

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl⁷

C02F 3/12

C02F 3/20

C02F 3/30



[12] 发 明 专 利 说 明 书

[21] ZL 专利号 96196321.2

[45] 授权公告日 2005 年 6 月 1 日

[11] 授权公告号 CN 1204061C

[22] 申请日 1996.6.21 [21] 申请号 96196321.2

[30] 优先权

[32] 1995.6.22 [33] AU [31] PN3711

[32] 1995.10.26 [33] AU [31] PN6207

[86] 国际申请 PCT/AU1996/000379 1996.6.21

[87] 国际公布 WO1997/000832 英 1997.1.9

[85] 进入国家阶段日期 1998.2.17

[71] 专利权人 比萨斯科有限公司

地址 澳大利亚新南威尔市

[72] 发明人 默文·C·戈伦斯齐

审查员 张联芳

[74] 专利代理机构 北京市柳沈律师事务所

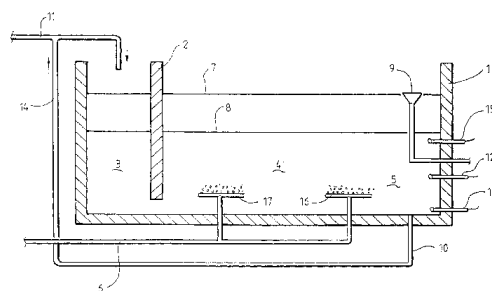
代理人 巫肖南

权利要求书 5 页 说明书 20 页 附图 7 页

[54] 发明名称 处理废水的方法和设备

[57] 摘要

公开了用一个或一组液体彼此相通的反应器处理废料以除掉其中选定的成分的方法和装置，该反应器接受待处理废料作为进料。进料形成包括废料和微生物的生物物质，并用监测该生物物质的耗氧速率或潜在耗氧速率来处理该进水，以确定应送入生物物质所需的氧量和生物物质的曝气时间，来保持预定的耗氧速率，除掉废料中选定的成分。优选选择的待除掉成分是含氮、含碳和/或含生物磷的物料或衍生物。



ISSN 1008-4274

1. 一种处理废水的方法，该废水形成至少一部分包括在一个深度可变的生物反应器中的单一活性污泥的生物物质，该方法：采用控制间歇和连续曝气阶段、排出处理水来同时生长和维持自养性、异养性和兼性需氧微生物，在顺序曝气的单一活性污泥系统中生物去除进入反应器的废水中含有的有机碳、氮和磷组份，所说的生物物质处于池子深度可变且至少具有二个串联的相互连通的反应区的池子中，分别为第一反应区和第二反应区或最后一个反应区，其中，至少在深度可变反应器的第二区或最后一个区在进行曝气操作期间，至少一部分该反应器第二区或最后一个区的处理过的内含物被循环到第一反应区的部分分离的非曝气空间中以与废料进水相混合，其特征在于，本方法包括采用溶解氧浓度探头或探测设备对深度可变反应器的第二反应区或最后一个区生物物质的溶解氧浓度进行自动和连续的监测，所述溶解氧探头或探测设备应处于所说的生物物质中的某一位置，使得在自动和连续测定溶解氧浓度时，在溶解氧探头所处的位置至少有一部分生物物质处于流动状态，利用单一溶解氧测定探头或探测设备和计算机可以控制在进水和曝气阶段第二反应区或最后一个区的供氧量，使溶解氧浓度在预先设定的可调时间内，以设定的方式连续地从零上升到2.5mg/L，以在同时最大程度完成硝化和反硝化过程的曝气阶段中，使所吸附在生物物质中的有机基质的停留最优化，在非曝气阶段进行磷的释放，在后续进水曝气阶段进行磷的吸收，检测和自动计算容积可变第二区或最后一个区的生物物质氧利用速率以调节生物物质处于每一个曝气阶段的时间长度，所说的测定和调节的特征在于第二区或最后一个区生物物质的潜在耗氧速率，该潜在耗氧速率可对80%生物固体物和20%进水组成的混合液进行曝气测得，其值可为单一溶解氧探头所测得的单一污泥固体物的耗氧速率的三倍以上，利用最大氧利用速率值和预设定的氧转移速率可使氮氧化产物限制在亚硝酸态氮的形式，通过对容积可变的第二区或最后一个区的曝气混合可使亚硝酸态氮还原至氮气的形式，以这种方式在曝气阶段结束时，自动测定生物物质的耗氧速率，并将其控制在设定的操作点，另外在第一区的一格或部分相互分开的多格中通入空气以限制生物除磷过程中磷的释放，从而使生物反应器的第一区可以连续和自动地得到控制，以

限制可变深度生物反应器中第一区相继进行的需氧、缺氧和厌氧环境条件。

2. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 废水为生活污水、工业、商业废水或者商业废水, 包括人类排泄物、洗澡废水、洗衣废水和食品加工废水或其组合。

5 3. 根据权利要求2的方法, 其特征在于, 第二反应区或最后一个反应区, 所占容积为整个反应容积的50%以上, 并且第一区接受来自第二区或最后一个区混合和非混合的成分, 以使这些成分与进料废水进行混合。

4. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 该方法还包括液体滗析阶段, 在该滗析阶段其滗析深度最高达可变深度反应器设计水深的40%, 其滗析
10 速率不会带出反应器中沉淀污泥层中的沉淀固体物。

5. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 在第二反应区或最后一个区设置氧转移扩散栅条, 其布置在或靠近第二或最后一个反应器的池底。

6. 根据权利要求5的方法, 其特征在于, 该生物反应器至少设置一个供气供气管, 其上设有至少一个电动控制阀门, 使得在一个循环中, 在曝
15 气的设定程序时, 交替开启电动控制阀门。

7. 根据权利要求6的方法, 其特征在于, 在曝气阶段, 可以同步运行所有电动控制阀门, 或者关闭部分阀门, 或者根据目前所设定的操作阶段开启和关闭所有阀门。

8. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 通过初始反应区的结合流体
20 净氧化还原电位值相对于氢参考电极低-150mV。

9. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 在一个循环内, 在总循环时间减去滗析曝气/停气时间所余下的时间内允许最大相当于整个池容40%的进水流量进入第一区。

10. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 生物物质所处的循环曝气时
25 间和与进水相混合的再循环废料处理的量足以在80分钟内产生低于-150mV的氧化还原电位值。

11. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 在进入非曝气阶段后的90分钟内第二区或最后一个区内的分离污泥的氧化还原电位值基本降低于-150mV。

30 12. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 在第二区或最后一个区内生物活性污泥的固体物浓度最高为5000mg/L。

13. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 生物反应器可以采用垂直钢筋混凝土墙或钢结构池子、或采用塘式结构, 其池壁可以是带有斜坡的土墙、混凝土稳定墙、内衬薄膜或者采用混凝土挡土墙。

14. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 曝气或供氧停止后 10 分钟内, 该生物物质仍保持其运动状态。

15. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 在每一循环的整个曝气和非曝气阶段在池中现场自动连续测定监控溶解氧浓度, 其测定间隔不超过 10-20 秒。

16. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 通过测定氧利用速率以控制循环工艺操作, 以调节氧利用速率至合适的范围以满足反应器的氧化学计量, 上述过程允许对反应器的一个或二个以上的反应区进行曝气。

17. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 溶解氧浓度传感器或探针是一种电子氧气传感器, 其能够测定溶解氧浓度的变化速率, 并以 4-20 毫安的一级控制信号输出。

18. 根据权利要求17的方法, 其特征在于, 氧传感器设置在第二个反应器内, 距离第二反应器池底 30 厘米, 或者安装在从第二个反应区回流至进水反应区的部分液体/固体物的回流管道内。

19. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 对于生活污水, 活性污泥的总氮量负荷高达 $0.01\text{kg TKN/kg MLSS/M}^2/\text{d}$ 。

20. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 对于生活污水, 活性污泥的总磷负荷可高达 $0.002\text{kg 磷/kg MLSS/M}^2/\text{d}$ 。

21. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 在第二或最后一个反应器中的溶解氧浓度在 75 % 的曝气时间内控制在平均小于 0.7mg/L , 其余时间内为 $2 - 3\text{mg/L}$ 。

22. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 它还包括:

在对废水的成分和浓度已经适应的微生物种群存在下对废水进行微生物处理; 所述的微生物包括:

能至少将氮转化为亚硝酸态氮的硝化微生物,

能对亚硝酸态氮进行反硝化的兼性微生物, 以及任选能将亚硝酸态氮转化为硝酸盐氮的有机体, 和

能对硝酸态氮还原至亚硝酸态氮直至氮气的兼性微生物和能生物去除

溶解性磷的除磷微生物。

23. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 在曝气阶段中止时, 测定和记录第二区或最后一个区的混合液固体物浓度, 并测定、分析供氧结束后耗氧速率; 测定反应器进水阀门关闭时加上二分钟反应器内的液位。

5 24. 根据权利要求23的方法, 其特征在于, 所测定的工艺数据可以进行处理并能用来确定:

废水的泵送时间,

下一循环曝气阶段的时间,

下一循环空气质量流量,

10 调节溶解氧浓度的设定点,

使工艺条件能足够地维持上一个曝气阶段结束时主反应器的设定耗氧速率值。

25. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 对入流废水的 pH 进行调节。

26. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 其包括来自反应器第一区的
15 混合组份的流路, 其中该流路连续地从接近池底流到反应器的液体表面而进入反应器相邻区, 其是混合液流经第一格池子接近底部时其所产生的混合能量至少为通过液体表面时产生的混合能量的三倍, 以产生局部能量脉冲、集结和混合液的絮凝作用。

27. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 可以用试验确定耗氧速率的
20 设定点, 其最高为 $20 \pm 4 \text{mgO}_2/\text{gVss}/\text{小时}$, 参考 20°C 。

28. 根据权利要求1的方法, 其特征在于, 设置四个生物反应器或四个形成生物反应模块以及将进料废水分配到各个生物反应器或每个模块的配水装置, 其中各个模块起作单一生物反应器的作用。

29. 根据权利要求28的方法, 其特征在于, 每一个生物反应器包括进
25 水位置、进水混合区和出水滗析装置, 出水滗析装置含有一个移动式进水槽, 用于排除表面浮渣来有效地排除反应器深达40%的出水。

30. 根据权利要求28的方法, 其特征在于, 在初始混合反应器中的耗氧速率或所测得的潜在耗氧速率值至少为 $20 \text{mgO}_2/\text{gVSS}/\text{小时}$ 。

