



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 102648038 A

(43) 申请公布日 2012. 08. 22

(21) 申请号 201080049369. 1

(22) 申请日 2010. 10. 27

(30) 优先权数据

0957730 2009. 11. 02 FR

(85) PCT申请进入国家阶段日

2012. 05. 02

(86) PCT申请的申请数据

PCT/FR2010/052303 2010. 10. 27

(87) PCT申请的公布数据

W02011/051622 FR 2011. 05. 05

(71) 申请人 乔治洛德方法研究和开发液化空气

有限公司

地址 法国巴黎

(72) 发明人 S · 格拉尔德 N · 杜邦

J-L · 杜博瓦 S · 特雷蒂亚

N · 特利利

(74) 专利代理机构 北京市中咨律师事务所

11247

代理人 张蓉珺 林柏楠

(51) Int. Cl.

B01D 53/14 (2006. 01)

B01D 53/22 (2006. 01)

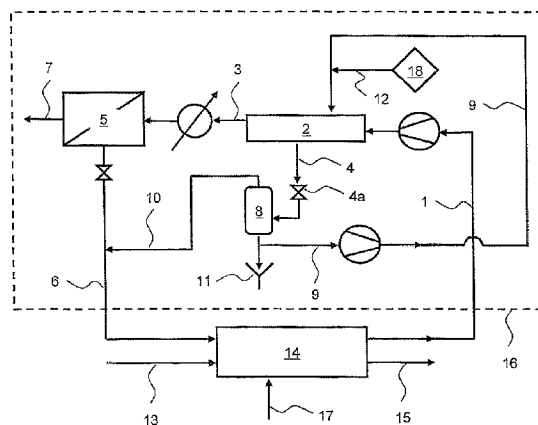
权利要求书 2 页 说明书 6 页 附图 1 页

(54) 发明名称

用于通过渗透分离气体混合物的方法和装置

(57) 摘要

本发明涉及纯化含有一种或多种待回收组分、一种或多种待去除杂质和一种或多种对用于通过渗透分离的单元来说的毒物的特定气体料流的方法,包括如下步骤:a) 用于通过吸收分离的单元,其独立于所述用于通过渗透分离的单元,特定气体料流放置成与一种或多种适当的和旨在选择性吸收所述毒物的液体溶剂接触以获得至少一种贫所述毒物的第一气体料流和第二液体料流;和 b) 将在步骤 a) 中生产的所述第一气体料流在所述用于通过渗透分离的单元中分离,在特定的绝对压力 P 下,分离成至少一种贫所述杂质的第三气体料流和第四料流;在步骤 a) 中进行的分离在为所述的特定的绝对压力 P 的 50% - 200% 的绝对压力下进行。



1. 一种用于纯化 (16) 给定气体料流 (1) 的方法, 所述给定气体料流 (1) 包含一种或多种待回收的组分、一种或多种待除去的杂质和一种或多种对用于通过渗透分离的单元 (5) 来说的毒物, 所述方法包括下述阶段:

a) 在与所述用于通过渗透分离的单元 (5) 独立的用于通过吸收分离的单元 (2) 中, 使得给定气体料流 (1) 与一种或多种能够并旨在选择性吸收所述毒物的液体溶剂 (9, 12) 接触, 从而得到至少贫所述毒物的第一气体料流 (3) 和第二液体料流 (4); 和

b) 在所述用于通过渗透分离的单元 (5) 中, 在给定绝对压力 P 下, 将从阶段 a) 得到的所述第一气体料流 (3) 分离为至少贫杂质的第三气体料流 (6) 和第四料流 (7);

在阶段 a) 进行的分离在所述给定绝对压力 P 的 50% 至 200% 之间的绝对压力下进行。

2. 如权利要求 1 中所述的纯化 (16) 方法, 其特征在于, 在阶段 a) 中, 在用于促进通过所述一种或多种溶剂 (9, 12) 吸收所述毒物的设施中, 使得所述给定气体料流 (1) 和所述液体溶剂 (9, 12) 逆流循环。

