



化学工业出版社组织编写

水处理工程

典型设计实例

化学工业出版社

环境科学与工程出版中心



水处理工程典型设计实例

化学工业出版社组织编写

化学工业出版社

环境科学与工程出版中心

·北 京·

(京)新登字 039 号

图书在版编目 (CIP) 数据

水处理工程典型设计实例/化学工业出版社组织编写.
北京:化学工业出版社,2001.5
ISBN 7-5025-3188-2

I. 水… II. 化… III. 水处理-市政工程-设计
IV. TU991.2

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2001) 第 16811 号

水处理工程典型设计实例

化学工业出版社组织编写

责任编辑:董 琳

责任校对:陈 静

封面设计:葛 君

化学工业出版社 出版发行
环境科学与工程出版中心

(北京市朝阳区惠新里3号 邮政编码 100029)

发行电话:(010) 64918013

<http://www.cip.com.cn>

*

新华书店北京发行所经销

北京市管庄永胜印刷厂印刷

三河市东柳装订厂装订

开本 787×1092 毫米 1/16 印张 22 字数 557 千字

2001 年 5 月第 1 版 2001 年 5 月北京第 1 次印刷

印 数:1—5000

ISBN 7-5025-3188-2/X·86

定 价:48.00 元

版权所有 违者必究

该书如有缺页、倒页、脱页者,本社发行部负责退换

目 录

第一部分 给水工程设计实例	1
实例一 上海市惠南水厂生物预处理工程设计和运行	1
实例二 吉林市自来水公司二水厂扩建工程设计与运行	7
实例三 石家庄市供水总公司第八水厂设计实例	13
实例四 昆明市第五水厂工程设计	17
实例五 镇江市金西水厂工程建设特色	22
实例六 小榄镇自来水总厂工艺和运行情况	27
实例七 生物接触氧化预处理在石臼漾水厂中的应用	33
实例八 高锰酸钾-粉末活性炭联用组合工艺在净水处理中的应用	36
实例九 内江市第二自来水厂工艺设计	40
实例十 道孚县给水工程设计总结	44
实例十一 山区县城给水处理工艺	46
实例十二 1000t/d 海水淡化工程	48
实例十三 广东奥林匹克体育场给排水设计介绍及总结	51
实例十四 芜湖三泰大厦生活给水系统设计	60
实例十五 风格雅园小区给排水设计	65
实例十六 对无障碍建筑物给排水设计的几点认识	67
实例十七 智能建筑中给排水设计的有关问题	71
实例十八 广东中航纯净水有限公司饮用纯净水处理工程设计简介	75
实例十九 电渗析用于饮用水生产的工程设计实例	77
实例二十 低温储存液化烃罐区消防设计	80
实例二十一 虹吸式双阀滤池全自控运行的实践	83
实例二十二 气水反冲滤池的工艺设计与施工	86
实例二十三 HOBAS 管的特点及在软基输水工程中的应用	89
实例二十四 离子交换的“双室浮床技术”设计实践	92
第二部分 城市污水处理工程设计实例	95
实例一 桂林市第四污水厂设计	95
实例二 密云县污水处理厂设计简介	97
实例三 阿克苏污水处理厂设计简介	101
实例四 西安市邓家村污水处理厂改造工程设计	103
实例五 山东省东营市污水处理与利用生态工程	110
实例六 泰安市污水处理厂工程设计	112
实例七 南宁朝阳溪上段综合治理工程设计方案浅析	117
实例八 DE 型氧化沟在城市污水处理中的应用	122
实例九 盛泽镇联合污水处理厂设计	126

实例十	江苏昆山市石浦镇联合污水处理工程	128
实例十一	德国克艾佛尔德污水处理厂的扩建和运行	132
实例十二	21 世纪典范工程日本东京都有朋污水处理厂	136
实例十三	墨西哥城的污水处理厂	141
实例十四	CASS 工艺处理北京航天城生活污水	145
实例十五	广州市祈福新村生活污水处理厂设计与运行	150
实例十六	CASS + 物化工艺处理生活污水及回用	156
实例十七	上海宝钢一、二期生活污水处理及回用工程	161
实例十八	北京西客站中水工程	164
实例十九	两段生物接触氧化工艺在机场污水处理工程中的应用	167
实例二十	污水 MSBR 生物系统的应用	168
实例二十一	OCO 工艺法及设计实例	173
实例二十二	化学强化一级处理技术的试验研究	178
实例二十三	上海市污水治理二期工程扩散器的改进设计	182
实例二十四	剩余污泥减量化技术的研究	185
第三部分	工业废水处理工程设计实例	188
实例一	跃进汽车集团江宁厂区 03 厂房污水处理工程工艺设计	188
实例二	南京金城机械有限公司湖熟工场污水处理工艺设计	194
实例三	北京三元食品有限公司乳品三厂污水处理改造工程	201
实例四	北京统一食品有限公司污水处理厂设计简介	203
实例五	诸城兴贸玉米开发有限公司成武分公司淀粉厂设计简介	206
实例六	北京荷美尔食品有限公司污水治理工程	208
实例七	河南莲花集团有限公司味精废液综合治理工程	210
实例八	日照洁晶集团柠檬酸废水治理工程设计	213
实例九	厌氧-好氧联合工艺在柠檬酸废水治理工程中的应用	217
实例十	上流式厌氧污泥床反应器-吸附生物降解工艺用于高浓度有机废水的处理	222
实例十一	河南金星啤酒集团有限公司高浓度有机废水处理工程	225
实例十二	生物接触氧化-化学凝聚气浮工艺处理啤酒废水	227
实例十三	北京燕京啤酒集团啤酒废水处理工程	231
实例十四	高浓度活性污泥法处理啤酒废水	234
实例十五	SBR 法处理麦芽生产废水	237
实例十六	邯郸丛台酒业股份有限公司废水处理工程	240
实例十七	两级好氧生化工艺处理饮料废水	243
实例十八	SBR 工艺处理烤鳗废水	246
实例十九	江西纸业中段废水处理工程实例	248
实例二十	两级气浮+过滤工艺处理造纸脱墨废水	251
实例二十一	制浆造纸联合企业废水治理工程方案确定及运行效果分析	253
实例二十二	氧化沟工艺处理制革废水实例	257
实例二十三	制革工业废水处理技术及其应用	260

