Modeling and Simulation 建模与仿真, 2026, 15(11), 38-50
Published Online November 2026 in Hans. https://www.hanspub.org/journal/mos
https://doi.org/10.12677/mos.2026.1511154

Hans汉斯

卷烟厂废水反渗透分离过程的数值模拟研究

蔡炎嶙*，陈　荣，赵珏炜

上海烟草集团有限责任公司，上海

收稿日期：2026年10月11日；录用日期：2026年11月4日；发布日期：2026年11月10日

摘　要

基于反渗透分离的高品质再生水回用是提高卷烟厂水资源利用效率的重要途径。以某卷烟厂废水处理产生的回用水作为进水水质条件，通过计算流体力学软件建立反渗透分离用户自定义函数模型，考察了进水温度和压力对反渗透分离过程产水与脱盐效果的影响。模拟结果表明：进水压力对膜面温度和流道内压力分布的影响明显弱于温度；浓水流道内沿程压力损失沿着膜片长度方向逐渐累积增大，进水压力升高使更多水透过膜、浓水流量减小，故总压力损失随进水压力升高而降低。膜元件边界层内无机盐浓度沿轴向增高，产生浓差极化现象，致使膜元件尾端容易受到结垢影响。随着进水温度或压力升高，边界层内无机盐浓度升高。膜元件边界层内存在明显的通量梯度；进水压力提高导致边界层内通量梯度和最大通量均增加。反渗透膜的过膜水通量沿轴向逐渐递减，且随着进水压力升高，过膜水通量增加，同时其衰减程度提高。进水压力对浓差极化现象和过膜水通量的影响强于温度。研究结果可为实际进水条件下混合盐溶液反渗透分离过程流道内的流动特征和无机盐分布及运行优化提供参考。

关键词

废水再生，反渗透分离，计算流体力学，无机盐，膜通量

Numerical Study on the Reverse Osmosis Separation Process of Cigarette Factory Wastewater

Yanlin Cai*, Rong Chen, Juewei Zhao

Shanghai Tobacco Group Co., Ltd., Shanghai

Received: October 11, 2026; accepted: November 4, 2026; published: November 10, 2026

*第一作者。

文章引用: 蔡炎嶙, 陈荣, 赵珏炜. 卷烟厂废水反渗透分离过程的数值模拟研究[J]. 建模与仿真, 2026, 15(11): 38-50.
DOI: 10.12677/mos.2026.1511154

Abstract

High-quality reclaimed water reuse based on reverse osmosis (RO) separation is an important route to improving water resource utilization efficiency in cigarette factories. Taking the reclaimed water produced by the wastewater treatment of a cigarette factory as the influent water, a user-defined function (UDF) model for RO separation was established using computational fluid dynamics (CFD) software, and the effects of influent temperature and pressure on the water production and desalination performance of the RO separation process were investigated. The simulation results show that the influence of influent pressure on the membrane surface temperature and the pressure distribution in the flow channel is significantly weaker than that of temperature. The head loss in the concentrate channel gradually increases along the axial direction of the membrane element. As the influent pressure rises, the head loss gradually declines. The concentration of inorganic salts in the boundary layer of the membrane element increases elevates along the axial direction, resulting in concentration polarization, making the end of the membrane element susceptible to scaling. With the increment of influent temperature or pressure, the concentration of inorganic salts in the boundary layer rises. An obvious flux gradient in the boundary layer of the membrane element exists. As the influent pressure increases, both the flux gradient and the maximum flux in the boundary layer rise. The permeate flux of the RO membrane gradually drops along the axial direction, and with the increment of influent pressure, the permeate flux increases along with the increase of its attenuation degree. The influence of influent pressure on concentration polarization and permeate flux is stronger than that of temperature. The work provides a reference for the flow characteristics and inorganic salts distribution in the flow channel as well as for operational optimization.

Keywords

Wastewater Reclamation, Reverse Osmosis Separation, Computational Fluid Dynamics, Inorganic Salts, Membrane Flux

Copyright © 2026 by author(s) and Hans Publishers Inc.
This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY 4.0).
http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/
Open Access

1. 引言

我国淡水资源匮乏，中水回用是提高工业企业水资源利用效率的有效途径。近年来，《工业废水循环利用实施方案》和《工业水效提升行动计划》等要求逐步实现工业废水资源化利用，提升工业用水集约利用程度[1]。一方面，卷烟生产过程对新鲜水的需求较高，如循环冷却水用水量约占生产用水总量的30%；另一方面，我国烟草生产企业每年产生大量的废水，简单处理后，以绿化灌溉、道路与车辆清洗、消防储备和除异味设备补水等城市杂用水方式回用为主[2]，高品质水循环利用不足。反渗透膜可以选择性地透过水而截留离子物质，反渗透分离技术是利用外界压力克服膜两侧的渗透压使浓水侧的水流向产水侧，实现盐水分离，已被广泛应用于海水淡化、纯水制造、中水回收以及工业废水处理等领域[3]-[6]。传统反渗透膜性能试验可以有效地评价分离过程总压降、膜通量、脱盐率和膜污染等[7]，但难以具体描述反渗透膜元件流道内流动、盐浓度分布等现象以及分析不同离子的浓差极化差异及其原因。计算流体力学(CFD)可以从流动和传质的角度深入揭示膜元件内的水流特性，作为试验的验证或补充，降低试验和设计成本[8] [9]。而且，现有工作常用简化的纯 NaCl 溶液作为无机盐研究反渗透分离过程[10]，难以反映实际进水条件下混合盐溶液的渗透压特性对反渗透膜分离性能的影响。

以某卷烟厂废水处理产生的回用水为研究对象，基于计算流体力学软件构建反渗透分离用户自定义函数(UDF)模型，考察进水温度和压力对反渗透膜产水和脱盐效果的影响，分析含多种无机盐进水条件下膜元件浓差极化分布特征。

