

(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 102674634 A

(43) 申请公布日 2012. 09. 19

(21) 申请号 201210159550. 9

(22) 申请日 2012. 05. 22

(71) 申请人 武汉华麟科技有限公司

地址 430080 湖北省武汉市青山区和平大道
1560 号 5 楼

(72) 发明人 张鸿飞 张文麟

(74) 专利代理机构 武汉开元知识产权代理有限
公司 42104

代理人 俞鸿

(51) Int. Cl.

C02F 9/14 (2006. 01)

C02F 1/461 (2006. 01)

C02F 1/72 (2006. 01)

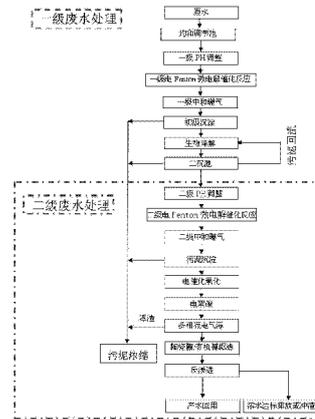
权利要求书 2 页 说明书 8 页 附图 3 页

(54) 发明名称

煤化工废水处理工艺

(57) 摘要

本发明公开了一种煤化工废水处理工艺。酚氰废水经过一级废水处理工艺段：(1) 均和调节池、(2) 一级 pH 调整、(3) 一级电 Fenton 微电解催化反应、(4) 一级中和曝气、(5) 初级沉淀、(6) 生物降解、(7) 二沉池。二级废水处理工艺段：(1) 二级 pH 调整、(2) 二级电 Fenton 微电解催化反应、(3) 二级中和曝气、(4) 污泥沉淀、(5) 电催化氧化、(6) 电絮凝、(7) 多相流电气浮、(8) 陶瓷膜 / 有机膜超滤、(9) 反渗透脱盐。本发明的煤化工废水处理工艺具有如下优点：无二次污染；处理效果稳定；生产运行成本低；操作运行简便。



1. 一种煤化工废水处理工艺,它包括一级废水处理和二级废水处理,所述一级废水处理步骤是:

- 1、废水经一级 PH 调节后,进行一级电 Fenton 微电解催化反应处理;
- 2、经步骤(1) 处理后的水,进行一级中和曝气氧化处理;
- 3、经步骤(2) 处理后的水,沉淀后,进行生物降解处理;

所述二级废水处理步骤是:

- 4、对经过一级废水处理后的水,实施二级 PH 调节;
- 5、经步骤(4) 处理后的水,进行二级电 Fenton 微电解催化反应处理;
- 6、经步骤(5) 处理后的水,进行二级中和曝气氧化处理;
- 7、经步骤(6) 处理后的水,经过污泥沉淀;
- 8、经步骤(7) 处理后的水,进行电催化氧化处理;
- 9、经步骤(8) 处理后的水,进行絮凝处理;
- 10、经步骤(9) 处理后的水,进行多相流电气浮处理;
- 11、经步骤(10) 处理后的水,经过超滤膜过滤后,进行反渗透脱盐,实现排放后回用。

所述一级电 Fenton 微电解催化反应处理是:废水一级 PH 调节 PH 值 2-4 后,进入一级电 Fenton 微电解催化氧化处理装置的电解腔内,在曝气条件下,在电极的作用下,废水中的有机物在阳极上发生直接氧化和间接氧化,降解废水中的有机物;阴极在阳极产生的 O_2 和空气的 O_2 的作用下产生 H_2O_2 ,水流上升到微电解反应室;微电解反应时产生的 Fe^{2+} 与水中的 H_2O_2 发生 Fenton 反应,进一步降解废水中的有机物;

所述多相流电气浮处理是:它是将进入气浮箱的溶气气浮接触区内的污水通过多相流气浮泵实现溶气气浮处理后,再进入气浮箱的电气气浮接触区,在多相流气浮泵和电气气浮电极组的作用下实现电气气浮处理;电气气浮处理后的水经过静置后,形成净化水排除。

2. 如权利要求 1 所述煤化工废水处理工艺,其特征是:所述一级废水处理步骤(3)进行生物降解处理后的水,经过二沉池后,在进行二级废水处理。

3. 如权利要求 1 所述煤化工废水处理工艺,其特征是:所述多相流电气浮处理中:通过多相流气浮泵进入溶气气浮接触区内的气浮进水量不低于进入电气气浮接触区内的气浮进水量。

4. 如权利要求 1 所述煤化工废水处理工艺,其特征是:所述一级电 Fenton 微电解催化反应处理中,当电解腔内的电解电流为零时,水流上升到微电解反应室后,对水实施微电解催化反应。

