

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.

B01D 53/14 (2006.01)

B01D 53/18 (2006.01)



[12] 发明专利说明书

专利号 ZL 200710045201.3

[45] 授权公告日 2009年3月11日

[11] 授权公告号 CN 100467097C

[22] 申请日 2007.8.23

[21] 申请号 200710045201.3

[73] 专利权人 上海同济华康环境科技有限公司

地址 200092 上海市控江路 1688 号卫百
辛大厦 1908 室

[72] 发明人 赵修华

[56] 参考文献

CN1820820A 2006.8.23

CN1803256A 2006.7.19

CN1509798A 2004.7.7

CN1175579A 1998.3.11

审查员 武立民

[74] 专利代理机构 上海正旦专利代理有限公司

代理人 张磊

权利要求书 2 页 说明书 6 页 附图 2 页

[54] 发明名称

一种混合有机废气净化与资源化处理方法

[57] 摘要

本发明属于化工和废气处理领域，具体提供一种混合有机废气净化与资源化处理方法。具体步骤为：将混合废气经过滤器过滤，然后进入单座多级吸收塔，与填料层、液体分布装置接触，当单塔级数为 3 级时，第二级液体分布装置采用吸收剂为由吸收塔底部经换热器冷却后泵入的混合液和第三级中间槽产生混合液组成的混合液体，第三级液体分布装置采用吸收剂为由新鲜吸收剂、混合液分离装置回收的再生液以及该级集液斗的收集液三者组成的混合液体；当单塔级数为 N，且 N 大于 3 时，第二级至第 N-2 级的各级吸收剂均为由下一级的中间槽产生的混合液和该级集液斗的收集液组成的混合液体，第 N-1 级的吸收剂为第 N-1 级集液斗的收集液，第 N 级的吸收剂为由泵入的新鲜吸收剂、混合液分离装置回收的再生液组成的混合液体。新

鲜吸收剂为高沸点强亲油性、低挥发性环保型有机溶剂。本发明可同时回收废气中多种有机污染物，工艺路线简单、实用，运行费用低。

1、一种混合有机废气净化与资源化处理方法，其特征在于混合有机废气采用单座多级吸收塔处理，按废气的进气顺序，该吸收塔第一级采用喷淋技术，仅含喷淋层(17)外，其余每级采用填料塔吸收技术，每级都由填料层(15)与液体分布装置(14)组成，下一级的填料层(15)与上一级的液体分布装置(14)之间设有集液斗(16)，具体步骤如下：

(1)将收集的混合废气经过滤器(2)过滤，除去颗粒或纤维性物质；

(2)过滤后的混合废气进入单座多级吸收塔，在塔中，过滤后的混合废气先在第一级喷淋层(17)中与吸收剂直接接触，第一级的吸收剂采用吸收塔底部经换热器(5)冷却后泵入的循环液；

(3)经步骤(2)处理后的混合气体进入第二级填料层(15)，并在填料层中与填料接触，然后进入第二级液体分布装置(14)与吸收剂直接接触，再依次进入第三级填料层(15)、液体分布装置(14)；依次类推，混合废气进入下一级的填料层(15)、液体分布装置(14)；

(4)当单塔级数为3级时，第二级液体分布装置(14)采用的吸收剂为由吸收塔底部经换热器(5)冷却后泵入的混合液和第三级的中间槽(6)产生的混合液组成的混合液体，第三级液体分布装置(14)采用的吸收剂为由泵入的新鲜吸收剂、混合液分离装置(7)回收的再生液以及该级集液斗(16)的收集液三者组成的混合液体；当单塔级数为N，且N大于3时，第二级至第N-2级的各级吸收剂均为由下一级的中间槽(6)产生的混合液和该级集液斗(16)的收集液组成的混合液体，第N-1级的吸收剂为第N-1级集液斗(16)的收集液，第N级的吸收剂为由泵入的新鲜吸收剂、混合液分离装置(7)回收的再生液组成的混合液体。泵入的新鲜吸收剂采用沸点为180℃~400℃的强亲油性、低挥发性环保型有机溶剂；