2. 计算方法与模型验证

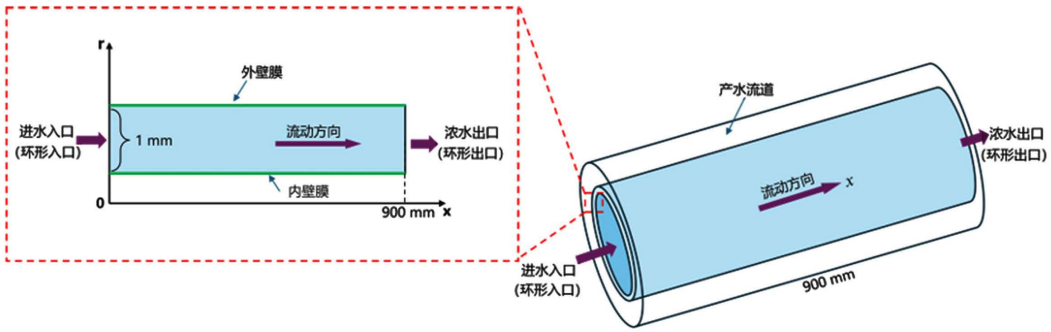
2.1. 研究对象

本文以某卷烟厂废水处理产生的回用水为进水水质，反渗透分离后产水水质符合《城市污水再生利用 工业用水水质》(GB/T 19923-2024)中间冷开式循环冷却水补充水的水质要求。进水溶解性固体总量为565 mg/L，主要无机盐阳离子为 Na^+、K^+、Ca^{2+}和 Mg^{2+}，主要阴离子为硫酸根和氯离子，其主要水质成分如表 1 所示。

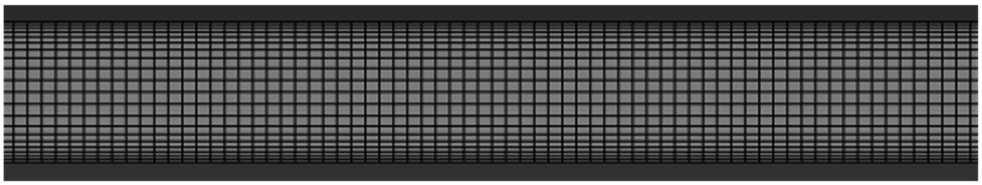
Table 1. Reclaimed water quality
表 1. 回用水水质

pH	TDS (mg/L)	碱度(mg/L)	硬度(mg/L)	离子浓度(mg/L)					
				Ca^{2+}	Mg^{2+}	K^+	Na^+	SO_4^{2-}	Cl^-
7.5	565	147	161	48.2	9.78	7.81	36.9	54.2	51.6

2.2. 几何模型与网格



（a）反渗透膜单进水流道模拟地形



（b）网格划分

Figure 1. Computational domain and meshing of a flow channel in a reverse osmosis membrane
图 1. 反渗透膜单进水流道模拟地形与网格划分

8 寸陶氏 BW30-400 卷式反渗透膜元件由 10 片长 2.05 m、宽 0.9 m 以及有效膜面积 37.16 m^2 的膜页沿阿基米德螺旋线轨迹卷制而成。整支 BW30-400 膜元件进水流量设置为 8.6 t/h，由 10 片膜页形成的并联进水流道共同承担，各流道结构相同、运行相互独立，进水在各流道间近似均匀分配。因此，数值模拟取其中单个进水流道为代表，进口流速为 0.1 m/s；将单流道模拟结果沿并联流道扩展，即可反映整支元件的运行状态。因此，可以将卷式膜元件几何简化为单进水流道几何进行模拟。研究表明，通过模拟

单个浓水网网格而得到的膜面弧度对浓水网网格内水流分布影响可忽略不计[11]。因此，将膜元件内部的进水流道简化为绕 x 轴旋转后形成的完整二维轴对称环形流道(图 1(a))，计算区域位于二维轴对称坐标系的 x-r 平面内，轴向长度为 0.9 m，内侧膜面半径为 0.05 m，进水流道的径向厚度为 1.0 mm，内、外膜面的总有效面积为 0.571 m^2，计算域总流体区域体积为 2.86×10^{-4} m^3。计算区域左端设置为进水入口，右端设置为浓水出口，径向内侧和外侧壁面均设置为反渗透膜面，两个膜面同时发生水和溶质的跨膜传递。研究发现，在反渗透膜元件径向沿卷制阿基米德螺旋线切线方向流速约为轴向平均流速的 1.5%，对流速分布影响较小，且沿卷制阿基米德螺旋线切线方向的盐浓度仅为进水流道平均浓度的 1%，可忽略不计[12]。因此，模拟时忽略了切线方向流动和浓度变化。

根据压力驱动的反渗透原理，利用用户自定义函数(UDF)定义膜渗透公式，采用 ANSYS Meshing 对计算区域进行网格划分，局部网格划分如图 1(b)所示。由于反渗透分离过程膜面附近存在较大的溶质浓度梯度，为提高膜面浓差极化和局部水通量的计算精度，在内、外膜面附近进行网格加密。沿流道厚度方向，膜面第一层网格尺寸为 0.02 mm，增长率设置为 1.2，边界层设置为膨胀；其余区域采用平均网格尺寸为 0.1 mm 的四面体网格。

2.3. 数学模型

反渗透膜分离过程涉及流体流动、水分子透过膜以及无机盐组分传递过程。假设流体为牛顿不可压缩流体，忽略盐浓度变化对溶液密度和黏度的影响，采用连续性方程和动量方程描述进水流道内流体运动[13]。在反渗透膜进水侧 $r=r_0$，溶剂透过反渗透膜产生一个质量汇项 S_m (式(1))和一个动量源项 S_v (式(2)) [12]。

$$S_m = -\frac{Ja}{V}, r = r_0 \tag{1}$$

$$S_v = -\frac{Jav}{V}, r = r_0 \tag{2}$$

式(1)和式(2)中，a 为溶剂透过的有效膜面积，m^2；V 为对应的有效计算域体积，m^3；J 表示对应的溶剂过膜通量，$m^3/(m^2 \cdot s)$；根据 Kedem & Katchalsky 方法，可由式(3)表示。v 表示垂直膜面方向的流速，m/s。

$$J = A(\Delta P - \Delta \Pi) \tag{3}$$

式(3)中，A 为水通过该反渗透膜的渗透性系数，m/(s·Pa)；ΔP 为膜片两侧压力差，Pa；$\Delta\Pi$ 为膜两侧溶液浓度差引起的渗透压差，Pa；采用 Pitzer 方程进行混合盐的渗透压模拟计算[14]。其中，A 与反渗透膜环境温度(T_{local}, K)之间的关系可由式(4)表示。

$$A_{local} = A_0 \times \exp\left[2700 \times \left(\frac{1}{298.15} - \frac{1}{T_{local}}\right)\right] \tag{4}$$