3. 如权利要求 1 和 2 中任一项所述的纯化 (16) 方法, 其特征在于其包括阶段 c), 其中将所述第二液体料流 (4) 减压至至少一个容器 (8), 在这里将其分离为至少贫所述毒物的第五液体料流 (9) 和第六气体料流 (10), 其中在所述吸收单元 (2) 中全体或部分地再循环第五液体料流 (9)。

4. 如权利要求 3 中所述的纯化 (16) 方法, 其特征在于, 将所述第六气体料流 (10) 加入至在阶段 b) 中得到的贫杂质的所述第三气体料流 (6)。

5. 采用至少一个石油化工单元 (14) 和包括下述连续阶段的方法:

- 从所述石油化工单元 (14) 提取给定气体料流 (1);
- 纯化 (16) 所述给定气体料流 (1) 并产生至少一种纯化的气体料流 (6); 和
- 在所述石油化工单元 (14) 中再循环至少部分所述纯化的气体料流 (6);

其特征在于所述给定气体料流 (1) 的所述纯化 (16) 采用如权利要求 1 至 4 中任一项所述的纯化 (16) 方法。

6. 用于纯化 (16) 给定气体料流 (1) 的设备, 其包括:

- 用于通过渗透分离的单元 (5); 和
- 与所述用于通过渗透分离的单元 (5) 独立的用于通过吸收分离的单元 (2), 其在入口处流体连接至所述给定气体料流 (1) 的来源 (14) 和液体溶剂的一种或多种来源 (8, 18), 所述液体溶剂能够并旨在吸收存在于所述给定气体料流 (1) 中的一种或多种对所述用于通过渗透分离的单元 (5) 来说的毒物, 所述用于通过吸收分离的单元 (2) 的第一出口 (3) 流体连接至所述用于通过渗透分离的单元 (5)。

7. 如权利要求 6 中所述的用于纯化 (16) 的设备, 其特征在于, 所述用于通过吸收分离的单元 (2) 包括至少一个液体 / 气体逆流吸收塔, 所述塔包括用于促进将所述毒物吸收入所述液体溶剂的设施。

8. 如权利要求 6 和 7 中任一项所述的用于纯化 (16) 的设备, 其特征在于:

- 所述液体溶剂的来源之一为容器 (8), 其在入口流体连接至所述用于通过吸收分离的单元 (2) 的第二出口 (4), 该连接包括减压设施 (4a); 和

- 所述容器 (8) 具有至少两个出口 (9, 10), 其一 (9) 流体连接至所述用于通过吸收分离的单元 (2) 的入口。

9. 如权利要求 8 中所述的用于纯化 (16) 的设备, 其特征在于, 所述容器 (8) 的出口之一 (10) 流体连接至所述渗透单元 (5) 的给定出口 (6)。

10. 如权利要求 6 至 9 中任一项所述的设备, 其特征在于, 所述气体料流 (1) 的所述来源 (14) 为石油化工单元, 所述渗透单元 (5) 的所述给定出口 (6) 流体连接至所述石油化工单元的入口。

用于通过渗透分离气体混合物的方法和装置

[0001] 本发明涉及用于通过渗透分离气体混合物的方法和装置。

[0002] 基于中空聚合物纤维的半透膜用于多个分离单元中,例如,用于天然气的处理,氨气或甲醇的制造,氢气或生物气的纯化等等。然而,由于在其进料流中存在某些化合物(通常以少量),用于通过选择性渗透分离的单元的性能会逐渐劣化。被称为“毒物”的这些化合物,也会导致膜的提早老化,其可延续到它们的快速破坏。为了处理该现象存在多种解决方案。

