

城市污水回用于电厂锅炉补给水的预处理工艺 特性分析与调试研究

专 业：环境工程

姓 名：张 晓 明

指导教师：王 志 盈 教授

摘 要

本课题对以北石桥污水厂的三级出水为原水，以“石灰软化、混凝沉淀、过滤、活性炭吸附、消毒、离子交换”为预处理工艺回用于电厂锅炉补给水的预处理工艺特性进行了分析与调试。结果如下：

1. 调试结果表明：通过“石灰软化、混凝沉淀、过滤、活性炭吸附、消毒、离子交换”等工艺处理，预处理出水满足： $COD_{Mn} < 2\text{mg/L}$ ，浊度 $< 3\text{NTU}$ ，色度 < 1 度，阴离子表面活性剂 $< 0.5\text{mg/L}$ 。预处理出水完全满足热电厂锅炉除盐系统的进水水质要求。表明原设计工艺是可行的。
2. 调试发现：该工程原设计溶药时间过短，药剂溶解不充分，混合反应池容积过小，混合反应效果差；斜管沉淀池的停留时间过短，导致了滤池反冲洗频繁，造成了水的浪费，采用降低实际处理水量的方法，将原设计水量由 $300\text{m}^3/\text{h}$ 降至 $230\text{m}^3/\text{h}$ ，达到了实际水质要求。
3. 通过调试得出的运行参数为：系统的处理水量 $230\text{m}^3/\text{h}$ ，石灰投量 120mg/L ，PAC投量 60mg/L ，PAM投量 0.4mg/L ，混合时间 5min ，反应时间 15min ，沉淀时间 30min ；过滤滤速 $8\sim 10\text{m/h}$ ，过滤周期 6.5h 左右；活性炭过滤器滤速 7.0m/h ，反冲周期 $8\sim 10\text{d}$ ，再生周期 120d 。
4. 西安西郊集中供热工程竣工之后，小时用水量可达 1400m^3 ，按每吨工业用水成本 1.86 元计算，每天将消耗水费将近 6 万元。如利用北石桥污水厂的三级出水进行回用，每年节约水费 45.5 万元，十年节约 455 万元，必将带来较大的经济、社会和环境效应。
5. 通过工艺调试，在以下几方面积累了实际工程经验：
 - ① 在混凝沉淀过滤工艺设计中，必须以过滤单元要求为基准，每一个单元设计要以滤池的过滤有效运行来选择参数，如混合反应池不能选小，沉淀时间不能选低。

- ② 斜板（或斜管）沉淀池中，克服短流现象，是保证出水指标的重要因素之一。
- ③ 无阀滤池中，虹吸及辅助虹吸管浸入水面以下，实现水封。
- ④ 活性炭吸附系统的进水务必消毒，以防止活性炭过滤过程中微生物过快繁殖。
- ⑤ 为配合既有的以自来水为对象的离子交换系统，城市污水再生后，不必全部进行离子交换，可以采用部分进行离子交换与活性炭处理出水按比例混合的方法，形成与原工艺的和谐运行。

关键词：污水回用，工艺调试，活性炭吸附，锅炉补给水

A Study on Character Analysis and Debugging of Pretreatment Process of Sewage as Feed Water for Electricity Boiler

Speciality: Environment Engineering

Name: Zhang Xiaoming

Tutor: Professor Wang Zhingying

ABSTRACT

Pretreatment process characters of feed water for thermoelectricity boiler from profound processing water is analysed and debugged. The process is lime softening, coagulating, sediment, filtration, active carbon adsorption, ion exchange and supplementary disinfecting. We get results as follow:

1. In our study, after pretreatment process of "lime softening, coagulating sediment, filtration, active carbon adsorption, ion exchanging and supplementary disinfecting", we can get water quality as follow: $COD_{Mn} < 2\text{mg/L}$, turbidity $< 3\text{NTU}$, chroma $< 0.5\text{mg/L}$. This kind of water can well meet the thermoelectricity boiler quality of de-salt technics. It indicates that the process is feasible.
2. During the process debugging, we find that the time of solving medicament is short, the medicament is not sufficiently solved, the volume of mix and reaction tank is small, the effect of mixing and reaction was not good; the settling time of inclined duct(board) sediment tank is short, all the deficiency will lead the filter tank frequently reverse flushing, and it will waste much water. So we reduce the quantity of profound water from $300\text{m}^3/\text{h}$ to $230\text{m}^3/\text{h}$, the treated water meets the quality.
3. Running parameter as follow: lime requirement as 120mg/L , quantity of PAC as 60mg/L , quantity of PAM as 0.40mg/L , mixing time as 5min, reaction time as 15min, sediment time as 30min; filtrating rate as $8\sim 10\text{m/h}$, reverse flushing time as 6.5h; active carbon filtration velocity as 7.0m/h , settling time as $12\sim 15\text{min}$, reverse flushing periods as $8\sim 10$ days, regeneration periods as 120 days.
4. After the project of central heating being finished in west suburb of Xi'an, it will use as much as 1400m^3 water per hour, that is, it will consume nearly $\text{¥}60,000$ one day, concerning cost of industrial water being $\text{¥}1.86$ per ton. If we can reuse profound water from Beishiqiao sewage plant as water supply, it will save $\text{¥}455,000$ per year.

and will save ¥4550,000 per ten year, so it can largely benefit our economy, society and environment.

5. In our study, we can gather the practical experience as follow:

- ① When designing the process of coagulating, sediment and filtration, we must look the water quality of filter tank as norm and must choose the parameters to ensure the operation of filter tank, for example, the volume of reaction tank mustn't be small, the sediment time isn't short, etc..
- ② In the inclined duct(board) sediment tank, avoiding short circuit is one of the facts to ensure the outlet water quality.
- ③ In the no valves filter tank, siphon and assistant siphon must be located below the water level.
- ④ In order to avoiding the microbe rapidly breeding in the active carbon filter, the inler water must be disinfected.
- ⑤ In order to cooperate with the intrinsic ion exchange(II)of tap water, after the sewage is pretreated, the active carbon outlet water is proportionally mixed with the ion exchange(I)outlet water.

Key words: sewage reuse, process debugging, active carbon adsorption, boiler feed water

声 明

本人郑重声明我所呈交的论文是我个人在导师指导下进行的研究工作及取得的研究成果。尽我所知，除了文中特别加以标注和致谢的地方外，论文中不包含其他人已经发表或撰写过的研究成果，也不包含本人或其他人在其它单位已申请学位或为其它用途使用过的成果。与我一同工作的同志对本研究所做的所有贡献均已在论文中作了明确的说明并表示了致谢。

申请学位论文与资料若有不实之处，本人承担一切相关责任。


论文作者签名：张晓明

日期：05.5.23

关于论文使用授权的说明

本人完全了解西安建筑科技大学有关保留、使用学位论文的规定，即：学校有权保留送交论文的复印件，允许论文被查阅和借阅；学校可以公布论文的全部或部分内容，可以采用影印、缩印或者其它复制手段保存论文。

（保密的论文在论文解密后应遵守此规定）

论文作者签名：张晓明 导师签名： 日期：05.5.23

注：请将此页附在论文首页。

1 绪论

1.1 污水回用的发展趋势及意义

1.1.1 水资源及污水回用的意义

在地球上的所有资源中,水作为生命的源泉,是人类生活与国民经济发展的一个基本前提条件。全球约 14 亿 km^3 的水量,其中只有 2.7% 的水是淡水资源,而可供人类开采的水资源只占淡水资源的 0.2%,所以淡水是一种有限的可利用资源^[1,2]。

我国水资源总量相当于全球陆地径流量的 5.5%,约为 $2.8 \times 10^{12} \text{m}^3$,居世界第六位。但人均占有水资源量较少,约为 $2260 \text{m}^3/\text{a}$,约为世界平均值的 1/4,列世界第 110 位^[3]。按土地均摊水量看,我国每亩占有地表水 1800m^3 ,从人均、亩占有水资源量来看,我国属于贫水国。除水资源人均占有量较少外,我国水资源时空分别极不均匀,总的格调是东南多,西北少,夏季多,春冬少^[4]。我国降水分别与水资源的地区分布基本一致,由东南沿海地区向西北内陆递减,河川地表水资源是我国水资源主体,占全国水资源总量的 96.4%,河川径流在时间上分布也不均匀,夏季河川径流丰富,约占全年 40% 以上,冬季则显著减少,总的来说,北方降水量少,径流贫乏,南方降水量多,水资源丰富。水资源地区分布的不均匀的特点,使得我国北方和西北许多地区属于资源性缺水^[5]。自然界的水资源并不可能全部被利用,水资源的天然蕴藏量到实际利用量之间还存在着许多限制因素,如修建蓄水、饮水、提水工程需要工程地质条件、技术经济的可能性和合理性、对生态环境的影响等。可见,能利用的水资源并不丰富。据统计,目前全国 669 个城市中,400 个城市常年供水不足,其中 110 个城市严重缺水,日缺水量达 1600 万 m^3 ,年缺水量达 60 亿 m^3 。由于缺水,每年都将影响工业产值 2000 多亿元,水资源短缺已成为制约我国经济发展的重要因素。

一方面水资源严重短缺,另一方面水环境污染状况却相当严重。根据 1998 年中国环境状况公报,全国废水排放总量为 395 亿 t, COD 排放总量为 1499 万 t,分别比上年(1997 年)下降了 5% 和 14.7%。生活污水占废水排放总量的 49.1%,生活污水 COD 排放量占 COD 排放总量的 46.2%,均比上年有所增加。我国主要水系长江、黄河、松花江、珠江、辽河、海河、淮河、太湖、巢湖以及滇池的断面监测结果表明,36.9% 的河段达到优于地面水环境质量 III 级标准,其中 I 类水质占 8.5%, II 类水质占 21.7%, III 类水质占 6.7%; 63.1% 河段的水质为 IV、V 或劣 V 类,失去 II 类水质占 21.7%, III 类水质占 6.7%; 63.1% 河段的水质为 IV、V 或劣 V 类,失去

了作为饮用水源的功能,其中Ⅳ类水质河段占 18.3%,Ⅴ类水质占 7.1%,劣Ⅴ类水质占 37.7%。而最新的统计资料表明,2000 年全国工业和城市废水排放总量为 415 亿 t,其中工业废水排放量 194 亿 t,城市生活污水排放量 221 亿 t,废水中化学需氧量(COD)排放总量 1445 万 t,其中工业废水中 COD 排放量 705 万 t,生活污水中 COD 排放量 740 万 t。我国城市污水集中处理率不高,近 60%的污水未经处理就直接排放,导致全国近 1/2 的河流遭受污染。未来几年内,国家将投入巨资提高污水处理率,到 2005 年,我国城市污水处理率将达到 45%,重点城市达到 60%。即使这样,仍然有大量的污水进入水体,水体污染不可避免。因此,水资源供需矛盾仍将加剧,解决我国城市缺水问题迫在眉睫。

1.1.2 污水回用的必要性

水资源短缺威胁着人类的生存与发展,它成为全球共同面临的问题。据预测,21 世纪水资源危机将位居世界各类资源危机之首^[6]。水资源危机已经严重制约着我国国民经济的发展。

为解决困扰人类发展的水资源短缺问题,开发新的可利用水源成为世界各国普遍关注的课题。一般说来,解决水资源问题的途径有三条:一是水资源开发,即通过开发新的水资源来满足用水的需求;二是水资源合理调配,即在不增加现有水资源总量的前提下,合理调配农业、工业、环境、生活用水的比例,抓住主要矛盾,用有限的水资源保证最大限度的经济发展;三是水资源再生,即在各种可能的范围内将使用过的水资源直接或间接的进行重复利用,从整体上减少对水资源总量的需求。采取哪条途径解决水资源问题要看所在地区的实际情况,而且要符合“在可持续发展的前提下开发和利用水资源”的原则。在我国,长期以来仅重视水资源开发这条途径,主要以兴建水资源工程来满足增加的水量的需求,解决了局部和暂时的问题,却带来了无穷的后患,黄河中上游地区过量引黄灌溉成为黄河断流的主要原因。近年来,我国已开始重视水资源的合理调配,在进行南水北调等大规模水资源调配工程的同时,强调节水。

城市污水是宝贵的淡水资源,污水厂二级处水经过适当处理后可以回用于工业冷却水、绿化、市政景观等方面,在技术上也是可行的。城市供水中 50~80%是工业用水,工业用水中 80%是冷却用水,其对水质的要求不高,而水量很大,考虑循环使用之外,补充用水量就占工业总取水量的 30%以上。市政用水如浇、绿化、景观、消防、补充河湖用水,杂用水如冲洗汽车、建筑施工、冲洗厕所用水等在水质上要求也不高,总水量亦占城市总取水量的 7~10%。因此,在对人体健康无影

响的前提下,将污水回用于上述个方面可以节约大量的新鲜用水,经济、社会效益显著。因此,城市污水回用为我们提供了一个开辟水源的新途径。

城市污水回用与开发其它水源相比具有以下优势:(1)城市污水回用具有就近可得、易于收集处理、水量大且稳定可靠等优点。城市供水量的80%变为城市污水排入管网中,收集起来再生处理后70%可以安全回用,二者合计起来,即城市供水量的二分之一以上可以变为再生水,返回到城市水质要求较低的用户上,相应增加了一半供水量,可见对缺水城市来说,这种水源是一笔宝贵的财富。我国城市污水排放量已达到414亿t,目前已经建设实施400余座,城市污水处理率达到30%,二级处理率达到15%,根据“十五”计划纲要要求,2005年城市污水集中处理率达到45%,这就给城市污水的回用创造了基本条件,凡是污水处理厂都可以将污水再次适当处理后回用。(2)经济上的优势:①比远距离引水便宜,其基建投资只相当于从30公里外引水。我国水资源分布不均衡,对于西北贫水的城市,如果从东南部水资源丰富的地区引水,引水距离至少为上百公里,甚至达到上千公里,工程是十分浩大的。②比海水淡化经济。城市污水所含杂质少于0.1%,而且可用深度处理方法加以去除,而海水则含有3.5%的溶解盐和大量有机物,其杂质含量为污水二级处理出水的35倍以上,处理费用相对要高得多。

综上所述,城市污水回用是解决城市缺水的有效途径,它既是一种开源的新途径,又是一种规模大、效益高的节水措施。此外,城市污水的回用还减少了污水的排放总量,在一定程度上缓解水体污染问题,可以起到维系良好的水环境,实现可持续利用的重要作用。因此,在我国缺水城市大力开展污水回用有其必要性和紧迫性。

1.1.3 国内外污水回用状况

一、国外的污水利用

水处理物理、化学和生物技术的进步,导致了“污水再生利用时代”的到来^[7]。美国、日本、以色列、南非、澳大利亚、俄罗斯等国早已开展污水经处理后回用的工作^[8]。

在日本,由于日本国土狭小,人口众多,人均年降水量仅为世界平均降水量的1/5,水资源严重缺乏,因此,污水回用起步较早。日本1962年就开始回用污水,70年代已初见规模,90年代初日本在全国范围内进行了废水再生回用的调查研究与工艺设计,严重缺水的地区广泛推广污水回用,使日本近年来的取水量逐年减少,赖沪内海地区污水回用水量已达到该地区淡水用量的2/3,新鲜水取水量仅为淡水用量的1/3,经过大量污水回用的示范工程后,日本又开发了污水深度处理工艺,

在新型脱氮、除磷技术,膜分离技术,膜生物反应器技术等方面取得很大进展,建立了以赖沪内海地区为首的许多水再生工厂^[9]。中水道系统是日本污水回用的典型代表,中水道再生水主要用于冲洗厕所、冲洗马路、浇灌城市绿地、工业冷却水和其它杂用水,日本的中水回用率高,中水回用技术成熟^[10]。并且相应制定了各种不同回用水用户的水质指标和管理法规。

美国是世界上水资源丰富的国家之一,人均水资源拥有量约为 10000 m³,是我国人均水资源拥有量的 4 倍。但在城市生活污水作为水资源的再利用方面抓得很紧,进展很快。根据 USEPA 的资料^[11],1990 年美国全国污水再利用水量为 3.6 × 10⁶m³/d,而 2000 年则为 18.4 × 10⁶m³/d,再利用率达到 4.4%,其中 California 州的污水回用量约占全国总量的 27%。全国城市污水回用于污水灌溉、景观用水、工艺用水、工业冷却水、地下水补给及娱乐养殖等多种用途^[12];其中工业占总用水量的 30%,城市生活等其它方面占总用水量的 10%,农业灌溉占 60%。USEPA 非常重视污水回用的系统性研究和技术规范化工作,从 80 年代后期起,投入人力、资金和技术力量对相关科学问题进行专题研究。以这些研究成果为基础,在 1992 年制订了污水回用指南(Guidelines for Water Reuse)^[13],对污水回用系统、技术、用途、水质标准等做了具体的规定;1998 年进一步制订了节水计划指南(Water Conservation Plan Guidelines)^[14],强调用水管理、节水措施、污水回用等多个环节的规范化管理和技术指导。其目的有缓解部分地区水源不足的一面,但更主要的是加强环境和资源的保护。同时减少实施大规模水资源工程的需要。联邦政府基本上已冻结了任何大型水资源项目的计划,强调用节水和污水再利用的方法解决水资源的供需矛盾。由于美国工业废水的回收利用大都在工业企业内部解决,回收利用率已经很高,排放量呈逐年下降的趋势,因此水资源再生利用主要注重于城市污水的资源化和再利用。

在干旱缺水国家中,水资源再生利用最为出色的是以色列。再生水已成为该国国家的重要水资源之一,把回用所有污水列为一项国家政策。以色列处于年平均降雨量 350mm 的沙漠地区,人均水资源占有量仅为 300 m³,以色列从 1948 年建国起就充分预计到水资源不足的问题,从水资源开发利用政策着手,强化水资源统一管理,推行生活节水技术,节水灌溉技术和水的再生利用。并尽可能使用非饮用水源(如地下苦咸水);生活用水在保证生活水平的前提下已通过普及节水用具等措施,最大限度地避免了浪费;给水管网漏水率为世界最低水平;农业灌溉的单产用水量为世界最低水平;城市集中下水道的生活污水全部进行二级以上处理,污水再生利用率达到 72%,其中有一半的水量实际上已处理到生活用水的水质,可以满足任何使用目的(目前再生回用水量为全国总用水量的 13%)。这一切保证了以色列利用有

限的水资源达到了高速度发展，其经验受到全世界的瞩目^[15,16,17]。

纳米比亚的温得和克市于 1968 年建起了一座再生饮用水工厂，日产水量 4500 m³，水质达到当时世界卫生组织和美国环保局公布的标准。此后，温得和克市污水经二级处理然后再经过除藻、加氯、活性炭吸附与水库水混合后作为该城市的自来水水经过卫生评价证明，水质是合格的^[18]。