无机盐在整个流场内的传递过程通过质量守恒方程(式(5))表示。

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho C_j) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho u_i C_i) = \frac{\partial}{\partial x_i}\left(\rho D \frac{\partial C_j}{\partial x_i}\right) + S_{sj} \tag{5}$$

式(5)中，C_j 为无机盐 j 的浓度；u_i 和 x_i 分别表示无机盐沿第 i 个坐标方向的流速和距离；D 为无机盐扩散系数，如表 2 所示；S_{sj} 为溶质的质量源汇项，计算方法包括式(6)和式(7)。

在进水流道内，

$$r < r_0, S_{sj} = 0 \tag{6}$$

在膜片进水侧表面，

$$r = r_0, S_{sj} = -\frac{J_{sj}a}{V} \tag{7}$$

式(7)中，J_{sj}为无机盐j的过膜通量，kg/(m²·s)，可按式(8)计算。

$$J_{sj} = JC_{pj} = B_j\left(C_{mj} - C_{pj}\right) \tag{8}$$

式(8)中，B_j为无机盐j通过该反渗透膜的渗透性系数，m/s；C_{mj}和C_{pj}分别表示在膜片进水侧和产水侧的无机盐j浓度，kg/m³。其中，B与反渗透膜环境温度(T_{local}, K)之间的关系可由式(9)表示。

$$B_{local} = B_0 \times \exp\left[4000 \times \left(\frac{1}{298.15} - \frac{1}{T_{local}}\right)\right] \tag{9}$$

Table 2. Diffusion coefficient of inorganic salts [12]
表 2. 无机盐组分扩散系数[12]

无机盐	扩散系数(D, m²/s)
NaCl	1.59×10^{-9}
Na_2SO_4	1.08×10^{-9}
$MgSO_4$	1.11×10^{-9}
$CaSO_4$	0.40×10^{-9}

2.4. 物理模型设置

采用商业计算流体力学软件 ANSYS Fluent 对反渗透膜元件环形流道内产水和脱盐性能进行数值模拟。为简化计算，将实际回用水近似为 Na_2SO_4、NaCl、$CaSO_4$ 和 $MgSO_4$ 四种盐组成的混合体系，忽略碱度(HCO_3^-)等组分对流动与传质的影响；四种盐按主要成垢离子等效配制，用于考察 $CaSO_4$ 等成垢组分的浓差极化特征，未考虑与表 1 中全部离子严格化学计量等效；Na^+和 Cl^-用于电荷平衡。由于无机盐浓度较低，对溶液的黏度、密度等物理性质以及流速、压强等流动性质的影响较小，可忽略不计。采用稳态求解方法计算，计算中开启能量方程，进水温度按各工况恒定设定，膜面温度由对流换热与渗透过程耦合求解得到；根据流道内平均 Reynolds 数 224，采用层流模型[15]。二维轴对称条件下，速度分量包括轴向速度和径向速度，不计算周向速度。

膜元件进水流量为 0.0577 t/h，进水流道一侧进口设计为速度进口，流速为 0.1 m/s，进水水质如表 1 所示；另一端浓水出口设置为压力出口。膜面设置为可渗透性膜；流道内膜面设置为无滑移壁面，水和溶质的跨膜传递通过 UDF 在膜面相邻流体单元中施加质量汇项、动量汇项和溶质汇项，UDF 分别遍历内、外两个膜面，将其产生的水和溶质汇项累加到相邻流体单元中，并将质量汇项、轴向动量汇项、径向动量汇项及四种用户自定义标量(UDS)汇项分别加载到连续方程、动量方程和溶质传递方程中。

压力–速度耦合采用 SIMPLE 算法，动量方程和 UDS 方程采用一阶迎风格式。计算过程中，连续性、轴向速度和径向速度残差收敛标准设置为 1×10^{-6}，四个 UDS 方程残差收敛标准设置为 1×10^{-6}，同时监测入口和出口质量流量、膜渗透总质量流量、平均水通量以及浓水出口浓度。当各方程残差达到设定标准，且水通量和溶质通量等主要监测参数迭代过程基本保持稳定时，认为计算达到收敛。

2.5. 模型验证

通过比较网格数对模型总水通量、总溶质通量的影响进行网格独立性检验。如图 2 所示，当网格数从 85,500 增至 180,000 时，总水通量和总溶质通量的相对变化幅度极小，故采用网格数 180,000 的模型开展后续的数值模拟工作。

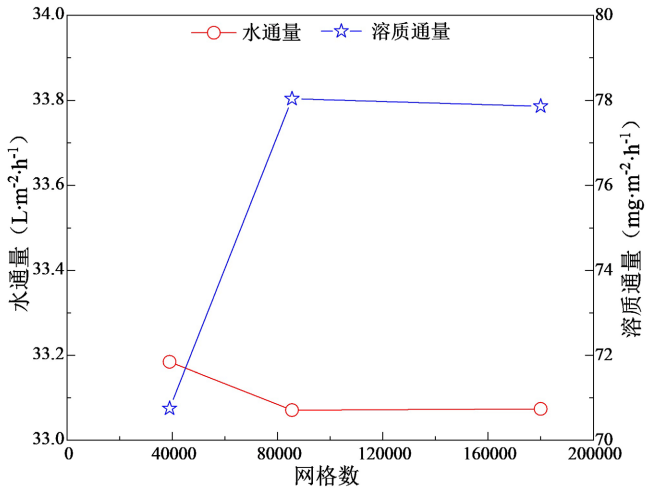


Figure 2. Mesh independence verification
图 2. 网格无关性验证

搭建了如图 3 所示的错流反渗透膜实验室测试装置，所用反渗透膜有效膜面积为 7.5 cm^2。采用该测试装置，通过改变进水温度和压力确立表 3 所示的两种实验条件，对比过膜水通量模拟值与实测值，验证模型的准确性。两种实验条件下，过膜水通量实测值与模拟值之间误差均小于 8%，表明该模型可以较准确地预测反渗透膜元件内部的水流和盐分布。

Table 3. Model validation conditions and results
表 3. 模型验证条件和结果

实验工况	进水温度	进水压力	过膜水通量		相对误差
			实测值	模拟值	
	K	MPa	L/(m^2·h)		%
1	288.5	1	23.96	24.83	3.63
2	298.5	2	72.47	66.92	7.66

