从运营角度分析污水处理工艺选择面临的挑战及对策

刘智晓[1]　刘龙志[2]

（1 首创爱华天津市政环境工程有限公司，天津　300191；2 中国市政工程华北设计研究总院，天津　300074）

摘要　近些年，我国污水处理厂建设规模及数量飞速发展，在缓解环境压力、节能减排方面取得了明显成效。但有一个不容忽视的问题就是，污水处理厂设计水平及质量与后期运行效果密切相关，从设计环节保证后期的可靠、稳定运行显得至关重要。结合对国内外污水处理厂的调研结果，从运营角度，剖析了污水处理厂设计将面临的各种考验，并提出了一些合理建议。

关键词　污水处理厂　升级改造　脱氮除磷　设计　运营

Challenge and strategy of the wastewater treatment process selection from the point of operation management

Liu Zhixiao[1], Liu Longzhi[2]

(1. *Shouchuangaihua Tianjin Municipal & Environment Engineering Co., Ltd., Tianjin 300191, China*;
2. *China Northern Municipal Engineering Design & Research Institute, Tianjin 300074, China*)

Abstract: In recent years, the quantity and construction scale of wastewater treatment plants in China are increasing rapidly, which had obvious positive effects on alleviating environmental pressure, energy-saving and emission-reduction. But a problem which can't be neglected is that the level and quality of the wastewater treatment plant design has a close relationship with the late stage management, which means it is especially important to secure the reliable and stable late stage management ground on design. Based on the investigation results of the wastewater treatment plants at home and abroad, from the opinion of management, this paper analyzed the different challenges facing the wastewater treatment plant design and offered some reasonable suggestion.

Keywords: Wastewater treatment plant; Upgrading and retrofitting; Nitrogen and phosphorus removal; Design; Operation

0　前言

我国水环境及节能减排压力与日俱增，在此背景下，各地日益提高了污水处理厂的出水水质标准，大量污水处理厂的新建和提标改造项目成为目前行业发展的主题，对于新建和提标改造项目，越来越多地区执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)一级A排放标准，甚至是近几年新建成不久的污水处理厂，也已经或者正在执行一级A提标改造，个别地区甚至执行地表水Ⅳ类水体水质标准。

笔者总结近些年新建和提标改造的一些污水处理厂的运行现状发现，有一个不能忽视的问题就是，目前大量污水处理厂的运行效率及质量不能满足和实现设计要求，很多污水处理厂运行效率低，出水稳定达标困难，通过运行分析，不难发现，很多情况是前期设计方案考虑不周所致。另外，对于提标改造项目，在场地受限、池容受限，且不能降低、甚至需要提高水力负荷或有机负荷的情况下要求满足一级A排放标准，这无疑对设计和运行都提出了很大的挑战。对比一级A、一级B两个标准，主要达标难题是

© 1994-2012 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved.　http://www.cnki.net

N、P 有关的营养盐指标，其他指标难度不大。对于升级改造项目，设计面临的挑战主要是对进水水质条件的科学预测，以及 N、P 去除要求与现有实际条件之间的矛盾问题。

1 进水水质问题

1.1 我国污水处理厂进水水质特性

笔者多年来对国内数十座污水处理厂进行了水质调研，这些污水处理厂位于我国不同地区，水质具有一定代表性。参考国际上对污水水质组分分析方法[1]，对国内污水处理厂生活污水有机物含量进行了筛选、统计和类比分析，根据高浓度、中等浓度、低浓度、超低浓度进行了划分，结果见表 1。

