

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl⁷

C07C 15/08

C07C 6/12



[12] 发 明 专 利 说 明 书

[21] ZL 专利号 01131953.4

[45] 授权公告日 2004 年 9 月 1 日

[11] 授权公告号 CN 1164541C

[22] 申请日 2001.10.22 [21] 申请号 01131953.4

[71] 专利权人 中国石油化工股份有限公司

地址 100029 北京市朝阳区惠新东街甲 6 号

共同专利权人 中国石油化工股份有限公司上海
石油化工研究院

[72] 发明人 谢在库 杨卫胜 孔德金 朱冬茂

审查员 陈俊霞

[74] 专利代理机构 上海浦东良风专利代理有限责
任公司

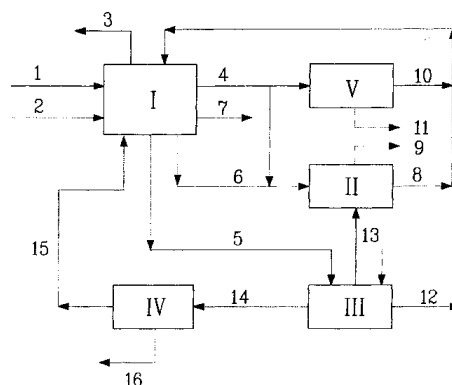
代理人 陈志良

权利要求书 1 页 说明书 10 页 附图 2 页

[54] 发明名称 甲苯选择性歧化和甲苯与碳九及其
以上芳烃歧化与烷基转移方法

[57] 摘要

本发明涉及甲苯选择性歧化和甲苯与碳九及其以上芳烃歧化与烷基转移方法，主要解决以往技术中存在芳烃处理循环量大，能耗高或反应原料要求苛刻等问题。本发明通过采用甲苯选择性歧化工工艺生产含高浓度对二甲苯的混合二甲苯，然后用碳九及其以上芳烃和甲苯进行歧化与烷基转移反应生产苯和处于热力学平衡的混合二甲苯的技术方案，较好地解决了该问题，可用于工业生产。



I S S N 1 0 0 8 - 4 2 7 4

1、一种甲苯选择性歧化和甲苯与碳九及其以上芳烃歧化与烷基转移方法，包括以下步骤：

a) 来自重整单元的含芳烃的脱戊烷油经过脱庚烷塔、抽提单元分离后，分离出苯、甲苯物流和碳八及其以上芳烃进入芳烃分馏单元；

b) 芳烃分馏单元分离出的一部分甲苯进入含铂 ZSM-5 分子筛催化剂的甲苯选择性歧化工艺单元进行甲苯选择性歧化反应，反应后生成富含对二甲苯的碳八芳烃和苯物流；将该物流送往芳烃分馏单元进行芳烃分离或在本单元内进行芳烃分离，将分离出的混合二甲苯送入对二甲苯分离单元；

c) 芳烃分馏单元分离出的另一部分甲苯和碳九及其以上芳烃进入以含铈沸石为催化剂的歧化与烷基转移工艺单元，在临氢条件下进行歧化与烷基转移反应生成混合二甲苯和苯物流，将该物流送往芳烃分馏单元进行芳烃分离或在本单元内进行芳烃分离，将分离出的混合二甲苯送入对二甲苯分离单元。

2、根据权利要求 1 所述甲苯选择性歧化和甲苯与碳九及其以上芳烃歧化与烷基转移方法，其特征在于含铈沸石为含铈丝光沸石。

3、根据权利要求 1 所述甲苯选择性歧化和甲苯与碳九及其以上芳烃歧化与烷基转移方法，其特征在于对二甲苯分离单元采用吸附分离或冷冻结晶分离对二甲苯。

4、根据权利要求 1 所述甲苯选择性歧化和甲苯与碳九及其以上芳烃歧化与烷基转移方法，其特征在于甲苯选择性歧化工艺单元反应区的操作条件如下：反应压力为 1~4MPa，反应温度为 300~480℃，氢烃摩尔比为 0.5~10，液体重量空速为 0.8~8 小时⁻¹。

