

城市污水处理厂全流程节能降耗优化运行策略

刘礼祥^{1,2}, 张金松¹, 施汉昌², 何苗²

(1 深圳市水务<集团>有限公司, 广东 深圳 518031; 2 清华大学 环境科学与工程系, 北京 100084)

摘要: 针对我国城市污水处理能耗偏高的问题, 从污水处理厂全流程出发, 对各工艺单元的节能降耗优化运行策略进行了探讨, 重点讨论了提升单元的变频器设置、初沉池的设置、生化单元精确曝气与回流方式对节能降耗优化运行的影响; 各污水处理厂应根据能耗水平、水质状况及设备支持程度等合理制定适合于本厂实际的优化运行实施方案。最后还探讨了目前我国污水处理厂能耗评价指标的不足之处。

关键词: 城市污水处理厂; 全流程; 节能降耗; 运行策略; 评价指标

中图分类号: X703.1 **文献标识码:** B **文章编号:** 1000-4602(2009)16-0011-05

Operation Strategy for Optimization of Energy Saving and Consumption Reduction of WWTP-wide Process

LIU Lixiang^{1,2}, ZHANG Jin-song¹, SHI Han-chang², HE Miao²

(1 Shenzhen Water Group Co. Ltd., Shenzhen 518031, China; 2 Department of Environmental Science and Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084, China)

Abstract Aimed at the high energy consumption of wastewater treatment in China from the plant-wide process of WWTP, the operation strategy for optimization of energy saving and consumption reduction in each treatment unit is discussed with emphasis on the influence of setting inverter for lift pump and primary sedimentation tank, precise aeration in biochemical unit control and backflow mode on the optimal operation of energy saving and consumption reduction. The formulation of the optimal operation strategies for each WWTP should be based on the level of energy consumption, the wastewater quality and the support degree of technical equipment and so on. At last, the inadequacies in the energy consumption evaluation indexes for WWTP in China are pointed out.

Key words WWTP, plantwide process, energy saving and consumption reduction, operation strategy, evaluation index

截止到 2008 年底, 我国已有 1 543 座城市污水处理厂投入正常运营, 总设计能力已达到 $8\,900 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 其中按一级 B 标准设计的污水处理厂已达到 788 座, 总设计规模为 $3\,131 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 按一级 A 标准设计的污水处理厂也已达到 126 座, 设计

规模为 $1\,743 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 。我国城市污水处理厂在量与质方面均获得了长足的发展, 一大批处理要求高的污水处理厂的建成投产为减轻环境负担、削减污染物排放、改善水环境提供了有力的保障。2006 年我国 559 座城镇污水处理厂平均电耗为 0.290

基金项目: 国家“十一五”科技支撑项目 (2006BA C19B06)

$\text{kWh} \cdot \text{h}/\text{m}^3$, 明显高于欧美污水处理厂的能耗^[1]。在当前我国电力供应困难、能源供应不足的情况下, 寻求能量优化策略、降低能耗是污水处理可持续发展的必由之路。

1 城市污水处理厂全流程能耗构成

能量是推动城市污水处理各种生物反应与污水处理厂正常运转的必要条件, 主要包括直接能耗(鼓风机曝气或机械曝气电机的电耗, 回流污泥泵、污水提升泵等的电耗, 污泥消化消耗的热能, 污泥脱水的电耗, 搅拌推流机械的电耗等)和间接能耗(絮凝剂、活性炭、铝盐、氯气、石灰、外加碳源等耗材生产所需的能量)^[2]。典型的二级城市污水处理厂电耗中, 污水提升占 10% ~ 20%, 污水生物处理(主要用于曝气供氧)占 50% ~ 70%, 污泥处理占 10% ~ 25%, 三者能耗之和占总直接能耗的 70% 以上^[3]。

2 全流程节能降耗优化运行策略

2.1 总体节能优化运行策略

全流程总体节能优化运行策略是建立在污水处理内能的合理调配基础上的。从污水处理厂能量平衡分析, 污水内能随污水处理单元过程而削减, 应结合各物质组分在各种处理条件下的变化特点, 合理分配污水能量物质的流向, 减少有机污染物在处理单元利用氧作为电子受体的量。城市污水处理厂全流程节能降耗优化运行策略总体指导思想: 以污水处理全流程节能降耗为目标, 以水质保证为约束条件, 以“全局最优、局部适应”为原则, 以联合调控厂区内的控制部件为手段, 以多参数智能化运行控制条件为基础, 形成城市污水处理厂全流程节能降耗优化运行成套技术。