表 1 我国生活污水中有机物的典型平均含量

分析参数		符号	污水类型			
			高浓度	中等浓度	低浓度	超低浓度
BOD_5 /mg/L	总的	C_{BOD_∞}	420	270	155	90
	7 天	C_{BOD_7}	320	210	115	70
	5 天	C_{BOD_5}	280	180	100	60
	可溶性	S_{BOD}	110	70	40	25
	可溶性非常容易降解	S_{BOD}	55	35	20	12
	沉降 2 h 后	$S_{BOD}(2\ h)$	200	125	75	42
COD_{Cr} /mg/L	总的	C_{COD}	590	380	215	125
	可溶性	S_{COD}	240	150	85	45
	悬浮性	X_{COD}	350	230	130	80
	沉降 2 h 后	$C_{COD}(2\ h)$	420	270	150	90
	总惰性	C_1	140	95	55	30
	可溶性	S_1	20	15	10	6
	悬浮性	X_1	120	80	45	24
	总可降解	C_{SCOD}	450	290	160	95
	非常容易降解	$X_{HAC,COD}$	70	40	27	15
	容易降解	S_{SCOD}	145	95	50	30
	可缓慢降解	X_{SCOD}	235	155	83	50
阴离子洗涤剂(LAS)/mg/L			12	7	4	2.5

与欧美一些发达国家相比，我国多数生活污水处理厂存在进水水质有机物浓度偏低的情况，尤其是南方地区。这部分污水处理厂进水中易降解有机物和 VFAs 的不足，直接影响了脱氮除磷效率，理论上，COD/N 为 4～6 就能满足反硝化对碳源的需求，但实际上对于脱氮系统来说，COD/N 需要达到 5～10，而对于强化生物脱氮除磷系统，COD/N 需要达到 8～15 才能获得较好的效果；对于强化生物除磷(EBPR)，若实现 1 mg/L 的 TP 出水标准，要求 VFAs/TP≥10，易生物降解 COD(rbCOD)/TP≥15。

但是我国很多污水处理厂确实很难达到这种进水条件，很多地区污水处理厂 COD/N 低于 5，甚至低于 3。而 rbCOD、VFAs 浓度则更低，VFAs 很多污水处理厂低于 10 mg/L，理论上这意味着只能去除 1 mg/L 的 P[1]，这是造成很多污水处理厂脱氮除磷效果不佳的直接原因。

1.2 实际运行中出现的极端水质偏差

通过调研除了发现很多污水处理厂进水有机物浓度总体偏低以外，还发现另外两种极端的进水水质偏差情况，不容忽视：一种情况是进水水质持续性严重超标，这类污水处理厂进水水质波动过大、总体污染物浓度负荷超过设计标准，这种情况下出水几乎全部超标。以北方某污水处理厂(A 厂，2004 年投入运行)为例，图 1 为 A 厂建成运行后第 7 年的实际进水水质情况，实际上，A 厂自运行第 3 年开始，进水就持续恶化，进水水质严重偏离设计标准，超负荷运行导致污水处理厂工艺及设备不堪重负，脱水机等设备过早故障甚至提前更换。

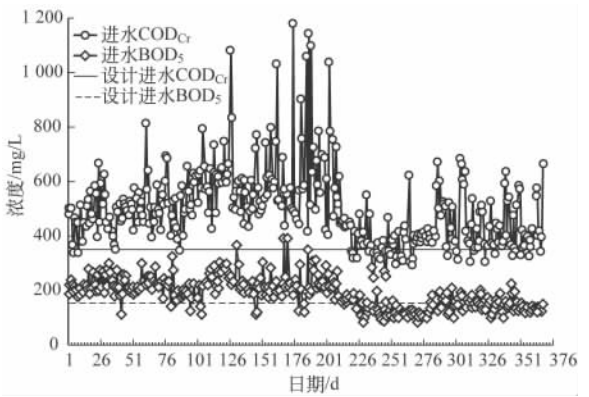


图 1 A 污水处理厂 2010 年实际进水水质与设计进水水质比较

另一种极端情况是进水水质持续远低于设计标准，甚至造成活性污泥难以培养，长时间不排放剩余污泥，导致设备能力无法发挥或者设备闲置率过高，造成投资的低效率。同时超低浓度进水条件下处理效果往往也较差，低浓度污水很难培养并保持良好活性的污泥，导致出水 N、P、SS 超标，这种情况在南方的污水处理厂较为普遍，存在实际进水水质在相当长时期内仍然远低于设计标准的现象。以

© 1994-2012 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved. http://www.cnki.net

