



移动扫码阅读

毛维东,孙邃,马赛,等.基于 CFD 模拟的某煤矿矿井水膜浓缩单元工艺优化与分析[J].能源环境保护, 2021, 35(6):76-83.

MAO Weidong, SUN Sui, MA Sai, et al. Process optimization and analysis of a membrane concentration unit of coal mine water based on CFD simulation[J]. Energy Environmental Protection, 2021, 35(6):76-83.

基于 CFD 模拟的某煤矿矿井水膜浓缩单元 工艺优化与分析

毛维东¹, 孙 邃², 马 赛¹, 邹 湘², 郭中权¹, 吕顺之², 肖 艳¹

(1.中煤科工集团杭州研究院有限公司,浙江 杭州 311201;

2.江苏新宜中澳环境技术有限公司,江苏 宜兴 214205)

摘要:针对高矿化度矿井水零排放过程中多级反渗透系统易结垢、易污染的问题,基于 CFD 模拟技术优化了某煤矿矿井水多级反渗透系统,针对两级膜浓缩单元膜元件排列组合形式提出了优化方案,分析了技术性和经济性。结果表明:优化前后多级反渗透系统膜内离子污染分布与阻垢剂用量基本保持一致;优化后的一级膜浓缩单元和二级膜浓缩单元分别减少 6 支膜(减少率约为 5%),节省初始膜元件投入 48 000 元;矿井水回收率由 96.5%提高到 97%,吨水电力消耗升高了 0.017 元/m³,但吨水蒸发结晶费用降低了 0.395 元/m³,节省运行费用 0.378 元/m³。

关键词:高盐矿井水;CFD;反渗透;零排放

中图分类号:X703

文献标识码:A

文章编号:1006-8759(2021)06-0076-08

Process optimization and analysis of a membrane concentration unit of coal mine water based on CFD simulation

MAO Weidong¹, SUN Sui², MA Sai¹, ZOU Xiang², GUO Zhongquan¹, LYV Shunzhi², XIAO Yan¹

(1.CCTEG Hangzhou Research Institute Co., Ltd., Hangzhou 311201, China; 2.UNSW Centre for Transformational Environmental Technologies, Yixing 214205, China)

Abstract: In order to solve the membrane scaling and fouling problem of a multi-stage reverse osmosis (RO) system in the zero discharge process of high salinity coal mine water, the multi-stage reverse osmosis (RO) system was optimized based on computational fluid dynamics (CFD) simulation. An optimization scheme was proposed regarding the arrangement and combination of membrane elements in two-stage membrane concentration unit. Technical analysis and economic analysis were carried out. The results show that, after optimization, the distribution of ion pollution in the membrane element and the dosage of scale inhibitors remain the same. Six membrane elements are reduced in each of the primary membrane concentration unit and secondary membrane concentration unit, which accounting for approximately 5% of the whole membranes elements of the multi-stage reverse osmosis (RO) system. The total initial investment of membrane elements is saved by 48 000 yuan. The recovery rate of coal mine water increases from 96.5% to 97%. The power cost rises by 0.017 yuan/m³, while the evaporation and crystallization cost is reduced by 0.395 yuan/m³. Therefore, the total operation cost is saved by 0.379 yuan/m³.

Key Words: High salinity mine water; CFD; RO; Zero discharge

0 引言

我国是世界上最大的煤炭生产国和消费国,煤炭资源分布“西多东少、北富南贫”,与水资源“东多西少、南富北贫”的分布特点相反。西部煤炭资源丰富,占据全国煤炭资源总量的 70%,但西部地区处于干旱—半干旱带,水资源匮乏,地表植被稀疏,生态环境脆弱^[1-2]。

高矿化度矿井水是指含盐量大于 1 000 mg/L 的矿井水^[3]。西北地区的矿井水以高矿化度矿井水为主,占比达 50% 以上^[4]。随着煤炭生产开发布局的优化,国家能源供应战略西移^[5],高矿化度矿井水在全国煤矿矿井水的占比大幅度增加,成为制约西北煤矿发展最为突出的问题。

现有高矿化度矿井水除盐工艺主要包括化学药剂法、离子交换法、蒸馏法、电渗析法和反渗透法等^[3, 6],其中反渗透法在高矿化度矿井水处理中的应用越来越广^[7-8]。但各大膜厂家提供的工艺设计软件,包括 ROSA、WAVE、WINFLOWS 等,均是针对单级反渗透系统的苦咸水、海水处理需求,缺少针对多级膜系统的过程设计方法。在面对矿井水水质的多变性以及无机盐成分的复杂性时,现有反渗透系统在实际运行过程中,虽然出水水质基本可以得到保证,但膜元件易堵塞、易结

