



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 105777470 B

(45)授权公告日 2018.10.12

(21)申请号 201610217071.6

C07C 15/04(2006.01)

(22)申请日 2016.04.08

C07C 13/18(2006.01)

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 105777470 A

(56)对比文件

CN 105315132 A, 2016.02.10, 全文.

(43)申请公布日 2016.07.20

CN 104130209 A, 2014.11.05, 全文.

(73)专利权人 青岛理工大学

CN 1260341 A, 2000.07.19, 全文.

地址 266520 山东省青岛市青岛经济技术
开发区嘉陵江路777号崔建等.萃取精馏分离苯/环己烷共沸体系
模拟与优化.《化工学报》.2015, 第66卷(第9期),
第3570-3579页.(72)发明人 刘立新 朱敏燕 李鲁闽 陈斌华
刘桂丽Jiwei Qin等.Control of Benzene-
Cyclohexane Separation System via
Extractive Distillation Using Sulfolane
as Entrainer.《Ind. Eng. Chem. Res.》.2013,
第10754-10766页.(74)专利代理机构 北京酷爱智慧知识产权代理
有限公司 11514

审查员 李成伟

代理人 李娜

(51)Int.Cl.

权利要求书2页 说明书9页 附图1页

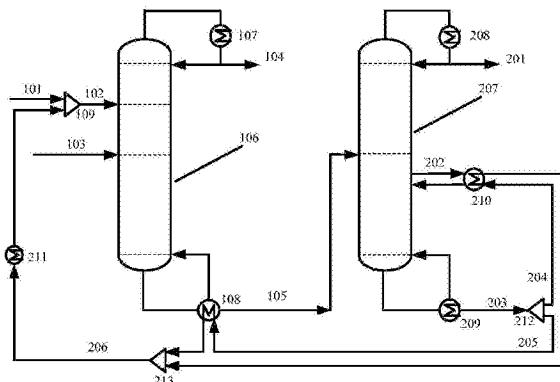
C07C 7/08(2006.01)

(54)发明名称

一种分离苯和环己烷混合物的工艺方法及
设备

(57)摘要

本发明提供了一种分离苯和环己烷混合物的工艺方法及设备,该方法包括:苯和环己烷混合物分离步骤,采用环丁砜作为萃取剂,在萃取精馏塔内部进行苯和环己烷的分离;苯和萃取剂混合物分离步骤,在萃取剂回收塔内部进行苯和萃取剂的分离;萃取剂再利用步骤,与苯分离后的萃取剂物流经由分离、换热、冷却等处理后进入萃取精馏塔再利用。本发明使苯和环己烷混合物在萃取精馏塔中进行分离,苯和萃取剂环丁砜的混合物在萃取剂回收塔中进行分离,并对萃取剂回收塔底部采出的萃取剂物流余热进行回收利用,在达到同样产品回收率和纯度的前提下,比常规萃取精馏流程节省成本。



1. 一种分离苯和环己烷混合物的工艺方法,其特征在于,包括:

苯和环己烷混合物分离步骤:

苯和环己烷混合物(103)从萃取精馏塔(106)中下部进入,萃取剂进料(102)从萃取精馏塔(106)中上部进入,所述萃取剂进料(102)为环丁砜;

在萃取精馏塔(106)内部进行苯和环己烷的分离;

萃取精馏塔(106)顶部的环己烷蒸汽进入冷凝器(107)冷凝后,部分液相环己烷回流入塔内,部分液相环己烷作为环己烷产品(104)采出;萃取精馏塔(106)底部的液相苯和萃取剂混合物进入第一再沸器(108)换热后,汽相的苯和萃取剂混合物返回塔内,液相的苯和萃取剂混合物(105)作为塔底产品采出;

苯和萃取剂混合物分离步骤:

苯和萃取剂混合物(105)经由第一再沸器(108)换热后,从萃取剂回收塔(207)中部进入;

在萃取剂回收塔(207)内部进行苯和萃取剂的分离;

萃取剂回收塔(207)顶部的苯蒸汽进入冷凝器(208)冷凝后,部分液相苯回流入塔内,部分液相苯作为苯产品(201)采出;萃取剂回收塔(207)底部的液相萃取剂进入第二再沸器(209)换热后,汽相的萃取剂返回塔内,液相的萃取剂物流(203)作为塔底产品采出;

萃取剂再利用步骤:

萃取剂物流(203)经由第二再沸器(209)换热后进入分离器(212),分离成第一萃取剂物流(204)和第二萃取剂物流(205);

第一萃取剂物流(204)与萃取剂回收塔(207)中下部抽出的侧线物流(202)经由中间再沸器(210)换热;所述侧线物流(202)中包括苯、萃取剂;

第二萃取剂物流(205)作为萃取精馏塔(106)的加热热源,经由第一再沸器(108)换热;

换热后的第一萃取剂物流(204)与换热后的第二萃取剂物流(205)在第二混合器(213)中混合;

