



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 115676973 B

(45) 授权公告日 2024. 05. 31

(21) 申请号 202211342546.6

C02F 1/46 (2006.01)

(22) 申请日 2022.10.31

C02F 101/16 (2006.01)

C02F 101/30 (2006.01)

(65) 同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 115676973 A

(56) 对比文件

JP H07303821 A, 1995.11.21

CN 101343127 A, 2009.01.14

CN 110790360 A, 2020.02.14

CN 102372398 A, 2012.03.14

CN 1554591 A, 2004.12.15

US 2018170775 A1, 2018.06.21

(43) 申请公布日 2023.02.03

(73) 专利权人 福州大学

地址 350108 福建省福州市闽侯县福州大学城乌龙江北大道2号福州大学

(72) 发明人 鄢忠森 朱政示 范功端 卢振宇

陈肖磊 林素芬

审查员 林文鑫

(74) 专利代理机构 福州元创专利商标代理有限公司 35100

专利代理师 林文弘 蔡学俊

(51) Int. Cl.

C02F 1/44 (2006.01)

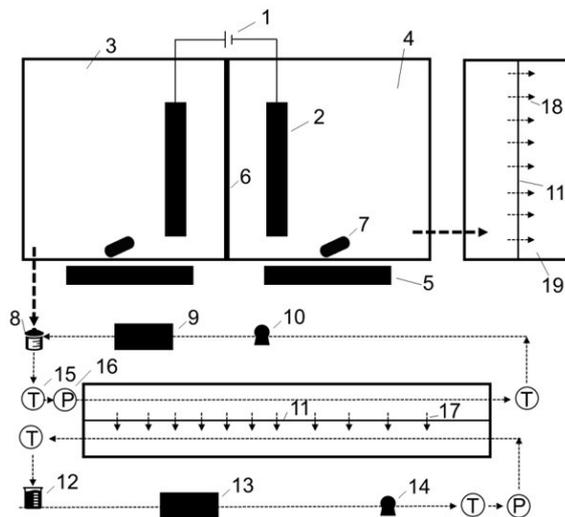
权利要求书1页 说明书6页 附图2页

(54) 发明名称

一种高浓度复杂废水处理与资源回收系统及其工作方法

(57) 摘要

本发明公开了一种高氨氮、高有机物和高盐度的高浓度复杂废水处理与资源回收系统及其工作方法。主要包括膜电化学反应器、膜蒸馏系统和膜接触器三部分。膜电化学反应器为膜蒸馏系统和膜接触器的预处理装置,用于去除有机和无机污染物减缓膜蒸馏系统和膜接触器的膜污染和膜润湿问题,同时为腐殖酸回收和膜接触器回收氨氮提供有利条件。回收的工业废热或者太阳能可用于膜蒸馏进料侧进行加热。膜蒸馏系统根据水回收率和膜污染情况进行纯水和碱液清洗,其产生的浓缩液回流至膜电化学反应器阳极室进行处理。该工艺在有效处理高浓度复杂废水的同时实现零废液排放和资源回收,产生经济、环境和能源效益。



1. 一种高浓度复杂废水处理与资源回收系统,其特征在於:包括膜电化学反应器、膜蒸馏系统和膜接触器;

所述高浓度复杂废水处理与资源回收系统的工作方法,包括以下步骤:

(1) 将高浓度复杂废水微过滤去除悬浮颗粒杂质后通入膜电化学反应器的阳极室中,作为阳极液,采用阳离子交换膜隔开两极室,电极板均采用惰性电极,由直流电源直接供电,阳极液 $\text{pH}<2$ 后停止运行;

(2) 阳极液进行固液分离后过滤回收沉淀物中的腐殖酸,上清液作为膜蒸馏系统进料液浓缩处理,膜蒸馏系统中水回收率达到65%~85%时进行纯水冲洗,膜通量降低25%~50%后进行碱液清洗,膜蒸馏系统产生的浓缩液回流至膜电化学反应器进行处理;

(3) 阳极液氨氮通过阳离子交换膜迁移到阴极液,在阴极液的高 pH 条件下转化为 NH_3 ,阴极液作为膜接触器进料液进行氨氮回收。

2. 根据权利要求1所述的高浓度复杂废水处理与资源回收系统,其特征在於:所述膜电化学反应器包含阴极室和阳极室,并采用阳离子交换膜隔开两极室,电极板均采用惰性电极,由直流电源直接供电。