31. 一种从废水中生物除去碳、氮和磷的装置, 为部分封闭的保水的、
30 多区、深度可变、循环曝气的反应器, 其包括至少一个第一水力区和最后一个水力区, 所述水力区由至少在一部分曝气阶段允许在所述两个水力区

之间的流体联通和转移的间壁结构分开，用于选择性把反应器中的内含物曝露于重复进气和停气阶段的曝气池，所述第一水力区设有一个至少曝气阶段期间用于把进料废水引入第一区的入口，所述的最后一个水力区使废水分离成至少上层清液，曝气池包括：栅条汽泡产生系统，来在安装在反应器底部的至少最后一个水力区中提供组合的混合和氧转移、把处理空气引入反应器来在曝气阶段至少两个不同的质量流速进行反应器内氧转移的装置；至少在一部分停气阶段中断进料废水流入第一水力区的装置；至少在停气阶段从最后一个水力区把液体内含物排出至远离反应器的一个位置的装置；至少在曝气阶段把内含物从最后一个水力区转移至第一入口水力区的装置；至少在一部分停气阶段中断进料废水和处理空气进入到反应器的装置；在停气阶段用自动滗析器把在最后一个水力区中保持的上清液的量降低至预选的较低的量；通过连续测试反应器中溶解氧浓度变化速率和测试生物潜在的耗氧速率来自动保持工艺适应的异氧型、自氧型和兼氧性的微生物和废水的最优化混合物的装置；所述的溶解氧速率变化通过位于微生物内的单一溶解氧传感器来测试，使得至少一部分微生物在测试时保持运动以提供作为时间函数的利用速率的指标；用于连续分析最后一个水力区内每一个曝气阶段结束时氧浓度的变化速率的装置；用于连续测定每一个曝气阶段开时氧浓度的变化速率的装置；考虑处理空气流速、曝气时间调节和混合的异氧型、自氧型和兼氧性的微生物在反应器的最后一个水力区中调节溶解氧变化速率的操作位置设置点的装置；在最后一个水力区分布在每一个曝气循环中用于调节和操作作为时间函数的溶解氧浓度的至少四个位置设置点以的装置，以得到使用溶解氧浓度曝气阶段设置点结束的指标；自动调节每一个总循环和连续循环期间的操作时间的装置、操作和确定最后一个水力区中连续循环次数中的停气阶段的时间的装置；用于操作和确定引入到反应器中的处理空气的基于时间的流速的装置；和测定和执行每个循环中在连续停气阶段从反应器中除去预定体积的微生物和废水的混合物的操作时间的装置。

处理废水的方法和设备

5 本发明总的来说是关于改进废水处理技术，尤其是关于利用微生物和在间歇曝气间歇倾析、容积可变的活性污泥的反应器中对微生物代谢活性予以控制的装置的废水处理工艺。更具体地，本发明是关于控制悬浮生长微生物代谢活性的一种方法和设备，根据测定池内生物物质(biomass)的耗氧速率从而控制供氧以达到从废水中去除碳或含碳材料(以化学需氧量，生化需氧量 COD，总有机碳量 BOD, TOC 计)、去除氮(以总(TKN) $\text{NH}_3 - \text{N}$, $\text{NO}_2 - \text{N}$, $\text{NO}_3 - \text{N}$ 计)和去除磷(以 PO_4 计)等物质。本发明特别应用于处理生活污水、工业废水及其混合污水。本发明着重说明通过优化单活性污泥过程中所用的微生物的代谢活性以达到最大速率地去除废水中的生物可降解物质。已认识到，在所有微生物同生群中至少需要有四大类微生物参与废水处理过程。主要分为最终(net)去除碳水化合物化合物的微生物；能将含氮化合物氧化为硝酸盐氮的微生物；能将硝酸盐反硝化为氮气的微生物以及能参与强化生物除磷和将易降解挥发性固体物质转化为溶解性基质的微生物。在构成生物物质的总同生群中，微生物种群可多达 20000 种。

20 尽管本发明在描述时将针对生活污水和工业废水的处理及其处理方法，但本技术熟练人员应该认识到，该发明将不仅仅限于这些应用，有可能应用于处理任何生物可降解的废水或者任何类型的包括含有水和含有特殊污染物的废弃物处理。

传统活性污泥处理需要一些具体的监控参数，在此基础上建立工艺控制方法以满足处理要求。典型地，对于本领域技术人员是已知的，这些测定包括进水和出水的总生化需氧量(BOD)、总化学需氧量(COD)、溶解性 BOD、溶解性 COD、总氮量(TKN)、有机氮、硝酸态氮、正磷酸盐浓度、总磷酸盐浓度、pH 值、碱度。在曝气池池子中的测定包括溶解氧浓度、混合液悬浮固体物浓度、混合液挥发性悬浮固体物浓度、污泥沉降体积、生物物质可降解所占的比例(对生物物质经过 28 天需氧消化而测得)。一些简单的参数包括测定潜在氧利用率和实际氧利用率往往用于可变容积单活性污泥反应器的自

动控制和运行，以得到很高浓度的碳、氮、磷等物质的去除，同时不产生污泥膨胀。

本发明系活性污泥污水处理技术，其构造为完全混合式操作的主反应器。尽管在本发明中可变容积间歇曝气间歇倾析分批进料的工艺操作将作为
5 优选的具体实施方案予以说明，但该技术也适用于容积恒定的连续曝气的完全混合式操作。本发明的关键词为分批进料、间歇曝气、完全混合、反应器池子。在本发明中可能会有多个串联活性污泥反应器，反应器之间通过管道或其他方法相互连通，在所述反应器之间设或不设使流体中断设施。串联反应池的最后一个反应池称为主反应池，生物处理的出水即从主反应池中排
10 出。对于本领域熟练技术人员是很明显的，该反应器也可以采用斜坡墙的塘式构造，墙体可以采用土墙、混凝土稳定墙、内衬薄膜的或混凝土墙或采用传统的加固钢筋混凝土墙以及钢结构池子形式。需要指出尽管可能会优先考虑某些池子形状及其池子的尺寸比例，根据本发明的说明书，本技术可应用于任何几何形状的池子(方形，矩形，圆形)。

15 本领域熟练技术人员已充分认识到，为达到生物硝化、反硝化和强化生物除磷的目的，需要满足一些反应条件。特别是硝化反应需要提供足够的无机碳源，通过生物途径去除磷，要求一定的选择性反应条件以使这些必要的微生物在系统中增殖。在这些要求中，含有挥发性脂肪酸的基质(或更为通常地称为可降解可溶基质)是优选的。此外，尚要求一些反应条件如污泥循环经过需氧和厌氧条件。由于引起某些生物反应的厌氧程度是不同的，故在利用
20 这些术语时有必要对此作出更为精确的定义。在氧和亚硝酸盐、硝酸盐等不存在时，在目前的专业术语中尚不能足够地描述厌氧达到何种程度将会产生生物除磷效果。在周期式活性污泥过程中，通过相对简单的进水阶段和曝气阶段操作可以使单一活性污泥种群经历需氧、缺氧和厌氧反应条件，故厌氧
25 反应条件在应用于周期式活性污泥处理时应予以更精确的定义。当活性污泥顺序经过厌氧、缺氧和需氧条件时，活性污泥的选择性压力主要由其所置于的高浓度乙酸盐基质负荷压力所决定。缺少硝酸盐和溶解的氧浓度不足以说明能引起有关微生物种群释放其所含有的聚磷(Polyp)的厌氧条件。根据传统的知识，通常可用总(bulk)液体氧化还原电位来描述合适的反应条件(相对于
30 氢或氯化银标准电极测定的 EMF 值)。因此，为保证达到一个可定义的厌氧程度以满足磷酸盐释放的条件，氧化还原电位值应足够地低(相对于氢电极为

-150mV)。业已发现,氧化还原电位 ORP 由正值(氧化态)向负值(还原态)的下降速率与生物污泥的代谢活性有关。代谢活性与保持在培养物内的胞内残余贮存物质的数量有关。利用此概念,一种在氧化条件下耗氧速率较高的生物物质当氧化剂(氧)除去后,其 ORP 的下速率也较快。一种耗氧速率较低的生物物质相应地其 ORP 的下降速率也较低。当氧化还原值约为比硫酸盐还原为硫化物时氧化还原电位值高 250mV 时,出现磷的生物释放。在本技术的实施中,当采用其他传统容积恒定的工艺时,需确定一个水停留时间值作为确保合适反应条件的手段。通过研究、试验,发现了描述工艺的一系列参数,单一活性污泥实际耗氧速率可以用来说明能确保可靠连续满足工艺处理结果的反应条件。将这些控制参数应用到优选实施方案的运行过程时可使整个工艺比一般所接受的传统方法更为经济,而且运行将大大地得到简化。主要的参数是用氧利用率(OUR)以及潜在氧利用率(POUR)来衡量的生物物质的总活性水平。利用这些参数进行工艺控制可利用设定值来取得可靠地去除污染物和营养物质,同时可产生具有优异的固-液分离性能的生物物质。

因此,本发明的目的之一是为废水处理提供一种方法和设备,以通过更为密切地监测工艺条件和与生物物质活性有关的参数如氧利用率(包括潜在氧利用率)等,来至少减少一个或多个现有方法和设备所存在的问题。

本发明提供了一种通过控制含有污染物的生物物质的微生物代谢活性来处理废水的方法,以在排出处理水之前去除污水中的选定组份,该方法的特征是至少需监测一个该生物物质氧利用率以确定供给活性污泥的需氧量以及需要监测一个曝气阶段的氧浓度以维持所设定的氧利用率,来满足对污染物的去除效果。

本发明的一个内容是确定活性污泥反应器的池子尺寸和运行方法以及通过测定主反应器中活性污泥的代谢活性自动优化供给反应器的氧量。污泥的代谢活性由测定主反应器在曝气阶段接近结束或在结束时的实际氧利用速率来表示。对主反应器停止曝气后,其池内混合液的混合作用将维持约十分分钟左右,自然混合过程将随时间而逐渐下降。每隔 10 或 20 秒的时间间隔测定并监测池子中的溶解氧浓度值。至少需测定十个数据点,经数学处理可以得到一个最佳拟合的曲线斜率,此斜率值反映了初期溶解氧浓度的下降速率,因此反映了污泥的名义实际氧利用速率。将这些测定值对循环中的池子容积、容积负荷、活性测定和循环期间测得的最大容积氧浓度绘制成曲线。

