

[19] 中华人民共和国国家知识产权局



[12] 发明专利说明书

专利号 ZL 200610034517.8

[51] Int. Cl.

C02F 9/14 (2006.01)

C02F 1/66 (2006.01)

C02F 1/52 (2006.01)

C02F 1/20 (2006.01)

C02F 3/28 (2006.01)

C02F 3/10 (2006.01)

[45] 授权公告日 2008 年 7 月 2 日

[11] 授权公告号 CN 100398470C

[51] Int. Cl. (续)

C02F 1/44 (2006.01)

[22] 申请日 2006.3.17

[21] 申请号 200610034517.8

[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 杨青森 张立奎 曾佑群
廖筑江 邓焕祥 朱红斌 黄乐骏

[56] 参考文献

CN1736908A 2006.6.22

KR100294075B 2001.4.11

JP5-228459A 1993.9.7

CN1544365A 2004.11.10

CN1456521A 2003.11.19

我国垃圾渗滤液的特点和处理技术探讨.
董春松等. 中国给水排水, 第 21 卷第 12 期.
2005

审查员 郭彦

[74] 专利代理机构 深圳创友专利商标代理有限公司

代理人 彭家恩 罗瑶

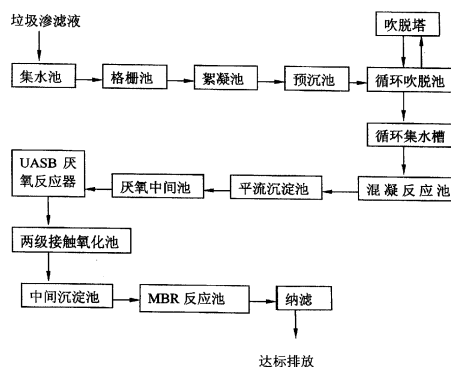
权利要求书 3 页 说明书 11 页 附图 1 页

[54] 发明名称

一种垃圾渗滤液处理方法

[57] 摘要

本发明公开一种垃圾渗滤液污水处理方法, 包括步骤: (1) 预处理步骤, 该预处理步骤包括将垃圾渗滤液在碱性条件下投加絮凝剂进行絮凝预沉淀; (2) 碱化后经循环吹脱池和吹脱塔进行部分脱氮, (3) 在 UASB 厌氧反应器中进行厌氧反应; (4) 采用两级接触氧化进行好氧处理; (5) 在膜生物反应池中进行处理; (6) 将经过膜生物反应池处理的渗滤液进一步用纳滤处理。用本发明的方法处理后的水质 $\text{COD} \leq 10\text{mg/L}$, $\text{SS} = 0$, 电导 $\leq 1000 \mu\text{S/cm}$, 达到生活杂用水标准。



1、一种垃圾渗滤液处理方法，其特征在于，所述方法包括步骤：

- (1) 预处理步骤，该预处理步骤包括将垃圾渗滤液在碱性条件下投加絮凝剂进行絮凝预沉淀；
- (2) 碱化后经循环吹脱池和吹脱塔进行部分脱氨，
- (3) 在 UASB 厌氧反应器中进行厌氧反应；
- (4) 采用两级接触氧化进行好氧处理；
- (5) 在膜生物反应池中进行处理；
- (6) 将经过膜生物反应池处理的渗滤液进一步用纳滤处理。

2、根据权利要求 1 所述的一种垃圾渗滤液处理方法，其特征在于：所述步骤 (1) 的碱性条件是指 pH 值在 9~11 之间，在步骤 (1) 中采用石灰做絮凝剂，并在加入絮凝剂后使渗滤液预沉淀不少于 2 小时。

3、根据权利要求 1 所述的一种垃圾渗滤液处理方法，其特征在于：所述步骤 (2) 是指，在经过预处理的垃圾渗滤液中加碱，使其中的铵离子转化为游离氨，并使渗滤液流入循环吹脱池，再用泵抽送至吹脱塔顶部进行喷淋布水，同时从吹脱塔底部自下而上进行鼓风，所述吹脱塔内部安装有多块旋流板，空气流自下而上经多块旋流板与上方喷淋的水逆流接触。

