



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102718344 B

(45) 授权公告日 2014. 01. 08

(21) 申请号 201210233883. 1

(22) 申请日 2012. 07. 06

(73) 专利权人 华东理工大学

地址 200237 上海市徐汇区梅陇路 130 号

(72) 发明人 刘勇弟 钱飞跃 孙贤波 化艳娇

(74) 专利代理机构 上海智信专利代理有限公司

31002

代理人 钟华 余化鹏

王白杨等. 生物 / 化学 / 物理联合工艺处理  
高温印染废水并回用. 《中国给水排水》. 2008, 第  
24 卷 (第 17 期),

审查员 李美兰

(51) Int. Cl.

C02F 9/04 (2006. 01)

C02F 1/42 (2006. 01)

C02F 1/52 (2006. 01)

C02F 103/30 (2006. 01)

(56) 对比文件

CN 101172741 A, 2008. 05. 07,

CN 201141001 Y, 2008. 10. 29,

CN 1765779 A, 2006. 05. 03,

权利要求书2页 说明书6页 附图1页

(54) 发明名称

一种印染废水回用处理工艺

(57) 摘要

本发明公开了一种印染废水回用处理工艺, 其包括下列步骤: ①将经匀质的印染废水二级生化出水进行初次混凝处理; ②泥水分离后上清液进行活性炭 / 臭氧氧化处理; ③将步骤②的出水进行二次混凝处理; ④将步骤③得到的上清液过滤后, 依次通过阳离子交换树脂和阴离子交换树脂, 即可。本发明的工艺流程简单, 活性炭、臭氧用量少, 废水回用率高 (75% 以上), 运行稳定高效并具有良好的适用性, 处理出水中有机物和无机盐指标均优于 FZ/T01107-2011 《纺织染整工业回用水水质标准》, 满足生产用水需要。

1. 一种印染废水回用处理工艺,其特征在於,包括下列步骤:

①将经匀质的印染废水二级生化出水进行初次混凝处理;

②泥水分离后上清液进行活性炭/臭氧氧化处理;

③将步骤②的出水进行二次混凝处理;

④步骤③得到的上清液过滤后,依次通过阳离子交换树脂和阴离子交换树脂,即可;

所述的初次混凝处理和二次混凝处理为强化混凝处理;

所述的活性炭/臭氧氧化处理在臭氧接触反应器中进行;所述的臭氧接触反应器为鼓泡式反应塔;

所述的二次混凝处理包括下列步骤:将活性炭/臭氧氧化处理的出水、酸和混凝剂混合,搅拌反应后沉淀即可;所述的二次混凝处理的pH控制在5~6;

所述的初次混凝处理和二次混凝处理中所用的混凝剂为聚合氯化铝;所述的混凝剂的投加量为20~50mg/L,以 $Al^{3+}$ 计;所述的初次混凝处理和二次混凝处理的水温分别为15~35℃;所述的初次混凝处理和二次混凝处理的沉淀时间分别1h;

所述的初次混凝处理包括如下步骤:将经匀质的印染废水二级生化出水与混凝剂混合搅拌进行反应后,沉淀即可;所述的初次混凝处理的pH控制在7~8;

所述的初次混凝处理和二次混凝处理中的搅拌为机械搅拌;所述的机械搅拌为先进进行速度梯度为 $500s^{-1}$ 持续时间为1min的搅拌,再进行速度梯度为 $40s^{-1}$ 持续时间为15~30min的搅拌。

2. 如权利要求1所述的印染废水回用处理工艺,其特征在於,所述的印染废水二级生化出水pH值为7~9;色度低于200倍;悬浮物少于100mg/L;化学耗氧量为150mg/L以下;总铁低于5mg/L;氯离子低于600mg/L;硫酸盐低于600mg/L;溶解性总固体低于3000mg/L;电导率低于 $3500\mu S/cm$ ;硬度低于300mg/L。

3. 如权利要求1所述的印染废水回用处理工艺,其特征在於,所述的匀质在调节池中进行;所述的调节池底部设有搅拌器;所述的搅拌器为机械推流搅拌器;所述的印染废水二级生化出水在调节池的停留时为1~2h。

