



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 107188199 A

(43)申请公布日 2017.09.22

(21)申请号 201710575249.9

(22)申请日 2017.07.14

(71)申请人 深圳市瑞升华科技股份有限公司
地址 518000 广东省深圳市龙华新区龙华街道清祥路宝能科技园6栋A座13楼 ACDEF

(72)发明人 鲍燕娟 张小江 周齐 曾令飞

(74)专利代理机构 深圳市精英专利事务所
44242

代理人 龙丹丹

(51)Int.Cl.
C01C 1/24(2006.01)
C01D 5/16(2006.01)
C02F 9/00(2006.01)

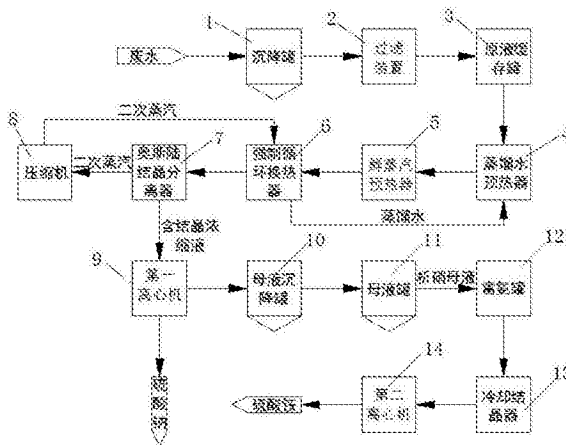
权利要求书2页 说明书6页 附图1页

(54)发明名称

一种从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺及设备

(57)摘要

本发明公开了一种从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺及设备,该工艺在高温状态下将硫酸钠结晶析出,在低温状态下将过饱和的硫酸铵析出,从而实现了高盐含量废水中硫酸钠、硫酸铵的分离和回收,得到了工业级的硫酸钠和硫酸铵产品,降低固废或者危废的产生,无引发水系污染的排放物,达到了零污染液排放的资源回收的技术效果,工艺流程简单,易于实现,运行成本低;回收设备分离回收效率高、能耗低、污染少、自动化程度高,符合可持续发展要求,可广泛应用于实际工业生产过程中。



1. 一种从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺,其特征在于,包括如下步骤:

S1、过滤废水,将废水沉降、过滤处理,分离其中的固体悬浮物,储存滤除固体悬浮物后的废水;

S2、预热、蒸发废水,将经步骤S1处理后的废水预热后升温升压,然后进行闪蒸和气液分离,得到未饱和浓缩液;

S3、浓缩液循环,将步骤S2气液分离得到的未饱和浓缩液再次蒸发浓缩,至废水中硫酸钠浓缩为过饱和状态,得到过饱和母液;

S4、硫酸钠结晶,将所述过饱和母液进行闪蒸和气液分离,硫酸钠晶体析出并沉淀,固液分离后得到硫酸钠晶体和未饱和硫酸铵母液;

S5、未饱和硫酸铵母液循环,将所述未饱和硫酸铵母液循环蒸发至废水中硫酸铵浓缩至过饱和状态;

S6、硫酸铵析出,将步骤S5得到的饱和硫酸铵母液进行冷却结晶,得到硫酸铵晶体;

S7、将步骤S6得到的液体回用至步骤S2,再次进行蒸发浓缩。

2. 根据权利要求1所述的从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺,其特征在于,经步骤S1过滤处理后的废水固体悬浮物含量不大于20mg/L;所述步骤S2中所述的预热依次由蒸馏水预热器和鲜蒸汽预热器进行,预热后,废水温度为95-103℃,所述鲜蒸汽预热器中鲜蒸汽的压力为1985mbar,温度为120℃;所述升温升压在强制循环换热器中进行,升温升压过程中温度升高1.2℃,压力升高20KPa。

3. 根据权利要求2所述的从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺,其特征在于,所述步骤S2中,闪蒸和气液分离在奥斯陆结晶分离器中进行,闪蒸和气液分离过程中,温度为95℃,压力为84.2KPa,所述奥斯陆分离器还连接有压缩机系统,升温升压后的溶液进入所述奥斯陆结晶分离器后由于降温降压而闪蒸,将气液相分离,闪蒸产生的气体进入所述压缩机系统,闪蒸后的浓缩液落入所述奥斯陆结晶分离器底部。

