# 温度对正渗透工艺性能的影响

# 李洁王军\*白羽侯得印 栾兆坤

(中国科学院生态环境研究中心环境水质学国家重点实验室,北京 100085)

摘 要 正渗透技术是一种以渗透压差为驱动力的新型膜分离工艺。温度是影响正渗透过程的关键因素。为考察温度在工艺运行中的重要作用,研究了温度对正渗透膜特性及工艺性能的影响,探讨通量衰减机制。结果表明,温度影响汲 取液动态稀释、浓差极化和膜污染等的效应程度,进而影响正渗透性能。高温能够明显增加水通量和回收率,且汲取液温 度影响比原料液显著。因此,合理优化温度条件是降低能耗提高正渗透性能的有效途径。

关键词 正渗透 温度效应 膜污染 浓差极化现象

中图分类号 X505 文献标识码 A 文章编号 1673-9108(2014) 10-4168-07

# Effect of temperature on performance of forward osmosis process

Li Jie Wang Jun Bai Yu Hou Deyin Luan Zhaokun

(State Key Laboratory of Environmental Aquatic Chemistry Research Center for Eco-Environmental Sciences , Chinese Academy of Sciences Beijing 100085 , China)

**Abstract** Forward osmosis (FO) is an innovative membrane process driven by the osmotic pressure gradient across the membrane. Temperature accounts for a key factor that affects the FO process. In the current work , the impact of temperature on the membrane properties and FO performance were investigated to explore the important role of temperature. Then the mechanism of flux decline was discussed. The results indicated that temperature affects the degree of DS dynamic dilution concentration polarization and membrane fouling therefore affecting the performance of FO process. The high temperature can significantly increase water flux and recovery and DS temperature rather than FS temperature plays a dominant role. Hence an optimal temperature condition is an effective method to improve the FO performance with lower energy consumption.

Key words forward osmosis; temperature effect; membrane fouling; concentration polarization phenomenon

正渗透(forward osmosis ,FO) 技术是一种低能 耗、低污染的新型膜分离工艺<sup>[1]</sup>。FO 过程以膜两 侧溶液的渗透压差作为驱动力,使水自发地从具有 较低渗透压的原料液(feed solution ,FS) 一侧通过选 择透过性膜流向较高渗透压的汲取液(draw solution ,DS) 一侧,而溶质分子或离子被截留<sup>[14]</sup>,从而 使原料液被浓缩,汲取液被稀释。与传统的膜分离 工艺相比正渗透技术具有回收率高、浓水排放少、无 需外压、膜污染低的显著优势<sup>[3,4]</sup>,在水处理脱盐和 新能源领域具有巨大的潜在应用价值<sup>[2,4]</sup>。

影响正渗透过程的因素主要包括膜的性能、溶液性质和运行参数等<sup>[5-8]</sup>。除了 FO 膜、汲取剂种类及汲取剂回收方式外,正渗透脱盐效率主要取决于运行参数的优化,如 FO 运行模式(膜放置方向)、汲取液浓度、温度、流速等<sup>[9-2]</sup>,其中温度是膜脱盐过程的重要参数,影响溶质的溶解度、溶液的渗透压,

与传质与传热过程及膜污染和浓差极化等现象直接 相关<sup>[1349]</sup>。目前,国内外对 FO 工艺中温度影响的 研究表明,升高系统温度能明显提高水通量<sup>[20]</sup>,且 主要归因于温度对溶液物化性质的影响。但 FS 一 侧与 DS 一侧温度的影响效果并不明确<sup>[21,22]</sup>,且 FO 通量衰减机理及两侧料液温度对 FO 过程中动态稀 释、膜污染及浓差极化等效应的影响鲜有报道。因 此,系统研究温度对 FO 脱盐过程的影响,有助于全 面掌握 FO 脱盐过程的温度效应。

本研究针对温度对正渗透工艺性能的影响,考察FO膜特性、水通量、反向盐通量、水回收率和膜

作者简介: 李洁(1988—), 女, 硕士研究生, 主要从事膜法水处理相 关研究工作。E-mail: lijieifk@126.com

\* 通讯联系人 E-mail: junwang@ rcees. ac. cn

基金项目:国家自然科学基金资助项目(51378491 21307149) 收稿日期:2013-09-21;修订日期:2013-10-16

污染情况随温度的变化规律,并对通量衰减机理进行分析,探讨温度影响机制,提出较佳的温度运行条件,为提高正渗透性能和分离效率提供理论依据与参考。

### 1 实验材料与方法

#### 1.1 实验材料

实验用 FO 膜为美国 Hydration Technologies Inc (HTI) 公司提供的醋酸纤维素(cellulose triacetate, CTA) 膜 膜厚度约 50 μm ,活性层非常致密(类似于反渗透膜) ,多孔支撑层孔径约为 0.5 nm。

