

# 太阳能真空膜蒸馏和肥料汲取液正渗透处理 反渗透浓水的节能性和经济性分析

刘娟<sup>1,3,4</sup>, 田军仓<sup>2,3,4\*</sup>, 李明<sup>5</sup>

- (1. 宁夏大学 建筑学院, 银川 750021; 2. 宁夏大学 土木与水利工程学院, 银川 750021;  
3. 宁夏节水灌溉与水资源调控工程技术研究中心, 银川 750021;  
4. 旱区现代农业水资源高效利用工程研究中心, 银川 750021;  
5. 宁夏大学 基建处, 银川 750021)

**摘要:** 针对太阳能真空膜蒸馏(Solar vacuum membrane distillation, SVMD)和肥料汲取液正渗透(Fertilizer draw forward osmosis, FDFO)系统处理反渗透(Reverse osmosis, RO)浓水的试验研究较多, 而对其能耗和经济性分析的较少. 通过对试验规模和工业规模条件下2种系统的膜通量、能耗和成本进行对比分析, 结果表明, 在试验规模条件下, 将RO浓水浓缩4倍, 无辅助热源SVMD系统的膜通量为 $2.46 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ , 比能耗为 $110.6 \text{ kWh}/\text{m}^3$ , 单位水生产成本为 $96.6 \text{ 元}/\text{m}^3$ ; 有辅助热源SVMD系统的膜通量为 $3.75 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ , 比能耗为 $230.7 \text{ kWh}/\text{m}^3$ , 单位产水成本为 $13.4 \text{ 元}/\text{m}^3$ ; FDFO系统的膜通量为 $3.62 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ , 比能耗为 $20.44 \text{ kWh}/\text{m}^3$ , 单位产水成本为 $26.8 \text{ 元}/\text{m}^3$ . 在工业化规模条件下, 设计产水量均为 $240 \text{ m}^3/\text{d}$ 时, SVMD系统比能耗为 $12.8 \text{ kWh}/\text{m}^3$ , 单位产水成本为 $10.8 \text{ 元}/\text{m}^3$ ; FDFO系统比能耗为 $12 \text{ kWh}/\text{m}^3$ , 单位产水成本为 $9.38 \text{ 元}/\text{m}^3$ . 可见生产规模越大, 不同系统的产水成本越小, 差别也越小.

**关键词:** 太阳能真空膜蒸馏; 肥料汲取液正渗透; 反渗透浓水; 经济性; 节能性

**中图分类号:** TQ028; X703.1 **文献标志码:** A **文章编号:** 1007-8924(2024)04-0178-12

**doi:** 10.16159/j.cnki.issn1007-8924.2024.04.020

水资源短缺已经成为全世界关注的问题, 然而干旱地区不仅缺水, 其苦咸水资源量也较大, 如何成功利用苦咸水是干旱地区水资源利用的一个难题. 反渗透技术是目前苦咸水处理最经济有效的一种技术, 但反渗透(RO)在处理苦咸水的过程中, 通常会

排出50%左右的浓盐水, 如果RO浓盐水不经处理直接排放, 不仅造成水资源的浪费, 还会对生态环境产生负面影响. 膜蒸馏(MD)和正渗透(FO)逐渐成为反渗透浓水处理技术的发展方向.

膜蒸馏以疏水性微孔膜两侧的蒸汽压差作为传

收稿日期: 2023-09-22; 修改稿收到日期: 2024-03-05

基金项目: 宁夏自然科学基金项目(2020AAC03038); 国家重点研发计划项目(2021YFD1900605); 宁夏高等学校一流学科建设项目(NXYLXK2023A03)

第一作者简介: 刘娟(1980-), 女, 宁夏银川人, 副教授, 研究方向为苦咸水处理方面. \* 通讯作者, E-mail: slxtjc@163.com

引用本文: 刘娟, 田军仓, 李明. 太阳能真空膜蒸馏和肥料汲取液正渗透处理反渗透浓水的节能性和经济性分析[J]. 膜科学与技术, 2024, 44(4): 178-189.

Citation: Liu J, Tian J C, Li M. Comparative analysis of energy consumption and economy on the treatment of reverse osmosis concentrated water by solar vacuum membrane distillation and fertilizer draw forward osmosis[J]. Membrane Science and Technology(Chinese), 2024, 44(4): 178-189.

质推动力,使原料液中产生的水蒸气通过膜孔进入渗透侧,该过程可在较低的操作温度和压力下进行,并且受原料液浓度的影响很小,可用于反渗透浓水的处理<sup>[1]</sup>.膜蒸馏可在低温下运行,因此可与太阳能系统结合,从而降低加热原料液的能耗. Triki 等<sup>[2]</sup>利用太阳能真空膜蒸馏(SVMD)对 RO 浓水进行处理,研究表明,利用 SVMD 可使 RO 浓水的回收率由原来的 37% 上升到 87.5%. Banat 等<sup>[3]</sup>利用 SVMD 系统,以质量分数为 3.5% 的 NaCl 溶液代替海水,当太阳辐射平均为 252 W/m<sup>2</sup> 时,系统工作 7.5 h 的平均产水量为 9 kg/(m<sup>2</sup> · h). Koschikowski 等<sup>[4]</sup>对一个集热面积为 5.9 m<sup>2</sup> 的 SVMD 系统进行研究,当水温达到 90 °C 时,膜通量为 15 kg/(m<sup>2</sup> · h). Gonzalez 等<sup>[5]</sup>对 SVMD 系统的性能及成本进行了研究. Wang 等<sup>[6]</sup>利用 8 m<sup>2</sup> 的太阳能集热器与 0.09 m<sup>2</sup> 的中空纤维膜组件相结合,对杭州地下水进行了 SVMD 试验,系统一天运行 9 h,渗透通量最高为 29.75 kg/(m<sup>2</sup> · h),总能耗为 127.54 kWh. 杨华剑等<sup>[7]</sup>对集热器面积为 8 m<sup>2</sup> 的 SVMD 系统进行研究,在杭州地区最大膜通量达到 14 kg/(m<sup>2</sup> · h),年产水量可以达到 954 kg/a. 李春秀等<sup>[8]</sup>对 SVMD 系统处理海水淡化的 RO 浓水进行研究,结果表明,真空管太阳能集热器用于膜蒸馏过程可节约能耗 20%~40%.

正渗透利用膜两侧原料液和汲取液的浓度差而形成的渗透压差作为驱动力,使原料液中的水通过正渗透膜进入汲取液,而溶质分子被截留在原料液中,该过程无需额外的驱动力. 正渗透可利用高浓度的汲取液对 RO 浓水原料液进行处理. 在正渗透过程中,选择合适的汲取液至关重要. Phuntsho 等<sup>[9-11]</sup>提出了一种无需再生的肥料溶液作为正渗透的汲取液,在肥料汲取液正渗透(FDFO)过程中,肥料汲取液不断被稀释,可直接用于灌溉,无需再生,因此受到了越来越多的关注. Kim 等<sup>[12]</sup>利用 6 种肥料做汲取液,通过正渗透系统对城市污水进行处理,稀释后的肥料溶液用于温室水培灌溉. Chekli 等<sup>[13]</sup>利用 9 种不同的肥料汲取液对废水进行正渗透试验,以研究可达到的最大水回收率. Zou 等<sup>[14]</sup>利用 3 种商业用的复合肥作为汲取液,通过正渗透对废水进行处理,结果证明使用商业复合肥作为汲取液从废水中提取纯水是可行的. 柳盼<sup>[15]</sup>采用 8 种肥料分别与 NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub> 组成的 8 种混合液作为 FO 过程的汲取液苦咸水,研究表明, NH<sub>4</sub>Cl

与 NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub> 组成的混合液的水通量最高. 冉美惠等<sup>[16]</sup>对正渗透水肥一体化灌溉中的化肥驱动液进行了筛选,利用 4 种化肥溶液作为汲取液对重金属镉溶液进行浓缩,结果表明,磷酸二氢钾作为汲取液的正向渗透量较高,反向盐通量较小,溶质返混营养丢失最少.

利用 SVMD 和 FDFO 处理 RO 浓水都是可行的,但要实现工业化应用,必须对其能耗及经济性进行分析,目前对 2 种方法的试验研究较多,而对其能耗和经济性分析的较少. 为此,本研究对试验条件下 2 种系统的膜通量、能耗和成本进行对比分析,为 2 种方案处理 RO 浓水的工业化应用提供技术支持.

