



[12] 发明专利申请公布说明书

[21] 申请号 200610029088.5

[43] 公开日 2007年7月25日

[11] 公开号 CN 101004268A

[22] 申请日 2006.7.16

[21] 申请号 200610029088.5

[71] 申请人 中国石油化工集团公司

地址 100029 北京市朝阳区惠新东街甲6号

共同申请人 中国石化集团宁波工程有限公司

[72] 发明人 乔桂芝 高步新 蒋自平 阚红元
郭文元

[74] 专利代理机构 长沙星耀专利事务所
代理人 宁星耀 宁冈

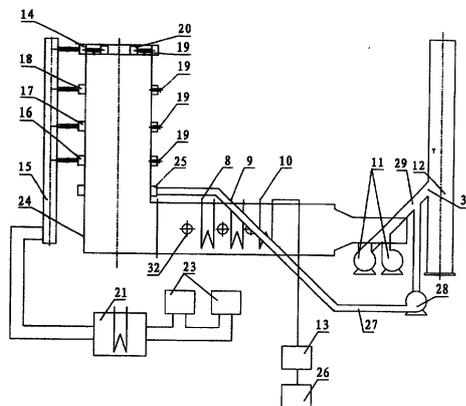
权利要求书2页 说明书7页 附图3页

[54] 发明名称

丙烯腈生产废液处理设备及工艺

[57] 摘要

本发明公开了一种丙烯腈生产废液处理设备及工艺，该设备包括设有焚烧段和余热回收段的焚烧炉炉体(24)及立式烟囱(12)，在焚烧段与余热回收段的连接处设有冲冷段，冲冷段沿炉体周向设有环形烟道(25)，在环形烟道(25)上设有冷烟气喷口，环形烟道(25)与立式烟囱(12)的进气口(31)通过冷烟气回管(27)连通，冷烟气回管(27)上串接有循环风机(28)；所述余热回收段的给水预热段经管道与设于炉体外的锅炉给水预热器(13)相通。本发明还包括使用所述设备对丙烯腈生产废液和废气进行焚烧处理的工艺。本发明可将焚烧后的高温烟气降温，从而避免钠盐粘附管壁并结垢，有效地改善传热效果，同时，解决了炉管管壁腐蚀的问题，延长了炉管的使用寿命。



1、一种丙烯腈生产废液处理设备，包括设有焚烧段和余热回收段的炉体及立式烟囱（12），所述余热回收段的给水预热段（10）经管道与设于炉体外的锅炉给水预热器（13）相通，其特征在于，在所述焚烧段与余热回收段的连接处设有冲冷段，冲冷段沿炉体周向设有环形烟道（25），在环形烟道（25）上设有冷烟气喷口（30），所述环形烟道（25）与立式烟囱（12）的进气口（31）由冷烟气回管（27）连通，冷烟气回管（27）上串接有循环风机（28）。

2、根据权利要求1所述的丙烯腈生产废液处理设备，其特征在于，在锅炉给水预热器（13）外还设有与锅炉给水预热器（13）连通的锅炉给水预热器（26）。

3、根据权利要求1所述的丙烯腈生产废液处理设备，其特征在于，在所述余热回收段设有能吹掉炉管外壁粉状小颗粒状钠盐的吹灰装置（32），所述余热回收段的侧面设有供清除颗粒状钠盐用的活动门。

4、根据权利要求1或2或3所述的丙烯腈生产废液处理设备，其特征在于，所述炉体为立式焚烧段与卧式余热回收段相连的“L”形炉体（24）；所述冲冷段设于立式焚烧段的底部；所述焚烧段从下到上的不同高度沿炉体周向有二层环形道（16）、（17）、（18），每一层环形道上均设有废液喷嘴（19）、废气喷嘴和空气喷口；所述焚烧段顶部设有炉顶风道（14），炉顶风道（14）内设有燃料油烧嘴（20）；所述炉顶风道（14）及三层环形道（16）、（17）、（18）通过空气总管（15）与空气预热器（21）及鼓风机（23）连通；它还包括引风机（11），引风机（11）的一端与炉体（24）的余热回收段连通，引风机（11）的另一端经连通管（29）与立式烟囱（12）连通；所述冷烟气回管（27）通过连通管（29）与立式烟囱（12）的进气口（31）连通。

5、一种利用权利要求1-4之一所述的丙烯腈生产废液处理设备对丙烯腈生产废液进行处理的工艺，包括焚烧处理和余热回收气排放处理工艺，其特征在于，将焚烧后的高温烟气与准备排放的冷烟气按照3.6~4.1:1的比例混合，使焚烧后产生的860~950℃高温烟气降至760~820℃。

