



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 117865397 B

(45) 授权公告日 2024. 09. 06

(21) 申请号 202410110089.0

(22) 申请日 2024.01.25

(65) 同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 117865397 A

(43) 申请公布日 2024.04.12

(73) 专利权人 山东建筑大学

地址 250101 山东省济南市临港开发区凤
鸣路1000号

(72) 发明人 成小翔 王玲 武道吉 张新玉
张立杰 罗从伟 罗鑫圣 朱学武
徐景涛

(74) 专利代理机构 北京佰智蔚然知识产权代理
有限公司 37285
专利代理师 赵允洲

(51) Int.Cl.

C02F 9/00 (2023.01)

C02F 1/72 (2023.01)

C02F 1/56 (2023.01)

C02F 1/00 (2023.01)

C02F 1/44 (2023.01)

(56) 对比文件

CN 103736397 A, 2014.04.23

侯成斯. 过氧化钙/亚铁与膜组合工艺处理
高藻水效能及机理. 万方学位论文. 2023, 第2.2
节和第5章的内容.

侯成斯. 过氧化钙/亚铁与膜组合工艺处理
高藻水效能及机理. 万方学位论文. 2023, 第2.2
节和第5章的内容.

审查员 田海鹏

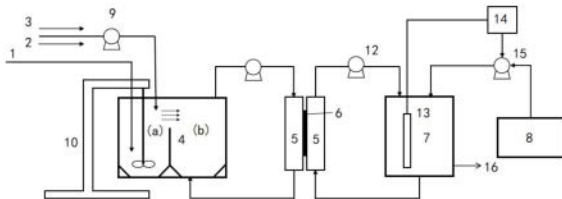
权利要求书2页 说明书8页 附图3页

(54) 发明名称

一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体
化藻水分离系统及工艺

(57) 摘要

本发明提供一种双重碳源复合混凝剂耦合
正渗透一体化藻水分离系统及工艺, 涉及藻水分
离工艺技术领域, 具体涉及到一种由过氧乙酸
(PAA) 与有机高分子絮凝剂组合而成的双重碳源
复合混凝剂对小球藻进行预浓缩, 并耦合正渗透
实现藻水分离的系统及工艺。本发明的系统及工
艺包括预浓缩和正渗透脱水两个阶段, 通过优化
PAA和有机高分子絮凝剂的投加量, 在保持良好
混凝效果的前提下, 为小球藻提供碳源, 以保持
小球藻活性及高油脂产量, 经过正渗透脱水后,
小球藻油脂含量能够提升至原藻液的2.4倍, 除
此之外, 本发明的系统及工艺具有成本低, 能耗
低, 产油多的优点, 是实现含藻水资源化利用的
环境友好型系统及工艺, 具有广阔的应用前景。



1. 一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统,其特征在于,包括正渗透原水池、正渗透装置、正渗透汲取液池、浓盐池和通用型控制器;所述正渗透原水池分为一级混凝区和二级过滤区,其中一级混凝区设置有搅拌装置,一级混凝区和二级过滤区之间设置有隔板;所述一级混凝区形状为梯形;所述一级混凝区设置有搅拌装置;所述一级混凝区设置进水口以及加药口,所述二级过滤区设置出水口;所述一级混凝区的加药口所投加药剂为过氧乙酸和有机高分子絮凝剂;所述正渗透装置包括正渗透膜组件和正渗透膜;所述正渗透膜组件的膜材料为醋酸纤维素,正渗透膜组件为单组或多组并联使用,膜朝向为活性层朝向汲取液一侧;所述二级过滤区出水口与所述正渗透膜组件的入口端之间设置有包括循环水泵的循环回路;所述正渗透膜组件的出口端与正渗透汲取液池之间设置有包括循环水泵的循环回路;所述正渗透汲取液池还设置出水口;所述正渗透汲取液池与浓盐池通过管道连通,正渗透汲取液池与浓盐池之间的管道设置有蠕动泵;所述正渗透汲取液池设置有水质检测设备;所述通用型控制器分别与水质检测设备和蠕动泵通信连接。
2. 如权利要求1所述的一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统,其特征在于,所述有机高分子絮凝剂为季铵盐改性有机絮凝剂。
3. 如权利要求2所述的一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统,其特征在于,所述季铵盐改性有机絮凝剂为季铵盐壳聚糖或阳离子醚化淀粉中的一种。
4. 如权利要求1-3任一项所述的一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统,其特征在于,所述一级混凝区的加药口设置加药泵。
5. 一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离工艺,其特征在于,包括如下步骤:
 - S1: 含有小球藻的原水通过进水口流入原水池的一级混凝区,先将过氧乙酸投加到一级混凝区,搅拌,然后再将有机高分子絮凝剂投加到一级混凝区,均匀搅拌后静置,收集混凝沉淀的小球藻,上清液流入二级过滤区;
 - S2: 二级过滤区的上清液流入正渗透装置的入口端,然后利用高盐度溶液作为汲取液进行正渗透过滤,一部分通过正渗透膜进入正渗透装置的出口端,使上清液水质得到净化,另一部分通过循环回路回流至二级过滤区,经过正渗透过滤,上清液中未沉淀完全的小球藻经过滤后充分回收;
 - S3: 进入正渗透装置的出口端的水通过循环回路进入正渗透汲取液池,正渗透汲取液池中的汲取液也通过循环回路回流至正渗透装置的出口端。
6. 如权利要求5所述的一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离工艺,其特征在于,所述有机高分子絮凝剂为季铵盐改性有机絮凝剂。
7. 如权利要求6所述的一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离工艺,其