## 1 SVMD 和 FDFO 处理 RO 浓水的试验膜通量对比分析

### 1.1 SVMD 处理 RO 浓水的试验膜通量

#### 1.1.1 试验材料与方案

##### 1) SVMD 试验系统

太阳能真空膜蒸馏 RO 浓水淡化系统主要由反渗透系统、太阳能集热系统、真空膜蒸馏系统(膜蒸馏组件为 PTFE 中空纤维膜组件,其有效膜面积为 10 m<sup>2</sup>)组成. 反渗透系统由原水泵、磁砂过滤器、安保过滤器、高压泵、反渗透膜组件组成. 太阳能集热系统由太阳能集热器、浓盐水箱、太阳能循环泵组成. 真空膜蒸馏系统由膜蒸馏组件、淡水池蒸气散热盘管、反渗透淡水池、膜蒸馏淡水箱、真空泵等构成,如图 1 所示.

##### 2) 试验方案

将反渗透系统产生的矿化度为 7.16 g/L 的 800 L RO 浓水经太阳能集热系统加热到 85 °C 后,通过膜蒸馏组件进行浓缩,利用真空泵在渗透侧将蒸汽抽走,真空压力为 -0.08 MPa,最终将 RO 浓水浓缩至 200 L,即浓缩倍数为 4 倍. 在系统运行过程中,RO 浓水的温度逐渐降低,直到原料液侧和渗透侧达到热平衡.

##### 3) 测试指标

通过对当地太阳辐照度、室外温度、太阳能集热器的进出口温度、RO 浓水太阳能加热水箱的水温进行连续测试,分析太阳能集热系统对 RO 浓水的加热效果. 通过对膜组件入口和出口处的温度、流量、电导率,及渗透侧蒸气出口处温度、压力、流量、电导率的测试,分析真空膜蒸馏处理 RO 浓水的膜通量.

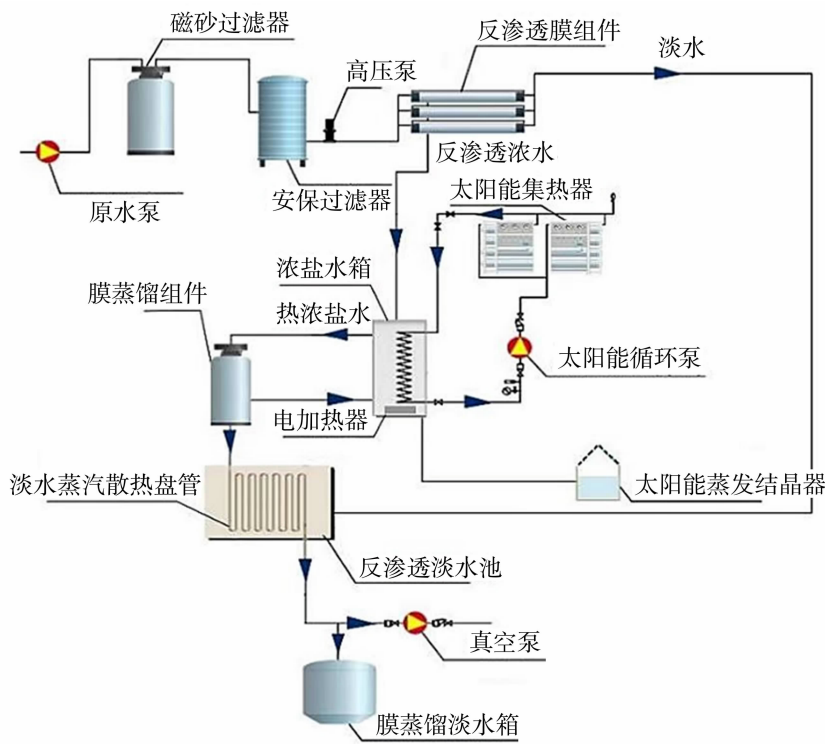


图 1 太阳能真空膜蒸馏 RO 浓水淡化系统图

Fig. 1 System of RO brine desalination for solar vacuum membrane distillation

1.1.2 SVMMD 试验膜通量分析

选择 2023 年 6 月 23 日中午 13:20 到 17:20 连续 4 h 的运行数据进行分析. 如图 2 所示, 中午 13:20 时太阳能集热水箱中 RO 浓水的温度达到了 96.8 ℃, 系统启动后, 膜组件进出口平均温度为 87.2 ℃, 系统的起始膜通量为 4.44 kg/(m<sup>2</sup> · h). 在无任何辅助热源的情况下, 1 h 后, 水箱的温度降到了 75.1 ℃; 膜组件进出口平均温度为 73.8 ℃, 下降了 13.4 ℃; 膜通量降到了 2.28 kg/(m<sup>2</sup> · h), 降低了 2.16 kg/(m<sup>2</sup> · h), 降低了近 1/2. 后面的 3 h, 膜组件进出口平均温度由 73.8 ℃下降到 60.2 ℃, 膜通量由 22.8 kg/(m<sup>2</sup> · h)下降到 1.21 kg/(m<sup>2</sup> · h), 下降的幅度较为缓慢. 这主要是因为系统启动的前 1 h, RO 浓水温度高, 产生的蒸汽量大, 带走的汽化潜热多, 导致温度下降很快, 当 RO 浓水温度低于 70 ℃后, 产生蒸汽的汽化潜热量与太阳能的集热量逐渐达到平衡, 从而膜通量趋于稳定. 在无辅助热源的条件下, 如果按照这 4 h 的平均膜通量来计算产水量, 则膜通量为 2.46 kg/(m<sup>2</sup> · h), 如果系统按一天运行 8 h 计算, 每天的淡水产量则为 196.4 kg. 如果增加辅助热源, 使水温始终恒定在 80 ℃, 真空压力保持在 -0.08 MPa, 则膜通量为 3.78 kg/(m<sup>2</sup> ·

h), 那么每天的淡水产量为 298 kg.

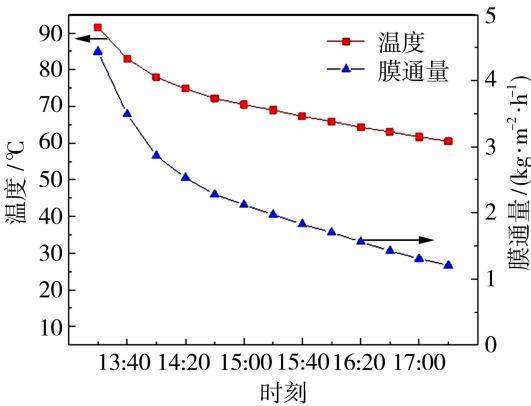


图 2 SVMMD 膜通量随时间的变化趋势图

Fig. 2 Changes of SVMMD membrane flux over time

1.2 FDFO 处理 RO 浓水的试验膜通量

1.2.1 试验材料与方案

1) FDFO 试验系统

肥料汲取液正渗透 RO 浓水淡化系统为试制的小型正渗透试验系统, 主要包括正渗透膜片、膜组件、待处理料液料桶、汲取液料桶、电子天平、循环水泵及流量计、压力表、框架和管路等(图 3). 正渗透膜片为美国 FTS 公司生产的规格为 30 cm×30 cm 的三醋酸纤维(CTA)膜, 有效膜面积为 576 cm<sup>2</sup>. 原

料液桶为 6 L 的不锈钢方形桶,汲取液罐为 15 L 的不锈钢圆桶,循环泵流量为 16 L/min.

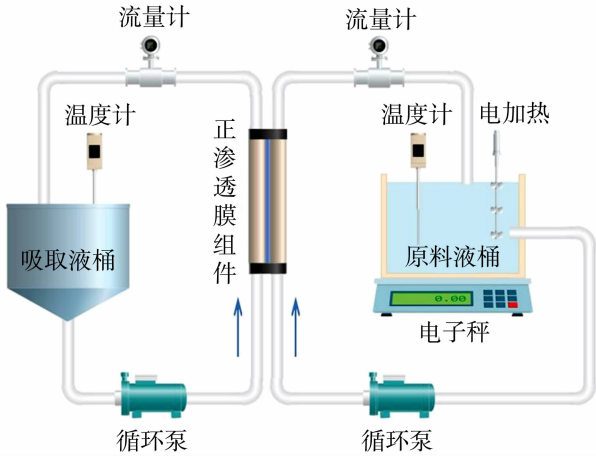


图 3 正渗透系统流程

Fig. 3 Process of forward osmosis (FO) system

2) 试验方案

选用市场上常用的氮磷钾质量比分别为 12 : 6 : 40 的复合肥作为汲取液. 根据肥料每亩地施 5~10 kg 的用量, 稀释比例为 1 : 800~1 : 1 000, 每 5~7 d 施肥一次的要求, 本试验采用每亩地施 7.5 kg 肥, 用 25 L 水对其进行溶解, 配成质量浓度为 300 g/L 的肥料汲取液对矿化度为 7.16 g/L 的 RO 浓水进行浓缩.

