



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 102580455 A

(43) 申请公布日 2012. 07. 18

(21) 申请号 201110449648. 3

(22) 申请日 2011. 12. 29

(71) 申请人 山西太钢不锈钢股份有限公司
地址 030003 山西省太原市尖草坪 2 号

(72) 发明人 刘复兴 孟步祥 李强 赵德生
李国喜 赵宏 高长涛

(74) 专利代理机构 北京市浩天知识产权代理事
务所 11276

代理人 雒纯丹

(51) Int. Cl.

B01D 53/04 (2006. 01)

B01D 53/60 (2006. 01)

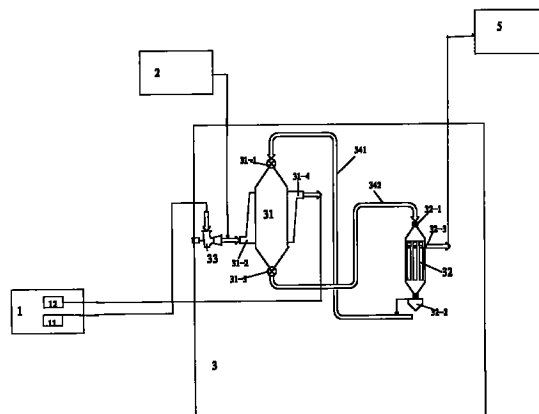
权利要求书 2 页 说明书 11 页 附图 3 页

(54) 发明名称

烧结烟气处理系统和方法

(57) 摘要

本发明提供一种烧结烟气处理系统和方法，用于同步脱硫、脱硝、除杂和制酸。该系统包括：烟气系统 (1)，包括主抽风机 (11) 以及烟囱 (12)；注氨系统 (2)；烟气处理系统 (3)，包括吸附塔 (31) 和解析塔 (32)，其中，吸附塔 (31) 与解析塔 (32) 连接；以及制酸系统 (5)；其中，烟气系统 (1) 的主抽风机 (11) 和注氨系统 (2) 分别与吸附塔 (31) 相连；烟气处理系统 (3) 的解析塔 (32) 与制酸系统 (5) 相连；烟气处理系统 (3) 的吸附塔 (31) 与烟气系统 (1) 的烟囱 (12) 相连。



1. 一种烧结烟气处理系统,用于同步脱硫、脱硝、除杂和制酸,其包括烟气系统(1),包括主抽风机(11)以及烟囱(12);

注氨系统(2);

烟气处理系统(3),包括吸附塔(31)和解析塔(32),其中,吸附塔(31)与解析塔(32)连接;以及

制酸系统(5);

其中,烟气系统(1)的主抽风机(11)和注氨系统(2)分别与吸附塔(31)相连;烟气处理系统(3)的解析塔(32)与制酸系统(5)相连;烟气处理系统(3)的吸附塔(31)与烟气系统(1)的烟囱(12)相连。

2. 根据权利要求1所述的烧结烟气处理系统,其特征在于,所述吸附塔(31)是多个并联的吸附塔。

3. 根据权利要求1或2所述的烧结烟气处理系统,其特征在于,所述主抽风机(11)与吸附塔(31)之间的连接烟道上还设有增压风机(33)。

4. 根据权利要求1-3所述的烧结烟气处理系统,其特征在于,所述吸附塔(31)塔内的下部设有辊式给料器。

5. 根据权利要求4所述的烧结烟气处理系统,其特征在于,所述解析塔(32)上设置有双重旋转给料器。

6. 根据权利要求5所述的烧结烟气处理系统,其特征在于,解析塔(32)的分配段上设置有分配器。

7. 根据权利要求1所述的烧结烟气处理系统,其特征在于,所述注氨系统(2)包括氨气混合器(21),氨稀释风机(22)和稀释空气加热器(23),其中稀释空气加热器(23)与氨稀释风机(22)相连,氨稀释风机(22)与氨气混合器(21)相连。

8. 根据权利要求1所述的烧结烟气处理系统,其特征在于,该系统还包括热循环系统(4),包括热气发生器(41)、助燃空气风机(42)以及热气循环风机(43),其中助燃空气风机(42)与热气发生器(41)相连,热气循环风机(43)一端连接热气发生器(41),另一端连接解析塔(32)的加热段。

9. 一种采用权利要求1-8任一项所述的系统处理烧结烟气的方法,用于同步脱硫、脱硝、除杂并制酸,该方法包括如下步骤:

第一步骤,将吸附料加入到吸附塔(31)中;

第二步骤,将烧结烟气和氨气加入到吸附塔(31)中;

第三步骤,将吸附处理后的烟气,通过吸附塔(31)送到烟囱(12)排出;

第四步骤,将吸附塔(31)排出的吸附料送到解析塔(32)中;

第五步骤,吸附料在解析塔(32)中经过加热、冷却处理,得到解析出的富集 SO_2 气体和再生的吸附料;

第六步骤,将富集 SO_2 气体送到制酸系统,得到硫酸。

10. 根据权利要求9所述的烧结烟气处理方法,其特征在于,所述吸附料在吸附塔(31)中从上而下移动,烧结烟气和氨气在吸附塔(31)中从下而上移动,穿过吸附料层。

11. 根据权利要求10所述的烧结烟气处理方法,其特征在于,第一步骤中,吸附料在吸附塔(31)中的移动速度控制在 $0.175\text{--}0.179\text{m/h}$,优选 0.177m/h 。

12. 根据权利要求 9-11 任一项所述的烧结烟气处理方法,其特征在于,第二步骤中,烧结烟气与稀释氨气的混合气体进入吸附塔 (31) 进气口 31-2 的压力达到 2000Pa。

13. 根据权利要求 9-12 任一项所述的烧结烟气处理方法,其特征在于,第二步骤中,按照每个吸附塔 31 烟气量在 310000-330000m³N-wet/h, 烧结烟气平均分配到多个并联连接的吸附塔 (31) 中。

14. 根据权利要求 9-13 任一项所述的烧结烟气处理方法,其特征在于,第二步骤中,稀释氨气进入吸附塔 (31) 进气口 (31-2) 的流量为 6500-7500m³N/h, 优选 7000m³N/h。

15. 根据权利要求 9-14 任一项所述的烧结烟气处理方法,其特征在于,第四步骤中,在解析塔 (32) 的加热段,管程内的吸附料被加热至 400℃ 以上。

烧结烟气处理系统和方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种钢铁行业烧结烟气的处理系统和方法,尤其是涉及一种烧结烟气同步脱硫、脱硝、脱二噁英、脱重金属和除尘并制酸的处理系统和方法。

背景技术

[0002] 烧结烟气净化技术有很多,从脱硫方法区分,有干法、湿法、半干法,采用较多的湿法脱硫是从燃煤电厂脱硫技术演变而来,但根据烧结烟气的特点,干法成为目前烧结烟气脱硫技术的主流,常用吸收剂有 CaO 、 CaCO_3 、 Na_2CO_3 ,少量用废渣、废液等,而每种脱硫方法又有多种不同的工艺代表。脱硝技术按照化学反应方法区别,分为选择性催化还原法 (SCR)、非选择性催化还原法 (non-SCR) 及选择性非催化还原法 (SNCR) 三种。

