

(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101333464 B

(45) 授权公告日 2012. 03. 14

(21) 申请号 200810145399. 7

审查员 胡修文

(22) 申请日 2008. 08. 04

(73) 专利权人 马永伟

地址 455004 河南省安阳市殷都区豫北纱厂  
家属院 33 号楼 2 单元 4 号

专利权人 魏盼冬

(72) 发明人 马永伟 李洪钧 张继明 华祥

顾兴林 魏盼冬 刘向阳

(51) Int. Cl.

C10K 1/12(2006. 01)

(56) 对比文件

CN 1676587 A, 2005. 10. 05,

CN 1807558 A, 2006. 07. 26,

CN 1470616 A, 2004. 01. 28, 全文.

姚仁仕. 《焦炉煤气脱硫脱氰的生产》. 《焦炉煤气脱硫脱氰的生产》. 1994,

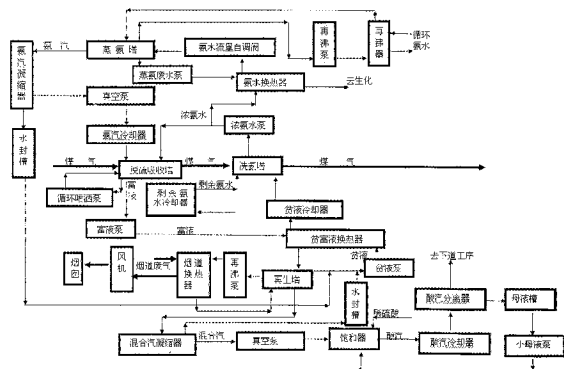
权利要求书 1 页 说明书 3 页 附图 2 页

(54) 发明名称

真空氨法脱硫工艺

(57) 摘要

本发明是一种用于焦化行业脱除焦炉煤气中的氨、H<sub>2</sub>S 和 HCN 的新工艺,用焦炉煤气和剩余氨水中的氨做为碱源,和焦炉煤气中的 H<sub>2</sub>S 和 HCN 发生反应,然后在再生塔进行解析,所得的混合气体先通过饱和器进行除氨,剩余的酸气去克劳斯炉生产元素硫,其特征是在真空状态下,利用煤气中氨所得的浓氨水和煤气中的 H<sub>2</sub>S 和 HCN 发生反应所得的富液,塔底以烟道废气显热为热源,负压下在再生塔中进行解析,塔底所得的贫液用于重新洗氨,该发明工艺简单,运行费用低,投资省,除氨、H<sub>2</sub>S 和 HCN 效率高,是焦化厂脱除煤气中的氨、H<sub>2</sub>S 和 HCN 工艺的一次创新。



1. 一种焦化行业焦炉煤气中真空氨法脱除  $H_2S$  和  $HCN$  的加工工艺,其主要特征是:将部分由洗氨塔洗下来的浓氨水去脱硫塔吸收煤气中的  $H_2S$  和  $HCN$ ,其余浓氨水在真空负压状态下,在蒸氨塔得到解析获得的氨汽送往脱硫塔用于进一步吸收煤气中的  $H_2S$  和  $HCN$ 、在脱硫塔底部获得的富液送往再生塔,在真空负压状态下得到解析,所得的混合汽先经过饱和器除去其中的氨汽,剩下的酸性气体被送往下道工序、利用真空泵对蒸氨塔和再生塔进行减压,压力减至  $-81.1Kpa$  至  $-83.1Kpa$ ,再生塔在真空、低温环境下工作。

2. 根据权利要求 1 所述真空氨法脱除  $H_2S$  和  $HCN$  的加工工艺,其特征是:蒸氨塔底蒸发热源由循环氨水的显热提供;再生塔底的蒸发热源由焦炉烟道废气的显热提供。

3. 根据权利要求 1 所述真空氨法脱除  $H_2S$  和  $HCN$  的加工工艺,其特征是:在脱硫塔的中部加了一个循环喷洒泵,用于提高煤气中的  $H_2S$  和  $HCN$  的脱除效率。

