

[19] 中华人民共和国国家知识产权局



[12] 发明专利说明书

专利号 ZL 00819408.4

[51] Int. Cl.

C10G 45/02 (2006.01)

C10G 61/04 (2006.01)

C10G 67/00 (2006.01)

C10G 67/04 (2006.01)

[45] 授权公告日 2007 年 3 月 28 日

[11] 授权公告号 CN 1307289C

[22] 申请日 2000.11.15 [21] 申请号 00819408.4

[30] 优先权

[32] 2000. 2. 11 [33] US [31] 60/182,022

[32] 2000.10.12 [33] US [31] 09/686,889

[86] 国际申请 PCT/US2000/031223 2000.11.15

[87] 国际公布 WO2001/059033 英 2001.8.16

[85] 进入国家阶段日期 2002.10.8

[73] 专利权人 GTC 技术公司

地址 美国德克萨斯州

[72] 发明人 F·-M·李 J·C·根特里

R·W·维特彻尔利 L·克雷托尤

C·斯亚姆库马

[56] 参考文献

US5302282A 1994.4.12

CN1109495A 1995.10.4

CN1078487A 1993.11.17

审查员 宋 岩

[74] 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司

代理人 马崇德

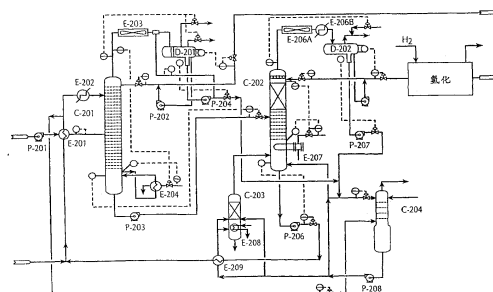
权利要求书 2 页 说明书 13 页 附图 2 页

[54] 发明名称

从汽油中去除硫化合物的方法

[57] 摘要

从烃流中除去硫化合物。在一个优选实施方案中,使来自流化床催化裂化设备的汽油流在萃取蒸馏塔(C-201)中进行萃取蒸馏以便将烯烃排至萃余液流中,同时将硫化合物萃取至萃取流中。



1. 一种从含有烯烃和硫化化合物的汽油流中去除硫化化合物的方法，所述方法包括使汽油流经历一个没有两液相区的、其中所述汽油
5 流与选择性溶剂接触的萃取蒸馏工艺以将硫化化合物浓缩在萃取流中并将烯烃排至萃余液流中，并且仅使所述萃取流经历加氢脱硫以除去硫化化合物，所述溶液选自环丁砜、3-甲基环丁砜、2,4-二甲基环丁砜、3-乙基环丁砜、N-甲基吡咯烷酮、2-吡咯烷酮、N-乙基吡咯烷酮、N-丙基吡咯烷酮、N-甲酰吗啉、二甲基砜、二乙基砜、甲基乙基砜、二丙
10 基砜、二丁基砜、四甘醇、三甘醇、二亚甲基乙二醇、1,2-亚乙基二醇、碳酸亚乙酯、碳酸异丙烯酯及其各种混合物。

2. 权利要求1的方法，其中所述汽油流包括单环和多环芳族化合物、单环和多环环烷、烯烃、链烷烃、噻吩、苯并噻吩、硫化物、二
15 硫化物、硫醇、四氢噻吩和二氢苯并噻吩，其沸点范围为 50℃至 250℃。

3. 权利要求1的方法，其中所述汽油流的沸点范围为 50℃至 220℃，并且还包括一个预分馏塔以从所述汽油流中除去苯并噻吩和高分子量的各种硫化化合物。

4. 权利要求3的方法，还包括将来自所述预分馏塔的顶流进料至
20 所述萃取蒸馏工艺，并将来自所述预分馏塔的底部流进料至加氢脱硫工艺。

5. 权利要求1的方法，其中溶剂包括环丁砜及进一步包括共溶剂，所述共溶剂选自 3-甲基环丁砜、N-甲酰吗啉、2-吡咯烷酮、二丙
基砜、四甘醇、来自 FCC 汽油的重质硫残余物和其各种混合物。

