



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 115010321 A

(43) 申请公布日 2022. 09. 06

(21) 申请号 202210697268.X

(22) 申请日 2022.06.20

(71) 申请人 苏州苏沃特环境科技有限公司
地址 215000 江苏省苏州市高新区鹿山路
369号28幢323室

(72) 发明人 汪超 张彩吉 徐富

(74) 专利代理机构 苏州市中南伟业知识产权代
理事务所(普通合伙) 32257
专利代理师 赵艳芳

(51) Int. Cl.

C02F 9/14 (2006.01)

C02F 101/16 (2006.01)

C02F 3/30 (2006.01)

C02F 1/66 (2006.01)

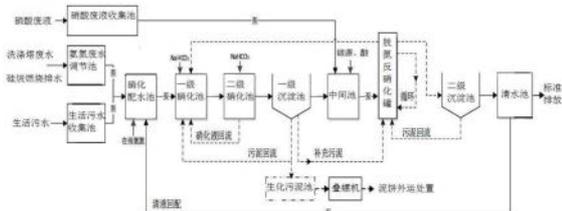
权利要求书2页 说明书6页 附图1页

(54) 发明名称

基于两级硝化和脱氮反硝化的废水脱氮处
理系统及方法

(57) 摘要

本发明涉及一种基于两级硝化和脱氮反硝化的废水脱氮处理系统及方法,该系统包括依次连接的硝化配水池、一级硝化池、二级硝化池、一级沉淀池、中间池、脱氮反硝化罐、二级沉淀池和清水池;二级硝化池和一级硝化池之间设置有硝化回流管道,硝化液回流管道用于将二硝化池的硝化菌水混合物部分回流至一级硝化池;脱氮反硝化罐和一级硝化池之间设置有反硝化清液回流管道,反硝化清液回流管道用于将脱氮反硝化罐的清液部分回流至一级硝化池。本发明还涉及一种基于上述系统的废水脱氮处理方法。本发明能够对低C/N比高氨氮废水进行低成本、高效率的生物脱氮。



CN 115010321 A

1. 一种基于两级硝化和脱氮反硝化的废水脱氮处理系统,其特征在于:包括依次连接的硝化配水池、一级硝化池、二级硝化池、一级沉淀池、中间池、脱氮反硝化罐、二级沉淀池和清水池;

所述二级硝化池和一级硝化池之间设置有硝化回流管道,所述硝化液回流管道用于将二级硝化池的硝化菌水混合物部分回流至一级硝化池;

所述脱氮反硝化罐和一级硝化池之间设置有反硝化清液回流管道,所述反硝化清液回流管道用于将脱氮反硝化罐的清液部分回流至一级硝化池;

硝化配水池,用于将氨氮废水和生活污水进行混合;

一级硝化池,用于对硝化配水池出水进行硝化处理;

二级硝化池,用于对一级硝化池出水进行硝化处理;

一级沉淀池,用于对二级硝化池出水进行泥水分离,泥水分离后的上清液进入中间池;

中间池,用于接收一级沉淀池内泥水分离后的上清液;

脱氮反硝化罐,用于对中间池出水进行反硝化处理;

二级沉淀池,用于对脱氮反硝化罐出水进行泥水分离,泥水分离后的上清液进入清水池予以排放。

2. 根据权利要求1所述的两级硝化和脱氮反硝化的废水脱氮处理系统,其特征在于:所述一级沉淀池和一级硝化池之间设置有第一污泥回流管道,所述一级沉淀池和脱氮反硝化罐之间设置有污泥补充管道,所述第一污泥回流管道用于将所述一级沉淀池内部进行泥水分离后的部分沉淀污泥回流至一级硝化池,所述污泥补充管道用于将所述一级沉淀池内部进行泥水分离后的部分沉淀污泥输入至脱氮反硝化罐。

3. 根据权利要求1所述的两级硝化和脱氮反硝化的废水脱氮处理系统,其特征在于:所述二级沉淀池和脱氮反硝化罐之间设置有第二污泥回流管道,所述第二污泥回流管道用于将所述二级沉淀池内部进行泥水分离后的沉淀污泥回流至脱氮反硝化罐。