垢,更换频繁,导致运行成本较高^[9]。

为降低工程投入和运行费用,提高矿井水回收率,本文以某煤矿高矿化度矿井水零排放工程的多级反渗透系统为例,结合 CFD 模拟技术,对原有多级反渗透系统进行了工艺优化。

1 工程概况

鄂尔多斯某煤矿位于内蒙古自治区鄂尔多斯市伊金霍洛旗境内,属于缺水地区,水资源的缺乏直接影响了煤矿的正常经营。根据环保部门要求,矿井水需全部回用于生产生活,实现零排放。该煤矿高矿化度矿井水零排放工程,设计处理能力为 600 m³/h,工艺流程分为净化处理、深度处理、浓缩处理和蒸发结晶 4 个单元。其中深度处理和浓缩处理单元采用了多级反渗透系统进行除盐处理,该系统设计处理能力为 600 m³/h,工艺流程图如图 1 所示。

整套脱盐系统中包含的三个反渗透系统在图 1 中以灰色框表示:其中一级膜浓缩的设计水回收率为 75%;二级膜浓缩的设计水回收率为 65%;三级膜浓缩的设计水回收率为 60%。这其中一级、二级膜浓缩的膜组件均为海德能 PROC10 卷式膜元件。三级膜浓缩则采用德国 ROCHEM 水处理公司的 DTRO 膜片。

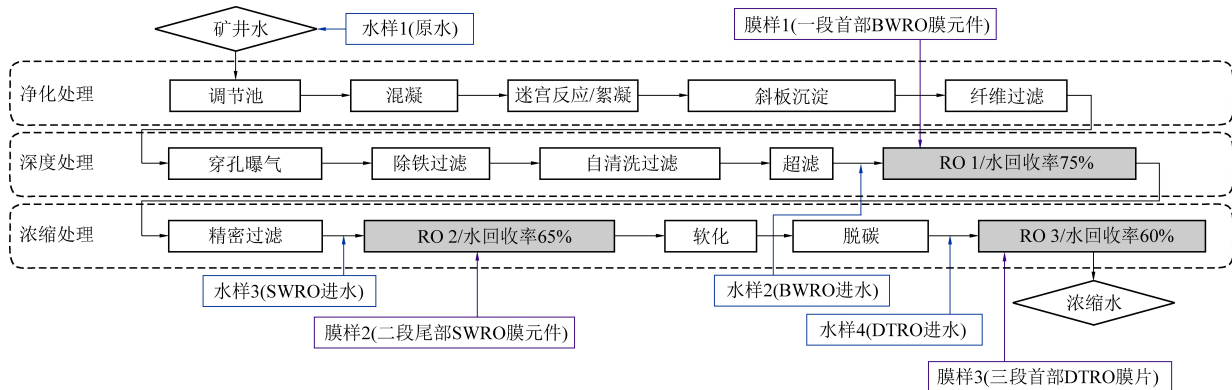


图 1 矿井水净化处理、深度处理、浓缩处理工艺流程^[8]

Fig.1 The process flow of purification, advanced and concentration treatment for coal mine water^[8]

实际运行过程中,多级反渗透系统出现了进水指标超出原设计范围的问题,如进水浊度、钙、镁、TOC 含量等,造成膜污染与结垢,影响系统运行效果和膜原件寿命^[10-11]。

2 CFD 模拟矿井水多级反渗透处理系统

2.1 卷式 RO 膜元件模拟

反渗透膜过滤脱盐过程的流体力学模拟涉及到溶质(无机盐)和溶剂(水)分别在进水流道和

产水流道的物料传质模拟。水流流动的控制方程为不可压缩流体的质量守恒和动量守恒方程(纳维—斯托克斯方程)。

无机盐在整个流场内的运动通过物料守恒方程表示:

$$\frac{\partial}{\partial x_i}(\rho u_i C_j) = \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\rho D \frac{\partial C_j}{\partial x_i} \right) + S_j$$

