



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 114321948 A

(43) 申请公布日 2022. 04. 12

(21) 申请号 202111641130.X

B01D 53/86 (2006.01)

(22) 申请日 2021.12.29

B01D 53/56 (2006.01)

(71) 申请人 江苏新河农用化工有限公司

地址 221400 江苏省徐州市新沂经济开发区经九路55号

(72) 发明人 黄金硕 王海波 刘建伟 王晴

(74) 专利代理机构 北京品源专利代理有限公司  
11332

代理人 赵颖

(51) Int. Cl.

F23G 7/06 (2006.01)

F23G 5/02 (2006.01)

F23G 5/46 (2006.01)

F23J 15/02 (2006.01)

F23J 15/06 (2006.01)

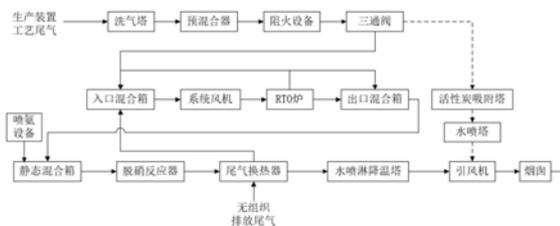
权利要求书3页 说明书12页 附图1页

(54) 发明名称

一种间苯二甲腈工艺尾气处理系统及处理方法

(57) 摘要

本发明提供了一种间苯二甲腈工艺尾气处理系统及处理方法,所述处理系统包括工艺尾气收集单元、工艺尾气混合单元、应急处理单元、RTO单元、尾气脱硝单元、尾气降温单元以及尾气排放单元;所述工艺尾气收集单元、所述工艺尾气混合单元、RTO单元、尾气脱硝单元、尾气降温单元以及尾气排放单元依次相连;所述工艺尾气收集单元还通过所述应急处理单元与所述尾气排放单元直接相连;所述处理系统安全性能高,处理效率高,氮氧化物产生少,并有效利用尾气中的余热,可有效降低企业处理成本,优化现场的工作环境,污染物去除率高,对环境保护存在积极的作用。



1. 一种间苯二甲腈工艺尾气处理系统,其特征在于,所述处理系统包括工艺尾气收集单元、工艺尾气混合单元、应急处理单元、RTO单元、尾气脱硝单元、尾气降温单元以及尾气排放单元;

所述工艺尾气收集单元、所述工艺尾气混合单元、RTO单元、尾气脱硝单元、尾气降温单元以及尾气排放单元依次相连;

所述工艺尾气收集单元还通过所述应急处理单元与所述尾气排放单元直接相连。

2. 根据权利要求1所述的处理系统,其特征在于,所述工艺尾气收集单元包括依次连接的洗气塔、预混合器以及阻火设备;

优选地,所述洗气塔不少于1个,且并连设置;

优选地,所述洗气塔内设置有喷淋设备;

优选地,所述工艺尾气收集单元的阻火设备通过三通阀分别与所述工艺尾气混合单元和所述应急处理单元相连。

3. 根据权利要求1或2所述的处理系统,其特征在于,所述工艺尾气混合单元包括入口混合箱;

优选地,所述工艺尾气混合单元与所述RTO单元之间的管路上设置有尾气浓度检测仪。

4. 根据权利要求1-3任一项所述的处理系统,其特征在于,所述RTO单元包括依次连接的系统风机、RTO炉以及出口混合箱;

优选地,所述工艺尾气混合单元的入口混合箱与所述RTO单元的系统风机相连;

优选地,所述RTO炉包括底部腔体、换风阀、蓄热室、燃烧室、燃烧串以及助燃风机;

优选地,所述系统风机和所述出口混合箱分别独立地通过所述底部腔体与所述RTO炉相连;

优选地,所述RTO炉的蓄热室不少于3个;

优选地,每个所述蓄热室中独立地装填有蓄热体;

优选地,所述蓄热体的装填高度为500~1200mm;

优选地,所述蓄热体顶部和底部独立地设置有鞍环层;

优选地,相邻蓄热室之间采用拱门相连,且每个蓄热室的拱门顶端均高于蓄热体;

优选地,所述RTO炉的燃烧室还通过旁路管路分别独立地与所述尾气混合单元和所述出口混合箱相连。

5. 根据权利要求1-4任一项所述的处理系统,其特征在于,所述尾气脱硝单元包括依次连接的喷氨设备、静态混合器以及脱硝反应器;

优选地,所述RTO单元的出口混合箱与所述尾气脱硝单元的静态混合器相连;

优选地,所述脱硝反应器包括立式反应器;

优选地,所述脱硝反应器内设置有脱硝催化剂;

优选地,所述脱硝催化剂的层数不少于2层;

优选地,每层脱硝催化剂内设置有声波脉冲除尘设备;

优选地,所述脱硝催化剂的类型为中高温型。

6. 根据权利要求1-5任一项所述的处理系统,其特征在于,所述尾气降温单元包括依次连接的尾气换热器和水喷淋降温塔;

优选地,所述尾气脱硝单元的脱硝反应器与所述尾气降温单元的尾气换热器相连;

优选地,所述尾气排放单元包括依次连接的引风机和烟囱;

优选地,所述尾气降温单元的水喷淋降温塔与所述尾气排放单元的引风机相连;

优选地,所述应急处理单元包括依次连接的吸附塔和水喷塔;

优选地,所述吸附塔包括活性炭吸附塔;

优选地,所述应急处理单元的水喷塔与所述尾气排放单元的引风机相连。

7. 根据权利要求1-6任一项所述的处理系统,其特征在于,所述处理系统还包括无组织排放尾气收集单元;

优选地,所述无组织排放尾气收集单元包括无组织排放尾气总管和与所述无组织排放尾气总管直接相连的无组织排放尾气收集支管;

优选地,所述无组织排放尾气收集支管至少为1个;

优选地,所述无组织排放尾气收集单元的无组织排放尾气总管通过所述尾气降温单元的尾气换热器与所述工艺尾气混合单元的入口混合箱相连。

8. 一种间苯二甲腈工艺尾气的处理方法,其特征在于,所述处理方法采用如权利要求1-7任一项所述的处理系统进行,所述处理方法包括以下步骤:

