



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 107018659 A

(43)申请公布日 2017.08.04

(21)申请号 201580026027.0

W.H.赛义德 J.G.彼得斯

(22)申请日 2015.03.11

N.W.H.亚当斯 Y.洪 G-H.库普斯

J.J.罗伊斯顿

(30)优先权数据

PCT/US2014/031321 2014.03.20 US

61/968752 2014.03.21 US

62/082398 2014.11.20 US

(74)专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司
72001

代理人 严志军 谭祐祥

(85)PCT国际申请进入国家阶段日

2016.11.21

(51)Int.Cl.

C02F 3/20(2006.01)

(86)PCT国际申请的申请数据

PCT/US2015/019943 2015.03.11

(87)PCT国际申请的公布数据

W02015/142586 EN 2015.09.24

(71)申请人 通用电气公司

地址 美国纽约州

(72)发明人 P.L.科特 S.K.彼得森

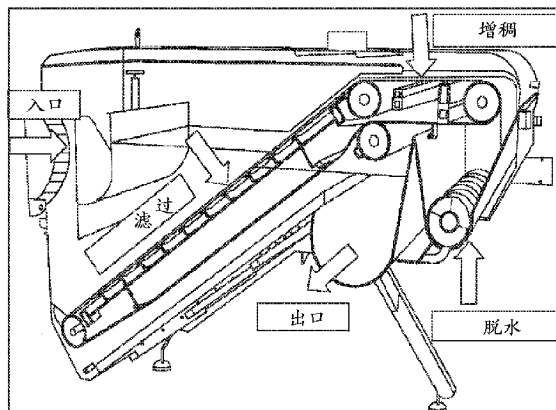
权利要求书3页 说明书27页 附图24页

(54)发明名称

具有初级处理和MBR或MABR-IFAS反应器的
废水处理

(57)摘要

废水通过经由微筛的水的初级处理来处理，以产生初级流出物和初级污泥。存在经由膜生物反应器(MBR)或集成固定膜活性污泥(IFAS)反应器的初级流出物的二级处理，以产生二级流出物和废活化污泥。微筛可具有250微米或更小(例如，大约150微米)的开口。在操作中，气体转移膜浸没在水中。加压空气流动到气体转移膜中。排出气体从气体转移膜取出，并且用于从浸没在水中的曝气器产生气泡。



1. 一种过程,其包括以下步骤:
 - a) 将气体转移膜浸没在水中;
 - b) 使加压空气流动到所述气体转移膜中;
 - c) 从所述气体转移膜取出排出气体;以及
 - d) 由浸没在所述水中的曝气器产生包括所述排出气体的气泡,其中所述排出气体具有大于所述曝气器上方的水的静压头的压力。
2. 根据权利要求1所述的过程,其特征在于,所述排出气体供应至所述曝气器,而不增大所述排出气体的压力。
3. 根据权利要求1或权利要求2所述的过程,其特征在于,所述过程还包括将生物膜支承在所述气体转移膜上,并且将氧转移至所述生物膜。
4. 根据权利要求1至权利要求3中任一项所述的过程,其特征在于,所述过程还包括在所述水中提供悬浮生物质的步骤。
5. 根据权利要求1至权利要求4中任一项所述的过程,其特征在于,所述水为缺氧或有氧的。
6. 一种喷洒浸没的膜支承的生物膜的过程,其中所述生物膜每200秒内0.5到20秒被喷洒至少一次,或每20秒内0.5到3秒被喷洒至少一次。
7. 一种设备,其包括:
 - 第一集管,
 - 第二集管,在所述集管之间延伸的多个气体转移膜,至所述第一集管的气体入口,来自所述第二集管的气体出口,以及曝气器,其连接于所述气体出口并且位于所述气体转移膜之间或下方。
8. 一种气体转移膜,其包括,
 - 一条或更多条沿纵向延伸的纱线,围绕所述纱线沿径向间隔的多个沿纵向延伸的气体转移膜,以螺旋围绕所述气体转移膜缠绕的一条或更多条纱线。
9. 一种用于处理水的过程,其包括以下步骤:
 - a) 提供经由微筛的所述水的初级处理来产生初级流出物和初级污泥;
 - b) 提供经由具有悬浮生物质、膜悬浮生物质或两者的过程的所述初级流出物的二级处理,以产生二级流出物和废物污泥;以及
 - c) 以所述微筛处理所述活化污泥的一部分。
10. 根据权利要求9所述的过程,其特征在于,步骤b) 包括以悬浮生物质的处理。
11. 根据权利要求10所述的过程,其特征在于,所述悬浮生物质包括有氧微生物,或者悬浮在保持在有氧状态下的水中。
12. 根据权利要求9至权利要求11中任一项所述的过程,其特征在于,所述微筛包括旋转带。
13. 根据权利要求9至权利要求12中任一项所述的过程,其特征在于,返回活化污泥再循环至所述二级处理步骤。

14. 根据权利要求9至权利要求13中任一项所述的过程,其特征在於,所述过程还包括以厌氧消化器处理增稠的初级污泥的步骤。

15. 根据权利要求9至权利要求14中任一项所述的过程,其特征在於,所述微筛具有250微米或更小的开口。

16. 根据权利要求9至权利要求15中任一项所述的过程,其特征在於,初级处理除去所述水的化学氧需求的小于40%。

17. 根据权利要求9至权利要求16中任一项所述的过程,其特征在於,初级污泥和废活化污泥以厌氧消化器处理。

18. 根据权利要求9至权利要求17中任一项所述的过程,其特征在於,二级处理经由膜生物反应器(MBR)提供。

19. 根据权利要求18所述的过程,其特征在於,二级处理经由不具有细筛的MBR提供。

20. 根据权利要求9至权利要求17中任一项所述的过程,其特征在於,二级处理经由集成的固定膜活化污泥(IFAS)反应器提供。

21. 根据权利要求9至权利要求17中任一项所述的过程,其特征在於,二级处理包括以膜曝气生物膜的处理。

22. 根据权利要求21所述的过程,其特征在於,所述膜曝气生物膜浸没在所述悬浮生物质中。

23. 根据权利要求21或权利要求22所述的过程,其特征在於,所述膜曝气生物膜支承在线绳上,所述线绳进一步包括增强丝。

24. 根据权利要求21至权利要求23中任一项所述的过程,其特征在於,所述过程包括在不具有硝酸盐再循环的情况下操作MABR。

25. 根据权利要求21至权利要求24中任一项所述的过程,其特征在於,所述过程包括以10天或更短的固体保持时间操作MABR反应器。

26. 根据权利要求21至权利要求25中任一项所述的过程,其特征在於,包含所述膜曝气生物膜的水被间断地喷洒。

27. 一种用于处理水的过程,其包括以下步骤:

a) 提供经由微筛的所述水的初级处理来产生初级流出物和初级污泥;

b) 提供经由膜生物反应器(MBR)的所述初级流出物的二级处理来产生二级流出物和活化污泥。

28. 根据权利要求27所述的过程,其特征在於,所述微筛包括旋转带。

29. 根据权利要求27或权利要求28所述的过程,其特征在於,废活化污泥再循环至所述微筛的上游侧。

30. 根据权利要求27至权利要求29中任一项所述的过程,其特征在於,返回活化污泥再循环至所述MBR的头部。

31. 根据权利要求27至权利要求30中任一项所述的过程,其特征在於,所述过程还包括使所述初级污泥增稠和以厌氧消化器处理所述增稠的初级污泥的步骤。

32. 根据权利要求27至权利要求31中任一项所述的过程,其特征在於,二级处理经由不具有细筛的MBR提供。

33. 根据权利要求27至权利要求32中任一项所述的过程,其特征在於,所述微筛具有

250微米或更小的开口。

34. 一种用于处理水的过程,其包括以下步骤:

a) 提供经由微筛的所述水的初级处理来产生初级流出物和初级污泥;

b) 提供经由集成固定膜活化污泥 (IFAS) 反应器的所述初级流出物的二级处理来产生二级流出物和废活化污泥。

35. 根据权利要求34中任一项所述的过程,其特征在于,所述IFAS反应器的固定膜支承在气体可渗透膜上。

36. 根据权利要求35所述的过程,其特征在于,所述气体可渗透膜为还包括增强丝的线绳的部分。

37. 根据权利要求34至权利要求36中任一项所述的过程,其特征在于,所述IFAS反应器在不具有硝酸盐再循环的情况下操作。

38. 根据权利要求34至权利要求37中任一项所述的过程,其特征在于,所述IFAS反应器以10天或更短的固体保持时间操作。

39. 根据权利要求34至权利要求38中任一项所述的过程,其特征在于,所述微筛包括旋转带。

40. 根据权利要求34至权利要求39中任一项所述的过程,其特征在于,初级处理除去所述水的化学氧需求的小于40%。

41. 根据权利要求34至权利要求40中任一项所述的过程,其特征在于,废活化污泥再循环至所述微筛的上游侧。

42. 根据权利要求34至权利要求41中任一项所述的过程,其特征在于,初级污泥和废活化污泥以厌氧消化器处理。

43. 根据权利要求34至权利要求42中任一项所述的过程,其特征在于,所述初级污泥和废活化污泥两者由所述微筛至少部分地增稠。

44. 根据权利要求34至权利要求43中任一项所述的过程,其特征在于,所述微筛具有250微米或更小的开口。

45. 一种用于改造具有有氧池的活化污泥设备的过程,其包括以下步骤:

a) 将MABR单元添加至所述有氧池;以及

b) 将所述有氧池操作为缺氧池。

46. MABR提供三级硝化的用途。

具有初级处理和MBR或MABR-IFAS反应器的废水处理

[0001] 相关申请

本申请请求享有2014年3月21日提交的美国临时申请61/968,752;2014年11月20日提交的美国临时申请62/082,398;以及2014年3月20日提交的美国WIPO (PCT) 申请US2014/031321的权益。美国临时申请61/968,752、美国临时申请62/082,398和PCT申请US2014/031321通过引用并入。

技术领域

[0002] 本说明书涉及废水处理,利用微筛、膜生物反应器和膜生物膜反应器的初级处理。

背景技术

[0003] 常规活性污泥废水处理系统具有初级净化器,其后接一个或更多个池,其中混合液保持在有氧、缺氧或厌氧状态下。离开这些池的混合液在第二净化器中分离来产生流出物和活化污泥。活化污泥中的一些返回至处理池。在一些设备中,活化污泥的其余部分增稠,并且接着与来自初级净化器的污泥一起发送至厌氧消化器。在一些情况中,第二净化器以膜分离单元替换,以产生膜生物反应器(MBR)。

[0004] 美国公开2013/0134089 A1描述了一种废水处理过程,其使用增强的初级处理来从未经处理的废水除去悬浮固体。初级污泥以发酵器处理。初级流出物通过生物营养物去除来处理,以产生处理的流出物和废活化污泥(WAS)。WAS以厌氧消化器处理,该厌氧消化器还处理来自发酵器的污泥。

[0005] 在膜生物膜反应器(MBfR)中,膜用于支承生物膜和将气体运输至生物膜。膜曝气生物膜反应器(MABR)为其中使用含氧气体的MBfR的子集。美国专利号7,169,295描述了一种膜支承的生物膜膜反应器,其具有模块,该模块具有用于丝束中或形成为织物的细中空纤维膜。

发明内容

[0006] 本说明书描述了一种废水处理过程,其中初级处理由微筛,优选旋转带筛(RBS)提供。二级处理可使用悬浮生物质、膜支承生物质或两者来提供。在优选过程中,包括之前悬浮的生物质或之前的膜支承生物质或两者的废污泥的至少一部分通过微筛处理。

[0007] 在例如总悬浮固体(TSS)或化学氧需求(COD)去除方面,RBS可具有等于或好于初级净化器的性能。然而,RBS可仅占据例如常规初级净化器的占地面积的1/10。RBS可提供有机物从生物处理的转换,在实例中,导致在相比于常规膜生物反应器(MBR)时,较小的生物反应器(-38%)和较低氧要求(-25%)。此外,RBS技术提供了用于污泥处理的选择:初级固体可在单元内脱水,例如至20%到30%TSS,或者废污泥可与初级污泥一起共同增稠,例如至>10%TSS。

[0008] RBS单元在一年内以城市废水评估。三个不同的带开口尺寸(750、350和154 μ m)分别具有49%、66%和72%的TSS的中去除;COD去除分别为16%、30%和39%。

[0009] 在一些实例中,RBS或另一微筛用于提供用于MBR的初级处理。在一些情况中,RBS与MBR一起的使用提出了优于初级净化器的益处,例如,以下中的一个或多个:i)较小设备占地面积,ii)细筛的消除,iii)剩余固体的体积减小,以及iv)过滤膜的更好保护。

[0010] 在一些实例中,RBS或另一微筛与膜曝气生物膜反应器(MABR)一起使用。在MABR中,气体转移膜用于支承固定生物膜并且使其曝气。在示例性过程中,气体转移膜支承初级曝气生物膜,可选利用缺氧层。附加的缺氧微生物提供在具有气体转移膜的池中,但这些附加的微生物并未支承在膜上。

[0011] 在一些实例中,RBS(或另一微筛)或MABR,优选两者与低能量或中能量工艺流程一起使用用于城市废水处理。示例性工艺流程基于混合悬浮生长和膜曝气生物膜反应器(MABR)过程。该工艺流程可在一些情形下实现中能量(可能甚至更好,中电力),同时使用硝化-反硝化代谢途径来除去氮,并且与由常规净化或膜过滤的固液分离相容。新工艺流程与常规活化污泥(CAS)工艺流程比较,包括利用厌氧消化和组合的热和功率产生的完全废水和污泥处理。在该实例中,新工艺流程相比于CAS工艺流程具有低30%的电力消耗和高18%的能量产生,并且总体上是中电力的。

[0012] 本说明书还描述了一种气体转移膜,其可选可用于如上文所述的MABR中。气体转移膜基于“线绳”,其由多个氧扩散中空纤维和增强丝构成,并且支持生物膜的发展。在实例中,线绳由大体上纵向增强的丝构成,其可选为编织的,由沿径向间隔沿纵向延伸的气体转移膜包绕,由一层或更多层螺旋缠绕的增强丝包绕。

[0013] 如上文所述的示例性新膜的性能在清洁水再曝气测试中评估,在使用合成进料溶液的250天硝化测试中评估,并且处理初级流出物。在高氨加载状态下,氧通量达到90-100gO₂/d/km线绳(≈20gO₂/d/m²生物膜),而硝化速率超过16g NH₄-N/d/km线绳(≈3.5g O₂/d/m²生物膜)。过程在2.5小时的水力保持时间下实现99%的氨去除。

[0014] MABR可选使用布置在模块和盒中的中空纤维膜,该中空纤维膜以类似于用于MBR(例如,由GE Water & Process Technologies的ZeeWeed™ 500产品)的浸没式中空纤维过滤膜的方式配置。环境空气沿中空纤维的内腔供给,并且氧转移至在膜的外表面上生长的生物膜,而不形成气泡。在60%的氧转移效率下,MABR可使用空气作为进料实现大于6kgO₂/kWh的曝气效率。MABR可用于有氧生物处理过程中,其在一些状态下,消耗为细气泡曝气四分之一的能量。

[0015] 本说明书还描述了其中气体转移膜浸没在水中的过程。加压空气流动到气体转移膜中。排出气体从气体转移膜取出,并且用于从浸没在水中的曝气器单独地或与添加的环境空气一起产生气泡。排出气体具有大于曝气器上方的静水头的压力。生物膜可支承在气体转移膜上,并且氧通过气体转移膜转移至生物膜。悬浮生物物质也可提供在水中。

[0016] 本说明书还描述了一种用于处理水的过程和设备,其具有经由微筛的水的初级处理来产生初级流出物和初级污泥。存在经由膜生物反应器(MBR)或集成固定膜活性污泥(IFAS)反应器的初级流出物的二级处理,以产生二级流出物和废活化污泥。微筛可具有250微米或更小(例如,大约150微米)的开口。开口尺寸可由制造者指定的标称尺寸、矩形或正方形开口的长度和宽度中的较大者,或其它形状的开口的等同区域的圆的直径中的一个或多个确定。

[0017] 废污泥可与初级污泥一起共同增稠,可选通过微筛,并且发送至厌氧消化器。在

MBR的情况下,不需要细筛。在IFAS的情况下,固定膜可支承在气体可渗透膜上。IFAS反应器可在不具有硝酸盐再循环的情况下且在10天或更短的固体保持时间下操作。

附图说明

- [0018] 图1为示出旋转带筛的关键功能的示意性截面。
- [0019] 图2包含旋转带筛的测试中的累积去除分布结果的图表。
- [0020] 图3包含随旋转带筛测试中的水力和固体加载速率变化的去除的图表。
- [0021] 图4包含相当的MBR工艺流程的示意图。
- [0022] 图5为MABR过程的构思图。
- [0023] 图6包含气体转移膜线绳及其一些独立部分的图和照片。
- [0024] 图7包含ZeeWeed 500D模块和盒的照片。
- [0025] 图8为用于MABR的清洁水再曝气测试中的氧通量的图表。
- [0026] 图9为中试操作规程的图表。
- [0027] 图10包含示出氧转移和溶解的氧的图表。
- [0028] 图11包含示出硝化速率的图表。
- [0029] 图12为清除池中的以硝化生物膜覆盖的线绳束的照片。
- [0030] 图13为中能量工艺流程的构思图。
- [0031] 图14为用于CAS的生物处理和新工艺流程的占地面积比较。
- [0032] 图15包含示出清洁水再曝气测试结果中的结果的图表。
- [0033] 图16包含示出中试设备中的溶解氧浓度的图表。
- [0034] 图17包含示出中试设备中的氧通量和氧转移效率的图表。
- [0035] 图18包含示出中试设备的曝气效率的图表。
- [0036] 图19为膜曝气的生物膜模块的示意图。

具体实施方式

[0037] 用于MBR的初级处理

在以小占地面积可靠地产生高质量流出物的它们的能力的驱使下,用于城市废水处理的膜生物反应器(MBR)技术的使用在过去几十年中显著增长。然而,运营成本对于MBR而言仍较高,大部分是因为较高能量消耗。朝中能量的目标的发展可涉及减少消耗和回收废水中包含的能量中的一个或两者。

[0038] 早期的MBR设备较小,驱使设计朝以高混合液悬浮固体浓度的延长曝气和长污泥保持时间。该途径满足小占地面积设备、低污泥产生和高流出物质量的目的。

[0039] MBR技术现在考虑用于小型和大型的设备,并且设计哲理演变为设备尺寸增大。关于较大常规设备,减少能量消耗的优选途径在于增加初级净化来减轻生物处理的负载,并且将有机物质分流至固体处理(例如,厌氧消化)。然而,初级净化具有较大占地面积,并且抵消了MBR的关键益处。

[0040] 本说明书描述了基于微筛(优选旋转带筛(RBS))的初级处理过程。RBS-MBR过程有助于通过显著地降低对二级生物处理的加载来解决能量挑战。此外,由RBS产生的残余物富有有机物,并且可用于厌氧消化或其它固体处理中来加强碳转化成能量。

[0041] 旋转带筛 (RBS) 为先进的初级处理装置, 其将初级固体的分离、增稠和脱水组合在单个紧凑单元 (图1) 中。

[0042] 示范性RBS具有包含在不锈钢壳体中或安装在混凝土通道中的连续细筛带, 其在水力头下过滤到来的废水。带安装在辊上, 该辊可连续地或间断地旋转来将保持的悬浮固体输送至增稠区, 并且使它们进一步落到脱水钻中。

[0043] 筛开口可基于流入物特征和去除要求在50到2000 μm 的范围内选择; 用于城市废水的典型开口为350 μm 。然而, 发明人偏好较小的开口尺寸, 例如, 250微米或更小, 或154微米 (大约150微米)。

[0044] RBS装备构造为模块化单元。一些单元由Salsnes制造和销售。LEAPprimary™ 单元现在或将来能够从GE Water and Process Technologies在关于60到550 m^3/h 之间的标称流速范围 (表1) 的四个尺寸下获得。表1中的标称流速仅是指示性的, 并且针对具有250 mg/L 的TSS和350 μm 的筛开口的典型城市废水应用提供。它们基于以浸没在到来的废水中的带的表面面积计算的250 m^3/h 的水力加载速率 (HLR)。不同于过滤膜, RBS的性能不随温度变化。

[0045] 表1 旋转带筛尺寸

型号	装备占地 面积 m^2	浸没面积 m^2	标称流速 m^3/h	标称流速 MGD
LP10	1.9	0.25	60	0.3
LP20	3.8	0.50	125	0.8
LP40	5.3	1.0	250	1.6
LP60	7.3	2.2	550	3.4

横跨带的水位差异确定用于筛选的驱动力, 并且可达到400 mm 的水头的最大值。控制系统基于位于带的入口侧上的水位传感器来使带旋转。优选操作模式在于以完全浸没的带工作, 并且基于横跨带的压力损失来使转速变化。这确保了块形成在带上来加强细固体和COD的去除。

