



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 113549929 B

(45) 授权公告日 2022. 10. 21

(21) 申请号 202110911758.0

G25B 1/14 (2006.01)

(22) 申请日 2021.08.10

G25B 1/16 (2006.01)

(65) 同一申请的已公布的文献号

G25B 3/07 (2021.01)

申请公布号 CN 113549929 A

G25B 3/23 (2021.01)

G25B 9/19 (2021.01)

(43) 申请公布日 2021.10.26

(56) 对比文件

(73) 专利权人 北京化工大学

CN 102605383 A, 2012.07.25

地址 100029 北京市朝阳区北三环东路15号

US 2017096742 A1, 2017.04.06

CN 101043929 A, 2007.09.26

(72) 发明人 唐阳 万平玉 杨晓进 邵明飞 白智群

CN 102839383 A, 2012.12.26

CN 102701312 A, 2012.10.03

审查员 王瑶

(74) 专利代理机构 北京高沃律师事务所 11569

专利代理师 王苗苗

(51) Int. Cl.

G25B 1/01 (2021.01)

G25B 1/02 (2006.01)

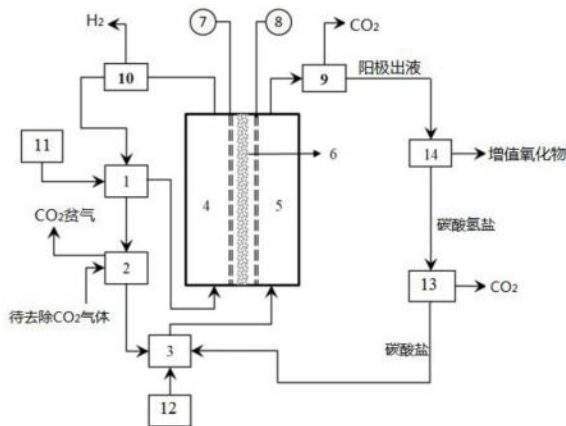
权利要求书2页 说明书6页 附图1页

(54) 发明名称

一种实现制氢、有机物氧化、二氧化碳吸收-解吸和氢氧化物再生的方法和系统

(57) 摘要

本发明涉及电化学产氢技术领域,提供了一种实现制氢、有机物氧化、二氧化碳吸收-解吸和氢氧化物再生的方法和系统,本发明以含碳酸盐和水溶性有机物的水溶液为阳极进液,以水或氢氧化物溶液为阴极进液进行电解,在阳极产生增值氧化物、碳酸氢盐和CO₂,在阴极产生氢气和氢氧化物;将阳极出液中的增值氧化物分离,剩余溶液热处理得到碳酸盐溶液和CO₂;阴极出液部分作为阴极进液回流,部分作为吸收液捕集低浓度CO₂。本发明的方法能够实现制氢、有机物氧化、二氧化碳捕集-解吸和氢氧化物再生的电化学耦合,在得到氢气的同时还能得到增值氧化物、实现二氧化碳捕集-解吸和氢氧化物再生,降低氢气的综合制备成本,实现电解过程的多功能化。



1. 一种实现制氢、有机物氧化、二氧化碳吸收-解吸和氢氧化物再生的方法,其特征在于,包括以下步骤:

以含碳酸盐和水溶性有机物的水溶液为阳极进液,以水或氢氧化物溶液为阴极进液,将所述阳极进液和阴极进液分别通入电解槽的阳极室和阴极室进行电解,在阳极产生增值氧化物、碳酸氢盐和 CO_2 ,在阴极产生氢气和氢氧化物;所述水溶性有机物为糖类和胺类有机化合物中的一种或几种;

将电解后产生的阳极出液中的增值氧化物分离,将剩余溶液进行热处理,得到碳酸盐溶液和 CO_2 ;所述碳酸盐溶液补加水溶性有机物后作为阳极进液循环使用;

将电解后产生的阴极出液部分作为阴极进液回流,部分作为吸收液捕集吸收 CO_2 。

2. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述碳酸盐为碳酸钾和/或碳酸钠;所述氢氧化物为氢氧化钾和/或氢氧化钠。

3. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述阳极进液中的碳酸盐替换为碳酸氢盐。

4. 根据权利要求1、2或3所述的方法,其特征在于,所述阳极进液中碳酸根的总浓度为 $0.3\sim 6\text{mol/L}$,水溶性有机物的浓度为 $0.01\sim 3\text{mol/L}$;以所述氢氧化物溶液为阴极进液时,所述阴极进液中氢氧化物的浓度为 $0.1\sim 7\text{mol/L}$ 。

5. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述电解的电流密度为 $100\sim 8000\text{Am}^{-2}$ 。

6. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述阳极室和阴极室由离子膜分隔开;所述离子膜为钾离子交换膜、钠离子交换膜或质子交换膜。

7. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述阴极出液中氢氧化物的浓度为 $2\sim 15\text{mol/L}$;所述阴极出液中作为阴极进液回流的部分的体积 $<$ 阴极出液总体积的50%。

8. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述吸收液捕集吸收的 CO_2 为空气或烟气中的 CO_2 ,所述吸收液捕集吸收 CO_2 后得到的溶液为碳酸盐溶液或碳酸盐-碳酸氢盐混合溶液;所述吸收液捕集吸收 CO_2 后得到的溶液补加水性有机物后作为阳极进液循环使用。

9. 一种实现制氢、有机物氧化、二氧化碳吸收-解吸和氢氧化物再生的系统,其特征在于,包括电解槽;所述电解槽包括阳极室、阴极室和离子膜,所述阳极室和阳极连接,所述阴极室和阴极连接;所述阳极室设置有进液口和出液口,所述阴极室设置有进液口和出液口;

阳极进液罐,所述阳极进液罐的出口和所述阳极室的进液口连通;

阳极出液气液分离器;所述阳极出液气液分离器的入口和所述阳极室的出液口连通;

有机物分离装置;所述有机物分离装置的入口和所述阳极出液气液分离器的出口连通;

碳酸氢盐分解槽;所述碳酸氢盐分解槽的入口和所述有机物分离装置的出口连通;所述碳酸氢盐分解槽的出液口和所述阳极进液罐的入口连通;

有机物加料罐;所述有机物加料罐和所述阳极进液罐连通;

阴极进液罐;所述阴极进液罐和所述阴极室的进液口连通;

阴极出液气液分离器;所述阴极出液气液分离器的入口和所述阴极室的出液口连通,所述阴极出液气液分离器的液体出口和所述阴极进液罐连通;

水储存罐;所述水储存罐和所述阴极进液罐连通;

二氧化碳吸收反应器;所述二氧化碳吸收反应器的液体入口和所述阴极进液罐的出口

连通,所述二氧化碳吸收反应器的气体入口用于通入空气或烟气;所述二氧化碳吸收反应器的液体出口和所述阳极进液罐连通。

一种实现制氢、有机物氧化、二氧化碳吸收-解吸和氢氧化物再生的方法和系统

技术领域

[0001] 本发明涉及电化学产氢技术领域,尤其涉及一种实现制氢、有机物氧化、二氧化碳吸收-解吸和氢氧化物再生的方法和系统。

背景技术

[0002] 清洁绿色的氢能、碳捕集、有机化工技术是实现碳达峰、碳中和可持续发展的关键要素。

[0003] 电解水制氢是一种绿色、方便的制取氢气的方法,将成为未来获取氢能的主要方式。但是现在传统的电解水制氢功能过于单一,有价产品仅为氢气,制氢综合成本较高。

[0004] 专利CN101043929A、CN101249976A中报道可通过电解碳酸钠溶液得到氢气,阳极上发生析氧反应,产生氧气和氢离子,碳酸钠转变为碳酸氢钠和 CO_2 ,阳极气相产物为 CO_2 和 O_2 混合气体;钠离子从阳极室迁移到阴极室,阴极上发生析氢反应,产生氢气和氢氧根离子,氢氧根与钠离子结合形成氢氧化钠实现 NaOH 再生。但是,该方法中的有价产品仍然仅为 H_2 ,且该过程阳极 O_2 和阴极 H_2 共同产生,存在安全隐患,同时该过程的阳极的气相产物为 CO_2 和 O_2 的混合气体,后续分离困难, CO_2 解吸效率低。

