



(12) 实用新型专利

(10) 授权公告号 CN 204237570 U

(45) 授权公告日 2015. 04. 01

(21) 申请号 201420741848. 5

(22) 申请日 2014. 12. 02

(73) 专利权人 成都华西堂投资有限公司

地址 610000 四川省成都市高新区天宇路 2 号 1 栋 1 层 8 号

(72) 发明人 李东林 汪然 刘应峰 陈洪会 曹静

(74) 专利代理机构 成都天嘉专利事务所 (普通 合伙) 51211

代理人 邹翠

(51) Int. Cl.

C01C 1/24(2006. 01)

(ESM) 同样的发明创造已同日申请发明专利

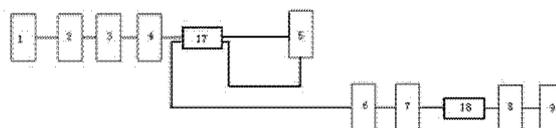
权利要求书1页 说明书6页 附图1页

(54) 实用新型名称

以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统

(57) 摘要

本实用新型提供了一种以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统,其特征在于:包括结晶反应器、固液分离器一、固液分离器二、固液分离器三、固液分离器四、一次冷却结晶器、蒸氨塔、二次冷却结晶器、蒸发系统,所述结晶反应器的出料口连接固液分离器一,固液分离器一连接一次冷却结晶器,一次冷却结晶器的出料口连接固液分离器二,固液分离器二通过换热器连接蒸氨塔的进液口,蒸氨塔的出液口连接二次冷却结晶器,二次冷却结晶器的出料口连接固液分离器三,固液分离器三通过换热器连接蒸发系统的进液口,蒸发系统的出液口与固液分离器四连接。



1. 以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统,其特征在于:包括结晶反应器(1)、固液分离器一(2)、固液分离器二(4)、固液分离器三(7)、固液分离器四(9)、一次冷却结晶器(3)、蒸馏塔(5)、二次冷却结晶器(6)、蒸发系统(8);所述结晶反应器(1)的出料口连接固液分离器一(2),固液分离器一(2)连接一次冷却结晶器(3),一次冷却结晶器(3)的出料口连接固液分离器二(4),固液分离器二(4)通过换热器一(17)连接蒸馏塔(5),蒸馏塔(5)的出液口连接二次冷却结晶器(6),二次冷却结晶器(6)的出料口连接固液分离器三(7),固液分离器三(7)通过换热器二(18)连接蒸发系统(8)的进液口,蒸发系统(8)的出液口与固液分离器四(9)连接。

2. 根据权利要求1所述的以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统,其特征在于:所述的固液分离器二(4)连接回到结晶反应器(1)。

3. 根据权利要求1所述的以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统,其特征在于:所述的固液分离器三(7)连接回到一次冷却结晶器(3)。

4. 根据权利要求1所述的以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统,其特征在于:所述蒸馏塔(5)的排气口通过增压风机连接结晶反应器(1)的底部。

5. 根据权利要求1所述的以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统,其特征在于:所述固液分离器四(9)连接回到二次冷却结晶器(6)。

6. 根据权利要求1所述的以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统,其特征在于:所述的一次和二次冷却结晶器均为DTB冷却结晶器。

7. 根据权利要求1所述的以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统,其特征在于:所述蒸馏塔(5)的排液口通过换热器一(17)的壳程连接二次冷却结晶器(6)。

8. 根据权利要求1所述的以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统,其特征在于:所述的蒸发系统(8)包括进料泵(10)、预热器、换热器三(11)、结晶分离器(12)、压缩机(13);所述的进料泵(10)连接预热器,预热器的出液口连接换热器三(11)的进液口,换热器三(11)通过强制循环泵与结晶分离器(12)的进液口连接,结晶分离器(12)的排气口通过蒸汽管道与压缩机(13)的进气口连接,压缩机(13)的排气口与换热器三(11)壳层的进气口连接。

9. 根据权利要求8所述的以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统,其特征在于:所述的压缩机(13)为离心压缩机。

10. 根据权利要求8所述的以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统,其特征在于:所述的预热器分为一级预热器(14)和二级预热器(15)。

## 以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统

### 技术领域

[0001] 本实用新型涉及烟气净化技术领域,具体涉及一种以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统。

