



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 106430769 A

(43)申请公布日 2017.02.22

(21)申请号 201610548126.1

(22)申请日 2016.07.12

(71)申请人 华陆工程科技有限责任公司

地址 710065 陕西省西安市高新技术产业
开发区唐延南路7号华陆大厦

申请人 宜兴市荣盛达环保有限公司
蒲城清洁能源化工有限责任公司

(72)发明人 丁海荣 闫宁 姚国华 闫朝友
徐鑫利 阎全国 刘艳军 张翔
黄垒 贺延利 陈德武 付军
殷浩 范公明 赵彬 韩俊海

(51)Int.Cl.

C02F 9/10(2006.01)

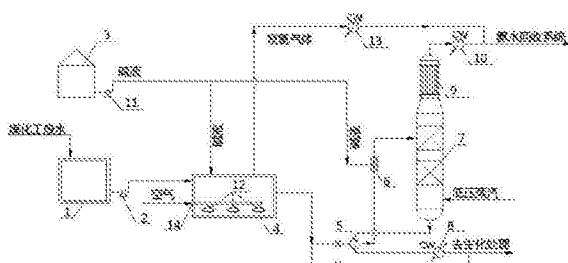
权利要求书2页 说明书4页 附图1页

(54)发明名称

一种煤化工废水预处理脱氨工艺及系统

(57)摘要

本发明公开了一种煤化工废水预处理脱氨工艺及系统，该工艺节约了能耗，有效收集了废水中的氨，避免了二次污染，解决了高氨氮和高钙镁硅的煤化工废水堵塞管道、设备和难生化处理的问题，具体工艺过程：煤化工废水先通过加碱调节碱性后，采用空气吹脱搅拌，收集吹脱出来的挥发性氨气，脱氨后的废水再进入除钙镁硅装置，通过加入去除钙镁硅药剂，除去废水中的钙镁硅后，分流一股废水进入蒸氨塔，进一步蒸氨后，与另一股未蒸氨的废水混合满足要求后，进入后续生化处理。



1. 一种煤化工废水预处理脱氨系统，具有废水收集池、废水泵、碱液罐、加药反应槽、废水预热器、碱液混合器、蒸氨塔、废水冷却器、分缩器、冷凝器、碱液泵、曝气器、富氨冷却器、吹脱气进口，其特征在于：煤化工废水经所述的废水收集池进口端进入废水收集池；所述的废水收集池出口端连接所述的废水泵进口端；所述的废水泵出口连接所述的加药反应槽进口端；所述的碱液罐出口端连接碱液泵进口端；所述的碱液泵出口端连接加药反应槽进口端；所述的吹脱气进口连接所述的曝气器；所述的曝气器设置在所述的加药反应槽内；所述的加药反应槽上部出气端连接所述的富氨冷却器进口端；所述的富氨冷却器出口端连接至氨水回收系统；所述的加药反应槽液相出口端分流，一端连接生化处理系统，另一端经所述的废水预热器、碱液混合器连接至所述的蒸氨塔中部；低压蒸汽从所述的蒸氨塔塔下部进口进入对废水进行汽提，汽提出的富氨气经所述的分缩器、冷凝器进入氨水回收系统；所述的蒸氨塔底部釜液经废水预热器与进料换热后经废水冷却器进入生化处理。

2. 根据权利要求1所述的一种煤化工废水预处理脱氨系统，其特征在于：所述的曝气器的数量大于等于1个。

3. 根据权利要求1所述的一种煤化工废水预处理脱氨系统，其特征在于：该系统还具有絮凝剂混合器、澄清槽；所述的加药反应槽液相出口端，连接絮凝剂混合器进口端，絮凝剂混合器出口端连接所述的澄清槽进口端，澄清槽出口端分流，一端连接生化处理系统，另一端经废水预热器、碱液混合器连接至蒸氨塔中部。

4. 如权利要求1所述的一种煤化工废水预处理脱氨工艺，其工艺的操作流程如下：

1) 废水收集池收集来自煤气化的废水，经废水泵输送至加药反应槽，碱液罐内的碱液通过碱液泵，输送至加药反应槽中，调节废水的PH至9~10左右，废水中的固定氨 NH_4^+ 转换成游离氨，空气通过吹脱气进口进入曝气器，至加药反应槽液面以下，废水被空气通过曝气器进行鼓风曝气、吹脱、汽提作用，废水中的游离氨被空气吹脱出，气相夹带着氨和水蒸汽从加药反应槽顶部收集送至蒸氨塔，经富氨冷却器冷却后去氨水回收系统；

