

段间增压泵对反渗透装置性能影响的实验研究

姚雪峰¹, 李玉林^{1*}, 杨继广²

(1. 国能新疆化工有限公司, 乌鲁木齐 831404;

2. 济宁波塞顿环保技术有限公司, 济宁 272400)

摘要: 针对煤化工废水回用反渗透(RO)系统普遍面临的浓差极化严重、膜污堵频繁、脱盐效率不足等技术瓶颈,本研究以某大型煤制烯烃项目为研究对象,通过对比分析现场无段间增压泵的一级两段RO系统与中试有段间增压泵RO系统的长期运行数据,系统探究了段间增压泵对RO装置核心性能的影响机制。结果表明:段间增压泵可通过提升二段进水压力与膜面流速,使系统整体脱盐率提升2%~3%,二段产水电导率从175 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以上降至51 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 左右,化学清洗周期从10~15 d延长至45 d以上,显著降低膜污堵速率并延长膜元件使用寿命。确定了二段最佳进水压力为1.2 MPa,为能耗、膜寿命与清洗成本的最优平衡点。本研究通过中试验证与机理剖析,为高盐废水回用RO系统的设计优化、已投运系统的改造升级提供量化数据支撑与工程实践指南。

关键词: 反渗透;段间增压泵;脱盐率;化学清洗周期;浓差极化

中图分类号: X52 **文献标志码:** A **文章编号:** 1007-8924(2026)03-0171-09

doi: 10.16159/j.cnki.issn1007-8924.2026.03.017

反渗透(RO)水处理技术凭借高效的脱盐与分离性能,已成为化工、电力、冶金等行业废水减量回用及零排放(ZLD)工程的核心工艺。尤其在煤化工行业,高盐废水排放量巨大,RO系统的稳定运行直接关系到项目水资源利用率与环保达标水平。然而,煤化工废水回用RO系统常面临多重严苛工况:进水水质复杂且波动大,含盐量普遍超过2 000 mg/L,部分工况下可达5 000 mg/L以上;同时系统需维持75%以上的高回收率,导致膜元件面临严重的浓差极化与污堵风险^[1]。

膜污堵是RO系统运行中的核心难题,其形成与浓差极化的促进作用、污染物特性及工况条件密切相关。其中,浓差极化起到了基础促进作用:RO

系统运行时,盐分、胶体、有机物等被截留并在膜表面富集,形成高浓度边界层,边界层的存在使膜面渗透压升高,净驱动压力降低;同时污染物浓度超过饱和阈值后易发生沉积,成为污堵的“物质基础”。对于一级两段RO系统,一段浓水进入二段后,水量减少、流速降低,浓差极化程度呈指数级加剧,成为污堵高发的关键诱因。

此外,煤化工废水成分复杂,不同污染物形成的污堵具有协同效应:如无机结垢、胶体污堵、有机污染等,在一定程度上加剧反渗透膜污堵^[2]。

为提高废水回收率,RO系统通常采用多段串联构型,即第一段产水作为合格水外送,浓水进入第二段进一步回收。但水流在串联膜元件中流动时,

收稿日期: 2026-01-08; 修改稿收到日期: 2026-03-05

基金项目: 国能新疆化工有限公司基金项目(XJHG-2021-15)

第一作者简介: 姚雪峰(1973-),女,黑龙江哈尔滨人,工程师,主要研究方向为环保水处理。* 通讯作者, E-mail: 20008131@chnenergy.com.cn

引用本文: 姚雪峰, 李玉林, 杨继广. 段间增压泵对反渗透装置性能影响的实验研究[J]. 膜科学与技术, 2026, 46(3): 171-179.

Citation: Yao X F, Li Y L, Yang J G. Experimental study on the impact of interstage booster pumps on the performance of reverse osmosis devices[J]. Membrane Science and Technology(Chinese), 2026, 46(3): 171-179.

水量逐渐减少导致流速降低,而盐分不断富集使渗透压升高,若两段间无压力补偿措施,会造成第二段净驱动压力(给水压力-渗透压)显著不足^[3]。这一问题直接引发二段膜元件通量衰减、浓差极化加剧、脱盐率下降,最终导致系统整体产水水质恶化、清洗频率增加、膜寿命缩短。

现有研究多聚焦于 RO 系统膜污堵控制与工艺参数优化^[4],但针对段间增压泵的适用边界、作用机理及对不同含盐量水源适配性的系统性实验研究仍较为缺乏。主流膜厂商设计软件未明确段间增压泵的设计阈值,工程应用中多依赖经验选型,易导致设计偏差。

新疆某大型煤制烯烃项目污水处理系统采用典型的现代煤化工污水处理流程,经 A/O 处理后的污水进入反渗透浓缩单元。该项目膜浓缩单元频繁出现反渗透二段产水量低、脱盐率低和化学清洗周期短的问题,严重制约项目运行。在内蒙古达拉特旗和包头两套煤化工项目的水回用反渗透装置上,同样存在因未设置段间增压泵导致二段反渗透脱盐率低的问题,说明此问题并非个例。

基于此,本试验通过搭建与现场工艺完全一致的中试装置,开展为期 3 个多月的平行运行实验,量化分析段间增压泵对 RO 系统脱盐率、产水电导、清洗周期等核心指标的影响,明确实际 RO 系统与中试装置的产水通量、不同含盐量下段间增压的影响差异,并探究二段进水压力对系统综合成本的影响,确定最佳工艺条件,为同类项目提供科学依据与工程参考。