特征在于,所述S1步骤的具体操作步骤:含有小球藻的原水通过进水口流入原水池的一级混凝区,然后,向一级混凝区含有小球藻的原水中投加0.02-0.15 mM 过氧乙酸,搅拌一定时间,然后向一级混凝区含有小球藻的原水中投加0.3-0.4 mg/L 季铵盐壳聚糖或40-80 mg/L阳离子醚化淀粉,继续搅拌一定时间,然后静置一定时间后,收集混凝沉淀的小球藻,上清液流入二级过滤区。

8.如权利要求5所述的一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离工艺,其特征在于,所述S2步骤中高盐度溶液为1-4 M的氯化钠溶液或化肥溶液,正渗透装置的入口端与二级过滤区之间的循环回路以及正渗透装置的出口端与正渗透汲取池之间的循环回路的流速为12-33 cm/s。

一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统及工艺

技术领域

[0001] 本发明涉及藻水分离工艺技术领域,具体涉及一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统及工艺。

背景技术

[0002] 基于藻水分离的水处理技术不仅可以净化含藻水、解决环境污染问题,还可以回收小球藻生物质浆料,现如今这种技术已经受到越来越多的关注。小球藻回收步骤是能量密集型的,回收小球藻生物质浆料包括浓缩脱水两大步骤,占生物质产品开发的总生产成本的20%-30%,由于小球藻的性质导致现有的技术存在较多不足,如很难去除尺寸较小的小球藻、设备维护成本高、絮凝剂容易造成水体二次污染和过滤器堵塞或结垢等。目前,缺乏低成本、低能耗的生物质回收方法是限制小球藻燃料大规模生产的一个主要因素。

[0003] 相对于传统的膜滤技术,正渗透利用渗透压自发进行藻水分离,具有能耗低和膜污染倾向低等优点。然而,在无外在加压的情况下,正渗透运行时间长,长期运行下藻细胞活性降低,体内物质会有所消耗,且正渗透存在膜污染、浓差极化现象和反向溶质扩散等问题,也是该技术在小球藻浓缩应用的瓶颈。

[0004] 上述问题的存在限制了小球藻回收和正渗透技术在小球藻大规模生产中的应用。因此,需要进一步研究和发展低成本、低能耗且环保的藻水分离技术,以促进小球藻的大规模生产。

发明内容

[0005] 为解决现有技术中的不足,本发明提供一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统及工艺,通过添加双重碳源复合混凝剂实现藻水预浓缩,降低单独使用有机高分子絮凝剂时的投加成本,同时该混凝剂产物可作小球藻优质碳源,尤其重要的是还可以缓解藻水对正渗透膜的堵塞程度,以实现小球藻的深度脱水。此外,本发明系统及工艺同时实现了小球藻回收和废水处理,能够有效节省小球藻外加培养基的成本,具有广阔的商业化应用前景,具体技术方案如下:

[0006] 本发明提供了一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统,包括正渗透原水池、正渗透装置、正渗透汲取液池和浓盐池;

[0007] 所述正渗透原水池分为一级混凝区和二级过滤区,其中一级混凝区设置有搅拌装置,一级混凝区和二级过滤区之间设置有隔板;

[0008] 所述一级混凝区设置有搅拌装置;

[0009] 所述一级混凝区设置进水口以及加药口,所述二级过滤区设置出水口;

[0010] 所述正渗透装置包括正渗透膜组件和正渗透膜;

[0011] 所述二级过滤区出水口与所述正渗透膜组件的入口端之间设置有包括循环水泵的循环回路;

[0012] 所述正渗透膜组件的出口端与正渗透汲取液池之间设置有包括循环水泵的循环回路；

[0013] 所述正渗透汲取液池还设置出水口。

[0014] 本发明的一些具体实施方式中,正渗透汲取液池出水口与后续处理装置通过管路连通。

[0015] 在本发明的一些具体实施方式中,所述双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统还包括浓盐池和通用型控制器；

[0016] 所述正渗透汲取液池与浓盐池通过管道连通,正渗透汲取液池与浓盐池之间的管道设置有蠕动泵；

[0017] 所述正渗透汲取液池设置有水质检测设备；

[0018] 所述通用型控制器分别与水质检测设备和蠕动泵通信连接。

[0019] 在本发明的一些具体实施方式中,所述水质检测设备为电导率仪。

[0020] 在本发明的一些具体实施方式中,电导率仪、通用性控制器、蠕动泵和浓盐池构成了正渗透汲取液池的自动加盐装置。

[0021] 在本发明的一些具体实施方式中,所述自动加盐装置的工作过程如下:采用电导率仪测定正渗透汲取液池的汲取液电导率并反馈至带有开关量输出的通用型控制器,如果汲取液电导率低于设定电导率阈值范围,电流信号将反馈至蠕动泵,蠕动泵自动将浓盐池的盐溶液加至汲取液电导率恢复设定值。

[0022] 在本发明的一些具体实施方式中,如汲取液为1M氯化钠溶液,其电导率为82000 μ s/cm,设定阈值为100 μ s/cm,当汲取液电导率低于81000 μ s/cm,蠕动泵会在设定流速下自动加盐,从而维持汲取液一侧渗透压不变,防止因汲取液稀释导致正渗透水通量降低。

[0023] 在本发明的一些具体实施方式中,所述一级混凝区的加药口设置加药泵。

[0024] 在本发明的一些具体实施方式中,所述一级混凝区形状为梯形。梯形的结构使得整个一级混凝区类似于一个大型“离心管”,可避免藻泥在池底构成死角浪费,有利于藻泥的回收。

[0025] 在本发明的一些具体实施方式中,所述正渗透膜组件的膜材料为醋酸纤维素,正渗透膜组件为单组或多组并联使用,膜朝向为活性层朝向汲取液一侧。

[0026] 本发明还提供了一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离工艺,其特征在于,包括如下步骤:

[0027] 将过氧乙酸和有机高分子絮凝剂按一定投加量先后加入到含有小球藻的原水中进行氧化絮凝沉淀,收集絮凝沉淀的小球藻,絮凝沉淀后的上清液流入正渗透装置;然后利用高盐度溶液作为汲取液进行正渗透过滤,使上清液水质得到净化,并使上清液中未沉淀完全的小球藻经过滤后充分回收。

