

研究论文

全流程卷式反渗透海水淡化系统操作优化

江爱朋, 程文, 王剑, 邢长新, 丁强, 姜周曙

(杭州电子科技大学自动化学院, 浙江 杭州 310018)

摘要: 在对反渗透海水淡化系统流程和实际应用分析的基础上, 提出了一种旨在降低总体操作费用的全流程反渗透海水淡化系统优化方法。首先根据系统变参数特点并充分利用蓄水池的缓冲能力, 建立了反渗透过程机理模型、蓄水池动态过程模型以及变参数方程模型, 实现了整个流程的方程描述。然后根据工艺流程和操作过程费用组成情况建立了总的操作费用模型, 得到了全流程单位产水费用指标。在此基础上建立了以总体操作费用最低为目标、以开放方程描述的各模型方程为约束、以设备和产品质量限制为边界的优化命题, 采用联立求解技术将该微分代数方程组成的优化(DAOP)问题转化为 NLP 问题后进行求解。最后对某海水淡化系统进行了实例研究。优化求解结果不仅表明本优化方法可以大幅降低实际操作费用, 而且通过求解还可得到各种变参数条件下最优操作费用组成, 以及实现费用最低的最优操作压力和流量变化曲线。本研究对优化海水淡化系统操作、降低总体操作费用具有重要意义。

关键词: 反渗透; 优化; 全流程; 变参数; 脱盐; 膜

DOI: 10.3969/j.issn.0438-1157.2014.04.025

中图分类号: TP 202.7

文献标志码: A

文章编号: 0438—1157 (2014) 04—1333—11

Operational optimizations of full flowsheet spiral-wound seawater reverse osmosis system

JIANG Aipeng, CHENG Wen, WANG Jian, XING Changxin, DING Qiang, JIANG Zhoushu

(School of Automation, Hangzhou Dianzi University, Hangzhou 310018, Zhejiang, China)

Abstract: It is of significance to reduce the total operational cost of seawater reverse osmosis (SWRO) system through the system engineering approach. In this work, based on the formulation of the full flowsheet model including process equations and total operational cost equation, an operational optimization strategy with time varying parameters was proposed. First, according to the solution-diffusion principle and variable parameter characteristics of the whole system, the RO process model, storage tank model and related parameter equations were established. Then, based on full flowsheet of SWRO process and composition of operational cost, the model of total operational cost was obtained as well as the full flow sheet's cost per cubic meter water. The optimization problem was formulated with the objective function to minimize total operational cost, and with the equations and various bound constraints. And then simultaneous approach wherein the differential and algebraic variables were fully discretized leading to a large-scale nonlinear programming (NLP) problem was used for the solution technique, and interior point optimizer (IPOPT) was used as the large scale solver. A case study was then

2013-11-20 收到初稿, 2013-12-17 收到修改稿。

联系人及第一作者: 江爱朋 (1976—), 男, 博士, 副教授。

基金项目: 国家自然科学基金项目(60904058, 61374142); 国家科技支撑计划项目(2009BAB47B06); 浙江省自然科学基金项目(LY12F03001)。

Received date: 2013-11-20.

Corresponding author: JIANG Aipeng, jiangaipeng@gmail.com

Foundation item: supported by the National Natural Science Foundation of China (60904058, 61374142), the National Key Technology Research and Development Program(2009BAB47B06) and the Natural Science Foundation of Zhejiang Province(LY12F03001).

performed to demonstrate the effect of the proposed strategy; computing results demonstrated that the proposed strategy could largely reduce the total operational cost of the SWRO system. Through solutions of the optimization problem, the optimal operating pressure and flowrate curve as well as the key performance profiles were obtained under different environmental parameters. This work is of significance to improve the performance and reduce the operational cost of the SWRO system.

Key words: RO; optimization; full flowsheet; time varying parameters; desalination; membranes

引 言

近年来,随着低成本、高脱盐率膜技术的发展及高效能量回收装置的进步,膜法反渗透海水淡化技术成为最受欢迎和关注的海水淡化技术^[1-4]。从 20 世纪 50 年代以来,每立方米淡化水的生产成本从十几美元降低到接近 0.5 美元水平。其中无论是反渗透海水淡化(seawater reverse osmosis, SWRO)技术还是多效精馏、多阶段闪蒸海水淡化技术,能耗成本均为产水过程的主要运行成本^[5-7],系统运行成本受能源价格的影响很大^[8]。

为降低系统运行成本,通过系统优化运行和能量管理进一步降低系统能耗受到更多关注^[9]。Kim 等^[10]采用系统工程方法对 RO 过程,特别是在最小化产品费用优化方面做了较为详细的研究。Lu 等^[11]对一级 RO 过程进行优化设计来降低年产品水的费用,设计中考虑了相当详细的投资和操作费用估算方案。该研究又进一步扩展到多级和多流股系统配置设计^[12]。Zhu 等^[13]探讨了各种变操作参数下(例如时间相关的膜污染情况) RO 网络的优化设计和操作,得到了与时间相关的系统性能。See 等^[14-15]进一步研究 RO 网络结构的优化,例如优化 RO 过程级别和膜组件的排列配置方式,接着又优化固定网络结构的操作,并再次分析了网络配置优化和操作条件优化。Mujtaba 等^[16]研究了不同优化目标情况下,如最大回收率、最小能耗、最少压力容器使用的设计优化和操作优化。Wilf 等^[17]考虑了几种可能的系统配置方案和能量回收方法,用来优化 RO 系统的能耗。Wilf 等^[18]假设电价和操作条件不变,建立了不同海水盐度下最小能耗与海水回收率的对应关系。国内方面,国家海洋局水处理中心、中国海洋大学、天津大学等都较早地开展了海水淡化方面的研究^[19-20],夏艳等^[21]、伍联营等^[22]和卢彦越^[23]对反渗透以及热膜法混合淡化技术的优化设计进行了深入分析和研究,王崇武等^[24]、王剑等^[25]、蒋镇军^[26]对反渗透海水淡化系统进行了能量分析和优

化调度,得到一些有益的结果。

通过分析可以发现,以上研究主要考虑了系统设计优化,但对操作优化涉及偏少,对已有海水淡化系统的各种运行条件动态变化和不确定性考虑不足。对于实际海水淡化系统,无论海水温度还是盐分含量都随着时间不断波动;用电价格也有很大的时间差异性;并且供水需求量也常具有一定的波动性和不确定性,因此对海水淡化过程动态和变参数过程加以考虑进行优化会更有意义。当然,对于动态过程的优化会涉及动态过程的大规模高性能优化求解技术,对优化算法和相关求解性能具有较大挑战。本文综合考虑海水淡化系统的多种变参数影响因素,建立可变参数的全流程系统过程模型,通过联立优化求解技术研究海水淡化系统的操作优化,力图进一步降低海水淡化运行成本。