3. 根据权利要求1所述的高浓度复杂废水处理与资源回收系统,其特征在於:所述膜蒸馏系统包括直接接触式膜蒸馏、真空式膜蒸馏、气扫式膜蒸馏或气隙式膜蒸馏系统。

4. 根据权利要求1所述的高浓度复杂废水处理与资源回收系统,其特征在於:膜蒸馏系统与膜接触器的膜包括平板膜或中空纤维膜,材质为PVDF或PTFE疏水膜,其平均孔径为 $0.1 \sim 5.0 \mu\text{m}$ 。

5. 根据权利要求1所述的高浓度复杂废水处理与资源回收系统,其特征在於:膜电化学反应器中阳离子交换膜为平板膜或中空纤维膜。

6. 根据权利要求1所述的高浓度复杂废水处理与资源回收系统,其特征在於:膜蒸馏产生的浓缩液回流量与膜电化学反应器阳极液体积的比值为浓缩系数的倒数,其中浓缩系数为膜蒸馏系统进料侧进料液体积与浓缩液体积的比值。

7. 根据权利要求1所述的高浓度复杂废水处理与资源回收系统,其特征在於:膜电化学反应器的电流密度范围为 $5 \sim 90 \text{ mA cm}^{-2}$ 膜面积,膜电化学反应器的阳极液与阴极液的体积比为 $1:2 \sim 10:1$,阴极液的电解质溶液为 Na_2SO_4 溶液,其浓度范围为 $5 \sim 100 \text{ mmol L}^{-1}$ 。

8. 根据权利要求1所述的高浓度复杂废水处理与资源回收系统,其特征在於:膜蒸馏系统的进料侧温度控制在 $40^\circ\text{C} \sim 95^\circ\text{C}$,出水侧温度控制在 $10^\circ\text{C} \sim 40^\circ\text{C}$ 。

9. 根据权利要求1所述的高浓度复杂废水处理与资源回收系统,其特征在於:回收氨氮的膜接触器汲取侧为 $0.01 \sim 0.1 \text{ mol L}^{-1} \text{ H}_2\text{SO}_4$ 溶液。

一种高浓度复杂废水处理与资源回收系统及其工作方法

技术领域

[0001] 本发明涉及废水处理和环境保护领域,具体涉及一种高氨氮、高有机物浓度和高盐度废水的高浓度复杂废水处理与资源回收系统及其工作方法。

背景技术

[0002] 典型高氨氮、高有机物浓度和高盐度的高浓度复杂废水有垃圾渗滤液、厌氧发酵液和养殖废水等,它们具有组成成分复杂、难生物降解和对环境污染危害大等特点。因此,对其进行适当处理再排入环境中是必要的。然而,高浓度复杂废水因其自身复杂、难降解等性质导致其处理起来非常困难,往往需要耗费较多的能量、能源和化学品等。此外,在高浓度复杂废水中含有大量的潜在可回收资源,如氨、腐殖酸和氢能等。因此,有必要开发一种具有高效降解高浓度复杂废水中的污染物并回收潜在资源的新型节能减排工艺。

[0003] 膜蒸馏是一种常压下对水溶液进行分离的膜分离技术,因其设备简单、易于自动化且能够充分利用太阳能和工业余热等廉价能源而成为国内外研究人员的研究热点。与传统的压力膜技术不同,膜蒸馏由进出水温差驱动传质,理论上仅有水蒸汽可以透过膜孔进入出水侧,对非挥发性物质的截留率高达100%。膜蒸馏已经在废水处理中展现出了一定的优势,但是膜污染和膜润湿仍然是限制其实际应用的主要问题,且其产生的浓缩液难以处理。

[0004] 近几年,电化学氧化在废水处理领域得到广泛关注,其具有设备占地面积小、集成度高和降解效率高等优点,利用阳离子交换膜将电解池分隔成两个单独的隔室,在相同的电流密度下能够进一步增强处理效果,高效去除高浓度的有机和无机污染物。因此,其作为膜蒸馏的预处理装置能够提高出水水质并延缓膜污染和膜润湿问题,延长膜使用寿命,降低运行能耗和成本。

[0005] 膜接触器是一种从废水中回收氨氮的有效工艺,其优点是即使进料中的有机负荷很高,能在室温下有效回收氨氮,节省能耗,同时膜污染也很轻,减少膜消耗并降低膜更换成本。

