

摘要

南水北调是解决北方地区水资源严重短缺问题的特大基础设施项目。其中东线工程从长江下游扬州附近抽引长江水，利用京杭大运河及其平行的河道为输水主干线和分干线逐级提水北送。济宁市位于南水北调东线工程山东段调水干线的汇水区域范围内，市区各河流均汇入作为南水北调东线工程天然调蓄水池的南四湖。因此，南四湖是南水北调东线工程沿线水质保障的重点。为了保障南水北调东线工程的供水安全，山东省建设厅要求济宁市污水处理厂出水水质按照《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918-2002)中的一级A标准控制。

本研究在对济宁市污水处理厂现有处理设施的 COD、TN、TP 的去除能力的分析基础上，通过采用活性污泥测定仪 (ABAM) 装置好氧区好氧速率 (OUR) 测定方法，研究发现该污水处理厂进水中惰性 COD 浓度较高，并且在现有工艺条件下难以降解去除特性。

根据济宁市污水处理厂进水水质状况及出水水质指标要求，在济宁市污水处理厂现有工艺与设备设施条件分析基础上，确定济宁市污水处理厂升级改造工程主要分为两部分，一是对原有二级生物处理单元的升级改造，目的在于提高有机物、氮、磷的去除效率，稳定二沉池出水的水质，降低后续深度处理工段的难度。二是增加深度处理单元，目的在于提高难降解有机物与总磷去除效率，保证最终出水满足一级 A 的排放标准。

针对二级生物处理单元的升级改造技术难题，本研究进行了移动床生物膜反应器 (MBBR) 现场中试研究。研究结果表明，在生化反应系统好氧区前三段投加悬浮填料，填充率在 50% 以上，可保证二级生物处理系统 COD、NH4+-N、TP 去除率分别达到 85%、90%、70% 以上，而且 MBBR 工艺具有较好的抗冲击负荷能力，同时有助于提高难降解有机物去除能力，为二级生物处理单元的升级改造技术选择提供了技术；针对深度处理单元技术选择问题，本研究通过对絮凝沉淀、过滤及消毒单元的比较分析，确定了深度处理单元技术选择优化方案，即采用斜板沉淀、滤布滤池与 NaClO 消毒深度处理组合技术方案。

通过上述研究，最终确定济宁市污水处理厂一级 A 升级改造工程可行性方案为 MBBR 强化二级生物处理→二次沉淀池→二次提升泵房→絮凝沉淀池→滤布滤池→次氯酸钠消毒池→出水，并对上述技术方案进行了工艺设计。

关键词： 污水处理 升级改造 移动床生物膜反应器 脱氮 除磷

Abstract

The South-to-North Water Transfer Project is the great infrastructure projects to solve the serious shortage of water resources in north area in China, in which through the east route project the water is pulled near Yangzhou city situated in the downstream of the Yangtze River, and sent to the north step by step using the Beijing-Hangzhou Grand Canal and its parallel river. Jining City is located in the catchment area of Shandong section of East Route, all the river in the urban area flow into the Nansi lake used as the natural impounded basin of the east route of South-to-North Water Transfer Project, so the Nansi lake is the focus of the water quality security in the east route of the South-to-North Water Transfer Project. In order to guarantee the water supply security of the East-Route of the South-to-North Water Transfer Project, the effluent quality of Jining wastewater treatment plant should be controlled according to the grade A standards of "Municipal Wastewater Treatment Plant Pollutant Emission Standards" (GB18918-2002) based on the requirement of the Construction Department of Shandong Province.

In this paper, the capability of the existing facilities in Jining municipal sewage treatment plant to remove COD, TN, TP was analyzed based on the monitoring data. Oxygen uptake rate in aerobic zone was detected by using activated sludge apparatus, the data show that the inert COD concentration of the sewage water is higher and is difficult to be biodegraded under the current conditions.

According to the influent quality and the effluent quality requirement of Jining municipal sewage treatment plant, combined with the status of Jining sewage treatment plant, the existing process was upgraded which includes two main project: one is to improve the original secondary biological treatment section to enhance the organic matter, nitrogen and phosphorus removal efficiency, stabilize the effluent quality of secondary sedimentation tank, and reduce the difficulty of follow-up processing section; the other is to increase the advanced processing section, mainly to remove the refractory organic matter to make the effluent quality meet the grade A emissions standards.

Facing the difficulty in the upgrade technology of the original secondary biological treatment section, the pilot plant test on site of moving bed biofilm reactor(MBBR) was studied in this paper. The results show that adding suspend filling in the aerobic zone of the biochemical reaction system with more than 50% of filling rate , can make the system removal rate of COD, NH4 +-N, TP increase to 85%, 90%, 70%. The process has better anti-shock loading capability and can enhance the removal rate of refractory organic matter, which offer good choice for the upgrade of the original secondary biological treatment section. Regarding as the technology choice of advanced process, through the analysis on flocculation and sedimentation, filtering and disinfection section, the optimized solution of the advanced process was confirmed, which is the combination process including ramp precipitation system, filter cloth filter technology, NaClO disinfection.

Based on the analysis above, the finally feasible upgrade process for Jining municipal sewage treatment plant is MBBR reinforced secondary biological treatment ->secondary sedimentation tank-> secondary pump house->flocculation and sedimentation-> filter cloth filter -> NaClO disinfection->effluent, and the corresponding technological design was also made.

key word: wastewater treatment; upgrade and reconstruct; Moving bed biofilm reactor; nitrogen removing; phosphorus removing;

第1章 绪论

1.1 研究的背景

南水北调是解决我国北方地区水资源严重短缺问题的特大基础设施项目。其中东线工程从长江下游扬州附近抽引长江水，利用京杭大运河及其平行的河道为输水主干线和分干线逐级提水北送。东线工程输水主干线长 1150 km，主要供水目标为从根本上解决苏北、山东东部和河北东南部以及津浦铁路沿线的城市缺水问题，并可作为天津市的补充水源。

党中央和国务院明确指出，南水北调东线工程能否顺利实施，节水是前提，治污是关键，并提出了“三先三后”原则。确切地说，在工程输水中要确保“先节水后调水，先治污后通水，先环保后用水”。从战略上看，东线工程沿线调蓄湖泊的水质状况对调水水质安全至关重要。东线工程的输水调蓄湖泊主要包括洪泽湖、骆马湖、南四湖、东平湖、大屯水库、北大港水库、团泊洼、千顷洼、大浪淀和浪洼等。按照国务院批转的《南水北调东线工程治污规划实施意见》，确保南水北调东线输水干线水质达到《地表水环境质量标准》(GB3838-2002) 中地表水Ⅲ类标准要求，东线工程沿线水质保障的重点是南四湖。

南四湖作为南水北调东线工程的输水通道和调蓄湖泊，由南阳湖、独山湖、昭阳湖和微山湖组成，湖泊面积 1266 km^2 ，流域面积约 31700 km^2 ，入湖河流 53 条，流域内人口约 1900 余万人。2002 年，南水北调东线工程开工建设时，南四湖 90% 以上的湖区水质为劣 V 类。经过几年的努力，目前南四湖流域各入湖河流的水质已经取得了一定的改善。2006 年的监测结果显示，南四湖约 70% 面积的湖区达到了 IV~V 类水质，但是，这距国家地表Ⅲ类水的调水水质要求仍有较大距离。

随着南水北调东线工程调水日期的日益临近，南四湖面临着严峻而紧迫的输水工程水质保障任务。山东省建设厅于 2004 年 4 月颁布了《南水北调东线工程山东段城市污水和垃圾处理工程建设规划》，该规划规定地处黄河以南污水处理厂的出水水质按照《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918—2002) 中的一级 A 排放标准控制^[1]。

济宁市位于鲁西南腹地，地处淮海平原与鲁中南山地交接地带。处于北纬 $34^{\circ}26' \text{--} 35^{\circ}57'$ ，东经 $115^{\circ}52' \text{--} 117^{\circ}36'$ 之间。西与菏泽市接壤，东与滕州市、临沂市

的平邑县、蒙阴县连接，南连枣庄市和江苏省徐州市，北与泰安市毗连，南北长 167km，东西宽 158km，全市总面积 10684.9 km^2 ，2007 年总人口 818.27 万人，其中非农业人口 209.74 万人。济宁城区是以发展先进制造业和现代服务业为主的鲁南地区中心城市之一，以运河文化为特色的历史文化名城。城市远期规模达到 160 万人，用地规模 160 km^2 。

目前，济宁市作为城市供水的地下水源地主要有三个：城北地下水源地、南水厂地下水源地、贾村地下水源地（含黄屯、南营、王回庄水源地）。南四湖水资源主要来自降雨形成的地表径流，其多年平均径流量 29.6 亿 m^3 ，是济宁市主要的地表水取水水源。

目前，济宁市区地表水体污染严重，水体环境质量恶化，仅达 V 类或劣 V 类，而地表水利用尚处于起步阶段，仅用于电厂冷却用水和河道景观用水。济宁市均以地下水为供水水源地，大气降水是市区地下水的主要补给水源，可用水资源单一。

济宁市水资源近期仍以开采地下水源为主，远期以地下水和地表水水源相结合，开发南四湖及南水北调供水水源，同时开发建设中水回用工程^[2]。

1.2 污水处理技术发展与环境目标要求

1.2.1 污水处理技术发展

目前，污水生物处理技术的主要发展趋势是多种技术组合为一的新技术、新工艺，如同步脱氮除磷好氧颗粒污泥技术、电/生物耦合技术、吸附/生物再生工艺、生物吸附技术以及利用光、声、电与高效生物处理技术相结合新型物化/生物处理组合工艺技术，如光催化氧化/生物处理新技术、电化学高级氧化/高校生物处理技术、超声波预处理/高级生物处理技术、湿式催化氧化/高效生物处理技术以及辐射分解生物处理组合工艺等。在污水生物处理领域，由各种工艺间的有机结合而产生多种新型处理工艺，它们各具特点，并已逐渐应用于工程实践。

复合生物膜/活性污泥工艺，是近年来颇受关注的新型污水处理工艺，它是随着生物膜法处理工艺的发展而逐渐发展起来的一种新型反应器，其特点是在活性污泥曝气池中投加填料作为微生物附着生长的载体，进而形成悬浮生长的活性污泥和附着生长的生物膜，去除污水中有机物。生物膜法与其他污水处理工艺相结合形成的反应器称为复合生物反应器。在曝气池中添加载体供微生物附着生长构

成复合生物反应器，提高反应器中污泥浓度及运行稳定性，是提高活性污泥法效能的有效措施。国内外研究表明，复合生物反应器可以明显改善污泥的沉降性能，克服污泥膨胀现象，硝化菌优先附着生长在载体上，使硝化作用与悬浮相生物的污泥泥龄（SRT）无关，提高硝化效果，其工艺流程如图 1-1 所示^[3]。

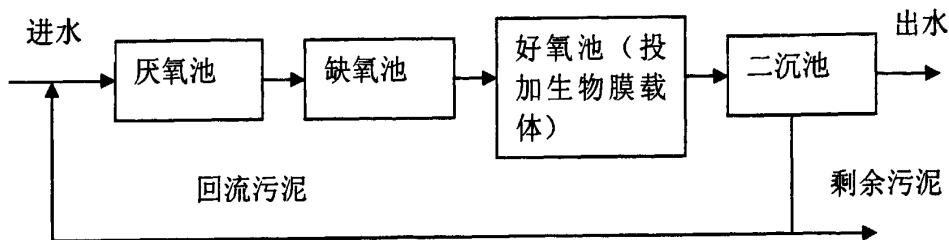


图 1-1 复合生物膜/活性污泥工艺流程图

1、移动床生物膜反应器

移动床生物膜反应器(Moving bed biofilm reactor, MBBR)是上个世纪 90 年代在生物滤池和流化床的工艺基础上发展起来的一种水处理新技术^[4]。MBBR 工艺技术核心是向反应池中投加比重略小于水的移动悬浮载体，为微生物生长提供附着载体，提高系统总生物量，特别是长泥龄的硝化微生物的数量，大量附着生长在悬浮填料上的生物膜使生物池中的活性生物量大大增加，在悬浮活性污泥与悬浮填料表面的生物膜共同作用下，有效提高系统的抗冲击负荷能力，达到提高污水处理的效能和处理出水水质的目的^[5-6]。悬浮填料在曝气混合搅拌作用下，保证废水与载体上的附着生物膜广泛而频繁地接触，提高系统传质效率，强化生物膜微生物的更新，保持和提高生物膜的活性。

MBBR 反应器的关键技术部件包括生物膜填料载体、曝气（搅拌器）系统、出水滞留滤网系统。

①生物膜填料：目前国内外有不同型号的生物膜填料，在市政污水处理厂中广泛应用的是 K3 填料，由 HDPE 制成，使用寿命至少为 20 年。

②曝气与搅拌系统：曝气系统采用中小孔径的多孔管系，布气均匀，气量可以调节控制，从而保证生物填料在反应器中的不规则运动，不断阻隔和破碎上升的气泡。反应池中采用香蕉叶片形的潜水搅拌器，在均匀、慢速搅拌下，生物填料和水体产生回旋水流状态，达到均匀混合的理想流态，同时保证生物填料不会在搅拌过程中受到损坏。

③出水滞留滤网系统：出水滞留滤网在保持反应器内良好设计流态的同时，还要把生物填料保留在生物池中。滤网的形式、孔径大小、安装位置因生物填料不同而不同，出水面积取决于不同孔径的单位出流负荷。滤网装置有多孔平板式或缠绕焊接管式（垂直或水平方向）^[7]。

MBBR 生物工艺具有活性污泥工艺和生物膜工艺的优点，将两者有机地结合在同一工艺池中，池中的活性污泥泥龄短，主要承担 BOD 的去除，附着生长的长泥龄生物膜主要承担硝化作用。

（1）MBBR 的技术优势

①MBBR 反应器结构紧凑，由于填料比表面积大，从而使得反应器容积负荷高，与传统活性污泥法相比可节省占地 50%以上。不同形式的填料和解决方案适应不同的预处理要求和应用情况。

②解决方案灵活，适用于各种池型，也可以应用于现有处理构筑物中，同时通过简便的调整、选择不同的填料填充率，无需增大现有池容即能满足提高标准和扩大处理规模的需要。

③冲击负荷、温度变化、污水成分变化、污水毒性增加等对 MBBR 反应器的影响要远远小于活性污泥法，亦无需担忧污泥膨胀。对于高 SS 负荷，无需预处理。

④由于填料和水流在生物池的整个容积内都能得到混合，使池容得到完全利用，优质耐用的生物填料、曝气系统和出水装置可以保证整个系统长期使用而无需更换^[7-9]。

（2）MBBR 工艺的应用现状

MBBR 应用范围广泛，近年来国内外学者针对 MBBR 处理生活污水、高负荷有机废水、工业废水、垃圾渗滤液等方面做了大量试验研究，均取得了较好的结果^[10-11]。同时由于 MBBR 工艺可减少现有污水处理系统的体积，易于在现有污水处理厂基础上升级改造，且处理效果好，欧洲、美国、日本、新西兰以及我国均建有 MBBR 型污水处理厂。

①处理高浓度有机废水

MBBR 工艺在高负荷条件下性能稳定，可多级联用方式处理污水。季民等采用厌氧复合床生物膜反应器处理高浓度有机废水实验，取得了良好效果。在进水 COD 为 5300~20140mg/L、COD 容积负荷为 5.38~20.62kg/(m³ ·d)、HRT 为 0. 98d 的条件下，COD 去除率>90%^[12]。

②处理低浓度污水

一些单位将生活污水与冲洗水混合排放，导致生活污水中有机物浓度较低，不适合普通的活性污泥法处理。张兴文等利用 MBBR 工艺处理中国石化抚顺乙烯有限公司厂区生活污水及冲洗水的混合排放污水^[12]。具体工艺流程为调节池—MBBR—沉淀池—纤维球过滤罐—活性炭过滤罐。进水水质为 COD76mg / L、BOD37mg / L，水力停留时间为 2.4h、气水比为 4: 1 的情况下，出水各项水质指标均可达到《循环冷却水的水质标准》(GB50050-95) 的要求。

③脱氮

活性污泥-生物膜集成工艺也能很好地适应于生物脱氮。在活性污泥法中为了达到较好的硝化效果，好氧泥龄应很长，污泥浓度较高，容易导致反应区丝状菌的大量繁殖，而出现污泥膨胀和难以沉淀。而在流化床生物膜集成工艺中，利用生物填料来富集生长缓慢的硝化菌，从而可以利用生物膜来进行硝化，利用较短泥龄的活性污泥去除有机物。

2、深度处理工艺

目前，我国城市污水深度处理主流工艺为混凝、沉淀、过滤组合技术。

(1) 混凝沉淀和过滤消毒工艺

混凝沉淀后过滤消毒是最传统也是目前应用比较广泛的一种污水深度处理方法。混凝的过程就是使胶体粒子和微小悬浮物聚集成长的过程，混凝沉淀过程主要去除二级处理出水中呈胶体和悬浮状态的有机与无机污染物，所表现出来的是对污水色度和浊度的去除；混凝沉淀也可以去除污水中的某些溶解性物质，如砷、汞等。也能够有效地去除导致缓流水体富营养化的氮、磷等。过滤是污水深度处理工艺应用最普遍的一种工艺，是保证出水质量的一个关键环节。过滤法处理二级处理出水主要是去除生物处理工艺中残留的生物污泥絮体，一般不需投加药剂。过滤后出水 SS 值可达 10mg/L，COD 去除率可达 10%~30%。对于胶体污染物，由于难以通过过滤法去除，故应考虑投加一定的药剂。

