



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101913669 B

(45) 授权公告日 2012. 05. 09

(21) 申请号 201010273975. 3

CN 86104483 A, 1988. 03. 02, 说明书第 2-3

(22) 申请日 2010. 09. 06

页.

WO 01/32561 A1, 2001. 05. 10, 实施例.

(73) 专利权人 济南冶金化工设备有限公司

CN 101428820 A, 2009. 05. 13, 具体实施方式.

地址 250308 山东省济南市长清区张夏镇南  
104 国道 30 公里处

CN 101327936 A, 2008. 12. 24, 具体实施方式.

(72) 发明人 温燕明 罗时政 汤志刚 姜爱国  
王登富 康春清 江玉璋 陈善龙

审查员 佟婧怡

(74) 专利代理机构 济南诚智商标专利事务所有  
限公司 37105

代理人 马祥明

(51) Int. Cl.

C02F 1/04 (2006. 01)

C01C 1/10 (2006. 01)

C02F 101/16 (2006. 01)

(56) 对比文件

CN 101544437 A, 2009. 09. 30, 实施例 1.

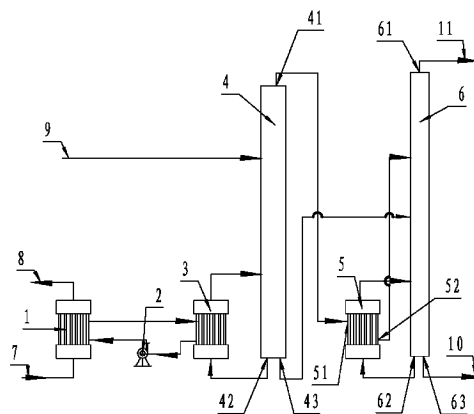
权利要求书 1 页 说明书 3 页 附图 1 页

(54) 发明名称

一种多效节能氨回收工艺及设备

(57) 摘要

本发明公开了一种多效节能氨回收工艺及设备属于化学工程技术领域,特别是一种从含氨废水中回收氨的节能工艺及设备。该设备由 2-3 组在不同压力下工作的加热器和氨分离塔构成。该工艺中含氨废水首先在较高压力下加入一效氨分离塔,一效氨分离塔用上述回收了工业废气的余热的一效加热器进行加热;回收了部分氨气的一效氨分离塔的液相继续加入压力降低的二效氨分离塔,二效氨分离塔用一效氨分离塔顶部的氨气在二效加热器中进行加热,如此反复 2~3 次,直至含氨废水中氨含量≤ 100mg/L 以下。本工艺具有明显的节能效果,与传统常压的工艺相比,新工艺节能 50%~80%,与仅单纯使用负压的工艺相比,节能 30%-40%。



1. 一种多效节能氨回收工艺,其特征在于:主要包括下述步骤

A. 利用工业余热气体加热循环介质,该步骤在余热加热器中进行,所述的工业余热气体为焦炉上升管煤气、焦炉烟道气、管式炉烟道气或煤气发生器烟道气;所述的循环介质为工业循环水、生化处理后的中水、蒸汽冷凝水或工业导热油;

B. 多效加热和分离,该工艺在 2-3 组不同压力下操作的加热器和氨分离塔构成氨回收单元中进行,一效加热器和氨分离塔的压力控制在 50 ~ 200KPa,后效加热器和氨分离塔的压力控制依次比前一效低 30 ~ 50KPa,而且前效氨分离塔顶的蒸汽作为后效加热器的热源使用;

经过余热加热的循环介质在循环泵作用下用于含氨废水的加热,含氨 0.1 ~ 1.0% (wt%) 的废水首先送入一效氨分离塔中,一效氨分离塔通过一效分离加热器加热,一效加热器采用循环介质加热,温度降低后的循环介质返回余热加热器重新加热,一效加热器和氨分离塔的压力控制在 50 ~ 200KPa,温度控制在 80 ~ 120℃,一效氨分离塔液体进一步送入后效氨分离塔和加热器回收其中的氨气,后效加热器和氨分离塔的压力控制依次比前一效低 30 ~ 50KPa,温度低 20 ~ 30℃,而且前效氨分离塔顶的蒸汽作为后效加热器的热源使用,后效加热器和氨分离塔视回收情况确定为 1 组或 2 组。