5. 如权利要求 1 所述煤化工废水处理工艺,其特征是:一级电 Fenton 微电解催化反应处理时间是 30 ~ 70 分钟;二级电 Fenton 微电解催化反应处理时间是 15 ~ 60 分钟。

6. 如权利要求 1 所述煤化工废水处理工艺,其特征是:所述二级电 Fenton 微电解催化反应处理是:经二级 PH 调节 PH 值 2-4 后的水,进入二级电 Fenton 微电解催化氧化处理装置的电解腔内,在曝气条件下,在电极的作用下,废水中的有机物在阳极上发生直接氧化和间接氧化,降解废水中的有机物;阴极在阳极产生的 O_2 和空气的 O_2 的作用下产生 H_2O_2 ,水流上升到微电解反应室;微电解反应时产生的 Fe^{2+} 与水中的 H_2O_2 发生 Fenton 反应,进一步降解废水中的有机物。

7. 如权利要求 6 所述煤化工废水处理工艺,其特征是:二级电 Fenton 微电解催化反应

处理中,当电解腔内的电解电流为零时,水流上升到微电解反应室后,对水实施微电解催化反应。

煤化工废水处理工艺

技术领域

[0001] 本发明属于污水治理方法,具体涉及一种煤化工废水处理工艺。

背景技术

[0002] 目前,煤化工及炼焦行业中的生产过程中产生酚氰废水,该废水的污染物包括酚类、多环芳香族化合物及含氮、氧、硫的杂环化合物等,是一种典型的含有难降解的有机化合物的工业废水。在焦化废水中有相当数量的不可生化的有机物,其中多数为多环有机物,生化法对废水中的苯酚类及苯类物质有较好的去除作用,但对喹啉类、吡啶类、吡啶类、咪唑类等一些难降解有机物处理效果较差,经焦化废水 A-0 法处理后尚有部分有机物不能生物降解,所以处理后废水的 COD 值一直难以达到一级排放标准,色度大,氨氮含量也时有超标,要做得回用难度相当大。且常规的处理方法是将该废水进行一级厌氧生化、二级好氧生化、二沉池沉淀、污泥回流、后混凝沉淀进行处理后,但难以处理到达标排放和回用。

[0003] 此类工艺存在的问题:1) 生物降解不彻底,产生的泡沫多,要大量新水进行消泡,但效果差;2) 对操作运行及日常管理要求高,难以稳定达标排放;3) 加药量大,运行费用高;4) 出水难以满足超滤和反渗透的进水指标,不能达到回用水标准。

发明内容

[0004] 本发明的目的在于提供一种煤化工废水处理工艺,综合利用多种治理手段,解决高浓度难降解有机废水的治理,克服上述技术缺陷。

[0005] 本发明的技术方案是:煤化工废水处理工艺,它包括一级废水处理和二级废水处理,所述一级废水处理步骤是:

[0006] 1、废水经一级 PH 调节后,进行一级电 Fenton 微电解催化反应处理;

[0007] 2、经步骤(1) 处理后的水,进行一级中和曝气氧化处理;

[0008] 3、经步骤(2) 处理后的水,沉淀后,进行生物降解处理;

[0009] 所述二级废水处理步骤是:

[0010] 4、对经过一级废水处理后的水,实施二级 PH 调节;

[0011] 5、经步骤(4) 处理后的水,进行二级电 Fenton 微电解催化反应处理;

[0012] 6、经步骤(5) 处理后的水,进行二级中和曝气氧化处理;

[0013] 7、经步骤(6) 处理后的水,经过污泥沉淀;

[0014] 8、经步骤(7) 处理后的水,进行电催化氧化处理;

[0015] 9、经步骤(8) 处理后的水,进行絮凝处理;

[0016] 10、经步骤(9) 处理后的水,进行多相流电气浮处理;

[0017] 11、经步骤(10) 处理后的水,经过超滤膜过滤后,进行反渗透脱盐,实现排放后回用。

[0018] 所述一级电 Fenton 微电解催化反应处理是:废水一级 PH 调节 PH 值 2-4 后,进入一级电 Fenton 微电解催化氧化处理装置的电解腔内,在曝气条件下,在电极的作用下,废

水中的有机物在阳极上发生直接氧化和间接氧化,降解废水中的有机物;阴极在阳极产生的 O_2 和空气的 O_2 的作用下产生 H_2O_2 ,水流上升到微电解反应室;微电解反应时产生的 Fe^{2+} 与水中的 H_2O_2 发生Fenton反应,进一步降解废水中的有机物;

