

北京工业大学

硕士学位论文

钢铁企业综合污水处理厂出水脱盐处理技术研究

姓名：刘楠薇

申请学位级别：硕士

专业：市政工程

指导教师：吕鑑

20080401

摘 要

钢铁企业要增产和发展，必须要寻求新的供水来源，而最直接、最经济、最有效的是将综合排放污水经处理后回用。但是现在钢铁企业酝酿兴建或已建的水治理工程，基本都未涉及脱盐工艺，处理后的水含盐量很高，不能适应钢铁企业净循环水系统补充水要求。钢铁企业综合污水处理厂出水脱盐处理回用是需要迫切解决的问题。

脱盐水处理的方法很多，但达到商品化和工业生产规模仅限于几种方法：如低温蒸馏、多级闪蒸、离子交换和膜分离方法。根据综合比较结果，并结合钢铁企业高盐水水质特点以及回用要求，本课题采用反渗透（RO）脱盐工艺，同时采用超滤作为反渗透的预处理，

通过本次试验，证明超滤—反渗透双膜法在钢铁工业总排口综合污水处理回收应用中是可行的。

还确定了以下内容：确定最佳的运行参数等，包括运行时间、反洗时间等；确定处理钢铁企业总排口污水可行的超滤膜的水通量，为实际工程设计提供合理的设计依据；确定系统的回收率；确定清洗周期及清洗药剂配方和药剂最佳浓度；确定反渗透系统稳定运行的膜的通量。

根据钢铁企业综合污水的特点及首钢现场实验的结果，提出了工程应用方案，并对膜研究与应用方面进行了展望。

关键词：钢铁废水；出水脱盐；超滤；反渗透

ABSTRACT

That steel corporation want to increase production and develop must seek new source. The approach that the most direct, the most economic and the most effective is sewage reclamation. Bat at present the water treatment that steel corporation have established and will establish aren't relate to desalinization. The salinity of water treatment is too high to fit as steel corporation cycle and complement water. It is the question need solve imminency that steel corporation water treatment plant desalting and reclamation.

The way of desalting water treatment is plenty, but only several kinds achieve to merchandizing and industrial production scale. The several kinds means are low temperature distillation, multilevel flash evaporation, ion exchange and velum abruption. According to compare result, and combine water quality characteristic and reclamation require of steel corporation highly salinity, this problem choice reverse osmosis desalting, and at the same time choice ultrafiltration as pretreatment .

According to this experiment, it is proved feasible that ultrafiltration—reverse osmosis double velum apply to steel corporation water treatment plant desalting and reclamation.

Hereinafter content is confirmed : the best working parameter include runtime, backflush time, etc; the ultrafiltration velum flux that deal with discharge of steel corporation sewage; recovery of system; cleanout cycle; cleanout medicament prescription and the best thickness of medicament; the velum flux as reverse osmosis system run steadily.

According to characteristic of steel corporation integrated sewage and result of shougang experiment, the engineer application scenario is brought forward, and submit expectation about Velum research and application.

Keywords: Steel corporation polluted water; Drain desalinization; Ultrafiltration; Reverse osmosis

独 创 性 声 明

本人声明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，也不包含为获得北京工业大学或其它教育机构的学位或证书而使用过的材料。与我一同工作的同志对本研究所做的任何贡献均已在论文中作了明确的说明并表示了谢意。

签名： 刘楠薇 日期： 2008.3

关于论文使用授权的说明

本人完全了解北京工业大学有关保留、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、缩印或其他复制手段保存论文。

（保密的论文在解密后应遵守此规定）

签名： 刘楠薇 导师签名： 张 日期： 2008.3

第1章 绪论

1.1 项目的依据和必要性

钢铁工业是我国高用水行业之一（火力发电、石化、纺织和造纸），这五大高用水行业取水量约占全国工业取水量的三分之二。作为我国工业发展的基础产业—钢铁工业，既是用水大户也是排污大户。我国是一个水资源匮乏的国家，人均水资源仅是世界人均四分之一，已列入世界12个贫水国之一。随着现代化工业的发展迅速，用水量剧增，水资源短缺，已成为钢铁工业发展的瓶颈。废水资源回用与节水，已是钢铁企业生存与发展的重大战略问题。钢铁企业要增产和发展，仅靠节水途径是不够的，必须要寻求新的供水来源，而最直接、最经济、最有效的是将综合排放污水经处理后回用。目前，国内多数的钢铁企业均在酝酿兴建综合污水处理项目。但是目前综合污水处理工艺主要为絮凝、沉淀、过滤，主要去除SS、COD等，对盐份没有去除作用，导致回用水含盐量很高。当回用水与原工业新水混合后做为净环水系统补充水时，整个给水系统的含盐量升高，一方面设备的结垢、腐蚀现象严重，这将大大减少设备的使用寿命；另一方面也给生产工艺的用水带来一定影响，例如：由于循环水中氯根的增高，造成软化站软化器再生后的正洗操作困难，氯根难以达到规定的指标，必须通过加大冲洗水量和冲洗时间来满足指标要求，导致水资源的严重浪费。再者，随着综合污水处理后回用，造成了盐份在整个钢铁企业大系统内的富集，以已建的某污水处理厂为例，投运以来，随着废水回收率的提高，出现循环水中含盐量不断升高的趋势（见图1-1），由图可见，在大约一年半的时间内，随着污水回用率的逐步提高，综合污水处理厂原水的电导率由1300NTU升高到1800NTU。因此，钢铁企业回用水脱盐处理提上了日程。

在具体实施中，可以将综合污水处理厂的部分产水进行脱盐处理，脱盐后的产水与另一部分综合污水处理厂产水按一定比例混合后再回用。这样既可提高污水的回用率又可保障全厂工艺设备的安全运行。

综上所述，为了提高综合污水处理厂污水回用率、保障钢铁企业工艺设备的安全运行，钢铁企业综合污水处理厂出水脱盐处理是需要迫切解决的问题，具有显著的经济、社会和环境效益。

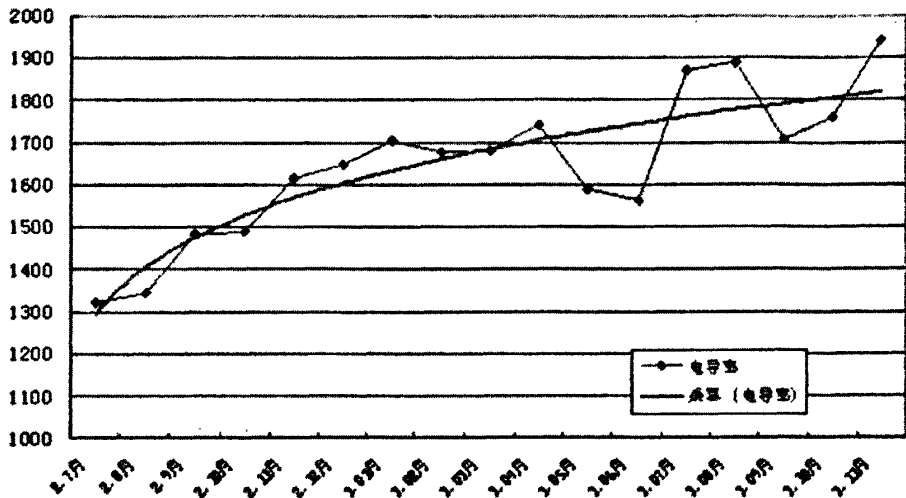


图 1-1 某钢铁企业回用水电导率变化趋势

1.2 研究现状

目前国内钢铁企业酝酿兴建或已建的污水治理工程,大多数都未涉及脱盐工艺。目前膜技术在我国应用越来越广泛,但主要用在电厂锅炉供水领域,用在污水处理领域的极少,尤其是钢铁企业综合污水水质复杂,水质、水量变化范围广,专业的膜工程公司对钢铁企业污水水质不甚了解,也无力进行本领域的研究。目前已建成的某钢铁企业综合污水膜处理工程采用传统预处理方式,处理效果不理想。中冶集团建筑研究总院是面向钢铁行业的科研单位,既对钢铁企业非常了解,同时又具有科研实力,故依托其进行本课题的研究。

1.3 任务书要求本课题解决的关键问题及主要研究内容

- (1) 调研、总结和借鉴国内外脱盐技术成果,提出钢铁企业污水处理厂出水脱盐处理工艺方案;
- (2) 对国内外膜材料筛选并进行小样膜材料试验;
- (3) 进行实验室脱盐试验,研究膜材料的透水性、耐腐蚀性、使用寿命,提高污水的处理效果,降低成本;
- (4) 进行技术总结,提出工程应用方案。

第2章 钢铁企业污水处理厂出水脱盐处理技术综述

2.1 脱盐处理工艺确定

二十世纪七十年代以来，很多沿海国家由于淡水资源缺乏日趋严重，都直接卷入了海水淡化发展的潮流反过来加速发展海水淡化技术，成功的解决水资源短缺，促进了本地区经济进一步飞速发展。如中东、地中海地区、某些西方国家，以及我国一些沿海城市。

脱盐水处理的方法很多，但达到商品化和工业生产规模仅限于几种方法：如低温蒸馏、多级闪蒸、离子交换和膜分离方法，其它方法实际应用较少。实际工程的一般结论：蒸馏方法主要适用于以海水为原水的势力发电厂，它所使用的是发电厂低位余热，即初级能源，计算价格大大低于商品化价格。而在其它领域包括很多发电厂最广泛使用反渗透（RO）脱盐水处理方法与工艺。

对上述四种脱盐工艺进行综合比较的结果见表 2-1：

表 2-1 四种脱盐工艺综合比较

工艺	蒸馏法	离子交换法	电渗析法	反渗透法
技术经济比较项目				
技术成熟可靠性	高	高	高	高
预处理要求	不高	不高	高	高
系统处理要求	不高	再生	高	高
同时处理有机物和细菌的能力	有	无	无	有
安装、操作管理	简单	复杂	复杂	方便
一次性投资	特大	特大	大	大
能耗和成本	高	高	高	较高
大规模工程实例	无	无	差	有
产品国际化	有	有	有	正在实施

根据综合比较结果，并结合钢铁企业高盐水水质特点以及回用要求，本课题采用反渗透（RO）脱盐工艺。

2.2 反渗透膜分离技术

2.2.1 反渗透膜分离技术的基本原理

只能允许溶剂分子通过,而不允许溶质的分子通过的膜称为理想半透膜。当半透膜隔开溶液与纯溶剂时,加在原溶液上使其恰好能阻止纯溶剂进入溶液的额外压力称为渗透压,通常溶液愈浓,溶液的渗透压愈大。如果加在溶液上的压力超过了渗透压,则反而使溶液中的溶剂向纯溶剂方向流动,这个过程叫做反渗透。

利用反渗透原理进行分离的方法,就是反渗透膜分离技术,其特点如下:

①在常温不发生相变化的条件下,可以对溶质和水进行分离,适用于对热敏感物质的分离、浓缩,并且与有相变化的分离方法相比,能耗较低。

②杂质去除范围广,不仅可以去除溶解的无机盐类,而且还可以去除各类有机物杂质。

③较高的除盐率和水的回收率,可截留粒径几纳米以上的溶质。

④由于只是利用压力作为膜分离的推动力,因此分离装置简单,容易操作、自控和维修。

⑤由于反渗透装置要在高压下运转,因此必须配备高压泵和耐高压的管路。

⑥反渗透装置要求进水要达到一定的指标才能正常运行,因此原水在进入反渗透装置之前要采用一定的预处理措施。为了延长膜的使用寿命,还要定期对膜进行清洗,以清除污垢。

2.2.2 反渗透膜污染及浓差级化

自然界中的水并不是静止不动的,而是不断地发生相态转换以及周而复始的运动,即水的自然循环。同时,人类为满足生活和生产的需求,不断地取用天然水体中的水,产生大量的生活污水和生产废水,排放后重新进入天然水体。自然界中的水中含有各类杂质,按其在水中的存在状态可分为三类:悬浮物质、溶解物质和胶体物质。天然水源中的杂质种类和数量各不相同,即使同一水源中的水,其杂质成分与含量也随着时间、地点和气候而变化。当用反渗透膜对水和溶质进行分离时,尽管对原水进行了适当的预处理,但水中的杂质仍会聚集在膜的表面使膜污染,结果使膜的分离率或透水速度下降,或兼而有之。膜的污染类型通常有:水中难溶盐在膜表面结垢,金属氧化物及胶体、微生物形成污垢。

膜污染是膜使用中必然产生的现象。

在反渗透过程中,由于膜的选择渗透性,溶剂从高压侧透过膜,而溶质被膜截留,其浓度在膜表面处升高,同时发生从膜表面向本体的回扩散,当这两种传质过程达到动态平衡时,膜表面处的浓度 c_2 高于主体溶液浓度 c_1 ,这种现象

称为浓差极化。上述两种浓度的比率 c_2/c_1 称为浓差极化度。膜的浓差极化在实际的膜分离过程中是不可避免的,也是不容忽视的。由于浓差极化层溶质浓度的增加,溶质会以固体形式析出。

浓差极化对反渗透的影响包括:降低水通量;降低脱盐率;导致膜上沉淀污染和增加流道阻力。

分渗透过程中浓差极化不能消除只能降低,降低途径如下:

①合理设计和精心制作反渗透基本单元——膜元件,使之流体分布均匀,促进湍流等。

②适当控制操作流速,改善流动状态,使膜—溶液相界面层的厚度减至适当的程度,以降低浓差极化度。通常浓差极化度有一个合理的值,约为 1.2。

③适当提高温度,以降低流体黏度和提高溶质的扩散系数。

2.2.3 反渗透膜的种类

反渗透膜是反渗透分离技术的核心,高性能的膜取决于制膜材料及成膜工艺,对膜性能的要求因使用目的而异。除了应有的高通量、高截留率外,还应有耐酸碱、抗氧化、耐热、耐污染、耐细菌、抗压实及耐溶剂侵蚀的功能。

反渗透膜的分类,按驱动压力可分为高压膜、低压膜和超低压膜;按膜的形状分为平板膜、中空纤维膜和管式膜;根据制膜方法可分为相转化膜和复合膜。另外,还可根据制膜材料及膜应用对象等进行分类。

2.2.4 反渗透技术的应用

反渗透技术是 20 世纪 60 年代初发展起来的以压力为驱动力的膜分离技术。1953 年美国佛罗里达大学的 Reid 等人最早提出反渗透海水淡化。1960 年美国加利福尼亚大学的 Loeb 和 Sourirajan 研制出第一张可实用的反渗透膜。由于反渗透技术具有无相变、组件化、流程简单、操作方便、占地面积小、投资省、耗电低等优点,发展非常迅速。目前世界最大的反渗透苦咸水淡化装置为位于美国亚利桑那州的日产水量为 28.8 万吨的运河水处理厂,最大的反渗透海水淡化装置位于沙特阿拉伯,日产水量为 17.1 万吨。

我国膜处理技术开发始于 20 世纪 60 年代,1967-1969 年全国海水淡化会战为乙酸纤维素不对称反渗透膜的开发打下了基础,70 年代进行中空纤维和卷式反渗透组件的研究开发,80 年代进行反渗透复合膜的研究开发,开始步入产业化,在我国水处理行业得到了广泛应用。尤其近年来,在国家开放政策的引导下,世界发达国家高性能膜组器大量涌入国门,带动了国内反渗透工程应用的高速发展。国内相关研发单位在高性能反渗透纳滤复合膜的研究方面也已取得突破,正在实施水膜的产业化计划。经过 30 多年的发展,尤其“七五”以来,通过连续

实施国家 3 个五年科技计划,我国的膜处理技术有了快速的发展,产业初具规模。反渗透技术已广泛应用于海水、苦咸水淡化,纯水、超纯水制备、化工分离、浓缩、提纯等领域。工程遍布电力、电子、化工、轻工、煤炭、环保、医药、食品等行业。

反渗透最早进入钢铁企业是应用在纯水的制备上,应用效果良好。而在污水回用方面的应用是始于太钢污水回用工程,该工程 2002 年 5 月动工,2002 年 12 月试车投产。