4. 根据权利要求1所述的两级硝化和脱氮反硝化的废水脱氮处理系统,其特征在于:所述脱氮反硝化罐采用内循环厌氧反应器。

5. 一种废水脱氮处理的方法,其特征在于,包括以下步骤:

S1) 将氨氮废水和生活污水在硝化配水池中进行混合形成混合废水;

S2) 在一级硝化池中补充碳酸氢钠,并将硝化配水池中的混合废水泵入一级硝化池中进行硝化处理;

S3) 在二级硝化池中补充碳酸氢钠,一级硝化池的出水流入二级硝化池中进行硝化处理;

S4) 二级硝化池的硝化菌水混合物部分回流至一级硝化池,剩余出水流至一级沉淀池进行泥水分离,泥水分离后的上清液进入中间池,并在中间池投加碳源和补充硝酸;

S5) 将中间池的出水泵入脱氮反硝化罐进行反硝化处理;

S6) 脱氮反硝化罐的清液部分回流至一级硝化池,剩余出水流至二级沉淀池进行泥水分离,泥水分离后的上清液进入清水池排出。

6. 根据权利要求5所述的废水脱氮处理的方法,其特征在于:步骤S4)中,一级沉淀池内部进行泥水分离后的部分沉淀污泥回流至一级硝化池,剩余的沉淀污泥排出至脱氮反硝化罐和/或生化污泥池。

7. 根据权利要求5所述的废水脱氮处理的方法,其特征在于:步骤S6)中,二级沉淀池内部进行泥水分离后的沉淀污泥回流至脱氮反硝化罐。

8. 根据权利要求5所述的废水脱氮处理的方法,其特征在于:中间池补充的硝酸来自于生产中产生的硝酸废液。

9. 根据权利要求5所述的废水脱氮处理的方法,其特征在于:当硝化配水池的氨氮浓度超过1000mg/L时,将所述清水池出水部分回流至硝化配水池以降低硝化配水池的氨氮浓度。

10. 根据权利要求5所述的废水脱氮处理的方法,其特征在于:所述脱氮反硝化罐的MLSS浓度控制在8000~12000mg/L。

基于两级硝化和脱氮反硝化的废水脱氮处理系统及方法

技术领域

[0001] 本发明涉及废水生物处理技术领域,尤其是指一种基于两级硝化和脱氮反硝化的废水脱氮处理系统及方法。

背景技术

[0002] 太阳能电池板生产过程中所产生的氨氮废水主要来源于废气洗涤塔和硅烷燃烧塔排水。硅烷燃烧塔是处理硅烷、氨气及其他可溶性气体的废气净化设备。从废气洗涤塔排出的水和硅烷燃烧塔排出的水混合后氨氮浓度可达到1000~2000mg/L,COD(化学需氧量,Chemical Oxygen Demand)仅为100~200mg/L,而生活污水的COD为300~500mg/L,氨氮浓度为30~50mg/L。废气洗涤塔排出的水、硅烷燃烧塔排出的水以及生活污水混合形成的混合废水中,COD为200~300mg/L,氨氮浓度为800~1000mg/L,该废水C/N为0.2,属于有机物浓度低、氨氮浓度高、低C/N比的废水,这对这种废水,通常采用“部分亚硝化+厌氧氨氧化”的处理工艺,但由于厌氧氨氧化菌种增殖速度慢、培养苛刻,且受到厌氧氨氧化反应器类型、温度、溶解氧、pH、基质浓度和有机物浓度等诸多因素的影响,该处理工艺脱氮稳定性不佳,不便于控制,运行成本较高。

[0003] 因此,对于低C/N比的高氨氮废水来说,现有的废水处理工艺无法在低成本下实现高效脱氮,无法满足使用需求。

发明内容

[0004] 为此,本发明所要解决的技术问题在于克服现有技术中废水处理工艺无法在低成本下实现高效脱氮的缺陷。

[0005] 为解决上述技术问题,本发明提供了一种基于两级硝化和脱氮反硝化的废水脱氮处理系统,包括依次连接的硝化配水池、一级硝化池、二级硝化池、一级沉淀池、中间池、脱氮反硝化罐、二级沉淀池和清水池;