[0019] 一级电Fenton微电解催化反应,每个电极组中阴极板与阳极板之间的距离是3~5毫米。

[0020] 所述多相流电气浮处理是:它是将进入气浮箱的溶气气浮接触区内的污水通过多相流气浮泵实现溶气气浮处理后,再进入气浮箱的电气气浮接触区,在多相流气浮泵和电气气浮电极组的作用下实现电气气浮处理;电气气浮处理后的水经过静置后,形成净化水排除。

[0021] 所述一级废水处理步骤(3)进行生物降解处理后的水,经过二沉池后,在进行二级废水处理。

[0022] 所述多相流电气浮处理中:通过多相流气浮泵进入溶气气浮接触区内的气浮进水量不低于进入电气气浮接触区内的气浮进水量。

[0023] 电气气浮处理中每个电极组中阴极板与阳极板之间的距离是4~7毫米。

[0024] 电气气浮处理中电极面积不少于 $0.2m^2/m^3$ 。

[0025] 所述一级电Fenton微电解催化反应处理中,当电解腔内的电解电流为零时,水流上升到微电解反应室后,对水实施微电解催化反应。

[0026] 一级电Fenton微电解催化反应处理时间是30~70分钟;二级电Fenton微电解催化反应处理时间是15~60分钟。

[0027] 所述二级电Fenton微电解催化反应处理是:经二级PH调节PH值2-4后的水,进入二级电Fenton微电解催化氧化处理装置的电解腔内,在曝气条件下,在电极的作用下,废水中的有机物在阳极上发生直接氧化和间接氧化,降解废水中的有机物;阴极在阳极产生的 O_2 和空气的 O_2 的作用下产生 H_2O_2 ,水流上升到微电解反应室;微电解反应时产生的 Fe^{2+} 与水中的 H_2O_2 发生Fenton反应,进一步降解废水中的有机物。

[0028] 二级电Fenton微电解催化反应处理中,当电解腔内的电解电流为零时,水流上升到微电解反应室后,对水实施微电解催化反应。

[0029] 一级、二级电Fenton微电解催化反应中每个电极组中阴极板与阳极板之间的距离小于电气气浮处理中每个电极组中阴极板与阳极板之间的距离。

[0030] 本发明所采用的处理工艺,将电化学、生物处理技术、膜处理技术紧密结合,实现了对高浓度COD、氨氮及含酚氰的化工及焦化废水的稳定和规模化处理。该技术还可用于印染、电镀、造纸、医药、硝基苯、苯胺、有机硅、印刷线路板、畜牧、双氧水化工、石油化工、橡胶助剂化工以及含苯环化工废水处理中。按本发明的煤化工废水处理工艺具有如下优点:无二次污染;处理效果稳定;生产运行成本低;操作运行简便。

附图说明

[0031] 图1一级、二级电Fenton微微电解催化反应处理装置结构示意图。

[0032] 图2多相流电气浮装置结构示意图。

[0033] 图3本发明工艺示意图。

具体实施方式

[0034] 本发明实施例中一级废水处理和二级废水处理中,所采用的设备或装置,一级、二级电Fenton微微电解催化反应处理装置结构如图1所示,多相流电气浮装置结构如图2所示,其余的设备或装置采用常规现有装置。

[0035] 如图1所示,壳体101下设壳底112,壳底112下设置支腿13;上述结构可以由钢质材料制成,也可以是混凝土制成。壳体101和壳底112内壁进行防腐、防酸碱处理。

[0036] 壳体101内设有隔板103,隔板103将壳体101内分隔成上腔,和下腔;隔板103上开设有通孔103.1,通孔联通上腔和下腔。通孔103.1是均匀的开设在隔板103上,直径为1~4厘米。

[0037] 壳体101的上腔内设有产生 Fe^{2+} 的微电解催化剂颗粒102,本实施例中微电解催化剂颗粒(填料)采用由稀土金属催化剂、贵金属催化剂、Fe、C按不同比例通过1050℃高温烧结在一起的包容架构式铁碳结构,粒径 $2.5\times 2cm$ 或 $1\times 3cm$;含铁量 $\geq 72\%$ 。市售商品。

[0038] 壳体101上部连接联通出水管111;出水管111高于微电解催化剂颗粒102上表面。

[0039] 壳体101的下腔内设有阳极109和阴极110。

[0040] 本实施例中阳极109包括阳极支撑板109.1,阳极支撑板109.1上间隔平行设置多个阳极板109.2;阳极板109.2采用DSA(dimensionally stable anode)催化阳极电极,采用金属氧化物涂层网状钛电极。