#### 1.2 实验装置

FO 膜的纯水渗透系数和溶质渗透系数测定采用 RO 膜过滤装置(SEPA CFII 美国 GE Osmonics), 有效膜面积为 138.7 cm<sup>2</sup>(14.6 cm × 9.5 cm)。

FO 膜结构参数及性能测定采用自制的正渗透 实验装置,如图1所示。由平板膜组件、原料液筒、 汲取剂筒构成,膜组件两侧具有对称流道,中间由膜 隔开;利用循环泵(MP-20R,上海新西山)使膜两侧 流道内的原料液和汲取液形成循环流动,通过流量 计(LZM-15T,浙江金泰)控制两侧液体流量分别为 1 L/min;利用恒温水浴(HH-601,江苏菲普)控制膜 两侧液体温度,由温度计记录进出口温度变化;原料 液筒置于电子天平(ML3002,梅特勒托利多)上,与 电脑连接用以连续记录溶液质量变化,用多参数在 线监测系统(KM2000,德国迈格)监测料液侧电导 率和汲取液侧氯离子浓度变化。膜有效面积为 61.6 cm<sup>2</sup>(8.8 cm×7 cm),膜组件每侧10个流道, 单个流道尺寸为8.8 cm×0.7 cm×0.1 cm。





Fig. 1 Schematic diagram of forward osmosis system

# 1.3 分析项目与方法

正渗透性能参数主要包括水通量、反向溶质通 量、水回收率、截留率等。水通量为单位时间内单位 膜面积通过的水的体积、其公式为:

$$J_{\rm W} = \frac{\Delta W}{\rho S \Delta t} \tag{1}$$

式中:  $J_w$  为水通量 ,L/( $m^2 \cdot h$ );  $\Delta W$  为透过膜的水 质量 ,kg;  $\rho$  为水的密度 ,kg/m<sup>3</sup>; S 为有效膜面积 ,  $m^2$ ;  $\Delta t$  为运行时间 ,h。

反向溶质通量为单位时间内单位膜面积由汲取 液扩散进入原料液的溶质质量 ,其公式为:

$$J_{\rm S} = \frac{C_{\rm F}(V_{\rm F0} - J_{\rm W}S\Delta t)}{S\Delta t}$$
(2)

式中:  $J_s$  为反向溶质通量  $g/(m^2 \cdot h)$ ;  $C_F$  为原料液 中 NaCl 浓度 g/L;  $V_{F0}$ 为原料液初始体积 L。

水回收率为透过液体积与初始原料液体积之 比 其公式为:

$$R = V_{\rm P} / V_{\rm F0} \times 100\%$$
 (3)

式中: R 为回收率 ,%; V<sub>P</sub> 为透过液体积 ,L。

膜特性参数主要包括纯水渗透系数 A、溶质渗透系数 B、膜结构参数 S 其公式分别为<sup>[23]</sup>:

$$A = J_{\rm W}^{\rm RO} / \Delta P \tag{4}$$

式中: A 为纯水渗透系数 ,m/(s • Pa);  $J_w^{RO}$  为 RO 纯 水通量 ,m/s;  $\Delta P$  为 RO 操作压力 ,Pa。

$$B = J_{\rm W}^{\rm NaCl} \left(\frac{1 - R_{\rm S}}{R_{\rm S}}\right) \exp\left(-\frac{J_{\rm W}^{\rm NaCl}}{k}\right)$$
(5)

式中: B 为溶质渗透系数 ,m/s;  $J_w^{NaCl}$  为进料液为 NaCl 的水通量 ,m/s; k 为质量传递系数 ,m/s。

$$S = \frac{D_{\rm S}}{J_{\rm W}^{\rm FO}} \ln \left( \frac{B + A \pi_{\rm D,b}}{B + J_{\rm W}^{\rm FO} + A \pi_{\rm F,m}} \right) \tag{6}$$