## 真空氨法脱硫工艺

### 技术领域

[0001] 本发明提供了一种可广泛用于焦化行业煤气中氨、 $H_2S$  和  $HCN$  的脱除加工工艺。

### 背景技术

[0002] 在焦化生产过程中,产生的煤气中含有氨、 $H_2S$  和  $HCN$  等气体。氨气对设备腐蚀严重, $H_2S$  在和焦炉煤气一同燃烧时会产生  $SO_2$  污染大气,而  $HCN$  是剧毒气体,因此在利用焦炉煤气进行产品深加工的同时,必须除去这些气体,而煤气中  $H_2S$  含量的高低是衡量一个钢厂能否加工出优质钢材的硬性指标,如果除去了煤气中的上述几种气体,不仅解决了上述几个问题,而且可以同时为企业增加效益。例如如果能把煤气中的氨加以回收,可以生产成硫酸或浓铵水,当化肥用。如果能除去煤气中的  $H_2S$ ,可以生产成单质元素硫。而现在的除氨、 $H_2S$  和  $HCN$  的几种工艺,不是工艺复杂,就是投资太高,运行成本太高,脱除效率太低,生产的产品硫价值低因纯度不高,或者是吸收剂有毒等,仍然没有解决实质性问题。

### 发明内容

[0003] 本发明提供一种焦化行业脱除焦炉煤气中氨、硫氢和氰化氢的加工新工艺,解决了传统工艺能耗高、工艺复杂、吸收剂有毒、脱除效率低、生产的硫质量不好等问题。

[0004] 本发明的技术方案是煤气经过电捕焦油器后,用剩余氨水和再生塔底部贫液经过冷却器冷却后进入洗氨塔吸收煤气中的氨,洗氨塔底部所得的浓氨水三分之二用于吸收煤气中的  $H_2S$  和  $HCN$ ,三分之一经过和蒸氨塔底的废水换热器换热后进入蒸氨塔,在负压状态下,使浓氨水中的氨挥发,氨气经过凝缩器、真空泵、氨气冷却器冷却后再进入脱硫吸收塔进行吸收  $H_2S$  和  $HCN$ ,脱硫吸收塔中部安装了一个循环喷洒泵,脱硫吸收塔底部得到的富液经过和再生塔底的贫富液换热后,进入再生塔,在负压状态下,使富液中的氨、 $H_2S$  和  $HCN$  进行解析,混合气经过凝缩器冷却分离后,由真空泵加压输送至饱和器,除去混合气中的氨气,饱和器出来的酸气再经过冷却器冷却后,进入酸气分离器,进入下道工序。蒸氨塔底部的废水和与循环氨水换热后和再生塔底部的贫液与烟道气换热后返回塔底,为两塔提供显热。其主要特征是:

[0005] A、该工艺放在电捕焦油器后;

[0006] B、脱硫塔加了一个循环喷洒洗涤泵;

[0007] C、所用的碱源来自煤气和剩余氨水中的氨;

[0008] D、蒸氨塔和再生塔处于负压状态;

[0009] E、蒸氨塔底部显热用循环氨水提供,再生塔底部显热用焦炉烟道废气提供;

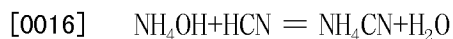
[0010] F、蒸氨塔、再生塔内部为填料结构;

[0011] G、氨气、 $H_2S$  和  $HCN$  混合气体经过饱和器除去混合气体中的氨气。

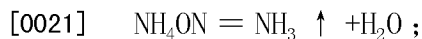
[0012] 一种焦化行业焦炉煤气中真空氨法脱除  $H_2S$  和  $HCN$  的加工工艺,其主要特征是:将部分由洗氨塔洗下来的浓氨水去脱硫塔吸收煤气中的  $H_2S$  和  $HCN$ ,其余浓氨水在真空负压状态下,在蒸氨塔得到解析获得的氨汽送往脱硫塔用于进一步吸收煤气中的  $H_2S$  和  $HCN$ 、在脱

硫塔底部获得的富液送往再生塔,在真空负压状态下得到解析,所得的混合汽先经过饱和器和器除去其中的氨汽,剩下的酸性气体被送往下道工序、利用真空泵对蒸氨塔和再生塔进行减压,压力减至 -81.1Kpa 至 -83.1Kpa,再生塔在真空、低温环境下工作;蒸氨塔底蒸发热源由循环氨水的显热提供;再生塔底的蒸发热源由焦炉烟道废气的显热提供;在脱硫塔的中部加了一个循环喷洒泵,用于提高煤气中的  $H_2S$  和  $HCN$  的脱除效率。