(2) 活性炭吸附工艺

活性炭吸附是城市污水深度处理中最重要最有效的处理技术^[13]，因为活性炭含有大量微孔，具有巨大的比表面积，能有效地去除色度、臭味，可去除城市污水二级处理出水中大多数有机污染物和某些无机物，包括某些有毒的重金属。活性炭对分子量在 500~3000 的有机物有十分明显的去除效果，去除率一般为

70%~86.7%。可以经济有效地去除嗅、色度、重金属、消毒副产物、农药、放射性有机物等，可以用来脱色、除臭。

(3) 臭氧氧化工艺

臭氧具有极强的氧化性，能与许多有机物或官能团发生反应^[14]。由于臭氧能氧化分解水中各种杂质所造成的色、嗅、味，其脱色效果比活性炭好，可多方面去除污染，有效地改善水质。另外，臭氧对饮用水进行处理时还可减少氯消毒过程中产生的有害副产物。但是目前臭氧发生技术还不成熟，运行费用过高，推广有难度。目前国内臭氧技术多用在工业水处理，生活污水处理领域应用较少。

(4) 膜分离工艺

膜分离法是一种新兴的高分离、浓缩、提纯和净化技术。由于不使用药剂，占地面积小，在水质波动较大时仍可自动连续运行。膜分离技术可以有效地脱除水的色度，而且可以降低生成三卤甲烷的潜在风险。现在使用的膜分离法主要包括微过滤、反渗透等。微过滤不仅可以去除沉淀不能除去的包括细菌、病毒和寄生生物在内的悬浮物，还可以降低水中的磷酸盐含量。超滤用于去除大分子，对二级出水的COD和BOD去除率大于50%。反渗透可以用于降低矿物质浓度和去除总溶解固体，对二级出水的脱盐率达到90%以上，水的回收率75%左右，COD和BOD的去除率在85%左右，细菌去除率在90%以上。膜过滤的水源通常要求比较清澈，基建投资和运转费高，易发生堵塞，需要高水平的预处理和定期的化学清洗，还存在浓缩污泥处置等问题^[15]。

(5) 臭氧和生物活性炭联用工艺

臭氧和生物活性炭联用技术可以有化学氧化、物理吸附与生物降解三方面的作用，还有活性炭介质的过滤作用，与此同时，还可以有效脱色、除味，是目前世界上最常用、最成熟去除有机物的技术。

(6) 人工湿地工艺

该工艺主要是利用湿地中基质、水生植物和微生物之间的三种协同作用，通过过滤、吸附、沉淀、离子交换、植物吸收和微生物分解来实现对污水的高效净化率，其对COD的去除率可达80%以上，对TN和TP的去除率分别可达60%和90%，且其对负荷变化适应能力强，运行维护管理方便、工程建设和运转费用较低。

(7) 曝气生物滤池 (BAF)

BAF是在生物接触氧化基础上引入饮用水工业中过滤思想而产生的一种好氧

污水处理技术。其原理是，在滤池内填充大量粒径较小、表明粗糙的填料，通过培养和驯化让填料挂上有用的生物膜，利用高浓度生物膜的生物降解和生物絮凝能力处理污水中的有机物，并利用填料的过滤性能截留悬浮物，保证脱落的生物膜不随出水流出。同时，因为曝气装置将整个滤池分为好氧区和缺氧区，可分别进行硝化和反硝化，从而达到脱氮的作用，若在相应阶段投加适量除磷剂则还可以达到良好的除磷效果。

（8）高级氧化工艺

高级氧化法在反应中产生活性极强的自由基，使难降解有机物转变成易降解小分子物质，甚至直接生成 CO_2 和 H_2O ，达到无害化的目的。其工艺形式主要有，湿式氧化、湿式催化氧化、超临界水氧化、光化学催化氧化、电化学氧化、超声辐射降解法、辐射法。各种高级氧化法对污水深度处理效果不尽相同，但总体效果都比较理想，但是处理费用偏高，对设备要求高和二次污染问题是限制它们发展为主流工艺的瓶颈，故其在生产实际中的应用较少。

1.2.2 环境目标要求

城市污水是由排入城市下水道的生活污水和工业废水组成。城市污水处理技术按水质净化对象与目标要求经历了三个发展阶段。在污水处理技术发展的初期，人们认识到有机污染物对环境生态的危害，从而把有机污染物即生化需氧量（ BOD_5 ）和悬浮固体（SS）的去除作为污水处理的主要水质目标。到 20 世纪 60 年代和 70 年代，随着常规二级生物处理技术在工业化国家的普及，人们发现仅仅去除 BOD_5 和 SS 还是不够的，氨氮（ $\text{NH}_3\text{-N}$ 和 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ）的存在依然导致水体的黑臭和溶解氧浓度过低，这一问题的出现使常规二级生物处理技术从单纯的有机物去除发展到有机物和氨氮的联合去除，即污水的硝化处理。到 20 世纪 70 年代和 80 年代，由于水体富营养化问题的日益严重，污水氮磷去除的实际需要使二级（生物）处理技术进入了具有脱氮除磷功能的深度二级（生物）处理阶段。而采用物理、化学方法对传统二级生物处理出水进行除磷除氮处理、去除有毒有害有机化合物及某些无机物质的处理过程通常称为三级处理或深度处理。

目前，我国城市污水处理厂执行的《城镇污水处理厂污染物排放标准》（GB18918—2002），其对城镇污水处理厂的主要出水指标规定如表 1-1 所示，该标准是在《污水综合排放标准》（GB8978—1996）基础上，结合我国《城市污水处

理及污染防治技术政策》，针对城镇污水处理厂污染物的排放控制和污水资源化利用而制订的新的城镇污水处理厂污染物排放标准，与原有《污水综合排放标准》比较，《城镇污水处理厂污染物排放标准》针对城镇污水处理厂出水不仅提高氨氮指标标准，而且新增了总氮、总磷控制指标，并且进一步将一级标准分为 A 标准和 B 标准。

表 1-1 城镇污水处理厂污染物排放标准 (GB18918-2002)^[16] (摘录)

序号	基本控制项目	一级标准		二级标准	三级标准
		A 标准	B 标准		
1	化学需氧量 (COD)	50	60	100	120
2	生化需氧量 (BOD)	10	20	30	60
3	悬浮物 (SS)	10	20	30	50
4	动植物油	1	3	5	20
5	石油类	1	3	5	15
6	阴离子表面活性剂	0.5	1	2	5
7	总氮 (以 N 计)	15	20	—	—
8	氨氮 (以 N 计)	5(8)	8(15)	25(30)	—
9	总磷	2005 年 12 月 31 日前建设	1	1.5	3
	(以 P 计)	2006 年 1 月 1 日起建设的	0.5	1	3
1	色度 (稀释倍数)	30	30	40	50
1	pH	6—9			
1	类大肠菌群数 (个/L)	10^3	10^4	10^4	—

注：扩号外数值为水温>12℃时的控制指标，括号内数值为水温=12℃时的控制指标。

在《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918-2002) 的制订过程中，设立“一级 A 标准”的目的，是在国家相关再生水水质标准未出台之前，作为再生水水质的过渡性标准与参考标准。某种意义上说，一级 A 标准的初衷不是作为排放标准，而是再生水水质的基本要求^[17]。因此，可以认为，城镇污水处理厂出水一级 A 标准的工艺流程实际上相当于城镇污水再生处理工艺流程，是污水二级强化处理、三级处理、高级处理工艺和消毒的不同组合与集成。污水二级强化处理是一级 A 稳定达标的关健工艺单元，其选取既要考虑二级处理出水中的主要水质指标 (TN、 NH_4^+ -N、CODcr、TP) 能否达到一级 A 排放标准，更要考虑后续深度处理对前处理工艺的要求，前处理和后处理工艺能够相互补充以增强整个工艺流程的总体效能。

从技术可行性和经济合理性角度考虑，有机物 (CODcr、BOD) 和氮、磷的达标去除应尽量在二级生物处理工艺单元中完成，特别是 TN 和 NH_4^+ -N 的去除。

二级（强化）处理应确保有机物、悬浮固体和氮、磷营养物的高效去除，一般采用生物除磷和生物硝化/反硝化方法，必要时增加化学协同除磷。特殊（微量）污染物和有毒有害物质应尽量在工业企业源头加以控制，必要时在深度处理工艺流程中设置针对特定水质指标的处理单元^[18-21]。

二级（强化）处理之后的深度处理应以过滤工艺为核心单元、混凝沉淀为强化手段，起到高效去除悬浮固体和胶体物质的作用，降低处理水的浊度和消除病原体，必要时通过调整混凝剂及其投加量的优化完成化学除磷。高级处理是达标深度处理的选用单元，通过物理、化学或生物方法更充分地去除水中某些特定的成分，例如反硝化滤池去除硝态氮，活性炭吸附和臭氧氧化去除难生物降解有机物及脱色、反渗透法去除溶解性固体。消毒处理是达标的必备单元，也是深度处理流程的最后一个单元，其功能是利用物理、化学或生物的方法去除和灭活水中的各种病原体^[14]。

1.3 济宁市污水处理厂现状

济宁市污水处理厂位于济宁南郊老运河旁的西赵村附近，占地约 20.7 公顷；设计处理规模 $20 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，服务面积 47km^2 ，项目总投资 4.0448 亿元，原设计采用生物吸附—生物氧化二级污水处理工艺（AB 法），污泥处理工艺采用中温厌氧消化处理工艺；处理后的污水排入老运河最终汇入南四湖，设计进出水水质及实际的进出水水质如表 1-2，污水处理工艺的流程见图 1-1。

表 1-2 污水处理厂设计与实际进出水水质指标

	COD _{cr}	BOD ₅	SS	TP	NH ₄ -N	TN	pH
设计进水水质	550mg/l	180mg/l	200mg/l	6.5mg/l	50mg/l	60mg/l	6-9
设计出水水质	60mg/l	20mg/l	20mg/l	1.0mg/l	8(15)mg/l	20mg/l	6-9
进水实际值	288mg/l	121mg/l	135mg/l	7.46mg/l	24.33mg/l	/	6-9
出水实际值	74mg/l	13mg/l	26mg/l	2.74mg/l	3.06mg/l	/	6-9
污染物去除率	74.3%	89.3%	80.7%	63.3%	87.4%	/	/

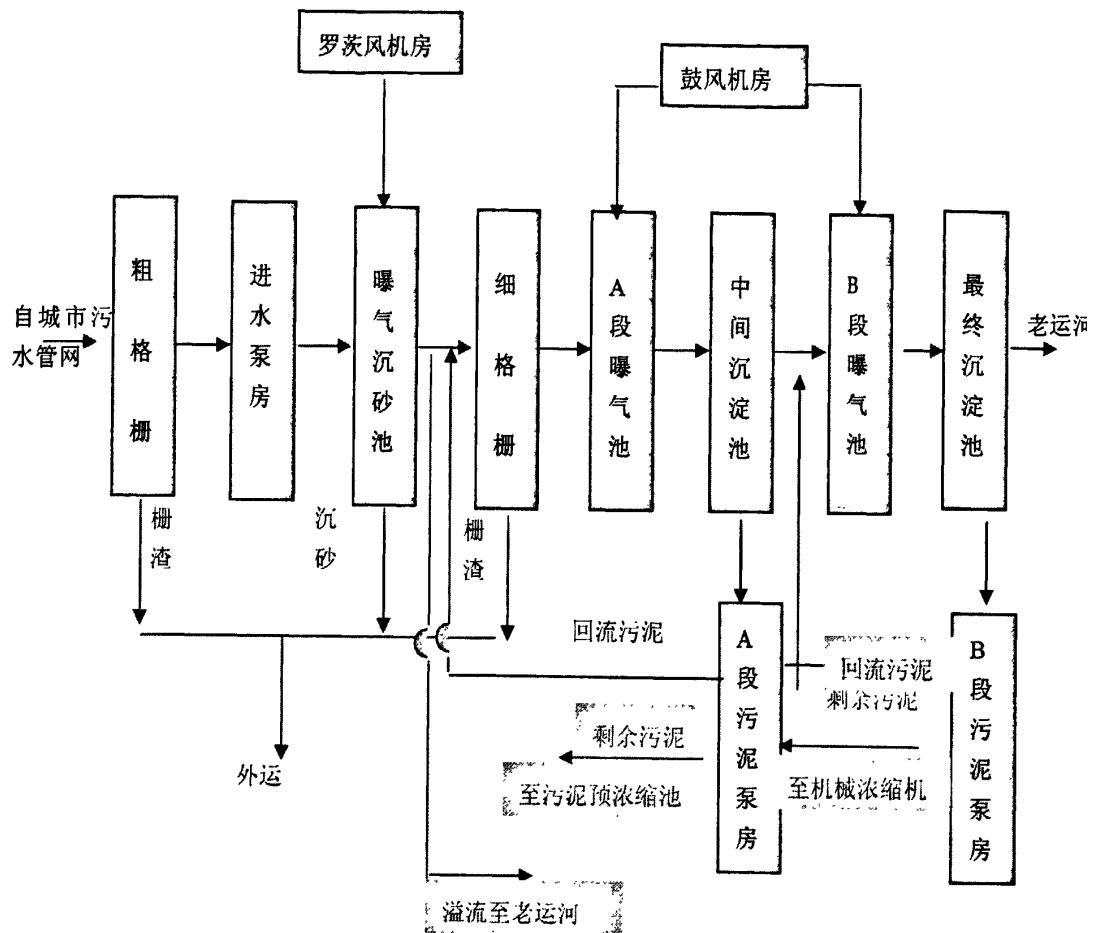


图 1-1 污水处理 AB 工艺流程

2007 年, 应南水北调东线工程对出水水质提高的要求, 对原设计 AB 工艺进行改造, 保留原有 A 段曝气池和中间沉淀池, 将原 B 段曝气池改造为厌氧池和部分缺氧池, 新建了部分缺氧池和好氧池, 形成 $A+A^2/O$ 工艺, 增强了济宁市污水处理厂脱氮除磷的能力。改造后工艺流程见图 1-2。

污水处理厂建有的建构筑物包括: 综合楼、单身宿舍、机修厂库等厂前区附属建筑物; 粗格栅及进水泵房、曝气沉砂池、细格栅、A 段曝气池、中间沉淀池、B 段曝气池、最终沉淀池、紫外消毒渠、鼓风机房、污泥泵房等污水处理建构筑物; 污泥浓缩池、污泥消化池、污泥控制室、污泥浓缩脱水机房、沼气柜、沼气火炬等污泥处理建构筑物。

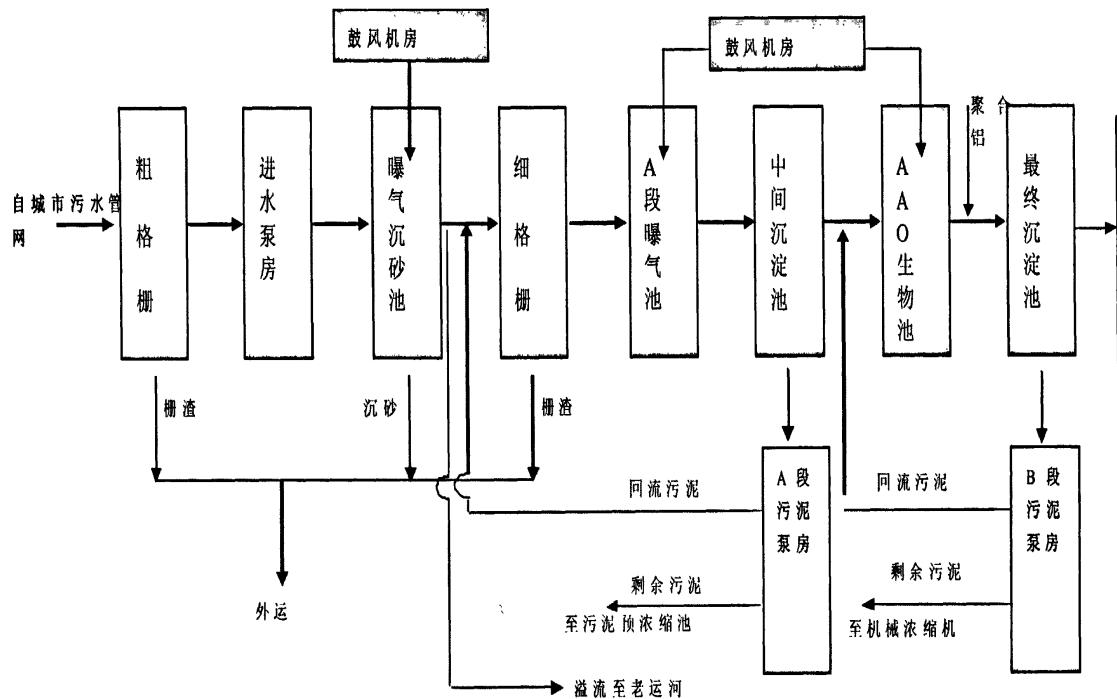


图 1-2 A+AAO 改造工艺流程

济宁市位于南水北调东线工程山东段调水干线的汇水区域范围内，市区各河流均汇入作为南水北调东线工程天然调蓄水池的南四湖。根据《南水北调东线工程山东段城市污水和垃圾处理工程建设规划》与《山东省南水北调沿线水污染物排放标准》(DB37// 599—2006)的要求，规定排向南水北调南四湖流域重点保护区的城镇污水处理厂执行执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918-2002)中一级标准的 A 标准。由于济宁市污水处理厂建设年限较早，虽然 2007 年进行的一级 B 升级改造增强了济宁市污水处理厂脱氮除磷的能力，但受污水处理厂进水水质等条件限制，其脱氮、除磷的效率较低，污水处理厂实际出水水质远达不到目标出水水质《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918—2002) 一级 A 标准的要求，加之城市配套管网建设的不完善，造成市区汇入南四湖的主要河道现状水体质量距目标水体质量相差甚远，因此，从保障南水北调东线工程输水水质安全出发，对济宁市污水处理厂进行深度处理改造，增强对难降解有机物的去除以及氮磷脱除功能势在必行。