5、根据权利要求 1 所述甲苯选择性歧化和甲苯与碳九及其以上芳烃歧化与烷基转移方法，其特征在于歧化与烷基转移工艺单元反应区的操作条件如下：反应压力为 1~5MPa，反应温度为 250~480℃，氢烃摩尔比为 0.5~10，液体重量空速为 0.8~8 小时⁻¹，原料中以重量百分比计，碳九芳烃含量为 5~60%。

甲苯选择性歧化和甲苯与碳九及其以上芳烃 歧化与烷基转移方法

技术领域

本发明涉及甲苯选择性歧化和甲苯与碳九及其以上芳烃歧化与烷基转移方法，特别是关于甲苯选择性歧化和甲苯与碳九及其以上芳烃(C_9^+A)的歧化与烷基转移反应，然后再通过碳八芳烃(C_8A)异构化技术和对二甲苯分离技术，生产对二甲苯(PX)的方法。

背景技术

对二甲苯是石化工业主要的基本有机原料之一，在化纤、合成树脂、农药、医药、塑料等众多化工生产领域有着广泛的用途。传统的对二甲苯生产方法如图1所示，石脑油催化重整生成的热力学平衡的含乙苯的二甲苯即碳八芳烃(C_8A)通过多级深冷结晶分离或分子筛模拟移动床吸附分离(简称吸附分离)技术，将对二甲苯从沸点与之相近的异构体混合物中分离出来。而对于邻位和间位的二甲苯的处理，往往采取 C_8A 异构化(简称异构化)技术，使之异构化为对二甲苯。为了增产对二甲苯，利用甲苯歧化或甲苯与碳九及其以上芳烃(C_9^+A)歧化与烷基转移反应生成苯和 C_8A ，从而增产 C_8A 是有效增产对二甲苯的工艺路线。

迄今为止，世界上比较典型的、也比较成熟的与甲苯歧化相关的工艺有六十年代末工业化的 UOP 公司的 Tatoray 传统甲苯歧化工艺、八十年代末推出的 Mobil 公司的 MTDP 及近年来推出的上海石油化工研究院 S-TDT 工艺和 Mobil 公司的重芳烃烷基转移工艺 TransPlus。甲苯选择性歧化是生产对二甲苯的一个新途径。由于甲苯在经改性的 ZSM-5 催化剂上进行选择性歧化能生成苯和高对二甲苯浓度的 C_8A ，因此大大降低了对二甲苯的分离难度。近年来，随着催化剂性能的不断提高，该工艺取得了长足的进展。其典型工艺有八十年代后期工业化的 Mobil 甲苯选择性歧化工艺 MSTDP 和九十年代后期推出的 UOP 甲苯选择性歧化工艺 pX-Plus。

已工业化的甲苯选择性歧化工艺—MSTDP，以经过处理的 ZSM-5 型中孔分子筛为催

化剂处理甲苯原料,可得到高对二甲苯浓度(85~90%,重量百分比,除注明外以下相同)的 C_8A 和硝化级的苯。尚未见工业应用报道的 pX-Plus 工艺,其主要工艺指标为甲苯转化率 30%条件下,二甲苯中 pX 的选择性达到 90%,苯与 pX 的摩尔比为 1.37。

然而,在这类甲苯选择性歧化的工艺中,在具有高对位选择性的同时伴随着对原料选择的苛刻性。此类工艺只能以甲苯为原料,而 C_9^+A 在此工艺中是没有用途的,至少不能被直接利用。这是选择性歧化工艺致命的缺点。

