



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101668724 B

(45) 授权公告日 2013. 05. 15

(21) 申请号 200780052756. 9

(51) Int. Cl.

(22) 申请日 2007. 10. 31

C07C 7/12(2006. 01)

(30) 优先权数据

(56) 对比文件

10-2007-0041570 2007. 04. 27 KR

US 6342649 B1, 2002. 01. 29, 说明书附图 2.

CN 1413968 A, 2003. 04. 30, 权利要求 1-5,

(85) PCT申请进入国家阶段日

说明书附图 2.

2009. 10. 26

阎观亮. 提高对二甲苯产量的有效途径.《炼油设计》. 2000, 第 30 卷(第 12 期), 6-10.

(86) PCT申请的申请数据

PCT/KR2007/005468 2007. 10. 31

审查员 张茹

(87) PCT申请的公布数据

W02008/133383 EN 2008. 11. 06

(73) 专利权人 三星 TOTAL 株式会社

地址 韩国忠清南道

(72) 发明人 李镇硕 金贤哲

(74) 专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专

利商标事务所 11038

代理人 陈季壮

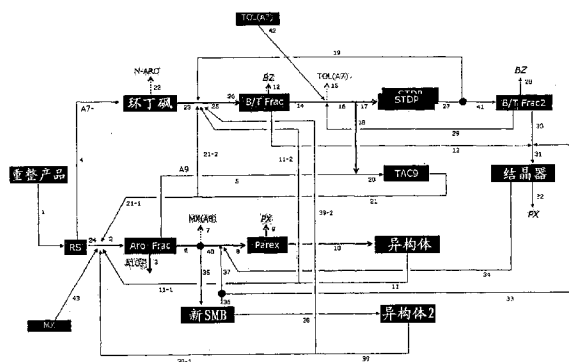
权利要求书1页 说明书8页 附图4页

(54) 发明名称

包括模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺和额外的二甲苯异构化工艺的芳族化合物分离方法

(57) 摘要

本发明公开了使用模拟移动床吸附色谱法和结晶工艺分离芳族化合物的方法, 该方法包括环丁酮工艺(它是一种非芳族化合物脱除工艺), 苯/甲苯分馏工艺, 芳族化合物分馏工艺, 选择性甲苯歧化工艺, 烷基转移工艺, 分离对二甲苯的结晶工艺, 模拟移动床对二甲苯分离工艺和二甲苯异构化工艺, 其中该方法的特征在于进一步包括模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺和额外的二甲苯异构化工艺。与常规的芳族化合物分离工艺相比, 在总的工艺中, 本发明芳族化合物的分离方法可使得显著改进对二甲苯和苯的生产量。



1. 使用模拟移动床吸附色谱法和结晶法分离芳族化合物的方法,该方法包括:为非芳族化合物脱除工艺的环丁砜工艺,苯/甲苯分馏工艺,芳族化合物分馏工艺,选择性甲苯歧化工艺,烷基转移工艺,分离对二甲苯的结晶工艺,模拟移动床对二甲苯分离工艺和二甲苯异构化工艺,其中该方法的特征在于进一步包括模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺和额外的二甲苯异构化工艺。

2. 权利要求 1 的分离芳族化合物的方法,其中二甲苯混合物预处理工艺和额外的二甲苯异构化工艺包括下述步骤:

(1) 将待输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中的一部分二甲苯混合物输入到模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺中;

(2) 将在由所述模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺中获得的所得产物内含大于或等于 80wt%对二甲苯的二甲苯混合物输入到对分离二甲苯的结晶工艺中,和其余部分的二甲苯混合物输入到额外的二甲苯异构化工艺中;

(3) 将由额外的二甲苯异构化工艺中获得的所得产物再输入到芳族化合物分馏工艺中。

3. 权利要求 2 的分离芳族化合物的方法,其中将待输入到步骤 (2) 的分离对二甲苯的结晶工艺中的含大于或等于 80wt%对二甲苯的一部分二甲苯混合物输入到模拟移动床分离工艺中。

4. 权利要求 2 的分离芳族化合物的方法,其中将待输入到步骤 (3) 的芳族化合物分馏工艺中的来自额外的二甲苯异构化工艺的一部分所得产物输入到苯/甲苯分馏工艺中。

5. 权利要求 1-4 任何一项的方法,其中将甲苯另外供应到选择性甲苯歧化工艺中。

6. 权利要求 1-4 任何一项的方法,其中另外将二甲苯混合物供应到芳族化合物分馏工艺中。

包括模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺和额外的二甲苯异构化工艺的芳族化合物分离方法

[技术领域]