式中: *S* 为膜结构参数 , $\mu$ m;  $J_W^{FO}$  为 FO 纯水通量 ,m/s;  $\pi_{D_b}$ 为 FO 汲取液渗透压 ,Pa;  $\pi_{F_m}$ 为 FO 原料液侧 膜面渗透压 ,Pa;  $D_s$  为溶质扩散系数 ,m<sup>2</sup>/s; 20°C、35°C、50°C 时 NaCl 的分别取值 1.21×10<sup>-9</sup>、1.86×10<sup>-9</sup>、2.51×10<sup>-9</sup>[<sup>24]</sup>。

其中质量传递系数可由实验确定<sup>[25]</sup>,其公 式为:

$$k = \frac{J_{\rm W}^{\rm NaCl}}{\ln\left[\frac{\Delta P}{\pi_{\rm b} - \pi_{\rm p}} \left(1 - \frac{J_{\rm W}^{\rm NaCl}}{J_{\rm W}^{\rm Ro}}\right)\right]}$$
(7)

式中: *m*<sub>b</sub> 为 RO 进料液渗透压 ,Pa; *m*<sub>P</sub> 为 RO 透过液 渗透压 ,Pa。

同时,参照《水和废水监测分析方法》对 COD 进行测定,采用场发射扫描电子显微镜(FE-SEM, SU8020,日本日立)进行膜表面形貌观察。

#### 1.4 实验条件

FO 膜的纯水渗透系数和溶质渗透系数测定实验

均采用 RO 过滤方式<sup>[23]</sup> 操作压力为 2 MPa 进料液 分别为去离子水和 NaCl 溶液(0.04 mol/L)。实验前 对膜预压 15 h 使其产水量达到稳定 ,分别记录 20℃ 和 50℃下的水通量和截留率 ,以计算相应的 A B。

正渗透工艺性能测试实验采用 FO 模式,并流 方式运行,膜两侧液体流量 1 L/min;以 35 g/L NaCl 溶液作为汲取液,分别以去离子水和模拟生活污水 (COD: 300~400 mg/L)作为原料液,配制方法如 下:葡萄糖 169.0 mg/L,蛋白胨 169.0 mg/L,NaCl 63.0 mg/L,(NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 63.0 mg/L,KH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> 44.0 mg/L,MgSO<sub>4</sub> • 7H<sub>2</sub>O 94.0 mg/L,NaHCO<sub>3</sub> 94.0 mg/L,CaCl<sub>2</sub> • 2H<sub>2</sub>O 31.0 mg/L,FeSO<sub>4</sub> • 2H<sub>2</sub>O 2.2 mg/L。初始料液体积各 1 L 温度条件设定为 20°C、 30°C、40°C和 50°C。运行前,先将管道内充满对应 溶液,以去除其对原料液质量变化的影响。

膜结构参数通过 FO 实验测定<sup>[23]</sup> ,原料液为去 离子水,分别在 20 °C 和 50 °C 下进行,其他条件不变, 记录通量值,计算 *S* 值。

#### 2 结果与讨论

#### 2.1 温度对膜特性的影响

纯水渗透系数 A、溶质渗透系数 B、膜结构参数 S 是表征膜特性的重要参数。A、B 评价膜的渗透性 能 S 反映膜的多孔支撑层结构。对于 FO 工艺 ,较 高的 A 值和较低的 B 值是有利的 ,并且 S 值越小 , 多孔支撑层的浓差极化效应越低 ,工艺性能 越好<sup>[26]</sup>。

表1为 CTA FO 膜在不同温度条件下的 A、B、S 值。可以看出 A、B 值均随料液温度上升而增加,这 主要是由于温度升高,水粘度下降和溶质扩散系数 增加,从而使水和溶质的渗透性增加,一方面增加 FO 水通量,另一方面会影响截留率。此外,温度由 20℃升高到 50℃膜结构参数有所下降但变化不大, 这可能是温度升高降低了浓差极化效应所致。

表1 不同温度条件下 CTA FO 膜的 A B S 值

 Table 1
 A
 B
 and S
 S
 values of CTA FO
 membrane

 at different temperatures
 A
 B
 A
 A
 B
 A
 A
 B
 A
 A
 B
 A
 A
 B
 A
 A
 B
 A
 A
 B
 A
 A
 B
 A
 A
 B
 A
 A
 B
 A
 A
 B
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A
 A<

