



# (12)发明专利

(10)授权公告号 CN 104692415 B

(45)授权公告日 2016.10.05

(21)申请号 201510078823.0

审查员 卫立现

(22)申请日 2015.02.13

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 104692415 A

(43)申请公布日 2015.06.10

(73)专利权人 河北诺达化工设备有限公司

地址 050020 河北省石家庄市槐安东路152号金源商务广场A座11楼1101

(72)发明人 盖玉存 于少华 何江莎

(74)专利代理机构 石家庄众志华清知识产权事

务所(特殊普通合伙) 13123

代理人 张明月

(51)Int.Cl.

C01C 1/16(2006.01)

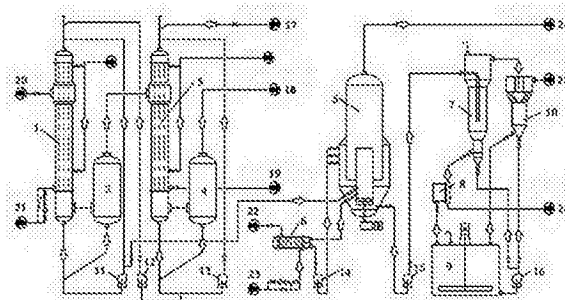
权利要求书2页 说明书6页 附图1页

## (54)发明名称

一种生产硝酸钾时对氯化铵的蒸发结晶方法

## (57)摘要

本发明公开了一种生产硝酸钾时对副产品氯化铵的蒸发结晶方法,属于溶液的蒸发结晶技术领域,该蒸发结晶方法包括多效逆流降膜蒸发过程以及DTB闪蒸结晶过程,即氯化铵母液先进入末效蒸发器、接着进入上一效的蒸发器直至一效蒸发器内进行加热蒸发,然后将一效蒸发器内所得料液泵入DTB闪蒸结晶器中进行降温结晶后得到一次晶浆和含细晶的一次清液,一次清液泵入细晶消除器中对细晶进行加热溶解、一次晶浆泵入稠厚器内进行增稠得到二次晶浆和二次清液;二次晶浆离心干燥处理得到氯化铵固体、二次清液进入沉降器沉降处理后得到硝酸钾母液和沉降液。本发明的工艺投资运行成本较低、产品晶体粒度分布均匀、质量好。



1. 一种生产硝酸钾时对氯化铵的蒸发结晶方法,包括将氯化铵母液通入多效蒸发装置中利用蒸汽进行多效逆流蒸发的过程以及结晶过程,其特征在于:所用蒸发器均为降膜蒸发器,加热室均为管式换热器,闪蒸结晶器(5)为DTB真空结晶器;

氯化铵母液的流向为:氯化铵母液首先进入末效蒸发器进行蒸发,然后泵入上一效的蒸发器进行蒸发,直到到达一效蒸发器,从一效蒸发器中完成蒸发的浓缩液泵入闪蒸结晶器(5),浓缩液在闪蒸结晶器(5)进一步浓缩并且降温结晶,在闪蒸结晶器(5)中进行浓缩过程中通过与闪蒸结晶器(5)相连的细晶消除器(6)对闪蒸结晶器(5)中产生的一次清液进行加热以溶解一次清液中的细晶并返回闪蒸结晶器(5)中;在闪蒸结晶器(5)中进行浓缩过程中产生的一次晶浆泵入稠厚器(7)中进行增稠得到二次清液和二次晶浆,二次晶浆从稠厚器(7)进入离心机(8)进行离心分离,得到氯化铵固体和离心液,离心液进入母液罐(9)中;稠厚器(7)中产生的二次清液溢流进入沉降器(10)内进一步沉降澄清得澄清液和沉降液,澄清液为硝酸钾母液从沉降器(10)上部溢出,沉降液排入到母液罐(9)中;母液罐(9)中的氯化铵母液还用于对稠厚器(7)和沉降器(10)进行反冲;

