

分段进水的生物除磷脱氮工艺

邱慎初¹, 丁堂堂²

(1. 国家城市给水排水工程技术研究中心, 天津 300074; 2. 中国给水排水编辑部, 天津 300074)

摘要: 系统阐述了分段进水的生物除磷脱氮新工艺的发展情况、工艺特性和应用前景, 结合工程实例介绍了该工艺的处理效果并对一些问题作了探讨。

关键词: 分段进水; 硝化/反硝化; 除磷脱氮

中图分类号: X703.1 **文献标识码:** B **文章编号:** 1000-4602(2003)04-0032-05

1 发展概况

鉴于除磷脱氮的需要, 众多的二级污水处理厂工艺需要更新改造。近年来国外加速开发分段进水生物除磷脱氮(BNR)新工艺, 并在试验研究基础上开始将此项技术应用于生产实践。传统的活性污泥除磷脱氮系统通常采用进水与回流污泥进入池首的推流式系统, 其中前置反硝化系统已在国内外广泛应用, 但需设置相应的内回流设施, 且池容也较大。近年来这种传统的推流式系统已被逐步改建为分段进水方式, 1991 年纽约市的 Tallman 岛水污染控制厂将原有传统的阶段曝气系统中的每一段都设置了缺氧区和好氧区, 进行了分段进水的硝化/反硝化可行性示范研究。这种系统的优点是所需池容较小、脱氮效率高、运行管理方便。示范结果和其他一些污水处理厂的实例研究表明, 由于采用分段进水, 提高了前面几段的 MLSS 浓度, 可减少池容。此后 Fillos 等人又在示范工程中观察、研究了好氧区中明显存在的同时硝化/反硝化现象^[1]。

从 20 世纪 90 年代初期开始, Nalasco 和 Daiger 等人在 Lethbridge 污水处理厂进行了将分段进水与生物除磷脱氮技术相结合的试验, 并将 UCT 和 VIP 技术用于分段进水工艺。采用该工艺的 Lethbridge 生产性厂的规模为 49 000 m³/d, 经改造后已于 1998 年投入运行^[2]。

我国从上世纪 90 年代末开始关注分段进水的 BNR 新工艺的开发应用, 至今尚处于起步阶段。

2 分段进水生物脱氮工艺

2.1 基本原理

由于进水沿池分段投配而回流污泥在第一段的首端进入, 系统的 SRT 比相同池容的推流系统长, 可见分段进水系统在不增加反应池出流 MLSS 浓度的情况下使污泥龄得以增加, 而终沉池的水力负荷与固体负荷均没有变化。因此这一工艺不论对污水处理厂的扩建改造和新建都甚为适用。

各段的缺氧池与好氧池连接成为一个单元(段), 通常每个系列分为 2~4 个单元(见图 1), 各池均采用完全混合式。

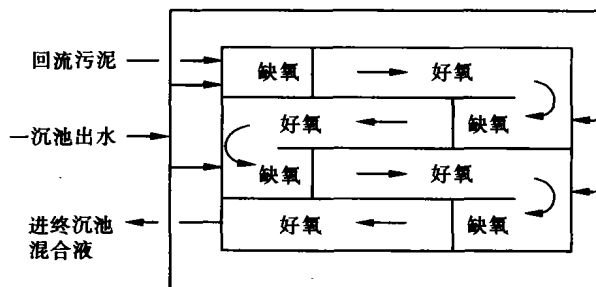


图 1 分段进水的缺氧/好氧生物脱氮系统示意

该工艺的硝化液系从各段的好氧区直接流入下一段的缺氧区, 一般不设内回流系统, 从而简化了工艺流程^[1]。一沉池出水按同一比例均匀分配至各段的缺氧池, 这样进入各段的 BOD 和氮的负荷量虽然相同, 但前面几段的 MLSS 浓度提高, 导致泥龄增加、污泥负荷变小。为便于和常规前置反硝化系统所需池容进行比较, 需使分段进水的各段池容大小能满足具有相同的污泥储量; 好氧池(硝化池)池

