



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 1572765 B

(45) 授权公告日 2013.04.17

(21) 申请号 200410045270.0

US 4939297 A, 1990.07.03, 全文.

(22) 申请日 2004.06.04

CN 1572767 A, 2005.02.02, 权利要求 11.

CN 1149574 A, 1997.05.14, 全文.

(30) 优先权数据

10/455,016 2003.06.05 US

审查员 陈俊霞

(73) 专利权人 奇派特石化有限公司

地址 墨西哥新莱昂州

(72) 发明人 林鑫

(74) 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司
72001

代理人 邹雪梅 段晓玲

(51) Int. Cl.

C07C 51/42(2006.01)

C07C 51/265(2006.01)

C07C 63/26(2006.01)

(56) 对比文件

CN 1332714 A, 2002.01.23, 全文.

权利要求书 2 页 说明书 7 页 附图 1 页

(54) 发明名称

从羧酸合成的母液中除去杂质的提取方法

(57) 摘要

从羧酸合成的母液中除去杂质的提取方法本发明公开了从含有羧酸、金属催化剂和杂质的母液中除去杂质的方法,所述方法包括下列步骤:(a)在第一蒸发区中蒸发含有羧酸、金属催化剂、杂质、水和溶剂的母液,制备蒸汽流和浓缩的母液流;(b)在第二蒸发区蒸发所述浓缩的母液流,形成富溶剂流和超浓缩的母液流;(c)在固-液分离区用水-溶剂溶液从所述超浓缩的母液流中分离有机杂质,形成含水物流和第二含水物流;(d)在混合区,使水和任选的提取溶剂与所述含水物流和所述第二含水物流混合,形成含水混合物;和(e)在提取区向所述含水混合物加入提取溶剂,形成提取流和残液流。

1. 从羧酸母液流中分离金属催化剂的方法,所述方法包括下列步骤:

(a) 在第一蒸发区蒸发含有羧酸、所述金属催化剂、杂质和溶剂的所述母液,其中所述羧酸选自对苯二甲酸、间苯二甲酸、萘二羧酸及其混合物,所述溶剂包含乙酸和水,获得蒸汽流和浓缩的母液流;

(b) 在第二蒸发区蒸发所述浓缩的母液流,形成富溶剂流和超浓缩的母液流,其中所述蒸发在 20℃至 70℃的温度进行,在蒸发步骤 (a) 和步骤 (b) 组合中 95 重量%至 99 重量%的所述溶剂从所述母液流中除去;

(c) 在固-液分离区用所述溶剂从所述超浓缩的母液流中分离有机杂质,形成含水物流和第二含水物流;

(d) 在混合区,使水和任选的提取溶剂与所述含水物流和所述第二含水物流混合,形成含水混合物;

(e) 在提取区,向所述含水混合物中加入提取溶剂,形成提取流和包含所述金属催化剂的残液流;和

(f) 在分离区分离所述提取流,形成高沸点有机杂质流和回收的提取溶剂流。

2. 权利要求 1 所述的方法,其中在步骤 (a) 中,从所述母液中除去 50 重量%至 80 重量%的所述溶剂。

3. 权利要求 1 所述的方法,其中在 20℃至 70℃的温度范围内,向所述固液分离区加入所述溶剂。

4. 权利要求 1 所述的方法,其中在 30℃至 50℃的温度范围内,向所述固液分离区加入所述溶剂。

5. 权利要求 1 所述的方法,其中所述提取区包括逆流提取器。

6. 权利要求 1 所述的方法,其中所述提取区包括单级提取器。

7. 权利要求 1 所述的方法,其中所述提取流含有选自乙酸正丙酯、乙酸异丙酯、乙酸异丁酯、乙酸仲丁酯、乙酸乙酯和乙酸正丁酯的溶剂。

8. 权利要求 6 所述的方法,其中所述第二蒸发区包括在真空条件下操作的蒸发器。

9. 一种超浓缩的母液流的制备方法,所述方法包括下列步骤:

(a) 在第一蒸发区蒸发含有羧酸、金属催化剂、杂质和溶剂的母液,其中所述羧酸选自对苯二甲酸、间苯二甲酸、萘二羧酸及其混合物,所述溶剂包含乙酸和水,以制备蒸汽流和浓缩的母液流;和