1 实验部分

1.1 现场 RO 系统概况

新疆某大型煤制烯烃项目中水回用处理工艺为:高密池→V 型滤池→自清洗过滤器→超滤→RO 保安过滤器(5 μm)→反渗透。项目共设 6 套 RO 装置(编号 A~F),均采用一级两段构型,每支膜壳装填 6 支相同品牌型号的苦咸水 RO 膜(型号:AG-400FR34,生产厂家:苏伊士公司),压力容器排列比为 35:21(等效 5:3),两段间未设置段间增压泵。

受前端预处理工艺波动影响,RO 进水水质呈现显著变化,典型水质指标及离子浓度如表 1、表 2 所示。由表 1 可知,进水溶解性总固体(TDS)质量浓度达 2 378.4 mg/L,电导率 3 889.9 μS/cm,且含有一定的胶体硅(31.81 mg/L)与硬度物质(总硬

度 120.6 mg/L,以 CaCO₃ 计),这些物质在高回收率工况下易造成膜污堵。

表 1 中水回用现场典型水源水质

Table 1 Typical on-site water quality of reclaimed water reuse

项目	数值
pH 值	6.5~9
浊度/NTU	1
游离 CO ₂ 质量浓度/(mg·L ⁻¹)	0.5
氨氮质量浓度/(mg·L ⁻¹)(以 N 计)	9
油类质量浓度/(mg·L ⁻¹)	0.18
溶解性总固体质量浓度/(mg·L ⁻¹)	2 378.4
SS 质量浓度/(mg·L ⁻¹)	40
电导率/(μS·cm ⁻¹)(25℃)	3 889.9
总硬度/(mg·L ⁻¹)(以 CaCO ₃ 计)	120.6
总碱度/(mg·L ⁻¹)(以 CaCO ₃ 计)	109.47
碳酸盐硬度/(mg·L ⁻¹)(以 CaCO ₃ 计)	89.5
非碳酸盐硬度/(mg·L ⁻¹)(以 CaCO ₃ 计)	37.32
酚酞碱度(P)/(mg·L ⁻¹)(以 CaCO ₃ 计)	4.35
甲基橙碱度(M)/(mg·L ⁻¹)(以 CaCO ₃ 计)	105.12
TOC 质量浓度/(mg·L ⁻¹)	15.19
COD _{Cr} 质量浓度/(mg·L ⁻¹)	65
BOD ₅ 质量浓度/(mg·L ⁻¹)	15
全硅质量浓度/(mg·L ⁻¹)(以 SiO ₂ 计)	72.01
活性硅质量浓度/(mg·L ⁻¹)(以 SiO ₂ 计)	40.2
胶体硅质量浓度/(mg·L ⁻¹)(以 SiO ₂ 计)	31.81

表 2 中水回用现场典型水源离子浓度

Table 2 Ion concentrations of typical water sources for on-site reclaimed water reuse

项目	质量浓度/(mg·L ⁻¹)
K ⁺	10.9
Na ⁺	520
Ca ²⁺	32.48
Mg ²⁺	8.58
Fe ³⁺	0.1
Fe ²⁺	0.2
NH ₄ ⁺	3.5
Sr ²⁺	2.28
Ba ²⁺	0.95
Σ阳离子	579.38
Cl ⁻	366.3
SO ₄ ²⁻	340
HCO ₃ ⁻	20.88
CO ₃ ²⁻	72
OH ⁻	17
NO ₃ ⁻	142.2
NO ₂ ⁻	0.9
PO ₄ ³⁻	0.4
F ⁻	6.4
Σ阴离子	966.08

1.2 中试装置及实验设计

为排除工艺差异干扰,中试装置完全复刻现场 RO 系统核心参数:进水取自现场超滤(UF)产水池,经 5 μm 保安过滤器后进入一级两段 RO 系统,膜壳排列比 5 : 3(与现场 35 : 21 等效),两段间增设变频段间增压泵(扬程 30 m,流量 40 m³/h)。中试装置共使用 48 支新 RO 膜元件,与现场膜品牌、型号完全一致。现场 RO 系统单支膜元件设计产水通量为 22 L/(m² · h),系统总设计产水通量为 120 m³/h;中试装置单支膜元件设计产水通量与现场一致,为 22 L/(m² · h),中试系统总设计产水通量为 40 m³/h,与现场工况保持同步。

实验分三阶段开展,以消除膜元件性能对试验的影响(中试装置所用膜元件与现场装置使用同品牌同型号):

初始配置:现场装置所用反渗透膜已运行 8 个月的膜元件(以下简称:旧膜);

阶段一(4 月 12 日—5 月 17 日):中试装置用新膜,现场装置用已运行 8 个月的膜(以下简称:旧膜);

阶段二(5 月 18 日—7 月 4 日):将中试装置二

段新膜与现场装置二段旧膜等量整膜壳互换,验证膜状态与段间增压泵的交互作用;

阶段三(7 月 5 日—7 月 25 日):现场装置(整套)和中试装置均使用新膜,验证增压泵的增压性能。

实验过程中,保证两套系统的一段运行工况相同,主要观察二段膜元件的运行变化;同步采集两套系统的进水含盐量、各段产水电导、产水量、运行压力等参数,当系统产水量下降 10%或运行压力升高 15%时,执行标准化学清洗[碱性清洗剂:0.1%(质量分数,下同)NaOH+0.05%十二烷基苯磺酸钠;酸性清洗剂:0.5% HCl],记录清洗周期与性能恢复率。