[0003] 在文件 EP-B-209 970 中,在用于合成甲醇或氨的工艺的再循环环路中发现用于通过渗透分离的单元,并将其置于 PSA(变压吸附)型预处理单元的下游。这类通过调节压力的工艺是在生产阶段和再生阶段之间交替的循环方法。其要求复杂控制和多种设备和阀,对资本成本是有害的。此外,有机化合物对待处理的料流的潜在污染会导致用于这些吸附过程的吸附剂的快速劣化,对操作成本和预处理单元的可用性有负面后果。

[0004] 文件 US-B-7 318 854 描述了用于吸收存在于包括聚丙烯膜的模块的进料流中的 CO₂ 的预处理。使用的吸收剂被限定于膜模块的压延部分,在中空聚丙烯纤维以外。该方法显示出为循环的方法的缺点。具体地,在 8 小时的生产阶段之后,通过经过冲洗气体的吸收剂的再生阶段是必须的。由于本方法的循环性质,必须安装大的膜表面积。此外,吸收剂与膜模块的组成构件(膜的聚合物纤维、密封材料)的直接接触要求该材料是完全相容的并限制了吸收剂的可能选择。

[0005] 文件 FR 07 04708 描述了用于包含烃、硫化氢(H₂S)和水的天然气脱酸的方法。在该方法中,首先在使用富含 H₂S 的液体的吸收阶段中,使得天然气贫水。在其中使得天然气与富含 H₂S 的液体接触的区域的压力在 45 和 75bar 之间。该贫水的气体随后通过膜分离,从而得到贫硫化氢的保留物。通过膜分离阶段的压力未公开。

[0006] 文件 US 2004/0099138 A1 公开了一种用于从天然气生产具有高纯度的甲烷的方法。该方法包括通过在高压(大于 5.5MPa)下吸收进行的天然气的重质烃化合物的分离阶段。吸收剂为富含二氧化碳的料流。随后通过膜分离该贫重质烃的天然气料流,从而得到贫二氧化碳的保留物。通过膜分离阶段的压力未公开。

[0007] 文件 US 2008/0078294A1 公开了旨在分离料流中的硫化氢、二氧化碳和氢的方法。该方法包括在于通过用溶剂吸收分离硫化氢的阶段,以生产贫硫化氢的料流。随后,将该贫硫化氢的料流通过膜分离,从而得到富含氢的渗透物。该多个分离阶段的压力未公开。

[0008] 本发明的一个目的是克服所有或一些上述缺点,亦即,特别提供用于通过渗透分离气体混合物的方法和装置,其为连续的,这最小化了某些毒物对其性能的影响,并提供了良好的可用性(长期计划的停机)。

[0009] 为了这个目的,本发明涉及一种用于纯化给定气体料流的方法,所述给定气体料流包含一种或多种待回收的组分、一种或多种待除去的杂质和一种或多种对用于通过渗透分离的单元来说的毒物,所述方法包括下述阶段:

[0010] a) 在与所述用于通过渗透分离的单元分开的用于通过吸收分离的单元中,使得给定气体料流与一种或多种能够并旨在选择性吸收所述毒物的液体溶剂接触,从而得到至少

贫所述毒物的第一气体料流和第二液体料流；和

[0011] b) 在所述用于通过渗透分离的单元中,在给定绝对压力 P 下,将从阶段 a) 得到的所述第一气体料流分离为至少贫杂质的第三气体料流和第四料流；

[0012] 在阶段 a) 进行的分离在所述给定绝对压力 P 的 50% 至 200% 之间的绝对压力下进行。

[0013] 待纯化的给定气体料流为可通过经过一个或多个膜的选择性渗透被纯化的任意类型。其基本是气态的。其可以痕量包含液体滴和 / 或固体颗粒。纯化操作基本在于从该料流中除去被称为“杂质”的一种或多种化合物,从而得到“纯化的”料流,亦即,其中杂质的浓度被降低至低于预设的阈值。特别的,其可为从合成气 (H_2/CO) 料流中除去 CO_2 , 或从烃料流中除去 CO_2 (该烃组成从烃的催化氧化过程中出来的再循环), 或从甲烷料流中除去 CO_2 。