[0028] 在本发明的一些具体实施方式中,所述双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离工艺,其特征在于,包括如下步骤:

[0029] S1:含有小球藻的原水通过进水口流入原水池的一级混凝区,先将过氧乙酸投加到一级混凝区,搅拌,然后再将有机高分子絮凝剂投加到一级混凝区,均匀搅拌后静置,收集絮凝沉淀的小球藻,上清液流入二级过滤区；

[0030] S2:二级过滤区的上清液流入正渗透装置的入口端,然后利用高盐度溶液作为汲

取液进行正渗过滤,一部分通过正渗透膜进入正渗透装置的出口端,使上清液水质得到净化,另一部分通过循环回路回流至二级过滤区,经过正渗过滤,上清液中未沉淀完全的小球藻经过滤后充分回收;

[0031] S3:进入正渗透装置的出口端的水通过循环回路进入正渗透汲取液池,正渗透汲取液池中的汲取液也通过循环回路回流至正渗透装置的出口端。

[0032] 在本发明的一些具体实施方式中,所述有机高分子絮凝剂为季铵盐改性有机絮凝剂。

[0033] 在本发明的一些具体实施方式中,所述有机高分子絮凝剂为季铵盐壳聚糖 (HTCC) 或阳离子醚化淀粉 (CS),相比常用的有机絮凝剂,季铵盐壳聚糖 (HTCC) 和阳离子醚化淀粉 (CS) 投加量低,对溶液pH要求低,可溶解于弱碱性藻液。

[0034] 在本发明的一些具体实施方式中,所述S1步骤的具体操作步骤:含有小球藻的原水通过进水口流入原水池的一级混凝区,然后,向一级混凝区含有小球藻的原水中投加0.02-0.15mM过氧乙酸,搅拌一定时间,然后向一级混凝区含有小球藻的原水中投加0.3-0.4mg/L季铵盐壳聚糖或40-80mg/L阳离子醚化淀粉,继续搅拌一定时间,然后静置一定时间后,收集混凝沉淀的小球藻,上清液流入二级过滤区。

[0035] 在本发明的一些具体实施方式中,所述S1步骤的具体操作步骤:含有小球藻的原水通过进水口流入原水池的一级混凝区,然后,向一级混凝区含有小球藻的原水中投加0.02-0.1mM过氧乙酸,搅拌20分钟,然后向一级混凝区含有小球藻的原水中投加0.3-0.4mg/L季铵盐壳聚糖,继续搅拌10分钟,然后静置10分钟,收集混凝沉淀的小球藻,上清液流入二级过滤区。

[0036] 在本发明的一些具体实施方式中,所述S1步骤的具体操作步骤:含有小球藻的原水通过进水口流入原水池的一级混凝区,然后,向一级混凝区含有小球藻的原水中投加0.1mM过氧乙酸,以转速200rpm搅拌20分钟,然后向一级混凝区含有小球藻的原水中投加0.4mg/L季铵盐壳聚糖,以转速150-100rpm搅拌10分钟,然后静置10分钟,收集混凝沉淀的小球藻,上清液流入二级过滤区。

[0037] 在本发明的一些具体实施方式中,所述S1步骤的具体操作步骤:含有小球藻的原水通过进水口流入原水池的一级混凝区,然后,向一级混凝区含有小球藻的原水中投加0.02-0.15mM过氧乙酸,搅拌20分钟,然后向一级混凝区含有小球藻的原水中投加40-80mg/L阳离子醚化淀粉,继续搅拌20分钟,然后静置1小时,收集混凝沉淀的小球藻,上清液流入二级过滤区。

[0038] 在本发明的一些具体实施方式中,所述S1步骤的具体操作步骤:含有小球藻的原水通过进水口流入原水池的一级混凝区,然后,向一级混凝区含有小球藻的原水中投加0.1mM过氧乙酸,以转速250rpm搅拌20分钟,然后向一级混凝区含有小球藻的原水中投加40mg/L阳离子醚化淀粉,以转速200-100rpm搅拌20分钟,然后静置1小时,收集混凝沉淀的小球藻,上清液流入二级过滤区。

[0039] 在本发明的一些具体实施方式中,所述S2步骤中高盐度溶液为1-4M的氯化钠溶液或化肥溶液或葡萄糖溶液,正渗透装置的入口端与二级过滤区之间的循环回路以及S正渗透装置的出口端与正渗透汲取液池之间的循环回路的流速为12-33cm/s。

[0040] 在本发明的一些具体实施方式中,所述含有小球藻的原水是小球藻藻液或者含有

小球藻的废水。

[0041] 在本发明的一些具体实施方式中,所述含有小球藻的废水包括二级出水、高盐废水、海水、养殖废水。

[0042] 在本发明的一些具体实施方式中,正渗透汲取液池出水口出水进入到后续处理环境。

[0043] 在本发明的一些具体实施方式中,所述过氧乙酸由乙酸和过氧化氢以2:1比例及少量浓硫酸经50℃水浴加热1h制成,标定浓度为1.8M,保存在避光瓶中备用。过氧乙酸相对于过氧化氢氧化性和酸性更强,价格更低,且还原产物为乙酸,是藻细胞极易代谢的优质碳源。

[0044] 本发明提供的一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统及工艺的工作原理如下:本发明提供的一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统及工艺旨在突破藻水分离效率低,正渗透膜污染问题严重的问题,提出一种双重碳源复合混凝剂,该混凝剂通过过氧乙酸/有机高分子絮凝剂的协同作用,同时具有氧化混凝双重作用,相较于单独投加有机高分子絮凝剂,过氧乙酸的加入促进了有机高分子絮凝剂对藻细胞的絮凝作用,使有机高分子絮凝剂投量大幅减少,同时经该混凝剂预处理可以提高正渗透的藻水分离效率。