25 6. 权利要求5的方法，其中对溶剂进行汽提，并且汽提后重质硫

残余物以足以增强溶剂选择性的有效量保留在所述溶剂的贫馏分中。

7. 权利要求6的方法,还包括采用水萃取所述贫溶剂的滑流以便防止所述重质硫残余物的积聚。

8. 权利要求1的方法,还包括在使所述萃取流进行加氢脱硫的所述步骤后将萃取流与萃余液流汇合。

9. 权利要求1的方法,还包括将来自所述萃取工艺的物流进料至芳族纯化单元或重整产品纯化单元以生产出苯或全部的芳族化合物。

10. 权利要求9的方法,其中所述芳族纯化单元为乙烯设备的组成部分。

11. 权利要求1的方法,其中汽油流源自流化床催化裂化单元、焦化石脑油源或热蒸汽裂解源。

12. 权利要求11的方法,其中从流化床催化裂化反应器中提供所述汽油流。

13. 权利要求12的方法,其中将萃余液流循环至流化床催化裂化反应器。

14. 权利要求12的方法,其中将所述萃余液流进料至使烯烃转化为低分子量烯烃的单元中。

15. 权利要求14的方法,其中所述单元将所述萃余液流中的烯烃转化为 C₂-C₆ 烯烃。

从汽油中去除硫化合物的方法

5 发明背景

本申请要求 2000 年 2 月 11 日申请的美国临时申请 60/182,022 号和 2000 年 10 月 12 日申请的美国申请 09/686,889 号的优先权，通过引用将其全部内容结合到本文中。

10 发明领域

本发明涉及烃的精炼，更具体而言，本发明涉及一种从汽油中去除硫化合物的方法。

相关技术描述

15 汽油中的硫主要(最多达到 98%)来源于流化床催化裂化(FCC)中所生产出的汽油，占了汽油池的 30%至 70%。从汽油中去除硫的最有效的方法之一是对 FCC 汽油进行加氢处理。然而，这种物流含有数量相当多的各种烯属化合物，并且对这些化合物进行加氢处理实质上降低了调和汽油的辛烷值。

20 目前常用的方法是将 FCC 汽油分馏成含有非噻吩类硫化合物和烃的轻馏分(其沸点低于噻吩的沸点，即低于 84℃)及含有所有噻吩类硫化合物和重质烃的重馏分。然后在苛性洗涤单元(如梅洛克斯单元)中处理轻馏分以除去非噻吩类型的硫。将重馏分进料至加氢脱硫(HDS)单元以除去噻吩类型的硫。将所有沸点高于噻吩沸点的烯烃进行 HDS 处理，其结果造成辛烷值降低。

25 美国专利号 4,053,369 公开了一种用于分离芳族化合物与非芳族化合物的两液相萃取蒸馏法，该方法在工艺中萃取硫化合物。但上述专利的公开仅局限于在萃取蒸馏塔中采用两种液相进行操作的萃取蒸馏。

发明概要

本发明涉及将萃取法结合到精炼法中以便同时萃取硫化化合物以及将烯属化合物排至烃的物流中。

特别优选用于本发明中的物流为来自例如焦化粗汽油源、热蒸汽裂化源或流化床催化裂化（FCC）单元的物流。来自 FCC 单元的汽油特别优选用于本发明。

根据本发明，仅对具有硫的提浓物的萃取流才采用常规或改进的 HDS（加氢脱硫）单元进行加氢脱硫。以这种方式脱硫后的 FCC 汽油的辛烷值可以得以维持，其原因是萃取法将辛烷值较高的烯属化合物从在 HDS 单元处理的物流中排出了。

根据本发明从含有烯烃和硫化化合物的汽油流中去除硫化化合物的方法包括使汽油流经历一个萃取工艺以便在萃取流中提浓硫化化合物并且将烯烃排至萃余液流中，然后仅使所述萃取流进行加氢脱硫以除去硫化化合物。

在特别优选的实施方案中，本发明的方法包括在基本上没有两液相区域的的萃取蒸馏塔中进行的萃取蒸馏工艺。

选择萃取蒸馏塔各操作参数（包括合适的压力、温度、回流比和所用的溶剂等）以避免存在两相域是本领域普通技工技术范围内力所能及的事。

附图简述

图 1 示意结合本发明一个实施方案的汽油脱硫的工艺。

图 2 为结合本发明一个实施方案的汽油脱硫的工艺的工艺流程图。

优选实施方案的详细描述

本发明范畴内的萃取方法包括萃取蒸馏（ED）或液-液萃取（LLE）。其中一个实施方案的示意图示于图 1。将所有的 FCC 汽油进料至一个萃取工艺中，在其中使用合适的萃取溶剂或混合溶剂

将硫化化合物及芳族化合物萃取至萃取流中。与此同时通过所述溶剂将汽油流中的烯属化合物、环烷化合物及石蜡族化合物排至萃取液流中。硫化化合物主要包括各种硫醇、硫化物、二硫化物、噻吩、苯并噻吩和硫茆。然后将萃取流（含有硫的各种提浓物）进料至 HDS
5 单元以除去硫。脱硫后的萃取流可以重新与萃取液流汇合用于调和汽油或送往芳族化合物回收单元以便纯化苯、甲苯和二甲苯。与采用相同溶剂的液-液萃取方法相比，优选萃取蒸馏法，其原因是萃取蒸馏法在萃取 FCC 汽油中的所有硫化化合物并分离出烯烃方面效率更高。因来自 ED 塔的萃取液（塔顶馏出物）流仅含有少量的硫（主要为非噻吩型），故不需要苛性洗涤（梅洛克斯单元）。这是该技术的主要优点之一。

