



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 106256780 A

(43) 申请公布日 2016. 12. 28

(21) 申请号 201510340481. 5

(22) 申请日 2015. 06. 18

(71) 申请人 中国石油化工股份有限公司

地址 100728 北京市朝阳区朝阳门北大街
22 号

申请人 中国石油化工股份有限公司北京化
工研究院

(72) 发明人 张新妙 郇和生 平春霞 彭海珠

(74) 专利代理机构 北京卫平智业专利代理事务
所(普通合伙) 11392

代理人 符彦慈 董琪

(51) Int. Cl.

C02F 9/04(2006. 01)

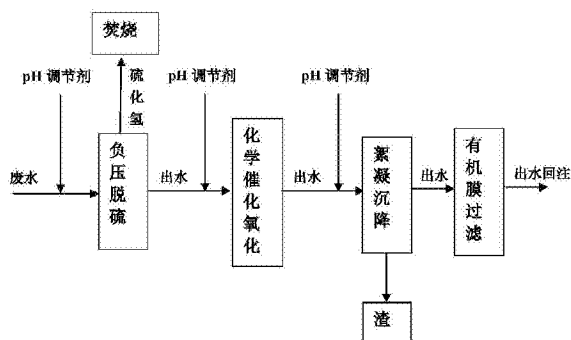
权利要求书2页 说明书8页 附图1页

(54) 发明名称

一种油气田的高含硫废水的达标回注处理方法

(57) 摘要

本发明涉及一种油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,首先,采用负压脱硫技术将废水中的大部分硫化氢脱除出来集中焚烧;其次,采用化学催化氧化技术将负压脱硫出水中的残余硫化氢氧化;之后,催化氧化脱硫出水进行絮凝沉降;最后,絮凝沉降出水进入有机膜过滤单元进行有机膜过滤,出水硫含量、悬浮物含量和油含量满足油气田回注水标准。本发明所述的油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,采用负压脱硫+化学催化氧化+絮凝沉降+有机膜过滤技术,可有效去除废水中的硫化物,解决油气田高含硫废水回注过程中硫含量过高的问题,解决现有处理技术设备庞大、工艺复杂、效率较低、环境适应性差、运行费用高、难于维护等缺点。



1. 一种油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,其特征在于:利用油气田高含硫废水在酸性条件下废水中的硫化物以硫化氢形式存在的特性,首先,采用负压脱硫技术将废水中的大部分硫化氢脱除出来集中焚烧;其次,采用化学催化氧化技术将负压脱硫出水中的残余硫化氢氧化;之后,催化氧化脱硫出水进行絮凝沉降;最后,絮凝沉降出水进入有机膜过滤单元进行有机膜过滤,出水硫含量、悬浮物含量和油含量满足油气田回注水标准。

2. 如权利要求1所述的油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,其特征在于,具体包括以下步骤:

步骤1,高含硫废水经过第一次pH调节后,进入负压脱硫单元进行脱硫;经过负压脱硫后产生的硫化氢收集进行焚烧处理;

步骤2,负压脱硫出水经过第二次pH调节后,进入化学催化氧化单元进行深度催化氧化脱硫;

步骤3,催化氧化脱硫出水经过第三次pH调节后,进入絮凝沉降单元进行絮凝沉降;絮凝沉降渣类经固化后集中外运处理;

步骤4,絮凝沉降出水进入有机膜过滤单元进行有机膜过滤,有机膜过滤出水进行回注处理。

3. 如权利要求2所述的油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,其特征在于:所述油气田的高含硫废水的主要水质特征为:硫化物 $2000 \sim 20000\text{mg/L}$,总溶解性固体 $10000 \sim 50000\text{mg/L}$,悬浮物 $500 \sim 5000\text{mg/L}$,油含量 $0 \sim 100\text{mg/L}$ 。

4. 如权利要求2所述的油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,其特征在于:经步骤1~4处理后的油气田高含硫废水,出水硫含量 $<0.5\text{mg/L}$,油含量 $<5\text{mg/L}$,悬浮物 $<1\text{mg/L}$,满足油气田回注水标准。

5. 如权利要求2所述的油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,其特征在于:所述负压脱硫单元设置循环泵进行废水循环,回流比为 $2 \sim 5:1$ 。

6. 如权利要求2所述的油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,其特征在于:步骤1中,第一次pH调节所用的调节剂为盐酸、硫酸或硝酸中的一种;

