



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 105236647 A

(43) 申请公布日 2016. 01. 13

(21) 申请号 201510621066. 7

C02F 103/18(2006. 01)

(22) 申请日 2015. 09. 25

(71) 申请人 太原理工大学

地址 030024 山西省太原市万柏林区迎泽西大街 79 号

(72) 发明人 张永发 张舒婷 李国强 王宏宇 李振华 李涛 李超

(74) 专利代理机构 太原市科瑞达专利代理有限公司 14101

代理人 刘宝贤

(51) Int. Cl.

C02F 9/10(2006. 01)

C10K 1/08(2006. 01)

C10K 1/12(2006. 01)

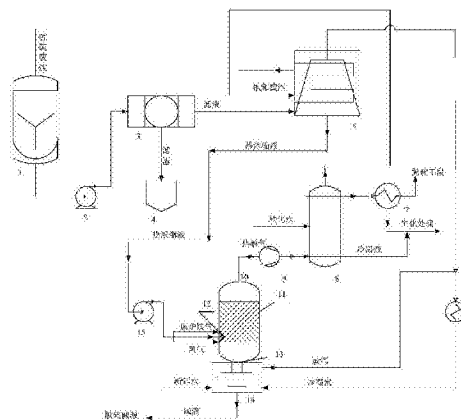
权利要求书2页 说明书6页 附图2页

(54) 发明名称

一种部分氧化环境中热解湿式氧化脱硫混合废液的工艺

(57) 摘要

一种部分氧化环境中热解湿式氧化脱硫混合废液的工艺,所述工艺是将氨碱法、钠碱法脱硫废液混合液进行过滤,对滤液进行减压蒸发预热,蒸发所得的脱硫废液浓缩液加压后通过三通道组合式压力雾化喷嘴雾化后随煤气等富氢气体与氧气喷入热解反应器进行热解处理,热解过程生成的热解气通过直接或者间接两种途径实现脱硫废液的蒸发预热;热解产生的热解熔融盐由热解反应器底部排出经冷却系统冷却后,返回到脱硫工段提供碱源。本工艺过程简单,操作连续稳定,运用广泛,可有效处理钠碱法和铵碱法脱硫产生的脱硫废液以及两者混合的废液,实现废液的全组分无害化处理,彻底解决了混合废液难处理、处理过程繁琐、处理范围局限性等问题。



1. 一种部分氧化环境中热解湿式氧化脱硫混合废液的工艺,所述工艺是按下列步骤进行的:

A、氨碱法、钠碱法脱硫产生的混合脱硫废液由储槽 [1] 经离心泵 [2] 送入过滤精度为  $100\ \mu\text{m}$ , 过滤温度范围为  $5\sim 80^{\circ}\text{C}$  的自清洗过滤装置 [3] 实现过滤, 滤渣送入硫回收装置 [4] 回收硫;

B、将步骤 A 所得滤液送入蒸发预热器 [5] 进行减压蒸发, 蒸发预热器 [5] 为间接换热器, 所用的热源来自废热锅炉或厂内  $0.2\sim 0.3\text{MPa}$  的饱和蒸汽, 减压蒸发的真空度为  $0.038\text{MPa}\sim 0.057\text{MPa}$ , 得到约为  $75\sim 85^{\circ}\text{C}$  的浓缩率为  $40\sim 60\%$  的脱硫废液浓缩液和水蒸汽;

C、步骤 B 中所得的蒸汽经冷凝器 [6] 冷凝处理后送至激冷室 [14];

D、步骤 B 得到的浓缩液经加压泵 [15] 加压至  $0.1\sim 1.5\text{MPa}$  后随煤气和氧气经三通道组合式压力雾化喷嘴 [12] 喷入高温热解反应器 [11], 高温热解反应器 [11] 中由进气比为  $100:40\sim 60$  的煤气与氧气的部分氧化反应形成  $900^{\circ}\text{C}\sim 1200^{\circ}\text{C}$  的还原环境;

E、在步骤 C 中的高温还原环境中, 来自预热蒸发器 [5] 的混合废液浓缩液得以热解处理, 其中由三通道雾化喷嘴进入热解反应器的气液比为  $140\sim 160:1\sim 3$ , 热解过程产生热解气与熔融盐;

F、步骤 C 中产生的热解气上行由热解反应器 [11] 气体出口 [10] 导出, 经压缩机 [9] 送入废热锅炉 [8] 生产饱和蒸汽, 由废热锅炉导出的热解气进入气液分离器 [7], 分离后的气体送入脱硫工段净化处理, 分离液与废热锅炉产生的冷凝液混合后直接送至生化处理工段;