1 全流程 SWRO 系统分析

反渗透海水淡化系统的基本工艺流程如图 1 所示^[10]。反渗透海水淡化工艺一般包括四个部分:取水系统、预处理系统、反渗透系统和后处理系统。海水经过采水、絮凝、加药、过滤等环节进入反渗透膜,通过反渗透作用形成低盐度的淡水和浓缩的浓盐水,淡水经过产品水池并通过进一步的调理到达终端用户,高压浓盐水则通过能量回收装置回收其压力后,最终排入大海。加入能量回收装置的 RO 部分流程如图 2 所示,海水进料分为两部分,一部分直接采用高压泵加压到目标压力,另一部分通过 PX 能量回收装置获得高压后,再通过增压泵达到目标压力,然后与第一部分一起进入反渗透膜,获得流量为 Q_p 、含盐量为 C_{sp} 的渗透水。

对于已有的海水淡化系统,考虑到膜性能及系统稳定性,一般更倾向于固定操作模式,操控变量尽量少调。在无法满足设备约束与用水需求的情况下,有时采用简单的启停控制,这样会造成总体运行费用偏高,系统运行偏离最优工作点。另外实际

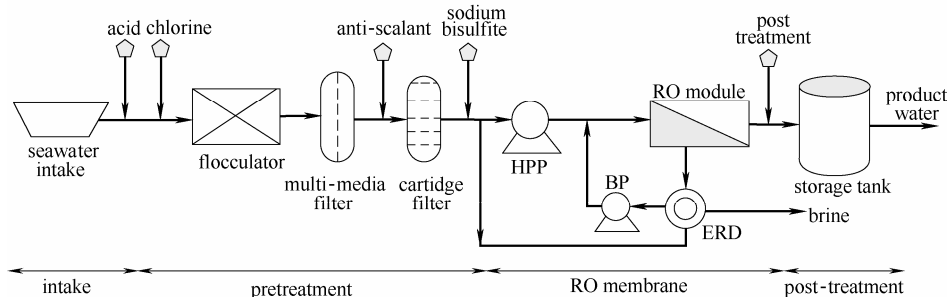


图1 反渗透海水淡化系统的基本流程示意图

Fig.1 Schematic diagram of SWRO desalination process

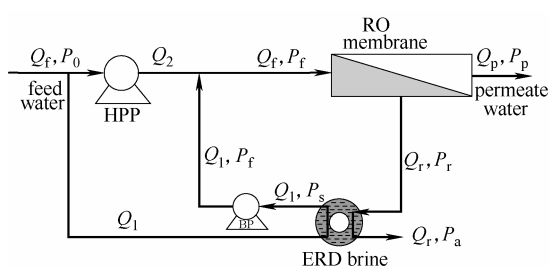


图2 采用PX的一级SWRO系统

Fig.2 One stage SWRO system with PX

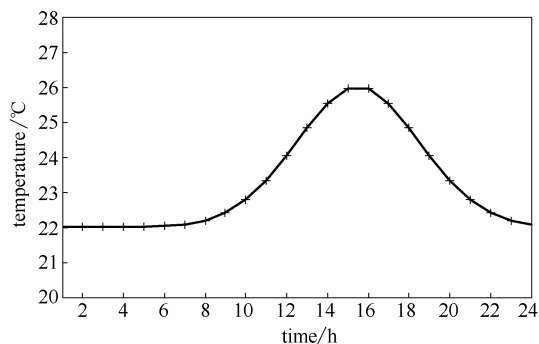


图3 海水日变化趋势曲线(夏天)

Fig.3 Daily profile of seawater temperature(summer)

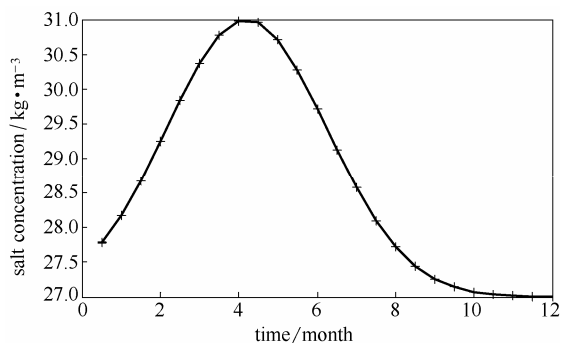


图4 海水盐度月份变化情况

Fig.4 Seawater salt concentration profile along months

过程中，海水温度在一天内也有较大波动，具有类周期特性(图3)；海水含盐量等参数也同样会发生变化(图4)。采用固定操作条件的产水过程还会造成产

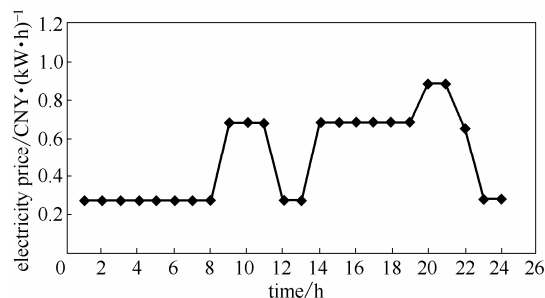


图5 电价日变化曲线

Fig.5 Daily profile of electricity price

品水的质量约束难以实现夹边控制，甚至出现不达标问题；能耗价格同样具有很大的时刻差异性(图5)，对海水淡化系统运行费用有较大影响。从反渗透海水淡化系统的流程看出，蓄水池作为RO产水过程和供水过程的中间单元具有一定的缓冲作用，在满足边界约束条件下通过调节水位可提高操作的灵活性，为降低系统运行费用提供空间。

基于以上情况分析，如果能够利用电价差异性和流程中蓄水池的缓冲能力将产水和供水过程统一考虑，并充分考虑海水进料参数时变的影响而进行操作优化的话，则有望取得更好的优化效果。这需要对RO产水过程的性能、蓄水池动态过程和时变参数进行良好的预测和描述，从而用于优化过程。

2 全流程过程系统建模

2.1 反渗透参变过程和蓄水池动态过程模型

对于图1所示的海水淡化系统，在实际运行过程中海水温度会出现近似周期的波动，波动情况通过回归得到类似下式方程^[25]

$$T = 4.0 \exp \frac{(t-15.5)^2}{-18.403} + 22 \quad (1)$$

$$T = 7.0 \exp \frac{(t-15.5)^2}{-20.403} + 15 \quad (2)$$

在供水需求方面, 供水调度一般利用历史需求数据制定下一天的用水计划。历史数据处理可采用基于滑动平均自回归方法, 其方程表示为

$$F_{k,\theta+1} = \omega_1 x_{k,\theta} + \omega_2 x_{k,\theta-1} + \cdots + \omega_n x_{k,\theta-n+1} + \omega_0 \quad (3)$$

