



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 106702184 A

(43)申请公布日 2017.05.24

(21)申请号 201611259878.2

(22)申请日 2016.12.30

(71)申请人 新疆中核天山铀业有限公司
地址 835000 新疆维吾尔自治区伊犁哈萨克自治州伊宁市斯大林街四巷28号

(72)发明人 赖磊 易志刚 熊威 师振峰
龙红福 汤义伟

(74)专利代理机构 核工业专利中心 11007
代理人 程然

(51) Int. Cl.
C22B 60/02(2006.01)

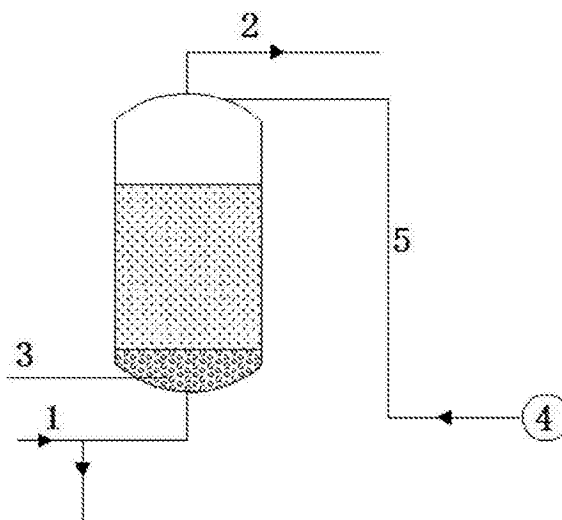
权利要求书1页 说明书3页 附图2页

(54)发明名称

一种弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺

(57)摘要

本发明属于地浸采铀水冶后处理技术领域，具体涉及一种弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺，目的在于克服现有技术的缺陷，提供一种弱碱性阴离子交换树脂在中性浸出条件下的操作简便且成本更低的解吸、转型工艺。本发明解吸工艺可将解吸和转型两步工艺简化为一步完成，解吸流比降至2.0左右，合格液平均铀浓度提高6.2g/L以上，较其它两种工艺有具有较大优势，简化解吸-转型工艺，在解吸的同时已经完成对树脂的转型，降低了解吸流比，提高了合格液铀浓度；去了解吸剂原材料的消耗，降低了生产成本；减轻配制解吸剂的工作强度，除去了废气的排放；操作流程更加简单且环保。



1. 一种弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺,具体包括如下步骤:

步骤1,反洗工序;

步骤2,浸泡工序;

步骤3,酸化循环工序;

步骤4,解吸工序。

2. 根据权利要求1所述的弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺,其特征在于:所述的步骤1,弱碱性阴离子交换树脂吸附饱和后,经反洗工序将吸附于树脂颗粒间隙中的泥沙等杂质清理,后用0.15MPa压强的压缩空气将树脂颗粒间隙中的液体排干备用。

3. 根据权利要求2所述的弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺,其特征在于:所述的步骤2,将合格液、工业盐酸按照体积比 $14\sim 15\text{m}^3:4\sim 4.5\text{m}^3$ 的比例配制成酸化液置于酸化液储槽内,配置的酸化液的体积须满足将吸附塔完全充满后还有 1m^3 的余量;然后将其中60%的酸化液送到吸附塔内,对经步骤1处理后的树脂进行浸泡,浸泡时间为7~8小时。

4. 根据权利要求3所述的弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺,其特征在于:所述的合格液指的是地浸技术中饱和树脂经解吸剂解吸后的含铀液体,工业盐酸为质量百分比为31%有的HCl溶液,浸泡时间8小时,在浸泡条件下已经没有气体产生。

5. 根据权利要求3所述的弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺,其特征在于:所述的步骤3,将吸附塔内和酸化液储槽中的酸化液进行循环,循环方式采用下进液,上出液的方式;循环6~8小时后监测循环液pH,当进液与出液pH值达到一致且 $\leq 0.7\sim 0.8$ 时停止循环;若pH值未达标,补加工业盐酸,继续循环,直到进液与出液pH值达到一致且 $\leq 0.7\sim 0.8$ 时为止。