本实验过程采用便携式多参数水质分析仪(DZS-708 型,上海雷磁仪器厂)测定电导率、pH,执行标准参照《水的电导率的测定方法》GB/T 6908—2018;通过紫外-可见分光光度计(DR900 型,哈希水质分析仪器(上海)有限公司)采用钼蓝分光光度法测定全硅、活性硅与胶体硅含量,执行标准《锅炉用水和冷却水分析方法 硅的测定》GB/T 12149—2017。

中试装置示意图如图 1 所示。

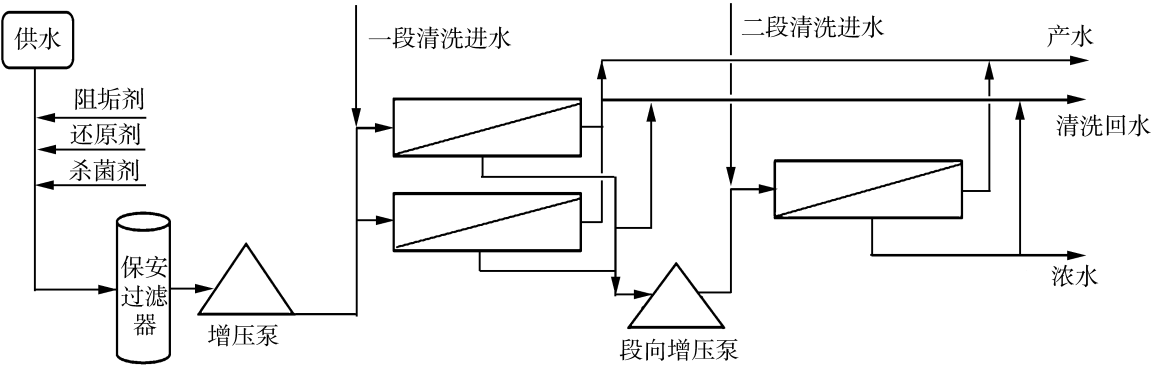


图 1 中试装置工艺流程图

Fig. 1 The pure water flux of GO-PA and PA membrane under different pressures

2 结果与分析

2.1 段间增压泵对装置总体脱盐率影响分析

脱盐率是 RO 系统分离性能的核心指标,其稳定性直接反映系统运行状态。如图 2 所示,中试装置(含段间增压泵)的新膜总脱盐率始终维持在 98%以上且脱盐率稳定(第一、三阶段),波动小;现场装置(无段间增压泵)的脱盐率低且波动幅度较大;在中试设备新膜与现场对照装置旧膜互换后(5 月 18 日—7 月 4 日),中试设备在旧膜情况下,整体脱盐率

仍比现场装置中的新膜脱盐率平均高约 2%。

脱盐率的波动规律与膜污堵及清洗周期密切相关。清洗后,膜表面污染物被去除,给水压力降低,脱盐率暂时下降。随着运行时间延长,膜表面逐渐形成污堵层,为维持设计产水量需提升给水压力。RO 膜的透盐机理遵循溶解-扩散模型,透盐速率与膜两侧盐浓度差相关,升高压力显著增加了水的透过速率,盐的透过速率基本保持不变,表观上体现为脱盐率升高^[5],从而使脱盐率逐步回升。现场装置因无段间增压泵,二段膜面流速低、浓差极化严重,

污堵速率快,清洗频率是中试装置的 4~5 倍,导致脱盐率波动幅度较大;而中试装置通过段间增压泵提升了二段进水压力(平均提升 0.3 MPa)与膜面流速,段间增压泵将二段膜面流速从原有的 0.15 m/s 提升至 0.30~0.35 m/s,提升幅度达 100%~133%,膜面流速提升后,错流剪切力显著增强,可有

效缓解浓差极化,使膜面浓差极化边界层厚度从 80 μm 降至 30 μm 以下,同时减少了胶体、硅垢等污染物在膜表面的沉积,结垢诱导期从原有的 3~5 d 延长至 20 d 以上,增强了膜的错流自净能力,污堵速率显著降低,脱盐率波动幅度仅 2%,运行稳定性大幅提升^[6-7]。

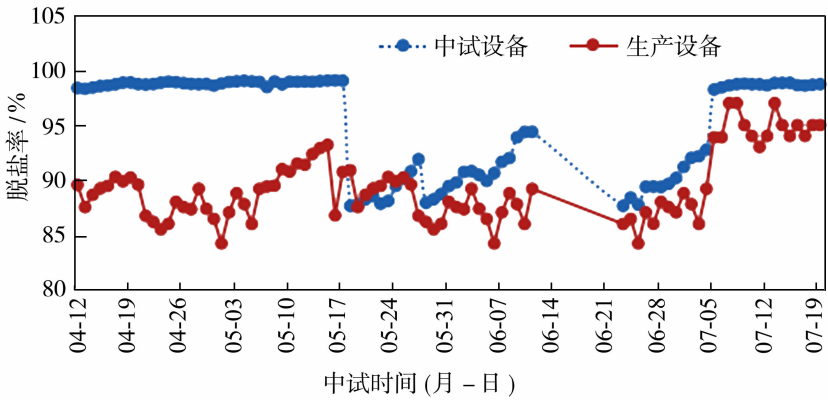


图 2 中试期间反渗透系统脱盐率变化曲线

Fig. 2 Variation curve of desalination rate of RO system during pilot test

若系统回收率不变且二段膜壳数量不变,每支膜壳的浓水排水量理论上一致;若膜型号相同,膜面流速的理论值相等。但实际运行中,无段间增压泵的系统因二段给水压力不足,水流沿程阻力损耗大,实际浓水流量低于理论值,导致膜面实际流速降低;而增设段间增压泵后,二段给水压力得到补偿,浓水流量接近理论值,膜面实际流速基本恢复至设计值。因此,实际工况下两段膜面流速存在显著差异,并非理论上的一致。