[0046] 空气中的带行进时间 (图1) 允许固体增稠, 典型地至4%到6%的浓度, 但可选高达10%或更高。增稠的固体落到钻上, 其使固体移动到脱水箱中, 在该处, TSS浓度可进一步增大到高于10%, 例如, 至20%到30%, 而没有化学添加。如果较高固体浓度为不合乎需要的 (例如, 对于厌氧消化中的后续处理而言), 则脱水箱可除去, 并且钻将把固体简单地推出单元。

[0047] RBS具有用以在其在钻上方行进时加强块的释放和清洁带的机构。这利用气刀来实现。RBS还装备有热水喷雾器, 其可定期使用来除去附接的颗粒和脂肪、油和脂。特别是在使用具有小于350微米的开口的筛时, 清洁优选以蒸汽、水滴 (雾) 或清洁剂中的一种或更多种来增强, 如在2014年3月20日由General Electric公司提交的PCT/US2014/31321, Method and Apparatus for Cleaning a Rotating Belt Sieve中描述的, 其通过引用并入。

[0048] 在用作用于MBR设备的增强的初级处理时, 旋转带筛可提供以下潜在益处中的一个或多个: a) 小占地面积, 比初级净化器所需的小近似90%; b) 用以通过选择筛开口和操作模式来控制悬浮固体和有机物质的去除速率的能力; d) 残余污泥脱水, 其中废活化固体 (WAS) 的可选共同增稠用于进一步的现场或非现场的处理; 以及e) 用于比由常规细筛提供

的更好的膜保护的废物去除。对于共同增稠，WAS优选在带的上游添加至RBS，但可选地WAS可绕过带，并且直接流入钻中来在脱水箱中增稠。当WAS在带的上游添加时，其可在带上增稠，例如至6%到12%的固体，并且在脱水箱中的进一步增稠是可选的，但经常不是必需的，并且在一些情况下不是需要的。脱水箱(如果有)中释放的水优选再循环，以便再次穿过带，但还可与初级流出物一起传递至下一个处理步骤。

[0049] RBS供给有来自城市废水处理设备的除砂的废水，该城市废水处理设备处理家庭和轻工业废水的混合物。在测试周期内，进料通过55对24小时复合样本特征化。基于复合样本的进料成分在表2中报告。中位TSS和COD分别为280mg/L和540mg/L，两个参数在宽范围内变化。除复合样本之外，成对的定时采集样本通过同一周期取得，以在特定操作条件下评估RBS性能。

[0050] 表2 穿过测试周期的供给废水成分

	TSS (mg/L)	COD (mg/L)
成对复合样本	55	55
平均值	325	565
中值	280	540
最小值	138	246
最大值	981	1,374

研究中使用的RBS装备为LEAP初级模型LP10(表1)。带区域的一部分有意以塑料材料遮挡，以由于进料流速限制而减小流速。操作模式涉及使带以 0.06m^2 的恒定浸没面积(用于计算水力加载速率)运行，并且在水位传感器达到最大值时使带前进。

[0051] 具有154、350和740 μm 的开口的三个不同的带在范围在75到250m/h之间的水力加载速率和从10到超过 $100\text{kg}/\text{m}^2/\text{h}$ 的固体加载速率下评估。TSS和COD的去除在图2中表示为累积分布函数。相关数据在表3中提取。在图2中，累积样本分数(Y轴线)代表具有大于X轴线上读取的值的去除的数据点的分数。作为实例，对于关于350 μm 的带的TSS去除，数据点的100%具有>32%的去除，50%的样本(中值)具有66%的去除，并且观察到的最大去除为89%。

[0052] TSS和COD去除随较小筛开口增大，即使所有三个带以垫(matting)(即，以完全浸没的带)操作。对于350 μm 的带，TSS和COD中位去除分别为66%和30%；这些值关于154 μm 的带增大至72%和39%。关于740 μm 的带，用于TSS的去除范围较宽，并且COD的中位去除仅为16%。

[0053] 表3 去除速率的总结

筛开口 尺寸(μ m)	TSS 去除			COD 去除		
	154	350	740	154	350	740
数据点 数	30	20	36	30	20	36
最小值	55%	32%	10%	10%	12%	3%
中值	72%	66%	49%	39%	30%	16%
最大值	86%	89%	75%	73%	37%	41%

用于构建图2的所有数据点在图3中绘出,以估计水力加载速率(HLR)和固体加载速率(SLR)对性能的潜在影响。图3a示出了大多数数据点关于以100到150m/h内的HLR运行的RBS收集,以代表平均日流动状态;若干样本还在245m/h的HLR下收集来代表峰值小时流动状态。看来HLR对TSS或COD的去除没有影响。针对各个带开口观察的宽去除范围因此关于废水可变性(即,给定相当大且可变的工业废水贡献)。

[0054] 图3b中绘出的固体加载速率(SLR)通过将HLR乘以进料TSS来计算。SLR在一数量级内变化(从大约10到超过100kg/m²h)。SLR对TSS去除没有影响。对于COD,存在仅关于154 μ m的较小带开口的SLR的可见影响。

[0055] 装备控制提供通过改变带转速来使TSS和COD去除变化的灵活性。例如,旋转可减慢来最大化块形成和去除,或者加速来允许更多COD流过(如果反硝化需要)。

[0056] 在用于对MBR的初级处理时,RBS技术替代初级净化和细筛。使用中试MBR进行试验,处理以3mm细筛来筛分的流入物。MBR在4.5小时的HRT和15天的SRT下运行。基于MBR周围的质量平衡,混合液的废物含量等于流入物的废物含量乘以比率SRT/HRT(在该情况下,80的浓度系数)。混合液的废物含量以用于土壤分类的类型的1mm手动筛来测量。RBS试验的零日的废物含量等于66.7mg/L,代表稳态状态。在该时间点处,至MBR的给料从3mm的细筛切换至RBS流出物。废物含量在55天内下降到0.23mg/L(近似3SRT)。在69天之后,废物含量下降到不可检测的水平。在测试周期期间,评估不同的带,但开口总是小于或等于350 μ m。因此,RBS从MBR进料有效地除去基本上所有废物。

[0057] 比较包括污泥处理的三个完整的废水处理工艺流程(图4)。称为“MBR”的第一工艺流程(图4a)代表较早生成的MBR:其不具有初级处理,并且增稠的WAS被有氧消化。称为“PC+MBR”的第二工艺流程(图4b)包括常规初级净化、初级污泥和WAS增稠,以及厌氧消化。称为RBS+MBR的第三工艺流程(图4c)包括RBS来替代初级净化和细筛,并且用于初级固体和WAS的共同增稠;像PC+MBR,其具有厌氧消化。

[0058] 各个工艺流程针对具有18925m³/h(5MGD)的平均每日流量和以下流入物特征的设备来评估:BOD/SS/TN/TP = 220/220/40/7 mg/L。假定峰值每小时流量是平均每日流量的两倍,每月加载峰值为平均值的1.35倍,并且冬季设计温度为12 $^{\circ}$ C。目标流出物特征为BOD/SS/TN/TP = 15/15/10/1.0 mg/L;所有三个设备设计成完全硝化。

[0059] 三个设备的过程设计以GPS-X (Hydromantis Inc.) 使用默认参数来模拟,以获得处理效率、污泥产生和反应器的尺寸。生物过程的HRT和SRT调整成满足上文陈述的目标流出物特征。设备设计哲理和装备的尺寸与之前的著作 (Young T等人, "MBR vs. CAS: Capital and Operating Cost Evaluation", Water Practice & Technology, 7(4), 2013) 一致。电力要求使用Cote P等人的 "Membrane Bioreactors are not Energy Hogs", Water Environment & Technology 25(11), 2013中描述的方法来估计。

[0060] 用于三个工艺流程的单元操作在表4中描述。假定所有三个设备接收粗筛 (6mm) 的除砂废水。PC-MBR工艺流程仍需要细筛来保护膜;RBS-MBR不需要。通过用于PC+MBR和RBS+MBR工艺流程的初级处理的去除效率假定为相同的,以便于比较。

[0061] 用于所有三个工艺流程的生物处理以17天SRT设计,以在12°C的设计温度下完全硝化。MBR设备需要8200m³的反应器容积,并且氧转移速率(OTR)为4872 kg/d。对于PC+MBR和RBS+MBR设备,初级处理允许反应器容积和OTR分别减小38%和25%。通过用于工艺流程PC+MBR和RBS+MBR的初级处理的有机物转换导致用于反硝化的甲醇需求的显著增加;实际上,该需要可通过经由初级污泥的发酵生成挥发性脂肪酸来减小。此外,RBS提供用以把对反硝化有利的碳与氮的比率作为目标的、比初级净化更大的灵活性。

[0062] 关于PC+MBR和RBS+MBR工艺流程,由于二级处理中的有机物的减少的矿化,故污泥产生在MBR工艺流程上增大21%。此外,污泥更有机,具有68%的VSS/TSS比对用于MBR工艺流程的60%。

[0063] 表4 选择的过程结果

参数	MBR	PC+MBR	RBS+MBR
初级处理			
细筛	2mm 筛	2mm 筛	无
初级处理	无	初级净化	旋转带筛
TSS/COD 去除 %	0%	60%/37%	60%/37%
化学磷去除	矾	矾	矾
生物处理			
生物反应器的 HRT, h	10.4	6.5	6.5
生物反应器容 积, m ³	8200	5100	5100
生物反应器的 SRT, d	17.0	17.0	17.0

MLSS 浓度, g/L	6.0	6.0	6.0
NO ₃ 再循环率 (多个流入物流)	4.0Q	4.0Q	4.0Q
RAS(多个流入 物流)	4.0Q	3.0Q	3.0Q
曝气方法	细气泡	细气泡	细气泡
总氮转移率, kg/d	4872	3672	3672
用于反硝化的 碳添加, L/d	100(甲醇)	600(甲醇)	600(甲醇)
污泥处理			
初级污泥, kg/d	0	2500	2500
废活化污泥, kg/d	3500	1750	1750
总污泥, kg/d	3500	4250	4250
总污泥 VSS/TSS	60%	68%	68%
总污泥 TSS, g/L	6.5%	7.2%	10.0%
初级污泥增稠 方法	无	重力增稠器	RBS
WAS 增稠方法	转鼓	转鼓	RBS 共同增稠
污泥消化方法	有氧	厌氧	厌氧
污泥消化 HRT, d	25	25	25
消化器容积, m ³	1550	1400	1000
挥发性固体减 少, %	30%	59%	59%
生物气体产生,	无	1500	1500

m ³ /d			
能量回收			
生物气体转化 成电力, %		35%	35%

MBR和PC+MBR工艺流程使用常规增稠过程(用于初级污泥的重力增稠器和用于WAS的转筒筛),其使混合污泥达到近似7.0%TSS的浓度。对于RBS+MBR工艺流程,假定RBS可用于使WAS与初级污泥一起增稠至10%,而没有聚合物,在该浓度下,污泥仍为可泵送的。这是考虑了Neef等人(2012)能够获得29%的TSS的保守假定。WAS在带上游返回至RBS。初级污泥和WAS的增稠在带在气刀之前行进穿过空气时发生。可选地,附加的增稠可在钻和脱水箱中发生,但这并非总是合乎需要的。WAS可在带上游的任何地方与流入物混合。作为备选,WAS可添加在旨在允许流入废水首先接触带的隔板后方。此类隔板在Neef等人(2012)(Neef, R., Bult, B. and van Opijnen, E., "High Potential for Finescreen Technology at WWTWs", H2O, 6:32-34, 2012)中示出,其通过引用并入。如果钻和脱水箱用于进一步使污泥脱水,则脱水箱中分离的水可再循环至带上游,或至下游处理池。由污泥脱水产生的液体流可能相对于流入流非常小,并且不可能实质地改变设备的设计或操作。

[0064] 对于MBR工艺流程,假定WAS被有氧消化,这进一步增加设备总氧需求。对于PC+MBR和RBS+MBR工艺流程,混合的污泥在25d的相同HRT下被厌氧消化;RBS+MBR污泥的较高TSS转移到小29%的消化器中。两个设备产生相同量的生物气体(1500m³/d),其通过组合的热和功率(CHP)系统转化成电力。假定往复发动机可将生物气体的能量含量的35%转化成电力(US EPA, 2008);任何可用的热的产生并未考虑到能量平衡中。

[0065] 用于三个工艺流程的电力平衡在表5中以kWh/d呈现。初级处理将200和530kWh/d分别添加至PC+MBR和RBS+MBR工艺流程。相比于PC的用于RBS的附加能量通过污泥过程中的节省(消除增稠并且实现使用较小的厌氧反应器)来补偿。

[0066] 相比于MBR工艺流程,来自使用初级净化(即,PC+MBR和RBS+MBR工艺流程)的液体线生物处理的节省对于仅鼓风机和混合器而言是25%,并且对于关于生物处理的所有能量源(鼓风机和混合器、硝酸盐再循环和RAS/WAS泵送)而言是21.5%。

[0067] 表5 电力平衡(kWh/d)

参数	MBR	PC+MBR	RBS+MBR
消耗			
粗筛和除砂	-330	-330	-330
初级处理		-200	-530
细筛	-100	-100	
化学定量	-120	-120	-120
生物鼓风机和 混合器	-3260	-2450	-2450
硝酸盐再循环	-400	-400	-400
RAS/WAS 泵送	-1500	-1200	-1200
膜过滤	-1750	-1750	-1750
污泥处理	-2200	-1000	-620
电力消耗	-9660	-7550	-7400
比电力消耗 (kWh/m ³)	-0.51	-0.40	-0.39
生产			
来自生物气体 的电力(CHP)		3460	3460
比电力产生 (kWh/m ³)		0.18	0.18
净电力平衡	-9660	-4090	-3940
净比电力消耗 (kWh/m ³)	-0.51	-0.22	-0.21

用于污泥处理的能量对于三个工艺流程而言显著不同。MBR工艺流程的电力由于使用有氧消化而最高(2200kWh/d)。用于PC+MBR选择的电力要求(1000kWh/d)包括增稠、消化器混合和泵送,以及脱水。用于RBS+MBR(620kWh/d)的较低消耗反映关于RBS的与增稠相关的节省。

[0068] 总体上,相比于仅MBR的工艺流程,包括初级处理的工艺流程允许减少20%的电力消耗。如果考虑电力产生,则减少将为60%。

[0069] 设备占地面积利用由Young等人(2013)(上文提到)使用的方法估计,假定结构之间的距离为6m,并且将设备周围的缓冲区设置为零。MBR设备的单元过程所需的陆地面积估计为7500m²。对于PC-MBR设备,添加了初级净化器,生物反应器较小,并且为了至8500m²的净

增长,有氧消化器以厌氧消化器替换。对于RBS-MBR工艺流程,添加了RBS(相比于初级净化器,占地面积为近似1/10的尺寸),生物反应器较小,没有单独的增稠单元过程,并且厌氧消化器较小(相比于PC-MBR工艺流程),导致了6500m²的总设备占地面积。因此,如果将MBR设备作为基准,则PC-MBR面积将增大近似13%,但RBS-MBR面积将减小近似13%。为了参照,利用初级净化和厌氧消化的基于常规活化污泥的设备将具有14000m²的陆地面积。

[0070] 在以上实例中,RBS提供等于或好于初级净化器的性能,但仅占据占地面积的1/10,并且因此有助于与MBR一起建造紧凑的设备。

[0071] RBS-MBR过程提供来自生物处理的有机物转换,导致在相比于根据以上实例的常规MBR时的较小生物反应器(-38%)和较低氧需求(-25%)。此外,RBS技术提供用于污泥处理的选择:初级固体可在单元内脱水至10%或20%到30%TSS,或者废活化污泥可与初级污泥一起共同增稠,例如至>10%TSS。

[0072] RBS单元在一年内以城市废水评估。三个不同的带开口尺寸(750、350和154μm)分别具有49%、66%和72%的TSS的中位去除;COD去除分别为16%、30%和39%。用于设计的水力加载速率使用最小的带开口尺寸验证。

[0073] 大体上,包括初级处理和厌氧消化的设备(即,PC-MBR或RBS-MBR)的资金成本高于基准工艺流程(MBR)。然而,对于其中污泥管理和/或能量成本降低是重要驱动的情形,RBS与MBR一起的使用可提供优于初级净化器的益处:i)较小设备占地面积,ii)细筛的消除,iii)残余固体的体积减小,以及iv)过滤膜的更好保护。

[0074] 如上文所述的基于RBS的初级处理可与本说明书中随后描述的任何其它工艺流程,特别是还具有MABR或带IFAS反应器的工艺流程一起使用。作为备选,其它形式的微筛可用于替代RBS。

[0075] 膜曝气的生物膜反应器(MABR)

用于城市污水处理的能量消耗由于相当大的操作成本和与用于废水处理的能量需求相关联的温室气体排放的环境影响而为日益关注的话题。常规处理过程中的最大能量消耗物是曝气,其占据能量要求的50%到65%。常规曝气技术,如细气泡扩散器从能量观点看是低效的,具有1到2kgO₂/kWh的典型曝气效率。

[0076] 膜曝气生物膜反应器(MABR)过程是常规曝气技术的创新备选方案,其具有将用于曝气的能量需求减小至达到1/4的潜能。在本说明书的随后节段中,混合MABR过程用于低能量,或可能地中能量的废水处理工艺流程中。该节段将描述MABR,并且呈现一些试验结果。

[0077] MABR过程使用气体转移膜来将氧输送至附接于膜的表面的生物膜。MABR过程使用生物膜,并且对气体转移膜与附接的增长生物膜(图5)之间的协同进行杠杆作用,而非试图防止生物膜的形成。

[0078] MABR过程提供常规生物膜过程的益处,可能具有以下附加优点中的一个或多个:a)非常有效地且在低能量输入下转移氧的潜能;b)容易通过改变气体供给速率或压力来控制氧供应速率;c)使氧转移与起泡分开并且将氧从与基质相对的侧部供给打开了新反应器设计机会;以及e)气泡的不存在减少了泡沫形成和挥发性化合物的剥离。

[0079] GE Water & Process Technologies开发了本文中特别针对MABR应用描述的气体转移膜。其设计成提供针对一个或多个MABR配置挑战的改进或备选方案,特别是:a)耐悬浮固体的高膜填塞密度模块的开发;b)将膜填塞到容易配置的工程产品中;c)以低能输入

在膜表面处有效混合;以及d)控制生物膜来保持最佳厚度。

[0080] 用于气体转移膜的构建块是图6a中所示的中空纤维膜。由致密壁的可透过氧的聚合物如聚甲基戊烯(PMP)制成的中空纤维具有小于100 μm 的外径,以及15到20 μm 的壁厚。中空纤维配置在“线绳”(图6b)中,其由提供增强芯和围绕芯的圆周分布的多条中空纤维的纱线构成。可选地,芯的中心中的纱线可由扭绞或编织在一起的多条纱线构成。线绳为耐用但柔性的,以使其可经受搅拌用于混合和生物膜控制。词语“纱线”在本说明书中包括丝束和未扭绞的纱线,优选由连续的丝制成。

[0081] 图6c和6d中示出了实际的膜线绳。图6c中可见的嵌入材料是用于便于切割线绳的热熔粘合剂。图6d中可见的蓝色(外)缠绕纱线将线绳构件保持在一起,并且保护中空纤维免受磨损。

[0082] 裸露的线绳具有近似1mm的直径,其将在以生物膜覆盖时增长至1.4到1.5mm。生物膜渗透芯,填充在中空纤维周围的间隙中,并且在一定程度上形成围绕芯的膜(如图6b中所示)。线绳不具有平且光滑的表面,而是可相反地描述为一系列峰和谷,提供用于生物膜锚定并且在冲刷事件期间防止完全生物膜分离的合乎需要的环境。

[0083] 线绳结构的一个特征在于,其允许通过改变线绳构造中的中空纤维的数量来控制膜表面面积与生物膜表面面积之比。典型的线绳将具有2到5的膜表面面积对生物膜表面面积之比,这有助于确保足够的氧可输送至生物膜,并且并未限制速率。

[0084] 新MABR模块的构思设计模仿了ZeeWeed 500D过滤膜产品(图7)的形状因数。多条线绳装入到顶部和底部的集管中,它们用于将空气输送和分送至纤维内腔内部,并且收集排出气体。各个模块具有近似1.9m的集管到集管的距离,并且包含在集管中在几何上间隔开的几千条线绳。线绳以过大长度或松弛安装,以允许它们在使用中摆动。膜模块安装在类似于过滤膜盒的盒中,并且浸没在MABR池中。盒的底部处的空气冲刷系统用于在模块内补充废水,并且控制生物膜厚度。类似于ZeeWeed 500D浸没中空纤维产品的构造导致盒尺寸为可装运在标准容器中的最大构建块。

[0085] 混合和冲刷是MABR中的重要功能。尽管氧输送穿过膜,但基质(例如,COD或氨)来自本体溶液,如在常规生物膜过程中。需要混合来向生物膜表面提供基质更新。冲刷的目的在于将生物膜控制至期望的厚度,并且从膜束和盒除去过量的生物质。