2.2 提升单元节能优化技术

污水提升单元节能优化运行主要是考虑污水提升泵如何节电。提升泵的节能应首先从设计入手正确科学地选泵, 让水泵工作在高效段是有效的手段, 合理利用地形, 减少污水的提升高度来降低水泵轴功率等均是有效的措施。

液下泵、潜污泵与普通卧式离心泵相比, 安装形式简单, 没有吸水管与启动辅助设备, 直接能耗相同时的间接能耗要低得多; WG/WGF 型污水泵在同一工况下比 FW 型污水泵效率高; 对于已投产的污水处理厂, 应定期对水泵进行维护, 减少摩擦也可以降低电耗。对于是否设置变频器, 应该辨证地看: 若水量波动较大而生化处理单元或后续系统的耐冲击负

荷能力较差, 则应设置变频器; 若进水流量波动日变化规律相对稳定, 后续单元耐水量冲击负荷能力较强, 则不一定需要设置变频器, 因为变频器本身还会有 3% ~ 5% 的电耗, 若变频调节的空间有限, 恐怕难以实现节能运行。

2.3 关于沉砂池与初沉池的设置

沉砂池和初沉池等预处理单元的能耗在全流程中所占比例极小, 但这些预处理设施运行正常与否直接影响到后续生化处理单元的处理效能。我国在早期污水处理厂设计时一般都会设沉砂池和初沉池。至 20 世纪末, 由于增加了脱氮除磷的要求, 使得越来越多的人关注到初沉池对于有机负荷的削减, 可能会使得后续脱氮除磷生化单元对于碳源的竞争更为激烈, 因此在随后的设计中逐步取消了初沉池。

在近十年里, 我国兴建的一大批污水处理厂很少设置初沉池, 但在运行过程中也暴露出来一些问题: 一些地方由于分流制排水体制不完善, 同时城市的基础设施在不断建设, 导致大量泥砂等无机物随着雨水及施工产生的泥浆混入城市污水收集系统, 导致很多污水厂在实际运行时出现沉砂池排砂管堵塞、沉砂池出水中仍含有大量无机悬浮物等问题。这些无机悬浮物最后在生化处理单元富集, 导致污泥活性差。由于这部分污泥无机组分含量过高, 无法通过正常排泥方式从生化单元内排出, 使得生化处理单元的有效容积明显减小; 同时对处理单元内的搅拌装置、污泥回流泵、剩余污泥泵的磨损也非常严重, 最终也就影响到了系统的总体处理效能。

国内目前已经有一些专家呼吁恢复初沉池的设置, 以缓解因进水无机组分含量过高对后续生化处理单元的不利影响; 另外一些专家仍然担心初沉池对碳源的削减可能带来的不利影响, 认为可以通过适当延长沉砂池的停留时间来提高对无机物的去除率。是否设置初沉池应根据当地排水管网收集系统及水质特征等因素综合考虑。

2.4 生化处理单元的节能优化技术

目前我国生化处理单元仍然以 A^2/O 、氧化沟及 SBR 三大系列为主, 从节能优化运行角度出发涉及到的主要是三个方面: 供氧与搅拌系统、回流系统、除磷药剂与碳源补充投加系统。

① 供氧与搅拌设备

A^2/O 及 SBR 系列工艺由于不存在混合推流等

问题, 因此基本上采用微孔曝气供氧; 氧化沟工艺大部分采用转刷(碟)、倒伞式曝气器等机械曝气供氧, 这种曝气方式在供氧的同时, 也基本完成了混合液的混合搅拌与推流作用。当氧化沟采用微孔曝气代替机械曝气时, 一定要充分考虑供氧与混合推流的相互影响, 以免影响正常的供氧与推流, 并采取适当的措施提高缺氧/好氧分区的灵活性以提高系统响应负荷变化的能力。由于混合推流能耗远低于供氧能耗, 而良好的混合推流对于维持生化单元的稳定运行至关重要, 因此, 对于供氧与混合推流功能可以分开的系统, 建议不对混合推流设备进行控制, 而把节能优化运行的重点放在供氧方面。