值得注意的是,在阶段二,中试装置使用现场旧膜时,平均脱盐率仍达 95.33%;而现场装置使用中

试新膜的膜组,平均脱盐率为 94.24%。进一步证明段间增压泵对脱盐率的提升作用,其核心作用机制是通过压力补偿缓解了二段的净驱动压力与流动工况。其次,在阶段三中,现场生产设备在更换新膜元件后,在相同工况下运行脱盐率仍低于中试装置脱盐率,进一步证明通过提高压力补偿净驱动压力后能更好地发挥二段膜元件性能。

2.2 段间增压泵对二段产水电导率的影响

二段产水电导率直接反映浓水回收的分离效果,是评估系统深度处理能力的关键指标。中试设备与生产设备产水电导率数据对比见图 3。

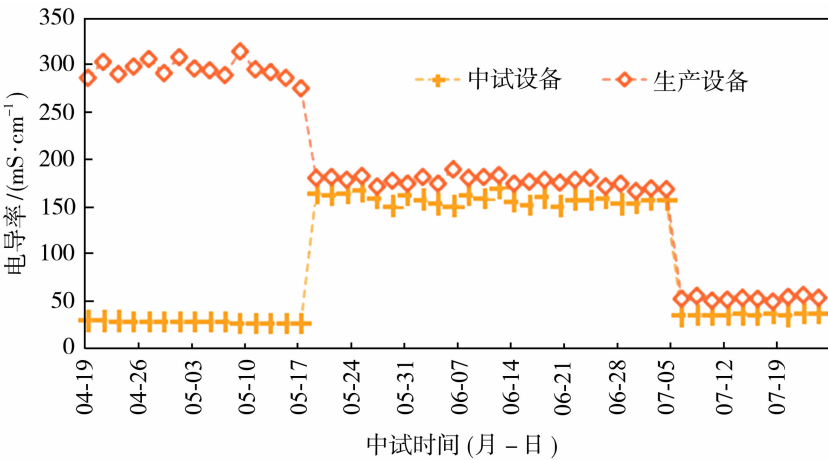


图 3 中试设备与生产设备产水电导率数据对比图

Fig. 3 Comparison chart of conductivity data of secondary produced water between pilot test equipment and production equipment

如图 3 所示,在阶段一:中试装置设备产水电导率稳定在 25~30 $\mu\text{S}/\text{cm}$,平均值 25.7 $\mu\text{S}/\text{cm}$;生产设备产水电导稳定在 280~310 $\mu\text{S}/\text{cm}$,平均值 293 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 。中试设备产水电导率明显低于生产设备。

在阶段二:膜组互换后,中试设备产水电导率上升至 150~160 $\mu\text{S}/\text{cm}$,平均值 154 $\mu\text{S}/\text{cm}$;生产设备对应更换的膜组产水电导下降至 160~180 $\mu\text{S}/\text{cm}$,平均值 175 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 。通过此数据明显看出,即使中试设备二段更换生产设备二段旧膜,但通过增压明显提高了二段膜元件性能,产水电导率比在生产设备中运行时下降约 46%。此外,即使中试设备和现场生产设备的新膜和旧膜更换后,中试设备的产水电导率仍优于现场生产设备 13%,则进一步表明了通过压力补偿提高了二段的净驱动压力和流速,能有效提高膜的分离效果,更有效发挥膜的性能。

在阶段三:中试设备回装原二段新膜后,产水电导率仍稳定在 27~33 $\mu\text{S}/\text{cm}$,平均值 29.4 $\mu\text{S}/\text{cm}$;而生产设备二段同时更换了同型号新膜元件后,产水电导率稳定在 45~55 $\mu\text{S}/\text{cm}$,平均值 51.5 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 。在

同样新膜情况下,未增压的产水电导率明显高于增压后的产水电导率,且高出约 48%。表明即使在新膜情况下,只有提高膜净驱动力才能保证分离效果,同时也更能证明增压的有效性。

出现上述试验结果的本质是浓差极化的差异:无段间增压泵时,二段进水为一段浓水,含盐量高达 5 300 mg/L 以上,渗透压显著升高(约 0.25 MPa),而给水压力因沿程阻力下降至 1.0 MPa 以下,导致净驱动压力不足 0.75 MPa;同时,因一段回收率高,导致二段进水水量降低,二段膜表面流水降低,膜面盐分无法有效被带走,形成高盐边界层,使产水电导升高。而段间增压泵将二段给水压力提升至 1.3 MPa 以上,净驱动压力维持在 1.05 MPa 以上,膜面流速增加,使高盐边界层厚度降低,盐分截留效率显著提升,产水电导率大幅降低。