实例二十四	制革废水循环利用新技术	264
实例二十五	内蒙古鹿王皮业集团有限公司废水处理工程	270
实例二十六	沈阳中兴制革有限公司废水处理工程	273
实例二十七	鞍山金一皮革有限公司废水处理工程	275
实例二十八	CASS+消毒工艺处理医院污水	277
实例二十九	综合性医院污水处理	281
实例三十	CASS工艺处理化工废水	284
实例三十一	粘胶纤维厂的废水处理	293
实例三十二	自动超滤装置回收乳化油	297
实例三十三	混凝沉淀-一体化氧化沟工艺处理仿真丝涤纶布生产废水	300
实例三十四	深圳捷德纺织厂废水的治理	303
实例三十五	潍坊第二印染厂废水治理工程	305
实例三十六	青岛第四毛巾厂废水处理工程方案	309
实例三十七	酞菁蓝生产废水处理设计实例	313
实例三十八	华中医药集团抗生素废水处理工程	316
实例三十九	北京双鹤药业股份有限公司一分厂废水处理改造工程实例	320
实例四十	河北制药厂制药废水处理工程实例	322
实例四十一	潍坊合成洗涤剂厂生产废水治理工程	325
实例四十二	北京熊猫宝洁洗涤用品有限公司废水处理工程	327
实例四十三	某制皂厂污水处理工程设计	330
实例四十四	北京佳顺油脂公司污水处理厂设计简介	333
实例四十五	应用超滤工艺处理乳化液废水	335
实例四十六	物化法处理松脂加工废水	340
实例四十七	玉门炼油厂污水处理改造工程实例	343

第一部分 给水工程设计实例

实例一 上海市惠南水厂生物预处理工程设计和运行^①

一、水源水质现状

上海市惠南水厂位于上海浦东的南汇县境内，可供水厂选择的水源有两条，一条是大治河，它是南汇县境内惟一的一条水量比较充沛，水质相对较好的河流；另一条是南汇县与闵行区交汇处的黄浦江，后者的水量水质要略优于前者，但由于距离远及种种复杂的原因，工程实施的可能性很小。

大治河是一条人工河，在其入海口和黄浦江交汇处都设有闸门，具有一定的调蓄能力，河中水位波动不大，浊度较低。据当地环保部门近年来的测定资料表明：大治河近年来受有机污染的程度有所加大，氯化有机物含量时有超标现象，水中色度较高，氨氮、亚硝酸盐、耗氧量及铁、锰的含量也偏高，在污染严重时，水中的氨氮值高达 $4 \sim 5 \text{mg/L}$ ，色度高达 $60 \sim 70$ 度，原水的总体水质状况已趋向中度污染边缘，引起了有关部门的高度重视，加大了县内环保治理力度。

为了降低出厂水色度、氨氮和有机污染物的含量，水厂在常规处理工艺中加大了氯的投加量，但其效果不明显，反而增加了出厂水中三氯甲烷等卤代烃和致突变物质的含量。因此，采用新型的预处理工艺，改善原水水质，是水厂提高出水水质的重要环节。

二、国内微污染原水生物预处理技术发展动态

国内自 80 年代初以来，由于工业的蓬勃发展，环保治理力度没有及时跟上，地面水污染日益严重，水源水质逐渐恶化，水中有机物含量增加，成分日益复杂。面对这种状况，传统的常规水处理工艺已显得力不从心，研究新的水处理工艺，改善出厂水质，已成为国内水处理界的共识。由国家建设部牵头，国家的“七五”、“八五”和“九五”科技规划中都把微污染原水处理技术的攻关放在重要地位，国内上海市政工程设计研究院、上海水司、中南市政工程设计研究院、同济大学和清华大学等多家研究机构对微污染原水应用生物预处理技术进行了系统的试验研究，比较分析了不同工艺的技术特点和处理效果，研究了生物降解的规律及水源水质条件和环境适应能力，摸索了不同生化反应器操作技术，推出了生物流化床、生物滤池、生物接触氧化池等几项实用的生物预处理工艺。这些研究成果表明：生物预处理技术是去除污染原水中氨氮和有机污染物的一种行之有效的办法，在环境温度适宜的条件下，氨氮去除率可达 80% 以上，耗氧量、铁、锰和酚等污染指标均有较好的去除效果。这样不仅可以减少水处理中氯的消耗量，减少水中卤代有机物的生成量，提高饮用水的安全性，而且还可以减少加矾量，降低运行成本，使后续处理工艺变得简单易于操作。从 90 年代起，国内微污染原水生物预处理技术开始进入生产性试验和实际工程应用，如上海周家渡水厂深度水处理技术改造工程；宁波梅林水厂斜管沉淀池改生物接触氧化池工程；合肥四水厂平流式沉淀池改生物接触氧化池工程等。这些工程建成运行对改善水质，降低后续处理工

^① 作者为上海市政工程设计研究院张华。

艺的负荷起了重要作用。但这些工程均属老厂技术改造,限于当时当地种种条件的制约,工程设计仅能满足一般运行工况,在设备配置和调节手段上还存在一些不足之处。近年来新建的生物预处理工程已开始在各地陆续建设和筹建,大家在总结过去经验的基础上,在工程设计和运行操作上进一步提高应用技术,使这项预处理工艺逐步走向成熟。

三、工程设计

1. 设计规模

惠南水厂扩建工程的 24 万 m^3/d ,分两期建设,一期生物预处理工程的设计规模为 12 万 m^3/d 。

2. 生物预处理工艺选择

本工程处理对象为大冶河微污染原水,污染物去除的主要目标为 $\text{NH}_3\text{-N}$ 、 $\text{NH}_2^-\text{-N}$ 、色度,其次为 Fe 、 Mn 、浊度、 COD_{Mn} 、 BOD_5 等。针对这种类型的微污染原水,本设计采取的主要措施是在常规水处理工艺前增加一道生物预处理工艺。在目前几种实用的生物预处理工艺中,生物流化床具有体积负荷高,占地面积小,处理效果较好的特点,但其对操作技术要求高;生物塔滤虽然去除氨氮的效果较好,但其高度大,停留时间短,温度对其处理效果影响较大,滤床易被杂质堵塞,该工艺不适宜用在规模大的场合。

生物接触氧化法工艺是结合生物滤池和生物曝气池的特点演变过来的,属于固着型生物处理方法。该工艺具有去除氨氮和有机物效果好,耐冲击负荷,出水水质好且稳定,动力消耗相对较低,污泥产率低,运行灵活,操作管理方便等优点。本工艺自日本引进后,国内在微污染原水预处理方面针对停留时间、曝气方法、填料品种、排泥和操作技术等工艺要素上做了大量的试验研究,取得了比较成熟的经验,并在近年来建成的几个实际工程中应用得比较成功。据此,本设计决定采用生物接触氧化法为预处理工艺,并在总结过去经验的基础上,强化水处理过程,增加调节和控制手段,以达到适应负荷变化,完善整个系统的目的。