[0003] 目前世界上最为常见的烧结烟气脱硫技术有:石灰石-石膏法、NID(New Integrated Desulfurization, 新型一体化脱硫)半干法脱硫、MEROS(Maximized Emission Reduction Of Sintering,高性能烧结废气净化)法、密相干塔脱硫法、SDA 喷雾干燥法、烟气循环流化床干法脱硫等。

[0004] 我国烧结烟气净化尚处于起步阶段,随着节能减排和环保要求的宏观调控,部分钢铁企业将要实施或开始实施烧结烟气脱硫技术,如包钢、柳钢、福建三钢、石钢、济钢、宝钢、太钢等已实施不同方法的脱硫工艺,马钢、攀钢、涟钢、鞍钢等正在积极筹划适宜的脱硫方案。

[0005] 我国烧结烟气净化技术领域主要存在以下几个问题:

[0006] 1. 缺乏成熟的烧结烟气脱硫技术。

[0007] 目前已投运的烧结烟气脱硫工艺主要有循环流化床法、氨-硫铵法、密相干塔法、石灰石-石膏法等,这些工艺尚处于研发和试用阶段,实际脱硫效果有待进一步验证和评估。

[0008] 2. 副产物利用途径少。

[0009] 彻底解决烧结烟气污染环境,不仅要实现烟气高效脱硫,而且要解决副产物的有效利用问题。由于烧结烟气脱硫副产物成分复杂,缺乏有效的利用途径。

[0010] 3. 脱硫装置投资大、运行费用高。

[0011] 脱硫装置投资约占烧结机投资的 20 ~ 50%,吨烧结矿脱硫运行成本 5 ~ 14 元。投资大、运行成本高是制约推广烧结烟气脱硫的重要因素。

[0012] 4. 有效监管不够。

[0013] 大多钢铁企业烧结烟气无在线监测设备,对排放 SO_2 的监管主要采用间断监测方式,无法对排放 SO_2 浓度及总量准确监控。

[0014] 随着烧结烟气净化技术的发展,许多国家开展同时脱硫脱硝的研发,目的在于寻求比传统脱硫和脱硝投资总额低和运行成本低的 SO_2 及 NO_x 双脱技术,目前常用的主流工艺是湿式石灰石-石膏法和干式 SCR 技术,虽然在一个反应器内完成脱硫脱硝,但为独立运作,暴露出如下问题:从脱硫塔逃逸出来的少量三氧化硫与氧化钙及氨反应,生成硫酸钙和

氨盐,引起催化剂表面常结垢,降低SCR脱硝率,增加空气加热器和换热器堵塞、腐蚀程度。

发明内容

[0015] 本发明要解决的技术问题是:针对烧结烟气量大、烧结烟气成分复杂、SO₂浓度低、烧结烟气中含氧量高、烧结烟气量、温度等工况波动大等特点,克服传统烧结烟气净化技术不能综合处理多种污染物,效率低,催化剂表面污染等问题,提供一种烧结烟气同步脱硫、脱硝、脱二噁英、脱重金属和除尘并制酸的处理系统和方法,同时将富集SO₂气体制备成高附加值的工业浓硫酸,烧结烟气环保指标达国家标准,取得显著社会效益。

[0016] 烧结烟气基于烧结原料综合多样化和烧结工艺的特殊性,烧结烟气具有如下特点:

[0017] 1) 随着烧结机大型化,烧结烟气量大。

[0018] 2) 受烧结机开停及生产操作的影响,烧结烟气量、温度等工况波动大。

[0019] 3) SO₂浓度低,电站锅炉烟气中SO₂浓度高5000mg/Nm³,而烧结烟气中SO₂浓度相对低1000mg/Nm³。

[0020] 4) 烧结烟气成分复杂,含有SO₂、NO_x、CO_x、PCDD、HF等多种有害气态污染物及含铁粉尘、重金属等固态污染物。

[0021] 5) 烧结烟气中含氧量高,是电站锅炉烟气的2倍。

[0022] 由于烧结烟气有别于电站烟气,所以烧结烟气脱硫不能照搬电站锅炉脱硫技术,必须研发适合烧结烟气特点的脱硫工艺技术。

[0023] 为了解决上述技术问题,本发明采用的技术方案如下,一种烧结烟气处理系统,用于同步脱硫、脱硝、除杂和制酸,其包括烟气系统1,包括主抽风机11以及烟囱12;注氨系统2;烟气处理系统3,包括吸附塔31和解析塔32,其中,吸附塔31与解析塔32连接;以及制酸系统5;其中,烟气系统1的主抽风机11和注氨系统2分别与吸附塔31相连;烟气处理系统3的解析塔32与制酸系统5相连;烟气处理系统3的吸附塔31与烟气系统1的烟囱12相连。

[0024] 前述的烧结烟气处理系统,所述吸附塔31是多个并联的吸附塔。

[0025] 前述的烧结烟气处理系统,所述主抽风机11与吸附塔31之间的连接烟道上还设有增压风机33。

[0026] 前述的烧结烟气处理系统,所述吸附塔31塔内的下部设有辊式给料器。

[0027] 前述的烧结烟气处理系统,所述解析塔32上设置有双重旋转给料器。

[0028] 前述的烧结烟气处理系统,解析塔32的分配段上设置有分配器。

[0029] 前述的烧结烟气处理系统,所述注氨系统2包括氨气混合器21,氨稀释风机22和稀释空气加热器23,其中稀释空气加热器23与氨稀释风机22相连,氨稀释风机22与氨气混合器21相连。

[0030] 前述的烧结烟气处理系统,该系统还包括热循环系统4,包括热气发生器41、助燃空气风机42以及热气循环风机43,其中助燃空气风机42与热气发生器41相连,热气循环风机43一端连接热气发生器41,另一端连接解析塔32的加热段。

[0031] 一种采用如上系统处理烧结烟气的方法,用于同步脱硫、脱硝、除杂并制酸,该方法包括如下步骤:第一步骤,将吸附料加入到吸附塔31中;第二步骤,将烧结烟气和氨气加

入到吸附塔 31 中 ; 第三步骤, 将吸附处理后的烟 气, 通过吸附塔 31 送到烟囱 12 排出 ; 第四步骤, 将吸附塔 31 排出的吸附料送到解析塔 32 中 ; 第五步骤, 吸附料在解析塔 32 中经过加热、冷却处理, 得到解析出的富集 SO_2 气体和再生的吸附料 ; 第六步骤, 将富集 SO_2 气体送到制酸系统, 得到硫酸。

[0032] 前述的烧结烟气处理方法, 所述吸附料在吸附塔 31 中从上而下移动, 烧结烟气和氨气在吸附塔 31 中从下而上移动, 穿过吸附料层。

[0033] 前述的烧结烟气处理方法, 第一步骤中, 吸附料在吸附塔 31 中的移动速度控制在 0.175-0.179m/h, 优选 0.177m/h。

[0034] 前述的烧结烟气处理方法, 第二步骤中, 烧结烟气与稀释氨气的混合气体进入吸附塔 31 进气口 31-2 的压力达到 2000Pa。

[0035] 前述的烧结烟气处理方法, 第二步骤中, 按照每个吸附塔 31 烟气量在 310000-330000 $\text{m}^3\text{N-wet/h}$, 烧结烟气平均分配到多个并联连接的吸附塔 31 中。

[0036] 前述的烧结烟气处理方法, 第二步骤中, 稀释氨气进入吸附塔 31 进气口 31-2 的流量为 6500-7500 $\text{m}^3\text{N/h}$, 优选 7000 $\text{m}^3\text{N/h}$ 。