(5)经步骤(4)处理后的气体进入除雾层(13)，由吸收塔(4)塔顶排出，吸收塔塔底的混合液经换热器(5)冷却后，一部分作为外甩液进入混合液分离装置(7)，其余部分经泵回流作为吸收剂，其中，外甩液量为0.1m³/h~5m³/h，回流比根据吸收塔排气口的气体浓度人工或自动调整；

(6)步骤(5)中经混合液分离装置(7)后，分离得到的含低污染物浓度的溶剂作为再生液泵入最后一级液体分布装置(14)，分离得到的污染物组分回收。

2、根据权利要求1所述的混合有机废气净化与资源化处理方法，其特征在于多级吸收塔中泵入的新鲜吸收剂为邻苯二甲酸二丁酯、邻苯二甲酸二甲酯、十四烷基溴或邻苯二甲酸二烯丙酯中任一种或几种。

3、根据权利要求1所述的混合有机废气净化与资源化处理方法，其特征在于混合废气在过滤前，采用集气室(1)或废气总管道的气流混合作用均和污染物浓度和流量。

4、根据权利要求1所述的混合有机废气净化与资源化处理方法，其特征在于过滤器(2)采用金属丝网或卷式多孔型材质过滤器。

5、根据权利要求1所述的混合有机废气净化与资源化处理方法，其特征在于多级吸收塔中的喷淋采用单段喷淋或多段喷淋，喷淋方式是逆气流方向或同气流方向布置。

6、根据权利要求1所述的混合有机废气净化与资源化处理方法，其特征在于各级填料层所用的填料为波纹板、金属丝网、孔板、金属拉西环或鲍尔环中任一种。

7、根据权利要求1所述的混合有机废气净化与资源化处理方法，其特征在于外甩液是在循环泵出口通过带流量计和控制阀门的支路进行外甩或直接从塔底接出至指定地点。

8、根据权利要求1所述的混合有机废气净化与资源化处理方法，其特征在于除雾层(13)采用金属丝网填料。

9、根据权利要求1所述的混合有机废气净化与资源化处理方法，其特征在于液体分布装置(14)与填料层(15)级数皆为1~10级。

10、根据权利要求1所述的混合有机废气净化与资源化处理方法，其特征在于吸收塔的塔底温度为 $35^{\circ}\text{C}\sim 70^{\circ}\text{C}$ ，塔顶温度为 $25^{\circ}\text{C}\sim 80^{\circ}\text{C}$ 。

一种混合有机废气净化与资源化处理方法

技术领域

本发明属于化工和废气处理领域，具体提供一种混合有机废气净化与资源化处理方法。

背景技术

目前，对混合有机废气，如合成革行业中含二甲基甲酰胺(DMF)、甲苯和丁酮等有机污染物废气，废气净化主要集中在末端治理，成熟的技术主要有：催化燃烧技术、活性炭吸附技术以及水和DMF溶剂吸收净化技术。其中，催化燃烧技术可同时处理废气中的DMF、甲苯、丁酮，但是运行费用高，属于消灭型技术，无法实现有机物资源化回收。活性炭吸附技术虽然可同时从废气中吸附上述三种污染物，但由于DMF沸点高，完善的活性炭再生技术尚有待开发。虽然近年来一些专家学者对上述工艺技术进行了改进，如改进炭吸附、改进直接燃烧、改进催化燃烧等，但是这些技术仍是基于末端治理的废气净化，无法对废气中的有用成分进行资源化回收利用，造成资源的极大浪费。常规的吸收技术，如以水作吸收剂，仅能有效回收DMF，但是无法回收水溶性低或不溶的甲苯、丁酮等，例如专利号为200510061856.0的《干法合成革二甲基甲酰胺废气回收处理方法》提到的吸收工艺。意大利开发的回收废气中DMF的吸收法工艺，对DMF的总回收率可达90%，但无法满足我国皮革工艺废气中甲苯和丁酮治理排放的环境排放标准的要求。申请号为200410053246.1的《湿法合成革生产废气中甲苯、丁酮和二甲基甲酰胺的回收方法》中提到的技术虽然能够同时回收废气中的DMF、甲苯、丁酮，但仍存在下述问题：(1)回收效率低。该工艺甲苯和丙酮的回收率分别为83.5%和49.2%，处理后的气体中甲苯和丁酮明显超标，无法达到环保排放要求；(2)投资大，运行成本高。该工艺采用双塔两级吸收装置，工艺的一次性投资大，同时该工艺塔设备运行的压降大，系统能耗高，且一级吸收装置出口废气中DMF浓度超过10000mg/Nm³，致使二级吸收装置的吸附负荷高，吸收剂的用量大，回收DMF溶液提纯费用高。(3)系统运行存在严重的安全隐患。当吸收装置在夏季运行，一级吸收塔出口废气在高O₂、高DMF浓度、高废气温度(夏季可高达60℃，接近DMF的闪点)的环境下，处理工艺存在严重火灾或爆炸隐患。(4)流程复杂，操作要求高、难度大，不适合环保工程实际应用与推广。