本发明的另一个优点是来自 ED 工艺的萃取流含有 60 至 90% 的芳族化合物。可任选将该物流进料至乙烯设备的二段加氢器和芳族化合物萃取单元，或在加氢脱硫后进料至重整产品萃取单元以回收
15 苯或全部的(full-range)芳族化合物。

参照图 1 所示的通用实施方案，将重瓦斯油进料 2 和残余闪蒸器顶馏分 4 送至流化床催化裂化单元 6。管线 8 从流化床催化裂化单元 6 进料至催化裂化分馏器 9。可从塔顶除去包括催化裂化气体 10 的催化裂化分馏器的轻质产物，而重循环油 12 则在底部除去；其他
20 馏分如轻循环油 14 和重瓦斯油 16 可移出用于进一步的加工和/或循环。将轻质石脑油馏分 18 进料至萃取工艺单元 20（例如液-液萃取或萃取蒸馏塔），而重质石脑油馏分 21 进料至加氢处理单元 28。萃取单元 20 产生出脱硫后的轻质石脑油萃取液流 22 和含有硫化化合物及芳族化合物的底部萃取流 24。可在 26 处移出任选的苯或苯提浓物流。根据本发明，在加氢处理单元 28 中仅处理来自萃取工艺单元 20
25 的底部萃取流 24。萃取单元 20 的脱硫后轻质石脑油汽油萃取液流 22 与来自加氢处理单元 28 的脱硫后重质石脑油 32 可汇合成产物流 34。将氢加入到加氢处理单元 28 中。除了脱硫后的重质石脑油 32 之外，

加氢处理单元 28 还产生出可以在克劳斯单元（图中未示出）中进一步进行处理的轻组分 38 与硫化氢（ H_2S ）40。此处有时将分馏器 9 称为“预分馏塔”。此处有时将来自预分馏塔进料至萃取工艺 20 的轻馏分称为“顶流”，并且有时将送往加氢处理单元的重质馏分称为“底部流”。

与美国专利号 4,053,369 的提议相反，本发明人发现在本发明的萃取蒸馏工艺中应优选避免两-液相区，其原因是两-液相区将降低 ED 塔中的溶剂性能。

为了说明这一点，我们在一段 ED 单元中进行实验，在该单元中将抗溶剂（水）加入到溶剂（环丁砜）以得到或发展混合物中的第二个液相。在 ED 单元中混合三种 ED 溶剂及一部分包含 34.4%重量正己烷、32.9%重量 1-己烯、32.4%重量苯和 0.21%重量噻吩的进料液体。在全回流及约 645 mm Hg（85.993 kPa）的压力下将以上混合物加热至沸点。在表 1 中总结了各平衡汽相。

表 1

组合物	无溶剂	环丁砜	环丁砜+5%水
正己烷	36.1	45.1	44.8
1-己烯	37.9	43.0	42.5
苯	25.8	11.9	13.5
噻吩	0.17	0.06	0.08

从表 1 中可看出，与单独使用环丁砜作为溶剂相比，使用环丁砜和 5%的水（发展的两液相萃取蒸馏的一个实施例）显示出具有较高苯与噻吩的蒸汽组成及较低的 1-己烯蒸汽组成。这说明在 ED 单元中存在两液相区会导致溶剂萃取较少的噻吩和较多的 1-己烯。换言之，使用两液相体系萃取出较少的含硫化合物和排除较少的烯烃。两液相溶剂也萃取出较少的苯（芳族化合物）。因此，ED 单元中的两液相在硫萃取和排除烯烃方面是根本没有益处的。事实上，应避

免或最大限度地减少出现两液相区。

此处本发明人使用以往公布（F.M. Lee, Ind. Eng. Chem. Process
Dos. Dev., 25 卷，第 4 期，1986 年，949-57 页，将其全文结合在此
以作参考）的数据来说明两液相区的存在对汽油脱硫中的 ED 性能具
有负面的影响。

选择两种溶剂进行比较: 对烃类化合物溶解性高并且在 2.0 至 8.0
的溶剂: 进料比（S/F）时形成单液相的二正丙基砵（DPS）；以及
对烃类化合物溶解性较低并且在低 S/F 下易于形成两液相的环丁砵
（SULF）。将来自一段 ED 单元的一些实验数据列于表 2 和 3 中。