[0037] 前述的烧结烟气处理方法, 第四步骤中, 在解析塔 32 的加热段, 管程内的吸附料被加热至 400 $^{\circ}\text{C}$ 以上。

[0038] 采用本发明的技术方案, 至少具有如下有益效果 :

[0039] 1) 利用活性炭优良的广泛的吸附性能, 能够同步脱硫、脱硝、脱二噁英、脱重金属和除尘, 实现多种污染物综合治理效益最大化。

[0040] 2) 主要污染物 SO_2 脱除效率高达 95% 以上, 大大减少污染物排放总量。

[0041] 3) 几乎无二次污染物产生, 无其它废物排出。脱硫富集 SO_2 气体制备成工业浓硫酸, 为有效利用副产物开辟新途径 ; 烟气中 NO_x 通过还原生成对大气无危害的氮气和水 ; 循环过程中产生的活性炭粉末可用于烧结或高炉喷煤, 无需专门外排处理。

[0042] 4) 生产高附加值的工业浓硫酸, 有力推动循环经济产业链。

[0043] 5) 不消耗水资源, 实现废水零排放。

[0044] 6) 吸附剂活性炭可循环再生利用, 吸附剂用量小且损耗率小 ($< 2\%$)。

[0045] 7) 占地面积小, 设备安装紧凑。主要占地设备有吸附塔、解析塔和增压风机, 整个系统充分利用垂直空间, 布局紧凑, 节约建设用地。

[0046] 8) 整个系统除风机外, 运转节奏相对较慢, 且多数设备变频控制, 设备运行故障率低, 维护简单。

附图说明

[0047] 图 1 是本发明的烧结烟气处理系统 ;

[0048] 图 2 所示是本发明烟气系统 1 的注氨系统 2 ;

[0049] 图 3 所示是本发明并联吸附塔 ;

[0050] 图 4 所示是本发明运输系统 ;

[0051] 图 5 所示是本发明烟气系统 1 的热循环系统 4。

[0052] 具体实施方式

[0053] 为充分了解本发明之目的、特征及功效, 借由下述具体的实施方式, 对本发明做详

细说明。

[0054] 本发明所述“烧结烟气”是指钢铁行业烧结机产生的烧结烟气,含有 SO_2 、 NO_x (主要包括一氧化氮、二氧化氮)、 CO_x (包括一氧化碳、二氧化碳)、PCDD/F (多氯二苯 -P- 二噁英)、HF、HCL 等多种有害气态污染物及含铁粉尘、重金属等固态污染物。本发明利用吸附塔和解析塔进行吸附、还原、解析等处理,将上述烧结烟气同步脱硫、脱硝、脱二噁英、脱重金属和除尘,实现多种污染物综合治理效益最大化。然后本发明将解析得到的富集 SO_2 气体制备成工业浓硫酸,实现了烧结烟气经济化处理。

[0055] 本发明烧结烟气净化主要技术难点构思如下:

[0056] 1) 着眼于长远发展,选择烧结烟气净化技术不能单纯考虑脱除 SO_2 ,必须综合多种方法,选择一种能够同步去除多种有害物质的高效净化技术。

[0057] 2) 烧结烟气排放量大,所选的烟气净化系统必须适应处理大烟气量。

[0058] 3) 烧结主抽风机出口的余压不足以满足任何一种脱硫工艺的要求。

[0059] 4) 烧结烟气工况波动大、成分复杂、主要污染物 SO_2 浓度相对低等特点,决定了选择的脱硫技术必须工况适应性强,且能够处理浓度较低的污染物,同时获得高的脱除效率。

[0060] 5) 烧结烟气中含氧量相对高,因此必须解决脱硫剂提前氧化的问题,否则增加脱硫剂的消耗,加大运行成本。

[0061] 针对上述技术难点,选择烧结烟气净化技术必须工艺成熟且运行可靠。

[0062] 本发明构思过程中需要解决如下问题。

[0063] 1) 原烧结主抽风机出口压力约 500Pa,该压力无法使烧结烟气穿透活性炭移动层,因此需要增设一台增压风机并与主抽风机呈串联方式,使烧结烟气净化系统入口压力达到 2000Pa 满足工艺要求,同时减少烧结烟气工况频繁波动、烟道压力控制复杂、安全系数较低等影响因素。

[0064] 2) 烧结烟气净化后,产生的富集 SO_2 气体可用于制备工业浓硫酸,但配套制酸系统多为独立运行,烟气净化系统和制备浓硫酸系统相互制约性强,存在成品浓硫酸质量不稳定或富集烟气腐蚀脱硫脱硝系统的技术问题。

[0065] 3) 烧结烟气净化系统中,活性炭循环料流平衡和烟气平衡控制难度大,影响系统运行不稳定和脱硫脱硝率低。

[0066] 4) 脱硝时,需要合理控制氨气喷入量,否则将会造成氨气逃逸率高,增加脱硝成本。

[0067] 5) 活性炭循环解析过程中,受热应力作用,损耗率高,脱硫成本上升。

[0068] 图 1 是本发明的烧结烟气处理系统,主要包括烟气系统 1、注氨系统 2、烟气处理系统 3、热循环系统 4 (图 1 未示,示于图 5 中)、以及制酸系统 5。该系统还可以包括除尘系统、卸灰系统、吸附料补给系统。

[0069] 下面详细说明本发明的烟气系统 1,该主要设备包括主抽风机 11 以及烟囱 12。主抽风机 11 烟道连接烧结机,将烧结机中的烧结烟气通过主抽风机 11 引至烟气处理系统 3,烟气经过烟气处理系统 3 脱硫、脱硝、脱二噁英、脱重金属和除尘处理后,通过烟道送至烟囱 12 排入大气。烧结烟气通过主抽风机 11 的流量控制在合理范围内即可。在一个具体实施方式中控制在 $1,444,000\text{m}^3\text{N-wet/h}$,主抽风机 11 出口压力是 500Pa。优选的,本发明的烟气系统 1 还包括烟气切断装置 (图未示),优选能在 30 秒内快速打开的切断阀。烟气切

断装置位于主抽风机 11 与烟气处理系统 3 连接烟道、以及烟气处理系统 3 与烟囱 12 连接烟道上。烟气切断装置适用于流量大、粉尘含量高、流速快的烧结烟气,烟气切断装置与主抽风机联锁控制,避免烟道损伤,确保烟气净化系统安全稳定运行。吸附塔 31 中设有测温点,当温度高于报警值,例如 165℃时,通入氮气进行降温,以控制吸附塔 31 内温度。

[0070] 优选的,本发明吸附塔 31 采用常规 PLC,控制烟气温度和压力。

[0071] 图 2 所示是本发明的注氮系统 2。该注氮系统 2 包括氮气混合器 21,氮稀释风机 22 和稀释空气加热器 23。将气态的纯氮气以 130-160m³N/h,优选 150m³N/h 的流量从 2A 管道送入氮气混合器 21 内。空气经过稀释空气加热器 23 加热到 120-140℃(优选 130℃),然后氮稀释风机 22 将加热后的空气以流量 6000-7500m³N/h(优选 6700m³N/h)鼓入氮气混合器 21,在氮气混合器 21 内氮气与空气进行混匀,使氮气浓度降至 5%以下,最后喷入到吸附塔 31 内,稀释氮气进入吸附塔 31 进气口 31-2 的流量为 6500-7500m³N/h,优选 7000m³N/h。上述所用纯氮气可以是将液氮在液氮蒸发器内经过蒸发成为的气态纯氮气。