其它国家如韩国、印度、南非和西欧各国的污水回用事业也很普遍。

二、我国污水回用状况

我国 1950 年代开始采用污水灌溉方式回用污水，而将污水经深度处理后回用于城市生活和工业生产仅有 20 年的历史。20 世纪 80 年代末，随着我国大部分城市水危机的频频出现和污水再生回用技术的成熟，污水再生回用的研究与实践才得以快速发展。我国北方城市水资源紧缺，迫切需把城市污水作为非常规水源加以利用，为此，国家组织了城市废水资源化工艺的科技攻关，天津、沈阳、深圳、太原、青岛、大连、北京等城市相继建立了污水回用工程^[19~24]。如大连的春柳废水处理厂的二级处理出水经深度处理后用于冷却水；太原杨家堡废水处理厂采用生物陶粒接触氧化—过滤处理二级出水后回用于冷却水^[25]；北京高碑店污水厂的二级排放水经投加石灰等深度处理后回用于电厂循环冷却水^[26]，还有长春、石家庄、西安、秦皇岛等城市也建立了污水再生回用工程^[27, 28]。我国污水再生回用工程常采用二级出水经混凝沉淀、过滤、消毒作为再生处理流程是常规处理方式，简单适用，适合我国国力和技术水平状况，至于活性炭、反渗透、离子交换、电渗析、膜处理等技术费用高，我国尚不具备经济实力^[29]。建筑中水也是污水再生回用的一种形式，1980 年以后我国中水事业发展很快^[30·31]，一些省市、地区相继建立了中水回用工程。青岛市将中水作为市政及其它杂用水，以缓解其面临的淡水危机问题；北京中水建设已初具规模，如首都机场、国际贸易中心等中水工程^[4, 32]，但在建成的中水工程中，有些设施不能正常运行。究其原因，一方面是污水再生技术的实用性存在一定的问题；另一方面，在中水回用的配套设施、节水政策及管理制度方面还不够完善。

1.1.4 污水回用的意义

污水资源利污水回用，不仅是可获得一部分主要集中于城市的可利用水资源量，还在于体现了水的“优质优用，低质低用”的原则。事实上，对于各种用途并非所有用水或用水场合都需要优质水，而只需满足一定的水质要求即可。以生活水为例，其中用于烹调饮用的水约占 5%左右，而对占 20-30%不同人体直接接触的生

活杂用水并无过高水质要求。这一原则可以扩大可利用水资源范围和水的有效利用程度。

污水回用,有利于提高城市用水的综合经济效益。首先,污水回用所需的投资几年运行管理费用一般不低于长距离引水所需的相应投资和费用,也比海水淡化成本低廉^[33-35]。其次,除实行排污收费外,污水回用所收取的水费可以使污水处理获得有利的财政支持,是水污染防治得到可靠的经济保证。第三,污水回用可以有效的保护水源,相应降低取自该水源的水处理费用。

污水回用,是环境保护、水污染防治的主要途径,是社会、经济可持续发展战略、环境保护政策的重要环节。污水回用,同目前倡导的“清洁生产”、“源头消减”、何“废物减量化”等环境保护战略措施是不可分的。除此以外,至少还有下列间接效益:

- (1) 因减少排放污水而节省的排水工程投资和相应的运行管理费用;
- (2) 因改善环境而产生的社会经济和生态效益,如发展旅游业、水产养殖业、农林牧业所增效益;
- (3) 因改善环境,增进人体健康,减少疾病特别是致癌、致畸、致基因突变危害所产生的种种近远效益等等。

1.2 城市污水再生利用途径

城市污水的再生回用^[40]到目前为止已开展了 50 多年了,就其回用目标而言,大致有:工业用水、农业灌溉、市政杂用、中水工程、地下水回灌以及生活饮用等。

一、工业用水

在城市用水中,工业用水所占比例相当大,将再生水回用工业生产,其主要途径如下所述。

- (1) 冷却水:冷却系统的补充水:直接冷却,包括水泵、压缩机和轴承的冷却、涡轮机乏气的冷却以及直接接触(如息焦)冷凝等;
- (2) 工艺用水和锅炉上水;
- (3) 冲洗与洗涤水:杂用水,包括厂区灌溉、消防与防尘。

工业水回用包括两个方面:一是本厂的水回用,提高水的循环利用率,另一是利用城市再生水代替新鲜水或自来水。城市污水经适当处理或再生后的出水作为工业补充水以替代新水,通常是作为冷却水、各种生产过程用水和锅炉补给水等。这在国外已不乏先例。据统计,美国于 20 世纪 30 年代就开始将城市污水回用作于工业冷却水,例如伯利恒钢铁公司,巴尔摩的么市污水处理厂二级出水作直流冷却水,取得良好效果。美国总量为 $2.96 \times 10^8 \text{ m}^3 / \text{a}$ 回用于工业的城市污水中,其中

冷却水量为 $1.96 \times 10^8 \text{ m}^3 / \text{a}$ 、工艺用水量 $0.91 \times 10^8 \text{ m}^3 / \text{a}$ 、锅炉用水量 $0.09 \times 10^8 \text{ m}^3 / \text{a}$ 。在我国许多大型钢铁公司，热电厂也都使用净化的污水作为补充冷却水，近些年来，将再生水应用于锅炉补给水的工厂也有不少。下表 1-1 列出的是城市污水回用于火力发电厂实例^[37]：

表 1-1 城市污水回用于火力发电厂实例

回用水来源	再利用对象	特点说明
美国：亚利桑那州，菲尼克斯市城市污水	帕洛弗迪（Palo Verde）核电站	城市污水经二级处理后再经补充处理后用作电厂冷却水 实际使用量 $1.23 \times 10^4 \text{ m}^3 / \text{a}$
美国：俄克拉荷马州，劳顿市城市污水	俄克拉荷马公共服务公司，科曼特热电厂	城市污水经二级处理出水入冷却塔作冷却水，水量 $13250 \text{ m}^3 / \text{d}$
美国：加利福尼亚州，伯班克市城市污水	伯班克发电厂	用作冷却水
美国：德克萨斯州，丹顿市城市污水	西南发电厂	冷却水及锅炉补给水
南非：约翰内斯堡城市污水	克尔文、奥雷兰多等 3 个发电厂	自 1942—1963 年至今，逐年发展
英国	奥尔德姆发电厂、斯托克翁特伦特及科里登发电厂	用作冷却水
中国：北京，高碑店污水处理厂	北京高碑店热电厂	用作冷却水，北京高碑店污水处理厂处理能力将达 $100 \times 10^4 \text{ m}^3 / \text{d}$ ，有充沛水量可供应

再生水回用于工业主要应放在量大面广的冷却水、洗涤冲洗水及其他工艺低质用水，最适合冶金、电力、石油化工、煤化工等工业部门的利用。

再生水供工业使用，应具有较高的安全性、可靠性和稳定性，一般主要控制 pH 值、悬浮物量 COD、硬度与含盐量，以防止设备腐蚀、结垢、产生粘膜（生物垢）堵塞，泡沫和人体健康危害等不利影响的发生。

二、农业灌溉

农业灌溉蓄水量大，水质要求一般不高，是污水回用的主要用途之一。再生水回用于农业，可采用两种方式，一是直接回用，而是排入河道、湖泊等水体后间

接回用。

城市污水回用于农田灌溉，已有悠久历史。到 19 世纪末，曾作为污水处理的手段迅速发展。城市污水回用于农灌，积极解决了缺水问题又能利用污水的肥效（城市污水中含氮、磷、有机物等），还可利用土壤—植物系统的自然净化功能减轻污染。一般城市污水要求的二级处理或城市生活污水的一级处理即可满足农灌要求，除生食蔬菜和瓜果的成熟期灌溉外，对于粮食作物、饲料、林业、纤维和种子作物的灌溉，一般不必消毒。污水回用于农业应按照土地处理技术和农灌的要求安排再生水的灌溉使用，以减轻污水回用对污灌区作物、土壤和地下水带来的不良影响，取得多方面的经济效益。

三、市政杂用

1. 生活杂用水

回用于生活杂用水（指不直接与人体接触的生活用水），主要包括冲厕所、浇花草、空调、洗车水、浇洒道路等。

2. 娱乐及美化环境用水

回用于娱乐及美化环境用水主要包括：

- (1) 供游泳和滑水的娱乐湖；
- (2) 供钓鱼和划船的娱乐湖；
- (3) 在天然河道中增加流量和流动的用水；
- (4) 野生动物栖息地和湿地；
- (5) 美化景点，如在公园或开发区中公众不能接近的湖以及在高尔夫球场中的水降点。

从卫生和健康角度考虑，城市污水回用于市政杂用应进行严格的消毒；从输水的经济性出发，绿地浇灌和湖泊河道的景观用水应结合考虑，其用水一般宜采用河渠输水，受输水方式限制，供水范围不可能过度分散，应因地制宜以大型风景区、公园、苗圃、城市森林公园为回用目标。冲洗车辆用水和浇洒道路用水应设置集中取水点；从环境质量考虑，景观用水应保持城市地面水的环境质量，注意防止水体富营养化的发生，在使用中可因地制宜的采用水生植物净化措施或人工曝气处理措施，以维护水体的水质符合要求。

四、中水工程

把住宅、宾馆、大型公用建筑、机关和学校排放的生活污水，进行就地处理，并就地回用于厕所冲洗、地面和路面冲洗、庭院绿化等用途，这种分散、小规模（相对于城市污水大规模再生利用而言）的污水回用，通常称为“中水工程”。中水工程不仅是污水回用的重要形式之一，也是城市生活节水的重要形式。中水工程具有灵活、易于建设、无需长距离输水、运行管理方便等优点，是一种较有前途的污水

直接再生利用方式，尤其是对大型公共建筑、宾馆和新建高层住宅区。

五、地下水回灌

人工地下水回灌的目的主要是补充地下水供应，防止地面沉降，防止海水及苦咸水入侵，贮存地表水（包括雨水、洪水和再生水）。

再生水在回灌过程中通过土壤的渗滤能获得进一步的处理，最后使再生水和地下水成为一体。因此，采用直接注水到含水层须重视公共卫生的问题，其污水处理应满足饮用水标准，而采用回灌水池，一般二级出水或增加流水线即可满足要求。用再生水回灌地下水时必须注意以下四个水质要素，即传染病菌，总砂物质，重金属和稳定的有机质。目前痕量有机污染物比无机或微生物污染物的威胁更大，有些化学污染物通过实验室动物实验具有致癌性和致变性。

六、饮用水

再生水回用于饮用水有两种类型—直接回用与间接回用。

直接回用于饮用水被认为是有计划的回用，处理厂最后出水被直接注入到生活用水配水系统。较为典型的是纳米比亚的 Windhoek 市，日供水量为 4804m³，1983 年的使用人口为 10 万人。30 年来对污水回用的流行病学研究表明，短期研究的重点是腹泻病和黄疸（甲肝）。研究结果表明高发地区的地区，不用再生饮用水，而低发病率的地区却用再生饮用水。直接用再生饮用水的地区也没发生甲肝病例。

间接回用于饮用水是在河道上游地区的污水经净化处理后又排入水体或渗入地下含水层，然后又为下游或该地区的饮用水源，目前在世界普遍存在。如英国的泰晤士河、法国的塞纳河、德国的鲁尔河和美国的俄亥俄河等，在干旱地区每逢特枯水年，再生水在河中的比重也就越大，美国的佛吉尼亚州的奥克尼水库，在 1980~1981 年干旱期间，再生水的比例曾高达 90%。

1.3 污水回用水质指标与标准

污水经处理后能否回用，主要取决于水质是否达到相应的回用水水质标准。在特定的情况下例如直接接触人体或饮用，还需作危害评价，即安全评价。

1.3.1 回用水水质指标

用过的水都不可避免的含有一定的污染物质，因此，从总体上讲，回用水水质情况是复杂的。在考虑污水处理方法和流程及分析处理前后的水质时，都需根据污水性质和回用水用途按一定的水质指标体系进行评价。回用水的水质指标囊括了给水与污水两方面的水质指标，内容广泛，按性质可以分为：

1. 物理性指标：这方面的指标多以感观性状指标为主，包括浊度（悬浮物）、色度、臭、味、电导率、含油量、溶解性固体、温度等。
2. 化学指标：主要包括 pH 值、硬度、金属或重金属离子（铁、锰、铜、锌、铅、铬、镉、镍、铊）、氯化物、硫化物、挥发性酚、阴离子合成洗涤剂等。这类物质中有些指标一般并不直接对人体健康构成伤害，却可能对生活使用或生产过程产生不同程度的不良影响，其含量需加限制。
3. 生物化学指标：包括生化需氧量（BOD）、化学需氧量（COD）、总有机碳（TOC）与总需氧量（TOD）；上述水质指标都是反映水污染、污水处理程度和水污染控制的重要指标，可视具体情况选用或兼用。
4. 毒理学指标：有些化学物质在水中的含量达到一定的限度就会对人体或其他生物造成危害，这些物质即属有毒化学物质，并构成水的毒理学指标。毒理学指标包括：氟化物、氰化物，有毒重金属离子，汞、砷、硒、酚类，各类致癌、致畸、致基因突变的有机污染物质，亚硝酸盐，一部分农药及放射性物质。
5. 细菌学指标：细菌学指标是反映威胁人体健康的病原体污染指标，如大肠菌群数、细菌总数、寄生虫卵、余氯等，余氯则反映水的消毒效果和防止二次污染的贮备能力。

1.3.2 回用水水质标准

回用水水质标准，是保证用水的安全可靠性及选择经济合理水处理流程的基本依据。由于目前国内尚无系统完整的回用水的水质标准，国外的有关水质标准又相当庞杂；因此，下表仅是根据现有的有关规定列出一部分对照各种回用方向要求水质确定的回用水标准。

表 1-2 回用水水质标准

序号	项 目	二级污水处理厂 出水指标		回用水指标				
		一级 标准	二级 标准	市区景观 河道用水 水质指标	冷却用水水质指标		生活杂用水水质指标	
					直流冷 却水	循环冷 却水	冲厕、 绿化	洗车、 扫除
0	执行标准	GB8978-1996		CECS6194	CECS6194		CJ25.1-89	
1	pH 值	6~9	6~9	6.5~9	6~9	6.5~9	6.5~9	6.5~9
2	色度（稀释 倍数）	50	80	-	-	-	30	30
3	总固体	-	-	1500	1000	1000	-	-

4	溶解性固体	-	-	-	-	-	1200	1000
5	悬浮物	20	30	30	30	-	10	5
6	BOD ₅	20	30	20	30	20	10	10
7	COD _{Cr}	60	120	75	-	75	50	50
8	氨氮	15	25	夏季<10 非夏季<20	-	-	20	10
9	总磷	-	-	夏季<2 非夏季不控制	-	-	-	-
10	总铁	-	-	0.4	-	0.3	0.4	0.4
11	总锰	20	20	-	-	0.2	0.1	0.1
12	氯化物	-	-	350	300	300	350	300
13	总余氯	<0.5	-	-	-	0.1~0.2	<0.2	<0.2
14	浊度(度)	-	-	-	-	5	10	5
15	总硬度(CaCO ₃)	-	-	-	850	450	450	450
16	总碱度(CaCO ₃)	-	-	-	500	350	-	-
17	臭	-	-	无不快感	-	-	无不快感	无不快感
18	总大肠菌群数(个/L)	-	-	10000	-	-	3	3

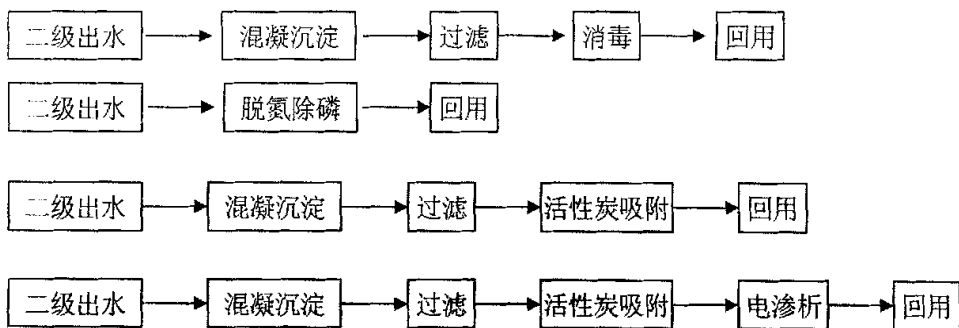
注：除 1, 17 外，无特殊标准者，所有单位均为 mg/L。

1.4 城市污水再生技术

1.4.1 概述

污水回用针对不同的回用要求可采用不同的处理技术进行处理，包括一级处理、二级处理和深度处理。污水处理技术按其作用机理可分为物理法、化学法、物理化学法和生物化学法等。通常，污水回用技术需要集中污水处理技术进行合理组合，即各种水处理方法结合起来处理污水，这是因为单一的某种水处理方法一般很难达到回用水水质的要求。

污水回用中通常采用的回用技术包括传统处理（混凝、沉淀、过滤）、活性炭吸附、膜分离、电渗析和土地渗滤等。常用污水回用于工业用水的流程有：



这仅是常用的工艺处理流程，还可根据不同的用水水质要求选择合适的位置采用氯化消毒、臭氧消毒、膜分离和离子交换等工艺。在选择工艺流程时还可根据不同的回用水水质要求以及二级出水中要去掉的主要污染物按下表来选择相应的处理工艺。

表 1-3 生活污水深度处理技术

深度处理技术	处理对象						
	悬浮物	微生物	有机物	无机物	氮	磷	嗅
混凝	**	*	*			*	
过滤	**						
活性炭吸附	*	*	**	**			**
土地渗滤	**		**	*	*	*	*
离子交换				**	*	*	
膜法	**	**	**	*	*	*	*
臭氧氧化		**	**				*
氯氧化		**			*		*
紫外线照射		**					

注：*能部分去除，**能大量去除

1.4.2 常用污水再生技术

一、混凝沉淀过滤

二级出水进行混凝沉淀过滤，可去除浊度 73%~88%，SS 60%~70%，色度 40%~60%，BOD₅ 31%~77%，COD 25%~40%，总磷 29%~90%。研究表明，混凝—过滤法可去除可生物降解的有机物比不可生物降解的有机物更多，可使二级出水的浊度由 6~14NTU 降至 0.12NTU，总磷由 1.3~2.6mg/L 降至小于 0.1mg/L，BOD₅

由 7~13mg/L 降至 1~2.5mg/L, TOC 由 10~11mg/L 降至 4.2~4.5mg/L, 而不能去除氨氮, 最佳的 pH 值是 6~6.5^[38]。

一般在污水处理厂进行三级处理就是采用混凝沉淀过滤的工艺流程, 其出水称三级出水, 水质指标基本能满足一般的回用要求。我国城市污水二级出水标准和三级处理出水(二级出水在经混凝沉淀过滤后)标准对照如下:

水质指标	浊度 (NTU)	SS (mg/L)	色度 (度)	pH	BOD (mg/L)	COD (mg/L)	总磷 (mg/L)	氨氮 (mg/L)
二级出水	-	30	80	6.5~8.5	30	120	-	-
三级出水	0.1~1	0~1	20~40	-	1~2	25~45	0.1~1	20~30

二、活性炭吸附^[39]

活性炭在水的深度处理中是应用最广泛和最有效的方法。活性炭是由含炭为主的物质作原料, 经高温炭化和活化制得的疏水性吸附剂。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, 可去除二级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^[40]。由于活性炭吸附技术对水中微量有机物具有优良的吸附特性, 所以被国内过广泛使用, 并且都有成功的经验。

在国外, 早在 20 世纪 20 年代末 30 年代初国外就开始用粉末活性炭去除水中的臭和味, 1930 年第一个利用颗粒活性炭吸附池除臭的污水厂建于美国费城。在 60 年代末 70 年代初, 由于煤质颗粒活性炭的大量生产和再生设备的问世, 发达国家开始了利用活性炭吸附去除微量有机物的研究工作, 对饮用水进行深度处理。颗粒活性炭净化装置在美国、欧洲、日本等国陆续建成投产。美国以地面水为水源的水厂已有 90% 以上采用了活性炭吸附工艺。目前世界上有成百座用颗粒活性炭的水厂在运行, 具体国外颗粒活性炭应用见下表。

