



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 103288101 A

(43) 申请公布日 2013. 09. 11

(21) 申请号 201310194980. 9

(22) 申请日 2013. 05. 24

(71) 申请人 南京紫晶藤节能科技有限公司  
地址 210000 江苏省南京市白下区石门坎  
104 号现代服务大厦 C 座 -1005

(72) 发明人 韩东 刘志刚 彭涛 刘晗月

(74) 专利代理机构 南京经纬专利商标代理有限  
公司 32200

代理人 叶连生

(51) Int. Cl.  
C01C 3/14 (2006. 01)

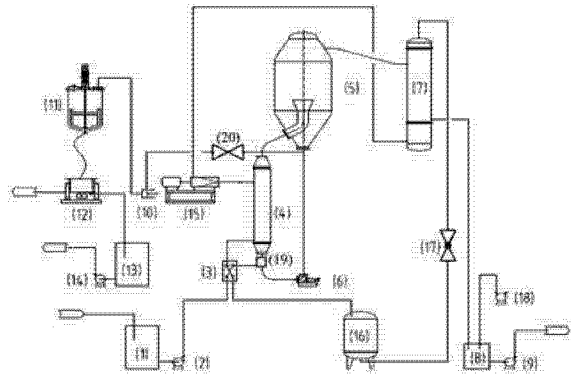
权利要求书2页 说明书3页 附图1页

(54) 发明名称

氰化钠间接蒸汽再压缩生产装置及方法

(57) 摘要

一种氰化钠间接蒸汽再压缩生产装置及方法,属于节能领域,属于节能领域。该装置由原料罐(1)、原料泵(2)、预热器(3)、换热器(4)、结晶器(5)、循环泵(6)、双侧相变换热器(7)、冷凝液罐(8)、凝水泵(9)、出料泵(10)、晶浆罐(11)、离心机(12)、母液罐(13)、母液泵(14)、压缩机(15)、工质罐(16)、节流阀(17)、混合器(19)、球形阀(20)组成。该发明借助间接蒸汽再压缩循环的蒸发和冷凝负荷,回收利用了氰化钠料液蒸发过程的潜热,具有整体能耗低、不需要消耗原生蒸汽,而且产品品质优良,特别适用于新建热敏性物料氰化钠的生产和对现有氰化钠生产工艺的节能减排改造。



1. 一种氰化钠间接蒸汽再压缩生产装置,其特征在于:

该装置由原料罐(1)、原料泵(2)、预热器(3)、换热器(4)、结晶器(5)、循环泵(6)、双侧相变换热器(7)、冷凝液罐(8)、凝水泵(9)、出料泵(10)、晶浆罐(11)、离心机(12)、母液罐(13)、母液泵(14)、压缩机(15)、工质罐(16)、节流阀(17)、混合器(19)、球形阀(20)组成;

所述原料罐(1)出口经过原料泵(2)与预热器(3)的冷侧入口相连,预热器(3)的冷侧出口与混合器(19)入口相连,混合器(19)出口与换热器(4)冷侧入口相连,换热器(4)冷侧出口与结晶器(5)的入口相连,结晶器(5)的气相出口与双侧相变换热器(7)热侧入口相连,双侧相变换热器(7)热侧出口依次与冷凝液罐(8)和凝水泵(9)相连,凝水泵(9)出口与外界环境相连;

所述换热器(4)热侧工质为有机工质;换热器(4)热侧出口与预热器(3)热侧入口相连,预热器(3)热侧出口依次经过工质罐(16)、节流阀(17)后与双侧相变换热器(7)冷侧入口相连,双侧相变换热器(7)冷侧出口经过压缩机(15)后与换热器(4)热侧出口相连;

所述结晶器(5)晶浆出口分为两路:一路经过循环泵(6)与混合器(19)入口相连;另一路经过球形阀(20)、出料泵(10)、晶浆罐(11),与离心机(12)入口相连,离心机(12)还包括固体产品出口和液体出口,液体出口依次与母液罐(13)、母液泵(14)相连。

2. 利用权利要求1所述氰化钠间接蒸汽再压缩生产装置的生产方法,其特征在于包括以下过程:

在整个系统启动运行前,通过与冷凝液罐(8)相连的真空泵(18)将系统抽真空至绝对压力为5600Pa-8200 Pa;