典型的 Tatoray 工艺的反应器进料是以甲苯和碳九芳烃(C_9A)为反应原料。由 Tatoray 工艺生成的二甲苯是处于热力学平衡组成的异构体混合物,最有工业应用价值的对二甲苯含量一般只有 24%左右。相对于甲苯选择性歧化能得到 90%左右的对二甲苯浓度的混合二甲苯这一点而言,无疑 Tatoray 工艺处于明显的劣势,但是, Tatoray 工艺相对于甲苯选择性歧化工艺的一个很大的优势就是 Tatoray 工艺可以把 C_9A 转化为苯和二甲苯。

以 Tatoray 工艺为基础的文献有 USP4341914、中国专利 98110859.8、USP2795629、USP3551510、中国专利 97106719.8 等。具有代表性的 USP4341914 提出的工艺流程为将重整产物进行芳烃分馏,得到的甲苯和 C_9A 进入 Tatoray 工艺单元进行歧化与烷基转移反应,反应生成物经分离后,甲苯和 C_9A 以及部分碳十芳烃($C_{10}A$)循环,苯作为产品采出,二甲苯和从异构化单元来的二甲苯一起进入 PX 分离装置,然后分离出高纯度的对二甲苯产品。其它的二甲苯异构体到异构化单元进行二甲苯异构化反应重新得到处于热力学平衡的混合二甲苯。

以选择性歧化工艺为基础的芳烃联合装置具有代表性的是 PX-Plus 工艺,它与传统的芳烃联合装置的最大的区别在于用 PX-Plus 工艺代替 Tatoray 工艺,原本作为原料的 C_9^+A ,作为副产排出。

总结以上各工艺不难看出:传统的芳烃生产工艺应用歧化与烷基转移工艺来达到增产二甲苯的目的,但是由于其生成的混合二甲苯是处于热力学平衡的二甲苯异构体,对二甲苯的浓度较低,其它二甲苯异构体只能通过碳八芳烃异构化来达到转化为对二甲苯的目的,这样就造成二甲苯循环量较大,即造成异构化单元、PX 分馏单元以及芳烃分馏单元中的二甲苯分离塔等的处理量大,能耗较高。应用选择性歧化工艺技术的芳烃生产工艺,虽然得到了高浓度对二甲苯的混合二甲苯,使异构化等单元的处理量大大下降,但是由于该工艺不能处理 C_9^+A ,造成了 C_9^+A 原料资源的浪费,使目的产品对二甲苯的产量也有较

大幅度的下降。

发明内容

本发明所要解决的技术问题是克服以往文献中存在生产对二甲苯时，混合二甲苯中对二甲苯浓度较低，能耗较大或对反应原料要求苛刻的缺点，提供一种新的甲苯选择性歧化和甲苯与碳九及其以上芳烃歧化与烷基转移方法。该方法具有能综合利用选择性歧化工艺和传统歧化与烷基转移工艺的的优点，使原料要求不受限制，同时提高混合二甲苯中对二甲苯的浓度，可较大幅度地降低对二甲苯分离装置、异构化装置和芳烃分馏装置的规模，从而降低整个装置的能耗；另外，能提高整个装置的处理能力和目的产品对二甲苯和苯的产量。对于现行的典型的芳烃联合装置，在重整原料规模不变的情况下，只要适量外购甲苯并新建一套选择性歧化单元，就可以显著地增产对二甲苯。

为解决上述技术问题，本发明采用的技术方案如下：一种甲苯选择性歧化和甲苯与碳九及其以上芳烃歧化与烷基转移方法，包括以下步骤：

a) 来自重整单元的含芳烃的脱戊烷油经过脱庚烷塔、抽提单元分离后，分离出苯、甲苯物流和碳八及其以上芳烃进入芳烃分馏单元；

b) 芳烃分馏单元分离出的一部分甲苯进入含铂 ZSM-5 分子筛催化剂的甲苯选择性歧化工艺单元进行甲苯选择性歧化反应，反应后生成富含对二甲苯的碳八芳烃和苯物流；将该物流送往芳烃分馏单元进行芳烃分离或在本单元内进行芳烃分离，将分离出的混合二甲苯送入对二甲苯分离单元；

c) 芳烃分馏单元分离出的另一部分甲苯和碳九及其以上芳烃进入以含铋沸石为催化剂的歧化与烷基转移工艺单元，在临氢条件下进行歧化与烷基转移反应生成混合二甲苯和苯物流，将该物流送往芳烃分馏单元进行芳烃分离或在本单元内进行芳烃分离，将分离出的混合二甲苯送入对二甲苯分离单元。

