

(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101357812 B

(45) 授权公告日 2010.12.15

(21) 申请号 200710075361.2

C02F 1/44(2006.01)

(22) 申请日 2007.07.31

审查员 李锐

(73) 专利权人 深圳市百斯特环保工程有限公司
地址 518053 广东省深圳市南山区桃源办福
光工业区 A15 栋

(72) 发明人 曾胜学

(74) 专利代理机构 深圳新创友知识产权代理有
限公司 44223

代理人 邢涛

(51) Int. Cl.

B01D 61/14(2006.01)

C02F 1/20(2006.01)

C02F 1/52(2006.01)

C02F 3/28(2006.01)

C02F 3/02(2006.01)

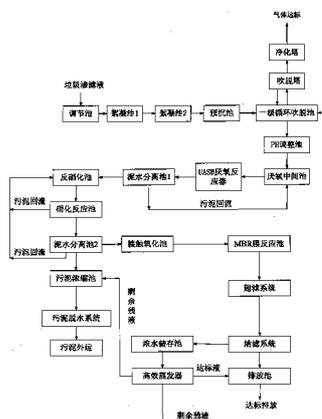
权利要求书 1 页 说明书 7 页 附图 2 页

(54) 发明名称

一种生活垃圾渗滤液的处理方法

(57) 摘要

本发明公开了一种生活垃圾渗滤液的处理方法,包括以下步骤:垃圾渗滤液在调节池进行充分调节后,进行预处理步骤;先进行部分氨吹脱,再进行厌氧、好氧处理;经过好氧处理后的污水进入 MBR 膜生物反应池中;在 MBR 膜生物反应池中对污水进行 MBR 膜处理;对于 MBR 膜处理出水进行深度(超滤、纳滤)处理;纳滤浓水进入高效蒸发器处理,高效蒸发器处理后的清洁水达标排放,剩余少量残液返回到循环吹脱池处理,剩余污泥残渣浓缩、脱水后外运。本发明由于对深度处理后的浓水再经过高效蒸发的方式进行处理,可以使浓水绝大部分水分蒸发进行达标排放,蒸发后剩余的极少量残液再回到循环处理过程。



1. 一种生活垃圾渗滤液的处理方法,包括以下步骤:

(1) 垃圾渗滤液在调节池进行充分调节后,进行预处理步骤,该预处理步骤包括先进行部分氨吹脱,再将垃圾渗滤液投加絮凝剂进行絮凝预沉淀;

(2) 预处理步骤后的污水进行厌氧处理;

(3) 将厌氧处理后的污水进行好氧处理,相当于反硝化加上硝化处理;

(4) 经过好氧处理后的污水进入 MBR 膜生物反应池中;

(5) 在 MBR 膜生物反应池中对污水进行 MBR 膜处理;

(6) 对于 MBR 膜处理出水进行深度处理,所述的深度处理是采用超滤+纳滤工艺进行深度处理;

(7) 纳滤浓水进入高效蒸发器处理,

(8) 高效蒸发器处理后的清洁水达标排放,少量残液回到循环处理过程处理,剩余污泥残渣浓缩、脱水后外运。

2. 根据权利要求 1 所述的生活垃圾渗滤液的处理方法,其特征在于:步骤(1)中所述的预处理步骤中是在碱性条件下投加絮凝剂。

3. 根据权利要求 1 所述的生活垃圾渗滤液的处理方法,其特征在于:所述的方法在步骤(1)后,还包括步骤 A:经循环吹脱池和吹脱塔进行部分脱氨,脱氨后的污水进入步骤(2)进行厌氧处理。

4. 根据权利要求 1 所述的生活垃圾渗滤液的处理方法,其特征在于:所述的步骤(2)中厌氧处理是在 UASB 厌氧反应器中进行的。

5. 根据权利要求 4 所述的生活垃圾渗滤液的处理方法,其特征在于:所述步骤(2)中,渗滤液流入 UASB 厌氧反应器之前,先进入厌氧中间池,并在厌氧中间池中停留不少于 3 天。

6. 根据权利要求 5 所述的生活垃圾渗滤液的处理方法,其特征在于:所述的步骤(2)后,还包括步骤 B:厌氧处理后的污水进入厌氧污泥分离池使厌氧污泥进行浓缩后,回流至厌氧中间池。

7. 根据权利要求 1 所述的生活垃圾渗滤液的处理方法,其特征在于:所述的步骤(2)后,还包括步骤 C:将厌氧处理后的污水进行消化处理,消化处理后的污水进入泥水分离池,泥水分离池分离的污泥浓缩、脱水后外运;泥水分离池分离的污水进入步骤(3)进行好氧处理。

