

试验研究

高矿化度矿井水处理及再生利用技术研究

李海江

(河南能源化工集团有限公司,河南 郑州 450046)

摘要:煤化工项目用水是关系生产系统长期运行的一个关键因素,在水资源不丰富的地区如何利用好煤矿高矿化度矿井水是一个可持续发展的问题,采用先进的净水处理工艺对降低运行成本、对发展地区工业和保护当地生态环境和水资源是一个多赢的方式。

关键词:高矿化度矿井水;再生利用;技术研究

中图分类号:X703

文献标识码:A

文章编号:1006-8759(2014)06-0022-04

永夏矿区位于豫东永城市境内,地处黄淮冲积平原北部,永煤公司年产 50 万 t 甲醇项目建于永城市侯岭乡,项目配套给排水装置包括生产生活消防用水、循环水、除盐水、污水处理及装置,界区内排水系统。永城矿区地下水是目前工农业生产生活用水的主要水源,地下水年平均开采量为多年可开采量的 47%(1.2 亿 m^3),平水年工农业生产生活需水量小于可采水量,能够满足需求。但是偏旱年需水量大于可采水量,缺水约为 1 亿 m^3 。项目所在地的地下水资源较丰富,但地下水开采程度也较高,地表水系由于属于季节性河流,不能作为本项目供水水源。为了充分利用矿井涌水资源,本项目采用永煤公司所属煤矿的矿井涌水作为项目的供水水源。

1 永夏矿区矿井水质特征

根据矿区地下水含水层特征和各矿多次水质化验资料,矿区第四系孔隙潜水含水层组水质相对较好,最小矿化度为 0.5 g/L,水化学类型为 HCO_3^-NaCa 型。其余各含水层组矿化度在 0.5~4.77 g/L 之间,车集煤矿矿井涌水含盐量 3 469 mg/L,城郊煤矿矿井涌水含盐量 3 606 mg/L。矿井涌水的水化学类型多为 SO_4-CaNa 型或 SO_4-NaCa 型。因此,采用矿井涌水作水源其水质不能满足本项目要求,需要进行处理,处理后的水质应达到国家现行的地

下水质量标准。本项目采用反渗透处理技术,满足生产生活水质需要和达到国家标准。

2 矿井水处理工艺

该项目矿井水处理系统主要由给水净化和脱盐处理两部分组成,给水净化主要是通过“絮凝+涡旋混凝低脉动沉淀+过滤”技术,处理后出水浊度小于 3NTU,然后通过“超滤+反渗透膜”技术进行脱盐处理。该矿井水处理系统 2006 年建成,通过几年的实际运行,实现了对非传统意义上的水源进行最有效的利用,对降低运行成本、发展地区工业和保护当地生态环境和水资源是一个多赢的方式。

2.1 给水净化工艺流程

原水→串联圆管混合器→小孔眼格网反应→小间距斜板沉淀→虹吸过滤→清水池

矿井废水先进入串联圆管混合器与药剂充分混合后,再进入小孔眼格网反应设备,产生密实的矾花;然后进入小间距斜板沉淀池将矾花快速沉淀,出水悬浮物小于 15 mg/L。沉淀池出水再送入虹吸过滤池过滤,最后制备出浊度 <3NTU 的净化水。净化水送往循环水站和除盐水处理站作为补充水和原料水使用。

2.2 主要给水处理技术设备

2.2.1 串联圆管混合器

与其它混合设备相比,串联圆管式混合器大幅度地提高处理能力,混合效果好,节省占地面积,不易堵塞。相比之下,一般可节省药剂 10%~30%,大幅度降低了制水成本。停留时间 30 s,水

收稿日期:2013-12-04

作者简介:李海江,男,高级工程师,1972 年 1 月生,1995 年毕业于苏州城建环保学院环境规划与管理专业,现在河南能源化工集团技术管理部工作,一直从事企业科技创新和综合利用研究,发表论文 15 篇,完成科技成果 20 多项。