发明内容

本发明的目的在于提供一种混合有机废气净化与资源化处理方法，旨在实现废气在环境达标治理的同时，实现有效资源的回收和再利用，并实现系统资源配置合理、经济效益

和环境效益双赢的目标。

本发明提出的混合有机废气净化与资源化处理方法，混合有机废气采用单座多级吸收塔处理，按废气的进气顺序，该吸收塔第一级采用喷淋技术，仅含喷淋层 17，其余每级采用填料塔吸收技术，每级都由填料层 15 与液体分布装置 14 组成，下一级的填料层 15 与上一级的液体分布装置 14 之间设有集液斗 16，具体步骤如下：

(1) 将收集的混合废气经过滤器 2 过滤，除去颗粒或纤维性物质；

(2) 过滤后的混合废气进入单座多级吸收塔，在塔中，过滤后的混合废气先在第一级喷淋层 17 中与吸收剂直接接触，第一级的吸收剂采用吸收塔底部经换热器 5 冷却后泵入的循环液；

(3) 经步骤(2)处理后的混合气体进入第二级填料层 15，并在填料层 15 中与填料接触，然后进入第二级液体分布装置 14 与吸收剂直接接触，再依次进入第三级填料层 15、液体分布装置 14；依次类推，混合废气进入下一级的填料层 15、液体分布装置 14；

(4) 当单塔级数为 3 级时，第二级液体分布装置 14 采用的吸收剂为由吸收塔底部经换热器 5 冷却后泵入的混合液和第三级的中间槽 6 产生的混合液组成的混合液体，第三级液体分布装置 14 采用的吸收剂为新鲜吸收剂、混合液分离装置 7 回收的再生液以及该级集液斗 16 的收集液三者组成的混合液体；当单塔级数为 N，且 N 大于 3 时，第二级至第 N-2 级的各级吸收剂均为由下一级的中间槽 6 产生的混合液和该级集液斗 16 的收集液组成的混合液体，第 N-1 级的吸收剂为第 N-1 级集液斗 16 的收集液，第 N 级的吸收剂为新鲜吸收剂、混合液分离装置 7 回收的再生液组成的混合液体；其中，新鲜吸收剂采用沸点为 180℃~400℃的强亲油性、低挥发性环保型有机溶剂；

(5) 经步骤(4)处理后的气体进入除雾层 13，由吸收塔 4 塔顶排出，吸收塔塔底的混合液经换热器 5 冷却后，一部分作为外甩液进入混合液分离装置 7，其余部分经泵回流作为吸收剂，其中，外甩液量为 0.1m³/h~5m³/h，回流比根据吸收塔排气口的气体浓度人工或自动调整；

(6) 步骤(5)中经混合液分离装置 7 后，分离得到的含低污染物浓度的溶剂作为再生液泵入最后一级液体分布装置 14，分离得到的污染物组分回收。

本发明中，多级吸收塔中泵入的新鲜吸收剂可以采用高沸点、强亲油性、低挥发性环保型有机物，或几种高沸点、强亲油性、低挥发性的环保型有机物的组合或混合。如邻苯二甲酸二丁酯、邻苯二甲酸二甲酯、十四烷基溴或邻苯二甲酸二烯丙酯等中任一种或几种。所谓的高沸点是指沸点在 180℃~400℃之间，所谓的环保型是指吸收剂的挥发度低，处理废气过程中不易挥发到大气中，对环境造成二次污染。所谓的新鲜吸收剂是指未与废气进

