

工艺与设备

好氧-缺氧高效分离生物流化复合反应器 处理生活污水的中试研究

张玉魁 施汉昌 姜家顺

(清华大学环境科学与工程系 环境模拟与污染控制国家重点联合实验室,北京 100084)

摘要: 鉴于污水处理中对氮、磷去除率的要求和内循环三相生物流化床反应器存在的不足,开发了一种一体化好氧-缺氧高效分离生物流化复合反应器(HSBCR)。HSBCR好氧循环流化区采用了独特的分格结构,并且在同一个反应器中实现了好氧、缺氧分区运行。HSBCR中试反应器处理生活污水的结果表明,随着好氧区水力停留时间从1.0 h延长到2.5 h,反应器对 $\text{NH}_3\text{-N}$ 的去除效果上升,对总氮的去除效果表明该反应器具有较好的反硝化效果。

关键词: 好氧-缺氧一体化;高效分离;生物流化;脱氮

中图分类号: TQ085.413

文献标识码: A

文章编号: 0253-4320(2004)12-0041-04

Pilot study on aerobic-anoxic high efficient separation and biological fluidized composite reactor for municipal wastewater treatment

ZHANG Yu-kui, SHI Han-chang, JIANG Jia-shun

(State Key Joint Laboratory of Environmental Simulation and Pollution Control, Department of Environmental Science and Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084, China)

Abstract: To meet the requirements of phosphorous removal and denitrification in municipal wastewater treatment, and in view of the shortcomings in inner circulated three-phase biological fluidized bed, a kind of aerobic-anoxic integrated high efficient separation and biological fluidized composite reactor (HSBCR) was developed. A unique cellular structure was applied in the aerobic fluidized zone of HSBCR, in which there are an aerobic zone and an anoxic zone to operate synchronously. Results of HSBCR pilot reactor used to treat municipal wastewater showed that when the hydraulic remaining time in the aerobic zone was increased from 1.0 to 2.5 h, $\text{NH}_3\text{-N}$ removal ratio was increased. The results of the total nitrogen removal indicated that HSBCR has good denitrifying performance.

Key words: aerobic-anoxic integration; high efficient separation; biological fluidization; denitrification

随着地表水水质的恶化以及对污水处理要求的提高,污水脱氮除磷技术的研究已经成为污水处理领域的一个热点问题。三相好氧生物流化床^[1-2]污水处理设备具有处理效率高、占地省、抗冲击负荷能力强等一系列优点,是一种公认的高效污水处理设备。但是传统的好氧生物流化床只能氧化有机物和氨氮,并不能去除污水中的氮、磷等营养元素。据此,笔者在实验室研究的基础上,开发了一种既保留好氧生物流化床优点,又实现好氧-缺氧一体化的高效分离生物流化复合反应器(high efficient separation and biological fluidized composite reactor, HSBCR)中试设备,并且利用该设备进行了处理生活污水的研

究。传统的活性污泥法等生物处理工艺在处理水量小、变化幅度大的污水时难以正常稳定地运行,而HSBCR可以解决这一问题^[3]。传统的污水处理工艺普遍将各处理单元分设,往往还需要进行污泥回流和污水循环,这势必增加基础建设及管道设备的投资。因此,研究一体化的处理设施已经成为一种趋势。

1 试验装置

传统的内循环三相生物流化床^[1-2]以沉淀原理进行固液分离,虽然可以不设污泥回流设施,但存在因载体流失和过饱和空气释放而产生污泥上浮的问

收稿日期:2004-07-25;修回日期:2004-10-12

基金项目:“863”计划资助项目(2002AA601200)

作者简介:张玉魁(1976-),男,博士生;施汉昌(1952-),男,博士,教授,博士生导师,主要从事水处理技术方面研究,通讯联系人,010-62773095, hanchang@tsinghua.edu.cn。

题。反应器与沉淀池分建则又要多建一个沉淀池并增设污泥回流设施。另外,为了维持好氧生物流化床反应器的高效率,需要保证一定的高径比^[4],有人建议合理的高径比为 3~5^[5]。为了维持合理的高径比,当反应器直径增加时,必然要增加反应器的高度,造成能耗的增加。