发明内容

[0006] 本发明的目的在于针对高浓度复杂废水的高效、节能和减排处理,提供一种高浓度复杂废水的高效处理系统及其污染物资源化利用的方法。通过构建预处理装置膜电化学反应器去除有机物、硬度和氨氮等污染物,运行结束后对阳极液进行固液分离,沉淀物用滤膜过滤回收腐殖酸,上清液经膜蒸馏系统处理,截留有机物、盐类等非挥发性污染物。膜电化学反应器阳极酸化废水不仅提高膜蒸馏系统氨氮的截留效果,还能有效控制膜污染。将膜蒸馏系统产生的浓缩液回流至膜电化学反应器阳极室中进行处理,实现浓缩液零排放。富集在膜电化学反应器阴极液中的氨氮通过构建的膜接触器回收。

[0007] 为实现上述目的,本发明采用如下技术方案:

[0008] 一种高浓度复杂废水处理与资源回收系统,包括膜电化学反应器,膜蒸馏系统和

膜接触器,膜电化学反应器的两极室使用阳离子交换膜隔开,运行时将高浓度复杂废水微过滤(最大孔径15~20 μm)去除悬浮颗粒杂质后送入阳极室,阴极室为电解质溶液(Na₂SO₄等),两极电极材料均为惰性电极,且对两极溶液均进行搅拌减小传质阻力,通过直流电源直接供能。阳极液pH值下降至小于2时诱导腐殖酸沉淀后进行回收,阳极液氨氮会通过阳离子交换膜迁移到阴极液,在阴极液的高pH条件下转化为NH₃有利于利用膜接触器进行回收。膜蒸馏系统中膜组件中的多孔疏水膜截留有机污染物和剩余盐分等污染物,同时预处理装置去除并回收了大部分氨氮且酸化废水,大部分氨氮以NH₄⁺的形式存在,不会通过膜孔渗透到出水侧,出水侧产生高质量产水。

[0009] 回收的腐殖酸可用作有机肥料、工业原料或水处理剂,且没有添加化学试剂,具有经济与环保效益;等温膜接触器回收的氨氮可以形成植物生长必不可少的氮肥,本工艺对比利用Haber-Bosch工艺产氨具有更高的经济效益、环境效益和能源效益。回收氨氮可以抵消由Haber-Bosch法生产相同量氨消耗的电量,节省的能耗相当于抵消一部分工艺运行能耗,同时减少碳排放量。膜蒸馏系统产生的浓缩液可以回流至膜电化学反应器的阳极室进行处理,经过膜电化学反应器预处理的废水作为膜蒸馏进料液产生的浓缩液的污染物负荷与原废水相近,同时浓缩液呈较强的酸性,酸化膜电化学反应器的阳极液可以提高处理效果。因此,膜蒸馏浓缩液回流可以解决浓缩液排放问题的同时增强膜电化学反应器处理效果。此外,垃圾焚烧厂的工业余热可以回收用于膜蒸馏系统,厌氧发酵过程产生的甲烷可用于供能,养殖场开阔平坦的地形条件有利于开发太阳能,这些能源的回用或开发能够提高膜蒸馏系统的可实际应用性。

[0010] 所述的高浓度复杂废水处理与资源回收系统:

[0011] (1) 预处理装置:膜电化学反应器

[0012] 考虑电化学降解能力的限度以及能耗,控制电流密度为5~90 mA cm⁻²。阳极液与阴极电解液的体积比为1:2~10:1,阴极电解液浓度为5~100 mmol L⁻¹,阴极液的电解质溶液可为Na₂SO₄溶液等,其浓度范围为5~100 mmol L⁻¹,根据电流密度取适当值。

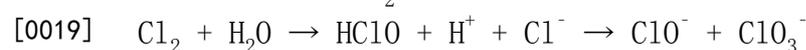
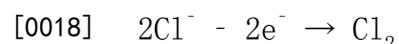
[0013] 惰性电极板可采用钛镀铂、掺硼金刚石(BDD)等材质,其完全浸没于两极溶液中,极板间距1.5~2.5cm。对两极溶液进行搅拌减轻浓差极化,搅拌强度根据实际情况适当取值,防止液体溅出,在实际应用中可以设计成模块化的多级连续流形式,水流流动可起到搅拌作用,无需另外设置搅拌系统。