[0001] 本发明涉及使用模拟移动床吸附色谱法和结晶法分离芳族化合物的方法,该方法包括环丁砜工艺(它是一种非芳族化合物脱除工艺),苯/甲苯分馏工艺,芳族化合物分馏工艺,选择性甲苯歧化工艺,烷基转移工艺,分离对二甲苯的结晶工艺,模拟移动床对二甲苯分离工艺和二甲苯异构化工艺,其中该方法的特征在于进一步包括模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺和额外的二甲苯异构化工艺。

[背景技术]

[0002] 分离芳族化合物的工艺通过在石化装置内加工石脑油原料,获得对二甲苯和苯作为主要的最终产品。为了获得对二甲苯,芳族化合物当中的重要产物之一,常常使用从二甲苯混合物中分离对二甲苯的工艺。作为这一工艺的实例,使用模拟移动床吸附色谱法和通过每一组分的冻点差引起结晶的工艺,或者通过串联连接它们,一起使用这两种工艺的混杂工艺,和类似工艺。

[0003] 图 1 示出了使用常规的模拟移动床吸附色谱法,分离芳族化合物的方法,该模拟的移动床对二甲苯分离工艺仅仅用作分离对二甲苯的工艺。这一工艺具有一些问题:通过输入额外的石脑油,对增加重整产品生产具有局限性,这是因为模拟移动床对二甲苯分离工艺的能力有限。

[0004] 为了解决该问题,通过注意到由选择的甲苯歧化法(STDP)导致的在来自产物的二甲苯混合物中对二甲苯浓度几乎达到约 90wt%,开发了其中结晶器与图 2 所示的选择性甲苯歧化工艺相连的混杂工艺。由于这一体系分开(dividing)对二甲苯的分离工艺,因此可通过额外的石脑油输入,增加重整产品,或者通过额外的甲苯输入,改进对二甲苯的生产量。

[0005] [公开内容]

[0006] [技术问题]

[0007] 这一工艺仍然具有图 1 公开的模拟移动床对二甲苯分离工艺的缺陷,即仍然具有下述问题:它应当排放过量的二甲苯混合物,所述混合物不可能在模拟移动床对二甲苯分离工艺中加工,因为从结晶器的分离工艺中生成的母液被再次循环到模拟移动床对二甲苯分离工艺中。因此,需要改进对二甲苯生产的生产量。

[0008] [技术方案]

[0009] 开发了本发明,以解决现有技术的常规技术问题。本发明的目的是使用模拟床吸附色谱法和结晶法,提供分离芳族化合物的方法,该方法可增加对二甲苯的浓度,因此能以有效的方式分离对二甲苯,并通过用模拟床二甲苯混合物预处理工艺和额外的二甲苯异构化工艺,预处理二甲苯混合物,将过量的二甲苯混合物有效地转化成对二甲苯;且可通过输入单独的甲苯混合物以及二甲苯混合物,显著地改进对二甲苯和甲苯总的生产量。

[0010] 为了实现前述目的,使用模拟移动床吸附色谱法和结晶法的本发明分离芳族化合

物的方法包括环丁砜工艺（它是一种非芳族化合物脱除工艺），苯 / 甲苯分馏工艺，芳族化合物分馏工艺，选择性甲苯歧化工艺，烷基转移工艺，分离对二甲苯的结晶工艺，模拟移动床对二甲苯分离工艺和二甲苯异构化工艺，其中该方法的特征在于进一步包括模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺和额外的二甲苯异构化工艺。

[0011] 二甲苯混合物预处理工艺和额外的二甲苯异构化工艺优选包括下述步骤：

[0012] (1) 将待输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中的一部分二甲苯混合物输入到模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺中；

[0013] (2) 将在由所述模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺中获得的所得产物内含大于或等于 80wt% 对二甲苯的二甲苯混合物输入到对二甲苯分离用结晶工艺中，和其余部分的二甲苯混合物输入到额外的二甲苯异构化工艺中；

[0014] (3) 将由额外的二甲苯异构化工艺中获得的所得产物再输入到芳族化合物分馏工艺中。

[0015] 在步骤 (1) 中，没有特别限制待输入到模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺中的二甲苯混合物量，和可随体系条件而合适地调节，然而，优选为 50-200 吨 / 小时。

[0016] 在步骤 (2) 中，待输入到用于对二甲苯分离的结晶工艺中的含大于或等于 80wt% 对二甲苯的一部分二甲苯混合物可输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中。没有具体地限定待输入的用量，且可随体系条件而合适地调节，然而，优选为 10-60 吨 / 小时。