4. 如权利要求1所述的印染废水回用处理工艺,其特征在於,所述的臭氧接触反应器内,臭氧的浓度为5~10mg/Nm<sup>3</sup>;臭氧的气量为保证臭氧发生器进气量为单位反应器容积(L)240~400L(空气)/h即可;所述的臭氧接触反应器中水力停留时间为5~20min;所述的活性炭为煤质颗粒活性炭;所述的活性炭的投加量为单位反应器容积(L)10~50g。

5. 如权利要求1所述的印染废水回用处理工艺,其特征在於,所述的过滤利用砂滤器进行;所述的砂滤器中滤料填充石英砂;所述的石英砂层厚度为0.7~1.0m;所述的二次混凝处理的上清液利用重力流入砂滤器;所述的砂滤器滤速为8~10m/h。

6. 如权利要求5所述的印染废水回用处理工艺,其特征在於,所述的砂滤器用滤液进行反冲洗;所述的砂滤器的反冲洗周期为4~8h;所述的砂滤器的反冲洗包括下述过程:先单独空气反冲1.5min,再气水同时反冲洗4min,最后水漂洗2min,其中,气反冲洗强度为10~15L/(m<sup>2</sup>·s),水反冲洗强度为2~4L/(m<sup>2</sup>·s)。

7. 如权利要求1所述的印染废水回用处理工艺,其特征在於,所述的阳离子交换树脂为强酸HD-8或D001苯乙烯型树脂;所述的阴离子交换树脂为弱碱D315丙烯酸型或D303苯乙烯型树脂。

8. 如权利要求 1 所述的印染废水回用处理工艺,其特征在于,所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂的干重比例为 0.8:1 ~ 1:1.2。

9. 如权利要求 1 所述的印染废水回用处理工艺,其特征在于,所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂的工作流速为每小时 2 ~ 6 倍床层体积;所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂的工作过程通过测定出水的 pH 和电导率进行监测。

10. 如权利要求 5 所述的印染废水回用处理工艺,其特征在于,所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂的工作容量耗尽时,用砂滤滤液进行反洗;所述的离子交换树脂的反冲洗的强度为  $1 \sim 2\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;所述的离子交换树脂的反冲洗的时间为 10 ~ 15min;所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂的反冲洗至出水清澈、不浑浊时结束。

11. 如权利要求 10 所述的印染废水回用处理工艺,其特征在于,所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂经反冲洗后进行再生操作;所述的阳离子交换树脂的再生采用 HCl 水溶液;所述的 HCl 水溶液的质量浓度为 4% ~ 8%;所述的 HCl 水溶液的用量为 10 ~ 20 倍床层体积;所述的 HCl 水溶液的流速为 0.5 ~ 2 倍床层体积/h;所述的阴离子交换树脂的再生采用 NaOH 水溶液;所述的 NaOH 水溶液的质量浓度为 2% ~ 4%;所述的 NaOH 水溶液的用量为 10 ~ 20 倍床层体积;所述的 NaOH 水溶液的流速为 0.5 ~ 2 倍床层体积/h。

12. 如权利要求 11 所述的印染废水回用处理工艺,其特征在于,所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂再生后,用脱盐水进行反洗;所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂的反冲洗强度为  $2 \sim 3\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;所述的反冲洗至阳离子交换树脂出水 pH 为 6 和阴离子交换树脂出水 pH 为 8 ~ 10 时结束。

13. 如权利要求 5 所述的印染废水回用处理工艺,其特征在于,当回用水对盐分要求  $\leq 1000\text{mg}/\text{L}$ ,阴离子树脂交换柱的出水补充 15% ~ 25% 新鲜水后,用于稀释砂滤出水的盐分,百分数为质量分数。

## 一种印染废水回用处理工艺

### 技术领域

[0001] 本发明涉及一种印染废水回用处理工艺。

### 背景技术

[0002] 印染（染整）行业是纺织工业生产链中的一个必要环节，其污水排放量约占纺织业的80%以上，列全国各行业第四位（2009年）。鉴于全国性水资源短缺、水污染加重的现状，国家及区域性污染物排放标准日趋严格，这给印染行业的发展提出了极大的挑战。而废水经深度处理、回用于生产是控制污染物排放、实现可持续发展的重要途径。目前，印染废水回用率仅为7%（2009年），是所有行业中最底的，且大部分回用水仅发挥冲洗道路、灌溉绿化和充当冷却水等低使用价值。