收集间苯二甲腈工艺尾气,依次经过燃烧、脱硝以及降温,然后排放;

当检测到尾气浓度出现异常现象时,将收集到的间苯二甲腈工艺尾气切换至应急处理单元,经应急处理后排放。

9. 根据权利要求8所述的处理方法,其特征在于,所述处理方法更具体地操作步骤如下:

(1) 间苯二甲腈工艺尾气经洗气后进行预混,控制预混后总管内的压力为负压,然后依次通过阻火设施和三通阀进入入口混合箱;

收集无组织排放尾气,控制其总管内压力为负压,然后经尾气换热器换热后进入入口混合箱;

(2) 步骤(1)中两类尾气混合后通过系统风机输送至RTO炉中,自下而上依次经过底部腔体和第一蓄热室进入燃烧室进行燃烧,燃烧后的尾气分为三部分,第一部分直接排放至出口混合箱,第二部分返回到入口混合箱,第三部分在RTO炉中自上而下依次经过第二蓄热室和底部腔体后再排放到出口混合箱;

(3) 步骤(2)出口混合箱中的尾气与喷氨设备中的氨气进入静态混合气中进行混合,混合后进行脱硝;

(4) 脱硝后的尾气与步骤(1)中的无组织排放尾气进行换热,然后经水喷淋降温后排放;

其中,当检测到入口混合箱中的尾气出现异常现象时,切换三通阀至应急处理单元,使步骤(1)中的工艺尾气依次经过吸附罐和水喷淋塔后排放。

10. 根据权利要求9所述的处理方法,其特征在于,优选地,步骤(1)所述间苯二甲腈工艺尾气中的氨含量为 $1000\sim 40000\text{mg}/\text{m}^3$ ;

优选地,步骤(1)所述间苯二甲腈工艺尾气的温度为 $30\sim 90^\circ\text{C}$ ;

优选地,步骤(1)所述间苯二甲腈工艺尾气的风量为 $8000\sim 50000\text{Nm}^3/\text{h}$ ;

优选地,步骤(1)所述无组织排放尾气中的氨含量 $0\sim 5000\text{mg}/\text{m}^3$ ;

优选地,步骤(1)所述无组织排放尾气与所述间苯二甲腈工艺尾气的风量比值为 $0\sim$

10;

- 优选地,步骤(1)所述洗气后工艺尾气的温度为20~95℃;
- 优选地,步骤(1)控制所述预混后总管内的压力为-100~-2500Pa;
- 优选地,步骤(1)控制所述收集后无组织排放尾气总管内的压力为-100~-2500Pa;
- 优选地,步骤(1)所述无组织排放尾气经换热后的温度150~250℃;
- 优选地,步骤(2)所述两类尾气混合后的温度为130~180℃;
- 优选地,步骤(2)所述燃烧的温度为780~950℃;
- 优选地,步骤(2)所述燃烧过程中,尾气的停留时间为1~3s;
- 优选地,步骤(2)所述出口混合箱中的温度为250~350℃;
- 优选地,步骤(3)所述脱硝后尾气的温度为250~350℃;
- 优选地,步骤(4)中所述脱硝后尾气经换热后的温度为150~250℃;
- 优选地,步骤(4)所述水喷淋降温后尾气的温度为120~180℃;
- 优选地,步骤(4)所述水喷淋降温的塔出口压力为-1000~-3000Pa。

## 一种间苯二甲腈工艺尾气处理系统及处理方法

### 技术领域

[0001] 本发明属于污染物处理技术领域,涉及一种含氨尾气的处理系统及处理方法,尤其涉及一种间苯二甲腈工艺尾气处理系统及处理方法。

### 背景技术

[0002] 合成间苯二甲腈的原料为间二甲苯、氨气和空气,在流化床内进行氨氧化反应。该反应氨气需过量约50%,该工艺尾气的组分中氨气体积含量在4%左右,其他VOCs的含量约1%,现有的技术手段处理间苯二甲腈尾气的方法主要有吸收法、冷凝法、吸附法、焚烧法等。

[0003] 吸收法主要是用水或酸性溶液(盐酸或硫酸)与处理废气充分接触,使其转化为氨水、氯化铵或硫酸铵,由于氨水用途的制约,多数企业采用稀硫酸溶液吸收方法,并通过蒸发浓缩、冷却结晶分离出硫酸铵晶体作为复合肥的生产原料,做到综合利用。

[0004] 冷凝法是将生产中含有有机废气的尾气,利用换热器冷凝降温,使有机蒸汽凝结成液体,达到气体分离的目的,然后通过压缩和冷凝将废气中氨气冷凝成液氨,液氨通过气液分离器实现分离,该方法氨的回收率达90%以上,由于间二甲苯氨氧化制间苯二甲腈过程以空气作为氧源,一般空气用量为氨用量的10~14倍,反应后过量的氨排放伴随大量的氮气、二氧化碳等气体,显而易见,采用冷凝法实现氨的回收,其能量消耗之高无疑是难以接受的。

[0005] 吸附法是利用吸附剂将尾气中各种污染物吸附在其表面,以达到从主体中将其分离的过程,但目前吸附法面临吸附剂回收和进一步处理的难题,因此吸附法应用于间苯二甲腈尾气的处理还有待研究发展。

[0006] 蓄热室焚烧法是一种高温热解处理技术,被处理的有机废物在蓄热炉内进行氧化燃烧反应,废气中的有害物质在760~1100℃的高温下氧化热解而破坏,燃烧使高温气体的热量被蓄热体蓄存起来,将下一次进来的尾气进行预热,预热后在进入燃烧室氧化热解,是一种可节省燃料的同时实现废物的无害化的处理技术,该工艺换热效率高,运行费用低,自动化程度高,但间苯二甲腈工艺尾气中氨气含量高,废气热值较高,如不加以控制,易造成温度难以控制,氨气燃烧产生的氮氧化物高,甚至造成很大的安全风险。

