

化肥驱动正渗透工艺处理生活污水的研究进展

任骏鹏^{1,2}, NGO Huu Hao^{1,3}, 李文凯², 李鹏宇², 刘俊新², 郑天龙²

(1. 天津城建大学环境与市政工程学院, 天津 300384;

2. 中国科学院生态环境研究中心, 北京 100085;

3. 悉尼科技大学市政与环境工程学院, 澳大利亚 悉尼市 2007)

摘要: 采用化肥驱动正渗透 (fertilizer driven forward osmosis, FDFO) 工艺处理生活污水, 不仅有效降低受纳环境风险或减少水体污染, 同时经稀释后的化肥汲取液可直接用于周边农田灌溉, 实现了生活污水处理与农田灌溉水肥一体化协同效应, 具有良好的应用前景。目前, FDFO 处理生活污水处于实验室小试和部分现场中试验阶段, 规模化应用的关键核心在于高效正渗透膜的开发、膜装置设计的改进、膜表面水力学参数的优化及膜污染缓解技术水平的提升。文章综述了近 10 年 FDFO 工艺在处理生活污水中的应用, 重点阐述了 FDFO 工艺的膜装置类型与工艺流程、评价指标及其影响因素等 3 方面, 并展望了未来 FDFO 工艺规模化处理生活污水面临的挑战, 以期推动 FDFO 工艺在处理污水领域的应用。

关键词: 化肥汲取液; 正渗透; 污水处理; 水肥一体化; 农田灌溉

中图分类号: X52

文献标志码: A

DOI: 10.16803/j.cnki.issn.1004-6216.2022.01.12

Research progress on process of fertilizer-driven forward osmosis for sewage treatment

REN Junpeng^{1,2}, NGO Huu Hao^{1,3}, LI Wenkai², LI Pengyu², LIU Junxin², ZHENG Tianlong²

(1. School of Environment and Municipal Engineering, Tianjin Chengjian University, Tianjin 300384, China;

2. Research Center for Eco-Environmental Sciences, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100085, China;

3. School of Municipal and Environment Engineering, University of Technology Sydney, Sydney 2007, Australia)

Abstract: The application of fertilizer driven forward osmosis (FDFO) process for sewage treatment could not only effectively reduce the pollution of receiving environment or water body, but also have potential for irrigation of surrounding farmland with the diluted draw, which has a good application prospect by realizing synergistic effect of the sewage treatment and the integration of water and fertilizer for the farmland irrigation. Presently, the sewage treatment by FDFO is in the stage of laboratory and pilot-scale field test. The key of the next stage, large-scale application, is desired on the development of high-efficiency forward osmosis membranes, improvement of membrane module design, optimization of membrane surface hydrodynamics, and the improvements of membrane fouling mitigation techniques. In the current study, the application of FDFO process for the treatment of the domestic sewage is summarized during the past 10 years, in which the membrane module type and technical process, evaluation index, and their influencing factors of FDFO process are primarily elaborated. The challenges of the large-scale domestic sewage treatment by FDFO process in the future are prospected, in order to promote the application of FDFO process in the field of sewage treatment.

Keywords: fertilizer draw solution; forward osmosis; sewage treatment; integration of water and fertilizer; farmland irrigation

CLC number: X52

我国水资源严重短缺, 农业总用水量占全国总用水量的 60% 以上, 但其用水效率不高, 因此提高农业用水效率或开发可替代农业灌溉用水的水源是解决水资源短缺的重要途径。我国每年污水排

放量近千亿 t, 但其作为非常规水资源回用率不足 15%, 因此就近回收污水中的净水并用于农业灌溉具有广阔地应用前景。但常规污水处理工艺对微污染有机物(抗生素、内分泌干扰物等)、病原体和

收稿日期: 2021-01-06

基金项目: 国家自然科学基金资助项目 (51838013)

作者简介: 任骏鹏 (1992-), 男, 硕士研究生。研究方向: 水污染控制。E-mail: 1366087882@qq.com

通信作者: 郑天龙 (1988-), 男, 博士、副研究员。研究方向: 农村污水处理与资源化。E-mail: tlzheng@rcees.ac.cn

引用格式: 任骏鹏, NGO Huu Hao, 李文凯, 等. 化肥驱动正渗透工艺处理生活污水的研究进展 [J]. 环境保护科学, 2022, 48(1): 64-73.

重金属离子等去除或截留能力有限^[1-3], 处理后出水用于农作物灌溉存在潜在的安全风险。

化肥驱动正渗透(fertilizer driven forward osmosis, FDFO)处理污水工艺是以化肥溶液为汲取液(draw solution, DS), 污水为进料液(feed solution, FS), 从而依靠选择性正渗透膜两侧的渗透压差为驱动力自发实现水分子由污水向 DS 传递的膜分离浓缩过程。该工艺具有能耗低、污染物截留率高和膜污染倾向低等特点, 能有效的截留污水中的微污染有机物(抗生素、内分泌干扰物等)^[3]、病原菌^[4]和重金属离子^[5]等污染物。同时, 化肥 DS 在 FDFO 工艺处理污水过程中会被逐步稀释, 当浓度适宜(氮 15 ~ 200 mg·L⁻¹、磷 5 ~ 60 mg·L⁻¹、钾 8 ~ 250 mg·L⁻¹^[6-7])时可直接用于水肥一体化农业灌溉系统, 从而一定程度解决水资源短缺, 实现污水处理与农业灌溉有效协同。

目前, FDFO 处理生活污水处于实验室小试^[1,3,8-15]和部分现场中试阶段^[16-17]。规模化过程中面临的挑战主要在于: 与开发更高水通量和选择性的正渗透膜相比, 提高膜污染缓解技术水平、优化膜表面流体流态和改进膜装置设计对提高正渗透工艺性能更具可行性^[18]。因此, 本文结合近 10 年 FDFO

处理生活污水的研究进展, 综述了 FDFO 工艺的装置类型与工艺流程、评价指标和其影响因素的研究现状, 并对 FDFO 处理生活污水规模化的应用前景进行了展望。

1 研究现状

1.1 膜装置

正渗透膜装置有板框式、螺旋式和中空纤维式 3 种类型, 且膜装置类型影响工艺性能。与螺旋式相比, 板框式通道内更低的 DS 压降使可串联膜单元的数量更多, 进而单位膜面积占地更小^[19], 且板框式水通量下降更低、污染物截留率高, 可实现长期稳定运行(FS: 二沉池出水, DS: NaCl)^[20]; 螺旋式中膜的弯曲使膜支撑层的结构参数增加, 传质系数减半, 严重影响膜性能^[21-22]; 以 NaCl 溶液为 FS/DS, CORZO et al^[23]对 3 种商业化膜装置进行性能分析发现其水通量大小关系为: 板框式>螺旋式>中空纤维式, 且中空纤维式(三醋酸纤维 (cellulose triacetate, CTA) 膜)盐截留率更低。由上可知, 板框式膜装置更适合 FDFO 处理污水。