第二混合器(213)采出的萃取剂循环物流(206)经由冷却器(211)冷却,再与补充萃取剂(101)在第一混合器(109)中混合作为萃取剂进料(102)。

所述苯和环己烷混合物(103)中,苯和环己烷的摩尔比为3:1~1:3;所述萃取剂进料(102)的体积为苯和环己烷混合物(103)的体积的105~125%;萃取精馏塔(106)的操作压力为0.05~0.5MPa,顶部温度为70~90°C,底部温度为95~115°C;萃取剂回收塔(207)的操作压力为0.001~0.03MPa,顶部温度为5~25°C,底部温度为195~215°C。

2. 一种分离苯和环己烷混合物的设备,其特征在于,包括:

萃取精馏塔(106),萃取剂回收塔(207),第一再沸器(108),中间再沸器(210),第一混合器(109),第二混合器(213),冷却器(211),分离器(212),第一冷凝器(107),第二冷凝器(208),第二再沸器(209);其中,

第一再沸器(108),设置于萃取精馏塔(106)的底部和萃取剂回收塔(207)的中部之间;

第一混合器(109),与萃取精馏塔(106)的中上部相连接;

中间再沸器(210),与萃取剂回收塔(207)的中下部相连接;

第二再沸器(209),与萃取剂回收塔(207)的底部相连接;

分离器(212),入口端与第二再沸器(209)相连接,第一出口端与第一再沸器(108)相连

接,第二出口端与中间再沸器(210)相连接;

第二混合器(213),第一入口端与第一再沸器(108)相连接,第二入口端与中间再沸器(210)相连接,出口端与第一混合器(109)相连接;

冷却器(211),设置于第二混合器(213)和第一混合器(109)之间;

第一冷凝器(107),与萃取精馏塔(106)的顶部相连接;

第二冷凝器(208),与萃取剂回收塔(207)的顶部相连接。

3.根据权利要求2所述的分离苯和环己烷混合物的设备,其特征在于:

萃取精馏塔(106)是板式塔、填料塔或两者的任意组合;萃取剂回收塔(207)是板式塔、填料塔或两者的任意组合。

4.根据权利要求2或3所述的分离苯和环己烷混合物的设备,其特征在于:

萃取精馏塔(106)的理论板数为20~40,苯和环己烷混合物(103)从第10~30块理论板进料,萃取剂进料(102)从第3~6块理论板进料;

萃取剂回收塔(207)的理论板数为8~25,苯和萃取剂混合物(105)从萃取剂回收塔(207)的中间位置进料,侧线物流(202)从进料位置以下第3~6块理论板抽出。

一种分离苯和环己烷混合物的工艺方法及设备

技术领域

[0001] 本发明涉及化工技术领域，尤其涉及一种分离苯和环己烷混合物的工艺方法及设备。

背景技术

[0002] 苯是一种重要的石油化工基本原料，用来合成苯乙烯（聚苯乙烯塑料和合成橡胶）、苯酚（酚醛树脂）、环乙烷（尼龙）、苯胺、顺丁烯二酸酐（聚酯树脂）、烷基苯（洗涤剂）以及氯苯等；苯还用于生产药品、塑料、杀虫剂和染料等，也作为高辛烷值的芳香烃加入到车用汽油中；苯还是一种有机溶剂，但考虑到苯的毒性，近年来已逐步由更安全的溶剂来代替。

[0003] 环己烷是一种易挥发、易燃、无腐蚀性、无色的液体，具有刺激性气味，不溶于水，毒性弱于苯；作为十分重要的有机化工原料之一，环己烷同时也是良好的有机溶剂；环己烷的重要性更体现在其中间体环己酮上，环己酮用来生产尼龙的前体原料，如己二酰、己内酰胺和己二胺。近年来塑料行业的迅猛发展使得环己烷的市场需求不断加大。目前工业上普遍采用苯加氢法生产环己烷。苯和氢气在温度300℃和300–450psi压力下，通过催化剂镍、铂或钯的催化作用生产环己烷。

[0004] 分离苯、环己烷是石油化学工业中最重要同时又是最困难的过程之一。由于受反应平衡的限制苯不能全部转化为环己烷，因此通过苯催化加氢制得的环己烷纯度通常在80–85%之间。未参加反应的苯随生成的环己烷一起流出反应器，为得到高纯度的环己烷产品就必须将这些未参加反应的苯分离出去。但苯和环己烷的沸点只相差0.6K，所以传统的精馏过程分离苯-环己烷是十分困难的。目前，分离苯-环己烷共沸物的手段为共沸精馏与萃取精馏技术，过程中都会引入第三种物质到苯和环己烷体系中。为了进一步分离精馏过程中添加或残留的第三种物质，使得整个过程变得复杂并且投资高，工业上一直渴望找到一种替代技术来对苯-环己烷进行分离。

[0005] 专利CN101172928B公开了一种加盐萃取分离苯-环己烷的方法。在有机溶剂中加入盐类辅助组分，使得所制得的复合萃取剂对原料组分中的环己烷起排斥作用，降低了互溶度，混合液分层。该流程能耗低，操作简单，但其使用的无机盐类助萃取剂KSCN对环境有危害。