容的确定需考虑满足在设计水温下足以完成硝化作用所需的好氧泥龄。

2.2 主要特点

2.2.1 除氮效率高

分段进水生物脱氮工艺由于强化了硝酸盐氮反硝化,对氮的去除率较高。鉴于式(1)中的氮去除率系针对硝酸盐氮的反硝化程度,因此对剩余污泥和出水中所去除的凯氏氮在计算中加以扣除。

$$\text{氮的去除率} = \left(1 - \frac{TN_d - TKN_d}{TN_{in} - TN_{ex} - TKN_d}\right) \times 100\% \quad (1)$$

式中 TN_{in} ——进水总氮含量

TN_d ——出水总氮含量

TN_{ex} ——剩余污泥总氮含量

TKN_d ——出水凯氏氮含量

根据分段进水脱氮工艺的检测运行结果,通过式(1)进行数据的整理分析,可获得该工艺的实际反硝化率。

当池子各段的反应过程达到完全硝化和反硝化时,根据硝酸盐氮物料平衡关系,工艺过程中氮的最高理论去除率可由下式确定:

$$\text{最高理论脱氮率} = \left(1 - \frac{1}{N} \times \frac{1}{1+r+R}\right) \times 100\% \quad (2)$$

式中 N ——段数

r ——污泥回流比

R ——系统最后一段的内回流比

根据式(2)可获得 1~4 段工艺的总回流比与最大理论脱氮率的关系(见图 2)。

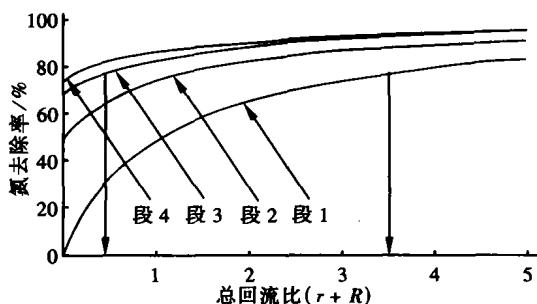


图 2 总回流比与最大理论脱氮率的关系

污泥回流比为 50% (无内回流) 的三段工艺的脱氮率为 78%, 而采用常规前置反硝化工艺时, 除 50% 回流污泥外尚需 300% 的内回流。因此, 根据

进水水质和出水要求, 运用式(2)可估测分段进水生物脱氮工艺的最大理论脱氮率以及能否达到预期的脱氮目标。另外通过式(2)的去除率估测并结合式(1)的具体结果计算, 可以评估和检验新工艺在实施过程中的工作性能和脱氮效果。日本下水道事业团技术开发部于 1996 年开始进行了历时一年的三段式分段进水生物脱氮新工艺的中间试验, 曾运用以上公式来分析探讨新工艺的脱氮率。试验结果表明, 用式(1)计算所得的脱氮率与式(2)估测的最高理论脱氮率基本吻合, 从而证实了在合适的水质和环境条件下, 新工艺可取得满意的脱氮效果^[3]。

2.2.2 池容较小而处理能力提高

新工艺采用了一沉池出水、分段进水办法, 为便于与传统的前置反硝化工艺进行比较, 设每段进水比例均为 25%, 污泥回流比为 50%, 则根据系统的 SS 物料平衡关系, 可求得各段的 MLSS 浓度。反应器的前三段的 MLSS 浓度较高, MLSS 平均浓度增加, 但出流 MLSS 进入二沉池时的浓度与前置反硝化工艺相同。在保持两者泥龄(包括好氧泥龄)相同的情况下, 其所需池容比较如表 1 所示。从表 1 可看出新工艺所需池容较小^[3]。

表 1 前置反硝化工艺与分段进水工艺所需池容的比较

工艺	前置反硝化		分段进水		备 注
	MLSS (mg/L)	容积比 (%)	MLSS (mg/L)	容积比 (%)	
所需 反应器容 积	3 000	100	1 6 000	12.5	生物量保持与第四段相同
			2 4 500	16.7	同上
			3 3 600	20.8	同上
			4 3 000	25.0	
总计		100		75.0	回流污泥比(50%)