B厂为例，其处理工艺采用CAST，2007年投运，但是自运行以来，进水污染物浓度远远低于设计指标，设计进水COD_{Cr}为260 mg/L，但是运行至今实际平均进水COD_{Cr}只有64 mg/L，甚至很多时候COD_{Cr}不足50 mg/L，其他指标类似，见图2所示。

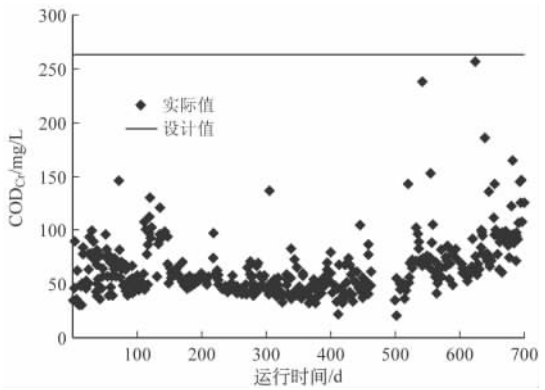


图2 B污水处理厂投运2年内实际进水与设计进水水质比较

出现两种极端水质偏差的主要原因：对于高浓度进水，往往是工业废水引起；而进水水质过低的情况，则大多是配套管网建设严重滞后所致，城区市政污水得不到有效收集，在某些地区甚至采用了明渠、河道进行“污水”的收集，这也是造成污水处理厂进水水质持续偏低的原因。另外，雨污合流、管道接口地下水的侵入也都是导致进水水质偏低的重要原因。

个别污水处理厂出现极端水质偏差的主要因素是设计前期对水质预测分析失误，这包含实际数据采样及统计上的失误，以及预测方法或模型的失误。

污水处理厂设计指标的确定需要一定的前瞻性，但是如果污水处理厂投运后持续数年仍然严重偏离设计水平，使得污水处理厂很难正常运转，出水水质无法稳定达标，这就属于设计失误。

针对运营实践中出现的问题，笔者认为科学合理地确定原水水质并作出有针对性的工艺选择是设计环节面临的首要挑战，设计前期应该加强对未来进水水质的科学预测，有条件的地区要结合实际采样，再考虑未来汇水区域内生活污水及工业废水的变动情况进行综合确定，对于可预见的特殊水质情况，工艺选择上要有应对策略，以确保建成后的污水处理厂运行稳定性。

1.3 低碳氮比应对策略

本文着重讨论进水碳源不足的情况，这是制约脱氮除磷效果的直接因素。前文提到，我国污水处理厂进水碳源尤其是rbCOD、VFAs偏低在很多地区都非常普遍，甚至有些污水处理厂进水VFAs≤5 mg/L，这会直接影响除磷效率。为了应对碳源不足，获得更高的TP去除率，工程通常考虑采用外部商业碳源，但这无疑增加了运行成本，提高了污泥产量。

笔者建议重视污水处理厂“内碳源”利用技术，目前，国内污水处理厂设计方案在“内碳源”利用上往往缺乏这方面的考虑，实际上，如果充分挖掘污泥中潜在的碳源，无疑会大幅降低对化学除磷的依赖；同时还能降低污泥产率，内碳源利用是一种可持续的绿色技术。

对于实现有效的EBPR，污水处理厂进水需要提供足够的VFAs用于PAOs的厌氧释磷，进水VFAs不足时，可利用初沉污泥进行水解发酵产酸[2]，初沉污泥中18%～30%的VSS可以转化为SCOD，这部分SCOD中85%的成分为VFAs[3,4]。运行良好的初沉污泥发酵系统，能为进水补充10～20 mg/L的VFAs，Bouzas等分析认为，通过初沉污泥水解污水处理厂能节省30%～90%的外加碳源[5]。典型的初沉污泥发酵补充生物脱氮除磷(BNR)系统厌氧过程所需VFAs的案例为加拿大Alberta省首都污水处理厂污水处理工程，见图3。

