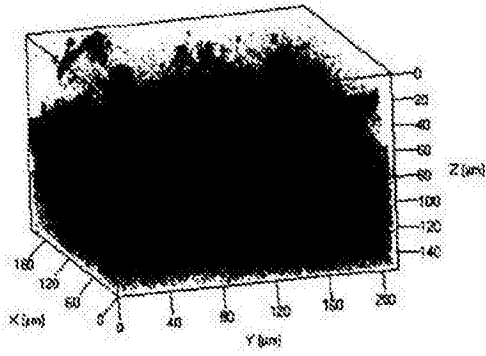


图4A

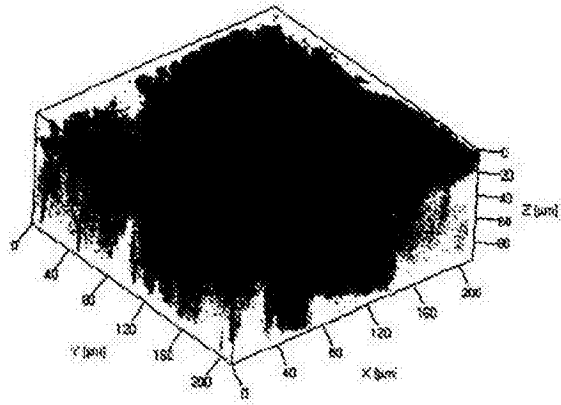


图4B

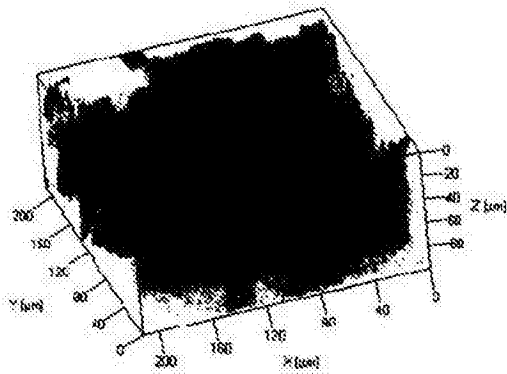