[0041] 阴极110包括阴极支撑板110.1,阴极支撑板110.1上间隔平行设置多个阴极板110.2,阴极板110.2采用ACF(ACF—active carbon felt)催化阴极电极,采用缚在钛网表面的活性炭纤维毡电极。

[0042] 阴极板110.2和阳极板109.2之间间隔交叉设置,构成多个电极组;每个电极组中阴极板与阳极板之间的距离是3~5毫米。

[0043] 阳极和阴极的下部设有曝气管105。所述阴极板和阳极板的设置方向与曝气管的气流方向相同。

[0044] 曝气管105与壳体101外的空气进气管104连接联通。

[0045] 壳底112上连接联通进水管106和排空管107。

[0046] 阳极109和阴极110电连接高频开关电源108,输入电压:AC220~380V,输出电压:DC48V、DC36V、DC24V,所需功率根据处理水量和水质进行选择。

[0047] 如图2所示,多相流电气浮装置的结构如下:气浮箱201可以是构筑物,也可以是设备。气浮箱201设有第一隔板214,第二隔板215和第三隔板216;第一隔板214和气浮箱箱壳体(包括底板、侧板和端板)构成溶气气浮接触区217;第一隔板214、第二隔板215和气浮箱箱壳体(包括底板、侧板)构成电气气浮接触区218。第三隔板216、第二隔板215和气浮箱箱壳体(包括底板、侧板)之间构成气浮分离区219;第三隔板216和气浮箱箱壳体(包括底板、侧板,另一端板)之间构成净水区220。气浮箱201上部连接联通净水出水管211。

[0048] 第一隔板214和第二隔板215与气浮箱箱壳体的底板221连接,第二隔板215的高度大于第一隔板214的高度。

[0049] 第三隔板216与气浮箱箱壳体上部连接,净水区与气浮分离区在第三隔板底部相连通,本实施例中第三隔板216下端面与气浮箱箱壳体的底板221之间设有水道222。另外

的实施例可以是第三隔板 216 与气浮箱箱壳体的底板 221 连接,上部与气浮箱箱壳体上部连接,形成隔开的两个空间(净水区与气浮分离区),在第三隔板 216 设通孔,联通两个空间(净水区与气浮分离区)。

[0050] 气浮箱 201 上部设有刮渣机 213,刮渣机 213 的末端的气浮箱内设有渣槽 212,渣槽底部设排渣管 223。渣槽 212 设在气浮分离区内。

[0051] 上述溶气气浮接触区 217、电气气浮接触区 218、气浮分离区 219 和净水区 220 在本实施例中有图示从左向右一次设置。

[0052] 气浮箱 201 内的电气气浮接触区 218 中设有电气气浮电极组。

[0053] 电气气浮电极组包括多组相对设置的阳极 229 和阴极 230。

[0054] 本实施例中阳极 229 包括阳极支撑板 229.1,阳极支撑板 229.1 上间隔平行设置多个阳极板 229.2;阳极板 229.2 采用 DSA (dimensionally stable anode) 催化阳极电极,采用金属氧化物涂层网状钛电极。

[0055] 阴极 230 包括阴极支撑板 230.1,阴极支撑板 230.1 上间隔平行设置多个阴极板 230.2,阴极板 230.2 采用 DSA 催化阳极电极。

[0056] 阴极板 230.2 和阳极板 229.2 之间间隔交叉设置,构成多个电极组;每个电极组中阴极板与阳极板之间的距离是 4~7 毫米。

[0057] 阳极支撑板 229.1 与阴极支撑板 230.1 与高频开关电源 204 连接。

[0058] 溶气气浮接触区 217 的气浮箱箱壳体连接联通气浮进水管 202,即污水进水管。

[0059] 多相流气浮泵 210 的进水管 208 与气浮箱 201 内的净水区 220 连接联通。多相流气浮泵 210 的空气进管 209 与进水管 208 形成多相流气浮泵 210 水相和气相的进入。

[0060] 多相流气浮泵 210 的第一输出管 203 (溶气气浮接触区进水气)与气浮箱的溶气气浮接触区 217 连接联通,多相流气浮泵的第二输出管 206 (电气气浮接触区 218 进水气)与气浮箱的电气气浮接触区 218 连接联通。

[0061] 如图 3 所示,

[0062] 1、酚氰废水(原水)提升至一级 Ph 调节池,加酸将废水的 PH 调整在 2 - 4;

[0063] 2、调整后同时开启低压空气管阀门,对废水进行曝气,气水比 :3 :1;

