



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 113860555 A

(43) 申请公布日 2021. 12. 31

(21) 申请号 202111197019.6

(22) 申请日 2021.10.14

(71) 申请人 昆明滇池水务股份有限公司

地址 650000 云南省昆明市第七污水厂

申请人 清华大学深圳国际研究生院

(72) 发明人 李德彬 郭昉 李欢 周平

刘子为 林阳 王琳

(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 王震宇

B01D 53/78 (2006.01)

B01D 53/58 (2006.01)

C05F 11/02 (2006.01)

C05G 3/80 (2020.01)

C05C 1/00 (2006.01)

C05C 3/00 (2006.01)

C01C 1/18 (2006.01)

C01C 1/16 (2006.01)

C01C 1/242 (2006.01)

C02F 101/30 (2006.01)

C02F 101/16 (2006.01)

(51) Int. Cl.

C02F 9/04 (2006.01)

C02F 11/122 (2019.01)

C02F 11/123 (2019.01)

C02F 11/08 (2006.01)

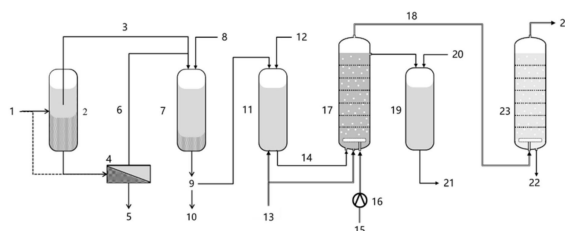
权利要求书2页 说明书8页 附图1页

(54) 发明名称

一种湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备和方法

(57) 摘要

一种湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备和方法,该设备包括固液分离装置、腐殖酸分离池、pH调节池、吹脱塔、风机、中和池及吸收塔;固液分离装置将氧化污泥进行固液分离,脱出液送入腐殖酸分离池,分离出腐殖酸后,将脱出液送入pH调节池加碱调配至目标pH值,并达到目标温度,随后将碱性脱出液送入吹脱塔,鼓入空气将脱出液中所含的氨吹出,在吹脱塔的塔顶形成富含氨气的混合气,脱氨后的脱出液从吹脱塔上部排出,而混合气通入吸收塔底部的曝气装置曝气形成气泡,吸收塔内的酸液同气泡中的氨反应生成铵盐从吸收塔底部排出,氨气被酸液吸收后的剩余气体从吸收塔顶部排出。本发明能够利用污泥湿式空气氧化脱出液生产优质碳源、腐殖酸肥和氮肥。



1. 一种湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备, 其特征在于, 包括固液分离装置、腐殖酸分离池、pH调节池、吹脱塔、风机、中和池以及吸收塔; 所述固液分离装置将污泥湿式空气氧化后所得的氧化污泥进行固液分离, 将得到的脱出液送入所述腐殖酸分离池, 分离出脱出液中的腐殖酸后, 将脱出液送入所述pH调节池加碱调配至目标pH值, 并达到目标温度, 随后将所得的碱性脱出液送入所述吹脱塔, 所述风机从所述吹脱塔底部的曝气装置鼓入空气, 被曝气装置分散后的气泡将所述脱出液中所含的氨吹出, 在所述吹脱塔的塔顶形成富含氨气的混合气, 脱氨后的脱出液从所述吹脱塔上部排出, 经过所述中和池的中和处理后获得碳源, 而所述混合气通入所述吸收塔底部的曝气装置曝气形成气泡, 所述吸收塔内的酸液同气泡中的氨反应生成铵盐, 含铵盐溶液从所述吸收塔底部排出, 氨气被酸液吸收后的剩余气体从所述吸收塔顶部排出。

2. 如权利要求1所述的湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备, 其特征在于, 所述固液分离装置包括沉淀池和机械脱水装置, 将氧化污泥在所述沉淀池内静置2~24小时, 固液分层后收集上清液, 将下层的氧化污泥送到所述机械脱水装置, 采用板框机或带机进行脱水, 得到泥饼和脱出液, 将所述上清液和脱出液合并得到最终的脱出液。

3. 如权利要求1或2所述的湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备, 其特征在于, 所述腐殖酸分离池通过酸沉淀法或吸附法分离出所述脱出液中的腐殖酸; 所述酸沉淀法包括在所述腐殖酸分离池中加入酸溶液, 调配脱出液的pH值为酸性, 静置一段时间后脱出液所含腐殖酸析出, 随后过滤出腐殖酸; 所述吸附法包括在所述腐殖酸分离池中加入活性炭, 搅拌后静置一段时间, 随后过滤出吸附了腐殖酸的活性炭, 得到富含腐殖酸的多孔性炭肥。

4. 如权利要求3所述的湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备, 其特征在于, 所述酸沉淀法中, 所述脱出液调节后的pH值为1~4, 静置时间为1~24h; 所述吸附法中, 静置时间为1~24h。

5. 如权利要求1至4任一项所述的湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备, 其特征在于, 用污泥湿式空气氧化系统的余热蒸汽将所述pH调节池内脱出液加热到所述目标温度, 和/或用污泥湿式空气氧化系统的余热蒸汽补充所述吹脱塔损失的热量; 优选地, 蒸汽加热采用间壁加热方式。