[0007] CN101491747A1公开了一种处理间苯二甲腈生产废气的方法,包括以下步骤:(1)从间苯二甲腈生产线来的废气首先进入预处理器除去其中的杂质;(2)进入热交换器;(3)进入催化燃烧炉进行低温催化燃烧,氰化氢被催化剂选择性的氧化成无毒的氮气、二氧化碳、水,氨气被保留;(4)脱氰后的废气进入热交换器,预热待处理废气,其本身被冷却;(5)进入水冷却器降到常温,冷却后的脱氰含氨废气,被导入氨吸收塔,氨被顶部喷淋下来的硫酸溶液吸收,并生成硫酸铵而被回收,完成间苯二甲腈生产废气的处理。该方法主要还是采用吸收法对尾气含氨尾气进行处理,处理效率较低,成本较高。

[0008] 因此,提供一种安全性能高,处理效率高,氮氧化物产生少,氮氧化物去除效果好的间苯二甲腈工艺尾气处理系统及处理方法,对于提高间苯二甲腈工艺废气处理效果,降

低企业的处理成本,优化现场的工作环境,提高企业的经济效益,具有重要的意义。

## 发明内容

[0009] 针对现有技术存在的问题,本发明的目的在于提供一种间苯二甲腈工艺尾气处理系统及处理方法,所述处理系统可将多套生产工艺的废气进行收集预混,然后进行集中处理,且为了保证运行过程中的安全,设计了应急处理单元;所述处理系统能耗较低,污染物去除率高,对环境保护存在积极的作用。

[0010] 为达此目的,本发明采用以下技术方案:

[0011] 第一方面,本发明提供了一种间苯二甲腈工艺尾气处理系统,所述处理系统包括工艺尾气收集单元、工艺尾气混合单元、应急处理单元、RTO单元、尾气脱硝单元、尾气降温单元以及尾气排放单元;

[0012] 所述工艺尾气收集单元、所述工艺尾气混合单元、RTO单元、尾气脱硝单元、尾气降温单元以及尾气排放单元依次相连;

[0013] 所述工艺尾气收集单元还通过所述应急处理单元与所述尾气排放单元直接相连。

[0014] 以下作为本发明优选的技术方案,但不作为本发明提供的技术方案的限制,通过以下技术方案,可以更好地达到和实现本发明的技术目的和有益效果。

[0015] 作为本发明优选的技术方案,所述工艺尾气收集单元包括依次连接的洗气塔、预混合器以及阻火设备。

[0016] 优选地,所述预混合器与所述阻火设备之间的连接管路上还设置有尾气浓度检测仪。

[0017] 优选地,所述阻火设备包括水封箱或丝网阻火器;

[0018] 本发明中,阻火设备的设置可以将工艺尾气中的固体颗粒物等杂质去除的更加彻底,可保证多套生产装置的尾气端具有相同的负压,使每套间苯二甲腈装置生产顺畅,同时保证工艺尾气混合均匀,工艺尾气检测值真实有效。

[0019] 优选地,所述洗气塔不少于1个,例如1个、2个、3个、4个、5个或6个等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用,且并连设置。

[0020] 本发明中,所述处理系统可同时处理多套生产装置产生的间苯二甲腈工艺尾气,各路工艺尾气可分别通过洗气塔进行后续处理。

[0021] 优选地,所述洗气塔内设置有喷淋设备。

[0022] 本发明中,洗气塔为自上而下的气液顺流洗气塔,洗气塔内部的喷淋设备均布雾化喷头,均布的雾化喷头为双流体喷头,可充分去除尾气中的固体颗粒物等杂质,多套生产装置产生的工艺尾气分别经洗气后再从同方向、同角度进入预混合器,经由侧下方排出;预混合器底部为漏斗状设计,以收集凝液或固体颗粒物。

[0023] 优选地,所述工艺尾气收集单元的阻火设备通过三通阀分别与所述工艺尾气混合单元和所述应急处理单元相连。

[0024] 作为本发明优选的技术方案,所述工艺尾气混合单元包括入口混合箱。

[0025] 优选地,所述工艺尾气混合单元与所述RTO单元之间的管路上设置有尾气浓度检测仪。

[0026] 本发明中,为了保证RTO单元的运行安全,所述处理系统在工艺尾气混合单元与

RTO单元之间的管路上设置了尾气浓度检测仪,当出现尾气浓度异常高,会对RTO单元运行产生安全影响时(如出现飞温、爆炸等安全风险),则将工艺尾气三通阀切换至应急处理单元,工艺尾气直接经活性炭吸附和水喷淋塔两级处理后,由引风机送至烟囱高空排放。

[0027] 作为本发明优选的技术方案,所述RTO单元包括依次连接的系统风机、RTO 炉以及出口混合箱。

[0028] 优选地,所述工艺尾气混合单元的入口混合箱与所述RTO单元的系统风机相连。

[0029] 优选地,所述RTO炉包括底部腔体、换风阀、蓄热室、燃烧室、燃烧串以及助燃风机。

[0030] 本发明中,RTO炉的结构为现有结构,这里不在赘述。

[0031] 优选地,所述系统风机和所述出口混合箱分别独立地通过所述底部腔体与所述RTO炉相连。

[0032] 优选地,所述底部腔体的换风阀为提升阀。

[0033] 优选地,所述RTO炉的蓄热室不少于3个,3个、4个、5个或6个等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0034] 优选地,每个所述蓄热室中独立地装填有蓄热体。

[0035] 优选地,所述蓄热体的装填高度为500~1200mm,例如500mm、600mm、700mm、800mm、900mm、1000mm、1100mm或1200mm等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0036] 优选地,所述蓄热体顶部和底部独立地设置有鞍环层,顶部鞍环层高度为100~800mm,例如100mm、300mm、500mm或800mm等;底部鞍环层高度为100~500mm,例如100mm、300mm、400mm或500mm等,上述数值的选择并不仅限于所列举的数值,在各自的数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0037] 本发明中,鞍环层的设计以便尾气均匀分布,燃烧室顶部设置泄爆门。

[0038] 优选地,相邻蓄热室之间采用拱门相连,且每个蓄热室的拱门顶端均高于蓄热体。

[0039] 本发明中,蓄热室间采用拱门连接,可避免部分烟气短流,从而导致停留时间不足的情况;该设计可使尾气在蓄热室内充分预热,然后在RTO炉的燃烧室内充分氧化分解,避免了尾气停留时间不足而氧化不完全的情况。