第2章 课题研究的目的、意义与内容

2.1 研究的目的、意义

1. 一级 A 升级改造可为南水北调东线工程输水水质安全提供保障

济宁市位于南水北调东线工程山东段调水干线的汇水区域范围内，市区各河流均汇入作为南水北调东线工程天然调蓄水池的南四湖。根据《南水北调东线工程山东段城市污水和垃圾处理工程建设规划》，南水北调东线工程输水干线 2008 年规划目标是《地表水环境质量标准》(GB3838-2002) III类水标准。为达此目标，污水处理厂出水水质必须达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918—2002) 一级 A 标准。为保障南水北调东线工程山东段的长期安全稳定运行，必须实施济宁市污水处理厂一级 A 升级改造工程，进一步改造除磷脱氮工艺，使污水处理厂出水水质达到目标水质，届时污水处理厂可以发挥更大的社会环境效益。

2. 实施一级 A 升级改造工程是缓解城市水资源紧张状况的有效途径

近年来，全国城市缺水约 $1000\sim2000\times10^4\text{m}^3/\text{d}$ ，另一方面排放污水量约 1 亿 m^3/d 。如果将部分污水经二级处理和深度净化后回用于工业以及城市杂用水，不但可以缓解水资源紧张问题，有效利用水资源，同时还能带动污水处理事业的发展，取得更好的环境效益和社会效益。目前，济宁市城市可用水资源明显不足，已严重制约了城市经济社会的发展。济宁市污水处理厂规模 $20\times10^4\text{m}^3/\text{d}$ ，通过一级 A 升级改造，使污水处理厂出水具备资源化回用的基本条件，是缓解城市水资源紧张状况的有效途径之一。

2.2 研究的内容

1. 在污水处理厂实际运行数据分析的基础上，确定在济宁市污水处理厂现有污水处理工艺及设备设施条件下的去除能力；
2. 采用活性污泥测定仪 (ABAM) 装置好氧区好氧速率 (OUR) 测定方法，找出济宁市污水处理厂出水 COD 不达标的原因。
3. 针对二级生物处理单元的升级改造技术难题，通过移动床生物膜反应器 (MBBR) 现场中试研究，确定 MBBR 强化脱氮除磷的可行性与实际处理效果。
4. 针对深度处理单元技术选择问题，本研究通过对絮凝沉淀、过滤及消毒单元的

比较分析,确定了深度处理单元技术选择优化方案。

5. 确定济宁市污水处理厂一级A升级改造工程可行性方案,并针对优化技术方案进行了工艺设计。

第3章 济宁市污水处理厂现有问题与升级改造

技术方案分析

3.1 污水处理厂进水条件分析

3.1.1 进水惰性 COD 组分分析

从济宁市污水处理厂出水水质看,最大的问题在于出水 COD 超标方面,在原有 AB 法运行期间其二级处理出水大多在 60-100mg/l 之间,一级 B 升级改造后其二级处理出水 COD 平均值在 74mg/l 左右。由于济宁市污水处理厂汇水范围内工业企业较多,其中工业废水占污水处理厂总进水量的 50%以上,这部分工业废水是导致污水处理厂二级处理出水 COD 浓度高的主要原因。因此,本研究采用内源呼吸期取样过滤进行 COD 分析的试验方法,确定济宁市污水处理厂进水中惰性 COD 浓度。

(1) 惰性 COD 测定试验 (一)

2008 年 6 月中旬,使用 ABAM 装置对济宁市污水处理厂 B 段生物池好氧区好氧速率(OUR)^[22-23]进行了测定,在实验开始反应约 1 小时后,OUR 由初始的 $9.8\text{mgO}^2/\text{gSS.h}$ 降至 $2.3\text{mgO}^2/\text{gSS.h}$,并在随后的十几个小时维持不变(见图 3-1)。由此可以判断,反应器中容易降解的有机物在开始反应 1 小时内已被微生物代谢降解去除,1 小时以后活性污泥进入内源呼吸状态,在持续曝气 13-14 小时后测定反应器中溶解态 COD 的量高达 90mg/l,这部分 COD 即为污水处理厂进水中难生物降解的惰性 COD 量。

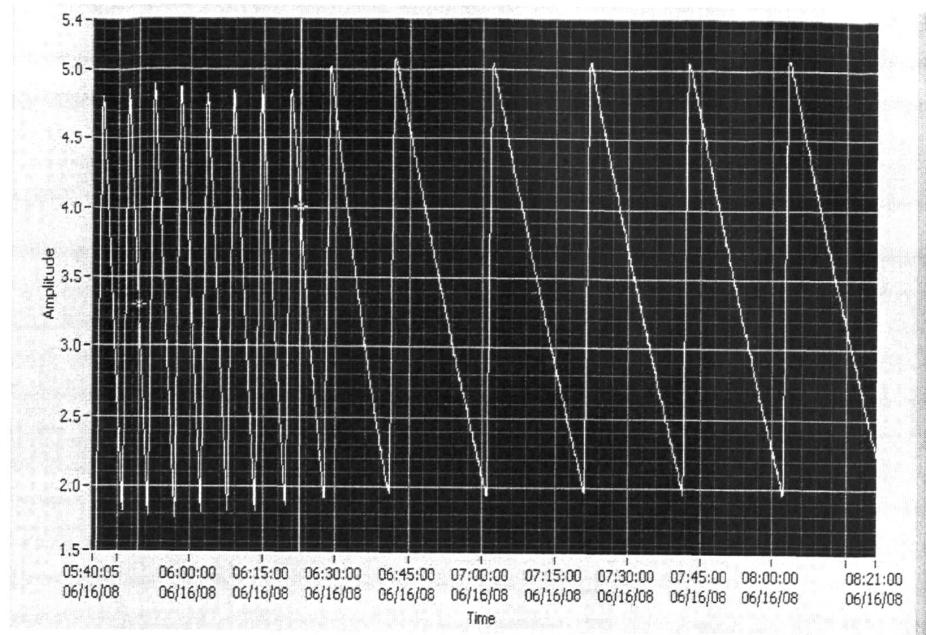


图 3-1 B 段好氧区进水好氧速率变化图

(2) 惰性 COD 测定试验 (二)

为进一步验证第一次实验测定的惰性 COD 浓度, 2008 年 10 月又对济宁市污水处理厂进水中惰性 COD 浓度进行了测试。实验进行了两次采样, 第一次采集好氧段水样, 经 ABAM 曝气测定 OUR 变化规律 (见图 3-2), 原污水 COD 浓度为 356mg/l, 测定获得溶解态的惰性 COD 浓度为 132mg/l, 即溶解态的惰性 COD 占到总 COD 的 37%。

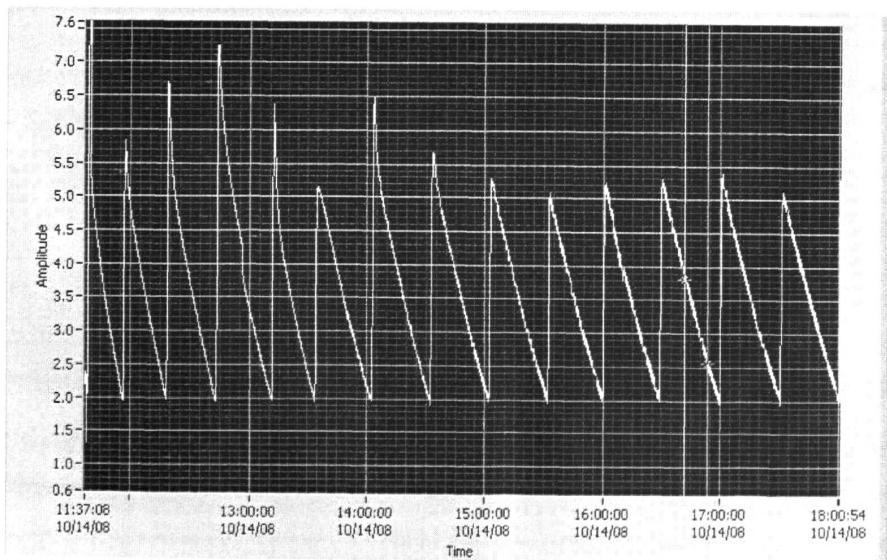


图 3-2 B 段好氧区进水好氧速率变化验证图

第二次实验采集了济宁市污水处理厂 B 段厌氧区进水, 经 ABAM 延时曝气后, 测定获得了溶解态的惰性 COD 浓度为 88mg/l, 此次采集的水样初始 COD 浓度为 204mg/l,

惰性 COD 组分占到总 COD 浓度的 43%，见试验 OUR 曲线图 3-3.

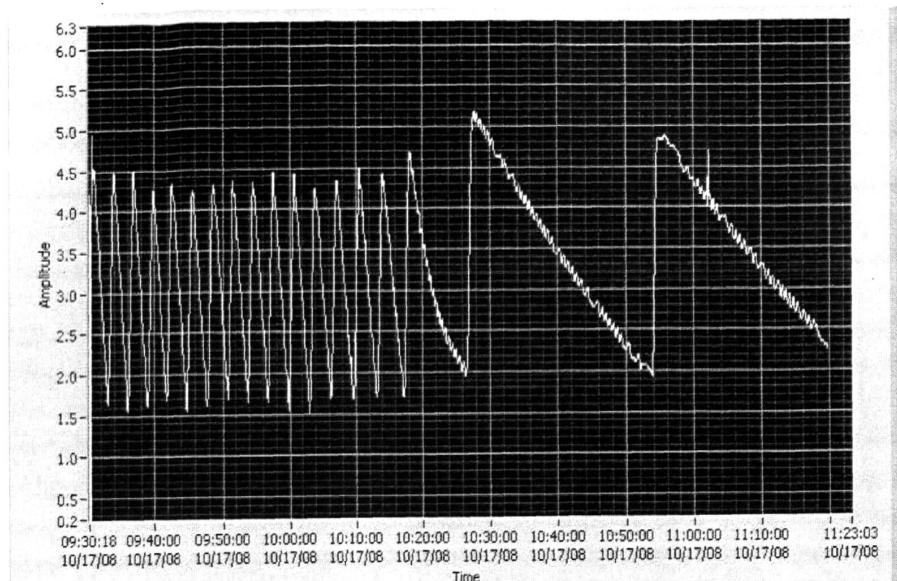


图 3-3 B 段厌氧区进水好氧速率变化图

由以上实验可以确定，济宁市污水处理厂进水中含有溶解态的惰性 COD 浓度基本在 90mg/l 左右。

(3) 工业废水惰性 COD 特性分析

难降解有机物是指被微生物分解时速度很慢，分解不彻底的有机物（也包括某些有机物的代谢产物）。这类污染物包括多环芳烃、卤代烃、杂环类化合物、有机氯化物、有机磷农药、表面活性剂、有机染料等有毒难降解有机污染物。这些物质的共同特点是成分复杂、化学耗氧量高，其主要来源于焦化废水、制药废水（包括中药废水）、石化、油类废水、纺织、印染废水、化工废水、油漆废水等行业难降解工业废水的排放。

难降解工业废水具有以下几方面的共同特性：

① 废水所含有机物浓度高。几种典型的高浓度有机废水，如焦化废水、制药废水、纺织、印染废水、石油、化工废水等，其主要生产工段的出水 COD 浓度一般均在 3000-5000mg/l，有的工段出水甚至超过 10000mg/l，即使是各工段的混合水，一般也均在 2000mg/l 以上。

② 有机物中的生物难降解物质成分复杂。该有机废水中，往往含有较高浓度的生物难降解物质，甚至是生物毒性物质，且成分复杂。如在典型的焦化废水中，除含有较高浓度的氨氮外，还有苯酚、酚的同系物以及萘、蒽、苯并芘等多环类化合物及氯化物、硫化物、硫氰化物等；典型的抗生素废水，则含有较高浓度的 SO_4^{2-} 、残留的抗生素及其中间代谢产物、表面活性剂及有机溶媒物质等。

③ 废水含盐量较高, 致使废水处理的难度加大。如典型的抗生素废水, 其硫酸盐含量一般均在 2000mg/l, 有的甚至高达 15000mg/l。

④ 水质、水量波动性大。以焦化废水为例, 一座中等规模的焦化厂, 其水量在一天内可由约 10m³/h 变化到 40m³/h, 废水的 COD 浓度也可由约 1000mg/l 变化到 3000mg/l, 甚至更高; 制药废水除水量随生产工序的变化而变化外, COD 浓度变化也是比较大。

目前, 随着国家和地方政府环境执法力度的加强, 工业废水一般在厂内都经过处理后再接入管网进入污水处理厂进行处理。然而工业废水经过物理、化学或者生物的处理后, 虽然达到了企业的排放标准, 但这部分 COD 基本为溶解态的惰性 COD, 进入污水处理厂后再以活性污泥法为主的污水处理工艺进行处理, 只能靠生活污水的稀释, 因为这部分溶解态的惰性 COD 微生物是无法降解去除的, 因此, 容易导致污水处理厂出水 COD 浓度过高。

根据对济宁市污水处理厂服务区工业废水排放情况的调查和进出水水质的历史数据的分析, 以及惰性 COD 组成浓度的测定发现, 济宁市污水处理厂服务区内有制药、印染、电化、煤化等行业废水, 各企业经过物理、化学、生化等方法处理后排入管网, 其废水排放量占污水处理厂进水总量的 50%以上, 即使其排放的废水经处理后达到企业排放标准 COD500mg/l 限值, 同时考虑生活污水的稀释作用 (按照工业废水和生活污水 1: 1 计算), 污水处理厂进水中溶解态的惰性 COD 将达到 250mg/l 左右, 是导致济宁市污水处理厂出水 COD 浓度较高的主要原因。

3.1.2 主要进水水质指标及系统处理能力分析

(1) COD 的去除处理能力分析

根据济宁市污水处理厂 2008 年 11 月-2009 年 10 月的检测数据可以看出, 济宁市污水处理厂进出水 COD 浓度变化无明显的规律性, 其进水 COD 变化范围一般在 306-571mg/l, 最大值为 571mg/l, 最小 306mg/l, 均值为 394mg/l。处理出水 COD 变化范围一般在 66-97mg/l 之间, 最大 97mg/l, 最小 66mg/l, 均值为 85mg/l, 《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918-2002) 的一级 B 标准达标率为 16.62%。

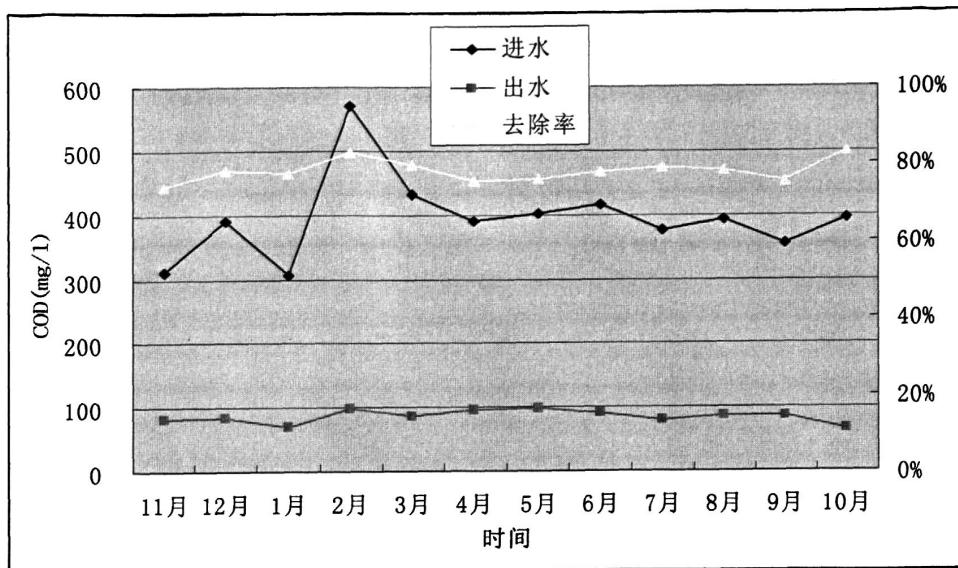


图 3-4 污水处理厂进出水 COD 及其去除效果

(2) TN 的去除处理能力分析

根据济宁市污水处理厂 2008 年 11 月-2009 年 10 月的检测数据可以看出，济宁市污水处理厂进出水 TN 浓度变化亦无明显的规律性，进水 TN 变化范围一般在 28-47mg/l 之间，最大 74.5mg/l，最小 12.9mg/l，均值 41mg/l。出水 TN 变化范围一般在 8-15mg/l 之间，最大 29.1mg/l，最小 5.3mg/l，均值 13mg/l，《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918-2002) 的一级 B 标准达标率为 96.77%。