2.3 段间增压泵对膜污堵与化学清洗周期的影响

化学清洗周期是反映膜污堵程度的直接指标,清洗频率的降低不仅能减少药剂消耗与停机损失,还能避免频繁清洗对膜表面脱盐层的不可逆损伤。实验期间,两套系统的化学清洗频次对比见表 3。

表 3 化学清洗次数对比表
Table 3 Comparison of chemical cleaning frequencies

系统	清洗次数				平均清洗周期/d	清洗后性能恢复率/%
	四月份	五月份	六月份	七月份		
中试设备	0	1	1	0	46	98.2
生产设备 A	2	2	2	2	11.3	94.5
生产设备 B	2	2	2	2	11.3	93.8
生产设备 C	3	3	1	2	10.0	92.1
生产设备 D	3	1	2	1	12.9	95.3
生产设备 E	2	2	1	2	12.9	94.0
生产设备 F	2	3	1	2	11.3	93.2

由表 3 可知,中试装置平均清洗周期达 46 d,现场装置为 10~12.9 d,中试装置平均清洗周期是现场装置的 3.6~4.6 倍(即使 7 月份现场装置二段更换了同型号新膜组,仍表现出相同规律);且中试装置清洗后产水量与脱盐率恢复率达 98.2%,显著高于现场装置的 92%~95%。

蒋东升等^[8]研究表明,浓差极化的影响因素主要包括膜面流速、进水雷诺数、污染物浓度、膜面传质系数及系统回收率,其中膜面流速为核心影响因素,相关性系数达 0.92。

本研究采用浓差极化因子(β)量化浓差极化程度,该参数是反渗透过程中表征膜面溶质富集程度的核心指标,其定义与工程计算方法如下^[9]。

浓差极化因子 β 的核心定义为主体溶液溶质浓度 C_b 与膜面处溶质浓度 C_w 的比值,如式(1):

$$\beta=C_b/C_w \tag{1}$$

式中: β 为浓差极化因子; C_w 为膜面处溶质质量浓度, mg/L ; C_b 为主体溶液溶质质量浓度, mg/L 。

结合反渗透溶解-扩散传质模型与物料衡算关系,推导得到可通过现场实测参数计算的工程化公

式(2):

$$\beta=\exp(J_v/k) \tag{2}$$

式中: J_v 为膜元件的产水通量, m/s ; k 为溶质在膜面边界层的传质系数, m/s 。

其中, 传质系数 k 通过反渗透给水通道经典无量纲关联式(3)计算:

$$Sh=0.44Re^{0.5}Sc^{0.33} \tag{3}$$

式中: Sh 为舍伍德数 ($Sh=kd/D$); Re 为膜面流道雷诺数; Sc 为施密特数 ($Sc=\mu/\rho D$); d 为膜元件给水通道当量直径, m ; D 为溶质在水溶液中的扩散系数, m^2/s ; μ 为溶液动力黏度, $\text{Pa}\cdot\text{s}$; ρ 为溶液密度, kg/m^3 。

本研究中, 浓差极化因子计算的所有基础数据均来自中试与现场装置的高精度在线监测仪表及实验室实测数据, 其中产水通量、雷诺数基于二段实际运行流量与膜元件流道结构参数计算, 扩散系数、动力黏度等参数根据实测水温与含盐量实时校正, 确保计算结果与工程实际工况高度匹配。

无段间增压泵时, 二段膜面浓差极化因子为 1.8~2.2; 增设段间增压泵后, 浓差极化因子降至 1.2~1.4, 降幅达 33%~45%。段间增压泵增加产水量后, 浓水与淡水比看似减小, 但实际中, 增压带来的膜面流速大幅提升是影响浓差极化的主导因素, 流速提升使膜面传质系数增大, 主体溶液与膜面的盐浓度交换速率加快, 抵消了浓水与淡水比减小带来的浓差极化增强效应; 且主导效应的影响程度远大于副效应, 最终表现为浓差极化程度显著缓解。

本实验采用酸溶法结合分光光度法(钼蓝法)测定膜表面硅含量。无段间增压泵时, 运行 30 d 后, 膜表面硅垢沉积量为 $1.12\text{ mg}/\text{cm}^2$; 增设段间增压泵后, 相同运行时间内, 膜表面硅垢沉积量仅为 $0.26\text{ mg}/\text{cm}^2$, 降幅达 76.8%。表明设置段间增压泵, 提升了膜面流速和剪切力, 有效抑制了胶体硅等污染物在膜表面的沉积与附着; 同时, 二段净驱动压力的提升, 减少了膜表面的浓差极化, 降低了难溶盐的过饱和析出风险, 从源头减缓了污堵进程。现场装置频繁清洗导致膜表面脱盐层逐渐受损, 表现为清洗后性能恢复率持续下降; 而中试装置因清洗频次低, 膜元件性能衰减速率显著降低。因此段间增压泵可有效延长膜元件的使用寿命。

2.4 段间增压泵的适用条件与设计阈值分析

进水含盐量是影响 RO 系统两段运行平衡的核

心因素, 其与渗透压的关联直接决定了段间增压泵的必要性。图 4 显示了 25℃条件下, 氯化钠溶液的渗透压与含盐量呈线性正相关。当含盐量 $\geq 2\,000\text{ mg}/\text{L}$ 时, 渗透压超过 0.1 MPa, 且随含盐量升高呈加速增长趋势; 当含盐量达 $4\,000\text{ mg}/\text{L}$ 时, 渗透压升至 0.2 MPa 以上, 已对净驱动压力产生显著削弱。

