



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 115140881 A

(43) 申请公布日 2022. 10. 04

(21) 申请号 202210806920.7

(22) 申请日 2022.07.08

(71) 申请人 上海电气集团股份有限公司
地址 200336 上海市长宁区兴义路8号30层

(72) 发明人 黄磊 尹竞 黄思远 张静
姚迎迎 何龙

(74) 专利代理机构 上海弼兴律师事务所 31283
专利代理师 邹玲 刘奉丽

(51) Int. Cl.
C02F 9/10 (2006.01)
C02F 1/04 (2006.01)
C02F 1/44 (2006.01)
B01D 61/36 (2006.01)
C02F 101/34 (2006.01)
C02F 103/14 (2006.01)

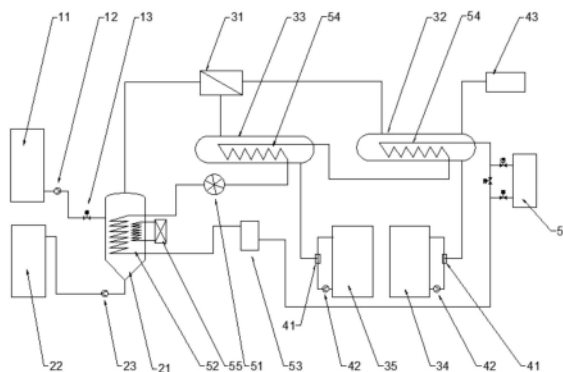
权利要求书2页 说明书8页 附图1页

(54) 发明名称

有机废水的处理系统和处理工艺

(57) 摘要

本发明公开了一种有机废水的处理系统和处理工艺。该有机废水的处理系统包括低温蒸发单元和渗透气化单元；低温蒸发单元包括低温蒸发器；渗透气化单元包括渗透气化装置；渗透气化装置的进料口与低温蒸发器的蒸汽出口相连；渗透气化装置包括渗透气化膜，渗透气化膜将渗透气化装置分为浓水侧和淡水侧，渗透气化膜为疏水膜，所述低温蒸发单元设置有进水口，所述有机废水由所述进水口进入所述低温蒸发器。本发明的有机废水处理系统和处理工艺适用于低浓度有机废水提浓，且设备和场地投入低、运行成本低、对运行环境要求宽松。



1. 一种有机废水的处理系统,其特征在于,其包括低温蒸发单元和渗透气化单元;所述低温蒸发单元包括低温蒸发器;所述渗透气化单元包括渗透气化装置;所述渗透气化装置的进料口与所述低温蒸发器的蒸汽出口相连;所述渗透气化装置包括渗透气化膜,所述渗透气化膜将所述渗透气化装置分为浓水侧和淡水侧,所述渗透气化膜为疏水膜;所述低温蒸发单元设置有进水口,所述有机废水由所述进水口进入所述低温蒸发器。

2. 如权利要求1所述的有机废水的处理系统,其特征在于,所述低温蒸发器设置有蒸发母液出料口,用于蒸发母液的排放;较佳地,所述低温蒸发单元还包括蒸发母液收集箱,所述蒸发母液收集箱与所述蒸发母液出料口相连,用于收集蒸发后的母液;

和/或,所述渗透气化装置还包括浓缩液出料口和淡化液出料口,所述浓缩液出料口设置在所述浓水侧,所述淡化液出料口设置在所述淡水侧;其中,较佳地,所述渗透气化单元还包括浓水冷凝罐和淡水冷凝罐,所述浓水冷凝罐与所述浓缩液出料口相连,所述淡水冷凝罐与所述淡化液出料口相连;较佳地,所述渗透气化单元还包括浓水收集箱和淡水收集箱,所述浓水收集箱和所述浓水冷凝罐的出口相连,所述淡水收集箱和所述淡水冷凝罐的出口相连。

3. 如权利要求1所述的有机废水的处理系统,其特征在于,所述有机废水的处理系统还包括真空循环单元,所述真空循环单元与所述渗透气化装置的浓水侧相连,用于为所述浓水侧形成高真空环境;

其中,所述真空循环单元较佳地包括真空射流器、循环泵和收集水箱;所述循环泵较佳地为变频泵;

其中,所述真空循环单元较佳地还包括机械真空泵,所述机械真空泵与所述浓水侧相连,用于辅助所述浓水侧形成高真空负压环境。

4. 如权利要求1所述的有机废水的处理系统,其特征在于,所述有机废水的处理系统还包括进料单元,所述进料单元与所述低温蒸发器的进口相连;