[0064] 开启高频开关电源,根据水质情况,调整运行电流,电流密度不超过 300A/m²。

[0065] 废水中的有机物在阳极上发生直接氧化和间接氧化,降解废水中的有机物;阴极在阳极产生的 O₂ 和空气的 O₂ 的作用下产生 H₂O₂,并水流上升到微电解反应室。

[0066] 微电解反应时产生的 Fe²⁺ 与水中的 H₂O₂ 发生 Fenton 反应,进一步降解废水中的有机物。微电解催化反应时产生的 Fe²⁺ 和 Fe³⁺ 具有很好的絮凝作用,这样,废水中的原有的悬浮物、胶体、通过内电解反应产生的不溶物和构成色度的不溶性染料均可被其吸附凝聚而除去。

[0067] 微电解(或称内电解)反应和 DSA 催化阳极反应时,产生的羟基自由基 (.OH) 和 Fenton 反应产生的产生更高浓度的羟基自由基(.OH),使废水中存在大量的氧化能力极强的 .OH,从而提高对水中的有机物的降解效能。

[0068] 当电解电流为零时,电 Fenton 微电解催化本发明装置即变成微电解催化反应装置,通过微电解反应,也可大幅降解废水中的有机物。

[0069] 电 Fenton 微电解催化反应时间 30 ~ 70 分钟。

[0070] 废水在阴极表面发生的两电子还原反应生成的 H_2O_2 ，在酸性条件下与微电解反应持续产生的 Fe^{2+} 发生 Fenton 反应，形成强氧化性的 $\cdot OH$ ，无选择地迅速与芳香族有机化合物发生三种形式的反应：脱氢反应、破坏 $C=C$ 不饱和键的加成反应和电子转移反应，使其发生化学降解。反应中 Fe^{3+} 会在阴极还原成 Fe^{2+} ，继续与阴极产生的 H_2O_2 发生 Fenton 反应。同时，在电解催化反应过程中，DSA（金属氧化物涂层钛电极）催化阳极表面生成大量氧化能力极强的 $\cdot OH$ ，使得有机物被氧化降解。本发明的结构紧凑，克服了化学 Fenton 法运行成本高的缺点，该装置自动产生 Fenton 试剂机制完善，是污水处理效率很高的电解催化氧化处理装置，处理单位 COD 成本较低，出水水质好

[0071] 废水流入一级电 Fenton 微电解催化反应器，在电 Fenton 微电解催化反应器内的催化剂填料、DSA 电极和空气的多重作用下，可去除废水中大部分难降解的有机物和油（包括乳化油），将不能或难以降解的有机物变为容易可降解的有机物。电 Fenton 微电解催化反应器由微电解填料，金属氧化物涂层钛电极（dimensionally stable anode）、ACF 催化阴极和低压空气组成，在反应过程中形成微电解 + 电 Fenton 反应。电催化反应时间 30 ~ 60min。在这一工艺段，COD 除去率大于 60%，氨氮去除率大于 71%。如表 1 所示：

[0072] 如表 1

项目	酚氰废水原水	电Fenton微电解出水	平均去除率%
COD _{Cr} (mg/l)	3500~5000	1500~1800	60
氨氮(mg/l)	150~300	50~80	71
氰化物(mg/l)	3~5	0.1	97.5%
挥发酚(mg/l)	600~700	50~80	80%

[0074] 3、电 Fenton 微电解催化反应出水在中和曝气池内调整 PH 值至 6 ~ 8，经过曝气氧化 20 ~ 60min 后，会产生一定量的有机物和无机物絮凝物。

[0075] 4、中和曝气池出水经过初级沉淀池，可将水中的絮凝物沉淀，出水流入生物降解池

[0076] 5、经上述 4 步骤的预处理后（进生物处理的前提条件），废水进入生物降解池。生物降解工艺处理步骤包括有缺氧池和好氧池，以根据水质的不同分别切换为 A（缺氧）/O（好氧）工艺，A（缺氧）段工艺水力停留时间 10 ~ 20h，O（好氧）段工艺水力停留时间 15 ~ 25h；O（好氧）段根据废水处理要求可采用接触生物氧化工艺或 MBR（膜生物反应器）工艺。（常规手段）

[0077] 6、接触生物氧化池出水流入二沉淀池，产生的污泥回流至接触氧化池，减少细菌的流失并提高接触氧化池的细菌浓度；在这一工艺段，（常规手段）。进出水指标表 2 所示：

[0078] 表 2：

项目	电Fenton微电解出水	二沉池出水	平均去除率%
[0079] COD _{Cr} (mg/l)	1500~1800	150~200	89
氨氮 (mg/l)	50~80	20~30	61.5
氰化物 (mg/l)	0.1	0.05	50
挥发酚 (mg/l)	50~80	1	85