(b) 在第二蒸发区蒸发所述浓缩的母液流,以获得富溶剂流和所述超浓缩的母液流,其中步骤 (a) 和步骤 (b) 组合的所述蒸发使 95 重量%至 99 重量%的所述溶剂从所述母液中除去;并且其中所述第二蒸发区包括在 20℃至 70℃的温度操作的蒸发器。

10. 权利要求 9 所述的方法,其中所述第二蒸发区包括在真空条件下操作的蒸发器。

11. 一种从羧酸母液流中分离金属催化剂的方法,所述方法包括下列步骤:

(a) 在第一蒸发区蒸发含有羧酸、所述金属催化剂、杂质和溶剂的母液,其中所述羧酸选自对苯二甲酸、间苯二甲酸、萘二羧酸及其混合物,所述溶剂包含乙酸和水,获得蒸汽流和浓缩的母液流;

(b) 在第二蒸发区蒸发所述浓缩的母液流,形成富溶剂流和超浓缩的母液流;其中所述蒸发在 20℃至 70℃的温度进行,步骤 (a) 和步骤 (b) 组合,从所述母液中除去 85 重量%

至 99 重量%的所述溶剂；

(c) 在固-液分离区,用所述溶剂从所述超浓缩的母液流中分离有机杂质,形成含水物流和第二含水物流;其中在 20℃至 70℃的温度范围将所述溶剂加入所述固液分离区;

(d) 在混合区,使水和任选的提取溶剂与所述含水物流和所述第二含水物流混合,形成含水混合物;

(e) 在提取区,向所述含水混合物中加入提取溶剂,形成提取流和包含所述金属催化剂的残液流;和

(f) 在分离区分离所述提取流,形成高沸点有机杂质流和回收的提取溶剂流。

12. 权利要求 11 所述的方法,其中在步骤 (a) 中,从所述母液中除去 50 重量%至 80 重量%的所述溶剂。

13. 权利要求 11 所述的方法,其中所述提取区包括逆流提取器。

14. 权利要求 11 所述的方法,其中所述提取区包括单级提取器。

15. 权利要求 11 所述的方法,其中所述提取流含有选自乙酸正丙酯、乙酸异丙酯、乙酸异丁酯、乙酸仲丁酯、乙酸乙酯和乙酸正丁酯的溶剂。

从羧酸合成的母液中除去杂质的提取方法

技术领域

[0001] 本发明涉及从羧酸,通常是对苯二甲酸合成中所产生的母液中回收金属催化剂的方法。更具体地,所述方法包括向超浓缩的母液流中加入水,以回收金属催化剂,然后将如此形成的含水混合物进行单级提取,除去有机杂质,获得提取流和含有金属催化剂的残液流。

背景技术

[0002] 在工业上,通过在催化剂,例如 Co, Mn, Br 和溶剂的存在下氧化对二甲苯制备对苯二甲酸。用于制造聚酯纤维、膜和树脂的对苯二甲酸必须进行进一步的处理,以除去由于对二甲苯的氧化所存在的杂质。

[0003] 对苯二甲酸 (TPA) 是用于塑料和纤维应用领域的聚酯生产过程的中间体。用于制造 TPA 的工业方法基于对二甲苯的重金属催化氧化,通常还包括在乙酸溶剂中的溴化物助催化剂。在实际的氧化条件下,由于 TPA 在乙酸中的溶解度有限,在氧化反应釜中形成 TPA 晶体淤浆。通常,使用常规的固-液分离技术从反应釜中除去 TPA 晶体并与反应母液分离。含有工艺中所使用的大部分催化剂和助催化剂的母液被循环到氧化反应釜中。除了催化剂和助催化剂以外,母液还含有溶解的 TPA 和多种副产物和杂质。这些副产物和杂质部分来源于对二甲苯进料流中所存在的少量杂质。其他杂质来源于因对二甲苯的不完全氧化所产生的部分氧化产物。另外的副产物来自对二甲苯氧化为对苯二甲酸过程中的竞争性副反应。

[0004] 通常用新鲜的溶剂洗涤通过固-液分离所获得的固体 TPA 晶体,以置换出大部分母液,然后干燥除去大部分乙酸溶剂。干燥的粗 TPA 晶体被母液中存在的杂质污染,因为这些杂质与 TPA 晶体共沉淀。也由于 TPA 晶体结构的包藏性以及通过新鲜溶剂冲洗不能完全除去母液而存在杂质。