[0014] 在阶段 a) 中,在通过吸收分离的单元中使得给定气体料流经受处理,旨在除去有害于在渗透阶段 b) 中使用的膜的一种或多种物质。这些化合物被称为“毒物”。非限制性地,化合物如醇 (例如,甲醇、乙醇等等)、醛 (例如,甲醛、乙醛、丙烯醛等等)、酮 (例如丙酮等等)、羧酸 (例如,乙酸、丙烯酸等等)、胺、酰胺或芳族化合物 (例如,苯、甲苯等等) 可被认为是对聚合物半透膜的“毒物”。讨论中的吸收单元物理地与渗透单元分离。在这两个单元之间至少存在一条管道。也可特别存在热交换器以及压缩机,所述热交换器用以在第一气体料流进入渗透单元之前调节第一气体料流的温度。

[0015] 使给定气体料流与一种或多种液体溶剂接触,例如在液体 / 气体吸收塔中。它们的功能是选择性地吸收存在于给定气体料流中的毒物。选择性吸收意指这些溶剂吸收讨论中的毒物多于组成给定气体料流的其他物质。因此,随着这些毒物传入溶剂,给定气体料流中毒物的浓度逐渐降低。溶剂逐渐变得负载有毒物。根据溶剂对待除去的一种或多种毒物的亲合力,可使用一种或多种溶剂。作为可用于本发明的方法的液体溶剂的例子可提及:水、具有高沸点的有机溶剂 (例如,二甲苯基醚) 或具有低沸点的有机溶剂 (甲苯、环己烷)。第二液体料流特别包含溶剂和通过吸收从初始气体料流除去的毒物。在第一料流中可以少量以滴的形式再次遇到部分吸收化合物。优选地,选择吸收化合物以保证在该方法的阶段的压力和温度条件下毒物的最大吸收,以及其自身不成为对膜或方法中的剩余物质的毒物。例如,一些芳族类型的重质溶剂可被认为是对氧化催化剂的毒物。在根据本发明的方法中,可选择水性液体 (优选水) 作为吸收化合物,因为它们对膜或对优选使用的催化剂都不是毒物。

[0016] 在阶段 b) 中,将其中毒物浓度已降低的第一气体料流通过管道系统送至通过选择性渗透分离的单元。其必须以给定的绝对压力进入该渗透单元。用于通过渗透分离的单元使用一种或多种膜,其对需要保留的物质和需要除去的杂质的渗透性是不同的。作为膜的例子可以提及,例如,基于由聚合物组成的中空纤维的产品,所述聚合物选自:聚酰亚胺,纤维素衍生物型聚合物、聚砜、聚酰胺、聚酯、聚醚、聚醚酮、聚醚酰亚胺、聚乙烯、聚乙炔、聚醚砜、聚硅氧烷、聚偏二氟乙烯、聚苯并咪唑、聚苯并噁唑、聚丙烯腈、聚偶氮芳族化合物和这些聚合物的共聚物。

[0017] 因此,可根据本领域技术人员公知的方法分离这两类物质。从而得到至少两种新气体料流:贫杂质 (亦即纯化的) (即富含希望保留的化合物) 的第三气体料流,和富含杂

质的第四气体料流。“富含”对应于考虑之中的物质的体积浓度的增加，而“贫”对应于体积浓度的降低。这里每个都指在待处理的料流中的浓度。

[0018] 通过吸收除去毒物将具有的主要优势在于操作的连续性及其实施的简单性。此外，由于渗透必须在一定的绝对压力水平下发生在阶段 b) 中，给定气体料流在吸收阶段 a) 之前被压缩。由于在两个阶段之间的这种整体性，阶段 a) 也从高压水平受益，高压水平增强了它的有效性。为此，在通过吸收分离的操作之前，压缩给定气体料流至对在用于通过渗透分离的单元的入口处的第一气体料流必须的绝对压力的一半至两倍之间的绝对压力。可证明，必须根据在阶段 a) 之前给定气体料流的压缩水平和在阶段 a) 过程中其经历的压降，再压缩从阶段 a) 得到的第一气体料流。

