



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 110482701 A

(43)申请公布日 2019. 11. 22

(21)申请号 201910806022.X

(22)申请日 2019.08.29

(71)申请人 安徽建筑大学

地址 230000 安徽省合肥市经济技术开发区紫云路292号

(72)发明人 唐玉朝 唐润朴 潘法康 伍昌年 黄显怀 李卫华

(74)专利代理机构 合肥中谷知识产权代理事务所(普通合伙) 34146

代理人 洪玲

(51)Int.Cl.

C02F 3/30(2006.01)

C02F 3/12(2006.01)

C02F 101/38(2006.01)

权利要求书1页 说明书6页 附图1页

(54)发明名称

一种分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统及方法

(57)摘要

本发明公开了一种分步进水多级A0串联高效生物脱氮系统及方法,该方法是将缺氧-好氧两个反应池作为一级,共串联两级或三级的方式,每一级的好氧池回流硝化液到本级的缺氧池,采用气升方式回流,且各级回流比逐级减少,原污水分步进水到各级缺氧池,且分配的流量也逐级减少。与现有A_N/O脱氮工艺相比,本发明工艺流程较简单,能耗较低,具有较高的总氮去除率,适用于对碳源充足的污水进行处理,且对总氮去除率要求较高的场合。



1. 一种分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统,其特征在于,按照水流方向,将依次设置的缺氧和好氧两个反应池作为一级,串联连接成若干级,形成所述分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统,每级缺氧池设有进水口,每级好氧池设有硝化液回流装置,用于将好氧池内的硝化液回流输送至同级的缺氧池内。

2. 根据权利要求1所述的一种分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统,其特征在于,同级缺氧池和好氧池紧凑布置,池壁共用。

3. 根据权利要求1所述的一种分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统,其特征在于,所述缺氧池内设有搅拌装置,所述好氧池的曝气装置为微孔曝气器。

4. 根据权利要求1所述的一种分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统,其特征在于,分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统为两级或三级A0串联系统。

5. 根据权利要求1所述的一种利用分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统进行生物脱氮的方法,其特征在于,所述缺氧池为完全混合池,所述好氧池为完全混合池或推流式反应池。

6. 一种利用如权利要求1-5任一所述的分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统进行生物脱氮的方法,其特征在于,步骤包括,将污水分级分流到各级缺氧池中,经过多次缺氧好氧反应后沉淀排出,其中,各级分流的污水流量逐级递减,好氧池内的硝化液回流到同级的缺氧池中,且回流比逐级递减。

7. 根据权利要求6所述的一种利用分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统进行生物脱氮的方法,其特征在于,硝化液回流方式采用气升井曝气回流方式,通过调节气升井的供气量来满足回流动力要求。

8. 根据权利要求6所述的一种利用分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统进行生物脱氮的方法,其特征在于,好氧池内硝化液的回流比为50-300%,且逐级降低。

9. 根据权利要求6所述的一种利用分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统进行生物脱氮的方法,其特征在于,缺氧池的DO浓度为0.2-0.5mg/L,好氧池的DO浓度从第一级的1.6-2.5mg/L逐级降低至最后一级的0.8-1.0mg/L。

10. 根据权利要求6所述的一种利用分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统进行生物脱氮的方法,其特征在于,当采用两级串联方式时,各级的污水量的分流比为:第一级70-80%,第二级20-30%;当采用三级串联方式时,各级的污水量的分流比为:第一级65-75%,第二级20-25%,第三级10-12%。

一种分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统及方法

技术领域

[0001] 本发明属于水环境保护技术领域,为传统生物脱氮工艺的改进,具体涉及一种分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统及方法。

背景技术

[0002] 城镇污水处理过程中,一般需要去除有机物、SS和氮磷等主要污染指标。由于实现脱氮除磷是当前城镇污水处理厂主要目标,故氧化沟、SBR和A²/O等具有较好脱氮除磷功能的工艺应用最为广泛。尽管这些工艺具有较高的BOD₅去除率,但是在碳源有限的条件下,总氮去除率不高是当前城镇污水处理厂普遍面临的问题。此外,城镇污水厂能耗较大,运行成本较高也是当前污水处理厂面临的问题之一。