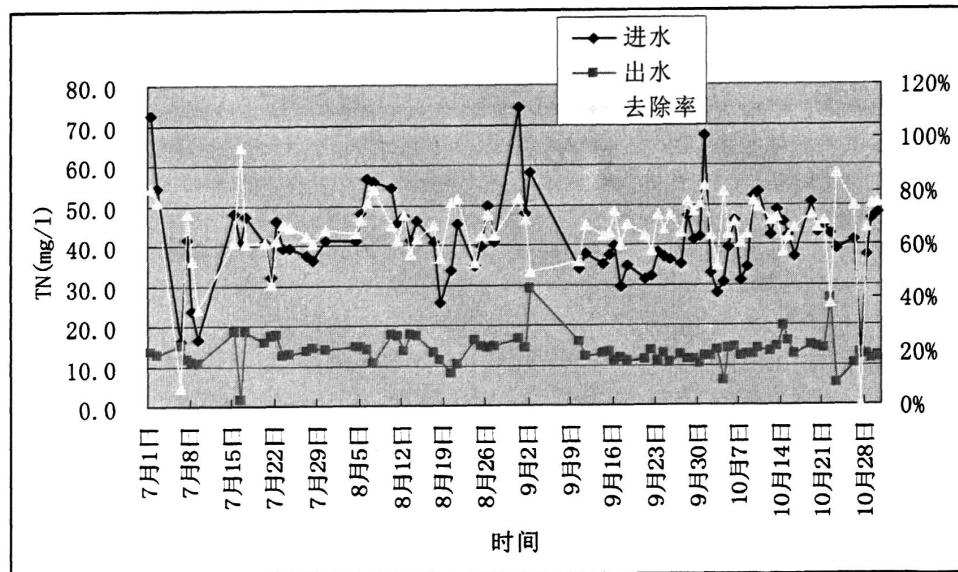


图 3-5 污水处理厂进出水 TN 及其去除效果

(3) TP 的去除处理能力分析

根据济宁市污水处理厂 2008 年 11 月-2009 年 10 月的检测数据可以看出, 济宁市污水处理厂进出水 TP 浓度变化无明显的规律性, 进水 TP 变化范围一般在 4.69-7.83mg/l 之间, 最大值为 7.83mg/l, 最小值为 4.69mg/l, 均值为 6.08mg/l。出水 TP 变化范围一般在 1.48-4.57mg/l 之间, 最大 4.57mg/l, 最小值为 1.48mg/l, 均值为 2.67mg/l, 《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918-2002) 的一级 B 标准达标率为 3.29%。

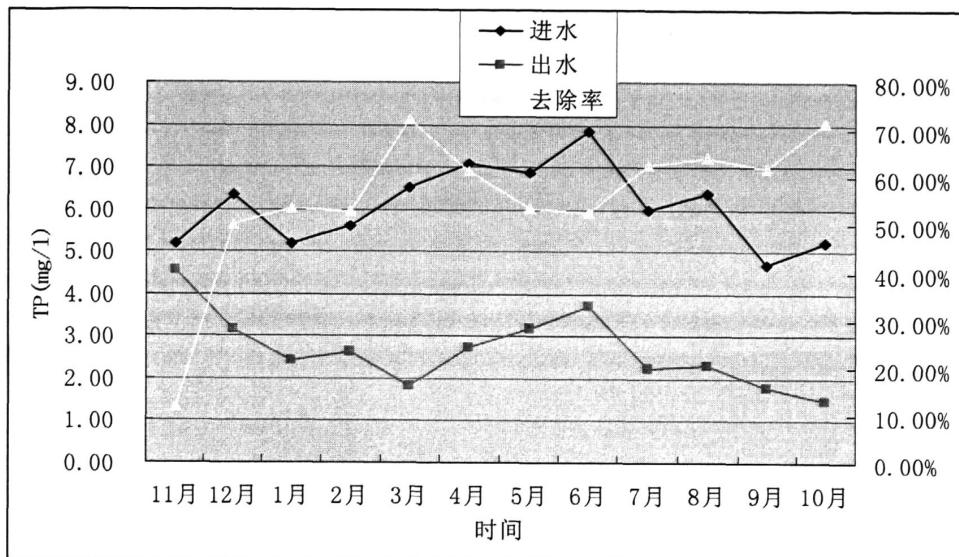


图 3-6 污水处理厂进出水 TP 及其去除效果

3.2 济宁市污水处理厂升级改造思路与技术方案分析

3.2.1 污水处理厂升级改造思路

济宁市污水处理厂升级改造工艺的主体将分为两部分, 一是对原有二级生物处理工段的改造, 其目的是提高有机物、氮、磷的去除效率, 稳定二沉池出水水质, 降低后续深度处理工段的难度。二是增加深度处理工段, 主要对难降解有机物以及 SS、TP 进行去除, 使得出水满足一级 A 排放标准。

3.2.2 改造技术方案分析

3.2.2.1 原有二级生物处理工段的改造

根据济宁市污水处理厂进水水质状况及出水水质指标要求, 此次升级改造要在原有处理工艺的基础上, 需要实现高效稳定的除磷脱氮, 同时解决难降解有机物去除难题, 其中二级生化处理单元重点解决生物处理稳定性问题与硝化反硝化生物脱氮问题, 同时兼顾生物除磷与难降解有机物去除, 提高生物处理效率, 降低深度处理单元负荷, 减少投药量, 降低污水处理总体成本。

从目前污水处理技术角度来看,解决二级生化处理问题的主要途径为: (1) 增加生化反应池的池容,提高生物池的处理能力; (2) 提高生化反应系统生物量,特别是硝化细菌等长泥龄微生物的量。但目前污水处理厂内部没有多余的土地可以利用,污水处理厂周围也无发展用地,只能就地挖潜原有构筑物的处理能力才能满足出水要求。针对这一情况,结合现有污水处理厂的现有处理工艺并考虑厂区占地紧张的事实,本着“技术先进、经济合理、高效节能、简便实用、适合现状”的原则对污水处理厂二级生物处理单元进行改造。

为此,采用有效比表面积较大的新型悬浮填料与原有工艺相结合的移动床生物膜反应器(Moving bed biofilm reactor, MBBR)污水处理工艺,该工艺的主要特点是利用生物填料在好氧段中具有优先使硝化细菌生长的特性使原工艺中活性污泥硝化功能不足的缺陷得到弥补,而且不需要增加池容的建设,解决了污水处理厂的用地问题。MBBR 工艺在国内已经成功应用^[24-28]。

为了验证 MBBR 应用于济宁市污水处理厂升级改造中的可行性,本研究进行了现场连续流中试试验,试验系统工艺流程见图 3-7:

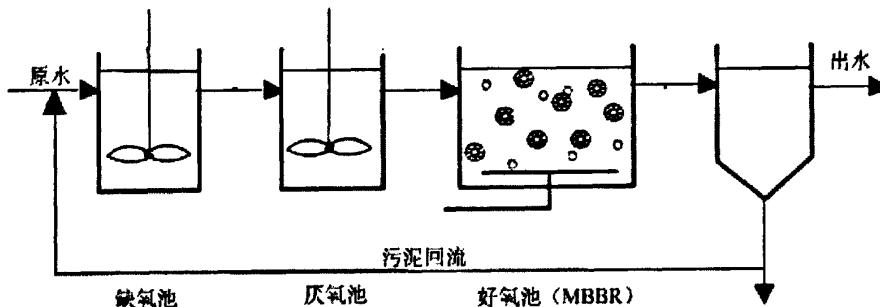


图 3-7 试验系统工艺流程图

中试系统的进水采用目前济宁市污水处理厂 A 段中间沉淀池的出水,整个工艺流程完全模拟济宁市污水处理厂现有二级生化系统。试验所采用悬浮生物载体为 SPR-1 型, SPR-1 型悬浮生物载体是引进国外技术开发的专利技术产品, SPR-1 型悬浮生物载体主要性能参数指标见 3-1:

表 3-1 SPR-1 型悬浮生物载体其主要性能参数

型号	SPR-1
有效比表面积	$500\text{m}^2/\text{m}^3$ (总比表面积 $800\text{m}^2/\text{m}^3$)
直径	25mm
长度	10mm
比重	0.96g/cm ³

SPR-1 型悬浮生物载体特性与特点：

(1) 水力特性好、效率高、占地小

污水处理中良好的水力特性表现在废水在反应器内流动通畅、阻力低，并能够比较均匀地与填料表面上的生物膜充分接触，反应器内不存在滞水区和死水区。影响水力特性的主要因素有填料的填充率、空隙率、比表面积和填料的形状与尺寸，其中空隙率与比表面积是互为影响的两项因素。从提高反应器内生物量的要求考虑，填料的比表面积应尽可能大，但这样会降低空隙率；从节省能耗，避免填料堵塞，提高生物膜的有效活性的要求考虑，应减少填料的比表面积以提高填料的空隙。这两种因素的消长，造就了现行填料的多样性。SPR-1 型悬浮填料采用外表呈齿状、圆筒状外形等独特的设计，在保证高空隙率的情况下提高填料比表面积，增加了反应器的生物量，同时有效改善废水在填料间的流动流态，增强水流紊流程度，减少废水通过填料的阻力。

独特的填料结构设计，使单位体积反应器内的微生物数量增加，有机负荷亦相应增加，亦即相同处理负荷下，可节省占地。

(2) 所需混合动力能耗低

由于附着生物膜的 SPR-1 型悬浮填料密度接近与水，微小搅动时，填料很容易处于流化状态，通过水流的回旋翻转，废水可与生长于填料上的生物膜广泛而频繁地接触，强化了传质过程，增大了传质面积和效率。

(3) 易于安装和维护、设计灵活

SPR-1 型悬浮填料在搅动时可悬浮于水中，无须固定支架，只需在反应器出水处设置栅网拦截，靠反应器水流将其回流至反应器前端即可，可节省填料支架投资。为此，填料的投配、更新方便，只要搅拌能力许可并保证填料自由悬浮，可以根据实际需要选择填充率。

由于填料的填充率易于改变，其设计显得十分灵活且容易扩大反应器处理量。

(4) 操作管理简便

SPR-1型悬浮填料的投加致使反应池不需要循环反冲洗或污泥回流，填料的取出和投加容易，反应器中曝气装置、管道等设备的维护和检修方便。

(5) 无生物膜堵塞

SPR-1型悬浮填料具有高空隙率、合理的比表面积，反应器内雷诺数值高，即紊流程度高，废水与生物膜的接触效率高，生物膜承受的冲刷力、剪切力大，生物膜脱落、更新的频率高，避免了反应器内生物膜的堵塞。

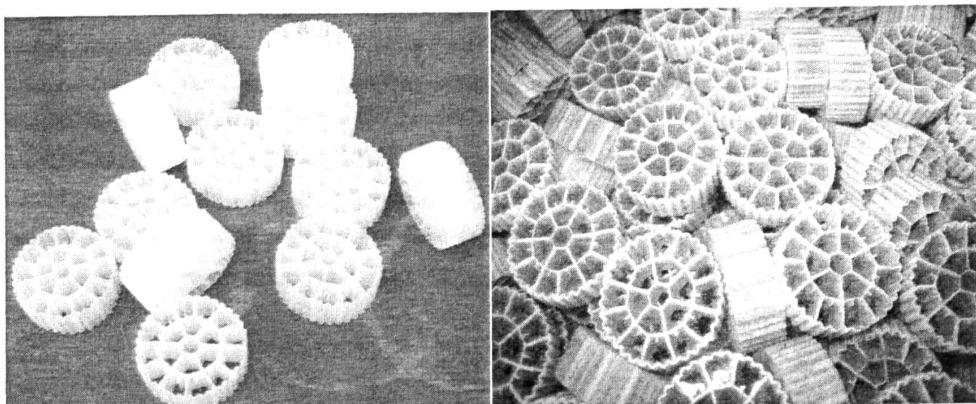


图 3-8 SPR-1 型悬浮填料

因此，SPR-1型悬浮生物载体作为流化床技术核心，其可以直接投加在生化反应池内，由于其比重略小于水，可以实现依靠微小搅拌作用使载体悬浮于水中。由于水流的回旋翻转，废水可与生长于载体上的生物膜广泛而频繁地接触，又由于悬浮载体互相之间的磨擦碰撞，生物膜可保持较高的活性，同时强化有机物从废水中向微生物细胞的传递作用。由此不仅充分利用了活性污泥法易操作、处理效率高的优点，而且利用了生物膜法运行负荷高、抗冲击能力强的优点，避免了活性污泥法运行易受流量、水质变化影响的缺点，及传统生物膜法生物膜易腐败和堵塞的缺点，从而对污水起到稳定、高效地净化作用。

中试试验生化反应池有效容积 8.4m^3 ，其缺氧+厌氧：好氧反应容积比为 1:1；生化反应总水力停留时间为 8.40h，其中缺氧+厌氧、好氧反应时间分别为 4.2h、4.2h；生化反应系统运行控制参数参考济宁市污水处理厂实际运行参数控制，即污泥浓度 (MLSS) 为 3000-4000mg/l，泥龄 (SRT) 为 20d，污泥回流比 (R) 为 100%，好氧混合液 (r) 为 100-400%，试验期间，生化系统的剩余污泥由曝气池末端排出，以有效控制系统泥龄。试验基本工艺条件与控制参数如表 3-2，其实验结果见图 3-9~图 3-11。

表 3-2 试验基本工艺条件与控制参数

项目	控制参数
水温 (°C)	21.4~27.4
水力停留时间 (h)	8.40h
好氧区溶解氧 (mg/l)	3.5~4.5
好氧混合液回流 (r)	300%
污泥回流比 (R)	100%
MLSS (mg/l)	3340
VSS/SS	59.81%
污泥负荷 (gCOD/gMLSS.d)	0.247
泥龄	20d
容积负荷 (kgCOD/m ³ .d)	0.825
填料投加方式及填充率	好氧段区前 3 段投加 50%

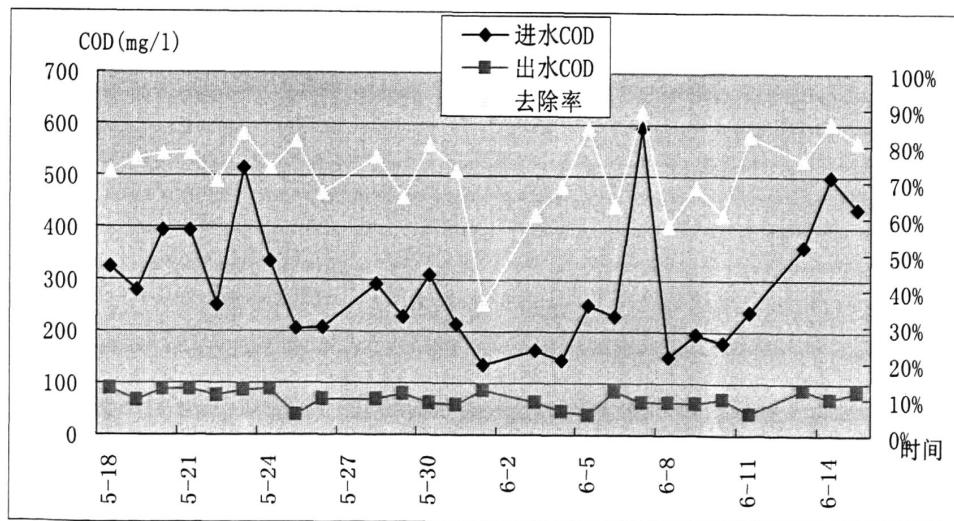


图 3-9 中试系统 COD 去除效果

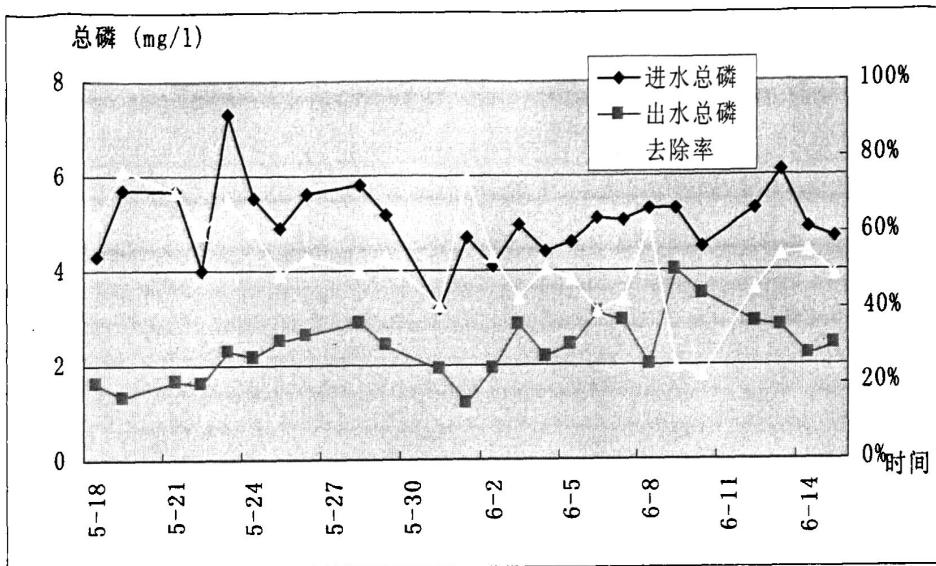


图 3-10 中试系统 TP 去除效果

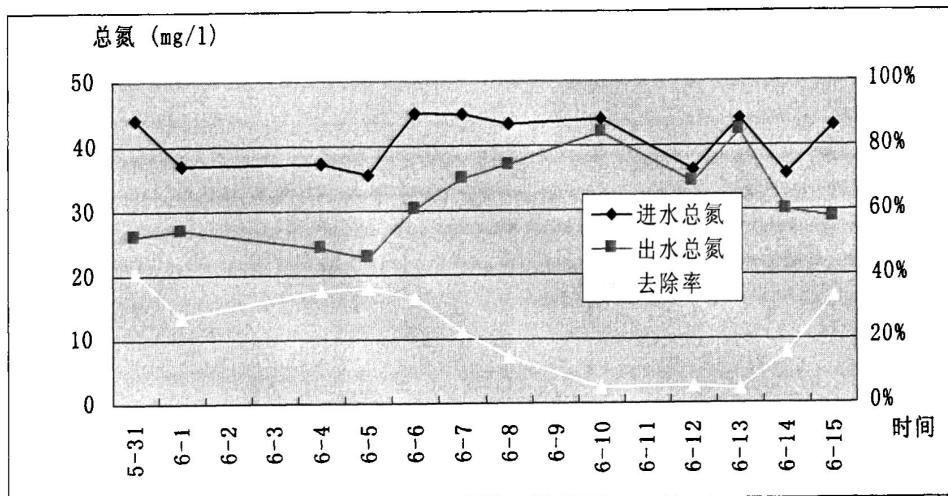


图 3-11 中试系统 TN 去除效果

由图 3-9 可以看出, 在试验工况条件下, 试验系统进水 COD 最大值为 514.6mg/L, 最小值为 135mg/L, 平均进水 COD 为 288.8 mg/L, 实验系统处理出水平均 COD 为 69.5mg/L, COD 平均去除率为 75.9%, 同期污水处理厂二级生化处理单元出水 COD 平均值为 75 mg/L, COD 平均去除率为 74.0%, 试验结果表明, 在 8.4h 水力停留时间条件下, 中试系统出水 COD 较为稳定, 且去除率和出水水质均优于同期污水厂二级生化处理出水, 说明 MBBR 工艺具有较强的耐冲击负荷能力。