在上述技术方案中，甲苯选择性歧化单元可包含自己单元独立的苯分离塔和甲苯分离塔，也可把选择性歧化产物直接送往芳烃分馏装置进行分离；对二甲苯分离单元的优选方案为采用吸附分离或冷冻结晶分离对二甲苯；甲苯选择性歧化工艺单元反应区的操作条件如下：压力为 1~4MPa，反应温度为 300~480℃，氢烃摩尔比为 0.5~10，液体重量空速为 0.8~8 小时⁻¹；甲苯选择性歧化工艺单元的原料为富含甲苯物流；歧化与烷基转移工艺单元反应区的操作条件如下：反应压力为 1~5MPa，反应温度为 250~480℃，氢烃摩尔

比为 0.5~10, 液体重量空速为 0.8~8 小时⁻¹; 歧化与烷基转移工艺单元的反应器进料原料中以重量百分比计, C₉A 含量为 5~60%。含铋沸石的优选方案为含铋丝光沸石。

本发明中, 在歧化与烷基转移单元, 由于使用含铋的沸石为催化剂, 在临氢条件下, 催化剂具有将甲苯和碳九及其以上芳烃通过歧化与烷基转移反应生成二甲苯和苯的功能; 而在甲苯选择性歧化单元, 在含铂 ZSM-5 催化剂的作用下, 发生甲苯选择性歧化反应, 高选择性地转变为对二甲苯。这样的工艺路线, 既能把 C₉ 及其以上芳烃转变成二甲苯, 消除了原料的苛刻要求, 同时又能把甲苯通过择形歧化转化为含高浓度对二甲苯的混合二甲苯, 进而提高了进入 PX 分离单元的混合二甲苯原料中对二甲苯的浓度, 降低了 PX 分离的难度, 同时也降低了异构化等单元的规模, 从而降低了整个芳烃装置的能耗, 取得了较好的技术效果。

附图说明

图 1 为传统芳烃生产联合装置工艺流程。

图 2 为本发明用于生产对二甲苯的选择性歧化和歧化与烷基转移工艺流程。

图 1 或图 2 中 I 为芳烃分馏单元, 内有苯分离塔、甲苯分离塔和二甲苯分离塔, 重芳烃分离塔根据具体情况可设也可不设; II 为歧化与烷基转移工艺单元, III 为 PX 分离单元; IV 为异构化工艺单元; V 为甲苯选择性歧化工艺单元, 其中 II 单元和 V 单元这两个单元可根据具体情况决定是否设立自己单元独立的芳烃分离装置。1 为苯和甲苯的混合物流, 2 为从脱庚烷塔塔釜抽出的碳八及以上芳烃的物流, 3 为从苯塔塔顶拔出的高纯度产品苯, 4 为从甲苯塔塔顶拔出的甲苯, 5 为从二甲苯塔塔顶抽出的混合二甲苯, 6 为芳烃分馏单元 I 中的重芳烃塔塔顶抽出的 C₉A 和部分 C₁₀A, 7 为重芳烃塔塔釜抽出的 C₁₀⁺A(碳十及其以上芳烃), 8 为歧化与烷基转移单元稳定塔塔釜抽出的釜液, 9 为产品苯, 10 为选择性歧化单元稳定塔塔釜抽出的釜液, 11 为产品苯, 12 为高纯度的产品对二甲苯, 13 为 PX 分离单元分离出来的少量甲苯, 14 为分离出 PX 后的混合二甲苯, 15 为异构化单元脱庚烷塔塔釜排出的 C₈⁺A(碳八及其以上芳烃)物流, 16 为异构化单元 IV 中脱庚烷塔塔顶拔出的含有苯和甲苯的物流。