温 度 (℃)	纯水渗透系数 A( m/( s・Pa) )	溶质渗透系数 <i>B</i> ( m/s)	膜结构参数 <i>S</i> ( m)
20	$4.06 \times 10^{-12}$	1.54 × 10 <sup>-7</sup>	0.000261
35	6.31 × 10 <sup>-12</sup>	$2.28 \times 10^{-7}$	0.000252
50	9.47 × 10 $^{-12}$	$2.74 \times 10^{-7}$	0.000239

#### 2.2 温度对正渗透性能的影响

同时改变原料液和汲取液温度(两侧无温差), 其他运行参数保持不变,考察不同温度条件(20℃、 30℃、40℃和50℃)下的正渗透性能。图2为不同 温度条件下的水通量随时间的变化情况。结果表 明 温度对正渗透性能具有显著影响。水通量随时 间逐渐降低,温度越高下降幅度越大。这主要是由 于高温条件下初始通量较高,汲取液一侧的动态稀 释效应较显著,渗透压下降较快,但除汲取液的动态 稀释效应外,通量下降还受其他因素(浓差极化、膜 污染等)影响<sup>[14]</sup>。



图 2 不同温度条件下(两侧无温差) 水通量随时间的变化

Fig. 2 Water flux as a function of time for FO process operated at different temperatures

由上图可知,20℃时水通量仅为10.87 L/(m<sup>2</sup>・h),升温至50℃时,水通量达26.65 L/(m<sup>2</sup>・h), 增加145.09%,这与2.1 中A的变化规律是一致的。正渗透性能的变化主要是由于温度对溶液性质的影响。溶液温度升高,一方面,溶液渗透压增加, 增大了传质过程的驱动力;另一方面,流体粘度下降,扩散系数增加,溶质阻力下降,促进了水由原料液侧向汲取液侧的传输。此外,温度从20℃增加至 50℃时,每增加10℃,水通量增加值分别为 44.56%、45.21%和55.32%。说明温度越高,单位 温度的水通量增加值越大,此时输入单位热能可以获得更高的水通量。

图 3 为回收率和反向溶质通量随温度的变化情况。20℃时,系统运行 7 h 的回收率仅为 46.28%, 反向溶质通量为 3.02 g/(m<sup>2</sup> • h),升温至 50℃时, 回收率达 96.83%,反向溶质通量达 7.00 g/(m<sup>2</sup> • h)。说明升高温度明显增加了正渗透的透水性能, 同时温度影响溶质扩散系数,且对膜的结构参数略





有影响 因此膜对汲取溶质的截留性能稍有下降。

#### 2.3 温差对正渗透性能的影响

分别改变原料液或汲取液温度,其他运行参数 保持不变,考察不同温差条件下的正渗透性能。图 4 为水通量和反向溶质通量随温差的变化情况。保 持原料液温度为 20℃,汲取液温度从 20℃上升至 50℃时,水通量由 10.87 L/(m<sup>2</sup>・h) 升至 19.17 L/ (m<sup>2</sup>・h),增加 76.29%,每增加 10℃,水通量增加 值分别为 19.23%、19.33%和 37.73%;保持汲取液 温度为 20℃,原料液温度从 20℃上升至 50℃时,水 通量升至 16.62 L/(m<sup>2</sup>・h),增加 52.88%,每增加 10℃,水 通量增加值分别为 6.57%、9.68% 和 36.63%;2 种条件下的反向溶质通量分别由 3.02 g/(m<sup>2</sup>・h)升至 5.81 g/(m<sup>2</sup>・h)和 5.00 g/(m<sup>2</sup>・ h),其增加趋势与水通量情况相似。





结果表明 温差越大,水通量和反向溶质通量越高。但在两侧料液温差相等的条件下,只升高 DS

一侧温度比只升高 FS 一侧时,通量增加更明显且单位温差的通量增加值较大,且水通量(19.17 L/(m<sup>2</sup> • h))高于两侧同时升温时水通量(26.65 L/(m<sup>2</sup> • h))的一半。说明只提高汲取液温度,能够在明显降低系统热量消耗的前提下获得较高的水通量,即较好的正渗透性能。