2. 权利要求 1 所述的一种多效节能氨回收工艺使用的设备,其特征是:主要包括使用余热气体加热的余热回收器、2-3 组互相串联的由加热器和氨分离塔组成的氨回收单元,所述的余热回收器的二次热媒通道经循环泵与一效加热器的一次热媒通道相连接,一效加热器的二次热媒通道与一效氨分离塔的含氨废水通道相连接即一效氨分离塔底部的含氨废水出口连接一效加热器的二次热媒通道进口,一效加热器的二次热媒通道出口连接一效氨分离塔中部的含氨废水进口,一效氨分离塔顶端排放口经管道连接二效加热器一次热媒通道入口,二效加热器一次热媒出口有管道与二效氨分离塔的顶部相连接,一效氨分离塔中的脱氨废水出口有管道连接二效氨分离塔的中部,二效氨分离塔含氨废水出口连接二效加热器二次热媒通道入口,二效加热器二次热媒通道出口连接二效氨分离塔含氨废水进口,二效氨分离塔脱氨后的废水出口连接着脱氨废水排放管,二效氨分离塔顶部的氨气排出口连接着氨气排放管。

## 一种多效节能氨回收工艺及设备

### 技术领域

[0001] 本发明一种从含氨废水,包括煤焦化、煤气化以及化肥过程产生的废水中回收氨的节能工艺,属化学工程技术领域。

### 背景技术

[0002] 含氨废水是化工过程常见的液体排放物之一。如果不回收其中的氨造成环境污染根本无法直接排放,工业上多采用回收部分氨,使废水中的氨含量 $\leq 100\text{mg/L}$ 以后,再进行生化处理后排放的方法。

[0003] 目前工业上通常采用精馏法或气提法回收含氨废水中的氨。精馏法用直接精馏法和间接精馏法两种。由于直接精馏法是将蒸汽直接通入精馏塔内蒸发回收氨,蒸汽冷凝后和塔釜排放水混合,生化处理负担大幅增加;间接精馏法虽然不增加生化处理水量,但是通常精馏采用一次能源(如蒸汽和煤气等),能耗较大。

[0004] 气提法虽然不采用加热方式,但是气提采用的惰性气体用量大,引起设备体积增加,风机功率大,加大设备投资和运行消耗,而且气提气中氨的浓度较低,不利于进一步氨的利用,回收综合成本高。

### 发明内容

[0005] 本发明的目的是为了克服现有的氨回收综合成本高的不足和缺陷,本发明提供一种多效节能氨回收工艺,本发明的另一个目的是提供该工艺使用的设备。

[0006] 本发明的技术方案为,一种多效节能氨回收工艺,其特征在于:主要包括下述步骤:

[0007] A. 利用工业余热气体加热循环介质,该步骤在余热加热器中进行,所述的工业余热气体为焦炉上升管煤气、焦炉烟道气、管式炉烟道气或煤气发生器烟道气;所述的循环介质为工业循环水、生化处理后的中水、蒸汽冷凝水或工业导热油。

[0008] B. 多效加热和分离,该工艺在 2-3 组不同压力下操作的加热器和氨分离塔构成氨回收单元中进行,一效加热器和氨分离塔的压力控制在  $50 \sim 200\text{KPa}$ ,后效加热器和氨分离塔的压力控制依次比前一效低  $30 \sim 50\text{KPa}$ ,而且前效氨分离塔顶的蒸汽作为后效加热器的热源使用。

[0009] 经过余热加热的循环加热介质在循环泵作用下用于含氨废水的加热。含氨  $0.1 \sim 1.0\%$  (wt%) 的废水首先送入一效氨分离塔中,一效氨分离塔通过一效分离加热器加热,一效加热器采用循环加热介质加热,温度降低后的循环介质返回余热加热器重新加热。一效加热器和氨分离塔的压力控制在  $50 \sim 200\text{KPa}$ ,温度控制在  $80 \sim 120^\circ\text{C}$ 。一效氨分离塔的液体进一步送入后效氨分离塔和加热器回收其中的氨气。后效加热器和氨分离塔的压力控制依次比前一效低  $30 \sim 50\text{KPa}$ ,温度低  $20 \sim 30^\circ\text{C}$ 。而且前效氨分离塔顶的蒸汽作为后效加热器的热源使用。后效加热器和氨分离塔可以视回收情况确定为 1 组或 2 组。

[0010] 多效节能氨回收工艺使用的设备,其特征是:主要包括使用余热气体加热的余热

回收器、2-3 组互相串联的由加热器和氨分离塔氨组成的氨回收单元,所述的余热回收器的二次热媒通道经循环泵与一效加热器的一次热媒通道相连接,一效加热器的二次热媒通道与一效氨分离塔的含氨废水通道相连接即一效氨分离塔底部的含氨废水出口连接一效加热器的二次热媒通道进口,一效加热器的二次热媒通道出口连接一效氨分离塔中部的含氨废水进口,一效氨分离塔顶端排放口经管道连接二效加热器一次热媒通道入口,二效加热器一次热媒出口有管道与二效氨分离塔的顶部相连接,一效氨分离塔中的脱氨废水出口有管道连接二效氨分离塔的中部,二效氨分离塔含氨废水出口连接二效加热器二次热媒通道入口,二效加热器二次热媒通道出口连接二效氨分离塔含氨废水进口,二效氨分离塔脱氨后的废水出口连接着脱氨废水排放管,二效氨分离塔顶部的氨气排出口连接着氨气排放管。