4. 根据权利要求3所述的从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺,其特征在于,所述步骤S3中,所述未饱和浓缩液经强制循环泵打入所述强制循环蒸发器中进行蒸发浓缩,蒸发浓缩过程中,气相温度保持为95℃,压力为84.2Kpa,液相温度由95℃升高至103℃;所述步骤S4中,所述闪蒸和分离在奥斯陆分离器中进行,闪蒸温度为95℃,压力为84.2Kpa,气液分离过程中气相温度为95℃,压力为84.2Kpa,液相为过饱和母液,温度为103℃,由于降温降压而产生闪蒸,将气液相分离,过饱和母液经闪蒸后失去部分水分,析出细晶,所述细晶在奥斯陆分离器的下行管中长大并沉积于分离器底部。

5. 根据权利要求4所述的从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺,其特征在于,所述步骤S5具体为:所述未饱和硫酸铵母液经沉降罐分离硫酸钠晶体后,进入析硝母液罐,将未饱和硫酸铵母液中的硫酸钠质量分数降至16.4%以下后进入所述强制循环换热器浓缩结晶,至硫酸铵达到过饱和状态。

6. 根据权利要求5所述的从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺,其特征在于,所述步骤S6具体为:所述饱和硫酸铵母液经过富氨罐处理后进入冷却结晶器冷却结晶,冷却后所述母液温度降至40℃,所述冷却结晶器包括至少两个并列连接的用于冷却析铵的真空反应釜,析铵后的混合物在离心机中固液分离,得到硫酸铵晶体,液体回用至步骤S2。

7. 一种用于如权利要求1-6任一项所述的从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺的设备,

其特征在于,包括顺次连接的沉降罐、过滤装置、原液储存罐、蒸馏水预热器、蒸汽预热器、强制循环换热器、奥斯陆结晶分离器、第一离心机、母液沉降罐、母液罐、富氨罐、冷却结晶器。

8. 根据权利要求7所述的用于从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺的设备,其特征在于,所述奥斯陆结晶分离器还连接有压缩机,所述压缩机同时与所述强制循环换热器连接,所述强制循环换热器与所述蒸馏水预热器连接,所述冷却结晶器还连接有第二离心机。

9. 根据权利要求8所述的用于从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺的设备,其特征在于,所述蒸馏水预热器具有换热设备,所述换热设备为板式换热器,所述板式换热器使用的换热液体为所述强制循环换热器产生的二次蒸汽冷凝液。

10. 根据权利要求9所述的用于从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺的设备,其特征在于,所述强制循环换热器为管壳式换热器,所述管壳式换热器具有换热腔体,所述换热腔体连通有向换热腔体通入鲜蒸汽的鲜蒸汽进口。

一种从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺及设备

技术领域

[0001] 本发明属于废水回收技术领域,涉及一种从含盐废水蒸发结晶进行多种盐分离及回收的工艺和设备,具体地说涉及一种从工业废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺及回收设备。

背景技术

[0002] 废水是人们活动过程中排出的水以及径流雨水的总称,一般包括生活污水、工业废水和径流入排水管的雨水及其它无用水,属于自然界的三大公害之一,其中,工业废水是在工业生产中产生的废水和废液,含有随水流失的工业生产用料、中间产物、副产品以及生产过程中产生的污染物,随着工业的迅速发展,废水的种类和数量迅猛增加,对水体的污染也日趋广泛和严重,威胁着人类的健康和安全,同时污水中也含有大量可回收利用资源,如不回收处理,将造成巨大损失,因此对污水开发和综合利用,化害为利显得尤为重要。

[0003] 冶金废水、化工类废水主要成分基本都是无机盐及各类混盐,在生产随着工业生产装置的不断建设,其污水、废气、废物的排放量也在不断增加,然而全球的环保问题日益严重,环保力度的不断增大,所以资源回收工艺也在不断推广。目前,虽然各企业积极配备蒸发结晶装置处理高盐废水,但依然存在很多问题。目前企业采用的工艺大多是回收了绝大部分的水并得到了结晶盐,但是由于得到的结晶盐是杂盐,不但不能被资源化利用反而会按照危废定性处置,同时,废液处理不彻底,依然有大量分离液需排放,而废液排放依然会引起水系污染,处理过程能耗高,这些问题困扰着企业,并严重影响了企业的项目进程,高盐废水的零液排放及资源化处理是高盐废水治理的必然趋势。