8. 根据权利要求 3 所述的生活垃圾渗滤液的处理方法,其特征在于:所述的吹脱塔内部安装有多极旋流板,空气流自下而上经多极旋流板与上方喷淋的水逆流接触。

一种生活垃圾渗滤液的处理方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种生活垃圾处理技术,更具体地说涉及生活垃圾渗滤液的处理方法。

背景技术

[0002] 1、生活垃圾渗滤液的产生:

[0003] 目前城市生活垃圾的处理方法主要有焚烧和填埋,无论那种方法处理垃圾,都会产生垃圾渗滤液,生活垃圾渗滤液与城市生活污水和工业废水相比,渗滤液具有更为明显的特点,即成分复杂,水质水量变化大且呈非周期性,无疑给对其进行有效而稳定的处理带来较大困难。

[0004] 2、渗滤液特性:

[0005] 渗滤液属高浓度有机废水。一般情况垃圾渗滤液中化学耗氧量 COD_{Cr} 浓度范围 20000 ~ 70000mg/L,生物耗氧量 BOD₅ 浓度范围 10000 ~ 40000mg/L,悬浮物 SS 约为 6000mg/L,pH₄ ~ 6,氨氮含量在 1000-2000mg/L,盐分含量在 20000-60000mg/L,同时还含有多种有机物和无机物(含有毒有害成分),因而其水质是相当复杂的,污染物种类多,而且浓度存在短期波动性和长期变化的复杂性。

[0006] 3. 处理技术:

[0007] 随着各国对环境保护的要求的标准的提高,现有的常规的垃圾渗滤液处理方法已经不能满足需要,图 1 中所示的是现有的一种常规的垃圾渗滤液处理方法。

[0008] 该技术所述方法包括以下步骤:

[0009] (1) 污水在调节池进行充分调节后,进行预处理步骤,该预处理步骤包括在絮凝池 1、絮凝池 2 中投加絮凝剂,然后进入预沉池沉淀;

[0010] (2) 由预沉池出来的污水进入 PH 调整池调节 PH 后,在厌氧池、缺氧和好氧池(接触氧化池)中进行生物反应,从好氧池出来的污泥回流到厌氧池、污水进入到混凝反应池;

[0011] (3) 混凝反应池出来的污水通过沉淀池,再进入泥水分离池进行泥水分离,泥水分离池出来的污泥进入污泥浓缩池浓缩,浓缩后的污泥进入污泥脱水系统脱水,脱水后的污泥外运;泥水分离池出来的污水进入 MBR 膜反应池;

[0012] (4) 在 MBR 膜生物反应池中进行 MBR 膜处理;

[0013] (5) 对于 MBR(膜生物反应器)膜处理出水采用 RO 系统(反渗透系统)工艺进行深度处理,浓水回调节池重新处理;清洁水进入排放池进行达标排放。

[0014] 这种处理方法,对垃圾渗滤液中含有的有机物和无机物在一定程度进行了处理,但是 RO 产生的浓水中仍然含有超标的有机物,如果没有经过处理直接回到调节池重新处理,会对微生物产生危害作用。

[0015] 并且,进一步地存在以下明显不足:

[0016] (1) 污水在调节池进行充分调节后,进行预处理步骤,该预处理步骤没有充分考虑到城市垃圾含有的重金属成分,没有考虑去除重金属成分的药剂反应;

[0017] (2) 在进生化处理之前,没考虑到该水质的氨氮浓度很高对微生物的危害性,没采用去除氨氮的措施;

[0018] (3) 由于该水质 SS 浓度很高,在采用厌氧、缺氧和好氧进行处理之间没有考虑污泥对溶解氧的消耗,使得好氧池氧的有效利用率大大降低。

发明内容

[0019] 本发明所要解决的技术问题是提供一种垃圾渗滤液的处理方法,该方法可以对深度处理后的浓水中含的超标有机物进行进一步处理,从而可以减少浓水中的有机物的含量,使处理后的水一部分可以达标排放、一部分残液再回到循环处理过程,而回到循环处理过程的残液的有机物的含量降低,从而也可以降低对微生物产生的危害作用。

[0020] 本发明所述的方法包括以下步骤:

[0021] (1) 垃圾渗滤液在调节池进行充分调节后,进行预处理步骤,该预处理步骤包括将垃圾渗滤液投加絮凝剂进行絮凝预沉淀;

[0022] (2) 预处理步骤后的污水进行厌氧处理;

[0023] (3) 将厌氧处理后的污水进行好氧处理(反硝化+硝化);

[0024] (4) 经过好氧处理后的污水进入 MBR 膜生物反应池中;

[0025] (5) 在 MBR 膜生物反应池中对污水进行 MBR 膜处理;

[0026] (6) 对于 MBR 膜处理出水进行深度处理(超滤+纳滤);