微孔曝气系统的供氧设备为风机, 从国内现有污水厂运行来看, 主要采用罗茨鼓风机和 TURBO 风机两大类。罗茨风机一般通过变频器来实现节能运行, 而 TURBO 风机则利用其自身携带的 MCP 柜进行风机导叶开度控制, 在开度(45% ~ 100%)调整过程中, 气单耗的变化波动范围控制在 5% 左右。一般污水处理厂采用 TURBO 风机时, 在自控设计上都会考虑配置一套溶解氧反馈控制系统或压力与溶解氧双重反馈控制系统。这两套控制系统对在线仪表的依赖程度较高, 由于在线仪表自身稳定性较差及运行过程中对探头的维护工作不到位等原因, 导致很多厂在完成调试运行后基本上就不再使用这套风机自带控制系统, 而是让风机在手动档运行, 这就大大降低了 TURBO 风机在实际应用中的节能效果。针对这一现状, 国内已着手开发出一些中间件, 即通过增加在线仪表数量, 对多个在线 DO 数据进行采集、甄别和判断, 然后将处理结果再传输给 TURBO 风机 MCP 控制柜进行风机导叶开度控制。这种模式还可以在处理过程中加入风量及进水量等参数, 不但有效规避了在线 DO 仪表的不稳定性对系统自控运行带来的风险, 还丰富了生化单元供氧控制内涵, 通过精确曝气控制, 能够让生化单元溶解氧在较小范围内波动, 从而达到节能优化运行目标。

机械曝气可分为转刷(碟)和倒伞式曝气器两种, 一般采用转刷(碟)曝气时, 设备数量较多, 而采用倒伞式曝气器则较少, 这也就决定了其优化运行控制策略有所不同。对于倒伞式曝气器, 单台设备的启停会直接影响到沟内的供氧总量及混合推流效果, 因此一般是通过给其中 1~2 台设备安装变频器来实现变负荷节能运行。由于倒伞式曝气器本身特

点决定了其供氧与混合推流功能无法分离, 因此在变频运行过程中比较容易容易出现供氧与混合推流难以同时兼顾的问题, 这需要在实际运行中加以注意。对于一些深沟型氧化沟(沟深 > 4.5 m)采用转刷(碟)曝气时, 会相应配置推进器作为混合推流的主要设备, 从而基本实现供氧与混合推流设备功能的分离。此时, 水下推进器一般保持常开, 对转刷(碟)则采用时序控制方式进行控制, 通过开启台数及空间布置形式的调整, 灵活改变缺氧/好氧分区, 以响应进水负荷的变化, 从而实现节能优化运行。

② 回流系统

回流系统的节能优化运行原则是在保证处理效果的前提下, 尽量简化回流方式, 降低回流比或缩短回流时间。生化处理工艺的回流系统包括外回流和内回流两方面, 外回流一般就是污泥回流, 而内回流因工艺的不同可分为很多种, 如为了尽量减少硝酸盐对厌氧释磷的影响而设置两级内回流的 MUCT 工艺、为了提高系统脱氮效果而设置多套内回流系统的多级 A²/O 工艺等。由于外回流比是根据进出水水质要求、污泥浓度及排泥量等多因素共同确定的, 因此一般外回流比相对固定, 只会根据季节性的负荷变化做适当的调整, 一般不作为节能优化运行的重点。随着国家对脱氮除磷要求的不断提高, 增加内回流量以提高 TN 去除效果、细分内回流尽量减少硝酸盐对厌氧释磷的影响、延长水力停留时间并增设多点进水及多级回流来细分碳源已经成为很多科研院校、设计单位和运营公司的追求热点。通过回流方式的调整来有效规避传统 A²/O 工艺本身的缺陷, 形成一些类似于倒置 A²/O 工艺、MUCT 工艺等是值得称道的; 但一味通过多点进水来细分进水碳源、细分好氧段和缺氧段形成多级 A²/O 来提高系统脱氮能力的效果是有限的, 这种改进方式不但增加了回流系统和构筑物的复杂性、投资成本及运行能耗, 而且增加了实际运行过程中进水分配与回流控制的难度。目前国内很多污水厂在设计时为了保险起见, 在回流方面均考虑了多套可能运行的模式, 也就是多模式 A²/O 工艺, 但从实际情况来看, 大部分污水厂在正式运行后, 由于生产运行稳定性的需要基本上不会轻易去调整运行模式, 从而导致很多回流设备与管道系统闲置, 并最终被废弃。