发明内容

[0004] 为此,本发明所要解决的技术问题在于传统废水回收利用技术得到的结晶盐为杂盐,杂质含量高、产品再利用条件苛刻,难以资源化,依然有废液排放且能耗高,从而提出一种低能耗、适于工业化处理、产物可分离、无废液排放的从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺及设备。

[0005] 为解决上述技术问题,本发明的技术方案为:

[0006] 本发明提供一种从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺,其包括如下步骤:

[0007] S1、过滤废水,将废水沉降、过滤处理,分离其中的固体悬浮物,储存滤除固体悬浮物后的废水;

[0008] S2、预热、蒸发废水,将经步骤S1处理后的废水预热后升温升压,然后进行闪蒸和气液分离,得到未饱和浓缩液;

[0009] S3、浓缩液循环,将步骤S2气液分离得到的未饱和浓缩液再次蒸发浓缩,至废水中硫酸钠浓缩为过饱和状态,得到过饱和母液;

[0010] S4、硫酸钠结晶,将所述过饱和母液进行闪蒸和气液分离反应,硫酸钠晶体析出并沉淀,固液分离后得到硫酸钠晶体和未饱和硫酸铵母液;

[0011] S5、未饱和硫酸铵母液循环,将所述未饱和硫酸铵母液循环蒸发至废水中硫酸铵浓缩至过饱和状态;

[0012] S6、硫酸铵析出,将步骤S5得到的饱和硫酸铵母液进行冷却结晶,得到硫酸铵晶体;

[0013] S7、将步骤S6得到的液体回用至步骤S2,再次进行蒸发浓缩。

[0014] 作为优选,经步骤S1过滤处理后的废水固体悬浮物含量不大于20mg/L;所述步骤S2中所述的预热依次由蒸馏水预热器和鲜蒸汽预热器进行,预热后,废水温度为95-103℃,所述鲜蒸汽预热器中鲜蒸汽的压力为1985mbar,温度为120℃;所述升温升压在强制循环换热器中进行,升温升压过程中温度升高1.2℃,压力升高20KPa。

[0015] 作为优选,闪蒸和气液分离在奥斯陆结晶分离器中进行,闪蒸和气液分离过程中,温度为95℃,压力为84.2KPa,所述奥斯陆分离器还连接有压缩机系统,升温升压后的溶液进入所述奥斯陆结晶分离器后由于降温加压而闪蒸,将气液相分离,闪蒸产生的气体进入所述压缩机系统,闪蒸后的浓缩液落入所述奥斯陆结晶分离器底部。

[0016] 作为优选,所述步骤S3中,所述未饱和浓缩液经强制循环泵打入所述强制循环蒸发器中进行蒸发浓缩,蒸发浓缩过程中,气相温度保持为95℃,压力为84.2Kpa,液相温度由95℃升高至103℃;所述步骤S4中,所述闪蒸和分离在奥斯陆分离器中进行,闪蒸温度为95℃,压力为84.2Kpa,气液分离过程中气相温度为95℃,压力为84.2Kpa,液相为过饱和母液,温度为103℃,由于降温降压而产生闪蒸,将气液相分离,过饱和母液经闪蒸后失去部分水分,析出细晶,所述细晶在奥斯陆分离器的下行管中长大并沉积于分离器底部。

[0017] 作为优选,所述步骤S5具体为:所述未饱和硫酸铵母液经沉降罐分离硫酸钠晶体后,进入析硝母液罐,将未饱和硫酸铵母液中的硫酸钠质量分数降至16.4%以下后进入所述强制循环换热器浓缩结晶,至硫酸铵达到过饱和状态。

[0018] 作为优选,所述步骤S6具体为:所述饱和硫酸铵母液经过富氨罐处理后进入冷却结晶器冷却结晶,冷却后所述母液温度降至40℃,所述冷却结晶器包括至少两个并列连接的用于冷却析铵的真空反应釜,析铵后的混合物在离心机中固液分离,得到硫酸铵晶体,液体回用至步骤S2。