[0013] 本发明真空氨法脱除  $H_2S$  加工工艺,所说的该工艺放在电捕焦油器后,是指焦炉煤气经过初冷器和电捕焦油器,使煤气温度冷却下来由  $80^{\circ}C$  降到  $23^{\circ}C$  和焦油杂质除去后,保证了煤气在脱硫塔中脱除  $H_2S$  和  $HCN$  的效率以及减少了后道工序的堵塞,同时比传统地 HPF 法减少一个冷却塔;所说的脱硫塔加了一个循环喷洒泵,是指在脱硫塔中部,为了加大循环喷洒量,因此大部分的  $H_2S$  和  $HCN$  在脱硫塔中部被吸收;所说的所有的碱源来自煤气和剩余氨水中的氨指的是吸收剂来自再生塔底部出来的贫液经过贫富液换热器后,再经过贫液冷却器冷却后,和来的剩余氨水在洗氨塔内逆流和煤气接触,吸收煤气中的氨为煤气中  $H_2S$  和  $HCN$  反应提供了碱源,并在脱硫塔内发生如下反应:



[0017] 从而克服真空  $Na_2CO_3$  和  $K_2CO_3$  工艺需要补充碱源的这一问题;所说的蒸氨和再生塔低于大气压的负压状态下运行,塔顶压力为  $-83.1P_a$ ,塔底压力为  $-81.1P_a$ ,这时塔底液体在  $60^{\circ}C$  沸腾,发生如下反应:



[0022] 所说利用循环氨水显热为蒸氨塔和利用焦炉烟道废气显热为再生塔提供蒸发热源,是指蒸氨塔和再生塔经过真空泵减压后,塔底部的液体沸点降低了,因此可通过送往焦炉的循环氨水和从总烟道出来烟道废气的显热提供,两塔底部的液体经过再沸泵升压,蒸氨塔底部液体经再沸器与循环氨水热交换热升温后及再生塔底部液体经烟道换热器与烟道废气换热升温后,返入两塔底部,从而取消了蒸汽资源消耗;所说的蒸氨塔和再生塔内部为填料结构,是指该工艺浓氨水在蒸氨塔和吸收富液在再生塔都是低温低压下运行,改变了传统的金属塔盘结构,可用一般的填料代替;所说的氨气、 $H_2O$  和  $HCN$  混合气体经过饱和器和器除去混合气体的氨气,是指加工出的氨气、 $H_2S$  和  $HCN$  经过饱和器,发生如下反应:



[0025] 本发明对焦化行业传统的脱氨、 $H_2S$  和  $HCN$  工艺进行大胆创新,提出了新的技术方案,取消了蒸汽,碱源以及其它吸收剂的消耗,使原有工艺中存在的投资高、运行成本高、脱除效率低的状况得到根本改变。

[0026] 图 1、2 是真空氨法脱除  $H_2S$  的说明书附图

## 具体实施方式

[0027] 图 2 中 :1、脱硫吸收塔,2、洗氨塔,3、蒸氨塔,4、再生塔,5、饱和器,6、酸汽分离器,7、循环喷洒泵,8、富液泵,9、浓氨水泵,10、剩余氨水冷却器,11、贫液泵,12、再沸泵,13、再沸器,14、再沸泵,15、烟囱,16、氨汽冷却器,17、真空泵,18、氨水流量自调阀,19、水封槽,20、氨汽凝缩器,21、混合汽凝缩器,22、水封槽,23、真空泵,24、酸汽冷却器,25、蒸氨废水泵,26、氨水换热器,27、贫富液换热器。28、贫液冷却器,29、烟道气换热器,30 抽风机,31、母液槽,32、小母液泵