[0040] 本发明中,每个蓄热室的底部设置反吹风阀或将尾气反抽至系统风机入口的反抽风阀。

[0041] 优选地,所述RTO炉的燃烧室还通过旁路管路分别独立地与所述尾气混合单元和所述出口混合箱相连。

[0042] 本发明中,出口混合箱内部设置分布器,分布器为篮式结构,分布孔均匀布置。

[0043] 作为本发明优选的技术方案,所述尾气脱硝单元包括依次连接的喷氨设备、静态混合器以及脱硝反应器。

[0044] 本发明中,所述喷氨设备中的氨气来自于间苯二甲腈生产车间的氨蒸发器,或来自罐区液氨储罐顶部的气相氨。

[0045] 优选地,所述RTO单元的出口混合箱与所述尾气脱硝单元的静态混合器相连。

[0046] 优选地,所述脱硝反应器包括立式反应器。

[0047] 优选地,所述脱硝反应器内设置有脱硝催化剂。

[0048] 优选地,所述脱硝催化剂的层数不少于2层,例如2层、3层、4层、5层或6层等,但并不

不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0049] 优选地,每层脱硝催化剂内设置有声波脉冲除尘设备。

[0050] 优选地,所述脱硝催化剂的类型为中高温型。

[0051] 本发明中,高温型脱硝催化剂的使用温度为240~370℃,例如240℃、280℃、300℃、320℃、350℃或370℃等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0052] 作为本发明优选的技术方案,所述尾气降温单元包括依次连接的尾气换热器和水喷淋降温塔。

[0053] 优选地,所述尾气脱硝单元的脱硝反应器与所述尾气降温单元的尾气换热器相连。

[0054] 优选地,所述尾气排放单元包括依次连接的引风机和烟囱。

[0055] 优选地,所述尾气降温单元的水喷淋降温塔与所述尾气排放单元的引风机相连。

[0056] 优选地,所述应急处理单元包括依次连接的吸附塔和水喷塔。

[0057] 优选地,所述吸附塔包括活性炭吸附塔。

[0058] 本发明中,活性炭吸附塔和水喷塔的两级设置,既可以充分吸附尾气中的 VOCs,又可以吸收尾气中的氨,达到环保处理要求。

[0059] 优选地,所述应急处理单元的水喷塔与所述尾气排放单元的引风机相连。

[0060] 作为本发明优选的技术方案,所述处理系统还包括无组织排放尾气收集单元。

[0061] 优选地,所述无组织排放尾气收集单元包括无组织排放尾气总管和与所述无组织排放尾气总管直接相连的无组织排放尾气收集支管。

[0062] 优选地,所述无组织排放尾气收集支管至少为1个。

[0063] 优选地,所述无组织排放尾气收集单元的无组织排放尾气总管通过所述尾气降温单元的尾气换热器与所述工艺尾气混合单元的入口混合箱相连。

[0064] 本发明中,所述处理系统充分利用RTO单元的余热(注:整个工艺系统的热量均由RTO单元产生),利用尾气换热器对无组织排放尾气进行加热,提高了RTO炉的入口温度和底部温度,RTO炉的入口温度和底部温度提高后,可提升尾气中残余间苯二甲腈的升华速度,保证入口混合箱、系统风机、RTO炉底部腔体及管路内无间苯二甲腈析出和聚合,确保RTO炉的入口管路及底部不堵塞。

[0065] 第二方面,本发明提供了一种间苯二甲腈工艺尾气的处理方法,所述处理方法采用如第一方面所述的处理系统进行,所述处理方法包括以下步骤:

[0066] 收集间苯二甲腈工艺尾气,依次经过燃烧、脱硝以及降温,然后排放;

[0067] 当检测到尾气浓度出现异常现象时,将收集到的间苯二甲腈工艺尾气切换至应急处理单元,经应急处理后排放。

[0068] 作为本发明优选的技术方案,所述处理方法更具体地操作步骤如下:

[0069] (1) 间苯二甲腈工艺尾气经洗气后进行预混,控制预混后总管内的压力为负压,然后依次通过阻火设施和三通阀进入入口混合箱;

[0070] 收集无组织排放尾气,控制其总管内压力为负压,然后经尾气换热器换热后进入入口混合箱;

[0071] (2) 步骤(1)中的两类尾气混合后通过系统风机输送至RTO炉中,自下而上依次经

过底部腔体和第一蓄热室进入燃烧室进行燃烧,燃烧后的尾气分为三部分,第一部分直接排放至出口混合箱,第二部分返回到入口混合箱,第三部分在RTO炉中自上而下依次经过第二蓄热室和底部腔体后再排放到出口混合箱;

[0072] (3) 步骤(2)出口混合箱中的尾气与喷氨设备中的氨气进入静态混合气中进行混合,混合后进行脱硝;

[0073] (4) 脱硝后的尾气与步骤(1)中的无组织排放尾气进行换热,然后经水喷淋降温后排放;

[0074] 其中,当检测到入口混合箱中的尾气出现异常现象时,切换三通阀至应急处理单元,使步骤(1)中的工艺尾气依次经过吸附罐和水喷淋塔后排放。

[0075] 本发明中,所述处理方法先将多套生产装置产生的工艺尾气进行收集预混,在通过管道引至入口混合箱;同时,将现场各处的无组织排放尾气通过各支管输送至无组织排放尾气总管,利用尾气脱硝单元的余热进行预热,而后输送至入口混合箱,充分混合后的多种尾气经系统风机送入RTO炉进行充分焚烧,RTO炉燃烧室上的两路高温旁通,一路可以提高RTO炉入口混合尾气的温度,另一路可以提高RTO单元出口混合箱的温度,以保证脱硝单元的稳定运行,脱硝后的尾气经尾气换热器和水喷淋塔降温后,通过引风机送至烟囱高空排放。