[0027] (7) 纳滤浓水进入高效蒸发器处理,

[0028] (8) 高效蒸发器处理后的清洁水达标排放,少量残液回到循环处理过程处理,剩余污泥残渣浓缩、脱水后外运。

[0029] 步骤(1)中所述的预处理步骤中是在碱性条件下投加絮凝剂。这样可以去除垃圾渗滤液中的部分金属离子。

[0030] 所述的方法在步骤(1)后,还包括步骤A:经循环吹脱池和吹脱塔进行部分脱氮,脱氮后的污水进入步骤(2)进行厌氧处理。这样可以使得进入厌氧反应的水质氨氮浓度更适合厌氧微生物营养比值。

[0031] 所述的步骤(2)中厌氧处理是在 UASB 厌氧反应器中进行的。这种厌氧反应器处理效率比一般的厌氧池处理效率高,运行更稳定。

[0032] 所述步骤(2)中,渗滤液流入 UASB 厌氧反应器之前,先进入厌氧中间池,并在厌氧中间池中停留不少于 3 天。这样可以保证污泥充分沉淀。

[0033] 所述的步骤(2)后,还包括步骤B:厌氧处理后的污水进入厌氧污泥分离池使厌氧污泥进行浓缩后,回流至厌氧中间池。这样可以保证回流污泥保证没有投加药剂,回流效果更佳。

[0034] 所述的步骤(2)后,还包括步骤C:将厌氧处理后的污水进行消化处理,消化处理后的污水进入泥水分离池,泥水分离池分离的污泥浓缩、脱水后外运;泥水分离池分离的污水进入步骤(3)进行好氧处理。反应后进行泥水分离,由于大部分生物污泥在泥水分离池分离,使得进入好氧池的有效氧利用率大大提高,也就是提高了好氧池的处理效果。

[0035] 所述的步骤(6)中所述的深度处理是采用超滤+纳滤工艺进行深度处理。这种处理方法比 RO 更抗堵塞。

[0036] 所述的步骤 A 中：所述的吹脱塔内部安装有多极旋流板，空气流自下而上经多极旋流板与上方喷淋的水逆流接触。这个多极旋流板的可以让空气流自下而上做多次旋流，以与上方喷淋的水充分接触。

[0037] 本发明由于对深度处理后的浓水再经过高效蒸发的方式进行处理，可以使浓水绝大部分水分蒸发进行达标排放，蒸发后剩余的极少量残液再回到循环处理过程，剩余污泥残渣浓缩、脱水后外运。而回到循环处理过程的残液的有机物的含量降低，从而也可以降低对微生物产生的危害作用。

附图说明

[0038] 图 1 是现有的生活垃圾渗滤液的一种处理方法的流程图。

[0039] 图 2 是实施例中的生活垃圾渗滤液的处理方法的流程图。

具体实施方式

[0040] 下面结合附图和较佳的实施例对本发明作进一步说明。

[0041] 具体实施方式为一个垃圾焚烧发电厂的垃圾渗滤液污水处理过程，该发电厂日处理垃圾量为 1200 吨。垃圾堆放产生的渗滤液为 300 吨 / 天，这种渗滤液是一种高浓度的有机污水，含有高浓度的氨氮、有机物等污染物。在该实施方式中，垃圾渗滤液在进入系统时， COD_{Cr} （化学需氧量）峰值达到 70000mg/L， BOD_5 （五日生化需氧量）峰值达到 30000mg/L，SS（悬浮物）高达 6000mg/L，平均值在 3000mg/L 左右，氨氮峰值达到 2000mg/L。

[0042] 如图 2，垃圾渗滤液首先通过集水池收集，集水池底部设泵坑，定期抽走滞留在集水池底部的污泥。

[0043] 集水池流出的污水进入调节池，调节污水水量，均匀水质，同时渗滤液经过在调节池中 3-5 天的停留，COD 的去除率在 10-15% 左右。

[0044] 由调节池流出的污水再进入两极絮凝池，并在其中投加石灰 / 氢氧化钠絮凝，PH 控制在 9—11 之间，石灰 / 氢氧化钠加药泵采用变频器控制，絮凝池 PH 值的控制通过设定 PH 仪的控制上下限，采用模拟量输出信号给变频器，变频器根据模拟输出信号，调整石灰加药泵的工作频率来确定加入石灰 / 氢氧化钠量的多少，从而控制絮凝池的 PH 值。污水然后再进入预沉池，沉淀时间 3h。预沉池采用竖流式沉淀池。经过预沉池处理后，垃圾渗滤液的 COD 去除率在 20%—30%，SS（悬浮物）的去除率在 65% 左右。