行吸收反应的吸收剂。

本发明中，混合废气在过滤前，可采用集气室 1 或废气总管道的气流混合作用均和污染物浓度和流量。

本发明中，过滤器 2 可以采用常规的金属丝网或独特的卷式多孔型材质过滤器。

本发明中，多级吸收塔中的喷淋可以采用单段喷淋或多段喷淋，喷淋方式可以是逆气流方向或同气流方向布置，喷嘴可以是实心也可以常规的空心喷嘴，布置的喷嘴数量大于或等于 1 个，喷嘴的布置位置只要使吸收剂喷洒均匀、合理即可。

本发明中，液体分布装置 14，为常规技术，可根据实际计算选择不同类型的工艺技术或装置。

本发明中，各级填料层作为该级吸收剂与污染物充分接触的场所，也是废气中污染物吸收净化的主要场所，所用的填料可以是金属或非金属型的散堆或规整填料，常见的有波纹板、金属丝网、孔板、金属拉西环、鲍尔环等通用化工填料。

本发明中，外甩液是在循环泵出口通过带流量计和控制阀门的支路进行外甩或直接从塔底接出至指定地点。

本发明中，混合废气经多级液体分布装置 14 与填料层 15 吸收后，进入除雾层 13 除去残余吸收液。吸收塔除雾层的作用是减少和消除吸收净化后废气中夹带的吸收液，除雾层 13 采用金属丝网填料。

本发明中，考虑到吸收过程的推动力，依废气进塔的顺序，各吸收段的吸收液或吸收剂中有机污染物的总混合浓度依次减少，以提高整体吸收效率。各吸收段的吸收液量可依据不同的处理对象进行调整，但吸收剂均为塔底混合液、各级填料层的底部混合液、外甩液分离系统再生得到的再生型吸收剂、少量泵入的新鲜吸收剂等几种液体进行调配或单独使用。

本发明中，中间槽为 1~10 个。

本发明中，涉及的废气中有机污染物的种类大于或等于 1 个，如 DMF、甲苯、丁酮等一种或几种的组合。

本发明中，混合废气经过单个吸收塔多级喷淋和填料吸收，液体分布装置 14 与填料层 15 可依次排列或交替排列。其中，液体分布装置 14 与填料层 15 级数皆为 1~10 级。

本发明中，吸收塔的塔底温度为 35℃~70℃，塔顶温度为 25℃~80℃。

本发明中，吸收塔采用的吸收剂为环保型高效吸收剂，该吸收剂强亲油性，对 DMF、甲苯和丁酮等有机污染物都有良好的吸收效果，吸收效果明显优于传统的水吸收技术。由于该环保型吸收剂挥发性差，在吸收处理过程中不易进入废气，无需像申请号为

200510061856.0 的《干法合成革二甲基甲酰胺废气回收处理方法》中提到的采用二级水吸收塔吸收废气中的大量吸收剂，只需采用单塔多级吸收即可保证废气的达标排放。同时，该环保型吸收剂的闪点高，适用处理的工艺温度更高、更宽，不存在《干法合成革二甲基甲酰胺废气回收处理方法》实际运行时的安全隐患。此外，该吸收剂与 DMF、甲苯、丁酮的沸点差别较大，组分分离操作的推动力大，混合吸收液后续污染物组分的分离回收处理也比《干法合成革二甲基甲酰胺废气回收处理方法》提出的回收工艺更易进行。

同时，本发明与其他传统工艺相比，其优点在于：

(1) 本发明可同时回收废气中多种有机污染物，特别对含有沸点大于 110℃ 以上的污染物废气，污染物的吸收效率高，可同时控制出口气体浓度如甲苯、丁酮等小于 20mg/m³，DMF 小于 30mg/m³。

(2) 本发明方法工艺路线简单、实用，运行费用低，运行费用仅为冷凝法回收技术的 1/5，吸附法回收技术的 1/3。

(3) 本发明结合了填料吸收和喷淋吸收技术优势，塔处理空速高，处理能力强，是常规吸收技术的 3~4 倍，压降仅为传统同塔高、同处理负荷的 1/2~1/3，解决了常规吸收工艺中吸收塔负荷小、压降大的问题，为大气量的工艺废气治理提供了技术保障，且投资成本节省。