由于在正渗透过程中, 肥料汲取液是在不断被稀释的, 如果以起始膜通量来评价正渗透是不合理的, 因此本试验在常温条件下, 利用 2 L 质量浓度为 300 g/L 的肥料汲取液对 10 L 的 RO 浓水进行浓缩, 经过了连续 36 h 的试验, 将 RO 浓水浓缩至 2.5 L, 浓缩倍数为 4 倍.

3) 测试指标

分别对原料液和汲取液质量、体积、电导率及溶解性总固体(TDS)进行测试, 分析随运行时间的变化, 原料液和汲取液的变化情况. 同时分析汲取液与原料液的电导率差对正向水通量的影响.

1.2.2 FDFO 试验膜通量分析

如图 4 所示, 在系统开始运行时, 300 g/L 的肥料汲取液与 7.16 g/L 的 RO 浓水原料液质量浓度差大, 因此膜通量较大, 达到了 6.94 kg/(m<sup>2</sup> · h). 在系统运行的前 3 h, 由于高浓度差带来的高通量使得汲取液被快速稀释, RO 浓水原料液被快速浓缩, 肥料汲取液与 RO 浓水原料液之间的浓度差逐渐减小, 膜通量也逐渐减小. 系统运行至 15 h 时, 膜

通量从初始的 6.94 kg/(m<sup>2</sup> · h) 下降到 3.48 kg/(m<sup>2</sup> · h), 下降至初始通量的 1/2, 此时原料液被浓缩了 2 倍. 系统运行至 36 h 时, 原料液被浓缩了 4 倍, 膜通量下降到 1.21 kg/(m<sup>2</sup> · h), 下降至初始通量的 1/6, 此时系统运行效率非常低. 通过试验发现 2 L 质量浓度为 300 g/L 的复合肥可将 10 L 质量浓度为 7.16 g/L 的 RO 浓水原料液经过 36 h 浓缩 4 倍, 即原料液体积由 10 L 变为 2.5 L, 此时原料液电导率由初始的 8.73 mS/cm 增加到 33.8 mS/cm, 肥料汲取液体积由 2 L 变为 9.5 L, 电导率由 163.6 mS/cm 降到 62.1 mS/cm, 汲取液与原料液的电导率差由初始的 145.37 mS/cm 降低到 28.3 mS/cm. 系统运行 36 h 的平均膜通量为 3.62 kg/(m<sup>2</sup> · h), 是起始膜通量的 1/2 左右. 由此可知, 随着肥料汲取液不断被稀释, 电导率差逐渐下降, 导致膜通也逐渐下降. 在本试验条件下, 只能将原料液浓缩 4 倍, 此时应更换肥料汲取液, 否则系统运行效率会非常低, 系统能耗也会快速增加.

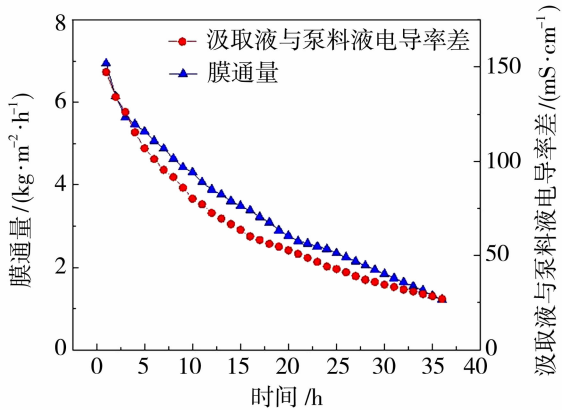


图 4 FDFO 膜通量随时间的变化趋势图

Fig. 4 Changes of FDFO membrane flux over time

1.3 SVMD 和 FDFO 试验膜通量对比分析

在 SVMD 试验中, 将 800 L 的 RO 浓水浓缩至 200 L, 浓缩倍数为 4 倍, 淡水产量为 600 L. 对于无辅助热源 SVMD 系统, 膜通量为 2.46 kg/(m<sup>2</sup> · h). 对于有辅助热源 SVMD 系统, 系统进水温度始终保持在 80 ℃, 膜通量为 3.78 kg/(m<sup>2</sup> · h). 在 FDFO 试验中, 将 10 L 的 RO 浓水浓缩至 2.5 L, 浓缩倍数为 4 倍, 淡水产量为 7.5 L, 平均膜通量 3.62 kg/(m<sup>2</sup> · h). 通过分析可知, 膜蒸馏通量受温度影响较大, 而正渗透通量受浓度影响较大, 常温下的 FDFO 系统膜通量是无辅助热源 SVMD 系统的 1.47 倍, 是有辅助热源 SVMD 系统的 0.96 倍.

2 SVM D 和 FDFO 系统能耗对比分析

RO 浓水淡化系统的性能标准取决于所消耗的能量和所产生的淡水数量. 为了评估脱盐过程的能源性能, 通常使用比能耗来评估 RO 浓水淡化系统的能耗.

比能耗(*SEC*)定义为产生单位淡水所需的总能量(热量和电能), 通常由两部分组成, 即比热耗(*STEC*)和比电耗(*SEEC*).

1) 比热耗

比热耗是产生单位淡水所需的热能, 可按式(1)计算<sup>[17-18]</sup>.

$$STEC = \frac{Q_f}{m_D} \tag{1}$$

$$Q_f = m_f C_f (T_f - T_{f,o}) \tag{2}$$

式中: *STEC* 的评估单位为 kWh/m<sup>3</sup>; *Q<sub>f</sub>* 是总热量输入率, kW; *m<sub>D</sub>* 是膜蒸馏产水总量, m<sup>3</sup>; *m<sub>f</sub>* 是 RO 浓水在膜组件入口的质量流量, kg/s; *C<sub>f</sub>* 是 RO 浓水的比热容, kJ/(kg · °C); *T<sub>f</sub>* 是 RO 浓水在膜组件的入口温度, °C; *T<sub>f,o</sub>* 是 RO 浓水在膜组件的出口温度, °C.

2) 比电耗

比电耗是指产生单位质量的纯水所消耗的电能, 可按式(3)计算电能(*SEEC*, kWh/m<sup>3</sup>)<sup>[18]</sup>.

$$SEEC = \frac{W_f + W_v}{V_D} \tag{3}$$

式中: *W<sub>f</sub>* 和 *W<sub>v</sub>* 分别是系统各类用电设备的电能消耗, kW; *V<sub>D</sub>* 是生产淡水的体积流量, m<sup>3</sup>/h.

由于能耗分析是评估系统性能的一个很关键的

指标, 如果利用试验室规模的系统能耗进行分析是不具有普遍性的, 因此本论文对试验室规模和工业化规模的能耗同时进行分析.

2.1 SVM D 系统能耗分析

与传统的海水淡化工艺如多级闪蒸、多效蒸馏和反渗透等相比, 膜蒸馏的能耗高于其他分离技术<sup>[19]</sup>. RO 的能耗为 1~7 kWh/m<sup>3</sup>; 多级闪蒸的能耗为 70~84 kWh/m<sup>3</sup>; 多效蒸馏的能耗为 42~67 kWh/m<sup>3</sup><sup>[20-21]</sup>, 与这些脱盐技术相比, 膜蒸馏的能耗非常高<sup>[22]</sup>, 比能耗值甚至达到了数千 kWh/m<sup>3</sup><sup>[23]</sup>. 如果利用太阳能对膜蒸馏的原料液进行加热, 可降低 90%~98% 的能耗<sup>[24]</sup>.

