

页岩气压裂返排液膜法脱盐过程建模与能效分析

邓春^{1*}, 龚雅妮¹, 孙晓刚², 张壮¹, 孔繁鑫¹

1 中国石油大学(北京)化学工程与环境学院重质油国家重点实验室, 北京 102249

2 克拉玛依市富城天然气有限责任公司, 克拉玛依 834000

* 通信作者, chundeng@cup.edu.cn

收稿日期: 2021-01-22

国家自然科学基金(No. 51708556)资助

摘要 页岩气压裂返排液的脱盐处理有助于实现废水回用和合理排放, 脱盐处理过程的建模与能效分析对工艺优化和高效运行具有重要的指导意义。页岩气压裂返排液膜法脱盐过程包括预处理工艺(电絮凝+超滤)和反渗透。针对反渗透膜组件, 本文采用溶解扩散模型来描述传质过程。基于实验数据, 对膜组件的纯水渗透性常数和盐的传质系数进行计算。最后, 建立了能效和经济评估模型, 并考虑了引入能量回收系统后对脱盐处理过程经济性和能效的影响。结果表明, 在引入能量回收系统后, 总能耗降低了 20.45%, 泵的年度运行费用降低了 15.29%。

关键词 压裂返排液; 脱盐; 反渗透; 能效; 数学模型

Modeling and energy efficiency analysis of membrane-based desalination treatment process for shale gas fracturing flowback wastewater

DENG Chun¹, GONG Yani¹, SUN Xiaogang², ZHANG Zhuang¹, KONG Fanxin¹

1 State Key Laboratory of Heavy Oil Processing, College of Chemical Engineering and Environment, China University of Petroleum-Beijing, Beijing 102249, China

2 Karamay Fucheng Natural Gas Company Limited, Karamay 834000, China

Abstract The desalination treatment of shale gas fracturing flowback wastewater can be used for the wastewater reuse and reasonable discharge. The modeling and energy efficiency analysis of desalination treatment process can guide the process optimization and efficient operation. The membrane-based desalination process of shale gas fracturing flowback wastewater includes the pretreatment process (electrocoagulation and ultrafiltration) and reverse osmosis. For the membrane module of reverse osmosis unit, the solution-diffusion model is adopted to describe the mass transfer process. Furthermore, the water permeability constant and the mass transfer coefficient of salt were calculated based on the experimental data. Finally, the energy efficiency and economic evaluation model is established, and the influence of the energy recovery system on the economy and energy efficiency of the desalination process is considered. The results show that the total energy consumption is reduced by 20.45%, and the annual operation cost of the pump is reduced by 15.29% with the help of energy recovery system.

Keywords fracturing flowback wastewater; desalination; reverse osmosis; energy efficiency; mathematical model

doi: 10.3969/j.issn.2096-1693.2023.02.016

引用格式: 邓春, 龚雅妮, 孙晓刚, 张壮, 孔繁鑫. 页岩气压裂返排液膜法脱盐过程建模与能效分析. 石油科学通报, 2023, 02: 214-221
DENG Chun, GONG Yani, SUN Xiaogang, ZHANG Zhuang, KONG Fanxin. Modeling and energy efficiency analysis of membrane-based desalination treatment process for shale gas fracturing flowback wastewater. Petroleum Science Bulletin, 2023, 02: 214-221.
doi: 10.3969/j.issn.2096-1693.2023.02.016

页岩气是一种能够满足全球日益增长需求的清洁能源。随着水平钻井和水力压裂等开采技术的不断成熟,以及页岩气开采成本的下降,页岩气在天然气市场拥有巨大的潜力^[1]。在美国,天然气的产量逐年上升,页岩气和致密油的天然气产量占美国天然气总产量的比例不断增加,到2050年比例将达到90%^[2]。虽然页岩气的使用会产生更少的温室气体,但在其开采过程中需要消耗大量的新鲜水同时产生大量高污染性的压裂返排液^[3-4]。页岩气压裂返排液处理后回收再利用不仅可以减少污染物在环境中的无序排放,还能缓解水资源危机。脱盐水处理工艺包括离子交换工艺、膜法工艺和连续电脱盐(Electrodeionization, EDI)水处理工艺,其中膜法工艺具有工艺简单、安装调试方便、运行成本低等特点,有着极大的技术、经济和环保优势。为了使页岩气压裂返排液满足回用或排放要求,往往需对其进行膜法脱盐处理。