式中 n 表示过去历史样本天数; $x_{k,\theta}$ 表示第 θ 天、第 k 小时的历史流量观测值; $\omega_0, \cdots, \omega_n$ 是通过自回归方法得到的系数; $F_{k,\theta+1}$ 是第 $(\theta+1)$ 天第 k 小时的预测流量调度值。对于 SWRO 系统中的蓄水池, 不考虑可忽略的 pH 调质等处理过程, 根据质量守恒定律, 其水位和产品水含盐量变化动态方程如下

$$\frac{dH_t}{dt} = (Q_p - Q_{out}) / S_t \quad (4)$$

$$\frac{dC_{t,out}}{dt} = \frac{Q_p}{S_t H_t} (C_{sp} - C_{t,out}) \quad (5)$$

式中 S_t 和 H_t 分别表示蓄水池的面积和水位, Q_p 为 RO 系统渗透产水量, Q_{out} 为用户需水量, $C_{t,out}$ 为输出到用户的淡化水含盐量, C_{sp} 为 RO 系统渗透水的含盐量, 确保系统操作安全, 蓄水池水位必须满足 $H_{t,lo} < H_t < H_{t,up}$ 。 Q_p 和 C_{sp} 的值通过 RO 过程模型得到。

对于卷式反渗透产水过程, 根据扩散渗透和薄膜理论及质量守恒定律, 并结合经验方程, 可建立反渗透过程的性能模型, 其主要方程如式 (6) ~ 式 (31) 所示。模型方程中充分考虑了温度对扩散传输过程的影响和对海水物性的影响, 考虑了含盐量与渗透压、横贯压力的关系。

$$Q_p = Q_f - Q_r \quad (6)$$

$$Q_f C_f = Q_r C_r + Q_p C_{sp} \quad (7)$$

$$Q_p = n_{pV} n_l W \int_0^L J_v dz \quad (8)$$

$$J_v = A_w (P_f - P_d - P_p - \Delta\pi) \quad (9)$$

$$J_s = B_s (C_m - C_p) \quad (10)$$

$$P_b = P_f - P_d \quad (11)$$

$$\Delta P = (P_b - P_p) \quad (12)$$

$$A_w = A_{w0} \exp \left[\alpha_1 \frac{T-273}{273} - \alpha_2 (P_f - P_d) \right] \quad (13)$$

$$B_s = B_{s0} \exp \left(\beta_1 \frac{T-273}{273} \right) \quad (14)$$

$$\Delta\pi = RT(C_m - C_p) \quad (15)$$

$$\phi = \frac{C_m - C_p}{C_b - C_p} = \exp \left(\frac{J_v}{k_c} \right) \quad (16)$$

$$Sh = \frac{k_c d_c}{D_{AB}} = 0.065 Re^{0.875} Sc^{0.25} \quad (17)$$

$$Re = \rho V d_c / \mu \quad (18)$$

$$Sc = \mu / (\rho D_{AB}) \quad (19)$$

$$J_s = J_v C_p \quad (20)$$

$$\lambda = 6.23 K_\lambda Re^{-0.3} \quad (21)$$

$$D_{AB} = 6.73 \times 10^{-6} \exp \left(0.1546 \times 10^{-3} C_b - \frac{2513}{273+T} \right) \quad (22)$$

$$\rho = 498.4M + \sqrt{248400M^2 + 752.4MC_b} \quad (23)$$

$$(M = 1.0069 - 2.757 \times 10^{-4} T)$$

$$\mu = 1.234 \times 10^{-6} \exp \left(0.00212 C_b + \frac{1965}{273.15+T} \right) \quad (24)$$

$$\frac{dV}{dz} = -\frac{2J_v}{h_{sp}} \quad (25)$$

$$\frac{dP_d}{dz} = -\lambda \frac{\rho V^2}{d_c^2} \quad (26)$$

$$\frac{dC_b}{dz} = \frac{2J_v}{h_{sp} V} (C_b - C_p) \quad (27)$$

$$R_{cc} = Q_p / Q_f \quad (28)$$

$$SEC = (P_f Q_f / \eta_{HP} - P_r Q_r \eta_{PX}) / Q_p \quad (29)$$

$$S_p = C_p / C_f \times 100\% \quad (30)$$

$$R_y = (1 - C_p / C_f) \times 100\% \quad (31)$$

2.2 系统操作费用模型

由海水淡化流程所示, SWRO 系统操作费用 (operational cost, OC) 主要包括: ① RO 过程运行能耗成本 (OC_{EN}), 主要为高压泵增压泵以及能量回收系统的能耗; ② 海水取水系统与前期预处理过程能耗成本 (OC_{IP}); ③ 化学添加剂的费用 (OC_{CH}), 主要为加酸、加阻垢剂和絮凝剂等方面的费用; ④ 反渗透膜更换费用 (OC_{ME})。根据设计和运行情况, 一般按照 15%~20% 左右的年更换率计算; ⑤ 保养费用 (OC_{MN}), 包含整个系统如膜、高压泵、电机等的保养费用; ⑥ 人工费用 (OC_{LB})。

海水取水以及预处理系统的操作费用主要包括化学添加费用和取水能耗费用。根据操作经验, 每立方米海水预处理化学添加剂的费用大体为 0.0225 美元^[10,24], 因此

$$OC_{CH} = F_{UCH} Q_f = 0.0225 Q_f \quad (32)$$

取水与过滤等过程能耗费用表示为

$$OC_{IP} = \frac{P_{in} Q_f P_{elc}}{\eta_{IP}} \times PLF \quad (33)$$

式中 P_{in} 表示取水泵的出口压力; Q_f 表示进料流量; PLF 表示负载系数; P_{elc} 表示电力价格; η_{IP} 表示海水取水泵的效率。

对于 RO 过程单元, 操作费用主要包括高压泵及增压泵能耗、膜更换和清洗维护费用以及能量回收装置节省的能耗。对于具有变频功能的高压泵, 能耗费用表示为

$$OC_{HP} = \frac{(P_f - P_0) Q_f}{\eta_{HP} \eta_{VFD}} \times P_{elc} \quad (34)$$

式中 P_f 表示高压泵出口压力, P_0 表示高压泵入口压力, η_{HP} 表示高压泵的机械效率, η_{VFD} 表示变频器的效率, 其值随着频率变化而改变。

$$\eta_{VFD} = 2.31 \left[\frac{N(t)}{N_{Max}} \right]^3 - 5.50 \left[\frac{N(t)}{N_{Max}} \right]^2 + 4.31 \frac{N(t)}{N_{Max}} - 0.16 \quad (35)$$

式中 N_{Max} 表示最大允许频率, $N(t)$ 表示实际运行频率。根据图 2, 能量回收装置的回收费用表示为

$$OC_{PX} = Q_r(P_r - P_a)\eta_{PX}P_{elc} \quad (36)$$

式中 Q_r 表示浓溶液的流量; P_r 表示浓溶液的压头; η_{PX} 表示压力交换装置的效率。增压泵的操作能耗则表示为

$$OC_{BP} = Q_2(P_f - P_s) / \eta_{BP}P_{elc} \quad (37)$$

对于图 2 所示的加入 PX 能量回收装置和增压装置的 RO 系统, 根据动能守恒有

$$(P_s - P_0)Q_2 = (P_r - P_a)Q_r\eta_{PX} \quad (38)$$

海水进入高压泵前的背压 P_0 和浓海水能量回收后的背压 P_a 很小, 可忽略不计; 假设 PX 能量回收装置不存在泄露, 则浓盐水流量 Q_r 等于海水进料流量 Q_2 。因此有

$$P_s = P_f\eta_{PX} \quad (39)$$

RO 过程单位产水能耗则为

$$SEC_{RO} = [P_f / (\eta_{HP}\eta_{VFD}) + (P_f - P_f\eta_{PX})(1/R_{ec} - 1) / \eta_{BP}] \quad (40)$$