[0019] 根据特定的具体实施方式，本发明可包括一种或多种下述特性：

[0020] - 在阶段 a) 中，在用于促进所述一种或多种溶剂吸收所述毒物的设施中，使得所述给定气体料流和所述液体溶剂逆流循环。这些促进设施可特别地为旨在改进溶剂与给定气体料流之间的接触的板或填充物。

[0021] - 该方法包括阶段 c)，其中将所述第二液体料流减压至至少一个容器，在此将其分离为至少贫所述毒物的第五液体料流和第六气体料流，其中在所述吸收单元中全体或部分地再循环第五液体料流。

[0022] - 将所述第六气体料流加入至在阶段 b) 中得到的贫杂质的所述第三气体料流。富含毒物的第六气体料流可任选地与从阶段 b) 中得到纯化的料流结合。

[0023] 在阶段 a) 中使用的吸收化合物可为水性或有机溶剂的液体料流。使用的溶剂优选为水。

[0024] 吸收化合物的循环优选与待处理的气体逆流发生。吸收可在接近于膜的进料压力的压力下进行，优选略高，足以补偿在塔的入口和用于通过渗透分离的单元的入口之间的设备中的压降。其通常比大气压高数巴。吸收可在该位点可用的水的进料温度下进行，通常小于 30℃。相对高的压力（数巴，其中 1 巴 = 100000 帕斯卡）和相对低的温度（小于 30℃）的结合使得可能达到所述第一料流中的毒物的浓度低于如果操作在大气压下进行的毒物的浓度。

[0025] 此外，与其中吸收在低于用于通过渗透分离的单元的压力的压力下进行的方案相比，在类似于用于通过渗透分离的单元的压力的压力下进行吸收，使得可能使用仅仅一个压缩单元。

[0026] 凭借吸收阶段 a)，根据本发明的纯化方法使得可能避免在固体和固定的吸附剂中累积在待处理的气体中以少量存在的化合物，以及减少相关引燃风险。这是因为非常少量的化合物不存在任何可累积超过足以引燃并传播该引燃至经处理的气体和 / 或至吸附剂（例如，炭）的临界浓度的风险。这些化合物的累积可导致其爆炸。例如，以非常少量存在于待处理的气体中的芳族化合物（如甲苯）被吸附在活性炭上，经处理的气体也包含 NO_x 型化合物。如果为再生进行的通过吸附的过程的压力变化和 / 或温度升高不足，则甲苯仍然为吸附的并因而能够累积。使用固体载体（在这种情况下为活性炭）催化甲苯的硝化反应。硝基甲苯衍生物（烈性炸药）在活性炭上的累积然后变得非常危险。此外，与吸附相比，吸收显示出低资本成本和更低得多的对污染的敏感性，如果使用水作为溶剂实际甚至零敏感。

[0027] 在阶段 c) 中,从用于通过吸收分离的单元得到的所述第二液体料流,载满对膜的毒物,可在容器中或任意等同设施中减压从而以气体料流的形式释放出吸收的毒物。可将这样清除了部分毒物的溶剂再循环至用于通过吸收分离的单元的溶剂进料。为避免毒物累积,清洗和额外贡献的溶剂可为必要的。在一些情况下,可将富含毒物的气体料流加入至从阶段 b) 中得到纯化的气体料流。

[0028] 如果使用的溶剂必须独立使用或成组使用,则使用多个闪蒸容器和独立的再循环回路。然后,在阶段 a) 过程中在必需数量的反应器中,给定气体料流顺序经历这些溶剂。

[0029] 本发明也涉及采用至少一个石油化工单元和包括下述连续阶段的方法:

[0030] - 从所述石油化工单元提取给定气体料流;

[0031] - 纯化所述给定气体料流并产生至少一种纯化的气体料流;和

[0032] - 在所述石油化工单元中提取至少部分所述纯化的气体料流;其特征在于所述给定气体料流的所述纯化采用上述的纯化方法。

[0033] 上述纯化理想地用于在相当低的压力(例如小于 10 巴)下操作的石油化工方法。在比所述石油化工过程更高的压力下在待再循环的料流上使用膜通常具有清洗在所述石油化工过程中不需再循环的某些化合物的料流的目的。

[0034] 液体从该塔流出,载满对膜的毒物,可被减压至所述石油化工过程的再循环压力。通过该减压产生的气体相,富含对膜有害的化合物,可被再循环至石油化工过程以经济使用这些化合物。

[0035] 根据本发明的方法显示出不循环的并因此相当地简化预处理过程的设计和管理优点。在高压下操作预处理过程,使得能够达到非常低的要求送至用于通过渗透分离的单元的料流中除去的毒物含量。选择溶剂的性质以使得毒物在其中的溶解度高。通常,如果毒物是亲水的,则水作为溶剂是有利的;如果反之毒物是疏水的,则疏水溶剂,例如二甲苯基醚,是有利的。如果毒物具有非常不同的性质,则吸收化合物可为不同溶剂(例如,二甲苯基醚和邻苯二甲酸二甲酯)的能混溶的混合物,这使得能够不借助多阶段的吸收过程而吸收所有毒物。选择溶剂的性质使得其自身对膜不是“毒物”。具体地,溶剂存在于纯化的气体中,以等于其在吸收单元的温度和压力条件下的蒸汽压的浓度将所述纯化的气体送入渗透单元。

[0036] 本发明也涉及用于纯化给定气体料流的设备,其包括:

[0037] - 用于通过渗透分离的单元;和

[0038] - 与所述用于通过渗透分离的单元分开的用于通过吸收分离的单元,其在入口处流体连接至所述给定气体料流的来源和液体溶剂的一种或多种来源,所述液体溶剂能够并旨在吸收存在于所述给定气体料流中的一种或多种对所述用于通过渗透分离的单元 5 来说的毒物,所述用于通过吸收分离的单元的第一出口流体连接至所述用于通过渗透分离的单元。

[0039] “流体连接”或“流体地连接”意指存在通过能够输送物料流的管道系统的连接。连接系统可包括阀、中间储罐、侧向出口、热交换器和压缩器,但不包括化学反应器。

[0040] 根据特定的具体实施方式,本发明可包括一种或多种下述特性:

[0041] - 所述用于通过吸收分离的单元包括至少一个液体/气体逆流吸收塔,所述塔包括用于促进将所述毒物吸收入所述液体溶剂的设施。

[0042] - 所述液体溶剂的来源之一为容器,其在入口流体连接至所述用于通过吸收分离的单元的第二出口,该连接包括减压设施。该减压设施通常为阀。

[0043] - 所述容器具有至少两个出口,其一流体连接至所述用于通过吸收分离的单元的入口。

[0044] - 所述容器的出口之一流体连接至所述渗透单元的给定出口。

[0045] - 所述气体料流的所述来源为石油化工单元,所述渗透单元的所述给定出口流体连接至所述石油化工单元的入口。

[0046] 非限制性的,所述石油化工单元能够使用并旨在使用下述过程中的任一个:

[0047] 1/ 氨氧化丙烷和 / 或丙烯以得到丙烯腈,氨氧化异丁烷和 / 或异丁烯以得到甲基丙烯腈,以及氨氧化甲基苯乙烯以得到阿托腈;

[0048] 2/ 氧化丙烷和 / 或丙烯以得到丙烯醛或丙烯酸,氧化异丁烷和 / 或异丁烯以得到甲基丙烯醛或甲基丙烯酸,或氧化正丁烷以得到马来酸酐;