(4) 本发明处理对象广泛，可回收的混合有机废气温度范围宽、有机污染物种类多。如合成革行业、汽车制造业、印刷行业、纺织行业、喷涂等行业表面处理的废气。

附图说明

图 1 为本发明实施例 1 的工艺流程示意图。

图 2 为本发明实施例 2 的工艺流程示意图。

图中标号：1 为集气室，2 为过滤器，3 为引风机，4 为多级吸收塔，5 为换热器，6 为中间储槽，7 为混合液分离装置，8 为水泵，9 为阀门，10 为排风机，11 为吸收塔排气口，12 为吸收塔壳体，13 为除雾层，14 为液体分布装置，15 为填料层，16 为集液斗，17 为喷淋层，18 为吸收液出口。

具体实施方式

下面通过附图进一步解释说明该发明。

实施例 1，本发明应用于合成革工艺有机混合废气的净化与资源化处理。废气主要含 DMF、甲苯、丁酮等，有机污染物处理前的总浓度为 2000~8000mg/Nm³，其中含 DMF 约 70%，甲苯等其他有机污染物约 30%。废气进塔温度 74℃ 左右，主要污染物 DMF、丁酮易溶于水，甲苯难溶于水。

混合废气吸收塔的泵入的新鲜吸收剂采用邻苯二甲酸二丁酯,吸收塔4为三级吸收塔。按废气的进气顺序,该处理塔除第一级仅有喷淋层17外,其余每级都由填料层15与液体分布装置14组成,下一级的填料层15与上一级的液体分布装置14之间设有集液斗16,二级中间槽6分别连接塔底吸收液经换热器冷却后的液体、第三级的中间槽6、第二级液体分布装置14;第三级的中间槽6分别连接新鲜吸收剂泵入管道、第三级的集液斗16、混和液分离装置7、第三级液体分布装置14。废气经收集后送入集气室1均和浓度和流量,然后由过滤器2拦截大颗粒杂质后进入高效三级吸收塔,气体与吸收剂高速逆向接触,与填料层15接触吸收,最后经过除雾层13除去气体中的水汽后排出。出口废气中甲苯与丁酮等的浓度小于 $5\text{mg}/\text{m}^3$,DMF浓度小于 $20\text{mg}/\text{m}^3$,温度为 45°C 左右。塔底吸收液由出口18排出,经换热器5降温至 40°C 左右后,大部分用于循环吸收,少部分作为外甩液进入混合液分离装置7进行分离回收,外甩液量为 $0.2\text{m}^3/\text{h}$ 。

该吸收塔各级液体分布装置14的吸收剂不同。随着废气依次从下往上吸收,喷淋层17的吸收剂为塔底吸收液经换热器冷却后由泵打上的循环液;第二级液体分布装置14的吸收剂为塔底吸收液经换热器冷却后的液体与第三级中间槽液体的混合液;第三级液体分布装置14的吸收剂为新鲜吸收剂、混合液分离装置7回收的邻苯二甲酸二丁酯的再生液、第三级填料层下集液斗16的收集液这三种液体的混合液。操作过程中,泵入的新鲜吸收剂、邻苯二甲酸二丁酯的再生液间歇少量加入第三级中间槽,第三级喷淋装置的持续运行主要依靠第三级填料层下集液斗16的收集液的不断循环利用,而第二级喷淋装置、喷淋层17的持续运行主要依赖于经换热器冷却的塔底吸收液的不断循环利用,从而不仅提高了总塔的吸收效率,而且节约了邻苯二甲酸二丁酯新鲜吸收剂与再生液的用量,也保证了外甩液的浓度。

实施例2,本发明应用于合成革工艺有机混合废气的净化与资源化处理。废气主要含DMF、甲苯、丁酮等,有机污染物处理前的总浓度为 $2000\sim 8000\text{mg}/\text{Nm}^3$,其中含DMF约70%,甲苯等其他有机污染物约30%。废气温度 74°C 左右,主要污染物DMF、丁酮易溶于水,甲苯难溶于水。

