



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101665309 B

(45) 授权公告日 2011.05.11

(21) 申请号 200910192442.X

C02F 1/20(2006.01)

(22) 申请日 2009.09.18

C02F 1/26(2006.01)

(73) 专利权人 华南理工大学

C02F 101/16(2006.01)

地址 510640 广东省广州市天河区五山路
381 号

C02F 101/34(2006.01)

专利权人 中煤龙化哈尔滨煤化工有限公司

审查员 韩冰冰

(72) 发明人 陈赞 周志远 钱宇 盖恒军

高亚楼 李秀喜 吴昌祥 余振江
宁秋实 章莉娟 李旭光 孟祥青

(74) 专利代理机构 广州市华学知识产权代理有
限公司 44245

代理人 李卫东

(51) Int. Cl.

C02F 9/14(2006.01)

C01C 1/10(2006.01)

C07C 37/72(2006.01)

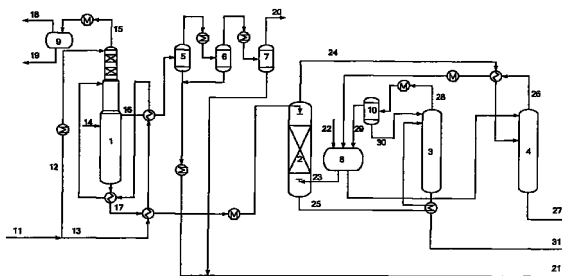
权利要求书 1 页 说明书 5 页 附图 1 页

(54) 发明名称

一种处理含高浓度酚氨煤气化污水的方法

(57) 摘要

本发明涉及一种处理含高浓度酚氨煤气化污水的方法。该方法包括污水汽提塔注碱加压汽提脱除酸性气体和氨、侧线抽出富氨汽经过三级分凝浓缩、脱酸和氨后的污水以 MIBK 为溶剂萃取其中的酚，萃取脱酚是将采出的釜液经冷却到 40 ~ 60℃ 后送入萃取塔上部进行逆流萃取，MIBK 与污水的体积比为 1 : 4 ~ 10。本发明实现煤气化污水在污水汽提塔中同时脱除酸性气、游离铵和固定铵，并获得高浓度氨气。污水汽提塔塔釜净化水中游离铵和固定铵含量极低，从而使得处理后废水 pH 值降低到 6，在酸性状态下极利于后续萃取部分的脱酚效果。同时 MIBK 对多元酚的萃取效果较好，可有效脱除污水中的多元酚。该方法溶剂回收容易，溶剂损失小，脱酚效率高。



1. 一种处理含高浓度酚氨煤气化污水的方法,其特征在于包括如下步骤:

(1) 污水汽提塔注碱加压汽提脱酸脱氨:将含二氧化碳、硫化氢、氨和酚的煤气化污水分成两股进料进入污水汽提塔,其中一股原料污水经冷却至 30 ~ 60℃后作为冷进料进入污水汽提塔塔顶的填料段上部,塔顶压力为 0.2 ~ 0.7MPa,温度 40 ~ 80℃;另一股原料水为热进料,经与侧线抽出气换热至 130 ~ 160℃后,作为热进料进入污水汽提塔填料段下第一层塔盘;所述原料污水的冷进料与热进料重量比为 0.1 ~ 1 : 1;冷进料吸收氨气,之后与热进料会合,再与塔釜上升的蒸气进行热交换,将氨气、二氧化碳和硫化氢汽提出来;在侧线抽出位置以下 3 ~ 15 块塔板将质量百分比浓度为 15 ~ 60% 的烧碱水溶液加压后注入汽提塔塔内,将固定氨转化为氨气脱除;从污水汽提塔塔顶排出混合气经冷却分相后从污水汽提塔塔顶排出,从污水汽提塔侧线采出混合气经三级分凝得高浓度氨气,凝液回原料罐;污水汽提塔塔底压力为 0.35 ~ 0.75MPa,温度 120 ~ 170℃;从塔底采出釜液 pH 值为 5 ~ 7;