4、根据权利要求 3 所述的一种垃圾渗滤液处理方法，其特征在于：循环吹脱池循环比为 100:25~35，鼓风的气液比为 400~800:1，处理风量为 11000~18000m³/h。

5、根据权利要求 1 所述的一种垃圾渗滤液处理方法，其特征在于：所述步骤 (2) 与步骤 (3) 之间还包括，经部分脱氨的渗滤液流入平流沉淀池

中进行平流沉淀，并在平流沉淀之前加入絮凝剂；该絮凝剂优选采用聚合氯化铝铁，聚合氯化铝铁的投加量为 30~40mg/L，并且 pH 值控制在 7.5~9。

6、根据权利要求 1 所述的一种垃圾渗滤液处理方法，其特征在于：所述步骤（3）在 UASB 厌氧反应器中进行厌氧反应的停留时间为不少于 50 小时，进水采用均匀分布的穿孔管布水器使废水均匀地引入到 UASB 反应器的底部，反应器温度稳定在 30℃~40℃，pH 值稳定在 7~8。

7、根据权利要求 6 所述的一种垃圾渗滤液处理方法，其特征在于：所述步骤（3）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 12 天。

8、根据权利要求 1 所述的一种垃圾渗滤液处理方法，其特征在于：所述步骤（4）在两级接触氧化反应池中进行好氧处理时，停留时间不少于 60 小时，并且在两级接触氧化反应池的后面设置一个停留时间不少于 10 小时的中间沉淀池。

9、根据权利要求 8 所述的一种垃圾渗滤液处理方法，其特征在于：所述步骤（4）采用两级接触氧化进行好氧处理是指，两级接触氧化反应池分为兼氧区、第一级接触氧化区、缺氧区、第二级接触氧化区四个不同区域，各区域配以不同的曝气量，使污水在处于厌氧、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；

所述兼氧区接纳 UASB 厌氧出水后将污水与活性污泥进行混合处理，使溶解氧控制在 0.5-1.0mg/L，水力停留时间不少于 17 小时；

所述第一级接触氧化区采用纤维软性填料为生物膜接触介质，溶解氧控制在 2.5-3.5mg/L，曝气的气水比 10-15:1，水力停留时间不少于 17 小时；

所述缺氧区不进行曝气，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，水力停留时间不少于 12 小时；

所述第二级接触氧化区采用纤维软性填料为生物膜接触介质，溶解氧控制在 2.0-2.5mg/L，水力停留时间不少于 14 小时。

10、根据权利要求 1 所述的一种垃圾渗滤液处理方法，其特征在于：所述步骤（5）的膜生物反应池包括厌氧区、接触氧化区和膜处理区三部分，渗滤液在膜处理区的停留时间为不少于 20 小时，膜组件采用中空纤维超滤膜。

一种垃圾渗滤液处理方法

技术领域

本发明涉及一种污水处理的方法，特别是设计一种垃圾渗滤液的污水处理方法。

背景技术

随着经济的发展和人民生活水平的提高及政府对环境保护的要求需要提高，城市垃圾的卫生填埋、堆肥及垃圾焚烧发电是目前国内外广泛采用的垃圾处理方法。但垃圾在填埋、堆肥及垃圾焚烧发电的过程中产生的垃圾渗滤液污水是一种水质水量变化很大、微生物营养比例失调、氨氮含量高、成分复杂的高浓度有机污水，被公认为当今世界最难处理达标的污水，不仅极为黑臭难闻，且其污染浓度是一般城市污水的 10-100 倍，直接对周围土壤和地下水造成严重污染，所到之处，植物无法生长。渗滤液中 COD 最高可达上万或几万 mg/l，氨氮（ $\text{NH}_3\text{-N}$ ）高达几千 mg/l，且 BOD/COD 比又很低，难降解有机物和氨氮浓度很高，直接可生化性较差，因而用通常的直接生化处理效果不理想；并且污水中含有对微生物有害的盐类、有毒化合物，重金属离子，会抑制微生物活性，影响微生物直接生化效果，属较难处理的高浓度有机废水。因此，做好垃圾填埋场及焚烧发电厂的垃圾渗滤液净化处理工作相当紧迫。