美国 Oregon 州的 Washington 县的下水道局为减轻用地紧张和费用紧缺的压力, 决定在 Rock Creek 污水处理厂对分段进水性能进行评估, 于 2001 年 6 月建成了容积为 6 435 m³ 的三段式进水池, 与原有相同尺寸的推流式前置反硝化曝气池进行了平行对比试验。结果表明: 在同样的泥龄、终沉池固体负荷和出水水质下, 分段进水工艺的处理能力较大; 在进水流量、池容和终沉池固体负荷相同的情况下, 采用分段进水工艺则出水水质较好^[4]。

2.2.3 运行管理简便

由于一沉池出水分段均匀进入反应池的各段, 每段 BOD 和氮的负荷相同。在这一设定条件下, 各段池容可按相同的生物量进行设计。分段进水采

用单污泥系统,因此各段的微生物量也是相同的,这样各好氧池的需氧量也几乎相同,从而安装在好氧池中的曝气器在理论上可采用同样的规格,好氧池均按同样要求运行,可减少维护管理的工作量。另外,由于系统固体储存量的大部分是在分段进水的的前面几段,故在暴雨季节可将后面几段的进水比例提高以减少活性污泥被冲失的危险^[1]。

3 分段进水 BNR 工艺

上述分段进水生物脱氮的研究成果表明,采用分段进水脱氮工艺可节省池容和改善工作性能等,这些结论同样适用于分段进水 BNR 系统,将分段进水方式应用于 UCT、MUCT 或 VIP 工艺形成了新的 BNR 工艺。20 世纪 90 年代初期 Nolasco 与 Daigger 等人开始对这一新工艺进行了试验研究,直到 90 年代末才将该工艺的研究成果应用于设计,该工艺流程示意图见图 3。

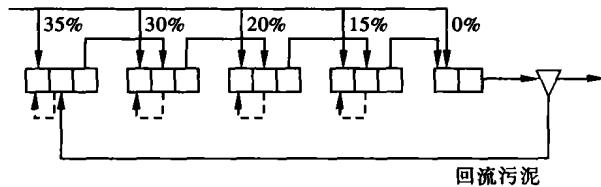


图 3 分段进水 BNR 工艺

从图 3 可见,该工艺将分段进水技术与 UCT 或 VIP 工艺结合起来,在分段进水的每一段均设有厌氧/缺氧/好氧区,进水分别流入各段的厌氧区后,与从下游抽回的硝化液相混合,这一混合液流经缺氧区再流入好氧区。在好氧区发生硝化作用,强化了除磷和碳生化需氧量(CBOD)的去除,在缺氧区发生反硝化和一些 CBOD 去除,在厌氧区发生磷的生物释放(生物强化除磷的前提)与一些 CBOD (VFAs)的去除^[2]。

由图 3 还可看出,在分段进水的各段中只有缺氧区的混合液需抽升回流至厌氧区,而须将消化液从好氧区末端抽回到上游缺氧区的 UCT 和 VIP 工艺需设置第二个内回流系统(这对于完成硝酸盐氮的反硝化是至关重要的),显然抽升系统的基建投资和运行费用很高。分段进水系统并不需要这样的回流设施,硝化液是直接进入下一段的缺氧区,在没有硝化液泵抽升系统情况下完成对硝酸盐氮的去除。系统中全部回流污泥均进入第一段,由于进水分散进入各段,其总的稀释作用被推迟,因而前面各段的