由图 3-10 可以看出, 试验系统进水 TP 最大值为 7.3mg/L, 最小值为 3.2mg/L, 平均进水 TP 为 5.0 mg/L, 系统出水平均 TP 为 2.3mg/L, TP 平均去除率为 54.0%, 同期污水处理厂二级生化处理单元出水 TP 平均浓度为 2.4 mg/L, 平均去除率为 52.0%。

由图 3-11 可以看出, 本试验阶段进水总氮最大浓度为 44.9 mg/L, 最低进水浓度为 35.5 mg/L, 平均进水浓度为 40.9 mg/L, 平均出水总氮浓度为 31.62 mg/L, 平均去除率为 22.3%, 同期水厂二级生化出水总氮平均浓度为 26.3 mg/L, 系统出水总氮较高主要是受系统碳源不足反硝化不彻底的影响。

现场中试实验研究结果表明:

(1) 在试验进水水质与环境温度(20℃左右)条件下, 在现有 A²/O 生化反应系统好氧区投加悬浮生物填料, 可以在 4~5 周内完成生物膜挂膜, 2 个月内可以基本完成系统 MBBR 系统培养调试工作。

(2) 采用悬浮填料可以达到强化济宁污水处理厂现有处理系统处理能力与提高运行稳定性的目的, 针对现有济宁市污水处理厂 A²/O 生化反应系统条件, 在生化反应系统好氧区前三段投加悬浮填料, 填料填充率在 50%以上。

(3) 在试验进水水质条件下, 在 A²/O 生化反应系统好氧区前三段投加悬浮填料, 填料填充率在 50%以上, 系统控制条件为污泥回流比为 100%, 好氧混合液回流比为 300%, 填料投加区溶解氧在 3~4 mg/L, 处理系统 COD 去除率可以达到 85%以上, 系统处理出水 COD 平均小于 70 mg/L; NH₄⁺-N 硝化率可以达到 90%以上, 系统处理出水 NH₄⁺-N 小于 5 mg/L; TP 去除率可以达到 70%以上, 系统处理出水 TP 平均 2.24 mg/L。

(4) MBBR 工艺具有较好的抗冲击负荷能力, 在现有污水处理厂 26 万 m³/d 进水水量条件下, 采用 MBBR 工艺可以达到预期的处理效果。

(5) 由于进水水质原因, 系统碳源严重不足, 需要外加碳源进一步提高脱氮除磷能力, 使处理出水总氮达到既定的一级 A 标准要求, 结合化学除磷使出水总磷达标。

3.2.2.2 深度处理工段

深度处理工段主要去除难降解 COD、TP 以及 SS, 为此在深度处理工段需要增加混凝沉淀, 主要用于去除部分难降解的 COD, 使得混凝沉淀工段出水 COD 基本小于 50mg/l, 同时在混凝沉淀工段投加混凝剂和助凝剂完成对 TP 的去除, 使出水 TP 满足一级 A 标准。

为满足出水 SS 达到一级 A 标准, 需要增加滤池工段。

为满足出水细菌达到一级 A 标准, 需要增加消毒工段, 若混凝沉淀工段出水 COD 不能满足一级 A 标准, 可在消毒工段辅以氧化措施使得出水 COD 满足一级 A 标准。

根据以上分析, 采用以下工艺路线:

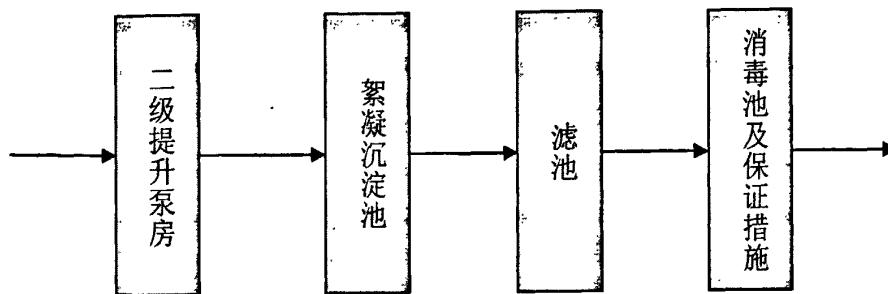


图 3-12 深度处理工艺路线

1、混凝沉淀工段单元技术选择

常见的混凝沉淀系统主要为高密度沉淀池系统和斜板沉淀系统，通过对这两种混凝沉淀系统的比较，以确定混凝沉淀系统的适宜工艺方案。

①高密度沉淀池

高密度沉淀池是近年来引进的国外先进水处理技术，通过小体积絮凝区加强絮凝反应，极大地提高了脱稳颗粒的碰撞效率，大大地缩短了凝聚时间；该工艺通过机械搅拌混合配合高浓度泥水回流形成污泥捕捉层，提高了沉淀效率；沉淀区设置斜管加强沉淀效果，可以使污泥同步沉降，进一步降低了出水浊度，清水区上升流速可达 5mm/s，水力负荷得到极大提高；通过泥水回流、加强的絮凝反应及沉淀作用，使絮凝沉淀效果得到强化，适用于污水处理厂的深度处理。沉淀区采用大池深设计，并设有污泥浓缩机，使沉降污泥的含水率大大降低。

高密度沉淀池处理工艺的主要工作原理有：

(1) 前混凝反应区

源水在高密度沉淀池的混凝池投加混凝剂进行混凝反应，化学混凝反应是整个处理系统的关键步骤。

在这个过程中采用动态混凝原理，使进水和出水的水流都控制在反应池的表层处。这样布置避免水流沿着池壁形成抽力，从而使水流的流径延长提高混合效果，这样设计最大限度地保证了回流的污泥和进水的充分混合。前混凝主要有以下几部分构成：

- ◆ 进水处的导流板；
- ◆ 搅拌器下方的防旋流十字板；
- ◆ 下游淹没堰前方的水流挡板。

(2) 絮凝反应区

絮凝是一种物理机械过程，在这个过程中，投加的阴离子型高分子助凝剂起到吸附

架桥作用以提高絮凝效果, 从而使絮团由于物理搅拌作用和分子间力作用而变大, 利于沉淀。

该过程利用了加速絮凝的原理, 其主要有以下几个部分构成:

- ◆ 设计的导流筒可以得到一个良好的絮凝效果;
- ◆ 一个环形的穿孔管安装在导流筒的上方以利于助凝剂的分配 (孔口向内);
- ◆ 2 套反旋流板安装在池体的上方 (和水流方向垂直);
- ◆ 搅拌器下方的防旋流十字板。
- ◆ “加速絮凝”还有更多的优点:
- ◆ 充分利用絮凝容积 (提高均匀性);
- ◆ 通过径向水流的能量复原作用从而得到较高的抽力;
- ◆ 抑制了旋流从而避免了因为旋流作用而使水中的悬浮物的沉淀;
- ◆ 助凝剂由于良好的分配而得到充分的利用;
- ◆ 可以提高叶轮的转速 (形成小而且密度高的絮体)。

(3) 沉淀区

高密度沉淀池的沉淀区主要由以下三个基本部分组成:

- ◆ 进水区及扩展沉淀区;
- ◆ 污泥回收区;
- ◆ 斜板澄清区。

进水区沿沉淀池的宽度布置, 长度方向上位于淹没进水堰和沉淀区前的挡墙之间, 沿着整个池宽方向布置的浮渣收集器将浮渣从水中分离出来并排放。

增强的沉淀区可以分离比重较大的 SS (大约占总 SS 含量的 80%), 这部分 SS 直接沉淀在污泥回收区, 减少了通过斜板的污泥量。

污泥回收: 沉淀的污泥会沿着斜板下滑跌落到池底, 污泥在池底被浓缩。刮泥机上的栅条可以提高污泥的浓缩效果, 慢速旋转的刮泥机把污泥连续地刮进中心集泥坑。

浓缩污泥按照设定程序的或者由泥位计来控制, 以达到一个优化的污泥浓度, 间断地被排出到污泥处理系统。

所有的污泥管道系统均配有防止管道堵塞的系统。

斜板澄清: 斜板澄清区由以下几部分构成:

※ 两套斜板 (安装在沉淀池中心渠的两侧)

※ 与斜板相配套的支撑系统,

※澄清水收集系统。

高密度沉淀池结构图见下图 3-13。

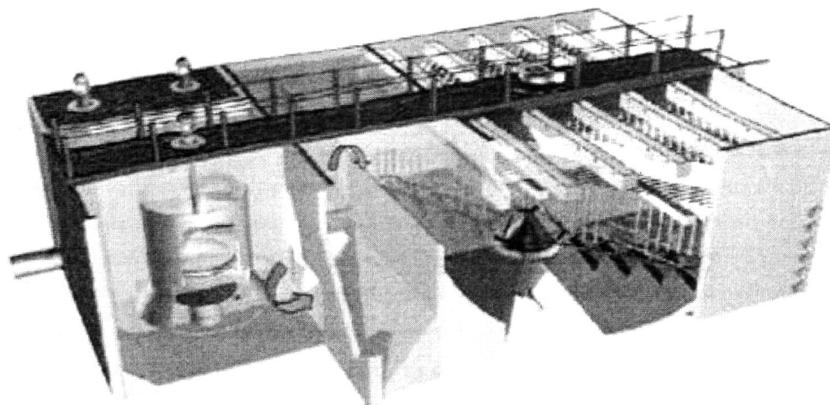


图 3-13 高密度沉淀池结构图

高密度沉淀池处理工艺中在混合区投加铝盐做混凝剂使用，在反应区投加 PAM 作为助凝剂使用。

②斜板沉淀池

(1) 斜板沉淀

■ 水路

携带悬浮物的废水 (1) 进入斜板沉淀系统的进水区 (2)，然后通过两边进水槽 (3) 流至系统底部并进入斜板单元 (4)。斜板单元由一系列成角度放置的平板组成。总沉降面积和板间距由污泥沉降性能决定。在水流上升 (6) 的同时，污泥在斜板上沉淀 (5)，处理后的水通过出水导管 (7) 流出出水口 (8)，出水导管经特殊设计能提高沉淀效率。

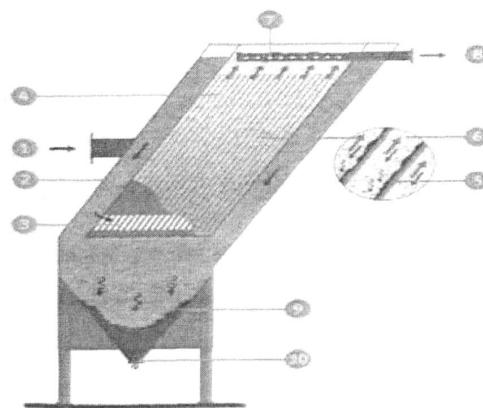


图 3-14 斜板沉淀系统结构图

■ 泥路

与水流(6)方向相反,污泥沿斜板向下流动(5)。废水从斜板单元的侧面进入可促进污泥流动,防止污泥集聚及斜板之间的污泥堵塞。沉降下来的污泥在污泥漏斗(9)中收集,进一步浓缩。污泥漏斗的设计有利于污泥的均匀排放(10)。

(2) 底部刮泥机

斜板沉淀系统适用的流量范围很广^[29-31]。它可以作为一个独立设备,也可以将斜板单元应用于(混凝土)池中。

当放置于钢筋混凝土池体中时,专门设计了相配套的底部刮泥机,以及时收集、浓缩和排出沉淀下来的污泥。

底部刮泥机由液压连杆机构和底部刮泥板构成,结构简单,运行可靠。底部刮泥机系统构造图见图3-15。

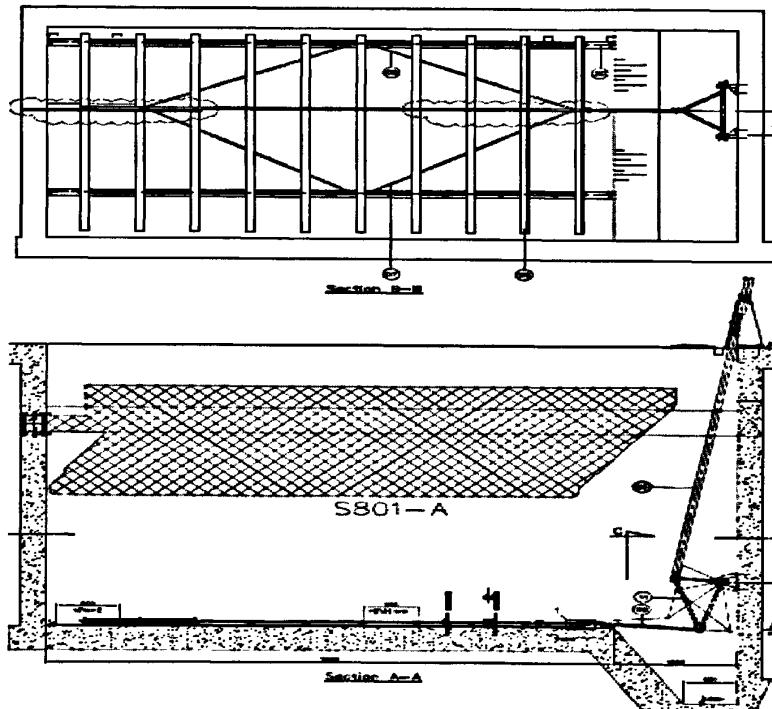


图3-15 底部刮泥机系统构造图

(3) 特点

经久耐用

斜板沉淀器均采用5mm以上厚的PP(聚丙烯)板材,经专业的精密加工机器,切割、榫卯、焊接而成,永不腐蚀,表面光滑,结构结实经久耐用。彻底避免了斜管沉淀经简单粘接后在废水中长期浸泡容易脱胶,脱胶后容易错位,从而使斜管闭合失效。

不易堵塞

由于采用侧向通透的斜板并箱体式结构,废水从斜板单元的侧面进入可促进污泥流动,防止污泥聚集以及斜板之间的污泥堵塞。

现将高密度沉淀池系统和斜板沉淀系统的技术经济进行比较,见表 3-3。

表 3-3 混凝沉淀系统方案技术经济比较表

	高密沉淀池系统	斜板沉淀系统
主要设计参数及尺寸	<p>设计流量 20 万 m^3/d, 总变化系数 1.3 主要设计参数:</p> <p>A、机械混合池 6 格, 单格尺寸 $6.0 \times 5.1m$ (混合部分 $3.3 \times 3.3m$ 水深 $3.3m$), 水深 $3.3m$ 机械混合池混合时间 1.2min B、絮凝反应池 6 格, 单格尺寸 $6.0 \times 6.0m$, 水深 $6.8m$ 絮凝反应时间约 8.13min C、沉淀池 6 座, 单座直径 $12.5m$ 斜板沉淀池表面负荷是 $17.8m^3/m^2/hr$</p>	<p>设计流量 20 万 m^3/d, 总变化系数 1.3 主要设计参数:</p> <p>A、快速机械混合池 6 格, 单格尺寸 $1.8 \times 1.8m$, 水深 $2.5m$ 快速机械混合池混合时间 1min B、慢速机械混合池 48 格, 单格尺寸 $4.9 \times 4.9m$, 水深 $5.5m$ 慢速机械混合池反应时间约 45.638min, 慢速机械搅拌器的周边转速为 $0.5m/min$ 的线速度 C、斜板沉淀池 48 格, 单格尺寸 $8.75 \times 4.9m$, 池深 $5.2m$ 斜板沉淀池表面负荷是 $5.26m^3/m^2/hr$</p>
主要设备	<p>1、混合搅拌机 6 台, 直径 $1200mm$, $H=3500mm$, 单台功率 $7.5kW$ 2、絮凝搅拌机 6 台, 直径 $2100mm$, $H=5300mm$, 单台功率 $11kW$ 3、反应室及导流筒 6 套 4、刮泥机 6 台, 直径 $12.3m$, 功率 $1.5kW$ 5、斜管 $647m^2$ 6、水槽 72 套, 规格 $5900 \times 200 \times 540mm$ 7、污泥泵 18 台, 12 用 2 备, $Q=45m/h$ $H=20m$, 功率 $11kw$</p>	<p>1、立式桨叶搅拌机 6 台, 单台功率 $4kW$ 2、立式桨叶搅拌机 48 台, 单台功率 $1.5kW$ 3、斜板沉淀器 $48 \times 8 = 384$ 套 斜板间距 $54mm$ 4、底部刮泥机 48 套 型号: 液压往复式池底刮泥机 尺寸: $L28m \times W9.35m$ 功率 $1.5kw$ 5、吸泥机 2 套, 功率 $7.5kw$ 6、污泥泵 4 台, 单台 $Q=300m/h$ $H=15m$</p>

工程投资	设备投资: 2700 万元 土建投资: 1200 万元 合计: 3900 万元	设备投资: 900 万元 土建投资: 2365 万元 合计: 3315 万元
运行费用	电费 0.021 元/ m^3 , 药耗 0.196 元/ m^3 , (PAC 及 PAM)	电费 0.0154 元/ m^3 , 药耗 0.196 元/ m^3 , (PAC 及 PAM)