G、步骤 C 中得到的产物熔融盐由热解反应器 [11] 液相产物出口 [13] 进入激冷室 [14], 并通过工厂的新鲜水及由冷凝器 [6] 来的冷凝液进行激冷, 激冷后形成的碱液送脱硫工段作碱源; 激冷过程产生的水蒸气送入冷凝器 [6] 冷凝后循环使用。

2. 一种如权利要求 1 所述的部分氧化环境中热解湿式氧化脱硫混合废液的工艺, 所述工艺是按下列步骤进行的:

A、氨碱法、钠碱法脱硫产生的混合脱硫废液由储槽 [1] 经离心泵 [2] 送入过滤精度为  $100\ \mu\text{m}$ , 过滤温度范围为  $5\sim 80^{\circ}\text{C}$  的自清洗过滤装置 [3] 实现过滤, 滤渣送入硫回收装置 [4] 回收硫;

B、将步骤 A 所得滤液送入蒸发预热器 [5'], 与从热解反应器导出的经压缩机 [9] 由蒸发预热器 [5'] 底部进入的热解气进行直接接触式蒸发预热, 同时实现热解气的冷却和脱硫废液的浓缩与预热, 得到约为  $75\sim 85^{\circ}\text{C}$  的浓缩率为  $40\sim 60\%$  的脱硫废液浓缩液和蒸汽;

C、步骤 B 中热解气携带蒸发蒸汽由预热器出口导出后进入冷凝器 [7'] 进行气液分离, 分离后的气体送入脱硫阶段净化处理, 液体则送入激冷室 [14];

D、步骤 B 中得到的浓缩液经加压泵 [15] 加压至  $0.1\sim 1.5\text{MPa}$  后随煤气和氧气经三通道组合式压力雾化喷嘴 [12] 喷入高温热解反应器 [11], 高温热解反应器 [11] 由进气比为  $100:40\sim 60$  的煤气与氧气的部分氧化反应形成  $900^{\circ}\text{C}\sim 1200^{\circ}\text{C}$  的还原环境;

E、在步骤 D 中的高温还原环境中, 来自预热蒸发器 [5'] 的混合废液浓缩液得以热解处理, 其中由三通道雾化喷嘴进入热解反应器的气液比为  $140\sim 160:1\sim 3$ , 热解过程产生热

解气与熔融盐；

F、步骤 E 中得到的产物熔融盐由热解反应器 [11] 液相产物出口 [13] 进入激冷室 [14]，并通过工厂的新鲜水以及由冷凝器 [6] 来的冷凝液进行激冷，激冷后形成的碱液送脱硫工段作碱源；激冷过程产生的水蒸气送入冷凝器 [6] 冷凝后循环使用。

## 一种部分氧化环境中热解湿式氧化脱硫混合废液的工艺

### 技术领域

[0001] 本发明涉及一种处理焦化脱硫废液工艺,特别是一种在部分氧化环境中热解氨碱法、钠碱法脱硫混合废液的无害化处理工艺。

### 背景技术

[0002] 我国焦化工业快速发展,已成为全球第一产焦大国。2014年中国焦炭产量4.769亿吨,在炼焦过程中产生的焦炉煤气已成为一种大吨位的能源和化工原料。在炼焦过程中,原料煤中约30%~35%的硫转化成 $H_2S$ 等硫化物,与 $NH_3$ 和HCN等一起形成煤气中的杂质。煤气若不脱除硫化氢和氰化氢,在输送过程中会严重腐蚀设备;作为民用燃料则会污染环境损害人体健康;作为冶金燃料使用则会严重影响钢铁产品质量;形成的含氰废水也难以处理。因此,脱除焦炉煤气中的硫化氢与氰化氢是煤气净化阶段必不可少的环节。

[0003] 我国多数焦化企业采用湿式氧化脱硫脱氰工艺。此工艺产生的脱硫废液中不仅含有大量的硫氰酸盐、硫代硫酸盐以及硫酸盐等,同时含有酚类、含氮化合物以及少量烃类等有机物,属于含多种有毒物质的高污染废液。其外排会对环境造成严重的污染。