[0003] 以氧化沟为例,氧化沟是一种活性污泥处理系统,其曝气池呈封闭的环流沟渠型,所以它在水力流态上不同于传统的活性污泥法,它是一种首尾相连的循环流曝气沟渠,又称循环曝气池。再以Carrousel氧化沟为例,污水在沟内循环一次的流态属于推流反应器,但是由于污水在沟内一般停留时间较长,所以通常循环很多次,从而总体上属于完全混合式。由于曝气是在沟内某些点进行,所以全沟范围看实际上溶解氧状态是介于好氧和缺氧之间,从而达到脱氮的目的(为了有除磷的效果,通常氧化沟还可以设置厌氧池,相对独立于沟循环系统)。而Orbal氧化沟或其他类型的氧化沟尽管构造不同,但都是通过污水在沟内循环,同时提供缺氧-好氧-厌氧的交替条件,达到污水脱氮除磷的目的。特别是对于Carrousel氧化沟来说,由于在同一沟中好氧区与缺氧区各自的体积和溶解氧浓度很难准确地加以控制,因此对除氮的效果是有限的,而沟内对除磷几乎不起作用。Orbal氧化沟采用相对独立的三条沟渠系统,能够将各个沟渠的溶解氧浓度较好控制为厌氧缺氧与好氧状态,但是由于其构造的原因,三条沟的容积不能灵活调节。此外,各种氧化沟内为了避免污泥沉积,需要维持一定的流速(如《室外排水设计规范》规定沟内流速>0.25m/s),需要布置大量的推进装置,造成较大的能耗。

[0004] A²/O工艺也是目前城镇污水处理厂应用广泛的技术之一,通过设置厌氧池、缺氧池和好氧池,达到生物脱氮除磷的功能。为了达到较高的脱氮效率,通常采用较大的回流比,总回流比(污水回流和污泥回流之和)常常超过300%,能耗较大且总氮去除率不高。为了提高总氮去除率,常常需要更高的总回流比(>300%),但是过高的总回流比会导致缺氧池效率下降(缺氧池溶解氧浓度偏高),且能耗过高,难以达到节能减排的目的。

发明内容

[0005] 为了解决现有技术的问题,本发明提供了一种分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统及方法,以解决传统生物脱氮能耗过大且脱氮率低的技术问题。

[0006] 本发明采用以下技术方案来实现:

[0007] 本发明提供了一种分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统,为传统A_N/O工艺的改进,按照水流方向,将依次设置的缺氧和好氧两个反应池作为一级,串联连接成若干级,形

成所述分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统,每级缺氧池设有进水口,每级好氧池设有硝化液回流装置,用于将好氧池内的硝化液回流输送至同级的缺氧池内。

[0008] 进一步优选地,同级缺氧池和好氧池紧凑布置,池壁共用,以利于硝化液回流时降低能耗。

[0009] 进一步优选地,所述缺氧池内设有搅拌装置,所述好氧池的曝气装置为微孔曝气器,以尽可能提高氧利用率。

[0010] 进一步优选地,系统的级数根据原水的水质和对脱氮率的要求确定,优选为两级或三级,若进水总氮浓度高且脱氮率要求高,则布置三级,一般情况下布置两级即可。总氮的去除率取决于原污水的水质和采用的级数,当原污水碳氮比高时,级数越高,总氮去除率越高。

[0011] 本发明还提供了一种利用上述分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统进行生物脱氮的方法,步骤包括,将污水分级分流到各级缺氧池中,经过多次缺氧好氧反应后沉淀排出,其中,各级分流的污水流量依次递减,好氧池内的硝化液回流到同级的缺氧池中。