[0006] 所述二级硝化池和一级硝化池之间设置有硝化回流管道,所述硝化液回流管道用于将二级硝化池的硝化菌水混合物部分回流至一级硝化池;

[0007] 所述脱氮反硝化罐和一级硝化池之间设置有反硝化清液回流管道,所述反硝化清液回流管道用于将脱氮反硝化罐的清液部分回流至一级硝化池;

[0008] 硝化配水池,用于将氨氮废水和生活污水进行混合;

[0009] 一级硝化池,用于对硝化配水池出水进行硝化处理;

[0010] 二级硝化池,用于对一级硝化池出水进行硝化处理;

[0011] 一级沉淀池,用于对二级硝化池出水进行泥水分离,泥水分离后的上清液进入中间池;

[0012] 中间池,用于接收一级沉淀池内泥水分离后的上清液;

[0013] 脱氮反硝化罐,用于对中间池出水进行反硝化处理;

[0014] 二级沉淀池,用于对脱氮反硝化罐出水进行泥水分离,泥水分离后的上清液进入

清水池予以排放。

[0015] 在本发明的一个实施例中,所述一级沉淀池和一级硝化池之间设置有第一污泥回流管道,所述一级沉淀池和脱氮反硝化罐之间设置有污泥补充管道,所述第一污泥回流管道用于将所述一级沉淀池内部进行泥水分离后的部分沉淀污泥回流至一级硝化池,所述污泥补充管道用于将所述一级沉淀池内部进行泥水分离后的部分沉淀污泥输入至脱氮反硝化罐。

[0016] 在本发明的一个实施例中,所述二级沉淀池和脱氮反硝化罐之间设置有第二污泥回流管道,所述第二污泥回流管道用于将所述二级沉淀池内部进行泥水分离后的沉淀污泥回流至脱氮反硝化罐。

[0017] 在本发明的一个实施例中,所述脱氮反硝化罐采用内循环厌氧反应器。

[0018] 一种废水脱氮处理的方法,包括以下步骤:

[0019] S1) 将氨氮废水和生活污水在硝化配水池中进行混合形成混合废水;

[0020] S2) 在一级硝化池中补充碳酸氢钠,并将硝化配水池中的混合废水泵入一级硝化池中进行硝化处理;

[0021] S3) 在二级硝化池中补充碳酸氢钠,一级硝化池的出水流入二级硝化池中进行硝化处理;

[0022] S4) 二级硝化池的硝化菌水混合物部分回流至一级硝化池,剩余出水流至一级沉淀池进行泥水分离,泥水分离后的上清液进入中间池,并在中间池投加碳源和补充硝酸;

[0023] S5) 将中间池的出水泵入脱氮反硝化罐进行反硝化处理;

[0024] S6) 脱氮反硝化罐的清液部分回流至一级硝化池,剩余出水流至二级沉淀池进行泥水分离,泥水分离后的上清液进入清水池排出。

[0025] 在本发明的一个实施例中,步骤S4)中,一级沉淀池内部进行泥水分离后的部分沉淀污泥回流至一级硝化池,剩余的沉淀污泥排出至脱氮反硝化罐和/或生化污泥池。

[0026] 在本发明的一个实施例中,步骤S6)中,二级沉淀池内部进行泥水分离后的沉淀污泥回流至脱氮反硝化罐。

[0027] 在本发明的一个实施例中,中间池补充的硝酸来自于生产中产生的硝酸废液。

[0028] 在本发明的一个实施例中,当硝化配水池的氨氮浓度超过1000mg/L时,将所述清水池出水部分回流至硝化配水池以降低硝化配水池的氨氮浓度。

[0029] 在本发明的一个实施例中,所述脱氮反硝化罐的MLSS浓度控制在8000~12000mg/L。

[0030] 本发明的上述技术方案相比现有技术具有以下优点:

[0031] 本发明所述的基于两级硝化和脱氮反硝化的废水脱氮处理系统及方法,能够对低C/N比高氨氮废水进行低成本、高效率的生物脱氮。

附图说明

[0032] 为了使本发明的内容更容易被清楚的理解,下面根据本发明的具体实施例并结合附图,对本发明作进一步详细的说明。

[0033] 图1是本发明的基于两级硝化和反硝化的废水脱氮处理系统框图;