### 背景技术

[0002] 近年来随着空气污染的越来越严重,人们对烟气特别是燃煤烟气的治理提出了更高的要求;国家环境保护部2011年7月29日发布了新的《火电厂大气污染物排放标准》(GB 13223—2011),对烟气的烟尘、二氧化硫、氮氧化物提出了新的排放限值。目前,烟气脱硫的有效方式为氨法、钠法等湿法烟气脱硫。以上的脱硫方法都要产生一定浓度的含硫酸盐、硝酸盐的废液。具有含盐量高、偏酸性等特性,采用普通方法处理时出水水质难于达到排放标准,针对烟气净化废水的新型处理技术的开发显得尤为重要。尤其对于环保要求较高的地区,往往要求高含盐废水“零排放”,这就对高含盐废水处理技术提出了更高的要求。需对其进行处理,同时回收有用物质,避免浪费。

[0003] 200480007588.8,实用新型名称为“回收纯碳酸氢钠和硫酸铵的方法”的实用新型专利,用蒸发和沉积单元操作从含有硫酸钠和其它钠盐例如亚硫酸钠、碳酸钠、氯化钠、氟化钠、硝酸钠和亚硝酸钠的溶液生产硫酸铵和碳酸氢钠的方法。该方法硫酸钠的转化率低,硫酸铵的产率低。

### 实用新型内容

[0004] 为了解决上述技术问题,本实用新型提供了一种以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统。

[0005] 为实现上述发明目的,本实用新型采用如下技术方案:

[0006] 以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统,其特征在于:包括结晶反应器、固液分离器一、固液分离器二、固液分离器三、固液分离器四、一次冷却结晶器、蒸馏塔、二次冷却结晶器、蒸发系统;所述结晶反应器的出料口连接固液分离器一,固液分离器一连接一次冷却结晶器,一次冷却结晶器的出料口连接固液分离器二,固液分离器二通过换热器一连接蒸馏塔,蒸馏塔的出液口连接二次冷却结晶器,二次冷却结晶器的出料口连接固液分离器三,固液分离器三通过换热器二连接蒸发系统的进液口,蒸发系统的出液口与固液分离器四连接。

[0007] 烟气经湿法净化后的废液送入结晶反应器与碳酸氢铵反应,反应完成后,通过固液分离器一回收反应液中的固体,液体进入一次冷却结晶器结晶,固液分离器二将清液经换热器加热后送入蒸馏塔,再将蒸馏得到的清液送入二次冷却结晶器结晶,固液分离器三将清液经换热器加热后送入蒸发系统除去多余水分,得到高纯度的铵盐溶液。

[0008] 本实用新型将烟气净化的脱硫脱硝废液与碳酸氢铵反应,反应液中含有硫酸铵和硝酸铵等铵盐,固液分离器一分离得到的固体可作为烟气的吸收剂回用于烟气净化工段。采用一次冷却结晶器—蒸馏塔—二次冷却结晶器的系统处理铵盐母液,二次结晶是为了析

出溶液中未反应完全的碳酸氢铵和硫酸钠等杂质,同时减少物料消耗;蒸馏是为了脱除溶液中的游离氨和二氧化碳。

[0009] 本实用新型所述的固液分离器二连接回到结晶反应器。一次冷却结晶析出的固体析出大量的十水硫酸钠、碳酸氢钠和碳酸氢铵,返回到结晶反应器中继续反应。

[0010] 本实用新型所述的固液分离器三连接回到一次冷却结晶器。二次冷却结晶析出四水硫酸钠和硫酸铵的混合物,进一步降低硫酸铵母液中的硫酸钠含量;同时返回到一次冷却结晶工序中进一步冷却结晶,以提高硫酸铵的产品纯度。

[0011] 本实用新型所述蒸馏塔的排气口通过增压风机连接结晶反应器的底部。

[0012] 蒸馏得到的氨气和二氧化碳返回反应器中继续反应,减少物料消耗,以及降低对环境的污染;通过增压风机将气体分散到结晶器底部,从下往上,利用结晶器溶液充分回收氨气和二氧化碳。

[0013] 所述蒸馏塔的排液口通过换热器一的壳程连接二次冷却结晶器。一次冷却结晶后的清液通过与蒸馏塔底部出液进行换热达到 60℃ 以上,再送入蒸馏塔,节省蒸馏蒸汽消耗,降低装置能耗。