其中,较佳地,所述进料单元包括依次连接的原料箱、进料泵和真空维持阀,所述真空维持阀通过管路与所述低温蒸发器的进口相连。

5. 如权利要求2所述的有机废水的处理系统,其特征在于,所述有机废水的处理系统还包括热泵单元,所述热泵单元内流通有制冷剂,用于对所述有机废水的处理系统进行加热或冷却;

其中,较佳地,所述热泵单元包括通过管道依次连通的压缩机、加热盘管、冷凝器和冷凝盘管,所述冷凝盘管的出口与所述压缩机的进口相连;

较佳地,所述加热盘管设置在所述低温蒸发器内部,所述冷凝盘管设置在所述浓水冷凝罐和所述淡水冷凝罐内部;

或者,所述渗透气化装置的浓水侧与所述低温蒸发器的进口相连,用于浓水的回流以进一步提高浓水的浓度;

或者,所述渗透气化装置的淡水侧与所述低温蒸发器的进口相连,用于淡水的回流以进一步降低淡水的浓度。

6. 一种有机废水的处理工艺,其特征在于,其在如权利要求1~5中任一项所述的有机废水的处理系统中进行,所述渗透气化装置的进料温度为50~70℃,所述有机废水包括与水形成共沸的有机物。

7. 如权利要求6所述的有机废水的处理工艺,其特征在于,所述有机废水的浓度为1~30%,较佳地为不高于15%,例如3~5%,所述有机废水的浓度为所述有机物占所述有机废水的质量百分比;

和/或,所述有机废水的COD_{Cr}为10000~1000000mg/L,较佳地为30000~250000mg/L,更佳地为50000~80000mg/L或100000~150000mg/L,例如125000mg/L;

和/或,所述浓水侧的浓水浓度不高于50%,较佳地为20~40%,例如30%,所述浓水浓度为所述有机物占所述浓水的质量百分比。

8. 如权利要求6所述的有机废水的处理工艺,其特征在于,所述渗透气化装置的进料温度为55~65℃,较佳地为55~62℃,例如60℃;

和/或,所述低温蒸发器的温度与所述渗透气化装置的进料温度的温差为5~15℃,较佳地为10℃或13℃;

和/或,所述低温蒸发器的温度为60~85℃,较佳地为65~80℃,更佳地为70℃或78℃。

9. 如权利要求6所述的有机废水的处理工艺,其特征在于,所述低温蒸发器的压力为所述有机废水在所述低温蒸发器的温度下沸腾气化的压力;

或者,所述低温蒸发器的压力为-50kPa~-80kPa,较佳地为-55kPa、-75kPa或-70kPa;

和/或,所述渗透气化装置的进料压力为所述有机废水在所述进料温度下的饱和蒸气压;

或者,所述渗透气化装置的进料压力为-50~-80kPa,较佳地为-56kPa、-72kPa或-77kPa。

10. 如权利要求6所述的有机废水的处理工艺,其特征在于,所述渗透气化装置的出料压力为-50~-99.9kPa,较佳地为-90~-99.9kPa,更佳地为-99kPa;

或者,所述渗透气化装置的进料压力与所述渗透气化装置的出料压力之间的压差不小于18kPa,较佳地为不小于20kPa。

有机废水的处理系统和处理工艺

技术领域

[0001] 本发明具体涉及一种有机废水的处理系统和处理工艺。

背景技术

[0002] 部分有机废水,如水性漆废水的有机物含量高,不及时处理容易造成废水的COD迅速增多,高COD废水送去污水处理占一次性处理成本很高;并且其中的有机物质,如水性漆和清洗剂等物质有较大的回收利用的价值。

[0003] 在传统有机物分离领域中,常见的分离方式为精馏、蒸馏、萃取和过滤。针对难处理的共沸物,常见的分离方法为萃取、过滤或膜分离。其中渗透气化技术是属于膜分离过程的一种,其主要利用渗透气化膜材料的选择透过性,通过在膜两侧的浓度差或者是压力差实现传质推动力。因为膜后侧处于低压,所以组分通过膜厚即气化成蒸汽,蒸汽用真空泵抽走或用惰性气体吹扫等方法除去,使渗透过程不断进行。采用适当的膜材料和制造方法可以制得对一种组分透过速率快,对另一组分渗透速率相对很少,甚至接近零的膜,因此渗透气化过程可以高效地分离液体混合物。