所述三级分凝是通过逐级降温降压产生气氨,其中,一级分凝器的操作压力为 0.4 ~ 0.5MPa,操作温度为 110 ~ 150℃,二级分凝器的操作压力为 0.35 ~ 0.4MPa,操作温度为 70 ~ 91℃,三级分凝器的操作压力为 0.2 ~ 0.35MPa,操作温度为 30 ~ 50℃;

(2) 萃取脱酚:步骤 (1) 采出的釜液经冷却到 40 ~ 60℃后送入以 MIBK 为萃取剂的萃取塔上部进行逆流萃取,MIBK 与污水的体积比为 1 : 4 ~ 10;

(3) 溶剂回收:步骤 (2) 中萃取塔上部采出的萃取相送至溶剂回收塔,控制溶剂回收塔塔顶压力为 0.1 ~ 0.2MPa,溶剂回收塔塔顶温度为 55 ~ 120℃,溶剂回收塔塔釜压力为 0.1 ~ 0.2MPa,溶剂回收塔塔釜温度为 195 ~ 220℃,溶剂回收塔的回流比为 0.2 ~ 0.6;从溶剂回收塔塔顶采出 MIBK 回送溶剂罐以循环使用,从溶剂回收塔塔釜采出产品粗酚;

(4) 溶剂汽提:步骤 (2) 中萃取塔下部采出的萃余相送至溶剂汽提塔,控制溶剂汽提塔塔顶压力为 0.1 ~ 0.2MPa,溶剂汽提塔塔顶温度为 60 ~ 120℃,溶剂汽提塔塔釜压力为 0.1 ~ 0.2MPa,溶剂汽提塔塔釜温度为 100 ~ 120℃;溶剂汽提塔塔顶采出的 MIBK 与水的共沸物冷却后进入一个油水分离器,油水分离器上层油相溢流至溶剂罐以循环使用,下层水相回溶剂汽提塔塔顶作为冷回流;溶剂汽提塔塔底采出釜液送后续生化处理。

2. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于步骤 (1) 中所述侧线采出的混合气重量占冷热原料水重量的 8 ~ 15%。

3. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于所述步骤 (2) 萃取脱酚中使用的萃取剂为 MIBK,并用溶剂回收和溶剂汽提两个塔回收溶剂循环使用。

一种处理含高浓度酚氨煤气化污水的方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种处理含高浓度酚氨煤气化污水的方法,特别涉及一种注碱加压汽提同时脱酸脱氨及以 MIBK 为萃取剂处理煤气化污水的方法。

技术背景

[0002] 煤气化是清洁、高效利用煤炭的有效方式,广泛应用于煤制气、合成氨、煤发电等工业中。鲁奇加压气化工艺是目前各种煤气化工艺中技术最成熟的,由于该工艺具有能耗低、氧耗低、效率高的优点,成为目前世界和我国应用较多的煤气化工艺。但是该工艺产生大量的含高浓度酚氨煤气洗涤污水。对于该类污水,国内外普遍采用化工分离流程与生化处理相结合的方式来处理。煤气化污水现有化工分离处理流程一般包括脱酸、萃取、脱氨、溶剂回收等四个单元,以除去污水中的酸性气体,回收酚、氨等。现有的该类污水处理流程一般如下:污水经闪蒸、沉降等预处理后除去焦油和部分轻油,进入脱酸塔以脱除 CO_2 、 H_2S 等酸性气体,然后进入萃取塔萃取脱酚,萃取后的污水再经脱氨和溶剂回收后进入生化处理工段进行生化处理。