[0005] 总之,目前的电解制氢过程功能单一,有价产物较少,且 CO_2 解吸、分离效率低,氢气的综合成本较高。

发明内容

[0006] 有鉴于此,本发明提供了一种实现制氢、有机物氧化、二氧化碳吸收-解吸和氢氧化物再生的方法和系统。本发明提供的方法能够实现制氢、有机物氧化、二氧化碳捕集和氢氧化物再生的电化学耦合,在得到氢气的同时还能得到增值氧化物,且同时能够实现二氧化碳的捕集-解吸和氢氧化物的再生,降低氢气的综合制备成本。

[0007] 为了实现上述发明目的,本发明提供以下技术方案:

[0008] 一种实现制氢、有机物氧化、二氧化碳吸收-解吸和氢氧化物再生的方法,包括以下步骤:

[0009] 以含碳酸盐和水溶性有机物的水溶液为阳极进液,以水或氢氧化物溶液为阴极进液,将所述阳极液和阴极进液分别通入电解槽的阳极室和阴极室进行电解,在阳极产生增值氧化物、碳酸氢盐和 CO_2 ,在阴极产生氢气和氢氧化物;

[0010] 将电解后产生的阳极出液中的增值氧化物分离,将剩余溶液进行热处理,得到碳酸盐溶液和 CO_2 ;所述碳酸盐溶液补加水溶性有机物后作为阳极进液循环使用;

[0011] 将电解后产生的阴极出液部分作为阴极进液回流,部分作为吸收液捕集吸收 CO_2 。

[0012] 优选的,所述碳酸盐为碳酸钾和/或碳酸钠;所述氢氧化物为氢氧化钾和/或氢氧化钠。

[0013] 优选的,所述阳极进液中的碳酸盐替换为碳酸氢盐。

[0014] 优选的,所述阳极进液中碳酸根的总浓度为0.3~6mol/L,水溶性有机物的浓度为0.01~3mol/L;以所述氢氧化物溶液为阴极进液时,所述阴极进液中氢氧化物的浓度为0.1~7mol/L。

[0015] 优选的,所述水溶性有机物包括糖类、醇类和胺类有机化合物中的一种或几种。

[0016] 优选的,所述电解的电流密度为100~8000A m⁻²。

[0017] 优选的,所述阳极室和阴极室由离子膜分隔开;所述离子膜为钾离子交换膜、钠离子交换膜或质子交换膜。

[0018] 优选的,所述阴极出液中氢氧化物的浓度为2~15mol/L;所述阴极出液中作为阴极进液回流的部分的体积<阴极出液总体积的50%。

[0019] 优选的,所述吸收液捕集吸收的CO₂为空气或烟气中的CO₂,所述吸收液捕集吸收CO₂后得到的溶液为碳酸盐溶液或碳酸盐-碳酸氢盐混合溶液;所述吸收液捕集吸收CO₂后得到的溶液补加水性有机物后作为阳极进液循环使用。

[0020] 本发明还提供了一种实现制氢、有机物氧化、二氧化碳吸收-解吸和氢氧化物再生的系统,包括电解槽;所述电解槽包括阳极室、阴极室和离子膜,所述阳极室和阳极连接,所述阴极室和阴极连接;所述阳极室设置有进液口和出液口,所述阴极室设置有进液口和出液口;

[0021] 阳极进液罐,所述阳极进液罐的出口和所述阳极室的进液口连通;

[0022] 阳极出液气液分离器;所述阳极出液气液分离器的入口和所述阳极室的出液口连通;

[0023] 有机物分离装置;所述有机物分离装置的入口和所述阳极出液气液分离器的出口连通;

[0024] 碳酸氢盐分解槽;所述碳酸氢盐分解槽的入口和所述有机物分离装置的出口连通;所述碳酸氢盐分解槽的出液口和所述阳极进液罐的入口连通;

[0025] 有机物加料罐;所述有机物加料罐和所述阳极进液罐连通;

[0026] 阴极进液罐;所述阴极进液罐和所述阴极室的进液口连通;

[0027] 阴极出液气液分离器;所述阴极出液气液分离器的入口和所述阴极室的出液口连通,所述阴极出液气液分离器的液体出口和所述阴极进液罐连通;