表 3-3 可知, 无论建设投资还是建成后的运行费用来说, 斜板沉淀池都比高密度沉淀池要低, 因此, 在济宁市污水处理厂一级 A 升级改造工程中选择斜板沉淀池作为絮凝沉淀系统。

2、过滤单元技术选择

结合现状济宁市污水处理厂进出水水质情况, 过滤工段是保证污水处理厂出水 SS 达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》中一级 A 标准的重要工段。而且出水中 SS 的多少直接影响出水中各种污染物的含量。因此深度处理采取过滤处理措施确保出水 SS 的达标排放。

根据相关测定, 出水中每增加 1mg/L 的悬浮物, 各种污染物含量也将有所增加, 具体如下:

BOD: 0.3~1.0mg/L

COD: 0.8~1.4mg/L

TN: 0.08~0.1mg/L

TP: 0.02~0.04mg/L

如果出水中悬浮物含量小于 10mg/L, 它们产生的污染物含量为:

BOD: 3~10mg/L

COD: 8~14mg/L

TN: 0.8~1.0mg/L

TP: 0.2~0.4mg/L

从上述分析可以看出, SS 的去除是本工程出水能否达标排放的关键步骤, 因此, 设计增加过滤处理工段, 主要去除 SS 等污染物, 确保出水能够达到出水标准。

过滤工艺虽然简单, 但种类繁多, 深床滤池、活性砂滤池、滤布滤池等工艺均具有较好的过滤效果, 现将深床滤池、活性砂滤池、滤布滤池等过滤方式进行比较, 以确定适合济宁市污水处理厂一级 A 升级改造工程的过滤工艺。

① 深床滤池

深床滤池的滤料采用 2~4mm 石英砂介质，滤床深度 2.5m，滤池可保证出水 SS 低于 10mg/l (通常可以达到 5mg/L 以下)。绝大多数滤池表层很容易堵塞，很快失去水头，而深床滤池独特的均质石英砂 (见图 3-16) 允许固体杂质透过滤床的表层，深入数英尺的滤料中，达到整个滤池纵深截留固体物。

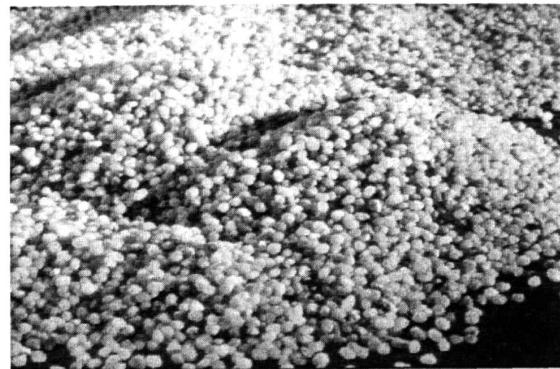


图 3-16 过滤介质：石英砂

滤池定期反冲洗，大量空气使滤料相互搓擦，使截留的 SS 全部清洗出池，清洗率达到 100%，冲洗用水仅为总量 2%~4%。滤池运行控制如图 3-17 至图 3-20。

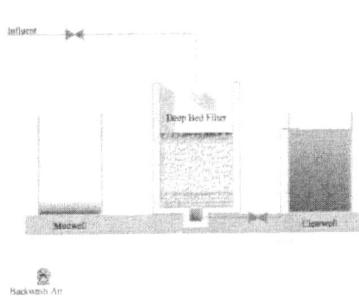


图 3-17：气洗

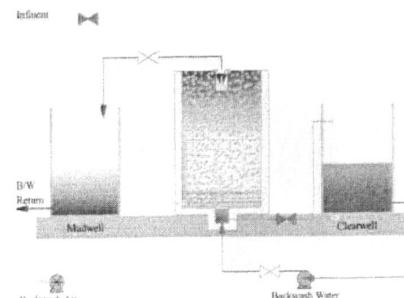


图 3-18：气水同时反冲

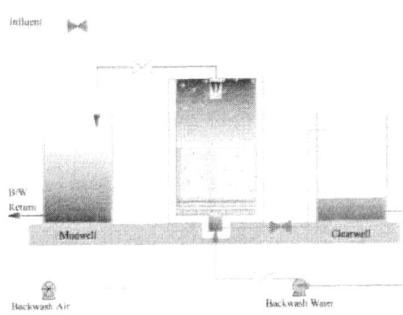


图 3-19：水洗

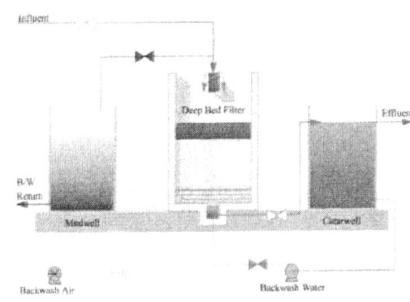


图 3-20：过滤

深床滤池采用特殊规格及形状的 2~4 毫米的石英砂作为介质，该过滤介质的比表面积较大。同时具有较高的悬浮物截留功能，在每反冲洗过滤周期内，每 m^2 过滤面积截留悬浮固体量可以达到 7.3kg 以上，因此，其大大延长了滤池过滤周期，减少了反冲洗频次。虽然其需要较高的反冲洗强度，但由于滤床本身较高的截留性能，导致反冲洗用

水不超过处理水量的 4% (通常 <2%)。

②活性砂滤池

(1) 活性砂滤池基本原理

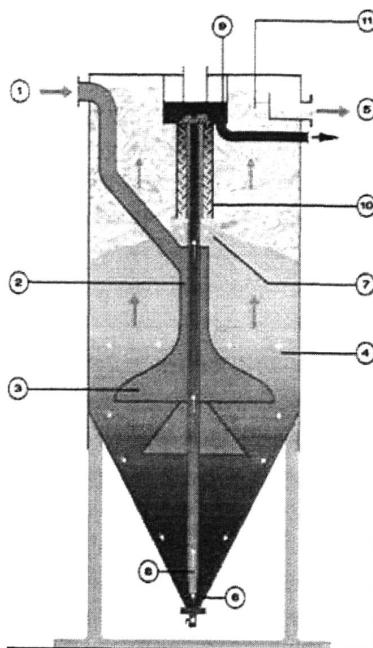


图 3-21 活性砂滤池的结构图

活性砂滤池是一种连续过滤的砂滤设备，即不需要将砂滤器停止运行就可以清洗砂床。过滤自下而上进行（水向上流经砂床，而砂子慢慢向下移动）。

在过滤过程中被污染的石英砂在一个清洗容器中清洗，被截留悬浮固体随清洗水一起排出。

■ 水路

污水通过进水管（1）进入过滤器，通过中心进水管（2）和分配器进入滤床（4）。在上流过程中，水体被砂滤层净化，并经顶部溢流堰（5）排出。

■ 砂路

当水流上升的同时，过滤砂层连续向下运动，被污染的石英砂（6）在底部经过气提，从中心管提升至顶部，在这期间滤砂被清洗后再生释放于顶部砂层（7）。

■ 气路

砂的循环依靠气提的作用，驱使被污染的石英砂和水沿着中心上升管（8）上流。强劲的冲洗使杂质从砂粒中分离出来。在管道顶端空气被释放出来，清洗水被排放出来（9），而砂粒沉降在清洗器中。通过气提作用转移的滤砂量取决于气提作用空气量的多少。

气流将被污染的石英砂从砂滤器底部运送到砂子清洗槽。气流通过在一个长的管道底部充入空气而形成。低密度的砂子/水/空气和周围介质共同导致了该混合物的上升，这是由物理泵原理形成的。

气流在一条垂直的保护管（中心管）中。气流完全浸入到水中，气流的吸入端紧接着滤器底部，而排出端止于清洗器（滤器上端）。压缩空气通过供应管道进入气流室和分配室。气流室中的水将被压缩空气所代替，从而产生了平均密度小于周围水的空气与水的混合物。周围水的静压力因此强迫气流室中的水向上流动，气流室吸入端产生的吸力足以将气流室的砂和气水混合物提升到上部的砂子清洗器。

当砂子离开气流室排出时，就通过清洗室降落。更小、比重更轻的悬浮固体将被反方向的清洗水清洗掉。

干净的砂子落回到砂床顶端，重新进行过滤过程。清洗水流通过清洗水管道排出，空气扩散到大气中。

■ 清洗

清洗装置是砂滤池的关键部件，具有独特的水力特性的清洗槽（10）环绕于中心上流气提管路。砂粒进入清洗槽，由少量流经清洗器端口的干净的滤后水进行最后的清洗。滤砂冲洗水在滤液（11）与清洗水（9）的液位差作用下被排放出反应器（滤液液面与滤液溢流堰相平，而清洗水液面与清洗水排出管道的顶端相平）。

砂粒清洗器由许多环绕中心保护管的环组成，从而形成“迷宫”的形状。

清洗槽的内外部分集中在支撑支架上，这些支撑支架支持着整个砂粒清洗器。当砂粒通过清洗槽向下运动时，砂粒被反向进入清洗槽的水清洗。清洗水流通过滤池中的滤液与清洗水容器中的液位差形成。液位差迫使一小部分滤液在砂粒清洗器中向上运动。

滤液与清洗水的液位差可通过调节清洗水出水口的高度来实现。液位差越大，清洗水流就越大。

除了清洗水与滤液的液位差外，清洗水流也受砂循环速率的影响。砂循环速率越高，清洗槽中的滤砂量越多，对水的阻滞作用更大，清洗水流就越少。

在实际运行中需要保持较小的清洗水流，可以通过调节液位差和砂循环速率来实现。

（2）活性砂滤池特点

□ 占地面积小，处理规模大

由于活性砂滤池模块化设计，结构紧凑，立式结构，表面负荷（上升流速）大，相

对于传统需要反冲洗的砂滤，无附属装置和建构筑物，因此占地面积极小。

采用钢筋混凝土布置，一个池体内可放8套，日处理水量1万立方米。

抗冲击能力强，出水效果稳定

相对于传统反冲洗式砂滤在反冲洗前（污物积累堵塞）和反冲洗后（砂层疏松），

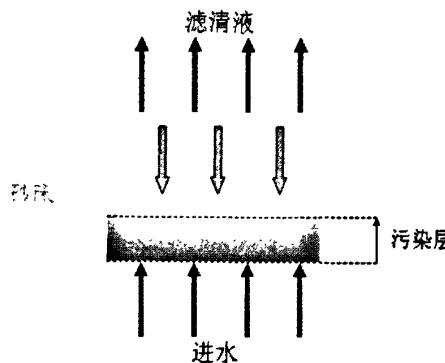


图 3-22 活性砂过滤机理

由于滤砂连续不断地迅速得以循环自净，活性砂滤池可以接受更高的进水悬浮物浓度，而且可以得到更稳定的出水效果。

无需反冲洗，操作控制简单

传统砂滤每天需要反冲洗，消耗大量的人力，而且控制繁琐。活性砂滤池系统可以连续自清洗，无需停机，适应变动工艺条件的能力强。无需专人操作和控制。

内部提砂，能耗小

活性砂滤池采用内部提砂，清洗腔水位低于滤后清水液位，因此相对于外部提砂，这种内部提砂的方式充分利用水力高层造成的浮力，整个能耗非常小。

池体结构多样化，工程投资低

内部提砂，结构简洁，使得在小规模单体数量少的时候可以选择钢罐的设计，而在大规模单体数量多的情况下，也可以选择钢筋混凝土池体结构，充分利用共壁的设计节省配套投资。

选材精良，使用寿命长

采用先进精确的塑料加工手段和新材料，活性砂滤池内部构件制作精度高，尺寸公差小，材料性能优异，耐磨、不硬脆、抗老化，经久耐用。从而设计出的砂滤产品的结构更复杂、更精致，功能更强大。

维修保养少，适用性强

由于整个砂滤系统没有运转部件，使得维修保养的要求很少，适用性很强。正常情

况下，连续运行，无需停机检修和反冲洗。

□ 工艺流程简单可靠

由于连续砂滤洗砂频率快（4~6 小时），相对于传统反洗式砂滤，是一个全新的概念，可以在高污泥负荷，100mg/l 进水浓度下正常工作，同时依靠其微絮凝过滤工艺，可以直接接在二次沉淀池后，实现去除 SS、TP 和反硝化脱氮三位一体的综合处理效果。

□ 滤料坚固耐用，使用寿命长

相比较滤布和纤维，在水体中，石英砂是经过大自然千万年淘洗出来，经久耐用，从而大大节省了未来运行中更换的成本和时间。

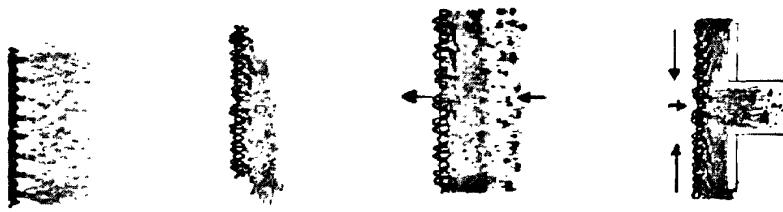
□ 分体式 E/P 控制，维护灵活简便，节省配套投资

活性砂滤池采用分散式 E/P 控制柜，为每组砂滤单独配备 E/P 控制柜，每组之间的控制相互不干扰，可以独立检修，灵活方便。同时，分体式的 E/P 控制柜可以就近安装在每组砂滤邻边，充分减少管路的长度和投资。

③滤布滤池

（1）滤布滤池

纤维转盘滤池的过滤介质是纤维毛滤布，它是由有机纤维堆织而成，其绒毛状表面由尼龙纤维编织而成，同时以聚酯纤维做为支撑体。在干燥状态下，纤维毛呈直立状态，浸湿后，纤维毛便会倒伏下来，形成滤布介质有 3~5mm 的有效过滤深度，当量孔径只有 10 微米，可以使固体粒子在有效过滤厚度中与过滤介质充分接触，将超过尺寸的粒子俘获。滤布的深度能够存储俘获的粒子，减小反冲洗流量，同时还可减少正常运行时水头损失。在反洗状态下，与反抽吸装置相靠近的纤维毛又会直立起来，方便纤维毛中的杂质排出，可以清洗彻底。纤维毛在各种状态下的情况如图 3-23 所示。



(a) 干燥状态 (b) 浸湿状态 (c) 过滤状态 (d) 反洗状态

图 3-23 纤维毛在各种状态下的情况

纤维转盘滤池结构如图 3-24 所示，它由用于支撑滤布的垂直安装于中央集水管的平行过滤转盘串联起来组成。一套装置过滤转盘数量一般为 2~20 个，每个过滤转盘是由 6 小块扇形组合而成。过滤转盘由防腐材料组成，每片过滤转盘外包有纤维毛滤布。反冲洗装置由反洗水泵、反抽吸装置及阀门组成，排泥装置由排泥管、排泥泵及阀门组成，排泥泵与反洗水泵为同一水泵。

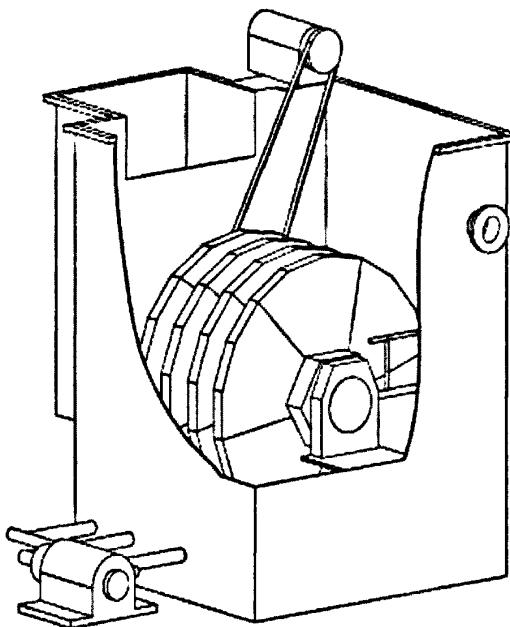


图 3-24 纤维转盘滤池轴向图

纤维转盘滤池的运行状态包括：过滤、反冲洗、排泥状态。

◆ 过滤：外进内出，污水流入滤池，使滤盘全部浸没在污水中。为了使各滤池布水均匀并且使进水尽量产生低扰动，需在滤池中设布水堰。污水通过滤布过滤，过滤液通过中空管收集后，通过出水堰排出滤池。整个运行过程中过滤均为连续的，即便在清洗过程中，过滤仍在进行。

◆ 清洗：过滤中部分污泥吸附于纤维毛滤布中，逐渐形成污泥层。随着滤布上污泥的积聚，滤布过滤阻力增加，滤池水位逐渐升高。通过设置在滤池内的压力传感器监测池内液位变化，当该池内液位到达清洗设定值（高水位）时，PLC 即可启动反洗泵，开始清洗过程，反洗时间和周期可以通过程序进行调整。滤布上的污泥通过反抽吸装置，经由反洗水泵，排出进入厂区排水系统。清洗过程中，滤池可以连续运行。

过滤期间，过滤转盘处于静态，有利于污泥的池底沉积。清洗期间，过滤转盘以 0.5~1 转/分钟的速度旋转。反洗水泵负压抽吸滤布表面，吸除滤布上积聚的污泥颗粒，过滤

转盘内的水自里向外被同时抽吸，并对滤布起清洗作用。瞬时冲洗面积仅占全过滤转盘面积的1%左右，反冲洗过程为间歇过程。

正常清洗时，2个过滤转盘为一组，每次清洗一组滤盘，通过自动切换抽吸泵管道上的电动阀控制，纤维转盘滤池一个完整的清洗过程中各组的清洗交替进行，其间抽吸泵的工作是连续的。当进水水质突然恶化，反冲洗周期=15分钟时，系统将启动应急措施，同时启动2~4台反冲洗泵，对2~4组过滤转盘（4~8个转盘）进行反冲洗，直至反冲洗周期恢复正常。