[0003] 现有工艺最突出的缺点有:由萃取时水质呈碱性导致的流程萃取脱酚效果不好;由于现有的萃取剂对于污水中的多元酚的脱除效率不高,导致污水中多元酚含量偏高;由于二氧化碳含量高,且脱氨在最后进行,所以运行过程中一直有较多的二氧化碳与氨共存的情况,两者反应产生氨盐结晶,从而致使设备结垢,堵塞严重,影响设备效率;现有工艺属发泡体系,易发生液泛,影响设备正常运行。

[0004] 单塔加压汽提是石油炼制、石油化工等工业过程产生酸性污水有效的处理方法之一。美国专利 US3518167 和中国发明专利 90107237.0、98114341.5 都公开了单塔汽提侧线抽出处理酸性污水的方法,通过汽提塔上部来提纯硫化氢,塔的中部来提纯氨气,塔的下部来汽提污水中的硫化氢和氨。中国发明专利申请 200710053952.X 公开一种处理含硫化氢和氨酸性污水工艺,主要针对含硫化氢和氨总浓度大于 50000mg/L 场合。中国发明专利申请 200610036072.7 公开了一种单塔加压汽提处理煤气化污水的方法与装置,针对煤气化废水采取汽提脱酸脱氨、萃取脱酚和溶剂回收三个步骤,提高二氧化碳和氨的脱除率,降低萃取的 pH 值从而改善脱酚效果,但该方法并未充分考虑固定氨的存在。煤气化废水中含有硫氰根、硫代硫酸根、硝酸根、亚硝酸根、硫酸根、氰根、亚硫酸根和其他脂肪酸类物质,易与氨根形成固定氨。该专利技术不能将固定氨去除,单塔出来的净化水中固定氨含量超过后续生化处理的水质标准,影响生化处理。中国发明专利申请 200910036541.9 公开了一种单塔加压汽提处理煤气化污水的方法与装置,针对煤气化废水采取汽提脱酸脱氨、萃取脱酚和溶剂回收三个步骤,提高二氧化碳和氨的脱除率,并且考虑了固定铵的去除。但是该方法使用的萃取剂为二异丙醚,该萃取剂对污水中多元酚的萃取效果不理想,增加了后续生化处理段的脱酚负荷。

发明内容

[0005] 本发明的目的在于针对现有技术的缺陷,提供一种对多元酚脱除效果较好的处理含高浓度酚氨煤气化污水的方法。

[0006] 本发明的目的通过如下技术方案实现:

[0007] 一种处理含高浓度酚氨煤气化污水的方法,包括如下步骤:

[0008] (1) 污水汽提塔注碱加压汽提脱酸脱氨:将含二氧化碳、硫化氢、氨和酚的煤气化污水分成两股进料进入污水汽提塔,其中一股原料污水经冷却至 30 ~ 60℃后作为冷进料进入污水汽提塔塔顶的填料段上部,塔顶压力为 0.2 ~ 0.7MPa,温度 40 ~ 80℃;另一股原料水为热进料,经与侧线抽出气换热至 130 ~ 160℃后,作为热进料进入污水汽提塔填料段下第一层塔盘;所述原料污水的冷进料与热进料重量比为 0.1 ~ 1 : 1;冷进料吸收氨气,之后与热进料会合,再与塔釜上升的蒸气进行热交换,将氨气、二氧化碳和硫化氢汽提出来;在侧线抽出位置以下 3 ~ 15 块塔板将质量百分比浓度为 15 ~ 60%的烧碱水溶液加压后注入汽提塔塔内,将固定氨转化为氨气脱除;从污水汽提塔塔顶排出混合气经冷却分相后从污水汽提塔塔顶排出,从污水汽提塔侧线采出混合气经三级分凝得高浓度氨气,凝液回原料罐;污水汽提塔塔底压力为 0.35 ~ 0.75MPa,温度 120 ~ 170℃;从塔底采出釜液 pH 值为 5 ~ 7;