头损失 0.4~0.6 m,设备自身不承压,可根据需要设计带压运行混合池。该设备材质为玻璃钢,可放置于混合池中,在迎水及背水面分别砌设半砖墙固定设备位置,砌墙时留出过水孔,设备间缝隙以素混凝土填实。加药点位于混合器入口前 2 m 处。

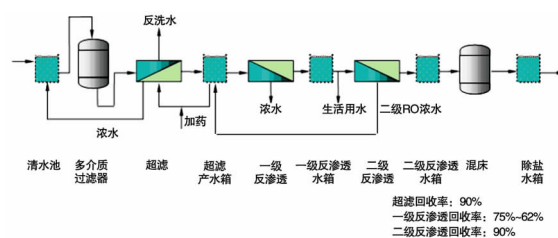
2.2.2 小孔眼网格反应池技术

一般在 5~10 min 就可很好地完成絮凝过程,与隔板反应池絮凝时间 20~30 min、折板反应池和普通网格反应池絮凝时间 10~15 min 相比,大大缩短了反应时间。由于絮凝时间的大大缩短,相应减小了设备的体积,节省了基建费用 10%~30% 左右,降低了制水成本。材质为乙丙共聚或聚丙烯,与普通网格相比,它的网眼尺度小,格条细,适用于竖流孔室反应池和廊道格板反应池,停留时间 5~10 min,水头损失 0.2~0.3 m。排泥方式为穿孔管排泥或斗式立管排泥,网格支架可在池壁上按工艺标高要求(中心距下水孔上沿 100 mm)预埋钢构件(200×200 mm)两块,水平方向三等分池壁长度,也可采用不锈钢膨胀螺栓($\varphi 18 \times 180$ mm)固定在池壁上作为支撑。竖井流速第一级反应速度 $V_1 = 12 \sim 14$ cm/s,第二级反应速度 $V_2 = 9 \sim 10$ cm/s,第三级反应速度 $V_3 = 6 \sim 8$ cm/s,因此水流中产生的微涡旋数量大幅度增加,絮凝反应效果大幅度提高。

2.2.3 小间距斜板沉淀池技术

沉淀效果及排泥性能好,在 100 度以上高浊度期,普通斜管沉淀池 30~40 min 就必须排泥一次,否则水质就明显恶化,而小间距斜板沉淀池 4 h 才排一次泥,十分节省水量,同时在运行过程中操作简单,节省了人工费用。推水量可增加一倍。在相同的投药量下,小间距斜板沉后水浊度为 1.5~2.5 度,而传统工艺沉后水浊度为 5~12 度,大大提高了处理效率,降低了后续处理装置的负荷。表面负荷为 $7.2 \sim 12.6$ m³/m²·h,无水头损失。对于单池处理规模不大的池型(单池处理量 $\leq 15\ 000$ m³/d)采用表面集水,单池处理规模较大的池型(单池处理量 $\geq 20\ 000$ m³/d)采用尾端集水。斜板支架沿池长方向可布设 $\varphi 25$ 钢管,间距为:从池壁起第一列距池壁 250 mm,第二列距第一列 500 mm,从第三列起,依 500 mm 顺次排列,确保每块斜板下有两列钢管;沿池宽方向,在钢管的下沿布设工字钢,间距不超过 2 m 为宜。整个支架上表面应确保平整,要求误差 ≤ 3 mm。

2.3 给水除盐工艺流程



除盐水系统工艺流程简图 (UF+RO+RO+混床)

净化水先进入清水池,再经水泵送入多介质过滤器,滤除悬浮物、胶体、以及经加药后形成的矾花等杂质。其出水送入超滤设备,除去溶液中的大分子物质。超滤设备的滤后水送入超滤产水箱,产水箱出水投加适量药剂,经水泵提升至一级反渗透,进行脱盐处理。反渗透浓水由排水沟排至排水管网。一级反渗透产水进入一级反渗透产水箱,经加碱调节 pH 后,再经泵提升至二级反渗透进行进一步脱盐处理,产水进入二级反渗透产水箱。二级反渗透浓水由管道送入超滤产水箱和一级反渗透产水箱。二级反渗透产水水泵提升进入混床,通过交换器内的阳、阴树脂与水中的阳、阴离子进行交换,从而将反渗透产水中留存的离子进一步去除,以获得极好的产水水质。通过混床后的除盐水进入除盐水箱,然后经水泵送至各用水点。