6、根据权利要求5所述的丙烯腈生产废液处理工艺，其特征在于：将自然落至炉管外壁及余热回收段炉体的呈松散粉状小颗粒钠盐用激波吹掉。

7、根据权利要求5或6所述的丙烯腈生产废液处理工艺，其特征在于：将锅炉给水预热段的炉管壁温度升至此处的烟气露点温度以上，将锅炉给水预热器的出口温度提高到170~235℃。

8、根据权利要求5或6所述的丙烯腈生产废液处理工艺，其特征在于，将炉内焚烧段顶部的压力抽至-20~-50Pa。

丙烯腈生产废液处理设备及工艺

技术领域

本发明涉及一种丙烯腈生产废液处理设备及工艺，尤其是涉及一种设有余热回收装置的丙烯腈生产废液焚烧处理设备及工艺。

背景技术

由于石油化学工业在生产丙烯腈过程中产生的废液（包括气相废液及废气）造成的环境污染相当严重，所以，国内外均十分重视丙烯腈生产废液的处理。现有丙烯腈生产废液处理工艺及设备大致有以下几种，且均存有各自的不足：

1、仅有焚烧处理而没有余热回收的处理工艺，其处理设备为无余热回收装置的废液焚烧炉。它通常采用立式圆筒负压炉型，具体结构参见图 1，立式焚烧炉体 3 的上部通过过渡段连接烟囱 4，炉体 3 的下部不同高度位置沿炉体周向布置有多个辅助燃料烧嘴即油气联合烧嘴 1 和多个废液喷嘴 2。辅助燃料烧嘴和废液喷嘴是通过自然吸风将一定量的过剩空气与被处理的废液在焚烧炉内进行氧化燃烧，废液中的有害毒物在高温下氧化、热解而被转化，这种处理方式可使有毒废物完全转化成为无毒害的物质。其处理工艺及设备的缺点是：①焚烧后的燃料和废液产生 860~950℃的高温烟气直接排入大气，造成能源极大的浪费，特别是当处理可燃有机物组分很少的废液时，需补充大量的燃料，使运行费用增高；②设置的每一个废液喷嘴是按废液完全燃烧设计配风量的，即一级配风，故焚烧温度高，氮氧化物（NO_x）的量增多，引起二次污染；③采用自然吸风，空气不经预热直接进入炉内，燃料消耗量大。

2、焚烧并有余热回收的处理工艺，其处理设备为设有余热回收装置的废液焚烧炉。它通常采用卧式圆筒负压炉型，具体结构参见图 2，炉体 5 的左段即焚烧段沿炉体 5 圆周方向布置有多个辅助燃料烧嘴即燃料油烧嘴 7 和多个废液喷嘴 6，炉体 5 的中段即余热回收段从左到右依次为废锅段 8、蒸汽过热段 9 和锅炉给水预热段 10，锅炉给水预热段 10 经管道与设于炉体 5 外的锅炉给水预热器 13 相通，与炉体 5 右段即过渡段连通的两个引风机 11（一般只用一个，另一个为备用）经管道与立式烟囱 12 相连。辅助燃料烧嘴 7 和废液喷嘴 6 是通过自然吸风将一定量的过剩空气与被处理的

废液在焚烧炉内进行氧化燃烧，废液中的有害毒物在高温下氧化、热解而被转化，这种处理方式可使有毒废物完全转化成为无毒害的物质并将高温烟气进行余热回收。该焚烧炉焚烧后的燃料和废液产生约 860~950℃的高温烟气进入余热回收段即焚烧段下游的废锅段、蒸汽过热段和锅炉给水预热段，产生中压蒸汽，换热后的低温烟气再经引风机 11 及立式烟囱 12 排入大气。它克服了上述焚烧炉高温烟气直接排入大气而造成的能源浪费。但它仍存在以下缺点：①高温烟气在通过锅炉段时，由于焚烧的废液组分中含有钠盐，这种盐类物质在高温下不分解，以熔融状态存在烟气中，极易附在炉管外壁上，使炉管外壁结垢严重，影响传热效果；②由于焚烧的废液组分中含有较多的硫酸铵和水，因此烟气露点温度较高，而在余热回收段中锅炉给水段的管壁温度较低，低于烟气露点温度以下，当炉内锅炉给水段的入口温度为 104℃时，导致管壁温度很低，因为给水预热段传热系数 $\alpha_{内} \gg \alpha_{外}$ ，故管壁温度取决于管内的温度，即使提高排烟温度也无法使管壁的温度升高到烟气露点温度以上，所以烟气露点腐蚀问题难以解决，导致炉管因腐蚀损坏，造成频繁停车，使焚烧炉无法正常运行；同时，上述无余热回收装置的废液焚烧炉的第②、③项缺点，本炉仍存在，即：焚烧温度高，氮氧化物的量增多，引起二次污染；采用自然吸风，空气不经预热直接进入炉内，燃料消耗量大。