来自原料罐(1)的质量浓度为5%-45%、温度为20℃-42℃的氰化钠原料,通过原料泵(2)进入预热器(3)冷侧入口,吸收了预热器(3)热侧有机工质所释放的热量后,温度达到沸点温度;氰化钠原料从预热器(3)冷侧出口流出,与来自循环泵(6)的循环料液在混合器(19)中混合后进入换热器(4)冷侧,吸收来自换热器(4)热侧有机工质冷凝所释放的热量后,从换热器(4)冷侧出口进入结晶器(5)进行闪蒸,而后在在结晶器(5)进行气液分离,水蒸气从结晶器(5)气相出口进入双侧相变换热器(7)热侧入口,向双侧相变换热器(7)冷侧有机工质释放相变潜热后,水蒸气被冷凝并从双侧相变换热器(7)热侧出口进入冷凝液罐(8),再通过凝水泵(9)排出系统;

当结晶器(5)中的氰化钠质量浓度未达到45%时,球形阀(20)一直处于关闭状态,氰化钠溶液只通过循环泵(6)进行循环蒸发;当结晶器(5)中的氰化钠质量浓度达到45%时,打开球形阀(20);从氰化钠结晶器(5)液相出口物料分为两路:一路进入循环泵(6)参与系统物料循环;另一路通过球形阀(20)、出料泵(10)、晶浆罐(11)、离心机(12),在离心机(12)内进行液固分离,分离得到氰化钠产品晶体颗粒,剩余母液进入母液罐(13)并通过母液泵(14)排出系统;结晶器(5)液相出口的两路物料分配比例为:通过出料泵(10)的物料与通过循环泵(6)的物料之比为1:1000-1:10;

预热器(3)热侧出口的高压液态有机工质进入工质储罐(16),通过节流阀(17)降压降温后,进入双侧相变换热器(7)冷侧,吸收气态物料冷凝释放的热量后,有机工质蒸发变为低压气态,再进入压缩机(15)升压升温;从压缩机(15)出来的有机工质气体进入换热器(4)热侧并释放其潜热,用于加热换热器(4)冷侧的晶浆液固混合物,从换热器(4)热侧出

口温度较高的液体有机工质再进入预热器(3)热侧,对预热器(3)冷侧温度较低的氰化钠原料进行预热;

上述有机工质在相变换热器内的蒸发压力选择,满足节流阀(17)降压降温后的温度需达到  $10^{\circ}\text{C}$  - $32^{\circ}\text{C}$ ;上述有机工质在换热器(4)内压力选择,满足压缩机(15)出口有机工质的饱和温度需达到  $46^{\circ}\text{C}$  - $60^{\circ}\text{C}$ 。

## 氰化钠间接蒸汽再压缩生产装置及方法

[0001]

### 技术领域

[0002] 本发明涉及一种氰化钠间接蒸汽再压缩生产装置及方法,属于节能领域。

### 背景技术

[0003] 氰化钠是一种重要的医药工业用生产原料,氰化钠主要用作有机合成中的合作缩合剂、化学试剂和催化剂。目前其工业生产过程多采用单效蒸发工艺。由于氰化钠为热敏性药品,为了保证产品品质,一般需要在较高的真空度下和严格的温度操作条件下进行蒸发浓缩结晶。除了消耗大量原生蒸汽外,该系统还需要配备间接蒸汽再压缩循环生产冷冻水,用于结晶器出口低温气相物料的冷凝。

### 发明内容

[0004] 本发明的目的在于提出一种低能耗、适合于热敏性氰化钠的生产工艺及方法。

[0005] 一种氰化钠间接蒸汽再压缩生产装置,其特征在于:该装置由原料罐、原料泵、预热器、换热器、结晶器、循环泵、双侧相变换热器、冷凝液罐、凝水泵、出料泵、晶浆罐、离心机、母液罐、母液泵、压缩机、工质罐、节流阀、混合器、球形阀组成;所述原料罐出口经过原料泵与预热器的冷侧入口相连,预热器的冷侧出口与混合器入口相连,混合器出口与换热器冷侧入口相连,换热器冷侧出口与结晶器的入口相连,结晶器的气相出口与双侧相变换热器热侧入口相连,双侧相变换热器热侧出口依次与冷凝液罐和凝水泵相连,凝水泵出口与外界环境相连;所述换热器热侧工质为有机工质;换热器热侧出口与预热器热侧入口相连,预热器热侧出口依次经过工质罐、节流阀后与双侧相变换热器冷侧入口相连,双侧相变换热器冷侧出口经过压缩机后与换热器热侧出口相连;所述结晶器晶浆出口分为两路:一路经过循环泵与混合器入口相连;另一路经过球形阀、出料泵、晶浆罐,与离心机入口相连,离心机还包括固体产品出口和液体出口,液体出口依次与母液罐、母液泵相连。

[0006] 所述氰化钠间接蒸汽再压缩生产装置的生产方法,其特征在于包括以下过程:

在整个系统启动运行前,通过与冷凝液罐相连的真空泵将系统抽真空至绝对压力为 5600 Pa-8200 Pa。主要用于控制换热器内氰化钠原料的蒸发温度,保证加工工艺不破坏其产品品质。