[0005] 循环母液中的多种杂质对进一步的氧化是相对惰性的。此类杂质包括,例如间苯二甲酸、邻苯二甲酸和偏苯三酸。也存在能够进一步氧化的杂质,例如,4-羧基苯甲醛、对甲苯甲酸和对甲苯甲醛。氧化 惰性的杂质的浓度倾向于在母液中累积。这些惰性杂质的浓度会在母液中升高直至达到一种平衡,在该平衡点,干 TPA 产品中所含有的每种杂质的量与其在氧化过程中形成或增加的速率达到平衡。粗 TPA 中通常的杂质水平使它不适合直接用于多数聚合物应用领域。

[0006] 传统上,通过转化为相应的二甲酯或通过将其溶解在水中,然后用标准加氢催化剂加氢,来纯化粗 TPA。最近,二次氧化处理已经被用于制备聚合物级 TPA。不论使用何种方法纯化 TPA 以使其适合用于聚酯的生产,都希望降低母液中的杂质浓度并因此便于接下来纯化 TPA。在许多情况下,除非采用了一些从母液中除去杂质的方法,否则不可能生产出纯的、聚合物级 TPA。

[0007] 化学加工工业中普遍应用的从循环物流中除去杂质的一项技术是抽取出或“净化”部分循环流。通常,对净化流进行简单处理,或者如果经济上合理,对净化流进行多种

处理,以除去不需要的杂质,同时回收有价值的成分。一个例子是在此通过引用并入的美国专利 No. 4, 939, 297。为控制杂质所要求的净化量取决于处理的方法,但是,等于母液总量 10-40% 的净化量通常足以满足 TPA 的生产。在 TPA 的生产中,维持可接受的杂质浓度所必要的母液净化水平,以及母液中的金属催化剂和溶剂组分的高经济价值使得简单处理净化流在经济上是不利的。因此,需要一种处理方法,该方法能够基本上回收母液中含有的所有贵金属催化剂以及乙酸,同时能够除去净化流中的大部分杂质。应当以活性形式回收金属催化剂,所述活性形式适合通过循环到对二甲苯的氧化步骤再利用。

[0008] 本发明比典型的净化处理具有显著的改进,部分优点是:

[0009] 1) 由于减少了阻塞的可能而提高了可操作性和可靠性;

[0010] 2) 减少了总的能量利用。

[0011] 与现有的工艺相比,本发明提高了工艺的杂质去除效率以及工艺的可操作性。

发明内容

[0012] 本发明涉及从羧酸,通常是对苯二甲酸合成所产生的母液中去除杂质和回收金属催化剂的方法。更具体地,所述方法包括向浓缩的母液中加入水,以回收金属催化剂,然后将如此形成的含水混合物进行单级 (single stage) 提取,以除去有机杂质,获得提取流和残液流。

[0013] 本发明的一个目的是提供一种制备超浓缩母液流的方法。

[0014] 本发明的另一个目的是提供一种从母液流中回收金属催化剂流的方法。

[0015] 本发明的又一个目的是提供一种从羧酸合成所产生的母液中除去杂质并回收金属催化剂流的方法。

[0016] 在本发明的第一个实施方案中,提供了一种从母液中回收金属催化剂的方法。所述方法包括下列步骤:

[0017] (a) 在第一蒸发区蒸发含有羧酸、所述金属催化剂、杂质、水和溶剂的母液,以获得蒸汽流和浓缩的母液流;

[0018] (b) 在第二蒸发区蒸发浓缩的母液流,以形成富溶剂流和超浓缩的母液流;

[0019] (c) 在固-液分离区用水溶剂溶液从超浓缩母液中分离有机杂质,以形成含水物流和第二含水物流;

[0020] (d) 在混合区,使水和任选的提取溶剂与含水物流和第二含水物流混合,以形成含水混合物;

[0021] (e) 在提取区,向含水混合物中加入提取溶剂,以形成提取流和残液流;和

[0022] (f) 任选在分离区分离提取流,以形成高沸点有机杂质流和回收的提取溶剂流。

[0023] 在本发明的另一个实施方案中,提供了超浓缩母液流的制备方法。所述方法包括下列步骤:

[0024] (a) 在第一蒸发区蒸发含有羧酸、金属催化剂、杂质、水和溶剂的母液,以获得蒸汽流和浓缩的母液流;和

[0025] (b) 在第二蒸发区蒸发浓缩的母液流,以获得富溶剂流和超浓缩的母液流,其中在步骤 (a) 和步骤 (b) 组合的蒸发中,从母液中除去约 95 重量%至约 99 重量%的溶剂;