[0003] 通常印染废水中含有大量染料、化学添加剂、无机盐和悬浮颗粒物，难降解污染物比例高，水质时常因产品变化而大幅波动。这使得绝大多数印染废水（或以印染废水为主要成分的混合废水）二级生化出水水质远低于生产用水标准。由于对色度、浊度、硬度、铁锰离子及pH有较高要求，为实现印染废水回用于生产，就必须采取新颖、全面的深度处理组合工艺，以实现处理有效性和经济性的合理平衡。除控制有机污染外，脱盐处理也是非常必要的。回用水中盐分的累积不仅会影响产品质量，甚至会造成生化处理系统的崩溃。

[0004] 近年来，国内提出的印染废水深度处理技术大多偏重于脱色、去除浊度和 $COD_{Cr}$ ，不少工艺还存在优化的空间，以降低处理成本，简化流程。如专利文献CN200710156329.7中，采用印染废水（达到GB4287-92标准）经过曝气生物滤池+气浮+多点臭氧氧化+活性炭/活性硅藻土过滤制备回用水，流程较复杂，出水色度、浊度和 $COD_{Cr}$ 分别低于15度、3NTU和30mg/L，铁锰含量得到一定削减。专利文献CN200510060615.4中，对印染废水A/O工艺出水采用混凝沉淀+砂滤+臭氧催化氧化深度处理后，出水色度、悬浮物和 $COD_{Cr}$ 分别低于3倍、3mg/L和50mg/L。以上工艺对有机污染物去除效果良好，但均缺乏必要的脱盐工序，出水总溶解固体（TDS）浓度很难满足FZ/T01107-2011《纺织染整工业回用水水质标准》中 $\leq 1000\text{mg/L}$ 的要求。专利文献ZL200720129688.9中包含了离子交换软化，但预处理方法采用的是二氧化氯氧化+活性炭吸附。二氧化氯氧化时需保证充足的接触反应时间（通常0.5~1h以上），而活性炭吸附用于处理较高浓度的废水时极易发生饱和，这些都对出水水质的稳定性提出了挑战。

### 发明内容

[0005] 本发明所要解决的技术问题在于，为了克服现有技术中印染废水二级生化出水的水质仍不能达到回用水以及生产用水标准的缺陷，而提供一种印染废水回用处理工艺。本发明的工艺流程简单，活性炭、臭氧用量少，废水回用率高（75%以上），处理后的废水盐分低，运行稳定高效并具有良好的适用性，处理出水中有机物和无机盐指标均优于FZ/T01107-2011《纺织染整工业回用水水质标准》，满足生产用水需要。

[0006] 本发明提供了一种印染废水回用处理工艺，其包括下列步骤：

- [0007] ①将经匀质的印染废水二级生化出水进行初次混凝处理；
- [0008] ②泥水分离后将上清液进行活性炭 / 臭氧氧化处理；
- [0009] ③将步骤②得到的出水进行二次混凝处理；
- [0010] ④步骤③得到的上清液过滤后，依次通过阳离子交换树脂和阴离子交换树脂，即可。

[0011] 本发明中，所述的印染废水二级生化出水可为本领域常规的印染废水二级生化出水，其各项指标一般为：pH 值 7 ~ 9；色度低于 200 倍；悬浮物少于 100mg/L；化学耗氧量 (COD<sub>Cr</sub>) 150mg/L 以下；总铁低于 5mg/L；氯离子低于 600mg/L；硫酸盐低于 600mg/L；溶解性总固体 (TDS) 低于 3000mg/L；电导率低于 3500  $\mu$  S/cm；硬度低于 300mg/L。

[0012] 本发明中，所述的匀质过程可为本领域常规的匀质过程，一般在调节池中进行。所述的调节池可为本领域常规的调节池。所述的调节池较佳地底部设有搅拌器。所述的搅拌器可为本领域常规的机械推流搅拌器。所述的印染废水二级生化出水在调节池的停留时间优选 1 ~ 2h。

