高等学校化学学报
CHEMICAL JOURNAL OF CHINESE UNIVERSITIES
研究论文

“电渗析+反渗透”双膜法资源化处理偏二甲肼高盐废水

薛林勇[1#]，朱和林[2#]，张　念[1]，吴延楠[1]，杨振邈[1]，魏晨杰[1]，刘立芬[1]
（1. 浙江工业大学化学工程学院，杭州 310014；
2. 开源环境科技集团有限公司，杭州 311200）

摘要　偏二甲肼（UDMH）是导弹、卫星和飞船发射试验以及运载火箭的主体燃料，其生产的废水中含有高浓度盐、碱及UDMH，若直接排放会导致水体、土壤污染，严重危害人类健康. 本文设计了一种“电渗析+反渗透”双膜法对偏二甲肼高盐废水进行资源化处理，首先，采用电渗析对偏二甲肼废水中的盐、碱等无机物杂质进行脱除，之后利用反渗透进行浓缩，从而实现偏二甲肼的高纯度回收，同时考察了离子交换膜、操作电压、料液流量对电渗析脱盐过程的影响规律，并优化了反渗透浓缩过程的工艺. 结果表明，电渗析过程对废水中盐、碱的去除率高达98.6%，而偏二甲肼的损失率则低于13.5%，其电流效率为53.1%，过程能耗约1.02 kW·h/kg；反渗透过程可将偏二甲肼浓缩浓度从1.1 g/L浓缩至6.3 g/L，浓缩倍率高达5.6倍，达到了偏二甲肼回收的要求.

关键词　偏二甲肼高盐废水；“电渗析+反渗透”双膜法；资源化处理；偏二甲肼高纯度回收
中图分类号　O6-332　　**文献标志码**　A　　doi：10.7503/cjcu20250039

Recycling Treatment of Unsymmetrical Dimethylhydrazine High-salinity Wastewater *via* "Electrodialysis+Reverse Osmosis" Double Membrane Processes

XUE Linyong[1#], ZHU Helin[2#], ZHANG Nian[1], WU Yannan[1],
YANG Zhenmiao[1], WEI Chenjie[1*], LIU Lifen[1*]
(*1. College of Chemical Engineering, Zhejiang University of Technology, Hangzhou* 310014, *China*;
2. Kaiyuan Environmental Technology Group Co., Ltd., Hangzhou 311200, *China*)

Abstract　Unsymmetrical dimethylhydrazine (UDMH) is the main fuel for missile, satellite and spacecraft launch tests as well as carrier rockets. Its production wastewater contains high concentrations of salt, alkali and UDMH. Direct discharge of the UDMH wastewater can cause water and soil pollution, seriously endangering human health. Therefore, this paper designed a kind of “electrodialysis+reverse osmosis” double membrane processes for recycling treatment of the high salinity UDMH wastewater. Firstly, the electrodialysis (ED) was used to remove the impunities of salt and base in the wastewater, and then the reverse osmosis (RO) was carried out to further concentrate the desalinated wastewater for the highly purified recovery of UDMH. Meanwhile, the influences of ion exchange

收稿日期：2025-02-14. 网络首发日期：2025-04-21.
联系人简介：刘立芬，女，博士，教授，主要从事膜分离技术的研究及应用. E-mail: lifenliu@zjut.edu.cn
魏晨杰，女，博士，副教授，主要从事膜分离技术的研究及应用. E-mail: cjwei@zjut.edu.cn
基金项目：浙江省自然科学基金-联合基金-联合重点项目（批准号：LHZ22E080004）和浙江省“尖兵领雁+X”科技计划项目（批准号：2025C02241）资助.
Supported by the Natural Science Foundation Joint Key Project of Zhejiang Province, China(No.LHZ22E080004) and the "Jianbing-Lingyan+X" Science and Technology Program of Zhejiang Province, China(No.2025C02241).
共同第一作者.

membrane, operating voltage and feed liquid flow rate on desalination process of ED were investigated, and the concentration technique of reverse osmosis process was also optimized. The research results showed that the electrodialysis process can remove 98.6% of NaCl and base (NaOH, ect.), the loss rate of UDMH is less than 13.5%, the current efficiency can reach 53.1%, and the process energy consumption is about 1.02 kW·h/kg. The concentration of UDMH is concentrated from 1.1 g/L to 6.3 g/L, and the concentration ratio of UDMH is about 5.6 times, which meets the reuse requirement of UDMH.

Keywords High-salinity unsymmetrical dimethyl hydrazine wastewater; "Electrodialysis+reverse osmosis" double membrane process; Recycling treatment; Highly purified recovery of unsymmetrical dimethylhydrazine (UDMH)

偏二甲肼(Unsymmetrical dimethylhydrazine, UDMH)是导弹、卫星和飞船发射试验以及运载火箭的主体燃料. 近年, 随着我国载人航天事业的蓬勃发展, UDMH的生产和使用量不断增加, 由此产生的偏二甲肼废水量也大幅增长. 偏二甲肼废水主要来自两个方面: (1) 来自偏二甲肼的生产过程, 废水中含有高浓度的NaCl(约12%, 质量分数)、NaOH(约1.5%, 质量分数), 以及一定量的UDMH(3~6 g/L)、氨和二甲胺(4~8 g/L)[1]; (2) 来自偏二甲肼的使用与储存过程(包括火箭发射过程)、偏二甲肼贮存过程与储罐消洗过程, 以及跑、冒、滴、漏进入水体而产生的, 其主要成分为UDMH(约2~3 g/L), 及其部分分解产物(如二甲胺、一甲胺、硝基甲烷等[2]). UDMH具有III级毒性, 如果将其废水直接排放, 则会导致水体、土壤污染, 严重危害人类健康, 同时造成资源浪费[3]. 随着国家对废水排放控制越来越严, 总量减排、污染物控制和有用物质回收等要求的不断提高, 研究资源化处理偏二甲肼废水将具有极其重要的意义.