[0028] 水储存罐;所述水储存罐和所述阴极进液罐连通;

[0029] 二氧化碳吸收反应器;所述二氧化碳吸收反应器的液体入口和所述阴极进液罐的出口连通,所述二氧化碳吸收反应器的气体入口用于通入空气或烟气;所述二氧化碳吸收器的液体出口和所述阳极进液罐连通。

[0030] 本发明提供了一种实现制氢、有机物氧化、二氧化碳吸收-解吸和氢氧化物再生的方法,本发明以含碳酸盐和水溶性有机物的水溶液为阳极进液,以水或氢氧化物溶液为阴极进液进行电解,在阳极产生增值氧化物、碳酸氢盐和CO₂,在阴极产生氢气和氢氧化物;将电解后产生的阳极出液中的增值氧化物分离,将剩余溶液进行热处理,得到碳酸盐溶液和CO₂;所述碳酸盐溶液补加水溶性有机物后作为阳极进液循环使用;将电解后产生的阴极出液部分作为阴极进液回流,部分作为吸收液捕集吸收CO₂。本发明提供的方法能够实现制氢、有机物氧化、二氧化碳捕集-解吸和氢氧化物再生的电化学耦合,其中阳极发生的不是高电位下的析氧反应,而是电催化有机物氧化反应,不仅降低了电解总电压,也避免了电解

槽中同时产生氧气和氢气导致的安全风险,还减轻了阳极 CO_2 和 O_2 气体后续分离的问题;同时本发明阳极发生的也不仅仅是有机物的氧化反应,同时也伴随碳酸盐结合氧化反应产生的氢离子生成碳酸氢盐、产生 CO_2 的过程,有利于后续的 CO_2 解吸;此外,在本发明的方法中,阴极不只析氢反应产生 H_2 ,析氢过程产生的 OH^- 与迁移过来的阳离子结合形成氢氧化物,从而实现氢氧化物的再生,使阴极出液中的氢氧化物增浓,阴极出液加水后部分作为二氧化碳吸收液,实现二氧化碳的捕集吸收,吸收二氧化碳后的溶液作为阳极进液重新利用,进一步降低成本。

附图说明

[0031] 图1为本发明提供的实现制氢、有机物氧化、二氧化碳吸收-解吸和氢氧化物再生的系统的结构示意图,其中:1-阴极进液罐,2- CO_2 吸收反应器,3-阳极进液罐;4-阴极室,5-阳极室,6-离子膜,7-阴极,8-阳极,9-阳极出液气液分离器,10-阴极出液气液分离器,11-水储存罐,12-有机物加料罐,13-碳酸氢盐分解槽,14-有机物分离装置。

具体实施方式

[0032] 本发明提供了一种实现制氢、有机物氧化、二氧化碳吸收-解吸和氢氧化物再生的方法,包括以下步骤:

[0033] 以含碳酸盐和水溶性有机物的水溶液为阳极进液,以水或氢氧化物溶液为阴极进液,将所述阳极液和阴极进液分别通入电解槽的阳极室和阴极室进行电解,在阳极产生增值氧化物、碳酸氢盐和 CO_2 ,在阴极产生氢气和氢氧化物;

[0034] 将电解后产生的阳极出液中的增值氧化物分离,将剩余溶液进行热处理,得到碳酸盐溶液和 CO_2 ;所述碳酸盐溶液补加水溶性有机物后作为阳极进液循环使用;

[0035] 将电解后产生的阴极出液部分作为阴极进液回流,部分作为吸收液捕集吸收 CO_2 。

[0036] 本发明以含碳酸盐和水溶性有机物的水溶液为阳极进液。在本发明中,所述碳酸盐优选为碳酸钾和/或碳酸钠,更优选为碳酸钾。

[0037] 在本发明中,所述阳极进液中的碳酸盐还可以替换为碳酸氢盐,所述碳酸氢盐优选为碳酸氢钾或碳酸氢钠。

[0038] 在本发明中,所述阳极进液中碳酸根的总浓度优选为 $0.3\sim 6\text{mol/L}$,更优选为 $0.5\sim 5\text{mol/L}$,当所述阳极进液中的盐为碳酸氢盐时,所述碳酸根的总浓度以碳酸根和碳酸氢根的浓度之合计。