[0013] 本发明中，所述的初次混凝处理和二次混凝处理可为本领域常规的强化混凝处理。

[0014] 所述的初次混凝处理优选包括如下步骤：将经匀质的印染废水二级生化出水和混凝剂混合搅拌进行反应后，沉淀即可。所述的初次混凝处理的 pH 优选控制在 7 ~ 8。所述的二次混凝处理优选包括下列步骤：将活性炭 / 臭氧氧化处理出水、酸和混凝剂混合，搅拌反应后沉淀即可。所述的二次混凝处理的 pH 优选控制在 5 ~ 6。

[0015] 所述的初次混凝处理和二次混凝处理中所用的混凝剂可为聚合氯化铝 (PAC)。本发明中，初次混凝处理和二次混凝处理中 Al<sup>3+</sup> 的投加量优选为 20 ~ 50mg/L (即折回点范围)。所述的混凝剂的投加量优选依据美国环保署 (USEPA) 定义的折回点要求，具体参看“强化、优化混凝技术对饮用水中有机物和生物可降解组分的去除”(“Impact of enhanced and optimized coagulation on removal of organic matter and its biodegradable fraction in drinking water”),《水研究》(“Water Research”), 2000 年, 34 卷, 3247-3257 页。其可通过下述步骤确定：在某一投加量的基础上再多投加 10mg/L 的 Al<sup>3+</sup> 后，溶解性有机碳 (DOC) 的去除增量低于 0.3mg/L, 则原先的投加量即为折回点。所述的初次混凝处理和二次混凝处理的水温分别优选 15 ~ 35°C。所述的初次混凝处理和二次混凝处理中的搅拌优选为机械搅拌。所述的机械搅拌优选先进行速度梯度 (G) 为 500s<sup>-1</sup>, 持续时间为 1min 的搅拌, 再进行速度梯度 (G) 为 40s<sup>-1</sup> 持续时间为 15min ~ 30min 的搅拌。所述的初次混凝处理和二次混凝处理的沉淀时间分别优选 1h。

[0016] 本发明中，所述的泥水分离可为本领域常规的泥水分离。所述的初次混凝处理和二次混凝处理产生的化学污泥的处理过程优选包括下列步骤：送至浓缩池，在浓缩池中脱除的水分返回调节池。

[0017] 本发明中，所述的活性炭 / 臭氧氧化处理一般在本领域常规的臭氧接触反应器中进行。所述的臭氧接触反应器优选鼓泡反应塔。所述的臭氧接触反应器中，气液较佳地呈逆向流动。所述的逆向流动一般为废水从反应器顶部进入，由上而下与从底部进入反应器的臭氧接触反应，同时活性炭优选在所述的臭氧的气量、所述的活性炭投加量以及所述的臭氧接触反应器中水力停留时间的共同作用下呈流化态，由此实现活性炭 / 臭氧氧化处理。

[0018] 其中,臭氧一般按本领域常规由臭氧发生器生产获得。所述的臭氧的浓度一般依据印染废水二级生化出水的色度和  $UV_{254}$  值设定,优选为  $5 \sim 10\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。臭氧的气量优选保证臭氧发生器的进气量为单位反应器容积 (L)  $240 \sim 400\text{L}(\text{空气})/\text{h}$  即可,且在此气量下,可使活性炭呈流化态。

[0019] 其中,所述的臭氧接触反应器中水力停留时间优选为  $5 \sim 20\text{min}$ ,更优选为  $5 \sim 10\text{min}$ 。

[0020] 其中,所述的活性炭可为本领域常用的煤质颗粒活性炭,该类活性炭孔隙分布较均匀,吸附容量较大。所述的活性炭的指标较佳地为:颗粒直径  $3 \sim 5\text{mm}$ ,碘值约  $2088\text{mg}/\text{g}$ ,苯酚值约  $82.2\text{mg}/\text{g}$ ,零点电位约  $7.4$ 。所述的活性炭的投加量一般为单位反应器容积 (L)  $10 \sim 50\text{g}$ 。该活性炭的使用量远低于常规活性炭吸附法,且使用寿命更长。