其中, C_j 表示对应无机盐 j 的浓度, u_i 和 x_i 分别代

表沿着第 i 个坐标方向的流速和距离, D 为对应无机盐的扩散系数, S_j 为溶质的质量源汇项。

卷式 RO 膜元件采用陶氏 BW30-400, 由 10 片长 2.05 m、宽 0.9 m 的膜页卷制而成。浓水通道厚度为浓水网厚度, 产水通道厚度由膜袋之间的清水网厚度决定^[12]。运行中, 进水从一侧浓水通道进入, 浓水从另一侧浓水通道出口排出, 而产水从中心集水管中排出^[13]。

单个膜袋与相邻膜袋可以认为是并联运行, 有一定相互作用(共享同一浓水通道), 但独立性更显著, 所以在模拟过程中采用几何建模软件 ANSYS DesignModeler 对单膜片、单浓水通道进行建模, 如图 2 所示, 采用 ANSYS CFX 19.1 自配的 Meshing 模块对模拟几何结构划分网格, 其中, 边界层网格设置 5 层与膜片平行的六面体网格, 第一层厚度设置为 0.02 mm, 逐层增长率为 1.5 倍, 来精确模拟边界层无机盐成分的浓差极化现象。其余区域采用平均网格尺寸为 0.05 mm 的四面体网格建模, 经网格独立性测试后, 总网格数近 1 300 万。

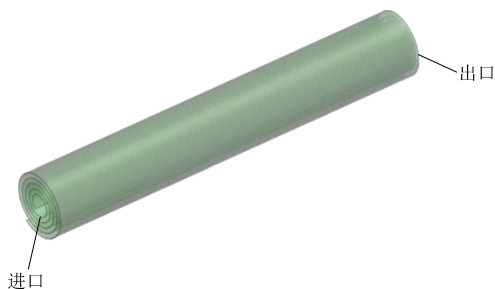


图 2 卷式反渗透单进水流道模型

Fig.2 The single inlet model for a spiral wound RO element

膜元件设计进水 8.6 t/h, 对应进水流道内平均雷诺数 R_e 为 2 600, 水流处于层流紊流过渡区, 适用不完全紊流的 $k-\omega$ 紊流模型模拟。浓水网表面设置为无滑移边界条件。采用高精度中心差分法解稳态水流控制方程, 所有模拟流速、压强收敛于 10^{-4} , 无机盐浓度收敛于 10^{-6} , 其他采用默认值。

卷式 RO 元件内复合无机盐浓度沿轴向分布如图 3 所示, 在卷式 RO 膜元件运行过程中, 复合无机盐浓度沿轴向逐渐增高, 在浓水通道靠近膜面附近, 出现明显的浓差极化现象。

2.2 DTRO 膜元件模拟

对 DTRO 的导流盘进行 3D 扫描, 得到导流盘的尺寸及突起结构的排列分布位置, 导流盘半径为 96 mm, 突起形状为 1.5 mm 的半球体, 如图 4 所示。

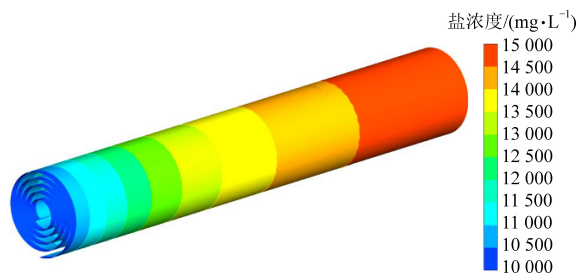


图 3 卷式 RO 膜元件内复合无机盐浓度沿轴向分布

Fig.3 Axial distribution of composite inorganic salt in the spiral wound RO membrane element

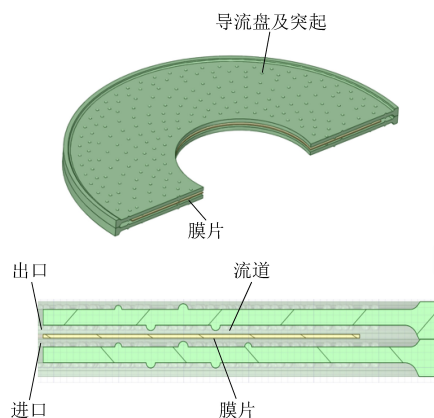


图 4 导流盘结构组成及剖面图显示

Fig.4 Composition of DTRO and display of cutaway view

DTRO 导流盘具有对称性, 对几何结构进行对称简化后再进行网格划分, 网格划分步骤与卷式反渗透膜方法一致, 经过独立性验证后网格总数 1 050 万。进口设计为流体速度进口, 进口速度设置为 0.1 m/s; 出口设计为压力出口, 压力出口设置为 80 bar。膜片过膜通量与无机盐通量设置方法与上述研究卷式反渗透膜设置一致。