2.2.5 反渗透系统常用术语

· 淡水 又称渗透水、产水,是反渗透系统的净化水。

供水 又称给水,是进入反渗透膜系统的供给水源。

浓水 又称盐水,是反渗透系统的浓缩废液。

半透膜 允许溶液中溶剂透过而溶质却不能透过的膜。

产水量 膜元件、膜组件系列或系统每小时生产淡水的能力。

膜元件 组成反渗透膜组件的单个反渗透膜单元。

膜组件 含有一个或多个反渗透膜元件的压力容器。

段 膜组件的浓水流经下一组膜组件处理,流经机组膜组件即称为几段。

级 膜组件的产品水再经下一组膜组件处理,产品水经过几次膜组件处理即称为几级。

水通量 单位时间内透过膜元件(组件)单位膜表面的水量。

回收率 淡水与供水之比,用百分比表示。

脱盐率 表示反渗透装置或膜元件对盐分(或者特定分子)的脱盐能力。

浓差极化 反渗透装置在运行过程中,淡水透过后膜界面层浓缩水中含盐量增大,和进水之间往往会产生浓度差,严重时会造成很高的浓度梯度的现象,成为浓差极化。

污泥密度指数(SDI) 指在一定压力和标准间隔时间内,一定体积的水样通过微孔滤膜($0.45\mu\text{m}$)的阻塞率。

TDS 水中总溶解固体,单位为 mg/L 。

2.3 反渗透预处理工艺选择

2.3.1 传统的反渗透预处理工艺

在反渗透系统的运行中,进水中某些污染物质的存在将会引起:1 无机物的沉积(结垢);2 有机分子的吸附(有机污染物);3 颗粒物的沉积(胶体物质);

4 微生物的粘附及生长（生物污染），而使其性能下降。这 4 种不同类型的污染常常同时发生并相互影响，通常最多考虑的是颗粒物沉积对反渗透系统的影响。而生物污染总是在最后才考虑到。因此，为了保证反渗透系统的性能和运行正常，必须在反渗透系统前增加适当的预处理措施，使反渗透系统进水水质达到规定的指标。

在污水回用领域，反渗透脱盐处理工艺所采用的预处理措施通常是传统常规的物理化学方法，包括化学凝聚、絮凝、过滤和活性炭吸附，并通过加氯消毒来去除水中微生物，同时也可以根据需要增加臭氧氧化等。而对采用微滤和反渗透组合工艺处理污水厂出水的实用性一直存在否定态度，理由是微滤工艺需要诸如经常性的化学清洗等基本运行问题。但是，在实际工程中采用传统常规处理工艺作为反渗透脱盐的预处理也存在着许多问题。例如：

（1）工艺流程长、占地面积大、运行维护复杂，尤其是工艺的运行可靠性差，处理后的出水水质不够稳定，不能充分保证反渗透工艺对进水水质的高品质要求，进而影响到反渗透系统的正常运行。

（2）由于处理过程中需要投加大量的化学絮凝剂，这使处理后的出水和沉淀污泥中存在大量的化学残留物，若直接排放就会对环境产生不良影响，而处理后排放则会增加工程的投资成本和运行费用。

（3）污水中存在大量的微生物，其中大部分可在沉淀和过滤工艺中被去除，但仍然有相当数量的微生物存在于出水中，这会对反渗透膜造成严重的微生物污染。而若采用加氯消毒，则出水中余氯的存在对反渗透膜也有极为不利的影响，需要增加脱氯设施。

现在最常用的芳香族聚酰胺材质反渗透膜对进水水质要求见表 2-2：

表 2-2 芳香族聚酰胺材质反渗透膜对进水水质要求

温度（℃）	<45
pH	3-10
SDI ₁₅	<5
浊度（NTU）	<1
余氯（mg/l）	<0.1

注：SDI₁₅ 为污染密度指数，测定 SDI 制的基本原理是测量在 2.1bar(30psi) 给水压力下用 0.45μm 微滤膜过滤一定量的原水所需的时间。

2.3.2 超滤预处理工艺

与微滤膜一样，超滤膜也视为多孔膜。超滤属压力驱动型膜工艺系列，就其分离范围（即要被分离的微粒或分子的大小），它填充了反渗透、纳滤与微滤、

普通过滤之间的空隙。超滤是介于微滤和纳滤之间的一种膜过程，膜孔径范围为 $0.05\mu\text{m}$ （接近微滤） $\sim 1\text{nm}$ （接近纳滤）。超滤的典型应用是从溶液中分离大分子物质和胶体。

超滤膜对溶质的分离过程主要有：①在膜表面及微孔内吸附（一次吸附）；②在孔中停留而被去除（阻塞）；③在膜面的机械截留（筛分）。一般认为超滤是一种筛分过程。

新一代中空纤维超滤膜与传统产品相比，具有机械强度高、抗氧化、抗污染、高通量等特点。在运行工艺上，采用了低压操作、反冲清洗、气水冲洗等新技术，使得超滤膜装置能够在污染倾向极强的污水介质中保持稳定的性能，超滤膜的实用范围因此扩展到了能适应于多种复杂的介质环境，同时大大扩展了反渗透技术的应用范围。新一代的超滤膜及其系统应用技术将膜技术带到了一个全新的时代，彻底改变了膜法水处理技术必须依托于复杂、精细的预处理系统的形象，使膜技术应用于二级出水、三级出水以及多种原废水等许多复杂的水质体系的深度处理。

因此本课题拟采用超滤作为反渗透的预处理，超滤可以 100% 去除微生物，几乎 100% 去除胶体，由于有效地滤除了上述物质，使产水的 SDI 值减小，从而使 RO 膜元件的设计产水流量提高。使用超滤作预处理后，反渗透膜清洗周期可以从 1—3 个月延长到 6—12 个月，减少清洗费用；反渗透膜的寿命可以从 3—5 年延长到 5—8 年。

超滤膜法预处理与传统法的综合比较：

1. 传统预处理流程评述

多介质过滤器

配合絮凝剂，其出水的颗粒粒径可以控制在 $2\mu\text{m}$ 左右；对于地表水，其出水的污染指数 SDI 一般可控制在 4 以下；只对呈颗粒状或者胶体状的大分子物质有效。对胶体去除效果不稳定。

活性炭过滤器

可以通过吸附作用，部分去除小分子的有机物；活性炭对于 COD 的去除率一般在 40%—98%；但活性炭无过滤、截留功能。

2. 膜分离技术的特点

- 对于粒径小于微米级的胶体、大分子、病毒等杂质提供最佳的去除效果；
- 为下游的反渗透系统提供最可靠的进水水质保证，延长 RO 膜寿命，获得良好综合效益；
- 装置简单，占地少，节约厂房投资，现场工作量小，施工周期短；

➤ 管理维护简便，运行费用低。

3. 膜过滤法与传统法的产水水质比较

膜过滤法与传统法的产水水质比较见表 2-3，

表 2-3 膜过滤法与传统法的产水水质比较

项目	原水	传统法产水	膜法产水
浊度	2	0.4	0.03
颗粒数	>10,000	>40~50	20~30
SDI ₁₅	无法测出	4.8	1.5
总硅	49	46	47

由表 2-3 可见，对于浊度、颗粒数、SDI₁₅三个指标，膜法产水远远好于传统法产水；对于总硅指标，两者相当。

由以上可见，膜法预处理优于传统预处理，以太钢生产废水回用中的膜处理为例，其反渗透预处理采用传统方式，结果致使反渗透膜污染严重，清洗周期由设计值 3 个月减少为一个月。

第3章 实验部分

3.1 简介

3.1.1 实验目的

1. 考察用本超滤系统处理钢铁企业总排口污水的处理效果，处理出水是否能达到反渗透的进水水质要求。
2. 确定最佳的运行参数等，包括运行时间、反洗时间等。
3. 确定处理钢铁企业总排口污水可行的超滤膜的水通量，为实际工程设计提供合理的设计依据。
4. 确定系统的回收率。
5. 确定清洗周期及清洗药剂配方和药剂最佳浓度。
6. 确定反渗透系统稳定运行的膜的通量。

3.1.2 实验具体相关事宜

本套超滤反渗透设备主体由新加坡凯能高科技工程（上海）有限公司提供，试验由中冶集团建筑研究总院环保院与凯能高科技工程（上海）有限公司共同完成。

试验地点：北京首钢污水处理厂内

试验时间：2005/6-2005/10

3.1.3 试验装置工艺流程

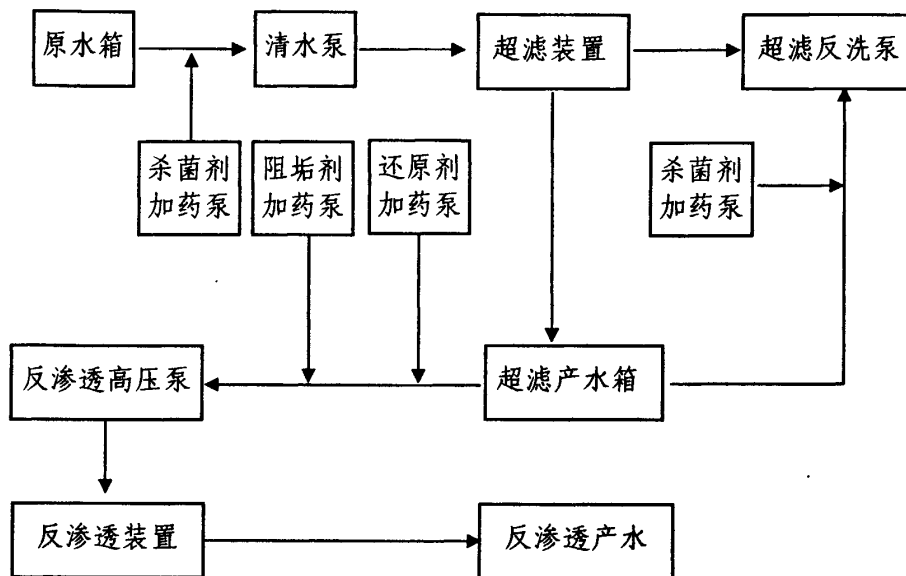


图 3-1 试验装置工艺流程图

本试验工艺流程见图 3-1，原水由泵进入超滤装置，之前加入杀菌剂以防超滤膜微生物污染，超滤产水进入超滤产水箱，再由高压泵泵入反渗透装置，其间加入还原剂和阻垢剂，反渗透产水排放。

3.2 超滤实验

3.2.1 概述

超滤是一种能够将溶液进行净化、分离或者浓缩的膜透过法分离技术，20 多年来发展速度很快，应用面非常广泛，小至家用净水器，大到现代化工业生产，从普通民用到高新技术领域都有不同规模不同数量的应用，超滤是一种具有广阔发展前景的膜法分离技术。

超滤介于纳滤与微滤之间，它的定义域为截留分子量 500-500000 左右。相应孔径大小的近似值约为 $20 \times 10^{-10} \text{m}$ - $1000 \times 10^{-10} \text{m}$ 。二者之间尚无一一对应关系。简单地理解，超滤如同筛滤，即在一定的压力（0.1-0.6MPa）下，它只容许溶剂和小于膜孔径的溶质透过，而阻止大于膜孔径的溶质通过，以完成溶液的净化、分离与浓缩。超滤过程有如下的特点：①无相际间的变化，可以在常温及低压力下分离，因而能耗低，约为蒸发法或冷冻法的 1/2-1/3；②设备体积小，结构简单，故投资费用低，便于快速上马；③超滤分离过程只是简单的加压输送液

体，工艺流程简单，易于操作管理；④物质在浓缩分离过程中不发生质的变化，因而适用于热敏性物质的处理；⑤适合稀溶液中微量贵重大分子物质的回收和低浓度大分子物质的浓缩；⑥能将不同分子量的物质分级分馏；⑦超滤膜是由高分子聚合物制成的均匀连续体，在使用过程中无任何物质脱落，保证超滤液纯净。

3.2.2 基本工作原理

超滤过程通常可以理解成与膜孔径大小相关的筛分过程，以膜两侧的压力差为驱动力，以超滤膜为过滤介质，在一定的压力下，当水流过膜表面时，只允许水、无机盐及小分子物质透过膜，而阻止水中的悬浮物、胶体、蛋白质和微生物等大分子透过，以达到溶液的净化、分离与浓缩的目的。

本超滤系统作为反渗透系统的预处理，目的是去除水中的悬浮物、胶体、细菌及病毒等物质，为后续反渗透系统的长期、稳定运行提供全面的保证。本超滤预处理系统由进水泵，超滤设备，超滤反洗泵等组成。

本超滤膜系统为外压式操作，该方式从超滤膜外表面进水，滤出液从超滤膜丝内部流出。浓缩液从中空纤维膜外皮层流过，沿膜丝长度方向浓度逐渐增加。为了提高错流速度，一部分浓缩液循环回超滤进水箱，防止固体物质在膜表面的聚集。剩余浓缩液排放防止循环回路中固体物质的累积。这种进水和排放方式可以让超滤膜在反冲洗前一直连续运行，提高回收率和发挥膜分离的效率。

在过滤过程中随着固体物质的积累，流体阻力会增加，可以通过产水反向冲洗来克服这种现象。为了提高反冲洗效率，在反冲洗同时辅以空气擦洗。反冲洗按照周期方式进行，反冲洗周期根据总流量或停机时间预先设定。

为了维持最优的过滤效率，必须对膜周期性地进行化学清洗以恢复膜的透过能力。化学清洗系统（化学清洗）清洗液用于清洗超滤膜通过反冲洗不能去除的污染物。膜要进行一定时间的浸泡和冲洗，以去除膜表面的污染物，恢复膜的过滤能力。

超滤膜系统设计为完全自动化操作，就地 PLC 控制。

3.2.3 超滤部分简介

本试验装置包括以下部分：超滤进水水箱、超滤进水泵、超滤膜组件、超滤产水箱、反洗泵和加药装置等。超滤装置图片见图 3-2。UF 设备工艺流程示意图见图 3-3。

1. 超滤进水水箱

V 型滤池的出水首先进入超滤进水水箱，设置超滤进水水箱的目的是为超滤装置提供缓冲。

为防止超滤进水水箱中颗粒物质的积累，须对进水水箱进行定期的维护（清理及排空），这样有利于保证超滤系统运行的稳定性并延长超滤膜的使用寿命。

2. 超滤进水泵

超滤进水泵采用变频控制，控制参数为超滤滤出液水箱的液位以及超滤进水侧的压力，而且当超滤进水水箱处于低液位时，超滤进水泵会自动停止并发出报警信号。控制此参数的基本原理是保持超滤装置的恒定的产水流量。

3. 超滤膜元件

Kristal300 系列是主要应用于工业及市政水处理领域的超滤膜，特别针对难以采用传统处理方法的废水、给水及其它工艺流体。

Kristal300 系列超滤膜组件采用中空纤维形式，纤维的构成和孔径的分布，均针对难处理废水作特别的设计。膜的基本孔径为 0.01 微米，膜材质为聚醚砜，这种亲水性的材质化学稳定性能好，可耐受水及其它流体中各种严酷的化学环境。Kristal300 系列超滤膜采用双皮层设计，不但能进行外压式操作，而且能进行内压式操作，从而使其应用领域得到大大的拓展。

Kristal300 系列超滤膜在操作时采用交错流过滤的方式进行工作。

交错流过滤技术可以有效地防止在死端过滤技术中所产生的膜表面结垢及膜堵塞现象。在采用死端过滤时，膜管内液体的流向和膜表面垂直，完全以压力为动力进行过滤。而在交错流过滤中，液体的流动方向和膜表面平行，当液体流动达到一定的流速时，就可以冲刷掉膜表面沉积下来的颗粒，而且还可以大大降低液体中颗粒在膜表面沉积的趋势，维持膜表面的清洁，保持膜的通量持续稳定。

表 3-1 Kristal300 超滤膜尺寸

构造	KRISTAL300
纤维外径	1.3mm
纤维内径	0.7mm
膜特性	亲水性双皮层
截留分子量(NMWCO)	35,000
组件直径	8"
组件长度	80"
膜面积	55 m ²
外壳材质	PVC