[0017] 在步骤 (3) 中，待输入到芳族化合物分馏工艺中的从额外的二甲苯异构化工艺中获得的一部分产物可输入到苯 / 甲苯分馏工艺中。没有具体地限定待输入的用量，且可随体系条件而合适地调节，然而，优选为 1-10 吨 / 小时。

[0018] 在分离芳族化合物的方法中，可通过另外输入甲苯到选择性歧化工艺中来改进对二甲苯总的生产量。此外，在分离芳族化合物的方法中，可另外输入二甲苯混合物到所述芳族化合物分馏工艺中，以便改进对二甲苯总的生产量。没有具体地限定待输入的单独的甲苯和单独的二甲苯混合物各自的用量，且可随体系条件而合适地调节，然而，优选分别为 0-150 吨 / 小时和 0-60 吨 / 小时。

[0019] 下文参考图 3，详细地进一步描述本发明分离芳族化合物的方法。

[0020] 重整产品（它是从重整器中输入到分流器 (splitter) (RS) 内的芳族化合物原料的混合物）分离成含具有 6 个碳原子的芳族化合物，例如苯和具有 7 个碳原子的芳族化合物，例如甲苯的混合物；和含相对重质的芳族化合物，例如具有 8 个碳原子的二甲苯的混合物。将前者输入到除去非芳烃的环丁砜工艺 (Sulfolane) 中，并通过管线 (4) 输入到苯 / 甲苯分馏工艺 (B/T Frac) 中，和将后者通过管线 (24) 输入到芳族化合物分馏工艺 (Aro Frac) 中。

[0021] 在苯 / 甲苯分馏工艺中，分离苯和甲苯的混合物分别成苯和甲苯，其中苯通过管线 (12) 排放，和甲苯通过管线 (14) 输入到选择性甲苯歧化工艺 (STDP) 和烷基转移工艺 (TAC9) 中。在选择性甲苯歧化工艺中，从选择性歧化反应中得到的混合物含有苯 (A6)、甲苯 (A7)、二甲苯 (A8)、三甲基苯 (A9) 和类似物，和尤其含有含量为约 85-95wt% 的对二甲苯。将该混合物通过管线 (19) 再输入到苯 - 甲苯分馏工艺中，和另外的一部分通过管线 (41) 输入到额外的苯 / 甲苯分馏工艺 (B/T Frac 2) 中。输入到额外的苯 / 甲苯分馏工艺中的混合物分别被分离成苯、甲苯和二甲苯混合物，其中苯通过管线 (28) 排放；甲苯通过

管线 (29) 再输入到选择性甲苯歧化工艺中 ; 和二甲苯混合物通过管线 (30) 和管线 (31) 被导引到结晶工艺中以供对二甲苯分离 (结晶器) 。将输入到结晶工艺以供对二甲苯分离的二甲苯混合物分离成对二甲苯和其他二甲苯混合物, 其中前者通过管线 (32) 排放和后者通过管线 (34) 排放, 且输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺 (Parex) 中。在输入到苯 / 甲苯分馏工艺中的混合物内, 具有 8 个碳原子的二甲苯和比二甲苯重的三甲基苯与相对轻质的组分相分离, 通过管线 (13) 排放, 并通过管线 (31) 输入到结晶工艺中以供对二甲苯分离。

[0022] 在芳族化合物的分馏工艺中, 具有大于或等于 10 个碳原子的芳族化合物通过管线 (3) 排放, 和二甲苯混合物通过管线 (6) 排放, 并输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺 (Parex) 中。一部分二甲苯混合物被输入到模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺 (New SMB) 中。将通过管线 (35) 输入到模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺中的二甲苯混合物分离成具有大于或等于 80wt% 高浓度的对二甲苯的二甲苯混合物, 和残留的二甲苯混合物。一部分前者通过管线 (33) 导引到结晶工艺中以供对二甲苯分离, 和在所得产物当中, 对二甲苯通过管线 (32) 排放, 其余的前者通过管线 (36) 和管线 (37) 输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中。后者通过管线 (38) 输入到额外的二甲苯异构化工艺 (ISOMAR2) 中。从额外的二甲苯异构化工艺中获得的产物通过管线 (39) 转移到所需的工艺中 ; 一部分通过管线 (39-1) 被再输入到芳族化合物分馏工艺中, 和其他部分通过管线 (39-2) 被输入到苯 / 甲苯分馏工艺中。

[0023] 将通过管线 (8) 输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中的二甲苯混合物分离成对二甲苯和残留的二甲苯混合物。前者通过管线 (9) 排放, 和后者通过管线 (10) 被输入到二甲苯异构化工艺 (ISOMAR) 中。从二甲苯异构化工艺中得到的产物通过管线 (11) 被再输入到芳族化合物分馏工艺中。