混合废气吸收塔的新鲜吸收剂采用邻苯二甲酸二甲酯,吸收塔为四级吸收塔。按废气的进气顺序,该处理塔除第一级仅有喷淋层17外,其余每级都由填料层15与液体分布装置14组成,下一级的填料层15与上一级的液体分布装置14之间设有集液斗16,第二级的中间槽6分别连接塔底吸收液经换热器冷却后的液体、第三级的中间槽6、第二级的集液斗16、第二级的喷淋装置14;第三级的中间槽6分别连接第三级的集液斗16、混和液分离装置7、第二级的中间槽6、第三级的液体分布装置14。废气经收集后送入集气室1均和浓

度和流量，然后由过滤器 2 拦截大颗粒杂质后进入高效四级吸收塔，气体与吸收剂高速逆向接触，与填料层 15 接触吸收，最后经过除雾层 13 除去气体中的水汽后排出。出口废气中甲苯与丁酮等的浓度小于 $4\text{mg}/\text{m}^3$ ，DMF 浓度小于 $17\text{mg}/\text{m}^3$ ，温度为 47°C 左右。塔底吸收液由出口 18 排出，经换热器 5 降温至 40°C 左右后，部分由用于循环吸收，部分作为外甩液进入混合液分离装置 7 进行分离回收，外甩液量为 $4\text{ m}^3/\text{h}$ 。。

该吸收塔各级液体分布装置的吸收剂不同。随着废气依次从下往上吸收，喷淋层 17 的吸收剂为塔底吸收液经换热器冷却后由泵打上的循环液；第二级液体分布装置的吸收剂为第二级填料层下集液斗 16 的收集液与第三级中间槽 6 液体的混合液；第三级液体分布装置的吸收剂为第三级填料层下集液斗 16 的收集液；第四级液体分布装置的吸收剂为新鲜吸收剂与混合液分离装置 7 得到的再生吸收剂的混合液。操作过程中，新鲜吸收剂、邻苯二甲酸二甲酯的再生液持续进入第四级液体分布装置，而第一级液体分布装置持续运行主要依赖于经换热器冷却的塔底吸收液的不断循环利用，从而提高了总塔的吸收效率，降低了出口污染物的浓度。