图4C

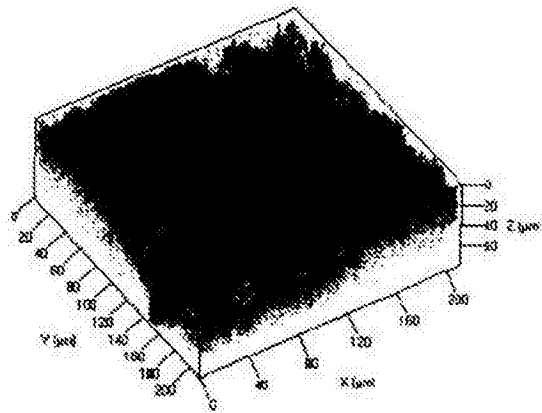


图4D

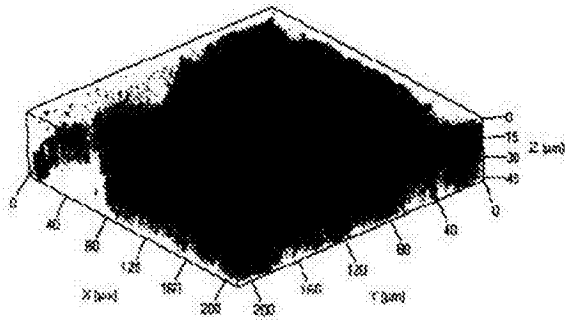


图4E