[0086] 尽管MBR和MABR产品看起来相似(图7),但它们的混合要求用于不同的目的。在MBR中,大量悬浮固体运送到中空纤维束中,并且由渗透除去留下;曝气冲刷的作用在于防止固体累积在MBR模块内。在MABR中,混合曝气的作用在于更新生物膜表面处的可溶成分的浓度,而不除去悬浮固体,并且因此需要更加低水平的曝气。更强水平的曝气可间断地(例如,每天或每周)用于控制生物膜厚度。

[0087] 膜模块安装在盒中,具有线绳中的足够松弛,以允许响应于混合曝气的自由摆动。类似于MBR,粗气泡曝气网附接于盒的底部,并且盒刚好浸没在表面下方,以最小化排放压头用于混合曝气。

[0088] 对于过程空气和混合,每个盒存在单个空气源。空气供给压力选择成以便排出空气在大于混合曝气网上方的静压头的压力(即,近似20到25kPa相对压力)下出来,可能提供这些益处中的一个或更多个:a)中空纤维内腔空气压力保持在于沿膜长度的所有点处大于静压头的压力下,这确保膜将不被淹没(如果存在泄漏或破裂的中空纤维);b)用于氧渗透

的驱动力增大;c) 排出空气可收集并且注入到盒曝气网中用于混合;d) 混合空气耗尽氧,这可对避免将溶解的氧转移到大多数液体中而言是合乎需要的。

[0089] 对曝气网的排出空气流速是连续的,但优选使用反向虹吸类型的脉冲曝气机(如,能够从GE Water & Process Technologies获得的LEAP™曝气机)来转化成大气泡的局部爆炸以提高混合效率。在该情况下,曝气机可在每20秒内产生0.5到3秒至少一次的爆炸。可选地,空气流可通过使用一个或多个阀来从多个集管收集空气,并且以类似于浸没的过滤膜的循环曝气的方式将其按顺序分送至曝气机来转化成爆炸。在该情况下,曝气机可在每200秒内产生0.5到20秒至少一次的爆炸。

[0090] 图19示出了浸没在池70中来产生MABR的模块66。池70从入口72填充有待处理的水。处理的水通过出口74除去。空气或另一气体由鼓风机76吹到模块66中。气体吹到一个集管60中,行进穿过线绳10,并且从另一集管60离开。离开的空气流动至供应管82,在该处,其分送至换能器84的隔间。换能器84在壳86下方收集从供应管82喷射的气体。气囊(pocket)在气体如所示积累在从壳86的左侧算起的壳86的头两个隔间中时生长得较大。当气囊延伸至J形管88的底部,如在壳86的第三隔间中时,气体通过J形管释放,如在壳86的最后隔间中所示。以该方式,气泡的大爆炸定期释放,而不需要大量的气体连续地泵送到池70中。气泡的定期大爆炸可比与来自供应管82的气泡的连续流相同的量的供应的气体更有效更新线绳10周围的水或从线绳10除去生物膜。

[0091] 用于气体转移膜和MABR过程的目标性能参数有助于支持如本文中所述的用于废水处理的低能量或中能量的工艺流程。用于MABR的关键性能参数类似于用于气泡曝气的那些:OTR,氧转移速率($\text{kg O}_2/\text{d}$);OTE,氧转移效率(%);以及AE,曝气效率($\text{kg O}_2/\text{kWh}$)。基于线绳的长度(L,以km线绳),氧转移表达为通量(J,以 $\text{g O}_2/\text{d}/\text{km}$ 线绳)。对于给定处理系统,OTR与J的关系如下:

$$\text{OTR} = J \cdot L \quad \text{方程1}$$

用于示例性线绳中的这些参数的目标值在表6中呈现。对于该线绳,假定1.5mm的生物膜覆盖的外径,从线绳的长度到生物膜表面面积的转换系数为 4.7m^2 生物膜/km线绳。

[0092] 膜的氧通量J可基于传质系数和驱动力计算:

$$J = K_{\text{cord}}(\Delta p)_{\text{in}} \quad \text{方程2}$$

传质系数 K_{cord} ($\text{g O}_2/\text{d}/\text{km}/\text{bar}$)为必须由试验导出的线绳的性质。驱动力表达为对数平均值,以解释以下事实:在氧扩散出并且压力损失使绝对压力减小时,其沿线绳的长度从入口到出口变化。 $(\Delta p)_{\text{in}}$ (bar)由以下表达式确定:

$$(\Delta p)_{\text{in}} = \frac{p_{\text{in}} - p_{\text{out}}}{\ln \left(\frac{p_{\text{in}} - H C_L}{p_{\text{out}} - H C_L} \right)} \quad \text{方程3}$$

其中:p=氧分压(bar)

H=亨利定律常数(bar(mg/L))

C_L =膜的表面处的氧浓度(mg/L)

表6 用于新气体转移膜和MABR过程的目标性能参数

性能参数	单位	值
氧通量(J)	$\text{g O}_2/\text{d}/\text{km}$ 线绳	>60

氧转移效率 (OTE)	%	>60
曝气效率 (AE)	kg O ₂ /d/kWh	>6.0

表达为通量的目标氧转移能力为>60g O₂/d/km线绳。

[0093] 有用的是,使本文中的目标氧通量与常规生物膜反应器中可实现的相关,在该常规生物膜反应器中可实现的曝气处理速率典型地由氧转移限制。生物膜三级硝化文献(其中碳/氮比为低的,并且因此有利于硝化生物膜的发展)的查阅显示了硝化速率在0.5到2.0NH₄-N/d/m²生物膜之间变化。在MABR的设计中,有用的是除去氧限制,因为膜比常规生物膜过程(如,使床生物膜反应器(MBBR)移动)中使用的支承物更昂贵。Bonomo等人(2000)在硝化MBBR中以纯氧进行了试验,并且发现高硝化速率(2.0到3.0g NH₄-N/d/m²生物膜)在城市废水的典型氨加载状态下由氨传质限制。

[0094] 基于硝化的4.6gO₂/g NH₄-N的氧要求,新的MABR膜的等同的硝化速率将为2.8g NH₄-N/d/m²生物膜(使用4.7m²的生物膜/km线绳)。类似地,基于氧化的0.6mgO₂/mgCOD的氧需求,该氧转移能力将等同于21g COD/d/m²生物膜的COD去除速率。此处的要点不在于暗示氨或COD的这些去除速率总是能够在MABR中实现,而是在于确保氧转移不是速率限制的。

[0095] 关于气体转移膜,如果由于氧转移而产生的气体流速变化被忽略,则氧转移效率(OTE)简单地限定为:

$$OTE = \frac{(p_{in} - p_{out})}{p_{in}} \cdot 100 \quad \text{方程4,}$$

其中p_{in}和p_{out}为模块(图1)的入口和出口处的氧分压。

[0096] OTE可用作过程控制参数;空气供给流速和/或压力可控制成实现目标OTE值。在低OTE下,驱动力和氧通量最大化,并且所需的膜表面面积最小化;但许多空气必须以潜在相当大的能量成本泵送穿过气体转移模块。在高OTE下,相反的情况发生:需要更大膜表面来转移所需量的氧,但能量成本降低。寿命循环成本优化(即,使膜资金成本+能量成本的净当前值的和最小化)可针对特定情况完成,并且将显示最佳OTE典型地在40%到80%的中间范围中发现。用于新MABR产品的目标OTE为60%。

[0097] 当设计细气泡曝气系统时,用于鼓风机的功率输入由两种不同方式计算:第一,满足氧需求,以及第二,将混合液保持成悬浮,并且两个值中的较高者确定鼓风机尺寸。类似的情形对于MABR而言存在:存在曝气所需的功率输入构件来满足氧需求,以及用以在液体侧上提供混合的第二构件来促进基质渗透到生物膜中(即,更新边界层)。

[0098] 数学上,曝气效率可表达为如下:

$$\frac{1}{AE} = \frac{W}{32 x(O_2)OTE} + \frac{24 P_M}{J} \quad \text{方程5}$$

其中:AE=曝气效率(kg O₂/kWh)

J=氧通量(g O₂/d/km线绳)

OTE=氧转移效率(-)

P_M=特定混合功率输入(W/km线绳)

x(O₂)=进料气体中的氧的摩尔分数(用于空气的0.21)

W=用于过程曝气鼓风机的绝热压缩能量(Wh/mol空气)。

[0099] 在方程5中,两项具有kWh/kgO₂的单位,并且表示用以引起反应物在生物膜中会合的比能量:第一项针对氧,而第二项针对基质。

[0100] 为了以实例示出,将周围空气压缩至1.6bar(具有0.6的总体鼓风机、马达和驱动效率)所需的能量 W 为 0.57Wh/mol (Cote等人,1988)。由于混合功能以线绳排出气体(在1.25bar的压力下排放)实现,故方程3的第二项设置为零,并且 $1/AE$ 计算为 0.141kWh/kgO_2 (对于 $OTE=60\%$)。 $AE = 1.0 / 0.141 = 7.1 \text{ kg O}_2/\text{kWh}$,符合表6中列出的目标。比能量分开,大约60%用于氧渗透,而40%用于混合。

[0101] 试验验证以清洁水批量再曝气测试和连续操作的中试设备中的中试模块进行,一个具有代表(三级)硝化应用的合成进料,而一个具有作为进料的初级流出物,代表模块浸没在悬浮生物物质中的混合反应器。中试模块构建有小正方形集管和1.8m的暴露线绳长度。对于1.0km的近似总线绳长度,各个模块包含600条线绳。试验以两种类型的线绳进行:第一种包含48条中空纤维,而第二种包含96条中空纤维。

[0102] 清洁水再曝气测试通过将中试模块浸没到26L的池(截面 $17\times 7\text{cm}$)中进行。溶解的氧通过添加过量的亚硫酸钠(Na_2SO_3)来消耗。池通过闭环中的快速泵送和通过氮喷洒(sparging)来混合。在池内容物完全混合之后,空气在15到25L/h的流速下沿线绳的内腔泵送,这产生0.2到0.4bar的压力损失。对于所有测试,驱动力为大约0.2bar的氧分压,其对应于零 D_0 ($C_L=0$)。各个试验持续20到50分钟。在试验期间,测量进料和排气流速、排出气体中的氧和池中的溶解氧(D_0),以通过质量平衡确定氧通量。

[0103] 图15a示出了用于典型清洁水再曝气测试的排出空气中的氧浓度和池中的 D_0 随时间变化的演变。首先看蓝色(实线)曲线,排气中的初始氧浓度为20.9%,空气中的氧浓度。排气中的氧在测试开始之后的5分钟内快速降低而达到大约8%的值;该点代表任何液体膜阻力发展之前的最大氧通量。从5到大约20分钟,排气中的 O_2 逐渐增大,而池中的溶解氧没有可见的增大;这对应于硫化氢的中和,以及线绳结构内和围绕线绳的液体膜中的溶解氧的累积。溶解氧(红色虚线)首先在23分钟处在池中检测到。按惯例,传质系数 K_{cord} 由方程2通过排气中的氧浓度触底(即,在图15的实例中在5分钟之后)时的质量平衡计算;这确保了池中的溶解氧(即, C_L)为零。

[0104] 图15b中呈现了用于10次再曝气测试的计算的传质系数(K_{cord})。计算的 K_{cord} 值对于包含48条中空纤维的线绳而言为近似 $400\text{g O}_2/\text{d}/\text{km}/\text{bar}$,并且对于包含96条中空纤维的线绳而言为 $800\text{g O}_2/\text{d}/\text{km}/\text{bar}$ 。这示出在调整产品的氧转移能力方面的设计灵活性。关于包含48条中空纤维的线绳,具有等于0.2bar的 $(\Delta p)_{1n}$ 的最大氧通量将为 $80\text{g O}_2/\text{d}/\text{km}$ 。实际上,通量将为较低的,因为在膜的表面处总是存在氧累积(即, $C_L>0$),并且排出气体中的氧分压低于供给空气中的(即, $P_{\text{out}}<P_{\text{in}}$)。

[0105] 如图8中报告的,氧通量针对10次不同再曝气测试,通过在空气侧上和在水侧上两者进行质量平衡来计算。按惯例,通量在 D_0 在池中等于 $0.5\text{mg}/\text{L}$ 时计算。系统地,从空气侧计算的通量相比于水侧计算为大约两倍。Gilmore等人(2009)认为空气侧的质量平衡更准确,因为池中的 D_0 分布存在滞后时间。基于空气侧的通量对于具有48条中空纤维的线绳而言为大约 $45\text{g O}_2/\text{d}/\text{km}$,而对于具有96条中空纤维的第二线绳而言为 $90\text{g O}_2/\text{d}/\text{km}$ 。这些结果证实了线绳设计可改变来满足目标氧转移能力。

[0106] 连续中试设置成代表城市废水处理设备流出物的三级硝化,其包括串联的三个池,各个装备有1.0km线绳的中试模块,如上文针对清洁水再曝气测试(具有48条中空纤维)所述。各个池具有23L的容积,并且在 $0.27\text{m}^3/\text{h}$ 的流速下利用粗气泡曝气混合,间断地操作

4sec/min;对于溶解氧的混合和贡献的不显著的转移,该曝气水平等同于0.15W/km的功率输入。中试操作为25到50L/h的流速下的穿流系统(没有再循环),其对应于80到160min的总水力保持时间(HRT)。

[0107] 过程空气在60标准L/小时(20L/h每模块)的流速和1.55bar的绝对压力下从共同空气源供给至3个模块。控制阀在排出空气侧上调整来保持1.25bar绝对值。排出空气的流速和氧浓度测量成接近质量平衡。

[0108] 进料为合成溶液,其包括自来水(75%)和用于微量营养物的MBR中试处理城市废水的渗透物(25%),以碳酸铵掺杂至范围从20到60mg NH₄-N/L的混合氨浓度。混合物的碳与氮的比率(可溶COD/NH₄-N)对于所有测试的状态而言低于0.5。

[0109] 中试在如图9中所示的各种状态下运行达250天。在“灌注”周期(1到30天)期间,来自附近MBR的硝化混合液再循环穿过中试来促进硝化生物质的衔接。这后接“最大加载速率”周期(31到136天),其中流入物中的氨在40到60mg/L的范围中,以促进生物膜生长,并且确定最大硝化速率。在该周期期间,HRT保持在80min处。在随后的周期,“HRT优化”(137到198天)中,流入物中的氨减少至(污水的典型的)30mg/L的目标值,并且HRT在80到160min之间变化来确定全部硝化所需的最佳值。从199天起,中试在“稳态状态”下以100min的HRT操作。

[0110] 池中的氧转移和溶解氧在图10中绘出,同时硝化速率在图11中呈现。

[0111] 氧通量和转移效率通过最大加载速率周期分别逐渐增大至90到100g O₂/d/km线绳和75%(图10a)。这些值为具有48条中空纤维线绳的清洁水试验中在相似的驱动力下获得的大约两倍。在清洁水中,氧累积在膜的表面处的边界层中,减小了用于渗透的驱动力。在MABR中,生物膜消耗膜表面附近的DO,并且有效地迫使更多氧渗透。这示出了以MABR曝气的关键特征:废水中的性能好于清洁水中的性能;这与利用气泡曝气发生的相反,在该气泡曝气中在从清洁水到废水时,性能退化(由 α 系数解释)。

[0112] 在试验的早期,膜基本上将氧饱和转移到大多数液体中。随着生物膜的发展,DO在池中减少(图10b),而硝化速率急剧升高(图11)。

[0113] 在最大加载速率周期(100到136天)结束时,硝化速率在近似13g NH₄-N/d/km线绳下趋平(图11a)。该硝化速率不由氨限制,因为流出物浓度仍在10到30mg/L之间,或者不由氧限制,因为反应器中的DO为4到6mg/L。实现的是,碱度的可用性限制硝化;在110天添加碳酸氢钠导致硝化速率突然增大到超过16g NH₄-N/d/km线绳的值。使用4.7m²生物膜/km线绳的上文给定的转换系数,硝化速率达到3.4g NH₄-N/d/m²。考虑到关于常规生物膜过程,该水平的硝化速率仅可使用纯氧实现(Bonomo等人,2000),这是相当高的值。

[0114] 从质量平衡观点看,在最大加载速率周期期间,硝化占转移的氧的大约四分之三(16g NH₄-N/d/km线绳 \times 4.6g O₂/g NH₄-N=74g O₂/d/km线绳)。认为其余氧作为极小气泡逸出以免局部过度饱和,或者具有作为溶解氧的流出物。

[0115] 在HRT优化和稳态周期(>137天)期间,在供给氨减少至30mg/L的目标值时,氧通量和OTE分别稳定在80g O₂/d/km线绳和60%的值处,超过了表1中给出的目标值。当HRT加倍至160min(174到184天)时,流出物中的氨减至大约0.2mg/L(图9),并且池3中的DO增大至饱和(图10b)。还可从图7b看到,在加载速率较低时,池2和3中的硝化速率在该周期期间急剧下降。在稳态周期(>199天,100min的HRT)期间,流出物氨浓度平均为2.0mg/L。

[0116] 硝化速率从氨的减少和硝酸盐的产生两者来计算(图11a)。尽管数字接近,但从硝酸盐产生计算的速率高于从氨减少计算的那些(尤其是在稳态周期期间)。这与将预期的相反,因为一些氮可通过其它手段除去,如,生物质增长、硝酸盐产生、作为氮气挥发等。尽管这一切的原因是未知的,但可安全地断定发生了氨到硝酸盐的完全转化。这支持通过常规硝化-反硝化的用于氮去除的预期代谢通路。

[0117] 来自池1中的线绳束的图片在图12中示出,其在最大加载速率周期结束时取得。线绳为淡褐色,并且看起来以不均匀的生物膜覆盖。不存在束中的悬浮固体累积的证据;所有线绳可在混合空气的流入物下自由地移动。在整个试验中,模块并未经受用于生物膜冲刷的较高空气流速。

[0118] 在一些状态下,新的MABR产物可使用空气作为进料,在60%的氧转移效率下实现大于6kg O₂/kWh的曝气效率(AE)。目标AE假定了过程空气在典型地用于活化污泥设备中的细气泡曝气的鼓风机的压力下可用,并且还包括用于在水侧上混合的能量。结果为有氧生物处理过程,其在该实例中消耗细气泡曝气四分之一的能量。

[0119] 连续的中试处理初级流出物使用均100L的串联的三个池运行。如上文针对清洁水再曝气测试(具有48条中空纤维)所述,池均装备有1.0km线绳的MABR模块。未经处理的废水利用上文所述类型的旋转带筛预处理,这提供了替代初级净化的去除;MABR进料组分的平均值为TSS = 144 mg/L, COD = 239 mg/L, BOD = 174 mg/L 并且NH₄-N = 23.7 mg/L。中试在40L/h的废水流速下操作为混合MABR,该废水流速对应于7.5h的总水力保持时间。初级流出物的碳与氮的比率(BOD/NH₄-N)平均为7.3。二级净化器在0.2m/h的水力加载速率下操作。悬浮混合液的污泥保持时间控制在7.5d,其对应于1500到2500mg/L的MLSS浓度。池由间断的粗气泡喷洒空气(12秒开/120秒关)混合。过程空气在20L/h每模块的恒定流速和1.55bar的绝对压力下供应;排出气体压力控制在1.24bar绝对值处。

[0120] 用于连续中试气体的溶解的氧(DO)浓度在图16中呈现。在各个中试试验中,膜灌注有硝化生物质。在头30到50天内,在生物膜生长时,氧转移至大多数水,并且DO浓度接近饱和。这对于混合版本的过程(即,具有悬浮生物质)的启动而言是合乎需要的情形,因为膜有能力在生物膜生长时将氧转移至大多数水。

[0121] 在生物膜生长周期之后,DO对于合成氨溶液(上文所述)而言稳定在3到6mg/L处,并且对于初级流出物而言小于1mg/L。大体上,在消耗基质时,DO浓度从池1至池3增大。在混合构造(处理初级流出物)中,DO非常低(小于0.5mg/L),并且提供了对于同时的硝化-反硝化有利的环境,利用了初级流出物中的容易生物降解的有机碳的存在。

[0122] 氧通量和氧转移效率(OTE)结果在图17中呈现。对于两种进料类型,在生物膜变得更具活性并且消耗接近膜表面的溶解氧(即,方程3中的C_l)时,通量通过生物膜建立周期稳定增长。关于合成氨溶液(80到90 gO₂/d/km)比初级流出物(40到60g O₂/d/km)观察到了更高的通量。其主要原因很可能在于,异养生物与初级流出物的竞争,这可导致较厚的生物膜。

[0123] 给定如下事实:两个系统中的MABR模块在相同的空气流速(20L/h,除如下文所论述的短周期外)下供给,OTE曲线遵循与氧通量相同的图案。OTE对于合成氨中试而言为60%到70%,并且对于初级流出物中试而言为大约40%。