膜法脱盐技术应用极其广泛,它将微滤、超滤、反渗透等各种膜分离技术联合应用于工业水处理,达到去除污染物和脱盐的目的。很多学者对膜法脱盐过程的建模、优化和能耗分析进行研究。El-Halwagi^[5]基于状态空间法对反渗透网络建立了超结构。Malek等^[6]基于实验数据和理论模型提出了半经验数学模型,对传质过程进行了模拟和可靠预测,利用经济模型对反渗透脱盐系统做了经济性评估。随后, Voros和Maroulis等^[7-8]基于El-Halwagi^[5]提出的超结构进行了简化。卢彦越等^[9,10]以年费用最小化为优化目标,对El-Halwagi^[5]提出的超结构进行了修改,提出了具有物流混合节点和反渗透单元节点的超结构,并将此超结构表达为一个混合整数非线性规划问题。商凤英和伍联营^[11]基于微孔模型^[12]建立了超滤单元及系统模型,并将该模型表达为一个非线性规划问题,以年度总费用最小化为目标函数。卢彦越等^[13]基于多水源有效利用和脱盐技术的特点,提出了包括多种进料、多种出料的反渗透系统超结构。Chauhan等^[14]考虑将海

水反渗透、纳滤和制盐工艺相结合,提出了一个基于超结构的数学优化模型。Kim等^[15]和Park等^[16]对反渗透海水淡化工厂比能耗的研究以及能量回收装置对比能耗影响的研究进行了详细的综述。张壮等^[17]对除盐水系统的间歇操作过程进行了建模与物料衡算分析。Zhang等^[18]针对页岩气压裂返排液超滤和反渗透处理系统中间歇用水的特征,对系统中的双出口水处理运行子单元、运行和离线化学清洗子单元和水箱分别建立模型。以总产水量最大化、储罐容积最小化、系统效益最大化为目标函数,建立3个非线性规划数学模型。探讨了水处理单元的运行时间序列和运行时间长度对系统性能(总产水率,经济性等)的影响。

本文拟采用溶解扩散传质模型对页岩气压裂返排液膜法脱盐处理过程的反渗透膜组件进行建模,基于实验数据,对系统关键模型参数进行计算,进而建立系统能耗和经济性评估模型,对整个处理系统在有/无能量回收装置时进行能耗与经济性评估。

1 问题描述

给定一典型的页岩气压裂返排液膜法脱盐处理系统,采用一级反渗透(RO)处理模型,如图1所示。首先使用高流量低压进料泵(IP)将页岩气压裂返排液从换热器(HX)送至预处理单元(电絮凝、超滤等)。经过预处理后的产品水经过中压泵(MPP)增压后进入一级反渗透处理单元(RO),一级反渗透的出口流股有2个(产品水、剩余水),最后将高盐度剩余水送至机械蒸汽再压缩单元或蒸发池以进行盐结晶和沉淀。整个脱盐处理系统的进料液、产品水和剩余水的流量和杂质浓度,反渗透膜组件进出口压力,膜组件性能参数和实验操作温度均由实验数据得到。在本文中,我们在对页岩气压裂返排液脱盐处理过程中的膜分离组件建立数学模型的基础上,建立了系统能耗和经济性评价模型,旨在评估整个脱盐处理过程的能耗和经济性。

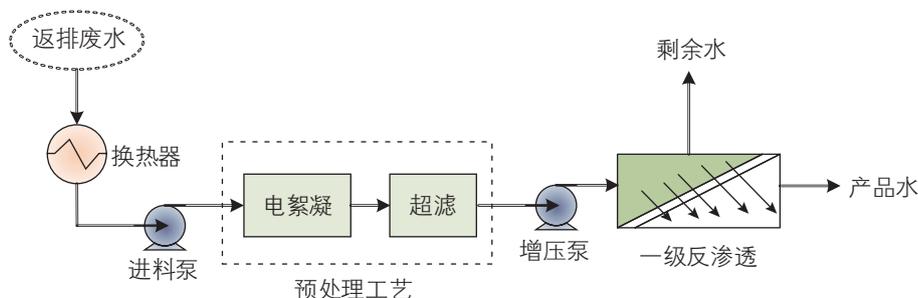


图1 页岩气压裂返排液膜法脱盐处理系统

Fig. 1 Schematic diagram of the desalination system for shale gas fracturing flowback water