[0021] 本发明中,所述的过滤优选利用本领域常规的砂滤器进行。所述的砂滤器中滤料一般填充石英砂。所述的石英砂层厚度优选  $0.7 \sim 1.0\text{m}$ 。所述的二次混凝处理的上清液优选利用重力流入砂滤器。所述的砂滤器滤速优选为  $8 \sim 10\text{m}/\text{h}$ 。

[0022] 其中,所述的砂滤器为能持续维持正常的工作状态可用滤液进行反冲洗。所述的砂滤器的反冲洗周期优选为  $4 \sim 8\text{h}$ 。所述的砂滤器的反冲洗较佳地包括下述过程:先单独空气反冲  $1.5\text{min}$ ,再气水同时反冲洗  $4\text{min}$ ,最后水漂洗  $2\text{min}$ 。其中,气反冲洗强度优选为  $10 \sim 15\text{L}/(\text{m}^2\text{s})$ 。水反冲洗强度优选为  $2 \sim 4\text{L}/(\text{m}^2\text{s})$ 。所述的砂滤器的反冲洗需要保证石英砂表面留有一定量生物膜,提高处理水的生化稳定性。

[0023] 本发明中,所述的阳离子交换树脂可为本领域常用的强酸阳离子交换树脂,优选强酸 HD-8 或 D001 苯乙烯 ( $-\text{SO}_3^-$ ) 型树脂。本发明中,所述的阴离子交换树脂可为本领域常用的弱碱阴离子交换树脂,优选弱碱 D315 丙烯酸 ( $=\text{N}-$ ) 型或 D303 苯乙烯 ( $=\text{N}-$ ) 型树脂。

[0024] 其中,所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂使用前可通过常规的预处理手段进行预处理。所述的阳离子交换树脂的预处理步骤一般包括:首先用  $60 \sim 70^\circ\text{C}$  的热水(去离子水)对树脂进行反复浸泡、冲洗  $4 \sim 5$  次,直至出水清澈、无混浊和泡沫为止;然后用  $2 \sim 3$  倍床层体积 (BV) 的  $1\text{mol}/\text{L}$  的  $\text{HCl}$  和  $\text{NaOH}$  水溶液交替反洗树脂,流速每小时  $1.5$  倍床层体积 (BV/h);每次酸洗后用去离子水冲洗至出水 pH4 左右,碱洗后冲洗至 pH10 左右;最后用  $3 \sim 5\text{BV}$  的  $1\text{mol}/\text{L}$  的  $\text{HCl}$  水溶液将树脂转化为  $\text{H}^+$  型,放尽酸液,去离子水冲洗至 pH6 左右,即可投入使用。所述的阴离子交换树脂的预处理步骤一般包括:首先用  $50 \sim 60^\circ\text{C}$  的热水(去离子水)对树脂进行反复浸泡、冲洗  $4 \sim 5$  次,直至出水清澈、无混浊和泡沫为止;而后用  $3 \sim 5\text{BV}$  的  $1\text{mol}/\text{L}$  的  $\text{NaOH}$  和  $\text{HCl}$  水溶液交替反洗树脂,流速  $1.5\text{BV}/\text{h}$ ;每次碱洗后用去离子水冲洗至出水 pH11 左右,酸洗后冲洗至 pH4 左右;最后用  $3 \sim 5\text{BV}$  的  $1\text{mol}/\text{L}$  的  $\text{NaOH}$  水溶液将树脂转化为  $\text{OH}^-$  型,放尽碱液,去离子水冲洗至 pH8  $\sim$  10,即可投入使用。

[0025] 其中,所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂的干重比例优选为  $0.8 : 1 \sim 1 : 1.2$ ,更优选为  $1 : 1$ 。所述的阳离子交换树脂工作状态下,出水 pH 一般小于 2,可用作二次混凝的 pH 调节剂。

[0026] 其中,所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂的工作流速优选为  $2 \sim 6\text{BV}/\text{h}$ 。所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂的工作过程可以通过出水的 pH 和电导率进行监测,一般以 pH 明显上升(电导率明显下降)指示阳离子交换树脂的工作量耗尽或以 pH 明

显下降（电导率明显上升）指示阴离子交换树脂的工作量耗尽。

[0027] 其中,所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂的工作量耗尽时,可用砂滤滤液进行反洗。所述的离子交换树脂的反冲洗的强度优选  $1 \sim 2\text{L}/(\text{m}^2\text{s})$ 。所述的离子交换树脂的反冲洗的时间优选  $10 \sim 15\text{min}$ 。所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂的反冲洗一般至出水清澈、不浑浊时结束。