6. 根据权利要求5所述的弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺,其特征在于:所述的步骤4,完成步骤3后进入解吸工序,解吸工序选用清水做解吸剂,采用二塔或三塔串联解吸,解吸方式采用上进液、下出液,吸附塔内解吸液的线速度控制为 $0.9\sim 1.0\text{m/h}$;当解吸出液流比达到2左右时停止出解吸合格液;继续进解吸剂,出液切换至酸化液储槽,加工业盐酸用于配制酸化液解吸下一个塔用;出液达到 $14\sim 15\text{m}^3$ 时,即满足解吸一个塔树脂后,停止进解吸剂;最后切出首塔,进0.1MP的压缩空气将首塔中残余溶液压至解吸剂配置槽,下次做第一段解吸剂用;首塔解吸完毕,该塔内树脂已完成解吸和转型,树脂经尾液洗涤至pH值大于4.0后接入吸附用。

7. 根据权利要求6所述的弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺,其特征在于:所述的首塔压干时,首塔解吸液铀浓度小于 800mg/L ,解吸前的弱碱性阴离子交换树脂是饱和树脂,经步骤4解吸后成为贫树脂,贫树脂残余铀容量小于 1g/L 。

一种弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺

技术领域

[0001] 本发明属于地浸采铀水冶后处理技术领域,具体涉及一种弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺。

背景技术

[0002] 水冶工艺技术中弱碱性阴离子交换树脂的解吸工艺通常采用硝酸、盐酸、浓硫酸、氯化物、碳酸盐或硝酸盐等试剂作解吸剂;氯化物、氯化钠和硫酸的混物,以及酸化的硝酸盐最有效;用以上工艺解吸树脂,存在解吸合格液铀浓度低或者完成解吸后须用酸转型才能继续吸附的问题。这些工艺流程操作麻烦,工作量大,原材料消耗大,在解吸剂的配制过程中还有废气产生。因此,极需开发一种作业简单,经济环保型解吸工艺。

发明内容

[0003] 本发明的目的在于克服现有技术的缺陷,提供一种弱碱性阴离子交换树脂在中性浸出条件下的操作简便且成本更低的解吸、转型工艺。本发明解吸工艺可将解吸和转型两步工艺简化为一步完成,解吸流比降至2.0左右,合格液平均铀浓度提高6.2g/L以上,较其它两种工艺有具有较大优势,简化了解吸-转型工艺,在解吸的同时已经完成对树脂的转型,降低了解吸流比,提高了合格液铀浓度;去除了解吸剂原材料的消耗,降低了生产成本;减轻配制解吸剂的工作强度,除去了废气的排放;操作流程更加简单且环保。

[0004] 本发明是这样实现的:

[0005] 一种弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺,具体包括如下步骤:

[0006] 步骤1,弱碱性阴离子交换树脂吸附饱和后,经反洗工序将吸附于树脂颗粒间隙中的泥沙等杂质清理,后用0.15MPa压强的压缩空气将树脂颗粒间隙中的液体排干备用,反洗工序示意图见图1;

[0007] 步骤2,将合格液、工业盐酸按照体积比 $14\sim 15\text{m}^3:4\sim 4.5\text{m}^3$ 的比例配制成酸化液置于酸化液储槽内,配置的酸化液的体积须满足将吸附塔完全充满后还有 1m^3 的余量;然后将其中60%的酸化液送到吸附塔内,对经步骤1处理后的树脂进行浸泡,浸泡时间为7~8小时;

[0008] 步骤3,将吸附塔内和酸化液储槽中的酸化液进行循环,循环方式采用下进液,上出液的方式;循环6~8小时后监测循环液pH,当进液与出液pH值达到一致且 $\leq 0.7\sim 0.8$ 时停止循环;若pH值未达标,补加适当工业盐酸,继续循环,直到进液与出液pH值达到一致且 $\leq 0.7\sim 0.8$ 时为止,酸化循环示意图见附图2;