1) 试验规模的能耗分析

膜蒸馏的能耗主要来源于加热原料液所消耗的热能及循环泵和真空泵所消耗的电能. 分别对无辅助热源太阳能真空膜蒸馏和有辅助热源太阳能真空膜蒸馏试验系统进行能耗分析. 试验用膜蒸馏组件有效面积为 10 m<sup>2</sup>, 在无辅助热源条件下, 系统膜通量为 2.46 kg/(m<sup>2</sup> · h), 将 800 L 的 RO 浓水浓缩 4 倍, 需要运行 24 h. 加热膜蒸馏原料液所消耗的热能全部来自太阳能集热系统, 这部分能耗为 0, 系统真空泵为 2.35 kW, 循环泵为 370 W, 运行 24 h 后的比能耗列于表 1 中. 在有辅助热源的条件下, 系统膜通量为 3.78 kg/(m<sup>2</sup> · h), 将 800 L 的 RO 浓水浓缩 4 倍, 需要运行 16 h. 其能耗一部分是加热原料液所消耗的热能, 主要由 6 kW 的辅助电加热产生, 在此期间电加热共开启 8 h; 另一部分是真空泵和循环泵产生的能耗. 系统运行 16 h 后的比能耗列于表 1 中.

表 1 太阳能真空膜蒸馏系统能耗分析表

Table 1 Energy consumption analysis of solar vacuum membrane distillation system

| 成本组成        | 10 m <sup>2</sup> 膜组件生产淡水的<br>体积流量/(m <sup>3</sup> · h) | 比热耗/<br>(kWh · m <sup>-3</sup> ) | 比电耗/<br>(kWh · m <sup>-3</sup> ) | 比能耗/<br>(kWh · m <sup>-3</sup> ) |
|-------------|---|----------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|
| 无辅助热源(试验用膜) | 0.024 6   | 0                                | 110.6                            | 110.6                            |
| 有辅助热源(试验用膜) | 0.037 8   | 158.7                            | 72.0                             | 230.7                            |
| 有辅助热源(高通量膜) | 0.278   | 21.6                             | 9.8                              | 31.4                             |

由于不同的膜结构参数, 在相同的操作条件下, 其膜通量不同. 在原料液温度为 80 °C、真空侧压力为 -0.08 MPa 的条件下, 本试验用膜的膜通量为 3.78 kg/(m<sup>2</sup> · h), 不具有代表性. 而根据前人的研究, 当膜孔隙率 ε=70%, 膜孔半径 *r*=0.2 μm, 膜厚度 δ=70 μm, 膜孔曲折率 τ=2.41 时, 膜通量最大可达到 27.8 kg/(m<sup>2</sup> · h)<sup>[25]</sup>. 因此分别对这 3 种膜

通量条件下的能耗进行分析, 列于表 1 中.

由表 1 可以看出, 无辅助热源的太阳能真空膜蒸馏系统膜通量较小, 真空泵和循环泵的运行时间较长, 因此其运行比电耗较大, 但由于无比热耗, 因此其总的比能耗相对较低. 有辅助热源的太阳能真空膜蒸馏系统, 其加热原料液的比热耗是由辅助电加热产生的, 占到了系统总能耗的 68.8%. 虽然有

辅助电加热系统缩短了运行时间,真空泵和循环泵产生的比电耗相对无辅助热源的系统较低,但有辅助热源的膜蒸馏系统总的比能耗相对无无助热源还是较高。

这与一些相关文献中相似规模计算出的结果相似。Criscuoli 等<sup>[22]</sup>对试验室规模膜面积为 5 m<sup>2</sup> 的 VMD 系统进行了能耗计算,系统用膜的孔径为 0.2 μm,在 80 ℃的进料温度和 10 MPa 的真空侧压力下,单位产水能耗为 130 kWh/m<sup>3</sup>。Miladi 等<sup>[26]</sup>对太阳能集热面积为 70 m<sup>2</sup>,膜面积为 4 m<sup>2</sup> 的太阳能真空膜蒸馏系统的能耗进行了分析,研究发现 6 月 21 日中午的 SEC 最小值为 597 kWh/m<sup>3</sup> (热和电能),而 3 月 21 日、9 月 21 日和 12 月 21 日的 SEC 最小值分别为 615 kWh/m<sup>3</sup>、624 kWh/m<sup>3</sup> 和 632 kWh/m<sup>3</sup>。由此可以看出在 6 月 21 日太阳辐射最强、产水量最大。

2) 工业化规模的能耗分析

在工业化规模条件下,按试验室规模的最小膜通量和最大膜通量都不具有代表性,表 2 给出了不同文献中的真空膜蒸馏通量,取其平均值 16.55 kg/(m<sup>2</sup>·h)作为规模化的膜通量计算值。工业化规模设计产水量按 240 m<sup>3</sup>/d 计算,由于受太阳辐射的影响,系统每天运行 8 h,则产水流量为 30 m<sup>3</sup>/h,根据这个流量需要选择 5 台流量为 22 kW 的循环泵及 5 台抽气流量为 9 000 m<sup>3</sup>/h (1 m<sup>3</sup> 水可以产生 1244.4 m<sup>3</sup> 蒸汽)功率为 55.5 kW 的水环式真空泵。根据 30 m<sup>3</sup>/h 的产水流量和 16.55 kg/(m<sup>2</sup>·h)的膜通量,可计算出需要的膜面积为 1 810 m<sup>2</sup>。工业化规模太阳能真空膜蒸馏系统主要由太阳能集热器、1 810 m<sup>2</sup> 膜蒸馏组件、5 台 22 kW 的循环泵、5 台 55 kW 的水环式真空泵、冷凝器及相关管道和电气装置组成。假设原料液全部由太阳能加热,则系统能耗主要是由循环泵和真空泵产生的能耗,一天运行 8 h,产水 240 m<sup>3</sup> 的总能耗为 3 080 kWh,则其比能耗为 12.8 kWh/m<sup>3</sup>。

2.2 FDFO 系统比能耗分析

1) 试验规模的能耗分析

为了与试验规模的真空膜蒸馏系统进行对比,肥料汲取液正渗透系统的能耗分析按同样膜面积 10 m<sup>2</sup> 来计算。系统将 RO 浓水浓缩 4 倍后的膜通量为 3.62 kg/(m<sup>2</sup>·h),则 10 m<sup>2</sup> 膜组件生产淡水的体积流量 0.036 2 m<sup>3</sup>/h。系统能耗主要由 2 个循

环泵产生,每个循环泵的功率为 370 W,则其比电耗为 20.44 kWh/m<sup>3</sup>,比热耗为 0,系统比能耗为 20.44 kWh/m<sup>3</sup>。

表 2 不同文献真空膜蒸馏通量统计表  
Table 2 Vacuum membrane distillation flux in different literatures

| 膜蒸馏通量/(kg·m <sup>-2</sup> ·h <sup>-1</sup> ) | 文献来源  |
|--|-------|
| 9  | [3]   |
| 15   | [4]   |
| 29.75  | [6]   |
| 14   | [7]   |
| 27.8   | [25]  |
| 3.75   | 本实验用膜 |

2) 工业化规模的能耗分析

为了与工业化规模的真空膜蒸馏系统进行对比,工业化规模的肥料汲取液正渗透系统设计产水量也为 240 m<sup>3</sup>/d,每天运行 24 h,则处理量为 10 m<sup>3</sup>/h,根据这个产水流量需要选择 4 台 15 kW 的原料液循环泵和 4 台 15 kW 的肥料汲取液循环泵。由于受原料液和肥料汲取液浓度差的影响,工业化规模的肥料汲取液正渗透膜通量按照试验最大膜通量 6.94 kg/(m<sup>2</sup>·h)计算,产水量 10 m<sup>3</sup>/h 则需要膜面积为 1 440 m<sup>2</sup>。工业化规模的肥料汲取液正渗透系统主要由 1 440 m<sup>2</sup> 的膜组件、8 台 15 kW 的循环泵、RO 浓水的前置过滤器及相应的管道和电气化设施组成。系统能耗主要是 8 个循环泵的耗电量,每个循环泵功率为 15 kW,则系统比能耗为 12 kWh/m<sup>3</sup>。