表 3-2 Kristal300 超滤膜工艺设计参数

通量	根据具体应用场合确定
回收率	80~ 95%
操作方式	运行 15~60 分钟后进行 20 ~ 90 秒反冲洗
跨膜压差 (运行时)	3-33 psig
最大跨膜压差(运行时)	33 psig
最大进料压力	37 psig
反洗时最大跨膜压差	37 psig
完整性检测时最大空气压力	10 psig
最高操作温度	40℃.
运行时耐受 pH 范围	2-10
清洗时耐受 pH 范围	2-12
清洗时耐受次氯酸钠最高浓度	200 ppm
空气辅助清洗流量	1.5 – 2.5 scfm
空气辅助清洗压力	根据浓缩液侧压力确定
进料流量	4 m ³ /h/组件
排放流量	渗透液流量的 3-18%

我们在方案中采用 Kristal 超滤膜作为反渗透膜的预处理系统,这种超滤膜能够为反渗透膜系统提供非常优质的、稳定的、具有极低 SDI 值的进水水源。专家们的研究证明,SDI 值每增加 1 单位,相应污染物总量会成倍增加。因此,降低反渗透进水 SDI 值能够:

- a 大幅度降低反渗透膜的污染速度;
- b 延长反渗透膜的清洗周期,延长反渗透膜的使用寿命;
- c 降低膜清洗剂的用量;
- d 降低反渗透系统的运行成本,最终导致淡化成本的降低。

4. 超滤反冲洗泵

本系统设置 1 台超滤反冲洗水泵,泵的形式为离心泵,流量及扬程分别为 $7.5\text{m}^3/\text{h}$ 和 48 m。

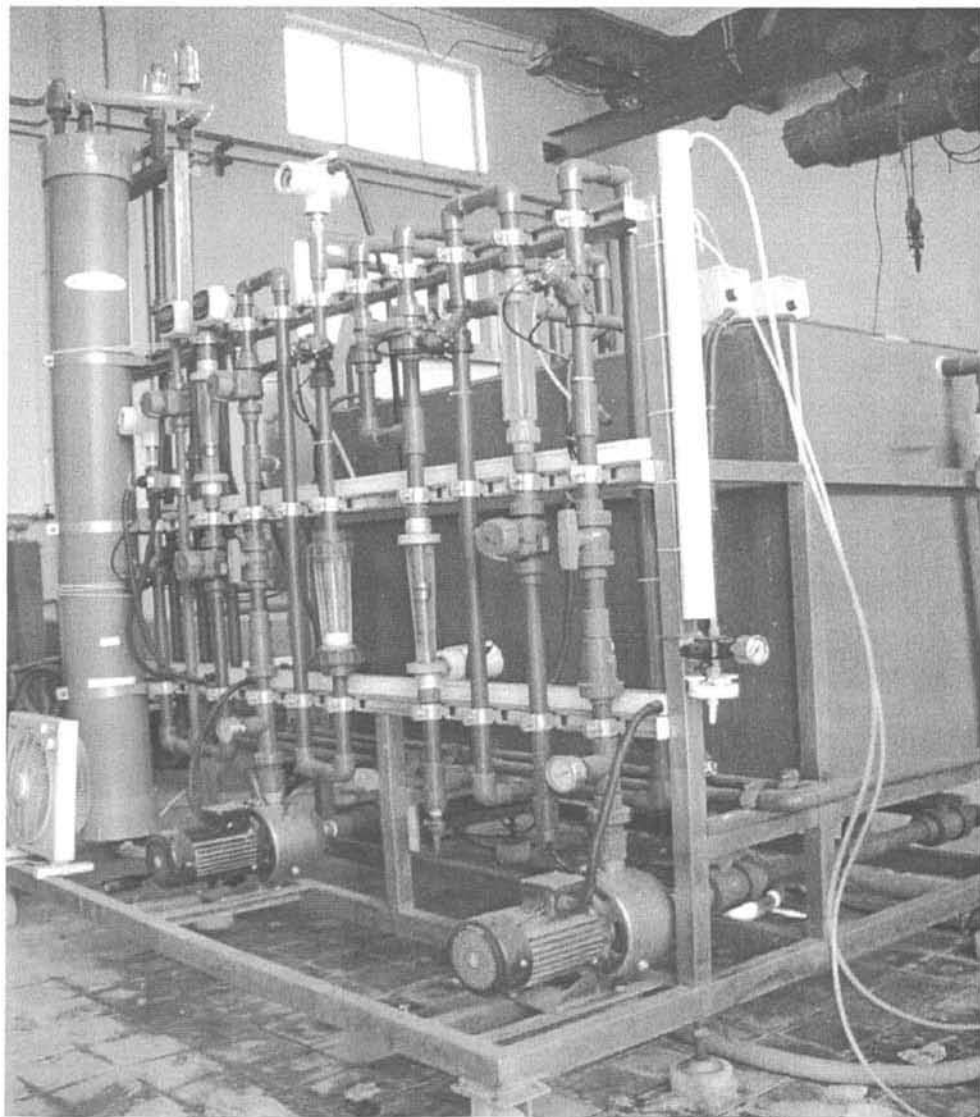


图 3-2 超滤装置实拍照片

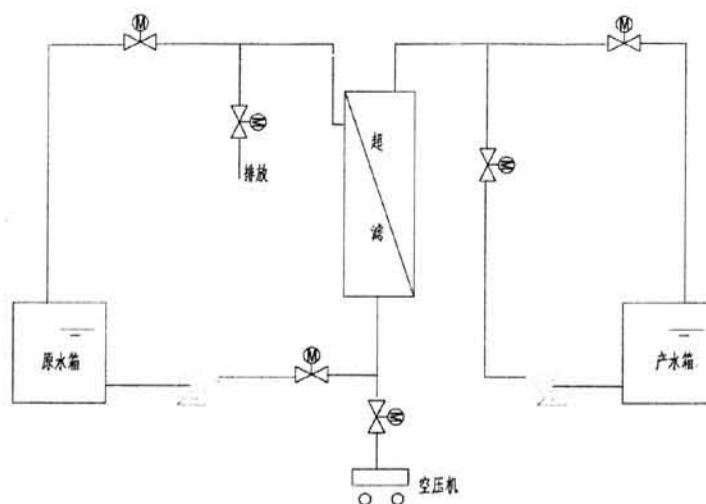


图 3-3 UF 设备工艺流程示意图

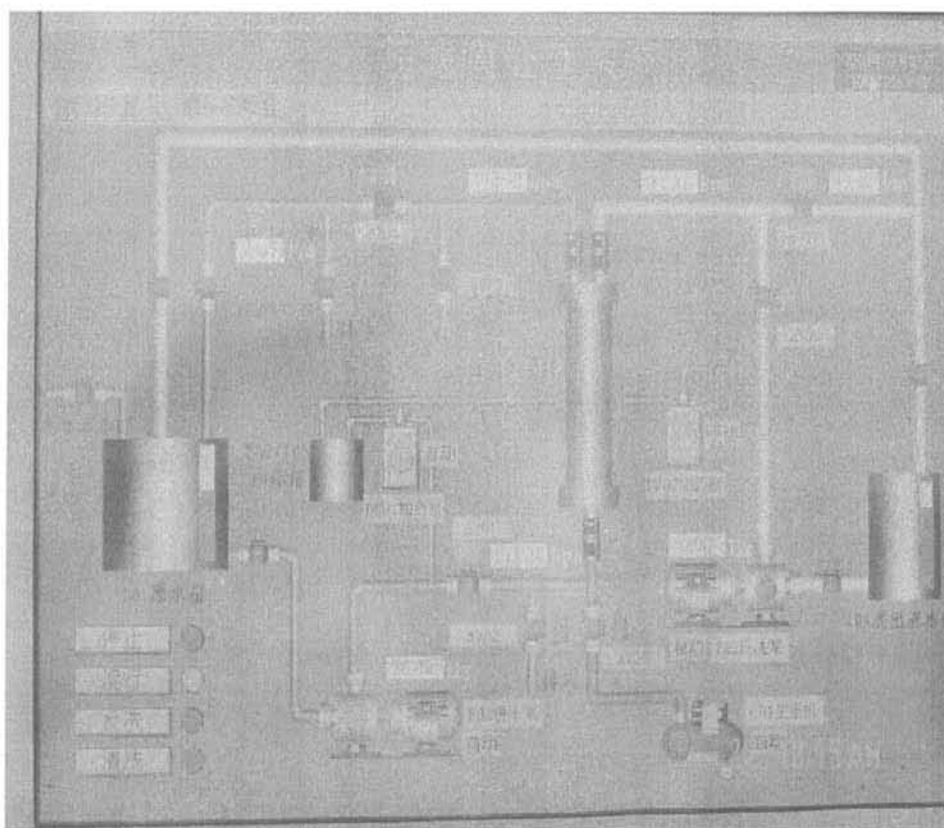


图 3-4 超滤设备自配显示器所示工作状态图

如图 3-4 所示，超滤试验装置工作方式分为 3 种，即运行、反洗、清洗。可以通过软件设定自动转换。

3.2.4 分析测试

1. 浊度分析仪：美国 2100P
2. 多功能分析仪：哈纳
3. SDI 测定仪：millipore 公司生产，47mm 测试用膜片（孔径 $0.45\mu\text{m}$ ），1-5bar 压力表，调压针型阀

测量步骤：

- （1）将测试膜片小心放在测试膜盒内，用少许水润湿膜片，拧紧 O 型密封法，将膜盒垂直放置。
- （2）调节进水压力至 2.1bar，并立即计量开始过滤 500ml 水样的时间 t_0 （通过连续调节，使进水压力始终保持不变）
- （3）在进水压力为 2.1bar 下连续过滤 15 分钟
- （4）15 分钟后继续记录过滤同样 500ml 所需的时间 t_{15} 。
- （5）计算

$$\text{SDI}_{15} = [1 - t_0 / t_{15}] \times 100 / 15$$

3.2.5 实验结果

1. 连续监测原水水质，了解其稳定性

首先对整套装置检漏，另外由于本超滤膜组件首次使用，为了了解组件性能，先进行自来水试验。操作参数取 40kpa 进水压力，回流 7.5l/m，浓水外排 1.0 l/m。

同时，为了了解污水处理厂回用水水质是否稳定，隔三小时取样，送化验室进行监测，一共取样 7 个批次。监测结果见表 3-3。

表 3-3 污水处理厂回用水水质

日期	总硬度 (mg/l)	钙硬度 (mg/l)	Cl ⁻ (mg/l)	COD (mg/l)	碱度 (mg/l)	SS (mg/l)	TDS (mg/l)	浊度	pH
6/28 15:00	282.9	230.1	194.8	28	2.1	5	950	0.28	7.3
6/28 18:00	374.9	276.7	236.2	35	2.66	4.9	1086	0.28	7.5
6/28 21:00	327.3	242.2	201.8	30	2.19	4.7	952	0.38	7.4
6/29 0:00	241.2	162.5	176.5	32	1.94	3.9	844	0.38	7.6
6/29 3:00	272.2	169.5	237.9	29	1.62	4.3	936	0.47	7.4
6/29 6:00	248.2	150.9	232.4	31	1.71	5	930	0.32	7.4
6/29 9:00	243.4	165.7	214.6	25	1.43	4.1	894	0.39	8.5

由表 3-3 可见，污水处理厂回用水水质较不稳定，变化幅度较大，回用水浊度较低。

2、膜通量的确定

对于超滤系统浓水排放量一般取进水流量的 3%~18%，本实验取 5%产率保持 95%，回流流量取进水流量的 10%~20%，现场取 20%；进水加药为 NaClO，加药量为 1~2ppm，现场取 1mg/L。反洗水量取 3~4m³/h，压力<200KPa，进气量 1~2m³/h。

通过加大超滤泵的运行频率，逐步提高超滤膜组件进膜压力，从而提高膜产水量，分别由 27 到 33、36、40l/m。

取 55KPa 进水压力，回流 7.5L/m，浓水外排 1.5 L/m，此时膜组件产水量为 27l/m。

取 70KPa 进水压力，回流 7.5L/m，浓水外排 1.8 L/m，此时膜组件产水量为 33l/m。

取 77KPa 进水压力，回流 7.5L/m，浓水外排 2.0 L/m，此时膜组件产水量为 36l/m。

图 3-5 表示膜通量由 27l/m 逐步提高到 33、36、40 l/m 的过程。产水量为 40 l/m 的试验连续运行 4 天后，运行比较平稳，遂进一步提高膜产水量为 45 l/m。

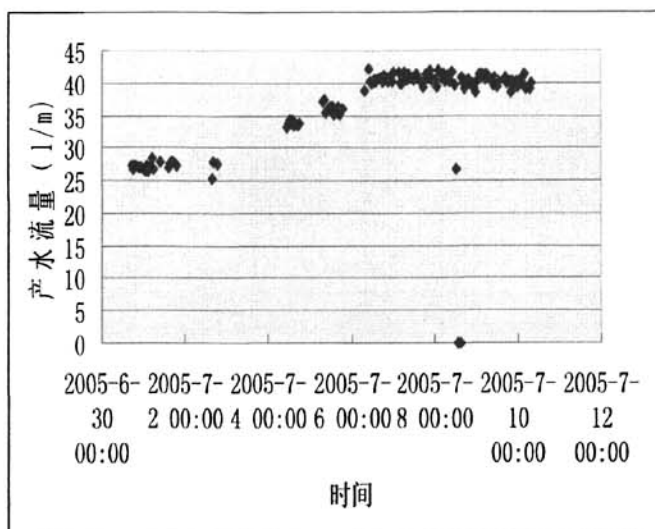


图 3-5 膜产水量逐步提高的情况

3、回收率的确定

设定泵的流量使膜产水量初始为 40l/m，此后一直保持此频率，回流量仍为 7.5L/m，将回收率由 95% 提高到 98%，使外排水量保持在 0.8 l/m 左右。随着运行时间的延长，进膜压力、浓水侧压力逐渐升高（见图 3-6），相应地跨膜压差逐渐升高（见图 3-8），同时产水量逐渐降低（见图 3-7），

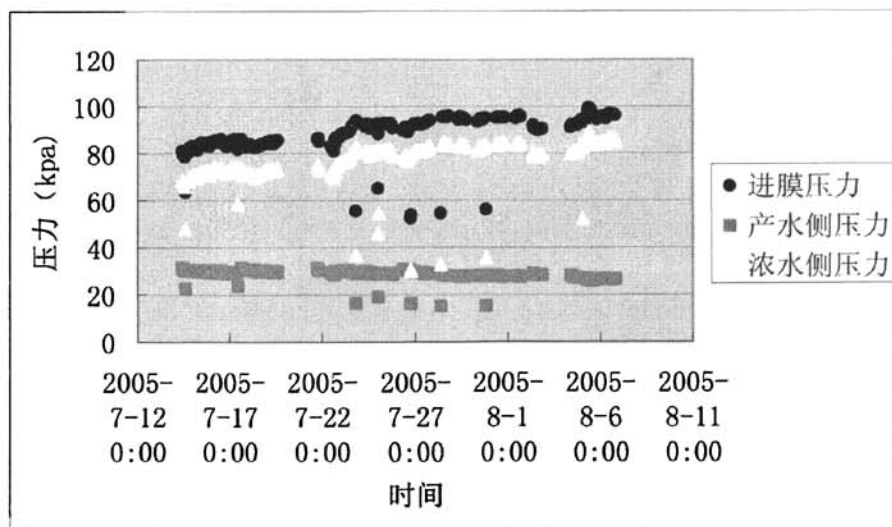


图 3-6 压力随运行时间的变化（膜通量 45lmh, 回收率 98%）

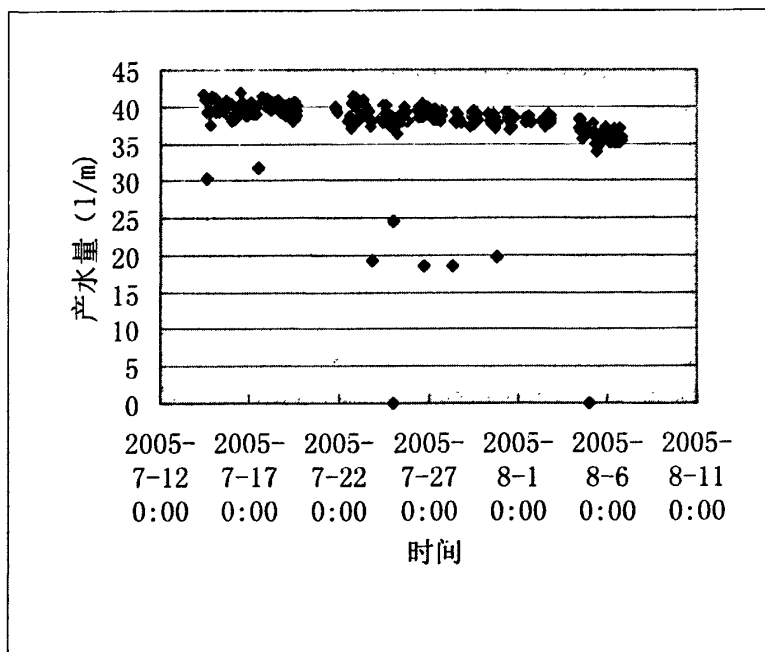


图 3-7 产水量随运行时间的变化 (膜通量 45lmh, 回收率 98%)