[0019] 本发明还提供一种用于所述的从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺的设备,其包括顺次连接的沉降罐、过滤装置、原液储存罐、蒸馏水预热器、蒸汽预热器、强制循环换热器、奥斯陆结晶分离器、第一离心机、母液沉降罐、母液罐、富氨罐、冷却结晶器。

[0020] 作为优选,所述奥斯陆结晶分离器还连接有压缩机,所述压缩机同时与所述强制循环换热器连接,所述强制循环换热器与所述蒸馏水预热器连接,所述冷却结晶器还连接有第二离心机。

[0021] 作为优选,所述蒸馏水预热器具有换热设备,所述换热设备为板式换热器,所述板式换热器使用的换热液体为所述强制循环换热器产生的二次蒸汽冷凝液。

[0022] 作为优选,所述强制循环换热器为管壳式换热器,所述管壳式换热器具有换热腔体,所述换热腔体连通有向换热腔体通入鲜蒸汽的鲜蒸汽进口。

[0023] 本发明的上述技术方案相比现有技术具有以下优点:

[0024] (1) 本发明所述的从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺,所述工艺在高温状态下硫酸钠结晶析出,在低温状态下将过饱和的硫酸铵析出,从而实现了高盐含量废水中硫酸

钠、硫酸铵的分离和回收,得到了工业级的硫酸钠和硫酸铵产品,降低固废或者危废的产生,无引发水系污染的排放物,达到了零污染液排放的资源回收的技术效果。

[0025] (2) 本发明所述的用于从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺的设备,采用节能的机械蒸汽再压缩技术,蒸发1吨水的能耗大约是传统蒸发器的1/6到1/5,热效率高,功耗低,采用机械蒸汽再压缩技术,使用较少量的鲜蒸汽加热,减少了对锅炉设备的依赖,减少了污染物,对环境无污染,更加节能环保。本发明工艺流程简单,易于实现,自动化程度高,运行成本低,符合可持续发展要求,可广泛应用于实际工业生产过程中。

附图说明

[0026] 为了使本发明的内容更容易被清楚的理解,下面根据本发明的具体实施例并结合附图,对本发明作进一步详细的说明,其中

[0027] 图1是本发明实施例所述的从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺流程图;

[0028] 图中附图标记表示为:1-沉降罐;2-过滤装置;3-原液储存罐;4-蒸馏水预热器;5-鲜蒸汽预热器;6-强制循环换热器;7-奥斯陆结晶分离器;8-压缩机;9-第一离心机;10-母液沉降罐;11-母液罐;12-富氨罐;13-冷却结晶器;14-第二离心机。

具体实施方式

[0029] 实施例1

[0030] 本实施例提供一种从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺,如图1所示,其包括如下步骤:

[0031] S1、过滤废水,本实施例处理的高废水中硫酸钠质量分数为12.47%,硫酸铵质量分数为6.15%,流量为20.0t/h,先将废水通过沉降罐1沉降、过滤装置2进行过滤处理,分离其中的固体悬浮物,使废液中固体悬浮物的含量不大于20mg/L,将滤除固体悬浮物后的废水储存于原液储存罐3中。

[0032] S2、预热、蒸发废水,将经步骤S1处理后的废水顺次通过蒸馏水预热器4、鲜蒸汽预热器5预热至95℃(液相温度受溶液沸点影响,预热后温度为95-103℃,本实施例中为95℃)后转入强制循环换热器6中升温升压,升温升压处理后,温度上升1.2℃,压力升高20KPa,鲜蒸汽预热器5中鲜蒸汽的压力为1985mbar,温度为120℃,然后在奥斯陆结晶分离器7中进行闪蒸和气液分离,闪蒸和气液分离过程中,温度为95℃,压力为84.2KPa,奥斯陆分离器7顶部还连接有压缩机8,同时启动压缩机8开始蒸发浓缩,升温升压后的溶液进入所述奥斯陆结晶分离器7后由于降温降压而闪蒸,将气液相分离,蒸发过程中气体由奥斯陆结晶分离器7的顶部进入压缩机8,液相落回奥斯陆结晶分离器7底部,得到未饱和浓缩液。