2.3 SVMMD 和 FDFO 系统能耗对比分析

试验规模和工业化规模条件下,利用 SVMMD 系统和 FDFO 系统分别对 RO 浓水浓缩相同的倍数,其比能耗如表 3 所示。

由表 3 可知,在试验规模条件下,将 RO 浓水浓缩相同的倍数,有辅助热源 SVMMD 试验系统比能耗最高,是 FDFO 系统的 11.3 倍,是无辅助热源 SVMMD 系统的 2.1 倍。无辅助热源 SVMMD 试验系统是 FDFO 系统的 5.4 倍,有辅助热源高通量 SVMMD 系统比能耗是 FDFO 系统的 1.5 倍。在工业化规模条件下,设计产水量均为 240 m<sup>3</sup>/d 时,无辅助热源 SVMMD 系统的比能耗为 12.8 kWh/m<sup>3</sup>,FDFO 系统的比能耗为 12 kWh/m<sup>3</sup>,SVMMD 系统与 FDFO 系统的比能耗接近。



表 3 SVMd 和 Fdfo 系统能耗对比分析表

Table 3 Comparison of energy consumption of SVMd and Fdfo

| 系统名称 |                  | 10 m <sup>2</sup> 膜组件生产<br>淡水的体积流量/<br>(m <sup>3</sup> · h <sup>-1</sup> ) | 比热耗/<br>(kWh · m <sup>-3</sup> ) | 比电耗/<br>(kWh · m <sup>-3</sup> ) | 比能耗/<br>(kWh · m <sup>-3</sup> ) |
|------|------------------|--|----------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|
| 试验规模 | 无辅助热源 SVMd 试验系统  | 0.024 6  | 0                                | 110.6                            | 110.6                            |
|      | 有辅助热源 SVMd 试验系统  | 0.037 8  | 158.7                            | 72.0                             | 230.7                            |
|      | 有辅助热源高通量 SVMd 系统 | 0.278  | 21.6                             | 9.8                              | 31.4                             |
|      | Fdfo 试验系统        | 0.036 2  | 0                                | 20.44                            | 20.44                            |
| 工业规模 | 无辅助热源 SVMd 试验系统  | 30   | 0                                | 12.8                             | 12.8                             |
|      | Fdfo 系统          | 10   | 0                                | 12                               | 12                               |

3 SVMd 和 Fdfo 系统经济对比分析

海水淡化系统的经济性能取决于系统的总成本与所产生的淡水总量,通过年总成本与年产水总量之比,来确定生产单位体积淡水的成本费用,即总的水生产成本(WPC,元/m<sup>3</sup>),可使用年金估算法按式(4)计算<sup>[26]</sup>.

$$WPC=\frac{a(1+f_{ind})DC+AC}{V_{p,year}} \tag{4}$$

式中:DC(元)是直接总成本的总和,AC(元/a)是年度总运营支出的总和, $f_{ind}$ (%)是间接成本的比例, $V_{p,year}$ (m<sup>3</sup>/a)是年产水的总量, $a$ 是根据利率*i*(取5%)和系统寿命*n*(年)估算的资本回收系数,可按式(5)计算<sup>[26]</sup>.

$$a=\frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n-1} \tag{5}$$

3.1 SVMd 系统经济性分析

1) 试验规模的成本分析

表 4 试验规模太阳能真空膜蒸馏系统成本分析

Table 4 Cost analysis of solar vacuum membrane distillation system in experiment scale

| 成本组成       | 设备名称                    | 数量  | 年度成本<br>明细/<br>(元 · a <sup>-1</sup> ) | 年度成本<br>合计/<br>(元 · a <sup>-1</sup> ) | 无辅助热源<br>WPC/<br>(元 · m <sup>-3</sup> ) | 有辅助热源<br>WPC/<br>(元 · m <sup>-3</sup> ) | 高通量膜<br>WPC/<br>(元 · m <sup>-3</sup> ) |
|------------|-------------------------|-----|---------------------------------------|---------------------------------------|---|---|--|
| 年直接<br>成本  | 10 m <sup>2</sup> 膜蒸馏组件 | 1 个 | 1 755                                 |                                       |   |   |  |
|            | 1 m <sup>3</sup> 不锈钢淡水箱 | 1 个 | 195                                   |                                       |   |   |  |
|            | 不锈钢冷凝盘管                 | 1 个 | 390                                   | 2 561                                 | 35.7                                    | 23.2                                    | 3.2                                    |
|            | 2.35 kW 水环式真空泵          | 1 个 | 169                                   |                                       |   |   |  |
|            | 370 W 不锈钢循环泵            | 1 个 | 52                                    |                                       |   |   |  |
| 年运营<br>成本  | 2.35 kW 水环式真空泵          | 1 个 | 3 090                                 |                                       |   |   |  |
|            | 370 W 不锈钢循环泵            | 1 个 | 486                                   |                                       |   |   |  |
|            | 6 kW 辅助电加热              | 1 个 | 393                                   | 4 769                                 | 60.9                                    | 75.2                                    | 10.2                                   |
|            | 洗膜                      | 1 个 | 200                                   |                                       |   |   |  |
|            | 换膜                      | 1 个 | 600                                   |                                       |   |   |  |
| 总水生产<br>成本 | 总计                      |     |                                       | 7 330                                 | 96.6                                    | 98.4                                    | 13.4                                   |

太阳能真空膜蒸馏试验设备主要有膜蒸馏组件、淡水箱、冷凝盘管、真空泵、循环泵、太阳能集热系统.系统直接成本主要是购买这些设备的费用及安装费,试验设备间接成本不计,系统运营成本主要是辅助电加热、循环泵、真空泵产生的电费及洗膜和换膜的费用.在试验室运行中,系统每天运行 8 h,电加热每天开启 4 h.系统整体寿命按 30 年计算,其中膜的寿命为 5 年,即 5 年换一次膜,有效膜面积为 10 m<sup>2</sup>,每度电按 0.45 元计算.

将年利率 5%和系统寿命 30 年代入公式(5),可得资本回收系数  $a$  为 0.065.试验规模的成本分析将无辅助热源、有辅助热源及高通量膜 SVMd 系统成本进行了对比分析,3 种系统的膜通量分别为 2.46、3.78、27.8 kg/(m<sup>2</sup> · h),则 3 种系统的年产水总量分别为 71.8、110.4、811.8 m<sup>3</sup>.将系统的直接成本、间接成本、运营成本及年产水量代入公式(4),可得水生产成本,结果列于表 4 中.

由表 4 可知,本试验用膜的条件下,无辅助热源太阳能真空膜蒸馏系统的单位水生产成本为 96.6 元/m<sup>3</sup>,有辅助热源的单位水生产成本为 98.4 元/m<sup>3</sup>. 如果将本试验用的膜换成膜通量最大的膜,其总产水成本为 13.35 元/m<sup>3</sup>. 由于本试验用的装置规模属于试验规模,膜面积只有 10 m<sup>2</sup>,日处理量较小,如果将规模扩大到工厂规模,价格会降低很多. Cassard 等<sup>[27]</sup>对蒸汽发电厂产生的废水采用膜蒸馏处理的生产成本进行了计算,使用目前的商用膜,通过膜蒸馏系统生产水的成本为 2.11 美元/m<sup>3</sup>,而采用膜厚度为 50 μm、平均孔径为 0.3 μm、孔隙率为 90%、导热系数为 0.161 W/(m<sup>2</sup>·K)、渗透间隙为

1 mm 的优化膜时,水生产成本为 1.58 美元/m<sup>3</sup>.  
2) 工业规模的成本分析  
工业化规模的太阳能真空膜蒸馏系统设计产水量为 240 m<sup>3</sup>/d,每天运行 8 h,处理量为 30 m<sup>3</sup>/h. 系统的寿命按 30 年计算,膜的寿命按 5 年计算,则每 5 年换一次膜. 根据系统组成,其直接成本主要是购买设备形成的费用,主要由膜蒸馏组件、循环泵、水环式真空泵、冷凝器及相关管道和电气装置的成本费用构成. 间接成本占直接成本的比例按 10% 计算,运行成本主要是循环泵、真空泵的运行费及洗膜和换膜形成的费用,由此可推算出各项成本如表 5 所示.