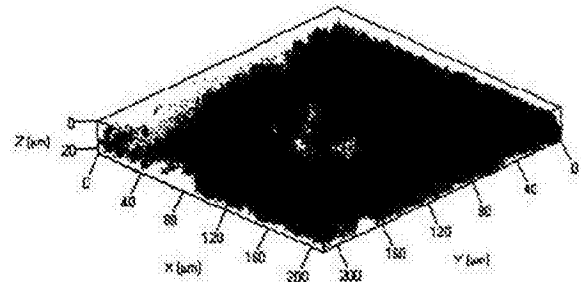


图4F

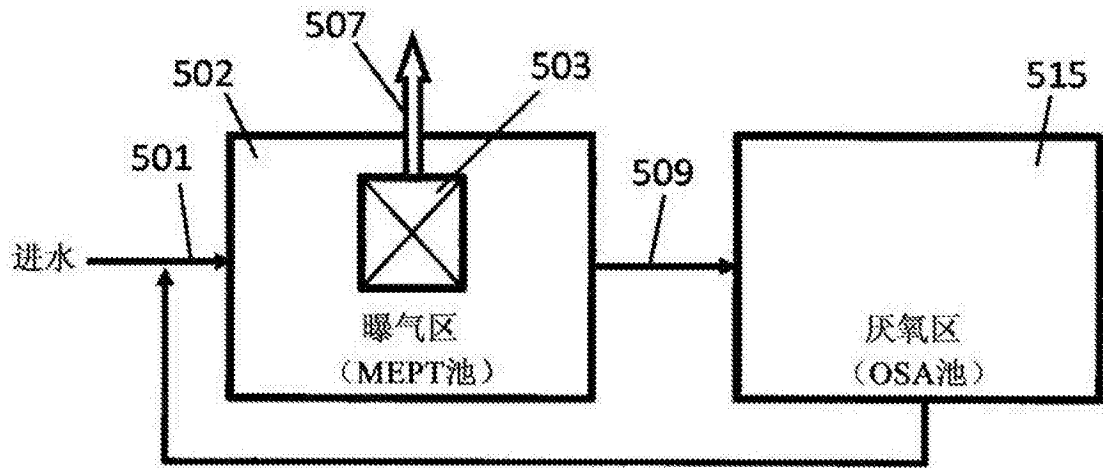


图5

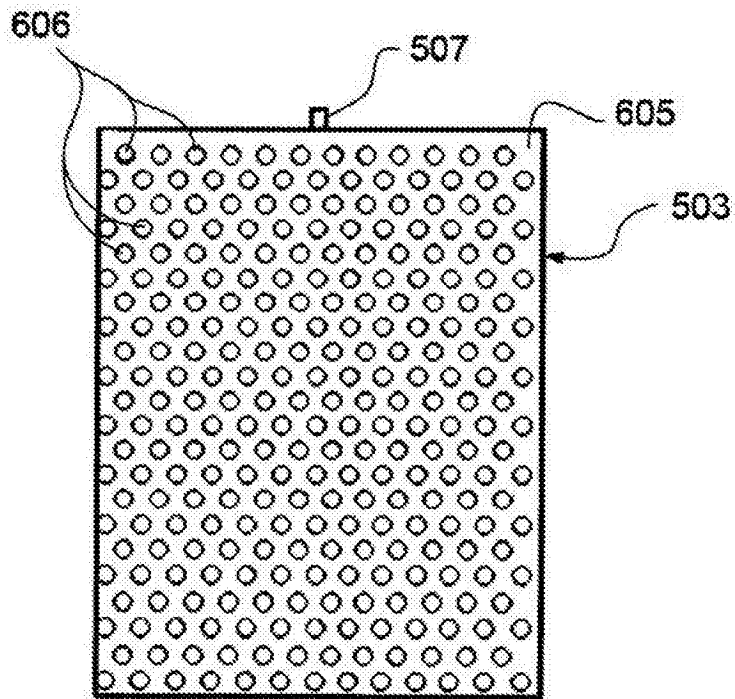


图6