[0011] 本发明的有益效果是该工艺由在不同压力下的加热器和氨分离塔构成。含氨废水首先在较高压力下加入一效氨分离塔,一效氨分离塔用上述回收了工业废气的余热的一效加热器进行加热;回收了部分氨气的一效氨分离塔的液相继续加入压力降低的二效氨分离塔,二效氨分离塔用一效氨分离塔顶部的氨气在二效加热器中进行加热,如此反复 2~3 次,直至含氨废水中氨含量 $\leq 100\text{mg/L}$  以下。回收的氨气可冷凝成为氨水或者用硫酸进一步吸收成为硫酸铵。

[0012] 本工艺具有明显的节能效果,与传统常压的工艺相比,新工艺节能 50%~80%,与仅单纯使用负压的工艺相比,节能 30%-40%。

#### 附图说明

[0013] 图 1 为本发明的工艺流程和设备示意图,

[0014] 图中,1. 余热回收器,2. 循环泵,3. 一效加热器,4. 一效氨分离塔,41. 一效氨分离塔氨气排出口,42. 一效氨分离塔含氨废水出口,43. 一效氨分离塔脱氨后废水出口,5. 二效加热器,51. 二效加热器一次热媒进口,53. 二效加热器一次热媒出口,6. 二效氨分离塔,61. 二效氨分离塔氨气排出口,62. 二效氨分离塔含氨废水出口,63. 一效氨分离塔脱氨后废水出口,7. 余热气体入口,8. 余热气体出口,9. 含氨废水进口,10. 脱氨废水排放管,11. 氨气排放管。

#### 具体实施方式

[0015] 本发明的具体实施方式是,如图所示:

[0016] 实施例 1,温度为 750C 的焦炉上升管煤气用导热油在余热换热器中取热,导热油被加热至 200C 后送至一效加热器作为加热热源。含氨为 0.4% (wt%) 废水送入一效分离器,一效分离器压力为 120kPa,温度 104C;一效加热器采用导热油间接加热,压力为 122kPa,温度 105C。经过一效分离器的液相中氨含量为 0.08% (wt%) 送入二效分离器,二效加热器采用来自一效加热器的蒸汽作为加热热源。二效分离器压力为 75kPa,温度 78C;二效加热器压力为 85kPa,温度 84C。经过二效分离器的液相中氨含量为 0.009% (wt%),送入生化处理。二效氨分离塔顶的氨气经过冷凝得到浓度约 10.3% (wt%) 的氨水。

[0017] 本实施例中一效加热器热负荷为 0.06MKCal/t 废水,比传统蒸氨热负荷 0.15MKCal/t 废水降低 60%,比仅采用负压蒸氨热负 0.09MCal/t 降低 33%。如考虑一效加

热器采用废弃热源加热,则节能效果更为明显。

[0018] 实施例 2,温度为 560℃的管式炉烟道气用来自生化处理的中水在余热换热器中取热,中水被加热至 110℃后(压力 300kPa)送至一效加热器作为加热热源。含氨为 0.36%(wt%)废水送入一效分离器,一效分离器压力为 85kPa,温度 88℃;一效加热器采用中水加热,压力为 80kPa,温度 84℃。经过一效分离器的液相中氨含量为 0.06%(wt%)送入二效分离器,二效加热器采用来自一效加热器的蒸汽作为加热热源。二效分离器压力为 65kPa,温度 72℃;二效加热器采压力为 75kPa,温度 74℃。经过二效分离器的液相中氨含量为 0.008%(wt%),送入生化处理。二效氨分离塔顶的氨气经过冷凝得到浓度约 11%(wt%)的氨水。

[0019] 本实施例一效加热器热负荷为 0.058MKCal/t 废水,比传统蒸氨热负荷 0.146MKCal/t 废水降低 60%,比仅采用负压蒸氨热负荷 0.087MCal/t 降低 33%。如考虑一效加热器采用废弃热源加热,则节能效果更为明显。