[0072] 如图 1 所示,烟气处理系统 3 包括吸附塔 31、解析塔 32。通过吸附塔 31 顶部的进料口 31-1,将吸附料加入到吸附塔 31 中,吸附料在吸附塔 31 中自上而下缓慢移动。在一个具体实施方式中,吸附料的移动速度控制在 0.177m/h 左右。同时烧结烟气和稀释氮气经过吸附塔 31 下部的进气口 31-2 进入吸附塔 31 中。吸附塔 31 中所用吸附料颗粒尺寸、形状没有特殊要求,常规吸附塔中使用的吸附料都可以应用于本发明。本发明优选球形、粒径 $\phi 9 \times 10 \sim 15\text{mm}$ 的活性炭颗粒。在吸附塔 31 中,吸附料吸收烟气中的 SO₂、CO_x、PCDD、HF 等多种有害气态污染物及含铁粉尘、重金属等固态污染物。根据 NO_x 的性质,吸附塔 31 内注入的稀释氮气与 NO_x 接触即可将其还原成对大气无危害的氮气和水。同时因为碱性气体氮的注入,亦可与活性炭吸附的 SO₂ 发生反应,生成盐类(即生成 NH₄HSO₄ 和 (NH₄)₂SO₄),从而提升脱硫效率。

[0073] 自上而下缓慢移动的吸附料从吸附塔 31 底部的出料口 31-3 排出,净化后的烟气从吸附塔 31 上部的出气口 31-4 排出。出气口 31-4 连接烟囱 12,净化后的烟气从烟囱 12 排向大气。

[0074] 优选的,本发明烟气处理系统 3 在主抽风机 11 与吸附塔 31 进气口 31-2 之间的连接烟道上还设有增压风机 33。该增压风机 33 优选静叶可调轴流风机,在增压风机 33 作用下,烧结烟气与稀释氮气的混合气体进入吸附塔 31 进气口 31-2 的压力达到 2000Pa,使得烧结烟气能穿透烟气处理系统 3 中的吸附料移动层,同时减少烧结烟气工况频繁波动、烟道压力控制复杂、安全系数较低等影响因素。

[0075] 优选的,吸附塔 31 塔内的下部具有辊式给料器,控制吸附料能够自上而下缓慢移动,将吸附料的移动速度控制在 0.175-0.179m/h,优选 0.177m/h。

[0076] 优选的,吸附塔 31 的进料口 31-1 和出料口 31-3 分别设置有旋转阀,用于避免通入塔内的烟气外泄。

[0077] 如图 3 所示,优选的,根据烟气量的大小,一般采用多个吸附塔并联方式达到净化烟气的目的,例如当烟气量 1,865,000m³N-wet/h 时,采用 6 个吸附塔 31 并联,当烟气量 1302,000m³N-wet/h 时,采用 4 个吸附塔 31 并联,通常控制每个吸附塔中烟气量在 310000-330000m³N-wet/h 之间。

[0078] 如图 1 所示,解吸塔 32 主要功能是将吸附料中吸附的可分解或可挥发性物质与吸

附料分离,使吸附料再生,进而实现吸附料的重复利用。解析塔 32 本体由六部分组成,从上到下依次为:装料段、分配段、加热段、分离段、冷却段和卸料段。在装料段,吸附塔 31 出料口 31-3 卸出的吸附料经解吸塔 32 的入料口 32-1 装入解析塔 32,装料时料口 32-1 通入氮气,以确保吸附料装入的同时,解析出的富 SO_2 气体无法外泄。该氮气的流量能够起到密封作用即可,例如 $320\text{m}^3\text{N/h}$ 。优选采用双重旋转给料器。将吸附料装入解析塔 32,双重旋转给料器之间通入氮气。双重旋转给料器由两台常规旋转给料器组成,固称为双重旋转给料器,其特点是两台旋转给料器由一台驱动装置通过链条连接进行驱动,两台旋转给料器间可通往氮气,以起到密封解析塔中的 SO_2 气体,避免 SO_2 外泄。

[0079] 解析塔 32 的分配段上设置有分配器,装入解析塔 32 的吸附料通过分配器进入解析塔内的吸附料管程,在管程内自上而下移动。运载氮气利用分配器,也均匀的进入吸附料管程。上述分配器是常规市售分配器。

[0080] 在解析塔 32 的加热段,吸附料管程外通入外部提供的热源气体,管程内的吸附料与管程外的热源进行热交换,管程内的吸附料被加热至 400°C 以上,促使吸附料吸附的可分解或可挥发性物质分解,最终得到富 SO_2 气体。

[0081] 在解析塔 32 的分离段,富 SO_2 气体在运载氮气的吹扫作用下与吸附料分离。富 SO_2 气体连同运载氮气一起从位于分离段的出气口 32-3 排出,进入制酸系统。

[0082] 吸附料解析完毕后,沿管程自上而下,进入解析塔 32 的冷却段。管程外的冷却源与管程内的吸附料进行热交换,通过加热再生后的吸附料在此段被冷却降温至 150°C 以下,然后通过解析塔 32 底部的出料口送出塔体。优选的,解析塔 32 的出料口上方设有辊式给料器,以避免高温吸附料排出解析塔后遇空气燃烧。解析塔 32 的出料口优选通入氮气,避免富 SO_2 气体从出料口流出。

[0083] 优选的,解析塔 32 出料口的下方设有吸附料筛 32-2。吸附料由辊式给料器送到吸附料筛 32-2,吸附料筛 32-2 主要用于将吸附料磨损、跌落产生的 $< 1.2\text{mm}$ 的细小颗粒进行筛除,以保证吸附塔 31 良好的透气性和吸附效率。吸附料筛 32-2 筛选合格的吸附料送入吸附塔 31,完成吸附料的循环使用。

[0084] 本发明的冷却段可以采用水冷却,也可以采用风冷却,例如如图 5 所示采用冷却风机 32-4 吹入冷风,冷却风机 32-4 可以为一个或多个并联。采用风冷却方式时,延长了解析塔 32 加热段和冷却段,不仅流程简捷,故障率低,而且吸附料解析过程和冷却过程呈梯度变化,吸附料回收利用率高,一个循环周期吸附料损耗率仅为 1.1% 。

[0085] 优选的,本发明采用大型风机联控自动控制技术,起到了稳定系统、高效低耗运行的作用。

[0086] 此外解析塔上、下部各设置一个换向阀,便于在吸附塔或活性炭筛出现故障时,临时建立旁路系统,避免运输系统停机。

[0087] 通常独立运行的制酸系统因气源来源不稳定,导致制酸系统运行波动,本发明解析塔 32 送出的 SO_2 气体较为稳定。另外,当解析塔 32 送出的富 SO_2 气体量过大时,可增加旁通阀,将过剩的富 SO_2 气体送回吸附塔 31,避免外排造成二次污染。

[0088] 如图 4 所示,优选的,本发明烟气处理系统 3 还包括运输系统。运输系统包括第一运输机 341、第二运输机 342。第一运输机 341 连接吸附塔 31 的进料口 31-1 和吸附料筛 32-2,即第一运输机 341 具有位于吸附塔 31 的进料口 31-1 上方的第一水平段,和位于吸附