[0045] 经过上述预处理步骤后，再将污水导入循环吹脱池。垃圾渗滤液氨氮含量达 2000mg/L 以上，若让其直接进入生化处理装置则很难实现生物脱氮，因此先利用碱化吹脱塔进行部分脱氮，即首先加碱使渗滤液呈碱性 ($pH > 9$)，其中的铵离子转化为游离氨，然后送入吹脱塔以喷淋和鼓风吹脱方式去除游离氨。吹脱出来的氨气经氨气吸收塔处理后可达标排放。污水流入循环吹脱池后，用泵抽送至吹脱塔顶部进行喷淋布水。吹脱塔内设多极旋流板，通过在吹脱塔后部安装的两台鼓风机强制将空气流自下而上流经多极旋流板并与水逆流充分混合接触，达到吹脱的目的。污水在该步骤的停留时间为 4 小时，从循环吹脱池用泵抽水至吹脱塔的循环比为 20 : 1。所述循环比是指单位体积的水在吹脱塔和循环吹脱池间的循环次数，以 20 : 1 为例，指 $1m^3$ 的原水在吹脱塔和循环吹脱池间循环 20 次。鼓风机吹送空气的气水比为 200 : 1。为了提高氨吹脱率，循环吹脱池的底部进一步设置曝气装置对

氨气进行初步吹脱,可进一步确保氨的高去除率。在该步骤中,对氨氮的去除率在 50%—70%。与传统的与填料吹脱塔相比,采用上述的吹脱系统有以下优点:(1) 气体通量大 (2) 构造简单 (3) 运行阻力小 (4) 能耗更低 (5) 无需清洗。

[0046] 经过循环吹脱后的污水进入 PH 调整池中,在此处水力停留时间为 0.5h,PH 值控制在 7-8 左右,之后进入下一单元继续处理。

[0047] PH 调整池出来的污水下一步流入推流式厌氧中间池中,并停留 10 天左右。在该步骤中,利用超长的停留时间,使经过预处理后的渗滤液污水进行充分水解酸化。此处理作为 UASB 厌氧反应器的初级阶段处理。在 UASB 厌氧反应器正常运行后,可使用其产出的富余污泥对厌氧中间池进行接种,进一步提高厌氧中间池的处理效果。增设此厌氧中间池的优点如下:(1) 实现调节池功能,调节处理水量;(2) 缓冲 UASB 厌氧反应器的进水负荷;(3) 进一步降低 SS(悬浮物),确保反应器进水安全 (4) 提高 UASB 厌氧反应器进水生化性。经本单元处理后的 COD 去除率在 30%左右,SS(悬浮物) $\leq 100\text{mg/L}$ 。

[0048] 经厌氧中间池后,渗滤液进入 UASB 厌氧反应器,污水在此进行厌氧反应,将大分子有机物分解为较小分子有机物,提高渗滤液的可生化性。污水在 UASB 反应器的有效停留时间为 5 天。在运行过程中,利用垃圾发电厂的余热蒸汽为 UASB 反应器加热,使之反应温度稳定在 35-38℃左右。进水采用均匀分布的穿孔管布水器使污水均匀地引入到 UASB 反应器的底部,污水向上通过包含颗粒污泥或絮状污泥的污泥床。厌氧反应发生在污水与污泥颗粒的接触过程中,反应产生的沼气引起了内部的循环。附着或没有附着在污泥上的沼气向反应器顶部上升,碰击到三相分离器气体发射板,引起附着气泡的污泥絮体脱气。气泡释放后污泥颗粒将沉淀到污泥床的表面,气体被收集到反应器顶部的三相分离器的集气室。一些污泥颗粒会经过分离器缝隙进入沉淀区。

[0049] 本实施方式中的 UASB 厌氧反应器尺寸为 11x11x12 米,池体净空高度 12 米,有效水深为 10.5 米,停留时间 5 天。

[0050] UASB 厌氧反应器的启动:

[0051] 启动分为三个阶段:(1) 污泥驯化培养期 (2) 负荷提高期 (3) 满负荷运行期。

[0052] 第一阶段污泥驯化培养期:选用经驯化过的污泥进行接种,厌氧污泥分 5 天接入 1300m³,接种反应器的污泥浓度为 34mg/L,在每天接入 260m³ 厌氧污泥后,投加 COD 在 3000mg/L 左右的稀释后的厌氧中间池出水,投加量为 260m³,经过 5 天的连续接种和投加稀释污水后,充满整个 UASB 厌氧反应器。由于接种污泥的温度在 26°左右,未达到设计运行温度,因此,需要提高反应器温度。每天采用小水量间歇进水,进 4 小时,停两小时,水量控制在 10m³/h, COD 在 3000mg/L 左右,容积负荷控制在 0.4kgCOD/(m³.d),温度每两天升高 1°。当温度提高到 36°时,进水水量保持不变,厌氧中间池出水不经稀释直接进入,进水 COD 在 16800mg/L—20000mg/L 间,连续运行 2 周,后期 COD 的去除率逐步提高,去除率达到 80%左右。此阶段耗时 45 天左右。