同时记录溶解氧浓度和鼓风机转速变化情况。本发明是维持生物物质(混合菌种微生物),通过最佳供氧,使该生物物质具有可选择的最佳生物活性,生物活性是根据氧利用率、挥发性悬浮固体物含量、以及可降解挥发性悬浮固体物含量(见后述)所测定。溶解氧探头测定现场生物物质的氧利用率以

5 用于控制和调节空气输入泵或压缩机所提供的氧量。在所建议的优选实施方案中,主反应器中的反应条件由曝气至非曝气阶段可以有不同排定顺序的方法。在连续曝气阶段池子将同时进水,然后停止曝气,主反应池子中的生物物质开始沉淀,沉淀过程完成后,把上清液从主反应器中排出。本发明的操作类似于顺序进行的间歇曝气工艺。在排水阶段结束后,主反应

10 器进入下一循环。再次开始进未处理废水和曝气,直至曝气阶段再度结束。典型的一个整循环操作时间为4小时,其中曝气阶段为2小时,也可以使用其他时间组合。熟悉本技术的人容易认识到,视具体情况也可采用其他的循环时间和循环阶段时间。在此过程中,需进行二次测定,其一是在曝气停止后初期几分钟的溶解氧浓度的降速率,如曝气阶段分多次曝气,则

15 也可测定各次曝气结束后溶解氧浓度下降速率的中间值。其二是当曝气再次开启时在设定的时间内(这是一个变量,每个污水设备均需设定,经一检查校正过程后,很少再需要调节),供给池子或池子某一区域最大空气流量,测定此时的溶解氧浓度的增加速率。并确定溶解氧浓度增加或减少的变化速率(dO_2/dt)和生物物质沉降的浓度变化速率($dMLSS/dt$)之间的关系,这里

20 O_2 是指溶解氧浓度,MLSS是指活性污泥浓度。当曝气停止后,溶解氧浓度和污泥浓度均会随着时间而变化。类似地,在曝气开始的初期阶段溶解氧浓度和污泥浓度也会随时间而变化。在优选实施方案中,系统的主反应器设置栅条式扩散器和布气管线,以在引入空气时提供更为有效的一个以上的混合反应区域。在曝气阶段开始时,一般先对主曝气池内的一个小部

25 分进行曝气。在这个初期曝气混合的区域中生物物质将被用来测定曝气开始时溶解氧浓度增加的变化速率。在优选实施方案中能在时间上选择不同的曝气区域。在这些实施方案中,在主反应器中只设有一组曝气装置时,通过对整个主曝气池容积进行曝气,也可以得到相同的结果。

本发明一部分内容是在池子中测定氧利用速率以提供曝气阶段所需的

30 供氧速率和时间以维持所设定的氧利用速率。同样氧利用速率又确定了批式进废水单一污泥单一反应池工艺的废水处理的反应条件。测定和控制只是本发明的一部分内容。在优选实施方案中反应池加工处理与测定有密切

的关系。在本发明中二者互为联系。本领域技术人员可以理解，在相继的阶段中，主曝气池曝气过长将很快地使生物物质的代谢活性下降，从而使生物物质不能进行足够的反硝化和参加生物除磷过程。生物物质的过度曝气也可使其凝聚能力下降，使出水中的悬浮固体物浓度升高。连续地以超出期望污泥寿命地运行也会导致类似的结果。测定生物物质氧利用速率可以用来确定污泥寿命的运行范围。

本发明现参考附图和例子来说明。

图1所示是本发明的一种反应器形式，为单一反应器，内分二格；

图2所示是本发明的另一种反应器形式，为单一池子构造，内设主反应器和一系列分开的辅助反应器；

图3所示是应用于本发明的絮体内部缺氧硝化模型；

图4所示是生物耗氧速率和絮体食物供应负荷之间关系曲线，用于设定系统的运行状态；

图5所示系用液相所测得的氧化还原电位表示的需氧、缺氧、厌氧条件的定义条件；

图6(a)至(g)表示各种进、出水构造(包括多个进出口)的反应器变型形式。

本领域有经验的人应认识到本技术在反应实施方案中，反应实施方案可有很多形式，但在介绍时，采用简单的实施方案形式进行说明。

图1所示为本发明单一池子构造的一种形式，图1所示系反应池子的外形正视图，图中的编号(1)为容纳污水的池子。通过将池子分格、设置局部隔墙、隔板(2)等使池子至少产生二个反应区域(3)和(4)。通过管道或在部分隔板断面上开口等使这些反应区域相互连通。供活性氧所需的空气扩散设备优先考虑栅条式橡胶模扩散器，以编号(5)表示。压缩空气由机械发动机(6)提供。利用一调节输送泵将主反应器(4)的活性污泥抽送回流至反应区(3)与进水(11)进行接触、混合和反应。在反应池中有二个重要的水位，其中(8)为最低水位；(9)为最高水位。这个实施方案中，当有液流(10)和(11)存在时，即水位从最低水位(8)上升至水位(9)时进行曝气。在该阶段完成时，中断曝气，停止混合和供氧过程，故可使池子的混合固含物进行沉淀分离以沉淀固体物的上层，形成处理水上清液层。滗析器在一合适的时间开始运行，将水位(8)水位(9)之间的上部清液排出系统。在滗析阶段完成后，系统进入闲置状态，直至进入下

一循环。在本实施方案中，进水(11)可以是连续的或是间歇的，由于在一个循环中需要进行进水、曝气、沉淀和滗析操作过程，故由滗析器所进行的排水相对于整个循环时间间隔而言则必须是间歇的。溶解氧探头(12)可以设置
5 在主反应器(4)内，也可以设置在将混合液从主反应器输送至用于与进水(11)混合的初始反应器(3)的回流管线内(14)。在本优选实施方案中，也可以设置一个直接在池子中监测生物物质浓度(有悬浮固体物的混合生物物质浓度)的仪表(13)。在优选的实施方案中，设置污泥泥面探头(15)也将有利于剩余污泥排除的自动操作。图中有二排安装在池底的栅条式曝气扩散器，图中所示的
10 (16)和(17)表示可以选择性地使用由二个以上的下降管和阀门配件构成的栅条式扩散装置。显然地，根据主反应池的池子总面积、扩散混合及供氧装置有影响的的有效面积等，在主反应区内下降管阀门的设置可以大大多于二个以上。反应器的多种应用形式为有选择地局部依次进行曝气或对整个池子进行曝气提供了可能。

本发明中，图2所示的反应器的实施方案与图1的反应器相类似，因此
15 各个组成部分采用相同的数字编号来表示反应器的相应部件。

本发明系在单一池子中控制悬浮生长微生物总代谢活性的一种废水处理方法和设备，以在工艺过程的重复循环操作的时间框架内达到可靠经济地从废水中同时去除含碳物料(用(COD、BOD、TOC表示)、去除氮(用TKN、
20 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 、 $\text{NO}_2 - \text{N}$ 、 $\text{NO}_3 - \text{N}$)和去除磷(用 PO_4 表示)。本发明涉及在池子中测定氧利用速率并控制供氧强度的设备，以维持所设定的能允许在单一池子中达到去除含碳物料、和/或氮、和/或强化生物除磷的反应条件。这些反应条件取决于所设定的氧利用速率，这是因为在给定的污泥泥龄条件下，氧利用速率决定着微生物种群的生活力，决定着活性污泥的净沉降特性。本发明所处理的废水主要是生活污水、工业废水以及二者的混合废水。

25 生活污水主要含有人类排泄物(粪便、尿)、洗澡废水、洗衣废水和食物加工废水，工业废水水质不同于生活污水。工业废水主要是指在生产过程中所产生的废水，特别是指生物可以降解的废水。应用悬浮生长微生物反应的现有技术文献中已有大量描述，如：

* Quirk T., Eckenfelder W.W., 和 Goronszy M.C., “活性污泥：目前的
30 工艺水平(Activated Sludge; State - of - the - art)”环境控制中的高要求评论(Critical Reviews in Environmental Control), CRC Press Vol. 15, Issue 2,

1985。

* Eckenfelder W.Wesley, Jr. “工业废水处理(Industrial Wastewater Treatment)” McMraw Hill, 1991。

5 * Eckenfelder W.Wesley, Jr. “水质管理的原理(Principles of Water Quality management)” C.B.I.Publishing Company, Inc., 1980。

不受本发明范围的限制, 在本发明给出废水中各种组成的参考值, 各种组成含量在生活污水和工业废水中是不同的。重要的是要认识到, 废水中各种存在的组分及其相对大小对本发明的应用方法以及对本发明所包括的工艺构造可能产生影响。

10 需要认识到, 污水一般包含溶解性和非溶解性物质, 其包括易降解的溶解性有机物、不能快速降解但能降解的溶解性有机物、不可降解的溶解性有机物、易于水解和降解的颗粒状物、缓慢降解的颗粒状物和不可降解的颗粒状物。这些物质、它们的相对浓度及其它们对其他组成如 TKN、 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 、 $\text{NO}_3 - \text{N}$ 、 $\text{T} - \text{P}$ 、 $\text{PO}_4 - \text{P}$ 的相对浓度对一些悬浮生长微生物种群的生长
15 和增殖具有很大的影响。

* Goronszy M.C.和 Eckenfelder, W.W., “活性污泥装置中基本固体物的分解速率(The rate of the degradation of primary solids in activated sludge plants)” 水污染联合会讨论会(proceedings Water Pollution Control Federation Conference), Toronto, Canada, october 1991。

20 悬浮生长废水处理技术一般涉及需氧、缺氧和厌氧反应的环境和机理, 在此过程中, 能量发生转移, 通过电子受体使得有机物的浓度(以 BOD、COD、TOC 计)和氮、磷浓度下降(图 5)。

这些工艺操作通常可以部分地用溶解氧浓度、亚硝酸盐和硝酸盐氮浓度、硫酸盐浓度、磷酸盐浓度, 部分地可以用相对于标准氢电极的氧化还原电位值(ORP)来说明。正的氧化还原电位值一般表示氧化条件, 而负的氧化还原电位值则一般表示还原条件。尽管作为氧气化学源的供氧可以引起 ORP 值上升, 但在 ORP 值和溶解氧浓度之间没有明确的关系。温度可以影响 ORP 值的相对大小以及微生物的种群的存在和相对密度。去除碳化合物和 TKN
25 需要需氧条件, 去除 $\text{NO}_3 - \text{N}$ 和 $\text{NO}_2 - \text{N}$ 需要缺氧至厌氧条件, 去除磷则需要将生物物质或该生物物质的指定部分在曝气池中周期性地经历需氧-缺氧和厌氧过程, 使 ORP 值反应环境在 50mV 至 - 150(氢电极标准)之间变化,
30