从运行工艺本身考虑, 在一定范围内增大内回流比可以提高系统的脱氮效果, 但会稀释进水碳源,

还会缩短反硝化区的实际停留时间。有专家就指出,如果反硝化阶段出水硝酸盐含量 $> 2 \text{ mg/L}$,再增大内回流比也无法提高系统脱氮能力。

深圳某污水处理厂投产于 1998 年,采用 AB 法,其中 B 段为两个系列并联运行 MUCT 工艺,总 HRT 为 6.75 h 其中缺氧段约为 2 h。该厂其中一个序列的硝化液回流干管阀门发生了故障,但又无法停产检修,因此在保证外回流比为 100% 的情况下,关闭了此序列的内回流,但另一个序列仍保持 100% 的内回流比正常运行。对比两个序列 3 个多月的运行结果可知,未开启内回流序列的出水水质与 100% 内回流序列的各项水质并没有什么差异,且 TN 还略低于有内回流序列 $2 \sim 3 \text{ mg/L}$ 。由于这一现象与以往回流比(包括内、外回流比)与脱氮效率之间的关系不符,因此采用 GPS-X 生化模型软件进行了静态模拟,结果也表明在关闭内回流系统前、后出水水质并没有明显变化。这一模拟结果并不能否认内回流系统对系统脱氮的贡献,但却可以间接说明在反硝化的名义停留时间较短时,采用较大的回流比并不能有效提高系统脱氮能力,脱氮效率计算公式应该有一定的适用范围。从这一实例可以看出,内回流比可以根据实际运行情况进行适当的调整,而不一定完全按照设计值运行,在保证处理效果的前提下,适当简化内回流方式是可行的。

③ 碳源补充与除磷药剂投加系统

碳源补充与除磷药剂投加系统的节能优化运行原则是尽可能利用生化单元的除磷能力与进水碳源,降低药剂投加量等物耗。要减少碳源的投加量,一方面在预处理单元应尽量减少有机负荷的去除,如减少 AB 法 A 段的曝气量,也可以延长初沉池排泥周期,让其进行适当的水解以改善进水 B/C 值;另一方面应从全流程的角度出发,分清生化单元的处理重点:如果后续有深度除磷工艺,则可将更多的碳源分配给脱氮阶段,如将传统 A^2/O 工艺改为倒置 A^2/O 运行等。

要提高生化单元的除磷效果,除了在泥龄选择和碳源分配上对聚磷菌进行“照顾”外,在实际生产运行中还发现,沉淀池固液分离的稳定性往往对其起到决定性作用。通常出水 TP 超标时,其溶解性磷酸盐含量也仍处于较低水平,但悬浮性磷酸盐含量却会伴随着 SS 的增加而激增。由此可见,二沉池运行稳定对出水 TP 保持达标运行至关重要。导致

二沉池运行不稳定一般有如下几种原因: a 下雨等突然性的水量冲击负荷; b 污泥处理系统故障而导致过多的污泥储存在二沉池内发生酸败、解体; c 进水有机物浓度较高而反硝化停留时间较短,生化单元脱氮不彻底,导致二沉池内反硝化产生氮气而出现跑泥现象。单纯采用生化处理单元,出水水质要稳定达到一级 A 标准确有难度,采用化学辅助除磷或其他深度处理是必要的。但在投药点及深度处理工艺的选择上仍具有一定的节省能耗和物耗空间,如在二沉出水投药而不是生化单元内投药,采用微絮凝过滤而不是混凝沉淀过滤工艺等都可有效降低投药量。

2.5 污泥处理单元的节能优化运行方式

由于我国在污泥实现资源化回收利用方面存在诸多问题,不少污水厂建设了这套系统却未能正常使用。因此,污泥处理单元还是以节能降耗为主,资源化回收利用为辅。节能降耗的措施有:提高脱水机的进泥含固率以缩短脱水机的工作时间、减少药剂的投加量。虽然带式压滤机的运行功率要显著低于离心脱水机,但从各厂实际情况来看,由于带式浓缩脱水一体机存在环境条件较差、维护工作量大等问题,因此不少大型污水处理厂还是更偏向于选择离心脱水机。一些采用氧化沟工艺的污水处理厂会适当延长污泥龄、减少排泥量并提高污泥中灰分含量,这在一定程度上提高了进入撇水池或浓缩池的含固率,从而缩短了脱水机的工作时间。目前新建的污水处理厂基本都配置了变频自动投药系统,可以根据进泥量的变化实时控制投药量。虽然也有一些单位进行了多种药剂组合投加以降低投药总量的研究,但由于这些改进方式需要增加不同药剂的配药及投药系统,会增加设备投资并使投药系统复杂化,因此在实际工程中的应用还较少。

3 对开展全流程节能降耗工作的一些建议

3.1 节能降耗改造实施方案

由于目前环保部门的监管日趋严格,一般污水处理厂在节能与稳定运行两方面更趋向于稳定运行,不希望因为节能优化对生产稳定运行产生太大的干扰。因此,污水处理厂的全流程节能降耗优化运行工作应根据各厂的实际情况来开展。例如有些污水处理厂出水水质明显优于排放标准,且其吨水处理单耗及气水比显著高于同一地区其他同类型污水处理厂,这些污水处理厂就应该开展相应的节能