[0039] 在本发明中,所述阳极进液中水溶性有机物的浓度优选为 $0.01\sim 3\text{mol/L}$,更优选为 $0.05\sim 2\text{mol/L}$;所述水溶液有机物优选包括糖类、醇类和胺类有机化合物中的一种或几种;所述糖类优选为葡萄糖,所述醇类优选为甘油或苯甲醇;所述胺类优选为丙胺。

[0040] 本发明以水或氢氧化物溶液为阴极进液,更优选以氢氧化物溶液为阴极进液,在本发明的具体实施例中,优选在第一次电解时使用水或自行配置的氢氧化物溶液为阴极进液,后续过程中均使用阴极出液稀释后的溶液作为阴极进液,以降低成本,后续进行具体说明。在本发明中,所述氢氧化物优选为氢氧化钾和/或氢氧化钠;所述阴极进液中氢氧化物的浓度优选为 $0.1\sim 7\text{mol/L}$,更优选为 $0.5\sim 6\text{mol/L}$ 。

[0041] 本发明将上述阳极进液和阴极进液分别通入电解槽的阳极室和阴极室进行电解。

在本发明中,所述电解的电流密度优选为 $100\sim 8000\text{Am}^{-2}$,更优选为 $500\sim 7000\text{Am}^{-2}$;所述电解的温度优选为室温 $\sim 100^\circ\text{C}$,更优选为 $30\sim 50^\circ\text{C}$,所述电解时阳极和阴极的距离优选不大于 10mm ;所述阳极室和阴极室由离子膜分隔开;所述离子膜优选为钾离子交换膜、钠离子交换膜或质子交换膜。

[0042] 在电解过程中,在阳极发生有机物的氧化反应,得到增值氧化物,同时碳酸盐和氧化反应产生的氢离子结合生成碳酸氢盐和 CO_2 ;在本发明中,当所述水溶性有机物为葡萄糖时,所得增值氧化物为葡萄糖酸;当所述水溶性氧化物为甘油时,所述增值氧化物为二羟丙酮或甲酸;当所述水溶性有机物为苯甲醇时,所述增值氧化物为苯甲酸;当所述水溶性氧化物为丙胺时,所述增值氧化物为丙腈,本发明在制备氢气的同时还得到价值较高的增值氧化物,能够降低氢气的综合成本,实现电化学过程的多功能化。

[0043] 在电解过程中,阴极发生吸氢反应,同时生成的氢氧根和迁移到阴极的阳离子(钾离子或钠离子)发生反应得到氢氧化物(氢氧化钾或氢氧化钠),使阴极液中的氢氧化物增浓。

[0044] 本发明将电解后产生的阳极出液中的增值氧化物分离,将剩余溶液进行热处理,得到碳酸盐溶液和 CO_2 ;所述碳酸盐溶液补加水溶性有机物后作为阳极进液循环使用。本发明对所述有机氧化物的分离方法没有特殊要求,采用本领域技术人员熟知的方法,能够将其中的增值氧化物分离即可,具体如萃取、精馏、过滤中的一种或几种的结合。

[0045] 在本发明中,热处理的温度优选为 $70\sim 99^\circ\text{C}$,更优选为 $80\sim 90^\circ\text{C}$;本发明对所述热处理的时间没有特殊要求,能够使碳酸氢盐分解率大于 50% 即可。

[0046] 在本发明中,阳极产生的 CO_2 和碳酸氢盐分解产生的 CO_2 为高浓度 CO_2 ,相比吸收前空气、烟气中的 CO_2 ,浓度得到显著提高,达到 60% 以上,本发明得到的这部分高浓度 CO_2 可以直接进行资源化利用。

[0047] 得到碳酸盐溶液后,本发明将所述碳酸盐溶液补加水溶性有机物后作为阳极进液循环使用。本发明对所述水溶性有机物的补加量没有特殊要求,使其中碳酸根和水溶性有机物的含量符合上述方案所述的阳极进液中碳酸根和水溶性有机物的含量要求即可。

