

[19]中华人民共和国国家知识产权局

[51]Int. Cl⁶

C01B 17/69

[12]发明专利说明书

[21] ZL 专利号 96116845.5

[45]授权公告日 1999年2月17日

[11]授权公告号 CN 1042124C

[22]申请日 96.2.14 [24]颁证日 98.11.21

[21]申请号 96116845.5

[73]专利权人 谭先锋

地址 212411 江苏省句容县下蜀镇句容硫酸厂

共同专利权人 张京江 刘少武

[72]发明人 刘少武 方本中 吴家本

[56]参考文献

CN1013267 1987. 9.16 C01B1769

审查员 左嘉勋

[74]专利代理机构 江苏省专利事务所

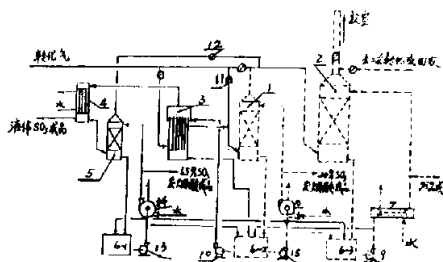
代理人 夏平

权利要求书 1 页 说明书 3 页 附图页数 1 页

[54]发明名称 利用转化气余热连续生产液体 SO_3 和 65% SO_3 发烟硫酸的体系

[57]摘要

本发明涉及一种生产液体 SO_3 和 65% SO_3 发烟酸的体系, 它将现有硫酸设备的 20% SO_3 发烟酸吸收塔和 98% 硫酸吸收塔与 SO_3 薄膜蒸发器和 65% SO_3 发烟酸吸收塔及 SO_3 冷凝器通过螺旋冷凝器、循环槽连成一体设备, 且 SO_3 薄膜蒸发器的气体进口接转化器送来的具有一定温度的转化气, 从而利用转化气余热连续生产出液体 SO_3 和 65% SO_3 发烟酸。



权 利 要 求 书

1. 一种利用转化气余热连续生产液体 SO_3 和 65% SO_3 发烟硫酸的体系, 它包括有 20% SO_3 发烟硫酸吸收塔 (1) 和 98% 硫酸吸收塔 (2), 其中吸收塔 (1) 的出口与循环槽 (6-2) 相连, 吸收塔 (2) 的出口与循环槽 (6-3) 相连, 循环槽 (6-2) 和 (6-3) 通过泵 (9) 相连通, 排管冷却器 (7) 接 98% 硫酸吸收塔 (2) 的喷淋酸进口, 螺旋冷却器 (8) 接 20% SO_3 发烟硫酸吸收塔 (1) 的喷淋酸进口, 其特征在于循环槽 (6-2) 的另一出口通过泵 (10) 与薄膜蒸发器 (3) 的液体进口相连, 薄膜蒸发器 (3) 的气体进口接由转化器送来的具有一定温度的转化气, 转化气同时通过阀门 (11) 与薄膜蒸发器 (3) 的气体出口连通并一同接 20% SO_3 发烟硫酸吸收塔 (1) 的气体进口, 薄膜蒸发器 (3) 的液体出口接循环槽 (6-2) 的进口, 形成薄膜蒸发器 (3) 的循环系统, 薄膜蒸发器 (3) 的蒸发出口与冷凝器 (4) 的气体进口相连, 冷凝器 (4) 的进、出水口接冷却水, 在其冷凝液出口可得到纯液体 SO_3 , 冷凝器 (4) 的气体出口接 65% SO_3 发烟硫酸吸收塔 (5) 的气体进口, 65% SO_3 发烟硫酸吸收塔 (5) 的气体出口通过阀门 (12) 接 98% 硫酸吸收塔 (2) 的气体进口, 其液体出口接自身的循环槽 (6-1), 循环槽 (6-1) 通过泵 (13) 和螺旋冷却器 (14) 接 65% SO_3 发烟硫酸吸收塔 (5) 的喷淋酸进口, 循环槽 (6-2) 还通过泵 (15) 与循环槽 (6-1)、(6-3) 连通。

说 明 书

利用转化气余热连续生产液体 SO_3 和 65% SO_3 发烟硫酸的体系

本发明涉及一种生产液体三氧化硫 (SO_3) 和 65% 三氧化硫 (SO_3) 发烟硫酸的体系。

目前, 工业生产液体 SO_3 和 65% SO_3 (游离) 发烟硫酸, 均采用 20% SO_3 (游离) 普通发烟硫酸为原料, 经过 2-3 个串联的蒸馏锅, 用煤加热, 一锅一锅间断地把 SO_3 蒸出来, 经冷凝制成液体 SO_3 或 65% SO_3 发烟酸, 每锅蒸后的硫酸再放回系统。以后重新在锅内加入 20% SO_3 发烟酸继续生产。该方法生产出来的产品质量差, 设备结构复杂, 投资大, 且是间断操作, 需消耗大量燃料煤, 既不安全, 产量又低。此外, 在用转化气生产硫酸的工艺中, 通常采用两转两吸的工艺设备, 即它有两个吸收塔, 用两次转化气进行两次吸收生产硫酸。该设备虽不需耗煤, 但无法生产纯 SO_3 和 65% SO_3 发烟酸, 无法满足人们的需要。