加热用蒸汽及其冷凝水流向为:加热用的蒸汽进入到一效蒸发器的一效加热室(1),一效加热室(1)内产生的冷凝水从一效加热室(1)下部的一效蒸汽冷凝水出口(21)排出;一效加热室(1)内产生的二次蒸汽经一效蒸发器的一效分离室(2)进入二效蒸发器的二效加热室(3),以此类推,直到末效蒸发器;同时,加热用的蒸汽进入到细晶消除器(6),细晶消除器(6)中产生的冷凝水从细晶消除器(6)上的蒸汽冷凝水出口(23)排出,细晶消除器(6)中产生的二次蒸汽进入闪蒸结晶器(5)并从闪蒸二次蒸汽出口(24)排出;

所述多效蒸发装置为双效蒸发蒸发器,其逆流蒸发的具体步骤为:将氯化铵母液由二效蒸发器的二效加热室(3)顶端的原液进料口(17)加入到二效加热室(3)内进行加热蒸发,并通过与二效加热室(3)相连通的二效分离室(4)对二效加热室(3)蒸发后的料液进行气液分离,二效加热室(3)和二效分离室(4)内所得料液为二效料液;所述二效料液一部分由二效循环泵(13)再打回二效加热室(3)中形成一个循环回路用于对二效料液再次循环加热蒸发,另一部分二效料液由二效过料泵(12)打入一效加热室(1)内进行加热蒸发、并通过与一效加热室(1)相连通的一效分离室(2)对一效加热室(1)蒸发后的料液进行气液分离,一效加热室(1)和一效分离室(2)所得料液为一效料液;

所述一效料液一部分由一效循环泵(11)打回一效加热室(1)中形成一个循环回路用于对一效料液再次循环加热蒸发,另一部分一效料液由一效循环泵(11)打入闪蒸结晶器(5)中进行浓缩降温结晶得到一次晶浆和含有细晶的一次清液;所述一次清液从闪蒸结晶器(5)的中部的流出口流出并由细晶消除泵(14)打入细晶消除器(6)中对一次清液中的细晶进行加热溶解,溶解后的一次清液重新流入闪蒸结晶器(5)中形成一个循环回路;

所述一次晶浆由结晶出料泵(15)打入稠厚器(7)中进行增稠得到二次晶浆和二次清液;二次晶浆进入离心机(8)中进行离心分离得到氯化铵固体和离心液,氯化铵固体由离心机(8)底端的氯化铵固体出料口(26)排出,离心液进入母液罐(9)中;二次清液进入沉降器(10)进行沉降澄清得到沉降液和硝酸钾母液,沉降液进入母液罐(9)中,硝酸钾母液从沉降器(10)上部的硝酸钾母液出口(25)流出;

所述一效加热室(1)上设置有上下两个不凝气出口供一效加热室(1)内的不凝气排出,从一效分离室(2)进入二效加热室(3)中的二次蒸汽对氯化铵母液进行加热,二效加热室

(3)中所含的不凝气分别通过二效加热室(3)上部和下部的不凝气出口排出,二次蒸汽经换热后形成的冷凝水通过二效加热室(3)下部的二效二次蒸汽冷凝水出口(19)排出,未冷凝的二次蒸汽进入与二效加热室(3)相连的二效分离室(4)内然后从二效分离室(4)顶端的二效二次蒸汽出口(18)排出;

还包括一个利用蒸汽冷凝水安装在末效蒸发器氯化铵母液入口处用于预热待蒸发结晶的氯化铵母液的预热器,预热器与末效蒸发器的蒸汽冷凝水出口接通。

2.根据权利要求1所述的一种生产硝酸钾时对氯化铵的蒸发结晶方法,其特征在于:所述多效蒸发装置为三效蒸发蒸发器,氯化铵母液从三效蒸发器的顶端进入,依次到达二效蒸发器、一效蒸发器,三效蒸发器上也设置有上下两个不凝气出口。