FDFO 处理污水以采用板框式膜装置为主, 见表 1 和表 2。

表 1 FDFO 处理污水过程中主要的水质参数、工艺条件和对应的三醋酸纤维素正渗透膜性能

汲取液	汲取液浓度/ mol·L ⁻¹	进料液	膜装置类型 ^a	流速/ cm·s ⁻¹	有效膜面积/ cm ²	初始水通量/ L·(m ² ·h) ⁻¹	反向盐通量/ g·(m ² ·h) ⁻¹	参考文献
(NH ₄) ₂ SO ₄	0.25	模拟生活污水	双膜式	0.93	324	2.58	0.57	[8]
KH ₂ PO ₄	0.25	模拟生活污水	双膜式	0.93	324	2.11	1.17	[8]
NH ₄ H ₂ PO ₄	0.25	模拟生活污水	双膜式	0.93	324	1.97	0.11	[8]
NH ₄ H ₂ PO ₄	1	AnMBR ^b 进水	单膜式	2.3	100	9.56	1.15	[12]
KH ₂ PO ₄	1	AnMBR进水	单膜式	2.3	100	9.82	2.15	[12]
KCl	1	AnMBR进水	单膜式	2.3	100	9.06	22.32	[12]
KCl	1 2	AnMBR出水	单膜式	8.5	20	11.77 17.62	0.479 0.917	[10]
NH ₄ H ₂ PO ₄	1 2	AnMBR出水	单膜式	8.5	20	7.82 9.4	0.078 0.074	[10]
(NH ₄) ₂ HPO ₄	12	AnMBR出水	单膜式	8.5	20	7.33 9.16	0.325 0.499	[10]
KCl	1	模拟市政污水	单膜式	8.5	20	\	5.1	[1]
KNO ₃	1	模拟市政污水	单膜式	8.5	20	\	19.8	[1]
KH ₂ PO ₄	1	模拟市政污水	单膜式	8.5	20	\	3.7	[1]
(NH ₄) ₂ SO ₄	1	实际市政污水	双膜式	0.03	264	7.8	\	[15]
KH ₂ PO ₄	1	实际市政污水	双膜式	0.03	264	7	\	[15]
液肥 ^c	25% ^d	一级出水 ^e	双膜式	2.1	52	\	\	[14]

续表 1

汲取液	汲取液浓度/ mol·L ⁻¹	进料液	膜装置类型 ^a	流速/ cm·s ⁻¹	有效膜面积/ cm ²	初始水通量/ L·(m ² ·h) ⁻¹	反向盐通量/ g·(m ² ·h) ⁻¹	参考文献
液肥	25% ^d	二级出水 ^e	双膜式	2.1	52	3.1±0.2 ^e	\	[14]
液肥	50% ^d	原污水 ^f	双膜式	9	123.5	11	\	[3]
复合肥 ^h	1 ⁱ	中水	双膜式	6.7	25	4.2	NH ₄ ⁺ : 0.145Urea-N: 13.53P K: 0.18 0.01	[13]

注：“\”表示该项为空白；a:单膜式、双膜式分别指板框式膜装置含有膜的片数；b: AnMBR:厌氧膜生物反应器；c: 液肥含NH₄⁺、PO₄³⁻、K⁺和腐殖酸的含量分别为138.5、16.4、92.8和2.6 g·L⁻¹；d: 25%、50%为体积百分数；e: 一级出水是指活性污泥处理前一级沉淀池出水，二级出水是指活性污泥处理后二级沉淀池出水；f: 原污水含TOC、NH₄⁺、PO₄³⁻和K⁺的含量分别为72.6、38.5、5.4和18.2 mg·L⁻¹；g: 指平均水通量；h: 复合肥中N、P₂O₅和K₂O的质量百分数分别为24%、8%和16%；i:指总氮的摩尔浓度。

表 2 FDFO 处理污水过程中主要水质参数、工艺条件和对应的复合正渗透膜性能

汲取液	汲取液浓度/ 渗透压	进料液	膜装置 类型 ^a	流速/ cm·s ⁻¹	有效膜面积/ cm ²	初始水通量/ L·(m ² ·h) ⁻¹	反向盐通量/ g·(m ² ·h) ⁻¹	参考文献
液肥 ^b	6.63 Mpa	模拟市政污水	螺旋式	70 6 ^d	153 000	15.9	TN: 0.75; PO ₃ - 4: 0.063 K ⁺ : 4.6	[17]
NH ₄ NO ₃	1 mol·L ⁻¹ 2 mol·L ⁻¹	模拟市政污水	单膜式	8.5	20.02	17.1 22.2	14.6°	[9]
KNO ₃	1 mol·L ⁻¹ 2 mol·L ⁻¹	模拟市政污水	单膜式	8.5	20.02	18.6 21.2	24.5°	[9]
NH ₄ Cl	1 mol·L ⁻¹ 2 mol·L ⁻¹	模拟市政污水	单膜式	8.5	20.02	21.1 26.6	7.5°	[9]
KCl	1 mol·L ⁻¹ 2 mol·L ⁻¹	模拟市政污水	单膜式	8.5	20.02	21.1 26.4	11.2°	[9]
KH ₂ PO ₄	1 mol·L ⁻¹ 2 mol·L ⁻¹	模拟市政污水	单膜式	8.5	20.02	13.2 \	2.3°	[9]
Ca(NO ₃) ₂	1 mol·L ⁻¹ 2 mol·L ⁻¹	模拟市政污水	单膜式	8.5	20.02	16.7 21.1	4.0°	[9]
(NH ₄) ₂ SO ₄	1 mol·L ⁻¹ 2 mol·L ⁻¹	模拟市政污水	单膜式	8.5	20.02	15.5 19.5	1.7°	[9]
NH ₄ H ₂ PO ₄	1 mol·L ⁻¹ 2 mol·L ⁻¹	模拟市政污水	单膜式	8.5	20.02	13.8 14.1	1.0°	[9]
(NH ₄) ₂ HPO ₄	1 mol·L ⁻¹ 2 mol·L ⁻¹	模拟市政污水	单膜式	8.5	20.02	13.3 13.8	3.4°	[9]
NH ₄ Cl+ KH ₂ PO ₄	(1+1) mol·L ⁻¹	模拟市政污水	单膜式	8.5	20.02	21.5	\	[9]
NH ₄ H ₂ PO ₄ + KCl	(1+1) mol·L ⁻¹	模拟市政污水	单膜式	8.5	20.02	22.6	\	[9]
NH ₄ NO ₃ + KH ₂ PO ₄	(1+1) mol·L ⁻¹	模拟市政污水	单膜式	8.5	20.02	19.2	\	[9]
NH ₄ NO ₃ + NH ₄ Cl	(1+1) mol·L ⁻¹	模拟市政污水	单膜式	8.5	20.02	26.1	\	[9]
MgSO ₄	0.899 Mpa	MBR ^f 出水	多膜式	50 33 ^d	840 000	2.16	0.41	[16]
MgSO ₄	0.799 Mpa	MBR出水	多膜式	50 33	840 000	2.04	0.35	[16]
MgSO ₄	0.808 Mpa	MBR出水	多膜式	50 33	840 000	2.37	0.40	[16]
MgCl ₂	0.757 Mpa	MBR出水	多膜式	50 33	840 000	2.58	0.49	[16]
复合肥	175 g·L ⁻¹	原污水 ^g	单膜式	10.68	20.02	28 ^h	\	[11]
复合肥	175 g·L ⁻¹	MBR上清液	单膜式	10.68	20.02	23.5 ^h	\	[11]
复合肥	175 g·L ⁻¹	MBR出水	单膜式	10.68	20.02	22 ^h	\	[11]