2 数学模型

基于图1所示的工艺流程,我们对页岩气压裂返排液膜法脱盐处理系统建立数学模型。

目前在反渗透膜分离机理的研究中,较多学者认为其传质机理是溶解扩散模型。反渗过程的膜组件(又称压力容器)如图2所示。每一级反渗透都包含多个膜组件,每个膜组件(N_i^{pv})包括多个膜元件(N_i^e),其中,上一个膜元件的剩余水作为下一个膜元件的进料水,依次进行,直至经过最后一个膜元件后流出膜组件,所有膜元件的产品水混合后统一收集。此模型中最主要的2个参数(纯水渗透性常数 A 和盐的传质系数 B)分别由方程(1)和(2)计算。方程(1)表示产品水通量 J_w 与静压 P 和渗透压 π 的关系式。方程(2)表示渗透盐通量 J_s 与产品水浓度 C_p 和膜表面盐水的浓度 C_w 的关系。方程(3)表示膜组件的渗透压 π 与温度 T 、浓度 C 的关系^[19]。方程(4)表示产品水的流量 Q_p 由产品水通量 J_w 和盐通量 J_s 共同决定。方程(5)表示产品水的杂质浓度 C_p 与渗透盐通量 J_s 和产品水的流速 u_w 的关系。方程(6)–(8)表示进料液的杂质浓度 C_f 、膜组件表面盐水的杂质浓度 C_w 、产品水杂质浓度 C_p 和剩余水浓度 C_b 之间的关系。方程(9)表示膜组件压降 δP 与进料液流量 Q_f 和剩余水流量 Q_b 的关系。方程(10)、(11)表示膜组件的进出口水流股的流量衡算和质量衡算。

$$J_w = A \cdot \left[\left(P_f - P_p - \frac{\delta P_f}{2} \right) - (\pi_w - \pi_p) \right] \cdot 10^3 \quad (1)$$

$$J_s = B \cdot (C_w - C_p) \quad (2)$$

$$\pi = \varepsilon \cdot C \cdot \frac{T + 273}{\xi - C} \quad (3)$$

$$\varepsilon = 0.2641, \quad \xi = 1.0 \times 10^6$$

$$Q_p = \frac{(J_w + J_s) \cdot S_m \cdot m}{\rho} \quad (4)$$

$$C_p = \frac{J_s}{u_w} \cdot 10^3 \quad (5)$$

$$C_w = \frac{C_f + C_b}{2} \quad (6)$$

$$C_p = (1 - \alpha) \cdot C_f \quad (7)$$

$$C_b = \frac{\alpha}{1 - R} \cdot C_f \quad (8)$$

$$\delta P = \sigma \cdot \left(\frac{Q_f + Q_b}{2 \cdot \rho} \right)^\gamma \quad (9)$$

$$\sigma = 1.7, \quad \gamma = 9.5 \times 10^8$$

$$Q_f = Q_p + Q_b \quad (10)$$

$$Q_f \cdot C_f = Q_p \cdot C_p + Q_b \cdot C_b \quad (11)$$

我们提取的实验数据如表1所示,包括实验中进料水和产品水的流率和杂质浓度、膜组件和膜元件数量等。由于废液中无机盐离子种类有很多,为了简化问题,本文中水的杂质浓度以溶解性固体总量(Total dissolved solids, 缩写TDS)浓度为准。脱盐处理系统中泵功率等操作参数如表2所示,为了减少计算的复杂度,在整个建模过程中做出如下假设:

- (1) 忽略反渗透(RO)处理单元中膜通道的温度变化^[20];
- (2) 忽略进料温度对穿膜的盐通道的影响^[21];
- (3) 纯水的渗透性常数与盐的传质系数不随温度变