[0012] 进一步优选地,由于相同级的缺氧池与好氧池的水位差很小,因此硝化液回流方式采用气升井曝气回流方式,通过调节气升井的供气量来满足回流动力要求,气升井曝气回流方式进行硝化液回流,相比较现有技术,可大大减少系统能耗。

[0013] 进一步优选地,好氧池内硝化液的回流比为50-300% (指回流流量与原污水流量的比值),且逐级降低。

[0014] 进一步优选地,各个反应池的溶解氧浓度与传统 A_N/O 工艺相比,缺氧池的DO浓度为0.2-0.5mg/L,与传统 A_N/O 工艺一致;好氧池的DO浓度从第一级的1.6-2.5mg/L逐级降低至最后一级的0.8-1.0mg/L,仅第一级与传统 A_N/O 工艺相当,以后各级逐级降低且DO浓度明显低于传统 A_N/O 工艺的好氧池;例如采用三级串联方式时,各级好氧池的DO浓度分别为:第一级1.6-2.5mg/L,第二级1.0-1.3mg/L,第三级0.8-1.0mg/L。

[0015] 进一步优选地,当采用两级串联方式时,各级的污水量的分流比为:第一级70-80%,第二级20-30%;当采用三级串联方式时,各级的污水量的分流比为:第一级65-75%,第二级20-25%,第三级10-12%。

[0016] 进一步优选地,所述缺氧池为完全混合池,所述好氧池为完全混合池或推流式反应池。

[0017] 本发明的原理为:本发明基于传统理论缺氧-好氧的生物脱氮的基本原理,总氮去除率提高的原因是采用多级处理的方法,但是,单纯将多级 A_N/O 工艺串联并不能保障工艺的正常运行,因为除了第一级以外,后续的第二第三级等因为缺乏碳源根本无法运行,故本发明采用污水分级分配的方式,将原污水按照合适的比例分流到了后续几级的 A_N/O 工艺中,同时大幅降低后续几级的硝化液回流比。此外,将原水分级分配,也一定程度地提高了总氮的去除率。与现有的分布进水生物脱氮工艺相比,本方法增加了同级硝化液回流,并调整了好氧池的溶解氧浓度,且进水分配比例不同。经此改进后,在碳源充足的前提下,脱氮率可明显提高。本发明工艺方法适用于对脱氮率要求较高且碳源较充分的污水,如各种规模的生活污水,或水质近似的工业废水。

[0018] 本发明的有益效果是:

[0019] 1) 本发明根据传统 A_N/O 工艺的特点,将两级或三级 A_N/O 工艺串联起来同时辅以分

步进水的方式以达到提高总氮去除率的目的,本发明的脱氮率显著高于传统 A_N/O 工艺,在碳源满足需求的情况下,两级运行,总氮理论去除率可以达到甚至超过90%;

[0020] 2) 本发明采用气升井曝气回流方式实现硝化液内回流,节省了硝化液回流的动力和设备,能耗较低。

附图说明

[0021] 图1为分步进水两级A0串联工艺流程示意图;

[0022] 图2为分步进水三级A0串联工艺流程示意图。

具体实施方式

[0023] 以下结合附图对本发明的实施方式进行了说明,应当理解,此处所描述的实施方式仅用于说明和解释本发明,并不用于限定本发明工艺的流程、构造、参数等;实施方式中所给的具体参数仅仅是为了说明本发明的示例,而非必须采用的参数。实际上工艺/方法可以适用于包括厌氧、缺氧与好氧反应池的生物脱氮除磷污水处理工艺,具体应用不限于实施方式的工艺流程布置方式和示例数值。为了方便讨论与说明,对某些参数直接指定了具体数值,这些数值均是基于理论推算值,在实际工程中会有一些的差别,当应用在与指定参数有差异的场合,应该根据本领域技术常识进行适当的修改。