6. 如权利要求1至5任一项所述的湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备, 其特征在于, 所述目标pH值为9~13.5。

7. 如权利要求1至6任一项所述的湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备, 其特征在于, 所述目标温度为50~100℃, 优选为80℃~100℃。

8. 如权利要求1至7任一项所述的湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备, 其特征在于, 所述吹脱塔的曝气装置孔径为0.05~100μm, 所述吹脱塔为筛板塔, 高径比为5~20, 筛板间距为0.5~5倍吹脱塔半径, 筛板孔径为1~10mm, 筛孔间距为0.1~3倍筛孔直径, 吹脱气的气液比为50~1000; 可选地, 所述吹脱塔包括多个串联的吹脱塔。

9. 如权利要求1至8任一项所述的湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备, 其特征在于, 所述吸收塔的曝气装置孔径为0.05~1000μm, 所述吸收塔为筛板塔, 高径比5~20, 筛板间距为0.5~5倍吸收塔半径, 筛板孔径为1~10mm, 筛孔间距为0.1~3倍筛孔直径; 可选地, 所述吸收塔包括多个串联的吸收塔。

10. 一种湿式空气氧化脱出液资源化利用的方法, 其特征在于, 使用如权利要求1至9任

一项所述的设备进行湿式空气氧化脱出液资源化利用。

一种湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备和方法

技术领域

[0001] 本发明涉及污泥处理技术领域,特别是涉及一种湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备和方法。

背景技术

[0002] 污泥湿式空气氧化技术是一种环境友好的高级氧化技术,它可以在180~315℃和2~15MPa的反应条件下将污泥中的有机质降解成CO₂、H₂O和可生物降解的小分子有机物,且不排放NO_x、SO₂、HCl、二噁英、呋喃、飞灰等二次污染物。目前湿式空气氧化用于处理污泥主要还是将其作为一种污染物来处理,以提高矿化率和脱水为目标,并不将污泥作为一种资源来利用。湿式空气氧化液相产物(脱出液)中富含乙酸、氨和腐殖酸等高价产物,如TS=10%污泥经湿式空气氧化后脱出液中含乙酸约4~6g/L,氨约2.7g/L,腐殖酸约2~3g/L。由于缺乏对湿式空气氧化产物资源化利用的深入研究,污泥中富含有机碳、氨、磷和钾等资源将会被严重浪费。

[0003] 需要说明的是,在上述背景技术部分公开的信息仅用于对本申请的背景的理解,因此可以包括不构成对本领域普通技术人员已知的现有技术的信息。

发明内容

[0004] 本发明的主要目的在于克服上述背景技术的缺陷,提供一种湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备和方法,用污泥湿式空气氧化脱出液生产优质碳源、腐殖酸肥和氮肥。

[0005] 为实现上述目的,本发明采用以下技术方案:

[0006] 一种湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备,包括固液分离装置、腐殖酸分离池、pH调节池、吹脱塔、风机、中和池以及吸收塔;所述固液分离装置将污泥湿式空气氧化后所得的氧化污泥进行固液分离,将得到的脱出液送入所述腐殖酸分离池,分离出脱出液中的腐殖酸后,将脱出液送入所述pH调节池加碱调配至目标pH值,并达到目标温度,随后将所得的碱性脱出液送入所述吹脱塔,所述风机从所述吹脱塔底部的曝气装置鼓入空气,被曝气装置分散后的气泡将所述脱出液中所含的氨吹出,在所述吹脱塔的塔顶形成富含氨气的混合气,脱氨后的脱出液从所述吹脱塔上部排出,经过所述中和池的中和处理后获得碳源,而所述混合气通入所述吸收塔底部的曝气装置曝气形成气泡,所述吸收塔内的酸液同气泡中的氨反应生成铵盐,含铵盐溶液从所述吸收塔底部排出,氨气被酸液吸收后的剩余气体从所述吸收塔顶部排出。

[0007] 进一步地:

[0008] 所述固液分离装置包括沉淀池和机械脱水装置,将氧化污泥在所述沉淀池内静置2~24小时,固液分层后收集上清液,将下层的氧化污泥送到所述机械脱水装置,采用板框机或带机进行脱水,得到泥饼和脱出液,将所述上清液和脱出液合并得到最终的脱出液。

[0009] 所述腐殖酸分离池通过酸沉淀法或吸附法分离出所述脱出液中的腐殖酸;所述酸沉淀法包括在所述腐殖酸分离池中加入酸溶液,调配脱出液的pH值为酸性,静置一段时间

后脱出液所含腐殖酸析出,随后过滤出腐殖酸;所述吸附法包括在所述腐殖酸分离池中加入活性炭,搅拌后静置一段时间,随后过滤出吸附了腐殖酸的活性炭,得到富含腐殖酸的多孔性炭肥。