[0076] 本发明中,入口混合箱为立式圆筒形,工艺尾气由侧上方水平进入,无组织排放尾气经过预热由顶部垂直进入;在RTO炉燃烧产生的高温烟气由顶部垂直进入。

[0077] 本发明中,脱硝反应为SCR脱硝反应。

[0078] 作为本发明优选的技术方案,步骤(1)所述间苯二甲腈工艺尾气中的氨含量为 $1000\sim 40000\text{mg}/\text{m}^3$ ,例如 $1000\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $5000\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $10000\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $15000\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $20000\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $25000\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $30000\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $35000\text{mg}/\text{m}^3$ 或 $40000\text{mg}/\text{m}^3$ 等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0079] 优选地,步骤(1)所述间苯二甲腈工艺尾气的温度为 $30\sim 90^\circ\text{C}$ ,例如 $30^\circ\text{C}$ 、 $40^\circ\text{C}$ 、 $50^\circ\text{C}$ 、 $60^\circ\text{C}$ 、 $70^\circ\text{C}$ 、 $80^\circ\text{C}$ 或 $90^\circ\text{C}$ 等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0080] 优选地,步骤(1)所述间苯二甲腈工艺尾气的风量为 $8000\sim 50000\text{Nm}^3/\text{h}$ ,例如 $8000\text{Nm}^3/\text{h}$ 、 $10000\text{Nm}^3/\text{h}$ 、 $15000\text{Nm}^3/\text{h}$ 、 $20000\text{Nm}^3/\text{h}$ 、 $25000\text{Nm}^3/\text{h}$ 、 $30000\text{Nm}^3/\text{h}$ 、 $40000\text{Nm}^3/\text{h}$ 、 $45000\text{Nm}^3/\text{h}$ 或 $50000\text{Nm}^3/\text{h}$ 等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0081] 优选地,步骤(1)所述无组织排放尾气中的氨含量 $0\sim 5000\text{mg}/\text{m}^3$ ,例如 $0\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $1000\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $2000\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $3000\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $4000\text{mg}/\text{m}^3$ 或 $5000\text{mg}/\text{m}^3$ 等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0082] 优选地,步骤(1)所述无组织排放尾气与所述间苯二甲腈工艺尾气的风量比值为 $0\sim 10$ ,例如 $0$ 、 $3$ 、 $5$ 、 $7$ 、 $9$ 或 $10$ 等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0083] 优选地,步骤(1)所述洗气后工艺尾气的温度为 $20\sim 95^\circ\text{C}$ ,例如 $20^\circ\text{C}$ 、 $30^\circ\text{C}$ 、 $40^\circ\text{C}$ 、 $50^\circ\text{C}$ 、 $60^\circ\text{C}$ 、 $70^\circ\text{C}$ 、 $85^\circ\text{C}$ 或 $95^\circ\text{C}$ 等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0084] 优选地,步骤(1)控制所述预混后总管内的压力为-100~-2500Pa,例如 -100Pa、-300Pa、-500Pa、-800Pa、-1000Pa、-1300Pa、-1500Pa、-1700Pa、-2000Pa、-2200Pa或-2500Pa等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0085] 优选地,步骤(1)控制所述收集后无组织排放尾气总管内的压力为 -100~-2500Pa,-100Pa、-300Pa、-500Pa、-800Pa、-1000Pa、-1300Pa、例如-1500Pa、-1700Pa、-2000Pa、-2200Pa或-2500Pa等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0086] 优选地,步骤(1)所述无组织排放尾气经换热后的温度150~250℃,例如 150℃、170℃、200℃、230℃或250℃等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0087] 优选地,步骤(2)所述两类尾气混合后的温度为130~180℃,,例如120℃、150℃、160℃、170℃或180℃等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0088] 优选地,步骤(2)所述燃烧的温度为780~950℃,例如780℃、800℃、850℃、900℃或950℃等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0089] 优选地,步骤(2)所述燃烧过程中,尾气的停留时间为1~3s,例如1s、2s 或3s等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0090] 优选地,步骤(2)所述出口混合箱中的温度为250~350℃,例如250℃、280℃、300℃、330℃或350℃等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0091] 优选地,步骤(3)所述脱硝后尾气的温度为250~350℃,例如250℃、280℃、300℃、330℃或350℃等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0092] 优选地,步骤(4)中所述脱硝后尾气经换热后的温度为150~250℃,例如 150℃、180℃、200℃、230℃或250℃等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0093] 优选地,步骤(4)所述水喷淋降温后尾气的温度为120~180℃,例如120℃、130℃、150℃、170℃或180℃等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0094] 优选地,步骤(4)所述水喷淋降温的塔出口压力为-1000~-3000Pa,例如 -1000Pa、-1500Pa、-2000Pa、-2500Pa或-3000Pa等,但并不仅限于所列举的数值,该数值范围内其他未列举的数值同样适用。

[0095] 与现有技术相比,本发明具有以下有益效果:

[0096] (1) 本发明所述处理系统可同时收集对间苯二甲腈工艺尾气以及现场其他无组织排放尾气,然后依次通过RTO焚烧和SCR脱硝处理,并有效利用尾气中的余热,可有效降低系统能耗,进而降低企业的处理成本;

[0097] (2) 采用本发明所述处理系统处理效率高,氮氧化物产生少,污染物去除率可达99.5%以上, $\text{NO}_x$ 去除率达91%以上;;

[0098] (3) 本发明所述处理系统还通过设置应急处理单元,有效保证了RTO单元的安全运

行,避免了尾气浓度异常时出现的飞温、爆炸等危险,有利于工业化生产。

### 附图说明

[0099] 图1是本发明实施例1提供一种间苯二甲腈工艺尾气处理方法的系统流程图。

[0100] 其中,箭头方向代表物料方向。

### 具体实施方式

[0101] 为更好地说明本发明,便于理解本发明的技术方案,下面对本发明进一步详细说明。但下述的实施例仅是本发明的简易例子,并不代表或限制本发明的权利保护范围,本发明保护范围以权利要求书为准。