## 一种生产硝酸钾时对氯化铵的蒸发结晶方法

### 技术领域

[0001] 本发明涉及溶液的蒸发结晶技术领域,具体涉及一种生产硝酸钾时对氯化铵的蒸发结晶方法。

### 背景技术

[0002] 硝酸钾是一种重要的无机化工原料,硝酸钾的生产方法在我国主要是采用硝酸铵与氯化钾复分解转化法,该方法在生成硝酸钾的同时还生成了一种副产品氯化铵,而将氯化铵废液排出会对环境造成很大的污染,所以一般需要对副产品氯化铵进行分离,一般来说,分离氯化铵时通常需要对氯化铵母液进行蒸发、结晶、离心分离等一系列步骤。

[0003] 现有的氯化铵母液蒸发结晶方法大都以单效强制外循环蒸发或双效顺流强制外循环蒸发的形式为主。单效强制外循环蒸发方法的工艺参数为:待结晶液的温度为70℃,待结晶液中氯化铵浓度为11.9%;双效顺流强制外循环蒸发方法的工艺参数为:待结晶液的温度为69℃,待结晶液中氯化铵浓度为11.8%。但在实际生产中,我们会发现上述氯化铵母液蒸发结晶方法存在一些不足,主要表现在:

[0004] (1)蒸汽耗量高。单效强制外循环蒸发方式的蒸汽耗量为1.1~1.2kg/kg水,双效顺流强制外循环蒸发方式的蒸汽耗量为0.69~0.73kg/kg水。

[0005] (2)投资和运行费用高。由于强制外循环蒸发器的换热管内的液体流速一般较大,所以强制外循环蒸发器往往会配备大流量、低扬程的大功率循环泵,从而大大增加了投资和运行费用。

[0006] (3)产品晶体粒度分布宽、质量较差。强制外循环蒸发器的末效中往往会产生晶体,在使用强制循环泵时,浆液中的晶粒就会与高速旋转的叶轮发生碰撞,造成对晶体本身的损坏,80%以上的产品晶体粒度在0.08~0.2mm之间,晶体粒度分布较宽、质量较差、产品的收率较低;与此同时,在碰撞过程中,晶体对泵体本身也会造成一定的磨损,从而增加了维修成本。

[0007] (4)对于单效蒸发器来说,由于换热面相对较小,则需要换热面两侧的介质保持一个较大的温差,但较大的温差容易造成溶液与换热面接触的地方局部过热,从而使得物料在换热面上造成堆积,导致换热面的传热效果变差,后续处理的劳动量加大。

[0008] 此外,还存在着装置占地面积大等问题。由于现有的氯化铵母液蒸发结晶生产过程中存在以上不足,使得该工艺在高成本运行的条件下却获得低生产产能。

### 发明内容

[0009] 本发明要解决的技术问题是提供一种产品质量好、低能耗的氯化铵蒸发结晶工艺。

[0010] 为解决上述技术问题,本发明所采取的技术方案是:

[0011] 一种生产硝酸钾时对氯化铵的蒸发结晶方法,包括将氯化铵母液通入多效蒸发装置中利用蒸汽进行多效逆流蒸发的过程以及结晶过程,其特征在于:所用蒸发器均为降膜

蒸发器,加热室均为管式换热器,闪蒸结晶器(5)为DTB真空结晶器;

[0012] 氯化铵母液的流向为:氯化铵母液首先进入末效蒸发器进行蒸发,然后泵入上一效的蒸发器进行蒸发,直到到达一效蒸发器,从一效蒸发器中完成蒸发的浓缩液泵入闪蒸结晶器(5),浓缩液在闪蒸结晶器(5)进一步浓缩并且降温结晶,在闪蒸结晶器(5)中进行浓缩过程中通过与闪蒸结晶器(5)相连的细晶消除器(6)对闪蒸结晶器(5)中产生的一次清液进行加热以溶解一次清液中的细晶并返回闪蒸结晶器(5)中;在闪蒸结晶器(5)中进行浓缩过程中产生的一次晶浆泵入稠厚器(7)中进行增稠得到二次清液和二次晶浆,二次晶浆从稠厚器(7)进入离心机(8)进行离心分离,得到氯化铵固体和离心液,离心液进入母液罐(9)中;稠厚器(7)中产生的二次清液溢流进入沉降器(10)内进一步沉降澄清得澄清液和沉降液,澄清液为硝酸钾母液从沉降器(10)上部溢出,沉降液排入到母液罐(9)中;母液罐(9)中的氯化铵母液还用于对稠厚器(7)和沉降器(10)进行反冲;