表 2

溶剂	S/F	液体中的正 C ₇ （%重量）	蒸汽中的正 C ₇ （%重量）	α	液相
（无溶剂）	0	50.22	57.03	1.32	1
DPS	2.0	50.45	72.57	2.60	1
SULF	2.0	50.23	67.55	2.06	2
DPS	3.0	50.45	74.33	2.84	1
SULF	3.0	50.45	73.80	2.77	2
DPS	4.0	50.45	78.18	3.52	1
SULF	4.0	50.38	75.22	2.99	2

注：1. 烃进料为正庚烷和甲苯的混合物。
2. DPF 和 SULF 两种溶剂都含有 4.0 % 重量的水。
3. α 为正庚烷对于甲苯的相对挥发度； $\alpha = (Y_1X_2)/(Y_2X_1)$ ，
其中 Y₁ 与 Y₂ 分别为组分 1 和 2 的蒸汽组成；X₁ 和 X₂ 为
液相组成。

表 3

溶剂	H ₂ O	液体中的正 C ₇ (%重量)	蒸汽中的正 C ₇ (%重量)	α	液相
DPS	0	30.49	58.23	3.18	1
SULF	0	30.45	72.64	6.06	1
DPS	2.0	30.49	56.18	2.92	1
SULF	2.0	30.45	72.85	6.13	1
DPS	4.0	30.49	58.55	3.22	1
SULF	4.0	30.45	72.90	6.14	1

注：1.S/F=8.0。

2.H₂O 为溶剂中水的%重量。

5 3.烃进料为正庚烷和甲苯的混合物。

4. α 为正庚烷对于甲苯的相对挥发度； $\alpha = (Y_1X_2)/(Y_2X_1)$ ，其中 Y_1 与 Y_2 分别为组分 1 和 2 的蒸汽组成； X_1 和 X_2 为液相组成。

10 如表 2 中所示，在相同的实验条件下 DPS 显示出的性能比 SULF 要好（ α 值较高），其中由于 SULF 的溶解度低于 DPS，因此具有 SULF 的混合物具有两液相（S/F=2.0 至 4.0）。但表 3 中的数据表明，当两种溶剂均处于高 S/F（S/F=8.0）的单液相条件时，SULF 的选择性远高于 DPS。这些数据清楚地说明两液相操作不利于 ED 溶剂的选择性及工艺的性能，因此应尽量避免。

15 基于上述的实验说明，我们优选选择 ED 溶剂，这些溶剂将为用于萃取 FCC 汽油中的硫并排除烯烃的 ED 塔提供单液相。同时，ED 溶剂的沸点应足够高以便在溶剂汽提塔中得到回收并且不污染所萃取的产物。非限制性的溶剂例子包括环丁砜、3-甲基环丁砜、2,4-二甲基环丁砜、3-乙基环丁砜、N-甲基吡咯烷酮、2-吡咯烷酮、N-乙基吡咯烷酮、N-丙基吡咯烷酮、N-甲酰吗啉、二甲基砜、二乙基砜、甲基乙基砜、二丙基砜、二丁基砜、四甘醇、三甘醇、二亚甲基乙

20

二醇、1,2-亚乙基二醇、碳酸亚乙酯、碳酸异丙烯酯及其各种混合物。目前优选的溶剂为环丁砜、3-甲基环丁砜、N-甲酰吗啉、2-吡咯烷酮、二丙基砜、四甘醇及其各种混合物。

在本发明一个实施方案的工艺中，萃取蒸馏溶剂包括一种共溶
5 剂。例如，一种优选的溶剂包括环丁砜与作为共溶剂的 3-甲基环丁砜、N-甲酰吗啉、2-吡咯烷酮、二丙基砜、四甘醇、水、来自 FCC 汽油的重质硫残余物或其各种混合物。

FCC 汽油含有许多不同类型的硫物质，包括（但不局限于）硫醇、硫化物、二硫化物、噻吩及苯并噻吩。以前人们已说明重质硫
10 物质（主要为苯并噻吩）能增强溶剂的选择性。例如参见 F.M. Lee & D.M. Coombs, Ind. Eng. Chem. Res., 卷 27, 第 1 期, 1988 年, 118-23 页, 通过引用将其结合到本文中。

在使用环丁砜和含有来自 FCC 汽油的重质残余硫的环丁砜作为溶剂的一段 ED 单元中进行实验。烃进料为 30%重量正庚烷和 70%
15 重量甲苯, S/F=3.0。一些实验数据示于表 4。

表 4

溶剂体系	溶剂中的 H ₂ O (%重量)	蒸汽中的正-C ₇ (%重量)	蒸汽中的 toluene (%重量)	α
环丁砜	1.0	64.7	35.3	4.27
	2.0	64.5	35.5	4.24
	3.0	64.0	36.0	4.15
	4.0	62.6	37.4	3.91
具有重质残余硫 的环丁砜	1.0	65.9	34.1	4.51
	2.0	65.2	34.8	4.37
	3.0	65.0	35.0	4.33
	4.0	64.2	35.8	4.18