在国内, 活性炭水处理技术开始于 20 世纪 60 年代末期, 利用活性炭去除水源水中的臭和味, 1967 年沈阳自来水公司用活性炭吸附去除由于工业废水污染引起的地下水的臭味, 取得了较好的效果。白银地区把活性炭用于给水处理, 规模为 3 万 m³/d, 该工程以黄河为水源, 位于兰州下游 100km 处, 水源位于白银地区的矿山、冶金、化工企业废水排放口下游 500m 处, 水源严重污染, 石油、汞、酚、硝基化合物等方面都超过了国家规定的卫生标准, 这套活性炭装置投产后, 水质大有改善。

表 1-4 国外颗粒活性炭应用情况

水厂名称	处理量 (m ³ /d)	处理工艺流程	活性炭吸附池 的个数及参数	再生装置情况	活性炭的作用
美国 新英格兰曼彻斯 特市水厂	114 000	高速混合、混凝 沉淀、过滤、活 性炭吸附池	4 池; 炭层 1.2m		除味及有机物
美国 丘吉威林水厂	9 120	澄清反应池、快 滤池、活性炭吸 附池	12 池	水厂内设有再 生炉 (2~3t/d)	除味及有机物
日本 柏井净水厂	750 000	流化床活性炭 吸附装置	8 池	设流化床再生 炉	除味及有机物
苏联 秋明市水厂		混凝沉淀、双层 滤料滤池、活性 炭吸附池	炭层厚 1.2m		除味及有机物
法国 梅利水厂	100 000	预氯化、混凝沉 淀、颗粒活性炭 吸附、臭氧消 毒、后氯化	6 池接触时间 15min	再生周期为 12 个月	除味、氯及有机 物
法国 巴黎阿那纳水厂	25 000	混凝沉淀、活性 炭吸附、臭氧消 毒、后氯化	2 池; 接触时间 13min	36 个月再生一 次	除味及有机物
美国 萨默赛物某水厂	190 000	砂滤后活性炭 吸附两次			除色、臭、味
日本 渡利水厂	59 000	混凝、沉淀、砂 滤、炭吸附	空间流速 15m/h; 炭层 2.5m		嗅阈值 20 降至 0~3
美国 辛辛那提市加利 福尼亚水厂	620 000		12 池; 炭层 3.5m; 接触时 间 15min	两个流化床再 生炉	去除水中有机 物污染

为了去除水库水源的色、臭、味, 80 年代初北京市市政工程设计院在北京市第一座带有深度处理的地面水厂—田村山水厂进行了炭吸附实验而后又在城子水厂进行输炭实验及实验参数验证实验。以实验参数为依据, 先后在北京建成规模为

17万 m³/d 的田村山水厂炭吸附池, 规模为 50 万 m³/d 的北京市第九水厂一期工程炭吸附池, 规模为 3.42 万 m³/d 的城子水厂升流式炭吸附池和规模为 5 万 m³/d 的长辛店水厂炭吸附池, 规模为 100 万 m³/d 的九厂二期、三期炭吸附池。实践证明炭吸附对去除微污染原水中有机物质、有毒物质是有效的, 与其它处理方法相比, 工艺比较简单, 易操作, 经济可靠。我国颗粒活性炭应用情况见下表。

表 1-5 国内颗粒活性炭应用情况

水厂名称	处理量 (m ³ /d)	处理工艺 流程	活性炭吸附 池的个数及 参数	再生装置 情况	活性炭的 作用
白银有色金属 公司动力厂水 厂	30 000	砂滤池、活性 炭吸附塔	6 个吸附塔, 直径 4.5m, 高 7.5m, 1kg 炭 处理 11~ 14m ³ 水	直接电流法 再生	除味及有机 物
北京城子水厂	50 000	混合、机械加 速澄清池砂 滤池、升流式 炭吸附池	6 池, 单池面 积 32m ³ , 炭层 1.5m	无再生装置	除臭、味及有 机物
北京田村山水 厂	170 000	预臭氧、常规 处理、活性炭 吸附池	24 池, 单池面 积 33m ³ , 炭层 1.5m	无再生装置	除味及有机 物
北京第九水厂 (1 期)	500 000	混合、机械加 速澄清池、双 层滤料过滤、 炭吸附池	24 池, 单池面 积 96m ³ , 炭层 1.5m	无再生装置	除臭、味及有 机物
北京第九水厂 (2~3 期)	1 000 000	快速混合、水 力絮凝、侧向 流波形斜板 沉淀池、均质 煤滤池、炭吸 附池	48 池, 单池面 积 97m ³ , 炭层 1.5m	无再生装置	除臭、味及有 机物

三、臭氧、膜分离等技术

臭氧可去除多方面污染，有效地改善水质。臭氧能氧化分解水中各种杂质，包括黑色有机物，故能有效地去除水中各种杂质所造成的色、臭、味，其脱色效果比氯和活性炭都要好，臭氧能降低出水浊度，起到良好絮凝作用，臭氧能去除二级出水中 80%的 ABS 和 80%COD，在加催化剂的情况下效果更好。膜分离技术在在深度处理中的应用越来越广泛，膜分离可有效的脱除地下水的色度，而且可降低生成 THM 的潜在能力。微过滤可除去沉淀不能去除的包括细菌、病毒和寄生生物在内的悬浮物，还可降低水中的磷酸盐含量。反渗透已被用于降低矿化度和去除总溶解固体（TDS），而超滤已被用于除去大分子，如腐殖酸和富里酸。用反渗透和超滤处理二级出水不仅能除去悬浮固体和有机物，而且能去除溶解的盐类和病原菌等得到高级的再生水，可作工业用水、杂用水、灌溉用水、建筑用水等。

总之，在水回用方面，针对不同水质要求，采用不同的处理技术和处理流程，在技术上都能达到一定的水质要求，常用的几种处理方法，出水水质见下表所列。

表 1-6 几种常用处理方法出水水质

处理过程	出水水质						
	SS /mg/L	BOD /mg/L	COD /mg/L	TN /mg/L	NH ₄ ⁺ -N /mg/L	PO ₄ ³⁻ -P /mg/L	浊度 /NTU
活性污泥+过滤	4~6	<5~10	30~70	15~ 35	15~25	4~10	3~5
活性污泥+过滤+活性炭吸附	<5	<5	5~20	15~ 30	15~25	4~10	0.3~3
活性污泥(含脱氮工艺)	10~25	5~15	20~35	5~10	1~2	6~10	5~15
活性污泥+过滤+活性炭吸附+膜分离	<1	<1	5~10	<2	<2	<1	0.01~ 1
活性污泥(含脱氮除磷工艺)+过滤+活性炭吸附+膜分离	<1	<1	2~8	<0.1~ 0.5	<0.1~ 0.5	<0.1~ 0.5	0.01~ 1

1.4.3 其他技术

近年来各国学者通过研究，还开发出了一些其它污水回用处理工艺，如生物过滤技术、湿地系统、土地处理系统等。

生物过滤技术充分地利用了滤池中滤料的拦截作用和滤料上附着生物膜的降解作用,将二沉池出水中未能去除的大多数物质能够有效的加以去除并减少堵塞的可能性,有的学者还通过改变进出水的方向和滤池进出水过水断面的大小研制成功了上向流变速生物滤池,采用该滤池对于处理生物处理二沉池出水,处理水水质可以达到国家颁布的回用水水质标准。滤池的滤料对于处理效果的好坏影响很大,目前比较新的滤料有酶促陶粒滤料,它利用多孔陶粒的微孔增加了生物的附着量,同时酶的催化作用也加强了处理的效果。

湿地系统利用植物根系的吸收和微生物的作用,并经过多层过滤,达到降解污染、净化水质的目的。在美国和加拿大的很多地方,湿地系统用于以污水回用为目标的后续处理工艺,其出水水质良好,可达到回用水水质要求。我国在这方面也进行了研究,近期中科院水生生物研究所推出了一项复合垂直流构建湿地水处理工艺,属国际新工艺。该系统净化功能强,不仅能有效去除污水中悬浮物、有机污染物、氮、磷以及重金属等,而且对细菌、藻毒素、外源生物活性物质和环境激素类物质等也有比较理想的去除效果。该系统长年运行比较稳定,建设运转费用较低并且与景观建设相结合,具有净化美化环境的效果。复合垂直流构建湿地水处理工艺由于高效、除污范围广、投入低、易管理等优点,具有广阔的应用前景。

土地渗滤也叫土地含水层处理,它使水源水通过堤岸过滤或沙丘渗透以利用土壤中生长的大量微生物对水中污染物进行降解去除以净化水质的方法。它是近二十年才发展起来的。由于污染物经过地下土层和地下包气带产生一系列的物理、化学和生物作用,许多微生物和化学物质通过各种反应被去除,这些过程延迟了某些化学物质进入地下水的速率,使一些污染物质降解为无毒无害的组分,一些物质则被植物所吸收,从而使污染物浓度得以降低。土地渗滤使用寿命很长,费用相当低。该法投资省,处理效果好,尤其是对有机氯化物和氨氮,但它有占地大不易管理的缺点。

1.5 课题来源

西安市西郊集中供热工程是我市的环境治理重点项目,该工程建成投产后将向西安市西郊地区集中供热,并将有效的改善西安地区的大气空气质量。

西郊集中供热工程竣工后,机组达到设计能力时,小时用水量可达 1400m^3 ,若采用自来水作为生产用水水源,必将消耗较多的自然资源。水资源是十分重要又很特殊的自然资源,是人类赖以生存的基本物质保证和人类社会可持续发展的限制因素。中国属水资源缺乏的发展中国家,目前我国约有 60%的城市供水不足,北方城市尤为严重,其中陕西省人均占有水量仅为 $1300\text{ m}^3/\text{a}$,低于全国人均占有

水量的下限。西部开发关键是水资源，西安市面临同样的问题，目前西安市日供水能力为 $110 \times 10^4 \text{m}^3$ ，统计资料显示，全市需水量年增长速度为 5.1%，而供水能力的增长速度仅为 2.4%，西安市供水缺口很大，如将约占城市供水量 80% 的城市污水加以处理回用，作为一种稳定、可观的水资源其经济、环境、社会效益将是非常可观的。在西部大开发的战略中，污水回用是合理、高效利用水资源的重要途径之一，也是重要任务之一。西安市政府指示，节约水资源，降低成本，走可持续发展的道路。西郊集中供热工程指挥部遵照市政府指示精神，在经过反复论证考察和科学试验的基础上，拟采用污水回用方案。西安市西郊集中供热工程与西安市北石桥污水处理厂相邻，如将北石桥污水处理厂的再生水回用到西郊集中供热工程从理论上讲应该是经济可行的。目前，西郊集中供热工程指挥部已圆满完成利用西安市北石桥污水净化中心提供的三级再生水作为循环冷却水的各项试验，并获专家认可。

锅炉补给水预处理系统由混凝沉淀除盐、过滤、吸附有机物、平衡水中含盐量、消毒杀菌等工艺单元（环节）组成，各处理单元前后相互关联，其单元功能不能实现则会影响整个系统的出水指标。同时考虑系统运行费用、工业化生产制度、北石桥来水水质变化等因素，在各处理单元满足工艺设计要求的情况下，通过系统联动运行，再对各处理单元进行反复调整，使整个系统在最优工况下运行。

目前设备安装工作已经结束，北石桥污水处理中心三级深度处理系统已经可供成品水，预处理系统具备了工艺调试工作的条件，可以进行工艺调试。通过通过设备、构筑物检查，并采用分段调试与系统联动调试相结合的方法进行工艺调试，即按照预处理工艺的顺序先对各个单元工艺进行调试，确定各单元工艺的运行条件及运行参数，并保证出水水质合格及其出水水质的稳定性，系统联动调试的目的是在分段调试的基础上，进一步验证整个处理系统的处理能力，出水水质的稳定性及系统运行的稳定性，并对系统各岗位操作维护等日常工作制定标准化、程序化的规程。最终实现锅炉补给水预处理系统的工业化正常生产。

2 西郊热电厂再生回用水预处理工艺及本课题研究内容

2.1 西郊热电厂再生回用水预处理工艺

2.1.1 工艺流程

根据北石桥污水处理厂深度处理出水水质及处理要求，本工程采用石灰软化除硬、混凝、沉淀、过滤、活性炭吸附、离子交换、臭氧消毒等单元工艺组成的系统工艺，工艺流程图下所示。

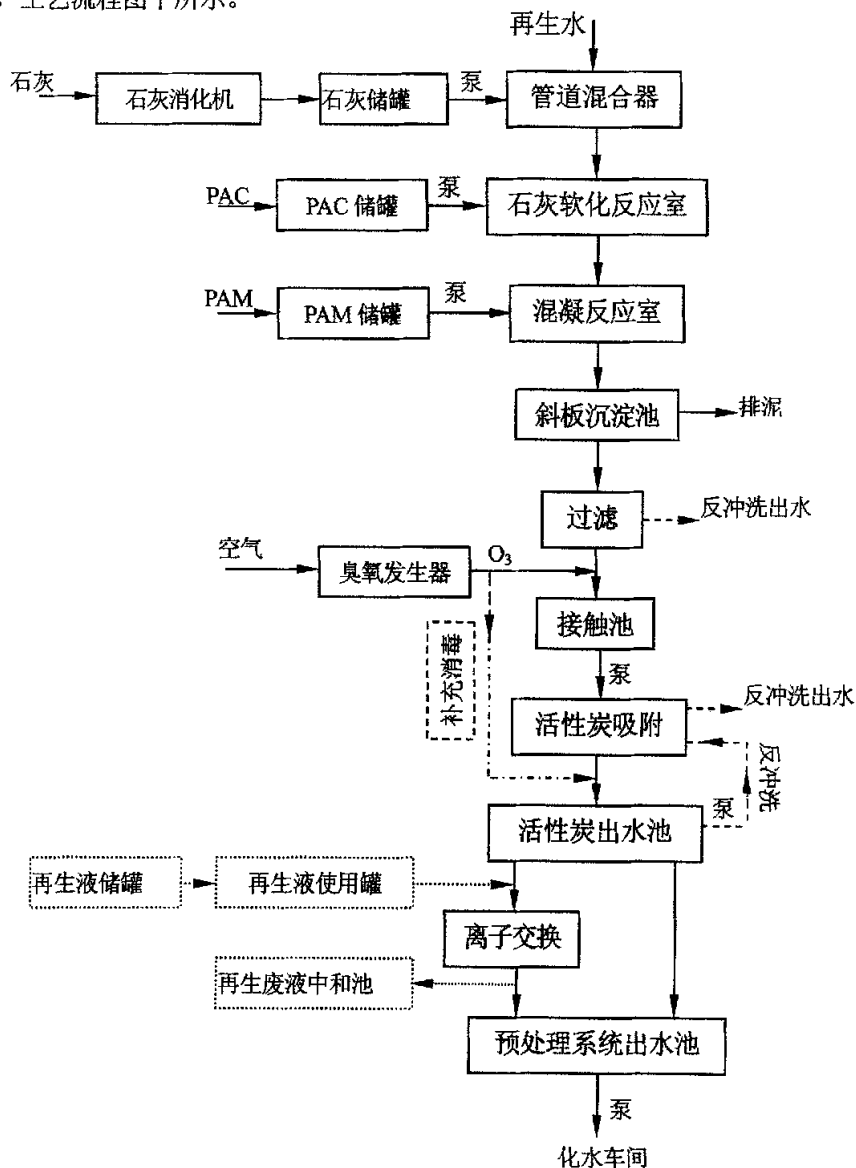


图 2-1 预处理工艺流程图

2.1.2 各单元工艺的主要设计技术参数

1.石灰乳制备及投加系统

(1) 一般说明

- ① 石灰应具有高纯度（指活性的 CaO 含量要高）、高活性、高细度以便加速反应的进行、缩小反应设备的容积、防止设备与系统的堵塞。
- ② 石灰乳由于分散性较高，具有自发凝聚、结块的趋势，在储存过程中应进行不断的搅拌，使之保持悬浮状。
- ③ 石灰乳储罐容积应能满足 6~8h 的用量，即每班配药次数不宜超过 1 次。
- ④ 石灰乳储罐应安装搅拌设备。
- ⑤ 石灰储备不少于 15d 的投药量，但考虑到石灰易吸潮、结块等因素，石灰储备不大于 20~30d 的投药量。

(2) 技术要求

- ① 石灰纯度应不低于 85%。
- ② 考虑到计量精度的要求，本次调试中石灰乳的配制浓度选为 3%~5%。
- ③ 由于石灰品质的不同及水质的变化，结合不同的处理要求，石灰的投量应通过试验进一步确定。
- ④ 应定期对石灰计量泵的流量进行标定。

(3) 石灰乳制备及投加系统的构成

石灰乳制备系统及投加由石灰消解机、溶解罐、计量泵构成。

(4) 技术参数

石灰消解机：消解能力：3t/d；细砂绞刀：0.64t/h

驱动电机型号 Y112M-6-2.2，减速机型号 BWY-3-71-2.2

石灰投加系统：

溶解罐：技术尺寸（Φ×H）：Φ1800mm×1200mm，额定制药量 3m³

备注：搅拌器驱动电机功率 2.2kw，转速 16r/min

计量泵：额定流量：1400L/h，排出压力：0.2MPa

备注：驱动电机工作电压 380V，电流 2A，功率 0.75kw，转速 1390r/min

2.石灰软化系统

(1) 一般说明

石灰软化系统的目的是去除再生水中的暂时硬度。

(2) 技术要求

- ① 混合装置应实现石灰乳与再生水的快速混合。混合条件为：平均速度梯度

$\bar{G} = 500 \sim 1000s^{-1}$ 、混合时间 $t=10\sim 30s$ 。

- ② 反应单元应满足石灰与再生水中的暂时硬度物质： $Ca(HCO_3)_2$ 、 $Mg(HCO_3)_2$ 反应所需的时间要求，并满足其反应产物 $CaCO_3$ 、 $MgCO_3$ 晶体生长所需的时间要求。反应条件为：平均速度梯度 $\bar{G} = 20 \sim 70s^{-1}$ 、反应时间 $t=15\sim 30min$ 。

(3) 石灰软化系统的构成

石灰软化系统由管道混合器及石灰软化反应室（第一反应室）构成。

(4) 技术参数

管道混合器：管道混合器是利用管道内设置的多节固定式分流板使水流成对分流，同时形成涡旋，以达到混合效果。混合形式为静态混合。

技术尺寸：DN300×2500mm；接口法兰：DN300



图 2-2 管道混合器示意图

石灰软化反应室（第一反应室）：石灰软化反应室采用机械搅拌。

技术尺寸（A×B×H）：1.8m×1.95m×3.15m

备注：驱动电机工作电压 380V，功率 1.1kw，转速 7.64r/min

电磁调速器技术参数：0~1200 r/min，无级调速

机械调速器速比：80：1

3. 混凝系统

(1) 一般说明

- ① 混凝处理的对象为再生水中的胶体、石灰软化系统生成的 $CaCO_3$ 、 $MgCO_3$ 晶体及石灰中不溶于水的细小 SS。
- ② 混凝剂的选用：凝聚剂选聚合氯化铝（PAC）；絮凝剂选聚丙烯酰胺（PAM）。

(2) 技术要求

- ① PAC 配制浓度为 5%；PAM 配制浓度选为 0.25%~0.5%。
- ② 在综合考虑再生水水质波动、混凝效果对后续处理单元性能的影响与经济性的条件下，PAC、PAM 的投量应通过试验进一步确定。
- ③ 常温下 PAM 的性能较为稳定，但在低温条件下，PAM 的絮凝效果下降。因此，应考虑 PAM 投加系统的保温措施。
- ④ 应定期对 PAM 计量泵的流量进行标定。

(3) 混凝系统的构成

混凝系统由 PAC 投加系统、PAM 投加系统、混凝反应室（第二反应室）构成。

(4) 技术参数

① PAC 投加系统:

溶解罐: 技术尺寸 ($\Phi \times H$): $\Phi 1200\text{mm} \times 1200\text{mm}$, 额定制药量 0.9m^3

备注: 搅拌器驱动电机功率 0.55kw , 搅拌器转速 131r/min

计量泵: 额定流量: 200L/h , 排出压力: 0.2MPa

备注: 驱动电机工作电压 380V , 电流 1.5A , 功率 0.55kw , 转速 1390r/min

② PAM 投加系统:

溶解罐: 技术尺寸 ($\Phi \times H$): $\Phi 1200\text{mm} \times 1200\text{mm}$, 额定制药量 0.9m^3

备注: 搅拌器驱动电机功率 0.55kw , 搅拌器转速 131r/min

计量泵: 额定流量: 200L/h , 排出压力: 0.2MPa

备注: 驱动电机工作电压 380V , 电流 1.5A , 功率 0.55kw , 转速 1390r/min

第二反应室（混凝反应室）: 石灰软化反应室采用机械搅拌。

技术尺寸 ($A \times B \times H$): $1.8\text{m} \times 1.95\text{m} \times 3.15\text{m}$

备注: 搅拌器尺寸: 桨叶直径 $\Phi 1240\text{m}$

驱动电机工作电压 380V , 功率 1.5kw , 转速 3.82r/min

电磁调速器技术参数: $0 \sim 1200\text{ r/min}$, 无级调速

机械调速器速比: $80: 1$

4.斜管沉淀池

(1) 技术参数

降流室: 技术尺寸 ($A \times B \times H$): $3.75\text{m} \times 1.1\text{m} \times 3.7\text{m}$

沉淀池: 上部清水区高度: 0.94m

斜管沉淀区高度: 0.87m

下部清水区高度+缓冲层高度: 1.1m

沉淀池表面积: ($A \times B$) $3.75\text{m} \times 6.0\text{m}$

泥斗尺寸 (倒棱台: $A \times B \times H \times C$): $3.75\text{m} \times 6.0\text{m} \times 1.5\text{m} \times 0.4\text{m}$

泥斗高度: 1.5m

5.无阀滤池

(1) 技术参数

上部清水区 ($A \times B \times H$): $2.9\text{m} \times 2.9\text{m} \times 2.45\text{m}$

滤料区 ($A \times B \times H$): $2.9\text{m} \times 2.9\text{m} \times 0.7\text{m}$

滤料级配及填装高度: 均质滤料, $d=0.5\sim 1.0\text{mm}$, $H=0.7\text{m}$

反洗强度: $10\sim 12\text{L/s}\cdot\text{m}^2$

反洗时间: $5\sim 7\text{min}$

终期水头损失: $1.70\text{mH}_2\text{O}$

6. 活性炭吸附系统

(1) 技术参数

活性炭吸附系统进清水池 ($A\times B\times H$): $3\text{m}\times 6\text{m}\times 4\text{m}$

活性炭吸附系统进水泵: 水量: $165\text{m}^3/\text{h}$

扬程: 24m

转速: $980\text{r}/\text{min}$,

工作电压: 380V

功率: 22kw

效率: 72%

活性炭吸附罐 ($\Phi\times H$): $\Phi 3200\text{mm}\times 6300\text{mm}$,

额定处理量: $55\text{m}^3/\text{h}$

垫层高度: 0.3m

活性炭高度: 2.0m

进水管直径: $\text{DN}150$

出水管直径: $\text{DN}150$

反洗管直径: $\text{DN}200$

反洗水线速度: $28\sim 32\text{m}/\text{h}$

反洗时间: $4\sim 10\text{min}$

反洗条件: 采用定时反冲, 反冲周期取 144h

7. 臭氧消毒系统

(1) 臭氧消毒系统的构成

臭氧消毒系统包括: 臭氧发生器、接触池。

(2) 技术参数

接触池尺寸 ($A\times B\times H$): $3.8\text{m}\times 3.55\text{m}\times 4.0\text{m}$

臭氧发生器: 最大 O_3 发生量: $1300\text{g}/\text{h}$

产气浓度 (平均): $15\text{mg}/\text{L}$, O_3 实际浓度与气体流量、压力、温度、电压、湿度等条件有关

变压器工作电压: 380V

变压器输出电压: 14.5 、 16 、 17.5KV

空压机：供气量：1.5m³/min

空压机电机工作电压：380V/220V，功率 7.5KW

8.离子交换进水清水池及泵

(1) 技术参数

清水池（活性炭出水清水池）尺寸（A×B×H）： 2.7m×6m×4m

离子交换系统进水泵： 水量：110m³/h，

转速：1460r/min，

效率：70%

扬程：24m

工作电压：380V

功率：15kw

2.2 水质要求

北石桥污水净化中心再生水利用可行性的确定，应以再生水经预处理系统处理后，出水满足热电厂化水车间离子交换系统的正常工作，并具有良好的经济指标为标准。在进行工艺调试之前，我们必须对来水水质和目标水质进行分析。污水净化中心提供的再生水水质指标见表 2-1。根据锅炉给水离子交换系统的进水水质要求可知，再生水水质还远不能满足离子交换系统的进水水质，需采取一定的预处理措施来达到离子交换系统的进水水质要求，预处理系统出水的目标水质如表 2-2 所示。

表 2-1 再生水水质参数

项 目	参 数	项 目	参 数
总固体 (mg/L)	≤1000	色度 (稀释倍数)	≤30
浊度 (度)	≤5	余氯 (mg/L)	≤0.2
总硬度 (mg/L)	≤450	总碱度 (mg/L)	≤350
细菌总数 (个/mL)	≤5×10 ⁵	pH 值	6~9
嗅	无不快感	COD _{Cr} (mg/L)	≤50
TN (mg/L)	≤15	TP (mg/L)	(夏) ≤1
氨氮 (mg/L)	≤10	铁离子 (mg/L)	≤0.3
氯化物 (mg/L)	≤300		

表 2-2 预处理系统的目标水质

编号	项目	来水水质	预处理目标水质
1	浊度(度)	≤ 5	$\leq 3\sim 5$
2	色度(稀释倍数)	≤ 30	≤ 5
3	COD _{Mn} (mg/L)		< 2
4	余氯(mg/L)	≤ 0.2	≤ 0.1
5	阴离子表面活性剂(mg/L)		≤ 0.5
6	细菌总数(个/ml)	$\leq 5 \times 10^5$	≤ 100
7	Fe(mg/L)	≤ 0.3	≤ 0.3
8	Mn(mg/L)		≤ 0.1
9	Zn(mg/L)		≤ 1.0
10	Cu(mg/L)		≤ 1.0
11	Na ⁺ 、K ⁺ (mg/L)		≤ 54.09
12	Ca ²⁺ (mg/L)		≤ 44.97
13	Mg ²⁺ (mg/L)		≤ 21.38
14	全AL(mg/L)		≤ 4.04
15	HCO ₃ ⁻ (mg/L)		≤ 295.95
16	Cl ⁻ (mg/L)		≤ 36.63
17	SO ₄ ²⁻ (mg/L)		≤ 46.1
18	NO ₃ ⁻ (mg/L)		≤ 0.4
19	PO ₄ ³⁻ (mg/L)		≤ 1.03

对比、分析以上两表可得：本试验所用的的预处理系统作为热电厂化水车间离子交换的前处理，其主要功能应该是：去除再生水中离子交换系统无法去除的污染物；去除再生水中能够或可能对离子交换系统理化性能、交换能力产生不利影响的污染物；尽可能地降低离子交换系统的工作负荷。而离子交换系统的主要功能是除盐，而不是针对浊度、色度、阴离子表面活性剂，尤其是对去除有机污染物作用不大，同时，也应考虑若碱度、硬度过高，会增大离子交换系统的负荷。

2.3 研究内容及水质测定指标和方法

2.3.1 研究内容

本课题的主要研究内容如下：

1. 药剂选择及使用条件的确定。
2. 石灰乳、PAC、PAM 药剂配置投加系统调试，取得制备液工况操作参数。
3. 混凝沉淀系统调试，混凝沉淀系统处理效率，调整系统来水在该系统的水力布置，并根据北石桥来水的水质参数变化情况，取得调试期间药剂投量、及混凝、沉淀工作参数，为工业化生产提供操作细则，以节约运行成本。
4. 无阀过滤系统调试，检测该系统处理效率和生产能力，确定自然和人工（强制）反冲洗周期及有关操作。
5. 活性炭吸附系统调试，检测该系统处理能力和效率，并根据生产用水量的变化，制定罐体交替使用方案及细则，以便平衡使用活性炭再生周期，最大限度地延长活性炭再生周期，节约运行成本。

2.3.2 水质测定指标和方法

调试过程中的测试指标与方法如表 2-3 所示：

表 2-3 水质测定项目及测试方法

编号	项 目	测 定 方 法
1	pH	玻璃电极法
2	COD _{Mn}	高锰酸钾法
3	浊度	散射透光法
4	色度	稀释倍数法
5	阴离子表面活性剂	亚甲基蓝分光光度法
6	余氯	碘量滴定法
7	细菌总数	琼脂培养法
8	铁离子、锰离子、铜离子、锌离子	原子吸收分光光度法
9	COD _{Cr}	重铬酸钾法
10	总硬度	络合滴定法

11	总碱度	中和滴定法
12	TP	钼锑抗分光光度法
13	NH_4^+-N	纳氏试剂光度法
14	NO_2^--N	N-(1-萘基)-乙二胺光度法
15	NO_3^--N	紫外分光光度法
16	溶解固体(或含盐量)	重量法
17	Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 、 K^+ 、 Na^+ 、	原子吸收光度法
18	Cl^- 、 SO_4^{2-}	离子色谱

3 石灰软化与混凝沉淀单元工艺的调试

3.1 药剂选择与使用条件的确定

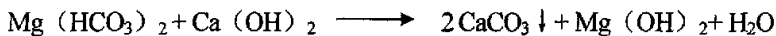
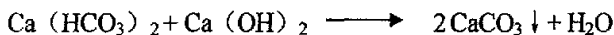
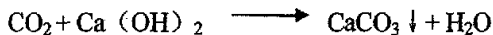
工艺采用的原水来自北石桥污水处理厂深度处理出水,其深度处理工艺主要由混凝、沉淀、过滤等处理单元组成,目的是为了降低污水厂三级处理出水的致浊度物质和部分有机物。比较北石桥污水净化中心的深度处理出水水和西安市自来水水质,我们会发现两者之间有一项水质指标存在较大的差异,此指标为含盐量。深度处理出水的含盐量为510mg/L~590mg/L,而自来水的含盐量为360mg/L~390mg/L,相差值约为150mg/L~200mg/L,而后期的活性炭吸附对降低含盐量几乎不起作用。这样必将增加离子交换系统的负荷,增加运行费用,而且无法保证其出水达到处理要求。

从技术和经济因素综合考虑,如先将污水厂提供的原水利用石灰进行软化处理,这样可以使水中的 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 与石灰溶液中的 OH^{-} 反应生成 CaCO_3 沉淀析出,达到除硬度的目的,同时还可以降低原水中阴离子的含量,从而在一定程度上降低原水的含盐量。含盐量和硬度的降低对降低后续工艺特别是对离子交换系统的负荷大有帮助。

通过石灰软化实验,我们的目标是将再生水的含盐量和硬度都降到自来水的水平,以便和后续已建成的以自来水未处理对象的离子交换系统相匹配,即含盐量由510mg/L~590mg/L降至自来水的水质水平360mg/L~390mg/L,将硬度由180mg/L~260mg/L降低至80mg/L~100mg/L,同时希望重碳酸盐碱度、碳酸盐碱度、高锰酸盐指数等指标也能有一定程度的降低。

软化是指用化学方法降低或去除水中的钙、镁离子,降低水中的硬度。软化分为药剂软化法和离子交换法两种。药剂软化是化学沉淀的主要形式。化学沉淀是根据溶度积原理使水中所含的不需要成分在适当的药剂作用下形成不溶性化合物的过程(其工艺过程通常与混凝、沉淀或澄清过程同时进行)。

石灰软化过程包括下面几个反应:



上面这些反应实际就是碳酸平衡从 HCO_3^{-} 向生成 CO_3^{2-} 的方向转移。因此在石灰法处理中,由于 HCO_3^{-} 被破坏,即降低了原水碱度,同时从水中除去了钙、镁离

子和游离的二氧化碳，也降低了原水的溶解固体（含盐量）和硬度。同时可以除去水中部分铁和硅的化合物。

药剂软化采用的药剂通常为石灰、纯碱、苛性钠和磷酸三钠等，一般可根据原水水质和处理后对水质的不同要求，采用一种或几种药剂同时投加，本次实验中采用石灰软化。根据工艺要求和实验验证，石灰软化过程往往与混凝、沉淀过程同时进行，在本次实验中发现，生成的 CaCO_3 沉淀物粒径极小，分离效果极差，透加了混凝剂后，絮体迅速生成，沉降速度增大，沉降时间缩短，能迅速生成大量的白色沉渣。

根据原水水质和状况，主要目的是使 CaCO_3 沉淀的细小颗粒沉降迅速，絮体变大，故选用混凝处理法。根据各种混凝剂的不同性质和作用，选用的混凝剂是聚合氯化铝 PAC，同时选用高分子絮凝剂聚丙烯酰胺为助凝剂。混凝剂和絮凝剂的选择和投加量由实验确定。

根据以往的研究结果和西安的地理位置（附近有几个大的石灰厂），决定采用石灰作为软化剂进行进一步的试验，以比较不同产地的石灰对硬度的去除效果，并与工业用 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 比较，以确定除硬剂的种类及其初步投量。

3.1.1 软化剂的选择

1. 石灰处理效果的比较

实验选用了铜川产石灰、礼泉产石灰和乾县产石灰等三种不同产地的石灰进行对比，石灰的投量分别为 80mg/L、120mg/L、160mg/L、200mg/L 和 240mg/L，结果如下：

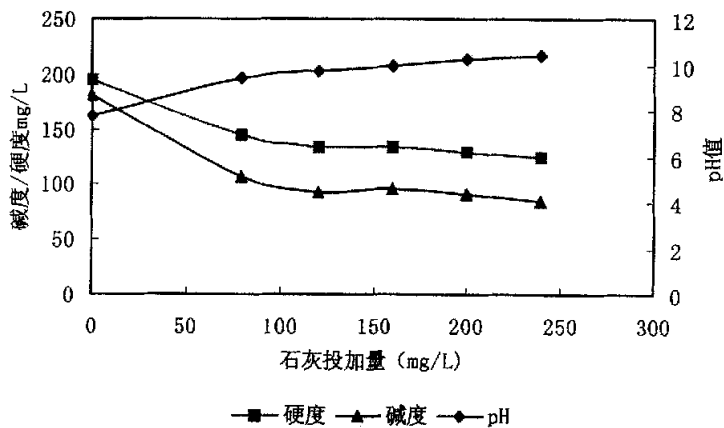


图 3-1 铜川产石灰的硬度去除效果

图 3-1 是铜川产石灰的硬度去除效果图，从图上可知：随石灰投量的增加，原水的碱、硬度呈下降趋势；pH 值由于石灰提供的 OH⁻ 剩余而呈上升趋势。当石灰投量为 120 mg/L 时，硬度由 197 mg/L 下降为 139 mg/L，硬度降低 58 mg/L；碱度由 187 mg/L 下降为 108 mg/L，碱度降低 79 mg/L。从化学反应计量关系来计算：当去除钙暂时硬度 60~70mg/L 时，石灰投量约在 100~120mg/L。由此可知：铜川石灰的性能可以满足使用要求。

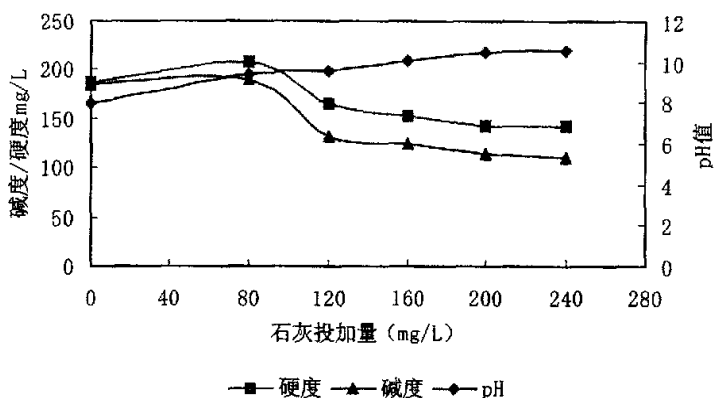


图 3-2 礼泉产石灰硬度去除效果

图 3-2 是礼泉产石灰的硬度去除效果图，比较图 3-1 和图 3-2 可知：在石灰投量相同条件下，礼泉石灰对硬度、碱度的去除均不及铜川石灰。在石灰投量为 120 mg/L 时，硬度降低了 23 mg/L、碱度降低 49 mg/L。且 pH 较铜川石灰偏高。表明礼泉产石灰的硬度去除效果差。

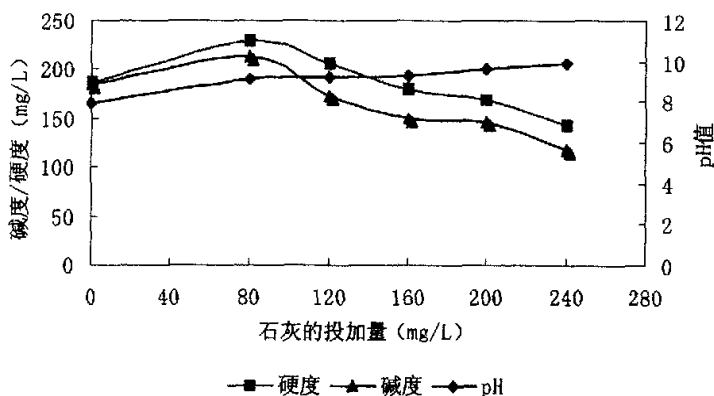


图 3-3 乾县产石灰（粉状）硬度去除效果

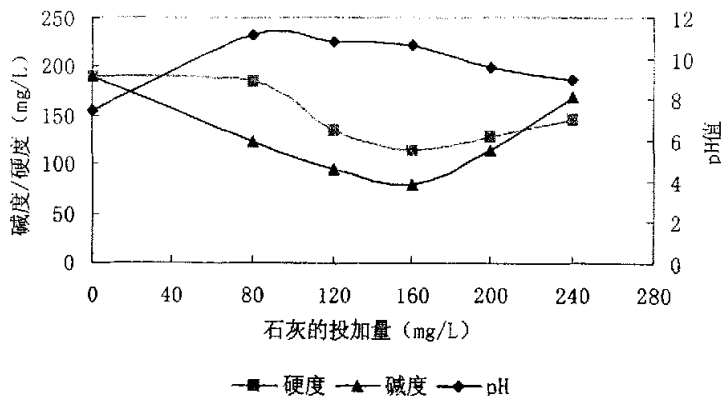


图 3-4 乾县产石灰（块状）硬度去除效果

图 3-3、图 3-4 所示为乾县产粉状及块状石灰的硬度去除效果。图 3-3 中，当加入石灰后，水相中碱、硬度有所上升，且随石灰投量的增加，对碱、硬度的去除量并未明显增加；图 3-4 中，当石灰投量为 120 mg/L 时，碱硬度的去除情况与铜川石灰性能接近，但随石灰投量的增加，碱、硬度均有不同程度的上升，说明其工作范围较窄、除硬稳定性较差。且石灰为块状，计量、消解较困难。