[0006] 专利CN1748846A公开了一种分离苯-环己烷的石墨-聚乙烯醇渗透蒸发膜的制备方法。将配制好的铸膜液通过相转化法成膜，所制得的膜在100~140℃下进行热处理1~3小时，得到石墨-聚乙烯醇渗透蒸发膜。其优点在于制备方法简便，所制得的渗透蒸发膜机械强度好，对分离苯-环己烷具有良好的效果，但缺点在于工业生产可行性较差，技术不够成熟。

[0007] 专利CN202569626U公开了一种分离苯和环己烷共沸混合物的复合式间歇萃取精馏装置。采用中间储罐的间歇萃取精馏装置分离苯和环己烷体系，轻组分环己烷通过精馏塔顶部冷凝后采出，重组分在中间贮罐中获得，而溶剂在底部获得，从而明显减少了塔釜的

容积和热负荷。收集的较高纯度的溶剂可以作为下一批分离苯和环己烷原料的萃取剂,实现了溶剂的有效利用。但是需要注意控制中间贮罐液位,液位过高会造成塔釜液位快速上升,导致操作难度较高。

发明内容

- [0008] 本发明的目的是提供一种分离苯和环己烷混合物的工艺方法及设备,解决了分离苯和环己烷混合物的现有技术对环境有污染、可行性较差、操作难度较高的技术问题。
- [0009] 本发明解决其技术问题所采用的技术方案是:
- [0010] 一种分离苯和环己烷混合物的工艺方法,包括:
- [0011] 在苯和环己烷混合物中加入萃取剂;
- [0012] 分离得到环己烷、苯和萃取剂的混合物;
- [0013] 分离苯和萃取剂混合物得到苯。
- [0014] 一种分离苯和环己烷混合物的工艺方法,包括:
- [0015] 苯和环己烷混合物分离步骤:
- [0016] 苯和环己烷混合物(103)从萃取精馏塔(106)中下部进入,萃取剂进料(102)从萃取精馏塔(106)中上部进入,所述萃取剂进料(102)为环丁砜;
- [0017] 在萃取精馏塔(106)内部进行苯和环己烷的分离;
- [0018] 萃取精馏塔(106)顶部的环己烷蒸汽进入冷凝器(107)冷凝后,部分液相环己烷回流入塔内,部分液相环己烷作为环己烷产品(104)采出;萃取精馏塔(106)底部的液相苯和萃取剂混合物进入第一再沸器(108)换热后,汽相的苯和萃取剂混合物返回塔内,液相的苯和萃取剂混合物(105)作为塔底产品采出;
- [0019] 苯和萃取剂混合物分离步骤:
- [0020] 苯和萃取剂混合物(105)经由第一再沸器(108)换热后,从萃取剂回收塔(207)中部进入;
- [0021] 在萃取剂回收塔(207)内部进行苯和萃取剂的分离;
- [0022] 萃取剂回收塔(207)顶部的苯蒸汽进入冷凝器(208)冷凝后,部分液相苯回流入塔内,部分液相苯作为苯产品(201)采出;萃取剂回收塔(207)底部的液相萃取剂进入第二再沸器(209)换热后,汽相的萃取剂返回塔内,液相的萃取剂物流(203)作为塔底产品采出;
- [0023] 萃取剂再利用步骤:
- [0024] 萃取剂物流(203)经由第二再沸器(209)换热后进入分离器(212),分离成第一萃取剂物流(204)和第二萃取剂物流(205);
- [0025] 第一萃取剂物流(204)与萃取剂回收塔(207)中下部抽出的侧线物流(202)经由中间再沸器(210)换热;所述侧线物流(202)中包括苯、萃取剂;
- [0026] 第二萃取剂物流(205)作为萃取精馏塔(106)的加热热源,经由第一再沸器(108)换热;
- [0027] 换热后的第一萃取剂物流(204)与换热后的第二萃取剂物流(205)在第二混合器(213)中混合;
- [0028] 第二混合器(213)采出的萃取剂循环物流(206)经由冷却器(211)冷却,再与补充萃取剂(101)在第一混合器(109)中混合作为萃取剂进料(102)。