[0014] 膜电化学反应器的阳离子交换膜选择平板膜、中空纤维膜等形式。

[0015] 该装置的工作原理为:

[0016] 膜电化学反应器阳极的废水中的氯离子被氧化成氯气,再与水反应生成次氯酸氧化有机物,同时电解过程中产生的羟基自由基也会氧化有机物,在反应过程中不断产生氢离子使阳极液pH不断下降。在电势驱动下,阳极液中的氢离子、钙镁离子和铵根离子等阳离子通过阳离子交换膜转移到阴极,由于阴极电解水产生氢氧根和氢气导致pH不断上升,在高pH以及阴极液中存在硫酸根的条件下与钙镁离子形成沉淀,铵离子转化成氨气易于被收集。

[0017] MER阳极:



[0020] Organic + HClO (ClO⁻, ClO₃⁻) → Products

[0021] M + H₂O - e⁻ → M[•OH⁻] + H⁺

[0022] Organic + M[•OH⁻] → Products

[0023] MER阴极:

[0024] 2H₂O + 2e⁻ → 2OH⁻ + H₂

[0025] Mg²⁺ + 2OH⁻ → Mg(OH)₂

[0026] Ca²⁺ + 2OH⁻ → Ca(OH)₂

[0027] Ca²⁺ + SO₄²⁻ → CaSO₄

[0028] NH₄⁺ → NH₃ + H⁺

[0029] (2)膜蒸馏系统

[0030] 通过温度控制系统控制进料侧(热端)和出水侧(冷端)温度分别为40 ~ 95 °C和10 ~ 40 °C,进料侧和出水侧溶液均采用泵提供动力进行进料和出水循环,控制膜面压力低于0.2 MPa。

[0031] 膜蒸馏系统的进料侧可由回收的工业余热或者利用收集的太阳能进行加热。

[0032] 膜蒸馏系统膜组件清洗可采用气洗、水洗、和碱洗的单独一种或者多种组合的方式。清洗碱液可来自膜电化学反应器运行后的阴极液。

[0033] (3)膜接触器

[0034] 膜接触器在室温下运行,进料液为膜电化学反应器运行结束后的阴极液,该溶液富集氨氮且为高pH状态,氨氮大部分以NH₃形式存在,汲取侧溶液为0.01~0.1 mol L⁻¹ H₂SO₄溶液,酸性的汲取溶液中氨氮主要以NH₄⁺形式存在,因此膜两侧由于NH₃形成的蒸气压差导致NH₃被不断吸收至汲取液达到回收的目的。

[0035] 进一步地,膜蒸馏系统包括直接接触式膜蒸馏、真空式膜蒸馏、气扫式膜蒸馏或气隙式膜蒸馏系统,膜蒸馏系统与膜接触器的膜包括平板膜或中空纤维膜,材质为PVDF或PTFE疏水膜,其平均孔径为0.1 ~ 5.0 μm。

[0036] 上述高浓度复杂废水处理与资源回收系统的工作方法:

[0037] (1)将高浓度复杂废水微过滤去除悬浮颗粒杂质后通入膜电化学反应器的阳极室中,作为阳极液,采用阳离子交换膜隔开两极室,电极板均采用惰性电极,由直流电源直接供电,阳极液pH<2后停止运行;

[0038] (2)阳极液进行固液分离后过滤回收沉淀物中的腐殖酸,上清液作为膜蒸馏系统进料液浓缩处理,膜蒸馏系统中水回收率达到65%~85%时进行纯水冲洗,膜通量降低25%~50%后进行碱液清洗,膜蒸馏系统产生的浓缩液回流至膜电化学反应器进行处理;其中回收率R=产水量/进料量;例如:产水400g,进料侧管道中浓缩液量100g,进料量就是500g,R=400/500。

[0039] (3)阳极液氨氮会通过阳离子交换膜迁移到阴极液,在阴极液的高pH条件下转化为NH₃,阴极液作为膜接触器进料液进行氨氮回收。

[0040] 进一步地,膜蒸馏产生的浓缩液回流量与膜电化学反应器阳极液体积的比值为浓缩系数的倒数,使得回流量=膜蒸馏过程产生的浓缩液量,刚好将浓缩液完全处理。其中浓缩系数为膜蒸馏系统进料侧进料液体积与浓缩液体积的比值。