[0024] 一种分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统,为传统 A_N/O 工艺的改进,包括缺氧池、好氧池和沉淀池,按照水流方向,将依次设置的缺氧和好氧两个反应池作为一级,串联连接成若干级,形成所述分布进水多级A0串联高效生物脱氮系统,每级缺氧池设有进水口,每级好氧池设有硝化液回流装置,用于将好氧池内的硝化液回流输送至同级的缺氧池内。沉淀池连接在最后一级好氧池后。

[0025] 所述缺氧池为完全混合池,好氧池为完全混合池或推流式反应池,缺氧池内设有搅拌装置,好氧池的曝气装置为微孔曝气器,以尽可能提高氧利用率。

[0026] 所述缺氧池与好氧池之间紧凑布置,池壁共用,缺氧池内设有搅拌装置,好氧池的硝化液通过硝化液回流装置回流至同级的缺氧池内,所述的硝化液回流装置为设于好氧池内的微孔曝气器,利用微孔曝气器的提升力将硝化液输送至相邻的缺氧池中,实现硝化液回流。

[0027] 在第一级缺氧池前,可选择性地设置厌氧池,厌氧池可促进生物除磷功能,厌氧池内需要投加填料,以维持厌氧池的污泥浓度。

[0028] 关于系统的级数可根据原水的水质和对脱氮率的要求确定,优选为两级或三级,若进水总氮浓度高且脱氮率要求高,则布置三级,一般情况下布置两级即可。

[0029] 一种分布进水多级A0串联高效生物脱氮方法,步骤包括:将污水分级分流到各级缺氧池中,经过多次缺氧好氧反应后沉淀排出或进一步深度处理,其中,各级分流的污水流量依次递减,好氧池内的硝化液仅回流到同级的缺氧池中。沉淀池污泥全部或大部分回流到前端的第一级缺氧池,少部分回流到厌氧池(若设置)。

[0030] 将好氧池内的硝化液通过硝化液回流装置回流至同级的缺氧池中,由于相同级的缺氧池与好氧池的水位差很小,因此硝化液回流方式可采用气升井曝气回流方式,通过调节气升井的供气量来满足回流动力要求;在本发明中,气升井的供气量主要考虑满足回流

动力要求,并尽可能减少曝气导致的溶解氧增加因素。

[0031] 关于硝化液的回流比优选为50-300% (指回流流量与原污水流量的比值),其中第一级回流比取高值,随后逐级降低。

[0032] 对本发明系统的可行性分析如下:

[0033] 关于系统的供氧量需要同时满足如下三个条件:①供养需要满足维持所对应的缺氧池的DO浓度在0.2-0.5mg/L范围,这与传统 A_N/O 工艺一致;②全部供氧量之和满足该对应的缺氧池内污泥在缺氧状态代谢的需氧量;③供氧量需要满足气升井动力的要求。一般情况下,活性污泥好氧状态比好氧速率(SOUR)为8-20mgO₂/(gMLVSS·h),在异氧菌代谢为主且活性较好的状态下,SOUR甚至能够高于20mgO₂/(gMLVSS·h),在以反硝化功能为主的缺氧状态下,异氧菌的代谢受到严重抑制,仅仅需要基础代谢的需氧量;而反硝化细菌以硝酸盐为电子供体,并不需要分子氧,但反硝化细菌某些没的活动仍需要分子氧,故在缺氧反应条件下,反应池内仍需要维持少量氧。缺氧时,污泥的SOUR大幅低于上述值,一般仅约0.4-0.8mgO₂/(gMLVSS·h)。若缺氧池内MLSS按照4000mg/L计算,HRT按照1.2-1.5h考虑,则相当于缺氧池的污水获得氧的强度为1.9-4.8g/m³。

[0034] 缺氧池氧的来源主要有四个方面:1.好氧池的溶解氧随硝化液回流带入;2.气升井曝气提供氧;3.回流污泥带入;4.缺氧池表面风吹获得氧,其中主要是第1项和第2项。缺氧池的总供氧量需要与需氧量达到平衡,过高或过低均会影响缺氧池的功能。