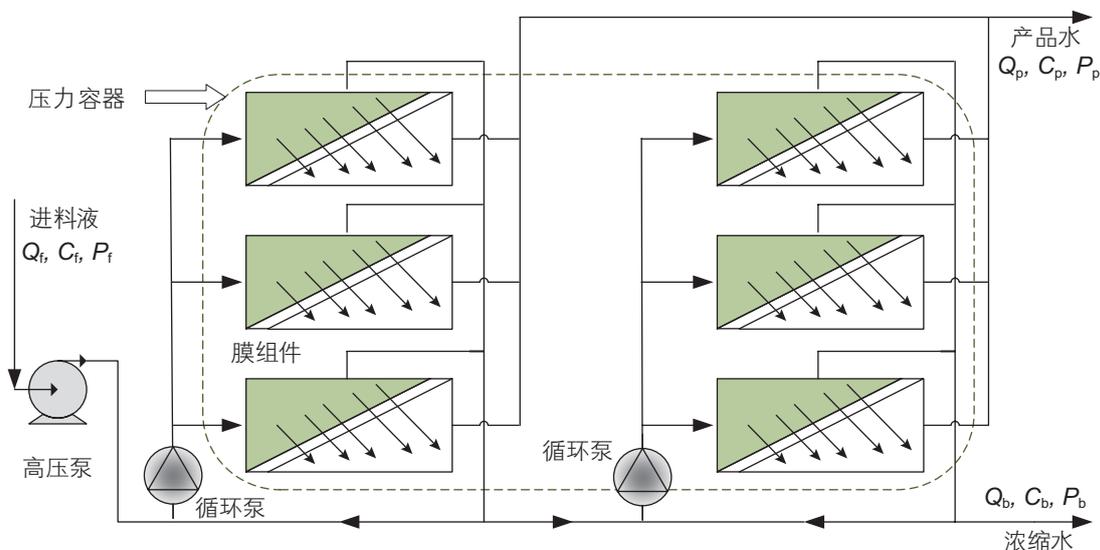


图2 膜组件示意图

Fig. 2 Schematic diagram of membrane module

化而发生改变；

(4) 膜是等温的，并且进料废水的温度等于干球温度。

表 1 提取的实验数据

参数类型	单位	数值
实验操作温度 T	$^{\circ}\text{C}$	25
进料液流率 Q_f	$\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$	100
进料液杂质浓度 C_f	$\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$	3980
RO 入口压力	MPa	4
产品水流率 Q_p	$\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$	50
产品水杂质浓度 C_p	$\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$	373.1
膜组件压降 ΔP	MPa	0.2
每个膜元件表面积 S	m^2	37
每个压力容器内膜元件数	-	7
每一级压力容器个数	-	200

表 2 脱盐处理系统的操作参数^[19]

参数类型	单位	数值
进料泵的效率 η_{IP}	-	75%
中压泵的效率 η_{MPP}	-	75%
进料泵出口压力 P_{IP}	MPa	3
预处理过程压降 ΔP_{PE}	MPa	0.5
中压泵出口压力 $P_{1,f}$	MPa	4
每个膜元件价格	\$	1073
电费 K_c	$\text{\$}\cdot(\text{kW}\cdot\text{h})^{-1}$	0.08

根据上文的传质模型，可对膜组件性能参数(纯水渗透性常数 A 和盐的传质系数 B) 进行求解，以预测膜的脱盐性能，计算步骤如图 3 所示。

3 能耗与经济评估模型

在整个废水脱盐处理系统中，进料泵、增压泵提供了系统所需的能量，我们需要对整个系统进行能耗评估。其中，加热后的废水经进料泵增压进入预处理工艺中，进料泵消耗的能量 W_{IP} 由方程(12)表示。总的进料液 Q_f 与产品水量 Q_p 的关系由方程(13)表示。增压泵提供了脱盐系统所需的主要能量，将预处理后的废水增压至第一级反渗透单元所需要的入口压力，即将 $P_{IP} - \Delta P_{PE}$ 增加至 $P_{1,f}$ ，因此增压泵所提供的压力 ΔP_{MPP} 可由方程(14)表示。由于该废水脱盐系统中没有安装压力交换器，故增压泵所消耗的能量 W_{MPP} 可由方程(15)表示。整个系统消耗的总泵功 W_T 等于进料泵和增压泵所消耗的能量之和，可由方程(16)表示。下面，我们还需要对整个页岩气压裂返排液膜法脱盐处理工艺中的年度总经济费用(TAC) 主要包括年度投资费用(TIC) 和年度操作费用(TOC)，其中投资费用主要进料泵和预处理(IC_{IPE})、增压泵(IC_{MPP})和膜元件(IC_M)等设备的购买费用。分别由方程(17)–(19)表示。值得注意的是，我们在考虑年度投资成本时，需要在原来总投资的基础上乘以实际投资因子 FF 。考虑到通货膨胀，还需要将年度投资成本乘以通货膨胀系数 AF 。假设在工厂寿命(p)内用年通货膨胀率(r)来计算总的资本成本^[22]，年度总投资费用(TIC)可由方程(20)表示。整个脱盐系统的操作费用包括预处理单元(OC_{PRE})、膜清洗和维护(OC_M)和泵(OC_{PH})的运行费用，分别由式(22)–(24)表示，总的操作费用(TOC)由式(25)表示。