传统芳烃生产联合装置的工艺流程如图 1 所示。来自芳烃抽提单元的苯和甲苯物流 1 和催化重整单元脱庚烷塔塔底馏分 C₈⁺A 物流 2, 这两股原料分别进入芳烃分馏单元 I, 分离出的苯物流 3 和 C₁₀⁺A 物流 7 作为产品送出, 甲苯物流 4 和 C₉⁺A 物流 6 作为甲苯歧

化与烷基转移单元II的原料,混合二甲苯物流5去对二甲苯分离单元III;甲苯歧化与烷基转移工艺单元II可根据具体情况决定是否设立芳烃分离装置。当设立芳烃分离装置时,歧化工艺单元采出硝化级的苯产品9,富含对二甲苯的 C_8^+A 物流8进入PX分离单元进行pX分离;而当甲苯歧化单元不设芳烃分馏单元时,汽提塔塔釜采出液8则直接进入芳烃分馏单元进行分离;对二甲苯分离单元III分离出目的产品对二甲苯12,少量的甲苯13返回甲苯歧化单元,其它混合二甲苯14进入二甲苯异构化单元IV进行异构化反应;异构化单元脱庚烷塔塔釜排出的 C_8^+A 物流15送往芳烃分馏单元,脱庚烷塔塔顶拔出的含有苯和甲苯的物流16送往催化重整单元。

本发明的芳烃生产联合装置工艺流程如图2所示。与传统工艺的改进之处在于本发明工艺在传统工艺的基础上增加了一套甲苯选择性歧化单元,对一些工艺流向作了相应的改变。图2与图1相同的地方不再叙述,下面仅就不同之处作详细说明。本发明工艺中把原来全部作为甲苯歧化与烷基转移单元原料的甲苯4分为两股,一股还是作为甲苯歧化的原料,剩下的甲苯作为甲苯选择性歧化单元V的原料,选择性歧化单元可根据具体情况决定是否设立芳烃分离装置。当设立芳烃分离装置时,选择性歧化单元采出硝化级的苯产品11,富含对二甲苯的 C_8^+A 物流10进入PX分离单元进行pX分离;而当选择性歧化单元不设芳烃分馏单元时,汽提塔塔釜采出液10则直接进入芳烃分馏单元进行分离,同时也没有苯物流11的采出。

以下通过实施例对本发明作进一步的阐述。

具体实施方式

【实施例1】

以典型的芳烃联合装置中重整单元送出的芳烃物流中 $C_6A \sim C_{10}^+$ 烃各物质的组成为基础数据,考察本发明的生产pX的能力和能耗情况。

表1是典型的重整装置送出芳烃的组成分布及本实施例所采用的各组分的流率。

表1 重整产物芳烃组成及流量

组 分	Ben	Tol	C_8A	C_9A	C_{10}^+ 烃	Σ
组成, %	11.65	43.09	31.45	11.51	2.30	100
流率, 千克/小时	10000	37000	27000	9882	1976	85858

按照表 1 所示的原料, 采用前述的本专利技术(选择性歧化单元中包括芳烃分馏装置)生产对二甲苯, 并使甲苯流股 6 中的 75% 的量进入选择性歧化单元, 其余的 25% 进入歧化与烷基转移单元。在上述情况下, 选择性歧化单元、歧化与烷基转移单元和异构化单元的物料进料和采出情况见表 2, 芳烃联合装置各个单元的处理规模见表 3, 产品对二甲苯和苯的产量见表 4。

