(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 114174470 A
(43)申请公布日 2022.03.11

(21)申请号 202080053038.9
(22)申请日 2020.03.13
(30)优先权数据
16/520,135 2019.07.23 US
(85)PCT国际申请进入国家阶段日
2022.01.21
(86)PCT国际申请的申请数据
PCT/US2020/022692 2020.03.13
(87)PCT国际申请的公布数据
WO2021/015824 EN 2021.01.28
(71)申请人 考伯斯特拉华有限公司
地址 美国宾夕法尼亚州
(72)发明人 M·B·马尔梅奎斯特
B·J·凯恩斯 C·C·穆勒
J·T·巴伦 J·T·迪茨
(74)专利代理机构 深圳市百瑞专利商标事务所(普通合伙) 44240
代理人 金辉
(51)Int.Cl.
C10C 3/00(2006.01)
C10C 3/06(2006.01)

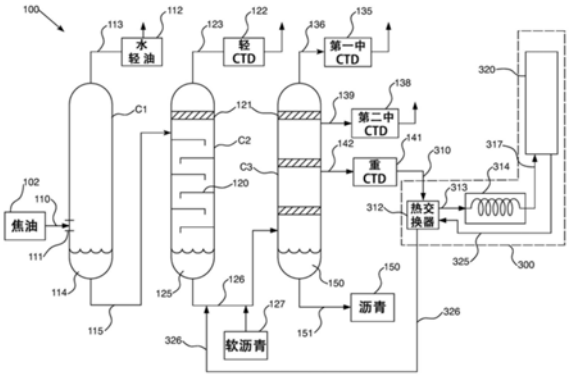
权利要求书6页 说明书28页 附图14页

(54)发明名称

提高沥青产量的热处理方法和系统

(57)摘要

本申请公开了利用煤焦油或倾析油生产煤或石油基沥青的沥青生产系统。通过对沥青生产过程中的馏分进行热处理,可以提高沥青的总产量。在实施例中公开了热处理系统和方法。对具有最高分子量的最重馏出物进行热处理,但其他实施方案考虑热处理多种组合的馏出物馏分。热处理系统要求在459-535℃的高温下,在接近恒定的温度和接近均匀的流动下对馏出物进行热浸泡。热处理馏出物的一部分可作为连续过程的一部分被重新引入沥青生产系统。



CN 114174470 A

1.一种从预选的原料中提取沥青的方法,所述方法包括以下步骤:

从以下组中选择原料:(i)石油基倾析油和(ii)煤焦油基重馏分油;

将可流动液相的原料引入至少部分由促进热传递的传导材料构成的导管中;

以受控方式向含有原料的导管的导热部分加热,以在46-300psi(g)的压力下将所述原料的温度升高至459-535℃;

在接近恒定的温度下,在足以将一部分原料转化为沥青的时间内,保持所述原料通过导管的至少一部分导热部分的接近均匀的流动,同时将中间相在组合流中的形成限制为不超过0.7%;

将组合流的温度降低至275-385℃;以及

从组合流中分离沥青,并获得沥青产率:(i)相对于石油基倾析油至少25%和(ii)相对于所述煤焦油基重馏分油至少15%。

2.根据权利要求1所述的方法,其中原料为煤焦油基重馏分油,其在46-155psi(g)的压力范围内升温至475-510℃。

3.根据权利要求2所述的方法,其中在所述接近恒定的温度下,所述接近均匀的流动持续在3.0-49.2分钟的时间范围内。

4.根据权利要求2所述的方法,其中沥青产率在15-45%的范围内。

5.根据权利要求2所述的方法,其中温度约为475℃,压力约为46.2psi(g),在接近恒定的温度下,接近均匀的流动持续约49.2分钟的时间,以产生约45%的沥青。

6.根据权利要求2所述的方法,其中温度约为510℃,压力约为155psi(g),在接近恒定的温度下,接近均匀的流动持续约3分钟的时间,以产生约15%的沥青。

7.根据权利要求1所述的方法,其中原料为煤焦油基重馏分油,其在60.7-126psi(g)的压力范围内升温至490-510℃。

8.根据权利要求7所述的方法,其中在所述接近恒定的温度下,所述接近均匀的流动持续在4.3-23.6分钟的时间范围内。

9.根据权利要求7所述的方法,其中沥青产率在20-40%的范围内。

10.根据权利要求7所述的方法,其中温度约为490℃,压力约为60.7psi(g),在接近恒定的温度下,接近均匀的流动持续约23.6分钟的时间,以产生约40%的沥青。

11.根据权利要求7所述的方法,其中温度约为510℃,压力约为126psi(g),在接近恒定的温度下,接近均匀的流动持续约4.3分钟的时间,以产生约20%的沥青。

12.根据权利要求1所述的方法,其中原料为煤焦油基重馏分油,其在65.1-111.5psi(g)的压力范围内升温至495-510℃。

13.根据权利要求12所述的方法,其中在所述接近恒定的温度下,所述接近均匀的流动持续在5.7-16.3分钟的时间范围内。

14.根据权利要求12所述的方法,其中沥青产率在25-35%的范围内。

15.根据权利要求12所述的方法,其中温度约为495℃,压力约为65.1psi(g),在接近恒定的温度下,接近均匀的流动持续约16.3分钟的时间,以产生约35%的沥青。

16.根据权利要求12所述的方法,其中温度约为510℃,压力约为111.5psi(g),在接近恒定的温度下,接近均匀的流动持续约5.7分钟的时间,以产生约25%的沥青。

17.根据权利要求1所述的方法,其中原料为煤焦油基重馏分油,其在约83.9psi(g)的

压力下升温至约500℃。

18.根据权利要求17所述的方法，其中在所述接近恒定的温度下，所述接近均匀的流动持续约7.4分钟的时间，以产生约30％的沥青。

19.根据权利要求1所述的方法，其中原料为石油基倾析油，其API比重在-5至0的范围内，原料具有80-300psi(g)的压力，在接近恒定的温度下根据以下公式施加一段时间：

$25=0.1((1.8\times T_r+32)-T_c)+0.1(R_t)$

其中T_r是以摄氏度为单位的反应温度；T_c是653，R_t是以分钟为单位的保留时间，沥青产率至少增加25％，沥青具有至少47重量％的焦化值。

20.根据权利要求1所述的方法，其中原料为石油基倾析油，其在80-300psi(g)的压力范围内升温至459-496℃。

21.根据权利要求20所述的方法，其中在所述接近恒定的温度下，所述接近均匀的流动持续在1-25分钟的时间范围内。

22.根据权利要求20所述的方法，其中沥青产率在40-54.3％的范围内，焦化值在47.3-50.5重量％的范围内。

23.根据权利要求20所述的方法，其中温度约为496℃，在接近恒定的温度下，接近均匀的流动持续约1分钟的时间，以产生具有约47.3重量％焦化值的约54％的沥青。

24.根据权利要求20所述的方法，其中所述温度在468-482℃的范围内，在所述接近恒定的温度下，所述接近均匀的流动持续约10分钟的时间，以产生约43-54.3％范围内的沥青，其焦化值在47.3-50.5重量％的范围内。

25.根据权利要求20所述的方法，其中所述温度在459-471℃的范围内，在所述接近恒定的温度下，所述接近均匀的流动持续约20分钟的时间，以产生约40-47.5％范围内的沥青，其焦化值在47.7-50.1重量％的范围内。

26.根据权利要求1所述的方法，其中所述导管还包括导热区段和反应器区段，原料以湍流方式流过所述导热区段，原料以接近均匀的方式流过所述反应器区段。

27.根据权利要求26所述的方法，其中原料的温度在所述导热区段中升高，并在所述反应器区段中保持在接近均匀的水平。

28.根据权利要求1所述的方法，还包括在引入所述导管之前加热所述原料的附加步骤。

29.根据权利要求28所述的方法，其中升温步骤和降温步骤在公共热交换器中同时实现。

30.一种中间相含量小于0.7％的沥青产品，所述沥青产品通过包括以下步骤的方法从选自下列的原料中得到的：(i)石油基倾析油和(ii)煤焦油基重馏分油：

将可流动液相的原料引入至少部分由促进热传递的传导材料构成的导管中；

以受控方式向含有原料的导管的导热部分加热，以在46-300psi(g)的压力下将所述原料的温度升高至459-535℃；

在接近恒定的温度下，在足以将一部分原料转化为沥青的时间内，保持所述原料通过导管的至少一部分导热部分的接近均匀的流动；

将组合流的温度降低至275-385℃；以及

从组合流中分离沥青部分。

31.根据权利要求30所述的方法，其中原料是煤焦油基重馏分油，其在46-155psi(g)的压力下升温至475-510℃。

32.根据权利要求31所述的方法，其中在所述接近恒定的温度下，所述接近均匀的流动持续在3.0-49.2分钟的时间范围内。

33.根据权利要求31所述的方法，其中沥青产率在15-45％的范围内。

34.根据权利要求31所述的方法，其中温度约为475℃，压力约为46.2psi(g)，在接近恒定的温度下，接近均匀的流动持续约49.2分钟的时间，以产生约45％的沥青。

35.根据权利要求31所述的方法，其中温度约为510℃，压力约为155psi(g)，在接近恒定的温度下，接近均匀的流动持续约3分钟的时间，以产生约15％的沥青。

36.根据权利要求30所述的方法，其中原料是煤焦油基重馏分油，其在60.7-126psi(g)的压力下升温至490-510℃。

37.根据权利要求36所述的方法，其中在所述接近恒定的温度下，所述接近均匀的流动持续在4.3-23.6分钟的时间范围内。

38.根据权利要求36所述的方法，其中沥青产率在20-40％的范围内。

39.根据权利要求36所述的方法，其中温度约为490℃，压力约为60.7psi(g)，在接近恒定的温度下，接近均匀的流动持续约23.6分钟的时间，以产生约40％的沥青。

40.根据权利要求36所述的方法，其中温度约为510℃，压力约为126psi(g)，在接近恒定的温度下，接近均匀的流动持续约4.3分钟的时间，以产生约20％的沥青。

41.根据权利要求30所述的方法，其中原料是煤焦油基重馏分油，其在65.1-111.5psi(g)的压力下升温至495-510℃。

42.根据权利要求41所述的方法，其中在所述接近恒定的温度下，所述接近均匀的流动持续在5.7-16.3分钟的时间范围内。

43.根据权利要求41所述的方法，其中沥青产率在25-35％的范围内。

44.根据权利要求41所述的方法，其中温度约为495℃，压力约为65.1psi(g)，在接近恒定的温度下，接近均匀的流动持续约16.3分钟的时间，以产生约35％的沥青。

45.根据权利要求41所述的方法，其中温度约为510℃，压力约为111.5psi(g)，在接近恒定的温度下，接近均匀的流动持续约5.7分钟的时间，以产生约25％的沥青。

46.根据权利要求30所述的方法，其中原料是煤焦油基重馏分油，其在约83.9psi(g)的压力下升温至约500℃。

47.根据权利要求46所述的方法，其中在所述接近恒定的温度下，所述接近均匀的流动持续约7.4分钟的时间，以产生约30％的沥青。

48.根据权利要求30所述的方法，其中原料是石油基倾析油，其API比重在-5至0的范围内，原料具有80-300psi(g)的压力，在接近恒定的温度下根据以下公式施加一段时间：

$25 = 0.1((1.8 \times T_r + 32) - T_c) + 0.1(R_t)$

其中T_r是以摄氏度为单位的反应温度；T_c是653，R_t是以分钟为单位的保留时间，沥青产率至少增加25％，沥青具有至少47重量％的焦化值。

49.根据权利要求30所述的方法，其中原料是石油基倾析油，其在80-300psi(g)的压力下升温至459-496℃。

50.根据权利要求49所述的方法，其中在所述接近恒定的温度下，所述接近均匀的流动

持续在1-25分钟的时间范围内。

51.根据权利要求49所述的方法，其中沥青产率在40-54.3％的范围内，焦化值在47.3-50.5重量％的范围内。

52.根据权利要求49所述的方法，其中温度约为496℃，在接近恒定的温度下，接近均匀的流动持续约1分钟的时间，以产生具有约47.3重量％焦化值的约54％的沥青。

53.根据权利要求49所述的方法，其中温度在468-482℃的范围内，在接近恒定的温度下，接近均匀的流动持续约10分钟的时间，以产生约43-54.3％的沥青，其焦化值在47.3-50.5重量％的范围内。

54.根据权利要求49所述的方法，其中温度在459-471℃的范围内，在接近恒定的温度下，接近均匀的流动持续约20分钟的时间，以产生约40-47.5％的沥青，其焦化值在47.7-50.1重量％的范围内。

55.根据权利要求30所述的方法，其中所述导管还包括导热区段和反应器区段，原料以湍流方式流过所述导热区段，原料以接近均匀的方式流过所述反应器区段。

56.根据权利要求55所述的方法，其中原料的温度在所述导热区段中升高，并在所述反应器区段中保持在接近均匀的水平。

57.根据权利要求30所述的方法，还包括在引入导管之前加热原料的附加步骤。

58.根据权利要求57所述的方法，其中升温步骤和降温步骤在公共热交换器中同时实现。

59.根据权利要求1所述的方法，其中通过蒸馏实现沥青部分与组合流的分离。

60.一种从预选的原料中获得沥青的连续的方法，所述方法包括将原料中沥青部分分离后循环根据权利要求1的所述组合流的步骤。

61.一种用于从原料中提取沥青的热处理系统，所述原料选自：(i)石油基倾析油和(ii)煤焦油基重馏分油，所述热处理系统包括：

具有至少一个部件区段的导管，所述至少一个部件区段至少部分地由促进热传递的传导材料构成；所述导管具有第一端、第二端以及第一端和第二端之间的中间部分，所述中间部分可以选择性地包括所述导管的导热材料部分的至少一部分；

导管的导热部分具有459-535℃的最高温度和46-300psi(g)的最大压力；以及

导管的中间部分的尺寸和形状使得在接近恒定的温度下保持原料在一段时间内连续和接近均匀的流动，所述一段时间足以将至少一部分原料转化为沥青，同时将中间相在组合流中的形成限制为不超过0.7％，以获得沥青产率：(i)相对于石油基倾析油至少25％和(ii)相对于煤焦油基重馏分油至少15％。

62.根据权利要求61所述的热处理系统，其中导管的中间部分还包括反应器区段。

63.根据权利要求61所述的热处理系统，其中导热区段还包括加热区段。

64.根据权利要求63所述的热处理系统，其中加热区段为感应加热。

65.根据权利要求63所述的热处理系统，其中加热区段是细长的盘管。

66.根据权利要求63所述的热处理系统，其中加热区段的尺寸设计成使原料在其中产生湍流。

67.根据权利要求62所述的热处理系统，其中反应器区段还包括至少一个用于将原料保持在接近恒定的温度的保持容器。

68.根据权利要求62所述的热处理系统，其中反应器区段还包括至少一个保持容器，用于保持原料通过其中的接近均匀的流动。

69.根据权利要求62所述的热处理系统，其中反应器区段还包括多个容器。

70.根据权利要求62所述的热处理系统，其中反应器区段还包括至少一个细长的圆柱形容器。

71.根据权利要求62所述的热处理系统，其中反应器区段还包括惰性气体。

72.根据权利要求62所述的热处理系统，还包括用于收集不可冷凝气体的空间。

73.根据权利要求61所述的热处理系统，还包括热交换器，所述热交换器用于在引入导管之前将热能从组合流交换到原料。

74.根据权利要求69所述的热处理系统，其中多个容器还包括第一容器和第二容器，并且所述第一容器的容量比所述第二容器的容量大。

75.根据权利要求74所述的热处理系统，其中第二容器的尺寸最小。

76.根据权利要求68所述的热处理系统，其中容器是细长的，并且具有10:1或更大的长径比。

77.根据权利要求61所述的热处理系统，其中所述接近恒定的温度在正负30℃的范围内。

78.根据权利要求76所述的热处理系统，其中所述接近恒定的温度在正负10℃的范围内。

79.根据权利要求76所述的热处理系统，其中所述接近恒定的温度为正负5℃。

80.一种用于从石油基倾析油中提取沥青的蒸馏系统，所述沥青的中间相含量不超过0.7％以增加至少25％的沥青产率，所述蒸馏系统包括：

根据权利要求61所述的热处理系统，所述热处理系统用于接收和处理石油基倾析油以从中获得沥青；以及

至少一个与所述热处理系统流体连通的蒸馏塔，所述蒸馏塔用于接收热处理的石油基倾析油并将其分馏成包括沥青的组分馏分。

81.根据权利要求80所述的蒸馏系统，还包括多个蒸馏塔。

82.根据权利要求81所述的蒸馏系统，其中至少一个蒸馏塔还包括闪蒸。

83.根据权利要求80所述的蒸馏系统，其中在蒸馏塔中除去沥青后，倾析油再循环至热处理系统。

84.一种用于从煤焦油基重馏分油中提取沥青的蒸馏系统，所述沥青的中间相含量不超过0.7％以增加至少15％的沥青产率，所述蒸馏系统包括：

至少一个蒸馏塔，所述蒸馏塔用于接收煤焦油并将煤焦油分馏成包括沥青和煤焦油基重馏分油的组分馏分；以及

根据权利要求61所述的热处理系统，所述热处理系统与至少一个蒸馏塔的系统流体连通，用于接收和处理煤焦油基重馏分油以从中获得沥青。

85.根据权利要求84所述的蒸馏系统，还包括多个蒸馏塔。

86.根据权利要求85的所述蒸馏系统，其中至少一个蒸馏塔还包括闪蒸。

87.根据权利要求85所述的蒸馏系统，其中至少一个蒸馏塔还包括脱水器。

88.根据权利要求84所述的蒸馏系统，其中在蒸馏塔中除去沥青后，煤焦油基重馏分油

再循环至热处理系统。

提高沥青产量的热处理方法和系统

[0001] 优先权要求

[0002] 本申请要求2019年7月23日提交的当前未决的美国申请优先权，其申请号为16/520,135，该美国申请内容通过引用整体并入本文。

技术领域

[0003] 本发明涉及碳基沥青生产的改进。更具体地，本发明涉及煤焦油和石油加工的蒸馏副产物的热处理，以优化沥青产率，同时最小化喹啉不溶物含量和沥青中间相的产生。

背景技术

[0004] 煤是生产现代化世界所依赖的许多有益产品的重要原料。最值得注意的是，从地下开采的烟煤可以在被称为“焦炭电池”的炉子中通过煤的破坏性蒸馏或碳化来加热，以产生焦炭和煤焦油。焦炭在钢铁生产中被广泛用作燃料和试剂。煤焦油是在炼焦过程中从煤中除去的深色液体，作为密封层的成分，用于密封道路、沥青、屋顶、处理过的木材和其他建筑材料。煤焦油是大约10000种主要芳香族和半芳香族化合物的复杂混合物，通常在50℃至550℃以上的温度下沸腾，例如但不限于苯、甲苯、二甲苯、茚、苯酚、萘、苯并噻吩、喹啉、甲基萘、苊、芴、菲、蒽、咔唑、荧蒽、芘、并四苯、苯并菲、屈、苯并(a)芘(“BaP”)、晕苯和苯并(ghi)苝。因此，可以将煤焦油蒸馏成一系列馏分，以分离和收集各种成分，每种成分都可能是商业上可行的产品。蒸馏煤焦油材料的很大一部分是煤焦油沥青残留物。这种材料用于铝冶炼阳极的生产，以及钢铁工业用电弧炉电极的生产。在评估煤焦油沥青的质量特性时，行业重点关注煤焦油沥青材料为阳极和电极生产工艺提供合适粘合剂的能力。各种特性，如软化点、比重、喹啉不溶性百分比和焦化值，都可以用来表征煤焦油沥青在这些不同制造工艺和行业中的适用性。