3、在正压状态下进行的焚烧处理及余热回收工艺，其处理设备为有余热回收装置的废液、废气焚烧炉，它通常采用的型式为“Π”形圆筒正压炉型，具体结构参见图 3，立式焚烧炉的炉体 22 上设有多个废气喷嘴 19 等的三层环形道 16、17、18，炉体 22 的底部有一道沿圆周方向设有多个辅助燃料烧嘴即燃料油烧嘴 20 和废液喷嘴及环形风道 14，三个环形道 16、17、18 和一个环形风道 14 通过空气总管 15 与空气预热器 21 及两个鼓风机 23 连通，炉体 22 顶部经热烟道与卧式余热回收段连通，余热回收段从左到右依次为废锅段 8、蒸汽过热段 9、锅炉给水预热段 10，余热回收段与最右端的立式烟囱 12 连通，锅炉给水预热段 10 经管道与设于炉体 22 外的锅炉给水预热器 13 连通。辅助燃料烧嘴和废液喷嘴是通过强制鼓风将一定量的过剩空气与被处理的废液在焚烧炉内进行低温分级燃烧，并利用气相还原燃烧降低 NO_x 的生成量，改善环境污染。这种处理方式可使有毒废物完全转化成为无毒害的物质并将高温烟气进行余热回收。该焚烧炉克服了上述两种炉型氮氧化物多及燃料消耗量大的缺点，即在炉体的焚烧段从下到上的不同高度沿炉体周身设置了三层环形道，每一层环形道设置了不同数量废液喷嘴、废气喷嘴和空气喷口，这样一来，焚烧段上部分为三级燃烧区，进每一区的废液喷嘴、废气喷嘴、空气喷口的量是按不同比例分配的，在一级燃

烧区，可燃成分富裕，引入的空气限制在 $\alpha < 1$ ，形成不完全燃烧，降低了燃烧温度，从而限制了 NO_x 的生成。在二级燃烧区，该区可燃成分减少，引入的空气限制在 $\alpha > 1$ ，燃烧是由过剩的空气与在一级燃烧区不完全燃烧产生的烟气基本达到完全燃烧。在三级燃烧区（即燃尽区），仅提供更少的可燃成分，引入的空气限制在 $\alpha > 1$ ，燃烧是由过剩的空气与在二级燃烧区产生的烟气达到完全燃烧。这种多级燃烧使空气分别引入每一区，使每一区的火焰温度都比较低，从而减少了氮氧化物（ NO_x ）的生成量，避免了二次污染。且空气经预热后才进入炉内，节省了燃料即能源。但该焚烧炉仍存在上述有余热回收装置的卧式型的第①、②项缺点，同时，还出现一个新的缺点，即该炉型为正压操作，为防止氢氰酸点滴泄漏可能造成的极大危害，故禁止焚烧氢氰酸，但在石油化工生产装置中，氢氰酸是氢化钠装置和丙酮氰醇装置的原料，一旦氢化钠装置和丙酮氰醇装置未生产或出现故障时，氢氰酸还必须焚烧，这就需要一个常年热备用的焚烧炉，因此造成极大的浪费。

发明内容

本发明的目的在于，克服以上现有技术的不足，提供一种可将焚烧后的高温烟气降温，炉管外壁不会粘附钠盐并结垢，从而改善炉管传热效果，提高运行效率的丙烯腈生产废液焚烧处理设备及工艺。

本发明进一步的目的在于，提供一种可提高锅炉给水预热段的入口温度，炉管外壁不会产生露点腐蚀，从而进一步提高运行效率的丙烯腈生产废液焚烧处理设备及工艺。

实现本发明目的之丙烯腈生产废液焚烧处理设备的技术方案是，它包括设有焚烧段和余热回收段的炉体及立式烟囱，所述余热回收段的给水预热段经管道与设于炉体外的锅炉给水预热器相通，在焚烧段与余热回收段的连接处设有冲冷段，冲冷段沿炉体周向设有环形烟道，在环形烟道上设有烟气喷口，所述环形烟道与立式烟囱进气口由冷烟气回管连通，冷烟气回管上串接有循环风机。