分别以去离子水和模拟生活污水作为原料液, 水通量随时间的变化情况如图 5 所示。相同条件下 前者通量较后者高,这主要是由于以去离子水作为 原料液,正渗透过程的净驱动力较高,且只在 DS 一 侧存在稀释性的内浓差极化现象(internal concentration polarization ,ICP),以模拟生活污水作为原料 液,净驱动力较低,且分别在膜两侧存在稀释性的 ICP 和浓缩性的外浓差极化现象(external concentration polarization ,ECP)。汲取液一侧温度升高至 50℃ 模拟生活污水原料液的水通量增加值(95. 88%)高于去离子水原料液(76.29%),说明在较高 温度下,浓缩性的 ECP 对正渗透过程通量下降的影 响较小,同时较高的水通量加重了稀释性的 ICP,是 通量下降的主要因素。



图 5 不同原料液组成和温度条件下水通量随时间的变化 Fig. 5 Water flux as a function of time for FO experiments conducted under different FS and temperature conditions

## 2.4 正渗透通量衰减机制分析

表 2 为不同温度条件下,系统运行过程中通量 衰减数据及分析结果。表中 $J_{w0}$ 为系统初始水通 量 $J_{w1}$ 为运行 7 h 后的水通量,系统运行 7 h 后汲取 剂浓度下降为 $c J_c$ 为以c为初始汲取剂浓度时的水 通量 $J_R$ 为对膜进行水力清洗后的水通量恢复值。 因此,该过程中总通量衰减值可表示为 $T = (1 - J_{w1}/J_{w0}) \times 100\%$ <sup>[27]</sup>,动态稀释作用导致的通量 衰减值为 $D = (1 - J_c/J_{w0}) \times 100\%$ ,不可逆污染导 致的通量衰减值为 $F = (1 - J_R/J_{w0}) \times 100\%$ ,则浓差 表 2 正渗透过程通量下降数据及分析结果

Table 2Flux decline results and analysis of FO process											
温度条件	通量(L/(m² • h))			通量衰减值(%)							
	${J}_{ m W0}$	${J}_{ m Wt}$	${J}_{ m R}$	$J_{ m c}$	总衰减值 ( <i>T</i> )	动态稀释作用 导致( <i>D</i> )	不可逆污染 导致( <i>F</i> )	浓差极化及 可逆污染导致( <i>C</i> )			
FS: 20°C ,DS: 20°C	10.87	9.60	10.66	10.11	11.73	7.01(60%)	1.95(16%)	2.77(24%)			
FS: 20°C ,DS: 50°C	19.17	14.89	18.57	16.40	22.34	14.44(65%)	3.12(14%)	4.77(21%)			
FS: 50°C ,DS: 50°C	26.65	17.13	25.57	20.11	35.70	24.54(69%)	4.04(11%)	7.12(20%)			

极化及可逆污染导致的通量衰减值为C = T - D - DF。括号中数据为该作用在导致通量衰减的各作用 总和中所占的比例。

由表 2 可见,正渗透过程通量衰减主要是由于 动态稀释作用所导致,膜污染和浓差极化的影响相 对较小。并且温度越高,各影响所导致的通量衰减 值越大。膜分离过程中不能通过水力清洗去除的污 染称为不可逆污染<sup>[28]</sup>。不可逆污染作用效果的变 化主要是由于温度对污染物在膜孔及膜表面的分布 产生影响 温度升高影响膜孔结构 使污染物更易在 膜孔道中吸附,引起膜孔堵塞(不可逆污染)加重。 此外 温度升高 溶质分子热运动增强 不利于浓差 极化层的形成 ,从而减小浓差极化效应。但浓差极 化和可逆污染导致的通量下降值随温度上升而增 加,说明温度升高可能加重了膜表面的可逆污染。

图 6 为正渗透膜表面的 FE-SEM 谱图。观察膜 表面形貌可以看出 不同温度条件下 正渗透膜污染 程度不同。无温差条件下 20℃时仅有少量污染物 结晶沉积于膜表面 50℃时污染物更紧密的覆盖于 膜表面。因此 高温对膜污染造成不良影响。而保 持原料液温度为 20℃,汲取液温度从 20℃上升至 50℃时 膜表面污染程度介于无温差 20℃和无温差 50℃之间 膜表面污染物结晶增加 但未完全覆盖膜 表面。因此 温度越高 膜表面污染越严重 对通量 下降的影响越明显。

进一步分析发现 温度升高 各作用的影响权重 变化不同 动态稀释作用影响权重增加 而膜污染和 浓差极化的影响权重减少。这主要是由于动态稀释 作用是通量衰减的主要控制步骤 温度上升使其对 通量下降的影响增加明显 故其他影响的比例相对 减小。因此 ,保持运行过程中汲取剂浓度恒定 ,可以 减缓动态稀释速率、控制通量的过快下降 如联合膜 蒸馏(MD) 工艺实现汲取剂的浓缩循环。