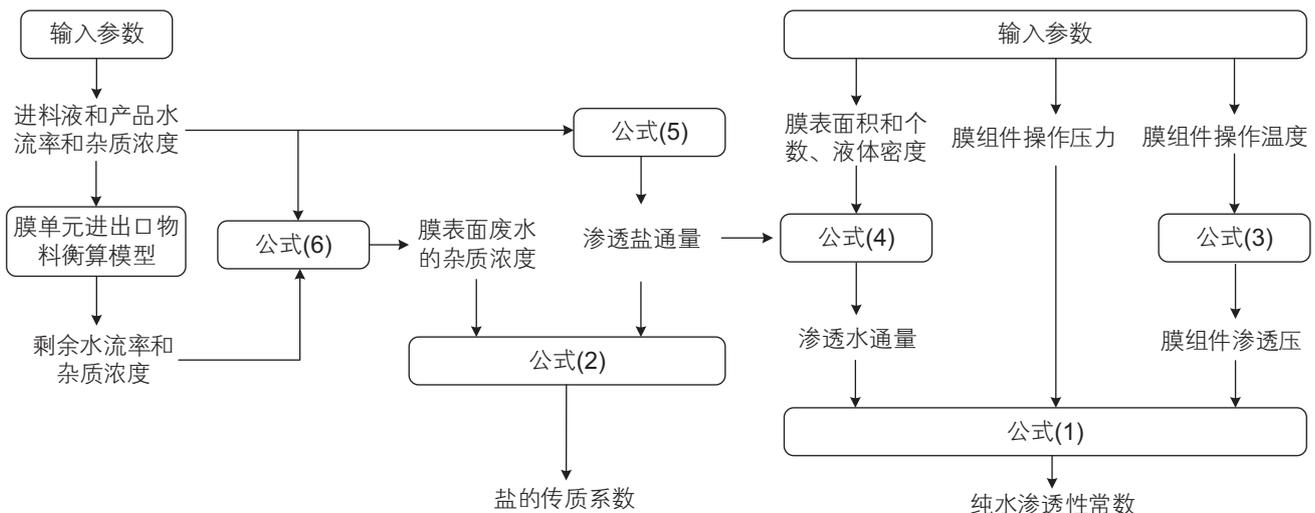


图 3 参数计算流程

Fig. 3 Calculation procedure for parameter

本文考虑废水处理系统中预处理装置、膜组件、进料泵和增压泵等设备的投资费用和操作费用,故系统的年度总经济费用(TAC)由式(26)表示。

$$W_{IP} = (P_{IP} - P_a) \cdot \frac{Q_f}{\eta_{IP}} \quad (12)$$

$$Q_p = Q_f \cdot R_l \quad (13)$$

$$\Delta P_{MPP} = P_{1,f} - (P_{IP} - \Delta P_{PE}) \quad (14)$$

$$W_{MPP} = \frac{Q_f \cdot \Delta P_{MPP}}{\eta_{MPP}} \quad (15)$$

$$W_T = W_{IP} + W_{MPP} \quad (16)$$

$$IC_{IPE} = F_{IPE} \cdot (Q_f)^{0.8} \cdot N_{IPE} \quad (17)$$

$$IC_{MPP} = F_{MPP} \cdot Q_f \cdot \Delta P_{MPP} \cdot N_{MPP} \quad (18)$$

$$IC_M = F_M \cdot N_i^c \cdot N_i^{pv} \quad (19)$$

$$TIC = FF \cdot (IC_{IPE} + IC_{MPP} + IC_M) \cdot AF \quad (20)$$

$$AF = \frac{r \cdot (r+1)^p}{(r+1)^p - 1} \quad (21)$$

$$OC_{PRE} = K_{PRE} \cdot Q_p \quad (22)$$

$$OC_M = 2 \cdot OC_{fixed,M} + (0.25 OC_{clean} \cdot S_i^c + 0.1 \cdot F_M) \cdot N_i^c \cdot N_i^{pv} \quad (23)$$

$$OC_{PH} = C_e \cdot W_T \quad (24)$$

$$TOC = (OC_{PRE} + OC_{PH}) \cdot \Delta T + OC_M \quad (25)$$

$$TAC = TIC + TOC \quad (26)$$

4 结果与讨论

基于表1中的数据 and 图3,运用本文所提出的传质模型与组件模型可计算出反渗透膜的2个主要性能参数,即纯水渗透性常数 A 值和盐的传质系数 B 值。计算结果如表3所示。其中,剩余水流率及杂质浓度可由进料液和产品水的流股数据计算得到。整个膜处理过程中,废水经过膜组件的盐通量和纯水通量

可由图3的计算流程解得,分别为 $0.54 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ 和 $0.91 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ 。最终计算出反渗透膜的纯水渗透性常数 A 值为 $2.85 \times 10^{-10} \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{Pa}^{-1}$,盐的传质系数 B 值为 $5.99 \times 10^{-5} \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ 。

基于表1和表2中的实验数据和操作参数,运用本文所提出的能耗与经济评估模型可以对脱盐系统进行能效分析。整个脱盐系统所消耗的能量全部由进料泵和增压泵提供,能耗计算结果如表4所示。进料泵的年度能耗为859 MW·h,增压泵的年度能耗为444 MW·h,总的年度能耗为1303 MW·h。

整个脱盐系统的年度总费用包括年度投资费用和操作费用。计算结果如图4所示,其中,膜元件的年度投资费用为\$368,811.13,远大于进料泵、中压

表3 膜组件性能参数计算结果

Table 3 Calculation results of membrane module

结果类型	单位	数值
剩余水流率 Q_b	$\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$	50
剩余水杂质浓度 C_b	$\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	7586.9
杂质移除率 α	—	90.63
产水率 R	—	0.5
膜组件表面杂质浓度 C_w	$\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	9390.4
盐通量 J_s	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$	0.54
纯水通量 J_w	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$	0.91
纯水渗透性常数 A	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{Pa}^{-1}$	2.85×10^{-10}
盐的传质系数 B	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$	5.99×10^{-5}