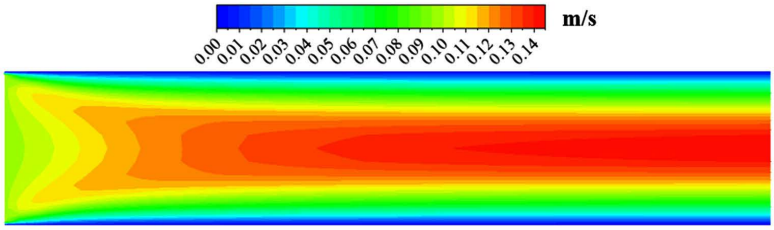


Figure 3. Reverse osmosis separation experimental setup
图 3. 反渗透分离实验装置

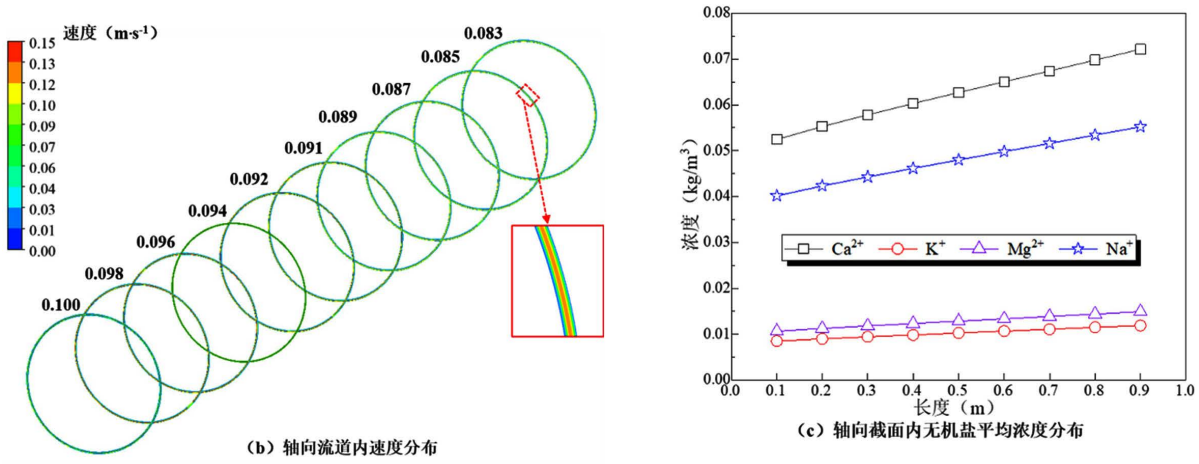
3. 结果与讨论

3.1. 流道内流速和无机盐分布

图 4 所示为进水压力 1 MPa、进水温度 298 K，距入口处 5 mm 范围内的进水速度云图以及膜元件轴向速度和无机盐浓度分布。反渗透膜运行过程中，原水从厚度为 1 mm 的进水流道一端进入膜元件，并从进水流道另一端浓水口排出。在进水流量 0.0577 t/h、进水溶质组成与浓度如表 1 所示的条件下，未设置浓水网的陶氏 BW30-400 单膜元件单流道内的原水受壁面影响，迅速产生速度梯度，靠近膜片表面附近区域内流速明显降低(图 4(a)蓝色区域)，形成稳定的流动边界层；流道中心位置维持较高流速(图 4(a)红色区域)。膜面附近的低流速状态将影响进水中溶质的传递，可能导致产生浓差极化现象[16]。如图 4(b)所示，流道内截面平均流速沿轴向递减，从进口处的 0.100 m/s 逐渐降低至靠近浓水出口处的 0.083 m/s；无机盐浓度沿轴向逐渐增加，在浓水出口处其浓度最大(图 4(c))。



（a）入口速度云图



（b）轴向流道内速度分布　（c）轴向截面内无机盐平均浓度分布

Figure 4. Inlet influent velocity contour (L = 0~5 mm) and distribution of axial velocity and average inorganic salts concentration
图 4. 入口处进水速度云图(L = 0~5 mm)及膜元件轴向速度与无机盐平均浓度分布

3.2. 进水温度对回用水反渗透分离过程的影响

当进水压力为 1 MPa 时，图 5 所示为进水温度对膜面温度分布的影响。进水温度升高导致膜面温度整体增加(图 5(a))；沿着膜片长度方向，膜面温度变化不明显，如图 5(b)所示，增幅均小于 1 K。

受沿程阻力影响，沿着膜片长度方向压力逐渐降低(图 6(a))，且进水温度对流道内压力分布具有一定的影响。随着进水温度升高，入口处高压段缩短；浓水通道内沿程压力损失随着进水温度升高逐渐降低(图 6(b))，在进水压力 1 MPa、温度 288 K 时，浓水流道沿程压力损失约为 1008.58 Pa，明显小于带浓水网的流道内压降[15]。

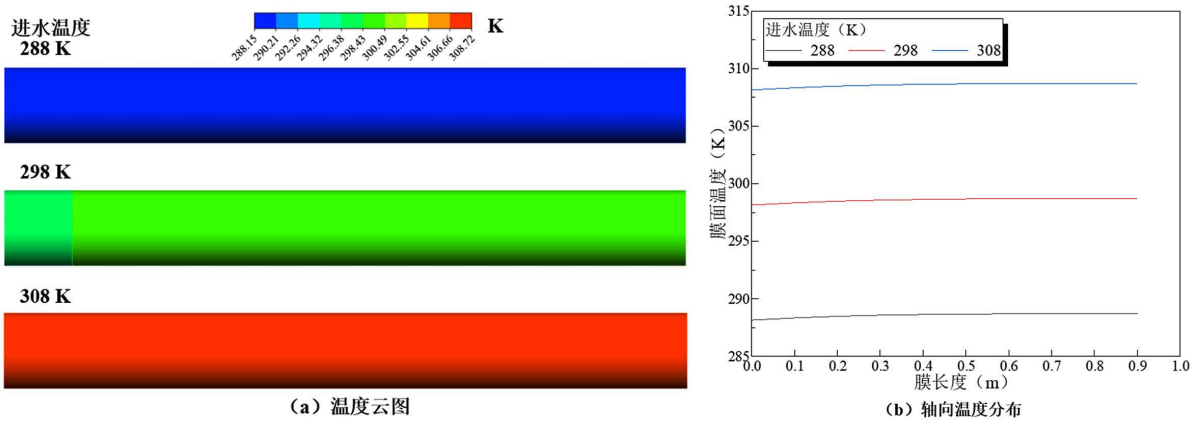


Figure 5. Effect of influent temperature on membrane surface temperature distribution
图 5. 进水温度对膜面温度分布的影响

