

悬浮填料 SBBR 在污水处理厂提标改造中的应用

唐凯峰^{1,2}, 王 华¹, 赵乐军^{1,2}

(1. 天津市市政工程设计研究院, 天津 300392; 2. 天津市基础设施耐久性企业重点实验室, 天津 300392)

摘 要: 以南方某污水处理厂提标改造工程为例, 介绍了投加悬浮填料的序批式生物膜反应器(SBBR)设计的关键技术, 包括填料选择、填料缺氧流化、填料拦截与疏导、曝气系统设计、反应器设计、底泥均化、碳源利用、对预处理和后处理的要求等, 这为采用 SBR 及其衍生工艺的污水处理厂提标改造积累了经验, 拓展了悬浮填料强化生物处理技术的应用领域。

关键词: 序批式生物膜反应器; 提标改造; 悬浮填料; SBR

中图分类号: TU992.3 **文献标识码:** C **文章编号:** 1000-4602(2018)12-0090-05

Application of SBBR with Filled Suspended Carrier in Upgrading of a Wastewater Treatment Plant

TANG Kai-feng^{1,2}, WANG Hua¹, ZHAO Le-jun^{1,2}

(1. Tianjin Municipal Engineering Design and Research Institute, Tianjin 300392, China; 2. Tianjin Enterprise Key Laboratory of Infrastructure Durability, Tianjin 300392, China)

Abstract: Taking a wastewater treatment upgrading project in South China for example, the key technologies in the design of sequencing batch biofilm reactor (SBBR) with filled suspended carrier were introduced, including carrier selection criteria, carrier fluidization in anoxic environment, carrier interception and transportation, aeration system design, reactor design, sediment sludge homogenization, carbon source utilization, requirements for pretreatment and post treatment and etc. It provides experiences for wastewater treatment upgrading using SBR and its derivatives, and expanded the application of suspended carrier processes to enhance biological treatment.

Key words: SBBR; upgrading and reconstruction; suspended carrier; SBR

据统计, 目前全国设市城市累计建成的将近 4 000 座污水厂中约有 20% 采用 SBR 及其变形工艺。在当前“水十条”实施的大背景下, 全国的重点区域和重点流域均对污水处理提出了更高的要求。面对日益严格的排放标准, SBR 及其系列工艺普遍存在氮磷和悬浮物达标风险问题, 该工艺的提标增效已经成为研究热点^[1-3]。采用复合式生物处理理论, 通过投加悬浮填料、调整运行方式、优化曝气设

施和填料流化设施形成序批式生物膜反应器(SBBR)工艺, 可实现出水水质稳定达标, 具有一定的应用前景。

1 SBBR 工艺特点

SBBR 将生物载体与 SBR 反应器结合, 形成泥膜共生的复合式生物处理系统。该系统既有完全混合式生物反应器污染物降解速度快、抗冲击负荷能力强的特点, 又有生物膜反应器的生物固体停留时

间长、降解污染物的微生物种类丰富、生物链长、产泥量低等特点;同时还具有较强的同步脱氮除磷能力,对污水中内碳源利用率较高、脱氮效果好。特别适用于水质水量变化大、难降解有机物含量较高、碳氮比低、脱氮要求高的既有 SBR 系统改造。

2 SBBR 应用关键技术

2.1 填料选择

SBBR 工艺在同一个反应器内实现缺氧、好氧交替运行,对填料的密度、亲水性和表面电荷提出了更高的要求。缺氧状态产生的微小气泡附着在填料表面造成大多填料均处于悬浮状态,需要较大的水流推动才能实现填料流化,因此 SBBR 填料密度比硝化填料略大可减少水力搅拌,降低系统能耗;缺氧状态不进行曝气,采用零价铁改性填料,能够降低与微生物接触面的氧化还原电位,显著提高填料的亲水性和生物附着性;对于难降解污染物含量较高的废水可采用氧化还原介质改性填料,提高微生物在其表面的胞外电子传递过程,从而提高对难降解 COD 的去除能力。