目前, 偏二甲肼废水的典型处理工艺有物理法、化学法以及生物法. 物理法主要有活性碳吸附法[4]、离子交换法[5]等. 化学法主要包括臭氧氧化法、多相催化剂催化氧化法、空气、H_2O和Cu^{2+}氧化法、金属氢氧化物和H_2O_2氧化法、Ni-Al合金还原法及Fenton试剂法等[6~8]. 生物法包括细菌法、活性污泥法、水生植物法[9]等. 然而, 这些传统处理方法仅以达标排放作为处理目标, 同时还面临高成本、低效率和低回收率等难题, 因而探索新的技术和工艺用于偏二甲肼废水的高效资源化处理迫在眉睫.

众所周知, 膜分离技术具有分离效率高、能耗低、操作简便等特点, 已被广泛用于环保与清洁生产等领域[10]. 其中, 电渗析(ED)技术是在外加直流电场作用下, 利用离子交换膜对溶液中离子的选择透过性, 使溶液中阴、阳离子发生离子迁移, 分别通过阴、阳离子交换膜而达到除盐的目的, 已在高盐废水处理、化工生产工艺改造、食盐生产及电子行业重金属去除等领域被广泛使用[11~18]. 反渗透(RO)技术则是一种以压力差为推动力, 从溶液中分离出溶剂, 从而实现溶液的脱盐和浓缩目标, 已在纯水/超纯水制备、海水/苦咸水淡化及料液分离与浓缩等领域发挥着重大作用[19~23].

根据UDMH生产废水的水质特征, 基于电渗析与反渗透技术各自的特点与优势, 本文设计了一种"电渗析+反渗透"双膜法对UDMH高盐废水进行资源化处理, 首先, 采用电渗析对偏二甲肼废水进行脱盐脱碱, 之后利用反渗透对脱除盐、碱杂质后的偏二甲肼废水进行浓缩, 从而达到偏二甲肼的高纯度回收目标. 同时, 也探究了双膜法耦合工艺对废水中偏二甲肼回收率的影响规律, 包括电渗析脱盐预处理过程中离子交换膜品种、操作电压、进水流量等对废水脱盐率和偏二甲肼损失率的影响, 以及反渗透浓缩过程中操作压力等对偏二甲肼废水浓缩倍率的影响.

1 实验部分

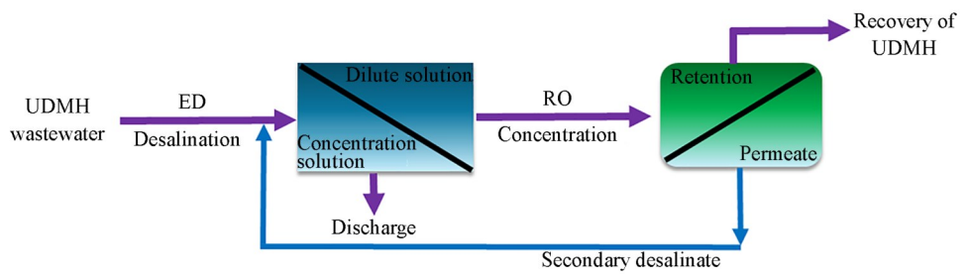
1.1 试剂与仪器

废水, 湖北某化工集团, 由偏二甲肼生产过程中的蒸馏塔残液与MVR冷凝液混合组成, 为无色澄清液, 具体水质情况见表S1(本文支持信息); 氢氧化钠、磷酸氢二钠和甲醇, 分析纯, 百灵威科技有限公司; 柠檬酸, 分析纯, 麦克林科技有限公司; 亚硝基铁氰化钠, 分析纯, 阿拉丁科技有限公司; 氨水, 分析纯, 上海邦成化工有限公司; 氯化钙、浓硫酸和氯化钠, 分析纯, 国药集团化学试剂有限公司; 偏二甲肼(纯度为98%), 分析纯, 东力(南通)化工有限公司; 去离子水(电导率 < 5 μS/cm).

WYL5020S型直流稳压稳流电源，杭州余杭四岭电子设备有限公司；TWEDC I/TWEDA I离子交换膜，山东天维膜技术公司；CEM-Type I/AEM-Type I和CEMo-Type II/AEM-Type II均相离子交换膜，日本富士胶片集团，具体规格见表S2(本文支持信息)；SF-MB型反渗透浓缩分离装置和SF-SD型电渗析脱盐装置，杭州赛菲膜分离技术有限公司；反渗透膜组件(膜分离层材料为刚柔互穿网络聚酰胺)为自制[24]；PE lambda型750紫外-可见分光光度计(UV-Vis)，美国珀金埃尔默公司；PHS-3C型酸度计和DDSJ-308型电导率仪，上海精密科学仪器有限公司.