[0009] (2) 萃取脱酚:步骤(1)采出的釜液经冷却到 40 ~ 60℃后送入以甲基异丁基甲酮(MIBK)为萃取剂的萃取塔上部进行逆流萃取,MIBK与污水的体积比为 1 : 4 ~ 10;

[0010] (3) 溶剂回收:步骤(2)中萃取塔上部采出的萃取相送至溶剂回收塔,控制溶剂回收塔塔顶压力为 0.1 ~ 0.2MPa,溶剂回收塔塔顶温度为 55 ~ 120℃,溶剂回收塔塔釜压力为 0.1 ~ 0.2MPa,溶剂回收塔塔釜温度为 195 ~ 220℃,溶剂回收塔的回流比为 0.2 ~ 0.6;从溶剂回收塔塔顶采出 MIBK 回送溶剂罐以循环使用,从溶剂回收塔塔釜采出产品粗酚;

[0011] (4) 溶剂汽提:步骤(2)中萃取塔下部采出的萃余相送至溶剂汽提塔,控制溶剂汽提塔塔顶压力为 0.1 ~ 0.2MPa,溶剂汽提塔塔顶温度为 60 ~ 120℃,溶剂汽提塔塔釜压力为 0.1 ~ 0.2MPa,溶剂汽提塔塔釜温度为 100 ~ 120℃;溶剂汽提塔塔顶采出的 MIBK 与水的共沸物冷却后进入一个油水分离器,油水分离器上层油相溢流至溶剂罐以循环使用,下层水相回溶剂汽提塔塔顶作为冷回流;溶剂汽提塔塔底采出釜液送后续生化处理。

[0012] 所述侧线采出的混合气重量占冷热原料水重量的 8 ~ 15%。

[0013] 三级分凝是通过三级变温变压产生气氨,其中,一级分凝器的操作压力为 0.4 ~ 0.5MPa,操作温度为 110 ~ 150℃,二级分凝器的操作压力为 0.35 ~ 0.4MPa,操作温度为 70 ~ 91℃,三级分凝器的操作压力为 0.2 ~ 0.35MPa,操作温度为 30 ~ 50℃。

[0014] 本发明与现有技术相比,具有如下优点:

[0015] (1) 本发明方法相比中国专利 200910036541.9,通过改变萃取剂,将萃取剂改为 MIBK,并将探索出适合 MIBK 萃取剂的污水处理工艺,有效地提高了流程对多元酚的萃取效果和萃取效率。

[0016] (2) 本发明方法相比中国专利 200610036072.7,通过注碱的方法有效脱除污水中的固定氨含量,满足后续生化处理要求。

[0017] (3) 本发明方法相对煤气化行业普遍采用的化工处理方法,将脱酸和脱氨在一个塔里实现,即将脱酸塔和脱氨塔减为一个单塔,减少了设备投资和运行费用。

[0018] (4) 本发明方法相对煤气化行业普遍采用的化工处理方法,提高了 CO₂ 和氨的脱除

率,总氨含量降低至 $300\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 以下,从而缓解原有流程中的氨盐结晶和结垢问题。

[0019] (5) 本发明方法的采用使得塔釜净化水 pH 值降低到 $5 \sim 7$, 呈偏酸性, 从而大大改善随后的萃取溶剂脱酚效果, 处理后废水的污染负荷大幅度下降, 减轻生化段的处理负荷, 解决高浓度含酚废水的治理难题。