总的生产过程单位能耗为

$$SEC_{UT} = SEC_{RO} + OC_{IP} / (P_{elc}Q_p) = SEC_{RO} + \frac{P_{in}}{\eta_{IP}R_{ec}} \times PLF = \left[P_f / (\eta_{HP}\eta_{VFD}) + (P_f - P_f\eta_{PX}) \left(\frac{1}{R_{ec}} - 1 \right) / \eta_{BP} \right] + \frac{P_{in}}{\eta_{IP}R_{ec}} \times PLF \quad (41)$$

反渗透膜的日均使用成本可表示为

$$OC_{ME} = Pri_{ME} \times MOD \times \zeta_{re} / 365 \quad (42)$$

式中 Pri_{ME} 表示单个膜组件的价格, MOD 表示膜组件的个数, ζ_{re} 表示膜组件的年更换率。

SWRO 系统总的操作费用可表示为

$$OC = OC_{IP} + OC_{EN} + OC_{ME} + OC_{MN} + OC_{LB} + OC_{CH} = OC_{IP} + (OC_{IP} + OC_{BP}) + OC_{ME} + OC_{MN} + OC_{LB} + OC_{CH} \quad (43)$$

OC_{EN} 表示 RO 过程的能耗成本, 与 OC_{IP} 一起构成总流程的能耗成本。

3 全流程过程操作成本优化

3.1 优化命题描述

对于图 1 所示的卷式海水淡化系统, 优化的目标是使得系统在满足设备和用水需求等约束条件下总操作成本最低, 因此可表示为

$$\text{Min}_{Q_r, P_r, H_t, T} OC_{IP} + OC_{EN} + OC_{ME} + OC_{MN} + OC_{LB} + OC_{CH} \quad (44)$$

对于图 1 所示的蓄水池, 基于建造成本、水质处理和操作等多种考虑, 其容量不是很大, 无法通过简单的启停控制实现操作费用最低。考虑无论是海水的温度变化、用电价时均变化, 还是用水需求变化均具有以 24 h 为单位的周期性。因此以 24 h 为单位分析系统的操作优化最为合适, 为使得蓄水池在下一天具有同样的节能潜力, 需要其水位在零时刻和 24 时刻基本相等。即

$$H_t(0) \approx H_t(24) \quad (45)$$

考虑到系统参数的波动等特点, 以每小时为周期改变进料流量和进料压力比较合适。RO 过程的流量和压力改变后, 系统重新达到稳态过程时间在数十秒到一、两分钟之间, RO 产水过程可以认为处于 RO 模型方程所表示的拟稳态过程。因此总的优化命题(Opt1)可表示为:

目标函数

$$\text{Min}_{Q_r, P_r, H_t, T} OC_{IP} + (OC_{IP} + OC_{BP}) + OC_{ME} + OC_{MN} + OC_{LB} + OC_{CH}$$

等式约束方程

水温变化方程[式(1)、式(2)]

需水量方程[式(3)]

水池动态模型[式(4)、式(5)]

RO 过程模型[式(6)~式(31)]

操作费用模型[式(32)~式(43)]

不等式约束

水质约束 $C_{t,out} \leq C_{wq,limit}$

防垢约束 $C_r \leq C_{r,limit}$

浓度极化参数约束 $\phi \leq 1.2$

设备压力约束 $P_{f,lo} \leq P_f \leq P_{f,up}$

RO 模块流量约束 $V_{f,lo} \leq V_f \leq V_{f,up}$

蓄水池水位约束 $H_{t,lo} < H_t < H_{t,up}$

边界条件

$$[H_t(0) - H_t(24)]^2 \leq \gamma, \gamma \geq 0$$

初始和终止条件

$$z=0, V = V_f = Q_r / (\eta_l Wh_{sp});$$

$$z=L, V = V_f = Q_r / (\eta_l Wh_{sp});$$

$$z=0, P_b = P_f; z=L, P_b = P_f;$$

$$z=0, C_b = C_f; z=L, C_b = C_f$$

3.2 优化命题求解方法

以上优化命题不仅含有众多强非线性代数方程, 而且还有 5 个关于空间和时间变化的微分方程, 并存在较多的不等式边界约束, 导致该问题的求解具有较大难度^[27]。采用集总平均参数法虽然可行,

表 1 系统进料条件和蓄水池参数信息
Table 1 Feed condition and tank information

Feed condition				Tank information				
Concentration /kg · m ⁻³	Feed temperature/°C	Pressure /MPa	pH	Area of liquid level S _l /m ²	Max height limited/m	Min height limited/m	Initial concentration/kg · m ⁻³	Initial water liquid level/m
30	20	5.9	5—8	150	15	2	0.430	4

但求解精度明显降低。为求解以上 DAOP (differential-algebraic optimization problem)形式的优化命题 Opt1, 本文采用联立方法将微分方程通过有限元配置进行离散化, 将原 DAOP 问题转化为 NLP(nonlinear programming)问题, 然后对于转化后的大规模 NLP 问题采用内点、稀疏等技术的进行快速精确求解。

根据 Biegler 等^[28-29]的研究成果, Radau 点配置方式不仅可在每个有限元末设置约束, 并且对高阶微分代数方程具有更好的稳定性, 因此这里采用基于 Radau 配置点的有限元配置技术。对于 Opt 中的控制变量和代数变量则采用拉格朗日插值多项式表示。通过以上方法, 原有的 DAOP 问题转化为变量众多的 NLP 优化问题。在 GAMS 平台下, 利用稀疏技术和一阶、二阶自动微分技术提高计算效率, 采用基于内点技术并专门进行动态问题处理的 IPOPT^[30]求解器进行本优化命题的快速求解。

4 实例研究

这里对某 SWRO 系统进行实例研究。该系统采用一级反渗透流程, 并采用 PX 加能量回收装置。膜组件采用陶氏 SW30HR 系列。每个压力容器内串联 7 个膜组件, 90 组压力容器并联组成 RO 系统产水单元。蓄水池作为产水和供水的中间单元, 用于水质后处理并实现产水和供水的缓冲。系统的具体参数如表 1 所示, 供水计划如图 6 所示。

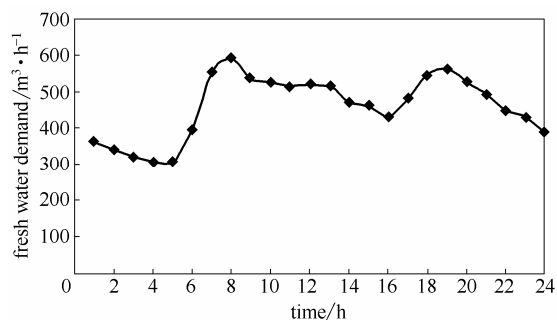


图 6 淡水供水计划曲线

Fig.6 Profile of freshwater demand schedule

为求解本优化命题, 对 RO 模块微分方程采用 40 个有限元和 3 个 Radau 配置点进行离散。对蓄水过程的动态微分方程采用 24 个有限元和 3 个 Radau 配置点进行离散, 这样离散的精度已经比较高, 离散后优化命题信息如表 2 所示。对离散化后的优化命题, 采用 GMASS24.0 平台下基于内点算法的大规模非线性求解器 IPOPT 进行优化求解。