[0035] 关于硝化液回流带入的氧,本发明中,硝化液回流采用中孔或小孔曝气,污水小孔曝气过程中氧利用率约6-8%左右(5m水深),但是此处曝气对象是好氧的硝化液,硝化液中已经有一定浓度的DO(如第一级好氧池约1.6-2.5mg/L),故曝气的氧利用率稍低,可取5-6%。空气中氧含量取21%,常温下空气密度取1.29g/L,若气升井内常温下曝气量约40L/m³,则因为曝气增加的DO量为0.54-0.65mg/L。在该空气供应量下,气液混合相对密度平均值为0.98,从气升泵的角度看,可以提供的扬程为0.102m,完全能够满足从相邻的两个池之间回流的动力需求。上述曝气供氧量为0.54-0.65mg/L,考虑到第一级回流的硝化液中DO浓度约1.6-2.5mg/L,两者合计约2.1-3.1mg/L。此外,回流污泥和缺氧池表面复氧仍可提供微量氧,若两者合计值按照上述供氧量的10%估计,则总获得氧的量为2.3-3.4mg/L,与实际需要量相比(1.9-4.8mg/L),供氧能力符合需氧量的要求。说明通过气升井曝气回流方式,可以确保缺氧池功能,同时满足硝化液回流的动力需求。而对于第二级或第三级回流,由于原本好氧池内DO浓度已经较低,故均不会出现缺氧池内DO浓度过高的情况。

[0036] 若缺氧池内出现供养不足情况(一般指DO<0.2mg/L),可加大气升井内曝气量,这样一方面提高了硝化液回流比,另一方面可以增加曝气供氧量。若缺氧池出现供氧过度,尤其时第二级或第三级缺氧池,应该降低该缺氧池对应的好氧池的DO浓度,而不是降低气升井的曝气量,好氧池的DO浓度可以降低到1.0mg/L以下。一般来说,好氧池内DO浓度在1.0mg/L以上时,好氧硝化反应速率与DO为2.0mg/L的典型情况相比速率仅有所降低,仍可以维持一定的反应速率,故硝化反应能够正常运行。

[0037] 对于第二级或第三级的缺氧池,反应器运行的关键因素是有机物的量及基于硝酸盐/O₂浓度控制的ORP值。当入流污水提供的碳源不足以作为反硝化的需要碳源,在回流的硝酸盐(NO₃⁻)和分子氧(O₂)的共同作用下,容易导致缺氧池的缺氧条件难以维持,即缺氧池ORP过高。若进水碳氮比过低,则补充碳源可能是必要的。解决措施之一是进一步降低对应

好氧池的DO浓度,由于第二级或第三级好氧池的硝化负荷较低,采用低的DO浓度必然导致硝化反应速率较低,但反应时间较长这一因素基本上可以弥补速率慢这一缺点。故第二级DO浓度控制在1.0-1.3mg/L,第三级控制在0.8-1.0mg/L是可行的。解决措施之二是缺氧池的硝化液内回流不采用气升方式,改用其他非接触空气的方式,如采用水泵或低扬程污水提升器等,但这样会增加能耗。

[0038] 对于第二级和第三级A0,由于A池也需要有合适的硝酸盐,故仍需要回流一定量的硝化液。但由于第二级和第三级分配污水流量减小,故为了维持A池缺氧条件,回流比也相应减小。污水分配流量越低,原污水BOD₅浓度越低,回流比的值越低,即各级回流比随着分配有机物的减少也必须同步减少。如第一级回流比按照常规A_N/O工艺布置设置即可,一般不超过300%,第二级回流比大致在80-100%,第三级大致在50-80%左右,具体值宜通过计算确定,并根据实际工程运行参数进行修正。