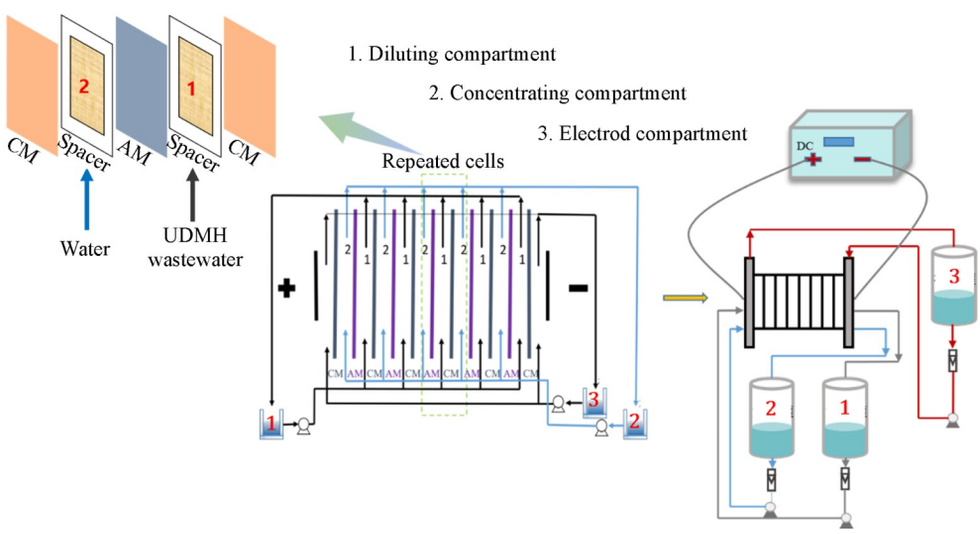
1.2 实验过程

采用“电渗析+反渗透”双膜法集成技术对偏二甲肼废水进行资源化处理，具体工艺路线如Scheme 1所示. 首先，采用电渗析将偏二甲肼与废水中其它杂质(包括NaCl、NaOH、氨和二甲胺等)分离，以提高偏二甲肼的回用纯度；之后，采用反渗透对去除杂质后的偏二甲肼废水进行浓缩处理，使浓水中偏二甲肼的浓度达到回收要求；最后，将反渗透过程的透过液再返回至电渗析过程，经二次脱盐和浓缩回收透过液中的残余偏二甲肼，以减少废水中偏二甲肼的损失.



Scheme 1 Process route of the “ED+RO” double membrane method for recycling treatmeng of UDMH wastewater

1.2.1 电渗析去除废水中杂质 采用的电渗析装置包括稳流稳压直流电源、泵和电渗析膜堆(Scheme 2)，其中，电渗析膜堆由电极板、5组阴/阳离子交换膜和隔板等组成[25]，形成淡室、浓室和极室3个隔室，单张膜的有效脱盐面积为189 cm^2.



Scheme 2 Experimental setup diagram of electrodialysis

CM: cation-exchange membrane; AM: anion-exchange membrane.

整个电渗析脱盐过程在室温与恒电压操作条件下进行，使用3%(质量分数)硫酸钠溶液作为极液，淡室和浓室分别加入500 mL含偏二甲肼废水和去离子水. 由于膜堆只有5组重复单元，在恒压工作模式下总的操作电压不宜过高，过高电压会对离子交换膜造成损伤，故控制每组重复单元操作电压约为1~2 V.

脱盐开始前，浓、淡室料液均先循环5 ~ 10 min，确保各室料液在膜堆和管路中均匀流动，并排除电渗析膜堆中的气泡. 实验开始后，每5 min记录一次电流和浓、淡室料液的电导率，并取样分析，以

测定浓室、淡室中离子浓度及偏二甲肼含量的变化，当淡室料液电导率低于2000 μS/cm时即停止实验. 其中，偏二甲肼的浓度采用国家标准GB/T 14376-1993中的氨基亚铁氰化钠分光光度法进行测定.

首先，筛选了TWEDC I/TWEDA I，CEM-Type I/AEM-Type I和CEM-Type II/AEM-Type II 3种不同商业均相离子交换膜，考察它们对电渗析脱盐过程的影响；之后，选用最优的离子交换膜进行下一步实验，以考察不同操作电压(5，6，7和8 V)对电渗析电流效率和过程能耗的影响；最后在最佳操作电压下，进一步考察了淡、浓室流量(30，40，50 L/h)对电渗析脱盐过程的影响.

1.2.2 *反渗透浓缩回用偏二甲肼* 反渗透浓缩实验均在室温下进行，其中，反渗透膜组件的有效面积均为0.4 m^2. 反渗透浓缩过程的进料液为经电渗析预处理去除杂质后的淡室溶液，进料体积均为10 L，进料液流速和透膜压力由旁路阀口和背压调节阀控制，反渗透膜的通量通过调节压力阀来控制，当浓水电导率达到10 mS/cm时停止浓缩，考察了不同操作压力(0.5，1.0，1.5和2.0 MPa)对偏二甲肼浓缩倍率的影响.

1.2.3 *数据分析与计算* 首先，按照国家标准GB/T 14376-1993测定偏二甲肼的浓度c_{UDMH}(具体步骤见本文支持信息). 随后，按照下式计算偏二甲肼的回收率(X，%)：

$$X = \frac{c_{t,UDMH}}{c_{0,UDMH}} \times 100\% \tag{1}$$

式中：$c_{t,UDMH}$(g/L)为t时刻淡室中偏二甲肼的浓度；$c_{0,UDMH}$(g/L)为原料液中偏二甲肼的初始浓度；电渗析过程中浓、淡室体积变化忽略不计.