发明内容

本发明的目的就是为了解决以上问题，提供一种技术先进、管理方便，运行高效低耗，净化效果可靠的垃圾渗滤液的处理方法。

为实现上述目的，本发明采用了以下技术方案：

本发明公开了一种垃圾渗滤液处理方法，所述方法包括步骤：

(1) 预处理步骤，该预处理步骤包括将垃圾渗滤液在碱性条件下投加絮凝剂进行絮凝预沉淀；

(2) 碱化后经循环吹脱池和吹脱塔进行部分脱氮，

(3) 在 UASB 厌氧反应器中进行厌氧反应；

(4) 采用两级接触氧化反应进行好氧处理；

(5) 在膜生物反应池中进行处理；

(6) 对于膜生物反应池处理出水采用纳滤工艺进行深度处理。

所述步骤(1)的碱性条件是指 pH 值在 9~11 之间，在步骤(1)中采用石灰做絮凝剂，并在加入絮凝剂后使渗滤液预沉淀不少于 2 小时。

所述步骤(2)是指，在经过预处理的垃圾渗滤液中加碱，使其中的铵离子转化为游离氨，并使渗滤液流入循环吹脱池，再用泵抽送至吹脱塔顶部进行喷淋布水，同时从吹脱塔底部自下而上进行鼓风，所述吹脱塔内部安装有多块旋流板净化塔，空气流自下而上在多块旋流板上与喷淋的水逆流接触，使水中游离氨脱吸逸出。

循环吹脱池循环比为 100:25~35，优选 100:28，气液比为 400~800:1，优选 600:1，处理风量为 11000~18000m³/h。

所述步骤(2)与步骤(3)之间还包括，经部分脱氨的渗滤液流入平流沉淀池中进行平流沉淀，并在平流沉淀之前加入絮凝剂；该絮凝剂优选采用

聚合氯化铝铁，聚合氯化铝铁的投加量为 30~40mg/L，并且 pH 值控制在 7.5~9。

所述步骤（3）在 UASB 厌氧反应器中进行厌氧反应的停留时间为不少于 50 小时，进水采用均匀分布的穿孔管布水器使废水均匀地引入到 UASB 反应器的底部，反应器温度稳定在 30℃~40℃，pH 值稳定在 7~8。

优选的，所述步骤（3）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 12 天。

所述步骤（4）在两级接触氧化反应池中进行好氧处理时，停留时间不少于 60 小时，并且在两级接触氧化反应池的后面设置一个停留时间不少于 10 小时的中间沉淀池。

所述步骤（4）采用两级接触氧化进行好氧处理是指，两级接触氧化反应池分为兼氧区、第一级接触氧化区、缺氧区、第二级接触氧化区四个不同区域，各区域配以不同的曝气量，使污水在处于厌氧、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；

所述兼氧区接纳 UASB 厌氧出水后将污水与活性污泥进行混合处理，使溶解氧控制在 0.5-1.0mg/L，水力停留时间不少于 17 小时；

所述第一级接触氧化区采用纤维软性填料为生物膜接触介质，溶解氧控制在 2.5-3.5mg/L，曝气的气水比 10-15:1，水力停留时间不少于 17 小时；

所述缺氧区不进行曝气，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，水力停留时间不少于 12 小时；