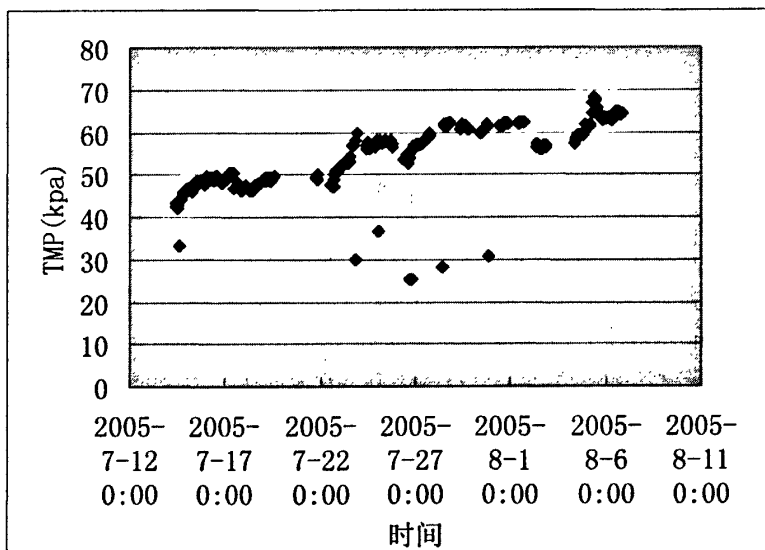


图 3-8 跨膜压差 (TMP) 随运行时间的变化 (膜通量 45lmh, 回收率 98%)

在连续运行的 24 天内, 运行比较稳定, 产水量降低了 15%, TMP 增加了 18% 约为 70kpa, 这离跨膜压差 150 kpa 需进行化学清洗的要求还有很大的余地, 故回收率为 98%还是可取的。

4、继续增大超滤膜透水通量到 45l/m

为了消除膜污染因素的影响, 在试验前对膜进行了清洗。随后开始将膜产水量提高到 45l/m, 在短短的 3 天内, TMP 增长了 25.3%(见图 3-10), 进水压力增

长了 19.4% (见图 3-9)。反洗的间隔为 30 分钟, 但是反洗后效果不明显, 所以考虑 45 l/m 的产水量太大, 还是采取 40 l/m 产水量正常运行产水量。

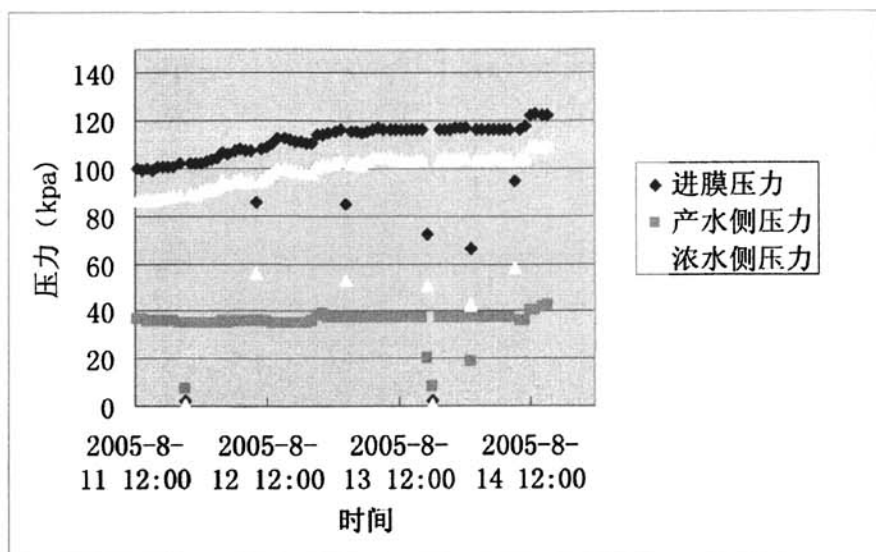


图 3-9 压力随运行时间的变化 (膜通量 50lmh, 回收率 98%)

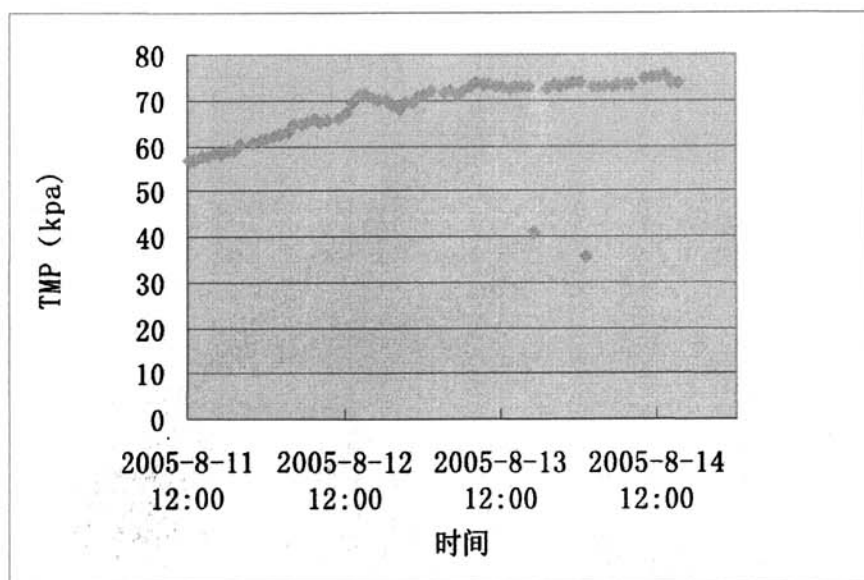


图 3-10 跨膜压差 (TMP) 随运行时间的变化 (膜通量 50lmh, 回收率 98%)

5、超滤回收率提高到 100%, 超滤反渗透联机操作

下面连续进行产水量为 40 l/m, 回收率为 100% 的试验。考虑超滤产水量 40 l/m 恒定, 循环 7.5L/min, 浓水排放 0L/min。

超滤的运行方式为设定每 30min 气水反洗一次, 随着运行时间的延长, 跨膜压差逐渐升高, 当升高 15% 后, 进行化学分散清洗, 小洗后跨膜压差部分恢复,

依此循环进行，直至化学分散清洗后跨膜压差不能恢复。然后进行化学清洗。

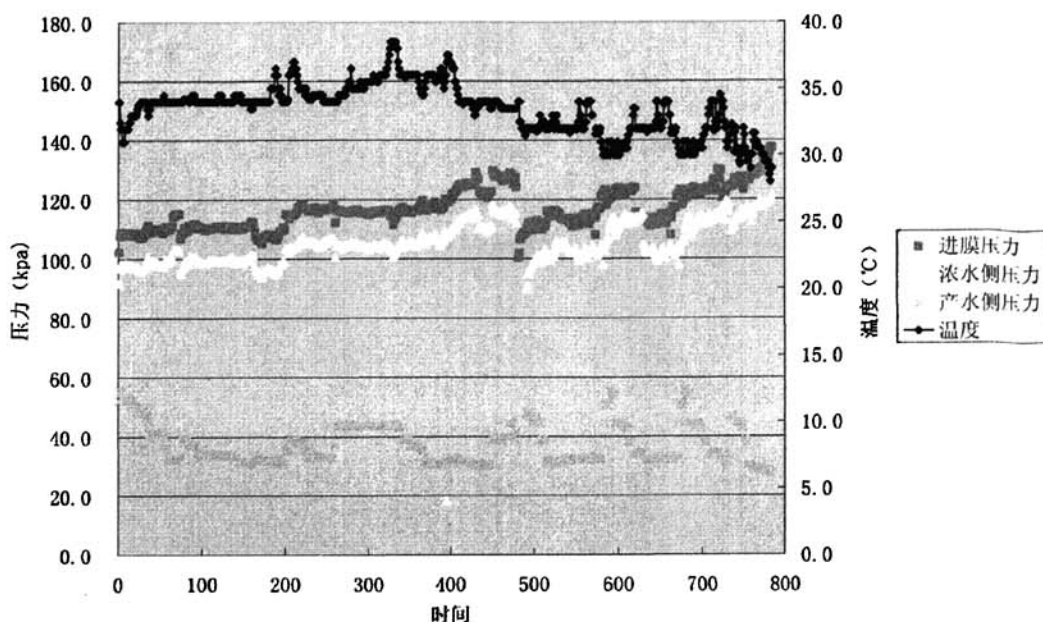


图 3-11 压力随运行时间的变化 (膜产水量 45lmh, 回收率 100%)

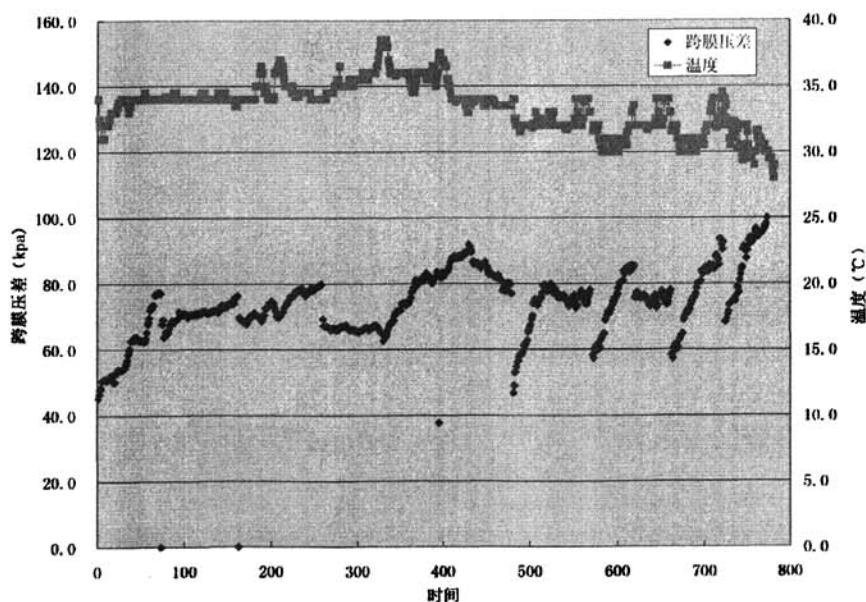


图 3-12 跨膜压差 (TMP) 随运行时间的变化 (膜通量 45lmh, 回收率 100%)

如图 3-11、3-12 所示，在连续运行 20 天 (图中 1-480) 内，进行了 3 次化学分散清洗，跨膜压差分别降低了 17.4%、8%、15.5%。后因 RO 阻垢剂消耗殆尽，超滤和反渗透停机，UF 进行化学清洗，随后用保护液保存。当再次开机时，

几乎又回到起始状态,表明膜恢复性良好。随后由于温度比原来下降了约 $2-3^{\circ}\text{C}$,进膜压力和跨膜压差呈持续上升趋势,后温度回升,进膜压力一直上升,但跨膜压差基本稳定,7天(图中 481-569)内,其间进行1次化学分散清洗,然后由于需要停机,将膜清洗后用保护液保存。再次重新开机后,又由于温度下降了约 2°C ,进膜压力和跨膜压差呈持续上升趋势(图中 572-619),小洗后,由于温度又回升,进膜压力和跨膜压差变化比较平稳(图中 620-661),小洗后,进膜压力基本未降低,但跨膜压差恢复很多,进膜压力和跨膜压差呈持续上升趋势(图中 620-722),小洗后,由于温度下降较快,进膜压力和跨膜压差呈持续上升(图中 723-784),故重新开机后的18天内,小洗3次,跨膜压差分别降低了11.7%、26.5%、26.8%。故化学分散清洗的效果比较明显。2次连续运行,跨膜压差分别比起始值上升了46.8kpa、50.8kpa。这距离化学清洗的常规要求(即跨膜压差比初始上升100 kpa)还有一定的距离,故可预测化学清洗的周期会大于1个月,完全符合超滤的设计要求。超滤受温度的影响比较大,温度降低时,跨膜压差迅速上升,因此在冬季宜适当降低膜的产水通量。

6、超滤处理效果

试验过程中每2小时测试进出水浊度,如图3-13所示,进水浊度一般在0.15-0.30NTU,出水浊度稳定,基本小于0.1NTU。远远小于反渗透进水1 NTU的要求。

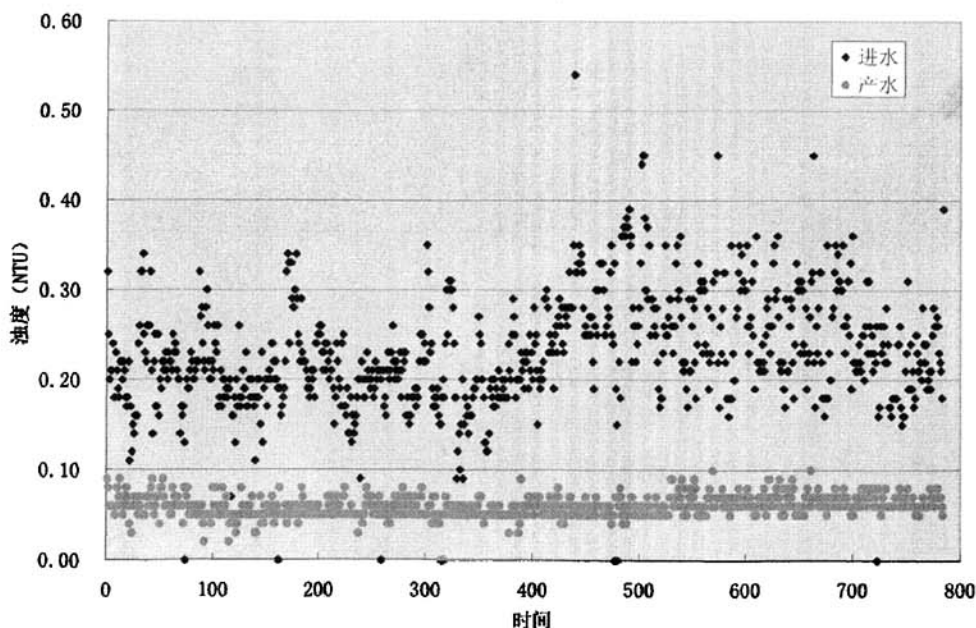


图 3-13 进出水浊度的变化

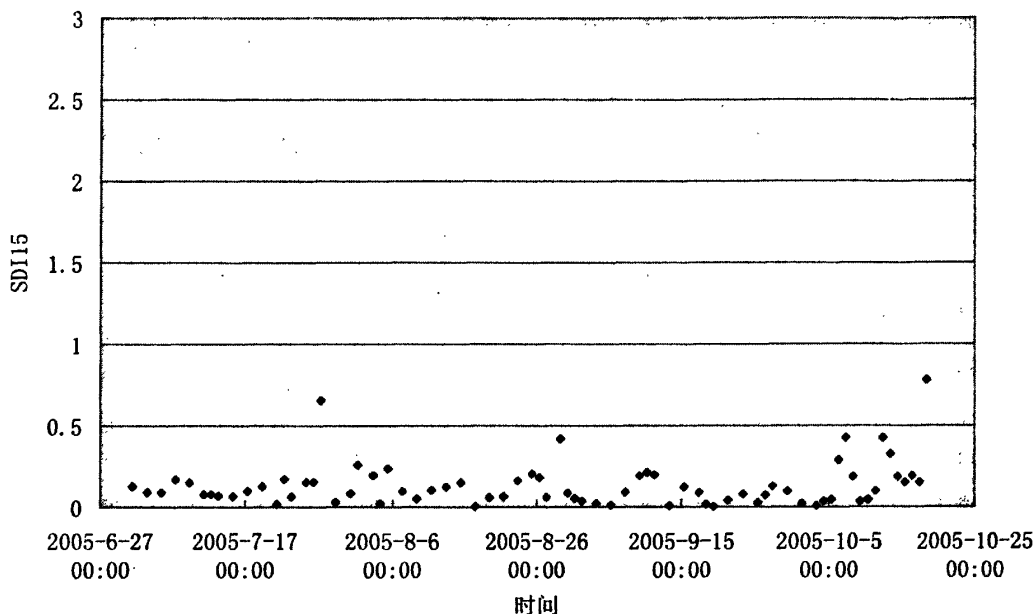


图 3-14 产水 SDI₁₅ 的变化

另外试验过程中，每天监测 SDI₁₅ 2-3 次，如图 3-14 所示，超滤产水 SDI₁₅ 基本在 0.5 一下，这远远小于反渗透膜小于 3 的要求。

浊度和 SDI₁₅ 是检测反渗透进水是否合格的最重要的 2 个指标，由上可见，本超滤系统为反渗透系统提供了优良的进水水质。

另外对油与 TOC 进行监测，结果如表 3-5 和 3-6 所示：

表 3-5 超滤进出水中油的变化

	7 月 17 日	7 月 19 日	7 月 20 日	7 月 21 日	7 月 22 日
UF 进水	0.348	0.277	0.253	0.263	0.206
UF 产水	0.246	0.214	/	0.27	0.225