[0014] 本实用新型所述固液分离器四连接回到二次冷却结晶器。分离得到的液体在硫酸钠达到饱和之前,将滤液送入到二次冷却结晶器进行冷却结晶,将硫酸钠析出后再进入后序的蒸发系统,从而保障硫酸铵产品的纯度。

[0015] 优选地,所述的一次和二次冷却结晶器为 DTB 冷却结晶器,结晶的能力高。

[0016] 所述的固液分离器一为离心分离机或者带式过滤机。

[0017] 本实用新型所述的蒸发系统包括进料泵、预热器、换热器三、结晶分离器、压缩机;所述的进料泵连接预热器,预热器的出液口连接换热器三的进液口,换热器三通过强制循环泵与结晶分离器的进液口连接,结晶分离器的排气口通过蒸汽管道与压缩机的进气口连接,压缩机的排气口与换热器三壳层的进气口连接。

[0018] 料液泵入预热器,经预热后的原料液进入换热器三,在换热器三的管程中被壳程蒸汽加热温度升高,原料液在强制循环泵的推动下进入结晶分离器,结晶分离器内压力降低,原料液产生闪蒸,闪蒸产生的二次蒸汽在结晶分离器中上升从蒸汽管道排出,原料液产生过饱和使晶核成长,当晶核成长到较大晶体时沉降到结晶分离器底部;所述的二次蒸汽经压缩机压缩后作为热源进入换热器三的壳程。

[0019] 所述的预热器分为一级预热器和二级预热器,有效利用锅炉余热及蒸汽冷凝水余热。

[0020] 所述的压缩机为离心压缩机,离心压缩机的结构紧凑,尺寸小,重量轻;排气连续、均匀,不需要中间罐等装置;振动小,易损件少,不需要庞大而笨重的基础件;除轴承外,机器内部不需润滑,省油,且不污染被压缩的气体;转速高;维修量小,调节方便。

[0021] 优选地,所述的离心压缩机为三级串联,压缩机电机配 160Kw。压缩机串联能够得到更高的压头,同时提高二次蒸汽温度,作为热源重新返回换热器三强制循环蒸发。

[0022] 优选地,所述换热器三的冷凝液出液口和二级预热器的冷凝液出液口连接储液罐,储液罐的出液口连接一级预热器壳层的进液口。将换热器三和二级预热器的冷凝液作为一级预热器的热源,节约能源。

[0023] 所述的一级预热器的冷凝液出液口连接回到烟气净化工段作为补水使用实现了

零排放。

[0024] 本实用新型的有益效果在于：

[0025] 1、本实用新型将烟气净化的废液，包括脱硫或者脱硝的废液与碳酸氢铵反应，反应液中含有硫酸铵和硝酸铵等铵盐，固液分离器一分离得到的固体可作为烟气的吸收剂回用于烟气净化工段。采用一次冷却结晶器-蒸馏塔-二次冷却结晶器的系统处理铵盐母液，二次结晶是为了析出溶液中未反应完全的碳酸氢铵和硫酸钠等杂质，同时减少物料消耗；蒸馏是为了脱除溶液中的游离氨和二氧化碳。得到高纯度的铵盐溶液。最终产品的氮含量符合电力标准的副产硫酸铵产品要求：总氮 $\geq 18\%$ ，外观白色颗粒。

[0026] 2、本实用新型所述的固液分离器二连接回到结晶反应器，一次冷却结晶析出的十水硫酸钠、碳酸氢钠和碳酸氢铵固体返回到结晶反应器中继续反应；固液分离器三连接回到一次冷却结晶器，二次冷却结晶析出的析出四水硫酸钠和硫酸铵的混合物固体返回到一次冷却结晶工序中冷却结晶；固液分离器四连接回到二次冷却结晶器，分离后的溶液中含有大量的硫酸铵，回到二次冷却结晶工序中冷却结晶析出。以上操作是硫酸铵收率的有力保证，系统得到铵盐产品的收率达到99%以上，每吨废液可以副产0.25-0.35吨铵盐产品。

[0027] 3、由于蒸馏塔的排液口通过换热器一的壳程连接二次冷却结晶器，使一次冷却结晶后的清液通过与蒸馏塔底部出液进行换热，温度达到60℃以上，再送入蒸馏塔，节省蒸馏蒸汽消耗，降低装置能耗。