[0028] 其中,所述的阳离子、阴离子交换树脂经反冲洗后可进行再生操作。所述的阳离子交换树脂的再生可根据常规的阳离子交换树脂的再生的条件和步骤进行选择,优选采用 HCl 水溶液。所述的 HCl 水溶液的质量浓度优选  $4\% \sim 8\%$ 。所述的 HCl 水溶液的用量优选  $10 \sim 20\text{BV}$ 。所述的 HCl 水溶液的流速优选  $0.5 \sim 2\text{BV}/\text{h}$ 。所述的阴离子交换树脂的再生可根据常规的阴离子交换树脂的再生的条件和步骤进行选择,优选采用 NaOH 水溶液。所述的 NaOH 水溶液的质量浓度优选  $2\% \sim 4\%$ 。所述的 NaOH 水溶液的用量优选  $10 \sim 20\text{BV}$ 。所述的 NaOH 水溶液的流速优选  $0.5 \sim 2\text{BV}/\text{h}$ 。

[0029] 其中,所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂再生后,还可用脱盐水进行反洗以去除残余的酸碱溶液。所述的阳离子交换树脂和阴离子交换树脂的反冲洗强度优选  $2 \sim 3\text{L}/(\text{m}^2\text{s})$ 。所述的反冲洗一般至阳离子交换树脂出水 pH 约为 6 和阴离子交换树脂出水 pH 约  $8 \sim 10$  时结束。

[0030] 当回用水对盐分要求  $\leq 1000\text{mg}/\text{L}$  时,阴离子树脂交换柱的出水（补充  $15\% \sim 25\%$  新鲜水至脱盐水储存池,百分数为质量分数）可用于稀释砂滤出水的盐分,以提高达标产水量。

[0031] 在不违背本领域常识的基础上,上述各优选条件,可任意组合,即得本发明各较佳实例。

[0032] 本发明所用试剂和原料均市售可得。

[0033] 本发明的积极进步效果在于:本发明的工艺流程简单,活性炭、臭氧用量少,废水回用率高 ( $75\%$  以上),处理后的废水盐分低,运行稳定高效并具有良好的适用性,处理出水中有机物和无机盐指标均优于 FZ/T01107-2011《纺织染整工业回用水水质标准》,满足生产用水需要。

## 附图说明

[0034] 图 1 为实施例 1 印染废水回用处理的工艺流程图。

## 具体实施方式

[0035] 下面通过实施例的方式进一步说明本发明,但并不因此将本发明限制在所述的实施例范围之中。下列实施例中未注明具体条件的实验方法,按照常规方法和条件,或按照商品说明书选择。

[0036] 下述实施例中各项指标的检测方法如下所示:

[0037] pH 值:玻璃电极法 GB6920-86;  $\text{COD}_{\text{Cr}}$ :重铬酸钾法 GB11914-89 ( $30\text{mg}/\text{L}$  以上) 和 HACH Method8000 ( $30\text{mg}/\text{L}$  以下);色度:稀释倍数法 GB11903-89;浊度、 $\text{UV}_{254}$ :分光光度法;悬浮物、TDS:重量法 GB11901-89;DOC:燃烧氧化-非分散红外吸收法 HJ 501-2009;硫酸根、氯离子:离子色谱法 HJ/T84-2001;电导率:实验室电导率仪法;铁、锰:火焰原子吸收

分光光度法 GB/T 11911-89 ;硬度 :EDTA 滴定法。

[0038] 本发明实施例中所用的离子交换树脂均由华东理工大学上海华震科技有限公司提供。

[0039] 实施例 1

[0040] 某以印染废水为主的集中式污水处理厂二级生化出水 (约 5000m<sup>3</sup>/d, 水质参数见表 1) 经调节池匀质 1h 后, 在管道中与 PAC(25mg/L, 以 Al<sup>3+</sup> 计) 混合, 在 pH 8 条件下进行初次混凝处理, 快速搅拌 (G 值 500s<sup>-1</sup>) 1min, 慢速搅拌 (G 值 40s<sup>-1</sup>) 15min, 沉淀 1h, 温度为 25℃。泥水分离后, 上清液泵入活性炭 / 臭氧鼓泡反应塔中, 化学污泥送至浓缩池, 经脱水外送处置 (脱除的水分返回调节池)。该过程出水率在 94% 以上。