[0102] 需要理解的是,在本发明的描述中,术语“中心”、“纵向”、“横向”、“上”、“下”、“前”、“后”、“左”、“右”、“竖直”、“水平”、“顶”、“底”、“内”、“外”等指示的方位或位置关系为基于附图所示的方位或位置关系,仅是为了便于描述本发明和简化描述,而不是指示或暗示所指的装置或元件必须具有特定的方位、以特定的方位构造和操作,因此不能理解为对本发明的限制。此外,术语“第一”、“第二”等仅用于描述目的,而不能理解为指示或暗示相对重要性或者隐含指明所指示的技术特征的数量。由此,限定有“第一”、“第二”等的特征可以明示或者隐含地包括一个或者更多个该特征。在本实用新型的描述中,除非另有说明,“多个”的含义是两个或两个以上。

[0103] 需要说明的是,在本发明的描述中,除非另有明确的规定和限定,术语“设置”、“相连”、“连接”应做广义理解,例如,可以是固定连接,也可以是可拆卸连接,或一体连接;可以是机械连接,也可以是电连接;可以是直接相连,也可以通过中间媒介间接相连,可以是两个元件内部的连通。对于本领域的普通技术人员而言,可以通过具体情况理解上述术语在本发明中的具体含义。

[0104] 在一个具体实施方式中,本发明提供了一种间苯二甲腈工艺尾气处理系统,所述处理系统包括工艺尾气收集单元、工艺尾气混合单元、应急处理单元、RTO单元、尾气脱硝单元、尾气降温单元以及尾气排放单元;

[0105] 所述工艺尾气收集单元、所述工艺尾气混合单元、RTO单元、尾气脱硝单元、尾气降温单元以及尾气排放单元依次相连;

[0106] 所述工艺尾气收集单元还通过所述应急处理单元与所述尾气排放单元直接相连。

[0107] 进一步地,所述工艺尾气收集单元包括依次连接的洗气塔、预混合器以及阻火设备;所述洗气塔不少于1个,且并连设置;所述洗气塔内设置有喷淋设备;所述工艺尾气收集单元的阻火设备通过三通阀分别与所述工艺尾气混合单元和所述应急处理单元相连。

[0108] 进一步地,所述工艺尾气混合单元包括入口混合箱;所述工艺尾气混合单元与所述RTO单元之间的管路上设置有尾气浓度检测仪。

[0109] 进一步地,所述RTO单元包括依次连接的系统风机、RTO炉以及出口混合箱;所述工艺尾气混合单元的入口混合箱与所述RTO单元的系统风机相连;

[0110] 进一步地,所述RTO炉包括底部腔体、换风阀、蓄热室、燃烧室、燃烧串以及助燃风机;所述系统风机和所述出口混合箱分别独立地通过所述底部腔体与所述RTO炉相连;所述RTO炉的蓄热室不少于3个,且每个所述蓄热室中独立地装填有蓄热体;所述蓄热体的装填

高度为500~1200mm;所述蓄热体顶部和底部独立地设置有鞍环层;相邻蓄热室之间采用拱门相连,且每个蓄热室的拱门顶端均高于蓄热体;所述RTO炉的燃烧室还通过旁路管路分别独立地与所述尾气混合单元和所述出口混合箱相连。

[0111] 进一步地,所述尾气脱硝单元包括依次连接的喷氨设备、静态混合器以及脱硝反应器;所述RTO单元的出口混合箱与所述尾气脱硝单元的静态混合器相连;所述脱硝反应器包括立式反应器;所述脱硝反应器内设置有脱硝催化剂;所述脱硝催化剂的层数不少于2层;每层脱硝催化剂内设置有声波脉冲除尘设备;所述脱硝催化剂的类型为中高温型。

[0112] 进一步地,所述尾气降温单元包括依次连接的尾气换热器和水喷淋降温塔;所述尾气脱硝单元的脱硝反应器与所述尾气降温单元的尾气换热器相连。

[0113] 进一步地,所述尾气排放单元包括依次连接的引风机和烟囱;所述尾气降温单元的水喷淋降温塔与所述尾气排放单元的引风机相连。

[0114] 进一步地,所述应急处理单元包括依次连接的吸附塔和水喷塔;所述吸附塔为活性炭吸附塔;所述应急处理单元的水喷塔与所述尾气排放单元的引风机相连。

[0115] 进一步地,所述处理系统还包括无组织排放尾气收集单元;所述无组织排放尾气收集单元包括无组织排放尾气总管和与所述无组织排放尾气总管直接相连的无组织排放尾气收集支管;所述无组织排放尾气收集支管至少为1个;所述无组织排放尾气收集单元的无组织排放尾气总管通过所述尾气降温单元的尾气换热器与所述工艺尾气混合单元的入口混合箱相连。

[0116] 以下为本发明典型但非限制性实施例:

[0117] 实施例1:

[0118] 本实施例提供了一种间苯二甲腈工艺尾气处理系统及处理方法,基于具体实施方式中提供的处理系统:

[0119] 其中,所述洗气塔为1个;

[0120] 所述RTO炉的蓄热室为3个,所述蓄热体的装填高度为500mm;

[0121] 所述脱硝催化剂的层数为2层;

[0122] 所述无组织排放尾气收集支管为3个。

[0123] 所述处理方法包括以下步骤,所述处理方法的系统流程图如图1所示;

[0124] 本实施例中的间苯二甲腈工艺尾气为胺基化工艺产生的工艺尾气,共计1套生产装置;

[0125] (1)上述工艺尾气经洗气后温度为35℃,然后进入预混合器混合,混合后控制工艺尾气总管的负压为-1000Pa,其中,氨气含量为15000mg/m<sup>3</sup>,工艺尾气依次经过尾气检测、阻火设备和三通阀后输送至入口混合箱;

[0126] 常温无组织排放尾气经过各处的支路汇合至无组织排放尾气总管,控制无组织排放尾气总管的负压为-800Pa,将无组织排放尾气输送至尾气换热器,与脱硝后的尾气进行换热,尾气换热器热侧进口温度为300℃,热侧出口温度为190℃,经换热后的无组织排放尾气温度为200℃并输送至入口混合箱;

[0127] 其中,工艺尾气风量 and 无组织排放尾气风量的比值为1:1.5;