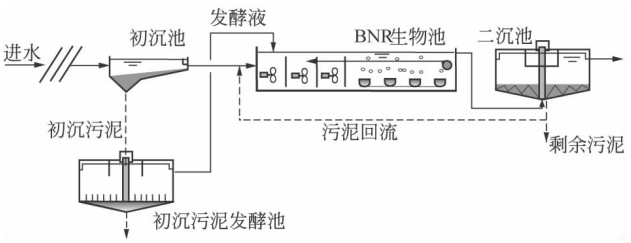


图3 初沉池污泥发酵系统工艺流程

尽管目前大多数研究表明，初沉污泥可以产生更高浓度的VFAs。但是一方面，对于特定的污水处理厂而言，初沉污泥产量却远低于活性污泥；另一方面，一些污水管道系统收集的污水产生的初沉污泥本身发酵VFAs含量较低，因此Thomas等认为，多数污水处理厂只依赖初沉污泥发酵产酸往往是不能满足脱氮除磷对VFAs的需求[6]。但活性污泥数量相对较为稳定，因此，利用活性污泥水解产酸，成

© 1994-2012 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved. http://www.cnki.net

为近年来的研究热点。

北欧的运行实例表明，侧流活性污泥水解工艺将污泥总回流量的4%～7%引入到侧流水解池，这部分污泥在水解池的停留时间为30～40 h即可获得良好的EBPR功效[7]。为了获得更高的SCOD、VFAs产率，可以将初沉污泥引入到该水解池与活性污泥同步水解，此外，污泥处理系统产生的富氮液也可以引入污泥水解池进行处理。

典型的活性污泥水解工艺主要有两种工艺构型，即污泥全水解工艺和侧流污泥水解工艺，见图4，国中水务马鞍山王家山污水处理厂在国内首次采用侧流活性污泥水解工艺强化脱氮除磷，TN设计出水标准为5 mg/L、TP为0.5 mg/L，目前改造工程正在实施。

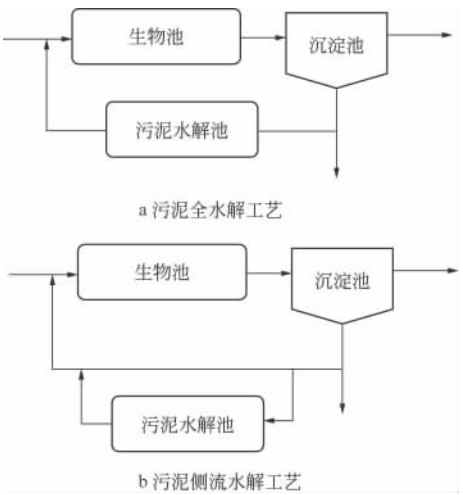


图4 活性污泥水解工艺布置方式

2 场地受限及应对策略

对于污水处理厂升级改造项目，水质标准的提高以及有机负荷或水力负荷的提高，在场地受限的情况下，给设计带来了很大难题。面对出水对NH_3—N和TN的要求，现有的生物池很难满足硝化和反硝化对池容的要求，这种情况下要首先解决反硝化池容的问题，有两种选择，一是可以优先考虑在原生物池池容不变的情况下，通过池容再分配，优先提高反硝化池容的比例；另一种方案是保留原生物池缺氧区容积不变，采用后置生物膜反硝化工艺以强化对TN的去除。

对于提高硝化池容，在不能成比例增加新池容的情况下，有两种解决方案：一是在原生物池的好氧段，通过投加或布置填料，改造为生物膜工艺，提高单位池容MLSS总量，以应对好氧池容受限的情况；另一种选择是选择双污泥系统，即后置生物膜硝化工艺，或同步双污泥生物膜强化硝化工艺。

根据以上各种对策分析，给出三个案例以供参考。

2.1 HYBAS—MBBR工艺

复合式移动床生物膜工艺的优势体现在可以在较低的悬浮污泥SRT条件下、在低温下具有良好的硝化特性，同时可降低对生物池容的需求[8]。图5为无锡芦村污水处理厂二期生物池单系列2.5万m^3/d的工艺改造池型布置，另一组与之对称布置，出水水质标准由原一级B提升为一级A，约束条件主要为进水BOD/TKN较低，约为4.3，同时生物池池容有限。改造方案生物处理主体工艺采用投加悬浮填料的分点进水倒置A^2/O工艺。