[0004] 中国专利文献CN104959037A公开了一种溶剂脱水的装置,其主要利用渗透气化膜的透水性原理,阻挡有机物的透过。中国专利文献CN107137958A公开了一种渗透气化膜有机溶剂脱水设备,其也是利用渗透气化膜的透水功能,采用精馏塔形式进行蒸发。以上现有技术都是利用精馏与渗透气化耦合,将液体蒸发后,通过渗透气化膜将其中的水分透过渗透膜,实现和有机物的分离。这种处理系统设备投入成本高、占地面积大、场地投入费用高;精馏塔涉及高温高压操作,能耗投入大,系统运行环境要求严苛,对场地的安全性和防火防爆等级都有限制;另外,上述现有技术中的渗透气化膜均采用透水膜,适用于高浓度有机废水的提纯,例如含水率为10%以内的有机废水提纯至含水率为1%以内;对于低浓度有机废水的提浓,例如含水率超过40%的有机废水的提浓,运行成本则成倍增加。对于高浓度有机废水,例如浓度超过30%的有机废水也可采用危废焚烧的方法进行处理;对于超低浓度有机废水,例如浓度低于1%废水可以采用生化、高级氧化或湿式氧化等常规水处理工艺处理。目前,对于浓度范围为1~30%的有机废水仍没有设备和场地费用投入低、能耗低、对运行环境要求宽松的处理系统和处理工艺。

发明内容

[0005] 本发明要解决的技术问题在于克服了现有有机废水处理系统存在的设备投入成本高、占地面积大、场地投入费用高;能耗投入大,系统运行环境要求严苛以及用于低浓度有机废水提浓会翻倍增加运行成本的缺陷,提供了一种有机废水的处理系统和处理工艺。本发明的有机废水处理系统和处理工艺适用于浓度为1~30%有机废水提浓,且设备和场地投入低、运行成本低、对运行环境要求宽松。

[0006] 本发明采用以下技术方案解决上述技术问题:

[0007] 本发明提供了一种有机废水的处理系统,其包括低温蒸发单元和渗透气化单元;

所述低温蒸发单元包括低温蒸发器;所述渗透气化单元包括渗透气化装置;所述渗透气化装置的进料口与所述低温蒸发器的蒸汽出口相连;所述渗透气化装置包括渗透气化膜,所述渗透气化膜将所述渗透气化装置分为浓水侧和淡水侧,所述渗透气化膜为疏水膜;所述低温蒸发单元设置有进水口,所述有机废水由所述进水口进入所述低温蒸发器。

[0008] 本发明中,较佳地,所述低温蒸发器和所述渗透气化装置独立地设置有异常情况排放口。

[0009] 本发明中,所述低温蒸发器可为本领域常规用于低温低压状态下,通过加入蒸发废液产生蒸汽的反应器。

[0010] 本领域技术人员常规可以理解,蒸发的体系为醇或醚等有机物与水的共沸体系时,通过所述低温蒸发器蒸发产生的蒸汽为有机物和水的混合物。

[0011] 本发明中,所述低温蒸发器的材质可为本领域常规,一般地可为不锈钢、碳钢或玻璃。

[0012] 本发明中,所述低温蒸发器的形状可为本领域常规,一般地可为圆柱形、矩形或不规则形状。

[0013] 本发明中,所述低温蒸发器的容积可为根据需要常规调整。

[0014] 本发明中,本领域技术人员常规可以理解,所述低温蒸发器一般还设置有蒸发母液出料口。

[0015] 本发明中,所述低温蒸发单元较佳地还包括蒸发母液收集箱,所述蒸发母液收集箱与所述蒸发母液出料口相连,用于收集蒸发后的母液。

[0016] 本发明中,本领域技术人员常规可以理解,所述疏水膜可为本领域常规的选择性透过有机物的膜。

[0017] 由于现有技术中疏水膜配方的局限,疏水膜在选择性透过有机物时并不能对水实现完全的截留,还是有部分水能透过所述疏水膜,在疏水膜另一侧形成浓水侧。

[0018] 本发明中,所述渗透气化装置一般还包括渗透气化膜倒流板和渗透气化管网。

[0019] 本发明中,本领域技术人员常规可以理解,所述渗透气化装置由所述渗透气化膜分隔形成浓水侧和淡水侧。所述渗透气化装置的进料侧为低浓度的有机废水,即为淡水侧;有机物选择性透过渗透气化膜,在膜另一侧形成高浓度的有机物溶液,即为浓水侧。