料筛 32-2 下方的第二水平段。第二运输机 342 连接吸附塔 31 的出料口 31-3 和解析塔 32 的进料口 32-1, 即第二运输机 342 具有位于吸附塔 31 的出料口 31-3 下方的第一水平段, 和位于解析塔 32 的进料口 32-1 上方的第二水平段。运输系统构成一个均衡、稳定的吸附料闭路系统。

[0089] 第一运输机 341 的第一水平段上设置有多个卸料拔杆 341-1, 通过程序自动控制可以实现向多个吸附塔内均衡卸料, 以保证各个吸附塔 21 料位的一致性。

[0090] 第二运输机 342 的第一水平段位于吸附塔 31 的下方。吸附塔 31 中的吸附料自上由下缓慢移动, 充分吸附烟气中的污染物后, 由吸附塔 21 下方的出口排放到第二运输机 342 的第一水平段, 而后第二运输机 342 将吸附料运送到其第二水平段, 即解析塔 32 的上方, 由解析塔 32 入口进入解析塔 32 中。吸附料在解析塔 32 中经过加热、冷却等处理后, 由出料口送到吸附料筛 32-2, 吸附料筛 32-2 筛选合格的吸附料送入位于解析塔 32 下方的第一运输机 341 的第二水平段, 然后该吸附料进一步运送到第一运输机 341 的第一水平段, 由其上的卸料拔杆 341-1 向吸附塔加料, 完成吸附料的循环使用。

[0091] 优选的, 本发明运输系统采用 PLC 控制, 使得活性炭料流循环平衡控制。

[0092] 图 5 所示是本发明烧结烟气处理系统中的热循环系统 4 与解析塔 32 的连接关系及操作流程示意图。热循环系统 4 用于实现解析塔 32 的加热功能。解析塔 32 加热段是靠外部供应的热气采取非接触的方式对吸附料进行加热的, 即由热循环系统 4 提供的热气与管程内的吸附料进行热交换, 对吸附料进行加热。热循环系统 4 包括热气发生器 41、助燃空气风机 42 以及热气循环风机 43。将焦炉煤气通入到热气发生器 41 中, 同时助燃空气风机 42 将空气通入到热气发生器 41 中, 焦炉煤气燃烧产生热气, 例如温度 350-550℃ (优选 470℃)、流量 60000-70000 湿 m³N/h (优选 63000 湿 m³N/h)。热气送至解析塔 32 加热段, 热气在加热段与吸附料换热后, 通过热气循环风机 43 再次返回热气发生器 41 循环利用热气余热。

[0093] 优选的, 为保证管道压力控制在一定范围内, 在热循环风机 43 出口增设旁通, 并装有压力控制阀 43-1, 当管道内压力高于设定值, 例如高于 3.7kPa 时, 便可将热气从此管路泄出, 最终进入烟囱排出。

[0094] 优选的, 热循环系统 4 还包括增压风机 44, 设置在焦炉煤气通入热气发生器 41 的管路上, 使得焦炉煤气的压力达到 10Kpa, 以更好地使焦炉煤气燃烧。

[0095] 优选的, 本发明热气发生器 41 通过 PLC 程序, 自动检漏 / 吹扫 / 点火 / 升温。

[0096] 在解析塔 32 中的分离段, 富集 SO₂ 气体与吸附料分离, 并在运载氮气的吹扫作用下进入制酸流程。富集 SO₂ 气体完全转变为浓硫酸的过程是常规制酸过程, 通常需要经过净化、干吸、转化三个工序。

[0097] 富集 SO₂ 气体首先进入净化工序, 进行除杂、降温。净化工序通常包括喷淋塔、一级泡沫器洗涤器、气体冷却塔及二级泡沫器洗涤器。喷淋塔采用工业水喷淋进行常规喷淋处理, 一级泡沫器洗涤器与二级泡沫器洗涤器采用工业水进行常规洗涤处理, 气体冷却塔将气体冷却到 40℃ 左右。

[0098] 净化后的烟气进入干吸工序。干吸工序主要包括干燥塔、一吸塔、二吸塔。净化后的烟气进入干燥塔内, 干燥塔内淋洒 93% 浓硫酸, 脱除烟气中所含的水份。经干燥后含水 ≤ 0.1g/Nm³ 的烟气由 SO₂ 鼓风机升压后送往转化工序。本发明所用转化工序为常规 SO₂ 气

体双接触转化工序。

[0099] 转化工序中产生的 SO_3 由一吸塔和二吸塔进行处理,循环淋洒 98% 浓硫酸吸收 SO_2 转化来的 SO_3 ,吸收率不低于 99.95%。

[0100] 本发明硫酸干吸采用了常规的一级干燥、二次吸收、循环酸泵后冷却的流程与双接触转化工序相对应,在干燥塔内循环淋洒 93% 浓硫酸,在一吸塔和二吸塔内循环淋洒 98% 浓硫酸吸收 SO_2 转化来的 SO_3 ,吸收率不低于 99.95%。

[0101] 本发明进一步具有除尘系统和卸灰系统。除尘系统主要有环境除尘和散料回收两个功能,按照系统运转启动情况,除尘系统又可分为粉尘收集系统和散料回收系统。卸灰系统主要将除尘系统收集的活性炭粉末卸至灰车,拉运到烧结或高炉进行二次利用。

[0102] 粉尘收集系统主要收集活性炭在运输过程中产生的扬尘以及活性炭装载和卸灰时产生的扬尘,并最终将这些细粒粉尘送至卸灰灰仓。粉尘收集系统主要设备包括离心风机、布袋除尘器及阻尼平衡器。

[0103] 散料回收系统主要回收运输机翻转时漏入下部刮板的活性炭颗粒以及筛下小颗粒活性炭粉,并最终将这些细小颗粒送至卸灰灰仓,整个系统原理类似于气力输灰设施,主要设备包括罗茨风机、旋风除尘器、布袋除尘器及其附属设施。

[0104] 整个系统全部设计为密闭结构,最大程度的减少了活性炭粉尘的外扬或有害气体的泄露,粉尘收集系统采用离心风机作为除尘动力,负责落料点产生的扬尘,各个除尘管道均留有风速测量孔,通过设置在除尘末端的阻尼平衡器来平衡全系统除尘管道压力,通过离心风机风门的开度调节全系统抽风负压,以最有效、最节能的方式发挥出除尘功效。散料回收系统采用罗茨风机作为动力源,其主要特点是抽风负压高,最高可达到 -40KPa ,以克服散料回收时的管道阻力。粉尘收集系统与散料回收系统采用了各自独立的除尘设施,其中粉尘收集系统采用单一的布袋除尘装置,足以满足系统需要,而散料回收系统中应存在大量活性炭颗粒,采用了重力 + 布袋联合除尘的模式,首先将回收的散料经过重力除尘,大颗粒活性炭在此得到收集,剩余的粉尘再经过布袋除尘进行收集。

[0105] 经过回收的粉尘主要成份为炭,因此可直接应用于烧结燃料或者高炉喷煤原料,从而降低烧结或高炉的生产原料成本。

[0106] 本发明进一步具有吸附料补给系统。吸附料补给系统主要作用是向解析塔内均匀、定量的补充吸附料。吸附料在循环过程中,产生不可避免的损耗,这就需要通过吸附料补给系统向解析塔内补充。