图5 HYBAS-MBBR工艺改造

改造方案主要特点：不增加生物池容，将原好氧段前三个廊道改造为缺氧段，增加缺氧池容，强化反硝化；同时将部分好氧段推流式区域改造为完全混合式池型，增加MBBR悬浮填料和推进器，经过改

© 1994-2012 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved. http://www.cnki.net

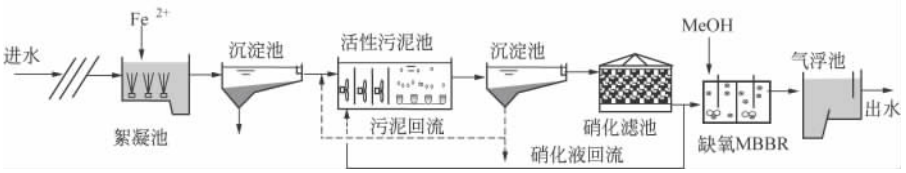


图 6　瑞典 Sjölunda 污水处理厂提标改造后工艺流程示意

造后的工艺参数：悬浮活性污泥 SRT＝10.8 d，污泥负荷 F/M＝0.1 kg BOD_5/kgMLSS，HRT＝15.78 h，好氧区填料的设计填充率为 47%。改造工程于 2009 年 3 月份竣工，运行以来，出水水质可以稳定达到一级 A 排放标准[9]。

2.2　后置生物膜强化硝化反硝化工艺

位于瑞典马尔默(Malmö)的 Sjölunda 污水处理厂于 1963 年建成，目前处理能力 1.65 m^3/s，建成至今，随着对出水水质要求的逐步提高，共进行过三次大的提标改造，前两次分别是 1970 年、1979 年，最近一次是 1998～1999 年进行的。从最初只要求 BOD 去除率≥50%，到第三次提标要求满足出水 BOD_7＝10 mg/L，TP＝0.3 mg/L，TN＝8 mg/L 的标准，水质标准实现了很大的跨越。为了应对严格的出水指标，第三次提标改造采用后置硝化滤池强化硝化，在深度处理采用生物膜反硝化(MBBR)工艺强化脱氮，并采用前置投加铁盐化学除磷[10]，改造后的 Sjölunda 污水处理厂工艺流程示意见图 6。

Sjölunda 污水处理厂二级生物处理段采用了高负荷活性污泥工艺，SRT＝3 d，主要以去除 BOD 为主，硝化则由后续的硝化滤池完成，硝化滤池出水回流到活性污泥缺氧段实现反硝化。硝化滤池采用滴滤池，设计硝化负荷 1.75 gNH_3—N/(m^2·d)，水力负荷 2.35 m/h，MBBR 反硝化负荷 1.2 g NO_3^-—N/(m^2·d)(设计水温 10 ℃)。根据 2001 年的年平均运行数据，出水 BOD_7＝9 mg/L，TP＝0.21 mg/L，TN＝5.4 mg/L。

2.3　双污泥分置生物膜强化硝化加后置反硝化工艺

双污泥同步生物膜强化硝化工艺指污水处理厂二级生物处理段同时存在悬浮态的活性污泥和附着态的生物膜两种性质污泥，其中生物膜单元完成硝化过程，而除碳及反硝化则在活性污泥单元完成，该工艺的优势在于减小了生物池容和二沉池面积，也降低了对曝气量的需求。该工艺能实现反硝化除磷，也降低了对碳源的需求[11]，采用同步双污泥技术改造后的活性污泥系统，在实现接近完全硝化的情况下，活性污泥泥龄可由原来 20～25 d 降低到 8～10 d，典型实施案例为南非 Daspoort 污水处理厂强化生物脱氮改造，流程见图 7[12]。