为了维持循环流化床反应器合理的高径比,同时不增加反应器的总高度,一个合理的方法是增加反应器的内筒数,即由一般的一个内筒改成多个内筒,而形成形式上类似于列管式反应器的结构。据此,笔者在内循环三相生物流化床的基础上对反应器进行了改进,即将内循环生物流化床的内筒变小,同时对内筒和外筒之间的环隙进行分格,分格区域分别作为循环流化的上升区和下降区^[6]。改进的 HSBCR 除可以保持循环流化床的流态及处理污水的高效率外,另一个明显的好处就是可以实现反应器的大型化:因为这种改进的反应器结构具有良好的整体性能,并且在整体直径增加时,反应器整体高度不会相应增加,这对于污水处理设备是很重要的。

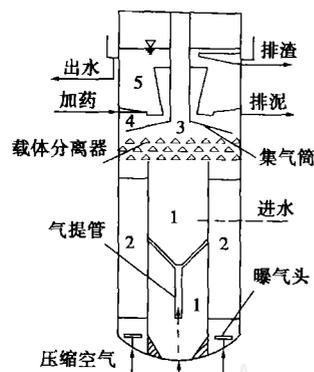
鉴于内循环三相生物流化床固液分离效果不佳的情况,所设计的一体化 HSBCR 以水力停留时间(HRT)短、分离效率高的溶气气浮器作为泥水分离设备,并且与反应器主体合理耦合,从而形成一体化的反应器。为了在 HSBCR 中实现脱氮和部分除磷的目的,将反应器中心筒设置成缺氧区,并且利用气体提升的方式实现污水从好氧区到缺氧区的回流。污水通过好氧、缺氧反应实现生物脱氮和部分生物除磷目的。如果处理出水对磷要求较高,还可以在气浮前加入化学药剂,在同一个反应器中实现生物除磷与同步强化化学除磷相结合。

整个一体化好氧-缺氧 HSBCR 的结构可以分成 3 部分:最下面是具有好氧区和缺氧区的主体反应区,中间是实现固、液分离的载体分离器,上部是实现泥水分离的气浮反应器。图 1 为一体化好氧-缺氧 HSBCR 的剖面图,图 2 为好氧、缺氧反应区横断面图,其中箭头方向表示水流在反应区顶部的流动方向,图 3 为一体化反应器工艺流程的示意图。

HSBCR 中试反应器直径 1 000 mm,中心缺氧区直径 500 mm,反应区高度 2.0 m,整体高度 2.8 m。好氧区在平面上平均分成 6 格,升降流区面积比 $A_1/A_2 = 1$;每格水力直径为 350 mm,好氧区高度与水力直径之比 $H/D = 5.71$,气浮池高度为 0.6 m。

根据反应器尺寸,当处理水量为 20 m³/d 时,各个反应区的 HRT 分别为:好氧区 1.5 h,缺氧区 0.5

h,气浮分离器 22 min。反应器采用轻质橡胶颗粒作为悬浮流化的生物载体^[3],载体直径 2~3 mm,密度 1.1 kg/L,投加量为好氧反应区体积的 10%。