2.2 反应器设计

在当前出水 TN 要求日益严格的背景下,SBBR 反应器宜按照具有缺氧反硝化时段的 SBR 运行模式设计。为保障出水水质和充分利用污水中的内碳源,缺氧时段宜设置在好氧时段前面,好氧时段和缺氧时段时长宜按照对应的悬浮污泥泥龄比值结合填料的表面负荷计算取值,考虑到溶解氧变化有一个过渡过程,缺氧时段不宜小于 0.5 h,好氧时段不宜小于 2.0 h。缺氧时段和进水时段可以同步或部分同步运行,考虑到悬浮填料脱落的生物膜沉淀性能较差,为尽量降低出水 SS 浓度,沉淀时段宜大于 1.0 h。为保证系统连续进、出水,反应器数量与单池进、出水时间的乘积宜为运行周期的整数倍。考虑悬浮填料侵占了部分池容,反应池有效水深宜为 7 m,水深增大可提高氧的利用率、节省曝气量;由于填料区和出水区之间应有一定长度的活性污泥区,反应器宜按照长方形设计,长宽比宜为 (3.5~4):1。核心设计参数:冲水比宜 <20%,悬浮污泥浓度宜控制在 3 500~4 000 mg/L,有效反应泥龄宜 >15 d, BOD₅ 污泥负荷宜为 0.08 kgBOD₅/(kgMLSS·d), TN 污泥负荷宜 <0.04 kgTN/(kgMLSS·d);填料填充率宜小于总池容的 30%,投加量宜一次设计,分期投加;20℃时,填料硝化速率宜 <0.5 gN/(m²·

d),有机物氧化速率宜 <10 gCOD/(m²·d);曝气阶段生物池溶解氧浓度宜 >2.5 mg/L,缺氧时段填料区功率密度宜 >5 W/m³。当工业废水占比较大时,核心设计参数应由中试或生产性试验确定。

2.3 缺氧时段填料流化

缺氧状态下,反硝化产生的微气泡附着在填料表面,造成填料总体密度变小,大部分填料漂浮在反应器上部,需要竖向或倾斜水流带动填料流化,实现填料与介质的混合,保障附着微生物与污染物的有效接触,充分发挥填料的生物功能。目前主要采用可倾斜安装的推流器和表吸式推流器两种方式实现填料流化。倾斜安装时倾角一般控制在 15°、22°和 30°,表吸式搅拌器垂直安装,可将表层填料直接送至反应器底部。推流器叶轮外形应采用流线型设计,尽可能降低填料与设备的磨损;叶轮材质宜采用耐磨材料。推流器的设备配置宜根据反应器结构尺寸、填料投加量、填料外形尺寸及密度等因素,采用 CFD 模型模拟确定配置数量、功率、位置和倾角等。

2.4 曝气系统

SBBR 曝气系统间歇式运行,曝气阶段可能存在水位变化,兼有填料流化功能,曝气系统设计应同时满足上述三个方面的需求。

由于污水厂进水水量实时变化,单池间歇进出水,多组连续进出水,也可能存在进水时段曝气的工况,很难实现不同反应器的等水位曝气。每个系列宜设置独立的鼓风机,避免因水位不同导致的曝气不均衡,宜选用适合变水位运行的容积式风机,风机配置适合频繁开停的运行工况。

悬浮填料反应器底曝系统同时具备充氧和填料流化功能。微孔曝气传质效率高,能耗较低,但不能有效地实现填料流化;中孔曝气可实现填料流化,但氧利用率较低。底曝系统填料区域宜采用微孔曝气充氧,中孔曝气实现填料流化,两套系统通过不同的空气总管供气,必要时中孔曝气管可采用独立的鼓风机。曝气器宜采用橡胶膜片式,防止间歇曝气可能产生的堵塞。

2.5 填料截留与转输

反应器滯水器以前设置拦截筛网防止填料流失,拦截筛网孔径根据填料粒径确定,孔径约 12~15 mm,开孔率 >30%,材质和结构耐久性宜大于填料的使用寿命。目前常用的有平板式和转筒式两种,同时应配套自清洗系统。