表4 脱盐系统能耗计算结果

Table 4 Calculation results of energy consumption of desalination system

结果类型	单位	数值
进料泵的能耗 W_{IP}	MW·h	859
增压泵的能耗 W_{MPP}	MW·h	444
系统总能耗 W_T	MW·h	1303

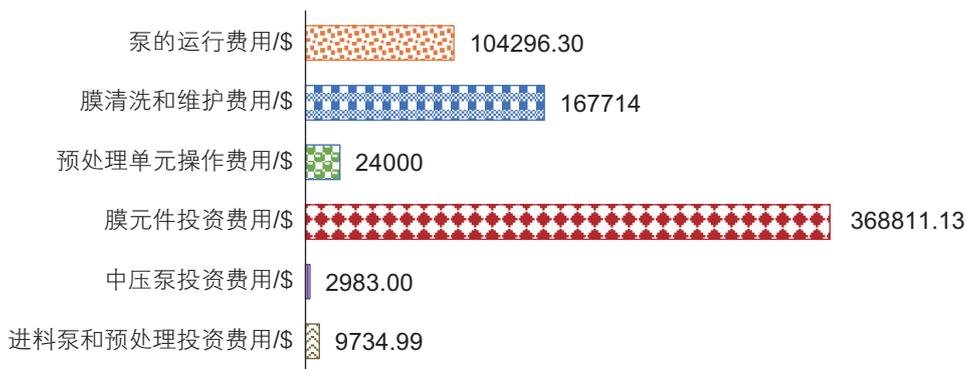


图4 脱盐系统经济评估结果

Fig. 4 Economic evaluation of desalination system

泵和预处理装置的投资费用，年度总投资费用为\$381,528(=\$368,811 + 2,983 + 9,734)。由此可见，膜元件的年度投资费用占年度总投资费用的比重很大，为96.67%。另外，在年度运行费用中，膜清洗和维护费用占比最多，为\$167,714，其次是所有泵的运行费用为\$104,296，占比最少的是预处理单元操作费用，为\$24,000，年度总操作费用为\$296,010。最终脱盐系统的年度总费用为\$677,539(=\$381,529 + 296,010)。

由图4可知，泵的运行费用占年度总操作费用的比重为35.23%，占比较大，因此，减少泵的能耗十分必要。在目前的处理流程中，废水经过反渗透处理后，剩余水经过处理后直接排污，导致剩余水的这部分高能量没有被回收利用。因此，我们考虑在脱盐系统中引入能量回收系统，将反渗透剩余水与预处理后的废水进行能量交换，从而达到减少增压泵的能耗，其中，能量回收系统以压力交换器为主，流程如图5所示。进料液送至压力交换器的流量 Q_{fp} 取决于压力交换器所回收的能量，可由方程(27)表示，压力交换器回收的

能量 W_{fp} 可由方程(28)表示。压力交换器的投资费用 IC_{PX} 可由方程(29)表示^[19]，压力交换器的年度操作费用 OC_{PX} 可由方程(30)表示^[22]。

$$Q_{fp} = \frac{Q_r \cdot (P_{i,r} - P_{out}) \cdot \eta_{PX}}{\Delta P_{MPP}} \quad (27)$$

$$W_{fp} = \frac{Q_r \cdot (P_{i,r} - P_{out}) \cdot \eta_{PX}}{\eta_{MPP}} \quad (28)$$

$$IC_{PX} = F_{PX} \cdot [Q_f \cdot (1 - R)]^{0.58} \quad (29)$$

$$OC_{PX} = 0.02 \cdot IC_{PX} \quad (30)$$

重新进行能耗与经济性评估，当引入能量回收系统后，进料液送至压力交换器的流量 Q_{fp} 为60 t/h，压力交换器一年回收的能量 W_{fp} 为267 MW·h，而原处理系统年度总能耗为1304 MW·h。能量回收系统可使脱盐处理系统的总能耗降为1037 MW·h，下降了20.45%(=267/1304 MW·h)。经济评估的结果如图6所示，其中压力交换器的年度投资费用和年度操作费用分别为\$4978和\$405。通过回收能量所节约