[0010] 所述酸沉淀法中,所述脱出液调节后的pH值为1~4,静置时间为1~24h;所述吸附法中,静置时间为1~24h。

[0011] 用污泥湿式空气氧化系统的余热蒸汽将所述pH调节池内脱出液加热到所述目标温度,和/或用污泥湿式空气氧化系统的余热蒸汽补充所述吹脱塔损失的热量;优选地,蒸汽加热采用间壁加热方式。

[0012] 所述目标pH值为9~13.5。

[0013] 所述目标温度为50~100℃,优选为80℃~100℃。

[0014] 所述吹脱塔的曝气装置孔径为0.05~100μm,所述吹脱塔为筛板塔,高径比为5~20,筛板间距为0.5~5倍吹脱塔半径,筛板孔径为1~10mm,筛孔间距为0.1~3倍筛孔直径,吹脱气的气液比为50~1000;可选地,所述吹脱塔包括多个串联的吹脱塔。

[0015] 所述吸收塔的曝气装置孔径为0.05~1000μm,所述吸收塔为筛板塔,高径比5~20,筛板间距为0.5~5倍吸收塔半径,筛板孔径为1~10mm,筛孔间距为0.1~3倍筛孔直径;可选地,所述吸收塔包括多个串联的吸收塔。

[0016] 一种湿式空气氧化脱出液资源化利用的方法,使用所述的设备进行湿式空气氧化脱出液资源化利用。

[0017] 本发明的有益效果:

[0018] 本发明提供的设备和方法能够利用污泥湿式空气氧化脱出液生产优质碳源、腐殖酸肥和氮肥,实现对湿式空气氧化脱出液高效的资源化利用。

[0019] 污水厂在反硝化脱氮过程需要投加碳源,而污泥湿式空气氧化脱出液中富含的乙酸正是一种优质碳源,将脱出液精制后作为污水厂碳源使用,不仅实现了污泥的资源化利用,还能降低污水厂的运行成本。然而脱出液中还含有较多的氨氮和有机氮(主要存在于腐殖酸中),C/N约为2,并不适合直接作为碳源使用。使用本发明的设备和方法进行湿式空气氧化脱出液资源化利用,分离脱出液中的氨和有机氮(腐殖酸)后,不仅得到富含乙酸的高C/N的脱出液(可作为高品质碳源),分离出的腐殖酸还可作为高附加值的腐殖酸肥,同时分离出的铵盐也可作为一种氮肥。

[0020] 污泥湿式空气氧化脱出液含有较多能降低表面张力的有机物(如乙酸、腐殖酸等),本发明在不加表面活性剂下,脱出液通过微孔曝气可生成微米级气泡,该气泡比表面积更大,在脱出液中分散得更均匀,不易破裂和汇聚,停留时间更长,提高了吹脱效率,可减少气体用量,也降低气液比和能耗。

[0021] 吹脱法是较为成熟的脱氨技术,对原料加热升温可提高吹脱效率,但为了降低能耗一般选择在温度40℃、pH>11条件进行,由于操作温度较低,导致传统吹脱法的气液比大(3000:1)、能耗高、反应器较大。由于污泥湿式空气氧化在COD>20g/L后可实现热量自持并产生余热,而一般污泥TS>3.3%后即可达到要求。本发明利用湿式空气氧化技术热量富余的特点,可将氨吹脱的操作温度进一步提高,优选到80℃以上,以提高吹脱效率,并降低气液比和能耗。

[0022] 在较低的气液比(如100:1)下,通过本系统处理后的污泥湿式空气氧化脱出液氨

氮去除率大于70%，脱氨后的脱出液可以成为一种优质碳源，同时得到可作为肥料使用的腐殖酸和铵盐溶液。

附图说明

[0023] 图1为本发明一种实施例的湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备结构示意图。

[0024] 附图标记：1，氧化污泥；2，沉淀池；3，上清液；4，机械脱水装置；5，泥饼；6，脱出液；7，腐殖酸分离池；8，酸溶液；9，过滤装置；10，腐殖酸；11，pH调节池；12，碱；13，污泥湿式空气氧化余热蒸汽；14，碱性脱出液；15，空气；16，风机；17，吹脱塔；18，混合气；19，中和池；20，酸；21，碳源；22，铵盐溶液；23，吸收塔；24，尾气。

具体实施方式

[0025] 以下对本发明的实施方式做详细说明。应该强调的是，下述说明仅仅是示例性的，而不是为了限制本发明的范围及其应用。

[0026] 需要说明的是，当元件被称为“固定于”或“设置于”另一个元件，它可以直接在另一个元件上或者间接在该另一个元件上。当一个元件被称为是“连接于”另一个元件，它可以是直接连接到另一个元件或间接连接至该另一个元件上。另外，连接既可以是用于固定作用也可以是用于耦合或连通作用。

[0027] 需要理解的是，术语“长度”、“宽度”、“上”、“下”、“前”、“后”、“左”、“右”、“竖直”、“水平”、“顶”、“底”“内”、“外”等指示的方位或位置关系为基于附图所示的方位或位置关系，仅是为了便于描述本发明实施例和简化描述，而不是指示或暗示所指的装置或元件必须具有特定的方位、以特定的方位构造和操作，因此不能理解为对本发明的限制。