[0009] 步骤4,完成步骤3后进入解吸工序,解吸工序选用清水做解吸剂,采用二塔或三塔串联解吸,解吸方式采用上进液、下出液,吸附塔内解吸液的线速度控制为 $0.9\sim 1.0\text{m/h}$;当解吸出液流比达到2左右时停止出解吸合格液;继续进解吸剂,出液切换至酸化液储槽,加工业盐酸用于配制酸化液解吸下一个塔用;出液达到 $14\sim 15\text{m}^3$ 时,即满足解吸一个塔树脂后,停止进解吸剂;最后切出首塔,进0.1MP的压缩空气将首塔中残余溶液压至解吸剂配置

槽,下次做第一段解吸剂用;首塔解吸完毕,该塔内树脂已完成解吸和转型,树脂经尾液洗涤至pH值大于4.0后可接入吸附用,二塔串联解吸示意图见附图3。

[0010] 本发明的有益效果是:

[0011] 本发明的优点在于简化了解吸-转型工艺,在解吸的同时已经完成对树脂的转型,降低了解吸流比,提高了合格液铀浓度;去除了解吸剂原材料的消耗,降低了生产成本;减轻配制解吸剂的工作强度,除去了废气的排放;操作流程更加简单且环保。

附图说明

[0012] 图1为本发明的一种弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺的反洗工序示意图;

[0013] 图2为本发明的一种弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺的酸化循环示意图;

[0014] 图3为本发明的一种弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺的二塔串联解吸示意图。

[0015] 其中:1.浸出液进液管道,2.反洗出液管道,3.树脂,4.空压机,5.压缩空气管道,6.酸化液储槽,7.第一化工泵,8.饱和塔,9.淋洗剂槽,10.第二化工泵,11.淋洗剂进液管道,12.淋洗首塔,13.淋洗末塔,14.淋洗串联管道,15.出合格液管道,16.合格液槽。

具体实施方式

[0016] 下面结合附图和实施例对本发明进行进一步描述。

[0017] 实施例1:

[0018] 一种弱碱性阴离子树脂的清水解吸工艺,具体包括如下步骤:

[0019] 步骤1,弱碱性阴离子交换树脂吸附饱和后,经反洗工序将吸附于树脂颗粒间隙中的泥沙等杂质清理,后用0.15MPa压强的压缩空气将树脂颗粒间隙中的液体排干备用;如图1所示,在反洗工序中,树脂3位于吸附塔内,浸出液进液管道1、反洗出液管道2和压缩空气管道5的一端与吸附塔连接,压缩空气管道5的另一端与空压机4连接。

[0020] 步骤2,某铀矿山采用15m³铀浓度小于10g/L的合格液中加入4m³工业盐酸的比例配制成大于吸附塔容积1m³的酸化液,由酸化液输送泵将60%的酸化液输送至吸附塔内对树脂进行浸泡;合格液指的是地浸技术中饱和树脂经解吸剂解吸后的含铀液体,工业盐酸为质量百分比为31%有的HCl溶液,浸泡时间8小时,在浸泡条件下已经没有气体产生;

[0021] 步骤3,将吸附塔内和酸化液储槽中的酸化液进行循环,循环方式采用下进液,上出液的方式;循环6小时后监测循环液pH,当进液与出液pH值达到一致且 \leq 优选0.7~0.8时停止循环;若pH值未达标,补加适当工业盐酸,继续循环,直到进液与出液pH值达到一致且 \leq 0.7~0.8时为止;如图2所示,在酸化循环工序中,酸化液储槽6和饱和塔8之间设置有上下两条管路实现酸化液的循环,在下方的进液管路上设置有第一化工泵7。