经过 CFD 模拟, 得到 DTRO 流速分布云图(如图 5 所示)和 DTRO 盐度分布云图(如图 6 所示)。通过 DTRO 内部的流速分布云图及盐浓度分布云图, 可以看出, 由于导流盘上存在圆柱凸起, 在其后方产生“卡门涡街”, 增强了流体的湍流

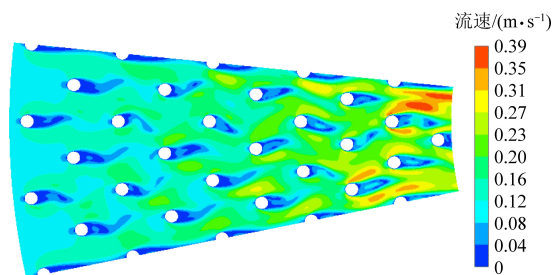


图 5 DTRO 流速分布云图

Fig.5 Distribution of velocity in the partial DTRO element

动能,其自清洗效果优异,减少了膜污染,降低了浓差极化现象。

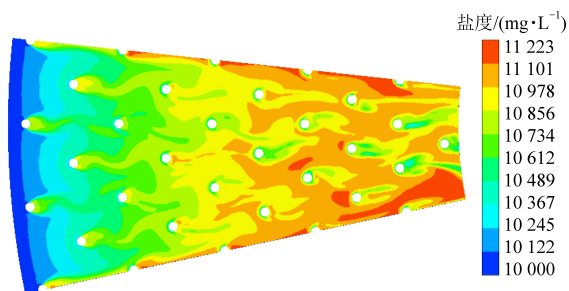


图 6 DTRO 盐度分布云图

Fig.6 Distribution of salinity in the partial DTRO element

通过 DTRO 整体内的盐度分布云图(图 7),我们可以看出,高盐度主要出现在膜片中心附近,分布较为均匀,无明显的浓差极化现象产生;从污染物的分布云图(图 8)观测到,导流盘突起附近出现了明显的污染物堆积,与实际的污染膜情况基本一致。

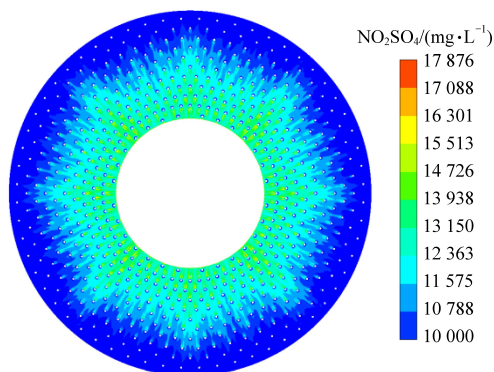


图 7 整体盐度分布云图

Fig.7 Distribution of salinity in the whole DTRO element

BWRO: 两段式

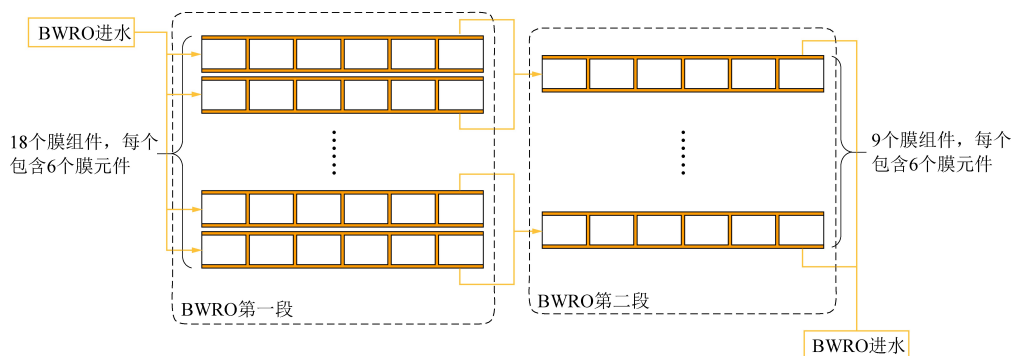


图 9 一级膜浓缩组件排布

Fig.9 The arrangement of the first stage RO membrane elements

二级膜浓缩处理采用苦咸水反渗透膜单元(BWRO),三级膜浓缩采用碟管式反渗透膜单元(DTRO)。BWRO 单元也采用两段式设计,其中第一段包含 6 个并联的膜组件,第二段包含 3 个