[0028] 此外，术语“第一”、“第二”仅用于描述目的，而不能理解为指示或暗示相对重要性或者隐含指明所指示的技术特征的数量。由此，限定有“第一”、“第二”的特征可以明示或者隐含地包括一个或者更多该特征。在本发明实施例的描述中，“多个”的含义是两个或两个以上，除非另有明确具体的限定。

[0029] 参阅图1，本发明实施例提供一种湿式空气氧化脱出液资源化利用的设备，包括固液分离装置、腐殖酸分离池7、pH调节池11、吹脱塔17、风机16、中和池19、吸收塔23；所述固液分离装置将污泥湿式空气氧化后所得的氧化污泥1进行固液分离，将得到的脱出液6送入所述腐殖酸分离池7，分离出脱出液中的腐殖酸后，将脱出液送入所述pH调节池11加碱12调配至目标pH值，并达到目标温度，随后将所得的碱性脱出液14送入所述吹脱塔17，所述风机16从所述吹脱塔17底部的曝气装置鼓入空气15，被曝气装置分散后的微米级气泡将所述脱出液中所含的氨吹出，在所述吹脱塔17的塔顶形成富含氨气的混合气18，脱除氨氮后的脱出液从所述吹脱塔17上部排出，经过在所述中和池19内添加酸20进行酸碱中和处理后获得碳源21，而所述混合气18通入所述吸收塔23底部的曝气装置曝气形成微米级气泡，所述吸收塔23内的酸液同气泡中的氨反应生成铵盐，含铵盐溶液从所述吸收塔23底部排出，氨气被酸液吸收后的剩余尾气24从所述吸收塔23顶部排出。

[0030] 在优选的实施例中，所述固液分离装置包括沉淀池2和机械脱水装置4，将氧化污泥在所述沉淀池2内静置2~24小时，固液分层后收集上清液3，将下层的氧化污泥送到所述机械脱水装置4，采用板框机或带机进行脱水，得到泥饼5和脱出液，将所述上清液3和脱出

液合并得到最终的脱出液。

[0031] 在优选的实施例中,所述腐殖酸分离池7通过酸沉淀法或吸附法分离出所述脱出液中的腐殖酸;所述酸沉淀法包括在所述腐殖酸分离池7中加入酸溶液8,调配脱出液的pH值为酸性,静置一段时间后脱出液所含腐殖酸析出,随后通过过滤装置9过滤出腐殖酸10;所述吸附法包括在所述腐殖酸分离池7中加入活性炭,搅拌后静置一段时间,随后通过过滤装置9过滤出吸附了腐殖酸10的活性炭,得到富含腐殖酸的多孔性炭肥。

[0032] 在优选的实施例中,所述酸沉淀法中,所述脱出液调节后的pH值为1~4,静置时间为1~24h;所述吸附法中,静置时间为1~24h。

[0033] 在优选的实施例中,用污泥湿式空气氧化系统的余热蒸汽13将所述pH调节池11内脱出液加热到所述目标温度,和/或用污泥湿式空气氧化系统的余热蒸汽13补充所述吹脱塔17损失的热量;优选地,蒸汽加热采用间壁加热方式。

[0034] 在优选的实施例中,所述目标pH值为9~13.5。

[0035] 在优选的实施例中,所述目标温度为50~100℃,优选为80℃~100℃。

[0036] 在优选的实施例中,所述吹脱塔17的曝气装置孔径为0.05~100μm,所述吹脱塔17为筛板塔,高径比为5~20,筛板间距为0.5~5倍吹脱塔17半径,筛板孔径为1~10mm,筛孔间距为0.1~3倍筛孔直径,吹脱气的气液比为50~1000;可选地,所述吹脱塔17包括多个串联的吹脱塔17。

[0037] 在优选的实施例中,所述吸收塔23的曝气装置孔径为0.05~1000μm,所述吸收塔23为筛板塔,高径比5~20,筛板间距为0.5~5倍吸收塔23半径,筛板孔径为1~10mm,筛孔间距为0.1~3倍筛孔直径;可选地,所述吸收塔23包括多个串联的吸收塔23。

[0038] 本发明实施例还提供一种湿式空气氧化脱出液资源化利用的方法,使用前述任一实施例的设备进行湿式空气氧化脱出液资源化利用。

[0039] 本发明提供的设备和方法能够利用污泥湿式空气氧化脱出液生产优质碳源、腐殖酸肥和氮肥,实现对湿式空气氧化脱出液高效的资源化利用。

[0040] 污水厂在反硝化脱氮过程需要投加碳源,而污泥湿式空气氧化脱出液中富含的乙酸正是一种优质碳源,将脱出液精制后作为污水厂碳源使用,不仅实现了污泥的资源化利用,还能降低污水厂的运行成本。然而脱出液中还含有较多的氨氮和有机氮(主要存在于腐殖酸中),C/N约为2,并不适合直接作为碳源使用。使用本发明的设备和方法进行湿式空气氧化脱出液资源化利用,分离脱出液中的氨和有机氮(腐殖酸)后,不仅得到富含乙酸的高C/N的脱出液(可作为高品质碳源),分离出的腐殖酸还可作为高附加值的腐殖酸肥,同时分离出的铵盐也可作为一种氮肥。

