

利用气浮-UASB-SBR 工艺处理红薯淀粉废水

李 生,李 健,邵振卿,褚 彬

(周口市环境监测站,河南 周口 466000)

摘 要:红薯淀粉生产废水有机物含量高,其中主要含有糖类、蛋白质、纤维素、脂肪等污染物,应用气浮-UASB-SBR 组合工艺处理此类废水,在某淀粉公司进行工程实施,结果表明:在进水 COD =12 000 mg/L, BOD₅ =6 400 mg/L,悬浮物=800~1 400 mg/L 的条件下,经过投药气浮-UASB-SBR 组合工艺出水水质能达到(GB8978-1996)一级排放标准,同时采用投药气浮分离技术能够回收植物蛋白饲料,厌氧工艺可以回收沼气,具有很好的经济效益。

关键词:红薯淀粉废水;投药气浮;二相厌氧;SBR

中图分类号: TS23 **文献标识码:** A **文章编号:** 1671-9476(2006)05-0083-03

红薯生产淀粉过程中产生大量的废水,这些淀粉废水有机物含量高,若不经处理直接排放,其水中所含有的有机物,进入水体后迅速消耗水中的溶解氧,造成水体缺氧而影响鱼类和其他水生动物的生存;同时废水中悬浮物易在厌氧条件下分解产生臭气,恶化水质。由于中国淀粉生产工艺相对落后,资源的利用率较低,淀粉生产过程中大量的植物蛋白未加利用而随生产废水排放,不仅影响了环境卫生,而且造成了巨大的浪费。在淀粉废水处理过程中,如果能够同时回收植物蛋白,做到废水的资源优化利用,将具有广阔的应用前景。

1 废水水质、水量

某红薯淀粉厂废水主要来源于生产过程中的工艺废水(主要包括蛋白液、中间产品的洗涤水、各种设备的冲洗水等),废水中有机物含量较高,COD 含量为 12 000 mg/L, BOD₅/COD =0.53,可生化性较好,废水处理工程的设计规模 1 000 m³/d,处理后水质要求达到《污水综合排放标准》(GB8978-1996)一级排放标准,进水水质和排放标准见表 1。

表 1 废水的污染状况及执行的排放标准

污染物	进水设计值	排放标准
COD(mg/L)	12 000	100
BOD ₅ (mg/L)	6 400	30
悬浮物(mg/L)	800~1 400	60
pH	4.0~5.5	6~9

2 废水处理工艺流程

2.1 处理工艺的确定

红薯淀粉生产废水含有机质多、悬浮物含量大, BOD₅/COD=0.53,可生化性较好,同时在本工程中出水水质要求较高,考虑到以上因素,工艺选用物理与生化处理相结合的方式。物理法通过药剂投加、絮凝气浮工艺主要去除悬浮物、胶体物质及部分有机物,同时回收植物蛋白饲料。针对废水本身有机物含量高的特点,生化处理采用厌氧-好氧相结合的处理工艺,工艺流程见图 1。

2.2 工艺设计说明

原生产废水经机械格栅截留大块漂浮物后,进入调节池均匀调节水质与水量,调节池设机械搅拌装置,通过机械搅动使原水混合均匀,阻止悬浮物沉淀,悬浮物随水流入气浮池。同时投加絮凝剂聚合氯化铝(PAC)和聚丙烯酰胺(PAM),蛋白质为两性电解质,其等电点约为 pH 4.0~5.5,淀粉废水的 pH 值正好为蛋白质的等电点,因此淀粉废水中的蛋白具有自动凝聚的趋势。这种凝聚方式形成的絮粒很小,同时由于絮粒表面带有相同电荷及水化层的影响,絮粒很不稳定。加入无机高分子絮凝剂中和絮粒上的电荷,使絮粒易于靠近凝聚成较大的絮粒;加入有机高分子絮凝剂,可使絮粒之间通过吸附架桥作用形成较稳定的大絮团。无机絮凝剂主要是依靠中和粒子的电荷凝聚成絮粒,有机絮凝剂则主要依靠吸附架桥作用使絮粒凝聚成絮团,先加无机絮凝剂中和电荷,然后再加有机絮凝剂生成絮团,两者联合使用絮凝效果较好,而且可大大降低絮凝剂的用量^[1-3]。此工艺可回收淀粉废水中的植物蛋白,同时废水中 COD 以及悬浮物都有显著下降,减轻了后续处理工艺的负荷。