[0013] 加热用蒸汽及其冷凝水流向为:加热用的蒸汽进入到一效蒸发器的一效加热室(1),一效加热室(1)内产生的冷凝水从一效加热室(1)下部的一效蒸汽冷凝水出口(21)排出;一效加热室(1)内产生的二次蒸汽经一效蒸发器的一效分离室(2)进入二效蒸发器的二效加热室(3),以此类推,直到末效蒸发器;同时,加热用的蒸汽进入到细晶消除器(6),细晶消除器(6)中产生的冷凝水从细晶消除器(6)上的蒸汽冷凝水出口(23)排出,细晶消除器(6)中产生的二次蒸汽进入闪蒸结晶器(5)并从闪蒸二次蒸汽出口(24)排出;

[0014] 所述多效蒸发装置为双效蒸发蒸发器,其逆流蒸发的具体步骤为:将氯化铵母液由二效蒸发器的二效加热室(3)顶端的原液进料口(17)加入到二效加热室(3)内进行加热蒸发,并通过与二效加热室(3)相连通的二效分离室(4)对二效加热室(3)蒸发后的料液进行气液分离,二效加热室(3)和二效分离室(4)内所得料液为二效料液;所述二效料液一部分由二效循环泵(13)再打回二效加热室(3)中形成一个循环回路用于对二效料液再次循环加热蒸发,另一部分二效料液由二效过料泵(12)打入一效加热室(1)内进行加热蒸发、并通过与一效加热室(1)相连通的一效分离室(2)对一效加热室(1)蒸发后的料液进行气液分离,一效加热室(1)和一效分离室(2)所得料液为一效料液;

[0015] 所述一效料液一部分由一效循环泵(11)打回一效加热室(1)中形成一个循环回路用于对一效料液再次循环加热蒸发,另一部分一效料液由一效循环泵(11)打入闪蒸结晶器(5)中进行浓缩降温结晶得到一次晶浆和含有细晶的一次清液;所述一次清液从闪蒸结晶器(5)的中部的流出口流出并由细晶消除泵(14)打入细晶消除器(6)中对一次清液中的细晶进行加热溶解,溶解后的一次清液重新流入闪蒸结晶器(5)中形成一个循环回路;

[0016] 所述一次晶浆由结晶出料泵(15)打入稠厚器(7)中进行增稠得到二次晶浆和二次清液;二次晶浆进入离心机(8)中进行离心分离得到氯化铵固体和离心液,氯化铵固体由离心机(8)底端的氯化铵固体出料口(26)排出,离心液进入母液罐(9)中;二次清液进入沉降器(10)进行沉降澄清得到沉降液和硝酸钾母液,沉降液进入母液罐(9)中,硝酸钾母液从沉降器(10)上部的硝酸钾母液出口(25)流出;

[0017] 所述一效加热室(1)上设置有上下两个不凝气出口供一效加热室(1)内的不凝气排出,从一效分离室(2)进入二效加热室(3)中的二次蒸汽对氯化铵母液进行加热,二效加热室(3)中所含的不凝气分别通过二效加热室(3)上部和下部的不凝气出口排出,二次蒸汽经换热后形成的冷凝水通过二效加热室(3)下部的二效二次蒸汽冷凝水出口(19)排出,未

冷凝的二次蒸汽进入与二效加热室(3)相连的二效分离室(4)内然后从二效分离室(4)顶端的二效二次蒸汽出口(18)排出;

[0018] 还包括一个利用蒸汽冷凝水安装在末效蒸发器氯化铵母液入口处用于预热待蒸发结晶的氯化铵母液的预热器,预热器与末效蒸发器的蒸汽冷凝水出口接通。

[0019] 本发明进一步改进在于:所述多效蒸发装置为三效蒸发蒸发器,氯化铵母液从三效蒸发器的顶端进入,依次到达二效蒸发器、一效蒸发器,三效蒸发器上也设置有上下两个不凝气出口。