[0041] 污泥湿式空气氧化脱出液含有较多能降低表面张力的有机物(如乙酸、腐殖酸等),本发明在不加表面活性剂下,脱出液通过微孔曝气可生成微米级气泡,该气泡比表面积更大,在脱出液中分散得更均匀,不易破裂和汇聚,停留时间更长,提高了吹脱效率,可减少气体用量,也降低气液比和能耗。

[0042] 吹脱法是较为成熟的脱氮技术,对原料加热升温可提高吹脱效率,但为了降低能耗一般选择在温度40℃、pH>11条件进行,由于操作温度较低,导致传统吹脱法的气液比大(3000:1)、能耗高、反应器较大。由于污泥湿式空气氧化在COD>20g/L后可实现热量自持并产生余热,而一般污泥TS>3.3%后即可达到要求。本发明利用湿式空气氧化技术热量富余

的特点,可将氨吹脱的操作温度进一步提高,优选到80℃以上,以提高吹脱效率,并大幅降低气液比和能耗。

[0043] 以下进一步描述本发明具体实施例。

[0044] 在一些实施例中,一种污泥湿式空气氧化液相产物(脱出液)脱氨后生产高品质碳源的方法,首先将污泥湿式空气氧化后所得氧化污泥进行固液分离得到脱出液,在腐殖酸分离池7通过酸沉淀或吸附法分离出脱出液中的腐殖酸后,将其送入pH调节池11加碱调配pH值至9~13.5,并用污泥湿式空气氧化系统的余热蒸汽将pH调节池11内脱出液加热到50~100℃。随后将pH调节池11内的高温碱性脱出液送入吹脱塔17,用风机16从吹脱塔17底部通过曝气装置鼓入定量的空气,被曝气装置分散后的微米级气泡将脱出液中所含的氨吹出,在吹脱塔17塔顶形成富含氨气的混合气,脱除氨氮后的脱出液(优质碳源)从吹脱塔17上部排出。最后将吹脱塔17顶部的混合气通入吸收塔23底部曝气装置曝气形成微米级气泡,以利于氨的吸收,吸收塔23内的酸液同气泡中的氨反应生成铵盐,含铵盐溶液从吸收塔23底部排出,氨气被酸液吸收后的剩余气体从吸收塔23顶部排出。

[0045] 在一些优选的实施例中,吹脱温度>80℃、pH>10、气液比>100:1、吹脱塔曝气头孔径0.22μm、吹脱塔采用高径比>10的筛板塔。

[0046] 在较低的气液比(如100:1)下,通过本方法处理后的污泥湿式空气氧化脱出液氨氮去除率大于70%,脱氨后的脱出液可以成为一种优质碳源,同时得到可作为肥料使用的腐殖酸和铵盐溶液。

[0047] 在一些实施例中,一种污泥湿式空气氧化脱出液资源化利用的方法,该方法包括以下步骤:

[0048] (1) 固液分离

[0049] 将污泥湿式空气氧化后所得氧化污泥进行固液分离,得到脱出液和泥饼。

[0050] (2) 腐殖酸分离

[0051] 将固液分离后得到的脱出液送入腐殖酸分离池,腐殖酸分离有两种方法:一是酸分离,在腐殖酸分离池中加入酸溶液,调配脱出液的pH值为酸性,静置一段时间后脱出液所含腐殖酸析出,随后过滤出腐殖酸;二是吸附分离,在腐殖酸分离池中直接加入活性炭,搅拌后静置一段时间如1-24h,随后过滤出吸附了腐殖酸的活性炭,得到富含腐殖酸的多孔性炭肥。

[0052] (3) 加碱调配

[0053] 腐殖酸分离后池内将上层脱出液送入pH调节池,加碱调配脱出液的pH值为碱性。

[0054] (4) 加热升温

[0055] 往调配到所需pH值后的脱出液中输入污泥湿式空气氧化的余热蒸汽,将脱出液加热到目标温度。

[0056] (5) 氨吹脱

[0057] 将调节池内处理后的高温碱性脱出液送入吹脱塔,用风机从吹脱塔底部通过曝气装置鼓入定量气液比的空气,被曝气装置分散后的微米级空气气泡将脱出液中所含的氨吹出,形成的混合气从吹脱塔顶部排出。脱除氨氮后的脱出液(优质碳源)从吹脱塔上部排出。吹脱塔损失的热量由余热蒸汽补充。

[0058] (6) 氨吸收

[0059] 将吹脱塔顶部富含氨气的混合气导入吸收塔底部曝气装置曝气形成微米级气泡,吸收塔内的酸液同气泡中的氨反应生成铵盐,含铵盐溶液从吸收塔底部排出,作为氮肥。氨气被酸液吸收后的剩余气体从吸收塔顶部排出。