[0041] 在鼓泡反应塔内, 气液逆向接触反应, 颗粒活性炭 (每单位反应器容积 (L) 投加 10g) 在气流 (单位反应器容积 (L) 360L(空气)/h) 的作用下呈流化态, 水力停留时间为 5min, 臭氧浓度控制在 5mg/Nm<sup>3</sup>。经氧化处理后, 向废水中投加 PAC(25mg/L, 以 Al<sup>3+</sup> 计) 和酸溶液 (阳离子交换树脂出水), 调节 pH 至 5.5 左右, 重复混凝沉淀过程, 进行二次混凝。二次混凝出水依靠重力流进入砂过滤器内, 滤速为 8m/h, 部分出水送至反冲洗水池。砂滤器反冲洗周期为 6h, 先单独气反冲 1.5min, 再气水同时反冲洗 4min, 最后水漂洗 2min。气冲洗强度 10L/(m<sup>2</sup>s), 水反冲洗强度优选为 3L/(m<sup>2</sup>s)。至此, 深度处理水剩余有机负荷已能满足使用离子交换树脂的技术要求。

[0042] 阳离子、阴离子交换树脂干重比例约为 1 : 1。砂滤出水首先进入大孔强酸型 HD-8 阳离子交换树脂柱, 工作流速为每小时 4 倍床层 (BV/h), 出水 pH 呈强酸性, 单次运行处理水量 42BV。阳树脂工作容量耗尽时, 先用砂滤出水反洗 15min (强度 2L/(m<sup>2</sup>s)), 再采用 4% HCl 水溶液逆流再生, 用量 10BV, 流速 1BV/h, 最后用脱盐水反洗 15min (强度 2L/(m<sup>2</sup>s))。阳离子交换树脂出水再由大孔弱碱型 D315 阴离子交换树脂处理, 其出水 pH 呈中性, 单次运行处理水量 40BV。所述的弱碱阴离子交换树脂除了使用 2% NaOH 水溶液进行再生外, 其他工艺参数与所述的强酸阳离子交换树脂相同。各步骤出水水质见表 1。具体工艺流程见说明书附图 (图 1)。

[0043] 另外, 当回用水对盐分要求不高时 (TDS ≤ 1000mg/L), 脱盐水可用于稀释砂滤出水中的盐分, 以提高达标水总量, 全流程出水率在 75% ~ 85%。

[0044] 表 1 组合工艺对有机污染物的去除效果

[0045]

工序	pH	浊度 (NTU)	COD <sub>Cr</sub> (mg/L)	DOC (mg/L)	色度 (倍)	UV <sub>254</sub> (cm <sup>-1</sup> )	电导率 (μs/cm)	TDS (mg/L)
生化出水	8.2~8.5	40~48	61~75	15.3~16.1	60~100	0.86~0.91	2490~2610	1730~1760

[0046]

初次混凝	7.6~8.1	3~5	31~38	9.3~11.0	20~25	0.46~0.52	—	—
活性炭/臭氧	8.0~8.1	4~5	<15	<7	<2	<0.13	—	—
二次混凝	6.6~7.4	<3	<10	<5	<2	<0.09	—	—
砂滤出水	6.5~7.0	<1	<5	<4.5	<2	<0.08	2800~2860	1800~1850
强酸阳树脂	1.7~1.9	—	—	—	—	—	7700~8200	1000~1200
弱碱阴树脂	7.2~7.5	<1	<4	<4	<2	<0.05	<100	<100

[0047] 表 2 印染废水回用处理前后水质与纺织染整工业回用水、工艺用水要求的比较



[0048]