[0022] 步骤4,完成步骤3后进入解吸工序,解吸工序选用解吸剂为清水,采用二塔串联解吸,解吸方式采用上进液、下出液,吸附塔内解吸液的线速度控制为0.9~1.0m/h;当解吸出液流比达到2左右时停止出解吸合格液;继续进解吸剂,出液至酸化液储槽,加工业盐酸用于配制酸化液解吸下一个塔用;出液满足解吸一个塔树脂后,停止进解吸剂;最后切出首塔,进0.1MP的压缩空气将首塔中残余溶液压至解吸剂配置槽,下次做第一段解吸剂用;首塔解吸完毕,该塔内树脂已完成解吸和转型,树脂经尾液洗涤至pH值大于4.0后可接入吸附用。

[0023] 本实施例中,当首塔压干时,首塔解吸液铀浓度小于800mg/L,解吸前的弱碱性阴离子交换树脂是饱和树脂,经步骤4解吸后成为贫树脂,贫树脂残余铀容量小于1g/L;

[0024] 如图3所示,在解吸工序中,淋洗剂槽9和淋洗首塔12的进液端之间连接有淋洗剂进液管道11,第二化工泵10设置在淋洗剂进液管道11上。在淋洗首塔12的出液端和淋洗末塔13的进液端之间连接有淋洗串联管道14,在洗末塔13的出液端和合格液槽16之间连接有出合格液管道15。