滗水器工作时表层填料随水流聚集在筛网附近,易造成堵塞,填料表层脱落的生物膜可能会影响出水水质。拦截筛网距离滗水器宜 $>3\text{ m}$ 。滗水结束后采用推流器将堆积的填料疏导至其他区域。

反应器内除了填料以外,还有排泥设备、曝气设备、推流搅拌设备等,均需要定期维修,尤其是曝气系统需要定期更换。设备维修和更换期间需要将大量悬浮填料转输到池外,故应配套自动转输系统。

2.6 底泥均化

目前国内SBR工艺实际运行工况调查资料显示,相当数量的反应池存在池底污泥流动性差、沉降快、沉淀后污泥分布不均、部分区域污泥沉积板结、污泥难以持续外排的问题。因此SBBR在推流器布置阶段进行CFD流态模拟时,重点关注底部、拦截网和反应器角落附近的流速 $>0.1\text{ m/s}$,保障污泥不沉降。拦截筛网和滗水器之间的区域宜单独设置推流器,采用循环流布置,避免底部沉积。为保障剩余污泥持续外排,宜采用穿孔管排泥系统,穿孔孔径一般为 $10\sim15\text{ mm}$,穿孔管覆盖主反应区 $1/3$ 左右的面积,与滗水器水平面距离宜控制在 10 m 以上。

2.7 碳源利用

SBBR经曝气、沉淀、滗水后重新进水,在进水时段推流器工作,使污水中的优质碳源优先用于反硝化,不仅充分利用污水中的内碳源,节约了后续曝气去除碳源的能耗,而且有利于好氧氨氧化菌的增殖,能够强化硝化,在一定程度上实现短程硝化。

在当前脱氮要求日益提高的背景下,大多数情况下,污水中的内碳源不足以满足反硝化需求,需要外加碳源。外加碳源投放宜控制在进水搅拌时段的后半期,尽可能提高碳源利用率。

2.8 预处理及后续处理

一般情况下,国内运行SBR反应器均不设初沉池,污水中的毛发、浮渣会在表层累积,定期由人工打捞。投加悬浮填料以后,这些漂浮物易导致出水筛网堵塞、填料聚结,影响填料流化。宜配置对漂浮物去除效果较好的孔板格栅或转鼓格栅,必要时采用粗格栅、细格栅和超细格栅三道格栅作为预处理设施,超细格栅间距宜控制在 2 mm 以内。由于滗水过程中表层悬浮填料生物膜可能脱落一部分,会在一定程度上影响出水SS和TP指标。当出水水质按照一级A标准设计时,可采用混凝沉淀+转盘过滤,也可采用磁混凝澄清池。

3 工程实例

3.1 工程背景

华南某污水处理厂设计规模为 $10\times10^4\text{ m}^3/\text{d}$,采用8组CAST生物池,现状出水基本能够达到一级B标准,按照当地建设和环保部门的要求,出水水质需提升至一级A标准。

单个反应器长为 43.6 m ,宽为 28.2 m ,有效水深为 7.0 m ,正常滗水深度为 1.7 m ,最大滗水深度为 2.11 m ,生物选择区占总池容的 15% ,污泥回流比为 25% 。每天运行6个周期,每个周期 4 h ,其中曝气和进水 2 h 、沉淀 1 h 、出水 1 h 。滗水器最大滗水能力为 $2\,800\text{ m}^3/\text{h}$ 。鼓风机房配置了5台罗茨风机(4用1备),单台风量为 $140\text{ m}^3/\text{min}$ 。

CAST池主要设计参数:设计水温为 $14\text{ }^\circ\text{C}$,高水位污泥浓度为 $3\,700\text{ mg/L}$,低水位污泥浓度为 $5\,700\text{ mg/L}$,总泥龄为 16 d ,污泥负荷为 $0.086\text{ kg-BOD}_5/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$,容积负荷为 $0.32\text{ kgBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$,污泥产率系数为 0.71 kgDS/kgBOD_5 。