综合上述实验结果可以看出：铜川产石灰对原水硬度的去除效果较好，且其工作范围较宽；当石灰投量为 120 mg/L 时，硬度由 197 mg/L 下降为 139 mg/L，硬度降低 58 mg/L；碱度由 187 mg/L 下降为 108 mg/L，碱度降低 79 mg/L，即石灰投量约在 100~120mg/L 时，就可以满足除硬要求。建议采用铜川石灰作为该原水的软化剂。

3.1.2 混凝剂的选择

混凝剂采用 PAC、硫酸铝（试剂）、工业精制硫酸铝；试验条件：石灰（铜川产）：200mg/l、PAM：0.5mg/L；实验方法如前所述。实验结果如下：

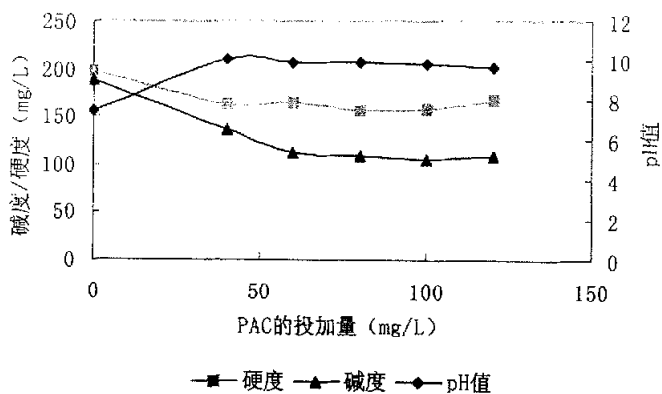


图 3-5 PAC 的的投量对碱度、硬度和 pH 值的影响

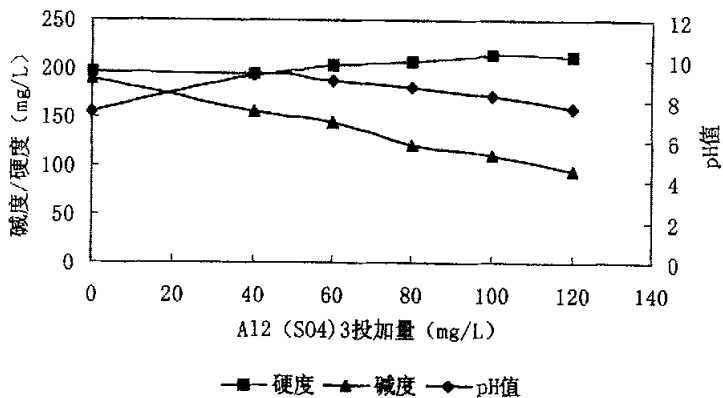


图 3-6 Al₂(SO₄)₃ 的投量对碱度、硬度和 pH 值的影响

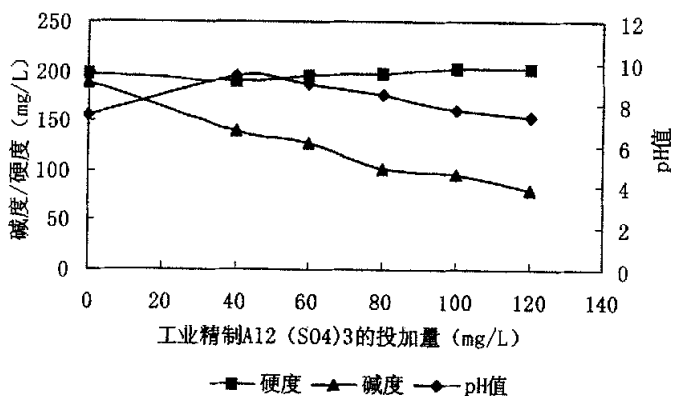


图 3-7 工业精制 Al₂(SO₄)₃ 的投量对碱度、硬度和 pH 值的影响

图 3-6、图 3-7 为选用不同纯度 $Al_2(SO_4)_3$ 不同投量对碱度、硬度及 pH 的影响。结果表明：以 $Al_2(SO_4)_3$ 为凝聚剂时，虽然可获得较低的 pH，但其对石灰反应产物的凝聚效果并不优于 PAC。同时，由于溶解态 Al^{3+} 的引入，其水解过程会消耗 OH^- ，一定程度上表现为与除硬过程竞争 OH^- 。因此，以硫酸铝为凝聚剂时，碱度、硬度去除效果受到影响。另外，溶解态 Al^{3+} 干扰了硬度的测定，使测定结果表现为：硬度的去除基本无效果。

综合比较图 3-5~3-7 可以认为：凝聚剂应选用 PAC，其投加量为 60mg/L；混凝过程对硬度的直接去除作用有限，工艺过程中混凝单元的作用主要表现在去除软化过程中生成的微细颗粒物质，保证软化效果和出水浊度。

3.1.3 助凝剂的投量的确定

根据以往的成果并考虑经济方面的原因，确定采用非离子 PAM 作为助凝剂，实验主要确定其合适的投加量，实验结果如图 3-8、图 3-9、图 3-10 所示：

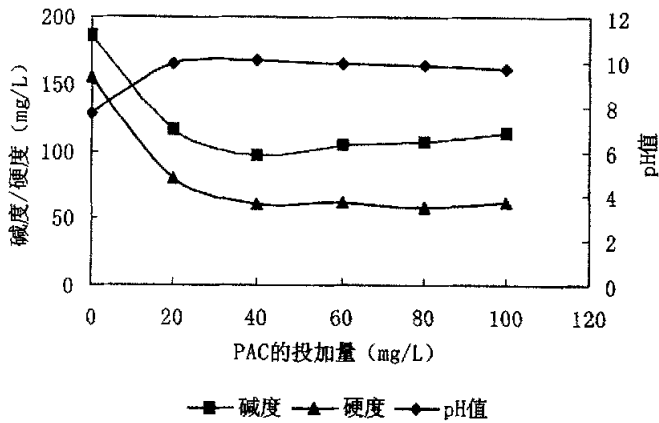


图 3-8 PAM 投量为 0.4mg/L 时碱度、硬度及 pH 的变化

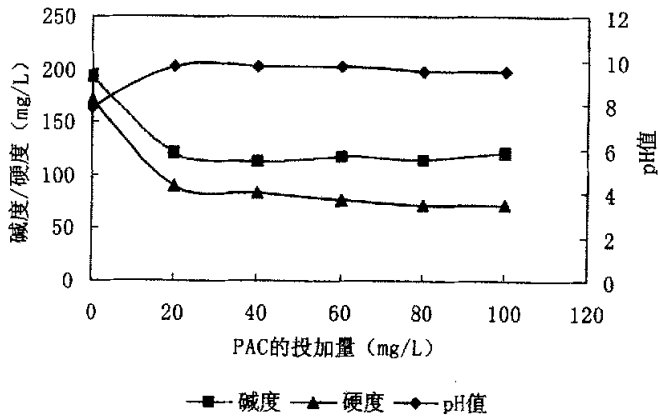


图 3-9 PAM 投量为 0.8mg/L 时碱度、硬度及 pH 的变化

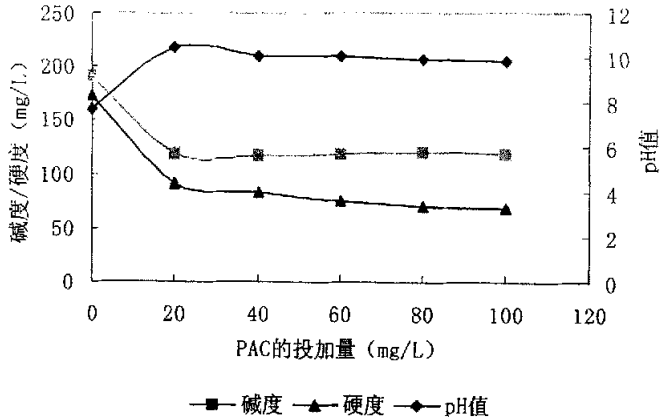


图 3-10 PAM 投量为 1.6mg/L 时碱度、硬度及 pH 的变化

比较图 3-8、图 3-9 及图 3-10 可知：PAM 投量的变化对混凝过程及混凝效果无大的影响。当混凝条件较好时，PAM 投量不是影响石灰软化效果的主要因素；但是由上述三组数据可以看出，在三种 PAM 的投加量下，水中的胶体均没有出现再稳现象，而且景有海^[41]认为吸附在滤料表面的颗粒，会因其与滤料表面的粘附力较弱而被过滤水流冲刷剥离下来。为了增大悬浮颗粒与滤料表面的粘附性，通常还向水中投加适量的高分子物质，借助高分子的吸附架桥作用而将悬浮颗粒与滤料粘附在一起，这类物质主要是为了改变颗粒间的吸附性能的，称为助滤剂，常用的助滤剂有聚丙烯酰胺（PAM）等，由此可以看出，PAM 对后续的过滤处理还有一定的帮助。

3.2 混凝沉淀单元工艺的调试

3.2.1 混凝条件的确定

混凝处理是指向水中投加混凝剂（或絮凝剂），通过混凝剂溶解产物压缩胶体颗粒的扩散层，达到胶粒脱稳而絮结；或者通过混凝剂的水解或缩聚反应而形成的高聚物的强烈吸附架桥作用，使胶粒被吸附粘结。混凝反应包括凝聚和絮凝两个阶段，凝聚阶段形成较小的微粒，再通过絮凝形成较大絮体。在絮体形成过程中，不但能吸附悬浮颗粒，还能吸附部分细菌和溶解物质。絮体可以在一定沉淀条件下从水中沉降、分离出来。

在混凝过程中的水力条件对混凝效果具有重要影响，整个混凝过程可以分为

两个阶段：混合和反应，这两个阶段在水力条件上的配合非常重要。混合和反应阶段均需搅拌，此时，水中微粒通过速度实现碰撞，搅拌强度和搅拌时间是两个主要控制指标。搅拌强度常用速度梯度 G 来表示。在混合阶段，要求混凝剂与废水迅速混合，为此要求搅拌强度要大，但时间要短，通常认为 G 在 $500\sim 1000s^{-1}$ ，搅拌时间在 $10\sim 30s$ ，在反应阶段，不仅要为微絮体的接触碰撞提供必要的紊流条件和絮体成长所需的足够时间，还要防止已生成的小絮体被打碎，因此搅拌强度要小，相应的 G 和 t 分别为 $20\sim 70s^{-1}$ 和 $15\sim 30min$ 。

从设计资料中查得：混凝反应池的有效容积是 $55m^3$ （两组），所以单池的有效容积为 $27.5m^3$ 。所以反应池的实际停留时间 $T=11min<15min$ 的最小值，表明设计的反应池过小，不能满足处理 $300m^3/h$ 的要求；如果要满足反应时间的条件则应对流量进行调节，经过计算满足最小停留时间的流量为 $220m^3/h$ 。

3.2.2 沉淀条件的确定

水中悬浮颗粒在重力作用下，从水中分离出来的过程称为沉淀。

斜管沉淀池，是一种在沉淀池内装置许多直径较小的平行倾斜管的沉淀池。特点是沉淀效率高、池子容积小和占地面积少。斜管沉淀池因沉淀时间短，故在运转中遇到水量、水质变化时，应加强注意和管理。

通过对设计图纸及实际工程的实地测量，经计算得沉淀区的实际 $V=114m^3$ ，沉淀池的设计流量为 $300m^3/h$ ，根据 $V=Q \cdot t$ ，得沉淀时间 $t=22.8min$ 。而有关设计手册及诸多的运行经验表明：沉淀池的沉淀时间一般为 $30\sim 40min$ ，当沉淀时间采用 $30min$ 时，经计算的斜管沉淀池能够保证水质的流量为 $228m^3/h$ ，小于设计水量 $300m^3/h$ 。

由于混合反应池和斜管沉淀池是已经建成的构筑物，无法改变沉淀池的体积等参数，所以综合考虑计算结果和工程实际，为了实现水质处理目标，将处理水量由 $300m^3/h$ 调整为 $230m^3/h$ 。

3.2.3 混凝沉淀运行参数的确定

综合上述两节的核算结果，可以明显看出：混凝反应池和管沉淀池的设计存在一些问题，主要体现在反应池和沉淀池的容积不足，要解决这一问题，主要有两个解决办法：一个是增加药剂的投加量，另外一个就是降低处理水量，以保证后续处理效果，具体实验结果如下：

1.增加药剂的投加量：将石灰的投加量增加到 200mg/L，PAC、PAM 的投加量不变。

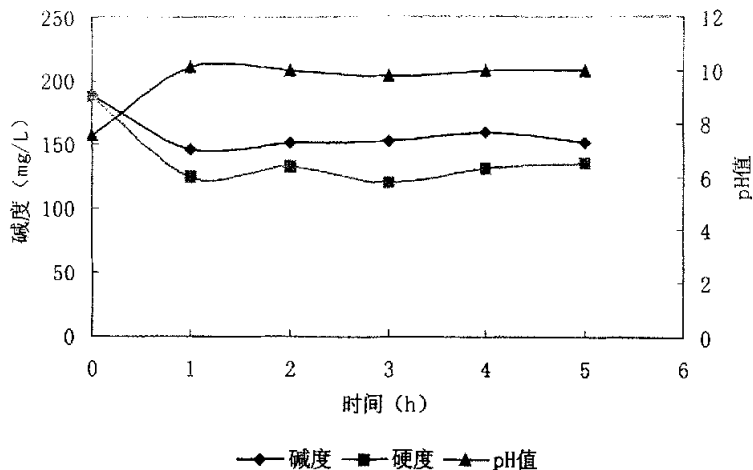


图 3-11 增加石灰投量后的碱度、硬度及 pH 值的变化

图 3-11 是增加石灰投量后的碱度、硬度及 pH 值的变化，0 点是原水的水质状况。由上图可以看出：增加石灰的投加量后，硬度降低了 60mg/L 左右，但是 pH 值均在 10 左右，如果采用这个石灰投量，必须对 pH 值进行调节，这样势必会增加处理费用和工作难度。由此可以看出，改变石灰的投量后，虽然处理工艺对碱度及硬度的去除效果较好，但是调节 pH 值会增加运行费用和运行难度，所以增加药剂投量是不可取的。

2.降低再生水的流量：将再生水的流量由 300m³/h 降为 230m³/h。

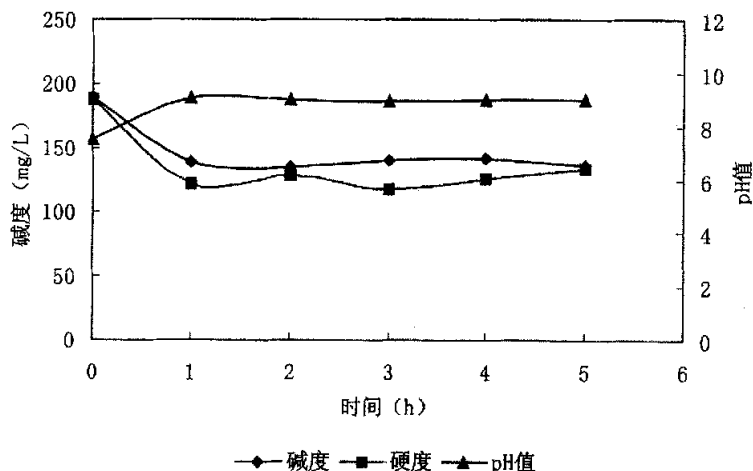


图 3-12 Q=230m³/h 时的碱度、硬度及 pH 值的变化

图 3-12 是降低再生水流量后, 连续 5 小时的碱度、硬度及 pH 值的变化情况; 0 点是原水的水质指标。由图可以看出: 降低再生水流量后, 沉淀池的出水水质比较稳定, 硬度可以降低 60~70mg/L, 沉淀池出水的 pH 值维持在 9.0 左右。比较图 3-11 和图 3-12 可以看出: 两种情况下对硬度的去除效果没有很大分别, 但是增加药剂投量的 pH 值明显高于降低再生水流量后的 pH 值, 综合考虑经济及技术等方面的因素, 选择降低再生水的水量来改善混凝沉淀系统的处理效果。

通过核算和一系列的动态实验验证, 得出如下结论: (1) 混凝沉淀工艺单元的设计容积不足, 经过核算后, 确定混凝反应池的停留时间为 15min; 确定沉淀时间为 30min; (2) 在经过增加石灰投量和降低流量两种措施对比后发现: 增加石灰的投量对处理效果的改善明显, 但是 pH 值水平较高, 需采取其他措施降低 pH 值, 这样势必会增加处理费用, 同时考虑工厂运行员工的技术水平, 很难根据水质变化调节药剂的使用条件, 这样必将加大运行难度; 降低再生水量后的实验结果表明, 也可以达到水质目标, 而且 pH 值维持在 9.0 左右, 比较两种措施实验结果可以看出: 两种措施均可以满足处理要求, 但综合考虑经济和技术现状, 认为后者是可行的, 即将再生水的水量由 300m³/h 调整为 230m³/h。

3.3 石灰软化与混凝沉淀单元工艺存在的问题及其解决方法

3.3.1 加药系统存在的问题及其解决方法

加药系统存在问题主要是石灰乳管道堵塞、石灰加药泵运行不稳定、PAM 溶解不充分、石灰包装袋破裂及石灰输送带的安全防护, 由于这些问题在现有工艺及装备情况下较难解决, 为保证调试的正常进行, 仅提出了临时的解决方案。更为合理、有效的解决办法, 应在进一步相关研究的基础上提出。

1. 石灰乳管道堵塞及其解决方法

(1) 石灰乳管道堵塞

图 3-13 是石灰乳管道堵塞情况。由图 3-13 可以看出, 石灰乳管道截面积的一半以上被凝结的石灰堵塞, 这样会严重影响管道的输送能力, 进而影响整个预处理系统的运行效果。

(2) 原因分析及临时解决方法

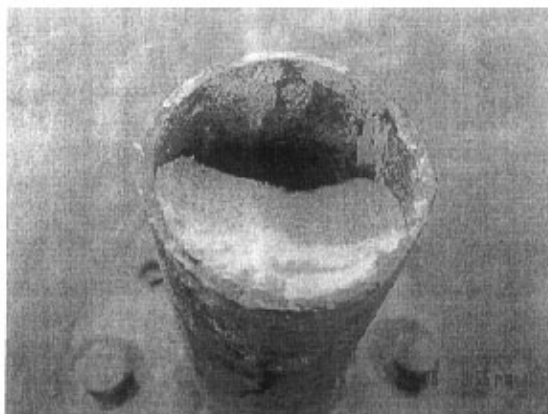


图 3-13 石灰乳管道堵塞情况

经初步分析认为管道堵塞原因可能为：①管道中石灰乳流速较低，使得石灰在管道中沉积；②石灰乳罐切换时，部分连接管道中石灰在管道中沉积。并针对上述原因提出临时解决方法：定时检测石灰乳泵的流量；增加石灰乳回流支管。如长期应用，则建议对石灰乳储槽及计量泵重新进行布置，以缩短输送距离，减少石灰乳在管道内沉淀的机会。

2. 石灰加药泵运行不稳定及其解决方法

(1) 石灰加药泵不稳定

石灰加药泵运行不稳定主要表现在泵体密封件由于磨损造成渗漏及管道堵塞后流量减小。图 3-14 为石灰加药泵泵体渗漏情况。



图 3-14 石灰加药泵泵体渗漏情况

(2) 解决方法

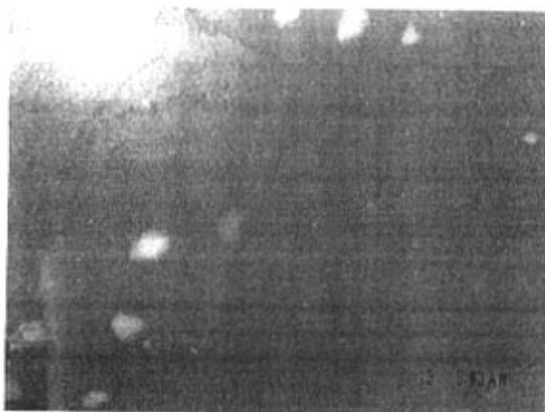
针对对原因的分析可以有以下解决措施：及时更换易损件；定时标定药剂的实际投加量。更彻底的解决方法为将石灰乳计量泵更换为耐腐蚀、耐磨损的计量泵。