基于表 4 中的 α 值（溶剂选择性），显然重质残余硫化合物改
20 进了环丁砜溶剂在 ED 单元中的性能。因此，本发明的一个方面为在萃取蒸馏溶剂中包含重质残余硫化合物以改进选择性。

由于较重的硫物质（如苯并噻吩）比具有相近沸点的烃更强烈地结合于 ED 溶剂，因此在烃从溶剂中被汽提后这些较重物质易于滞留在 ED 贫溶剂中。这使得可以更容易地通过调节溶剂汽提塔的操作条件来控制 ED 贫溶剂中硫的量。为了证明这一点，我们在一段 ED 单元中混合 1.7%重量的苯并噻吩和 98.3%重量的环丁砜，并将混合物在 370 mmHg（49.329 kPa）的压力下加热至 180℃（预先设置的溶剂汽提塔的温度）。苯并噻吩的浓度在 85 分钟后降至 1.17%重量，146 分钟后降至 1.10%重量，326 分钟后降至 0.82%重量。较重质硫化合物将比苯并噻吩更强烈与溶剂结合。

为了防止重质硫及烃聚集在贫溶剂中，将贫溶剂的滑流(slip stream)用水萃取以便除去溶剂，剩下重质硫和烃。为了说明这个概念，通过使 1 份含有 84%环丁砜和 16%苯并噻吩的混合物与 20 份水在 50℃接触来进行一段萃取实验。进行一段萃取后，水相含有 99%的环丁砜（溶剂）和 1%的苯并噻吩，而有机相则含有 6%的环丁砜和 94%的苯并噻吩。我们预计采用更多一点的萃取阶段可以完全分离各种组分。本发明人也已发现，即使在进行 6 段水萃取后重质硫和烃仍不溶于水中。可将水相循环至溶剂汽提塔以便回收溶剂并提供少量的汽提用水蒸汽。

以下实施例说明本发明的 ED 工艺用于萃取 FCC 汽油中的硫组分并排除烯烃组分的效果。

实施例

实施例 1

在一段 ED 单元中进行实验。在本研究中，我们使用了苯（B）、1-己烯（1-H）、正己烷（n-H）、噻吩（TH）、甲基丙硫醇（MP）和乙基甲基硫醚（EMS）分别代表芳族化合物、烯烃、链烷烃、噻吩、硫醇和硫化物。将混合物进料至 ED 单元并在全回流下加热至其起泡点。达到蒸汽和液体平衡后从液相及汽相取样进行分析。然后

以 3.0 的溶剂：进料比（S/F）将环丁砜加入到 ED 单元中的混合物中，取样前将新的混合物再次加热至起泡点。实验结果总结于表 5。

5

表 5
ED 单元的顶流（萃余液）组成

烃进料组成:	32.53%重量的苯（B）、38.52%重量的正己烷（n-H）、28.68%重量的 1-己烯（1-H）、0.083%重量的甲基丙硫醇（MP）、0.110%重量的乙基甲基硫醚（EMS）和 0.073%重量的噻吩（TH）						
溶剂:	环丁砜						
压力:	640 mm Hg（85.326 kPa）						
温度:	62.1℃						
组成(%重量)	S/F	B	n-H	1-H	MP	EMS	TH
无溶剂	0	26.91	39.80	33.05	0.058	0.133	0.059
环丁砜	3.0	12.07	50.02	37.77	0.044	0.081	0.023
(S/F=3.0)/无溶剂		0.45	1.26	1.14	0.76	0.61	0.39

示于表 5 中的组成为顶流（萃余液）组成，因此所示的值越低，则溶剂萃取效果越好。所有硫物质在 S/F=3.0 下的浓度值显著低于在“无溶剂”条件下所得到的值。为了定量表达溶剂对硫物质的亲合力，在表 5 的底行给出了在 S/F=3.0 时各浓度值与无溶剂的各相应值之比。如表 5 所示，所有含硫化合物的这些比值均远小于 1.00，这意味着所述溶剂萃取了 ED 单元中所有类型的硫物质。因此，我们将溶剂与硫化合物的亲合力排成以下等级顺序：噻吩（0.39）>乙基甲基硫醚（0.61）>甲基丙硫醇（0.76）。

因此，所有类型的硫化合物均可完全被萃取至具有合理理论段数的 ED 塔的塔底物中。当然，对没有进行苛性洗涤处理的汽油掺合物来说允许一定量的硫存在于来自 ED 塔的顶流中。