电渗析过程用于脱除偏二甲肼废水中的NaCl，NaOH等杂质，总的脱盐率(R，%)计算公式如下：

$$R = \frac{\delta_0 - \delta_t}{\delta_0} \times 100\% \tag{2}$$

式中：δ_0和δ_t(μS/cm)分别为时间0和t时淡化室中的离子电导率.

电渗析过程的电流效率η(%)根据电场中钠离子的迁移效率进行计算，具体计算公式如下：

$$\eta = \frac{zc_tV_tF}{nI_at} \times 100\% \tag{3}$$

式中：c_{t,Na^+}(mol/L)为t时刻浓室中Na^+浓度；z为Na^+的化合价；V_t(L)为t时刻浓室中料液的循环体积；F(96485 C/mol)为法拉第常数；I_a(A)为平均电流(实验采用恒电压法，电流一直在变化，因此取平均电流)；n为膜堆中的重复单元数(其中n=5).

电渗析过程中的能耗E(kW·h/kg)是指生产1 kg NaCl所消耗的电量，计算公式如下：

$$E = \int_0^t \frac{UI}{c_tV_tM_a}\mathrm{d}t \tag{4}$$

式中：U(V)为电渗析膜堆的电位差(包括电极室)；I(A)为电流；M_a为氯化钠的分子量；$c_{t,NaCl}$(mol/L)为t时刻浓室中氯化钠浓度；V_t(L)为t时刻浓室中料液的循环体积.

反渗透过程的水通量(F)是指浓缩过程中膜元件单位时间内产水的体积，其计算公式如下：

$$F = \frac{V}{A\Delta t} \tag{5}$$

式中：F(L·m^{-2}·h^{-1})为水通量；V(L)为Δt时间内渗透液的体积；A(m^2)为膜元件的有效面积(本文中为0.4 m^2)；Δt(h)为测试时间.

反渗透过程的偏二甲肼浓缩倍率(CT)是指反渗透浓缩液中偏二甲肼的含量与初始进料液中偏二甲肼含量的比值，其计算公式如下：

$$CT = \frac{c_{t,UDMH}V_c}{c_{0,UDMH}V_f} \tag{6}$$

式中：CT为偏二甲肼浓缩倍率；$c_{0,UDMH}$和$c_{t,UNMH}$(mol/L)分别为反渗透系统进料液和浓缩液中偏二甲肼的浓度；V_c和V_f(L)分别为反渗透系统进料液和浓缩液的体积.

反渗透过程溶液的渗透压(π)根据下式计算：

$$\pi = c_B RT \tag{7}$$

式中：π(kPa)为渗透压；c_B(mol/L)为溶液中离子浓度；R(8.314 J·mol^{-1}·K^{-1})为理想气体常数；T(K)为绝对温度.

反渗透过程的跨膜压差(即净推动力，ΔP)由下式计算：

$$\Delta P = P - \Delta\pi \tag{8}$$

式中：ΔP(MPa)为跨膜压差；P(MPa)为反渗透外加操作压力；$\Delta\pi$(MPa)为跨膜渗透压差.

2 结果与讨论

2.1 离子交换膜种类对电渗析除杂过程的影响

电渗析技术的核心是离子交换膜，它直接影响电渗析过程的脱盐效果. 图1(A)为膜堆组装不同型号离子交换膜时电渗析脱盐过程的运行电流随时间的变化曲线. 可见，在操作电压均为8 V、浓淡室进料流量均为40 L/h的条件下，采用TWEDC I/TWEDA I，CEM-Type I/AEM-Type I，CEM-Type II/AEM-Type II 3个系列膜对时，电渗析脱盐过程的运行电流变化趋势基本相似，均先上升后下降，其中，CEM/AEM-Type I的运行电流上升速度最快且峰值也最高，这是由于CEM/AEM-Type I的膜电阻小于TWEDC/TWEDA I和CEM/AEM-Type II(表S2，见本文支持信息). 在相同电压下，对于膜电阻小的膜堆，离子迁移通过膜的速率越快，电流峰值越高. 同时，从图1(B)发现，CEM/AEM-Type I膜堆完成脱盐仅需40 min，而TWEDC/TWEDA I和CEM/AEM-Type II膜堆则至少需要1 h才能完成脱盐. 由图1(C)可进一步看到，CEM/AEM-Type I对偏二甲肼的回收率高于其它两组膜，其原因可能在于CEM/AEM-Type I膜的交联度高于TWEDC/TWEDA I和CEM/AEM-Type II两组膜，且更致密[13]，从而使偏二甲肼难以从淡室渗透进入浓室. 显然，CEM/AEM-Type I离子交换膜更适用于偏二甲肼废水的脱盐处理，因此后续电渗析实验均采用该组膜堆.