1—缺氧反应区;2—好氧流化反应区;3—气体收集区;
4—泥水上升区;5—气浮澄清区

图 1 一体化好氧-缺氧 HSBCR 剖面图

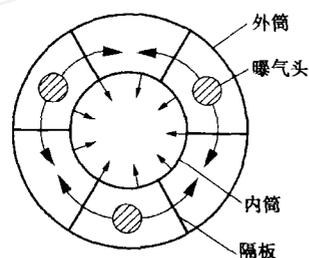


图 2 反应区平面示意图

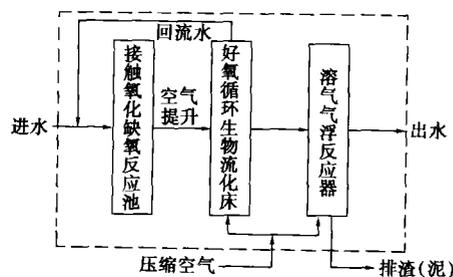


图 3 HSBCR 工艺流程示意图

2 中试试验

中试 HSBCR 建于北京清河污水处理厂,反应器的进水为经过格栅和初沉池的生活污水。不包括启动,整个反应器稳定运行 160 天,运行期间分为 4 个运行工况,每种工况连续运行 40 天。4 个工况好氧区的 HRT 分别为 1.0、1.5、2.0、2.5 h,相应缺氧区的 HRT 分别为 0.33、0.50、0.67、0.83 h。反应器运行的时间跨度为从 2003 年 10 月到 2004 年 6 月,虽然时间跨度较长,还经历冬季运行,但是由于反应器位于室内,所以反应器内水温始终保持在 15~20℃。

2.1 化学耗氧量去除效果分析

图4为反应器进出水化学耗氧量(COD)及去除率在各个运行阶段的历时变化曲线,依据好氧区HRT的不同,整个运行过程分为4个阶段。在第I阶段,好氧区HRT为1.0h,进水COD平均值为446.37mg/L,出水COD平均值为90.83mg/L,COD平均去除率为78.32%。在第II阶段,好氧区HRT为1.5h,进水COD平均值为424.49mg/L,出水COD平均值为79.51mg/L,COD平均去除率为79.26%。在第III阶段,好氧区HRT为2.0h,进水COD平均值为405.98mg/L,出水COD平均值为60.52mg/L,COD平均去除率为85.09%。在第IV阶段,好氧区HRT为2.5h,进水COD平均值为354.64mg/L,出水COD平均值为52.87mg/L,COD平均去除率为84.70%。

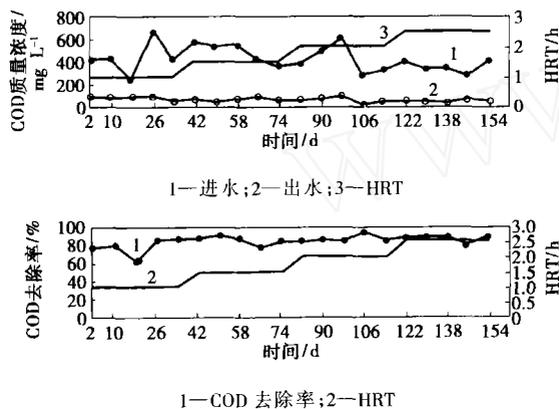


图4 进出水COD及去除率在各个运行阶段的变化

从图4可以看出,在HRT较短(HRT=1.0h)时,反应器对COD的去除率就可以达到较高的要求,这反应了HSBCR的高效性,即在较短的水力停留时间其去除效率明显高于其他处理工艺。但是,由于该反应器为完全混合型反应器^[3],因此当HRT进一步延长,即当反应器中有机物浓度较低时,去除率增高的幅度不是很大。例如,欲使反应器出水COD低于60mg/L,则需要把HRT延长到2.0h。这也从一个方面反应了该反应器作为完全混合型反应器的优势和不足:优势为可以在较短时间内去除大部分有机物;不足之处是当作为最终处理设备,而且对出水要求较高时,反应器所表现出的高效率会大打折扣。

对于COD的去除效果而言,当反应器好氧区HRT为1.0h时,出水COD可以达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)的二级标准;

当HRT为2.0h时,出水COD可以达到一级(B)排放标准。

2.2 反应器的有机负荷

表1为COD进水容积负荷与去除容积负荷,其中进水容积负荷 $N = QS_0/V$,去除容积负荷 $N_r = Q(S_0 - S_e)/V$,其中, Q 为进水流量, V 为反应器反应区体积, S_0 和 S_e 分别为进、出水COD质量浓度。

表1 COD进水容积负荷与去除容积负荷

HRT/h	1.0	1.5	2.0	2.5	
进水容积负荷 N / $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$	范围	5.79 ~ 15.71	3.10 ~ 12.61	3.31 ~ 8.33	1.98 ~ 4.69
	平均值	10.71	6.79	5.59	3.40
去除容积负荷 N_r / $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$	范围	3.52 ~ 13.30	2.12 ~ 11.07	3.10 ~ 7.04	1.52 ~ 4.31
	平均值	8.53	5.52	4.79	2.90