对 1-己烯和正己烷而言，其两个比例均远远大于 1.00，这说明与没有溶剂的蒸馏相比，所述溶剂增强了对这两种化合物的排除。

实施例 2

在本实施例中使用实际的 FCC 汽油作为原料。在表 6 中给出了所述 FCC 汽油的组成。

表 6

组分	%重量	模拟蒸馏-D2887	
链烷烃	4.84	%-蒸馏出的 IBP	21.4℃
异链烷烃	30.48	5	39.6
烯烃	26.95	10	53.5
环烷	11.75	15	56.9
芳族化合物	24.62	20	62.1
未知物质	1.37	25	69.4
		30	72.2
	ppm	35	78.6
		40	85.7
轻质硫气体	5	45	90.4
硫醇	59	50	98.6
硫化物	8	55	105.6
噻吩	584	60	111.4
四氢噻吩	70	65	114.8
苯并噻吩	216	70	124.9
二氢苯并噻吩	12	75	137.4
二硫化物	1	80	139.7
		85	145.7
		90	163.2
		95	181.3
		FBP	220.6

5

将具有表 6 所示性能的 FCC 汽油连同含有 0.5%重量水的环丁砜作为 ED 溶剂在 S/F=3.0 下进料至一段 ED 单元。然后在完全回流和 638 mm Hg（85.060 kPa）的压力下将所述单元加热至沸点（70℃）。达到汽-液平衡后，从汽相及液相中取样进行分析。分析结果总结于表 7。

10

表 7

	<u>硫</u> (ppm)	<u>链烷烃</u> (%体积)	<u>异链烷烃</u> (%体积)	<u>烯烃</u> (%体积)	<u>环烷</u> (%体积)	<u>芳族化合物</u> (%体积)
进料	923	5.52	30.10	29.99	11.42	22.97
萃余液	84	6.97	42.17	43.94	5.41	1.51
萃余液/进料	0.09	1.26	1.40	1.47	0.47	0.07

如表 7 所示，在 3.0 的溶剂:进料比之下，超过 90%的硫被一段 ED 单元的溶剂所萃取（从进料的 923 ppm 至萃余液的 84 ppm）。所述溶剂同时将烯烃、链烷烃和异链烷烃排至萃余液流中。如预期的那样，芳族化合物基本上被所述溶剂所萃取。

实施例 3

根据下述条件进行 ED 工艺的模拟及设计:

-ED 溶剂	环丁砜
-共溶剂	水: 0.1-1.0%重量
-溶剂与进料比	3.3-3.7 (重量)
-萃取蒸馏塔:	
-塔顶压力	1.5-1.7 Kg/cm ²
-理论段数	30-35
-回流比	0.2-0.5
-溶剂回收塔:	
-塔顶压力	0.3-0.7 Kg/cm ²
-理论段数	18-22
-回流比	0.3-0.5
-汽提用蒸汽/HC	0.1-0.4 (重量)

10

工艺流程图示于图 2。具有表 6 组成的 FCC 汽油在 E-201 进行预热并进料至 ED 塔 C-201 的中部。将在 E-202 中冷却的贫溶剂进料

至塔顶。在汽-液操作中，所述溶剂将硫化合物连同芳族化合物组分萃取至塔的塔底物中，而将烯烃及饱和物作为萃取液排至顶流。将塔顶蒸汽在 E-203 中冷凝，将其一部分作为回流循环至塔中而将剩下的萃取液则送至汽油掺合槽中。所述萃取液含有大部分的烯烃及仅为痕量的硫化合物（不必进行苛性洗涤处理）。使塔 C-201 与 E-204 再沸并在顶流压力略为正压的条件下进行操作。

将含有溶剂、芳族化合物和硫化合物的富溶剂从 C-201 的底部导出并进料至溶剂回收塔 C-202。将烃从溶剂中分离，在所述塔的底部得到用于循环至 ED 塔 C-201 的贫溶剂。塔 C-202 在中等真空条件下进行操作以最大限度地降低所述塔的底部温度。此外，源自系统水平衡和渣油的汽提用水蒸汽将注入所述塔的底部以便协助汽提操作。塔顶流蒸汽将在 E-206 中进行冷凝，其中部分用作回流，而剩下的（即萃取产物）将送往 HDS 单元用于生产脱硫汽油。

将在塔 C-201 和塔 C-202 顶流中收集的水从 D-201 和 D-202 移出并送至水洗塔（只有一些塔盘）C-204。将来自 C-202 底部的少量贫溶剂送往 C-204 与水逆流接触以萃取各种溶剂组分，在萃取液相中留下定期从 C-204 的塔顶清除的重质烃和各种硫组分。将含有水及少量溶剂组分的萃取相从 C-204 的底部泵走。通常将该物流循环至 C-202 的底部用于产生汽提用水蒸汽。必要时将少量该物流通过换热器 E-209 进料至小的溶剂再生炉。各种溶剂组分在合适的真空及温度下在 C-203 中进行汽提并循环至 C-202 的底部。重质溶剂残余物将定期从 C-203 的底部清除。