[0049] 3/ 将丁烯氧化脱氢以得到丁二烯,或将异戊烯氧化脱氢以得到异戊二烯;

[0050] 4/ 氧化乙烯以得到环氧乙烷,或氧化乙烯以得到 1,2- 二氯乙烷;

[0051] 5/ 将甲醇脱氢以得到甲醛,将乙醇脱氢以得到乙醛,将叔丁醇脱氢以得到异丁烯、甲基丙烯醛或甲基丙烯酸,或将甘油脱氢以得到丙烯醛或丙烯酸;

[0052] 6/ 氧化丙烯醛以得到丙烯酸,或氧化甲基丙烯醛以得到甲基丙烯酸;

[0053] 7/ 乙酰氧基化乙烯以得到乙酸乙烯酯。

[0054] 阅读下述说明并参考图 1,其他区别性特征和优点将变得明显。所述图 1 表示说明根据本发明的装置的例子的概略、局部的视图。

[0055] 在图 1 中,石油化工过程 14 为用于氧化丙烯以得到丙烯酸的单元。在氧气料流 17 存在下,其将丙烯料流 13 转化为丙烯酸料流 15。在转化过程中,生产给定气体料流 1。其包括杂质、CO₂、毒物、丙烯醛、以及丙烷和丙烯的混合物,该混合物需要在石油化工单元 14 中再循环。将料流 1 压缩至 12 巴的绝对压力,并注射入用于通过吸收分离的单元 2。用于通过吸收分离的单元 2 由板式塔组成,所述板式塔用气体料流 1 和再循环的水 9 以及源自水源 18 的额外贡献的 12 逆流进料。单元 2 在温度为 30℃、12 巴绝对压力下进行该方法的阶段 a)。在吸收过程中,水逐渐变得负载有毒物。在吸收单元 2 的出口,得到贫毒物的第一气体料流 3 和载满毒物的水料流 4。

[0056] 加热后,在 50℃ 和 11.5 巴绝对压力下将料流 3 注射入用于通过渗透分离的单元 5。所述单元包括优先允许 CO₂ 通过并优先保留丙烷和丙烯的膜。在单元 5 的出口,一方面在低于单元 5 的入口压力的压力下收集富含杂质的气体料流 7,一方面收集富含丙烷和丙烯的气体料流 6。将载满毒物的水料流 4 在容器 8 中通过阀 4a 降压。该降压将料流 4 分成富含毒物的气体料流 10 (在石油化工单元 14 中再循环之前将其加入纯化的料流 6) 和不那么载满毒物的水料流 9 (将其压缩并送入吸收单元 2 的入口)。清洗液体 11 使得能够避免在水环路 9、4 中的毒物累积。设施 12 使得能够注射水,尤其是做出额外的贡献。

[0057] 实施例:

[0058] 生产 14.5 吨 /h 的丙烯酸和根据本发明处理的气体料流 (1) 的石油化工单元 (14)。

[0059] 由 20 块塔板组成的吸收塔 (2) 使得 460kmol/h 的气体料流 (1) 与 5 吨 /h 的液体

水料流逆流接触；由所述吸收塔产生的气体料流 (3) 贫毒物（在这种情况下为丙烯醛），并被进料至聚醚酰亚胺型半透膜 (5)；该膜使得能够生产贫 CO_2 的料流 (6) 以及料流 (7)，所述料流 (6) 被再循环至单元 (14)，所述料流 (7) 被清洗或用于其他单元（如炉）中。实施例中主要料流的主要成分的流动速率列于下表。

[0060]

化合物 (kmol/h)		料流 (见图 1)					
		13	17	1	3	6	7
氧气	(待保留)	0	437	27	27	17	11
丙烯	(待保留)	306	0	8	8	7	1
丙烷	(待保留)	14	0	274	274	260	14
CO_2	(杂质)	0	0	109	109	50	59
丙烯醛	(毒物)	0	0	3.6	0.05	3.5	0.03