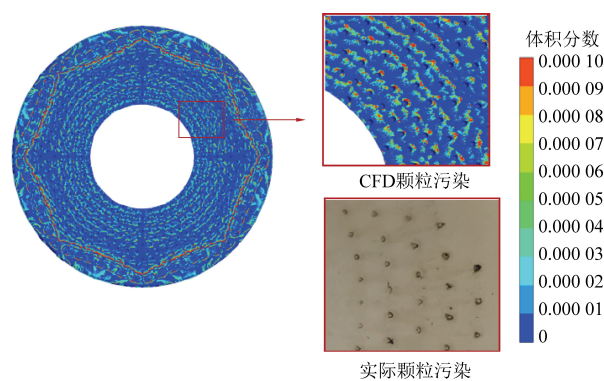


图 8 整体污染物浓度分布云图

Fig.8 Distribution of salt concentration in the whole DTRO element

3 工艺优化

鄂尔多斯某煤矿高矿化度矿井水零排放工程中的三级膜浓缩单元采用了多级耦合膜浓缩系统进行除盐处理,该系统设计处理能力为 $600 \text{ m}^3/\text{h}$ 。

一级膜浓缩采用苦咸水反渗透膜单元(BWRO),该套脱盐系统中的 BWRO 单元采用两段式设计,其中第一段包含 18 个并联的膜组件,第二段包含 9 个并联的膜组件,每个膜组件里包含 6 个膜元件 PROC10,具体如图 9 所示。优化后,一级膜浓缩单元依然采用两段式设计,其中第一段膜组件变为 17 个并联,第二段膜组件依然为 9 个并联,每个膜组件里包含 6 个膜元件 PROC10。

并联的膜组件,每个膜组件里包含 6 个膜元件 PROC10,具体如图 10 所示。DTRO 单元包含多个互相叠加的圆环形膜片,如图 11 所示。

优化后,二级膜浓缩单元也依然采用两段式

设计,其中第一段膜组件变为 5 个并联,第二段膜组件依然为 3 个并联,每个膜组件里包含 6 个膜

元件。DTRO 单元不变。

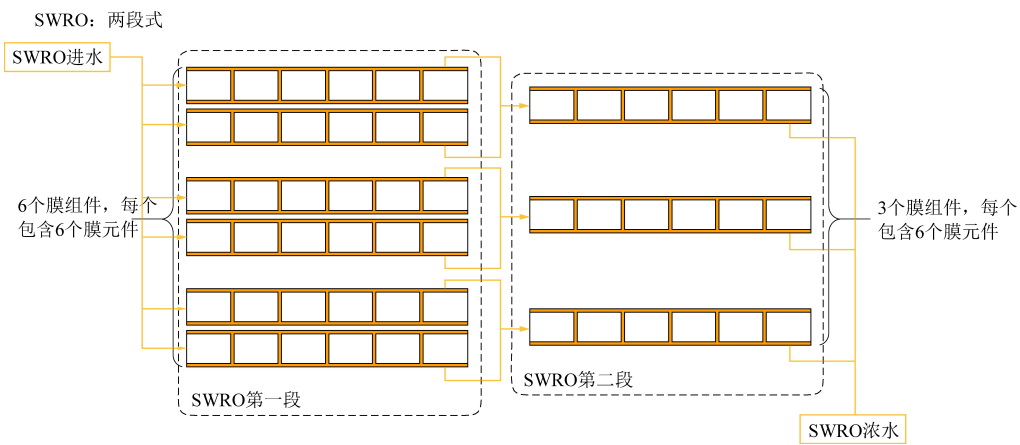


图 10 二级膜浓缩组件排布

Fig.10 The arrangement of the second stage RO membrane elements

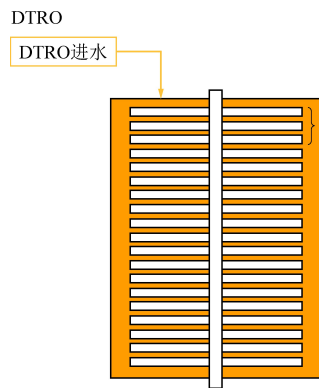


图 11 三级膜浓缩膜片排布

Fig.11 The arrangement of the third stage RO membrane disc

4 技术性分析

通过计算流体力学分别模拟原始方案与优化方案,从而得到膜内离子污染分布,进而分析工艺

优化前后进水条件的差异,如表 1 所示。由表 1 可以看出,优化方案与原始方案相比,优化方案进口压力比原始方案进口压力大约增加 0.136 MPa,优化方案进水流量比原始方案进水流量增加 0.49 m³/h。