本发明的目的就是为了解决上述问题, 提供一种设备结构简单, 投资小, 安全可靠的利用转化气余热连续生产液体 SO_3 和 65% SO_3 发烟硫酸的体系。

本发明的技术解决方案:

一种利用转化气余热连续生产液体 SO_3 和 65% SO_3 发烟硫酸的体系, 它包括有 20% SO_3 发烟硫酸吸收塔 1 和 98% 硫酸吸收塔 2, 其中吸收塔 1 的出口与循环槽 6-2 相连, 吸收塔 2 的出口与循环槽 6-3 相连, 循环槽 6-2 和 6-3 通过泵 (9) 相连通, 排管冷却器 7 接 98% 硫酸吸收塔 2 的喷淋酸进口, 螺旋冷却器 8 接 20% SO_3 发烟硫酸吸收

塔 1 的喷淋酸进口,其特征在于循环槽 6-2 的另一出口通过泵 10 与薄膜蒸发器 3 的液体进口相连,薄膜蒸发器 3 的气体进口接由转化器送来的具有一定温度的转化气,转化气同时通过阀门 11 与薄膜蒸发器 3 的气体出口连通并一同接 20% SO_3 发烟硫酸吸收塔 1 的气体进口,薄膜蒸发器 3 的液体出口接循环槽 6-2 的进口,形成薄膜蒸发器 3 的循环系统,薄膜蒸发器 3 的蒸发出口与冷凝器 4 的气体进口相连,冷凝器 4 的进、出水口接冷却水,在其冷凝液出口可得到纯液体 SO_3 ,冷凝器 4 的气体出口接 65% SO_3 发烟硫酸吸收塔

5 的气体进口,65% SO_3 发烟硫酸吸收塔 5 的气体出口通过阀门 12 接 98% 硫酸吸收塔 2 的气体进口,其液体出口接自身的循环槽 6-1,循环槽 6-1 通过泵 13 和螺旋冷却器 14 接 65% SO_3 发烟硫酸吸收塔 5 的喷淋酸进口,循环槽 6-2 还通过泵 15 与循环槽 6-1、6-3 连通。

本发明体系先进合理,结构简单,投资小,既可单独生产液体 SO_3 或 65% SO_3 发烟酸,也可同时连续生产液体 SO_3 和 65% SO_3 发烟酸。本发明设备利用转化气废热来工作,故设备经久耐用,无需耗费燃料煤,生产成本每吨要比传统方法生产的产品低 100% 之多,且整个设备生产是在连续密闭条件下进行的,所接触的介质浓度是一个平稳的范围,设备受腐蚀情况很微弱,产品质量高,在外观和含渣量等方面要优越得多。

图 1 是本发明体系的结构原理图。

图 1 中虚线部分为原有的硫酸典型生产设备流程的一部分,图 1 中的实线部分为本发明制造液体 SO_3 和 65% 游离 SO_3 发烟硫酸所增加的设备部分。

如图 1,温度为 200~290℃的转化气(该转化气体由 SO_3 转化器送出,它为 8% 左右的 SO_3 气体)首先送入薄膜蒸发器 3,

此时由20% SO_3 发烟硫酸吸收塔 1 通过循环槽 6-2 和泵 10 向薄膜蒸发器 3 输送的20% 游离 SO_3 发烟硫酸就被转化气本身的热量加热蒸发,热交换后的转化气送入20% SO_3 发烟硫酸吸收塔 1 制酸, SO_3 薄膜蒸发器 3 蒸发后液体回到循环槽 6-2 ,与20% SO_3 发烟硫酸吸收塔 1 送出的浓度高于20% 游离 SO_3 发烟硫酸混合后再送入 SO_3 薄膜蒸发器 3 ,形成循环。在薄膜蒸发器 3 的蒸发出口得到的 SO_3 蒸发气体送到 SO_3 冷凝器 4 冷凝,从冷凝器 4 的冷凝液出口就得到冷凝后的纯液体 SO_3 ,没有冷凝下来的 SO_3 气体又送到65% SO_3 发烟硫酸吸收塔 5 进行吸收,吸收后送入循环酸槽 6-1 ,循环酸槽 6-1 通过泵 13 送入螺旋冷却器 14 冷却,冷却后送回吸收塔 5 的液体进口通过吸收 SO_3 气体增加浓度,同时可从螺旋冷却器 14 的出口得到65% SO_3 发烟硫酸成品。为保证循环酸槽 6-2 进行串酸调节,即浓度高时,送至循环槽 6-2 ,若量少时,又从循环槽 6-2 出口通过泵 15 返送至循环槽 6-1 ,保证连续生产。65% SO_3 发烟硫酸吸收塔 5 中的没有吸收的气体从其出口送至98% 硫酸吸收塔 2 再次吸收用于制酸。