表 3-6 超滤进出水中 TOC 的变化

	8 月 1 日	8 月 2 日	8 月 4 日	8 月 5 日
UF 进水	3.58	2.8	3.67	3.06
UF 产水	3.38	2.89	3.87	2.33

由于油与 TOC 含量非常低，测试时可能误差会比较大，另外超滤主要去除悬浮物、大分子有机物和微生物等，但对小分子有机物的去除率较低。

7、清洗方案的确定

超滤膜的清洗采取先酸后碱的顺序。水温 30℃左右，大流量低压力运行时间 1~2 小时，辅助空气擦洗，之后浸泡 2 小时，冲洗干净，最后用自来水在进水压力 72KPa，循环 7.5L/min，浓水出水 1.1L/min 下看产水结果，过程中均采用纯水进行操作。本设备刚开始投运未进污水前，先用自来水进行测试，进水压力

72kpa, 排放水量 1.1L/M 时, 产水量为 32L/M。以此作为衡量清洗效果的标准。污水处理试验运行 4 天后, 同样用自来水测试, 进水压力 71.2kpa, 排放水量 1.1L/M 时, 产水量为 26L/M。清洗过程及结果见表 3-7。

表 3-7 膜清洗过程及结果

序号	时间	加药	用量	pH	进水压力 / 工况	结果 (产水 L/min)
1	05/7/11 9:15	柠檬酸	250g	2	63KPa	22.4
2	05/7/11 15:15	HCl	120ml	2	63KPa	17.5
3	05/7/12 12:15	NaOH	10g	11	79KPa	30
4	05/7/13 8:15	NaOH, NaClO	9% NaClO 50ml	11	74KPa	30
5	05/7/13 13:00	NaOH, NaClO	9% NaClO 150ml	11	78KPa	30
6	05/7/13 19:00	NaOH, NaClO	9% NaClO 150ml	11	70KPa	32

1-2%柠檬酸溶液或 HCl 溶液, 适用于铁污染及碳酸盐结晶污堵。

NaClO+ NaOH 溶液, 用于清洗由有机物及活性生物引起的膜污染。

由表 3-7 可见, 酸洗效果不理想, 碱洗后逐步恢复, 由于现场不具备升温的条件, 若是能提高清洗液的温度, 清洗效果将更明显。最后确定清洗方案为将 pH 调为 11, NaClO 加药量为 150ppm。根据清洗效果判断污染可能为有机物。

8. 杀菌剂加药量的确定

实验中 NaClO 的加药量为 1ppm, 检测超滤产水中的余氯, 基本大于 0.5ppm, 故可以断定杀菌剂的加药量是合理的。

表 3-8 UF 产水余氯检测

日期	NaClO 的加药量 (ppm)	UF 产水余氯量 (ppm)
9月1日	1	0.87
9月2日	1	1.4
9月3日	1	0.73
9月4日	1	0.43
9月5日	1	0.55

3.2.6 实验小结

实验过程中, 通过逐步调整超滤产水量、回收率等参数, 优化操作参数, 最后确定运行参数为产水量 40.0 l/m, 外排量为 0.0 l/m, 回流 7.5 l/m。在此条

件下连续运行约两个月,但其中由于一些原因停机两次,2次连续运行(分别为20天和18天),跨膜压差分别比起始值上升了46.8kpa、50.8kpa。这距离化学清洗的常规要求(即跨膜压差比初始上升100kpa)还有一定的距离,故可预测化学清洗的周期会大于1个月,完全符合超滤的设计要求。另外超滤受温度的影响比较大,温度降低时,跨膜压差迅速上升,因此在冬季宜适当降低膜的产水通量。

浊度和 SDI_{15} 是检测反渗透进水是否合格的最重要的2个指标,超滤进水浊度一般在0.15~0.30NTU,出水浊度稳定,基本小于0.1NTU。远远小于反渗透进水1NTU的要求。超滤产水 SDI_{15} 基本在0.5以下,这远远小于反渗透膜小于3的要求。由上可见,本超滤系统为反渗透系统提供了优良的进水水质。

超滤膜的清洗采取先酸后碱的顺序。水温30℃左右,大流量低压力运行时间1~2小时,辅助空气擦洗,之后浸泡2小时,冲洗干净,酸洗效果不理想,碱洗后逐步恢复,由于现场不具备升温的条件,若是能提高清洗液的温度,清洗效果将更明显。最后确定清洗方案为将调为11,NaClO加药量为150ppm。根据清洗效果判断污染可能为有机物。

实验中NaClO的加药量为1ppm,检测超滤产水中的余氯,基本大于0.5ppm,故可以断定杀菌剂的加药量是合理的。

3.3 反渗透实验

3.3.1 概述

以美国海德能公司的反渗透膜产品进入大陆市场为标志,国内的反渗透纯水制备工艺技术进入了高速发展阶段,在电力、石油、化工、冶金、电子、医药、食品等工业行业以及市政给水、直饮水等民用方面均得到了广泛的应用。

近年来我国汇率稳定,关税下调,国外膜厂商在国内市场上激烈的价格竞争,国内代理商价格水分的不断挤出,配套产品的逐步国产化,均促使膜及其配套产品的市场价格及反渗透系统的工程造价一再下降。与此同时,我整体国力及企业购买力增强,个人消费水平提高,从另一方面促进了反渗透技术的广泛普及。

在RO膜的应用领域中,投产于80年代的美国YUMA水厂(处理运河水),以其28万吨的日处理水量仍保持在世界反渗透膜水处理工程规模之首。海水淡化是反渗透技术应用的重要领域之一,在全球范围内生产规模超过10万吨/每天的三项最大的海水淡化工程分别建于阿联酋、沙特与西班牙,其中2002年刚投入运行的阿联酋Fujairah水厂的处理能力高达14万吨/每天。据不完全统计,目

前全世界用反渗透技术生产的纯水超过 1,200 万吨/每天。相比之下,我国的生产总量及单项工程规模虽属初级水平,但发展速度很快,市场潜力巨大。据保守估计,目前国内工业用产水量超过 100m^3 /每小时的反渗透系统已超过 200 套。2002 年建的最大工程是上海宝山钢厂与太原钢厂的两套 $2,000\text{m}^3/\text{hr}$ 级轧钢用水系统。桶装、瓶装水反渗透生产线产水量超过 500m^3 /每天的已有十几套,最大的为 $1,000\text{m}^3$ /每天。由于经济与地理等因素的影响,反渗透工程项目在山东省与大连地区较为集中。随着我国北方地区干旱化的加剧及工业、民用对水量、水质要求的不断提高,膜法海水淡化必然从现在的船用、岛用为主向工业、市政领域发展,市场的潜力巨大。

3.3.2 基本工作原理

反渗透是利用反渗透膜选择性的只能透过溶剂(通常是水)而截留离子物质的性质,以膜两侧净压差为推动力,克服溶剂的渗透压,使溶剂通过反渗透膜而实现对液体混合物进行分离的膜过程。

反渗透同 NF、UF、MF 一样均属于压力驱动型膜分离技术。其操作压差一般为 $1.5\text{--}10.5\text{MPa}$,截留组分为 $(1\text{--}10) \times 10^{-10}\text{m}$ 小分子溶质。除此之外,还可从液体混合物中取出全部悬浮物,溶解物和胶体,例如从水溶中将水分离出来,以达到分离、纯化等目的。目前,随着超低压反渗透膜的开发,已可在小于 1MPa 压力下进行部分脱盐。

3.3.3 试验装置简介

反渗透试验装置由阻垢剂加药装置、还原剂加药装置、反渗透高压泵、反渗透膜元件等部分组成,实拍图片见图 3-15。

1. 阻垢剂加药装置

本试验采用美国 PWT 公司阻垢剂。

2. 还原剂加药装置

为保护后续反渗透膜,在系统中投加亚硫酸氢钠用来还原水中的余氯,采用在线 ORP 表检测水中的氧化还原电位并控制加药量。

3. 反渗透高压泵

反渗透装置设置 1 台高压泵,泵的形式为离心泵。泵配置有高压保护,当压力不正常就会自动关闭系统。

4. 反渗透膜元件

本装置采用 4 根 4040 的 LFC1。具体参数见表 3-8。

表 3-8 LFC1-4040 组件

膜组件型号		LFC1-4040
膜面积 (m ²)		7.9
水通量 (m ³ /d)		9.5
最低脱盐率 (%)		99.4
膜材质		芳香族聚酰胺复合材料
使用 条件	最大操作压力	< 4.14MPa
	最高操作温度	45℃
	最高清洗温度	45℃
	最高进水游离氯浓度	< 0.1 mg/L
	pH 范围	3~10
	单只膜元件最高压力损失	<0.07 MPa
	进水最高浊度 (连续操作)	< 1.0 NTU
	进水最高 SDI (15 分钟)	< 5
	单只膜元件最高回收率	< 15%