3. PAM 溶解系统存在的问题及其解决方法

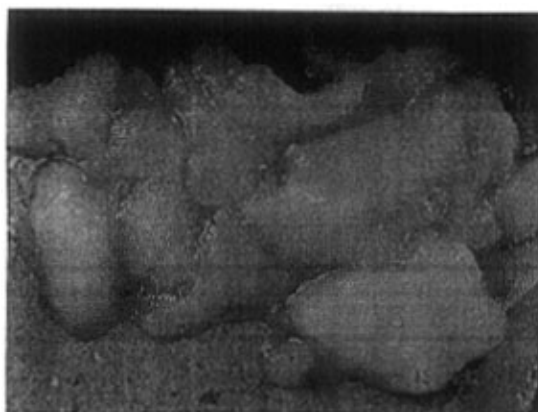
一、PAM 溶解系统存在的问题及其解决方法

(1) PAM 溶解系统存在的问题

PAM 溶解不充分，主要原因是搅拌强度太低、搅拌方式不当。图 3-15 (a、b) 为 PAM 溶解情况图。



(a) 储药罐中未溶解的 PAM



(b) 由于搅拌不充分在罐底沉积的 PAM

图 3-15 PAM 溶解情况

(2) 解决方法及建议

根据系统的实际情况提出如下解决措施：

增大溶解罐容积，以满足溶解时间不小于 8~24h 的要求；增加搅拌机转速，加大搅拌强度；将现在使用的推进式搅拌桨改为垂直叶片式；调整 PAM 的溶解方式和投加浓度。

二、药剂溶解槽容积不足

系统动态运行过程中发现：药剂溶解槽容积太小造成工况条件下运行时，每

班工人的配药频次过高、劳动强度增大。建议：石灰、PAM 的配制次数不宜超过 1 次/班；PAC 的配制次数不宜超过 2 次/班，并据此调整药剂溶解槽的容积到一合适的值。

4.石灰包装袋破裂问题及其建议

(1) 石灰包装袋破裂问题

正常包装的石灰为 25kg/袋，易于计量和投加。石灰包装袋破裂造成干石灰投加时计量不准确，同时使工作条件变差。具体见图 3-16 所示。

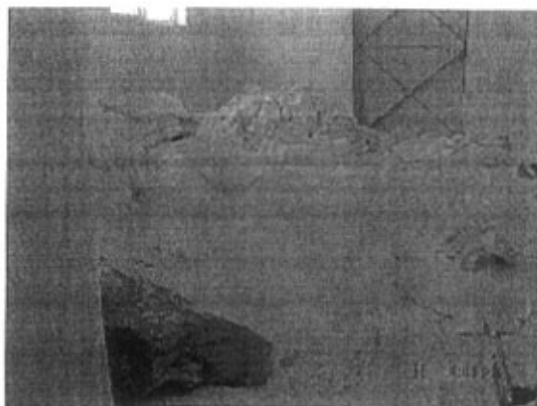


图 3-16 石灰包装袋破裂后石灰储存间状态

(2) 建议

石灰储存期应该有要求：夏秋季不宜超过 20d；冬春季不宜超过 30d，并注意作防潮处理，以免石灰结块影响溶解和投加效果。

5.石灰输送带的安全防护问题及其建议

(1) 在实际运行过程中，有时需要操作工人从石灰输送带下穿过，因此，存在机械损伤的隐患。石灰输送带局部图片见图 3-17。

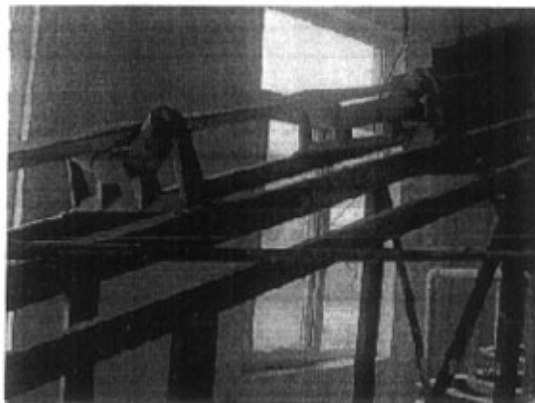


图 3-17 石灰输送带

(2) 建议

在石灰输送带下部、工作人员穿越区加装防护网。

3.3.2 石灰软化及混凝反应系统存在的问题及改造方案

1. 石灰软化及混凝反应系统存在的问题

动态运行过程中，石灰软化和混凝反应系统存在的主要问题为：

①石灰软化及混凝反应时间过短。

②药剂投加方式不当。预处理工艺设计中采用石灰、PAC、PAM 在同一管道混合器中投加的方式，未充分考虑石灰软化、混凝过程对混合方式及反应时间的不同要求。从机理上讲，这种投加方式是不适当的；调试结果表明：不能实现软化、除硬的功能。

2. 石灰软化系统及混凝反应系统的临时改造方案及其建议

(1) 石灰软化系统及混凝反应系统的临时改造方案

对于石灰软化及混凝反应时间过短的问题，在现有工艺条件下无法改造。因此，为保证调试的正常进行，石灰软化及混凝反应系统临时改造方案的核心是对加药方式及加药点改造，为石灰反应、混凝反应创造独立的混合及反应条件。方案是：将石灰加入现有的管道混合器，实现石灰与原水的混合，并进入第一反应室进行石灰软化反应；在第一、第二反应室过水孔两侧分别加入 PAC 及 PAM，在第二反应室实现混凝剂与原水的混合及反应。

(2) 建议

鉴于石灰软化及混凝反应系统的临时改造方案是为了保证调试正常进行的权宜之计，考虑到混合、反应效果的好坏直接影响沉淀池出水水质，进而影响滤池的处理能力、预处理系统自用水量及滤池工作周期，影响系统连续运行的稳定性。因此，调试工作完成后，应对石灰软化及混凝反应系统存在的问题开展专项研究，提出技术合理、效果稳定、易于实现的改造方案。

3.3.3 沉淀池存在的问题及其解决方法

(1) 沉淀池存在的问题

调试中发现：斜管沉淀池边壁涌水量较大，存在严重短流现象。这一问题与斜板安装时底部止水措施不当有关。

(2) 解决方法

鉴于拆除斜管在其底部采取止水措施的工作量太大、改造周期长，建议采取在斜管上部采取止水措施，方法是：斜管上部边壁空隙处填装 20cm 左右海绵。在这种方案工作量小、改造周期短、易于实现。具体见图 3-18。采取此措施后，系统运行效果明显改善，没再出现短流现象，沉淀效果大大提高。

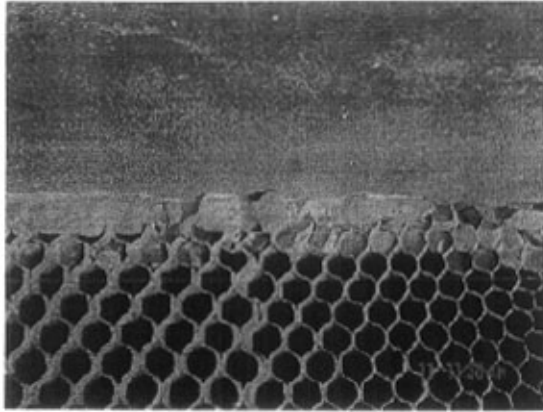


图 3-18 沉淀池止水措施图

3.4 本章小结

1. 经过一系列静态实验优选出合适的药剂并确定了其投量：石灰 120mg/L、PAC60mg/L、PAM0.4mg/L。
2. 确定了混凝沉淀单元工艺的运行参数。反应池的反应时间为 15min；沉淀池的沉淀时间为 30min。动态实验结果发现，在这些运行参数下，现有的石灰软化、混凝沉淀单元工艺不能满足 300m³/h 的设计水量的要求，经过对不同措施的实验结果进行对比讲再生水量降低为 230m³/h。
3. 调节水量后，通过石灰软化、混凝沉淀单元工艺处理的再生水硬度可降低 60~70mg/L，pH 值维持在 9.0 左右，达到处理目标。

4 过滤单元工艺的调试

4.1 无阀滤池的特点及运行关键

4.1.1 无阀滤池的工作过程

过滤是一种使水通过砂、煤粒或硅藻土等多孔介质的床层以分离水中悬浮物的水处理操作过程，其主要目的使去除水中呈分散悬浊状的无机质和有机质粒子，也包括各种浮游生物、细菌、滤过性病毒与漂浮油、乳化油等。

图 4-1 为重力式无阀滤池的示意图。过滤时，来水经进水渠溢入进水槽 1，再通过进水管 2 和挡板而分布在滤料层上方，再通过滤层 3、垫层和小阻力配水系统（底部空间 4 组成），由联通管 5 上升至冲洗水箱 6，并由滤池溢流口 8 进入清水管 7。

随着滤层水头损失的不断增大，虹吸管 10 中的水位亦不断上升，当达到虹吸辅助管 9 的管口时，水便由该管泄下，同时抽吸虹吸下降管 12 中的空气，使之形成真空，导致主虹吸管（由 10 和 12 组成）接通，将滤池上方的水大量抽出至水封井，经堰溢入排水管 14。主虹吸管抽吸滤池上方的水时，冲洗水箱 6 中的存水便对滤层进行反洗，当水位下降到虹吸破坏管 13 的管口处时，空气便进入该管，使主虹吸管（10 和 12 组成）的虹吸破坏。此后又开始下一周期的过滤。

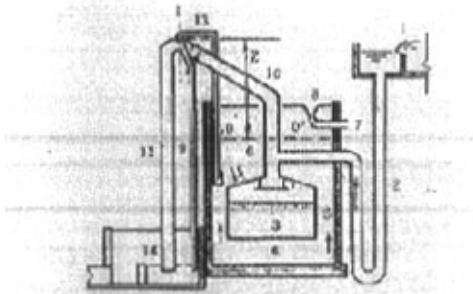


图 1 重力无阀滤池结构示意图

1—高位槽；2—进水管；3—滤层；4—配水区；5—连通管；6—冲洗水箱；7—出水管；8—出水槽；9—虹吸辅助管；10—虹吸上升管；11—抽气管；12—虹吸下降管；13—虹吸破坏管；14—排水井；15—堰环。

4.1.2 无阀滤池的特点及其运行关键

重力式无阀滤池因无大型阀门，造价较低，冲洗完全自动，操作管理方便等，而被广泛应用于工矿企业、村镇的除浊、除铁、锰的中、小水量的净水站。

无阀滤池运转管理的要点是：

(1) 滤池初次运转时, 要做好滤料中空气的排除, 可控制进水使慢慢的滴下; 或是先将水注入水箱内, 让水自下而上的浸润滤料。滤池初次反冲洗前, 应将冲洗强度调节器调整到为虹吸下降管管径的 1/4 开启度, 然后逐渐放大开启度到给定强度为止,

(2) 在滤池试运转时, 应对冲洗历时(冲洗水箱水位下降起, 到虹吸破坏为止)、虹吸形成时间(排水井堰顶溢流起, 到冲洗水箱水位下降为止)及滤池冲洗周期等指标进行测定, 并校核到正常状态。平时正常运转时, 只要对进、出水浊度及各种特殊情况予以记录。滤池运行后, 每隔半年左右应打开人孔进行检查。

4.2 无阀滤池的动态调试结果

在上一章中, 主要对药剂进行了优选并对药剂的投加量进行了比较, 这一节主要是考察回用水经滤池处理后的出水是否合格, 并进行后续构筑物的调试。

在前面的实验中确定系统的处理水量为 $230\text{m}^3/\text{h}$, 药剂投加量分别为: 石灰: $120\text{mg}/\text{L}$, PAC: $60\text{mg}/\text{L}$, PAM: $0.4\text{mg}/\text{L}$ 。

图 4-2~4-5 分别是当药剂投量分别为石灰 $120\text{mg}/\text{L}$ 、PAC $60\text{mg}/\text{L}$ 、PAM $0.4\text{mg}/\text{L}$ 时, 原水、第二反应池上清液、沉淀池出水和滤池出水的硬度、碱度、pH 值及浊度的变化情况。由以上四图可以看出: 污水厂三级出水水质比较稳定: 硬度在 $188\text{mg}/\text{L}$ 左右, 碱度在 $190\text{mg}/\text{L}$ 左右, pH 值在 7.5 左右, 浊度小于 0.4NTU 。经混凝、过滤工艺处理后发现: 硬度去除了 $50\sim 70\text{mg}/\text{L}$, 碱度去除了 $100\text{mg}/\text{L}$ 左右, 滤池出水浊度在 0.1NTU 左右, 且滤池出水水质稳定, 满足水质要求, 可以进入后续活性炭吸附系统进行调试。

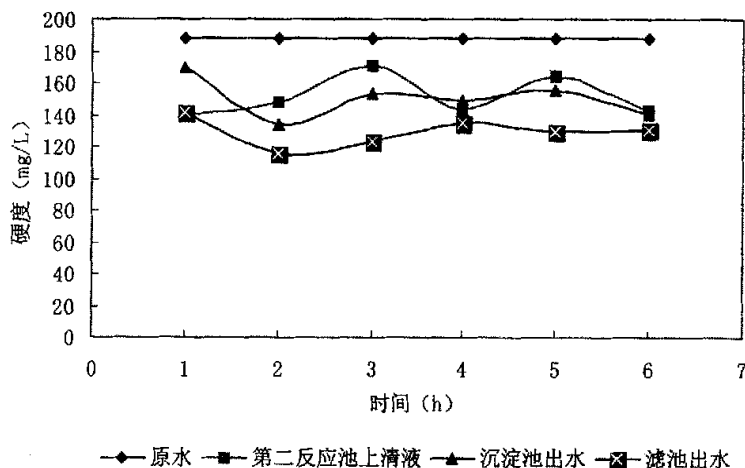


图 4-2 各构筑物的硬度的去除情况

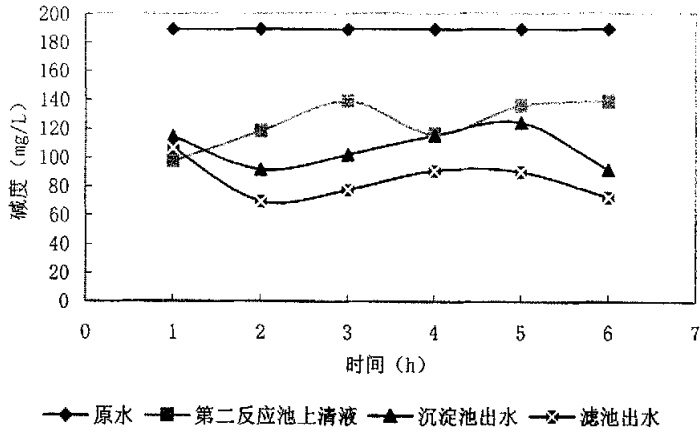


图 4-3 各构筑物的碱度的去除情况

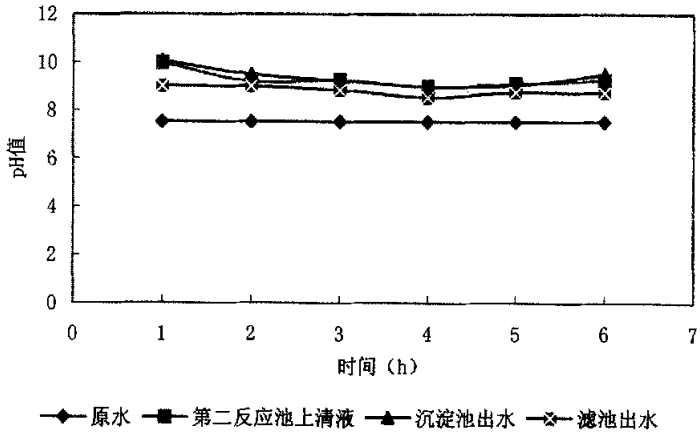


图 4-4 各构筑物的 pH 值的变化情况

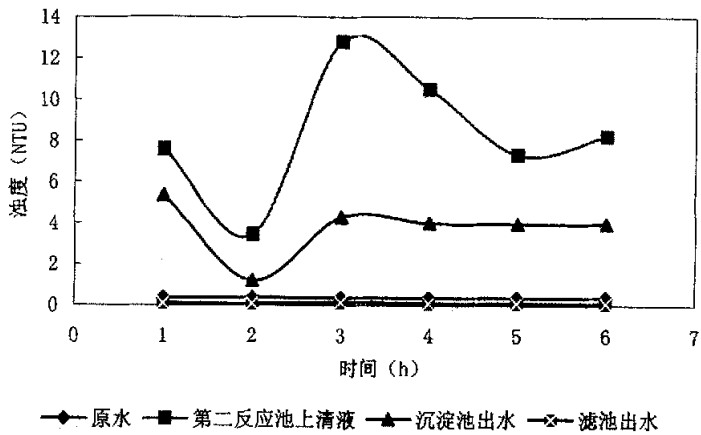


图 4-5 各构筑物浊度的变化情况

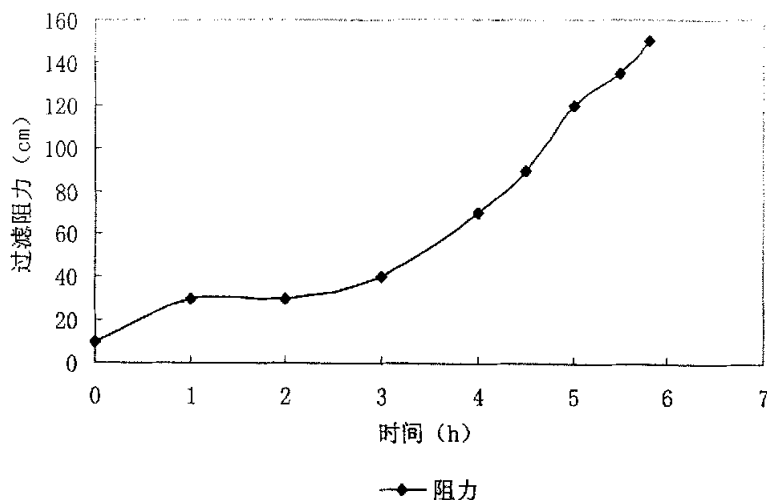


图 4-6 无阀滤池的过滤阻力变化情况

当滤层工作时，随着滤层截留悬浮物的增多，过滤阻力增加，滤层孔隙率会随之减小，过滤水头损失增大，一旦过滤水头损失超过一定值或出水浊度超出一定标准，滤池都必须停止工作，并对滤池进行反冲洗。

所谓“反冲洗”就是让经过过滤后的清洁水反向（自下而上）高速通过滤层，依靠高速水流将截留再滤料表面的悬浮物冲刷下来，并被水流携带出滤层。为了使滤层冲洗干净，保证下一个周期内滤池的出水合格，要求反冲洗速度很大，并要使滤层达到一定的膨胀度，这样可借助滤料颗粒间的相互碰撞作用，将滤料表面粘附力较强的悬浮颗粒剥离下来，并被水流带出滤层。