[0020] 实施例 3,多效节能氨回收工艺使用的设备,包括使用余热气体加热的余热回收器、2 组互相串联的由加热器和氨分离塔氨组成的氨回收单元,所述的余热回收器 1 的一次热媒通道连接着余热气体入口 7 和余热气体出口 8,二次热媒通道经循环泵 2 与一效加热器 3 的一次热媒通道相连接,一效氨分离塔上设有含氨废水入口 9,一效加热器的二次热媒通道与一效氨分离塔 4 的含氨废水通道相连接即一效氨分离塔底部的含氨废水出口 42 连接一效加热器的二次热媒通道进口,一效加热器的二次热媒通道出口连接一效氨分离塔中部的含氨废水进口,一效氨分离塔顶端排放口 41 经管道连接二效加热器 5 一次热媒通道入口 51,二效加热器一次热媒出口 52 有管道与二效氨分离塔 6 的顶部相连接,一效氨分离塔中的脱氨废水出口 43 有管道连接二效氨分离塔 6 的中部,二效氨分离塔含氨废水出口 62 连接二效加热器二次热媒通道入口,二效加热器二次热媒通道出口连接二效氨分离塔含氨废水进口,二效氨分离塔脱氨后的废水出口 63 连接着脱氨废水排放管 10,二效氨分离塔顶部的氨气排出口 61 连接着氨气排放管 11。

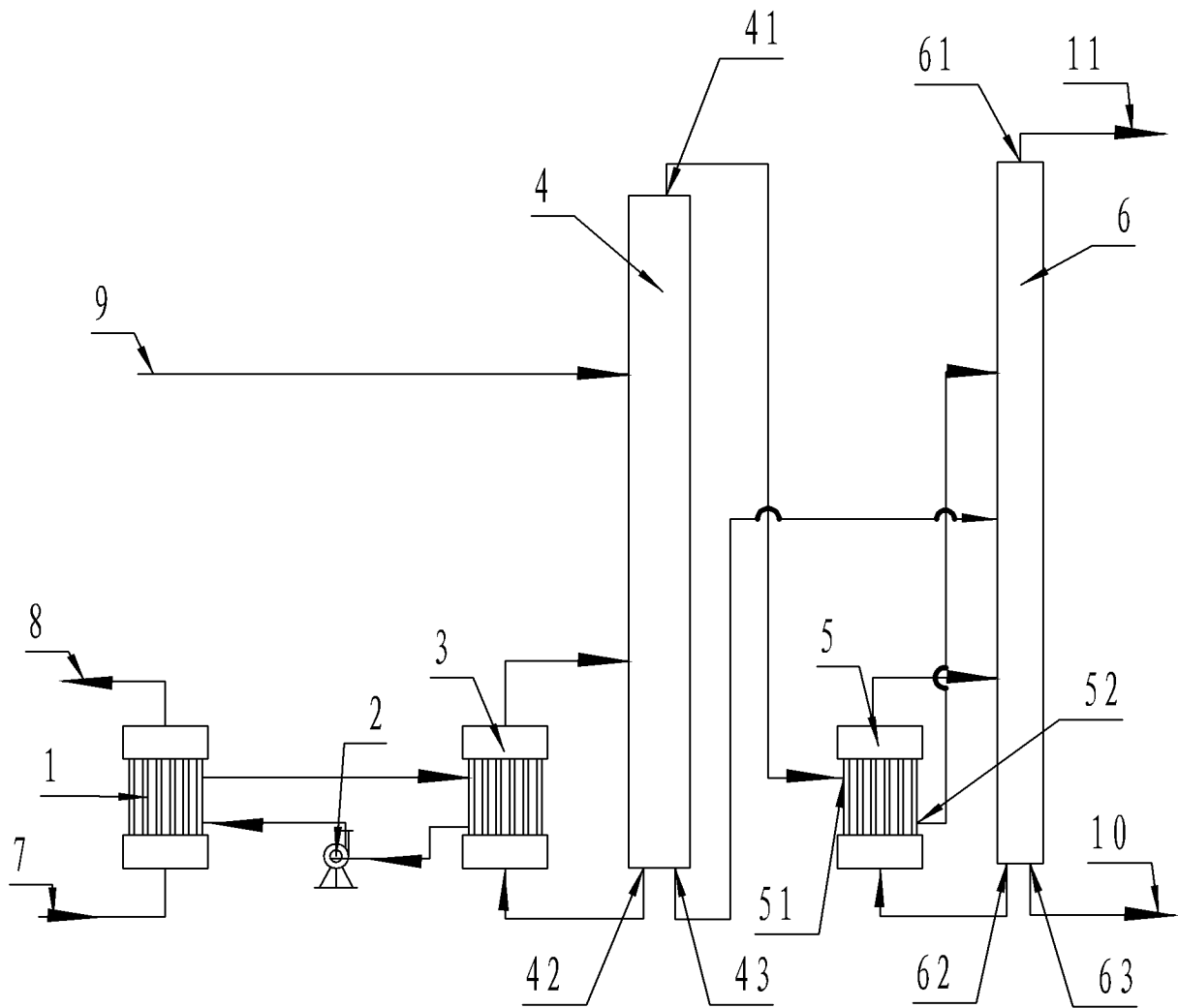


图 1