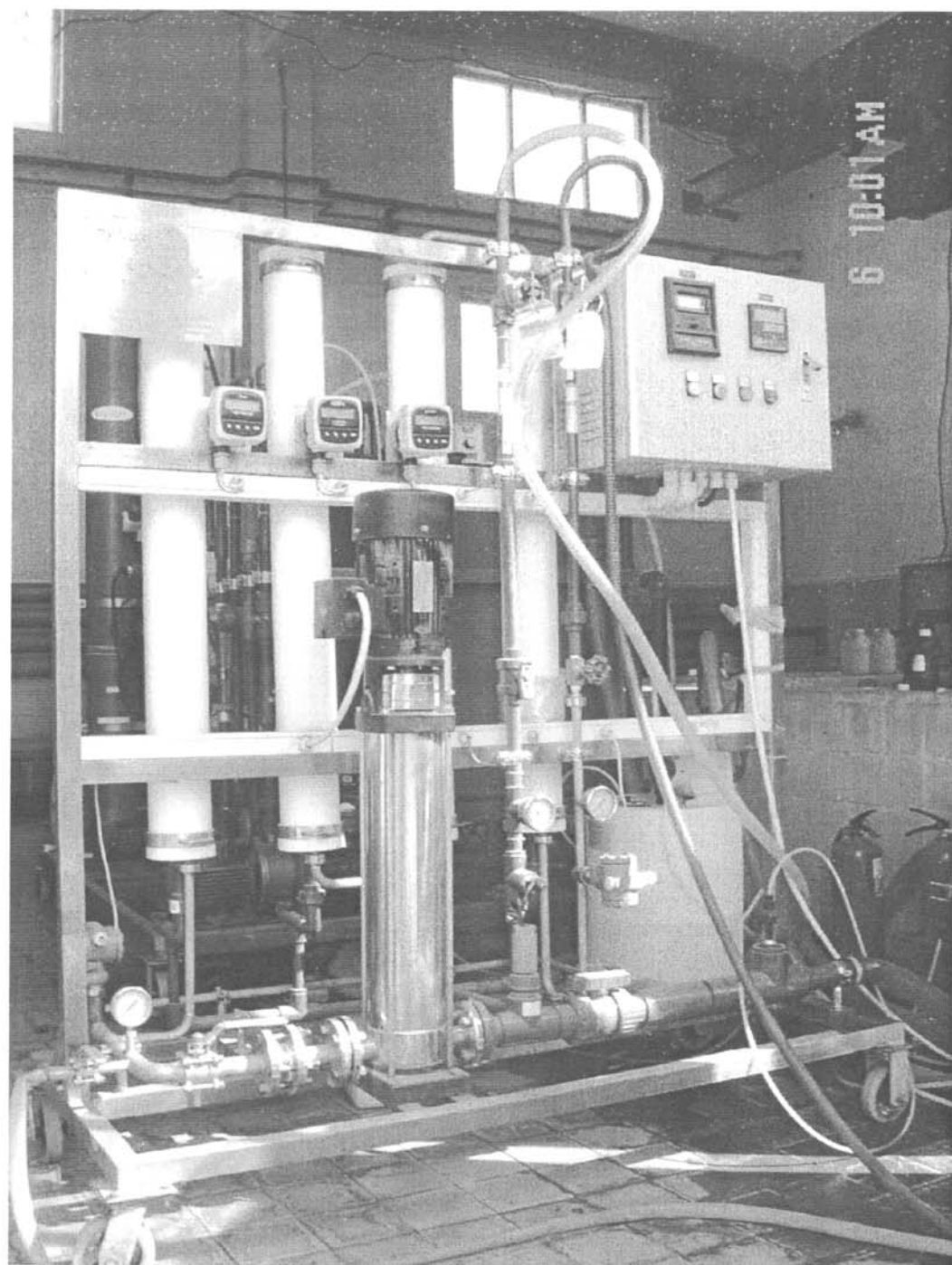


图 3-15 反渗透装置实拍照片

3.3.4 实验结果

1 进膜压力随运行时间的变化

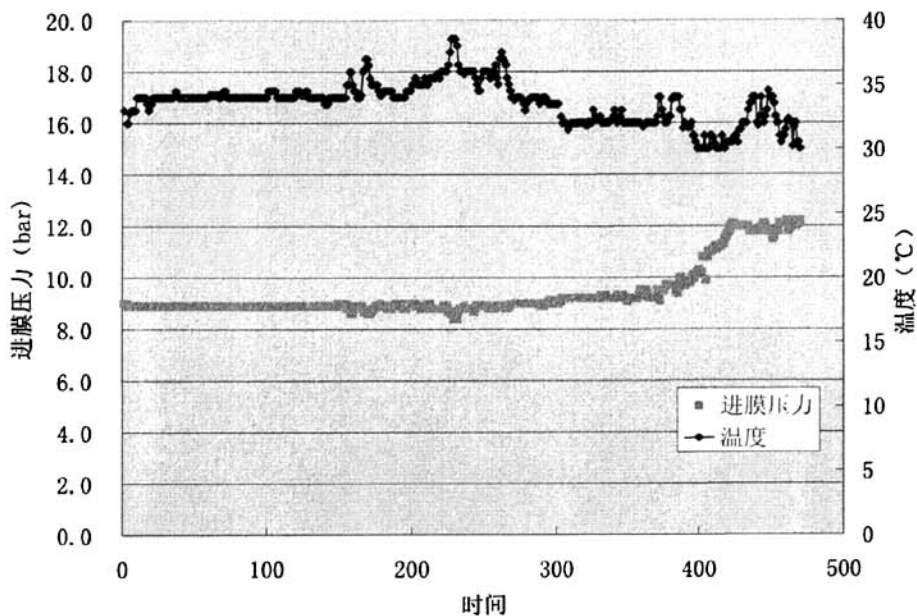


图 3-16 进膜压力随运行时间和温度的变化

图 3-16 所示为进膜压力随运行时间和温度的变化，在连续运行的 34 天内，前期进膜压力非常稳定，后期由于温度降低，进膜压力升高。

2. 渗透液流量随运行时间的变化

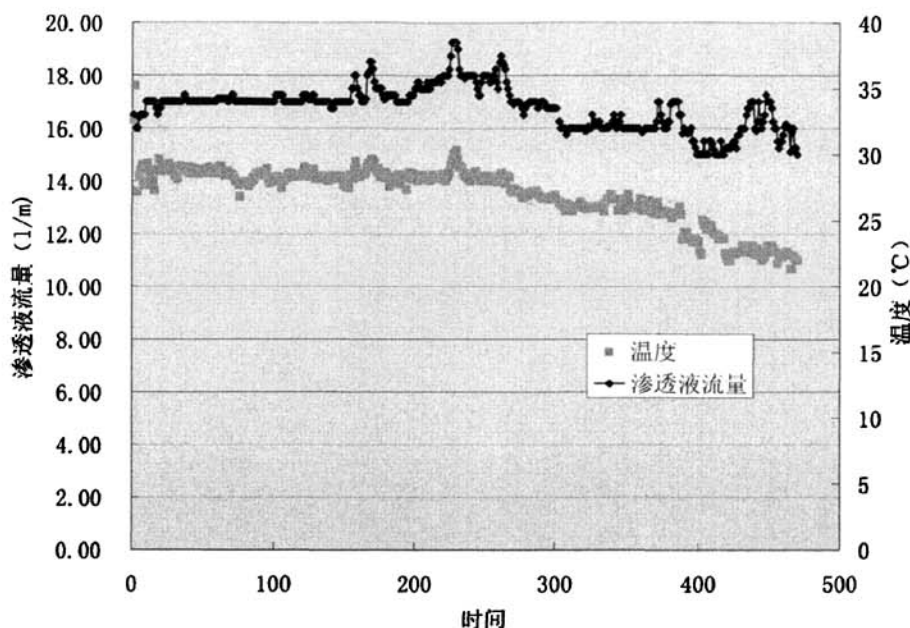


图 3-17 渗透液流量随运行时间和温度的变化

在连续运行的 34 天内，前期渗透液流量非常稳定，但后期渗透液流量降低。根据计算，膜的通量在最低时约为 20.88lmh，此通量略高于海德能膜技术手册的设计通量，我们认为可以将膜的通量适当降低。

对于反渗透装置运行中进膜压力的升高和渗透液流量的降低，可能有以下原因：

(1) 随着实验进行，温度逐渐下降（34℃-32℃-30℃），温度对反渗透膜渗透通量和进膜压力有非常重要的影响。

(2) 因试验装置中，RO 进水之前没有保安过滤器，这使得阻垢剂、还原剂的不溶性或其它黏附物黏附在膜进水端，从而造成 RO 膜污堵。

(3) 另外，实验进行中曾停机两次，重新恢复开机后 RO 的进膜压力都比停机前升高。故停机处理不当可能也会产生影响。

(4) 膜的产水通量过高，可适当降低。

但本试验运行还是比较稳定的，满足设计要求。

3. 脱盐效果

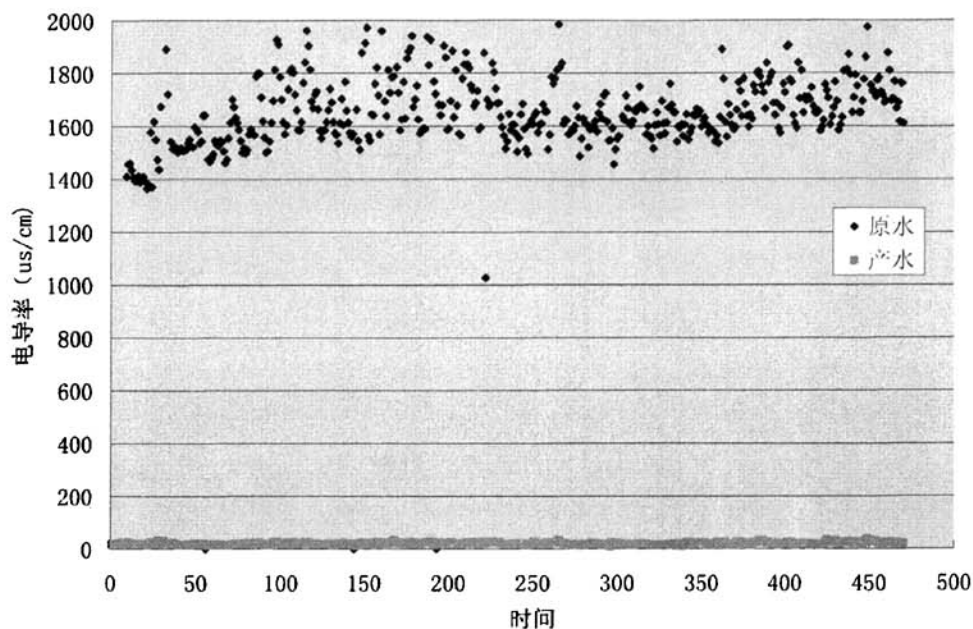


图 3-18 随进水电导率的变化产水电导率的变化

图 3-18 所示为随进水电导率的变化产水电导率的变化, 尽管进水电导率变化很大, 但产水电导率非常稳定, 基本都在 30us/cm 以下。另外图 3-19 表示反渗透脱盐率随进水电导率的变化, 如图所示, 脱盐率保持在 98%以上。故以上两点反映出反渗透膜对原水水质不稳定的适应性是非常强的。

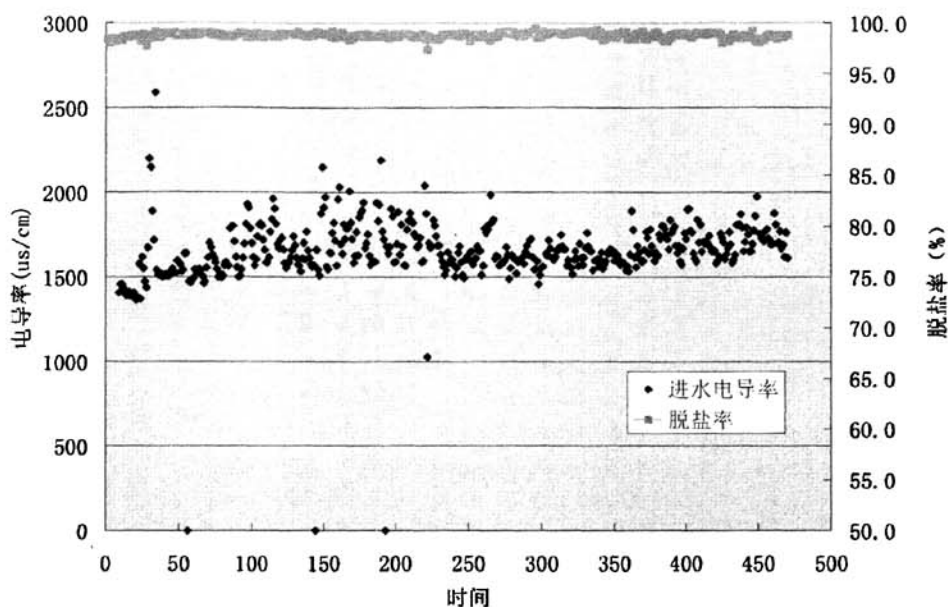


图 3-19 随进水电导率的不同，脱盐率的变化

4. 硬度的去除

实验中监测反渗透对硬度的去除效果，结果如表所示，可见反渗透对硬度的去除率平均在 99.6% 以上（见表 3-9）。

表 3-9 反渗透进水产水硬度的变化

日期	ro 进水 (mg/l)	ro 产水 (mg/l)
9 月 2 日	660	<2.0
9 月 3 日	580	<2.0
9 月 4 日	620	<2.0
9 月 5 日	500	<2.0

5. 回收率

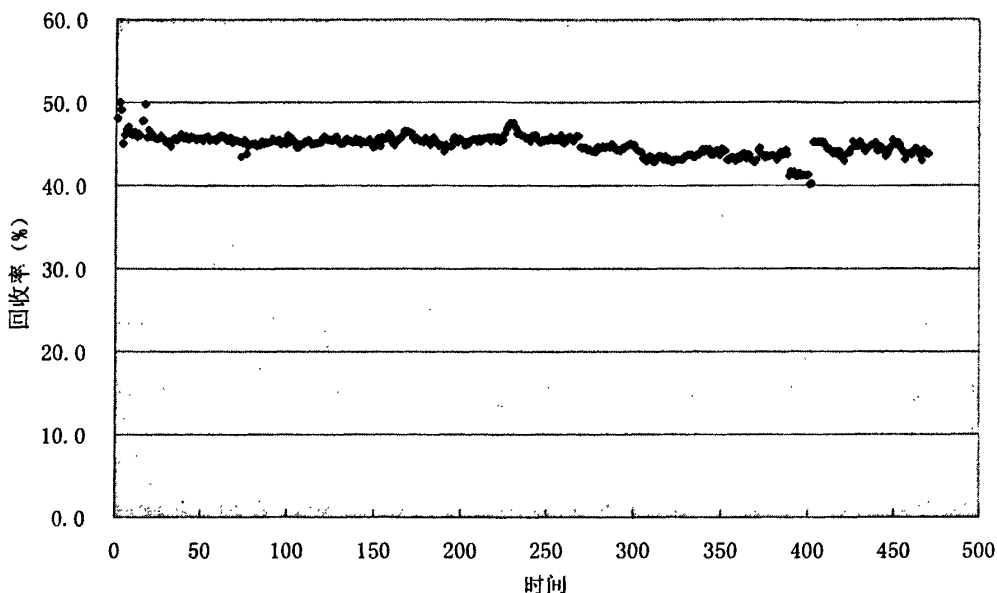


图 3-20 回收率随运行时间的变化

海德能公司反渗透技术手册显示单支 4 寸膜组件地回收率为 15%，一般地随元件数不同，回收率的大约值见表 3-8，但可以根据进水水质适当降低或升高。

表 3-8 膜元件数量与回收率的关系

膜元件数/每个压力容器	1	2	3	4	5	6
回收率 (%)	15	28	37	43	47	50

本设备安装 4 支海德能公司 LFC1-4040 膜元件，从图 3-20 可以看出，随运行时间延长，回收率稍有降低，但基本维持在 44%。与表 3-8 对比，回收率非常理想。

3.4 实验小结

反渗透在连续运行的 34 天内，前期进膜压力、渗透液流量非常稳定，后期由于温度降低，进膜压力升高，渗透液流量降低。根据计算，膜的通量在最低时约为 20.88l/mh，此通量略高于海德能膜技术手册的设计通量，故可以将膜的通量适当降低。

反渗透膜对原水水质不稳定的适应性非常强，尽管进水电导率变化很大，但产水电导率非常稳定，基本都在 30us/cm 以下，脱盐率保持在 98%以上。

经研究验证，在合理水稳药剂作用下，循环水补充水含盐量可突破国标 GB50335-2002 中溶解固体 $\leq 1000\text{mg/L}$ 的限定。在循环水中溶解固体高达

3000mg/L 以上，仍可使水质保持稳定状态，其腐蚀率低于 0.125mm/a 的国标规定，节水意义重大。

本设备安装 4 支海德能公司 LFC1-4040 膜元件，回收率基本维持在 44%，这在安装 4 支膜的前提下，回收率是非常理想的。

3.5 成本分析

根据实验具体情况，结合实际工程，成本分析如表 3-10。

表 3-10 超滤反渗透运行成本分析

运行成本分析				
一、药剂费				
	名称	加药量 (ppm)	单价(元/公斤)	元/吨产水
1	次氯酸钠	1.253	1	0.01253
2	氢氧化钠	0.03	0.6	0.00005
3	亚硫酸氢钠	3	7	0.021
4	阻垢剂	3	50	0.15
二、备件及耗材更换费				
1	反渗透膜（进口）	更换周期：3 年	5500 元/根	0.14
2	超滤膜（进口）	更换周期：3 年	18000 元/根	0.27
三	电费	0.51 元/度	1 度/吨产水	0.51
总计：1.1 元				
备注：本计算结果不包括人工费及设备折旧费，因这两个因素受处理规模、地区等条件影响很大，根据具体情况再进行测算。				

第 4 章 结论

1. 通过本次试验可以证明双膜法在钢铁工业总排口综合污水处理回收应用中是可行的。
2. 采用超滤+反渗透处理技术, 解决综合污水处理系统盐类不断富集问题。经脱盐后, 可在原回用率 70%的基础上, 再提高回用率, 达到 90%, 如将脱盐后的浓水消纳于冲渣等途径, 即可望实现“零”排放。
3. 经研究验证, 在合理水稳药剂作用下, 循环水补充水含盐量可突破国标 GB50335-2002 中溶解固体 $\leq 1000\text{mg/L}$ 的限定。在循环水中溶解固体高达 3000mg/L 以上, 仍可使水质保持稳定状态, 其腐蚀率低于 0.125mm/a 的国标规定, 节水意义重大。
4. 试验数据与结果表明, UF 运行流量稳定, 运行压力、跨膜压差都在设定范围内。超滤膜的通量可设定为 40l/h (冬天可适当降低), 浓水外排量为 0, 回流 7.5L/min 。
5. 超滤将浓水回流, 运行效果稳定, 在实际工程中可以将超滤浓水回流至调节池, 实现超滤回收率为 100%。
6. 超滤产水浊度小于 0.1NTU , SDI_{15} 平均小于 1, 远远低于反渗透膜对进水水质的要求, 为反渗透提供了优良的进水水质。
7. 超滤每半小时反洗一次, 跨膜压差上升 15%后化学分散清洗, 化学分散清洗后若跨膜压差没有恢复(或跨膜压差比起始值升高 100kPa), 则需进行化学清洗。清洗配方为 NaClO 150ppm , pH 值大约调到 11。化学清洗周期约为 1 个月。
8. 反渗透装置的产水水质稳定, 尽管进水电导率变化较大, 但产水电导率基本小于 30us/cm , 脱盐率大于 98%。
9. RO 进膜压力、渗透液流量基本稳定, 但温度对其影响较大, 应根据温度的变化适当调整渗透液流量。回收率约在 44%, 对于 4 只膜元件来说, 回收率约 44%已经非常理想, 在实际工程中, 采用一级两段的设计, 回收率可达到 75%以上。
10. 膜元件的选择对于整个膜法脱盐系统的成败起着至关重要的作用。根据钢铁企业综合污水的特点及各种超滤膜元件的特点, 结合工程实践, 推荐使用膜孔径较小的外压式、双皮层超滤膜、采用错流过滤, 减轻膜污染。反渗透选用抗污染芳香族聚酰胺膜。

工程应用方案及展望

工程应用方案

根据钢铁企业综合污水的特点及首钢现场实验的结果，建议采用以下流程：

【清水箱】→原水泵→自清洗过滤器→超滤装置→【超滤产水箱】→增压泵→保安过滤器→变频高压泵→反渗透装置→【反渗透产水箱】→使用点

工艺系统简述

1、自清洗过滤器

自清洗过滤器用以滤除大颗粒物质，以防止其进入超滤系统，堵塞划伤膜的表面，保护后续的超滤装置。

自清洗过滤器采用压差及定时清洗的方式进行控制，实现自动运行。反洗时间根据压差变化或经验运行周期确定。过滤器由罐本体、过滤元件、反冲洗执行机构等组成。

2、杀菌加药装置

杀菌过程是向水中投加杀菌剂，作为一种氧化剂，可以去除部分的有机物。同时可以杀死水中的细菌、病毒等微生物，防止细菌在超滤膜表面滋生。常规上以工业 NaClO 作为消毒投加剂。