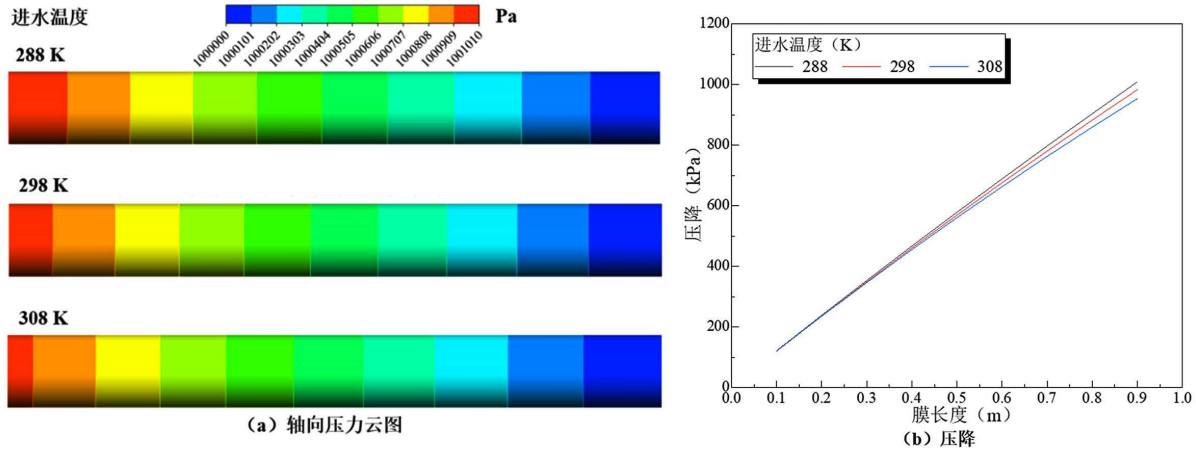


Figure 6. Effect of influent temperature on axial pressure distribution and pressure drop
图 6. 进水温度对轴向压力分布与压降的影响

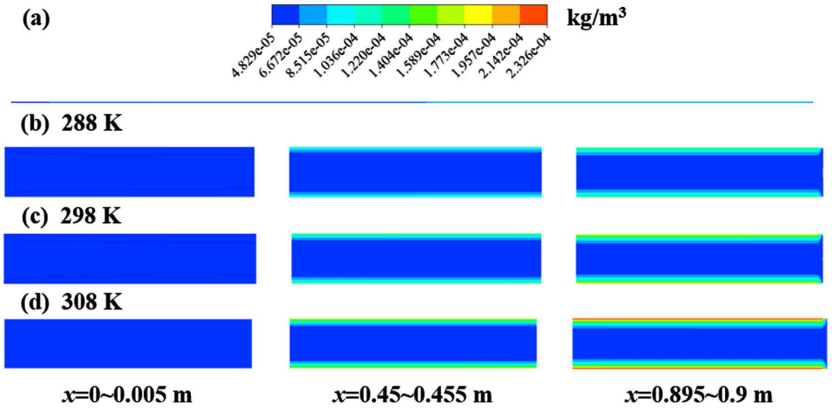


Figure 7. Effect of influent temperature on solute concentration (e.g. Ca^{2+}) in the axial cross-section of the flow channel
图 7. 进水温度对流道轴向截面内溶质浓度(以 Ca^{2+}为例)的影响

以 Ca^{2+}为例，浓水通道内无机盐浓度沿轴向逐渐升高(图 7)，且上下边界层内存在明显的浓度梯度，

沿轴向浓度波动较大，边界层内最高浓度出现在靠近浓水出口处，边界层厚度沿轴向逐渐增厚，产生了明显的浓差极化现象。随着进水温度升高，边界层内浓度明显增加，尤其是靠近浓水出口处。图 8(a)为流道 x = 800 mm 处径向截面内无机盐浓度分布特征，上下边界层内观察到明显的浓度梯度，并高于流道中心区域；随着进水温度升高，边界层内无机盐浓度增加，且下边界层内无机盐浓度高于上边界层，高浓度区域更厚，结垢风险增加。需要说明的是，实际回用水中还含有一定浓度的 HCO_3^- (碱度 147 mg/L)，膜元件尾端同时存在 $CaCO_3$ 结垢风险，实际运行中应予以关注。如图 8(b)所示，沿着水流方向，流道内截面平均无机盐浓度逐渐增加，且随着进水温度升高，浓度增加的幅度扩大。

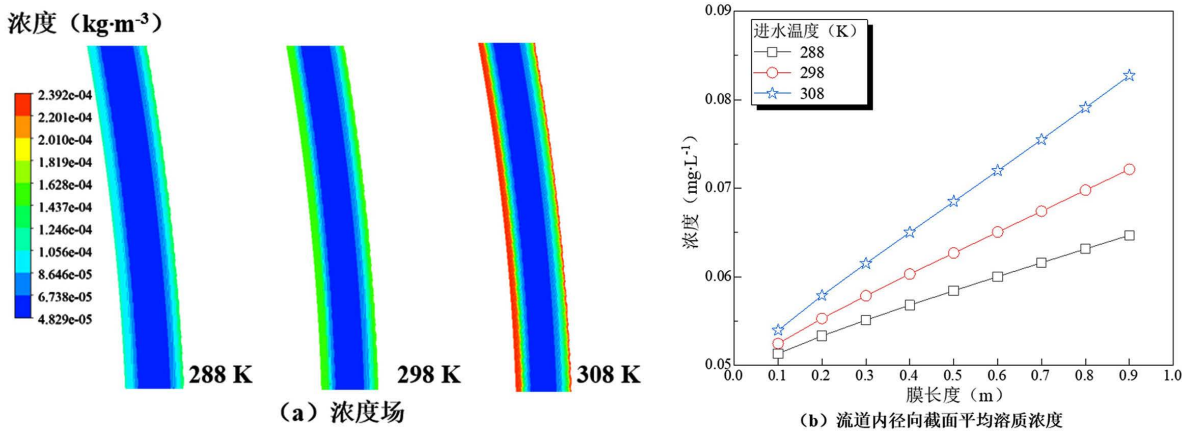


Figure 8. Effect of influent temperature on the concentration field and average solute concentration (e.g. Ca^{2+}) in the radial cross-section of the flow channel
图 8. 进水温度对流道径向截面内浓度场与平均溶质浓度(以 Ca^{2+}为例)的影响