所述第二级接触氧化区采用纤维软性填料为生物膜接触介质，溶解氧控制在 2.0-2.5mg/L，水力停留时间不少于 14 小时。

所述步骤（5）的膜生物反应池包括厌氧区、接触氧化区和膜处理区三部分，渗滤液在膜处理区的停留时间为不少于 20 小时，膜组件采用中空纤维超滤膜。

由于采用了以上的方案，使本发明具备的有益效果在于：

用本发明的方法进行垃圾渗滤液的处理，处理能力大，处理效果优良，管理方便，自动化程度高，运行高效低耗，处理后的水质达到广东省地方标准《水污染物排放限制》（DB44/26-2001）第一时段一级排放标准，由处理前的 COD（化学需氧量）峰值达到 61250mg/L，SS（悬浮物）高达 5000 mg/L，转变为处理后的 COD $\leq$ 10mg/L，SS=0，电导 $\leq$ 1000 μ s. cm，达到生活杂用水标准，效果显著。

附图说明

图 1 是本发明垃圾渗滤液的处理流程示意图。

具体实施方式

下面对本发明作进一步详细的描述。

本发明的具体实施方式为深圳平湖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 900 吨。垃圾堆放产生一定的渗滤液污水，每天污水量约为 120 吨，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（化学需氧量）峰值达到 61250mg/L，SS（悬浮物）高达 5000 mg/L，平均值在 3000mg/L 左右。

如图 1，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。

集水池流出的污水进入格栅池，格栅池使用两级格栅，第一道位于格栅池进水口处，采用抽屉式栅网，间距为 2mm，第二道格栅置于格栅池出水口处，栅格间距 1mm。

由格栅池流出的污水再进入两极絮凝池，并在其中投加石灰絮凝，PH 控制在 9—11 之间，石灰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 2h。预沉池采用平流式沉淀池。经过预沉池处理后，垃圾渗滤液的 COD 去处率在 20%—30%，SS(悬浮物)的去除率在 65%左右。

经过上述预处理步骤后，再将废水导入循环吹脱池。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($\text{pH} > 9$)，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。废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。吹脱塔内设多块旋流板，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块旋流板并与水逆流充分混合接触，达到吹脱的目的。废水在该步骤的停留时间为 24 小时，从循环吹脱池用泵抽水至吹脱塔的循环比为 100:28。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液比为

600:1, 处理风量为 14000 m³/h。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 70%—80%。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。

经过循环吹脱后的污水收集入循环集水槽中, 在此处水力停留时间为 5h, 之后进入下一单元继续处理。

污水下一步进入混凝反应池, 并加入絮凝剂, 然后进入平流沉淀池进行沉淀。沉淀时间 5h。由于后续 UASB 厌氧反应器对进水 SS(悬浮物)要求 $\leq 300\text{mg/L}$, 因此设计此平流沉淀池的水力负荷较小。絮凝剂采用聚合氯化铝铁, 投加量为 35 mg/L, PH 值控制在 8 左右, 经本单元混凝沉淀处理, 去除大分子悬浮颗粒物质、COD, 同时也去除了部分氨氮, 大大降低了生化处理的有机复合和氨氮过高对菌种的影响, COD 去除率约 15%, 出水 SS(悬浮物) $\leq 300\text{mg/L}$ 。

平流沉淀池出来的废水下一步流入推流式厌氧中间池中, 并停留 15 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) $\leq 100\text{mg/L}$ 。

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 60 小时。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℃左右。进水采用均匀分布的穿孔管布水器使废水均匀地引入到 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。

本实施方式中的 UASB 厌氧反应器直径 10 米,池体净空高度 8 米,有效水深为 7 米,反应区高度为 5.5 米,停留时间 60 小时。

UASB 厌氧反应器的启动:

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。

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 200m³,接种反应器的污泥浓度为 34 mg/L,在每天接入 40 m³厌氧污泥后,投加 COD 在 3000 mg/L 左右的稀释后的厌氧中间池出水,投加量为 40 m³,经过 5 天的连续接种和投加稀释废水后,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 2 m³/h, COD 在 3000 mg/L 左右,容积负荷控制在 0.15kgCOD/(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 16800 mg/L — 20000 mg/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。