表 2 实施例 1 工艺物料表

组	分	选择性歧化单元	歧化与烷基转移单元	异构化单元
单元 进料 , 千克/小时	Ben	11	3	0
	Tol	86823	27698	125
	C ₈ A	84	238	161555
	C ₉ A	/	18908	41
	C ₁₀ ⁺ A	/	657	
	Σ	86918	47505	161722
单元 进料 , 千克/小时	Ben	12006	3866	2061
	Tol	59799	16818	1043
	C ₈ A	12195	15704	155915
	C ₉ A	703	7540	825
	C ₁₀ ⁺ A	20	1458	
	Σ	84723	45386	159844

其中 Ben 为苯, Tol 为甲苯, C₈A 为碳八芳烃, C₉A 为碳九芳烃, C₁₀⁺A 为碳十及以上芳烃。

表 3 实施例 1 各单元处理规模表

单元名称	歧化与烷基转移单元	异构化单元	吸附分离单元	苯甲苯分馏单元	二甲苯分馏单元
规模, 千克/小时	47505	161722	210658	96240	233214

表 4 实施例 1 产品产量及纯度表

产 品	对二甲苯	苯
产量, 千克/小时	48936	27933
纯度, %	99.8	99.94

结果表明, 运用本发明技术, 装置能耗为 536MW, 相对于下面比较例 1 的 632MW,

能耗降低了 18%。进入吸附分离单元的混合二甲苯原料中对二甲苯的重量浓度为 24%，而比较例 1 中对二甲苯的重量浓度只有 20%，也就是说，对二甲苯的重量浓度提高了 20%。

【实施例 2】

仍采用前述的本发明技术(选择性歧化单元中包括芳烃分馏装置)，以表 1 所示的原料组成为基准，提高 22%的原料处理量，原料的组成和流率如表 5 所示。以此为基础重新考察本发明技术生产 pX 的能力。具体的选择性歧化单元、歧化与烷基转移单元和异构化单元的物料进料和采出情况见表 6，芳烃联合装置各个单元的处理规模见表 7，产品对二甲苯和苯的产量见表 8。

表 5 重整产物芳烃组成及流量

组 分	Ben	Tol	C ₈ A	C ₉ A	C ₁₀ ⁺ 烃	Σ
组成，%	11.65	43.09	31.45	11.51	2.30	100
流率，千克/小时	12200	45140	32940	12056	2410	104746

表 6 实施例 2 工艺物料表

组 分	选择性歧化单元	歧化与烷基转移单元	异构化单元
单元 进料 ， 千克/小时	Ben	13	4
	Tol	105875	33847
	C ₈ A	102	295
	C ₉ A	/	23106
	C ₁₀ ⁺ A	/	3819
	Σ	105991	61071
单元 进料 ， 千克/小时	Ben	14641	5323
	Tol	72921	20535
	C ₈ A	14871	20126
	C ₉ A	857	9217
	C ₁₀ ⁺ A	24	2017
	Σ	103314	57218

表 7 实施例 2 各单元处理规模表

单 元 名 称	歧化与烷基 转移单元	异构化 单元	吸附分离 单元	苯甲苯 分馏单元	二甲苯 分馏单元
规模，千克/小时	61771	201397	261926	118380	289723

表 8 实施例 2 产品产量及纯度表

产 品	对二甲苯	苯
产量, 千克/小时	60528	34731
纯度, %	99.8	99.94

与比较例 1 比较, 实施例 2 增加了 22% 的装置处理量, 对二甲苯产量增加了 18.4%, 苯产量增加了 30.8%, 而各单元的处理规模, 除了比较例 1 中未设的选择性歧化单元, 其它各单元的处理规模并未增大, 处理规模最接近的是吸附分离单元, 也仅为比较例 1 吸附单元处理规模的 99.8%。因此, 应用本发明技术生产对二甲苯, 能提高装置的处理能力, 增加产品对二甲苯和苯的产量。