在此范围内所有的处理过程均可进行。对上述机理的理解尽管对于处理效果是重要的，但对描述本发明的优选实施方案却是不重要的。

足以说明，反应系统提供了活性污泥达到所需去除效果的上述参数范围。典型生活污水 24 小时已称重的组合物水样测得的总 COD 浓度值可达 5 1000mg/L、TKN 浓度值可达 85mg/L、总磷浓度可达 15mg/L 等。

表一
城市污水选择组份的浓度值

组分	污水浓度(mg/L)		
	高浓度	中等浓度	低浓度
(a) BOD	400	220	110
(b) COD	1000	500	250
(c) SS	350	220	100
(d) 氮			
总氮	85	40	20
有机氮	35	15	8
氨氮	50	25	12
亚硝酸氮	0	0	0
硝酸氮	0	0	0
(e) 磷			
总磷	15	8	4
有机磷	5	3	1
无机磷	10	5	3
(f) 碱度(以 CaCO_3 计)	150	100	50

细胞物质 - $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ 实测的结果中碳和氮的比例以及细胞约含 1 % 至 12 % (重量) 的磷，即正常生物生长的相对比例，和表一中根据文献所列出的碳、氮和磷的相对含量有很大的差别。即，相对于氮和磷的含量，原污水碳的供应相对短缺(见表 2)。对于经过沉淀处理的污水，这种碳供应的短缺现象就更为严重，实际上在生物处理过程中约有 50 % 的有机碳将被氧化为 CO_2 ，这也将进一步加剧有机物供应不足的现象。

超过微生物生长需要的氮和磷一般将残留在生物处理的出水中。在出水

中营养盐类物质(氮、磷物质)的存在形式与进水中的存在形式有很大的区别。

- 5 在原污水中氮主要以有机氮和氨的形式存在，它们主要由尿的主要成分尿素水解而成。在生物处理过程中，有一些氮将加入到新细胞的生长中并以生物污泥形式而得到去除，而大部分剩余的氮仍以氨的形式或者根据污水处理设备运行条件的不同以氧化态的硝酸盐和少量的亚硝酸盐的形式残留在出水中。一些有机氮也将残留在出水中，主要在出水悬浮固体物中。

表二

中等强度的城市污水营养物的不平衡性

组成	相对营养物比例		
	碳(mg/L)	氮(mg/L)	磷(mg/L)
典型的生物物质组成 ($C_5H_7NO_2$, $P = N/5$)	60	14	2.8
污水	BODs = 220 BOD 最终 = 323 C = 120	NH - 4N = 25 有机 - N = 15 总 - N = 40	10
细胞生长所需 (净产率 = 0.5) 克细胞碳/克污水碳	60	14	2.8
出水中残余的浓度(mg/L)	-	26	7.2
总去除效率(%)	100 %	35 %	28 %

- 10 磷在原污水中主要以有机磷和无机磷二种主要形式存在，在实际上，原污水中存在着溶液状和悬浮状的各种形式的磷化合物。溶解性无机磷主要由正磷酸盐和缩合磷酸盐组成，而溶解性有机磷则主要以有机正磷酸盐的形式存在。

- 15 本发明的一个特殊机理是创造一定的反应条件，使去除和贮存流入污水设备进水中的溶解性易降解有机物质的初始速率达到最大。这里污水处理设备是接收污水的设备；是流入污水与所形成的活性微生物相互接触的设备；是使所说的废水与降解微生物相接触以达到处理效果的设备；是将处理水与起降解作用的剩余微生物分离的设备。这一操作阶段涉及制造和存在足够浓度的活性微生物，将足够浓度的活性微生物(Xo)与进水中的易降解溶解性物

质(So)相接触会产生快速的酶反应,使 So 转移到细菌培养物内,接着在活性微生物细胞结构内形成 PHB、糖类物质和/或其他中间贮存物质,紧接着产生多糖-蛋白质复合物(凝固的多糖化合物)。物质从液相转移至固相需要能量。在需氧反应条件下,溶解氧的利用速率将迅速上升。能量氧当量可以简单地用溶解氧与生物物质的比值来衡量,氧利用速率可以用溶解氧变化和时间的关系来求得。当 So 对 Xo 的相对比例上升时,氧利用速率将增加,直至达到某一最大值。这就是第一反应阶段,该阶段也决定了易降解物质去除的数量和速率。由于氧利用速率与液相中溶解性基质的去除速率相一致,因此可以用此来说明能量利用的内在联系(图 3)。

- 10 用氧平衡关系来衡量污水的降解程度是假定在生物生长过程中所耗氧量均用于溶解性基质。

在悬浮生长培养物系统中,新微生物形成,而其它活细胞微生物由于内源呼吸、溶菌作用和其他微生物的吞食作用等而有所损失。生物培养物的净活性部分与不可降解部分的限制性比例、污泥寿命和细胞活性的损失情况有关。减少食品的供应(初始负荷条件)或者对食品供应受到限制的培养物进行过度的曝气均有效地引起微生物活性的损失。

- 为满足混合污水和生物培养物的需氧要求,需将溶解氧转移到液相中,这个过程是非常复杂的。需要考虑的最重要因素包括水的化学性质、氧转移设备的具体几何特性和供氧机理、池子的几何形状(池子长度、宽度和水深)、单位含水池子容积所输入的能量、水深与池子面积的比例、总溶解性固体物浓度、残余溶解氧浓度、温度、表面张力、平均气泡直径、气泡在液体价值中的停留时间、池子中内含物的氧需要量、每一个氧气转移设备的空气流速、氧转移设备的面积与整个池子池底面积的比值、氧转移设备的空气分布、所处的海拔高度、池子中的生物培养物浓度、系统的污泥寿命、生物培养物的活性部分所占的比例、生物培养物的平均颗粒尺寸、生物物质的总氧利用速率(以后称为生物耗氧速率(biorate))。

- 氧及耗氧速率对于所有发生的涉及营养物的吸收、吸附、由代谢转化为生物固体物以及之后的生物物质本身的降解的反应都具有重要的意义。因此,以合适的速率进行供氧对于应用周期式需氧、兼性厌氧和厌氧微生物处理工艺是非常关键的,其决定着在此工艺中以氧化还原方法去除营养物质的净速率、通过生物方法去除磷的净速率以及生物固体物的累积净速率。与

- So/Xo 的比例分布有关的供氧速率、氧净残余浓度以及微生物的耗氧速率，通常决定着不同种类微生物(主要称为絮凝性微生物和丝状性微生物)的生长因素。丝状性微生物的过度生长由于不利于固-液分离过程而将对处理效果产生不良的影响。因此必须使系统中的絮凝性微生物生长占据主要地位。优选实施方案和建立在设定氧利用速率以对生物物质工艺进行控制就是为了达到此目的。

通过吸附、生物吸收、氧化合成去除营养物质以及最终需氧降解活性污泥等各个过程其需氧量是不同的。净利用的氧量与各个过程所去除营养物质的比例有关。

- 10 生物耗氧速率与生物物质所处的状态以及生物物质所接触的溶解性基质的性质有关。根据曝气时间和初期 So/Xo 的比值，单一污泥系统的生物耗氧速率可以在某一最大耗氧速率和最低耗氧速率之间变化。生物物质活性部分对该生物物质呈现的耗氧速率的变化范围有影响。

- 15 下表是在池容恒定的完全混合式5个串联反应器系统中所测得的典型数值和变化情况。

表三
生物耗氧速率值和有关参数

So/Xo	细胞平均停留时间	耗氧速率 I
mg/mg	d	mg O ₂ /gVSS.hr
4.0	1	147
1.0	2	90
0.5	3	66
0.25	8	56
0.21	15	43
0.21	40	35

上述数据是在初始反应池停留时间为 70 分钟，反应器总停留时间为 420 分钟的条件测得的。

表四

So/Xo 与生物耗氧速率($\text{mg O}_2/\text{gVSS.h}$)之间的关系

So/Xo	0.056	0.062	0.113	0.182	0.197	0.388	0.437	1.00	4.0
耗氧速率	35.2	33.1	43.1	57.9	56.3	74.4	70.4	90.0	147

瞬时耗氧速率值一般可用小试方法测得，在该方法中，测定从该处理反应器中除去的活性污泥氧化样品的溶解氧减少和时间的关系。该法从活性污泥曝气池中采取一定量的活性污泥，对其进行曝气，然后将其置于一搅拌容器中，将一溶解氧测试探头置于此容器中，并避免空气进入容器。当溶解氧测试仪测得有氧浓度的减少时，测定溶解氧浓度下降与时间的关系。

目前在活性污泥处理中所采用的活性污泥呼吸速率控制方法非常复杂而且是间接的。呼吸速率可用仪器测得，该仪器主要由一完全混合的密闭呼吸容器组成，通过此容器将曝气池中的活性污泥连续地抽入。用溶解氧探头以一定的时间间隔测定呼吸室入口和出口的溶解氧浓度，利用一阀门系统可以改变进、出水的入流方向(方法之一)。

测定呼吸容器入口和出口的溶解氧浓度的问题在于呼吸容器内的溶解氧浓度与入口和出口中的溶解氧浓度有很大的差别，从而导致测定错误。

本发明的目的是提供一种污水处理技术和方法，在此方法中，通过测定活性污泥的耗氧速率即在曝气阶段结束时主反应池中的溶解氧浓度的变化情况，使生物物质的代谢活性保持在某种水平从而保证最大速率地用氧化还原方法去除营养物质。

本发明技术的污水处理设备包括一个能使污水和起降解作用的生物活性微生物保持接触的主反应器，一个使进水进入主反应器的接收装置，一个使空气进入主反应器的氧传送装置，一个控制各个工艺阶段和设备的控制装置，一个测定主反应器中存在的溶解氧浓度相对变化的溶解氧探测装置以及一个控制主反应器供氧量的控制系统，从而使微生物的活性不会受到进行氧测定的主反应器中溶解氧的量的限制，其中在主反应器装置内进行氧的探测。