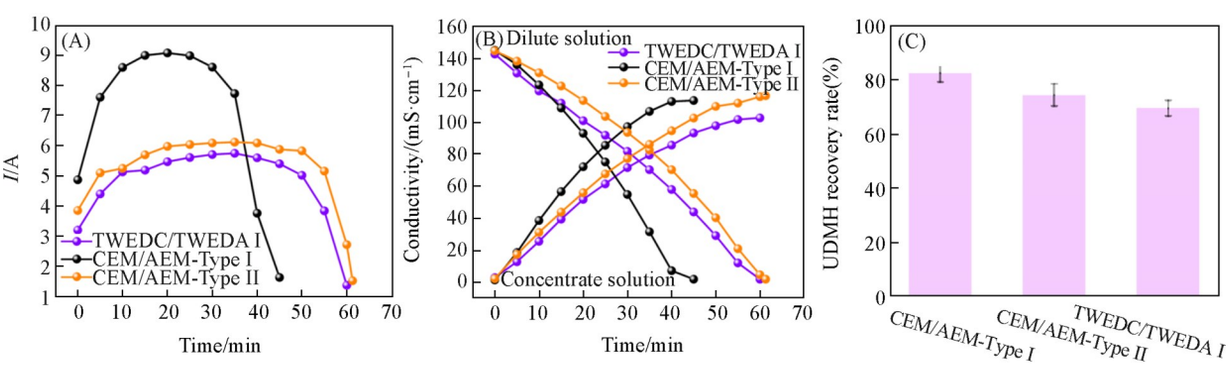


Fig. 1 Effect of the different types of ion-exchange membranes on current(A), conductivity(B) of dilute solution and concentrated solution, recovery rate of unsymmetrical dimethylhydrazine(C) of ED process

2.2 操作电压对电渗析脱盐过程的影响

图2为不同操作电压对电渗析脱盐脱碱过程的影响. 从图2(A)和(B)可见，在保持其它操作条件不变的情况下，随着操作电压的升高，运行电流上升到峰值的时间越短，盐碱脱除也越快，相比5 V的操作电压，8 V的操作电压盐碱脱除时间缩短将近一半，大大提升了电渗析过程的盐碱脱除效率. 其原因在于：当推动力电位差增大时，离子定向迁移速率加快，使单位时间通过膜的离子数增加，从而离子通量增大；另一方面，在其它条件相同的情况下，膜堆电阻基本保持不变，随着操作电压的升高，电流随之变大，使得运行电流达到峰值的时间也越短.

另外，从图2(C)可见，随着操作电压升高，淡水中偏二甲肼的浓度变化越小，即损失率越低，在8 V操作电压下的偏二甲肼损失率仅为5 V下的一半. 实际上，在电渗析过程中有机物发生一定程度的损失是一个普遍现象，主要由浓差扩散和电迁移导致[26]. 由于偏二甲肼不带电，故其损失主要由浓差

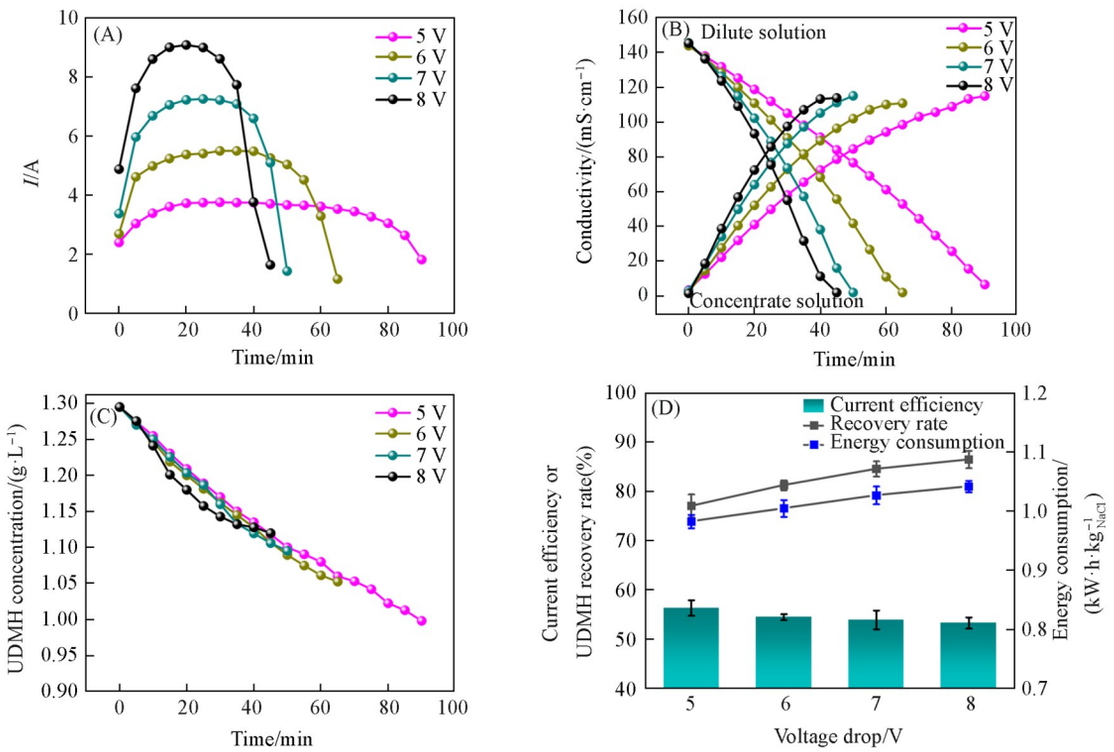
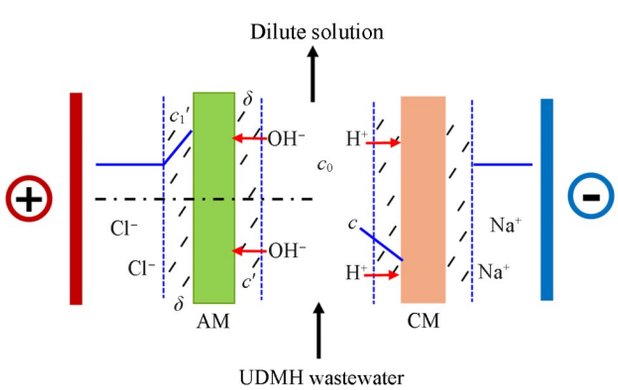