2) 加药反应槽除硬出水，一部分去进行蒸氨处理，一部分直接去生化处理系统；去蒸氨处理的废水先经废水预热器预热，通过碱液混合器加碱调至PH为9~10左右，进入蒸氨塔中上部，在蒸氨塔底部低压蒸汽的作用下，富氨气体自塔顶采出，经位于蒸氨塔塔顶的分缩器冷却后部分气体成为液相，作为回流，其余富氨气体进入冷凝器，冷凝后进入氨水回收系统；蒸氨塔釜液经换热器与来自来料废水进行换热，在经冷却器冷却到40℃左右，与另一股未蒸氨的废水一起进入后续生化系统；其曝气器的数量大于等于1个。

5. 如权利要求4所述的一种煤化工废水预处理脱氨工艺，其特征在于所述的吹脱废水温度满足60~70℃。

6. 如权利要求4所述的一种煤化工废水预处理脱氨工艺，其工艺的操作流程如下：

1) 废水收集池收集来自煤气化的废水，经废水泵输送至加药反应槽，碱液罐内的碱液通过碱液泵，输送至加药反应槽中调节废水的PH至9~10左右，废水中的固定氨 NH_4^+ 转换成游离氨，空气通过吹脱气进口进入曝气器，至加药反应槽液面以下，废水被空气通过曝气器进行鼓风曝气、吹脱、汽提作用，废水中的游离氨被空气分离出，气相夹带着氨和水蒸汽从加药反应槽顶收集送至蒸氨塔，经富氨冷却器冷却后去氨水回收系统；加药反应槽加入除去废水中钙镁硅的药剂，废水中硅以及引起硬度的钙、镁离子等和与药剂发生反应，生成小颗粒沉淀，废水经过管道混合器与PAC、PAM混合后，进入澄清器，废水中小颗粒沉淀在PAC、

PAM作用下,发生聚合、絮凝、混凝反应,形成大团重质矾花,沉降在澄清器底部,排入灰浆处理系统,除去钙镁硅的废水从澄清器上部出水;

2) 澄清器的出水,一部分去进行蒸氨处理,一部分直接去生化处理系统;去蒸氨处理的废水先经废水预热器预热,通过碱液混合器加碱调至PH为9~10左右,进入蒸氨塔中上部,在蒸氨塔底部低压蒸汽的作用下,富氨气体自塔顶采出,经位于蒸氨塔塔顶的分缩器冷却后部分气体成为液相,作为回流,其余富氨气体进入冷凝器,冷凝后进入氨水回收系统;蒸氨塔釜液经换热器与来自来料废水进行换热,在经冷却器冷却到40℃左右,与另一股未蒸氨的废水一起进入后续生化系统。

7. 如权利要求4所述的一种煤化工废水预处理脱氨工艺,其特征在于所述的吹脱废水温水温度满足60~70℃。

8. 如权利要求4所述的工艺,其特征是所述的加药反应槽出来的废水进入蒸氨塔蒸氨的废水和直接进生化系统废水流量比为0~0.5,根据废水的氨氮含量和后续生化系统对氨氮的要求。

9. 如权利要求4所述的工艺,其特征是所述的澄清器出来的废水进入蒸氨塔蒸氨的废水和直接进生化系统废水流量比为0~0.5,根据废水的氨氮含量和后续生化系统对氨氮的要求。

一种煤化工废水预处理脱氨工艺及系统

技术领域

[0001] 本发明涉及工业废水处理技术,主要涉及含有高氨氮、高钙镁硅污染物的特种工业废水——一种煤化工废水预处理脱氨工艺及系统。

背景技术

[0002] 煤化工废水达标处理已经成为了制约煤化工进一步发展的主要瓶颈,尤其高浓度氨氮废水对环境危害大,并难于处理,所以高浓度氨氮废水处理技术一直是国内外水处理研究的焦点。

[0003] 蒸氨法是污水预处理系统常用的脱氨方法,废水蒸氨之前,一般需加碱调PH,废水中的固定氨 NH_4^+ 转换成游离氨,易挥发,不收集会污染环境,且蒸氨过程会消耗大量的饱和蒸汽。