本发明对生物物质进行测定，为悬浮生长生物培养物污水处理提供一种设备或方法，包括下列互为相关的组成部分：

通过使进水和来自主反应器的生物物质的接触混合使池子进水区的非曝气区维持一最大的耗氧速率；可以在预先设定的曝气阶段对主反应池中预

- 选的局部区域送入用于操作的溶解氧；中断进入初始指定反应区的进水；在非曝气操作后，除去废液的上层清液；检测和测定污泥泥界面的位置；通过测定污泥交界面的位置使排泥编程和污泥交界面相互作用；自动设置各个自动操作的循环时间；最终主反应器以可变容积完全混合式系统进行运行；
- 5 在主反应器的合适位置设置溶解氧探头从而测得主反应体积的耗氧速率；测定溶解氧浓度的变化速率并与实际呼吸速率进行比较以控制处理系统的供氧速率；最大程度地提高最大氧利用速率(在主反应器中进水和生物物质混合后测得)和主反应器中的实际耗氧速率的比值；根据测定和计算所得的实际呼吸速率可以自动设定曝气阶段的实际时间；最优化地利用曝气能量以进行硝化和
- 10 仅硝化过程；通过耗氧速率控制方法可以达到最大的生物除磷效果；使主曝气池的最终指定体积在大致生物稳定状态的实际呼吸速率(用生物物质活性部分校正过)条件下运行；在停止向池子中供氧后利用溶解氧的下降速率和生物物质浓度的沉降规律来确定耗氧速率；在液面以下 20 厘米处以恒定速率排出表面上清液，当一个优选的池子深度为 5 - 6 米时，滗析可达 2 米左右，
- 15 池子构造允许在池子端部进水或在池子中央进水，池子构造可使出水滗析装置以横向或纵向布置，其中的设备和方法是用于处理污水。

- 污水处理设备可包括一个或多个反应器和至少一个主反应器。在一个优选的实施方案中，污水处理设备至少由液体互相连通的二个反应器组成。在另一种实施方案中，污水设备由几个液体相互连通的反应器组成，其中各种
- 20 不同的化合物如氮、磷、碳等在各个反应器中累积得到去除。在另一实施方案中各个反应器的溶解氧浓度有很大的不同。

- 在特别优选的实施方案中，污水设备至少包括二个反应器，第一个反应器内有許多区，一般不曝气，在此污泥进行吸附和生物释放磷的过程；第二个反应器以需氧 - 缺氧 - 厌氧顺序进行周期运行以达到微生物降解废水中的
- 25 碳、TKN 化合物和微生物去除 $\text{NO}_3 - \text{N}$ ， $\text{NO}_2 - \text{N}$ 以及微生物去除废水中的磷，二个反应器的液体是相互连通的。

- 在另一种实施方案中，污水处理设备包括一个主反应器，对主反应器中的条件进行周期性的调节，从而可以使反应条件在需氧至缺氧至厌氧之间变化，根据预先设定的循环安排，这些反应条件可以不断地重复进行。

- 30 氧的测定仪器是指任何可以测定溶解氧的仪器，优选氧检测装置检测溶解氧。更优选地，该氧检测装置是能够测定溶解氧浓度变化速率的电子氧传

感器,并以4-20毫安的一级控制信号输出,通过使用计算机和其他可编程控制器,根据所设定的溶解氧浓度值,输出信号可以用来控制反应器的供气量。更优选地,所测定的溶解氧浓度系主反应器中废水/微生物曝气的结果。

- 5 溶解氧浓度在废水处理过程中一般需要进行调节。废水/微生物混合液的溶解氧浓度的调节优选在曝气阶段进行。特别是,通过调节曝气阶段的时间和/或曝气阶段的空气流量来控制氧的浓度。调节鼓风机的转速或在空气管道的合适位置安装空气调节阀门或其他特殊的氧输入装置等可以调节空气流量。通过任何一种措施调节空气流量可以控制向主反应器中的输送溶解氧的速率。

溶解氧探头一般优选设置在主反应器内。溶解氧探头应淹没在污水/微生物混合液中。更优选地,溶解氧探头离开主反应器池底的距离在30厘米左右。另外,溶解氧探头也可安装在主反应器的生物物质泵入的管线上。

- 15 在本发明的一种实施方案中,溶解氧探头根据由呼吸污泥内源呼吸和氧化易降解基质(如碳、氮)所需的耗氧量和耗氧速率之和,来计算池中实际耗氧量,其值取决于池子中的微生物、计算海拔高度系统的运行污泥的寿命和温度。

- 20 试验表明,只要溶解氧浓度不受限制,潜在氧利用速率和污泥的沉降性能有一定的关系。在实际氧利用速率和氧化还原电位下降速率之间也有一定的关系。超过内源呼吸的氧利用速率反映了残留贮存在生物物质中的易降解溶解性基质的数量以及这种生物物质参与强化生物除磷的能力。本发明的一种实施方案是维持氧转移速率(通过曝气)并使其与生物物质的耗氧速率基本相等,从而在最佳利用供氧能量的条件下进行需氧降解过程。利用自动控制系统可以设定曝气阶段的时间长度、设定在主反应器中的微生物的量,并根据所设置的以及在曝气阶段结束时所测定的氧利用速率值和最大耗氧速率/
- 25 实际耗氧速率的变化范围来设定合适的溶解氧浓度变化曲线。

本发明的一种实施方案是进行熟悉本技术人已知的同时硝化-反硝化来基本完成和强化生物除磷过程。

- 30 在本发明的一个实施方案中设置有一个或多个反应器,第一个反应器对污水和来自最后一个反应器混合液中的微生物进行混合接触。

在本发明的一个优选实施方案中,采用序批式反应器,即使在池子容积

可变的条件下，反应器流态在曝气阶段仍主要呈完全混合式，在曝气阶段生活污水进水和序批式反应器的回流污泥一起流入反应器。

- 更优选地，废水/微生物混合物经过整个曝气阶段，然后进入非曝气阶段，在非曝气阶段污泥层和上清液分离。采用滗析装置将此上清液排出主反应器后即完成整个循环阶段。然后重复上述循环。

在优选的可变容积活性污泥法工艺中，通过其完全混合式的曝气和非曝气操作过程，可以在主反应器中直接测定和控制生物物质的呼吸容量。通过中断曝气过程，测定溶解氧浓度的下降速率，也可以检查污水处理过程的进展情况。

- 10 测定曝气阶段结束时的氧利用速率以及比较工艺过程中所接受的进水容积(相对于所设定的最低水位)是实现曝气阶段自动控制的基础，通过这些措施可以有效增加有机负荷和氧利用速率，从而能在其它不适宜的吸收反应条件下，其释放之后保证微生物对磷的吸收。

- 15 现有技术中应用呼吸速率进行在线测定的装置一般与主活性污泥反应器分开，测定呼吸速率测定仪出水的溶解氧浓度，呼吸速率测定仪出水溶解氧浓度与容器中的溶解氧浓度相等，测定容器中的溶解氧浓度的速度不应受到限制。如有必要可对活性污泥在进入测定容器前应进行曝气。通过对分开的容器进行溶解氧物料平衡，一般可以每一分钟测得一次呼吸速率值。实际呼吸速率是指主曝气池中的耗氧速率。为测定该值，可将主曝气池的污泥用
- 20 泵连续抽送至在线呼吸速率测定仪，只要呼吸速率测定仪中的污泥负荷和主曝气池中的污泥负荷相等时，呼吸速率仪所测得的耗氧速率等于主呼吸污泥曝气池中的平均实际耗氧速率。为保持负荷相同，在进入测定容器的污泥中，需连续地成正比地加入进水。

$$Q_{sam} = Q_{in} \cdot V_{res}/V_{at}$$

- 25 Q_{sam} = 进入呼吸速率测定容器的试样流量

$$Q_{in} = \text{进水流量}$$

$$V_{res} = \text{呼吸速率测定容器的容积}$$

$$V_{at} = \text{曝气池容积}$$

- 30 在所有情况中，呼吸速率的在线测定是根据活性污泥法污水处理设备曝气池的有机负荷情况按比例缩小的一种测定方法。可以这样测定多种呼吸速率值；内源呼吸速率值是指在没有进水的条件下活性污泥经 1.5 小时的曝气

后所测得的耗氧速率值；最大呼吸速率值是指在过量存在易降解溶解性基质的条件下所测得的活性污泥耗氧速率值。将过量进水连续地加入到进入测定容器的污泥中，即可测得污泥的最大耗氧速率值。瞬时呼吸速率是指完全混合曝气池污泥直接通过呼吸速率测定容器时所测得的活性污泥耗氧速率。所测得的呼吸速率一般低于曝气池中的实际耗氧速率。瞬时呼吸速率的绝对值取决于在测定容器中的停留时间。生物物质的最大呼吸速率与其潜在氧利用率相等。

本发明的实施方案利用曝气池(主反应器)中直接测得的实际呼吸速率来控制工艺过程，而取代目前在实践中常用的在另一分开的测定单元中测得污泥的呼吸速率。

本发明的优选实施方案中的实际呼吸速率是污泥内源或基本呼吸和氧化生物易降解基质(碳和氮二个部分)之和，对氮的氧化只有当硝化生物物质选择性生长时才会出现。在达到最大呼吸速率值时，呼吸污泥处于超负荷状态，导致易降解基质不能完全地得到去除。这就意味着在最大呼吸速率和内源呼吸速率之间存在着一个临界呼吸速率值，污泥处于该呼吸速率值时既能满足出水水质要求，也能令人满意地去除易降解基质，其他参数也是满意的。任何时候供氧能力都不应成为降解速率的限制因素。因此，利用溶解氧的动力学过程必须在完成这些反应所需的时间内进行。在有硝化作用的情况下，由呼吸速率确定的供氧和时间的关系必须使转移的氧量满足需氧要求。在运行开始时需要通过人工方法测定负荷率、实际呼吸速率和溶解氧浓度。当实际呼吸速率值始终与临界呼吸速率相等或接近时具有一个优点。在这种情况下，活性污泥不会超负荷运行但能以最大可接受的去除速率运行。因此维持在系统中的活性污泥总量达到最佳，生物物质的代谢速率也将维持在某一可接受的水平以有助于去除其他营养物。通过控制生物物质浓度、曝气时间、供氧速率等可以使系统始终能满足某一理想的恒定的实际呼吸速率值。

对本领域有经验的人，有一系列悬浮生长废水处理系统的运行方法。一般包括一个或多个相互连通的反应器，其容积恒定，在这些反应器中，至少对一个反应器连续地进行曝气，废水和微生物流过这些反应器。这些系统中的最后一个池子是一个“静止的”不曝气的池子，在此池子中进行泥水分离，所形成的上清液即为处理出水，底流污泥回流到反应池子，有一部分则以剩余污泥形式排出系统。系统中尚可设有各种内回流系统。尽管本发明可以以

这种形式作为实施方案，但并不限制于这种应用。本发明的优选实施方案是用于序批式反应器，该反应器尽管容积可变但在曝气阶段主要呈完全混合式流态，在曝气阶段进水和来自此反应器的混合液污泥一起流入此池子。