图 4-6 是无阀滤池在一个工作周期内的过滤阻力变化情况，由上图可以看出无阀滤池的工作周期为 6.5h。

4.3 无阀滤池存在的问题及解决方法

1. 无法实现虹吸

原因及解决方法：虹吸及辅助虹吸管未实现水封，因此，无法实现虹吸。这一问题与设计时采用的虹吸滤池标准图不完善有关。针对这一问题的解决方法如下：在虹吸出水管集水槽里增设清水池，清水池内维持一定水位，使虹吸及辅助虹吸管浸入水面以下，实现水封，具体见图 4-7。



图 4-7 虹吸出水管集水槽改造图

2. 滤池工作周期较短。

原因及解决方法：滤池阻力变化情况如下：

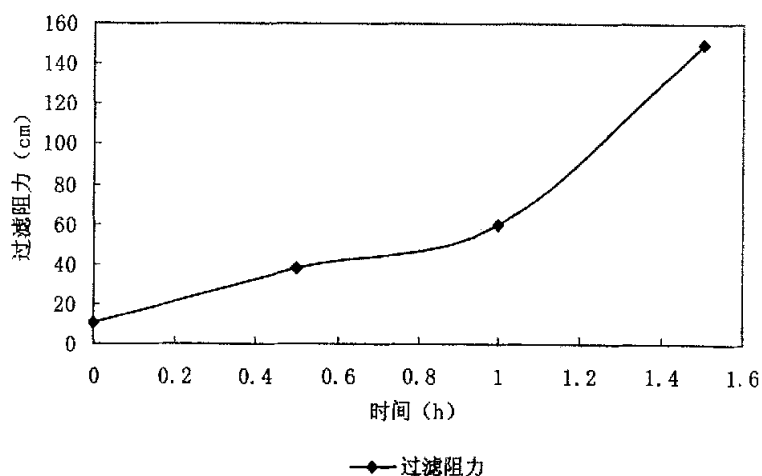


图 4-8 过滤阻力变化曲线

由上图可以看出，滤池的过滤阻力上升很快，1.5h 以后，过滤阻力以上升到很高的水平。滤池的工作周期较短，进而影响后续活性炭吸附系统、离子交换系统及热电厂软化水处理车间工作的稳定性。同时，反冲洗次数增加，导致产水量下降。

滤池工作周期较短的主要原因是预处理工艺中石灰反应及混凝反应效果不好，造成沉淀池沉淀效果差、出水水质不好，滤池处理负荷较大。

针对滤池工作周期较短的问题，其根本原因在于前处理系统处理效果不好。因此在滤池本身采取改造措施不能从根本上解决问题，但可以采取适当措施缓解滤池工作周期较短对处理系统稳定性的影响。

原设计中，滤池上部清水区相互连通，其中一个滤池反冲时，滤池上部清水

区中约 43m^3 将被消耗,造成反冲耗水量较大、滤池出水连续性降低。因此,采取封堵滤池上部清水池的连接孔的措施,但滤池反冲时仅消耗自身上部清水区中约 21.5m^3 清水,两座并联运行的滤池互不干扰,使反冲耗水量降低、滤池出水连续性得到一定改善。

3. 虹吸管出口处挡板间隙太大

虹吸管出口处挡板间隙太大造成滤池反洗强度过大,部分石英砂被冲出;在滤池上部清水区反冲洗水量一定时,虹吸管出口处挡板间隙太大也造成滤池反洗时间过短。

虹吸管出口处挡板间隙太大的问题较容易解决,仅需将挡板间隙调小。但挡板间隙应维持适当的大小,以满足设计反冲洗强度下出水要求。通过多次试验挡板间隙应在 $2\sim 2.5\text{mm}$ 左右。

4. 虹吸破坏管无法实现虹吸破坏

虹吸破坏管改造方法是:将原设计中采用的虹吸斗去掉,将虹吸破坏管截短,使其管口距清水池底约 28cm 。调试结果表明这种改造是成功的,较原设计更为可靠、合理。

4.4 本章小结

1. 沉淀池的出水效果直接影响无阀滤池的工作和其出水水质,因此,沉淀池的出水水质就显得尤为重要,同时,沉淀池的出水效果最好的情况下,无阀滤池的出水水质也应该最好,所以构筑物之间的协调运行就是本课题的研究关键,
2. 当沉淀池出水较差时,无阀滤池的工作周期很短,最短时仅为 1.5h ;当沉淀池出水改善后,无阀滤池的工作周期可延长到 6.5h 左右,这也足以说明,混凝沉淀效果直接影响着无阀滤池的工作效果。
3. 无阀滤池的运行参数,表面负荷: $7.13\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$;滤池的反冲洗强度 $11\text{L}/\text{s} \cdot \text{m}^2$;反冲洗时间 5min 左右。

5 回用水预处理系统的联动调试

5.1 系统联动调试的基本思路与各处理单元工艺的参数选择

5.1.1 系统联动调试的基本思路

锅炉补给水预处理工艺由混凝沉淀除盐、过滤、吸附有机物、平衡水中含盐量、消毒杀菌等工艺单元（环节）组成，各处理单元前后相互关联，其单元功能不能实现则会影响整个系统的出水指标。分段调试是针对每个单元工艺进行的，在调试过程中比较容易发现问题，从而实现对单元工艺的局部改造。同时考虑系统运行费用、工业化生产制度、北石桥来水水质变化等因素，在各处理单元满足工艺设计要求的情况下，通过系统联动运行，再对各处理单元进行反复调整，使整个系统在最优工况下运行。

5.1.2 各处理单元工艺的参数选择

在分段调试的基础上，得出了各处理单元工艺的参数。

1. 药剂投加系统：选用铜川产石灰投量为 120mg/L，PAC 投量为 60mg/L，PAM 投量为 0.4mg/L。
2. 石灰软化、混凝沉淀单元工艺的运行参数：石灰和混凝剂依次加入，混合时间 5min，反应时间 15min，斜管沉淀池的沉淀时间 30min。
3. 无阀滤池运行参数：滤速采用 8~10m/h，工作周期为 6.5h，反冲洗时间为 5min 左右。

5.1.3 活性炭吸附单元工艺的运行参数

1. 活性炭的吸附机理

活性炭用于水处理时，它本身是一种固体吸附剂，水是液相介质，水中的污染物则是被吸附的吸附质。活性炭对污染物的吸附有两种方式：一种是吸附质通过一种相当弱的力结合到吸附剂表面，称范德华力或物理吸附。在这种吸附中，被吸附分子的化学性质保持不变，吸附质可相对于吸附剂自由移动，又称可逆吸附；

另一种方式是在吸附质和活性炭表面之间有电子交换或共享发生的化学反应，二者之间有化学键形成，称化学吸附，是不可逆的。

活性炭对无机离子的去除，主要是通过静电作用实现。活性炭将无机离子吸附到其表面的带电位置上，从而使无机离子浓集在活性炭表面，当溶液中存在两种（或两种以上）浓度相近的被吸附离子时，若无其它因素干扰，离子所带的电荷将是影响吸附效果的主要决定因素。电荷数高的离子更容易被吸附；电荷数相等的离子，则由离子的大小决定吸附的次序，小离子容易趋向于吸附点，有利于被吸附。

活性炭对有机物的吸附能力与有机物的性质和活性炭本身的微孔结构性能有关，二者之间的作用是范德华力中的色散力起决定作用。活性炭的表面分子与被吸附的有机物分子间不发生电子转移，不形成化学键，对溶解性有机物吸附的范围为：分子大小在 0.1~100nm 之间；分子量低于 400 以下的有机物，分子量越大吸附性能越好（也有人认为分子量在 100~1000 是活性炭可能的吸附范围）。极性高的低分子化合物及腐殖酸等高分子化合物难被吸附。如果有机物分子的大小相同，则一般芳香族化合物较脂肪族化合物易被吸附，支链化合物比直链化合物易被吸附。溶解度越大亲水性愈强，则活性炭对其吸附率愈低。活性炭对水中憎水性较强的苯类化合物、酚类、石油及石油产品具有较强的吸附能力，而且对生物法和其它化学方法难以去除的有机污染物都有较好的去除效果。

活性炭的强吸附性能与它具有巨大的比表面积有关，活性炭的比表面积可达 500~1700m²/g。还与细孔的形状和分布以及表面的化学性质有关。活性炭的孔道按孔径大小可分为三类：1. 大孔，半径为 100~10000nm，大孔容积 0.2~0.5 ml/g，表面积只有 0.5~2 m²/g，占比表面积的比例不足 1%。主要分布在活性炭的表面，它对水中有机物的吸附作用不大，但作为生物载体它是微生物的繁殖和栖息之地，也是水中较大颗粒的聚集场所；2. 中孔（过渡孔），半径为 4~100nm 之间，过渡孔容积为 0.02~0.1 ml/g，其表面积占比表面积的比例 5% 以下，过渡孔是水中大分子有机物的吸附场所和小分子有机物进入微孔的必由之路。3. 小孔（微孔），半径在 4nm 以下，微孔容积约为 0.15~0.9ml/g，其表面积占比表面积的比例 95% 以上，是活性炭吸附有机物的主要场所和被吸附的小分子有机物的最终归宿。按照立体效应，活性炭所能吸附的分子直径大约是孔道直径的 1/2~1/10。也有报道认为，活性炭内起吸附作用的孔道直径（D）是吸附质分子直径（d）的 1.7~2.1 倍，最佳吸附范围是 D/d= 1.7~6。

一般来说，吸附量主要受微孔支配，但由于分子量（或分子直径）较大的吸附质，由于分子筛的作用，被吸附质难以进入小孔，因此小孔提供的表面积几乎不起作用。在实际应用中，应根据吸附质的直径大小和活性炭的孔隙分布来选择合适的

活性炭。一般来说，用于水处理的活性炭应具有发达的中孔。

2. 活性炭吸附单元工艺的运行参数

工作状态（6台）过滤面积 55m^2 ，滤速 7.0m/h ，反冲洗强度 $10\sim 12\text{L/m}^2 \cdot \text{s}$ ，历时 10min ，活性炭型号采用 ZJ-15，设计再生周期为 120 天，饱和的活性炭送回生产厂家再生，活性炭再生总损耗 $\leq 20\%$ 。

5.1.4 离子交换单元工艺的运行参数

1. 离子交换机理

离子交换法是水处理中软化和除盐的主要方法。离子交换的实质是不溶性离子化合物（离子交换剂）上的可交换离子与溶液中的其它同性离子的交换反应，是一种特殊的吸附过程，通常是可逆化学吸附。离子交换平衡是离子交换的基本规律之一，其反应可用下式表示：



当交换反应达到动态平衡时，A 交换 B 的选择系数 K_A^B 为

$$K_A^B = \frac{[\text{RB}]^{Z_A} (\text{A})^{Z_B}}{[\text{RA}]^{Z_B} (\text{B})^{Z_A}} = \left(\frac{\text{A}}{\text{RA}} \right)^{Z_B} / \left(\frac{\text{B}}{\text{RB}} \right)^{Z_A} \quad (1)$$

其中 Z_A 、 Z_B 为离子 A、B 的价数。在稀溶液中，各种离子的活度系数接近于 1。式中 (A)、(B) 均可用各自的摩尔浓度表示。若将树脂内液相中离子的活度系数的影响也归并入选择性系数 K 中，则式 (1) 可写为：

$$K = \frac{[\text{RB}]^{Z_A} [\text{A}]^{Z_B}}{[\text{RA}]^{Z_B} [\text{B}]^{Z_A}} \quad \text{式中 [i] 代表 i 离子浓度} \quad (2)$$

设反应开始时，树脂中的可交换离子全部为 A， $[\text{A}]$ 等于树脂总交换容量 q_0 (mmol/g 干树脂)， $[\text{RB}] = 0$ ，水中 $[\text{B}] = c_0$ (初始浓度，mmol/L)， $[\text{A}] = 0$ ；当交换反应达到平衡时，水中 $[\text{B}]$ 减少到 c_B ，树脂上交换了 q_B 的 B，即 $[\text{RB}] = q_B$ ，则树脂上的 $[\text{RB}] = q_0 - q_B$ ，水中的 $[\text{A}] = c_0 - c_B$ ，由式 (2) 可得

$$K \left(\frac{q_0}{c_0} \right)^{Z_B - Z_A} = \frac{(1 - c_B/c_0)^{Z_B} \cdot (q_B/q_0)^{Z_A}}{(c_B/c_0)^{Z_A} \cdot (1 - q_B/q_0)^{Z_B}} \quad (3)$$

式中 q_0 、 c_0 和 Z_A 、 Z_B 已知，只要测定溶液中的 $[\text{A}]$ 或 $[\text{B}]$ ，即可由上式求得 K。

式 (3) 适用于各种离子之间的交换。当 $Z_A = Z_B = 1$ 时，上式简化为：

$$\frac{q_B/q_0}{1 - q_B/q_0} = K \cdot \frac{c_B/c_0}{1 - c_B/c_0} \quad (4)$$

式中 q_B/q_0 称为树脂的失效度； c_B/c_0 为溶液中离子残留率。若以 q_B/q_0 为纵坐标，以 c_B/c_0 为横坐标，作图可得某一 K 值下的等价离子交换理论等温平衡线。

虽然实际等温平衡线因浓度的影响与上述理论平衡线有一定的差别，但仍然可以利用平衡线图来判断交换反应进行的方向和大致程度以及计算去除一定量离子所需的树脂量。当 q_B/q_0 相同时， K 值越大， c_B/c_0 越小，即水中目的离子浓度愈低，交换效果愈好。当 $K > 1$ 时，平衡线上的 $q_B/q_0 > c_B/c_0$ ，说明目的离子 B 易于交换到树脂上去，树脂对 B 有选择性，此种平衡称为有利平衡；反之，当 $K < 1$ 时，平衡线上的 $q_B/q_0 < c_B/c_0$ ，称为不利平衡；当 $K=1$ 时，称线性平衡。

离子交换过程可以分为四个连续的步骤：

- (1) 离子从溶液主体向颗粒表面扩散，穿过颗粒表面液膜（液膜扩散）。
- (2) 穿过液膜的离子继续在颗粒内交联网孔中扩散，直至达到某一活性基团位置。
- (3) 目的离子和活性基团中的可交换离子发生交换反应。

被交换下来的离子沿着与目的离子运动相反的方向扩散，最后被主体水流带走。

2. 离子交换单元工艺的运行参数

在中试实验中，根据目标水质的要求，出水水质达到了热电厂锅炉补给水离子交换除盐系统的进水水质要求。但为了对试验工艺和试验结果的可靠性进一步进行验证，将预处理出水水质提供给西安电力试验研究院，该院对该预处理系统出水进行离子交换模拟测试。

测试结论为：①按照电厂设备运行流速运行考核，现有除盐装置的运行周期有所缩短，阳床先失效，阳床约为 7h 左右，阴床约为 9h 左右。②由于水质与自来水水质相比，条件发生变化，使得强弱型树脂配比不合理，使双室床树脂的平均工作交换容量有所降低，阳树脂为 $1150\text{mol}/\text{m}^3$ ，阴树脂为 $630\text{mol}/\text{m}^3$ 。③除盐系统考核试验后，对树脂理化性能进行分析，树脂无明显变化，说明预处理出水水质对树脂的性质无影响。

针对以上的结论之①、②条，分析主要原因是：①预处理出水的含盐量控制在 $380\sim 400\text{mg}/\text{L}$ 左右，虽与自来水相近，但预处理出水中所含阴阳离子的比例和浓度与自来水不同，故造成工作周期缩短。为此，尚需进行调节离子配比的处理试验。

一般认为，含盐量少于 $500\text{mg}/\text{L}$ ，采用离子交换法除盐最为经济，而且通过适当调整强弱型树脂的比例，可按比例去除不同的阴阳离子。依据以上结果和分析，确定下一步试验目标是：①预处理出水含盐量控制在 $380\sim 400\text{mg}/\text{L}$ 左右，且所含阴阳离子的比例和浓度与自来水相近。②使锅炉软化离子交换系统的运行周期保持

在 13~15h, 不受影响。因此, 选用的进一步处理的方法即为离子交换系统。(为便于区别锅炉除盐离子交换系统, 报告中以离子交换系统 (I) 来代表预处理中的系统, 以离子交换系统 (II) 代表模拟锅炉除盐离子交换系统。)

试验系统是这样安排的: 将预处理出水 (即活性炭柱出水) 分为两部分, 其中一部分水通过离子交换系统 (I) 处理, 处理后的出水与另一部分没经 (I) 处理的水按比例进行混合, 使混合水的水离子浓度、离子配比能与自来水相近, 以满足设计的锅炉除盐离子交换系统的工作周期仍保持在 13~15h, 并且对离子交换树脂的理化性能没有影响。根据试验情况和工程实际经验, 一般来说, 经离子交换系统 (I) 处理的出水可控制电导在 $100 \mu \text{ s/cm}$ 以下, Na^+ 在 $100 \mu \text{ g/l}$ 以下, SiO_2 在 $50 \mu \text{ g/l}$ 以下。这一指标不能直接满足锅炉进水, 但满足锅炉除盐系统的进水指标是足够了。当然如果将此出水全部进热电厂现有的除盐系统, 那将大大增加预处理的费用, 且使原设计系统难以充分发挥作用。因此, 综合各种因素, 确定理想的办法是将一部分水经离子交换系统 (I) 进行预除盐处理与另一部分未经离子交换系统 (I) 处理的水按比例进行混合, 使混合水的水质与自来水的相近。本次试验选择的比例为 1:1 和 1:2。混合后的水进入离子交换系统 (II), 验证其工作周期及运行参数, 选出最适合的混合比。

在运行几个周期之后表明, 1:1 混合水进入模拟电厂设计除盐装置, 其工作周期为 17.5h; 1:2 混合水的工作周期为 13.5h。同时, 1:2 水经模拟电厂离子交换除盐装置运行, 其控制阴床出水 $\text{DD} < 10 \mu \text{ s/cm}$, $\text{SiO}_2 < 20 \mu \text{ g/L}$, $\text{Na}^+ < 20 \mu \text{ g/L}$, 工作周期为 13.5h, 这一结果与以使用自来水为水源的电厂锅炉补给水除盐系统的出水水质和运行周期基本一致。

由于热电厂的化水车间本来就有一套离子交换系统, 所以该厂职工对离子交换系统的运行非常熟悉, 所以我方没有对离子交换系统进行调试, 热电厂只委托我方进行水质检测。

离子交换系统的运行参数:

离子交换系统的工作周期 13.5h, 反冲洗速度 6~10m/h, 历时 10min, 再生用 2~3% 的 NaOH, 再生比耗 1.4。

5.2 系统的联动调试结果

经过前述几个处理单元工艺的调试后, 为考察处理系统的稳定性及处理出水水质, 并进一步验证投药条件是否适当, 预处理系统连续 72h 运行。分别取原水、滤后水、活性炭柱出水, 测定 pH 值、 COD_{Mn} 、浊度、含盐量等指标, 综合以上各