[0053] 第二阶段为负荷提高期:厌氧反应器经过第一阶段的运行后,开始逐步提高反应器的运行负荷,通过增加进水水量来提高负荷。进水采用连续进水,1-15 天,处理水量为 6m³/h,进水 COD 在 16800mg/L—20000mg/L 间,反应器负荷提高由 4kgCOD/(m³.d) 提高到 6kgCOD/(m³.d),COD 的去除率在后几天稳定在 75%出水 SS(悬浮物) $\leq 47\text{mg/L}$ 。16—35 天期间,处理水量提高为 13m³/h,进水为厌氧中间池出水,反应器负荷提高至 7kgCOD/(m³。

d), 在接下来的 2 个月时间里, 进水水量逐渐提高到设计水量 $40\text{m}^3/\text{h}$, 反应器负荷提高至 $9\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 后期出水 COD 的去除率稳定在 75% 以上, 出水 SS(悬浮物) $\leq 40\text{mg}/\text{L}$ 。

[0054] 第三阶段为满负荷运行期: 在进水达到 $40\text{m}^3/\text{h}$ 后, 反应器出水 100% -200% 回流, 有机负荷达到 $9-12\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 产气量也逐渐提高, 产气率 $7-9\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。镜检反应器生物种类分部合理, 生成有颗粒污泥。经过厌氧反应器的处理后, COD 的去除率在 80% 以上, SS(悬浮物) $\leq 30\text{mg}/\text{L}$ 。

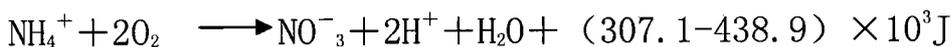
[0055] 在 UASB 厌氧反应器的启动期间, 在反应器进水管上安装一台 PH 仪, 根据来水情况, 设置一台碱计量泵, 受 PH 仪表控制, 使反应器 PH 值稳定在 7.5 左右, 避免由于进水酸化使反应器失衡。

[0056] 经过 UASB 厌氧反应器处理后, 使垃圾渗滤液中的有机污染物如脂肪酸、烃类、酚类、杂环芳烃类、多环芳烃类等得到有效去除, 或分解为更易降解的小分子, 明显降低了垃圾渗滤液的毒性, 重金属等经过一系列絮凝沉淀后, 也得到了有效的去除。

[0057] UASB 平均进水 COD 在 $30000\text{mg}/\text{L}$ 左右, 反应器在经过接种驯化后, 处理能力逐渐提高, COD 的去除率稳定在 75—80% 之间, 反应器出水 $\text{COD} < 6000\text{mg}/\text{L}$, 有机负荷为 $10\text{kgCOD}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ 。在 UASB 反应池后设置泥水分离池, 扑捉虽出水一同带出的厌氧污泥, 泥水分离池采用竖流式沉淀池, 停留时间 3 小时, 内设污泥回流泵, 将厌氧污泥和部分厌氧出水回流至厌氧中间池前端, 100% -200% 回流量。

[0058] UASB 厌氧反应器的出水经过泥水分离后流入硝化 / 反硝化反应单元, 根据渗沥液污水氨氮含量高的特点, 专为其设计硝化和反硝化生物脱氮单元, 硝化作用指 NH_3 氧化成 NO_3^- 的过程, 硝化作用由两类细菌参与, 亚硝化菌将 NH_3 氧化成 NO_2^- ; 硝化杆菌将 NO_2^- 氧化为 NO_3^- 。它们都利用氧化过程释放的能量, 使 CO_2 合成为细胞的有机物质, 因其为一类化能自养细菌, 在运行管理时, 应创造适合自养性的硝化细菌生长繁殖的环境, 硝化过程是生物脱氮的关键。

[0059]



[0060] 硝化作用过程要耗去大量的氧, 使一分子 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 完全氧化成 NO_3^- 需要耗去 2 分子的氧, 即 $4.57\text{mgO}_2/\text{mgNH}_4^+ - \text{N}$ 。硝化过程使环境酸性增强。

[0061] 在硝化反应中, 通过控制较低的负荷, 延长污泥停留时间确保硝化作用的顺利进行。

[0062] 反硝化作用是通过反硝化菌将硝酸盐和亚硝酸盐还原成气态氮和氧化亚氮的过程。反硝化菌多为异养的兼性厌氧细菌, 它利用各种各样的有机质作为反硝化过程中的电子供体(碳源), 在反硝化过程中, 有机物的氧化为:

[0063]



[0064] 在硝化作用过程中耗去的氧能被重复用到反硝化过程中, 使有机质氧化。

[0065] 反硝化池停留时间为 16 小时, DO(溶解氧) 控制小于 $0.3\text{mg}/\text{L}$, 硝化反应池停留时间为 48 小时, DO(溶解氧) 控制在 $2.0-3.0\text{mg}/\text{L}$ 间。并且在硝化反应池后设置泥水分离池, 停留时间为 3 小时, 形式为竖流式沉淀池, 内设污泥回流泵, 将分离污泥回流至反硝化反应