[0033] S3、浓缩液循环,将步骤S2气液分离得到的未饱和浓缩液经强制循环泵打入所述强制循环换热器6再次蒸发浓缩,蒸发浓缩过程中,气相温度保持为95℃,压力为84.2Kpa,液相温度由95℃升高至103℃,直至废水中硫酸钠浓缩为过饱和状态,得到过饱和母液。

[0034] S4、硫酸钠结晶,将所述过饱和母液通入所述奥斯陆结晶分离器7中进行闪蒸和气液分离,闪蒸温度为95℃,压力为84.2Kpa,气液分离过程中气相温度为95℃,压力为84.2Kpa,液相为过饱和母液,温度为103℃,由于降温降压而产生闪蒸,将气液相分离,过饱和母液经闪蒸后失去部分水分,析出细晶,细晶在奥斯陆结晶分离器7的下行管中长大并沉

积于分离器底部,用第一离心机9固液分离后得到硫酸钠晶体和未饱和硫酸铵母液。

[0035] S5、未饱和硫酸铵母液循环,将所述未饱和硫酸铵母液循环蒸发至废水中硫酸铵浓缩至过饱和状态,所述未饱和硫酸铵母液经母液沉降罐10进一步分离硫酸钠晶体后,进入析硝母液罐11,将未饱和硫酸铵母液中的硫酸钠质量分数降至16.4%以下后进入所述强制循环换热器6浓缩结晶,至硫酸铵达到过饱和状态;降低硫酸钠质量分数的过程为:当未饱和硫酸铵母液中硫酸钠质量分数大于16.4%时,将未饱和硫酸铵母液打回强制循环换热器6继续蒸发,直至硫酸钠质量分数不大于16.4%。

[0036] S6、硫酸铵析出,将步骤S5得到的饱和硫酸铵母液转入富氨罐12(富氨罐为饱和硫酸铵母液的暂存缓冲罐),然后转入冷却结晶器13中进行冷却结晶,冷却后饱和硫酸铵母液温度降至40℃,所述冷却结晶器13包括至少两个并列连接的用于冷却析铵的真空反应釜,本实施例中为5个真空反应釜,其可以间歇进行析铵处理,析铵后的混合物在第二离心机14中进行固液分离,得到硫酸铵晶体;

[0037] S7、将步骤S6得到的液体回用至步骤S2,再次进行蒸发浓缩结晶,提高了硫酸铵、硫酸钠的回收率。

[0038] 本实施例还提供了一种用于从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺的设备,其包括顺次连接的沉降罐1、过滤装置2、原液储存罐3、蒸馏水预热器4、蒸汽预热器5、强制循环换热器6、奥斯陆结晶分离器7、第一离心机9、母液沉降罐10、母液罐11、富氨罐12、冷却结晶器13。其中,过滤装置2为常规的用于固液分离的在线过滤系统,所述奥斯陆结晶分离器7还连接有压缩机8,所述压缩机8同时与所述强制循环换热器6连接,所述强制循环换热器6与所述蒸馏水预热器4连接,所述冷却结晶器13还连接有第二离心机14。

[0039] 所述蒸馏水预热器4具有换热设备,所述换热设备为板式换热器,所述板式换热器使用的换热液体为所述强制循环换热器6产生的二次蒸汽冷凝液。

[0040] 所述强制循环换热器6为管壳式换热器,所述管壳式换热器具有换热腔体,所述换热腔体连通有向换热腔体通入鲜蒸汽的鲜蒸汽进口。

[0041] 本实施例中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺中,硫酸钠、硫酸铵含量以及回收量如表1所示。

[0042] 表1

[0043]

物料名称	硫酸铵硫酸钠废水	
	硫酸钠	硫酸铵
含量 (%)	12.47	6.15
蒸发温度 (°C)	90	40
蒸发量 (T/h)	16.061	0.215
产量 (T/h)	2.494	1.23
浓盐水总量 (T/h)	20.0	

[0044] 从上表可看出,采用本工艺对高含盐量废水处理,硫酸钠、硫酸铵的回收率高,处理温度低从而使得能耗低。

[0045] 实施例2

[0046] 本实施例提供一种从废水中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺,如图1所示,其包括如下步骤:

[0047] S1、过滤废水,本实施例处理的高废水中硫酸钠质量分数为13.58%,硫酸铵质量分数为8.05%,流量为20.0t/h,先将废水通过沉降罐1沉降、过滤装置2进行过滤处理,分离其中的固体悬浮物,使废液中固体悬浮物的含量不大于20mg/L,将滤除固体悬浮物后的废水储存于原液储存罐3中。

[0048] S2、预热、蒸发废水,将经步骤S1处理后的废水通过蒸馏水预热器4预热,蒸馏水预热器4内的高盐废水与强制循环换热器6中的二次蒸汽冷凝液进行热交换,然后高盐废水进入鲜蒸汽预热器5中预热至103°C(液相温度受溶液沸点影响,预热后温度为95-103°C,本实施例中为103°C)后转入强制循环换热器6中升温升压,升温升压处理后,温度上升1.2°C,压力升高20KPa,所述鲜蒸汽的压力为1985mbar,温度为120°C,然后在奥斯陆结晶分离器7中进行闪蒸和气液分离,闪蒸和气液分离过程中,温度为95°C,压力为84.2KPa,奥斯陆分离器7顶部还连接有压缩机8,同时启动压缩机8开始蒸发浓缩,升温升压后的溶液进入所述奥斯陆结晶分离器7后由于降温降压而闪蒸,将气液相分离,蒸发过程中气体由奥斯陆结晶分离器7的顶部进入压缩机8,液相落回奥斯陆结晶分离器7底部,得到未饱和浓缩液。

[0049] S3、浓缩液循环,将步骤S2气液分离得到的未饱和浓缩液经强制循环泵打入所述强制循环换热器6再次蒸发浓缩,蒸发浓缩过程中,气相温度保持为95°C,压力为84.2Kpa,液相温度由95°C升高至103°C,直至废水中硫酸钠浓缩为过饱和状态,得到过饱和母液。

[0050] S4、硫酸钠结晶,将所述过饱和母液通入所述奥斯陆结晶分离器7中进行闪蒸和气液分离反应,闪蒸温度为95°C,压力为84.2Kpa,气液分离过程中气相温度为95°C,压力为84.2Kpa,液相为过饱和母液,温度为103°C,由于降温降压而产生闪蒸,将气液相分离,过饱

和母液经闪蒸后失去部分水分,析出细晶,细晶在奥斯陆结晶分离器7的下行管中长大并沉积于分离器底部,用第一离心机9固液分离后得到硫酸钠晶体和未饱和硫酸铵母液。

[0051] S5、未饱和硫酸铵母液循环,将所述未饱和硫酸铵母液循环蒸发至废水中硫酸铵浓缩至过饱和状态,所述未饱和硫酸铵母液经母液沉降罐10进一步分离硫酸钠晶体后,进入析硝母液罐11,将未饱和硫酸铵母液中的硫酸钠质量分数降至16.4%以下后进入所述强制循环换热器6浓缩结晶,至硫酸铵达到过饱和状态;降低硫酸钠质量分数的过程为:当未饱和硫酸铵母液中硫酸钠质量分数大于16.4%时,将未饱和硫酸铵母液打回强制循环换热器6继续蒸发,直至硫酸钠质量分数不大于16.4%。

[0052] S6、硫酸铵析出,将步骤S5得到的饱和硫酸铵母液经过富氨罐12(富氨罐为饱和硫酸铵母液的暂存缓冲罐),然后转入冷却结晶器13中进行冷却结晶,冷却后饱和硫酸铵母液温度降至40℃,所述冷却结晶器13包括至少两个并列连接的用于冷却析铵的真空反应釜,本实施例中为5个真空反应釜,其可以间歇进行析铵处理,析铵后的混合物在第二离心机14中进行固液分离,得到硫酸铵晶体;

[0053] S7、将步骤S6得到的液体回用至步骤S2,再次进行蒸发浓缩结晶,提高了硫酸铵、硫酸钠的回收率。

[0054] 本实施例中回收硫酸铵、硫酸钠的工艺中,硫酸钠、硫酸铵含量以及回收量如表2所示。

[0055] 表2

[0056]