注：“\”表示该项为空白；a: 单膜式、双膜式和多膜式指板框式膜装置含有膜的片数，螺旋式指螺旋式膜装置；b: 液肥由不含磷的A部分与不含钙的B部分组成，实验时以B部分为汲取液；c: Mpa指溶液的渗透压；d: 70|6 指FS与DS的流量分别为70 L·min⁻¹、6 L·min⁻¹，50|33指FS与DS的流量分别为50 L·min⁻¹、33 L·min⁻¹；e: DIW为FS，DS为1 mol·L⁻¹时测得；f: MBR:膜生物反应器；g: 原污水为经沉淀预处理后的上清液；h: 初始水通量的值根据文献中的图估算而来。

板框式膜装置有实验室小试装置及商业化中试装置两类,按所含 FO 膜片的数量,实验室小试装置有单膜式与双膜式(浸没式)2种,有效膜面积不超过 350 cm²,膜装置可采用网格垫片^[13]或在通道内设置导流板^[8];商业化装置(膜装置内仅 FS 侧有网状垫片)为多膜式,膜组件由 33 个单元组成,每个单元含有 2 片 FO 膜,总有效膜面积为 7 m²^[16,20],膜装置总有效膜面积因含膜组件的数量而变化。实验室小试装置及商业化装置均已应用于 FDFO 处理污水。

1.2 工艺流程

本节重点以板框式膜装置为例,从 FS/DS 是否循环及流向两方面详细介绍 FDFO 处理污水的工艺流程。在 FS/DS 是否循环方面:实验室小试装置膜有效面积小,FS 或 DS 不循环时汲取的水量对 FS 的浓缩或 DS 的稀释影响较小,因此实验室小试实验的工艺流程中 FS 或 DS 通常为循环状态,且为减少 FS 供给的能耗,可使 FS 为静止状态;商业化中试装置采用 FS 不循环,被稀释 DS 经纳滤处理后的浓缩液重复作为 DS 的工艺流程。在 FS/DS 流向方面:实验室小试单膜式装置有并流与逆流 2 种形式,而实验室双膜式小试装置 FS 为静止状态,DS 为流动状态,商业化中试装置有并流与错流 2 种形式,但错流形式尚未应用于 FDFO 处理污水;流向对 FDFO 处理污水工艺性能的影响无直接研究,但以去离子水(deionized water, DIW)/NaCl 为 FS, NH₄HCO₃/NaCl/KCl 为 DS 的研究^[24-27]表明,流向的差异对水通量无显著影响(不超过 10%)。简而言之,依据膜装置所含膜片的数量,实验室小试实验的工艺流程可分为单膜循环并流式^[9-10,28]、单膜循环逆流式^[1,3,11-12]、双膜循环式^[8,13-14,29]和双膜不循环式^[15]4 种,中试实验的工艺流程为多膜半循环并流式^[16]。

1.3 测试条件

FDFO 的测试条件主要可分为膜类型、污水水质、化肥 DS 和其他条件 4 方面。

1.3.1 膜类型 FO 膜可分为 CTA 膜、复合(thin-film composite, TFC)膜、水通道蛋白膜和自制膜 4 类,但 CTA 及 TFC 膜常用于 FDFO 处理污水的实验,采用的正渗透膜多为 Hydration Technology Innovations 公司的 CTA 膜,其余有 Fluid Technology Solution 公司的 CTA 膜、Toray Industry 公司、Hydration Technology

Innovations 公司和 Porifera 公司的 TFC 膜。

1.3.2 污水水质 FDFO 处理的污水有模拟污水和实际污水。其中模拟污水有模拟生活污水和模拟市政污水,实际污水有厌氧膜生物反应器进水与出水、膜生物反应器上清液与出水、一级出水、二级出水、原污水及中水。

1.3.3 化肥 DS 根据 DS 溶质数量的不同,化肥 DS 可分为单一溶质、等摩尔浓度混合溶质和多组分溶质 3 类,单一溶质有 11 种,以摩尔浓度和渗透压衡量其浓度;等摩尔浓度混合溶质有 4 种;多组分溶质有复合肥及液肥 2 种,复合肥浓度以摩尔浓度和质量浓度衡量;液肥浓度以体积百分数或渗透压衡量。

1.3.4 其他条件 多数实验在工艺运行中不控制 FS/DS 的渗透压,而 CHEKLI et al^[17]添加自来水使 FS 渗透压不变;XIE et al^[3]保持 DS 渗透压恒定测定恒渗透压水通量;CORZO et al^[23]保持 FS、DS 的渗透压分别为 0.2 Mpa、1.0 Mpa,以测定 DS 溶质的标准化反向盐通量。除少数研究未指明膜朝向,一般均使膜活性层朝向 FS,且实验采用水浴加热或在控温实验室运行实验,使 FS/DS 的温度处于 20 或 25 ℃。

2 评价指标

FDFO 处理污水的工艺性能可从污水处理效果、化肥 DS、膜污染和经济性 4 方面评价,见表 3。

在污水处理效果评价方面,包括污染物截留、被汲取的难易及溶质积累 3 方面的工艺性能评价。污染物截留可用截留率和污染物通量评价^[1,10];污水被汲取的难易可用比水通量、累积回收水体积或水回收率评价,比水通量^[11]和累积回收水体积^[13-14]可评价不同类型污水中净水被汲取的难易程度,水回收率^[9,28]评价污水被浓缩的程度;溶质积累程度用某一溶质在污水被浓缩前后的溶质积累、溶质积累百分比或浓缩效应评价,由于溶质积累为浓缩效应和 DS 溶质反向渗透共同造成,两者对溶质积累的贡献可用溶质积累百分比表达^[13-14]。