[0080] 上述完成一级污水治理。

[0081] 以下是二级污水治理。

[0082] 7、二沉池出水流入二级 Ph 调节池,加酸将废水的 PH 调整在 2 - 4;

[0083] 8、调整后废水流入二级电 Fenton 微电解催化反应器,反应时间:15~60min,出水流入二级中和曝气池。

[0084] 上述二级电 Fenton 微电解催化反应与一级电 Fenton 微电解催化反应相同,只是时间较一级电 Fenton 微电解催化反应短。治理结果如表 3 所示:

[0085] 表 3:

项目	二沉池出水	二级电Fenton微电解 催化出水	平均去除率%
[0086] COD _{Cr} (mg/l)	150~200	80~100	74
氨氮 (mg/l)	20~30	10~15	50

[0087] 9、二级中和曝气池内,加碱将废水的 pH 值调整到 6~8,并曝气氧化 15~60min。

[0088] 10、二级中和曝气池出水流入污泥沉淀池,废水经过静置沉淀,污泥排至污泥坑,上清液流入电催化氧化罐。

[0089] 11、在电催化氧化罐内,金属氧化物涂层钛电极(dimensionally stable anode)在直流电的作用下,将未生物降解的有机物进行电化学燃烧,有机物在阳极表面被迅速氧化为 CO₂ 和 H₂O,反应时间 15~40min,电流密度控制在 50~300A/m²。电氧化技术是达到水污染控制绿色处理过程的环境友好型技术。(常规手段)在这一工艺段进出水指标如表 4 所示:

[0090] 表 4:

项目	二级电Fenton微电解	电催化氧化罐	平均去除率%
	催化出水	出水	
[0091] COD _{Cr} (mg/l)	80~100	10~20	84
氨氮(mg/l)	10~15	1	92

[0092] 12、电催化氧化罐出水经过电絮凝工艺,可将水中的悬浮物絮凝。采用电絮凝技术,可以减少化学药剂的投加量,减少离子在废水中的含量,有利于对废水的深度处理。电絮凝牺牲阳极选用 Al (铝) 或 Fe (铁) 材质,阴极选用 S316 不锈钢。

[0093] 13 电絮凝出水流入气浮池(多相流电气浮装置):

[0094] 进入气浮箱的溶气气浮接触区 217。

[0095] 净水从进水管 208 进入多相流气浮泵,气体从泵的进口直接吸入,不用空压机、压力罐、释放器。气体吸入泵体后,经过多相流泵的切割后,形成大量的微气泡,气泡直径 30 ~ 50 μm;电气浮电极在直流电的作用下,水中会产生 10 ~ 30 μm 的微小气泡。

[0096] 多相流气浮泵出水分别流入溶气气浮反应区和电气浮反应区,多相流气浮泵进入溶气气浮接触区内的气浮进水量为多相流气浮泵出水量的 60%,即溶气气浮反应区按总回流量的 60% 进水,多相流气浮泵进入电气气浮接触区内的气浮进水量为多相流气浮泵出水量的 40%,即电气浮反应区按总回流量的 40% 进水。

[0097] 溶气气浮反应区内,会形成高度弥散效果的微孔气泡(气泡直径 30 ~ 50 μm)。

[0098] 在溶气气浮反应区内,大量悬浮物先在溶气气浮反应区上浮,出水在流入电气浮区;

[0099] 在电气浮反应区内,安装 DSA 催化电极,阴阳极采用相同的电极。阴阳极电极间距 6mm,电极面积不少于 0.2m²/m³,电流密度 ≤ 200A/m²;

[0100] 电极产生更小的微孔气泡,气泡直径为 10 ~ 20 μm,将剩余的悬浮物进一步上浮,形成浮渣,通过刮渣机将浮渣去除。

[0101] 在电气浮的同时,电极表面释放出大量微小气泡加速了颗粒的碰撞过程,密度小时就会上浮而分离,密度大时则下沉而分离去除,有助于迅速去除废水中的溶解态和悬浮态胶体化合物。采用具有催化氧化功能的 DSA 电极,在电气浮过程的同时,会析出具有很高的氧化活性的氧、活性氯及羟基自由基(·OH)对水中的溶解性有机物有很强的氧化能力。在这一过程中,同时发生了气浮和电氧化过程,水中的溶解性有机物、氧化性金属、胶体和悬浮态污染物均得到有效转化和去除。

[0102] 通过正负极换向操作,可实现电极的自清洁,使操作更简单。

[0103] 气浮产生的浮渣,通过刮渣机刮至气浮的渣槽,通过渣槽底部的排泥管排空。

[0104] 废水处理效果如下表 5:

[0105] 表 5

项目	进 水	气浮出水	平均去除率%
[0106] COD _{Cr} (mg/l)	10~20	10	33
氨氮 (mg/l)	1	0.5	50
总铁 (mg/l)	3	0.05	98.3

[0107] 14、深度处理回用工艺：气浮池出水流入超滤循环池进行超滤（超滤采用陶瓷膜超滤或有机膜超滤，超滤出水进反渗透进行反渗透脱盐处理，产水率 70% 以上，浓水达标排放或冲渣，脱盐水补充到工业循环水中。

[0108] 本发明所述工艺中，采用电 Fenton 微电解催化反应、生物接触氧化、电氧化部分，电 Fenton 微电解催化反应器和电氧化装置其本体可以是构筑物，也可以是设备。根据水质情况，电 Fenton 微电解催化反应器的电流密度可在 $0 \sim 500\text{A}/\text{m}^2$ 范围进行调整。生物好氧段可采用膜生物反应器 (MBR) 或生物接触氧化工艺。生物接触氧化池中选择组合式软性填料，该填料比较适合生物的生长；曝气采用充氧效率高的微孔曝气软管。超滤技术采用陶瓷膜或有机膜超滤技术。脱盐工艺采用反渗透技术。

[0109] 本技术领域内的一般技术人员应认识到，上述实施例仅是用来说明本发明，而并非用作对本发明的限定，无论是在前段处理工艺段，还是后处理工艺段，只要在本发明的实质精神范围内，对上述实施例的变化、变型都将落在本发明权利要求的范围内。本发明不仅用在煤化工酚氰废水处理中，同时，还可用于印染、电镀、造纸、医药、硝基苯、苯胺、有机硅、印刷线路板、畜牧、双氧水化工、石油化工、橡胶助剂化工以及含苯环化工废水处理中，在上述相关领域内，只要在本发明的实质精神范围内，对上述实施例的变化、变型都将落在本发明权利要求的范围内。