[0048] 本发明将电解后产生的阴极出液部分作为阴极进液回流,部分作为吸收液捕集吸收 CO_2 ;在本发明中,阴极出液中作为阴极进液回流的部分的体积 $<$ 阴极出液总体积的 50% ,优选为 $30\sim 40\%$;在本发明中,所述阴极出液中氢氧化物的浓度优选为 $2\sim 15\text{mol/L}$,更优选为 $3\sim 10\text{mol/L}$;本发明优选向阴极出液中补加部分水进行稀释,降低其中氢氧化物的浓度,使其符合作为阴极进液的浓度要求。

[0049] 在本发明中,部分阴极出液作为吸收液捕集吸收 CO_2 ,具体是捕集吸收空气或烟气中的低浓度 CO_2 ,所述烟气具体可以为火电厂烟气、冶炼厂烟气等;吸收液吸收空气或烟气中的低浓度 CO_2 后重复使用,通过电解和碳酸氢盐分解得到高浓度且更纯的 CO_2 ,从而实现 CO_2 的纯化、浓缩,以便进行 CO_2 的资源化利用;本发明优选向补加部分水将阴极出液稀释,然后在用于吸收 CO_2 ,吸收 CO_2 后的溶液为碳酸盐溶液或碳酸盐-碳酸氢盐混合溶液;所述吸收液捕集吸收 CO_2 后得到的溶液补加水性有机物后作为阳极进液循环使用,以进一步降低成本。

[0050] 本发明还提供了一种实现制氢、有机物氧化、二氧化碳吸收-解吸和氢氧化物再生的系统,结构示意图如图1所示,其中:1-阴极进液罐,2- CO_2 吸收反应器,3-阳极进液罐;4-

阴极室,5-阳极室,6-离子膜,7-阴极,8-阳极,9-阳极出液气液分离器,10-阴极出液气液分离器,11-水储存罐,12-有机物加料罐,13-碳酸氢盐分解槽,14-有机物分离装置。

[0051] 下面结合图1进行具体说明:

[0052] 本发明提供的系统包括电解槽。在本发明中,所述电解槽包括阳极室、阴极室和离子膜,所述离子膜将所述阳极室和阴极室隔开;所述阳极室和阳极连接,所述阴极室和阴极连接;所述阳极室设置有进液口和出液口,所述阴极室设置有进液口和出液口。

[0053] 本发明提供的系统包括阳极进液罐,所述阳极进液罐的出口和所述阳极室的进液口连通。

[0054] 本发明提供的系统包括阳极出液气液分离器;所述阳极出液气液分离器的入口和所述阳极室的出液口连通。本发明对所述气液分离器没有特殊要求,能够实现气液分离,将出液中的 CO_2 分离出来即可。

[0055] 本发明提供的系统包括有机物分离装置;所述有机物分离装置的入口和所述阳极出液气液分离器的出口连通;本发明对所述有机物分离装置没有特殊要求,根据有机物的分离方法选择合适的装置即可,具体的如萃取槽、过滤器或精馏塔。

[0056] 本发明提供的系统包括碳酸氢盐分解槽;所述碳酸氢盐分解槽的入口和所述有机物分离装置的出口连通;所述碳酸氢盐分解槽的出液口和所述阳极进液罐的入口连通。

[0057] 本发明提供的系统包括有机物加料罐;所述有机物加料罐和所述阳极进液罐连通;所述有机物加料罐中储存水溶性有机物溶液,用于向阳极进液罐中加料。

[0058] 本发明提供的系统包括阴极进液罐;所述阴极进液罐的出口和所述阴极室的进液口连通。

[0059] 本发明提供的系统包括阴极出液气液分离器;所述阴极出液气液分离器的入口和所述阴极室的出液口连通,所述阴极出液气液分离器的液体出口和所述阴极进液罐连通。

[0060] 本发明提供的系统包括水储存罐;所述水储存罐和所述阴极进液罐连通。

[0061] 本发明提供的系统包括二氧化碳吸收反应器;所述二氧化碳吸收反应器的液体入口和所述阴极进液罐的出口连通,所述二氧化碳吸收反应器的气体入口用于通入空气或烟气;所述二氧化碳吸收器的液体出口和所述阳极进液罐连通。