[0024] 从芳族化合物分馏工艺中排放的具有 9 个碳原子的芳族化合物 (A9) 通过管线 (20) 被输入到烷基转移工艺 (TAC9) 中。输入到烷基转移工艺中的具有 9 个碳原子的芳族化合物与通过管线 (18) 输入的来自苯 / 甲苯分离工艺的甲苯经历烷基转移。所得混合物然后通过管线 (21) 被再输入到芳族化合物分馏工艺中。

[0025] 额外的甲苯经管线 (42) 被输入到管线 (14) 中, 和额外的二甲苯混合物经管线 (43) 被输入到管线 (2) 中。

[0026] [附图说明]

[0027] 图 1 是使用模拟移动床吸附色谱法, 分离芳族化合物的常规工艺的示意图。

[0028] 图 2 是使用含常规的模拟移动床吸附色谱法和结晶的混杂工艺, 分离芳族化合物的方法的示意图。

[0029] 图 3 是本发明含二甲苯混合物预处理工艺和额外的二甲苯异构化工艺的分离芳族化合物的方法的示意图。

[0030] 图 4 是显示在 8 个床内模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺的操作潜力的图表, 其中通过合适地调节操作条件, 该工艺可维持提取物内对二甲苯的浓度在大于或等于 80wt% 下。

[0031] 图 5 是显示在输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺 (该工艺用于分离对二甲苯) 内的二甲苯混合物中, 作为对二甲苯浓度变化函数, 以转化的产率变化为代表的生产量的

变化的图表。转化的产率可具有大于或等于 100% 的数值,因为它以二甲苯混合物内 23% 的对二甲苯浓度为基础计算。

[0032] < 定义 >

[0033] 环丁砜:苯 / 甲苯分馏工艺和除去非芳族化合物的工艺

[0034] Parex:模拟移动床对二甲苯分离工艺

[0035] ISOMAR:二甲苯异构化工艺

[0036] ISOMAR2:额外的二甲苯异构化工艺

[0037] STDP:选择性甲苯歧化工艺

[0038] TAC9:具有 9 个碳原子的芳族化合物的烷基转移工艺

[0039] B/T Frac:苯 / 甲苯分馏工艺

[0040] B/T Frac2:额外的苯 / 甲苯分馏工艺

[0041] Aro Frac:芳族化合物分馏工艺

[0042] New SMB:模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺

[0043] 结晶器:对二甲苯分离用结晶工艺

[0044] A6:具有 6 个碳原子的芳族化合物

[0045] A7:具有 7 个碳原子的芳族化合物

[0046] A8:具有 8 个碳原子的芳族化合物

[0047] A9:具有 9 个碳原子的芳族化合物

[0048] A10+:具有大于或等于 10 个碳原子的芳族化合物

[0049] BZ:苯

[0050] PX:对二甲苯

[0051] MX:二甲苯混合物

[0052] TOL:甲苯

[0053] [发明模式]

[0054] 通过下述实施例,进一步阐述本发明,其中所述实施例仅仅是阐述目的,且决不算限制或约束本发明的范围。

[0055] 本发明的实施例

实施例

[0056] 使用图 3 列出的芳族化合物分离工艺,进行由石脑油连续生产对二甲苯和苯的工艺。

[0057] 对比例 1

[0058] 以相同的方式计算机模拟该实施例的生产,所不同的是使用图 1 列出的芳族化合物分离工艺。

[0059] 对比例 2

[0060] 以相同的方式计算机模拟该实施例的生产,所不同的是使用图 2 列出的芳族化合物分离工艺。

[0061] 在上述实施例中,进入到模拟移动床对二甲苯工艺中的原料量限于 262 吨 / 小时或更低,这与对比例的那些处于相同的水平,和进入到模拟移动床二甲苯混合物预处理工

艺中的原料量限于 150 吨 / 小时或更低。这一限制仅仅是为了阐述本发明,然而,决不限制或约束本发明寻求保护的范

[0062] 表 1 示出了实施例的结果,其中另外输入单独的甲苯,和将从模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺中得到的所有产物输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中,并示出了对比例 1 和 2 的结果:在生产时间段过程中消耗的石脑油原料量;重整产品的即时生产量;所生产的对二甲苯和苯各自的含量;和输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中的原料内的对二甲苯浓度。

[0063] [表 1]

[0064]