[0004] 现有公开号为CN101798533A公开了“一种焦炉煤气脱硫废液处理办法”的发明专利,该工艺是将脱硫废液运输至煤塔上顶部,在煤塔顶部布置环形的喷洒管,将脱硫废液喷洒到炼焦煤中,使其在焦炉中高温分解。此方法虽可以将脱硫废液的氰化物做无害化处理,杜绝脱硫废液直排对环境造成的污染,避免局部煤水分较高导致结块,堵塞溜槽的情况,但其实质与配煤炼焦是一样的,仍会导致入炉煤水分增加,导致炼焦能耗增加,且仍存在泄漏等安全隐患以及工作环境差等问题。

[0005] 现有公开号为CN203668307U公开了“一种焦化脱硫废液热解回收装置”的发明专利,其设计工艺方法为将脱硫废液由加压泵送入雾化喷射器,喷入导烟管前部,喷入的脱硫废液雾滴在导烟管内荒煤气的高温环境下瞬间汽化,随荒煤气一起进入炭化室,采用炭化室的高温反应热作为热源热解脱硫废液中的盐类。此方法避免了将脱硫废液直接兑入配煤后进入焦炉时由于脱硫废液的蒸发及盐的分解而引起炼焦过程中的大量能源消耗。但这种工艺可能会造成废液蒸汽接触炭化室炉壁,产生腐蚀,而且操作不具有连续性,且不适于处理钠碱法产生的废液。

[0006] 以上工艺仅限于处理氨碱法脱硫工艺的脱硫废液处理,钠碱法脱硫废液热解所需温度要求更高,且经热解后会有钠盐的生成,生成的钠盐累积在焦炭中影响焦炭质量,从而导致上述工艺不能处理钠碱法脱硫废液。

[0007] 现有公开号为CN102503031A公开了“一种焦化脱硫废液处理工艺”,该发明是将过滤后的废液进行减压蒸发,蒸发温度为 $80\sim 98^{\circ}C$ ,蒸发所得浓缩液进一步浓缩干燥,制得混合盐;再将蒸发的蒸汽送入催化热解炉中进行催化热解处理;热解的冷凝液调节pH后进行吹脱;吹脱后的液体经冷却、中和后,送入生化污水处理,吹脱后的气体经硫铵工段回收其中的氨后并入煤气管网。此工艺是针对脱硫废液中的 $COD_{Cr}$ 、氨氮和硫化物而进行的,对于脱硫废液中的混合盐还需要进行分别提纯,工艺相对繁琐。

[0008] 现有公开的文献中,包括公开号为 CN102295379A 公开的“一种处理湿式氧化法脱硫废液的方法”,公开号为 CN102503031A 公开的“一种焦化脱硫废液处理工艺”等均涉及回收副盐,这种方法虽可以减少脱硫废液的排放,回收有价值的化工产品,但此种工艺一般要经多效蒸发结晶设备及大量蒸汽热源才能实现副盐分步回收,使处理成本增加;且回收副盐纯度难以保证,往往造成产品积压,经济价值有限。

[0009] 现今对于众多焦化企业而言,单独的氨法脱硫已经不能满足环保方面对于废气中 SO<sub>2</sub>排放的要求,因此,部分焦化企业选择同时采用钠碱法和氨法脱硫,从而产生了同时含有铵盐和钠盐的混合脱硫废液。而上述工艺中,无论是配煤炼焦法还是高温热解法,都会造成分解产物钠盐在焦炭中的积累,进而影响焦炭质量,而对于提盐技术处理脱硫废液混合液的工艺尚未有人提及,且钠盐和氨盐的同时存在也会增加废液中提盐的复杂性,加之提盐技术本身处理成本高且盐有价无市的现状导致提盐技术并非首选,现有工艺中针对上述混合废液的有效处理还缺乏相应的技术手段。

## 发明内容

[0010] 本发明的目的是提供一种部分氧化环境中热解氨碱法、钠碱法焦化脱硫废液混合液的工艺,以克服现有工艺中配煤炼焦法、高温热解法对于处理废液种类的局限性,以及提盐技术造成的提盐产物有价无市且无法实现混合脱硫废液有效处理等问题。

[0011] 为了实现上述目的,本发明所采取的技术方案如下。

[0012] 一种部分氧化环境中热解湿式氧化脱硫混合废液的工艺,所述工艺是按下列步骤进行的:

[0013] A、氨碱法、钠碱法脱硫产生的混合脱硫废液由储槽 [1] 经离心泵 [2] 送入过滤精度为 100 μm,过滤温度范围为 5 ~ 80℃的自清洗过滤装置 [3] 实现过滤,滤渣送入硫回收装置 [4] 回收硫;