[0045] 过氧乙酸在水中可以自分解产生羟基自由基($\cdot OH$)、单线态氧($^1O_2$)、甲基自由基($CH_3\cdot$)等多种自由基,本发明提出的双重碳源复合混凝剂为过氧乙酸联合有机絮凝剂组合体系,除以上几种活性自由基外,在藻液中该体系还存在多种有机自由基($CH_3OO\cdot$ 、 $CH_3C(O)O\cdot$ 和 $CH_3C(O)OO\cdot$),故该组合体系可以通过自由基介导的氧化作用分解藻液中的游离性胞外有机物(dEOM),减少溶液中带负电的有机物含量,同时通过氧化分解破坏附着性有机物(bEOM)与藻细胞的附着作用,使藻细胞团聚形成小颗粒絮体,而有机高分子絮凝剂中存在的阳离子物质进一步对藻细胞表面的负电荷进行电性中和,使小颗粒絮体脱稳相互碰撞形成大颗粒,通过吸附架桥等作用形成大块絮体,絮体呈丝状或碎片状立体骨架结构,孔隙度大,水分子畅通无阻,可减小正渗透脱水过程中滤饼层的阻力以及小分子有机物对正渗透膜的阻塞程度,进一步改善的正渗透的藻水分离性能,提高正渗透脱水效率,同时这种双碳复合混凝剂的反应产物乙酸和其他有机物质均可作为小球藻生长碳源,解决了由于正渗透分离时间长导致小球藻油脂含量损失的问题。

[0046] 本发明提供的一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统及工艺,相对于现有的藻水分离系统及工艺,具有如下有益技术效果:

[0047] 1. 本发明提出的一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统及工艺,实现了高效低能耗藻水分离,不但回收了含藻水中的水资源,还提高了小球藻油脂含量,最大化回收小球藻资源,能够同时应对水资源短缺和可再生能源回收两大挑战,具有优异的环境效益和资源效益。

[0048] 2. 本发明提出的一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统及工艺,预浓缩阶段先利用过氧乙酸对含藻水进行预氧化,再加入有机高分子絮凝剂对含藻水进行预絮凝沉淀,过氧乙酸与有机高分子絮凝剂协同作用,产生羟基自由基等活性物种,氧化分解藻液中的小分子物质,同时促进藻细胞絮凝团聚,降低有机高分子絮凝剂的投加量,提高藻水分离效率,实现低成本高效的藻液预浓缩。

[0049] 3.本发明提出的一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统及工艺,利用正渗透无需外部加压,能耗低,抗污染性强的特点,能够在保持藻细胞完整不被破坏的情况下实现低能耗藻水分离,将过氧乙酸和有机絮凝剂预浓缩后的小球藻溶液作为正渗透原料液进行小球藻脱水,通过预浓缩氧化去除溶液中的小分子有机物,进一步絮凝形成大颗粒絮体,絮体间形成水通道,以上均可缓解正渗透膜污染问题,延长正渗透膜的使用寿命及持续运行时间,节约成本,提高运行效率。此外本发明提出的一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统及工艺将正渗透原水池作为预浓缩池小球藻进行原位混凝浓缩,节省占地面积。

[0050] 4.本发明使用的氧化剂过氧乙酸是一种有机过氧化物,价格低廉,还原产物醋酸生物亲和性强,是微生物极易代谢的物质,同时加入的有机高分子絮凝剂也可作为小球藻碳源促进小球藻生长,二者既可以协同浓缩藻液,又可以共同作为小球藻生长养料,提高藻水分离后藻泥油脂含量,且由于正渗透膜会发生反渗,原料液盐浓度会升高,在不影响膜通量的情况下该现象也有利于藻细胞油脂含量的提升,有益于提升小球藻资源回收效益,实现低成本、高效率、无毒环保回收小球藻。

附图说明

[0051] 为了更清楚地说明本发明实施例或现有技术中的技术方案,下面将对实施例或现有技术描述中所需要使用的附图作简单地介绍,显而易见地,下面描述中的附图仅仅是本发明的一些实施例,对于本领域普通技术人员来讲,在不付出创造性劳动的前提下,还可以根据这些附图获得其他的附图。

[0052] 图1是本发明中实施例1的双重碳源复合混凝耦合正渗透一体化藻水分离系统示意图。其中1:(含藻水/含藻废水)进水;2和3均为过氧乙酸和有机高分子絮凝剂进药通道;4:正渗透原水池,其中a区为一级混凝区,b区为二级过滤区;5:正渗透膜组件;6:正渗透膜;7:正渗透汲取液池;8:浓盐池。9:加药泵;10:机械搅拌器;11和12均为循环泵;13:电导率仪;14:通用型控制器;15:蠕动泵;16:汲取液池出水口。

[0053] 图2是不同浓度过氧乙酸和季铵盐壳聚糖处理条件下藻液的Zeta电位。

[0054] 图3是不同浓度过氧乙酸和季铵盐壳聚糖处理条件下藻液的粒径分布。

[0055] 图4是不同浓度过氧乙酸和季铵盐壳聚糖处理条件下正渗透膜污染的通量变化图。

[0056] 图5是不同浓度过氧乙酸和季铵盐壳聚糖处理条件下正渗透膜扫描电镜图。

具体实施方式

[0057] 下面将结合本发明实施例中的附图,对本发明实施例中的技术方案进行、清楚完整地描述,显然,所描述的实施例仅仅是本发明一部分实施例,不应该用来限制本发明的保护范围。基于本发明中的实施例,本领域的普通技术人员在没有做出创造性劳动的前提下所获得的所有其他实施例,都属于本发明的保护范围。