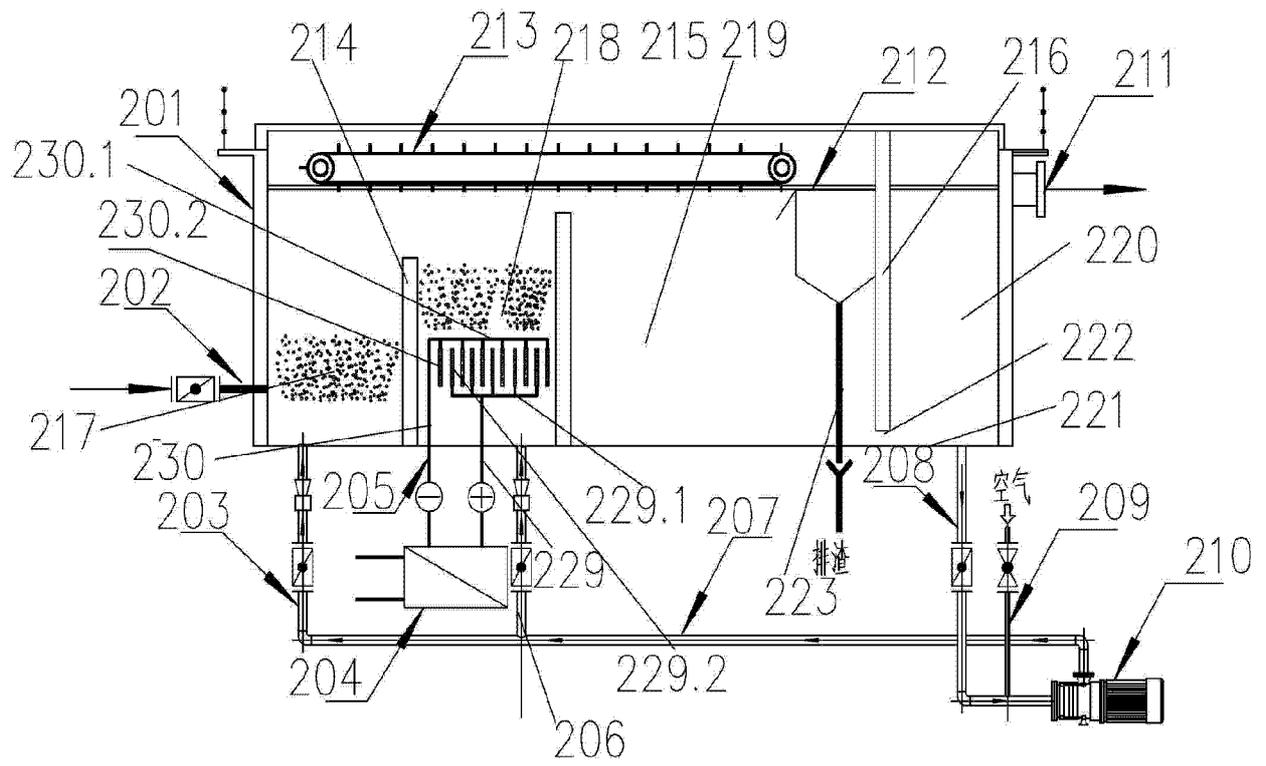


图 2

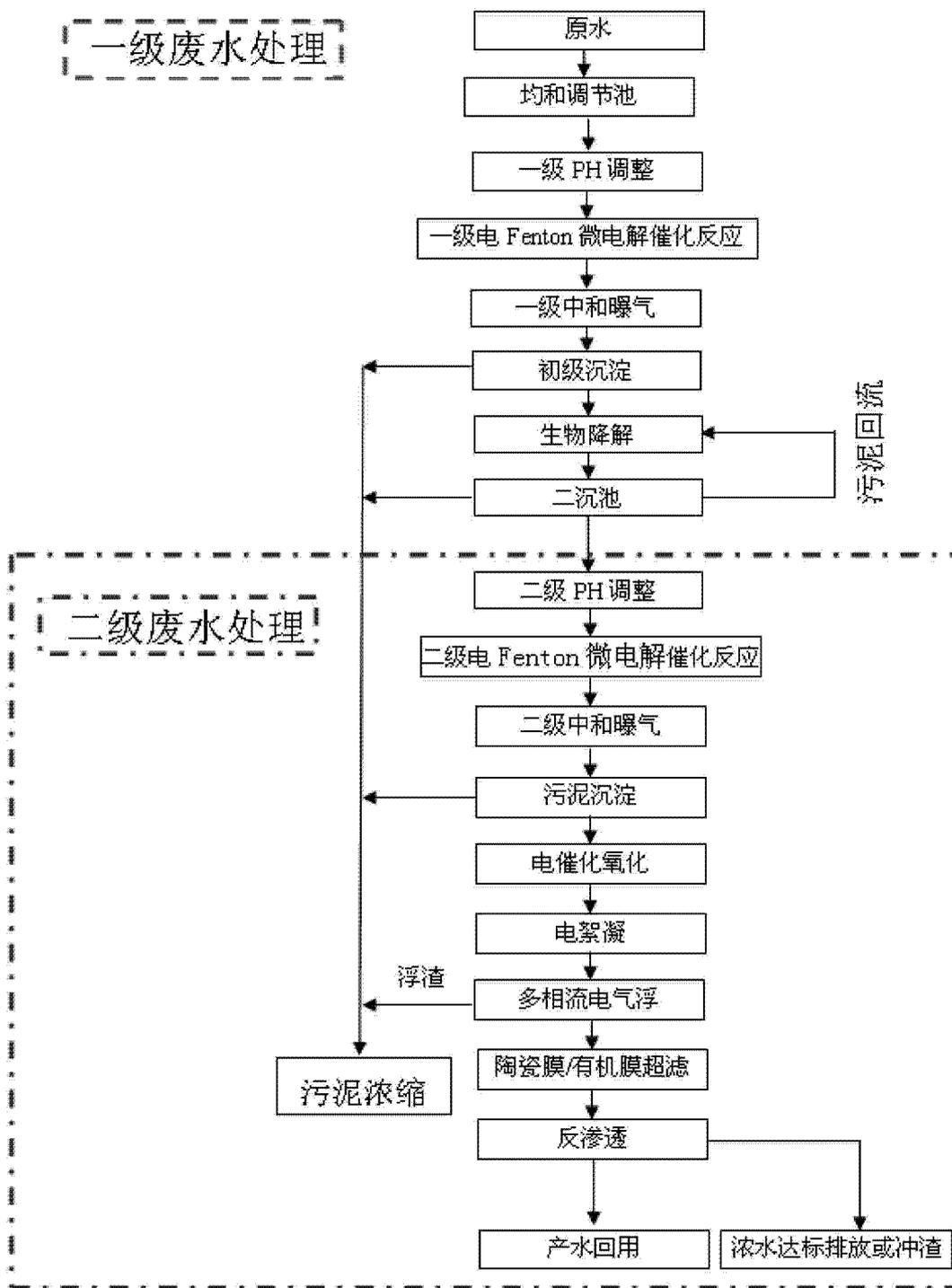


图 3