表 5 工业化规模太阳能真空膜蒸馏系统成本分析  
Table 5 Cost analysis of fertilizer draw forward osmosis system in industrial scale

| 成本组成   | 设备名称                       | 数量  | 年度成本明细/<br>(元·a <sup>-1</sup> ) | 年度成本合计/<br>(元·a <sup>-1</sup> ) | WPC/<br>(元·m <sup>-3</sup> ) |
|--------|----------------------------|-----|---------------------------------|---------------------------------|------------------------------|
| 年直接成本  | 1 820 m <sup>2</sup> 膜蒸馏组件 | 1 套 | 118 300                         | 208 000                         | 2.37                         |
|        | 22 kW 不锈钢循环泵               | 5 台 | 9 750                           |                                 |                              |
|        | 55 kW 水环式真空泵               | 5 台 | 48 750                          |                                 |                              |
|        | 蒸发式冷凝器                     | 1 套 | 7 800                           |                                 |                              |
|        | 配套管道、电气                    | 1 套 | 23 400                          |                                 |                              |
| 间接成本   | 费率                         | 10% |                                 | 20 800                          | 0.24                         |
| 年运营成本  | 22 kW 不锈钢循环泵               | 5 台 | 144 500                         | 724 200                         | 8.27                         |
|        | 55 kW 水环式真空泵               | 5 台 | 361 300                         |                                 |                              |
|        | 洗膜                         | 1 套 | 36 400                          |                                 |                              |
|        | 换膜                         | 1 套 | 182 000                         |                                 |                              |
| 总水生产成本 | 总计                         |     |                                 | 953 000                         | 10.88                        |

经过计算可知,日处理量为 240 m<sup>3</sup>/d 太阳能真空膜蒸馏系统,在不计太阳能集热器成本时,其单位水生产成本为 10.88 元/m<sup>3</sup>.

3.2 FDFO 系统经济性分析

1) 试验规模的成本分析

肥料汲取液正渗透试验设备主要由正渗透膜组件、正渗透膜片、磁力循环泵、电子秤、原料液桶、汲取液桶等组成的小型试验装置. 系统直接成本主要就是购买正渗透装置的费用,由于是成套小型装置,所以无间接成本. 系统的运营成本主要是更换汲取液和膜片的费用及循环泵的电费. 为了与膜蒸馏进行对比,正渗透系统的寿命为 30 年,膜的寿命为 5 年,每 5 年换一次膜,每天运行时间为 24 h,正渗透膜面积为 10 m<sup>2</sup>,膜通量为 3.62 kg/(m<sup>2</sup>·h),则年产水量为 317.1 m<sup>3</sup>/a. 系统直接成本、间接成本和运行成本分析见表 6.

由表 6 可知,肥料汲取液正渗透系统的单位水

生产成本为 21.03 元/m<sup>3</sup>. 由于该系统是基于试验规模进行分析,如果将其扩大到工业规模,其成本将会大大降低. Korenak 等<sup>[28]</sup>分析了日处理量为 90 m<sup>3</sup>/d 的纺织厂废水正渗透处理系统,系统采用了 FO 和 FO-RO 2 种模式进行分析,采用了 1 mol/L 的 NaCl 和染料混合物两种液体作为汲取液进行正渗透试验,运行成本为 0.35 欧元/m<sup>3</sup>,而 FO-RO 的运行成本增加为 0.44 欧元/m<sup>3</sup>.

2) 工业规模的成本分析

工业规模的 FOFD 系统设计产水量为 240 m<sup>3</sup>/d,每天运行 24 h,则产水流量为 10 m<sup>3</sup>/h. 系统的寿命按 30 年计算,膜的寿命按 5 年计算,则每 5 年换一次膜. 根据系统组成,其直接成本主要是购买设备形成的费用,包括 RO 浓水过滤器、正渗透膜元件、不锈钢循环泵及相应管道和电气设施,间接成本占直接成本的比例按 10% 计算,运行成本主要是循环泵及洗膜、换膜形成的费用,由此可推算出各项成本见表 7.



经过计算可知日产淡水量为 240 m<sup>3</sup>/d 肥料汲取液正渗透系统,在不计肥料的成本时,其单位水生产成本为 9.38 元/m<sup>3</sup>,同时产生的液体肥可以用于农业灌溉,还可进一步提升经济效益.

表 6 试验规模肥料汲取液正渗透系统成本分析表

| Table 6 Cost analysis of fertilizer draw forward osmosis system in experiment scale |                           |     |                                 |                                 |                              |
|---|---------------------------|-----|---------------------------------|---------------------------------|------------------------------|
| 成本组成  | 设备名称                      | 数量  | 年度成本明细/<br>(元·a <sup>-1</sup> ) | 年度成本合计/<br>(元·a <sup>-1</sup> ) | WPC/<br>(元·m <sup>-3</sup> ) |
| 年直接成本 DC  | 10 m <sup>2</sup> 正渗透试验装置 | 1 套 | 2 275                           | 3 250                           | 10.25                        |
|   | 1 m <sup>3</sup> 不锈钢水箱    | 3 个 | 390                             |                                 |                              |
|   | 370 W 不锈钢循环泵              | 2 台 | 260                             |                                 |                              |
|   | 配套管道、电气                   | 1 套 | 325                             |                                 |                              |
| 年运营成本 AC  | 370 W 不锈钢循环泵              | 2 台 | 2 917                           | 3 417                           | 10.78                        |
|   | 洗膜                        | 1 套 | 200                             |                                 |                              |
|   | 换膜                        | 1 套 | 300                             |                                 |                              |
| 总水生产成本 WPC  | 总计                        |     |                                 | 6 667                           | 21.03                        |

表 7 工业化规模肥料汲取液正渗透系统成本分析表

| Table 7 Cost analysis of fertilizer draw forward osmosis system in industrial scale |                             |     |                                 |                                 |                              |
|---|-----------------------------|-----|---------------------------------|---------------------------------|------------------------------|
| 成本组成  | 设备名称                        | 数量  | 年度成本明细/<br>(元·a <sup>-1</sup> ) | 年度成本合计/<br>(元·a <sup>-1</sup> ) | WPC/<br>(元·m <sup>-3</sup> ) |
| 年直接成本   | RO 浓水过滤器                    | 2 个 | 6 500                           | 159 900                         | 1.83                         |
|   | 1 440 m <sup>2</sup> 正渗透膜元件 | 1 套 | 93 600                          |                                 |                              |
|   | 100 m <sup>3</sup> 不锈钢水箱    | 2 个 | 26 000                          |                                 |                              |
|   | 15 kW 不锈钢循环泵                | 8 台 | 10 400                          |                                 |                              |
|   | 配套管道、电气                     | 1 套 | 23 400                          |                                 |                              |
| 间接成本  | 费率                          | 10% |                                 | 15 990                          | 0.18                         |
| 年运营成本   | 15 kW 不锈钢循环泵                | 8 台 | 473 000                         | 645 800                         | 7.37                         |
|   | 洗膜                          | 1 套 | 28 800                          |                                 |                              |
|   | 换膜                          | 1 套 | 144 000                         |                                 |                              |
| 总水生产成本  | 总计                          |     |                                 | 953 000                         | 9.38                         |

表 8 SVMd 和 Fdfo 系统经济对比分析表

| Table 8 Comparison of economy of SVMd and Fdfo |                  |   |                               |                               |                               |                                  |
|--|------------------|---|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|----------------------------------|
| 系统名称   |                  | 年产水的总量/<br>(m <sup>3</sup> ·a <sup>-1</sup> ) | 直接成本/<br>(元·m <sup>-3</sup> ) | 间接成本/<br>(元·m <sup>-3</sup> ) | 运行成本/<br>(元·m <sup>-3</sup> ) | 单位水生产成本/<br>(元·m <sup>-3</sup> ) |
| 试验规模   | 无辅助热源 SVMd 试验系统  | 71.8  | 35.7                          | 0                             | 60.9                          | 96.6                             |
|  | 有辅助热源 SVMd 试验系统  | 110.4   | 23.2                          | 0                             | 75.2                          | 98.4                             |
|  | 有辅助热源高通量 SVMd 系统 | 811.8   | 3.15                          | 0                             | 10.2                          | 13.4                             |
|  | FDFO 试验系统        | 317.1   | 10.25                         | 0                             | 10.78                         | 21.03                            |
| 工业规模   | 无辅助热源 SVMd 试验系统  | 87 600  | 2.37                          | 0.24                          | 8.27                          | 10.88                            |
|  | FDFO 系统          | 87 600  | 1.83                          | 0.18                          | 7.37                          | 9.38                             |

如表 8 所示,在试验规模条件下,将 RO 浓水浓缩相同的倍数,有辅助热源 SVMd 试验系统单位水生产成本最高,是 FDFO 系统的 4.68 倍,与无辅助热源 SVMd 系统接近.无辅助热源 SVMd 试验系统是 FDFO 系统的 4.66 倍,有辅助热源高通量

3.3 SVMd 和 Fdfo 系统经济对比分析

试验规模和工业化规模条件下,利用 SVMd 系统和 FDFO 系统分别对 RO 浓水浓缩相同的倍数,其经济对比分析如表 8 所示.