[0014] B、将步骤 A 所得滤液送入蒸发预热器 [5] 进行减压蒸发,[5] 为间接换热器,所用的热源来自废热锅炉或厂内 0.2 ~ 0.3MPa 的饱和蒸汽,减压蒸发的真空度为 0.038MPa ~ 0.057MPa,得到约为 75 ~ 85℃的浓缩率为 40 ~ 60%的脱硫废液浓缩液和水蒸汽;

[0015] C、步骤 B 中所得的蒸汽经冷凝器 [6] 冷凝处理后送至激冷室 [14];

[0016] D、步骤 B 得到的浓缩液经加压泵 [15] 加压至 0.1 ~ 1.5MPa 后随煤气和氧气经三通道组合式压力雾化喷嘴 [12] 喷入高温热解反应器 [11],[11] 中由进气比为 100:40 ~ 60 的煤气与氧气的部分氧化反应形成 900℃ ~ 1200℃的还原环境;

[0017] E、在步骤 C 中的高温还原环境中,来自预热蒸发器 [5] 的混合废液浓缩液得以热解处理,其中由三通道雾化喷嘴进入热解反应器的气液比为 140 ~ 160:1 ~ 3,热解过程产生热解气与熔融盐;

[0018] F、步骤 C 中产生的热解气上行由热解反应器 [11] 气体出口 [10] 导出,经压缩机 [9] 送入废热锅炉 [8] 生产饱和蒸汽,由废热锅炉导出的热解气进入气液分离器 [7],分离后的气体送入脱硫工段净化处理,分离液与废热锅炉产生的冷凝液混合后直接送至生化处理工段;

[0019] G、步骤 C 中得到的产物熔融盐由热解反应器 [11] 液相产物出口 [13] 进入激冷室 [14],并通过工厂新鲜水及由冷凝器 [6] 来的冷凝液进行激冷,激冷后形成的碱液送脱硫

工段作碱源；激冷过程产生的水蒸气送入冷凝器 [6] 冷凝后循环使用；

[0020] 一种如上述技术方案所述的部分氧化环境中热解湿式氧化脱硫混合废液的工艺，所述工艺是按下列步骤进行的：

[0021] A、氨碱法、钠碱法脱硫产生的混合脱硫废液由储槽 [1] 经离心泵 [2] 送入过滤精度为  $100\ \mu\text{m}$ ，过滤温度范围为  $5\sim 80^\circ\text{C}$  的自清洗过滤装置 [3] 实现过滤，滤渣送入硫回收装置 [4] 回收硫；

[0022] B、将步骤 A 所得滤液送入蒸发预热器 [5']，与从热解反应器导出的经压缩机 [9] 由蒸发预热器 [5'] 底部进入的热解气进行直接接触式蒸发预热，同时实现热解气的冷却和脱硫废液的浓缩与预热，得到约为  $75\sim 85^\circ\text{C}$  的浓缩率为  $40\sim 60\%$  的脱硫废液浓缩液和蒸汽；

[0023] C、步骤 B 中热解气携带蒸发蒸汽由预热器出口导出后进入冷凝器 [7'] 进行气液分离，分离后的气体送入脱硫阶段净化处理，液体则送入激冷室 [14]；

[0024] D、步骤 B 中得到的浓缩液经加压泵 [15] 加压至  $0.1\sim 1.5\text{MPa}$  后随煤气和氧气经三通道组合式压力雾化喷嘴 [12] 喷入高温热解反应器 [11]，[11] 由进气比为  $100:40\sim 60$  的煤气与氧气的部分氧化反应形成  $900^\circ\text{C}\sim 1200^\circ\text{C}$  的还原环境；

[0025] E、在步骤 D 中的高温还原环境中，来自预热蒸发器 [5'] 的混合废液浓缩液得以热解处理，其中由三通道雾化喷嘴进入热解反应器的气液比为  $140\sim 160:1\sim 3$ ，热解过程产生热解气与熔融盐；

[0026] F、步骤 E 中得到的产物熔融盐由热解反应器 [11] 液相产物出口 [13] 进入激冷室 [14]，并通过工厂的新鲜水以及由冷凝器 [6] 来的冷凝液进行激冷，激冷后形成的碱液送脱硫工段作碱源；激冷过程产生的水蒸气送入冷凝器 [6] 冷凝后循环使用；