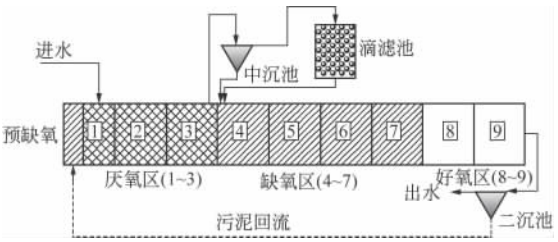


图 7　双污泥同步强化脱氮工艺流程示意

改造后的生物池由 9 个单元格组成，其中第一格前 1/3 池容用于回流污泥预缺氧，后 2/3 池容及 2～3 格用于厌氧过程，4～7 格为缺氧环境，只有 8～9 格好氧。混合液从第 3 格提升到中沉池，沉淀下来的污泥进入第 4 格，中沉池上清液至滴滤池进行硝化，硝化液进入第 4 格缺氧段，在 4～7 格进行反硝化除磷，改造后的污水处理厂于 2003 年 8 月运行，出水水质稳定，尤其是在短 SRT 条件仍然获得非常稳定高效的硝化性能。

3　TN 达标与工艺选择

污水处理厂提标改造面临的约束条件除了进水水质(BOD/TKN、BOD/TP)特性、池容约束外，从运营角度看，每种 BNR 工艺类型自身固有的缺欠，以及在生物脱氮工艺设计环节考虑的不周也是导致 TN 很难达标的重要因素。对于经典推流式 A^2/O 工艺，工艺本身实际上是存在反硝化能力限制的，设定进水水量 Q、需要被硝化的氨氮浓度为 S_{NH_3-N}、内回流量 MLR(内回流比 $M_r=MLR/Q$)、外回流量 RAS(外回流比 $R_r=RAS/Q$)、二沉池出水硝态氮浓度为 $S_{NO_x^--N}$，建立 NO_x^-—N 物料平衡如下：

$$QS_{NH_3-N}=S_{NO_x^--N}(Q+MLR+RAS) \quad (1)$$

整理得式(1)得：

$$M_r=\frac{S_{NH_3-N}}{S_{NO_x^--N}}-1-R_r \quad (2)$$

式(2)就是适用 A^2/O 工艺的内外回流比参数与要硝化的 S_{NH_3-N} 浓度及二沉池出水 $S_{NO_x^--N}$ 浓度

© 1994-2012 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved.　http://www.cnki.net

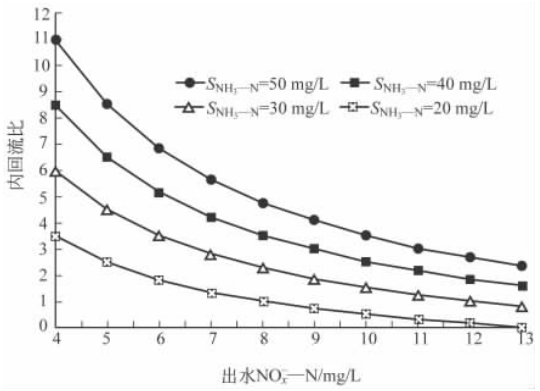


图 8　生物池内回流比对出水硝态氮的影响(外回流比为 0.5)

的关系。设定不同浓度的 S_{NH_3-N}，假定 $R_r=0.5$，则出水 $S_{NO_x^-N}$ 与 M_r 关系见图 8。

由图 8 可以看到，对于出水 NO_x^-—N 浓度在 5～10 mg/L 范围，受 S_{NH_3-N} 浓度影响，理论上要求的生物池内的回流比变化区间较大。以一级 A 出水 TN≤15 mg/L 为例，当某污水处理厂出水 NH_3—N 为 5 mg/L，有机氮为 1 mg/L，则要求出水 NO_x^-—N 浓度控制在 9 mg/L 以下，对于 S_{NH_3-N} 浓度超过 40 mg/L 时，则需要内回流比 $M_r \geqslant 300\%$，但实际上，调研发现国内有一些污水处理厂进水 TKN 较高，但内回流比设计是 200%，限制了内回流反硝化能力，因此，出水 TN 很难达标。当然对于推流式 A^2/O 工艺，实际运行并不能采取过高的内回流比，过高的回流比容易破坏缺氧区的缺氧环境，这就是 A^2/O 工艺本身的固有缺欠。