[0128] (2)两类尾气在入口混合箱内充分混合,通过高温排放阀控制入口混合箱的出口温度为150℃,然后经过系统风机送入RTO炉进行燃烧处理,两类尾气在RTO炉燃烧室的停留

时间为1.2秒,RT0炉燃烧室温度控制在800℃;经燃烧后的尾气分为三部分,第一部分直接排放至出口混合箱,第二部分返回到入口混合箱,第三部分在RT0炉中自上而下依次经过第二蓄热室和底部腔体后再排放到出口混合箱,控制出口混合箱温度为300℃;

[0129] (3) 出口混合箱中的尾气与喷氨设备中的氨气进入静态混合气中进行混合,混合后进行脱硝;

[0130] (4) 脱硝后的尾气经过尾气换热器与无组织排放尾气换热后,温度降至190℃,再经过水喷淋降温塔将温度降至150℃,然后经过引风机送至烟囱排放,引风机控制水喷淋降温塔出口的压力为-1500Pa,保证系统的风路顺畅。

[0131] 实施例2:

[0132] 本实施例提供了一种间苯二甲腈工艺尾气处理系统及处理方法,基于具体实施方式中提供的处理系统:

[0133] 其中,所述洗气塔为2个;

[0134] 所述RT0炉的蓄热室为5个,所述蓄热体的装填高度为1200mm;

[0135] 所述脱硝催化剂的层数为4层;

[0136] 所述无组织排放尾气收集支管为3个。

[0137] 所述处理方法包括以下步骤:

[0138] 本实施例中的间苯二甲腈工艺尾气为胺基化工艺产生的工艺尾气,共计2套生产装置;

[0139] (1) 上述工艺尾气经洗气后温度为55℃,然后进入预混合器混合,混合后控制工艺尾气总管的负压为-800Pa,其中,氨气含量为12000mg/m<sup>3</sup>,工艺尾气依次经过尾气检测、阻火设备和三通阀后输送至入口混合箱;

[0140] 常温无组织排放尾气经过各处的支路汇合至无组织排放尾气总管,控制无组织排放尾气总管的负压为-800Pa,将无组织排放尾气输送至尾气换热器,与脱硝后的尾气进行换热,尾气换热器热侧进口温度为320℃,热侧出口温度为190℃,经换热后的无组织排放尾气温度为190℃并输送至入口混合箱;

[0141] 其中,工艺尾气风量和无组织排放尾气风量的比值为1:2;

[0142] (2) 两类尾气在入口混合箱内充分混合,通过高温排放阀控制入口混合箱的出口温度为160℃,然后经过系统风机送入RT0炉进行燃烧处理,两类尾气在RT0炉燃烧室的停留时间为1.5秒,RT0炉燃烧室温度控制在850℃;经燃烧后的尾气分为三部分,第一部分直接排放至出口混合箱,第二部分返回到入口混合箱,第三部分在RT0炉中自上而下依次经过第二蓄热室和底部腔体后再排放到出口混合箱,控制出口混合箱温度为320℃;

[0143] (3) 出口混合箱中的尾气与喷氨设备中的氨气进入静态混合气中进行混合,混合后进行脱硝;

[0144] (4) 脱硝后的尾气经过尾气换热器与无组织排放尾气换热后,温度降至190℃,再经过水喷淋降温塔将温度降至165℃,然后经过引风机送至烟囱排放,引风机控制水喷淋降温塔出口的压力为-1200Pa,保证系统的风路顺畅。

[0145] 实施例3:

[0146] 本实施例提供了一种间苯二甲腈工艺尾气处理系统及处理方法,基于具体实施方式中提供的处理系统:

- [0147] 其中,所述洗气塔为3个;
- [0148] 所述RTO炉的蓄热室为3个,所述蓄热体的装填高度为1000mm;
- [0149] 所述脱硝催化剂的层数为5层;
- [0150] 所述无组织排放尾气收集支管为2个。
- [0151] 所述处理方法包括以下步骤:
- [0152] 本实施例中的间苯二甲腈工艺尾气为胺基化工艺产生的工艺尾气,共计3套生产装置
- [0153] (1)上述工艺尾气经洗气后温度为60℃,然后进入预混合器混合,混合后控制工艺尾气总管的负压为-1000Pa,其中,氨气含量为20000mg/m<sup>3</sup>,工艺尾气依次经过尾气检测、阻火设备和三通阀后输送至入口混合箱;
- [0154] 常温无组织排放尾气经过各处的支路汇合至无组织排放尾气总管,控制无组织排放尾气总管的负压为-600Pa,将无组织排放尾气输送至尾气换热器,与脱硝后的尾气进行换热,尾气换热器热侧进口温度为360℃,热侧出口温度为185℃,经换热后的无组织排放尾气温度的200℃并输送至入口混合箱;
- [0155] 其中,工艺尾气风量和无组织排放尾气风量的比值为1:3;
- [0156] (2)两类尾气在入口混合箱内充分混合,通过高温排放阀控制入口混合箱的出口温度为155℃,然后经过系统风机送入RTO炉进行燃烧处理,两类尾气在RTO炉燃烧室的停留时间为2秒,RTO炉燃烧室温度控制在830℃;经燃烧后的尾气分为三部分,第一部分直接排放至出口混合箱,第二部分返回到入口混合箱,第三部分在RTO炉中自上而下依次经过第二蓄热室和底部腔体后再排放到出口混合箱,控制出口混合箱温度为350℃;
- [0157] (3)出口混合箱中的尾气与喷氨设备中的氨气进入静态混合气中进行混合,混合后进行脱硝;
- [0158] (4)脱硝后的尾气经过尾气换热器与无组织排放尾气换热后,温度降至185℃,再经过水喷淋降温塔将温度降至155℃,然后经过引风机送至烟囱排放,引风机控制水喷淋降温塔出口的压力为-1000Pa,保证系统的风路顺畅。
- [0159] 比较例1:
- [0160] 本比较例提供了一种间苯二甲腈工艺尾气处理系统及处理方法,所述系统装置参照实施例1中的系统装置,区别在于:
- [0161] 1)所述RTO炉的燃烧室不设置旁路管路至入口混合箱和出口混合箱;
- [0162] 2)为保证脱硝反应的进行,使用的脱硝催化剂的类型为低温型;
- [0163] 3)所述尾气降温单元仅包括尾气换热器,无需设置水喷淋降温塔;
- [0164] 所述处理方法包括以下步骤:
- [0165] 本比较例中的间苯二甲腈工艺尾气为胺基化工艺产生的工艺尾气与实施例1相同。
- [0166] (1)上述工艺尾气经洗气后温度为35℃,然后进入预混合器混合,混合后控制工艺尾气总管的负压为-1000Pa,其中,氨气含量为15000mg/m<sup>3</sup>,工艺尾气依次经过尾气检测、阻火设备和三通阀后输送至入口混合箱;
- [0167] 常温无组织排放尾气经过各处的支路汇合至无组织排放尾气总管,控制无组织排放尾气总管的负压为-800Pa,将无组织排放尾气输送至尾气换热器,与脱硝后的尾气进行