高含硫废水经过第一次pH调节后,pH范围为 $4 \sim 6$ 。

7. 如权利要求2所述的油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,其特征在于:步骤2中,第二次pH调节所用的调节剂为盐酸、硫酸或硝酸中的一种;

负压脱硫出水经过第二次pH调节后,pH范围为 $3 \sim 4$ 。

8. 如权利要求2所述的油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,其特征在于:步骤3中,第三次pH调节所用的调节剂为氢氧化钠;

催化氧化脱硫出水经过第三次pH调节后,pH范围为 $8 \sim 9$ 。

9. 如权利要求2所述的油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,其特征在于:步骤1中,负压脱硫单元的废水停留时间为 $20 \sim 30\text{min}$;

负压脱硫单元的进水温度为 $35 \sim 45^\circ\text{C}$,运行负压为 $-0.04 \sim -0.07\text{MPa}$ 。

10. 如权利要求2所述的油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,其特征在于:步骤2中,所述深度催化氧化脱硫是将硫离子催化氧化为硫酸根离子;

所述化学催化氧化单元的氧化剂为双氧水,催化剂为硫酸亚铁;

氧化剂用量为 $100 \sim 300\text{mg/L}$,催化剂用量为 $40 \sim 120\text{mg/L}$ 。

11. 如权利要求 2 所述的油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,其特征在于:步骤 3 中,絮凝沉降单元的助凝剂为阴离子型聚丙烯酰胺,分子量 500 万~800 万;

絮凝沉降单元的助凝剂用量为 2-5mg/L;

絮凝沉降时间为 10 ~ 20min。

12. 如权利要求 2 所述的油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,其特征在于:步骤 4 中,有机膜过滤单元的过滤形式为戈尔过滤;

有机膜过滤单元的膜材料为聚四氟乙烯,膜孔径 0.1 ~ 0.25 μm ;

有机膜过滤单元的膜通量控制在 300 ~ 500L/m² · h。

一种油气田的高含硫废水的达标回注处理方法

技术领域

[0001] 本发明涉及工业废水处理领域,具体说是一种油气田的高含硫废水的达标回注处理方法。尤指利用负压脱硫+化学催化氧化+絮凝沉降+有机膜过滤技术处理油气田的高含硫废水的达标回注处理方法。

背景技术

[0002] 随着社会经济发展和人民生活水平的不断提高,对能源需求量日益加大,油气田开采量逐年增加。在油气田的开发中,特别是在气田开发的中后期,由于地层水可沿断层及构造裂隙侵入气藏,进入井底,使气藏能量损失增大,井口压力降低,带水能力变差,造成气井减产或水淹停产,为维持天然气的稳定生产,气田大力推行排水采气工艺,使得气井的产水量迅速增加,很多气井因采出废水无法处理而被迫关井,影响了正常的采气生产。

[0003] 油气田采出废水在给油气田生产造成难题的同时,所引起的社会问题也显露无疑,给自然环境造成了巨大的压力,尤其是西南矿区高含硫油气田开采过程中产生的大量采出废水,该股废水含有大量硫化氢和硫化物,属于含硫废水。如果得不到有效处理,不仅会对环境产生严重污染,还会对输水管线产生严重腐蚀,存在严重安全隐患。

[0004] 对于油气田采出废水的处理,目前主要有回注地层、综合利用和处理达标外排三种方式。就现有的处理工艺来说,目前主要是进行适度处理后回注,还不能实现达标外排。根据我国现行的回注标准,对于油气田高含硫废水来说,主要的处理目标是去除水中的硫化氢、硫化物以及悬浮物。

[0005] 目前,含硫废水的处理方法主要有物理法、化学法和生物法。其中,物理法主要包括吹脱和汽提,吹脱和汽提原理相同,不同的是,吹脱是采用气体,汽提是采用蒸汽;化学法主要包括化学氧化法和混凝沉淀法;生物法主要包括好氧生物法和厌氧生物法。三种方法中,物理法最为简单,化学法由于发生了化学反应,废水硫含量较高时药剂消耗和渣量较大,因此不适用于处理硫含量较高的废水;生物法是通过微生物将硫化物氧化除去,由于微生物的耐受局限性,处理硫含量较高的废水时效率较低,因此也不适用于处理硫含量较高的废水。

[0006] 实际工程实践中,由于气田场地的局限性,处理气田高含硫废水中硫化氢和硫化物主要采用吹脱工艺。吹脱是让废水与气体直接接触,使废水中的挥发性有毒有害物质按一定比例扩散到气相中去,从而达到从废水中分离污染物的目的。鉴于场地条件有限,目前主要采用天然气进行吹脱,由此消耗大量的天然气,这就大大提高了该方法脱硫的运行成本。此外,该方法所需设备体积大、安装维护运行复杂,对气井所处环境适应性差,并且处理效率有待提高。