[0058] 实施例1:一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统

[0059] 该系统包括正渗透原水池、正渗透装置、正渗透汲取液池和浓盐池;正渗透原水池分为一级混凝区和二级过滤区,其中一级混凝区设置有搅拌装置,一级混凝区和二级过滤

区之间设置有隔板；一级混凝区设置有搅拌装置；一级混凝区设置进水口以及加药口，所述二级过滤区设置出水口；一级混凝区形状为梯形，一级混凝区的加药口设置加药泵；正渗透装置包括正渗透膜组件和正渗透膜；二级过滤区出水口与所述正渗透膜组件的入口端之间设置有包括循环水泵的循环回路；所述正渗透膜组件的出口端与正渗透汲取液池之间设置有包括循环水泵的循环回路；所述正渗透汲取液池通过回流管道与正渗透膜组件的出口端连通，正渗透汲取液池还设置出水口；所述正渗透汲取液池与浓盐池通过管道连通，正渗透汲取液池与浓盐池之间的管道设置有蠕动泵；正渗透汲取液池设置有电导率仪，通用型控制器分别与电导率仪和蠕动泵通信连接；正渗透膜组件的膜材料为醋酸纤维素，正渗透膜组件为单组或多组并联使用，膜朝向为活性层朝向汲取液一侧。

[0060] 实施例2：一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离工艺

[0061] S1：含有小球藻的原水通过进水口流入原水池的一级混凝区，先将0.02-0.15mM过氧乙酸投加到一级混凝区，搅拌，然后再将投加0.3-0.4mg/L季铵盐壳聚糖或40-80mg/L阳离子醚化淀粉投加到一级混凝区，均匀搅拌后静置，大部分小球藻在一级混凝区混凝沉淀收集，经混凝沉淀后的藻液上清液中仍含有少量小球藻及混凝剂，上清液流入二级过滤区；

[0062] S2：二级过滤区的上清液流入正渗透装置的入口端，然后利用1-4M的氯化钠溶液或化肥溶液或葡萄糖溶液作为汲取液进行正渗透过滤，一部分通过正渗透膜进入正渗透装置的出口端，使上清液水质得到净化，另一部分通过循环回路回流至二级过滤区，循环回路的流速为12-33cm/s，经过正渗透过滤，上清液中未沉淀完全的小球藻经过滤后充分回收；

[0063] S3：进入正渗透装置的出口端的水通过循环回路进入正渗透汲取液池，正渗透汲取液池中的汲取液也通过循环回路回流至正渗透装置的出口端，循环回路的流速为12-33cm/s。

[0064] 实施例3：比较不同浓度过氧乙酸与季铵盐壳聚糖组合预混凝对小球藻藻液的影响

[0065] 本发明通过测定小球藻溶液絮凝前后在吸光度680nm处的OD值来计算絮凝效率。取原始球藻溶液，平均每升小球藻溶液细胞个数维持在 2×10^6 个，分别取该浓度小球藻溶液400ml于10个烧杯中，对照组全程不添加任何药剂，其余9组烧杯中向藻液中投加浓度为0mM、0mM、0.02mM、0.04mM、0.05mM、0.06mM、0.08mM、0.1mM、0.1mM的过氧乙酸(PAA)，搅拌20分钟，然后再分别向上述9组烧杯中投加0.4mg/L、0.5mg/L、0.4mg/L、0.4mg/L、0.4mg/L、0.4mg/L、0.4mg/L、0.4mg/L、0.4mg/L和0mg/L的季铵盐壳聚糖(HTCC)，搅拌10分钟，然后沉淀10分钟，通过OD值表征絮凝效率，絮凝效率计算公式如下：

$$[0066] \quad \eta = (OD_0 - OD_x) / OD_0 \times 100\% \quad (1)$$

[0067] 其中 OD_x 为絮凝后的小球藻OD值， OD_0 为纯藻液OD值。

[0068] 表1不同浓度过氧乙酸与季铵盐壳聚糖协同处理藻液混凝效率

	实施例	OD 值	絮凝效率
[0069]	藻液（不加任何药剂）	0.086 ± 0.001	—
	0.4 mg/L HTCC	0.050 ± 0.001	41.8%
	0.5 mg/L HTCC	0.032 ± 0.001	60.8%

	0.02 mM PAA + 0.4 mg/L HTCC	0.083 ± 0.001	3.48%
	0.04 mM PAA + 0.4 mg/L HTCC	0.080 ± 0.001	6.98%
	0.05 mM PAA + 0.4 mg/L HTCC	0.029 ± 0.001	66.3%
[0070]	0.06 mM PAA + 0.4 mg/L HTCC	0.021 ± 0.001	75.5%
	0.08 mM PAA + 0.4 mg/L HTCC	0.018 ± 0.001	79.0%
	0.1 mM PAA + 0.4 mg/L HTCC	0.011 ± 0.001	87.2%
	0.1 mM PAA	0.0085 ± 0.001	1.1%

[0071] 本实施例选用氧化剂PAA+有机絮凝剂HTCC协同处理含藻水,先氧化后絮凝,如表1所示,0.1mM PAA+HTCC混凝效率最高可达87.2%,加入PAA比单独投加0.4HTCC mg/L混凝效率提高45.4%,相较单独投加0.5mg/L HTCC mg/L投加量降低,混凝效率也有所提高。

[0072] 为了探究本发明的实验原理,本实例进一步检测不同条件下处理的藻液的Zeta电位和藻液絮体的粒径分布图,如图2Zeta电位图可以看出,单独HTCC和单独PAA的投加均能使藻液中的负电性减弱,但在同时投加0.05mM PAA+0.4mg/L HTCC时,藻液负电性减弱更加显著,并且结合粒径分布图(图3)可知,絮体粒径从1-10 μ m增大至100-500 μ m,说明此时藻细胞团聚明显,有利于进一步沉降分离,这说明双重碳源复合混凝剂存在的多种活性自由基可氧化分解藻细胞胞外有机物,同时可加强对藻细胞表面的电性中和作用,减小絮体间的排斥力,使小颗粒絮体聚集形成大块絮体,实现藻液的预浓缩。