具体实施方式

[0034] 下面结合附图和具体实施例对本发明作进一步说明,以使本领域的技术人员可以更好地理解本发明并能予以实施,但所举实施例不作为对本发明的限定。

[0035] 参照图1所示,本实施例公开了一种基于两级硝化和脱氮反硝化的废水脱氮处理系统,包括依次连接硝化配水池、一级硝化池、二级硝化池、一级沉淀池、中间池、脱氮反硝化罐、二级沉淀池和清水池;

[0036] 二级硝化池和一级硝化池之间设置有硝化回流管道,硝化液回流管道用于将二级硝化池的硝化菌水混合物部分回流至一级硝化池;

[0037] 脱氮反硝化罐和一级硝化池之间设置有反硝化清液回流管道,反硝化清液回流管道用于将脱氮反硝化罐的清液部分回流至一级硝化池;

[0038] 硝化配水池,用于将氨氮废水和生活污水进行混合;其中,氨氮废水包括洗涤塔废水和硅烷燃烧排水。

[0039] 一级硝化池,用于对硝化配水池出水进行硝化处理;

[0040] 二级硝化池,用于对一级硝化池出水进行硝化处理;

[0041] 一级沉淀池,用于对二级硝化池出水进行泥水分离,泥水分离后的上清液进入中间池;

[0042] 中间池,用于接收一级沉淀池内泥水分离后的上清液;

[0043] 脱氮反硝化罐,用于对中间池出水进行反硝化处理;

[0044] 二级沉淀池,用于对脱氮反硝化罐出水进行泥水分离,泥水分离后的上清液进入清水池予以排放。

[0045] 氨氮废水和生活污水在硝化配水池进行混合后依次流经一级硝化池、二级硝化池、一级沉淀池、中间池、脱氮反硝化罐、二级沉淀池和清水池后排出。

[0046] 在其中一个实施方式中,一级沉淀池和一级硝化池之间设置有第一污泥回流管道,一级沉淀池和脱氮反硝化罐之间设置有污泥补充管道,第一污泥回流管道用于将一级沉淀池内部进行泥水分离后的部分沉淀污泥回流至一级硝化池,污泥补充管道用于将一级沉淀池内部进行泥水分离后的部分沉淀污泥输入至脱氮反硝化罐。

[0047] 在其中一个实施方式中,二级沉淀池和脱氮反硝化罐之间设置有第二污泥回流管道,所述第二污泥回流管道用于将所述二级沉淀池内部进行泥水分离后的沉淀污泥回流至脱氮反硝化罐。

[0048] 在其中一个实施方式中,脱氮反硝化罐采用内循环厌氧反应器,以使得脱氮反硝化罐自身进行内循环,从而使得反硝化产生的碱度与进水中的酸度中和,达到稳定pH的效果。具体的,内循环厌氧反应器采用上流式UASB厌氧反应器形式,底部设置布水器,顶部内置气、液、固三相分离器。

[0049] 在其中一个实施方式中,上述废水脱氮处理系统还包括氨氮废水调节池和生产污水收集池,氨氮废水调节池用于收集氨氮废水并调节该氨氮废水的水质水量;生产污水收集池用于收集生活污水。

[0050] 氨氮废水调节池排出的氨氮废水和生产污水收集池排出的生活污水均泵入硝化配水池内进行混合。

[0051] 进一步地,氨氮废水调节池设置有搅拌装置,以通过搅拌方式使得池内的氨氮废

水得以均化水质和水量,混合均匀,提高系统的稳定性。

[0052] 在其中一个实施方式中,上述废水脱氮处理系统还包括硝化废液收集池,用于收集硝酸废液,并泵入中间池以向中间池补充硝酸,以降低中间池内废水的PH值。

[0053] 在其中一个实施方式中,上述废水脱氮处理系统还包括生化污泥池,一级沉淀池内部进行泥水分离后的沉淀污泥可排出至生化污泥池,并经过叠螺机压滤成泥饼后外运处置。