[0020] 由于采用上述技术方案,本发明所取得的技术进步在于:

[0021] 本发明采用蒸发器为降膜蒸发器的多效逆流降膜蒸发方式,可明显降低蒸汽耗量,同时也有助于降低蒸汽所需冷凝水的耗量;结晶器采用闪蒸结晶方式,即利用真空降低料液的温度,大大减小了热负荷和换热面积、降低了设备投资;闪蒸结晶器的外部设置有细晶消除器,可以有效消除闪蒸结晶器内清液中所含细晶对氯化铵整体晶体粒度的影响同时也提高了氯化铵的提纯率;闪蒸结晶器为DTB真空结晶器,该结晶器的内循环所需的压头低,结晶器内的料液搅拌速度慢,大大减少了晶体与结晶器之间的碰撞,也即采用DTB闪蒸结晶过程,可以使产品晶体粒度分布均匀,产品收率高、质量好;母液罐中的母液对稠厚器和沉降器的反冲,提高了氯化铵的提纯率。

[0022] 蒸发器上设置有不凝气出口,有效解决了不凝气对整个传热效果的影响;蒸发器选用降膜蒸发器,所需的循环泵流量小,投资和运行成本相对较低、是强制外循环蒸发器投资和运行成本的1/2左右,同时,该种蒸发器还有效消除了由静液柱引起的有效传热温差损失问题,蒸发器压降较小,在较低的换热温差下有较高的传热系数,适合用在多效蒸发系统中;蒸发器中的加热室为管式换热器,降膜蒸发器内的料液在管式换热器的换热管上无晶体粘附,从而减少了后续处理;此外,本发明所用装置中还包括一个利用蒸汽冷凝水用于预热待蒸发结晶氯化铵母液的预热器,可充分利用蒸汽冷凝水带出的显热。

[0023] 本发明的氯化铵蒸发结晶系统连续操作,结晶条件稳定,产品质量均一,产能较单效蒸发器高出几倍甚至十几倍,且氯化铵蒸发结晶所用装置占地面积小。

## 附图说明

[0024] 图1是本发明的一种生产硝酸钾时对氯化铵的蒸发结晶方法的装置图;

[0025] 在附图中:1、一效加热室,2、一效分离室,3、二效加热室,4、二效分离室,5、闪蒸结晶器,6、细晶消除器,7、稠厚器,8、离心机,9、母液罐,10、沉降器,11、一效循环泵,12、二效过料泵,13、二效循环泵,14、细晶消除泵,15、结晶出料泵,16、母液泵,17、原液进料口,18、二效二次蒸汽出口,19、二效二次蒸汽冷凝水出口,20、一效蒸汽进口,21、一效蒸汽冷凝水出口,22、细晶消除器蒸汽进口,23、蒸汽冷凝水出口,24、闪蒸二次蒸汽出口,25、硝酸钾母液出口,26、氯化铵固体出料口。

## 具体实施方式

[0026] 下面结合附图对本发明生产硝酸钾时对氯化铵的蒸发结晶方法的具体实施步骤做进一步详细说明:

[0027] 本发明生产硝酸钾时对氯化铵的蒸发结晶方法包括将氯化铵母液通入多效蒸发

装置中利用蒸汽进行蒸发的过程以及结晶过程。本发明方法中所用蒸发器均为降膜蒸发器,加热室均为管式换热器,闪蒸结晶器5为DTB真空结晶器,也就是说本发明方法中的多效逆流蒸发方式为多效逆流降膜蒸发方式,结晶过程为DTB闪蒸结晶过程。