(c) 污染膜, FS: 20℃, DS: 50℃ (d) 污染膜, FS: 50℃, DS: 50℃

#### 图 6 正渗透膜表面的 FE-SEM 谱图

Fig. 6 FE-SEM images of virgin and fouled FO membrane from experiments conducted at different temperatures

随时间的衰减程度更加明显。而前面提到只提高汲 取液一侧温度能够获得较高的水通量和回收率,而 此时膜污染情况相对较轻,通量衰减程度较小。因 此只提高汲取液温度是一种较高效的 FO 运行 方式。

2.5 正渗透长期运行效果

膜污染能够引起膜通量的下降及膜寿命的缩 短 因此污染膜的清洗对长期运行过程中的膜分离 性能产生影响<sup>[28,29]</sup>。

图 7 为上述温度条件下 FO 长期运行的水通量 和回收率变化情况。实验共进行6个循环,每个循 环重新加入原料液和汲取液,膜不更换。循环4进 行前对膜表面进行高流速清洗,其他循环不对膜进 行清洗。由各循环结果看出,循环1至循环4的水 通量和回收率逐次略有下降。对膜进行清洗后,循 环5 较之前增加,但略低于循环1的水通量和回收 综上所述 温度升高,正渗透通量增加,但通量 率,之后,循环6又有所下降。说明正渗透膜表面的

污染物易于去除,高流速清洗能够较大程度地减轻 膜表面的污染,使水通量和回收率得到一定程度的 恢复。这主要是由于正渗透过程由溶液渗透压驱 动,不需要外加高压,从而使膜污染情况较轻。因 此,采用物理清洗的方式即可使膜污染情况得到明 显改善。



图 7 FO 连续运行模式水通量和回收率随时间的变化

Fig. 7 Water flux and recovery as a function of time for FO process conducted in continuous mode

#### 3 结 论

温度对正渗透过程具有显著影响,水通量随温度的升高而增大,且温度越高,输入单位热能可以获得更高的水通量。汲取液温度影响比原料液显著, 只提高汲取液温度,能够在明显降低系统热量消耗的前提下获得较高的水通量和较低的膜污染,是一种高效的运行方式。

正渗透通量随时间衰减是汲取液动态稀释、浓 差极化和膜污染等因素综合作用的结果。温度升高 直接影响溶液性质、膜的性能以及溶液与膜的交互 作用,增大了传质过程的驱动力,促进了水由原料液 向汲取液的传输,进而对上述导致通量下降的效应 程度产生影响。因此,合理控制温度条件是提高正 渗透分离性能和产水水质的有效途径。

#### 参 考 文 献

- [1] Su J. C. Zhang S. Ling M. M. et al. Forward osmosis: An emerging technology for sustainable supply of clean water. Clean Technologies and Environmental Policy, 2012, 14 (4):507-511
- [2] Chung T. S. Zhang S. ,Wang K. Y. et al. Forward osmosis processes: Yesterday , today and tomorrow. Desalination , 2012 287: 78-81
- [3] Cath T. , Childress A. , Elimelech M. Forward osmosis: Prin-

ciples ,applications , and recent developments. Journal of Membrane Science **2006** 281(1-2):70-87