池中进行反硝化,去除氨氮。此单元对渗滤液中 COD 的去除率在 75%左右,氨氮去除率在 75%左右,BOD 去除率在 80%左右。

[0066] 经过硝化反应池后的泥水分离池出水流入一级接触氧化反应池进行好氧反应。此段工艺主要特点是在同一构筑物内,通过把构筑物分为不同的区域,配以不同的曝气量,使污水的处于缺氧、好氧状况下由不同微生物菌群将污水中的有机物、氨氮和磷降解净化,最后进入后续的 MBR 膜生物反应池,进行泥水分离,剩余污泥排入污泥收集池,在通过污泥回流水泵对其在分配。

[0067] 本单元所采用的接触氧化反应处理系统停留时间为 24 小时。根据不同的功能分为第一级接触氧化区、缺氧区、第二级接触氧化区。第一接触氧化区水力停留时间为 8 小时,受纳泥水分离池出水,和部分回流的活性污泥混合处理,溶解氧 DO 控制在 2.0-3.0mg/L;采用纤维软性填料为生物膜接触介质,特点是比表面积大、空隙率高、水力阻力小,化学结构稳定、造价低、重量轻 ($2-3\text{kg}/\text{m}^3$) 等,气水比在 10-15:1;缺氧区水力停留时间为 4 小时,在此阶段,不对水进行曝气,让水中的兼氧菌在代谢过程中消耗水中剩余的氧,进行反硝化脱氮;第二级接触氧化区水力停留时间为 12 小时,采用纤维软性填料为生物膜接触介质,此阶段溶解氧 DO 值控制在 2.0-2.5mg/L。经过接触氧化反应池处理单元的 COD 去除率稳定在 85%左右,单元出水 COD $<600\text{mg}/\text{L}$,有机负荷为 $2.5\text{kgCOD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ 。

[0068] 污水下一步进入 MBR 反应池中,并进行 MBR 膜处理。为确保排放水质达到一级标准,在 MBR 反应池中设计浸没式 MBR 膜处理装置。污水在 MBR 反应池内进行硝化与反硝化反应,能进一步去除 COD、BOD、氨氮等污染物。膜生物反应器 (MBR) 技术是膜分离技术与生物技术有机结合的新型污水处理技术,它利用膜分离设备将生化反应池中的活性污泥和大分子有机物截留住,省掉二沉池。膜-生物反应器工艺通过膜的分离技术大大强化了生物反应器的功能,经过之前的两级好氧生化处理,水中的可生化性降低至 0.23 (BOD/COD) 左右,生化性降低,在常规处理工艺中,此阶段的水已经很难处理,但在膜生物反应器中,通过对活性污泥、细菌的截留,使降解一些难降解有机物的细菌得以保留增殖,经过 2 个月的活性污泥的培养、驯化,使活性污泥浓度大大提高,细菌种类显著增多。同时膜生物反应器使其水力停留时间 (HRT) 和污泥停留时间 (SRT) 可以分别控制。

[0069] MBR 反应池有效水深为 5.5 米。反应池分为回水混合区和膜处理区两部分。膜组件采用中空纤维超滤膜,膜材质为聚偏氟乙烯 (PVDF),膜孔径为 0.1-0.2 μm ,单片膜面积 20m^2 。产水量为 $3.6\text{m}^3/\text{片}\cdot\text{d}$ 。膜处理区停留时间为 16 小时,污泥浓度为 $8500\text{mg}/\text{L}$,出水 COD 在 $300\text{mg}/\text{L}$ 左右,SS ≤ 3 ,SDI 值 ≤ 3 ,浊度 $\leq 0.46\text{NTU}$,符合纳滤进水要求。

[0070] 系统在经过好氧生化后,污水中的 COD 可生化性也逐步降低,采用常规的曝气方法也不能有效的降低水中 COD,而采用膜生物反应器,它能在出水的时候,不带走活性污泥,这样以来对于增殖较慢的一些处理难降解 COD 的微生物提供了一个很好的生长环境,这是在常规好氧活性污泥法中是做不到的。

[0071] 经过 MBR 膜生物反应器的出水由于含有一定量的难生化物质 (腐殖质、木质素等),不能通过细菌在有限的时间内得以较大程度的去除,因此在 MBR 出水可进一步经过超滤 (MOF)+纳滤 (NF) 处理后排放。纳滤的孔径多为纳米级,介于超滤和反渗透之间。纳滤通过外部压力推动,将水中的溶解质截留。由于反渗透膜对水中所有离子都有很高的截留率,而纳滤膜对水中离子的截留有较高的选择性,纳滤膜仅对 2 价离子和分子量为 200-1000 的