[0107] 整个补给过程分为两步。第一步是将外购的吸附料运至吸附料卸载仓,通过卸载运输机装入吸附料储存仓内,该储存仓大约可存放吸附料 70 吨,使用周期 7 天,以应对因外界原因造成吸附料断料情况的发生。第二步是通过对解析塔料位的控制,电子秤皮带间断性自动向解析塔补充吸附料。

[0108] 下面通过具体的实施例来阐述本发明,本领域技术人员应当理解的是,这不应被理解为对本发明权利要求范围的限制。

[0109] 以下实施例所用设备见下表。

[0110]

设备名称	厂家名称	型号
主抽风机	英国豪顿	
氨气混合器	台杏贸易(上海)有限公司	静态混合器 $\phi 457.2 \times 1600 \times \phi 114.3$
氨稀释风机	重庆通用工业集团有限责任公司	9-19No7.5D
增压风机	成都电力机械厂	A480WX
辊式给料器	山西百一机械设备制造有限公司	G9360
旋转阀	三兴空气株式会社	V型 $\phi 600$
吸附料筛	神钢电机株式会社	Z1600*5600
运输系统	大同链条(常熟)有限公司	N02AC 链式输送机
热气发生器	太原市中恒信科贸有限公司	TJ0015
助燃空气风机	重庆通用工业集团有限责任公司	ZR9-19No8D
热气循环风机	重庆通用工业集团有限责任公司	W6-39No18F
喷淋塔	宜兴市化工成套设备有限公司	$\Phi i1500 \times 10700$ (内径 \times 塔高)
一级泡沫器洗涤器	宜兴市化工成套设备有限公司	$\Phi i1500 \times 9600$
气体冷却塔	宜兴市化工成套设备有限公司	$\Phi i1500 \times 12700$
二级泡沫器洗涤器	宜兴市化工成套设备有限公司	$\Phi i1500 \times 10600$
干燥塔	中国化学工程第六建设有限公司	$\Phi i1500 \times 15300$
一吸塔	中国化学工程第六建设有限公司	$\Phi i1500 \times 18300$
二吸塔	中国化学工程第六建设有限公司	$\Phi i1500 \times 15000$
布袋除尘器	中国京冶工程技术有限公司	$315m^2$
罗茨风机	长沙鼓风机厂	ARD-125V
旋风除尘器	中国京冶工程技术有限公司	$24m^2$

[0111] 实施例

[0112] 表 1 是本实施例采用的烟气参数。

[0113] 表 1

[0114]

烟气量 万 Nm ³ /h	排放 SO ₂		排放 NO _x		排放粉尘		排放二噁英
	mg/Nm ³	t/a	mg/Nm ³	t/a	mg/Nm ³	t/a	ng/Nm ³
144	639	7340	262	2340	98	1065	1.0

[0115] 本实施例采用 6 个吸附塔 31 并联。

[0116] 将烧结机中的烧结烟气通过主抽风机 11、增压风机（静叶可调轴流风机）33 引到吸附塔 31 进气口 31-2，主抽风机 11 出口压力是 500Pa。烧结烟气在增压风机 33 的出口流量是 1,865,000m³N-wet/h。上述烧结烟气平均分配到 6 个吸附塔 31 中。

[0117] 气态的纯氨气以 150m³N/h 的流量送入氨气混合器 21 内，空气经过稀释空气加热器 23 加热到 130℃，然后氨稀释风机 22 将加热后的空气以流量 6700m³N/h 鼓入的氨气混合器 21，在氨气混合器 21 内氨气与空气进行混匀，使氨气浓度降至 5% 以下，最后稀释氨气以流量 7000m³N/h 从吸附塔 31 进气口 31-2 喷入到吸附塔 31 内。烧结烟气与稀释氨气的混合气体进入吸附塔 31 进气口 31-2 的压力达到 2000Pa。

[0118] 每个吸附塔 31 中设有 48 个测温点。按吸附塔 31 的高度分为上、中、下 3 层，每层 2 处，每处设有 8 个测温点，温度报警值设为 165℃，即当温度高于 165℃ 时，自动控制系统报警提示操作人员向塔内通入氮气，氮气通入量为每个塔 700m³/h。

[0119] 每个吸附塔 31 中，选球形、粒径 $\phi 9 \times 10 \sim 15\text{mm}$ 的活性炭颗粒为吸附料。通过吸附塔 31 顶部的进料口 31-1，将吸附料加入到吸附塔 31 中，吸附塔 31 塔内的下部具有辊式给料器，控制吸附料能够自上而下缓慢移动，将吸附料的移动速度控制在 0.177m/h。同时烧结烟气和稀释氨气经过吸附塔 31 下部的进气口 31-2 进入吸附塔 31 中。气体与吸附料逆向运动，自上而下缓慢移动的吸附料从吸附塔 31 底部的出料口 31-3 排出，净化后的烟气从吸附塔 31 上部的出气口 31-4 排出。出气口 31-4 连接烟囱 12，净化后的烟气从烟囱 12 排向大气。另外，每个吸附塔 31 的进料口 31-1 和出料口 31-3 分别设置有旋转阀，用于避免通入塔内的烟气外泄。

[0120] 通过第二运输机 342，将吸附塔 31 出料口 31-3 卸出的吸附料运送到解析塔 32 的进料口 32-1 的进料口处。采用双重旋转给料器将吸附塔 31 出料口 31-3 卸出的吸附料经入料口 32-1 装入解析塔 32，双重旋转给料器之间通入流量 320m³N/h 的氮气。装入解析塔 32 的吸附料通过分配器进入解析塔内的吸附料管程，在管程内自上而下移动。运载氮气利用分配器凸缘，也均匀的进入吸附料管程。

[0121] 焦炉煤气通入到热气发生器 41 中，同时助燃空气风机 42 将空气通入到热气发生器 41 中，焦炉煤气燃烧产生温度 470℃ 的热气。该热气以流量 63000 湿 m³N/h 通过热气循环风机 43 送至解析塔 32 加热段的管程外。管程内的吸附料被加热至 400℃ 以上，促使吸附料吸附的可分解或可挥发性物质分解，得到富 SO₂ 气体。在解析塔 32 的分离段，富 SO₂ 气体在运载氮气的吹扫作用下与吸附料分离。富 SO₂ 气体连同运载氮气一起从位于分离段的出气口 32-3 排出，进入制酸系统。

[0122] 在解析塔 32 的冷却段，管程内的吸附料采用风冷，冷却降温至 150℃ 以下。然后吸附料从解析塔 32 底部的出料口由辊式给料器送到吸附料筛 32-2，筛除 < 1.2mm 的细小颗粒。吸附料由第一运输机 341 送回吸附塔 31 重复利用。

[0123] 在制酸流程中,SO₂ 气体经过净化 51、干吸 52、转化 53 三个工序,制成硫酸。

[0124] 表 2 是经过本实施例系统处理后的烟气与处理前烟气 SO₂、NO_x、粉尘、二噁英数据比较。

[0125] 表 2

[0126]

	烟气量 万 Nm ³ /h	排放 SO ₂		脱硫率 %	排放 NO _x		脱硝率 %	排放粉尘		排放二噁英 ng/Nm ³
		mg/Nm ³	t/a		mg/Nm ³	t/a		mg/Nm ³	t/a	
处理前	144	639	7340	95.37	262	2340	40.6	98	1065	1.0
处理后	144	7.53	340		101.33	1390		17.13	225	<0.2