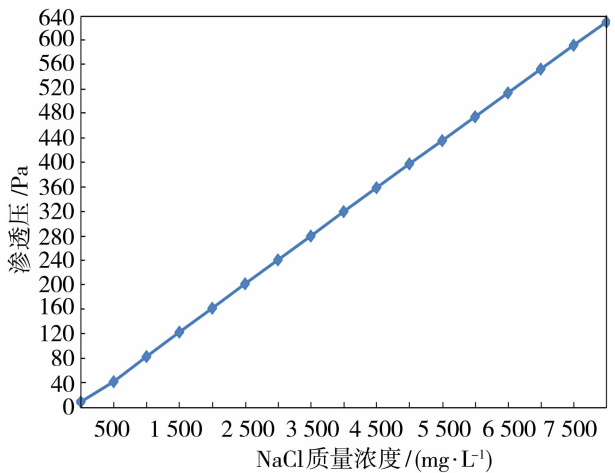


图 4 25℃时氯化钠浓度与渗透压关系曲线
Fig. 4 Relationship curve between sodium chloride concentration and osmotic pressure at 25℃

图 5 展示了一级两段 RO 系统沿水流方向的给水压力与渗透压变化: 无段间增压泵时, 给水压力因沿程阻力从 1.5 MPa 降至 0.9 MPa, 而渗透压因盐分富集从 0.08 MPa 升至 0.25 MPa, 导致二段末端膜元件的净驱动压力仅 0.65 MPa, 无法维持有效分离; 设置段间增压泵后, 二段给水压力被提升至 1.3 MPa, 净驱动压力维持在 1.0 MPa 以上, 确保了分离效率。

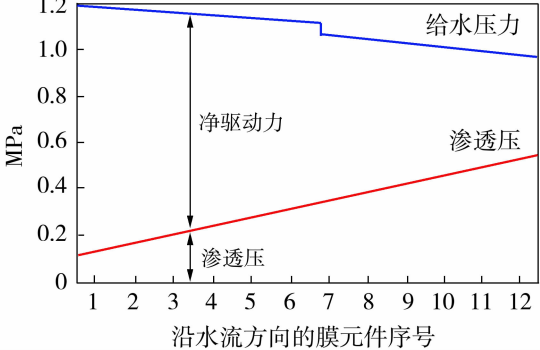


图 5 水流方向上膜元件给水压力与渗透压关系示意图
Fig. 5 Schematic diagram of relationship between feed water pressure and osmotic pressure of membrane elements along water flow direction

基于溶解-扩散模型与膜面传质方程,当含盐量为 2 000 mg/L 时,渗透压与给水压力的比值达 1 : 15,超过该比值后,净驱动压力的衰减速率呈指数级增加。

当进水含盐量为 1 000~1 500 mg/L 时,段间增压泵对系统运行参数的影响较小,脱盐率仅提升 0.5%~1.0%,二段产水电导率降低 10%~15%,化学清洗周期延长 1~2 倍,此时增压带来的效益低于能耗成本;当含盐量为 1 500~2 000 mg/L 时,段间增压泵使脱盐率提升 1.0%~2.0%,二段产水电导率降低 20%~30%,化学清洗周期延长 2~3 倍,增压效益与能耗成本基本持平;当含盐量为 2 000~5 000 mg/L 时,段间增压泵的强化作用显著,脱盐率提升 2%~3%,二段产水电导率降低 50%以上,化学清洗周期延长 3~4 倍,增压带来的产水量提升、清洗成本降低等效益远大于能耗成本,且含盐量越高,增压的正效应越显著。

结合实验数据与工程实践,本研究提出段间增压泵的设计阈值与适配方案:

含盐量 $\geq 2\,000$ mg/L:必须设置段间增压泵。此时渗透压对净驱动压力的削弱作用显著,两段产水失衡与污堵风险极高,段间增压泵需将二段给水压力提升 0.2~0.4 MPa,确保净驱动压力 ≥ 1.0 MPa。

含盐量为 1 500~2 000 mg/L:可选方案包括设置段间增压泵,或二段选用超低压膜元件(降低给水压力需求);若不设置增压泵,需将两段压力容器排列比优化至 $>2:1$ (如 3 : 1),减少二段膜元件数量,以提升膜面流速。

含盐量 $\leq 1\,500$ mg/L:无需设置段间增压泵,采用常规 2 : 1 排列比即可满足运行要求,此时渗透压影响较小,两段运行平衡可通过常规压力设计实现。

该设计阈值弥补了现有文献与设计软件的空白,通过实验数据量化了含盐量与段间增压泵设计的关联,为工程选型提供了明确依据。

2.5 复杂高盐水源 RO 系统的优化运行建议

2.5.1 压力容器排列与膜壳选型优化

对于高盐、高胶体含量的复杂水源,提升膜面流速是抑制浓差极化与污堵的关键。建议在设计通量确定后,选用 7 支或 8 支装膜壳,减少压力容器数量,以提高单支膜壳的水流速率;同时,两段压力容器排列比应根据含盐量动态调整,含盐量越高,一段