[0026] 其中第二蒸发区包括在约 20°C - 约 70°C 温度下操作的蒸发器。

[0027] 在本发明的另一个实施方案中,提供了一种从母液中回收金属催化剂的方法。所述方法包括下列步骤:

[0028] (a) 在第一蒸发区蒸发含有羧酸、所述金属催化剂、杂质、水和溶剂的母液,以获得蒸汽流和浓缩的母液流;

[0029] 的母液流,其中步骤(a)和步骤(b)组合,从母液中除去约85重量%至约99重量%的溶剂和水;

[0030] (c) 在固-液分离区用水-溶剂溶液从超浓缩的母液流中分离有机杂质,形成含水物流和第二含水物流;其中在约20℃至约70℃的温度范围将所述水-溶剂溶液加入固液分离区;

[0031] (d) 在混合区,使水和任选的提取溶剂与所述含水物流和第二含水物流混合,形成含水混合物;

[0032] (e) 在提取区,向所述含水混合物中加入提取溶剂,形成提取流和残液流;和

[0033] (f) 任选在分离区分离提取流,形成高沸点有机杂质流和回收的提取溶剂流。

[0034] 在进一步的实施方案中,在约20℃至约70℃的温度范围内,特别是在约30℃至约50℃的温度范围内,向固液分离区加入水-溶剂溶液。

[0035] 在进一步的一实施方案中,提取区包括逆流提取器,而在另一实施方案中,提取区包括单级提取器。

[0036] 在阅读了本说明书的公开内容后,上述目的和其他目的对本领域的其他普通技术人员会更明确。

[0037] 附图说明

[0038] 图1示出了本发明的不同的实施方案,其中提供了从母液中回收金属催化剂的方法和制备超浓缩的母液流的方法。

具体实施方式

[0039] 在本发明的一个实施方案中,如图1所示,提供了从母液101中回收金属催化剂的方法。所述方法包括下列步骤。

[0040] 步骤(a)包括在第一蒸发区121蒸发含有羧酸、所述金属催化剂、杂质、水和溶剂的母液101,以制备蒸汽流104和浓缩的母液流105。

[0041] 所述母液101是从羧酸氧化合成工艺中排出的。所述母液101在本发明的方法中作为进料流。该母液含有羧酸、水、溶剂、所述金属催化剂和杂质。所述杂质包括有机溴化物和腐蚀金属。该有机溴化物作为氧化反应的助催化剂使用。腐蚀金属的例子是铁和铬化合物,这些化合物抑制、降低或完全破坏金属催化剂的活性。

[0042] 适当的羧酸选自对苯二甲酸、间苯二甲酸、萘二羧酸及其混合物。

[0043] 适当的溶剂包括脂族一元羧酸,优选含有2-6个碳原子的脂族一元羧酸,或苯甲酸及其混合物以及与水的混合物。优选的,溶剂是乙酸与水以约5:1至约25:1,优选在约10:1至15:1之间的混合比例混合。在本说明书的全文中,乙酸将被称作溶剂。但是,应当理解的是,也可以使用其他适当的溶剂,例如在此所公开的溶剂。

[0044] 在本发明方法的第一个步骤中,通过常规的方法在包括蒸发器的第一蒸发区121中浓缩所述母液,以制备蒸汽流104和浓缩的母液流105。在大气压或略超过大气压的条件

下,通常在约 1 大气压至约 10 大气压条件下操作所述蒸发器。蒸汽流 104 包含大部分水和溶剂,浓缩的母液流 105 包含没有从母液 101 中除去的剩余的水以及溶剂。蒸发除去了母液中所存在的约 50 重量%至约 80 重量%的溶剂和水,通常是乙酸和水。

[0045] 步骤 (b) 包括在第二蒸发区 150 中蒸发浓缩的母液流 105,以制备富溶剂流 144 和超浓缩的母液流 145。

[0046] 然后将超浓缩的母液流 105 引入包括至少一个蒸发器的第二蒸发区 150。在真空条件下操作该蒸发器。蒸发在从约 20℃至约 70℃的温度下进行;另一个范围是从约 30℃至约 50℃。通过蒸发器 121 和 150 的组合操作,将液流 101 所代表的母液浓缩至除去其中约 75 至约 99 重量%的溶剂和水的状态,所述溶剂通常是乙酸和水。另一个范围是通过蒸发器 121 和 150 的组合操作,将液流 101 所代表的母液浓缩至除去其中约 85 至约 99 重量%的溶剂和水的状态,所述溶剂通常是乙酸和水。此外,在本说明书以及后附的权利要求书中所说明的范围应被理解为公开了具体的全部范围而不仅仅是端点。例如,0 至 10 范围的公开应被理解为具体公开了 2,2.5,3.17 以及所包含的所有其他数字,而不仅仅是 0 和 10。