	实施例	对比例 1	对比例 2
石脑油原料消耗 (吨 / 小时)	353.0	353.0	353.0
重整产品生产量 (吨 / 小时)	176.0	176.0	176.0
甲苯的输入量 (吨 / 小时)	93.0	0.0	70.0
二甲苯混合物的输入量 (吨 / 小时)	0.0	0.0	0.0
对二甲苯的生产量 (吨 / 小时)	129.4	70.6	97.7
苯的生产量 (吨 / 小时)	95.9	49.3	82.0
过量的二甲苯混合物 (吨 / 小时)	0.0	7.0	22.6
过量的甲苯 (吨 / 小时)	0.0	5.3	0.0
进入 Parex 工艺的原料速度 (吨 / 小时)	261.7	261.5	261.6
在进入 Parex 工艺的原料中对二甲苯 的浓度	33.2wt%	27.8wt%	23.6wt%

[0065] 回顾表 1 所示的结果,与对比例 2 相比,在本发明的实施例中,在进入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中的对二甲苯浓度得到显著改进,和与对比例 2 相比,在相同的时间段过程中,由该工艺生产的对二甲苯和苯各自的含量分别增加 31.7 吨 / 小时和 13.9 吨 / 小时。当以 生产量 / 年计算时,可发现可获得生产量分别增加 278,000 吨和 122,000 吨。

[0066] 表 2 示出了实施例的结果,其中另外输入单独的甲苯,并将从模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺中获得的 30% 产物输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中,和将 70% 输入到结晶器中,并示出了对比例 1 和 2 的结果:在生产时间段过程中消耗的石脑油原料量;重整产品的即时生产量;所生产的对二甲苯和苯各自的含量;和输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中的原料内的对二甲苯浓度。

[0067] [表 2]

[0068]

	实施例	对比例 1	对比例 2
石脑油原料消耗 (吨 / 小时)	353.0	353.0	353.0
重整产品生产量 (吨 / 小时)	176.0	176.0	176.0
甲苯的输入量 (吨 / 小时)	116.0	0.0	70.0
二甲苯混合物的输入量 (吨 / 小时)	0.0	0.0	0.0
对二甲苯的生产量 (吨 / 小时)	141.8	70.6	97.7
苯的生产量 (吨 / 小时)	106.4	49.3	82.0
过量的二甲苯混合物 (吨 / 小时)	0.0	7.0	22.6
过量的甲苯 (吨 / 小时)	0.0	5.3	0.0
进入 Parex 工艺的原料速度 (吨 / 小时)	261.7	261.5	261.6
在进入 Parex 工艺的原料中对二甲苯 的浓度	27.2wt%	27.8wt%	23.6wt%

[0069] 回顾表 2 所示的结果,与对比例 2 相比,在本发明的实施例中,在进入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中的对二甲苯浓度得到显著改进,和与对比例 2 相比,在相同的时间

段过程中,由该工艺生产的对二甲苯和苯各自的含量分别增加 44.1 吨 / 小时和 24.4 吨 / 小时。当以生产量 / 年计算时,可发现可获得生产量分别增加 386,000 吨和 214,000 吨。

[0070] 表 3 示出了实施例的结果,其中另外输入单独的甲苯,并将从模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺中获得的所有产物输入到结晶器中,并示出了对比例 1 和 2 的结果:在生产时间段过程中消耗的石脑油原料量;重整产品的即时生产量;所生产的对二甲苯和苯各自的含量;和输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中的原料内的对二甲苯浓度。

[0071] [表 3]

[0072]

	实施例	对比例 1	对比例 2
石脑油原料消耗 (吨 / 小时)	353.0	353.0	353.0
重整产品生产量 (吨 / 小时)	176.0	176.0	176.0
甲苯的输入量 (吨 / 小时)	125.0	0.0	70.0
二甲苯混合物的输入量 (吨 / 小时)	0.0	0.0	0.0
对二甲苯的生产量 (吨 / 小时)	146.7	70.6	97.7
苯的生产量 (吨 / 小时)	110.5	49.3	82.0
过量的二甲苯混合物 (吨 / 小时)	0.0	7.0	22.6
过量的甲苯 (吨 / 小时)	0.0	5.3	0.0
进入 Parex 工艺的原料速度 (吨 / 小时)	261.1	261.5	261.6
在进入 Parex 工艺的原料中对二甲苯的浓度	24.7wt%	27.8wt%	23.6wt%

[0073] 回顾表 3 所示的结果,与对比例 2 相比,在本发明的实施例中,在进入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中的对二甲苯浓度得到显著改进,和与对比例 2 相比,在相同的时间段过程中,由该工艺生产的对二甲苯和苯各自的含量分别增加 49 吨 / 小时和 28.5 吨 / 小时。当以生产量 / 年计算时,可发现可获得生产量分别增加 429,000 吨和 250,000 吨。