[0124] 尽管由于膜的表面处的氧浓度C_l是未知的并且动态地变化,故不可能从方程3计

算实际驱动力 (Δp)_{in}, 但可能从方程2对其进行估计。 K_{cord} 在清洁水再曝气试验中独立地确定, 并且对于以48条中空纤维构成的线绳而言等于400g O₂/d/km/bar。使用80g O₂/d/km和60g O₂/d/km的用于氧通量的稳态值(图5), 驱动力 (Δp)_{in}分别针对合成氨溶液和初级流出物等于0.20bar和0.15bar。感兴趣的是, 这些不同驱动力并未由不同空气流速或压力产生, 而是由生物膜的活性建立。基质扩散到生物膜中提高了生物活性, 这继而降低DO并且增大氧通量。换言之, 生物膜通过膜“抽取”其需要的氧。

[0125] 曝气效率(AE)结果在图18中呈现。对于范围在7到8kg O₂/kWh的合成氨溶液AE, 反映了上文呈现的高氧通量和OTE值。对于初级流出物, AE对于试验的大部分持续时间而言在4到5kg O₂/kWh之间。在两种情况下, AE在生物膜增长周期期间为低的, 因为大多数液体中的DO累积减慢氧转移(分子), 而能量组分(将空气泵送穿过中空纤维并且通过喷洒来混合液体)是恒定的(分母)。

[0126] 在关于初级流出物中试的短周期(70到90天)期间, 每模块的空气流速从20L/h下降到14L/h。该改变在OTE增大至60%(图17b)和AE增大至7到8kg O₂/kWh(图6b)时是积极的。令人意外的是, 这并未消极地影响氧通量(图17b), 但降低池中的DO, 这促进更好的反硝化。

[0127] 这些测试证实了输送氧的能力可在线绳设计中通过改变围绕纱线增强物的圆周定向的中空纤维的数量来调整。

[0128] 总之, 呈现了用于两个连续中试研究的结果。第一个使用合成氨进料溶液以通流模式运行来代表三级硝化应用(具有近似0.5的C/N比)。第二个使用初级流出物以混合模式运行来代表其中膜浸没在悬浮生物质中的应用(具有近似7.3的C/N比)。在两种情况下, 在建立生物膜时的周期期间, 膜将氧转移至大多数物。

[0129] 氧通量对于合成氨溶液而言范围在80到90g O₂/d/km之间, 并且对于初级流出物而言范围在40到60 g O₂/d/km之间; 关于初级流出物观察到的较低值归因于由通过异养细菌的竞争产生的较厚生物膜。

[0130] 证实了新的MABR膜线绳可在大于6kg O₂/kWh的曝气效率下有效地转移氧。该效率为细气泡曝气的近似四倍。

[0131] 中能量废水处理

在本说明书中, 提到的中能量或中电力的处理代表可或可不在除任何要求权利的发明的允诺之外的任何特定情形中达到的目标或潜在属性。然而, 本文中所述的一个或更多发明提供了至少对于处理废水而言有用的备选工艺流程。上文所述的气体转移膜可用于膜曝气的生物膜反应器(MABR)中, 该生物膜反应器(MABR)为用于城市废水处理的中能量工艺流程的一部分。

[0132] 城市废水的能量含量为处理其所需的能量的两到四倍。然而, 当前常规技术和实践并未将其开发到全部程度。结果, 用于废水处理的能量需求仍相当大, 代表美国的电力需求的3%(US EPA, 2006)。预料到该需求将继续在全球增长, 因为新兴国家改进它们的卫生水平, 而发达国家追求更高水平的处理用于再使用和排放至环境。

[0133] 满足中能量废水处理的目标可由以下两个并行的路径帮助: i) 最小化固体、有机物和营养物去除所需的能量, 以及 ii) 最大化有机物转化成可用能量。

[0134] 新的中能量废水处理工艺流程在本说明书中呈现。在一些情形中, 工艺流程可满足以下目标中的一个或更多个:

1. 其为“中电力的”。产出的电力满足用于处理的电力需求,并且可用的热并未在能量平衡中考虑。如果考虑可用的热,则解决方案将是大量能量积极的。

[0135] 2. 其能够使用证实的硝化-反硝化代谢途径来除去氮。

[0136] 3. 其不依靠(例如,食物废物的)共同消化来增加能量产生。

[0137] 4. 其具有与常规活化污泥处理进行成本竞争的潜能。

[0138] 5. 其适用于新设备和改造的现有活化污泥设备。

[0139] 本说明书使用模拟软件将新中能量工艺流程与基准常规活化污泥(CAS)工艺流程比较。新工艺流程的各种方面的试验工作在本说明书中在早先呈现。

[0140] 城市废水处理的新近的努力聚焦于减少能量消耗和将有机碳转换成厌氧消化来通过组合的热和功率(CHP)系统中的生物气体的燃烧产生能量。中能量在奥地利中的Strass工厂实现,但将外部有机废物添加至厌氧消化器。北美中的若干工厂正在追求中能量目标。

[0141] 中能量的追求不应当以流出物质量为代价实现;氮除去证明对于迄今提出的技术解决方案而言是特别有挑战的。大体上,最大化将有机碳转换成能量产生并未留下用于常规硝化-反硝化的足够的可溶碳。最近的研究趋势研究了用于除去氮的备选途径,以便减少用于氮除去的能量消耗,并且克服碳限制的挑战。备选的途径包括亚硝酸盐分流(即,亚硝化-反亚硝化)和全程自养脱氮(即,部分亚硝化和通过厌氧氨氧化菌的厌氧氨氧化)。这些途径面临若干挑战,其包括:

1. 过程状态。全程自养脱氮证明是富氨液的侧流处理(例如,厌氧消化),但看起来并不适于主流实施。存在许多困难,包括废水的低温,以及亚硝酸盐氧化菌(NO_B)的抑制,该亚硝酸盐氧化菌(NO_B)与异养生物和厌氧氨氧化菌竞争亚硝酸盐。Stinson等人(2013)列出了调查下的10种潜在的NO_B抑制/阻止机制。

[0142] 2. 过程控制。常规溶解的氧(DO)控制不足以保持备选氮除去途径所需的状态。联机的无机氮仪器需要与曝气循环一起来控制生物状态和最小化流出物的总氮(Bunce等人,2013)。

[0143] 3. 流出物和空气排放。这些途径并非有益于低氨浓度,并且可在流出物中留下相当大量的亚硝酸盐(Bunce等人,2013)。此外,高亚硝酸盐导致N₂O(具有为CO₂300倍的全球变暖潜力的温室气体(De Clippeleir等人,2012))的增加排放。

[0144] 4. 成本。碳转换的最大化可为昂贵的,尤其是如果其利用两个悬浮污泥系统(即,A/B过程)完成。此外,Shiskowski(2013)证实了侧流全程自养脱氮基于能量节省不是严格成本有效的。最终,这些新的过程对操作和过程控制的影响并未被评估,并且可仅对于大型的尖端设备可行。

[0145] 实现中能量的提出的工艺流程具有如图13中所示的四个关键组分。

[0146] 新的工艺流程的第一组分为增强初级处理步骤,其使未经处理的污水中的有机物质的一部分分流至污泥处理。其基于旋转带筛。该目的为不需要最大化除去,因为必须允许足够的有机物质流至生物处理步骤用于营养物去除。技术的过程控制(例如,带速度的调制)允许调节有机物去除,这关于常规初级净化是不可能的。

[0147] 新工艺流程的生物处理组分为混合膜曝气生物膜反应器(MABR)过程,其具有膜支承的生物膜和悬浮物生长。在本说明中早先描述了MABR产物。中空纤维膜布置在模块和盒

中,它们以类似于用于MBR(例如,ZeeWeed 500产品)的浸没的中空纤维过滤膜的方式配置。环境空气沿中空纤维的内腔供给,并且氧优于(over)氮有选择地转移至在膜的外表面上生长的生物膜,而不形成气泡。

[0148] 该过程的一个特征为浸没到另外的缺氧悬浮生物物质中的完全氧化的硝化生物膜。混合MABR实现由生物膜的硝化,同时反硝化和COD除去在反应器的低(例如,10天或更少、7天或更少,或5天或更少)污泥保持时间(SRT)的悬浮生长部分中执行。并未在增强初级处理中除去的有机固体可流动穿过生物过程,并且终止于污泥处理中,基本上未氧化。二级净化器用于混合液保持;其可在需要再使用质量水时以膜过滤系统替换。

[0149] 证实了针对新的工艺流程提出的用于氮除去的代谢反应途径。其基于自养硝化和异养反硝化。该途径是熟知的,因为其是活化污泥演化100年的结果,并且在世界上的几千个工厂中实施。过程可受控制来实现最严格的总氮流出物浓度。然而,该途径,以及特别是其在常规悬浮生长过程中的应用具有由该工艺流程中提出的新的混合MABR过程解决的主要限制。

[0150] 1.将氨完全氧化成亚硝酸盐是能量密集的。MABR气体转移膜可非常有效地转移完全硝化所需的氧,即,在相比于用于细气泡曝气的1到2kg O₂/kWh的、>6.0kg O₂/kWh的曝气效率下(Metcalf 和Eddy, 2003)。结果是用于过程曝气的能量的4x减少。

[0151] 2.通过缓慢生长的自养细菌的硝化需要长SRT,这转化成水池和昂贵的设施。硝化生物物质附接于MABR膜,这允许设计低SRT下的过程的悬浮部分,以及因此水池。

[0152] 3.在使用气泡曝气时,存在对溶解氧的基本竞争;完全硝化还导致有机物质(COD)的有氧代谢。在混合MABR反应器的悬浮生长部分中,混合液保持在缺氧条件下,以促进共同反硝化和限制有机物质的氧化。

[0153] 4.如果存在对总氮的严格限制,则碳源可能需要添加用于反硝化。在混合MABR过程中,初级流出物COD可用于反硝化,因此相比于常规硝化-反硝化过程,消除或减少了补充碳的需要。

[0154] 工艺流程的第三组分涉及使用用于初级和二级污泥的稳定和生物气体的产生的厌氧消化。在用于增强初级处理的旋转带筛与污泥处理过程(在前者用于废活化污泥(WAS)共同增稠时)之间存在强协同作用。本说明书中早先探究了该构思。

[0155] 工艺流程的第四组分为组合的热和功率(CHP)系统,其用于将生物气体转化成可用能量(电力和热)。作为备选,生物气体可用于其它目的,包括例如升级和集成到天然气系统中,或升级至液体燃料。在这些情况中,在使工艺流程与另一工艺流程或与中能量或电力的目标比较时,将使用从系统除去的生物气体的发电能力。

[0156] 新的中能量的工艺流程与常规活化污泥(CAS)工艺流程比较来评估用于两者的能量平衡。模型工厂具有带以下流入物特征的平均每日流动 $Q = 18925 \text{ m}^3/\text{d}$ (5 MGD): BOD/SS/TN/TP = 220/220/40/7 mg/L。假定峰值每小时流动是2Q,每月加载峰值为平均值的1.35倍,并且冬季设计温度为15°C。目标流出物特征为BOD/SS/TN/TP = 15/15/10/1.0 mg/L;两个设备设计成完全硝化。

[0157] 表7中描述了两个工艺流程的单元操作。

[0158] 两个设备以GPS-X (Hydromantis Inc.) 使用默认参数来模拟,以获得处理效率、污泥产生和反应器的尺寸。生物过程的HRT和SRT调整来满足上文陈述的目标流出物特征。除

非另外指出,否则GPS-X中的相同模型参数用于模拟两个工艺流程。

[0159] 设备设计哲理和装备的尺寸与之前的著作 (Young等人,2013) 一致。电力需求使用 Cote等人 (2013) 描述的方法来估计。

[0160] 表7 CAS和新中能量工艺流程单元操作

组分	CAS 工艺流程	新中能量工艺流程
初级处理	初级净化	旋转带筛(RBS)
生物处理	常规活化污泥	混合 MABR
污泥处理	增稠和厌氧消化	WAS 在 RBS 中共同 增稠和厌氧消化
能量回收	组合的热和功率系统	组合的热和功率系统

用于CAS和新中能量工艺流程的选择的过程模拟结果在表8中呈现。总体设备电力平衡在表9中呈现。电力消耗用于处理,并且不包括提供压头工作泵送。本节段中呈现了设计状态和结果。

[0161] 两个工艺流程包括具有废物压实机的相同的6mm粗筛,以及具有砂清洗/分类器的砂除去室,其中对于总共330kWh/d,能量消耗分别为160和170kWh/d。

[0162] CAS工艺流程包括两个初级净化器。总悬浮固体 (TSS) 的除去为60%;这对应于基于GPS-X中的有机物质的分隔的37%的BOD/COD的除去。用于净化器驱动器、初级浮渣泵和初级污泥泵的能量消耗估计为200kWh/d。

[0163] 新中能量工艺流程设计有旋转带筛,具体是能够从GE Water & Process Technologies得到的四个LEAP初级LP60单元。假定对于初级净化,TSS和COD/BOD除去等同。用于带驱动器、块除去鼓风机和污泥压实机的能量消耗估计为600kWh/d。

[0164] 对于两个工艺流程,磷由45kg Al/d的剂量下的矾添加来化学地除去;定量泵和快速混合器具有110kWh/d的能量消耗。用于CAS工艺流程的附加的化学定量能量用于甲醇添加。

[0165] 表8 选择的过程结果

参数	CAS 工艺流程	新工艺流程
初级处理		
初级处理	初级净化	旋转带筛
初级处理中的 TSS/COD 去除, %	60%/37%	60%/37%
化学磷去除	矾	矾
生物处理		
生物反应器的 HRT, h	12.8	7.7
生物反应器的 SRT, d	17.0	5.0
混合液悬浮固体浓 度, g/L	3.0	1.8
用于硝酸盐的再循环 率(多个流入流)	4.0Q	0.0Q
返回的活化污泥(多个 流入物流)	1.0Q	0.5Q

曝气方法	细气泡扩散器	曝气膜
总氮转移速率, kg/d	4300	3500
用于反硝化的碳添加, L/d	450(甲醇)	不需要
污泥处理		
初级污泥, kg/d	2500	2500
废活化污泥, kg/d	1560	1800
总污泥, kg/d	4060	4300
总污泥 VSS/TSS	68%	71%
总污泥 TSS, g/L	7.1%	10.0%
厌氧消化 HRT, d	25	25
厌氧消化器容积, m ³	1400	1000
由 AD 的挥发性固体减少, %	59%	64%
生物气体产生, m ³ /d	1500	1700
能量回收		
生物气体转化成电力, %	35%	35%

CAS工艺流程生物反应器设计为并联的四条线,分别由串联的2个缺氧区和4个有氧区构成。12.8h的总HRT和17d的SRT,连同3.0g/L的MLSS浓度建立成实现10mg/L的流出物总氮目标;450L/d的甲醇的添加是反硝化所需的。包括两个再循环管线来用于硝酸盐(4.0Q)和返回的活化污泥(1.0Q)。曝气鼓风机尺寸确定成输送3900Nm³/h,这允许使用5m深的池中的细气泡扩散器,使用0.75的 α 系数来满足4300kg/d的氧转移速率(OTR)。CAS工艺流程包括两个二级净化器。

[0166] 新的工艺流程生物反应器设计为并联的四条线,其分别由串联的四个混合MABR反应器构成。7.7小时的总HRT和5天的SRT,连同用于悬浮生物物质部分的1.8g/L的MLSS浓度能够在没有甲醇添加的情况下满足10mg/L的流出物总氮目标。四个MABR系中的各个包含十五(15)个浸没的MABR,如本文中先前描述的。对于返回的活化污泥(0.5Q),包括了单个再循环管线。不存在单独的硝酸盐再循环管线。曝气鼓风机尺寸确定成在64%的氧转移效率(OTE)下,输送1770Nm³/h并且满足3500kg/d的OTR。应当注意的是,由于悬浮生物物质的较低SRT,故氧需求比用于CAS工艺流程的氧需求低20%。来自MABR盒的排出空气用于更新混合液,并且提供盒容积内的混合,如本文中先前描述的。然而,由于盒仅占据池的容积的17%,故附加的机械混合器尺寸确定为将混合液保持成悬浮(使用与CAS工艺流程的缺氧区相同的功率输

入)。新的工艺流程包括两个二级净化器。

[0167] 对于两个工艺流程,来自固体脱水的浮层返回至生物反应器的头部。COD和这些流的氨含量分别代表流入物负载的2%和14%。

[0168] 用于两个设备的池布置和占地面积在图14中比较。CAS设备为经典的Modified Ludzack-Ettinger (MLE) 构造,其具有5m深的池中的10000m³的总反应器容积;缺氧池尺寸确定为总容积的近似40%。

[0169] 也在5m深的池中,混合MABR设备具有6,000m³的总反应器容积。有氧分解(硝化和可溶有机物质氧化)在生物膜中发生,同时反硝化在大多数物中发生。一旦以生物膜覆盖,则MABR膜并未有效输送氧至大多数混合液,因为生物膜代表相对厚的扩散层。因此,整个反应器容积在下游池中是缺氧的或略微有氧的。MABR生物系统的占地面积比CAS系统的小近似40%。

[0170] 混合MABR生物系统的鼓风机能量消耗(490kWh/d)比CAS系统(1670kWh/d)低70%。用于缺氧区的机械混合的能量近似相同。用于利用IFAS-MABR系统的生物处理的总能量比CAS系统低45%。

[0171] 如上文所述,假定了在两个工艺流程中产生相同量的初级污泥(2500kg/d),以便于生物处理步骤的比较。GPS-X预计CAS和混合MABR系统将分别产生1560kg/d和1800kg/d的废活化污泥(WAS)。用于新的工艺流程的较高WAS归因于在较低SRT下和在大多数缺氧状态下操作,而不管外部的碳并未添加用于反硝化的事实。总体上,新的工艺流程产生相比于CAS工艺流程多8%的生物固体。此外,来自新的工艺流程的混合污泥具有带71%的VSS/TSS(相比于用于CAS工艺流程为68%)的较高有机物分数。

[0172] 用于两个工艺流程的污泥增稠不同地处理。关于CAS的工艺流程,初级污泥以重力增稠器增稠至8%,而WAS以转鼓增稠至6%。混合污泥具有7.1%的TSS。关于新的工艺流程,WAS使用RBS与初级污泥一起共同增稠至10.0%的混合污泥值,如本说明书中早先描述的。

[0173] 对于两个工艺流程,混合污泥以25天的水力保持时间厌氧地消化。新的工艺流程具有比CAS工艺流程小28%的消化器,因为混合污泥具有较高的固体浓度。相比于用于CAS工艺流程的59%和1500m³/d,新的工艺流程中的挥发性固体减少是6%,并且生物气体产生是1700m³/d。新工艺流程中产生的较高生物气体产生(+13%)归因于较高量的污泥和较高挥发性固体含量。

[0174] 用于CAS工艺流程的污泥处理的能量消耗具有5个组分:用于初级污泥重力增稠器的150kWh/d、用于WAS转鼓增稠器的50kWh/d、用于污泥混合和保持池混合的140kWh/d、用于厌氧消化器气体混合和泵送的460kWh/d,以及用于脱水离心的200kWh/d,总共是1000kWh/d。

[0175] 用于新工艺流程的污泥处理的能量消耗具有3个组分,因为增稠和混合由RBS实现:用于使保持池混合的60kWh/d、用于厌氧消化器气体混合和泵送的360kWh/d,以及用于脱水离心的200kWh/d,总共620kWh/d。

[0176] 生物气体通过组合的热和功率(CHP)系统到可用能量的转化效率是非常确实的(US EPA, 2008)。对于本项目中的感兴趣的尺寸范围,往复的发动机具有22%到40%的电功率效率和70%到80%的总效率。在表9中呈现的电力平衡中,35%的功率效率用于将生物气体能量转化成可用的电力。可用的热在能量平衡中并未考虑。

[0177] 表9 电力平衡(kWh/d)

参数	CAS 工艺流程	新工艺流程
消耗		
粗筛和除砂	-330	-330
初级处理	-200	-600
化学定量	-120	-110
生物处理鼓风机	-1670	-490
生物处理混合器	-1030	-1070
硝酸盐再循环	-400	0
RAS/WAS 泵送	-540	-380
二级净化	-110	-110
污泥过程	-1000	-620
电力消耗	-5400	-3710
比电力消耗(kWh/m ³)	-0.29	-0.20
产出		
来自生物气体(CHP) 的电力	3400	4000
比电力产生(kWh/m ³)	0.18	0.21
净电力平衡	-2010	280
净比电力消耗 (kWh/m ³)	-0.11	0.01

在本项目中作为基准的CAS工艺流程具有0.29kWh/m³的比能量消耗(表3)。这在相比于由Monteith等人(2007)报告的值时为低的,出于两个原因,范围在0.35到0.65kWh/m³之间。首先,我们的分析考虑了仅用于处理的能量,而文献数字通常包括压头工作泵送。第二,我们的分析基于100%的设备使用系数(PUF),而许多测量的设备并未以全部容量运行;在PUF下降时的能量益处的保存取决于可随流动下调的功率输入的分数的(可变功率,例如,曝气)对总是以全部容量运行的分数(基本功率,例如,净化器机构)。

[0178] 在新的中能量工艺流程中,中电力通过生物处理中的显著节省(-45%)和提高的生物气体产生(+18%)的组合来实现。节省的大部分归因于更有效的氧转移(-1,180kWh/d),但也归因于消除硝酸盐再循环(-400kWh/d),以及在较低返回活化污泥速率(-160kWh/d)下运行。生物气体产生的增益归因于将更多有机物转换成厌氧消化(+240kg/d);此外,供给污泥具有较高的挥发性固体分数(+3%)。