[0007] 中国专利 201410444573.3 就涉及了一种采用吹脱去除高浓度含硫废水的处理工艺。该专利将废水 pH 调节至 3~4,之后进行吹脱,吹脱残液中的硫化物通过加入硫化亚铁进行化学反应去除。中国专利 200710010393.4 也涉及一种含硫废水的处理方法,该专利采用空气曝气去除调酸后废水中的硫化物,其原理和吹脱原理相同。使用空气曝气的问题在

于,硫化氢为易燃危化品,与空气混合能形成爆炸性混合物,遇明火、高热能引起燃烧爆炸。

[0008] 中国专利 200910201614.5 涉及一种采用催化湿式氧化处理含硫废水的方法,该专利将 COD 2000 ~ 200000mg/L,硫重量含量小于 70g/L 的工业废水,在反应温度 230 ~ 300℃,反应压力 3 ~ 10MPa,液体空速 0.5 ~ 2.5h⁻¹,气液原料标准状态下体积比为 70 ~ 300:1 的条件下,通过采用催化湿式氧化将废水中的有机物除去,将废水中的硫全部转化为硫酸根离子。催化湿式氧化的反应条件苛刻,投资、运行及维护费用较高,并且设备庞大,对场地要求较高。催化湿式氧化主要用于去除高 COD、难于生物降解的废水体系。

[0009] 中国专利 201110273016.6 涉及一种油气田的含硫废水处理方法,该专利主要是通过加入 pH 调节剂和脱硫剂,进行化学反应将废水中的硫除去,脱硫剂采用硫酸亚铁,由于化学反应产生的渣量较大,因此本专利的方法适用于处理硫含量不高的废水,该专利明确限定了进水的硫含量 ≤ 3000mg/L。

[0010] 中国专利 201210567540.9 也涉及一种化学氧化法脱除工业废水中硫化物和有机物的方法,该专利采用氯气作为氧化剂。该专利也明确限定本专利适用于处理 COD 浓度 2000 ~ 20000mg/L,硫化物含量 200 ~ 2000mg/L 的废水。中国专利 201210210210.4 也涉及一种油气田含硫废水处理方法,该专利也是通过化学氧化将废水中的硫除去,脱硫剂采用过硫酸盐,并采用硫酸亚铁作为催化剂。此外,中国专利 01118462.0 也涉及一种化学氧化法脱除废水中的硫和氨的方法,与专利 201110273016.6 相同,由于化学反应产生的渣量较大,这些专利均适用于处理硫含量不高的废水。

发明内容

[0011] 针对现有技术中存在的缺陷,本发明的目的在于提供一种油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,采用负压脱硫+化学催化氧化+絮凝沉降+有机膜过滤技术,可有效去除废水中的硫化物,解决油气田高含硫废水回注过程中硫含量过高的问题,解决现有处理技术设备庞大、工艺复杂、效率较低、环境适应性差、运行费用高、难于维护等缺点。

[0012] 为达到以上目的,本发明采取的技术方案是:

[0013] 一种油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,其特征在于:利用油气田高含硫废水在酸性条件下废水中的硫化物以硫化氢形式存在的特性,首先,采用负压脱硫技术将废水中的大部分硫化氢脱除出来集中焚烧;其次,采用化学催化氧化技术将负压脱硫出水中的残余硫化氢氧化;之后,催化氧化脱硫出水进行絮凝沉降;最后,絮凝沉降出水进入有机膜过滤单元进行有机膜过滤,出水硫含量、悬浮物含量和油含量满足油气田回注水标准。

[0014] 在上述技术方案的基础上,具体包括以下步骤:

[0015] 步骤 1,高含硫废水经过第一次 pH 调节后,进入负压脱硫单元进行脱硫;经过负压脱硫后产生的硫化氢收集进行焚烧处理;

[0016] 步骤 2,负压脱硫出水经过第二次 pH 调节后,进入化学催化氧化单元进行深度催化氧化脱硫;

[0017] 步骤 3,催化氧化脱硫出水经过第三次 pH 调节后,进入絮凝沉降单元进行絮凝沉降;絮凝沉降渣类经固化后集中外运处理;