图 9(a)所示为水流通道内膜通量的变化情况。通道内中心区域膜通量为零，靠近膜片的边界层内存在明显的通量梯度；随着进水温度升高，边界层内通量梯度增大，最大通量增加。从图 9(b)所示的模拟结果可知，反渗透膜的过膜水通量沿轴向逐渐递减。进水温度间接影响式(4)中渗透系数 A 的指数项。因此，随着进水温度升高，过膜水通量增加，同时其衰减程度提高。以进水温度 308 K 为例，从 45.63 L/(m^2·h)逐渐降至 43.63 L/(m^2·h)。

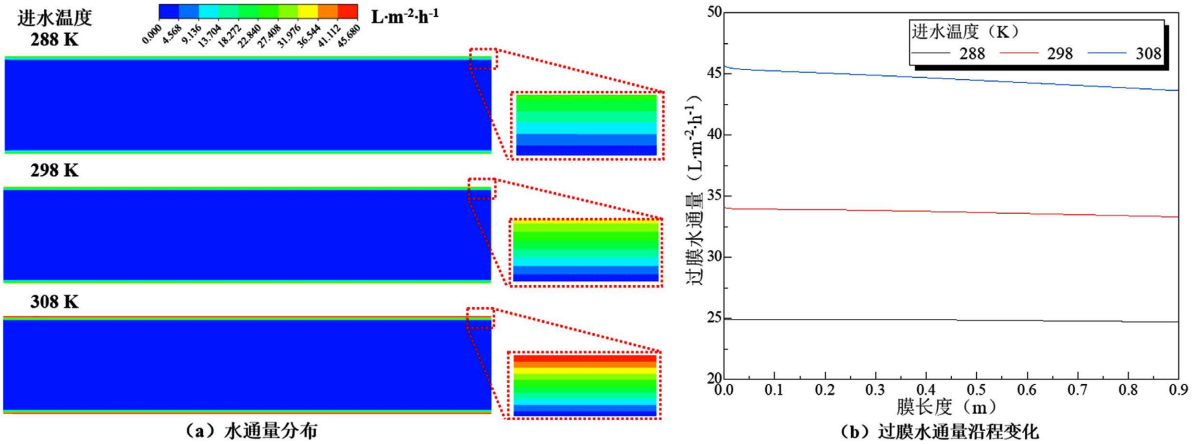


Figure 9. Effect of influent temperature on permeate water flux
图 9. 进水温度对过膜水通量的影响

3.3. 进水压力对回用水反渗透分离过程的影响

当进水温度为 298 K 时，进一步考察了进水压力对回用水反渗透分离过程的影响。如图 10(a)所示，进水压力 1 MPa 时，膜面温度沿轴向变化幅度较小，不超过 1 K；进水压力对膜面温度分布的影响较弱，随着进水压力提高，膜面温度分布几乎保持不变(图 10(b))。

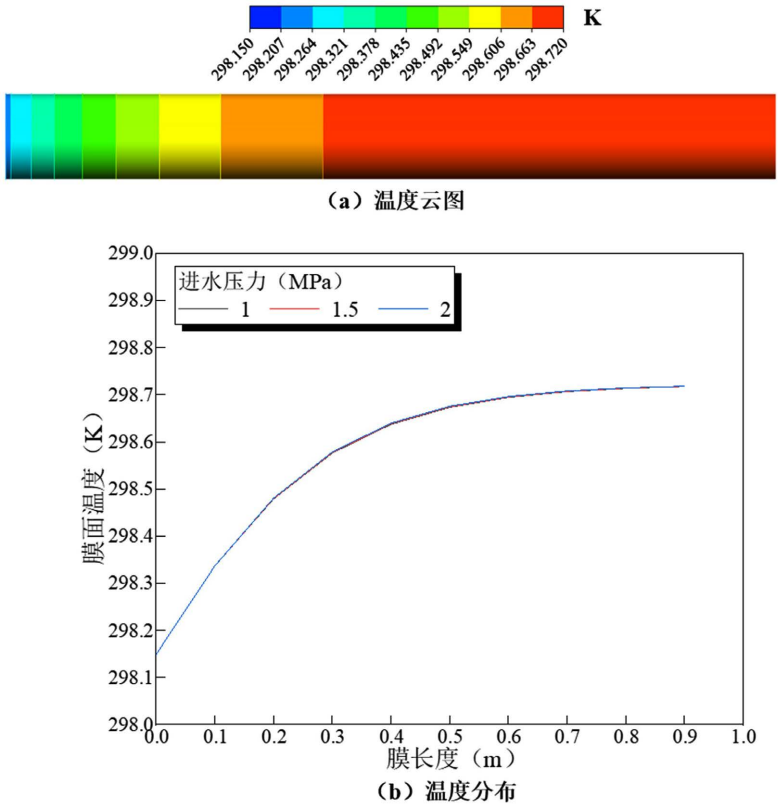


Figure 10. Effect of influent pressure on membrane surface temperature distribution
图 10. 进水压力对膜面温度分布的影响

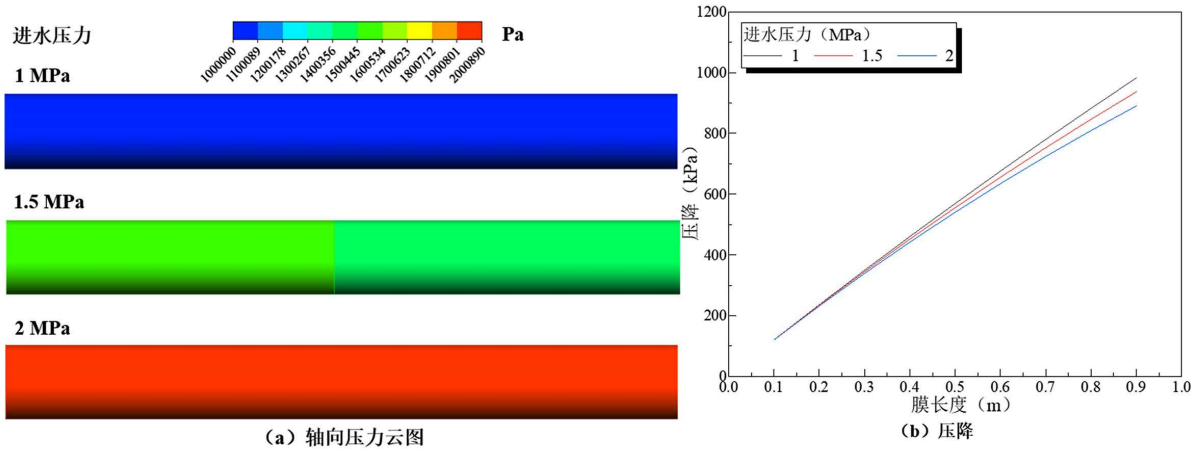


Figure 11. Effect of influent pressure on axial pressure distribution and pressure drop
图 11. 进水压力对轴向压力分布与压降的影响