[0039] 由于除第一级外,后续的第二第三级因为缺乏碳源根本无法运行,因此单纯将两级或三级A_N/O工艺串联并不能保障工艺的正常运行,故需要将原污水按照合适的比例分流到第二级和第三级,其中,大部分污水被分配至第一级,少部分污水被分流到第二级和第三级,且分流比例逐级递减,例如:当采用两级串联方式时,各级分流的污水量分配为:第一级70-80%,第二级20-30%;当采用三级串联方式时,各级分配的污水量分配为:第一级65-75%,第二级20-25%,第三级10-12%。

[0040] 实施例1(两级A0串联工艺)

[0041] 本实施例提供了两级A0串联情况下的工艺流程,具体包括:

[0042] 原污水首先进入第一级缺氧池,该池同时接受回流的污泥,第一级缺氧池的功能是反硝化脱氮。在该池和第一级好氧池的连接处,设置有气升内回流措施,将第一级好氧池的硝化液以约300%左右的流量回流到第一级缺氧池(具体回流比宜根据水质确定)。第一级缺氧的硝酸盐来自上述回流污泥和回流的硝化液,第一级缺氧池的有机物来自原污水,故在第一级缺氧池内主要进行反硝化脱氮。经过第一级缺氧池后污水中有机物得到部分降解,回流的硝酸盐被还原为氮气去除。第一级缺氧池后,流出的污水主要污染物是有机物降解产生的氨氮。

[0043] 污水进一步流入第一级好氧池,在该好氧池内氨氮被氧化为硝酸盐。由于在第一级缺氧池内有机物大部分已经降解,流入第一级好氧池的污水中有机物浓度已经很低,在低BOD₅的条件下,亚硝化菌和硝化菌得以生长,故第一级好氧池功能主要是将氨氮转化为硝酸盐,同时少量的有机物被进一步去除。

[0044] 污水进一步进入第二级缺氧池,第二级缺氧池的功能是反硝化脱氮。从第一级好氧池流入第二级缺氧池的污水仅仅有少量的硝酸盐,故需要引入少量原污水。同时为了提高污水的总氮去除率,尚可以回流部分第二级好氧池的硝化液,但此回流液的回流比不可过高,否则第二级缺氧池的碳源不足。除非原污水的碳氮比较高,明显高于一般工艺需要的碳氮比4,否则第二级硝化液的回流比一般不超过100%。

[0045] 污水进一步进入第二级好氧池,第二级好氧池的功能是将第二级缺氧池引入的原污水中的氨氮(引入时也可能是凯氏氮,即氨氮加有机氮)氧化为硝酸盐。经过第二级好氧池后,污水即沉淀排放。

[0046] 实施例2(三级A0串联工艺)

[0047] 三级AO串联工艺与实施例1的两级AO工艺相比,再增加一级缺氧池和好氧池,前四个反应池功能相同,不同之处在于入流的污水流量。

[0048] 经过第二级好氧池处理后,污水进一步进入第三级缺氧池。同样道理,第三级缺氧需要引入少量原污水以补充反硝化需要的碳源。在引入原污水有机物的前提下,第三级缺氧池将第二级好氧池出流的硝酸盐和回流的硝酸盐反硝化去除。

[0049] 污水进一步进入第三级好氧池,在第三级好氧池内,第三级缺氧池引入污水的氨氮(引入时也可能是凯氏氮)氧化为硝酸盐,最终污水沉淀后排放。

[0050] 实际上,除第一级缺氧池外,第二级和第三级缺氧池的碳源是稍微低于理论需要值的。因为为了提高总氮的去除率,同时也因为第二级和第三级缺氧池入流的硝酸盐量较小,故第二级和第三级分配的原污水流量是较小的。一般若为两级工艺,第二级缺氧池分配的污水流量约为原污水流量的20~30%左右;若为三级工艺,第二级缺氧池的流量占原污水15~25%左右,第三级占10%左右。若为了提高碳氮比而提高第二级或第三级原污水分配流量,则反而会导致最终流入的原污水只能经过缺氧-好氧循环,原污水的有机氮只能转化为硝酸盐氮,总氮去除率无法进一步提高。故在实际工艺中,需要根据原始污水的水质情况确定,各级缺氧池的流量分配比例,以达到最佳状态。