Fig. 2 Effect of the different voltage on current(A), conductivity(B) of dilute solution and concentrated solution, the concentration of unsymmetrical dimethylhydrazine in dilute solution(C), recovery rate of unsymmetrical dimethylhydrazine, average current efficiency and energy consumption(D) of ED process

扩散引起. 由于操作电压越高, 盐碱脱除越快, 故操作电流为8 V时的偏二甲肼扩散过膜损失量最少. 同样地, 偏二甲肼的回收率也随操作电压的升高而升高, 当操作电压为8 V时, 其回收率高达86.5%[图2(D)]. 但也注意到, 随着操作电压升高, 电渗析过程的能耗有所增加, 电流效率也相应下降, 其原因可能在于发生了极化现象(Scheme 3). 电渗析通电之前, 阴膜两侧料液的离子浓度均为c_0, 当通电一段时间后, 阴膜右侧淡室中的离子浓度为c, 左侧浓水室中的离子浓度为c_1. 由于离子在膜内的迁移速率大于在料液中的迁移速率, 因而在淡室中阴膜与料液界面上的淡水离子浓度为c', 且$c' < c$, 而在浓室中阴膜与水界面上的浓水离子浓度为c_1', 且$c_1' > c_1$, 于是在膜的两侧出现两个厚度为δ的扩散层. 由于在高电压下, 淡室进料液中的盐碱离子迁移迅速, 使淡室中的c和c'快速下降, 导致膜与料液界面上的盐碱离子浓度远低于膜内的浓度, 进而发生极化现象, 迫使界面上的水分子解离生成H^+和OH^-, 并参与传导电流, 最终导致能耗增加, 电流效率降低. 因此, 基于盐碱脱除效果和偏二甲肼回收率的综合考虑, 电渗析脱盐过程的操作电压优选8 V.



Scheme 3 Polarization phenomenon during the ED process

2.3 进料流量对电渗析脱盐过程的影响

采用CEM/AEM-Type I膜堆，在操作电压为8 V时，考察进料流量(浓、淡室料液流量相同)对电渗析盐碱脱除过程的影响. 从图3(A)和(B)可见，进料流量对电渗析盐碱脱除过程的运行电流和浓/淡室料液的电导率影响均不明显，其原因可能在于实验所用膜堆的盐碱脱除有效膜面积较小，使得离子交换膜边界层内流动的离子数量随流量提升的增加不明显.

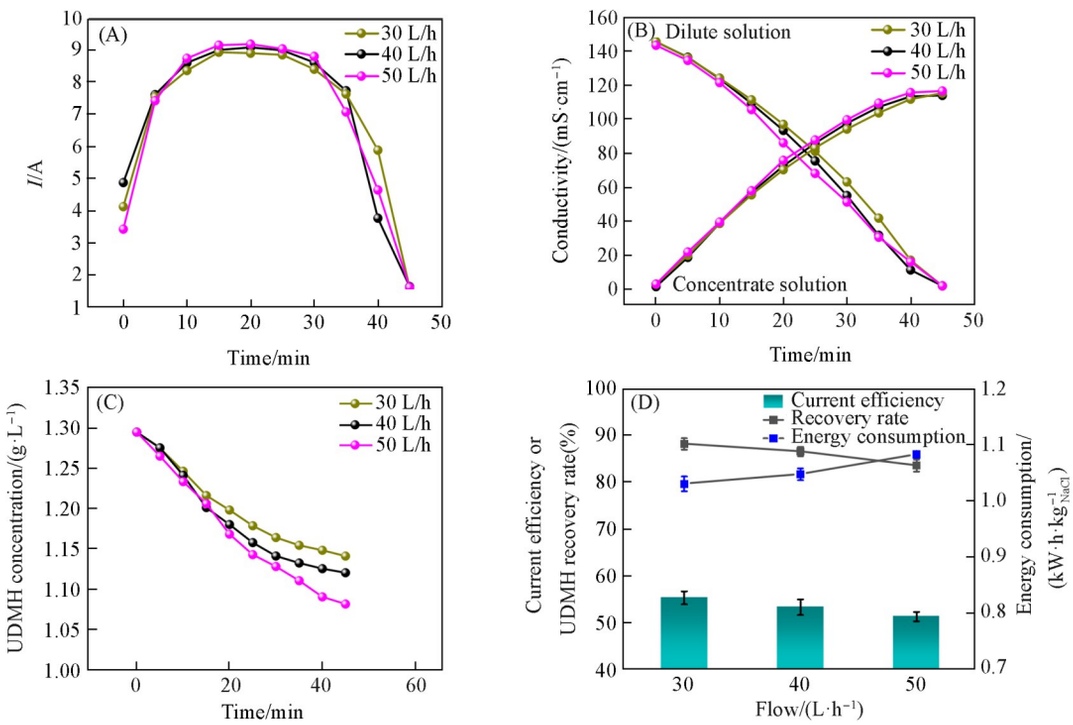


Fig. 3 Effect of the different flow rate on current(A), conductivity(B) of dilute solution and concentrated solution, the concentration of unsymmetrical dimethylhydrazine in dilute solution(C), recovery rate of unsymmetrical dimethylhydrazine, average current efficiency and energy consumption(D) of ED process