从表1可以看出,当HRT为1.0h时, N 的COD平均值为 $10.71 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$,最大可以达到 $15.71 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$; N_r 的COD平均值为 $8.53 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$,最大可以达到 $13.30 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

2.3 对N元素的去除效果分析

2.3.1 $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除效果

图5是反应器进出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 质量浓度及去除率在各个运行阶段的历时变化曲线。在第I阶段,进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 质量浓度平均值为 52.90 mg/L ,出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 平均值为 37.69 mg/L , $\text{NH}_3\text{-N}$ 平均去除率为28.47%。在第II阶段,进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 质量浓度平均值为 53.02 mg/L ,出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 平均值为 33.81 mg/L , $\text{NH}_3\text{-N}$ 平均去除率为35.83%。在第III阶段,进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 质量浓度平均值为 53.53 mg/L ,出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 平均值为 29.56 mg/L , $\text{NH}_3\text{-N}$ 平均去除率为45.08%。在第IV阶段,进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 质量浓度平均值为 49.41 mg/L ,出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 平均值为 22.08 mg/L , $\text{NH}_3\text{-N}$ 平均去除率为55.72%。

从图5可以看出,HSBCR去除 $\text{NH}_3\text{-N}$ 的效果不是很好,这可能有以下几方面的原因:①在整个试验过程中,污水的平均温度为 $15 \sim 20^\circ\text{C}$,已经满足硝化反应的要求,但离最适温度还有一定距离。在同等其他反应条件下,升高温度有可能进一步提高反应器对 $\text{NH}_3\text{-N}$ 的处理效能。②试验过程中HRT在1.0~2.5h间变化,总体来说,HRT还是偏短。并且从试验结果也可以看出,随着HRT的延长, $\text{NH}_3\text{-N}$

的去除效果是呈上升趋势的。根据郑平等^[7]利用内循环三相生物流化床反应器处理高浓度含氮废水的研究,当 HRT 为 6 h 时,氨去除率能够达到 85% 以上,当 HRT 延长至 24 h,氨去除率可以达到 99.42%。由此可见,HRT 也可能是影响 HSBCR 对 $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除效果的一个制约因素。

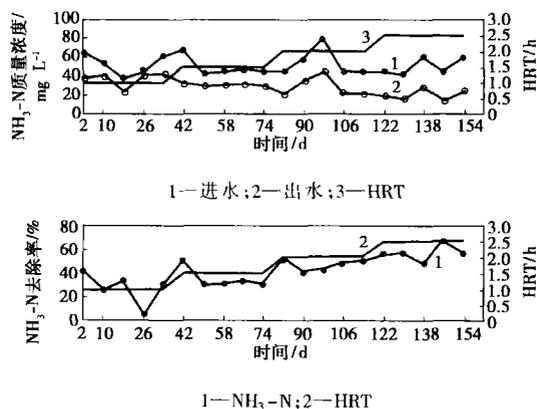


图 5 进、出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 质量浓度及去除率变化

对于 $\text{NH}_3\text{-N}$ 的去除效果而言,当反应器好氧区 HRT 为 2.5 h 时,出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 质量浓度才能达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002) 的二级标准,即 $\text{NH}_3\text{-N}$ 出水质量浓度小于 25 mg/L。

2.3.2 总氮去除效果

在 HSBCR 运行过程中,通过调节缺氧区气体提升管中气体流量的大小可以调节好氧区水到缺氧区的回流比。在一体化好氧-缺氧 HSBCR 中,直接测定从好氧区到缺氧区的回流比存在一定困难,因此在运行中通过测定好氧区、缺氧区的溶解氧(DO)质量浓度和对 $\text{NH}_3\text{-N}$ 、总氮(TN)的去除效果来调节回流比的大小。为了维持缺氧区 DO 质量浓度,好氧区 DO 质量浓度一般控制在 1.5~3.0 mg/L,因为好氧区 DO 过高,将使缺氧区的 DO 难以控制。同时控制缺氧区 DO 质量浓度在 0.5 mg/L 以下。值得注意的是,好氧区 DO 的控制有赖于轻质橡胶载体的采用,使得 HSBCR 在较小的气水比(4:1)范围内能实现完全流化,并且保证好氧微生物的正常新陈代谢。