3.2 进、出水水质

提标改造工程搜集了2011年—2014年连续三年的实际进水水质,统计分析结果见表1。

表1 实测进水水质

Tab. 1 Actual influent quality $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$

项 目	COD	BOD ₅	SS	TN	NH ₃ -N	TP
平均值	182.8	73.6	106.4	34	30.0	3.6
70%保证率	204.0	79.0	113.0	36.8	32.7	4.1
80%保证率	224.0	89.0	131.0	39.0	34.6	4.6
90%保证率	255.0	108.5	156.0	42.0	37.1	5.4

实际进水水质统计结果显示,进水污染物浓度偏低,由于服务范围内电镀、印染工业废水排放量较高(约占 $30\%\sim40\%$),低碳高氮问题比较突出。

提标改造工程设计进水水质在90%保证率的统计结果的基础上适当提高了部分污染物指标,出水水质执行一级A标准。

改造工程设计进、出水水质见表2。

表2 设计进、出水水质

Tab. 2 Design influent and effluent quality

$\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$

项目	COD	BOD ₅	SS	TN	NH ₃ -N	TP
进水	270	120	160	50	40	6
出水	50	10	10	15	5(8)	0.5
注: 括号外数值为水温 $>12\text{ }^\circ\text{C}$ 时的控制指标,括号内数值为水温 $\leq 12\text{ }^\circ\text{C}$ 时的控制指标。						

3.3 改造思路

在污水处理规模不变的前提下,通过改造 CAST 生物池可以保障 COD、BOD₅、TN、NH₃-N 达标排放,SS 和 TP 通过增设后续深度处理系统可保障达标排放。生物池改造主要通过调整运行周期、投加悬浮填料等措施强化生物系统的去除有机物和脱氮功能。

3.4 主要设计参数

① 运行周期优化

为强化脱氮,增设反硝化时段,每个周期时长由 4 h 调整为 6 h,运行时序调整为:进水(反硝化)1.5 h + 曝气 2 h + 沉淀 1 h + 出水 1.5 h。调整时序后,现状 8 组 CAST 池分 4 个系列运行,进、出水时段均为运行周期总时长的 1/4,要实现整体上连续进、出水,需要对滗水器的滗水能力和滗水深度作进一步核算。滗水能力: $Q_1 = 2\ 083\ \text{m}^3/\text{h}$;滗水深度: $H_1 = 2.54\ \text{m}$ 。

与现状实施对比结果显示,滗水能力能够满足改造后的水量要求,滗水深度需由 2.11 m 调整至 2.54 m,滗水器需进行局部改造。

运行周期调整后,4 个系列连续运行,曝气时段占总周期的 1/3,不能实现整体上连续曝气。如果采用一套供气系统,会造成部分时段的气体分配不均,需对现状供气干管实施改造,实现鼓风机与每个系列一对一供气,鼓风机间歇工作。

② 进水水质及碳源补充量

需要反硝化的硝态氮浓度: $N_0 = N - 0.05(S_0 - S_e) - N_e = 29.5\ \text{mg/L}$;计算反硝化速率: $K_{de} = N_0/S_0 = 0.246$ 。

按照德国 ATV 标准提供的设计经验,活性污泥工艺最大可实现的反硝化速率为 0.15,不足部分采用外加碳源提高进水有机物浓度的方式满足脱氮要求。运行周期调整后,反硝化时段为 1.5 h,好氧时段为 2.0 h,沉淀和排水时段不发生生化反应,相当于 AO 脱氮工艺中 $\theta_{cd}/\theta_c = 0.429$,对应的最大反硝化速率 $K_{demax} = 0.13$,即外加碳源补充量 S_1 应满足如下要求:

$$N_0/(S_0 + S_1) = 29.5/(120 + S_1) \leq 0.13$$

计算得 $S_1 \geq 107\ \text{mg/L}$,即外加碳源补充量至少为 $107\ \text{mgBOD}_5/\text{L}$ 。

③ 池容核算

考虑到需要补充的外加碳源量较大,生物处理

系统须按照补充碳源后的污染物浓度设计,调整后进水 BOD₅ 为 $227\ \text{mg/L}$ 。

根据当地气候条件和实际进水水温统计资料,设计最冷月平均水温为 $14\ ^\circ\text{C}$ 。

反应器容积按照活性污泥和悬浮填料附着的生物膜共同作用考虑。

a. 悬浮填料系统计算

悬浮填料投加量按照有效池容的 20% 考虑,即投加总量为 $13\ 770\ \text{m}^3$ 。

设计采用高密度聚乙烯悬浮填料,比表面积为 $500\ \text{m}^2/\text{m}^3$,直径为 $25\ \text{mm}$,高度为 $10\ \text{mm}$,壁厚为 $0.35\ \text{mm}$,填料密度为 $0.96\ \text{g/cm}^3$,堆积密度为 $96\ \text{kg/m}^3$,孔隙率为 92%。

按照《水处理用高密度聚乙烯悬浮载体填料》(CJ/T 461—2014)的规定, $20\ ^\circ\text{C}$ 时填料挂膜后硝化速率取 $0.5\ \text{gN}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。本工程采用 SBR 模式运行,沉淀和出水阶段按照不发生生化反应考虑。硝化速率 $= 0.5 \times 1.08^{(T-20)} \times 3.5/6 = 0.18\ \text{gN}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$,填料去除的 TN $= 1\ 239.3\ \text{kg/d}$ 。

对应 TN 浓度为 $12.4\ \text{mg/L}$,同时消耗的用于反硝化碳源(BOD₅)浓度按照去除 TN 浓度的 5 倍考虑($62\ \text{mg/L}$)。

b. 活性污泥系统计算

活性污泥系统计算 BOD₅ 按照 $165\ \text{mg/L}$ 考虑(扣除生物膜反硝化消耗的有机物),反硝化的有效泥龄按照 11 d 考虑。

计算得 $Y = 0.856\ \text{kgSS/kgBOD}_5$ 。反应污泥量: $X_F = Q_d \times \theta_{CF} \times Y \times (S_0 - S_e)/1\ 000 = 145\ 948\ \text{kg}$ 。总污泥量: $X_T = X_F \cdot T_C/T_F = 250\ 197\ \text{kg}$ 。实际沉淀时间: $T_S' = T_S + T_e - 1/6 = 2.33\ \text{h}$ 。计算池容: $V = (H_f + \sqrt{H_f^2 + \frac{62\ 400 Q_h \times H \times T_S'}{X_T \times \text{SVI} \times N}}) \times \frac{X_T \times \text{SVI}}{1\ 300 T_S'} = 66\ 248\ \text{m}^3$ 。

投加填料后池容削减量: $V_1 = 1\ 377\ \text{m}^3$,投加填料后所需总池容: $V_2 = 67\ 625\ \text{m}^3$,高液位污泥浓度: $X_H = X_T/V = 3.7\ \text{g/L}$,低液位污泥浓度: $X_H = H \cdot X_H/H_L = H \cdot X_H/(H - \Delta H) = 5.8\ \text{g/L}$ 。

计算结果显示,投加填料后所需总池容略小于现状反应器池容,低液位污泥浓度 $< 6\ \text{g/L}$,说明填料投加量比较合理,能够满足处理要求。

④ 反应器设计

SBBR 平面布置见图 1。

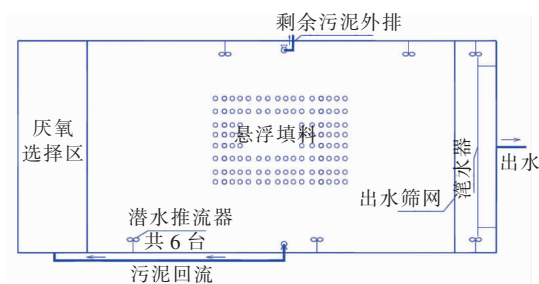


图1 SBBR平面布置

Fig. 1 Plan of SBBR

填料投加量占有效容积的20%。保留现状厌氧选择区,更换内回流污泥泵,增大内回流比。潜水推流器交错布置,安装倾角水平向上 15° ,功率密度按照高水位时 5 W/m^3 设计,将表层填料送至反应器底部。出水筛网布置在滗水器水平延展以外5 m位置,预留部分活性污泥区,出水区布置2台潜水推流器,污泥随水流穿过筛网进入悬浮填料区,避免出现死区。