SVMd 系统单位水生产成本是 FDFO 系统的 1/2.在工业化规模条件下,设计产水量均为 240 m<sup>3</sup>/d 时,无辅助热源 SVMd 系统的单位水生产成本为 10.8 元/m<sup>3</sup>,FDFO 系统的单位水生产成本为 9.38 元/m<sup>3</sup>,SVMd 系统与 FDFO 系统的单位水生产成

本十分接近。

## 4 结论与展望

1) 在试验规模条件下,将 RO 浓水浓缩 4 倍,无辅助热源 SVM D 系统的膜通量为  $2.46 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ,有辅助热源 SVM D 系统的膜通量为  $3.75 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ,FDFO 系统的膜通量  $3.62 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

2) 试验规模条件下,无辅助热源 SVM D 系统、有辅助热源 SVM D 系统和 FDFO 系统的膜通量十分接近,但无辅助热源 SVM D 试验系统的比能耗为  $110.6 \text{ kWh}/\text{m}^3$ ,有辅助热源 SVM D 试验系统比能耗为  $230.7 \text{ kWh}/\text{m}^3$ ,FDFO 系统比能耗为  $20.44 \text{ kWh}/\text{m}^3$ 。有辅助热源 SVM D 试验系统的能耗最高,是 FDFO 系统的 5.69 倍,是无辅助热源 SVM D 系统的 2 倍。这是因为真空膜蒸馏系统需要将 RO 浓水加热到  $80^\circ\text{C}$ ,其比热耗占到了比能耗的 68.7%,同时由于真空膜蒸馏系统需要将产生的淡水蒸汽及时抽走, $1 \text{ m}^3$  水可以产生  $1244 \text{ m}^3$  的蒸汽,因此所需真空泵的功率非常大,其比电耗也是液体循环泵的数倍。如果能把膜通量提高近 10 倍,真空膜蒸馏系统与 FDFO 系统的比能耗就可以缩小到 1.5 倍。如果 RO 浓水完全由太阳能系统加热,使其比热耗为 0,其比能耗就可以低于 FDFO 系统。当达到工业化规模的条件下,SVM D 系统和 FDFO 系统的比能耗均会大幅降低,并且均可达到  $12 \text{ kWh}/\text{m}^3$  左右。

3) 在试验规模条件下,无辅助热源 SVM D 系统单位水生产成本为  $96.6 \text{ 元}/\text{m}^3$ ,有辅助热源 SVM D 系统单位水生产成本为  $98.4 \text{ 元}/\text{m}^3$ ,有辅助热源高通量膜的 SVM D 产水成本为  $13.4 \text{ 元}/\text{m}^3$ ,而 FDFO 系统产水成本为  $21.03 \text{ 元}/\text{m}^3$ 。有辅助热源 SVM D 系统与无辅助热源 SVM D 系统的单位水生产成本接近,虽然有辅助热源加热浓水的电费比无辅助热源的的高,但是有辅助热源的膜通量高于无辅助热源,所以均衡到单位产水量上,二者的成本接近。有辅助热源与无辅助热源 SVM D 系统的单位水生产成本是 FDFO 系统的近 4.6 倍,这主要是因为真空膜蒸馏系统需要对 RO 浓水原料液进行加热,同时其真空泵的功率都很大,所以加热原料液的电费和真空泵的电费都很高。在工业化规模条件下,设计产水量均为  $240 \text{ m}^3/\text{d}$  时,SVM D 系统的产水成本为  $10.8 \text{ 元}/\text{m}^3$ ,FDFO 系统产水成本为  $9.38 \text{ 元}/\text{m}^3$ 。因此生产规模越大,不同系统的产水成本越

小,差别也越小。

通过全文分析可知:影响系统能耗和成本的主要因素还是膜通量,如果膜通量能大幅提高,则系统能耗和成本将大幅降低。对于真空膜蒸馏系统,未来降低加热 RO 浓水的能耗,可以考虑与工业废热相结合,以降低其系统能耗及运行成本。

## 参考文献:

- [1] Safavi M, Mohammadi T. High-salinity water desalination using VMD[J]. Chem Eng J, 2009, 149(1/2/3): 191—195.
- [2] Triki Z, Bouaziz M N, Boumaza M. Techno-economic and environmental analysis of an integrated solar vacuum membrane distillation system for the treatment of reverse osmosis desalination brine[J]. Desalin Water Treatment, 2017, 83: 193—203.
- [3] Banat F, Jumah R, Garaibeh A. Exploitation of solar energy collected by solar stills for desalination by membrane distillation[J]. Renewable Energy, 2002, 25(2): 293—305.
- [4] Koschikowski J, Wieghaus M, Rommel M. Solar thermal-driven desalination plants based on membrane distillation[J]. Desalination, 2003, 156(1/2/3): 295—304.
- [5] Gonzalez D, Amigo J, Suarez F. Membrane distillation: Perspectives for sustainable and improved desalination[J]. Renewable & Sustainable Energy Reviews, 2017, 80: 238—259.
- [6] Wang X Y, Zhang L, Yang H J, et al. Feasibility research of potable water production via solar-heated hollow fiber membrane distillation system[J]. Desalination, 2009, 247(1/2/3): 403—411.
- [7] 杨华剑. 以太阳能为热源的真空膜蒸馏组件与系统研究[D]. 杭州:浙江大学,2008.
- [8] 李春秀,唐娜,沙作良,等. 海水淡化浓盐水太阳能加热性能研究[J]. 环境科学与技术, 2010, 33(9): 155—158,200.
- [9] Phuntsho S, Shon H K, Hong S, et al. A novel low energy fertilizer driven forward osmosis desalination for direct fertigation: Evaluating the performance of fertilizer draw solutions[J]. J Membr Sci, 2011, 375(1/2): 172—181.
- [10] Phuntsho S, Hong S, Elimelech M, et al. Forward osmosis desalination of brackish groundwater: Meeting water quality requirements for fertigation by integrating nanofiltration[J]. J Membr Sci, 2013, 436: 1—15.