[0005] 沥青也可以从石油而不是煤中获得。在这种情况下，石油催化裂化产生的油，如倾析油或乙烯裂解塔底(“ECB”)可作为生产石油沥青的原料。倾析油是由石油在炼油过程中的催化裂化和蒸馏产生的。倾析油自身稳定，沸点高，还包括芳香族和杂环化合物。ECB的热稳定性不如倾析油，因此其蒸馏产品在储存过程中可能会爆炸，因此不太受欢迎。煤焦油和石油的沥青生产工艺可能彼此相似，甚至可以使用相同的设备，但操作条件不同。或者，石油和煤焦油沥青生产系统可能彼此不同。此外，与煤焦油沥青相比，石油沥青在软化点、喹啉不溶物(“QI”)百分比或焦化值方面可能具有不同的特性。石油沥青和煤焦油沥青按一定比例混合，通常用于解决原料短缺、成本和最终产品的预期特性的问题。

[0006] 生产煤焦油或石油沥青的方法有很多。例如，图1A示出了这种过程的一个实施例。现有技术的蒸馏过程从湿原油1进料开始。湿原油1可以是煤焦油或石油衍生油，例如倾析油或ECB。湿原油1通过C1的进料管线10引入第一塔C1，该进料管线10是将湿原油1原料输送至第一塔C1的管道或导管。与第一塔C1的内部容积相比，C1的进料管线10可能较窄，因此，当在C1的进料管线10中时，湿原油1处于较高的压力下。当湿原油1通过孔口11进入第一塔C1时，其经历“闪蒸”或压力突变，导致组成部分分离为低沸点和高沸点组分。第一塔C1是脱

水器容器，其中的内容物在特定温度下加热，以去除较轻的部分成分。或者，C1的进料管线10可通过热交换器在进入前升高湿原油1的温度。第一塔C1主要用于去除水，在塔的塔底生成“干焦油”或“干油”，这具体取决于原料，其含水量不超过一定量。例如，诸如蒸汽加热器之类的加热器可用于将第一塔C1加热至约160℃的温度，以分离出C1的馏分12，其包括水蒸气和具有相对较低沸点的较轻分子，例如水和通常称为“BTX”的轻油，其包括苯、甲苯和二甲苯。这些C1的馏分12上升到第一塔C1的塔顶或“顶部”区域，并通过C1的蒸汽管线13排出。剩余的重分子，包括多环芳烃(“PAH”)，落在塔的塔底。“塔底”是指由于质量和高沸点而分离到蒸馏塔底部的含有较重成分的蒸馏物馏分。因此，C1底部包含多环芳烃(PAH)和其他较重分子，通常称为“干焦油/油”14。

[0007] 来自C1塔底的干焦油/油14通过连接的C1-C2输送管线15输送至第二塔C2，以进一步蒸馏。因此，来自第一塔C1的干焦油/油是第二塔C2的进料。第二塔C2是提供多级蒸馏的分馏塔。具有多个阶段的蒸馏塔可实现有价值化学品的最佳回收和纯度。它可以包括多个塔板20，其跨越塔直径的至少一部分，并且充当蒸馏冷凝液形成的阶段，帮助组分回流以进一步分离成分。它还可包括倾倒或结构化填料21，蒸发分子通过该填料上升以帮助分离。无论结构如何，沸腾的蒸汽都会沿着塔向上流动，液体在重力作用下向下流动。在任何阶段，从下方进入的蒸汽都比向下流动的液体更热。蒸汽和液体的逆流接触将热量从蒸汽传递到液体。这会蒸发液体中较低沸点的较轻组分，并冷凝蒸汽中较重的组分。这种在连续阶段中较轻的蒸发与较重的冷凝是对化学回收的分离和纯化。

[0008] 第二塔C2中的蒸馏通常通过在大气压力下通过加热器将第二塔C2加热至约250-270℃和高达360℃的底部温度来实现。在此阶段可去除轻馏分22，包括萘(可自行出售或用于染料和塑料生产)，也可浓缩在蒸馏温度在210-315℃之间的精制化学油(“RCO”)中。轻馏分22通过蒸汽管线23从第二塔C2中去除。轻馏分22的一部分可返回第二塔C2进行回流，以实现进一步蒸馏和分离。第二塔C2产生的C2塔底通常被称为“塔顶焦油/油”25，同样取决于原料，并且含有高分子量芳香烃，如多环芳烃(PAHs)，它们构成中馏分和重馏分。

[0009] 来自C2塔底的塔顶焦油/油25通过C2-C3输送管线26从第二塔C2输送至第三塔C3。附加焦油和沥青，包括塔顶焦油、中间沥青或软沥青，表示为软沥青27，其软化点约为40-125℃且优选约为90℃(尽管高度取决于最终沥青的期望端点软化点)，如果需要额外的体积或调节进料的特性，软沥青27可添加至C2-C3输送管线26，以与塔顶焦油/油25连接，作为第三塔C3的额外进料。在第三蒸馏塔C3(可能包含填料21和/或塔板)中，通过加热器将内容物加热至315℃以上。但是，在此阶段必须小心，因为中间相在390℃左右的温度下开始形成。中间相是焦炭的前体，在产生的沥青中表现为固体颗粒。然而，需要注意的是，本文中使用的术语“中间相”仅指大于4微米的“可报告”中间相。就本发明而言，4微米或更小的“胚胎”中间相不被视为中间相。在这种特定的生产过程中，应避免沥青中的焦炭，因为当用于铝生产的阳极制作和钢生产的电极成型时，焦炭会降低沥青的功能，限制沥青在混合步骤中适当润湿焦炭的能力，以形成碳制品，如阳极或电极，从而导致最终产品的导电性降低。因此，也可在第三塔C3中使用真空以降低组分分离和蒸馏的沸点。

[0010] 可从第三塔C3中获得各种馏分，每种馏分都是各种成分的混合物。例如，第一中馏分35首先馏出，并可通过馏出物管线36从第三塔C3中去除。第一中馏分35是各种碳基分子的混合物，例如具有至少12个碳，因此具有高分子量。它们可称为炭黑进料(“CBF”)，并可出

售给炭黑行业，以生产橡胶行业的原材料。第一中馏分35的一部分可返回到第三塔C3以进行回流和进一步分离。

[0011] 第二中馏分38可通过馏出物管线39从第三塔C3中去除。第二中馏分38可包括用于制备杂酚油木材防腐剂的化合物，该化合物可从馏分的剩余部分中分离出来，以进一步精制并用于其他应用，例如用于处理铁路枕木、电线杆和其他木材防腐剂应用。第二中馏分38的一部分可返回第三塔C3，以进行回流和进一步分离。

[0012] 重馏分41包括甚至更高分子量的组分。可通过蒸汽管线42将其从第三塔C3中移除。重馏分41是副产品，可包括炭黑进料。一部分重馏分41可返回第三塔C3进行回流和进一步分离。

[0013] 第三塔C3中C3塔底剩余的是煤焦油沥青50。该沥青50是一种粘稠的黑色液体，其含有包括多环芳烃在内的化学品混合物，是上述沥青生产系统的所期望的最终产品。可通过沥青出口管线51将其从第三塔C3中去除，并在后续应用中使用。该沥青50将以各种特性为特征，包括软化点、比重、QI百分比和焦化值，以确定其品质以及在各种制造工艺和行业中的适用性。蒸馏过程可通过在不同时间和/或不同体积中去除不同馏分来调整，以根据需要选择性地修改所生产沥青50的最终特性。例如，梅特勒软化点约为108-140℃且QI不超过10-20％的煤焦油沥青50可用作阳极和电极生产中的粘合剂。浸渍沥青需要较低的QI。

[0014] 在现有技术的沥青生产的第二个实施例中，如图1B所示，湿原油1进料通过孔口11闪蒸到第一塔C1中进行脱水。轻油和水作为C1馏分12被去除，干焦油/油14通过输送管线15输送至第二塔C2。

[0015] 第二塔C2是一个多级分馏塔，与其他现有技术工艺一样，由加热器在大气压力下加热至约250-270℃的温度。然而，在本实施例中，轻馏分22由蒸汽管线23蒸馏并去除，而中馏分38由蒸馏管线39从第二塔C2蒸馏并去除。轻馏分22可包括精制化学油(“RCO”)和其他轻馏分油。中馏分38可包括杂酚油，其可进一步分离和精制。轻馏分和中馏分22、38可合并储存在一起，或可随后加工用于精制杂酚油生产。

[0016] 在本实施例中，C2塔底的塔顶焦油/油25随后通过C2-C4输送管线26′移动到第四塔C4(本实施例中为第三塔)，并通过孔口11引入或闪蒸到第四塔C4中，孔口11可以是分布器(sparger)。该闪蒸将重馏分41(例如重油)从剩余残渣中分离出来，从而使重馏分41通过蒸汽管线42从第四塔C4中去除。重馏分41的组分随后可通过进一步蒸馏或加工分离，产生炭黑沥青和其他芳香化合物。第四塔C4塔底的残渣为沥青50，如果从煤焦油开始，则可能为煤焦油沥青，如果从倾析油开始，则可能为石油沥青。

[0017] 如图1C所示，现有技术中沥青生产的第三个实施例利用四个塔蒸馏和/或从形成沥青的残渣中分离油。具体而言，首先在第一塔C1中对湿原油1进行脱水，以除去包括水和轻油在内的C1馏分12。然后在分馏塔第二塔C2中蒸馏干焦油/油14，以除去轻馏分22。然后将所得的塔顶焦油/油25转移至另一分馏塔第三塔C3，在该分馏塔中去除中间馏分38。在该实施例中，来自第三塔C3的残渣被转移到第四塔C4，该第四塔C4是闪蒸塔，其中突然的压差分离出重馏分41。剩下的是所需的沥青50。

[0018] 根据工艺参数，根据煤焦油和倾析油中的一种原料计算，上述现有技术的沥青生产工艺可产生15-60％的沥青产率。优化工艺和提高产品产量很重要，但很难确定，事实证明，对于商业上可销售的商品，更难在工业规模上成功实施。

[0019] 优化产率的一种方法包括对用作沥青生产原料的馏分和副产品进行热处理(也称为热处理或热浸泡)。热处理过程有三个主要参数:温度、压力和停留时间。

[0020] 人们曾多次尝试通过热处理来确定提高沥青产量(和其他特性)的方法,但在商业开发所需的工业生产水平上,效果差异很大,商业成功率也很低。每个参考文献都广泛披露了时间和温度,但对导致产量增加的机理了解甚少,并且对与特定产量效果相关的实际时间和温度组合的披露较少。

[0021] 美国专利号3,140,248公开了利用浸泡步骤制备粘合剂沥青的方法。将沸点为200-650℃的石油馏分进行催化裂解,然后进行热裂解。通过热裂解获得的热残留物在温度为480-590℃、压力为30-400psi的均热区中浸泡4-20分钟。短停留时间和高线速度是减少结焦的首选。该专利公开了均热盘管的使用,但无进一步详细说明。

[0022] 美国专利号3,318,801公开了均热锅和短管加热器的使用。在340-425℃的温度下和0-30psi(g)的压力下使用均热锅3-90分钟。加热管在25-250psi(g)压力下快速加热至425-510℃,并持续2-30分钟。

[0023] 美国专利号3,673,077公开了用于生产粘合剂沥青以增加甲苯不溶物("TI")的热浸泡。条件为350-450℃,压力约为75psi(g),停留时间为15分钟至25小时。该专利还公开了空气可选地通过反应器。

[0024] 美国专利号4,039,423公开了对倾析油进行热处理以形成石油沥青方法。条件包括在220-440psi(g)压力下温度为413-524℃,停留时间为3-300分钟。连续流动条件首选湍流而非层流,以最大限度地减少焦炭的形成并保持任何QI悬浮。这也增加了材料的有效混合并缩短了反应时间。产品的软化点范围为79-135℃。

[0025] 欧洲专利号1 739 153公开了在惰性气氛下对煤焦油和馏分进行热处理的用途。条件为340-400℃,压力小于145psi(g),停留时间为3-10小时。优选实施例为370-400℃且14psi(g)下持续4-6小时。据推测,惰性条件下的热处理增加了分子的平面性和反应产物的稳定性,且限制了副反应。这提高了润湿性、石墨化性和反应产率。原料包括蒽油。

[0026] 美国专利号8,757,651公开了在350-440℃温度和在50-120psi(g)压力下对煤焦油馏分进行热处理以产生沥青。停留时间为1至7小时。原料包括低QI的杂酚油。据推测,热处理可以将相对较低的分子量组分聚合成较大的分子。产品的下游蒸馏预期分离出不同的物种。最终产品可能具有55-70%的焦化值和90-140℃的软化点。低于15%的QI也是其中一个目标。该申请考虑了通过热处理的批次和流量,但未给出反应器的详细信息。

[0027] 美国专利号9,222,027公开了利用高速高压运行的电热管式反应器进行热处理的方法。其还公开了盐和熔融金属浴。条件为450-560℃的温度,压力为500-900psi(g),停留时间为1-2分钟。该申请讨论了反应器管道中的层流和湍流,且首选湍流。湍流的雷诺数(Reynolds number)通常大于4000。优选雷诺数大于10000,并且雷诺数为25000时得到最好的实验结果。该申请在没有经验或实验数据的情况下,提出了使用雷诺数超过50000的推测。

[0028] 美国专利申请公开号为20170121834,其公开了利用热处理生产石油沥青。浸泡反应器在360-460℃范围内且215-265psi压力下使用15分钟至5小时。这需要惰性环境,或至少无氧环境。原料包括倾析油、润滑油提取物和汽油。

[0029] 尽管做出了这些努力,但仍有改进的余地,原因在于现有技术的解决方案尚未取

得商业成功。因此，本领域尚不清楚的是一种热处理的方法和装置，其可应用于煤焦油和石油副产品，并在商业规模操作中产生可预测和可重复的结果。对现有技术应用中的关键限制包括热处理后产生过量焦炭或中间相，这会阻止原料的连续加工。这通常归因于过度应用处理或处理时间和温度的过度变化。利用间歇反应器内容物再循环的现有技术的教导将识别出对沥青质量有害的内容物。

发明内容

[0030] 本申请公开了热处理方法，该方法将煤焦油或石油生产中的馏分副产品进行热处理，以提高沥青产率，特别强调与时间、温度和压力有关的参数，以最小化焦化和中间相的产出。本申请公开了利用热处理方法的相应煤焦油或石油沥青的生产方法。

[0031] 具体而言，本发明的热处理方法利用在后期沥青生产中蒸馏的重馏分和石油生产中的倾析油作为原料。本申请的热处理方法使这些原料在特定温度、压力和停留时间下进行热处理，以提取额外的沥青并增加沥青的总产量。因此，本申请的热处理方法提高了沥青生产的整体效率，同时也从其他不太经济的副产品中获得了价值。热处理过程中相关温度、压力和停留变量的控制对于保持最低QI水平和避免中间相形成至关重要。本发明利用可提高至超过510℃的高温范围和超过60-300psi(g)的压力范围将原料和反应物保持在液相，以便它们在整个热处理系统中一致移动。然而，由于已知中间相在390℃左右形成，因此本发明考虑在该过程中相应的停留时间，以最小化中间相形成的可能性，从而减少结焦。本发明还尝试实现进料的湍流加热，随后通过热处理装置的反应器部分进行塞流，这对于现实世界条件下具有物理可行性，其目的是保持原料通过系统的连续和一致的流动，以大致等效地暴露在热量下，这简单地确定为“接近均匀的流动”。本说明书中对塞流的引用应理解为接近均匀的流动。系统中较长的时间增加了中间相形成和结焦的可能性，这可以通过较低的温度进行调节，但并非首选。随后，热处理的原料可以作为添加的进料返回沥青生产过程，作为连续过程的一部分，以提高产量。

[0032] 此外，有迹象表明，商业上使用的沥青的软化点在未来将有提高的趋势。目前，大多数商用沥青和沥青混合物的软化点在90-150℃范围内。沥青软化点较低是由于多环芳烃(PAH)含量较高，降低PAH含量将提高软化点。其中许多化合物可能致癌，一些州和国家对于人类和环境接触这些物质越来越敏感。因此，沥青的软化点在未来可能会提高，原因在于，去除更多的这些高PAH化合物将去除潜在的致癌化合物，同时也会因此提高软化点。重馏分包括许多高芳香化合物，并且已知的是，在沥青形成过程中增加移除的重馏分的量会使所得沥青中产生更高的软化点。有办法利用提取的额外重馏分将是有益的，特别是如果它可以用来产出更多的沥青。本申请公开的系统和方法提供了这样的好处。

附图说明

[0033] 通过以下详细描述并参考附图，热处理和沥青生产系统和方法以及它们的特定特征和优点将变得更加明显。

[0034] 图1A是用于从湿粗煤焦油或倾析油生产沥青的现有技术系统的第一实施例的示意图。

[0035] 图1B是用于生产沥青的现有技术系统的第二实施例的示意图。

[0036] 图1C是用于生产沥青的现有技术系统的第三实施例的示意图。

[0037] 图2A是本发明沥青生产系统的第一实施例的示意图，该沥青生产系统结合了热处理，用于从煤焦油中生产更高产量的沥青。

[0038] 图2B是本发明沥青生产系统的第二实施例的示意图，该沥青生产系统结合了热处理，用于从煤焦油中生产更高产量的沥青。

[0039] 图2C是本发明沥青生产系统的第三实施例的示意图，该沥青生产系统结合了热处理，用于从煤焦油中生产更高产量的沥青。

[0040] 图3A是本发明沥青生产系统的第一实施例的示意图，该沥青生产系统结合了热处理，用于从石油副产品(如倾析油)中生产更高产量的沥青。

[0041] 图3B是本发明沥青生产系统的第二实施例的示意图，该沥青生产系统结合了热处理，用于从石油中生产更高产量的沥青。

[0042] 图3C是本发明沥青生产系统的第三实施例的示意图，该沥青生产系统结合了热处理，用于从石油中生产更高产量的沥青。

[0043] 图3D是本发明沥青生产系统的第四实施例的示意图，该沥青生产系统结合了热处理，用于从石油副产品(如倾析油)中生产更高产量的沥青。

[0044] 图3E是本发明沥青生产系统的第五实施例的示意图，该沥青生产系统结合了热处理，用于从石油中生产更高产量的沥青。

[0045] 图3F是本发明沥青生产系统的第六实施例的示意图，该沥青生产系统结合了热处理，用于从石油中生产更高产量的沥青。

[0046] 图4A是本发明热处理系统的第一实施例的示意图。

[0047] 图4B是本发明热处理系统的第二实施例的示意图。

[0048] 在附图的多个视图中，相同的附图标记指代相同的部件。

具体实施方式

[0049] 如附图所示，本发明涉及使用热处理系统300、300’和沥青生产系统100、100’、100”(源自煤焦油)和200、200’、200”(源自石油)。例如，图2A-2C示出了从煤焦油102生产煤焦油沥青150的各种实施例，图3A-3C示出了从倾析油203生产石油沥青250的各种实施例。如图4A-4B所示，各种热处理系统300、300’可与任何沥青生产系统一起使用。

[0050] 煤焦油

[0051] 首先转到煤焦油沥青生产系统，沥青生产系统100的第一实施例(如图2A所示)首先对煤焦油102进行脱水。粗煤焦油102在初始焦化过程中可能含有一些水或水分，但应低于约4重量％的水分水平，以免减慢焦油加工。为了使煤焦油102脱水，通过C1进料管线110将其输送至第一塔C1。C1进料管线110可通过至少一个热交换器(未显示)，其中来自系统其他元件的热量被施加到C1进料管线110，从而在冷却其他组分的同时预热C1进料管线110中的焦油102。

[0052] 本文和图中所示的热交换器不允许组分混合，但热交换器之间能够充分接触以允许热量从较热的组分转移到较冷的组分。这使得系统中产生的热量得到有效利用，这在工业规模生产运行中尤为重要，原因在于加热系统的组分的成本可能非常昂贵，并且可能需要大量燃料。在整个系统中可以设置有多个热交换器，以有效利用热量。在至少一个实施例