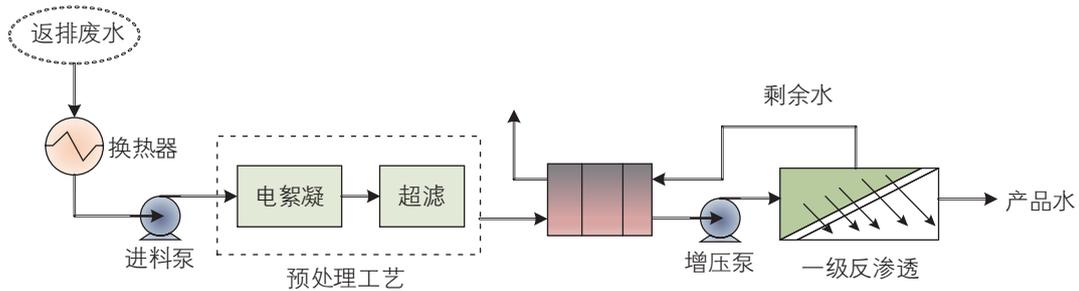


图5 引入能量回收系统后的膜法脱盐处理系统

Fig. 5 Schematic diagram of the desalination system with energy recovery system

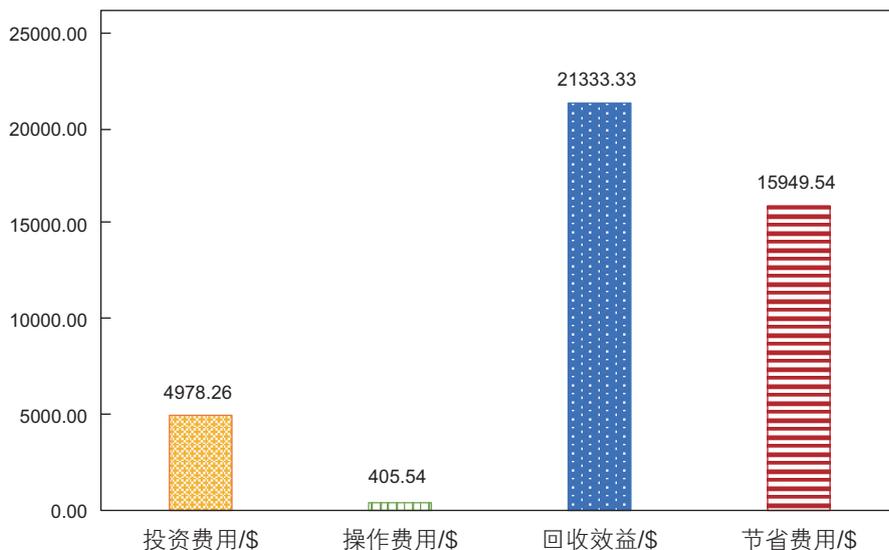


图6 引入能量回收系统后的经济评估结果

Fig. 6 Economic evaluation with energy recovery system

的经济为\$21333, 最终可以实现泵的年度费用减少\$15,950(=\$21,333-4,978-405)。而原处理系统中泵的年度运行费用为\$104,296, 能量回收系统可使泵的年度运行费用下降15.29%。因此, 在页岩气压裂返排液膜法脱盐处理系统中, 引入能量回收装置可以明显减少泵的能耗和对应的运行费用。

5 结论

针对页岩气压裂返排液膜法脱盐系统中的反渗透组件, 本文采用溶解扩散模型进行建模。基于实验数据, 计算出膜组件2个最主要的性能参数: 纯水渗透性常数 A 值为 $2.85 \times 10^{-10} \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{Pa}$, 盐的传质系数 B 值为 $5.99 \times 10^{-5} \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ 。然后对整个脱盐系统进行能耗和经济性评估, 结果表明膜组件的投资费用和清洗维护费用分别在总投资费用和总操作费用中占比最大。值得注意的是, 泵的运行费用也较大, 所以本文还提出了引入能量回收系统以实现节能的效果, 结果表明, 在引入能量回收系统后, 脱盐系统的总能耗和泵的年度运行费用分别下降了20.45%和15.29%。因此, 本文所提出的数学模型不仅可以对膜组件进行性能评价, 也可对页岩气压裂返排液膜法脱盐系统进行能耗与经济性评估, 对节约页岩气压裂返排液膜法脱盐系统的能耗和经济性有重要的指导意义。

符号说明

α ——杂质移除率
 δP_f ——膜组件压降

ΔT ——一年的工作时间长度, 假设为8000 h
 η_{IP} ——进料泵的效率, 泵效率(83%)与电动机和传动效率(90%)的乘积
 η_{MPP} ——增压泵的电效率
 η_{PX} ——压力交换器的电机效率, 取为80%
 π_p ——产品水的渗透压
 π_w ——膜表面盐水的渗透压
 ρ ——液体的密度
 AF ——通货膨胀系数
 C_e ——电价
 C_M ——膜元件的单价
 F ——设备的投资基准
 FF ——实际投资因子
 K_{PRE} ——每吨产品水所对应的预处理费用
 m ——膜元件的个数
 N ——设备的投资个数
 OC_{clean} ——每平米膜设备的清洗维护费用
 $OC_{fixed,M}$ ——膜设备的固定费用
 $P_{l,r}$ ——反渗透剩余水的压力
 P_a ——当地大气压力
 P_f ——进料水压力
 P_{IP} ——废水从进料泵流出的压力
 P_{out} ——最终外排的废水的压力
 P_p ——产品水压力
 r ——年通货膨胀率, 通常($p=8$)为0.08
 R ——产水率
 S_m ——膜元件的有效表面积