[0074] 表 4 示出了实施例的结果,其中输入单独的二甲苯,替代甲苯,并将从模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺中获得的所有产物输入到结晶器中,并示出了对比例 1 和 2 的结果:在生产时间段过程中消耗的石脑油原料量;重整产品的即时生产量;所生产的对二甲苯和苯各自的含量;和输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中的原料内的对二甲苯浓度。

[0075] [表 4]

[0076]

	实施例	对比例 1	对比例 2
石脑油原料消耗 (吨 / 小时)	353.0	353.0	353.0
重整产品生产量 (吨 / 小时)	176.0	176.0	176.0
甲苯的输入量 (吨 / 小时)	0.0	0.0	70.0
二甲苯混合物的输入量 (吨 / 小时)	34.0	0.0	0.0
对二甲苯的生产量 (吨 / 小时)	109.1	70.6	97.7
苯的生产量 (吨 / 小时)	57.1	49.3	82.0
过量的二甲苯混合物 (吨 / 小时)	0.0	7.0	22.6
过量的甲苯 (吨 / 小时)	0.0	5.3	0.0
进入 Parex 工艺的原料速度 (吨 / 小时)	260.1	261.5	261.6
在进入 Parex 工艺的原料中对二甲苯的浓度	24.9wt%	27.8wt%	23.6wt%

[0077] 回顾表 4 所示的结果,与对比例 2 相比,在本发明的实施例中,在进入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中的对二甲苯浓度得到显著改进,和与对比例 2 相比,在相同的时间段过程中,由该工艺生产的对二甲苯的含量增加 11.4 吨 / 小时。当以生产量 / 年计算时,可发现可获得生产量增加 100,000 吨。

[0078] 表 5 示出了实施例的结果,其中输入单独的甲苯和单独的二甲苯混合物,并将从模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺中获得的所有产物输入到结晶器中,并示出了对比例 1 和 2 的结果:在生产时间段过程中消耗的石脑油原料量;重整产品的即时生产量;所生产的对二甲苯和苯各自的含量;和输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中的原料内的对二甲苯浓度。

[0079] [表 5]

[0080]

	实施例	对比例 1	对比例 2
石脑油原料消耗(吨/小时)	353.0	353.0	353.0
重整产品生产量(吨/小时)	176.0	176.0	176.0
甲苯的输入量(吨/小时)	50.0	0.0	70.0
二甲苯混合物的输入量(吨/小时)	20.0	0.0	0.0
对二甲苯的生产量(吨/小时)	123.8	70.6	97.7
苯的生产量(吨/小时)	78.6	49.3	82.0
过量的二甲苯混合物(吨/小时)	0.0	7.0	22.6
过量的甲苯(吨/小时)	0.0	5.3	0.0
进入 Parex 工艺的原料速度(吨/小时)	261.0	261.5	261.6
在进入 Parex 工艺的原料中对二甲苯的浓度	24.8wt%	27.8wt%	23.6wt%

[0081] [0080] 回顾表 5 所示的结果,与对比例 2 相比,在本发明的实施例中,在进入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中的对二甲苯浓度得到显著改进,和与对比例 2 相比,在相同的时间段过程中,由该工艺生产的对二甲苯的含量增加 26.1 吨/小时。当以生产量/年计算时,可发现可获得生产量增加 229,000 吨。

[0082] 表 6 示出了实施例的结果,其中输入单独的甲苯,增加重整产品的原料用量,并将从模拟移动床二甲苯混合物预处理工艺中获得的所有产物输入到结晶器中,并示出了对比例 1 和 2 的结果:在生产时间段过程中消耗的石脑油原料量;重整产品的即时生产量;所生产的对二甲苯和苯各自的含量;和输入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中的原料内的对二甲苯浓度。

[0083] [表 6]

[0084]

	实施例	对比例 1	对比例 2
石脑油原料消耗(吨/小时)	421.0	353.0	353.0
重整产品生产量(吨/小时)	210.0	176.0	176.0
甲苯的输入量(吨/小时)	70.0	0.0	70.0
二甲苯混合物的输入量(吨/小时)	0.0	0.0	0.0
对二甲苯的生产量(吨/小时)	132.6	70.6	97.7
苯的生产量(吨/小时)	95.2	49.3	82.0
过量的二甲苯混合物(吨/小时)	0.0	7.0	22.6
过量的甲苯(吨/小时)	0.0	5.3	0.0
进入 Parex 工艺的原料速度(吨/小时)	259.5	261.5	261.6
在进入 Parex 工艺的原料中对二甲苯的浓度	24.6wt%	27.8wt%	23.6wt%