中，热交换器可包括各种馏分管线的布线，以在加热其他组分(例如焦油102进料)的同时冷却相应的馏分以供储存。在其他实施例中，可在热交换器中使用热交换油来加热较冷的组分。

[0053] 在至少一个实施例中，煤焦油102的初始温度约为50℃。当C1进料管线110经过至少一个或在某些情况下不止一个热交换器时，煤焦油102被加热至约160℃。因此，当煤焦油102进入第一塔C1时，其温度至少为160℃。由于煤焦油102被泵送通过C1进料管线110，因此其处于压力下，例如约100psi。第一塔C1为常压塔，其压力约为1atm(约14.7psia)。当煤焦油102通过孔口111进入第一塔C1时，压力的突然下降使煤焦油102闪蒸，导致其组成成分开始分离。优选地，没有再沸器或其他加热器来加热第一塔C1，因此第一塔C1的热量约为进入的湿煤焦油102的热量，其至少为160℃。

[0054] 水蒸气和蒸馏轻油(如BTX)沿第一塔C1向上流动，并通过C1蒸汽管线113去除，可在最高温度约75℃下通过冷却水冷凝器冷凝，然后收集为C1馏分112。水在大约100℃的温度下蒸馏。轻油也在大约相同的温度下蒸馏：苯(80℃)、甲苯(110℃)和可能的二甲苯(144℃)。因此，这些轻油和水被一起蒸馏和收集。轻油(约1％的煤焦油进料)不溶于水，作为C1馏分112的顶层被倾析并泵送储存。轻油的比重应进行监测，不允许过高，例如在15.5℃时不超过约0.92，原因在于这可能导致冷凝水分离不良。如果第一塔C1的湿煤焦油102进料过高，则可能发生这种情况。

[0055] 第一塔C1中的蒸馏继续进行，直到收集在C1塔底的干焦油114大致减少到水含量不超过约2.5重量％，优选小于0.5％，并可进一步表征为在15.5℃下具有至少1.15的比重。然后可通过传输管线115从第一塔C1中去除该干焦油114，可通过至少一个热交换器将干焦油114的温度升高至约250-270℃，干焦油114然后进入第二塔C2作为焦油塔顶。

[0056] 在第二塔C2中，干焦油114进行进一步蒸馏，以回收轻馏分122，其中可能包括粗萘作为RCO，该过程称为“焦油打顶”，因为它去除了干焦油114的最低沸点馏分或塔顶馏分。当进入第二塔C2时，进入的干焦油114的温度已经在250-270℃左右，并且可以在C2进料流速的流量控制下泵入，该流速基于与第二塔C2相关的加热器、真空和冷凝器系统。第二塔C2为常压塔，其压力为1atm，蒸馏塔板120位于干焦油114进料点下方。在至少一个实施例中，第二塔C2中可能有20-30个塔板。在干焦油114进料点上方还可以有至少一个填料塔段或填料121，用于在轻馏分122蒸馏时对其纯度进行精馏。加热器，例如燃烧过程加热器再沸器或其他合适的热源，可与第二塔C2相关联，以将塔底内容物加热至约350-360℃的温度，并进一步蒸馏轻馏分122。轻馏分122蒸汽沿第二塔C2向上流动，通常以约为C2进料速率15-22％的速率通过馏分管线123排出。轻馏分122随后可由冷凝器冷凝以转化为液体形式，其可包括含有萘的RCO，且可进一步由热交换器冷却。优选地，轻馏分122可包括55-65％的萘含量，并可在精炼厂中进一步处理以分离和纯化萘。轻馏分122在70℃下的最大比重优选为1.03。轻馏分122的特性也可如下文表1和表2所示。至少一部分轻馏分122可返回第二塔C2塔顶进行回流，以限制轻馏分122中高沸点化合物的量并增加轻馏分122的石脑油含量。在本发明的整个过程中应特别注意，所有蒸馏和蒸汽流可替换地被移除、存储以供将来进一步使用，并在适当时候被插入到这些过程中，这对于本领域技术人员来说是众所周知的。此液体C2回流使进料点上方蒸汽中的高沸点化合物冷凝，并提高第二塔C2塔顶精馏段的分离效率。轻馏分122能够以C2进料速率的至少10％的速率回流，以增加轻馏分122中的萘含量。约15-

22％的原始煤焦油102可作为轻馏分122被去除。

[0057] C2塔底含有塔顶焦油125，塔顶焦油125然后通过输送管线126输送至第三塔C3，以在所需软化点生产沥青。热量沿传输管线126守恒，因此进入第三塔C3的塔顶焦油125的温度与C2塔底的温度大致相同。任选地，可将软沥青127添加到第三塔C3之前的输送管线126中，与塔顶焦油125结合，作为C3进料，以调整温度、增加进料体积或从添加的软沥青中去除任何剩余油。第三塔C3最好是在约40-100毫巴的绝对压力下(约0.77-1.9psia的绝对压力)运行的真空塔。它还可以具有用于多级蒸馏的塔板120和填料塔顶部分121的组合。加热器(例如但不限于燃烧过程加热器再沸器)可用于将C3塔底加热至约350-360℃的温度，以通过再循环C3塔底液体从塔顶焦油125中煮沸重油馏分。

[0058] 当塔顶焦油125在第三塔C3中蒸馏时，馏分蒸汽通过该塔上升，并通过各种馏分的再循环进行冷凝。具体地说，第一中馏分135通过馏分管线136提取，并且可以用其他工艺、热传递油流或水进行外部冷却以冷凝。其特征如表1和表2中所示。第一中馏分135是一种中间炭黑进料产品，其生产主要用于支持其他产品质量和作为混合油。其中的一部分可以回流到第三塔C3中，或者可以进行存储和销售。大约少于5％的初始煤焦油102被蒸馏为第一中馏分135。

[0059] 来自第三塔C3的第二种产品是第二中馏分138，其可包括用作杂酚油的组分，例如WEI-C或AWPA杂酚油基础油。第二中馏分138通过馏分管线139去除，并可使用其他工艺、热传递油流或水进行外部冷却以冷凝。约13-22％的粗焦油102被蒸馏为第二中馏分138。第二中馏分138的特征可如表1和表2所示，和/或最大蒸馏10％至300℃，最大蒸馏65-90％至355℃，在某些情况下(尤其是在欧洲)，苯并(a)芘的最大含量为10ppm。至少一部分经蒸馏的第二中馏分138可返回或再循环至第三塔C3以进行回流。第二中馏分138中所含的杂酚油在木材防腐剂等其他行业中非常有用，因此可以通过监测其蒸馏范围和苯并(a)芘的含量来监测其质量控制。第二中馏分138的质量由其产品率控制，优选在总粗煤焦油102的14-20％范围内，以及其再循环回第三塔C3进行回流时的温度控制，其优选在100-115℃范围内。

[0060] 从第三塔C3中蒸馏塔顶焦油125获得的第三种产品是重馏分141，其通过蒸馏管线142除去，并可使用其他工艺、热传递油流或水进行外部冷却以冷凝。该重馏分141也是组分的混合物，主要包括炭黑进料，但具有在第一中馏分135中未发现的额外组分，如下表1所示，这增加了重馏分141的PAH水平和沸点。此外，重馏分141的QI和甲苯不溶物浓度极低，几乎为零。也可通过最大蒸馏10％至355℃来表征。至少一部分重馏分141可返回至第三塔C3，以便通过回流进一步蒸馏和分离。粗焦油102总量的约14％可作为重馏分141蒸馏出来。

[0061] 煤焦油生产系统100的第一实施例中的各种感兴趣的馏分通常可以如下面的表1和表2中所示进行表征，其组分量可以根据所生产沥青的目标软化点而变化。

[0062] 表1

[0063]

成分	轻馏分（总%）	第一中馏分（总%）	第二中馏分（总%）	重馏分（总%）
苯	0.20			
甲苯	0.30			
乙苯	0.20			
m+p-二甲苯	0.30			
苯乙烯	0.20			
o-二甲苯	0.24			
3+4-乙基甲苯	0.10	0.07		
1,3,5-三甲苯	1.14	0.03		
苯酚	0.73	0.05		
1,2,3-三乙基苯	0.10	0.08		
茚满	0.48	0.05	0.08	
茚	4.53	0.75	0.01	
萘	62.40	3.49	0.20	
甲基萘	11.75	11.38	0.20	0.08
喹啉	0.77	0.37	0.34	0.03
苊	0.70	17.68	8.20	0.44
苊烯	1.09	7.75	4.23	0.26
氧芴	1.29	0.59	0.43	0.03
芴	1.85	10.14	7.53	0.04
菲	1.59	12.70	26.22	5.23
蒽	0.24	2.90	4.45	1.46
咔唑		1.78	4.75	2.02
4H-环五[def]菲		0.89	3.36	1.35
荧蒽		1.33	8.66	15.13
芘		0.51	3.89	13.86
苯并[a]蒽			0.01	5.29
屈				5.25
苯并荧蒽				4.84
苯并(e)芘				1.48
苯并(a)芘				1.76
沸点	80 - 340° C	248 - 425° C	265 - 437 ° C	308 - >496° C

[0064] 表2

[0065]

成分	第一中馏分		第二中馏分		重馏分	
	软化点 115° C (%)	*软化点 130° C (%)*	*软化点 115° C (%)*	*软化点 130° C (%)*	*软化点 115° C (%)*	*软化点 130° C (%)*
茚	0.4	0.6	0.1		0.1	0.1
萘	3.3-4.9	3.2-6.2	0.3-0.9	0.4-0.8	0.1	0.1
硫萘（Thionaphthalene）	0.1-0.3	0.2	0.1	0.1	0.1	0.1
喹啉	1.4-2.2	1.2-1.6	0.4-0.6	0.3-0.5	0.1	0.1
异喹啉	0.5-0.7	0.4-0.6	0.1	0.1		
吲哚	1.0-1.4	1.0-1.2	0.2-0.4	0.3		
2-甲基萘	5.5-6.9	5.3-5.9	1.1-1.5	1.0-1.4	0.2	0.2
1-甲基萘	2.6-3.2	2.4-2.8	0.5-0.7	0.5-0.7	0.1	0.1
联苯	2.2-2.4	2.0-2.6	0.7	0.5-0.9	0.1	0.1
二甲基萘	2.7-3.1	2.5-3.1	0.8-1.0	0.7-1.1	0.1	0.2
苊	0.3-0.5	0.3-0.5	0.1	0.1	0.1	0.0
苊烯	14.7-16.1	15.9-17.3	5.5-6.3	5.7-7.3	0.8-1.0	1.0
氧芴	7.6-8.6	7.3-8.7	3.6-4.0	3.3-4.5	0.6-0.8	0.8
芴	9.9-10.9	10.5-10.7	5.7-6.5	6.0-7.0	1.0-1.2	1.3
2-甲基芴	0.6-0.8	0.7	0.5-0.7	0.6	0.1	0.1
1-甲基芴	0.3	0.3	0.3	0.3	0.1	0.1
二苯并噻吩	1.4-1.6	1.5	1.6-1.8	1.7-1.9	0.5	0.6
菲	19.6-22.6	21.4-22.0	25.7-30.1	28.2-30.8	7.5-8.5	9.0-10.0
蒽	5.3-5.9	5.6-5.8	6.4-8.2	7.9-8.9	2.1-2.5	2.5-2.9
咔唑	2.3-3.1	2.2-2.8	4.2-5.8	4.9-5.5	1.6-2.0	1.9-2.1
3-甲基菲	0.7	0.7	1.2-1.4	1.3	0.5	0.6
2-甲基菲	1.0	0.8-1.0	1.7-2.1	1.6-2.0	0.7-0.9	0.9
环戊二烯并[def]菲	1.5-1.7	1.5-1.7	3.2-3.8	3.4-3.6	1.4-1.6	1.6-1.8
(4+1)-甲基菲	0.3	0.3	0.6-0.8	0.7	0.3	0.4
荧蒽	3.9-5.1	3.5-4.5	14.5-17.3	13.3-15.5	14.5-16.1	16.2-18.2
芘	2.3-3.1	2.0-2.6	9.8-11.8	8.3-9.9	14.5-16.1	15.9-17.7
苯基[a]芴	0.2	0.1	0.7-0.9	0.6-0.8	3.1-3.5	3.4-3.6
苯基[b]芴	0.2	0.2	0.9-1.1	0.7-1.1	3.5-3.9	3.7-4.1
苯并[a]蒽					8.2-8.7	9.1-9.7
屈					7.5-8.3	8.2-8.8
苯并(bjk)荧蒽					7.1-7.9	10.0-10.8

[0066]

苯并(e)芘					2.4-2.6	3.5-3.7
苯并(a)芘					2.7-3.1	4.1-4.3

[0067] C3塔底剩余的残渣为所需的煤焦油沥青150，其质量取决于但不限于其软化点、355℃的馏分百分比、QI和甲苯不溶物含量。这三个参数都可以由C3塔底液体温度和重馏分141产品率控制。优选地，所得沥青150的软化点可在100-140℃范围内，且QI不超过20％。此外，最终沥青150中的灰分含量最好不超过0.4％，达到355℃的馏分最好不超过4％。该系统

100和方法可产生至少约40％的沥青产率。该沥青150可沿沥青出口管线151从第三塔C3上移除，以用于储存、运输、使用或销售。

[0068] 沥青生产系统100还包括热处理系统300。尽管热处理系统300的细节在下文中更全面地提供，并参考图4A和4B，但应注意，热处理方法300可将沥青150的总产率增加2-10％，总产率约为42-50％。在某些实施例中，优选目标将沥青产量增加至总沥青产量44％。通过在特定预选温度和保留时间下对蒸馏重馏分141进行热处理，然后将热处理产物引入第三塔C3，以便在沥青生产系统100中进一步蒸馏和分离沥青，从而获得额外的沥青150，如图2A所示。

[0069] 本发明还包括煤焦油沥青生产系统100'的第二实施例，如图2B所示。当煤焦油102在约100psi的压力下通过C1进料管线110中的至少一个热交换器(未显示)时，将其加热至约160-170℃。煤焦油102通过孔口111闪蒸到第一塔C1中，C1进料管线110在该孔口处与第一塔C1流体连通。在本实施例中，第一塔C1是在约900mm Hg(17.4psia)的大气压力下的脱水器。C1进料管线110和第一塔C1之间的压差使湿煤焦油102闪烁，并将水蒸气和轻质油(如苯、甲苯和二甲苯)分离为C1馏分112。如前所述，残留在第一塔C1塔底的残留物为干焦油114，其驻留在第一塔C1中，直到干焦油114的含水量不超过约2.5％，且优选不超过0.5％。其特征类似于上述干焦油114。

[0070] 干焦油114通过C1-C2输送管线115输送至第二塔C2，第二塔C2可以是分馏塔或多级蒸馏塔，如上所述。在这里，第二塔C2可在约120-180mm Hg(2.3-3.48psia)的压力下处于真空状态，并可加热至约182-230℃的内部温度。在生产系统100'的第二实施例中，轻馏分122'蒸馏并由蒸馏管线123收集。轻馏分122'可具有如下表3所示的组成和特征。同时蒸馏中馏分138'并从第二塔C2中除去。中馏分138'可具有如下表3所示的组成和特征。使用加热器(未显示)将C2塔底加热至约350-365℃的温度，以循环残渣并协助蒸馏。蒸馏的轻馏分和中馏分122'、138'可合并储存在一起，或可单独储存和随后处理，例如生产可出售或用于其他用途的精制杂酚油。

[0071] C2塔底含有塔顶焦油125'，其可能具有与前面所述相似的特性，温度约为350-365℃，压力约为180-220mm Hg(3.48-4.25psia)。然而，在沥青生产工艺100'的第二实施例中，塔顶焦油125'通过C2-C4传输管线126'从第二塔C2传输到第四塔C4。第四塔C4是闪蒸塔，而不是上述作为分馏塔的第三塔C3。塔顶焦油125'可通过孔口111(如分布器或其他合适的引入口)闪蒸到第四塔C4中。第四塔C4可在约40-70mm Hg(0.77-1.35psia)的压力下处于真空状态。当塔顶焦油125闪烁进入第四塔C4时，重馏分141'在约290-365℃的温度下分离出来，并可通过馏分管线142除去。该重馏分141'包括组合物，其特征可如下表3所示。然后将重馏分141'转移至下文所述的热处理系统300进行热处理，以增加沥青产量。一旦通过热处理系统300，热处理产品被引入C1-C2输送管线115，以添加到C2进料中进行额外分馏和蒸馏。通过该方法生产的沥青150'比未经热处理的重馏分141'的原始产率提高了20-40％。

[0072] 由沥青生产系统的第二优选实施例生产的各种馏分可如表3所示进行表征。

[0073] 表3

[0074]

成分	轻馏分（总%）	中馏分（总%）	重馏分（总%）
苯	0.16		
甲苯	0.17		
乙苯	0.07		
m+p-二甲苯	0.32		
苯乙烯	0.23		
o-二甲苯	0.13		
3+4-乙基甲苯	0.00		
1,3,5-三甲苯	0.00		
苯酚	0.12		
1,2,3-三乙基苯	0.00		
茚满	1.45	0.07	
茚	3.21	0.22	
萘	53.76	12.86	
甲基萘	7.58	0.90	
喹啉	0.61	5.16	
苊	3.79	0.63	2.35
苊烯	1.36	1.96	0.07
氧芴	2.26	3.71	0.29
芴	2.88	17.03	0.83
菲	4.43	2.91	9.77

[0075]

蒽	0.97	1.62	3.19
咔唑		1.61	1.83
4H-环五[def]菲		2.00	2.00
荧蒽		11.56	16.23
芘		8.03	14.74
苯并[a]蒽		0.50	4.71
屈		1.76	4.98
苯并荧蒽		0.82	4.09
苯并(e)芘		0.39	1.16
苯并(a)芘		0.62	1.46
沸点	80 - 340° C	265 - >496° C	279 - >496° C

[0076] 在沥青生产系统100”的第三实施例中，如图2C所示，当煤焦油102在约158-161psi的压力下通过C1进料管线110中的至少一个热交换器(未显示)时，将其加热至约124-184℃。煤焦油102通过孔口111闪蒸到第一塔C1中，C1进料管线110在该孔口处与第一塔C1流体连通。在本实施例中，第一塔C1是在约15.6psia的大气压力下的脱水器。C1进料管线110和第一塔C1之间的压差使湿煤焦油102闪蒸，并分离水蒸气和轻油，如温度约为115℃的BTX作

为C1馏分112。与之前一样，第一塔C1塔底剩余的残渣为干焦油114，其驻留在第一塔C1中，直到干焦油114的含水量不超过2.5％，优选不超过约0.5％的水，且温度约为230℃。其特性可类似于上述干焦油114。

[0077] 系统100”的第三实施例不同于先前的实施例，因为它利用四个塔来蒸馏和分离沥青形成中的油。具体而言，干焦油114通过C1-C2输送管线115输送至第二塔C2，该塔是分馏塔，干焦油114可通过加热器(未显示)加热至约262℃的温度。轻馏分122”从第二塔C2中蒸馏出来，并可回流进一步分离。轻馏分122”的特征如下表4所示，可能包括RCO和其他轻质油。在第二塔C2塔底形成的最终塔顶焦油125”可通过C2-C3输送管线126输送至第三塔C3，以进一步蒸馏。

[0078] 在第三塔C3中，可通过加热器(未显示)将焦油加热至约330℃的温度，以蒸馏中馏分138”。这些中馏分138”的特征如下表4所示，可能包括杂酚油和某些炭黑进料化合物。中馏分138”也可通过第三塔C3回流，以进一步蒸馏和分离。在第三塔C3塔底形成的所得软沥青127”可能接近所需沥青，但软化点可能太低，例如在约90℃的范围内。沥青软化点增加后，仍必须去除更多的油。