[0018] 步骤 4,絮凝沉降出水进入有机膜过滤单元进行有机膜过滤,有机膜过滤出水进行回注处理。

[0019] 在上述技术方案的基础上,所述油气田的高含硫废水的主要水质特征为:硫化物 2000 ~ 20000mg/L,总溶解性固体 10000 ~ 50000mg/L,悬浮物 500 ~ 5000mg/L,油含量 0 ~ 100mg/L。

[0020] 在上述技术方案的基础上,经步骤 1 ~ 4 处理后的油气田高含硫废水,出水硫含量 < 0.5mg/L,油含量 < 5mg/L,悬浮物 < 1mg/L,满足油气田回注水标准。

[0021] 在上述技术方案的基础上,所述负压脱硫单元设置循环泵进行废水循环,回流比为 2 ~ 5:1。

[0022] 在上述技术方案的基础上,步骤 1 中,第一次 pH 调节所用的调节剂为盐酸、硫酸或硝酸中的一种;

[0023] 高含硫废水经过第一次 pH 调节后,pH 范围为 4 ~ 6。

[0024] 在上述技术方案的基础上,步骤 2 中,第二次 pH 调节所用的调节剂为盐酸、硫酸或硝酸中的一种;

[0025] 负压脱硫出水经过第二次 pH 调节后,pH 范围为 3 ~ 4。

[0026] 在上述技术方案的基础上,步骤 3 中,第三次 pH 调节所用的调节剂为氢氧化钠;

[0027] 催化氧化脱硫出水经过第三次 pH 调节后,pH 范围为 8 ~ 9。

[0028] 在上述技术方案的基础上,步骤 1 中,负压脱硫单元的废水停留时间为 20 ~ 30min;

[0029] 负压脱硫单元的进水温度为 35 ~ 45℃,运行负压为 -0.04 ~ -0.07MPa。

[0030] 在上述技术方案的基础上,步骤 2 中,所述深度催化氧化脱硫是将硫离子催化氧化为硫酸根离子;

[0031] 所述化学催化氧化单元的氧化剂为双氧水,催化剂为硫酸亚铁;

[0032] 氧化剂用量为 100 ~ 300mg/L,催化剂用量为 40 ~ 120mg/L。

[0033] 在上述技术方案的基础上,步骤 3 中,絮凝沉降单元的助凝剂为阴离子型聚丙烯酰胺,分子量 500 万 ~ 800 万;

[0034] 絮凝沉降单元的助凝剂用量为 2-5mg/L;

[0035] 絮凝沉降时间为 10 ~ 20min。

[0036] 在上述技术方案的基础上,步骤 4 中,有机膜过滤单元的过滤形式为戈尔过滤;

[0037] 有机膜过滤单元的膜材料为聚四氟乙烯,膜孔径 0.1 ~ 0.25 μm;

[0038] 有机膜过滤单元的膜通量控制在 300 ~ 500L/m² · h。

[0039] 本发明所述的油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,采用负压脱硫 + 化学催化氧化 + 絮凝沉降 + 有机膜过滤技术,可有效去除废水中的硫化物,解决油气田高含硫废水回注过程中硫含量过高的问题,解决现有处理技术设备庞大、工艺复杂、效率较低、环境适应性差、运行费用高、难于维护等缺点。

附图说明

[0040] 本发明有如下附图:

[0041] 图 1 本发明的工艺流程图。

具体实施方式

[0042] 以下结合附图对本发明作进一步详细说明。

[0043] 本发明所述的油气田的高含硫废水的达标回注处理方法,利用油气田高含硫废水在酸性条件下废水中的硫化物以硫化氢形式存在的特性,首先,采用负压脱硫技术将废水中的大部分硫化氢脱除出来集中焚烧;其次,采用化学催化氧化技术将负压脱硫出水中的残余硫化氢氧化;之后,催化氧化脱硫出水进行絮凝沉降;最后,絮凝沉降出水进入有机膜过滤单元进行有机膜过滤,最终实现油气田高含硫废水中硫化物、悬浮物和油深度脱除的目的,出水硫含量、悬浮物含量和油含量满足油气田回注水标准。具体包括以下步骤:

[0044] 步骤 1,高含硫废水经过第一次 pH 调节后,进入负压脱硫单元进行脱硫;经过负压脱硫后产生的硫化氢收集进行焚烧处理;

[0045] 步骤 2,负压脱硫出水经过第二次 pH 调节后,进入化学催化氧化单元进行深度催化氧化脱硫;

[0046] 步骤 3,催化氧化脱硫出水经过第三次 pH 调节后,进入絮凝沉降单元进行絮凝沉降;絮凝沉降渣类经固化后集中外运处理;