将来自溶剂回收塔的贫溶剂在进料至萃取蒸馏塔之前送往一系列换热器回收热量。

任选可以调节塔 C-202 的各种操作条件如塔的压力、再沸器温度和水蒸汽汽提量以便使一定量的重质硫停留在贫溶剂中。贫溶剂中的重质硫将能增强塔 C-201 中贫溶剂的性能。

基于上述各种条件的图 2 所示的工艺模拟结果总结于表 8。

表 8

	<u>硫</u> (%重量)	<u>链烷烃</u> (%重量)	<u>异链烷烃</u> (%重量)	<u>烯烃</u> (%重量)	<u>环烷</u> (%重量)	<u>芳族化合物</u> (%重量)
进 料 (100%)	0.09	5.17	28.54	25.35	11.82	26.02
萃 余 液 (64%)	0.01	5.92	42.03	42.43	9.59	0.02
萃 取 物 (36%)	0.24	6.13	0.84	2.76	16.3	73.71
萃取的%	96.0	42.68*	1.06	3.5	49.64*	100.0

*由于进料中较高沸点的馏分而使得萃取的%较高

5 表 8 中所示的模拟结果证实了所述 ED 工艺萃取了超过 96%的
硫化合物和几乎所有的芳族化合物，并且排除了高达 99%的烯烃。

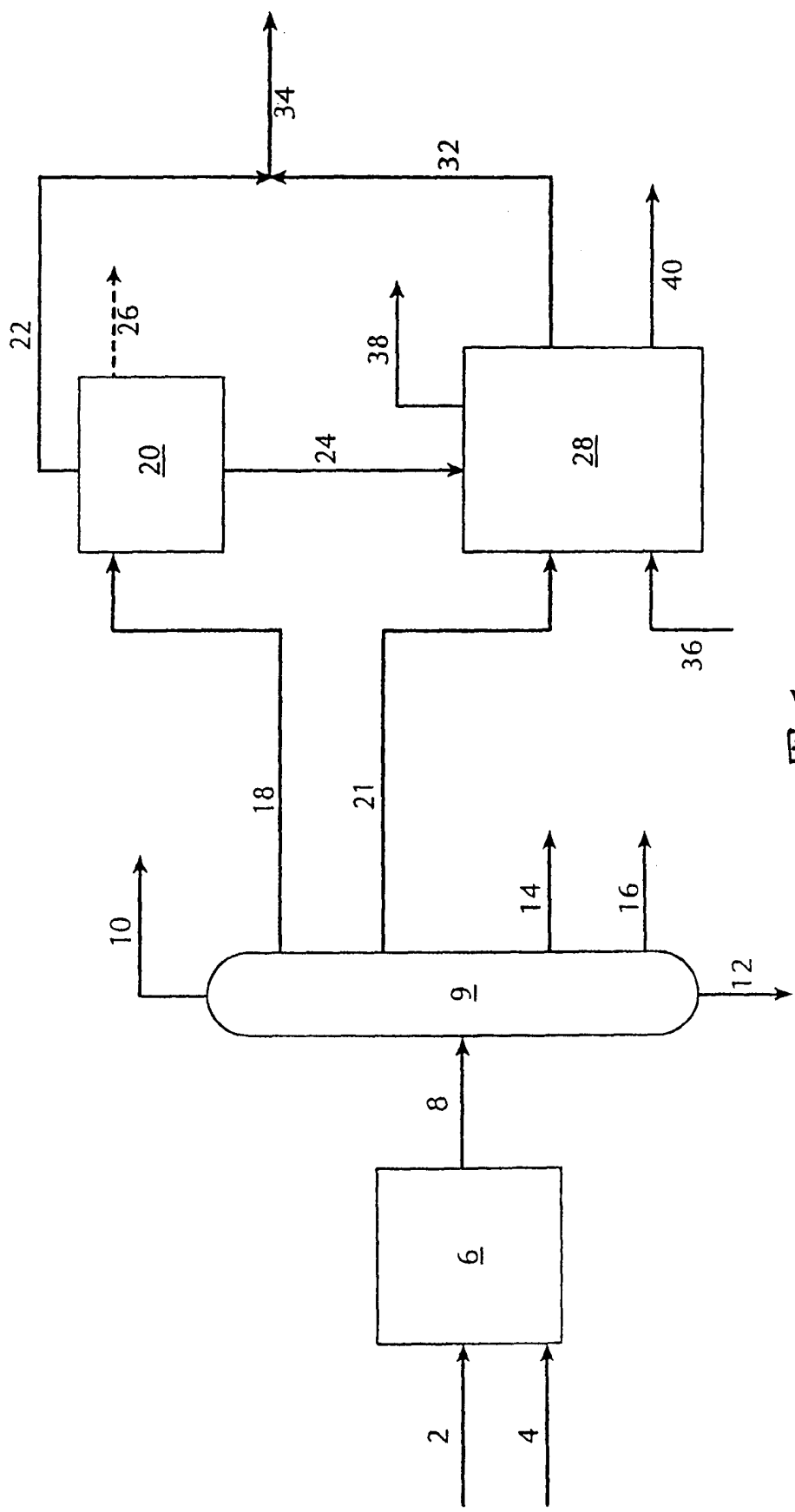


图 1

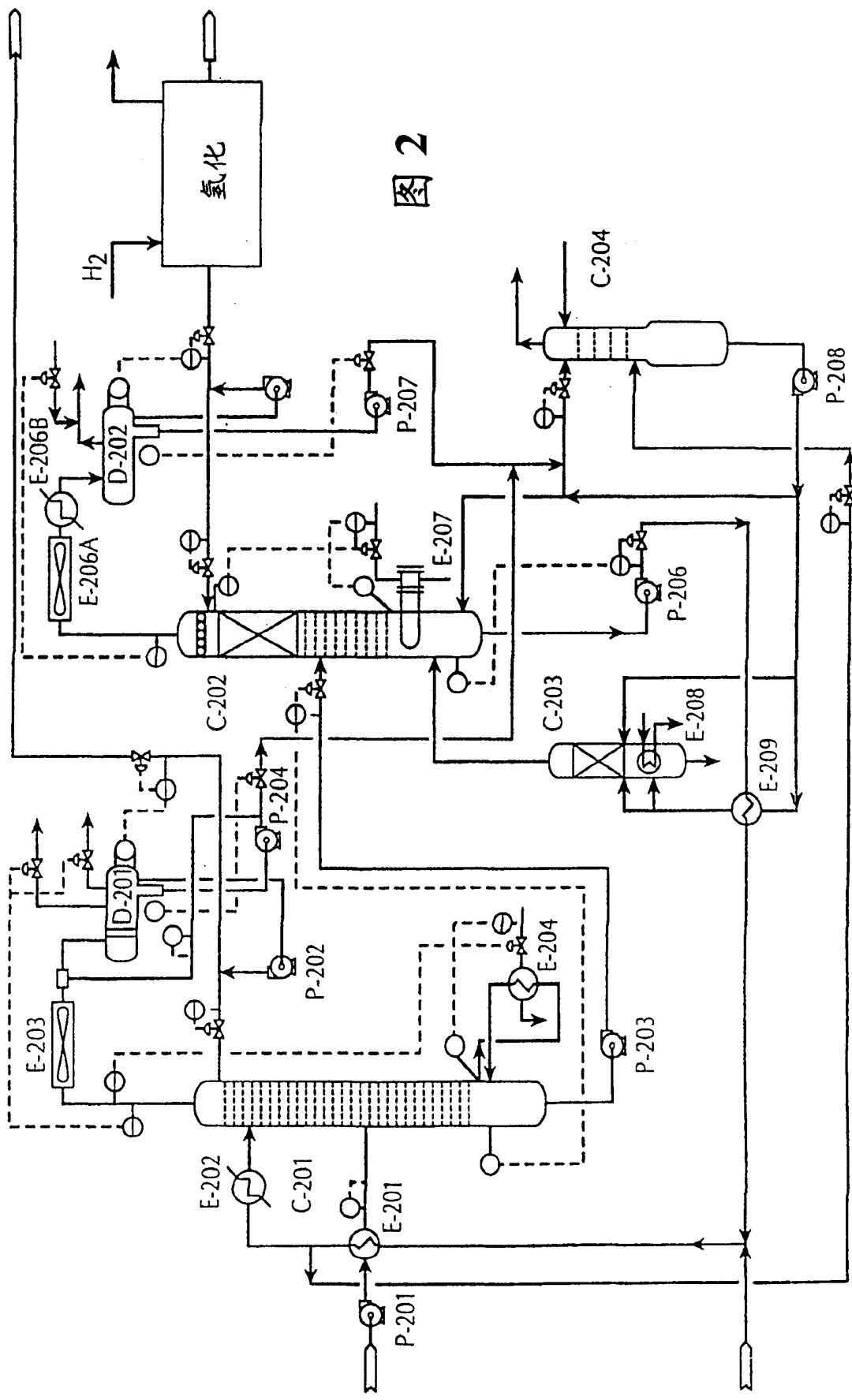


图 2