[0079] 因此，软沥青127”可通过C3-C4输送管线输送至第四塔C4，第四塔C4可为闪蒸塔，依靠压差将油从固体中去除。例如，第四塔C4可处于约1psia的真空下。压差导致重馏分141”馏出；在第四塔塔底留下所需的煤焦油沥青150”，可移除以供进一步使用或销售。重馏分141”的温度约为310℃，压力约为1psi(g)，并可进一步表征如下表4所示。

[0080] 方法100”继续通过热处理系统300对蒸馏重馏分141”进行热处理，并在下文进行更详细的描述。热处理后，将重馏分141”与塔顶焦油125”连接，作为C3原料，或单独引入第三塔C3，以蒸馏中馏分138”，然后从新生成的额外沥青中蒸馏重质馏分141”。

[0081] 由煤焦油沥青生产系统100”的第三优选实施例生产的馏分可如表4所示进行表征。

[0082] 表4

[0083]

成分	轻馏分（总%）	中馏分（总%）	重馏分（总%）
苯			
甲苯			
乙苯	0 - 0.58	0 - 0.55	
m+p-二甲苯			
苯乙烯	0 - 0.43	0 - 0.32	
o-二甲苯			
3+4-乙基甲苯			
1,3,5-三甲苯	0 - 1.23	0 - 0.58	
苯酚			
1,2,3-三乙基苯			
茚满	0.55 - 0.74	0 - 0.29	
茚	6.45 - 6.58	3.00 - 4.28	0 - 0.28
萘	47.89 - 56.51	3.48 - 6.00	
甲基萘	6.56 - 11.19	1.32 - 5.00	
喹啉	0 - 1.47		
苊	2.12 - 3.88	6.00 - 6.71	2.01 - 4.41
苊烯	1.71 - 2.16	0 - 3.00	0 - 2.00
氧芴	1.50 - 3.69	2.50 - 3.38	0.16 - 0.53
芴	0.71 - 2.85	4.81 - 5.00	0.78 - 1.73
菲	0.04 - 0.96	17.00 - 17.11	6.51 - 12.81
蒽		1.55 - 3.00	2.25 - 4.18
咔唑		1.49 - 3.00	1.39 - 3.24

[0084]

4H-环五[def]菲		0 - 2.17	0 - 1.92
荧蒽		10.00 - 13.60	14.82 - 18.35
芘		10.00 - 10.93	13.51 - 19.27
苯并[a]蒽		2.50 - 2.53	5.18 - 5.46
屈		1.29 - 1.50	4.56 - 5.85
苯并荧蒽		0.50 - 1.47	3.72 - 3.93
苯并(e)芘		0.41 - 0.50	1.02 - 1.20
苯并(a)芘		0.50 - 0.56	1.36 - 1.54
沸点	176 - 336° C	265 - >496° C	308 - >496° C

[0085] 石油沥青

[0086] 石油产品可用作生成石油沥青250的原料，如图3A-3C所示。例如，如图3A所示，倾析油等石油馏分通常被识别为油203，并用作沥青生产的原料。倾析油203是从石油催化裂化中获得的重油混合物。它在许多方面与煤焦油102相似，但不同之处在于它包含更多来自石油的脂肪族碳氢化合物，这使得处理倾析油203的化学更加复杂。然而，许多步骤是相似

的。在某些实施例中，ECB可单独或与倾析油组合用作沥青生产200的油203。然而，ECB不太稳定，尤其是作为蒸汽，可能容易爆炸，使其更难可靠地用作起始试剂。ECB通常也不适用于浸渍沥青的制造。倾析油非常稳定且易于使用，因此在至少一个实施例中可能是优选的。石油沥青生产系统200、200'、200"将根据使用倾析油203作为起始材料来描述，但应理解，任何重油或其来自石油(催化或其他方式)裂解的组合物，均具有适当的硫含量、碳含量或焦化值特性，都可以用作起始材料。

[0087] 图3A-3C和图3D-3F所示的石油沥青生产系统200、200'、200"的脱水和蒸馏部分可分别类似于图2A-2C的煤焦油生产系统100、100'、100"。然而，石油沥青生产系统200、200'、200"在每个步骤的操作参数可能不同。在未明确识别为不同的程度上，本领域技术人员应注意，煤焦油的操作参数可同样适用于石油。此外，如图3A-3C所示，在制造石油沥青250时，热处理方法300、300'可作为该方法的第一步，在脱水和蒸馏原料之前进行，而在制造煤焦油沥青150时，热处理工艺300、300'可在脱水和蒸馏原料之后进行。这主要是因为倾析油的化学组成与煤焦油相比缺少较重的组分，并且在输送时通常具有较低的含水量。因此，倾析油蒸馏副产物通常不适合单独热处理。因此，在石油沥青生产系统200、200'、200"中，热处理系统300、300'的输入为倾析油203。这些热处理系统300、300'在下文更详细地描述，并参考图4A和4B，可能与生产煤沥青150、150'、150"中使用的热处理系统相同。

[0088] 参考图3A，在沥青生产系统200的第一实施例中，倾析油203最初通过热处理系统300进行处理，然后被引导至剩余的蒸馏系统，剩余的蒸馏系统具有特定的处理路径，特定的处理路径由分批或连续处理和水含量确定。在倾析油203不需要脱水的情况下，如下文关于图3A-3C所讨论的C1脱水器可以被去除，并且流326'和215将被组合，这在本领域技术人员的知识范围内。如果C1脱水器是必要的，或可能作为连续过程的一部分，则可将倾析油203或组合轻馏分222、第一中馏分235、第二中馏分238、重馏分241或其任何组合或子组合重新引入热处理系统300或C1脱水器，如下文更详细所述。如果如此，如图3D-3F所示，倾析油203可通过输入流310A被引导至C1脱水器。脱水后，如下文所述，可通过输出流215A返回进行热处理，以引入热处理系统300。此外，作为连续系统的一部分，馏分流243可返回以通过输入流310A重新引入第一塔C1脱水器。在利用脱水器C1的实施例中，将材料引入并闪蒸到第一塔C1脱水器中。进入的热处理油和第一塔C1之间的压差导致轻质油，如石脑油(naptha)或BTX(苯、甲苯和二甲苯)与倾析油203的剩余部分分离，后者作为C1馏分212通过馏分管线213除去。还应特别注意，BTX和其他轻质油可从反应器320中提取，下文将更详细地描述。

[0089] 剩余的干油214通过C1-C2输送管线215输送至分馏塔第二塔C2，或返回进行上述热处理。如前所述，通过加热器将第二塔C2加热至约350-365℃的温度，以从油中蒸馏出轻馏分222，其中可能包括RCO和杂酚油。轻馏分222也可被引导通过系统200再循环，以便进一步热处理和通过轻馏分流224蒸馏。

[0090] C2塔底中的残留物包括塔顶热处理油225，该油被转移到热交换器以将塔顶油225的温度升高至约375-415℃，然后进入第三塔C3，并在第三塔C3中进一步蒸馏。当蒸馏塔顶油225时，可去除各种馏分以形成石油沥青250。具体而言，第一中馏分235可首先对应于炭黑进料和其他组分进行蒸馏。可提取第二中馏分238并包括稍重的分子。重馏分241可最后蒸馏，其具有最重的油和组分。这些馏分中的每一种可以以各种组合进行组合，并引导其通

过系统200再循环以分别通过第一中馏分流237、第二中馏分流240和重馏分流243进行进一步的热处理和蒸馏。如下所述，需要注意的是，在通过热处理进行任何回收之前，必须去除沥青250。从图3A可以看出，所有各种馏分流224、237、240和243可组合成任何组合或子组合，以形成单一输入，用于在沥青生产过程200开始时与进入热处理系统300的新鲜倾析油203连接，或根据需要引入C1脱水器。然而，还可以设想，各种馏分流224、237、240和243可以分别供应到热处理系统300以进行再循环。

[0091] 图3B所示的沥青生产系统200'的第二实施例非常相似，但不同之处在于蒸馏过程。具体地说，轻馏分222'和中馏分238'可在第二塔C2中蒸馏，该第二塔C2加热至350-415℃的温度。然后将所得的塔顶油225'转移至第四塔C4，该第四塔C4如前所述为闪蒸塔。重馏分241'在第四塔C4中蒸馏，形成所得的石油沥青250'。轻馏分222'、中馏分238'和重馏分241'中的每一个可被引导通过系统200'进行再循环，以便分别对轻馏分流224、中馏分流240和重馏分流243进行进一步的热处理和蒸馏，轻馏分流224、中馏分流240和重馏分流243可组合以重新进入热处理系统300，或可单独输入。

[0092] 图3C所示的沥青生产系统200"的第三实施例也类似，但不同之处在于它在脱水和蒸馏过程中使用了四个塔。在这里，轻馏分222"在第二塔C2分馏塔中被去除，以生成塔顶油225"，在生成软沥青227"时，从第三塔C3分馏塔中去除中馏分238"，在生成最终石油沥青250"时，从第四塔C4闪蒸塔中去除重馏分241"。轻馏分222"、中馏分238"和重馏分241"可分别通过系统200"循环，通过轻馏分流224、中馏分流240和重馏分流243，以进行进一步的热处理和蒸馏，轻馏分流224、中馏分流240和重馏分流243可组合以重新进入热处理系统300，或可单独输入。

[0093] 在优选实施例中，从石油沥青生产系统200'的第二实施例中衍生的轻馏分222'、中馏分238'和重馏分241'可以如下面的表5所示进行表征，尽管从其他实施例中衍生的馏分也可以类似。

[0094] 表5

[0095]

成分	轻馏分（总%）	中馏分（总%）	重馏分（总%）
苯	0.88		
甲苯	1.00		
乙苯	1.73		
m+p-二甲苯	4.00		
苯乙烯	1.64		
o-二甲苯	5.81		
3+4-乙基甲苯	1.65	0.20	
1,3,5-三甲苯	4.88	0.23	
苯酚	1.35	0.17	
1,2,3-三乙基苯	5.22	0.08	
茚满	0.53	0.09	
茚	0.50	0.14	
萘	0.63	0.90	0.09
甲基萘	1.50	5.06	0.61
喹啉	0.07	0.26	0.40
苊	0.04	0.87	0.14

[0096]

苊烯	0.03	1.32	0.15
氧芴	0.05	1.32	0.18
芴	0.06	1.00	0.11
菲		1.73	1.68
蒽		0.47	0.46
咔唑		0.37	0.30
4H-环五[def]菲		0.46	1.35
荧蒽		1.00	1.43
芘		1.57	6.92
苯并[a]蒽		0.20	1.47
屈		0.05	2.35
苯并荧蒽		0.17	0.26
苯并(e)芘			0.11
苯并(a)芘			0.04
沸点	>80 - 340° C	160 - 425° C	218 - 495 ° C

[0097] 热处理

[0098] 本发明还包括热处理系统300、300’，用于加热来自煤焦油沥青生产100、100’、100”的馏分或用于石油沥青生产200、200’、200”的原倾析油。每个热处理系统300、300’利用特定的温度和保留时间来丰富热处理材料，以产生在没有热处理方法的情况下不会产生的额外沥青，从而提高沥青的总产量。应特别注意，这些系统在设计上是可互换的，并且构成本文所述的任何系统中的可替代实施例。

[0099] 图4A描绘了热处理系统300的第一实施例。系统300的输入来自沥青生产系统，例如来自煤焦油沥青生产100的重馏分141、倾析油203或来自石油沥青生产200的轻馏分222、

中馏分238(或第一和第二中馏分235、238)和重馏分241的组合。无论类型如何,输入通过热处理输入流310进入热处理系统300。输入材料的温度范围为265-300℃,流速约为4-9MT/h,压力约为3.3-7.5bar(g)(47.86-108.78psi(g));更优选地,在273-293℃的温度范围内,流速约为5.5-9MT/h,压力约为3.5-6.5bar(g)(50.76-94.27psi(g));更优选地,在约278-288℃的温度、约6.5-9MT/h的流速和约3.8-5.5bar(g)(55.11-79.77psi(g))的压力下;并且最优选在约283℃的温度、约7MT/h的流速和约4.5bar(g)(65.27psi(g))的压力下。需要特别注意的是,所公开的流速并不作为方法的限制。超出所述范围的流速增加仅仅需要根据规范重新计算剩余变量。热处理输入流310可以是直径约为2英寸(50.8mm)的管道或其他导管。可在热处理输入流310中实施泵311,例如但不限于压力泵,以移动输入材料并将其加压至约6.2-11.7bar(g)(89.92-169.69psi(g)),更优选至约7.2-9.7bar(g)(104.42-140.69psi(g))的压力,更优选地,压力约为7.5-8.7bar(g)(108.78-126.18psi(g)),且最优选压力约为8.8bar(g)(127.63psi(g))。热处理输入流310将输入材料输送至热交换器312,热交换器312将输入材料的温度升高至约455-490℃,更优选至约470-490℃,更优选至约475-490℃,且最优选至约480℃。从热交换器312开始,输入材料通过管线313(可被加热)移动至工艺加热器314,其中优选具有湍流。该工艺加热器314可以是任何类型的热反应器,例如但不限于感应加热。例如,在至少一个实施例中,工艺加热器314可包括由导热材料构造的均热盘管315,以促进热传递,均热盘管315与管线313流体连通。应理解,“导热”意指传递热量或促进热量传递的材料,而不是任何特定的加热机制或状态。虽然不需要,但在工艺加热器314内强烈需要材料输入流的湍流。可以有至少一个电源316,例如向工艺加热器314提供交流电(AC)、直流电(DC)或其他类型的功、电或能,以加热热线圈315。需要特别注意的是,热能的应用可以是任何已知类型,包括感应加热、火焰、熔融材料(例如盐或金属)、线圈或其他。唯一的限制是按规定的量加热。当输入材料穿过线圈315和工艺加热器314时,将输入材料置于约475-510℃的温度和约4.2-11.7bar(g)(60.92-169.69psi(g))的压力下,更优选置于约490-510℃的温度和在约5.2-9.7bar(g)(75.42-140.69psi(g))的压力下,更优选置于约495-510℃的温度和在约5.5-8.7bar(g)(79.77-126.18psi(g))的压力下,最优选置于约500℃的温度和约6.8bar(g)(98.63psi(g))的压力下。

[0100] 加热材料通过反应器输出管线317离开工艺加热器314,并移动到反应器320。反应器输出管线317的直径可小于先前的输入流310,例如,对于高速或湍流传输,直径约为5/4英寸(31.75mm)。反应器320可包括多个容器、管线或导管,加热材料通过这些容器、管线或导管在系统300中达到热处理所需的保留或停留时间。因此,反应器320可包括本领域技术人员已知的各种长度、形状、尺寸和布置,以实现所需的保留时间。在不受理论约束的情况下,加热材料被引入反应器320,并作为连续流通过反应器320,在传统管线或储液罐流动特性的限制范围内,该连续流通常以均匀或接近均匀的塞流和速度移动。然而,优选地,在细长容器中,长径比约为10:1。

[0101] 例如,至少在该第一实施例中,反应器输出管线317与第一容器321流体连通,将加热材料输送到第一容器321中。因为加热材料处于高温,所以第一容器321的内部容积处于惰性气体318(例如但不限于氮气或氩气)下,以保持来自第一容器321的氧气。第一容器321可以具有如上所述的各种形状和/或直径,并且在至少一个实施例中,可以在长度上拉长约16m,并且具有约14英寸(0.3m)的直径。还可以对其进行绝缘,以保存加热材料的热量,从而

将温度保持在约500℃。第一个容器321也处于约6-7bar(87-101.5psi(g))的压力下,其与温度一起工作,以保持加热材料处于液相,从而使其易于通过系统300。虽然真正的绝热条件实际上是不可能的,第一容器321(以及任何其他实施例的相应部分,包括具体设想的单一容器实施例)中的温度对于加热材料穿过其中的大部分保持在接近恒定的水平,其将被简单标识为“接近恒定的温度”。出于本优选实施例的目的,将认为±30℃和更优选±10℃以及最优选±5℃的波动接近均匀。此外,在实用范围内,加热材料应尽可能均匀地在接近均匀的流动中穿过容器。

[0102] 加热材料从塔底进入第一容器321,并随着额外的加热材料输送到第一容器321而继续上升。加热材料基本上通过塞流移动通过第一容器321,使得加热材料的分子都以尽可能以接近的速率移动通过第一容器321。应理解,尽管根据与容器内表面的流体相互作用的力学不可能实现全面的塞流,但容器和反应器320作为一个整体的设计应实现尽可能接近均匀的流动。应避免第一容器321内的电流或流速变化。这是为了使加热材料的所有分子以尽可能以均匀的速率通过反应器320,从而可以知道分子的停留时间。停留时间越长,加热材料的分子在给定的反应温度下停留的时间越长,中间相形成的风险越高,可能导致结焦。因此,湍流有助于产生接近均匀的栓塞流,但不会达到这样的程度,即导致一些分子移动得更快,同时在涡流或局部再循环中捕获其他分子。过度湍流引起的不一致性被认为会导致热处理工艺300中的不一致性,因此对由此形成的附加沥青150、250的质量有害。

[0103] 当加热材料上升通过第一容器321时,含有轻链322的蒸汽将在液体之前形成。这些轻链322可包括在沥青形成过程中未能与其他分子结合或作为副产物断裂的小长度碳链分子。这些轻链322可从第一容器321上移除并收集以供进一步处理,例如通过擦洗或其他方式收集任何不可冷凝气体。在不受理论约束的情况下,人们认为这种蒸汽材料有助于通过容器的流量均匀性。当加热材料液位上升到第一容器321中的预定义出口点时,其可流入与第一容器321和第二容器324流体连通的临时反应器管线323。临时反应器管线323可比第一容器321或第二容器323更小或尺寸类似。在至少一个实施例中,中间反应器管线323的直径约为3英寸(76.2mm),且优选最大为第一容器321直径的五分之一。它将加热材料从第一容器321转移到第二容器324以进一步保留。

[0104] 在至少一个实施例中,第二容器324可以是竖管或其他类似的细长结构,其直径约为6英寸(0.15m),长度约为5m。其尺寸应最小,以阻止进一步反应,并进行隔热,以保存材料的热量,从而将温度保持在500℃左右。加热材料也会如上文所述以接近均匀的流动或塞流(此处可互换使用)移动,以通过第二容器324。反应器输出管线325与第二容器324流体连通,并将加热材料从第二容器324传输至热交换器312。这可以是如上所述的相同热交换器312,或者可以是不同的热交换器,其优选为相同的热交换器。反应器输出管线325的直径可与反应器输出管线317的直径相似,例如用于高速传输的直径约为1.25英寸(31.75mm)。离开反应器320并返回热交换器312的加热材料可能在其通过反应器320的停堆期间损失了一些热量,现在的温度约为465-510℃,更优选约为480-510℃,更优选约为485-510℃,最优选约为490℃。此时,加热材料在热交换器312中冷却,并略微降低压力至约275-325℃的温度和约3.7-11.7bar(g)(53.66-169.69psi(g)),更优选约280-315℃和5.2-9.7bar(g)(75.42-140.69psi(g)),更优选约288-305℃和5.0-8.7bar(g)(72.52-126.18psi(g)),且最优选约300℃和6.5bar(g)(94.27psi(g))。该热处理材料包括通过暴露于热处理而形成