[0047] 步骤 4,絮凝沉降出水进入有机膜过滤单元进行有机膜过滤,有机膜过滤出水进行回注处理。

[0048] 在上述技术方案的基础上,步骤 1 中所述高含硫废水(油气田的高含硫废水)的主要水质特征为:硫化物 2000 ~ 20000mg/L,总溶解性固体 10000 ~ 50000mg/L,悬浮物 500 ~ 5000mg/L,油含量 0 ~ 100mg/L。

[0049] 在上述技术方案的基础上,经步骤 1 ~ 4 处理后的油气田高含硫废水,出水硫含量 < 0.5mg/L,油含量 < 5mg/L,悬浮物 < 1mg/L,满足油气田回注水标准。

[0050] 在上述技术方案的基础上,所述负压脱硫单元设置循环泵进行废水循环,回流比为 2 ~ 5:1。

[0051] 在上述技术方案的基础上,步骤 1 中,第一次 pH 调节所用的调节剂为盐酸、硫酸或硝酸中的一种;

[0052] 高含硫废水经过第一次 pH 调节后,pH 范围为 4 ~ 6。

[0053] 在上述技术方案的基础上,步骤 2 中,第二次 pH 调节所用的调节剂为盐酸、硫酸或硝酸中的一种;

[0054] 负压脱硫出水经过第二次 pH 调节后,pH 范围为 3 ~ 4。

[0055] 在上述技术方案的基础上,步骤 3 中,第三次 pH 调节所用的调节剂为氢氧化钠;

[0056] 催化氧化脱硫出水经过第三次 pH 调节后,pH 范围为 8 ~ 9。

[0057] 在上述技术方案的基础上,步骤 1 中,负压脱硫单元的废水停留时间为 20 ~ 30min;

[0058] 负压脱硫单元的进水温度为 35 ~ 45℃,运行负压为 -0.04 ~ -0.07MPa。

[0059] 在上述技术方案的基础上,步骤 2 中,所述深度催化氧化脱硫是将硫离子催化氧化为硫酸根离子;

[0060] 所述化学催化氧化单元的氧化剂为双氧水,催化剂为硫酸亚铁;

[0061] 氧化剂用量为 100 ~ 300mg/L,催化剂用量为 40 ~ 120mg/L。

[0062] 在上述技术方案的基础上,步骤 3 中,絮凝沉降单元的助凝剂为阴离子型聚丙烯酰胺,分子量 500 万 ~ 800 万;

[0063] 絮凝沉降单元的助凝剂用量为 2-5mg/L；

[0064] 絮凝沉降时间为 10 ~ 20min。

[0065] 在上述技术方案的基础上，步骤 4 中，有机膜过滤单元的过滤形式为戈尔过滤；

[0066] 有机膜过滤单元的膜材料为聚四氟乙烯，膜孔径 0.1 ~ 0.25 μm ；

[0067] 有机膜过滤单元的膜通量控制在 300 ~ 500L/m² · h。

[0068] 本发明与现有技术的实质性区别在于：针对现有技术中采用吹脱和汽提法处理油气田高含硫废水设备庞大、工艺复杂、效率较低、环境适应性差、运行费用高的问题，本发明采用负压脱硫 + 化学催化氧化技术处理油气田高含硫废水。通过采用该技术，实现了油气田高含硫废水的高效、快捷、低成本达标回注处理。和现有技术相比，本发明涉及的技术设备简单、运行维护容易、环境适应能力强、脱硫效率高、可实现撬装化处理、运行成本大大降低，技术经济性好。对于油气田高含硫废水，本发明涉及的达标回注处理技术更为经济、合理、可行。其有益效果是：

[0069] 1、本发明采用负压脱硫技术处理油气田高含硫废水，和吹脱、汽提脱硫技术相比，本发明涉及的技术设备简单、自动化程度高、运行维护容易、环境适应能力强、占地面积少，脱硫效率高、可实现撬装化处理、运行成本大大降低。本发明采用的负压脱硫技术尤其适用于场地和配套设施不完善地区的高含硫废水处理；