本发明之丙烯腈生产废液焚烧处理设备具体结构允许有各种变化，如可在背景技术中提到的卧式炉上增设冲冷段，冲冷段可设于该炉的焚烧段与余热回收段结合处，也可在背景技术中提到的“II”形炉上增设冲冷段，冲冷段可设于该炉的炉体顶部焚

烧段出口处等。

实现本发明进一步目的之丙烯腈生产废液焚烧处理设备的技术方案是：在锅炉给水预热器外增设与其连通的锅炉给水预热器。

以下为本发明之丙烯腈生产废液焚烧处理设备优选方案：

在炉体余热回收段增设能吹掉炉管外壁粉状小颗粒状钠盐的吹灰装置；所述余热回收段的侧面设置供清除颗粒状钠盐用的活动门；

还可设引风机，引风机的一端与炉体右段连通，另一端通过管道与烟囱连通。

本发明之丙烯腈生产废液焚烧处理工艺，包括利用所述设备将废液进行焚烧处理和余热回收及烟气排放的工艺，其特征在于：将焚烧后的高温烟气与准备排放的冷烟气按照 3.6~4.1 : 1 的比例混合，使焚烧后产生的 860℃~950℃ 高温烟气降至 760℃~820℃。

锅炉给水预热段的炉管壁温度宜升至此处的烟气露点温度以上，即将锅炉给水预热器的出口温度提高到 170℃~235℃。

对高温烟气经降温处理后自然落至管外壁及余热回收段炉体的呈松散粉状小颗粒钠盐，可用吹灰装置产生的激波吹掉，使之掉落炉底。

焚烧炉内正压操作宜变为负压操作，即：将炉内焚烧段上部的压力利用引风机抽至-20~-50Pa。

本发明与现有技术相比，不但保持了实现多级低温焚烧、降低氮氧化物的生成量、减少环境污染、且空气经预热后才进入炉内，节省了燃料即能源的优点，而且具有现有技术所没有的以下显著优点和有益效果：

1、由于采用了将焚烧段尾部的高温烟气降温处理的工艺及设备，在焚烧段与余热回收段的连接处设有冲冷段即环形烟道，在这层环形烟道上布置了多个冷烟气喷口，这样，使焚烧后的高温烟气从 860~950℃ 降到一定温度如 760~820℃，从而使烟气中熔融状态的钠盐转变为松散的粉状小颗粒，避免了钠盐在熔融状态下，粘附在管外壁上使炉管外壁结垢严重从而影响传热的问题。还可采用吹灰工艺及设备，增设吹掉炉管外壁松散的粉状小颗粒的吹灰装置及清理钠盐用的活动门，使钠盐的负面影响降到最低。

2 为防止烟气露点温度腐蚀炉管，又不使排烟温度太高，造成热损失，在炉外增设一台锅炉给水预热器，以进一步提高进炉内锅炉给水预热段的入口温度。由于丙烯腈生产废液中都含有较多硫酸铵和大量的水，所以焚烧后烟气中生成的 SO₂ 和水蒸汽

含量较高,若按3%的 SO_2 转化为 SO_3 ,由反应式可知一个分子 SO_3 生成一个分子 H_2SO_4 ,那么 H_2SO_4 在烟气中的含量就是 SO_3 在烟气中的含量,根据《化学工业炉设计手册》中“露点温度与烟气中水蒸汽含量及液相中硫酸含量的关系图”可见当烟气中硫酸含量相同时,水蒸汽体积百分数愈高,其露点温度也愈高。因此,采用在炉外设置二级锅炉给水预热器,将锅炉给水预热器的出口温度提高为 $170\sim 235^\circ\text{C}$,改变以往进炉内锅炉给水的温度为 $104\sim 140^\circ\text{C}$ 的常规设计,使炉内的所有管束壁温设计均在烟气露点温度以上运行,彻底解决了炉管的腐蚀问题,从而延长了炉管的使用寿命,避免了因炉管损坏而导致的频繁停车,从而保证了生产的正常运行,提高了生产效率。