[0004] 煤化工废水一般还会含有钙镁硅等离子,高硅高硬度的煤气化废水会造成工艺设备和管道结垢、堵塞,特别是在进行深度处理时,会在较短的时间内使反渗透膜结垢,并且硅垢形成后很难清洗,导致膜性能降低甚至失效,严重影响了煤气化废水的循环利用。

发明内容

[0005] 本发明在于克服上述现有技术中存在的缺陷,提供一种煤化工废水预处理脱氨工艺及系统。

[0006] 为实现上述目的,本发明提供一种减少氨累积的煤化工灰水闪蒸处理系统及工艺包括废水收集池、废水泵、碱液罐、加药反应槽、废水预热器、碱液混合器、蒸氨塔、废水冷却器、分缩器、冷凝器、碱液泵、曝气器、富氨冷却器、吹脱气进口,其特征在于:煤化工废水经所述的废水收集池进口端进入废水收集池;所述的废水收集池出口端连接所述的废水泵进口端;所述的废水泵出口连接所述的加药反应槽进口端;所述的碱液罐出口端连接碱液泵进口端;所述的碱液泵出口端连接加药反应槽进口端;所述的吹脱气进口连接所述的曝气器;所述的曝气器设置在所述的加药反应槽内;所述的加药反应槽上部收集送至蒸氨塔,蒸氨塔出气端连接所述的富氨冷却器进口端;所述的富氨冷却器出口端连接至氨水回收系统;所述的加药反应槽至澄清槽液相出口端分流,一端连接生化处理系统,另一端经所述的废水预热器、碱液混合器连接至所述的蒸氨塔中部;低压蒸汽从所述的蒸氨塔塔下部进口进入对废水进行汽提,汽提出的富氨气经所述的分缩器、冷凝器进入氨水回收系统;所述的蒸氨塔底部釜液经废水预热器与进料换热后经废水冷却器进入生化处理。

[0007] 一种煤化工废水预处理脱氨系统,其曝气器的数量大于等于1个。

[0008] 一种煤化工废水预处理脱氨系统还具有絮凝剂混合器、澄清槽;所述的加药反应槽液相出口端,连接絮凝剂混合器进口端,絮凝剂混合器出口端连接所述的澄清槽进口端,澄清槽出口端分流,一端连接生化处理系统,另一端经废水预热器、碱液混合器连接至蒸氨塔中部。

[0009] 一种煤化工废水预处理脱氨工艺,其工艺的操作流程如下:

[0010] 1) 废水收集池收集来自煤气化的废水,经废水泵输送至加药反应槽,碱液罐内的碱液通过碱液泵,输送至加药反应槽中,调节废水的PH至9~10左右,废水中的固定氨 NH_4^+ 转换成游离氨,空气通过吹脱气进口进入曝气器,至加药反应槽液面以下,废水被空气通过曝气器进行鼓风曝气、汽提作用,废水中的游离氨被空气吹脱出,空气相夹带着氨和水蒸汽从加药反应槽顶部收集送至蒸氨塔,氨气经富氨冷却器冷却后去氨水回收系统。

[0011] 2) 加药反应槽的出水,一部分去进行蒸氨处理,一部分直接去生化处理系统;去蒸氨处理的废水先经废水预热器预热,通过碱液混合器加碱调至PH为9~10左右,进入蒸氨塔中上部,在蒸氨塔底部低压蒸汽的作用下,富氨气体自塔顶采出,经位于蒸氨塔塔顶的分缩器冷却后部分气体成为液相,作为回流,其余富氨气体进入冷凝器,冷凝后进入氨水回收系统;蒸氨塔釜液经换热器与来自来料废水进行换热,在经冷却器冷却到40℃左右,与另一股未蒸氨的废水一起进入后续生化系统。

[0012] 优选的,所述的曝气器的数量大于等于1个。

[0013] 优选的,所述的吹脱废水温度满足60~70℃。

[0014] 一种煤化工废水预处理脱氨工艺,其工艺的操作流程如下:

[0015] 1) 废水收集池收集来自煤气化的废水,经废水泵输送至加药反应槽,碱液罐内的碱液通过碱液泵,输送至加药反应槽中调节废水的PH至9~10左右,废水中的固定氨 NH_4^+ 转换成游离氨,空气通过吹脱气进口进入曝气器,至加药反应槽液面以下,废水被空气通过曝气器进行鼓风曝气、汽提作用,废水中的游离氨被空气分离出,空气相夹带着氨和水蒸汽从加药反应槽顶收集送至蒸氨塔,氨气经富氨冷却器冷却后去氨水回收系统;加药反应槽加入除去废水中钙镁硅的药剂,废水中硅以及引起硬度的钙、镁离子等和与药剂发生反应,生成小颗粒沉淀,废水经过管道混合器与PAC、PAM混合后,进入澄清器,废水中小颗粒沉淀在PAC、PAM作用下,发生聚合、絮凝、混凝反应,形成大团重质矾花,沉降在澄清器底部,排入灰浆处理系统,除去钙镁硅的废水从澄清器上部出水。

[0016] 2) 澄清器的出水,一部分去进行蒸氨处理,一部分直接去生化处理系统;去蒸氨处理的废水先经废水预热器预热,通过碱液混合器加碱调至PH为9~10左右,进入蒸氨塔中上部,在蒸氨塔底部低压蒸汽的作用下,富氨气体自塔顶采出,经位于蒸氨塔塔顶的分缩器冷却后部分气体成为液相,作为回流,其余富氨气体进入冷凝器,冷凝后进入氨水回收系统;蒸氨塔釜液经换热器与来自来料废水进行换热,在经冷却器冷却到40℃左右,与另一股未蒸氨的废水一起进入后续生化系统。

[0017] 优选的,所述的吹脱废水温度满足60~70℃。

[0018] 优选的,所述的加药反应槽出来的废水进入蒸氨塔蒸氨的废水和直接进生化系统废水流量比为0~0.5,根据废水的氨氮含量和后续生化系统对氨氮的要求。

[0019] 优选的,所述的澄清器出来的废水进入蒸氨塔蒸氨的废水和直接进生化系统废水流量比为0~0.5,根据废水的氨氮含量和后续生化系统对氨氮的要求。

[0020] 本发明的特点:

[0021] 1) 本发明实现了煤气化废水高效去除高氨氮、高钙镁硅的处理工艺,经处理后废水的氨氮<150ppm,硬度<200ppm,硅<40ppm,去除效率达80%~90%。

[0022] 2) 收集、利用了废水加碱调节PH时挥发出的氨,可回收废水中50%的氨氮,避免了二次污染,降低了后续蒸氨塔的负荷,节约能源。

[0023] 3) 废水蒸氨调节pH为9~10,正是废水除钙镁硅所需的反应条件,对于含高硬度、高硅的废水,只需加入去钙镁硅的药剂,即可除去废水中的高硬度和高硅。

[0024] 4) 去除废水中硬度和硅,解决了后续工艺设备、管道结垢堵塞问题,特别是避免深度处理的反渗透膜的硅垢堵塞,延长了反渗透膜的使用寿命。

附图说明:

[0025] 图1是一种煤化工废水预处理脱氨工艺及系统流程示意图。

[0026] 废水收集池1、废水泵2、碱液罐3、加药反应槽4、废水预热器5、碱液混合器6、蒸氨塔7、废水冷却器8、分缩器9、冷凝器10、碱液泵11、曝气器12、富氨冷却器13、吹脱气进口14。

[0027] 图2是一种煤化工废水预处理脱氨工艺及系统流程示意图。

[0028] 废水收集池1、废水泵2、碱液罐3、加药反应槽4、废水预热器5、碱液混合器6、蒸氨塔7、废水冷却器8、分缩器9、冷凝器10、碱液泵11、曝气器12、富氨冷却器13、吹脱气进口14、絮凝剂混合器15、澄清器16。

具体实施方式:

[0029] 实施例1

[0030] 下面结合附图1对发明的实施例进一步详述。

[0031] 本实施例中待处理废水水量:40~300m³,氨氮含量为200~3000ppm,

[0032] 本实施例提供的废水预处理工艺的工艺流程图如图1所示,所述工艺需要设备包括废水收集池1、废水泵2、碱液罐3、加药反应槽4、废水预热器5、碱液混合器6、蒸氨塔7、废水冷却器8、分缩器9、冷凝器10、碱液泵11、曝气器12、富氨冷却器13、吹脱气进口14,

[0033] 所述工艺的操作流程如下:

[0034] 1) 废水收集池1收集来自煤气化的40~60℃、PH为7~8的废水,经废水泵2输送至加药反应槽4,碱液罐3内的碱液通过碱液泵13,输送至加药反应槽4中,调节废水的PH至9~10左右,废水中的固定氨NH₄⁺转换成游离氨,空气通过曝气器12,进入加药反应槽4液面以下,废水被空气通过曝气器12进行鼓风曝气、吹脱、汽提作用,废水中的游离氨被空气吹脱出去,气相夹带着氨和水蒸汽从加药反应槽4顶部收集送至蒸氨塔7,氨气经富氨冷却器13冷却后去氨水回收系统,废水中50%的氨氮可以被汽提收集;废水从加药反应槽4出口流出,一部分去进行蒸氨处理,一部分直接去生化处理系统;去蒸氨处理的废水先经废水预热器5预热,通过碱液混合器6加碱调至PH为9~10左右,进入蒸氨塔7中上部,在蒸氨塔7底部低压蒸汽的作用下,富氨气体自塔顶采出,经位于蒸氨塔7塔顶的分缩器9冷却后部分气体成为液相,作为回流,其余富氨气体进入冷凝器10,冷凝后进入氨水回收系统;蒸氨塔釜液经换热器5与来自来料废水进行换热,在经冷却器8冷却到40℃,与另一股为蒸氨的废水一起混合,氨氮<150ppm达标后,进入后续生化系统进入后续生化系统。

[0035] 加药反应槽4的废水进入蒸氨塔蒸氨的废水和直接进生化系统废水流量比为0~0.5,根据废水的氨氮含量和后续生化系统对氨氮的要求

[0036] 所述高氨氮废水,最终经过脱氨后,氨氮<150ppm。

[0037] 实施例2

[0038] 下面结合附图2对发明的实施例进一步详述。

[0039] 本实施例中待处理废水水量:40~300m³,氨氮含量为200~3000ppm,硬度1500~3000ppm,硅含量为200~350ppm,

[0040] 本实施例提供的废水预处理工艺的工艺流程图如图2所示,所述工艺需要设备包括废水收集池1、废水泵2、碱液罐3、加药反应槽4、废水预热器5、碱液混合器6、蒸氨塔7、废水冷却器8、分缩器9、冷凝器10、碱液泵11、曝气器12、富氨冷却器13、吹脱气进口14、絮凝剂混合器15、澄清器16。,

[0041] 所述工艺的操作流程如下:

[0042] 2)废水收集池1收集来自煤气化的40~60℃、PH为7~8的废水,经废水泵2输送至加药反应槽4,碱液罐3内的碱液通过碱液泵13,输送至加药反应槽4,调节废水的PH至9~10左右,废水中的固定氨NH₄⁺转换成游离氨,空气吹脱气进口14进入曝气器12,至加药反应槽4液面以下,废水被空气通过曝气器12进行鼓风曝气、吹脱、汽提作用,废水中的游离氨被空气吹脱出来,气相夹带着氨和水蒸汽从加药反应槽4顶部收集送至蒸氨塔,氨气经富氨冷却器13冷却后去氨水回收系统,废水中50%的氨氮可以被汽提收集;在加药反应槽4中加入去除废水中钙镁硅的药剂,废水中硅以及引起硬度的钙、镁离子等和与药剂发生反应,生成小颗粒沉淀,废水经过管道混合器15与PAC、PAM混合后,进入澄清器16,废水中小颗粒沉淀在PAC、PAM作用下,发生聚合、絮凝、混凝反应,形成大团重质矾花,沉降在澄清器16底部,排入灰浆处理系统,除去钙镁硅的废水从澄清器上部出水,废水中钙镁硅的去除率为80~90%,硬度<200ppm,硅<40ppm,除去钙镁硅的废水从澄清器16上部出水。

[0043] 澄清器16的出水,一部分去进行蒸氨处理,一部分直接去生化处理系统;去蒸氨处理的废水先经废水预热器5预热,通过碱液混合器加碱调至PH为9~10左右,进入蒸氨塔7中上部,在蒸氨塔7底部低压蒸汽的作用下,富氨气体自塔顶采出,经位于蒸氨塔7塔顶的分缩器9冷却后部分气体成为液相,作为回流,其余富氨气体进入冷凝器10,冷凝后进入氨水回收系统;蒸氨塔釜液经换热器5与来自料废水进行换热,在经冷却器8冷却到40℃,与另一股为蒸氨的废水一起混合,氨氮<150ppm,硬度<200ppm,硅<40ppm均达标后,进入后续生化系统进入后续生化系统。