换热,尾气换热器热侧进口温度为100℃,热侧出口温度为60℃,经换热后的无组织排放尾气温度为90℃并输送至入口混合箱;

[0168] 其中,工艺尾气风量和无组织排放尾气风量的比值为1:1.5;

[0169] (2) 两类尾气在入口混合箱内充分混合,混合后温度为65℃,然后经过系统风机送入RT0炉进行燃烧处理,两类尾气在RT0炉燃烧室的停留时间为1.2 秒,RT0炉燃烧室温度控制在800℃;经燃烧后的尾气在RT0炉中自上而下依次经过第二蓄热室和底部腔体后再排放到出口混合箱;此时,出口混合箱温度仅为100℃;

[0170] (3) 出口混合箱中的尾气与喷氨设备中的氨气进入静态混合气中进行混合,混合后进行脱硝;

[0171] (4) 脱硝后的尾气经过尾气换热器与无组织排放尾气换热后,温度降至 60℃,然后直接经过引风机送至烟囱排放,引风机控制尾气换热器出口的压力为-1500Pa,保证系统的管路顺畅。

[0172] 测定上述实施例1-3和比较例1中所述处理方法的污染物去除率,结果如表 1所示。

[0173] 表1

	VOCs 污染物去除率/%	NO <sub>x</sub> 去除率/%
[0174] 实施例 1	99.5	91
[0175] 实施例 2	99.8	93
[0175] 实施例 3	99.8	95
[0175] 比较例 1	99.5	30

[0176] 从表1中可以看出,比较例1中,RT0炉燃烧室没有设置高温旁通,因此无法保证入口混合箱和出口混合箱的温度,RT0单元进气和排气温度均比较低,尾气中含有的污染物容易在此温度下结晶和聚合,导致RT0炉入口管路、风机叶轮、RT0底部腔体和下层蓄热体堵塞;出口混合箱温度低还会影响脱硝催化剂的选型,低温型催化剂的价格远高于中高温型催化剂,且脱硝效果不理想,NO<sub>x</sub>去除率仅为30%,脱硝后尾气温度较低会影响低温换热器的换热效果,无组织排放尾气无法被充分预热。RT0系统整体运行效果较差。

[0177] 综合上述实施例和比较例可以看出,本发明所述处理系统可同时收集对间苯二甲腈工艺尾气以及现场其他无组织排放尾气,然后依次通过RT0焚烧和 SCR脱硝处理,并有效利用尾气中的余热,可有效降低系统能耗,进而降低企业的处理成本;采用本发明所述处理系统处理效率高,氮氧化物产生少,污染物去除率可达99.5%以上,NO<sub>x</sub>去除率达91%以上;所述处理系统还通过设置应急处理单元,有效保证了RT0单元的安全运行,避免了尾气浓度异常时出现的飞温、爆炸等危险,有利于工业化生产。

[0178] 申请人声明,本发明通过上述实施例来说明本发明的详细方法,但本发明并不局限于上述详细方法,即不意味着本发明必须依赖上述详细方法才能实施。所属技术领域的技术人员应该明了,对本发明的任何改进,对本发明操作的等效替换及辅助操作的添加、具

体方式的选择等,均落在本发明的保护范围和公开范围之内。

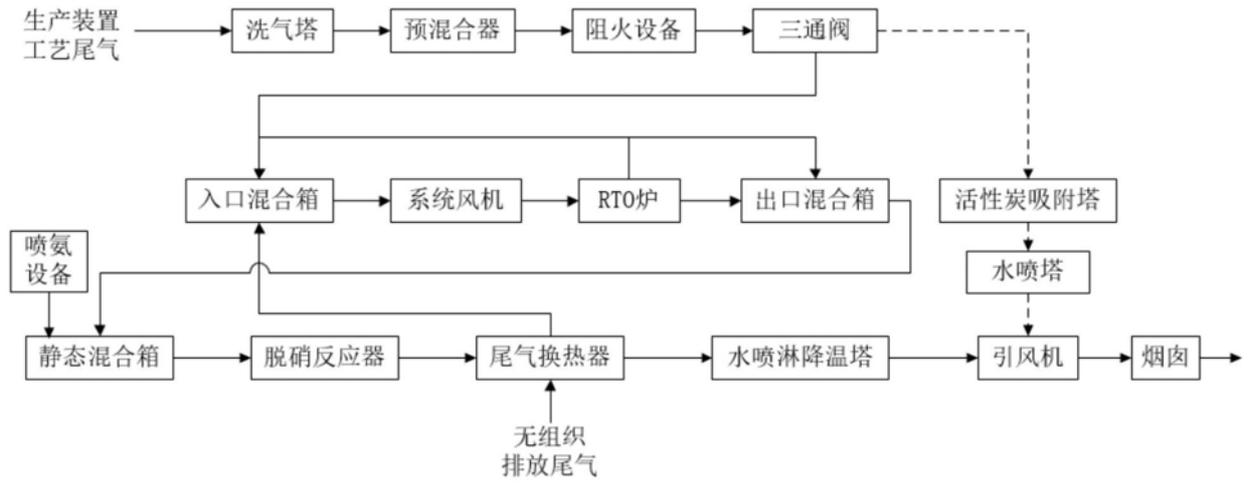


图1