3、为解决焚烧液体氢氰酸的问题,在已有的II形余热回收的废气、废液焚烧炉进行技术改进,增设引风机系统,将正压炉操作设计为负压炉操作,这样一来可取消为焚烧液体氢氰酸需常年热备用的一台焚烧炉。在石油化工生产装置中,一旦氯化钠装置和丙酮氰醇装置未生产或出现故障时,本发明焚烧炉能满足焚烧液体氢氰酸的要求。

附图说明

图1为现有无余热回收装置的立式废液焚烧炉的结构示意图;

图2为现有设有余热回收装置的卧式废液焚烧炉的结构示意图;

图3为现有设有余热回收装置的“II”形正压废液(废气)焚烧炉的结构示意图;

图4为本发明丙烯腈装置废液及废气处理设备一实施例的结构示意图;

图5为图4所示实施例焚烧炉冲冷段结构放大示意图。

图6为图5中的A-A剖视结构示意图。

图中:1、油气联合烧嘴,2、废液喷嘴,3、无余热回收装置的焚烧炉炉体,4、烟囱,5、设有余热回收装置的卧式焚烧炉炉体,6、废液喷嘴,7、燃料油烧嘴,8、废锅段,9、蒸汽过热段,10、锅炉给水预热段,11、引风机,12、立式烟囱,13、锅炉给水预热器,14、环形风道,15、空气总管,16、第一层环形道,17、第二层环形道,18、第三层环形道,19、废液喷嘴,20、燃料油烧嘴,21、空气预热器,22、有余热回收装置的“II”形焚烧炉炉体,23、鼓风机,24、本发明“L”焚烧炉炉体,25、环形烟道,26、锅炉给水预热器,27、冷烟气回管,28、循环风机,29、连通管,30、冷烟气喷口,31、烟囱进气口,32、吹灰装置。

具体实施方式

下面结合附图和实施例对本发明作进一步详细说明,但不得解释为对本发明保护范围的限制。

设备实施例 1

参照图 4、图 5、图 6,本实施例包括采用立式焚烧段与卧式余热回收段相连的“L”形炉体 24,所述焚烧段从下到上的不同高度沿炉体周向设有三层环形道 16、17、18,每一层环形道设有废气喷嘴(图中未示出)、废液喷嘴 19 和空气喷口(图中未示出);三个环形道 16、17、18 和一个焚烧段顶部的炉顶风道 14 由空气总管 15 与空气预热器 21 及两个鼓风机 23 连通,所述炉顶风道 14 内设有燃料油烧嘴 20;在所述焚烧段与余热回收段的连接处设有冲冷段,冲冷段沿炉体周向设有环形烟道 25,在环形烟道 25 上设有冷烟气喷口 30,环形烟道 25 与立式烟囱 12 的进气口 31 由冷烟气回管 27 连通,冷烟气回管 27 上串接有循环风机 28。它还包括引风机(两台,其中一台为备用)11,引风机 11 的一端与炉体 24 右段连通,引风机 11 的另一端经连通管 29 与立式烟囱 12 连通;所述冷烟气回管 27 通过连通管 29 与立式烟囱 12 的进气口 31 连通。在余热回收段设有能吹掉炉管外壁粉状小颗粒状钠盐的吹灰装置 32;所述余热回收段的侧面设有供清除颗粒状钠盐用的活动门(图中未示出)。

余热回收段从左到右依次为废锅段 8、蒸汽过热段 9、锅炉给水预热段 10,最右端为立式烟囱 12。锅炉给水预热段 10 经管道与设于炉体 24 外的(二级)锅炉给水预热器 13 连通。在锅炉给水预热器 13 外还设有与锅炉给水预热器 13 连通的(一级)锅炉给水预热器 26。

设备实施例 2

炉体为图 2 所示焚烧段与余热回收段在一根轴线上的卧式炉体;但在所述焚烧段与余热回收段之间设有冲冷段,冲冷段沿炉体周向设有环形烟道,在环形烟道上设有冷烟气喷口。其余结构与实施例 1 相同。