杀菌加药装置包括系统进水加药装置和超滤反洗加药装置两部分。

3、超滤装置

原水进入超滤装置，在压力作用下，去除绝大部分的微生物、大分子有机物、胶体等，产水进入产水箱。浓水部分排放或部分回流，排放的浓水也可进入污水处理厂的调节池，细小颗粒、胶体和部分有机物通过絮凝沉淀形成污泥排出系统外。由于原水为污水，故建议采用外压式超滤膜，进水条件宽，截留物不易堵塞进水流道。采用反向冲洗和空气辅助清洗工艺，每 30min 一次，延长组件的化学清洗周期。超滤系统和反渗透系统共用一套清洗装置。

4、反渗透装置

反渗透系统主要包括阻垢剂加药系统、还原剂加药系统、保安过滤器、高压泵、反渗透装置、化学清洗系统等。

超滤产水进入反渗透膜组，在压力作用下，大部分水分子和微量其它离子透过反渗透膜，经收集后成为产品水，通过产水管道进入后续设备；水中的大部分盐分和胶体、有机物等不能透过反渗透膜，残留在少量浓水中，由浓水管排出。建议采用抗污染膜。在反渗透装置停运时，自动冲洗 3~5 分钟，以去除沉积在膜表面的污垢，使装置和反渗透膜得到有效保养。

(1) 阻垢剂加药装置

阻垢剂加药系统在反渗透进水中加入阻垢剂,防止反渗透浓水中碳酸钙、碳酸镁、硫酸钙等难溶盐浓缩后析出结垢,堵塞反渗透膜。从而损坏膜元件的应用特性,因此在进入膜元件之前设置了阻垢剂投加装置。阻垢剂是一种有机化合物,除了能在朗格利尔指数(LSI)=2.6情况下运行之外,还能阻止 SO_4^{2-} 的结垢,它的主要作用是相对增加水中结垢物质的溶解性,以防止碳酸钙、硫酸钙等物质对膜的阻碍,同时它也可以降低铁离子堵塞膜的微孔。

(2) 还原剂加药装置

为保护后续反渗透膜,在系统中投加亚硫酸氢钠用来还原水中的余氯,采用在线ORP表检测水中的氧化还原电位并控制加药量。

(3) 保安过滤器

保安过滤器用以去除 $5\mu\text{m}$ 以上的悬浮物,以保护反渗透膜不被堵塞,因此 $5\mu\text{m}$ 精密过滤器又被称为保安过滤器或 $5\mu\text{m}$ 过滤器,是原水进入反渗透膜前最后一道处理工序,其主要作用是防止清水箱内受污染而导致部分固体微粒渗入反渗透膜中,使反渗透膜发生污堵或划伤。除了颗粒杂质以外,保安过滤器对浊度、铁以及硅等胶体物质都有良好的去除效果。保安过滤器内装缠绕式聚丙烯滤芯(过滤等级5微米),精密过滤器进出口设压力指示表,当压差达到设定值时应及时更换滤芯。

5、化学清洗系统

此单元由清洗药箱、不锈钢清洗泵、 $5\mu\text{m}$ 清洗过滤器、仪表及连接管件组成;当膜组件受污染时,可以用它进行化学清洗。反渗透系统和超滤系统共用一套清洗装置。

6、系统管道

高压部分采用不锈钢材质,低压部分采用碳钢衬塑或化工级UPVC管道。

7、系统控制

建议采用全自动控制。根据系统特点,把工艺流程分为预处理、反渗透两部分,采用PLC上位机方式实现自动控制。系统可实现现场就地和控制室集中控制两种操作方式,可进行自动与手动运行方式的切换。

为确保系统运行可靠,在总进水管线上设在线浊度仪、在线ORP仪和在线电导率表等,当原水浊度、余氯、电导率等超过设定值时,则控制系统自动切断水源,保证设备不受污染。

在各水池水箱设有液位控制、在主管线及各设备的分支管线设有流量控制。

用液位变送器和液位开关控制泵,当清水箱、超滤产水箱、反渗透产水箱的液位低于一设定值时,则相应的自动停止各提升泵,以确保动力设备的安全。

以上各种控制均由控制室的上位机实现人机界面操作。

展望

1 实施前景与效益

环境污染、水资源短缺和生态破坏已成为全球性的重大课题,它不仅严重阻碍着经济的发展进步,还威胁着人类自身的生存和发展。综合污水处理集成技术研究符合当今钢铁企业节水降耗、消除水污染的技术路线与发展要求,符合国家节水规划的指导方针,本课题集成技术的实施,对我国钢铁工业持续发展,乃至我国水资源短缺的解决,都有重要作用。必将给企业带来丰厚的经济、社会和环境效益。

以日处理规模 7 万吨的污水处理厂为例,以污水回收利用率 90%计,每年可节约生产新水 2300 万吨,企业可获得年经济效益 3000 万元左右,投资回收期为 3 年左右,同时,更可获得良好的社会效益和环境效益。

除盐水处理规模按 500 吨/时计,工程投资约 2000 万元,年运行费 800 万元,年回收水量 650 万吨,吨水成本 1.35 元,年收入 1200 万元,投资回收期为 4 年左右。

2 问题

“十五”期间,我国在膜研究与应用方面取得了长足的进步,结合在实际中遇到的一些问题,需在以下几方面作进一步深入的研究:

1. 现在对超滤的进水水质要求的不是很明确,致使超滤膜的污染较严重,从而产水水质、水量都有所下降,这是许多已建成的膜处理工程面临的窘境,故研究引起 UF 和 RO 膜污染的因素,以及采取合适的超滤预处理手段将这些因素去除,尤其重要。

2. 将目前成熟的膜生产厂家的膜产品,进行技术经济综合比较,分别确定其适用的范围,实现根据不同原水水质特点,快速准确地进行膜选型。

3. 因为现在 RO 的回收率一般为 75%,则还有约 25%的浓盐水,此部分水量仍较大,对钢铁企业而言,炉渣等工艺消耗不了,故将此部分浓盐水进一步浓缩后再用于焖渣等工艺,基本实现污水零排放,同时再将部分水回收从而提高总的回收率。建议加大对反渗透浓水处置的进一步研究。

4. 建立钢铁企业总排口综合污水双膜法深度处理示范工程,积累双膜法在钢铁企业总排口综合污水深度处理中的实际运行经验,为此方法在钢铁企业的推广打下坚实的基础。

参考文献

- 1 任建新.膜分离技术及其应用 北京:化学工业出版社,2003
- 2 周本省.工业水处理技术 第2版 北京:化学工业出版社,2002
- 3 王笏曹(主编).钢铁工业给水排水设计手册.北京:冶金工业出版社,2002
- 4 魏复盛(主编).水和废水监测分析方法.北京:中国环境科学出版社,1998
- 5 窦照英,张峰,徐平.反渗透水处理技术应用问答 北京:化学工业出版社,2004
- 6 邵刚.膜法水处理技术(第2版) 冶金工业出版社 2000
- 7 周克元.新技术在环境保护中的应用 北京:中国环境科学出版社,1990
- 8 彭跃莲等.废水处理新技术—胶团强化超滤 科学与技术 2001,21(1)
- 9 李旭祥.分离膜制备与应用 北京:化学工业出版社,2004
- 10 孙德栋,张启修.用超滤法处理回用生活污水 中南工业大学学报,2003,34(2)
- 11 周正立.反渗透水处理应用技术 化学工业出版社 2005:52~75
- 12 王晓昌.浅谈铝盐的水解和吸附电中和过程中被凝聚物浓度的影响[J].环境化学,1996,15(6):530-535.
- 13 张林生.水的深度处理与回用技术.北京:化学工业出版社,2004
- 14 陆晓峰,卞晓锴.超滤膜的改性研究及应用.膜科学与技术,2003,8:97~102
- 15 王炳强,崔树宝.反渗透膜法处理城市污水技术的探析.天津化工.2003年11月,第17卷第6期
- 16 张玉忠,郑领英,高从阶编著,液体分离膜技术及其应用.北京:化学工业出版社,2004
- 17 王洪编著.膜分离技术基础,化学工业出版社,2000
- 18 徐桐文编.膜化学与技术教程.合肥:中国科技大学出版社,2003
- 19 徐南平,邢卫红,赵宜江著.无机膜分离技术与应用.北京:化学工业出版社,2003
- 20 刘茉娥编著.膜分离法技术的应用,化学工业出版社,2001
- 21 顾国维,何义亮编著.膜生物反应器在污水处理中的研究与应用.北京:化学工业出版社,2002
- 22 田茂东,许士勇.影响反渗透运行的因素及运行参数的标准化.山东电力技术.2004年第6期
- 23 高以洵,松木丰等.日本 NF 膜、低压超低压 RO 膜及应用技术的发展,膜科学与技术.1998(5)
- 24 时钧,袁权,高从阶主编.膜技术手册.北京:化学工业出版社,2001
- 25 许振梁编著.膜法水处理技术.北京:化学工业出版社,2001
- 26 冯逸仙,杨世纯编著.反渗透水处理工程.北京:中国电力出版社,2000
- 27 李琳译.膜技术基本原理.北京:清华大学出版社,1999
- 28 殷琦,华耀祖译.反渗透—膜技术.水化学&工业应用.北京:化学工业出版社,1999

- 28 殷琦, 华耀祖译. 反渗透—膜技术. 水化学 & 工业应用. 北京: 化学工业出版社, 1999
- 29 王乐夫译. 膜工艺—组件和装置设计基础. 北京: 化学工业出版社, 1998
- 30 张志诚等译. 膜手册. 北京: 海洋出版社, 1997
- 31 王学松编著. 膜分离技术及其应用. 北京: 科学出版社, 1994
- 32 张志诚, 黄夫照, 朱柏华等编. 超滤技术研究与应用. 北京: 海洋出版社, 1993
- 33 高以烜, 叶凌碧编著. 膜分离技术基础. 北京: 科学出版社, 1989
- 34 殷琦等译. 反渗透与合成膜. 北京: 中国建筑工业出版社, 1987
- 35 刘双进编著. 污水处理新技术—反渗透和超滤. 北京: 海洋出版社, 1985
- 36 Judd S, Jefferson B. Membrane for Industrial Wastewater Recovery and Re-use. Elsevier, 2003
- 37 Nunes S P, Peinemann K V. Membrane Technology in the Chemical Industry. WILEY-VCH, 2002
- 38 Ana Meria Brites Alves etc. Ultrafiltration for colour removal of tannery dyeing wastewaters. Desalination, 130(2000)147~154
- 39 Taraj Mohanmadi etc. Wastewater treatment using Ultrafiltration at factory. Desalination, 166(2004), 329~
- 40 泽山繁树等. UF 膜滤过におけるフアウリング対策としての前 オゾン処理の効果 [J]. 水道协会杂志, 2000, 69(6): 12-21.
- 41 贝古古英等. 净水处理に使用した膜の汚染物質に関する研究(3)前盐素処理の膜汚染抑制 效果 [J], 水道协会杂志, 1999, 68(10): 14-20.
- 42 Lahoussine-Turcaud V, Wiesner M R, Bottero J Y. Fouling in tangential-flow ultrafiltration: the effect of colloid size and coagulation pretreatment [J]. Journal of Membrane Science, 1990, 52: 173-190.
- 43 Lahoussine-Turcaud V et al. Coagulation pretreatment for ultrafiltration of a surface water [J]. JAWWA, 1990, 82(12): 76-81.
- 44 Hills P. Membrane Technology in water and wastewater Treatment. The Royal Society of Chemistry, 2000
- 45 Richard W Baker. Membrane Technology and Applications. The McGraw-Hill Companies, 2000

附录一 超滤部分试验数据表

1. 产水量为 30 l/m

时间		2005 07 01															
		0:00	1:00	2:00	3:00	4:00	5:00	6:00	9:30	14:30	15:30	16:30	17:30	18:30	19:30		
A. 进水质																	
1	浊度	0.27	0.31	0.34	0.34	0.39	0.29	0.32	0.29	0.3	0.25	0.27	0.34	0.24	0.22		
2	水温									34.5	35.2	34.8	34.4	34.4	34.3		
3	pH	6.8	6.8	7	7	7	7	7.0	7	7	7	7	7	7	7		
B. 滤出液水质																	
1	浊度	0.12	0.08	0.1	0.1	0.08	0.08	0.06	0.11	0.1	0.06	0.08	0.07	0.05	0.06		
2	水温									34.6	34.6	34.2	34.1	34.1	33.7		
3	pH	6.8	6.8	7	7	7	7	7.0	7	7	7	7	7	7	7		
C. 运行参数																	
1	超滤进水流量	27.5	29.2	28.6	27.9	29.4	29.3	27.9	28.9	29.3	28.2	28.7	28.9	28.7	29.0		
2	超滤进水压力	55.3	55.4	55.4	55.2	55.8	55.9	54.7	55.5	57.3	54.9	55.4	57.3	56.6	55.8		
3	超滤排放流量	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.4	1.5	1.5	1.5	1.4	1.5	1.4	1.5	1.6		
4	浓水循环压力	47.1	47.1	47.0	46.9	47.3	47.3	46.0	47.3	48.4	46.2	47.6	48.1	47.4	47.2		
5	浓水循环流量	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5		
6	滤出液流量	26.0	27.7	27.2	26.5	27.9	27.9	26.4	27.4	27.8	26.8	27.2	27.5	27.2	27.4		
7	滤出液压力	20.2	20.3	20.3	20.4	20.7	20.5	20.3	20.3	21.0	19.8	20.1	20.5	20.5	20.1		
8	跨膜压差	31.0	31.0	30.9	30.7	30.9	31.1	30.1	31.1	31.9	30.8	31.4	32.2	31.5	31.4		
9	反洗水流量	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	3.9	3.9	3.9	3.9	3.8	3.8		
10	反洗压力	25.6	25.6	25.6	25.6	25.6	25.6	25.6		190.0	186.0	183.0	186.0	185.0	185.0		

2.产水量为 35 l/m

时间		2005 07 04											
		10:47	11:25	12:20	13:20	14:20	15:20	16:20	17:20	18:20	19:20		
A. 进水水质													
1	浊度	0.2	0.28	0.16	0.17	0.22	0.18	0.19	0.16	0.16			
2	水温	32.9	33.6	34.2	34.5	35.1	35.4	35.5	35.3	35.0	34.8		
3	pH	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0		
B. 滤出液水质													
1	浊度	0.05	0.09	0.06	0.06	0.07	0.06	0.05	0.07	0.07	0.06		
2	水温	32.9	33.3	33.9	34.3	34.8	35.1	35.0	34.8	34.6	34.4		
3	pH	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0		
4	SDI-15							0.150					
C. 运行参数													
1	超滤进水流量	34.7	35.3	34.8	34.8	35.6	35.2	35.2	36.0	35.4	36.2		
2	超滤进水压力	70.0	69.9	69.6	70.5	69.3	68.5	69.4	69.8	70.3	69.4		
3	超滤排放流量	1.7	1.8	1.7	1.4	1.8	1.6	1.8	1.8	1.9	1.5		
4	浓水循环压力	59.7	59.2	58.1	59.8	58.2	58.1	58.6	58.8	59.1	58.3		
5	浓水循环流量	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5		
6	滤山液流量	33.0	33.5	33.1	33.4	33.8	33.6	33.4	34.2	33.5	34.7		
7	滤出液压力	24.4	24.9	24.3	24.7	24.3	24.5	24.4	24.3	24.5	24.0		
8	跨膜压差	40.5	39.7	39.6	40.4	39.4	38.8	39.6	40.0	40.2	39.9		
9	反洗水流量	3.8		3.5	3.5	3.4	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5		