【实施例 3】

仍采用前述的本发明技术(选择性歧化单元中包括芳烃分馏装置)和表 1 所示的原料流率为基准, 外购 53000 千克/小时的纯甲苯进入选择性歧化单元, 重新考察本发明技术生产 pX 的能力。具体的选择性歧化单元、歧化与烷基转移单元和异构化单元的进料和采出情况见表 9, 芳烃联合装置各个单元的处理规模见表 10, 产品对二甲苯和苯的产量见表 11。

表 9 实施例 3 工艺物料表

组 分		选择性歧化单元	歧化与烷基转移单元	异构化单元
单元 进料 , 千克/小时	Ben	22	3	0
	Tol	256328	31722	245
	C ₈ A	201	288	183099
	C ₉ A	/	21647	41
	C ₁₀ ⁺ A	/	688	
	Σ	256551	54349	183386
单元 进料 , 千克/小时	Ben	34969	4392	2277
	Tol	177790	19261	1270
	C ₈ A	35437	17858	176776
	C ₉ A	2046	8839	922
	C ₁₀ ⁺ A	57	1578	
	Σ	250299	51928	181245

表 10 实施例 3 各单元处理规模表

单元名称	歧化与烷基转移单元	异构化单元	吸附分离单元	苯甲苯分馏单元	二甲苯分馏单元
规模, 千克/小时	54349	183386	256880	103347	282395

表 11 实施例 3 产品产量及纯度表

产 品	对二甲苯	苯
产量, 千克/小时	73494	51638
纯度, %	99.8	99.94

结果表明, 在该实施例情况下, 对二甲苯产量增加了 45%, 苯产量增加了 197%; 而各单元的处理规模, 除了对比例中未设的选择性歧化单元, 其它各单元的处理规模并未增大, 处理规模最接近的是吸附分离单元, 也仅为比较例 1 吸附单元处理规模的 99%。因此, 应用本发明技术, 在原装置规模不变得情况下, 只要新建一套包含芳烃分馏装置的选择性歧化单元, 并外购适量的甲苯, 就能较大幅度地提高装置的处理能力, 增加产品对二甲苯和苯的产量。另外, 进入吸附分离单元的混合二甲苯原料中对二甲苯的重量浓度提高到 29.6%。

【比较例 1】

仍以实施例 1 的原料流率为为基础, 按照传统的芳烃联合工艺(图 1)生产对二甲苯, 考察生产 pX 的能力和能耗情况。其歧化与烷基转移单元、异构化单元的物料进料和采出情况见表 12, 各单元的处理规模见表 13, 产品对二甲苯和苯的产量见表 14。

表 12 比较例 1 工艺物料表

组 分	歧化与烷基转移单元	异构化单元
单元 进料 , 千克/小时	Ben	13
	Tol	82668
	C ₈ A	336
	C ₉ A	21233
	C ₁₀ ⁺ A	2177
	Σ	106426
单元 进料 , 千克/小时	Ben	13504
	Tol	44496
	C ₈ A	31277
	C ₉ A	10336
	C ₁₀ ⁺ A	2429
	Σ	102041

表 13 比较例 1 各单元处理规模表

单 元 名 称	歧化与烷基 转移单元	异构化 单元	吸附分离 单元	苯甲苯 分馏单元	二甲苯 分馏单元
规模, 千克/小时	106426	208927	259544	153993	285441

表 14 比较例 1 产品产量及纯度表

产 品	对二甲苯	苯
产量, 千克/小时	50617	26174
纯度, %	99.8	99.94

结果表明, 传统芳烃生产工艺反应掉表 1 所列的芳烃原料, 能耗为 632 兆瓦, 共生成了 pX 为 51107 千克/小时, 苯 26556 千克/小时, 进入吸附分离单元的混合二甲苯原料中对二甲苯的重量浓度为 20%。