[0047] 步骤 (c) 包括在固-液分离区 151 中,用水-溶剂溶液 149 从超浓缩的母液流 145 中分离有机杂质 146,形成含水物流 147 和第二含水物流 148;

[0048] 所述固-液分离步骤包括将超浓缩的母液流 145 进料至固-液分离区 151,获得有机杂质 146、含水物流 147 和第二含水物流 148。所述固-液分离区 151 包括至少一个固-液分离装置。对所使用的固-液分离装置的类型没有限制。此类装置的例子包括但不限于过滤器和离心机。在一个优选的实施方案中,分离装置是具有水冲洗能力的烛形过滤器。通过过滤超浓缩的母液流 145 获得含水物流 147。

[0049] 通过过滤超浓缩的母液流 145 并用水-溶剂溶液 149 冲洗获得第二含水物流 148。通过引入水-溶剂溶液 149 对在固-液分离区 151 中从超浓缩的母液 145 中分离的有机杂质 146 进行金属氧化催化剂的提取,形成第二含水物流 148,其中至少 80%的金属氧化催化剂在含水物流 147 和第二含水物流 148 的含水相中回收。通常,至少 90%的金属催化剂在含水物流 147 和第二含水物流 148 的水相中回收。在从固液分离区 151 排出前,任选将含水物流 147 和第二含水物流 148 合并。

[0050] 水-溶剂溶液 149 包含水和任选的其他溶剂。所述溶剂可以是能够溶解金属催化剂形成分子或离子尺寸级均匀分散溶液的任何物质。通常,所述溶剂包括乙酸,但也可以使用在上文步骤 (a) 中所描述的溶剂。优选的,在与固-液分离相同的装置中进行提取。也许最令人惊奇的是,通过在约 20℃至约 70℃,优选约 30℃至约 50℃的温度范围,以水作为提取试剂,足够多的腐蚀金属保留在有机杂质 146 中,该方法中排除了现有技术方法中通过加热和过滤除去腐蚀金属的需要。可以从系统中除去代表脱除了金属催化剂的固体的有机杂质 146。

[0051] 步骤 (d) 包括在混合区 122,使水 106 和任选的提取溶剂 108 与含水物流 147 和第二含水物流 148 混合,形成含水混合物 107;

[0052] 所述含水物流 147 和第二含水物流 148 可以在混合区 122 中合并。在本发明的一个实施方案中,混合区 122 包括常规的混合器。如果必要,可以足以溶解含水混合物 107 中的金属催化剂的量向 122 中加入水-溶剂溶液 106。

[0053] 通常,每份合并的含水物流 147 和第二含水物流 148 使用约 0.5 至 1 份的水将足以

溶解该催化剂,优选约 1 : 1 重量份。加入水不但回收了金属催化剂,而且有助于将所获得的淤浆泵送至提取器。需要使含水混合物 107 在外部循环回路中循环。可以向混合区 122 中加入少量的提取溶剂 108,通常是约 1 至约 10 重量%,优选约 5 重量%,以通过降低固体对容器壁的粘附改善淤浆的处理。这由图 1 中起始于液流 108 的虚线箭头表示。在提取前,在约 60℃至约 95℃,另一个范围是约 80℃至约 90℃,将含水混合物 107 进行约 0.5 至约 4 小时,优选约 1 至约 2 小时的加热处理是理想的,但此种处理并不是必须的。通过此种处理,有机溴化物发生反应生成无机溴化物,所述无机溴化物优先地保留在从提取器排出的含水级分中。因此降低了与不需要的杂质一起从系统中清除的含溴化合物的量。所述加热处理保存了溴化物并简化了有机杂质的处理。