- [0029] 在此基础上,进一步地:
- [0030] 所述苯和环己烷混合物(103)中,苯和环己烷的摩尔比为3:1~1:3。
- [0031] 在上述任意实施例的基础上,进一步地:
- [0032] 所述萃取剂进料(102)的体积为苯和环己烷混合物(103)的体积的105~125%。
- [0033] 在上述任意实施例的基础上,进一步地:
- [0034] 萃取精馏塔(106)的操作压力为0.05~0.5MPa,顶部温度为70~90℃,底部温度为95~115℃。
- [0035] 在上述任意实施例的基础上,进一步地:
- [0036] 萃取剂回收塔(207)的操作压力为0.001~0.03MPa,顶部温度为5~25℃,底部温度为195~215℃。
- [0037] 一种分离苯和环己烷混合物的设备,包括:
- [0038] 萃取精馏塔(106),萃取剂回收塔(207),第一再沸器(108),中间再沸器(210),第一混合器(109),第二混合器(213),冷却器(211),分离器(212),第一冷凝器(107),第二冷凝器(208),第二再沸器(209);其中,
- [0039] 第一再沸器(108),设置于萃取精馏塔(106)的底部和萃取剂回收塔(207)的中部之间;
- [0040] 第一混合器(109),与萃取精馏塔(106)的中上部相连接;
- [0041] 中间再沸器(210),与萃取剂回收塔(207)的中下部相连接;
- [0042] 第二再沸器(209),与萃取剂回收塔(207)的底部相连接;
- [0043] 分离器(212),入口端与第二再沸器(209)相连接,第一出口端与第一再沸器(108)相连接,第二出口端与中间再沸器(210)相连接;
- [0044] 第二混合器(213),第一入口端与第一再沸器(108)相连接,第二入口端与中间再沸器(210)相连接,出口端与第一混合器(109)相连接;
- [0045] 冷却器(211),设置于第二混合器(213)和第一混合器(109)之间;
- [0046] 第一冷凝器(107),与萃取精馏塔(106)的顶部相连接;
- [0047] 第二冷凝器(208),与萃取剂回收塔(207)的顶部相连接。
- [0048] 在此基础上,进一步地:
- [0049] 萃取精馏塔(106)是板式塔、填料塔或两者的任意组合。
- [0050] 在上述任意实施例的基础上,进一步地:
- [0051] 萃取剂回收塔(207)是板式塔、填料塔或两者的任意组合。
- [0052] 在上述任意实施例的基础上,进一步地:
- [0053] 萃取精馏塔(106)的理论板数为20~40,苯和环己烷混合物(103)从第10~30块理论板进料,萃取剂进料(102)从第3~6块理论板进料;
- [0054] 萃取剂回收塔(207)的理论板数为8~25,苯和萃取剂混合物(105)从萃取剂回收塔(207)的中间位置进料,侧线物流(202)从进料位置以下第3~6块理论板抽出。
- [0055] 本发明的有益效果是:
- [0056] 本发明提供了一种分离苯和环己烷混合物的工艺方法及设备,该方法包括:苯和环己烷混合物分离步骤,采用环丁砜作为萃取剂,在萃取精馏塔内部进行苯和环己烷的分离;苯和萃取剂混合物分离步骤,在萃取剂回收塔内部进行苯和萃取剂的分离;萃取剂再利

用步骤,与苯分离后的萃取剂物流经由分离、换热、冷却等处理后进入萃取精馏塔再利用。本发明采用环丁砜作为萃取剂,使苯和环己烷混合物在萃取精馏塔中进行分离,苯和环丁砜的混合物在萃取剂回收塔中进行分离,并对萃取剂回收塔底部采出的萃取剂物流余热进行回收利用,在保证高纯度产品质量下,能够显著减少生产投资和过程能耗,在达到同样产品回收率和纯度的前提下,比常规萃取精馏流程节省成本。

附图说明

- [0057] 下面结合附图和实施例对本发明进一步说明。
- [0058] 图1示出了本发明实施例提供的一种分离苯和环己烷混合物的工艺方法的简要流程图;
- [0059] 图2示出了本发明实施例提供的一种分离苯和环己烷混合物的设备的结构示意图。
- [0060] 图中,101.补充萃取剂,102.萃取剂进料,103.苯和环己烷混合物,104.环己烷产品,105.苯和萃取剂混合物,201.苯产品,202.侧线物流,203.萃取剂物流,204.第一萃取剂物流,205.第二萃取剂物流,206.萃取剂循环物流,106.萃取精馏塔,207.萃取剂回收塔,107.第一冷凝器,208.第二冷凝器,108.第一再沸器,210.中间再沸器,109.第一混合器,213.第二混合器,209.第二再沸器,211.冷却器,212.分离器。

具体实施方式

[0061] 为了使本发明的目的、技术方案及优点更加清楚明白,以下结合附图及实施例,对本发明进行进一步详细说明。应当理解,此处所描述的具体实施例仅用以解释本发明,并不限定本发明。

- [0062] 具体实施例一
- [0063] 本发明实施例提供了一种分离苯和环己烷混合物的工艺方法,包括:
- [0064] 在苯和环己烷混合物中加入萃取剂;
- [0065] 分离得到环己烷、苯和萃取剂的混合物;
- [0066] 分离苯和萃取剂混合物得到苯。
- [0067] 具体实施例二
- [0068] 如图1所示,本发明实施例提供了一种分离苯和环己烷混合物的工艺方法,包括:
- [0069] 苯和环己烷混合物分离步骤S101:
- [0070] 苯和环己烷混合物103从萃取精馏塔106中下部进入,萃取剂进料102从萃取精馏塔106中上部进入,所述萃取剂进料102为环丁砜;
- [0071] 在萃取精馏塔106内部进行苯和环己烷的分离;
- [0072] 萃取精馏塔106顶部的环己烷蒸汽进入冷凝器107冷凝后,部分液相环己烷回流入塔内,部分液相环己烷作为环己烷产品104采出;萃取精馏塔106底部的液相苯和萃取剂混合物进入第一再沸器108换热后,汽相的苯和萃取剂混合物返回塔内,液相的苯和萃取剂混合物105作为塔底产品采出;
- [0073] 苯和萃取剂混合物分离步骤S102:
- [0074] 苯和萃取剂混合物105经由第一再沸器108换热后,从萃取剂回收塔207中部进入;