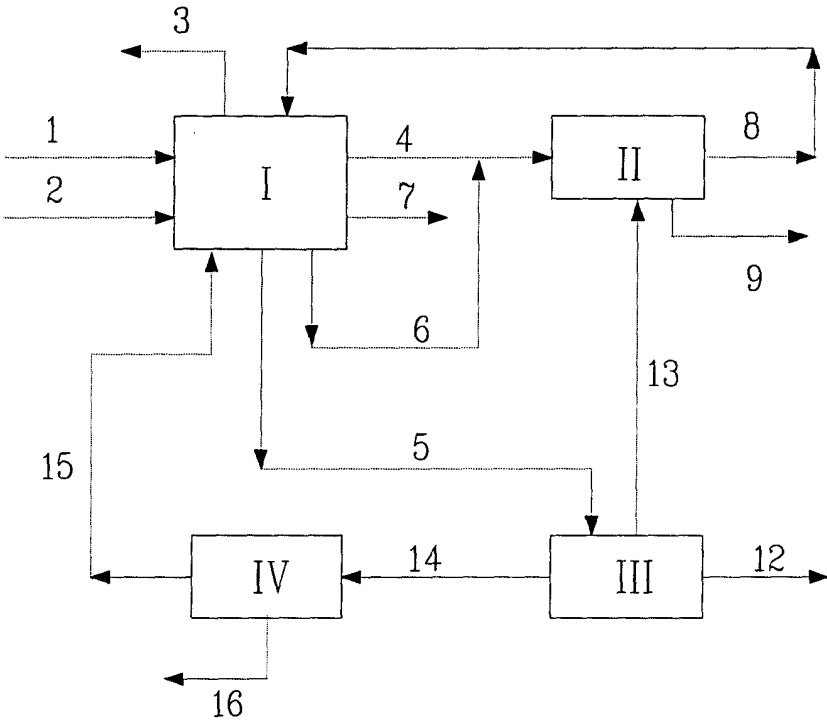


图 1

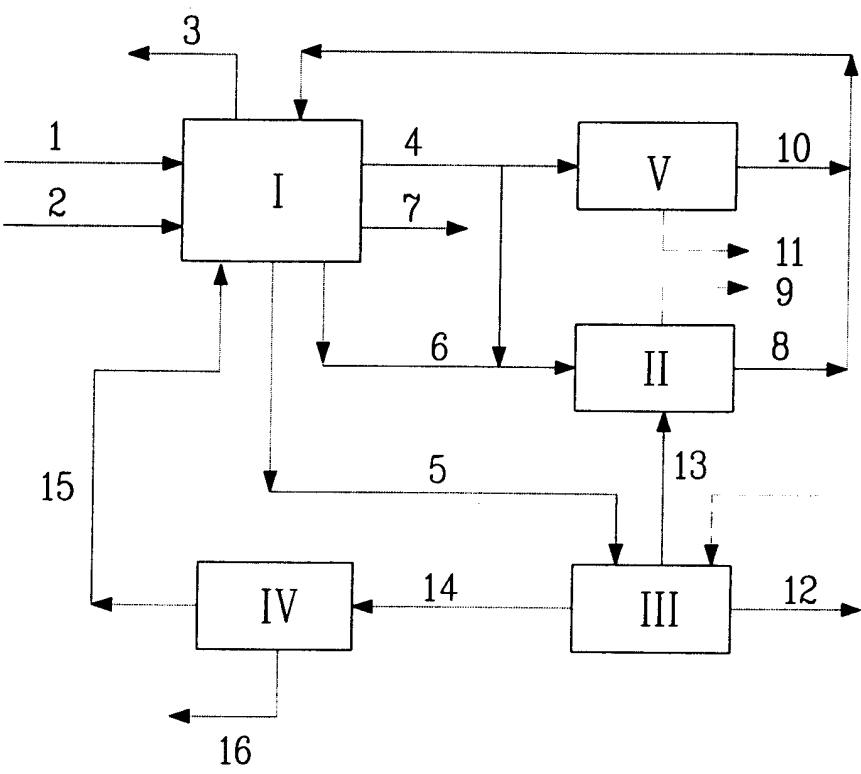


图 2