[0051] 单纯将两级或三级 A_N/O 工艺串联并不能保障工艺的正常运行,因为除第一级外,后续的第二第三级因为缺乏碳源根本无法运行,故需要将原污水按照合适的比例分流到第二级和第三级。由于好氧池与缺氧池的水位差很小,故当采用多级AO串联时,可以将传统的硝化液回流过程改用气升方式回流,从而达到降低能耗之目的。

[0052] 本发明与传统的 A_N/O 工艺相比的技术特点:

[0053] (1) 脱氮率显著高于传统 A_N/O 工艺,在碳源满足需求的情况下,两级运行,总氮理论去除率可以达到甚至超过90%;

[0054] (2) 节省了硝化液内回流的动力和设备,能耗较低;

[0055] (3) 总水力停留时间稍长,构筑物容积有所增加;

[0056] (4) 碳源的需求量与传统工艺相比持平或稍微增加,若仅考虑脱氮,理想的碳氮比需要满足不少于4.0,以4.2-4.5最佳。

[0057] (5) 构筑物布置紧凑,工艺流程较复杂,基建费用稍增加。

[0058] 以上显示和描述了本发明的基本原理、主要特征和优点。本行业的技术人员应该了解,本发明不受上述实施例的限制,上述实施例和说明书中描述的只是说明本发明的原理,在不脱离本发明精神和范围的前提下,本发明还会有各种变化和改进,这些变化和改进都落入要求保护的本发明范围内。本发明要求保护范围由所附的权利要求书及其等效物界定。

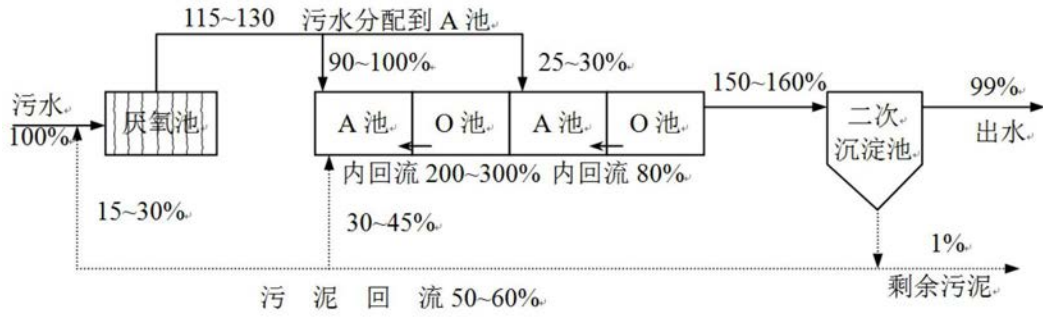


图1

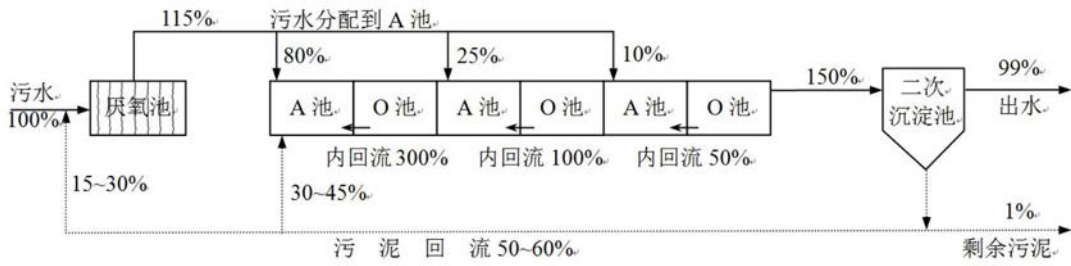


图2