物料名称	硫酸铵硫酸钠废水	
	硫酸钠	硫酸铵
含量 (%)	13.58	8.05
蒸发温度 (°C)	90	40
蒸发量 (T/h)	9.625	0.171
产量 (T/h)	1.698	1.006
浓盐水总量 (T/h)	12.5	

[0057] 显然,上述实施例仅仅是为清楚地说明所作的举例,而并非对实施方式的限定。对于所属领域的普通技术人员来说,在上述说明的基础上还可以做出其它不同形式的变化或变动。这里无需也无法对所有的实施方式予以穷举。而由此所引伸出的显而易见的变化或变动仍处于本发明创造的保护范围之内。

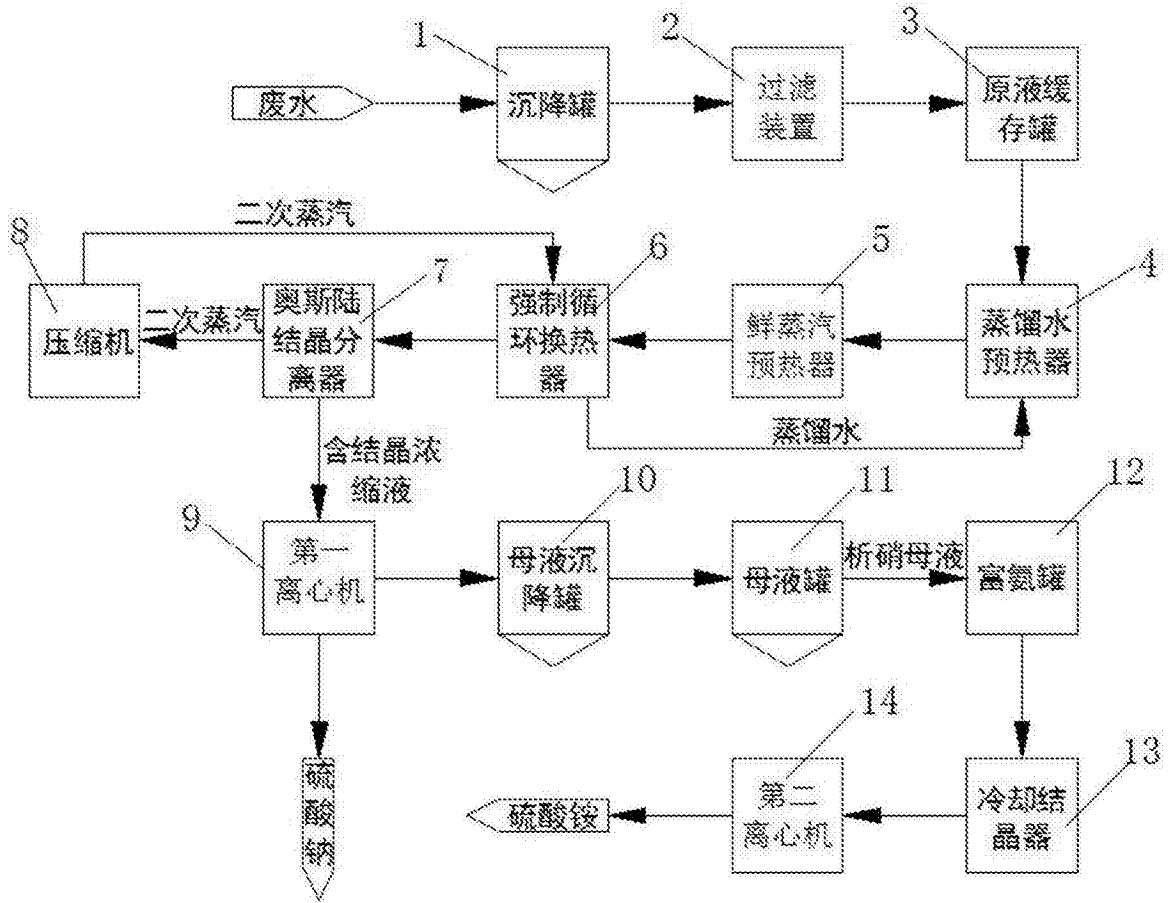


图1