[0028] 本发明专利是通过以下具体步骤来实施的 :以每小时处理煤气为 7 万  $\text{m}^3$  为例 :再生塔 4 底部的温度为  $60^\circ\text{C}$ 、流量为  $60\text{m}^3/\text{h}$  含氨在  $0.03\text{g}/\text{L}$  的贫液经过贫液泵 11 加压,与贫富液换热器 27 换热至  $46^\circ\text{C} - 48^\circ\text{C}$  后,送到贫液冷却器 28 低温水换热后到  $23^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}$  进入洗氨塔 2 上段,与上端来的稀 NaOH 溶液及中段来的温度为  $45^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C}$  及流量为  $30\text{m}^3$ ,经过剩余氨水冷却器 10 低温水降至  $23^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}$  的剩余氨水汇合后,在洗氨塔内 2 与来自脱硫吸收塔 1 的煤气逆流接触,吸收煤气中的氨,洗氨塔底部流量在  $90\text{m}^3/\text{h}$  温度在  $28^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C}$ ,含氨在  $8\text{g} - 10\text{g}/\text{L}$  的浓氨水,经过浓氨水泵 9 流量的  $2/3$  打到脱硫吸收塔 1,流量的  $1/3$  经过氨水换热器 26 后升温至  $38^\circ\text{C} - 40^\circ\text{C}$ ,通过流量自调阀 18 进入蒸氨塔 3,蒸氨塔底部的  $60^\circ\text{C}$  蒸氨废水由蒸氨废水泵 25 加压后送到氨水换热器 26 换热到  $45^\circ\text{C} - 48^\circ\text{C}$  后送往生化 3,蒸氨塔顶部出来的氨汽经过氨汽凝缩器 20 循环水换热到  $35^\circ\text{C} - 40^\circ\text{C}$ ,由真空泵 17 加压到  $25\text{kPa} - 30\text{kPa}$ ,流量为  $300\text{m}^3/\text{h} - 350\text{m}^3/\text{h}$  氨气,送到氨气冷却器 16 低温水降至  $23^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}$ ,进入脱硫塔吸收塔 1 中段,和循环喷洒泵 7 来的喷洒液汇合喷洒,与来自电捕焦油器后的煤气逆流接触,吸收煤气中的  $\text{H}_2\text{S}$  和  $\text{HCN}$ ,脱硫吸收塔 1 底部的富液经过富液泵 8 加压后,输送至贫富液换热器 27 温度由  $25^\circ\text{C}$  升到  $38^\circ\text{C} - 40^\circ\text{C}$ ,进入再生塔 4,再生塔 4 顶部出来的混合汽体经过混合汽凝缩器 21 循环水降温到  $35^\circ\text{C} - 40^\circ\text{C}$ ,由真空泵 23 加压到  $20\text{kPa} - 30\text{kPa}$ ,流量为  $1200\text{m}^3/\text{h} - 1400\text{m}^3/\text{h}$  混合汽体,送到饱和器 5,与饱和器 5 来的稀硫酸接触除去混合中的氨汽,从饱和器出来的温度为  $50^\circ\text{C} - 55^\circ\text{C}$ ,流量为  $360\text{m}^3/\text{h} - 400\text{m}^3/\text{h}$  的酸汽,与酸汽冷却器 24 低温水换热至  $25^\circ\text{C} - 28^\circ\text{C}$  进入酸汽分离器 6,从酸分汽离器 6 出来的酸气进入下道工序。

[0029] 通过真空泵 17、23 使蒸氨塔、再生塔顶保持  $-83.1\text{kPa}$  压力,塔底保持  $-81.1\text{kPa}$  压力,塔底液体约在  $60^\circ\text{C}$  沸腾,产生的汽体与塔顶下来的液体在填料表面逆向接触,液体中的气体被解析出来;蒸氨塔 3 底部的热源由送往焦炉的约  $75^\circ\text{C}$  的循环氨水提供,蒸氨塔 3 底部液体由再沸泵 12 加压,按照塔底  $700\text{m}^3/\text{h}$  循环量,升温至  $70^\circ\text{C} - 72^\circ\text{C}$  后返回蒸氨塔底部,再生塔 4 底部的热源由从焦炉总烟道出来的温度为  $360^\circ\text{C}$  烟道废气显热提供,再生塔 4 底部液体由再沸泵 14 加压,按照塔底  $2800\text{m}^3/\text{h}$  循环量经过烟道气换热器 29 与烟道废气换热后,温度升至  $70^\circ\text{C} - 72^\circ\text{C}$  后返回再生塔 4 底部;烟道废汽由  $360^\circ\text{C}$  经过烟道气换热器 29 后,温度降为  $80^\circ\text{C}$ ,由抽风机 30 送往烟囱 15。