表 1 优化方案与原始方案进水条件对比

Table 1 Comparison of influent conditions between the optimized scheme and original scheme

进水条件	原始方案	优化方案
进水压力/MPa	0.914	1.050
进水流量/(m ³ ·h ⁻¹)	8.33	8.82

原始方案和优化方案多级反渗透系统(第一段 BWRO)中 Ca²⁺ 整体的运行表现如图 12 所示,从图中可以看出膜元件内的 Ca²⁺ 浓度沿程逐渐增高,比较优化方案与原始方案,膜元件内 Ca²⁺ 浓度沿程分布基本没有差别并且 Ca²⁺ 都在进口处发生沉积。

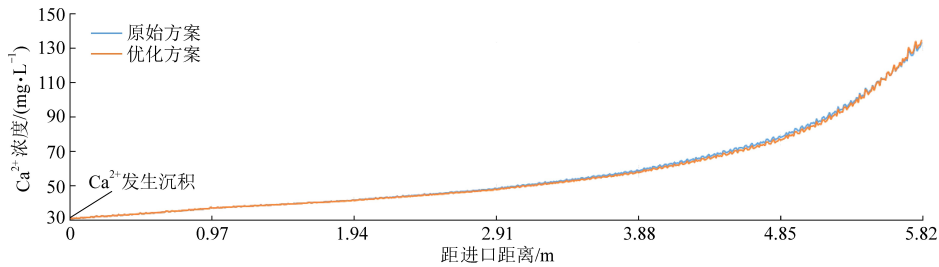


图 12 优化方案与原始方案第一级第一段膜内 Ca²⁺ 分布

Fig.12 The Ca²⁺ distribution in the first section membrane element of the first stage for both optimized and original schemes

原始方案和优化方案多级反渗透系统(第一段 BWRO)中 CO₃²⁻ 整体的运行表现如图 13 所示,从图中可以看出膜元件内的 CO₃²⁻ 浓度沿程逐渐增高,比较优化方案与原始方案,膜元件内 CO₃²⁻ 浓度

沿程分布基本没有差别并且 CO₃²⁻ 都在进口处发生沉积。

原始方案和优化方案多级反渗透系统(第一段 BWRO)中 Mg²⁺ 整体的运行表现如图 14 所示,

从图中可以看出膜元件内的 Mg^{2+} 浓度沿程逐渐增高,比较优化方案与原始方案,膜元件内 Mg^{2+} 浓度

沿程分布基本没有差别并且 Mg^{2+} 在整个过程中不发生沉积。

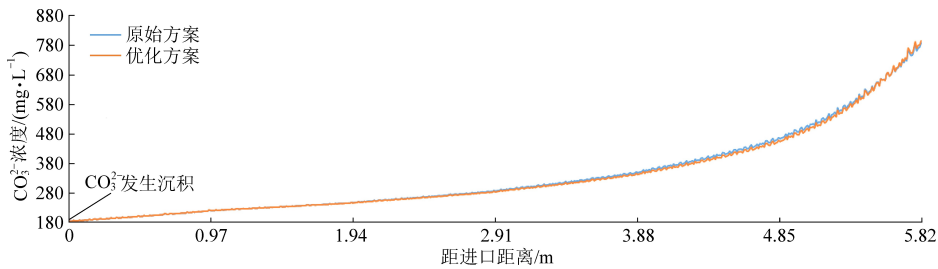


图 13 优化方案与原始方案第一级第一段膜内 CO_3^{2-} 分布

Fig.13 The CO_3^{2-} distribution in the first section membrane element of the first stage for both optimized and original schemes

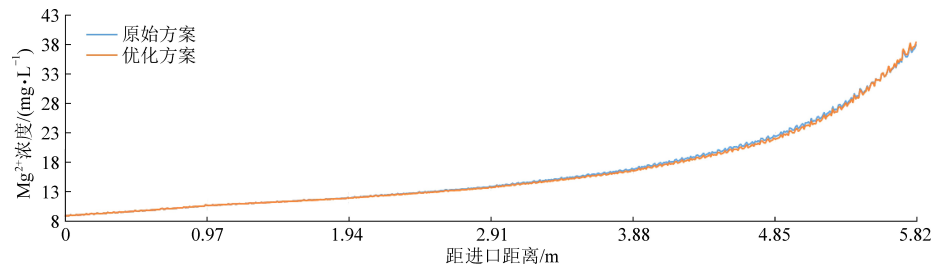


图 14 优化方案与原始方案第一级第一段膜内 Mg^{2+} 分布

Fig.14 The Mg^{2+} distribution in the first section membrane element of the first stage for both optimized and original schemes