[0073] 实施例4:比较不同浓度过氧乙酸与阳离子醚化淀粉组合预混凝对小球藻藻液的影响

[0074] 因HTCC属于相对成本较高的有机高分子絮凝剂,故本发明更进一步选取价格便宜但投加量相对较大的CS(阳离子醚化淀粉)进行实验,测定PAA对CS的强化效果。具体实验过程如下:取原始球藻溶液,平均每升小球藻溶液细胞个数维持在 2×10^6 个,分别取该浓度小球藻溶液400ml于7个烧杯中,对照组全程不添加任何药剂,其余6组烧杯中向藻液中投加浓度为0mM、0mM、0.02mM、0.05mM、0.1mM、0.15mM的过氧乙酸(PAA),搅拌20分钟,然后再分别向上述9组烧杯中投加40mg/L、80mg/L、40mg/L、40mg/L、40mg/L、40mg/L的CS(阳离子醚化淀粉),搅拌20分钟后静置1h,通过测定藻液在680nm处的OD值表征混凝效果,絮凝效率计算公式同公式(1),絮凝效果如表2所示。

[0075] 表1不同浓度PAA+CS协同处理藻液混凝效率

	实施例	OD 值	絮凝效率
	藻液 (不加任何药剂)	0.079 ± 0.001	—
	40 mg/L CS	0.071 ± 0.001	10.1%
	80 mg/L CS	0.047 ± 0.001	40.5%
[0076]	0.02 mM PAA + 40 mg/L CS	0.071 ± 0.001	10.1%
	0.05 mM PAA + 40 mg/L CS	0.034 ± 0.001	56.9%
	0.1 mM PAA + 40 mg/L CS	0.029 ± 0.001	63.2%
	0.15 mM PAA + 40 mg/L CS	0.052 ± 0.001	34.1%

[0077] 注:藻液(不加任何药剂)的OD值与表一的有差异的主要原因是在不同时间段小球藻的生长周期不同,其生物质含量有所差异,藻液内部生物质成分会对藻液的自絮凝程度有影响,表一和表二不是同批次配制的藻液,因此其OD值有所差异,但基本上维持在0.075-0.1之间。

[0078] 由表2可知投加不同浓度的PAA与40mg/L浓度下的CS絮凝效率相对投加HTCC降低,但该组合体系仍然有促进混凝的效果,且CS价格相对较低,可以作为该工艺的选择体系之

一。

[0079] 实施例5:比较不同处理方式下藻液经正渗透脱水后膜污染情况

[0080] 本实施例通过正渗透小试实验,测得每分钟原料液的质量差及膜面积计算正渗透膜通量变化,测定正渗透膜的膜通量变化如附图4所示,当直接采用正渗透处理小球藻藻液时,正渗透膜通量出现了严重的下降,在480min时末端比通量下降到了0.68。单独PAA和HTCC处理后,通量下降基本没有变化,缓解效果不明显,而在PAA和HTCC的协同作用下,膜通量下降得到了显著缓解,在投加0.1mM PAA+0.4mg/L HTCC时,末端比通量提升到了0.88,说明本体系对正渗透藻水分离膜污染可膜污染缓解效果优异。

[0081] 进一步在正渗透膜分别过滤不同处理情况的藻液各8h后,将正渗透膜常温干燥24h,利用扫描电镜仪观察正渗透膜的污染情况,如图5所示,可以观察到原水藻细胞沉积在膜表面,对正渗透膜通量及使用寿命影响较大,在经过单独0.4mg/L HTCC处理的藻细胞仍然会团聚在膜表面,说明单独投加0.4mg/LHTCC小球藻絮凝效果较差,但在加入PAA后正渗透膜表面几乎不存在藻细胞,且膜孔径明显,说明该体系可大大提高正渗透膜的藻水分离效率。

[0082] 实施例6比较不同混凝剂经正渗透膜脱水后对小球藻油脂含量的影响

[0083] 取一定量浓度为平均每升藻液含 2×10^6 个藻细胞的藻液,在此藻液浓度下分别进行三组实验,分别是不做处理的纯小球藻藻液、投加50mg/L的聚合氯化铝的小球藻溶液、投加0.1mM PAA+0.4mg/L HTCC的小球藻溶液,沉淀后利用正渗透脱水,取藻泥冷冻干燥24h后每个样品取一定量藻粉经氯仿/甲醇溶液萃取后,测得其油脂含量,油脂含量如表3所示。

[0084] 表2不同处理方式下藻液油脂含量

	藻液处理方式	藻液油脂含量
[0085]	纯藻液(不做任何处理)	17.7%
	投加 50 mg/L 聚合氯化铝	26.4%
	投加(0.1 mM PAA + 0.4 mg/LHTCC)	41.8%

[0086] 由表3可知,经过PAA+HTCC组合体系处理的小球藻油脂含量提升至出纯藻液的2.4倍,相对于无机混凝剂聚合氯化铝,具有投加量低,污染轻,可做优质碳源的优势。因此,本发明提供一种双重碳源复合混凝剂耦合正渗透一体化藻水分离系统及工艺用于小球藻藻水分离具有广阔的应用前景。

[0087] 上述具体实施方式仅是本发明的具体个案,本发明的专利保护范围包括但不限于上述具体实施方式的产品形态和式样,任何符合本发明权利要求书且任何所属技术领域的普通技术人员对其所做的适当变化或修饰,皆应落入本发明的专利保护范围。