在化肥 DS 溶质评价方面,包括溶质反渗透、汲取能力和直接浇灌可行性 3 方面的工艺性能评价。溶质反渗透常用反向溶质通量^[20](reverse solute flux, RSF)、比反向溶质通量^[29](specific reverse solute flux, SRSF)、反向盐通量选择性^[9](reverse salt flux

selectivity, RSFS)或营养盐损失率^[13]评价, RSF 表示单位时间 DS 溶质通过单位膜面积渗透至污水中的质量, 而为衡量从污水中回收水量与化肥 DS 溶质反向渗透至污水而损失质量的关系, 通常用 SRSF 表示每回收 1 L 水化肥 DS 溶质损失的量, 也可用 RSFS 表示每损失单位质量化肥 DS 溶质回收的水

体积; 化肥 DS 溶质的汲取能力可用平均水通量、初始水通量、比水通量和累积回收水体积评价; 稀释后化肥 DS 直接浇灌可行性可用稀释因子^[11]或稀释率^[13]评价, 稀释因子表示化肥 DS 被稀释的倍数, 而稀释率可直观反应回收水体积与理论所需水体积的关系。

表 3 FDFO 处理污水主要工艺性能评价指标

序号	评价项目	评价的工艺性能	评价指标
1	污水处理效果	污染物截留	截留率、污染物通量
		污水被汲取的难易	比水通量、累积回收水体积、水回收率
		溶质积累程度	溶质积累、溶质积累百分比、浓缩效应
2	化肥汲取液	溶质反渗透	反向盐通量、比反向盐通量、反向通量选择性、营养盐损失率
		汲取能力	平均水通量、初始水通量、比水通量、累积回收水体积
		直接浇灌可行性	稀释率、稀释因子
3	膜污染	膜通量下降	水通量下降百分比
		膜清洗效果	水通量恢复率
4	经济性	能耗	比能耗
		规模应用成本	回收单位体积水的成本

在膜污染评价方面, 包括膜通量下降与膜污染清洗两方面的工艺性能评价。膜通量下降可用水通量下降百分比表示, 在不控制污水和化肥 DS 渗透压时, 膜水通量的下降是由浓缩效应、稀释效应和膜污染共同引起的, 为衡量膜污染对水通量下降的影响, 首先需以与污水等离子强度但不含污染物的溶液为 FS, 进行基准实验, 以测试基准水通量下降百分比^[30], 该指标表示浓缩效应和稀释效应引起的通量下降^[31]。然后以污水为 FS, 测试膜污染条件下水通量下降百分比, 因此, 上述 2 个指标的差值即为膜污染造成的膜水通量下降; 污染膜的清洗效果常用水通量恢复率衡量^[30]。

在经济性评价方面, 包括能耗和规模应用成本两方面的工艺性能评价。能耗采用比能耗^[29](回收单位体积水泵所消耗的能量)表示, 常用于小试实验经济性评价; 规模应用成本采用单位体积水回收成本(总成本与总回收水体积的比值)表示^[11], 常用于规模应用经济性评价。

3 工艺影响因素

3.1 工艺构成

3.1.1 膜装置尺寸 板框式膜装置尺寸(膜有效面

积的长、宽和对应的通道高度)影响污水处理效果、化肥 DS 的性能和工艺的经济性。目前无膜装置尺寸对 FDFO 处理污水工艺性能影响的直接研究, 相关研究仅为模拟实验。XUE et al^[32](DS: 模拟海水、FS: 模拟市政污水)构建的模型预测结果表明, 膜长(0 ~ 25 m)增加, 回收水体积、水回收率和 FS 浓缩倍数增加, 但 FS 溶质截留率减少, 且膜长为 10 m 时水通量达到最大值, 超过 15 m 后急剧下降; 而 LEE et al^[33](FS: DIW, DS: NaCl)的空间变化模型表明, 膜长增加(0.5 ~ 2.5 m), 水通量和 RSF 均逐渐降低, 且膜长与资本投入直接相关。膜宽度增加(0.1 ~ 0.3 m), 水通量和 RSF 变化不超过 4%^[33]。低的通道高度(1 ~ 2 mm)加速 FS 的浓缩和 DS 的稀释, 从而导致水通量相对较低和膜装置下游水通量的急剧下降, 且在不考虑膜污染和营养盐结晶沉淀的条件下, 通道高度增加, 比水通量和 FS 溶质截留率增加, 水回收率和 FS 溶质浓缩因子减小^[32]。由上可知, 膜装置的长、宽、高作为独立因子考察时, 长和高对工艺性能有显著影响, 但不应忽略流量一定时, 宽与高共同决定流速, 即宽与高有交互作用。因此, 在研究膜装置尺寸对 FDFO 处理污水工艺性能的影响时, 在考虑其对污水处理效果、化

肥 DS、膜污染和经济性影响的同时,应注意宽与高的交互作用。

3.1.2 污水水质 污水水质对 FDFO 工艺在污水处理效果、化肥 DS、膜污染和经济性 4 方面均可产生显著影响。就污水处理效果而言,污水中某种溶质的浓度是否超过某一阈值可能决定溶质积累的主因是浓缩效应或是 RSF,例如:一级出水(K^+ : 128.4 ± 3.6 mg/L)为 FS,液肥(K^+ : $43\ 100 \pm 2\ 800$ mg/L)为 DS,浓缩效应是 K^+ 溶质积累的主因^[14],而中水(K^+ : 10.5 ± 1.2 mg/L)为 FS,复合肥(K^+ : 715 mg/L)为 DS,RSF 为 K^+ 溶质积累的主因^[13];在化肥 DS 方面,污水水质影响化肥 DS 的水通量和 RSF。与 DIW 相比,中水作为 FS 时其初始水通量明显降低^[13],二级出水或灰水为 FS 时,液肥的 RSF 有所降低^[3,14],且污水水质可能影响浓度对初始水通量的增幅:当 $NH_4H_2PO_4$ 或 $(NH_4)_2HPO_4$ 的浓度从 1 mol 增加至 2 mol,厌氧膜生物反应器出水为 FS 时,初始水通量增幅在 20% 以上(使用 CTA 膜)^[10],而模拟市政污水为 FS 时增幅低于 5%(使用 TFC 膜)^[9]。污水水质相近时其平均水通量、比水通量基本相同,但水质差异较大(例如膜生物反应器上清液与原污水)时,原污水使比水通量急剧下降^[11,14],进而减小化肥 DS 的稀释率^[11];在膜污染方面,污水水质决定了水通量下降的主因:当 FS 为 MBR 上清液、MBR 出水时,水通量下降的主因是稀释效应,当 FS 为原污水时,水通量急剧下降的主因是膜污染^[11];在经济性方面,污水影响回收单位体积水的能耗:从活性污泥处理前一级沉淀池出水中回收单位体积水的能耗高于活性污泥处理后二级沉淀池出水^[14]。简而言之,污水与化肥 DS 共有离子的浓度影响溶质积累及化肥 DS 的 RSF,污水中可形成膜污染物质的浓度影响膜污染,进而通过膜污染影响化肥 DS 汲取水的能力,最终导致回收单位体积水的能耗不同。