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 $2\text{ m}^3/\text{h}$, 进水 COD 在 16800 mg/L — 20000 mg/L 间, 反应器负荷提高由 $1.36\text{ kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 提高到 $1.92\text{ kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, COD 的去除率在后几天稳定在 80% 出水 SS(悬浮物) $\leq 47\text{ mg/L}$ 。16—35 天期间, 处理水量提高为 $3\text{ m}^3/\text{h}$, 进水为厌氧中间池出水, 反应器负荷提高至 $2.8\text{ kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, 在接下来的 2 个月时间里, 进水水量逐渐提高到设计水量 $7\text{ m}^3/\text{h}$, 反应器负荷提高至 $4.07\text{ kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 后期出水 COD 的去除率稳定在 80% 以上, 出水 SS(悬浮物) $\leq 40\text{ mg/L}$ 。

第三阶段为满负荷运行期: 在进水达到 $7\text{ m}^3/\text{h}$ 后, 反应器出水 100% 回流, 有机负荷达到 $4.5\text{--}5.3\text{ kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, 产气量也逐渐提高, 产气率 $2.7\text{--}3.9\text{ m}^3/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 。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 85% 以上, SS(悬浮物) $\leq 30\text{ mg/L}$ 。

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。

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、多环芳烃类等都得到有效的去除, 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。

UASB 平均进水 COD 在 20000mg/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 80—85 % 之间，反应器出水 COD<4000mg/L，有机负荷为 4.8kgCOD/m³·d，同时对反应器出水采用 100% 回流。

UASB 厌氧反应器的出水流入两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，使污水的处于厌氧、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，最后进入后续的平流沉淀池，进行泥水分离，沉淀污泥排入污泥收集池，再通过污泥回流水泵对其再分配，沉淀出水进入 MBR 反应池进行再处理。

本单元所采用的两级接触氧化反应处理系统总有效容积为 487m³，池体有效水深 4.6 米，总停留时间为 70 小时。根据不同的功能分为兼氧区、第一级接触氧化区、缺氧区、第二级接触氧化区。兼氧区水力停留时间为 20 小时，接纳 UASB 厌氧出水，和部分回流的活性污泥混合处理，溶解氧 DO 控制在 0.5-1.0mg/L；一级接触氧化区水力停留时间为 20 小时，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(2-3kg/m³)等，此阶段溶解氧 DO 值控制在 3mg/L 左右，气水比在 10-15: 1；缺氧区水力停留时间为 14 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 16 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<800mg/L, 有机负荷为 2.5kgCOD/m³.d。

废水下一步进入中间沉淀池, 进行沉淀。本实施方式中, 采用平流式沉淀池, 池长 4.6 米, 宽 10 米, 泥斗高度为 2.5 米, 有效水深为 2 米, 停留时间为 13 小时, 为了减少铝铁离子对于后续的 MBR 膜处理单元中 MBR 膜的污染, 该步骤能有效沉淀接触氧化池出水携带的老化污泥。同时进一步去除废水中的 COD, 此单元的 COD 去除率在 25%左右, 单元出水 COD<600mg/L。

废水下一步进入 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。废水在 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废水处理技术, 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。

MBR 反应池有效水深为 3.5 米。反应池分为厌氧区、接触氧化区和膜处理区三部分。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 0.2 μm, 单片膜面积 20m². 产水量为 3.8M³/片.d。膜处理区停留时间为

24 小时, 污泥浓度为 4500mg/L, 出水 COD 在 90mg/L 左右, SS=0, SDI 值 $\leq$ 3, 浊度 $\leq$ 0.46NTU, 符合纳滤进水要求。

系统在经过两级好氧生化后, 废水中的 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。

经过 MBR 反应池及 MBR 膜处理的出水可进一步经过纳滤 (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, 降低了系统的运行成本。

在本实施方式中, 纳滤采用 2+1 排列, 使用 6 只美国 TFC 系列的抗污染纳滤膜, 产水量 $\geq 7\text{m}^3/\text{h}$, 采用恒压变频控制, 压力控制在 0.35-0.4Mpa, 产水 COD $\leq 10\text{mg/L}$, 电导 $\leq 1000\ \mu\text{s. cm}$, 达到生活杂用水标准, 并且符合广东省地方标准《水污染物排放限制》(DB44/26-2001) 第一时段一级排放标准要求。