[0007] 来自原料罐的温度为 20℃-42℃,质量浓度为 5%-45% 的氰化钠原料,通过原料泵输送至预热器冷侧入口,吸收了预热器热侧有机工质所释放的热量后,温度达到沸点温度,具体沸点温度与系统的真空度相对应。原料从预热器冷侧出口流出,并与来自循环泵的循环料液混合后进入换热器冷侧,吸收了来自换热器热侧有机工质冷凝所释放的热量后从换热器冷侧出口进入结晶器进行闪蒸,而后在结晶器进行气液分离,水蒸气从结晶器气相出口进入双侧相变换热器热侧入口,向双侧相变换热器冷侧有机工质释放相变潜热后,水蒸气被冷凝并从双侧相变换热器热侧出口进入冷凝液罐,再通过凝水泵排出系统。

[0008] 当结晶器中的氰化钠质量浓度未达到 45% 时,球形阀一直处于关闭状态,氰化钠

溶液只进入循环泵继续进行循环蒸发。当结晶器中的氰化钠质量浓度达到 45% 时, 打开球形阀, 从氰化钠结晶器液相出口物料分为两路, 一路进入循环泵参与系统物料循环, 另一路通过出料泵进入晶浆罐, 从晶浆罐再送入离心机, 在离心机内进行液固分离, 可以分离得到的氰化钠产品晶体颗粒, 剩余的物料进入母液罐并通过母液泵排出系统。氰化钠质量浓度可以采用密度计进行测量。以上两路物料分配比例为: 通过出料泵的物料与进入循环泵的物料之比为 1:1000-1:100。以上比例主要通过结晶器内的液位控制。

[0009] 预热器热侧出口的高压工质液态有机工质, 进入工质储罐, 然后通过节流阀降压降温后, 温度需达到  $10^{\circ}\text{C}$  -  $32^{\circ}\text{C}$ , 以提供足够的温差实现对双侧相变换热器热侧低压蒸汽的冷凝。进入双侧相变换热器冷侧, 吸收了气态物料冷凝释放的热量后, 有机工质蒸发变为低压气态, 然后再进入压缩机升温, 压缩机出口压力对应饱和温度需达到  $46^{\circ}\text{C}$  -  $60^{\circ}\text{C}$ , 以提供足够的换热温差实现对加热, 并保证热敏性氰化钠的品质。从压缩机出来的有机工质气体进入换热器热侧并释放其潜热, 用于加热换热器冷侧的晶浆液固体混合物, 从换热器热侧出口温度较高的液体有机工质再进入预热器热侧, 对预热器冷侧温度较低的氰化钠原料预热。

[0010] 该氰化钠生产工艺采用间接蒸汽再压缩循环回收利用氰化钠原料蒸发过程的二次蒸汽潜热, 并用于加热氰化钠原料, 仅需要消耗少量的压缩功耗。与单效蒸发工艺相比, 该工艺无需消耗原生蒸汽和冷冻水, 具有低能耗的优势。

[0011] 该氰化钠生产工艺过程的间接蒸汽再压缩循环, 其相变冷凝温度为  $46^{\circ}\text{C}$  -  $60^{\circ}\text{C}$ , 主要用于严格控制热敏性物料氰化钠溶液的蒸发温度, 保证氰化钠产品品质优良。

## 附图说明

[0012] 图 1 是氰化钠间接蒸汽再压缩生产装置示意图;

图中标号名称: 1. 原料罐, 2. 原料泵, 3. 预热器, 4. 换热器, 5. 结晶器, 6. 循环泵, 7. 双侧相变换热器, 8. 冷凝液罐, 9. 凝水泵, 10. 出料泵, 11. 晶浆罐, 12. 离心机, 13. 母液罐, 14. 母液泵, 15. 压缩机, 16. 工质罐, 17. 节流阀, 18. 真空泵, 19. 混合器, 20. 球形阀。

## 具体实施方式

[0013] 参照附图 1, 详细说明本发明提供的氰化钠生产过程和方法。该装置的工作过程如下: 首先, 启动与冷凝液罐 8 相连的真空泵 18, 将氰化钠生产工艺过程抽真空至绝对压力为  $5600\text{Pa}$ - $8200\text{Pa}$ 。

[0014] 然后, 再启动压缩机 15 和原料泵 2, 从原料罐 1 中抽取质量浓度为 5%-45%、温度为  $20^{\circ}\text{C}$  -  $42^{\circ}\text{C}$  的过冷氰化钠料液, 送入预热器 3 进行初步预热至接近沸点温度后, 再与来自循环泵 6 的循环物料在混合器 19 中混合后, 进入换热器 4 冷侧, 吸收了换热器 4 冷侧有机工质冷凝所释放的热能后送入结晶器 5 进行闪蒸, 并进行气液分离。结晶器 5 气相出口的水蒸气进入双侧相变换热器 7 释放其相变潜热后, 进入冷凝液罐 8 并通过凝水泵排出系统。