◆ 排泥：纤维转盘滤池的过滤转盘下设有斗形池底，有利于池底污泥的收集。污泥池底沉积减少了滤布上的污泥量，可延长过滤时间，减少反洗水量。经过程序设定，到一定的时间PLC启动排泥泵，通过池底穿孔排泥管将污泥排放至厂区排水系统。排泥间隔时间及排泥时间可以通过程序进行调整。

（2）滤布滤池的特点

纤维转盘滤池的独特设计使其具有诸多优点：

- 出水水质好

纤维转盘滤池截留效果好，在进水SS不大于20mg/l的情况下，出水SS可小于5mg/l。进水堰设计独特，可消能防止扰动。过滤与反冲洗同时进行，瞬时只有池内单盘的1%面积在进行反冲洗，过滤是连续的。

- 占地面积小

纤维转盘滤池与传统的深层过滤单元不同的是：传统过滤设备内水流一般从上至下，或从下至上流动，属于平面方向过滤，纤维转盘滤池则将过滤面竖直起来，水流从左至右流动，因此很多过滤面可以并排布置，可以在保证过滤面积足够大的前提下减少占地面积。设备简单紧凑，附属设备少。

- 设备闲置率低，总装机功率低

所有滤盘几乎总处于过滤状态，设备闲置率低。总装机功率很低，整个过滤装置只有驱动电机、反洗水泵和电动阀需要用电，而且功率也比较低，如驱动电机功率仅为0.55~0.75Kw，反洗水泵功率仅为2.2Kw。这个优点对于改造项目尤其突出，对污水处理厂来说，用电方面可以不用扩容。

- 反洗水量小，对前处理工艺影响小

纤维转盘滤池反洗水量小，只是处理水量的1%。实际工程运行情况下，反冲洗间隔时间一般为2h，每个滤盘的冲洗时间为1~2分钟。因此，反洗水量可以比较均匀地

返回到前处理系统，不会对前处理工艺产生影响。

- 清洗彻底，无需预加氯

现有的滤布结构及反冲洗频率和强度使得本过滤设备的运行基本不受藻类滋生问题的影响。首先，滤布结构为大孔隙支撑层及纤维毛层，反抽吸时，在反抽吸口处纤维毛会完全直立起来，清洗比较彻底，残留很难累积；再次，过滤设备的反冲洗频率为一般为 2h 一次，比较密集，且反冲洗强度较大，为 $333\text{L/m}^2\cdot\text{s}$ ，使得藻类滋生非常困难，因此不需要在滤池前预加氯。

- 运行自动化

整个过程由程序控制，可根据液位或时间来控制反冲洗过程及排泥过程的间隔时间及过程历时。

- 维护简单方便

污水处理厂沉淀后的出水，即滤前水中仍有可能存在大块异物（如塑料袋、布条、纤维类物），它们对过滤系统的影响和破坏是不可忽视的，相应的维护维修问题影响巨大，事关运行的安全性、稳定性。纤维转盘滤池过滤形式为外进内出，即污水先进入滤池，过滤后的污水进入中心管，这样，滤前水中即使有较大的漂浮物，对滤池运行的影响也很少。

纤维转盘滤池机械设备较少，泵及电机均间隙运行，过滤时滤盘是静止的，只有反冲洗或排泥时，泵或电机是运转。滤布磨损较小，即使有异常损坏，滤盘也易于更换，滤盘的每个扇形片均可以单独移开，更换一个盘片大约需要 10 分钟。

- 滤前处理系统的事故对滤池的影响较小，并且恢复较快。

在工程运行当中，滤前的生化处理系统难免会出现一些事故，导致生化池内的污泥排放至滤池内。对于纤维转盘滤池而言，污泥污染的只是滤盘的外侧，而对接触滤后水的滤盘内侧没有污染，所以影响较小，并且滤池内的污泥可以通过排泥管迅速清除，恢复较快。

- 设计周期和施工周期短

纤维转盘滤池为模块化设计，与外部的接口较少，设计周期短。其安装简便，施工周期也短。

表 3-4 过滤系统方案技术经济比较表

	深床滤池系统(仅过滤功能)	活性砂系统(仅过滤功能)	滤布滤池系统(仅过滤功能)
主要设计参数及尺寸	<p>设计流量 20 万 m^3/d, 总变化系数 1.3</p> <p>滤池 10 格, 单格尺寸: $L \times B \times H = 25.6 \times 3.56 \times 6.3m$</p> <p>清水池有效溶解 $667m^3$</p> <p>反冲洗废水池有效容积 $553m^3$</p> <p>滤池内部水头损失 $2.25m$</p> <p>滤速: $9.14m/h$</p> <p>石英砂滤床深度 $1.83m$</p> <p>鹅卵石滤床深度 $0.45m$</p>	<p>设计流量 20 万 m^3/d, 总变化系数 1.3</p> <p>滤池格数: $48 \times 3 = 144$ 个</p> <p>滤速: $13.65m/h$</p> <p>砂滤床高度: 有效高度 $2.0m$</p> <p>反冲洗水量最大 $960m^3/h, =10\%$</p> <p>气提用压缩气供应量: $192 \times 5 \sim 10 = 960 \sim 1920 Nm^3/h$</p> <p>气提用压缩空气压力: $>4 bar$</p> <p>主要结构尺寸:</p> <p>滤池平面尺寸: $192 \times 5.5 = 1333.08 m^2$</p> <p>无上层建筑</p> <p>单池平面尺寸: $9.8 \times 4.5m$, 池深 $6.5m$</p>	<p>设计流量 20 万 m^3/d, 总变化系数 1.3</p> <p>滤池格数: 6 格</p> <p>单格最大处理能力 4.33 万 m^3/d</p> <p>滤速= $15m^3/h \cdot m^2$</p> <p>滤池内部水头损失 $0.3m$</p> <p>反冲洗水量 1~3%</p> <p>反洗周期 2h(视水质水量情况定)</p> <p>使用寿命=3 年</p> <p>有效过滤面积 $1209.6m^2$,</p> <p>单盘有效面积 $12.6m^2$</p> <p>主要结构尺寸:</p> <p>滤池平面尺寸: $39.9 \times 16.6m = 662.34 m^2$</p> <p>建筑高度 $4.8m$</p> <p>单格平面尺寸: $7.4 \times 4m$,</p> <p>池深 $4.7m$</p>
主要设备	<p>1、布水布气系统, 主要包括进水管、进气管及“T”blockTM 等, 每格 $91.1m^2$</p> <p>2、滤料介质, 石英砂, 粒径 $2.4mm$, 共 2674 吨</p> <p>3、支撑介质, 天然鹅卵石, 粒径 $3 \sim 38mm$, 共 670 吨</p> <p>4、反冲洗水泵 1 台, 流量 $Q = 1337m^3/h$, 扬程 $H = 9m$</p> <p>5、反冲洗废水排放泵 2 台</p> <p>流量 $Q = 265m^3/h$, 扬程 $H = 7.6m$</p> <p>6、罗茨鼓风机 2 台, 单台风量 $Q = 2084m^3/h$ 风压: $H = 69kPa$</p> <p>7、其他仪表、阀门系统等</p>	<p>1、活性砂系统</p> <p>砂滤型号: AS-500-20</p> <p>部件及材料: 包括提砂泵、洗砂器、布水器组件、内部连接管道等, 材质为 HDPE (高密度聚乙烯)</p> <p>滤砂: 共 3744 吨, 主要参数:</p> <p>高密度硅砂, 至少 95% 含硅石量, 表面饱满一干燥时比重为 2.5 或更高, 砂粒偏离度 $<10\%$, 灰埃含量 $<0.5\%$, 致密度系数 <1.4, 规格范围: $1.2 \sim 2.0mm$</p> <p>2、压缩空气系统 1 套, 包括</p> <p>A、低压无油空压机</p>	<p>1、纤维转盘滤池成套设备 6 套</p> <p>规格: NTHB-14 型</p> <p>滤盘直径 $3m$</p> <p>单套滤盘片数: 14 片</p> <p>过滤网孔孔径 = $10 \mu m$</p> <p>平面过滤介质抗拉强度 = $600N/cm$</p> <p>每个滤盘过滤面积 = $12.6m^2$</p> <p>2、反冲洗泵</p> <p>每格 3 台, 共 18 台</p> <p>单台 $Q = 50m^3/h$,</p>

		流量 >16 m ³ /min, 功率 55kw 数量 3 台(2 用 1 备, 交替使用) B、储气罐 1 台, 容积 10m ³ 以上, 工作压力 0.8Mpa	H=7m, N=2.2Kw 3、驱动电机 6 套, 单套功率 0.75kw 4、反冲洗电动阀 60 个, 管径 DN80 5、配套控制箱及液位控制器 6 套
工程投资	设备投资: 1694 万元 土建投资: 680 万元 合计: 2374 万元	设备投资: 1440 万元 土建投资: 470 万元 合计: 1910 万元	设备投资: 2000 万元 土建投资: 267 万元 合计: 2267 万元
运行费用	水头损失高, 需二级提升泵 站扬程提高约 2.5m, 导致运行费用高	吨水运行成本 0.021 元/m ³ , 包括电费及人工费用	吨水运行成本 0.00147 元/m ³ , 包括反冲电费、人工费及滤布更换费用
过滤原理	重力流, 直接过滤	上升流	机械过滤
出水效果	SS<5mg/L TP<0.3mg/L TN<3mg/L (反硝化滤池)	SS<10mg/L, TP<0.5mg/L TN<15mg/L (反硝化滤池)	SS<10mg/L
介质	2~4mm 石英砂	石英砂, 通常<2mm	聚酯编织针毡滤布/合成纤维绒滤布
耐冲击能力	重力流过滤, 耐冲击	一般, 混凝剂投加过量、SS 过高或水量冲击时, 出水效果变差	一般, 尤其是当前端混凝剂投加过量和 SS 过高时, 出水效果变差
占地	稍大	一般	小
反冲洗方式	气水混合强力反冲洗	连续反冲洗	定期反洗或高压水冲洗
反冲洗水量	1-3%, 通常 2%	3%	1-3%

介质水头损失	2m 左右	1.5m 左右	0.3m
优点	1、扩展功能丰富，除去除 SS 外，可后续拓展为反硝化滤池 2、滤料坚固耐用，使用寿命长 3、维修保养少，适用性强 4、运行稳定，出水效果好	1、扩展功能丰富，除去除 SS 外，兼有化学除磷和生物反硝化功能 2、运行稳定，出水效果好 3、滤料坚固耐用，使用寿命长 4、维修保养少，适用性强 5、模块化设计，结构紧凑，立式结构	1、土建工程量小，结构简单，施工快速 2、吨水运行成本低 3、滤速高，占地面积小
缺点	1、土建工程量复杂，施工工期较长 2、运行费用高，需提升二级提升泵站扬程提高约 2.5m	1、土建工程量复杂，施工工期较长 2、抗冲击负荷能力一般 3、反冲洗水量高 4、格数多，控制不便	1、抗冲击负荷能力差 2、无扩展功能，如反硝化脱氮等

由表 3-4 可知，从建成后的运行费用来说，滤布滤池的运行费用最低，因此，在济宁市污水处理厂一级 A 升级改造工程中选择滤布滤池作为过滤系统。

3、消毒单元技术选择

由表 3-5 可以看出，NaClO 消毒在基建投资及运行成本方面均具有明显的优势，而且投加安全方便，易于控制，因此济宁市污水处理厂一级 A 升级改造工程采用 NaClO 消毒。

表 3-5 消毒工艺方案技术经济比较表

	NaClO 消毒	中压 UV+ H ₂ O ₂ 技术
主要设计参数及尺寸	设计流量 20 万 m ³ /d，总变化系数 1.3 主要设计参数： A、NaClO 消毒池 1 座，平面尺寸 60×15m，水深 5.5m	设计流量 20 万 m ³ /d，总变化系数 1.3 主要设计参数： 消毒池停留时间 15min

	停留时间 0.5hr	
主要设备	1、射流曝气混合器 4 台，气源由现有鼓风机房提供。 气压 0.5Bar 空气量 50Nm ³ /min	1、预氧化 H ₂ O ₂ 投加设备一套 2、中压紫外灯管720只，单只3kw
工程投资	设备投资：69 万元 土建投资：400 万元 合计：469 万元	设备投资：1200 万元 土建投资：200 万元 合计：1400 万元
运行费用	运行成本 0.069m ³ /d, 包括电费及药耗	运行成本 0.20m ³ /d, 包括电费及药耗
优点	1、运行成本低 2、安全方便，易于控制 3、可作为中水工程清水池使用	1、对难降解 COD 去除率稳定，效果好 2、占地小
缺点	1、对难降解 COD 去除率不稳定 2、占地面积大	1、运行成本较高

第4章 济宁市污水处理厂一级A升级改造工艺设计

在以上试验研究与技术选择分析基础上,结合济宁市污水处理厂的现有工艺情况,确定制订一级A升级改造工艺的可行性方案。

4.1 设计原则

1、污水处理工艺需根据进厂污水水质、出厂水质要求、处理厂规模、污泥处置方案、现有建构筑物处理能力以及当地气温、工程地质、环境等条件来慎重选择。各种处理工艺都有一定的适用条件,工程设计时需考虑到本工程的特殊性及上述制约因素,因地制宜,合理确定污水处理厂工艺。

2、选择合适的污水处理工艺,不仅可以降低工程投资,还有利于污水处理厂的运行管理以及减少污水处理厂的常年运行费用,保证处理厂出水水质。

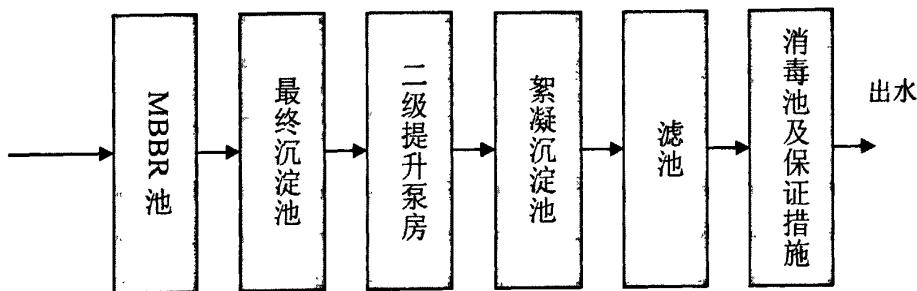
3、本工程还应特别考虑到现有污水处理厂污水污泥处理工艺、现有建构筑物处理能力与本工程的工艺有机结合,充分利用现有建构筑物的处理能力,减少土建工程量,同时考虑工艺方案实施的可行性、经济性和合理性。

4、根据对污水水质的分析,本工程除对难降解有机物去除率要求较高,还应具有脱氮除磷的功能。所选工艺应成熟、先进,对水质变化的适应能力强,出水达标且稳定,污泥易于处置。

5、所选工艺应易于管理,操作方便,设备可靠,电耗省,造价低。

6、因污水处理厂改造可用土地有限,工艺布置应尽可能节约占地。

4.2 工艺流程



4.3 工艺设计

4.3.1 二级生化处理单元升级改造方案

原来的厌氧池和缺氧池设置不变，运行过程中可以通过改变回流点将部分厌氧池改为缺氧池运行，优先保证脱氮；

将好氧池前三廊道改为 MBBR 填料区，第四廊道为悬浮活性污泥生长区（同时兼具脱气功能）。

表 4-1 厌氧池设计前后参数一览表

	改造前	改造后
设计流量	2.66 m ³ /s	2.66 m ³ /s
结构	钢筋混凝土矩形池	钢筋混凝土矩形池
数量	2 座	2 座
设计总池容	11880m ³	11880m ³
设计参数	停留时间: t=1.24h	停留时间: t=1.24h
主要设备	潜水推进器 8 台 功率 N=5.0kW	潜水推进器 8 台 功率 N=5.0kW

表 4-2 缺氧池设计前后参数一览表

	改造前	改造后
设计流量	2.66 m ³ /s	2.66 m ³ /s
结构	钢筋混凝土矩形池	钢筋混凝土矩形池
数量	6 座	6 座
设计总池容	32059.2m ³	32059.2m ³
设计参数	停留时间: t=3.35h	停留时间: t=3.35h
主要设备及参数	潜水推进器 12 台 功率 N=3.1kW	潜水推进器 12 台 功率 N=3.1kW

表 4-3 好氧池改造前后设计参数对比表

	改造前	改造后
设计流量	2.66 m ³ /s	2.66 m ³ /s
结构	钢筋混凝土矩形池	钢筋混凝土矩形池
数量	8 座	8 座
设计总池容	45478m ³	45478m ³
设计参数	停留时间: t=5.46h	停留时间: t=5.46h
填料	不加填料	17000m ³ (有效生物膜面积 500m ² /m ³)

填料填充率	/	49.85% (前三段廊道投加)
污泥浓度	3.4g/l	4.5g/l
溶解氧浓度	4.0mg/l	4.0mg/l
需氧量	70000 Nm ³ /h	95000 Nm ³ /h
污泥回流比	100%	100%
混合液回流比	260%	300%
污泥负荷	0.133kgBOD ₅ /kgMLSS. d	0.169kgBOD ₅ /kgMLSS. d
泥龄	7.41d	12.41d
主要设备及参数	潜水推进器 12 台 功率 N=3.1kW 潜水推进器 2 台 功率 N=5.5kW	潜水推进器 12 台 功率 N=7.5kW (更换原有前三个廊道好氧区推进器, 其它不变) 潜水推进器 2 台 功率 N=5.5kW
曝气系统	微孔膜式曝气系统	穿孔管曝气系统