设备实施例 3

参照图 3,炉体为设有余热回收装置的“Π”形炉体 22,但在其炉体 22 顶部焚烧段出口处设有冲冷段,冲冷段沿炉体周向设有环形烟道,在环形烟道上设有冷烟气

喷口。其余结构与实施例 1 相同。

利用上述设备对丙烯腈生产废液进行焚烧处理和余热回收及烟气排放的工艺实施例如下：

处理工艺实施例 1

将丙烯腈生产废液、废气以一定的比例分别由炉体周向三层环形道 16、17、18 上设有的废液喷嘴 19、废气喷嘴喷入炉内分段燃烧；焚烧炉所需的助燃空气经空气鼓风机升压，进入空气预热器加热至 170℃，最后经空气喷口喷入焚烧炉；进入每一层的废液喷嘴、废气喷嘴、空气喷口的废液量、废气量、空气量是按不同比例分配的，环形道 18 表示一级燃烧区，可燃成分富裕，引入的空气限制在 $\alpha < 1$ ，形成不完全燃烧，并降低燃烧温度，从而限制 NO_x 的生成；环形道 17 表示二级燃烧区，该区可燃成分减少，引入的空气限制在 $\alpha > 1$ ，燃烧是由过剩的空气与在一级燃烧区不完全燃烧产生的烟气基本达到完全燃烧；环形道 16 表示三级燃烧区（即燃尽区），仅提供更少的可燃成分，引入的空气限制在 $\alpha > 1$ ，燃烧是由过剩的空气与在二级燃烧区产生的烟气达到完全燃烧。这种多级燃烧使空气分别引入每一区，使每一区的火焰温度都比较低，从而减少了氮氧化物（ NO_x ）的生成量，避免了二次污染。

焚烧后的高温烟气进入冲冷段，即环形烟道 25；进入烟囱 12 的冷烟气，一部分排入大气，一部分由循环风机 28 经烟气回管 27 送入环形烟道 25，这样进入环形烟道 25 的高温烟气与进入环形烟道 25 的冷烟气混合（混合比例 3.8 : 1），使焚烧后的高温烟气 860~950℃ 降至 760~820℃，使得高温烟气中熔融状态的钠盐等盐类转变为松散的粉状小颗粒。