[0070] 2、本发明的负压脱硫单元通过采用循环泵进行废水循环，加速高含硫废水中的硫化氢溢出，缩短废水脱硫时间，提高了脱硫效果；

[0071] 3、本发明的负压脱硫单元通过负压和废水 pH 之间的匹配，在降低废水脱硫成本的同时，最大效率的去除了废水中的硫化氢；

[0072] 4、本发明中化学催化氧化单元由于生成了铁盐的胶体，因此无需加入絮凝剂，只需加入少量助凝剂就可实现絮凝沉降；

[0073] 5、本发明通过负压脱硫技术和化学催化氧化技术的高效耦合，在采用负压脱硫技术去除废水中的大部分硫离子的基础上，又采用化学催化氧化技术深度去除废水中残留的少量硫离子，使得废水中的硫离子含量降到最低，减少了单纯采用化学氧化所需的药剂消耗和废渣量，运行成本大大降低；

[0074] 6、本发明利用戈尔膜处理高悬浮物含量废水的优势，通过采用戈尔有机膜过滤，解决了悬浮物含量高的油气田废水的过滤问题，克服了有机膜处理油气田高悬浮物含量废水的局限；

[0075] 7、本发明通过采用戈尔膜处理高悬浮物含量的油气田废水，避免了采用其他形式膜过滤的高流速运行模式，降低了运行成本，并且膜通量高，运行周期长；

[0076] 8、采用本发明的方法进行油气田高含硫废水的达标回注处理，有效克服了现有吹脱和汽提工艺脱硫的弊端，解决了脱硫后高悬浮物含量的油气田废水的过滤问题。

[0077] 以下为若干具体实施例。

[0078] 实施例 1

[0079] 油气田高含硫废水的主要水质特征为：硫化物 2000mg/L，总溶解性固体 10000mg/L，悬浮物 500mg/L，油含量 0mg/L。

[0080] 处理步骤如下：

[0081] 首先，高含硫废水采用硫酸第一次调节废水的 pH 到 6，之后进入负压脱硫单元进

行脱硫,负压脱硫的操作条件为:进水温度 35℃,运行负压 -0.04MPa,水力停留时间 20min,循环泵的回流比为 5:1;

[0082] 其次,负压脱硫出水采用硫酸第二次调节废水的 pH 到 3,之后进入化学催化氧化单元进行深度催化氧化脱硫,氧化剂为双氧水,用量为 100mg/L,催化剂为硫酸亚铁,用量为 40mg/L;

[0083] 之后,催化氧化脱硫出水采用氢氧化钠第三次调节废水的 pH 到 8,之后进入絮凝沉降单元进行絮凝沉降,助凝剂为阴离子型聚丙烯酰胺,分子量 500 万,助凝剂用量为 2mg/L,絮凝沉降时间为 10min;

[0084] 最后,絮凝沉降单元出水进入有机膜过滤单元进行戈尔过滤,有机膜材料为聚四氟乙烯,膜孔径为 0.1 μm ,戈尔膜通量控制在 $500\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ 。在该恒定通量下,在连续 15 天的运行过程中,微滤的操作压力由初始的 0.04MPa 上升为后期的 0.09MPa。

[0085] 经过上述步骤处理后的油气田高含硫废水,出水硫含量 $<0.5\text{mg}/\text{L}$,油含量 $<5\text{mg}/\text{L}$,悬浮物 $<1\text{mg}/\text{L}$,满足油气田回注水标准。

[0086] 经过负压脱硫后产生的硫化氢收集进行焚烧处理,有机膜过滤出水进行回注处理,絮凝沉降渣类经固化后集中外运处理。

[0087] 实施例 2

[0088] 油气田高含硫废水的主要水质特征为:硫化物 5000mg/L,总溶解性固体 20000mg/L,悬浮物 1500mg/L,油含量 30mg/L。

[0089] 处理步骤如下:

[0090] 首先,高含硫废水采用盐酸第一次调节废水的 pH 到 4.5,之后进入负压脱硫单元进行脱硫,负压脱硫的操作条件为:进水温度 40℃,运行负压 -0.05MPa,水力停留时间 25min,循环泵的回流比为 4:1;

[0091] 其次,负压脱硫出水采用盐酸第二次调节废水的 pH 到 3.3,之后进入化学催化氧化单元进行深度催化氧化脱硫,氧化剂为双氧水,用量为 100mg/L,催化剂为硫酸亚铁,用量为 40mg/L;

[0092] 之后,催化氧化脱硫出水采用氢氧化钠第三次调节废水的 pH 到 8.3,之后进入絮凝沉降单元进行絮凝沉降,助凝剂为阴离子型聚丙烯酰胺,分子量 600 万,助凝剂用量为 2mg/L,絮凝沉降时间为 10min;