3. 工艺设计

(1) 池型选择 生物接触氧化池的流态一般有三种形式:完全混合式、完全混合串联式和推流式。从微生物生长特性的角度看,完全混合式中微生物种类较少,而后两种池型中微生物种群沿水流方向变化,生物相丰富,有机污染物得到降解的机会多,符合河流水体自净的规律。从生化反应动力学的角度讲,反应器中污染物的去除率在水力停留时间和反应速率常数相同的条件下,与串联级数有关,级数越多,去除率越高;推流式可看作无级串联,因而效率最高。从这点分析,推流式的流态要优于前两种池型,因此本设计确定采用推流式为生物接触氧化池的池型。

(2) 水力停留时间的确定 经理论推导可知,推流式生化反应器的污染物去除率公式为:

$$Z = 1 - e^{-kt}$$

式中 Z ——反应器中污染物去除率, %;

k ——反应速率常数;

t ——水力停留时间。

从理论公式看,水力停留时间是影响去除率的一个重要因素,只有给以足够的接触时间,传质和降解作用才能充分发挥,原水污染越严重,水力停留时间就应适当延长些。但水力停留时间又与工程造价密切相关,废水处理工程因水中污染物浓度高,停留时间需 8h 以上,但给水工程中因处理规模大,水中污染物浓度低,因此在满足处理要求的前提下,尽可

能减少停留时间,也是设计上提高工程效益的一个重要方面。一般原水氨氮浓度在 3mg/L 以下,停留时间可控制在 1h 左右,根据大治河的水质现状和国内试验研究成果及实际工程的运行状况,本设计的有效水力停留时间为 1.45h 。

(3) 设计参数 一期生物接触氧化池设计能力为 $12\text{万 m}^3/\text{d}$,分 2 座池,每座池的净水能力为 $6\text{万 m}^3/\text{d}$,每座池又分为独立的 2 格,每格池的平面尺寸为 $74.5\text{m} \times 8.0\text{m}$,有效水深 4.25m ;填料采用弹性丝填料,尺寸为 $\phi 175\text{mm} \times 3500\text{mm}$,曝气器采用 JT-1 型拱形微孔曝气器,尺寸为 $\phi 188\text{mm} \times 60\text{mm}$,生物接触氧化池设计的气水比为 $(0.8 \sim 1.4):1$;进水采用溢流堰加穿孔配水墙,出水采用指形槽,排泥采用穿孔排泥管。

四、系统设计优化

生物接触氧化池应用于微污染原水预处理与应用于废水处理有很大的不同,针对微污染原水的特点,工艺设计应着重于过程控制,对填料系统、曝气系统和排泥系统等几个关键部分进行优化设计,以达到完善整个系统的目的。下面分述如下。

1. 填料系统

填料系统的设计包括填料的选择、支架的选择、填料的布置和绑扎方式等。可用于生物接触氧化池的填料品种有管形填料、板形填料、网状填料及丝状填料等,这些填料的性能和特点各有千秋,填料的选择主要取决于原水水质和适用条件。弹性丝填料是废水处理的常用填料,比表面积大,微生物附着空间大,氧利用率高,它的综合造价约为蜂窝填料的 $1/2$,半软性填料的 $2/3$ 。本设计采用的弹性丝填料丝径 0.5mm ,直径 175mm ,比表面积 $320\text{m}^2/\text{m}^3$;弹性丝填料是一种悬挂式填料,其支架方式一直是设计上引起争议的难题,尤其是大型池子。目前国内采用的填料有钢支架、钢塑复合支架和钢砼支架等。由于填料空载和满载时的负荷相差较大,考虑到积泥时的最不利情况,因此要求支架的承载力不小于 $500\text{kg}/\text{m}^2$,若支架的跨距大,则对支架的挠度的要求也很高,这样势必使支架的结构趋于复杂。从国内实际工程应用情况看,钢支架承载能力高,填料绑扎方式简单,但支架结构布置方式较复杂,密度大,耐腐蚀性差,维修维护不易,工程造价高;钢塑复合支架耐腐蚀性好,易于整体安装,但其机械强度低,承载力差,易于断裂,工程造价也高;钢砼支架承载力高,维护简单,但其迎水面积大(占过水断面的 $20\% \sim 25\%$),过流阻力大,而且因其挠度大,跨距小,给工艺设计带来困难。以上这些支架方式除上部结构外,下部的支座密度大,占地面积大,给下部的曝气系统的布置带来困难,且易于积泥砂,形成死角,腐殖污泥会对水质产生影响,这些问题在设计上很难考虑周全。本设计在总结现有实际工程经验的基础上,沿池子纵向设置多道预应力钢砼横支梁,上下各设一排,与池子整体一起浇筑,长度 8.0m ,上下支梁间距 3.5m ,前后支梁间距 3.0m ,这样不但起了支承池体的作用,减小了池壁厚度,大大降低了工程造价,而且支梁本身强度高,变形小,支梁的总迎水面也仅占过水断面的 8% ,支架跨度也达到填料支架网的最大跨距,底部无支座障碍,过流和排泥顺畅。本设计填料尺寸 $\phi 175\text{mm} \times 3500\text{mm}$,布置方式为梅花形,呈束状悬挂在尼龙紧绷支架网上,支架网用牛桩结绑扎在填料支架梁上,定位准确,拆卸容易,易于更换填料,维修下部设备故障。这一改进大大优化了填料的布置方式,提高了处理效率,明显地节省了工程费用,使这种填料更具有工程实用性。

2. 曝气系统

曝气系统的设计包括曝气器、配气管路和曝气器支架的选择和布置,设置维修清理装置等。微污染原水生物预处理与废水生物处理有所不同,它具有生物量少,泥砂量大,曝气强

度低,曝气器服务面积大,配气管路气体阻力难以平衡等特点。目前国内生物接触氧化池常用的曝气器有两类;穿孔管曝气器和微孔曝气器;前者属大孔曝气器,服务面积小,配气阻力难以平衡,曝气均匀性差,充氧动力效率低,易于堵塞,用于曝气强度低的场合其缺陷愈加明显;目前常用的微孔曝气器有陶瓷片和橡胶膜片式两种,由于加工技术上的缺陷,陶瓷片上微孔的结构不合理,易于堵塞,现已逐渐被淘汰;膜片式微孔曝气器现广泛应用于废水处理,其具有曝气均匀,服务面积大,不易堵塞等优点,氧利用率和充氧动力效率是穿孔管的5~6倍。目前市场上供应的平板式膜片曝气器是为废水处理设计的,曝气量大,开孔密度高,橡胶膜片长期运行易于撕裂,为防止水流倒灌,曝气器内有单向阀,增加了曝气器的阻力,降低了动力效率,平板式曝气器面上易于积泥,遇泥砂量大的水质,启动阻力很大,易形成池内局部曝气死角。本设计采用的拱形微孔曝气器具有独特的支承座和膜片结构,具有优异的防堵和防水体倒流特性,在间歇运行工况条件下,膜片表面不易沉积污泥。这种曝气器的比表面积比平板式要大,在满足同样充氧性能的前提下,微孔布置密度小,受力均匀,自身张力减小,膜片不易撕裂及疲劳变形,延长了使用寿命,减轻了运行维修工作量。