原始方案和优化方案多级反渗透系统(第一段 BWRO)中 Na^+ 整体的运行表现如图 15 所示,从图中可以看出膜元件内的 Na^+ 浓度沿程逐渐增

高,比较优化方案与原始方案,膜元件内 Na^+ 浓度沿程分布基本没有差别并且 Na^+ 在整个过程中不发生沉积。

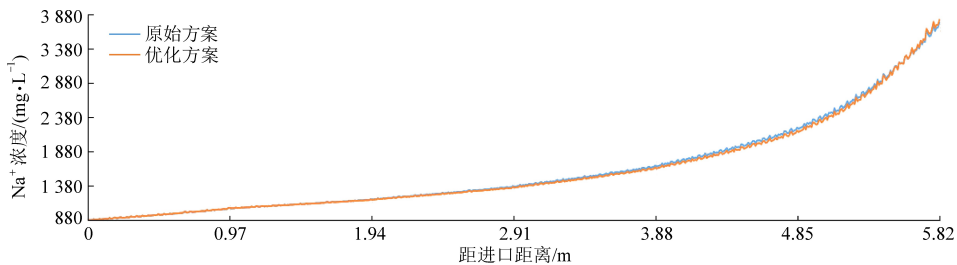


图 15 优化方案与原始方案第一级第一段膜内 Na^+ 分布

Fig.15 The Na^+ distribution in the first section membrane element of the first stage for both optimized and original schemes

原始方案和优化方案多级反渗透系统(第一段 BWRO)中 SO_4^{2-} 整体的运行表现如图 16 所示,从图中可以看出膜元件内的 SO_4^{2-} 浓度沿程逐渐增

高,比较优化方案与原始方案,膜元件内 SO_4^{2-} 浓度沿程分布基本没有差别并且 SO_4^{2-} 在整个过程中不发生沉积。

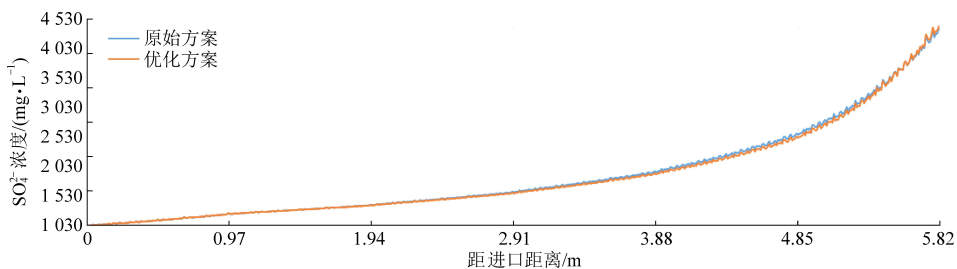


图 16 优化方案与原始方案第一级第一段膜内 SO_4^{2-} 分布

Fig.16 The SO_4^{2-} distribution in the first section membrane element of the first stage for both optimized and original schemes

综上所述,优化方案多级反渗透系统膜内离

子污染分布与原始方案基本保持一致,由此可以

得出结论:优化方案与原始方案之间投入阻垢剂用量基本保持一致。

5 经济性分析

本次工艺优化对一级膜浓缩单元、二级膜浓缩单元进行了优化,三级膜浓缩单元维持原设计不变,对一级膜浓缩单元及二级膜浓缩单元进行经济性分析对比。

如表 2 所示,某煤矿矿井水多级膜浓缩单元

表 2 优化方案与原始方案主要参数对比

Table 2 Comparison of the main parameters between the optimized and original schemes

	回收率/%	电力消耗/(kW·h·m ⁻³)	膜的支数/支	最终浓水量/(m ³ ·h ⁻¹)
原始方案	96.5	1.65	216	21
优化方案	97.0	1.67	204	18

如表 3 所示,按照该煤矿总处理量为 600 t/h,电价为 0.86 元/(kW·h) 计算,优化方案比原始方案每小时需要多投入 10.32 元,优化方案的吨水电力消耗高 0.017 元/m³。在蒸发结晶处理费用上,按照成本 79.09 元/t 浓水计算^[8],优化方案比

表 3 优化方案与原始方案主要投入对比

Table 3 Comparison of the main consumption between the optimized and original schemes