[0027] 实施本发明上述所提供的一种部分氧化环境中热解湿式氧化脱硫混合废液的工艺的技术方案，与现有技术相比，本发明的有益效果如下。

[0028] 本工艺核心在于部分氧化环境下采用高温热解法处理氨碱法、钠碱法混合脱硫废液，将脱硫废液中难处理的有害物质有效分解为可处理产物，使脱硫废液中的含氰副盐等在高温还原性气氛中实现高效热解，热解气及产物熔融盐分别处理，有效避免了二者接触发生的二次反应；同时使脱硫废液中浓缩的高浓度有机物在部分氧化环境中分解，实现脱硫废液的全组分处理；同时合理利用了热解产生的高温热解气通过直接或间接法对脱硫废液进行蒸发预热处理；此外，本工艺可用于湿式氧化法脱硫中钠碱法、氨碱法两种工艺产生的混合废液的处理，此工艺简单经济有效，能够实现脱硫废液零排放，符合环境保护的相关政策要求。

## 附图说明

[0029] 图 1 是本发明的第一工艺流程图 I。

[0030] 图 2 是本发明的第二工艺流程图 II。

## 具体实施方式

[0031] 下面对本发明的具体实施方式做出进一步地说明。

[0032] 实施本发明上述所提供的一种还原性气氛下热解脱硫废液的方法，该方法主要包

括：过滤工序、蒸发预热浓缩工序、加压进料工序、还原性环境中高温热解工序，热解产物回收循环工序。具体工艺步骤如下。

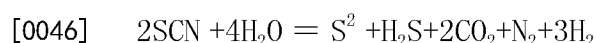
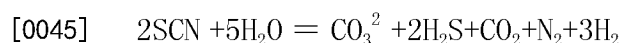
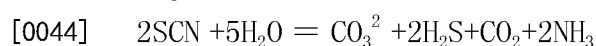
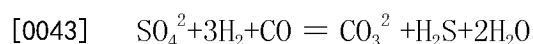
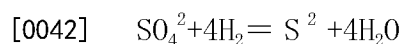
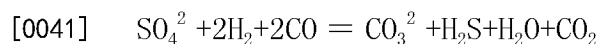
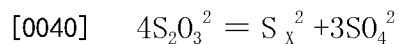
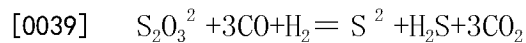
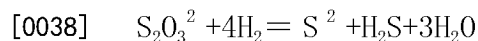
[0033] 首先将脱硫废液引入过滤装置，经过滤后的废液送入蒸发预热器中进行减压蒸发预热，所得预热后的浓缩液随着焦炉煤气与氧气加压雾化喷入高温热解装置。此处高温热解装置由焦炉煤气等富氢气体与氧气系数为 0.6 ~ 0.8 的氧气发生部分氧化反应，产生大量能量提供 900 ~ 1200℃ 的高温还原环境，从而实现对浓缩脱硫废液的还原气氛下的热解处理，热解产物包括热解气体和产物盐，其中热解气用于蒸发预热脱硫废液之后经过气液分离后送往脱硫工段净化处理，热解产物盐则由上述蒸发预热过程产生得蒸汽经冷凝形成的激冷液以及新鲜水的激冷作用下形成碱液提供脱硫碱源。

[0034] 本发明是针对湿法脱硫中氨碱法、钠碱法产生的混合废液所提供的一种处理工艺，流程简单，能源利用率高，处理效果优良。

[0035] 脱硫废液浓缩液在还原气氛和 900℃ ~ 1200℃ 条件下，发生热解反应，不仅彻底分解其中有机物质，更对脱硫废液中的主要副盐也有有效地热解，使其转化为易处理的热解气以及可循环利用的热解盐类物质。热解气主要为 H<sub>2</sub>S、NH<sub>3</sub>、N<sub>2</sub>、CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub> 及未燃烧的富氢气体，处理钠碱法脱硫废液时产生的热解盐以 Na<sub>2</sub>S、Na<sub>2</sub>O 和 Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 为主，处理 1 吨钠碱法脱硫废液会产生约 130kg 熔融盐。

[0036] 从上述热解反应器出来的热解气预热浓缩液后经气液分离导入脱硫工段吸收塔，热解产物熔融盐激冷处理后成为碱液送往脱硫工段提供脱硫碱源。

[0037] 主要的反应可表示如下：



[0047] 实施案例 1

[0048] 本实施案例所用的脱硫废液是焦化厂采用钠碱法、氨碱法湿式脱硫产生的两种脱硫废液混合液，取 500mL 脱硫废液进行实验。其中硫代硫酸钠含量约为 13.51g，硫氰酸钠含量约为 13.67g、硫代硫酸铵含量约为 18.10g，硫氰酸铵含量约为 20.15g，悬浮硫 1.41g，COD<sub>cr</sub> 含量为 65.38g。