[0054] 在其中一个实施方式中,硝化配水池中设置有搅拌装置和氨氮在线监测仪,利用搅拌装置对硝化配水池中的混合废水进行搅拌,使其均匀混合;利用氨氮在线监测仪实时检测硝化配水池的氨氮浓度,防止氨氮浓度过高。

[0055] 上述搅拌装置可以水力搅拌装置或曝气搅拌装置。

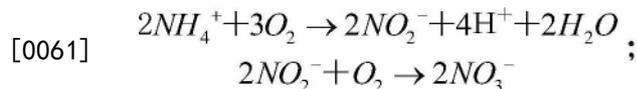
[0056] 本实施例还公开了一种基于上述处理系统的废水脱氮处理的方法,包括以下步骤:

[0057] S1) 将氨氮废水和生活污水在硝化配水池中进行混合形成混合废水;

[0058] 其中,氨氮废水包括洗涤塔废水和硅烷燃烧排水。

[0059] S2) 在一级硝化池中补充碳酸氢钠,并将硝化配水池中的混合废水泵入一级硝化池中进行硝化处理;

[0060] 一级硝化池内的硝化处理就是发生硝化反应的过程,即在氨氧化菌(AOB)和亚硝化细菌(NO_B)的作用下,将NH₄⁺氧化为NO₂⁻和NO₃⁻(AOB将NH₃-N氧化为NO₂⁻-N,然后在NO_B的作用下将NO₂⁻-N最终被转化为NO₃⁻-N),反应方程式如下:



[0062] 在一级硝化池中,可以利用垃圾焚烧厂渗滤液的硝化液作为接种污泥,由于硝化过程本身产生H⁺,随着硝化的进行,一级硝化池内的废水的碱度被消耗殆尽,将下降到不利的水平,甚至到硝化反应的完全终结,因此,必须外加碱度-碳酸氢钠以中和硝化过程所产生的酸;

[0063] 在一级硝化池中如果硝化反应进行的非常好,一级硝化池的pH会降低到7以下,如果一级硝化池的pH在8.5以上,说明硝化反应很差,甚至发生的很少,pH超过9,硝化反应则会受到抑制。

[0064] 一级硝化池的控制参数如下:

[0065] 温度:常温,15~35°,不需要加热;

[0066] 污泥浓度:沉淀30min后,控制污泥沉降比达到50%~70%;沉淀120min后,污泥沉降比达到40%~50%;

[0067] 溶解氧:DO值为2~3mg/L;

[0068] pH:控制pH为7.5~8.0;若pH大于9或小于6,硝化菌的活性收到抑制并趋于停止,因此,使得pH维持在7.5~8.0,能够更好地保证硝化反应的进行。

[0069] 碳酸氢钠:绝大部分HCO₃⁻作为缓冲溶液,中和反应生成的H⁺,维持反应器内部酸碱平衡,一小部分HCO₃⁻作为无机碳源维持微生物生长。无机碳源作为微生物生长必需的物质,其缺失会对微生物活性产生影响。

[0070] 根据实验研究表明,碱度/NH₄⁺-N为11时(碱度是过量的),可以实现氨氮90%以上

的转化率;碱度/ NH_4^+-N 为8时(碱度是充足的),可以实现氨氮80%以上的转化率;碱度/ NH_4^+-N 为4.5时(碱度是不足的),可以实现氨氮40%~50%的转化率;

[0071] 如果一级硝化池的氨氮去除率为80%,实现氨氮从1000mg/L降低到200mg/L, NO_2^--N 和 NO_3^--N 约为800mg/L。

[0072] 碳酸氢钠与氨氮的关系是8:1,可以实现氨氮的80%去除率。即若进水氨氮浓度为1000mg/L,每进 1m^3 废水需碳酸氢钠为8kg。若一级硝化池内的氨氮浓度为500mg/L,那么需加入碳酸氢钠为 $4\text{kg}/\text{m}^3$ 废水的量来补充无机碳、补充碱度。

[0073] S3) 在二级硝化池中补充碳酸氢钠,一级硝化池的出水流入二级硝化池中进行硝化处理;