[0028] 本发明方法中氯化铵母液的流向为:氯化铵母液首先进入末效蒸发器进行蒸发,然后泵入上一效的蒸发器进行蒸发,直到到达一效蒸发器,蒸发装置中的蒸汽流向为加热蒸汽先进入一效蒸发器然后进入二效蒸发器直到到达末效蒸发器,蒸发器内所用蒸汽均为上一效的蒸发器所产生的二次蒸汽,蒸发器内的蒸汽温度为一效蒸发器内温度最高、末效蒸发器内温度最低;蒸发装置中的溶液温度根据物料流向为一效蒸发器高于二效蒸发器、以此类推末效蒸发器内温度最低,且所用蒸发器均为降膜蒸发器,降膜蒸发器从顶端加入的料液在换热管内以膜状向下流动,该种蒸发器有效消除了由静液柱引起的有效传热温差损失问题,蒸发器压降较小,在较低的换热温差下有较高的传热系数,因此采用多效逆流降膜蒸发方式不但可以降低蒸汽耗量也降低了蒸汽所需冷凝水的耗量;从一效蒸发器中完成蒸发的浓缩液将泵入闪蒸结晶器5中,浓缩液在闪蒸结晶器5进一步浓缩并且降温结晶得到一次晶浆和含有细晶的一次清液,闪蒸结晶方式,即利用真空降低料液的温度,大大减小了热负荷和换热面积同时降低了设备投资,闪蒸结晶器5为DTB真空结晶器,DTB真空结晶器为晶浆内循环型结晶器、内循环所需的压头低,结晶器内的料液搅拌速度慢,从而可以大大减少晶体与结晶器之间的碰撞,结晶过程采用DTB闪蒸结晶,可使产品晶体粒度分布均匀,产品收率高、质量好;细晶消除器6与闪蒸结晶器5相连通,在闪蒸结晶器5中进行浓缩过程中还会通过细晶消除器6对闪蒸结晶器5中产生的一次清液中的细晶进行加热溶解,加热溶解后的一次清液重新返回闪蒸结晶器5中,细晶消除器6不但有效消除了一次清液中所含细晶对氯化铵整体晶体粒度的影响而且也提高了氯化铵的提纯率;在闪蒸结晶器5中进行浓缩过程中产生的一次晶浆泵入稠厚器7中进行增稠后得到二次清液和二次晶浆,二次晶浆从稠厚器7进入离心机8进行离心分离,得到氯化铵固体和离心液,离心液进入母液罐9中;稠厚器7中产生的二次清液溢流进入沉降器10内进一步沉降澄清得澄清液和沉降液,澄清液为硝酸钾母液从沉降器10上部溢出,沉降液则排入到母液罐9中;母液罐9中的氯化铵母液还用来对稠厚器7和沉降器10进行反冲,从而提高了氯化铵的提纯率。

[0029] 本发明方法中,加热用蒸汽及其冷凝水流向为:加热用的蒸汽首先进入到一效蒸发器中的一效加热室1内,蒸汽经换热后形成冷凝水和二次蒸汽,一效加热室1内产生的冷凝水从一效加热室1下部的一效蒸汽冷凝水出口21排出;一效加热室1与一效分离室2相连通,一效加热室1内产生的二次蒸汽经一效蒸发器的一效分离室2进入二效蒸发器的二效加热室3内,以此类推,直到末效蒸发器;同时,加热用的蒸汽进入到细晶消除器6内,蒸汽经换热后形成冷凝水和二次蒸汽,细晶消除器6中产生的冷凝水从细晶消除器6上的蒸汽冷凝水出口23排出,细晶消除器6中产生的二次蒸汽进入闪蒸结晶器5中经换热完成后从闪蒸结晶器5上部的闪蒸二次蒸汽出口24排出。

[0030] 所述多效蒸发装置为包括一效蒸发器和二效蒸发器的双效蒸发蒸发器,其逆流蒸发的具体步骤为:首先,将氯化铵母液由二效蒸发器的二效加热室3顶端的原液进料口17加入到二效加热室3内进行加热蒸发,并通过与二效加热室3相连通的二效分离室4对二效加热室3内蒸发后的料液进行气液分离,二效加热室3和二效分离室4内所得的料液为二效料液;所述二效料液一部分由二效循环泵13再打回二效加热室3中形成一个循环回路、用于对

二效料液再次循环加热蒸发,另一部分二效料液由二效过料泵12打入一效加热室1内进行加热蒸发、并通过与一效加热室1相连通的一效分离室2对一效加热室1蒸发后的料液进行气液分离,一效加热室1和一效分离室2所得的料液为一效料液。