本设计曝气管网根据阶段曝气和填料脱膜的要求布置,沿池长设置8组管网,每组设有288个曝气器,曝气器支座和管网的材质均为ABS,每组管网都装有计量仪表和控制闸门,可根据运行要求和处理效果调整运行工况,由于单池面积达到 560m^2 ,要达到曝气均匀性要求,曝气器的安装必须满足很高的平整性精度,为此须在管网支座上安装水平调节器,可把整个池内曝气器安装的水平误差控制在 $\pm 3\text{mm}$;另外因曝气器上部装有悬挂式填料,日常维护不便,特在每组管网设置1个清理口延伸至池外,平时维修无须入池内。

由于池底采用斗槽式排泥,曝气器须安装在排泥槽顶上的曝气器支架上,因生化池立面工艺设备复杂,若采用普通的钢支架,则加工、安装和防腐维护不易;本设计采用FRP曝气器支架,这种支架采用复合材料制作,挤拉成型,强度高,免维护,可根据设计要求做成框架结构,整体安装,整个池子曝气器支架安装的水平误差可控制在 $\pm 2\text{mm}$ 内。

3. 排泥系统

生化池运行一段时间后,老化的生物膜就要脱落,若不及时排除,累积的腐殖污泥就会影响出水水质,因此设置顺畅的排泥系统对维护生化池正常运行是至关重要的。因生化池是侧向流,又采用悬挂式填料,目前常用的排泥机械设备难以应用,从实用有效,降低造价着想,本设计采用穿孔排泥管,沿池长每隔3.0m设1条斗式排泥槽,内设排泥管,排泥管上安装气动阀门;根据生化池排泥规律,沿池长方向组成4个排泥管组,采用PLC自控运行。

4. 过程控制

由于微污染原水生物预处理的效果受原水水质、负荷、生物量、生物活性和温度等诸多因素影响,因此增强调节手段是强化过程控制的关键。根据河流自净原理,本设计采用推流式,渐减曝气方式控制运行,鼓风机房接近远期结合布置,近期按3用1备配置,其中3台 $Q = 46\text{m}^3/\text{min}$, $H = 0.059\text{MPa}$,另1台 $Q = 30\text{m}^3/\text{min}$, $H = 0.059\text{MPa}$,实际运行台数可按气水比0.8:1、1.1:1、1.4:1等多种不同的工况自控选择;生化池沿池长方向分4个曝气段,各段的曝气量可按实际运行状况分别调整;生化池运行一段时间后,可视填料上生物膜的生长状况,定期进行气动冲洗,帮助老化生物膜脱落;鼓风机房供气总管和生化池各段供气总管装有在线仪表,生化池进出水段装有在线水质检测仪表,可根据实际运行状况和处理效果分别调整各段的运行参数,并可根据生化池的运行规律编排不同的运行模式由PLC自控运行。

五、工程运行效果

惠南水厂生物预处理工程于1999年8月初开始投入运行,1个星期后挂膜成熟,氨氮去除率达85%以上,出厂水氨氮低于0.5mg/L,浊度去除率达35%以上,经生物预处理后,出厂水色度低于4度,色度去除率达85%以上;在生物预处理工程运行以前,水厂沉淀池内水质比较混浊,色质暗淡,有气味,水面漂浮油,总体感官性状较差;在生物预处理工程投运后,沉淀池内水质清澈,呈淡绿色,池底清晰可见,异味和浮油消失,总体感官性状指标大为改善,出厂饮用水口感甘醇,水质指标中氨氮等指示性有机污染物含量已达到国家制定的《2000年城市自来水行业水质标准》中一类水厂的出厂水质要求,惠南水厂出厂水的综合水质指标目前在上海地区已属先进水平。惠南水厂生物预处理工程自投产运行1年多以来的水质分析如表1。

表1 上海市惠南水厂生化池水质分析表

分析项目	原 子	生化池出水	去除率 /%	沉淀池出水	去除率 /%	快滤池出水	去除率 /%	出 厂 水	总去除率 /%
浊度/NTU	50~60	30~36	40~45	4~6	90~92	0.4~0.8	98~99	0.3~0.6	98~99
	30~50	15~23	50~55	2~4	92~93	0.2~0.4	98~99	0.2~0.3	99~99.5
色度/度	60~70	35~40	40~43	5~6	90~91	5.0~5.5	90~92	5.0~5.5	90~92
	30~60	25~40	20~30	2~4	90~92	2.0~2.5	90~92	1.8~2.0	90~92
pH 值	7.6~7.7	7.5~7.6		7.5~7.6		7.5~7.6		7.5	
DO/(mg/L)	2.0~3.0	8.0~8.5						7.0~7.5	
	4.5~5.0	6.5~6.5						6.0~6.5	
氨氮/(mg/L)	1.5~2.0	0.15~0.25	88~99	0.015~0.025	98~90	0.01~0.02	98~99	0.01~0.015	98~99.5
	2.0~3.0	0.20~0.42	86~90	0.08~0.12	95~96	0.05~0.10	95~97	0.05~0.08	96~98
	3.0~4.0	0.3~0.6	85~90	0.3~0.5	85~90	0.3~0.45	85~91	0.3~0.4	85~92
亚硝酸盐/(mg/L)	0.1~0.15	0.01~0.02	88~90	0.01~0.015	89~90	0.00~0.01	89~90	0.008~0.01	89~90
铁/(mg/L)	1.50~1.90	1.05~1.45	25~30					0.08~0.10	93~95
锰/(mg/L)	1.30~1.80	0.52~0.85	50~60					0.008~0.01	98~99
COD _{Mn} /(mg/L)	5.41~6.50	4.25~5.52	15~21						