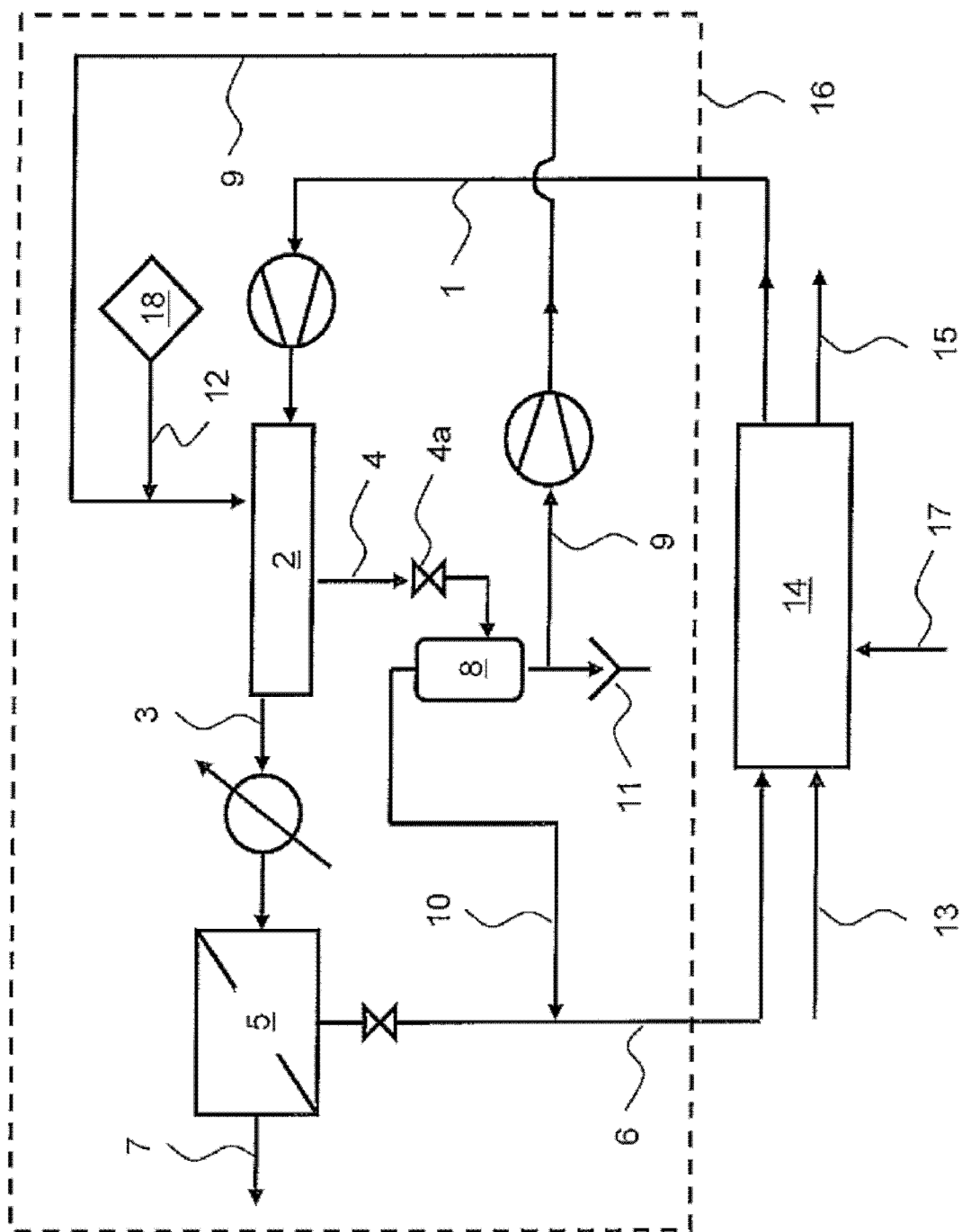


图 1