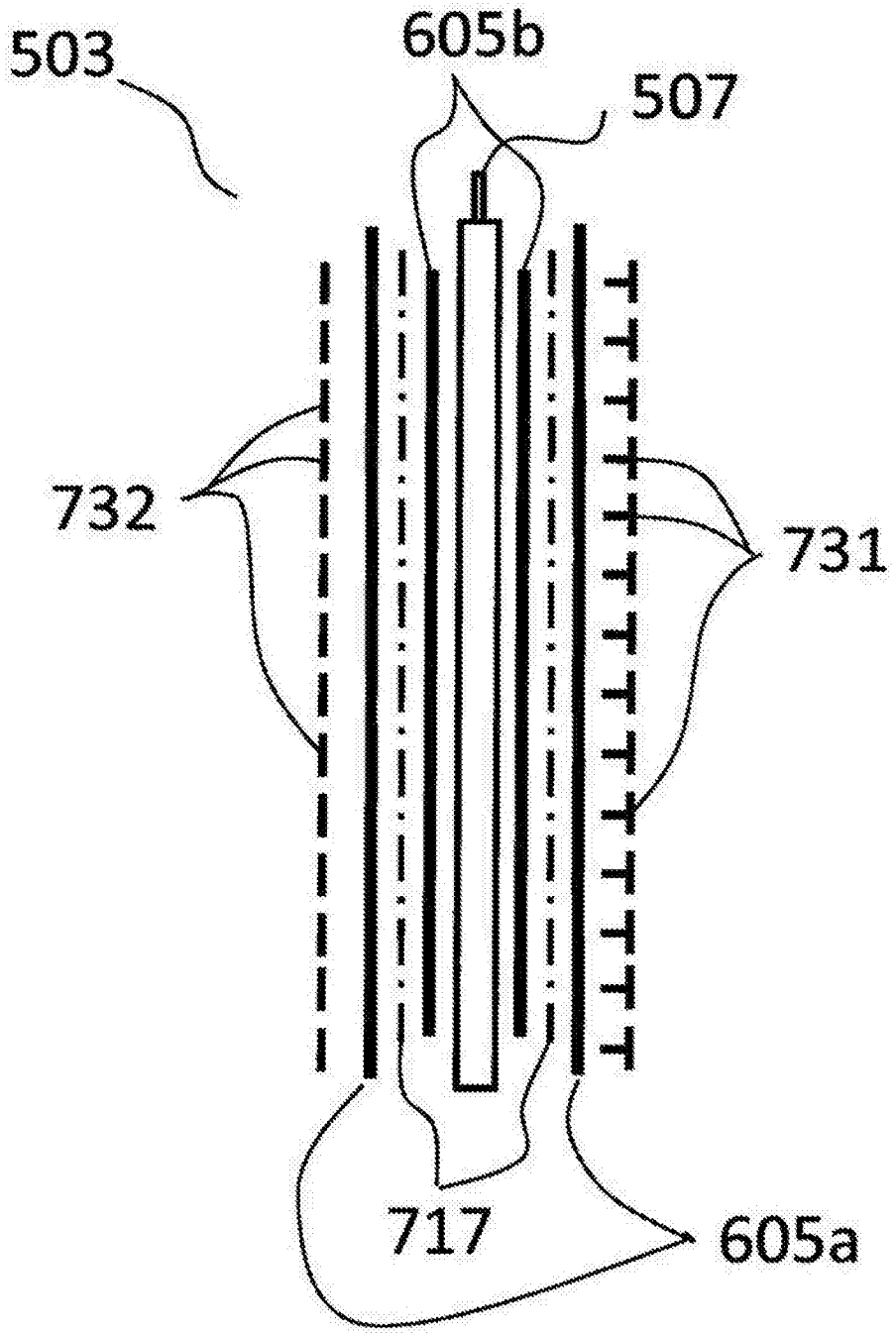


图7

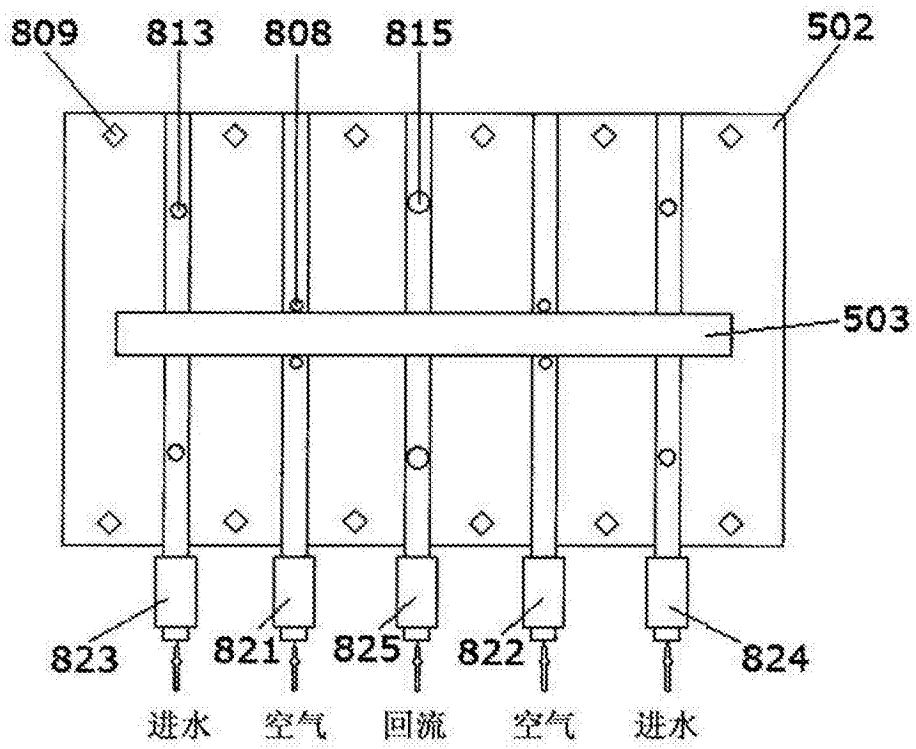


图8

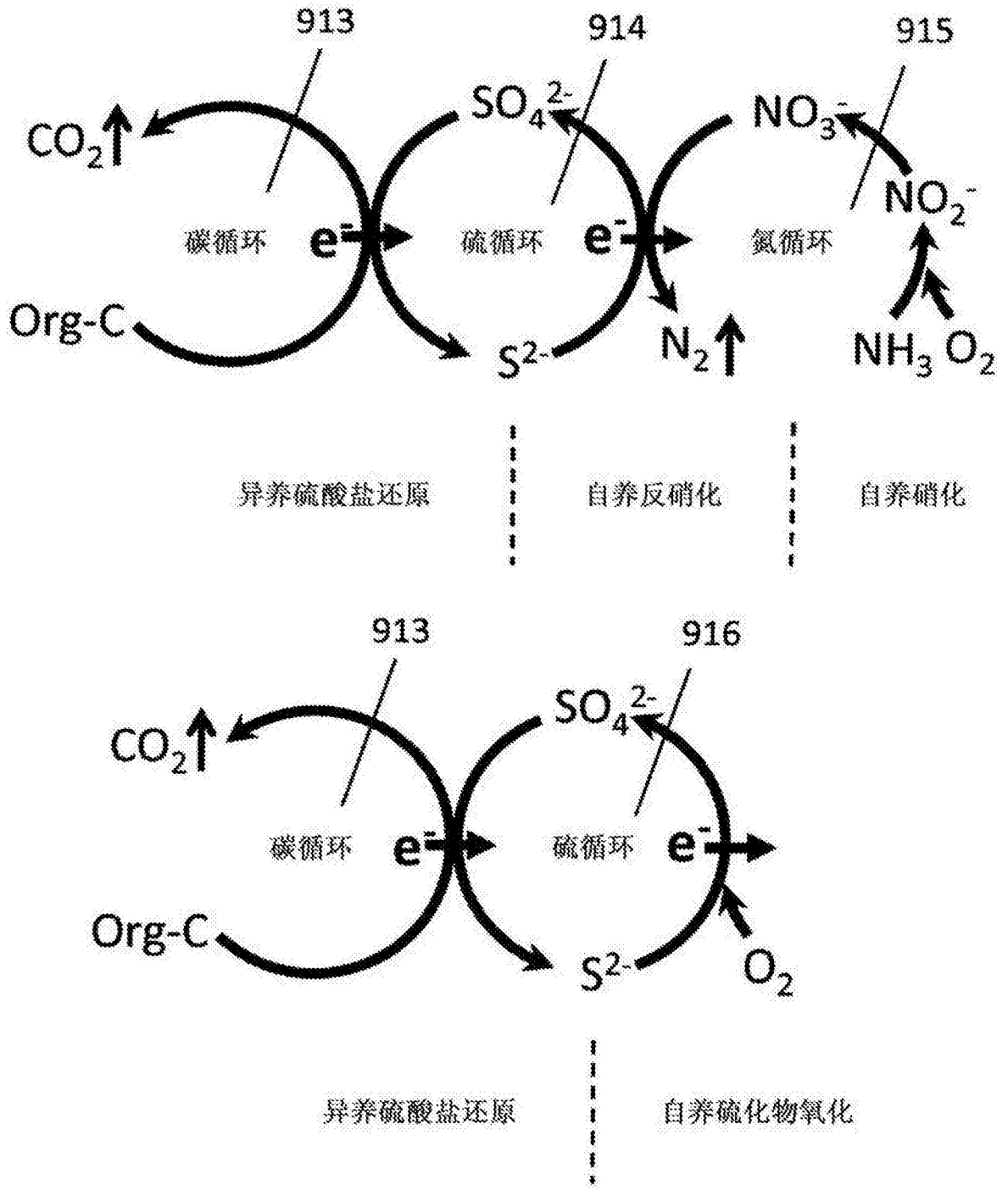


图9