从这个意义上讲，完全混合式生物池可以实现更高的循环比(内回流比)，从工艺特性角度而言，与推流式反应器相比，完全混合式流态更具有先天的脱氮优势。因此，若仅依靠二级生物处理拟获得较高的 TN 去除率，完全混合流态的交替式氧化沟更具脱氮优势，当需要硝化的 S_{NH_3-N} 浓度超过 30 mg/L，在碳源充足的情况下，交替式氧化沟可控制TN≤5 mg/L，而常规推流式 A^2/O 却很难实现，需要后置三级生物反硝化。从理论分析和运行实践都表明，交替式氧化沟工艺在脱氮方面的工艺优势，对于 TN 进水浓度较高且出水要求也很高的情况下可以作为优选工艺。交替处理过程可通过池内硝化和反硝化之间的切换取代回流的前置反硝化。该处理系统有利于过程控制和最优化。这种处理系统是丹麦开发的(Biodenitro)，在丹麦的生物脱氮处理厂中占有主导地位。

4　结语

(1) 在污水排放标准日益提高的背景下，污水处理厂设计面临的首要挑战是对原水水质的科学预测，避免实际进水水质与设计标准的巨大偏差，这也是污水处理厂高效稳定运行的关键。

(2) 对于进水碳源匮乏，尤其是可快速降解有机物不足的情况，应尝试采用污泥水解技术，充分挖掘利用污水处理厂“内碳源”，这是一项可持续的资源化技术，当然，这还需要一个全生命周期的综合技术经济比较。

(3) 对于升级改造项目面临场地、池容受限情况，近些年新发展起来的新型生物膜技术无疑提供了更为紧凑、高效的工艺选择，实践证明，生物膜工艺无论是在强化硝化还是反硝化方面都可以获得高效、稳定的效果。

(4) 对于出水 TN 要求较高的项目，建议优选交替式氧化沟工艺，无需三级反硝化即可获得 TN 低于 5 mg/L 的出水目标。

参考文献

1　Henze M, Harremoës P, la Cour Jansen J, et al. Wastewater Treatment: Biological and Chemical Processes, 3rd ed, Springer-Verlag, Berlin, 2002

2　Chanona J, Ribes J, Seco A, et al. Optimum design and operation of primary sludge fermentation schemes for volatile fatty acids production. Water Research, 2006, 40: 53～60

3　Ubay-Cokgor E, Oktay S, Zengin G E, et al. Effect of primary sludge fermentation products on mass balance for biological treatment. Wat Sci Tech, 2005, 51(11): 105～114

4　Cokgor E U, Zengin G E, Tas D O, et al. Respirometric assessment of primary sludge fermentation products, (Submitted to ASCE's Journal of Environmental Engineering, 2004

5　Bouzas A, Gabaldon C, Marzal P, et al. Fermentation of municipal primary sludge: effect of SRT and solids concentration on volatile fatty acid production. Environmental Technology, 2002, 23: 863～875

6　Thomas M, Wright P, BlackallUrbain L V, et al. Optimization of Noosa BNR plant to improve performance and reduce operating cost. Wat Sci Tech, 2003, 47: 141～148

7　Vollertsen J, Petersen G, Borregaard V R. Hydrolysis and fermentation of activated sludge to enhance biological phosphorus removal. Wat Sci Tech, 2006, 53(12): 55～64

© 1994-2012 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved.　http://www.cnki.net