如图 11(a)所示，不同于进水温度，进水压力对流道内压力分布的影响较小；受沿程阻力影响，沿着膜片长度方向水头损失逐渐增加(图 11(b))；且随着进水压力升高，浓水通道内沿程水头损失幅度逐渐降低(图 11(b))，在进水温度 298 K、压力 1 MPa 时，浓水流道沿程压力损失约为 983.78 Pa。

如图 12(a)所示，无机盐浓度沿轴向逐渐增加。图 12(b)~(d)中，浓水流道内远离膜片的中心区域无机盐浓度变化较小；靠近膜片的边界层内无机盐浓度沿轴向逐渐升高，边界层逐渐增厚，边界层内最高浓度出现在靠近浓水出口处；随着进水压力提高，边界层增厚，浓度梯度逐渐增大。浓水流道 x = 800 mm 处径向截面内靠近膜片处的边界层内存在明显的浓度梯度，并高于流道中心区域；随着进水压力提高，边界层内无机盐浓度增加，且下边界层内无机盐浓度高于上边界层，高浓度区域增厚(图 13(a))。如图 13(b)所示，沿着水流方向，流道内截面平均无机盐浓度逐渐增加，且随着进水压力升高，浓度增加的幅度更大。对比图 8(b)和图 13(b)可知，进水压力对无机盐浓度的影响强于进水温度。

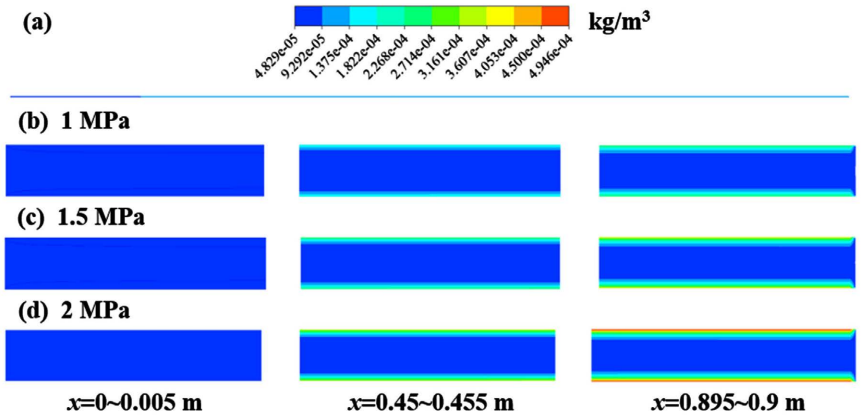


Figure 12. Effect of influent pressure on solute concentration (e.g. Ca^{2+}) in the axial cross-section of the flow channel
图 12. 进水压力对流道内轴向截面溶质浓度(以 Ca^{2+}为例)的影响

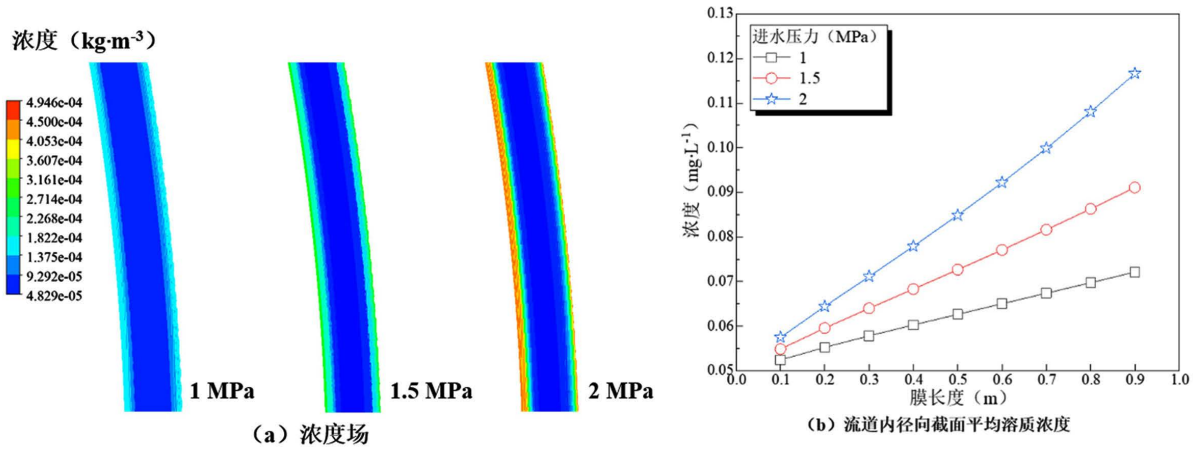


Figure 13. Effect of influent pressure on the concentration field and average solute concentration in the radial cross-section of the flow channel
图 13. 进水压力对流道径向截面浓度场和平均溶质浓度的影响

图 14(a)所示为进水压力对浓水通道内膜通量的影响，通道内中心区域膜通量为零，靠近膜片的边界层内存在明显的通量梯度；随着进水压力提高，边界层内通量梯度增大，最大通量增加。从图 14(b)所示

的模拟结果可知，反渗透膜的过膜水通量沿轴向逐渐递减。进水压力直接影响式(3)中膜片两侧的压力差ΔP。因此，随着进水压力升高，过膜水通量增加，同时其衰减程度提高。当进水压力 2 MPa 时，过膜水通量从 68.49 L/(m²·h)逐渐降至 65.10 L/(m²·h)。对比图 9(b)可知，进水压力对过膜水通量的影响强于进水温度。