2.4 除盐系统主要设备

2.4.1 S24001A-F 多介质过滤器

多介质过滤器是重要的预处理装置,它的主要作用是滤除原水带来的细小颗粒、悬浮物、胶体、有机物等杂质,以及加药后形成的絮凝矾花,从而保证其出水满足后续超滤装置进水要求。直径 3 200 mm,过滤面积 8.04 m²,最高流速 12 m/h,每台处理水量 ≤ 96 m³/h,共 6 台;设计压力 < 0.6 Mpa,反洗膨胀高度 600 mm,正常运行压差 ≤ 0.05 Mpa,无烟煤 $\Phi 0.8 \sim 1.2$ mm/400 mm,石英砂 $\Phi 0.5 \sim 0.8$ mm/500 mm,石英砂 $\Phi 1 \sim 2$ mm/150 mm,石英砂 $\Phi 2 \sim 4$ mm/150 mm,滤料损失率 5%/a。

2.4.2 S24003A~C 超滤装置

因为反渗透系统对进水水质要求比较严格,而只有在采用膜过滤技术的前提下才有可能长期稳定的保持 $SDI \leq 4$ (污染密度指数),因此本工艺采用 OMEX 公司生产的外压式膜组件进行处理,它是由亲水性的聚偏氟乙烯合成的中空纤维组成的,每一根超滤膜元件都是由上千根中空纤维组成的纤维束,其过滤分子量为 1 000~500 000 道尔顿。原水是在中空纤维的外部从一端流向另一

端,而产水则是在原水流经膜的过程中逐渐由外壁向内壁透过,收集后从产水端排出。

2.4.3 反渗透系统

反渗透装置是本系统中最主要的脱盐装置,反渗透系统利用反渗透膜的特性来除去水中绝大部分可溶性盐分、胶体、有机物及微生物。经过预处理后合格的原水进入置于压力容器内的膜组件,水分子和极少量的小分子量有机物通过膜层,经收集管道集中后,通过产水管再注入反渗透水箱。反之,不能通过的就经由另一组收集管道集中后通往浓水排放管,一级反渗透浓水排入排水管网,二级反渗透浓水排入 T24002 超滤水箱及 T24003 一级反渗透水箱。U24002A/B/C 一级反渗透系统脱盐率 $\geq 95\%$ 。U24004A/B/C 二级反渗透回收率 $\geq 88\%$,系统脱盐率 $\geq 99.5\%$ 。

2.4.4 U24005A-D 混合离子交换器

所谓混合离子交换器,简称混床,是将阴、阳两种离子交换树脂按一定比例混合,放在同一个交换器内。交换器内填充强酸性苯乙烯系阳离子交换树脂(001 \times 7)和强碱性季胺型阴离子交换树脂(201 \times 7)。固定床式混合床离子交换设备的壳体和压力式过滤器相同,是圆柱形密闭容器。壳体中常装置有上部进水装置;为了将其中阴、阳树脂分开再生,在其中部还设有配水装置。为了便于阴、阳树脂分层,混合床用的阳树脂和阴树脂的湿真密度差大于 $15\% \sim 20\%$ 。关于在混合床中阴、阳树脂的配比,应从影响出水水质和一个周期中交换器的出水量两方面来考虑决定。由于各种阴、阳树脂交换容量的不同和各系统中混合床进水的成分有差别,所以此配比应根据具体情况选取。关于出水水质,试验表明,除了阳树脂明显多于阴树脂的情况外,改变两种树脂比影响不大;当阴树脂多于阳树脂时,处理效果比阳树脂多于阴树脂的好。目前国内采用的树脂体积比通常为阴:阳=2:1。混合床内树脂层面以上可供作树脂膨胀的空间高度为 $50\% \sim 80\%$ 。壳体上的附件有:进水管、出水管、排气管、树脂装卸口、视镜、人孔等,均根据工艺操作的需要布置。设备直径 $\varphi 2\ 500\text{ mm}$,过滤面积 4.91 m^2 ,处理能力 $250\text{ m}^3/\text{h}$,工作压力 $\leq 0.6\text{ Mpa}$,交换速度 50 m/h ,树脂层高 $1\ 800\text{ mm}$ 。