- [0075] 在萃取剂回收塔207内部进行苯和萃取剂的分离；
- [0076] 萃取剂回收塔207顶部的苯蒸汽进入冷凝器208冷凝后，部分液相苯回流入塔内，部分液相苯作为苯产品201采出；萃取剂回收塔207底部的液相萃取剂进入第二再沸器209换热后，汽相的萃取剂返回塔内，液相的萃取剂物流203作为塔底产品采出；
- [0077] 萃取剂再利用步骤S103：
- [0078] 萃取剂物流203经由第二再沸器209换热后进入分离器212，分离成第一萃取剂物流204和第二萃取剂物流205；
- [0079] 第一萃取剂物流204与萃取剂回收塔207中下部抽出的侧线物流202经由中间再沸器210换热；所述侧线物流202中包括苯、萃取剂；
- [0080] 第二萃取剂物流205作为萃取精馏塔106的加热热源，经由第一再沸器108换热；
- [0081] 换热后的第一萃取剂物流204与换热后的第二萃取剂物流205在第二混合器213中混合；
- [0082] 第二混合器213采出的萃取剂循环物流206经由冷却器211冷却，再与补充萃取剂101在第一混合器109中混合作为萃取剂进料102。
- [0083] 本发明实施例中，苯和环己烷混合物103与萃取剂进料102的进料位置是通过灵敏度分析，在保证萃取效果和减少能耗的情况下确定的，也是本领域技术人员公知常识。采用环丁砜作为萃取剂，使苯和环己烷混合物103在萃取精馏塔106中进行分离，苯和环丁砜的混合物在萃取剂回收塔207中进行分离，并对萃取剂回收塔207底部采出的萃取剂物流203余热进行回收利用，在保证高纯度产品质量下，能够显著减少生产投资和过程能耗，在达到同样产品回收率和纯度的前提下，比常规萃取精馏流程节省成本。
- [0084] 在此基础上，进一步地，本发明实施例中，苯和环己烷混合物103中，苯和环己烷的摩尔比可以为3:1~1:3。发明人经过大量且复杂的对比试验同时发现，苯和环己烷的摩尔比对最终得到的苯和环己烷的产品纯度有影响，在苯和环己烷的摩尔比为3:1~1:3时，所得产品纯度最高，这是现有技术所不曾披露的，也不是普通技术人员经过简单的试验就能够获得的，竭尽了发明人的心血，是发明人付出了大量试验的劳动成果。
- [0085] 在上述任意实施例的基础上，进一步地，本发明实施例中，萃取剂进料102的体积可以为苯和环己烷混合物103的体积的105~125%。发明人经过大量且复杂的对比试验同时发现，萃取剂进料102的体积和苯和环己烷混合物103的体积之比对最终得到的苯和环己烷的产品纯度有影响，在萃取剂进料102的体积为苯和环己烷混合物103的体积的105~125%时，所得产品纯度最高，这是现有技术所不曾披露的，也不是普通技术人员经过简单的试验就能够获得的，竭尽了发明人的心血，是发明人付出了大量试验的劳动成果。
- [0086] 在上述任意实施例的基础上，进一步地，本发明实施例中，萃取精馏塔106的操作压力可以为0.05~0.5MPa，顶部温度可以为70~90℃，底部温度可以为95~115℃。发明人经过大量且复杂的对比试验同时发现，萃取精馏塔106的操作压力、顶部温度和底部温度对最终得到的苯和环己烷的产品纯度有影响，在萃取精馏塔106的操作压力为0.05~0.5MPa，顶部温度为70~90℃，底部温度为95~115℃时，所得产品纯度最高，这是现有技术所不曾披露的，也不是普通技术人员经过简单的试验就能够获得的，竭尽了发明人的心血，是发明人付出了大量试验的劳动成果。
- [0087] 在上述任意实施例的基础上，进一步地，本发明实施例中，萃取剂回收塔207的操

作压力可以为0.001~0.03MPa,顶部温度可以为5~25℃,底部温度可以为195~215℃。发明人经过大量且复杂的对比试验同时发现,萃取剂回收塔207的操作压力、顶部温度和底部温度对最终得到的苯和环己烷的产品纯度有影响,在萃取剂回收塔207的操作压力为0.001~0.03MPa,顶部温度为5~25℃,底部温度为195~215℃时,所得产品纯度最高,这是现有技术所不曾披露的,也不是普通技术人员经过简单的试验就能够获得的,竭尽了发明人的心血,是发明人付出了大量试验的劳动成果。

[0088] 具体实施例三

[0089] 如图2所示,本发明实施例提供了一种分离苯和环己烷混合物的设备,包括:

[0090] 萃取精馏塔106,萃取剂回收塔207,第一再沸器108,中间再沸器210,第一混合器109,第二混合器213,冷却器211,分离器212,第一冷凝器107,第二冷凝器208,第二再沸器209;其中,

[0091] 第一再沸器108,设置于萃取精馏塔106的底部和萃取剂回收塔207的中部之间;

[0092] 第一混合器109,与萃取精馏塔106的中上部相连接;

[0093] 中间再沸器210,与萃取剂回收塔207的中下部相连接;

[0094] 第二再沸器209,与萃取剂回收塔207的底部相连接;

[0095] 分离器212,入口端与第二再沸器209相连接,第一出口端与第一再沸器108相连接,第二出口端与中间再沸器210相连接;

[0096] 第二混合器213,第一入口端与第一再沸器108相连接,第二入口端与中间再沸器210相连接,出口端与第一混合器109相连接;

[0097] 冷却器211,设置于第二混合器213和第一混合器109之间;

[0098] 第一冷凝器107,与萃取精馏塔106的顶部相连接;

[0099] 第二冷凝器208,与萃取剂回收塔207的顶部相连接。

[0100] 本发明实施例该设备包括萃取精馏塔106,萃取剂回收塔207,第一再沸器108,中间再沸器210,第一混合器109,第二混合器213,冷却器211,分离器212,第一冷凝器107,第二冷凝器208,第二再沸器209,在工作状态时,采用环丁砜作为萃取剂,使苯和环己烷混合物103在萃取精馏塔106中进行分离,苯和环丁砜的混合物在萃取剂回收塔207中进行分离,并对萃取剂回收塔207底部采出的萃取剂物流203余热进行回收利用,在保证高纯度产品质量下,能够显著减少生产投资和过程能耗,在达到同样产品回收率和纯度的前提下,比常规萃取精馏流程节省成本。

[0101] 本发明实施例中,萃取精馏塔106可以是板式塔、填料塔或两者的任意组合。对于本发明实施例中萃取精馏塔106的选用,填料塔和板式塔都可以使用。相对于板式塔来说,填料塔操作范围较小,对于液体负荷的变化更为敏感;板式塔的塔径一般不小于0.6m,但填料塔的塔径可以很小;当塔径不太大时,填料塔的造价便宜;对于易起泡的物系、腐蚀性物系、热敏性物系,采用填料塔更合适;填料塔的压降比板式塔小,更适于真空操作。但填料塔不宜于处理易聚合或含有固体悬浮物的物料,当气液接触过程中需要冷却以移出反应热或溶解热时,不适宜用填料塔;另外,当有侧线出料时,填料塔也不如板式塔方便;相对于填料塔来说,板式塔的设计资料更容易得到而且更为可靠。

[0102] 本发明实施例中,萃取剂回收塔207可以是板式塔、填料塔或两者的任意组合。对于本发明实施例中萃取剂回收塔207的选用,填料塔和板式塔都可以使用。

[0103] 理论板数是指在一些分离操作中为完成某一指定分离要求所需理论塔板的数量，属于本领域技术人员公知常识，在此不再赘述。本发明实施例对萃取精馏塔106和萃取剂回收塔207的理论板数不做限定，优选的：萃取精馏塔106的理论板数可以为20~40，苯和环己烷混合物103从第10~30块理论板进料，萃取剂进料102从第3~6块理论板进料；萃取剂回收塔207的理论板数可以为8~25，苯和萃取剂混合物105从萃取剂回收塔207的中间位置进料，侧线物流202从进料位置以下第3~6块理论板抽出。

[0104] 具体实施例四

[0105] 采用本发明设备及工艺，萃取剂精馏塔106采用板式塔，萃取剂回收塔207采用板式塔，苯和环己烷的摩尔比为3:1，萃取剂用量为苯和环己烷混合物总体积的105%。

[0106] 操作条件和结果如下：

[0107] 萃取剂精馏塔106的操作压力：0.05MPa

[0108] 萃取剂精馏塔106的塔顶温度：70°C

[0109] 萃取剂精馏塔106的塔底温度：95°C

[0110] 萃取剂回收塔207的操作压力：0.001MPa

[0111] 萃取剂回收塔207塔顶温度：5°C

[0112] 萃取剂回收塔207：塔底温度：195°C

[0113] 各物流流量及组成如表1。

[0114] 表1实例1各物流质量流量及各组分质量分数

采出/进料部位	质量流量 kg/h	质量分数		
		苯	环己烷	萃取剂
[0115]	萃取剂进料 102	12600	0.00000	0.00000
	苯和环己烷混合物 103	7963	0.73576	0.26424
	环己烷产品 104	2104	0.00090	0.99910
	苯产品 201	5859	0.99909	0.00091

[0116] 从表1可知，在本发明实施例的工艺方法下，所得苯产品201的质量纯度为0.99909，所得环己烷产品104的质量纯度为0.99910。

[0117] 具体实施例五

[0118] 采用本发明设备及工艺，萃取剂精馏塔106采用填料塔，萃取剂回收塔207采用板式塔，回收的萃取剂循环利用。苯和环己烷的摩尔比为1:1，萃取剂用量为苯和环己烷混合物总体积的115%。