[0030] 氨汽凝缩器 20 被冷凝下来的凝缩水进入水封槽 19,混合汽凝缩器 21 被冷凝下来的凝缩水进入水封槽 22,水封槽内部设置液封,水封槽 19、22 的液体可以通过贫液泵进口打入系统进行循环;酸汽分离器 6 分离下来的液体流入母液槽 31,定期用小母液泵 32 打入饱和器 5 内再利用。

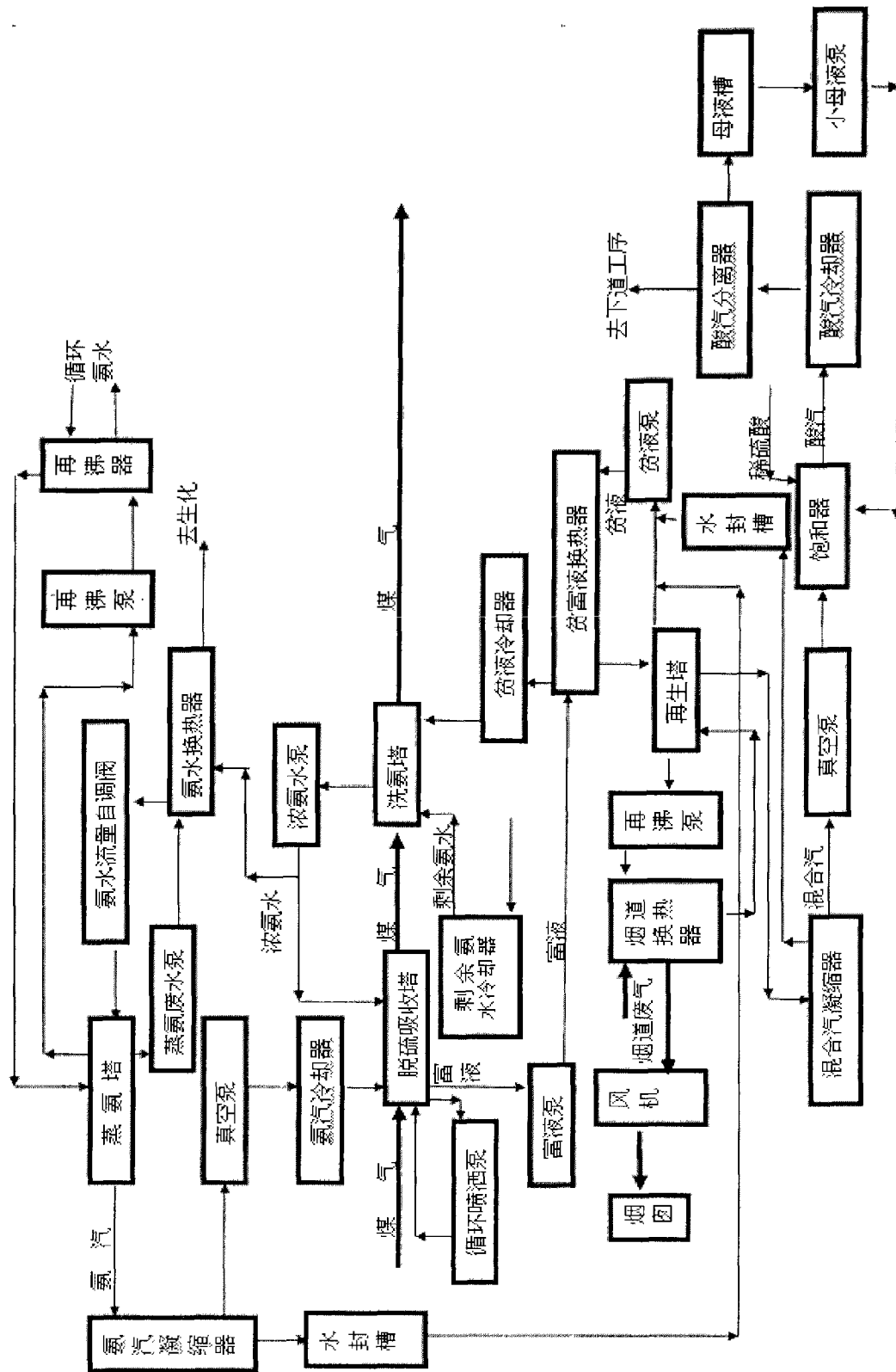


图 1

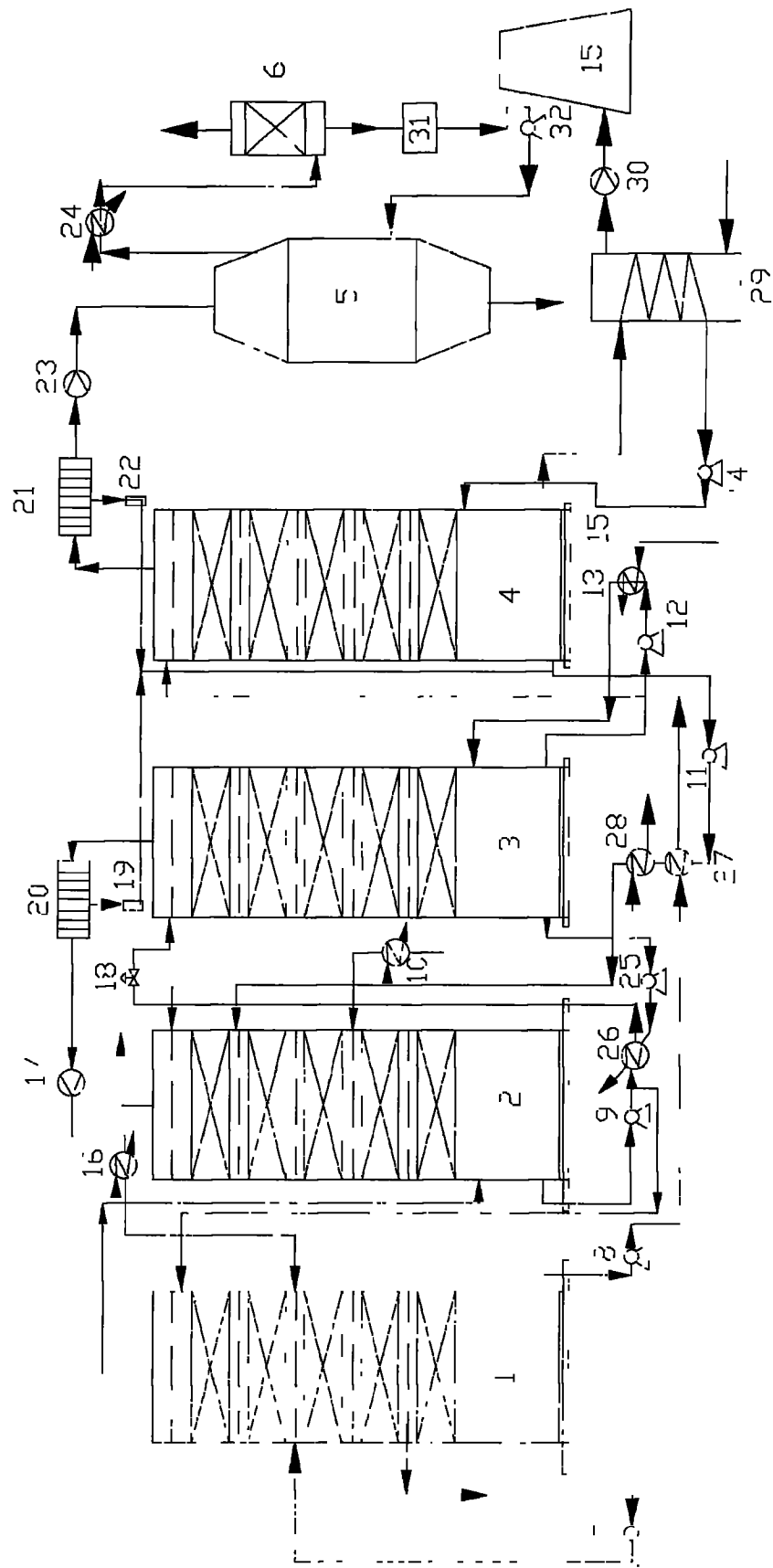


图 2