水质标准	生化出水	脱盐出水	回用水标准	工艺用水
pH	8.2 ~ 8.5	7.2 ~ 7.5	6.5 ~ 8.5	6.5 ~ 8.5
色度	60 ~ 100*	< 2*	≤ 30	≤ 10
浊度 (NTU)	41 ~ 60	< 1	≤ 5	-
悬浮物 (mg/L)	40 ~ 48	-	-	< 10
COD <sub>Cr</sub> (mg/L)	61 ~ 75	< 4	≤ 60	-
铁 (mg/L)	2.4 ~ 3.0	< 0.05	≤ 0.3	≤ 0.1
锰 (mg/L)	0.5 ~ 0.7	< 0.05	≤ 0.1	≤ 0.1
氯离子 (mg/L)	410 ~ 540	< 20	≤ 250	-
硫酸盐 (mg/L)	450 ~ 570	< 20	≤ 250	-
TDS (mg/L)	1730 ~ 1760	< 100	≤ 1000	-
电导率 (μ s/cm)	2490 ~ 2610	< 100	-	-
硬度 (以 CaCO <sub>3</sub> 计, mg/L)	≤ 150	< 5	≤ 450	< 150 或 ≤ 17.5

[0049] \* 色度测定:生化出水、脱盐水为稀释倍数,其他为铂钴比色法。

[0050] 由表 2 可知,该污水处理厂印染废水二级生化出水经本发明工艺深度处理后,水质远优于纺织染整工业回用水水质标准,完全达到了工艺用水要求。

[0051] 此外,在与专利文献 CN200710156329.7 和 CN200510060615.4 类似的进水条件下,本发明对色度、悬浮物和 COD<sub>Cr</sub> 的去除率分别为 97% 以上、98% 以上和 94% 以上,高于专利文献 CN200710156329.7 和 CN200510060615.4 中实施例的 92%、94% 和 53% ~ 83%。同时,由于对前后强化混凝和中间活性炭 / 臭氧氧化的优化,与上述专利相比,本发明具有深度处理流程相对简单,废水回用率高 (本发明:75% 以上;上述专利:60% 以上),活性炭和臭氧用量少等特点,这些有利于降低工艺建造和运行成本。而离子交换脱盐工序的设立更保证了印染行业工艺用水对低盐分的要求。

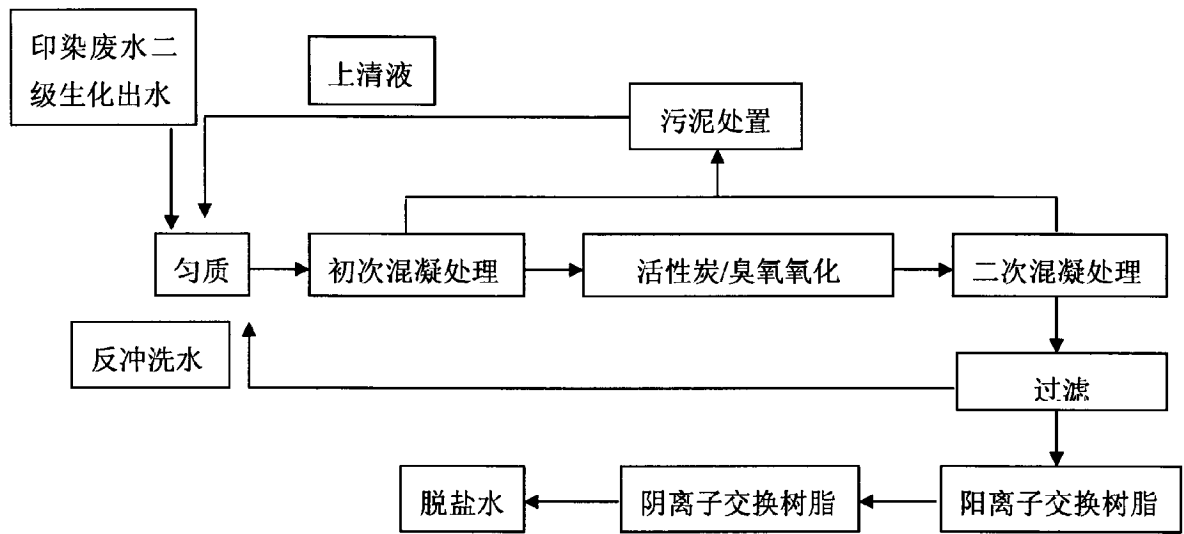


图 1