[0020] 本发明中,本领域技术人员常规可以理解,所述渗透气化装置一般还设置有淡化液出料口和浓缩液出料口,所述淡化液出料口设置在所述淡水侧,所述浓缩液出料口设置在所述浓水侧。

[0021] 本发明中,较佳地,所述渗透气化单元还包括浓水冷凝罐和淡水冷凝罐;所述浓水冷凝罐与所述浓缩液出料口相连;所述淡水冷凝罐与所述淡化液出料口相连。

[0022] 本发明中,较佳地,所述渗透气化单元还包括浓水收集箱和淡水收集箱,所述浓水收集箱和所述浓水冷凝罐的出口相连;所述淡水收集箱和所述淡水冷凝罐的出口相连。

[0023] 本发明中,所述有机废水的处理系统一般地还包括真空循环单元,所述真空循环单元与所述渗透气化装置的浓水侧相连,用于为所述浓水侧形成高真空环境,保证所述渗透气化膜两侧的压差推动力。

[0024] 其中,较佳地,所述真空循环单元与所述浓水冷凝罐相连,通过所述浓水冷凝罐内形成负压使所述渗透气化装置的浓水侧形成负压。

[0025] 其中,所述真空循环单元可为本领域常规,一般地包括真空射流器、循环泵和收集水箱。

[0026] 本领域技术人员常规可以理解,所述真空单元通过液体在所述循环泵内形成循环,同时通过所述真空射流器、利用文丘里原理,将所述浓水冷凝罐中的液体或气体抽出,使得在所述浓水冷凝罐中形成负压。

[0027] 所述循环泵较佳地为变频泵。所述变频泵一般地与中央控制器连接,用于控制所述变频泵的频率。

[0028] 其中,所述真空单元较佳地还包括机械真空泵,所述机械真空泵与所述浓水侧相连,用于辅助所述浓水侧形成高真空负压环境。

[0029] 较佳地,所述机械真空泵与所述浓水冷凝罐相连,通过所述浓水冷凝罐的高负压使所述渗透气化装置的浓水侧形成高负压。

[0030] 本发明的某些较佳实施方案中,所述渗透气化装置的浓水侧与所述低温蒸发器的进口相连,用于浓水的回流进一步提高浓水的浓度。

[0031] 其中,较佳地,所述浓水收集箱的出口与所述低温蒸发器的进口相连。

[0032] 本发明的某些较佳实施方案中,所述渗透气化装置的淡水侧与所述低温蒸发器的进口相连,用于淡水的回流进一步降低淡水的浓度。

[0033] 本领域技术人员常规可以理解,所述渗透气化装置的进料浓度越高,所述浓水侧的浓度越高;所述渗透气化装置的进料浓度越低,所述淡水侧的浓度越低。因此,可以根据需要选择浓水的回流以进一步提高浓水的浓度或将淡水回流进一步降低淡水的浓度。

[0034] 其中,较佳地,所述淡水收集箱的出口与所述低温蒸发器的进口相连。

[0035] 本发明中,所述有机废水的处理系统较佳地还包括进料单元,所述进料单元与所述低温蒸发器的进口相连。

[0036] 其中,所述进料单元一般地包括依次连接的原料箱、进料泵和真空维持阀,所述真空维持阀通过管路与所述低温蒸发器的进口相连。

[0037] 所述真空泵和所述真空维持阀较佳地与均与中央控制系统相连,用于对所述低温蒸发器内的温度、压力和液位等进行实时反馈和调节。

[0038] 本发明中,所述有机废水的处理系统一般地还包括热泵单元,所述热泵单元内流通有制冷剂,用于对所述有机废水的处理系统进行加热或冷却。

[0039] 其中,所述热泵单元一般地包括通过管道依次连通的压缩机、加热盘管、冷凝器和冷凝盘管,所述冷凝盘管的出口与所述压缩机的进口相连。

[0040] 其中,所述制冷剂可为本领域常规,一般地可为氟利昂或环戊烷。

[0041] 本领域技术人员常规可以理解,所述制冷剂通过所述压缩机后,压力和温度升高,通过所述加热盘管加热所述低温蒸发器中的物料;流出所述加热盘管的制冷剂温度降低,通过所述冷凝器及膨胀阀后压力释放、温度降低,进入所述冷凝盘管,用于冷却所述浓水冷凝罐和所述淡水冷凝罐中的气体。