3.1.3 化肥 DS 化肥 DS 不同对污水中有机物的截留无显著影响,但对化肥 DS 性能和膜污染的作用效果具有差异。

对污水中有机物的截留:KCl、 $NH_4H_2PO_4$ 和 $(NH_4)_2HPO_4$ 分别为 DS 时,污水中不同有机微污染物(阿特拉津、咖啡因等)通量不同,但每种有机微污染物的截留率为 91.8% ~ 99.7%^[10],且 KCl、 KNO_3 和 KH_2PO_4 分别为 DS 时,污水中溶解性有机物的

截留率均高于 97%(不能截留部分低分子量的电中性有机物)^[1]。

化肥 DS 主要在纯度、溶质种类和溶质数量 3 方面影响水通量、RSF 等化肥 DS 性能。就化肥 DS 的纯度而言,当复合肥中不溶性颗粒物不离心去除,直接用作 DS 时,其初始水通量可减少 5 倍^[13],而液肥中的腐殖酸(不超过 2 g/L)对水通量、RSF 无明显影响^[3]。单一溶质 DS 因溶质种类不同其水通量及 RSF 差异较大,KCl、 NH_4Cl 和 NH_4SO_4 等平均水通量较高^[9,28], KH_2PO_4 、 $NH_4H_2PO_4$ 等 RSF 较小^[1,9-10,12];DS 为等比例混合溶质时其初始水通量通常高于单一溶质,低于 2 种单一溶质单独作为 DS 的初始水通量之和^[9],但尿素+ KNO_3 、尿素+ $NaNO_3$ 和 $(NH_4)_2SO_4$ + KNO_3 等比例混合时其初始水通量大于 2 种单一溶质单独作为 DS 的水通量之和;在等渗透压或等质量浓度条件下,与单一溶质 DS 相比,复合肥或液肥的平均水通量较低^[28],但复合肥各溶质的 RSF 较小。且混合 2 种或 2 种以上的肥料虽有助于降低最终营养盐浓度^[9],但作用较小,仍无法满足直接浇灌要求(氮: 15 ~ 200 mg/L、磷: 5 ~ 60 mg/L、钾: 8 ~ 250 mg/L)。

在膜污染方面,不同化肥 DS 溶质影响膜通量下降及膜清洗效果:与 KCl、 KH_2PO_4 相比, KNO_3 为 DS 膜生物污染最严重,使水通量下降 60%^[1];厌氧池出水为 FS 时,与 $NH_4H_2PO_4$ 、 KH_2PO_4 相比,KCl 为 DS 膜的清洗效果最好^[12]。化肥 DS 的选取除考虑其在污水处理效果、化肥 DS 性能和膜污染等方面的影响外,还应注意其灌溉农作物及其生长期不同所需营养盐的差异,从而科学地应用化肥 DS,提高农作物的产量。

3.2 运行参数

3.2.1 温度 目前温度对正渗透工艺性能影响的研究多为理论研究^[3,34-38],未见直接探究温度对 FDFO 处理污水工艺性能影响的研究,但温度对 FS/DS 物质的截留能力、DS 的汲取能力和膜污染均有影响。

温度对截留能力的影响主要表现为对 FS 中溶质的截留率和 DS 溶质反渗透的影响,且温度对两者的影响因 FS 或 DS 的浓度或溶质等不同而具有差异:溶质为无机离子,该差异可能主要是膜两侧双向传递离子间的电中和效应^[39]和静电相互作用^[40]引起的;溶质为有机物时,该差异与有机物是否带

电有关^[2]。例如,在对 FS 中溶质截留方面: NaCl 为 DS,模拟灰水为 FS,温度升高(20~50℃), NO_3^- 、 NH_4^+ 、TN 和 Mg 的截留率最高分别减少 4.3%、1.2%、2.6% 和 2.5%,但表面活性剂直链烷基苯磺酸钠的截留率不随温度变化,而 KCl 为 DS,NaCl 为 FS 时,NaCl 的截留率随温度的变化与 KCl 的浓度有关^[34];在对 DS 溶质反渗透影响方面:以商业肥为 DS,背景电解质溶液(20 mmol/L NaCl 和 1 mmol/L NaHCO_3)为 FS,RSF 随温度的增加(5~45℃)而增加^[3],但 KCl 为 DS,DIW/NaCl 为 FS 时,温度升高(25~45℃),RSF 和 SRSF 均先减小后增加,在 35℃ 有最小值^[34]。

温度主要通过改善膜边界层的质量扩散动力学^[37]影响水通量。当 FS 与 DS 等温时(FS:背景电解质溶液,DS:商业肥),温度从 5 增至 45℃,水通量增加 4 倍^[3];当 FS 与 DS 存在温差(FS:模拟灰水,DS:NaCl),温度增加至不超过 30℃ 时,仅加热 FS 为提高水通量的最佳选择,当增温至 40℃/50℃,FS 和 DS 等温对水通量的增加更有效^[34],且实验及溶质扩散模型均表明,升温比增加 DS 浓度更能有效提高水通量^[35,38],而且通过升温增加水通量有利于提高化肥 DS 直接用于浇灌的可行性。此外,温度亦影响膜污染。以海藻酸钠为 FS,NaCl 为 DS,溶液等温变化(20~50℃),温度越高,回收等体积水膜通量下降越急剧,而 FS 与 DS 不等温时,较高的 DS 温度使膜通量下降更严重。

由上可知,FS/DS 的温度是影响正渗透工艺性能的重要参数。在规模应用中改变大量 FS/DS 的温度可行性较低,但仍需注重对 FS/DS 温度的控制,以提高 FDFO 处理污水工艺的工艺性能,例如:在修建 FDFO 处理污水工艺系统时,应考虑到夏天增加 FS/DS 与环境的接触以提高其温度,而冬天则需采取保温措施。

3.2.2 DS 初始浓度 DS 初始浓度的变化影响污水处理效果、化肥 DS 性能、膜污染和工艺经济性。

在污水处理效果方面,DS 初始浓度的变化影响污水的回收率、溶质积累等,但对部分有机污染物的截留没有影响。例如:当 KCl 等 9 种溶质分别为 DS 时,DS 初始浓度增加,除 NH_4Cl 和 $\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$ 的水回收率增幅为负值外,水回收率(浓缩率)增幅在 2%~28.8% 不等^[9],但 DS 初始浓度增加使 RSF 升高,从而增加了 RSF 对溶质积累的贡献^[29];