另外，从图3(C)发现，淡室中偏二甲肼的浓度在不同进料流量下的变化趋势基本相似，其中，在流量30~40 L/h条件下，偏二甲肼的浓度下降幅度相差不大(即损失率相近). 当流量升至50 L/h时，偏二甲肼的损失率相对偏高，这可能是由于流量升高到一定程度，增加了浓、淡室料液的湍流程度，使得离子交换膜表面的流体边界层厚度降低，从而减小偏二甲肼扩散过膜的阻力，同时，单位时间内循环进入淡室的废水总量与偏二甲肼含量也随进料流量的提升而显著增加，使膜两侧的偏二甲肼浓差增大，由此导致偏二甲肼单位时间内渗透迁移过膜的数量增加(即损耗增加)，相应地，其回收率也出现一定程度的下降[图3(D)]. 同样地，由于进料流量增加，单位时间内循环进入淡室的盐碱量也增加，由此淡室中的离子总数相应增加，然而在运行电流保持不变的状况下，单位时间内淡室废水中迁移透过膜的离子数量却几乎不变，进而导致电流效率随流量提升而降低，能耗则随之增高. 综上，电渗析脱盐过程的浓、淡室流量以30~40 L/h为宜，在此条件下废水中的盐碱无机杂质去除率高达98.6%，偏二甲肼回收率高于66.5%(即损失率低于13.5%)，电流效率为53.1%，过程能耗约1.02 kW·h/kg.

2.4 操作压力对反渗透浓缩过程的影响

经过上述电渗析脱除盐碱的预处理后，进入反渗透浓缩系统的偏二甲肼废水进料液的含盐量基本保持一致，其电导率基本控制在2000 μS/cm左右，故主要考察不同操作压力(0.5，1.0，1.5和2.0 MPa)对反渗透浓缩过程的产水通量、脱盐率和偏二甲肼浓缩倍率的影响.

从图4可见，随着操作压力增高，反渗透浓缩过程的产水通量相应增加，但是偏二甲肼的浓缩倍率则先增加后下降，当操作压力为1.5 MPa时，偏二甲肼的浓缩倍率最高(约5.6倍)[图4(A)]. 虽然反

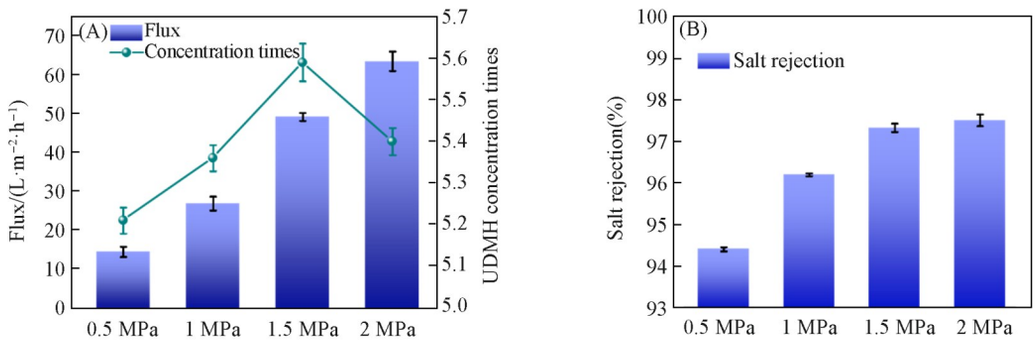


Fig. 4 Effects of different operating pressures on product flux and concentration times(A), salt rejection ratio(B) of unsymmetrical dimethylhydrazine of RO concentration process

The feed: 10 L, 1.1 g/L unsymmetrical dimethylhydrazine, 2000 μS/cm of conductivity.

渗透浓缩过程的脱盐率也随操作压力的升高而升高[图4(B)]，但是当压力超过1.5 MPa后，脱盐率的升高幅度非常小. 这是由于在相同的进料组成(即盐浓度相同)下，对于同一膜组件，进料中的盐随操作压力升高透过膜进入产水中的数量变化较小，而随压力增加的产水量同时稀释了产水中的盐，使得产水侧盐浓度降低，由此提升了反渗透系统的脱盐率[27]. 但是，随着操作压力进一步升高至一定程度时，浓水侧的盐浓度显著增加，导致膜两侧溶液的渗透压差也随之大幅升高，进而大幅降低跨膜压差(即反渗透过程净推动力)，使得系统产水通量增幅下降，偏二甲肼浓缩倍率也相应减缓，系统总脱盐率也不再增加. 综上，反渗透浓缩过程的操作压力优选1.5 MPa，在此条件下可将进料液中偏二甲肼的浓度从1.1 g/L提升至6.3 g/L，浓缩倍数达到5.6.

3 结　　论

采用“电渗析+反渗透”双膜法对偏二甲肼高盐废水进行资源化处理，考察了不同离子交换膜、操作电压以及操作流量等参数对电渗析预处理脱盐过程的脱盐率、偏二甲肼损失率、过程能耗以及电流效率的影响，并分析了进料压力对反渗透浓缩过程的产水通量、偏二甲肼浓缩倍率、系统脱盐率的影响，最终获得的耦合优化工艺为：采用CEM/AEM-Type Ⅰ离子交换膜组装电渗析膜堆，浓、淡室流量为30~40 L/h，操作电压为8 V，在此条件下可使电渗析预处理过程的盐碱杂质去除率高于98.6%，偏二甲肼损失率低于13.5%(即回收率超过86.5%)，过程能耗约为1.02 kW·h/kg，电流效率达53.1%；采用自制的反渗透膜元件对除盐后的偏二甲肼废水进行进一步浓缩，进料压力保持在1.5 MPa，可将废水中偏二甲肼的浓度从1.1 g/L提升至6.3 g/L，浓缩倍数高达5.6，最终使回收的偏二甲肼浓度和纯度达到废水回用的要求. 本文所开发的“电渗析+反渗透”双膜法技术与工艺可实现偏二甲肼生产废水的高效资源化处理，并为高含盐废水中有机物的高效回收提供新思路和新方法.