的额外沥青。为了获得该额外沥青，热处理材料通过输出管线326从热交换器312带走，该输出管线326在沥青生产系统100、100'、100"、200、200'、200"中的不同位置相交，这取决于系统的实施例和类型，以输送热处理过的产品用于蒸馏和去除油以提取额外的沥青。具体而言，输出管线326可与煤沥青生产系统100和100'的C2-C3输送管线126相交，分别如图2A和2C所示，作为额外的C3进料；进入煤焦油沥青生产系统100'的C1-C2输送管线115，如图2B所示，作为额外的C2进料；并直接进入石油沥青生产系统200、200'、200"中的第一塔C1，如图3A-3C所示，进行脱水和随后蒸馏。其他实施例可在沿沥青生产系统的不同点引入热处理产品。在煤焦油实施例中，热处理材料与塔顶焦油125、125"或干焦油114的组合可进一步降低温度、流速和压力，使得C3进料或C2进料在流速约为98-130m^3/h且压力约为2.3-5.5bar(g)(33.35-79.77psi(g))时可分别为约358-375℃，更优选在约99-120m^3/h和约2.5-4.9bar(g)(36.26-71.07psi(g))下约362-373℃，更优选在约99-110m^3/h和约2.8-4.5bar(g)(40.61-65.27psi(g))下约364-370℃，最优选在约99m^3/h和约3.5bar(g)(50.76psi(g))下约367℃。需要特别注意的是，在任何连续工艺中，热处理形成的沥青必须与热处理材料中包含的其他油分离，然后再将这些剩余的其他油引入热处理系统进行额外加工和额外沥青形成。在不受理论约束的情况下，通常不希望对沥青材料进行热处理，因为在进行额外热处理后，形成中间相或焦炭的可能性很高，因此，在重新进行热处理之前，应通过蒸馏分离沥青。

[0105] 加热材料在热处理系统300中的停留时间，可以互换地称为"滞留时间"或"保留时间"，其是热处理过程的持续时间，可以定义为加热材料形成回路所需的时间。该回路从热交换器312出发，通过反应器320，并返回热交换器312进行冷却。该回路规定了加热材料经受约500℃高温的时间，因此必须注意避免中间相的形成。停留时间可能因系统的精确温度和压力而异，较高的温度或压力对应较低的停留时间。在至少一个实施例中，热处理系统300包括在约500℃的温度和约87-101.5psi(g)的压力下加热输入材料约3-7分钟，优选7分钟。

[0106] 沥青生产系统100、100'、100"的各种馏出物馏分的定义和特征如上所述。因此，煤焦油起始原料重馏分141的稠度意味着保留时间和反应温度可以相对预测，尽管各种参数之间的具体关系有些复杂。以下是重馏分油热处理方法操作参数的一些示例范围：

[0107] 表6

[0108]

参数	最宽范围		优选范围		最优选范围		指标
温度[° C]	475 - 510		490 - 510		495 - 510		500
压力[psi(g)]	490° C 下为 46.2	510° C 下为 155	490° C 下为 60.7	510° C 下为 126	495° C 下为 65.1	510° C 下为 111.5	83.9
保留时间[min]	475° C 下为 49.2	510° C 下为 3.0	490° C 下为 23.6	510° C 下为 4.3	495° C 下为 16.3	510° C 下为 5.7	500° C 下为 7.4
沥青产量[%]	45	15	40	20	35	25	30

[0109] 下面的表7显示了煤焦油重馏分热处理在不同流速下的估计沥青产率的额外计算参数，其依赖于上述相同的复杂关系。

[0110] 表7

[0111]

流速[lp/h]	温度[° C]	压力 [psi(g)]	沥青预估产量 [%]	保留时间[min]
1250	470	>50	22.7	16.4
	475	>54	25.6	16.3
	480	>60	28.8	16.2
	485	>63	32.3	16.1
	490	>66	36.2	16.0
	495	>71	40.3	15.9
	500	>74	44.6	15.8
	505	>83	48.8	15.7
1000	470	>50	26.3	20.5
	475	>55	29.6	20.4
	480	>60	33.2	20.3

[0112]

	485	>63	37.1	20.1
	490	>66	41.3	20.0
	495	>71	45.5	19.8
	500	>74	49.9	19.7
	505	>83	54.7	19.6
750	470	>50	31.5	27.4
	475	>55	35.4	27.2
	480	>60	39.5	27.0
	485	>63	43.9	26.9
	490	>66	48.5	26.7
	495	>71	53.2	26.5
	500	>74	58.1	26.3

[0113] 热处理系统300’的第二实施例如图4B所示，其也可与任何沥青生产系统结合使用。在没有这种热处理的情况下，沥青的生成量约为初始倾析油203的15-25％。根据此处描述的系统300’进行热处理后，总沥青产率可提高约25-30％，达到约40-50％。如果馏分被回收并进一步热处理，则根据原料和馏分的质量水平，总沥青产率可增加至约60-80％。

[0114] 在热处理系统300’的本实施例中，反应器320’的部件可能与之前描述的部件略有不同，整个热处理系统300’的一些操作参数也可能有所不同。作为初步试验设计的非限制

性示例，当进入热处理系统300’时，输入材料的温度约为49-104℃，流速约为7.2-13.1MT/h，压力约为20-70psi(g)。压力泵311可以是在300psi(g)下以约2gpm的速度运行的高压供水泵，但也可以考虑其他速率和压力。在进入热交换器312之前，压力泵311可将输入材料的流速提高至约20.3MT/h，并将压力提高至约200-260psi(g)。

[0115] 热交换器312通过较热部件将输入材料的温度提高到约413-430℃，所述较热部件为如系统300’下游经过热交换器312的加热设备。从那里，材料被转移到工艺加热器314，在工艺加热器314根据输入材料的特性进一步加热至约465-500℃的温度。

[0116] 如前一实施例中所示，工艺加热器314可以是感应加热或均热线圈，并且可以由任何合适的电源316供电，例如但不限于如图所示的以1mw功率运行的变压器。从电源316到工艺加热器314和/或其中的线圈315可以有多个连接，这些连接可以是有规律的间隔，例如在线圈315的每三圈处。然而，预期任何向工艺加热器314提供足够功率的配置。工艺加热器314可具有足够长度的线圈315，在通过反应器出口管线317离开工艺加热器314之前，足够长度的线圈315将输入材料保持并加热至所需目标温度。

[0117] 反应器出口管线317与反应器320’的第一容器321’流体连通。该第一容器321’可以是如前所述的塞流式反应器。加热材料从塔底进入第一容器321’，并以接近均匀的速率上升，避免湍流，并保持所有加热材料分子的相同流速。第一容器321’可处于约100-200psi(g)的压力下，优选在100-175psi(g)的范围内，并且进一步处于惰性气体318(例如氮气或氩气)下，以鉴于高温限制第一容器321’中存在的氧。当加热材料进入第一个容器321’时，其温度优选为约482.2-496℃。当它沿着第一容器321’的长度向上移动时，可能会损失一些热量，例如大约20-30℃。

[0118] 在实施例中，第一容器321′可包括沿其一部分定义的分离区328，优选靠近容器321’的塔顶。分离区328的直径和内部体积大于第一容器321′的其余部分。在实施例中，该额外空间可允许包括在沥青生产过程中未能形成沥青150、250的小碳氢化合物分子的蒸汽从液体中分离并作为LC1 322′移除。这种提取也可能限制泡沫，这是当产生湍流时不希望发生的。这些LC1 322’上升到第一个容器321’的塔顶。LC1 322′可在约437.8-443.3℃的温度下，并从第一容器321′上最好在脱离区328上方的点处移除。移除的LC1 322′可被送至冷凝器，在那里它们在污染控制装置中被冷凝和/或热破坏。

[0119] LC2 333可在分离区328中形成泡沫和/或蒸汽。LC2 333含有不凝性气体，可从第一容器321’的分离区328中移除，并转移到第二容器324’。在优选实施例中，附加轻链LC2 333在第二容器324’的中点处沿着该容器进入。当第一容器321’中的加热材料液位上升到一定水平时，来自第一容器321’的液体加热材料也通过临时反应器管线323’转移到第二容器324’。来自第一容器321’的加热材料与第二容器324’中的LC2 333相结合，用于通过第二容器324’的附加塞流。第二容器324’也处于惰性气体318下，惰性气体318可能与第一容器321’中的惰性气体相同或不同。加热材料在第二容器324’中的温度和压力与第一容器321’中的温度和压力基本相同，尽管当加热材料通过反应器320’时可能会有一些损失。

[0120] 收集在第二容器324’塔顶的蒸汽可作为轻链LC3 340去除，随后可与LC1 322’结合并冷凝回液体。这些LC1 322’和LC3 340组合可能含有石脑油，石脑油可在石脑油精炼厂进行净化和分离，以供出售或进一步使用。LC1 322’和LC3 340的其余部分可如上所述进行热破坏。第二容器324’的塔底含有热处理材料，热处理材料然后通过反应器输出管线325送

回热交换器312进行冷却。一旦冷却，热处理材料返回沥青生产系统100、100'、100"、200、200'、200"，这具体取决于具体实施方式和系统类型，具有上述类似的相交点。或者，热处理材料可以从反应器320'返回到塔C1，或者可以通过常规方法降低温度。

[0121] 使用系统300'的第二实施例的热处理方法，其停留时间至少取决于所使用的温度。例如，在约482.2-500℃的温度下加热的煤焦油材料可通过热处理方法200'进行约10-20分钟的保留时间，而约537.8℃的温度仅可维持约5分钟的保留时间。反应温度较低时，保留时间可达60分钟。这些只是几个非限制性的例子。

[0122] 将输入材料置于本发明的热处理系统300'中一次可将沥青产率提高2.5倍，与未经热处理的沥青产率约为15％相比，总沥青产率约为40％。通过热处理系统300'循环使用输入材料至少一次(如果不是多次的话)，可以进一步生成额外的沥青150、250，尽管随着沥青负载的增加存在中间相堆积的风险。因此，在一些实施例中，将热处理产品通过蒸馏以去除所得沥青150、250可能是有益的，甚至可能是必要的，以便其不会再次通过热处理系统300'再循环。这将限制或阻止沥青150、250中中间相的产生。

[0123] 与煤焦油102原料相比，倾析油203在批次之间的成分和浓度具有更高的可变性。这导致温度、保留时间和压力之间的关系更加复杂。然而，大于47％焦化值和<0.7％中间相的理想沥青参数控制了可接受沥青产率增加的外部限制，因为增加得过高或过低将会产生焦化值不足或中间相过多的沥青。由于这些限制，热处理倾析油中的保留时间和温度之间的关系可用以下公式描述：

[0124] $25=0.1((1.8\times T_r+32)-T_c)+0.1(R_t)$

[0125] 公式中，25是在不进行热处理的情况下获得的产率增加百分比(由至少47％焦化值且不超过0.7％中间相的所需沥青参数确定)；Tr为反应温度，单位为摄氏度；Tc为653，Rt为保留时间(分钟)。第一个0.1表示温度每升高一华氏度产量增加的百分比，第二个0.1表示每增加一分钟产量增加的百分比。根据特定系统的约束条件，上述方程可分别用保留时间Rt或反应温度Tr表示，如下所示：

[0126] $R_t=250-(1.8\times T_r+32)+T_c$

[0127] $$T_r=\frac{(250-R_t+T_c)-32}{1.8}$$

[0128] 在本文讨论的优选实施例中，当热处理倾析油203时，Tr反应温度可在454-483℃范围内，R_t保留时间可在3-25分钟范围内。有趣的是，其增加了25％的产率，对应于上述方程式中的"25"和"250"，同样适用于API比重为-5至0的倾析油203原料。高于或低于此值的产量增加往往会产生不可接受的中间相水平或结焦值不足。正如石油行业普遍理解的那样，API比重与比重(SP)的关系如下：

[0129] $$API=\frac{141.5}{SG}$$

[0130] 因此，尽管石油沥青生产200"中的倾析油203的比重可能会改变系统200"的操作参数，但上述方程式同样适用于倾析油203原料的各种比重。

[0131] 上面给出的用于预测反应温度和反应时间的公式，其提供了使用本文公开的热处理系统300'的石油馏分热处理方法的以下典型操作参数范围，其用于平均反应器梯度，如表8所示：

[0132] 表8

[0133]

反应温度(min)	温度(°C)	沥青产量(wt%)	焦化值(wt%)	总中间相
1	496	54	47.3	0.9
2.5	482	47.5	49.4	0.6
5	482	53.7	49.2	0.4
10	482	54.3	50.5	0.5
10	468	43	47.3	0.1
10	477	53.7	48.0	0.2
20	459	44.7	47.7	0.6
20	460	43.8	49.4	0.3
20	463	46.4	47.8	0.6
20	459	47.5	50.1	0.5
20	468	40.0	47.6	0.0
20	471	40.0	50.0	0.7

[0134] 可以通过以下非限制性示例进一步说明本发明优选实施例的这些和其他特征。

[0135] 示例

[0136] 以下示例提供了在确定和/或测试本文所述沥青生产系统和/或热处理系统的某些参数时得出的实验数据。适当时提供对特定实施例的参考。

[0137] 示例1.重馏分脱除率的测定

[0138] 进行了某些实验,以确定最大流速,在该最大流速下,可从上述煤焦油沥青生产系统100的第一实施例的第三塔C3中除去重馏分141,而不损害沥青生产系统100的整体性能。重馏分141热处理对于分离B(a)P以及在所得沥青150(例如约130℃的梅特勒软化点)中保持较高软化点非常重要。

[0139] 给定沥青产量提高5%的目标,热处理系统300所需的流速计算如下。假设年焦油吞吐量约为300000MT/年,该数字的5%约为15000MT/年,这将是额外的沥青需求。15000MT/年的流量除以30%的预计产量约为50000MT/年,除以300天/年的运行时间,通过热处理系统300的流量为166MT/天或7MT/h,以实现额外5%的沥青产量。

[0140] 煤焦油沥青生产系统100通常可以大约31.5MT/h的速率运行,用于沥青生产。以约7MT/h的速率通过热处理工艺300运行重馏分141将需要沥青生产的等效速率下降。因此,进行了试验,以确定是否可以在不妨碍现有沥青生产工艺的情况下,充分降低沥青生产速率,以达到增加的沥青产量。

[0141] 为了测试这一点,一项试验模拟了重馏分141的热处理消耗,方法是部分关闭第三塔C3至其馏分管线142的阀门,其关闭量不同。这限制了流速,就像抽油一样。测试了四种不同的阀门位置,具有不同的关闭百分比,从55%关闭(正常操作)开始,然后是35%关闭、30%关闭和25%关闭。对于每个阀位,测量流速以监控重馏分141的模拟吸入量。还测量热负荷以监测系统的效果,并测量所得沥青的软化点(梅特勒),作为沥青生产过程的质量控制。其他项目也作为对照进行测量。为了更好地理解分离的影响,还测量了B(a)P和蒸馏间隔。以下表9总结了这些试验的结果。

[0142] 表9

[0143]

流量计阀门关闭[%]	55	35	30	25
重馏分流速[MT/H]	31.5	22.4	18.8	10.8
重馏分产品率	6.5	6.5	6.3	6.5
E3 热负荷[MW]	1.32	1.20	1.09	0.70
重馏分区域冷却[MW]	1.04	0.85	0.72	0.27
重馏分塔板温度[°C]	279.4	288.2	293.7	301.4
闪蒸压力[mbara]	112.5	116.7	114.4	112.6
第二中馏分塔盘温度[°C]	207.3	211.7	214.8	220.8
第二中馏分阀(控制)	100 (冷却 (cold))	100 (冷却)	100 (冷却)	100 (冷却)
顶部压力[mbar(a)]	73.5	74.2	75.9	78.0
第一中馏分产率[-]	6.9	7.2	8.4	10.0
重馏分塔板液位[%]	80.52	77.74	78.48	70.42
预估梅特勒（软化点）[°C]	128.0	130.3	127.8	127.7
苯并(a)芘[ppm]	-	-	3.69	3.95
蒸馏区间[0-300°C]	-	-	1	1
蒸馏区间[0-355°C]	-	-	76	68

[0144] 结果表明，在保持沥青生产系统100正常运行的同时，可以降低重馏分141热处理流量。流量降低对热负荷的影响证明了这一点。55％的工艺条件显示了一些正常变化，即使它符合标准操作条件。这可以从第二中馏分塔板温度看出，该温度与210℃时的正常温度不同。

[0145] 尽管保持了正常运行，但应注意的是，第二个中馏分冷却回路已达到最大值。这使得第二个中蒸馏塔温度随着实验的进行而升高，从而导致第一个中蒸馏塔的产量增加。使第二中馏分冷却达到最大值是有问题的，特别是当随着重馏分流速的降低而消除额外的冷却负荷时。

[0146] 一般来说，温度控制和实验室结果都表明塔的冷却不足。当从控制回路中移除额外流量时，这种影响会增加。因此，可能需要额外的冷却以克服冷却负荷的损失或减少能量输入。

[0147] 总之，这些结果表明，对于使用7MT/h流速的热处理工艺是可行的，但对于低PAH杂酚油生产，可能需要额外冷却。

[0148] 示例2.确定反应器温度

[0149] 为了进一步设计热处理系统300的全面应用，对一些基本情况进行了评估，特别是工艺加热器314的温度。在此，评估了420℃、445℃、471℃、497℃和522℃这些温度。该评估的下限基于初步高压釜结果，该结果表明反应性有限。上限基于重馏分的自燃温度，该温度

已测量到542℃。出于安全原因，最终反应器温度限制在522℃。

[0150] 先前的实验表明，重馏分可以在550℃的温度下放置5.2分钟，而不会形成中间相或焦炭。此外，以前关于长保留时间的实验提供了以下数据，如表10所示。

[0151] 表10

[0152]

温度(° C)	保留时间(hr)	产量% (软化点 115° C)
395	4	15.7
401	2	10.6
420	5	26.7

[0153] 基于这些先前的数据，结合使用7MT/h的重馏分流量和从示例1确定的预期30％总沥青收率，以确定基于动力学的模拟。这些动力学计算提供了以下数据，如表11所示。

[0154] 表11

[0155]

反应器出口温度	420	445	471	497	522
反应器容积[m^3]	17.9	8.2	3.71	1.74	0.82
保留时间[min]	142.7	64.3	28.6	13.1	6.1
所需输入能量[kW]	360	374	376	391	383

[0156] 实验室中使用的最大保留时间为5.2分钟。如表11所示，大多数计算结果远远超过此时间。因此，这些动力学计算可能高估了反应速率。

[0157] 示例3.测试各种温度和保留时间-煤焦油

[0158] 进行了试验，以评估热处理重馏分以将其转化为沥青的可行性。这些初始实验在365℃至510℃的不同温度下进行，保留时间为4.5分钟至2小时。由这些结果导出了反应常数。另外进行了两个绝热实验，以测量反应是否吸热，彻底隔离反应器，以确保测量的反应器温度不是由于烘箱温度，而是由于内部的重馏分。实验是使用塞流反应器进行的。

[0159] 所有实验均以相同的一般方式进行。重馏分被放置在进料罐中，并通过旋转泵泵送通过反应器。反应器被安置在一个带有预热器的烘箱中，使用的反应器大小也不同，范围从299-330ml不等。重馏分被泵送通过反应器，以在给定温度下获得预定的保留时间。在经过烘箱之后，重馏分经过冷却盘管降低温度，然后进入废物箱或样品箱。反应器温度稳定后，进行样品采集。大多数实验采集了1000克样本。

[0160] 所有管道都添加了伴热，以确保在整个实验过程中重馏分为液体。进料箱保持在100℃，冷却盘管保持在180℃，样品箱和废物箱保持在150℃。在预热器和反应器的多个位置放置温度传感器，以跟踪重馏分的温度分布。在实验过程中，使用氮气吹扫流来获得惰性气氛。实验在高压下进行，以克服重馏分的蒸汽压。实验通常在100psi(g)左右进行。

[0161] 由此产生的热处理油需要进行蒸馏，以确定该样品的沥青产率。对蒸馏液进行了真空蒸馏。在圆底烧瓶中使用约400克样品进行每次蒸馏。使用的蒸馏塔为1m长的韦氏分馏塔(Vigreux column)。所有样品均在全真空下蒸馏。蒸馏开始时，将底部温度设置为250℃，然后逐渐升高，直到蒸馏出足够的油以产生预期的产率。如果沥青不在105-130℃的正确熔点范围内，则重新进行蒸馏。在第二次蒸馏过程中，提高或降低底部温度，以确保更多或更