表 2 离散化后的模型信息

Table 2 Discretized model information

Model condition	Value
total variables	70901
equality constraints	70853
inequality constraints	25
non zero in Jacobian	246408
non zero in Hessian	104450
finite element along membrane	40
collocation point	3
finite element along time	24
Collocation point	3

为确保模型的有效性, 采用本模型对回收率和脱盐率进行了计算, 计算结果与实际数据和 ROSA9.0 所得数据进行了比较, 结果如表 3 所示。从表 3 可看出, 本模型结果具有较高的准确性。

表 3 模型数据和实际数据、ROSA9.0 计算数据的比较

Table 3 Comparison of field data, ROSA9.0 and our model

Item	WR/%	SR/%
field data	41.6	99.37
ROSA9.0	42.7	99.58
model	42.1	99.52

4.1 固定进料参数下优化操作分析

设定系统进料和运行条件如下: 海水进料温度 20°C; 进料盐度 30 kg · m⁻³; 用户用水计划如图 6 所示; 用电价格如图 5 所示。在此情况下对 Opt1 进行求解, 并将优化结果与常规操作结果进行比较。这里将常规操作定义为 case A, 将本操优化定义为 case B。

case A: 不进行操作优化, 固定操作压力和流

量,采用启停控制满足水位上下界约束与最终约束,使得总的产水量等于需水量。

case B: 蓄水池液位界内可调,通过调节操作压力、进料流量和蓄水池液位来降低总的费用成本。

对于 case A,为了确保在 24 时时刻的液位与初值时基本相等,采用停机策略,并设定其在运行过程中操作压力 P_f 为 6.44 MPa,操作流量 Q_f 为 $1125 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 。基于 case A 和 case B 的计算结果比较见表 4 及图 7。在操作费用中,由于人工、维护和膜更换价格为定值,因此在优化前后一致。但是预处理能耗、RO 过程能耗以及化学药剂的使用则有明显变化。

表 4 优化前后总体费用以及构成情况

Table 4 Comparison of operational cost and cost composition

Item	Case A		Case B	
	Value $\times 10^{-4}$ /CNY	Ratio/%	Value $\times 10^{-4}$ /CNY	Ratio/%
OC _{IP}	0.1873	6.7	0.1362	6.7
OC _{EN}	1.6146	58.1	0.9943	48.8
OC _{CH}	0.3341	12	0.2636	12.9
OC _{ME}	0.217	7.8	0.217	10.6
OC _{LB}	0.32	11.5	0.32	15.7
OC _{MN}	0.108	3.9	0.108	5.3
OC	2.781	100	2.039	100

从表 4 中看出,在优化前总操作费用为 $2.781 \times 10^4 \text{ CNY} \cdot \text{d}^{-1}$,其中仅 RO 过程能耗就占 58.1%,加上取水与预处理部分,则总能耗所占比例为 64.8%;而膜组件的更换费用已经低于 10%,不占主要地位。通过对 Opt1 的优化,总的操作费用可降低到 $2.039 \times 10^4 \text{ CNY} \cdot \text{d}^{-1}$,成本节省率超过 26%。其中 RO 模块的能耗从 $1.6146 \times 10^4 \text{ CNY} \cdot \text{d}^{-1}$ 降低到 $0.9943 \times 10^4 \text{ CNY} \cdot \text{d}^{-1}$,是导致成本大幅降低的主要因素。

图 7 则表示优化前后的压力和流量变化情况,以及产水含盐量、蓄水池的液位变化情况。从图 7 中可以看出,相比于常规操作,优化操作在操作压力和操作流量上均相对较低,并且在用电价格比较高的时刻,其流量和压力降低较大。常规操作在最后 2 h 前完成了总体供水要求,采用停机策略,使得其流量和压力为零。从图中还可看出,蓄水池液位在前 8 h 会达到最高,说明此时产水量大于需水量。而在电价较高的时候,液位下降说明此时产水量低于供水量。回收率方面则可以看出,在电价相对较低的时间内,优化操作使得其回收率大增,而

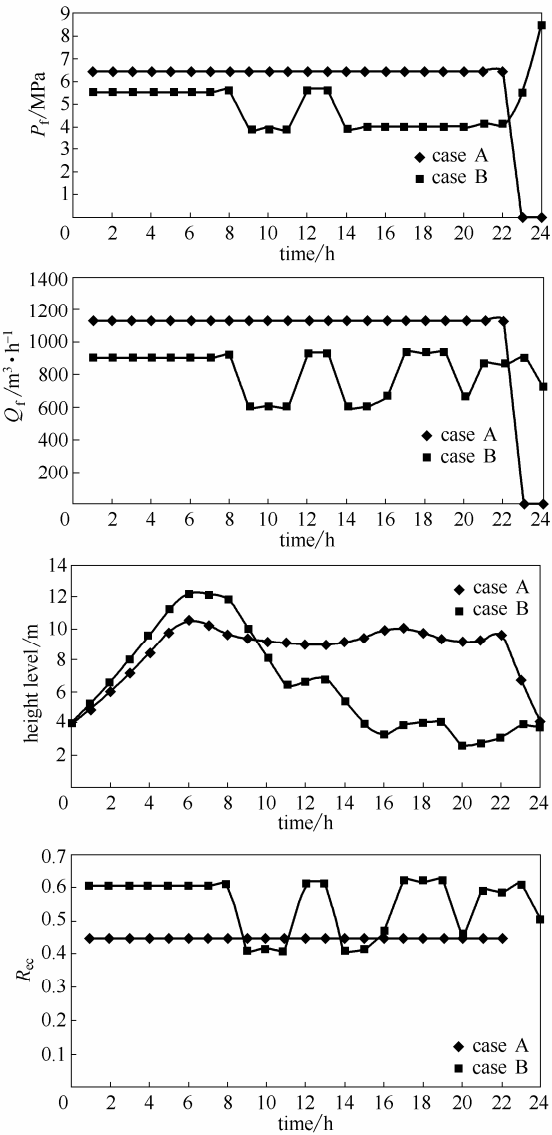


图 7 常规和优化操作下的性能比较

Fig.7 Profile of operational and status variables under convention and optimal condition

在高电价下海水的回收率则低于常规操作,这样有利于系统的节能。

4.2 温度变化下的优化操作分析

根据实际温度变化范围,这里分析海水进料温度在 $16 \sim 32^\circ\text{C}$ 之间的操作优化情况。这里高压泵机械效率设定为 0.85,能量回收装置回收效率设定为 0.9。具体优化结果如表 5 所示。