[0060] 在一些实施例中,步骤(1)所述氧化污泥的固液分离可分为三步进行:1)将氧化污泥在沉淀池内静置2~24小时,固液分层后排出并收集上层清液到调节池,剩余下层氧化污泥悬浊液;2)将沉淀池下层的氧化污泥用板框机或带机进行脱水,得到泥饼和脱出液;3)将上清液和脱出液合并得到最终的脱出液,储存在调节池内。

[0061] 在一些实施例中,步骤(2)所述方法一中的酸溶液为硫酸、盐酸等溶液,所述脱出液调节后的pH值为1~4,所述静置时间为1~24h。

[0062] 在一些实施例中,步骤(2)所述方法二中的活性炭为商品活性炭或者其它热解炭,静置时间为1~24h。脱出液的腐殖酸分离后可降低脱出液的有机氮,提升C/N比。

[0063] 在一些实施例中,步骤(3)所述碱液可以是NaOH溶液、KOH溶液、Ca(OH)₂溶液等碱性溶液,浓度越高越好,高浓度碱液可降低碱液用量,减少对脱出液的稀释作用。也可直接用固体NaOH、KOH、CaO代替相应的碱液进行调节。碱的用量取决于脱出液需要调节到的pH值,需要实际测量,因不同污泥在不同工艺条件下得到的脱出液调节到同一pH值的用碱量不同。

[0064] 在一些实施例中,步骤(3)所述脱出液的pH值调节到9~13.5,典型的pH如11、12。

[0065] 在一些实施例中,步骤(4)所述目标温度为50~100℃。

[0066] 在一些实施例中,步骤(4)所述加热热源来自污泥湿式空气氧化反应系统自身多余的蒸汽,蒸汽加热采用间壁加热,以减少对脱出液的稀释。

[0067] 在一些实施例中,步骤(4)的加热环节在一种工艺方案中可以省去,就是在湿式空气氧化系统出口氧化污泥的设计温度(80~100℃)高于目标温度时,由于脱出液温度已经达到目标温度,不需要再次加热。

[0068] 在一些实施例中,步骤(5)所述氨吹脱方式采用曝气方式,曝气装置设置在吹脱塔底部,曝气装置孔径0.05~100μm。

[0069] 在一些实施例中,步骤(5)所述吹脱塔为筛板塔,高径比5~20,筛板间距为0.5~5倍吹脱塔半径,筛板孔径1~10mm,筛孔间距为0.1~3倍筛孔直径。

[0070] 在一些实施例中,步骤(5)所述吹脱塔数量可根据处理量需求进行多个串联,处理量大时串联数量越多,一般串联2~10个吹脱塔。

[0071] 在一些实施例中,步骤(5)所述气液比为50~1000。

[0072] 在一些实施例中,步骤(6)所述酸液为硫酸、盐酸、硝酸等溶液。

[0073] 在一些实施例中,步骤(6)所述曝气装置孔径0.05~1000μm。

[0074] 在一些实施例中,步骤(6)所述吸收塔为筛板塔,高径比5~20,筛板间距为0.5~5倍吸收塔半径,筛板孔径1~10mm,筛孔间距为0.1~3倍筛孔直径。

[0075] 在一些实施例中,步骤(6)所述吸收塔数量可根据尾气氨吸收率进行多个串联,以保证氨全部吸收,一般串联2~10个吸收塔。

[0076] 实例1:

[0077] 昆明某污水厂脱水污泥TS=18%,VS=50%,加水调节至TS=10%备用。TS=10%的污泥COD=61140mg/L,NH₃-N=50mg/L,TP=1732.5mg/L,氯离子55.5mg/L。湿式空气氧化

处理条件:温度220℃,压力4MPa,反应时间30min,供氧量为100%化学需氧量。湿式空气氧化处理后的氧化污泥经固液分离后得到的脱出液pH=6.67, $\text{NH}_3\text{-N}$ =2243mg/L, COD 15420mg/L, VFAs总量5712mg/L, 乙酸浓度4487mg/L (占VFAs的78.6%), 氯离子1387mg/L。8L脱出液用固体NaOH调节pH=11, 固体NaOH用量为3.84g/L, 吹脱塔温度为80℃, 气液比为100:1, 空气流速为10L/min, 吹脱时间100min, 吹脱塔曝气头孔径0.22 μm , 吸收塔曝气头孔径10 μm 。吹脱塔和吸收塔的容积为10L, 高径比为10, 筛板间距为1倍反应器半径, 筛板孔径3mm, 筛孔间距3mm, 吹脱塔1个, 吸收塔两个串联。吹脱结束后得到脱出液COD=14520mg/L, $\text{NH}_3\text{-N}$ =699mg/L, 氨氮去除率69%, VFAs总量4322mg/L, 乙酸浓度3307mg/L。

[0078] 实例2:

[0079] 昆明某污水厂脱水污泥TS=18%, VS=50%, 加水调节至TS=10%备用。TS=10%的污泥COD=61140mg/L, $\text{NH}_3\text{-N}$ =50mg/L, TP=1732.5mg/L, 氯离子55.5mg/L。湿式空气氧化处理条件:温度220℃, 压力4MPa, 反应时间30min, 供氧量为100%化学需氧量。湿式空气氧化处理后的氧化污泥经固液分离后得到的脱出液pH=6.67, $\text{NH}_3\text{-N}$ =2243mg/L, COD 15420mg/L, VFAs总量5712mg/L, 乙酸浓度4487mg/L (占VFAs的78.6%), 氯离子1387mg/L。8L脱出液用固体NaOH调节pH=10, 固体NaOH用量为3.84g/L, 吹脱塔温度为80℃, 气液比为100:1, 空气流速为10L/min, 吹脱时间100min, 吹脱塔曝气头孔径0.22 μm , 吸收塔曝气头孔径10 μm 。吹脱塔和吸收塔的容积为10L, 高径比为10, 筛板间距为1倍反应器半径, 筛板孔径3mm, 筛孔间距3mm, 吹脱塔1个, 吸收塔两个串联。吹脱结束后得到脱出液COD=14520mg/L, $\text{NH}_3\text{-N}$ =705mg/L, 氨氮去除率69%, VFAs总量4450mg/L, 乙酸浓度3391mg/L。

[0080] 实例3:

[0081] 昆明某污水厂脱水污泥TS=18%, VS=50%, 加水调节至TS=10%备用。TS=10%的污泥COD=61140mg/L, $\text{NH}_3\text{-N}$ =50mg/L, TP=1732.5mg/L, 氯离子55.5mg/L。湿式空气氧化处理条件:温度220℃, 压力4MPa, 反应时间30min, 供氧量为100%化学需氧量。湿式空气氧化处理后的氧化污泥经固液分离后得到的脱出液pH=6.67, $\text{NH}_3\text{-N}$ =2243mg/L, COD 15420mg/L, VFAs总量5712mg/L, 乙酸浓度4487mg/L (占VFAs的78.6%), 氯离子1387mg/L。8L脱出液用固体NaOH调节pH=9, 固体NaOH用量为3.84g/L, 吹脱塔温度为80℃, 气液比为100:1, 空气流速为10L/min, 吹脱时间100min, 吹脱塔曝气头孔径0.22 μm , 吸收塔曝气头孔径10 μm 。吹脱塔和吸收塔的容积为10L, 高径比为10, 筛板间距为1倍反应器半径, 筛板孔径3mm, 筛孔间距3mm, 吹脱塔1个, 吸收塔两个串联。吹脱结束后得到脱出液COD=13140mg/L, $\text{NH}_3\text{-N}$ =1619mg/L, 氨氮去除率28%, VFAs总量4492mg/L, 乙酸浓度3425mg/L。

[0082] 实例4:

[0083] 昆明某污水厂脱水污泥TS=18%, VS=50%, 加水调节至TS=10%备用。TS=10%的污泥COD=61140mg/L, $\text{NH}_3\text{-N}$ =50mg/L, TP=1732.5mg/L, 氯离子55.5mg/L。湿式空气氧化处理条件:温度220℃, 压力4MPa, 反应时间30min, 供氧量为100%化学需氧量。湿式空气氧化处理后的氧化污泥经固液分离后得到的脱出液pH=6.67, $\text{NH}_3\text{-N}$ =2243mg/L, COD 15420mg/L, VFAs总量5712mg/L, 乙酸浓度4487mg/L (占VFAs的78.6%), 氯离子1387mg/L。8L脱出液用固体NaOH调节pH=11, 固体NaOH用量为3.84g/L, 吹脱塔温度为60℃, 气液比为100:1, 空气流速为10L/min, 吹脱时间100min, 吹脱塔曝气头孔径0.22 μm , 吸收塔曝气头孔径10 μm 。吹脱塔和吸收塔的容积为10L, 高径比为10, 筛板间距为1倍反应器半径, 筛板孔径

3mm,筛孔间距3mm,吹脱塔1个,吸收塔两个串联。吹脱结束后得到脱出液COD=14340mg/L, $\text{NH}_3\text{-N}$ =988mg/L,氨氮去除率56%,VFAs总量4314mg/L,乙酸浓度3167mg/L。

[0084] 实例5:

[0085] 昆明某污水厂脱水污泥TS=18%,VS=50%,加水调节至TS=10%备用。TS=10%的污泥COD=61140mg/L, $\text{NH}_3\text{-N}$ =50mg/L,TP=1732.5mg/L,氯离子55.5mg/L。湿式空气氧化处理条件:温度220℃,压力4MPa,反应时间30min,供氧量为100%化学需氧量。湿式空气氧化处理后的氧化污泥经固液分离后得到的脱出液pH=6.67, $\text{NH}_3\text{-N}$ =2243mg/L, COD 15420mg/L, VFAs总量5712mg/L,乙酸浓度4487mg/L (占VFAs的78.6%),氯离子1387mg/L。8L脱出液用固体NaOH调节pH=10,固体NaOH用量为3.84g/L,吹脱塔温度为60℃,气液比为100:1,空气流速为10L/min,吹脱时间100min,吹脱塔曝气头孔径0.22μm,吸收塔曝气头孔径10μm。吹脱塔和吸收塔的容积为10L,高径比为10,筛板间距为1倍反应器半径,筛板孔径3mm,筛孔间距3mm,吹脱塔1个,吸收塔两个串联。吹脱结束后得到脱出液COD=13920mg/L, $\text{NH}_3\text{-N}$ =1566mg/L,氨氮去除率30%,VFAs总量4589mg/L,乙酸浓度3480mg/L。