[0093] 最后,絮凝沉降单元出水进入有机膜过滤单元进行戈尔过滤,有机膜材料为聚四氟乙烯,膜孔径为 0.15 μm ,戈尔膜通量控制在 $450\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ 。在该恒定通量下,在连续 15 天的运行过程中,微滤的操作压力由初始的 0.04MPa 上升为后期的 0.11MPa。

[0094] 经过上述步骤处理后的油气田高含硫废水,出水硫含量 $<0.5\text{mg}/\text{L}$,油含量 $<5\text{mg}/\text{L}$,悬浮物 $<1\text{mg}/\text{L}$,满足油气田回注水标准。

[0095] 经过负压脱硫后产生的硫化氢收集进行焚烧处理,有机膜过滤出水进行回注处理,絮凝沉降渣类经固化后集中外运处理。

[0096] 实施例 3

[0097] 油气田高含硫废水的主要水质特征为:硫化物 10000mg/L,总溶解性固体 30000mg/L,悬浮物 3000mg/L,油含量 50mg/L。

[0098] 处理步骤如下:

[0099] 首先,高含硫废水采用硝酸第一次调节废水的 pH 到 5,之后进入负压脱硫单元进行脱硫,负压脱硫的操作条件为:进水温度 45℃,运行负压 -0.06MPa,水力停留时间 30min,循环泵的回流比为 3:1;

[0100] 其次,负压脱硫出水采用硝酸第二次调节废水的 pH 到 3.5,之后进入化学催化氧化单元进行深度催化氧化脱硫,氧化剂为双氧水,用量为 200mg/L,催化剂为硫酸亚铁,用量为 80mg/L;

[0101] 之后,催化氧化脱硫出水采用氢氧化钠第三次调节废水的 pH 到 8.5,之后进入絮凝沉降单元进行絮凝沉降,助凝剂为阴离子型聚丙烯酰胺,分子量 700 万,助凝剂用量为 3mg/L,絮凝沉降时间为 20min;

[0102] 最后,絮凝沉降单元出水进入有机膜过滤单元进行戈尔过滤,有机膜材料为聚四氟乙烯,膜孔径为 0.2 μm,戈尔膜通量控制在 400L/m²·h。在该恒定通量下,在连续 15 天的运行过程中,微滤的操作压力由初始的 0.05MPa 上升为后期的 0.12MPa。

[0103] 经过上述步骤处理后的油气田高含硫废水,出水硫含量 <0.5mg/L,油含量 < 5mg/L,悬浮物 < 1mg/L,满足油气田回注水标准。

[0104] 经过负压脱硫后产生的硫化氢收集进行焚烧处理,有机膜过滤出水进行回注处理,絮凝沉降渣类经固化后集中外运处理。

[0105] 实施例 4

[0106] 油气田高含硫废水的主要水质特征为:硫化物 20000mg/L,总溶解性固体 50000mg/L,悬浮物 5000mg/L,油含量 80mg/L。

[0107] 处理步骤如下:

[0108] 首先,高含硫废水采用盐酸第一次调节废水的 pH 到 5.5,之后进入负压脱硫单元进行脱硫,负压脱硫的操作条件为:进水温度 45℃,运行负压 -0.07MPa,水力停留时间 30min,循环泵的回流比为 2:1;

[0109] 其次,负压脱硫出水采用盐酸第二次调节废水的 pH 到 4,之后进入化学催化氧化单元进行深度催化氧化脱硫,氧化剂为双氧水,用量为 300mg/L,催化剂为硫酸亚铁,用量为 120mg/L;

[0110] 之后,催化氧化脱硫出水采用氢氧化钠第三次调节废水的 pH 到 9,之后进入絮凝沉降单元进行絮凝沉降,助凝剂为阴离子型聚丙烯酰胺,分子量 800 万,助凝剂用量为 5mg/L,絮凝沉降时间为 20min;

[0111] 最后,絮凝沉降单元出水进入有机膜过滤单元进行戈尔过滤,有机膜材料为聚四氟乙烯,膜孔径为 0.2 μm,戈尔膜通量控制在 350L/m²·h。在该恒定通量下,在连续 15 天的运行过程中,微滤的操作压力由初始的 0.04MPa 上升为后期的 0.12MPa。