从表 5 可以看出,温度对操作成本具有重要影响。在 16°C 时候的产水成本比 32°C 高 $0.426 \times 10^4 \text{ CNY} \cdot \text{d}^{-1}$,因为人工、维护和膜更换费用固定,提高的成本主要在于能耗成本方面。这是因为温度的升高有助于增加水的渗透能力,在同样的操作压

表 5 不同海水进料温度下最优操作费用及其组成情况

Table 5 Optimal operational costs and their composition under different seawater feed temperature

Temperature/°C	$OC_{IP} \times 10^{-4}/\text{CNY}$	$OC_{EN} \times 10^{-4}/\text{CNY}$	$OC_{CH} \times 10^{-4}/\text{CNY}$	$OC_{ME} \times 10^{-4}/\text{CNY}$	$OC_{LB} \times 10^{-4}/\text{CNY}$	$OC_{MN} \times 10^{-4}/\text{CNY}$	$OC \times 10^{-4}/\text{CNY}$
16	0.1373	1.3426	0.2676	0.2170	0.3200	0.1080	2.392
18	0.1357	1.1322	0.2656	0.2170	0.3200	0.1080	2.178
20	0.1362	0.9943	0.2636	0.2170	0.3200	0.1080	2.039
22	0.1371	0.9277	0.2628	0.2170	0.3200	0.1080	1.973
24	0.1335	0.9236	0.2601	0.2170	0.3200	0.1080	1.962
26	0.1295	1.001	0.2591	0.2170	0.3200	0.1080	2.035
28	0.1259	0.9466	0.2573	0.2170	0.3200	0.1080	1.978
30	0.1281	0.9392	0.2558	0.2170	0.3200	0.1080	1.968
32	0.1267	0.9395	0.2545	0.2170	0.3200	0.1080	1.966

力下会获得更多的渗透水。从表 5 还可以看出, 当温度大于 24℃ 时总的操作费用有所波动, 这是因为温度的提高也使得盐分渗透能力提高, 为了满足水质要求, 需要调整操作压力等参数, 这使得能耗成本出现一定的反复。

由于实际过程中海水进料温度不仅随着季节变化很大, 在一天之内也有较大波动, 如式(1)和式(2)所示。为此这里分析定温和变温情况下的操作优化。分析分为夏季恒温、夏季变温、冬季恒温 and 冬季变温四种情况。这四种情况下的最优操作费用优化结果如表 6 所示, 相应的最优操控变量曲线以及海水淡化的性能曲线如图 8 所示。从表 6 中看出, 在 15℃ 时候的最优操作费用大大高于在 22℃ 时候的最优操作费用。夏季变温工况下的优化结果明显好于恒温工况, 说明根据运行参数变化来进行优化操作会取得更好效果。

表 6 不同温度参数下的最优操作费用

Table 6 Optimal operational cost under different temperature

Case	Temperature/°C	Optimal $OC \times 10^{-4}/\text{CNY}$
STC	22	2.1031
STV	Eq.(1)	2.0819
WTC	15	2.8212
WTV	Eq.(2)	2.5084

从压力操作曲线看, 在冬季操作压力大大高于夏季操作压力, 而冬季的操作流量比夏天增加比例并不大, 说明温度变化后优先调节压力更合适。在回收率方面, 在电价相对较低的前 8 h, 夏季工况的回收率要高于冬季; 而在电价相对较高的时间区间, 虽然回收率都有大幅度降低, 但冬季工况的回收率要高于夏季; 这种情况的发生与冬季膜组件产水能力和能耗的双重限制有关。

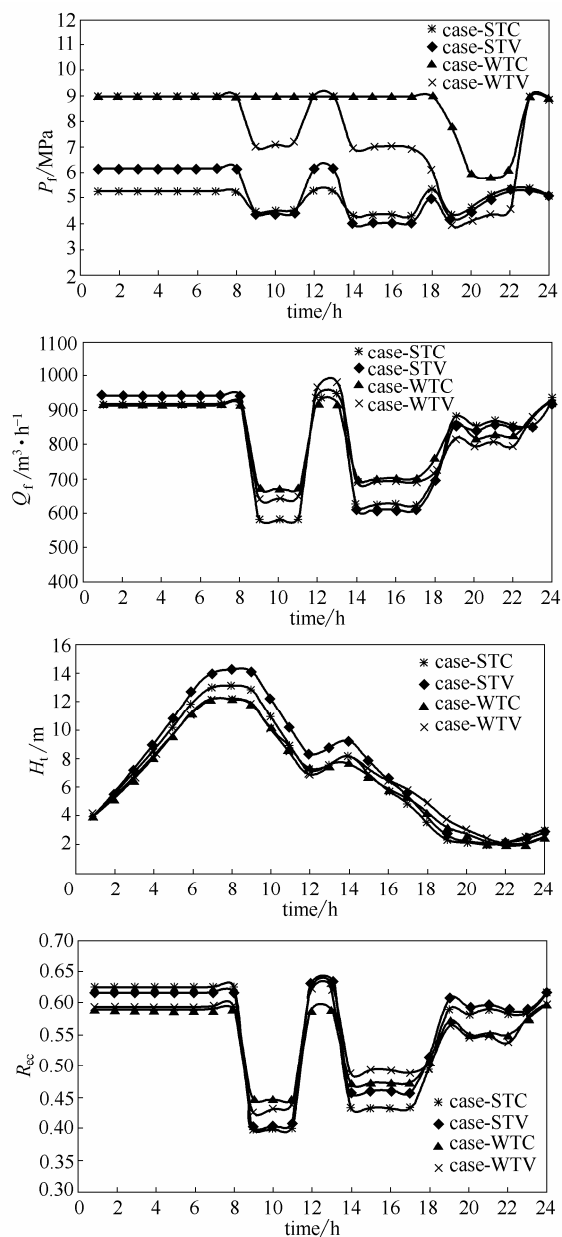


图 8 不同温度参数下的最优操作和状态参数情况
Fig.8 Profile of optimal operational and status variables under different cases

4.3 盐度变化下的操作优化分析

海水含盐量直接影响到反渗透过程的渗透压，对产水过程能耗影响很大。这里考虑海水含盐量在 $30\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ 附近波动时的操作优化情况。假定高压

表 7 不同海水含盐量情况下的最优操作费用情况

Table 7 Optimal operational cost under different salt concentration

Salt concentration/ $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	Optimal OC $\times 10^{-4}/\text{CNY}$	Bias/%
26	2.003	-4.76
28	2.050	-2.52
32	2.235	6.27
34	2.407	14.43