降耗方面的工作; 而有些污水处理厂, 受工艺类型及建设时间较早等因素限制, 吨水处理单耗较高, 且自控程度较低, 设备故障率也较高, 此时宜以生产为主, 通过调整运行参数以尽量满足日益严格的排放标准, 其节能优化运行应量力而行; 对于目前很多新建或在建及一些面临大面积升级改造的污水处理厂, 则可以在建设及改造过程中加入相应的节能优化控制策略, 不但改造成本小, 且对生产运行的干扰也可以降到最低。

总体而言, 如何对一座正常运行的污水处理厂进行节能降耗改造, 需要根据实际情况加以区别对待。制定改造实施方案之前, 必须进行充分的前期准备, 例如: 目前的处理能耗在同类工艺中处于什么水平, 对各处理单元能耗进行核算以筛选出节能优化运行的重点, 考察国内同类型工艺有哪些节能措施可供借鉴, 要对主要工艺设备类型、工况是否良好、在线仪表配置是否齐全、现有组态软件与节能优化运行系统的兼容性与支持度如何等进行仔细调查, 厂内或所在单位的技术力量是否能够满足优化运行调试, 主管部门能够提供多大的财政支持力度等。在此基础上, 可以采用与科研院校联合中试或者生化模拟商业软件进行预测, 以评估节能效果及可能出现的问题; 通过各种优化方案的比对, 最终组织技术力量制定适合于本厂实际情况的节能降耗优化运行方案。在方案实施过程中, 要以统筹安排、分步实施为指导思想, 在实施方案中要充分评估优化运行过程中可能对系统运行稳定性产生哪些影响, 并做好应急预案, 以免影响安全生产与稳定运行。

3.2 污水处理厂运行能耗评价指标

目前我国对污水处理厂的运行能耗水平评估指标一般为吨水处理单耗 ($\text{kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$) 或负荷处理单耗 ($\text{kW} \cdot \text{h}/\text{kgBOD}_5$), 这两种评估指标均存在一定的局限性: 吨水处理单耗对于不同浓度的污水处理能耗不能加以区分, 而我国南北方污水水质差异较大, 采用吨水处理单耗很难反映出各地污水厂的实际能耗水平^[1]。由于负荷处理单耗考虑了有机物

浓度对处理能耗的影响, 因此更科学一些。但从理论上讲, 由于水质对能耗的影响主要在供氧方面, 而由供氧量计算公式可知, 硝化反应所消耗的氧量与反硝化反应所节省的氧量对总需氧量的影响较大, 且现有的供氧量计算公式还没有考虑厌氧释磷水解对有机物的消耗而节省的需氧量, 因此这也就意味着以 BOD_5 负荷单耗作为能耗评价指标也存在明显的局限性。从实际工程也可以发现, 很多污水厂的设计进水 BOD_5 很接近, 而 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 、 TN 及 TP 浓度有明显的差异, 由此计算出来的供氧量相差很大, 这里面还不包括地域性水温不同而造成的氧转移率的差异。由此可见, 在国家大力提倡开发污水节能降耗运行新技术的同时, 也需要有针对性地改进能耗评价指标体系。鉴于欧美国家所提出的比能耗概念无法反映出不同类型供氧设备的传输效率及能量转化率方面的差异 (如鼓风机与机械曝气之间的差异), 可以考虑以热力学第二定律为理论基础的能效指标来评估污水处理厂的运行能耗水平, 这样不但可以反映因进水水质不同而产生的差异性, 还可以反映出因供氧设备氧转移效率的差异对能耗水平的影响, 使得整个评价体系更为科学严谨, 更具普遍适用性, 这些方面都还有待于进一步的研究。

参考文献:

- [1] 杨凌波, 曾思育, 鞠宇平, 等. 我国城市污水处理厂能耗规律的统计分析与定量识别 [J]. 给水排水, 2008, 34(10): 42-45.
- [2] 章北平, 刘礼祥, 陆谢娟, 等. 城市污水生物生态处理工艺与能效分析 [J]. 中国给水排水, 2008, 24(5): 69-71.
- [3] 高旭, 龙腾锐, 郭劲松. 城市污水处理能耗能效研究进展 [J]. 重庆大学学报 (自然科学版), 2002, 25(6): 143-148.

电话: 13724271711

E-mail llx1998@ yahoo. com. cn

收稿日期: 2009-05-05