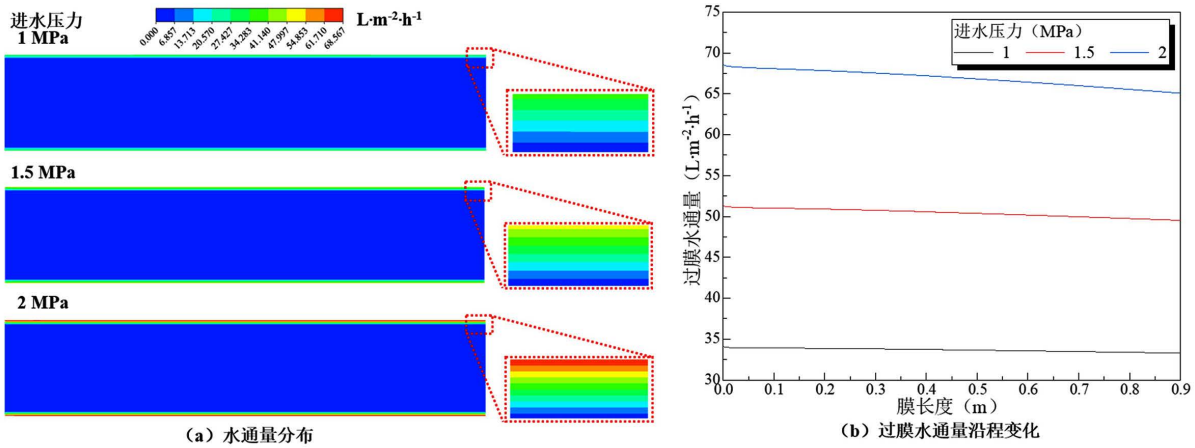


Figure 14. Effect of influent pressure on permeate water flux
图 14. 进水压力对过膜水通量的影响

4. 结论

针对实际进水条件下混合盐溶液，基于计算流体力学软件构建了反渗透分离 UDF 模型，分析了进水温度和压力对反渗透膜产水与脱盐的影响，主要得到如下结论：

(1) 进水压力对膜面温度和流道内压力分布的影响明显弱于温度；浓水流道沿程压力损失沿轴向累积增大，且随进水压力升高、浓水流量减小而降低。

(2) 膜元件边界层内无机盐浓度沿轴向增高，产生浓差极化现象，致使膜元件尾端容易受结垢影响；实际回用水中还含有一定浓度的 HCO_3^- (碱度 147 mg/L)，膜元件尾端同时存在 $CaCO_3$ 结垢风险，实际运行中应一并关注。进水温度和压力升高导致边界层内无机盐浓度增加，且压力的影响大于温度。

膜元件边界层内存在明显的通量梯度；随着进水压力提高，边界层内通量梯度和最大通量均增加。反渗透膜的过膜水通量沿轴向逐渐递减，且随着进水压力升高，过膜水通量增加，同时其衰减程度提高；压力对过膜水通量的影响强于温度。

参考文献

[1] 段宁鑫, 郑利兵, 钟慧, 等. 煤化工废水零排放系统反渗透过程的水质变化特征[J]. 环境工程学报, 2024, 18(3): 817-829.

[2] 方柏杨, 王荣文, 于洪光, 等. 某卷烟厂废水处理及回用工程实例[J]. 给水排水, 2017, 43(10): 65-67.

[3] 端木祥干, 马坤, 岳鑫, 等. 皮革工业园区废水反渗透处理与膜污染特性研究[J]. 济南大学学报(自然科学版), 2025, 39(5): 680-687.

[4] 黄南, 王文龙, 吴乾元, 等. 城市污水再生处理反渗透产水的水质特征与超高标准处理技术[J]. 中国环境科学, 2022, 42(5): 2088-2094.

[5] 刘思雨, 明红霞, 任恺佳, 等. 辽宁某海水淡化系统反渗透膜污染成因分析[J]. 膜科学与技术, 2024, 44(3): 89-96.

[6] 秦显祥, 李子浩, 王正晓, 等. 不同进水条件下再生水多段反渗透工艺的运行效能[J]. 中国给水排水, 2024, 40(23): 64-69.

[7] 郭中权, 毛维东, 肖艳, 等. 矿井水处理中聚丙烯酰胺残留物对反渗透膜污染的贡献[J]. 煤炭学报, 2020, 45(S2): 986-992.

[8] 樊海枫, 马佳莹, 周雪飞, 等. CFD 模拟在卷式反渗透膜性能优化中的研究进展[J]. 净水技术, 2021, 40(7): 21-28+125.

[9] 钱涛, 鲁丹, 张雅琴, 等. 压力驱动膜过程的颗粒污染机理与 CFD 模拟进展[J]. 膜科学与技术, 2024, 44(6): 158-168.

[10] Ahmad, A.L., Lau, K.K., Bakar, M.Z.A. and Shukor, S.R.A. (2005) Integrated CFD Simulation of Concentration Polarization in Narrow Membrane Channel. *Computers & Chemical Engineering*, **29**, 2087-2095. https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2005.06.001

[11] Li, Y.L., Tung, K.L., Lu, M.Y., *et al*. (2009) Mitigating the Curvature Effect of the Spacer-Filled Channel in a Spiral-Wound Membrane Module. *Journal of Membrane Science*, **329**, 106-118. https://doi.org/10.1016/j.memsci.2008.12.026

[12] 郭中权, 邹湘, 毛维东, 等. 矿井水脱盐过程中卷式反渗透膜性能的数值模拟研究[J]. 化工学报, 2021, 72(9): 4808-4815.

[13] 毛维东, 孙邃, 马赛, 等. 基于 CFD 模拟的某煤矿矿井水膜浓缩单元工艺优化与分析[J]. 能源环境保护, 2021, 35(6): 76-83.

[14] 王亚琴, 徐铜文, 王焕庭. 正渗透原理及分离传质过程浅析[J]. 化工学报, 2013, 64(1): 252-260.

[15] 林炜琛, 邵瑞朋, 王乔, 等. 基于 CFD 和 RSM 的全效膜元件进水流道优化研究[J]. 膜科学与技术, 2020, 40(6): 88-95.

[16] 蒋东升, 钱斌斌, 胡珊珊, 等. 基于计算流体力学的反渗透膜浓差极化研究[J]. 江苏海洋大学学报(自然科学版), 2023, 32(4): 67-74.