$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ 等为 DS,含有机微污染物模拟水为 FS,污水中有机微污染物(咖啡因等)正向通量及截留率与 DS 浓度无明显关系^[10]。对于化肥 DS 性能,DS 初始浓度影响 DS 的汲取能力、溶质反渗透和稀释后化肥 DS 直接浇灌的可行性。DS 初始浓度增加,初始水通量^[9-10,13,28]、比水通量^[13,28]和平均水通量^[10,11]均相应增加,且因膜支撑层侧内浓差极化与 DS 初始浓度为正相关关系,DS 初始浓度越高,比水通量下降越快^[13,28],但 DS 初始浓度对累积回收水体积和溶质反渗透的影响因 DS 溶质不同而具有差异。例如:当 KCl、复合肥或液肥等为 DS 时,DS 初始浓度增加,累积回收水体积及 RSF 升高且增幅明显^[10,13-14,28-29],但 $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ 为 DS (DIW 为 FS),DS 初始浓度从 1 mol/L 增至 2 mol/L,累积回收水体积相当,RSF 略微降低,SRSF 在 1 mol/L 时有最小值(DS 初始浓度为 0.5~2.0 mol/L)^[10,29]。DS 初始浓度的增加使回收水体积的增幅远低于理论所需水体积的增幅,因此 DS 的稀释率随 DS 初始浓度的增大而减小^[13],即:DS 初始浓度越高,稀释后化肥 DS 用于直接浇灌的可行性越低。FDFO 处理污水的研究中暂无 DS 初始浓度对膜污染影响的相关研究,但 NaCl 为 DS,曝气沉砂池污水为 FS 时,DS 初始浓度越高(0.5~4 mol/L),比水通量开始急剧下降的时长越短,即过高的 DS 初始浓度加速膜通量下降^[41],但 DS 初始浓度的增加降低了回收单位体积水的能耗^[14,28]。

由上可知,DS 初始浓度的选取至少应平衡污水处理效果、化肥 DS 性能、膜污染和工艺经济性 4 方面,以控制 FDFO 处理污水的工艺性能在适宜的范围内。

3.2.3 流速/流量 流速/流量的大小直接与经济性(能耗)相关,且流速/流量通过改变膜边界层的流态,影响污水处理效果、化肥 DS 性能和膜污染。流速/流量的增加,伴随着比能耗的急剧增加^[13-14,28],即:过高的流速/流量不但造成能源利用率的急剧下降,而且不利于提高 FDFO 的工艺性能。流速/流量对污水处理效果和化肥 DS 性能的影响有 FS 与 DS 等流速/流量与不等流速/流量 2 种情况。当 FS 和 DS 等流量时,流量在 1.6~3.2 L/min 变化时,平均水通量、水回收率和 RSF 在流量为 2.8 L/min 时取得最大值,但水通量和水回收率的增幅均不超过 1.5%(FS:水产养殖废水,DS:复合肥)^[28];当

FS 和 DS 流速/流量不等时,在单膜循环式装置中,当 DS 流量恒定,FS 流量变化,平均水通量增幅可达 2.4%,但 FS 流量恒定,DS 流量变化时,平均水通量却减少 8%^[28],而在双膜循环式(浸没式)装置中,DS 流速为 2.1 或 4.2 cm/s 时,平均水通量及回收水体积相当,但流速为 8.5 cm/s 时,平均水通量及回收水体积增幅均在 15% 左右(FS: DIW, DS: 液肥)^[14],而 1 mol/L 复合肥为 DS,中水为 FS 时,DS 流速为 0.67、3.35 和 6.7 cm/s 时,水回收体积相似^[13]。由上可知,流速/流量对工艺性能的影响存在较大的差异,这可能与膜装置类型和尺寸、DS 类型和纯度及流速/流量区间大小有关。

流速增加可缓解膜污染且有利于膜清洗后水通量的恢复。例如:回收等体积水时,高流速条件下通量下降更低(DS: 海水,FS: 模拟污水)^[42],而流速过低(2.1 cm/s)不但加剧了膜污染也使膜物理清洗后水通量不易恢复(DS: NaCl, FS: 模拟二级出水)^[43]。因此,流速/流量的选取至少应结合膜装置的类型和尺寸,综合考虑其对污水处理效果、化肥 DS 性能、膜污染和比能耗的影响。

3.3 其他因素

网格垫片、超声辅助和 FS 间歇供给等因素对 FO 工艺性能具有重要影响,目前的研究与 FDFO 处理污水不直接相关,但其对 FDFO 处理污水工艺性能的提高具有重要参考价值。网格垫片的材料、与膜的相对位置和网格的形状与朝向等均影响 FO 的工艺性能。例如,对于网格垫片的材料,YANAR et al^[44] 研究发现以聚丙烯、天然聚乳酸为材料制备的垫片,在减少 RSF 及抗污染性能方面表现更好;在网格垫片与膜的相对位置方面,当垫片同时存在 FS 侧与 DS 侧时,由于运行条件的差异,ZHANG et al^[45] 指出 FS 侧垫片与膜相距 1.8 mm,DS 侧垫片与膜接触可更有效缓解浓差极化提高水通量,而 WANG et al^[25] 指出 FS 侧的垫片与膜活性层接触,DS 侧的垫片与支撑层相距 2.7 mm 工艺性能最佳;而关于网格的形状及朝向,YANAR et al^[46] 指出:与商业化垫片和平行定向垫片相比,垂直定向垫片减少 RSF 及抗污染性能最好。此外,网格垫片在 FS 侧可减少污垢的黏附,降低污染速率,使水通量和 RSF 略微增加^[47],但同时可诱导无机污垢^[48],形成的针形硫酸钙破坏膜完整性^[49]。

超声辅助及 FS 间歇供给通过缓解膜支撑层侧

稀释的内浓差极化提高水通量。超声辅助对正渗透水通量的提升与超声功率与频率、膜的种类有关,且超声可能破坏膜的完整性。例如:在超声功率和频率为 70 W 和 72 kHz 时,CTA 膜水通量增幅最大,达到 129%^[50],但超声功率和频率为 100 W 和 20 kHz 时,TFC 膜水通量增幅可达 110%,而 CTA 膜水通量增幅仅为 12%^[51];在 25 kHz 时,超声可破坏 CTA 膜的完整性^[48]。FS 间歇供给是指 DS 连续供给,FS 每隔数秒供给一次,因而有利于 DS 溶质扩散到支撑层孔内,从而降低稀释的内浓差极化,使水通量增幅最高可达 150%,且水通量增幅最大时 SRSF 最小^[52]。