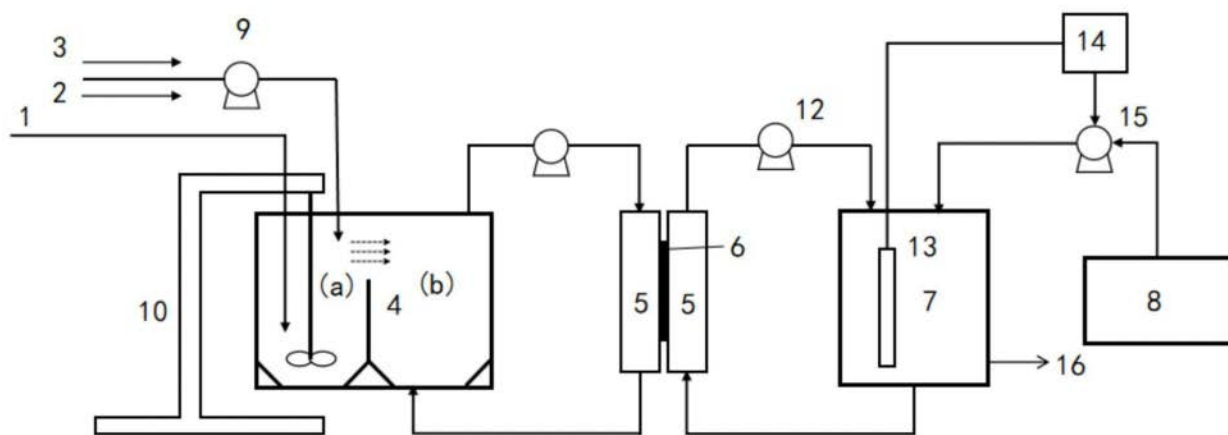


图1

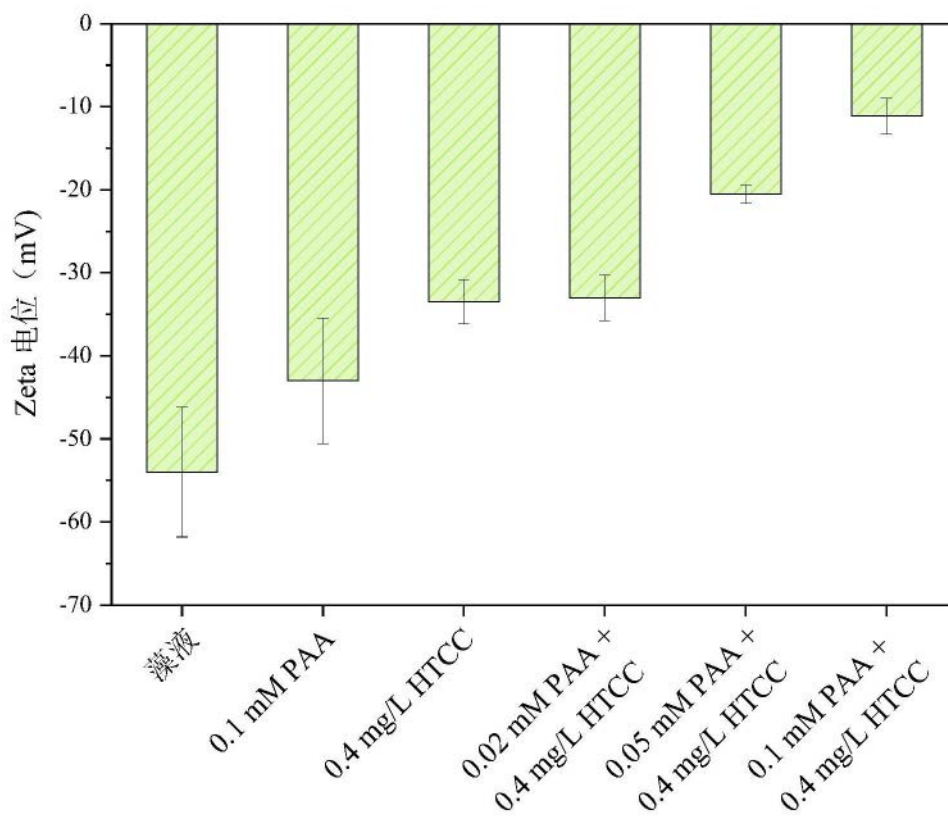


图2

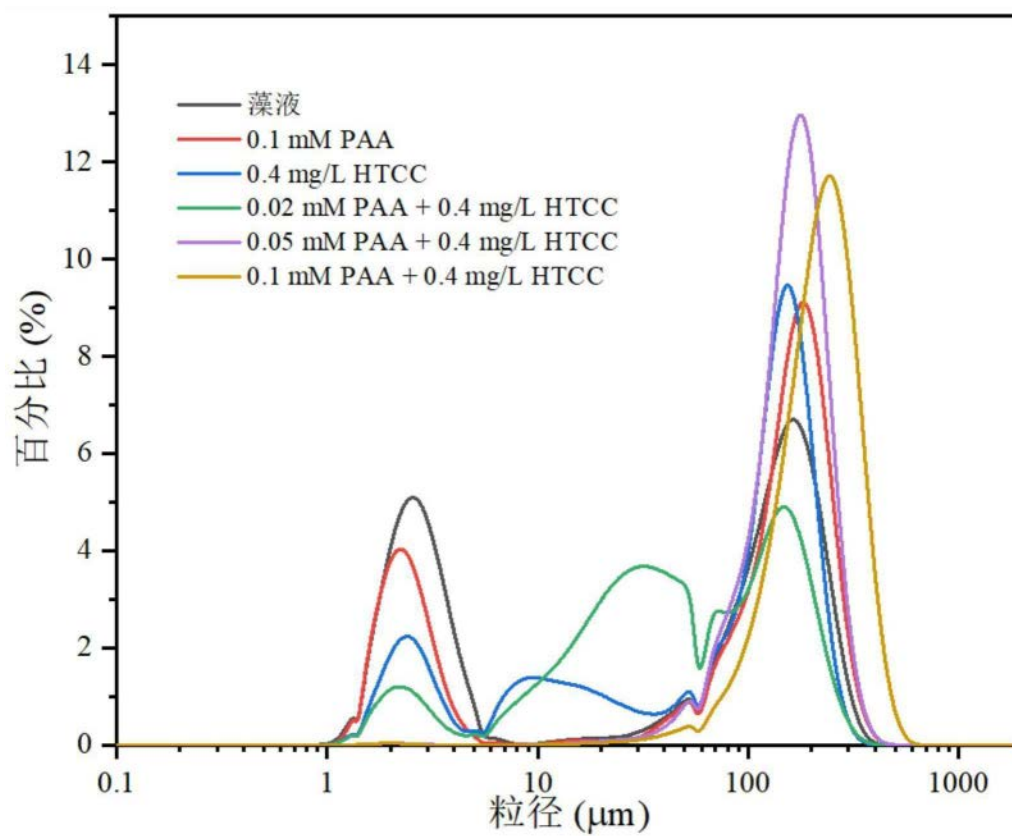