[0119] 操作条件和结果如下：

[0120] 萃取剂精馏塔106的操作压力：0.05MPa

[0121] 萃取剂精馏塔106的塔顶温度：70.3°C

[0122] 萃取剂精馏塔106的塔底温度：95.2°C

[0123] 萃取剂回收塔207的操作压力：0.03MPa

[0124] 萃取剂回收塔207塔顶温度：25°C

[0125] 萃取剂回收塔207：塔底温度：214.7°C

[0126] 各物流流量及组成如表2。

[0127] 表2实例2各物流质量流量及各组分质量分数

出/进料部位	质量流量 kg/h	质量分数		
		苯	环己烷	萃取剂
萃取剂进料 102	13800	0.00000	0.00000	1.00000
苯和环己烷混合物 103	8114	0.48137	0.51863	0.00000
环己烷产品 104	4208	0.00092	0.99908	0.00000
苯产品 201	3906	0.99913	0.00087	0.00000

[0129] 从表2可知,在本发明实施例的工艺方法下,所得苯产品201的质量纯度为0.99913,所得环己烷产品104的质量纯度为0.99908。

[0130] 具体实施例六

[0131] 采用本发明设备及工艺,萃取剂精馏塔106采用填料塔,萃取剂回收塔207采用填料塔,回收的萃取剂循环利用。苯和环己烷的摩尔比为1:3,萃取剂用量为苯和环己烷混合物总体积的125%。

[0132] 操作条件和结果如下:

[0133] 萃取剂精馏塔106的操作压力:0.25MPa

[0134] 萃取剂精馏塔106的塔顶温度:80.4℃

[0135] 萃取剂精馏塔106的塔底温度:103.3℃

[0136] 萃取剂回收塔207的操作压力:0.015MPa

[0137] 萃取剂回收塔207塔顶温度:15.5℃

[0138] 萃取剂回收塔207:塔底温度:205℃

[0139] 各物流流量及组成如表3。

[0140] 表3实例3各物流质量流量及各组分质量分数

采出/进料部位	质量流量 kg/h	质量分数		
		苯	环己烷	萃取剂
萃取剂进料 102	15000	0.00000	0.00000	1.00000
苯和环己烷混合物 103	8265	0.23628	0.76372	0.00000
环己烷产品 104	6312	0.00092	0.99908	0.00000
苯产品 201	1953	0.99961	0.00039	0.00000

[0142] 从表3可知,在本发明实施例的工艺方法下,所得苯产品201的质量纯度为0.99961,所得环己烷产品104的质量纯度为0.99908。

[0143] 具体实施例七

[0144] 采用本发明设备及工艺,萃取剂精馏塔106采用填料塔,萃取剂回收塔207采用填料塔,回收的萃取剂循环利用。苯和环己烷的摩尔比为1:2,萃取剂用量为苯和环己烷混合物总体积的105%。

[0145] 操作条件和结果如下:

[0146] 萃取剂精馏塔106的操作压力:0.5MPa

[0147] 萃取剂精馏塔106的塔顶温度:89.8℃

[0148] 萃取剂精馏塔106的塔底温度:115℃

[0149] 萃取剂回收塔207的操作压力:0.03MPa

[0150] 萃取剂回收塔207塔顶温度:24.9℃

[0151] 萃取剂回收塔207:塔底温度:215℃

[0152] 各物流流量及组成如表4。

[0153] 表4实例4各物流质量流量及各组分质量分数

采出/进料部位	质量流量 kg/h	质量分数		
		苯	环己烷	萃取剂
萃取剂进料 102	12600	0.00000	0.00000	1.00000
苯和环己烷混合物进料 103	8215	0.31697	0.68303	0.00000
环己烷产品 104	5611	0.00069	0.99931	0.00000
苯产品 201	2604	0.99926	0.00074	0.00000

[0155] 从表4可知,在本发明实施例的工艺方法下,所得苯产品201的质量纯度为0.99926,所得环己烷产品104的质量纯度为0.99931。

[0156] 具体实施例八

[0157] 采用本发明设备及工艺,萃取剂精馏塔106苯和环己烷混合物103进料位置以上采用填料塔,其余采用板式塔,萃取剂回收塔207采用板式塔,回收的萃取剂循环利用。苯和环己烷的摩尔比为2:1,萃取剂用量为苯和环己烷混合物总体积的110%。萃取剂精馏塔106操作压力为0.5MPa,塔顶温度为89.7℃,塔底温度为114.8℃,萃取剂回收塔207操作压力为0.001MPa,塔顶温度为5.4℃,塔底温度为196℃。所得苯产品201的质量纯度为0.99941,所得环己烷产品104的质量纯度为0.99927。