4.3.2 二级提升泵房

二级提升泵房的主要作用是提升最终沉淀池的出水, 以满足后续深度处理构筑物的重力流。

表 4-4 二级提升泵房设计参数及主要设备一览表

设计流量	3.0 m ³ /s
结构	钢筋混凝土矩形池
数量	1 座
平面尺寸	15×8m, 池深 6.2m
主要设备及参数	8 台 (6 用 2 备), 单机规格 Q=2000 m ³ /h H=6m N=55Kw

4.3.3 絮凝沉淀池

絮凝沉淀池包括快速机械混合池、慢速机械混合池及斜板沉淀池, 以满足不同的功能要求。

快速机械混合池——混凝剂 (PAC) 用计量泵投加到沉淀池前的快速机械混合池, 与提升泵送来的原水在加药混合池内进行 1.0 分钟快速混合。加药混合池的出水进行均匀的分配, 依靠重力流进入每个慢速混合池, 然后分配到各个单元沉淀池进行沉淀处理。

慢速机械混合池——助凝剂 (PAM) 用计量泵投加到 48 个混凝沉淀单元前端的慢

速机械混合池，以将水体中的混凝物助凝成大颗粒的矾花，便于依靠重力沉淀迅速去除。为了不破碎形成的大颗粒矾花，慢速机械搅拌器的周边转速必须控制在 0.5m/min 的线速度，除了有效的机械减速，慢混池也不适宜建设过大，以获得合格的流态。慢速混合的出水依靠重力自流进入每个混凝沉淀单元的斜板沉淀池。

斜板沉淀池——经过上述混合池后，药剂与原水进行充分的反应，并以最佳流态进入斜板沉淀池，斜板沉淀以较低的表面负荷，利于去除COD，同时去除TP以满足出水标准。具体的设计参数如下表：

表4-5絮凝沉淀池设计参数及主要设备一览表

设计流量	$3.0 \text{ m}^3/\text{s}$
结构	钢筋混凝土矩形水池。快速机械混合池、慢速机械混合池及斜板沉淀池为合建；快速机械混合池6格，单格尺寸 $1.8 \times 1.8\text{m}$ ，水深 2.5m ，快速机械混合池混合时间 1min ；慢速机械混合池48格，单格尺寸 $4.9 \times 4.9\text{m}$ ，水深 5.5m ，斜板沉淀池48格，单格尺寸 $8.75 \times 4.9\text{m}$ ，池深 5.2m
主要设备	立式桨叶搅拌机6台，单台功率 4kW ；立式桨叶搅拌机48台，单台功率 1.5kW ；斜板沉淀器 $48 \times 8 = 384$ 套 斜板间距 54mm ；底部刮泥机 48套 型号 液压往复式池底刮泥机 尺寸 L $28\text{m} \times \text{W}9.35\text{m}$ ；吸泥机2套，功率 7.5KW ；污泥泵4台，2用2备 单机规格 $Q=300\text{m}^3/\text{h}$ H $=15\text{m}$ N $=22\text{Kw}$

4.3.4 滤布滤池

滤布滤池的主要作用是用以去除SS以满足出水一级A的出水标准。

表4-6滤布滤池设计参数及主要设备一览表

设计流量	$3.0 \text{ m}^3/\text{s}$
滤盘直径	3m
单套滤盘片数	14片
滤池格数	6格
单格最大处理能力	$4.33 \text{ 万 m}^3/\text{d}$
滤速	$=15\text{m}^3/\text{h.m}^2$
滤池内部水头损失	0.3m
反冲洗水量	1~3%

反洗周期	2h (视水质水量情况定)
滤布使用寿命	=3 年
有效过滤面积	1209.6m ²
单盘有效面积	12.6m ²
滤池平面尺寸	39.9×16.6m=662.34 m ²
建筑高度	4.8m
单格平面尺寸	7.4×4m, 池深4.7m
主要设备	纤维转盘滤池成套设备 6 套 (滤盘直径3m; 过滤网孔孔径=10 微米; 反冲洗泵每格 3 台, 共 18 台 单台 Q=50m ³ /h, H=7m, N=2.2KW 驱动电机 6 套, 单套功率 0.75KW 反冲洗电动阀 60 个, 管径 DN80)

4.3.5 NaCLO 消毒池

NaCLO消毒池的功能首先满足工程一级A标准对消毒的要求, 同时也考虑到确保COD达标的保障措施, 以去除10mg/L COD设计。

表4-7 NaCLO消毒池设计参数及主要设备一览表

设计流量	3.0 m ³ /s
结构	钢筋混凝土矩形水池
数量	2 座
消毒池部分池容	5000m ³
停留时间	0.5hr
平面尺寸	25×18m, 池深5.5m
主要设备	射流曝气混合器 4 台 单机规格 功率N=3.0KW

4.3.6 加药间

絮凝剂 PAC 设计投加量: 80mg/L (有效成分 20~25mg/L)

助凝剂 PAM 还设计投加量: 2mg/L

NaClO 氧化剂设计投加量: 10mg/L

为节约用地, 将混凝剂 (PAC) 投加系统、助凝剂 (PAM) 投加系统及 NaClO 投加系统设置与综合加药间内, 与新建配电室合建。

混凝剂 (PAC) 投加系统——为去除原水中难生物降解的 COD 和磷, 需投加混凝剂 (PAC) 混凝和化学除磷。混凝剂投加系统主要包括了混凝剂溶解罐、混凝剂贮罐和混凝剂计量泵。

固态混凝剂在 1 个直径 2m 高 2.5m 的 PAC 溶解罐内溶解后自流到混凝剂贮罐 (共两个, 单个有效容积 25m³) 进行贮存, 然后由混凝剂计量泵输送至快速加药混合池内。

贮罐配有液位计连续检测贮罐液位, 并控制混凝剂卸料泵和计量泵的开停。

混凝剂的投加采用与每组混凝沉淀单元相对应的耐腐蚀型泵 (4 台, 其中一台备用), 通过变频控制投加泵的投加量。投加量与每组混凝沉淀单元进水负荷连锁。

助凝剂 (PAM) 投加系统——助凝剂 (PAM) 由一套聚合物制备系统制备成浓度为 0.1~0.2% 的聚合物溶液。PAM 由泵输送到混凝沉淀系统。

聚合物在使用之前, 需要溶解。因此需要使用聚合物自动制备装置。聚合物干粉首先在预定的溶解速度下自动与水混合。如果聚合物制备装置的液位下降到一定的液位, 聚合物的制备将会自动起动。使用聚合物自动制备装置不仅可以降低劳动强度, 还可以用量需要准确地调节聚合物的投加速度, 不会投加过量。

NaClO 投加系统——为进一步强氧化废水中难生物降解的 COD, 同时完成消毒和漂白, 需投加强氧化剂 (NaClO)。固态 NaClO 在 1 个直径 2m 高 2.5m 的溶解罐内溶解后自流到贮罐 (共两个, 单个有效容积 25m³) 进行贮存, 然后由计量泵输送至强氧化池内。

贮罐配有液位计连续检测贮罐液位, 并控制卸料泵和计量泵的启停。NaClO 的投加采用耐腐蚀型泵 (4 台, 其中一台备用)。

表 4-8 加药间主要设备一览表

PAC 溶解罐	1套 规格: 直径2.0m, 高2.5m
PAC 溶液罐	2套 规格: $V=25m^3$
PAC 投加泵	6 套 (5用1备) 规格: 聚合物浓度 0.1%, $Q=12m^3/h$
PAM 投加泵	3套 (2用1备) $Q=1m^3/h$, $P=0.3MPa$
聚合物投加单元	1套 $Q=4m^3/h$, $P=0.2MPa$
次氯酸钠溶解罐	1套 规格: 直径2.0m, 高2.5m
次氯酸钠溶液罐	2套 规格: $V=25m^3$
次氯酸钠投加泵	3套 (2用1备) $Q=0.5m^3/h$, $P=0.3MPa$

4.3.7 污泥浓缩池

主要用于絮凝沉淀后的污泥进行重力浓缩。

表4-9 污泥浓缩池设计参数及主要设备一览表

结构	钢筋混凝土重力辐流式浓缩池
数量	2 座
单座尺寸	$D=22m$
设计流量	混凝沉淀池产生干泥量为 $20000kg/m^3$
设计参数	进泥污泥含水率 98.5% 污泥体积 $Q=1334m^3/d$ 出泥污泥含水率 97% 设计出泥量 $Q=667m^3/d$ 浓缩时间 $HRT=42.6h$ 有效水深 $H=4.0m$
主要设备	污泥浓缩机 2套

4.3.8 脱水机房

新建脱水机房以满足新建混凝沉淀池新增泥量进行处理的要求。PAM投加系统由新增加药间PAM投加装置提供。

表4-10 脱水机房设计参数及主要设备一览表

结构	单层砖混结构
数量	1 座
单座尺寸	$L \times B = 23.2m \times 12.0m$
设计参数	<p>污泥干固体量 20000kg/d</p> <p>进泥量 $667 m^3/d$</p> <p>进泥含水率 97.0%</p> <p>出泥含水率 75%</p> <p>出泥量 $80m^3/d$</p>
主要设备	<p>污泥离心脱水机 2 台 单机规格 $Q=30 \sim 40m^3/h$</p> <p>进泥泵 2 台 单机规格 $Q=30 \sim 40 m^3/h$</p> <p>切割机 2 台 单机规格 $Q=30 \sim 40 m^3/h$</p> <p>污泥输送装置 2 套</p>

第5章 结 论

1. 根据检测数据对济宁市污水处理厂现有设施的 COD、TN、TP 的去除能力进行了分析，实际达标率分别为 16.62%、96.77%、3.29%。
2. 通过使用 ABAM 装置测定好氧区好氧速率 (OUR)，根据 OUR 变化规律发现，该厂进水中惰性 COD 浓度基本在 90mg/l 左右，这部分惰性 COD 用活性污泥法是不能去除的。
3. 根据济宁市污水处理厂进水水质状况及出水水质指标要求，并结合济宁市污水处理厂的现状，此次升级改造工程工艺的主体分为两部分，一是对原有二级生物处理工段的改造，其目的是提高有机物、氮、磷的去除效率，稳定二沉池出水的水质，降低后续深度处理工段的难度。二是增加深度处理工段，主要对难降解有机物进行去除，使得出水满足一级 A 的排放标准。
4. 通过 MBBR 现场中试研究结果得出，在生化反应系统好氧区前三段投加悬浮填料，填充率在 50% 以上，可以使系统 COD、NH₄⁺-N、TP 去除率提高 85%、90%、70%。而且该工艺具有较好的抗冲击负荷能力，在提高难降解有机物去除方面具有一定的作用
深度处理工段，包括絮凝、过滤及消毒工段三部分，
5. 深度处理工段，包括混凝沉淀、过滤及消毒工段三部分，本文对各工段目前国内外采用的工艺进行了详细的比较分析，从投资和建成后的运行成本综合考虑，确定了各工段的最优方案，即分别采用斜板沉淀系统、滤布滤池工艺、NaClO 消毒技术。
6. 最终确定了一级 A 升级改造工艺的可行性方案为 MBBR 生物池→二次沉淀池→二级提升泵房→絮凝沉淀池→滤布滤池→次氯酸钠消毒池→出水，并对该工艺进行了工艺设计。

参考文献

- [1] 《南水北调东线工程山东段城市污水和垃圾处理工程建设规划》山东省建设厅, 2004.4
- [2] 《济宁市城市总体规划(2004-2020)》济宁市规划局、山东省城乡规划设计研究院、济宁市规划设计研究院, 2005.3
- [3] 张辰, 李春光.污水处理厂改扩建设设计[M].中国建筑工业出版社, 2008
- [4] Bjorn Rusten, Chandler HJ Johnson, Steve Devall, et al. Biological pretreatment of a chemical plant wastewater in high-rate moving bed biofilm reactors[J]. *Wat Sci Tech.*, 1999, 39(10—11): 257-264.
- [5] 张宝杰, 王宝贞, 韩洪军, 等. 复合式生物处理系统的效能与机理研究[J]. 哈尔滨建筑大学学报, 1999, 32(6): 100-104.
- [6] 毕学军, 高廷耀. 生物脱氮除磷工艺好氧区硝化功能的强化试验[J]. 上海环境科学, Vol.19 No.4, 2000, 19(4): 183-186.
- [7] 李佳, 陈畅, 平文凯. 移动床生物膜反应器(MBBR)技术解决方案及其应用. 中国给水排水, 2009, 25 (20): 63-65
- [8] Johnson C H, Haregh M, Rutt K, et al. Increasing BNR capacity in activated sludge systems by use of the HYBASTM process-example from a full scale installation at Broomfield BWRF in Colorado[A]. Proceedings of IWA Conference[C]. USA: IWA, 2005
- [9] Pedegaard H, Rusten B, Wessman F G. State of art in Europe of the moving bed biofilm reactor(MBBR) process[A]. Proceeding of WEFTEC 2004[C]. USA: WEF, 2004
- [10] Chistensson, Magnus, Welander, et al. Treatment of municipal wastewater in a hybrid process using a new suspended carrier with large surface area [J] Water Science Technol., 2004, 49(11-12): 207—214.
- [11] M X Loulidou, A I Zouboulis. Comparison of two biological treatment processes using attached-growth biomass for sanitary landfill leachate treatment [J]. Environmental Pollution, 2001, 111: 273—281
- [12] 万田英, 蒋家超. MBBR工艺及其应用. 中国环保产业, 1006—5377(2005)10—0020—02
- [13] 毕学军, 张波. 倒置A2/O工艺生物脱氮除磷原理及生产应用[J], 环境工程, 2006, 24(3)14-17

- [14] 郝晓地. 可持续污水-废物处理技术[M]. 北京: 中国建筑工业出版社, 2006.
- [15] 包焕忠, 丁永伟, 王宝贞, 等.城市污水的深度处理和综合利用[J].中国给水排水, 2005, 21(05):10-13.
- [16] 国家环境保护总局、国家质量监督检验检疫总局.《中华人民共和国国家标准——城镇污水处理厂污染物排放标准》(18918-2002) [S], 中国环境科学出版社, 2002
- [17] 郑兴灿, 尚巍, 孙永利, 等.城镇污水处理厂一级 A 稳定达标的工艺流程分析与建议[J].给水排水, 2009,35 (5): 24~28
- [18] 马世豪, 何星海.城镇污水处理厂污染物排放标准潜释[J].给水排水, 2003,29(9):89-94
- [19] 郑兴灿, 太湖流域城镇污水处理厂执行一级 A 标准的问题讨论[J].建设科技, 2008, (23): 14~15
- [20]郑兴灿, 城市污水生物除磷脱氮工艺方案的选择.给水排水[J], 2000, 26 (5): 1~4
- [21]何伶俊, 太湖流域城镇污水处理厂除磷脱氮改造技术.建设科技, 2007 (7): 110~111
- [22] 王建龙, 吴立波, 齐星, 等.用氧吸收速率 (OUR) 表征活性污泥硝化活性的研究[J].环境科学学报, 1999,19 (3): 225~229
- [23]刘宏伟, 崔蕾, 郝春明.氧吸收速率 (OUR) 表征短程硝化试验污泥活性的研究[J].能源环境保护, 2007,21 (5): 21~23
- [24]王庆, 丁原红, MBBR 法深度处理造纸中段废水的工程应用.中国给水排水, 2009,25 (14) 73~74
- [25]饶雪峰, 刑奕, 安华.MBBR 处理三河市城市污水的工程应用[J].给水排水, 2006,32 (10): 25~27
- [26]于龙, 赵雅芝, 童键, 等.MBBR 处理制药废水的试验研究[H].环境科学与技术, 2007,30 (3) :66~67
- [27]曹春艳, 王明星, 张洪林.MBBR 与活性污泥法处理石化废水的比较[J].黑龙江科技学院学报, 2005,15 (6): 336~338
- [28] 杨玉旺, 移动床生物膜反应器处理污水的研究应用进展[J].工业水处理, 2004,24 (2): 12~15
- [29] Kramer J P,Wouters J W, Rosmalen P van,帕克活性生物砂滤脱氮工艺的设计与

运行.中国给水排水, 2007,23 (6): 50~52

[30]Muller Th,Anink D M E,Wouters J W.Uitbreiding van de afvalwaterzuiveringsinrichting "de groote lucht"te Vlaardingen met nageschakelde biologische demitrificatie door een continu filter[J].H2O,1996,12(3) : 62~66

[31]Kramer J P,Wouters J W,Anink D M E,etal.Biologische proefresultaten met continue zandfiltratie[J].H2O,1997,13(1):419~421

致 谢

弹指间，研究生生涯即将结束，回望所走过的路程，一时感慨良多。三年的时光，在人生旅途的坐标中，也许只是一个“点”，但这个“点”的影响，将在以后的日子里，时刻伴随着我。

饮其流时思其源，成吾学时念吾师，在此论文完成之际，谨向我尊敬的导师毕学军教授致以诚挚的谢意和崇高的敬意。毕学军教授丰富的实践经验÷渊博的专业知识÷务实忘我的工作作风÷宽以待人的处事态度使我受益匪浅。他精益求精的工作作风，深深地感染和激励着我，他对学生的理解和宽容常让我心生感动，临别之际，真诚的祝福毕学军教授一生平安幸福。

我还要感谢程丽华等老师，三载教诲‘师恩难忘，三年的研究生学习生涯，各位老师给了我无价的知识和真诚的关爱，让我见证了众多研究领域的精华。

衷心感谢在百忙之中抽出时间审阅本论文的专家教授，感谢答辩委员会的各位老师和专家们对我的论文提出宝贵的意见，为我今后的学习和研究开拓了思路。

最后感谢我的亲人，养育之恩，无以回报，你们永远健康快乐是我最大的心愿。