[0042] 其中,所述管道的材质可为本领域常规适合换热的材质,一般地可为铜管或不锈钢管。

[0043] 其中,所述加热盘管的尺寸一般地根据换所述热面积和所述低温蒸发器的尺寸常规设计。

[0044] 其中,所述冷凝盘管的尺寸一般地根据所需换热面积和所述浓水冷凝罐或所述淡水冷凝罐的尺寸常规设计。

[0045] 本发明还提供了一种有机废水的处理工艺,其利用如上所述的有机废水的处理系统进行,所述渗透气化装置的进料温度为50~70℃,所述有机废水包括和水形成共沸的有机物。

[0046] 本发明中,所述有机废水的浓度较佳地为1~30%,更佳地为不高于15%,例如3~5%,所述有机废水的浓度为所述有机物占所述有机废水的质量百分比。

[0047] 本发明中,所述有机物可为本领域常规与水形成共沸体系的有机物,一般地可为醇类或醚类有机物,例如乙醇或乙二醇单丁醚。

[0048] 本领域技术人员常规可以理解,所述有机废水经所述低温蒸发单元蒸发,所述共沸体系以蒸汽形式进入所述渗透气化单元,在所述渗透气化装置的浓水侧形成浓水,在所述渗透气化装置的淡水侧形成淡水,实现所有有机物和所述水的分离。

[0049] 本发明中,所述浓水的浓度可根据需要常规设置,一般地不高于50%,较佳地为20~40%,例如30%,所述浓水的浓度为所述有机物占所述浓水的质量百分比。

[0050] 本领域技术人员常规可以理解,所述渗透气化装置开始进料时,所述浓水的浓度最高,随着渗透气化的进行,淡水侧的淡水浓度逐渐降低,浓水侧的浓水的浓度也逐渐降低,当浓水的浓度或淡水的浓度满足需要时即可。

[0051] 本发明中,所述渗透气化装置的进料温度较佳地为55~65℃,更佳地为55~62℃,例如60℃。

[0052] 本发明中,所述低温蒸发器的温度与所述渗透气化装置的进料温度的温差 ΔT 较佳地为5~15℃,例如10℃或13℃。

[0053] 本领域技术人员常规可以理解,所述低温蒸发器的温度为所述低温蒸发器内液体的温度,也为所述低温蒸发器出口蒸汽的温度,出口蒸汽通过管道传输至所述渗透气化装置的进口过程中会有热量损失,相应地温度会有所降低,温度降低的幅度即为所述温差 ΔT 。所述渗透气化装置的进料温度越高,所述温差 ΔT 也越高。

[0054] 本发明中,所述渗透气化装置的进料温度为55~65℃,所述温差 ΔT 较佳地为8~13℃,更佳地为10℃。

[0055] 本发明中,所述低温蒸发器的温度较佳地为60~85℃,更佳地为65~80℃,例如70℃或78℃。

[0056] 本发明中,所述低温蒸发器的压力即为所述有机废水在所述低温蒸发器的温度下沸腾气化的压力。

[0057] 本发明的某些较佳实施方案中,所述低温蒸发器的压力为-50kPa~-80kPa,例如-55kPa、-75kPa或-70kPa。

[0058] 本发明中,所述渗透气化装置的进料压力即为所述共沸体系在所述进料温度下的饱和蒸气压。

[0059] 本发明的某些较佳实施方案中,所述渗透气化装置的进料压力为-50~-80kPa,例如-56kPa、-72kPa或-77kPa。

[0060] 本发明中,本领域技术人员常规可以理解,由于所述渗透气化装置的进料温度低于所述低温蒸发器的温度,且所述渗透气化装置靠近所述真空循环单元,所以所述渗透气