指标评价系统的运行情况。试验条件：处理水量：230m³/h；投药条件：石灰 120mg/L；PAC60mg/L；PAM0.4mg/L。

5.2.1 高锰酸盐指数的变化

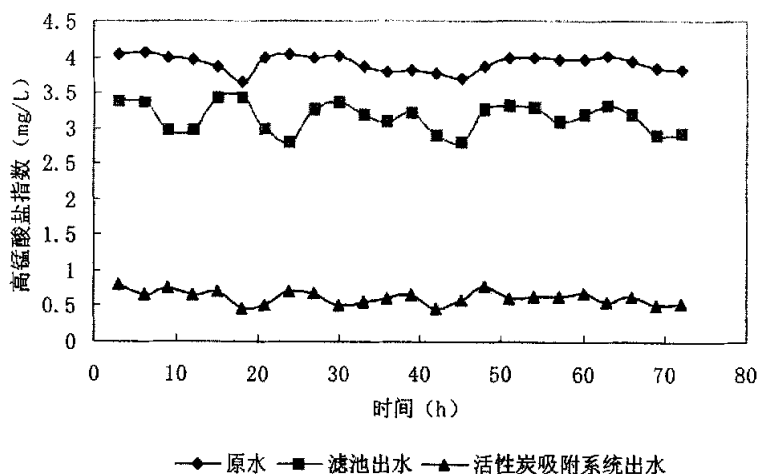


图 5-1 高锰酸盐指数的变化

图 5-1 是原水、无阀滤池及活性炭吸附系统的高锰酸盐指数的变化情况。由上图可以看出：原水的高锰酸盐指数在 3.65~4.04mg/L 范围内变动，说明原水水质比较稳定，滤池出水的 COD_{Mn} 在 2.8~3.44 mg/L 范围内变动，活性炭出水的 COD_{Mn} 在 0.45~0.81 mg/L 范围内变动 COD_{Mn} 的总去除率在 79.5~87.7% 范围内变动，且水质稳定，说明活性炭对有机物的去除效果很好且运行稳定，系统出水的 COD_{Mn} 能够满足回用水质要求。

5.2.2 pH 值的变化

图 5-2 是原水、无阀滤池出水、活性炭吸附系统出水的 pH 值变化情况。由上图可知：原水 pH 约在 7.8 左右且比较稳定，滤池出水及活性炭出水 pH 约在 8.8~9.5 左右。但是，pH 值有一定的波动，根据上面的试验结果推论可能与石灰投加系统工作不稳定有关。

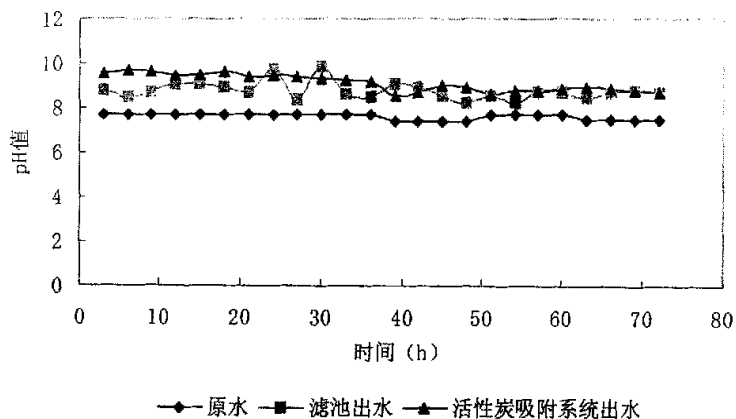


图 5-2 pH 值的变化

5.2.3 浊度的变化

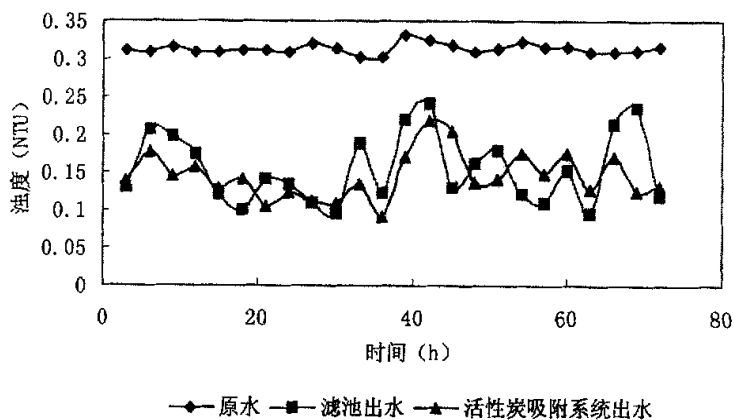


图 5-3 浊度的变化

图 5-3 是原水、无阀滤池出水及活性炭吸附系统出水的浊度变化情况。由上图可知：原水的浊度为 0.3NTU 左右波动，滤池出水浊度虽然较原水有所降低，但是其波动较大，原因是：石灰投加系统工作不稳定，使得反应、沉淀效果变化较大，从而影响滤池的出水浊度；活性炭吸附系统出水浊度的波动趋势与滤池出水浊度的波动趋势类似，从浊度测定值来看，处理出水浊度符合回用水水质要求。

5.2.4 含盐量的变化

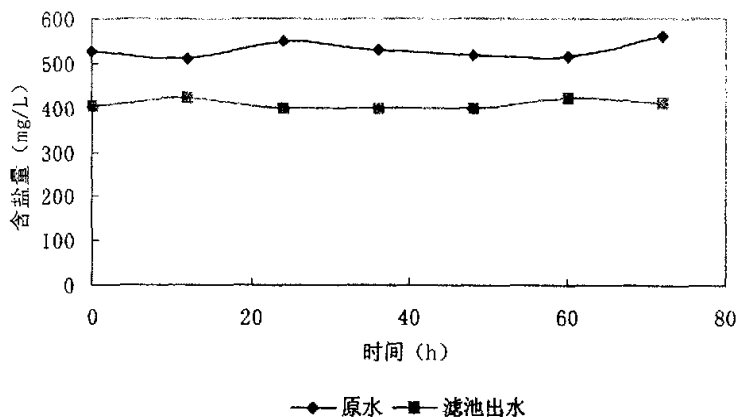


图 5-4 含盐量的变化

图 5-4 是原水和无阀滤池出水的含盐量的变化情况。由于活性炭对含盐量几乎没有去除效果，因此，图中没有列出活性炭出水中含盐量的值。由上图可知：原水的含盐量在 510~530mg/L 内，滤池出水在 394~430mg/L 内，且水质比较稳定，由此可以说明预处理出水的水质能够满足回用水水质的要求。

5.3 活性炭吸附系统存在的问题及解决方法

1. 问题

- (1) 反冲洗阀关闭不紧及母管虹吸。
- (2) 微生物在炭层中生长。

2. 解决方法

(1) 反冲洗阀关闭不紧及母管虹吸的原因是当活性炭系统不进水时，由于反冲洗阀关闭不严密，罐体中的水会由于虹吸而排入活性炭清水池，同时造成空气从反冲洗阀进入活性炭层。当再次进水时，由于炭层中存在空气，部分活性炭层成为死区，活性炭有效工作容积减少。其解决方法为：在出水母管加虹吸破坏管。

(2) 微生物在炭层中生长的原因是当活性炭使用较长时间后，微生物会在炭层中生长，引起出水细菌总数超标、水质变差，甚至出水带有臭味。其解决方法为：对活性炭进行定期消毒，消毒剂可采用 NaClO，浓度为 15mg/L 左右。建议在活性炭进行反冲洗时进行消毒。

5.4 本章小结

1. 分段调试合格后，进入系统联动调试阶段，通过测定活性炭吸附系统出水的浊度、高锰酸盐指数；滤池出水系统的浊度、高锰酸盐指数及含盐量的变化情况，实验结果显示，活性炭吸附系统出水的各项指标均满足回用水水质的要求。
2. 由于调试时间有限，我们只是对活性炭出水的各项指标进行了测试，并没有对活性炭吸附系统的各项吸附运行特征进行考察。
3. 活性炭吸附系统出水进行 1：2 混合后的离子交换系统出水的主要水质指标如下：

1：2 混合水的主要水质指标

项 目	参 数		项 目	参 数	
	目标值	实测值		目标值	实测值
COD _{Mn} (mg/L)	≤2	0.36	色度（稀释倍数）	≤5	≤1
浊度（度）	≤3~5	0.3~0.7	余氯（mg/L）	≤0.2	
细菌总数（个/ml）	≤100	192	阴离子表面活性剂(mg/L)	≤0.5	<0.1
铁离子(mg/L)	≤0.3	<0.1	锌离子（mg/L）	≤1.0	<0.05
锰离子(mg/L)	≤0.1	<0.05	铜离子（mg/L）	≤1.0	<0.05
含盐量(mg/L)	≤450	≤430	—		

6 回用水预处理工艺调试的几点启示

1. 在安装斜管沉淀池前一般先将薄塑料板制成蜂窝状块体，安装时如果块体与墙壁之间的缝隙过大就会造成浑水短路，出现短流现象。这种情况下的一般处理措施是拆卸斜管后采取止水措施，但是这种方法工作量大且改造周期长，影响调试的正常进行；采取在斜管上部边壁空隙处填装 20cm 左右海绵的方法，这种方案工作量小、改造周期短、易于实现。
2. 在混凝沉淀、过滤工艺中，混合是反应的第一关，也是非常重要的一关，在这个过程中应使混凝剂的水解产物迅速的扩散到水体中的每一个细部，使所有胶体颗粒几乎在同一瞬间脱稳并凝聚，这样才能得到较好的絮凝效果；絮凝是该水处理工艺的最重要的环节，滤池出水水质主要由絮凝效果决定；沉淀设备是水处理工艺中泥水分离的重要环节，其运行状况直接影响出水水质。由此可以看出：各单元工艺相互协调运行才能取得良好的出水水质，所以在混凝沉淀、过滤工艺的设计中，必须以过滤单元要求为基准，以滤池的过滤有效运行来选择每一个单元工艺的运行参数。在调试过程中发现，当混凝沉淀效果不好时，会严重影响无阀滤池的工作特性，增加滤池的处理负荷，最直接的表现就是滤池的过滤周期缩短，处理效果最差时的过滤周期仅为 1.5h，影响活性炭吸附系统、离子交换系统及热电厂软化水处理车间工作的稳定性，同时，反冲洗次数增加，导致产水量下降。当混凝沉淀效果较好时，系统运行比较稳定，无阀滤池的过滤周期一般为 6.5h 左右。
3. 虹吸管出口处挡板间隙太大造成滤池反洗强度过大，部分石英砂被冲出；在滤池上部清水区反冲洗水量一定时，虹吸管出口处挡板间隙太大也造成滤池反洗时间过短。这个问题较容易解决，仅需将挡板间隙调小。
4. 活性炭吸附系统的进水必须进行消毒，以防止活性炭过滤过程中微生物过快繁殖，引起出水细菌总数超标、水质变差，甚至出水带有臭味。其解决方法为：对活性炭进行定期消毒，消毒剂可采用 NaClO ，浓度为 15mg/L 左右。
5. 为配合既有的以自来水为对象的离子交换系统，城市污水再生后，不必全部进行离子交换，可以采用部分进行离子交换与活性炭处理出水按比例混合的方法，形成与原工艺的和谐运行。
6. 水处理工程的工艺调试是一个复杂的系统工程，除了要求知识面宽外，还要求有丰富的实际经验。

7 结论

针对热电厂锅炉补给水对水质的特殊要求,在中试试验结果的基础上,以北石桥污水净化中心的三级出水为原水,采用单元工艺调试与系统联动相结合的方法对预处理工艺进行调试,结论如下:

1. 调试结果表明:通过“石灰软化、混凝沉淀、过滤、活性炭吸附、消毒、离子交换”等工艺处理,预处理出水满足: $\text{COD}_{\text{Mn}} < 2\text{mg/L}$,浊度 $< 3\text{NTU}$,色度 < 1 度,阴离子表面活性剂 $< 0.5\text{mg/L}$ 。预处理出水完全满足热电厂锅炉除盐系统的进水水质要求。表明原设计工艺是可行的。
2. 调试发现:该工程原设计溶药时间过短,药剂溶解不充分,混合反应池容积过小,混合反应效果差;斜管沉淀池的停留时间过短,导致了滤池反冲洗频繁,造成了水的浪费,采用降低实际处理水量的方法,将原设计水量由 $300\text{m}^3/\text{h}$ 降至 $230\text{m}^3/\text{h}$,达到了实际水质要求。
3. 通过调试得出的运行参数为:系统的处理水量 $230\text{m}^3/\text{h}$,石灰投量 120mg/L ,PAC投量 60mg/L ,PAM投量 0.4mg/L ,混合时间 5min ,反应时间 15min ,沉淀时间 30min ;过滤滤速 $8\sim 10\text{m/h}$,过滤周期 6.5h 左右;活性炭过滤器滤速 7.0m/h ,反冲周期 $8\sim 10\text{d}$,再生周期 120d 。
4. 西安西郊集中供热工程竣工之后,小时用水量可达 1400m^3 ,按每吨工业用水成本 1.86 元计算,每天将消耗水费将近 6 万元。如利用北石桥污水厂的三级出水进行回用,每年节约水费 45.5 万元,十年节约 455 万元,必将带来较大的经济、社会和环境效应。
5. 通过工艺调试,在以下几方面积累了实际工程经验:
 - ① 在混凝沉淀过滤工艺中,设计中,必须以过滤单元要求为基准,每一个单元设计要以滤池的过滤有效运行来选择参数,如混合反应池不能选小,沉淀时间不能选低。
 - ② 斜板(或斜管)沉淀池中,克服短流现象,是保证出水指标的重要因素之一。
 - ③ 无阀滤池中,虹吸及辅助虹吸管浸入水面以下,实现水封。
 - ④ 活性炭吸附系统的进水务必消毒,以防止活性炭过滤过程中微生物过快繁殖。
 - ⑤ 为配合既有的以自来水为对象的离子交换系统,城市污水再生后,不必

全部进行离子交换,可以采用部分进行离子交换与活性炭处理出水按比例混合的方法,形成与原工艺的和谐运行。

6. 水处理工程的工艺调试是一个复杂的系统工程,除了要求知识面宽外,还要求有丰富的实际经验。

致 谢

成文之际，感谢导师王志盈教授在论文和试验阶段给予的悉心指导。论文的完成凝结着导师的的心血和汗水。导师渊博的专业知识、严谨的治学态度和宽松的学术氛围，使我深感自己学识浅薄，时刻激励自己不断进取。借此机会，向导师王志盈教授表示衷心的感谢。

试验期间，张希衡教授、韩芸老师、杨永哲老师给予了多方面的支持和指导，在此向他们表示最诚挚的感谢。

另外，在试验期间还得到了西安四超环保公司、西安西郊热电有限公司、省卫生防疫站等单位的合作与帮助，特此感谢。

谨以此文献给在这三年来关心、帮助和支持过我的家人和朋友们！

参考文献

1. Robert Engelman, Pamela Leroy. Sustaining Water—Population and the Future of Renewable Water Supplies. Population and Environment Program. Population Action International, 1993.,
2. Biswas A K. Water for Sustainable Development in the 21st Century: a Global Perspective. Water International. 1991, 16 (4) .
3. 陈家琦, 王浩, 杨小柳. 水资源学. 科学出版社, 2002: 29-44
4. 陈志恺. 中国水资源的可持续利用[J]. 中国水利. 2002, (8): 38-40.]
5. 刘昌明, 何希吾. 我国 21 世纪上半叶水资源供求分析. 中国水利. 2000, (1): 19-22.
6. 张杰, 曹开朗. 城市污水深度处理与水资源可持续利用. 中国给排水. 2001, 17 (3): 20-21.
7. Asano T, Mills R A. Planning and analysis for water reuse projects. Journal AWWA, 1990, (1): 38-47.
8. 沈光范, 徐强. 积极稳妥地开展中水回用工作. 中国给排水, 2001, 17 (4): 31-32.
9. 籍国东, 姜兆春, 赵丽辉等. 我国污水资源化的现状分析与对策探讨. 环境科学进展, 1999, 7(5): 85-93.
10. 周彤. 污水回用决策与技术. 化学工业出版社, 2002.
11. USEPA. Wastewater Reuse and Reclamation, Section 2 in Water Services Overview. USEPA Water Office, 1997.
12. Robert G Smith, Water reclamation and reuse. Water Environment Research, 1995, 67(4)., ' 12 Gerston J. Treated Wastewater Recharges Aquifer. Texas Water Savers, 1997, 4 (3).
13. USEPA. Manual: Guidelines for Water Reuse. USEPA Office of Water, Office of Research and Development, US Agency of International Development EPA/625/R-92/004, 1992.
14. USEPA. Water Conservation Plan Guidelines. US Environmental Protection Agency, Washington DC, 1998.
15. Gisser M and Pohoryles S. Water Shortage in Israel: Long-Run Policy for the Farm Sector. Water Resources Research, 1977, 13(6).
16. Kahana Y, Avnon M. Water .Conservation Measures in Israel. Israel Center for Waterworks Equipment and Israel Municipal Water Works Administration, 1995.

17. Friedler, Eran. Water reuse - an integral part of water resources management: Israel as a case study *Water Policy*, 2001,3(1):29-39.
18. Van der Merwe B. Integrated water resource management in Windhoek, Namibia. *Water supply*, 1999,18(1):376-381.
19. 张杰,张富国,王国瑛. 提高城市污水再生水水质的研究. *中国给水排水*, 1997,13(3): 19-21
20. 马志毅等. 太原市城市资源化规划总结. *给水排水*,1997, 23(1):18-20.
21. 张志敏,郑一宁. 天津纪庄子污水回用实验研究. *中国给水排水*,1987,3(3):29-31.
22. 柯崇宜,孙峻,沈晓南. 青岛海泊河污水处理回用工程. *中国给水排水*, 1999,15(8):35-36.
23. 黎耀.深圳滨河污水厂 AB 法运行实践及分析. *中国给水排水*, 2000,16(8):15-17.
24. 李梅,黄廷林. 西北地区城市污水再生回用技术. *城市环境与城市生态*, 2003,16(1):65-67.
25. 高深谋. 城市污水回用工程一例. *工业水处理*. 1997, 17(2):33-35.
26. 曾德勇. 二级排放水经深度处理回用作循环冷却水. *中国给水排水*, 2001,17(3):61-63.
27. 江雄志,李超, 姜立安. 石家庄市污水回用现状及发展构想. *中国给水排水*, 2001,17(9):62-64.
28. 徐志端,李梅. 西安市再生水资源的合理配置. *可再生能源*, 2003,(1):33-35.
29. 周桐. 城市污水回用示范工程. *城市环境与城市生态*, 1993,6(1):1-4.
30. Iacovos Papiacovou. A Case study- wastewater reuse in Limassol as an alternative water source. *Desalination*, 2001, 38:55-59.
31. 郭卫宏,周勤,肖锦. 中水道应用—建筑给排水的发展趋势. *给水排水*, 1999,25(12):41-45.
32. Mohammad S.AL-A'AMA, G.F.NAKHLA, *WASTEWATER REUSE IN JUBAIL, SAUDI ARABIA*. *Wat.Res*, 1995, 29 (6):
33. Ralf Otterpohl, Matthias Grottkers, Jörg Lange. Sustainable water and waste management in urban areas. *Water Science and Technology*, 1997, 35(9):121-133.
34. M.Abdel, S.Ebrahim, M.Al-Tabtabaei. Advanced technologies for municipal wastewater purification: technical and economic assessment. *Desalination*, 1999, 124:251-261.
35. Iacovos Papiacovou. A Case study- wastewater reuse in Limassol as an alternative water source. *Desalination*, 2001, 38:55-59.
36. 张忠祥、钱易.城市可持续发展与水污染防治对策. 中国建筑工业出版社, 1998

37. 蹇兴超.城市污水回用技术现状与发展趋势.环境保护.1996, (8): 15~17.
38. 刘益萱、钟亮洁.颗粒活性炭在饮用水深度处理中的应用.给水排水.2001, 27(3): 12~15.
39. 肖锦等.城市污水处理及回用技术.化学工业出版社.2002, 5.
40. 汪大翠, 雷乐成.水处理新技术及工程设计.化学工业出版社.2001, 4.
41. 景有海.水的过滤理论基础.研究生教材.2001, 10.