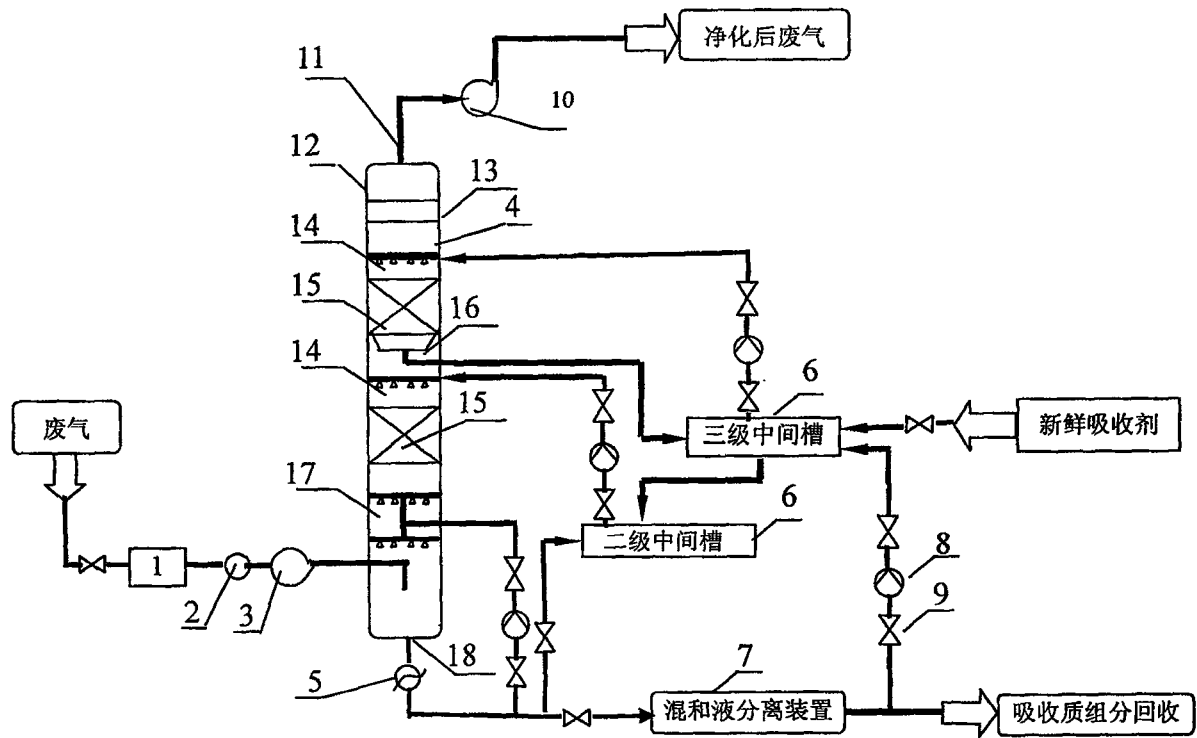


图 1

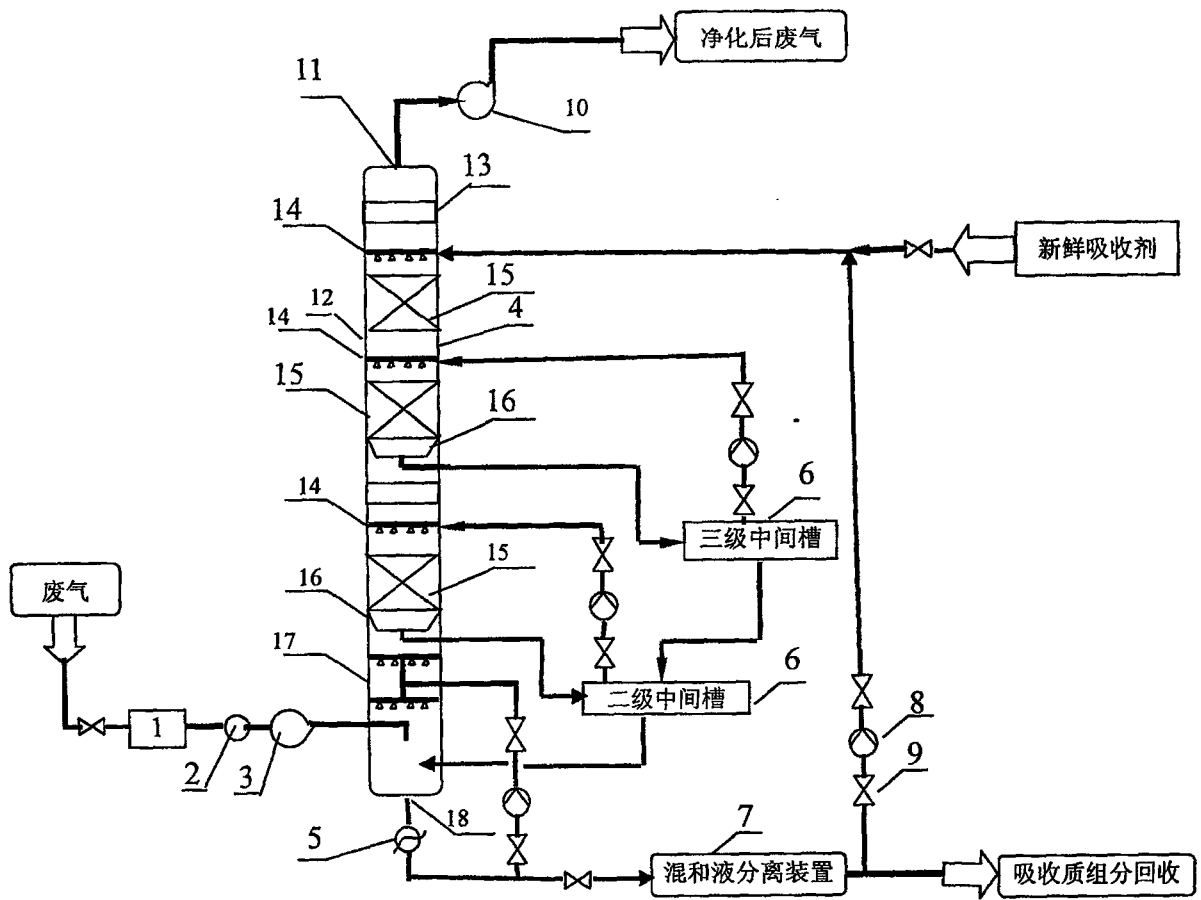


图 2