有机物有很高的截留率。因此,选用纳滤的工艺,而不选用反渗透工艺,即可以保证对水中 COD 有较高的去除率,又避免了反渗透膜长时间后污堵的问题,延长了系统的使用寿命,同时,纳滤系统运行时的驱动压力相比反渗透小的多,降低了能耗,降低了系统的运行成本。

[0072] 由于许多垃圾焚烧发电厂可以提供发电后的废蒸汽,因此提供了将纳滤浓水采用高效率蒸发器进行多效蒸发处理的廉价能源,此工艺使纳滤浓水绝大部分水分蒸发,使污水达标,与纳滤出水一起达标排放,蒸发后剩余的极少量残液再回到循环处理过程,剩余污泥残渣浓缩、脱水后外运。而回到循环处理过程的残液的有机物的含量降低,从而也可以降低对微生物产生的危害作用。

[0073] 在本实施方式中,纳滤采用 2+1 排列,使用 24 只美国 TFC 系列的抗污染纳滤膜,产水量 $\geq 15\text{m}^3/\text{h}$,采用恒压变频控制,压力控制在 0.35-0.7Mpa,产水 COD $\leq 50\text{mg/L}$,电导 $\leq 3000 \mu\text{s. cm}$,系统出水优于《污水综合排放标准》(GB8978—1996) 一级排放标准,多项指标达到生活杂用水标准。

[0074] 具体水质指标如下表:

[0075]

序	项目	单位	数值
1	CODCr	mg/L	$\leq 100\text{mg/L}$
2	BOD5	mg/L	$\leq 20\text{mg/L}$
3	氨氮(以N计)	mg/L	$\leq 15\text{mg/L}$
4	SS	mg/L	$\leq 70\text{mg/L}$
5	总磷(以P计)	mg/L	$\leq 0.5\text{mg/L}$
6	pH		6 ~ 9