[0074] 二级硝化池内的硝化处理过程和一级硝化处理一样,也是发生硝化反应的过程。

[0075] 二级硝化池的控制参数如下:

[0076] 温度:常温; $15\sim 35^\circ$,不需要加热;

[0077] 污泥浓度:沉淀30min后,控制污泥沉降比达到50%~70%;沉淀120min后,污泥沉降比达到40%~50%;

[0078] 溶解氧:DO值大于 $2\text{mg}/\text{L}$;;

[0079] pH:控制pH为 $6.5\sim 7.3$;

[0080] 碳酸氢钠:如二级硝化池内加入碳酸氢钠为 $1\text{kg}/\text{m}^3$ 废水,也即每进 1m^3 废水需碳酸氢钠为1kg;一级硝化池与二级沉淀池出水之间的氨氮去除率,实现40%~50%左右,实现氨氮从200mg/L降低到20mg/L, NO_2^--N 和 NO_3^--N 为1000mg/L。

[0081] S4) 二级硝化池的硝化菌水混合物经硝化液回流管道回流至一级硝化池,剩余出水流至一级沉淀池进行泥水分离,泥水分离后的上清液进入中间池,并在中间池投加碳源(以乙酸钠为主)和补充硝酸;

[0082] 上述步骤中,通过将二级硝化池的硝化菌水混合物回流到一级硝化池,利于提高硝化系统的稳定性、缓冲性和降解效率。

[0083] 在中间池投加碳源(以乙酸钠为主)的量与总氮TN(total nitrogen)的比例为COD:TN约为1:1。

[0084] 中间池出水的pH为 $5\sim 6$;

[0085] S5) 将中间池的出水泵入脱氮反硝化罐进行反硝化处理;

[0086] 脱氮反硝化罐中的反硝化处理就是发生反硝化反应的过程,其机理是在反硝化细菌的作用下,以有机碳源为电子受体,最终将 NO_3^--N 还原为气态氮(NO 、 N_2O 、 N_2),从而达到脱氮的目的。

[0087] 在脱氮反硝化罐中,可以利用垃圾焚烧厂渗滤液的反硝化池的污泥作为接种污泥。

[0088] 脱氮反硝化罐中总氮从1000mg/L降低到50mg/L以下,实现95%的总氮去除率,反硝化的脱氮负荷达到 $1.2\text{kgTN}/(\text{m}^3\cdot \text{d})$,COD从1000mg/L降低到100mg/L以下,实现95%的COD去除率,且pH值从 $5\sim 6$ 升高到 $8.5\sim 9.0$,产生了很多的碱度。

[0089] S6) 脱氮反硝化罐的清液部分经反硝化清液回流管道回流至一级硝化池,剩余出水流至二级沉淀池进行泥水分离,泥水分离后的上清液进入清水池排出。

[0090] 上述步骤中,通过将脱氮反硝化罐的清液回流至一级硝化池,可以利用反硝化产

生的碱度补充一级硝化需要的碱度,通过此方式可以大幅度的减少碳酸氢钠的投加;同时一级硝化池内也会发生短程硝化反硝化。

[0091] 例如,若脱氮反硝化罐出水以1份回流到一级硝化池,在一级硝化池实现80%的氨氮去除率的情况下,碳酸氢钠的加药量从 $8\text{kg}/\text{m}^3$ 氨氮废水,减少到 $2.5\sim 3\text{kg}/\text{m}^3$ 氨氮废水,脱氮反硝化罐出水的pH在 $8.5\sim 9.0$ 左右,中和到一级硝化池,一级硝化池的pH可以从 7.0 提高到 $7.2\sim 7.3$ 。

[0092] 在其中一个实施方式中:步骤S4)中,一级沉淀池内部进行泥水分离后的部分沉淀污泥回流至一级硝化池,剩余的沉淀污泥排出至脱氮反硝化罐和/或生化污泥池。

[0093] 在其中一个实施方式中,步骤S6)中,二级沉淀池内部进行泥水分离后的沉淀污泥回流至脱氮反硝化罐。

[0094] 在其中一个实施方式中,中间池补充的硝酸来自于生产中产生的硝酸废液,可以通过硝化废液收集池收集硝酸废液。

[0095] 在其中一个实施方式中,当硝化配水池的氨氮浓度超过 $1000\text{mg}/\text{L}$ 时,将清水池出水部分回流至硝化配水池以降低硝化配水池的氨氮浓度,使得硝化配水池的氨氮浓度始终不大于 $1000\text{mg}/\text{L}$ 时,以避免对一级硝化池及其后续工艺运行产生不良影响。