[0085] 回顾表 6 所示的结果,与对比例 2 相比,在本发明的实施例中,在进入到模拟移动床对二甲苯分离工艺中的对二甲苯浓度得到显著改进,和与对比例 2 相比,在相同的时间段过程中,由该工艺生产的对二甲苯和苯的含量分别增加 34.9 吨/小时和 13.2 吨/小时。当以生产量/年计算时,可发现可获得生产量分别增加 306,000 吨和 116,000 吨。

[0086] [工业实用性]

[0087] 如前所述,与常规的芳族化合物分离工艺相比,在总的方法中,本发明的芳族化合物的分离方法可使得显著改进对二甲苯和苯的生产量。

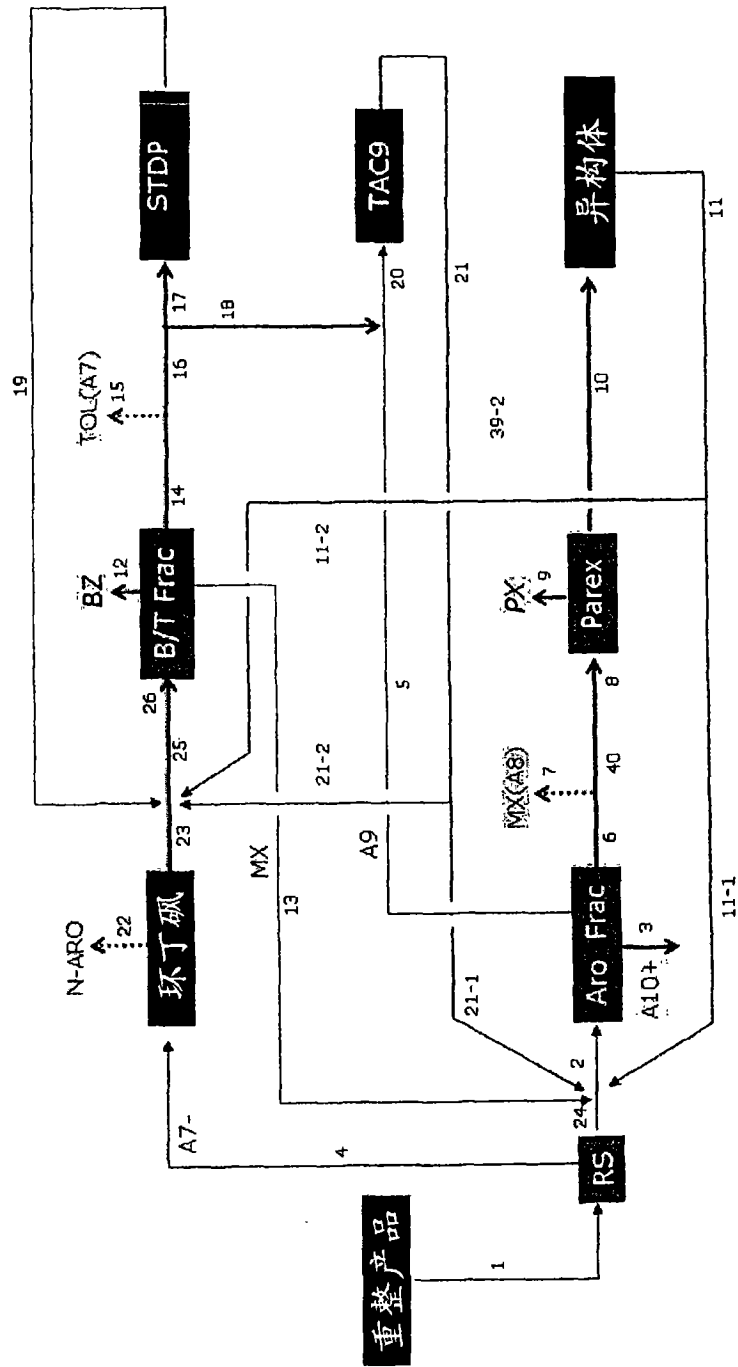


图 1

8个床内的模拟结果 (A/Fa=1.4)