比例应越大,确保二段膜面流速不低于 0.2 m/s(本中试装置曾验证 5 : 2 与 5 : 3 排列运行效果,结果为 5 : 2 排列运行效果更好)。

2.5.2 设计运行温度的合理选取

水温对 RO 系统两段产水平衡影响显著,如表 4 所示。随着温度从 15 ℃ 升至 35 ℃,一段回收率从 51.46% 升至 55.59%,二段回收率从 44.38% 降至 39.21%,两段产水量比值从 2.39 : 1 增大至 3.19 : 1,加剧了两段运行失衡,这与水温升高导致膜水通量上升、两段渗透压差异进一步扩大的作用机制密切相关^[10]。某煤化工项目设计水温为 15 ℃,但实际运行水温为 28~34 ℃,导致设计与实际工况偏差较大。

表 4 水温对 RO 系统进水压力与
各段产水平衡的影响

Table 4 The impact of water temperature on feed water pressure and water production balance of each stage in RO systems				
温度/℃	进水压力/MPa	一段回收率/%	二段回收率/%	一二段产水量比值
15	1.44	51.46	44.38	2.39 : 1
20	1.23	52.38	43.32	2.54 : 1
25	1.07	53.33	42.13	2.71 : 1
30	0.94	54.43	40.73	2.93 : 1
35	0.84	55.59	39.21	3.19 : 1

结合行业调研,煤化工项目 RO 进水水温即使在冬季也 ≥ 25 ℃。建议同类项目将设计运行水温设定为 25~30 ℃,更贴近实际工况,减少因温度偏差导致的两段失衡与性能衰减。

2.6 不同二段进水压力对 RO 系统综合成本的影响及最佳工艺条件确定

为探究段间增压的最佳工艺条件,本实验选取二段进水压力为 0.8 MPa(无增压)、1.0 MPa、1.2 MPa、1.4 MPa、1.6 MPa 五个梯度,量化分析不同压力下 RO 系统的综合运行成本。综合成本主要包括运行能耗成本、膜元件更换成本、化学清洗成本及配套维护成本,各项成本计算依据工业实际运行数据,核算采用全生命周期成本核算方法,其中电价按 0.6 元/(kW·h) 计算,膜元件单价按 8 000 元/支计算,化学清洗药剂单价按 20 元/kg 计算,维护成本按设备总投资的 1% 计算。

不同二段进水压力下的各项成本量化数据如表 5 所示。

表 5 不同二段进水压力下 RO 系统年综合成本

Table 5 Annual comprehensive cost of RO system under different second-stage inlet pressures

二段进水 压力/MPa	运行能耗 成本/万元	膜元件更换 成本/万元	化学清洗 成本/万元	维护成本/ 万元	年综合 成本/万元
0.8(无增压)	28.5	48.0	36.2	5.0	117.7
1.0	32.3	24.0	18.5	5.0	79.8
1.2	36.1	8.0	6.8	5.0	55.9
1.4	40.5	8.0	6.8	5.0	60.3
1.6	45.2	6.0	5.5	5.0	61.7

由表 5 可知,二段进水压力对综合成本的影响呈现先降低后升高的趋势,其核心原因是压力升高带来的能耗成本增加与膜寿命延长、清洗成本降低形成了此消彼长的平衡关系。1) 当二段进水压力从 0.8 MPa 提升至 1.2 MPa 时,能耗成本从 28.5 万元增至 36.1 万元,增幅为 26.7%;但由于膜面流速提升、浓差极化缓解,膜元件更换周期从 1 年延长至 3 年,膜元件更换成本从 48.0 万元降至 8.0 万元,降幅达 83.3%;同时化学清洗频次大幅减少,清洗成本从 36.2 万元降至 6.8 万元,降幅达 81.2%。能耗成本的增加被大幅降低的膜更换与清洗成本抵消,综合成本降至最低,为 55.9 万元/年。2) 当二段进水压力从 1.2 MPa 继续提升时,能耗成本持续上升,1.6 MPa 时,能耗成本较 1.2 MPa 增加 25.2%;而膜元件更换成本与清洗成本的降低幅度逐渐趋缓,1.4 MPa 时,膜更换与清洗成本与 1.2 MPa 持平,1.6 MPa 时,仅小幅降低,无法抵消能耗成本的增加,导致综合成本上升。

结合系统运行性能与综合成本分析,确定本研究中 RO 系统的二段最佳进水压力为 1.2 MPa(即段间增压泵需将二段给水压力提升 0.3 MPa 左右),此时系统综合成本最低,且脱盐率维持在 98% 以上,二段产水电导率稳定在 30 μ S/cm 以下,膜面结垢与污堵程度处于可控范围,是能耗成本、膜寿命与清洗成本的最佳平衡点。

此外,在实际工程应用中,可根据进水含盐量对最佳压力进行微调。当进水含盐量在 2 000~3 000 mg/L 时,最佳二段进水压力为 1.1~1.2 MPa;当含盐量在 3 000~5 000 mg/L 时,最佳二段进水压力为 1.2~1.3 MPa,以实现不同水质下的成本与性能最优匹配。

3 结论与工程展望

3.1 主要结论

段间增压泵可显著提升高盐水源 RO 系统的核

心性能:使系统总脱盐率提升 2%~3%,二段产水电导降低 50% 以上,化学清洗周期延长 3~4 倍(从 10~15 d 至 45 d 以上),膜元件性能衰减速率降低 30% 以上,有效解决了无段间增压泵系统存在的两段失衡、浓差极化严重、污堵频繁等问题。

段间增压泵的作用机理是通过压力补偿提升二段净驱动压力,同时增加膜面流速以增强剪切力,抑制浓差极化与污染物沉积,其效果不受膜元件新旧状态影响,适用于不同运行阶段的 RO 系统。