MLSS 高于后面几段。对于一个到终沉池的已知 MLSS 浓度,分段进水 BNR 系统比常规法具有较多的污泥储量和较长的 SRT,从而增加了处理能力^[2]。

4 工艺设计和运行中的几个问题

分段进水 BNR 工艺设计和运行中的主要问题为:一沉池出水的流量分配、回流污泥量、曝气区至非曝气区的溶解氧携带量、混合液内回流和聚磷菌的反硝化作用等^[1]。

4.1 一沉池出水的流量分配

Tallman 岛水污染控制厂分段进水的硝化反硝化系统的优点是所需池容较小、脱氮效率高、运行管理方便。该厂采用 BioWin 模型来模拟分段进水工艺,对不同条件下的工作性能进行评估后认为分段进水流量分配比例的变化将直接影响系统的脱氮效果和处理能力。在示范研究的基础上又进行了全规模的生产性试验,验证了示范研究的可靠性。众所周知,水温对生物脱氮效果的影响很大,通常认为冬季时受硝化限制,而夏季则受反硝化限制。宜据此考虑分段进水比例的确定,至今这一问题尚在继续研究中。

4.2 回流污泥量

回流污泥量的大小也要影响分段进水系统的工作情况,一般将活性污泥回流到池子首段端部,若活性污泥沉淀性能良好,改变污泥回流量将影响对 TN 的去除率。当分段进水采用低回流比时,由于活性污泥含固量高,使前面几段的 MLSS 浓度较高,导致泥龄增加。如系统达到完全硝化,则加大回流比就可提高首段缺氧区中硝酸盐氮的反硝化程度,但在水温较低时首先需设法提高硝化效率,回流比的降低往往能提高硝化程度而使出水 TN 含量下降。因此,污泥回流量应根据水温、水质等具体条件和出水要求加以调整。

4.3 DO 的携带

若最大程度地减少各段的最后一个好氧区携带到下一段缺氧区的 DO 含量,则在剩余 DO 的下降过程中能优化缺氧区的工作状况和减少易生物降解碳源的消耗量,这一问题对于常规 BNR 系统同样需要考虑,但对于分段进水系统而言,由于段数较多,DO 携带量的减少显得更为重要。主要的问题是应根据耗氧速率来确定充氧速率,使好氧量和充氧量在 DO 含量很低($\leq 0.5 \text{ mg/L}$)的情况下达到动态

平衡。

Tallman 岛污水处理厂和 Ward 岛污水处理厂对各好氧区的脱氧问题进行了试验,根据耗氧速率的测定数值,在不同的 DO 要求、水量大小和 MLSS 浓度下,在好氧区的前部 $DO \geq 2.0$ mg/L,好氧区末端设置了不同能力的不曝气脱氧区,使 $DO \leq 0.5$ mg/L,从而提高了反硝化效果,而反硝化效果的好坏直接关系到生物除磷的成败,因此防止 DO 进入分段进水系统的缺氧区,避免 VFAs 的损失对于分段进水 BNR 系统是十分重要的。

4.4 硝酸盐氮的回流(内回流)

由于分段进水的硝化液由好氧区直接进入下一段的缺氧区,一般情况下可不设内回流系统。内回流可作为进一步提高脱氮效果的一种辅助手段,可将某一段的硝化液抽送至前一段的缺氧区,或在本段进行内回流,但是所采用的回流比必须适当,并注意防止因内回流而明显降低各段的 MLSS 浓度。根据国外污水处理厂的试验经验,在分段进水系统中的第一段仅需将回流污泥中的硝酸盐氮进行反硝化,因而进水中碳源一般都尚有富余,故在第一段和第二段中设置内回流有一定的效果。从今后发展看,我国的污水排放标准必将对总氮的排放有所要求,不论其排放限制严格与否,现阶段可结合生物除磷要求考虑总氮的去除程度,目前分段进水除磷脱氮工艺的设计可不考虑设置内回流系统。