化的进料压力一般稍低于所述低温蒸发器的压力。

[0061] 本发明中,所述渗透气化装置的出料压力可为本领域常规能达到的最大的负压,较佳地为-50~-99.9kPa,更佳地为-90~-99.9kPa。

[0062] 本发明中,较佳地,所述渗透气化装置的进料压力与所述渗透气化装置的出料压力之间的压差 ΔP 不小于18kPa,更佳地为不小于20kPa。

[0063] 本发明中,较佳地,所述渗透气化装置的出料真空度为所述渗透气化装置的进料真空度的1.5倍以上,更佳地为2倍以上。

[0064] 本发明中,所述有机废水的处理系统包括所述浓水冷凝罐和所述淡水冷凝罐时,所述浓水冷凝罐的温度和所述淡水冷凝罐的温度分别低于所述浓水的冷凝点和所述淡水的冷凝点即可。

[0065] 本发明某些较佳实施方案中,所述浓水冷凝罐的温度和所述淡水冷凝罐的温度分别独立地为0~10℃,例如5℃。

[0066] 在符合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。

[0067] 本发明所用试剂和原料均市售可得。

[0068] 本发明的积极进步效果在于:1)本发明提供了一种1~30wt%浓度、低沸点共沸有机废水的处理系统和工艺;提浓的浓水可作为有机溶剂回收利用,淡水也可作为循环水重复利用。

[0069] 2)本发明低温蒸发耦合渗透气化系统的设备和场地投入大幅低于现有技术的精馏耦合渗透气化,系统运行不涉及高温高压,对环境要求也更加宽松。

[0070] 3)本发明大幅降低了低浓度有机废水的处理能耗,以5%的乙二醇单丁醚提浓至30%为例,本发明的运行能耗可均 \leq 203元/吨水,甚至可低至168元/吨水,运行成本大幅降低。

附图说明

[0071] 图1为实施例1的有机废水的处理系统图。

[0072] 1-进料单元;11-原料箱;12-进料泵;13-真空维持阀;2-低温蒸发单元;21-低温蒸发器;22-蒸发母液收集箱;23-排放泵;3-渗透气化单元;31-渗透气化装置;32-浓水冷凝罐;33-淡水冷凝罐;34-浓水收集箱;35-淡水收集箱;4-真空循环单元;41-真空射流器;42-循环泵;43-辅助真空泵;5-热泵单元;51-压缩机;52-加热盘管;53-冷凝器;54-冷凝盘管;55-辅助加热系统;56-辅助冷凝系统。

具体实施方式

[0073] 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。

[0074] 以下实施例所用的疏水膜由上海电气集团股份有限公司生产SEPV型号;所用透水膜为宁波信远膜分离有限公司生产MD-BX200-IDW型号。

[0075] 实施例1

[0076] 参照图1所示,本实施例的有机废水的处理系统包括进料单元1、低温蒸发单元2、渗透气化单元3、真空循环单元4和热泵单元5。

[0077] 进料单元1包括由管路连通的原料箱11、进料泵12和真空维持阀13。低温蒸发单元2包括低温蒸发器21和蒸发母液收集箱22,蒸发母液收集箱22与低温蒸发器21的底部出口通过排放泵23相连,用于排放和收集蒸发后的母液。低温蒸发器21的进口通过管路与真空维持阀13相连。

[0078] 渗透气化单元3包括渗透气化装置31、浓水冷凝罐32、淡水冷凝罐33、浓水收集箱34和淡水收集箱35。渗透气化装置31的进料口与低温蒸发器21的蒸气出口相连。渗透气化装置31由疏水膜作为渗透气化膜,渗透气化膜将渗透气化装置31分为浓水侧和淡水侧,渗透气化装置31的进料侧为淡水侧,有机物的透过侧为浓水侧。浓水侧设置有浓水出口,淡水侧设置有淡水出口;浓水冷凝罐32与浓水出口相连,用于浓水的冷凝,浓水收集箱34与浓水冷凝罐32的出口相连,用于浓水的收集和储运。淡水冷凝罐33与淡水出口相连,用于淡水的冷凝;淡水收集箱35与淡水冷凝罐33的出口相连,用于淡水的收集和储运。渗透气化装置31的浓水侧与低温蒸发器21的进口相连,用于部分浓水的回流进一步提高浓水的浓度。

[0079] 真空循环单元4与渗透气化单元3的浓水冷凝罐32相连,用于为渗透气化装置31的浓水侧提供高真空环境,保证渗透气化膜两侧的压差推动力。真空循环单元4包括真空射流器41、循环泵42和辅助真空泵43。真空单元通过液体在所述循环泵42内形成循环,同时通过所述真空射流器41、利用文丘里原理,将所述浓水冷凝罐32中的液体或气体抽出,使得在所述浓水冷凝罐32中形成负压。其中,循环泵42为变频泵,与中央控制器连接,用于控制所述变频泵的频率。辅助真空泵43与浓水冷凝罐32相连,用于辅助浓水侧形成高真空负压环境。