[0054] 步骤(e)包括在提取区 123 中向含水混合物 107 中加入提取溶剂 108,形成提取流 109 和残液流 110。

[0055] 含水混合物 107 进料至提取区 123 中,其中含水混合物 107 与提取溶剂 108 在提取区 123 中接触。含水混合物 107 与提取溶剂 108 混合,形成含有溶剂、水、有机杂质和有机溶剂的较轻相(lighter phase)的提取流 109,和含有金属催化剂、腐蚀金属和水的残液流 110。在提取区 123 提取流 109 作为塔顶物流排出,残液流从提取器的底部排出。在本发明中,提取区 123 的一个实施方案是单级提取器。或者,在本发明中,提取区 123 可包括逆流提取器。

[0056] 用于提取器的提取溶剂 108 应是基本上水不溶性的,以减少在含水级分中溶解的有机溶剂的量。此外,优选提取溶剂 108 是有助于从有机提取液中回收溶剂的共沸试剂。已经证明特别有用的溶剂是乙酸 C1-C6 烷基酯、特别是乙酸正丙酯(n-PA)、乙酸异丙酯、乙酸异丁酯、乙酸仲丁酯、乙酸乙酯和乙酸正丁酯,但也可以使用其他具有适当密度和足够低沸点的水不溶性有机溶剂,例如,对二甲苯。特别优选乙酸正丙酯和乙酸异丙酯,因为它们具有比较低的水溶性、优良的共沸性能以及它们从含水混合物中除去残余乙酸和高沸点有机杂质的能力。

[0057] 根据提取器的进料组成,每份提取器进料使用约 1-4 重量份的溶剂可以有效地进行提取。提取器组合进料的空速通常在约 1 至约 3hr^{-1} 之间。虽然可以在环境温度和压力下提取,但可以将溶剂和提取器加热至约 30℃至约 70℃,可以使用的另一个范围是约 40℃至约 60℃。虽然提取流 109 中含有少量的金属催化剂和腐蚀金属,但基本上所有金属催化剂和大部分残留腐蚀金属都包含在重相(heavier phase)残液流 110 中。

[0058] 步骤(f)包括在分离区 124 中任选地分离提取流 109,形成高沸点的有机杂质流 115 和回收的提取溶剂流 117。

[0059] 提取流 109 含有有机溶剂和有机杂质。提取流 109 还可含有通常为少量的乙酸和水。可以在包括常规的蒸馏设备的分离区蒸馏提取流 109。常规的蒸馏设备例如包括蒸馏塔。

[0060] 多数有机杂质由有机溶剂在提取区 123 中提取。这是由于有机杂质在有机溶剂中具有高溶解度,而在乙酸中的溶解度较低。通过蒸馏来自提取器的轻相,蒸发了有机溶剂,使得有机杂质在塔底流中浓缩。

[0061] 回收的提取溶剂流 117 可以分别循环到提取区 123 的提取器和氧化反应器中。高沸点的有机杂质流 115 作为淤渣从蒸馏塔的底部除去用于进行处理。

[0062] 虽然根据工艺条件不同,处理中各物流的组成会有变化,物流的典型组成示于表 1 中。在表 1 中,组分示于左侧的栏目中,这些组分在图 1 的每种物流中的量示于与图 1 中的物流编号对应数字的栏目中。示于表 1 中的组分的量可以是任何重量的度量单位,只要其在所有组分和所有物流中保持一致即可。例如,母液 101 中乙酸的量是 915 磅,915 克等。

[0063]

表 1 物质平衡表

	工艺中的物质平衡													
	图 1 中的物流													
	101	104	105	144	145	146	147	148	149	106	107	108	109	110
乙酸	915.0	534.1	380.9	289.5	91.5	0.8	9.1	81.5	-	-	90.6	-	88.6	2.0
水	55.0	39.3	15.7	13.1	2.6	0.7	0.3	7.8	6.2	80.0	88.1	-	57.2	30.9
乙酸正丙酯	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	400.0	399.2	0.8
对苯二甲酸	0.71	-	0.71	-	0.71	0.62	0.07	0.02	-	-	0.09	-	0.09	-
间苯二甲酸	5.83	-	5.83	-	5.83	4.98	0.58	0.26	-	-	0.85	-	0.84	-
邻苯二甲酸	3.81	-	3.81	-	3.81	0.03	0.38	3.39	-	-	3.78	-	3.60	0.18
苯甲酸	8.12	0.06	8.06	0.02	8.04	0.07	0.80	7.17	-	-	7.97	-	7.96	-
4-羧基苯甲醛	1.56	-	1.56	-	1.56	1.23	0.16	0.17	-	-	0.33	-	0.33	-
偏苯三酸	1.17	-	1.17	-	1.17	0.21	0.12	0.84	-	-	0.96	-	0.90	0.07
对甲苯甲酸	2.96	0.01	2.95	-	2.94	1.60	0.29	1.05	-	-	1.35	-	1.34	0.01
对甲苯甲酸	0.51	0.05	0.46	0.03	0.44	-	0.04	0.39	-	-	0.43	-	0.43	-
其他	2.50	-	2.50	-	2.50	0.45	2.05	-	-	-	2.05	-	2.03	0.02
有机氯化物	1.30	-	1.30	-	1.30	0.07	1.24	-	-	-	0.37	-	0.37	-
离子溴化物	0.34	-	0.34	-	0.34	0.02	0.32	-	-	-	1.23	-	0.01	1.22
钴	1.44	-	1.44	-	1.44	0.07	0.68	0.68	-	-	1.37	-	0.01	1.35
锰	0.10	-	0.10	-	0.10	-	0.05	0.05	-	-	0.10	-	-	0.09
腐蚀金属	0.08	-	0.08	-	0.08	0.02	0.06	-	-	-	0.06	-	-	0.06
总量	1000	573	427	303	124	11	16	103	6	80	200	400	563	37