[0041] 本发明的有益效果在于:

[0042] 1) 本发明在实现去除高浓度复杂废水中的氨氮、有机物和盐类同时进行氨氮和腐殖酸资源回收,并对膜蒸馏浓缩液进行回流实现浓缩液零排放处理,具有处理效果好,环境友好和节约能源等特点,克服了高浓度复杂废水处理和膜蒸馏浓缩液直接排放造成的能源/化学品消耗和水环境污染问题。

[0043] 2) 本发明构建的膜电化学反应器将氨氮和腐殖酸回收,回收的氨氮可以作为氮肥原料,且相比Haber-Bosch法产氨的效率更高,通过回收节省的能耗可以抵消一部分能耗,腐殖酸回收可以用于土壤肥料和水处理试剂等。

[0044] 3) 本发明通过预处理去除高浓度复杂废水中的有机物、氨氮和硬度等污染物能够有效减缓膜蒸馏系统运行过程中膜污染和膜润湿现象,大幅度提高膜的使用寿命,降低运行成本。

[0045] 4) 本发明中的膜电化学反应器装置紧凑,有利于集成化、规模化运行,整个系统可以进行多批次运行,同时回收/开发的能源用于系统运行降低能耗。

附图说明

[0046] 图1为本发明的高浓度复杂废水处理与资源回收系统的结构示意图;

[0047] 图2为膜电化学反应器及电化学反应器运行电压和工艺比能耗(循环泵比能耗较小);

[0048] 图中:1、直流电源;2、惰性电极板;3、高浓度复杂废水;4、电解质溶液;5、磁力搅拌器;6、阳离子交换膜;7、搅拌装置;8、浓缩瓶;9、恒温水浴槽(热);10、热端循环泵;11、多孔疏水膜;12、集水器;13、恒温水浴槽(冷);14、冷端循环泵;15、温度传感器;16、压力传感器;17、水蒸气;18、氨(蒸气);19、硫酸溶液。

具体实施方式

[0049] 本发明用下列实施例来进一步说明本发明,但本发明的保护范围并不限于下列实施例。

[0050] 以下实施例仅以说明本发明的技术方案而非限制。

[0051] 实施例1

[0052] 如图1所示,本实施例的高浓度复杂废水处理与资源回收系统包括膜电化学反应器、膜蒸馏系统和膜接触器。

[0053] 其中膜电化学反应器包含阴极室和阳极室,所述阴极室和阳极室分别设有惰性电极板2,惰性电极板2通过电导线与直流电源1相连,阴极室中阴极液为电解质溶液4,阳极室中阳极液为高浓度复杂废水3,阴极室和阳极室通过阳离子交换膜6隔开,膜电化学反应器的底部设有磁力搅拌器5和搅拌转子7,用于搅拌阴阳极液。

[0054] 膜蒸馏系统的浓缩瓶8用于收集电化学处理之后的阳极室中高浓度复杂废水,浓缩瓶8中的废水浓缩液经恒温水浴槽(热)9加热后进入多孔疏水膜11中,水蒸气17透过多孔疏水膜11后,通过恒温水浴槽(冷)13和冷端循环泵14处理后,采用集水器12收集。

[0055] 膜电化学反应器运行后的阴极液作为膜接触器进料液,该溶液富集氨氮且为高pH状态,氨氮大部分以 NH_3 形式存在,汲取侧溶液19为 $0.01\sim 0.1 \text{ mol L}^{-1} \text{ H}_2\text{SO}_4$ 溶液,酸性的汲取溶液中氨氮主要以 NH_4^+ 形式存在。因此,通入进料液后,膜两侧由于 NH_3 形成的蒸气压差导

致 NH_3 被不断吸收至汲取液达到回收的目的。

[0056] 试验组,阳离子交换膜材质选择Nafion质子交换膜,膜电化学反应器阳极室内通入350 mL取自福州市红庙岭垃圾填埋场的垃圾渗滤液($\text{pH}=8.6$),阴极室通入350 mL $15 \text{ mol L}^{-1} \text{ Na}_2\text{SO}_4$ 溶液,电极板完全浸没(极板尺寸: $3.4 \times 4.8 \text{ cm}$),电极间距2 cm,电流密度 20 mA cm^{-2} ,有效膜面积为 9 cm^2 ,故设定恒定电流为180 mA,两极室内的磁力搅拌强度设为600 rpm,实验在室温下运行8 h。