[0179] MABR允许非常高的氧转移效率(>60%)和曝气效率(>6.0kg O₂/kWh),同时以低SRT悬浮生物质工作,这允许将更多污泥分流至能量产生。在CAS系统中,氧转移效率和分流生物质是不相容的目标。Rosso等人(2005)显示了 α 系数和标准氧转移效率在小于5天的SRT下急剧下降。

[0180] 包含MABR的工艺流程相比于CAS的详细成本分析由Aybar等人(2012)利用CapdetWorks (Hydromantis, Inc.)执行。该分析显示了包含MABR的工艺流程相比于CAS工艺流程具有更加低的能量消耗,并且它们的成本有效性对膜相关的因素敏感,包括膜成本、混合能量要求和膜的寿命。

[0181] 尽管本文中介绍的新的中能量工艺流程的成本并未相比于CAS工艺过程完全评估,但认识到MABR膜的配置将具有成本。然而,上文报告的建模和设计工作识别到相比于CAS过程的用于新混合MABR的资金成本降低的若干机会:

- 生物反应器的尺寸的减小($\approx 40\%$)
- 细气泡扩散器的消除
- 鼓风机的尺寸的减小($\approx 70\%$)
- 硝酸盐再循环流的消除
- 外部碳定量系统的消除
- 设备占地面积的减小($\approx 40\%$)

此外,新的工艺流程将通过使设备中电力并且消除对用于反硝化的外部碳添加的需要来降低O&M成本。

[0182] 在提出的新工艺流程中,附加的资金和O&M成本益处通过以旋转带筛替换初级净化器来提供;这些益处在本说明书中在早先论述。

[0183] 中能量废水处理为重要目标,但其不应当以流出物质量或设备可操作性为代价实现。新工艺流程基于混合膜曝气生物膜反应器(MABR)过程提出。该新的工艺流程实现中能量(甚至更好,中电力),同时使用证实的硝化-反硝化代谢途径来除去氮。此外,其与由常规净化或膜过滤的固液分离相容。

[0184] 混合MABR生物过程基于两种污泥,一种固定,而一种悬浮。由于氧并未通过气泡转移,故用于硝化和BOD去除的氧化反应可在另外的缺氧反应器中发生。通过初级处理(或A级)最大化有机物质的转换对实现中能量而言不是关键的,因为悬浮和胶体固体可穿过MABR反应器,而不经历显著氧化。悬浮的生物质在低SRT下管理,并且有机物可通过废活化污泥发送至厌氧消化。此外,加强了使用流入的COD的反硝化。

[0185] 新的中能量工艺流程使用废水处理模拟器(来自Hydromantis Inc.的GPS-X)与常规活化污泥(CAS)工艺流程比较。两个工艺流程包括利用厌氧消化和组合的热和功率(CHP)产生的完全废水和污泥处理。CAS工艺流程具有0.29kWh/m³的比电力消耗,而新工艺流程具有0.20kWh/m³,减少了大约30%。通过CHP系统产生的电力对于CAS工艺流程而言为0.18kWh/m³,并且对于新工艺流程而言为0.21kWh/m³,增加了18%。总体上,新工艺路程为中电力的。

[0186] 新工艺流程的试验验证在进行。如本文中所述,初始中试结果支持新MABR膜的氧转移效率和硝化能力,以及用于初级处理的旋转带筛的协同使用。

[0187] 常规活化污泥设备的改造

本文中所述的MABR还可用于修改常规活化污泥设计,或改造现有的活化污泥设备。

MABR添加至过程池可改进现有的设备或设计的氮去除能力,或者提高现有设计或设备的流速,或者允许氮在较低温度下除去。

[0188] 可选地,为了最小化对修改土建工程的需要,MABR装置的框架可配合有一个或多个浮体(例如,框架的各侧上的中空管),并且在平面视图中由线缆、索、杠杆或其它装置定位至池的顶部或侧部。以该方式,MABR装置浮动,其中膜位于水面下方,可选随水平面升高和降低。在设备不具有细筛的情况下,细筛或RBS初级处理可添加在包含MABR装置的过程池上游。作为备选,细筛可附接于MABR装置的框架,使得膜限制在筛内。

[0189] 在实例中,常规活化污泥设备或设计具有有氧池,但是并未提供显著的氮去除。氮去除先前在许多管辖区域中不是必需的,但是存在朝要求流出物低于特定的总氮和/或氨浓度的管理趋势。通常,在氮管制之前构建的活化污泥设备将具有带对除去氮而言不足的尺寸和SRT的单个池。除去氮的常规升级涉及将缺氧池添加在有氧池上游,但这要求附加的土地和土建工程。

[0190] 使用如本文中所述的MABR装置(即,包含气体转移线绳的模块的盒),设备或设计通过在缺氧或略微有氧的状态下操作之前的有氧池,但将一个或多个MABR装置添加于池来修改。MABR装置提供至少部分有氧的生物膜。来自MABR的流出物典型地在下游净化器或分离膜中分离,其中RAS返回MABR池并且WAS除去。内部硝酸盐再循环回路不是必需的。可使用10天或更短,可选7天或更短,或5天或更短的低污泥保持时间(SRT)。在一些情况下,这将为先前使用或设计的SRT的减小,并且允许穿过设备的流速的增大。

[0191] 可选地,MABR装置可仅添加在之前的曝气池的第一部分中,其中曝气池的其余部分常规地操作,但有时空气流减小。这允许了峰值容量增大或能够在低温下硝化,或两者。在峰值流动期间,曝气池的常规部分可操作为在常规曝气悬浮生长过程中。在设备低于峰值状态,例如,接近平均日状态操作时,池的常规部分中的曝气速率可下调来减少能量消耗。

[0192] 该书面的描述使用实例以公开本发明(包括最佳模式),并且还使本领域技术人员能够实践本发明(包括制造和使用任何装置或系统并且执行任何并入的方法)。本发明的可专利范围由权利要求限定,并且可包括本领域技术人员想到的其它实例。如果这些其它实例具有不与权利要求的字面语言不同的结构元件,或者如果这些其它实例包括与权利要求的字面语言无显著差别的等同结构元件,则这些其它实例意图在权利要求的范围内。

[0193] 相关申请的并入

以下申请通过引用并入:

由General Electric公司在2013年2月22日提交的公布为W0 2014/130043 A1的PCT/US2013/027435,Membrane Assembly for Supporting a Biofilm;由General Electric公司在2013年2月22日提交的公布为W02014/130042的PCT/US2013/027411,Wastewater Treatment with Membrane Aerated Biofilm and Anaerobic Digester;由General Electric公司在2013年2月22日提交的公布为W0 2014/130041 A1的PCT/US2013/027403, Micro-Sieve Separation and COD Diversion in Wastewater Treatment;以及由General Electric公司在2012年11月27日提交的公布为US 2013/0134089 A1的美国申请13/686, 160,Method and System for Treating Wastewater。

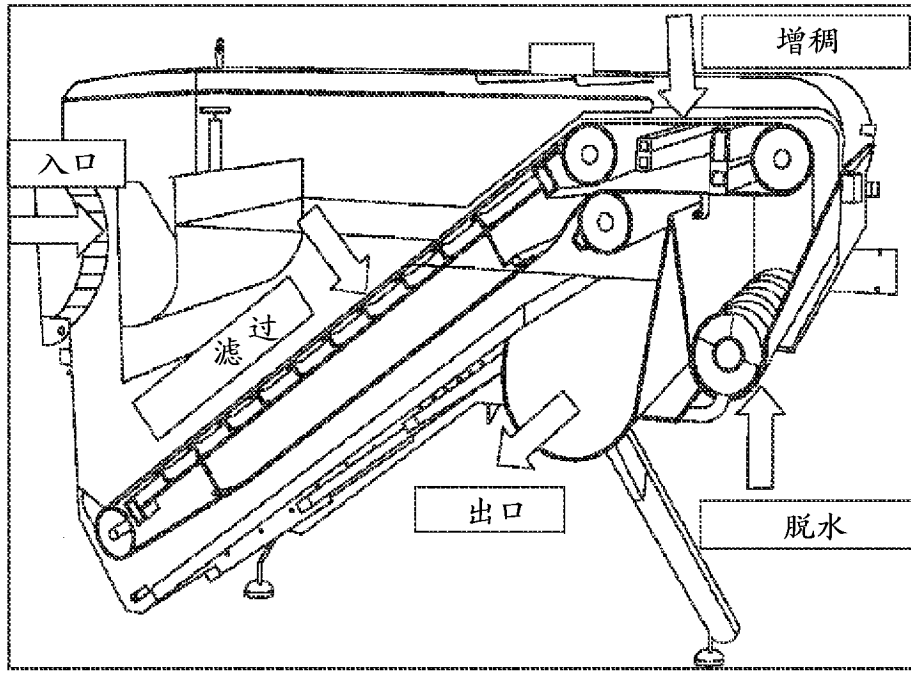


图 1

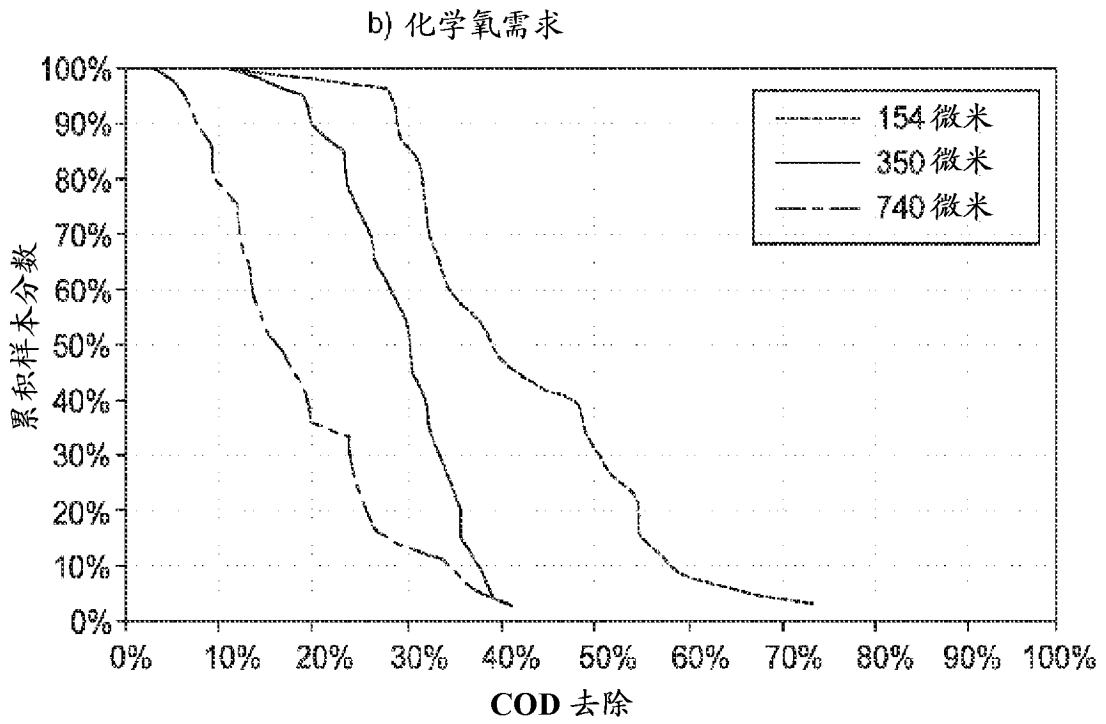
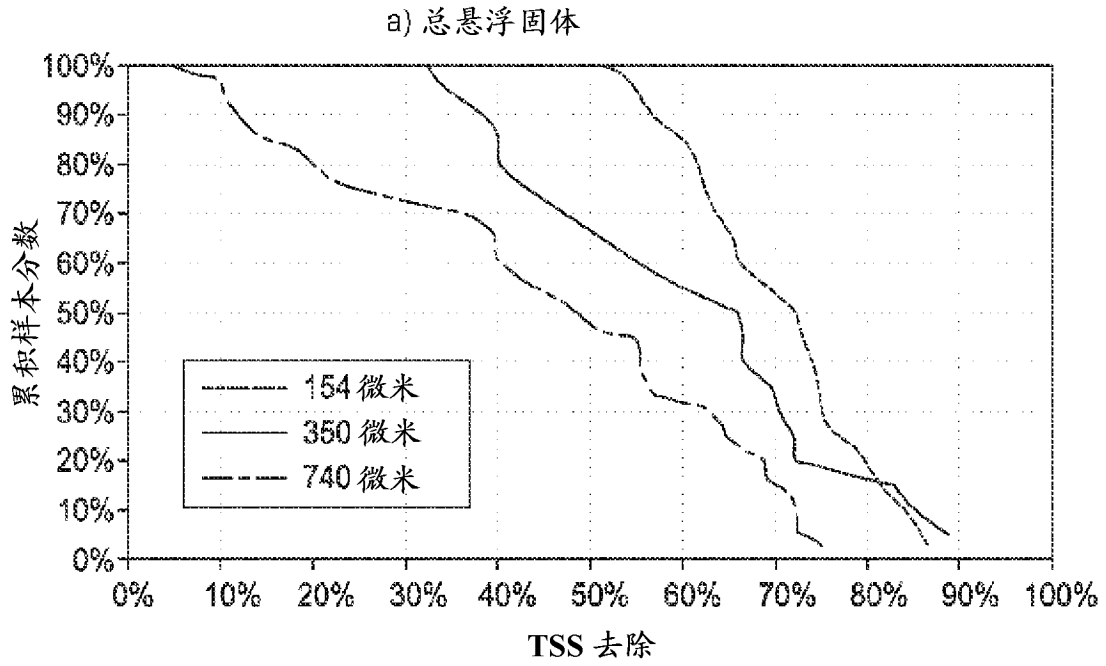