4 结论与展望

在正渗透膜性能相同的条件下,FDFO 处理污水的工艺性能主要由污水类型、DS 类型和膜装置及工艺参数等决定,且该技术通过向化肥溶液中转移净水过程直接回收污水中的净水,实现污水浓缩与化肥溶液稀释。同时,浓缩后的污水通过营养盐回收与有机物利用等方式处理,可用于农田回用或达标排放,也可进一步作为 FDFO 处理污水工艺过程的 FS;被稀释的化肥溶液可根据实际应用需求调节后直接满足灌溉要求。

目前,FDFO 处理污水尚未规模化应用,主要问题集中在浓缩污水资源化处理技术不成熟,被稀释化肥溶液营养盐浓度较高不方便直接用于水肥一体化系统,正渗透工艺系统自动化程度低等。因此,未来可从以下几方面解决 FDFO 规模化应用的难题。

(1)优化浓缩污水资源化处理技术。例如,回收浓缩污水中的氮磷等营养盐,或与秸秆采用适宜比例堆肥后实现资源利用。

(2)改进水肥一体化灌溉方式。例如,确定喷灌、微灌和膜下滴灌等灌溉技术对化肥溶液中营养盐的需求,以提高稀释后化肥溶液用于灌溉的可行性或减少进一步稀释化肥溶液所需的淡水量。

(3)设计智慧正渗透工艺系统,实现系统运行、膜污染清洗、溶液浓度调节等全过程自动控制。

参考文献

- [1] LI S, KIM Y, CHEKLI L, et al. Impact of reverse nutrient diffusion on membrane biofouling in fertilizer-drawn forward

- osmosis[J]. *Journal of Membrane Science*, 2017, 539: 108 – 115.
- [2] CODAY B D, YAFFE B G M, XU P, et al. Rejection of trace organic compounds by forward osmosis membranes: A literature review[J]. *Environmental Science & Technology*, 2014, 48(7): 3612 – 3624.
- [3] XIE M, ZHENG M, COOPER P, et al. Osmotic dilution for sustainable greenwall irrigation by liquid fertilizer: Performance and implications[J]. *Journal of Membrane Science*, 2015, 494: 32 – 38.
- [4] WARSINGER D M, CHAKRABORTY S, TOW E W, et al. A review of polymeric membranes and processes for potable water reuse[J]. *Progress in Polymer Science*, 2018, 81: 209 – 237.
- [5] 马英, 冉美惠, 谷战英, 等. 正渗透膜对水中重金属的处理效果研究[J]. *工业水处理*, 2017, 37(11): 65 – 69.
- [6] PHUNTSHO S, SHON H K, HONG S, et al. Fertiliser drawn forward osmosis desalination: The concept, performance and limitations for fertigation[J]. *Reviews in Environmental Science and Bio-Technology*, 2012, 11(2): 147 – 168.
- [7] PHUNTSHO S, SHON H K, MAJEED T, et al. Blended fertilizers as draw solutions for fertilizer-drawn forward osmosis desalination[J]. *Environmental Science & Technology*, 2012, 46(8): 4567 – 4575.
- [8] ADNAN M, KHAN S J, MANZOOR K, et al. Performance evaluation of fertilizer draw solutions for forward osmosis membrane bioreactor treating domestic wastewater[J]. *Process Safety and Environmental Protection*, 2019, 127: 133 – 140.
- [9] CHEKLI L, KIM Y, PHUNTSHO S, et al. Evaluation of fertilizer-drawn forward osmosis for sustainable agriculture and water reuse in arid regions[J]. *Journal of Environmental Management*, 2017, 187: 137 – 145.
- [10] KIM Y, LI S, CHEKLI L, et al. Assessing the removal of organic micro-pollutants from anaerobic membrane bioreactor effluent by fertilizer-drawn forward osmosis[J]. *Journal of Membrane Science*, 2017, 533: 84 – 95.
- [11] KIM J E, KUNTZ J, JANG A, et al. Techno-economic assessment of fertiliser drawn forward osmosis process for greenwall plants from urban wastewater[J]. *Process Safety and Environmental Protection*, 2019, 127: 180 – 188.
- [12] KIM Y, LI S, CHEKLI L, et al. Influence of fertilizer draw solution properties on the process performance and microbial community structure in a side-stream anaerobic fertilizer-drawn forward osmosis – ultrafiltration bioreactor[J]. *Bioresource Technology*, 2017, 240: 149 – 156.
- [13] ZOU S Q, HE Z. Enhancing wastewater reuse by forward osmosis with self-diluted commercial fertilizers as draw solutes[J]. *Water Research*, 2016, 99: 235 – 243.
- [14] XIANG X X, ZOU S Q, HE Z. Energy consumption of water recovery from wastewater in a submerged forward osmosis system using commercial liquid fertilizer as a draw solute[J]. *Separation and Purification Technology*, 2017, 174: 432 – 438.
- [15] POTHAK N, FORTUNATO L, LI S, et al. Evaluating the effect of different draw solutes in a baffled osmotic membrane bioreactor-microfiltration using optical coherence tomography with real wastewater[J]. *Bioresource Technology*, 2018, 263: 306 – 316.
- [16] CORZO B, DE LA TORRE T, SANS C, et al. Long-term evaluation of a forward osmosis-nanofiltration demonstration plant for wastewater reuse in agriculture[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2018, 338: 383 – 391.
- [17] CHEKLI L, KIM J E, EL SALIBY I, et al. Fertilizer drawn forward osmosis process for sustainable water reuse to grow hydroponic lettuce using commercial nutrient solution[J]. *Separation and Purification Technology*, 2017, 181: 18 – 28.
- [18] MORROW C P, CHILDRESS A E. Evidence, determination, and implications of membrane-independent limiting flux in forward osmosis systems[J]. *Environmental Science & Technology*, 2019, 53(8): 4380 – 4388.
- [19] LEE S. Performance comparison of spiral-wound and plate-and-frame forward osmosis membrane module[J]. *Membranes*, 2020, 10(11): 1 – 17.
- [20] IM S J, JANG A. Long-term performance and initial fouling evaluation of an open-loop plate and frame forward osmosis element using wastewater treatment plant secondary effluent as a feed solution[J]. *Journal of Water Process Engineering*, 2020, 33: 101077.
- [21] BAE C, PARK K, HEO H, et al. Quantitative estimation of internal concentration polarization in a spiral wound forward osmosis membrane module compared to a flat sheet membrane module[J]. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 2017, 34(3): 844 – 853.
- [22] FIELD R W, SIDDIWQUI F A, ANG P, et al. Analysis of the influence of module construction upon forward osmosis performance[J]. *Desalination*, 2018, 431: 151 – 156.
- [23] CORZO B, DE LA TORRE T, SANS C, et al. Evaluation of draw solutions and commercially available forward osmosis membrane modules for wastewater reclamation at pilot scale[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2017, 326: 1 – 8.
- [24] PHUNTSHO S, SAHEBI S, MAJEED T, et al. Assessing the major factors affecting the performances of forward osmosis and its implications on the desalination process[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2013, 231: 484 – 496.
- [25] WANG Y, ZHANG M K, LIU Y Q, et al. Quantitative evaluation of concentration polarization under different operating conditions for forward osmosis process[J]. *Desalination*, 2016, 398: 106 – 113.
- [26] BAI R Z, WANG J, JIA H, et al. Hydraulics characteristics of forward osmosis membrane module boundary based on FBG sensing technology: Hydraulic properties and operating condition optimization[J]. *Chemosphere*, 2019, 226: 553 – 564.
- [27] JUNG D H, LEE J, KIM D Y, et al. Simulation of forward osmosis membrane process: Effect of membrane orientation and flow direction of feed and draw solutions[J]. *Desalination*, 2011, 277(1-3): 83 – 91.
- [28] GULIED M, AL MOMANI F, KHRAISHEH M, et al. Influence of draw solution type and properties on the performance of forward osmosis process: Energy consumption and sustainable