[0020] (6) 汽提塔 1 采用加压塔, 有效地抑制煤气化废水水质体系发泡问题, 保证设备的长期稳定运行。

[0021] 附图说明

[0022] 图 1 是本发明的废水处理流程示意图。

[0023] 具体实施方式

[0024] 下面结合附图和具体实施例对本发明作进一步描述, 本发明并不限于此。

[0025] 如图 1 所示, 本发明处理含酚氨煤气化废水的装置的污水汽提塔 1 分为三段, 上部为填料段, 中部和下部为塔盘段; 其中塔顶至热原料水入口为填料段, 装有散堆填料, 用于氨吸收, 为酸性气精馏段; 热原料水入口至侧线氨混合气采出口为中部塔盘段, 用于二氧化碳等汽提, 为酸性气汽提段; 侧线氨混合气采出口至塔底为下部塔盘段, 用于氨汽提, 为氨汽提段。三段的塔径比为 $0.2 \sim 0.8 : 0.5 \sim 1 : 1$ 。进料管道 11 与水泵连接。水泵分别与冷进水管 12 和热进水管 13 连接, 冷进水管 12 和热进水管 13 分别与污水汽提塔 1 连接, 污水汽提塔 1 的塔顶通过管道连分凝罐 9, 分凝罐 9 的气相出口 18 放空或至焚烧炉, 分凝罐 9 的液相出口 19 回原料罐。污水汽提塔 1 的侧线通过侧线输出管连一级分凝器 5, 一级分凝器 5 又与二级分凝器 6 连接, 二级分凝器 6 与三级分凝器 7 连接, 一级分凝器 5、二级分凝器 6 和三级分凝器 7 构成三级分凝器, 其液相出口分别通过管道与原料罐连接, 三级分凝器 7 的气相出口连后续氨精制装置。污水汽提塔 1 的塔釜加热采用再沸器和直通蒸汽相结合的方式, 即在污水汽提塔 1 的底部蒸汽管道分别与污水汽提塔塔底和再沸器连接, 再沸器与污水汽提塔下部塔盘段连接。污水汽提塔 1 的侧线以下 $3 \sim 15$ 块塔板设有碱液进口, 通过管道与碱液泵 14 连接。

[0026] 污水汽提塔 1 的塔底通过底部输出管连萃取塔 2, 萃取塔 2 塔顶连溶剂回收塔 4, 溶剂回收塔 4 塔顶连溶剂罐 8, 溶剂回收塔 4 塔底连粗酚回收装置; 萃取塔 2 塔底连溶剂汽提塔 3, 溶剂汽提塔 3 塔顶连油水分离器 10, 油水分离器 10 罐顶油相溢流至溶剂罐 8, 油水分离器 10 罐底水相回流至溶剂汽提塔塔顶, 溶剂汽提塔 3 塔底连生化处理; 溶剂罐 8 连接萃取塔 2 的塔底。

[0027] 使用时, 如图 1 所示, 含有酚、氨、 CO_2 、 H_2S 等污染物的煤气化废水分冷、热两股分别从上部和中上部进入污水汽提塔 1, 原料水冷进料与热进料重量比为 $0.1 \sim 1 : 1$ 。污水汽提塔用冷的原料污水作为塔顶吸收冷却水。由于废水中存在着与 CN^- 、 SCN^- 、 Cl^- 等阴离子结合的固定氨, 在现有加热温度下无法分解, 因此将质量百分比浓度为 $15 \sim 60\%$ 的烧碱水溶液通过碱液泵 14 从侧线以下 $3 \sim 15$ 块塔板进入污水汽提塔 1, 烧碱水溶液与冷热废水混合, 从而将固定氨转化为游离氨脱除, 反应方程: $\text{NaOH} + \text{NH}_4\text{CN} = \text{NaCN} + \text{NH}_3 + \text{OH}^-$; 汽提出的 CO_2 、 H_2S 等酸性气体及少量氨、轻油、水蒸汽 15 经过分凝罐 9 分凝后, 酸性气体 18 从分凝罐 9 顶部排出, 直接放空或进火炬焚烧, 分凝罐 9 的液相 19 回原料罐。从污水汽提塔 1 侧线采出的混合气 16 依次进入一级分凝器 5、二级分凝器 6 和三级分凝器 7, 进行三级分凝, 含部分水和少量氨的凝液 21 回原料罐, 三级分凝器 7 的气相部分 20 进入氨精制工段加工