[0028] 4、由于蒸氨塔的排气口通过增压风机连接结晶反应器的底部，蒸馏得到的氨气和二氧化碳返回反应器中继续反应，将气体从结晶器的底部送入，分散到底部，从下往上，使结晶器溶液与氨气和二氧化碳气体充分反应，回收氨气和二氧化碳。减少物料消耗的同时，降低对环境的污染。

[0029] 5、为了适应烟气净化废液的结晶蒸发过程，本实用新型采用强制循环蒸发系统。物料在换热器的管程中被壳程蒸汽加热温度升高，在强制循环泵的推动下进入结晶分离器后压力降低产生闪蒸，产生的二次蒸汽从蒸汽管路排出，物料产生过饱和结晶沉降，强制循环蒸发产生的二次蒸汽经过压缩机压缩后作为换热器的热源。节约了蒸汽的消耗，每年节约生蒸汽7000t左右，实现了节能。同时减少50%以上的占地面积。

[0030] 6、本实用新型的二级预热器与换热器的冷凝液作为一级预热器的热源，同时，一级预热器的冷凝液回到烟气净化工段作为补水使用，节约用水的同时，实现了零排放。

[0031] 7、本实用新型采用离心压缩机作为热泵，工作时它本身消耗很少一部分电能，却能从二次蒸汽中提取4-7倍于电能，提升温度进行利用。压缩离心机本身结构紧凑，尺寸小，重量轻；排气连续、均匀，不需要中间罐等装置；振动小，易损件少，不需要庞大而笨重的基础件；除轴承外，机器内部不需润滑，省油，且不污染被压缩的气体；转速高；维修量小，调节方便。

#### 附图说明

[0032] 图1为本实用新型的实施例2的系统结构图。

[0033] 图2为本实用新型的实施例8的系统结构图。

[0034] 图3为本实用新型的实施例12蒸发系统的结构图。

[0035] 图中标记为：1、结晶反应器，2、固液分离器一，3、一次冷却结晶器，4、固液分离器

二,5、蒸馏塔,6、二次冷却结晶器,7、固液分离器三,8、蒸发系统,9、固液分离器四,10、进料泵,11、换热器三,12、结晶分离器,13、压缩机,14、一级预热器,15、二级预热器,16、储液罐,17、换热器一,18、换热器二。

### 具体实施方式

[0036] 下面结合具体实施方式对本实用新型的实质性内容作进一步详细的描述。

[0037] 实施例 1

[0038] 以烟气净化的废液为原料制备铵盐的系统,包括结晶反应器 1、固液分离器一 2、固液分离器二 4、固液分离器三 7、固液分离器四 9、一次冷却结晶器 3、蒸馏塔 5、二次冷却结晶器 6、蒸发系统 8;所述结晶反应器 1 的出料口连接固液分离器一 2,固液分离器一 2 连接一次冷却结晶器 3,一次冷却结晶器 3 的出料口连接固液分离器二 4,固液分离器二 4 通过换热器一 17 连接蒸馏塔 5,蒸馏塔 5 的出液口连接二次冷却结晶器 6,二次冷却结晶器 6 的出料口连接固液分离器三 7,固液分离器三 7 通过换热器二 18 连接蒸发系统 8 的进液口,蒸发系统 8 的出液口与固液分离器四 9 连接。

[0039] 实施例 2

[0040] 本实施例与实施例 1 基本相同,在此基础上:

[0041] 所述蒸馏塔 5 的排液口通过换热器一 17 的壳程连接二次冷却结晶器 6。

[0042] 实施例 3

[0043] 本实施例与实施例 1 基本相同,在此基础上:

[0044] 所述的固液分离器二 4 连接回到结晶反应器 1。

[0045] 实施例 4

[0046] 本实施例与实施例 1 基本相同,在此基础上:

[0047] 所述的固液分离器二 4 连接回到结晶反应器 1。

[0048] 所述的固液分离器三 7 连接回到一次冷却结晶器 3。

[0049] 实施例 5

[0050] 本实施例与实施例 1 基本相同,在此基础上:

[0051] 所述的固液分离器二 4 连接回到结晶反应器 1。

[0052] 所述的固液分离器三 7 连接回到一次冷却结晶器 3。

[0053] 所述蒸馏塔 5 的排气口通过增压风机连接结晶反应器 1 的底部。

[0054] 实施例 6

[0055] 本实施例与实施例 1 基本相同,在此基础上:

[0056] 所述的固液分离器二 4 连接回到结晶反应器 1。

[0057] 所述的固液分离器三 7 连接回到一次冷却结晶器 3。

[0058] 所述蒸馏塔 5 的排气口通过增压风机连接结晶反应器 1 的底部。

[0059] 所述固液分离器四 9 连接回到二次冷却结晶器 6。

[0060] 实施例 7

[0061] 本实施例与实施例 1 基本相同,在此基础上:

[0062] 所述的固液分离器二 4 连接回到结晶反应器 1。

[0063] 所述的固液分离器三 7 连接回到一次冷却结晶器 3。

- [0064] 所述蒸馏塔 5 的排气口通过增压风机连接结晶反应器 1 的底部。
- [0065] 所述固液分离器四 9 连接回到二次冷却结晶器 6。
- [0066] 所述的一次和二次冷却结晶器均为 DTB 冷却结晶器。
- [0067] 实施例 8
- [0068] 本实施例与实施例 1 基本相同,在此基础上 :
- [0069] 所述的固液分离器二 4 连接回到结晶反应器 1。
- [0070] 所述的固液分离器三 7 连接回到一次冷却结晶器 3。
- [0071] 所述蒸馏塔 5 的排气口通过增压风机连接结晶反应器 1 的底部。
- [0072] 所述固液分离器四 9 连接回到二次冷却结晶器 6。
- [0073] 所述的一次和二次冷却结晶器均为 DTB 冷却结晶器。
- [0074] 所述蒸馏塔 5 的排液口通过换热器一 17 的壳程连接二次冷却结晶器 6。
- [0075] 实施例 9
- [0076] 本实施例与实施例 1 基本相同,在此基础上 :
- [0077] 所述的蒸发系统 8 包括进料泵 10、预热器、换热器三 11、结晶分离器 12、压缩机 13 ;所述的进料泵 10 连接预热器,预热器的出液口连接换热器三 11 的进液口,换热器三 11 通过强制循环泵与结晶分离器 12 的进液口连接,结晶分离器 12 的排气口通过蒸汽管道与压缩机 13 的进气口连接,压缩机 13 的排气口与换热器三 11 壳层的进气口连接。
- [0078] 实施例 10
- [0079] 本实施例与实施例 8 基本相同,在此基础上 :
- [0080] 所述的蒸发系统 8 包括进料泵 10、预热器、换热器三 11、结晶分离器 12、压缩机 13 ;所述的进料泵 10 连接预热器,预热器的出液口连接换热器三 11 的进液口,换热器三 11 通过强制循环泵与结晶分离器 12 的进液口连接,结晶分离器 12 的排气口通过蒸汽管道与压缩机 13 的进气口连接,压缩机 13 的排气口与换热器三 11 壳层的进气口连接。
- [0081] 所述的压缩机 13 为离心压缩机。
- [0082] 实施例 11
- [0083] 本实施例与实施例 8 基本相同,在此基础上 :
- [0084] 所述的蒸发系统 8 包括进料泵 10、预热器、换热器三 11、结晶分离器 12、压缩机 13 ;所述的进料泵 10 连接预热器,预热器的出液口连接换热器三 11 的进液口,换热器三 11 通过强制循环泵与结晶分离器 12 的进液口连接,结晶分离器 12 的排气口通过蒸汽管道与压缩机 13 的进气口连接,压缩机 13 的排气口与换热器三 11 壳层的进气口连接。
- [0085] 所述的压缩机 13 为离心压缩机。
- [0086] 所述的预热器分为一级预热器 14 和二级预热器 15。
- [0087] 实施例 12
- [0088] 本实施例与实施例 8 基本相同,在此基础上 :
- [0089] 所述的蒸发系统 8 包括进料泵 10、预热器、换热器三 11、结晶分离器 12、压缩机 13 ;所述的进料泵 10 连接预热器,预热器的出液口连接换热器三 11 的进液口,换热器三 11 通过强制循环泵与结晶分离器 12 的进液口连接,结晶分离器 12 的排气口通过蒸汽管道与压缩机 13 的进气口连接,压缩机 13 的排气口与换热器三 11 壳层的进气口连接。
- [0090] 所述的压缩机 13 为离心压缩机。