[0031] 所述一效料液一部分由一效循环泵11打回一效加热室1中形成一个循环回路、用于对一效料液再次循环加热蒸发,另一部分一效料液由一效循环泵11打入闪蒸结晶器5中进行浓缩降温结晶后得到一次晶浆和一次清液,一次清液中含有细晶;所述含有细晶的一次清液从闪蒸结晶器5的中部的流出口流出并由细晶消除泵14打入细晶消除器6中来对一次清液中的细晶进行加热溶解,溶解后的一次清液将重新流入闪蒸结晶器5中形成一个循环回路。

[0032] 闪蒸结晶器5中的一次晶浆由结晶出料泵15打入稠厚器7中进行增稠得到二次晶浆和二次清液;稠厚器7中的二次晶浆进入离心机8中进行离心分离得到氯化铵固体和离心液,氯化铵固体由离心机8底端的氯化铵固体出料口26排出,离心液则进入母液罐9中;稠厚器7中的二次清液进入沉降器10进行沉降澄清后得到沉降液和硝酸钾母液,沉降液进入母液罐9中,硝酸钾母液从沉降器10上部的硝酸钾母液出口25流出。

[0033] 一效加热室1内含有不凝气,一效加热室1上设置有上下两个不凝气出口以分别排出不同密度大小的不凝气、避免了不凝气对整个传热效果的影响;一效分离室2与二效加热室3相连通,从一效分离室2进入二效加热室3中的二次蒸汽对二效加热室3中的氯化铵母液进行加热,二效加热室3中所含的不同密度大小的不凝气分别通过二效加热室3上部和下部的不凝气出口排出;二效加热室3中的二次蒸汽经换热后形成的冷凝水通过二效加热室3下部的二效二次蒸汽冷凝水出口19排出,二效加热室3中的未冷凝的二次蒸汽进入与二效加热室3相连的二效分离室4内,然后再从二效分离室4顶端的二效二次蒸汽出口18排出。

[0034] 所述多效蒸发装置为包括一效蒸发器、二效蒸发器和三效蒸发器的三效蒸发蒸发器,三效蒸发器与一效蒸发器、二效蒸发器串联连接,氯化铵母液首先从三效蒸发器的顶端进入,然后依次到达二效蒸发器、一效蒸发器,三效蒸发器上也设置有上下两个不凝气出口以排出不同密度大小的不凝气。

[0035] 本发明的生产硝酸钾时对氯化铵的蒸发结晶所用蒸发器均为降膜蒸发器,降膜蒸发器从顶端加入的料液在换热管内以膜状向下流动,降膜蒸发器所需的循环泵流量小,投资和运行成本相对较低、是强制外循环蒸发器投资和运行成本的1/2左右,同时,该种蒸发器还有效消除了由静液柱引起的有效传热温差损失问题,蒸发器压降较小,在较低的换热温差下有较高的传热系数,适合用在多效蒸发系统中;加热室均为管式换热器,降膜蒸发器内的料液在管式换热器的换热管上无晶体粘附,从而减少了后续处理。此外,本发明生产硝酸钾时对氯化铵的蒸发结晶所用装置中还包括一个利用蒸汽冷凝水的预热器,预热器安装在末效蒸发器氯化铵母液入口处且与末效蒸发器的冷凝水出口接通、用于预热待蒸发结晶的氯化铵母液以充分利用蒸汽冷凝水带出的显热。

[0036] 实施例1

[0037] 待结晶液的温度为40℃,待结晶液中的氯化铵浓度为16.7%,以57390kg/h进料量进入蒸发部分,蒸发装置为双效蒸发蒸发器。蒸发器及结晶器中物料的状态见下表1:

[0038] 表1 蒸发器及结晶器中料液温度与氯化铵浓度



	一效蒸发器	二效蒸发器	闪蒸结晶器
[0039] 料液温度/℃	110	66	62

[0040] 料液中氯化铵浓度/%	21.9	18.9	8.9
-------------------	------	------	-----

[0041] 氯化铵溶液经过蒸发结晶工艺处理后的晶体平均粒度为0.15mm,原强制循环式蒸发结晶处理后的晶体平均粒度为0.10mm,新蒸发结晶方法比旧蒸发结晶方法的晶体平均粒度大出近0.5倍。

[0042] 本连续蒸发结晶工艺的装置单位能耗为0.58kg蒸汽/kg水,蒸汽耗量小、能耗低。

[0043] 本连续蒸发结晶工艺的装置定员为:结晶操作2人/班,占地为长18m×宽12m,占地面积小。

[0044] 实施例2

[0045] 待结晶液的温度为30℃,待结晶液中的氯化铵浓度为16.6%,以172170kg/h的进料量进入蒸发部分,蒸发装置为三效蒸发蒸发器,并且在氯化铵母液进三效蒸发器之前先经过预热器预热。蒸发器及结晶器中物料的状态见下表2:

[0046] 表2 蒸发器及结晶器中料液温度与氯化铵浓度

[0047]

	一效蒸发器	二效蒸发器	三效蒸发器	闪蒸结晶器
料液温度/℃	127	92	67	61
料液中氯化铵浓度 /%	21.0	19.1	17.9	8.7

[0048] 本连续蒸发结晶工艺的装置单位能耗为0.42kg蒸汽/kg水,比实施例1的能耗降低了27.6%。

[0049] 本连续蒸发结晶工艺的装置定员为:结晶操作3人/班,占地为长35m×宽18m。

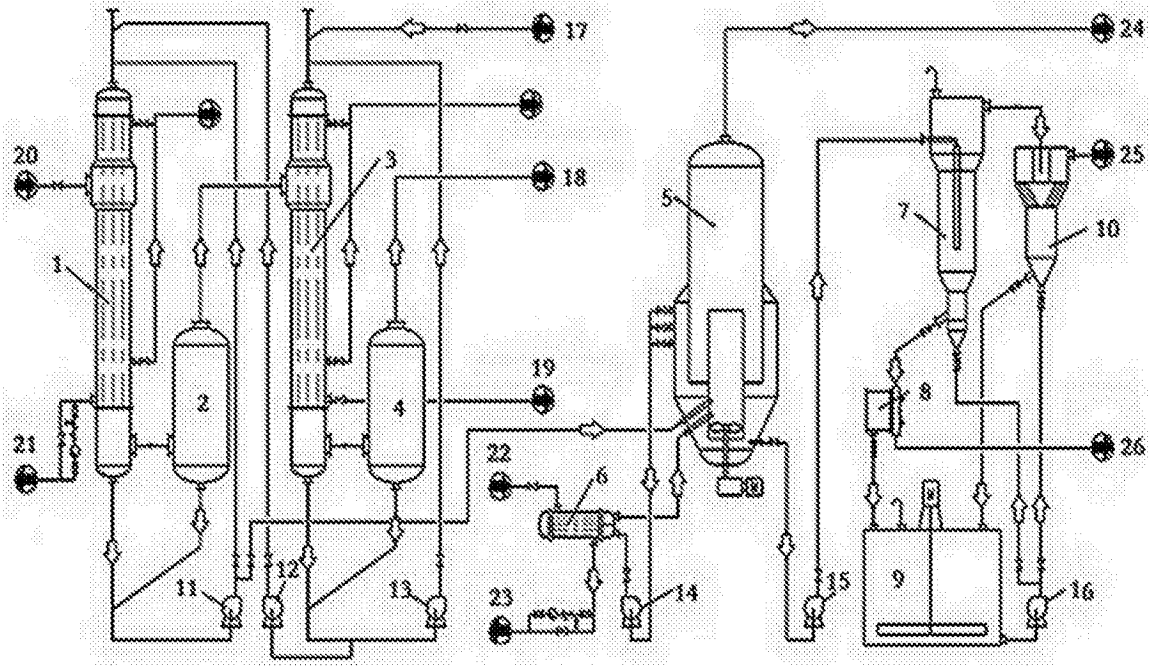


图1