- [4] Zhao S. F. Zou L. D. , Tang C. Y. , et al. Recent developments in forward osmosis: Opportunities and challenges. Journal of Membrane Science 2012 396: 1-21
- [5] McCutcheon J. R. ,McGinnis R. L. ,Elimelech M. Desalination by ammonia-carbon dioxide forward osmosis: Influence of draw and feed solution concentrations on process performance. Journal of Membrane Science ,2006 ,278 (1-2): 114-123
- [6] Xu Y. Peng X. Y. ,Tang C. Y. ,et al. Effect of draw solution concentration and operating conditions on forward osmosis and pressure retarded osmosis performance in a spiral wound module. Journal of Membrane Science 2010 348(1-2): 298-309
- [7] Zhao S. F. ,Zou L. D. Relating solution physicochemical properties to internal concentration polarization in forward osmosis. Journal of Membrane Science ,2011 ,379 (1-2): 459-467
- [8] Lay W. C. L. Zhang J. S. , Tang C. Y. et al. Factors affecting flux performance of forward osmosis systems. Journal of Membrane Science 2012 394-395: 151–168
- [9] Petrotosa K. B. Quanticka P. Petropakis H. A study of the direct osmotic concentration of tomato juice in tubular membrane-module configuration. I. The effect of certain basic process parameters on the process performance. Journal of Membrane Science **,1998**, 150(1):99-110
- [10] Dova M. I. ,Petrotos K. B. ,Lazarides H. N. On the direct osmotic concentration of liquid foods. Part I: Impact of process parameters on process performance. Journal of Food Engineering **2007**, 78(2): 422-430
- [11] Jin X. ,She Q. H. ,Ang X. ,et al. Removal of boron and arsenic by forward osmosis membrane: Influence of membrane orientation and organic fouling. Journal of Membrane Science 2012 ,389: 182–187
- [12] She Q. H ,Jin X. ,Tang C. Y. Osmotic power production from salinity gradient resource by pressure retarded osmosis: Effects of operating conditions and reverse solute diffusion. Journal of Membrane Science , 2012 , 401-402: 262-273
- [13] Dale M. C. ,Okos M. R. Reverse osmosis membrane performance as affected by temperature and pressure. Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev **1983** 22(3):452-456
- [14] Meijer J. A. M. ,Van Rosmalen G. M. Solubilities and supersaturations of calcium-sulfate and its hydrates in seawater. Desalination **1984** 51(3): 255-305
- [15] Azis P. K. A. , Al-Tisan I. Sasikumar N. Biofouling poten-

tial and environmental factors of seawater at a desalination plant intake. Desalination **2001** ,135(1-3):69-82

- [16] Goosen M. F. A. ,Sablani S. S. ,Al-Maskari S. S. ,et al. Effect of feed temperature on permeate flux and mass transfer coefficient in spiral-wound reverse osmosis systems. Desalination **2002**, 144(1-3): 367-372
- [17] Agashichev S. P. Reverse osmosis at elevated temperatures: Influence of temperature on degree of concentration polarization and transmembrane flux. Desalination ,2005 , 179(1-3):61-72
- [18] Jawor A. ,Hoek E. M. V. Effects of feed water temperature on inorganic fouling of brackish water RO membranes. Desalination 2009 235(1-3):44-57
- [19] Jin X. Jawor A. ,Kim S. et al. Effects of feed water temperature on separation performance and organic fouling of brackish water RO membranes. Desalination 2009 239(1-3): 346-359
- [20] Zhao S. F. ,Zou L. D. Effects of working temperature on separation performance ,membrane scaling and cleaning in forward osmosis desalination. Desalination ,2011 ,278 (1– 3):157-164
- [21] Phuntsho S. ,Vigneswaran S. ,Kandasamy J. ,et al. Influence of temperature and temperature difference in the performance of forward osmosis desalination process. Journal of Membrane Science **2012** A15-416: 734-744
- [22] 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.

Chemical Engineering Journal 2012 ,198-199:52-60

- [23] Yip N. Y. ,Tiraferri A. ,Phillip W. A. ,et al. High performance thin-film composite forward osmosis membrane. Environmental Science & Technology ,2010 ,44 (10): 3812-3818
- [24] Sano Y. J. , Yamamoto S. Mutual diffusion coefficient of aqueous sugar solution. Journal of Chemical Engineering of Japan **1993** 26(6):633-636
- [25] Sutzkover I. ,Hasson D. ,Semiat R. Simple technique for measuring the concentration polarization level in a reverse osmosis system. Desalination 2000 ,131(1-3):117-127
- [26] Gerstandt K. ,Peinemann K. V. ,Skilhagen S. E. ,et al. Membrane processes in energy supply for an osmotic power plant. Desalination **2008** 224(1-3):64-70
- [27] Kaya Y. ,Barlas H. ,Arayici S. Nanofiltration of Cleaningin-Place (CIP) wastewater in a detergent plant: Effects of pH ,temperature and transmembrane pressure on flux behavior. Separation and Purification Technology ,2009 ,65 (2):117-129
- [28] Cornelissen E., Harmsen D., Dekorte K. et al. Membrane fouling and process performance of forward osmosis membranes on activated sludge. Journal of Membrane Science, 2008 319(1-2):158-168
- [29] Arkhangelsky E. ,Wicaksana F. ,Chou S. ,et al. Effects of scaling and cleaning on the performance of forward osmosis hollow fiber membranes. Journal of Membrane Science , 2012 ,415-416: 101-408