- water reuse[J]. *Chemosphere*, 2019, 233: 234 – 244.
- [29] ZOU S Q, HE Z. Electrodialysis recovery of reverse-fluxed fertilizer draw solute during forward osmosis water treatment[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2017, 330: 550 – 558.
- [30] NGUYEN T-T, KOOK S, LEE C, et al. Critical flux-based membrane fouling control of forward osmosis: Behavior, sustainability, and reversibility[J]. *Journal of Membrane Science*, 2019, 570-571: 380 – 393.
- [31] TANG C Y Y, SHE Q H, LAY W C L, et al. Coupled effects of internal concentration polarization and fouling on flux behavior of forward osmosis membranes during humic acid filtration[J]. *Journal of Membrane Science*, 2010, 354(1-2): 123 – 133.
- [32] XUE W C, YAMAMOTO K, TOBINO T, et al. Modeling prediction of the process performance of seawater-driven forward osmosis for nutrients enrichment: Implication for membrane module design and system operation[J]. *Journal of Membrane Science*, 2016, 515: 7 – 21.
- [33] LEE J, GHAFFOR N. Predicting the performance of large-scale forward osmosis module using spatial variation model: Effect of operating parameters including temperature[J]. *Desalination*, 2019, 469: 12.
- [34] PHUNTSHO S, VIGNESWARAN S, KANDASAMY J, et al. Influence of temperature and temperature difference in the performance of forward osmosis desalination process[J]. *Journal of Membrane Science*, 2012, 415: 734 – 744.
- [35] WANG Q, ZHOU Z Y, LI J Q, et al. Modeling and measurement of temperature and draw solution concentration induced water flux increment efficiencies in the forward osmosis membrane process[J]. *Desalination*, 2019, 452: 75 – 86.
- [36] KIM Y, LEE S, SHON H K, et al. Organic fouling mechanisms in forward osmosis membrane process under elevated feed and draw solution temperatures[J]. *Desalination*, 2015, 355: 169 – 177.
- [37] YOU S J, WANG X H, ZHONG M, et al. Temperature as a factor affecting transmembrane water flux in forward osmosis: Steady-state modeling and experimental validation[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2012, 198: 52 – 60.
- [38] WANG C, LI Y M, WANG Y Q. Treatment of greywater by forward osmosis technology: Role of the operating temperature[J]. *Environmental Technology*, 2019, 40(26): 3434 – 3443.
- [39] KONG F X, DONG L Q, ZHANG T, et al. Effect of reverse permeation of draw solute on the rejection of ionic nitrogen inorganics in forward osmosis: Comparison, prediction and implications[J]. *Desalination*, 2018, 437: 144 – 153.
- [40] QIU G L, WONG G K W, TING Y P. Electrostatic interaction governed solute transport in forward osmosis[J]. *Water Research*, 2020: 115590.
- [41] GAO Y, FANG Z, LIANG P, et al. Direct concentration of municipal sewage by forward osmosis and membrane fouling behavior[J]. *Bioresource Technology*, 2018, 247: 730 – 735.
- [42] BOO C, ELIMELECH M, HONG S. Fouling control in a forward osmosis process integrating seawater desalination and wastewater reclamation[J]. *Journal of Membrane Science*, 2013, 444: 148 – 156.
- [43] LOTFI F, SAMALI B, HAGARE D. Cleaning efficiency of the fouled forward osmosis membranes under different experimental conditions[J]. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 2018, 6(4): 4555 – 4563.
- [44] YANAR N, SON M, YANG E, et al. Investigation of the performance behavior of a forward osmosis membrane system using various feed spacer materials fabricated by 3d printing technique[J]. *Chemosphere*, 2018, 202: 708 – 715.
- [45] ZHANG H M, CHENG S Y, YANG F L. Use of a spacer to mitigate concentration polarization during forward osmosis process[J]. *Desalination*, 2014, 347: 112 – 119.
- [46] YANAR N, SON M, PARK H, et al. Bio-mimetically inspired 3d-printed honeycombed support (spacer) for the reduction of reverse solute flux and fouling of osmotic energy driven membranes[J]. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 2020, 83: 343 – 350.
- [47] TOW E W, RENCKEN M M, LIENHARD V J H. In situ visualization of organic fouling and cleaning mechanisms in reverse osmosis and forward osmosis[J]. *Desalination*, 2016, 399: 138 – 147.
- [48] CHEN G, WANG Z W, LI X M, et al. Concentrating underground brine by FO process: Influence of membrane types and spacer on membrane scaling[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2016, 285: 92 – 100.
- [49] XIE M, TANG C Y Y, GRAY S R. Spacer-induced forward osmosis membrane integrity loss during gypsum scaling[J]. *Desalination*, 2016, 392: 85 – 90.
- [50] CHOI Y, HWANG T M, JEONG S, et al. The use of ultrasound to reduce internal concentration polarization in forward osmosis[J]. *Ultrasonics Sonochemistry*, 2018, 41: 475 – 483.
- [51] HEIKKINEN J, KYLLONEN H, JARVELA E, et al. Ultrasound-assisted forward osmosis for mitigating internal concentration polarization[J]. *Journal of Membrane Science*, 2017, 528: 147 – 154.
- [52] ARJMANDI W M, PEYRAVI M, ALTAEE A, et al. A state-of-the-art protocol to minimize the internal concentration polarization in forward osmosis membranes[J]. *Desalination*, 2020, 480: 114355.