气浮池出水流入 UASB 厌氧反应器,由于淀粉废水呈酸性,会使后续厌氧处理过程受到抑制,产甲烷菌不能承受低 pH 值的环境,UASB 反应器运行的最佳 pH 值为 6.8~

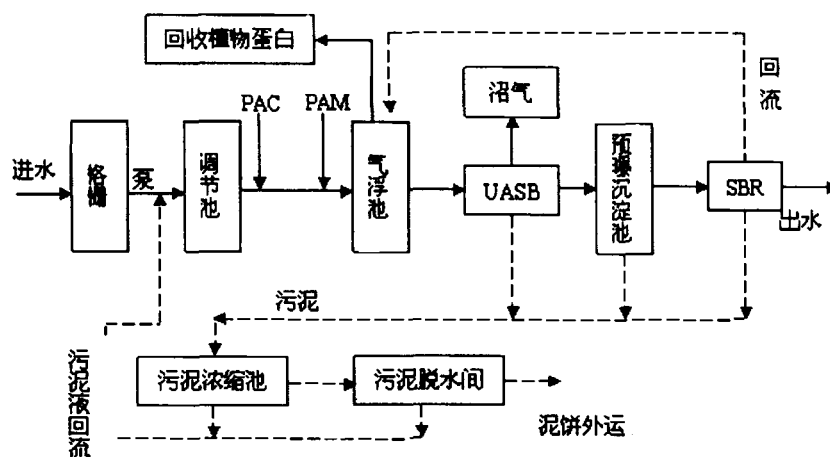


图1 污水及污泥处理工艺流程

7.2⁻³。因此,本工程采用出水回流的方法用出水碱度调节pH值,虽然进水pH值有波动,但并不影响反应器的正常运行。在产酸菌和产甲烷菌的作用下,大部分的有机物分解为无机小分子物质和甲烷,剩余污泥进入污泥浓缩池,甲烷通过三向分离器收集净化处理后可以作为能源供生产、生活使用,出水则流入预曝气沉淀池。预曝气沉淀池是厌氧处理单元和好氧处理单元之间的重要构筑物,其功能主要是去除厌氧出水的悬浮物和H₂S等有害气体,增加水中的溶解氧,为好氧处理创造有利的条件^[1]。预曝气沉淀池的出水自流进入SBR进行好氧生物处理,以进一步降解水中的有机物。

调节沉淀池,UASB,预曝气沉淀池,SBR等处理单元产生的污泥排入污泥浓缩池进行浓缩,提高污泥的含固率,使污泥含水率低于95%。污泥经浓缩后进入污泥脱水间进行机械脱水,产生的泥饼外运,污泥浓缩池上清液及机械压滤液回流至调节沉淀池再继续处理。

3 各主要构筑物介绍

3.1 调节池

此处调节池采用矩形对角线出水的均质调节池。该调节池的特点是出水槽沿对角线方向设置,废水由左右两侧进入池后,经过不同的时间才流到出水槽,使出水槽的混合废水从不同时间内流进来,也就是说其质量浓度是不相同的,这样就达到了自动调节均和的目的。由于淀粉废水中含有大量的悬浮物质,考虑到要回收废水中的大量植物蛋白,调节池设机械搅拌装置,通过机械搅动阻止废水中悬浮物质的沉淀。调节池采用钢筋混凝土结构,容积250m³,池体尺寸为14.0m×6.0m×3.5m,停留时间6h。