少的馏出物被蒸馏掉，从而分别生产出熔点更高或更低的沥青。

[0162] 对热处理油、沥青和馏分进行了若干分析。采用傅里叶变换红外光谱(FTIR)对热处理后的油进行测量，以计算其芳香度。已测量沥青的熔点，应在105-130℃之间才能接受。测量了沥青的QI，并希望其尽可能低。还对沥青进行B(a)P分析。对馏出物进行气相色谱(GC)以计算重馏出物中化合物的转化率并计算反应常数。还使用气相色谱-质谱(GCMS)对一些油进行了测量，以与GC结果进行比较。

[0163] 下表12总结了各种试验的数据。

[0164] 表12

[0165]

实验	F18024	F18025	F18027	F18028	F18029	F18031	F18032	F18033	F18034
沥青产量%	13.83	16.55	38.31	37.23	23.94	17.79	30.45	45.24	55.01
梅特勒（软化点）[° C]	103.35	126.35	125.8	119.7	128.85	116.9	119.25	121.85	118.8
QI%	0.1	0.08	0.11	0.00	0.513	0.22	0.84	0.2	0.31
修正的沥青产量	11.34	18.97	40.62	38.23	26.90	18.20	31.36	46.70	55.82
反应器容积[ml]	205.89	205.89	205.89	139.52	139.52	139.52	205.89	205.89	205.89
平均温度[° C]	479.2	501.5	539.8	538.0	521.8	499.7	519.8	551.2	562.7
保留时间[min]	4.7	4.5	4.4	2.9	3.0	3.1	4.5	4.2	4.1

[0166]

实验	F19008	F19012	F19015	F19016
沥青产量%	27.6	24.54	19.13	30.42
梅特勒(软化点)[° C]	111.35	129.85	119.9	118.7
QI%		0.19	0	
修正的沥青产量	26.82	27.71	20.18	31.21
反应器容积[ml]	67	327.0	326.7	326.7
平均温度[° C]	528	465.2	488.8	514.4
保留时间[min]	1.78	37.8	8.6	8.2

[0167] 这些数据表明，在试验温度和保留时间内，沥青产率百分比增加，表明重馏分的热处理可以提高沥青产率。

[0168] 用于测试反应是否吸热的绝热实验结果如表13所示。

[0169] 表13

[0170]

实验	F19020	F19021
反应器入口[℃]	482	499.8

反应器中部[℃]	483	499.8
反应器出口[℃]	483.75	500.8

[0171] 示例4.测试各种温度和保留时间-石油

[0172] 在不同温度和保留时间下,对热处理石油衍生倾析油进行了各种实验室规模的试验。未经处理的倾析油在恒定200psi(g)的高压釜中进行热浸泡。当倾析油加热到所需温度时,会经历一个轻微的滞后时间。一旦在规定时间内达到所需温度,热处理产品迅速冷却,以淬火热浸泡并限制中间相的形成。通过蒸馏分离热处理过程中形成的沥青,以去除任何未反应的倾析油,所得沥青的特征在于焦化值和中间相。以下表14总结了这些实验的结果。

[0173] 表14

[0174]

温度时间(min)	滞后时间(min)	处理时间(min)	温度(°C)	沥青产量(wt%)	焦化值(wt%)	总中间相
0	1	1	496	54	47.3	0.9
2.5	2	4.5	482	47.5	49.4	0.6
5	2	7	482	53.7	49.2	0.4
10	2	12	482	54.3	50.5	0.5
10	2	12	468	43	47.3	0.1
10	2	12	477	53.7	48.0	0.2
20	5	25	459	44.7	47.7	0.6
20	5	25	460	43.8	49.4	0.3
20	2	22	463	46.4	47.8	0.6
20	5	25	459	47.5	50.1	0.5

[0175] 上述每项实验都产生了合格的沥青,其特征是焦化值>47%,中间相<0.7%。

[0176] 由于可以对所描述的优选实施例进行许多详细的修改、变化和改变,因此意图将前述描述中以及附图中所示的所有事项解释为说明性的而不是限制性的。因此,本发明的范围应由所附权利要求及其法律等价物确定。本发明已描述于本文。

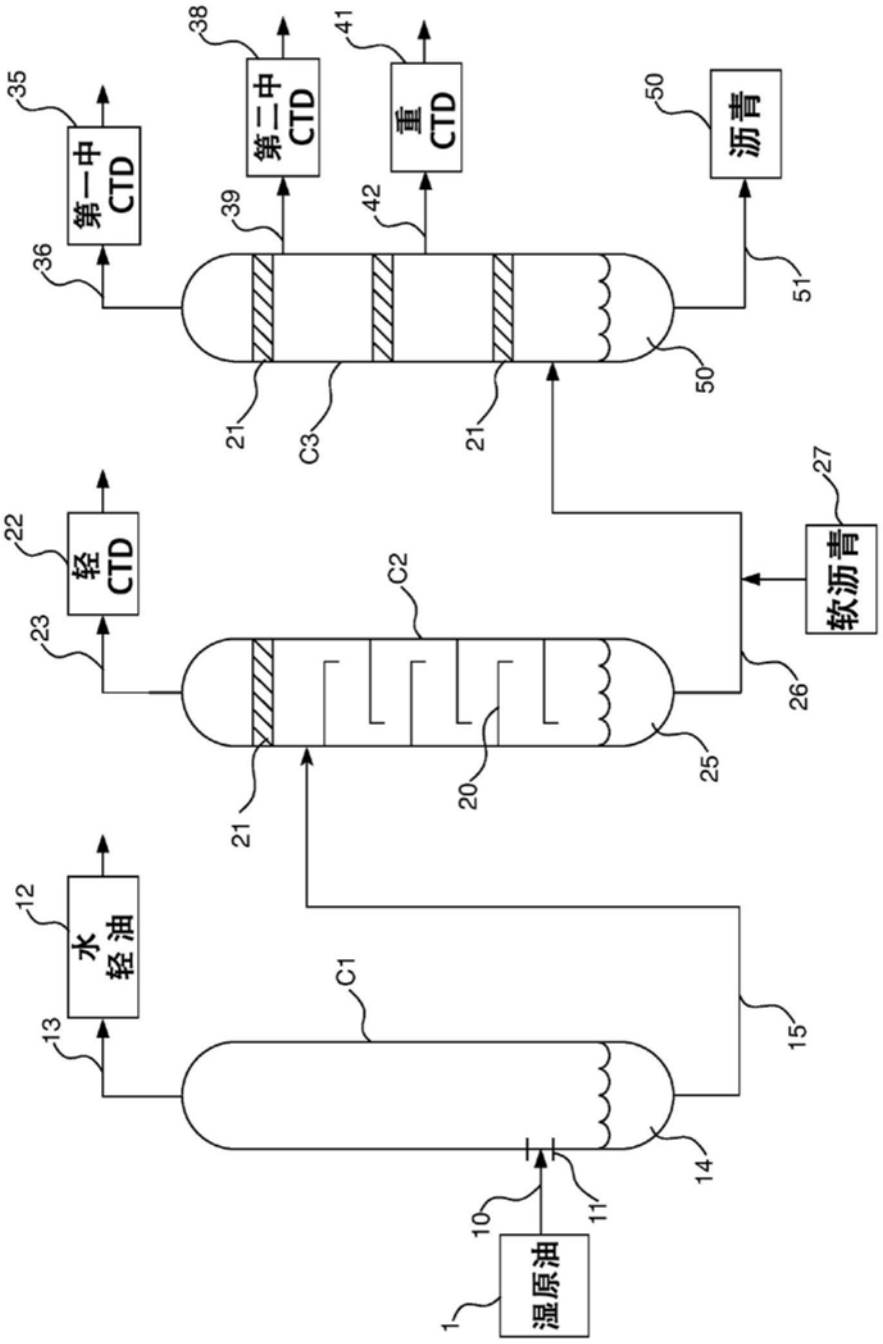

湿原油
水轻油
轻CTD
第一中CTD
第二中CTD
重CTD
沥青
软沥青
C1
C2
C3
1
10
11
12
13
14
15
20
21
22
23
25
26
27
35
36
38
39
41
42
50
51

图1A(现有技术)

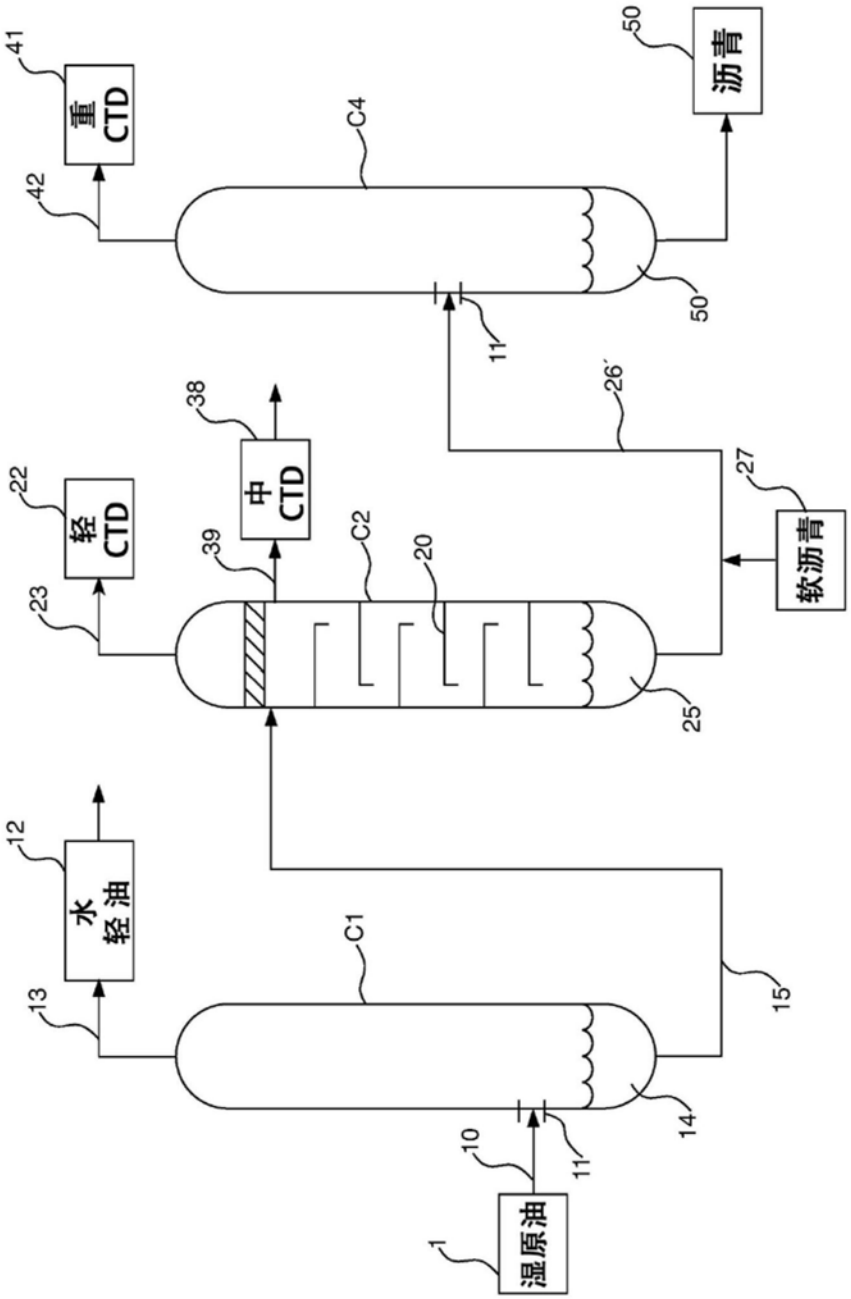

湿原油
1
10
11
C1
14
15
水轻油
12
13
轻CTD
22
23
中CTD
38
39
C2
20
25
26'
软沥青
27
重CTD
41
42
C4
50
沥青
50
11

图1B(现有技术)

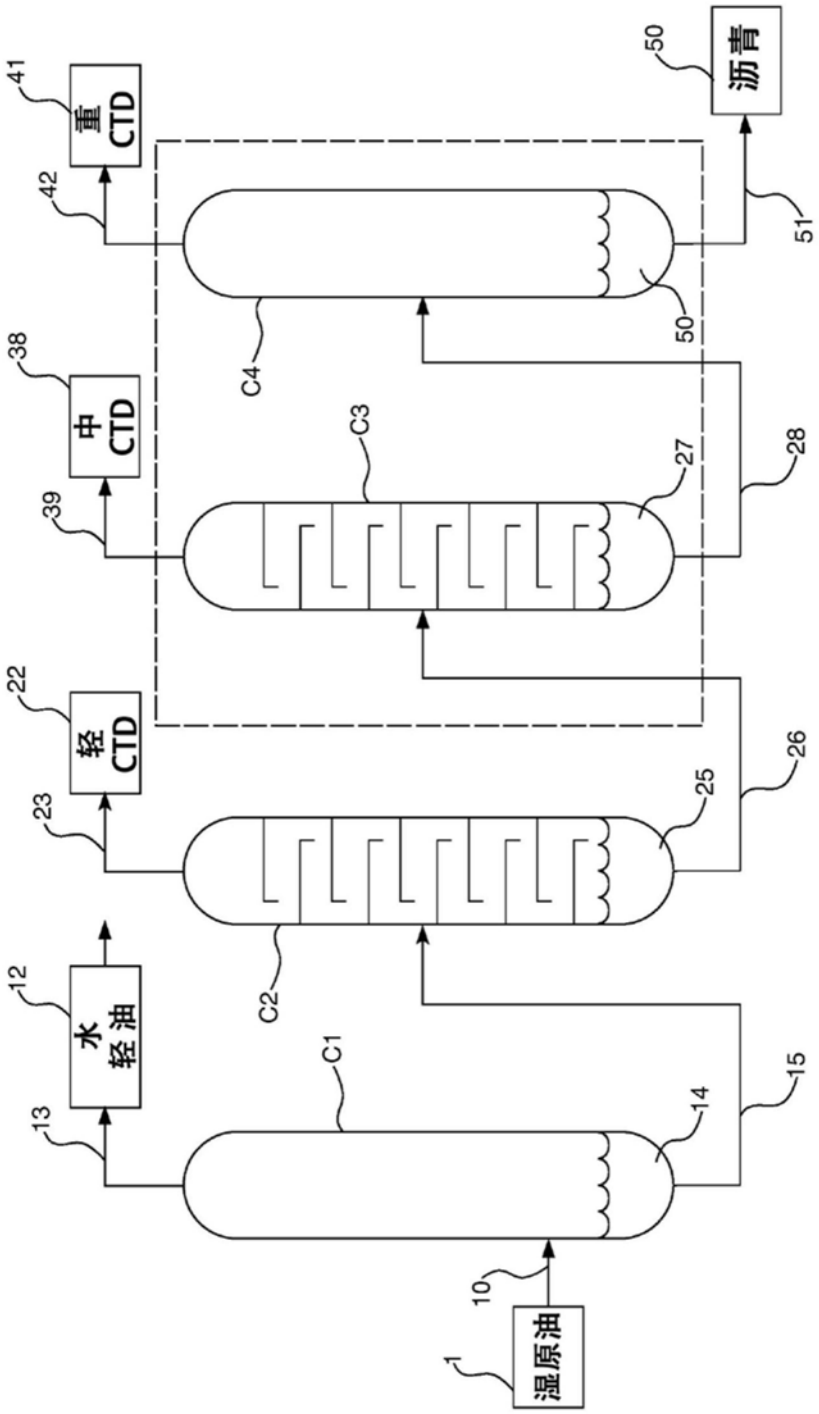

湿原油
1
10
轻油
水
12
13
C1
14
15
轻
CTD
22
23
C2
25
26
中
CTD
38
39
C3
27
28
重
CTD
41
42
C4
50
51
沥青
50

图1C(现有技术)

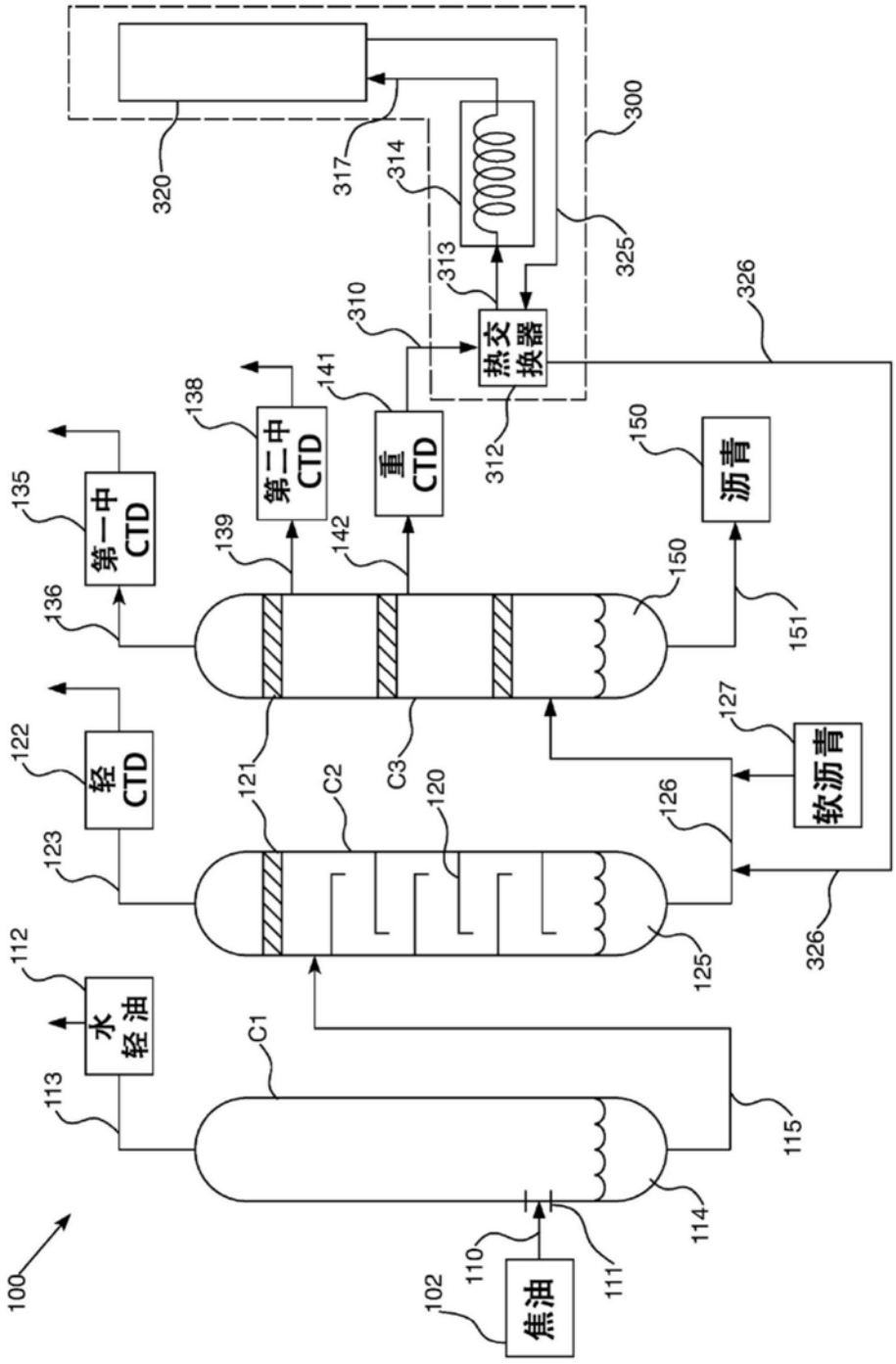

300
320
317
314
313
325
310
326
热交换器
312
138
141
第二中CTD
重CTD
150
沥青
135
第一中CTD
139
142
136
151
122
轻CTD
121
C2
C3
120
127
软沥青
123
126
112
水轻油
C1
113
115
125
326
114
111
110
102
焦油
100