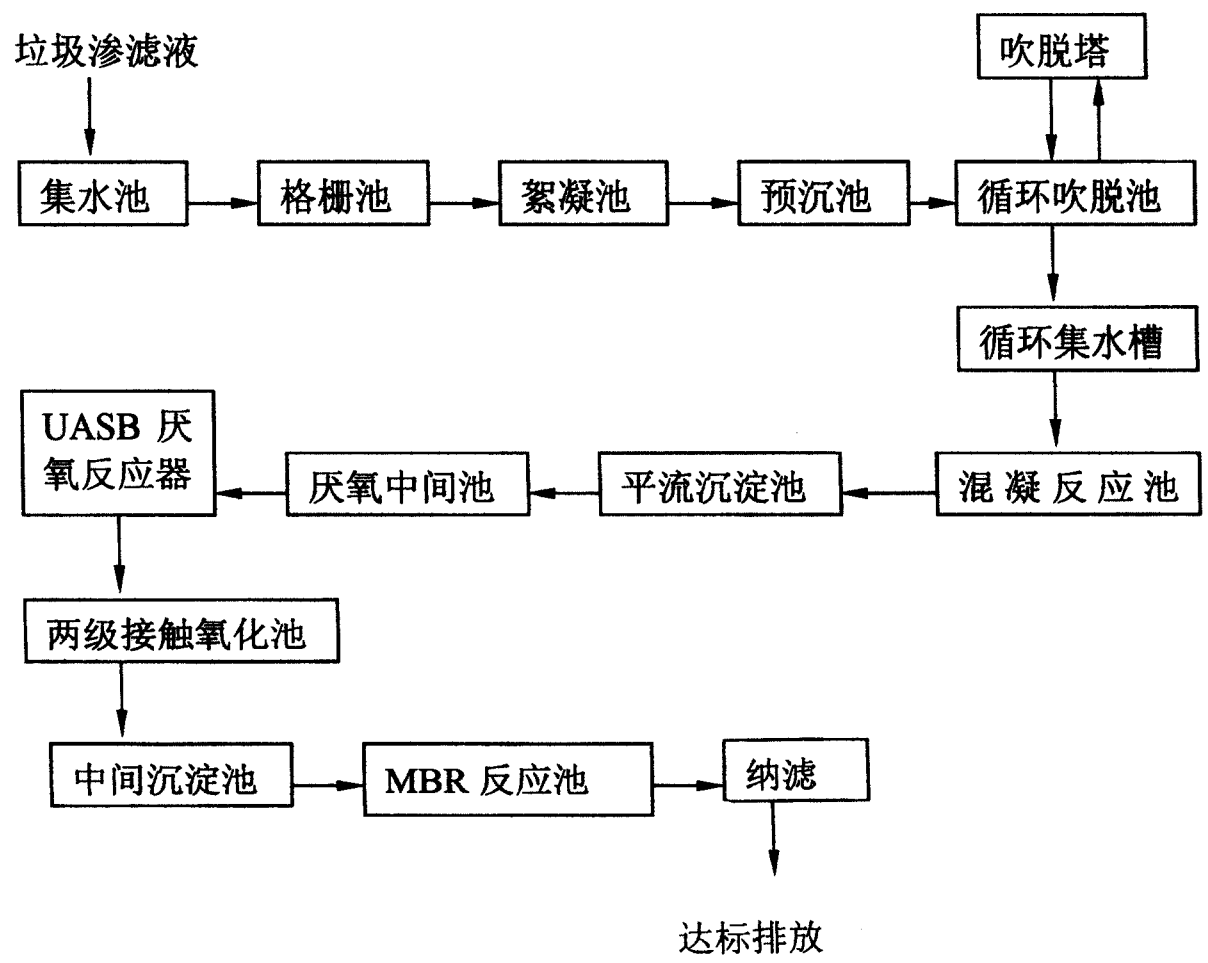


图 1