[0044] 澄清器16的废水进入蒸氨塔蒸氨的废水和直接进生化系统废水流量比为0~0.5,根据废水的氨氮含量和后续生化系统对氨氮的要求。

[0045] 所述高氨氮、高钙镁硅废水,最终经过脱氨除去固处理后,氨氮<150ppm,硬度<200ppm,硅<40ppm。

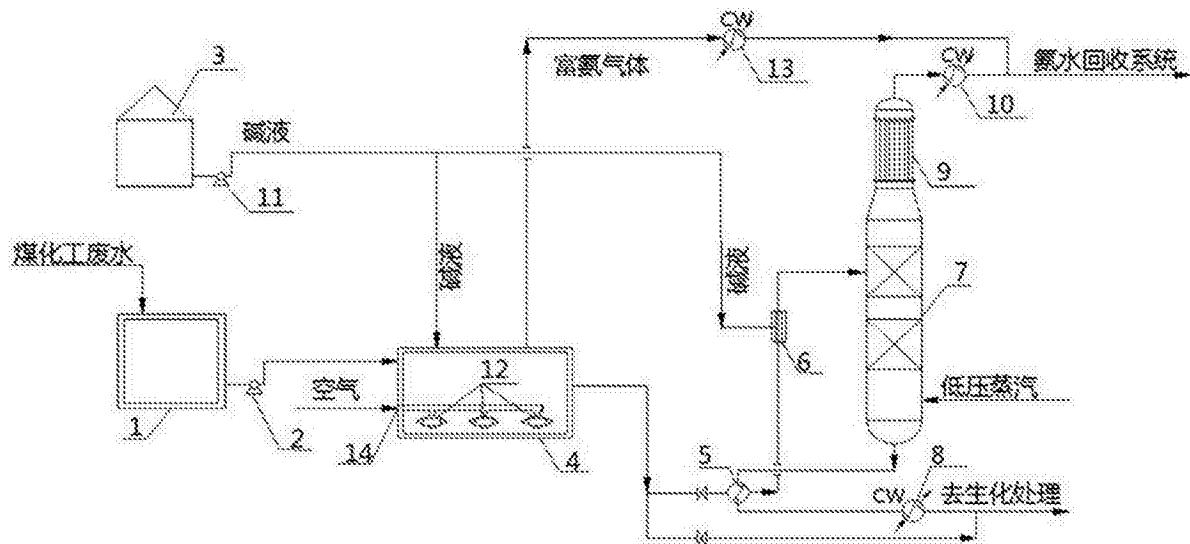


图 1

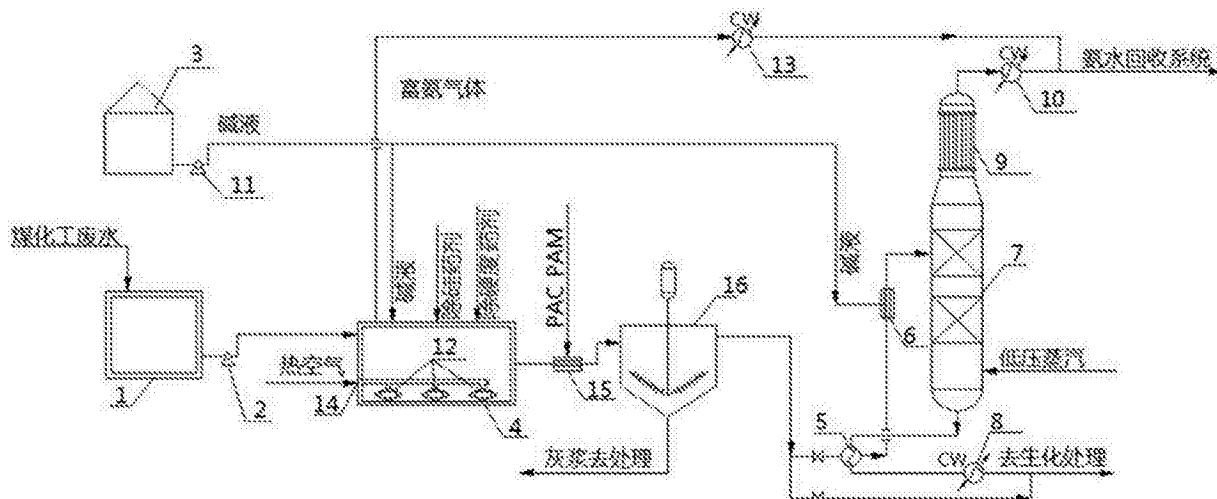


图2