	电力投入/(元·h ⁻¹)	膜投入/元	蒸发结晶处理费用/(元·h ⁻¹)
原始方案	851.40	864 000	1 660.89
优化方案	861.72	816 000	1 423.62

6 结 论

(1)CFD 技术可以有效模拟卷式 RO 膜元件和 DTRO 膜元件的工作状态,指导膜系统设计和运行维护。

(2)与原始方案相比,优化方案的多级反渗透系统膜内离子污染分布基本同原来一致,所以阻垢剂用量也不变,药剂费没有增加。

(3)优化后,BWRO 单元和 SWRO 单元各减少 6 支膜,整个多级反渗透系统从 216 支下降到 204 支,减少了 12 支(约 5%),膜元件投资降低 5%左右。

(4)与原始方案相比,矿井水回收率由 96.5% 增加到 97%,吨水电力消耗升高了 0.017 元/m³,但吨水蒸发结晶费用降低了 0.395 元/m³,节省运行费用 0.378 元/m³,经济效益明显。

参考文献

[1] 孙亚军,陈歌,徐智敏,等.我国煤矿区水环境现状及矿井水处理利用研究进展[J].煤炭学报,2020,45(1):

处理规模为 600 m³/h,优化后多级反渗透脱盐系统的回收率由 96.5% 提高到 97%,由于回收率的提高,最终浓水量由 21 m³/h 下降到 18 m³/h;整个系统一级膜浓缩和二级膜浓缩的元件数量从 216 支下降到 204 支,减少了 12 支,约占原始系统的 5%,按照平均膜价 4 000 元/支计算,由于优化方案减少了 12 支膜,所以初始膜投入也相应减少 48 000 元。优化后的电力消耗仅比原始方案多了 0.02 kW·h/m³。

原始方案要节省 237.27 元/h 的投入,优化方案的吨水蒸发结晶成本低 0.395 元/m³。此时,与蒸发结晶处理节省的费用相比,电力所增加的投入可以忽略不计。

304-316.

[2] 王双明,段中会,马丽,等.西部煤炭绿色开发地质保障技术研究现状与发展趋势[J].煤炭科学技术,2019,47(2):1-6.

[3] 郭建秋.中国高矿化度矿井水脱盐技术应用现状研究[J].环境科学与管理,2014,39(7):123-125+132.

[4] 倪深海,彭岳津,张楠,等.煤矿矿井水资源综合利用潜力研究[J].煤炭加工与综合利用,2018,232(11):78-81.

[5] 李福勤,赵桂峰,朱云浩,等.高矿化度矿井水零排放工艺研究[J].煤炭科学技术,2018,46(9):81-86.

[6] J S Vrouwenvelder, C Picioreanu, J C Kruithof, et al. Biofouling in spiral wound membrane systems: Three-dimensional CFD model based evaluation of experimental data [J]. Journal of Membrane Science, 2010, 346(1): 71-85.

[7] 吴雪茜,秦胜,田莉雅,等.预处理混凝剂对高盐矿井水膜浓缩的影响[J].能源环境保护,2018,32(6):40-43.

[8] 毛维东,周如禄,郭中权.煤矿矿井水零排放处理技术与应用[J].煤炭科学技术,2017,45(11):205-210.

[9] 王玉.矿井水资源化中膜分离技术的应用概述[J].能源环境保护,2017,31(3):6-8.

[10] 贺永刚.宁夏能化高盐废水零排放技术的研究[D].北京:北京化工大学,2017:5-8.

[11] 马晓东.反渗透膜污染控制及清洗方案优化[D].大连:

大连理工大学, 2019: 19-28.

[12] 王双, 蔡相宇. 计算流体动力学在反渗透膜进水流道设计中的应用 [J]. 天津工业大学学报, 2020, 39 (6): 15-20.

[13] Li Mingheng. Residence time distribution in RO channel [J]. Desalination, 2021, 506: 115000.

[14] Kwanho Jeong, Minkyu Park, Seungjae Oh, et al. Impacts of flow channel geometry, hydrodynamic and membrane properties on osmotic backwash of RO membranes—CFD modeling and simulation [J]. Desalination, 2020, 476: 114229.

[15] J S Vrouwenvelder, C Picioreanu, J C Kruithof, et al. Biofouling in spiral wound membrane systems: Three-dimensional CFD model based evaluation of experimental data [J]. Journal of Membrane Science, 2009, 346 (1): 71-85.