[0086] 实例6:

[0087] 昆明某污水厂脱水污泥TS=18%,VS=50%,加水调节至TS=10%备用。TS=10%的污泥COD=61140mg/L, $\text{NH}_3\text{-N}$ =50mg/L,TP=1732.5mg/L,氯离子55.5mg/L。湿式空气氧化处理条件:温度220℃,压力4MPa,反应时间30min,供氧量为100%化学需氧量。湿式空气氧化处理后的氧化污泥经固液分离后得到的脱出液pH=6.67, $\text{NH}_3\text{-N}$ =2243mg/L, COD 15420mg/L, VFAs总量5712mg/L,乙酸浓度4487mg/L (占VFAs的78.6%),氯离子1387mg/L。8L脱出液用固体CaO调节pH=12.2,固体CaO用量为12.4g/L,吹脱塔温度为80℃,气液比为100:1,空气流速为10L/min,吹脱时间100min,吹脱塔曝气头孔径0.22μm,吸收塔曝气头孔径10μm。吹脱塔和吸收塔的容积为10L,高径比为10,筛板间距为1倍反应器半径,筛板孔径3mm,筛孔间距3mm,吹脱塔1个,吸收塔两个串联。吹脱结束后得到脱出液COD=14910mg/L, $\text{NH}_3\text{-N}$ =615mg/L,氨氮去除率73%,VFAs总量4460mg/L,乙酸浓度3404mg/L。

[0088] 本发明的背景部分可以包含关于本发明的背景信息,而不一定是描述现有技术。因此,在背景技术部分中包含的内容并不是申请人对现有技术的承认。

[0089] 以上内容是结合具体/优选的实施方式对本发明所作的进一步详细说明,不能认定本发明的具体实施只局限于这些说明。对于本发明所属技术领域的普通技术人员来说,在不脱离本发明构思的前提下,其还可以对这些已描述的实施方式做出若干替代或变型,而这些替代或变型方式都应当视为属于本发明的保护范围。在本说明书的描述中,参考术语“一种实施例”、“一些实施例”、“优选实施例”、“示例”、“具体示例”、或“一些示例”等的描述意指结合该实施例或示例描述的具体特征、结构、材料或者特点包含于本发明的至少一个实施例或示例中。在本说明书中,对上述术语的示意性表述不必针对的是相同的实施例或示例。而且,描述的具体特征、结构、材料或者特点可以在任一个或多个实施例或示例中以合适的方式结合。在不相互矛盾的情况下,本领域的技术人员可以将本说明书中描述的不同实施例或示例以及不同实施例或示例的特征进行结合和组合。尽管已经详细描述了本发明的实施例及其优点,但应当理解,在不脱离专利申请的专利保护范围的情况下,可以在本文中进行各种改变、替换和变更。

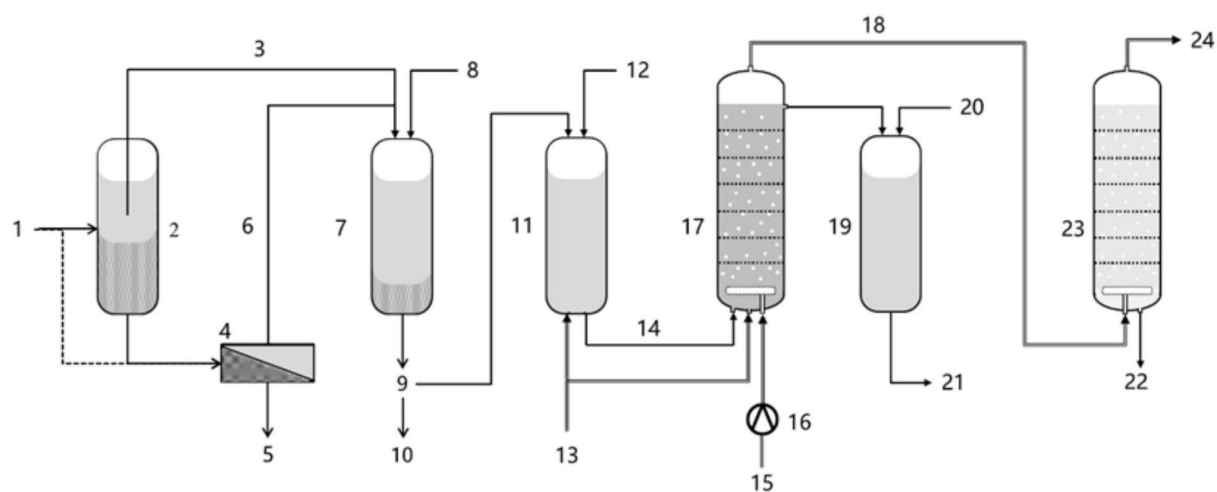


图1