[0057] 设置两个对照组,对照组1将垃圾渗滤液原液直接作为膜蒸馏系统进料液,对照组2预处理装置两极之间不设置Nafion质子交换膜(电化学反应器),其他试验条件与试验组完全相同。将运行后的阳极液经过离心、沉淀和过滤回收腐殖酸后上清液作为膜蒸馏装置的进料液,使用恒温水浴槽将热端和冷端温度分别控制在 $(65.0 \pm 1.0)^\circ\text{C}$ 和 $(10.0 \pm 1.0)^\circ\text{C}$,热端和冷端流速分别为 0.097 m s^{-1} 和 0.087 m s^{-1} ,进料侧和出水侧之间的疏水膜为PVDF膜(孔径 $0.45 \mu\text{m}$),有效膜面积为 25.0 m^2 ,为了防止进料侧流道堵塞,同时提高湍流程度,进料侧膜面放置塑料支撑网。集水器放置在连接电脑的电子天平上,自动收集重量数据并记录,运行至产水400 g(浓缩系数为4.61),进料侧和出水侧均设置温度传感器和压力传感器连接电脑实时记录温度和压力,出水电导率由电导率仪连接电脑实时记录。每组进行3次循环试验,单次实验结束使用纯水为进料液运行30 min进行清洗。同时,将膜电化学反应器运行结束后的阴极液作为膜接触器的进料液进行氨氮回收,反应在室温 $(26.0^\circ\text{C} \pm 1.0^\circ\text{C})$ 下进行,进料侧和拉伸侧之间的疏水膜为PVDF膜(孔径 $0.45 \mu\text{m}$),有效膜面积为 9.0 m^2 ,运行至进料液80%以上的氨氮被回收。

[0058] 试验结果如下所示:

表 1 预处理运行效果

	垃圾渗滤液原液	电化学反应器	膜电化学反应器
COD_{Cr} (mg L^{-1})	4500 ± 114	2109 ± 203	1028 ± 28
UV_{254} (cm^{-1})	8.50 ± 0.87	6.05 ± 0.52	3.17 ± 0.29
氨氮 (mg N L^{-1})	1597 ± 145	1009 ± 24	316 ± 207
Ca^{2+} (mg L^{-1})	216 ± 5.8	95 ± 11	84 ± 6.7
Mg^{2+} (mg L^{-1})	110 ± 4.9	84 ± 1.7	43 ± 3.9
氨氮回收 (mg L^{-1})	-	-	499 ± 66
HA 回收 (mg L^{-1})	-	-	50 ± 4.6

[0059]

表 2 膜蒸馏系统出水水质

	去除率 (%)								
	对照组 1			对照组 2			试验组		
	Cycle1	Cycle2	Cycle3	Cycle1	Cycle2	Cycle3	Cycle1	Cycle2	Cycle3
COD_{Cr}	93.3	95.4	97.3	97.2	97.2	97.8	99.0	97.3	98.2
氨氮	55.8	56.2	59.3	61.9	61.4	65.5	99.3	99.3	99.0
总磷	>97.6								
金属盐	>96.0								

[0060]

[0061] 如表1所示,由于膜电化学反应器拥有更强的电化学反应能力,且能够诱导腐殖酸

沉淀,具有更高的 COD_{Cr} 和 UV_{254} 去除率。膜电化学反应器阳极液的氨氮一部分迁移至阴极液进行回收,另一部分被氧化去除。另外,在膜电化学反应器运行过程中,阴极液检测到了钙、镁和氨氮,证实了它们的迁移。

[0062] 如表2所示,试验组和对照组均能拒绝几乎所有总磷和金属盐,这是因为膜蒸馏理论上能够截留所有非挥发性物质。然而,对照组1对 COD_{Cr} 的截留率最低仅为93.3%,这可能是因为垃圾渗滤液中存在挥发性有机物透过膜孔进入出水侧,经过预处理的对照组2和试验组拥有更高的 COD_{Cr} 截留率是因为电化学氧化降解了部分挥发性有机物,膜电化学反应器的氧化能力优于电化学反应器,因此实验组具有最高的 COD_{Cr} 截留率。对照组1和2的氨氮截留率在仅在55.8%~65.5%之间,这是因为在垃圾渗滤液原液和经过电化学反应器处理的垃圾渗滤液均呈现微碱性,在膜蒸馏进料侧加热的条件下部分氨氮以 NH_3 的形式存在,会通过膜孔挥发至出水侧,恶化出水水质,而经过膜电化学反应器处理后溶液pH降低至大约1.8,氨氮主要以不易挥发的 NH_4^+ 形式存在,能够被膜蒸馏系统截留。