3 处理工艺特点及效果分析

3.1 涡旋混凝低脉动沉淀给水处理工艺技术特点

3.1.1 处理效率高、占地面积小、经济效益显著

混合迅速($3 \sim 30\text{ s}$),反应时间短($5 \sim 10\text{ min}$),沉淀池上升流速高($2.5 \sim 3.5\text{ mm/s}$),大大缩短了水在处理构筑物中的停留时间,大幅度提高处理效率,节省了构筑物的基建投资。从实际运行情况证实:与传统工艺相比,主体工艺构筑物可节省投资 $20\% \sim 30\%$,并可大幅度减少主体构筑物占地面积。与平流沉淀池比较可节省 80% ,与斜管沉淀池比较可节省 40% 。

3.1.2 处理水质优,社会效益好,水质效益可观

几年运行实践证明,这项工艺可使沉后水浊度稳定在3度以下,滤后水接近0度,这就形成了一个很高的水质效益。水质效益一方面就是社会效益,另一方面是潜在的经济效益。采用此工艺可稳定保持出厂水浊度低于1度。由此可见,其潜在的水质效益是相当可观的。

3.1.3 抗冲击能力强,适用水质广泛

我国目前普遍采用强氧化剂预氧化或生物预处理措施去除微污染。然而,无论何种预处理方法,都要通过反应使水中的有机物析出,使它们达到胶体颗粒尺度,最终通过絮凝、沉淀、过滤的方法与水中的其他颗粒一起去除。因此,高效能的絮凝与沉淀设备是去除微污染更有效的设备。实践证明,此项技术抗冲击的能力较强,当原水浊度、进水流量,投加药量发生一些变化时,沉淀池出水浊度不象传统工艺那样敏感。其原因是,这项工艺的沉淀池上升流速按 3.5 mm/s 设计时尚有很大潜力。运行实践表明,这项工艺对矿井涌水浊度变化大以及微污染等特点水质的处理非常有效。

3.1.4 制水成本降低

由于新技术采用先进的混合及反应设备,可节省投药量 30% ;由于新技术沉后水浊度在3度以下,减轻了滤池负担,因此滤池反冲洗水可节省 50% 左右,并可延长滤料更换周期;对管理人员设置少,运行管理费用大为降低;基建费用大幅度节省,可较大程度降低投资折旧率。从以上四个方面来看,新技术的使用可使制水成本显著降低。

3.1.5 工期短、见效快

由于该技术相对于传统工艺,构筑物设计少,工期短,且调试时间短,见效快。总之,这项新技术具有处理效率高、水质好、投资省、制水成本低等特点。此技术的推广应用,可最大限度地挖掘利用现有水资源和供水设施的潜力,利用最小投资取

得最大效益。

3.1.6 给水净化效果评价

根据实验监测分析,原水浊度为 59-173 NTU,沉淀池出水浊度为 0.8-3.0NTU,净化后出水浊度为 0-0.6NTU,水质完全满足小于 3 度的要求。

3.2 反渗透系统技术特点

本系统脱盐采用双级反渗透的方式。加压的原水进入滤筒,流经第 1 个复合卷式膜单元中的通道,一部分原水透过膜并经通道进入单元中部的产品水集水管中,然后进水遇到滤筒的下一根滤膜,重复上述过程。每个单元的产品水从滤筒共用管中流出。原水经过每个膜单元后变得更浓,从滤筒中作为废水排出。

3.2.1 反渗透与传统阴阳床工艺分析与比较

(1)前期投资:两种工艺的土建投资相差不大,仅设备及安装工程费用相差较大。一般情况,从投资静态分析估算,“反渗透+混床”除盐工艺工程投资在 4.0~4.3 万元/m³ 产水左右(一级反渗透除盐设备投资在 2.5 万元/m³ 产水左右,出水电导率低于 10 us/cm);而“阳床+阴床+混床”除盐工艺工程投资则在 2.5~2.6 万元/m³ 产水左右;前者较后者高近 1.6 倍。就 200 m³/h 系统而言,采用“反渗透+混床”除盐工艺工程总投资在 850 万元左右,而采用“阳床+阴床+混床”除盐工艺工程总投资则不会超过 650 万元。