支持信息见http://www.cjcu.jlu.edu.cn/CN/10.7503/cjcu20250039.

参　考　文　献

[1] Ding X. J., Ma X. Z., Wang C., *Fine Chemicals*, **1993**, *10*(5), 39—41(丁晓君, 马祥征, 王春. 精细化工, **1993**, *10*(5), 39—41)
[2] Li H., Wang M. D., Wang Y. P., Liu Y. L., *Journal of Wuhan Engineering University*, **2019**, *41*(5), 440—446(李慧, 王明迪, 王燕平, 刘友林. 武汉工程大学学报, **2019**, *41*(5), 440—446)
[3] Wang F., *Study on the Treatment of UDMH Wastewater*, Lanzhou University, Lanzhou, **2013**(汪洋. 偏二甲肼废水处理研究, 兰州: 兰州大学, **2013**)
[4] Wang H., Gao D. S., *Northern Environ.*, **2004**, *2*, 42—48(王浩, 高殿森. 北方环境, **2004**, *2*, 42—48)
[5] Zhan J. J., He B., Zou L. P., Zhou X. Z., Chen Z. H., *Chem. Study*, **2001**, *4*, 29—33(湛建阶, 何斌, 邹利鹏, 周旭章, 陈朝辉. 化学研究, **2001**, *4*, 29—33)
[6] Ismagilov Z. R., Kerzhentsev M. A., Ismagilov I. Z., Sazonov V. A., Parmon V. N., Elizarova G. L., Pestunova O. P., Shandakov V. A., Zuev Y. L., Eryomin V. N., Pestereva N. V., Garin F., Veringa H. J., *Catal. Today*, **2002**, *75*(1—4), 277—285

[7] Pestunova O. P., Elizarova G. L., Ismagilov Z. R., Kerzhentsev M. A, Parmon V. N., *Catal. Today*, **2002**, *75*(1—4), 219—225
[8] Lunn G., Sansone E. B., *Chemosphere*, **1994**, *29*(7), 1577—1590
[9] Wang Z. Y., Zhang J. D., *Industrial Water Treatment*, **2002**, *12*, 1—5(王增玉, 张敬东. 工业水处理, **2002**, *12*, 1—5)
[10] Xie M., Shon H. K., Gray S. R., Elimelech M., *Water Research*, **2016**, *89*, 210—221
[11] Fidaleo M., Moresi M., *Adv. Food Nutr. Res.*, **2006**, *51*, 265—360
[12] Gurreri L., Tamburini A., Cipollina A., Micale G., *Membranes (Basel)*, **2020**, *10*(7), 146
[13] Gonçalves F., Fernandes C., dos Santos P. C., de Pinho M. N., *J. Food Engin.*, **2003**, *59*(2/3), 229—235
[14] Vera E., Ruales J., Dornier M., Sandeaux J., Sandeaux R., Pourcelly G., *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, **2003**, *78*(8), 918—925
[15] Strathmann H., *Desalination*, **2010**, *264*(3), 268—288
[16] Acheampong M. A., Meulepas R. J. W., Lens P. N. L., *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, **2010**, *85*(5), 590—613
[17] Fu F. L., Wang Q., *J. Environ Manage*, **2011**, *92*(3), 407—418
[18] Scarazzato T., Panossian Z., Tenório J. A. S., Perez-Herranz V., Espinosa D. C. R., *J. Cleaner Production*, **2017**, *168*, 1590—1602
[19] Choi J., Chung J., *Indus. Engin. Chem. Res.*, **2014**, *53*(27), 11167—11175
[20] Choudhury R. R., Gohil J. M., Mohanty S., Nayak S. K., *J. Mater. Chem. A*, **2018**, *6*(2), 313—333
[21] Lee S., Choi J., Park Y. G., Shon H., Ahn C. H., Kim S. H., *Desalination*, **2019**, *454*, 104—111
[22] Lim Y. J., Goh K., Kurihara M., Wang R., *J. Membrane Sci.*, **2021**, *629*, 119292
[23] Tang F., Hu H. Y., Sun L. J., Wu Q. Y., Jiang Y. M., Guan Y. T., Huang J. J., *Desalination*, **2014**, *349*, 73—79
[24] Chen F. F., Su T., Zhao X. T., Pan J. F., Liu L. F., *J. Membrane Sci.*, **2021**, *637*, 119625
[25] Campione A., Gurreri L., Ciofalo M., Micale G., Tamburini A., Cipollina A., *Desalination*, **2018**, *434*, 121—160
[26] Shi J., Yuan Q., Gao C. C., *Membrane Technology Manual*, Beijing, Chemical Industry Press, **2001**, 422—423(时钧, 袁泉, 高从堦. 膜技术手册, 北京: 化学工业出版社, **2001**, 422—423)
[27] Xing W. W., *Journal of Henan University of Education (Natural Science Edition)*, **2018**, *27*(2), 59—61(邢玮玮. 河南教育学院学报(自然科学版), **2018**, *27*(2), 59—61)

(Ed.: Y, K, S)