- [11] Phuntsho S, Lotfi F, Hong S, *et al.* Membrane scaling and flux decline during fertiliser-drawn forward osmosis desalination of brackish groundwater[J]. *Water Res*, 2014, 57: 172–182.
- [12] Kim Y, Chekli L, Shim W G, *et al.* Selection of suitable fertilizer draw solute for a novel fertilizer-drawn forward osmosis-anaerobic membrane bioreactor hybrid system[J]. *Biores Technol*, 2016, 210: 26–34.
- [13] Chekli L, Kim Y, Phuntsho S, *et al.* Evaluation of fertilizer-drawn forward osmosis for sustainable agriculture and water reuse in arid regions[J]. *J Environ Manage*, 2017, 187: 137–145.
- [14] Zou S, He Z. Enhancing wastewater reuse by forward osmosis with self-diluted commercial fertilizers as draw solutes[J]. *Water Res*, 2016, 99: 235–243.
- [15] 柳盼. 正渗透工艺在苦咸水处理和城市再生水深度处理中的应用研究[D]. 济南: 山东大学, 2015.
- [16] 冉美惠, 李建安, 马英, 等. 正渗透水肥一体化灌溉中化肥驱动液的筛选[J]. *工业水处理*, 2017, 37(9): 72–74, 78.
- [17] Lambrechts R, Sheldon M S. Performance and energy consumption evaluation of a fertiliser drawn forward osmosis (FDFO) system for water recovery from brackish water[J]. *Desalination*, 2019, 456: 64–73.
- [18] Miladi R, Frikha N, Kheiri A, *et al.* Energetic performance analysis of seawater desalination with a solar membrane distillation[J]. *Energy Conversion Manage*, 2019, 185: 143–154.
- [19] Gonzalez D, Amigo J, Suarez F. Membrane distillation: Perspectives for sustainable and improved desalination[J]. *Renewable & Sustainable Energy Reviews*, 2017, 80: 238–259.
- [20] Motsa M M, Mamba B B, D’Haese A, *et al.* Organic fouling in forward osmosis membranes: The role of feed solution chemistry and membrane structural properties[J]. *J Membr Sci*, 2014, 460: 99–109.
- [21] Miladi R, Frikha N, Kheiri A, *et al.* Energetic performance analysis of seawater desalination with a solar membrane distillation[J]. *Energy Conversion Manage*, 2019, 185: 143–154.
- [22] Criscuoli A, Carnevale M C, Drioli E. Modeling the performance of flat and capillary membrane modules in vacuum membrane distillation[J]. *J Membr Sci*, 2013, 447: 369–375.
- [23] Jantaporn W, Ali A, Aimar P. Specific energy requirement of direct contact membrane distillation[J]. *Chem Eng Res Des*, 2017, 128: 15–26.
- [24] Mericq J P, Laborie S, Cabassud C. Evaluation of systems coupling vacuum membrane distillation and solar energy for seawater desalination[J]. *Chem Eng J*, 2011, 166(2): 596–606.
- [25] Qtaishat M, Matsuura T, Kruczek B, *et al.* Heat and mass transfer analysis in direct contact membrane distillation[J]. *Desalination*, 2008, 219(1/2/3): 272–292.
- [26] Miladi R, Frikha N, Gabsi S. Exergy analysis of a solar-powered vacuum membrane distillation unit using two models[J]. *Energy*, 2017, 120: 872–883.
- [27] Cassard H M, Park H G. How to select the optimal membrane distillation system for industrial applications[J]. *J Membr Sci*, 2018, 565: 402–410.
- [28] Korenak J, Helix-Nielsen C, Buksek H, *et al.* Efficiency and economic feasibility of forward osmosis in textile wastewater treatment[J]. *J Cleaner Product*, 2019, 210: 1483–195.

## Comparative analysis of energy consumption and economy on the treatment of reverse osmosis concentrated water by solar vacuum membrane distillation and fertilizer draw forward osmosis

LIU Juan<sup>1,3,4</sup>, TIAN Juncang<sup>2,3,4</sup>, LI Ming<sup>5</sup>

(1. School of Architecture, Ningxia University, Yinchuan 750021, China; 2. School of Civil and Hydropower Engineering, Ningxia University, Yinchuan 750021, China; 3. Ningxia Research Center of Technology on Water-saving Irrigation and Water Resources Regulation, Yinchuan 750021, China; 4. Engineering Research Center for Efficient Utilization of Water Resources in Modern Agriculture in Arid Regions, Yinchuan 750021, China; 5. Infrastructure Department, Ningxia University, Yinchuan 750021, China)

**Abstract:** There are many experimental studies on the treatment of reverse osmosis (RO) concentrate by

solar vacuum membrane distillation (SVMD) and fertilizer draw forward osmosis (FDFO) systems, but few on the energy consumption and economic analysis. Through the comparative analysis of the membrane flux, energy consumption and economic analysis of the two systems under the conditions of experimental scale and industrial scale, the results show that under the condition of experimental scale, the RO concentrated water is concentrated by 4 times, the membrane flux of the SVMD system without auxiliary heat source is  $2.46 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ , the specific energy consumption is  $110.6 \text{ kWh}/\text{m}^3$ , and the unit water production cost is  $96.6 \text{ yuan}/\text{m}^3$ ; the membrane flux of the SVMD system with auxiliary heat source is  $3.75 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ , the specific energy consumption is  $230.7 \text{ kWh}/\text{m}^3$ , and the unit water production cost is  $13.4 \text{ yuan}/\text{m}^3$ ; the membrane flux of the FDFO system is  $3.62 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ , the specific energy consumption is  $20.44 \text{ kWh}/\text{m}^3$ , and the unit water production cost is  $26.8 \text{ yuan}/\text{m}^3$ . Under the condition of industrial scale, when the design water output is  $240 \text{ m}^3/\text{d}$ , the specific energy consumption of the SVMD system is  $12.8 \text{ kWh}/\text{m}^3$ , and the unit water production cost is  $10.8 \text{ yuan}/\text{m}^3$ , and the specific energy consumption of the FDFO system is  $12 \text{ kWh}/\text{m}^3$ , and the unit water production cost is  $9.38 \text{ yuan}/\text{m}^3$ . It can be seen that the larger the production scale, the smaller the water production cost of different systems, and the smaller the difference.

**Key words:** solar vacuum membrane distillation; fertilizer draw forward osmosis; reverse osmosis concentrated brine; economy; energy saving

## 清华大学王保国教授团队 ACS Nano:3D 互锁结构的膜电极(MEA) 在 1.55 V 下实现安培级电解水制氢

阴离子交换膜水电解器(AEMWE)作为一种高效制氢技术,近年来备受关注.然而,传统 AEMWE 的高工作电压极大地限制了其能源效率的提升.通过在阳极催化层进行界面和空位工程,能有效降低电解电压,从而提升电解效率.本研究聚焦于通过 3D 互锁结构的阳极催化层进行界面和空位工程,成功实现了 AEMWE 在低电压下的高效稳定运行.

近日,来自清华大学的王保国教授团队在国际期刊 ACS Nano 上发表了题为“Interfacial and Vacancies Engineering on 3D-interlocked Anode Catalyst Layer for Achieving Ultra-low Voltage in Anion Exchange Membrane Water Electrolyzer”的研究论文.该研究发明一种提升析氧反应(OER)本征活性的技术途径,首次提出采用分层纳米片阵列,由富含氧气空位的  $\text{CoCrO}_x$  纳米片和分散的 FeNi 分层双氢氧化物(LDH)组成,以调节电子结构并提高电子导电性.  $\text{CoCrO}_x/\text{NiFe LDH}$  电极需要 205 mV 的过电位即可达到  $100 \text{ mA}/\text{cm}^2$  的电流密度,并在 7 000 h 内在  $1 000 \text{ mA}/\text{cm}^2$  下表现出长期稳定性.值得注意的是,在膜电极组装(MEA)制造中引入了突破性策略,通过将  $\text{CoCrO}_x/\text{NiFe LDH}$  转移到 AEM 表面,形成 3D 互锁阳极 CL,显著降低了整体电池电阻并增强液体/气体质量转移.在 AEM 水电解中,在 1.55 V<sub>cell</sub> 的电压,1 mol/L KOH 的电解液中,实现  $1.0 \text{ A}/\text{cm}^2$  的电流密度,性能优于最先进的 Pt/C/IrO<sub>2</sub>,为提高阴离子交换膜电解水制氢技术的效率提供了新的思路.

文章有以下四个要点:

要点一:3D 互锁阳极催化层的构建

通过设计并构建 3D 互锁结构的阳极催化层,实现了阳极材料与阴离子交换树脂层的紧密结合,有效提升了催化电极的机械稳定性和电导率.这种互锁结构不仅提高了电极的催化性能,还显著降低了界面电阻.

要点二:界面工程的优化

针对传统阳极催化层与电解质之间存在的界面不稳定问题,研究团队通过引入 FeNi LDH 与  $\text{CrCoO}_x$  异质结的界面工程手段优化了阳极催化层的微观结构,使得电解过程中的电化学反应更加稳定且高效,从而降低了电解器的工作电压,仅需 1.55 V 的槽电压即可达到  $1 \text{ A}/\text{cm}^2$  的电流密度,并且在 1 mol/L KOH 中稳定运行 7 000 h,没有明显衰减.

要点三:空位工程的应用

在阳极催化层中引入合适的空位结构,不仅增加了反应活性位点的数量,还改善了催化层的电子传导性.空位工程的引入有效降低了水解反应的过电位,达到  $100 \text{ mA}/\text{cm}^2$  的电流密度,仅需 205 mV 过电位,进一步提升了电解效率.

要点四:前瞻

本研究的成果为未来阴离子交换膜水电解器的设计和优化提供了重要的参考.通过界面和空位工程相结合,设计有序结构膜电极(MEA),AEMWE 的能源效率有望得到大幅度提升,从而推动可再生能源制氢技术的广泛应用.未来的研究方向可能包括更广泛的材料筛选和优化,以进一步降低 AEMWE 的运行成本和提升耐久性.

原文链接:<https://pubs.acs.org/doi/full/10.1021/acsnano.4c03668>