成液氨。侧线抽出混合气 16 的重量占冷热原料水重量的 8 ~ 15%。抽出气中主要是水蒸气和氨气,抽出的位置是氨气浓度较高的塔位置,抽出量随着冷热进料的总量增加而增加,而抽出的比例还与能量有关。抽出量过大,塔底提供的绝大多数热量都从侧线走掉了,将没有足够热量将热进料中的酸性气体和氨蒸发出来。脱酸性气和氨后的污水汽提塔釜液 17 冷却到 40 ~ 60℃后进入萃取塔 2 上部,与溶剂罐 8 中新鲜甲基异丁基甲酮 (MIBK) 和回用 MIBK 的混合物 23 进行逆流萃取。萃取相 24 泵入溶剂回收塔 4 中,塔釜得粗酚 27,溶剂回收塔塔顶出来的回用 MIBK26 回送至溶剂罐 8 供循环使用。溶剂罐 8 的 MIBK 主要来自于新鲜的工业纯 MIBK 溶剂 22、油水分离器 10 罐顶溢流出来的回用 MIBK29 和溶剂回收塔塔顶出来的回用 MIBK26。萃取塔 2 的萃取余相 25 泵入溶剂汽提塔 3 中,从溶剂汽提塔塔顶采出的 MIBK 和水的混合物 28 送至油水分离器 10,油水分离罐 10 底部的重组分水 30 回流至溶剂汽提塔 3。从塔底采出釜液 31 送后续生化处理。油水分离器 10 罐顶溢流出来的油相 MIBK29 进入溶剂罐 8,罐底水相进入溶剂汽提塔塔顶作为冷回流。定期向溶剂罐 8 中补充新鲜溶剂 MIBK22,由溶剂罐 8 向萃取塔 2 供应 MIBK。

[0028] 实施例 1 ~ 3 是采用本发明专利技术的实施案例,实施例 4 是采用中国专利 200910036541.9 的技术实施的对比例。

[0029] 实施例 1

[0030] 应用上述处理含酚氨煤气化废水的装置,煤气化污水总酚含量为 $5018\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,游离氨 $4012\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,固定氨 $2036\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, CO_2 $8072\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,pH 值为 9.5,水温 88℃,流量 100 吨/小时,按图 1 所示流程进行处理。污水汽提塔冷热进料比为 1 : 4,塔顶温度 61.5℃,塔顶压力 0.62MPa,塔底温度 161℃,塔底压力 0.648MPa,质量百分比浓度为 20%烧碱水溶液流量为 $413\text{kg} \cdot \text{hr}^{-1}$,侧线采出温度为 146.0℃,压力 0.62MPa。三级分凝一级分凝器的操作压力为 0.51MPa,操作温度为 135.4℃,二级分凝器的操作压力为 0.34MPa,操作温度为 91℃,三级分凝器的操作压力为 0.24MPa,操作温度为 38℃。萃取塔采用填料塔,溶剂污水体积比为 1 : 6,溶剂汽提塔塔顶压力 0.121MPa ,采出量 $7170\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$,冷凝温度 47℃,塔底压力 0.132MPa,温度 111.5℃。溶剂回收塔塔顶压力 0.132MPa,温度 112℃,塔底压力 0.141MPa,温度 211℃,回流比 0.475。处理后的废水中总酚含量 $187\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,游离氨 $32.5\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,固定氨 $153.2\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 。去氨精制富氨气中氨气含量为 95.4%,二氧化碳微量,硫化氢未检出。