在本发明的优选实施方案中，重要的是所产生的反应条件而并不是所说的反应物质所流过的反应器的数量和区域。反应器的数量和区域在应用中是不受限制的。原则上，序批式反应器在曝气阶段经历完全混合的曝气过程，可变容积完全混合池的动力学可以应用于此过程。在此之后进入非曝气阶段，在此期间内，污泥层和上清液层分离，它们的相对深度取决于进水流量和回流污泥线上的混合液固体浓度，污泥回流是将可变容积完全混合池子污泥回流使之与进水相混合。这种实施方案需要一种设备以排除在连续的非曝气阶段形成的上清液层。在此过程完成后，系统再次进入上述混合液曝气阶段。

尽管不受本发明实施方案的限制，但为序批式操作工艺最容易运行，一般可以设置一个以上的池子，对于二个池子或者二个池子的倍数时，曝气阶段的时间可以设定为2小时。对于三个池子或其它双数或单数的池子可以采用其他的操作循环阶段。本发明的实施方案尽管不限制池子的模数，但二个池子的运行比较易于解释。对本技术有经验的人由所讨论的二个池子的运行也可推导出多于二个池子的运行方式。

尽管进水区的反应容积对处理方法的效率有重大的影响，但基本的要求是需要有一个序批式反应池的主要体积部分，其池容占整个池容的50%以上，呈容积可变完全混合反应式状态，采用曝气和混合结合的特殊设备。

尽管本发明优选考虑采用扩散曝气系统，但并不限制本发明的应用。这里将对本发明的二种装置予以说明。二种池型都需要使用溶解氧探头，为测定溶解氧浓度的变化速率(dO_2/dt)，溶解氧探头应具有合适的响应时间。

上述介绍已经说明了基质负荷、负荷时间长短以及生物物质的活性部分对溶解氧需求和溶解氧供应的重要性。

第一种池型要求使用一合适的溶解氧探头并能将所测定的溶解氧浓度的变化速率转换为控制信号，通过使用计算机和其他可编程逻辑控制器产生输出信号，从而在曝气阶段控制输入到完全混合池(和/或其他液体相互连通的反应器)的空气流量。通过调节曝气阶段的时间和调节鼓风机的转速或者调节空气管线上合适的空气调节阀的位置而限制空气流量可以实现对曝气过程

的控制。用任何一种措施对空气流量的控制都可以控制转移到完全混合序批式反应器的溶解氧量。

在本发明第一种优选实施方案中，至少需要一个池子，优选采用序批式反应器，以容积可变的活性污泥曝气池进行运行。在进水和曝气阶段，在池子内设多格时，它们的液体是相互连通的。

本发明的一个重要特性是将处理的废水导入反应设备的方式和方式。与进水初始接触的活性污泥固体物比例也是非常重要的。更为重要的是这些流体的相互作用时间以及这二个流体的相互混合、相互紧密配合的方式。在工业应用中的一种方法是利用水下固定搅拌器或者利用浮动式表面搅拌器对流体进行搅拌，从而使流体沿某个方向流动，通过消耗能量使固相和液相相互混合。本发明可以利用这种方法进行运行。但本发明优选实施方案是不设所述的专门搅拌设备。本发明中的混合作用主要通过对于需氧和缺氧降解所必须的曝气设备的运行或利用渠道、廊道或者流体挡板等来实现。

业以发现，工艺中所取得的效果与进入系统的活性污泥固体物和废水的相对比例的方法、这二种流体的混合接触时间以及在初始接触反应阶段的动力学自然混合特性等有关。包括本发明的综合初期反应时间的设计应能保证对废水中所含有的易降解溶解性基质至少有 65 % 的去除效率。废水中所含有的易降解溶解性基质的含量是变化的。例如，生活污水的 BOD 约为 300mg/L、COD 为 600mg/L，对于典型的网络设计，假定废水中含有 25 % 的易降解溶解性基质能够得到可以接受的良好结果。当进水区进行分格设计，且各区具有合理的悬浮程度和具有合适的能促进生物絮凝和结团作用的混合能量的条件下，在生物选择器内的工艺反应时间为 20 至约 60 分钟(水停留时间)时，可产生所希望的效果。溢流和底流挡板的设置也是本发明的一个特性，其位置与所安排的最低水位和反应池的池底有关。限制底流挡板的开孔面积使其产生的一个较大的底流能量，底流能量应大于整个溢流堰上能量的三倍以上。底流的开孔面积仅占整个底流挡板长度的一部分。因此在反应池底部区域产生较高的混合能量，由溢流挡板所形成的池子的上面部分为能量波动减少和凝聚区。所设计的进口几何形状应能促进脉冲能量区以保证絮体输送和絮体增长；同时生物降解易降解溶解性 BOD 物质，并将其转化为胞内贮存物；进行部分反硝化以及通过生物物质中生长的除磷微生物来进行磷的释放。

尽管上述工艺过程发生在单一池子的实施方案中，但优选实施方案是设置四个池子或四个模块的装置。每个模块可以有1到N($N > 1$)个池子组合而成。之所以基数为四个模块这与当设定了池子的几何形状时所设置的循环设计为4小时。对本技术有经验的人很明显，也可以相等采用基数为三和五个模块的池子系统。这种设计能够满足水力负荷分配、有机负荷操作、生物处理(包括同时硝化、反硝化和生物除磷)、采用生物耗氧速率自动控制供氧量、供氧效率最大化、根据滗析深度和处理出水的滗析速率等特殊要求，优化固-液的分离。在本发明的优选实施方案中，四个模块其操作在各个方面都是连续的，污水设备能连续地进水和出水，从每个模块排出的实际处理出水相对每个模块排出的实际撇出量，其小时流量恒定。也可以采用在每一个滗析阶段中滗析速率恒定的方式进行滗析过程。在优选实施方案中，在四个模块操作池子前设置配水设备。在模块(池子)一端设置进水，在另一端设置出水滗析系统，滗析设备也可在池子的另一端沿着池子长度方向进行布置(见图(6a)至6(g))。典型地，对于处理一种含有300mg/L TSS，55mg/L TKN，其处理流量最大为平均旱流流量的6倍时的生活污水时，进水区的面积占总池子面积的8%以下。主反应器的该区至少分成5格，一般为8和14格。进水区的容积比例应使第一个混合区的耗氧速率大于 $20\text{mgO}_2/\text{gVSS}/\text{小时}$ 。从主反应器中回流的混合液悬浮固体的流量一般为平均入水流量的20%以上、33%以下。进水区的溢流挡板布置在池子的二侧，使各有一半流量分别从池子进水区二侧进入主反应器泵入的混合液悬浮固体物在整个循环周期中连续运行。在沉淀阶段中止进水。在曝气阶段或在非曝气沉淀阶段排除积累在进水生物选择器后的反应器中剩余污泥。反应池的设计参数为 $15\text{kg MLSS}/\text{m}^2$ 池面积、在有效去除生活污水中的营养物质时的BOD容积负荷值为 $0.33 - 0.40\text{kg BOD}/\text{m}^3$ 。滗析容积比为0.46。在不投加除磷药沉淀剂条件下滗析深度最大为38毫米/分钟。在晴天处理和投加除磷药沉淀剂的条件下，滗析深度速率可以提高到44毫米/分钟。池子的回流固体物达 $15\text{kg MLSS}/\text{m}^2$ 和达 $10\text{kg TKN}/\text{kgMLSS}/\text{m}^2/\text{d}$ 。对前者为20%以内，对后者为30%以内。

该发明进一步的开发是在系统中设置附着生长介质以进一步提高系统的容积生物物质负荷。对于这种实施方案，可变体积的反应池子可分为三个区域。

第一个区是生物选择器区，对于生活污水处理，可以根据上面的说明确

定其尺寸。对于有机工业废水，生物选择器的容积将有所增大，约占整个池子面积的 12 % 左右。如上所述，选择器需分格以有效地去除溶解性基质。第一个区和其后的第二个区在液体上是连通的。对于进水 BOD 为 2000mg/L 的废水，从第三区回流至第一区或从第二区回流至第一区的混合液污泥流量将增大为平均进水流量的 2 到 3 倍。无规则介质以笼式结构布置。区 1 和 3 在液体上是相互连通的。区 2 中所布置的无规则介质距离池底约为 0.4 米，距离所设定的最低水位为 0.15 米。区 2 中设有调节曝气强度的措施，区 1 设有曝气扩散装置，扩散装置与阀门相连，可以进行粗略的曝气/混合过程。

对本技术有经验的人很明显，同样的操作模式和控制方法可以应用于只要求去除碳、要求去除碳和氮、要求去除碳和磷、要求去除碳和氮以及磷的废水处理、上述布置形式通过解释已经得到充分的说明，由此可以进行很多变型操作而不离开本发明的实质和范围。本发明包括文中所揭示的所有新的特性以及这些特性新的组合。

