

# 一体化废水处理设施染料污水处理设备安全实惠

产品名称	一体化废水处理设施染料污水处理设备安全实惠
公司名称	常州天环净化设备有限公司
价格	49000.00/件
规格参数	品牌:天环净化设备 处理量:1-1000/h 售卖地:全国
公司地址	常州市新北区薛家镇吕墅东路2号
联系电话	13961410015

## 产品详情

公司现有350t/h污水处理装置，该装置适合处理公司普通污水，而公司高盐、高COD废水需要另外分类提标处理，因此决定新建750t/d处理能力的蒸发和生化提标改造处理装置，该装置将COD和盐分降低处理后的污水，再次送入公司原有350t/h污水处理装置，直到达到淡水要求指标。

### 1、污水分类提标处理的必要性

公司现有一套350t/h(8400t/d)污水处理设施工艺，主要采用微滤-超滤-反渗透-浓水二级反渗透-离子交换处理-纯水-回收利用装置，少量的浓水回用于聚氯乙烯乙炔发生工序，实现了污水近零排放。目前全公司污水产生量为150t/h，小于该处理设施的处理能力，但在近一年的运行中发现，反渗透膜使用寿命大大缩短，运行不到一年就得换膜(原来三年换一次)，并且电耗增加，平均出水率也降低，通过对该进水水质分析检测，发现少量的高COD、高盐废水(13t/h)进入系统造成堵膜和反渗透压力升高，从而使反渗透膜的寿命大大降低。

如不针对性对这部分高浓污染物废水进行处理，现有污水处理成本将大大tisheng，能耗翻倍，出水率也大大降低，严重影响了污水处理的稳定性。通过对进水水质认真分析检测，高COD废水量为11t/h，COD为5000~30000mg/L，来自现在生产装置聚氯乙烯、DHPPA、噻唑等；高盐、高COD废水为2t/h，COD为5000~30000mg/L，TDS为6000~15000mg/L;来自烧碱、DHPPA、噻唑。目前需单独深化提标处理的废水量为312t/d，考虑到企业的再发展和特殊情况下污水排量的不稳定性，因此，企业决定新建750t/d处理能力的蒸发和生化提标改造处理系统，保证了现有污水处理系统的稳定运行，确保企业废水近零排放。

### 2、工艺技术方案

本工程分预处理、高盐水蒸发结晶处理及生化后处理3部分。

#### (1)预处理。

考虑到高浓度废水中COD较高、可生化性差，拟采用pH值调节+微电解+芬顿氧化+pH值调节+混凝沉淀

工艺。废水首先经过pH值调节至3~4，再进入微电解及芬顿氧化塔分别投入钢炭填料及双氧水氧化处理，催化氧化去除废水中大部分有机物，改善废水的可生化性，tigao了废水的B/C比;低浓度废水采用pH值调节+气浮工艺去除部分有机物及悬浮物颗粒。

## (2)蒸发结晶处理。

高盐废水经混凝沉淀去除悬浮物后进入蒸发结晶器，去除废水中的绝大部分无机盐类及少量有机物。

## (3)生化后处理。

采用水解+厌氧塔+AO工艺+芬顿氧化+BAC滤池生化的处理工艺，该工艺效果良好，出水水质可以达到设计标准。4股废水首先进入均质调节池经搅拌混合(调质调温)后，用泵tisheng至水解酸化池，废水经水解酸化部分有机物后，再用泵tisheng至二级常温厌氧塔(控制水温30~40 )处理，厌氧塔能降解大量的有机物产生沼气，进一步tigaoB/C比，出水自流到AO生化池进行生化反应，在此绝大部分有机污染物通过生物氧化得以降解，出水自流至二沉池进行固液分离后，沉淀池上清液流入芬顿氧化池去除剩余难降解有机物，出水进入混凝沉淀池进行沉淀，上清液进入中间池，用泵tisheng至BAC炭滤池进一步降低有机物达到现有污水厂进水标准。

蒸发器析出的盐水浓缩液进入离心机分离出盐，饱和浓缩液进入调节池，参与下一次的蒸发。而混凝沉淀池、氧化沉淀池、二沉池的污泥及沉淀物进入污泥池，而后用泵抽进离心机进行固液分离，离心干泥外运。处理后的水质可以达到现有污水处理厂要求的进水指标，然后进入公司现有污水处理系统进行再处理。污水分类提标处理工艺流程框图见图1。