图 6 和图 7 是一体化好氧-缺氧 HSBCR 在 HRT 为 2.0 h 和 2.5 h 两个阶段对 TN 的去除效果。可以看出,在 HRT 为 2.0 h 的工况下,进水 TN 质量浓度平均值为 54.12 mg/L,出水 TN 质量浓度平均值为 30.03 mg/L, TN 去除率平均值为 42.65%。在 HRT 为 2.5 h 的工况下,进水 TN 质量浓度平均值为 53.39 mg/L,出水 TN 质量浓度平均值为 26.50 mg/L, TN 去除率平均值为 50.34%。

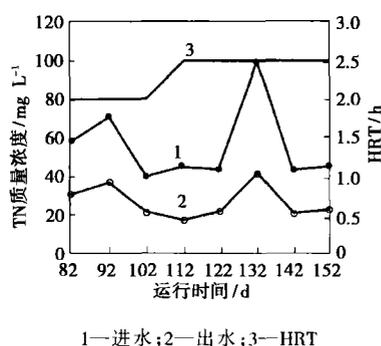


图 6 进出水 TN 变化曲线

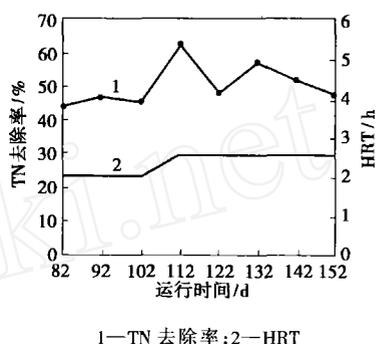


图 7 TN 去除率变化曲线

TN 的去除来源于 2 方面生物作用的结果:①通过硝化-反硝化作用,氮元素最终形成气态氮;②由于微生物细胞生理需要而摄取氮元素,例如同化反硝化(合成),最终形成有机氮化合物。

在 HRT 为 2.0 h 和 2.5 h 工况下, $\text{NH}_3\text{-N}$ 平均去除率分别为 45.08% 和 55.72%,可见反应器对 TN 的去除率与 $\text{NH}_3\text{-N}$ 接近,这是生物脱氮和同化反应共同作用的结果。由于微生物同化作用对氮的摄取是有限的,因此,为了提高 TN 去除率,还需要进一步设法提高反应器的硝化效果。

3 结论

(1)一体化好氧-缺氧 HSBCR 好氧区分格结构的改进,使得当反应器处理规模增大时,在不提高反应器总体高度的基础上,保证了循环流化区的高径比,增加了大型反应器的整体强度,有利于实现大型反应器的工业应用。在同一个 HSBCR 中实现了好氧-缺氧反应的分区运行,并且通过气体提升方式实现了好氧反应区向缺氧反应区液体的回流,使反应器能够实现脱氮和部分除磷的目的。

(2)当反应器好氧区 HRT 为 1.0 h 时,出水 COD 可以达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002) 的二级标准;当 HRT 为 2.0 h 时,出水

(下转第 49 页)

甲苯产品收率减小,当处理量达到正常设计能力(3.125 t/h)时,偏三甲苯的收率只有50%,偏三甲苯损失大。随着富集均三甲苯产品的开发,由于预分馏塔顶轻组分中偏三甲苯的质量分数大,一般 $\geq 10\%$,如果采用此组分生产具有一定质量要求的富集均三甲苯产品,必须采用二塔流程,不但投资大,而且操作费用及运行成本高。原预分馏塔及偏三甲苯精馏塔运行数据见表1。

表1 预分馏塔及偏三甲苯精馏塔运行数据

处理量/t·h ⁻¹	偏三甲苯质量分数/%	
	预分馏塔塔顶	偏三甲苯精馏塔塔底
3.1	29	23.9
2.5	19	23.0
2.2	14	22.0
2.0	9	20.0