曝气系统采用微孔曝气头和中孔曝气管相结合,全部采用硅胶材质。出水筛网配套冲洗设施。利用现状溶解氧和氨氮在线检测仪表,与鼓风机联动,为实现限制性曝气创造条件。剩余污泥外排增加穿孔管收集管路。

⑤ 附属设施改造

现状CAST池预处理采用细格栅和旋流沉砂池,CAST反应池表层漂浮物较多,本次改造将回转式格栅调整为孔板格栅,由于孔板格栅水头损失较大,开孔直径只能选择6 mm,后续深度处理采用磁加载混凝沉淀和纤维转盘滤池。

4 结论

① 采用SBBR工艺改造现状的SBR系列生物池,土建工程量较小、施工周期短、无需新增用地,可以通过逐池改造实现整体不停水作业。

② SBBR工艺用于处理难降解有机物含量高、含氮量高的园区综合工业废水比常规的活性污泥工艺优势明显,可以通过灵活调整运行方式实现高效脱氮。

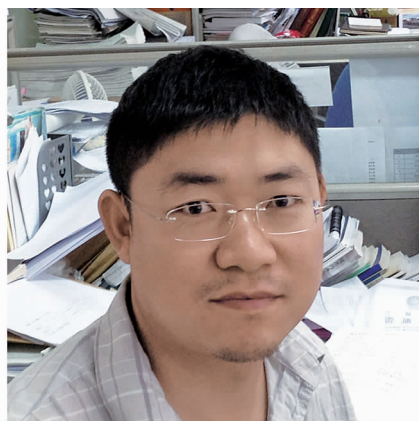
③ 由于沉淀和出水时段活性污泥和生物膜基本没有生物功能,悬浮填料利用率较低,同等条件下投加量较连续流工艺大。由于缺氧区完全依靠机械推流实现填料流化,曝气系统需要同时考虑充氧和填料流化的功能。

④ 通过进水与反硝化同步进行,可最大程度

地利用污水中的内碳源,减少对商业碳源的依赖;通过采用限制性曝气措施,合理控制曝气量,在一定程度上实现同步硝化反硝化,在进一步节省碳源的同时降低曝气量,达到节能降耗的目的。

参考文献:

- [1] 陈小燕. MBBR及 A^2O 五段法用于污水处理厂提标扩建[J]. 中国给水排水, 2017, 33(12): 59-62.
Chen Xiaoyan. Application of MBBR and five-stage A^2O in the upgrading and reconstruction of urban wastewater treatment [J]. China Water & Wastewater, 2017, 33(12): 59-62 (in Chinese).
- [2] 何伶俐,汪勇,黄皓,等. 江苏太湖流域污水处理厂一级A提标改造技术总结[J]. 中国给水排水, 2011, 27(10): 33-39.
He Lingjun, Wang Yong, Huang Hao, et al. Summary of technical innovations for upgrading and retrofitting of WWTPs for first level A criteria in Taihu Lake Basin of Jiangsu Province [J]. China Water & Wastewater, 2011, 27(10): 33-39 (in Chinese).
- [3] 唐凯峰,全致琦,祁佩时,等. 复合式交替流生物工艺处理制药废水的研究[J]. 中国给水排水, 2007, 23(7): 85-88.
Tang Kaifeng, Tong Zhiqi, Qi Peishi, et al. Study on combined alternate-flow biological process for treatment of pharmaceutical wastewater [J]. China Water & Wastewater, 2007, 23(7): 85-88 (in Chinese).



作者简介:唐凯峰(1980-),男,河北安国人,硕士,高级工程师,主要从事给水及污水处理、水环境综合治理等领域的设计和研究工作。

E-mail: w27815311@163.com

收稿日期:2017-12-06