[0031] 实施例 2

[0032] 应用上述处理含酚氨煤气化废水的装置,煤气化污水总酚含量为 $6523\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,游离氨 $4311\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,固定氨 $1807\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, CO_2 $6037\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,pH 值为 9.8,水温 88℃,流量 80 吨/小时,按图 1 所示流程进行处理。污水汽提塔冷热进料比为 1 : 3.5,塔顶温度 58℃,塔顶压力 0.582MPa,塔底温度 159℃,塔底压力 0.622MPa,质量百分比浓度为 18%烧碱水溶液流量为 $382.5\text{kg} \cdot \text{hr}^{-1}$,侧线采出温度为 143.4℃,压力 0.59MPa。三级分凝一级分凝器的操作压力为 0.46MPa,操作温度为 137℃,二级分凝器的操作压力为 0.33MPa,操作温度为 88℃,三级分凝器的操作压力为 0.26MPa,操作温度为 37℃。萃取塔采用填料塔,溶剂污水体积比为 1 : 5.5,溶剂汽提塔塔顶压力 0.124MPa,采出量 $7045\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$,冷凝温度 53℃,塔底压力 0.133MPa,温度 111℃。溶剂回收塔塔顶压力 0.132MPa,温度 110℃,塔底压力 0.138MPa,温度 208℃,回流比 0.55。处理后的废水中总酚含量 $172.5\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,游离氨 $54.4\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,固定氨 $142.3\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 。去氨精制富氨气中氨气含量为 96.6%,二氧化碳微量,硫化氢未检出。

[0033] 实施例 3

[0034] 应用上述处理含酚氨煤气化废水的装置,煤气化污水总酚含量为 $5218\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,游离氨 $4541\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,固定氨 $1540\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, CO_2 $6423\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, pH 值为 9.2,水温 70°C ,流量 90 吨/小时,按图 1 所示流程进行处理。污水汽提塔冷热进料比为 1 : 4,塔顶温度 55°C ,塔顶压力 0.55MPa,塔底温度 155°C ,塔底压力 0.61MPa,质量百分比浓度为 25%烧碱水溶液流量为 $354\text{kg} \cdot \text{hr}^{-1}$,侧线采出温度为 149.2°C ,压力 0.571MPa。三级分凝一级分凝器的操作压力为 0.432MPa,操作温度为 125.7°C ,二级分凝器的操作压力为 0.32MPa,操作温度为 70°C ,三级分凝器的操作压力为 0.22MPa,操作温度为 35°C 。萃取塔采用填料塔,溶剂污水体积比为 1 : 8,溶剂汽提塔塔顶压力 0.13MPa,采出量 $6512\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$,冷凝温度 47°C ,塔底压力 0.138MPa,温度 114°C 。溶剂回收塔塔顶压力 0.14MPa,温度 115°C ,塔底压力 0.145MPa,温度 220°C ,回流比 0.45。处理后的废水中总酚含量 $198.4\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,游离氨 $55\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,固定氨 $183\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 。去氨精制富氨气中氨气含量为 96%,二氧化碳微量,硫化氢未检出。

[0035] 实施例 4

[0036] 煤气化污水总酚含量为 $5416\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,游离氨 $4532\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,固定氨 $1451\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, CO_2 $6412\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, pH 值为 9.3,水温 84°C ,流量 88.4 吨/小时,按图 1 示流程进行处理,但是萃取剂改为二异丙醚。污水汽提塔冷热进料比为 1 : 4,塔顶温度 53.6°C ,塔顶压力 0.53MPa,塔底温度 153°C ,塔底压力 0.59MPa,25%碱液 $348\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$,侧线采出温度 147.4°C ,压力 0.55MPa。三级分凝一级分凝器的操作压力为 0.42MPa,操作温度为 125°C ,二级分凝器的操作压力为 0.39MPa,操作温度为 79.69°C ,三级分凝器的操作压力为 0.35MPa,操作温度为 27.9°C 。萃取塔采用填料塔,溶剂污水比为 1 : 8,溶剂汽提塔塔顶压力 0.11MPa,采出量 $6635\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$,冷凝温度 54°C ,塔底压力 0.13MPa,温度 100.8°C 。溶剂回收塔塔顶压力 0.111MPa,温度 112.3°C ,塔底压力 0.121MPa,温度 212°C ,回流比 0.56。处理后的废水中总酚含量 $238\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,游离氨 $44\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,固定氨 $177\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 。去氨精制富氨气中氨气含量为 96.5%,二氧化碳微量,硫化氢未检出。