(2)运行费用:“反渗透+混床”除盐工艺的运行费用:该工艺系统总电耗为 1.6 kw/m³ 产水左右,且该项费用为采用此工艺的最大运行费用,故项目建设单位所在地区的工业用电价格即成为影响运行费用的最关键因素。该工艺除盐制水需投加阻垢剂,阻垢剂市场价格 2.5 万元/t,即 0.025 元/g,投加比例 2~5 ppm(2~5 g/m³ 进水,回收率按 75 % 计算,折换成产水的阻垢剂消耗单位成本为 0.067~0.167 元/m³。反渗透膜的使用寿命和操作维护有关,一般使用寿命为 4~5 年,其折旧费与阻垢剂消耗费用差不多。

“阳床+阴床+混床”除盐工艺的运行费用主要为树脂再生耗用的酸碱的费用,这取决于两个因素:建设单位所在地区的盐酸与烧碱的市场价格,这是影响该工艺运行费用的最主要的因素;原水含盐量越高,酸碱耗量越大,制水成本越高。而“反渗透+混床”除盐工艺在原水含盐量低于 4 000 ppm 的情况下,运行费用基本不受此因素的影响。

(3)人工费方面:“反渗透+混床”除盐工艺的优点之一即是容易实现自动化,减轻劳动强度。即使后续混床为手动控制,但因再生周期较“阳床+阴床+混床”除盐工艺大大延长(15 倍以上),同样大幅度减轻了人力消耗。就 200 m³/h 系统而言,采用“阳床+阴床+混床”除盐工艺的人工费不会低于 60 万元/年,单位产水成本 0.40 元/m³;而采用反渗透工艺至少可节约人工成本 50 % 以上。

(4)环保方面:反渗透工艺最大的优势是其良好的环境性,与单纯的树脂工艺相比,其酸碱的消耗量将减少 20 倍以上(以自来水估算),这将大大减少含酸碱废水的排放,进而降低污染治理费用。

(5)给水除盐效果评价:根据实验监测分析,原水电导率为 3 960 μs/cm,除盐后电导率为 0.06 μs/cm,出水水质完全满足使用要求。

4 系统创新点和效益分析

由于给水净化采用了涡旋混凝低脉动沉淀给水处理技术,与传统技术比较大大提高了处理效率,降低了基建费用,节约了制水成本,提高了水质,降低了后续处理工艺的负荷,同时降低了矿井废水的外排量,每年约回收煤泥 144 t,折合标煤约 80 t,回收后用于锅炉掺烧,具有较高的社会效益和经济效益。而给水除盐采用膜分离技术,与传统工艺相比,有以下几点创新:对杂质的去除效率高,产水水质大大好于传统方法;彻底消除或者大大减少化学药剂的使用,避免二次污染;系统易于自动化,可靠性高;占地面积要求小。

经过计算处理 1 t 矿井废水的成本约为 0.266 元,若使用自来水作为水源,按照目前自来水市场价 2 元人民币/t 计算,全厂用水量按照正常生产时 1 600 m³/h 计算,每年用水费用为 2 534 万元人民币。若对矿井废水处理回用,每年用水费用为 337 万元人民币。因此,使用矿井涌水作水源进行净化处理每年可节约 2 197 万元人民币。对矿井废水通过膜技术进行处理回用,使用矿井水作为水源精制除盐水每吨成本可节约 1.637 元人民币,按照设计全厂每年有 174.24 万 t 除盐水用量,减去净化工段成本消耗,使用矿井水作水源精制除盐水每年可节约 192 万元人民币。不仅可以解决矿井废水大量排放污染环境的问题,而且还能通过对废水回用达到节约水资源的目的,无论在经济、环境保护、工农业可持续发展都有非常重要的意义。