[0112] 经过上述步骤处理后的油气田高含硫废水,出水硫含量 <0.5mg/L,油含量 < 5mg/L,悬浮物 < 1mg/L,满足油气田回注水标准。

[0113] 经过负压脱硫后产生的硫化氢收集进行焚烧处理,有机膜过滤出水进行回注处理,絮凝沉降渣类经固化后集中外运处理。

[0114] 实施例 5

[0115] 油气田高含硫废水的主要水质特征为:硫化物 20000mg/L,总溶解性固体 50000mg/L,悬浮物 5000mg/L,油含量 100mg/L。

[0116] 处理步骤如下：

[0117] 首先，高含硫废水采用盐酸第一次调节废水的 pH 到 4，之后进入负压脱硫单元进行脱硫，负压脱硫的操作条件为：进水温度 45℃，运行负压 -0.07MPa，水力停留时间 30min，循环泵的回流比为 3:1；

[0118] 其次，负压脱硫出水采用盐酸第二次调节废水的 pH 到 4，之后进入化学催化氧化单元进行深度催化氧化脱硫，氧化剂为双氧水，用量为 200mg/L，催化剂为硫酸亚铁，用量为 80mg/L；

[0119] 之后，催化氧化脱硫出水采用氢氧化钠第三次调节废水的 pH 到 8.6，之后进入絮凝沉降单元进行絮凝沉降，助凝剂为阴离子型聚丙烯酰胺，分子量 800 万，助凝剂用量为 5mg/L，絮凝沉降时间为 20min；

[0120] 最后，絮凝沉降单元出水进入有机膜过滤单元进行戈尔过滤，有机膜材料为聚四氟乙烯，膜孔径为 0.25 μm，戈尔膜通量控制在 300L/m²·h。在该恒定通量下，在连续 15 天的运行过程中，微滤的操作压力由初始的 0.03MPa 上升为后期的 0.11MPa。

[0121] 经过上述步骤处理后的油气田高含硫废水，出水硫含量 <0.5mg/L，油含量 <5mg/L，悬浮物 <1mg/L，满足油气田回注水标准。

[0122] 经过负压脱硫后产生的硫化氢收集进行焚烧处理，有机膜过滤出水进行回注处理，絮凝沉降渣类经固化后集中外运处理。

[0123] 以上所述仅为本发明的较佳可行实施例，并非因此局限本发明的专利范围，故凡是运用本发明说明书及附图内容所作的等效变化，均包含于本发明的保护范围。

[0124] 本说明书中未作详细描述的内容属于本领域专业技术人员公知的现有技术。

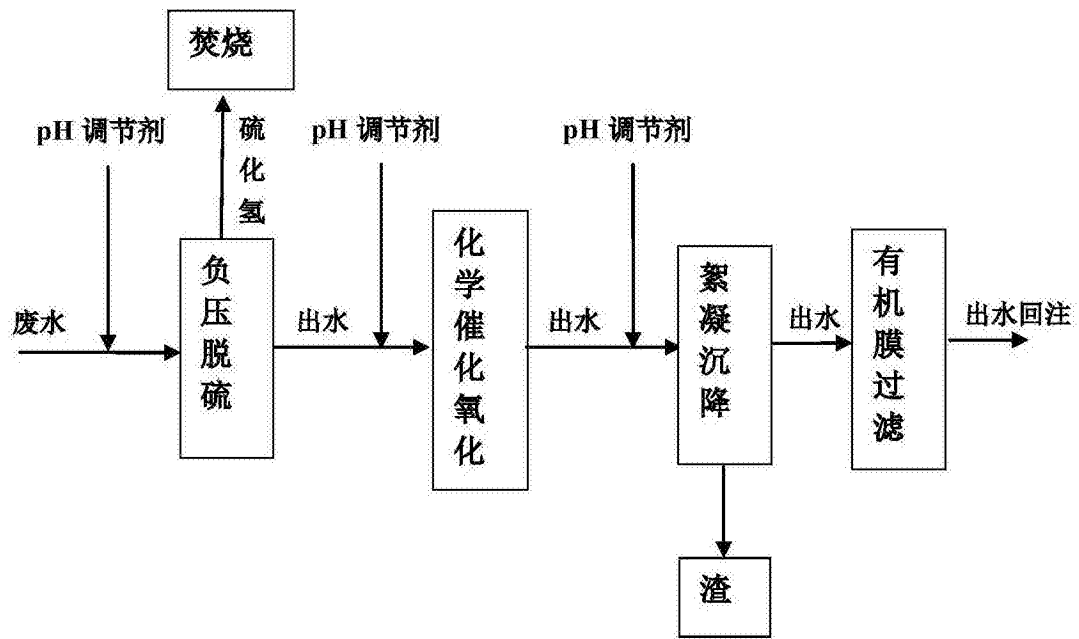


图 1