根据表1分析:(1)在原水低浊度时,由于生物絮凝作用,生化池出水的浊度去除率可达50%以上,已基本满足直接过滤的要求,若维持原常规工艺不变,则可相应减少加矾量;(2)由于原水的色度主要是腐殖酸引起,经生物预处理后,水中悬浮胶体的分子结构和电性得以改善,再经常规处理,色度去除率大为提高,由此可见生物氧化和絮凝作用对提高常规工艺处理效率可起很大作用;(3)在环境温度适宜的条件下,当原水氨氮浓度低于3mg/L时,生化池氨氮去除率达85%以上,整个工艺流程氨氮去除率可稳定在90%以上;当原水氨氮浓度在3~5mg/L时,整个工艺流程氨氮去除率也可达80%以上;由于原水的有机污染主要是生活污染为主,生化池的亚硝酸盐的去除率可达85%以上,而再经常规工艺处理后去除率的增加不明显,说明溶解性的有机污染物以生物氧化为主,常规工艺的沉淀和过滤作用有限;(4)水温对生化池处理效率的影响,从1999年8月初至2000年11月的运行状况表明,水温在10~30℃之间时,水温对生化池处理效果影响不大。但当水温低于10℃时,水

温对处理效果有一定影响,1999年上海经历了多年少见的低温持续影响,最低水温跌至 3.5°C ,主要水质指标的处理效果比正常时期下降 $7\% \sim 10\%$;(5)生化池铁和锰去除率分别为 25% 和 50% 以上,经生物氧化和生物絮凝后,有机铁和锰的沉淀过滤性能大为改善,去除率可达 92% 以上,锰的去除效果明显优于铁,这有助于大大缓解出厂水对管道的腐蚀性;(6)生化池的耗氧量去除率仅 20% 左右,说明生化池的生物氧化作用具有以氨氮硝化为主,碳源性有机物降解为辅的特性,须后续补充深度处理工艺才能较大幅度地提高后者去除率;(7)生化池常规运行的最小气水比为 $0.8:1.0$,小幅度提高气水比对增加有机物的去除效果影响不大,在水质条件较差的条件下,调整气水比有助于稳定处理效率;(8)通畅排泥和定期脱膜是保障生化池正常运转的保证。经过1年多的生产运行探索,生化池的排泥规律如下:①生化池沿水流方向污泥沉积量逐渐减少,污泥成分以脱落的老化生物膜和腐殖泥为主;②排泥时,污泥浓度从高到低快速变化,可在 1.5min 左右趋于稳定。据此生化池的排泥可按以下工艺参数实行:排泥周期2周;排泥历时为每池分3个区段,池前区段排泥历时 2min ,中段 $1.5 \sim 2\text{min}$,后段 $1 \sim 1.5\text{min}$ 。这些参数及污泥浓度监测参数输入排泥PLC站可使生化池排泥系统自控运行。生物膜运行一段时间后会产生产生老化现象,生物膜脱膜采用气力冲洗,冲洗强度是正常运行的 $2 \sim 3$ 倍,从前到后分区段冲洗,经1年多的生产运行探索,生化池的脱膜可按以下工艺参数实行:冲洗周期3周;冲洗历时 $10 \sim 15\text{min}$ 。总的来说:经过1999年8月至2000年11月,春夏秋冬4个季节实际运行考察,生化池的处理效果稳定,各项工艺设施运转良好,产泥率低,排泥通畅,脱膜效果好,基本上达到了设计要求。

六、生化池的经济分析

惠南水厂生物预处理工程由生化池和鼓风机房两部分组成,概算总造价约1107万元,整个生物预处理工程若不考虑桩基部分则单位造价约 $92\text{元}/\text{m}^3$ 水。生物预处理工程的动力费用由两部分组成,一部分是因在常规处理工艺前增加生物预处理工艺须要一级泵房提升 1.5m 进水水头,另一部分是鼓风曝气的动力费用,生化池常规运行的气水比只需 $0.8:1$ 即可,以上两部分动力费用的单位成本约 $0.0142\text{元}/\text{m}^3$ 水(当地电费单价 $0.61\text{元}/\text{度}$),又因生化池提高了有机物的降解效率,可使后续的常规处理工艺相应减少加药量,其中加氯量的减少尤为明显,约占原投药量的 $1/3 \sim 1/2$,这部分加药量的单位成本约 $0.01\text{元}/\text{m}^3$ 水(当地消毒剂价格为 $2500\text{元}/\text{t}$),这两者相减可见生化池日常运行增加的主要运行成本仅 $0.0042\text{元}/\text{m}^3$ 水;若再加上固定资产基本折旧,大修理基金提存,日常检修维护,人工工资福利及其他费用等(包括管理费,税款等),生物预处理工艺的制水成本为 $0.035\text{元}/\text{m}^3$ 水。由此可见,生物预处理技术是一种可应用于微污染原水预处理的低价高效的新型水处理工艺,它与传统的臭氧活性炭技术相比,造价和运行成本低,操作及维护管理简便,在当前饮用水源普遍受污染的形势下不失为一种具有广泛应用前景的高新技术。

惠南水厂生物预处理工程是上海市政工程设计研究院在总结国家“八五”和“九五”科技成果及本院科研成果的基础上,将这一先进技术转化为生产力的首次实践。中国土木工程学会给水专业委员会于2000年4月13日在上海召开《上海惠南水厂生物预处理工程设计和运行效果专家评审会》,来自全国各地的评审专家经过实地考察及对设计单位、生产运行单位和国家城市供水水质监测网所作的专题报告进行了认真评议。评审结论认为,上海惠南水厂生物预处理工程的运行成果表明:在微污染水源增加生物预处理工艺,投资和运行费用较低,可以明显改善原水水质,提高出厂水质;为国内微污染原水应用生物预处理工艺提供了重要例证,具有推广应用价值,该成果达到国内领先水平。在今后的运行中应进一步总结经

验，为今后提高生物预处理工程的设计水平打下坚实基础。

实例二 吉林市自来水公司二水厂扩建工程设计与运行^①

一、工程概况

吉林市自来水公司二水厂位于龙潭山脚松花江畔，二水厂原供水规模 4 万 m^3/d ，1964 年建成投产。随着社会发展，原有的供水规模已无法满足需求，扩建工程于 1992 年开始，工程分两期建设：一期工程新建取水泵站及加药工艺，二期工程扩建净水厂及管网部分。一期工程已于 1993 年底竣工；二期工程于 1996 年开工，1998 年 7 月竣工试车运行，扩建工程设计供水能力 12 万 m^3/d 。工程由东北市政工程设计院负责设计。工程引进法国 DEGRE-MONT 公司先进技术，总投资 2.1 亿元。扩建工程设计特点主要体现在：工艺构筑物选型充分考虑了原水水质特性；净水工艺通过一定调整即可实现与特定原水水质相适应的优化运行方式；成套引进国外先进净水工艺及设备；引进了先进的自控技术及完善的数据采集处理系统；采用了先进的节能降耗技术及设备；扩建同时结合对原有老工艺的技术改造。