说 明 书 附 图

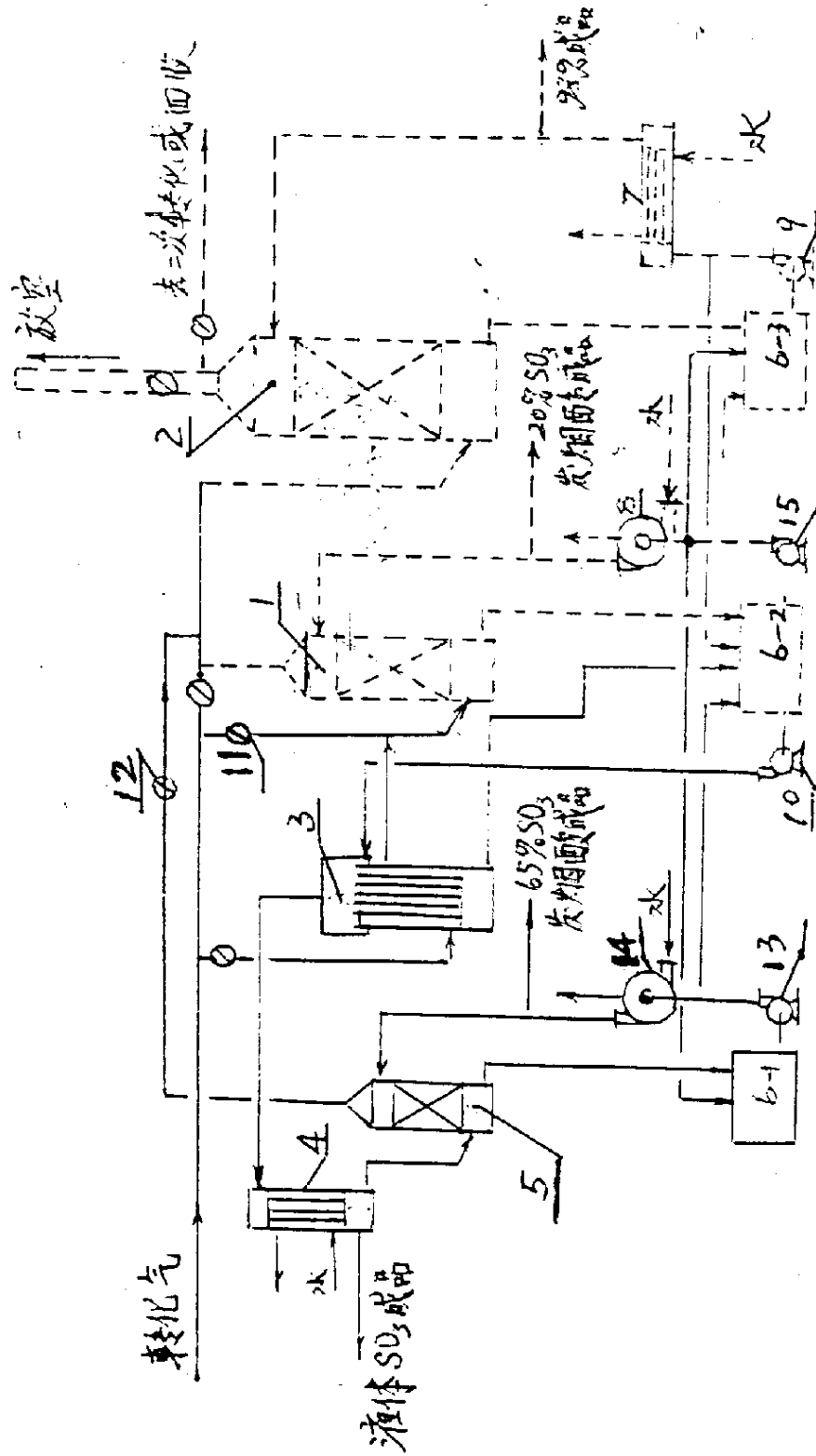


图 1