[0158] 具体实施例九

[0159] 采用本发明设备及工艺,萃取剂精馏塔106采用板式塔,萃取剂回收塔207进料位置以上采用填料塔,其余采用板式,回收的萃取剂循环利用。苯和环己烷的摩尔比为1:3,萃取剂用量为苯和环己烷混合物总体积的105%。萃取剂精馏塔106操作压力为0.15MPa,塔顶温度为75.3℃,塔底温度为100.8℃,萃取剂回收塔207操作压力为0.01MPa,塔顶温度为10.1℃,塔底温度为200.2℃。所得苯产品201的质量纯度为0.99911,所得环己烷产品104的质量纯度为0.99913。

[0160] 具体实施例十

[0161] 采用本发明设备及工艺,萃取剂精馏塔106苯和环己烷混合物103进料位置以上采用板式塔,其余采用填料塔,萃取剂回收塔207进料位置以上采用填料塔,其余采用板式塔,回收的萃取剂循环利用。苯和环己烷的摩尔比为1:1,萃取剂用量为苯和环己烷混合物总体积的125%。萃取剂精馏塔106操作压力为0.15MPa,塔顶温度为76℃,塔底温度为101℃,萃取剂回收塔207操作压力为0.015MPa,塔顶温度为14.4℃,塔底温度为205.3℃。所得苯产品201的质量纯度为0.99909,所得环己烷产品104的质量纯度为0.99910。

[0162] 尽管本发明已进行了一定程度的描述,明显地,在不脱离本发明的精神和范围的条件下,可进行各个条件的适当变化。可以理解,本发明不限于所述实施方案,而归于权利要求的范围,其包括所述每个因素的等同替换。

苯和环己烷混合物分离步骤：

采用环丁砜作为萃取剂，在萃取精馏塔内部进行苯和环己烷的分离；

S101

苯和萃取剂混合物分离步骤：

在萃取剂回收塔内部进行苯和萃取剂的分离；

S102

萃取剂再利用步骤：

与苯分离后的萃取剂物流经由分离、换热、冷却等处理后进入萃取精馏塔再利用。

S103

图1

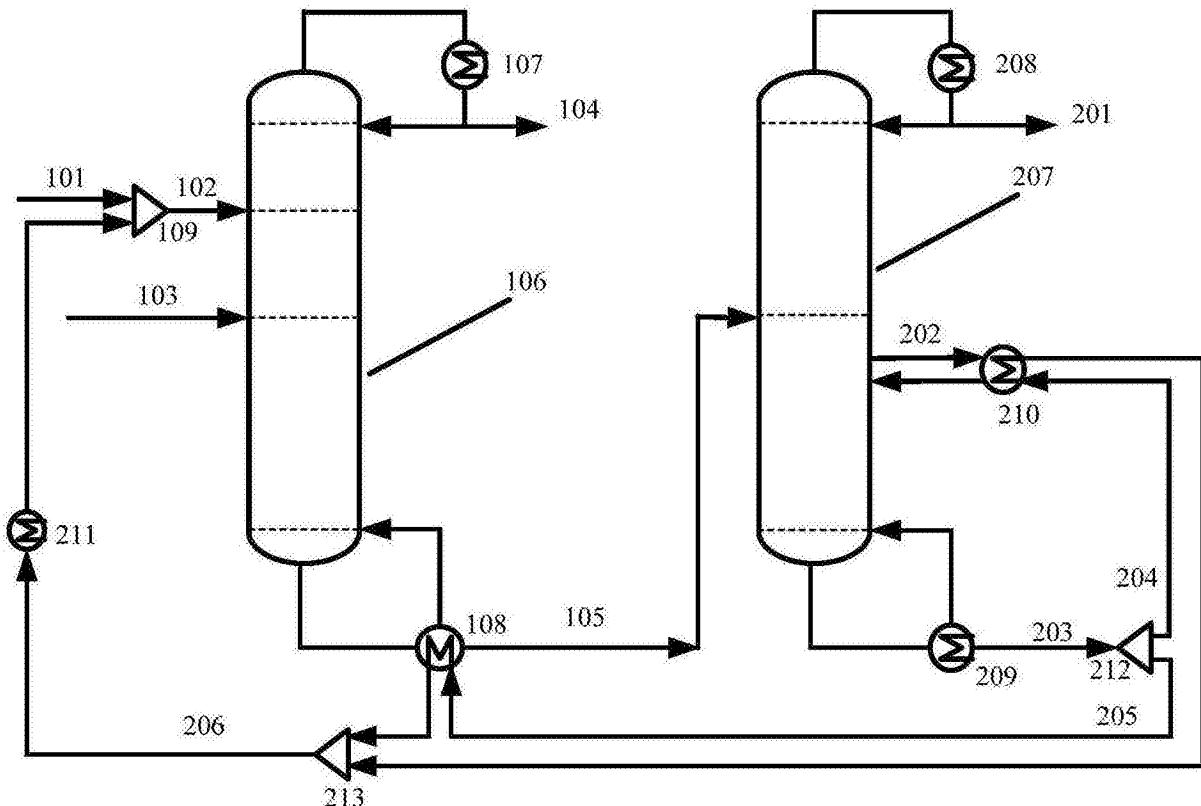


图2