吹灰装置 32 是用燃料和空气爆燃产生强度可控的激波将自然落入管外壁及余热回收段炉体的呈松散粉状小颗粒钠盐吹落至炉底。

将炉内焚烧段顶部的压力抽至 -45Pa，使整个处理工艺在负压条件下进行操作。

利用锅炉给水预热器 26 将锅炉给水预热器 13 的出口温度提高到 175℃，以保证锅炉给水预热段的炉管外壁温度在烟气露点以上运行。

处理工艺实施例 2

将炉内焚烧段顶部的压力抽至 -25Pa；

利用锅炉给水预热器 26 将锅炉给水预热器 13 的出口温度提高到 235℃。其余同实施例 1。

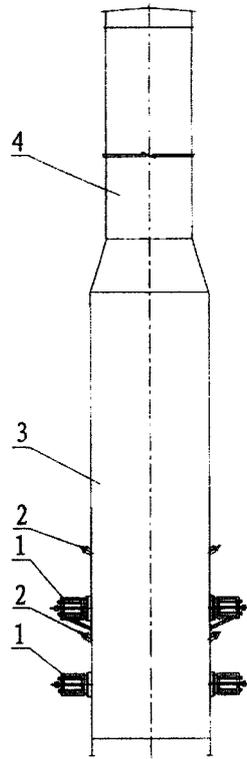


图1

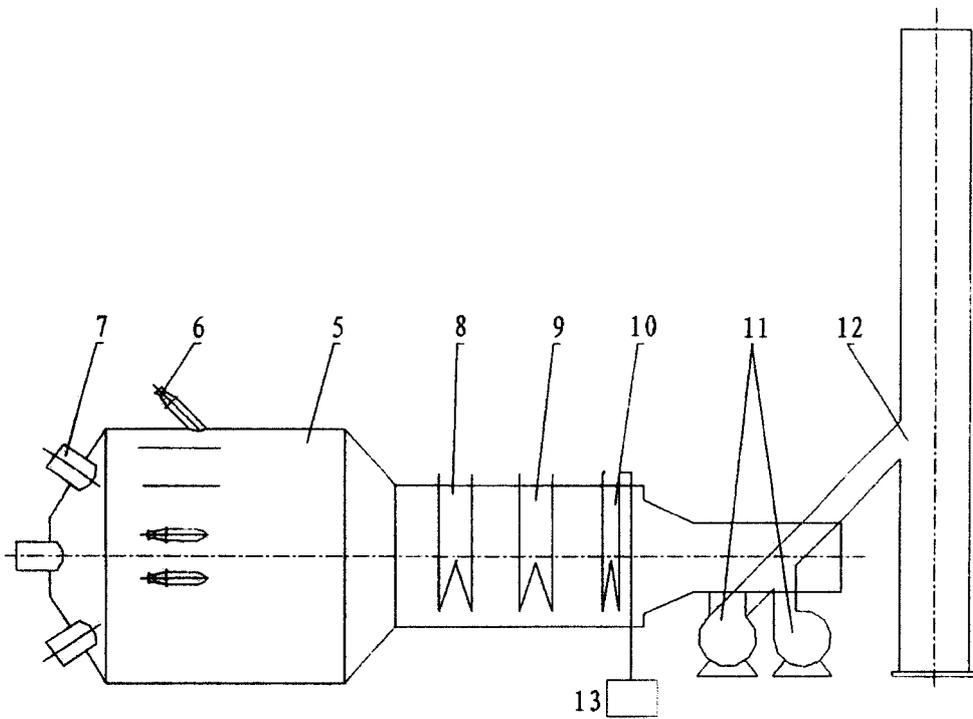


图2

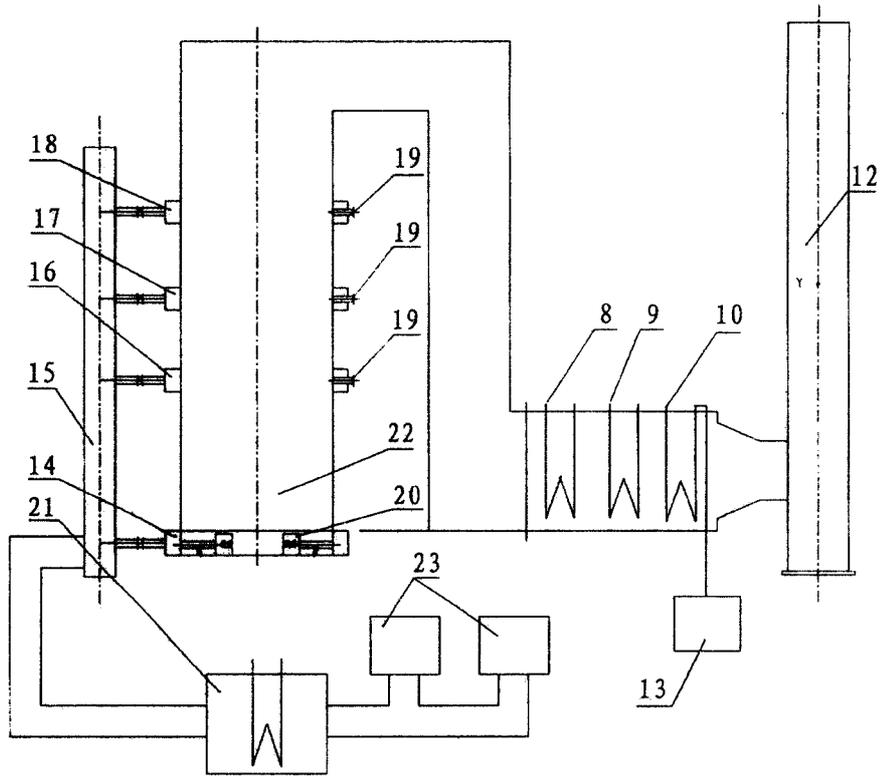


图3

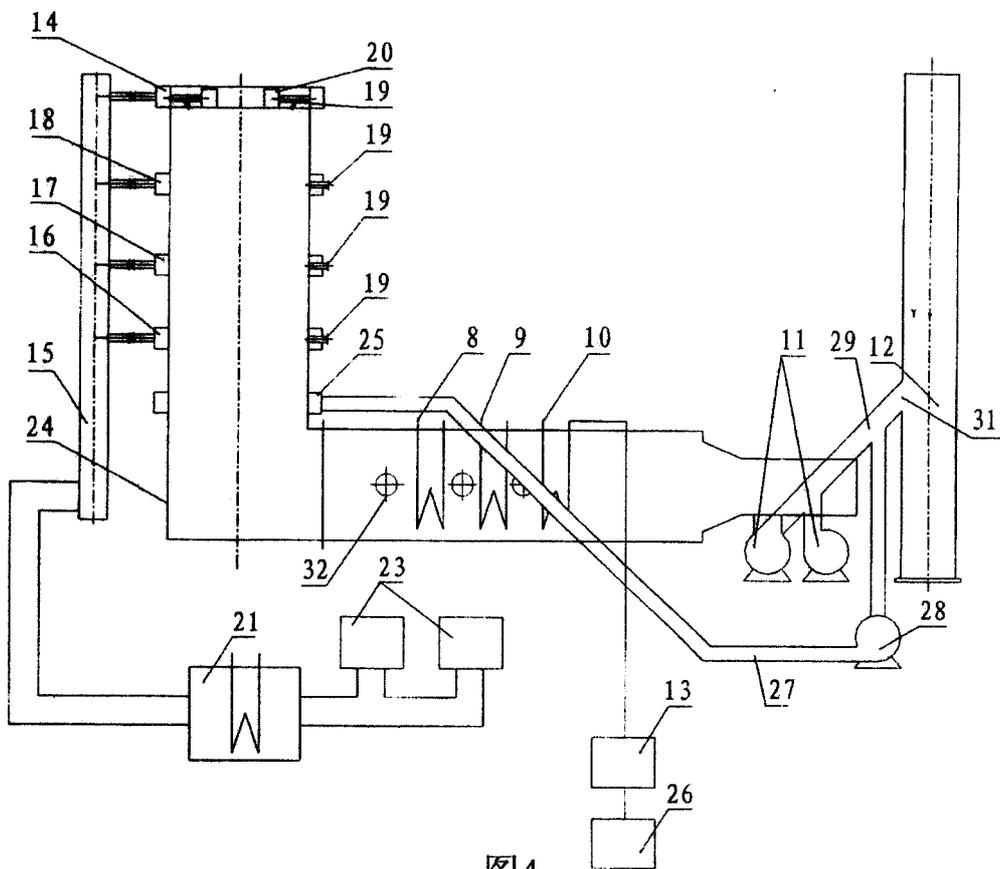


图4

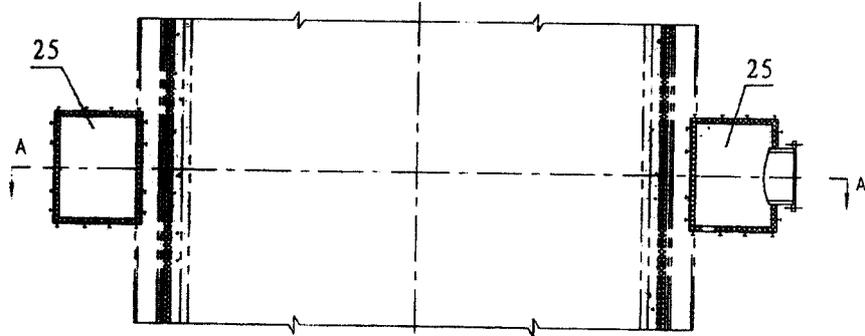


图5

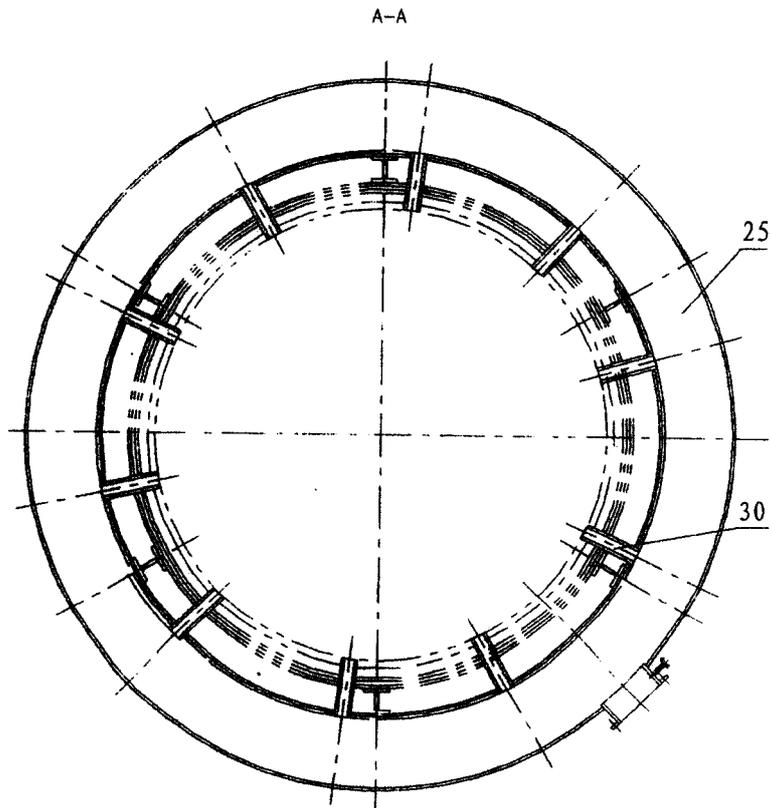


图6