对本技术有经验的人员应懂得本发明可以进行不同于这里所说明的变动和变型。当然，本发明包括所有这些属于本发明精神及实质范围内的变动和变型。

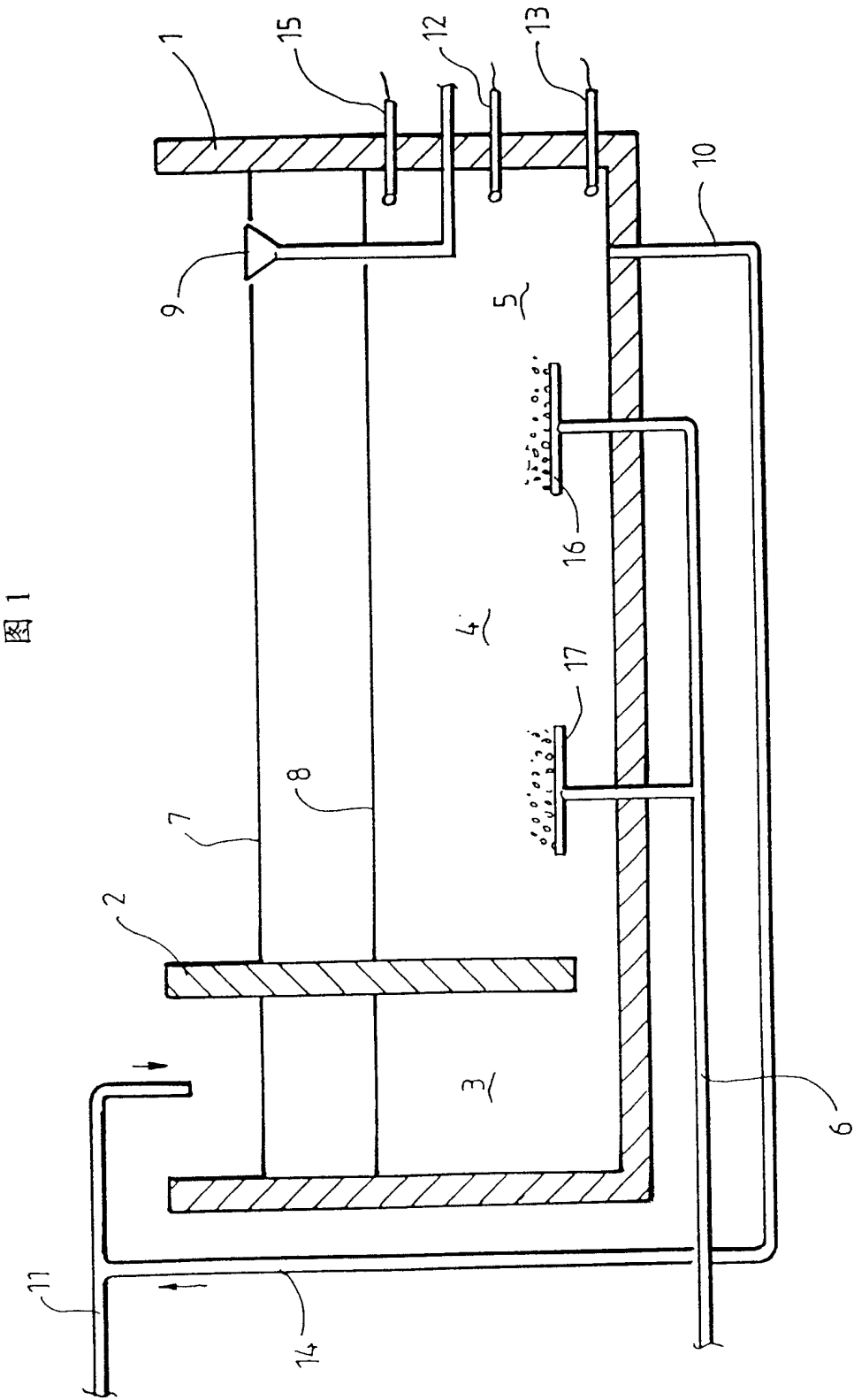
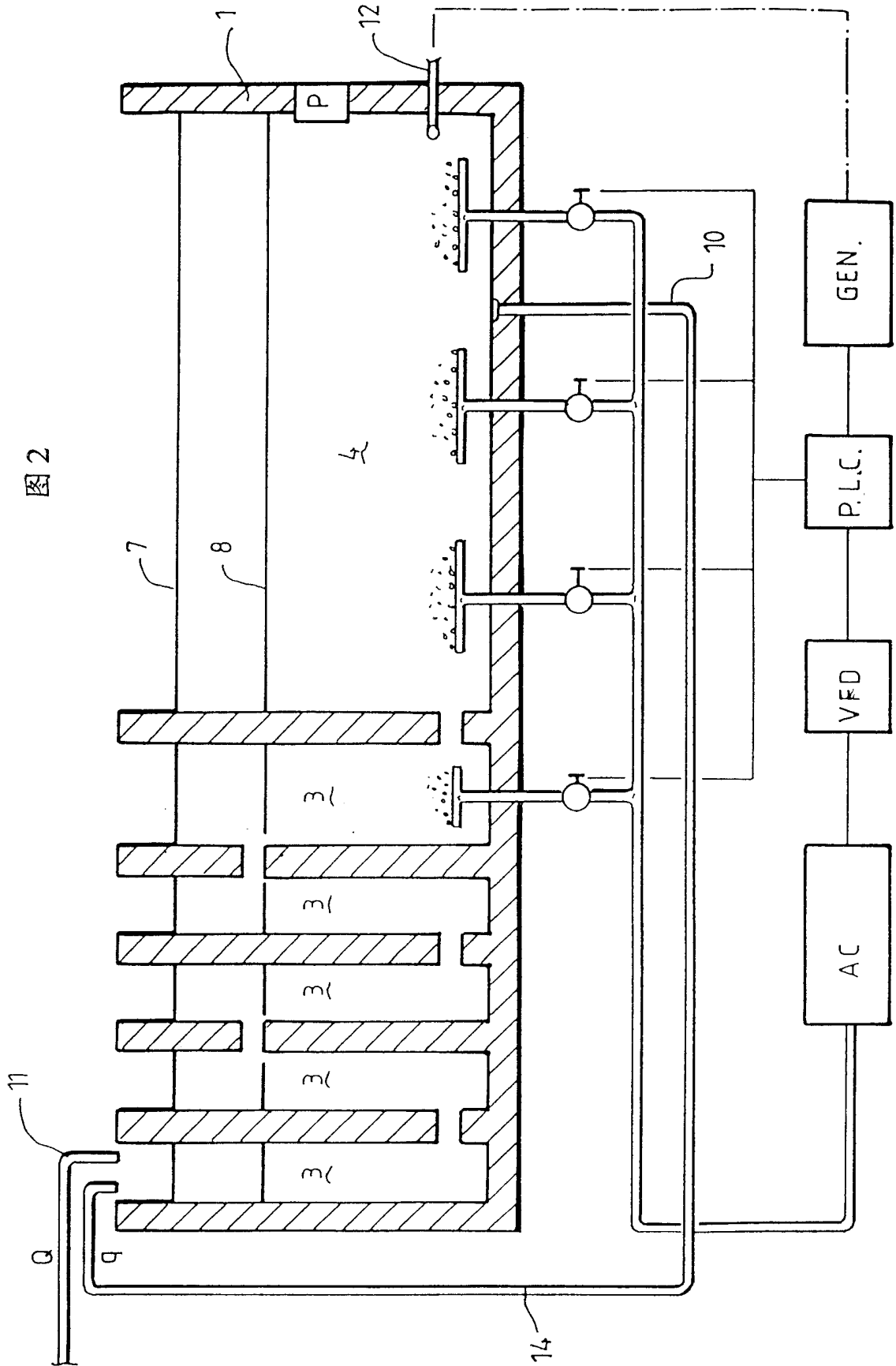