二、原水水质及处理工艺

二水厂水源为松花江吉林段，丰满大坝下游，基本未受工业污染，水质清洁。浑水期最高浊度 1500NTU（短期），平均浊度 20~50NTU；每年 11 月至第二年 4 月份为低温低浊期，水温 0~4℃，浊度 2~18NTU；4 月份至 6 月份原水藻类含量高，色度升高，常年 $\text{pH}=6.8\sim7.2$ 。

根据原水水质特征，参考其他水厂运行经验并结合二水厂实际，并通过技术经济比较，确定二水厂净水工艺流程如图 1。

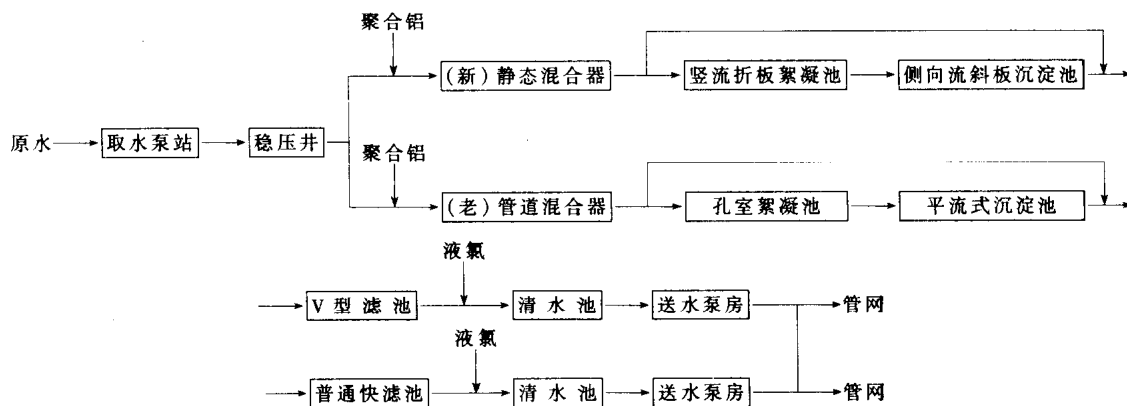


图 1 工艺流程图

三、净水工艺设计及运行

1. 取水泵站

(1) 取水头 取水头设在龙潭大桥下游 300m 松花江心处，水质较好。取水头形式为江心淹没式箱式取水头，箱体两面进水，进水格栅流速为 0.15m/s。共设 2 个箱体，每个箱体平面尺寸为 12.7m×5.5m，高 3.9m。取水头设计特点：为了方便施工，将其设计分割为两个独立箱体，钢筋混凝土箱体预制；在箱体上设置 DN300 充、排水管，在施工时，根据箱体就位偏差程度通过注水或抽水来精确定位箱体（控制标高精度）；在进水格栅栅条上加套

① 作者为吉林市自来水公司二水厂刘智晓、孙大军、杨正海、王广富。

导热性能差的橡胶管,防止细小冰絮冻结在格栅上,缩小进水面积影响进水量;取水头箱体长度方向平行水流流向避免洪水冲刷,水力条件好。共设2根DN1200自流管线, $v = 0.82\text{m/s}$, $I = 0.0028$ 。

(2) 取水泵站 取水泵站由进水间、滤网间、吸水间、泵房、值班控制室、高低压配电室组成。取水泵房为地下式,设计流量16万 m^3/d ,校核流量按20万 m^3/d 。取水泵站共4台机组,离心泵型号为24SA-18A,其中1台机组为调速机组,电机采用YQT1-450-6型屈氏内反馈调速电机,运行几年来的生产实践表明,调速机组调整新老水量方面较为灵活,而且系统维护管理方便,节能效果显著,运行2年就收回全部投资。输水管线为2根DN1200预应力钢筋混凝土管,输水距离为1.9km。取水泵站设计特点:采用地下式,自灌式取水,虽埋深较大,但水量供给相对充足,水力条件好;布置紧凑;采用先进的内反馈调速机组及高压节能电机(10kV),形成调定联合供水系统等。

在实际运行中,出现的问题:在藻类繁殖旺盛期,格栅易被堵塞,加之大块异物附着,严重影响正常取水量;由于戽头为淹没式,加之江心水流湍急,在进行戽头堵塞清理及维护时,操作船只难于定位并靠近戽头,操作条件差;取水泵站日总取水量不足,较难达到设计取水量。

2. 稳压井

根据二水厂实际特点,扩建工程水处理构筑物在高程上要与原老工艺密切配合,工艺设计中采用了稳压配水井,同时利于新老系统水量的优化调度与分配并为后续处理创造良好的水力条件。水力停留时间3min。稳压井与加药间合建,平面尺寸12m×12m。设进水室和配水室两部分,进水室分2格,单格尺寸:4.0m×3.0m×9.2m;配水室分2格,单格尺寸:4.0m×3.5m×9.2m,进水室和配水室之间设非淹没堰。稳压井设DN1200进水管2条,出水管2条,DN1200去新系统,DN800供老系统,中间设联络管线及闸门。

3. 加药工艺

加药间由原水水质分析间,PLC控制室,投药间,值班室组成。投药间共设3个药液储备池,单池容积9 m^3 ;3个药液投加池,单池容积24 m^3 ,药液投加池出口通过联络管线连接,每池出口设“手动/自动”闸门,加药PLC可根据池上部的超声波液位计信息选择投加池进行投加,切换设定点为0.5m。混凝剂调制采用压缩空气搅拌系统。混凝剂采用聚合氯化铝,原液浓度8%~12%,根据原水浊度控制聚合铝投加浓度2%~5%。加药泵采用美国MILROYALB、MILROYALC型隔膜式计量泵;原水水质分析仪表为浊度仪HACH SS-6高量程浊度仪,8340pH计和DFU超声波流量计等。

加药点设置在稳压井出水管上混合器之前。混合工艺采用管式静态混合器。混合器停留时间9s,管道停留时间25s,混合流速 $V = 0.9 \sim 1.23\text{m/s}$ 。加药控制方式采用开环控制。自动状态下,投药泵电机的转速在PLC控制下和原水流量成正比,而冲程根据原水浊度、pH值,絮凝水和沉后水浊度、pH值等因素在PLC-XBT键盘上调节。为了便于在生产中核算混凝剂单耗,在加药泵出药管增装了电磁流量计,外方自动化工程师对加药PLC进行了功能扩充,混凝剂适时流量信息传输至中控室监控计算机。