[0025] 凡在发明的精神和原则之内所作的任何修改、等同替换和改进等,均应在本发明的保护范围之内。

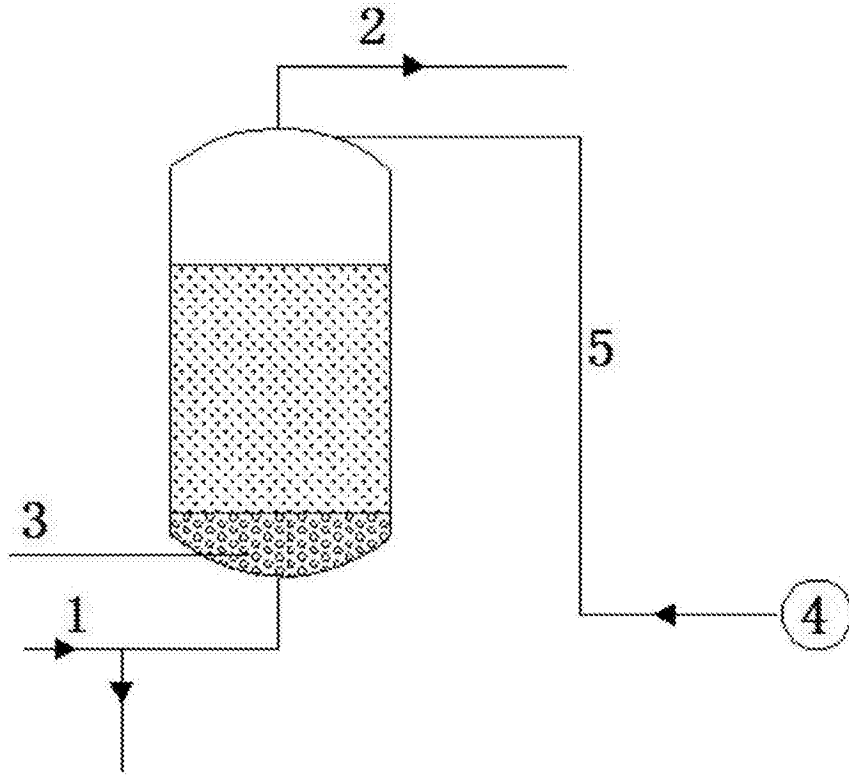


图1

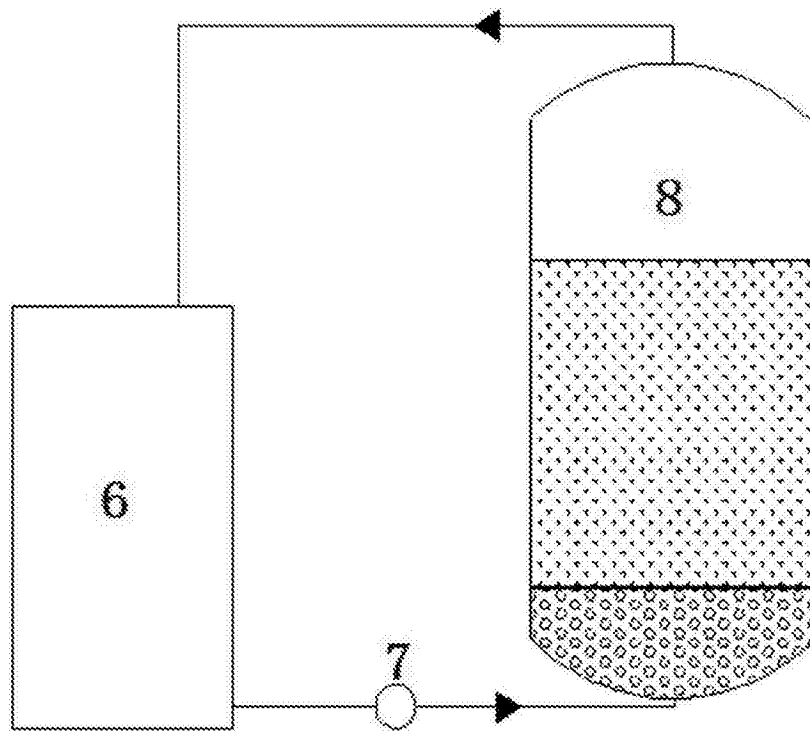


图2

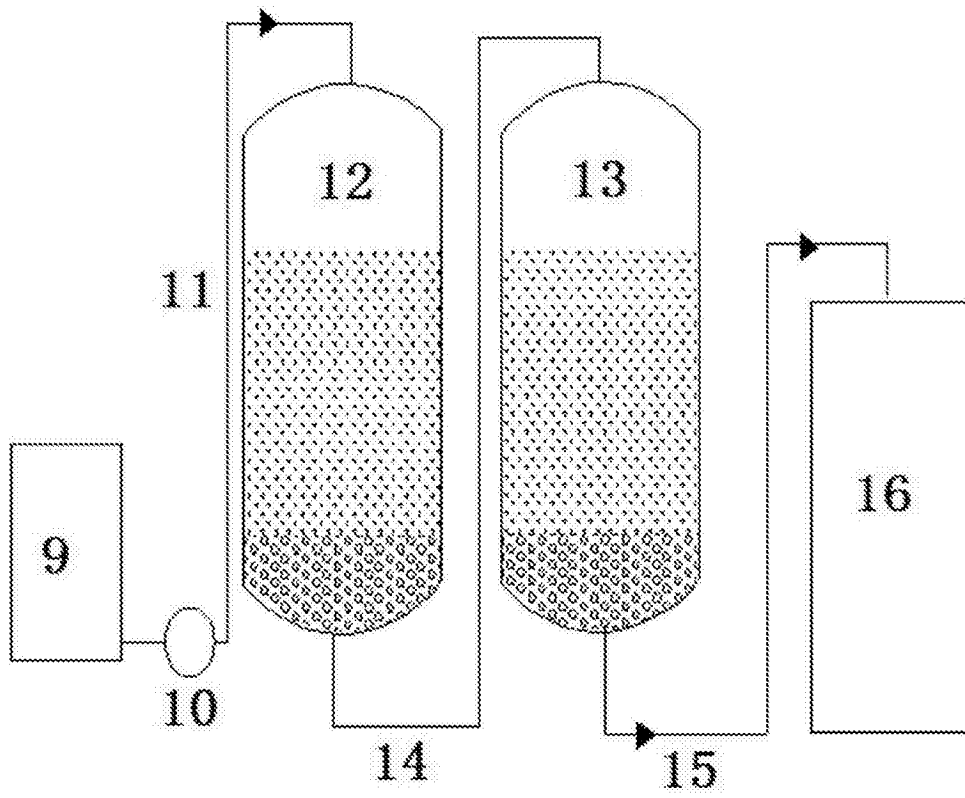


图3