4.5 聚磷菌的反硝化作用

根据国内外的试验和运行结果,往往在缺氧区发生磷的过量吸收。聚磷菌在厌氧区利用胞内聚磷酸盐分解产生的能量,输送挥发性脂肪酸(VFAs)进入细胞和转化为聚 β 羟基丁酸(PHB)以及其他碳储存聚合物,并将无机磷酸盐释放。鉴于缺氧区和好氧区的正磷酸盐的浓度是相同的,一些聚磷菌在缺氧区能在生存竞争中利用混合液或微生物絮体内部硝酸盐氮中的氧,降解 PHB 而进行磷的过量吸收,并同时进行反硝化。可见由于聚磷菌的反硝化作用,系统中利用同一基质(VFAs)进行生物除磷脱氮,从而获得了基质的最大利用率,减少了碳源的需要量。因此聚磷菌的反硝化作用导致磷的缺氧吸收对于低 BOD_5/TKN 和低 BOD_5/TP 值的污水除磷脱氮显得尤为重要。

5 工程实例

5.1 美国纽约市水污染控制厂

为防止营养物质对水体的污染,纽约市环境保护部对采用分段进水生物脱氮工艺至为重视,将该市水污染控制厂中的一个处理系列(水量为 94 600 m^3/d)专门设计为四段进水生物脱氮工艺。该系列第 1、2 段的缺氧区容积比为 25% 或 50%,第 3、4 段的缺氧区容积比均为 25%,于 2000 年开始,历时 9 个月对其处理能力和性能进行连续检测和评估。

该厂的进水 SS 为 60 mg/L、COD 为 158 mg/L、TKN 为 21.1 mg/L、 NH_3-N 为 15.7 mg/L、pH 为 7.5、碱度为 96 mg/L(以 $CaCO_3$ 计)、泥龄为 13~16 d,理论 HRT 为 4.1 h、MLSS 平均为 2 000 mg/L,污泥回流比为 50%。

从检测结果来看,硝化程度随水温的增加而提高,夏季接近完全硝化,终沉池出水氨氮浓度 < 1 mg/L。检测工作历经冬、夏两季,终沉池出水的硝酸盐氮含量都较高。从反硝化情况来看,冬季 15 $^{\circ}C$ 时的反硝化率平均为 68%,而夏季 24 $^{\circ}C$ 时的反硝化率平均为 64%,从而表明反硝化过程受到反应时间和可降解碳源不足的限制。根据全规模检测结果可知,分段进水的生物脱氮系统能去除大量的氮,处理过程稳定可靠,是一种可取的优化工艺^[5]。

5.2 加拿大 Lethbridge 污水处理厂

Lethbridge 污水处理厂始建于 20 世纪 70 年代末,为满足除磷脱氮的严格要求,该厂于 90 年代后期将传统活性污泥法改造为分段进水 BNR 工艺,并于 1998 年末进行调试运行。该改造工程要求原生物反应池在不增加池容的条件下具有生物除磷脱氮功能。Lethbridge 污水处理厂采用五段进水工艺(见图 3),由于回流污泥受各段进水流量的稀释,整个反应池的平均 MLSS 浓度比常规 BNR 工艺高 18%,其污泥储存量和生物处理能力相应增加 18%。这一增加的处理能力使该污水处理厂在保持现有池容下实现了工艺的更新改造。该改造工程的设计水温为 14 $^{\circ}C$,一沉池出水 BOD_5 为 247 mg/L,TKN 为 41 mg/L,TP 为 14 mg/L,TSS 为 147 mg/L,要求出水 $TP \leq 1$ mg/L。设计 SRT 为 7~9 d,HRT 为 11.6 h。反应池的厌氧/缺氧/好氧各区的容积比分别为 12%、19% 和 69%,根据该厂的氮、磷含量,反应池的第五段不设厌氧区。该污水处理厂季节性接纳了部分工业废水,包括食品和植物油加工废水,致使进水水质不稳定。1999 年实际运行的一沉池出水 BOD_5 为 118.5 mg/L、TKN 为 37.8 mg/L、