4. 絮凝工艺

絮凝池形式为“竖流折板絮凝池+往复式隔板絮凝池”的组合结构,穿孔管排泥。平面尺寸为17.7m×18m,深6.2m,平均水深5.5m。絮凝时间约25min,絮凝池分3个区段:前3格为相对折板, $V = 0.35\text{m/s}$;中3格为平行折板, $V = 0.18\text{m/s}$;后4格为隔板段, $V =$

0.10m/s。沉淀池过渡采用穿孔花墙实现均匀配水, $V_{孔} = 0.075\text{m/s}$ 。

实践证明, 竖流折板絮凝池的工艺特征的设计符合了松花江水质特点, 实际应用效果理想; 在折板间距的选取、絮凝时间的确定、折板的组合方式、 GT 值的选取上都较具特点。但不足之处是隔板段絮凝时间过长, 流速选取偏低, 在浑水期淤泥沉积严重, 加重了絮凝池的排泥工作量, 穿孔管排泥效果较差; 另外在低负荷水量运行时, 由于速度梯度过低, 絮凝效果欠佳。

生产实践表明, 新系统混凝效果明显好于老系统, 聚合铝单耗仅为老系统的 $1/2$, 这显示出新系统“静态混合器 + 竖流折板絮凝池”工艺的优越性。所以降低药耗的关键是要强化混凝工艺, 主要方法是采用快速均匀的混合凝聚设备和高效的絮凝工艺, 提高单位时间颗粒碰撞次数, 使胶体颗粒脱稳瞬时充分, 并为微絮体的稳定增长和凝聚创造良好的水力条件; 同时减轻了后续工艺的处理负荷。

5. 沉淀工艺

针对松花江不同季节水质特点, 并考虑扩建预留地紧张等因素, 设计选型采用横向流斜板沉淀池。池体由前稳流配水区, 沉淀区, 后稳流区, 出水区, 污泥区几部分组成。排泥采用刮泥机刮泥, “电磁阀 + 水力阀”控制排泥, 实现了电动控制排泥, 而且可以方便地改为自动控制。该工艺设计特点主要体现在: ①沉淀区采用三层斜板单体组架, 占地面积小, 水力条件好, 沉淀效率高; ②可将其方便地改成气浮池。即在预设配水区底部加装溶气释放设备形成溶气接触区, 浮渣通过设在池上部的刮渣机刮入排渣槽排走。此即将气浮工艺和沉淀工艺有机融为一体的“浮沉池”, 其实质是在同一池体内实现了两种固液分离技术的有机结合。不同季节, 原水水质波动较大, 针对各时期水质特征相继采用气浮或沉淀——在低温低浊和藻类旺盛繁殖期采用气浮工艺, 而在其他时期多采用沉淀工艺。同水源的第一、第三水厂气浮工艺的多年实际运行结果证明, 气浮工艺对密度小的微细悬浮物、藻类及色度都有较好的去除效能, 并且显著降低混凝剂单耗。

主要设计参数: 平面尺寸 $28.6\text{m} \times 18\text{m}$, 沉淀时间 32min , 水平流速 15mm/s , 斜板单体尺寸 $4.4\text{m} \times 1.0\text{m} \times 2.6\text{m}$, 斜板间距 80mm , 倾角 60° , 斜板区表面负荷 $7.2\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

在运行管理中, 也发现该工艺存在一些问题: ①沉淀池底板采用横向钢筋混凝土拉梁结构, 并作为斜板组架的支撑结构, 刮泥车安置在相邻两梁槽底的预设导轨上, 拉梁上部支设斜板组架。这样完全封闭的结构给检修刮泥车带来了极大不便; ②由于斜板采用单体组架结构, 每池斜板区共设置 4×21 个单体, 内侧单体检修更换极为不便, 同时也不易判定内侧斜板组架或板片的损坏及淤积状况; ③混凝效果不好时, 微絮体有时被出水携出, 缓冲能力不如老系统平流式沉淀池稳定。

考虑检修, 直接过滤等运行实际, 设置了跨越管线, 原水经投药并通过静态混合器后, 可跨越絮凝沉淀池进入 V 型滤池进行直接过滤。

6. 过滤工艺

过滤工艺采用法国得力满公司 V 型滤池工艺技术。其主要特点是: 采用粒径相对较粗的石英砂均质滤料及较厚的滤层, 以增强滤层的截污纳污能力并延长滤池工作周期; 气水反冲洗加表面扫洗, 滤层不膨胀或微膨胀; 其配水系统为长柄滤头配水系统; 运行实现“公用冲洗 PLC + 各滤池 PLC”的自动控制模式。主要设计参数如下: 平面尺寸 $12\text{m} \times 7\text{m}$; 设计滤速 8.04m/h ; 滤头密度 54 个/ m^2 ; 滤料层厚 1.2m 。V 型滤池工作状态在自动模式下运行时, PLC 通过控制滤后水出水闸门的开度来控制滤池恒液位。当符合下列条件之一时开始反冲

洗：滤池运行时间达到设定值；过滤水头损失达到设定值；来自于控制台现场 PLC-XBT 键盘或中控室监控计算机的冲洗命令。主要机械设备为 3 台 SNH25 BLOC2 型罗茨鼓风机；2 台 PIXAIR PX5007 型空气压缩机；ETAR200/250 反冲洗水泵等。

二水厂 V 型滤池反冲洗方式较具特色，冲洗分三个过程：①气预擦洗（1 台鼓风机，1min， $q_{气} = 27.5\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ）；②气水混合冲洗（2 台鼓风机，1 台冲洗水泵，6min， $q_{气} = 55\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ， $q_{水} = 7.5\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ）；③水漂洗（2 台冲洗水泵，6min， $q_{水} = 15\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ）。始终的横向表面扫洗强度 $q_{水} = 5.2\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ 左右。

在运行管理中，发现滤池进水 V 型槽横向表面扫洗孔的标高过低，表面扫洗强度略低，导致横向扫洗效果欠佳，泡沫浮渣漂浮滞留；滤头有堵塞现象，清理极为不便；滤池调节故障经常出现。主要对策是：经常定期清洗水位计及滤层水头损失计，保持灵敏度，适当控制滤池进水稳定性。另外，在生产中考察了低浊期（原水浊度 $< 20\text{NTU}$ ）V 型滤池直接过滤性能及聚合铝投加量对直接过滤的影响，结果表明，合理控制 PAC 投加量会产生如下效应：①使过滤水头损失增长减缓，水头损失随时间变化曲线近似直线，有效防止滤层过早堵塞；②增加絮体在滤层内的穿透深度，充分发挥 V 型滤池的均质滤料、深滤床截污纳污的优势。实践表明，在低温低浊期 V 型滤池采用直接过滤有利于提高处理水质，降低药耗。