[0096] 在其中一个实施方式中,控制脱氮反硝化罐的MLSS (Mixed liquid suspended solids,混合液悬浮固体浓度)浓度为 $8000\sim 12000\text{mg}/\text{L}$ 。

[0097] 在其中一个实施方式中,脱氮反硝化罐自身能够进行内循环,使得脱氮反硝化罐的内循环量是进水量的2倍。

[0098] 在其中一个实施方式中,一级硝化池和二级硝化池的脱氮负荷达到 $0.08\text{kgNH}_3\text{-N}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 。

[0099] 上述实施例的基于两级硝化和脱氮反硝化的废水脱氮处理系统和方法,采用两级硝化反应+反硝化的生化工艺,两级硝化池实现氨氮的98%以上的去除率,脱氮反硝化罐实现总氮95%以上的去除率;最终实现了氨氮含量从进水 $1000\text{mg}/\text{L}$ 降到出水 $20\text{mg}/\text{L}$ 以下、总氮含量从进水 $1000\text{mg}/\text{L}$ 降到出水 $50\text{mg}/\text{L}$ 以下、COD从进水 $200\sim 300\text{mg}/\text{L}$ 降低到出水 $100\text{mg}/\text{L}$ 以下,有效实现了对低C/N比高氨氮废水进行低成本、高效率的生物脱氮的目的。解决了光伏电池行业氨氮废水处理的环保问题,同时本专利可以延伸到高氨氮、低有机物的废水处理领域。

[0100] 显然,上述实施例仅仅是为清楚地说明所作的举例,并非对实施方式的限定。对于所属领域的普通技术人员来说,在上述说明的基础上还可以做出其它不同形式变化或变动。这里无需也无法对所有的实施方式予以穷举。而由此所引申出的显而易见的变化或变动仍处于本发明创造的保护范围之内。

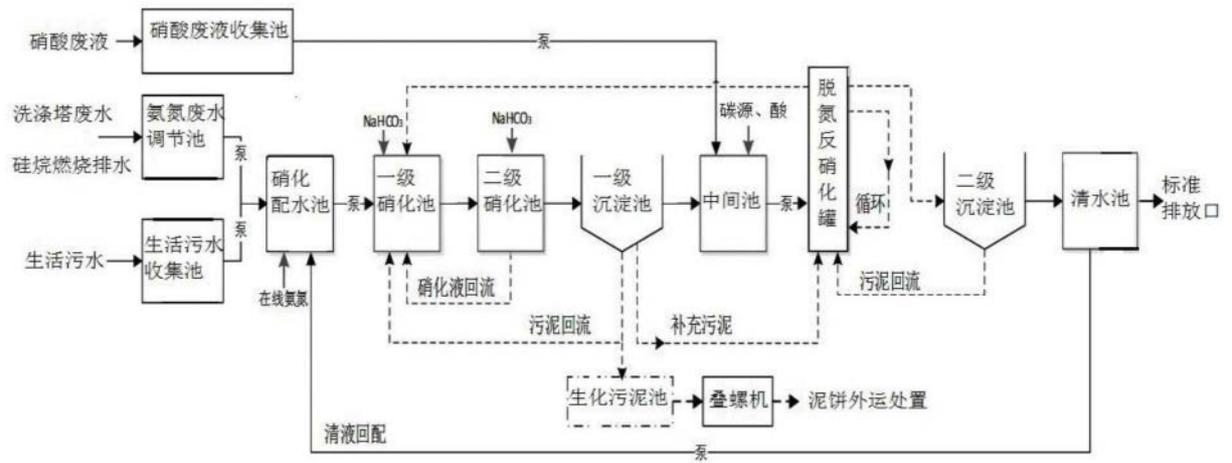


图1