[0127] 由上表数据可以看出,使用本发明烟气净化系统后,每年脱硫率达到 95.37%,每年脱硝率达到 40.6%,同步去除烟气中多种有害物质、无二次污染。

[0128] 表 2 中经过净化系统处理后的富集 SO₂ 气体进一步制酸,对该硫酸按照标准 GB534-2002 进行成份和性能测定,结果见表 3。

[0129] 表 3

[0130]

序号	检验项目	单位	一等品标准值	检验值	单项判定
1	硫酸的质量分数	%	≥ 98.0	98.19	合格
2	灰分的质量分数	%	≤ 0.03	0.015	合格
3	铁的质量分数	%	≤ 0.010	0.00009	合格
4	砷的质量分数	%	≤ 0.005	0.000002	合格
5	汞的质量分数	%	≤ 0.01	0.00016	合格
6	铅的质量分数	%	≤ 0.02	0.000063	合格
7	透明度	mm	≥ 50	110	合格
8	色度	ml	≤ 2.0	0.4	合格

[0131] 本发明制备所得浓度为 98% 的工业硫酸,符合 GB534-2002 国家标准中一等品指标。本发明治理了 SO₂ 对环境的二次污染,延伸了循环经济产业链,为脱硫行业有效利用副产物开辟了新径。