图 2

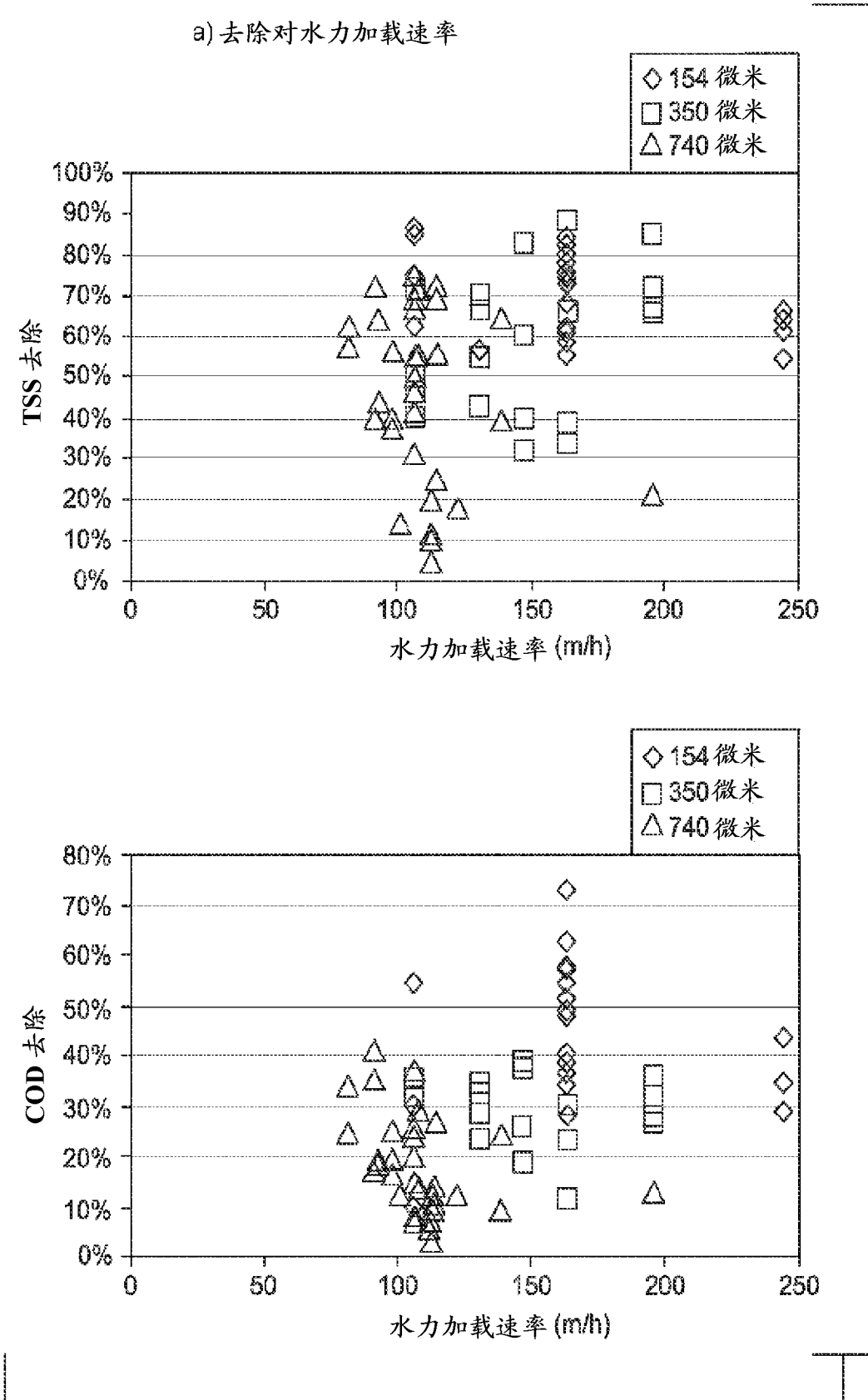


图 3

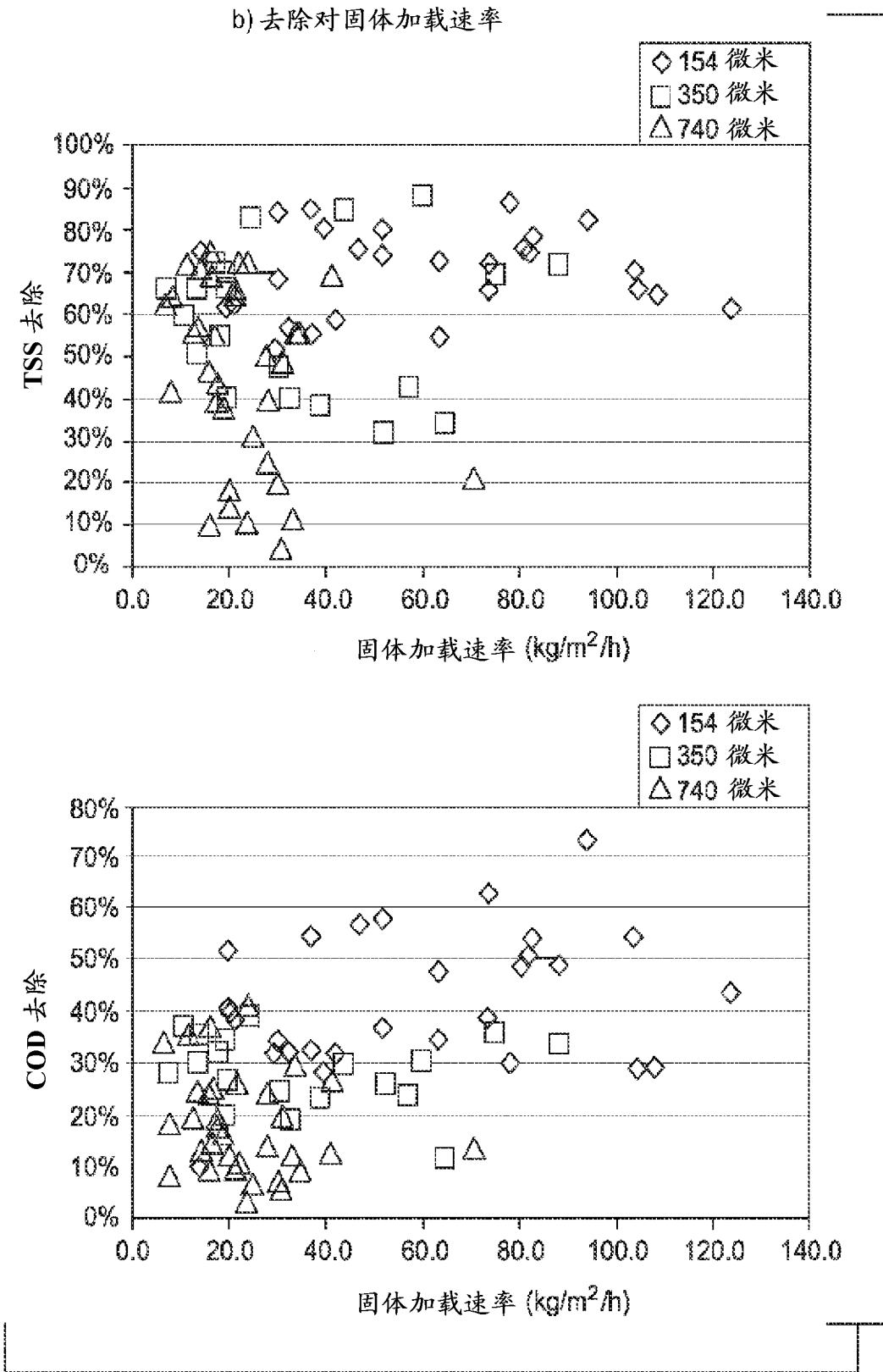


图 3

a) MBR 工艺流程

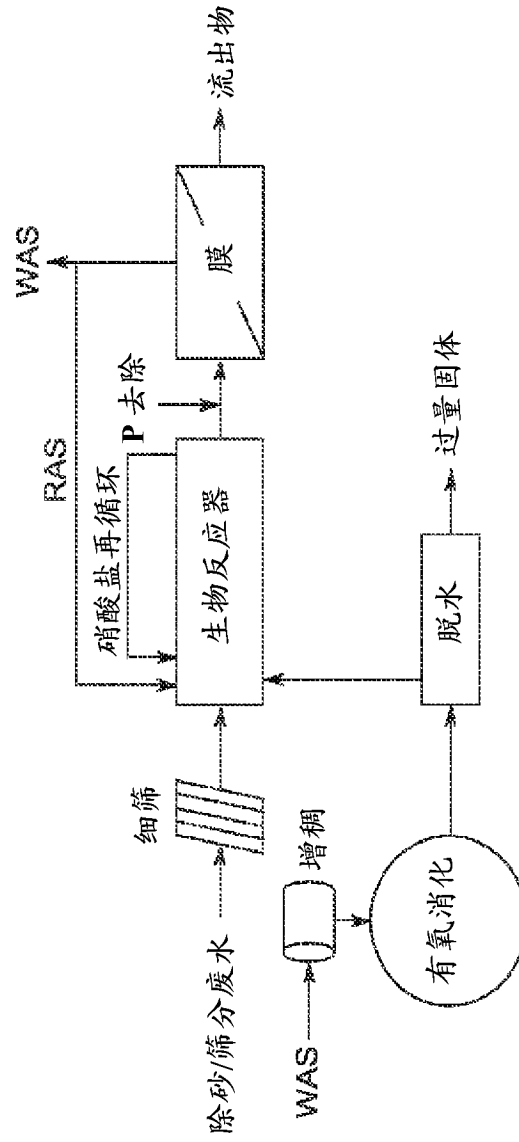


图 4

b) PC-MBR 工艺流程

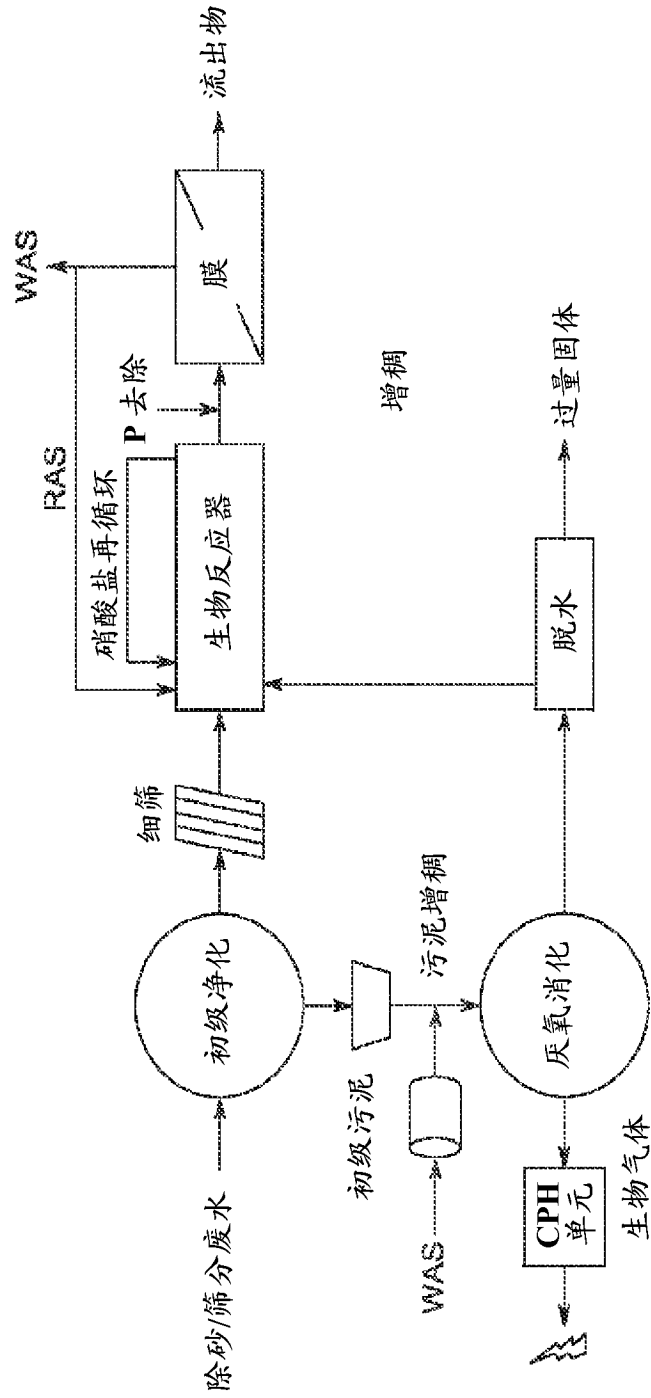


图 4

c) RBS-MBR 工艺流程

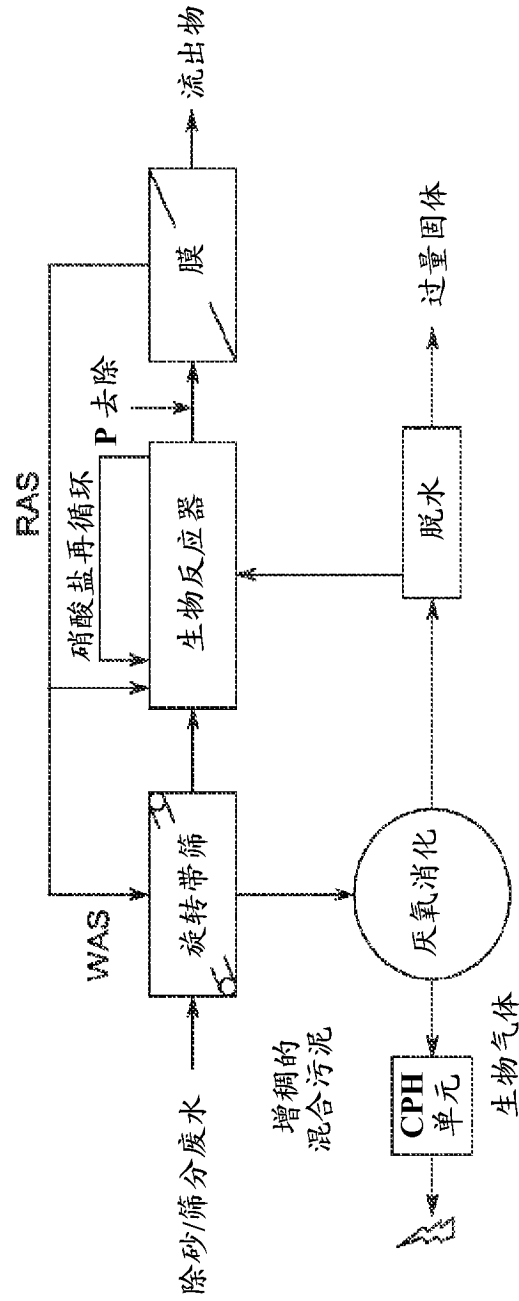


图 4

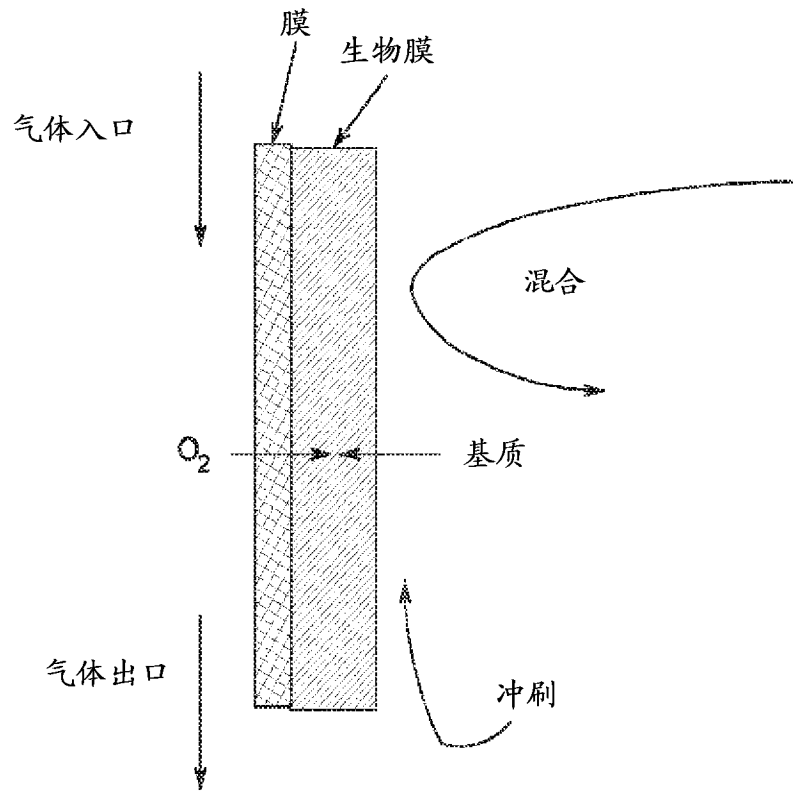
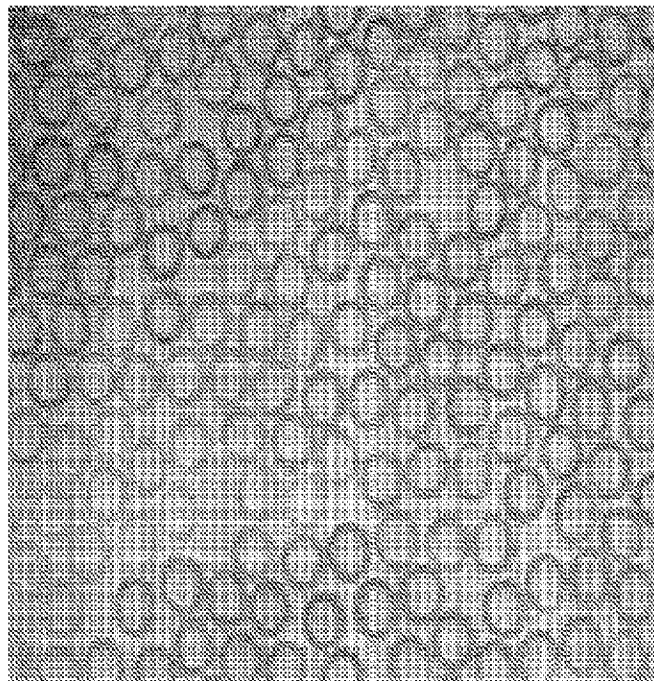
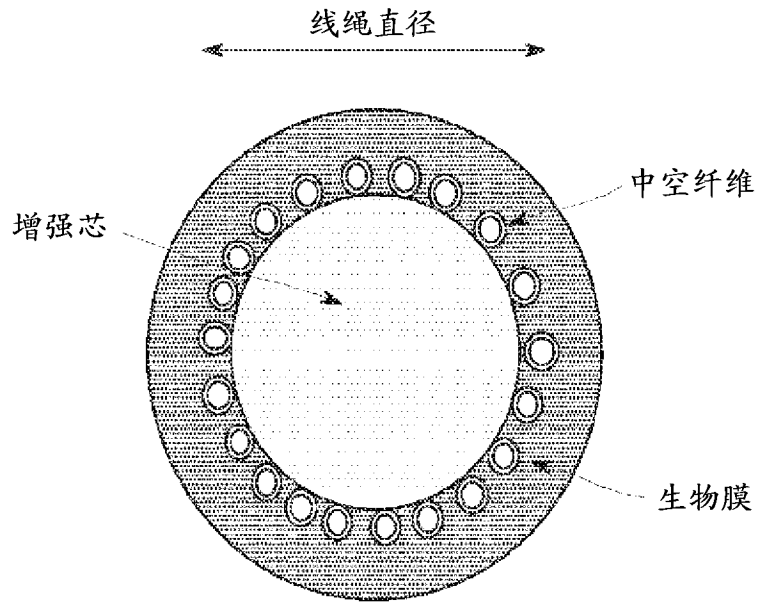


图 5



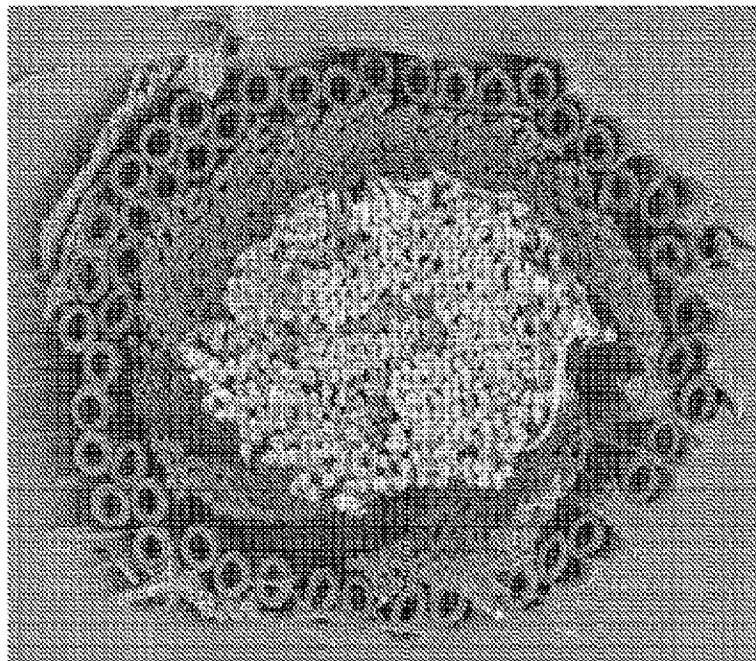
a) 中空纤维

图 6



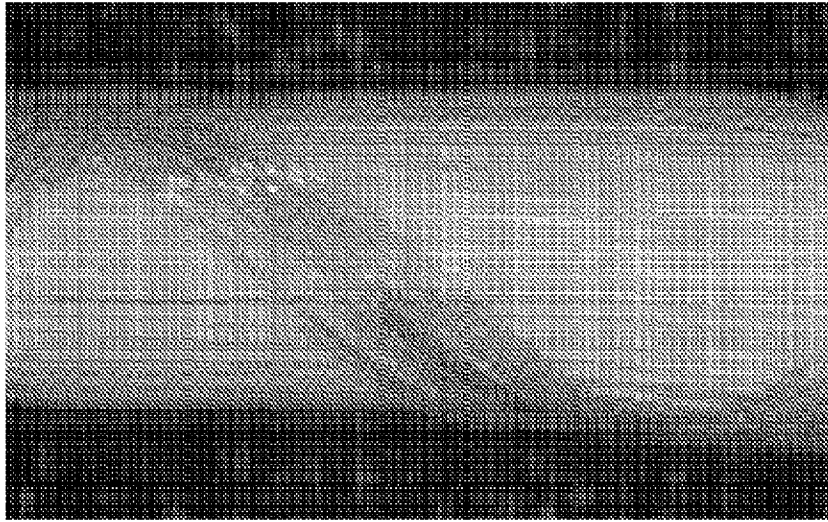
b) 构想膜线绳

图 6



c) 膜线绳的截面

图 6



d) 膜线绳的纵向视图 e)