[0049] 第一步，对 500mL 脱硫废液通过快速定量滤纸进行过滤，得到滤出物 5.41g；

[0050] 第二步，对以上滤液进行蒸发预热，热源为来自废热锅炉产生的饱和蒸汽，蒸发真空度为 0.057MPa，得到 85℃ 浓缩液 250mL；生成的蒸汽经冷凝器冷凝后通往激冷室；

[0051] 第三步，将上述所得浓缩液通入热解反应器，其中热解反应器内设有三通道组合式压力雾化喷射器；先关闭废液进液阀，反应器内按比例通入氢气 300mL/min、一氧化碳 30mL/min，同时通有氧气 120mL/min，点火燃烧，待反应器内温度达 900 ~ 1200℃ 高温后打

开进液阀,使预热至 75℃的脱硫废液浓缩液以 10mL/min 随进气喷入热解炉反应器内。脱硫废液中的主要副盐硫代硫酸钠、硫氰酸钠、硫代硫酸铵与硫氰酸铵在还原气氛高温作用下发生热解,生成  $H_2S$ 、 $NH_3$ 、 $CO_2$ 、 $N_2$ 、 $H_2$  等热解气体产物,也有  $Na_2S$ 、 $Na_2O$  和  $Na_2CO_3$  等热解盐生成;

[0052] 第四步,上述步骤三产生的热解气由热解器的气体产物出口排出后进入废热锅炉制备饱和蒸汽,热解气经废热锅炉后再气液分离,气体通往碱性吸收液吸收处理;步骤三产生的熔融盐由热解器出口进入激冷室后由冷凝器来的冷凝液以及水的共同激冷作用下形成碱液。

[0053] 第五步,对上述步骤四中冷凝液以及吸收液进行相关检测;

[0054] 在实际工业操作中,对于上述步骤一得到的滤出物应送往熔硫釜进行硫单质的回收;步骤三中的高温气相产物由废热锅炉出来后经过气液分离最终送入脱硫工段脱硫,分离后的水分则去生化处理阶段;步骤四中的水激冷液可用工厂新鲜水代替,最后形成的碱液可用作脱硫工段碱源。

[0055] 实施案例 2

[0056] 本实施案例所用的脱硫废液是焦化厂采用钠碱法、铵碱法湿式脱硫产生的两种脱硫废液混合液,取 500mL 脱硫废液进行实验。其中硫代硫酸钠含量约为 13.51g,硫氰酸钠含量约为 13.67g、硫代硫酸铵含量约为 18.10g,硫氰酸铵含量约为 20.15g,悬浮硫 1.41g。

[0057] 第一步,对 500mL 脱硫废液通过快速定量滤纸进行过滤,得到滤出物 5.39g;

[0058] 第二步,对以上滤液进行蒸发预热,热源为来自热解反应器的高温热解气,热解气由蒸发预热器底部进入预热器与脱硫废液进行直接接触式换热,同时实现热解气的冷却以及脱硫废液的预热浓缩,得到 80℃ 浓缩液 257mL;生成的蒸汽随热解气一起进行气液分离,分离后的气体通往碱性吸收液;冷凝液则通往激冷室;

[0059] 第三步,将上述所得浓缩液通入热解反应器,其中热解反应器内设有三通道组合式压力雾化喷射器;先关闭废液进液阀,反应器内按比例通入氢气 300mL/min、一氧化碳 30mL/min,同时通有氧气 120mL/min,点火燃烧,待反应器内温度达 900 ~ 1200℃ 高温后打开进液阀,使预热至 75℃的脱硫废液浓缩液以 10mL/min 随进气喷入热解炉反应器内。脱硫废液中的主要副盐硫代硫酸钠、硫氰酸钠、硫代硫酸铵与硫氰酸铵在还原气氛高温作用下发生热解,生成  $H_2S$ 、 $NH_3$ 、 $CO_2$ 、 $N_2$ 、 $H_2$  等热解气体产物,也有  $Na_2S$ 、 $Na_2O$  和  $Na_2CO_3$  等热解盐生成;

[0060] 第四步,上述步骤三产生的热解气由热解器的气体产物出口排出后由蒸发预热器底部进入做蒸发预热热源;步骤三产生的熔融盐由热解器出口进入激冷室后在补充的冷水以及由冷凝器来的冷凝液共同激冷作用下形成碱液。