7. 氯消毒工艺

二水厂只采用后加氯工艺。加氯间由氯瓶间，加氯机间，PLC 控制室，值班室组成。二水厂氯消毒工艺主要特点是采用了 W&T 公司的先进仪表及 V-2020 远程真空加氯机和先进的自动控制系统。氯瓶共 10 瓶分 2 列布置，1 备 1 用，中间设自动切换装置，可根据设定压力进行自动切换，保证安全稳定加氯。加氯可实现两种控制模式：开环控制即加氯量和滤后水流量成正比关系，属前馈控制；闭环控制即加氯机控制器 PCU 不但根据滤后水流量信息控制加氯机比例投加，还通过余氯分析仪后馈信息对加氯量进行调整，余氯设定点在加氯 PLC 或中控室进行设定，PLC 根据以上信息综合控制加氯。加氯机 PCU-fuzzy（W&T）控制器具有模糊控制功能。主要设备仪表：W&T 公司 V-2020 远程真空加氯机 4 台（V-2020-20、V-2020-10 各 2 台）；DEPOLOX4 型余氯分析仪；2" 水射器，增压泵，漏氯探测报警仪；氯瓶电子秤等设备。

投氯工艺流程如图 2。

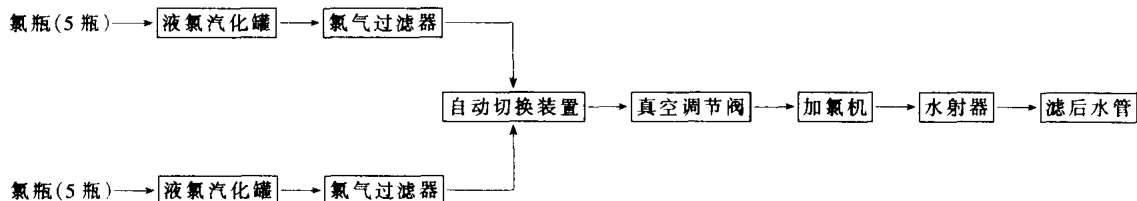


图 2 投氯工艺流程图

另外，加氯间在设计时采用了漏氯中和装置，在设计审查时，建议取消了该装置。理由是：从实际运行经验看，只要加氯工艺运行管理得当，跑氯现象很少发生；况且，设置中和装置，投资大，造成设备闲置，容易腐化，不适合实际生产需要。国内其他新建水厂的运行实践也表明，中和装置自投产运行以来，基本未投入使用过，加氯工艺运行十分稳定。二水厂运行近 3 年，从未发生过漏氯跑氯现象，W&T 加氯系统运行十分稳定。所以，建议国内兄弟自来水公司在新扩建水厂时，一定要根据自身实际来确定最优方案。

8. 清水池及送水泵站

清水池平面尺寸 $46.3\text{m} \times 64.3\text{m}$ ，有效水深 3.0m ，分 2 格。

送水泵站设置了吸水井，稳定流态，形成良好的吸水条件。4 台送水机组：水泵为 Lngersoll-Dresser 300 LNN475 型离心泵（ $Q = 2050\text{m}^3/\text{h}$ ， $H = 50\text{m}$ ），定速电机为 ABB 生产的 HXR450LD4 型（ 400kW ， 10kV ），HIBON 生产的 DELTA 型真空装置（自动真空），泵装置出口设有微阻缓闭止回阀。机组设有多种运行保护：泵出口低压保护，清水池低液位保护，低电压和过电流保护，重启延时保护（ 15min ），轴承温度（ $> 85^\circ\text{C}$ ）、绕组温度（ $> 105^\circ\text{C}$ ）保护，电动蝶阀过转矩保护等。

9. 工艺运行模式

综上所述，二水厂扩建工程净水工艺各单元构筑物的科学选型及优化配置，使得二水厂能针对不同时期原水水质特点，经简单工艺调整及改造可实现最优的处理工艺，达到经济高效之目的。可实现的运行模式见表 1。

表 1 工艺运行模式及特点

原水水质特性	出现月份	运行工艺	特 点
水温 $1 \sim 4^\circ\text{C}$ ， 浊度 $3 \sim 20\text{NTU}$ ， $\text{pH} 7.2 \sim 7.6$	1 ~ 3 月	混合 + 直接过滤 + 消毒	① 采用直接过滤处理低温低浊水 ② 发挥 V 型滤池深层滤床截污纳污之优势
	11 ~ 12 月	混凝 + 气浮 + 过滤 + 消毒	① 发挥气浮工艺对水中有机物及微絮体良好的去除效能 ② 降低混凝剂用量
水温 $5 \sim 15^\circ\text{C}$ ， 浊度 $5 \sim 40\text{NTU}$ ， $\text{pH} 7.1 \sim 7.5$ 藻类及有机物含量较高，色度高	4 ~ 6 月	混凝 + 气浮 + 过滤 + 消毒	① 发挥气浮工艺对比重小的微细悬浮物、藻类及色度良好的去除效能 ② 显著降低混凝剂用量 ③ 利于降低加氯消毒副产物前驱物质的含量
水温 $8 \sim 25^\circ\text{C}$ ， 浊度 $50 \sim 1500\text{NTU}$ ， $\text{pH} 7.0 \sim 7.5$	6 ~ 10 月	混凝 + 沉淀 + 过滤 + 消毒	发挥传统工艺对较高浊度水的“多级屏障”作用，各工艺单元可取得较高的去除效率

四、老系统的改造

1. 工艺改造

新系统扩建前，二水厂原水由吉化动力厂净水车间 DN700 管线提供。扩建工程新建取水泵站、加药间、加氯间，原老加药、加氯工艺被取消，统一由新系统控制。现在老系统工艺完整，运行更加安全可靠，净水功能得到加强。工程拟对老系统送水泵房进行改造：原 5 台 10SH-6A 机组已经运行 30 余年，效率低下，已不符合实际工况要求；现在高峰期供水量 $Q = 1800 \sim 2000\text{m}^3/\text{h}$ ，将其中 3 台机组更换为 Lngersoll-Dresser250LNN475（ $Q = 1000\text{m}^3/\text{h}$ ， $H = 55\text{m}$ ），并对吸压水管路等附属设施进行改造，取消老变电所由新变电所统一供电。另外通过 DN800 联络线将新、老系统送水泵房出厂管线连接，增强了二水厂工艺运行的灵活性：①新系统高峰供水时，老系统 10SH-6A 水泵水量能作新系统调峰之用，实现大小泵匹配供水，利于降低能耗；②老系统检修时新系统通过联络线向江北管网供水，提高了供水安全性。