[0062] 下面结合图1对本发明的方法进行详细的说明:阴极进液自阴极进液罐进入阴极室4中,阳极进液自阳极进液罐3进入阳极室5中,电解后,阴极出液进入阴极出液气液分离器10中进行气液分离,产生氢气,液体部分返回阴极进液罐中重新利用(水储存罐11向阴极进液罐中补加水),部分作为二氧化碳吸收液进入二氧化碳吸收反应器2中,吸收空气或烟气中的低浓度 CO_2 后进入阳极进液罐中重复利用;阳极出液进入阳极出液气液分离器9中进行气液分离,产生高浓度 CO_2 ,液体进入有机物分离装置14中分离有机物,剩余液体进入碳酸氢盐分解槽13中分解,产生高浓度 CO_2 和碳酸盐溶液,碳酸盐溶液返回阳极进液罐3中循环利用,有机物加料罐12向阳极进液罐中加入水溶性有机物溶液。

[0063] 下面将结合本发明中的实施例,对本发明中的技术方案进行清楚、完整地描述。

[0064] 实施例1

[0065] 以含碳酸钾和甘油的水溶液为阳极进液(碳酸钾浓度为 2.5mol/L ,甘油浓度为 1.2mol/L),以氢氧化钾溶液(浓度为 6mol/L)为阴极进液,将阳极液和阴极进液分别通入电解槽的阳极室和阴极室进行电解,电流密度为 3000A/m^2 ,在阳极发生甘油的氧化反应主要

形成二羟基丙酮,同时碳酸钾转化为碳酸氢钾和 CO_2 ;在阴极发生析氢反应,产生 H_2 和 KOH ;

[0066] 阴极出液中氢氧化钾浓度上升至 $7\sim 7.8\text{mol/L}$,20%加水稀释到 6mol/L ,回流至阴极进液,80%加水稀释到 $5.0\sim 5.1\text{mol/L}$ 用于 CO_2 的捕集吸收。

[0067] 采用 $5.0\sim 5.1\text{mol/L}$ 的氢氧化钾溶液吸收空气中的 CO_2 ,得到碳酸钾-碳酸氢钾混合溶液,其中碳酸钾的浓度为 2.3mol/L ,碳酸氢钾的浓度为 0.4mol/L ,向该混合溶液中加入甘油形成含甘油浓度为 1.2mol/L 的碳酸钾-碳酸氢钾混合溶液,以此溶液为阳极液进行循环利用。

[0068] 对阳极出液中有机氧化产物进行分析,其中二羟基丙酮产物选择性约为82%,甲酸产物选择性约为16%。将精馏分离氧化产物后的 KHCO_3 溶液加热至 90°C ,使得 KHCO_3 分解为 K_2CO_3 和 CO_2 ,且 CO_2 进一步释放出来得到 CO_2 气体,而 K_2CO_3 溶液泵回阳极进液罐实现循环利用,阳极和 KHCO_3 分解产生的高浓度 CO_2 进行资源化利用。

[0069] 实施例2

[0070] 以含碳酸钠和葡萄糖的水溶液为阳极进液(碳酸钠浓度为 1.5mol/L ,葡萄糖浓度为 1mol/L),以氢氧化钠溶液(浓度为 6mol/L)为阴极进液,将阳极液和阴极进液分别通入电解槽的阳极室和阴极室进行电解,电流密度为 1500A/m^2 ,在阳极发生葡萄糖的氧化反应主要形成葡萄糖酸,同时形成 NaHCO_3 、并释放 CO_2 气体;在阴极发生析氢反应,产生 H_2 和 NaOH 。

[0071] 阴极出液中氢氧化钠浓度上升至 $3.2\sim 4\text{mol/L}$ 出液,10%阴极出液加水稀释到 2mol/L ,回流至阴极进液,90%阴极出液加水稀释到 $2.9\sim 3\text{mol/L}$ 用于 CO_2 的捕集吸收。

[0072] 采用 $2.9\sim 3\text{mol/L}$ 氢氧化钠溶液吸收空气中的 CO_2 ,得到 $1.4\sim 1.5\text{mol/L}$ 碳酸钠,向该碳酸钠溶液中加入葡萄糖形成含葡萄糖浓度约为 1mol/L 的碳酸钠的水溶液。以此溶液为阳极液进行循环利用。