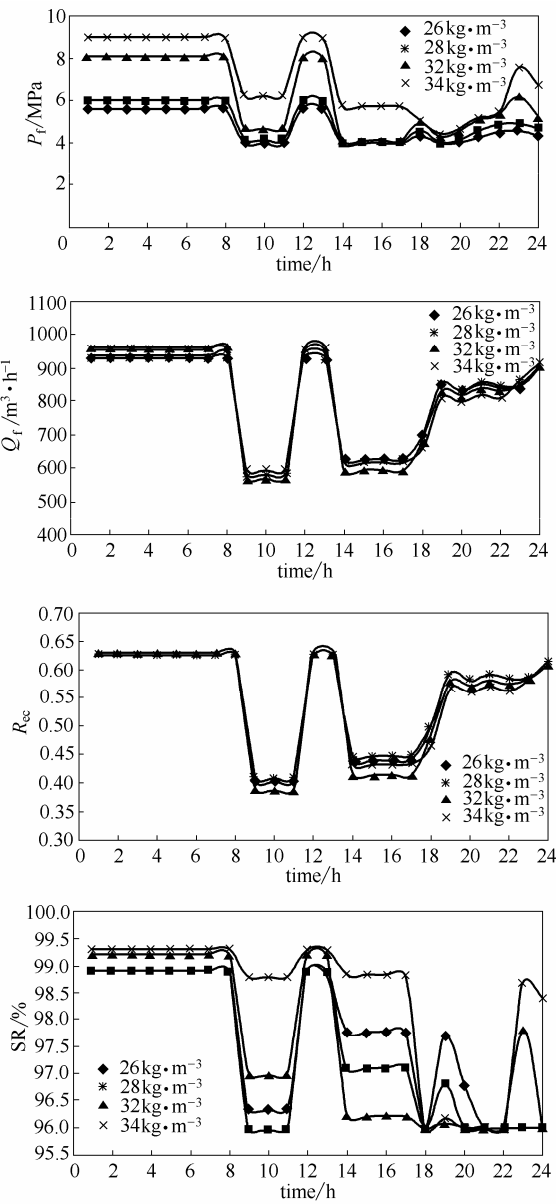


图 9 不同盐度下的最优操作变量和关键指标情况

Fig.9 Profile of optimal operational variables and main status variables

泵机械效率为 0.75，能量回收效率为 0.9，其他操作参数均不变，通过优化求解得到含盐量变化对系统操作优化的影响。

海水含盐量在 $30\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ 时的最优操作成本结果为 2.103，以此为参照的具体优化结果如表 7 和图 9 所示。可以看出：含盐量越高优化操作费用则越大，且有加速变化的趋势。与常规 $30\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ 海水盐度相比， $26\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ 的海水盐度可降低 4.76% 的操作成本，而 $34\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ 的海水盐度则使得操作成本增加 14.43%。根据渗透扩散方程，渗透压与盐度基本呈正比关系，盐度（即含盐量）的增加直接影响到溶质扩散渗透所需要的渗透压，为了克服渗透压的增加，操作压力就必须足够大才能满足所需的产水量和水质的要求。该结果可以从图 9 中看出。在含盐量变化情况下，为了保证水质要求，将总体脱盐率下限设置为 96%。在此情况下优化求解都能成功，图 9 结果显示：含盐量为 $34\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ 海水的脱盐率高于其他三种情况，而含盐为 $28\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ 的海水，其脱盐率达到下限值的时间最多。由于最优脱盐率的宽范围变化，使得整个产水的盐含量波动较大，蓄水池的存在可以一定程度上削弱这种波动。为了调节或者满足更高的含盐量要求情况下，可以将不同操作蓄水池连起来，可更有效地降低这种波动。

4.4 能耗装置效率变化下的操作优化分析

高压泵和能量回收装置的效率直接影响到系统能耗。图 10 则为通过优化求解得到的高压泵和能量回收装置效率与最优操作成本的关系。从图中看出，能量回收装置的效率与最优操作成本之间呈现近似线性关系，能量回收效率的提高使得优化操作成本明显降低。而高压泵的机械效率与最优操作成本呈现非线性关系，机械效率从 0.6 向 1 变化时，其操作成本大幅度降低，这主要是因为单位产水能耗的大幅度降低所致。从设计的角度考虑，高压泵性能和价格的选择也存在优化问题。

5 结 论

海水淡化系统的各种参数变化使得其在运行过程中经常偏离最优工作点，需要通过更合理的实时优化来降低实际操作费用。本文根据卷式膜法海水淡化系统的实际过程特点，建立了整个 SWRO 系统的动态过程模型和总体操作费用模型，并给出由操作费用最低为目标、由复杂微分代数方程为约束的优化命题及其优化求解策略，最后通过实例研究

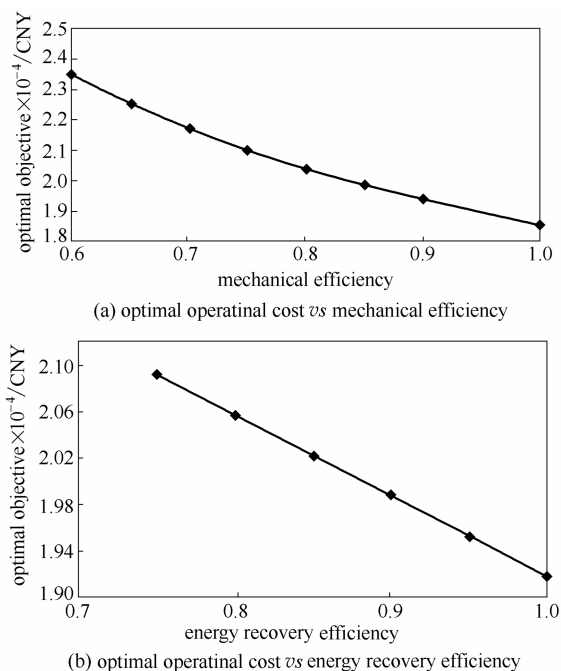


图 10 能耗设备效率对最优操作成本的影响

Fig.10 Profile of operational cost vs equipment efficiency

分析了不同情况下的操作优化情况。实例分析表明:

(1) 与常规反渗透海水淡化系统操作相比, 本文提出的操作优化可大幅度降低系统总体操作成本。(2) 实际反渗透海水淡化系统运行参数如温度、盐度、设备能效经常出现变动, 其对最优操作成本和相关性能参数的影响较大, 优化操作可以有效降低操作费用, 实现水质和设备的安全运行。

本研究提出的方法以及对各种变参数性能影响分析对实现 SWRO 系统的优化节能、对 SWRO 系统机理的深入了解都具有重要意义。

符 号 说 明

- A_w ——膜透水系数, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{Pa}^{-1}$
 A_{w0} ——膜固有透水系数, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{Pa}^{-1}$
 B_s ——膜透盐系数, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
 B_{s0} ——膜固有透盐系数, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
 C_b ——沿进料通道海水浓度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
 C_f ——进料浓度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
 C_m ——在膜表面的盐含量, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
 C_p ——渗透水侧含盐量, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
 C_r ——浓盐水浓度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
 D_{AB} ——动力黏度, $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
 d_e ——进料垫片通道的水力直径, m
 h_i ——第 i 个有限元的长度, m
 h_{sp} ——进料垫片通道的高度, m
 J_s ——溶质通量, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
 J_v ——溶剂通量, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$