图 6

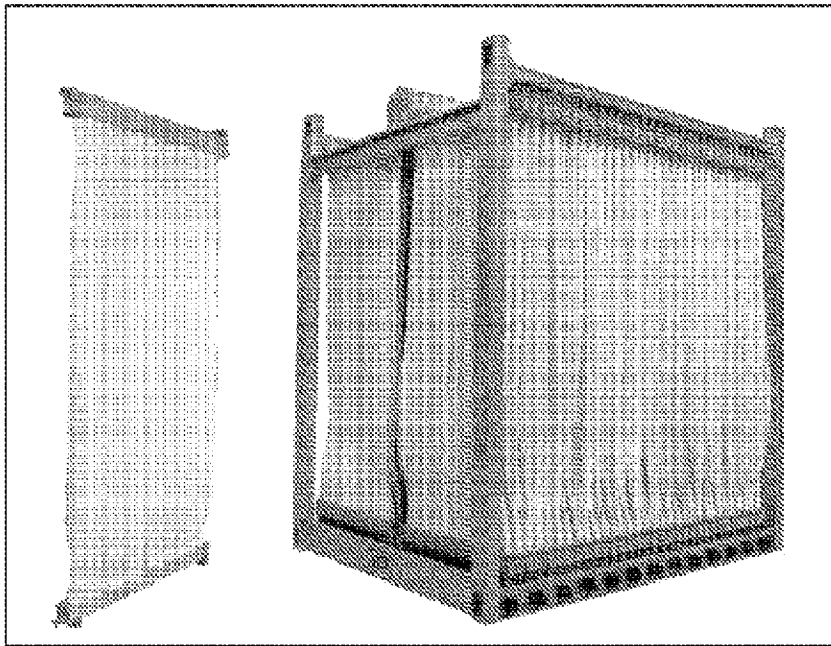


图 7

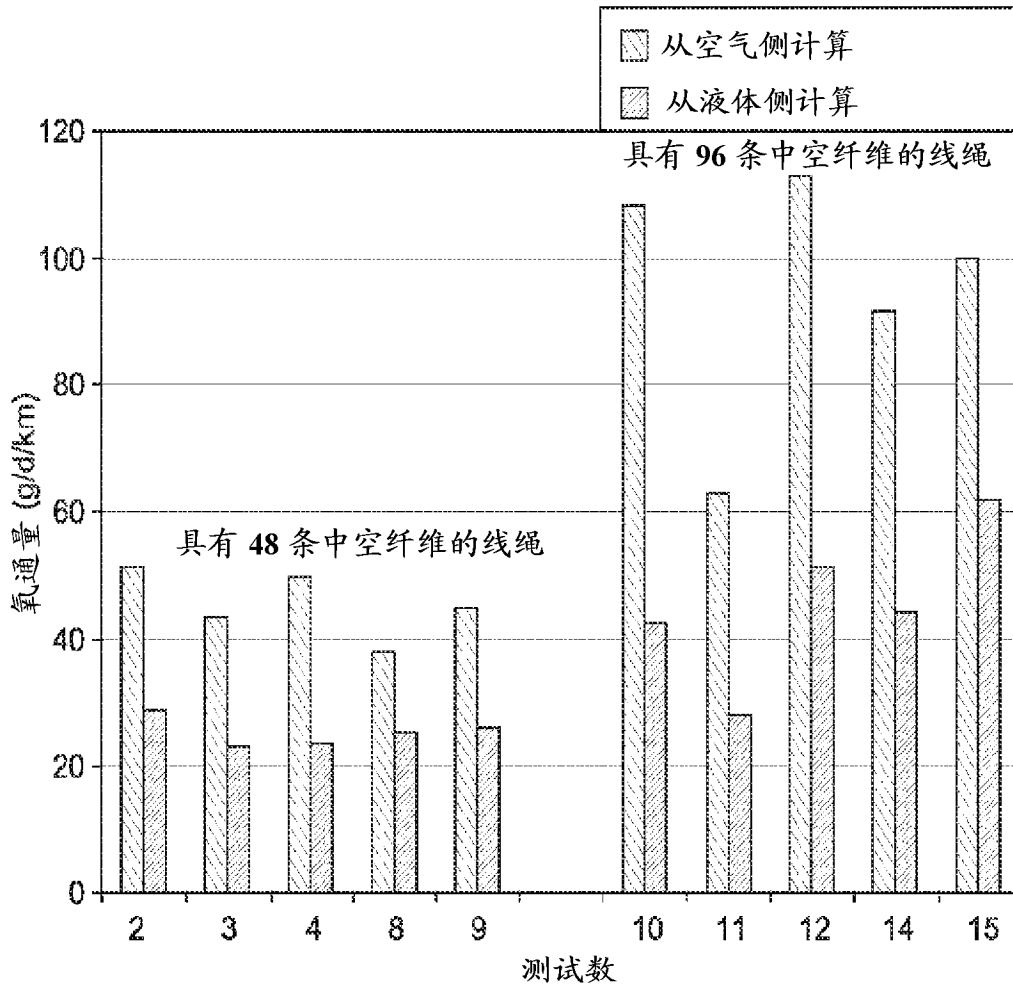


图 8

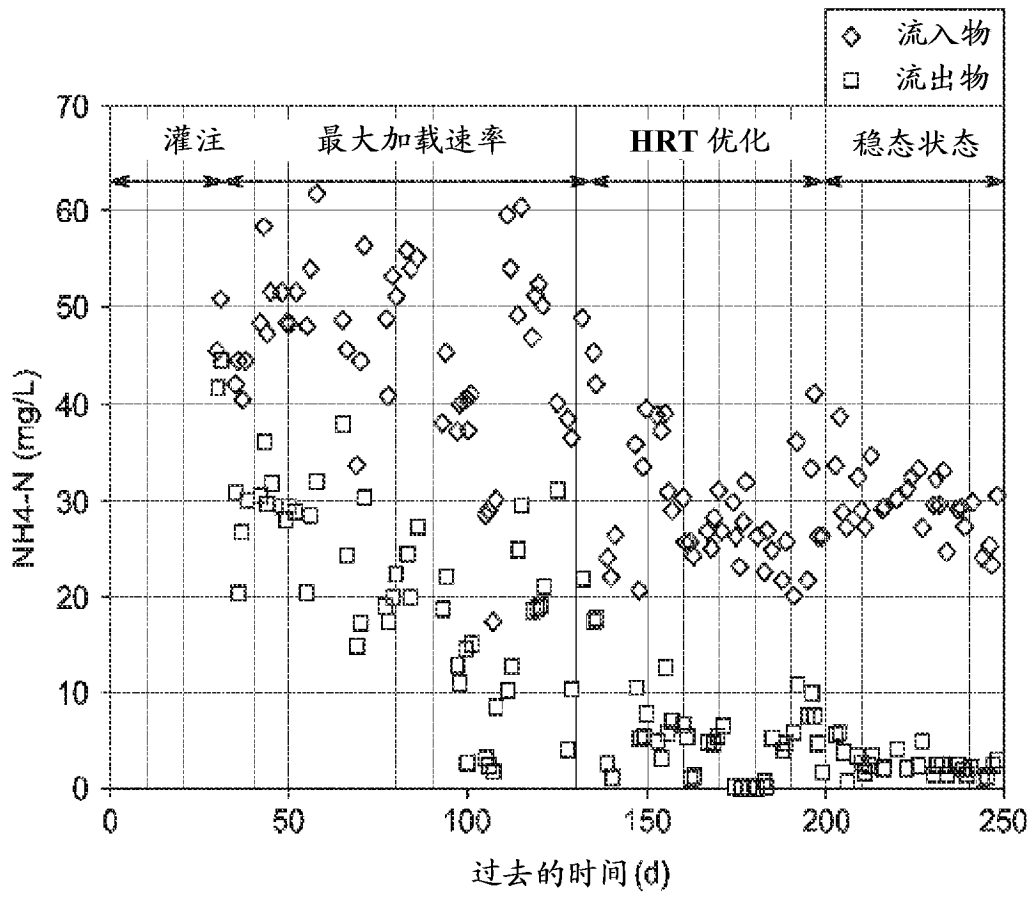
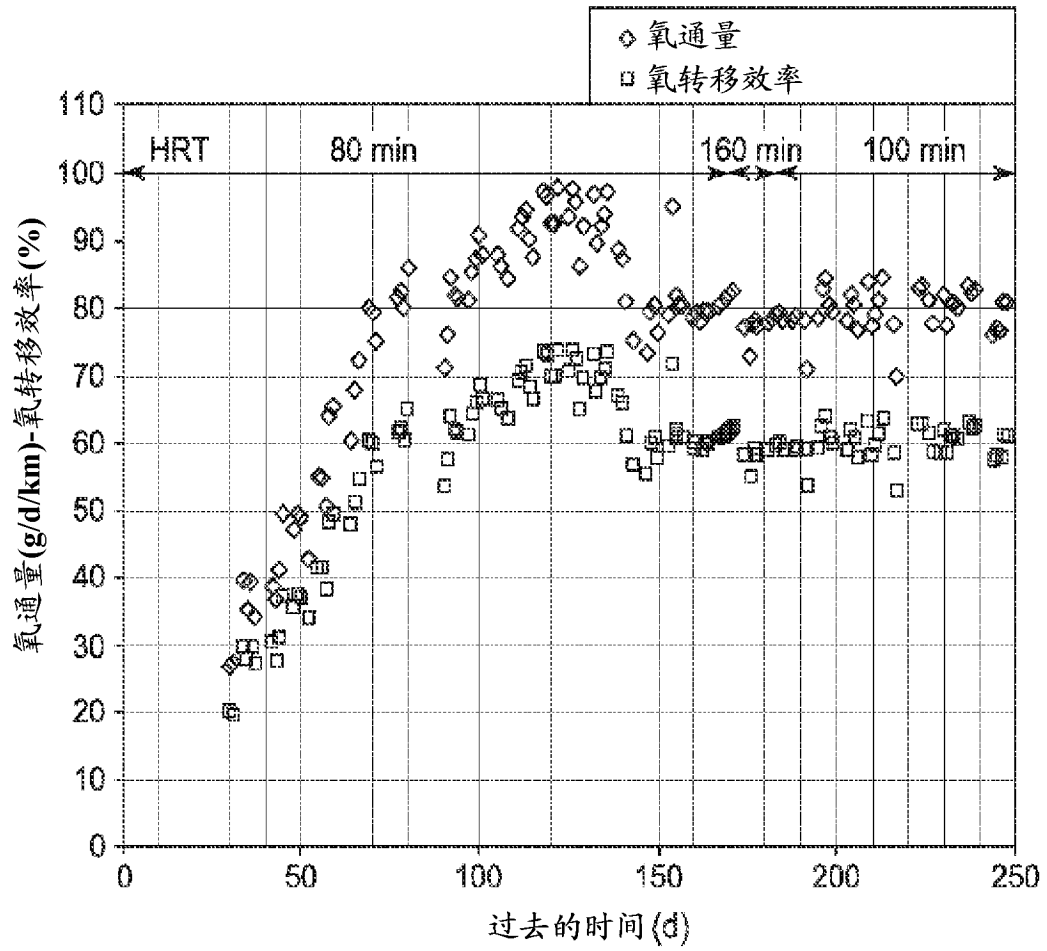
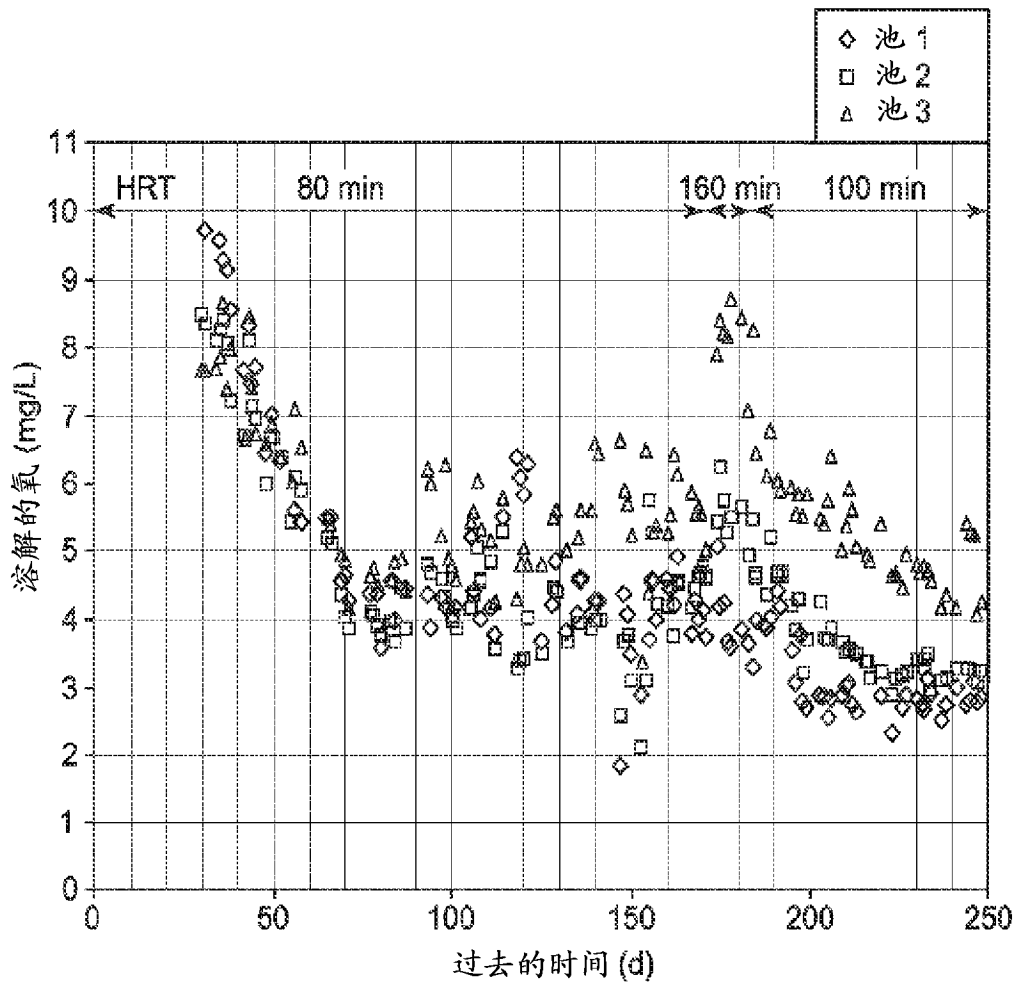


图 9



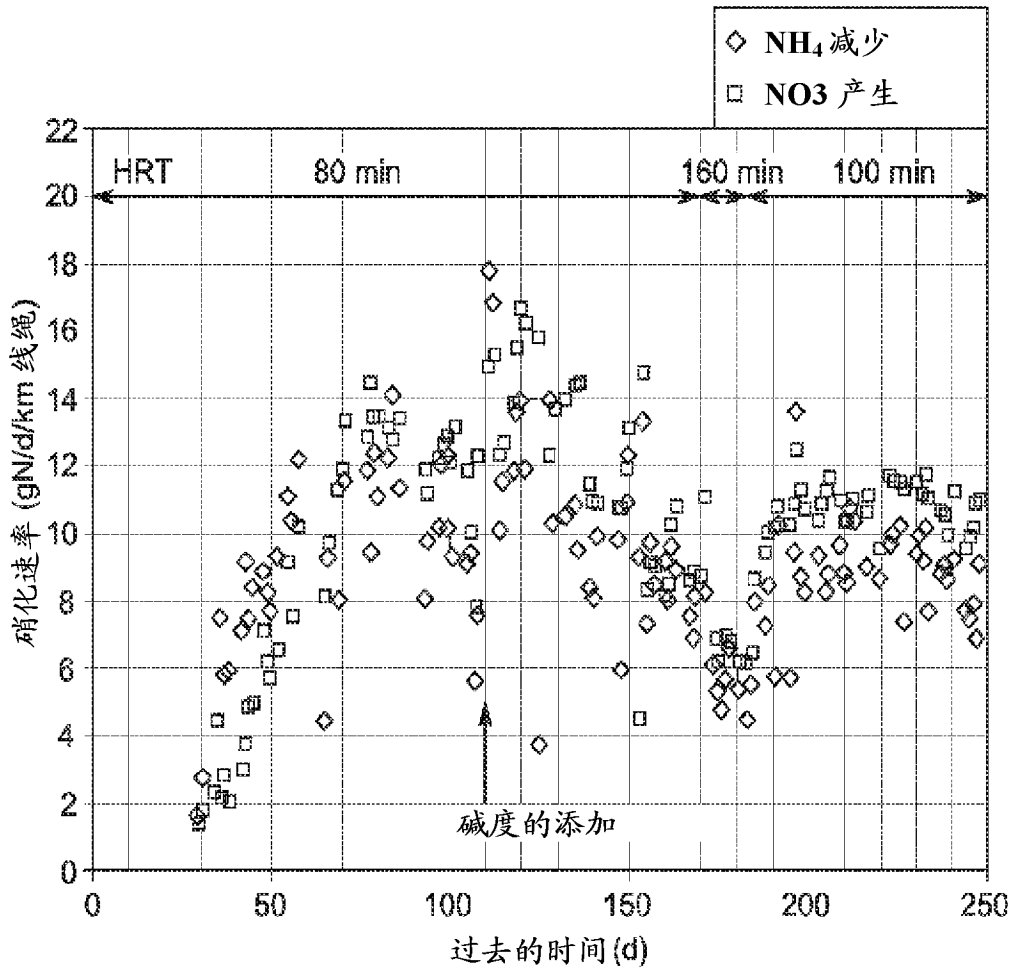
a) 氧通量和转移效率

图 10



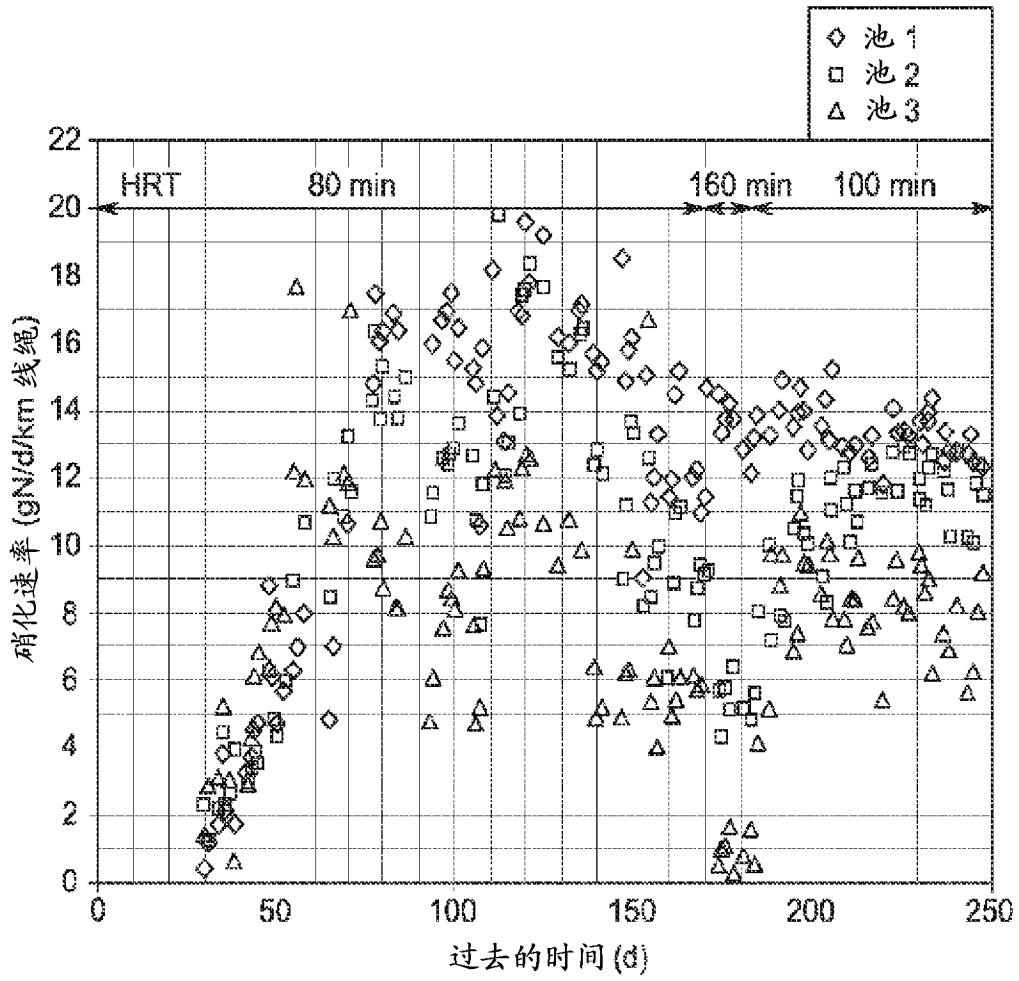
b) 溶解的氧

图 10



a) 基于氨和硝酸盐质量平衡

图 11



b) 基于 3 个池中的各个中的硝酸盐质量平衡

图 11

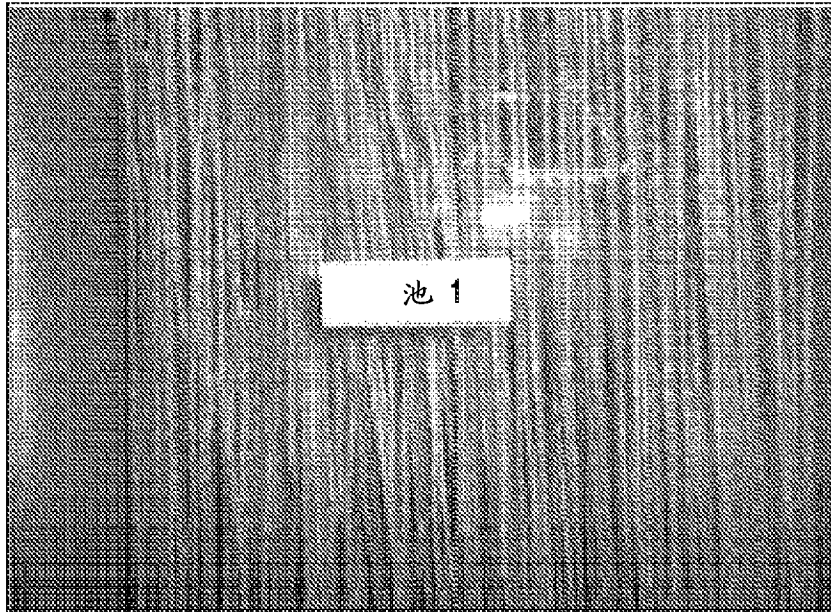


图 12

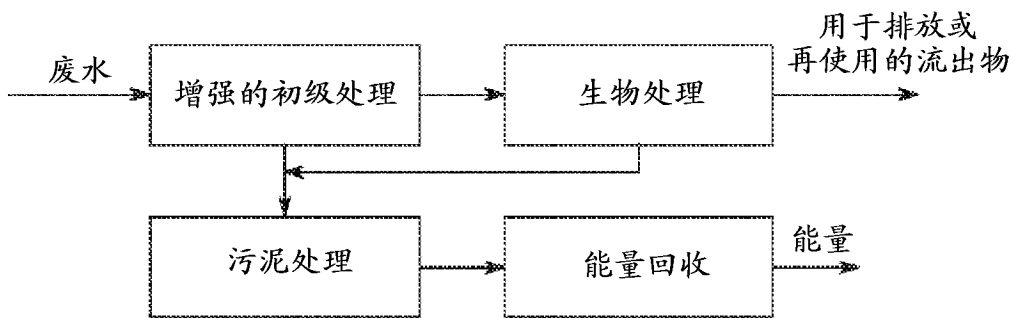
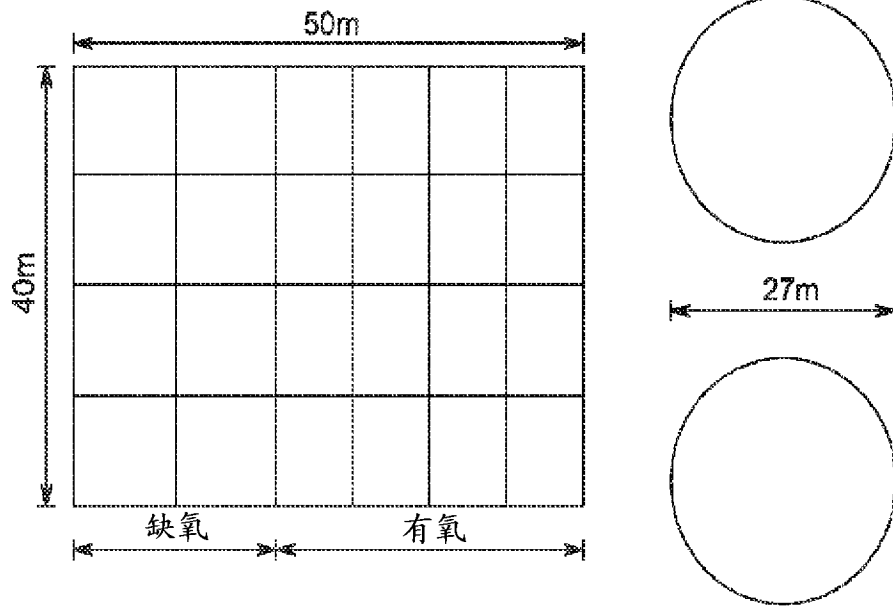