[0015] 当结晶器 5 中的氰化钠质量浓度未达到 45% 时, 球形阀 20 一直处于关闭状态, 氰化钠溶液只进入循环泵 6 继续进行循环蒸发。当结晶器 5 中的氰化钠质量浓度达到 45% 时同时达到一定的液面高度时候。打开球形阀 20, 从氰化钠结晶器 5 液相出口物料分为两路: 一路进入循环泵 6 参与系统物料循环, 另一路通过出料泵 10 进入晶浆罐 11, 从晶浆罐 11 再

送入离心机 12, 在离心机 12 内进行液固分离, 可以分离得到的氰化钠产品晶体颗粒, 剩余的物料进入母液罐 13 并通过母液泵 14 排出系统。以上两路物料分配比例为: 通过出料泵 10 的物料与进入循环泵 6 的物料之比为 1:1000-1:100。以上比例主要通过结晶器 5 内的液位控制。

[0016] 以上氰化钠生产工艺中蒸发和冷凝能耗主要来自于间接蒸汽再压缩循环, 其主要包括压缩机 15、换热器 4、双侧相变换热器 7、节流阀 17。其中氰化钠生产工艺中的用于蒸发料液体的换热器 4 也是该循环的冷凝器, 生产工艺中的回收水蒸气冷凝潜热的双侧相变换热器 7 也是该循环的蒸发器。

[0017] 由于该氰化钠生产工艺通过有机工质的蒸发冷凝回收了氰化钠溶液蒸发出来的水蒸气的汽化潜热, 用于氰化钠料液蒸发。该生产工艺回收利用了氰化钠溶液蒸发冷凝过程中的大量汽化潜热, 仅需要消耗少量循环压缩机 15 功耗, 无需消耗原生蒸汽, 该生产工艺具有节能的优势。而且由于相变冷凝温度可用于严格控制热敏性物料氰化钠溶液的蒸发温度, 从而可以保证氰化钠产品品质优良。

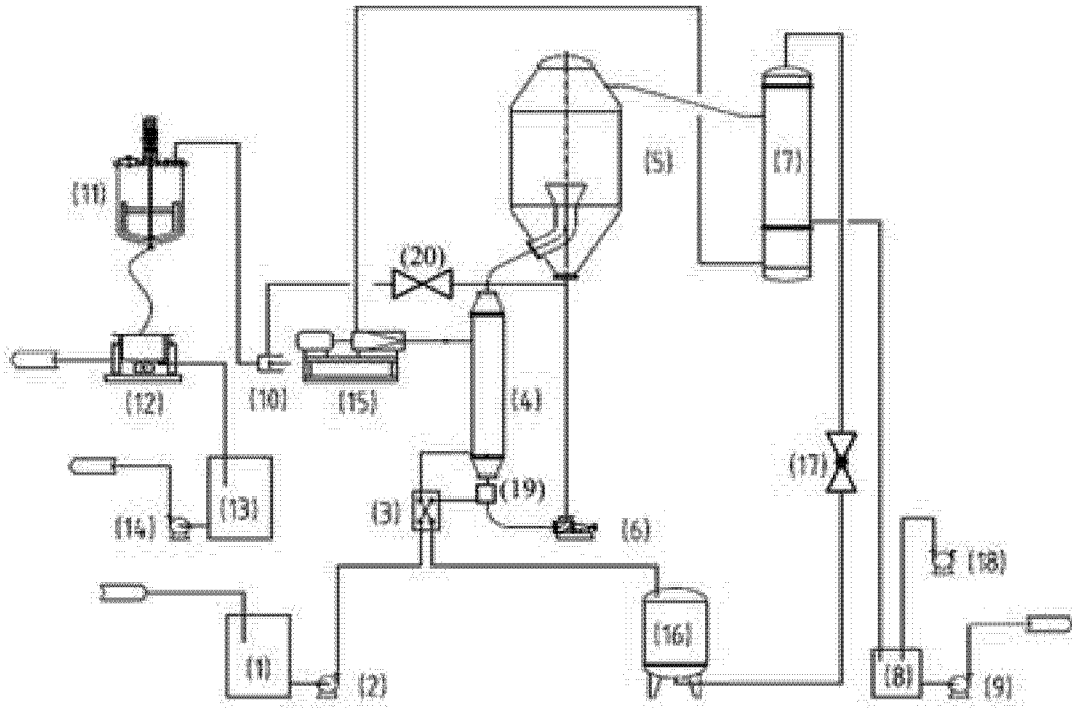


图 1