图3

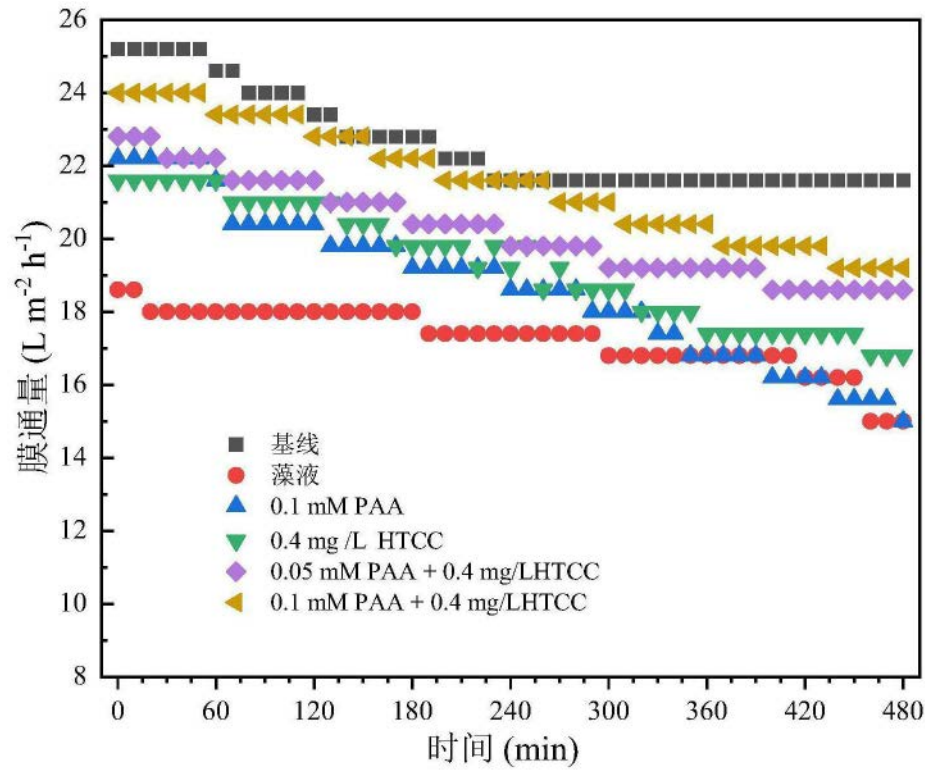


图4

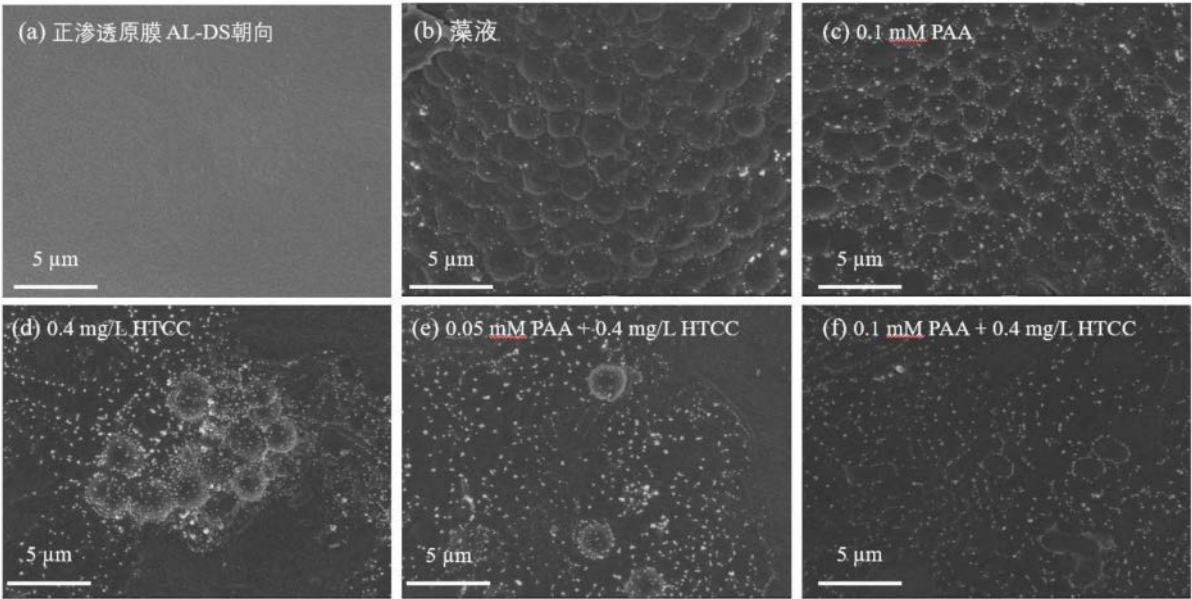


图5