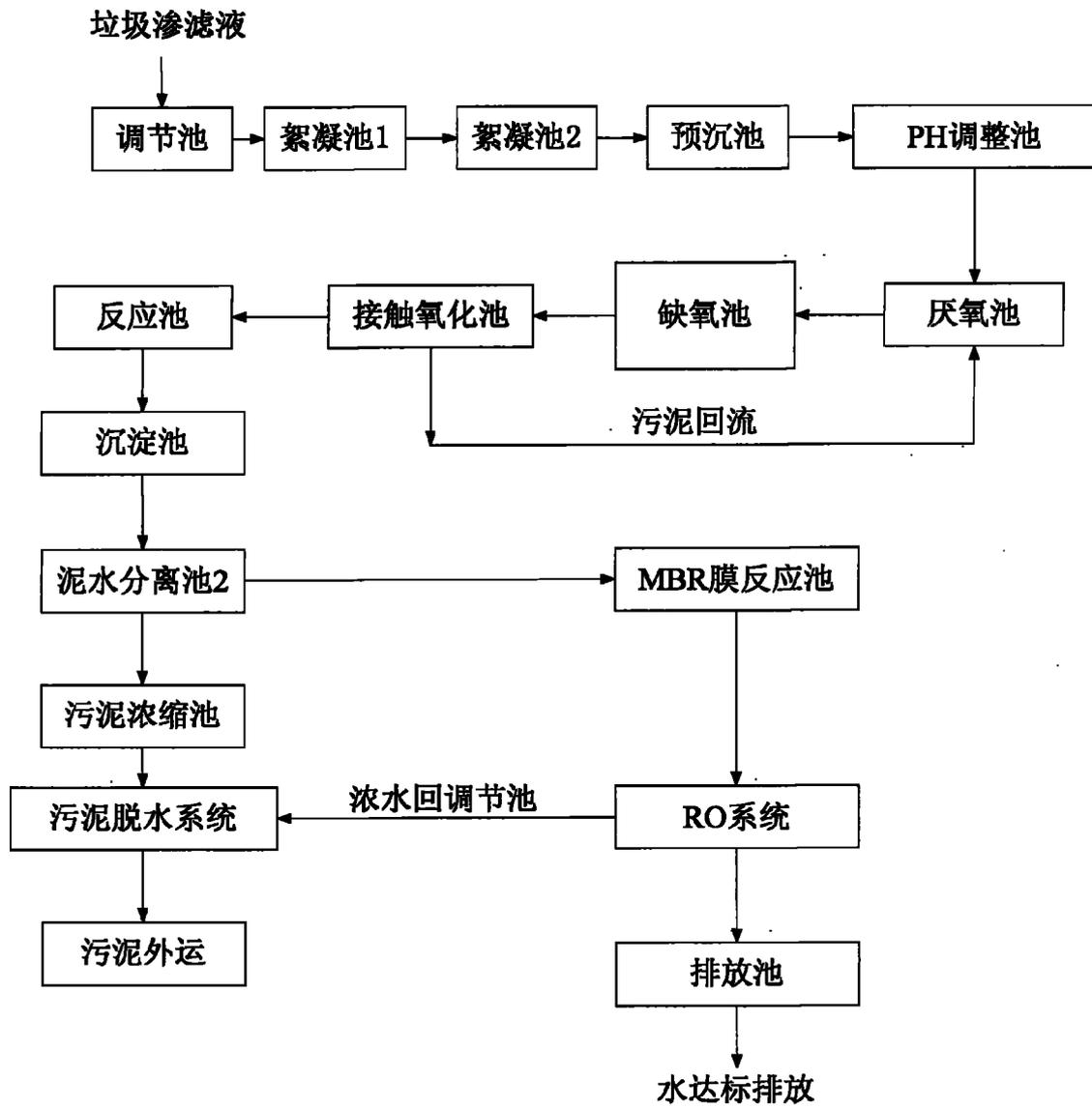


图 1

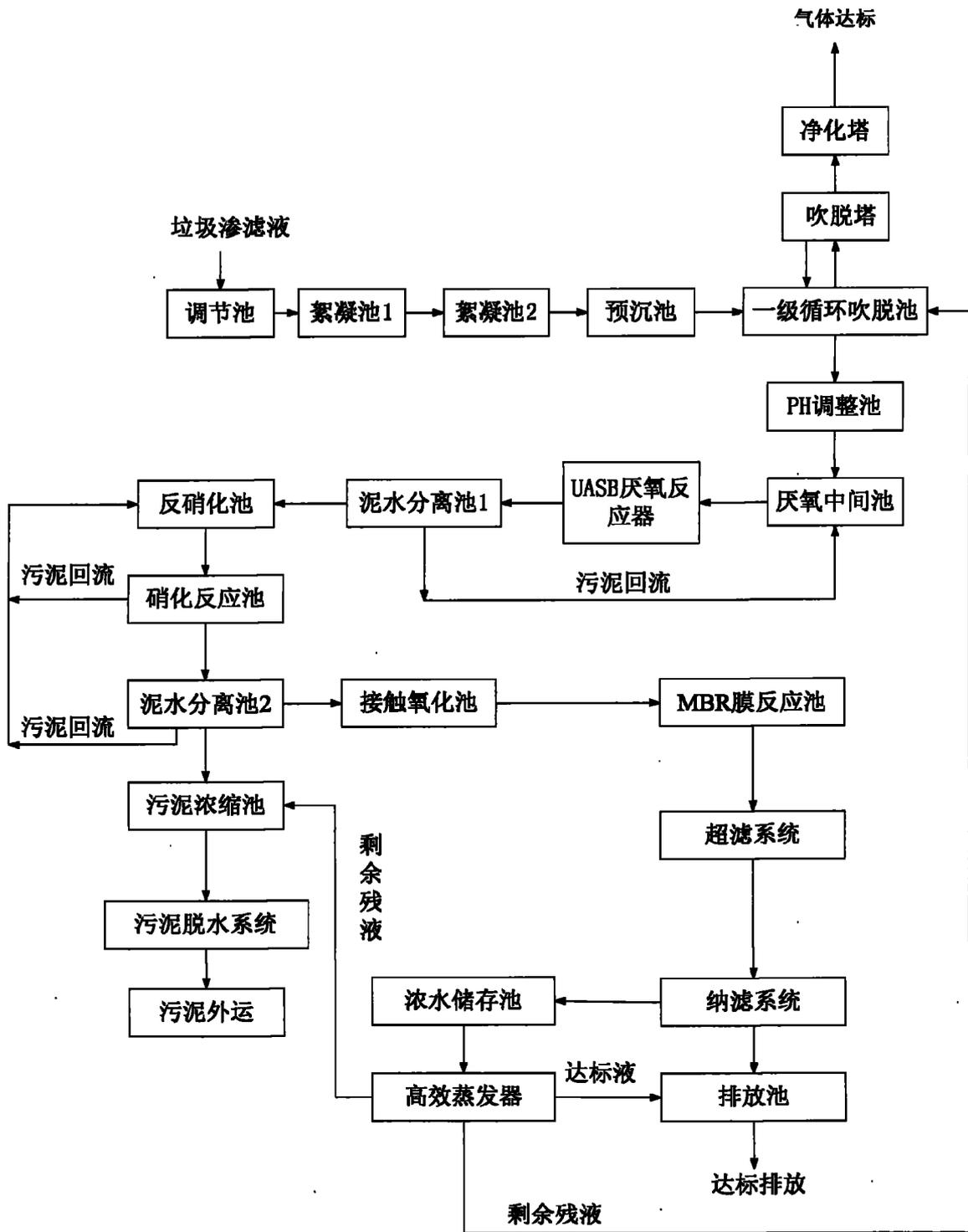


图 2