[0091] 所述的预热器分为一级预热器 14 和二级预热器 15。

[0092] 所述换热器三 11 的冷凝液出液口和二级预热器 15 的冷凝液出液口连接储液罐 16, 储液罐 16 的出液口连接一级预热器 14 壳层的进液口。

[0093] 所述的一级预热器 14 的冷凝液出液口连接回到烟气净化工段。

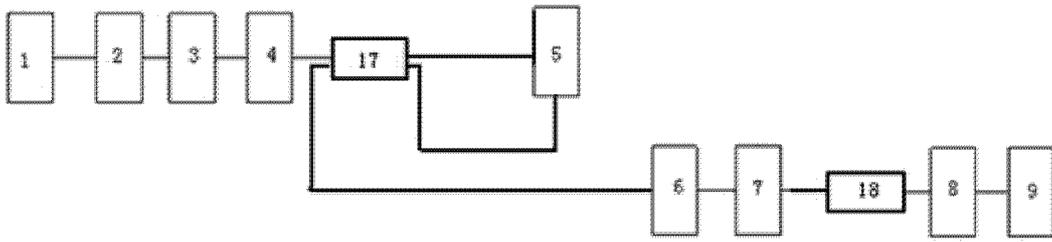


图 1

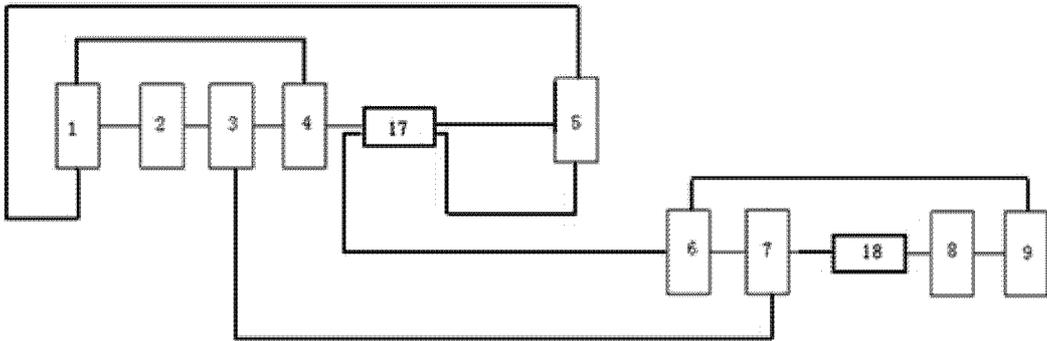


图 2

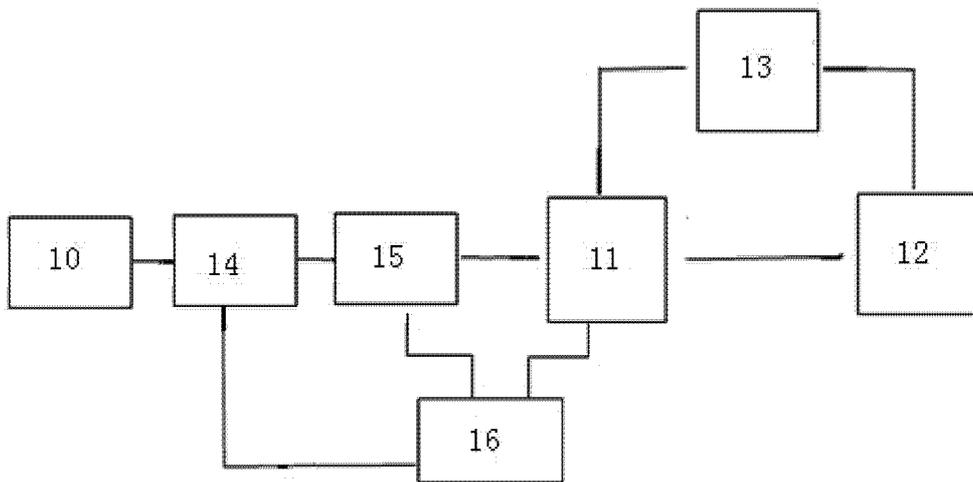


图 3