明确了段间增压泵的适用设计阈值:进水含盐量 $\geq 2\ 000$ mg/L 时必须设置;进水含盐量为 1 500~2 000 mg/L 时可通过设置增压泵、选用超低压膜或优化压力容器排列比实现适配;进水含盐量 $\leq 1\ 500$ mg/L 时无需设置,采用常规 2:1 排列比即可。

不同二段进水压力对系统综合成本呈先降后升影响,确定本研究中最优二段进水压力为 1.2 MPa,此为能耗成本、膜元件更换成本与化学清洗成本的最佳平衡点。实际工程中可根据含盐量微调:2 000~3 000 mg/L 对应 1.1~1.2 MPa;3 000~5 000 mg/L 对应 1.2~1.3 MPa。

复杂高盐水源 RO 系统的优化需协同考虑多因素:选用 7~8 支装膜壳提升膜面流速,根据含盐量动态调整两段压力容器排列比,将设计运行水温设定为 25~30 $^{\circ}$ C,可进一步提升系统运行稳定性与经济性。

3.2 工程展望

本研究通过中试实验量化了段间增压泵的技术效果与适用边界,为煤化工及其他高盐废水回用 RO 系统的设计与改造提供了直接参考。在工程应用中,建议结合进水含盐量、回收率要求及膜元件特性,针对性选用段间增压泵及配套优化方案。对于已投运的无段间增压泵系统,若进水含盐量 $\geq 2\ 000$ mg/L,可通过增设段间增压泵实现性能升级,改造投资可在 1~2 年内通过减少膜更换成本、降低清洗费用及提升产水效率回收。

未来研究可进一步拓展至不同回收率(如 80%~85%)、不同膜类型(如抗污染膜、超低压膜)的段间增压泵的适配性,结合经济评估模型,建立“水质-工艺-成本”一体化优化体系,为 RO 系统的全生命周期优化提供更全面的支撑。

参考文献:

[1] 王燕翔,郑利兵,钟 慧,等. 煤化工废水高效反渗透工艺运行效果及膜污染特征[J]. 环境工程学报,2024,18(1):101-109.

[2] 李晨璐,郭雅妮,李玉林,等. 煤化工废水反渗透处理系统的运行效果及膜污染分析[J]. 环境科学学报,2021,41(9):3464-3477.

[3] 陈卫东,刘金瑞. 膜分离技术在水处理中应用研究进展[J]. 广州化工,2022,50(7):30-32.

[4] 徐 平,陈观文. 分离膜应用与工程案例[M]. 北京:国防工业出版社,2007.

[5] 王 琳,王宝贞. 水处理工程学[M]. 北京:中国建筑工业出版社,2016:215-220.

[6] 李玉林. 煤化工废水零排放系统反渗透问题分析与优化[J]. 膜科学与技术,2021,41(2):104-109.

[7] 赵鹏飞,徐远豪,付志雄,等. 煤化工高盐废水零排放处理全流程的水质变化特征研究[J]. 环境科学学报,2025,45(6):122-134.

[8] 蒋东升,钱斌斌,胡珊珊,等. 基于计算流体力学的反渗透膜浓差极化研究[J]. 江苏海洋大学学报(自然科学版),2023,32(4):67-74.

[9] 李清玉,范宝鑫,陈颂英,等. 海水淡化反渗透浓差极化数值研究[J]. 工程热物理学报,2024,45(6):1730-1734.

[10] 施锡栋,裘洋波,任龙飞,等. 半导体含氟废水“结晶-沉淀结合超滤-反渗透”的零排放工艺研究[J]. 水处理技术,2023,49(4):95-100.

Experimental study on the impact of interstage booster pumps on the performance of reverse osmosis devices

YAO Xuefeng¹, LI Yulin¹, YANG Jiguang²

(1. CHN ENERGY Xinjiang Chemical Co., Ltd., Urumqi 831404, China;

2. Jining Poseidon Environmental Protection Technology Co., Ltd., Jining 272400, China)

Abstract: Aiming at the technical bottlenecks commonly faced by reverse osmosis (RO) systems for coal chemical wastewater reuse, such as severe concentration polarization, frequent membrane fouling, and insufficient desalination efficiency, this study took a large coal-to-olefins project as the research object. By comparatively analyzing the long-term operating data of an on-site first-stage two-section RO system without an interstage booster pump and a pilot-scale RO system with an interstage booster pump, the impact mechanism of the interstage booster pump on the core performance of the RO device was systematically explored. The results showed that the interstage booster pump could increase the overall desalination rate of the system by 2%~3% by improving the feed water pressure and membrane surface flow rate of the second section, reduce the conductivity of the second-stage product water from more than 175 $\mu\text{S}/\text{cm}$ to about 51 $\mu\text{S}/\text{cm}$, and extend the chemical cleaning cycle from 10~15 days to more than 45 days, which significantly reduced the membrane fouling rate and prolongs the service life of membrane elements. The optimal feed pressure for the second stage was determined to be 1.2 MPa, which represented the optimal balance point among energy consumption, membrane service life and cleaning cost. Through pilot-scale verification and mechanism analysis, this study provides quantitative data support and engineering practice guidelines for the design optimization of RO systems for high-salt wastewater reuse and the transformation and upgrading of existing systems.

Key words: reverse osmosis; interstage booster pump; desalination rate; chemical cleaning cycle; concentration polarization