TP 为 10.9 mg/L、TSS 为 150 mg/L,调试和全年的运行结果表明,经更新改造后的污水厂的出水水质可达到预期的处理要求。1999 年出水的年平均 SS 为 4.4 mg/L,最大月 SS 为 6.9 mg/L,年平均 BOD_5 为 7.7 mg/L,最大月 BOD_5 为 12.1 mg/L。1999 年全年运行期间,在进水 $BOD_5/TP = 11.1$ 、 $BOD_5/TKN = 3.0$ 和进水 TP 为 15 mg/L 情况下,出水 $TP < 1$ mg/L。同时从这一年中的氨氮和硝酸盐氮的测定结果来看,出水 $NH_3 - N \leq 0.5$ mg/L, $NO_3^- - N \leq 5$ mg/L^[2]。

6 结语

分段进水 BNR 工艺是近年来国外开发的新技术,试验研究和工程示范结果表明,该工艺处理效率高、基建投资和运行费用省、操作管理简便,适用于各种规模的老厂更新改造和新厂建设,是一种很有发展前途的污水处理技术。目前我国对该项技术的研究正处于起步阶段,在吸收国外技术的基础上进行深入研究,以期进一步弄清不同情况下分段进水的最佳分配比例及其理论依据,最大程度地提高工艺的硝化、反硝化效率。此外,尚需通过与常规 NBR 系统的对比试验作出技术经济评价,使该项技术在我国水环境治理中发挥积极作用。

参考文献:

- [1] Carrio L, Streett F, Mahoney K, *et al.* Practical consideration for design of a step-feed biological nutrient removal system[A]. Proceedings of 73rd Annual Conference and Exposition[C]. USA: Anaheim, California, 2000.
- [2] Crawford G, Black S, Stafford D, *et al.* The step bio-P process at lethbridge-over one full year of operation[A]. Proceedings of 73rd Annual Conference and Exposition[C]. USA: Anaheim, California, 2000.
- [3] Sakai Y, Koike S. Development of step-feed multi stage denitrification-nitrification process[A]. Proceedings of Water Environment Federation 71st Annual Conference and Exposition[C]. USA: Orlando, FL, 1998.
- [4] Milind V Wable, Carlo Spani. Side by side comparison of step feed and plug flow activated sludge process performance at the rock creek advanced wastewater treatment facility[A]. Proceedings of 75th Annual Technical Exhibition and Conference[C]. Illinois USA: McCormick Place, Chicago, 2002.
- [5] Fillos J, Ramalingam K, CalTio L A. Full-scale evaluation of step-feed BNR process at a New York City water pollution control plant[A]. Proceedings of 75th Annual Technical Exhibition and Conference[C]. Illinois USA: McCormick Place, Chicago, 2002.

电话:(022)23518052

E-mail:jerryql@public.tpt.tj.cn

收稿日期:2003-01-20

· 技术交流 ·

ZrO₂ 动态陶瓷膜的制备

采用粒径为 1~2 μm 的 ZrO₂ 粉末进行试验(购自华东理工大学)。陶瓷管购自浙江长兴,其平均外径为 1.3 cm,平均内径为 0.7 cm,陶瓷管的表面孔径为 1~2 μm ,从 SEM 照片可以看出陶瓷管表面的空隙分布很不均匀,存在裂痕。为避免穿透的陶瓷管造成液体的通漏或短路,需要对所用陶瓷进行短路检查。

涂膜方法采用错流过滤方式,ZrO₂ 悬浊液循环 30 min,在此过程中记录通量变化。

经试验确定,利用 ZrO₂ 悬浊液制备陶瓷动态膜

的最佳条件:浓度为 0.8 g/L、压力为 150 kPa、错流速度为 0.1 m/s,由此条件制得的陶瓷膜具有较高的渗透通量。

经检测,所制备的陶瓷动态膜的孔径分布在 0.5~1 μm 范围内,而且其表面比较均匀,纯水通量可达 0.2~0.3 $m^3/(m^2 \cdot s)$,因此可作为微滤膜对废水进行深度处理。

利用 ZrO₂ 陶瓷动态膜处理纺丝工艺中的纤维素废水时,对水中短纤维的去除率可达 95% 以上。另外,该膜对洗脸水中 COD 的去除率达 90%。

(东华大学环境学院 徐寅汇 武小鹰 吕少虹 奚旦立 供稿)