- K_i ——经验参数
 k_c ——传质系数, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
 L ——RO 通道的长度, m
 n_f ——RO 膜的叶片数量
 n_{PV} ——压力容器的个数
 P_b ——进料通道内海水压力, MPa
 P_d ——沿着 RO 通道的压力损失, MPa
 P_p ——渗透水侧压力, MPa
 P_s ——能量回收后海水压力, MPa
 R ——气体常数, $\text{J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$
 Re ——Reynolds 数
 Re_c ——水回收率, %
 R_y ——盐脱除系数, %
 Sc ——Schmidt 数
 SEC ——单位产水能耗, $\text{kW} \cdot \text{h} \cdot \text{m}^{-3}$
 Sh ——Sherwood 数
 S_p ——盐通过系数, %
 T ——海水进料温度, K
 V ——通道内轴向流速, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
 W ——反渗透膜宽度, m
 $\alpha_1, \alpha_2, \beta_1$ ——方程常数
 $\Delta\pi$ ——渗透压, MPa
 ρ ——渗透水密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
 μ ——运动黏度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$
 λ ——摩擦系数
 ϕ ——浓差极化参数

References

- [1] Semiat R. Desalination: present and future[J]. *Water International*, 2000, **25** (1): 54-65
- [2] Greenlee L, Lawler D, Freeman B, Marrot B, Moulin P. Reverse osmosis desalination: water sources, technology, and today's challenges [J]. *Water Research*, 2009, **43**(9):2317-2348
- [3] Yun T, Gabelich C, Cox M, Mofidi A, Lesan R. Reducing costs for large-scale desalting plants using large-diameter, reverse osmosis membranes [J]. *Desalination*, 2006, **189** (1/2/3):141-154
- [4] Cameron I, Clemente R. SWRO with ERI's PX pressure exchanger device—a global survey [J]. *Desalination*, 2008, **221** (1/2/3):136-142
- [5] Ettouney H, El-Dessouky H, Faibish R, Gowin P. Evaluating the economics of desalination [J]. *Chemical Engineering Progress*, 2002, **98** (12):32-39
- [6] Akgul D, Cakmakci M, Kayaalp N, Koyuncu I. Cost analysis of seawater desalination with reverse osmosis in Turkey [J]. *Desalination*, 2008, **220** (1/2/3): 123-131
- [7] Khawaji A, Kutubkhanah I, Wie J M. Advances in seawater desalination technologies [J]. *Desalination*, 2008, **221** (1/2/3): 47-69
- [8] Fritzmann C, Lowenberg J, Wintgens T, Melin T. State-of-the-art of reverse osmosis desalination [J]. *Desalination*, 2007, **216**(1/2/3): 1-76
- [9] Scrivani A. Energy management and DSM techniques for a PV-diesel powered sea water reverse osmosis desalination plant in Ginostra, Sicily [J]. *Desalination*, 2005, **183** (1/2/3): 63-72
- [10] Kim Y M, Kim S J, Kim Y S, Lee S, Kim I S, Kim J H. Overview of

- systems engineering approaches for a large-scale seawater desalination plant with a reverse osmosis network [J]. *Desalination*, 2009, **238** (1/2/3):312-332
- [11] Lu Y Y, Hu Y D, Xu D M, Wu L Y. Optimum design of reverse osmosis seawater desalination system considering membrane cleaning and replacing [J]. *Journal of Membrane Science*, 2006, **282** (1/2):7-13
- [12] Lu Y Y, Hu Y D, Zhang X L, Wu L Y, Liu Q Z. Optimum design of reverse osmosis system under different feed concentration and product specification [J]. *Journal of Membrane Science*, 2007, **287**(2): 219-229
- [13] Zhu M, El-Halwagi M, Al-Ahmad M. Optimal design and scheduling of flexible reverse osmosis networks [J]. *Journal of Membrane Science*, 1997, **129**(2): 161-174
- [14] See H, Vassiliadis V, Wilson D. Optimization of membrane regeneration scheduling in reverse osmosis networks for seawater desalination [J]. *Desalination*, 1999, **125**(1/2/3):37-54
- [15] See H, Wilson D, Vassiliadis V, Parks G. Design of reverse osmosis (RO) water treatment networks subject to fouling [J]. *Water Science and Technology*, 2004, **49**(2): 263-270
- [16] Villafafila A, Mujtaba I. Fresh water by reverse osmosis based desalination: simulation and optimization [J]. *Desalination*, 2003, **155** (1): 1-13
- [17] Wilf M, Bartels C. Optimization of seawater RO systems design [J]. *Desalination*, 2005, **173**(1):1-12
- [18] Wilf M, Klinko K. Optimization of seawater RO systems design [J]. *Desalination*, 2001, **138**(1/2/3): 299-306
- [19] Gao Congjie(高从堦), Chen Guohua(陈国华). Seawater Desalination Technology and Engineering Manuals(海水淡化技术与工程手册)[M]. Beijing: Chemical Industry Press, 2004
- [20] Wang Shichang(王世昌). Desalination Project (海水淡化工程)[M]. Beijing: Chemical Industry Press, 2003
- [21] Xia Yan(夏艳), Wu Lianying(伍联营), Lu Yanyue(卢彦越), Hu Yangdong(胡仰栋), Gao Congjie(高从堦). Progress in researches on optimal design for seawater desalination process [J]. *Technology of Water Treatment* (水处理技术), 2007, **33**(11):1-5
- [22] Wu Lianying(伍联营), Xiao Shengnan(肖胜楠), Hu Yangdong(胡仰栋), Gao Congjie(高从堦). Optimization and design of hybrid MSF/RO desalination system [J]. *CIESC Journal* (化工学报), 2012, **63**(11): 3574-3578
- [23] Lu Yanyue(卢彦越). Study on the optimization design of seawater desalination processes by reverse osmosis membrane method [D]. Qingdao: Ocean University of China, 2007
- [24] Wang Chongwu(王崇武). Study on the optimization design of seawater desalination processes by reverse osmosis membrane method [D]. Tianjin: Tianjin University, 2008
- [25] Wang Jian(王剑), Wang Xiaolong(王小龙), Niu Zhiyuan(牛志远), Jiang Zhouzhu(姜周曙), Jiang Aipeng(江爱朋). Design of monitoring and scheduling system for a large-scale reverse osmosis desalination plant// 2013 32nd Chinese Control Conference[C]. Xi'an, 2013, **26-28**: 2480-2485
- [26] Jiang Zhenjun(蒋镇军). Research and development on optimal operation and scheduling system in desalination [D]. Hangzhou: Hangzhou Dianzi University, 2012
- [27] Cervantes A, Biegler L T. Large-scale DAE optimization using a simultaneous NLP formulation [J]. *AIChE Journal*, 1998, **44**(5): 1038
- [28] Biegler L T, Arturo M Cervantes, Andreas Wächter. Advances in simultaneous strategies for dynamic process optimization [J]. *Chemical Engineering Science*, 2002, **57**(4): 575-593
- [29] Biegler L T. Nonlinear Programming: Concepts, Algorithms and Applications to Chemical Processes [M]. Pittsburgh: Society for Industrial and Applied Mathematics (Cambridge University Press), 2010
- [30] Biegler L T, Zavala V M. Large-scale nonlinear programming using IPOPT: an integrating framework for enterprise-wide dynamic optimization [J]. *Computers & Chemical Engineering*, 2009, **33**(3): 575-582