[0061] 第五步,对上述步骤二中的吸收了热解气的碱性吸收液进行相关测定;

[0062] 在实际工业操作中,对于上述步骤一得到的滤出物应送往熔硫釜进行硫单质的回收;步骤二中气液分离后的气相通往脱硫工段;步骤四中的补充激冷液可用工厂新鲜水代替,最后形成的碱液可用作脱硫工段碱源。

[0063] 本实施案例采用 GB11914—1989《水质化学需氧量的测定重铬酸盐法》对 COD<sub>Cr</sub> 进行测定,采用分光光度法对硫氰酸根进行测定,以及碘量滴定法对硫代硫酸根进行测定。采用上述方法对处理后的热解气以及相关冷凝液进行测定,热解气中未检测到硫氰酸根与



硫代硫酸根,冷凝液中 COD<sub>cr</sub> 含量约为 2130mg/L,满足生化入水口 COD<sub>cr</sub> ≤ 3000mg/L 的要求。

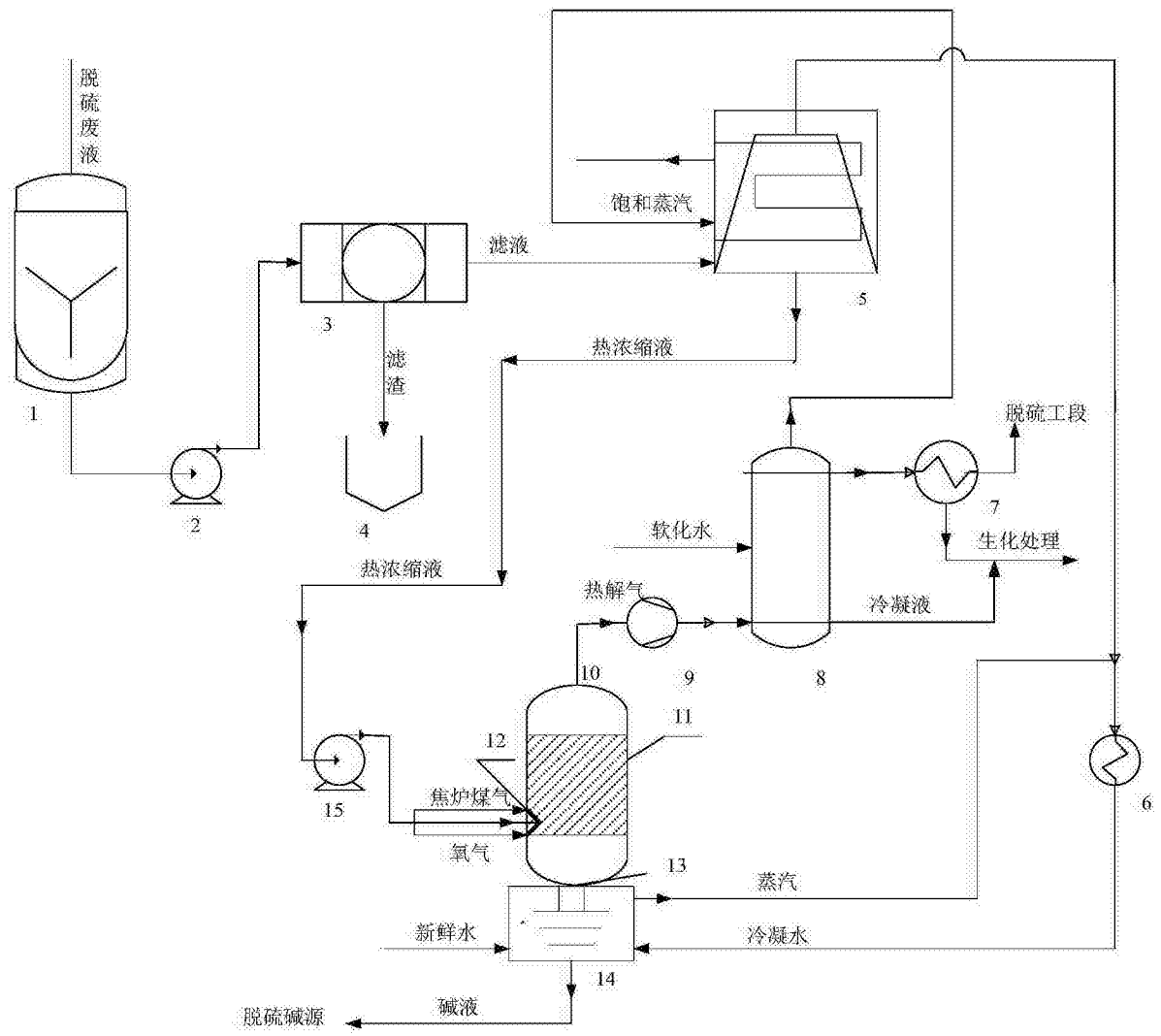


图 1

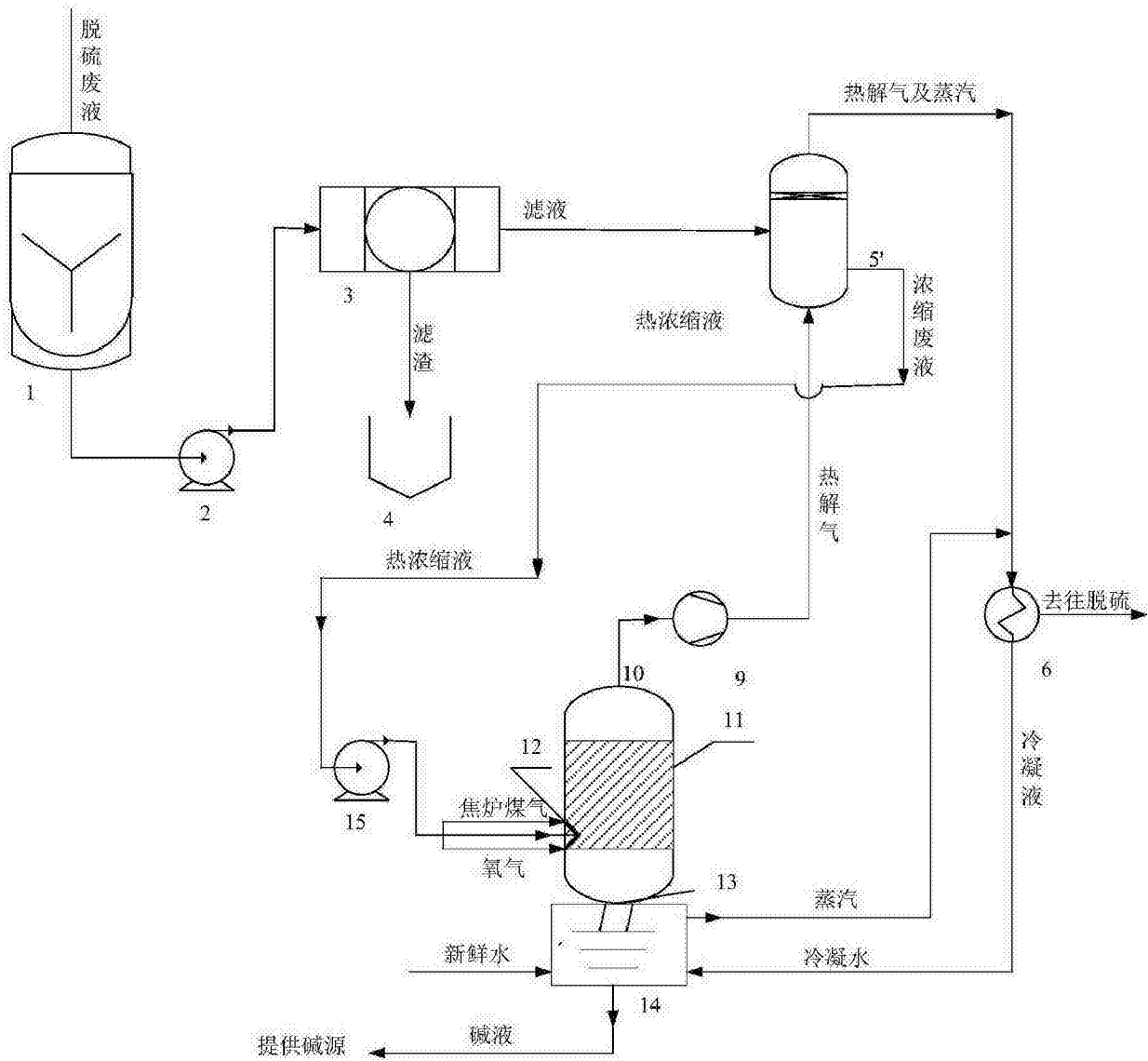


图 2