北京市北小河污水处理厂 MBR 系统运行分析

韩晓宇　张荣兵　顾　剑　艾　冰

（北京城市排水集团有限责任公司，北京　100192）

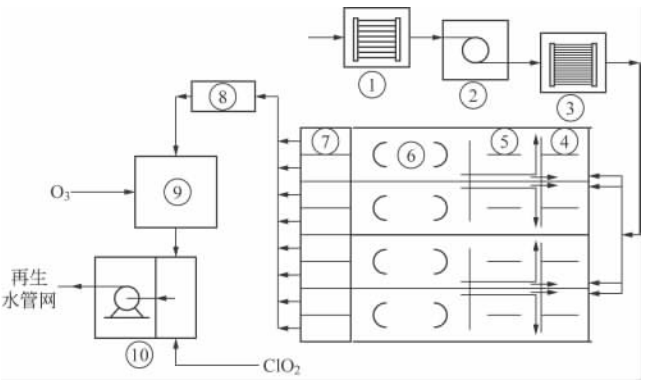
摘要　北京市北小河污水处理厂是国内较早采用 MBR 工艺的大型污水处理工程，已稳定运行了 3 年多。对污水处理厂 MBR 工艺实际运行数据进行分析，并介绍了运行过程中出现的膜丝缠绕、生物池污泥浓度不均衡、膜清洗药剂消耗等问题及相应的改造措施，在此基础上对 MBR 工艺的设计提出建议。

关键词　污水处理厂　MBR　膜丝缠绕　污泥浓度　膜清洗　磁分离

膜生物反应器（MBR）工艺作为一种新型的污水处理工艺，因其具有占地面积少、运行稳定、无污泥膨胀问题、出水水质好、可再生利用等优点，在污水处理与再生水回用领域的应用日益广泛[1]。MBR 工程设计经验与实际运行经验均相对较少，北京市北小河污水处理厂是国内较早采用 MBR 工艺的大型城市污水处理工程，运行已有 3 年多，根据污水处理厂 MBR 工艺的实际运行情况，介绍了北小河 MBR 工艺的进出水水质，并着重分析了 MBR 系统在运行中发现的问题及解决措施，希望所得经验可供业内同行参考。

1　北小河污水处理厂 MBR 工艺简介

北小河污水处理厂 MBR 工艺为 2008 年北京奥运会配套工程，该项目于 2006 年开始筹建，并于 2008 年 4 月投入运行，设计处理能力 6 万 m^3/d，主要处理奥运村及北苑地区的生活污水，出水通过再生水管网输送给用户，处理工艺流程如图 1 所示。



① 8 mm 细格栅　② 进水泵房　③ 1 mm 细格栅　④ 厌氧池　⑤ 缺氧池　⑥ 好氧池　⑦ 膜池　⑧ UV 消毒渠　⑨ 清水池　⑩ 配水泵房

图 1　北小河 MBR 工艺流程

原水先经过 8 mm 的细格栅后，由进水泵提升到曝气沉砂池，其出水经 1 mm 的细格栅过滤后进入 MBR 生物反应池，生物反应池采用 UCT 工艺，循环泵将生物池内的混合液提升至膜池进行固液分

8　Di T D, Christensso M, Ødegaard H. Hybrid activated sludge/biofilm process for the treatment of municipal wastewater in a cold climate region: a case study. Water Science and Technology, 2011, 63(6): 1121～1129

9　王磊田，叶亮，张新彦，等. MBBR 工艺用于无锡芦村污水处理厂的升级改造. 中国给水排水，2010，26(2)：71～73

10　Hanner N, Aspegren H, Nyberg, et al. Upgrading the Sjölunda WWTP according to a novel process concept. Water Science and Technology, 2003, 47(12): 1～7

11　Hamada K, Kuba T, Torrico V, et al. Comparison of nutrient removal efficiency between pre-and post-denitrification wastewater treatments. Wat Sci Tech, 2006, 53(9): 169～175

12　Muller A, Wentzel M, Saayman G, et al. Full-scale implementation of external nitrification biological nutrient removal at the Daspoort Water Care Works, Tshwane Municipality. Water S A, 2004, 30(5): 585～591

&通讯处：300191 天津南开区水上公园西路 44 号
E-mail: water. china@163. com

收稿日期：2011-06-13
修回日期：2011-09-02

© 1994-2012 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved.　http://www.cnki.net