[0063] 如图2所示,膜电化学反应器运行电压相比电化学反应器较高,但因其回收氨氮、腐殖酸产生的潜在能源效益,以及垃圾渗滤液经膜电化学反应器预处理后进行膜蒸馏处理具有更高的抗污染性能、膜污染可逆性和渗透通量,具有最低的比能耗。若对电极间距、电流密度、阴极溶液浓度和体积等条件进行优化将会有更好的效能。另外,因为本实验装置采用的是直接接触式膜蒸馏,具有相对较高的能耗,在实际应用中若采用气隙式膜蒸馏将能更充分利用回收的废热,进一步降低运行能耗,具有实现能量中和以及碳中和的潜力。

[0064] 以上所述仅为本发明的较佳实施例,凡依本发明申请专利范围所做的均等变化与修饰,皆应属本发明的涵盖范围。

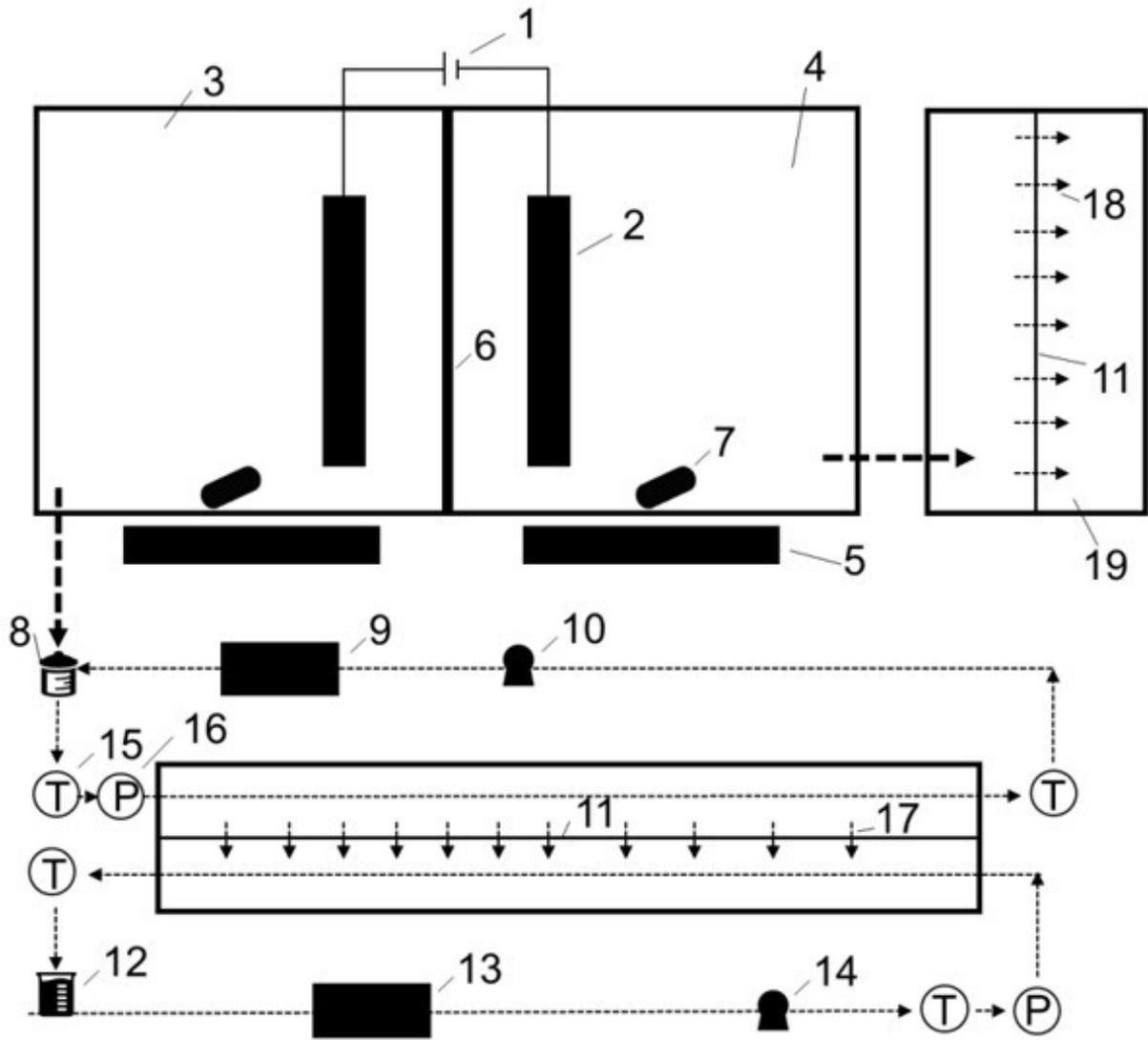


图1

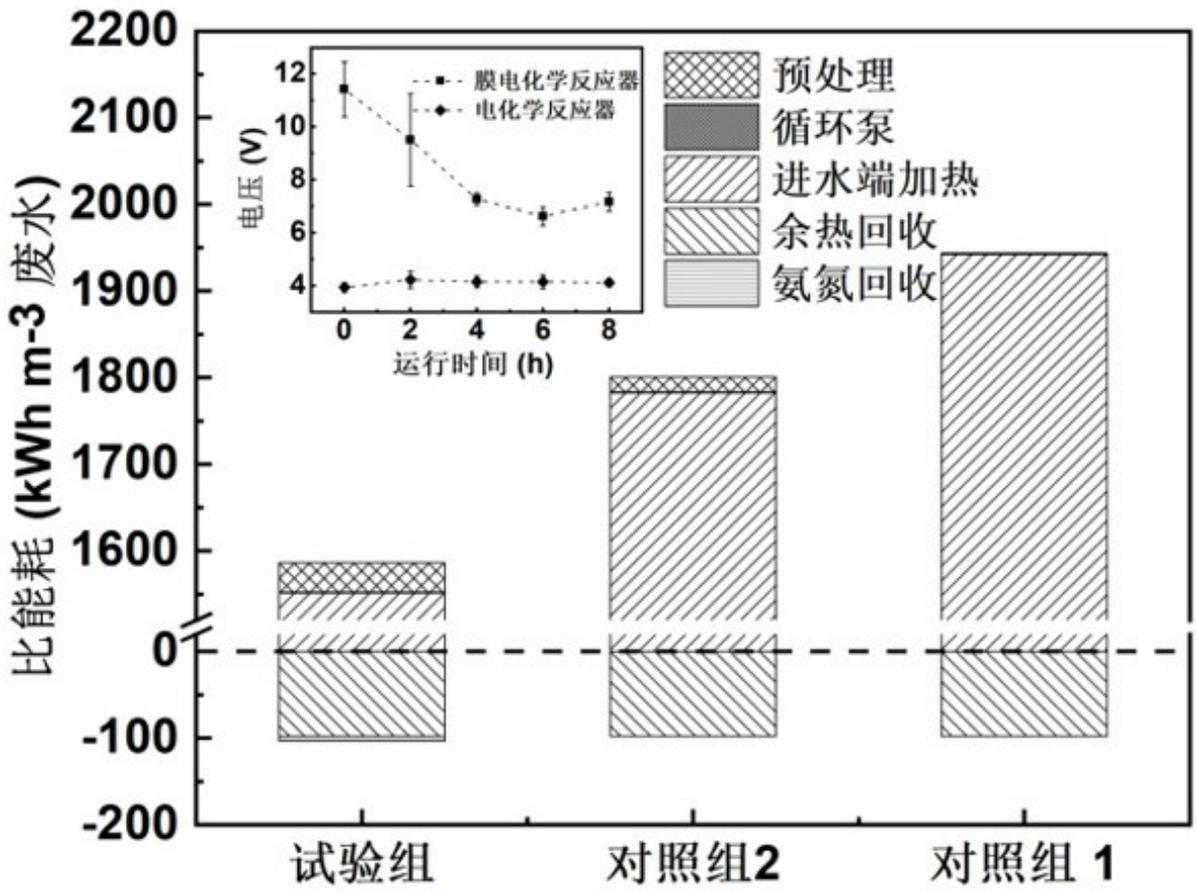


图2