图2A

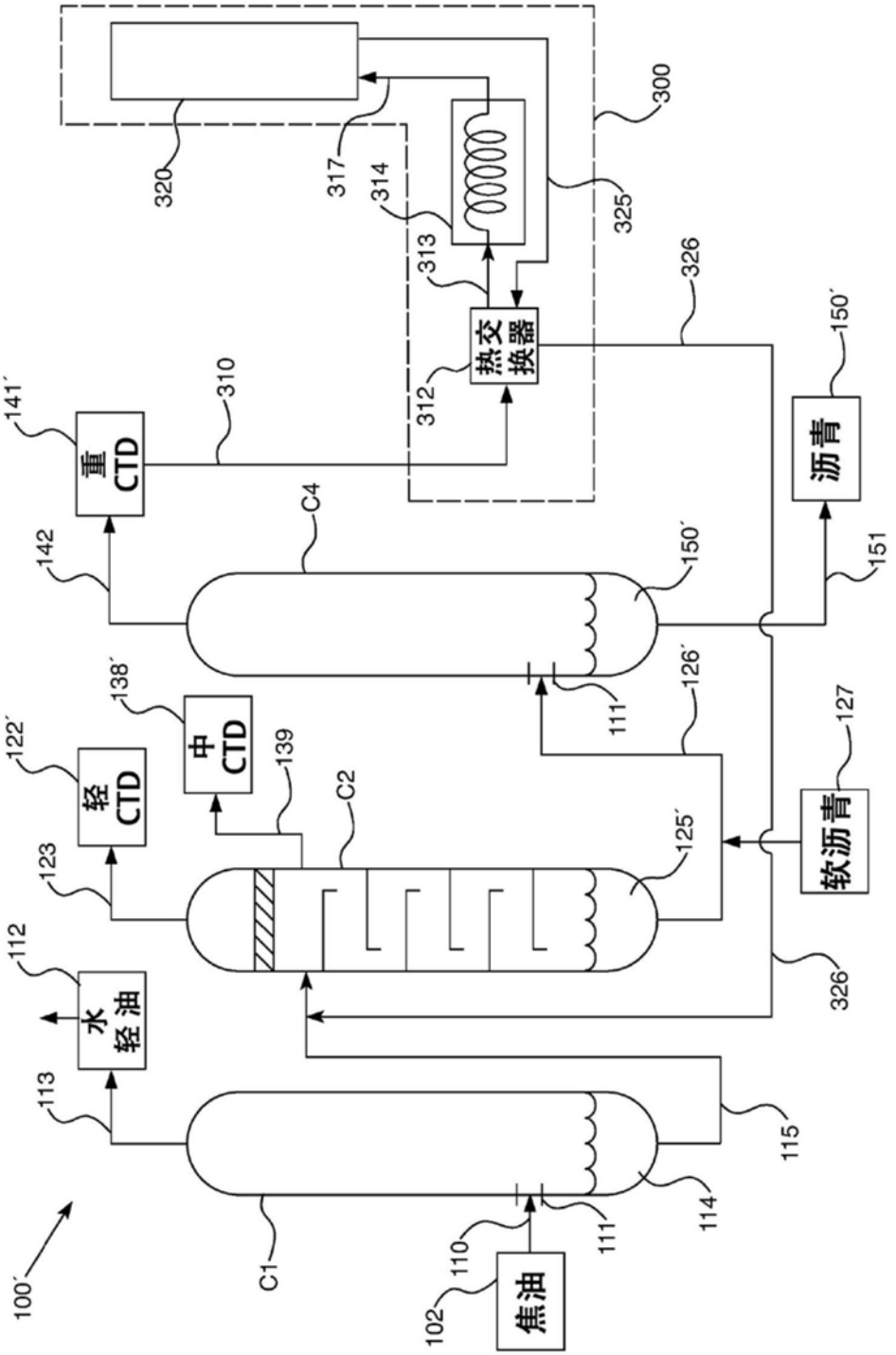

300
320
317
314
313
325
326
热交换器
312
310
141′
重CTD
142
C4
150′
沥青
151
138′
中CTD
139
C2
122′
轻CTD
123
125′
127
软沥青
126′
111
112
水轻油
113
115
114
C1
110
102
焦油
100′
326′

图2B

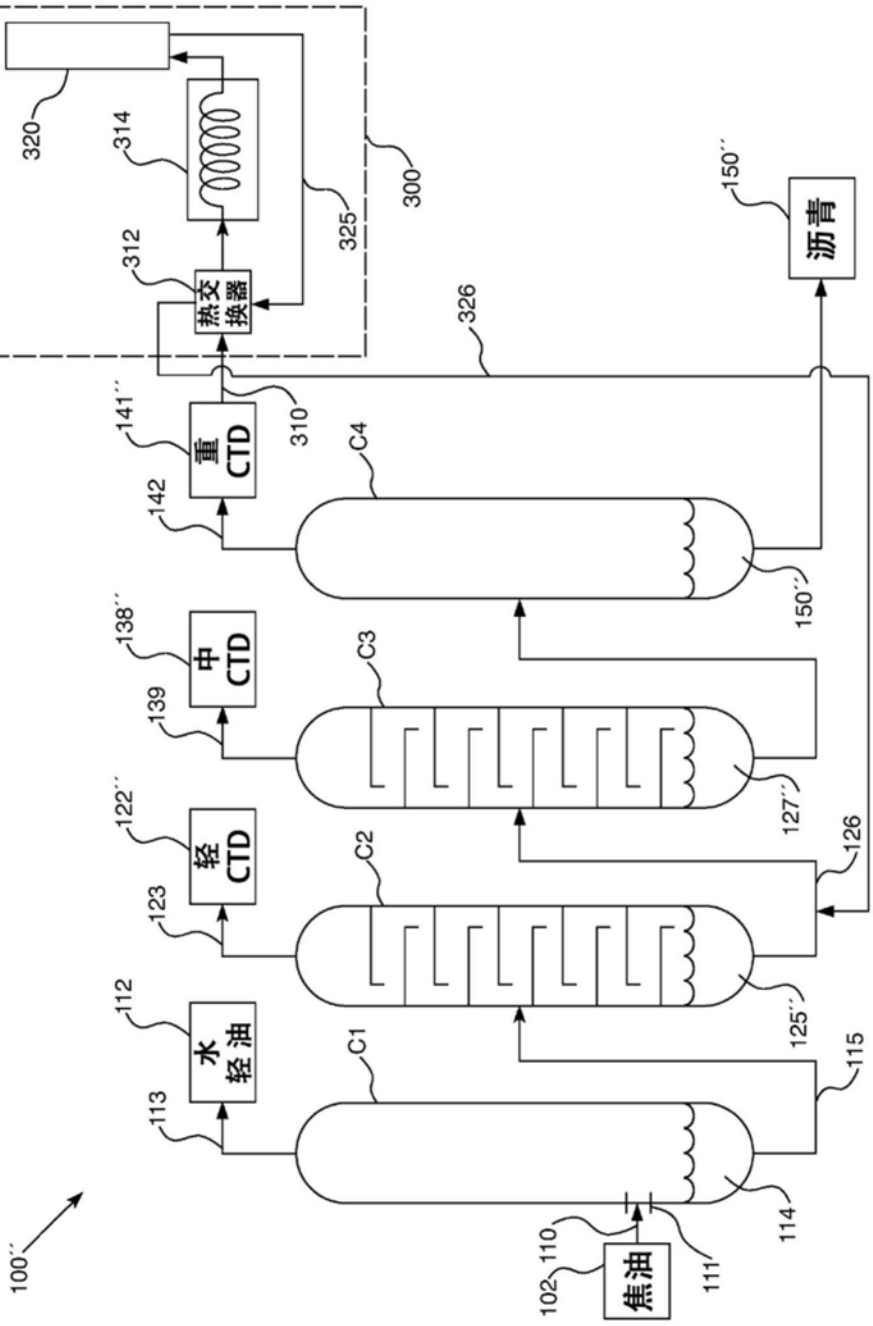

100''
焦油
102
110
111
114
水轻油
112
113
C1
115
轻CTD
122''
123
C2
125''
126
中CTD
138''
139
C3
127''
重CTD
141''
142
C4
150''
沥青
310
326
热交换器
312
314
320
325
300

图2C

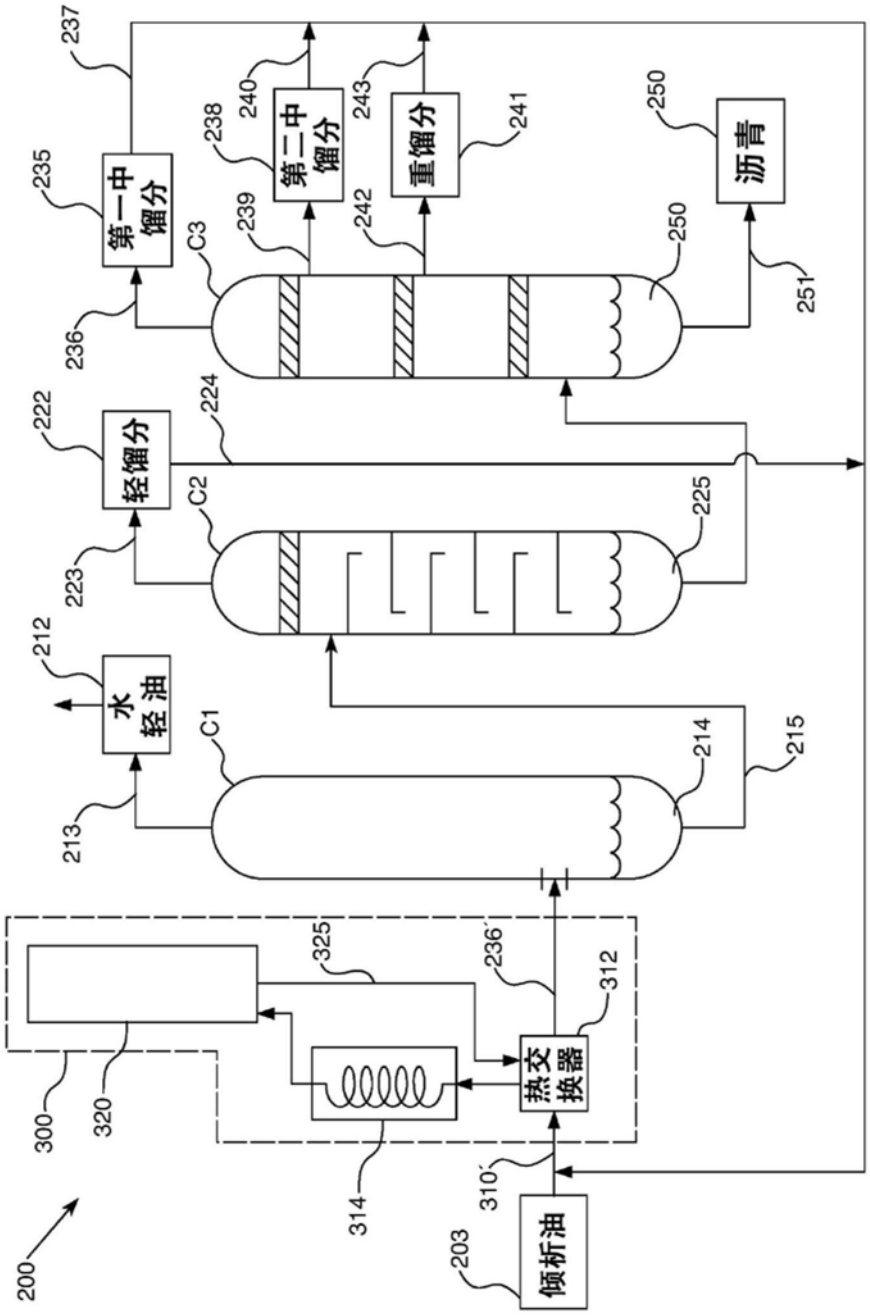

237
240
243
238
第二中馏分
重馏分
241
250
沥青
235
第一中馏分
239
242
C3
250
251
236
222
224
轻馏分
C2
225
223
212
水
轻油
C1
214
215
213
325
236'
312
热交换器
300
320
314
310'
200
203
倾析油

图3A

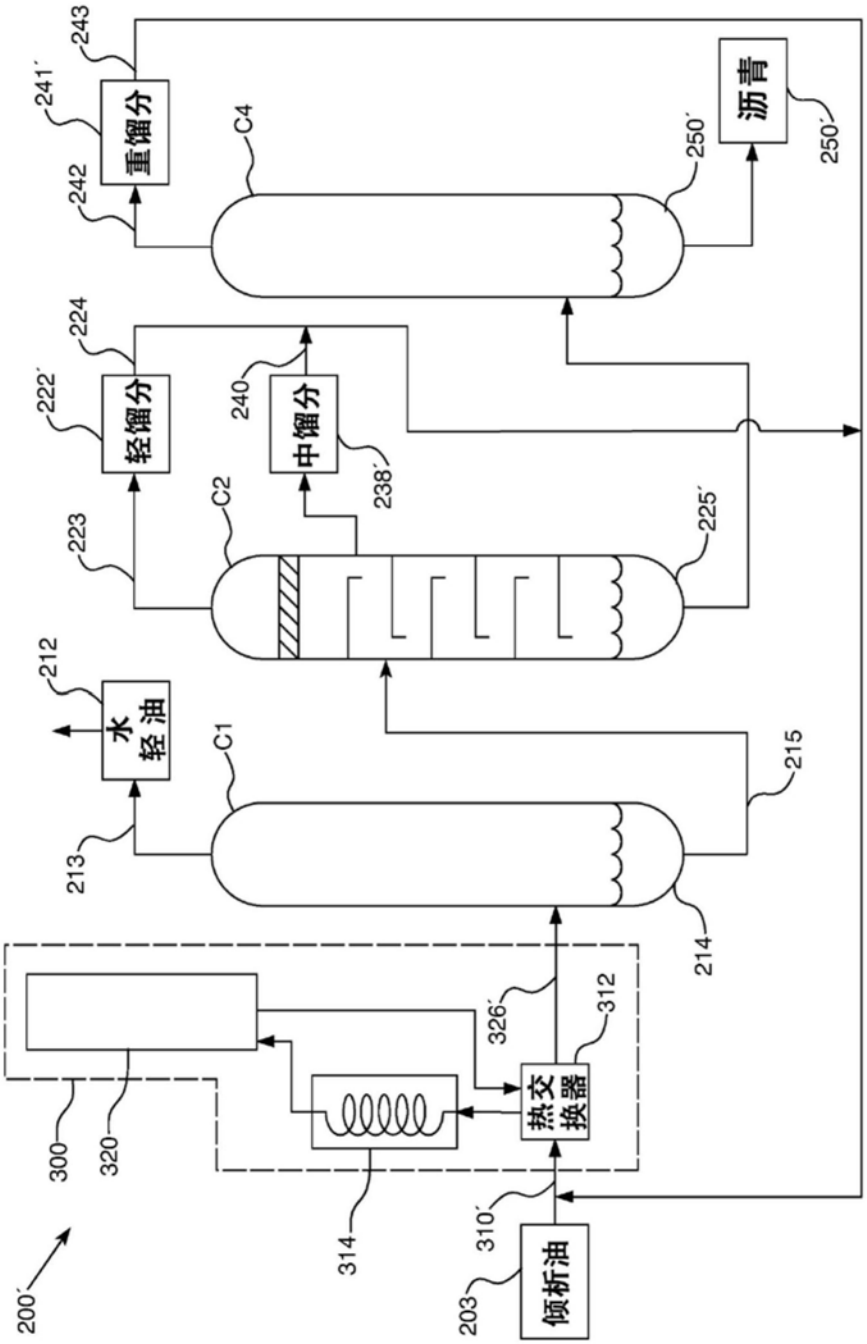

243
241'
242
重馏分
C4
250'
沥青
250'
224
222'
轻馏分
240
中馏分
238'
C2
223
225'
212
水
轻油
C1
215
213
214
326'
312
热交
换器
300
320
314
310'
203
倾析油
200'

图3B

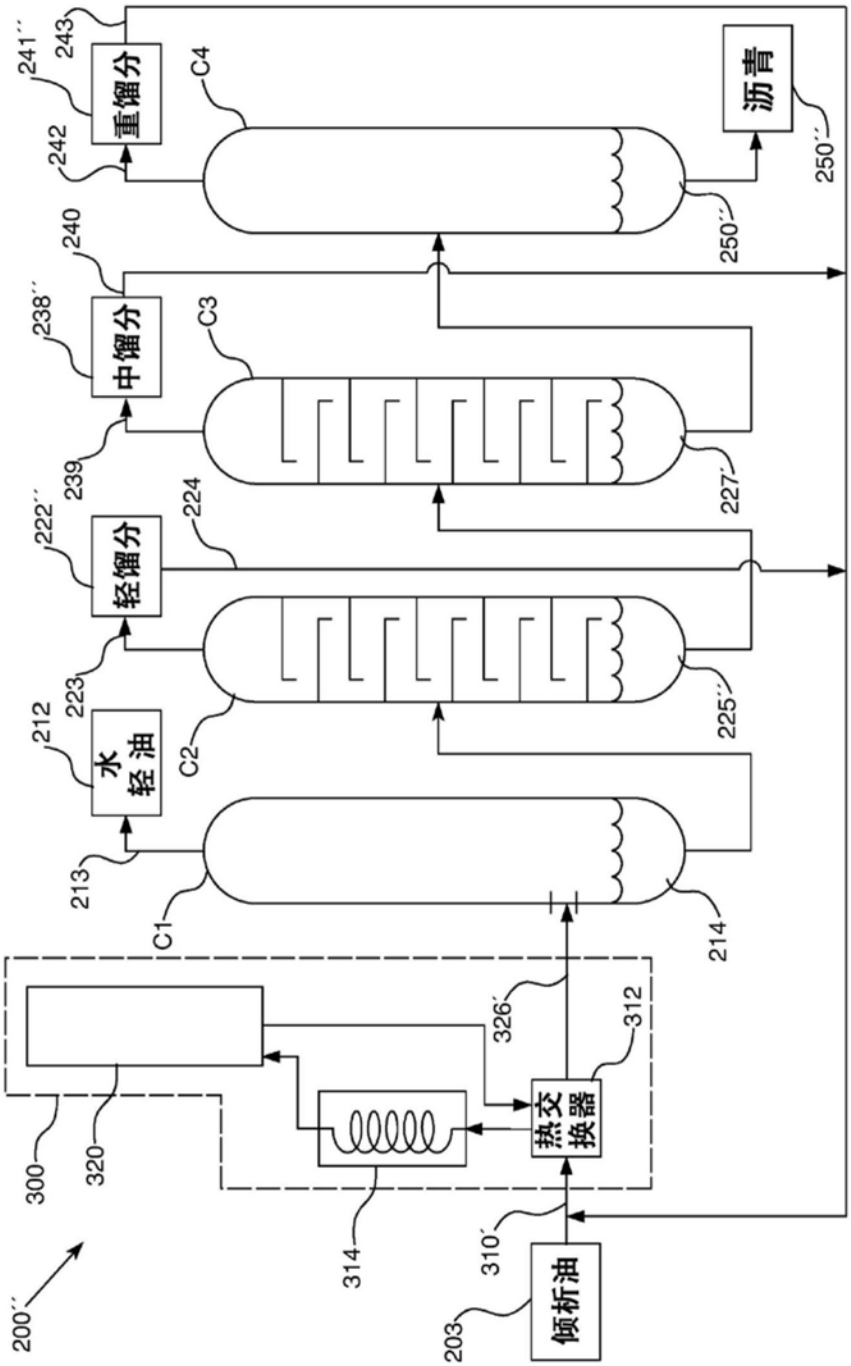

241''
243
重馏分
C4
沥青
242
250''
240
238''
中馏分
C3
239
227''
222''
轻馏分
224
223
225''
212
水
轻油
C2
213
C1
214
326'
312
热交
换器
300
320
314
310'
200''
203
倾析油