原预分馏塔及偏三甲苯精馏塔采用CY不锈钢丝网波纹填料、单排管式液体分布器及再分布器。原预分馏塔塔径小,当处理量增大到一定值后,会产生严重的雾沫夹带现象;填料质量不符合CY填料质量指标,填料安装效果差,分离效率较低;内构件型式选择及设计不合理。根据实际生产的需要,要求填料塔操作弹性较大(50%~100%),同时对于直径为2 m的填料塔,也不宜选择排管式液体分布器,因为排管式液体分布器分布点较少,且操作弹性小;原设计塔径、进料位置、进料状况及回流温度等均存在一定的问题。

2 填料塔塔内件设计改造^[1-2]

2.1 液体分布装置

填料层理论级数越多,液体初始分布质量对填料层效率的影响就越大;分布器的性能越高,结构就越复杂,其造价就越高。设计时需要考虑的因素包

(上接第44页)

COD可以达到一级(B)排放标准。在HRT为1.0 h、处理出水满足二级排放标准时,反应器去除COD容积负荷的平均值为8.53 kg/(m³·d),最大可以达到13.30 kg/(m³·d)。

(3)在HRT从1.0 h到2.5 h范围内变化时,随着HRT的延长,反应器对NH₃-N的去除效率上升。反应器好氧区HRT为2.5 h时,出水NH₃-N质量浓度达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)的二级标准,即NH₃-N出水质量浓度小于25 mg/L。反应器对TN的去除效果表明,反应

括结构型式、几何尺寸、液位高度或压头大小(操作弹性)、每平方米分布点数及阻力等,它们取决于分离程度、理论级数、分布质量、填料形式及尺寸、液体流率、塔径、堵塞的可能性、进料状态及造价等。

2.2 采用的液体分布装置形式

二级槽式液体分布器由主槽和分槽组成,主槽置于分槽之上。回流液和加料液体由置于主槽上方的进料管进入主槽内,再按比例分配到各分槽中,分槽采用侧孔挡板式布液结构。主槽和分槽的结构尺寸由液体流率、塔径以及对分布质量的要求而定。主槽结构型式为矩形截面敞开式,长度由塔径、分槽尺寸决定,高度取决于操作弹性,一般为200~300 mm。主槽的作用是将液体均匀稳定地分配到各分槽中,底部设有布液装置,槽内设有防冲装置和稳流装置,外部设有定位和固定装置。槽式分布器是靠槽内液位来分布液体的,一般情况下,最低液位以30 mm为宜,不得低于15 mm,最高液位由操作弹性、塔内允许高度及造价而定,一般在200 mm左右。设计液位高度应取槽内有效高度的70%,必要时槽上缘可开溢流孔,以便超过设计负荷较大时的液流分布。

2.3 采用的填料压紧装置形式

为了保持填料塔的正常操作,防止在高气速或高负荷突然波动时填料层发生松动,甚至遭到破坏、流失,必须在填料床层上端安装填料压紧装置或床层定位器。采用分块式填料压紧栅板,从塔的人孔装入后在塔内组装。设计时除考虑阻力及气体、液体的通过能力外,还要求空隙率大于70%。

2.4 填料支撑装置

该装置支撑填料层中填料的质量,应有足够的刚度和强度。设计时应考虑的因素有:填料质量及持液量、开孔率、结构等。该设计采用分块式支撑栅器具有较好的反硝化效果。

参考文献

- [1] 周平,钱易.[J].环境科学,1996,17(6):9-12
- [2] 周平,钱易.[J].给水排水,1998,24(10):28-31
- [3] 张玉魁,张略,施汉昌.[J].环境科学学报,2003,23(6):726-732
- [4] Russell A B, Thomas C R, Lilly M D.[J]. Biotechnology and Bioengineering, 1994, 43(1):69-76
- [5] 卢刚,郑平.[J].浙江大学学报(农业与生命科学版),2003,29(2):188-194.
- [6] 张玉魁,施汉昌.[J].环境污染治理技术与设备,2003,4(7):74-78.
- [7] 郑平,Prime Constant Anatole,杜泽俊,等.[J].浙江大学学报(农业与生命科学版),2001,27(1):23-27. ■