3.2 气浮池

由于废水的固体悬浮物含量很高,且含有大量的蛋白,所以设一气浮池,分离提取蛋白质,提高经济效益,同时减轻后续处理构筑物的压力。此工艺选用压力回流溶气方式,将气浮池的部分出水(总水量的20%)回流加压溶气后与进水混合进入气浮池。回流溶气气浮具有溶气罐容积小,气泡分散度高且比较均匀的优点,但气浮池容积较大。絮凝剂采用计量泵投加,PAC配制成质量分数为5%~10%的水溶液,加入量为废水量的1%~2%;PAM配制成质量分数为

0.05%~0.1%的水溶液,加入量为废水量的2%~4%。气浮池平均水深2m,净容积24m³。选取TS-V型的溶气释放器和TR-4型的压力溶气罐,溶气罐容积0.625m³,直径0.4m,所需空气量0.025m³/min。

3.3 UASB反应器

UASB反应器采用半地下式钢筋混凝土结构,为了满足池内厌氧状态并防止臭气散逸,UASB池上部采用盖板密封,出水管和出气管分别设水封装置。由于SBR的水回流,此时进入UASB的水量为1500m³/d,反应区容积为1615m³,采用3座UASB并联运行,则单个UASB反应区的容积为538.3m³,处理水量为62.5m³/h。在常温下(20~25℃)运行,COD容积负荷为6.0kg/(m³·d),沉淀区表面负荷0.649m³/(m²·h),反应区水停留时间8.6h。

3.4 预曝气沉淀池

预曝气沉淀池采用平流式沉淀池,钢筋混凝土结构,池子有效容积3.6m³,尺寸为7.2m×0.5m×1.56m,所需空气量6.25m³/h。

3.5 SBR反应器

考虑到进水的连续性,采用两个SBR反应器并联运行。一个反应池进水完成后,停止进水;在进行曝气、沉淀、出水等工艺时,另一反应池进水。池子为钢混结构,反应池容量1000m³,尺寸为20m×10m×5m,BOD污泥负荷0.3kg/(kg·d),曝气池内悬浮物质量浓度为2000mg/L,运行周期为8h,其中进水4h,曝气3h,沉淀0.5h,排水0.5h。曝气阶段每池供氧量9.685kg/h,排出比为1/4。

4 工程的启动运行

4.1 UASB的启动

接种污泥取自城市污水厂的絮状消化污泥,污泥体积25m³。经筛网过滤后污泥投入UASB反应器,注入淀粉废水浸泡。在启动开始阶段采用间歇进水,同时由于甲烷菌活性在酸性条件下会受到抑制,UASB反应器内的最佳pH值为6.8~7.2。在启动开始时投入石灰调节pH值在6.5~7.5范围内,后逐步用出水回流调节pH值,控制出水回流比为1:0.5。待出水COD去除率达到80%时,再增加进水量和进水频率,控制COD容积负荷由2.0kg/(m³·d)逐渐提高到

6 kg/(m³·d),每阶段以 COD 去除率为指标,当出水 COD 去除率 10 d 内稳定在 80%左右时,方可进入下一阶段提高负荷.运行 3 个月后,反应器内污泥的质量浓度逐渐增大,产气量稳定,COD 去除率稳定在 90%左右.

4.2 SBR 的启动

SBR 启动时接种污泥与 UASB 接种污泥取自同一城市污水厂,污泥的质量浓度为 3 000 mg/L.考虑到废水中含磷量较少,达不到活性污泥对微生物的需求,因此需连续投加磷肥.闷曝至污泥呈现黄褐色后逐步加大水量,每曝气 10 h 后静置停留 2 h,排出 1/3 的上清液再补充新鲜污水,经过 3 个多月的调试后进入稳定运行期.