[0080] 热泵单元5包括依次连通的压缩机51、加热盘管52、冷凝器53和冷凝盘管54,冷凝盘管54的出口与压缩机51的进口相连;加热盘管52设置在低温蒸发器21内部,冷凝盘管54设置在浓水冷凝罐32和淡水冷凝罐33内部,热泵单元5内流通有制冷剂,用于对所述有机废水的处理系统进行加热或冷却。制冷剂通过压缩机51后,压力和温度升高,通过加热盘管52加热低温蒸发器21中的物料,如果加热温度不够,可在低温蒸发器21中设置辅助加热系统55用于辅助加热;流出加热盘管52的制冷剂温度降低,通过冷凝器53及膨胀阀后压力释放、温度降低,进入冷凝盘管54,用于冷却浓水冷凝罐32和淡水冷凝罐33中的物料。如果经过冷凝器53后的冷却剂的温度不够低,冷却剂可经过辅助冷却系统55进一步降温后再依次进入浓水冷凝罐32和淡水冷凝罐33中的冷凝盘管54。

[0081] 实施例2~4

[0082] 以实施例1的有机废水的处理系统处理水性漆清洗废水。

[0083] 水性漆清洗废水是从汽车厂的涂装生产车间出来的水性漆清洗液,其中含有水性漆,清洗剂等物质,其化学分子的主要组成为乙二醇单丁醚,二乙二醇单丁醚,也包括色漆中的水性显色基团。通过混凝前处理,将废水的含固物质去除。其后将废水投入到本发明所述的原料箱,此时水中的COD_{Cr}为125000mg/L,乙二醇单丁醚的浓度为7%。实施例2~4工艺参数分别如表1所示,渗透气化浓水侧乙二醇单丁醚的浓度控制为30wt%,处理每吨水性漆清洗废水的能耗计算结果如表1所示。30wt%的乙二醇单丁醚经过进一步提浓可以达到98%以上的纯度,完全可以实现乙二醇单丁醚作为车间清洗剂的二次回收使用。

[0084] 表1实施例2~4工艺参数及能耗结果表

	实施例 2	实施例 3	实施例 4	实施例 5
[0085] 低温蒸发器压力/kPa	-70	-75	-55	-85
低温蒸发器温度/°C	70	65	78	55
渗透气化进料温度/°C	60	55	65	45
渗透气化进料压力/kPa	-72	-77	-56	-86
[0086] 渗透气化出料温度/°C	50	45	50	35
渗透气化出料压力/kPa	-99	-99	-99	-99
浓水/淡水冷凝罐温度/°C	5	5	5	0
运行能耗/元/吨水	168	190	203	>1000

[0087] 表1中，“浓水/淡水冷凝罐温度”表示浓水冷凝罐和淡水冷凝罐的温度相同，均为表1中数值。

[0088] 实施例5

[0089] 采用实施例1的有机废水的处理系统处理乙醇废水。

[0090] 乙醇废水从含有乙醇和盐等污染物的生产车间排出，其中含有乙醇等物质。乙醇废水通过混凝前处理，将废固体悬浮物中的含固物质去除，投入到本发明的原料箱中，此时水中的COD_{Cr}为50000~80000mg/L，乙醇的浓度为3-5wt%。

[0091] 浓水收集箱中浓水COD_{Cr}提升至200000-300000mg/L，乙醇的浓度达到45-55%，淡水收集箱中淡水COD_{Cr}降低至5000-10000mg/L，乙醇的浓度降至0.5-1%。浓水经进一步提浓后，乙醇浓度可达99%以上，完全可以实现乙醇回收再利用的目的。

[0092] 对比例

[0093] 对比例处理的有机废水与实施例2~4相同，均为水性漆清洗废水，其中的COD_{Cr}为125000mg/L，乙二醇单丁醚的浓度为7%。提浓后的乙二醇单丁醚的浓度同样控制为30wt%，采用的处理系统及相应的处理每吨水性漆清洗废水的能耗计算结果如表2所示。