图 1



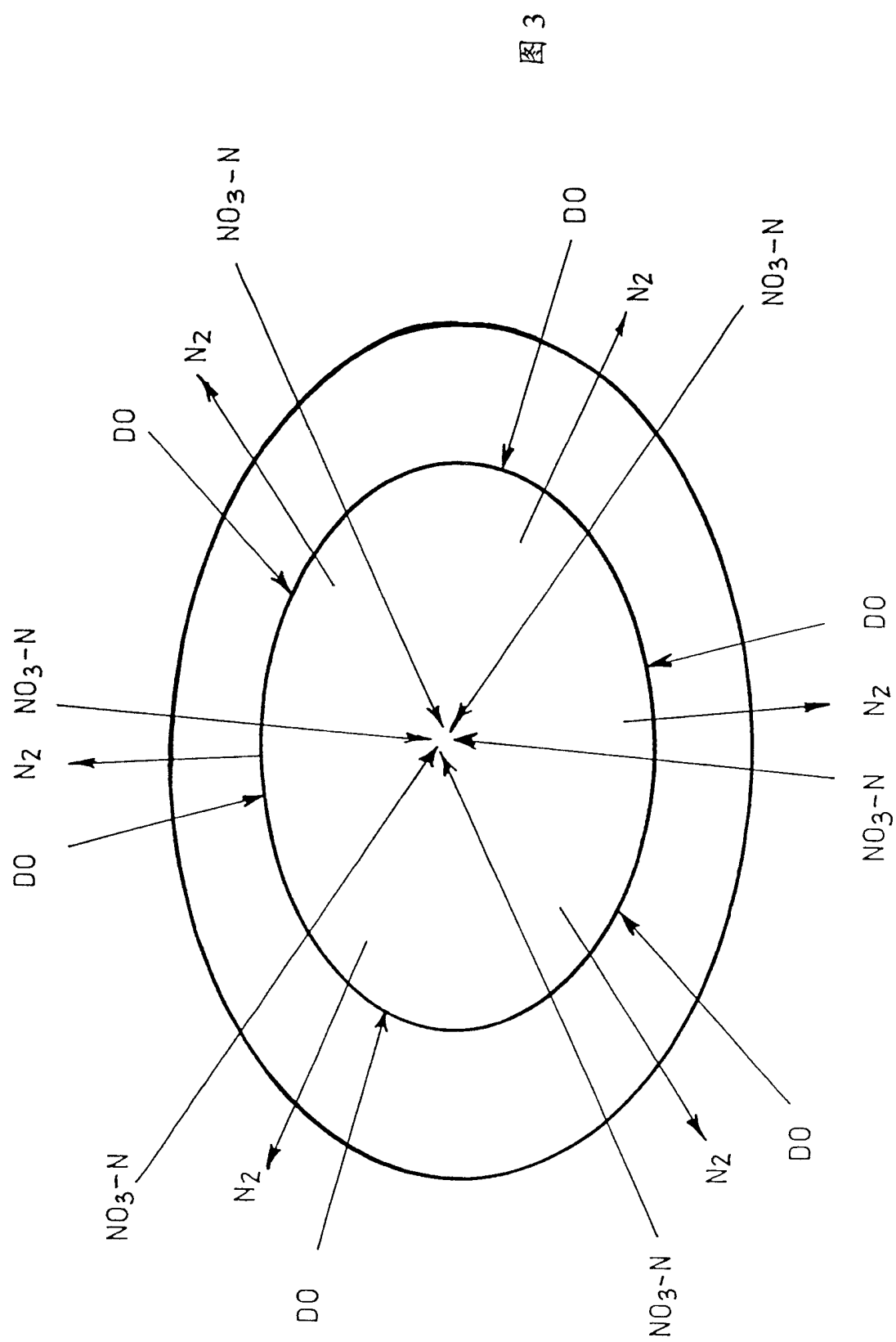


图 3

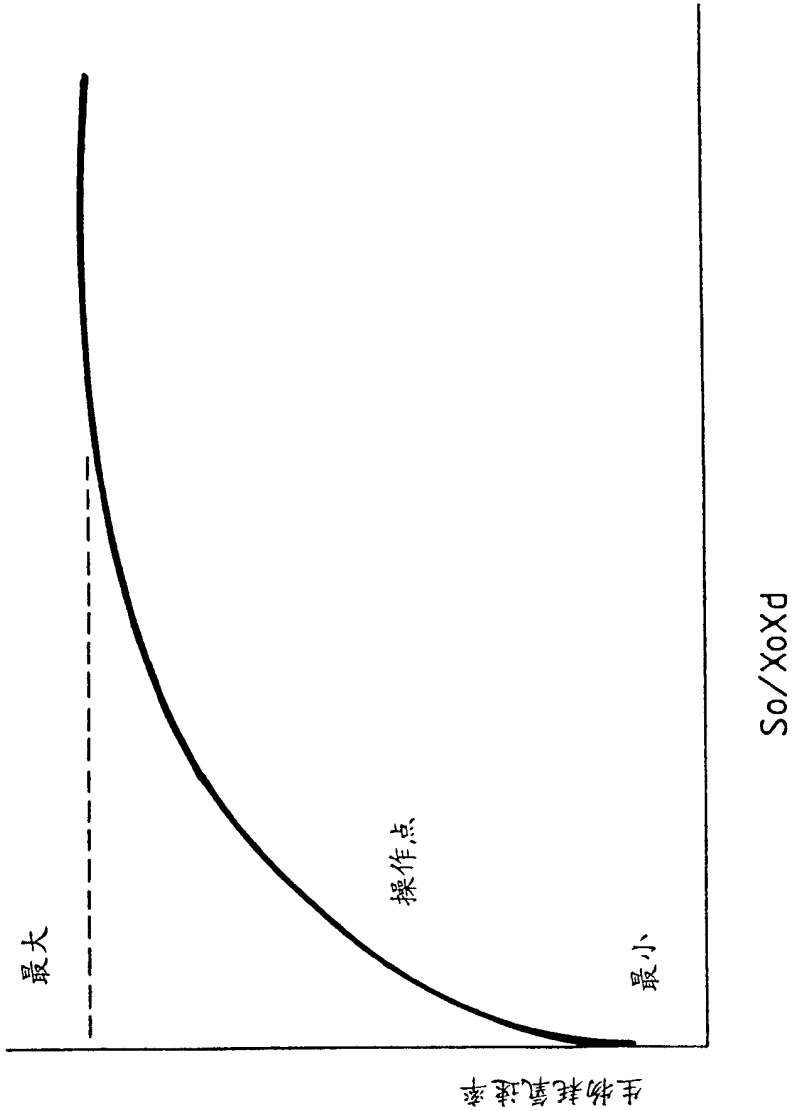


图 4

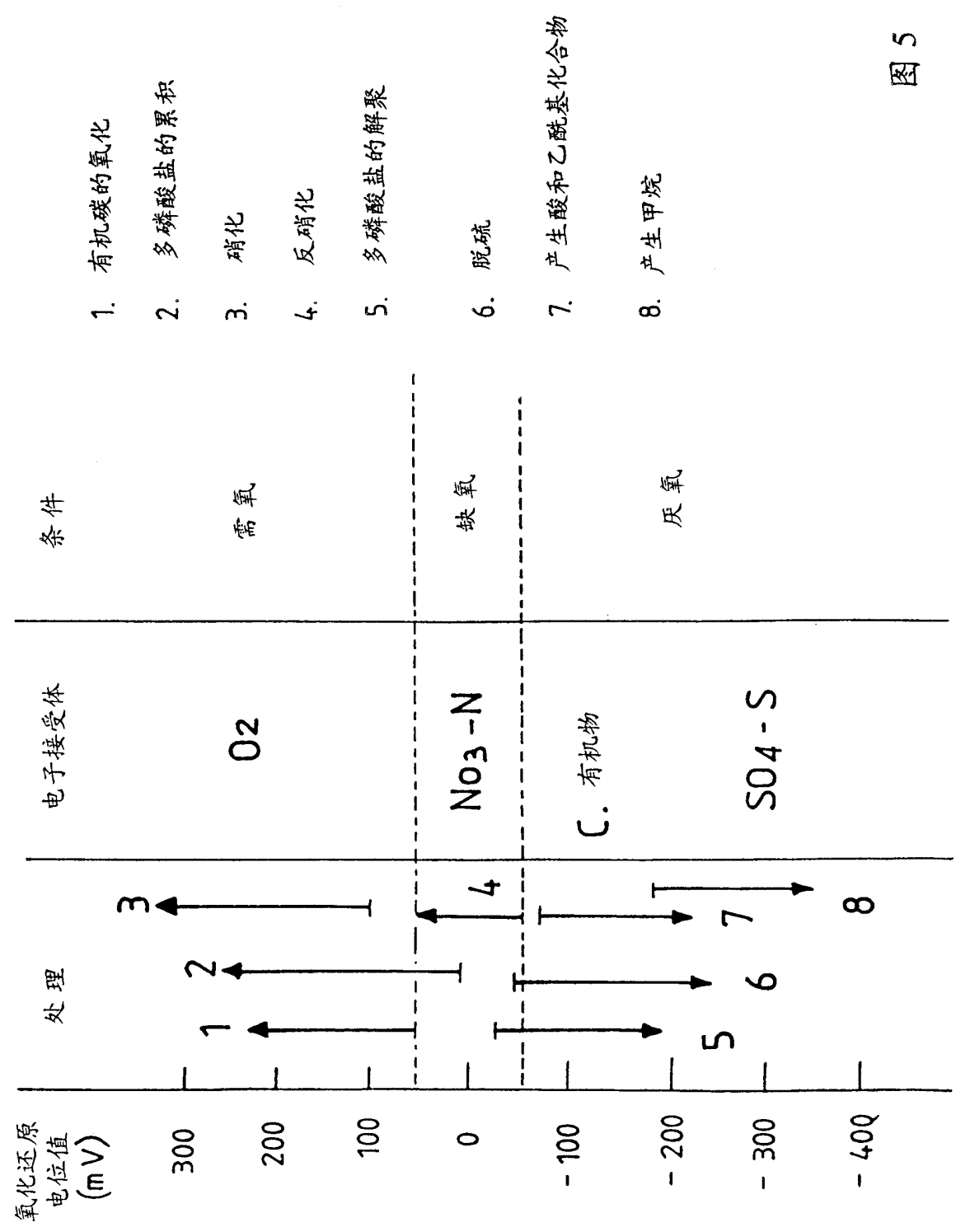


图 5

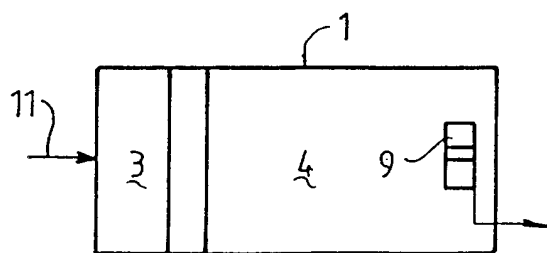


图 6a

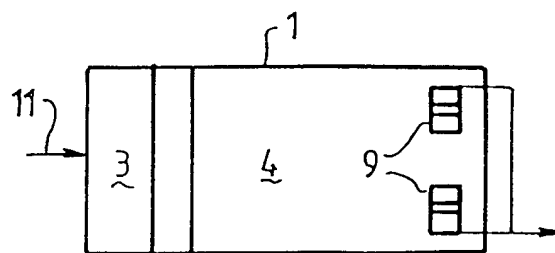


图 6b

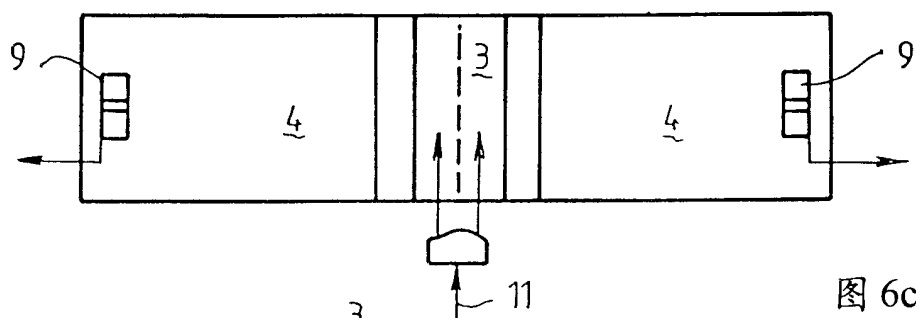


图 6c

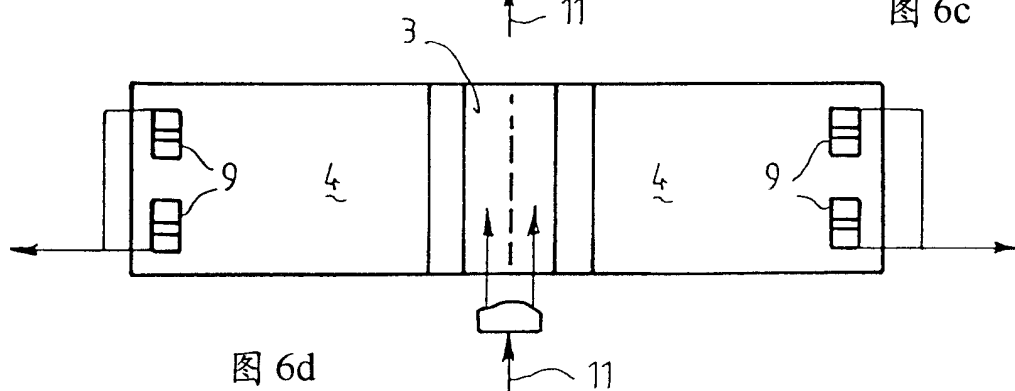


图 6d

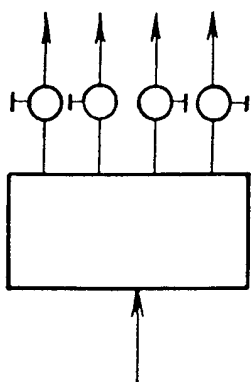


图 6e

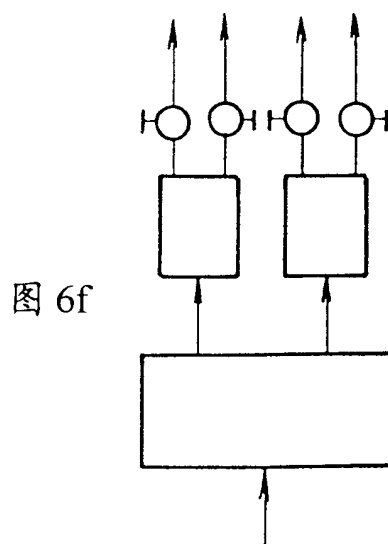


图 6f