5 主要技术经济指标

废水处理站工程总投资 282.5 万元.其中:土建构筑物 176.5 万元,设备 77.4 万元,间接费用 28.6 万元.工程运行费用如下:(1)动力费.废水处理站总装机容量为 110 kW,实际工作容量为 75 kW. 1 m³ 废水处理费用为:75×0.5×24/1000=0.90(元). (2)人工费.操作人员以 6 人计算,每人月工资 1 000 元,1 m³ 废水人工费为:(6×1000)/(30×1000)=0.20(元). (3)药剂费.药剂费按每天 1 500 元计算,1m³ 废水处理费用为:1500/1000=1.50(元). 1 m³ 废水总运行费用为 2.6 元.

在运行过程中 1m³ 废水可提取蛋白饲料 5.0 kg,按每吨 1 150 元计算,1m³ 废水可产生效益 5.75 元. 每年可以提取蛋白饲料 1 750 t. UASB 处理过程中 1m³ 废水沼气产量约为 1.90 m³,按 1m³ 沼气 0.50 元计算,1m³ 废水可产生效益 0.95 元,去除厌氧冬季加热费用,沼气效益约为 0.50 元. 1m³ 废水效益合计为 6.25 元,去除运行费用,处理 1m³ 废水可获得 3.65 元的额外经济效益.

参考文献:

[1] 严瑞植. 水处理剂手册[M]. 北京:化学工业出版社,2000.
[2] 范谨初. 混凝技术[M]. 北京:中国环境科学出版社,1992.
[3] 王凯军,秦人伟. 发酵工业废水处理[M]. 北京:化学工业出版社,2000.
[4] 李坚. 环境工程设计基础[M]. 北京:化学工业出版社,2005.

6 工程运行情况

经过近半年的调试运行,出水水质较好.环境监测单位对工程出水的监测结果为:COD 80.7 mg/L,BOD₅ 18.9 mg/L,悬浮物 50.7 mg/L,pH 7.43,色度 7 倍.各处理单元出水监测结果(平均值)见表 2.

表 2 处理后水质监测结果

处理单元	COD (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	悬浮物 (mg/L)
气浮池	6 460	3 240	65.3
UASB	638	312	62.1
预曝沉淀池	614	287	59.0
SBR	80.7	27.3	50.7

7 结论

- (1)絮凝气浮法能有效地去除淀粉废水中的悬浮物、降低废水 COD;同时能获得较高的蛋白饲料回收率.
- (2)絮凝剂的投加比例及投加量对 COD 的去除率有很大的影响.在工程运行实践中,如果能够更精确地确定絮凝剂的最优投加比和投加量,不仅可以得到更好的出水水质,而且能够减少运行费用,提高经济效益.
- (3)UASB 运行过程中,可以通过出水回流调节 pH 值在产甲烷菌的适宜范围内,节省了投加石灰调节 pH 值的运行费用.
- (4)厌氧菌对温度比较敏感,在温度较低时,活性降低甚至死亡,因此冬季运行时需对 UASB 反应器进行加温,可以利用反应器产生的沼气作为能源提供 UASB 所需的温度,使资源得到充分利用.
- (5)由于出水水质较好,可对出水进行深度处理.处理水可用于厂区绿化、浇洒道路以及厕所用水.

Using Air Flotation-UASB-SBR technique
to treat sweet potato starch wastewater

LI Sheng, LI Jian, SHAO Zhen-qing, CHU Bin
(Environmental Monitoring Station of Zhoukou City, Zhoukou 466000, China)

Abstract: Sweet potato starch industries brings high concentration organic wastewater, it mainly contain sugar, protein, cellulose, and fat, etc. Air flotation-UASB-SBR technique has been applied to treat the wastewater at a starch industry company. The treatment results show that although COD = 12 000 mg/L, BOD₅ = 6 400 mg/L, SS = 800~1 400 mg/L, the quality of treated water can reach I discharge standard of GB8978-96. In the meantime, it could recover the feedstuff and methane, and have a good economic benefit.

Key words: sweet potato starch wastewater; Air Flotations; UASB; SBR