参考文献

- [1] RAHM B G, RIHA S J. Toward strategic management of shale gas development: Regional, collective impacts on water resources[J]. Environmental Science & Policy, 2012, 17(1): 12-23.
- [2] I A E. Annual energy outlook 2019 with projections to 2050[R]. U. S. Energy Information Administration, 2019.
- [3] HUANG L, FAN H, XIE H, et al. Experimental study of treatment processes for shale gas fracturing flowback fluid in the eastern Sichuan Basin[J]. Desalination and Water Treatment, 2016, 57(51): 1-14.
- [4] CHEN H, CARTER K E. Water usage for natural gas production through hydraulic fracturing in the United States from 2008 to 2014[J]. Journal of Environmental Management, 2016, 170: 152-159.
- [5] EL-HALWAGI M M. Synthesis of reverse-osmosis networks for waste reduction[J]. AIChE Journal, 1992, 38(8): 1185-1198.
- [6] MALEK A, HAWLADER M N A, HO J C. Design and economics of RO seawater desalination[J]. Desalination, 1996, 105(3): 245-261.
- [7] VOROS N, MAROULIS Z B, MARINOS-KOURIS D. Optimization of reverse osmosis networks for seawater desalination[J]. Computers & Chemical Engineering, 1996, 20(12): 345-350.
- [8] VOROS N G, MAROULIS Z B, MARINOS-KOURIS D. Short-cut structural design of reverse osmosis desalination plants[J]. Journal of Membrane Science, 1997, 127(1): 47-68.
- [9] 卢彦越, 胡仰栋, 徐冬梅, 等. 反渗透海水淡化系统的优化设计[J]. 水处理技术, 2005, 31(3): 14-19. [LU Y Y, HU Y D, XU D M, et

- al. Optimum design for reverse osmosis seawater desalination system[J]. *Technology of Water Treatment*, 2005, 31(3): 14–19.]
- [10] LU Y Y, HU Y D, XU D M, et al. Optimum design of reverse osmosis seawater desalination system considering membrane cleaning and replacing[J]. *Journal of Membrane Science*, 2006, 282(1): 7–13.
- [11] 商凤英, 伍联营. 超滤预处理系统的优化设计[J]. *现代化工*, 2011, 31(11): 86–88. [SHANG F Y, WU L Y. Optimum design for ultrafiltration pretreatment system[J]. *Modern Chemical Industry*, 2011, 31(11): 86–88.]
- [12] RAJCA M, BODZEK M, KONIECZNY K. Application of mathematical models to the calculation of ultrafiltration flux in water treatment[J]. *Desalination*, 2009, 239(1): 100–110.
- [13] LU Y Y, LIAO A P, HU Y D. The design of reverse osmosis systems with multiple-feed and multiple-product[J]. *Desalination*, 2012, 307: 42–50.
- [14] CHAUHAN V M, ALNOURI S Y, LINKE P, et al. Synthesis of integrated membrane desalination and salt production networks[J]. *Desalination*, 2016, 400: 25–37.
- [15] KIM J, PARK K, YANG D R, et al. A comprehensive review of energy consumption of seawater reverse osmosis desalination plants[J]. *Applied Energy*, 2019, 254: 113652.
- [16] PARK K, KIM J, YANG D R, et al. Towards a low-energy seawater reverse osmosis desalination plant: A review and theoretical analysis for future directions[J]. *Journal of Membrane Science*, 2020, 595: 117607.
- [17] 张壮, 邓春, 孙海兰, 等. 除盐水系统建模与物料衡算分析[J]. *化工学报*, 2019, 70(02): 646–652. [ZHANG Z, DENG C, SUN H L, et al. Modeling and material balance analysis of desalination systems[J]. *CIESC Journal*, 2019, 70(02): 646–652.]
- [18] ZHANG Z, DENG C, CHANG C, et al. Optimal design of a UF-RO treatment system for shale gas fracturing flowback wastewater[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2020, 59(13): 5905–5920.
- [19] 卢彦越. 反渗透膜法海水淡化过程最优化设计的研究[D]. 中国海洋大学, 2007. [LU Y Y. Study on the optimization design of seawater desalination processes by reverse osmosis membrane method[D]. *Ocean University of China*, 2007.]
- [20] WANG S H, ZHU Q P, HE C, et al. Model-based optimization and comparative analysis of open-loop and closed-loop RO-PRO desalination systems[J]. *Desalination*, 2018, 446: 83–93.
- [21] LI M H. Analysis and optimization of pressure retarded osmosis for power generation[J]. *AIChE Journal*, 2015, 61(4): 1233–1241.
- [22] WILLIAMS C M, GHOBEITY A, PAK A J, et al. Simultaneous optimization of size and short-term operation for an RO plant[J]. *Desalination*, 2012, 301: 42–52.

(责任编辑 韩晔华 编辑 马桂霞)