3. 产水量为 40 l/m

时间			2005 07 05																		
			7:10	7:40	8:40	9:40	10:40	11:40	12:40	13:40	14:40	15:40									
A. 进水水质																					
1	浊度	NTU	0.17	0.17	0.16	0.15	0.17	0.12	0.16	0.13	0.15	0.15									
2	水温	Deg C	31.8	32.6	33.8	34.7	35.2	35.3	35.7	35.8	35.9	36.0									
3	pH		7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0								
B. 滤出液水质																					
1	浊度	NTU																			
2	水温	Deg C	0.07	0.05	0.08	0.06	0.06	0.06	0.04	0.06	0.05	0.04	0.04								
3	pH		31.8	32.0	32.8	33.9	34.4	34.8	35.3	35.6	35.9	36.1									
4	SDI-15		7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0								
C. 运行参数																					
1	超滤进水流速	L/min	38.5	39.0	38.6	38.4	38.5	38.4	38.0	38.8	37.7	37.9									
2	超滤进水压力	KPa	75.8	73.2	74.1	74.6	76.1	73.0	76.2	75.4	75.8	75.5									
3	超滤排放流量	L/min	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9								
4	浓水循环压力	KPa	64.6	60.9	61.6	62.0	63.2	62.5	63.4	63.0	63.2	62.9									
5	浓水循环流量	L/min	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5								
6	滤山液流量	L/min	36.6	37.1	36.7	36.5	36.6	36.5	36.1	36.9	35.8	36.0									
7	滤出液压力	KPa	27.3	26.5	26.2	26.2	26.3	25.7	25.9	25.3	25.6	25.5									
8	跨膜压差	KPa	42.9	40.6	41.7	41.9	42.8	42.3	43.9	43.9	43.9	43.7									
9	反洗水流量	m3/h		3.7	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5		3.7	3.8									
10	反洗压力	KPa		175.0	176.0	175.0	190.0	179.0	190.0		196.0	194.8									

4. 产水量为 45 l/m

时间		2005 07 06															
		7:30	8:30	9:30	10:30	11:30	12:30	13:30	14:30	15:30	16:30	17:30	18:30	19:30	20:30		
A. 进水水质																	
1	浊度	NTU	0.16	0.14	0.13	0.13	0.17	0.11	0.13	0.15	0.17	0.16	0.17	0.17	0.18		
2	水温	Deg C	31.7	32.7	34.1	35.4	35.5	35.9	36.2	36.5	36.8	36.4	35.7	35.4	34.3		
3	pH		7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0		
B. 滤出液水质																	
1	浊度	NTU	0.07	0.08	0.06	0.06	0.06	0.04	0.06	0.06	0.03	0.06	0.05	0.05	0.06		
2	水温	Deg C	32.2	32.5	33.6	35.1	35.3	35.8	36.1	36.4	36.6	36.2	36.1	35.0	34.1		
3	pH		7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0		
4	SDI-15					0.150				0.080							
C. 运行参数																	
1	超滤进水量	L/min	44.1	43.2	43.7	43.8	43.1	43.8	44.3	42.3	44.2	43.4	43.3	43.0	43.0		
2	超滤进水压力	KPa	87.1	85.4	86.6	86.8	86.5	87.0	87.8	87.1	87.9	89.0	88.5	89.2	88.1		
3	超滤排放流量	L/min	2.2	2.2	2.2	2.2	2.2	2.2	2.1	2.1	2.2	2.2	2.2	2.2	2.2		
4	浓水循环压力	KPa	73.2	71.5	72.1	72.5	72.3	72.4	73.1	72.5	73.5	74.3	74.1	74.6	73.5		
5	浓水循环流量	L/min	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5		
6	滤出液流量	L/min	41.9	41.0	41.5	41.6	40.9	41.6	42.2	40.2	42.0	41.8	41.1	40.8	40.8		
7	滤出液压力	KPa	30.1	30.1	30.3	30.0	30.0	30.1	29.9	29.4	29.3	30.0	29.1	29.2	28.8		
8	跨膜压差	KPa	50.1	48.4	49.1	49.7	49.4	49.6	50.6	50.4	51.4	50.6	52.2	52.7	52.0		
9	反洗水流量	m3/h	4.0	4.0	4.0	4.0	3.9	3.9	3.8	3.7	3.8	3.8	3.8	3.8	3.8		
10	反洗压力	KPa	201.0	202.0	203.0	201.4	201.4	202.0	200.0	190.0	198.0	200.0	200.0	200.0	200.0		

附录二 反渗透部分实验数据

时间		05 年 8 月 17 日											
		15:30	9:30	10:30	13:30	14:30	15:30	16:30	17:30	18:30	19:30	20:30	
A. 进水质													
1	浊度	NTU	0.09	0.08						0.06	0.06	0.05	
2	TDS	ppm	622	673	650	670	668	700	710	730	731	711	
3	电导率	μs/cm							1410	1457	1460	1435	
4	水温	Deg C	33.5	32	32	32.8	33	33	33	34	34	34	
5	pH		6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	
B. 渗透液水质													
1	浊度	NTU	0.11	0.09						0.06	0.05	0.09	
2	TDS	ppm	10	13	10	11	11	12	12	10	10	9	
3	电导率	μs/cm	18.6	18.5	20.7	20.8	20	23.8	22.2	24.2	25	19	
4	水温	Deg C	33	32	32	32.8	33	33	33	34	34	34	
5	pH		6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	
C. 运行参数													
1	R0 进膜流量	L/min	33.9	32.6	30.2	30.8	30.8	31.0	30.2	30.2	31.6	31.3	
2	R0 浓水排放流量	L/min	17.6	16.6	16.6	16.6	16.4	16.4	16.2	16.2	16.9	16.9	
3	渗透液流量	L/min	16.3	16.0	13.6	14.2	14.4	14.6	14.0	14.0	14.7	14.4	
4	R0 进膜压力	bar	9.0	9.0	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	

	时间	05 年 8 月 17 日											
			15:30	9:30	10:30	13:30	14:30	15:30	16:30	17:30	18:30	19:30	20:30
5	R0 浓水压力	bar	7.9	7.8	7.8	7.8	7.8	7.8	7.8	7.8	7.8	7.8	7.6
6	渗透液压力	bar	0.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
7	跨膜压差	bar	8.2	8.4	8.4	8.4	8.4	8.4	8.4	8.4	8.4	8.4	8.3
8	ORP	mv		67.0	79.0	93.0	94.0	83.0	82.0	84.0	77.0	72.0	74.0
9	回收率	%	48.1	49.1	45.0	46.1	46.8	47.1	46.3	46.1	46.4	46.5	45.9
10	脱盐率	%	98.4	98.1	98.5	98.4	98.4	98.2	98.3	98.4	98.3	98.3	98.7

时间		05 年 8 月 20 日											
		0:30	1:30	2:30	3:30	4:30	5:30	6:30	7:30	8:30	9:30	10:30	
A. 进水水质													
1	浊度	NTU	0.06	0.06	0.05	0.05	0.06	0.05	0.06	0.06	0.05	0.02	
2	TDS	ppm	772	768	751	729	741	809	851	848	824	810	
3	电导率	µs/cm	1547	1541	1506	1462	1474	1555	1701	1673	1633	1613	
4	水温	Deg C	34.2	34.2	34.2	34	34	34.2	34.5	34	34	34	
5	pH		6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	
B. 渗透液水质													
1	浊度	NTU	0.05	0.05	0.05	0.06	0.05	0.05	0.05	0.02	0.02	0.01	
2	TDS	ppm	8	8	7	7	7	7	8	10	9	9	
3	电导率	µs/cm	17	17	15	15	15	16	17	18	20	19	
4	水温	Deg C	34.2	34.2	34.2	34	34	34.2	34.5	34	34	34	
5	pH		6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	
C. 运行参数													
1	R0 进膜流量	L/min	31.3	31.3	31.3	31.4	31.5	31.4	31.3	31.1	32.2	31.0	
2	R0 浓水排放流量	L/min	17.0	17.1	17.0	17.0	17.3	17.1	17.1	17.0	18.2	17.0	
3	渗透液流量	L/min	14.3	14.2	14.3	14.4	14.2	14.3	14.2	14.1	14.0	14.0	
4	R0 进膜压力	bar	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	
5	R0 浓水压力	bar	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	

时间		05 年 8 月 20 日											
			0:30	1:30	2:30	3:30	4:30	5:30	6:30	7:30	8:30	9:30	10:30
6	渗透液压力	bar	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.0	0.0	0.0
7	跨膜压差	bar	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3
8	ORP	mv	106	101	101	98	93	97	97	96	97	99	98
9	回收率	%	45.8	45.4	45.6	45.8	45.1	45.5	45.4	45.4	45.3	43.5	45.1
10	脱盐率	%	98.9	98.9	99.0	99.0	99.0	99.0	99.0	99.0	98.9	98.8	98.8

时间		05 年 8 月 22 日											
		0:30	1:30	2:30	3:30	4:30	5:30	6:30	7:30	8:30	9:30	10:30	11:30
A. 进水质													
1	浊度	NTU	0.05	0.05	0.06	0.05	0.06	0.05	0.07	0.05	0.05	0.03	0.03
2	TDS	ppm	806	879	920	953	902	845	829	859	865	833	791
3	电导率	µs/cm	1616	1765	1842	1904	1814	1694	1669	1720	1732	1664	1583
4	水温	Deg C	34	34	34	34	34	34	34	34.5	34.5	34.5	34.5
5	pH		6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5
B. 渗透液水质													
1	浊度	NTU	0.05	0.04	0.05	0.04	0.06	0.05	0.06	0.05	0.05	0.02	0.02
2	TDS	ppm	10	11	11	12	11	11	11	9	9	10	9
3	电导率	µs/cm	21	22	23	25	23	23	22	18	19	20	18
4	水温	Deg C	34	34	34	34	34	34	34	34.5	34.5	34.5	34.5
5	pH		6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5
C. 运行参数													
1	R0 进膜流量	L/min	31.5	31.4	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.4	31.7	31.7	31.3
2	R0 浓水排放流量	L/min	17.2	17.2	17.4	17.3	17.3	17.3	17.3	17.1	17.1	17.2	17.1
3	渗透液流量	L/min	14.3	14.2	14.2	14.2	14.2	14.2	14.2	14.3	14.5	14.5	14.2
4	R0 进膜压力	bar	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9	8.9
5	R0 浓水压力	bar	7.8	7.8	7.8	7.8	7.8	7.8	7.8	7.8	7.8	7.8	7.8

	时间	05 年 8 月 22 日												
		0:30	1:30	2:30	3:30	4:30	5:30	6:30	7:30	8:30	9:30	10:30	11:30	
6	渗透液压力	bar	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	
7	跨膜压差	bar	8.4	8.4	8.4	8.4	8.4	8.4	8.4	8.4	8.4	8.4	8.4	
8	ORP	mv	92	90	93	96	97	89	85	87	98	109	101	103
9	回收率	%	45.5	45.2	44.9	45.0	45.1	45.1	45.1	45.6	45.9	45.6	45.5	
10	脱盐率	%	98.7	98.8	98.8	98.7	98.7	98.7	98.6	98.7	99.0	98.9	98.8	98.9

时间		05 年 8 月 27 日											
		1:30	3:30	5:30	7:30	9:30	11:30	13:30	15:30	17:30	19:30	21:30	23:30
A. 进水质													
1	浊度	NTU	0.05	0.05	0.06	0.07	0.06	0.06	0.04	0.04	0.06	0.07	0.06
2	TDS	ppm	965	1095	886	862	839	820	839	952	928	792	795
3	电导率	μs/cm	1927	2189	1769	1722	1680	1641	1679	1904	1860	1587	1590
4	水温	Deg C	34	34	34	34	34	34	34.5	34.5	34.5	34.5	35
5	pH		6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5
B. 渗透液水质													
1	浊度	NTU	0.05	0.04	0.05	0.05	0.04	0.02	0.04	0.04	0.06	0.06	0.04
2	TDS	ppm	12	15	11	9	11	11	12	12	12	10	9
3	电导率	μs/cm	25	29	22	18	22	25	25	24	24	20	18
4	水温	Deg C	34	34	34	34	34	34	34.5	34.5	34.5	34.5	35
5	pH		6	6	6	6	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5
C. 运行参数													
1	R0 进膜流量	L/min	31.8	31.5	31.7	31.6	30.6	31.1	31.3	31.4	31.1	31.3	31.3
2	R0 浓水排放流量	L/min	17.5	17.6	17.5	17.5	16.9	16.9	17.0	17.2	17.1	17.0	17.1
3	渗透液流量	L/min	14.3	13.9	14.3	14.1	13.7	14.1	14.4	14.3	14.1	14.3	14.3
4	R0 进膜压力	bar	9.0	9.0	9.0	9.0	8.8	8.8	8.8	9.0	9.0	9.0	9.0
5	R0 浓水压力	bar	7.8	7.8	7.8	7.8	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7

时间		05 年 8 月 27 日											
		1:30	3:30	5:30	7:30	9:30	11:30	13:30	15:30	17:30	19:30	21:30	23:30
6	渗透液压力	0.0	0.0	0.0	0.0		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
7	跨膜压差	8.4	8.4	8.4	8.4		8.3	8.3	8.3	8.4	8.4	8.4	8.4
8	ORP	95	100	100	102		104	105	104	103	98	98	96
9	回收率	44.8	44.1	44.9	44.7		44.7	45.5	45.8	45.3	45.2	45.6	45.5
10	脱盐率	98.7	98.7	98.8	99.0		98.7	98.5	98.5	98.7	98.7	98.7	98.9

攻读硕士学位期间发表的学术论文

刘楠薇. 双膜法对钢铁废水脱盐处理的应用研究. 中国环保产业. 2007 年. 2 期: 47~50

刘楠薇. 膜法脱盐技术在钢铁企业污水回用中的应用分析. 中国环保产业. 2007 年. 10 期: 54~57

致谢

本文是在导师吕鑑教授的悉心指导下完成的。硕士期间的几年中，受到了吕老师的热情帮助和督促，使我顺利完成了硕士论文。吕老师专业知识渊博，治学态度严谨，对待学生严格要求，为我们树立了求学和工作的榜样。值此论文完成之际，对吕老师致以衷心的感谢！

衷心感谢共同进行实验的中冶集团建筑研究总院和新加坡凯能公司的同伴。

最后，感谢所有曾给予我关心和帮助的老师、同学和朋友！

签名：刘楠徽

个人简历

2000 年 7 月，从西安建筑科技大学给排水工程专业毕业，进入中国京冶工程技术有限公司环保分公司水处理工程部工作。

参加工作以来，主要做了以下工作：

- | | |
|--------|--|
| 2000年 | 参加首钢钢丝厂酸洗废水处理工程设计，已验收合格，正常运行。 |
| 2001年 | 参加顺义宏利钢管厂酸洗废水处理设计，验收合格，正常运行。 |
| 2002年 | 参加苏州东方钢铁有限公司酸洗废水处理设计，验收合格，正常运行。 |
| 2003年 | 参加中国铝业河南分公司生活污水处理项目设计。初设完成。 |
| 2004年 | 作为技术负责人，参加宁波建龙钢铁有限公司全厂供排水管网设计，现场施工已基本完成。 |
| 2005年 | 作为技术负责人，参加河北省沙河市污水处理厂设计，完成初设。 |
| 2005年 | 作为技术负责人，参加河北省成安县污水处理厂设计。 |
| 2006年 | 借调到中国环保产业协会工作，主要从事环保实用技术和环保行业示范工程的发证和报名工作；协助组织注册环保工程师考核认定人员评审；起草环境工程设计手册重新编制建议书和全国环保行业设计奖评奖标准、管理办法等。 |
| 2007年 | 作为项目负责人，参加同煤马脊梁、四台矿井废水处理回用工程
作为技术负责人负责鞍钢鲅鱼圈钢铁项目炼钢工程 80 万吨/年钢渣热闷处理生产线项目 |
| 2008 年 | 作为技术负责人负责本钢钢渣资源化项目水处理设施
作为技术负责人负责湘潭钢铁集团有限公司 100 万吨/年钢渣热闷处理生产线项目水处理设施 |