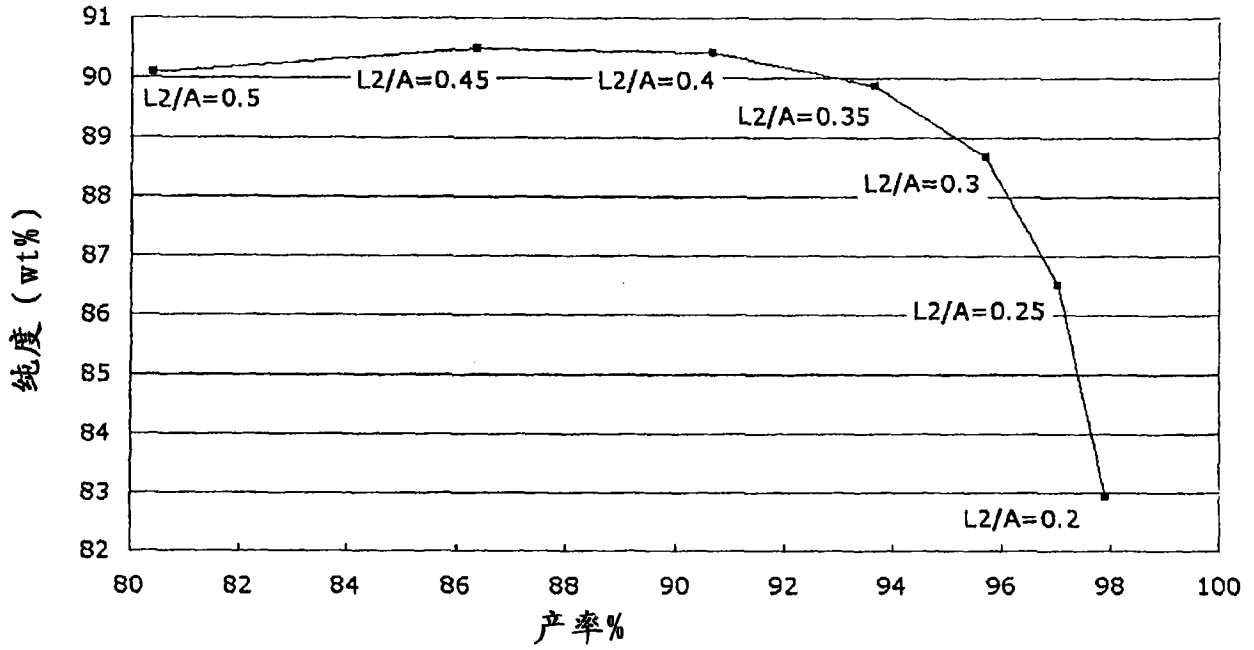


图 4

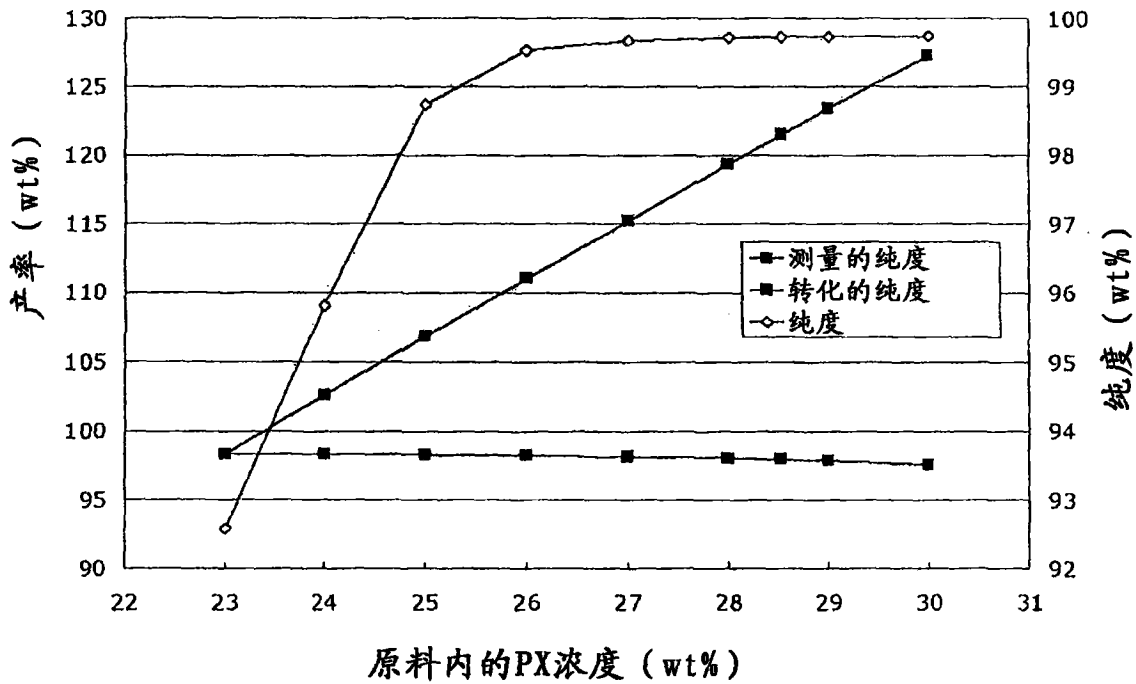


图 5