[0073] 对阳极出液中有机氧化产物进行分析,其中葡萄糖酸产物选择性约为91%。将精馏分离氧化产物后的 NaHCO_3 溶液加热至 90°C ,使得 NaHCO_3 分解为 Na_2CO_3 和 CO_2 ,且 CO_2 进一步释放出来得到 CO_2 气体,而 Na_2CO_3 溶液泵回阳极进液罐实现循环利用,阳极和 NaHCO_3 分解产生的高浓度 CO_2 进行资源化利用。

[0074] 以上所述仅是本发明的优选实施方式,应当指出,对于本技术领域的普通技术人员来说,在不脱离本发明原理的前提下,还可以做出若干改进和润饰,这些改进和润饰也应视为本发明的保护范围。

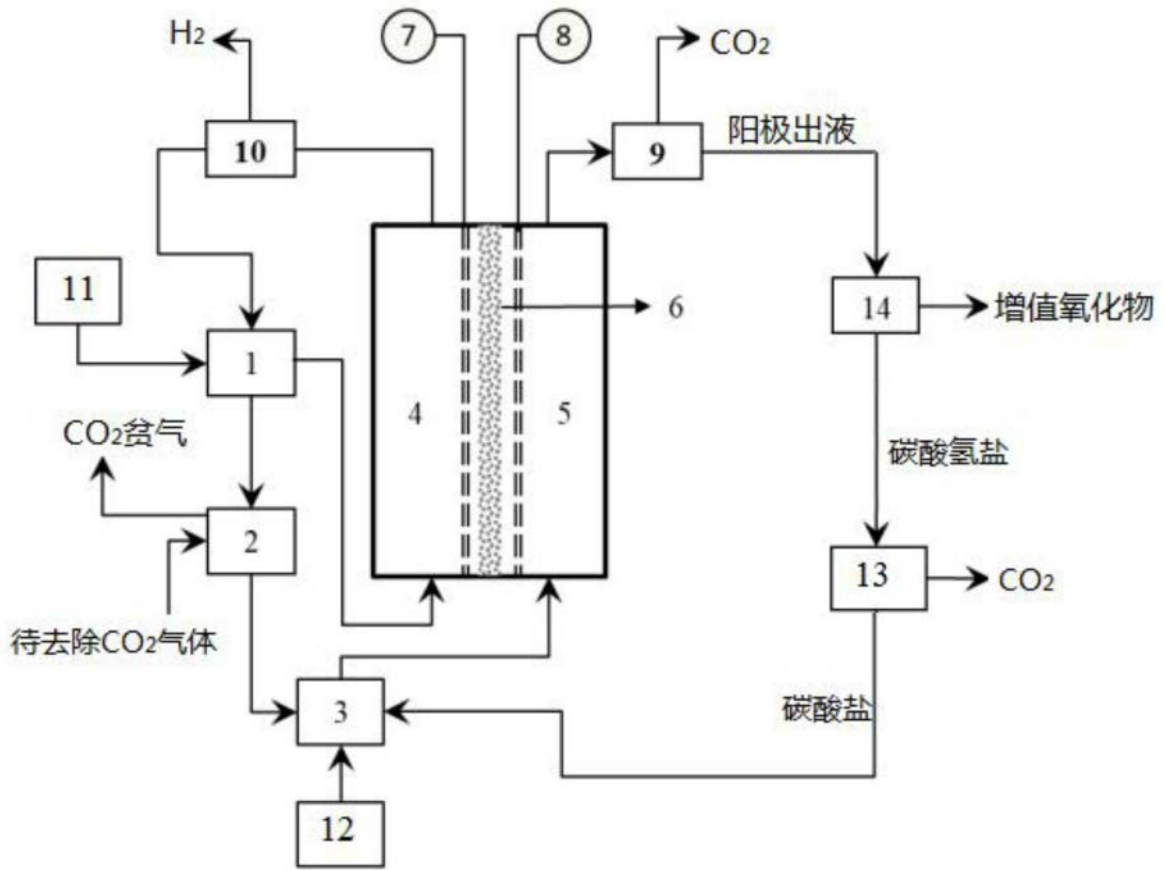


图1