[0094] 其中，对比例2，采用减压精馏操作，精馏塔的塔板数为20，塔体高度为8-10m，操作压力为5kPa，塔顶温度为98至150℃，塔底温度为160至190℃。

[0095] 对比例3，采用低温蒸发操作，其低温蒸发控制条件与实施例2一致，渗透气化(透水膜)膜面积为渗透气化透有机膜的5倍，温度控制为50℃，真空侧负压值为-99KPa。

[0096] 对比例4，采用常压精馏操作，塔板数为15，操作压力为0.1MPa，塔体高度为5-8米，塔顶温度为98至150℃，塔底温度为160至190℃。冷凝降温后，进一步采用渗透气化(透水膜)操作，操作条件与对比例3的渗透气化的操作条件一致。

[0097] 表2对比例废水处理系统及运行能耗表

对比例	处理系统	目标产物浓度 /wt%	能耗费用 元/吨水	处理结论
对比例 1	普通蒸发	30%	-	共沸，不能实现
[0098] 对比例 2	精馏	30%	208	
对比例 3	低温蒸发+渗透气化 (透水膜)	30%	285	
对比例 4	精馏+渗透气化 (透水膜)	30%	180	

[0099] 从表1和表2的能耗结果数据可以看出,本发明的处理系统处理低浓度有机废水的能耗费用较现有技术的精馏或低温蒸发耦合渗透气化(透水膜)的运行能耗都更低,和精馏耦合渗透气化(透水膜)的运行能耗基本相当,但是本发明的处理系统较对比例4处理系统具有更低的设备建设成本,并且占比面积也更小,运行环境不涉及高温高压,更加安全,对运行环境要求也更宽松。

[0100] 对于实施例2~4采用的水性漆清洗废水的处理,实施例2的处理工艺较实施例3和实施例4运行能耗更低。

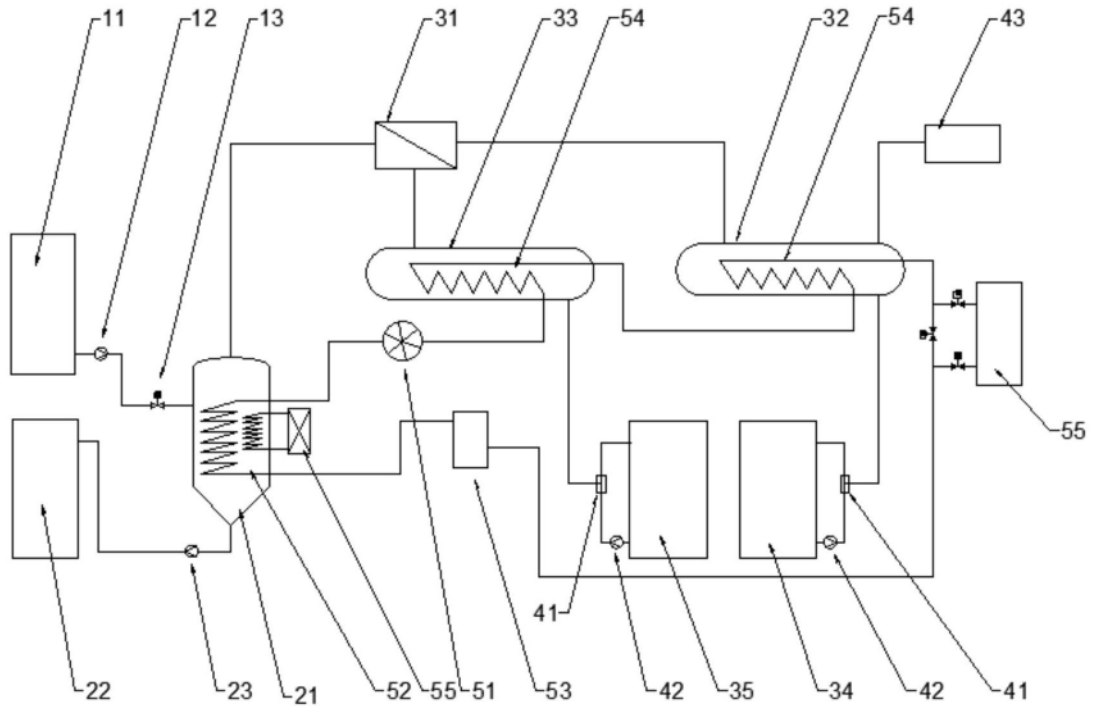


图1