图3C

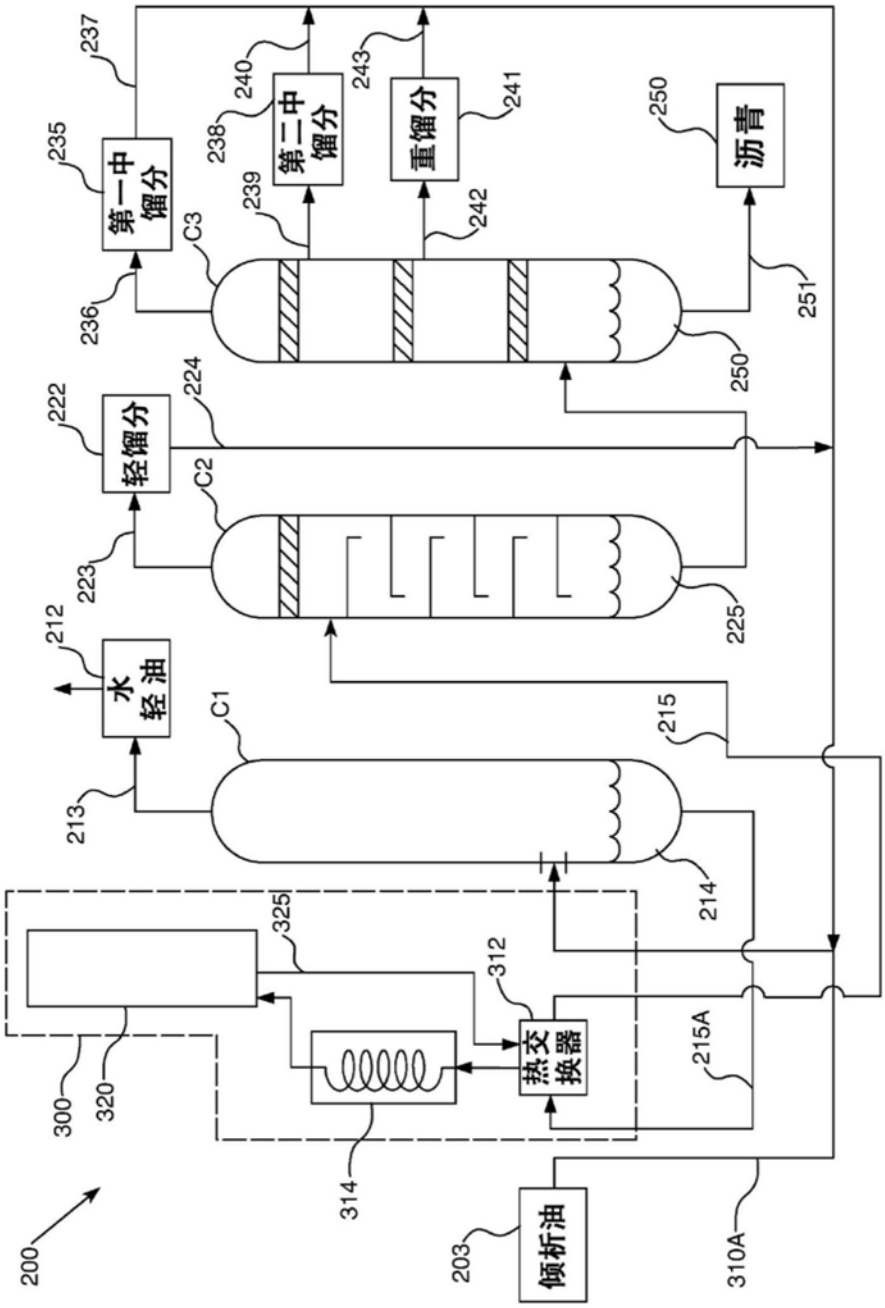

237
235
第一中馏分
240
238
第二中馏分
243
241
重馏分
250
沥青
239
242
C3
236
251
250
222
224
轻馏分
C2
223
225
212
水
轻油
C1
215
213
214
325
312
热交换器
215A
300
320
314
200
203
倾析油
310A

图3D

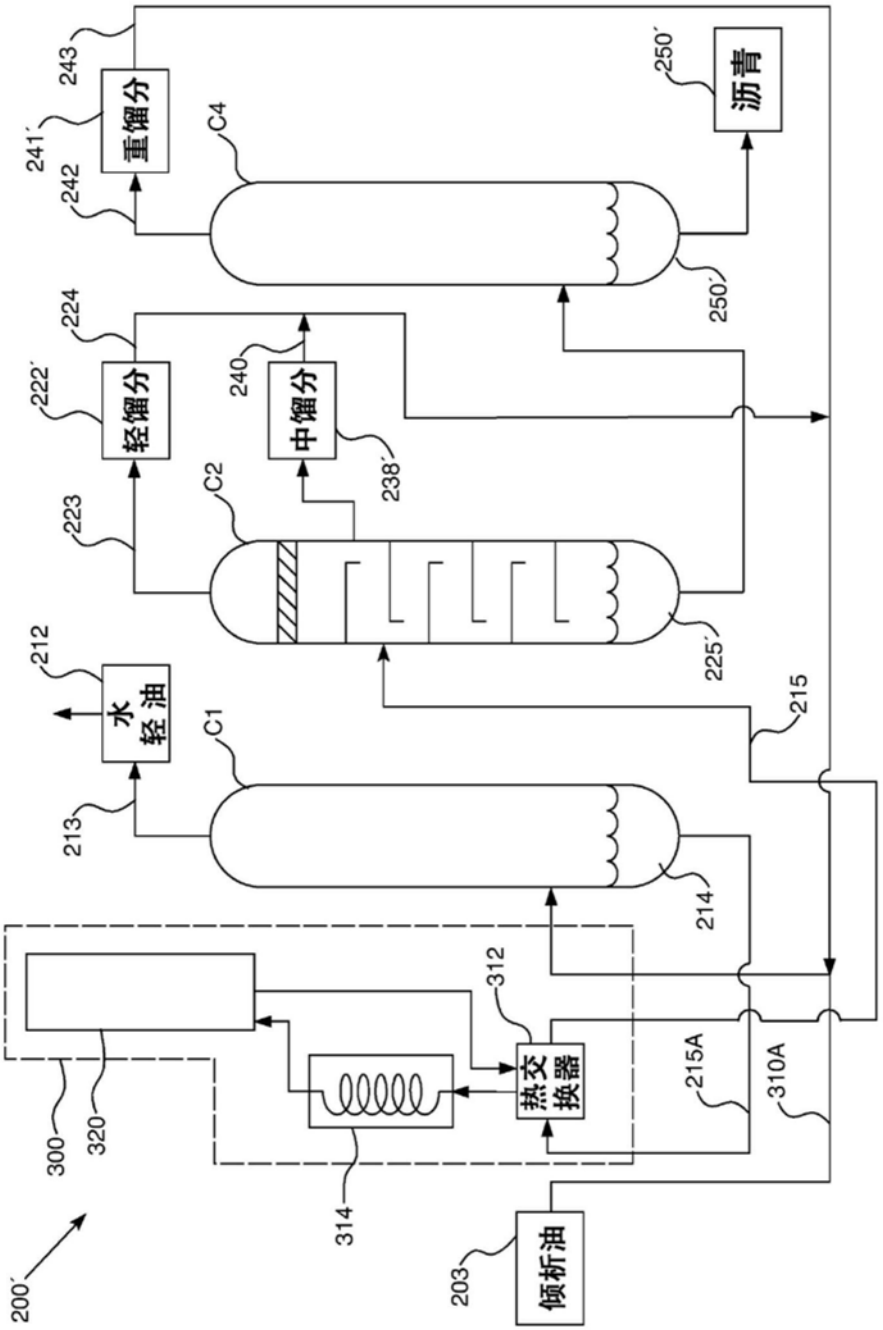

243
241'
242
重馏分
C4
250'
沥青
250'
224
222'
轻馏分
240
中馏分
238'
C2
223
225'
212
水
轻油
C1
215
213
214
312
热交
换器
215A
310A
300
320
314
200'
203
倾析油

图3E

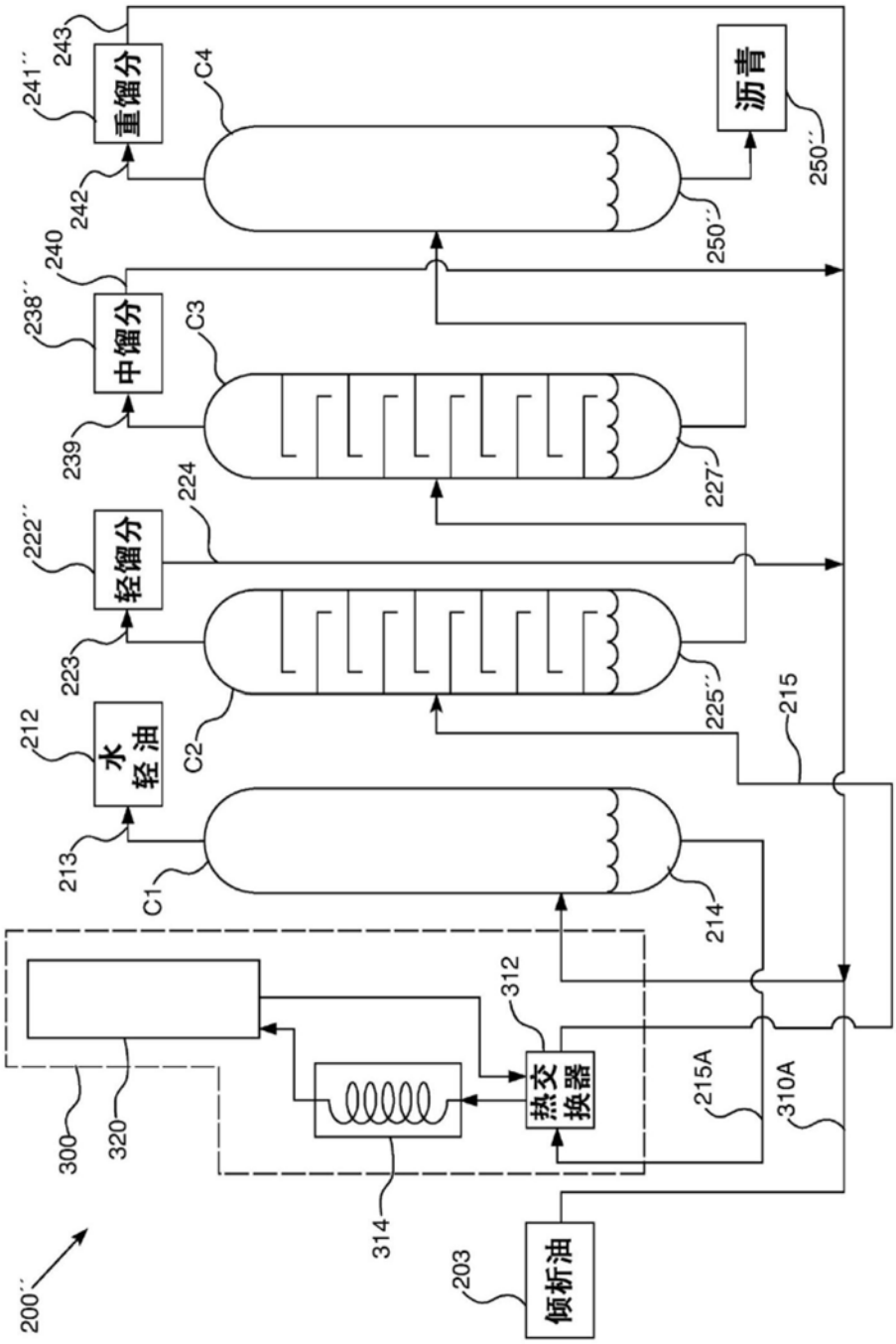

重馏分
沥青
中馏分
轻馏分
水
轻油
热交
换器
倾析油
C1
C2
C3
C4
200''
203
212
213
214
215
215A
222''
223
224
225''
227''
238''
239
240
241''
242
243
250''
300
310A
312
314
320

图3F

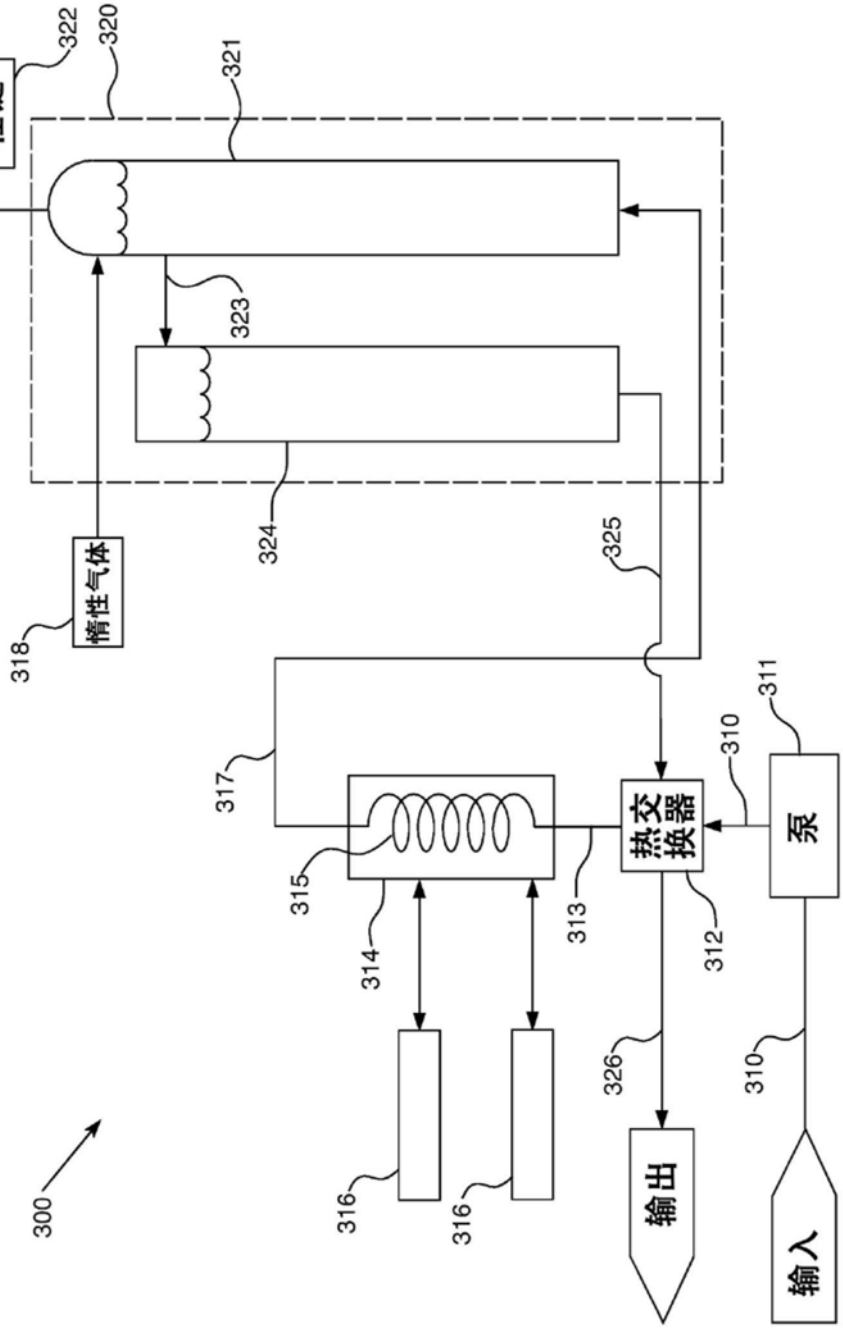

轻链
322
320
321
323
324
325
惰性气体
318
317
315
314
316
316
313
热交换器
312
310
311
泵
326
输出
310
输入
300

图4A

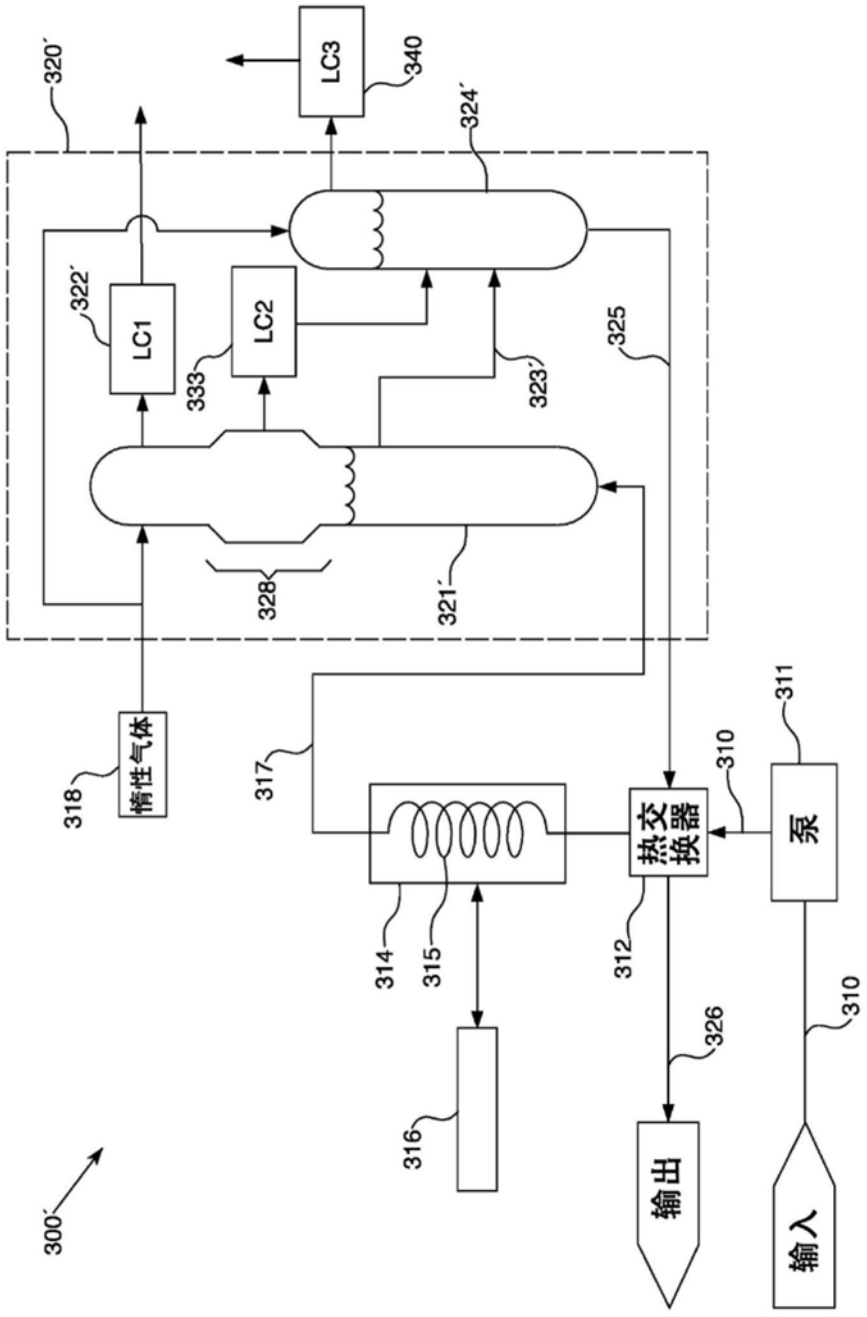

320′
LC3
340
324′
322′
LC1
LC2
333
323′
325
328
321′
惰性气体
318
317
311
310
热交换器
泵
314
315
312
326
316
310
输出
输入
300′

图4B