1)调试初期，经liuliang计调整萃取剂与废水进料比例为1:12.5，通过向反应釜中加盐酸调整萃取PH为2，废水经反应器后进入萃取分离器静置分离，上层萃取相进入萃取相储罐，下层废水进入油水分离器进行二次分离后进入储池。萃取相加入液碱进行反萃，回收萃取剂。运行以来，运行初进水COD为19000mg/L左右，出水为11000mg/L左右，去除率达到40%。

(2)调试运行中期，废水进水COD稳定在13000mg/L~15000mg/L左右，但运行一段时间后，萃取剂存在老化现象，萃取效果下降，为保证萃取效果，萃取剂与废水进料比例调整为1:8;并且针对在运行过程中萃取剂存在老化问题，在原有萃取剂中补加煤油，以解决萃取剂分层困难问题，但补加后萃取剂浓度降低造成萃取效果差，同时反萃后萃取剂夹杂大量杂质问题尚未解决;通过实验，采取反萃过程中调整液碱浓度，且在萃取剂反萃后加入稀硫酸进行去除杂质，虽然杂质去除，但经萃取反应后杂质进入萃取相，导致萃取剂分层更加困难。

(3)运行过程中因反萃后萃取剂混浊、杂质多、分层困难，部分萃取剂随回收相进入回收相贮罐，造成萃取剂损耗大，为保证萃取效果需不断补入新萃取剂。

(4)调试后期萃取效果逐步下降，补入新萃取剂处理效果达到30%，但运行一段时间后，萃取剂老化影响废水COD去除率，致使下降到20%左右。

## 3、运行中存在的主要问题及原因

### 3.1 存在问题

(1)因萃取剂老化问题造成废水处理效果不稳定。

(2)萃取剂损耗大，废水处理成本较高。

### 3.2 原因分析

(1)废水处理效果不稳定，有如下几个原因。

废水冷却析出络合物，此类络合物进入反应过程中，吸附在萃取剂中，反萃取时无法将其与萃取剂分离，导致萃取效果差。

废水水质有波动，致使进出水COD测定并不一定能及时反映COD去除率。

(2)萃取剂损耗大，有如下几个原因。

萃取分离效果不理想，部分萃取剂随废水排出，造成萃取剂损耗较大。

反萃取静置分层后，因杂质较多，且溶解在萃取剂中，导致反萃时中间层较多，夹带萃取剂进入回收相储槽。

废水水温较高，增大萃取剂在废水中的溶解度，导致损耗较大。

## 4、成本分析

### 4.1 油相损耗计算

油相可留存的设备有：萃取剂贮罐、萃取相贮罐、萃取反应釜、萃取分离器、反萃釜及油管道。

运行以来共配制助剂约为 $31.16\text{m}^3(27.9\text{t})$ ，煤油约 $46.74\text{m}^3(37.9\text{t})$ ，运行过程中因萃取剂出现问题放入萃取剂贮罐约 $4\text{m}^3(3.4\text{t})$ ，共有萃取剂约 $69.2\text{t}$ 。

计算之前，萃取相贮罐已清空。

油耗计算如下：

整个处理系统油相总量： $82.4\text{m}^3$ ；

理论上，系统总油相 $V=V_1+V_2+V_3+V_4+V_5+V_6$ ；

式中， $V_1$ —萃取剂贮罐中油相； $V_2$ —萃取反应釜； $V_3$ —萃取分离器中萃取剂； $V_4$ —管道中油相； $V_5$ —回收相贮罐中回收油相； $V_6$ —损耗萃取剂。

那么 $V_6=V-(V_1+V_2+V_3+V_4+V_5)$ ；

$V_1=14.9\text{m}^3$ ； $V_2=6.6\text{m}^3$ ； $V_3=24.6\text{m}^3$ ； $V_4=2.6\text{m}^3$ ； $V_5=2.5\text{m}^3$

萃取剂损耗 $V_6=82.4-51.2=31.2\text{m}^3$

截止分析日期，共处理废水 $29000\text{t}$ ，萃取剂比重为 $0.84$ ，约损耗为 $26.2\text{t}$ 。

### 4.2 计算依据及说明

药剂费，具体为：油相损耗：主要为萃取油相损耗，周期损耗约为 $0.9\%$ ，吨废水损耗油相 $0.9$ 公斤；液碱消耗量：主要是萃取剂再生需要消耗液碱，吨废水消耗 $30\%$ 液碱 $7.6$ 公斤；盐酸消耗量：主要是萃取反应过程需要消耗盐酸，吨废水消耗盐酸 $0.008$ 吨；电量消耗：主要是萃取反应釜搅拌、各种泵的用电，吨废水耗电量为 $0.87$ 度；废水预处理成本 $=0.9 \times 28613+7.6 \times 660+0.008 \times 50+0.87 \times 0.78=31.9$ 元。