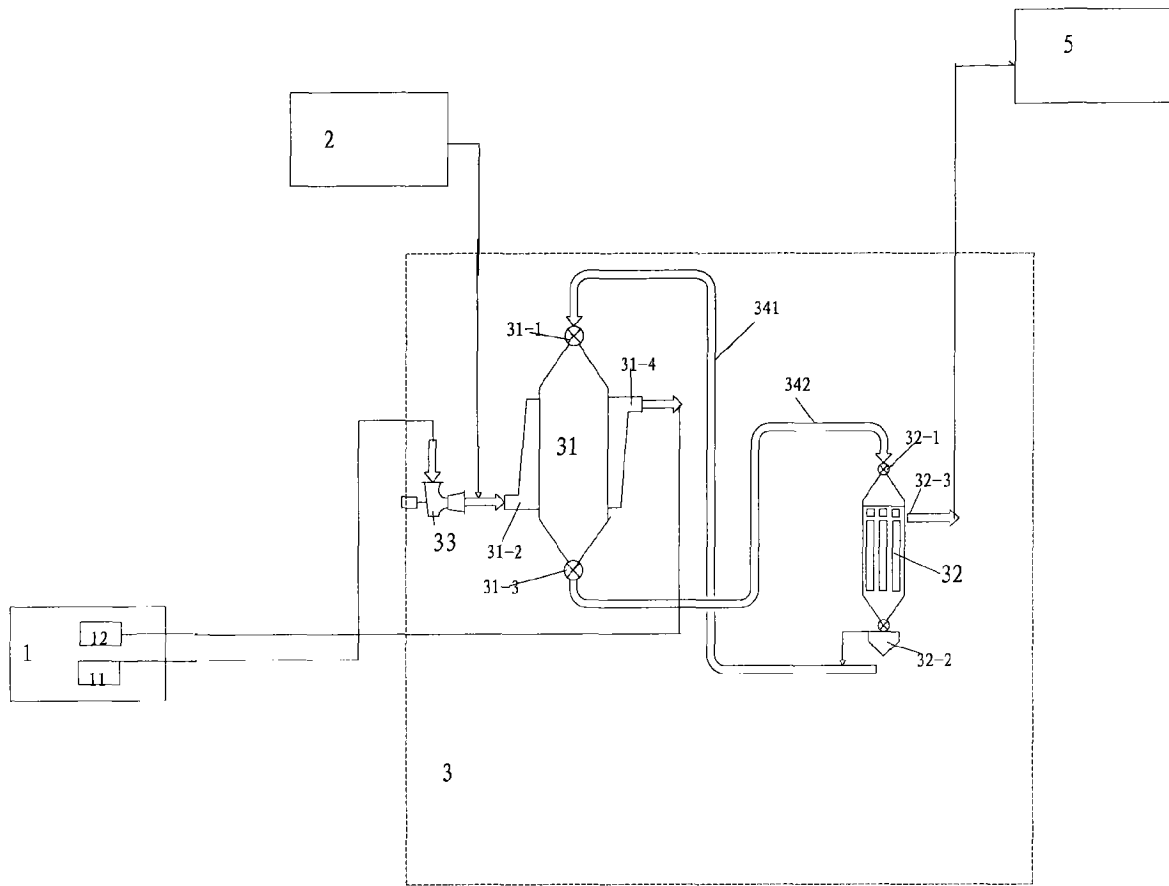


图 1

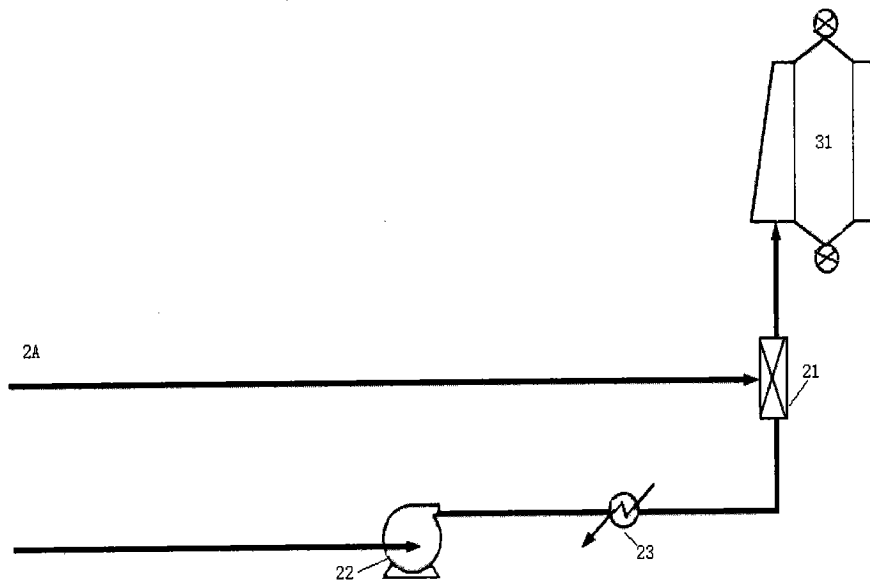


图 2

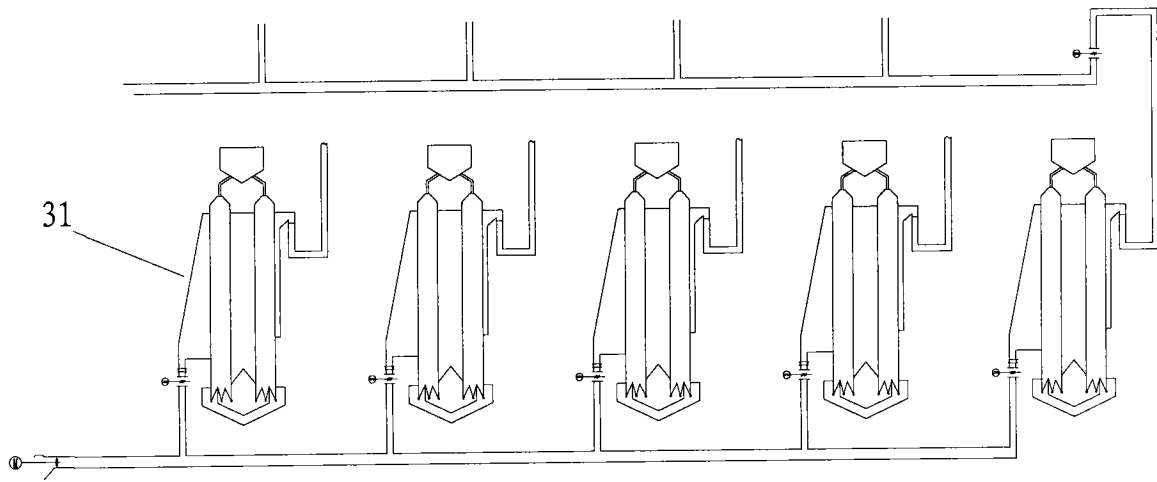


图 3

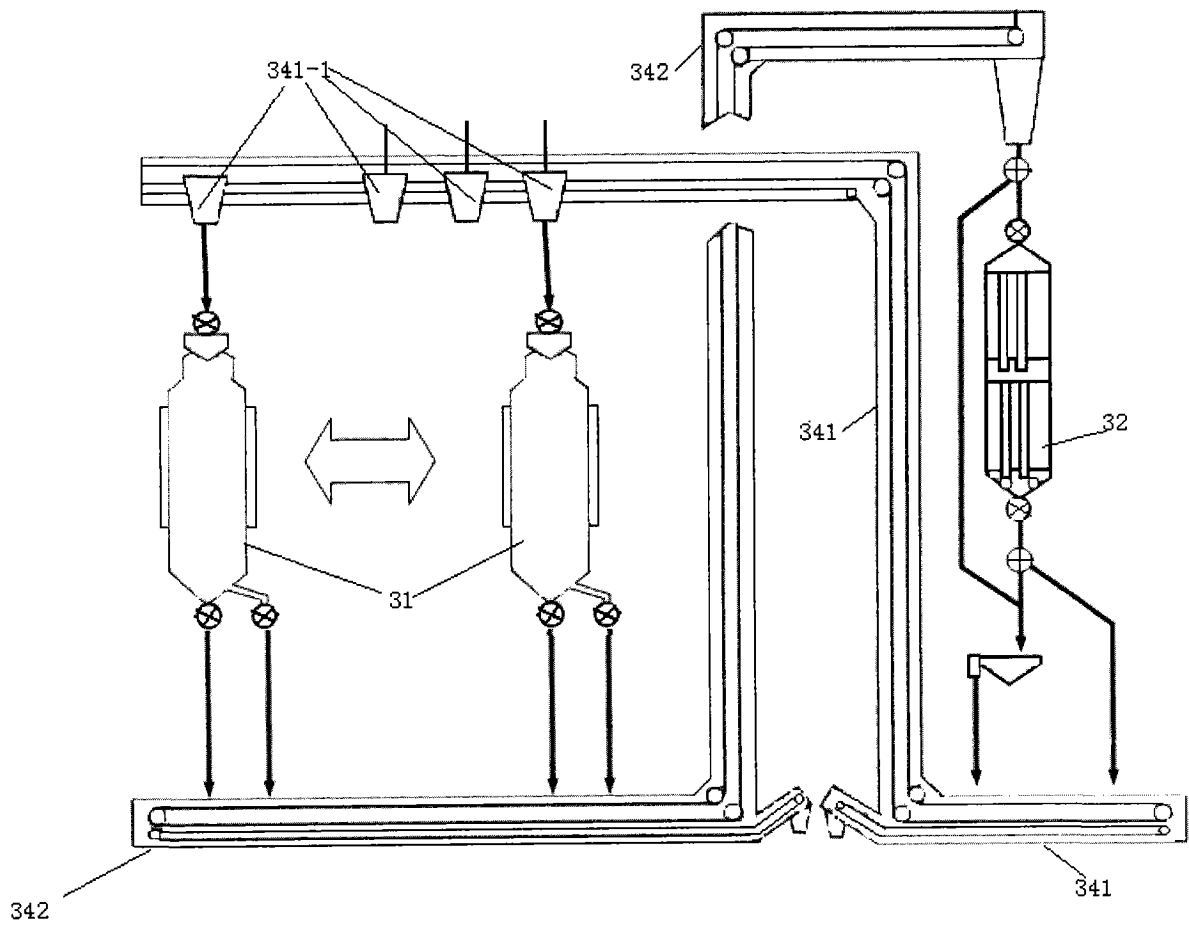


图 4

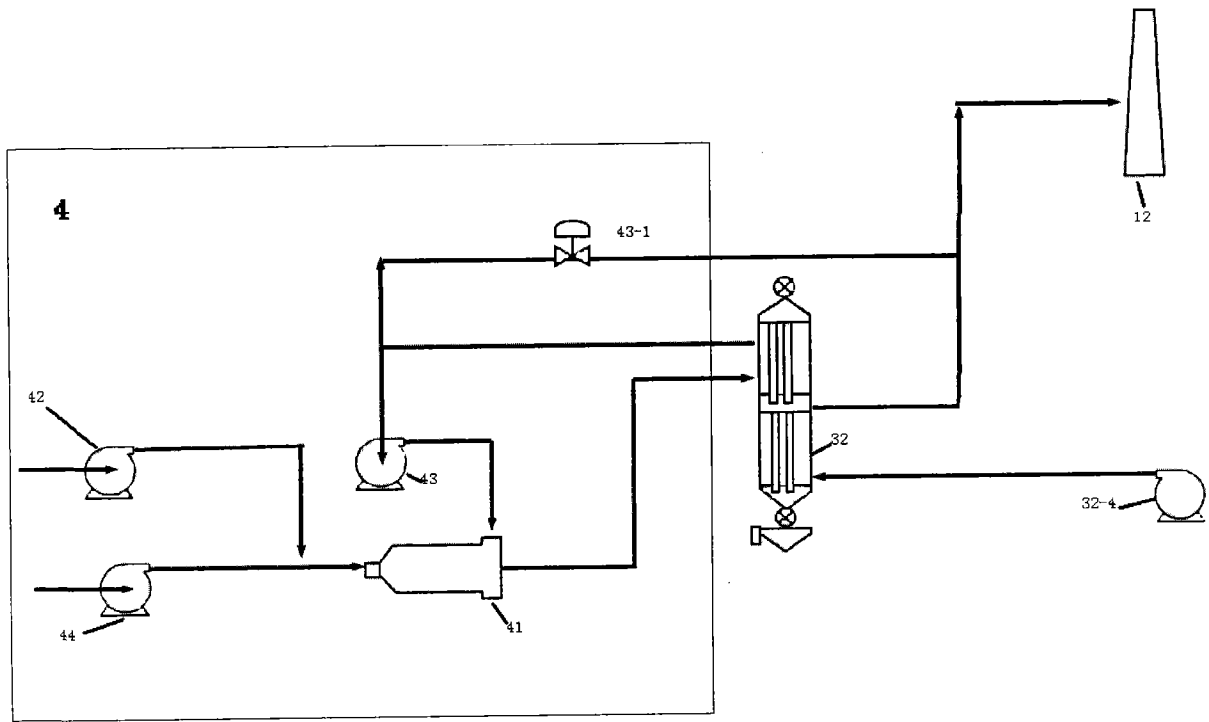


图 5