图 13

a) CAS 生物处理



b) 混合 MABR 生物处理

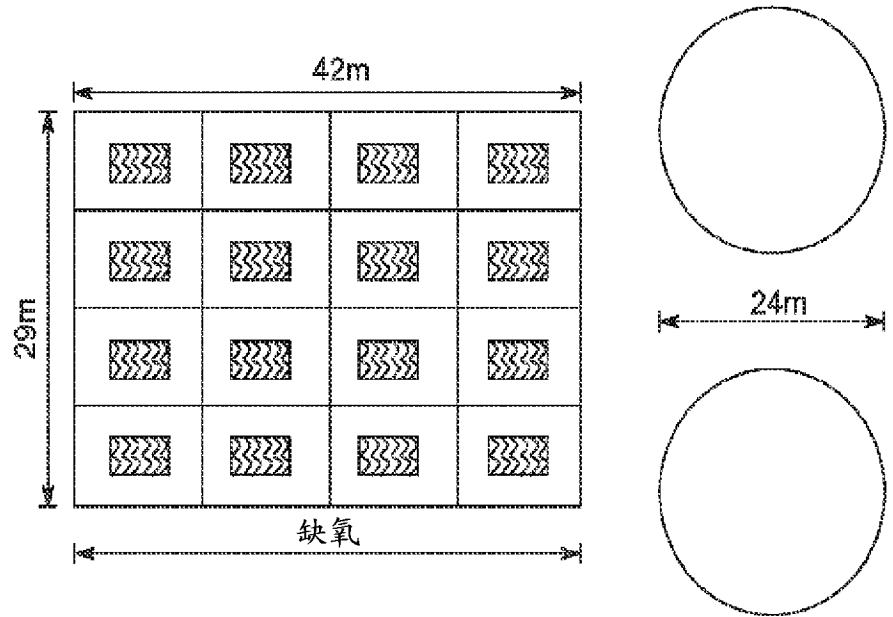


图 14

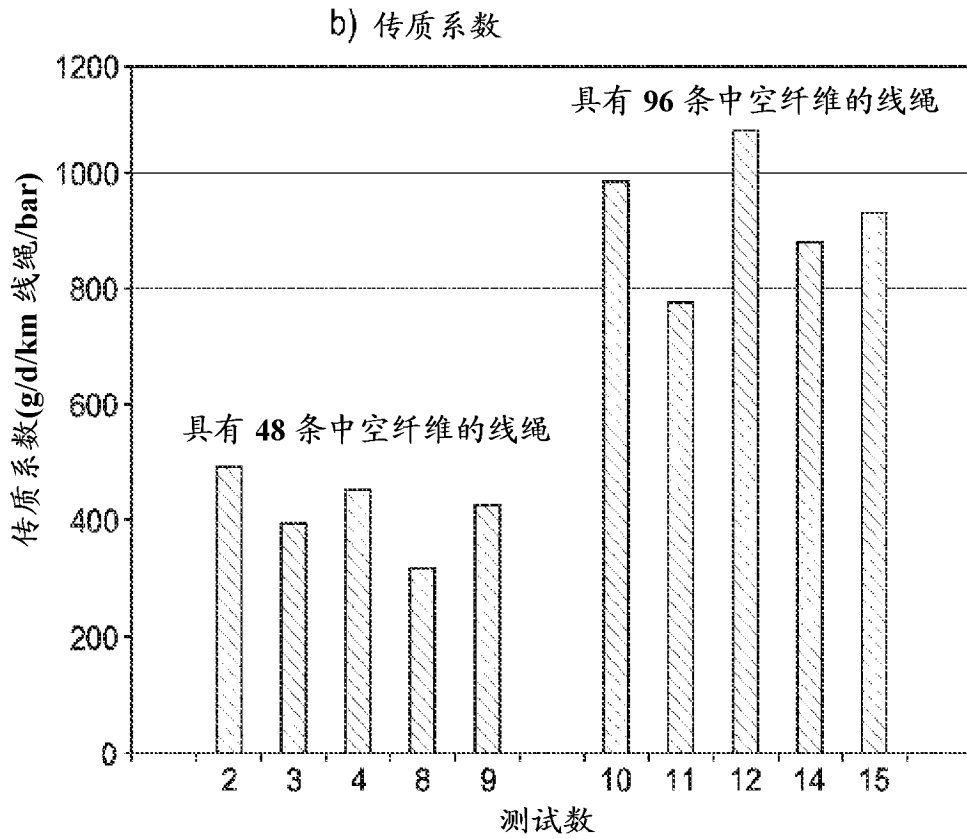
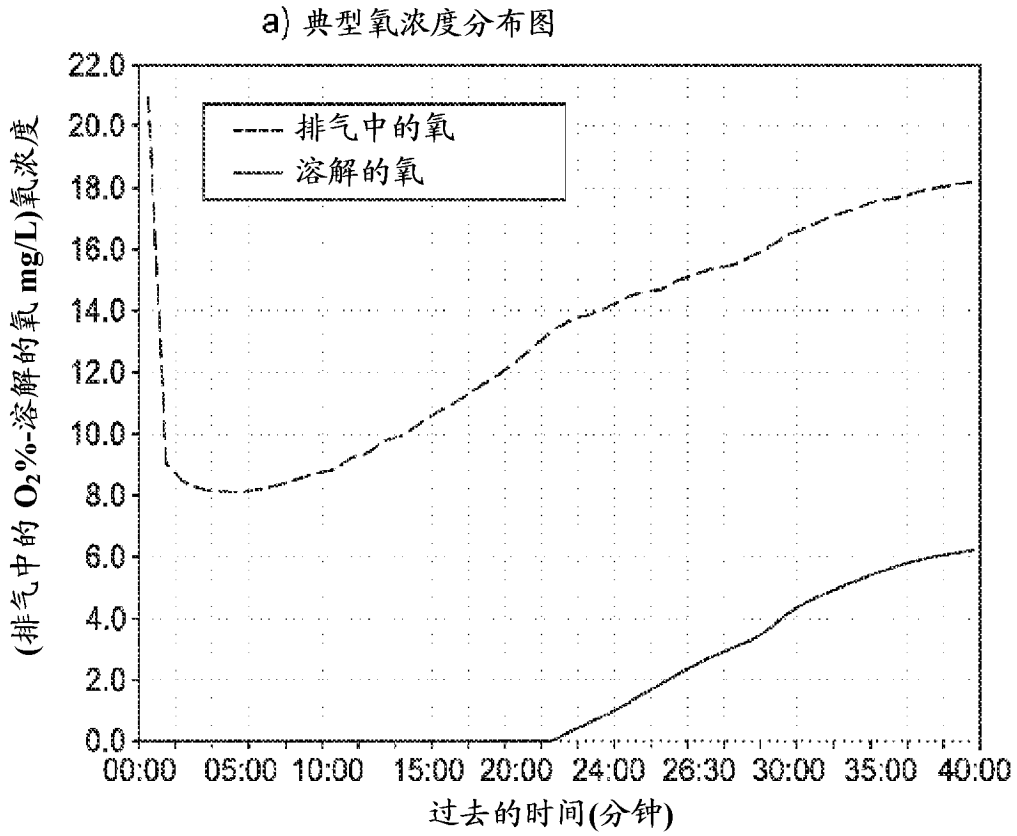


图 15

a) 合成氨溶液

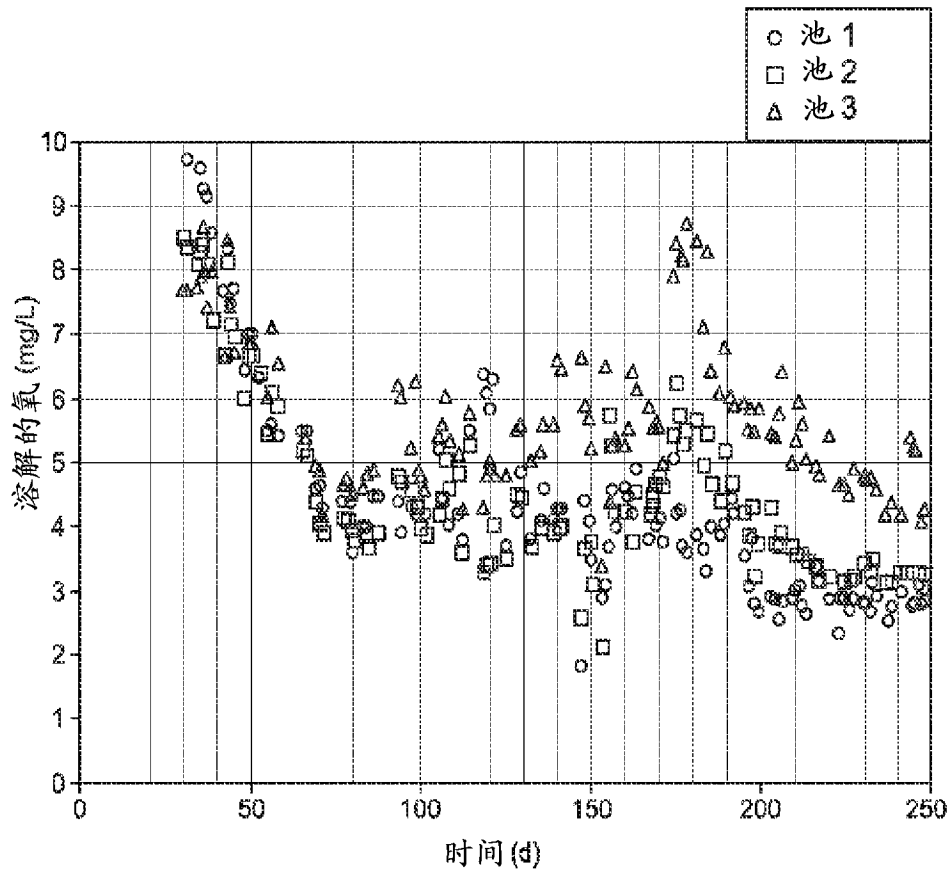


图 16

b) 初级流出物

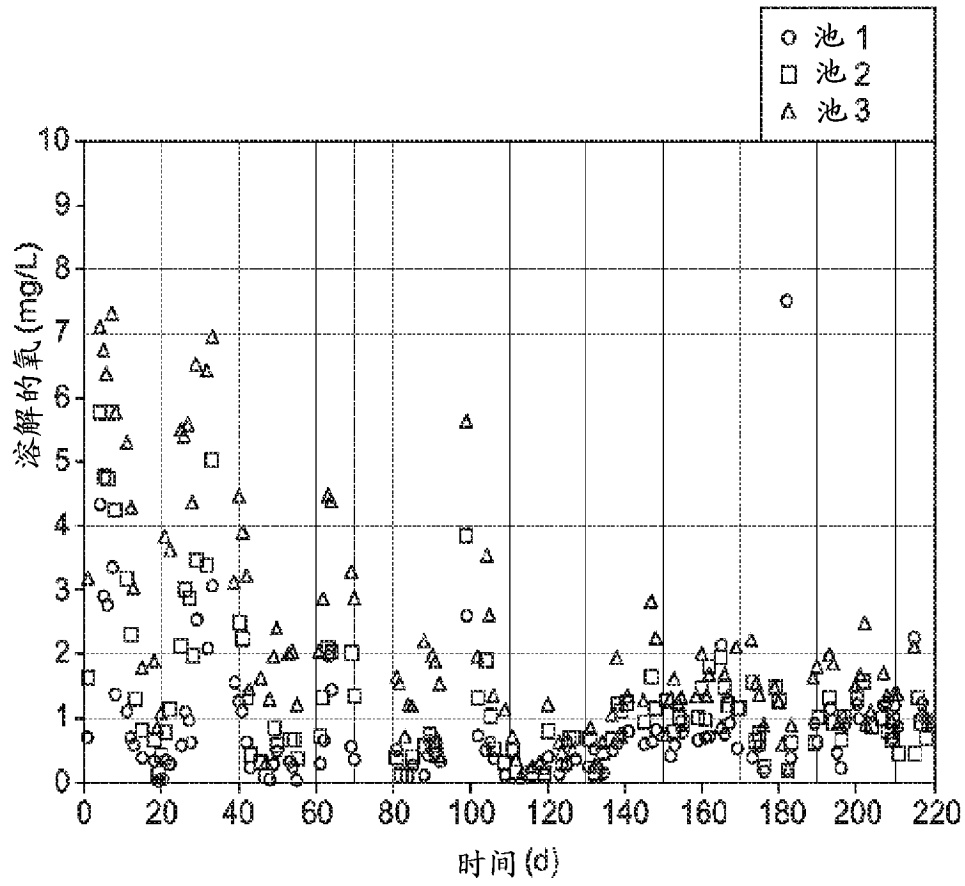


图 16

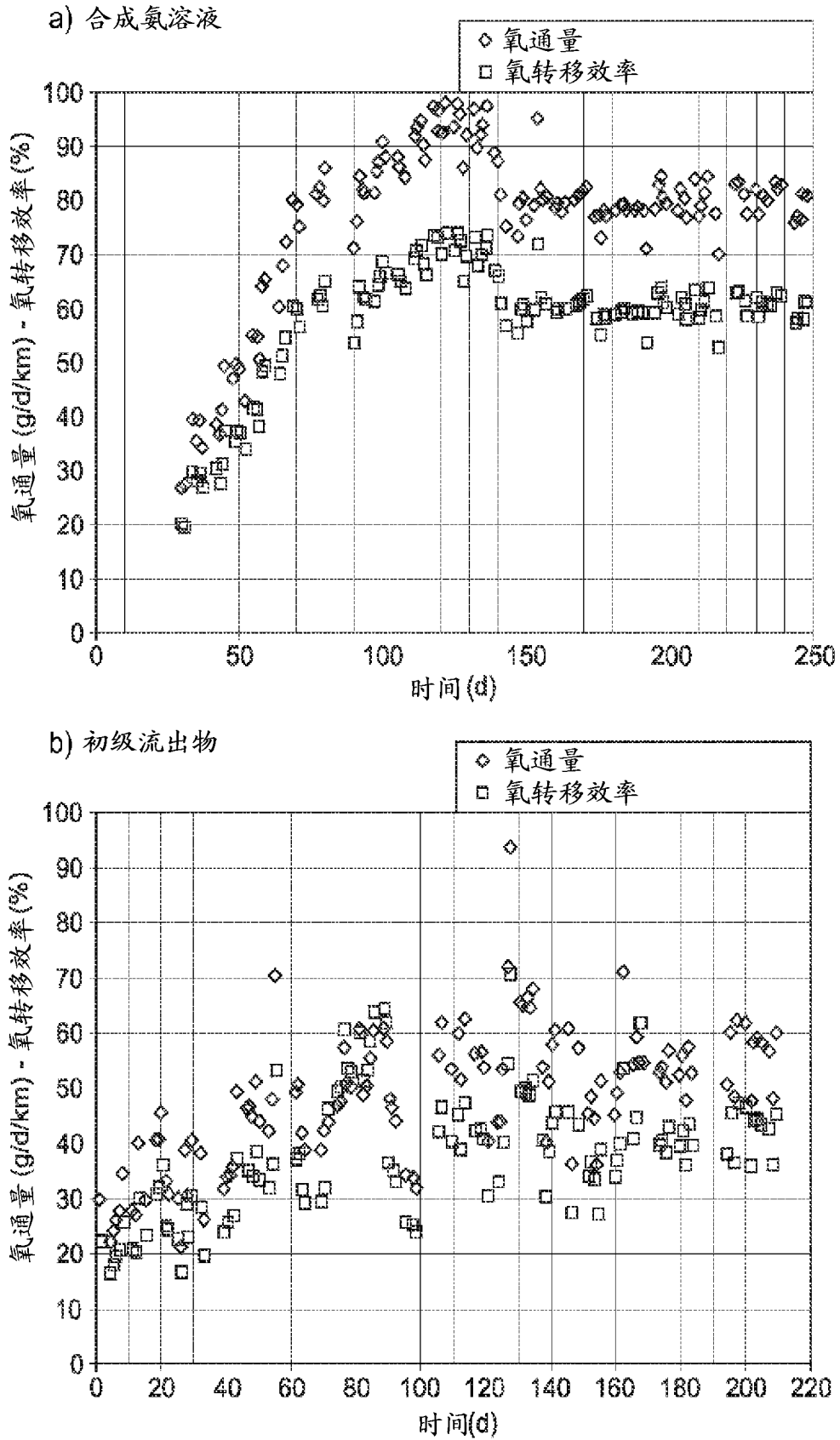


图 17

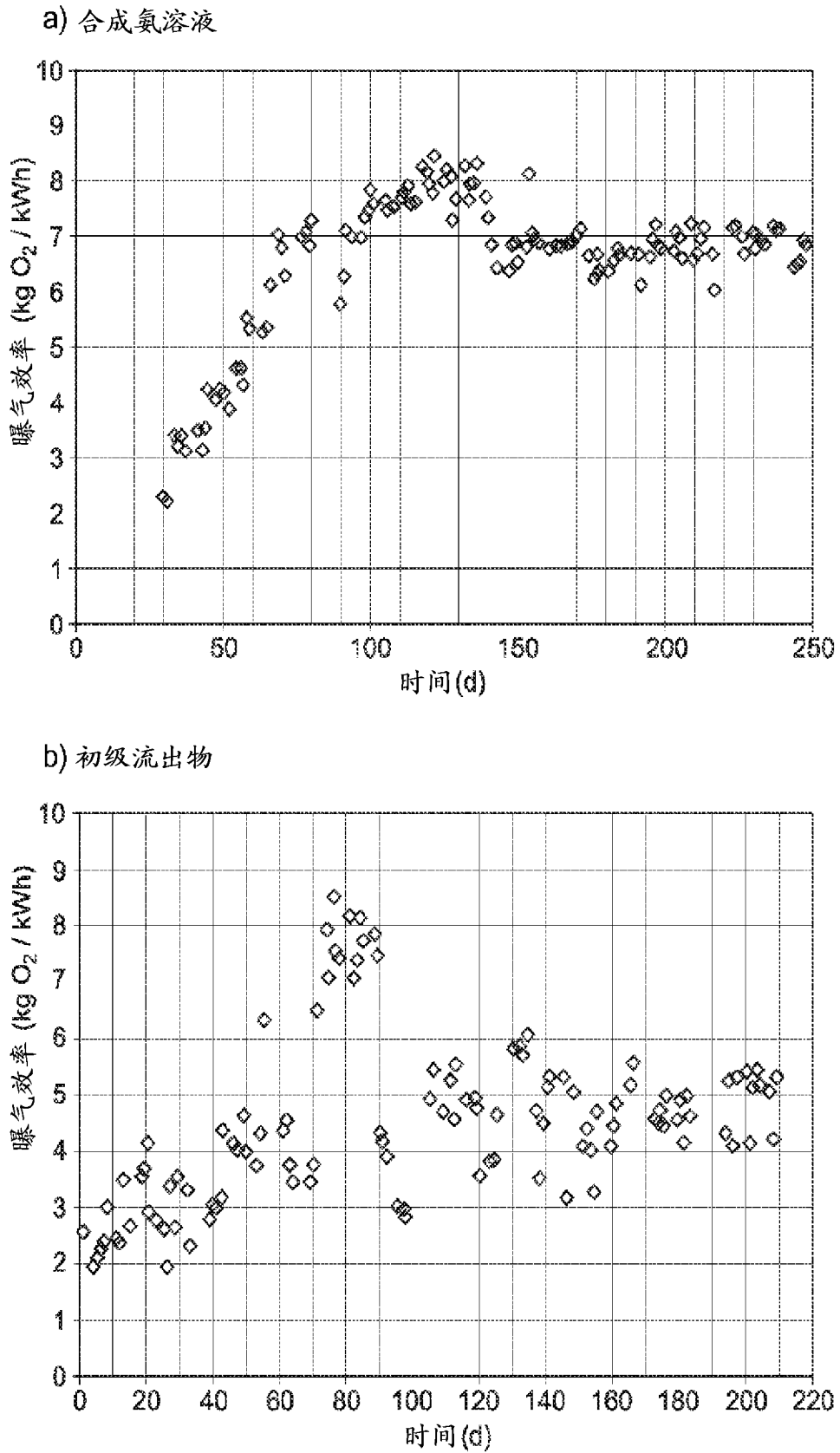


图 18

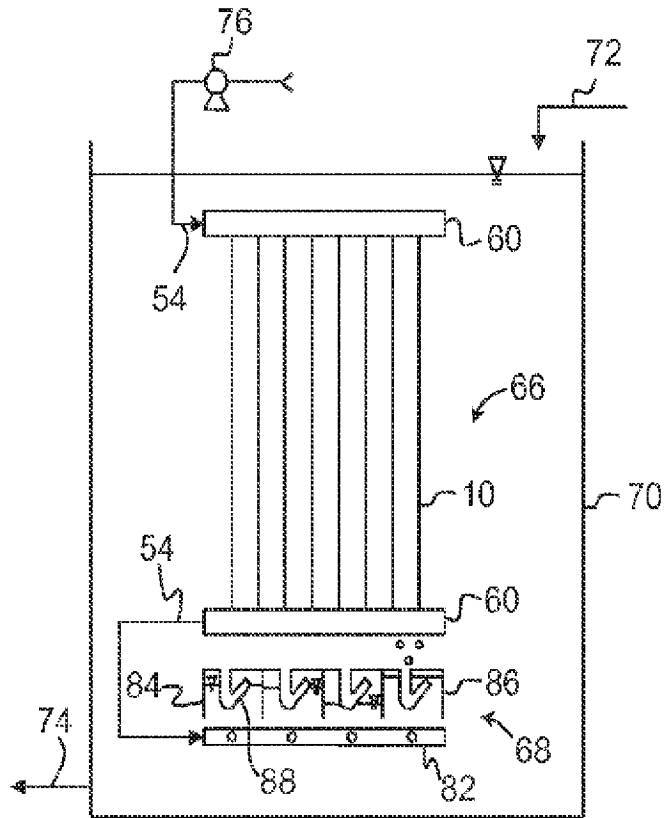


图 19