[0037] 通过对比实施例 1 ~ 3 与使用二异丙醚为萃取剂采用中国专利 200910036541.9 的实施例 4 可以看出,实施例 1 ~ 3,处理后的废水中总酚浓度小于 $200\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,而实施例 4 总酚浓度为 $238\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,可见所申请专利有更好的脱酚效果。这是因为甲基异丁基甲酮 (MIBK) 比二异丙醚对酚类化合物有更高的萃取分配系数, MIBK 与二异丙醚对几种酚类化合物的萃取分配系数的比较如下表 1 所示。萃取剂对所萃取物质较高的分配系数一方面可以提高萃取效果为后续的生化处理段降低处理负荷,另一方面可以相对地将少萃取剂的损耗。

[0038] 表 1 MIBK 和二异丙醚对几种酚类化合物的萃取分配系数

[0039]

酚类物质	苯酚	邻苯二酚	间苯二酚	对苯二酚	偏苯二酚
分配系数 D					
二异丙醚	36.5	4.9	2.1	1.03	0.18
MIBK	100	18.7	17.9	9.9	5.0

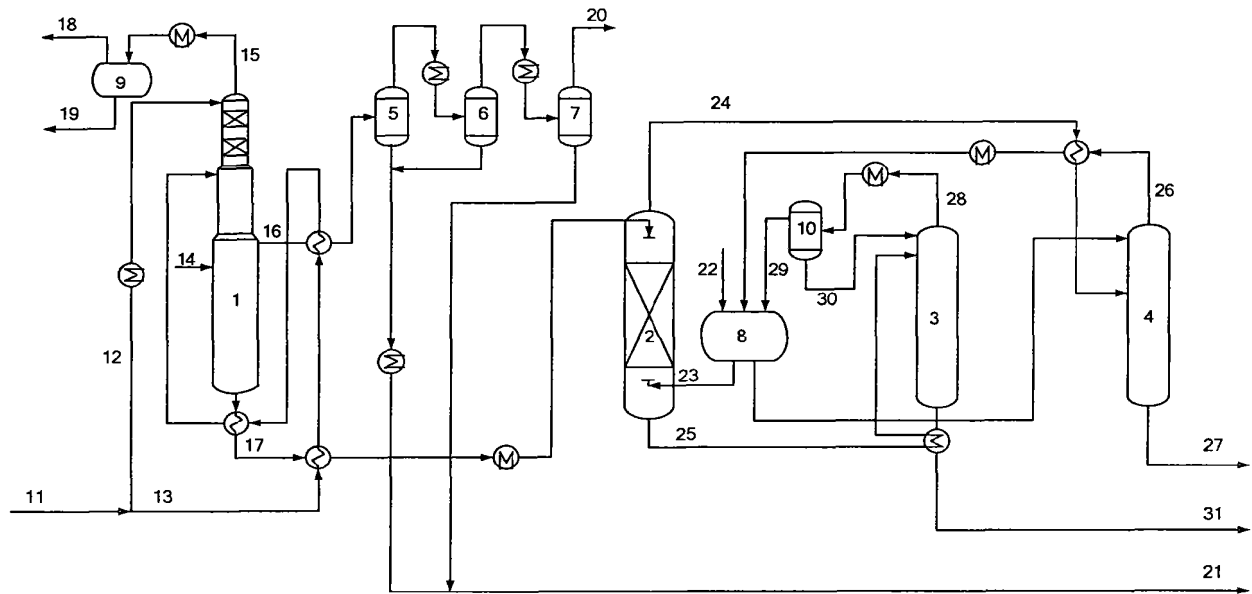


图 1