*示于表 1 中的组分的量可以是任何重量度量单位, 只要其在所有组分和所有物流中保持一致即可。

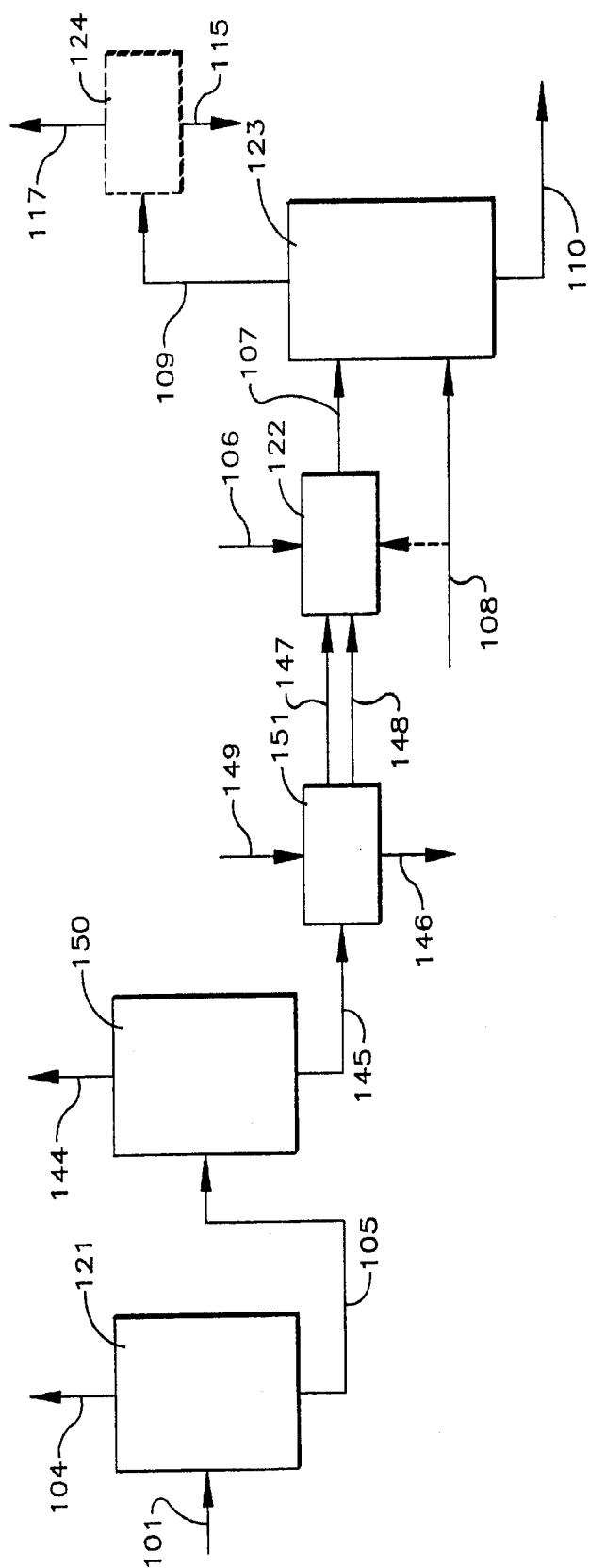


图 1